JAEA-Research 2006-043

高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究　フェーズⅡ技術検討書

―（２）燃料サイクルシステム―

日本原子力研究開発機構　次世代原子力システム研究開発部門
FBR 燃料サイクルユニット
FBR サイクル統括ユニット

(2006 年 4 月 20 日　受理)

日本原子力研究開発機構と電気事業者は、電力中央研究所、メーカ各社の協力を得て、1999 年 7 月から安全性の確保を大前提として、軽水炉サイクル及びその他の基幹電源と比肩する経済性を達成し得る高速増殖炉サイクルの実用化像を構築するとともに、将来の主要なエネルギー供給源とするための技術体系を確立することを目的とした「高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究」を実施している。

フェーズⅡ研究（2001～2005 年度）では、フェーズⅠ研究（1999～2000 年度）で抽出した再処理技術（先進湿式法、酸化物電解法、金属電解法）及び燃料製造技術（簡素化ペレット法、振動充填法、射出鋳造法、被覆粒子法）を組合せた燃料サイクルシステムの各候補概念について、成立性にかかわる要素試験研究や解析を実施するとともに、それらの成果を踏まえたシステムの設計検討を行い、炉システムとも整合し各概念が有する能力を最大限に引き出すことが可能な燃料サイクルシステム概念を構築した。また、各燃料サイクルシステムの技術体系整備に向けた技術課題を摘出した上、2015 年頃までの研究開発計画をとりまとめた。最終報告としての主要な成果は以下のとおりである。

酸化物燃料について、晶析法、簡素化溶媒抽出法およびマイナーアクチニド（MA）回収技術として抽出クロマトグラフィー法を採用した先進湿式法再処理と、粉末混合工程等を合理化した簡素化ペレット法燃料製造を組み合わせたシステムは、すべての設計要求への適合可能性が高く、スケールアップ効果による経済性向上が期待でき、主たる要素技術について実績があり基本プロセスの技術的成立性も高い。本システムは、晶析や抽出クロマトグラフィーの制御技術開発、低除染 TRU 燃料の製造技術開発等の課題はあるものの、比較的早期に実用化が可能と期待される。

大洗研究開発センター（駐在）：〒311-1393　茨城県東茨城郡大洗町成田町 4002

本報告書には、電力会社 9 社、電源開発株式会社および日本原子力発電株式会社による電力共通研究の成果の一部、並びに、「日本原子力研究開発機構と財団法人電力中央研究所との原子力の研究開発に関する研究協力協定」に基づく共同研究の成果および電力中央研究所からの開示技術情報を含む。

なお、超臨界直接抽出法再処理は、先進湿式法の更なる経済性の向上が図れる可能性があるが、今後更に基礎データの充足が必要である。

先進湿式法再処理とゲル化法スフェアパック燃料製造を組み合わせたシステムは、設計要求への適合可能性があり、燃料製造を溶液および顆粒で取り扱うため微粉の飛散が少ない等の利点があるが、多量の工程廃液を処理するため試薬回収設備や廃液処理設備の建設費が増大する。

一方、酸化物電解法再処理と振動充填法燃料製造を組み合わせたシステムは、設計要求への適合可能性があり、特に再処理で回収した顆粒をそのまま振動充填燃料として使える等工程の簡素化による経済性向上が図れる可能性はあるが、MA 回収技術などの技術的成立性を左右する基礎的な課題が多い。

金属燃料については、金属電解法再処理と射出成型法燃料製造を組み合わせたシステムが最適であり、設計要求への適合可能性があり、特に比較的小規模での経済性が期待できるが、大量のプルトニウムを取扱う電解槽内での臨界管理手法や計量管理手法の確立、高レベル廃棄物発生量の低減や使用済燃料を用いた TRU 回収技術などの実証が必要である。また、金属燃料サイクルを導入するためには、前処理技術（酸化物の金属燃料への還元技術）も開発していく必要がある。

窒化物燃料については、基本的に再処理法では先進湿式法や金属電解法が、燃料製造法では簡素化ペレット法や振動充填法の一部である「ゲル化法」が適用可能であり、設計要求へ概ね適合する可能性があるが、窒化物燃料特有の ^{15}N 同位体濃縮・回収リサイクル、窒化転換等の枢要技術開発が必要である。また、被覆粒子燃料は、その製造、集合体組立・解体、脱被覆等の技術開発が更に必要となる。

なお、本技術検討書の検討成果は、別途取り纏められている高速増殖炉システム及び統合評価の技術検討書とともに、高速増殖炉サイクルシステムとしての総合評価に資するものである。

Feasibility Study on Commercialized Fast Reactor Cycle Systems Technical Study Report of Phase II

－ (2) Nuclear Fuel Cycle Systems －

FBR Fuel Cycle Unit and FBR Cycle Synthesis Unit

Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
Japan Atomic Energy Agency
Oarai-machi, Higashiibaraki-gun, Ibaraki-ken

(Received April 20, 2006)

A joint project team of the Japan Atomic Energy Agency and the Japan Atomic Power Company (as the representative of the electric utilities) started the feasibility study on commercialized fast reactor cycle systems (F/S) in July 1999 in cooperation with the Central Research Institute of Electric Power Industry and manufacturers. On the major premise of safety assurance, F/S aims to present an appropriate picture of commercialization of fast reactor (FR) cycle system which has economic competitiveness with light water reactor cycle systems and other electricity baseload systems, and to establish FR cycle technologies for the future major energy supply.

In the phase-I study of F/S from Japanese fiscal year (JFY) 1999 to 2000, representative FR cycle concepts were screened out. With regard to fuel cycle systems, fuel reprocessing methods such as advanced aqueous, oxide electrowinning and metal electrorefining, and fuel fabrication methods such as simplified pelletizing, sphere-packing, vibro-packing, metal casting and coated particle were selected.

In the phase-II study (JFY 2001-2005), the design study of several fuel cycle systems combined a reprocessing methods with a fuel fabrication ones, and the development of significant technologies necessary for the feasibility evaluation have been performed to clarify the promising candidate concepts suited for maximizing the FR ability. Further, key technical issues for the commercialization of fuel cycle systems are clarified and their R&D plans until around 2015 are made. The summary of results are as follows;

For oxide fuels, the combination system of advanced aqueous reprocessing and simplified pelletizing fuel fabrication will be able to satisfy all design requirements of F/S especially for economy by a relatively large-scale plant. The former system consists of the following three steps : (1) an uranium (U) crystallization to adjust the plutonium (Pu) concentration by sepqration the certail protion of U, (2) a simplified solvent co-extraction of U, Pu and neptunium (Np), and (3) an extraction chromatography to recover minor actinides (MAs) from the raffinate, while the latter system minimizes the conventional powder mixing steps. And it has also abundant results and a high technical feasibility for the basic process. Though this system faces difficulties in the technical development of control technology of the crystallization and extraction chromatography and the fabrication technology of low decontamination TRU

This report includes the outcome of collaborative study between JAEA and JAPC (that is the representative of 9 electric utilities, Electric Power Development Company and JAPC) in accordance with “the agreement about the development of a commercial fast breeder reactor cycle system”.

This report includes the outcome of collaborative study between JAEA and Central Research Institute of Electric Power Industry (CRIEPI) in accordance with “the agreement of collaboration about the research and development of atomic energy” and the technical information offered by CRIEPI.

fuel, etc., its practical use is expected to be possible at an early stage. As for the supercritical direct extraction reprocessing, it is necessary to fulfill more basic data although further economical improvement of an advanced aqueous reprocessing might be expected.

The system which combines the advanced aqueous reprocessing and the gelation sphere packing fuel fabrication for oxide fuels would be able to satisfy the design requirements and it has the advantage of lesser dispersion of the fine powder due to the use of solution and granule in the fuel fabrication process. However, this system will shoulder additional cost for the reagent recovery process and the waste liquid treatment process due to need to dispose of a large bulk of process waste liquid.

The system which combines the oxide electrowinning reprocessing and the vibropacking fuel fabrication process for oxide fuels would be able to satisfy the design requirements and if simplification of the process can be achieved, it has a potential of economical system because oxide deposits on the cathode are granulated and directly used for vibro-packing fuel. However, this system has several primary problems which affect the technical feasibility of the MA recovery process, etc.

The system which combines the metal electrorefining reprocessing and the metal casting fuel fabrication process for metal fuels will be able to satisfy the design requirements especially for economy even in a small-scale plant, although establishment of critical safety control method and material accounting system inevitable for handling a large quantity of Pu in an enlarged electrorefiner, and reduction of high-level radioactive waste processed, verification of the transuranium (TRU) recovery process by spent fuel are required. The development of the head-end process (reduction technology of oxide to metal) is required for introducing the metal fuel cycle.

As for nitride fuels, specific technical developments of nitrogen-15 enrichment, recycling, and nitride conversion, etc. are reqired as the main issues, although advanced aqueous or metal electrorefining for reprocessing and simplified pelletizing or gelation in the sphere packing for fuel fabrication can be applied fundamentally and their combination system would be able to satisfy almost the design requirements. Besides technical developments of the fuel fabrication, assembly setting, dismantling, and decladding, etc. are required for coated particle fuels.

The above-mentioned results have contributed to clarify the most promising FR cycle system for the commercialization together with the results of technical study reports on fast reactor plant systems and synthetic evaluation for FR cycle which were separately drawn up.

Keywords : Fast Reactor, Nuclear Fuel Cycle, Reprocessing, Fuel Fabrication, Conceptual Design Study

Major Contributers

(in no particular order)

Koji Sato[1)]
Yoshikazu Koma[2)]
Takeshi Takata[2)]
Kimihiko Yano[3)]
Ippei Amamoto[4)]
Shoichi Kitajima[5)*]
Hirofumi Nakamura[2)]
Tatsuya Higuchi[2)]
Hiroki Nakabayashi[6)]
Shigeyuki Nakanishi[6)*]
Kazuya Ohgama[7)]
Tsuguyuki Kobayashi[2)*]
Takashi Namekawa[8)]
Kazuhiro Koike[8)]
Shingo Haraguchi[6)*]
Satoru Ishii[8)]
Kenichi Kurisaka[6)]
Fuminori Sato[2)]
Koichi Kawaguchi[8)]

March 31, 2006

1) Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
2) Reprocessing System Design Group, FBR Fuel Cycle Unit, Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
3) Technical Administration Section, Nuclear Cycle Engineering Department, Nuclear Fuel Cycle Engineering Laboratories,Tokai Research and Development Center
4) Pyrochemical Reprocessing Group, FBR Fuel Cycle Unit, Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
5) Former Reprocessing System Engineering Group, System Engineering Technology Division, OEC, JNC (Presently Central Research Institute of Electric Power Industry)
6) FBR Cycle Group, FBR Cycle Synthesis Unit, Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
7) Research and Development Co-ordination and Promotion Office, Advanced Nuclear System Research and Development Directorate
8) Fuel Fabrication System Design Group, FBR Fuel Cycle Unit, Advanced Nuclear System Research and Development Directorate

* : attached from The Japan Atomic Power Company (JAPC)

執 筆 分 担

（順不同）

監修	佐藤浩司(1)、滑川卓志(5)、中村博文(4)
はじめに	佐藤浩司(1)、滑川卓志(5)
第 I 編　燃料サイクルシステムのフェーズ II 検討の展開	佐藤浩司(1)、滑川卓志(5)
第 II 編　再処理システムの設計検討	佐藤浩司(1)、駒義和(4)、高田岳(4)、矢野公彦(7)、小林嗣幸(4)、北島庄一(8)、佐藤史紀(4)、天本一平(6)、大釜和也(2)、栗坂健一(3)、中林弘樹(3)、中西繁之(3)、樋口達也(4)
第 III 編　燃料製造システムの設計検討	滑川卓志(5)、石井暁(5)、川口浩一(5)、原口信吾(3)、小池和宏(5)
第 IV 編　燃料サイクルシステムのフェーズ II の技術評価	佐藤浩司(1)、滑川卓志(5)、駒義和(4)、小林嗣幸(4)、中西繁之(3)、樋口達也(4)
おわりに	佐藤浩司(1)、滑川卓志(5)

＜所属（2006 年 3 月時点）＞

(1) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　FBR サイクル統括ユニット
(2) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　研究開発推進室
(3) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　FBR サイクル統括ユニット　FBR サイクル Gr
(4) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　FBR 燃料サイクルユニット　再処理システム Gr
(5) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　FBR 燃料サイクルユニット　燃料製造システム Gr
(6) 日本原子力研究開発機構　次世代原子力研究開発部門　FBR 燃料サイクルユニット　乾式再処理 Gr
(7) 日本原子力研究開発機構　核燃料サイクル工学研究所　サイクル工学試験部　技術課
(8) 電力中央研究所　原子力技術研究所　発電基盤技術領域

目　次

はじめに…… **1**

第 I 編　燃料サイクルシステムのフェーズ II 検討の展開 …… **3**

1．実用化戦略調査研究フェーズⅡにおける 開発目標と設計要求、検討対象技術…… **7**

1.1 フェーズⅡの開発目標 ……7

1.2 燃料サイクルシステムのフェーズⅡの設計要求等 …… **10**

1.2.1 FBR システムとの取り合い条件（FP、MA 混入率） ……10

1.2.2 安全性 ……11

1.2.3 経済性 ……11

1.2.4 環境負荷低減性 ……12

1.2.5 資源有効利用性 ……13

1.2.6 核拡散抵抗性 ……13

1.2.7 運転・保守補修性 ……13

1.2.8 技術的成立性 ……13

1.3 FBR サイクルシステムの検討対象技術 …… **15**

2．燃料サイクルシステムのフェーズⅡ検討の進め方…… **20**

2.1 燃料サイクルシステム構築における基本的考え方 …… **20**

2.2 リファレンスシステムの設定…… **22**

第 II 編　再処理システムの設計検討 …… **23**

1．フェーズⅡ検討の展開と検討対象技術…… **25**

1.1 フェーズⅠにおける主要な成果 …… **25**

1.2 フェーズⅡにおける設計検討の展開 …… **26**

[参考文献] ……31

2．設計検討の前提条件と基本方針…… **37**

2.1 リファレンスシステムの設定…… **37**

2.2 リファレンスシステム以外の検討システム …… **38**

2.3 設計の前提条件 …… **38**

2.3.1 リファレンスシステムの設計検討における前提条件……38

2.3.2 窒化物燃料対応の再処理システムの設計条件……39

2.3.3 再処理システムの多様な燃料サイクルシナリオへの対応……40

2.4 設計要求への対応（基本方針） …… **59**

[参考文献] ……67

3．再処理システム（燃料サイクルシステムを含む）の 技術評価の視点 …… **69**

3.1 評価項目 …… **69**

4．湿式再処理法…… **79**

4.1 湿式再処理法の概要 …… 79
4.1.1 従来の湿式再処理法 …… 79
4.1.2 先進湿式法の概要 …… 80
4.1.3 先進湿式法に関する検討の経緯 …… 80
4.1.4 革新技術としての超臨界直接抽出法 …… 81
[参考文献] …… 82
4.2 先進湿式法（NEXT 法；リファレンスシステム）の設計（酸化物燃料対応） …… 85
4.2.1 施設概念構築 …… 85
4.2.2 技術評価 …… 98
[参考文献] …… 114
4.3 超臨界直接抽出法 …… 152
4.3.1 施設概念構築 …… 152
4.3.2 設計の評価 …… 155
[参考文献] …… 159
4.4 LWR から FBR への移行期における施設のあり方の検討 …… 176
4.4.1 核燃料サイクルのシナリオと施設の仕様 …… 176
4.4.2 処理工程 …… 176
4.4.3 費用の試算 …… 177
[参考文献] …… 178
4.5 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 186
4.5.1 増殖比の効果 …… 186
4.5.2 燃料組成変動時の影響 …… 186
4.5.3 水冷却炉検討 …… 187
4.5.4 FP（I,Tc,Cs,Sr）回収及びターゲット（I,Tc)ピン処理技術の検討 …… 189
4.5.5 Cm 遅延サイクルシステム技術 …… 191
4.5.6 Cs 及び Sr の減衰処分 …… 192
4.5.7 振動充填燃料の処理 …… 197
4.5.8 多面的評価向け炉心・燃料仕様における再処理システムの評価 …… 198
[参考文献] …… 199
4.6 窒化物燃料への適用（被覆粒子燃料、ペレット燃料対応） …… 218
4.6.1 検討の要点 …… 218
4.6.2 対応の方針 …… 219
4.6.3 再処理プロセス …… 220
4.6.4 評価 …… 222
4.6.5 開発課題 …… 223
[参考文献] …… 226
4.7 要素技術開発の成果 …… 232
4.7.1 先進湿式法 …… 232
4.7.2 超臨界直接抽出法 …… 234
[参考文献] …… 236

4.8 システムの最適化に関する検討……243
4.8.1 先進湿式法リファレンスシステムの最適化……243
4.8.2 超臨界直接抽出法システムの最適化 ……247
[参考文献] ……249
4.9 技術開発項目 ……254
4.9.1 技術課題の検討 ……254
4.9.2 工学規模ホット試験 ……257
5. 酸化物電解法……259
5.1 酸化物電解法の概要 ……259
[参考文献] ……260
5.2 リファレンスシステムの設計……261
5.2.1 施設概念構築 ……261
5.2.2 技術評価 ……279
[参考文献] ……296
5.3 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 ……348
5.3.1 FP（I,Tc,Cs,Sr）回収技術の検討 ……348
5.3.2 MA 回収代替技術の検討 ……349
5.3.3 多面的評価向け炉心・燃料仕様における再処理システムの評価……351
5.3.4 処理規模の効果 ……353
[参考文献] ……357
5.4 これまでの技術開発の成果と今後の課題 ……366
5.4.1 解体・脱被覆 ……366
5.4.2 電解装置 ……366
5.4.3 同時電解工程 ……367
5.4.4 塩素化溶解工程 ……367
5.4.5 貴金属 FP 分離工程 ……367
5.4.6 MOX 共析工程 ……367
5.4.7 電解工程の使用済燃料を用いた試験 ……368
5.4.8 ＭＡ回収工程 ……368
5.4.9 塩廃棄物処理工程 ……368
5.4.10 Cl_2 ガス処理工程 ……369
5.4.11 マテリアルハンドリングおよび保守・補修 ……369
5.4.12 安全性 ……369
[参考文献] ……370
6. 金属電解法……395
6.1 金属電解法の概要 ……395
[参考文献] ……398
6.2 リファレンスシステムの設計（金属燃料対応） ……400
6.2.1 施設概念構築 ……400

6.2.2 技術評価 …… 421
[参考文献] …… 438
6.3 多様なサイクルシナリオへの対応 ……491
6.3.1 FP 回収技術の検討 …… 491
6.3.2 多面的評価炉心・燃料仕様における再処理システム評価 …… 492
6.3.3 処理規模の効果 …… 502
[参考文献] …… 504
6.4 要素技術開発の成果と課題……514
6.4.1 解体・前処理 …… 514
6.4.2 電解精製工程 …… 514
6.4.3 高速電解槽 …… 515
6.4.4 還元抽出 …… 516
6.4.5 陰極処理 …… 516
6.4.6 ゼオライト吸着 …… 517
6.4.7 塩廃棄物固化体 …… 517
6.4.8 運転制御と臨界安全 …… 518
6.4.9 閉じ込め機能 …… 518
6.4.10 火災･爆発防止 …… 518
6.4.11 計量管理…… 519
6.4.12 全体設備機器の円滑な運転性と主要機器の交換程度 …… 519
6.4.13 許認可対応（運転管理、技術基準、溶接基準等含む） …… 520
[参考文献] …… 521
6.5 工学規模ホット試験施設の検討……537
6.5.1 プロセス …… 537
6.5.2 機器･設備 …… 538
6.5.3 建設費評価 …… 543
7．フッ化物揮発法 …… 547
7.1 フッ化物揮発法の概要 ……547
7.1.1 各国の開発経緯 …… 547
7.1.2 わが国における開発経緯 …… 548
[参考文献] …… 549
7.2 フェーズⅡにおけるフッ化物揮発法の検討と今後の開発 ……551
7.2.1 フェーズⅡにおけるフッ化物揮発法の検討…… 551
7.2.2 フェーⅡ以降の開発 …… 552
8．再処理システムの技術的総括…… 557
8.1 技術評価結果の概要 ……557
8.2 湿式法の技術見通し ……561
8.2.1 NEXT 法（先進湿式法） …… 561
8.2.2 超臨界直接抽出法 …… 562

8.2.3 NEXT 法（先進湿式法）（窒化物燃料対応） …… 563
8.3 乾式法の技術見通し ……567
8.3.1 酸化物電解法（酸化物燃料対応） …… 567
8.3.2 金属電解法（金属燃料対応） …… 568
8.3.3 金属電解法（酸化物燃料対応） …… 568
8.3.4 金属電解法（窒化物燃料対応） …… 569
8.3.5 フッ化物揮発法（酸化物燃料対応） …… 569
8.3.6 フッ化物揮発法（窒化物燃料対応） …… 569
8.4 再処理システムの処理規模と経済性 ……577

付録 1．多面的評価向け炉心・燃料仕様…… 581

付録 2．フッ化物揮発法 …… 603
付録 2.1 はじめに ……603
付録 2.2 調査研究の背景 ……604
付録 2.2.1 フッ化物揮発プロセスの開発経緯 …… 604
付録 2.2.2 これまでのフッ化物揮発プロセス開発結果と課題 …… 607
付録 2.2.3 フッ化物揮発プロセス開発に関する最近の国内の動向 …… 608
付録 2.3 使用済 MOX 燃料関連物質のフッ化特性 ……619
付録 2.3.1 はじめに …… 619
付録 2.3.2 ウラン及びプルトニウム化合物の物性 …… 619
付録 2.3.3 ウラン及びプルトニウムのフッ化特性 …… 620
付録 2.3.4 MALT2 による考察 …… 626
付録 2.3.5 使用済 MOX 燃料関連物質のフッ化特性のまとめ …… 630
付録 2.4 使用済 MOX 燃料関連物質の蒸気圧とフッ化プロセスの限界 ……642
付録 2.4.1 はじめに …… 642
付録 2.4.2 TRU 及び FP フッ化物の蒸気圧 …… 642
付録 2.4.3 フッ化プロセスの限界 …… 642
付録 2.4.4 使用済 MOX 燃料関連物質の蒸気圧のまとめ …… 643
付録 2.5 フッ化物揮発プロセスに関する検討 ……650
付録 2.5.1 はじめに …… 650
付録 2.5.2 フッ化プロセスへの適用に関する検討 …… 650
付録 2.5.3 収着プロセス …… 654
付録 2.5.4 フッ化物揮発プロセスフロー …… 658
付録 2.5.5 フッ化物揮発プロセスの課題 …… 661
付録 2.5.6 まとめ …… 662
[参考文献] …… 664

付録 3．経済性評価の精度向上 …… 671
付録 3.1 経済性評価手法の検討 ……671
付録 3.1.1 概要 …… 671
付録 3.1.2 仮定の対象 …… 672

付録 3.1.3 確率分布 …… 673
付録 3.2 評価結果 ……673
付録 3.3 本手法の適応範囲 ……673
付録 3.4 既存サイクル施設の建設実績を踏まえた経済性評価精度の向上 ……677
付録 3.4.1 はじめに …… 677
付録 3.4.2 建電換費（建築及び建築設備）の概算 …… 677
付録 3.4.3 サイクル施設における主要変動要因の傾向 …… 681
付録 3.4.4 フェーズⅡ検討施設の単価設定 …… 682
付録 3.4.5 まとめ …… 683
[参考文献] …… 685

付録 4．環境負荷低減性に係る検討 …… 695
[参考文献] …… 711

付録 5．先進リサイクルシステムの保障措置概念の検討 …… 727
付録 5.1 核拡散抵抗性及び保障措置上の特徴の特定 ……727
付録 5.2 現行の保障措置技術の動向と先進リサイクルシステムへの適用性 ……731
付録 5.3 核拡散抵抗性評価方法及び保障措置方法の検討 ……733

付録 6．国内外の再処理技術開発の動向 …… 737

付録 7．金属電解法の金属燃料サイクル以外へ適用検討 …… 753
付録 7.1 酸化物燃料への適用 ……753
付録 7.1.1 施設概念構築 …… 753
付録 7.1.2 技術評価 …… 766
付録 7.2 窒化物燃料への適用（ペレット燃料対応） ……795
付録 7.2.1 施設概念構築 …… 795
付録 7.2.2 技術評価 …… 803
付録 7.3 軽水炉から高速炉への移行期における施設のあり方 ……827

付録 8．これまでに検討した再処理技術の評価結果 …… 833

第 III 編 燃料製造システムの設計検討 …… 841

1．フェーズⅡの展開 …… 843
1.1 リファレンスシステム ……843
1.2 多面的評価用システム ……843

2．設計要求への対応方針 …… 846
2.1 燃料製造の設計条件 ……846
2.2 施設設計の基本的考え方 ……847

3．技術評価の視点及び評価方法 …… 848
3.1 技術評価の視点 ……848
3.2 評価方法 ……848

3.2.1 経済性評価方法 …… 849
3.2.2 環境負荷評価方法 …… 850

4. ペレット法 …… 855
4.1 MOX 燃料に対する簡素化ペレット製造システム …… 855
4.1.1 リファレンスシステム設計 …… 857
4.1.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 890
4.1.3 要素技術開発の成果 …… 903
4.1.4 技術開発項目 …… 905
4.1.5 ホット工学試験施設の検討 …… 907
4.2 窒化物燃料に対するペレット製造システム …… 984
4.2.1 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 984
4.2.2 技術開発項目 …… 991
[参考文献] …… 993

5. 振動充填法 …… 1011
5.1 ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの検討 …… 1011
5.1.1 リファレンスシステム設計 …… 1011
5.1.2 多様なサイクルシステムへの対応 …… 1031
5.1.3 ホット工学試験施設の検討 …… 1034
5.1.4 技術開発項目 …… 1034
[参考文献] …… 1037
5.2 バイパック（酸化物電解顆粒振動充填）燃料製造 …… 1058
5.2.1 リファレンスシステム …… 1058
5.2.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 1073
5.2.3 技術開発項目 …… 1075
5.2.4 ホット工学試験施設 …… 1076
[参考文献] …… 1078

6. 鋳造法 …… 1099
6.1 金属燃料製造システムの検討 …… 1099
6.1.1 リファレンスシステム設計 …… 1101
6.1.2 技術評価 …… 1130
6.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 1161
6.2.1 リファレンス炉心設計と高出口温度型炉心設計との比較 …… 1161
6.2.2 資源重視型システムおよび経済性重視型システム …… 1161
6.3 技術開発項目 …… 1170
6.4 工学規模ホット試験施設の検討 …… 1175
6.4.1 施設概要 …… 1175
[参考文献] …… 1176

7. 被覆粒子法 …… 1177

7.1 被覆粒子燃料製造システムの検討 …… 1177
7.1.1 リファレンスシステム設計 …… 1178
7.1.2 技術評価 …… 1200
7.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応 …… 1228
7.2.1 資源重視型炉心対応システム …… 1228
7.2.2 経済性重視型炉心対応システム …… 1229
7.3 技術開発項目 …… 1235
[参考文献] …… 1235

8. 燃料製造システムの技術的総括 …… 1239
8.1 簡素化ペレット法 …… 1239
8.1.1 リファレンスシステム …… 1239
8.1.2 多面的評価用システム …… 1241
8.2 スフェアパック法（湿式再処理対応振動充填法） …… 1243
8.2.1 リファレンスシステム …… 1243
8.2.2 多面的評価用システム …… 1245
8.3 バイパック法（酸化物電解対応振動充填法） …… 1245
8.3.1 リファレンスシステム …… 1245
8.3.2 多面的評価用システム …… 1246
8.4 射出鋳造法 …… 1247
8.4.1 リファレンスシステム …… 1247
8.4.2 多面的評価用システム …… 1248
8.5 窒化物燃料 …… 1248
8.5.1 窒化物ペレット燃料 …… 1248
8.5.2 窒化物被覆粒子燃料 …… 1249
8.6 LLFP …… 1249
8.6.1 LLFP 集合体製造システム …… 1249
8.6.2 LLFP 装荷炉心対応用 MOX 燃料集合体製造システム …… 1250
8.7 水冷却炉用 MOX ペレット …… 1250
[参考文献] …… 1251

9. まとめ …… 1261

付録 1. バイパック燃料製造法における分析サンプリング法の検討 …… 1263
付録 1.1 原料顆粒調整工程 …… 1263
付録 1.2 平均 Pu 富化度変動要因 …… 1263
付録 1.3 Pu 富化度変動要因の設定 …… 1263
付録 1.4 顆粒の Pu 含有率モデル …… 1264
付録 1.5 Pu 含有率への誤差伝播 …… 1264
付録 1.6 顆粒グループ毎に平均値が異なる Pu 富化度変動予測計算結果 …… 1264
付録 1.7 まとめ …… 1264

第 IV 編　燃料サイクル（再処理+燃料製造）システムの技術評価 …… 1271

1. FBR サイクル候補概念の多面的評価 …… 1274

1.1 目的 …… 1274

1.2 多面的評価のためのデータ …… 1274

1.3 算定方法 …… 1275

1.3.1 再処理システム …… 1275

1.3.2 燃料製造システム …… 1277

1.4 評価結果 …… 1279

2. 燃料サイクルシステムの経済性評価 …… 1291

3. 燃料サイクルシステムの技術総括 …… 1294

3.1 先進湿式法再処理と簡素化ペレット法燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応） 1294

3.2 先進湿式法再処理とスフェアパック法燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応） 1294

3.3 酸化物電解法再処理とバイパック燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応） …… 1295

3.4 金属電解法再処理と射出鋳造法燃料製造の組み合わせシステム（金属燃料対応） …… 1296

3.5 先進湿式法再処理と被覆粒子法燃料製造の組み合わせシステム（窒化物燃料対応） …… 1296

4. 実用化に向けた技術的実現性の評価 …… 1300

おわりに …… 1311

謝辞 …… 1313

燃料サイクル技術検討書　用語説明 …… 1315

Contents

Introduction ····· 1

Chapter I Perspective of fuel cycle system in the phase II study ····· 3

1. Development targets , design requirements and candidate concepts in the feasibility study phase II ····· 7

1.1 Development targets of the phase II study ····· 7

1.2 Design requirements, etc. of the phase II study ····· 10

1.2.1 Condition for coordination between fuel cycle system and FBR system (FP and MA content) ····· 10

1.2.2 Safety ····· 11

1.2.3 Economic competitiveness ····· 11

1.2.4 Reduction of environmental burden ····· 12

1.2.5 Efficient use of nuclear fuel resources ····· 13

1.2.6 Enhancement of nuclear non-proliferation ····· 13

1.2.7 Operationability, maintenability and repairbility ····· 13

1.2.8 Difficulty of technical achievement ····· 13

1.3 Candidate concepts of fuel cycle systems ····· 15

2. Procedure of fuel cycle system in the phase II study ····· 20

2.1 Basic concept of fuel cycle system construction ····· 20

2.2 Reference system ····· 22

Chapter II Design for fuel reprocessing system ····· 23

1. Evolution of the phase II study and candidate concepts ····· 25

1.1 Main results in the phase I study ····· 25

1.2 Evolution of design study in the phase II study ····· 26

[References] ····· 31

2. Precondition and basic policy of design study ····· 37

2.1 Reference systems ····· 37

2.2 Other systems ····· 38

2.3 Precondition of design ····· 38

2.3.1 Precondition for design of reference systems ····· 38

2.3.2 Precondition for design of nitride fuel cycle system ····· 39

2.3.3 Study of fuel reprocessing systems for various fuel cycle scenarios such as multi-dimensional evaluation ····· 40

2.4 Basic policy of corespondence to design requirements ····· 59

[References] ····· 67

3. Viewpoint of technical evaluation of fuel reprocessing systems including fuel cycle systems ····· 69

3.1 Evaluation items ····· 69

4. Aqueous reprocessing process ····· 79

4.1 Introduction ····· 79

4.1.1 Current reprocessing process ····· 79

4.1.2 Outline of advanced aqueous reprocessing ····· 80

4.1.3 Previous investigation on advanced aqueous reprocessing ····· 80

4.1.4 Supercritical direct extraction as an innovative method ····· 81

[References] ····· 82

4.2 Design for advanced aqueous reprocessing (NEXT) as a reference for oxide fuel ····· 85

4.2.1 Concept of plant ····· 85

4.2.2 Technical evaluation ····· 98

[References] ····· 114

4.3 Supercritical direct extraction process ····· 152

4.3.1 Concept of plant ····· 152

4.3.2 Technical evaluation ····· 155

[References] ····· 159

4.4 Plant concept in transition period from LWR to FBR cycle system ····· 176

4.4.1 Scenario on nuclear fuel cycle and plant specification ····· 176

4.4.2 Process ····· 176

4.4.3 Estimated cost ····· 177

[References] ····· 178

4.5 Study of various fuel cycle scenarios ····· 186

4.5.1 Breeding ratio ····· 186

4.5.2 Fuel composition ····· 186

4.5.3 Water-cooled fast reactor fuel ····· 187

4.5.4 Study of FP (I, Tc, Cs, Sr) recovery and target (I, Tc) treatment ····· 189

4.5.5 System with Cm storage for decaying ····· 191

4.5.6 Disposal of decayed Cs and Sr ····· 192

4.5.7 Vibropacking fuel ····· 197

4.5.8 Estimation of data for multidementional evaluation ····· 198

[References] ····· 199

4.6 Application for nitride fuel (coated particle and pelletized fuels) ····· 218

4.6.1 Essential of investigation ····· 218

4.6.2 Plan of application ····· 219

4.6.3 Process ····· 220

4.6.4 Evaluation ····· 222

4.6.5 Subjects of development ····· 223

[References] ····· 226

4.7 Results of elemental R&D ····· 232

4.7.1 Advanced aqueous reprocessing ····· 232
4.7.2 Supercritical direct extraction ····· 234
[References] ····· 236
4.8 Investigation on system optimization ····· 243
4.8.1 Advanced aqueous reprocessing ····· 243
4.8.2 Supercritical direct extraction ····· 247
[References] ····· 249
4.9 Subjects of research and development ····· 254
4.9.1 Technical subjects ····· 254
4.9.2 Engineering hot test ····· 257
5. Oxide electrowinning process ····· 259
5.1 Introduction ····· 259
[References] ····· 260
5.2 Design for reference system ····· 261
5.2.1 Concept of plant ····· 261
5.2.2 Technical evaluation ····· 279
[References] ····· 296
5.3 Study of various fuel cycle scenarios ····· 348
5.3.1 Study of FP(I,Tc,Cs,Sr) recovery method ····· 348
5.3.2 Study of alternative MA recovery method ····· 349
5.3.3 Estimation of data for multidementional evaluation ····· 351
5.3.4 Evaluation of plant scale effects ····· 353
[References] ····· 357
5.4 R&D results and technical subjects ····· 366
5.4.1 Dismantling and decladding step ····· 366
5.4.2 Electrolysis equipment ····· 366
5.4.3 Anodic dissolution step ····· 367
5.4.4 Chlorination step ····· 367
5.4.5 Noble metal FP separation step ····· 367
5.4.6 MOX co-deposition step ····· 367
5.4.7 Spent fuel test ····· 368
5.4.8 MA recovery step ····· 368
5.4.9 Spent salt vitrification step ····· 368
5.4.10 Cl_2 gas treatment ····· 369
5.4.11 Material handling and maintenance & reparing ····· 369
5.4.12 Safety design ····· 369
[References] ····· 370
6. Metal electrorefining process ····· 395
6.1. Introduction ····· 395

[References] ····· 398
6.2. Design for reference system(metallic fuel) ····· 400
6.2.1 Concept of plant ····· 400
6.2.2. Technical evaluation ····· 421
[References] ····· 438
6.3. Study of various fuel cycle scenarios ····· 491
6.3.1 Study of FP(I,Tc,Cs,Sr) recovery method ····· 491
6.3.2. Estimation of data for multidementional evaluation ····· 492
6.3.3. Evaluation of the plant scale effects ····· 502
[References] ····· 504
6.4. R&D results and technical subjects ····· 514
6.4.1. Dismantling and decladding step ····· 514
6.4.2. Electrorefining step ····· 514
6.4.3. High throughput electrorefiner ····· 515
6.4.4. Reductive extraction of TRUs ····· 516
6.4.5. Cathode deposites processing ····· 516
6.4.6. Sorption of FPs into the zeorite ····· 517
6.4.7. Waste form of the spent salt ····· 518
6.4.8. Operation control and critical safety ····· 518
6.4.9. Confinement of the radioactive materials ····· 519
6.4.10. Protection against fire and explosion ····· 519
6.4.11. Special material accounting ····· 519
6.4.12. Overall operationability and frequency of equipment replacement ····· 519
6.4.13. Licensing（operation control, technical standards, etc. ） ····· 520
[References] ····· 521
6.5. Development of engineering hot test facility ····· 537
6.5.1 Process ····· 537
6.5.2 Instrument・equipment ····· 538
6.5.3 Building costs evaluation ····· 543
7. Fluoride volatility process ····· 547
7.1 Introduction ····· 547
7.1.1 Developmental background in each country ····· 547
7.1.2 Developmental background in Japan ····· 548
[References] ····· 549
7.2 Development of fluoride volatility process in phase II study and future plans ····· 551
7.2.1 Development of fluoride volatility process in the phase II study ····· 551
7.2.2 Future development plans ····· 552
8. Summary of technical evaluation of reprocessing system ····· 557
8.1 Introduction ····· 557

8.2 Technical outlook of aqueous reprocessing process ····561
8.2.1 NEXT(advanced aqueous reprocessing process) ···· 561
8.2.2 Supercritical direct extraction process ···· 562
8.2.3 NEXT (application for nitride fuel) ···· 563
8.3 Technical outlook of pyrochemical reprocessing process ····567
8.3.1 Oxide electrowinning process（oxide fuel） ···· 567
8.3.2 Metal electrorefining process（metallic fuel） ···· 568
8.3.3 Metal electrorefining process（oxide fuel） ···· 568
8.3.4 Metal electrorefining process（nitride fuel） ···· 569
8.3.5 Fluoride volatility process（oxide fuel） ···· 569
8.3.6 Fluoride volatility process（nitride fuel） ···· 569
8.4 Relation between plant capacity and economic competitiveness ····577

Appendix 1. Reactor core and fuel specification for multidementional evaluation ···· 581

Appendix 2. Fluoride volatility process ···· 603
Appendix 2.1 Introduction ····603
Appendix 2.2 Developmental background ····604
Appendix 2.2.1 Developmental background in fluoride volatility process ···· 604
Appendix 2.2.2 Current developmental result of fluoride volatility process and subject ···· 607
Appendix 2.2.3 Recent domestic trend concerning fluoride volatility process development ·· 608
Appendix 2.3 Fluoride characteristic of material related to used MOX fuel ····619
Appendix 2.3.1 Introduction ···· 619
Appendix 2.3.2 Physical properties of uranium and plutonium compound ···· 619
Appendix 2.3.3 Fluoride characteristic of uranium and plutonium ···· 620
Appendix 2.3.4 Consideration by MALT2 ···· 626
Appendix 2.3.5 Summary ···· 630
Appendix 2.4 Vapor pressure of material related to used MOX fuel and limit of fluoride volatility process ····642
Appendix 2.4.1 Introduction ···· 642
Appendix 2.4.2 Vapor pressure of TRU and FP fluoride ···· 642
Appendix 2.4.3 Limit of Fluoride volatility process ···· 642
Appendix 2.4.4 Summary ···· 643
Appendix 2.5 Development of fluoride volatility process ····650
Appendix 2.5.1 Introduction ···· 650
Appendix 2.5.2 Application to fluoride volatility process ···· 650
Appendix 2.5.3 Sorption process ···· 654
Appendix 2.5.4 Fluoride volatility process flow ···· 658
Appendix 2.5.5 Subject of fluoride volatility process ···· 661
Appendix 2.5.6 Summary ···· 662

[References] ····· 664

Appendix 3. Accuracy improvement of economical evaluation ····· 671

Appendix 3.1 Development of cost evaluation model for fuel cycle plant ·····671

Appendix 3.1.1 Introduction ····· 671

Appendix 3.1.2 Target of assumption ····· 672

Appendix 3.1.3 Probability distribution curve ····· 673

Appendix 3.2 Results ·····673

Appendix 3.3 Adaptability ·····673

Appendix 3.4 Accuracy improvement of economical evaluation based on construction experience of existing fuel cycle plants ·····677

Appendix 3.4.1 Introduction ····· 677

Appendix 3.4.2 Estimation of building cost ····· 677

Appendix 3.4.3 Tendency of main variable factor ····· 681

Appendix 3.4.4 Establishment of unit cost ····· 682

Appendix 3.4.5 Summary ····· 683

[References] ····· 685

Appendix 4. Study of reduction of environmental burden ····· 695

[References] ····· 711

Appendix 5. Study of safeguard for advanced recycling facilities····· 727

Appendix 5.1 Identification of proriferation resistance and safeguard characteristics ·····727

Appendix 5.2 Applicability of current safeguard technology ·····731

Appendix 5.3 Study of evaluation of proriferation resistance and advanced safeguard method ·····733

Appendix 6. Trends of reprocessing technology development ····· 737

Appendix 7. Application of metal electrorefining process to other fuel forms···· 753

Appendix 7.1 Application to oxide fuel ·····753

Appendix 7.1.1 Concept of plant ····· 753

Appendix 7.1.2 Technical evaluation ····· 766

Appendix 7.2 Application to nitride fuel（pellet fuel） ·····795

Appendix 7.2.1 Concept of plant ····· 795

Appendix 7.2.2 Technical evaluation ····· 803

Appendix 7.3 Study of transition period from LWR to FBR cycle system ·····827

Appendix 8. Technical evaluation results of reprocessing systems reviewed up to date ····· 833

Chapter III　Design for fuel fabrication system ····· 841

1. Evolution in phase II ····· 843

1.1 Reference system ·····843

1.2 Systems for multidementional evaluation ····843

2. Policy of correspondence to design requirements ····846

2.1 Design conditin for fuel fabrication system ····846

2.2 Basic concept of system design ····847

3. Viewpoint and method of technical evaluation ····848

3.1 Viewpoint of technical evaluation ····848

3.2 Evaluation method ····848

3.2.1 Evaluation method of economy ····849

3.2.2 Evaluation method of environmental burden ····850

4. Pelletizing method ····855

4.1 Simplified pelletizing fuel fabrication system for MOX fuel ····855

4.1.1 Design for reference system ····857

4.1.2 Study of various fuel cycle scenarios ····890

4.1.3 Results of elemental R&D ····903

4.1.4 Subjects of R&D ····905

4.1.5 Hot engineering test facility ····907

4.2 Pelletizing fuel fabrication system for nitride fuel ····984

4.2.1 Study of various fuel cycle scenarios ····984

4.2.2 Subjects of R&D ····991

[References] ····993

5. Vibration compaction method ····1011

5.1 Gelation-sphare-pac fuel fabrication system ····1011

5.1.1 Design for reference system ····1011

5.1.2 Study of various fuel cycle scenarios ····1031

5.1.3 Hot engineering test facility ····1034

5.1.4 Subjects of R&D ····1034

[References] ····1037

5.2 VIPAC fuel fabrication system ····1058

5.2.1 Design for reference system ····1058

5.2.2 Study of various fuel cycle scenarios ····1073

5.2.3 Subjects of research and development ····1075

5.2.4 Hot engineering test facility ····1076

[References] ····1078

6. Casting method ····1099

6.1 Metal fuel fabrication system ····1099

6.1.1 Design for reference system ····1101

6.1.2 Technical evaluation ····1130

6.2 Study of various fuel cycle scenarios ····1161

6.2.1 Comparison between referenceed core design and high exit temperature core design ·1161
6.2.2 Systems corresponding to high breeding core and break-even core ·····1161
6.3 Subjects of R&D ····· 1170
6.4 Hot engineering test facility ····· 1175
6.4.1 Outline of facility ·····1175
[References] ·····1176

7. Coated particle method ····· 1177
7.1 Coated particle fuel fabrication system ····· 1177
7.1.1 Design for reference system ·····1178
7.1.2 Technical evaluation ·····1200
7.2 Study of various fuel cycle scenarios ····· 1228
7.2.1 System corresponding to high breeding core ·····1228
7.2.2 System corresponding to break-even core ·····1229
7.3 Subjects of R&D ····· 1235
[References] ·····1235

8. Technical review of fuel fabrication system ····· 1239
8.1 Simplified pelletizing fuel fabrication system ····· 1239
8.1.1 Reference system ·····1239
8.1.2 Systems for multidementional evaluation ·····1241
8.2 Sphare-pac fuel fabrication system ····· 1241
8.2.1 Reference system ·····1241
8.2.2 Systems for multidementional evaluation ·····1243
8.3 VIPAC fuel fabrication system ····· 1244
8.3.1 Reference system ·····1244
8.3.2 Systems for multidementional evaluation ·····1245
8.4 Injection casting fuel fabrication system ····· 1245
8.4.1 Reference system ·····1245
8.4.2 Systems for multidementional evaluation ·····1247
8.5 Nitride fuel fabrication system ····· 1247
8.5.1 Nitride pellet fuel ·····1247
8.5.2 Coated nitride particle fuel ·····1247
8.6 LLFP ····· 1248
8.6.1 LLFP target assembly fabrication system ·····1248
8.6.2 LLFP driver MOX fuel assembly fabrication system ·····1248
8.7 MOX pellet fuel for LWR ····· 1249
[References] ·····1250

9. Summary ····· 1261

Appendix 1. Consideration of sampling method for VIPAC method ····· 1263

Appendix 1.1 Granule preparation process ····· 1263
Appendix 1.2 Variation factor of averaged Pu content ····· 1263
Appendix 1.3 Setting of variation factor of Pu content ····· 1263
Appendix 1.4 Model of Pu content of granule ····· 1264
Appendix 1.5 Error propagation of Pu content ····· 1264
Appendix 1.6 Calcurated prediction of variation of averaged Pu content of mixture of different Pu content groups ····· 1264
Appendix 1.7 Summary ····· 1264

Chapter IV Technical evaluation of fuel cycle systems ····· 1271

1. Multidementional evaluation of candidate concepts of FBR cycle ····· 1274
1.1 Purpose ····· 1274
1.2 Data for multidementional evaluation ····· 1274
1.3 Evaluation method ····· 1275
1.3.1 Reprocessing system ····· 1275
1.3.2 Fuel fabrication system ····· 1277
1.4 Results ····· 1279

2. Economcal evaluation of fuel cycle systems ····· 1291

3. Summary of technical evaluation of fuel cycle systems ····· 1294
3.1 Combination of advanced aqueous reprocessing process and simplified pelletizing fuel fabrication process for oxide fuel ····· 1294
3.2 Combination of advanced aqueous reprocessing process and sphere-pac fuel fabrication process for oxide fuel ····· 1294
3.3 Combination of oxide electrowinning reprocessing process and VIPAC fuel fabrication proces for oxide fuel ····· 1295
3.4 Combination of metal electrorefining reprocessing process and injection casting fuel fabrication process for metal fuel ····· 1296
3.5 Combination of advanced aqueous reprocessing process and coated nitride particle fuel fabrication process for nitride fuel ····· 1296

4. Evaluation of technical feasibility for practical use ····· 1300

Closing remarks ····· 1311

Acknowledgment ····· 1313

Glossary ····· 1315

表　目　次

[第 I 編]

表 1.1.1　実用化戦略調査研究フェーズⅡの開発目標 ……9
表 1.2.1　燃料サイクルシステムの設計要求等とその設定根拠 ……14
表 1.3.1　フェーズⅡで主たる検討対象とした再処理技術－燃料製造技術の組合せに対応する FBR システムと燃料形態 ……17

[第 II 編]

表 1.2.1　フェーズⅡにおける燃料形態と再処理システムの検討対象 ……33
表 2.3.1　炉心の基本仕様……42
表 2.3.2　主な炉心特性 ……43
表 2.3.3　集合体および燃料要素の仕様 ……44
表 2.3.4　領域平均燃焼度（MWd/t）……45
表 2.3.5　集合体最大燃焼度（MWd/t）……45
表 2.3.6　使用済燃料の組成（新燃料 1t 当たり） ……46
表 2.3.7　再処理製品の仕様と回収率 ……47
表 2.3.8　燃料の種類と処理技術 ……48
表 2.3.9　施設設計の条件……49
表 2.3.10　区域の区分 ……50
表 2.3.11　内包する放射能による廃棄物分類 ……51
表 2.3.12　発生の由来による廃棄物分類 ……52
表 2.3.13　わが国における放射性廃棄物の分類と処分方策との対比 ……52
表 2.3.14　窒化物被覆燃料粒子の仕様 ……53
表 2.3.15　使用済燃料組成(増殖比 1.05、新燃料 1t 当たり) ……54
表 2.3.16　LWR 使用済燃料組成 ……55
表 3.1.1　再処理単価算出に用いる諸数値（設定値） ……78
表 4.2.1 先進湿式法による再処理プロセス構築の方針 ……116
表 4.2.2　FBR と LWR 使用済燃料の違い ……117
表 4.2.3　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）におけるアクチニド元素の回収率……117
表 4.2.4　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）における各元素の 製品・環境放出・廃棄物への移行率 ……118
表 4.2.5　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）において見込まれる廃棄物の発生……119
表 4.2.6　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の主要な機器……120
表 4.2.7　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）において見込まれる 主な試薬の使用 ….122
表 4.2.8　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）のセルなど ……122
表 4.2.9　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）のセル体積 ……123
表 4.2.10　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の建屋体積 ……123
表 4.2.11　平常時被ばく評価において想定した主要な核種の大気放出放射能 ……123
表 4.2.12　NEXT 法再処理システムで想定される異常事象と設計対応 ……124

表 4.2.13 「抽出工程でのセル内漏洩溶媒火災」事象の概略被ばく評価 ……126
表 4.2.14 「高放射性廃液貯槽の冷却機能喪失による沸騰」事象の概略被ばく評価 ……126
表 4.2.15 「Am, Cm 製品受槽からの MA 含有溶液の漏えい」事象の概略被ばく評価 ……126
表 4.2.16 先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の建設費見積もり ……127
表 4.2.17 先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の運転経費見積もり ……127
表 4.2.18 先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の運転要員構成に関する想定 ……127
表 4.2.19 燃料サイクルコスト低減の主要因 （（従来型湿式法＋ペレット法）から（先進湿式法＋簡素化ペレット法）への改良） ……128
表 4.2.20 六ヶ所再処理施設における推定年間放出量 ……128
表 4.2.21 先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の 解体一次廃棄物発生量に関する推定 ……128
表 4.2.22 先進湿式法の技術的成立性 ……129
表 4.3.1 超臨界直接抽出法再処理プラント（50 tHM/y 規模）における アクチニド元素の回収率 ……160
表 4.3.2 超臨界直接抽出法再処理プラント（50tHM/y 規模） において見込まれる廃棄物の発生量と先進湿式法との比較 ……160
表 4.3.3 超臨界直接抽出法再処理プラント（50tHM/y 規模）に係わる主要な塔の設計値 ……161
表 4.3.4 超臨界直接抽出法及び先進湿式法再処理プラント（50 tHM/y 規模）の 主要機器と槽容量の比較 ……162
表 4.3.5 超臨界直接抽出法の技術的成立性 ……163
表 4.3.6 超臨界直接抽出法の AT 事象候補 ……164
表 4.3.7 超臨界直接抽出法の BAT 事象候補 ……165
表 4.3.8 温度上昇計算前提条件 ……166
表 4.4.1 シナリオ 1-b における再処理工場に関する想定 ……179
表 4.4.2 燃料サイクルの移行期における FBR 燃料再処理工場の仕様 ……179
表 4.4.3 FBR と LWR 燃料の差違と必要な対応 ……180
表 4.4.4 晶析工程で達成すべき U の回収率 ……181
表 4.5.1 増殖比に係わる燃料集合体の仕様の違い ……201
表 4.5.2 増殖比に係わる取り扱う核分裂性物質の量の違い ……201
表 4.5.3 各処理モードにおける母液の組成と Pu 富化度 ……202
表 4.5.4 各処理モードで運転した場合の U 晶析物と U-Pu 溶液の年間回収量 ……202
表 4.5.5 水冷却炉の主要緒元と炉心特性 ……203
表 4.5.6 水冷却炉燃料の組成 ……203
表 4.5.7 分離回収の対象とした FP 元素 ……204
表 4.5.8 Am(III) の酸化を利用した Cm との分離技術の例 ……204
表 4.5.9 再処理主工程の移行率設定 ……205
表 4.5.10 MA 分離工程の移行率設定 ……205
表 4.5.11 Cs-Sr 分離工程の移行率設定 ……205
表 4.5.12 シナリオ 1 について試算したガラス固化体量 （使用済燃料（新燃料 1tHM からの発生分）を再処理して発生する高レベル廃棄物当たり） ……206

表 4.5.13　Cs-Sr 分離施設の建設費および年間運転経費の見積もり ……206
表 4.5.14　Cs-Sr 貯蔵施設の建設費および年間運転経費の見積もり ……206
表 4.5.15　ガラス固化体中間貯蔵施設の建設費および年間運転経費の見積もり ……207
表 4.5.16　各シナリオにおける経済性評価結果 ……207
表 4.5.17　各シナリオにおけるガラス固化体発生量の評価結果（使用済燃料（新燃料 1tHM からの発生分）を再処理して発生する高レベル廃棄物当たり） ……207
表 4.5.18　ペレット燃料と振動充填燃料仕様の違い（導入期炉心の例） ……208
表 4.5.19　多面的評価における湿式再処理法に関する検討の概要 ……209
表 4.6.1　窒化物燃料再処理の技術的成立性評価 ……227
表 4.7.1　晶析試験における Pu と FP の除染係数 ……238
表 4.8.1　先進湿式法の最適化検討のケース ……250
表 4.8.2　超臨界流体を取り扱う塔の増減に関する比較 ……250
表 5.2.1　物質収支計算のための元素分類 ……298
表 5.2.2　各工程のバッチ当たり移行率設定 ……299
表 5.2.3　物質収支評価結果（リファレンス炉心、処理量：50t/y） ……301
表 5.2.4　物質収支から評価した各製品への HM 回収率（リファレンス炉心） ……301
表 5.2.5　物質収支から評価した各製品への FP 混入率（リファレンス炉心） ……301
表 5.2.6　フェーズⅡにおける放射性廃棄物の分類 ……302
表 5.2.7　プロセス廃棄物発生量（リファレンス炉心、処理量：50t/y） ……302
表 5.2.8　セル内機器交換品（リファレンス炉心、処理量：50t/y） ……303
表 5.2.9　再処理機器の耐震クラス分類（案） ……303
表 5.2.10　主な機器の概略仕様 ……304
表 5.2.11　主要機器台数 ……305
表 5.2.12　セル容積評価結果 ……305
表 5.2.13　主な試薬・ユーティリティ ……306
表 5.2.14　建屋容積評価結果 ……306
表 5.2.15　酸化物電解法の核的制限値設定のためのモデル化とその推定臨界下限質量 ……307
表 5.2.16　核的制限値の設定 ……308
表 5.2.17　複数ユニット評価の結果 ……308
表 5.2.18　酸化物電解法再処理システムで想定される異常事象と設計対応 ……309
表 5.2.19　「ルツボ移送時の落下による放射性物質を含む固化塩の飛散」事象の概算被ばく評価 ……311
表 5.2.20　「TRU を抽出した液体 Cd の漏えい」事象の概算被ばく評価 ……311
表 5.2.21　設備費の積算対象 ……312
表 5.2.22　運転に関わる人員 ……313
表 5.2.23　設備毎に想定した交換頻度 ……314
表 5.2.24　主な消耗品 ……315
表 5.2.25　解体一次廃棄物発生量 ……316
表 5.2.26　酸化物電解法に関する技術的成立性評価 ……317
表 5.3.1　MAPLE 法の回収率 ……358

表 5.3.2　物質収支評価結果（資源重視型炉心）……358
表 5.3.3　物質収支から評価した HM 回収率（資源重視型炉心）……359
表 5.3.4　物質収支から評価した FP 移行率（資源重視型炉心）……359
表 5.3.5　プロセス廃棄物の発生量（資源重視型炉心）……359
表 5.3.6　2 次廃棄物の発生量（資源重視型炉心、経済重視型炉心　共通）……360
表 5.3.7　物質収支評価結果（平衡入炉心）……360
表 5.3.8　物質収支から評価した HM 回収率（経済重視型炉心）……360
表 5.3.9　物質収支から評価した FP 移行率（経済重視型炉心）……361
表 5.3.10　プロセス廃棄物の発生量（経済重視型炉心）……361
表 5.3.11　200tHM/y プラントの設備費の評価方法……362
表 5.3.12　200tHM/y プラントの要員……363
表 5.3.13　処理規模についての評価結果（資源重視型炉心）……364
表 5.5.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題……371
表 5.5.2　リン酸ガラスの特徴の比較……382
表 6.2.1　金属電解法の各 FP 元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率……442
表 6.2.2　金属燃料の金属電解法による再処理製品と U, TRU 回収率（38tHM/y）……443
表 6.2.3　金属燃料再処理施設（38tHM/y）と六ヶ所再処理施設から大気あるいは海洋に放出される主な核種の放射能量の比較……444
表 6.2.4　金属燃料リサイクルプラントの主な廃棄物量……445
表 6.2.5　主要機器の概略仕様（金属燃料金属電解法再処理施設,38tHM/y）……446
表 6.2.6　38tHM/年規模の金属燃料リサイクルプラントのセル容積……447
表 6.2.7　主な供給試薬、ユーティリティの使用量……447
表 6.2.8　38tHM/年規模の金属燃料リサイクルプラントの各建屋容積……448
表 6.2.9　Ar セルの閉じ込め設計における動的閉じ込め／静的閉じ込めの適用の効果……449
表 6.2.10　金属電解法における核的制限値……450
表 6.2.11　化学形態管理を適用した電解精製槽の核的制限値……451
表 6.2.12　連続式陰極処理装置の臨界安全解析……452
表 6.2.13　平常時被ばく評価において想定した主要な核種の大気放出放射能……453
表 6.2.14　金属電解法再処理システムで想定される異常事象と設計対応……454
表 6.2.15　「電解精製槽からセル内への内包物の全量漏えい」事象の概略被ばく評価……456
表 6.2.16　「Ar セルバウンダリ破損による空気侵入および金属火災」事象における概略被ばく評価……456
表 6.2.17　設備費の積算対象……457
表 6.2.18　運転に関わる人員……458
表 6.2.19　設備毎に想定した交換頻度……459
表 6.2.20　主な消耗品……460
表 6.2.21　解体一次廃棄物発生量……461
表 6.2.22　主要設備の技術的成立性の評価……462
表 6.3.1　レファレンス炉心、多面的評価資源炉心、多面的評価経済炉心で照射した使用済燃料中の HM および FP 含有量の比較(38t/y)……505

表 6.3.2　レファレンス炉心、多面的評価資源炉心、多面的評価経済炉心で照射した使用済燃料を再処理する際の運転パラメータ等の比較(38t/y) ……506
表 6.3.3　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を処理して得られた再処理製品中の HM および FP 量の比較(38t/y) ……507
表 6.3.4　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を再処理する際に発生する人工鉱物固化体発生量の比較(38tHM/y) ……507
表 6.3.5　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を再処理する際の、主な試薬とユーティリティの使用量の比較 ……508
表 6.3.6　200tHM/y プラントの設備費の評価方法 ……509
表 6.3.7　200tHM/y プラントの要員 ……510
表 6.3.8　処理規模についての評価結果 ……511
表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題 ……523
表 8.1.1　再処理システム（リファレンス）の技術評価のまとめ ……558
表 8.1.2　再処理システム（多面的評価向）の技術評価のまとめ【湿式法】 ……559
表 8.1.3　再処理システム（多面的評価向）の技術評価のまとめ【乾式法】 ……560
表 8.2.1　先進湿式法の技術的成立性 ……564
表 8.2.2　超臨界直接抽出法の技術的成立性 ……565
表 8.2.3　窒化物燃料再処理の技術的成立性評価 ……566
表 8.3.1　酸化物電解法に関する技術的成立性評価 ……570
表 8.3.2　金属電解法（金属燃料対応）の技術的成立性の評価 ……572
表 8.3.3　金属電解法（酸化物燃料対応）の技術的成立性の評価 ……574
表 8.3.4　金属電解法（窒化物燃料対応）の技術的成立性の評価 ……575
表 8.3.5　フッ化物揮発法に関する課題と対応策 ……576

付表 1.1　評価対象ケースと炉心・燃料仕様 ……582
付表 1.2　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2） ……583
付表 1.3　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2） ……583
付表 1.4　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2） ……584
付表 1.5　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2） ……585
付表 1.6　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3） ……585
付表 1.7　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 1-3） ……586
付表 1.8　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3） ……586
付表 1.9　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 1-3） ……587
付表 1.10　LLFP 核変換集合体の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3） ……587
付表 1.11　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2） ……588
付表 1.12　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2） ……588
付表 1.13　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2） ……589
付表 1.14　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2） ……590
付表 1.15　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2） ……590

付表 1.16　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）……591
付表 1.17　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）……592
付表 1.18　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）……593
付表 1.19　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）……593
付表 1.20　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）……594
付表 1.21　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）……595
付表 1.22　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）……596
付表 1.23　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）……596
付表 1.24　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）……597
付表 1.25　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）……598
付表 1.26　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）……599
付表 1.27　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）……599
付表 1.28　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）……600
付表 1.29　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）……601
付表 1.30　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）……601
付表 1.31　炉心概念の主要な諸元と炉心特性（多面的評価向仕様ケース 10）……602
付表 2.2.1　フェーズⅠフッ化法とフローレックス法の装置等比較 （フッ化工程及びウラン精製工程）……613
付表 2.2.2　フッ素とフッ化ハロゲンの物性及びフッ化反応における 標準自由エネルギー変化（⊿rG0）と平衡定数（Kp）（at 473K）……614
付表 2.3.1　ウランおよびプルトニウム化合物の物性……632
付表 2.3.2　「PuF_4(固体)＋F_2(気体) ＝ PuF_6(気体)」の平衡到達時間と PuF_6 分圧……632
付表 2.4.1　ウラン関連物質の熱力学量（at 298.15K）……645
付表 2.4.2　プルトニウム関連物質の熱力学量（at 298.15K）……646
付表 2.4.3　主要フッ化物の相転移温度と標準生成自由エネルギー……647
付表 2.4.4　AmF_3 と CmF_3 の物性……648
付表 2.5.1　使用済 MOX 燃料含有物のフッ化挙動 (at 673K)……667
付表 3.4.1　概算結果から得られた体積単価……686
付表 4.1　固体廃棄物発生量（リファレンスケース）……713
付表 4.3　固体廃棄物発生量（多面的評価ケース）……713
付表 4.4　高レベル廃棄物発生量……714
付表 4.5　TRU・高 β γ 廃棄物年間発生量（ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ）……714
付表 4.6　六ヶ所再処理施設の操業廃棄物発生量……715
付表 4.7　低レベル、極低レベル廃棄物の年間発生量……716
付表 4.8　六ヶ所再処理施設における推定年間放出量……716
付表 4.9　環境放出放射能……717
付表 4.10　フェーズⅡにおける解体一次廃棄物発生量……718
付表 5.1.1　先進湿式法の MUF 計算で想定した測定誤差……729
付表 5.1.2　各先進リサイクルシステムの σMUF の評価例……729
付表 5.2.1　先進リサイクルシステムで想定される測定技術……732

付表 5.3.1　直接利用物質取得と核拡散障害要素の整理 ……735
付表 6.1　UREX+法の構成 ……739
付表 7.1.1　使用済燃料と再処理製品中の HM および FP 含有量 ……774
付表 7.1.2　再処理製品の年間製造量 ……775
付表 7.1.3　セル内機器交換品 ……775
付表 7.1.4　酸化物燃料金属電解法の主要機器 ……776
付表 7.1.5　主要機器のデータ表 ……777
付表 7.1.6　貯蔵バッファ容量の評価結果 ……778
付表 7.1.7　セル容積の比較 ……779
付表 7.1.8　ユーティリティ使用量 ……779
付表 7.1.9　施設体積の比較 ……779
付表 7.1.10　運転に関わる人員 ……780
付表 7.1.11　解体一次廃棄物発生量 ……781
付表 7.1.12　酸化物燃料の金属電解法の技術的成立性の評価 ……782
付表 7.2.1　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の主要な廃棄物量 ……808
付表 7.2.2　窒化物燃料金属電解法の 50tHM/y プラントの主要機器仕様 ……809
付表 7.2.3　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）主要セル、建屋の容積 ……810
付表 7.2.4　窒化物燃料リサイクルプラントの経済性概略評価 ……811
付表 7.2.5　主要な設備の技術的成立性の評価 ……812
付表 7.3.1　PWR 高燃焼度 MOX 燃料仕様 ……829
付表 7.3.2　使用済燃料と再処理製品中の HM および FP 含有量 ……829
付表 7.3.3　軽水炉 MOX 燃料を再処理したときの再処理製品の年間製造量 ……830
付表 7.3.4　軽水炉 MOX 燃料を再処理したときのプロセス廃棄物量 ……830
付表 8.1　湿式法再処理技術における設計結果のまとめ ……834
付表 8.2　乾式法再処理技術における設計結果のまとめ ……837

[第 III 編]

表 3.2.1　燃料製造単価の構成 ……852
表 3.2.2　燃料製造単価算出に用いる設定値 ……853
表 4.1.1　燃料の基本仕様（リファレンスシステム） ……912
表 4.1.2　燃料重量組成 （燃料重金属 1 t 当たり、リファレンスシステム） ……913
表 4.1.3　臨界安全評価結果 ……914
表 4.1.4　被覆管表面最高温度が 300℃となる強制冷却風量 ……914
表 4.1.5　設備必要台数（リファレンスシステム） ……915
表 4.1.6　分析項目表 ……916
表 4.1.7　分析方法一覧表 ……917
表 4.1.8　ライン構成検討結果（リファレンスシステム） ……918
表 4.1.9　保守頻度設定根拠 ……919
表 4.1.10　耐震設備区分 ……919
表 4.1.11　MOX 燃料製造施設の主工程設備台数 ……920

表 4.1.12　MOX 燃料製造施設の建設費 ……921
表 4.1.13　MOX 燃料製造施設の操業費 ……922
表 4.1.14　MOX 燃料製造施設の燃料製造単価 ……923
表 4.1.15　**通常運転時の固体廃棄物発生量(リファレンスシステム)** ……924
表 4.1.16　廃止措置時の固体廃棄物発生量 ……924
表 4.1.17　今後の技術的開発課題と解決方策 ……925
表 4.1.18　燃料の基本仕様と必要生産量 （フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心） ……926
表 4.1.19　燃料重量組成 （燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　資源型） ……927
表 4.1.20　ライン構成検討結果（処理規模 200t・資源重視型炉心） ……928
表 4.1.21　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心） ……929
表 4.1.22　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心） ……929
表 4.1.23　燃料の基本仕様と必要生産量 （フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心） ……930
表 4.1.24　燃料重量組成 （燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　経済型） ……931
表 4.1.25　ライン構成検討結果（処理規模 200t・経済性重視型炉心） ……932
表 4.1.26　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心） ……933
表 4.1.27　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心） ……933
表 4.1.28　燃料の基本仕様と必要生産量 （フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体） ……934
表 4.1.29　ライン構成検討結果（処理規模 200t・LLFP 装荷炉心対応システム） ……935
表 4.1.30　LLFP 装荷炉心対応施設の主工程設備台数 ……936
表 4.1.31　LLFP 装荷炉心対応施設の建設費 ……937
表 4.1.32　LLFP 装荷炉心対応施設の操業費 ……938
表 4.1.33　LLFP 装荷炉心対応施設の燃料製造単価 ……939
表 4.1.34　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体製造施設） ……940
表 4.1.35　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体製造施設） ……940
表 4.1.36　燃料の基本仕様と必要生産量 （フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・FP 核変換炉心燃料集合体） ……941
表 4.1.37　燃料重量組成 （燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　LLFP 装荷炉心） ……942
表 4.1.38　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 装荷炉心燃料集合体製造施設） ……943
表 4.1.39　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 装荷炉心燃料集合体製造施設） ……943
表 4.1.40　燃料の基本仕様と必要生産量 （フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心） ……944
表 4.1.41　ライン構成検討結果（処理規模 50t・資源重視型炉心） ……945
表 4.1.42　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心） ……946

表 4.1.43　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心）……946
表 4.1.44　燃料の基本仕様と必要生産量　（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）……947
表 4.1.45　ライン構成検討結果（処理規模 50t・経済性重視型炉心）……948
表 4.1.46　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）……949
表 4.1.47　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）……949
表 4.1.48　炉心主要諸元と炉心特性（水冷却炉）……950
表 4.1.49　燃料の基本仕様と必要生産量　（フェーズⅡ最終評価設定・水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）……951
表 4.1.50　ライン構成検討結果（処理規模 200t・水冷却炉心）……952
表 4.1.51　通常運転時の固体廃棄物発生量（水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）……953
表 4.1.52 廃止措置時の固体廃棄物発生量（水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）……953
表 4.1.53　技術開発項目（1/3）……954
表 4.1.54　工学試験施設設備能力……957
表 4.1.55　通常運転時の固体廃棄物発生量（工学試験施設）……958
表 4.1.56　廃止措置時の固体廃棄物発生量（工学試験施設）……958
表 4.2.1　燃料の基本仕様と必要生産量　（Pb-Bi 冷却中型炉・窒化物燃料 200t 規模・資源重視型炉心）……994
表 4.2.2　燃料重量組成　（燃料重金属 1t 当たり,Pb-Bi 冷却窒化物燃料　資源型）……995
表 4.2.3　燃料の基本仕様と必要生産量　（Pb-Bi 冷却中型炉・窒化物燃料 200t 規模・経済重視型炉心）……996
表 4.2.4　燃料重量組成　（燃料重金属 1t 当たり,Pb-Bi 冷却窒化物燃料　経済型）……997
表 4.2.5　ライン構成検討結果（窒化物燃料）……998
表 4.2.6　窒化物燃料製造施設の主工程設備台数……999
表 4.2.7　窒化物燃料製造施設の建設費……1000
表 4.2.8　窒化物燃料製造施設の操業費……1000
表 4.2.9　窒化物燃料製造施設の燃料製造単価……1001
表 4.2.10　通常運転時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・資源重視型炉心）·1002
表 4.2.11　通常運転時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）……1002
表 4.2.12　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・資源重視型炉心）·1003
表 4.2.13　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）……1003
表 4.2.14　技術開発項目……1004
表 5.1.1　燃料の基本仕様（基準システム、200tHM/年）……1038
表 5.1.2　耐震区分……1039
表 5.1.3　機器仕様および台数……1040
表 5.1.4　分析項目および分析方法……1041
表 5.1.5　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの建設費内訳……1042
表 5.1.6　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの操業費内訳……1042

表 5.1.7　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの燃料製造単価および発電単価 ……1043
表 5.1.8　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの廃棄物発生量 ……1043
表 5.1.9　経済性重視型システムの機器仕様および台数（ゲル化・スフェアパック燃料製造システム） ……1044
表 5.2.1　燃料の概略仕様（リファレンスシステム、50tHM/年） ……1079
表 5.2.2　主要機器の臨界管理の基本方針 ……1080
表 5.2.3　分級顆粒の最適混合比率 ……1081
表 5.2.4　燃料製造内訳 ……1082
表 5.2.5　バイパック燃料製造に必要な機器単体能力設定 ……1083
表 5.2.6　主工程機器台数の比較 ……1084
表 5.2.7　建設費の比較 ……1084
表 5.2.8　操業費の比較 ……1084
表 5.2.9　燃料製造単価の比較 ……1085
表 5.2.10　燃料の概略仕様（資源重視型システム、50tHM/年） ……1085
表 5.2.11　燃料の概略仕様（経済性重視型システム、50tHM/年） ……1086
表 5.2.12　技術検討項目 ……1087
表 5.2.13　技術検討項目 ……1088
表 6.1.1　リファレンス炉心の基本仕様 ……1138
表 6.1.2　燃料集合体の基本仕様 ……1139
表 6.1.3　臨界安全に係わるシステム設計方針 ……1140
表 6.1.4　原料合金(再処理製品)および補充用金属ウラン・ジルコニウムの仕様 ……1140
表 6.1.5　成分調整例(バッチ当りのリサイクル品の発生量と消費量を等しくする方法) ……1141
表 6.1.6　成分調整例(１バッチ当りの Pu 量を常に 4.5kgPu とする方法) ……1141
表 6.1.7　年間燃料製造量(リファレンスシステム) ……1142
表 6.1.8　成分調整装置における作業時間例(最大作業時間ケース) ……1142
表 6.1.9　必要機器数(リファレンスシステム) ……1143
表 6.1.10　分析項目リスト ……1144
表 6.1.11　保守方式の基本的な考え方 ……1144
表 6.1.12　主工程設備台数 ……1145
表 6.1.13　建設費 ……1146
表 6.1.14　操業費 ……1146
表 6.1.15　燃料製造単価および発電単価 ……1146
表 6.1.16　通常運転時の固体廃棄物発生量 ……1147
表 6.1.17　廃止措置時の固体廃棄物発生量 ……1147
表 6.2.1　炉心設計の相違点 ……1165
表 6.2.2　燃料設計の相違点 ……1165
表 6.2.3　燃料諸元の比較 ……1166
表 6.2.4　資源重視型炉心対応システム　年間製造量（50tHM/年) ……1167
表 6.2.5　経済性重視型炉心対応システム　年間製造量（50tHM/年) ……1167
表 6.2.6　資源重視型炉心対応システム　必要機器数（50tHM/年) ……1168

表 6.2.7　経済性重視型炉心対応システム　必要機器数（50tHM/年）……1169
表 6.3.1　技術開発項目 ……1172
表 7.1.1　リファレンス炉心の基本仕様……1206
表 7.1.2　コンパートメント型燃料集合体の基本仕様……1207
表 7.1.3　六角ブロック型燃料集合体の基本仕様……1208
表 7.1.4 再処理製品中の HM および FP の組成比 ……1209
表 7.1.5　臨界安全評価結果……1210
表 7.1.6 窒化物燃料核製造プロセス(ゲル球製造または造粒まで)の比較 ……1211
表 7.1.7 被覆プロセスの比較 ……1212
表 7.1.8 六角ブロック製造プロセスの比較……1213
表 7.1.9　燃料核製造プロセスにおける物質収支計算結果（1 日当たり） ……1214
表 7.1.10 TiN／SiC 被覆プロセスにおける物質収支計算結果(1 日当り)……1215
表 7.1.11 試薬類の供給および排出量……1216
表 7.1.12　機器検討結果……1217
表 7.1.13　経済性評価結果……1218
表 7.1.14　通常運転時の固体廃棄物発生量……1218
表 7.1.15　廃止措置時の固体廃棄物発生量……1219
表 7.2.1　資源重視型炉心燃料設計と経済性重視型炉心燃料設計の比較……1233
表 7.2.2　経済性重視型炉心対応システムの機器検討結果……1234
表 7.3.1　技術開発項目 ……1236
表 8.1　燃料製造システムの技術評価（ペレット法） ……1252
表 8.2　燃料製造システムの技術評価（スフェアパック、窒化物被覆粒子）……1255
表 8.3　燃料製造システムの技術評価（バイパック、射出鋳造） ……1258

[第 IV 編]

表 1.1　多面的評価対象の FBR サイクル候補概念 ……1283
表 1.2　候補概念の主要データ比較（再処理） ……1284
表 1.3　候補概念の主要データ比較（燃料製造） ……1286
表 2.1　燃料サイクルシステムの経済性（多面的評価向仕様） ……1292
表 3.1　フェーズⅡで詳細検討された燃料サイクルシステムの設計要求に対する技術評価のまとめ(湿式法)……1298
表 3.2　フェーズⅡで詳細検討された燃料サイクルシステムの設計要求に対する技術評価のまとめ(乾式法)……1299
表 4.1　先進湿式法再処理システムの研究開発計画 ……1303
表 4.2　簡素化ペレット法燃料製造システムの研究開発計画 ……1304
表 4.3　金属電解法再処理システムの技術開発 ……1305
表 4.4　射出鋳造法燃料製造システムの研究開発計画 ……1306
表 4.5　スフェアパック法燃料製造システムの研究開発計画 ……1307
表 4.6　酸化物電解法再処理システムの研究開発計画 ……1308
表 4.7　バイパック法燃料製造システムの研究開発計画 ……1309

表 4.8　実用化までの開発経費の試算 ……1310

図　目　次

[第 I 編]

図 1.3.1　FBR システムのフェーズⅠ（1999～2000 年度）の成果 ……18
図 1.3.2　燃料サイクルシステムのフェーズⅠ（1999～2000 年度）の成果 ……18

[第 II 編]

図 2.1.1　FBR の特長を活かした燃料サイクル……21
図 1.2.1　フェーズⅡにおける設計検討の展開　／湿式法……34
図 1.2.2　フェーズⅡにおける設計検討の展開　／乾式法……35
図 1.2.3　フェーズⅡ後半における再処理システム設計の主な取組み……36
図 2.3.1　酸化物燃料炉心の概要……56
図 2.3.2　金属燃料炉心の概要……57
図 2.3.3　ヘリウムガス冷却炉燃料の構造……58
図 2.4.1　遠隔保守対象機器保守フローの一例……68
図 4.1.1　先進湿式法（NEXT 法）のブロックフロー……84
図 4.1.2　超臨界直接抽出法（Super-DIREX 法）のブロックフロー……84
図 4.2.1　簡素化溶媒抽出の概略フローシート……130
図 4.2.2　先進湿式法（リファレンスシステム）の全体工程図……131
図 4.2.3　先進湿式法リファレンスシステム主要工程の概要図（PFD）……132
図 4.2.4　先進湿式法（リファレンスシステム）の物質収支（200tHM/y）……133
図 4.2.5　先進湿式法（リファレンスシステム）の回収率計算フロー……134
図 4.2.6　連続溶解槽の外観……134
図 4.2.7　晶析装置の概念図……134
図 4.2.8　遠心抽出器の外観……135
図 4.2.9　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地下 2 階 ）……136
図 4.2.10　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地下 1 階）……136
図 4.2.11　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地上 1 階～屋上）……137
図 4.2.12　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（地下 2 階）……137
図 4.2.13　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（地下 1 階）……138
図 4.2.14　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（１階）……138
図 4.2.15　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（２階）……139
図 4.2.16　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（３階）……139
図 4.2.17　先進湿式法リサイクルプラント全体建屋イメージ図……140
図 4.2.18　使用済燃料建屋の配置図（地下 2 階）……140
図 4.2.19　使用済燃料貯蔵建屋の配置図（地下 1 階）……141
図 4.2.20　使用済燃料貯蔵建屋の配置図（1 階）……141
図 4.2.21　リサイクル施設の MBA および KMP 案……142
図 4.2.22　先進湿式法プラントの機器・塔槽類オフガス系統の概略……143
図 4.2.23　先進湿式法プラントのセル換排気系統の概略……144

図 4.2.24　先進湿式法の主な分離工程における分離不良に起因する臨界事故の防止概念図……145
図 4.2.25　安全冷却系の系統構成の基本概念図 ……145
図 4.2.26　平常時における実効線量の核種による内訳 ……146
図 4.2.27　放射性物質同伴の可燃性有機溶媒のセル内漏洩、火災の想定および防止概念 ……146
図 4.2.28　先進湿式法システムにおける一般公衆の 年間致死ガン発生確率推定結果の異常事象による内訳 ……147
図 4.2.29　先進湿式システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル （異常事象の年間発生頻度と 1 事象当たりの公衆の致死ガン発生確率の関係） ……148
図 4.2.30 従来型湿式法と先進湿式法システムの違い ……149
図 4.2.31 従来型湿式法と先進湿式法によるプラントの建設費の比較……149
図 4.2.32　従来型湿式法と先進湿式法によるプラントの設備費の比較 ……150
図 4.2.33 従来型と FBR 再処理・燃料製造施設の外観の比較……151
図 4.3.1　超臨界直接抽出法の工程概要図（PFD） ……167
図 4.3.2　超臨界直接抽出法物質収支図（50tHM/y） ……168
図 4.3.3　回収率算出フロー……169
図 4.3.4　直接抽出塔の概念図……169
図 4.3.5　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置（地下 2 階） ……170
図 4.3.6　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置（地下 1 階） ……171
図 4.3.7　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置 （地上 2 階および屋上） ……172
図 4.3.8　直接抽出塔に接続された配管が破損する事象に関する計算モデル ……173
図 4.3.9　配管破断時のセル負圧の時間変化……173
図 4.3.10　直接抽出塔の冷却機能が損なわれた事象に関する計算モデル ……174
図 4.3.11　二酸化炭素供給停止時の温度上昇（加圧下） ……174
図 4.3.12　二酸化炭素供給停止時の温度上昇（常圧下） ……175
図 4.4.1　原子力発電設備容量に関する設定……182
図 4.4.2　再処理設備容量に関する設定……182
図 4.4.3　LWR 燃料を処理する主工程のブロックフロー ……183
図 4.4.4　 LWR 燃料を処理する前処理設備のプロセスフロー……183
図 4.4.5　LWR 燃料を処理する第二晶析設備のプロセスフロー ……184
図 4.4.6　第二晶析設備の主要機器の配置例……184
図 4.4.7　LWR 燃料を処理するシステムの主要な設備の費用見積もり ……185
図 4.5.1　想定した処理モードにより行われる溶液の組成……210
図 4.5.2　水冷却炉の炉心構成（高転換比 BWR 型炉） ……211
図 4.5.3　水冷却炉の燃料集合体と制御棒の概略図……211
図 4.5.4　Cs-Sr 分離回収工程のブロックフロー ……212
図 4.5.5　Tc の核変換に係わる分離回収工程の全体構成……213
図 4.5.6　I の核変換に係わる分離回収工程の全体構成……214
図 4.5.7　Cs-Sr の減衰処分に係るシナリオ ……215
図 4.5.8　 Cs-Sr 分離施設の概念図……216

図 4.5.9　各シナリオにおけるガラス固化体の中間貯蔵期間と発熱量の関係 ……217
図 4.5.10　各シナリオにおけるガラス固化体中の FP 元素組成 ……217
図 4.6.1　窒化物燃料再処理の概略フロー ……228
図 4.6.2　酸化装置概念図 ……229
図 4.6.3　窒化物燃料湿式再処理オフガス処理概略フロー ……230
図 4.6.4　フッ化物揮発法を用いた脱被覆プロセスフロー ……231
図 4.7.1　キュービトロン砥石での切断状況 ……239
図 4.7.2　一体型解体・せん断機の構造 ……239
図 4.7.3　照射燃料の溶解挙動 ……240
図 4.7.4　1 段停止試験 ……240
図 4.7.5　CMPO/SiO2-P の熱特性 ……241
図 4.7.6　粒径の変化 ……241
図 4.7.7　超臨界状態における MOX からの直接抽出 ……242
図 4.8.1　検討プロセス案のブロックフロー ……251
図 4.8.2　各ケースの設備費見積もり ……252
図 4.8.3　洗浄部を有する処理工程のブロックフロー ……253
図 5.2.1　酸化物電解法のプロセスフロー概念図 ……319
図 5.2.2　溶融塩中イオンの酸化還元電位 ……320
図 5.2.3　向流多段抽出による MA 回収工程 ……321
図 5.2.4　酸化物電解法の概略プロセスブロックフロー ……321
図 5.2.5　プロセス廃棄物処理フロー ……321
図 5.2.6　タイムチャート結果（同時電解～MOX 電解） ……322
図 5.2.7　集合体解体装置の機器概念図 ……323
図 5.2.8　脱被覆装置の機器概念図 ……324
図 5.2.9　ハル洗浄装置の機器概念図 ……325
図 5.2.10　電解装置の機器概念図 ……326
図 5.2.11　電解装置を設置する免震装置の機器概念図 ……327
図 5.2.12　析出物粉砕装置の機器概念図 ……328
図 5.2.13　塩除去装置の機器概念図 ……329
図 5.2.14　ガラス固化溶融炉の機器概念図 ……330
図 5.2.15　MBA 計画図 ……330
図 5.2.16　酸化物電解法リサイクルプラント全体建屋イメージ図 ……331
図 5.2.17　リサイクル建屋の概略平面図(B1,2F) ……332
図 5.2.18　リサイクル建屋の概略平面図(１F)とセル内機器配置 ……333
図 5.2.19　リサイクル建屋の概略平面図(2F) ……334
図 5.2.20　リサイクル建屋の概略平面図(3F) ……335
図 5.2.21　リサイクル建屋の概略立面図 ……336
図 5.2.22　リサイクル建屋の鳥瞰図 ……337
図 5.2.23　燃料貯蔵建屋の概略平面図 ……338
図 5.2.24　燃料貯蔵建屋の概略立面図 ……338

図 5.2.25　廃棄物処理建屋の概略平面図(B1F) ……339
図 5.2.26　廃棄物処理建屋の概略平面図(1F) ……339
図 5.2.27　廃棄物処理建屋の概略平面図(2F) ……340
図 5.2.28　廃棄物処理建屋の概略立面図 ……340
図 5.2.29　廃棄物貯蔵建屋の概略平面図 ……341
図 5.2.30　廃棄物貯蔵建屋の概略立面図 ……341
図 5.2.31　酸化物電解法システムの機器・塔槽類オフガス系統の概略 ……342
図 5.2.32　酸化物電解法システムのセル換排気系統の概略 ……343
図 5.2.33　貯蔵エリアの複数ユニット評価モデル ……344
図 5.2.34　電解装置の複数ユニット評価モデル ……344
図 5.2.35　酸化物電解法システムにおける一般公衆の 年間致死ガン発生確率推定結果の異常事象による内訳 ……345
図 5.2.36　酸化物電解法システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル（異常事象の年間発生頻度と 1 事象当たりの公衆の致死ガン発生確率のプロファイル） ……346
図 5.2.37　建設費の内訳 ……347
図 5.2.38　年間運転経費の内訳 ……347
図 5.3.1　MAPLE 法のプロセス概念 ……365
図 5.3.2　MAPLE 法による MA 回収セル内機器配置 ……365
図 5.5.1　2 軸せん断法による脱被覆工程と装置概念 ……383
図 5.5.2　2 軸せん断試験装置の外観とコールド試験で得られた粒径分布 ……383
図 5.5.3　磁気分離の方法と試験装置の外観および仕様 ……384
図 5.5.4　溶融分離によるハルからの残留燃料の回収方法と U 試験の結果 ……384
図 5.5.5　誘導加熱型コールドクルーシブル電解槽（CCIM）の概念 ……385
図 5.5.6　CCIM 電解槽における凝固層の生成 ……385
図 5.5.7　工学規模 CCIM 電解槽試験装置の外観 ……386
図 5.5.8　MOX 共析電解 Pu 試験の電流効率と MOX 中 Pu 富化度 ……387
図 5.5.9　MOX 共析電解における Pu 富化度調整方法 ……388
図 5.5.10　MOX 共析電解における電流成分の解析結果 ……389
図 5.5.11　MOX 共析電解で生じた Pu 沈殿物とその発生原因の検討 ……390
図 5.5.12　RIAR のホットセルで実施された使用済燃料試験のステップ ……391
図 5.5.13　使用済燃料試験の成果(ステップ#0～#2) ……391
図 5.5.14　使用済燃料試験の成果(ステップ#3～#4) ……392
図 5.5.15　使用済燃料試験の成果(ステップ#6～#8) ……392
図 5.5.16　炭酸沈殿法による MA 回収試験の結果 ……393
図 6.2.1 金属燃料の金属電解法プロセスフロー概念図（ANL 開発プロセスとの比較） ……464
図 6.2.2　金属燃料リサイクルプラントの再処理プロセスブロックフロー ……464
図 6.2.3　金属電解法の電解時（500℃）標準酸化還元電位 ……465
図 6.2.4　金属燃料リサイクルプラントの概略物質収支図 ……466
図 6.2.5　環境放出に関する廃棄物処理フロー図（気体関係） ……467
図 6.2.6　環境放出に関する廃棄物処理フロー図（液体関係） ……467

図 6.2.7　高レベル放射性廃棄物処理フローと廃棄物発生量 ……468
図 6.2.8　高βγ廃棄物および TRU 廃棄物の処理フローと廃棄物発生量 ……468
図 6.2.9　電解精製槽の概略外形図 ……469
図 6.2.10 電解精製槽内の陽極バスケットと陰極の配置と電気回路 ……469
図 6.2.11　陰極処理装置の概略外形図　（固体陰極処理装置） ……470
図 6.2.12　陰極処理装置の外形図（Cd 陰極処理装置） ……470
図 6.2.13　TRU 還元抽出器の概略外形図 ……471
図 6.2.14　金属燃料リサイクルプラントの物質収支区域（MBA） ……472
図 6.2.15　再処理設備セル内の主要機器配置図 ……472
図 6.2.16　主要機器間の仮置架台、一時保管庫庫等の容量設定の考え方 ……473
図. 6.2.17　金属電解法金属燃料リサイクルプラントの全体配置イメージ図(38tHM/y) ……474
図 6.2.18　金属電解法金属燃料リサイクルプラントの全体建屋イメージ図(38tHM/y)（主建屋（再処理、燃料製造、廃棄物処理貯蔵、ユーティリティ等）、燃料貯蔵建屋） ……474
図 6.2.19　金属電解法金属燃料再処理施設の地下 1 階の平面配置図(38tHM/y) ……475
図 6.2.20　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 1 階の平面配置図(38tHM/y) ……475
図 6.2.21　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 2 階の平面配置図(38tHM/y) ……476
図 6.2.22　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 3 階の平面配置図(38tHM/y) ……476
図 6.2.23　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 4 階の平面配置図(38tHM/y) ……477
図 6.2.24　金属燃料金属電解法再処理施設の屋上の平面配置図(38tHM/y) ……478
図 6.2.6.2.25　金属電解法金属燃料再処理施設の A-A 面の立面配置図(38tHM/y) ……478
図 6.2.26　金属電解法金属燃料再処理施設の B-B 面の立面配置図(38tHM/y) ……479
図 6.2.27　金属電解法システムの機器・塔槽類オフガス系統の概略 ……480
図 6.2.28　金属電解法システムのセル換排気系統の概略 ……481
図 6.2.29　Ar セル圧力変動解析のモデル ……482
図 6.2.30　Ar セル圧力変動解析結果（冷却機能喪失事象） ……483
図 6.2.31　電解精製槽における化学形態管理併用質量管理の概念図 ……484
図 6.2.32　蒸留ルツボ ……485
図 6.2.33　連続式 Cd 陰極処理装置の平面カット図 ……485
図 6.2.34　連続式陰極処理装置（液体 Cd 陰極）の臨界安全解析モデル ……486
図 6.2.35　連続式 Cd 陰極処理装置の漏えい液受け皿の概念 ……487
図 6.2.36　平常時における実効線量に寄与する核種による内訳 ……488
図 6.2.37　金属電解法システムにおける一般公衆の年間致死ガン発生確率の推定結果の異常事象による内訳 ……488
図 6.2.38　金属電解法システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル（異常事象の年間発生頻度と 1 事象当たりの公衆の致死ガン発生確率の関係） ……489
図 6.2.39　建設費の内訳 ……490
図 6.2.40　年間運転経費の内訳 ……490
図 6.3.1　経済性重視型炉心の使用済燃料を再処理した際の物質収支 ……512
図 6.3.2　資源重視型炉心の使用済燃料を再処理した際の物質収支 ……513
図 6.4.1　液体 Cd 陰極中の析出物量の変化。浴塩中 Pu/U 比=大の場合(左)と浴塩中 Pu/U 比=小

の場合の比較 ……532
図 6.4.2　浴塩中の Nd/Pu 比と液体 Cd 陰極中のの Nd/Pu 比の相関関係 ……532
図 6.4.3　陽極／陰極一体型電極の概観（工学規模試験） ……533
図 6.4.4　実験室規模試験での U 析出物の平均回収速度(左図)と回収被覆管と U 析出物の概観 …533
図 6.4.5　高回収率条件（上）および中回収率条件(下)における TRU 還元抽出試験 ……534
図 6.4.6　3 価(上)、2 価（中）、1 価（下）の FP 元素のゼオライト吸着特性の比較 ……535
図 6.4.7　HIP 法（左）および PC 法（右）により製作したガラス結合ソーダライトの概観 ……536
図 6.4.8　HIP 法（左）および PC 法（右）により製作したガラス結合ソーダライトの 浸出試験 ……536
図 6.5.1　ホット工学規模試験施設の立面配置図 ……544
図 6.5.2　ホット工学規模試験施設の地上 3 階の平面配置図 ……545
図 6.5.3　ホット工学規模試験施設の地上 1 階の平面配置図 ……545
図 6.5.4　ホット工学規模試験施設の地下 1 階の平面配置図 ……546
図 6.5.5　ホット工学規模試験施設の地下 2 階の平面配置図 ……546
図 7.1.1　乾式再処理の再処理費　(フェーズ I における検討結果) ……550
図 7.2.1　フッ化物揮発法(分留法)ブロックフロー ……554
図 7.2.2　フッ化物揮発法(固気分離法)ブロックフロー ……555
図 8.4.1 燃料サイクル費（再処理分）の処理規模に対する依存性（資源重視型） ……579
図 8.4.2 燃料サイクル費（再処理分）の処理規模に対する依存性（経済性重視型） ……579
付図 2.2.1　フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（従来法） ……615
付図 2.2.2　フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（フェーズ I フッ化法） ……616
付図 2.2.3　フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（フローレックス法） ……617
付図 2.2.4　IF_7 フッ化反応に係る自由エネルギー変化 ……618
付図 2.3.1　フッ素分子の分解 ……633
付図 2.3.2　PuO_2 の PuF_6 転換反応に関する自由エネルギー変化 ……633
付図 2.3.3　平衡定数 K_p　「　PuF_4(固体)＋F_2(気体) ＝　PuF_6(気体)　」 ……634
付図 2.3.4　「$PuF_4+F_2=PuF_6$」の反応速度 ……634
付図 2.3.5　「$PuF_4+F_2=PuF_6$」の平均反応速度　(外挿図) ……635
付図 2.3.6　PuF_6 転換に及ぼす温度の影響 ……635
付図 2.3.7　PuF_6 転換に及ぼす圧力の影響　(at 973K, F_2 供給量：反応当量) ……636
付図 2.3.8　PuF_6 転換に及ぼすフッ素濃度の影響 ……636
付図 2.3.9　PuF_4 の F_2 フッ化挙動　(at 0.1MPa, F_2:1mol) ……637
付図 2.3.10　ウラン及びプルトニウムフッ化物の標準生成自由エネルギー ……637
付図 2.3.11　MOX の F_2 フッ化挙動　(F_2：2/3 倍当量供給) ……638
付図 2.3.12　MOX の F_2 フッ化挙動　(F_2：5/6 倍当量供給) ……638
付図 2.3.13　MOX の F_2 フッ化挙動　(F_2：反応当量供給) ……639
付図 2.3.14　MOX の F_2 フッ化挙動　(F_2：4/3 倍当量供給) ……639
付図 2.3.15　MOX の F_2 フッ化挙動　(F_2：5/3 倍当量供給) ……640
付図 2.3.16　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　(at 673K) ……640
付図 2.3.17　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　(at 873K) ……641

付図 2.3.18　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　（at 1073K）……641
付図 2.4.1　TRU 等のフッ化物の蒸気圧 ……649
付図 2.5.1　プルトニウム中間フッ化物の PuF_6 転換挙動……668
付図 2.5.2　 Pu 化合物のフッ化に係る F_2 供給量の影響（at 1000K）……668
付図 2.5.3　UF_6 と PuF_6 の相図 ……669
付図 3.4.1　建電換費の概算手法……687
付図 3.4.2　概算手法と実績値との比較（別途計上項目を除く比較） ……687
付図 3.4.3　建電換費の内訳……688
付図 3.4.4　単価算定式の検討……688
付図 3.4.5　面積単価算定式と概算手法の比較 ……689
付図 3.4.6　体積単価算定式と概算手法の比較 ……689
付図 3.4.7　面積単価と体積単価(遮へい厚 2m)……690
付図 3.4.8　遮へい厚と体積単価……690
付図 3.4.9　セル率、遮へい厚と体積単価（平均階高の効果） ……690
付図 3.4.10　規模で見た施設の類似性(1) ……691
付図 3.4.11　規模で見た施設の類似性(2) ……691
付図 3.4.12　主要変動要因の傾向 ……692
付図 3.4.13　主要変動と体積単価 ……692
付図 3.4.14　遮へい厚の影響 ……693
付図 4.1　単位発電量あたりの高レベル廃棄物発生量（ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ） ……719
付図 4.3　使用済燃料中の FP 量（軽水炉と高速炉の比較） ……719
付図 4.4　使用済燃料中の FP 発熱量（軽水炉と高速炉の比較） ……720
付図 4.5　FP の総発熱量に占める元素別内訳（軽水炉と高速炉の比較） ……720
付図 4.6　第２次取りまとめにおける廃棄体定置方式 ……720
付図 4.7　TRU・高βγ廃棄物単位発電量当たり発生量(m³)の比較（ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ） ……721
付図 4.8　軽水炉と高速炉の核種生成量の相違 ……721
付図 4.9　内装設備解体一次廃棄物発生量 ……722
付図 4.10　建屋コンクリート容積と鉄筋重量……722
付図 4.11　鉄筋重量/建屋コンクリート容積（比率） ……722
付図 4.12　解体廃棄物発生量の比較(多面的評価ケース)……723
付図 4.13　解体廃棄物発生量の比較(ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ) ……723
付図 4.14　解体一次廃棄物の区分の比較(1) ……724
付図 4.15　六ヶ所再処理施設　管理区域の機器・配管等廃棄物量……725
付図 4.16　六ヶ所再処理施設 グリーン、イエロー区域の機器・配管等廃棄物量 ……725
付図 4.17　六ヶ所再処理施設 レッド区域の機器・配管等廃棄物量 ……725
付図 4.18　建屋体積に対する躯体体積の割合 ……726
付図 5.1.1　先進湿式法の MUF 評価で想定した物質収支区域と計量点 ……730
付図 5.3.1　障害要素及び保障措置強度の二次元による核拡散抵抗性評価結果 ……736
付図 6.1　アセトヒドロキサム酸の構造 ……737
付図 6.2　 UREX 法に関する試験フローシート ……739

付図 6.3　DIAMEX- SANEX 法の基本フローシート ……743
付図 6.4　PYROX 法のプロセスフロー[2)] ……748
付図 6.5　フローレックス法の開発概念図 ……750
付図 6.6　LINEX 法のプロセスフローとその原理 ……752
付図 7.1.1　酸化物燃料金属電解法のプロセスフロー概念図 ……783
付図 7.1.2　HM および FP に関する物質収支計算結果の概要（操業開始 5 年経過時） ……784
付図 7.1.3　プロセス廃棄物の処理フローと廃棄物量 ……785
付図 7.1.4　廃液処理フローの概略図 ……786
付図 7.1.5　Li 還元槽の機器概念設計図 ……786
付図 7.1.6　Li 電解槽の機器概念設計図 ……787
付図 7.1.7　ろ過槽の機器概念設計図 ……787
付図 7.1.8　Ar セル（電解精製セル）内の機器配置図(１F) ……788
付図 7.1.9　（左）前処理セル内の機器配置図(２F)、（右）酸化転換工程セル内の機器配置図(B1F)
……788
付図 7.1.10　酸化物燃料金属電解法リサイクルプラントの全体建屋イメージ図 ……789
付図 7.1.11　再処理顆粒燃料製造建屋 B2F の施設配置図 ……790
付図 7.1.12　再処理顆粒燃料製造建屋 B1F の施設配置図 ……790
付図 7.1.13　再処理顆粒燃料製造建屋 1F の施設配置図 ……791
付図 7.1.14　再処理顆粒燃料製造建屋 2F の施設配置図 ……791
付図 7.1.15　再処理顆粒燃料製造建屋 3F の施設配置図 ……792
付図 7.1.16　再処理顆粒燃料製造建屋 4F の施設配置図 ……792
付図 7.1.17　廃棄物処理貯蔵建屋の施設断面図 ……793
付図 7.1.18　建設費の内訳 ……794
付図 7.1.19　年間運転経費の内訳 ……794
付図 7.2.1　窒化物燃料リサイクルプラントの再処理プロセスフロー概念図 ……813
付図 7.2.2　窒化物燃料リサイクルプラントの再処理プロセスブロックフロー ……814
付図 7.2.3　窒化物燃料リサイクルプラント(50tHM/年)の概略物質収支図 ……815
付図 7.2.4　窒化物燃料リサイクルプラントの廃棄物処理フロー図 ……816
付図 7.2.5　電解精製槽（3 電極対/基）の概略外形図 ……817
付図 7.2.6　窒化装置の概略外形図 ……818
付図 7.2.7　気相吸着法（PSA）による窒素回収の原理フロー図 ……819
付図 7.2.8　窒素回収装置の概略外形図 ……819
付図 7.2.9　乾式燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の窒素バランス ……820
付図 7.2.10　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の全体配置イメージ図 ……821
付図 7.2.11　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(地下１階) ……822
付図 7.2.12　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(１階) ……823
付図 7.2.13　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(２階) ……824
付図 7.2.14　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図（３階） ……825
付図 7.2.15　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図（屋上） ……826
付図 7.3.1　軽水炉 MOX 使用済燃料を再処理した際の、HM および FP に関する物質収支計算結

果の概要（操業開始から 5 年経過時）……831

[第 III 編]

図 1.2.1　燃料製造検討システムの組合せ……845
図 4.1.1　現行プロセスと簡素化ペレット法の概略フロー……959
図 4.1.2　概略プロセスフローと要素技術開発課題（1/3）……960
図 4.1.3　脱硝・転換設備　鳥瞰図……963
図 4.1.4　ターンテーブル式脱硝転換試験設備……963
図 4.1.5　マスフローと必要生産量（リファレンスシステム）……964
図 4.1.6　成型設備　鳥瞰図……965
図 4.1.7　焼結設備　鳥瞰図……966
図 4.1.8　O/M 調整設備　鳥瞰図……966
図 4.1.9　研削設備　鳥瞰図……967
図 4.1.10　ペレット検査設備　鳥瞰図……967
図 4.1.11　スタック調整設備　鳥瞰図……968
図 4.1.12　燃料要素組立設備　鳥瞰図……968
図 4.1.13　端栓溶接部熱処理装置　鳥瞰図……969
図 4.1.14　ヘリウムリーク検査装置　鳥瞰図……969
図 4.1.15　超音波検査装置　鳥瞰図……970
図 4.1.16　X 線検査装置　鳥瞰図……970
図 4.1.17　ワイヤ巻付装置　鳥瞰図……971
図 4.1.18　燃料要素総合検査装置　鳥瞰図……971
図 4.1.19　燃料集合体組立設備　鳥瞰図……972
図 4.1.20　燃料集合体検査設備　鳥瞰図……973
図 4.1.21　保守補修方法関連図……974
図 4.1.22　保守補修手順　概念図……975
図 4.1.23　燃料製造／再処理一体化プラント　概念図……976
図 4.1.24　燃料製造施設　物流概念図……977
図 4.1.25　燃料製造施設　2F 配置図（脱硝転換工程）……978
図 4.1.26　燃料製造施設　1F 配置図（ペレット製造工程）……978
図 4.1.27　燃料製造施設　1F 配置図（燃料要素検査工程）……979
図 4.1.28　燃料製造施設　B1F 配置図（燃料要素組立・集合体組立工程）……979
図 4.1.29　新燃料貯蔵建屋　配置概念図……980
図 4.1.30　システム稼働率計算結果……981
図 4.1.31　水冷却炉の燃料集合体 MOX 部　Pu 富化度分布……982
図 4.1.32　ホット工学試験施設　建屋概念図……983
図 4.1.33　ホット工学試験施設　主工程設備配置図……983
図 4.2.1　酸化物燃料製造工程フロー図……1007
図 4.2.2　窒化物燃料製造工程フロー図……1007
図 4.2.3　オフガス処理系のマスフローバランス……1008

図 4.2.4　炭素熱還元装置鳥瞰図……1009
図 5.1.1　プロセスフロー……1045
図 5.1.2　マスフローおよび必要生産量……1046
図 5.1.3　滴下・熟成槽 ……1047
図 5.1.4　洗浄槽 ……1047
図 5.1.5 乾燥装置……1048
図 5.1.6　焙焼炉・還元炉……1048
図 5.1.7　焼結炉 ……1049
図 5.1.8　O/M 調整炉……1049
図 5.1.9　振動充填設備 ……1050
図 5.1.10　密度分布検査装置……1051
図 5.1.11　試薬回収フロー……1052
図 5.1.12　ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(1/4)……1053
図 5.1.13　ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(2/4)……1054
図 5.1.14　ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(3/4)……1055
図 5.1.15　ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(4/4)……1056
図 5.1.16　ゲル化スフェアパック燃料製造リファレンスシステムの燃料製造施設外観図 ……1057
図 5.2.1　プロセスブロックフロー……1089
図 5.2.2　燃料製造プロセス成立の前提となる項……1090
図 5.2.3　分級設備 ……1091
図 5.2.4　顆粒混合設備 ……1092
図 5.2.5　振動充填・端栓溶接設……1093
図 5.2.6　燃料ピン検査設備……1094
図 5.2.7　集合体組立設 ……1095
図 5.2.8　建屋内の設備配置設計……1096
図 5.2.9　酸化物電解法で得られた顆粒と表面分析結果……1097
図 6.1.1　射出鋳造法および遠心鋳造法の概要……1148
図 6.1.2　製造歩留まり ……1149
図 6.1.3　プロセスフロー……1150
図 6.1.4　成分調整設備 ……1151
図 6.1.5　射出鋳造装置 ……1151
図 6.1.6　モールド除去装置……1152
図 6.1.7　スラグ検査装置……1152
図 6.1.8　燃料ピン組立・溶接部検査装置……1153
図 6.1.9　リーク検査装置……1153
図 6.1.10　表面除染装置……1154

図 6.1.11　Na ボンディング設備 ……1155
図 6.1.12　ワイヤラッピング装置……1156
図 6.1.13　燃料ピン検査設備 ……1156
図 6.1.14　燃料集合体組立設備 ……1157
図 6.1.15　燃料集合体検査設備 ……1157
図 6.1.16　施設の全体構成図 ……1158
図 6.1.17　燃料製造施設の主工程設備配置 ……1159
図 6.1.18　射出鋳造装置への適用例 ……1160
図 7.1.1　コンパートメント型燃料集合体……1220
図 7.1.2　六角ブロック型燃料集合体……1221
図 7.1.3　プロセスフロー……1222
図 7.1.4　リファレンスシステムの配置図（地下１階） ……1223
図 7.1.5　リファレンスシステムの配置図（１階） ……1224
図 7.1.6　リファレンスシステムの配置図（２階） ……1225
図 7.1.7　リファレンスシステムの配置図（３階） ……1226
図 7.1.8　リファレンスシステムの配置図（屋上） ……1227
図 8.1　簡素化ペレット法のコストダウン展開試算 ……1242
図 8.2　単位発電量あたりの廃棄物発生量比較 ……1242
付図 1.1　原料顆粒調整工程の品質管理例 ……1265
付図 1.2　平均 Pu 富化度変動要因 ……1265
付図 1.3　Pu 富化度変動要因の設定……1266
付図 1.4　平均 Pu 富化度の管理目標設定 ……1266
付図 1.5　顆粒の Pu 含有率モデル（分布幅） ……1266
付図 1.6　顆粒の Pu 含有率モデル（分布形） ……1267
付図 1.7　Pu 含有率への誤差伝播……1268
付図 1.8　サンプリング誤差/分析誤差/秤量誤差を考慮した Pu 富化度分布……1268
付図 1.9　サンプル顆粒数と変動幅 2σ の関係 ……1269

[第 IV 編]

図 1.1　各候補概念の建設費比較（200tHM/y） ……1288
図 1.2　各候補概念の建設費比較（50tHM/y） ……1288
図 1.3　操業中の廃棄物発生量 ……1289
図 1.4　廃止措置に伴う廃棄物発生量（再処理システム） ……1289
図 1.5　廃止措置に伴う廃棄物発生量（燃料製造システム） ……1290
図 2.1　燃料サイクルシステムの経済性（処理規模：200tHM/y） ……1293
図 2.2　燃料サイクルシステムの経済性（処理規模：50tHM/y） ……1293

はじめに

日本原子力研究開発機構（以下「原子力機構」という）と電気事業者は、電力中央研究所（以下「電中研」という）やメーカ各社の協力を得て、1999年7月より、高速増殖炉(FBR)サイクルが本来有する長所を最大限に活用した実用化像を構築し、併せて将来の多様な社会ニーズに柔軟に対応できる開発戦略を提示することにより、FBRサイクルを将来の主要なエネルギー源として確立する技術体系を整備することを目的とした、「FBRサイクルの実用化戦略調査研究」（以下「FS」という）を実施している。

本研究においては、2015年頃に競争力あるFBRサイクルシステムの技術体系を提示できるよう、21世紀のエネルギー資源の需給動向や環境負荷低減に対するニーズ並びに社会展望を分析し、目指すべき安全性、経済性、環境負荷低減性、資源有効利用性および核拡散抵抗性に係る５つの開発目標を設定している。これらの開発目標を実際の設計検討作業における具体的な指標に展開するために、FBRシステム及び燃料サイクルシステム（再処理システムと燃料製造システムの組み合わせ）のそれぞれのシステムに対して定量的な設計要求を設定し、フェーズを分けてシステム設計検討を段階的に進めている。

フェーズⅠ（1999～2000年度）では、FBRサイクルの候補技術を幅広く調査して、革新技術を導入した概念検討を行い、5つの研究開発目標に対する適合可能性などを評価して、実用化候補概念として有望な複数の概念を抽出した。FBRシステムとしては、冷却材と燃料形態の組合せで考えられる約40の候補から、ナトリウム冷却炉、鉛ビスマス冷却炉、ヘリウムガス冷却炉及び水冷却炉を、燃料サイクルシステムとしては、約10の再処理候補技術から先進湿式法、金属電解法及び酸化物電解法を、約10の燃料製造候補技術からペレット法、振動充填法、射出鋳造法および被覆粒子法の各概念を抽出した。

フェーズⅡ（2001～2005年度）では、フェーズⅠで抽出した各候補概念の検討結果を出発点とし、FBRサイクルとして開発していく実用化候補概念(複数)の明確化、及び今後の研究開発計画の立案に資するために、2003年度末にマイルストーンを置き、その前半と後半に分けて燃料サイクルシステムの検討を進めた。

フェーズⅡの前半（2001～2003年度）では、フェーズⅠで抽出した複数の再処理技術及び燃料製造技術の各候補概念について、経済性等を向上させるために採用した革新技術を中心に、成立性に係る要素技術開発や解析を実施するとともに、FBRシステムとの整合性にも配慮した設計検討を行い、2003年度末に設計要求に対する適合可能性評価の見通しを含めて成果を中間的に取りまとめた。

フェーズⅡの後半（2004～2005年度）では、前半に実施した再処理及び燃料製造システムの設計検討及び中間評価結果を踏まえ、最新の要素技術開発成果等をできるだけ反映して、再処理システム及び燃料製造システムの更なる設計の合理化、最適化を行った。それらの各再処理システム及び各燃料製造システム、並びにこれらを組み合わせた燃料サイクルシステムについて、設計要求に対する適合可能性を評価するとともに、要素技術開発や概念設計検討において摘出された、各燃料サイクルシステムを実用化するための技術体系整備に向けて克服すべき課題の多さ、及びそれぞれの課題の難易度に基づき技術的成立性の評価を行った。また、実用化に向けた国際協力の可能性を含めた技術的実現性の評価

として、主要課題について研究開発計画案を検討し、実用化までの開発経費を試算した。これらの検討成果は、別途取り纏められているFBRシステム及び統合評価の技術検討書とともに、FBRサイクルシステムの実用化候補概念の明確化を図るための総合評価に資するものである。

本報告書は、これらのフェーズⅡで実施した燃料サイクルシステムの検討成果を取りまとめたものであり、次に述べるような４つの編とその付録から構成されている。

第Ⅰ編の「燃料サイクルシステムのフェーズⅡ検討の展開」では、燃料サイクルシステム全体に係る共通事項として、FSフェーズⅡの開発目標と設計要求、検討対象技術（炉、再処理、燃料製造）、並びにフェーズⅡにおける燃料サイクルシステムの検討の進め方について述べる。

第Ⅱ編の「再処理システムの設計検討」では、燃料サイクルシステムのうち再処理技術について、まず、フェーズⅡ検討の展開と検討対象技術、設計検討の前提条件と基本方針、設計要求への対応、再処理システムの技術評価の視点（燃料サイクルシステムとして一体化した評価が必要な項目を含む）について述べる。これらを踏まえて、先進湿式法、酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法の各再処理技術について検討成果を順に述べ、最後に再処理システムとしての技術的総括を行っている。

なお、第Ⅱ編の付録として、炉とサイクルを含めたFBRサイクル候補概念の多面的評価向けに再処理技術の検討評価を行うために必要な炉心・燃料仕様を付録１に、フッ化物揮発法の机上検討成果を付録２に、経済性評価精度の向上、環境負荷低減性及び保障措置に係る検討成果を付録３から付録５に、国内外の再処理技術開発の動向について付録６に、フェーズⅡ前半で検討した金属電解法の酸化物燃料、窒化物燃料、及び軽水炉（LWR）からの移行期への適用性評価結果を付録７、これまでに検討した再処理技術の評価結果の一覧を付録８に示している。

第Ⅲ編の「燃料製造システムの設計検討」では、燃料サイクルシステムのうち燃料製造技術について、フェーズⅡ検討の展開と検討対象技術、設計要求への対応方針、技術評価の視点及び評価方法について述べた後、ペレット法、振動充填法（ゲル化・スフェアパック、バイパック）、鋳造法、被覆粒子法の各燃料製造技術について順に検討成果を述べる。最後に、燃料製造システムとしての技術的総括を行っている。

第Ⅳ編の「燃料サイクルシステムの技術評価」では、FBRサイクル候補概念の多面的評価用に提供した再処理システムと燃料製造システムのデータについて紹介するとともに、燃料サイクルシステムとしての設計要求への適合性評価と技術総括、実用化に向けた技術的実現性の評価を行っている。

なお、本報告書においては、機微情報として公開できない数値等に対しては、未表示としている。

第 I 編

燃料サイクルシステムのフェーズ II 検討の展開

(BLANK PAGE)

本編では、燃料サイクルシステム全体に係る共通事項として、FSフェーズⅡの開発目標とそれを具体化した設計要求、フェーズⅠにおいて抽出されフェーズⅡの検討対象とした技術（FBR、再処理、燃料製造）、フェーズⅡにおける燃料サイクルシステムの検討の進め方について述べる。

(BLANK PAGE)

1. 実用化戦略調査研究フェーズⅡにおける開発目標と設計要求、検討対象技術

1.1 フェーズⅡの開発目標

FBRサイクルシステムを将来の主要なエネルギー供給源として確立するためには、安全確保を大前提に、環境負荷の低減を図りつつ、持続的なエネルギー供給が可能であるとともに、事業として成立するために必要な経済性（運転信頼性を含む）を確保すること、さらに国際的な視点からは、原子力の軍事利用への転用を防ぐために核拡散に対する抵抗性を有することが求められる。これらのFBRサイクルの実用段階で要求される特性などを考慮し、フェーズⅡの開発目標として、安全性、経済性、環境負荷低減性、資源有効利用性、核拡散抵抗性に係る開発目標を表 1.1.1のように設定した[1)]。これら5つの開発目標は、基本的にはフェーズⅠで設定したものからの大きな変更点はないが、フェーズⅠでの研究の進展及びその後の国内外の原子力開発の動向を踏まえて、その内容の一部見直しを行っている。

この開発目標において、特に燃料サイクルシステムに係る部分の概要は以下の通りである。

(1) 安全性

深層防護の考え方を基本として、異常の発生と拡大の防止を最優先とした安全設計とするとともに、同時代のLWRサイクルシステムと同等以上の安全性を確保する。さらに、各システムの特徴を踏まえて、より確実かつ明解な安全性確保方策の実現を目指す。これにより、FBRサイクルシステムの導入によるリスクが、社会に既に存在するリスクと比べて十分に小さくなることを目標とする。

(2) 経済性

FBRサイクルシステムの実用化に際しては、市場競争原理に基づく導入を可能とする経済性を達成することが重要である。このため、エネルギー原価（発電原価）において、将来の競合するLWRや他のエネルギー源との競争力を有することを目標とする。さらに、FBRサイクルシステムの国際的展開も視野に入れて、経済性を一層高める方策についての検討も進める。

(3) 環境負荷低減性

FBRサイクルシステムの特徴を活かして、LWR及びFBRサイクルシステムで生じる長寿命の超ウラン元素（TRU）や核分裂生成物（LLFP））の燃焼や分離・核変換などにより、放射性廃棄物の発生量、放射能および潜在的有害度の低減を目指す。また、サイクル施設の運転・保守補修および廃止措置に伴う廃棄物の発生量低減および環境への移行量低量低減を目指す。さらに、高レベル廃棄物の高減容処理や処分技術に適合した固化体の検討にも取り組む。

(4) 資源有効利用性

持続的な核エネルギーの生産と、電力需要の増大等の将来の多様なニーズへ対応できることを目指す。

(5) 核拡散抵抗性

FBRサイクルシステムの実用化においては、国際的に見ても原子力の平和利用を目的としていることを明確かつ容易に示すことを目指す。このため、核拡散抵抗性を高めることにより、核物質防護及び保障措置対応の負荷軽減を図るとともに、核不拡散制度の運用の効率化に資する。

表 1.1.1　実用化戦略調査研究フェーズⅡの開発目標

● **安全性**
- ■ 取り扱い物質の物理・化学的な特性（化学的活性度、放射能に対する潜在的有害度など）やプロセス条件（運転温度など）を踏まえた安全対策
- ■ FBRサイクルシステムの導入リスクが、社会に既に存在するリスクに比べて十分小さい
  - FBRシステム　・炉心損傷に至る恐れのある事象の発生を防止するとともに、その発生を仮定しても炉容器または格納施設内で終息
  - 燃料サイクルシステム　・臨界安全、閉じ込め機能の確保

● **経済性**
- ■ 将来、競合するエネルギー源と比肩する発電単価の達成
- ■ 世界に通用するコスト競争力の確保
  - ・ より一層の物量削減
  - ・ 海外調達　等

● **環境負荷低減性**
- ■ 長寿命核種（TRUおよびLLFP）の燃焼または分離変換による地層処分への負荷軽減
- ■ 運転・保守補修および廃止措置に伴う廃棄物の発生量低減

● **資源有効利用性**
- ■ 優れた中性子経済を活用し持続的に核燃料を生産
  - ・ TRU燃料の多重リサイクル
  - ・ LWR使用済燃料から回収したTRUをFBRでリサイクル
- ■ エネルギー源としての多様なニーズへの対応
  - ・ 水素製造、海水淡水化、熱供給、分散電源　等

● **核拡散抵抗性**
- ■ 核物質防護および保障措置対応への負荷軽減（単体Puが純粋な状態で存在しないこと、など）
- ■ 核不拡散性制度の運用の効率化（遠隔保守・監視、自動化技術　等）

1.2 燃料サイクルシステムのフェーズⅡの設計要求等

FBRサイクルのフェーズⅡの5項目の開発目標を具現化するために、燃料サイクルシステムの設計検討を進めるために必要となる定量的な設計要求を、表 1.2.1のように設定した[1)]。ここで開発目標に対応する5項目の設計要求以外に、運転・保守補修性と技術的成立性の項目を次に述べる理由により新たに加えている。運転・保守補修性については、稼働率確保の観点から経済性評価の前提条件になるものであり経済性評価に含まれると見なすこともできるが、燃料サイクルシステムの設計時に配慮すべき重要な事項であるため、ここでは別項目として取り上げている。また、技術的成立性については、設計要求への適合性評価の際の大前提となるものであり、現状では、技術的難易度が高く技術的成立性に課題を有する革新技術等についても、その技術が期待通り成立するものとして各設計要求項目を評価しているが、それらの技術を取り込んだシステムについて、今後の開発やその採用の有無を判断する際の重要な因子であるため、別項目として取り上げている。

また、新燃料中へのFPやMAの混入率は、炉性能に影響するばかりでなく、再処理時に要求されるFP除染性能や、新燃料の製造性等にも影響する重要な因子である。例えば、再処理のFP除染性能の向上は、新燃料中へのFP混入量を低減させ炉心性能の向上に繋がるが、反面、再処理側では精製工程の追加等が必要となり廃棄物発生量も増大するので、経済性や環境負荷低減性を悪化させる。そのため、FBRシステムとの取り合い条件として、設計の際の目安値とすべき新燃料中へのFPやMAの混入率を、1.2.1 に別途設定している。以下に、これらの各設計要求等について説明する。

なお、設計要求には、リファレンス設計において最低限達成すべき値（要求値）と、各システムの特長を活かして目指すべき目標の目安となる値（目標値）が示されている。目標値を目指した設計においては、必ずしも全ての項目を達成することが要求されるものではない。また、目標値は上限を示すものではなく、システムの特長を活かすために目標値より高い目標を目指すことを妨げるものではない。

1.2.1 FBR システムとの取り合い条件（FP、MA 混入率）

(1) FP 混入率

高速中性子を利用するFBRでは、炉心の不純物含有の許容量が大きく、MAを含有したTRU燃料も効率的に燃やすことができるが、その炉心性能は新燃料中へのFP混入率やMA含有率に依存する。フェーズⅠからフェーズⅡ中間評価までの検討では、乾式法再処理（酸化物電解法）のFP除染係数を用いて、いずれの再処理と燃料製造の組み合わせシステムにおいても、新燃料中には重金属量（HM）の2vol%（MOX燃料で1.2wt%程度に相当）程度のFPが一律に混入しているものとして設計評価を進めてきた。FBRシステム側での炉心性能評価では、この程度のFPが新燃料中へ混入したとしても、それほど炉心性能は悪化しないとの見通しを得ている。

しかしながら、FBRサイクルシステムとしての経済性をできるだけ向上させるためには、新燃料中へのFP混入率を下げ炉心燃焼度の向上を図ることが好ましい。各燃料サイクルシステムの設計検討が進捗した現在、FBRと組み合わせる燃料サイクルシステム（特に再

処理システム）の特徴を踏まえて合理的に達成できるFP混入率を設定することが可能である。そこで、フェーズⅡ中間評価以降の検討では、各再処理法についてのFP除染性能を判断する指標として、新燃料（燃料製造の製品）へのFP混入量として、従来の「1.2wt%の要求値」に加え、以下のような「取り合いの目安値」を設定する。

- 先進湿式法対応　：HM量の0.14wt%
- 酸化物電解法対応：HM量の1.4wt%
- 金属電解法対応　：HM量の0.3wt%

(2) MA 含有率

FBRでの燃焼と再処理・燃料製造を多重に繰り返したFBR平衡サイクル時に、新燃料及び使用済燃料中に含有されるMA量は、各燃料形態によって以下のようにほぼ一定値となる。そこで、MAの「取り合いの目安値」を以下のように設定する。

- MOX燃料リサイクルの場合　：HM量の約0.9～1.1wt%
- 窒化物燃料リサイクルの場合：HM量の約0.9～1.1wt%
- 金属燃料リサイクルの場合　：HM量の約0.3～0.4wt%

また、LWR燃料再処理で回収したMAをFBRで積極的に受け入れて燃焼させる場合には、新燃料中にはHM量の最大5%程度までのMA含有が想定されるため、特に燃料製造へ及ぼす影響を評価する。

1.2.2 安全性

燃料サイクルシステムの安全性については、「FBRサイクルシステムのもたらすリスクが社会の既存のリスクに比べて十分に小さいものとする」という開発目標にかなうように、異常発生要因を極力排除し、遮へい機能及び閉じ込め機能に十分な信頼性を持たせた設計とする。さらに多重防護の考え方に基づき、異常の拡大防止機能、影響緩和機能を適切に設け、「大量の放射性物質が制御されずにバウンダリの外へ移行する事象（放射性物質の大規模放出事象）」を想定したとしても、一般公衆に過度の放射線被ばくによるリスクを与えないように、放射性物質を施設内に閉じ込めることが可能な設計とする。

より具体的には、同時代のLWRサイクルシステムと同等以上の安全性を備えることを設計要求値とする。さらに、事故時のリスクを同時代の社会に既に存在するリスクに比べて十分に小さいものとする観点から、「放射性物質の大規模放出事象」が周辺公衆に急性死亡のリスクを与える可能性がある場合には、その発生頻度として10^{-6}/プラント・年未満を設計要求値とする。

また、プロセス概念が有する安全上の特徴を考慮した上で、現行法令、指針類などに準拠した設計とし、適用外の設計とする場合にはその考え方を示すものとする。

1.2.3 経済性

経済性については、再処理・燃料製造一体化施設を前提とし、将来のLWRサイクルシステムと同等以上の競争力を確保する観点から、FBRサイクルシステムの目標とした発電原価（4円/kWh）の内、「再処理費及び燃料製造費の合計として0.8円/kWh以下」を設計要求値とする。輸送費、廃棄物処分費などを含めた「燃料サイクル費としては1.1円/kWh

以下」を設計要求値とする。

プラント稼働率は、現行のLWR再処理プラントやMOX燃料製造プラントの設計条件を参考に、フル稼働日数で年間200日として設計を行い、この日数で定格容量を処理できる機器構成とする。このような高稼働率を実現するには、後述のプラントの信頼性（運転・保守補修性）を確保することが必要となるが、運転・保守補修性については、1.2.7に示している。

プラント寿命は、建屋（セルライナを含む）を40年とし、内装機器については個別に交換頻度を評価する。

なお、施設の処理規模は経済性に大きく影響する重要な因子である。本フェーズⅡ検討においては、処理規模を次のように考えて設定した。我が国で想定される将来の原子力発電設備容量58GWeを全てFBRで賄うことを想定すると、それに対応したサイクル側の全処理能力としては、MOX燃料の場合には約420～530tHM/y（増殖比1.03～1.10に対応）、金属燃料の場合には約310～360tHM/y（増殖比1.03～1.11に対応）となる。ここで、湿式再処理法は連続的なプロセスであるためにスケール効果が大きく、処理規模が大きいほど高い経済性が期待できる。一方、乾式再処理法はモジュール単位のバッチ処理プロセスであるために、スケール効果は湿式再処理法に比べて小さいが、小規模でも比較的高い経済性を確保できる可能性がある。これらを踏まえて本研究では、燃料サイクル費のスケール効果として処理規模の影響を評価するため、大規模プラント及び小規模プラントとして、それぞれ200tHM/y及び50tHM/yの処理規模のプラントについて設計研究を行った。この際の処理規模のHM量は、新燃料製造量を起点としたもので定義している。

1.2.4 環境負荷低減性

環境負荷低減性については、最終処分廃棄体量の低減及び処分場合理化を追及し、通常運転時の放射性物質放出量及び単位発電量当たりの放射性廃棄物の発生量を現行のLWRサイクルシステムと同等以下を設計要求値とし、さらに目標値として1/10に削減する可能性を追求する。なお、通常運転時の放射性廃棄物は、最終処分に適合した形態とする。また、その発生量については、各処分区分毎の発生体積を指標とする。

また、高レベル放射性廃棄物の放射能に対する潜在的有害度低減のため、U及びTRUの放射性廃棄物への移行率低減の可能性について検討することとし、1.2.5 の資源有効利用性の観点から設定した値（U及びTRU各々の回収率として99%以上）よりさらに低い「0.1%以下の移行率」を目標値とする。

廃止措置のし易さ（解体性）及び廃止にともなう廃棄物発生量についても可能な限り低減することを目指す。

さらに、長寿命や発熱性のFP核種を分離して、核変換や減衰待ち貯蔵などにより、処分場負荷低減の可能性を追求する。分離回収・リサイクルする元素はI、Tc、分離回収する元素はCs、Srとし、放射性廃棄物への移行率の目標値を、核変換の対象となる「I、Tcについては1～0.1%」、発熱元素であり減衰待ち貯蔵の対象となる「Cs、Srについては1%」とする。

1.2.5 資源有効利用性

資源有効利用性については、U及びTRUの有効利用の観点から、放射性廃棄物への移行率を可能な限り低減することを目標とし、これまでのU及びPu回収率の実績を参考に、U及びTRUの各々の回収率として99%以上を設計要求値とする。

1.2.6 核拡散抵抗性

核拡散抵抗性については、核物質防護及び保障措置対応への負担軽減と、核不拡散制度の運用効率化を目指す。具体的には、各プロセスの特長を活かして、遠隔監視、自動化技術等による制度の運用の効率化や、各プロセスにおいて純粋なPuが単独に存在しないこと、低除染TRU燃料の採用により接近性を制限することなどによって、核不拡散制度対応への負荷の軽減を図ることとする。

また、現行のLWR再処理施設およびMOX燃料製造施設における計量管理手法、核物質防護手法等の適用が困難もしくは合理的でない場合には、システムの特徴に整合する手法とその考え方を提案する。

1.2.7 運転・保守補修性

運転・保守補修性については、以下の観点に配慮した設計とし、運転・保守補修に対する考え方を明確にする。

保守補修を要する機器については、保守補修区分を検討し、必要なアクセスルートや保守補修スペースを確保するとともに、作業員の被ばく低減を図った設計とする。

また、運転の簡素化、自動化、運転制御系の高度化、メンテナンスし易い設計等により、運転・保守作業におけるヒューマンエラーの防止、保守作業量の低減、運転員・保守員の省力化、保守作業員の被ばく低減を図る。

1.2.8 技術的成立性

技術的成立性については、設計根拠としての裏付けデータを踏まえたシステムを構築する。根拠となる実験データが不備の場合には開発するための目標として設定する。これにより、プロセス条件設定の背景を明確にし、システム概念設計の不確かさを明らかにする。

表 1.2.1　燃料サイクルシステムの設計要求等とその設定根拠

項目		目安値	目標値	設定根拠
FBRとの取り合い条件	FP除染性能	先進湿式法：0.14wt%、酸化物電解法：1.4wt%、金属電解法：0.3wt%		【目安値】各再処理システムの特徴を踏まえて合理的に達成できる値(サイクル製品へのFP混入量で定義) 【要求値】 サイクル製品へのFP混入量が1.2wt%以下
	MA含有量	MOX燃料、窒化物燃料：0.9～1.1wt% 金属燃料：0.3～0.4wt%	最大5wt%のMA添加	【目安値】FBR多重サイクルでのMA含有量 【目標値】軽水炉燃料再処理で回収したMAを積極的に燃焼する場合を想定
技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性向上		

要求値：達成することが必須の最低限の値
目標値：要求値に留まることなく、より優れたシステムの実現を目指す値

		設計要求		
項目		要求値	目標値	設定根拠
安全性		LWR再処理・MOX製造施設と同等以上		【要求値】同種のプラントと同等の安全性を最低限の条件として設定
		・決定論的安全要求：施設内での大規模放出事象時にも放射性物質の施設内閉じ込め能力を確保し、影響を周辺環境に及ぼさない設計 ・確率論的安全要求：施設内での大規模放出事象の発生頻度10^{-6}/プラント年未満		FBRシステムと同等の安全レベルを設定
経済性	(再処理費＋燃料製造費)	0.8円/kWh以下 (輸送費、廃棄物処分費等を含む燃料サイクル費1.1円/kWh以下)	―	【要求値】将来の軽水炉サイクルに比肩しうる経済性
環境負荷低減性	環境放出放射能	単位発電量あたりの発生量がLWR再処理施設およびMOX燃料製造施設の許可申請値以下	―	【要求値】同種のプラントと同等の放出量を最低限の条件として設定
	運転時の放射性廃棄物	単位発電量あたりの発生量がLWR再処理施設およびMOX燃料製造施設と同等以下	要求値の1/10	【要求値】同種のプラントと同等の放出量を最低限の条件として設定
	廃止措置	廃止措置のし易さと廃止に伴なう廃棄物発生量の少ない設計		
	U・TRUの廃棄物への移行率	―	0.1%	【目標値】資源有効利用性の観点から設定(1%)とは別に、処分体の潜在的影響度低減への効果を確保する観点から設定
	長寿命FP、発熱性FPの廃棄物への移行率	プロセス固有の方法で回収できる範囲で回収	長寿命I,Tc：1～0.1% 発熱性 Cs,Sr：1%	【要求値】大きなプロセス変更が不要な範囲で回収できる量 【目標値】発熱元素については、高レベル廃棄物処分体の熱的制限をなくすことを目標に設定
資源有効利用性	U,TRUの回収率	各々99%以上	―	【要求値】従来のFBRサイクルの目標を参考に、TRUも同様に回収するものとして設定
核拡散抵抗性		遠隔監視、自動化技術等による核物質防護、保障措置の制度運用の効率化、各プロセスにおいてPuが単独で存在しない設計、低除染TRU燃料に伴なう高線量化による新燃料及び使用済燃料への接近性制限		現段階で定量化が難しいため設定せず
運転・保守補修性		運転簡素化、自動化、運転制御系の高度化、検査及びメインテナンスし易い設計等、システムの特性を考慮して運転性、保守補修性の向上を図った設計		

1.3 FBR サイクルシステムの検討対象技術

フェーズⅡにおいては、フェーズⅠの検討結果を踏まえ、実用化候補概念の検討を効率的に進めるため、開発目標または設計要求への適合可能性、技術的成立性などの観点から、今後検討すべき対象の重点化を図ることとしている。

具体的には図 1.3.1に示すように、FBRシステムについては、フェーズIでは、冷却材および燃料形態の組み合せについて国内外のFBRシステムに関する既往の設計および研究例を幅広くサーベイし、それらのプラント概念と関連する技術について調査・分析した[2)]。この調査結果をもとに、冷却材（ナトリウム、炭酸ガス、ヘリウムガス、重金属（鉛及び鉛ビスマス）、水、及び溶融塩）と、燃料形態（MOX、窒化物、金属、及び塩化物溶融塩）との組合せとして約40概念を抽出しフェーズⅠの検討を行った。なお、ヘリウムガス冷却炉については、ピン型燃料の他に被覆粒子燃料（MOX、窒化物）も検討対象とした。これらの約40の各検討対象概念について、安全性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性の５つの開発目標に運転・保守補修性、技術的成立性を加えた７つの視点から評価し総合的に検討した。その結果として、これらの中からフェーズⅡで検討対象とすべき有力な実用化候補概念として、ナトリウム冷却炉（MOX及び金属燃料）、ガス冷却炉（MOX及び窒化物燃料）、鉛ビスマス冷却炉（窒化物燃料及び金属燃料）及び水冷却炉（MOX）を選択した[2)]。ガス冷却炉については、フェーズⅡの初年度にさらに絞り込みを行い、検討対象とする概念をヘリウムガス冷却炉（窒化物被覆粒子燃料）とした。

燃料サイクルシステムについても、フェーズⅠ検討にあたって、再処理システムとして湿式法（先進湿式法、イオン交換法、超臨界直接抽出法等）や乾式法（酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法等）、燃料製造システムとしてペレット法、振動充填法、鋳造法、被覆粒子法等の、国内外の再処理技術及び燃料製造技術に関する既往の設計及び研究例を幅広く調査・分析して、対象技術と燃料形態（MOX、窒化物燃料及び金属燃料）の組合せとして、再処理システム約10概念及び燃料製造システム約10概念を検討対象候補概念として抽出し、フェーズⅠで概念検討を実施した。これらの各検討対象概念について、安全性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性の５つの開発目標に技術的成立性、運転・保守補修性を加えた７つの視点から評価し総合的に検討した。その結果として、これらの中からフェーズⅡで検討対象とすべき有力な実用化候補概念として、図 1.3.2及び表 1.3.1に示すように、再処理システムでは、先進湿式法（MOX及び窒化物燃料）、酸化物電解法（MOX）及び金属電解法（MOX、金属燃料及び窒化物燃料）、燃料製造システムでは、簡素化ペレット法（MOX及び窒化物燃料）、振動充填法（MOX、スフェアパック及びバイパック）、射出鋳造法（金属燃料）及び被覆粒子法（窒化物燃料）を以下のように選択した[2)]。

先進湿式法再処理（簡素化溶媒抽出法と晶析法を組み合わせ、MA回収機能も付加）については、LWR再処理で実用化されているPUREX法をベースにした技術であり、改良プロセス（晶析法、MA回収法）やシステムの最適化の課題はあるが、技術的成立性の見通

しは高く、全面的に設計要求を満たしているので、溶解性に難がある金属燃料を除いた酸化物燃料と窒化物燃料を対象として抽出した。また、その一部を改良する代替・補完技術（超臨界直接抽出法、アミン抽出法、イオン交換法）についても抽出した。

乾式再処理法では、経済性目標を達成しうる観点から、酸化物電解法と金属電解法を抽出した。また、燃料形態との組み合わせでは、酸化還元工程の負荷を考慮して、酸化物電解法では、MOXとの組み合わせのみを抽出した。なお、フッ化物揮発法については、フェーズⅠの経済性については乾式法の中では最も安くなる可能性を有していると評価された。しかしながら、その再処理の基本に係る六フッ化プルトニウム（PuF_6）の安定性に懸念があり、国内にはそれを確認するための試験施設がないため、フェーズⅡでは包括的なシステム設計検討は行わず、ロシア等におけるLWRサイクルにおけるハイブリッド化研究等の動向をフォローし、プロセス条件や課題について評価を行うこととした。

ペレット燃料製造法については、工程を抜本的に簡素化し、セル内製造への適用が容易となる可能性を有する「簡素化ペレット法」を抽出した。燃料形態との組み合わせにおいては、酸化物及び窒化物燃料を対象とし、金属燃料は対象外とした。

振動充填法燃料製造については、再処理システムとの整合をとり湿式法対応（燃料形態は、酸化物燃料、窒化物燃料）、酸化物電解法対応（燃料形態は酸化物燃料）及び金属電解法対応（酸化物燃料、窒化物燃料）を抽出した。

鋳造燃料製造法については、燃料形態を金属燃料として「射出鋳造法」と「遠心鋳造法」を抽出した。

[参考文献]

1) サイクル機構, 日本原子力発電（株）：“高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究（フェーズⅡ） 2001 年度成果報告書”, JNC TN1400 2002-001（2002）.
2) サイクル機構, 日本原子力発電（株）：“高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究－フェーズⅠ報告書”, JNC TN1400 2001-006（2001）.

表 1.3.1　フェーズⅡで主たる検討対象とした再処理技術－燃料製造技術の組合せに対応するFBRシステムと燃料形態

再処理＼燃料製造	簡素化ペレット法	振動充填法	射出鋳造法	被覆粒子法
先進湿式法	酸 Na / 酸 水 / 窒 PB	酸 Na	－	窒 He
酸化物電解法	－	酸 Na	－	－
金属電解法	窒 PB	－	金 Na	－

酸　酸化物燃料
金　金属燃料
窒　窒化物燃料
　N-15濃縮窒素回収や窒化などの工程を付加することで適用

Na　ナトリウム冷却炉
He　ヘリウムガス冷却炉
PB　鉛－ビスマス冷却炉
水　水冷却炉

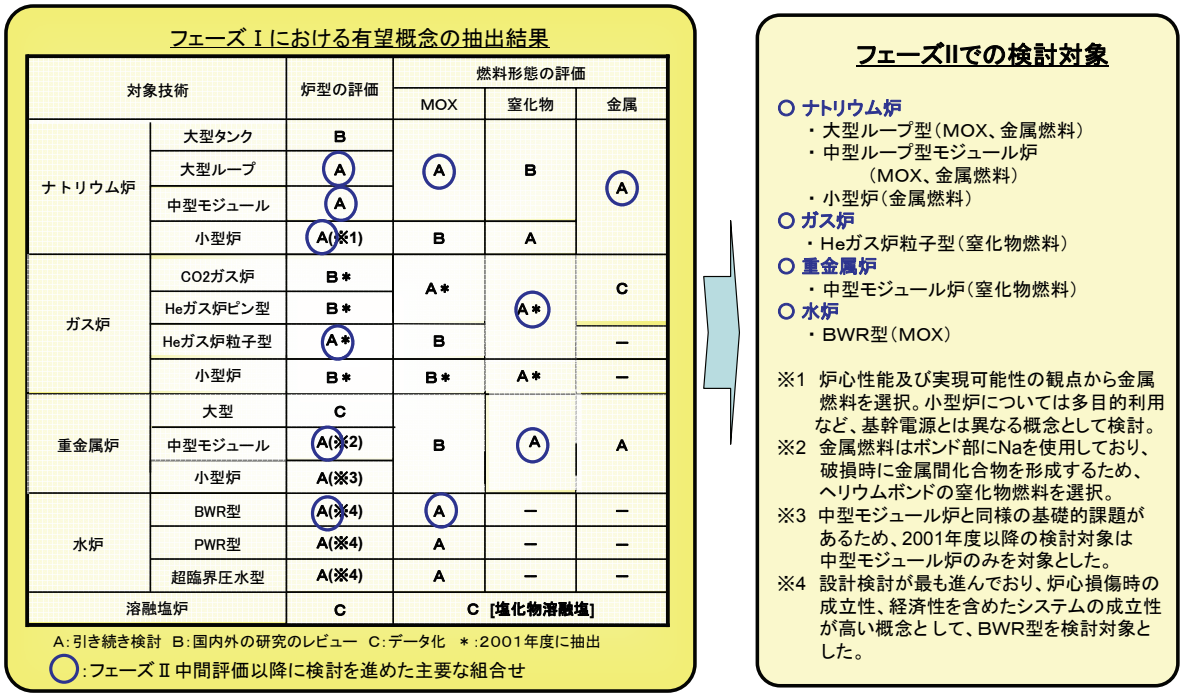


図 1.3.1 FBR システムのフェーズⅠ（1999～2000 年度）の成果

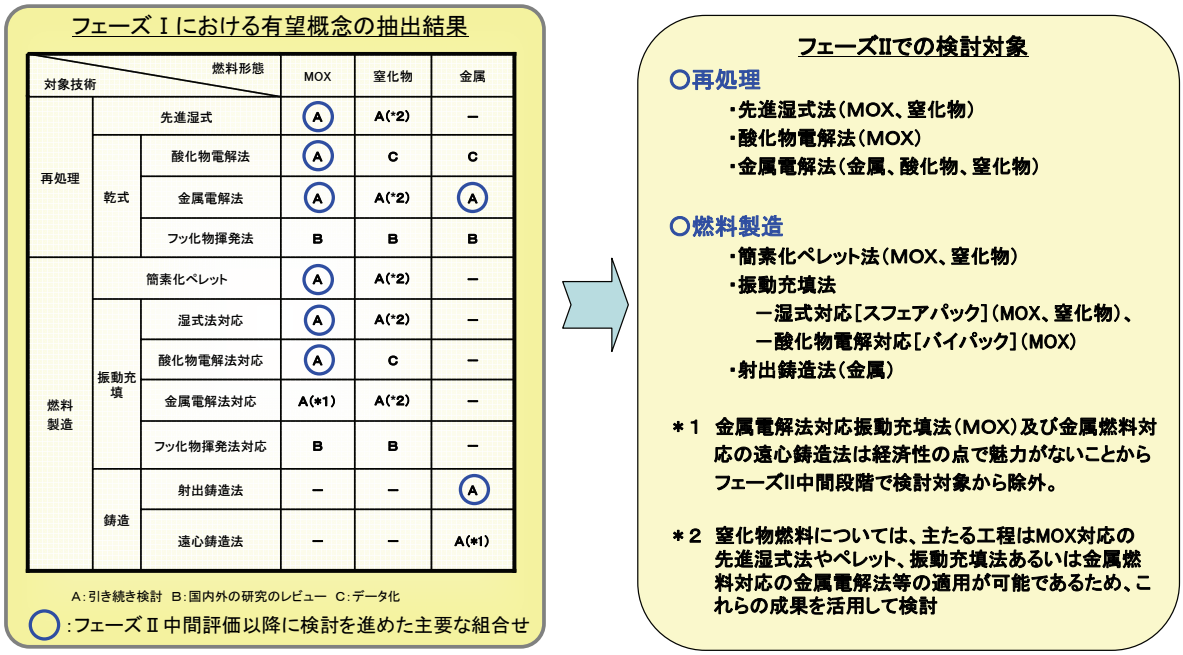


図 1.3.2 燃料サイクルシステムのフェーズⅠ（1999～2000 年度）の成果

(BLANK PAGE)

2. 燃料サイクルシステムのフェーズⅡ検討の進め方

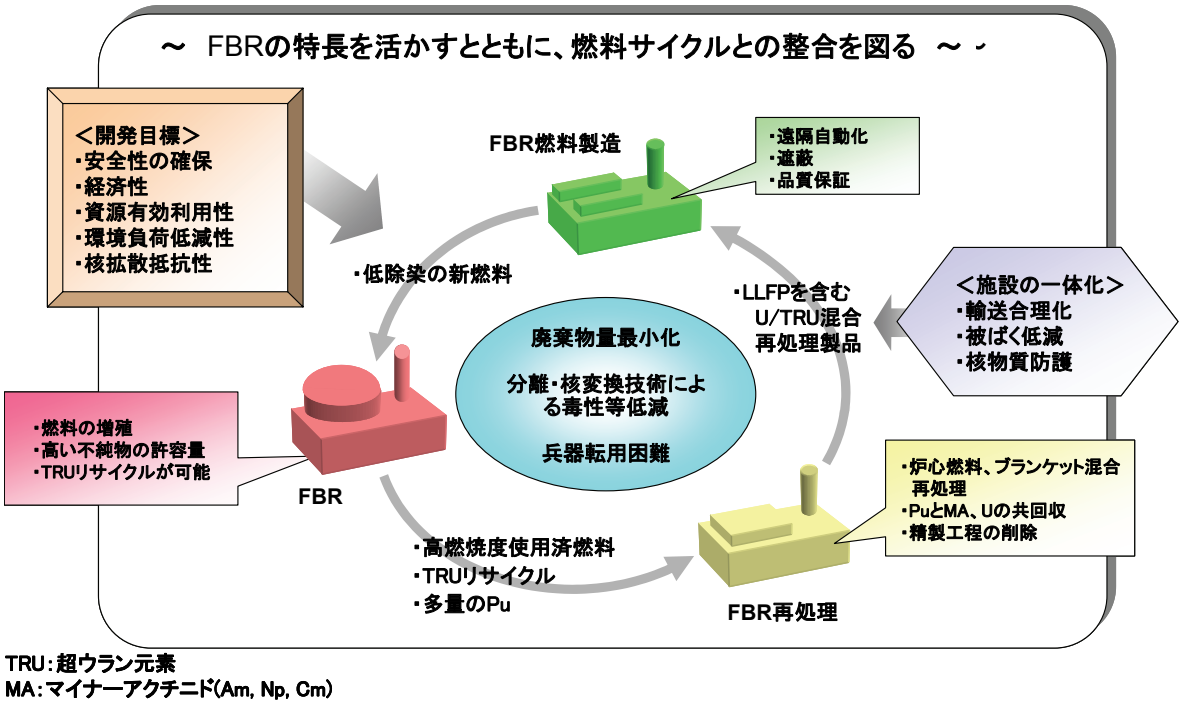
2.1 燃料サイクルシステム構築における基本的考え方

各燃料サイクルシステムの基本概念の構築は、以下のような基本的な考え方で検討を行った。

本研究では図 2.1.1に示すように、不純物含有許容量が大きく、MAを含有したTRU燃料も効率的に燃やせるFBR炉心の特長を最大限に利用して、経済性、環境負荷低減性及び核拡散抵抗性の向上を合理的に達成できる可能性がある、低除染のMA含有TRU燃料リサイクルシステムの構築を目指す。このため、湿式再処理プロセスでは精製工程の排除が可能で、また除染係数の低い乾式再処理法の採用が可能となる。一方、燃料製造については燃料物質の放射能量や発熱量が増大するため、遮蔽セル内での遠隔運転、保守・補修及び適切な除熱対策が必須となる。また、再処理システムと燃料製造システムを同一建屋内に設置する一体型燃料サイクルプラントを採用し、機器・設備の点検・保守エリアをできるだけ共用するなど、経済性のより一層の向上を図っている。さらに、核拡散抵抗性向上の観点からは、核分裂性Pu割合の高いブランケット燃料と炉心燃料との混合処理や、いかなるプロセスにも純粋なPuが存在しないことを基本とする。

フェーズⅡの燃料サイクルシステムの設計検討にあたっては、2.2 で述べるような理由により各々のプロセスシステムについて「リファレンスシステム」を設定して、それらの各リファレンスシステムに対して、フェーズⅠの成果を踏まえつつ、要素技術開発のR&D成果も取込み、システムの技術的成立性に十分留意した設計を進め、適正なプロセスの構築、主要機器の概念設計、プラントの操業性を考慮した配置設計、燃料製造と一体化した施設設計を行い、経済性等の設計要求に対する技術評価を行った。

このリファレンスシステムの設計結果をもとに、統合評価用の多面的評価向け炉心・燃料仕様における燃料サイクルシステム等の検討・評価を行った。



TRU：超ウラン元素
MA：マイナーアクチニド(Am, Np, Cm)

図 2.1.1　FBR の特長を活かした燃料サイクル

2.2 リファレンスシステムの設定

再処理システム及び燃料製造システムの設計検討においては、処理対象としているFBRの燃料の種類（酸化物、金属、窒化物燃料）や形態（ペレット、振動充填、射出鋳造、被覆粒子燃料）によって、適応可能な再処理法や燃料製造法が異なる。また、対応炉心の増殖性能（高増殖性能を追求した径方向ブランケットのある「資源重視型炉心」か、経済性向上のために高燃焼度化を目指した径方向ブランケットの無い「経済性重視型炉心」か）の違いや、燃料サイクル施設の処理規模まで含めると、多種多様な設計検討の組み合わせシステムが考えられる。しかしながら、基本的な構成をもつシステムさえ設計すれば、それに部分的な変更あるいは拡張を行うことにより多様な仕様のシステムへの展開は可能なため、全ての組み合わせについて別個に詳細な検討を行う必要はない。

そこで、本検討ではフェーズⅡ開始以降に燃料サイクルシステムの設計検討用にFBRシステムの設計側より提示された炉心・燃料仕様（以下「フェーズⅡ検討用炉心・燃料仕様」という）を対象に、適切な処理規模を設定して、各々の再処理システム及び燃料製造システムに対応した基本となるべき「リファレンスシステム」を設定して、包括的な設計検討を実施した。それら以外のシステムについては、このリファレンスシステムに部分的な変更・拡張を行う方法で設計検討を進めることとした。

なお、本来、FBRシステムと燃料サイクルシステム（再処理、燃料製造）は、できるだけ整合を図って設計検討を進めることが必要である。しかしながら、FBRシステムと燃料サイクルシステムの設計検討フェーズが重なっているため、ある時点の最新のFBRの炉心・燃料仕様を受けて燃料サイクルシステムの設計検討を開始したとしても、一連の燃料サイクルシステムの設計検討が仕上がった時点では、既に、FBRシステム設計は進捗しており、その最新の炉心・燃料仕様は、当初取り合った条件とは必ずしも一致しない。この点についても、リファレンスシステムからの部分的な変更・拡張により、整合した検討評価が可能となった。

フェーズⅡにおいて設定した各再処理システム及び各燃料製造システムのリファレンスシステムについては、第Ⅱ編及び第Ⅲ編に記載している。

第 II 編

再処理システムの設計検討

(BLANK PAGE)

1. フェーズⅡ検討の展開と検討対象技術

1.1 フェーズⅠにおける主要な成果

第Ⅰ編の1.3で述べたように、FSのフェーズⅠにおいては、再処理システムとしては酸化物燃料（MOX）、金属燃料、窒化物燃料の3種類の燃料に対して、主に湿式再処理技術として先進湿式法、イオン交換法、超臨界直接抽出法、等を、乾式再処理技術として酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法を検討対象技術としてシステム設計検討を実施した。フェーズⅠの主な成果を以下に示す[1)～3)]。

(1) 湿式法

(i) FBR用燃料を対象に高除染U/Pu回収を目的とした従来のPUREX法[*1]に対して、先進湿式法（ウランの粗回収のための晶析法と、単サイクルでのU,Pu,Npの一括回収のための簡素化溶媒抽出の組合せに、さらにMA(Am,Cm)の回収のためのSETFICS/TRUEXを付加したもの）は大幅な経済性向上が達成されており、200tHM/y程度の規模のプラントでその効果が顕著である。（4.2.2(3)(V)従来湿式再処理システムとの比較を参照）一方、50tHM/y規模のプラントではLWRサイクル並みの経済性（FBRとLWRの燃焼度等の違いを考慮して、単位発電量当たりのFBRのサイクル費をLWRサイクルと同等以下になうように設定した再処理費の設計要求値：27万円/kgHM）を達成するためには、革新的な技術等を採り入れた大幅な合理化が必要である。

(ii) 上記プロセスから発生するTRU廃棄物の量は、主工程のソルトフリー化等の効果により、従来のPUREX法の約1/5まで低減している。

(iii) MA回収のためのSETFICS法では、塩析剤（硝酸ナトリウム）のNaが廃棄物側に移行するため、高レベル廃棄物(ガラス固化体)が従来のPUREX法よりも多量に発生することになり、プロセスあるいは試薬の見直しが不可欠である。SETFICS法に代わるシステムとしては、イオン交換法(抽出クロマトグラフィ)の適用が、経済性上の効果が最も高い。

(iv) 再処理主工程の代替システムとしては超臨界直接抽出法が、U・TRUの一括回収システムとしてはアミン抽出法が、各々解決すべき課題はあるが、経済性向上の点から魅力のある技術である。

(2) 乾式法

(i) 酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法の3法に関し、検討を実施した。50tHM/y程度の小規模プラントでも、先進湿式法に比べていずれも高い経済性を有している。ただし、酸化物電解法と金属電解法では、LWRサイクル並みの経済性目標を達成するには、さら

*1 従来のPUREX法：比較のために、① FBR燃料を対象とし、②抽出工程 1 サイクル、U精製工程 2 サイクル、Pu精製工程 2 サイクル（計 5 サイクル）からなる溶媒抽出工程で構成され、③溶媒洗浄等にNaを含む試薬を用い、中低レベル濃縮廃液の固化体を製造する、⑤MAの回収工程を持たない、再処理プラントを想定した。

なる合理化努力が必要であり、処理速度の向上等による機器数削減やプロセスの合理化の可能性を今後見極めることが必要である。

(ii) 酸化物電解法では、従来のPUREX法よりも高レベル廃棄物(ガラス固化体)発生量が多い。これは、廃棄塩中のCsのガラス中への含有量制限によるものであり、廃棄物処理法の見直しを含めた検討が必要である。

(iii) 金属燃料および窒化物燃料処理に対しての適用性は金属電解法とフッ化物揮発法が有するが、経済性の観点からは金属電解法が優れている。

(iv) フッ化物揮発法については、PuF_6の安定性確認等の技術的成立性に係る課題が指摘された。

1.2 フェーズⅡにおける設計検討の展開

フェーズⅡでは、フェーズⅠでの検討・評価結果を踏まえ、再処理システムの設計研究としては、酸化物、金属、窒化物の各燃料形態に適した再処理法として、表 1.2.1に示すような組み合わせを抽出し、設計検討を行った。この５年計画で進めるフェーズⅡ検討に当たっては、2003年度末に中間評価を行うというマイルストーンを設定し、それまでのフェーズⅡ前半の3年間（2001～2003年度）と後半の2年間（2004～2005年度）に分けて、再処理システム設計を以下のように実施した。

(1) フェーズⅡ前半（2001～2003 年度）での再処理システム設計

フェーズⅠにおいて抽出された下記の湿式及び乾式再処理システムを主な対象として、設計検討を進めた。

(i) 湿式再処理システム（酸化物燃料、窒化物燃料対応）

(i-1) 先進湿式法（晶析法＋簡素化溶媒抽出法＋MA回収システム）

(i-2) 代替・補完技術

（①超臨界直接抽出法、②アミン抽出法、③イオン交換法(抽出クロマトグラフィ)）

(ii) 乾式再処理システム

(ii-1) 酸化物電解法（酸化物燃料対応）

(ii-2) 金属電解法（酸化物燃料、金属燃料、窒化物燃料対応）

フェーズⅡにおける設計検討の展開について、その概要を湿式法について図 1.2.1に、乾式法について図 1.2.2に示す。

湿式再処理システムの設計検討については、2003年度末の中間評価までに、超臨界直接抽出法、並びにMA回収システムとしてソルトフリー化を図った改良SETFICS法、およびその代替技術としてアミン抽出法、イオン交換法(抽出クロマトグラフィ)について技術的成立性の評価と期待される効果の定量化を行い、それらの比較評価を踏まえてリファレンスシステムとして検討すべき技術を選定し、システム設計と設計要求に対する適合性を評価した[4)～8)]。

乾式再処理システムの設計検討については、2003年度末の中間評価で、各システムの優劣評価に資するための設計目標を達成しうるシステムの構築に見通しをつけた[9)~11)]。

なお、フッ化物揮発法については、フェーズⅠ評価でPuF_6の安定性確認等の課題が指摘され、システム検討を進める前に、国内外で実施される基礎的研究の進み具合を調査していくべきと判断されたため、フェーズⅡでは、LWR再処理への適用を念頭にしたFLUOREX法等の国内外の動向をフォローするとともに、プロセスの成立性等を評価した[12)~13)]。また、その他の再処理技術として、湿式法と乾式法を組み合わせることによりオリジナルのシステムを上回る性能を引き出せないかを主眼に検討したハイブリッド再処理システム、窒化物燃料を対象としたLINEX法についても調査し、適応性の検討・評価を行った[14)]。

さらに、FBRシステムと燃料サイクルシステム（再処理システム及び燃料製造システム）を組み合わせたFBRサイクルシステム同士の比較評価（多面的評価）に資するために、炉側の検討結果をも踏まえ、FBRサイクルシステム候補概念として22ケースの組み合わせが抽出された。これらは基本的に以下のような７つの再処理法、燃料製造法及び燃料形態の組み合わせグループに分類される。

①湿式法　　＋ペレット法（酸化物燃料、窒化物燃料対応）
②湿式法　　＋振動充填法（酸化物燃料）
③湿式法　　＋被覆粒子法（窒化物燃料対応）
④酸化物電解法＋振動充填法（酸化物燃料対応）
⑤金属電解法　＋射出成型法（金属燃料対応）
⑥金属電解法　＋振動充填法（酸化物燃料）
⑦金属電解法　＋ペレット法（窒化物燃料対応）

これらに対してリファレンスシステムの検討成果等をベースに技術評価を実施し、検討結果をフェーズⅡ中間報告書としてとりまとめた。[14)~16)] それらの各再処理システムの技術評価結果は以下の通りである。

(2) フェーズⅡ中間報告書における各再処理システムの技術評価

(i) 先進湿式法

酸化物燃料対応につては、これまでの豊富な実績を持つPUREX法を基盤としているため、基本プロセスの技術的成立性も高い。晶析工程を中心とした前処理工程の最適化、MA分離に用いる抽出クロマトグラフィーに関する技術開発などの課題はあるものの、比較的早期に実用化が可能と期待される。経済性に関しては、処理規模の拡大に伴なうスケールアップ効果が非常に顕著で、数100tHM/yクラスの大規模処理においては、高い経済性を有することが期待できる。今後は最新実験データを反映した運転操作条件の見直しを行い、主工程の最適化等を図ったシステムを構築する必要がある。また、LWRサイクルからFBRサイクルへの移行期への適用性の検討を行う必要がある。

窒化物燃料対応については、集合体解体、脱被覆、酸化転換、再処理製品の窒化転換な

ど適切な工程を付加することによって、先進湿式法が適用可能である。しかし、窒化物燃料特有の課題として、半減期が5730年と長い^{14}Cの燃料内部での発生を抑える目的で、窒化物燃料には天然存在量が少ない^{15}N (0.37%)を濃縮(99.9%目標)して用いる必要があり、そのための安価な^{15}N同位体濃縮・回収リサイクル技術等の枢要技術開発が必要である。

(ii) 超臨界直接抽出法

先進湿式法の更なる経済性向上を図れるポテンシャルを持つが、まだ初期のプロセス開発段階にあり、確実な見通しを得るためには基礎データ等のより一層の充実が必要である。今後は、最新実験データを反映した運転操作条件の設計見直しや主要な機器概念の見通し検討を行い、経済性向上等のポテンシャルを見極める必要がある。

(iii) 酸化物電解法

基本プロセスが簡素であるという特徴から経済性向上が図れる可能性はあるが、MA回収技術などの技術的成立性を左右する基礎的な課題が多い。最新実験データを踏まえたMA回収プロセス等の再構築によるシステムの再検討を行う必要がある。

(iv) 金属電解法

金属燃料対応については、使用済燃料を用いたTRU回収技術などの実証が必要であるが、プロセスの基本的な技術的成立性は確認されており、比較的小規模での経済性が期待できる。高温環境下での機器成立性評価や連続陰極処理装置等の具体化検討を行う必要がある。また、先進リサイクルシステムに適合する保障措置体系や、臨界安全設計手法の確立に向けた検討を行う必要がある。

窒化物燃料対応については、金属への還元、再処理製品の窒化転換などの適切な工程を付加することによって、金属電解法が適用可能である。しかし、(i) で述べた安価な^{15}N同位体濃縮・回収リサイクル技術等の枢要技術開発が必要である。

一方、酸化物燃料対応については、金属への還元、再処理製品の酸化転換の工程を付加することが必要となり、先進湿式法や酸化物電解法に比べて経済性の低下が不可避であり、開発の有益性を見出しがたい。なお、酸化物燃料処理技術自体は、LWRからFBRへの移行期に必要となるため、金属還元技術の研究については継続が必要である。

(v) フッ化物揮発法

フェーズⅠの評価で課題とされたPuF_6の不安定性については、その後の調査で設計対応できる可能性が見出された。また、TiN被覆粒子窒化物燃料の脱被覆や^{15}Nの回収技術として、フッ化物揮発法の適用が考えられる。

(vi) LINEX 法及びハイブリッド再処理システム等のその他再処理技術

LINEX法を利用した窒化物燃料サイクルについては、金属電解法を代替する技術とは言えず、システム検討を進める必要性は乏しい。また、積極的に設計検討に取り組むべきハイブリッド再処理技術は見出されていない。

(3) フェーズⅡ後半（2004～2005 年度）での再処理システム設計

2004～2005年度の最終評価までの期間では、上述のフェーズⅡ中間評価における各再処理システムの技術評価を踏まえて、2003年度に構築した湿式及び乾式法について、図1.2.3に示すように重点的に取り組むべきシステム設計の対象を絞込み、最新R&D成果を踏まえたシステム設計の見直しや高度化を図り設計根拠等も整理した。また、各再処理システムの設計要求に対する適合性評価と開発課題の摘出を行い、有望な再処理システムの見極めと実用化に向けた開発計画案を策定した。併行して、湿式、乾式共通技術として、安全設計・安全評価、経済性評価手法、保障措置概念の検討を行った。

具体的には、湿式法に関しては、2003年度に絞り込んだ先進湿式法（晶析法＋簡素化溶媒抽出法＋抽出クロマトグラフィーによるMA回収の組み合わせシステム）について、最新の実験データを反映した運転操作条件の設計見直しと、特に前処理工程を中心とした主工程の最適化等を図ったシステムを構築するとともに、本システムをベースに、LWRサイクルからFBRサイクルへの移行期における適用性の検討を行った[17)～18)]。

また、超臨界直接抽出法に関しては、それまでの設計検討では径方向ブランケットについては、熱脱被覆で揮発性FPを除去した後、再処理をバイパスして軸方向ブランケットに使うとしていたが、この径方向ブランケットのバイパス処理は、超臨界直接抽出法に特有なものではなく、他の再処理システム（先進湿式法）との比較評価するためには、同一条件で比較評価する必要がある。そこで、超臨界直接抽出法に関しても径方向ブランケットを含めて全量再処理することとし、最新の実験データを反映した運転操作条件の設計見直し（洗浄工程の追加等）や、主要な機器概念の見通し検討を行い、経済性向上等のポテンシャルを見極めた。

一方、乾式法に関しては、酸化物電解法について、最新実験データを反映しMOX電解、MA回収プロセス等を見直し、システム設計や施設概念を再検討した[19)]。また、金属電解法について、これまで経済性を重視し、炉心とブランケット燃料各々を専用処理していたが、核拡散抵抗性の向上の観点から他の再処理システムと同様の混合再処理へ変更すると共に、高温環境下での機器成立性評価や連続陰極処理装置等の具体化を行った[18)]。さらにフッ化物揮発法については，フェーズⅡ前半の検討結果であるPuF_6の安定条件を反映させて，LWRサイクル及びFBRサイクルに適した再処理プロセスフローの概念をそれぞれ構築するとともに，被覆粒子燃料の脱被覆から再処理まで一貫して行えるフローを提案した[20)]。（詳細は付録２参照）

上記のシステム検討と併行して、湿式、乾式等のそれぞれの特徴を踏まえた安全設計・安全評価の考え方を検討した。この検討を踏まえて各システムの特徴に適応した安全設計を個別に展開し、その成立性と課題を明確にするとともに、想定される異常事象を摘出した。その異常事象に対して決定論的及び確率論的手法の両面から安全性評価を実施した[21)]。

また、燃料サイクル施設の経済性評価の精度向上のために、旧サイクル機構の東海事業所・建設工務管理部の技術支援を得て、既存サイクル施設の建設実績等を調査し、技術的

根拠、設計評価の裏づけデータとしてとりまとめた。また、は燃料サイクルシステムの経済性評価手法としては汎用的に使えるものは現状ないため、機器・設備コストデータの整備と共に、経済性評価手法の開発を進めている。その経済性評価手法の開発状況を簡単に紹介するとともに、それを用いて各システム建設費を試計算し、本編での経済性評価結果と比較評価を試みた。それらの検討成果を本書の付録３に示している。

さらに、環境負荷低減に関する検討結果をまとめて付録４に、各先進サイクル施設の保障措置上の特徴（低除染、U/Pu混合回収、MA含有等）を定量的に評価し、これらを活かした核拡散抵抗性の評価方法を提案し、従来の保障措置を合理化する余地があることを提言した。（付録５参照）国内外の再処理技術開発の動向について簡単にまとめたものを、付録６として添付している。

上記のフェーズⅡ後半での検討結果を踏まえて、多面的評価用に抽出された20ケースのFBRサイクルの各候補概念（付録１参照）について、リファレンスシステムの検討結果等をベースにしてシステム評価を行い、評価データを提供した。

[参考文献]

1) 田中 博, 他 :“再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
2) 西村友宏, 他 :“再処理システムに関する設計評価”, サイクル機構技報, No. 12別冊(2001).
3) H. Tanaka, et al. : “Design Study on Advanced Reprocessing Systems for FR Fuel Cycle”, GLOBAL 2001, France, Paris (2001).
4) 佐藤浩司, 他 : “再処理システム技術検討書　FBRサイクルの実用化戦略調査研究（フェーズⅡ）　平成13年度成果報告”, JNC TY9400 2002-019（2002）.
5) T. Takata, Y. Koma, K. Sato, et al., “Conceptual Design Study on Advanced Aqueous Reprocessing System for Fast Reactor Fuel Cycle,” J. Nucl. Sci. Technol., 41(3), p.307(2004).
6) Y. Koma, T. Takata, and K. Sato, “Design Study on Minor Actinides Recovery for the Next Reprocessing,” Proc. of Global 2003, New Orleans, LA, USA, Nov. 16-20, p.1939 (2003).
7) T. Takata, Y. Koma, K. Sato, et al., “Conceptual Design Study on Fast Reactor Fuel Reprocessing System using Super-DIREX Process,” Proc. of ICONE12, Arlington, Virginia, USA, Apr. 25-29 (2004).
8) K. Kurisaka and K. Kamiyama, “Risk Analysis of the Aqueous Fast reactor Fuel Cycle Facility in the Conceptual Design Stage,” Proc. of ICONE 11, Tokyo, Japan, Apr. 20-23 (2003).
9) K. Fujii, A. Inoue, T. Namba, and K. Sato, “Conceptual Design on Oxide Electrowinning Method for FR Fuel Cycle,” Proc. of Global 2003, New Orleans, LA, USA, Nov. 16-20, p.756 (2003).
10) K. Sato, T Fujioka, H. Nakabayashi, et al, “Conceptual Design on an Integrated Metallic Fuel Recycle System,” p.744 ibid.
11) 中林弘樹,藤岡綱昭, 他：“金属燃料リサイクルシステムの臨界安全設計検討(I)”, JNC TY9400 2003-082 (2003).
12) 天本一平,井上明, 他：日本原子力学会2004年春の年会予稿集B35, p645(2004).
13) 河村文雄,天野治,他：日本原子力学会2003年秋の大会予稿集I2, p487(2003).
14) 佐藤浩司, 滑川卓志, 他：“高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究 フェーズⅡ中間報告　－燃料サイクルシステム技術検討書－”, JNC TN9400 2004-036 (2004).
15) 佐藤浩司, 他 : “再処理システムに関するプラント設計評価”, サイクル機構技報, No. 24 別冊(2004.11).

16) 樋口達也、「再処理システムの環境負荷低減性に関する検討－フェーズⅡ中間評価における廃棄物発生量－」JNC ZN9400 2005-014 (2005)

17) Y. Koma, K. Yano, A. Ohtaki, and K. Sato, “A Forthcoming Reprocessing Plant for Processing Fast and Thermal Reactors Fuel,” Proc. of Global 2005, Tsukuba, Japan, Oct. 9-13, (2005)

18) K. Sato, et al., ”Conceptual Design Study and Evaluation of Advanced Reprocessing Plants in the Feasibility Study on Commercialized FR Cycle Systems in Japan,” ibid.

19) T. Kobayashi, M. Myochin, K. Mizuguchi, et al, “ Study of Minor Actinide Recovery Process for the Oxide Pyro-process,” Proc. of Global 2005, Tsukuba, Japan, Oct. 9-13, (2005)

20) I. Amamoto, et al., “Conceptual Process Flow of a Fluoride Volatility Process under ‘Milder’ Condition,” ibid.

21) H. Nakabayashi, K. Kurisaka, K. Sato, K. Aoki, “ Unified Criticality Safety Design Framework for Future Fuel Reprocessing Systems,” Trans. of ANS, San Diego, California, USA, June 5-9 (2005)

表 1.2.1　フェーズⅡにおける燃料形態と再処理システムの検討対象

再処理システム / 燃料形態	湿式	乾式	
	先進湿式法	酸化物電解法	金属電解法
酸化物燃料	○	○	○
金属燃料	－	－	○
窒化物燃料	○	－	○

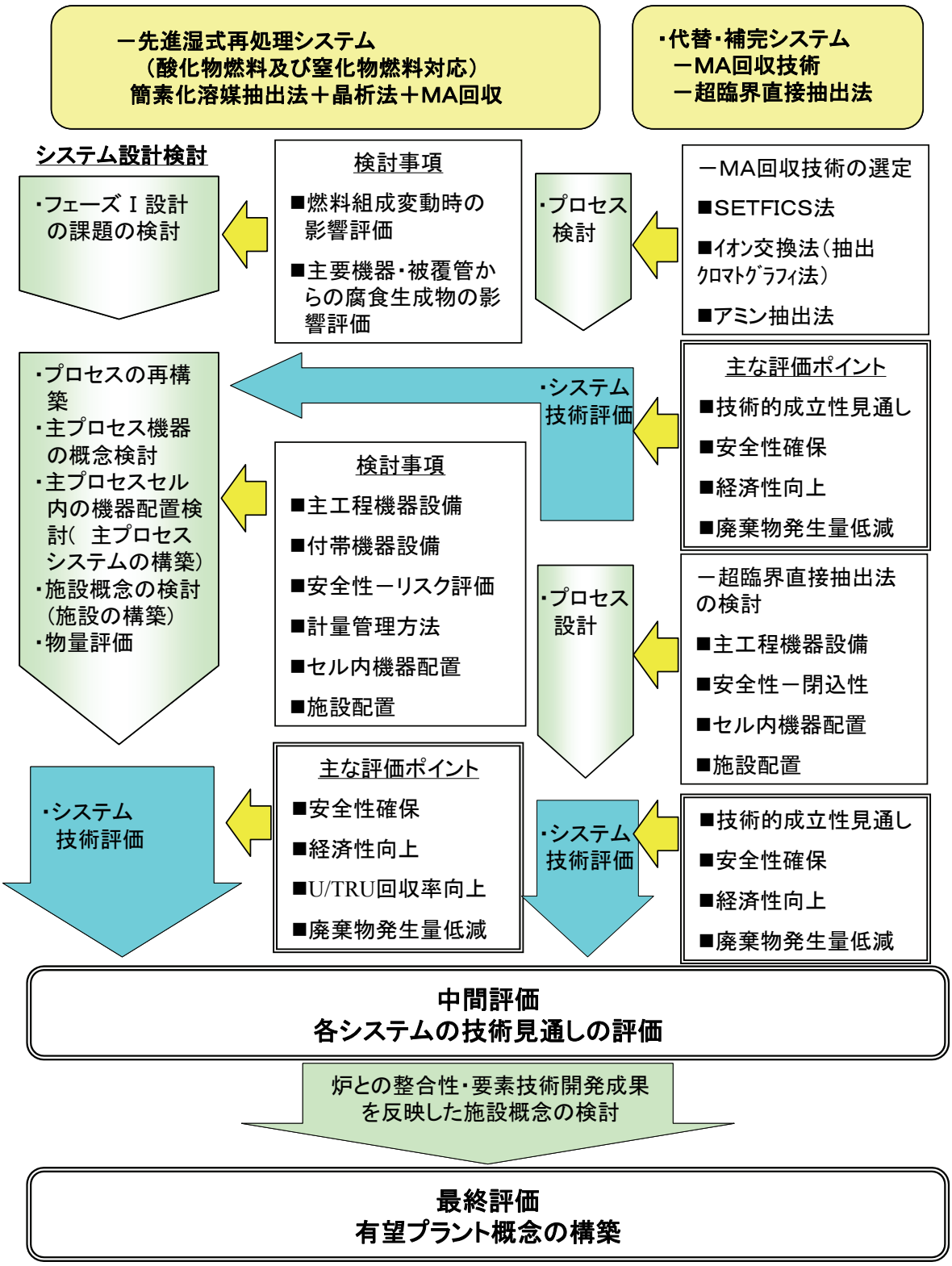


図 1.2.1　フェーズⅡにおける設計検討の展開　／湿式法

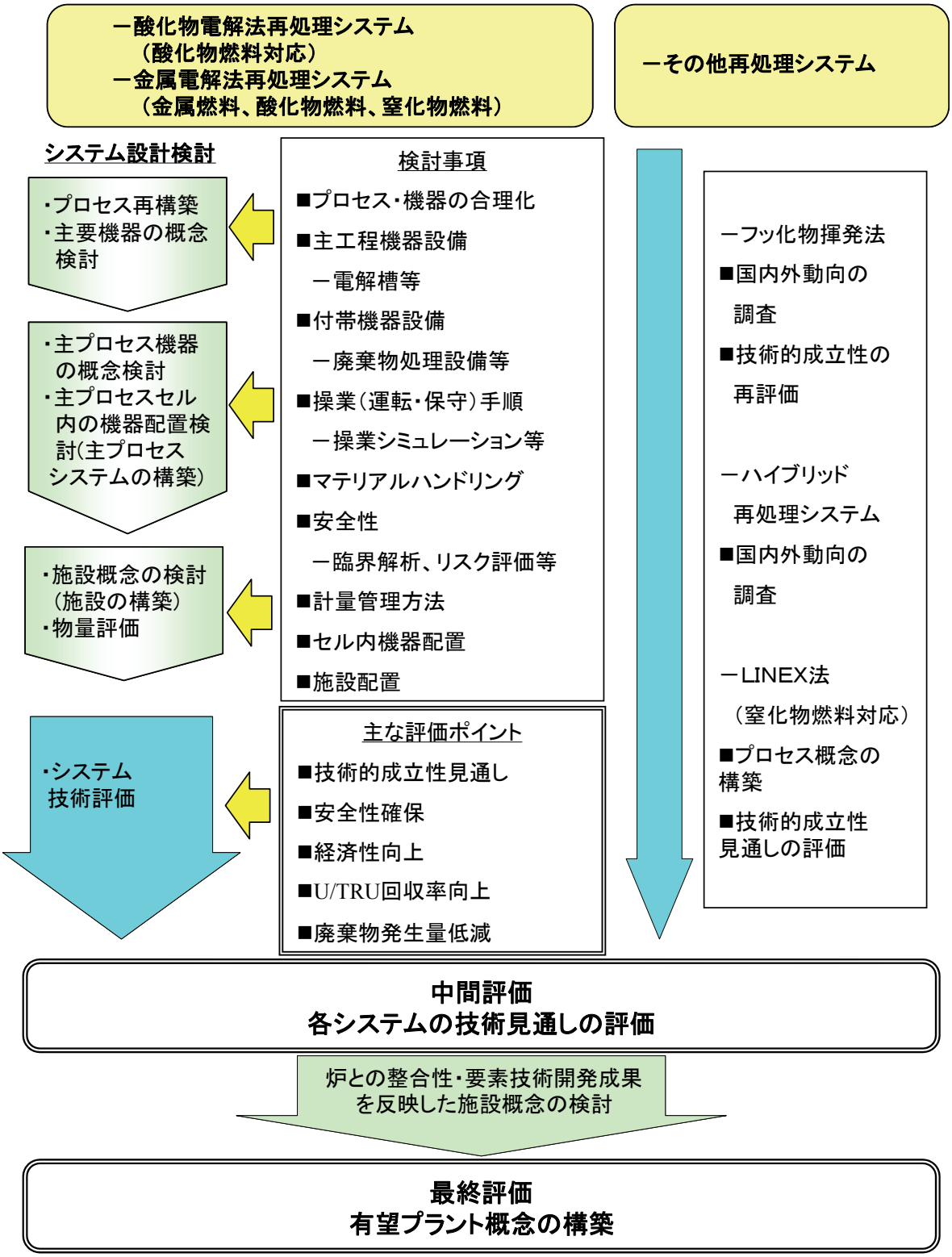


図 1.2.2　フェーズⅡにおける設計検討の展開　／乾式法

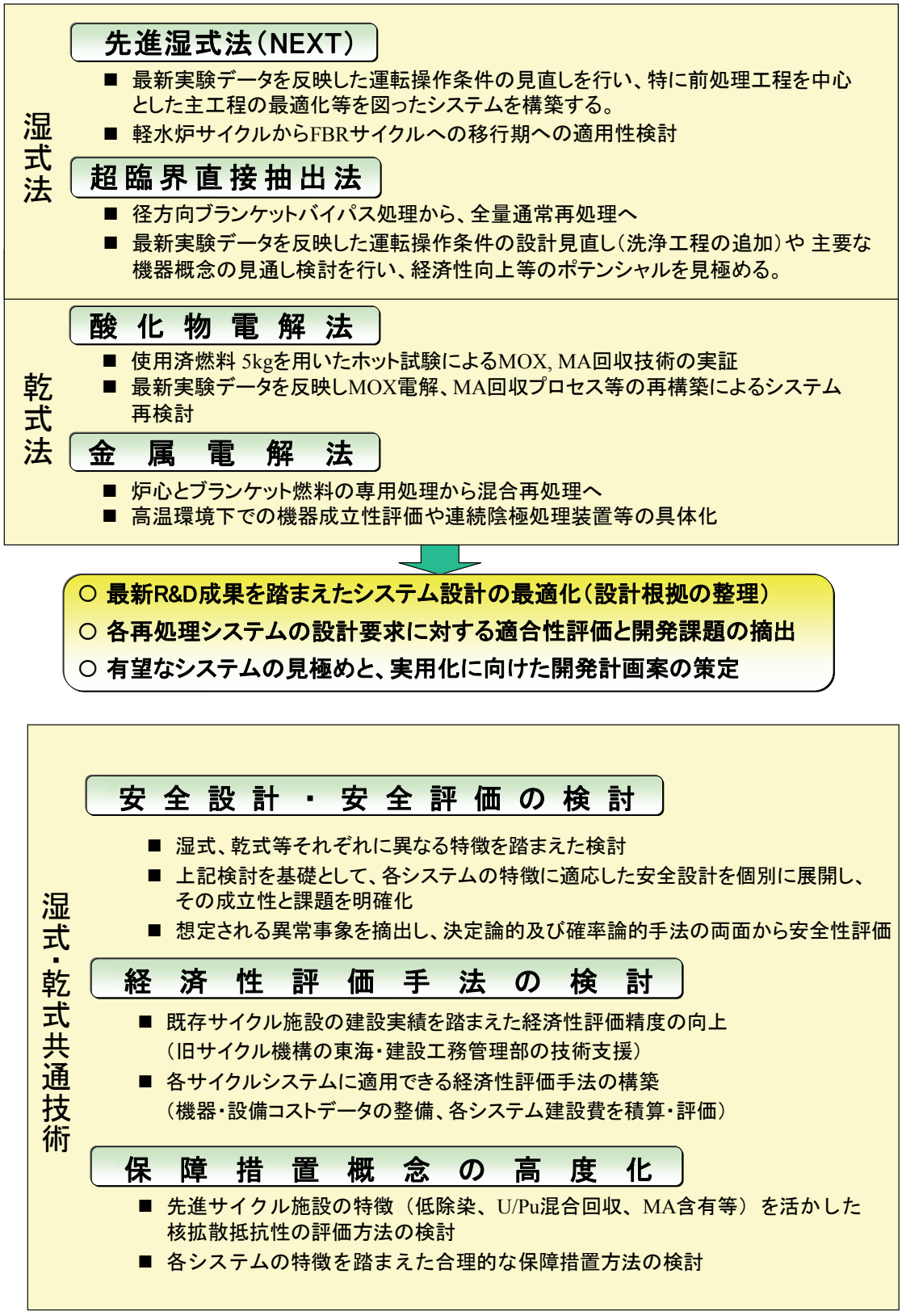


図 1.2.3　フェーズⅡ後半における再処理システム設計の主な取組み

2. 設計検討の前提条件と基本方針

再処理システムの検討においては、処理対象とする使用済燃料の仕様（受入可能な燃料形態）、燃料製造へ供給する再処理製品の仕様、処理の基本となる化学プロセスの組み合わせ、年間処理規模などについて多種多様な組み合わせが考えられる。しかしながら、第Ⅰ編2.2で述べたような理由で、まず基本となるべきリファレンスシステムを設定して包括的な設計検討を行い、それ以外のシステムについてはリファレンスシステムに部分的な変更・拡張を行う方法で設計検討を進めることとした。

これらのシステムについて、第I編に記載された設計要求および本章で述べられる前提条件を満足するように、後述する基本方針に沿って設計検討を実施した。

2.1 リファレンスシステムの設定

再処理法の検討では、フェーズⅡ後半において以下の4つのシステムをリファレンスシステムとして設定し、これらを主として設計検討を実施した。

(1) 先進湿式法再処理（MOXペレット燃料の1.5GWeナトリウム冷却大型炉の資源重視型炉心対応；処理規模200tHM/y）
(2) 超臨界直接抽出法再処理（MOXペレット燃料の1.5GWeナトリウム冷却大型炉の資源重視型炉心対応；処理規模50tHM/y）
(3) 酸化物電解法再処理（酸化物顆粒燃料（バイパック燃料）の1.5GWeナトリウム冷却大型炉の資源重視型炉心対応；処理規模50tHM/y）
(4) 金属電解法再処理（金属燃料の1.5GWeナトリウム冷却大型炉の資源重視型炉心対応；処理規模38tHM/y）

リファレンスシステムについては、基本プロセス、対象燃料形態および処理規模のみを具体的に規定している。基本プロセスについてはこれまでのFSの検討において基本的なプロセス成立性が示された4つのプロセスを設定した。対象燃料形態については各々のプロセスにおいて特段の設備対応を必要としない燃料形態をそれぞれ設定した。処理規模については、大量処理に向いた先進湿式法には200tHM/yを、小規模で経済的優位性を発揮する(2)～(3)については酸化物燃料の50tHM/yを基本とした。なお、金属燃料を用いたFBRでは、酸化物燃料を用いた場合より内部転換比が高いため、同一発電量あたりの燃料処理量が少なくてよいことから、金属燃料を再処理する金属電解法再処理に対しては、酸化物燃料50tHMから得られる発電量で規格化した金属燃料38tHM/yをその処理規模として設定した。ここで、処理規模は燃料製造における処理規模を起点として示している。本設計研究では、上記処理規模に基づき製造された新燃料が炉で燃やされ使用済燃料となり、全量再処理されるものとしている。したがって、再処理では炉における燃焼に伴いHM量が減少している。また使用済燃料中のPu量は炉の増殖性能により新燃料より増大しており、リサイクルを考える際に燃料製造の処理規模以上のPuが余剰に発生することになる。こ

れは評価上発生するものであり、実プラントにおいては当然ながら適切なPuバランスが図られる。故に、ここでは余剰Puについて設備対応を実施しないものとする。

上記で設定した各リファレンスシステムについて、想定した再処理製品を回収するべくプロセスを構築し、物質収支、廃棄物発生量、機器・設備仕様等の概略設計検討を行った。その後、施設設計として施設内の機器配置設計を行い、施設全体の物量を把握した上で経済性等の技術評価を行った。

2.2 リファレンスシステム以外の検討システム

前述のリファレンスシステムに加えて、フェーズⅡ前半でシステム設計検討を行った下記のシステムについても、上記のリファレンスシステムの設計検討結果を参考に、システム設計の適宜見直しと技術評価を行った。

(1) 湿式再処理法（被覆粒子窒化物燃料対応、ペレット燃料対応）

さらに、多様な燃料サイクルシナリオにおける燃料サイクルシステムについても評価するものとし、2.3.3に示す主要な検討項目についてリファレンスシステムでの設計検討結果をもとに考察した。この一環として、フェーズⅡ最終評価における多面的評価として、最適化されたFBRの炉心・燃料仕様（以下「多面的評価向炉心・燃料仕様」という）と燃料サイクルの組み合わせ候補概念について、燃料サイクルシステムの考察を行った。

なお、金属電解法を用いた以下の３つのシステムについては、後述の理由により、フェーズⅡ後半においては設計検討を行っていない。

(1) 金属電解法（酸化物燃料対応；処理規模50tHM/y）

(2) 金属電解法（ペレット窒化物燃料対応）

(3) LWRからのFBRへの移行期における施設のあり方

これは、フェーズⅡ中間評価で、金属電解法を用いた酸化物燃料のリサイクルシステムは、先進湿式法や酸化物電解法に比べて経済性の低下が避けられないこと、また、ペレット窒化物燃料を用いた鉛－ビスマス冷却炉は、FBRシステムとしての魅力に乏しいことがわかったためである。さらに、LWRからのFBRへの移行期における施設のあり方についてはシナリオに依存し、フェーズⅡ後半での新たなシナリオの導出は見出せなかった。そのため、フェーズⅡ中間評価までに行ったこれらの検討成果を付録７に参考として示すに留めた。

2.3 設計の前提条件

2.3.1 リファレンスシステムの設計検討における前提条件

(1) 処理対象燃料および製品燃料

リファレンスシステムにおいて処理対象とする使用済燃料および製品となる新燃料は、

表 2.3.1～表 2.3.5に規定された仕様のMOX燃料または金属燃料を用いるナトリウム冷却炉（資源重視型炉心、図 2.3.1と図 2.3.2を参照）から発生する、あるいは炉で使用するものであるとする。なお、炉取出し後、再処理されるまでの使用済燃料の炉外冷却期間は4年とする。

具体的には、使用済燃料の組成は表 2.3.6、新燃料を製造するために燃料製造システムへ供給する再処理製品の仕様は表 2.3.7に規定されたものであるとする。

(2) システムの処理規模

燃料の種類、処理技術および設計検討を行った処理規模を表 2.3.8に示す。ここで、処理規模は新燃料中の重金属（HM、UおよびTRU）の重量を表す。金属燃料については、年間発電量において50 tHM/yのMOX燃料処理に相当する処理規模とする。

いずれの施設の稼働率もフル稼働日数で 200日/y相当を前提とする。

(3) プラント構成と施設設計

表 2.3.9に示す条件を満足する施設設計を行うものとする。

使用済燃料の再処理と燃料製造の機能を有する単一の施設を検討するものとする。ただし、稼働率が低いことが予想され、将来的に他の施設との共用が期待される設備については、別の建屋を設けることは許容できるものとする。

使用済燃料の一時貯蔵設備については、暫定的に1年分の処理に相当する燃料集合体を貯蔵できるものとする。

放射線管理に係わる施設内の区域区分は表 2.3.10に示すものに従うものとする。

(4) 廃棄物

FPは原則としてガラス固化体とする。その他の廃棄物はFSにおいて設定された廃棄物の分類（表 2.3.11および表 2.3.12）に基づき処分に適切と考えられる形態の廃棄体に加工するものとする。

なお、参考までに表 2.3.11に示した分類に関し、現在検討が進められているわが国における放射性廃棄物の分類と処分方策との対比を表 2.3.13に示す。

2.3.2 窒化物燃料対応の再処理システムの設計条件

窒化物燃料を用いるヘリウムガス冷却炉と鉛ビスマス冷却炉について、検討に用いた燃料仕様を示す。

(1) 鉛ビスマス冷却炉燃料

鉛ビスマス冷却炉ではペレット燃料を検討に用いた。炉心部の高さは70cm、軸ブランケットは下部のみ有し、ボンド材はHeである。

評価対象とした鉛ビスマス冷却炉の炉心基本仕様、特性、集合体および燃料要素の仕様、領域平均燃焼度については付録1に示す。

(2) ヘリウムガス冷却炉燃料

ヘリウムガス冷却炉では、図 2.3.3に示すようなUとTRUの混合窒化物燃料粒子をTiNで被覆した被覆粒子燃料を充填した2種類の燃料集合体構造について検討した。これらの被覆粒子燃料の仕様を表 2.3.14に示す。

六角ブロック型被覆粒子燃料集合体は、縦方向流冷却を用いた炉心・燃料形態であり、SiCブロックを固相マトリクスとして、その内部に被覆燃料粒子を分散・格納した燃料形態である。被覆粒子燃料は、窒化物燃料（MN）核を、FPのプレナムとしての機能を持たせた低密度のTiN 被覆で被覆したもので、FPの放出防止機能は、SiC製の冷却管及びラッパー管で持たせている。炉心部の高さは100cmで、上下に軸ブランケットを有する。

横方向流冷却型被覆粒子燃料集合体は、被覆粒子をアニュラー状セラミック管に装填した構造でヘリウムガスが横方向に流れ、冷却する構造である。この被覆粒子燃料は、窒化物燃料（MN）核を2層のTiNで被覆したもので、内側の低密度TiN 被覆でFPのプレナム機能を、外側の高密度TiN被覆でFPの放出防止機能を持たせている。被覆粒子燃料はSiCの二重管内に充填し、二重管の内側から外側へとHe冷却材が流れる。被覆粒子燃料を充填した二重管を燃料コンパートメントと呼ぶ。燃料コンパートメントに金属製のダクトを接合して燃料集合体とする。炉心部の高さは180cmで、上下に軸ブランケットを有する。

評価対象としたヘリウムガス冷却炉の炉心基本仕様、特性、集合体および燃料要素の仕様、領域平均燃焼度についてはそれぞれ付録1に示す。

2.3.3 再処理システムの多様な燃料サイクルシナリオへの対応

リファレンスシステムでの設計検討結果をもとに、以下に示す様々な燃料サイクルシナリオにおける各再処理システムの成立性と特徴について検討を行う。

(1) 増殖比の効果

リファレンスシステムの設計検討では、増殖比1.2の資源重視型炉心の使用済燃料を対象としている。しかしながら、FBR平衡期においては経済性向上を図るとともに余剰Puを極力保有しないことを目的に、増殖比1.0をわずかに上回る炉心・燃料仕様（経済性重視型炉心）についても検討がなされている。ここでは、増殖比1.2の炉心・燃料仕様（フェーズⅡ検討用炉心・燃料仕様）をベースに、径ブランケットを削除することにより増殖比を1.05にした炉心・燃料仕様に基づく再処理システムについて評価する。本仕様に基づく酸化物燃料および金属燃料の使用済燃料組成を表 2.3.15に示す。

(2) LWR から FBR への移行期における施設のあり方

FBRの導入シナリオにおけるLWRからFBRへの移行期では、比較的小規模なFBRサイクル用のプラントが必要とされるシナリオの他に、本来の処理対象燃料でありFBR使用済燃料が少ないため、LWR使用済燃料も再処理するシナリオも考えられる。ここではFBRサイクル用プラントでLWR使用済燃料を処理する場合について検討し、経済性への影響

の他にその時の施設のあり方について考察する。検討の対象としたLWR使用済燃料のUO_2およびMOX組成をそれぞれ表 2.3.16に示す。

(3) FP 回収・リサイクル/貯蔵に関する再処理システム評価

環境負荷低減性の観点から、廃棄物発生量をできるだけ減らす必要がある。そこで、長寿命核種であるI、Tcと、高レベル固化体の発生本数に大きく影響を及ぼす高発熱核種であるCs、Srの分離・回収技術について検討する。

また、湿式法ではCmの遅延サイクルシステムについても検討する。

(4) 多面的評価向け炉心・燃料仕様における再処理システム評価

FBR燃料サイクルとして、原子炉プラントシステムと燃料サイクルシステムとで整合したFBRサイクル候補概念の評価を行うことを目的として、FSフェーズⅡ最終評価の多面的評価向けに選定した、資源重視型と経済性重視型それぞれの炉心・燃料仕様（多面的評価向炉心・燃料仕様）について再処理システムの評価を行う。評価対象ケースは全20ケースで各ケースの炉心の基本仕様、特性、集合体と燃料要素の仕様、および領域平均燃焼度をそれぞれ付録1に示す。本評価結果については第Ⅳ編に記すが、一部の主要ケースについては各再処理システムの章にも記すものとする。

(5) その他

上記以外で、リファレンスシステムでの設計検討結果等を踏まえて、各再処理技術で個別に評価を加えたものについては本項に記すものとする。

表 2.3.1　炉心の基本仕様

項目	酸化物燃料炉心	金属燃料炉心
電気出力	1,500 MWe	1,500 MWe
熱出力	3,570 MWth	3,900 MWth
炉心概念	2領域均質炉心	2領域均質炉心
運転サイクル長さ	17ヶ月	18ヶ月
炉心取出平均燃焼度（目標値）	15万MWd/t	15万MWd/t
増殖比（目標値）	1.2	1.2
集合体数		
内側炉心燃料	316 体	276 体
外側炉心燃料	266 体	138 体
径方向ブランケット燃料	198 体	78 体
主炉停止系	40 体	30 体
後備炉停止系	15 体	7 体
集合体配列ピッチ	179.7 mm	197.7 mm
炉心高さ	80 cm	85 cm
炉心等価直径	480 cm	440 cm
燃料交換バッチ数 （炉心／径方向ブランケット）	4/4	4/4
サイクルあたりの燃料交換体数 （内側炉心/外側炉心/径ブランケット）	約 79/66/50	約 69/35/20
TRU組成	*1に示す通り	*2に示す通り
U組成 （U-234/U-235/U-236/U-238）	－/0.3/－/99.7 wt%	0.06/0.01/0.03/99.9wt%

*1： Pu-238/ Pu-239/ Pu-240/ Pu-241/ Pu-242/ Np-237/ Am-241/ Am-243/ Cm-244
= 1.1/ 54.1/ 32.1/ 4.3/ 3.9/ 0.5/ 2.0/ 1.0/ 1.0 wt%

*2： Pu 組成:Pu-238/Pu-239/Pu-240/Pu-241/Pu-242 = 1/ 68/ 26 / 2.5/ 2.5 wt%
MA 組成:Np-237/ Am-241/ Am-242m/ Am-243/ Cm-243/ Cm-244/ Cm-245
= 13/ 52.5/ 1.5/ 18/ 0.2/ 12/ 2.8 wt%

表 2.3.2　主な炉心特性

項目	酸化物燃料炉心	金属燃料炉心
TRU富化度（内側炉心/外側炉心）	22.1 / 26.1 wt%	12.7 / 17.7 wt%
新燃料中の（内側炉心/外側炉心） Pu富化度*1	21.1 / 24.9 wt%	12.3 / 17.2 wt%
MA量	1.0 / 1.2 wt%	0.4 / 0.5 wt%
希土類FP混入量	1.3 / 1.3 wt%	0.3 / 0.3 wt%
増殖比	1.17	1.19
燃焼反応度	3.1 %⊿k/kk'	-0.1 %⊿k/kk'
炉心取出平均燃焼度	149,000MWd/t	149,400MWd/t
炉心平均出力密度（BOEC)度*2	246 W/cm^3	298 W/cm^3
炉心平均線出力　（BOEC)*2	254 W/cm	304 W/cm
炉心部Naボイド反応度 （ラッパ管内ボイド）	約 5.7 $	約 7.9 $

*1：Pu富化度＝Pu/（U+Pu+MA）

*2：平衡サイクル初期

表 2.3.3　集合体および燃料要素の仕様

種類	項目	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
酸化物	集合体		
	燃料要素本数	271 本	127 本
	燃料要素配列ピッチ	10.03 mm	14.56 mm
	全長	4,370 mm	4,370 mm
	ラッパ管　材質	PNC-FMS 鋼	PNC-FMS 鋼
	外対面幅	176.7 mm	176.7 mm
	肉厚	4.4 mm	4.4 mm
	スペーサ　型式	ワイヤ	ワイヤ
	材質	ODS 鋼	ODS 鋼
	ワイヤ径	1.48 mm	1.50 mm
	ワイヤ巻付ピッチ	200 mm	200 mm
	燃料要素		
	全長	2,905 mm	2,905 mm
	スタック長	－	1,500 mm
	炉心燃料	800 mm	－
	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料（上/下）＊	350 mm/ 350 mm	－
	ガスプレナム位置と長さ	下部、1020 mm	下部、1020 mm
	ボンド材	He	He
	型式	一体密封型	一体密封型
	材質	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	8.5mm	13.0mm
	肉厚	0.5mm	0.55mm
金属	集合体		
	燃料要素本数	331 本	127 本
	燃料要素配列ピッチ	9.95 mm	16.02 mm
	全長	4,600 mm	4,600 mm
	ラッパ管　材質	PNC-FMS 鋼	PNC-FMS 鋼
	外対面幅	191.7 mm	191.7 mm
	肉厚	4.0 mm	4.0 mm
	スペーサ　型式	ワイヤ	ワイヤ
	材質	ODS 鋼	ODS 鋼
	ワイヤ径	1.39 mm	1.21 mm
	ワイヤ巻付ピッチ	250 mm	250 mm
	燃料要素		
	全長	2,670 mm	2,670 mm
	スタック長	－	1,150 mm
	炉心燃料	850 mm	－
	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料（上/下）	150 mm/ 150 mm	－
	ガスプレナム位置と長さ	上部、1,450 mm	上部、1,450 mm
	ボンド材	Na	Na
	型式	一体密封型	一体密封型
	材質	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	8.5mm	14.8mm
	肉厚	0.5mm	0.5mm

＊ 中央部の 37 ピンは削除。(軸ブランケット無)

表 2.3.4　領域平均燃焼度（MWd/t）

領　　域	酸化物燃料炉心	金属燃料炉心
内側炉心	170, 000	157, 700
外側炉心	124, 000	132, 900
軸方向ブランケット	20, 000	26, 600
径方向ブランケット	4, 300	10, 500
炉心平均	149, 000	149, 400
炉心･軸方向ブランケット平均	89, 400	117, 400
全体平均	63, 100	94, 200

表 2.3.5　集合体最大燃焼度（MWd/t）

項　　目	酸化物燃料炉心	金属燃料炉心
内側炉心燃料		
炉心部	182, 000	162, 500
軸ブラ　（上部/下部）	（平均）25, 100	25, 900/40, 400
外側炉心燃料		
炉心部	189, 000	166, 100
軸ブラ　（上部/下部）	（平均）20, 700	19, 800/29, 100
径方向ブランケット	11, 800	14, 000

表 2.3.6 使用済燃料の組成（新燃料 1t 当たり）

元素	新燃料 1tHM 当りの質量 (kg/tHM)			
	酸化物		金属	
	炉心+軸方向ブランケット合計	径方向ブランケット	炉心+軸方向ブランケット合計	径方向ブランケット
U	5.37E+02	3.01E+02	5.94E+02	2.06E+02
Pu	8.85E+01	6.24E+00	9.15E+01	8.60E+00
Np	3.22E-01	9.24E-03	3.63E-01	2.31E-02
Am	3.18E+00	1.53E-03	2.02E+00	4.67E-03
Cm	9.37E-01	－	4.15E-01	1.20E-06
Sub total	6.30E+02	3.08E+02	6.89E+02	2.15E+02
H	9.07E-05	4.92E-07	1.46E-04	3.89E-06
Li	6.56E-07	3.28E-09	－	－
Be	2.50E-07	1.11E-09	－	－
C	4.40E-08	1.95E-10	－	－
Zn	8.27E-11	7.67E-13	－	－
Ga	1.04E-08	1.25E-11	－	－
Ge	1.78E-03	1.44E-05	－	－
As	5.32E-04	5.17E-06	－	－
Se	6.40E-02	4.78E-04	1.29E-01	3.27E-03
Br	1.98E-02	1.86E-04	4.22E-02	1.12E-03
Kr	3.97E-01	2.57E-03	6.72E-01	1.82E-02
Rb	3.48E-01	2.22E-03	5.77E-01	1.59E-02
Sr	7.34E-01	4.94E-03	1.15E+00	3.16E-02
Y	4.12E-01	2.82E-03	7.14E-01	1.82E-02
Zr	4.29E+00	2.30E-02	7.01E+00	1.87E-01
Nb	6.61E-06	1.67E-08	1.04E-05	1.64E-07
Mo	5.23E+00	2.37E-02	8.34E+00	2.15E-01
Tc	1.29E+00	6.15E-03	2.08E+00	5.73E-02
Ru	4.82E+00	1.87E-02	7.93E+00	1.94E-01
Rh	1.42E+00	5.86E-03	2.40E+00	6.50E-02
Pd	4.22E+00	1.05E-02	6.43E+00	1.42E-01
Ag	3.89E-01	8.58E-04	6.62E-01	1.52E-02
Cd	3.59E-01	2.33E-03	4.56E-01	8.14E-03
In	1.67E-02	4.47E-04	2.73E-02	6.69E-04
Sn	3.04E-01	3.17E-03	3.40E-01	7.78E-03
Sb	7.43E-02	9.66E-04	7.49E-02	1.88E-03
Te	1.05E+00	5.53E-03	1.70E+00	4.16E-02
I	5.65E-01	3.18E-03	9.04E-01	2.32E-02
Xe	7.49E+00	3.11E-02	1.24E+01	3.13E-01
Cs	6.04E+00	2.50E-02	9.95E+00	2.57E-01
Ba	2.65E+00	9.65E-03	4.22E+00	9.78E-02
La	1.92E+00	8.48E-03	3.28E+00	7.77E-02
Ce	3.47E+00	1.51E-02	6.08E+00	1.44E-01
Pr	1.79E+00	7.49E-03	3.03E+00	7.31E-02
Nd	1.07E+01	2.87E-02	1.01E+01	2.43E-01
Pm	9.13E-02	6.74E-04	1.87E-01	5.60E-03
Sm	1.85E+00	7.99E-03	2.93E+00	6.93E-02
Eu	1.84E-01	7.85E-04	3.33E-01	8.11E-03
Gd	2.17E-01	4.50E-04	3.70E-01	6.85E-03
Tb	1.27E-02	2.81E-05	1.85E-02	4.64E-04
Dy	1.25E-02	1.86E-05	2.08E-02	3.19E-04
Ho	3.01E-04	9.15E-07	6.38E-04	1.24E-05
Er	4.18E-04	8.44E-07	7.32E-04	1.11E-05
Tm	2.36E-07	7.93E-13	1.88E-07	1.99E-10
Yb	8.39E-08	7.61E-15	7.85E-08	2.65E-11
Sub total	6.24E+01	2.53E-01	9.46E+01	2.34E+00
Total	6.92E+02	3.08E+02	7.83E+02	2.17E+02

表 2.3.7　再処理製品の仕様と回収率

項目	仕様		
	湿式法	乾式-酸化物電解法	乾式-金属電解法
再処理製品	・U　製品 ・U-TRU 製品*1	・U　製品 ・U-Pu-Np 製品 ・Am-Cm 製品 *2	・U　製品 ・U-TRU 製品
FPの回収	・Cs-Sr *3 ・Tc ・I	・Cs ・Sr ・Tc ・I	・Cs ・Sr ・Tc ・I
Puを含む最終製品中のPu富化度	・21.1/24.9% *4	・30 %	・70 %
除染度	・FP について 1.2 wt% 以下		
回収率	・U , Pu, Np, Am, Cm：　99 % 以上 ・Cs, Sr, Tc, I　　：　プロセス固有の方法で回収できる範囲で回収		

*1　Cm 遅延サイクルを前提とする場合には MA 回収後に相互に Am と Cm を分離する必要が生じる。
*2　Cm 遅延サイクルを前提とする場合には相互に Am と Cm を分離する必要が生じる。
*3　Cs と Sr を混合した状態で保管する場合を想定する。
*4　新燃料仕様にあわせて溶液状態で Pu 富化度を調整する。

表 2.3.8　燃料の種類と処理技術

燃料の種類	処理技術	処理規模[注)], tHM/y
酸化物	湿式再処理、 ペレット燃料/振動充填燃料製造	50, 200
酸化物	乾式再処理、振動充填燃料製造	50
金属	乾式再処理、射出成型燃料製造	38

表 2.3.9　施設設計の条件

項目		内容	備考
プラント 構成		・再処理と燃料製造工程は単一の建屋に内包する。 ・使用済燃料貯蔵建屋，主建屋（分離および高レベルガラス固化体製造），廃棄物処理建屋（ガラス固化体製造を除く），廃棄物貯蔵建屋，製品集合体貯蔵建屋，排気筒から成る。このうち，廃棄物処理と貯蔵建屋は主建屋に含めても良い。 ・共用設備については主建屋からの供給を可とする。 ・排気筒の仕様は六ヶ所再処理工場相当とする。 ・廃液海洋放出管は設計・検討範囲外とする。	主建屋は可能な限り一つの建屋とするが，同一サイトに再処理建屋と燃料製造建屋を近接配置し，建屋間をトレンチ等でつなげたものも可とする。
集合体貯蔵	貯蔵方式	・任意（キャスクもしくはボールト）。	
	輸送容器	・「もんじゅ」使用済燃料集合体輸送容器と同様のものを想定する。	
	貯蔵量	・１年分。	
余剰Puの取り扱い		・考慮しない。	
廃棄物処理等	廃棄体仕様	・ガラス固化体 　六ヶ所再処理工場と同様とする。 ただし、2.3 kW/本以下に制限する。 ・その他廃棄体 　最終処分体として想定しうる形態とする。	
	大気放出量	・六ヶ所再処理工場相当(＊)またはそれ以下とする。	(＊)単位発電量および処理規模を考慮し換算。
	海洋放出量		
	貯蔵量	・１年分。	
配置・構造	耐震設計	・プロセス設備・機器を耐震クラス分類に準じて分類し，各々の耐震設計上の重要度分類に対して，一般的な構造を採用すること。 ・マテリアル・ハンドリング上の要求で耐震構造が困難な場合，免震床等により入力加速度を低減することを可とする。	
	セル配置	・原則としてセルは外壁，屋上と接しないこと。	
	通路幅	・マスター・スレーブ・マニプレータ（MSM）の操作を考慮し，5 m 以上を確保すること。	

表 2.3.10　区域の区分

区分	定義	線量率，μSv/h
ホワイト区域	汚染のない区域	＜6.25
グリーン区域	操作区域等，通常運転時には汚染のない区域	≦12.5
アンバー区域	保守作業や一部工程を含む区域で，若干の汚染が想定される区域	≦25.0（作業頻度の高い箇所） ≦500（立ち入る可能性の極めて少ない箇所）
レッド区域	セル内区域で汚染が想定される区域	＞500

表 2.3.11　内包する放射能による廃棄物分類

分類	概要
高レベル廃棄物	現行法規制下における高レベル放射性廃棄物（使用済燃料の再処理により分離されたFPを含む濃縮廃液およびこれを処理したもの）で地層処分が適切と考えられるもの。 また、TRU核種を含む放射性廃棄物で、払い出される廃棄物の内包する放射能がTRU廃棄物の要件を越えるものについてもこれに区分する。廃棄塩、廃ボンドNa等の固化体が該当する。
TRU廃棄物*1	TRU核種を含む放射性廃棄物でα核種の放射能濃度が比較的高い廃棄物（浅地中以外の地下埋設処分（地層処分）が適切と考えられるもの）。 α放射能1.11×10^{9}～10^{12}Bq/t、βγ放射能 1.11×10^{15}Bq/t未満を目安とする *2。
高βγ廃棄物*1	全α核種の濃度が現行の政令に定める上限値未満でβγ放射能濃度が比較的高い廃棄物（地下利用に余裕を持った深度への処分（余裕深度処分）の可能性のあるもの）。 α放射能1.11×10^{9}Bq/t未満、βγ放射能1.11×10^{13}～10^{15}Bq/tを目安とする*2。
低レベル廃棄物*1	現行の政令濃度上限値未満の放射性廃棄物（浅地中処分（コンクリートピット処分、トレンチ処分）の可能性のあるもの）。 α放射能1.11×10^{9}Bq/t未満、βγ放射能1.11×10^{13}Bq/t未満を目安とする *3。 なお、低レベル廃棄物のうち放射能濃度が「核原料物質、核燃料物質および原子炉の規制に関する法律施行令（政令第324号）」の13条の9の表三、表四に掲げる濃度以下に該当するものを極低レベル廃棄物として区分する。
クリアランスレベル以下の廃棄物	放射性廃棄物のうち、線量が自然界の放射線レベルと比較して十分小さく、放射性物質として扱う必要がないもの。 10^{6}Bq/t未満を目安とする *4。

*1　廃棄物の分類は想定している処分方法（地層処分、余裕深度処分、浅地中処分）に対応させ、それぞれの呼称はフェーズⅠを踏襲した。
今後は処分方法との対応がより明確となる呼称の検討も必要である。

*2　原子力委員会原子力バックエンド対策専門部会「現行の政令濃度上限値を超える低レベル放射性廃棄物処分の基本的考え方について」（平成 10 年 10 月 16 日）

*3　現行政令濃度上限値

*4　Clearance Levels for Radionuclides in Solid Materials: Application of Exemption Principles Interim Report for Comment, IAEA TECDOC Series No. 855 (1996)

表 2.3.12　発生の由来による廃棄物分類

名称	内容
プロセス廃棄物	操業に伴い発生するプロセス廃棄物
雑廃棄物	運転、保守および補修に伴い発生する種々雑多な雑廃棄物

表 2.3.13　わが国における放射性廃棄物の分類と処分方策との対比

【わが国における放射性廃棄物の分類と処分方策】

廃棄物の名称			処分方策	
高レベル放射性廃棄物			地下の深い地層中に処分（地層処分）	
低レベル放射性廃棄物	発電所廃棄物	放射能レベルの比較的高い廃棄物	一般的であると考えられる地下利用深度に十分余裕を持った深度に埋設 （余裕深度処分）	
		放射能レベルの比較的低い廃棄物	浅地中処分	
		放射能レベルの極めて低い廃棄物	簡易な方法による浅地中処分	
	超ウラン核種を含む放射性廃棄物		下記に該当せず、発電所廃棄物の処分方策が適用できないもの	地層処分の適用が考えられている
			α核種濃度が区分目安値（約1GBq/t）を大きく超えないもの	濃度に応じて、発電所廃棄物の処分方策に準じて処分
	ウラン廃棄物		略	
	RI・研究所等廃棄物		略	
クリアランスレベル以下の廃棄物			―	

【フェーズⅡにおける放射性廃棄物の分類】

分　類	想定する処分方式
高レベル廃棄物	地層処分
TRU廃棄物	地層処分
高βγ廃棄物	余裕深度処分
低レベル廃棄物	浅地中処分（コンクリートピット処分、トレンチ処分）
極低レベル廃棄物	
クリアランスレベル以下の廃棄物	―

表 2.3.14　窒化物被覆燃料粒子の仕様

	項目		炉心	ブランケット
六角ブロック型被覆粒子燃料集合体	燃料核	直径，mm	0.86	0.93
	第１層（低密度バッファ層）	厚さ，μm	70	35
		密度，%	50	50
横方向流冷却型被覆粒子燃料集合体	燃料核	直径，mm	1.5	1.7
	第１層（低密度バッファ層）	厚さ，μm	120	60
		密度，%	50	50
	第２層（高密度被覆層）	厚さ，μm	100	80
		密度，%	100	100

表 2.3.15　使用済燃料組成(増殖比 1.05、新燃料 1t当たり)

＊集合体平均燃焼度：酸化物燃料 89,400MWd/t、金属燃料 135,000MWd/t

元素	新燃料 1tHM 当りの質量 (kg/tHM)	
	酸化物燃料	金属燃料
	炉心＋軸方向ブランケット合計	炉心＋軸方向ブランケット合計
U	7.76E+02	7.29E+02
Pu	1.28E+02	1.31E+02
Np	4.66E-01	5.94E-01
Am	4.60E+00	4.48E+00
Cm	1.36E+00	1.35E+00
Sub total	9.11E+02	8.66E+02
H	1.31E-04	2.10E-04
Li	9.50E-07	1.50E-06
Be	3.62E-07	5.83E-07
C	6.37E-08	1.03E-07
Co	0.00E+00	0.00E+00
Ni	0.00E+00	0.00E+00
Cu	0.00E+00	0.00E+00
Zn	1.20E-10	1.82E-10
Ga	1.50E-08	2.36E-08
Ge	2.58E-03	4.29E-03
As	7.70E-04	1.27E-03
Se	9.27E-02	1.53E-01
Br	2.87E-02	4.72E-02
Kr	5.74E-01	9.44E-01
Rb	5.04E-01	8.24E-01
Sr	1.06E+00	1.74E+00
Y	5.97E-01	9.86E-01
Zr	6.21E+00	1.01E+01
Nb	9.56E-06	1.55E-05
Mo	7.57E+00	1.22E+01
Tc	1.86E+00	2.95E+00
Ru	6.97E+00	1.12E+01
Rh	2.05E+00	3.23E+00
Pd	6.11E+00	9.81E+00
Ag	5.63E-01	8.71E-01
Cd	5.20E-01	8.78E-01
In	2.42E-02	3.67E-02
Sn	4.39E-01	7.68E-01
Sb	1.07E-01	1.83E-01
Te	1.52E+00	2.49E+00
I	8.18E-01	1.31E+00
Xe	1.08E+01	1.74E+01
Cs	8.73E+00	1.39E+01
Ba	3.84E+00	6.30E+00
La	2.77E+00	4.46E+00
Ce	5.02E+00	8.08E+00
Pr	2.59E+00	4.15E+00
Nd	1.55E+01	2.14E+01
Pm	1.32E-01	1.92E-01
Sm	2.67E+00	4.36E+00
Eu	2.66E-01	4.23E-01
Gd	3.14E-01	5.22E-01
Tb	1.84E-02	2.85E-02
Dy	1.81E-02	3.04E-02
Ho	4.36E-04	7.08E-04
Er	6.04E-04	1.01E-03
Tm	3.41E-07	7.42E-07
Yb	1.21E-07	3.27E-07
Sub Total	9.03E+01	1.42E+02
Total	1.00E+03	1.01E+03

表 2.3.16　LWR使用済燃料組成

＊集合体平均燃焼度：60,000MWd/t

元素	新燃料 1t 当りの質量 (kg/t)	
	ｳﾗﾝ燃料炉心	ﾌﾟﾙｻｰﾏﾙ燃料炉心
U	9.25E+02	8.96E+02
Pu	1.15E+01	3.73E+01
Np	9.77E-01	1.70E-01
Am	6.16E-01	4.40E+00
Cm	9.14E-02	1.34E+00
Sub total	9.38E+02	9.40E+02
Se	6.06E-02	-
Kr	6.27E-01	3.37E-01
Rb	6.34E-01	3.14E-01
Sr	1.51E+00	6.98E-01
Y	8.38E-01	3.79E-01
Zr	6.48E+00	4.32E+00
Nb	1.16E-08	9.72E-09
Mo	6.06E+00	5.46E+00
Tc	1.28E+00	1.30E+00
Ru	4.03E+00	5.01E+00
Rh	6.63E-01	1.08E+00
Pd	2.61E+00	5.19E+00
Ag	1.19E-01	3.01E-01
Cd	8.76E-02	4.91E-01
Sn	-	6.28E-02
Te	8.23E-01	9.76E-01
I	3.99E-01	5.33E-01
Xe	9.43E+00	9.13E+00
Cs	4.56E+00	5.01E+00
Ba	2.96E+00	2.77E+00
La	2.19E+00	2.01E+00
Ce	4.28E+00	3.77E+00
Pr	2.02E+00	1.82E+00
Nd	7.31E+00	6.23E+00
Pm	5.34E-02	6.06E-02
Sm	1.28E+00	1.46E+00
Eu	2.62E-01	3.84E-01
Gd	1.91E-01	2.83E-01
Sub Total	6.14E+01	6.00E+01
Total	1.00E+03	1.00E+03

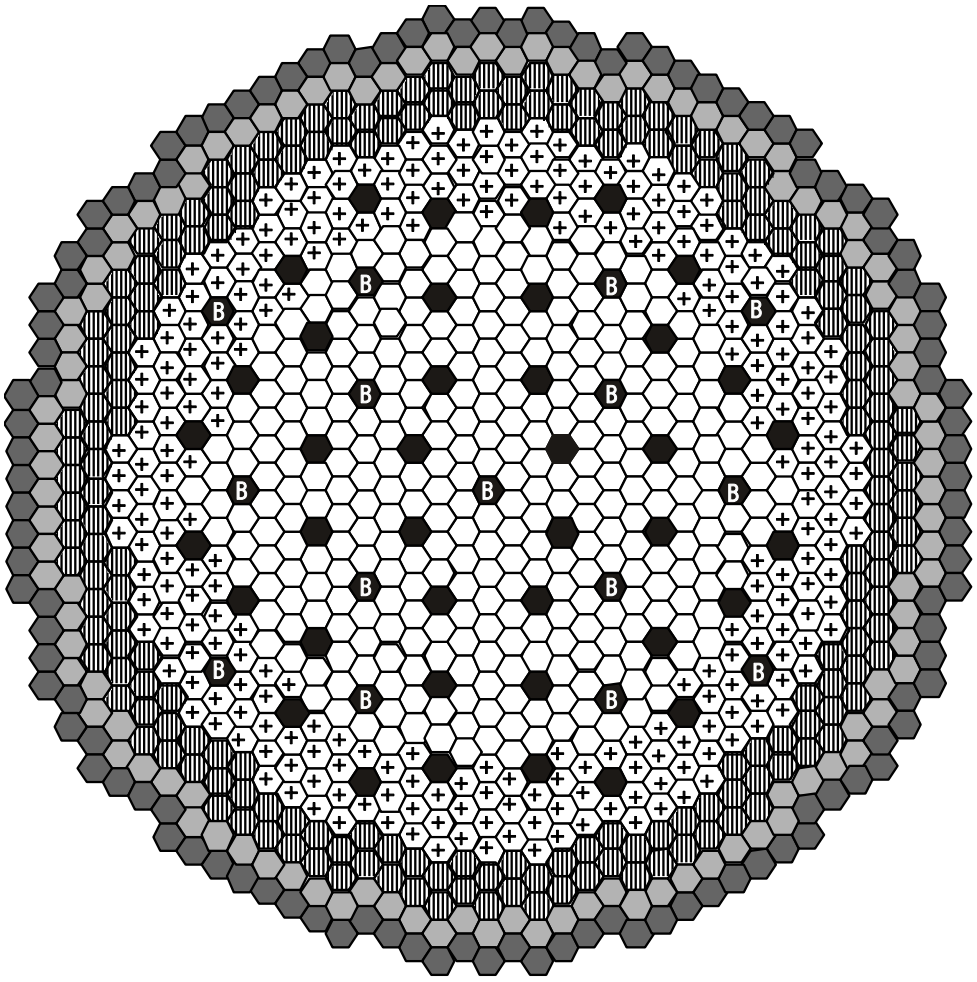


図 2.3.1　酸化物燃料炉心の概要

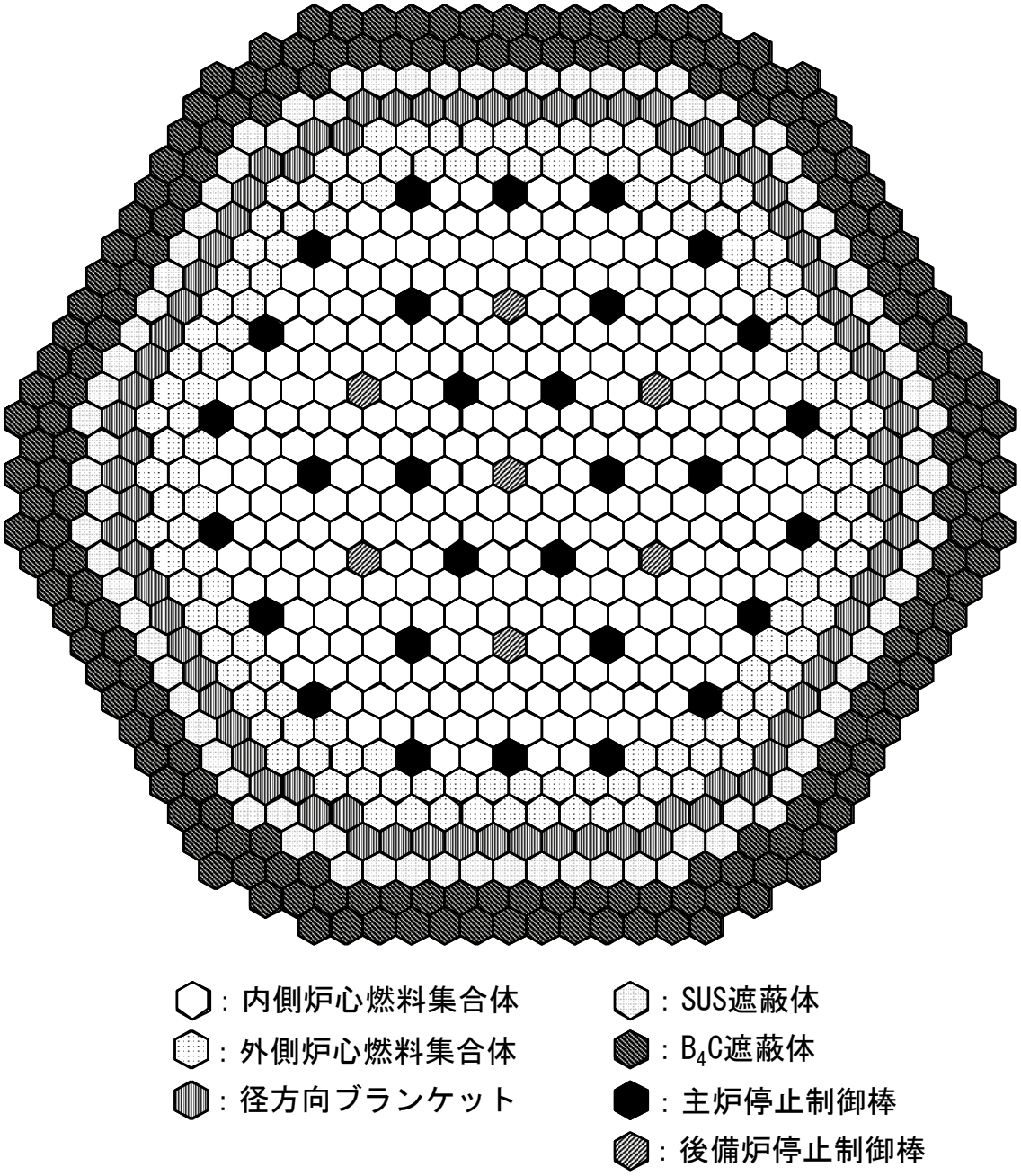


図 2.3.2　金属燃料炉心の概要

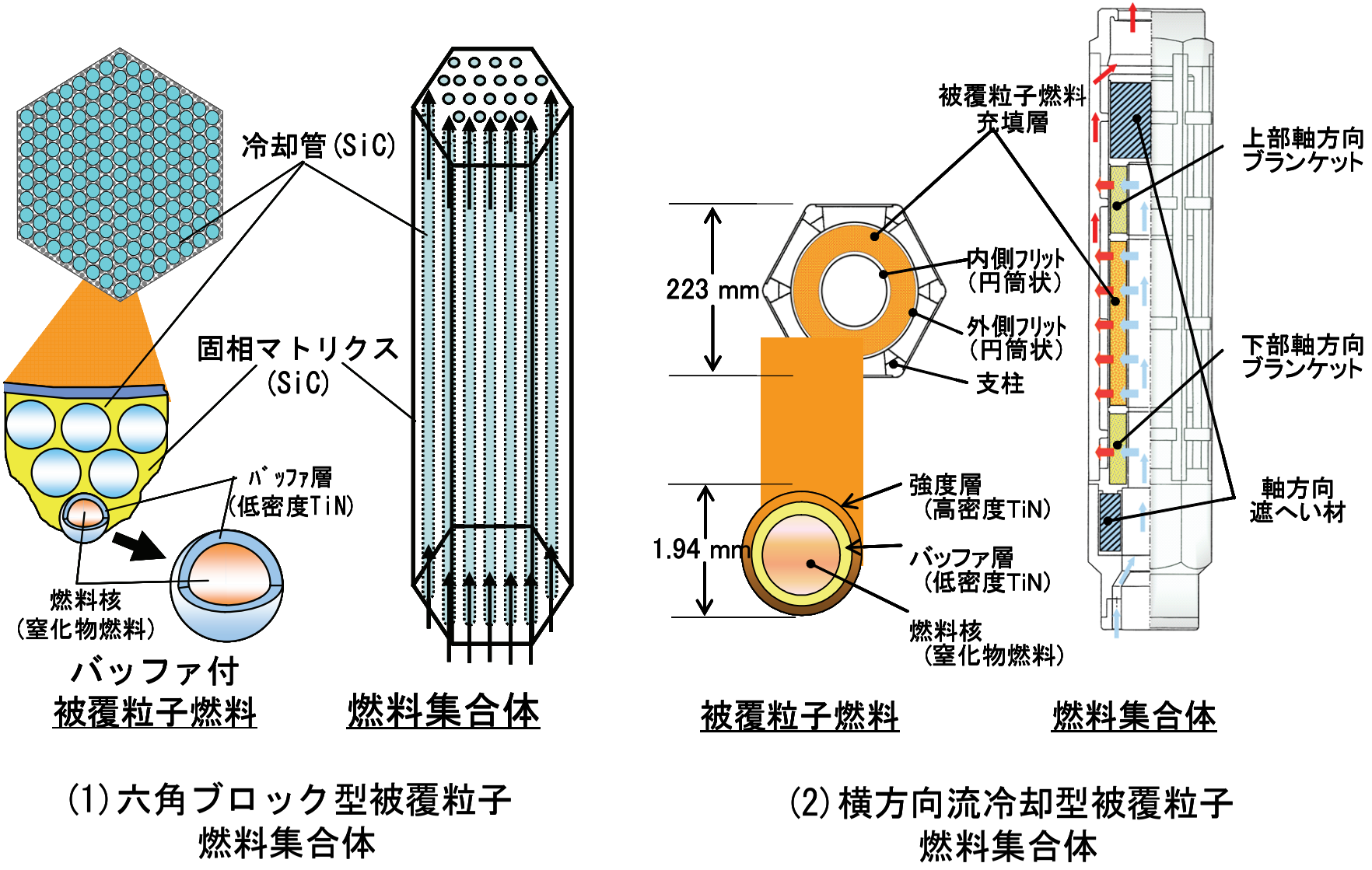


図 2.3.3　ヘリウムガス冷却炉燃料の構造

2.4 設計要求への対応（基本方針）

フェーズⅡにおける設計要求および設計条件を満足しうる再処理システムの構築を行うに際して、その基本となる方針を以下に示す。

(1) 再処理システムとしての基本性能

(i) 処理性能

規定された運転期間において要求される処理性能を満足するように、機器処理能力に応じて系列数・機器数を定める。

連続処理プロセスにおいては、物質収支およびPFDを満足するように機器・槽類容量、輸送機器（ポンプ）性能を設定する。

バッチ処理プロセスにおいては、バッチ処理にかかる単位時間、バッチ処理量および物質輸送（ハンドリング）にかかる時間を考慮して、機器並列数、マテリアルハンドリングマシンの数および運転シーケンスの検討を行う。

これらの設計を行う際には、計量管理および品質管理等で必要な分析等に係る待ち時間、連続操業を円滑化するための適切な工程間バッファなどの検討も含める。なお、処理性能の検討は後述する運転・保守補修性の検討とも一部重なるものであるため、整合性ある設計とする。

(ii) FP 混入率（除染性能）

各再処理システムの特徴を踏まえて合理的に達成可能なFP除染性能を実現する。ただし、新燃料へ混入したFPにより炉システムの成立性を脅かすものとなる可能性がある場合には、特別の対策を検討する。この判断目安として、各リファレンスシステムと組み合わせて用いられる炉システムにおける設計検討に基づき、

先進湿式法　　：0.14wt%
酸化物電解法　　：1.4wt%
金属電解法（金属燃料）：0.3wt%

と設定する。

なお、FP混入率は再処理システム単独ではなく、燃料製造システムを合わせた燃料サイクルシステムの性能として考慮する。例えば、燃料製造システムにおいて製品仕様の調整に劣化ウランを添加する場合などでは、サイクル製品へのFP混入率が低下する。一方で、炉システムにおいてはその成立性を阻害しないまでも、混入するFP量が増加した場合、それによって燃焼度が低下し総合的な発電単価が高騰する可能性がある。したがって、再処理システムにおけるFP混入率はこれらの要因を十分考慮した上で、合理的な除染性能をもった設計とする。

(2) 安全性

(i) 再処理システム設計検討における安全設計の基本的考え方

核燃料取扱施設の安全設計の基準として、「核燃料施設安全審査基本指針」[1)]に基づき、主たるものとして「再処理施設安全審査指針」[2)]、「ウラン加工施設安全審査指針」[3)]、

「特定のウラン加工施設のための安全審査指針」[4]および「ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針」[5]（以下、「安全審査指針類」）が策定されている。原則として、本設計検討における安全設計においてもこれらの指針類における考え方を第一に尊重し、これらに準拠した設計となるよう検討を進めた。

しかしながら、上記指針類の個別詳細の記述においては、それらの対象となるプロセスおよび施設を具体的に特定した上でそれらの固有の特徴に基づいて規定されている箇所がある。したがって、本設計検討が対象する新プロセスおよびシステムが上記指針類の対象としているプロセスおよび施設と異なる特徴を持つような場合、上記指針類の規定にしたがって設計を行うと部分的に不整合のある、あるいは非合理的な設計となりうる。このような場合には、上記指針類の細目よりむしろその基本的・本質的考え方を尊重して対象とするプロセスおよびシステムの特徴に基づいた合理的な安全設計を検討し、代わってその考え方および課題を明らかにすることとする*。

なお、上述したように安全審査指針類の体系として「核燃料施設安全審査基本指針」を規範として各個別施設に対する安全審査指針が規定されているが、将来的に本検討対象であるシステムに対してもそれらの特徴を踏まえた個別の安全審査指針が規定されるのが望ましい。

(ii) 安全設計の目的

当該システムにおいて技術的に発生が想定される如何なる異常事象においても、周辺の公衆に対して過度な放射線被ばくのリスクを与えない設計とする。

(iii) 安全設計方針

当該システムが潜在的に持つ固有の危険性を考慮し、多重防護に基づいた適切な安全設計を行うことによって安全設計の目的を満足させる。

すなわち、本検討対象とする全てのシステムでは核燃料物質および放射性物質を必ず取り扱うことから、

放射線防護（遮蔽）
放射性物質の閉じ込め
核燃料物質の臨界防止

に対しては安全設計を必ず検討して適切な設計対応を行い、現時点における知見及び工学的判断に基づきその妥当性の判断を行う。放射性物質の過度の放出を生じる危険性のあるその他の異常事象（火災・爆発、溶液沸騰、漏洩等）については、システムおよびプロセスの特徴を踏まえた検討を行い、可能な限り合理的な設計対応を行う。

(a) 多重防護

当該システムにおいて想定される異常事象に対し、その発生防止を適切に行うと共に、万が一の発生を考慮して事象の拡大防止・終息の為の方策およびその事象によってもたらされる影響（最終的にはシステム外への放射性物質の放出）を緩和する為の機能をあらかじめ用意する。

---

* なおそれらの指針類においても、指針の求めるものと同等の安全性を確保し得ると判断される場合には、指針と適合しないという理由で排除されることはないとした例外規定が記載されている。

あらかじめ用意される異常事象の拡大防止および影響緩和の機能は、対象とする異常事象の規模・頻度の想定値および実装される異常発生防止策の信頼性に応じて適切に設計し、必要に応じて多重化するものとする。

(b) 放射線防護（遮蔽）

システム内で取り扱う放射性物質の種類および量を考慮し、作業員および周辺公衆に対して直接放射線およびスカイシャイン放射線による過度の被ばくを与えないような放射線遮蔽設計を行う。

これは「安全審査指針類」の指針5における要求に基づく。

(c) 放射性物質の閉じ込め

システム内で取り扱う放射性物質の形態（固体、液体、気体状および気体に随伴する形での放射性物質）、性状（特に拡散のし易さ）、量および取り扱う環境を考慮し、多重防護に基づいた適切な閉じ込め設計を行う。

閉じ込めの機能を有する系統、機器、セル等および建屋によって放射性物質を限定された区域・経路に閉じ込め、システム外への放出が生じる場合においてはその放出経路を限定するとともに系路上に設けられた除染設備（スクラバ、フィルタ等）およびスタックにより、想定される如何なる異常事象の発生においても周辺公衆に過度の被ばくのリスクを与えないようにする。

これは「安全審査指針類」の指針2、3、4および17における要求に基づく。ただし立地点により影響する要素を除くものとする。

(d) 核燃料物質の臨界防止

核燃料物質を取り扱うシステムにおいては、技術的にみて想定されるいかなる場合においても臨界（意図しない核連鎖反応）の発生を防止する設計とする。そのために、臨界管理においては二重偶発性原理（起こるとは考えられない独立した二つ以上の異常が同時に起こらない限り臨界に到らないようにする）に基づいた厳格な発生防止対策を行う。

これは「安全審査指針類」の指針10、11および12における要求に基づく。

(e) 地震に対する考慮

当該システムにおいて、想定される如何なる地震の発生においても、それによって大きな事故が誘発されない設計とする。すなわち、地震によって安全上の機能を喪失しないよう、構築物、系統および機器を十分な耐震性を持つものとする。

これは「安全審査指針類」の指針13における要求に基づく。なお、求められる耐震設計に対する機能上の分類は「安全審査指針類」に示された分類に基づくものとし、六ヶ所再処理施設等の既存施設の耐震設計[6]をベースに検討する。

(f) 動的に維持される安全上の機能

安全上の機能が動的な機器により達成される場合、単一の動的な機器について、偶発的な故障または保守作業による機能停止を考慮しても安全上の機能を維持することとする。

1) 動的な機能を維持するための動力源に対する考慮

安全上の機能を有する系統および設備のうち、その機能維持のために電源その他の動力

源・エネルギー源を必要とするものについては、通常時の供給系の他に十分独立した2つ以上の系統からなる非常用の供給系を用意することによって、いかなる場合にでもそれらの安全機能の喪失がないものとする。

2) 異常事象発生防止系および異常影響緩和系を兼ねる場合の留意事項

異常発生防止系（PS：Prevention System）を担う動的な系統・機器が異常影響緩和系（MS：Mitigation System）をも兼ねる場合*には、起因事象（PSの機能喪失）としての系統・機器の単一の故障に加えて、さらにMSとしての動的機器の単一故障を重畳しても、それらによって提供される安全上の機能が喪失しない設計とする。その場合、非常用電源供給系統のみの運転下においても、その機能を維持できるようにする。

なお、単一故障があったとしても、安全上支障のない期間内に原因の除去または修理等が期待できる場合は、その単一故障を想定しなくてよい。

これは「安全審査指針類」の指針16および「再処理施設安全審査指針」の指針22における要求に基づく。

(g) システムおよびプロセス固有の危険性に対する考慮

当該システムおよびプロセスの設計においては、異常事象の発生要因を極力排除した簡素なものを追求する。

しかしながら、当該システムの操業およびプロセスの運転において以下に示す固有の危険性を有する物質あるいは操作を取り扱う場合には、それぞれの危険性に応じて多重防護に基づいた適切な安全設計を行う。

- 可燃性および爆発性物質の使用あるいは生成の可能性
- 自己反応性の化学物質の使用あるいは生成の可能性
- 発熱源あるいは加熱操作
- 加圧源あるいは加圧操作
- 放射性物質を含む液体の漏洩
- 放射性物質を含む液体の沸騰
- 放射性物質を含む物質の揮発、飛散あるいは気化による気相への移行、拡散
- 力学的エネルギーを持つ機器あるいは操作
- その他異常な過渡変化を超える事象

なお、ここで検討すべき事象は、それ自体が直接人的被害をもたらす可能性があるだけでなく、それらの生起により放射性物質の閉じ込め、臨界防止および放射線遮蔽に対する著しい影響を与えるものである。

これは「安全審査指針類」の指針15における要求に基づく。

---

*例えば、湿式施設における高放射性廃液を貯留する槽については、液の沸騰防止を目的とした冷却機能が安全上必要となる。この場合の冷却機能（凝縮器の機能維持のための冷却水供給系）は、PSに位置づけられる。液の沸騰を想定した場合の影響緩和機能としては、オフガス系や排気系における放射性物質の閉じ込め機能が考えられるが、HEPAフィルタやよう素フィルタにより実現される閉じ込め機能を維持するためには、オフガス系へ流入する沸騰蒸気の凝縮および除去が必要となる。この観点で、凝縮のための冷却機能はMSに位置づけられる。仮に両冷却機能が共通の設備により実現される場合には、ここで述べた事項に留意して設計することが重要である。

(3) 経済性

他の設計要求を満足し、かつその上で経済性の向上を目指すため、プロセスおよびシステムの簡素化、セル容積及び建屋容積の縮小化、運転・保守の改善等の合理化を追及した設計を実施するものとする。

(i) 建設費

建設費は、システムを構成する設備の単機価格および台数・系列数、建屋費からきまるものであるから、システム設計に当たっては可能な限り設備台数を低減し、かつ建屋費の支配的因子となる建屋体積の低減を目指す。

具体的には、まずプロセスの簡素化による設備の縮小を検討する。さらに他の設計要求との兼ね合いと大型化あるいは高性能化に伴う機器単価増加を考慮した上で合理的に可能な限り処理能力の高い機器・設備の導入を検討する。また、大セル化によりセル体積の低減を目指すとともに、保守補修設備およびユーティリティ設備の共有化を図る。

(ii) 年間運転経費

年間運転経費は、操業にたずさわる人員の人件費、機器交換に要する費用、消耗品等の費用等の支出によって決まる。

操業に必要な人員が少なくなるように自動化、集中制御および遠隔操業の技術を積極的に取り入れた設備設計を検討し、人件費の低減を目指す。

機器交換にかかる費用は機器交換頻度が少ないほど低下するものの、長期にわたって機能を維持しうる高信頼性機器はそれ自体の費用（設備費）が高くなる。したがって、機器信頼性向上にかかる費用および機器交換自体の費用との兼ね合いを考慮して合理的な判断を行う。

消耗品については、プロセスで使用する試薬類の低減を目指すとともに、費用対効果の観点からみて可能なものはリサイクルする設備を設けることで消耗品の購入にかかる費用の低減を検討する。

(4) 環境負荷低減性

(i) 通常運転時の環境放出放射能の低減

環境放出放射能の低減については、施設の換気設備や液体廃棄物処理設備に対して、設計要求を満足しかつ合理的に達成可能な範囲において放射性物質の除去機能を有する設備をもった設計とする。

U、TRUの放射性廃棄物への移行率低減については、廃棄物処理系へU、TRUの移行しにくいプロセスおよびシステム、あるいは廃棄物処理系からU、TRUを回収するプロセスおよびシステムを構築するものとする。

(ii) 通常運転時の廃棄物発生量の低減

発生廃棄物の物量において大きな割合を占めるのは、ハル・ラッパー管・エントランスノズル等の集合体構造材であり、これらについては適切な除染と減容化処理を行う。

高レベル廃棄体の低減に対しては、高発熱核種であるMAの回収を行い、U、TRUの回収率を上げてガラス固化体へのFP充填量を増加させる設計とする。

さらにプロセスで使用する試薬等を起源とする非放射性の物質の廃棄物への混入を低減するような設計（使用試薬量の低減、試薬のリサイクルおよび分解処理可能な試薬の利用など）を目指す。

またリファレンスシステムについてはさらなる環境負荷低減を目指すオプションとして、高レベル廃棄物の長期的安全性を向上させるために主要な長半減期FPであるSrおよびCsの分離をおこなうシステムの設計検討を行う。

(iii) 施設の廃止の容易化と廃止に伴い発生する廃棄物量の低減

「廃止措置のし易さ（解体性）＝ 解体作業のし易さ」と考え、施設設計では下記の様な点を考慮する。

① 接近性

例えば、遠隔除染、遠隔解体等の操作性。作業員、作業機械のアクセス性 等。

② 除染性

例えば、除染設備、スペースの確保。除染を考慮した機器分割 等。

③ 搬出入性

例えば、開口、通路スペースの確保 等。

なお、今後国内外で施設の解体実績が積まれるにしたがって、作業性以外にも設計段階で取り込んでおくべき項目に関する知見も増すものと考えられ、これらについては適宜設計へ反映する。

廃止時の廃棄物発生量を低減するため、セル容積及び建屋容積をできるだけ小さくする。また、汚染が広がりにくい施設設計とするとともに、汚染箇所のみを除去できる様な配慮（例えば汚染の可能性がある床壁にライニングを張るなど）をおこなうことで放射性廃棄物となる量を低減する。

(5) 資源有効利用性

環境負荷低減性において示した方針と同じように、U・TRUの高回収を目指し、廃棄物処理系へU・TRUの移行しにくいプロセスおよびシステム、あるいは廃棄物処理系からU・TRUを回収可能なプロセスおよびシステムを構築するものとする。

(6) 核拡散抵抗性

当該システムで取り扱う核物質が目的外へ転用されることをより困難とするようなプロセスおよびシステム設計を検討する。具体的には、システムの全工程を通じてPuが高い純度の単体で存在することがなく、UおよびFPなど他元素と混在した状態で取り扱うプロセスとして構築する。また、中性子を放出する同位体核種等の含有率が高い状態で取り扱うように配慮した設計とする。

また、施設で取り扱っている核物質が転用されていないことを検証するための保障措置、第三者による核物質の盗取等を防止するための核物質防護の適用に関してもプロセスおよび施設設計の特徴を踏まえた検討を行う。

(7) 運転・保守補修性

(i) 基本的な考え方

所定の処理能力を保障するとともに、運転の簡素化、自動化、運転制御系の高度化、メンテナンスしやすい設計などにより、運転・保守補修作業におけるヒューマンエラーの防止、保守作業量の低減、運転員・保守員の省力化、保守作業員の被曝低減を図る。また、保守補修を要する機器については、保守補修区分を検討し、必要なアクセスルートや保守補修スペースを確保すると共に、作業員の被ばく低減を図った設計とする。

(ii) 設計対応

(a) 処理能力との兼ね合い

工程機器の処理能力に搬送および分析等の工程管理にかかる時間を加味して、プラントとしての処理能力を保証するように設計する。

(b) 運転性向上方策

自動制御システムや自動搬送システムおよび遠隔監視システム等を用いて運転の簡素化、自動化、運転制御系の高度化の方策を適用することにより、運転性の向上を図る。技術の選定にあたっては、使用環境に対応した信頼性の高い機器を用いると共に、システムの複雑化に起因する稼働率の低下を招かないように配慮する。

(c) 保守補修システム

施設の全運転期間を通して保守補修を必要としないと想定されるものを除き、全ての設備・機器は保守補修の対象となる。運転期間中のセル内への立ち入りは厳しく制限されるため、大型セル方式を採用する場合、再処理施設には必ず遠隔保守のためのシステムとして、保守セル、保守スペース、遠隔作業用機器、視聴覚システムなどの装置あるいは設備を備える。また直接保守を行うため、遠隔操作によって設置場所から取り外された装置等を除染するセルと設備を備える。さらに作業員が直接立ち入って作業するために必要な設備として、グリーンハウス設置スペースや呼吸用空気、放射線モニタ、等を備える。なお、保守補修を必要としない設備・機器の想定にあたっては、その根拠を十分な検討のもとに示すこととする。

(d) 保守補修計画

乾式再処理施設の保守は、その操作方式の観点から遠隔保守、直接保守、および両者の折衷案の3方式に分類され、その何れかを作業エリアの放射能レベルと作業頻度あるいは除染の容易性などを考慮して選択する。遠隔保守では人、機器、対象、廃棄物について、作業中における干渉を考慮して動線を定める。保守補修作業では作業員の被ばく量や廃棄物量も考慮して、図 2.4.1に示すような保守フローに基づき作業計画を作成する。

(e) 機器設計

セル内に配置される機器は、補修し易くするために、作業頻度、機器重量、セル内の配置などの制限を考慮して、モジュール交換、機器一括交換、ユニット交換の何れかの方式が可能なように設計する。この際、技術的成立性を確保し、また過度のユニット化により

設計の合理性を阻害しないようにする。

(8) 技術的成立性

原則としてこれまでに行われた試験結果や公開された論文、既存施設の建設・運転経験などといった信頼性の高い知見に基づいて、設計に必要な各種パラメータの設定や判断を行う。なお、そういった豊富な知見がそろっていない新規プロセス・機器等については、理論的推論あるいは類似する既存プロセス・機器等の知見に基づいた技術的判断を行うことを認めるが、その場合には判断に到る論理展開を明確に示すこととする。また、それらに関する技術的不確実性あるいは課題についての検討を行うと共に、その解決に向けた将来の開発計画を提案する。

[参考文献]

1) 原子力安全委員会 : “核燃料施設安全審査基本指針”, (1980) 2001 改訂版
2) 原子力安全委員会 : “再処理施設安全審査指針”, (1986) 2001 改訂版.
3) 原子力安全委員会 : “ウラン加工施設安全審査指針”, (1980) 2001 改訂版
4) 原子力安全委員会 : “特定のウラン加工施設のための安全審査指針”, (2000) 2001 改訂版
5) 原子力安全委員会 : “ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針”, (2002)
6) 日本原燃（株） : “六ヶ所再処理事業所　再処理事業指定申請書”, (1989) 1997 補正

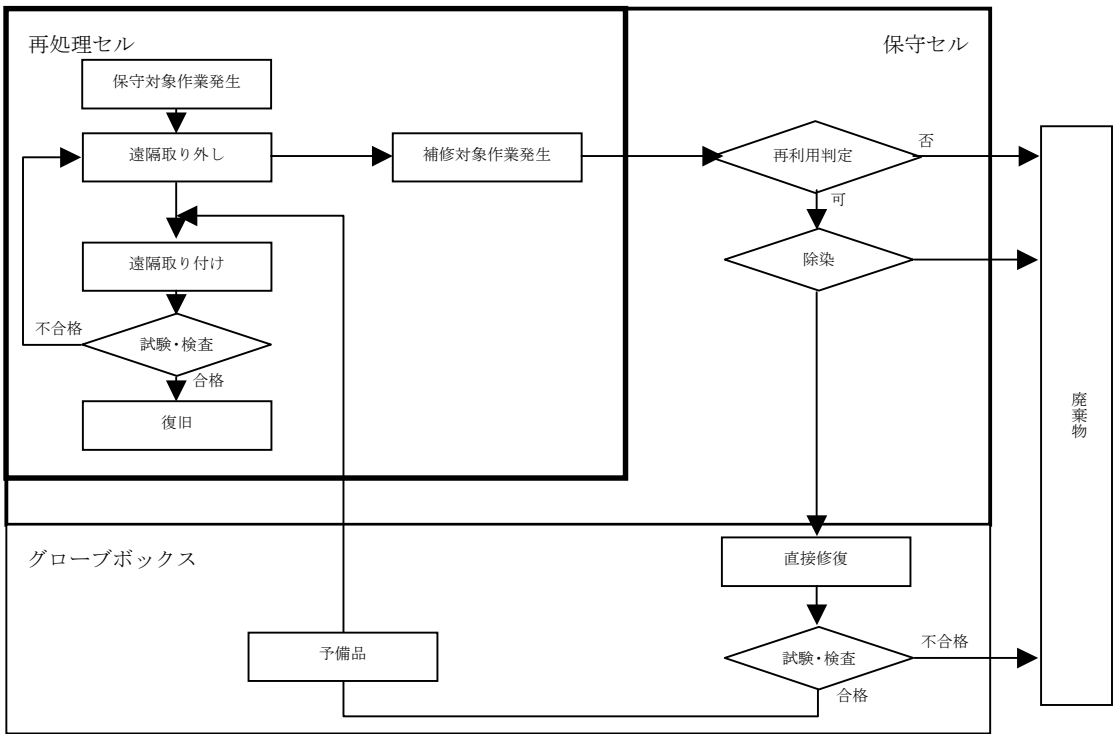


図 2.4.1　遠隔保守対象機器保守フローの一例

3. 再処理システム（燃料サイクルシステムを含む）の技術評価の視点

本章では、設計要求を満足するように基本方針に従って設計検討された結果が、実際に設計要求を満足しているものとなっているかについて評価する、その評価方針を記述する。

各技術評価については、設計要求項目に対し再処理システムおよび燃料製造システム各々で評価するのが原則であるが、再処理と燃料製造を一体化した燃料サイクルシステムとしての評価が必要な項目についても、本編で記するものとする。燃料サイクルシステムとしての評価が必要な項目は、安全性のうち安全評価、経済性、環境負荷低減性および資源有効利用性である。他の項目については、要求される要件を再処理、燃料製造個別に評価できる項目として記するものとする。

3.1 評価項目

(1) 再処理製品への FP 混入率

各FPに関し各再処理技術のシステム設計検討で評価される物質収支結果を用いて、次式で評価する

（FPの混入率）＝（再処理製品への移行量）／（再処理量）

評価基準は2章にて示した判断基準を用いる。

(2) 安全性

(i) 目的

先に示した安全設計方針に基づき当該システムの特徴を踏まえて具体化された安全設計の妥当性を、客観的かつ定量的な指標を用いて確認することを目的として決定論的安全評価およびこれを補完する位置づけとして確率論的安全評価を実施する。

(ii) 決定論的安全評価

フェーズIIにおける決定論的安全評価として、①排気に含まれる放射性物質の環境への放出に焦点を当てた平常時の線量評価、および②PSおよびMS機能の妥当性に関する安全設計の妥当性を判断することを目的とした安全設計評価を行う。各評価の方法および判断基準は以下の通りとする。

(a) 平常時の線量評価

施設から環境へ放出される排気に含まれる放射性物質の組成および年間放出量、環境中での大気拡散効果、被ばく経路を適切に考慮して、施設周辺の公衆の受ける実効線量を推定する。判断基準は、この実効線量が50 μ Sv以下であることとする。

(b) 安全設計評価

決定論的安全評価においては、はじめにシステムにおける異常の発生が十分抑制されうる設計となっているか(潜在的危険性に対するPS機能の設計が妥当であるか)を論理的に判断する。次に、特に多重防護における異常拡大防止および異常影響緩和の考え方が適切に採用されていることを確認するために、技術的に発生が想定される異常事象の抽出を行い、それらの異常事象の中から当該システムに特有の危険性に起因し、かつ周辺公衆に対する放射線被ばくリスクの恐れのある事象を代表として選定し、発生事象当たり周辺公衆の個人が受ける実効線量を決定論的に定量評価する。その判断基準としては、この事象によって一般公衆の受ける実効線量が5mSv以下であることとする（この基準は現行の安全審査指針の定めるものであり、将来のLWR再処理施設においても同等の基準を満たすことが求められると考えられることから上記のように設定したものである）。なお、本報告での事故時内部被ばく評価では、既存施設との比較のためのICRP Pub.30の線量係数をベースにした実効線量当量による評価と、ICRP1990年勧告に従ったICRP Pub.72の線量係数をベースにした実効線量評価を行う。

(iii) 確率論的安全評価

2.2の設計要求事項に示す(1)安全要求の中の確率論的安全要求は、フェーズIIの開始にあたって、原子炉プラントシステムへの要求内容を参考に当面の要求として暫定的に定めたものである。この要求へ応えるべく、燃料サイクルシステムのリスク分析を行った結果、原子炉プラントシステムと異なって「周辺公衆の急性死亡をもたらす規模の放射性物質放出事象」[1]は同定されなかった。このため、確率論的安全評価にあたっては、後述するように確率論的安全要求の設定根拠となる安全性に関する開発目標およびリスクについての定量的な要求事項[2]に遡って評価目的および判断基準を設定することとした。

すなわち、燃料サイクル施設の立地によって、周辺公衆の死亡リスクが有意に増加しないことを確認するために確率論的安全評価を実施することとした。特に、公衆の放射線障害防止に主眼を置くため、評価の中で考慮に入れる死亡の種類を、放射性物質の異常な放出がもたらす周辺公衆の放射線被ばくによる急性死亡および晩発性死亡（致死ガン）に限定する。

フェーズIIでの評価に当たっては、大規模な放射能放出をもたらす異常を漏れなく考慮に入れることを重視する。また、システムの基本的な安全上の特性を評価する観点から、考慮に入れる異常事象の範囲を施設内における系統・機器またはこれに動力源を供給する外部電源の故障もしくは従業員の人的過誤が直接の原因となって生じる異常に限定する。これ以外の例えば地震、津波等の2次的被害として施設内で生じる異常については、評価の範囲外とする。

---

[1]原子炉プラントシステムに対する確率論的安全要求を設定する際に、この規模の事象を放射性物質の大規模放出事象とみなして炉心損傷発生頻度の要求値を設定した。

[2] フェーズIIにおける安全性の設計要求を定めるに当たり、開発目標に述べられた「FBRサイクルの導入によるリスクが、社会に既に存在するリスクと比べて十分に小さくなること」のめやすとして、「サイト周辺の個人および社会のリスクの増加が既存リスクの 0.1%以下であること」を設定した。なお、これは、周辺公衆について、放射線被ばくによる急性死亡の年間発生確率を 10^{-7}死/人/年/サイト（国内における不慮の事故による死亡の年間発生確率値を小さい側に丸めた値 10^{-4}死/人/年の 0.1%）以下とし、なおかつ晩発性死亡（致死ガン）の年間発生確率を 10^{-6}死/人/年/サイト（国内における悪性新生物による死亡の年間発生確率値を小さい側に丸めた値 10^{-3}死/人/年の 0.1%）以下とすることである。これらを間接的に表す燃料サイクル施設の性能指標として、施設内での大規模放出事象の発生頻度および閉じ込め機能に対する非信頼度を選び、2.2 節に示す確率論的安全要求が設定された。

評価の判断基準は、周辺公衆について、放射線被ばくによる急性死亡の年間発生確率を10^{-7}死/人/年/サイト以下とし、なおかつ晩発性死亡（致死ガン）の年間発生確率を10^{-6}死/人/年/サイト以下とした。したがって、単一のサイトに立地する再処理施設および燃料製造施設の数を各々1施設とするならば、両施設の合計リスクが上記判断基準を満足すればよい。

(3) 経済性

(i) 経済性評価方法

これまで、経済性については3種類の検討を行ってきた。それぞれについて以下に説明する。

(a) システム設計ベースの経済性評価

システム設計結果を基に経済性を評価する方法で、各システム設計を担当しているメーカにより結果が違う可能性があるが、最も確立した評価方法であり、フェーズII中間評価時もこの方法を採用した。

(b) 経済性評価手法

物量をベースに、各システムの建設費を横並びで評価する手法で、各システムを横並びで評価できるという利点はあるが、現在開発段階である。

(c) 既存サイクル施設の建設実績を踏まえた経済性評価精度の向上

旧サイクル機構東海事業所・建設工務管理部の技術支援によって得られたサイクル施設の建設実績から、上記2つの評価方法の技術的根拠、裏づけとなるデータを整備し、信頼性向上を図った。

以上のことから、本編では「(a) システム設計ベースの経済性評価」について記載する。「(b) 経済性評価手法」、「(c) 既存サイクル施設の建設実績を踏まえた経済性評価精度の向上」については、付録３に記載することとする。

(ii) 経済性評価の対象

経済性評価は再処理単価（万円/kgHM）および燃料サイクル費（円/kWh）の2種類の評価指標を用いて評価する。また、これらの単価を算出するために必要な以下に示す費用を、検討対象である各再処理技術のシステム設計検討結果を基に算出する。

・建設費
・年間運転経費
・施設の廃棄に関する経費（廃止措置費）

(iii) 建設費の算出基準

建設費は各再処理技術のシステム設計結果で検討された物量（各設備の機器仕様および台数、建屋体積等）に対するコストを評価し、それらを積算することで算出する。

(a) 積算対象物の範囲

建設費の積算対象物は以下とする。

・使用済燃料貯蔵施設
・再処理・燃料製造一体化施設の内、再処理に関する範囲（再処理と燃料製造の分岐点：先進湿式法では溶液でのPu富化度調整までが再処理、酸化物電解法および金属電解法では陰極処理までが再処理）
・廃棄物処理貯蔵施設の内、再処理に関する範囲
・排気塔の内、再処理に関する範囲

各積算対象物は、各施設内に内装される機器にかかる費用である設備費（機電関係費）と、建屋に付随する換気設備・電気設備・建屋躯体およびライニングにかかる費用である建屋費（建電換費）を個別に積算する。これは、ライフサイクルコストに影響する償却年数が、機電関係費と建屋関係費で異なるからである。

(b) 設備費

設備費は以下の設備に区分して算出する。

- 主要プロセス設備　：再処理・燃料製造に直接関係する工程を含む設備
- 廃棄物処理・貯蔵設備　：廃棄物処理・貯蔵に関係する工程を含む設備
- 燃料貯蔵設備　：使用済・新燃料集合体貯蔵に関係する工程を含む設備
- 分析設備　：分析に関係する工程を含む設備
- ユーティリティ設備　：試薬・蒸気、ユーティリティに関係する工程を含む設備
- 計装制御設備　：運転管理に際し、計測・制御系に関係する設備
- 非常用発電設備　：非常用電源供給に関係する工程を含む設備
- その他設備：上記に含まれない設備

また、設備費の積算対象は以下とする。各費用の内訳については、湿式再処理法（4章）、酸化物電解法（5章）、金属電解法（6章）の各システムの検討の中の経済性評価を述べる項にて示す。

- 機器費（工場製作にかかる費用）
- 設計費
- 工事・検査費（工場出荷から現地作業にかかる費用）
- 管理経費

(c) 建屋費

建屋費は、建屋体積と体積単価を用いて算出する。体積単価は、既存の原子力施設を参考とし、13万円/m^3とする。

(d) 評価対象外

本検討では下記の費用は評価対象外とする。

- 用地取得に関する費用（土地代、造成費用、道路港湾の整備、補償等）

・ 廃棄物の輸送および処分費
・ 研究開発に関する費用（開発費、試作費等）
・ コンティンジェンシーに関する費用

(iv) 年間運転経費の算出基準

年間運転経費は各再処理技術のシステム設計結果を基に、下記に示すコストを評価して算出する。

・ 人件費　　：操業に必要な人員に係る費用
・ 機器交換費　　：定検時等における機器リプレースに係る費用
・ 定期検査費　　：定検時に臨時に必要な人員および定検作業に必要な機器等に係る費用
・ 消耗品等費　　：操業に必要なユーティリティ・消耗品等に係る費用
・ 委託費　　：委託作業に従事する委託作業員への人件費等の委託費。

(a) 人件費

人件費単価については、中間評価では900万円/人年としたが、最終評価ではエンジニアおよび管理監督者を44500円/人日、一般作業者を29900円/人日、エンジニアおよび管理監督者と一般作業者の割合を8：2とし、1039.5万円/人年と設定した。また、要員数の積算範囲は以下とする。

・ 管理職　　：管理・監督の任にある人員、および当直長。
基本的に日勤であるが、当直長は3交代制（5班）とする。
・ 運転要員　　：工程毎に、運転に直接携わる人員。
日勤および3交代制を含む。
・ 廃棄物処理貯蔵要員　　：廃棄物処理貯蔵業務に携わる人員。
日勤および3交代制を含む。
・ 分析要員　　：分析業務に携わる人員。
日勤および3交代制を含む。
・ 技術・保守要員　　：通常時の電気・機械保守点検業務等に携わる人員。
基本的に日勤とする。
・ 放射線管理要員　　：放射線被ばく管理業務に携わる人員。
日勤および3交代制を含む。
・ 環境管理課　　：環境保安業務に携わる人員。
基本的に日勤とする。
・ 核物質管理課　　：核物質の管理業務に携わる人員。
基本的に日勤とする。
・ 品質保証課　　：品質保証業務に携わる人員。
基本的に日勤とする。
・ 管理課　　：事務系の業務に携わる人員。

基本的に日勤とする。

(b) 機器交換費

機器の交換は、その機器の寿命に合わせて行うのが通常であり、その時点で機器交換費が発生する。本検討の経済性評価では、これを年平均として算出する。機器交換費の対象は、設備費および建屋費とする。機器の交換頻度は、原則として下記の基準にしたがって積算する。

対象	機器交換頻度
腐食の厳しい環境の工程で使用する機器	機器費の 6%[1)]
マテリアルハンドリング等、動的な操作が主体の工程で使用する機器	機器費の 6%[1)]
静的な操作が主体の工程で使用する機器	機器費の 3%[2)]
メンテナンスの必要性が低い機器	機器費の 3%[2)]
建屋	建屋費の 1%[2)]
メンテナンスが不要な機器	なし

(c) 定期検査費

定期検査時の臨時人件費を対象とし、仮設費等は機器交換費に含まれるものとする。

人件費単価は10万円/人日とする。また、定期検査期間は非運転日である165日（=365日－200日）の約半分として80日とする。臨時人員については、50tHM/yプラントで100人/日とし処理規模に比例して増加するとした。

(d) 消耗品等費

消耗品等費の積算範囲は以下とする。

- ユーティリティ（電気・水道等）
- 試薬類
- 補充ウラン等
- 交換頻度が1年以内の機器・部品（せん断刃、ルツボ等）
- 事務用品等

ユーティリティ、試薬類、補充ウラン等、交換頻度が1年以内の機器・部品の費用については、プロセス毎に使用量を評価しこれを基に算出する。

事務用品等については、旧サイクル機構東海事業所の実績を考慮して工学的判断により設定する。

(e) 委託費

委託費の積算範囲は以下とする。

- 警備費　：周辺監視区域、保全区域、管理区域の守衛所での警備員の人件費。
- 清掃費　：施設内のホワイトとグリーン区域の清掃を行う人員の人件費。
- 洗濯費　：作業服等の洗濯に掛かる費用。外注するとし、人件費相当として

評価する。

各費用については、旧サイクル機構東海事業所での実績を考慮して工学的判断により設定する。

(v) 再処理単価の算出基準

使用済燃料を再処理して再処理製品1kgHMを製造するのにかかる費用を再処理単価と定義する。再処理単価は資本費と操業費で構成され、再処理施設の建設から廃止措置までのライフサイクルコストを算出し、これをプラント運転期間で除した平均値として算出する。

各費用の算出に用いる諸数値（設定値）を表 3.1.1に示す。

(a) 資本費

資本費を構成する費用は、すべて建設費を基に算出する。ただし、ここでの建設費には所有者費用（工事全体のプロジェクト管理費、許認可助成費等、プラント所有者側にかかる費用）として、前述の建設費に10%を加算した値を用いることとする。

資本費を構成する費用を以下に示す。

- 減価償却費　：再処理施設の減価償却にかかる費用である。建屋、設備の償却期間、償却方法、残存価格割合を用いて算出する。
- 事業報酬　：電気事業の公共性から、事業が健全に展開できるための費用を事業報酬として考慮し、事業報酬率により算出する。
- 固定資産税　：施設の固定資産税であり、固定資産税率を用いて算出する。
- 廃止措置費　：再処理施設の解体費と解体廃棄物の処理処分費であり、設計情報から費用を評価し、積立方法、積立期間、積立利率を用いて算出する。

(b) 操業費

操業費を構成する費用は、主に年間運転経費を再処理製品1kgHM当たりに換算したものである。操業費を構成する費用を以下に示す。

- 人件費　：年間運転経費の人件費が対象である。
- 修繕費　：年間運転経費の機器交換費および定期検査費が対象である。
- 諸費　：年間運転経費の消耗品等費および委託費が対象である。
- 業務分担費　：直接費（人件費+修繕費+諸費）から、業務分担費率（15%）を用いて算出する。
- 事業税　：外形基準割額が対象である。

(vi) 燃料サイクル費（再処理費）の積算の考え方

再処理単価評価結果を基に、対象としている炉特性データを用いて再処理費（円/kWh）を算出する。

(vii) 経済性評価の判断基準

フェーズⅠでは、原子炉プラントシステムの検討の影響を受けない再処理単価を指標として評価してきた。そこで、フェーズⅡにおいても個々のシステムについて、①建設費（億円）、②年間運転経費（億円/年）、③資本費・操業費・再処理単価（万円/kgHM）を算出する。

次に原子炉プラントシステムとの整合を考慮して再処理単価から再処理費を算出し、同じく燃料製造単価から算出した燃料製造費と合算して燃料サイクル費を算出し、フェーズⅡにおける経済性の設計要求である燃料輸送・廃棄物処分費を除く燃料サイクル費（再処理費+燃料製造費）0.8円/kWh以下を指標として、評価を行うものとする。

(4) 環境負荷低減性

(i) 評価項目

① 通常運転時の環境放出放射能
② 通常運転時の放射性廃棄物
③ U、TRU、FPの廃棄物への移行率
④ 施設の廃止に伴う放射性廃棄物
（解体廃棄物までを評価）

(ii) 評価指標および判断基準

(a) 通常運転時の環境放出放射能

通常運転時において環境へ放出される放射性物質に起因する一般公衆の年間被ばく線量（線量当量、μSv）を評価指標とする。

第Ⅰ編1.2項に示す設計要求を判断基準とする。

(b) 通常運転時の放射性廃棄物

通常運転時の放射性廃棄物（固化後の廃棄体）の単位発電量当たりの発生体積（L/kWh）を評価指標とする。

第Ⅰ編1.2項に示す設計要求を判断基準とする。

(c) U、TRU、FP の廃棄物への移行率

通常運転時の移行率（wt%）を評価指標とする。

第Ⅰ編1.2項に示す設計目標を判断基準とする。

(d) 施設の廃止に伴う放射性廃棄物

施設の解体に伴い発生する解体廃棄物の発生量（ton）を評価指標とする。解体廃棄物発生量は施設規模の影響を受けるため各再処理システム間で積算施設の範囲を合わせておくものとし、再処理建屋（再処理工程およびその付帯設備を収容する建屋）、使用済燃料貯蔵建屋、放射性廃棄物処理・貯蔵建屋をその範囲とする。

なお、解体の容易性については、フェーズⅡ段階では、解体性は設備の保守、補修性を考慮

した施設設計により確保されるものと考えて評価する。

(5) 資源有効利用性

資源有効利用性は、UおよびTRUの有効利用を目的としたものであるから、評価対象はUおよびTRUとする。放射性廃棄物への移行率を評価指標とし、各再処理技術のシステム設計検討で評価される物質収支結果を用いて、次式で評価する。

（放射性廃棄物への移行率）＝１－（再処理製品への移行量）／（再処理量）

(6) 核拡散抵抗性

当該システムで取り扱う核物質が目的外へ転用されることをより困難とするようなプロセスおよびシステム設計となっているかを定性的に判断する。

具体的には、システムの全工程を通じてPuが高い純度の単体で存在することがなく、UおよびFPなど他元素と混在した状態で取り扱うプロセスとなっているかを判断する。

また、Puの同位体組成において^{239}Puの割合の高いブランケット燃料処理については、炉心燃料と混合するなどして中性子を放出する同位体核種等の含有率が高い状態で取り扱うように配慮した設計となっているか確認する。

保障措置体制への適応性については、現行および現在検討中の国内外のLWR再処理施設およびMOX燃料加工施設における計量管理技術・核物質防護設計等にならった設計の検討が行われているかを確認する。検討の結果、これらの技術の適用が困難もしくは合理的でないと判断されている場合には、現行技術の代替となりうる対象システムの特徴に整合する技術、手法とその考え方が提案され、かつそれらが十分合理性をもつものであるか否かを判断する。

(7) 運転・保守補修性

運転・保守補修性については、機器設計および配置設計の結果に基づき、①通常時運転を円滑に行うことが出来るよう考慮したものとなっているか、②保守補修の頻度およびその困難さに応じた設備対応（例えば、マニピュレーターやクレーンなどの保守機材の配置およびアクセス性）および保守補修手順の検討が為されているか、③その保守補修の考え方は合理的かについて定性的判断を行う。

(8) 技術的成立性

設計が工学的に成立しうるものであることを証明するために重要な根拠となる、基本的なプロセス成立性、効率、回収率、DF、処理時間等の設定値について、それらがこれまでの開発成果に基づいた根拠あるものとなっているか確認を行う。ただし、革新的技術の適用については過去に信頼性のある実績があることは稀であるため、このような対象については潜在的な技術的可能性をも考慮した現行の知見に基づく「2015年技術体系確立」達成の難易度の考察を技術的成立性評価のフェーズII最終段階での判断目安とする。

表 3.1.1　再処理単価算出に用いる諸数値（設定値）

評価条件の項目					設定	備　　考
		割引率			2%	原子力機構評価
		プラント規模			※tHM/年	設計による
資本費	減価償却費	建設費	建屋、建物、構築物		※億円	設計による
			設備、機器、ﾕｰﾃｨﾘﾃｨｰ		※億円	設計による
			土地代		—	既存事業所内設置につき考慮しない
			建設期間		※ 年	設計による
			建中利率		2%	割引率同様
			建中利子計上法		期末払い	
		運転期間(コストを均等化する期間)			40年	MITI99評価[1]同様
		償却期間	建屋、建物、構築物		38年	財務省「原価償却資産の耐用年数等に関する省令」における類似設備より推定
			設備、機器、ﾕｰﾃｨﾘﾃｨｰ		11年	
		設備更新			—	更新費用は年額換算により修繕費に算入
		償却方法			定額法	法人税法施行令第61条
		残存価額割合			10%	一般的な設定
	固定資産税	固定資産税率			1.4%	法定値
	廃止措置費	解体、処理処分費			※億円	設計による
		積立方法			減債基金法	定額積立
		積立期間			40年	運転期間と同様
		積立利率			2%	割引率同様
	事業報酬	事業報酬率			2%	割引率同様
操業費	直接費	人件費	人件費単価		1039.5万円/人年	コスト等検討小委員会[2]のバックエンド事業コスト試算結果より
			要員数		※人	設計による（委託業務人件費は含めない）
		修繕費	修繕費率	（×建設費）	※%/年	設計による（年額に換算された設備更新費用を含む）
		諸費	諸費率	（×建設費）	※%/年	設計による（消耗品等費、委託費）
	関連費	業務分担費	業務分担費率	（×直接費）	P15%/年	コスト等検討小委員会[2]のバックエンド事業コスト試算結果より
		事業税	税率	（×全経費）	外形基準割額	税法による
部材費		部材費（燃料製造に含める）			※万円/kgHM	設計による

※：プラントの設計により得られるデータ

1）通産省総合エネルギー調査会原子力部会，第 70 回，資料３（1999.12）

2）H16 年度総合資源エネルギー調査会電気事業分科会コスト等検討小委員会

4. 湿式再処理法

湿式再処理法として先進湿式法（NEXT法; New EXtraction System for TRU Recovery）と超臨界直接抽出法（Super-DIREX法; Supercritical fluid Direct Extraction）に関する検討の結果をまとめる。本章の構成は以下の通りである。

4.1章において上記各技術の概要を示す。4.2章では、先進湿式法に基づく再処理施設の概念を説明し、行った設計に対して技術的な評価を加える。4.3章では、超臨界直接抽出法に基づく再処理施設の概念を説明し、行った設計に対して技術的な評価を加える。4.4章では、燃料サイクルがLWRを主体とする時期からFBRを中心とするシステムに移行する期間における再処理施設の概念を検討した結果を示す。4.5章では、多様な燃料サイクルに対する適用性を検討した結果をまとめる。多面的評価に対応するものである。4.6章では、窒化物燃料への適用性について検討した結果を示す。4.7章では、要素技術開発の成果を概観する。4.8章では、4.2及び4.3章にてそれぞれ議論した先進湿式法と超臨界直接抽出法によるシステムについて、実現性を高めるための改良方策を検討した経緯をまとめる。4.9章では、今後さらに検討を深めていくべき主要な技術開発項目を示す。

4.1 湿式再処理法の概要

4.1.1 従来の湿式再処理法

商業用再処理プラントには湿式法であるPUREX法が広く用いられている。国内では原子力機構東海再処理工場と日本原燃株式会社の六ヶ所再処理工場が採用している。PUREX法は、1940年代後半に米国で初めて適用された、溶媒抽出を中心とした技術である[1)]。当初は “Plutonium, Uranium, Reduction, Extraction” の略として命名されたが、以後、いくつかの再定義がなされ、最近では“Plutonium, Uranium Extraction”が一般的である。

PUREX法では次のような操作を行う。使用済燃料集合体及び燃料要素を機械的に解体、切断し、燃料を硝酸水溶液に溶解する。得られた溶解液は、n-ドデカンなどの炭化水素で希釈されたリン酸トリブチル（Tributylphosphate; TBP）と接触して、U及びPuを抽出する（これを「共除染」と呼ぶ）。FPとNp、Am及びCmは水溶液に残るので、これは高放射性廃液として処理する。抽出されたUとPuは、Puを抽出性の低い原子価（Pu(III)）に還元することにより相互に分離する（これを「分配」と呼ぶ）。溶媒に残るUは希薄な硝酸溶液と接触しこれに回収する（これを「逆抽出」と呼ぶ）。UとPuはそれぞれ溶媒抽出操作を施し精製する。使用した溶媒は、アルカリ溶液と接触して、放射線などによる劣化物や残留するFPなどを除去する。

PUREX法の特長は、高い回収率と除染度を水溶液と溶媒を接触するという単純な操作で実現する点にある。一方、処理に用いる水溶液や溶媒が二次廃棄物となり、このための処理が必須である。

4.1.2 先進湿式法の概要

先進湿式法は、FBR燃料を処理することを前提に、PUREX法を基礎としつつ、プロセスの簡素化や廃棄物発生量の低減などを目指して最適化した複合工程であり、分離回収工程に、晶析法、簡素化溶媒抽出法と抽出クロマトグラフィーを適用している[2)3)]。簡素化溶媒抽出法は、分配と精製の工程を廃した抽出−逆抽出のみの単一サイクル抽出工程である。あらかじめUを粗分離することにより、溶媒抽出におけるPu分配工程を省略するとともに溶媒抽出設備で取り扱う溶液の量を最小化することを目的として晶析工程を導入している。図 4.1.1にプロセスのブロックフローを示す。使用済酸化物燃料要素は硝酸溶液に溶解した後、清澄する。晶析工程では硝酸溶液中のUを選択的に硝酸ウラニル六水和物（uranyl nitrate hexahydrate; UNH）の固体として回収する。得られたUNHはブランケット燃料製造工程に供し、晶析操作後の硝酸水溶液は簡素化溶媒抽出法により処理する。晶析操作におけるUの回収率は、簡素化溶媒抽出工程で分配操作を必要としない値を達成する。簡素化溶媒抽出工程は共除染と逆抽出部から成り、U、Np及びPuを抽出しFPと分離する。AmとCmは抽出されないので、抽出クロマトグラフィーにより簡素化溶媒抽出工程の抽出残液（ラフィネート）から回収するとともに、希土類元素を含むFPから分離する。

PUREX法と比較すると、先進湿式法の「リファレンスシステム」は以下の特徴をもって定義される。

① 晶析法の採用
- 溶解液からのUの粗回収

② 簡素化溶媒抽出法の採用
- U、PuおよびNpの共回収
- 分配及び精製工程の削除
- ソルトフリー化による低レベル廃液固化体の削減
- 回収水、回収酸の再利用
- 廃溶媒の蒸留処理の徹底

③ MA回収工程の追加
- 抽出クロマトグラフィーによるAmとCmの回収

4.1.3 先進湿式法に関する検討の経緯

先進湿式法において利用する要素技術はそれぞれ研究開発の達成段階が異なる。表4.1.1に主要な要素技術の実用化や研究開発の状況をまとめて示す。燃料集合体のせん断、溶解、溶媒抽出などLWR燃料処理において実用化されている技術であっても、FBR燃料を処理するためにさらなる研究開発を要する場合がある。

集合体の解体はFBR燃料の処理に特有であり、これまで実際の使用済燃料を用いて実証されていない。使用済燃料のせん断や溶解は、従来のLWR燃料処理における条件よりも厳しい条件での操作が求められる。晶析法と抽出クロマトグラフィーは、再処理に適用され

た前例がなく、集中的な研究開発を要する。簡素化溶媒抽出は、前述したPUREX法と同じ溶媒を用いる技術であるが、高い燃焼度及びPu富化度の燃料を取り扱うこととなるFBR燃料への適用に必要な検討を行う。廃液と廃棄物の処理は、処分体の量を低減するために処理工程を最適化する。

4.1.4 革新技術としての超臨界直接抽出法

フェーズIにおいて上述のリファレンスシステムに対して複数の分離システムを比較評価した。超臨界直接抽出法はリファレンスシステムの経済性を上回ることが期待されたので、技術としては未成熟であるが、重要な候補として継続して検討した。

超臨界直接抽出法は、超臨界状態の二酸化炭素（sf-CO_2）を媒質として用いる抽出技術であり、Super-DIREX法とも呼ばれる[4]。本法はsf-CO_2とTBPの混合物を抽出の媒体として用い、酸化物燃料粉末から目標とする元素を抽出する。UやPuを抽出するには酸化剤および塩析剤が必要であり、このために硝酸を含む TBP–sf-CO_2混合流体を用いる。図 4.1.2にプロセスのブロックフローを示す。U、NpおよびPuを使用済酸化物燃料から抽出し、FPは残渣として残留する。U等の逆抽出は水溶液との接触により行う。残渣に含まれるAmやCmはTRPOなどの別の抽出剤を含むsf-CO_2を用いて回収する。

[参考文献]

1) W. W. Schulz et al., : “Science and Technology of Tributyl Phosphate”, Volume III, Applications of Trbutyl Phosphate in Nuclear Fuel Reprocessing, CRC Press, Inc. (1990).
2) T. Takata, et al. : “Conceptual Design Study on Advanced Aqueous Reprocessing System for Fast Reactor Fuel Cycle”, J. Nucl. Sci. Technol. Vol. 41, p. 307 (2004).
3) Koji Sato et al. : “Conceptual Design Study and Evaluation of Advanced Reprocessing Plants in the Feasibility Study on Commercialized FR Cycle Systems in Japan”, GLOBAL 2005, Oct 9-13, 2005, Tsukuba, Japan (2005).
4) T. Shimada, et al. : “Direct Extraction Process of U with Super-DIREX Reprocessing Method”, Global 2003, Atoms for Prosperity: Updating Eisenhower’s Global Vision for Nuclear Energy, November 16 - 20, 2003, New Orleans, USA (2003).

表 4.1.1　先進湿式法の主要な要素技術の実用化や研究開発の状況

技術	現状	主な課題
集合体解体	FBR 燃料に特有である。レーザーと鋸（機械式）による方法を検討している。	適切な方法の選定、機器設計及び試験、工学規模での実証が必要である。
せん断	LWR 燃料処理で実用されている。FBR 燃料向けの研究開発は工学規模のモックアップ試験を実施、以後中断している。	LWR 燃料と被覆管材料が異なり、燃料を適切な形状に制御する必要があるので、要素技術開発とその実証を要する。
溶解	LWR 燃料処理に比べ、臨界に係る制限が厳しく、より高濃度の溶解液を必要とするので、対応するプロセス、機器の検討を進めている。	高濃度溶解液を得るプロセス条件の確立、大処理量の機器設計及びその試験、工学規模での実証が必要である。
清澄	臨界に係る制限が厳しく、回収する固体成分の量が多いため速やかな処理が求められ、遠心型が良いと考えられる。開発は工学規模のモックアップ試験を実施、以後中断している。	大処理量の機器設計及びその試験、工学規模での実証が必要である。
晶析	新たに再処理に適用する技術である。照射燃料を用いた小規模なプロセス試験、10 tHM/y オーダー規模の U 試験を行っている。	プロセス条件の確立、安全設計を含む機器開発及び試験、工学規模での実証が必要である。
簡素化溶媒抽出	LWR 燃料処理に比べ、臨界に係る制限が厳しく、線量率が高いのでより短い処理時間が求められる。照射燃料溶解液を用いた小規模なプロセス試験、遠心抽出器とそのシステムに関する開発を進めている。	大処理量の機器設計及びその試験、工学規模での実証が必要である。
抽出クロマトグラフィー	新たに再処理に適用する技術である。実験室規模のプロセス試験を行っている。	プロセス条件の確立、安全設計を含む機器開発及び試験、工学規模での実証が必要である。
液体廃棄物処理	LWR 燃料処理において行われている。廃液を低減するためソルトフリー技術の開発を行った。	廃液量を最小化するために蒸留プロセスの改良を含めた開発が必要である。
固体廃棄物処理	LWR 燃料処理において行われている。	廃棄物量を最小化し、適切な廃棄体を得るための開発が必要である。

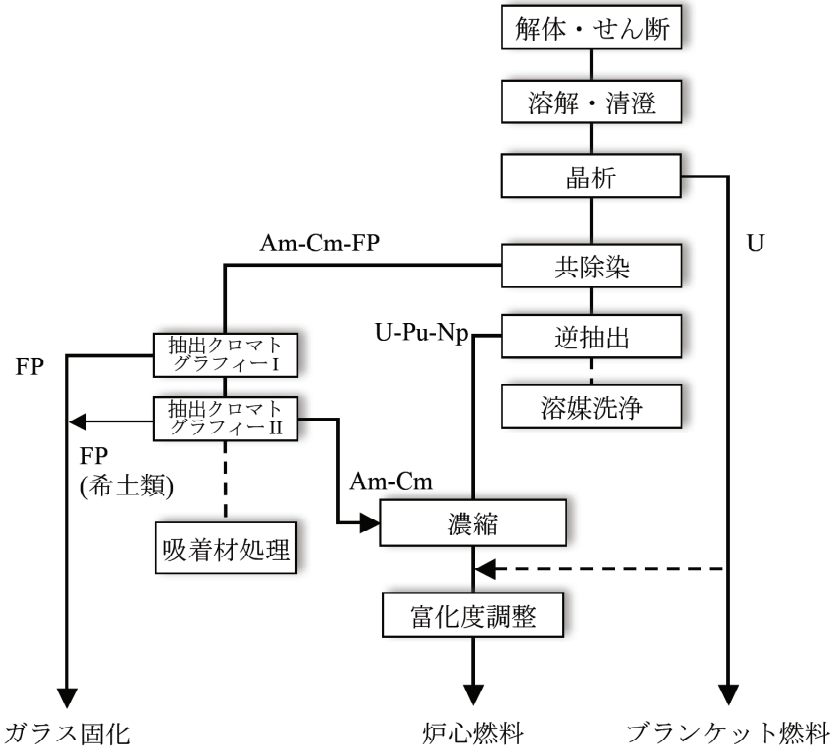


図 4.1.1　先進湿式法（NEXT 法）のブロックフロー

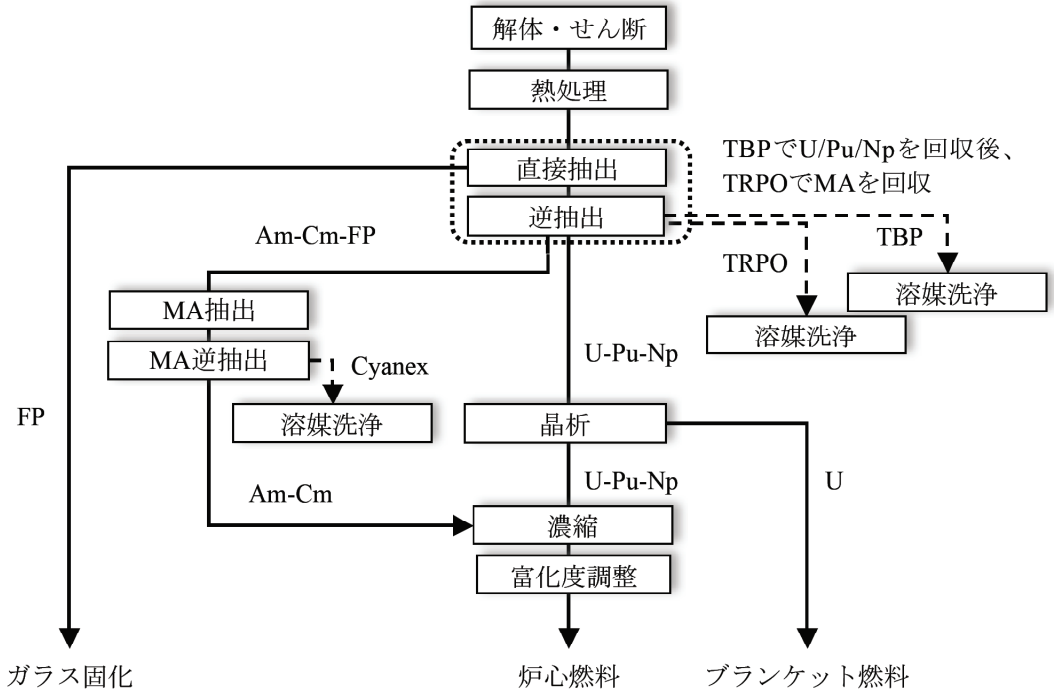


図 4.1.2　超臨界直接抽出法（Super-DIREX 法）のブロックフロー

4.2 先進湿式法（NEXT 法；リファレンスシステム）の設計（酸化物燃料対応）

4.2.1 施設概念構築

(1) 設計検討の方針

湿式再処理に関する設計は、PUREX法による再処理プラントの建設や運転に係わる技術的な知見を利用し、2章にまとめた設計要求を満足するように行った。設計要求をプロセス構築の要件として整理した結果を表 4.2.1に示す。

再処理施設の基本性能である回収率と除染に関し、湿式法は高い回収率と除染度を得られる点が特長である。従来に比べ低い除染度の製品を許容するという前提条件に基づいて、従来の再処理工程を合理化した分離回収プロセスを構築することとした。

経済性の指標は発電量で規格化された処理費用であるが、燃料製造費と合算することなどから絶対的な値を設定しにくい。そこで可能な限り低廉な建設費及び操業費を追求することとした。上述したプロセスなどの合理化などによる建設費の削減や、合理的なシステム設計に基づく作業員数の削減などを考慮した。

核拡散抵抗性を向上するために、 純粋なPuが存在しないプロセスとする必要がある。従来のPUREX法ではPuを還元してUから分離していたが、この機能を、原理的にPuの単離が不可能である方法に替える。低除染の製品を許容するので、製品からの線量率が増大することになる。これは製品への接近を困難にし、核拡散抵抗性を高める上で好都合であると考えられる。保障措置に係る制度と運用は基本的に従来の方法によるものとした。

環境負荷低減については、廃棄体の形態と発生量が検討の対象とされている。廃棄体については低レベル廃棄物の処理・処分における最近の検討を参考として処理方法を選定することとした。定常的な運転において発生する廃棄物の量は、現行再処理施設に対して同等以下に低減する目標が掲げられているが、これに対しては、分離回収工程を最小化すること、二次廃棄物を増大する可能性のある薬品を使用しないこと、廃液の固化による廃棄体の発生を最小化すること、ガラス固化体からの発熱元素を除去することなどにより改善を図ることとした。

安全については、一般公衆が受ける被ばく量と環境への放射性物質の放出量を既往の施設と同等とするものとされている。閉じ込めについて既往の技術方策を適用することにより達成できるものと考えられた。

規格の遵守については、既往の規格・基準類に準拠することが示されているが、ほとんどの設備について既往の規格・基準類に準拠できるものと考えられた。

運転保守については、年間稼働日数を200日/y以上とする必要があるが、既往の技術を組み合わせることにより設備を設計し達成することとした。

湿式再処理に係わる経験を最大限に活用していく方針としたが、FBR燃料は表 4.2.2に示すようにいくつかの点でLWR燃料と異なる。FBR使用済燃料を処理するためには、これ

らの課題を解決する必要がある[1)]。原子力機構は、旧動燃及び旧サイクル機構の時代にPUREX法によるFBR燃料再処理の再処理技術の開発に取り組んだ実績を有している[2)]。設計研究に当たっては、設計要求を満足し、FBR燃料の処理に特有の課題を解決する技術基盤として上述の技術を活用することとして進めた。

(2) プロセスの概要

先進湿式法の「リファレンスシステム」に主要な工程の概要を示す。

(i) 受入・貯蔵

輸送キャスクに収められた使用済燃料集合体を取り出す。燃料集合体は、空冷にて崩壊熱を除去しつつ貯蔵する。キャスクと燃料缶は洗浄して搬出する。

1年間の処理量に相当する集合体を貯蔵する建屋を、分離回収を行う主建屋とは別に設ける想定とした。また、主建屋には2週間の処理に相当する集合体を貯蔵するものとした。

(ii) 解体・せん断

使用済燃料集合体を解体し、燃料要素を数cm程度の長さにせん断する。本検討においては、ラッパ管、エントランスノズル、ハンドリングヘッドを機械的な方法により切断し、燃料ピンの束をせん断する方法を想定した。せん断された燃料ピンは溶解工程に送る。

せん断処理において発生する気体廃棄物、せん断オフガス（Shearing Off Gas; SOG)、には空気、ダスト、FPのうち希ガス成分（KrおよびXe）の一部、および他の揮発性FPの一部が含まれる。

本工程までを機械的前処理工程という。

(iii) 溶解

せん断工程から受入れたせん断片を高い濃度（9–12 N）の硝酸に浸漬し、約95℃に加温[1]することで、燃料酸化物を硝酸溶液とする。被覆材は溶け残るが、この未溶解の被覆材はハルと呼ばれ、溶解液と分離する。本工程でほとんど全てのFPは溶解するが、燃焼度が高い場合には、Mo、Zr、Ru、Rh、Pd等の元素は完全には溶解せず、一部が不溶解性残渣として残る。使用済燃料中に金属として存在するものが多いとされる。溶解液にはNOxを通じ、溶存するIを気相に移行させる。Puについては、Pu(VI) は晶析過程においてU(VI) とともに析出するので、Pu(VI) をNOxにより還元してPu(IV) とする。

後述する晶析工程においてUを効率良く回収するためには、溶解液中の重金属濃度を高めると良い。本検討では、500 g(U+Pu)/Lの溶液を得る設定とした。このため、溶解の操作は従来に比べてより効率を高めて行う必要がある。

本工程で発生する気体廃棄物を溶解オフガス（Dissolution Off Gas; DOG）という。DOGには水蒸気、空気、NO_x、およびFPのうちKr、Xe、I等が含まれる。また、分離したハルは硝酸溶液により洗浄して所定の缶に収納し、廃棄物とする。洗浄液はヨウ素追出槽に供給する。

[1] 温度は沸騰温度が溶解について効率的であるが、溶解槽の耐食性等の観点から沸騰温度より低い温度を設定した。

(iv) 清澄

溶解工程で得る溶解液には、不溶解性残渣、未溶解の燃料や被覆管のせん断粉等が含まれている。これらの固体成分（スラッジ）を除去し、以後の工程における蓄積、配管や装置の閉塞の可能性を抑制する。

アクチニド元素がスラッジに含まれ、このために所定の回収率が達成されないおそれがある場合には、回収したスラッジを溶解し、水溶液に回収することが考えられる。本検討では、例示として電解法によりスラッジ中の燃料成分を溶解する設備を加えた。水溶液に硝酸銀を加え、Ag^{2+}を酸化剤として用いることを想定した[3)]。

(v) 調整

次工程で行う晶析処理に適した組成に溶解液を調整する。U及びPu濃度、Puの原子価、硝酸濃度に着目して行う。

(vi) 晶析

溶媒抽出操作に先立ち、Uの一部を分離回収するために晶析法を適用する。晶析法は、燃料溶解液中のUとPu等との存在割合および溶解度の差を利用した分離プロセスである。清澄・調整後の高濃度の溶液を約5 ℃に冷却することで、Uの大部分（約70 %）をUNHとして析出させ、分離回収する。この操作により、新燃料のPu富化度に適合したU/Pu比の粗調整も行う。生成したUNHは固液分離及び洗浄の操作を行い、水溶液（母液）は溶媒抽出工程に供給する。純粋なPuを得るためには、非常に高いUの回収率とPuとの分離係数が必要となるが、いずれも実用的な条件では達成できない。

溶媒抽出工程で処理すべきU量を大きく削減でき、これは設備規模を縮小する効果をもたらす。また、Uの大半を除去することにより製品として必要なPu富化度が得られるので、溶媒抽出工程におけるPu分配部が不要になる。結果として、抽出工程で取り扱う物質量が削減され、廃液量を低減できる。晶析で分離されたUNHは溶解して取り扱うが、高い濃度のU溶液が得られるため、U濃縮設備を削除できる。

(vii) 簡素化溶媒抽出

晶析工程で得られたUを粗分離した水溶液からU、Np及びPuを回収する。抽出溶媒としては、n-ドデカンで希釈したTBPを用いる。TBPはIV価およびVI価のアクチニドイオンの抽出に適した抽出剤であり、U(VI)やPu(IV)を良く抽出し、FPと分離できる。概略のフローシートを図 4.2.1に示す。30 % TBP−n-ドデカンを抽出溶媒として用い、約5 M H^+の供給液と接触させる。UやPuを含む装荷溶媒は洗浄液である硝酸水溶液と接触して不純物成分を除去する。共除染部から排出される装荷溶媒は逆抽出液である希薄な硝酸水溶液と接触し、UやPuをともに回収する。

NpはこれをVI価に調整してU、Puとともに抽出する。PUREX法による処理においてNpは第一サイクルで良く抽出されることが報告されている[4)]。これは、供給液中にNp(VI)が含まれること、共除染部においてNp(V)がNp(VI)に酸化される反応が寄与していることに

よると考えられる。本検討では、供給液の硝酸濃度を従来よりも高める（晶析工程で得られる溶液は硝酸濃度が高いので余分な薬品などを投入する必要がなく、合理的である）ことにより、Npの抽出を促進する方策を採ることとした。

装荷溶媒に逆抽出操作を加え、U-Pu-Npの混合硝酸溶液を得る。晶析工程においてU/Pu比の粗調整が既になされているため、Pu分配の操作は不要である。晶析法を組み合わせ、Puを単離する機能を溶媒抽出工程から廃することができる。分配のための機器とともに、UとPuの分離の際に必要であったU回収用の溶媒が削減できることから、抽出工程内の物質量の削減が期待できる。

本工程で分離されたAm、Cm及びFPを含む抽出残液（ラフィネート）は、Am-Cm回収設備へと払い出す。使用済溶媒は溶媒洗浄設備へと払い出す。溶媒抽出を行う工程から払い出される製品溶液および廃液には微量のTBPが含まれる。これが蒸発処理設備に移行し、蒸発缶に蓄積すると、硝酸錯体の熱分解反応による事故の原因となりうる。これを防止するため、溶媒抽出から払い出される溶液に対しては希釈剤（n-ドデカン）と接触させ、有機成分を除去する操作を行う。

(viii) 溶媒洗浄

溶媒抽出工程で用いられた抽出溶媒を洗浄し、劣化生成物等を除去する。洗浄された溶媒は再利用する。

従来用いられていたNaを含む水溶液に替えて、洗浄試薬としてソルトフリー試薬（シュウ酸ヒドラジン、炭酸ヒドラジン）を用いる。これらは金属を含まないので、二次廃棄物を増大させない。洗浄された溶媒は、フィルタにより固形分および洗浄では除去できない劣化物を除去した上で抽出設備に供給し再利用する。

(ix) Am-Cm 回収

抽出工程で発生する抽出残液から抽出クロマトグラフィーによりAmとCmを回収する。この時、AmとCmは希土類元素を含むFPから分離する。

吸着材には、多孔質シリカをポリマーで被覆した支持体（“SiO_2-P”と呼ぶ）に抽出剤を添着した複合物を用いる。抽出剤は様々な種類を選択することができ、既往の有機高分子型の吸着材に比べて、吸脱着反応が速やかで有機物の量を低減できる点などが特長である。また、分離の機構は溶媒抽出と同様である一方で、希釈剤を用いないので溶媒抽出に適さない化合物も応用できる可能性を提示する。

高酸性溶液からAm、Cm及び希土類元素を分離回収し、さらに希土類元素を分離するプロセスとした。このために、2種類の抽出剤、CMPO（n-octyl(phenyl)-N,N-diisobutyl carbamoyl methyl phosphine oxide）とCyanex 301を用いる設定とした。溶離操作を行う過程で、吸着材に含まれる抽出剤が水溶液中の溶解度に応じて損失する。このため、予め溶離液を抽出剤で飽和させること、溶出液から抽出剤を回収することを考慮した。使用した吸着材は、抽出剤を除去した後に再利用するか、熱分解により処理するものとした。熱分解するとSiO_2が得られるが、これはガラスの原料として用いることが考えられる。

(x) 濃縮・富化度調整

簡素化溶媒抽出で得られるU-Np-Puを含む水溶液を300 gHM/L程度の濃度となるように濃縮し、Am-Cm回収工程で得られるAm-Cm溶液及び晶析工程で得られるU溶液と適当な割合で混合し、内側炉心燃料、外側炉心燃料向けの製品を得る。余分なU溶液はブランケット燃料向けの製品とする。

(xi) 液体廃棄物処理

液体廃棄物のうち最も放射能の高いものは共除染工程及びAm-Cm回収工程から発生する高放射性廃液であり、これはガラス固化体とする。

それ以外の工程からも様々な放射能の廃液が発生する。それらの廃液は、放射能濃度によって高レベル、中レベル、低レベル、極低レベルの4系統に分けて処理する。従来、それぞれの廃液を蒸発濃縮して得た固体を固化して廃棄物としていたが、これは廃棄物の種類と量を増大する原因となっていた。本検討では、放射性廃液の蒸発濃縮を繰り返し、放射能濃度の極めて高いものと極く低いものの2種類に分化し、最終的に前者はガラス固化、後者は海洋放出する方法を基本とした（「2極化処理」と称する）。これにより、低レベル及び中レベル濃縮廃液固化体を発生しないシステムとしている。高レベル廃液の濃縮では硝酸濃度を調整するためにホルマリンを用い、一部の硝酸を分解する。

Naのような金属を含む薬品の使用はこの2極化処理を阻害する要因となるので、化学処理工程はNaを使用しない（ソルトフリーである）ことが必要である。ここで、水溶液に含まれる容易に分解される成分は予め分解しておく必要がある。

再処理工程内で発生する廃液の多くは硝酸廃液であるが、硝酸の再利用のため廃液の濃縮処理とあわせて酸回収を行う。回収した硝酸および凝縮水は、各工程で再利用する。これは、システムが低除染を許容することを利用しており、必ずしも精製された薬品を用いる必要ないことに基づく。

(xii) 固体廃棄物処理

主要な固体廃棄物のうち特に放射能の高いものは、ハルとスラッジである。スラッジはフィルタで濾過し、フィルタごと容器に封入して固体廃棄物とする。圧縮した後専用容器に収納する。

その他フィルタ、紙、ウェス等をはじめとする様々な固体廃棄物が発生する。これらはその中に含まれる放射性核種とその濃度により、また、廃棄物の性状から可燃物、難燃物、不燃物に分類し、圧縮、焼却、溶融により減容し、セメント固化体とする。

(xiii) 廃溶媒処理

TBPおよびn-ドデカンを蒸留により精製して再利用に供する。TBPにも蒸留操作を加え徹底して利用することにより、最終的に廃棄物となる廃溶媒量を大幅に低減する。リン化合物を含む劣化物成分は、熱分解及び水熱固化処理により固体廃棄物とする。

(xiv) リワーク

抽出工程、溶媒洗浄工程の各貯槽からのオーバーフロー液や、規格外となった種々の溶液を抽出設備や廃液処理設備へ送液する。

(xv) NO_X回収設備

燃料製造の脱硝操作において生じる気相中のNOxを回収する。圧力スイング吸脱着（PSA; Pressure Swing Adsorption）法の適用を想定した。回収したNOxは溶解工程にて溶解液中のヨウ素を気相に追い出す目的に利用する。

(3) 物質収支

主要な設備の全体工程および分離回収にかかわる設備の工程系統図（PFD）を図 4.2.2、図 4.2.3にそれぞれ示す。これらの設備について物質収支を作成し、機器仕様などを具体化した。

物質収支の例として、アクチニド元素とFPの物質収支の概略を図 4.2.4に示す。

(i) 回収率

アクチニド元素の回収率を主要な設備における損失率から算出した。損失率は以下のように定義し、主要な設備設備について求める。

$$\text{損失率} = \frac{\text{製品以外の系統への移行量}}{\text{各設備の受入量}}$$

損失の発生原因として、スラッジへの移行、オフガス系への移行、分析試料への移行、その他を考慮した。回収率は次式となる。

回収率（%）＝ 100 － 損失率（%）

全体の回収率を図 4.2.5のモデルに基づき計算する。求めた回収率を表 4.2.3に示す。

(ii) FP 混入率

製品へのFPの混入率は物質収支を元に算出する。ここで、分離や相を変化する機能がある設備の除染係数（*DF*）が重要な値となる。

$$DF = \frac{C_{\text{供給液中の不純物濃度}} / C_{\text{供給液中の製品成分濃度}}}{C_{\text{製品中の不純物濃度}} / C_{\text{製品中の製品成分濃度}}}$$

晶析工程については、試験研究を進めているところであるが、U製品の*DF*は、ウラン試験の結果 [5] 等から10^2と想定している。溶媒抽出工程については、UP3の運転実績 [6] や旧サイクル機構東海事業所のCPF [7] における試験結果から10^4以上の*DF*が期待できる。Am-Cmの分離回収は、An(III) 及び希土類元素の分離回収とこれらの相互分離を段階的に行うこととしている。第1の段階ではCMPOを用いるが、溶媒抽出法によるホット試験 [8] の結果から希土類元素を除くFPについて10^4以上の*DF*が期待できる。第2の段階ではCyanex 301（あるいは4.2.3章にて述べるように別の抽出剤）を用いることにより100程度の*DF*が得られると思われる。

燃料製造工程に供給する製品は、晶析工程からのU製品、溶媒抽出工程からのU-Pu-Np

製品、抽出クロマトグラフィー工程からのAm-Cm製品を混合して調製する。したがって、製品の*DF*は最も除染度の低い晶析工程からのU製品の*DF*とそれを混入する割合に支配されることになる。結果として、炉心燃料に加工されるU/TRU製品とブランケット燃料となるU製品へのFP混入率はそれぞれ約0.06 wt%、約0.05 wt%となる。

(iii) 主な経路への移行率

各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率を表 4.2.4に示す。

(4) 廃棄物発生量

処理に伴い発生する廃棄物は分類、処理を行い、廃棄体とする。廃棄物の量を試算した結果を分類とともに

表 4.2.5に示す。

(i) ガラス固化体

使用済燃料に含まれるFP、ODS製の被覆管が溶解工程において溶出する成分、工程機器の材料が硝酸により溶出する成分を含む。

ガラス固化体の仕様は、六ヶ所再処理施設と原子力機構のガラス固化技術開発施設(TVF)を参考に設定した[9]。ガラス固化体は1本当たり400 kg、Na_2Oの含有率は10 wt%とし、FP酸化物とその他の廃棄物成分の含有率はそれぞれ12 wt%、8 wt%を上限とした。発生量の算出に当たっては、発熱について六ヶ所再処理工場で指標としている2.3 kW/本を制限として考慮したが、Am及びCmを回収することから結果としてFPの量が支配的となり、1tHMの使用済燃料に対して1.2本のガラス固化体が発生すると見積もられた。

(ii) 集合体部材

集合体構造部材については、ハルなど溶解槽に投入するものはTRU廃棄物相当、他は高βγ廃棄物相当とし、廃棄物ドラム缶200Lあたり700kgを充填するものとした。

(iii) 廃溶媒

使用済溶媒を、蒸留処理した後の残留分を$Ca(OH)_2$と混ぜて加熱することにより固体とし、これを水熱固化処理するものとした。

(iv) 廃銀吸着剤

ヨウ素吸着剤としてAgAl（銀アルミナ）を用いることとし、飽和量に対して80%まで吸着した段階で吸着剤を交換することを想定して、廃銀吸着剤発生量を算出した。本設計対象燃料の場合、単位質量当りのヨウ素の含有量が、LWRの約4倍である。

(v) 雑廃棄物

可燃性廃棄物、難燃性廃棄物、不燃性廃棄物等の雑廃棄物については、施設に固有の要素が大きくその推定は困難である。このため、フェーズIにおける評価と同様に、原子力機構再処理施設の実績を基に、従来型の湿式再処理システムから25%減になるものとした。

ここで、廃液を2極化する処理の導入に伴い、低レベル濃縮廃液を固化した廃棄物は発生しないものとした。

(5) 機器検討

工程系統図や物質収支とともに、主要な機器の概略仕様を検討した。

(i) 設計方針

(a) 安全対策一般

基本的に従来より湿式法で採られている安全対策を踏襲することとし、安全上重要な機能の二重化を考慮する。

(b) 臨界防止

臨界上有意な核物質を含む溶液を取り扱う装置、容器については全濃度臨界安全形状寸法管理を適用する。また燃料受入貯蔵についても形状寸法管理を適用した設計とする。

(c) 火災および爆発の防止

有機溶媒を使用する工程については、使用溶媒の中で引火点の最も低いn-ドデカンを基準とし、その引火点である74℃を下回る温度に管理して操作を行うこととした。また、機器の接地、電気接点を持つ機器の防爆構造は従来の考え方を踏襲するものとする。

蒸発濃縮時におけるTBP等の錯体の急激な分解反応に対する対策として、濃縮対象溶液について希釈剤洗浄により原因となる成分の除去を行うこと、濃縮処理に用いる加熱蒸気温度を135℃以下とすることとした。

放射線分解に伴って発生する水素の爆発防止対策として、爆発限界を下回るよう適当な掃気を行うこととする。ただし、機器、槽ごとの水素発生量は評価していない。

(d) 漏洩の防止

機器、塔槽類の材質は使用条件に合わせて適切な材料を選定し、要求される再処理容器区分に合わせた溶接および検査を想定した。

(e) 耐震

内蔵する放射性物質の性状、量に応じて耐震クラス分類を行った。

(f) 外部電源喪失に対する考慮

外部電源の喪失に対しては安全上重要な機能を維持するため、独立2系統の非常用発電設備を設けることとした。

(ii) 機器・設備の概要

主要な機器の処理能力や槽類の容量などを決定し、それらの配置を検討した。物質収支と合わせ、ユーティリティの使用量、廃棄物の発生量、電気負荷を見積もった。また、主要な計測点と分析項目を検討した。

主要な工程と本システムに特徴的な付帯工程の各設備・機器について以下に述べる。表4.2.6に主要な機器を示す。本施設は再処理と燃料製造を行う複合的な施設を想定しており、ユーティリティ設備などを燃料製造と共用することとした。

(a) 使用済燃料貯蔵

使用済燃料の搬入や一時的な貯蔵を行う。約1年分の処理に供する使用済燃料集合体を貯蔵する設備（使用済燃料集合体貯蔵建屋に備える）と2週間分の量を貯蔵する設備（主建屋に備える）を設ける。使用済燃料集合体貯蔵建屋では、輸送キャスクに収納された燃料集合体を取り出し、貯蔵する。主建屋の貯蔵設備では、使用済燃料集合体貯蔵建屋から必要な量を受け入れ、短期間貯蔵する。

キャスクの構造はもんじゅ燃料用のものと同等であると想定した。収納する集合体数は、もんじゅ燃料用キャスクの収納集合体重量と本検討における集合体重量の比から6体を想定した[1]。ここで、キャスクの重量は約110 tと仮定した。また、キャスクの搬出入設備について設備容量を検討した結果、受入れの作業は約18 hで行うことができることを確認した。

一時貯蔵設備はボールト方式[2]とした。貯蔵ピットは原子力機構における過去の検討例に基づき750 mm間隔の正方格子とし、臨界計算によりその妥当性を確認した。貯蔵容量は設計条件に基づき年間処理量相当とした。

使用済集合体の搬送および貯蔵時の崩壊熱除去については、過去の設計例と同等として設備仕様を検討した。

(b) 解体・せん断

機械的な方法による解体機、せん断機を備える。切断したラッパ缶は缶に収納する。せん断した燃料要素は分配器を介して溶解設備に送る。設備に付着した燃料粉を回収する装置を設けることで、前処理工程における損失を低減する。

(c) 溶解

回転ドラム型連続溶解槽を採用することとした。装置の外観を図 4.2.6に示す。溶解部は螺旋構造になっており、端部から投入したせん断片は、この螺旋部分の回転によって移送される。溶解のための硝酸溶液はせん断片が投入される反対側の軸部分から供給し、せん断片と向流接触する形で溶解が行われる。

溶解槽の臨界安全設計は、螺旋を形成するオーガを考慮した円環状に近い形状管理と中心軸内部への中性子吸収材（B_4C）の配置に基づいており、内部がせん断片と溶解液で充たされる状態でも未臨界が担保される設計となっている。

(d) 清澄

処理量能力に優れる遠心清澄機を採用した。回収した固体成分は、水によりスラリーと

[1]もんじゅ燃料用キャスクの収納集合体数は 17 体である。
[2]コンクリート等で作られたボールト状の空冷式遮蔽セルの中に収納する、乾式の貯蔵方式の一種。

して回収する。アクチニド元素の回収率を高める方策として、回収した固体成分を溶解する設備を加えた。ここでは、電解を利用した溶解技術の適用を想定した。

(e) 晶析

晶析装置は、薬品工業等の一般産業において工業的に使用されており、機器概念も多数存在する。核燃料再処理への適用を考えた場合、核燃料物質を含んだ溶解液を処理することから、臨界安全を確保できる形状であることが重要である。また、セル内に設置するために、小型で保守が容易であることが要求される。これらの条件を満たしうるものとして、円環型晶析装置を採用した。本装置の概念図を図 4.2.7に示す。プロセス制御や装置内でのスケール（装置内壁面に付着する析出物）の発生等が確認の必要な課題である。

UNHを含むスラリーは遠心式の結晶分離器により液体成分を分離する。

(f) 抽出及び溶媒洗浄

遠心抽出器を採用した。旧サイクル機構で開発してきた装置の処理量を30%増加したものを想定した。抽出器の外観を図 4.2.8に示す。4段を1組として用いる場合の例である。

(g) Am-Cm 回収

抽出クロマトグラフィーによる。CMPO と Cyanex 301 をそれぞれ含む吸着材（CMPO/SiO_2-P、Cyanex/SiO_2-P）を利用する。飽和塔、分離塔及び回収塔を1組として用いる。飽和塔では溶離液に抽出剤を飽和させ、回収塔では溶出液中にわずかに移行する抽出剤を回収する。

吸着材を充填した塔には溶液を加圧して供給する。U濃縮の研究開発において類似の充填塔が用いられているが、最大5 MPaが負荷された[10]。本設備はこの場合に比べて小さいので、加えるべき圧力を相応して下げられると考えられる。

(h) 高レベル放射性廃液処理（濃縮、酸回収）

Am-Cm回収設備で発生する高放射性溶液をケトル型蒸発缶により濃縮する。

各工程で回収された硝酸溶液を集め、カランドリア式蒸発缶及び棚段式精留塔により12 M硝酸溶液を回収する。

(i) 中レベル、低レベル及び極低レベル放射性廃液処理

溶媒洗浄のためにソルトフリー試薬であるシュウ酸ヒドラジン及び炭酸ヒドラジンを用いるが、濃縮処理に先立ちこれらを分解する必要がある。溶媒洗浄廃液に含まれる上記の化合物を電気分解するために電解槽を用いる。

中レベル、低レベル及び極低レベル放射性廃液をそれぞれサーモサイフォン式蒸発缶により蒸発濃縮処理を行う。濃縮液はより高い放射性の廃液を取り扱う処理設備に送る。

(j) ガラス固化処理

LFCM[*1]式ガラス溶融炉によりガラス固化体を作製する。オフガスはベンチュリスクラ

[*1] Liquid Fed Joule-heated Ceramic Melter(液体供給式直接通電型セラミックメルター)

バ、酸吸収塔、Ru吸着塔、ヨウ素吸着塔などにより処理する。

(k) 固体廃棄物処理

高放射性廃棄物は、缶に収納して乾燥し、高圧圧縮装置により機械的に減容して、キャニスタに充填する。燃料集合体の解体廃棄物は、セメント固化体とする。

低放射性廃棄物処理のために、不燃物は圧縮した後に、高周波溶融炉を用いて減容する。可燃物と難燃物は、流動床式焼却炉により焼却し、これをさらに溶融して減容する。これらはセメント固化して廃棄体とする。

(l) 廃溶媒処理

使用済溶媒に含まれるTBPとn-ドデカンをケトル型蒸発缶、真空蒸留式溶媒蒸留塔により精製する。劣化物などの廃棄すべき成分は、熱分解炉と水熱固化装置により固体の廃棄物とする。

(m) SOG/DOG 処理

凝縮器、酸吸収塔、ヨウ素追出し塔、デミスタ、予熱器、HEPAフィルタ（2段）、ヨウ素吸着塔（2段）、冷却器、排風機で構成し、フィルタ類および排風機は2系統とした。

(n) VOG (Vessel Off Gas) 処理

洗浄塔、凝縮器、デミスタ、予熱器、HEPAフィルタ（2段）、ヨウ素吸着塔、冷却器、排風機で構成し、フィルタ類は4系統、排風機は2系統とした。

(o) 試薬供給、サンプリング・分析設備

既存のプラントと同様であり、特別な対応は想定していない。表 4.2.7に見込まれる薬品の使用量をまとめる。

(p) ユーティリティ・電気設備

ユーティリティには、蒸気、温水、冷却水、冷水、純水・浄水、圧縮空気、真空およびガス類がある。これらは供給条件で分類され、また安全系と常用系とに系統分けされる。ユーティリティ設備の設計にあたっては、設備毎にユーティリティの使用量を求め、これを積算して合計量を求めた。電気は約30 MWの使用を見込んでいる。

電気設備は、特別高圧変電所より6.6kVの2回線を受電し、高圧配電盤へ給電する高圧受配電盤、高圧負荷に給電する高圧配電盤、非常用発電機、低圧負荷用ロードセンター、動力分電盤(モータコントロールセンター)、照明分電盤、無停電電源装置および直流電源装置より構成され、各負荷へ給電される。これらの設備容量は設備毎に求めた電気負荷の積算に基づき設定した。

(6) 施設検討

(i) 建屋の構成

再処理と燃料製造の複合的なプラントとすること、燃料集合体を貯蔵する建屋を別に設

けること建屋とすること等を踏まえて、施設を構成する建屋の構成を設定した。本プラントは、

- 主建屋
- 使用済燃料一時・新燃料貯蔵建屋
- 使用済燃料一時・新燃料貯蔵建屋
- 管理棟
- 受変電設備
- 燃料油貯槽
- 排気筒

から構成することとして以下の検討を進めた。

(ii) 設備配置設計の方針

機器や設備の配置設計は、次のような方針に基づいて行った。

- 主要プロセスの動線の短縮および単純化を図る。
- セル形状はマスタースレーブマニプレータ（MSM）での操作を考慮し、セル幅を抑えた長尺セルとする。
- 厚い遮蔽を必要とする高レベル放射性物質を取扱うセルは、耐震設計の観点から、可能な限り建屋下層部に配置することが合理的であるので、化学処理セルおよび高レベル放射性廃棄物を取扱う設備は、地下2階から地上1階に配置する。例外として、機械的前処理セルは、燃料の移送を考慮して地上2階に設置する。化学処理セルの上部からせん断した燃料を投入する。

(iii) 設備配置

(a) 主建屋

主建屋には使用済燃料受入設備から製品集合体払出設備までを配置した。主たるセル内の機器配置の様子を階ごとに図 4.2.9から図 4.2.11に示す。主要な設備の置かれる再処理セル（A）及び（B）は、地下2階から地上１階まで貫通しており、地上1階部分はインセルクレーン（I/C)、パワーマニプレータ（PM）が移動する空間である。地下2階には、溶解槽と槽類が、建設時における据付や保守が可能な幅を保ちつつ密に配置される。清澄機、抽出器、各種蒸発缶等の溶解槽を除くほとんどの主要機器は地下1階に設置される。

設備配置を階ごとに図 4.2.12から図 4.2.16に示す。主な設備を次のように配置した。

階	設備
地下 2 階、地下 1 階	・再処理主工程設備（MA 回収設備含む） ・燃料製造設備（燃料要素組立、集合体組立） ・ガラス固化設備 ・高放射性固体廃棄物貯蔵設備
地上 1 階、地上 2 階	・前処理設備 ・燃料製造設備（脱硝転換、ペレット研削、集合体検査・払出し） ・オフガス処理設備 ・低放射性固体廃棄物処理設備 ・ガス類供給設備 ・非常用電源設備 ・圧空設備 ・蒸気設備 ・試薬供給設備 ・換気空調設備 ・排気フィルタ設備 ・電気設備
地上 3 階	・中央制御室 ・空調機室 ・空調用冷凍機室 ・補助盤室

セルおよびセル相当の室を表 4.2.8にまとめた。

建屋は地下2階、地上3階建で、寸法はおおよそ幅143m、長さ146m、高さ36mとなった。プラントの外観を図 4.2.17に示す。セルと建屋の体積を表 4.2.9と表 4.2.10にそれぞれ示す。

(b) 使用済燃料一時貯蔵建屋

設備配置を階ごとに図 4.2.18から図 4.2.22に示す。建屋の体積を表 4.2.10に示す。

(7) 計量管理

計量管理に係わり物質収支区域（MBA: Material Balance Area）および主要計測点（KMP: Key Measurement Point）を検討した結果を図 4.2.21に示す。流れの主要測定点（FKMP: Flow Key Measurement Point）および在庫の主要測定点（IKMP: Inventory Key Measurement Point）も示した。

MBAは4つの区域に分けて行う。核燃料物質をMBA-1では燃料集合体で管理する。MBA-2では溶解した燃料の入量計量を行う。MBA-3は再処理の化学処理工程、燃料製造工程、廃棄物処理工程、分析工程を含み、核燃料物質は新たな燃料集合体として払い出す。MBA-4は新燃料集合体を貯蔵、施設外に払い出す。

保障措置設計にあたってはPUREX法と同様の考え方を適用できる。ただし、従来湿式シ

ステムと比較して、

- 同等の処理規模のLWR燃料再処理施設と比べるとPuインベントリが大きい。
- 低除染製品を得る設計のため、作業性・接近性が低下する。
- 製品にFP、MAが混入するため、測定・分析精度が低下する。

等の点では技術的難度が上がる。

4.2.2 技術評価

(1) FP 混入率

再処理製品へのFP混入率は、U/TRU再処理製品で0.06wt%、U再処理製品で0.05wt%となり、設計要求（0.14 wt%以下）を満足する。

(2) 安全性

(i) 安全設計

湿式再処理リファレンスシステムの安全設計に関しては、基本的に現行の「再処理施設安全審査指針」等[11) 12)] に準拠するように設計されている。

(a) 放射線防護（遮蔽）

放射能インベントリの大きな再処理の主要機器を設置するセルのコンクリート壁厚さは2mとし、これにより十分な放射線遮蔽能力を持たせている。なお、この遮蔽厚さは本システムでの線源強度を評価して求めたものではなく、既存の類似施設の設計例に基づき決めた数値であり、今後の詳細化検討にあたっては合理的な遮蔽厚さを決めるために詳細モデルに基づく評価が必要である。

(b) 放射性物質の閉じ込め

放射性物質の閉じ込めにおいて、特に施設外へ拡散、漏えいしやすい気体状の放射性物質とその発生源となりうる液体状の放射性物質について述べる。

液体状の放射性物質を内蔵する系統及び機器（一次閉じ込め系）は漏洩しがたい構造として設計し、液体状の放射性物質を閉じ込める。特に本システムでは高腐食性の硝酸溶液を使用することから使用環境に合わせて腐食しがたい材料を用い、設計寿命から適切な腐食代を設けると共に、接液部は溶接構造とすることにより高い気密・液密性を持つ構造としている。また、液体状の放射性物質を内蔵する機器の場合には万一の漏えいを考慮して、漏洩液受け皿と漏洩検知器を設け、漏洩が生じた場合には速やかに回収することが可能な設計としている。これらの異常拡大防止のための設備として、特に漏えいにより短時間で火災、沸騰などの二次的事象へ拡大する恐れのある箇所（抽出工程設備、高放射性廃液取扱設備やMA回収設備の貯槽類）のものについては、漏えい検知器および漏えい液回収設備を独立二重化するとともに、異常検知により自動起動させる構成とすることで異常の拡大を防止する。

気体状の放射性物質（揮発性のFP及び溶液から発生するミスト等に同伴する放射性物質、せん断操作で発生し空気中に浮遊する燃料粉等を含む）に対しては、系統及び機器に設けられるSOG/DOG/VOGのオフガス系により系統及び機器を常時負圧に維持することで適切な放出経路を保つ設計とする。また、それら放出経路上には放出される放射性物質の種類及び性状を考慮して適切な除去設備（HEPAフィルタ、スクラバおよびヨウ素フィルタ等）を設けることで、放出される放射性物質の量を合理的に達成可能な限り低減するものとしている。図 4.2.22にこれら機器・塔槽類オフガス系統の概略を示す。

さらに多重防護に基づいてセル排気系および建屋排気系により多重の動的閉じ込めを実装し、建屋レベルでは想定される汚染レベルに応じてホワイト、グリーン、アンバーの区域を設けてその順に気圧を低く維持する設計としている。特に一次閉じ込め系の機能喪失時の影響を緩和するために重要なセル換排気系統の概略を図 4.2.23に示す。

加圧送液を行う抽出クロマトグラフィーのイオン交換塔では、塔内部を常時負圧とすることができない。しかしながら、運転時には気相部（自由界面）が存在しないため、塔内部において放射性物質が気相へ移行することはない。ただし、塔の損傷あるいはバルブの不良等により低圧のセル空間へ放射性物質を内蔵する比較的高圧の溶液の漏洩が生じた場合、気相へ移行する放射性物質の量は（噴出により）通常の溶液漏洩時に比べて増加する恐れがある。なお、クロマトグラフィーの運転時圧力は0.2MPa程度であることと、槽容量が小さいことから漏えいが生じたとしてもセル内圧力およびセル換排気系に与える影響は小さいものと考えられる。

(c) 核燃料物質の臨界安全

本システムにおいては、Puを含む溶液を内蔵する全ての系統及び機器については全濃度安全形状寸法による形状管理によって臨界事故防止を行う設計としている。また、二重偶発性原理に基づき、これらの系統及び機器からの溶液の漏洩を考慮して設けられる漏洩液受け皿についても全濃度安全形状寸法を適用している。

抽出工程や逆抽出工程においては抽出不良/逆抽出不良などの異常により、本来Puが含まれない溶液を扱う臨界管理対象外（非安全形状）の下流系統へPuが送液される可能性がある。このようなPuを含む溶液を内蔵する系統と設計上含まないとされる系統の接続部においては、臨界管理対象の系統から対象外の系統への送液は直接に行わず一旦全濃度安全形状管理の貯槽に受けてPuが含まれていないことを運転員が確認した後、施錠管理された配管を通じて送液すると共に、送液経路上に放射線検出器を設けてPuのリークを自動検知・自動停止する設計（図 4.2.24）としている。したがって、上記の様な誤移送による臨界事故の発生は防止される。

晶析装置は装置自体がPu硝酸溶液に対して全濃度安全形状寸法であるのに加え、PuNH（水和物）の析出を想定したとしても未臨界を維持できる形状で設計しているが、PuNHの晶析を防止するため冷却温度によるインターロックも設けている。また、晶析で回収し

たウランを受けるUNH溶解槽までをPu硝酸溶液に対する全濃度安全形状寸法で設計している。また晶析装置本体と冷却管は分離した設計としているので、晶析装置バウンダリが損傷したとしても冷却管側にPuを含む溶液が漏えいすることはない。また、漏えい液が冷却管に付着して氷結し、非安全形状に成長することがないように配置上の制限を行うこととしている。したがって、工程変動や溶解液の誤移送、漏えい等を考慮しても晶析工程における臨界事故の発生は防止される。

MA回収工程である抽出クロマトグラフィー工程ではAmおよびCmを含んだ溶液を扱う。ただし、取り扱う元素は同位体組成に占める核分裂性核種（^{242m}Am、^{245}Cm等）の割合が少なく、かつ元素濃度も十分低い状態で取り扱うため特にこれらの核種による臨界安全管理は必要ない。したがって、本工程に受け入れる前に受入液の組成及び濃度を確認することによってMA回収工程を臨界管理対象外とすることができる（ただし、臨界安全性評価の対象には含まれる）。

以上のように、全濃度安全形状寸法による臨界安全設計を基本とするため、本システムにおける臨界事故の発生は技術的に想定されない。

(d) 地震に対する考慮

基本的に「再処理施設安全審査指針」[11]、「ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針」[12] における耐震要求および六ヶ所再処理工場等の既存施設の耐震設計[13] をベースとして設計している。特に、形状管理による臨界安全設計を採用しているため、Puを含む水溶液を内蔵する塔槽類および機器は原則として耐震クラスAとする。また、非臨界管理の塔槽類においても内包する放射性物質が多量である槽類（高放射性廃液貯槽など）や安全冷却水系、安全圧縮空気供給系およびガラス固化溶融炉なども耐震クラスAとする。これらの設備は剛構造により耐震性を確保する設計としている。

(e) 動的に維持される安全上の機能

湿式システムで特徴的な、動的に維持される安全上重要な機能として溶液の冷却機能と水素掃気がある。

放射性物質は沸点の低い水溶液中に含まれることから、特に放射性物質濃度の高い箇所や多量に内蔵する機器においては崩壊熱による沸騰の危険性がある。沸騰が生じた場合、発泡によって生じるエアロゾル（ミスト等）によって気相へ移行する放射性物質が増加し環境への影響が考えられる。従って、放置した場合に沸騰の危険性がある機器には冷却系からの冷却水により沸騰に至らないよう設計対応が行われている。特に短期間で沸騰の可能性のある系統及び機器（溶解液、Puを含む溶液、高放射性廃液を内包する系統および機器）には安全冷却系による冗長化された冷却機能を付加し、短時間の外部電源喪失時においても機能喪失が生じないような設計としている（図 4.2.25）。また、これらの系統及び機器からの漏洩液を受ける漏洩液受け皿には、二重化された漏洩検出器と回収設備およびそれらを結ぶインターロックが設けられており、万一の漏洩の際も漏洩液が沸騰する前に

速やかに回収することが可能な設計となっている。

水溶液の放射線分解によって発生する水素ガスの爆発を防止するため、特に短期間で水素の可燃限界濃度に達するほど水素発生の多い系統及び機器には安全圧縮空気系による掃気を行う設計としている。上述した安全冷却系においても近接する塔槽類からの放射線による冷却ジャケットおよび冷却コイル内での水素生成を考慮し、脱気等により系内の水素濃度を低く抑える設計としている。

負圧による閉じ込めを維持しているオフガス処理設備、セル換気設備および建屋換気設備の動的機器についても独立二系統とし、非常用所内電源系統に接続されている。

従って、動的機器の単一故障および外部電源喪失を考慮しても動的に維持される安全上の機能が喪失することはない。

(f) システム及びプロセス固有の危険性に対する考慮

湿式リファレンスシステム固有の危険性としては、「水の放射線分解により発生する水素の爆発」、「水溶液の沸騰による放射性物質の気相への移行量の増加」、「抽出に用いる有機溶媒の火災・爆発」、「抽出に用いる有機溶媒及び樹脂の劣化物の急激な発熱化学反応」、「高圧溶液を内蔵する系統及び機器の破壊」が挙げられる。

「水の放射線分解により発生する水素の爆発」に対しては既に記述したように発生した水素が滞留しないように掃気を行い、可燃限界濃度以下を保つような設計としている。なお、MA回収設備で若干高圧（0.2MPa）の溶液を取り扱う系統及び機器にはオフガス設備が接続されておらず従って水素掃気も行えないが、これらの装置では気相部ができない運転方式（加圧送液）であるため発生した水素は溶液に溶存して液とともに下流側槽類へ排出される。そして下流側槽類のオフガス系により排気されることになるので水素ガス爆発の可能性はないと考えられる。なお、文献[14] に記載の方法に基づきMA吸着時における放射線分解水素の発生量を試算すると$0.1\times10^{-3}Nm^3/h$程度であり、吸着操作は一日に100回近く行うことから過剰の水素が蓄積される恐れはない。また、クロマトグラフィーにエア抜き操作弁などを設けることにより工程停止時の脱気が可能であるが、これらの機構については今後実施される機器の詳細化において具体的に設計される必要がある。

「水溶液の沸騰による放射性物質の気相への移行量の増加」に対しては既に記述したように沸騰の可能性のある機器については十分な冗長性を持った安全冷却系を設けるとともに、その水溶液が漏洩した場合には自動的かつ速やかに回収することによって沸騰が生じないような設計としている。

「抽出に用いる有機溶媒の火災・爆発」に対しては、溶媒を使用する工程における操作温度を使用する有機溶媒の引火点以下に管理する。具体的には最も引火点の低いn-ドデカンの引火点74℃より低い60℃を温度制限値としている。有機溶媒が機器からセルへ漏えいしたとしても、漏えい液受け皿に設けられた集液部と漏えい液回収装置によって回収され

る。セル内に設置される諸機器は接地され電気機器等は防爆構造とすることにより着火源を排除しているため、機器内に存在する溶媒あるいはセル内に漏えいした溶媒が着火、燃焼することはない。また、セル内に漏えいした溶媒が何らかの原因で着火し火災が生じた場合を考慮し、セル給気系のダンパを閉じることにより空気の流入を停止させて消火が可能な設計としている（機器内部の溶媒が燃焼したとしても、機器自体が気密性の高い構造となっているため、酸素の消費により速やかに沈静化する）。さらに、回収設備によりセル内に残される溶媒の量は極少量にとどめられるため、これらが全て燃焼したとしても放射性物質のシステム外への著しい放出は生じ得ない。

MA回収工程では有機化合物の存在下で高発熱核種のMAを多量に処理することから、MAを吸着したままの状態が維持された場合（吸着後に工程が停止した場合や溶離液の供給が行えなくなった場合など）には吸着剤（有機化合物）の火災を生じる可能性がある[15]ものの、これら吸着材は水溶液に浸漬した状態で使用されるので温度異常だけで火災を生じることはない。なお、MA抽出に使用する抽出剤CMPOについては文献16）よりその引火点がn-ドデカンより低いことが確認できるが、Cyanexについては引火点、発火点や燃焼時の反応熱など安全設計上の基礎となるデータが不明であるため、今後の研究においてこれらの安全上重要なデータを取得することが不可欠である。

「抽出に用いる有機溶媒及び樹脂の劣化物の急激な発熱化学反応」を考慮する必要のある工程は、U-Pu抽出工程、MA回収工程、Pu濃縮工程およびHAW濃縮工程である。有機化合物は放射線及び硝酸との接触により劣化し、様々に異なる有機化合物に変化する。これらの劣化物の中には化学的に不安定なものが含まれ、温度上昇あるいは硝酸との接触により急激な発熱化学反応（分解反応）を引き起こす可能性がある。このような発熱化学反応においては発生する反応熱によりさらに反応が加速される。従って、反応熱による急激な温度上昇によって有機溶媒が火災を生じる可能性があり、かつこの化学反応で気体が発生するならば、極めて短期間に膨大な量の気体が発生して爆発現象を引き起こす恐れがある。U-Pu抽出工程ではn-ドデカンで希釈したTBPと硝酸水溶液の向流接触を行うが、遠心抽出器を使用するため接触時間は短く、有機溶媒の劣化は進みにくい。その上、後段に設けられた溶媒洗浄工程により溶媒は使用の度に劣化有機物の除去が行われるため、大規模な分解反応を引き起こすほどの量の劣化物は蓄積しないと考えられる。一方、MA回収工程ではクロマトグラフィー内の吸着剤及び抽出剤（有機化合物）は比較的長期間機器内に滞在し、硝酸及び放射性物質との接触時間が長くなる（なお、過去に火災を生じたイオン交換プロセス[15]と異なり、本システムで使用する吸着剤の担体は無機材料のシリカであるので担体そのものが劣化あるいは反応することはない）。発生した劣化物を洗浄操作により除去することは上記U-Pu抽出工程と同じだが、この操作を工程管理に従って操作員が行う必要がある点が異なる。従って、運転員が操作を怠った場合には多量の劣化物が蓄積される可能性があり、この危険性を排除するために洗浄操作を自動化するなどの対応が必要である。また、CMPO等の新抽出剤の耐放射線性、耐硝酸性およびこれらの劣化生成物の挙

動や特性についてはほとんど知られておらず、安全設計を進めるうえで重要なこれらの性質を明らかにする必要がある。

Pu濃縮工程およびHAW濃縮工程ではTBP等の有機溶媒を使用しないが、抽出工程からエントレイメントしたTBP等が混入して濃縮缶内部で加熱されることによって急激な分解反応を生じる可能性がある。本システムでは、抽出工程から溶液を受け入れる際には一度分離ポットに受け入れてエントレイメントした有機溶媒の分離を確実に行う設計としていると共に、濃縮操作の温度をTBPの急激な分解反応が始まる135℃以下として温度計とインターロックされた自動停止装置を設置しているため、これら濃縮工程においてTBP等の錯体の急激な分解反応による爆発が生じる可能性はない。

MA回収工程である抽出クロマトグラフィー工程では充填物の圧力損失が大きいため加圧送液操作が必要になる。従って、「高圧溶液を内蔵する系統及び機器の破壊」の可能性を考慮する必要がある。この事象では、内包する放射性物質が吹き出すことによりセル空間気相部へ多量のエアロゾルを移行させる恐れがある。また、破断時に発生する圧力波によりセル換気系のHEPAフィルタを破損させる可能性がある。本システムにおける抽出クロマトグラフィーでは、運転時圧力が0.2MPa程度であり大気圧より高いとはいえ、鋼製容器の機械的破壊をもたらすほどの圧力ではない。同時に、セル換気系のHEPAフィルタの破損を引き起こすほどの圧力波を発生させうるとは考えにくい。また、抽出塔等に保持する溶液および放射性物質の量が少ない（一基当たり46Lで2g-MA/L程度の溶液を扱う）ため、HEPAフィルタが健全であれば装置内の全放射性物質が漏えいしたとしても放射性物質の外部への放出量は多くないと予測できる。したがって、この事象が発生する可能性は極めて低く、かつ万が一生じたとしても周辺公衆に有意な放射線被ばくの影響を与えることはない。

(ii) 安全評価

(a) 決定論的安全評価

1) 平常時における一般公衆の線量評価

平常時に施設から大気中へ放出される放射性物質による、周辺公衆個人に対する放射線被ばく評価を、i)からiv)に示す評価条件の下でATRENO-TERFOCコード[18) 19) 20)] を用いて実施した。

i) 排気筒から放出される放射性物質の量については、施設の年間処理量を基に、設計検討において設定した大気への移行率を基に設定した（表 4.2.11）。このとき、施設内における放射性物質の除染機能としてHEPAフィルタ、ヨウ素フィルタ等の能力を適切に考慮した。

ii) 放射性物質を大気へ放出する排気口の地上高さ、内径および吹き出し速度については、

㈱原燃の六ヶ所再処理施設の主排気筒と同じ条件を想定した[13]。

iii) 気象条件については、「もんじゅ」サイトにて過去に観測された気象データを参考に設定した。

iv) 放射性物質の経口摂取量を見積もるに当たり、個人が摂取する全ての食物は、当該個人に対する被ばく評価地点において生育するものとみなした。

その結果、1年間の操業期間中の平常時に大気へ放出される放射性物質による個人の実効線量の推定値は、最大線量を与える地点において、約6.6μSv/yとなった。このため、判断基準である50μSv/y以下を十分に達成できると評価する。なお、核種による内訳は図4.2.26に示すとおり^{14}Cの寄与が最も大きく約64%を占めている。

2) 代表的な異常事象の影響評価

評価対象システムにおいて技術的に発生が想定される異常事象を体系的に漏れなく抽出するため3.1章に示した変動項目に着目して、システムの主要な工程について変動の原因となる異常事象または変動の結果生じると考えられる事象を検討し、表 4.2.12にまとめた。

つぎに、摘出した異常事象を放置した場合の影響を検討し、その影響を異常事象選定のために分類整理した。これらの中から、ソースタームの大きさや放出される放射性物質の拡散容易性に注目し、周辺公衆に対する放射線被ばくリスクの恐れのある事象として

- 抽出工程でのセル内漏洩溶媒火災
- 高放射性廃液貯槽の冷却機能喪失による沸騰
- Am, Cm製品受槽からのMA含有溶液の漏えい

の3つの事象を評価対象に選定し、事象発生時に周辺公衆の個人が受ける実効線量当量を評価した。被ばく評価に必要な施設の立地条件などについては第3章に示した方針に従った。

［抽出工程でのセル内漏洩溶媒火災］

セル内へ可燃性有機溶媒が漏洩した際の火災規模に支配的な因子は回収残液量であるが、現段階でのシステム設計において漏えい液受け皿やその集液部に関する詳細な設計はなされていない。ここでは、六ヶ所再処理施設での評価例（0.07m^3）を参考に0.1m^{3}の回収残液を仮定して、施設外への放射性物質の放出量および周辺公衆の実効線量当量を算定することとした。第一抽出器から第二抽出器へ装荷溶媒を移送する配管から漏えいした装荷溶媒の内で漏えい液受け皿集液部にある回収残液の全量が燃焼したものとする。火災により回収残液中に含まれる不揮発性放射性物質の1/100が煤煙と共に微粒子として気相中へ移行し、その全量がセル排気系へ送られるものと想定した21)。同排気系へ流入した排気は1段当たりDF=1,000を有するHEPAフィルタ2段を通過して排気筒へ送られるため、粒子状放射性物質は、このHEPAフィルタによって捕獲される。評価上、前段のHEPAフィルタが煤煙の付着により機能喪失を生じたと想定し、1段のフィルタのDF値として合計1000を見込んだ上で、周辺公衆の実効線量当量を算定した。結果は表 4.2.13に示すように、安全評価上の基準値5mSvを十分下回る1.55×10^{-2}mSvとなった（ICRP Pub.72の線量係数で計

算した場合には1.67×10^{-2}mSvとなった）。

［高放射性廃液貯槽の冷却機能喪失による沸騰］

高放射性廃液濃縮設備では、MA回収後の高放射性廃液を一次貯留するための槽が設置されている。これは核分裂性物質を含まないため、形状の簡単な大きな容積の槽が使用可能で、MA回収工程からの高放射性廃液を貯留する中間貯槽で$28m^3$、濃度の高い濃縮後の高放射性廃液の貯槽で$13m^3$である。従って、PuやMAなど内部被ばくに対する影響の大きいHM核種が含まれていないとはいえ、内包する放射能インベントリ自体は非常に大きい（高放射性廃液の中間貯槽で1.55×10^{17}Bq、高放射性濃縮液貯槽で7.2×10^{17}Bq）。また、それに伴い崩壊熱による発熱も大きく、冷却設備による冷却操作が必要である。万が一、冷却機能が喪失すれば温度上昇により内包する溶液が沸騰し、放射性物質を含む多量の蒸発ミストが排気系へ移行する。冷却には安全冷却系統が独立に二系統用意され、かつそれぞれの系統内の動的機器も各々二重化されているため、極めて信頼性の高い安全設備となっている（図 4.2.25）。

ここでは、高放射性濃縮液貯槽の安全冷却系が二系統とも機能喪失するとして影響評価を行った。冷却器能喪失後、自身の崩壊熱により溶液温度が沸点に達し、事象終息まで槽内に内包する放射性物質の1/1000が排気系へ移行するとした21）。VOGには二段のHEPAフィルタが備えられているが、これらの能力が発生する蒸気量に比較して小さいことから蒸気凝縮による機能喪失を考慮してこれらのフィルタの除染機能は期待しない。VOGを通過した気体は建屋排気系へ流入し、そこで1段当たりDF=1000を有するHEPAフィルタ2段を通過して排気筒へ送られ、粒子状放射性物質は、このHEPAフィルタによって捕獲される。評価上、前段のHEPAフィルタが蒸気の付着により機能喪失を生じたと想定し、1段のフィルタの*DF*値として1,000を見込んだ上で、周辺公衆の実効線量当量を算定した。被ばく評価には内包する放射性核種のなかで内部被ばくに対して支配的なSr-90とRu-106のみを考慮した（決定論的評価では内部被ばくによる影響のみを評価した）。結果は表 4.2.14に示すように、安全評価上の基準値5mSvを十分下回る7.28×10^{-3}mSvとなった（ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合には3.49×10^{-3}mSvとなった）。

［Am, Cm製品受槽からのMA含有溶液の漏えい］

本システムではMAの回収を行うことから、内部被ばくに大きな影響を与えるAmやCmを含む高濃度MA含有水溶液を多く内包する槽類が存在する。工程内で特にこれら核種の内包量の大きいAm, Cm製品受槽は容積3,600Lで12g-MA/L程度の濃度の溶液を取り扱う。ここではAm, Cm製品受槽から下流の富化度調整工程にエアリフトポンプで送液中に配管が破損し、液がセル内に漏えいしたと仮定する。多重化された漏えい検知器により異常に気付いた運転員が送液操作を停止するとして、その操作までの時間遅れ（10分程度と仮定）と送液流量（平均0.4L/minを保守的に1L/minと見なす）を考慮すると漏えい量は10L以下に抑えることが出来る。本評価では、その内の1/1000がミストと共に気相中へ移行するも

のと考えた。また、セル排気系に設置されている2段のHEPAフィルタのうち1段がミストの付着により機能喪失したと想定し、1段のHEPAフィルタの効果のみを考慮した。結果は表 4.2.15に示すように、安全評価上の基準値5mSvを十分下回る3.03×10^{-2}mSvとなった（ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合には2.56×10^{-2}mSvとなった）。

以上に述べた3種類の異常事象ともに、実効線量についての判断基準（5mSv以下）を満足していると評価できる。

(b) 確率論的安全評価

確率論的安全評価手法を用いて、放射性物質放出リスクおよび周辺公衆の健康影響リスクを概算した[22) 23)]。リスク評価における機器故障率等については文献[24) 25) 26) 27) 28)]を参考に類似と判断しうる機器および故障モードのデータを援用した。

1) 評価の概要

決定論的安全評価で述べたように、施設内全工程の中で、放射性物質を大量に含有する全工程を対象として異常事象を摘出し、さらに、機器の多重故障およびヒューマンエラーの重畳した場合に著しい量の放射性物質の施設外放出につながると考えられる異常事象を絞り込み、以下を評価対象として選定した。

・安全冷却機能喪失による高発熱性溶液の沸騰（以下、「高発熱性溶液の沸騰」）

安全冷却設備の送水ポンプ故障に起因する冷却水供給機能停止により、安全冷却設備により冷却されている槽類（23基、350m^3）が全て沸騰する。沸騰事象は内部の水分が全て蒸発するまで継続し、溶液中の放射性物質の0.001が気相へ移行するものとした。排気系のHEPAフィルタは蒸気付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・第一抽出器有機相出口配管の破損によって漏えいした有機溶媒のセル内火災（以下、「セル内火災」）

第一抽出器から第二抽出器へ装荷溶媒を送液する配管が破損し、装荷溶媒がセル内に漏えいする。漏えいの検知失敗あるいは運転停止操作失敗により第一抽出器に溶媒を供給する溶媒洗浄工程の溶媒受槽にあった溶媒の全量（220L）が供給されて漏えいする。さらに、抽出器モーター部の防爆機能の異常により引火し、全量が燃焼する。燃焼により溶媒中の放射性物質の1/100が気相へ移行するものとした。排気系のHEPAフィルタは煤煙付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・Am, Cm製品受槽から漏えいしたMA含有溶液のセル内沸騰（以下、「MA含有溶液のセル内沸騰」）

高発熱性のMAを多く含んだAm, Cm製品受槽から下流へ送液する配管が破損し溶液が漏えいする。漏えいの検知または漏えい回収に失敗し、全量がセル内に漏えいした後漏え

い液受け皿において全量沸騰する。沸騰事象は水分が全て蒸発するまで継続し、溶液中の放射性物質の1/1000が気相へ移行するものとした。排気系のHEPAフィルタは蒸気付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・抽出不良により高放射性廃液側へリークしたPuによる臨界（以下、「臨界」）

第一抽出器において抽出溶媒の調整あるいは供給失敗により、Puを含んだ状態の水溶液が高放射性廃液側へ流出する。全濃度安全形状である高放射性廃液受槽から非臨界管理である下流のMA回収設備へ送液する際に、分析失敗あるいは運転員の誤操作、αモニタ等のPuリーク検知器の故障によりPuを含んだ溶液を非臨界管理工程へ送液することにより臨界となる。臨界による総核分裂数は10^{19}とし、発生したエネルギーにより1400Lの溶液が蒸発すると共に、それに含まれる放射性物質の1/1000が気相へ移行するものとした。臨界によって放出されるヨウ素および希ガスはHEPAフィルタによっては低減されない。排気系のHEPAフィルタは蒸気付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

これらの異常事象について、関連設備の応答や異常時の運転員の行動を検討することにより、施設外へ放出される放射性物質の量に影響を及ぼす因子を同定し、同因子の成功/失敗の分岐を展開したイベントツリーを構築することにより、リスク評価上重要な事象シーケンスを同定した。さらに、原因事象の発生頻度をフォールトツリー手法により算定するとともに、イベントツリーの分岐確率を評価することにより、事象シーケンス発生頻度を算定した。また、事象シーケンス別に期待できる閉じ込め機能（例：HEPAフィルタの能力）を適切に考慮に入れて施設外へ放出される放射性物質の量を推定した。

以上を基に、排気筒条件は六ヶ所再処理施設と同一とし、気象条件は「もんじゅ」サイトで過去に観測された気象データを参考に設定して、風下最大被ばく地点における放出放射能による周辺公衆の急性死亡および50年間の放射線被ばくによる致死ガンの発生確率を、事象シーケンス別に環境影響リスク評価コードMACCS2[29] を用いて算定した（3.1参照）。

2) 評価結果

本検討の中で考慮した異常事象シーケンスにおいて、最も放射性物質の放出量が多くなるシーケンスの発生頻度はフォールトツリーおよびイベントツリーによる解析によって10^{-6}～10^{-15}/yの範囲に収まることが分かった。これらの事象がもたらす一般公衆の個人の年間致死ガン発生確率の推定結果を図 4.2.28に示す。これより、最も高いリスクの異常事象は「MA含有溶液のセル内沸騰」であり、約3×10^{-8}死/人/y/施設となった。これらの結果から、1サイト当たり1施設の立地を前提として致死ガン発生リスクについての判断基準（10^{-6}死/人/y/サイト以下）を十分に満足すると評価できる。

次に、図 4.2.29に詳細なリスクプロファイルを示す。リスクに支配的なシーケンスは「MA含有溶液のセル内沸騰」であり、次に「高発熱溶液の沸騰」である。「MA含有溶液

のセル内沸騰」が本評価で支配的なシーケンスとなる理由は、セル内に漏えいした大量の水溶液が回収されずに沸騰すると、期待できる唯一の工学的なMS機能であるセル排気系のHEPAフィルタが発生した蒸気の付着によって破損してしまう確率が高くなるためである。「高発熱性溶液の沸騰」でもVOG系のHEPAフィルタは同様に高い確率で破損するが、容量の大きな建屋排気系のHEPAフィルタの健全性は維持される可能性が高く、ソースタームとして実際に施設外へ放出される放射性物質の量は十分に低減されるので「MA含有溶液のセル内沸騰」事象よりリスクが低くなる。仮想的に「高発熱性溶液の沸騰」において、発生する蒸気がVOG系統に設置されている凝縮器、デミスタ、洗浄塔および配管内と、建屋排気系のダクト内で一切凝縮されずに全量が建屋排気系HEPAフィルタへ移行するとすれば、大量の蒸気の付着により同フィルタも高い確率で破損してしまうため、その影響は図4.2.29の「④"高発熱溶液の沸騰（仮想的）」に示しているように安全評価の判断基準を超えることが予想される。

これらの異常事象はいずれも高発熱の放射性物質を水中で使用するという湿式システム固有の性質によるものであり、特に崩壊熱が高く被ばく影響も大きなMAを分離して多量に貯留する槽類からの溶液の漏えいは安全上重大な影響を与えることが分かった。この事象の規模は貯槽の大きさに依存するため、システムの処理能力と系統数に依存するが、本評価の基となった200tHM/y処理規模に対して小規模な50tHM/yのシステムとしても、その減少量は高々1/4であり、リスクの大きさには大きく影響しないと考えられる。

また、これらの沸騰事象でリスクが大きくなる最大の要因は大量に発生する蒸気であり、これが排気系HEPAフィルタの健全性に非常に大きな影響を与えるということである。すなわち、大規模な沸騰事象であるほど発生する蒸気量は増大し、その凝縮によってHEPAフィルタ差圧上昇が大きくなるのでフィルタ破損確率は高くなる。特に、「安全冷却機能喪失による高発熱溶液の沸騰」では350m^3もの蒸気が発生すると仮定したため、HEPAフィルタ並列数の少ないVOG系ではほぼ確率１でフィルタは破損してしまう。この場合、VOGの接続先を建屋排気系フィルタの上流としないならば（「④"高発熱溶液の沸騰（仮想的）」と同様に）影響緩和機能のほとんどが期待できない（スタック放出と隔離距離による拡散効果しか期待できない）厳しいシナリオとなる。したがって、本システムでは多重防護の思想に基づきVOGの接続先を建屋排気系フィルタの上流としている。

「臨界」事象については、PS機能に重点を置いた設計を行っていることから発生確率自体が小さいものであることが、本評価においても確認できた。事象が発生した場合に放出される希ガスやヨウ素に対しては有効なMS機能が提供されていないため全量が施設外へ放出されることになるが、ソースターム自体が少ないためにそれらの影響は限定的である。特に晩発性影響（致死ガン発生確率）に対しては図 4.2.29の①と②の比較から、希ガスやヨウ素よりも臨界時のエネルギーによって蒸発する溶液と共に気相へ放出されると仮定したTRU核種の影響の方が支配的になると言える（①はVOG系の2段のHEPAフィルタおよび建屋排気系の2段のHEPAフィルタが健全であるシーケンスのため、放出されるTRU核種の量は②に比べて10^{-9}に低減される）。

3) 今後の課題

MA溶液の漏えいによる事象影響を低減するためには、発生確率の支配的要因である漏えい液量の低減対応（漏えい検知と漏えい液回収および送液停止）の確実性を高める必要がある。また、事象規模を限定するためにMA溶液を一カ所に多量に貯留せず、複数の槽に分散することも効果的である。槽内の溶液の沸騰事象に対しては、安全冷却系に加えて一般冷却系をアクシデントマネージメントとして使用できるかどうか、および冷却機能喪失時の運用としての溶解工程から下流工程への払い出しが可能かどうかについて検討する必要がある。冷却機能喪失事象が発生した場合の沸騰蒸気中のミストのオフガス系および排気系での挙動（セル内やダクト内部での凝縮挙動など）およびHEPAフィルタの健全性への影響についてもオフガス系および排気系の設計が具体化される中で、詳細に評価していく必要がある。

(3) 経済性

システム設計検討結果から、建設費および運転経費を算出し、それを基に再処理単価を求めた。

(i) 建設費

200tHM/y 規模の再処理・燃料製造一体型プラントの再処理部分および使用済燃料貯蔵施設に係る建設費の評価結果を表 4.2.16に示す。設備費は1,951億円、建屋費は613億円で合計2,564億円と見積もられた。フェーズ Ⅰ に比べ、廃棄体を製造するなどの工程を付加したが、MA回収工程や配置設計の合理化が大きく寄与し、コストを低減することができた。結果として約15 %低減した。

(ii) 年間運転経費

運転経費として人件費、機器交換費、定期検査費、消耗品費等、ユーティリティ費を内訳として見積もった。結果を表 4.2.17に示す。それぞれについて以下に示す。

運転要員数の内訳を表 4.2.18に示す。基本的にクレーンやマニプレータ操作を定常的に必要とする工程ついては1班を6人、配管系の工程については1班を4人と設定し、5班3交代制とした。また1班と同じ要員数を日勤者として設定し、要員数を多く必要とする作業は日勤に集中させるものとした。また、員数は工程に割り付けており、機器単位への割付は行っていない。処理規模による機器点数の変化は小さいこと、また、分析件数も大きく変わらないことから処理量にかかわらず同じ要員数を必要とするものとした。管理や支援部門の人員を含め、必要な人数は427人となった。人件費は約45億円/yとなった。

機器交換費は、各設備を4種類（機器、架台／配管類、電気計装および移送機器）に分類し、6、3もしくは1%/y の交換頻度をそれぞれについて設定し、積算して求めた。求められた機器交換費は約 90億円/y であった。結果としてフェーズ Ⅰ での値に比べて2割以上低減することができた。また、分類して見積もった結果、従来、静的な機器について約 8 %に相当する過大な評価を行っていたこととなる。

定期検査費用はフェーズ I での評価と変わりなく 24 億円である。消耗品費等は、設備費用の 1% として算出した。ユーティリティ費用はフェーズ I の検討結果をそのまま用いた。

(iii) 再処理単価

以上の建設費・年間運転経費の結果をもとに、再処理単価を算出した。その結果、18.6万円/kgHMとなった。フェーズ I 検討に比べて約 12 % 減少した。内訳は資本費 7.4万円/kgHM、操業費 11.1万円/kgHMである。また、再処理に係る燃料サイクル費を評価すると0.27円/kWhとなる。

(iv) 建設費および運転経費の増減について

本設計では、不溶解残渣から核燃料物質を回収する工程、溶媒等のリワーク設備、NOx を再利用する工程、セメントを充填した廃棄体を得る工程などが付加されている。これらの工程は、プラントに要求される環境負荷低減等の条件を考慮して追加したものであるが、これら付加設備の必要性については将来プラントへの要求条件に依存する。例えば、不溶解残渣を処理する工程の費用はおよそ50億円と見積もられるので、これを削減すると建設費は約2%低減する。

一方、晶析工程や抽出クロマトグラフィーによる MA 回収工程は、これから確立していく技術であり、見積もった費用の不確かさが大きい。実際の費用がそれぞれ見積もりの150%となった場合に、建設費は約1%上昇する。

運転経費の中で機器交換費の寄与が最も大きいので、機器等の交換頻度の低減が再処理費用の抑制に効果的である。例えば、機器交換頻度を10分の1とし約0.3%/yとすると、機器交換費は約8億円となり、再処理費用は約15万円/kgHMまで低減される。

(v) 従来型湿式再処理システムとの比較

UとPuを分離し、精製して回収する従来型の再処理システムで処理した場合と比較し、先進湿式法の採用による効果を検証する。ここでは、次の条件を満たす「従来型再処理プラント」を想定し、建設費を見積もった。図 4.2.30に従来型湿式法の処理の概要を先進湿式法と比較して示す。

- 2サイクルのUとPu精製設備を有する。
- 晶析設備を持たない。
- 溶媒洗浄にはソルトフリープロセスを採用しない。
- 中レベル廃棄物をセメント固化する。
- MA回収設備を持たない。

建設費は図 4.2.31に示すようにリファレンスシステムに比べて、建設費が約50 %増加するものと見積もられた。設備費の内訳を図 4.2.32に示す。リファレンスシステムに比べると、晶析設備の省略によりわずかに減少側の寄与となるが、試薬調製、溶媒抽出、溶媒洗浄、U精製、Pu精製、U濃縮、Pu濃縮、高放射性廃液濃縮、中放射性、低放射性及び極低

放射性廃液の処理、廃溶媒処理、酸回収、ユーティリティ供給などの設備、建屋に係る費用が増加する。コストが変化する要因を

表 4.2.19にまとめる。従来型とFBR再処理・燃料製造施設の外観を図 4.2.33に比較して示す。

(4) 環境負荷低減性

環境負荷低減性のうち、通常運転時の環境放出放射能と通常運転時の放射性廃棄物発生量については六ヶ所再処理施設の事業指定申請書に記載の値を基に比較、評価する。

(i) 通常運転時の環境放出放射能

大気へ放出される放射性物質（^{85}Kr、^{3}H、^{14}C、ヨウ素）を六ヶ所再処理施設からの推定年間放出量（表 4.2.20）と比較〔年間再処理量と平均燃焼度および発電効率（LWRの発電効率は1999年原子力部会試算モデルに準拠して34.5%と設定）を基に発電量当たりの放出量で比較〕すると、^{85}Krについては設計要求を満足する一方、^{3}H、^{14}C、^{129}Iについては設計要求を上回る。

^{85}Krの放出量は設計要求の約50%となる。

^{3}Hについては、設計要求を満足するために除去設備の設置等の検討が必要となる。

^{14}Cについては、現状の評価では設計要求を上回っているものの、^{14}C生成量の推定値は粗い見積もりに留まっており、FBRにおける生成量を精度よく見積もるためのデータを整備していく必要がある。

^{129}I について設計要求を満足するには、移行率の精査や除去性能の向上等による放出量低減の検討が必要となる。

なお、^{131}Iについては自発核分裂による生成量を評価した上で、設計要求を満足するための除去設備構成を検討する必要がある。

海洋へ放出される放射性物質（^{3}H、^{129}I）について上記と同様に六ヶ所再処理施設からの放出量と比較すると、設計要求を満足する。

^{129}Iの放出量は十分低く、^{3}Hは設計要求の約70%となる。

(ii) 通常運転時の放射性廃棄物

通常運転に伴い発生する廃棄物について、六ヶ所再処理施設の発生量との比較が可能な高レベル廃棄物と雑固体廃棄物について年間発生量を比較する。（年間再処理量と平均燃焼度および発電効率を基に発電量当たりの発生量で比較）

(a) 高レベル廃棄物

高レベル廃棄物（ガラス固化体）の発生量について六ヶ所再処理施設と比較すると〔事業指定申請書記載値（ガラス固化体の推定年間発生量約1000本）に基づく〕、年間発生量は設計要求を満足する。

但し、発生量は設計要求の約60%であり、設計目標としている設計要求の1/10に低減するまでには至っていない。

(b) 雑固体廃棄物

雑固体廃棄物の発生量について上記と同様に六ヶ所再処理施設と比較すると（推定年間発生量約4,300本に基づき比較）、年間発生量は設計要求を満足する。

但し、発生量は設計要求の約60%であり、設計目標としている設計要求の1/10に低減するまでには至っていない。

(iii) U、TRU、FP の廃棄物への移行率

U、TRUの回収率は共に99.8%以上を見込んでおり、目標値である0.1%を満足してはいないが、さらに移行率を低減する改善を図り目標値を達成できると考えられる。

FP（Cs、Sr、Tc、I）については、現状検討しているシステムでは大部分が廃棄物へ移行する。FPの分離回収について原理的に実現の可能性が高いと考えられる手法について検討を行っているが、技術的な実証には今後の試験研究の成果を待たなければならない。

(iv) 施設の廃止に伴う放射性廃棄物

(a) 解体性

施設の運転性、保守、補修性確保を目的にセルにはI/C、P/M、MSM等の遠隔操作設備や相当数の遮へい窓があり、セル廻りおよび上下には保守エリア、通路スペース等が確保されている。

また、セル内主要機器については部品をユニット化することなどが考慮されている。

これらは廃止措置時の遠隔解体、遠隔除染等の作業にも有効に活用可能と考えられる。

一方、搬出入性についても基本的に考慮されているが、セルからの搬出入性に関しては開口のサイズや設置箇所の妥当性について詳細設計段階での評価が必要である。

(b) 廃棄物発生量

施設設計の検討結果を基に評価した解体一次廃棄物の発生量を

表 4.2.21に示す。

一次廃棄物にはセルライニング、はつりコンクリートを含めている。

TRU廃棄物や高 $\beta\ \gamma$ の廃棄物発生量は放射性物質を直接取り扱うセルの規模に影響を受け、低レベル以下の廃棄物や建屋解体に伴って発生するコンクリート等の廃棄物は建屋の規模に影響を受ける。

処理規模200tHM/yの施設と50tHM/yの施設とでは、処理規模の増減に比べてセル容積や建屋体積の増減は小さいため、単位処理量で比較すると処理規模の大きいほうが解体廃棄物発生量は少ない。

(5) 資源有効利用性

UやPuの回収率を低下する要因には溶解工程における不溶解残渣の生成があげられる。本設計ではこれを電解を併用した方法により溶解し回収率を高める方策を適用した。このため、アクチニド元素（UからCm）の回収率として99.8%以上を見込んでいる。

(6) 核拡散抵抗性

検討された湿式リファレンスシステムでは、従来のPUREX法と異なりPuを単離する工程がない。また、ブランケット燃料と炉心燃料を混合した状態で処理するため、回収されるPuの同位体組成比も転用に困難なものである。したがって、本システムを用いて使用済燃料から高い純度のPuを直接取り出すことは困難であり、潜在的な核拡散抵抗性は向上している。

保障措置に対しては、既存LWR再処理施設と同等の計量管理設計としている。また多量のPuを扱うことから、適時性要件を達成するためにNRTAにも対応している。これらの計量管理システムで使用する個々の計量技術の精度および正確さ等の能力および手順も現行施設で実証されているものであり、年間200tHM処理のプラントとして特に大きな技術的課題はないと考えられる。

(7) 運転・保守補修性

湿式再処理のリファレンスシステムは、従来の液／液系での溶媒抽出技術をベースとして、従来技術に対して幾つかの工程を別の技術で置き換え、その結果不用になった工程を削除することで、全体として簡略化するように設計している。置き換えられた技術は、従来技術との整合が保たれており、運転性について特に影響を与えるものとは言えない。また工程機器は、従来の湿式再処理における設計手順を踏襲し、所定の能力に対して十分な余裕をもって設計しており、プラントの処理能力は保障されている。以上のことから運転性は設計要求を満たしていると考えられる。

保守・補修については、インセルクレーン、パワーマニプレータ、マスタースレーブマニプレータを用いた、セル壁の遮蔽窓からの視認による遠隔保守とする。主要工程機器は、交換が想定される部分を遠隔操作で交換できるように設計し、上記の遠隔保守用機器がアクセスできる地下1階のセルに配置した。貯槽および配管は、これまでの湿式再処理プラントの実績に基づき保守を想定せず、地下２階のセルに配置した。保守の必要性に応じて機器を配置するセルを分けたことで、主要工程機器は十分な間隔をあけて配置でき、セル内における保守作業性を高めている。なお、晶析装置など新たに開発している機器については、現段階では保守補修性を検討できるまでには設計が詳細化されていないため、保守作業内容の検討には至っていない。

(8) 技術的成立性

先進湿式法の各工程に対する設計要求、現状までの実績について表 4.2.22に示す。

技術的成立性の観点からは、2015年までに高濃度溶解、晶析、抽出クロマトグラフィー等、機器開発やホット実証を必要とする技術もあるが、各工程において技術の原理については明らかとなっており、また、実績ある従来湿式法の技術を適用可能なため、適切に開発資源を投入することにより2015年までに技術体系を確立する可能性は高いと考えられる。

[参考文献]

1) 大石 純, “我が国における高速増殖炉使用済み燃料の再処理技術開発の歩み”, 日本原子力学会誌, Vol. 23, No. 3, 166-177 (1981).
2) Atsushi Aoshima et al., “Facility Outline and Construction Status of Recycle Equipment Test Facility (RETF)”, GLOBAL 97, 355-360, Yokohama, Japan (1997).
3) 木原義之, 他 : “MOX燃料電解溶解技術開発”, 動燃技報, No. 89 (1994).
4) 山名元, 他 : “東海再処理工場における主要核種の抽出挙動”, 動燃技報, 67, 98-100 (1988).
5) 柴田淳広, 他 : “PUREX再処理システムのための晶析法の開発 (II), ウランの晶析における除染係数について”, 日本原子力学会「2000年春の年会」 (2000).
6) D. Alexandre, et al. : “Operational Performance of the Reprocessing Plants of COMEGA La Hague Site”, Proc. of RECOD ’94, (1994).
7) 滑川卓志, 他 : “主要核分裂生成物およびアクチニド核種の抽出挙動, 高速炉燃料再処理試験における移行率のまとめ”, PNC TN8410 92-213 (1992).
8) 駒義和, 他 : “溶媒抽出による三価アクチニドとランタニドの分離”, 動燃技報, No. 101 (1997).
9) 佐々木憲明, 他 : “高レベル放射性廃液ガラス固化プラントの現状”, 動燃技報, No. 56, 51-65 (1985)
10) 中根良平, 他（編集） : “日本における同位体分離のあゆみ”, （社）日本原子力学会 同位体分離特別専門委員会 (1998)
11) 原子力安全委員会 : “再処理施設安全審査指針”, (1986) 2001改訂版.
12) 原子力安全委員会 : “ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針”, (2002)
13) 日本原燃（株） : “六ヶ所再処理事業所　再処理事業指定申請書”, (1989) 1997補正
14) 大森栄一, 須藤俊幸, 他, “東海再処理施設の安全性確認に係る基本データの確認,” JNC TN8410 99-002 (1999).
15) F. W. Mills, “Ion-Exchange-Resin System Failures in Processing Actinides,” Nuclear Safety, Vol. 9, No. 5 (1968)
16) 林直美, 武田伸荘, “TRUEX溶媒の熱特性および硝酸との発熱反応に関する試験,” 動燃技報, No.97, p.18 (1996)
17) 中村博文, 久江正, 高江秋義, 他, “東海再処理施設の事故の発生防止策の検討,” JNC TN8410 99-004 (1999)
18) O. Togawa, T. Homma : “Development of Collective Dose Assessment Codes for a Spent Nuclear Fuel Reprocessing Plant in Japan”, Proc. of The Third International Conference on Nuclear Fuel Reprocessing and Waste Management RECOD ’91, Sendai, Japan, April 14-18, 1991, Vol. 1, p. 253 (1991).

19) O. Togawa : “Computer Code TERFOC-N to Calculate Doses to Public Using Terrestrial Foodchain Models Improved and Extended for Long-Lived Nuclides”, Journal of Nuclear Science and Technology, Vol. 27, p. 360 (1990).
20) 外川織彦 : “原子力施設の平常運転時に大気へ放出される放射性核種による公衆の被曝線量を算出するための計算コードATERNFOC-N”, JAERI-M 89-145 (1989)
21) E. Walker, “A Summary of Parameters Affecting the Release and Transport of Radioactive Material from an Unplanned Incident,” BNFO-81-2 (1981)
22) 栗坂健一, 他 : “FBRサイクルの安全性総合評価　安全性の開発目標の検討および湿式燃料サイクルシステムのリスク分析”, JNC TN9400 2002-031 (2002).
23) K. Kurisaka, K. Kamiyama : “Risk Analysis of the Aqueous Fast Reactor Fuel Cycle Facility in the Conceptual Design Stage”, ICONE11-36388, 11th International Conference on Nuclear Engineering, Tokyo, JAPAN, April 20-23, 2003 (2003).
24) “Nuclear Computerize Library for Assessing Reactor Reliability,” NUREG/CR-4639 (1990)
25) “Handbook of Human Reliability Analysis with Emphasis on Nuclear Power Plant Application,” NUREG/CR-1278 (1983)
26) The Realization of Commercial High Strength HEPA Filters,” NUREG/CP-0098 (1989)
27) 西尾軍治, 橋本和一郎, “再処理施設の溶媒火災に関する安全性実証試験,” JAERI-M89-032 (1989)
28) 黒田勲, “「信じられないミス」はなぜ起こるーヒューマン・ファクターの分析,” 中災防止新書 (2001)
29) D. Chanin, M.L.Young : “Code Manual for MACCS2 User’s Guide”, NUREG/CR-6613, Vol. 1, (1998).

表 4.2.1 先進湿式法による再処理プロセス構築の方針

項目	設計における目標	設計における対応の方針
分離回収性能[1]	アクチニドについて99%以上の回収率を得る。新燃料へのFPの混入量として0.14wt%を得る。	湿式法は高い回収率と除染度を達成しうる利点を有しており、これを活かしてプロセスを選定、構築する。高い回収率を維持しながら、低い除染度の製品を許容する前提に基づき、プロセスを合理化する。
経済性	再処理費と燃料製造費の和を0.8円/kWh以下とする。	再処理費は使用済燃料の燃焼度などの他の要因に影響されるので、可能な限り低廉な建設費及び操業費を実現するよう検討する。分離回収工程を中心とした設備の削減や、合理的なシステム設計に基づく、運転に必要な作業員数の削減を追求する。
核拡散抵抗性	純粋なPuが単独に存在しないプロセスとする。制度の運用の効率化を図る。	溶媒抽出工程における分配を廃し、原理的に純粋なPu を得にくい晶析法によりPu分配を行う。製品の低除染化を利用し、核燃料物質への接近をより困難とする。制度は基本的に従来のものを利用する。
廃棄物の発生	最終処分に適合する廃棄体の形態とする。定常的な運転における放射性廃棄物の発生をLWR再処理施設と同等以下とする。	廃棄体については、低レベル廃棄物の処理・処分における最近の検討例を参考として処理方法を選定する。廃棄物量の低減については、分離回収工程を最小化すること、二次廃棄物を増大する可能性の有る薬品を使用しないこと、廃液の固化による廃棄体の発生を最小化すること、ガラス固化体からの発熱元素を除去することなどにより改善を図る。
安全	一般公衆が受ける被ばく量と環境への放射性物質の放出量[2]を既往の施設と同等とする。	閉じ込めについて既往の技術方策を適用することにより達成できるものと考えられる。
規格の遵守	既往の規格・基準類に準拠する。	ほとんどの設備について既往の規格・基準類に準拠できるものと考えられる。
運転保守	年間稼働日数を200日/y以上とする。	既往の技術を組み合わせることにより設備を設計し達成する。

[1] FP混入率、資源有効利用性、環境負荷低減性に対応する。
[2] 環境負荷低減性に対応する。

表 4.2.2　FBR と LWR 使用済燃料の違い

項目	違い
燃料集合体・燃料要素の構造	・ 燃料集合体及び燃料ピンの寸法などが互いに異なる。 ・ FBR 燃料集合体にはラッパ管がある。 ・ FBR 燃料にはブランケット燃料集合体がある。 ・ LWR 燃料にはグリッド／スペーサが、FBR 燃料にはワイヤがある。 ・ LWR 燃料要素はジルカロイ、FBR 燃料はステンレス (ODS) 製である。
Pu 富化度	・ FBR 燃料は Pu 富化度が高い。
燃焼度、発熱	・ FBR 燃料は燃焼度が大きく、より発熱性となる。

表 4.2.3　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）におけるアクチニド元素の回収率

工程		各工程の回収率[*1], %					備考
	記号[*2]	U	Np	Pu	Am, Cm	TRU	
受入		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	
解体		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	
せん断		99.90	99.90	99.90	99.90	99.90	機器付着などを考慮
溶解		99.97	99.97	99.97	99.97	99.97	オフガス系への損失
清澄		99.99	99.99	99.99	99.99	99.99	プロセスとオフガス系への損失
調整		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	オフガス系への損失
上記合計回収率	HE	99.86	99.86	99.86	99.86	99.86	
晶析（母液）	CR1	25.45	99.25	99.25	99.25	99.25	サンプリングによる損失
晶析（晶析塩）	CR2	74.54	0.74	0.74	0.74	0.74	サンプリングによる損失
抽出（U/Pu/MA 抽出液）	EX1	100.00	90.00	100.00	0.00	95.81	オフガス系への損失
抽出(抽出残液)	EX2	0.00	9.99	0.00	99.99	4.18	オフガス系への損失
MA 回収設備	ST	0.00	0.00	0.00	99.99	99.19	サンプリングによる損失
濃縮	CO	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	サンプリングによる損失
富化度調整	AD	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	サンプリングによる損失
全体回収率[*2]		99.85	89.94	99.85	99.83	99.81	

*1)　当該設備における損失率 0%の場合は回収率 100%となる。
*2)　図 4.2.5 参照。

表 4.2.4　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）における各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率

分類	元素	移行率					
		製品		環境放出		廃棄物	
		ウラン製品	TRU製品	大気放出側	海洋放出側	ガラス固化体	深地中並廃棄物
	H			3.0E-01	7.0E-01		
	C			1.0E+00			
アルカリ金属	Rb	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Cs	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
アルカリ土類金属	Sr	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Ba	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
希土類	Y	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
	La	1.0E-02	1.0E-04	1.0E-13	1.0E-09	0.989	1.0E-03
	Ce	1.0E-02	1.0E-04	1.0E-13	1.0E-09	0.989	1.0E-03
	Pr	1.0E-02	1.0E-04	1.0E-13	1.0E-09	0.989	1.0E-03
	Nd	1.0E-02	1.0E-04	1.0E-13	1.0E-09	0.989	1.0E-03
	Pm	1.0E-02	0.01	1.0E-13	1.0E-09	0.979	1.0E-03
	Sm	1.0E-02	0.03	1.0E-13	1.0E-09	0.859	1.0E-03
	Eu	1.0E-02	0.07	1.0E-13	1.0E-09	0.919	1.0E-03
	Gd	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
	Tb	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
	Dy	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
	Ho	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
	Er	1.0E-02	0.099	1.0E-13	1.0E-09	8.9E-01	1.0E-03
貴金属類	Zr	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Mo	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Tc	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Ru	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Rh	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Pd	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Ag	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Cd	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	In	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Ge	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Sn	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	As	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Sb	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
カルコゲン	Se	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Te	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
ハロゲン	Br	1.0E-05	1.0E-06	1.0E-02	1.0E-09		0.990
	I	1.0E-05	1.0E-06	1.0E-02	1.0E-09		0.990
希ガス	Kr			1.0E+00			
	Xe			1.0E+00			
アクチニド	U	0.7320	0.2680	1.0E-13	1.0E-09		1.0E-06
	Np	1.0E-02	0.8900	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-01	
	Pu	1.0E-02	0.9900	1.0E-13	1.0E-09		1.0E-06
	Am	1.0E-02	0.9900	1.0E-13	1.0E-09		
	Cm	1.0E-02	0.9900	1.0E-13	1.0E-09		

表 4.2.5　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）において見込まれる廃棄物の発生

分類		処理方法	発生量 m^3/y	発生量 本／y	発生場所	備考	例
高レベル	ガラス固化体	硼珪酸ガラス固化体	36	240	ガラス固化設備	発熱制限；2.3kW/体 Na_2O；10wt% FP酸化物；12wt%	
TRU	集合体構造材	ドラム缶詰，モルタル充填	45	226	溶解	500kg/200Lドラム缶	ハル、端栓、スペーサワイヤ
	低レベル濃縮廃液I	①乾燥，粉体化 ②ペレット造粒 ③ドラム缶詰，モルタル充填	0	0	オフガス処理設備，抽出設備，分析設備		オフガス洗浄廃液，溶媒洗浄廃液，分析廃液，各工程・機器の除染廃液等
	焼却灰溶融体 可燃性廃棄物I	①焼却，減容 ②ペレット造粒 ③ドラム缶詰，モルタル充填	7	34	運転・保守・補修作業時のセル内		紙布類，木片，酢酸ビニル等
	焼却灰溶融体 難燃性廃棄物I				運転・保守・補修作業時のセル内		RIゴム手袋，RIシューズ，テフロン等
	焼却灰溶融体 廃活性炭等				VLAW処理設備		活性炭
	廃銀吸着材	ドラム缶詰，モルタル充填	10	50	オフガス処理設備		オフガス処理時のヨウ素除去に用いる銀フィルタのメディア
	不燃廃棄物I（金属）	①高圧圧縮減容 ②ドラム缶詰，モルタル充填	30	149	運転・保守・補修作業時のセル内	700kg／200Lドラム缶	機器，配管，工具，針金，ボルト，ナット等
	不燃廃棄物I（その他）	①高圧圧縮減容 ②ドラム缶詰，モルタル充填	30	149	運転・保守・補修作業時のセル内	700kg／200Lドラム缶	ガラス，コンクリート，断熱材，アクリル等
	小計		121	607			
高βγ	集合体構造材	ドラム缶詰，モルタル充填	92	461	解体，剪断	500kg/200Lドラム缶	ハンドリングヘッド, ラッパ管, 遮へい体, エントランスノズル
	廃溶媒	①蒸留 ②$Ca(OH)_2$添加後熱分解 ③残渣を水熱固化処理 ④ドラム缶詰，モルタル充填	0.4	2	抽出設備		TBP，ドデカン，TBPの劣化物
	低レベル濃縮廃液II	①乾燥，粉体化 ②ペレット造粒 ③ドラム缶詰，モルタル充填	0	0	酸回収設備，MAW処理設備，等		凝縮水，床排水等
	可燃廃棄物II	①焼却，減容 ②ペレット造粒 ③ドラム缶詰，モルタル充填	13	65	運転・保守・補修作業時のセル外		紙布類，木片，ポリエチレン，酢酸ビニル等
	難燃性廃棄物II	①焼却，減容 ②ペレット造粒 ③ドラム缶詰，モルタル充填	2	9	運転・保守・補修作業時のセル外		RIゴム手袋，，塩化ビニル，RIシューズ，テフロン等
	小計		107	537			
低レベル	不燃廃棄物II（金属）	①高圧圧縮減容 ②ドラム缶詰，モルタル充填	59	297	運転・保守・補修作業時のセル外		機器，配管，工具，針金，ボルト，ナット等
	不燃廃棄物II（その他）	①高圧圧縮減容 ②ドラム缶詰，モルタル充填	59	297	運転・保守・補修作業時のセル外		ガラス，コンクリート，断熱材，アクリル等
	小計		119	594			

表 4.2.6　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の主要な機器

設備	主要な機器（槽類を除く）	槽類	
		型式	合計容量 (L)
使用済燃料 一時貯蔵	燃料缶開缶・洗浄装置 ×1 燃料集合体認識装置 ×1 燃料一時貯蔵ピット ×1		
受入・燃料貯蔵	燃料集合体認識装置 ×1 燃料一時貯蔵ピット ×1		
機械的前処理	集合体反転機 ×1 解体機 ×1 せん断機× 1		
溶解	回転ドラム型連続式溶解槽 ×2 中性子測定装置 ×1	平板槽・円筒槽	750
清澄	遠心式清澄機 ×2 電解溶解槽 ×1	円環槽・平板槽・ 円筒槽	1,910
調整		円環槽	1,300
晶析	晶析装置 ×1（キルン式） 結晶分離器 ×1（遠心ろ過式）	円環槽	3,000
抽出	第1希釈剤洗浄器（遠心式） 第1抽出器（遠心式） 第2希釈剤洗浄器（遠心式） 第2抽出器（遠心式）	円環槽・円筒槽	7,270
溶媒洗浄	溶媒洗浄器（遠心式）	円筒槽	920
Pu濃縮	Pu溶液濃縮缶 ×1（垂直サーモサイフォン型）	円環槽・平板槽	3,200
富化度調整	混合器 ×2	円環槽・円筒槽	3,770
MA回収 （分離回収）	CMPO分離塔 ×1 CMPO飽和塔 ×1 CMPO回収塔 ×1 Cyanex分離塔 ×1 Cyanex飽和塔 ×1 Cyanex回収塔 ×1 シュウ酸・炭酸ヒドラジン分解槽 ×2	円筒槽	32,580
MA回収 （吸着材処理）	溶媒回収塔 ×1 吸着材再生塔 ×1 乾燥装置 ×1 分解炉 ×1	円筒槽	340
オフガス処理	酸吸収塔 ×1 ヨウ素追出塔 ×1 ヨウ素吸着塔 ×8 洗浄塔 ×1 HEPAフィルタ ×12		
高放射性 廃液濃縮	HAW蒸発缶 ×1（ケトル型） NOx吸収塔 ×1（充填塔式）	円筒槽	66,850
酸回収	蒸発缶 ×1（カランドリア式） 精留塔 ×1	円筒槽	134,500

表 4.2.6　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y規模）の主要な機器（続き）

設備	主要な機器（槽類を除く）	槽類	
		型式	合計容量 (L)
ガラス固化	ガラス溶融炉 ×1（LFCM方式） ダストスクラバ ×1 ベンチュリスクラバ ×1 吸収塔 ×1 Ru吸着塔 ×1 ヨウ素吸着塔 ×1 HEPAフィルタ ×2	円筒槽	720
ガラス固化体貯蔵	ガラス固化体貯蔵庫		
高放射性 固体廃棄物処理	高圧圧縮装置 ×1 セメントガラス固化装置 ×1 中性子測定装置 ×1		
高放射性 固体廃棄物貯蔵	貯蔵ラック		
中放射性 廃液処理	蒸発缶 ×1（サーモサイフォン式） 廃洗浄液電解槽 × 1	円筒槽	12,500
低放射性 廃液処理	蒸発缶 ×1（サーモサイフォン式）	円筒槽	101,300
極低放射性 廃液処理	蒸発缶 ×1（サーモサイフォン式）	円筒槽	134,600
廃溶媒処理	蒸発缶 ×2 溶媒蒸留塔 ×1 熱分解炉 ×1 水熱固化装置 ×1	円筒槽	3,400
リワーク（再処理）		円環槽・円筒槽	6,000
低放射性 固体廃棄物処理	シュレッダ ×1 焼却炉 ×1(流動床式） 高周波溶融炉 ×1 セメントガラス固化装置 ×1 HEPAフィルタ ×2 Ru吸着塔 ×2		
低放射性 固体廃棄物貯蔵	貯蔵ラック		
NOx回収設備	NOx回収塔 ×2 NOx液化装置 ×1 NOx気化装置 ×1 Ru除去塔 ×2	円筒槽	400

表 4.2.7　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）において見込まれる主な試薬の使用

品目	使用目的	使用量, kg/y
硝酸 (13.5 M)	溶解、溶媒抽出等	35,000
TBP	溶媒抽出	400
n- ドデカン	溶媒抽出	4,300
ヒドラジン	溶媒抽出（溶媒洗浄）等	4,400
シュウ酸	溶媒抽出（溶媒洗浄）等	4,000
炭酸ヒドラジン	溶媒抽出（溶媒洗浄）等	5,600
ホルマリン (40 %)	廃液濃縮	65,000
$Ca(OH)_2$	廃溶媒処理	79
NaOH (10 M)	用水製造、廃液中和	23,000
硫酸	用水製造	26,000
硝酸銀	溶解	2,300

表 4.2.8　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）のセルなど

再処理/燃料製造建屋 （再処理分）	使用済燃料受入設備（使用済燃料貯蔵建屋から） 使用済燃料一時貯蔵ピット（2 週間分） 燃料受入/せん断セル 再処理セル(A) 再処理セル(B) せん断・溶解オフガス処理セル 槽類オフガス処理セル ガラス固化セル ガラス固化体一時貯蔵セル ガラス固化体払出セル 空ドラム準備セル 高放射性固体廃棄物移送セル 高放射性固体廃棄物処理セル（ハル） 高放射性固体廃棄物処理セル（ラッパ管等） 高放射性固体廃棄物一時貯蔵セル 高放射性固体廃棄物払出セル 分析セル 前処理保守セル 再処理保守セル 高放射性固体廃棄物処理保守セル
使用済燃料・ 新燃料貯蔵建屋	キャスク搬出入室 燃料取出セル 燃料移送セル（燃料取出セル→使用済燃料/新燃料貯蔵セル） 使用済燃料貯蔵セル 新燃料貯蔵セル 燃料移送セル（使用済燃料/新燃料貯蔵セル⇔主建屋）

表 4.2.9　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）のセル体積

階	セル体積（m^3）	
	再処理	燃料製造
2階	12,800	0
1階	7,580	26,000
地下1階	24,100	20,200
地下2階	20,000	0
合計	64,500	46,200

表 4.2.10　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の建屋体積

建屋	建屋体積（m^3）
主建屋	680,000
燃料集合体貯蔵建屋	178,000

表 4.2.11　平常時被ばく評価において想定した主要な核種の大気放出放射能

	^{85}Kr	^{3}H	^{129}I	^{14}C※1
年間処理量(Bq)	7.6E+16	7.3E+15	6.4E+11	2.5E+13
大気への移行率	1	0.3	0.01	1
年間大気放出量(Bq/y)	7.6E+16	2.2E+15	6.4E+09	2.5E+13

※1：新燃料中の窒素含有率を50ppmと想定

表 4.2.12　NEXT 法再処理システムで想定される異常事象と設計対応（1/2）

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題／備考
核燃料の臨界	ハル洗浄器	使用済燃料の溶解不良	溶解槽での燃料ミート部溶解不良のまま、ハル洗浄器へ払い出し、ハル洗浄液に Pu が移行することにより臨界に到る。	ハル洗浄器寸法を全濃度安全形状とする。	－	臨界事故防止のために二重偶発性原理を満足する安全設計を取り入れているために、臨界事故の発生は技術的に想定されない。
	晶析装置 結晶分離器 UNH 溶解槽	PuNH の析出	晶析操作の温度制御異常、フィード液調整失敗により PuNH が析出することにより臨界に到る。	PuNH の析出を考慮し、全濃度安全形状とする。	－	
	高放射性廃液受槽	Pu 抽出不良による Pu を含む溶液の高放射性廃液側へのリーク	第一抽出器において、Pu 抽出の失敗によりスクラブ液ストリームに Pu がリークし、設計において Pu を扱わない後工程の槽類において臨界になる。	Pu を含む溶液を扱う工程と扱わない工程が配管により接続される部分では、送液途中に全濃度安全形状の槽類を設け、溶液を一旦受けてから分析等により Pu が含まれないことを確認した上で非安全形状容器の後工程へ送液する。また、その送液配管を施錠管理する。	・Pu リークをオンラインで検知するαモニタの設置。	
	主工程セル	系統あるいは機器の破損による Pu を含む溶液の漏えい	Pu を含む溶液を内包する系統あるいは機器から溶液がセル内に漏えいし、セル内に過剰の溶液が蓄積されることにより臨界に到る。	Pu を含む溶液を内包する系統および機器は腐食しがたい構造とする。	・集液部形状が全濃度安全形状となった漏えい液受け皿の設置。 ・漏えい検知器と漏えい液回収装置の設置。	
放射性物質の閉じ込め機能の喪失 （放射性物質の放出経路の異常）	放射性物質を含む溶液を取り扱う全工程	系統あるいは機器の腐食による放射性物質を含む溶液の漏えい	放射性物質を含む溶液を内包する系統あるいは機器から溶液がセル内に漏えいする。漏えい液の飛沫により溶液に含まれる放射性物質がエアロゾルとしてセル雰囲気中に移行する。	放射性物質を含む溶液を内包する系統および機器は腐食しがたい構造とする。	・漏えい液受け皿の設置。 ・漏えい検知器と漏えい液回収装置の設置。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	－
	MA クロマトグラフィー設備（放射性物質を含む溶液を高圧で取り扱う工程）	加圧内容液の噴き出し	クロマトグラフィー塔の腐食、あるいは切替弁の不良によって、0.2MPa に加圧された溶液が噴き出しエアロゾルとなってセル雰囲気中へ移行する。	放射性物質を含む溶液を内包する系統および機器は腐食しがたい構造とする。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	クロマトグラフィー塔の容量は比較的少ない（一基あたり 46L）。 また、使用圧力も容器の強度に比べて十分小さい。
	燃料集合体をつり下げて取り扱う全工程	掴み具不良による集合体の落下	集合体をつり下げて移送中に、掴み具の不良等により落下する。落下した集合体は衝撃により破損し、粉砕された燃料の一部が浮遊粒子となって気相へ移行する。	掴み具を二重化すると共に、正常に保持されていないときには吊り上げ出来ないようにインターロックを設ける。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	－
	ガラス溶融炉	フリーズバルブの誤解放	受け位置にキャニスタがない状態で溶融炉フリーズバルブの加熱を行うことにより、溶融炉内部の溶融ガラスがセル内に流下する。	キャニスタ位置とフリーズバルブ制御装置をインターロックする。	・固化セル排気系のルテニウム吸着塔および HEPA フィルタ等の低減装置。 ・一度に流下させるガラス量の制限。	－

表 4.2.12　NEXT法再処理システムで想定される異常事象と設計対応（2/2）

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題／備考
放射性物質の気相への移行量の増大（放射性物質の放出量の増大）	崩壊熱による発熱密度の高い溶液を取り扱う全工程	崩壊熱による溶液の沸騰	崩壊熱により溶液の温度が上昇し、沸騰に到る。沸騰による激しい発泡により溶液の一部がミストとなって気相へ移行する。	崩壊熱による発熱密度の高い溶液を多量に内包する槽類には安全冷却水系による冷却を行う。	・槽類オフガス系に設けられたミストフィルタ、デミスタ、HEPA フィルタ等の低減装置。	特に崩壊熱による発熱密度の高い溶液を多量に内包する槽類の冷却機能は独立二重化することで、冷却機能の喪失は技術的に想定されない。
		崩壊熱による系統あるいは機器から漏えいした溶液の沸騰	放射性物質を含む溶液を内包する系統あるいは機器から溶液がセル内に漏えいし、崩壊熱により溶液の温度が上昇し、沸騰に到る。沸騰による激しい発泡により溶液の一部がミストとなって気相へ移行する。	放射性物質を含む溶液を内包する系統および機器は腐食しがたい構造とする。	・漏えい液受け皿の設置。 ・インターロック化された漏えい検知器と漏えい液回収装置（自動起動）の設置。 ・上記設備の二重化。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	－
火災・爆発	放射性物質を含む水溶液を取り扱う全工程	放射線分解により発生した水素ガスによる爆発	放射生分解により発生した水素が爆発限界濃度を超えて蓄積し、静電気等なんらかの着火源により爆発し、溶液を内包する系統あるいは機器を破損させる。	撹拌・計装エアの導入と槽類オフガス系による排気を行う。特に水素の生成量の大きい設備には圧空による水素掃気を行う。 機器の接地、防爆構造の機器を使用することにより着火源を排除する。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	－
	抽出設備	漏えいした溶媒の火災	Pu を装荷した溶媒がセル内に漏えいし、静電気等の何らかの着火源により火災に至る。	放射性物質を含む溶液を内包する系統および機器は漏えいしがたい構造とする。 機器の接地、防爆構造の機器を使用することにより着火源を排除する。	・漏えい液受け皿の設置。 ・インターロック化された漏えい検知器と漏えい液回収装置（自動起動）の設置。 ・上記設備の二重化。・ セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。 ・セル給気ダンパの自動閉止による窒息消火。	－
	U-Pu 溶液蒸発缶	エントレイメントした溶媒あるいは錯体の急激な分解反応による爆発	抽出工程で使用した溶媒の一部が水相側へエントレイメントし、U-Pu 溶液蒸発缶で加熱されることにより急激な分解反応を生じ、爆発に到る。	上流の槽類において溶媒の濃度を確認する。 エントレイメントした溶媒が蒸発缶にリークしないように、送液経路上に分離ポットを設ける。 蒸発缶運転温度を TBP 錯体の急激な分解反応の制限温度以下とし、加熱蒸気今日急停止インターロックを設ける。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	
	HAW 濃縮缶	エントレイメントした溶媒あるいは錯体の急激な分解反応による爆発	CMPO クロマトグラフィーから遊離した CMPO が高放射性廃液にエントレイメントし、HAW 濃縮缶で加熱されることにより急激な分解反応を生じ、爆発に到る。	上流の槽類において溶媒の濃度を確認する。 エントレイメントした溶媒が蒸発缶にリークしないように、送液経路上に分離ポットを設ける。 蒸発缶運転温度を CMPO 錯体の急激な分解反応の制限温度以下とし、加熱蒸気今日急停止インターロックを設ける。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	CMPO 錯体の分解反応に関する特性を明らかにする。

表 4.2.13 「抽出工程でのセル内漏洩溶媒火災」事象の概略被ばく評価

	同位体組成	未回収溶媒中のインベントリ[kg] 元素量	核種量	比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
U234	0.0001		0.0004	2.3131E+11	9.0334E+07			9.03E+02			3.6E-05	1.4E-08
U235	0.0015		0.0088	8.0000E+07	7.0788E+05			7.08E+00			3.3E-05	1.0E-10
U236	0.0004		0.0023	2.3958E+09	5.5871E+06			5.59E+01			3.4E-05	8.2E-10
U238	0.9980		5.8261	1.2447E+07	7.2516E+07			7.25E+02			3.2E-05	1.0E-08
U		5.8377										
Pu238	0.0130		0.0285	6.3367E+14	1.8063E+13			1.81E+08			1.0E-04	7.8E-03
Pu239	0.5816		1.2789	2.3006E+12	2.9423E+12			2.94E+07			1.1E-04	1.4E-03
Pu240	0.3266		0.7181	8.4334E+12	6.0559E+12			6.06E+07			1.1E-04	2.9E-03
Pu241	0.0407		0.0895	3.8153E+15	3.4153E+14			3.42E+09			2.3E-06	3.4E-03
Pu242	0.0382		0.0839	1.4139E+11	1.1865E+10			1.19E+05			1.1E-04	5.6E-06
Pu		2.1990										
Np237	1.0000		0.0065	2.6088E+10	1.7067E+08	0.01	1.00E+03	1.71E+03	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	9.6E-08
Np		0.0065										
Am241	0.0000		0.0000	1.2701E+14	0.0000E+00			0.00E+00			1.2E-04	0.0E+00
Am242m	0.0000		0.0000	3.5984E+14	0.0000E+00			0.00E+00			1.1E-04	0.0E+00
Am243	0.0000		0.0000	7.3806E+12	0.0000E+00			0.00E+00			1.2E-04	0.0E+00
Am		0.0000										
Cm242	0.0000		0.0000	1.2241E+17	0.0000E+00			0.00E+00			4.4E-06	0.0E+00
Cm243	0.0000		0.0000	1.9112E+15	0.0000E+00			0.00E+00			8.0E-05	0.0E+00
Cm244	0.0000		0.0000	2.9953E+15	0.0000E+00			0.00E+00			6.4E-05	0.0E+00
Cm245	0.0000		0.0000	6.3554E+12	0.0000E+00			0.00E+00			1.2E-04	0.0E+00
Cm		0.0000										
HM		8.0366			3.6861E+14			3.69E+09			合計 [mSv]	1.551E-02

表 4.2.14 「高放射性廃液貯槽の冷却機能喪失による沸騰」事象の概略被ばく評価

	貯槽中のインベントリ[kg] 元素量	核種量	比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
Sr-90	15.58	8.7562	5.03E+15	4.40E+16	0.001	1.00E+03	4.40E+10	3.33E-04	1.30E-06	3.4E-07	6.5E-03
Ru-106	33.38	0.1245	1.24E+17	1.54E+16			1.54E+10			1.2E-07	8.0E-04
										合計 [mSv]	7.281E-03

表 4.2.15 「Am, Cm 製品受槽からの MA 含有溶液の漏えい」事象の概略被ばく評価

	同位体組成	漏えい液中のインベントリ[kg] 元素量	核種量	比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
U234	0.0000		0.0000	2.3131E+11	0.0000E+00			0.00E+00			3.6E-05	0.0E+00
U235	0.0000		0.0000	8.0000E+07	0.0000E+00			0.00E+00			3.3E-05	0.0E+00
U236	0.0000		0.0000	2.3958E+09	0.0000E+00			0.00E+00			3.4E-05	0.0E+00
U238	0.0000		0.0000	1.2447E+07	0.0000E+00			0.00E+00			3.2E-05	0.0E+00
U		0.00										
Pu238	0.0000		0.0000	6.3367E+14	0.0000E+00			0.00E+00			1.0E-04	0.0E+00
Pu239	0.0000		0.0000	2.3006E+12	0.0000E+00			0.00E+00			1.1E-04	0.0E+00
Pu240	0.0000		0.0000	8.4334E+12	0.0000E+00			0.00E+00			1.1E-04	0.0E+00
Pu241	0.0000		0.0000	3.8153E+15	0.0000E+00			0.00E+00			2.3E-06	0.0E+00
Pu242	0.0000		0.0000	1.4139E+11	0.0000E+00			0.00E+00			1.1E-04	0.0E+00
Pu		0.00										
Np237	0.0000		0.0000	2.6088E+10	0.0000E+00	0.001	1.00E+03	0.00E+00	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	0.0E+00
Np		0.00										
Am241	22.7517		2.1069	1.2701E+14	2.6760E+14			2.68E+08			1.2E-04	1.4E-02
Am242m	0.9320		0.0863	3.5984E+14	3.1056E+13			3.11E+07			1.1E-04	1.5E-03
Am243	9.6534		0.8939	7.3806E+12	6.5978E+12			6.60E+06			1.2E-04	3.4E-04
Am		0.09										
Cm242	0.0032		0.0001	1.2241E+17	9.4225E+12			9.42E+06			4.4E-06	1.8E-05
Cm243	0.0859		0.0021	1.9112E+15	3.9721E+12			3.97E+06			8.0E-05	1.4E-04
Cm244	7.1871		0.1740	2.9953E+15	5.2107E+14			5.21E+08			6.4E-05	1.4E-02
Cm245	1.4374		0.0348	6.3554E+12	2.2112E+11			2.21E+05			1.2E-04	1.1E-05
Cm		0.02										
HM		0.12			8.3994E+14			8.40E+08			合計 [mSv]	3.033E-02

表 4.2.16　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の建設費見積もり

建屋	区分	費用（億円）
主建屋	受入・前処理	71
	分離	665
	廃棄物処理	448
	廃棄物貯蔵	22
	分析	136
	保守	167
	計装制御	212
	ユーティリティ	84
	建電換他	482
	小計	2,287
使用済燃料貯蔵建屋	使用済燃料一時貯蔵	146
	建電換	131
	小計	277
合計		2,564

表 4.2.17　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の運転経費見積もり

費目	費用, 億円/y
人件費	45
機器交換費	90
定検費	24
消耗品費等	22
ユーティリティ費	13

表 4.2.18　先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の運転要員構成に関する想定

設備	日勤	交代勤務	小計
受入／貯蔵	6 人	6 人×5 班	36 人
機械前処理	6 人	6 人×5 班	36 人
分離（化学前処理）	6 人	6 人×5 班	36 人
分離（NEXT）	4 人	4 人×5 班	24 人
分離（MAREC）	4 人	4 人×5 班	24 人
廃液処理	4 人	4 人×5 班	24 人
廃棄物処理／貯蔵	20 人	6 人×5 班	50 人
分析	10 人	10 人×5 班	60 人
保守／技術	30 人		30 人
放射線管理	6 人	6 人×5 班	36 人
合計			356 人

表 4.2.19 燃料サイクルコスト低減の主要因
（(従来型湿式法＋ペレット法）から（先進湿式法＋簡素化ペレット法）への改良）

コストへの影響因子	先進湿式再処理	簡素化ペレット法燃料製造
スケール効果 （処理量増大）	50tHM/y から 200tHM/y へ	50tHM/y から 200tHM/y へ
主工程の簡素化・合理化（一部工程の削除など）	・ 低除染製品の許容により U/Pu 系の各精製系削除 ・ 晶析法導入による後工程の物質取扱量軽減	・ 機器高度化による処理速度増大 ・ 旧サイクル機構における混合脱硝転換の開発経験、もんじゅ燃料製造経験、中空高密度燃料の採用などに基づくペレット製造工程の大幅削減（簡素化ペレット）
設備等の付加 （コストアップ）	MA 回収（抽出クロマトグラフィ）工程の付加	低除染製品に対応するため設備をホットセル化
付帯設備の合理化	再処理-燃料製造設備の一体化による付帯設備の共用、太径ピン-大型集合体採用による組立機器数低減・部材費削減、など	再処理-燃料製造設備の一体化による付帯設備の共用、太径ピン-大型集合体採用による組立機器数低減・部材費削減、など

表 4.2.20 六ヶ所再処理施設における推定年間放出量

核種		推定年間放出量 (Bq／y)	備 考
大気への放出	^{85}Kr	約 3.3E+17	・年間再処理量 800tUPr ・平均燃焼度 45,000MWd/t
	^{3}H	約 1.9E+15	
	^{14}C	約 5.2E+13	
	^{129}I	約 1.1E+10	
	^{131}I	約 1.7E+10	
海洋への放出	^{3}H	約 1.8E+16	
	^{129}I	約 4.3E+10	
	^{131}I	約 1.7E+11	

表 4.2.21 先進湿式法再処理プラント（200tHM/y 規模）の
解体一次廃棄物発生量に関する推定

区 分	発生量 (t)	
	処理規模 200tHM/y	〔処理規模 50tHM/y〕
TRU、高 βγ （金属廃棄物）	約 1700	（約 1300）
低レベル、極低レベル （金属、コンクリート）	約 5,200	（約 4,600）
クリアランスレベル以下、非放射性 （金属、コンクリート）	約 410,000	（約 380,000）

表 4.2.22　先進湿式法の技術的成立性

技術		設計要求	技術的成立性（原理確認基礎データ、実績等）
前処理	解体	・解体不良、燃料ピンの損傷がないこと	【機械式】 ・キュービトロンなどの砥石について良好な切断と耐久性を確認。 【レーザ式】 ・解体の可能性を確認したが、燃料ピンの損傷が懸念される。 ・解体機から上面装荷方式せん断機への受け渡し特性を評価。 ・光ファイバーのγ照射試験を実施し、高出力レーザ伝送時、照射による著しい伝送損失、温度上昇は認められず。 【共通】 ・設備の耐久性、遠隔保守性については確認が必要。
	せん断	・所定の長さにせん断し、燃料を粉状とする	・工学規模試験装置の設計、製作、コールド試験を実施。 ・集合体を短尺にてせん断可能。 ・設備の耐久性、遠隔保守性については確認が必要。
	溶解	・燃料溶解率 99.9%以上 ・燃料漏出率 0.1%未満 ・粉砕したハル片が槽内に蓄積しないこと	・高濃度溶解液（約 560gHM/L）を得るための溶解方法で、せん断片溶解では 5 時間で溶解率約 80%、10 時間後でも約 95%と溶解終了に至らず、過去の CPF データに基づく溶解速度評価とほぼ一致。 ・粉化溶解時のオフガス発生量平坦化のために、温度制御（溶解初期を 60℃程度の低温としてから加温して溶解）の有効性が期待できることを溶解速度評価式を用いて確認。試験による実証が必要。 ・未溶解燃料及び堆積スラッジの有無の確認手段として、ファイバースコープによる内部観察システムを開発。
	清澄	・粒径 1μm の粒子補集率：>99% ・洗浄スラッジの回収率： >99%	・残渣発生割合(燃料総重量に対する割合)は、Pu 富化度が 18%の場合で 0.23%、30%程度で 0.5～1.4%程度。 ・残渣粒径は、2μm 以下が 90%を占める。 ・残渣成分は Mo,Pd,Ru,Rh,Tc であり、Mo 含有率は 20～30%程度。 ・Zr の残渣への移行率は 0.3～11.5%。 ・Ru の残渣への移行率は 5～16%。 ・Rh の残渣への移行率は約 20%。 ・U の残渣への移行率は 0.008～0.07%。 ・Pu の残渣への移行率は 0.01～0.09%。
化学処理	晶析	・U の析出率：70%以上 ・*DF*：>10^2	・U 試験、模擬溶解液試験を実施し、既知の溶解度曲線から予想した温度制御により U 回収率 60%が得られることを確認し、模擬 FP については *DF*≒10^2 が期待できることを確認。 ・U(VI)+Pu(VI)混合試験で、U と Pu の共析出を確認し、析出物中の U/Pu 比は、若干 Pu の量が低い傾向にはあるが、ほぼ供給液中の U/Pu 比と同じであることを確認。 ・U(VI)+Pu(IV)混合試験では共晶析せず、U のみが析出し、Pu は母液中にとどまることを確認。 ・晶析 U 製品ハンドリング試験を実施し、結晶のまま移送する場合の特性データを取得するとともに、移送候補技術の洗い出しを実施。 ・実溶解液を用いた晶析データの把握が必要。
	簡素化溶媒抽出	・U、Np、Pu の回収率：99.9%以上 ・廃液への U、Pu 損失：0.1%未満 ・*DF*：>10^2	・過去の試験結果より単ｻｲｸﾙで *DF*≒10^4 程度が達成可能。 ・小型遠心抽出器を用いた実溶解液を用いた試験では、total-γに対する *DF* は 10^3 以上で、製品中への FP 移行量及びラフィネート中への U,Pu 損失は分析下限値以下。 ・上記試験で、U 逆抽出液流量の低下及び調整酸流量の不安定さが原因と思われる廃溶媒中への U の損失を確認。 ・Np は約 2%がラフィネートへ移行、ほとんどは製品中に回収。
	溶媒洗浄	・廃溶媒への U 損失 0.1%未満	・U,Zr,Ru,ジブチルリン酸（DBP）を含む模擬劣化溶媒（照射試験後）を用いて、シュウ酸ヒドラジン、炭酸ヒドラジンによる分液ロートによる洗浄試験を行った結果、U の *DF* は 800 以上、Zr の *DF* は 80 以上、Ru の *DF* は 12 以上得られることを確認。
	抽出クロマトグラフィー	・Am 及び Cm 回収率：99.9% ・希土類除去率：90%	・CMPO 含浸シリカ単体吸着剤の耐放射線性、耐熱性、耐酸性のデータ取得（有機成分の溶出は僅か）。

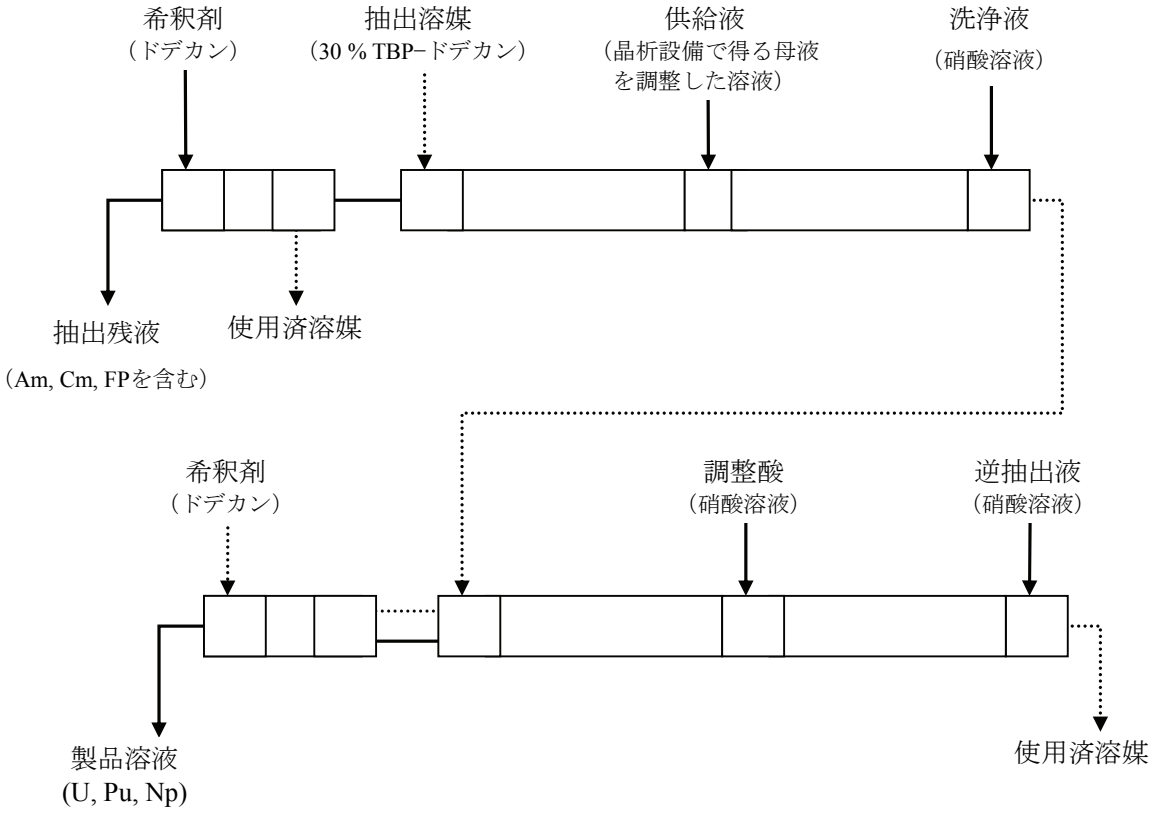


図 4.2.1　簡素化溶媒抽出の概略フローシート

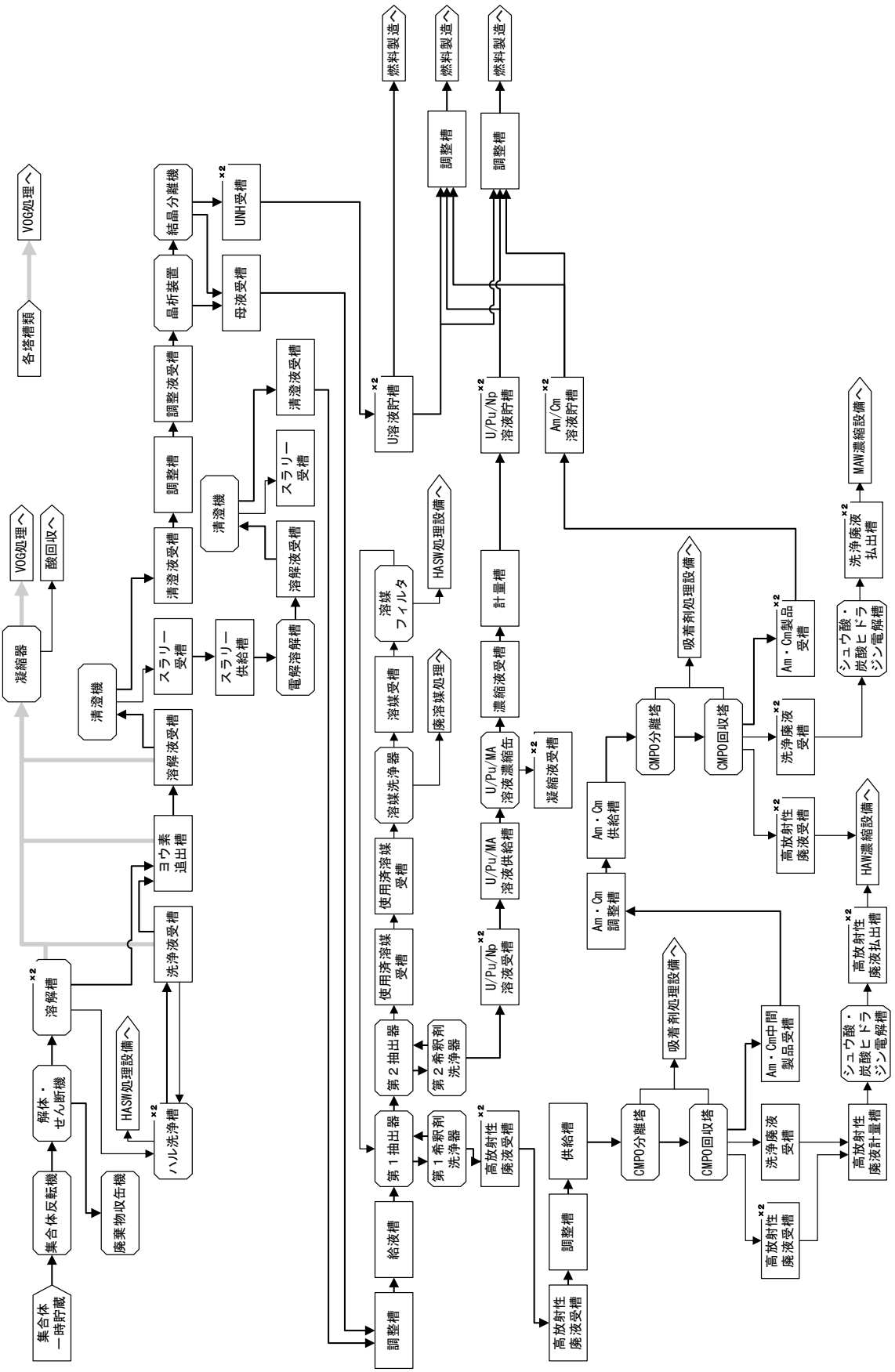


図 4.2.2 先進湿式法（リファレンスシステム）の全体工程図

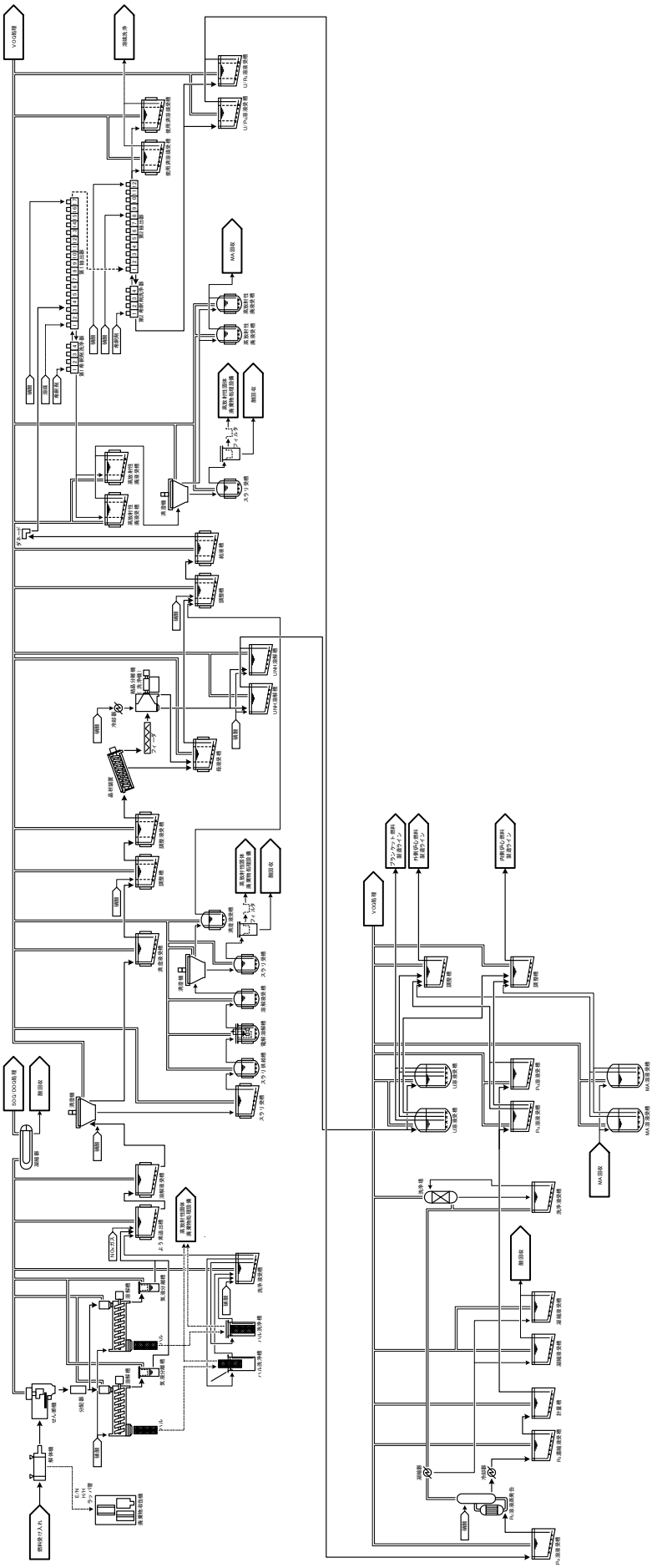
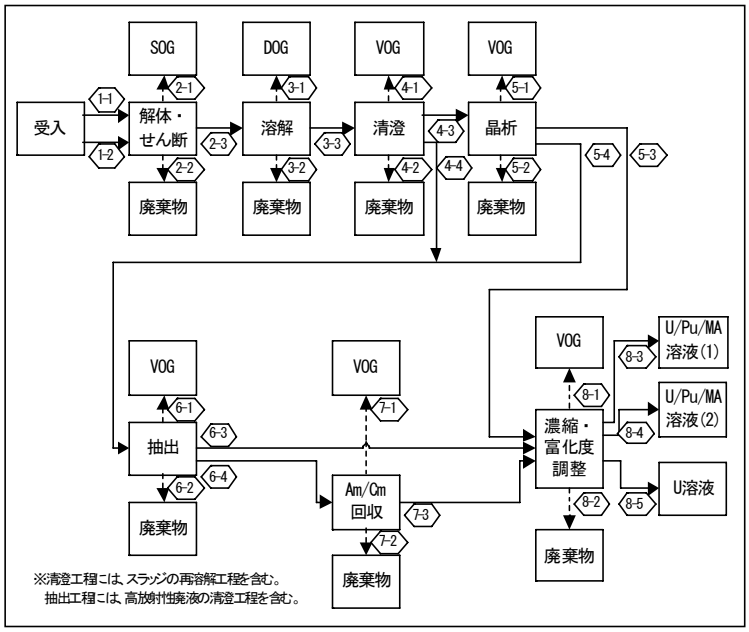


図 4.2.3 先進湿式法リファレンスシステム主要工程の概要図（PFD）



工程	受入	せん断・解体	溶解	清澄	晶析	抽出	Am/Cm 回収	濃縮・富化度調整
物流番号	1-1	2-1	3-1	4-1	5-1	6-1	7-1	8-1
成分	使用済燃料集合体(炉心)	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス
U	5.37E+02							
Pu	8.86E+01							
Np	3.22E-01							
Am	3.18E+00							
Cm	9.38E-01							
FP	6.25E+01		8.47E+00					
物流番号	1-2	2-2	3-2	4-2	5-2	6-2	7-2	8-2
成分	使用済燃料集合体(ブランケット)	廃棄物	廃棄物	廃棄物	廃棄物	廃棄物	廃棄物	廃棄物
U	3.02E+02			8.39E-04				
Pu	6.25E+00			1.42E-04				
Np	9.25E-03						3.29E-02	
Am	1.54E-03							
Cm								
FP	2.53E-01			7.98E+00			3.73E+01	
物流番号		2-3	3-3	4-3	5-3	6-3	7-3	8-3
成分		せん断燃料	溶解液	調整液	U溶液	U/Pu/Np溶液	Am/Cm溶液	U/Pu/MA溶液(1)内側炉心
U		8.39E+02	8.38E+02	8.30E+02	6.25E+02	2.14E+02		1.75E+02
Pu		9.49E+01	9.47E+01	9.53E+01	7.06E-01	9.42E+01		4.73E+01
Np		3.32E-01	3.32E-01	4.04E-01	2.47E-03	2.96E-01		1.49E-01
Am		3.19E+00	3.19E+00	2.98E+00	2.37E-02		3.16E+00	1.62E+00
Cm		9.38E-01	9.38E-01	9.47E-01	6.99E-03		9.31E-01	4.76E-01
FP		6.27E+01	5.43E+01	4.81E+01	3.05E-01		2.18E-01	1.44E-01
物流番号				4-4	5-4	6-4		8-4
成分				スラッジ再溶解液	U/Pu/MA溶液	抽出残液		U/Pu/MA溶液(2)外側炉心
U				8.38E-01	2.13E+02			1.38E+02
Pu				1.42E-01	9.40E+01			4.69E+01
Np					3.29E-01	3.29E-02		1.48E-01
Am					3.16E+00	3.16E+00		1.55E+00
Cm					9.31E-01	9.31E-01		4.56E-01
FP				5.32E+00	4.06E+01	3.75E+01		1.22E-01
物流番号								8-5
成分								U溶液
U								5.26E+02
Pu								5.95E-01
Np								2.08E-03
Am								2.00E-02
Cm								5.89E-03
FP								2.57E-01

（＊）単位は全てkg/day

図 4.2.4　先進湿式法（リファレンスシステム）の物質収支（200tHM/y）

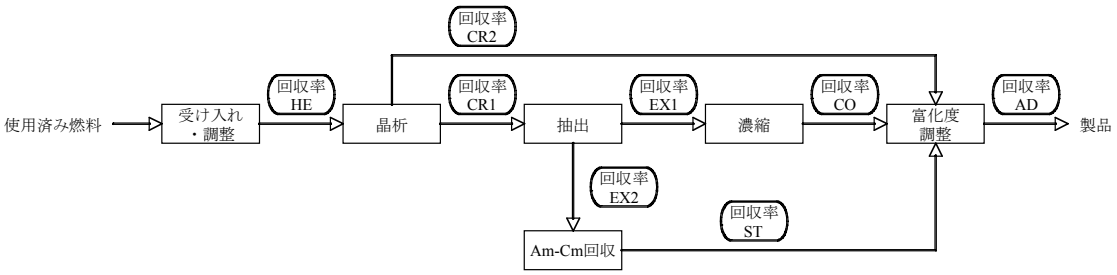


図 4.2.5　先進湿式法（リファレンスシステム）の回収率計算フロー

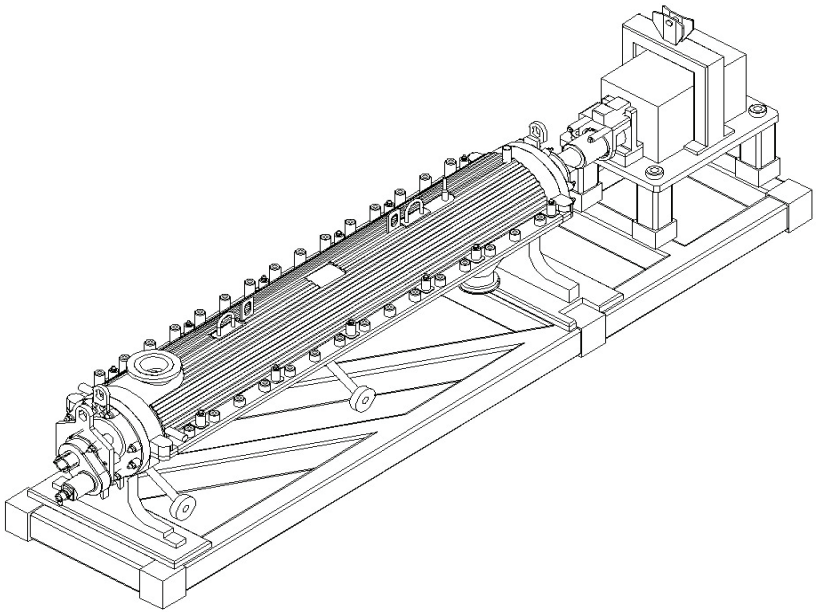


図 4.2.6　連続溶解槽の外観

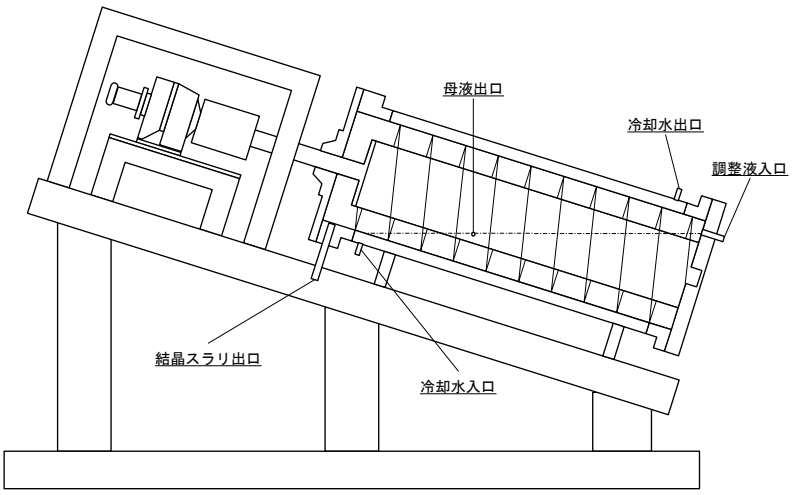


図 4.2.7　晶析装置の概念図

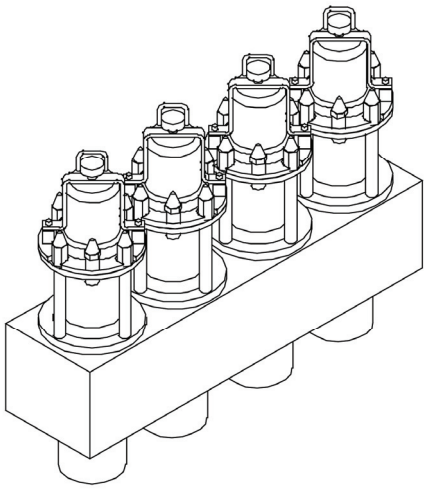


図 4.2.8　遠心抽出器の外観

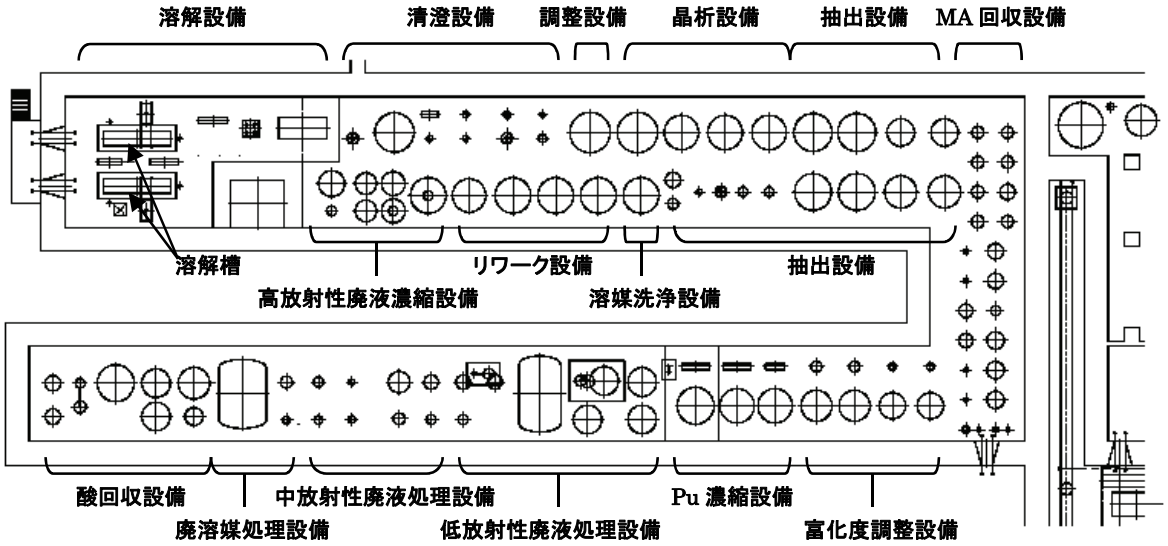


図 4.2.9　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地下 2 階 ）

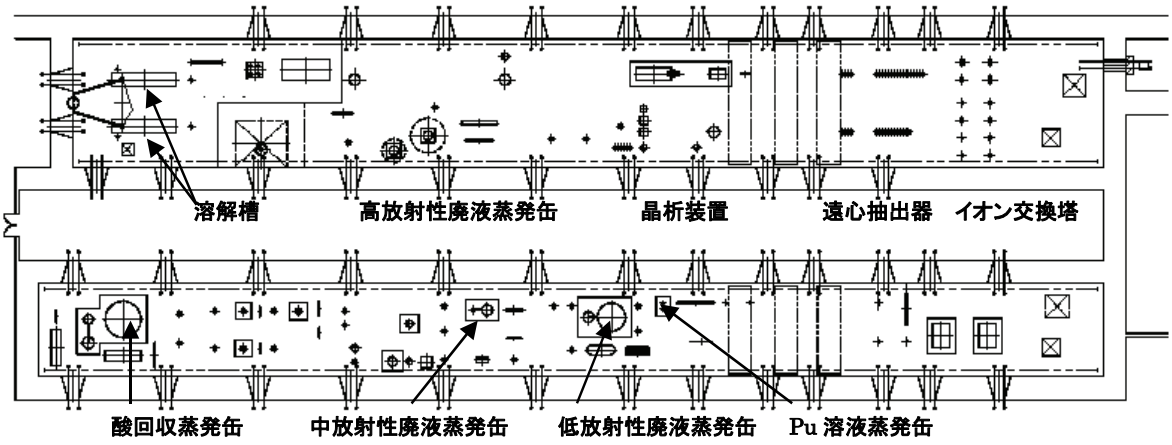


図 4.2.10　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地下 1 階）

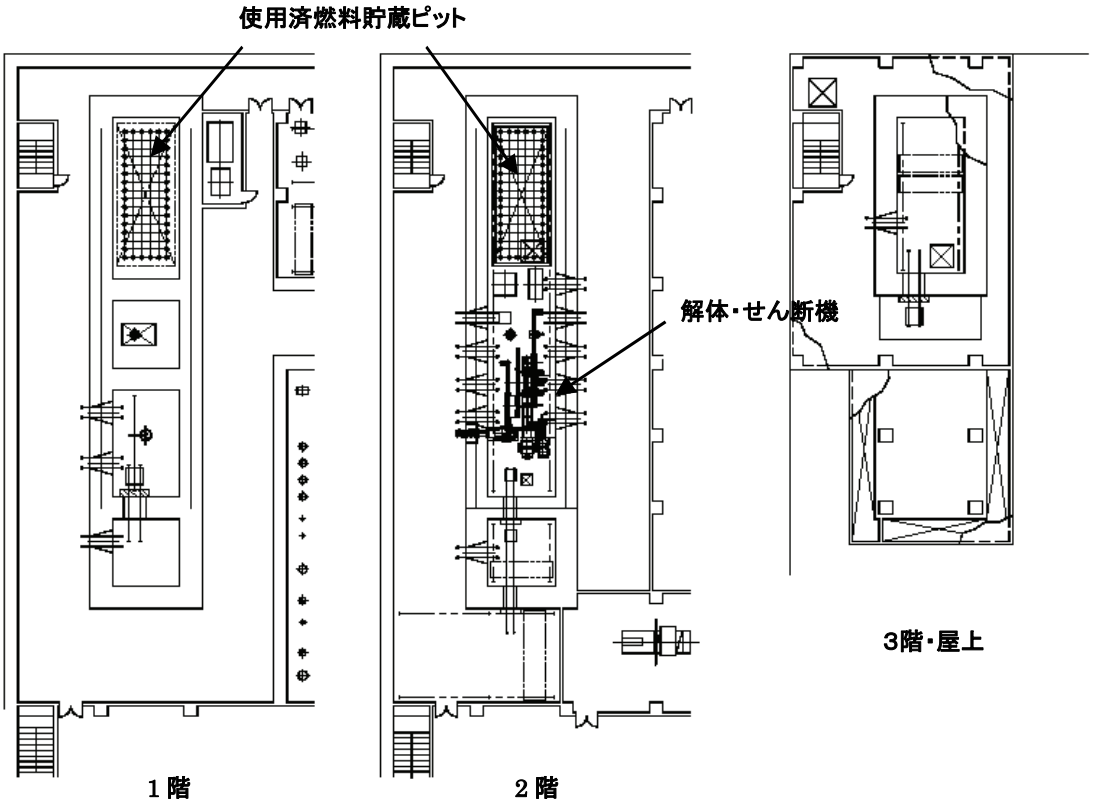


図 4.2.11　先進湿式リファレンスシステムのセル内機器配置（地上1階～屋上）

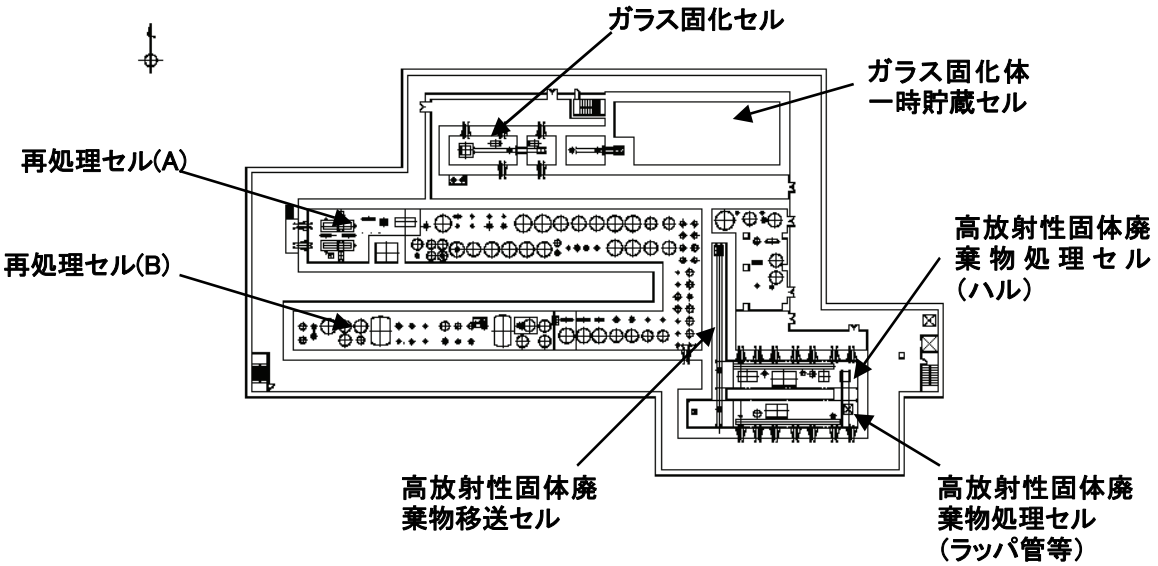


図 4.2.12　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（地下2階）

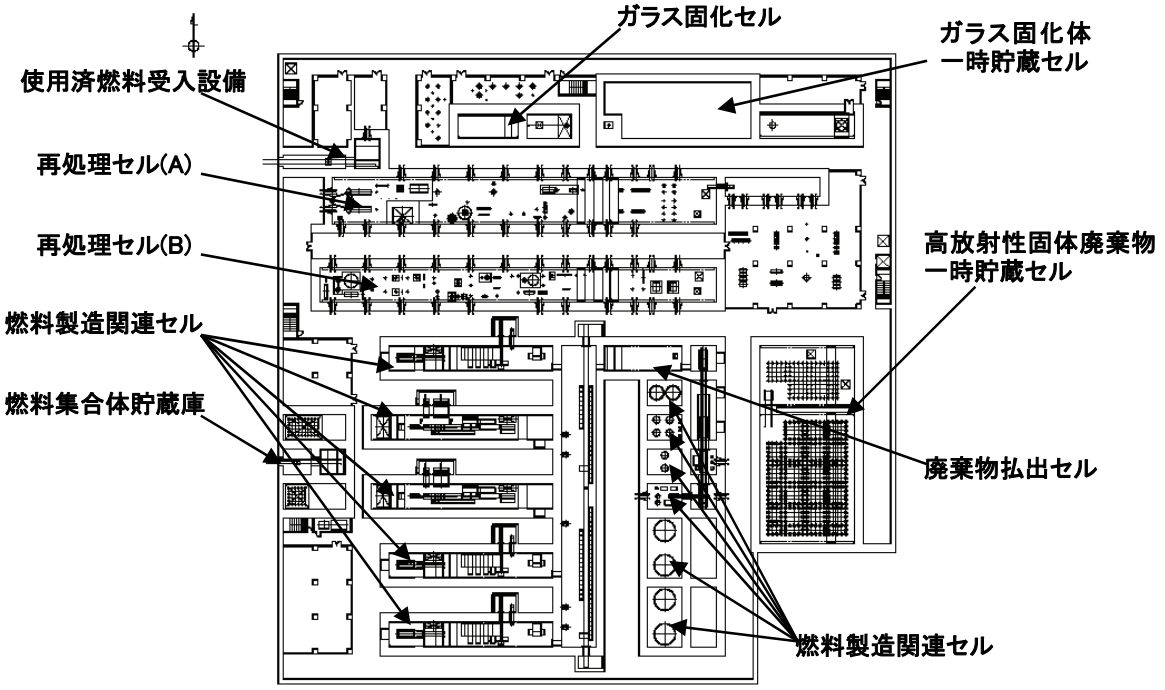


図 4.2.13　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（地下１階）

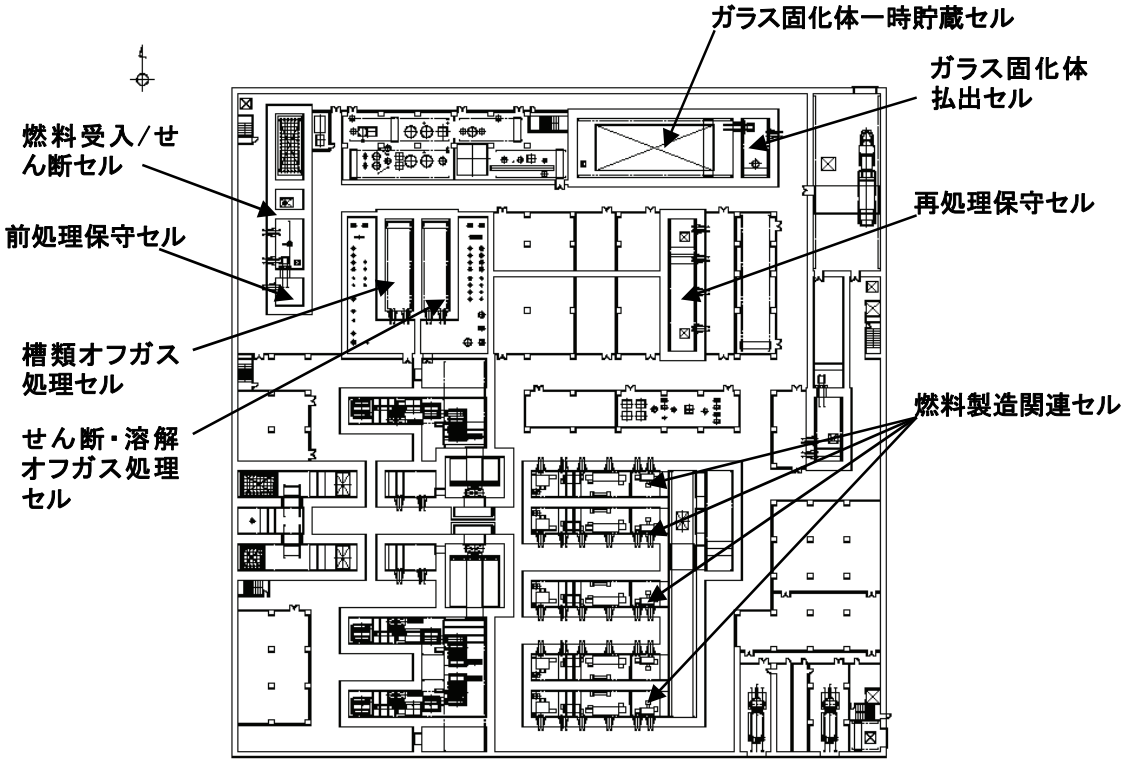


図 4.2.14　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（１階）

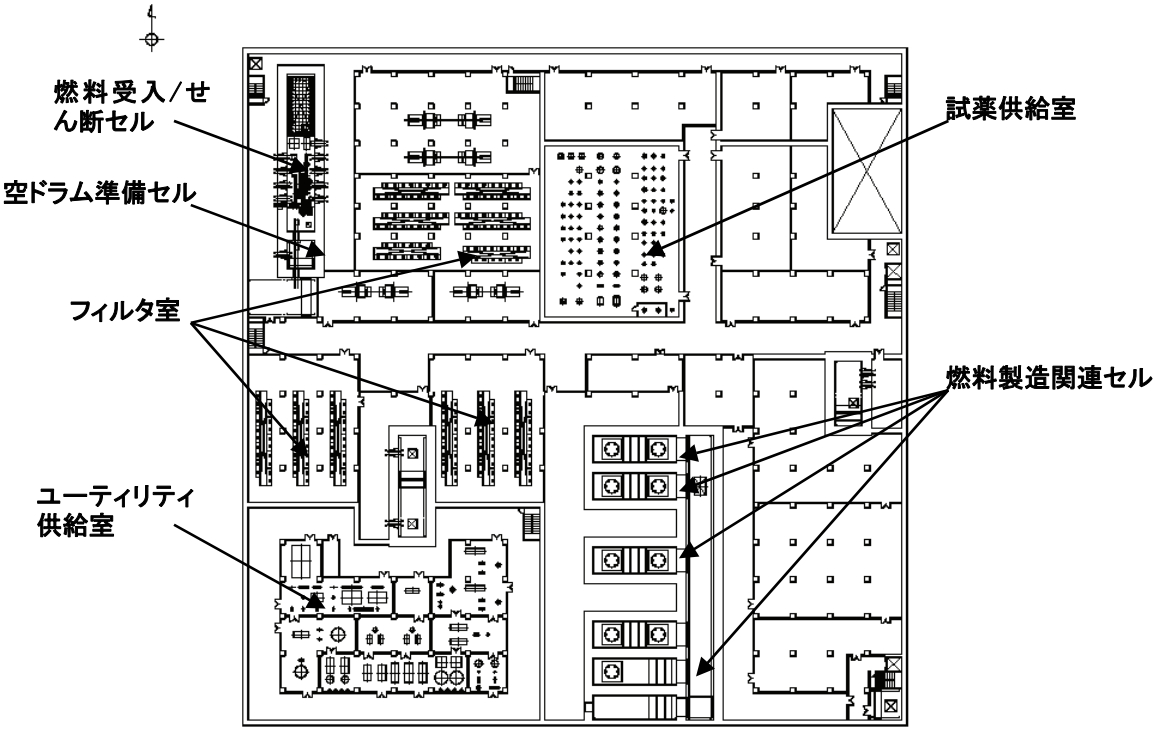


図 4.2.15　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（２階）

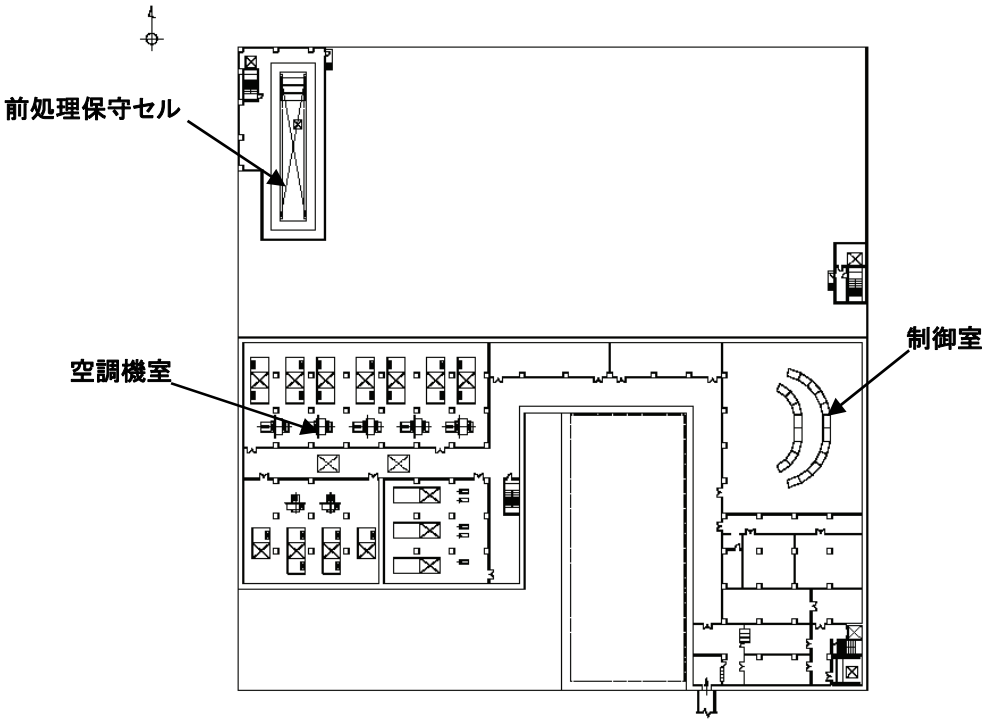


図 4.2.16　再処理・燃料製造一体化プラント主建屋の配置図（３階）

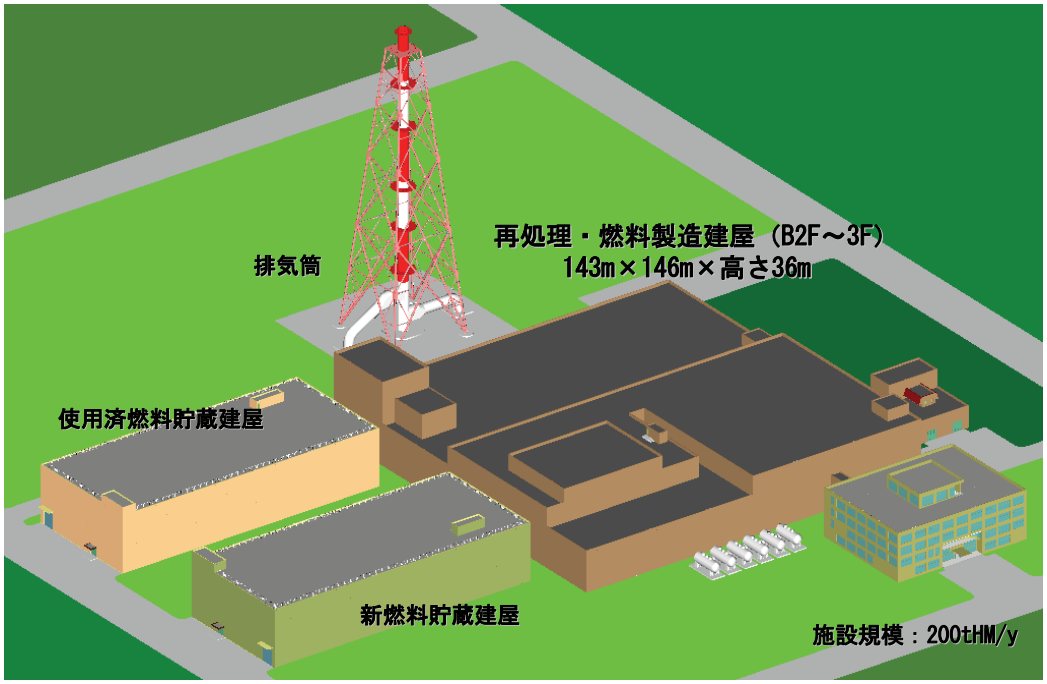


図 4.2.17　先進湿式法リサイクルプラント全体建屋イメージ図

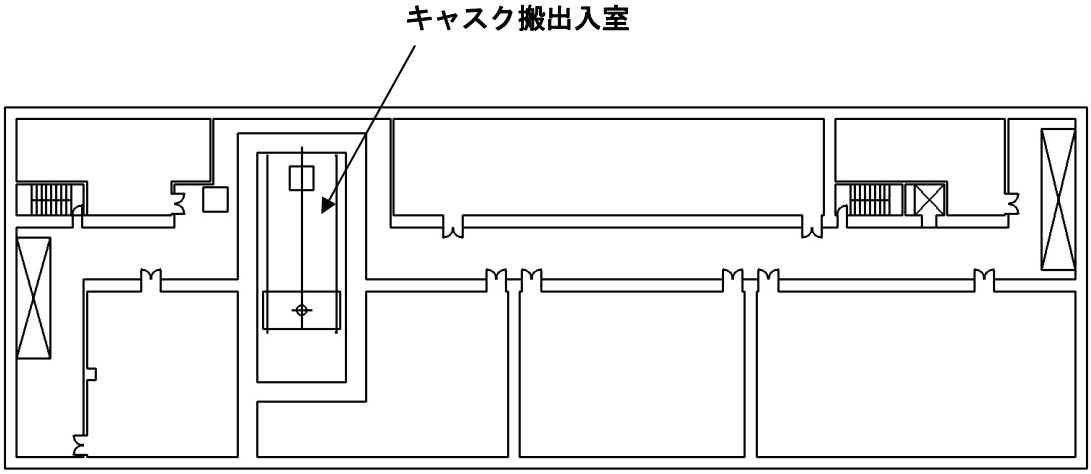


図 4.2.18　使用済燃料建屋の配置図（地下 2 階）

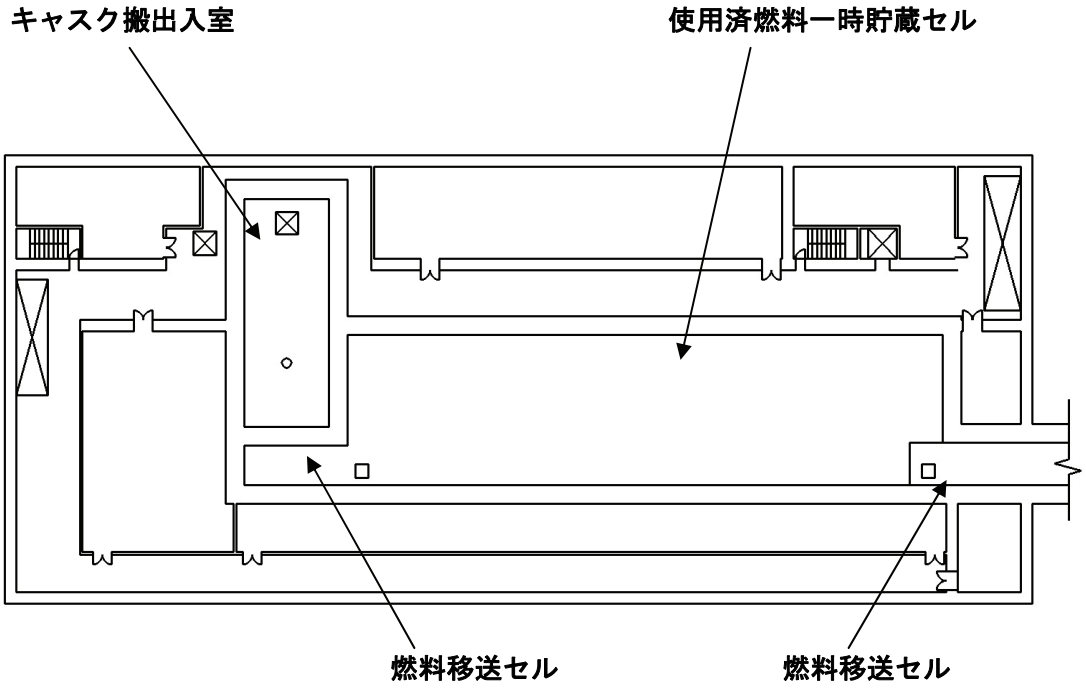


図 4.2.19　使用済燃料貯蔵建屋の配置図（地下 1 階）

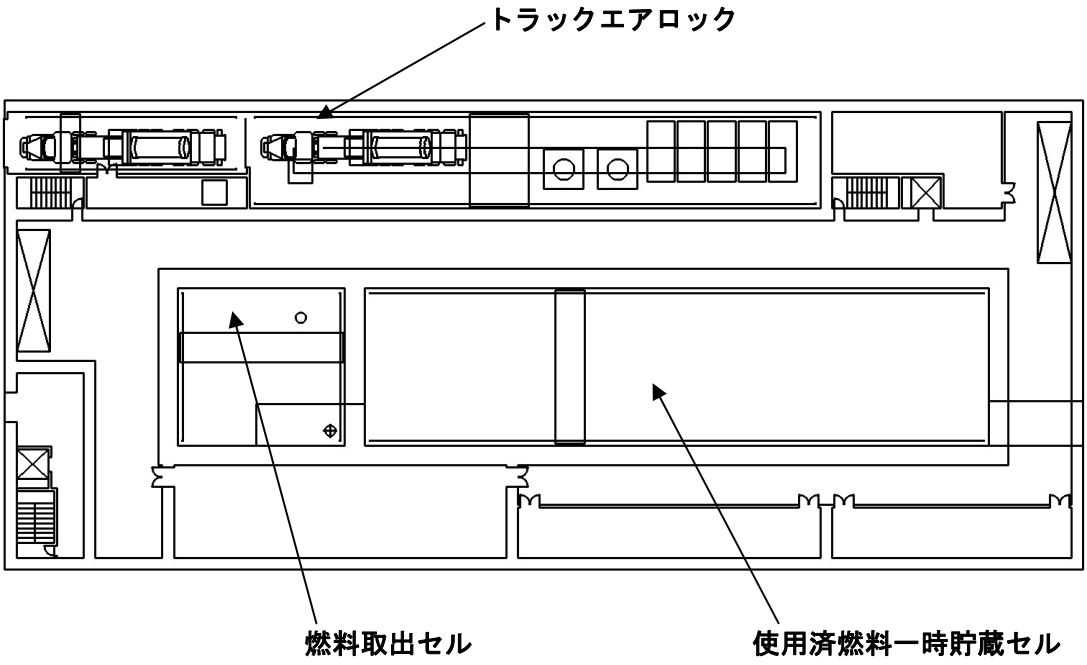
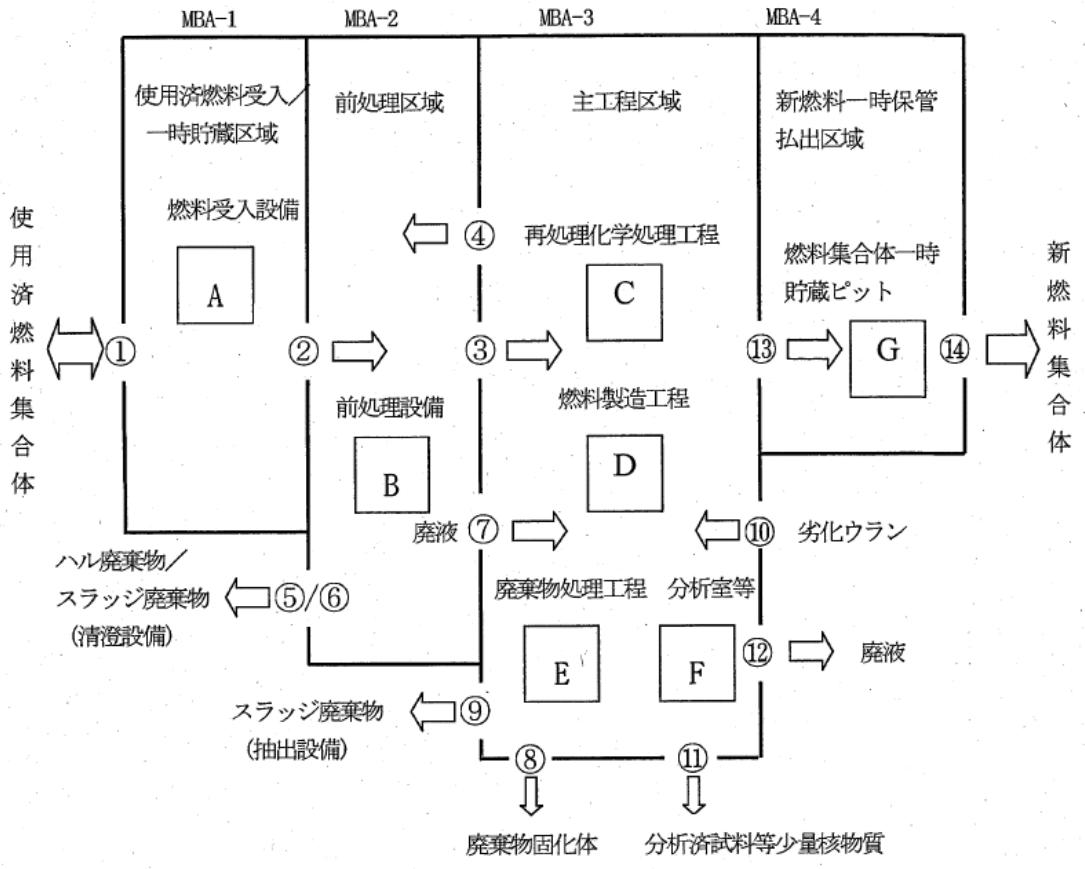


図 4.2.20　使用済燃料貯蔵建屋の配置図（1 階）



FKMP（流れのKMP）

①使用済燃料の受入及び払い出し
②使用済燃料の受入
③溶解液の計量と主工程区域への払い出し
④MBA-1への溶液の戻り
⑤ハルの払い出し
⑥スラッジの払い出し（清澄設備より）
⑦廃液の払い出し
⑧廃棄物固化体の払い出し
⑨スラッジの払い出し（抽出設備より）
⑩劣化ウランの受入
⑪分析済試料等少量核物質の払い出し
⑫廃液の払い出し
⑬新燃料集合体の保管区域への払い出し
⑭新燃料集合体の払い出し

IKMP（在庫のKMP）

A 使用済燃料貯蔵区域の在庫
B 前処理設備に含まれる核物質
C 再処理化学処理工程に含まれる核物質
D 燃料製造工程に含まれる核物質
E 廃棄物処理工程に含まれる核物質
F 分析室内の核物質
G 新燃料払出区域の在庫

図 4.2.21 リサイクル施設のMBAおよびKMP案

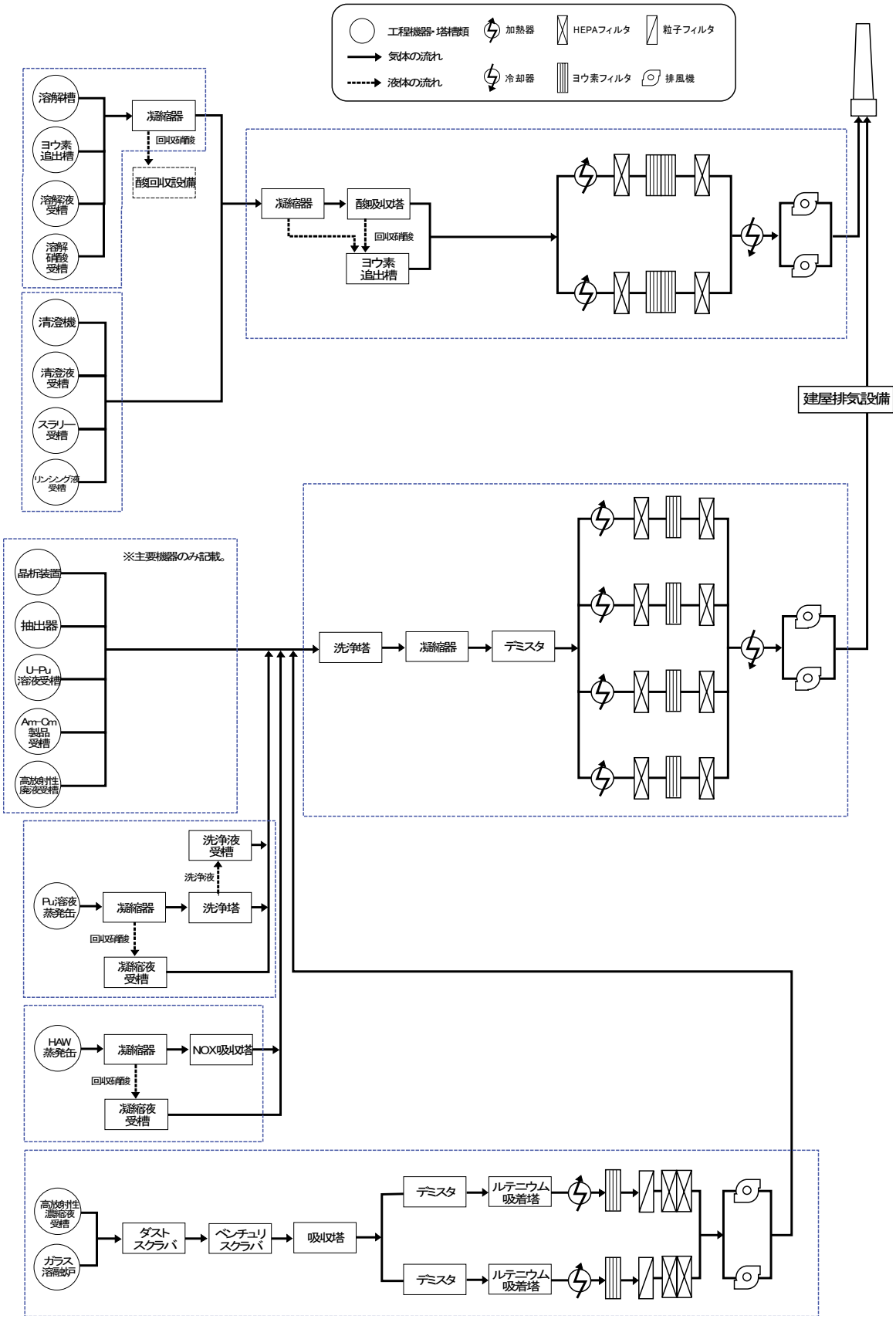


図 4.2.22　先進湿式法プラントの機器・塔槽類オフガス系統の概略

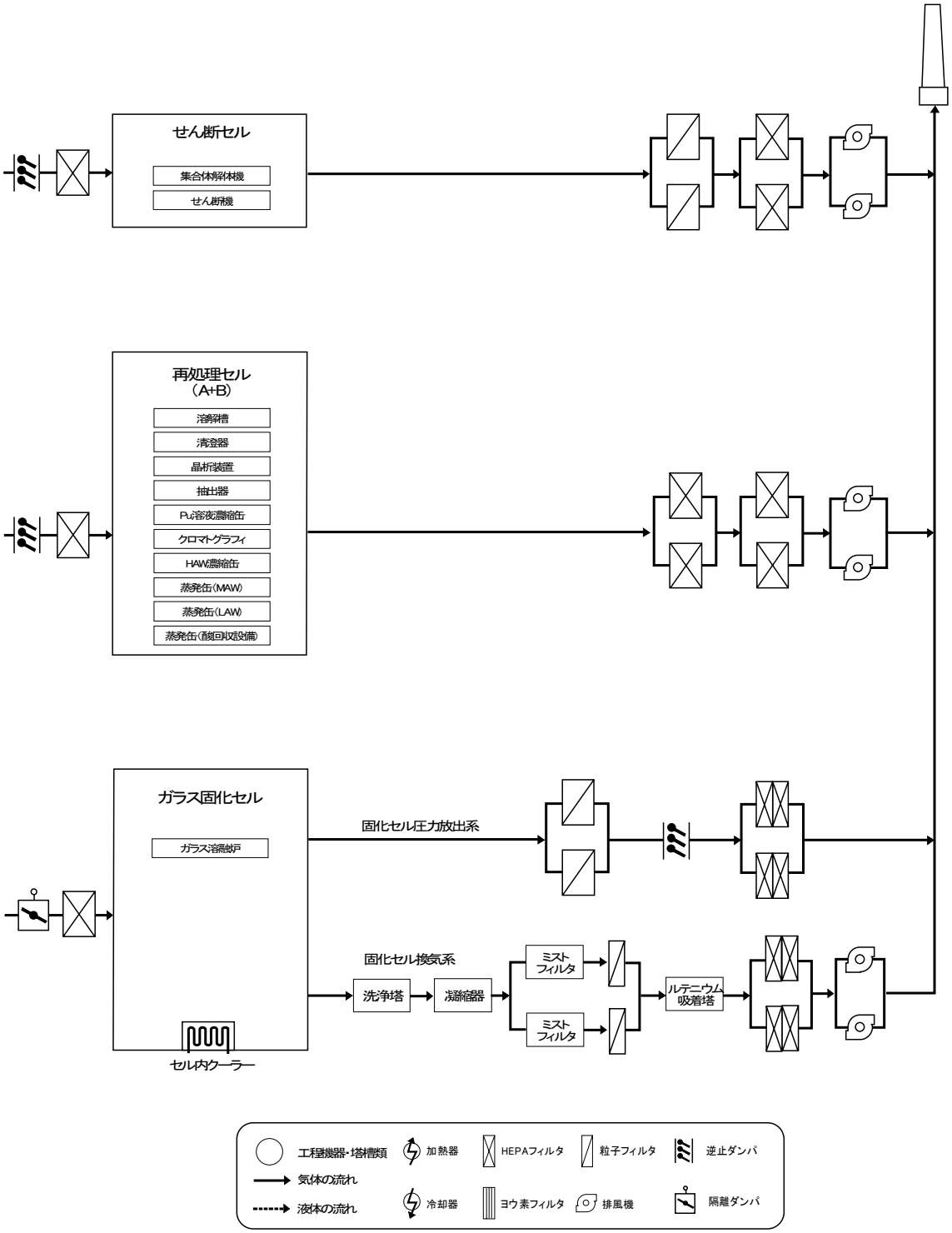


図 4.2.23　先進湿式法プラントのセル換排気系統の概略

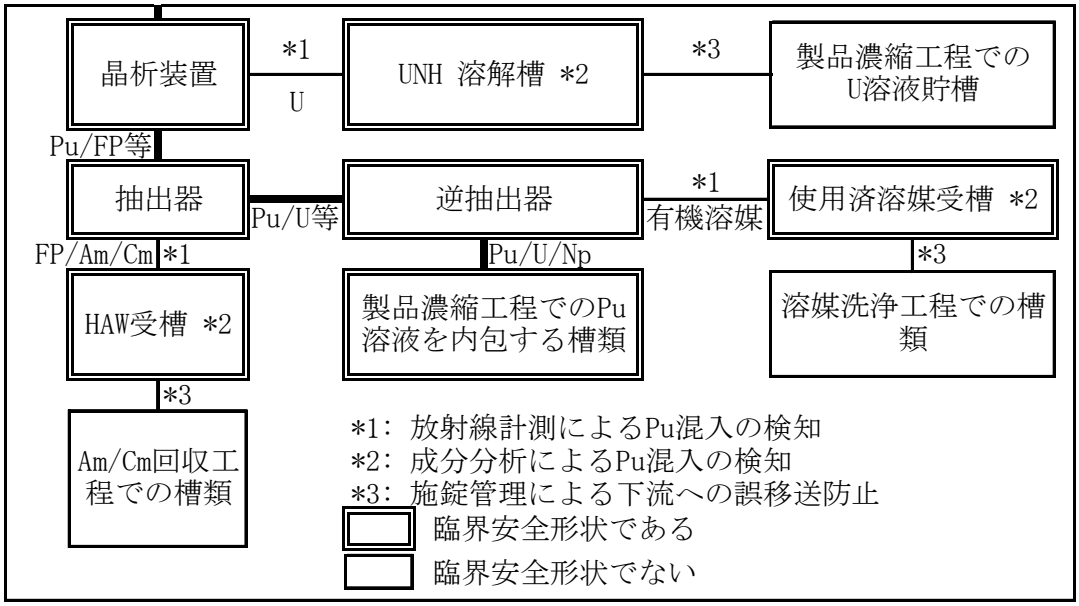


図 4.2.24 先進湿式法の主な分離工程における分離不良に起因する臨界事故の防止概念図

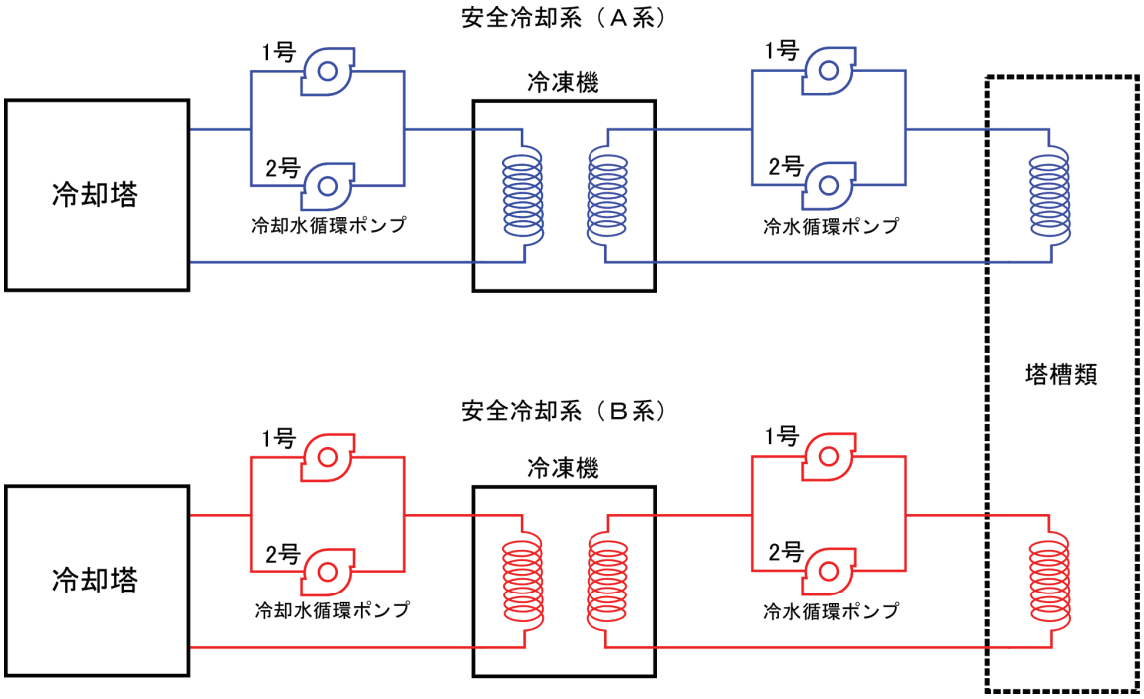


図 4.2.25 安全冷却系の系統構成の基本概念図

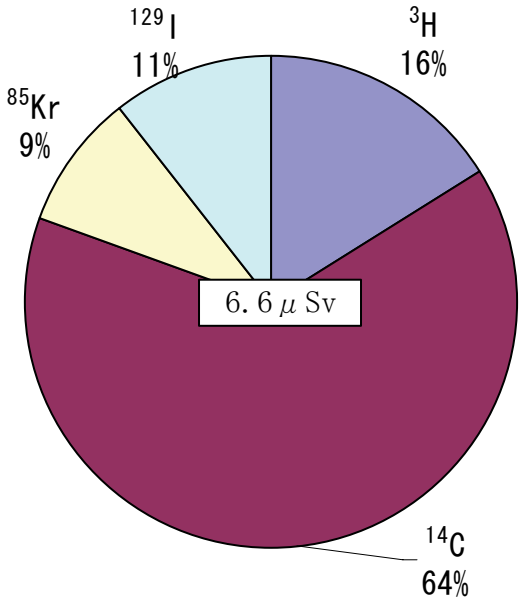


図 4.2.26　平常時における実効線量の核種による内訳

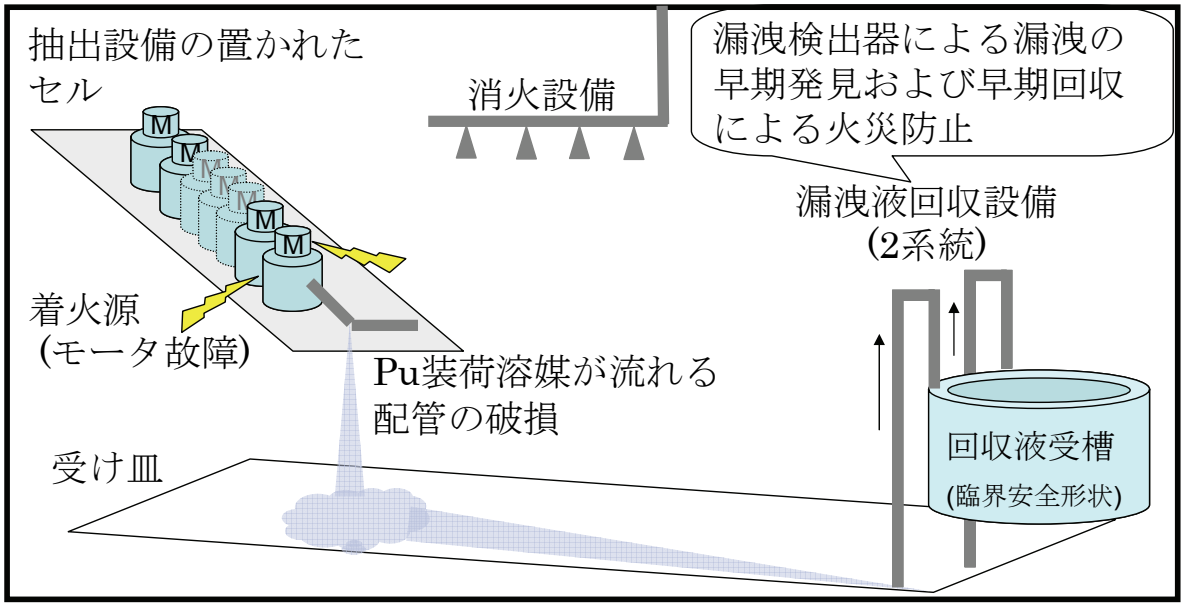


図 4.2.27　放射性物質同伴の可燃性有機溶媒のセル内漏洩、火災の想定および防止概念

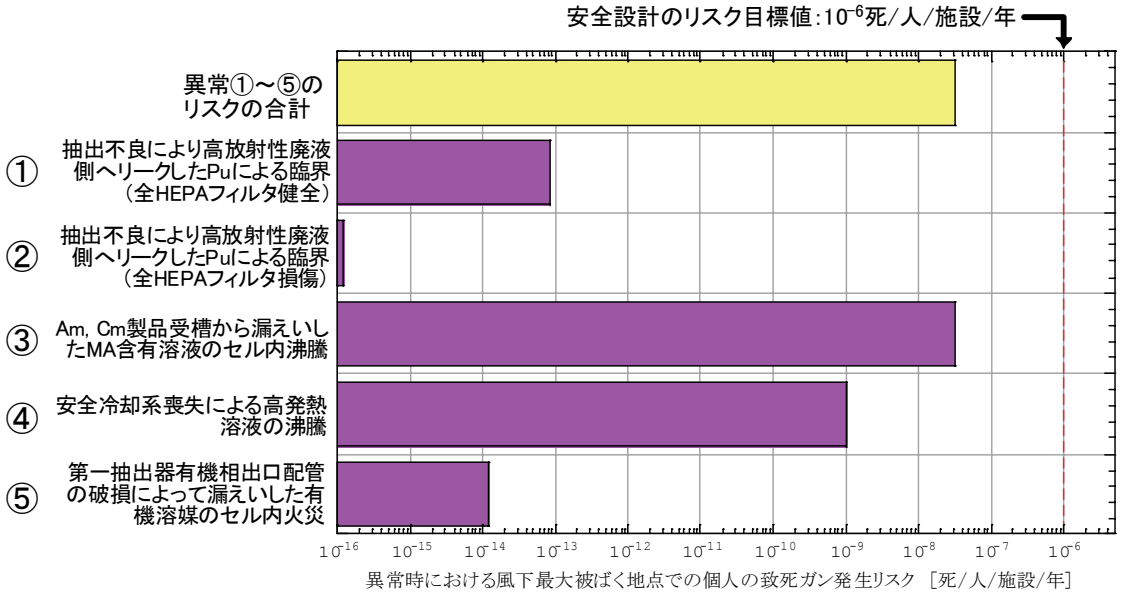


図 4.2.28　先進湿式法システムにおける一般公衆の
年間致死ガン発生確率推定結果の異常事象による内訳

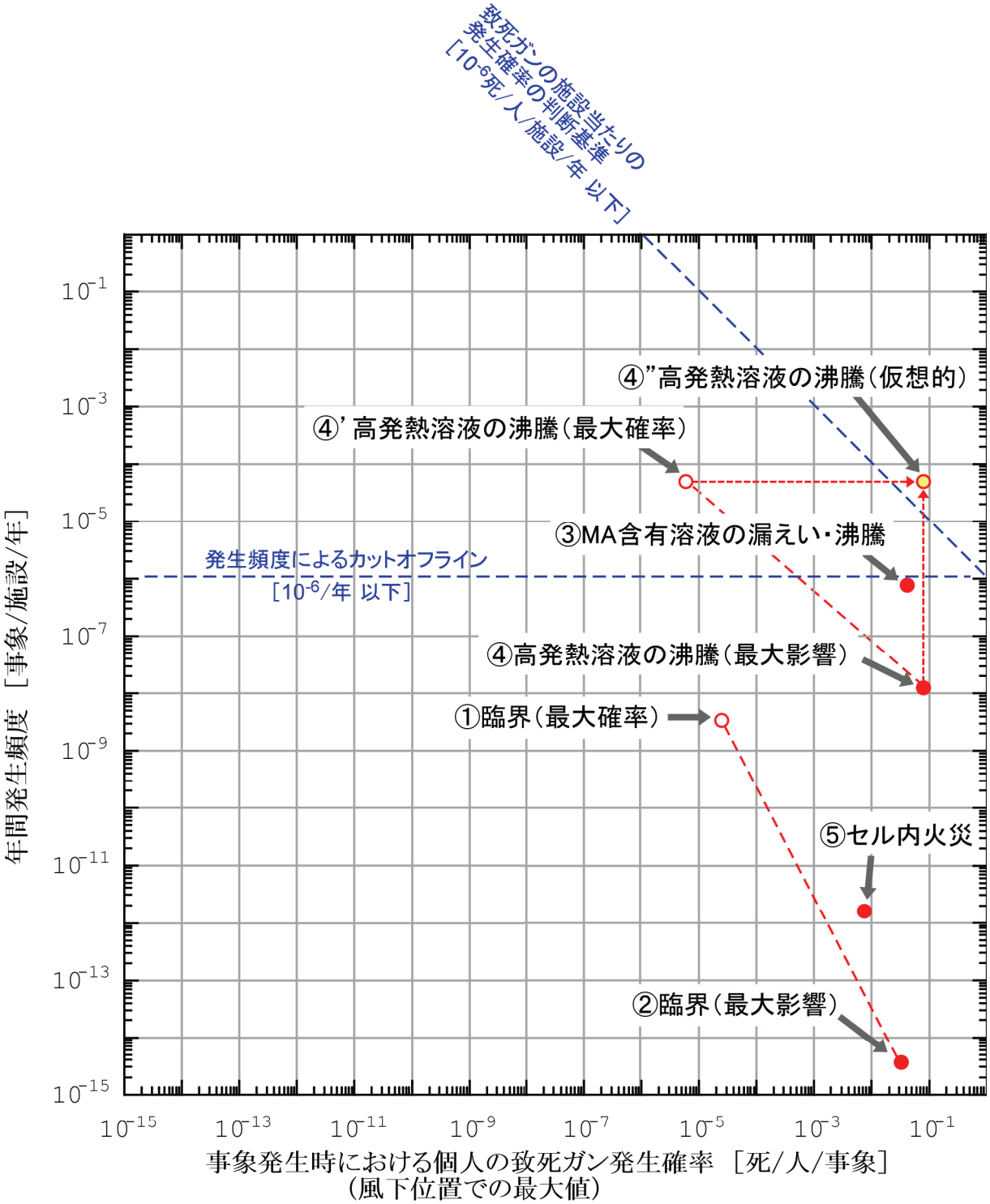


図 4.2.29　先進湿式システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル
（異常事象の年間発生頻度と１事象当たりの公衆の致死ガン発生確率の関係）

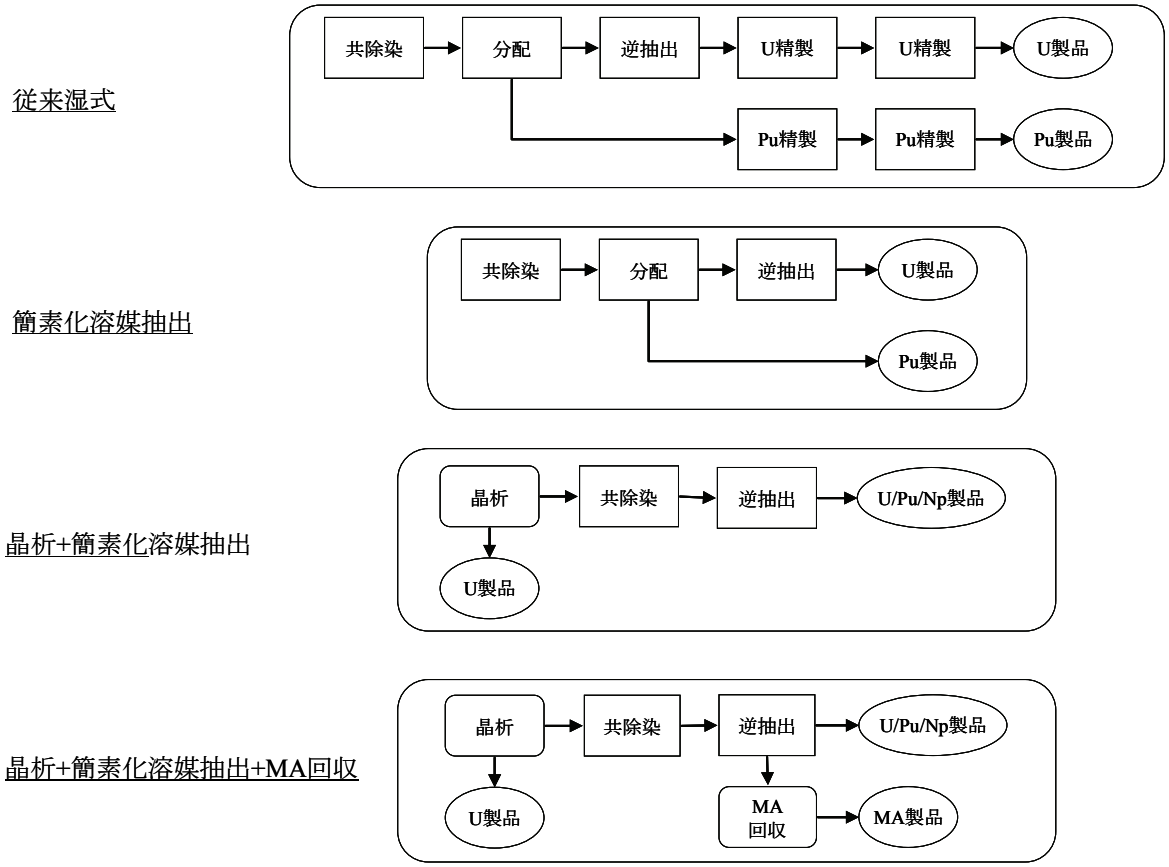


図 4.2.30 従来型湿式法と先進湿式法システムの違い

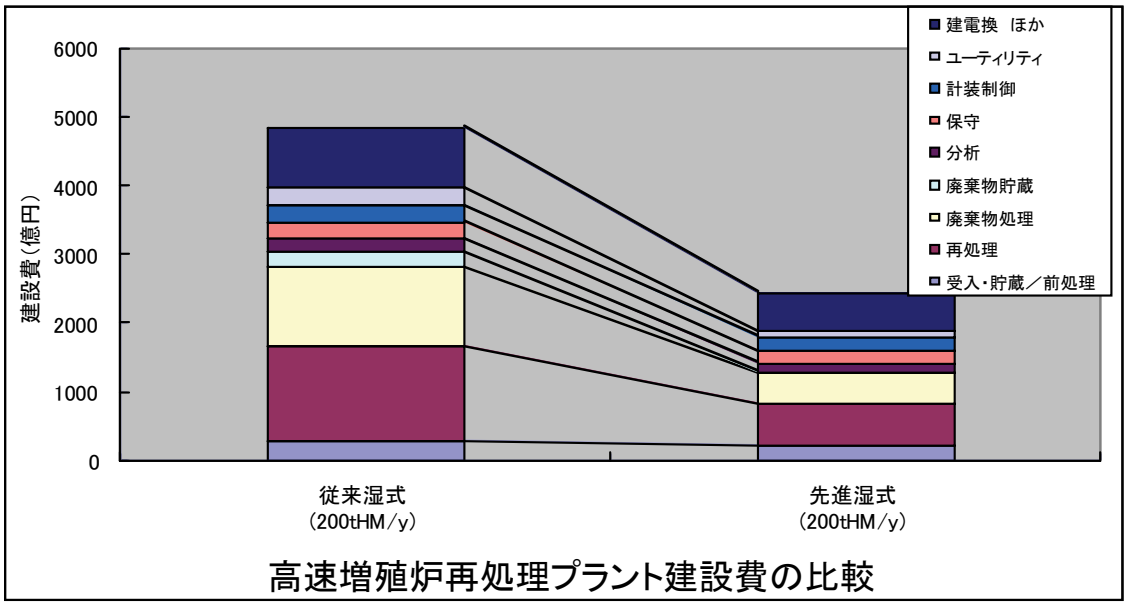


図 4.2.31 従来型湿式法と先進湿式法によるプラントの建設費の比較

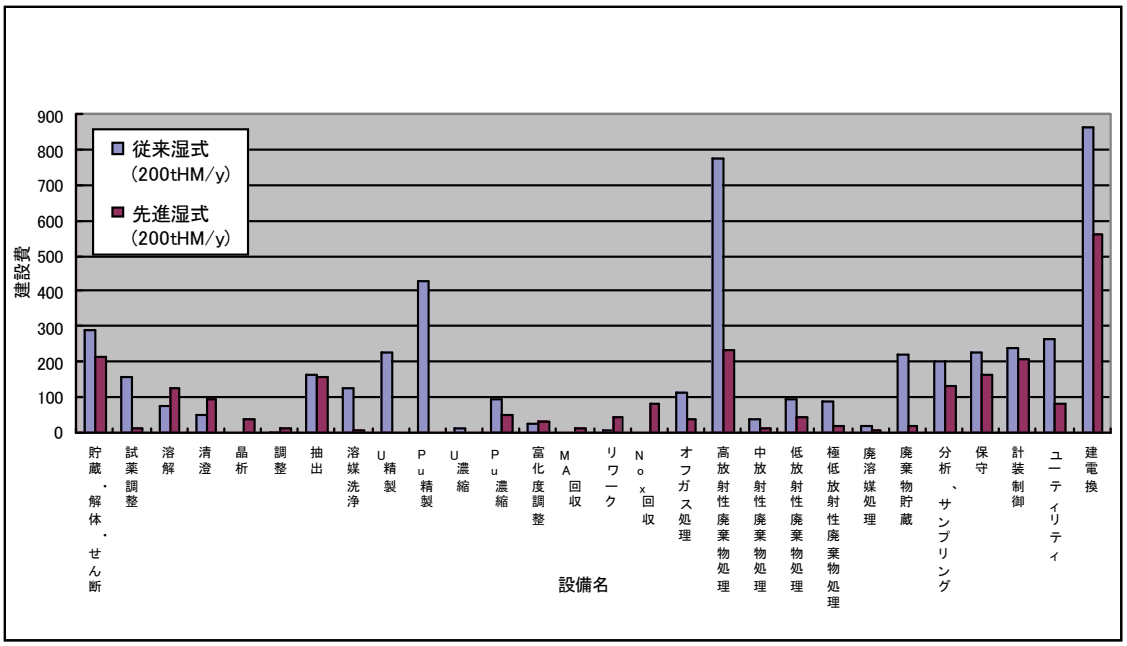
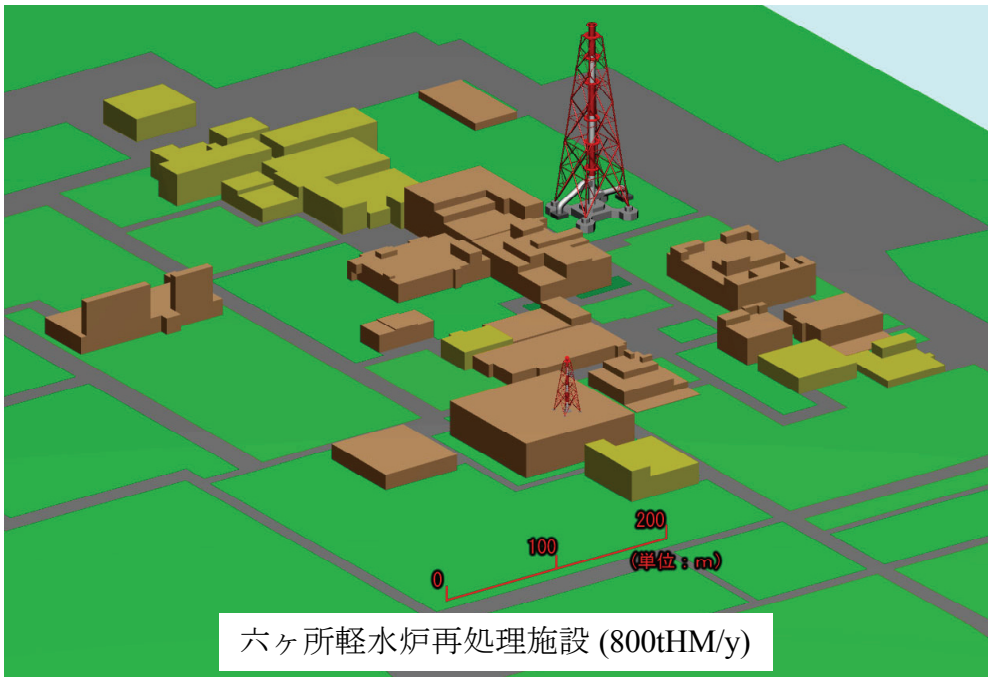
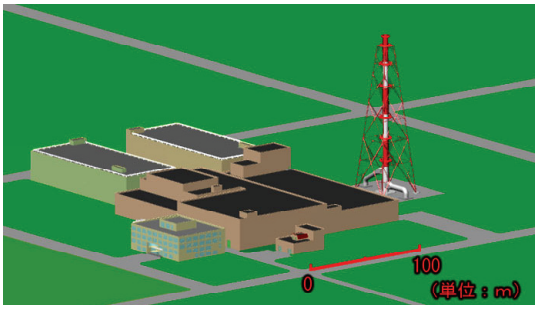


図 4.2.32　従来型湿式法と先進湿式法によるプラントの設備費の比較



六ヶ所軽水炉再処理施設 (800tHM/y)



FBR再処理＋燃料製造施設 (200tHM/y)

（先進湿式＋簡素化ペレット一体化施設）

図 4.2.33 従来型と FBR 再処理・燃料製造施設の外観の比較

4.3 超臨界直接抽出法

4.3.1 施設概念構築

(1) プロセスの概要

主要な工程の概要を以下に述べる。主な分離回収設備の工程系統図（PFD）を図 4.3.1 に示す。

(i) 使用済燃料の一時貯蔵

輸送キャスクに収めた使用済燃料を受け入れ、キャスクから取り出して一時的に貯蔵する。1年分の使用済燃料の貯蔵を想定した。本設備は以後の分離操作等を行う主建屋とは別に設け、主建屋にはさらに2週間分の使用済燃料を一時貯蔵するものとした。

(ii) 前処理

燃料集合体を解体し、燃料ピンは集合体を単位として機械的にせん断する。次の直接抽出工程における処理を容易にし、ヨウ素などの一部のFPを除去することを目的として、せん断した燃料に熱処理を施して粉体とする。熱処理は二段階で行う。初めに、UO_2がU_3O_8に酸化される際に体積が膨張することを利用し、480℃で3時間加熱して燃料を粉体とする。この後、加振器を用いて、燃料粉体とハルやワイヤを分離する。得られた燃料粉体を750℃に加熱し、ヨウ素など揮発性のFPを気体として除去する。

(iii) 直接抽出

燃料粉体と超臨界流体間の物質移動における分離であり、固液抽出の一種と考えられる。

この工程では、直接抽出塔において、TBPと硝酸を含む超臨界二酸化炭素（以後、TBP−sf-CO_2という）を燃料粉体と接触し、U、PuおよびNpを回収する。他の多くの成分は固体として塔内に残留する。また、前処理工程からのハルやワイヤは、これらに付着する微量のU やPuを回収するため、ハル洗浄塔において同様にTBP−sf-CO_2と接触する。ハルなどは収納容器に回収し、高放射性固体廃棄物処理設備に払い出す。

TBPを12M硝酸溶液と接触し、TBP−硝酸混合物を調製する。これをsf-CO_2と混合して塔に導入する。この時の混合比は体積単位でTBP−硝酸混合物 ：sf-CO_2 = 135：1000とし、運転温度は40℃、運転圧力は12MPaをそれぞれ想定した。sf-CO_2中の重金属濃度は30 g/Lとした。

燃料粉体中でアクチニド元素は、U_3O_8やPuO_2などの酸化物として存在する。これらがTBP−sf-CO_2中に移行する機構は次のように考えられる。燃料粉体をTBP−sf-CO_2と接触すると、アクチニドはイオン化され、硝酸および TBP 分子と溶媒和を形成する。溶媒和はsf-CO_2に対して相当の溶解度を有するのでこれに移行する。PUREX 法では、使用済燃料を硝酸溶液に溶解し、水溶液からTBP混合溶媒に抽出する。一方、超臨界直接抽出法は、アクチニド等のイオンが水和した状態を経ずに抽出剤を含む相に移動する点が異なるが、

移行に係わる基礎となる反応は同様であるといえよう。なお、sf-CO_2はその浸透性により見かけの反応速度を高めるが、上記の反応には寄与しないものと考えられる。

(iv) 逆抽出

直接抽出工程と異なり、水溶液と超臨界流体の二相系における操作である。

直接抽出工程において抽出されたアクチニド元素を含むTBP−sf-CO_2を0.2M硝酸水溶液と接触し、アクチニドを水溶液に移行させる。原理はPUREX法と同様である。水溶液とTBP−sf-CO_2の流量比は、PUREX法に比べて見かけのTBP濃度が低く、TBP−sf-CO_2：水溶液 ＝5：1と設定した。

逆抽出により得られる水溶液の組成は、約120gU/L、約18gPu/L、1.2M HNO_3を想定している。この溶液は晶析工程に供給しPu分配を行うが、晶析操作を行うには希薄である。このため、濃縮並びに調整操作を行い、450gU/L、70gPu/L、4.4M HNO_3の組成の溶液を得る。

(v) 晶析

U-Pu-Np溶液を冷却してUをUNHとして分離回収し、適度なU/Pu比のPu製品溶液を得る。Puを含む母液のPu富化度を30 %に調整するよう、約60 %のUをUNH結晶として除去する。10℃まで冷却して行う。得られたUNHは5M硝酸溶液を用いて洗浄する。この洗浄液と母液を混合して製品溶液のPu濃縮設備へと送る。UNH結晶は溶解して再び水溶液とし、富化度調整設備へ払い出す。

(vi) MA 回収

TBPを用いる溶媒抽出法ではAmやCmを分離回収することは困難であり、一般に別の抽出剤が用いられる。この目的のために、TRPO[1)]とCyanex 301 [2)]の二種類の抽出剤を用いることとしてMA回収工程を検討した。

UやPuを回収した後に燃料粉末の残渣が直接抽出塔の底部に残留する。これからMAを回収するため、TRPO-硝酸混合物を含むsf-CO_2と接触させ、このTRPO－sf-CO_2にAmとCmを回収する。この時、化学的な挙動が類似する希土類元素も同伴する。MAを含むTRPO−sf-CO_2は逆抽出塔に送り、希薄硝酸溶液を用いて逆抽出する。処理後の燃料粉末残渣はガラス固化処理設備へ払い出す。

Am、Cmおよび希土類元素を含む水溶液は、希土類元素を除去するために、Cyanex 301を用いた分離サイクルにより処理する。TRPOの場合と同様に希硝酸溶液の製品を得る。

(vii) 溶媒洗浄

TBP、TRPOやCyanexを含むsf-CO_2を処理する。それぞれの流体をソルトフリー試薬であるシュウ酸ヒドラジンおよび炭酸ヒドラジンの水溶液と接触し、抽出剤の劣化物等を除去する。最後に希硝酸溶液で洗浄する。それぞれの流体について、3基の洗浄塔を用いて処理する。洗浄後の溶媒は、臨界管理上の観点から、有意な量のPuを含まないことを確認し試薬調製設備へ払い出す。洗浄廃液は中放射性廃液として処理する。

(viii) ガラス固化

直接抽出塔内に最終的に残留するFPを含む燃料粉末残渣は、ガラス原料と混合し誘導加熱によりガラス固化する。

(ix) 廃液処理

再処理工程から発生するプロセス廃液は、それぞれの放射能レベルに応じて各濃縮工程へ送る。蒸発濃縮を繰り返すことにより、プロセス廃液を高放射性廃液と極低放射性廃液に二極化して処分体の量を最小化する。

また、処理に使用する硝酸は、酸回収蒸発缶・精留塔により回収し再利用する。

(x) CO_2 リサイクル設備

使用したCO_2を浄化、液化ガスとして一時的に貯蔵し、直接抽出設備に供給する。

溶媒洗浄設備から送られるCO_2ガスをろ過、ヨウ素を除去した後に、8MPaに圧縮、20℃に冷却して液化する。直接抽出設備には加熱、加圧して供給する。

(2) 物質収支

50tHM/yの処理能力を有する施設を検討した。アクチニド元素とFPの物質収支の例を図4.3.2に示す。

回収率は4.2.1章にて説明したと同様に求めた。回収率を求めたモデルを図 4.3.3に示す。アクチニド元素について求めた回収率を表 4.3.1に示す。

(3) 廃棄物発生量

50tHM/yの施設の運転により発生する廃棄物量を先進湿式法によるプラントと比較しつつ見積もった。算出した量を表 4.3.2に示す。

ガラス固化体の発生量は含有する廃棄物量と発熱量により決定されるが、使用済燃料の仕様が同一であり、その他考慮すべき成分が同様であれば、発生量は先進湿式法における値と同じとなる。このため、50 tHM/yの施設では60本/yの割合でガラス固化体が発生するものと見積もられる。

集合体構造材料に由来する廃棄物の量はその構造に依存し、2つのシステムの間に差違は生じないものと考えられる。

TRU廃棄物、低レベル廃棄物については、先進湿式法に比べて再処理工程機器が簡素になり、機器のインベントリが減少したことにより、機器の交換や保守作業に伴う廃棄物量が減少し、超臨界直接抽出法における発生量は先進湿式法に比べてTRU廃棄物で約10 %（200Lドラム缶換算で95本から70本）、低レベル廃棄物で約40%（200Lドラム缶換算で149本から90本）の削減を見込んだ。高βγ廃棄物については、超臨界直接抽出法では前処理工程に加熱炉を追加したことにより、加熱炉本体、ヒータ等の交換に伴う廃棄物が新たに発生することになり、25%の増加（200Lドラム缶換算で20本から25本）を見込んだ。

(4) 機器検討

設備の最大の特徴は超臨界状態の二酸化炭素を用いる点にある。CO_2の臨界温度は30.9℃、臨界圧力は7.4MPaであり、これらを上回る条件で運転される。先進湿式法では連続溶解槽、遠心清澄機、遠心抽出器といった動的機器が中心となるのに対して、超臨界直接抽出法では、直接抽出塔、ハル洗浄塔、逆抽出塔、溶媒洗浄塔が主要な高圧機器であるが、これらは静的な装置である。直接抽出の過程を効率良く行うために、燃料ペレットを粒子状にする設備を設ける。

主要機器である塔の設計条件を表 4.3.3に示す。また、図 4.3.4に直接抽出塔の概念図を示す。超臨界直接抽出法を用いた再処理プラントの主要な機器および槽容量を、同一処理能力の先進湿式法を用いたプラントのものとともに

表 4.3.4に示す。

セルの高さや抽出塔内径の核的制限値等の制限により、1系列あたりの処理能力はあまり大きくできず、処理量増加に伴い多系列化する見込みである。処理能力200 tHM/yのプラントにおいては、ハル洗浄塔、直接抽出塔および逆抽出塔から成る一連の工程が1系統から4系統に増加し、これに伴い溶媒洗浄塔の規模も大きくする必要がある。また、貯槽、蒸発缶類についても容量を4倍とし、核的制限値に基づき形状管理する貯槽類のうち平板槽であるものは、円環槽としなければならない。

(5) 施設検討

超臨界条件で運転される機器はこれらを集約して配置することとした。sf-CO_2が異常に漏洩した時の負圧を維持する対策については、超臨界圧力において運転される系統の配管の1箇所が破断し漏洩が発生した場合に、セル内を負圧に維持できるセル容積を確保するという考え方に基づき、複数のセル（具体的には再処理セルと保守セル）を連通させることによりこれを確保することとした。

検討したセル内の機器配置を図 4.3.5から図 4.3.7に示す。MA回収工程を含めた建屋容積は約42万m^3となった。

4.3.2 設計の評価

(1) 技術的成立性

設計における要求事項と現状を表 4.3.5にまとめて示す。主要な設備の原理的な成立性について記述した。いずれの設備も機器の開発や実証が必要である。

前章で述べたシステムの中で、これまでに得られた知見に基づき、燃料ペレットを酸化加熱により粉体とする工程、希土類元素などの除染に係わる直接抽出設備、AmとCmの回収のためにTRPO抽出剤及びCyanex 301抽出剤を用いるMA回収工程については変更が望まれる。

酸化加熱による燃料ペレットの粉砕は、照射したMOX燃料を用いた試験において期待した効率が得られなかったので、これに替わる機械的な方法の検討が必要と考えられる。

sf-CO_2中のTBPがUやPuで飽和されていない条件では、希土類元素、Am及びCmが抽出されやすくなる。これらの元素を良く除染するためには、TBPの飽和度を制御した運転管理を要する。もしくは、UやPuとともに抽出された一部の不純物を除去する「洗浄」工程を設ける必要が生じる。

AmとCmを直接抽出後の残渣から回収する場合、UとPuが存在しなければ、TRPOよりも抽出能力の低い抽出剤で抽出しうるものと考えられる。この目的のためにTBPを用いることができれば、TRPOの使用を省略し、使用する抽出剤の種類を削減できる。また、TBPによりAmとCmを含むアクチニドを抽出し、洗浄部を設けて分離することができれば、直接抽出塔での抽出操作を2段階（すなわち、粉体とした燃料からU、Np及びPuを回収する第一の段階、抽出後の残渣からAmとCmを抽出する第二の段階）で行う必要がなくなる。これは、抽出剤を用いる工程を1つ省略することにつながる。

以上の3つの事項について原理的な対策を講じることにより、技術的な成立性が高められると考えられ、現時点においては、これらの他に技術的な成立性を損なう決定的な事項は摘出されなかった。

多くの工程について実験データが不足しており、暫定の値を適宜設定して設計検討を行った。機器設計に供する実験データ（抽出剤－硝酸錯体のsf-CO_2への溶解度、逆抽出工程の分配係数等）の収集、燃料粉体化方法の最適化、燃料粉体の移送方法に関する検討等を実施し、詳細な評価につなげていくことが重要と考えられる。

(2) 安全性

(i) 平常時における一般公衆の線量評価

平常時に環境へ放出される放射性物質の量は、基本的に先進湿式法と同等と考えられるので、4.2.2 に述べた実効線量の評価値を施設の処理規模で補正することにより、平常時に大気へ放出される放射性物質による個人の実効線量を約1.7μSv/yと推定した。この値は、判断基準である50μSv/y以下を満足している。

(ii) 安全設計・評価

超臨界直接抽出法では、12MPaを超える圧力の超臨界流体を用い、TBP−硝酸混合物と使用済燃料を直接的に接触させる。これらは従来の湿式再処理にはないプロセスの重要な違いであり、安全性を検討した。

(a) 設計基準事象候補の選定とハザード源洗い出し

設計したプラントの設備や機器ごとにハザード源候補の洗い出し、起因事象および擾乱の整理を行い、「運転時の異常な過渡変化」事象（AT事象）、「運転時の異常な過渡変化」を超える事象（BAT事象）の候補を選定した。

表 4.3.6にAT事象の候補を、表 4.3.7にBAT事象の候補をそれぞれ整理して示す。表 4.3.6および表 4.3.7から、設計基準事象候補として挙げられる事象のうち、BAT事象の「漏洩」に分類されるもののハザード源として「超臨界圧力機器からの漏洩」が摘出された。また、

AT事象の「爆発への拡大」、「外部電源喪失（超臨界流体、冷却水供給停止）」、およびBAT事象の「爆発」、「短時間の全動力電源喪失（超臨界流体供給停止）」に分類されるもののハザード源として「TBP錯体の急激な分解反応」が摘出された。上記以外のハザード源については、機器が具体化されていない段階において評価が困難と考えられたので評価の対象から外した。

(b) 対策の立案と評価

1) 超臨界圧力機器からの漏洩

再処理セルにハル洗浄塔、直接抽出塔、逆抽出塔（各1基）、溶媒洗浄塔（3基）の計6基を設置したケースについて、これらの接続配管（直径約15mm）の1箇所が完全に破断し、超臨界流体がセル内へ漏洩した場合を想定し、セル内の負圧を維持する可能性を評価した。ここで、CO_2の漏洩による圧力上昇を緩和するために十分なセル容積を確保するという考え方を基本とした。

評価では、容積10,000m^{3}のセル（設計ではセル容積は11,700m^{3}と見込んでおり、保守的に考え小さな値とした）に、上記塔類を合計した容積として0.5m^{3}の容器を設置したモデルを考え、初期のセル負圧を40mmAqとして配管破断時のセル負圧の経時変化を計算した。セルへの給気は破断とともに停止する前提とした。計算モデルを図 4.3.8に、結果を図 4.3.9にそれぞれ示す。破断による超臨界流体の漏洩のため約4秒後に負圧が最小（4.5mmAq）となるが、セル内は負圧で維持されており、その後は継続される排気によって通常時の値に徐々に復帰する。

簡略化したモデルに基づく計算ではあるが、配管破断によるCO_2漏えいに対し、十分なセル容積を確保する方策の可能性を確認することができた。

2) TBP 錯体の急激な分解反応

TBPを取扱うプロセスの熱的制限値は、先行湿式再処理施設で135℃が用いられている。直接抽出工程は40℃で運転することを想定しており、TBPの急激な分解反応が発生する可能性は十分に低いと考えられる。しかしながら、異常時において、超臨界流体の供給が停止し、超臨界流体による除熱が行われなくなった場合にはこの限りではないので、モデルを作成して検討した。

モデルは、図 4.3.10に示すように、無限円筒の抽出塔に燃料を充填し、空隙部をsf-CO_2で満たしたものである。比較として常圧条件について計算したが、空隙部を気体のCO_2で満たすことを想定した。表 4.3.8に示す前提条件において、抽出塔の中心と壁面の温度を計算した。計算結果を図 4.3.11および図 4.3.12に示す。加圧条件と常圧条件のいずれにおいても、約23分で135℃に達するものと推測された。操作員が異常時の対応を行うことも可能であると考えられるが、インターロックを設け冷却の措置を取る必要性が示唆される。

(c) 評価のまとめ

二酸化炭素を溶媒として用いることに伴う閉じ込めに関する対策、並びに有機化合物で

あるTBPと硝酸が混合する系であることに対する対策が必要である。これらについては、安全設計を実際的に行うことができ、現在の段階で安全性を本質的に損なうものではないと考えられる。

(3) 経済性

建設費と運転経費を先進湿式法と同様にして算出した。再処理単価は46万円/kgHMと求められ、内訳は資本費が19万円/kgHM、操業費が27万円/kgHMである。

同じ処理能力の先進湿式再処理プラントと比較した。超臨界直接抽出法を用いたプラントでは、建設費で約20 %、操業費で10 %強のコストが削減され、再処理単価では約15%のコスト削減が可能なことがわかった。超臨界直接抽出法は先進湿式法に比べて主たる分離工程を縮小でき、これに伴い多くの周辺設備を縮小した結果である。

(4) 資源有効利用性

表 4.3.1に示したように、UとTRUについて99%以上の回収率を満足できるものと期待される。損失のうち超臨界直接抽出法に特徴的なものは、燃料粉体化のため追加した加熱処理によるもので、これにより回収率は0.5 %悪化している。熱処理に伴ってPu富化度の高い難溶性の相が生成した場合にはPu回収率がさらに低下することになるため、熱処理条件の設定には注意が必要である。

(5) 環境負荷低減性

主工程が簡素になったことにより、表 4.3.2に示すとおり同一の処理能力を有する先進法によるプラントに比べ、廃棄物発生量はTRU廃棄物で25%、低レベル放射性廃棄物で40%削減することが期待される。

ガラス固化体の発生量はFP量により決定され、先進湿式法と同様となる。

(6) 核拡散抵抗性

検討対象のプロセスは、Puを単離する工程を有しておらず、超臨界直接抽出法の各工程においてPuは単独では存在しない。径ブランケット燃料は、脱被覆後に主工程を経ずに（バイパスして）燃料製造設備に送る想定としており、このように処理される燃料中のPuは^{239}Puの割合が高いが、主分離工程を経ないので相当量のUと混在した状態で取り扱うこととなる。

計量管理については、熱処理後の粉末を入量計量することとなり、計量槽による現行の分析とは異なった装置システムの開発が必要となる。この開発にあたっては試料の代表性や容量等の測定等に留意が必要である。

(7) 運転・保守・補修性

設計したプラントは、遠隔運転、遠隔保守の可能な設計となっているが、従来にない加熱処理、燃料粉体や固体FPの取り扱い、高圧システムの運転が追加されることから、運転・保守に関しては十分な経験を積み、異常時の対策等を明確にしていく必要がある。

[参考文献]

1) C. Song, et al. : “Hot Test of Total Partitioning Process for the Treatment of High Saline HLLW”, Proc. Global’99, USA (1999).

2) J. Chen, et al. : “A Hot Test for Separating Americium from Fission Proiduct Lathanides by Purified Cyanex 301 Extraction in Centrifugal Contactors”, J. Nucl. Sci. Technol., Suppl. 3, p. 325 (2002).

表 4.3.1 超臨界直接抽出法再処理プラント（50 tHM/y 規模）における アクチニド元素の回収率

工程		各工程の回収率[*1], %					備考
	記号[*2]	U	Np	Pu	Am, Cm	TRU	
受入		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	
解体		99.90	99.90	99.90	99.90	99.90	機器付着などを考慮
熱処理		99.50	99.50	99.50	99.50	99.50	オフガス系への損失
上記合計回収率	HE	99.40	99.40	99.40	99.40	99.40	
直接抽出（U/Pu/MA 抽出液）	EX1	99.89	99.99	99.84	0.00	95.40	プロセスとオフガス系への損失
直接抽出(抽出残液）	EX2	0.00	0.00	0.00	99.99	4.36	オフガス系への損失
MA 回収	ST	0.00	0.00	0.00	98.99	99.00	プロセスとオフガス系への損失
晶析（母液）	CR1	36.01	99.36	99.34	0.00	99.34	サンプリングによる損失
晶析（晶析塩）	CR2	64.02	0.64	0.64	0.00	0.64	サンプリングによる損失
濃縮	CO	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	サンプリングによる損失
富化度調整	AD	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	サンプリングによる損失
全体回収率[*2]		99.32	99.39	99.22	98.38	99.10	

*1) 当該設備における損失率 0 %の場合は回収率 100 %となる。
*2) 図 4.3.3 参照。

表 4.3.2 超臨界直接抽出法再処理プラント（50tHM/y 規模） において見込まれる廃棄物の発生量と先進湿式法との比較

廃棄物分類	廃棄物形態	先進湿式法	超臨界直接抽出法
ガラス固化体	150 Lキャニスタ	60	60
集合体構造材料*	200 Lドラム缶	171	171
TRU廃棄物	200 Lドラム缶	95	70
高βγ廃棄物	200 Lドラム缶	20	25
低レベル廃棄物	200 Lドラム缶	149	90

* TRU廃棄物と高βγ廃棄物に仕分けて処分される。

表 4.3.3　超臨界直接抽出法再処理プラント（50tHM/y 規模）に係わる主要な塔の設計値

項目		塔		
		直接抽出塔	逆抽出塔	溶媒洗浄塔
設計条件	取り扱う物質	固体、sf-CO_2流体	液体、sf-CO_2流体	液体、sf-CO_2流体
	処理時間	4.5時間/バッチ		
	内径	混合酸化物系の核的制限値以下	100wt%Pu溶液の核的制限値以下	同左
	高さ	10 m以下 （セルの高さを考慮）	同左	同左
	除染係数（*DF*）	100以上		
想定するプロセス条件	接触時間	最大抽出濃度に10分で到達。	10 min。	約1.6 min。
	流量	TBP–硝酸混合物の流量はsf-CO_2の0.135。	水溶液の流量はsf-CO_2流体の流量の5分の1。	水溶液の流量はsf-CO_2流体の流量の125分の1。
	組成	最大抽出濃度は30g/L。TBP濃度は12vol%に相当。		
	その他	TBP反応率：～50%	水相へのU,Pu移行率：～100 % 水相へのTBP移行率：～0 %	

表 4.3.4　超臨界直接抽出法及び先進湿式法再処理プラント（50 tHM/y 規模）の主要機器と槽容量の比較

設備[*1]	主要機器数および槽容量	
	超臨界直接抽出法	先進湿式法[*2]
機械的前処理	解体せん断機×1	解体機×１ せん断機×１
熱処理	酸化加熱炉×1 粉体分離機×1 ヨウ素加熱除去機×1	
溶解		回転ドラム型連続溶解槽×１
		槽容量小計　約 330L
清澄		遠心清澄機×1
		槽容量小計　約 260L
調整		槽容量小計　約 200L
晶析	キルン式晶析装置×1 結晶分離機×1	キルン式晶析装置×１ 結晶分離機×1
	槽容量小計　約 730L	槽容量小計　約 1,150L
抽出	ハル洗浄塔×1 直接抽出塔×1 逆抽出塔×1 蒸発缶×1	第１希釈剤洗浄器（遠心式）×１ 第１抽出器（遠心式）×１ 第２希釈剤洗浄器（遠心式）×１ 第２抽出器（遠心式）×１
	槽容量小計　約 1,490L	槽容量小計　約 1,520L
溶媒洗浄	溶媒洗浄塔×3	溶媒洗浄器（遠心式,）×１
	槽容量小計　約 230L	槽容量小計　約 240L
U/Pu/MA 濃縮	Pu 溶液濃縮缶×1	Pu 溶液濃縮缶×1
	槽容量小計　約 880L	槽容量小計　約 1,520L
富化度調整	混合器×2	混合器×2
	槽容量小計　約 2,300L	槽容量小計　約 5,250L
MA 回収	MA 抽出塔×1 MA 逆抽出塔×1 蒸発缶×1	希釈剤洗浄器（遠心式）×1 抽出・洗浄器（遠心式）×1 シュウ酸電解槽×1 希釈剤洗浄器（遠心式）×1 硝酸逆抽出器（遠心式）×1 HAN 電解槽×1 希釈剤洗浄器×1 Am/Cm 逆抽出器（遠心式）×1 希釈剤洗浄器（遠心式）×1 RE 逆抽出器（遠心式）×1 希釈剤洗浄器（遠心式）×1 Am/Cm 製品抽出・洗浄器（遠心式）×1 HAN・DTPA 電解槽×1 希釈剤洗浄器（遠心式）×1 Am/Cm 製品逆抽出器（遠心式）×1
	槽容量小計　約 1,520 L	槽容量小計　約 19,760 L
溶媒洗浄 （MA 回収）	溶媒洗浄塔（TRPO 系）×3 溶媒洗浄塔（Cyanex 系）×3	アルカリ洗浄器（遠心式）×1 希硝酸洗浄器（遠心式）×1 希釈剤洗浄器（遠心式）×1 炭酸ヒドラジン電解槽×1
	槽容量小計　約 460 L	槽容量小計　約 9,110 L

*1　使用済燃料一時貯蔵設備と受入・貯蔵設備は同様。
*2　4.2.1 章に述べたシステムとは一部異なる。

表 4.3.5　超臨界直接抽出法の技術的成立性

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性（原理確認基礎データ、実績、開発状況等根拠）
機械的前処理	解体･せん断	解体不良､燃料ピンの損傷がない	解体機については、YAG レーザによる可能性を確認している。 せん断機は耐久性や遠隔保守性についての確認を残すのみである。
	酸化加熱	燃料ペレットを粉体とする	30 %の Pu 富化度では困難であることをホット試験により確認した。設計条件を精査し、必要な Pu 富化度を再検討し､必要に応じて別の方法を検討することになる。
		粉体を損失させない（回収率 >99.9 %）	実験データがない。機器開発に依存する。
		ヨウ素を除去する	実験データがない。ホット試験が必要である。また、有機ヨウ素の生成を考慮する必要がある。
再処理	直接抽出	燃料粉体から sf-CO_2 への抽出（回収率 >99.9 %）	U 及び MOX 試験を実施し、回収の可能性が確認されている。試験研究を継続して行う必要がある。
		FP等の除去	U 試験を実施し､数 10 の除染係数が得られると見込まれている。希土類や Zr が抽出されるおそれがあり、試験研究を継続して行う必要がある。
		ハルからの回収	実験データがない。ホット試験が必要である。
	逆抽出	sf-CO_2 からの逆抽出（回収率 >99.9 %）	U 試験を行い、可能性を確認している。
	MA回収（TRPO）	Am、Cm および希土類元素の回収（回収率 >99.9 %）	回収率に関する実験データがない。試験研究が必要である。 Am などはより抽出能力の小さな化合物を用いて回収できると考えられるので、同様の機能を持つ物質を検討すべきである。
		FP等の除去	除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。
	MA回収（Cyanex）	Am および Cm と希土類元素の相互分離（回収率 >99.9 %）	回収率や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。 Cyanex 301 は化学的に不安定であるので､同様の機能を持つ物質を検討すべきである。
	溶媒洗浄	劣化物の除去	劣化物の生成量や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。
付帯設備	廃溶媒処理	安全、円滑な処理	希釈しない抽出剤を取り扱う技術の確立を要し、試験研究が必要と考えられる。
	CO_2リサイクル	放射性物質の除去	揮発性の物質の以降率や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。

表 4.3.6　超臨界直接抽出法の AT 事象候補

分類	ＡＴ候補事象名	機器名	設計基準事象の選定検討	判定
A 火災への拡大	候補事象なし （ドデカンのような低引火点のものを使用していない）			
B 爆発への拡大	超臨界CO_2の流量低下又は停止に伴うTBP硝酸錯体温度上昇	直接抽出塔 ハル洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	冷却水の流量低下又は停止に伴うTBP硝酸錯体温度上昇	直接抽出塔 ハル洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	加熱能力増加によるTBP硝酸錯体温度上昇	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 溶媒洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	漏洩によるTBP硝酸錯体のセル内蓄積／温度上昇	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 溶媒洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	掃気圧空流量低下による水素濃度上昇	U-Pu溶液受槽	水素の可燃限界(4vol%)に至るまでに運転員対応が可能な時間余裕（1日以上）があるように設計する。	X-2
C 臨界への拡大	候補事象なし （形状管理を行う）			
D 冷却能力の低下	「爆発への拡大」で扱う			
E 機器の過加熱	「爆発への拡大」及び「計画放出経路外への放射性物質の過度の放出」で扱う			
F 放射性物質の過度の移行	希硝酸流量低下又は停止による逆抽出失敗	U-Pu逆抽出塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	撹拌用圧空の供給過剰	U-Pu溶液受槽	廃ガス中の放射性物質の増加はわずかであり、運転員対応に必要な時間（1日）放置しても平常時の年間被ばく線量を十分下回る。（詳細設計時要確認）	X-2
G 計画放出経路外への放射性物質の過度の放出	燃料粉末の逆流	直接抽出塔 ハル洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	抽出不良によるU,Puのハル又は固体FPへの残存	直接抽出塔 ハル洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
H 放射性物質の浄化機能の低下	抽出停止操作遅れによるFPの過抽出	直接抽出塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
I 外部電源喪失	超臨界CO_2の流量停止によるTBP硝酸錯体温度上昇	直接抽出塔 ハル洗浄塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	冷却水の流量停止によるTBP硝酸錯体温度上昇	直接抽出塔	左記事象時の安全設計の妥当性を確認する必要がある。	○
	水素掃気機能の一時低下	U-Pu溶液受槽	非常用ディーゼル発電機の作動により必要な電力は確保され、安全上の問題には至らない。	X-3

判定の欄の説明

○　　安全設計の妥当性を確認する必要があり、設計基準事象である事象

X-1；自動起動のバックアップがある。

X-2；最大許容限度に至るに時間余裕がある事象

X-3；非常用所内電源系統の作動により、安全機能が維持される事象

X-4；外部電源喪失発生後、最大許容限度に至るに時間余裕がある。

表 4.3.7　超臨界直接抽出法の BAT 事象候補

分類	ＢＡＴ候補事象名	機器名	設計基準事象の選定検討	判定
Ⅰ 火災	候補事象なし （ドデカンのような低引火点のものを使用していない）			
Ⅱ 爆発	槽内でのＴＢＰ等錯体の急激な分解反応	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 溶媒洗浄塔	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
	セル内でのＴＢＰ等錯体の急激な分解反応	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 溶媒洗浄塔	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
	水素爆発	U-Pu溶液受槽	発生水素を安全圧空系により掃気している。仮に安全圧縮機が停止したとしても、空気貯槽は30分以上の供給能力を有しているので、水素の可燃限界(4vo1%)に至るまでには予備機起動のが時間余裕（30分以上）がある。	X-1（設計時確認を要す）
Ⅲ 臨界	漏洩した溶液の臨界	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 U-Pu溶液受槽 溶媒洗浄塔	漏洩液受皿の集液部に二重化した漏洩検知装置を設置しており、速やかに漏洩を検知し運転員対応（工程停止）する時間余裕（１時間）があるため、漏洩した溶液の液厚が臨界制限液厚を下廻るので臨界安全上の問題はない。	X-1（設計時確認を要す）
Ⅳ 漏洩	配管、弁等からセルへの漏洩	直接抽出塔 ハル洗浄塔 U-Pu逆抽出塔 U-Pu溶液受槽 溶媒洗浄塔	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
	燃料粉末のセルへの漏洩	直接抽出塔 ハル洗浄塔	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
Ⅴ 機能喪失	冷却機能喪失、超臨界CO_2供給機能停止等を別途評価			
Ⅵ 短時間の全動力電源喪失	短時間の全動力電源喪失による超臨界CO_2の流量停止及び冷却水流量停止に伴う冷却機能喪失	直接抽出塔 ハル洗浄塔	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
	短時間の全動力電源喪失に伴う水素掃気機能の喪失	U-Pu溶液受槽	発生の可能性及びその結果の影響の大きさとの関連で、影響緩和対策の妥当性を確認する必要がある。	○
Ⅶ 重量物の落下	候補事象なし			

判定の欄の説明

○　　安全設計の妥当性を確認する必要があり、設計基準事象である事象

△　　影響緩和対策を期待しなくとも、評価の判断基準を超えないことが明らかなため、設計基準事象とする必要のない事象

X-1；十分な事故防止対策に加えて事象の進展速度が遅いため、設計基準事象とする必要のない事象

X-2；十分な事故防止対策に加えて十分な点検管理で健全性が確認できるため、設計基準事象とする必要のない事象

表 4.3.8　温度上昇計算前提条件

項目	計算条件	
	超臨界条件	常圧条件
崩壊熱, W	79.3	同左
充填物質	U_3O_8 および TBP-U	FP および TBP-U
空隙部物質	sf-CO_2	CO_2
熱伝達係数, W/m･K	0.761	0.705
空隙率	0.759	同左
固相熱伝導率, W/m･K	0.28 (U_3O_8)	8.2 (UO_2 の値)
流体熱伝導率, W/m･K	0.08	0.02
固体内熱伝導距離	2	同左
粒子直径, μm	5	同左
放射熱伝達係数, W/m･K	0	同左
初期温度, ℃	40	同左
直接抽出塔外表面温度, ℃	40	同左

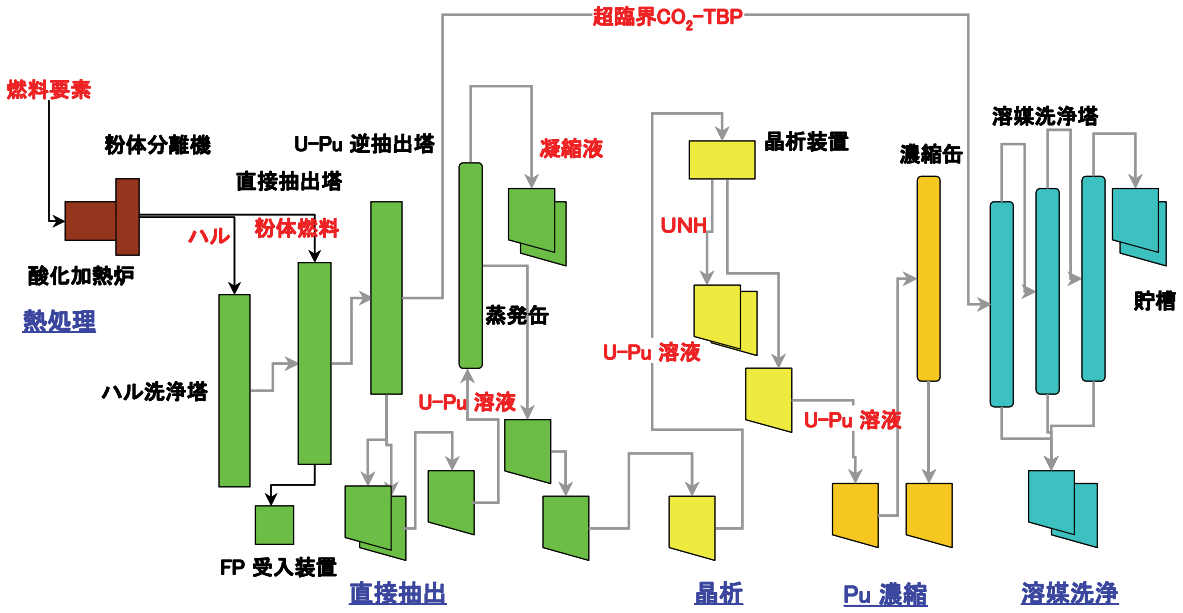
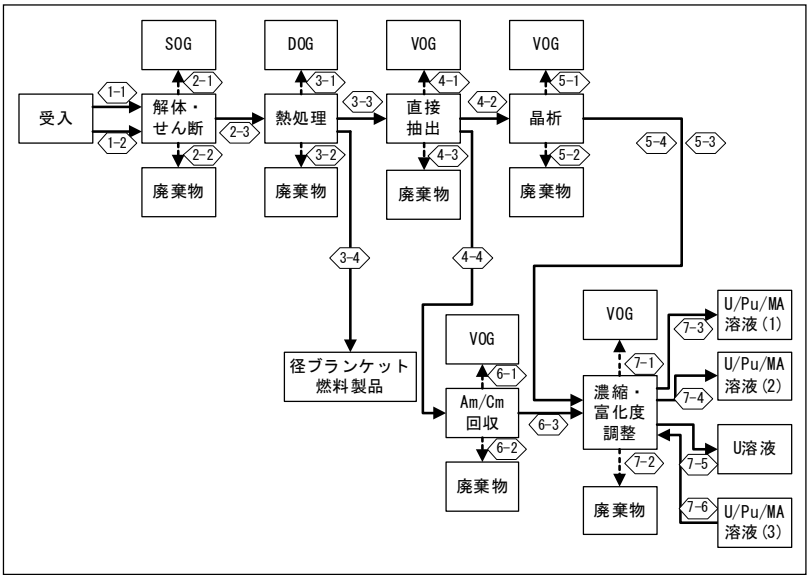


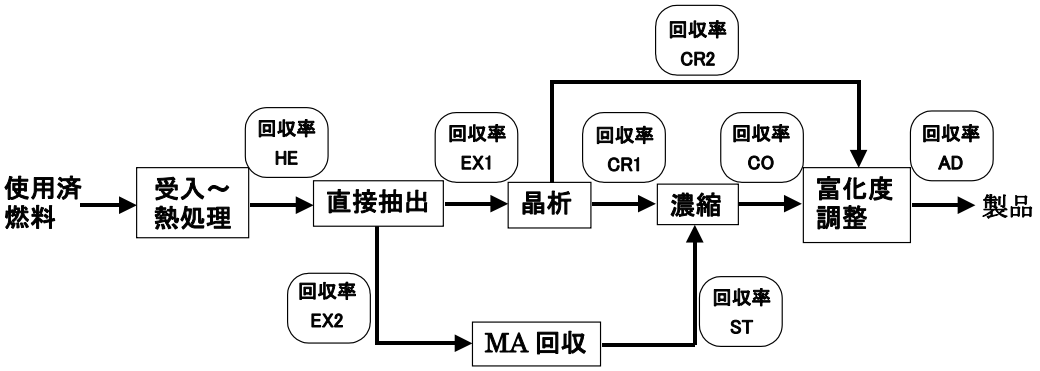
図 4.3.1　超臨界直接抽出法の工程概要図（PFD）



工程	受入	せん断・解体	熱処理	直接抽出	晶析	Am/Cm回収	濃縮・富化度調整
物流番号	1-1	2-1	3-1	4-1	5-1	6-1	7-1
成分	使用済燃料集合体（炉心）	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス	オフガス
U	1.38E+02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Pu	2.14E+01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
MA	1.08E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
FP	1.65E+01	2.33E+00	1.53E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
物流番号	1-2	2-2	3-2	4-2	5-2	6-2	7-2
成分	使用済燃料集合体（ブランケット）	廃棄物	廃棄物	調整液	廃棄物	廃棄物	廃棄物
U	4.93E+01	0.00E+00	0.00E+00	1.38E+02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Pu	1.77E+00	0.00E+00	0.00E+00	2.14E+01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
MA	6.54E-03	0.00E+00	0.00E+00	8.46E-02	0.00E+00	9.83E-03	0.00E+00
FP	4.84E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	5.50E+00	0.00E+00
物流番号		2-3	3-3	4-3	5-3	6-3	7-3
成分		せん断燃料	燃料粉	廃棄物	U溶液	MA溶液	U/Pu/MA溶液(1)内側炉心用
U		1.87E+02	1.38E+02	1.38E-01	8.82E+01	0.00E+00	6.13E+01
Pu		2.32E+01	2.14E+01	3.21E-02	1.37E-01	0.00E+00	1.19E+01
MA		1.08E+00	1.08E+00	9.40E-03	5.41E-04	9.73E-01	5.59E-01
FP		1.47E+01	1.41E+01	8.01E+00	0.00E+00	6.12E-01	3.22E-01
物流番号			3-4	4-4	5-4		7-4
成分			燃料粉	MA溶液	U/Pu/MA溶液		U/Pu/MA溶液(2)外側炉心用
U			4.93E+01	0.00E+00	4.96E+01		3.15E+01
Pu			1.77E+00	0.00E+00	2.12E+01		1.07E+01
MA			6.54E-03	9.83E-01	8.40E-02		5.04E-01
FP			4.84E-01	6.12E+00	0.00E+00		2.90E-01
物流番号							7-5
成分							U溶液
U							4.80E+01
Pu							7.45E-02
MA							2.95E-04
FP							0.00E+00
物流番号							7-6
成分							U/Pu/MA溶液(3)燃料製造より
U							3.09E+00
Pu							1.32E+00
MA							5.24E-03
FP							0.00E+00

（＊）単位は全てkg/day

図 4.3.2　超臨界直接抽出法物質収支図（50tHM/y）



全体回収率 ＝ HE × {(EX1 × CR1+EX2 × ST) × CO+EX1 × CR2} × AD

図 4.3.3　回収率算出フロー

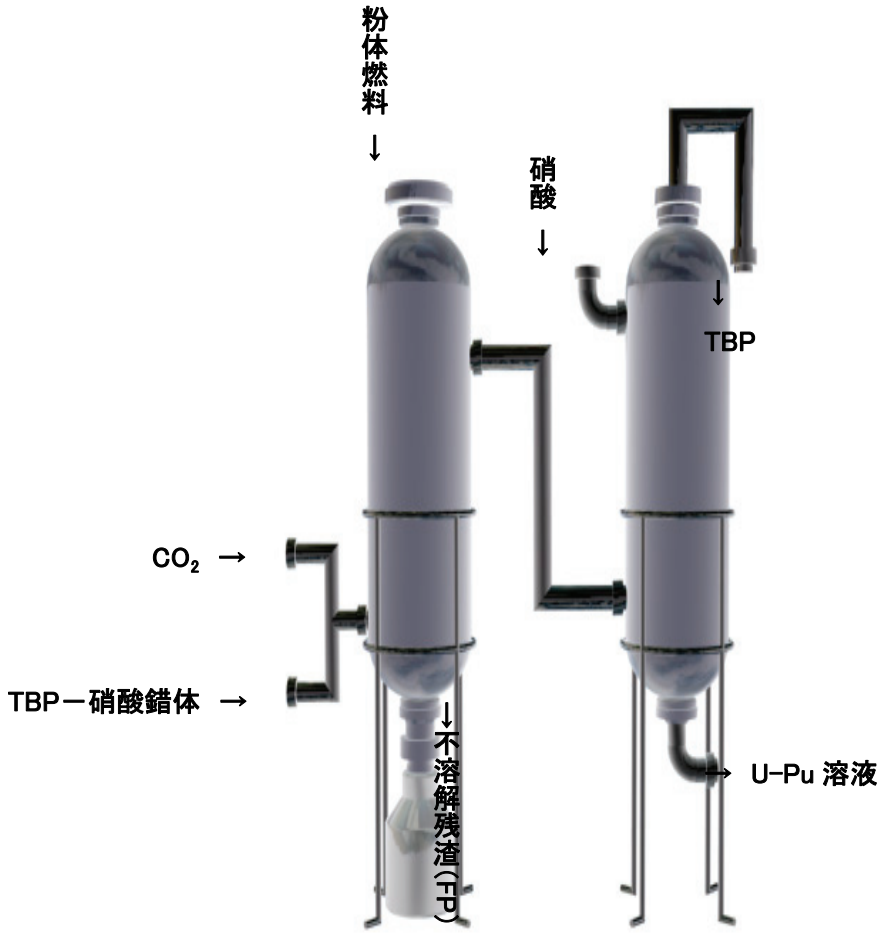


図 4.3.4　直接抽出塔の概念図

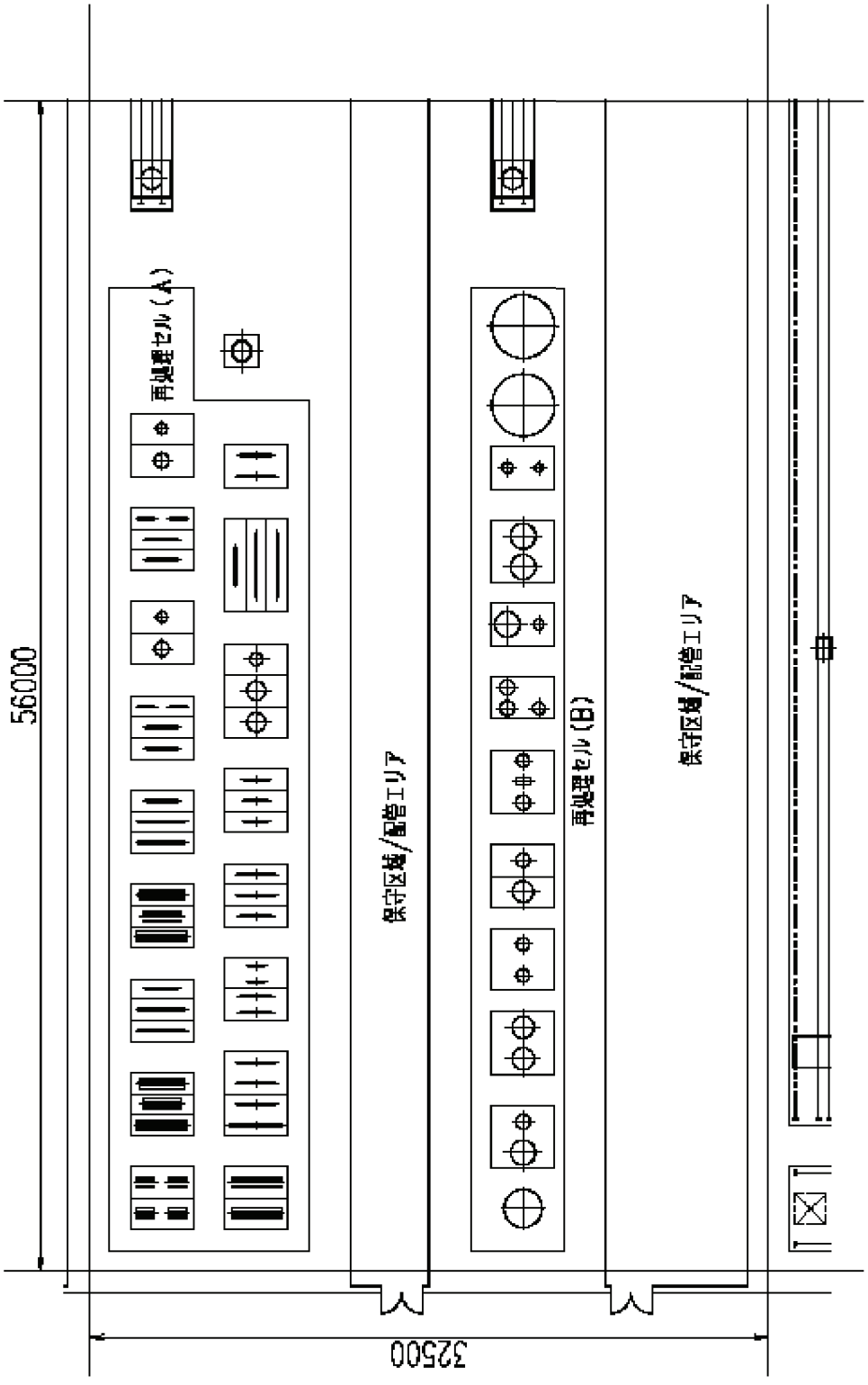


図 4.3.5　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置（地下 2 階）

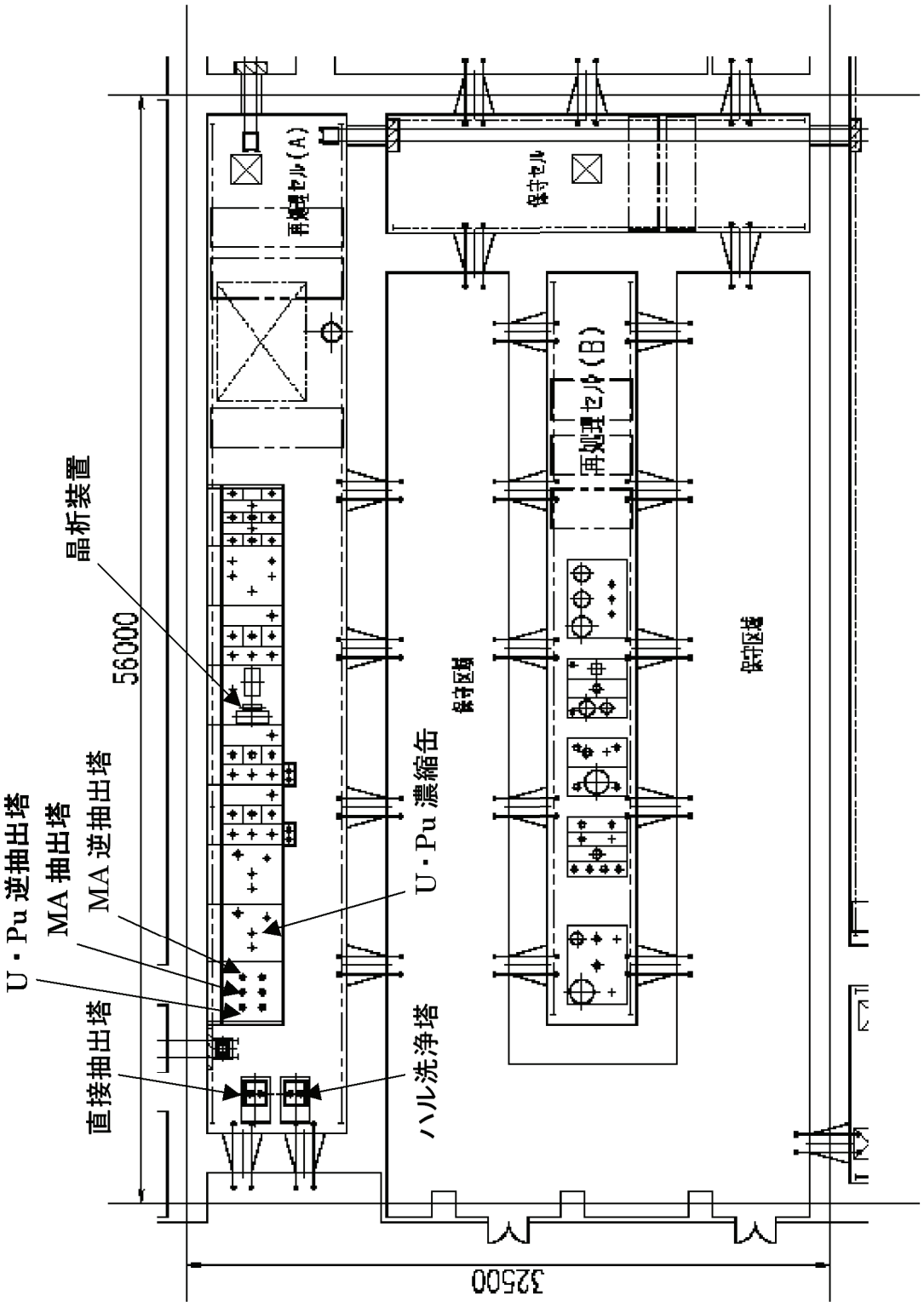


図 4.3.6　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置（地下 1 階）

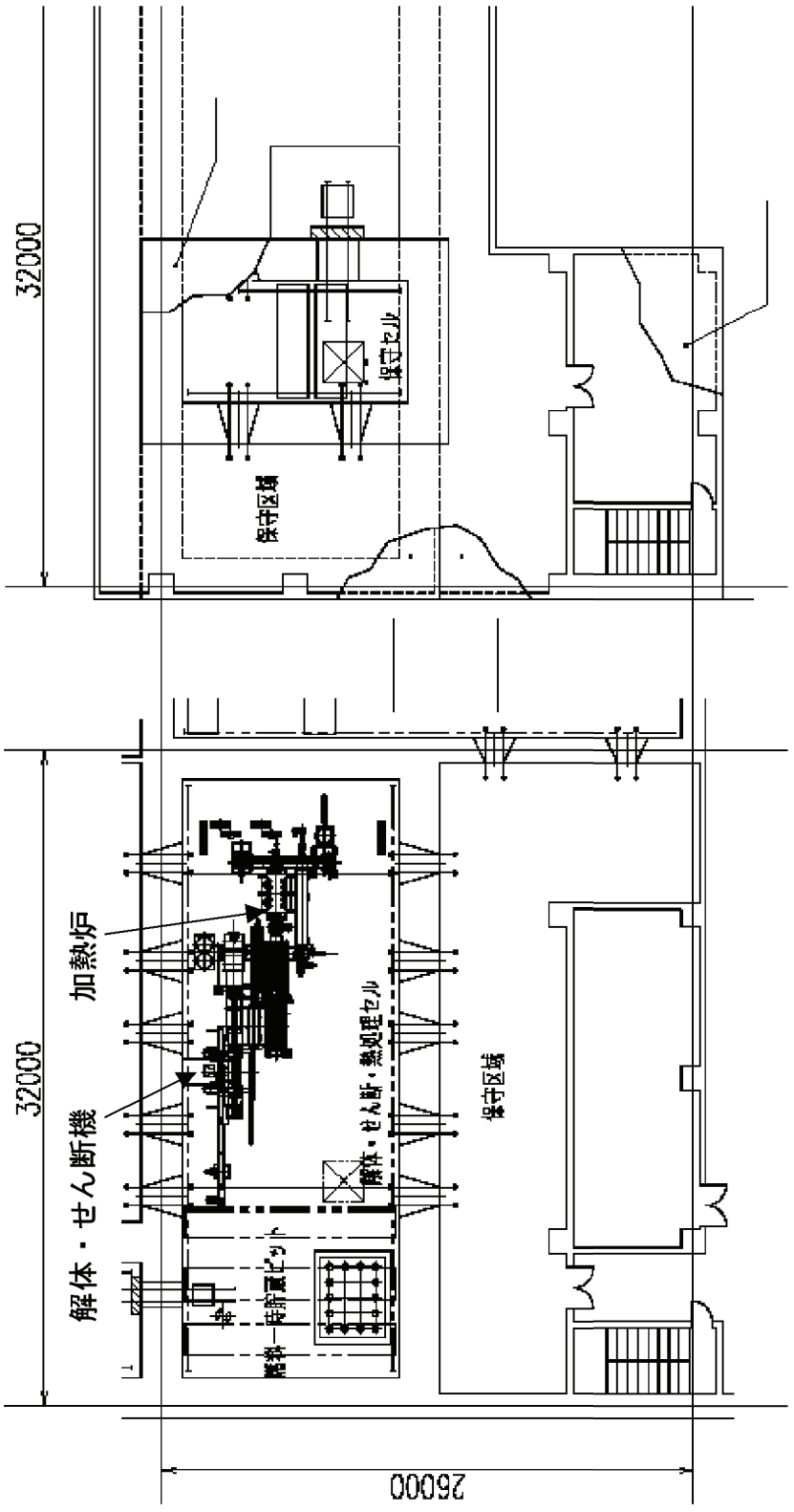


図 4.3.7　超臨界直接抽出法を用いた湿式再処理プラントのセル内機器配置
（地上 2 階および屋上）

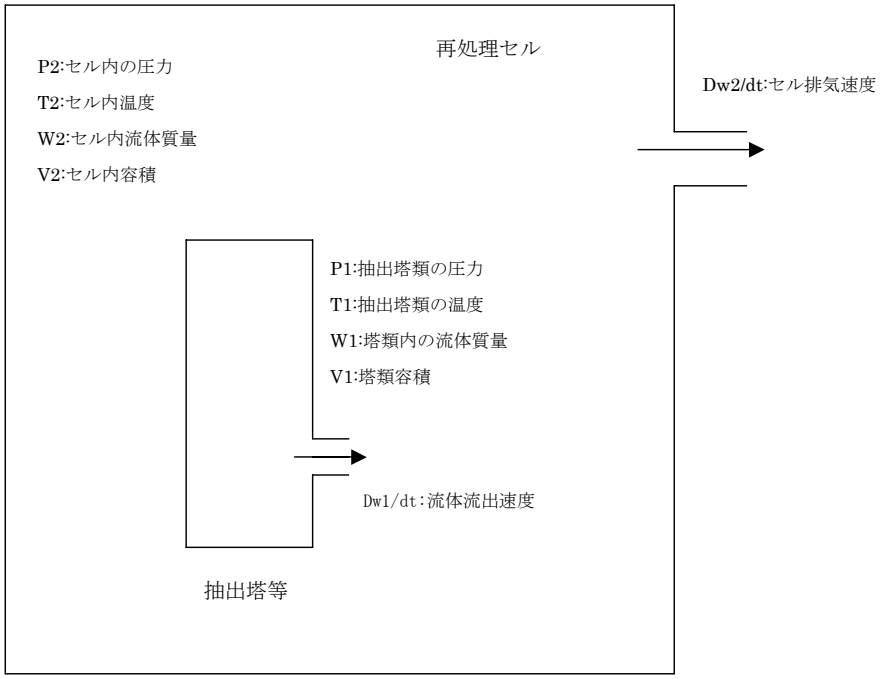


図 4.3.8　直接抽出塔に接続された配管が破損する事象に関する計算モデル

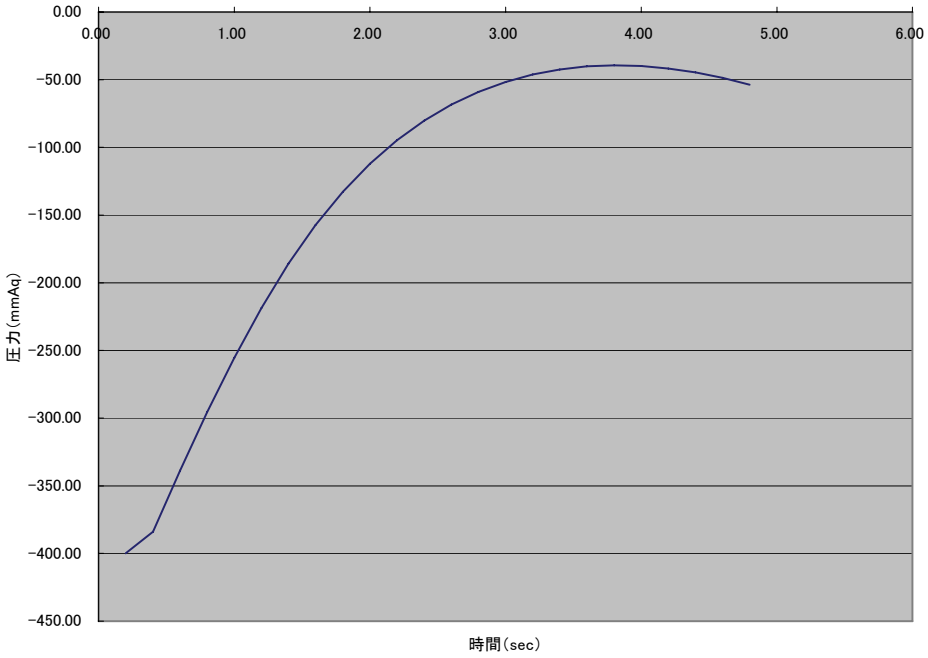


図 4.3.9　配管破断時のセル負圧の時間変化

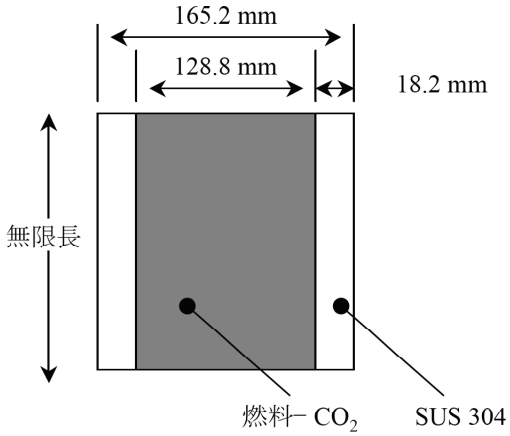


図 4.3.10　直接抽出塔の冷却機能が損なわれた事象に関する計算モデル

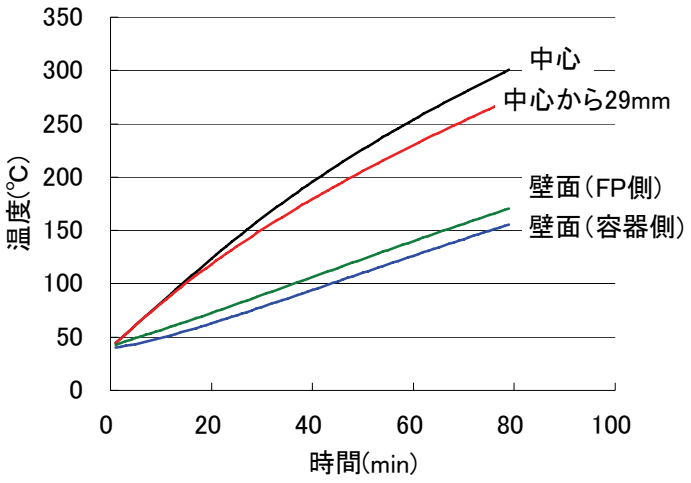


図 4.3.11　二酸化炭素供給停止時の温度上昇（加圧下）

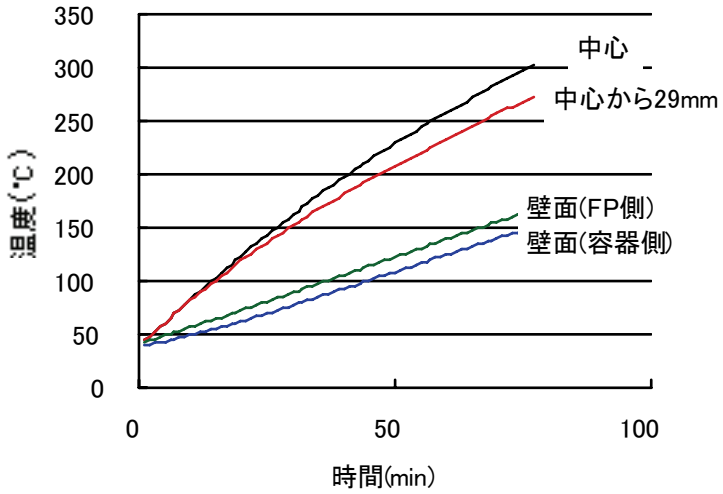


図 4.3.12　二酸化炭素供給停止時の温度上昇（常圧下）

4.4 LWR から FBR への移行期における施設のあり方の検討

現行のLWRを中心とした核燃料サイクルシステムからFBRが主たる役割を担うシステムに移行する期間における湿式再処理プラントを検討した。具体的には、2004年に原子力委員会の原子力長期計画策定会議にて議論されたシナリオ1-bを元に[1)]、先進湿式法に基づく実用的な再処理プラントの処理工程を検討し、施設の建設費を試算した。

4.4.1 核燃料サイクルのシナリオと施設の仕様

原子力長期計画策定会議では4つの基本シナリオが比較検討されたが、これらのうちシナリオ1-bを採り上げた。このシナリオでは、使用済核燃料をすべて再処理し、2050年以後FBRをLWRの代替として導入する。FBRサイクルではマイナーアクチニド（Np、Am及びCm）もリサイクルすることとしている。

原子力発電の設備容量は図 4.4.1に示すように、2030年まで約58GWeへと伸び、その後は一定容量で推移する。FBRはMOXを燃料とするNa冷却大型炉である。増殖比は1.16から1.04に移行していく。LWRにおけるMOX燃料の利用（プルサーマル）は、FBRが本格的に導入開始されるまで実施する。

再処理工場に関する想定と設備容量の推移を表 4.4.1と図 4.4.2にそれぞれ示す。本検討では、200tHM/y規模のFBR燃料再処理施設を対象とした。

施設の概略的な仕様を表 4.4.2に示す。経済性を高める観点から、施設の稼働率を高める方策としてLWR UO_2燃料も処理できることとした。回収する製品はFBR燃料として利用する前提とした。

4.4.2 処理工程

LWR燃料はFBR燃料に対して集合体の形状やPu富化度などが異なる。FBRとLWR燃料の差違と再処理工程において必要と考えられる対応を表 4.4.3に示す。FBR燃料再処理では臨界に係る核的制限値が小さいので、いずれの燃料も処理する場合には、FBR燃料についての設計を基礎とすることが妥当と考えられる。そこで、先進湿式法のリファレンスシステムを基礎として処理工程を検討した。安定した運転操業を行うため、使用済燃料の解体から溶媒抽出に至る主要な工程の運転条件を変動しないよう処理工程を構築することとした。

図 4.4.3に処理工程の概念を比較して示す。集合体の構造の違いを主に機械的前処理工程において吸収し、Pu富化度の違いは溶媒抽出工程の後に第二の晶析工程を設けることにより対処する。

前処理工程のプロセスフローを図 4.4.4に示す。使用済燃料の受け入れと一時貯蔵はいずれの燃料も対応できるようにする。集合体の解体はLWR燃料については必要ないので、反転機のみを設ける。せん断はLWR燃料にも対応できるよう基本仕様を増強する。溶解槽

は回転ドラム型を想定するが、LWR燃料集合体のグリッド／スペーサ部を投入することができない。このため、せん断機から排出されるグリッド／スペーサ部を細断する設備を備えることを想定した。LWR燃料集合体のエンドピース部は硝酸溶液と水により洗浄する。

LWR使用済燃料はPu富化度が低いので、2回の晶析操作を施すことにより30%のPu富化度の溶液を得る。表 4.4.4に晶析工程で達成すべきU回収率を燃料の種類ごとに示す。

BWRのUO_2燃料の処理において最も高いU回収率が必要であり、全体で98%、第二晶析で91%の値が求められる。第二晶析工程のプロセスフローを図 4.4.5に示す。溶媒抽出工程で得られる中間製品は、晶析操作には適さないので、予め濃縮、酸濃度を調整し、供給液とする。例えば、5 M H^+−600g(U+Pu)/L溶液を得る。晶析装置から排出されるUNHを含むスラリーは結晶分離器にて固液分離を行い、UNHを得る。この時、UNHの回収率を高めるため水溶液による洗浄は行わない。母液は濃縮してUとPuを含む製品溶液とする。

新たに設ける機器の配置を検討した。解体・せん断セル、中継セルはその寸法を変更する必要がなく、溶解設備の部分はエンドピース洗浄槽を据え付けるために掘り下げる。図4.4.6に第二晶析工程の部分の配置の例を示す。第二晶析設備を追加するため、当該セルを数mほど延長する必要がある。これらの変更は施設を全体的に見ると小さなものであり施設の外観には影響を与えない。

4.4.3 費用の試算

上述のような設備の変更や追加とその他の主工程機器の容量の増減を考慮し、設備費を検討した。図 4.4.7にリファレンスシステムとの差違を設備ごとに示す。設備費はリファレンスシステムに対して約10%（約140億円）増加するものと見積もられた。ここで、主工程機器が増加することに合わせ、保守補修設備も10%増加するものとし、建屋の費用は設備費用に比例して求めた。結果として建屋費は10%（約270億円）増加するものと考えられた。

[参考文献]

1) 原子力委員会 : “核燃料サイクル諸量の分析について（改訂版）”, 原子力委員会新計画策定会議（第９回）, 資料第13号 (2004)

表 4.4.1　シナリオ 1-b における再処理工場に関する想定

施設	規模, tHM/y	想定
東海再処理工場	40	2050 年まで運転。
六ヶ所再処理工場	800	2009 年に定格での運転を開始。2046 年まで運転。
第二再処理工場	800	2047 年から運転。マイナーアクチニドを回収する。以後、同規模の再処理工場を 2145 年まで運転。
FBR 燃料再処理施設（初期）	50	2040 年から運転。LWR MOX 燃料も処理。
FBR 燃料再処理施設（初期）	200	2055 年から運転。LWR MOX 燃料も処理。
FBR 燃料再処理施設	200ー250	2060 年以後、2100 年まで。
FBR 燃料再処理施設	最大 600	2100 年以降、50 もしくは 200 tHM/y 規模のユニットを想定。

表 4.4.2　燃料サイクルの移行期における FBR 燃料再処理工場の仕様

項目	仕様
処理対象燃料	FBR燃料とLWR MOXを主に処理する。 LWR UO_2 燃料の処理も可能とする。
最大処理量	200 tHM/y (1 tHM/d)
処理量の内訳	操業初期：80 % LWR MOX−20 % FBR 操業後期：100 % FBR その他、LWR UO_2 燃料を適宜処理する。
回収製品	・ U-Np-Pu製品（Pu富化度 30 %） ・ U製品（FBR燃料として利用） ・ Am-Cm製品（U-Np-Pu製品と混合して最終製品とする）

表 4.4.3　FBR と LWR 燃料の差違と必要な対応

分類	違い	対策
燃料集合体・燃料要素の構造	燃料集合体及び燃料ピンの寸法などが互いに異なる	機械的前処理においていずれの燃料にも適合するよう機器等を対応
	FBR 燃料集合体はラッパ管を有する	
	LWR 燃料はグリッド／スペーサ、FBR 燃料はワイヤを有する	
	LWR 燃料要素はジルカロイ、FBR 燃料はステンレス（ODS)製である	
	FBR 燃料はブランケット燃料集合体を有する	
原子炉冷却材	LWR は水、FBR は Na である	予め Na を十分に除去する
Pu 富化度	FBR 燃料は Pu 富化度が高い	臨界に係る制限、Pu 分配について特に化学処理工程において対応
燃焼度、発熱	FBR 燃料は燃焼度が大きく、より発熱性となる	燃料貯蔵や化学処理工程での冷却、溶媒劣化等を考慮

表 4.4.4　晶析工程で達成すべき U の回収率

	FBR	BWR		PWR	
		UOX	MOX	UOX	MOX
全回収率	75 %	98 %	89 %	98 %	92 %
第一晶析 （溶解液からの回収）	75 %	75 %	75 %	75 %	75 %
第二晶析 （溶媒抽出製品からの回収）	－	92 %	58 %	91 %	64 %

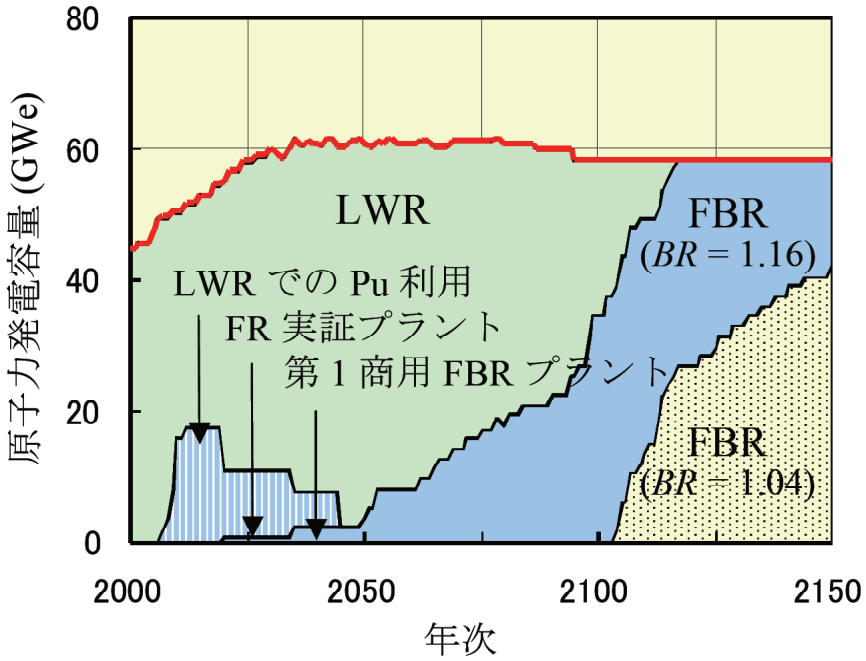


図 4.4.1　原子力発電設備容量に関する設定

（*BR*: 増殖比）

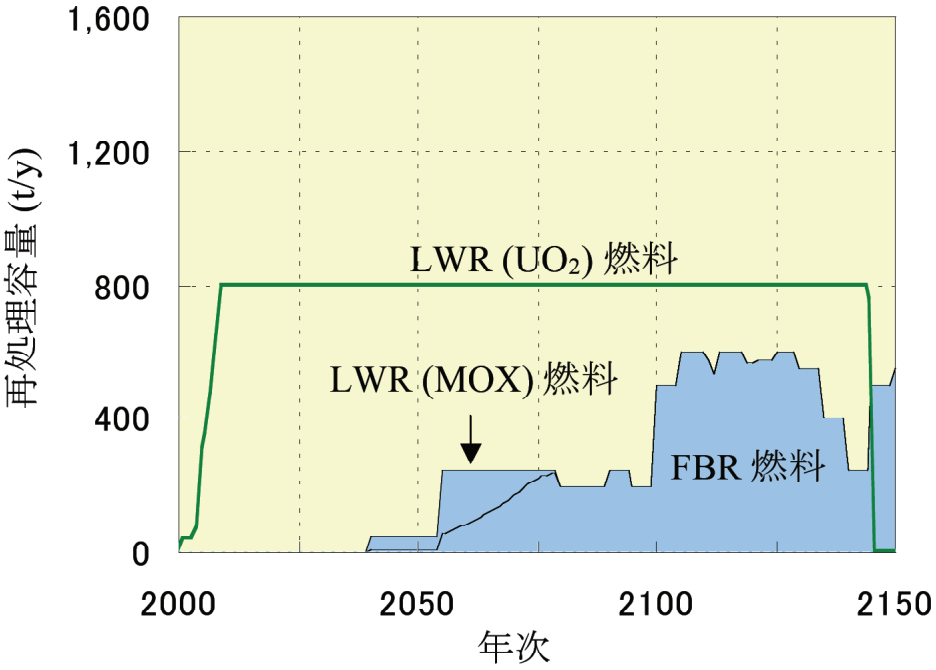
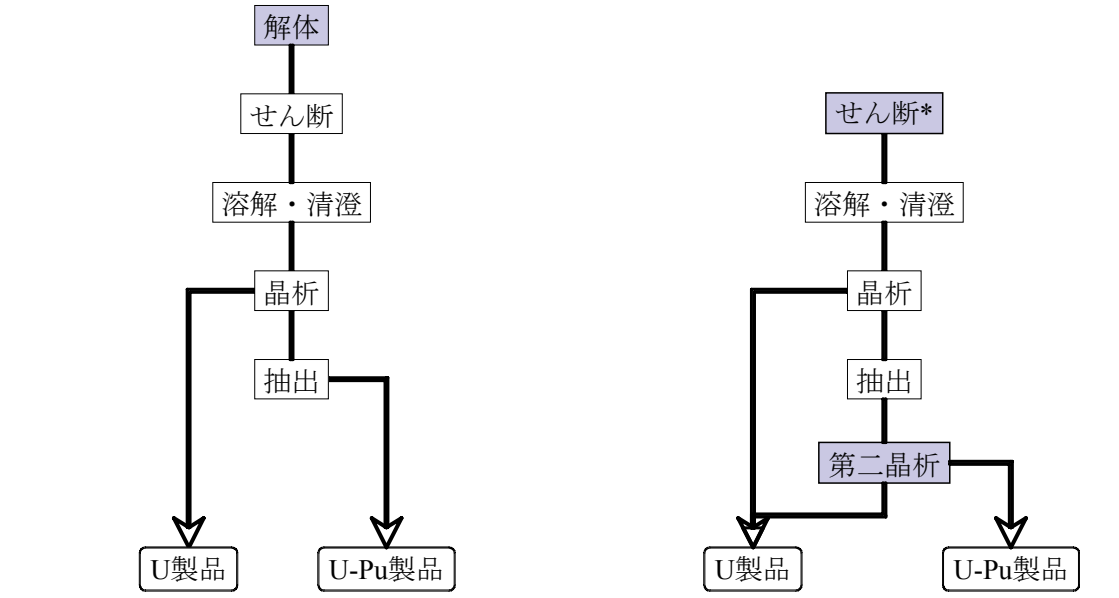


図 4.4.2　再処理設備容量に関する設定



FBR 燃料処理のリファレンスシステム

LWR 燃料処理のシステム

* グリッド／スペーサ部の処理を含む

図 4.4.3　LWR 燃料を処理する主工程のブロックフロー

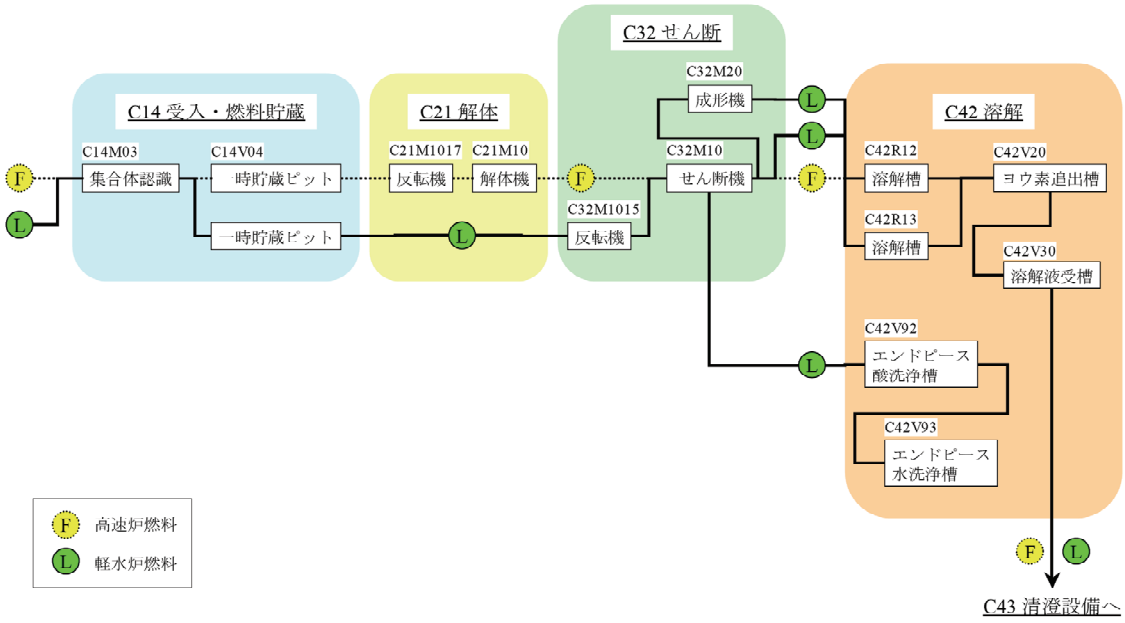


図 4.4.4　LWR 燃料を処理する前処理設備のプロセスフロー

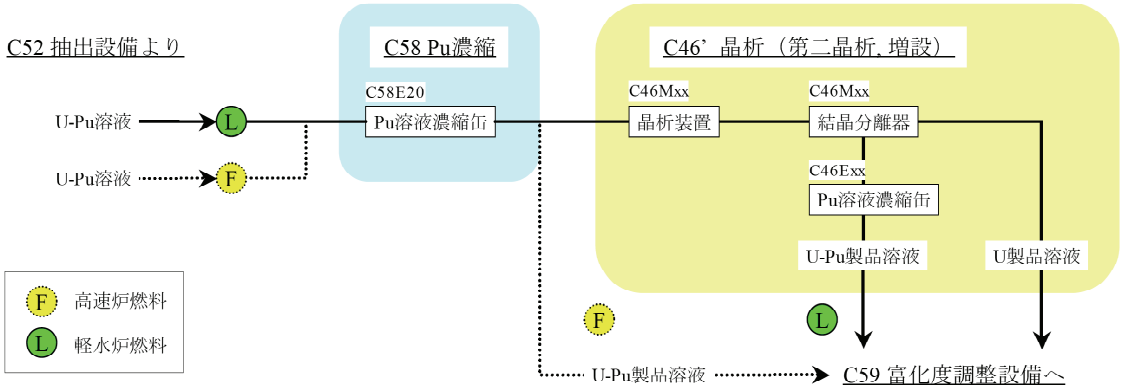


図 4.4.5　LWR 燃料を処理する第二晶析設備のプロセスフロー

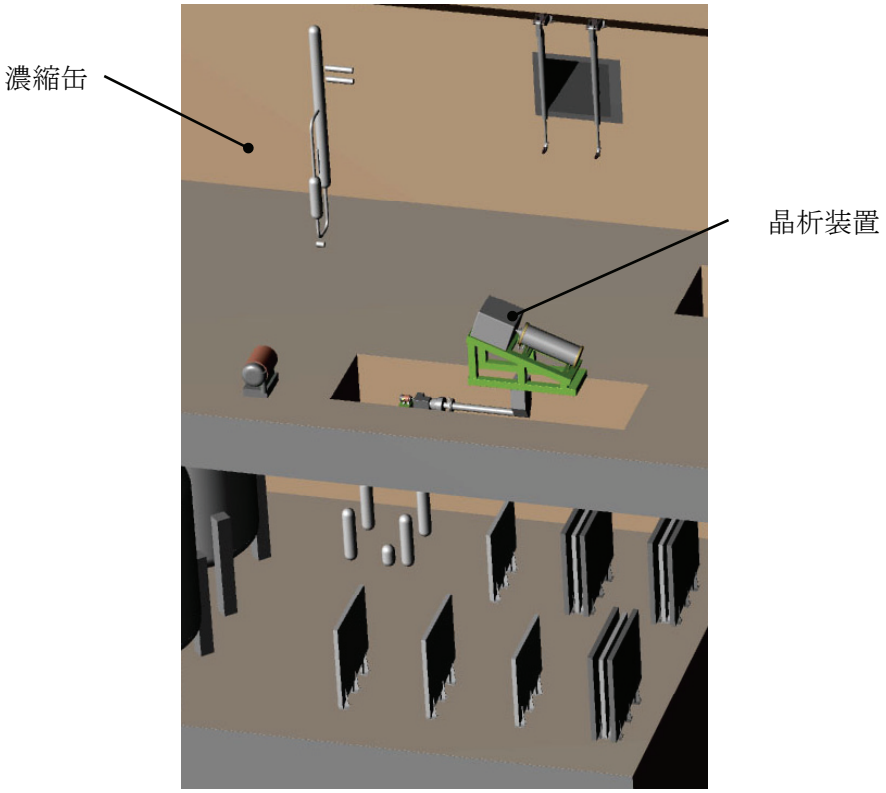


図 4.4.6　第二晶析設備の主要機器の配置例

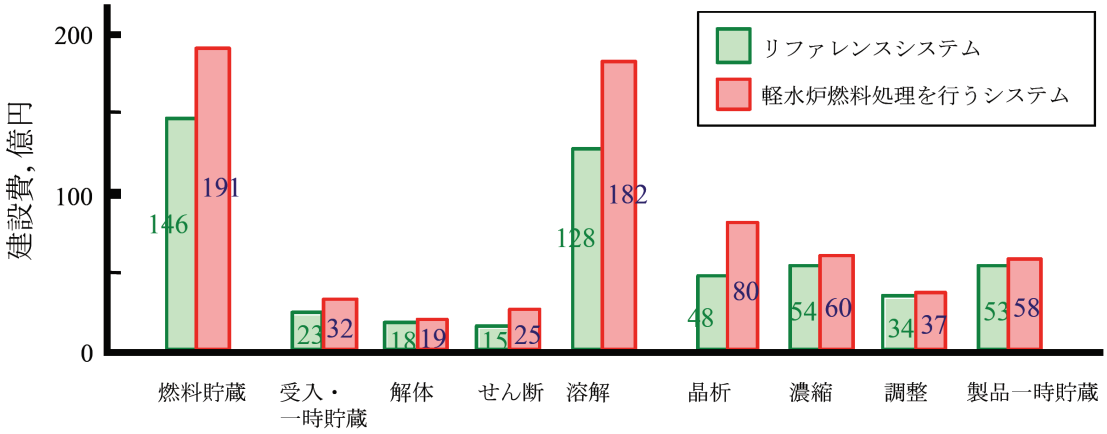


図 4.4.7　LWR 燃料を処理するシステムの主要な設備の費用見積もり

4.5 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

4.5.1 増殖比の効果

炉システムの増殖比の違いはPu富化度、径ブランケット燃料の有無に現れる。

表 4.5.1に導入期と平衡期における新及び使用済燃料集合体の違いの一例を示す。これらは処理設備と発生する廃棄物の量に影響する。

(1) 処理設備

処理すべき集合体数は、炉心燃料集合体当たりの重金属量が小さいことにより、導入期に比べて平衡期で多くなる。このため、解体とせん断処理設備の処理量が約1割増大することになる。現時点では1系列で処理が可能であり、設備の系列数を増やす必要はないと考えられる。

平衡期には径ブランケット燃料集合体を取り扱わないので、炉心燃料と径ブランケット燃料を混合する操作を要しない。これは、運転操作の簡略化につながる。

表 4.5.2に示すように取り扱うべき核分裂性物質の量は異なり、径ブランケットを要しない平衡期において約16 %多い量を取り扱う必要がある。この場合、より高い濃度のPu溶液を取り扱う工程が生ずるが、臨界管理は全濃度管理を前提としているので、機器の変更は生じない。溶液のインベントリが増大する機器は、溶媒抽出工程以後の一部の槽類と蒸発缶に限定される。

使用済燃料と新燃料のPu富化度の差は平衡期において小さい。これにより、Pu分配の機能を担う晶析工程の操作条件を緩和しうる。具体的には、供給液の金属もしくは酸濃度の低減、晶析温度の上昇が期待される。

本検討の範囲での増殖比の変動により、設備の大きな変更や全体的なコストの増大には至らないものと思われる。

(2) 廃棄物

平衡期には平均燃焼度が上昇しFPの量が増大するので、単位処理量当たり約3割多くのガラス固化体を発生することになる。

また、平衡期には、約1割多くの集合体構造材料を廃棄物として排出する。これは、径ブランケット燃料集合体に比べて、収納する核燃料物質量が少ないことによる。

4.5.2 燃料組成変動時の影響

本設計研究では、内側炉心（Inner Core + Axial Blanket; IC+AB）、外側炉心(Outer Core + Axial Blanket; OC+AB)および径方向ブランケット(Radial Blanket; RB)の各燃料を混合、平均化したものを基準燃料組成として用いた。実際の運転においては、燃料集合体毎に解体、せん断の処理をし、複数の燃料集合体の混合は溶解の後に行うので、混合後の燃

料溶解液の組成は変動しうると考えることが適当である。再処理によって得られた製品のPu富化度等が変動する場合、燃料製造工程において要求されるPu富化度を満たさない可能性が生じる。また、RBを個別に処理する場合には、高濃度のPuフィッサイルを含む製品が発生する。

複数の種類の溶解液を調整設備において混合する方策について、フェーズIにおける設計条件を元に検討した。調整設備では、バッファ槽にて複数の燃料溶解液を受け入れることとし、溶解液を受け入れるスケジュール（以後、処理モードと呼ぶ）を解析した。一例として、以下に示す燃料集合体の処理モードを考えた。

処理モードA： IC+AB集合体2体、OC+AB集合体1体、RB集合体１体の計4体の処理を266回繰り返す。
処理モードB： OC+AB集合体2体、RB集合体1体の計3体の処理を21回繰り返す。
処理モードC： IC+AB集合体1体、RB集合体2体の計3体の処理を1回行なう。

これらの処理モードにより得られる溶解液の組成を
表 4.5.3および図 4.5.1に、製品溶液の年間回収量を表 4.5.4に示す。図 4.5.1から、各処理モードとも、燃料組成はフェーズI設計の設計条件である平均化した燃料組成に近い値となり、処理モードごとに操作条件を大きく変えることなく操業できると考えられる。集合体を単位として、IC+AB燃料、OC+AB燃料、RB燃料を混合することにより、Pu富化度が30 %以上である製品に、約99 %のPuを回収できることがわかった。

複数の処理モードを設けるに当たっては、バッチあたりの燃料集合体数が多い処理モードAに対応するため、調整槽の容量を増加することが必要となる。上記の例では、容量を800Lから1,440Lへ変更すればよい。

このように、使用済燃料の組成が変動する場合には、集合体を単位として混合と平均化の措置を取ることにより実際的に対応しうるものと考えられる。

4.5.3 水冷却炉検討

「BWR型水冷却高速炉」は、燃料集合体を稠密にし、さらに扁平炉心とすることにより中性子の減速を抑制し、高い転換比を得るLWRである（以降これを「水冷却炉」と呼ぶ）。本項では、水冷却炉への対応について述べる。

(1) 評価の前提条件

処理対象燃料の仕様を図 4.5.2、図 4.5.3、表 4.5.5および表 4.5.6に示す。他は先進湿式法のリファレンスシステムに準拠する。リファレンスシステムと水冷却炉の燃料では、以下のような相違がある。

- 燃料集合体：水冷却炉では扁平炉心を採用していることから、集合体の全長が約2mと短く、リファレンス設計の処理対象燃料（約4 m）に比べ半分程度である。集合

体当たりのHM量は0.16 t(HM：145.7t/炉心、集合体：900体/炉心)であり、プラントの処理能力を200 tHM/yとする場合、6.25体/日以上を処理する必要がある。これはリファレンスシステムの6.7体/日とほぼ同等の値である。

- Pu富化度：Pu富化度（重金属に対するPu質量の比）は約16 %である。リファレンスシステムの処理対象燃料は約10 %である。
- FP量：水冷却炉燃料のFP量は新燃料重金属1t当たり47.1 kgとなる。リファレンスシステムでは62.7 kgである。

(2) プロセス・工程等への影響評価

(i) リファレンスとの相違による考慮すべき事項

前項に述べた相違点に起因して考慮すべき事項を以下に示す。FP量の相違に伴う影響は次項で述べる。

(a) 集合体形状の相違に伴う前処理工程への影響

集合体の長さが約半分となることにより、前処理工程機器の小型化が期待できる。しかし、前処理装置の占有面積を縮小化しても、セルの階高が低くなる等、プラント全体に波及するような大きな効果はなく、影響は小さいものと考えられる。

(b) Pu 富化度の相違に伴う溶解・晶析・抽出工程への影響

リファレンス設計における晶析工程は、Uを結晶として粗分離することにより、次工程である抽出工程の処理量を最小化することを目的として追加したものである。この考え方を継承し、リファレンス設計で用いている遠心抽出器によって処理可能となるよう、晶析工程においてUを粗分離した場合の影響について検討する。ここでは、抽出工程において処理する単位時間当たりの重金属量が変動しないよう検討した。

水冷却炉燃料のPu富化度は16 %であり、晶析工程においてUを約80%除去することになる。このとき、母液のPu富化度は約50%であり、リファレンス設計の母液のPu富化度（約30 %）に対して約1.7倍となっている。これに伴い、遠心抽出器や槽類の臨界設計の見直し等が必要となるが、機器設計において対応可能なものと考えられる。

溶解工程に関しては、現実的な溶解（3時間で約100%の溶解率を得る）が可能なPu富化度の目安は約32%と考えられている。一方、水冷却炉の現炉心設計では、装荷時のPu富化度は最大で33.5% であり、燃焼を考慮すれば、燃料の溶解性等への悪影響は大きくないと推測される。

(ii) 廃棄物発生量

ガラス固化体の発生量は処理対象燃料のFP量の比により推定できると考えられ、水冷却炉ではリファレンス設計に比べ固化体発生量が処理量（tHM）当たり75%になると推定される。その他の廃棄物はリファレンス設計と同等と考えられる。

(iii) 機器構成への影響

前項までの検討結果から、水冷却炉の燃料をリファレンスシステムにおいて処理する場合には、燃料集合体の全長が短くなることに伴い、前処理工程の占有スペースが縮小されうること、晶析後の母液のPu富化度が大きいことに伴い、抽出工程の臨界設計の見直しが必要なことがわかった。

(iv) 経済性

経済性については、(iii)項で述べた事項が寄与するものと考えられる。しかしながら、いずれも設備の大幅な変更やセル容積の増減に寄与するには至らないと考えられ、建設費の観点からは、リファレンス設計とほぼ同等のプラントとなるものと思われる。

4.5.4 FP（I,Tc,Cs,Sr）回収及びターゲット（I,Tc)ピン処理技術の検討

(1) 対象とする元素とその回収後の取り扱い

対象とする元素の処理方策を表 4.5.7にまとめて示す。CsとSrは発熱特性に着目し、主に寄与する核種である^{137}Csと^{90}Srの減衰を待つために長期間の保管管理を行う。管理する化学的形態を決定する段階にはないが、再処理製品を水溶液と仮定することは妥当と考えられ、硝酸溶液として得ることを想定した。TcとIについては、^{99}Tcと^{129}Iが非常に長い半減期を有していることからこれらを核変換することを前提とした。ターゲットとして Tc金属とヨウ化イットリウム（YI_3）がそれぞれ想定されており、これらを製品として得ることとした。

分離回収においては回収率を可能な限り高めることが重要であり、分離方法の選定においてはこの点を重視した。CsとSrは簡素化溶媒抽出法の共除染工程からの抽出残液に、I は溶解工程およびヨウ素追い出し工程からのオフガスにほとんどが移行するので、これらを分離回収の対象とすれば良い。Tcは溶解工程で発生する不溶解残渣、簡素化溶媒抽出法の共除染工程から排出される抽出残液と装荷溶媒に分散するので、回収率を高めるためにこれらのすべてを回収の対象とした。

TcやIを照射する時に減速材として水素化ジルコニウム（ZrH）の使用が検討されている。使用後のZrHの処理についても併せて検討した。

(2) Cs と Sr の回収

分離技術を調査した結果、高い回収率を達成し、既往の機器を利用できることから溶媒抽出法の中から選定することとした。高酸性溶液からCsやSrを回収する方法としては、Srをクラウンエーテル系抽出剤で回収するSREX法[1]、Csをカリックスアレン系抽出剤で回収するCSEX法[2]、CsとSrを共に回収するDCC法[3]およびUNEX法[4]が挙げられる。本検討では、上記の方法の中で最も金属の装荷度を高く設定できると考えられ、最小の溶媒抽出工程を構成しうるDCC法を選定し、工程系統図（PFD）や物質収支を検討した。なお、DCC法は工学規模での適用が行われた唯一のプロセスである。

DCC法は抽出剤としてコバルトジカルボリド（ChCoDiC, [$(B_9C_2H_8Cl_3)_2Co$]-）とポリエチレングリコール（PEG 400）を用い、これらをフッ素化合物であるメタニトロベンゼン三フッ化物（MNBTF）に希釈して混合溶媒とする。溶媒の組成は0.06-0.15M ChCoDiC-0.03-0.07M PEG in MNBTFである。

分離工程は溶媒抽出法の典型的なものであり、調整、抽出、逆抽出、溶媒洗浄から成る。フローシートを図 4.5.4に示す。簡素化溶媒抽出法の抽出残液からの回収を想定すると、供給液の硝酸濃度は3M以下にする必要があるので、溶液をあらかじめ希釈する操作を行う。抽出工程においては、抽出溶媒にCsとSrが抽出されるが、他にRbとBaが抽出されうる。逆抽出にはより高い硝酸濃度の逆抽出溶液を用いる。溶媒洗浄にはヒドラジンを混合した硝酸溶液を用いる。各抽出器から排出される水溶液は抽出溶媒の成分を含むものと考えられるので希釈剤洗浄を行うが、MNBTFと接触させて抽出剤を除去する。運転の結果、製品が仕様を満足できなかった場合にリワークを行うことを想定して、必要に応じて濃縮操作を行えるよう蒸発缶と貯槽を設ける。ここで、廃液の濃縮および処理に係わる設備は簡素化溶媒抽出等の上流側の工程と共用できると想定した。また、FやClを含む廃液について特別な処理工程は要しないものと仮定した。

物質収支および主要な機器を検討し、経済性の見込みを概略的に検討した。200tHM/y規模の施設を仮定し、本分離施設を独立した建屋として建設する場合、他の施設の建設費について試算した値を用いておよそ500億円と求められた。これは、フェーズI検討におけるSETFICS法に基づく施設の9割弱である。

(3) Tc の回収

使用済燃料の溶解液中でTcは過テクネチウム酸イオンTcO_4^- として存在し、一部がUやZrとともにTBPに抽出される。抽出残液に含まれる成分は、陰イオン交換により容易に回収することができる。フェーズI研究において検討したイオン交換法は、吸着材として無機有機複合陰イオン交換体AR-01を用いるが、模擬溶解液を用いた試験におけるTcの吸着が報告されており、これを適用することが考えられる[5]。また、装荷溶媒からの選択的な分離回収については、装荷溶媒を高濃度の硝酸溶液と接触させて回収する方法が報告されており[6,7,8]、簡素化溶媒抽出工程を大きく変更することなく実現できるので適当と考えられる。

不溶解残渣からTcを回収するには、残渣成分のマトリックスを溶解する操作が不可欠である。一旦溶解してTcをTcO_4^- とすれば、前述の抽出残液と同様の方法により回収することができる。溶解する方法には、アルカリ化合物による融解や電気化学的な溶解が考えられる。

Tcは硝酸溶液として得られるので、TcO_4^-を酸化物に転換し金属へ還元する処理が必要である。Tcの酸化物にはTcO_2やTc_2O_7がある。TcO_2は水溶液中で還元して沈殿として得る可能性があり、水素還元によりTc金属とすることができる。

照射ターゲットは金属であり、Tcの中性子吸収により生成するRuが含まれると考えられる。Ru等の不純物を除去するためには、照射ターゲットを溶解して硝酸溶液とし、上述の

陰イオン交換による処理を施すことが適当と考えられる。

これらの処理の流れを図 4.5.5に示す。

(4) Ｉの回収

Iは溶解工程においてその大部分が気相へと移行し、固体吸着材に捕捉される。リファレンスシステムでは固体吸着材を放射性廃棄物として取り扱う。現行のオフガス処理システムを改変することなくIを回収することを前提として、吸着材からIを脱着する方法を検討した。

銀を含む吸着材中でヨウ素はAgIとして存在するが、これを水素気流中でHIに転換して回収する方法が報告されている[9]。一方、YI_3の無水塩はYを含む固体化合物とヨウ素もしくはヨウ化水素（HI）を含む気体との反応により製造される。ヨウ素は吸着材からHIとして回収するので、YCl_3とHIの反応による方法が好適であると考えられる。

照射ターゲットはIの核反応生成物であるXeを含むが、ターゲット要素をせん断することにより多くのXeが除去できると推測される。また、得られるYI_3–YからHIを回収する過程で他の成分から分離できると考えられる。

これらの処理の流れを図 4.5.6に示す。

(5) 照射 ZrH 減速材の処理

照射中のZrH減速材からのHの損失やマトリックス構造の変化を考慮すると、照射減速材から金属Zrを回収して減速材の製造工程に供する方法が良いと思われる。

照射後の減速材は放射化生成物としてMoを含む。ZrとMo金属の融点は非常に高く、水溶液への溶解性が悪い。Zrを回収する場合には、あらかじめZrHを加熱してHを除去し、塩化物系の溶融塩に基づくKroll法を適用することが適当と考えられる。

(6) FP を回収する技術の実現についての見通し

選定した手法は、その化学的な原理が既に示されているか、もしくは原理的には実現の可能性が高いと考えられるものである。技術的な実証を行うには、それぞれの手法について試験研究を行う必要がある。

研究開発の長期的な計画を作成するためには、複数の手法を候補技術として摘出し、相互に比較する検討も必要となろう。

4.5.5 Cm 遅延サイクルシステム技術

使用済燃料に含まれるCmを分離して長期間保管管理するシステムを検討する一環として、Cmを分離回収する手法について検討した。

4f元素であるランタニド（Ln(III)）と5f元素であるAmおよびCm(An(III))は、水溶液中の化学的挙動が良く似ており、その分離化学は古くからの研究開発課題であった。特にAmとCmの相互分離は難しい技術とされている。

照射燃料からCmを回収するには、一般にLn(III)-An(III)混合物を得、これらの元素群を

相互に分離した後に、AmとCmを相互に分離するという複数の工程が必要とされる。AmとCmを相互に分離する方法は、AmをAm(IV) 以上の酸化状態に酸化してCm(III)と分ける方法と、いずれも三価の状態としてわずかな錯形成の差を利用する方法に大別できる。

Am(III)を酸化すると化学的な挙動をCm(III)と大きく変えることができるので、良好な分離性能が期待できるが、水溶液中でのAm(III)の酸化はその酸化還元電位が高いために難しい。また、酸化は高酸濃度の条件ではより困難となり、CeやFeなどの相対的に容易に酸化されるイオンが共存すると酸化の効率は大きく低下する。これらのことから、Am(III)を酸化する分離手法は、AmとCmの混合物に対して適用することが適当と考えられる。Am(III)の酸化を利用したCmとの代表的な分離技術を表 4.5.8に示す[10,11,12,13]。

アミン抽出法とSESAME法はそれぞれAm(IV)もしくはAm(VI)を抽出する手法であるが、水溶液にリンタングステン酸を加える点は同様であり、その濃度を変えることによりAmの原子価を変えている。技術的には一群として捉えることも可能である。一方、炭酸沈殿法は、無機溶液中で無機塩としてAmを沈殿分離することから、化学工程の設計や安全設計は相対的に容易であると思われる。

Am(III)の状態で分離する技術としては陽イオン交換法があり、米国Pacific Northwest Laboratoryにてkg量のAmを回収した実績が報告されている[14]。高酸性の溶液から An(III)を陽イオン交換体に吸着することはできないので、あらかじめ低い酸濃度の溶液にしておく必要がある。大量のα放射体を取り扱うイオン交換分離においては事故例が知られているが、多くの場合でα放射体を吸着した状態で長期間放置したことが原因であり、運転管理を適切に行うことでそのような可能性を低減することが可能である。また、代替技術として検討したイオン交換法で用いられる技術を応用し、SiO_2-Pベースの陽イオン交換体を利用すれば [15]、分離に用いる有機物の量やα放射体を吸着する時間を低減しうるので、潜在的な危険性を下げることができる。

以上のような状況から、Cmを分離するための候補技術としては、アミン抽出やSESAME法に代表されるAm(IV)もしくはAm(VI) の溶媒抽出、Am(V)の炭酸沈殿、並びにSiO_2-Pを利用した陽イオン交換法が挙げられる。また、対象とする溶液は、抽出クロマトグラフィーやSETFICS法により得られるAmとCmを主成分とし多くのFPや腐食生成物を除去したものが適当である。Cm分離回収技術を確立するためには、これらの技術に関する試験研究が必要である。

4.5.6 Cs 及び Sr の減衰処分

(1) 検討の背景

環境負荷低減および高レベル固化体の処分費を低減するなどの観点から、高レベル放射性廃棄物であるガラス固化体発生量の低減が望まれる。このためには、発生量を支配する因子の一つである廃棄物成分による発熱を低減することが効果的であると考えられ、その方策の一例として、高発熱性核種を含むFPであるCs（高発熱性核種は^{134}Csと^{137}Cs）とSr

（高発熱性核種は^{90}Sr）を高レベル放射性廃棄物から分離する方法が考えられている[16]。また、これについては米国において提唱された「第4世代原子力システム（GEN–IV）」の開発において、2002年10月に作成されたそのロードマップに記されており[17]、次世代システムを担う技術としての開発が期待されている。

以上のような方法が環境負荷および経済性等に及ぼす影響を定量的に評価し、CsおよびSrの分離・減衰処分システムの有用性を見極め、その情報を把握しておくことは、合理的なFBRサイクルを構築していく上で重要である。本検討では、CsとSrを分離しない従来型のシナリオと、CsとSrを分離するシナリオを設定し、各シナリオに対してガラス固化体発生本数および高レベル放射性廃棄物の処分に係る費用等を試算することで、環境負荷および経済性等に及ぼす効果を定量的に評価した。

(2) シナリオの設定

シナリオは、①CsとSrを減衰せずに処分する基準シナリオ（シナリオ1）、②分離と減衰処分を行うシナリオ（シナリオ2）の2つを設定した。各シナリオの概念を図 4.5.7に示す。

(i) シナリオ１（基準シナリオ）

使用済燃料を再処理することにより発生した高レベル放射性廃液をガラス固化体にして処分するシナリオである。CsとSrの分離、保管管理等に要する費用が発生しない。なお、重要な発熱性物質であるAmとCmを除去する前提としており、現行のシステムに比べて発熱量は低減すると考えられる。

(ii) シナリオ２（Cs と Sr の分離・減衰処分シナリオ）

使用済燃料を再処理することにより発生した高レベル放射性廃液から、CsとSrを分離する。分離したCs及びSrは崩壊熱を減衰させるために一時的に貯蔵する。一定期間貯蔵した後、CsとSrを分離した高レベル放射性廃液と混合し、ガラス固化体にして処分するシナリオである。CsとSrはFPによる崩壊熱の約65 %を占めており、この崩壊熱を低減することでガラス固化体本数を低減する可能性がある。一方で、CsとSrの分離および一時貯蔵に要する費用が発生する。

(3) 前提条件

(i) 使用済燃料組成

フェーズIで検討した酸化物燃料FBR炉心（1.5GWe）に基づく燃料を対象とした[18]。炉心平均燃焼度は15万MWd/t、炉心・径ブランケット平均燃焼度は6.9万MWd/tである。また、炉外冷却期間は4年である。

(ii) ガラス固化体質量

日本原燃（株）の六ヶ所再処理施設で採用しているガラス固化体の仕様条件と同一とした[19]。ガラス固化体重量は500kg/本、ガラス重量は400kg/本である。

(iii) ガラス固化体量の制限因子

ガラス固化体の発生量を制限する因子として以下の3つが重要である。この中で最も厳しい因子となるFP酸化物濃度により制限した。ガラス固化体へのFP酸化物の添加量を向上させる検討が進められており[20]、これを考慮して25 wt%まで5 wt%刻みで3ケースを設定した。

- 発熱　　：2.3kW/本以下
- FP酸化物濃度：15wt%以下、20wt%以下、25wt%以下（3ケースを設定）
- Mo濃度　　：2wt%以下[21]

(iv) 再処理・分離処理における移行率

晶析と簡素化溶媒抽出法からなる再処理主工程、SETFICS法によるMA分離工程、DCC法によるCs-Sr分離工程を想定した。高レベル廃棄物の元素組成を決定するために、これらの処理における元素の移行率に設定した。再処理主工程の移行率を表 4.5.9に、MA分離工程の移行率を表 4.5.10に、Cs- Sr分離工程の移行率を表 4.5.11にそれぞれ示す。

FBR燃料のように高燃焼度である場合、使用済燃料中のMo量が多く、ガラス固化体発生量についてMo濃度による制限が支配的になる。これを避けるために、再処理におけるMo回収率を80%と設定した。Moは溶解時の硝酸濃度調整により不溶解残査中に移行できる可能性があるが、詳細については今後検討が必要である。

(v) その他

地層処分時にはガラス固化体の発熱量が制限されるが、これを0.4kW/本以下と設定した。

(4) ガラス固化体量の算出

(i) シナリオ 1

シナリオ1における物質収支から、高レベル放射性廃棄物に移行する元素組成および発熱量を求め、各制限因子に対するガラス固化体量を算出した。求めた値を表 4.5.12に示す。

新燃料1tHMの燃焼で発生する使用済燃料を再処理して発生した高レベル放射性廃液の発熱量は2.4kWであった。発熱を制限因子とした場合、ガラス固化体は1.03本/tHMの割合で発生することとなる。

FP酸化物濃度を制限因子とした場合、ガラス固化体の本数は15wt%以下の条件で1.08本/tHMとなり、発熱よりもこちらが支配的になる。20wt%以下、25wt%以下とする場合は発熱による制限が支配的である。

Mo濃度を制限因子とした場合、Moを80%回収することにより、ガラス固化体の発生は0.23本/tHMとなり影響はない。しかし、Moを除去しない場合には、ガラス固化体の発生は1.15本/tHMとなり、これが支配的になる。このことからも、Moの除去はガラス固化体量の低減には不可欠なものであることが分かる。

以上より、シナリオ1ではFP酸化物濃度15wt%以下の場合で1.08本/tHM、一方、20wt%以下、25wt%以下の場合で1.03本/tHMとなった。

(ii) シナリオ 2

シナリオ1と同様にFP酸化物濃度が20wt%以下、25wt%以下の場合、発熱による制限が支配的となった。これは、CsとSrを分離し、一時貯蔵によって崩壊熱を減少させることで、FP酸化物濃度が支配的である範囲においてガラス固化体の量を低減する可能性を有することを意味している。FP酸化物濃度を20wt%以下とする場合、発熱の制限を考慮しないとガラス固化体の発生は0.81本/tHMとなる。よって、発熱による制限が支配的とならない条件まで崩壊熱を低減させればよい。このために500 W/tHMを減じる必要があり、CsとSrによる発熱の34%に当たる。FP酸化物濃度25wt%以下の場合、FP酸化物濃度を制限因子とするとガラス固化体の発生は0.65本/tHMで、必要な発熱の低減は880 W/tHMとなり、CsとSrによる発熱の59 %に相当する。

CsとSrの発熱量を34%および59%低減するためには、それぞれ12年、32年の貯蔵期間が必要である。

(5) 分離・貯蔵・処分コスト

以上に示した分離方法、ガラス固化体本数、貯蔵期間、等をもとに、各シナリオの分離・貯蔵・処分の経済性を評価した。

(i) コストの評価範囲

以下に示す範囲のコストを求めた。

- Cs-Sr分離（再処理・MA分離後の中間高レベル放射性廃液からCsとSrを分離するコスト）
- Cs-Sr溶液一時貯蔵（Cs- Sr溶液を一時貯蔵するコスト）
- ガラス固化体中間貯蔵（処分前にガラス固化体を中間貯蔵するコスト）
- 地層処分（ガラス固化体を地層処分するコスト）

各コストは単位物量あたりの費用を設定し、これを用いて評価することとした。なお、各シナリオに共通する再処理費用、MA分離費用については範囲外とした。処分対象は高レベル放射性廃棄物のみとし、低レベル放射性廃棄物、分離により発生する二次廃棄物等についても範囲外とした。

(ii) 各コストの単価検討

(a) Cs-Sr 分離施設の設計とコスト

シナリオ2におけるCsとSrの分離に係るコストは、単位使用済燃料を再処理・MA分離して発生した中間的な高レベル放射性廃液からCsとSrを分離するために要する費用として、「万円/tHM」を単価として求めた。この単価は、処理規模が200tHM/yであるリサイクル施設からの高レベル放射性廃液を処理する施設を設定し、その概略的なプラント設計検討から建設費と年間運転経費を見積り、算定した。Cs-Sr分離施設のプラント概念図を図4.5.8に、建設費と年間運転経費の算定結果を表 4.5.13に示す。これらの結果から単価を3,000万円/tHMと評価した。

(b) Cs-Sr 溶液貯蔵施設設計とコスト

分離したCsとSrは液体として得られるが、この崩壊熱を低減するために、一時的に貯蔵する際のコストを評価した。このコストは「万円/tHM・y」を単位として求めた。

この単価は、処理規模が200tHM/yである36の再処理施設から得られるCs-Sr溶液を受け入れる施設検討結果[22]を踏まえて建設費と年間運転経費を見積り、算定した。建設費と年間運転経費の算定結果を表 4.5.14に示す。単価は67万円/tHM・yと求めた。

(c) ガラス固化体中間貯蔵施設設計とコスト

製造直後のガラス固化体は2.3kW/本と発熱量が大きく、このままでは地層処分に適さないため中間貯蔵が必要となる。このコストは「万円/本・y」を単位として求めた。

この単価は、ガラス固化体7,920本を収容する施設（日本原燃（株）六ヶ所再処理施設並）の検討結果[22]を踏まえて建設費と年間運転経費を見積り、算定した。建設費と年間運転経費の算定結果を表 4.5.15に示す。単価は61万円/本・yと求めた。

(d) 地層処分のコスト

ガラス固化体を地層処分するためのコストを評価した。このコストは「万円/本」を単位として用めた。

この単価は、ガラス固化体40,000本を地層処分する処分施設の検討結果[23]で得られた処分総額を踏まえて算出した。単価は6,700万円/本と求めた。

(iii) ガラス固化体の中間貯蔵期間

製造時に発熱量が2.3kW/本あるガラス固化体は、これを地層処分するために0.4kW/本まで発熱量を低減する必要がある。崩壊熱の低減に必要な中間貯蔵期間を評価した。シナリオ1ではFP酸化物濃度15wt%の場合、シナリオ2ではFP酸化物濃度20wt%、25wt%の場合を対象とした。各々のケースにおける貯蔵期間とガラス固化体発熱量の関係を図 4.5.9に示す。

含まれる核種組成が各ケースで異なるため、中間貯蔵期間も異なる。シナリオ1およびシナリオ2のFP酸化物濃度20wt%の場合は中間貯蔵期間を50年、シナリオ2のFP酸化物濃度25wt%の場合は中間貯蔵期間を40年とした。

(iv) 経済性の評価

前述したガラス固化体量、処理などに係わる単価、中間貯蔵期間から、分離・貯蔵・処分の各コストを算出し、各シナリオにおける経済性を評価した。結果を表 4.5.16に示す。

シナリオ1に対して、シナリオ2ではCsとSrを分離・一時貯蔵することでガラス固化体の本数が減少するために、ガラス固化体の中間貯蔵および地層処分費が低減された。その効果はFP酸化物濃度20wt%の場合で25%、同じく25wt%の場合で57%の低減となった。一方、シナリオ2ではCsとSrを分離および一時貯蔵するためのコストが必要であり、この費用はFP酸化物濃度20wt%の場合で0.38億円/tHM、同じく25 wt%の場合で0.51億円/tHMとなった。結果として、CsとSrの分離・一時貯蔵を含むシナリオ2の方が費用を要するものと考

えられ、その程度はFP酸化物濃度20wt%の場合で10%増、同じく25wt%の場合で5%増程度に留まった。

(6) 総合評価

以上の検討結果を踏まえて、環境負荷への影響および経済性への影響を評価した。

(i) 環境負荷への影響

各シナリオにおけるガラス固化体の発生量を表 4.5.17に示す。今回の検討条件では、CsとSrを分離しないシナリオ1に対して、CsとSrを分離・一時貯蔵するシナリオ2では、高レベル廃棄物の崩壊熱を低減することが出来るため、ガラス固化体の本数を25～40%低減しうると評価された。

各シナリオについて、ガラス固化体の元素組成を同族の元素ごとに分けて図 4.5.10に示す。各シナリオとも組成分布は同等であり、元素組成による地層処分への影響はほとんど無いものと考えられた。

(ii) 経済性への影響

今回の検討条件では、CsとSrを分離しない場合に対して、分離する場合で高レベル廃棄物の崩壊熱が低減できる。よって、ガラス固化体の本数が減少し、中間貯蔵・地層処分に係るコストを低減することが出来ると評価された。一方、CsとSrを分離する場合にはそのためのコストが付加されるので、総合的にはコスト増となった。その増分は5～10%程度であり、経済性に大きな影響はないものと思われる。

(iii) 結論および今後の課題

以上の結果、CsとSrを分離後一時貯蔵する場合、経済性に対して大きな影響を与えずに、ガラス固化体本数の低減等環境負荷の低減を図ることが可能であると考えられる。今後、① Mo分離の成立性確認、② ガラス固化体中のFP酸化物濃度の増加に関する研究開発、③ CsとSrの分離で発生する二次廃棄物の低減、④ CsとSrを溶液で貯蔵する際の安全性の検討等を進める必要があると考えられる。

4.5.7 振動充填燃料の処理

振動充填燃料の仕様をペレット燃料と比較した表を表 4.5.18に示す。集合体については、その全長やピン数は同一であり、寸法の指標と考えられる外対面間距離は20mmほどしか違わない。燃料要素、Pu富化度、燃焼度などについては仕様の違いはいずれも小さい。

これらの差違は4.2章において論じた先進湿式法の各処理工程の設計に影響を与えるとは考えにくい。現段階の振動充填燃料の設計情報を元にすると、再処理工程はペレットを前提とした工程と同様に考えれば良いといえる。

4.5.8 多面的評価向け炉心・燃料仕様における再処理システムの評価

(1) 検討したケース

湿式再処理法については表 4.5.19に示すような燃料などの違いについて検討し、多面的評価にデータを供した。処理工程などに関する技術検討については各章を参照されたい。

(2) 廃棄物

ガラス固化体の発生量は、各使用済燃料の組成を用いて算出した。量の算出には、廃棄物成分の溶解度と発熱を考慮したが、結果として溶解度が支配的であった。ここで、FP酸化物の組成は12wt%、発熱は2.3kW/本の値を制限値として用いた。

(3) 経済性

建設費と操業費を見積もったが、詳細な設計を行っていないプラントについては、先進湿式法のリファレンスシステムを基準として差分を検討する方法で行った。

[参考文献]

1) E. P. Horwitz, et al. : “SREX: A New Process for the Extraction and Recovery of Strontium from Nuclear Waste Streams”, Solvent Extr. Ion Exch., Vol. 9, p. 1 (1991).
2) R. A. Leonard, et al. : “Development of a Solvent Extraction Process for Cesium Removal from SRS Tank Waste”, Sep. Sci. Technol., Vol. 36, p. 743 (2001).
3) V. V. Babain, A. Yu. Shadrin : “New extraction technologies for management of radioactive wastes”, Chem. Sep. Technologies Relat. Methods Nucl. Waste. Manag., 135-154 (1999).
4) J. D. Law, et al. : “The Universal Solvent Extraction (UNEX) Process. II. Flowsheet Development and Demonstration of the UNEX Process for the Separation of Cesium, Strontium, and Actinides from Actual Acidic Radioactive Waste”, Solvent Extr. Ion Exch., Vol. 19, p. 23 (2001).
5) Y. Wei, et al. : “The Application of an Advanced Ion Exchange Process to Reprocessing Spent Nuclear Fuels, (I) Separation Behavior of Fission Products from Uranium”, J. Nucl. Sci. Technol., Vol. 35, p. 357 (1998).
6) R. Baker, et al. : “A Technetium Rejection Flowsheet”, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser., No. 119, p. 213 (1990).
7) G. Uchiyama, et al. : “Advanced Technologies for Long-Lived Nuclides Separation in Reprocessing”, GLOBAL 2001, France, Paris (2001).
8) B. Ya. Zilberman, et al. : “Separation of Long-Lived Radionuclides from NPP Spent Fuel and Its Processing Wastes Using SUPER PUREX as TBP-Compatible Process”, GLOBAL'2001, France, Paris (2001).
9) R.T. Jubin : “Literature Survey of Methods to Remove Iodine from Off-gas Streams Using Solid Sorbents”, ORNL/TM-6607 (1979).
10) B. F. Myasoedov, et al. : “Extraction of Tetravalent Americium”, J. Less-Common Metal., Vol. 122, p. 195 (1986).
11) G. A. Burney : “Curium Process Development II-I. Separation of Americium from Curium by Precipitation of K3AmO2(CO3)2”, DP-1109 (1968).
12) L. Donnet, et al. : “The Development of the SESAME Process”, Fifth OECD/NEA Information Exchange Meeting on Actinide and Fission Product Partitioning and Transmutation, SCK-CEN, Mol, Belgium, 25-27 November 1998 (1998).
13) M. Kamoshida, T. Fukasawa : “Solvent Extraction of Americium(VI) by Tri-n-butyl Phosphate”, J. Nucl. Sci. Technol., Vol. 33, p. 403 (1996).
14) E. J. Wheelwright, F. P. Roberts : “The Use of Altering DTPA and NTA Cation-Exchange Flowsheets for the Simultaneous Recovery and Purification of Pm, Am, and Cm”, BNWL-1072 (1969).

15) A.-Y. Zhang, et al. : “A New Partitioning Process for High Level Liquid Waste by Extraction Chromatography”, GLOBAL 2003 (2003).
16) K. Fujii, et al. : “Effects of Separation of Minor Actinides, Cesium, and Strontium on High-Level Radioactive Waste”, The RRTD 2nd International Workshop on Nuclear Cycle, p. 73, 2003 (2003).
17) Nuclear Energy Research Advisory Committee and Generation IV International Forum : “Generation IV Roadmap: Crosscutting Fuel Cycle R&D Scope Report”, GIF-009-00 (2002).
18) 田中 博, 他 :“再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
19) 日本原燃（株） : “六ヶ所再処理事業所 再処理事業指定申請書”, 1997版 (1997).
20) 米谷雅之, 他 :“高レベル放射性廃棄物の高減容処理研究”, 動燃技報, No. 98, p. 85 (1996).
21) K. Kawamura, J. Ohuchi : “Characterization of Highly Waste Loaded Glass for HLW”, Mat. Res. Soc. Symp. Proc., 1995, Vol. 353, p. 87 (1995).
22) 佐藤浩司, 他 : “再処理システム技術検討書　FBRサイクルの実用化戦略調査研究（フェーズⅡ） 平成13年度成果報告”, JNC TY9400 2002-019（2002）.
23) 資源エネルギー庁 : “総合エネルギー調査会 原子力部会資料, 資料5-2 特定放射性廃棄物の最終処分費用および拠出金単価の見直しについて（案）”平成13年10月4日 (2001).

表 4.5.1　増殖比に係わる燃料集合体の仕様の違い

	項目	導入期	平衡期
新燃料	外側炉心 Pu 富化度（U/HM）	0.209	0.211
使用済燃料	平均 Pu 富化度（U/HM）	0.131	0.162
	FP 質量, kg/tHM	91	117
集合体数量, n/tHM	炉心（内側）	2.27	2.90
	炉心（外側）	2.16	2.76
	径ブランケット	0.76	0
	合計	5.18	5.65
構造材料, kg/tHM	炉心（内側）	1,051	1,341
	炉心（外側）	1,000	1,276
	径ブランケット	307	0
	合計	2,357	2,616

表 4.5.2　増殖比に係わる取り扱う核分裂性物質の量の違い

成分	質量, tHM/y		取り扱い量の比
	導入期	平衡期	（平衡期／導入期）
U-235	1.2	0.9	0.77
Pu-239	71.5	82.9	1.16
Pu-241	4.5	5.8	1.29
Pu_f	75.9	88.6	1.17
U-235+Pu_f	77.1	89.5	1.16

表 4.5.3　各処理モードにおける母液の組成と Pu 富化度

項目	基準[*1]	処理モード A		処理モード B		処理モード C[*2]	
		値	差, %	値	差, %	値	差, %
供給液流量, L/d	1830	1876	2.5	1874	2.4	2091	14.3
供給液密度, g/cm^3	1.41	1.37	-3.0	1.37	-2.9	1.36	-3.7
母液組成　HNO_3 濃度, M	5.8	5.7	-1.9	5.7	-1.9	5.5	-4.5
U 濃度, g/L	121	111	-7.7	111	-7.7	124	2.8
Pu 濃度, g/L	51.7	50.5	-2.4	50.7	-2.0	26.2	-49.3
MA 濃度, g/L	2.35	2.28	-3.0	2.54	8.1	0.73	-68.9
FP 濃度, g/L	26.1	25.6	-2.1	24.5	-6.0	10.4	-60.0
Pu 富化度, %	30.0	31.2	4.0	31.3	4.3	17.5	-41.8

*1　年間当たり混合・平均化した場合。

*2　調整設備において、HNO_3 濃度は 4.4M としたが U 濃度を 450g/L とすることはできなかった。

表 4.5.4　各処理モードで運転した場合の U 晶析物と U-Pu 溶液の年間回収量

項目			処理モード A	処理モード B	処理モード C
処理すべき集合体数, 体／単位処理	IC+AB		2	0	1
	OC+AB		1	2	0
	RB		1	1	2
処理回数, 単位処理回数/y			266	21	1
処理すべき集合体数, 体/y	IC+AB		532	0	1
	OC+AB		266	42	0
	RB		266	21	2
処理時間, d/単位処理			0.71	0.54	0.60
物質収支, kg/y	晶析物	U	116,687	7,035	367
		Pu	134	8	0
		MA	6	0	0
		FP	68	4	0
		合計	116,895	7,047	368
	母液	U	39,284	2,368	155
		Pu	17,811	1,078	33
		MA	805	54	1
		FP	9,021	522	13
		合計	66,921	4,022	202

表 4.5.5　水冷却炉の主要緒元と炉心特性

項　目		低除染先進湿式多重リサイクル平衡炉心	(ABWR)
電気出力	MWe	1,356	1,356
熱出力	MWt	3,926	3,926
原子炉圧力	MPa	7.2	7.2
炉心外接半径	M	3.8	2.7
燃料集合体数	体	900	872
炉心部取出燃焼度*	GWd/t	54	45
炉心取出燃焼度**	GWd/t	45	45
炉心部高さ	M	0.845	3.71
炉心流量	10^4t/h	1.8	5.2
出口クォリティ	%	51	14.5
炉心部平均ボイド率	%	69	43
炉心圧損	MPa	0.043	0.18
MOX 部 Pu 富化度	wt%/HM	31.0	－
炉心部 Puf 富化度	wt%/HM	9.3	3.8（ウラン濃縮度)
Puf 装荷量	T	15.4	－
増殖比		1.05	－
最大線出力密度	kW/ft	16	12
MCPR		1.3	1.3
ボイド反応度係数	10^{-4}Δk/k/%void	-0.5	-8
連続運転期間	Month	18	13
MOX 部 MA 含有率	wt%/HM	2.1	－
MOX 部 FP 含有率	wt%/HM	0.04	－
軸方向 5 領域の Puf 富化度分布および高さ	DU cm wt% cm DU cm wt% cm DU cm	DU 15.0 18 21.5 DU 41.0 18 22.0 DU 15.0	

*　: MOX 部＋内部ブランケットの平均燃焼度
** : MOX 部＋全ブランケットの平均燃焼度

表 4.5.6　水冷却炉燃料の組成

項目		基準組成
同位体質量比率（wt%）	Pu-238	2.7
	Pu-239	47.9
	Pu-240	30.3
	Pu-241	9.6
	Pu-242	8.5
	Am-241	1.0
Puフィッサイル（wt%）		57.5

表 4.5.7　分離回収の対象とした FP 元素

元素	回収後の取り扱い	回収製品の性状	回収の対象とする物質
Cs	長期の保管管理	硝酸溶液	・PUREX　工程の抽出残液（ラフィネート）
Sr	長期の保管管理	硝酸溶液	・PUREX 工程の抽出残液（ラフィネート）
Tc	照射ターゲットに加工	金属	・溶解工程の不溶解残渣 ・PUREX 法の抽出残液（ラフィネート） ・同じく共除染工程からの装荷溶媒
I	照射ターゲットに加工	ヨウ化イットリウム（YI_3）	・溶解工程からのオフガス

表 4.5.8　Am(III) の酸化を利用した Cm との分離技術の例

Amの原子価	分離法の名称	分離法の概要	分離の実績
Am(IV)	アミン抽出法 [11]	硝酸もしくは硫酸溶液中で Am(IV) をリンタングステン酸と錯形成し、この錯体をジオクチルアミン混合溶媒で抽出する。	旧ソビエト連邦で実験室規模の研究が行われた。
Am(V)	炭酸沈殿法 [12]	炭酸カリウム溶液中で Am(V) を含む複塩を沈殿させる。	米国サバンナ・リバー研究所で「Curium Process」として工学規模施設の検討が行われた。
Am(VI)	SESAME 法 [13]	低濃度のリンタングステン酸を含む硝酸溶液中で Am(VI) を生成し、これを TBP などの抽出剤を含む溶媒を用いて抽出分離する。	仏国原子力庁で実験室規模での研究が行われた。日立製作所において溶解液への適用に関する研究が行われた [14]。

表 4.5.9　再処理主工程の移行率設定

元素	移行率, %	
	再処理製品	中間高レベル廃棄物
U, Np, Pu	99.7	0.3
Am,Cm	1.0	99.0
アルカリ金属, アルカリ土類金属, 希土類, 貴金属, カルコゲン	1.0	99.0
ハロゲン, 希ガス	100（オフガスへ移行）	

表 4.5.10　MA 分離工程の移行率設定

元素	移行率, %	
	MA 製品	中間高レベル廃棄物
U, Np, Pu	0.1	99.9
Am, Cm	99.9	0.1
アルカリ金属, アルカリ土類金属	0.1	99.9
希土類（La, Ce, Pr, Nd）	0.1	99.9
Pm	10.0	90.0
Sm	30.0	70.0
Eu	70.0	30.0
希土類（Y, Gd 以降の重 RE）	99.9	0.1

表 4.5.11　Cs-Sr 分離工程の移行率設定

元素	移行率, %	
	Cs-Sr 溶液	高レベル廃棄物
Rb, Sr, Cs, Ba	98.0	2.0
その他	0.0	100.0

表 4.5.12　シナリオ１について試算したガラス固化体量
（使用済燃料（新燃料 1tHM からの発生分）を再処理して発生する高レベル廃棄物当たり）

制限因子	制限値	ガラス固化体量（本/tHM）
発熱	2.3kW/本以下	1.03 （Cs と Sr の寄与は 0.65）
FP 酸化物濃度	15wt%以下 20wt%以下 25wt%以下	1.08 0.81 0.65
Mo 濃度	2wt%以下 80%の Mo を除去する場合 Mo を除去しない場合	 0.23 1.15

表 4.5.13　Cs-Sr 分離施設の建設費および年間運転経費の見積もり

費目		費用	備考
建設費	設備費	400 億円	設備費：建屋費＝4：1
	建屋費	100 億円	
年間運転経費	人件費	5.8 億円/y	フェーズⅠの MA 回収施設を参考
	修繕費	15 億円/y	建設費の 3 %
	消耗品費	5 億円/y	建設費の 1 %

表 4.5.14　Cs-Sr 貯蔵施設の建設費および年間運転経費の見積もり

費目		費用	備考
建設費	設備費	310 億円	
	建屋費	120 億円	
年間運転経費	人件費	1.8 億円/y	
	修繕費	13 億円/y	建設費の 3 %
	消耗品費	4 億円/y	建設費の 1 %

表 4.5.15　ガラス固化体中間貯蔵施設の建設費および年間運転経費の見積もり

費目		費用	備考
建設費	設備費	300 億円	
	建屋費	130 億円	
年間運転経費	人件費	1.8 億円/y	
	修繕費	13 億円/y	建設費の 3 %
	消耗品費	4 億円/y	建設費の 1 %

表 4.5.16　各シナリオにおける経済性評価結果

費目 (百万円/tHM)	シナリオ 1		シナリオ 2	
	FP 酸化物 15 wt%以下	FP 酸化物 15 wt%以上	FP 酸化物 20 wt%以下	FP 酸化物 25 wt%以下
Cs-Sr 分離	－	－	30	30
Cs-Sr 貯蔵	－	－	8	21
固化体中間貯蔵	33	31	25	16
地層処分	73	69	54	44
合計	106	100	117	111

表 4.5.17　各シナリオにおけるガラス固化体発生量の評価結果
（使用済燃料（新燃料 1tHM からの発生分）を再処理して発生する高レベル廃棄物当たり）

	シナリオ 1		シナリオ 2	
	FP 酸化物 15 wt%以下	FP 酸化物 15 wt%以上	FP 酸化物 20 wt%以下	FP 酸化物 25 wt%以下
ガラス固化体 発生量 （本/tHM）	1.08	1.03	0.81	0.65
制限因子	FP 酸化物濃度	発熱量	FP 酸化物濃度	FP 酸化物濃度

表 4.5.18　ペレット燃料と振動充填燃料仕様の違い（導入期炉心の例）

項目			ペレット	振動充填
炉心特性	Pu 富化度, wt%	内側炉心	18.3	19.8
		外側炉心	20.9	22.5
	取出平均燃焼度, GWd/t	炉心	147.3	148.1
		軸方向ブランケット	21.1	16.8
		径方向ブランケット	7.7	7.4
燃料要素	全長, mm		2690	2890
	燃料	スミア密度, %TD	82	80
		炉心スタック長, mm	1000	1000
		軸方向ブランケットスタック長, mm	200/200 （上部／下部）	300/300 （上部／下部）
	被覆管	外径, mm	10.4	9.7
		内径, mm	8.98	8.36
	スペーサ	外径, mm	1.03	1.01
ラッパ管	外対面間距離, mm		201.6	189.6
集合体	燃料ピン本数		255	255
	全長, mm		4570	4570

表 4.5.19　多面的評価における湿式再処理法に関する検討の概要

分類	着目した事項	比較検討の対象	関連する本報告書の記述
増殖比	資源もしくは経済型炉心	各種のケースにおいて径ブランケット燃料の有無について	4.5.1
FP の分離回収	特別な回収工程の付加	先進湿式法に Tc、I、Cs 及び Sr を回収する工程を付加した場合について	4.5.4
燃料の型式	ペレットもしくは振動充填	先進湿式法によるそれぞれの燃料の処理について	4.5.8
	窒化物燃料	先進湿式法による処理について	4.6
	水冷却炉燃料	先進湿式法による処理について	4.5.3
再処理方式	先進湿式法もしくは超臨界直接抽出法	ペレット燃料による処理について	4.2, 4.3
施設の規模	200 もしくは 50 tHM/y	先進湿式法による処理について	4.5.7

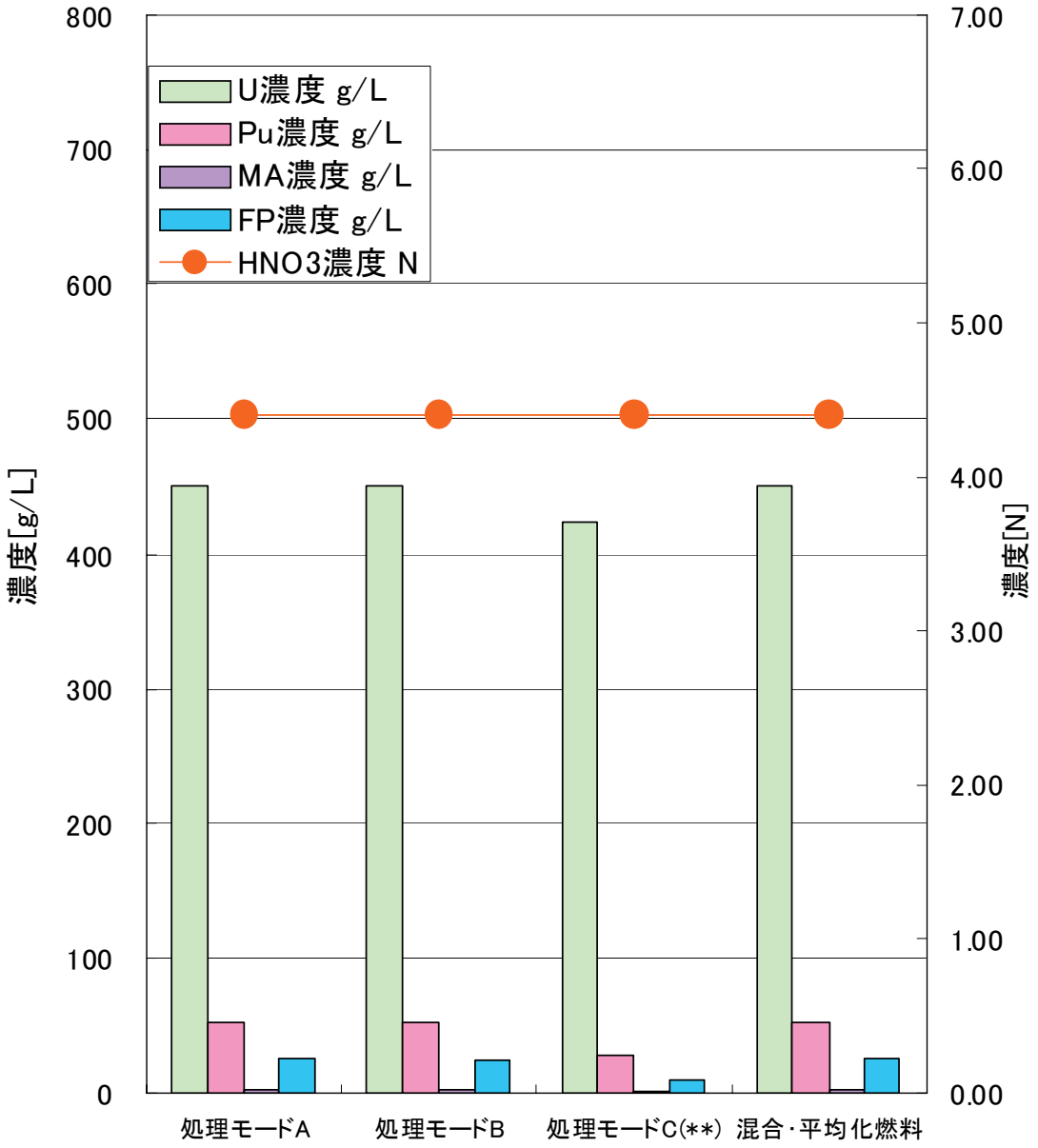


図 4.5.1　想定した処理モードにより行われる溶液の組成

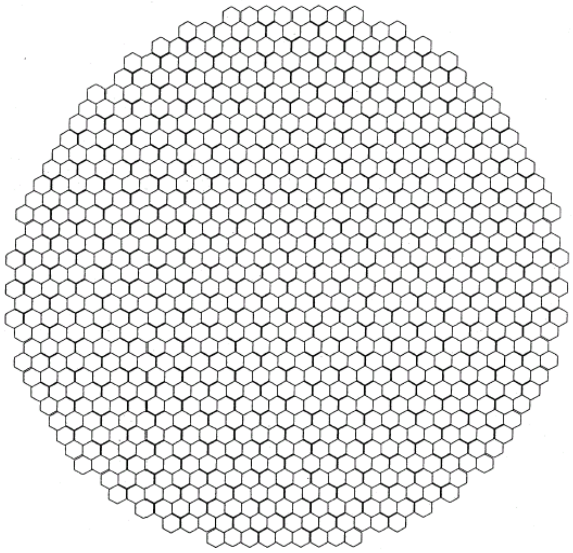


図 4.5.2　水冷却炉の炉心構成（高転換比 BWR 型炉）

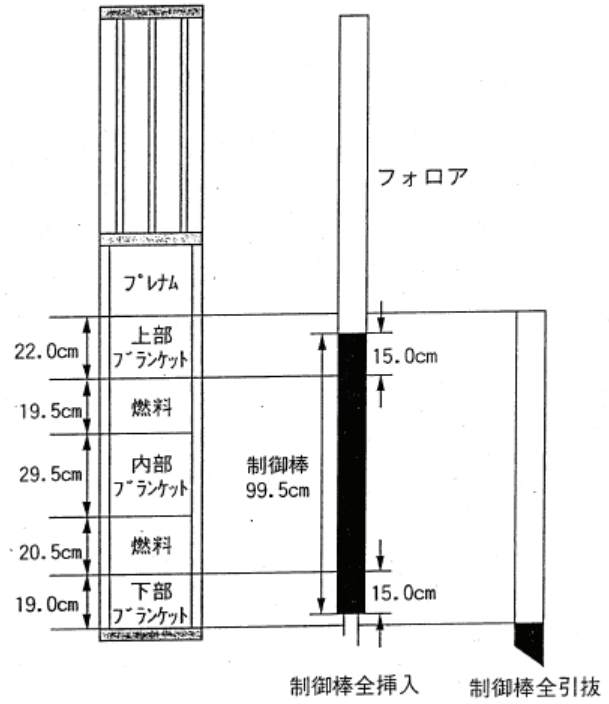
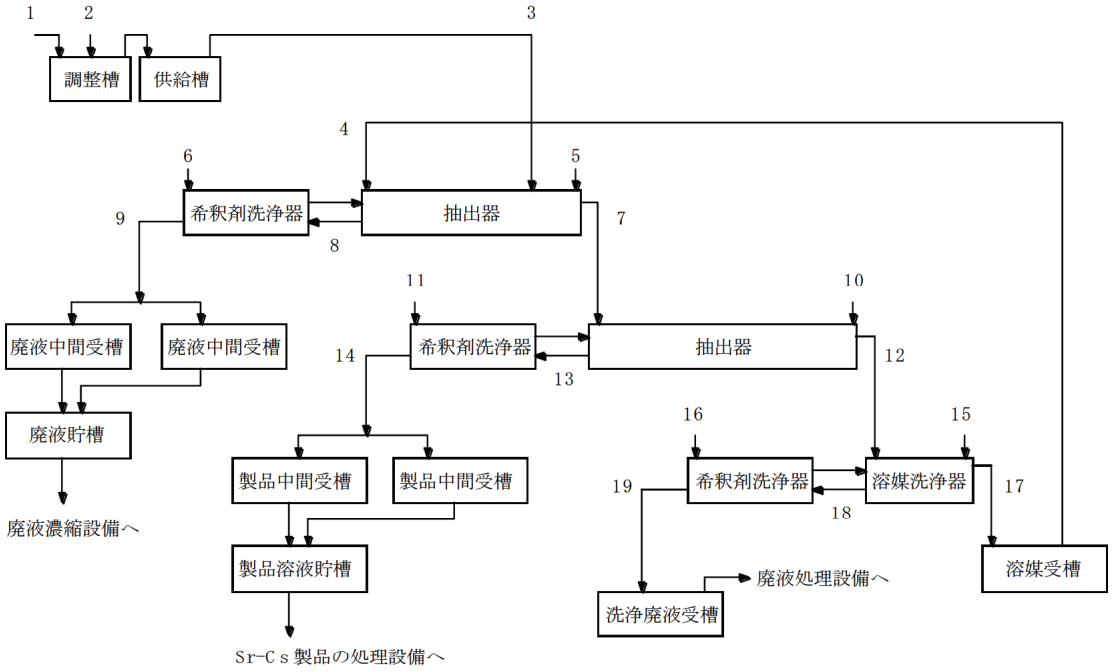
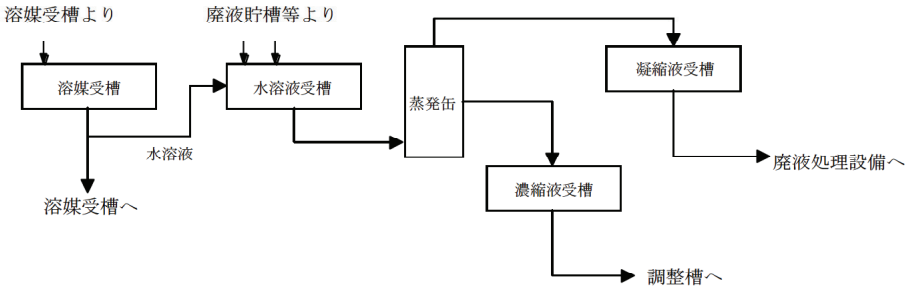


図 4.5.3　水冷却炉の燃料集合体と制御棒の概略図



分離回収工程



リワーク工程

図 4.5.4　Cs-Sr 分離回収工程のブロックフロー

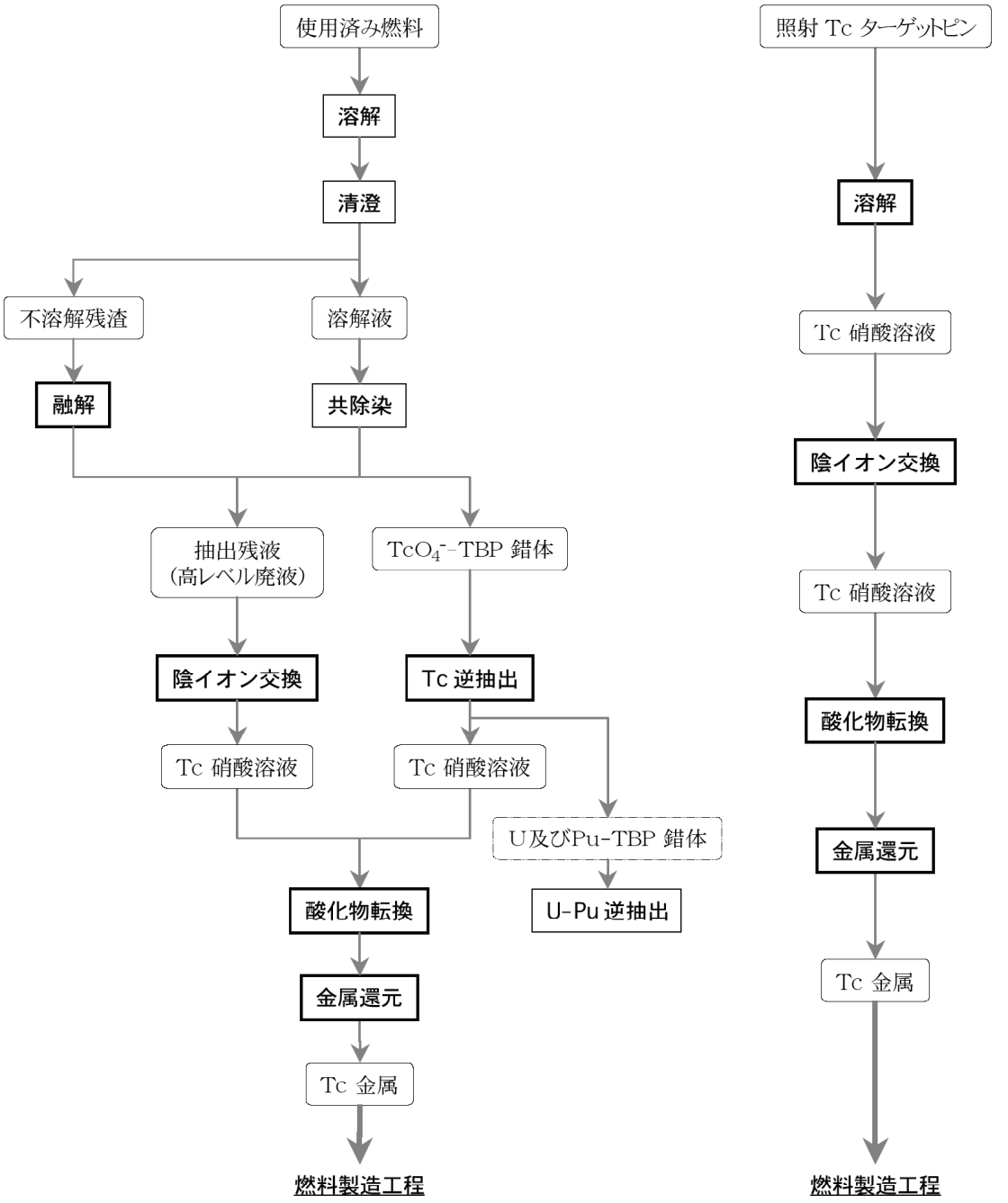


図 4.5.5　Tc の核変換に係わる分離回収工程の全体構成

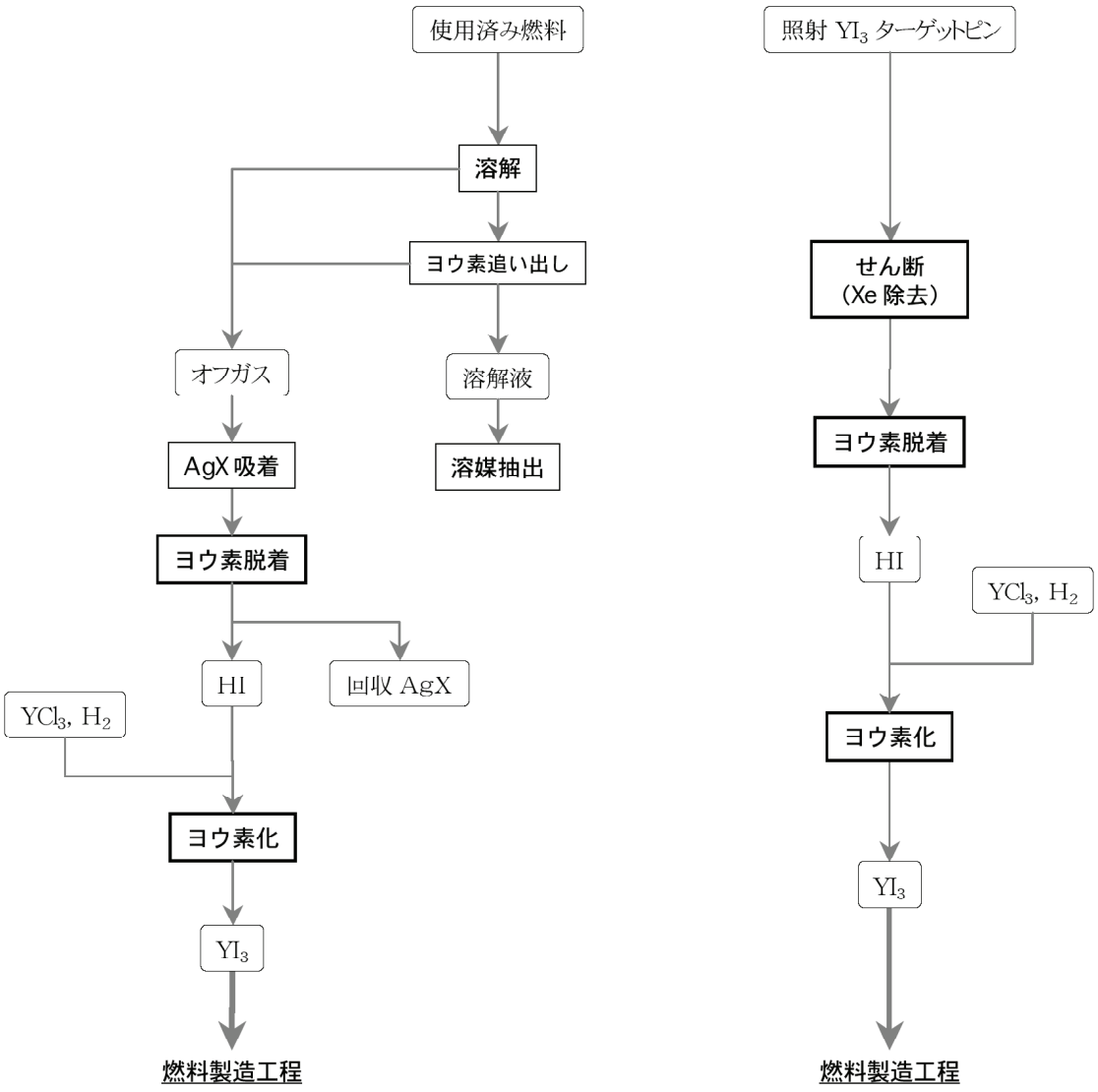


図 4.5.6　Ｉの核変換に係わる分離回収工程の全体構成

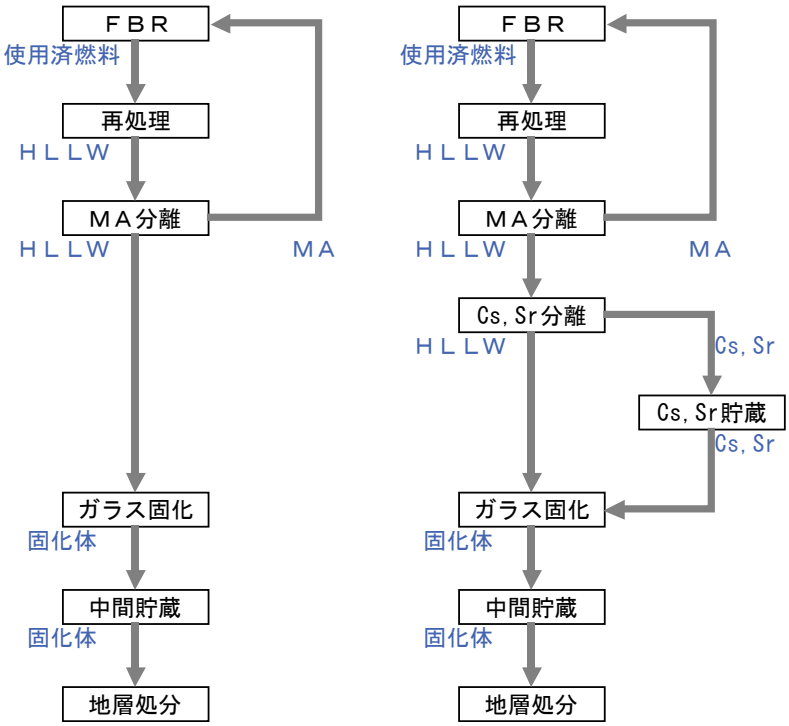
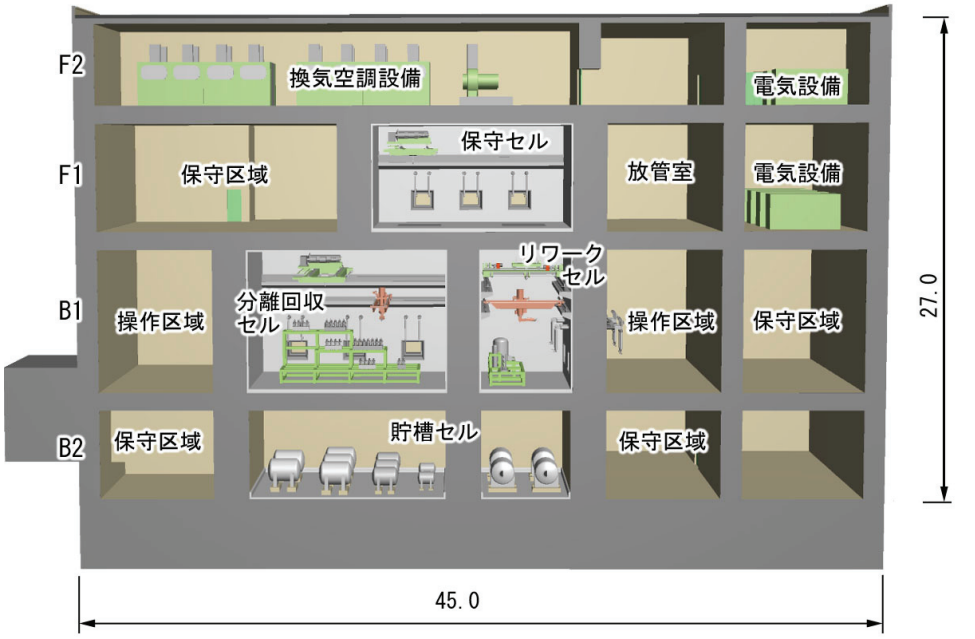
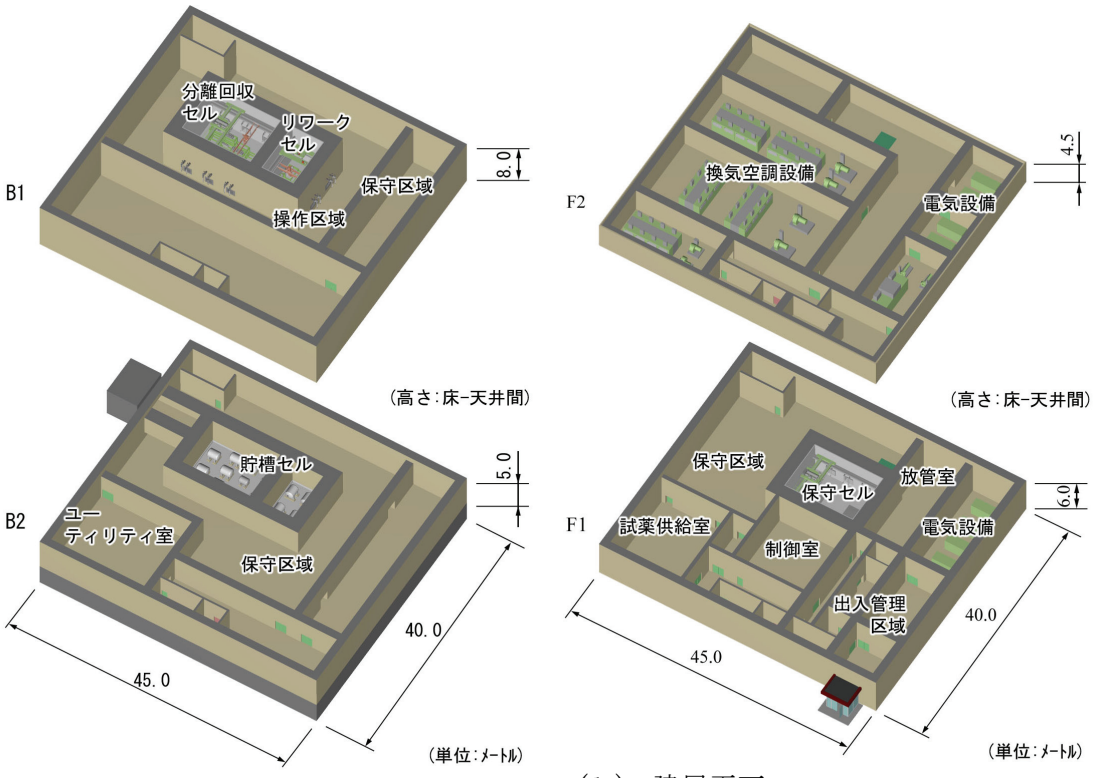


図 4.5.7　Cs-Sr の減衰処分に係るシナリオ



(a)　建屋断面

（単位：メートル）



（b）　建屋平面

図 4.5.8　Cs-Sr 分離施設の概念図

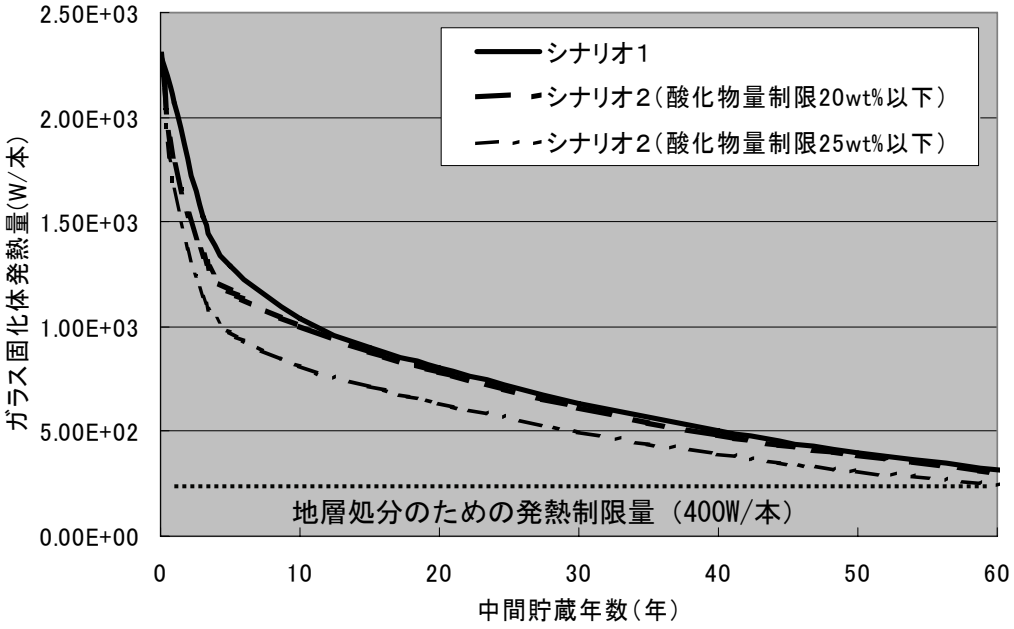


図 4.5.9　各シナリオにおけるガラス固化体の中間貯蔵期間と発熱量の関係

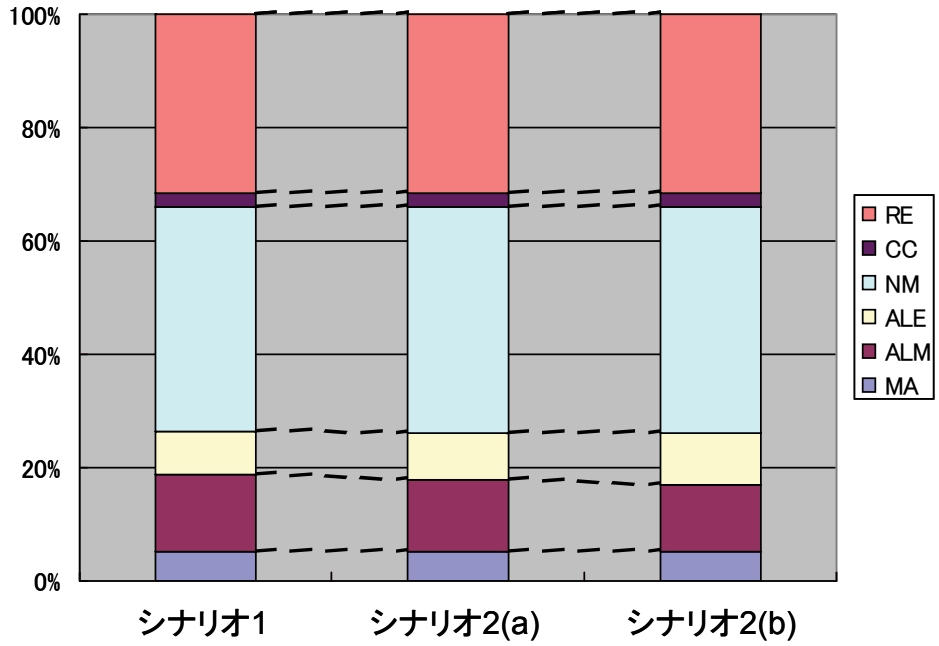


図 4.5.10　各シナリオにおけるガラス固化体中の FP 元素組成

シナリオ２(a)：FP 酸化物濃度 20wt%以下、シナリオ２(b)：FP 酸化物濃度 25wt%以下

RE：希土類、CC：カルコゲン、NM：貴金属、ALE：アルカリ土類金属、ALM：アルカリ金属、MA：マイナーアクチニド

4.6 窒化物燃料への適用（被覆粒子燃料、ペレット燃料対応）

窒化物燃料を用いたFBRとして、ペレット燃料を用いた鉛ビスマス冷却炉と被覆粒子燃料を用いたヘリウムガス冷却炉が検討されている。酸化物燃料を対象とした湿式再処理技術の窒化物燃料への適用性を検討した。ここで、燃料核および被覆粒子を構成する窒化物中の窒素は製造過程において^{15}Nを99.9%に濃縮したものを使用し、再処理においてこれを回収することを前提とした。

4.6.1 検討の要点

^{15}Nの回収に伴い、溶解前にUやPuの窒化物を酸化物に転換するので、溶解以降の処理は酸化物燃料の場合と同様に行うことができると考えられる。酸化物燃料を取り扱う場合との重要な違いは、燃料集合体・要素の形態、^{15}Nの回収、^{14}Cの回収、窒化物粉による火災対策の必要性である。

(1) 燃料集合体・要素の形態

ペレット燃料の場合、ボンド材がHeであれば、燃料母材が窒化物であることのほかに大きな違いはない。

窒化物被覆粒子燃料を湿式再処理により処理する場合には、SiC製である集合体を解体し、TiNで被覆された燃料要素を脱被覆しなければならない。いずれも硬い材料であり、酸化物燃料で金属を取り扱う場合と異なる装置を導入する必要がある。

(2) ^{15}N の回収

天然窒素の99%以上を占める^{14}Nは中性子吸収断面積が大きく、炉内で^{14}N(n,p)^{14}C反応により長寿命の^{14}Cを生成する。天然窒素を用いた窒化物燃料の場合、この反応により炉内中性子経済が悪化する他、発生する大量の^{14}Cが問題となる。^{14}Cは、オフガスから除去することが必要となるが、これはオフガス処理の負荷を増すとともに、廃棄物処分に新たな問題をもたらす。

これらの問題を大幅に軽減するため、窒化物燃料は99.9 %に濃縮した^{15}Nを用い、これを回収することを前提とした。被覆粒子燃料の場合、被覆材となるTiNの窒素についても燃料と同様に濃縮窒素とすることとなる。^{15}Nの濃縮に係るコストは高価になるおそれがあり、再処理プロセスにおいて可能な限り回収することが望ましい。本検討では、燃料に用いられる濃縮窒素の90 %を回収するものと想定した。

^{15}Nは、$^{15}N_2$の形となるので気体廃棄物から回収する必要がある。このための技術として、多成分の混合気体から特定成分を分離・濃縮する技術である圧力変動吸着（PSA: Pressure Swing Adsorption）法の適用を考えた。

(3) ^{14}C の回収

^{15}Nの濃縮度99.9%は、^{14}Cによる周辺環境への影響が酸化物燃料中に含まれている不純

物窒素の放射化により生成する^{14}C量と同等となる濃縮度の下限（^{14}Cの放出量では上限に相当）である。SiCを燃料集合体の構造材料として用いる場合、中性子照射によって^{13}Cや不純物として含まれる^{14}Nから^{14}Cが生成するので、放出量はさらに増える可能性がある。したがって、本検討では^{14}Cを回収することとした。

燃料中の^{14}Cは、そのほぼ全量がCO_2の形でプロセスオフガスに移行するので、これから回収することとなる。

(4) 窒化物燃料粉の火災対策

焼結の十分でないUN粉末は空中発火性であることが知られており[1)]、機械的前処理工程において微細な窒化物燃料粉が発生する可能性があるので、火災の危険性を考慮する。窒化物燃料粉が雰囲気中に露出する前処理セルをAr雰囲気とする、等の対応が必要となる。

4.6.2 対応の方針

前節を踏まえ、先進湿式リファレンスシステムの窒化物燃料への適用性について検討した。

(1) 燃料集合体・要素を扱う前処理

被覆粒子燃料の場合には、解体設備の変更や脱被覆の工程の追加が必要となる。SiCやTiNを破壊してアクチニド窒化物を取り出すが、いずれの材料も化学的に安定なので最適な方法を検討する必要がある。

(2) ^{15}N の回収方法

窒化物を硝酸水溶液に溶解[*1]すると、^{15}Nと硝酸HNO_3を構成する天然窒素の^{14}Nとの同位体交換反応が起こり、^{15}Nの濃縮度が低下するため、^{15}Nを回収する意義が失われる[*2]。このため、溶解より前の工程で燃料から窒素を放出させる必要がある。これを目的としたプロセスとして、窒化物を高温の酸化雰囲気(30%O_2/70%Ar)で酸化し($2MN+2O_2 \rightarrow 2MO_2+N_2\uparrow$)、濃縮窒素を$N_2$の形で放出させる方法が提案されており[2)]、本検討ではこの方法を採用した。この工程で燃料から放出された$^{15}N_2$はオフガスに移行するので、オフガス処理工程で回収する。酸化の際に^{15}NOxが発生する可能性があり、このためには、N_2として回収する装置をオフガス工程に設けることが考えられる。

燃料の酸化が進行する過程で、Puに富むMO_2相とUに富むM_3O_8相への相分離が起こる可能性が考えられる。この場合、前者は硝酸に対して難溶性であり、溶解工程で問題となる。酸化工程では、相分離が起こるまで酸化を進ませずに、MO_2の単一相になるように反応を制御する必要がある。なお、酸化状態の制御が比較的容易であるCO_2/COを酸化ガスとして用いる方法も考えられるが、この場合は後述する^{14}Cの回収設備において、この酸化ガスも

[*1] 窒化物燃料の硝酸への溶解特性は酸化物燃料ほど良くわかってはいないものの、一般には酸化物よりも容易に溶解するとされている。

[*2] 硝酸にも ^{15}N 濃縮窒素を用いることで、直接溶解における濃縮窒素と天然窒素の混合を避けることもできるが、この方法は ^{15}N 濃縮窒素による硝酸の大量供給が必要で、かつ廃液へ移行する ^{15}N 濃縮窒素の量が膨大となり、現実的でない。

共に回収されることとなり、結果としてオフガス処理工程（CO_2回収工程)の負荷と廃棄物発生量が著しく増加する。

(3) ^{14}C の回収方法

上述の酸化工程で、大半の^{14}CがCO_2としてオフガス中に移行すると考えられる。回収方法として、アルカリスクラバによる吸収やモレキュラーキューブによる吸着等、いくつかの方法が考えられるが、その選定は処分方法との整合性を考慮する必要がある。本検討では設計検討が比較的容易な$Ba(OH)_2・8H_2O$の吸着カラムによる乾式回収法を採用した。

燃料中に残った^{14}Cについては、酸化物の湿式再処理における挙動と同様に、ほぼ全量が溶解時にCO_2の形態で移行すると推測される。このため、^{14}Cの回収方法としては、酸化オフガスおよびDOGからのCO_2の回収を検討した。DOG系からのCO_2を回収することを考えた場合、溶解槽へ空気のインリークがあると、インリーク中に含まれるCO_2を同時に回収することになり、回収設備および処分への負荷が大きくなる。このため、溶解槽およびヨウ素追出し槽までをArセルに含める。

(4) 窒化物燃料粉の火災対策

窒化物燃料粉が雰囲気に露出する範囲は、解体･せん断から酸化工程の範囲であることから、これらの設備が置かれる前処理セルはArセルとした。

4.6.3 再処理プロセス

ここまでの検討を踏まえた窒化物燃料湿式再処理の概略フローを図 4.6.1に示す。比較のため、酸化物を対象とした先進湿式リファレンスシステムの全体工程フローを併記している。このうち、主要な追加、変更点である解体･せん断工程、脱被覆工程、酸化工程、オフガス処理工程、ならびにArセルの範囲について以下に述べる。

(1) 解体･せん断工程

ペレット燃料の場合、集合体の構造は酸化物燃料と同様になると考えられるが、被覆粒子燃料の場合、集合体の材料や構造が異なるためその解体に関して検討が必要となる。また、せん断工程に替えて次項の脱被覆工程が必要となる。

(2) 脱被覆工程

被覆粒子燃料の被覆層であるTiNは高硬度で耐衝撃性、化学的安定性にも優れた材料である。機械的な脱被覆と化学的な方法であるフッ化物揮発法が候補として挙げられる。前者については、被覆材に使用される^{15}N濃縮窒素の回収方法を具体化するに至っていない。いずれも基礎的な検討の段階であり、試験による裏付けに乏しい。

(a) 機械的脱被覆

現在、検討されている方法として ガスジェット法、回転ディスク型破砕法がある。

ガスジェット法は、ガスジェットで粒子を加速させ、流動層内の衝突板に衝突させて被

覆層のみを破砕するもので被覆層と燃料核の分離は良好であり、燃料核の破損も極めて少ない。

回転ディスク型破砕法は、固定円盤と回転円盤のギャップ量のコントロールで被覆層のみが破砕し、燃料核の破壊を最小に押えることが可能である。摩耗材料の混入が課題となるが、回転円盤内面を超硬コーティングすることで材料の摩耗を抑えるなどの対応で改善できる。

(b) 化学的脱被覆

フッ化物揮発法では、TiNを300～400℃でフッ化揮発させ、TiF_4（昇華性化合物）およびNF_3として分離する。分離したNF_3は熱分解処理などを通して$^{15}N_2$として回収が可能である。TiF_4にUF_6が同伴する場合にはこれをNaFに吸着、回収する。

(3) 酸化工程

本プロセスは、酸化雰囲気下で燃料を酸化するという点で、ボロキシデーション[*1]に類似している。機器については、酸化雰囲気・温度の管理やせん断片のハンドリング等、必要とされる機能がほぼ共通している。酸化物燃料金属電解法に関する検討において酸化熱処理装置を採用しており、本検討でも同様の装置（酸化加熱炉）を用いることとした。その概念図を図 4.6.2に示す。

(4) オフガス処理工程

窒化物再処理におけるオフガス処理フローを図 4.6.3に示す。比較のため、酸化物燃料を対象とした先進湿式法リファレンスシステムの前処理オフガスフローを併記している。

SOGの成分は、雰囲気が空気ではなくArである他は、酸化物燃料再処理の場合と同様である。本プロセスでは、せん断と溶解の間に酸化を行うので、SOGを溶解槽に導入することができない。このため、SOGは次で述べる酸化装置のオフガス（以後酸化オフガス(OOG)）と合流して処理する。

酸化オフガスの成分は、酸化ガス（O_2、Ar）、I、CO_2（^{14}Cを含む）、H_2O（^{3}Hを含む）、$^{15}N_2$等である。酸化オフガスはダストを除去した後のSOGと合流して処理する。Cs/Ru、CO_2、ヨウ素の順でFP等を除去した後、^{15}Nを回収する。残留ガスはHEPAフィルタ等を通し排気筒から大気へ放出する。酸化プロセスで^{15}NOxが発生する場合には、これをN_2に還元する装置がN_2回収装置の前に必要となる。回収した窒素ガスは一時貯蔵した後、損失分を補充して、燃料製造設備（炭素熱還元工程）に供給する。ただし、回収までの過程において、例えばオフガス処理設備の雰囲気（空気）のオフガスラインへの漏れ込みにより天然窒素が混入するような場合には、同位体希釈により^{15}N濃縮度が落ちるため、再濃縮が

[*1] ボロキシデーション法（Voloxidation = Volatilization と Oxidation の組み合わせ）は、酸化物燃料の再処理において、溶解に先立って Kr,Xe,I,^{3}H 等の揮発性放射性物質を除去する方法である。せん断後の燃料片を数 100℃の酸化ガス(空気／酸素／CO_2/CO)で酸化し、UO_2 と U_3O_8 との密度の違いにより燃料が膨張して破砕され、内部に閉じ込められていた気体状 FP や揮発性ガスが放出される。

必要となる。

燃料製造における炭素熱還元工程のオフガスからも^{15}Nを回収する必要があり、酸化オフガス処理系と炭素熱還元工程のオフガス処理系を共用することが考えられる。この時のオフガス流量は以下のようになる。

SOG（脱被覆オフガス含む）	：数Nm^3/h
酸化オフガス	：約220Nm^3/h
炭素熱還元工程のオフガス	：約380Nm^3/h

この結果より、FP除去の必要なSOG/酸化オフガスと不要な炭素熱還元工程オフガスを一括して処理することは合理的でないと分かる。SOG/DOG処理系でFPを除去した後に炭素熱還元工程のオフガスと合流し、^{15}N回収装置のみを共有する設計が良いと考えられる。

CO_2は、その大半が酸化工程でオフガスに移行すると考えられるが、ここでは保守的に、その一部が燃料に残留しDOGに移行すると想定し、DOG処理系においてもCO_2の回収を行うことを検討した。DOGには硝酸を起源とする$^{14}N_2$、^{14}NOxが含まれることから、^{15}Nの回収を行う酸化オフガス処理系とDOG処理系とは共用することができず、独立に設置する。

前述のように、処理において損失する10 %の^{15}Nについてはこれを補充する想定であるが、回収する系内に流入する天然窒素の量が大きく、工学的な困難さから上記の値を達成できない場合には、回収した濃縮窒素の再濃縮を考慮する必要がある。

再濃縮を行う場合、回収した$^{15}N_2$を管理区域内で取り扱う必要性が考えられる。濃縮技術として、NITROX法、イオン交換法および気相吸着法が考えられている。窒素をアンモニアとして取り扱う方法を採用する場合には、アンモニアを取り扱う設備から発生する廃液やオフガスを他の硝酸系の廃棄物と共に処理しないよう配慮する必要がある。

(5) Ar 雰囲気のセル

主に窒化物燃料粉の火災・爆発対策の観点から解体から酸化工程の範囲を、並びに、DOG処理系におけるCO_2除去装置の負荷低減の観点から溶解工程をAr雰囲気のセルに配置する。解体から酸化工程までをAr雰囲気のセルに入れることで、装置へのインリークに含まれる天然窒素の量を低減する効果も期待できる。

4.6.4 評価

(1) 経済性

4.2.1項で検討した処理量200 tHM/yの施設に、窒化物燃料処理のために必要な設備の追加・変更を行った場合の建設費を推定した。下記に示す工程の変更と追加を考慮した。追加設備は、

- 脱被覆設備（被覆粒子燃料の場合）
- 酸化設備
- Arセル冷却浄化設備

であり、変更する設備は

・ 解体・せん断設備（被覆粒子燃料の場合）
・ オフガス処理設備

である。ただし、これらの設備の追加・変更に伴う建屋、電気設備、換気設備およびユーティリティ等の増加分は含めていない。

上記の設備や機器を具体的に検討しなければ建設費を正確に見積もることはできないが、リファレンスシステムの場合と比較して、窒化物ペレット燃料への適用の場合で約5 %、被覆粒子燃料への適用の場合で約40 %増加するものと見込んだ。被覆粒子燃料の処理では、追加や変更を要する設備が多く、建設費がより高くなる。例えば、硬度の大きなSiC集合体の解体などには時間を要し、機器を複数備える必要があると考えられる。

(2) 廃棄物発生

高レベル廃棄物（ガラス固化体）として処分するFP、低レベル廃棄物（TRU廃棄物や高βγ廃棄物）として処分する燃料集合体や燃料要素の構造材料は使用済燃料の仕様に依存する。

ガラス固化体の発生は廃棄物とするFPの量に依存し、使用済燃料の平均燃焼度とともにガラス固化体が増加する。また、溶解工程において被覆材の成分が溶解すると、廃棄物量を増大させるが、SiCは硝酸溶液に対して不溶であり影響は小さいと考えられる。TiNは硝酸溶液に溶解しうるので、高レベル放射性廃液に一部が移行するが、TiNをフッ化物に転換して脱被覆する場合にはこれを考慮しなくとも良い。

燃料集合体・要素に由来する廃棄物については、被覆粒子を六角ブロックに収納する型の燃料集合体の場合、SiCやTiNを主成分とする廃棄物が年間約100 m^3（200 Lのドラム缶で約500本）発生する。

(3) 技術的成立性

機器の具体的な検討やシステム設計を実施していないため、定性的な評価とならざるを得ないが、上記工程を追加した再処理システムの技術的成立性について評価を試みる。

表 4.6.1に、上記技術の設計要求および現状についてまとめた。試験による裏付けがない事項が多く、酸化物燃料に対応した湿式再処理システムに比べると技術的成立性は低くなる。窒化物燃料に対応するための要素技術については、今後も研究開発の成果について注視しつつ検討を進めていく必要がある。

4.6.5 開発課題

(1) システム全体の技術課題

(i) 臨界安全設計条件の検討

窒化物（(U,Pu)N）は結晶構造上UやPuの密度が高く、酸化物よりも臨界に係る核的制限値が小さくなるため、臨界安全設計を行う必要がある。

(ii) 窒化物燃料粉の火災・爆発対策

UN粉末の自己発火の可能性を考慮し、火災・爆発の対策として前処理工程機器をAr雰囲気セル内に設置することとしたが、これは施設にとって大きな負担となる。例えば、装置単位で火災・爆発対策を講じることによりセルを空気雰囲気とできれば、換排気設備や気体廃棄物処理設備を簡素化できる。試験により窒化物燃料粉の反応性を確認し、合理化の可能性を検討する必要がある。ただし、回収する^{15}Nの濃度が低下する可能性が増大することに留意すべきである。

(iii) ^{15}N の回収に関する課題

オフガス系からの多重PSA式窒素回収技術は、一般工業界では実績があり、技術的成立性は高いと考えられる。回収において濃縮度が大きく低下する場合には、再濃縮を検討する必要がある。

再濃縮の要否、および再濃縮設備の具体的な検討にあたっては、回収率、回収に伴う濃縮度の低下、同伴する不純物および*DF*等の情報が必要となるため、まずこれらのデータを得ることが必要となる。

この再濃縮を含む回収技術についての経済性の検討を行う際には、^{15}N濃縮コストとのバランスを考える必要がある。濃縮技術開発によりそのコストが著しく下がるか、再濃縮設備のコストが著しく高い場合、つまり

濃縮コスト ＜ （回収コスト ＋ 再濃縮コスト）

となる場合には、^{15}Nを回収せず燃料製造では常に新規に濃縮した窒素を用いる方が妥当となる。この場合、技術的確度の低い開発課題（酸化設備および窒素回収設備に係わる）が不要になり、酸化物燃料再処理プロセスがほぼそのまま利用できるようになる。

本検討は机上でのものなので、実験研究を進めることが望まれる。

(iv) ^{14}C の回収に関する課題

本検討は^{14}Cを回収するものとして進めたが、^{14}Cの発生量を詳細に見積もり、再処理施設における^{14}Cの回収の必要性を確認、回収する場合の目標を設定する必要がある。

^{14}Cの回収を行う場合には、回収技術の選定に当たって処分方法が重要であるので、その検討を進める必要がある。回収の必要がないのであれば、その回収設備が不要になり、溶解設備をAr雰囲気としなくとも良い。

(2) 各工程の技術課題

本検討の範囲における特徴的な工程は、酸化とオフガス処理であり、被覆粒子燃料の場合には解体･せん断、脱被覆工程が加わる。これらの技術課題を述べる。

(i) 解体･せん断工程

被覆粒子燃料の場合、SiC構造体を切断もしくは破壊するが、最良の方法を選定する必要がある。構造体の部分を切断し、衝撃を加えて被覆粒子燃料をとり出す方法が考えられる。この時、炉内での照射中に粒子が癒着すると、取り扱いが難しくなる。切断に用いる工具

の材料の選定や、処理において生じるSiC粒子や破片の取り扱いを検討しなければならない。

(ii) 脱被覆工程

機械的及び化学的処理のいずれについても、基礎的な試験研究によりプロセスの成立性を確認することが先決である。

機械的脱被覆については、被覆材中の^{15}Nの回収が難しいことのほか、ダイヤモンドに近い硬度と高融点（2,950℃）のTiNの破砕方法（機械破砕、加熱・酸化）の検証、TiNの破砕のための短い機器寿命への対応（破砕機は定期的な交換頻度の高い機器となると考えられる）、破砕機の使用に伴う空気使用量の増加による負圧管理への影響、破砕粉の取り扱い等が考えられる。

化学的脱被覆については、フッ化による脱被挙動の検証、処理の際発生するNF_3ガス（沸点 –120℃）の処理、回収と再利用、TiF_4からTiNへの転換、ガス発生に伴う負圧管理への影響等が考えられる。NF_3の処理、回収には図 4.6.4に示すようなプロセスが考えられる。UNなどのアクチニド元素のフッ化挙動によっては、再処理もフッ化物揮発法を採用し、フッ化炉の脱被覆および再処理兼用によるプロセスの簡素化を図ることも可能と考えられる。

(iii) 酸化工程

本プロセスの開発実績としては基礎試験例がいくつかあるのみであり、プロセスの成立性の確認を目的とした試験研究が必要である。酸化ガスの種類や酸化温度をパラメータに、処理速度、酸化率、オフガスへの移行形態や移行率を調べる必要がある。オフガスへの移行形態については、窒素がN_2以外の形態（例えばNOx）となる可能性、N_2を選択的に生成する条件が重要である。酸化U/Pu/MAの性状を把握する必要がある。

(iv) オフガス処理工程

^{14}Cの回収として、$Ba(OH)_2 \cdot 8H_2O$の吸着カラムによる乾式回収法を採用したが、処分方法との整合性等を考慮した最適な技術を選択する必要がある。また、ヨウ素吸着や水分除去等、他のオフガス処理設備との整合性について検討を行う必要がある。

^{15}Nの回収としてPSAを検討したが、その回収率、回収後の濃縮度の低下率、*DF*（回収した窒素に含まれる不純物の割合および放射能）を試験研究により確認する必要がある。

(v) 溶解以後の処理工程

酸化した燃料の溶解特性や不溶解残渣の特性等を試験研究により調べる必要がある。また、構造材料や被覆の成分の挙動を明らかにすることが重要である。

[参考文献]

1) 秋元勇巳, 小島賢 : “窒化物の化学的性質”, 原子力工業, Vol. 15, p.71 (1969).

2) Hj, Matzke : “ Science of Advanced LMFBR Fuels”, North-Holland Physics Publishing, p.629 (1986).

表 4.6.1　窒化物燃料再処理の技術的成立性評価

主要な技術	設計要求	技術的成立性 （原理確認基礎データ、実績、開発状況等根拠）
集合体解体 （被覆粒子燃料の場合）	解体不良、燃料要素の損傷がないこと	・ 照射された大型のセラミック材料を加工することになるが、未知の分野であり、候補技術の選定を行う段階から始める必要がある。
脱被覆 （機械的処理・化学処理）	回収率 ・U/TRU：99%以上	・ フッ化反応条件（TiNを選択的にフッ化する）の確認が必要。 ・ 機械的破砕法は成立性の確認が必要。 ・ 被覆層からのTRUの回収については、TRUの被覆層中への移行量、溶解挙動等を確認する必要がある。 ・ 脱被覆・酸化物転換後は従来の方式で対応可能であるが、被覆材、構造材成分の工程内挙動の把握が必要。
^{15}N回収	回収性能 ・製品窒素純度99.9 % ・回収率90 %以上	・ 多重PSA式窒素回収技術は、一般工業界では、実績がある。 ・ 模擬や実際のガスを使用した窒素回収装置にて実証する必要がある。
^{14}C回収	（施設からの放出濃度に係る規制などを考慮して定める必要がある）	・ 模擬や実際のガスを使用したCO_2回収装置にて実証する必要がある。 ・ 物質収支や放出濃度及び量などについて、設計検討を行う必要がある。
溶解工程及び以後の工程	先進湿式法に同様	・ 基本的に先進湿式法と同様に処理できるものと考えられる。 ・ 酸化した燃料の溶解特性や不溶解残渣の特性等を試験研究により調べる必要がある。 ・ 構造材料や被覆の成分の挙動を明らかにすることが重要である。

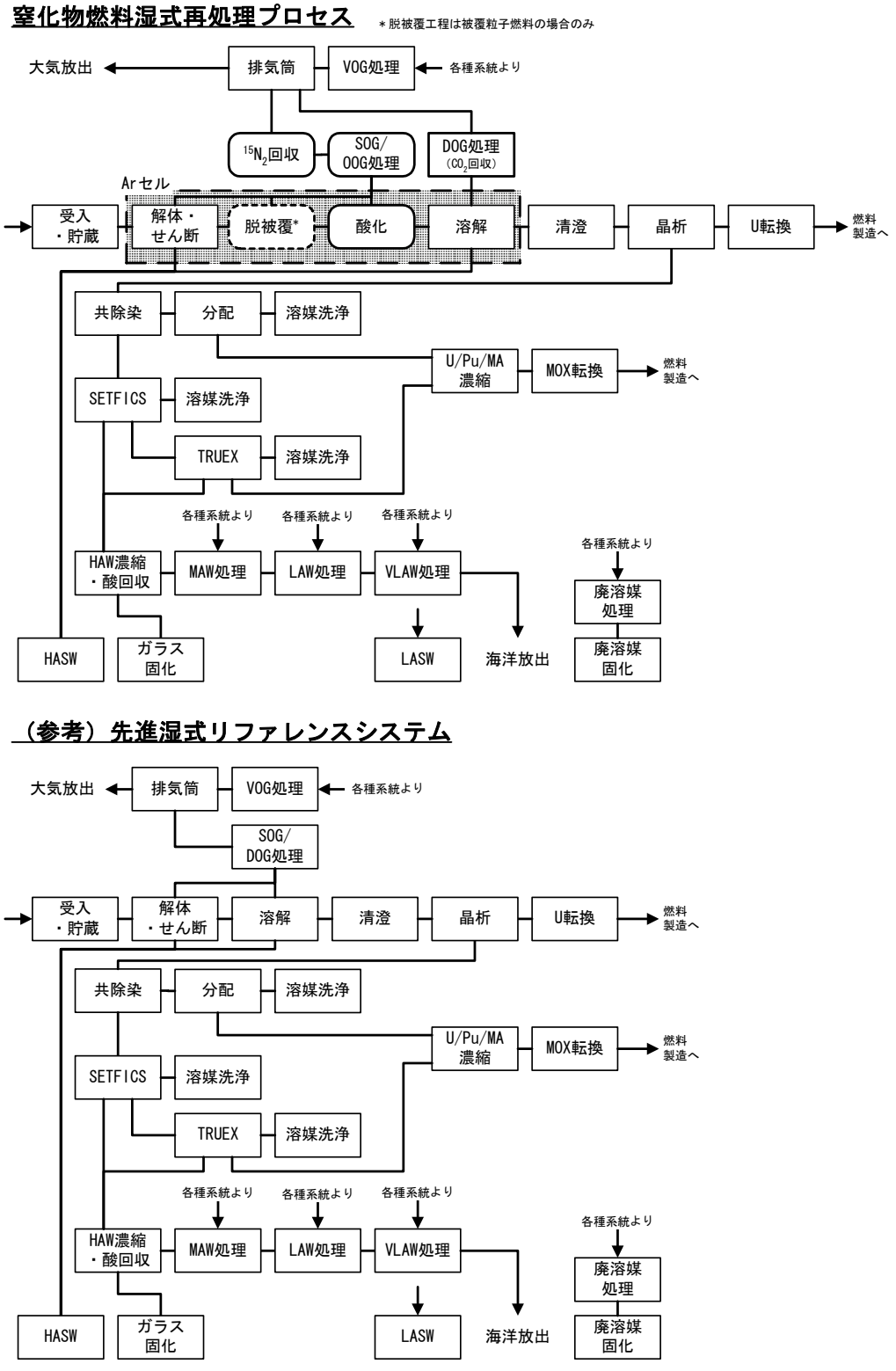


図 4.6.1　窒化物燃料再処理の概略フロー

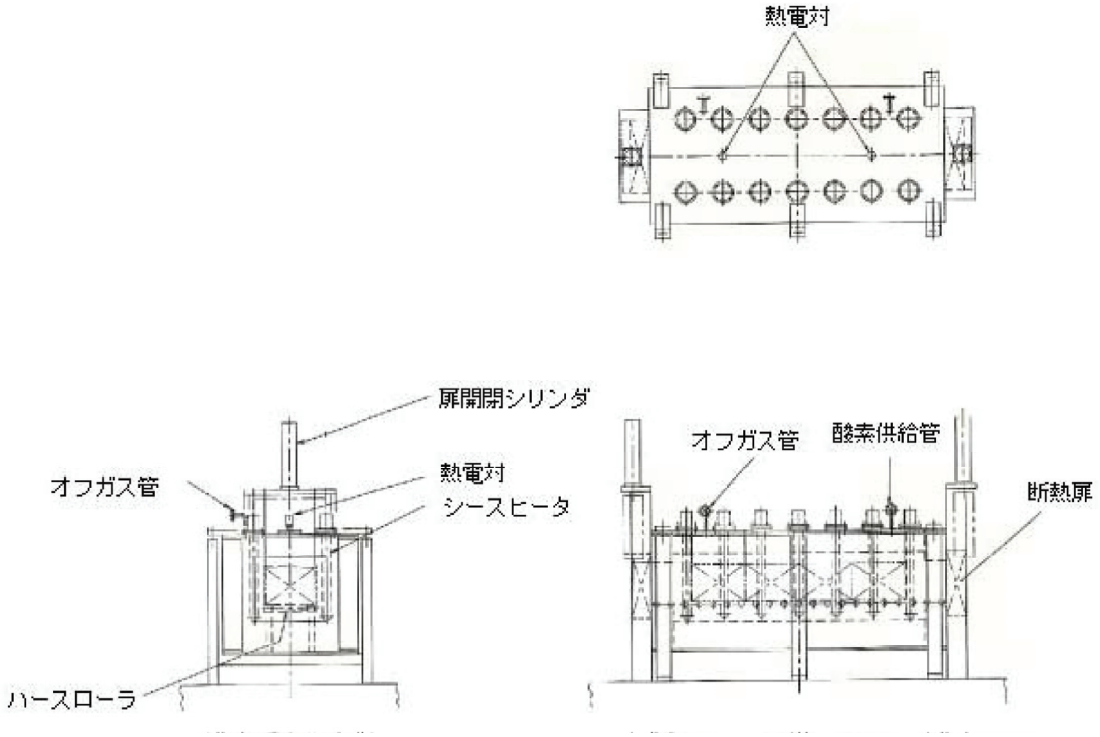
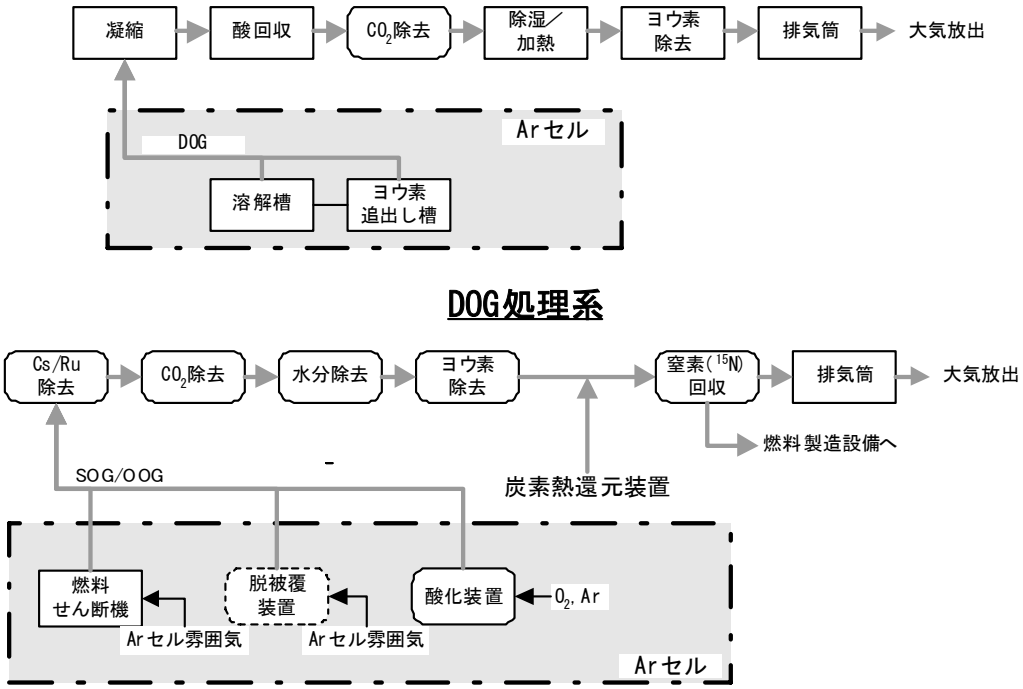


図 4.6.2　酸化装置概念図



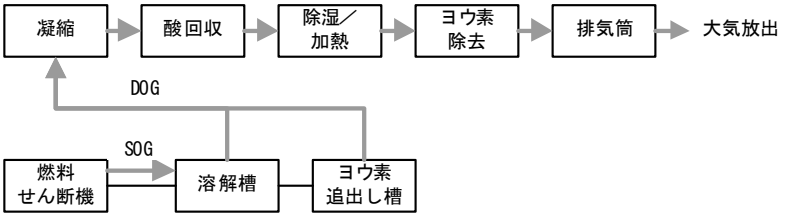


図 4.6.3　窒化物燃料湿式再処理オフガス処理概略フロー

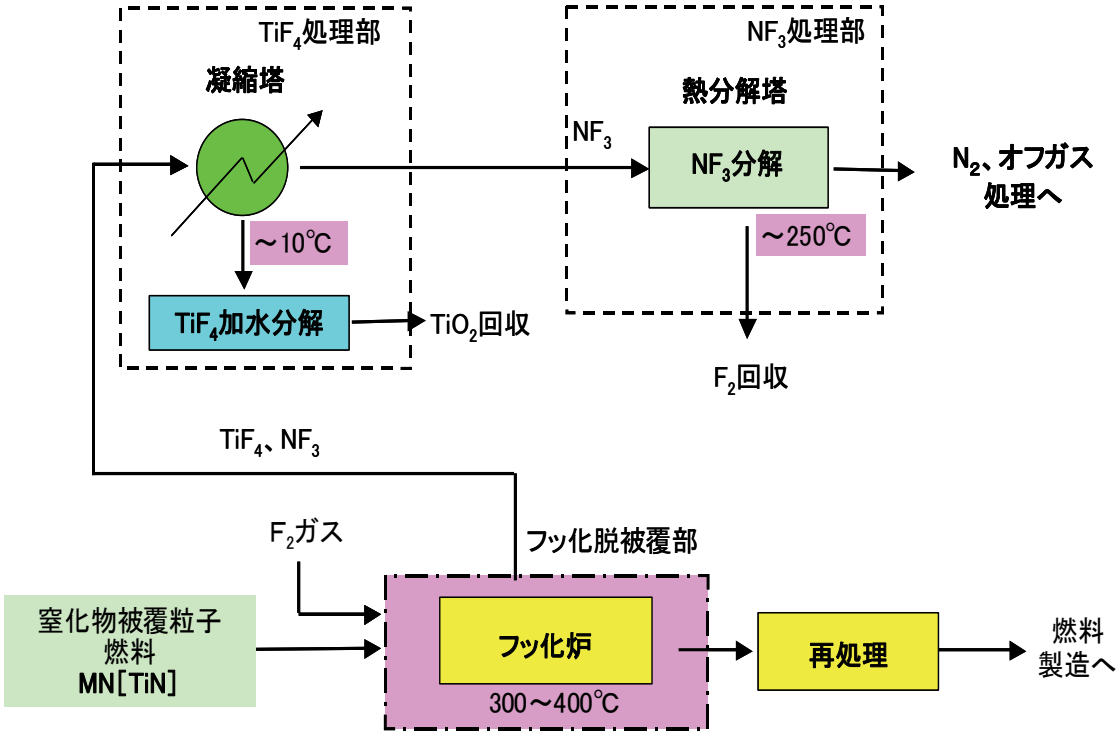


図 4.6.4　フッ化物揮発法を用いた脱被覆プロセスフロー

4.7 要素技術開発の成果

4.7.1 先進湿式法

(1) 集合体解体・せん断 [1)]

燃料集合体の解体技術としてラッパ管のせん断方式と集合体の解体手順について検討を行った。

切断方式の検討では、YAGレーザによる切断方式と機械的な切断方式を比較評価した。YAGレーザは光ファイバー伝送が可能であり、炭酸ガスレーザに比べ発信器や伝送系の小型化が可能であるが、光ファイバーについての放射線劣化が懸念された。このため、γ線照射試験を行い、γ線照射下における光ファイバーの伝送特性（伝送効率、伝送損失に伴う温度の上昇等）を把握した。この結果、γ線照射に起因する光ファイバーの劣化はレーザ入射により回復し、伝送効率の低下が抑制される効果（フォトブリーチング効果）が観察され、10kW出力で4,800 時間の運転（約１年間の稼働時間に相当）が可能と考えられた。一方、模擬燃料集合体を用いたYAGレーザによる切断試験では、切断時の加熱により燃料ピンが変形、損傷する等の現象が確認され、YAGレーザを用いる場合、切断条件を適切に制御する必要性があることが明らかとなった。

また、機械的切断方式に対しては、鋸刃、砥石等の切断工具を用いてラッパ管の長軸方向及び周方向の切断を模擬した切断試験を実施した。試験の結果、キュービトロン等の砥石について、良好な切断性能（耐久性）が確認された。切断試験の状況を図 4.7.1に示す。

燃料集合体の解体手順の検討では，従来のラッパ管を短冊状に分割し分離する方式から，周方向に１カ所スリットカットを入れ，燃料ピン束から引き抜く方式（引抜方式）を新たに検討した。この引抜方式の適用性を評価するため，照射によるスエリングを模擬した模擬燃料集合体を用いた引抜試験を実施した。試験結果から，引抜時の力は最大で約10kN以下であり，実用環境での適用の見通しを得た。

上記の検討結果を元に、機械式切断方式を採用した解体機の構造を検討するとともに，せん断機と一体化させた一体型解体・せん断機の概念を構築した。構造図を図 4.7.2に示す。

(2) 溶解 [2)]

高い重金属濃度の溶解液を得ることを目的として、照射燃料を用いた溶解試験を行った。燃料を機械的に粉砕したものを10M硝酸溶液に100℃にて溶解した。図 4.7.3に示すように、せん断片に比べて粉砕した燃料は速やかに溶解すること、特に高濃度溶解条件下においてはその効果が大きく、実用的な時間で高濃度溶解液を得ることができることを確認した。また、燃料の溶解挙動については、燃料組成や溶解槽形状によらず、フラグメンテーションモデルに基づいた評価式により基本的には予測可能であることが示された。溶解に伴うオフガスの発生も溶解温度を適切に制御して抑制しうるとの見通しを得た。

(3) 晶析 [3) 4)]

晶析過程におけるPuやFPの挙動などを調べた。

MOXを溶解して得たU–Pu硝酸溶液を用いて、Puの原子価の影響を調べた。Pu(IV)はUNHとともに沈殿洗浄後に29の*DF*が得られたが、50%、100%の割合でPu(VI)が存在する場合には、それぞれ4.9、1.5と大きく低下する。また、^{237}Npを添加したところ、Npは多くがUNH結晶に取り込まれることが認められた。

常陽で照射した燃料を溶解した溶液を用いた試験を行い、冷却速度の効果、FPの挙動を調べた。表 4.7.1に示すように、EuはPuと挙動が似ており同様の*DF*の値が得られたが、CsやSbは除染が困難であった。この挙動はLWR MOX燃料を用いた試験での観察と異なり、高濃度にFPやPuを含む条件では成分の挙動が異なる可能性を示唆している。冷却速度については、速度が遅いとより大きな結晶が得られるが、除染性は向上しないことが分かった。

(4) 簡素化溶媒抽出 [5) 6) 7) 8)]

遠心抽出器による向流多段抽出での分離性能を調べるため、照射燃料由来の溶解液を用いた試験を行った。フローシートはリファレンスシステムのものに準拠し、Npの抽出はフィード液の高硝酸濃度化によるフィード液内あるいは抽出器内でのNpの酸化に依存するものとした。FPについて4×10^4程度の除染係数が得られ、ラフィネート及び廃溶媒へのU、Pu、Npの損失は、U及びPuについては0.1%以下、Npについては2%程度にそれぞれ抑えられた。

遠心抽出器の開発のため、システム試験を実施するとともに抽出器の改良を進めた。

遠心抽出器のシステム性能を評価するため，小規模プラント（50t/y）を模擬した抽出システム試験装置（ACT）を製作し ウラン試験を実施した。本装置は共除染、逆抽出、洗浄工程を模擬したもので、計34基の遠心抽出器から構成され，処理量は10kgHM/h相当である。本設備を用いて、共除染及び逆抽出工程でのUの抽出・逆抽出の挙動、共除染段における単段停止時の過渡挙動，ソルトフリー試薬による溶媒洗浄挙動等を調べ、溶媒抽出シミュレーションコード（MIXSET）の適用の見通しを得た。

また，遠心抽出器の耐久性を評価するため、現行の転がり軸受を用いた遠心抽出器を用いて，約5,000時間（約1年間の稼働時間に相当）の連続運転試験を実施し，実機環境における安定運転への見通しを得た。尚，転がり軸受については、グリースの硝酸ミストによる劣化、振動による荷重増加等の影響を考慮し，ミスト対策，バランス調整等の改良を図った。さらに，遠心抽出器の耐久性を飛躍的に向上させる接触部のない磁気軸受型遠心抽出器を設計・試作し、流動特性，遠隔制御性等の評価試験を行い，良好な性能を有することを確認した。

(5) Am–Cm 回収（SETFICS） [5) 9)]

発生廃棄物量の低減と遠心抽出器の適用性に関する向流多段抽出試験を行った。フローシートは、三価金属の装荷度を高めることにより溶媒と水溶液の流量を低減するとともに、塩析剤として硝酸ヒドロキシルアミン（HAN）を用いるものとした。小型の遠心抽出器と

常陽照射燃料に由来する高放射性廃液を用いた試験を1時間行った。AmとCmのラフィネートなどへの損失率はそれぞれ約0.2%、0.4%程度と低く抑えられた。希土類元素の除染度が従来に比べ低かったが、所期の目的は達成できたものと考える。

溶媒への高金属濃度装荷を達成するために、n-ドデカンに代えてフッ素化合物(Fluoropol-732; metanitrobenzotrifluoride)の適用を検討した。0.2MCMPO－Fluoropol-732混合溶媒を用いた向流多段抽出試験により、La、Ce、Pr、Ndを良く除染し、99.999 %のAmを回収した。フッ化物を取り扱うための対策が必要であるが、高い装荷度を得る方策を提示することができた。

(6) Am–Cm 回収（抽出クロマトグラフィー）[10) 11)]

多孔質シリカ粒子を支持体とするクロマトグラフィー技術に関する試験研究を行った。

CMPOを含浸させた吸着材（CMPO/SiO_2-P）の基礎的な特性、分離性能を調べた。希土類元素の吸着容量、水溶液への抽出剤の浸出、熱分解特性、熱、硝酸及び放射線による性能の劣化に関する基礎的なデータを収集した。熱分解の特性は図 4.7.5に示すように200℃までは安定に存在しうることが分かった。また、抽出剤の水溶液への損失を最小化する方法として、予め溶離液を抽出剤で飽和する方法を案出し、この方法を適用した小規模な模擬試験を行い、実現可能性を確認した。

AmやCmの他にSrとCsの回収に関する検討も行った。Srについては、クラウン化合物であるDtBuC$H_{18}C_6$を含む吸着材を合成し、Srを含む数種類の金属イオンの分離特性を調べた。高硝酸濃度の溶液からの回収、並びにBaを除くアルカリ、アルカリ土類、希土類元素からの相互分離が可能であることが分かった。Csの回収にはカリックスクラウン化合物であるCalix[4]arene-R14とTBPを含む吸着材を用いると選択的にCsを回収できることを明らかにした。

(7) Am/Cm 相互分離 [12)]

陽イオン交換クロマトグラフィー技術について産業創造研究所の協力を得て検討した。

スルホン酸基を官能基とする多孔質シリカ粒子を支持体とする陽イオン交換体を合成した。希土類元素の吸着容量と吸着特性、熱分解特性を調べた。既往の高分子重合型のものの代替として使用しうる見通しを得た。

4.7.2 超臨界直接抽出法

(1) 加熱処理 [13)]

常陽照射燃料を用いて加熱による燃料の性状の変化を調べた。予め分級した、Pu富化度18%、燃焼度32GWd/tの炉心燃料を空気中において480℃で10時間加熱し、質量と粒径の変化を調べた。質量は8時間経過して後は一定となり、6から7割のUO_2がU_3O_8に酸化しているものと推察された。図 4.7.6に示すように、加熱処理後、106μm未満の燃料の割合が増加したが、U燃料の場合のようにほとんどを細粒とすることはできなかった。得られた

燃料の溶解性は加熱処理による影響は認められなかった。Puを高濃度に含むMOX燃料の加熱処理は燃料の粉砕に効果的ではないと考えられる。

(2) 直接抽出[14) 15)]

照射燃料からUとPuが回収できることを確認するため、常圧にて（sf-CO_2を用いずに）TBP–硝酸混合物への移行挙動を調べた。Pu富化度18%、32 GWd/tの燃料を機械的に粉砕してTBP–硝酸混合物とバッチ法で接触し、UとPuの溶解率を求めた。温度を40、60、80℃と温度を変えて行った。燃料が過剰である場合を除き、99%以上の燃料が溶解した。得られた混合物中の最大のU及びPu濃度はそれぞれ360、47g/Lであった。温度の上昇は溶解速度を速める効果がある。

また、sf-CO_2流体への回収を確認するため、機械的に粉砕したMOXとsf-CO_2–TBP–硝酸の混合流体を接触し、UとPuの挙動を調べた。試験は、燃料を入れた容器にsf-CO_2混合流体を流通する方式にて行った。容器から排出される流体からCO_2を除去しTBP–硝酸混合物（抽出物）を試料として回収して分析に供した。図 4.7.7に抽出物中のUとPuの濃度を合計した値の変化の様子を示す。すべての試験において抽出物中のUとPuの濃度比は一定であり、これらの元素の選択性はないことが分かった。得られた最大の濃度は41g(U+Pu)/Lであった。燃料の粒径が0.5−1mmの条件ではUとPuが抽出されなかったが、106μm以下では良く回収された。温度の効果は試験の初期において顕著であり、60℃ではより高い重金属濃度を得られた。

本法の原理を他の抽出剤にも適用できることを確認した。モノアミド抽出剤であるDOBAと硝酸の混合物（DOBA–3.5MHNO_3）をUO_2とFP元素の不均一な混合物とバッチ法により接触し、溶媒相への移行挙動を調べた。Uは98%の割合で溶解し、除染係数はPdとNdについて10−100、Zr、Sr、Ru、Ce及びMoの除染係数は100以上であった。TBPを溶媒とする場合に比べてFPについて良好な除染が得られる可能性を見いだした。

本節の記述において、TBPを主剤とする試験は革新的実用原子力技術開発提案公募事業による成果である。

[参考文献]

1) Yuuichi Tooya, Tadahiro Washiya, Shinichi Aose : “Fundamental Design of Advanced Disassembly System for FBR Fuel Reprocessing”, GLOBAL 2005, #242, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
2) Yuichi Sano, Shigehiko Miyachi, Tsutomu Koizumi, Tomozo Koyama : “Dissolution of Irradiated MOX Fuel for Highly Concentrated Solution”, GLOBAL 2005, #259, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
3) K. Yano, A. Shibata, K. Nomura, T. Koizumi, T. Koyama, C. Miyake : “Study on Pu behavior under UNH crystallization condition”, ATALANTE 2004, P1-66, Nimes, France, 2004 June 21−24 (2004)
4) Kimihiko Yano, Atsuhiro Shibata, Kazunori Nomura, Tsutomu Koizumi, Tomozo Koyama : “Uranium Crystallization for Dissolver Solution of Irradiated FBR MOX Fuel”, GLOBAL 2005, #118, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
5) Masaumi Nakahara, Yuichi Sano, Yoshikazu Koma, Masayoshi Kamiya, Atsuhiro Shibata, Tsutomu Koizumi, Tomozo Koyama : “Actinides Recovery by Solvent Extraction in NEXT Process”, GLOBAL 2005, #262, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
6) 中原将海, 佐野雄一, 小泉務, 小山智造 : “簡素化溶媒抽出法によるU, Pu及びNpの共回収”, JAEA成果報告書（登録手続中）
7) Tadahiro Washiya, Masayuki Takeuchi, Hideki Ogino, Shinichi Aose : “Development of Centrifugal Contactor System in JNC”, GLOBAL 2005, #305, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
8) Masayuki Takeuchi, Tadahiro Washiya, Hideki Ogino, Shinichi Aose : “Engineering test of stripping performance by multi-centrifugal contactor system for spent nuclear fuel reprocessing” ICONE-13, #50134, Beijing, Chain, 2005 May 16–20 (2005)
9) Andrew Shadrin, Vladislav Kamachev, Igor Kvasnitsky, Valery Romanovsky, Vladimir Bondin, Yury Krivitsky, Sergey Alekseenko : “Extraction Reprocessing of HLW by Modified SETFICS-Process”, GLOBAL 2005, #129, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
10) 韋悦周, 駒義和, 新井剛, 張安運, 星陽崇, 渡部雅之 : “シリカ担持型CMPO 吸着材の基礎特性に関する試験研究”,日本原子力学会誌（和文論文誌）, 1(4), 432-438 (2002)
11) Anyun Zhang, Yuezhou Wei, Harutaka Hoshi, Yoshikazu Koma, Masayoshi Kamiya : “Chromatographic Separation of Cesium and Strontium from High Level Liquid Waste Using Silica-Based Calixarene-Crown Extraction Resins”, GLOBAL 2005, #056, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)
12) 倉岡悦周, 新井剛 :“陽イオン交換試験”, JNC TJ8420 2002-003 (2002)
13) 三浦幸子, 他 :“Super-DIREX再処理法による使用済燃料からのU, Pu直接抽出に関する技

術開発 (12), 照射済MOX燃料の常圧溶解その2",日本原子力学会「2004年春の年会」, B6, 岡山大学 (2004)

14) Sachiko Miura, Masayoshi Kamiya, Shigehiko Miyachi, Tomozo Koyama, Shinya Ogumo, Takashi Shimada, Yukihide Mori, Youichi Enokida : "Direct Extraction of Uranium and Plutonium from Irradiated MOX Fuel by Super-DIREX Process", GLOBAL 2005, #341, Tsukuba, Japan, 2005 October 9–13 (2005)

15) 三浦幸子, 他 : "粉化燃料抽出法によるアミド系抽出剤への溶解性の検討",日本原子力学会「2004年春の年会」, B14, 岡山大学 (2004)

表 4.7.1　晶析試験における Pu と FP の除染係数

		Pu	^{125}Sb	^{137}Cs	^{155}Eu
Run1	洗浄前	5.6	1.6	1.2	4.2
（急冷）	洗浄後	25	0.7	0.8	27
Run2	洗浄前	4.6	0.8	0.9	3.5
（緩冷）	洗浄後	19	0.5	0.9	19

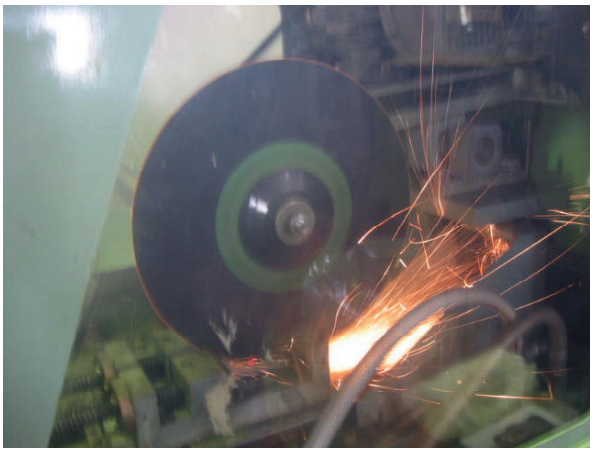


図 4.7.1　キュービトロン砥石での切断状況

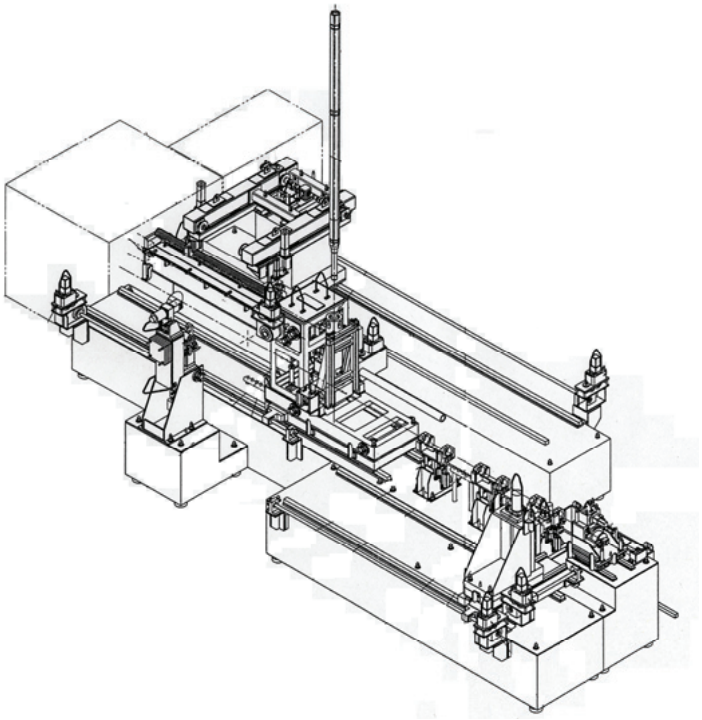


図 4.7.2　一体型解体・せん断機の構造

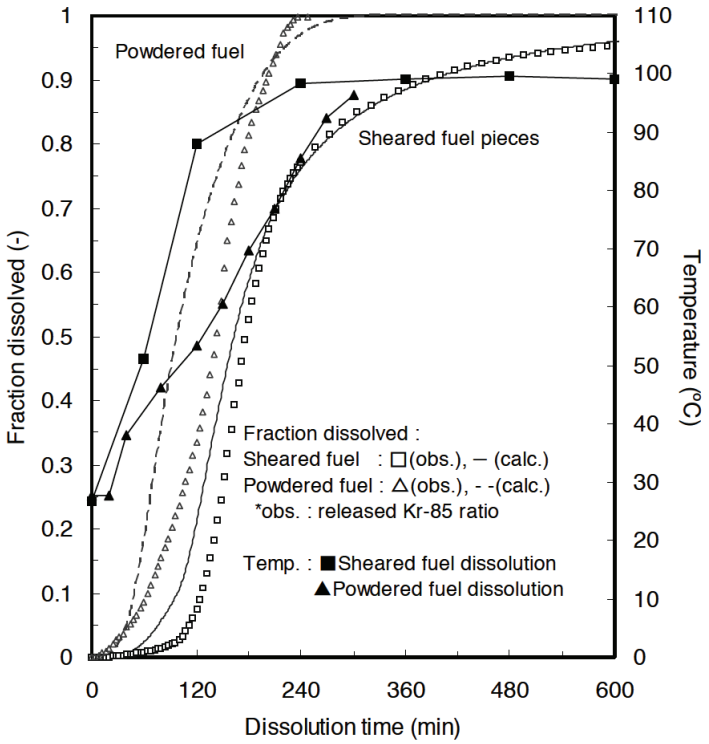


図 4.7.3 照射燃料の溶解挙動

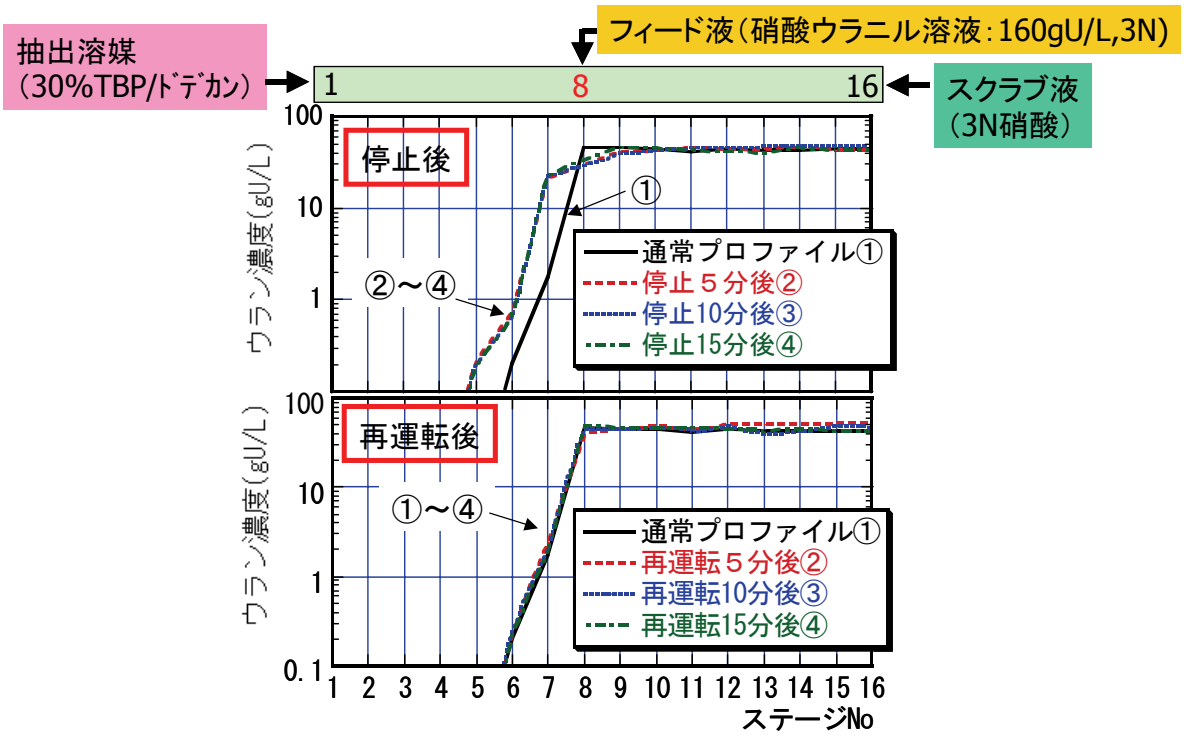


図 4.7.4 1段停止試験

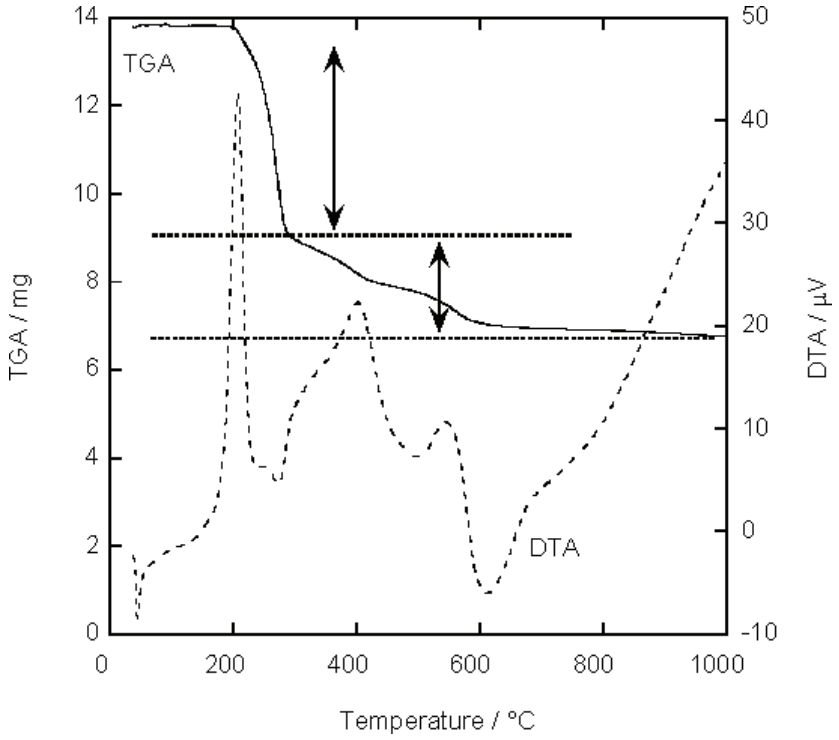


図 4.7.5　CMPO/SiO2-P の熱特性

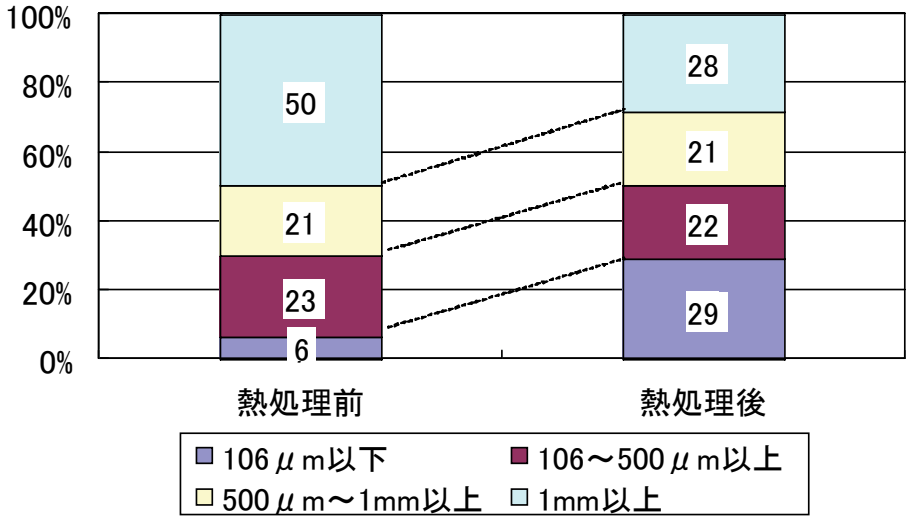


図 4.7.6　粒径の変化

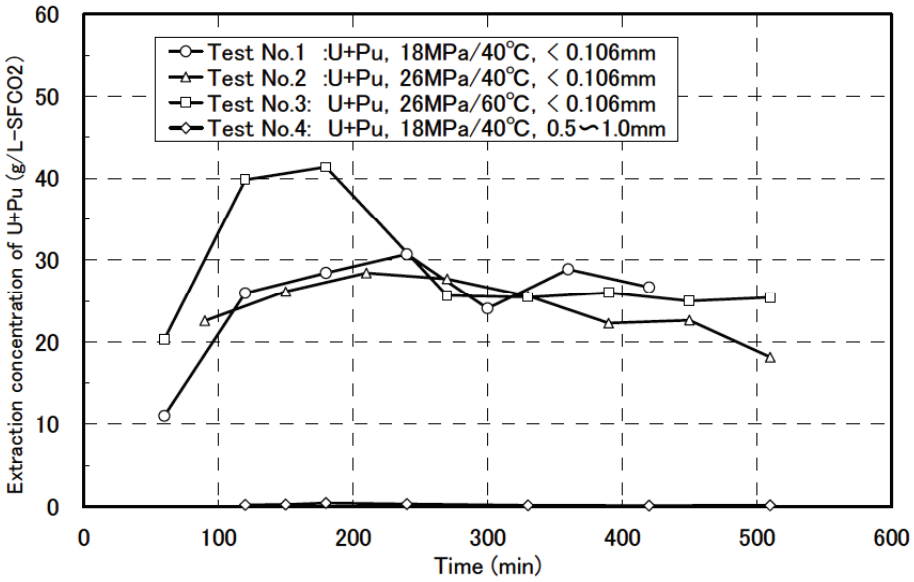


図 4.7.7 超臨界状態における MOX からの直接抽出

4.8 システムの最適化に関する検討

4.2章において先進湿式法のリファレンスシステムについて、4.3章において超臨界直接抽出法のシステムについてそれぞれ議論した。いずれのシステムも開発の途上にあり、技術的成立性の確度を高めるためには、要素技術の成果と設計の内容の整合を図り、複数の選択肢がある要素技術については経済性など複数の観点から最良のものを選ぶ検討を行う必要がある。このような背景の元に、先進湿式法と超臨界直接抽出法によるシステムの最適化について検討した。

4.8.1 先進湿式法リファレンスシステムの最適化

晶析法による溶解液からのUの粗回収は、溶媒抽出設備の最小化や、Puを単離しない工程の実現に寄与するが、その一方で、高い重金属濃度の溶解液の調製、低温での温度管理といった課題を提供する。より実現性の高い工程概念を構築するため、要素技術で得られた知見を加えて、前章で述べたシステムの最適化を図る検討を行った。

(1) 前処理に係る候補技術の比較検討

(i) 検討したケース

溶解液の重金属濃度を高めるためには、複数の工程間での取り合い条件を良く整合させること、最適な方式や型式を選定することが必要である。例えば、溶解の効率を上げる上で燃料要素の形状を小さくすることが良いが、燃料要素をこのように加工する方法は複数の技術（せん断長を小さくしてのせん断処理や二軸型破砕機による破砕処理）が候補として挙げられ、それぞれ要素技術開発が進められている。溶解、清澄においても同様である。晶析設備において所定のU回収率を達成する条件では、処理により得られるPuなどを含む濃厚な溶液（母液）の組成は大きく変動しないものと考えられ、溶媒抽出以後の工程には影響は及ばない。これらのことから、機械的前処理から晶析に至る工程について、複数の工程概念を比較するケーススタディを行った。

比較する工程概念は、早期実現性が高いと考えられる要素技術を組み合わせ、開発項目が特定の工程に集中しないよう（分散するよう）に取り合い条件を設定することとし、4つのケースを想定した。検討した工程概念のブロックフローを図 4.8.1に示す。ケースAがリファレンスシステムに準じており、ケースB、C、Dと開発要素が大きくなる。表 4.8.1に着眼点などを示す。

技術的成立性と経済性の観点から比較評価した。技術的成立性は、燃料要素加工（せん断、酸加熱処理、破砕・磁気分離など燃料ピンを溶解槽へ投入するための処理を呼ぶ）、溶解、清澄、濃縮の各工程について、主要な機器が達成すべき機能が実現できる見通しを考察し、相互に比較した。達成すべき機能は次表に示す。経済性は設備費、機器交換費、建屋費を相互に比較した。

工程	機能
燃料要素加工	所定の形状分布の燃料要素（せん断片、燃料粉体）を得る 処理によって有意量の燃料を損しない。
溶解	所定の時間で所定の溶解率を得る。
清澄	所定の性状の固体を所定の割合で回収する。運転操作が容易である。
濃縮	所定の組成の溶液を得る。沈殿などを生成しない。

(ii) 評価

技術的成立性に関する評価を工程ごとに示す。

(a) 燃料要素加工

せん断法では、短い間隔でせん段を行うことにより粉体の割合が大きな燃料要素を回収することは可能と考えられる。一方で、得られる燃料要素片の形状や大きさの分布を制御することは困難と思われる。破砕法は、燃料要素を目的とする大きさにすることが可能であり、分布などを制御しやすいと考えられる。酸化熱処理法は、Pu富化度の高い燃料には粉体化の効果が低いことが実験的に示されており、FBR炉心燃料に関しては上記の溶解の要求に答えることは難しいと考えられる。

燃料要素の損失については、いずれの方法においてもある程度の微粉の発生が考えられ、その蓄積防止やセル排気系への移行などの対策に関しては大差ないものと考える。

(b) 溶解

4時間で99%以上の溶解率を達成することを指標として検討した。フラグメンテーション・モデルに基づく溶解速度の推定[1)]により、燃料要素加工で50%以上の粉体化が必要であると見積もられた。

中濃度溶解を行うケースBでは、50%以上の粉化率が燃料要素加工で達成できれば、可能である。同じく中濃度溶解を行うケースCは、酸化法により適当な粉体が得られた場合には可能と考えられる。この時、O/M比の違い（U_4O_9やU_3O_8の生成）が溶解挙動に与える影響を確認することが望まれる。

機器（溶解槽）の技術的成立性は、粉体（スラッジを含む）の取り扱いにあると考えられる。

(c) 清澄

遠心式については、50tHM/y相当機でアルミナ粉によってその性能が確認されている。処理量については高速回転機器であるため、相応の知見を要するものと考えられる。

ろ過式については、臨界安全を形状管理により達成する場合に、捕集性能や処理面速を現実的な系統数で達成できるかどうかが技術的に大きな課題である。

(d) 濃縮

濃縮については特に大きな問題があるとは考えにくい。沈殿などを生成しないという条件については、高濃度溶解液を得る場合には清澄工程にてより多くの析出物を回収しうることから若干有利となると思われる。

燃料要素加工、溶解、清澄、調整、濃縮、晶析の各工程設備の設備費の見積もりを図 4.8.2 に示す。設備費の総額はケースDが最も安価であり、続いてA、B、Cの順序となる。この差は、主に、酸化熱処理設備の有無、せん断設備と破砕設備の格差、溶解設備間並びに清澄設備間の格差、濃縮設備の有無によるものである。ケースDが安価である理由は、溶解槽の単価が低い（駆動部が少なく製作しやすいことが原因と考えられる）ことによるものと思われる。清澄設備における差も同様に、清澄機の価格差（遠心清澄機と加圧ろ過）から生じているものと考えられる。

機器交換費と建屋の建設費は、それぞれ設備費と設置面積の関数であるが、いずれも設備費と同様の傾向であった。

(iii) 結論

ケース Cは、酸化熱処理工程の炉心燃料（高Pu富化度の燃料）への適用性に関して否定的な実験結果が得られており、技術的成立性の面で候補から除外した。

ケースA、B、Dについては、溶解設備において大きな差が見られる。溶解時間の設定方法には検討の余地があるが、本検討の条件については、燃料要素加工に破砕法を採用し、効率的に高濃度の溶解液が得られるのケースDが好ましい。ケースA、Bに関してはせん断処理で得られる燃料要素の性状に依存する。現状の知見からはせん断操作において特定の粉化率及び粒径分布を得るよう制御することは難しいと考えられ、この観点からケースDが優れるものと思われる。

清澄設備については、加圧ろ過は臨界に係る形状管理の観点から現実的とはならないおそれがあり、現時点では採用しにくい。

ケースAとBの差は濃縮の度合いであり、ケースB向けの開発を行うことでケースAに関しても対応が可能であると思われる。また、ケースBの低コスト化を図ることで経済的に優れた、技術的成立性の高いプロセスとすることが可能と考えられる。

経済性に関してはケースDが最も優れるが、その差異は溶解槽及び清澄機の単価（機器製作費）に集約される。上述の理由で、清澄装置として加圧ろ過を採用しないとすると両者の差は小さくなり、ケースAとBが溶解槽や濃縮において低コスト化を図ることで比肩しうるようになると考えられる。また、破砕機や粉体溶解槽の開発はその端緒についたばかりである。

以上から、より設備費の低減を図ったケースBを元にリファレンスシステムの構成をさらに検討した。なお、ケースDについては、潜在的な長所が認められるので継続した検討が望まれる。

(2) 抽出クロマトグラフィーにおける抽出剤の変更

Cyanex 301抽出剤はAn(III)/Ln(III)分離の性能に優れるが、注意深く精製して使用する必要があり、抽出剤は極く容易に劣化し、分離性能が低下する。このため、これを他の抽出剤に変えることが適当である。

現在、高酸性の水溶液からAn(III)のみを選択的に分離回収できる抽出剤はないので、複数の抽出剤を併用することとなる。第一段階の分離には従来通りCMPOを用いることとし、希硝酸溶液が得られるものとする。このような条件においては、欧州で開発されたn-BTP抽出剤の適用が良いと考えられ[2)]、今後はこの抽出剤をリファレンスとしていく。

(3) リファレンスシステムに関する提案

ケースBをさらに安価にする方策として、溶解設備を1系統とし濃縮設備を削除したシステムを新たにリファレンスとして提案する。設備の概略的な構成は次の通りである。なお、解体工程は先のリファレンスと同様とする。

(a) せん断

機械的なせん段によるが、せん断長を従来よりも短くし、燃料要素が粉体となる割合を高める。得られる燃料要素の形状や大きさの分布に着目して開発を進めることが望まれる。

(b) 溶解

400gHM/Lの溶解液を4時間で得る設備とする。回転ドラム型連続溶解槽を採用するが、粉体となった燃料を投入することに対する対策を施す。具体的には、粉体の滞留の抑止、安定した溶解反応の維持、より多く含まれることになる被覆管などに由来する金属廃棄物の分離回収を考慮する。また、単一の機器により1tHM/dの処理量を達成することを目指す。

なお、保温に関する対策を講じなくとも良いよう、上記の濃度の溶液を取り扱うこととした。

(c) 清澄

遠心型清澄機を採用するが、回収した固体成分の取り扱いに改良を施す。具体的には、水を用いてスラリーとして回収するのではなく、機械的に回収しさらに二次的な廃棄物を減少させる。

(d) 晶析

400gHM/Lの水溶液を供給液とするので、より低温での晶析操作が可能な設備とする。約–10℃の達成を目指す。また、固液分離については、除染の機能を加えることも合わせ、遠心法以外の方式も検討することが望ましい。

(e) 溶媒抽出

遠心型抽出器を採用し、工程の概要は従来のリファレンスに同様である。

(f) 抽出クロマトグラフィー

抽出剤としてCMPOとn-BTPを用いる。工程の概要は従来のリファレンスに同様である。

4.8.2 超臨界直接抽出法システムの最適化

超臨界直接抽出法は主たる直接抽出工程が実証されていない。現在の知見を元に、前処理からMA回収工程までの最適化を検討した。

(1) 温度と圧力条件

温度と圧力は重要な操作条件である。抽出の速度を高めるには高い温度が望ましい。TBPと硝酸や金属などの錯体をsf-CO_2により高い濃度で溶解させるには、高い圧力が必要となる。概して、効率的な分離回収工程を構築するには、高い温度と圧力が求められるといえる。

TBP錯体のsf-CO_2の溶解度のデータが求められており[3]、30gHM/Lの濃度を達成するには4.3.1章で述べた12MPaの圧力では金属錯体が析出するおそれがあり、40℃での運転においては18MPa以上での操作を前提とすると良いと考えられた。効率的な抽出のために60℃とする場合には、26MPa程度の圧力が必要となる。

(2) 直接抽出過程における FP の除染

超臨界直接抽出法では、酸化物である使用済燃料からTBP及び硝酸を含むsf-CO_2相にUやPuを選択的に移行させることを目的として構築している。PUREX法におけるように、水溶液からTBP混合溶媒への抽出においては、希土類元素やZrは抽出されないが、水の活量を減じていくとこれらは抽出されるようになる。例えば、Zrは3.5M $NaNO_3$–3M HNO_3水溶液から60%TBP溶媒に抽出される[4]。希土類元素は水が欠乏した含水融解塩からは0.02Mのように極く低いTBP濃度の溶媒であっても抽出される[5]。

直接抽出の過程は水がほとんどない系であり、Zrや希土類元素はむしろ抽出されやすい元素であるといえる。初期の研究ではアクチニド元素の模擬元素としてランタニドの抽出が検討された[6]。MOXからの抽出では、Puが抽出された後にAmが抽出される[7]。TBPのUやPuによる飽和度が低下すると、三価のアクチニドやランタニドが抽出されるものと考えられる。この事実は、直接抽出過程においてFPの高い*DF*を得るためには、塔内でのTBPのUやPuによる飽和度を高く維持する必要があることを示しているが、この実現にはより確度の高い機器とシステムの設計が必須である。そこで、高い回収率と除染度を両立するために、より実現が容易であると思われる、直接抽出塔から排出されるsf-CO_2混合流体に対して水溶液による洗浄操作を行う方法を提案する。

具体的な方策は次の通りである。直接抽出設備において、直接抽出塔と逆抽出塔の間に洗浄塔を設ける。洗浄塔では、洗浄液とUやPuを保持するための洗浄溶媒を供給し、Am、Cmや希土類元素を主に含む中間製品溶液を得る。この中間製品には三価アクチニドとランタニドを分離するための処理を施す。

洗浄塔においてU–Pu製品からFPを除染することが期待され、PUREX法の洗浄部と同等

の性能が得られると考えられる。AmとCmを直接抽出塔において回収するとともに、後段のAn(III)/Ln(III)分離工程でも所定の割合で回収する必要がある。

超臨界流体を用いる分離工程の概略的なフローを前節までに述べた設計と比較して図4.8.3に示す。An(III)/Ln(III)分離工程でCyanex 301抽出剤を用いるよう表記しているが、これは別の化合物に置き換えるべきである。超臨界流体を取り扱う塔に着目した比較を表4.8.2に示す。洗浄塔を増加し、逆抽出塔の処理容量を増大しなければならないが、一方で、TRPOを用いる必要がなくなるので、TRPOを含む超臨界流体を洗浄する設備が不必要になる。後者に関しては、TRPOの取り扱いが不必要となるので、薬品を供給する設備など関連する設備を削除する効果が見込まれ、消耗品費などの低減にも結びつく。

本フローシートは、定性的にではあるが、再処理コストを低減する可能性があると考えられるので、超臨界直接抽出法の研究開発において潜在的なフローシートの一つとして検討を進めることが望まれる。

[参考文献]

1) 佐野 雄一，他：“CPFにおける照射済高速炉燃料溶解試験データの評価”，JNC TN8400 2000-014 (2000).
2) Clément Hill, Laurence Berthon, Charles Madic : “Study of the stability of BTP extractants under radiolysis”, #283, GLOBAL 2005, Oct 9-13, 2005, Tsukuba, Japan (2005).
3) K. Sawada, T. Koyama, T. Shimada, Y. Mori : “Characteristics of high-pressure mixtures of CO_2-TBP-$UO_2(NO_3)_2$-HNO_3-H_2O for actinide extraction from solid matrices with supercritical fluid”, ATALANTE 2004, O12-07, June 21-25, 2004, Nîmes, France (2004).
4) M. Benedict, et al. : “Nuclear Chemical Engineering, Second Edition”, McGraw-Hill, Inc. (1981).
5) H. Yamana, et al. : “TBP Extraction of Lanthanides from Molten Calcium Nitrate Hydrate”, Radiochim. Acta, Vol. 90, pp. 87-94 (2002).
6) O. Tomioka, Y. Enokida, I. Yamamoto : “Solvent Extraction of Lanthanides from Their Oxides with TBP in Supercritical Carbon Dioxide”, J. Nucl. Sci. Technol., 35(7), 515-516 (1998).
7) 宮原 幸子, 川崎 諭, 柴 正憲, 斉藤 和則, 駒 義和, 菅沼 隆, 青嶋 厚 : “TBP–硝酸溶媒へのU, Pu混合酸化物の溶解”, JNC TN8400 2002-014 (2002).

表 4.8.1　先進湿式法の最適化検討のケース

ケース	概要
A	晶析工程の直前に溶液を濃縮する。濃縮を除きリファレンスシステムと同様である。濃縮後に適切な酸濃度となるように溶解を低い酸濃度で行う必要がある。溶解直後の溶解液組成は 300gHM/L、2M 硝酸水溶液程度を想定した。
B	ケース A における濃縮の負荷を軽減するため、高い濃度の溶解液を得る。溶解液の移送における不要な晶析を防止する措置として、配管の加熱などの温度管理を不要とする濃度領域を想定して、400gHM/L、2.5M 硝酸水溶液程度を設定した。溶解の効率化のため、せん断長を短くする。せん断で発生する燃料粉が増加することが考えられ、溶解槽でその対応が必要になる。
C	ケース B よりさらに溶解効率を上げるために、酸化熱処理工程によって燃料をさらに微粉化する。ハルは粉化されないため、せん断片対応の溶解槽を改良することで対応できると考えた。その他は、ケース B と同様である。
D	濃縮せずに処理するため、機械的に燃料ピンを破砕し、溶解工程にて高濃度溶解液を調製する。ハルも破砕するため、溶解の前に磁気的な分離によって大部分を取り除く。溶解では粉体のみを取り扱うので、粉体溶解に特化した溶解槽とする必要がある。高濃度溶解液を清澄するが、保温対策がより容易な方法として、圧搾を伴う加圧ろ過とした。

表 4.8.2　超臨界流体を取り扱う塔の増減に関する比較

現行工程	洗浄部を付加した工程	
・ ハル洗浄塔	・ ハル洗浄塔	
・ 直接抽出塔	・ 直接抽出塔	
	・ 洗浄塔	増設
・ 逆抽出塔	・ 逆抽出塔	容量の増加
・ MA 抽出塔	・ MA 抽出塔	
・ MA 逆抽出塔	・ MA 逆抽出塔	
・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第一）	・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第一）	
・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第二）	・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第二）	
・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第三）	・ 溶媒洗浄塔（TBP 流体, 第三）	
・ 溶媒洗浄塔（TRPO 流体, 第一）		削除
・ 溶媒洗浄塔（TRPO 流体, 第二）		削除
・ 溶媒洗浄塔（TRPO 流体, 第三）		削除

・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第一）	・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第一）
・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第二）	・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第二）
・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第三）	・ 溶媒洗浄塔（Cyanex 流体, 第三）

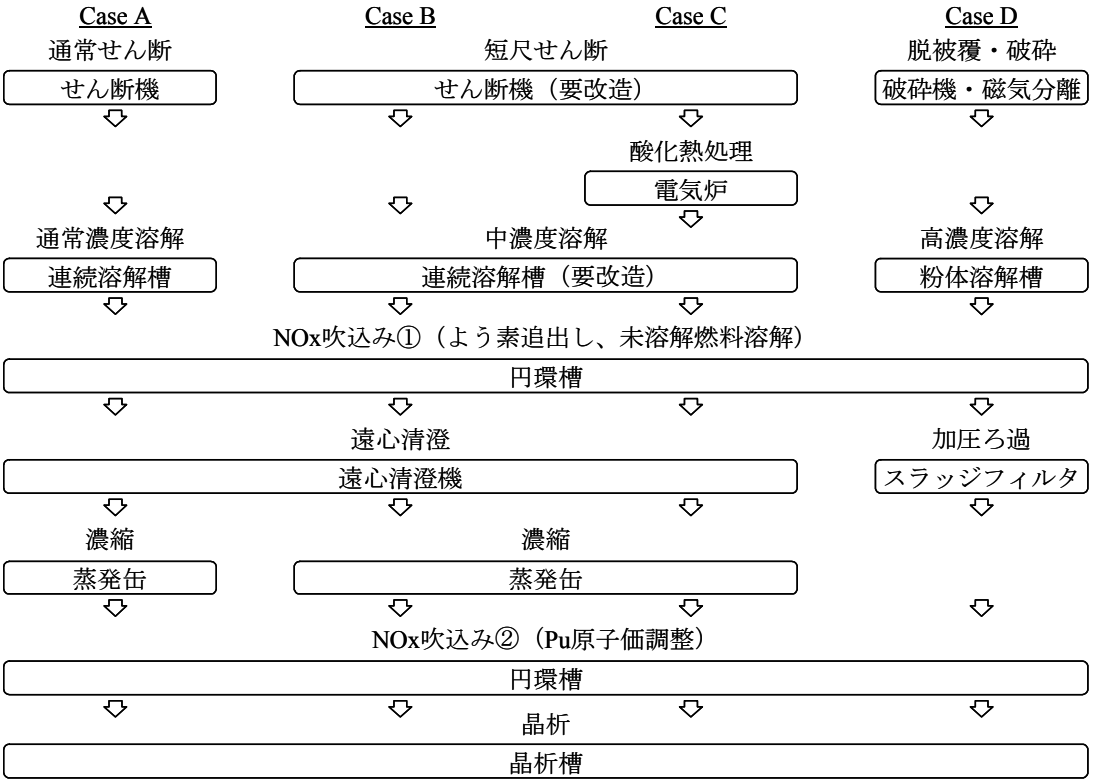


図 4.8.1　検討プロセス案のブロックフロー

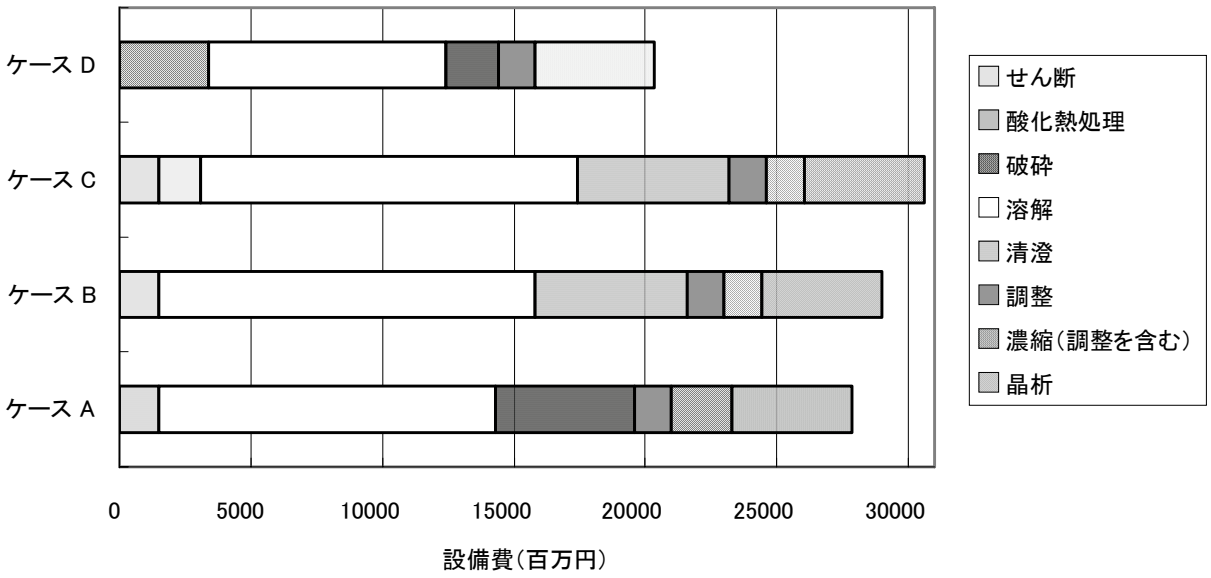
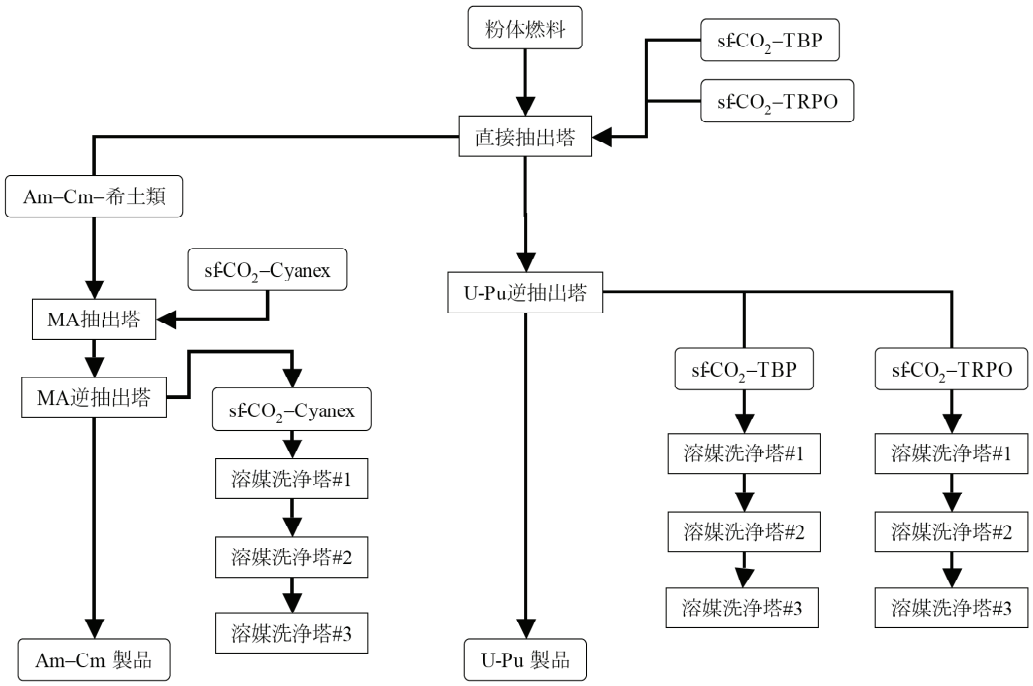
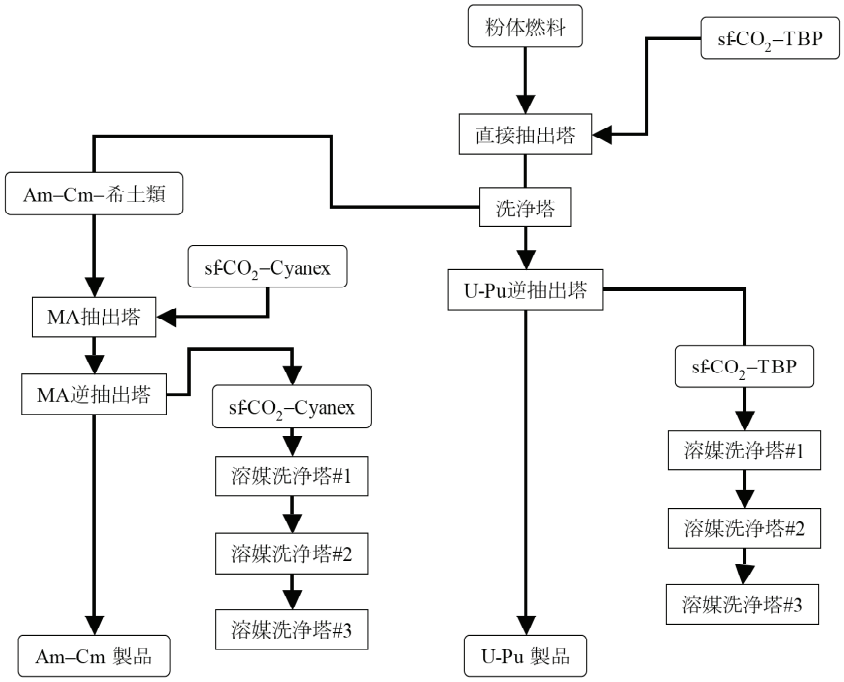


図 4.8.2　各ケースの設備費見積もり



(a) 現行設計



(b) 洗浄部を有する工程

図 4.8.3　洗浄部を有する処理工程のブロックフロー

*　超臨界流体を取り扱う塔を示す。ただしハル洗浄塔を除く。

4.9 技術開発項目

4.9.1 技術課題の検討

(1) 先進湿式法（NEXT 法）

(i) 集合体解体・せん断

解体方法の選定、燃料要素の切断仕様の決定、装置の一体化に関する検討が重要である。

解体は、燃料構造材料の切断と、燃料要素及びラッパ管の分離を併せて考慮するが、YAG レーザーを用いる方法と機械的な切断方法を比較し、機械的切断の後にラッパ管を引き抜く方法をリファレンスと位置づけることとした。切断方法（砥石の種類、速度など）の最適化、砥石の遠隔操作での交換、切断時に発生する金属片・粒子の回収、実照射条件での集合体構造材料の変形などへの対応が課題である。

燃料要素は、溶解工程における溶解速度を速めるために短いピッチで切断することが好ましい。得られるせん断片の形状は、せん断の方法と燃料要素の履歴に影響を受けるものと考えられる。解体とともに、実際の照射物を用いた試験による実証が必要である。

解体装置とせん断装置の一体化は経済性などの観点から有益であると考えられる。装置の設計研究を行い、一体化の有用性を比較評価する必要がある。

YAGレーザーによる方法は、解体後の構造材料を減容のために細断する目的には利用しうる。この実用性を検討する必要がある。

(ii) 溶解

溶解工程の主たる機能は、燃料要素の溶解と、溶解により得られる水溶液と被覆管などの固体成分の物理的な分離である。

照射燃料を用いた試験研究によって、適度な割合で粉体を含む燃料要素を調製し、高い重金属濃度の溶解液を得る見通しが得られた。実用条件での溶解挙動は、相当の燃料要素の形状分布を有する燃料を用いた溶解の試験により調べる必要がある。これはすなわち実用規模でのせん断過程を経た燃料を試験に供することを意味する。

溶解と固液分離の機能を満足する溶解装置の開発が重要である。粉体を含むので、これを円滑に投入でき散逸を予防し、速やかな溶解に起因する急激な反応気体の発生を抑制する仕組みを有する機器を実現する必要がある。本検討では回転ドラム型の溶解槽を想定したが、今後これに関する詳細な検討、他の方式の適用の是非も含めた検討が必要である。

溶解挙動は、フラグメンテーションモデルを基礎としているが、溶解装置と燃料要素の性状に合わせてこれを改良する必要がある。

溶解から溶媒抽出の供給液の調整までは、高い金属濃度の溶液を取り扱うので、この移送技術が必要となる。

(iii) 清澄

清澄のための機器として遠心型の装置を選定した。現状の基本構造を維持しつつ、所定の処理量への適用性を調べる必要がある。

また、回収する残渣の性状は、燃料要素の履歴と溶解条件に影響を受けるものと考えられ、取り扱うべき高い金属濃度の溶液は粘性が高い。これらの効果を調べるためには、実用の条件における実証的な試験を行う必要がある。

(iv) 晶析

晶析工程では、水溶液にUNHを生成させ、固体を液体成分と分離する。回収率と不純物成分の除染を両立させる必要がある。

照射燃料に由来する溶液を用いた試験を行い、Csなどの一部の成分の除染度が当初設定した値よりも低くなる可能性があることが分かった。除染性能に関し、PuとFPを高濃度に含む溶液からのUの回収と除染を両立する条件を確立しなければならない。このために必要な実証的な試験研究、化学工学的なモデルの作成、溶解度などの基礎的なデータの収集を行う必要がある。

洗浄操作においてUNHを損失しにくい洗浄方法を求める必要がある。定性的には高い硝酸濃度の溶液が好ましいことが分かっているが、晶析装置内でのUNHの析出条件などを具体的に考慮して決定しなければならない。

晶析装置として回転キルン型の装置を選定し、U試験によりその有用性を検討している。本格的に工学規模の試験を行う前に、晶析及び洗浄装置の型式を他のものと比較評価して決定し、所定の処理量を達成する基本構造を検討する必要がある。

(v) 簡素化溶媒抽出

溶媒抽出工程は、分配や精製工程が省略され、従来のPUREX法に比べて大きく簡素化されており、分離回収の本質に係わるような重大な課題はないものと考える。

課題は、200tHM/y相当あるいはこれを超える処理量を達成する遠心分離型の抽出器の開発と、主要な成分の物質収支を実用に近い条件で求めることである。これらについて、実際の規模で照射燃料を用いた試験が必要である。

(vi) 抽出クロマトグラフィー

基礎となる技術はウラン濃縮の目的のために実証されている。高放射性廃液による高い線量率の元で操作を行い、発熱性のアクチニド元素を分離対象物質として吸着する点が異なるので、これらへの対応が必要である。また、陰イオン交換であるウラン濃縮と違い、抽出剤を適宜選定する必要がある。

An(III)とLn(III)を分離するためには、現時点では2種類の抽出剤を併用しなければならない。CMPOとBTPを用いることとしているが、この組み合わせは必要に応じて変更することなる。

主たる機器であるカラムを設計するために、クロマトグラフィーを模擬するコードを利

用することが必要である。この時、吸着するα放射体による発熱を考慮し、熱流動に関する計算も併せて行う必要がある。また、充填物を遠隔操作により交換することを可能とする機器構造と遠隔操作機器、溶離液の供給と溶出液の分画を行う計装と制御のシステムを明らかにしなければならない。

安全性については、γ線照射により放射線の劣化を調べたが、アルファ線による効果を調べる必要がある。α放射体を吸着した状態での放射線による劣化の影響を実用に近い条件で調べなければならない。

上記を実証するための実用的な規模での試験を相当のα放射体を含む溶液を用いて行う必要がある。少なくとも、α放射体による発熱密度を同様に設定しなければならない。

(vii) 廃棄物処理

液体廃棄物に起因する廃棄物量を最小化するため、放射性廃液を高放射性と極低放射性の2種類に分化する「二極化処理」の導入を検討している。この処理における除染係数などを実証試験により求め、廃液処理工程の物質収支の精度を上げる必要がある。

(2) 超臨界直接抽出法（Super-DIREX 法）

(i) 前処理

直接抽出工程における抽出の速度を高めるため、燃料要素を予め粉体状としておく必要がある。熱的に破砕する方法に関する照射燃料を用いた試験では、所定の分布の燃料が得られなかったので、燃料ピンを機械的に破砕する方法を選定した。

この方法は乾式再処理法で採用されており、詳細は5.4.1章を参照されたい。

(ii) 直接抽出

直接抽出工程は、燃料要素からマトリックスの成分であるウランとプルトニウムを抽出分離し、固体として残る不純物成分を回収する。所定の回収率と除染度を得、固体と超臨界流体の分離を行う機能を満足する必要がある。

回収率と除染度は密接に関連する。除染度を高めるには超臨界流体をUとPuで飽和した条件で運転することが考えられる。しかしながら、このような運転は回収率の低下につながり、また、連続した運転が必要であるので、直接抽出塔への燃料の断続的な投入と残渣の回収を超臨界条件を維持したまま行わなければならない。このような操作が実現できれば､最小の工程を得ることができるが､実現までの技術的な障壁は多いものと考えられる。そこで、プロセスを最適化するための一つの選択肢として、不純物成分を除去する洗浄工程を加えた工程を検討した。両者を検討し、比較評価する必要がある。

すなわち、a）直接抽出塔を連続運転するとともに、超臨界流体へのUとPu濃度を高める方法、b）直接抽出塔から排出される超臨界流体に水溶液による洗浄操作を施す方法（この場合にはバッチ操作も許容されると考えられる）を相対的に比べることが課題と考える。

このような条件の元に、プロセスの実証、機器の開発、設計に必要な基礎的なデータの収集を行う必要がある。逆抽出、溶媒洗浄についてもこれらを行うことになる。

(iii) Am-Cm 回収

AmとCmの回収には次に示す通り複数の技術的な選択肢がある。

a) 直接抽出塔において固体として残留する成分からの分離回収。
b) 洗浄塔において水溶液として回収されたものからの分離回収。
c) 上記のそれぞれについて、超臨界抽出による方法と抽出クロマトグラフィーのような湿式法を適用することが考えられる。

いずれにおいても、抽出剤を適切に選定しなければならない。a）の場合に関しては、フェーズIでの検討においてTRPOとCyanex 301を用いることとした。Cyanex 301は化学的な安定性が低く、また、TRPOは逆抽出のために高濃度の硝酸溶液が必要であり、いずれも代替することが適切である。b）の場合では、An(III)とLn(III)を分離するための1種類の抽出剤を要するが、上記と同様にCyanex 301の代替を採用することとなる。

AmとCmの抽出に係わる超臨界流体抽出の実験研究は行われていないので、基礎的なデータを集める作業が必要である。

(iv) 廃棄物処理

直接抽出塔で多くのFPを固体として回収しガラス固化する工程を想定しているが、均一にFPが分散したガラスを得ることの実現性を検討する必要がある。

(3) その他

フェーズIIにおける検討は、複数の候補技術を比較評価し、最適と考えられる複合的な処理プロセスを導出することを主な目的として展開し、分析・計装、遠隔操作というような共通の技術は、既往の技術を基礎とする前提で進めた。これらの改良によりさらなるコストの低減などの可能性を追求するべきである。

また、主要な工程の安全設計を行い、設計研究の次の段階で設計において基礎となる安全上の値を決定し、詳細な設計を行う必要がある。

4.9.2 工学規模ホット試験

使用済燃料集合体もしくはそれに相当する物質を用いるホット試験は、実際の物質を取り扱う必要性によりその重要性を判断すべきである。この観点から、先進湿式法の主要な技術について上述の課題を考慮しつつ工学規模ホット試験の重要性を順に述べる。

(1) 集合体解体・せん断

燃料集合体の解体は、照射による集合体の変形などの影響を踏まえ、工学規模での試験が重要であると考える。

燃料ピン束のせん断は、高濃度の溶解液を得る溶解操作に適した燃料を供給するために、得られる燃料の性状を調べる必要がある。せん断後の燃料の性状はせん断方法に依存するので、工学規模ホット試験を行う必要がある。

(2) 溶解

燃料要素の溶解は、所定の溶解率を所定の時間内に得られることを実証するため、実際の燃料をせん断した試料を溶解して行う必要がある。溶解は固体と液体の反応であり、その反応速度は幾何学的な影響、すなわち装置の寸法の影響を受けることと合わせ、工学規模ホット試験の必要性がある。

なお、不溶解残渣の性状を把握するための分析においては、相当の量の試料が必要となるが、この目的においても実施する必要がある。

(3) 清澄

不溶解残渣を溶液から分離するが、不溶解残渣の量や組成は燃料の照射履歴に依存するので、その実証において不溶解残渣が実際の物であることは重要であり、試験の意義がある。

(4) 晶析

晶析は、液体から固体を析出させる固液反応が基礎であり、装置の幾何学的形状の影響が大きいと考えられる。また、装置は冷却を行うものであり、既往の再処理設備にはない種類のものとなる。このような工程の実証は実際の規模で行うことが重要である。

(5) 簡素化溶媒抽出

溶媒抽出は液−液間の反応であり、一般に基礎となる反応の速度は速い。二相の接触が効率良く行われる条件においては、スケールファクターは他の化学反応に比べて小さいといえる。

装置として遠心抽出器を用い、このシステムはコールドやウラン試験によりその特性に関する多くの情報が得られる。高放射性物質を取り扱うことによる効果に溶媒の放射線分解があり、その影響の評価や劣化物の除去の挙動には実際の規模での試験が有用である。また、実際の燃料を溶解した溶液を取り扱う場合に、界面クラッドが生成しうることについては、その生成は小規模な試験で確認できる可能性があるが、抽出器内での振る舞いに関しては実際の寸法の装置を使用することが重要でなる。

(6) 抽出クロマトグラフィー

固体と液体の二相間の分離技術であり、装置寸法の影響が大きい。基本的に実際の規模の試験をすることが重要である。

小規模な試験を計画する場合には、α放射体による発熱密度を指標として検討する必要がある。

上記の項目はシステムの実現のためにいずれも不可欠であるが、アクチニド元素の回収率と晶析工程の実現性を評価する目的において、せん断、溶解及び晶析技術の優先度を高くおくべきである。

5. 酸化物電解法

5.1 酸化物電解法の概要

米国バッテルノースウエスト国立研究所でLWR用に開発されたPuサイクルプロセス[1]をベースしてロシアの原子炉科学研究所（RIAR : Research Institute of Atomic Reactors）において1960年代から高温電気化学再処理技術の開発が進められてきた[2]。この技術は、酸化雰囲気で溶融塩中に燃料物質を溶解し、電位およびプロセスガス中の酸素や塩素の分圧（ポテンシャル）を制御することによりU,Puを$(U,Pu)O_2$として陰極表面上に電解析出させるものである。析出物が理論密度に近い顆粒状であるため、バイパック振動充填法による燃料製造のための顆粒製造技術として開発されてきた。当初はFPを分離精製したUとPu酸化物を原料としていた。RIARにおいては、本技術を利用し高速実験炉BOR-60の炉心燃料を製造する他、ロシア解体核プルトニウム処分[3),4)]においても研究が進められ、高速実証炉BN600用の燃料製造施設も建設中である。

RIARでは、このプロセスを改良し、再処理技術として燃料製造と統合することを狙った乾式リサイクル技術DDP（Dimitrovgrad Dry Process)[2),5)]として開発中である。

このプロセスは、再処理で回収されたMOXやUO_2が高密度の顆粒であり、そのまま振動充填することによって簡単に燃料に加工できることからMAを含む低除染燃料のリサイクルに適合し経済性のポテンシャルも高いと予想されたため、実用化戦略の候補プロセスとして採用された。フェーズⅠにおける酸化物電解法は、この技術に工業規模での取り扱いや設計要求を満たす観点から同時電解工程、貴金属(NM)FP分離工程、MOX電解工程およびMA回収工程の変更・追加によるプロセスの改良[6)]を行ったものである。フェーズⅡでは、この酸化物電解法に対して、

①小型プラント(50tHM/y)における経済性向上

②運転・保守補修といった操業性の向上

③国内外の要素技術試験成果等の反映

等を踏まえて、より合理的なプロセスおよびシステムを検討した。具体的には、

①貴金属コーティング陰極によるNMの分離電解回収技術

②電解槽のルツボ材料をパイログラファイトからジルコンに変更

③向流多段抽出によるMA回収技術

④減圧蒸留法による析出物中の溶融塩除去技術

⑤キャンペーン運転による機器台数削減方策を用いた廃棄物処理システム技術

等を採用した。以下、本技術に対して、プロセス説明、マスバランス計算、および廃棄物発生量評価を行った結果について示す。

[参考文献]

1) K.M. Harman and G. Jansen, Jr., “The Salt Cycle Process”,Progress in Nucl. Energy **4**, Pergamon, 429 (1970).
2) S.K.Vavilov, T.Kobayashi and M.Myochin,”Pronciple and Test Experience of the RIAR’s Oxide Pyro-Process”, J. Nucl. Sci.Technol., **41**[10], pp.1018-1025 (2004).
3) A.V. Bychkov, V.A.Kisly, O. Shishalov, et al., “Demonstration Experiment of 3 BN-600 MOX Vibropac FAs Iirradiation for the Excess Weapons Plutonium Disposal”,*Proc. GLOBAL 2005*, Tuskuba, Japan, #583 (2005).
4) 川太徳夫、「ロシア核兵器プルトニウムの平和利用」月刊エネルギー、Vol.38、No.6,pp13-17（2005）
5) M.V. Korlimitzn, A.V. Bychkov and V.S. Ishunin,”Pyroelectrochemical Reprocessing of Irradiated Fuel of Fast Reactors. ”, *Proc. GLOBAL 2003*, New Orleans, USA, pp.782-783 (2003).
6) K. Fujii, A. Inoue, T. Namba, *et al*.,“Conceptual Design on Oxide Electrowinning Method for FR Fuel Cycle”, *Proc. GLOBAL 2003*, New Orleans, USA, 756 (2003).

5.2 リファレンスシステムの設計

5.2.1 施設概念構築

(1) プロセスの説明

フェーズⅡで改良された酸化物電解法のプロセスフロー概念図を図 5.2.1に示す。また、以下に主要となるプロセスの概要を述べる。なお、レファレンスシステムの設計要求、設計方針および設計条件は第２章にまとめている。なお、本検討においては、解体・脱被覆工程において内側炉心燃料、外側炉心燃料、径ブランケット燃料の3種類の集合体を混合処理し、均一な組成として電解工程へ供給するものとしている。

(i) 解体・脱被覆工程

解体・脱被覆工程は、FBR使用済燃料集合体を受け入れて燃料物質を取り出し、次工程である燃料処理工程に払い出すまでの工程であり、集合体受入、集合体解体、脱被覆、粉体混合、ハル洗浄で構成される。

燃料貯蔵施設に保管してある使用済燃料集合体を受け入れ、ピン単位に解体する。集合体解体には機械式とレーザ式があるが、本設計では旧サイクル機構にてFBR燃料解体用に開発されているレーザ式を採用した。次にピンの脱被覆を行うが、被覆管の混入低減と電解工程で用いる溶融塩中に溶解しやすいように、互いに芯がずれている複数のロールの間を通過させることで被覆管を塑性変形により拡管するロール矯正法[1)]により燃料は粉体化され、ピン中央を切断し、切断面を下向きとしてピン側部を打撃する打撃法で取り出される。（5.2.1(4)機器概念参照）次に、内側炉心燃料、外側炉心燃料、径ブランケット燃料の3種類の燃料から得られた粉体燃料の組成を均一化させるために混合処理する。

機械的脱被覆で発生したハルには燃料が付着している。環境負荷低減と資源有効利用性の観点から、このハルを溶融塩中で洗浄し、$ZrCl_4$を添加することにより付着燃料を塩化物として溶融塩中に溶解させることで回収する。

なお、フェーズⅠで提案された、径ブランケット燃料を熱処理し、揮発性FPを除去する簡易再処理を行い振動充填燃料とする径ブランケットバイパス処理法は技術的成立性の観点から採用しないこととした。

(ii) 電解工程

電解工程は、解体・脱被覆工程から受け入れた燃料を電解により処理し、U、Pu等の核物質とFPを分離する工程であり、(a)同時電解、(b)塩素化溶解、(c)貴金属FP分離電解、(d)MOX電解共析で構成される。

(a) 同時電解

前処理工程から受け入れた燃料粉体は電解を行うために、NaCl-2CsCl共晶塩（融点495℃）中に塩化物として溶解させる必要がある。また、最終的に製品としての仕様を満

たした（U,Pu）O_2としてPuを電解回収するには、初期の混合した燃料中のPu富化度が約10%と低いため、MOX電解共析の前にUO_2を先に回収し、Pu富化度を上げておく必要がある。

RIARの方法では、まず燃料すべてをCl_2により溶融塩中に溶解し、その後UO_2を電解回収していたが、この塩素化溶解法では溶解に用いるCl_2量が多く、また全量溶解後に電解回収するため処理時間が長くなる。

これらを改善する方法として、酸化物電解法では同時電解法[2)]を採用した。この方法は、650℃の溶融塩中で陽極溶解による燃料溶解とUO_2回収を同時に行うものである。つまり、電解条件を制御することで陽極溶解速度と陰極析出速度を同等に保ちながら、以下のように陽極においてUO_2を酸塩化物として溶融塩中に溶解させ、同時に陰極ではUO_2を析出させる。

（陽極）$UO_2 \rightarrow UO_2^{2+} + 23e^-$

（陰極）$UO_2^{2+} + 2e^- \rightarrow UO_2$

なお、電解を促進させるためには溶融塩中のUO_2^{2+}濃度をある程度高めておく必要があり、そのためにこの溶融塩にはあらかじめ一定量のUO_2をCl_2により溶解させたものを用いる。また、NpもUと同様の挙動を示すことが使用済燃料試験[6)]で確認されている。

その結果、塩素化溶解法から同時電解法とすることでCl_2使用量の大幅な低減が図られるとともに、溶解とUO_2回収を同時に進めることで処理速度の短縮が図られる。

(b) 塩素化溶解/貴金属 FP 分離電解

同時電解で一定量のUO_2を陰極表面上に析出回収した後、溶融塩中には未溶解のUO_2、PuO_2およびMAが残存しており、これらの溶け残った燃料をCl_2を吹き込むことにより以下のように溶解する（塩素化溶解）。

$PuO_2 + C + 3/2\ Cl_2 \rightarrow PuCl_3 + CO_2$

$MAO_2 + C + 3/2\ Cl_2 \rightarrow MACl_3 + CO_2$

(U,Pu)O_2を電解回収する時、図 5.2.2に示す酸化還元電位の関係から貴金属FP（NM）も同時に回収され、再処理製品へのFP混入量の制限（1.4wt%）を満足できない。そこで、MOX共析工程よりも前に溶融塩中のNMを除去するために、以下の反応により低電流密度とすることで分離性を高めた電解法でNMを電解により析出回収する工程を設けた（NM分離電解）[3),4)]。

$NM^{3+} + 3e^- \rightarrow NM$

また、RIARではパイログラファイト製の陰極を使用していたが、この場合、NMとともにUO_2の一部が析出し、この析出物は廃棄物側に移行するため、資源有効利用性の観点から改善の必要があった。そこで、貴金属をコーティングした陰極を採用した。U-Pd-Rhを用いた国内での試験結果から、貴金属をコーティングした陰極を用いることで析出物中へのUO_2の混入を防止することができることが確認されている。[4)]

(c) MOX 共析

RIARで初期のホット試験に採用されたPu沈殿法は、プロセス制御は簡単であるが、高いPu濃度の顆粒が回収されるためFPが共存するとは言え、核拡散抵抗性の面から課題が残る上、振動充填時のPu富化度のバラツキが大きくなるという問題もあった。そこで、Cl_2とO_2の混合ガスを供給することにより溶融塩中を酸化雰囲気とし、以下の反応でUO_2とPuO_2を$(U,Pu)O_2$として同時に電解析出するMOX共析法を採用した。

$$UO_2^{2+} + 2e^- \rightarrow UO_2$$

$$PuO_2^{2+} + 2e^- \rightarrow PuO_2$$

Puは溶融塩中ではⅣ価のPu^{4+}で存在する。この場合、Puは電解により金属として回収される。また、UO_2^{2+}→UO_2の還元電位に対して、Pu^{4+}→Puの還元電位が－3V程度であることからUO_2の析出が早く、共析は困難である。しかしながら、O_2吹き込みにより溶融塩中を酸化雰囲気にすると、Puは還元電位が0V程度のPuO^{2+}やPuO_2^{2+}のプルトニルイオンとなり電解による酸化物回収が可能となる。また、PuO_2^{2+}→PuO_2の還元電位はUO_2の析出電位より0.8V程度貴でありUO_2との共析が可能となる。以上から、電位、O_2ポテンシャルを制御することにより$(U,Pu)O_2$の回収が可能となる。

なお、酸化雰囲気においてはPuO_2の沈殿を防止するため、O_2とともにCl_2の吹き込みを行いPuO_2^{2+}の溶融塩中で溶解度を維持する。[5] また、同イオンの安定性を高めるために、原子半径の大きいCsCl系の溶融塩を採用している。[6]

なお、PuO_2は非導電体であるため、PuO_2のみが陰極表面上に析出すると電解が停止してしまう。よって、この方法ではPuO_2の単独回収は困難であり、導電性のUO_2とともに共析するので、核拡散抵抗性の観点からもメリットがある。

(d) MA 回収工程

以上で示した同時電解からMOX共析の工程を繰り返し実施することで、UO_2とMOX（$(U,Pu)O_2$）を得ることができるが、アルカリ金属FP、アルカリ土類金属FP、希土類FP、MAは溶融塩中に蓄積し、希土類がMOX中に混入しやすくなる。そこで、同時電解からMOX共析の工程を10回繰り返してある程度希土類FPの濃度が高くなった時点で、FPを塩リサイクル工程で除去する前にMAのみを回収するのが本工程である。具体的な回収方法として、いくつかの候補が検討されている[8]が、今回の検討では金属電解法で採用されている向流多段抽出法を採用し、Cd中に抽出する。なお、RIARで採用している絞り電解ではMA（Am,Cm）は回収できないことが確認[9]されている。具体的には、Arガス雰囲気下で図 5.2.3に示すように使用済塩をNaとCsを1：2の割合で必要量含んだCdと向流接触することにより、以下の反応により塩中のMAのみを選択的にCd中に抽出する方法である。

$$MACl_3 \quad + \quad 3Cs（Cd中）\rightarrow \quad MA（Cd中）+ \quad 3CsCl$$

$$MACl_3 \quad + \quad 3Na（Cd中）\rightarrow \quad MA（Cd中）+ \quad 3NaCl$$

金属電解法についてのこれまでの研究成果[10]から除染係数20以上で90%以上のMAをCd中に回収するためには抽出ステップは4段程度必要と判断した。なお、Cd中に回収した

MAは、低圧蒸留でCdを分離後、ArとO_2の混合ガス中で酸化物として焼結し、これを破砕することで顆粒とし燃料中に添加する。

(iii) 溶融塩リサイクル工程

MA回収後の浴塩中のFPとしてアルカリ金属、アルカリ土類金属、希土類が存在する。この溶融塩をFPとともに廃棄する場合、廃棄物発生量が増加することになる。そこで、環境負荷低減の観点から溶融塩をリサイクルするため、残りのFPの除去工程を設ける。

具体的には、リン酸塩（Na_3PO_4とCs_3PO_4）を投入し、以下の化学反応（Na_3PO_4の場合）によりアルカリ土類金属FP、希土類FPを沈殿回収する（リン酸沈殿処理）[11]。

$$ALECl_2 + Na_3PO_4 \rightarrow NaALEPO_4 + 2NaCl$$

$$RECl_3 + Na_3PO_4 \rightarrow REPO_4 + 3NaCl$$

希土類FPを高効率で回収するために、希土類FPと等モル以上（1.5倍程度）のリン酸塩を投入するが、未反応のリン酸はCl_2吹き込みにより塩化リンとして揮発させオフガス系にて回収する。このプロセスでは、沈殿反応および、未反応リン酸処理の副生成物としてNaCl、CsClが発生する。この副生成物の発生により溶融塩が増加するため、増加分を余剰塩として抜き取る。リン酸沈殿によって除去できないアルカリ金属FPは、この余剰塩に含まれる分だけ除去され、入量と出量がバランスする平衡濃度で存在することになる。

(iv) 塩除去工程

同時電解、MOX電解による陰極析出物には溶融塩が付着しており、製品として払い出すためにはこれを除去する必要がある。フェーズⅠではロシアRIAR等で実績のある水洗方式を採用していた。しかし、この方法では水を使用することから臨界管理上の制約を考慮する必要があった。電解工程と塩除去工程は一連の流れで進めるため同一セルに配置するのが望ましいが、この場合には電解工程も臨界管理上の制約を受けることになるため、塩除去工程は独立したセルに配置する必要がある。

その他の方法として、米国ANL等で金属燃料を対象とした実績のある減圧蒸留法がある。これは減圧高温下で、塩を蒸留し除去するもので、水を使わないため臨界管理がより容易であり、電解工程と同一のセルに配置することが可能である。

減圧蒸留法を酸化物燃料へ適用することについては、塩の残留率等、今後R&Dを進めて確認していく必要があるが、水洗方式に比べてセルの統合等で施設設計の合理化が図れるため、塩除去方法としてこれを採用した。

以上(i)から(iv)により、再処理製品として、UO_2顆粒、MOX顆粒、MA（+UO_2）顆粒が生成する。また、廃棄物としては(3)で説明するように貴金属FP分離電解で分離されたNM、リン酸による沈殿物、余剰塩があり、NMについては金属インゴット廃棄体とし、リン酸沈殿物、余剰塩についてはそれぞれ鉛リン酸ガラス、フツリン酸ガラスとして固化し廃棄体とする。[12),13)]

(2) リファレンス炉心に対する物質収支の評価

(1)のプロセス概念をもとにプロセスフローダイアグラム（PFD）を検討し、物質収支を評価した。

(i) プロセスブロックフロー

概略のプロセスブロックフローを図 5.2.4に示す。脱被覆後の燃料は電解工程とハル洗浄工程に進む。電解工程では同時電解からMOX共析まで一連の処理が行われ、UO_2析出物、NM析出物、MOX析出物が生成する。MOX共析後の溶融塩は、再び脱被覆後の燃料を受け入れ同時電解から処理される。また、ハル洗浄工程に移行した燃料はハルから分離され、そのHM量が電解工程１バッチ分に達したときに、電解工程に移行する。

電解工程で繰り返し処理が行われ、希土類等のFPおよびMAが蓄積する。そこで、10サイクル処理を繰り返した後、使用済塩から向流多段抽出でMAを回収する。その後、リン酸沈殿、余剰塩回収を行い、大部分のFPを除去して塩を電解工程にリサイクルする。

(ii) 移行率の設定と根拠

各工程における元素の移行率は、HMについては各元素毎に設定し、FPについては化学的性質の類似した8つのグループに分けて設定した。FPのグループは以下の通りである。具体的な元素名は表 5.2.1に示す。

- アルカリ金属元素（ALM）
- アルカリ土類金属元素（ALE）
- 希土類元素（RE）
- 貴金属元素（NM）
- ハロゲン元素（HG）
- 揮発性元素（VFP）：塩化物が溶融塩の処理温度以下で揮発する元素。
- 希ガス元素（NG）
- トリチウム（T）

各工程で設定した移行率を表 5.2.2に示す。ここで、MA回収におけるMAの移行率の設定値は、想定している向流多段抽出に対して保守的な設定としている。このため、Cd蒸留時におけるAmとCmの蒸気圧による移行率の差は、この保守性の中に包含されていると考えた。

脱被覆における移行率は、これまで未照射ペレット燃料を用いた実績から照射燃料を考慮して設定した。電解における移行率は、国内のU試験や、国外の試験を考慮して設定した。また、同時電解で析出回収するUO_2は、MOX電解で必要なPu富化度を得るためにバッチ当たり移行率を調整するなど、設計要求も考慮した上で設定した。MOX電解における希土類FP移行率は、2002年度にRIARで実施したPuによるMOX電解パラメータ試験のデータを外挿し、希土類FPのバッチあたりの移行率を保守的に2%と設定した。塩を繰り返し使用することによってFPが蓄積すると移行量は次第に増加するので、希土類FPの平均的な移行率を10%と設定し、塩のリサイクル数は10回とした。

MA回収工程における移行率は、これまで試験等の実績が乏しいため、原理を基にした理論的な解析を行い、その結果を考慮して5%と設定した。このため、実用化には原理確認を含めた試験データの蓄積が特に重要である。リン酸沈殿における移行率は、国外の試験実績があり、これを考慮して設定した。

HG、NG、Tはいずれも揮発し、オフガス系に100%移行すると設定した。また、VFPの塩化物も溶融塩温度で揮発するため、オフガス系に100%移行すると設定した。

(iii) 物質収支評価

(i)のプロセスフローダイアグラムに基づき、(ii)の移行率を用いて物質収支を評価した。評価は脱被覆受け入れ量を1日当たりに処理が必要な使用済燃料として、これを電解工程の1サイクル目から10サイクル目以降の余剰塩回収まで処理した場合の、各工程での払出量を算出する。ここで、塩を繰り返しリサイクルするので1バッチで回収されなかった塩中の元素も次のサイクル以降で同じ移行率で回収されるため、10サイクルの平均的な移行率は、バッチ当たりの移行率より大きめになる。リファレンス炉心の使用済燃料のブランケットも含めた平均燃焼度は、63.1GWD/ｔである。物質収支を簡易的に評価するために設定した前提条件を以下に示す。

- 脱被覆で受け入れる燃料は内側炉心、外側炉心、径ブランケットの平均混合物とする。
- ハル洗浄で回収した燃料は次バッチで電解工程に移行する。
- 浴塩調整用として初期に溶解するUO_2はカウントしない。

この系の入量は使用済燃料で、出量は製品と廃棄物である。製品としてはU製品（同時電解析出物）、MOX製品（MOX共析析出物）、MA製品（MA回収物）があり、廃棄物としてはハル、貴金属FP分離電解析出物、リン酸沈殿物、余剰塩、オフガスがある。その他、滞留するところとしては、ハル洗浄で回収した燃料、電解後の溶融塩がある。リファレンス炉心について物質収支結果を一日当たりに規格化したものを表 5.2.3に示す。

(iv) HM 回収率および FP 混入率の評価

物質収支評価結果から、使用済燃料から製品として回収するHMの回収率、および製品中へのFPの混入率を評価した。各製品へのHMの回収率を表 5.2.4に、FP混入率を表5.2.5に示す。

HM回収率については、U、Np、Puがそれぞれ99.86%,99.86%,99.75%で、AmとCmの回収率は約90%に留まった。しかしながら、HMおよびTRU全体で見ると99.8%となり設計目標を満足している。

FP混入率については、同時電解析出物、MOX共析析出物、MA回収物への混入率は各々0.4、1.2、4.5%であり、そのほとんどがNMと希土類FPであった。ブランケットを除く炉心燃料に含まれるFP量の合計濃度は1.1wt%で、酸化物電解法の特性を考慮した設計要求である1.2wt%を満足する値となった。

(v) 電解槽の基数

電解槽１バッチ当たりの設計Pu処理量は約5.6kgPu（臨界制限は14kgPu）であるので相当する使用済燃料は、平均Pu濃度が10%なので56kgHMとなる。1日当たりの必要処理量は、235kgHMで電解槽は、38時間で１バッチ処理することから一基当たりの処理能力は、35kgHMとなる。従って、必要な電解槽の基数は、6.7基となるので、余裕を含めて電解槽は8基とする。

(3) 廃棄物

今回評価した廃棄物は、プロセス廃棄物、気体廃棄物、液体廃棄物、に大別して考える。また、フェーズⅡにおける放射能レベルによる廃棄物区分を表 5.2.6に示した。

(i) リファレンス炉心に対するプロセス廃棄物

(a) 高レベル廃棄物

物質収支評価結果を基に、その処理方法を検討し、高レベル廃棄物に相当する固体廃棄物についてはその処分廃棄体の発生量を評価した。プロセス廃棄物の処理フローを図5.2.5に示す。

高レベル廃棄物は、NM分離電解析出物、リン酸沈殿物、余剰塩が対象となる。NM分離電解析出物は溶融固化により金属インゴット状態で専用容器に詰めて処分廃棄体とする。

リン酸沈殿物はREを含むことから、フツリン酸ガラスでは添加量の制限が厳しくなる。[12] よって、鉛リン酸ガラス基材を添加して鉛リン酸ガラス固化することとした。[13]鉛成分はリン酸ガラスを安定させることで知られており、従来のリン酸ガラスに比べてリン酸塩の充填率を向上させることができ、FP元素充填率は国内外の実績から30wt%まで可能であるが、リン酸ガラスの軟化温度がホウケイ酸ガラスの500℃より100℃程度低く、熱伝導度もその80%程度であることを考慮して、鉛リン酸ガラス固化体の発熱制限を通常のカラス固化体の値2.3kWに対し低減し1.8ｋWとした。

余剰塩は従来の酸化転換してホウケイ酸ガラス固化する処理方法[12]に対して、処分固化体発生量を低減する観点から、リン酸による転換処理をして、フツリン酸ガラス基材を添加して充填率の高いフツリン酸ガラス固化処分することとした。[13]　なお、フツリン酸ガラスは、余剰塩中に多量に含まれるアルカリ金属を安定化するために選定されている。FP元素充填率は国内外の実績を考慮して45wt%まで可能であるが、鉛リン酸ガラスと同じ理由によりフツリン酸ガラス固化体の発熱制限も1.8ｋWに低減した。ここで、Baの崩壊熱はCs-137（半減期30年）とBa-137（半減期2.5分）の放射平衡から生じるため、崩壊熱は廃棄物中のCs-137がBa-137に崩壊した後、短時間で発生する。このため、Baの崩壊熱はマスバランス計算で得られたCsから発生すると見なした。このことは、Sr-90（半減期28.8年）とY-90（半減期64時間）の放射平衡についても同様である。酸化物電解法の場合は、Csはフツリン酸ガラスに、BaとSrは鉛リン酸ガラスにそれぞれ添加されるので、

これらの放射平衡を考慮する必要がある。一方、これら（Cs,Ba,Sr,Y）は金属電解法ではすべてソーダライトに、先進湿式法ではガラス固化体に含まれるので、他の先進再処理プロセスでは特に考慮しなくても問題は生じない。高レベル廃棄物の処分廃棄体発生量を表5.2.7に示す。

(b) TRU 廃棄物等

TRU廃棄物は、ハル廃棄物などの放射能レベルがTRU廃棄物に区分されるものが対象となる。処理方法は、基本的には切断後に高圧圧縮し、最終的にモルタルを充填してドラム缶に詰める。

ハル廃棄物はローラにより圧縮し、ドラム缶詰めした後、モルタル充填して固化する。ラッパ管等のハル以外の集合体部材は切断後高圧圧縮しモルタル充填して固化する。これらは、従来、レーザによる解体時に被覆管を破損する可能性を考慮してTRU廃棄物に分類する場合もあったが、今後の技術開発で被覆管破損の可能性は十分小さくできると考え、高βγ廃棄物に分類した。

TRU廃棄物・高βγ廃棄物の処分廃棄体発生量を表 5.2.7に示す。ここで、ハル、集合体部材の200Lドラム缶充填率は700kg/缶とした。

(ii) ２次廃棄物（機器交換部品）

主要機器および付帯機器における機器交換部品の年間発生量については、機器の設置環境（腐食環境など）および操作環境（動的操作の有無）などを踏まえて、交換頻度を設定し、算出した。各交換部品をTRUおよびFPとの直接接触の有無、程度を踏まえて、廃棄物区分毎にまとめた評価結果を表 5.2.8に示す。ここで、交換品の200Lドラム缶充填量は700kg/缶とした。

(iii) 気体廃棄物

気体廃棄物は、オフガスが対象となる。オフガスに移行するFP元素は、希ガス、ハロゲン、トリチウム、および溶融塩温度（約650℃）で揮発性のVFPである。希ガスの対象であるKr、Xeは全量希釈放出とする。ハロゲン（I_2、Br_2を対象）、トリチウム、およびVFPは、いずれも99%が電解工程に移行し、電解装置で全量揮発するとしている。これらの揮発ガスはコールドトラップとフィルターで回収する。また、これらを通過したものについては、Cl_2をリサイクルするために設ける深冷分離装置においても凝縮回収されCl_2ガスと一緒にリサイクルされる。

よって、物質収支上の気体放出はKr、Xeに限定されるが、放出量を評価する上では、希ガス以外のオフガス中FPは深冷分離装置で凝縮され、粒子状で排気系に移行するとし、後置のHEPAフィルターで回収することとした。

(iv) 液体廃棄物

メンテナンスなどで発生する除染廃液および分析廃液などを蒸発濃縮処理した後の凝縮液が液体廃棄物となり、希釈して施設外に放出される。

(4) 機器設計

本プロセスに必要となる機器を洗い出し、それらの機器に対して安全性、運転性能等を考慮した概念設計を行った。

(i) 設計方針

基本的には、現行の湿式法を想定した再処理施設安全審査指針に準拠した設計とし、安全上重要な機能に対しては二重化を行う。さらに、Cl_2ガスの使用に対しては検知器の設置、二重配管の採用等を行うとともに、高温下での操業など特有の安全対策についても考慮する。

(a) 耐震設計

再処理施設安全審査指針およびそれに準拠した六ヶ所再処理工場の耐震設計をベースに、内蔵する放射性物質の性状や量に応じて耐震クラス分類を行い、この耐震クラスに準じた設計を行う。具体的な検討案を表 5.2.9に示した。この検討案では、高レベルの放射性物質を内包する多量の高温融体を扱う機器の耐震クラスをAとした。従って、Aクラスの機器を設置したホットセルや建屋の耐震分類もAとなる。それ以外の機器については、Aクラスのホットセルによってバウンダリーが維持されるのでBクラスに分類した。

(b) 臨界設計

基本的には質量管理とする。このシステムで用いる各工程の核的制限値を評価した結果（5.2.2参照）、単一ユニットで実効増倍率0.95となるのはMOX析出物で31.5kgPu、Pu沈殿物で40.8kgPuとなった。これに対しダブルバッチを想定しても臨界に至らないように臨界下限値に対して安全係数0.43を乗じることで、単一ユニットの核的制限値を14kgPuと評価した。一方、複数ユニットの場合、貯蔵容器にMOX28kgHM（14kgPu）を45cm間隔で16列×7行×２段（224容器）配置した場合の実効増倍率は0.77であり、上記単一ユニット制限値であれば複数ユニットの臨界安全性も満足されることがわかった。リファレンス炉心における混合後の燃料のPu平均濃度は10%であるがこれが25%まで変動することを想定して、電解装置の1バッチ処理量は56kgHMと設定した。

(c) 火災・爆発の防止に関する方針

安全上重要な施設は、原則として、不燃性または難燃性材料を使用する設計とする。

火災への拡大防止の観点から、機器の異常加熱などを防止するよう設計する。また、ハル洗浄で利用される$ZrCl_4$やMOX共析法で利用されるO_2ガス等の火災・爆発の原因物質の取り扱い等の安全対策も考慮する。

(d) 閉じ込め機能（漏洩の防止などを含む）

電解を行う装置等、放射性物質を収納する機器の使用材質は、使用条件に合わせて適切な材料を選定し、要求される再処理容器区分に合わせた閉じ込め機能を保証するため溶接、

検査を想定した設計とする。これらの機器等は、負圧、気密構造または局所排気等により気体状放射性物質を閉じ込める設計とする。

(e) 機器の運転・保守補修

安全上重要な施設は、それらの安全機能を確認するために、必要に応じて、運転中または定期検査等の停止時に安全機能を損なうことなく適切な方法により試験および検査ができる設計とする。

機器の運転は自動運転を基本とする。燃料等物質の移送はすべてセル内のため、遠隔運転を基本とする。また物質移送は台車、パワーマニピュレータ等で行い、機器と移送機器との物質の取り合いに関する機構は、各物質移送の操業性を考慮して機器または移送機器に負荷する。

保守・補修については機器設置位置およびセル内のメンテナンスエリアでの遠隔保守・補修を原則とし、さらに遠隔保守・補修が困難な場合を考慮して、機器の除染後に近接保守・補修が可能となるように、保守動線等も含めて配慮する。具体的には、インセルクレーン、パワーマニピュレータ等の遠隔操作機器を用いて保守・補修対象機器を当該場所から遠隔保守で取り外した後、メンテナンスエリアに搬出し、直接保守にて行う。

(f) 電源喪失に対する考慮

安全上重要な施設のうち、その安全機能を確保するために電源を必要とする場合には、必要電源として、外部電源系統および非常用所内電源系統を有する設計とし、非常用所内電源設備は単一故障を仮定し、独立2系統の設計とする。

(g) 共用の考慮

安全上重要な施設は、燃料製造施設等との共用により、その安全機能を失うことのない設計とする。

(ii) 機器・設備設計

主要プロセスに必要な機器、および廃棄物処理等の付帯設備に必要な機器について、その仕様と機器概念を検討した。処理時間・処理量等の機器仕様は、国内・国外の試験実績を考慮した上で工学的判断により決定した。前処理・再処理を代表する主な機器の概略仕様を

表 5.2.10に示す。ここで、塩除去装置の運転圧力10^{-3}Torrは、真空系の装置能力を示すもので、塩除去に必要な真空度は今後の試験によって設定する必要がある。

(a) 機器台数の評価

各機器の必要台数は運転性も考慮するために、機器仕様をもとにタイムチャートを作成し、その結果を踏まえて評価した。また、前処理と再処理の取り扱う単位が前処理は集合体単位、再処理は燃料量単位と異なるため個別に評価した。

物質収支評価から、前処理で１日に必要な使用済燃料集合体処理量は約1.67体である。

また、再処理で１日に必要な使用済燃料処理量は約234kgHMである。これを機器仕様から算出できる処理能力で除した値を暫定の機器台数として、タイムチャートを作成した。

タイムチャートに考慮した機器は、前処理では集合体解体装置、脱被覆装置、混合装置（燃料混合、電解用燃料混合）である。再処理では電極等装脱着装置、電解装置、析出物粉砕装置、析出物掻取装置、塩除去装置である。ハル洗浄装置については、電解工程への払出が年間に10回程度と少なく年間処理に大きく影響しないことから、タイムチャートの範囲外とした。タイムチャート結果（処理1日目から7日目まで）を図 5.2.6に示す。同図は、各装置の運転時間や移送時間に基づき、各機器の操業スケジュールを検討したもので、各々の機器の占有時間が重なることなく必要量が処理できる計画となっていることが判る。

この暫定機器台数における処理能力は、前処理では2.14体/日、再処理では約245kgHM/日であり、それぞれ必要処理能力の約1.28倍、約1.05倍となり、必要処理能力を満足することがわかる。以上から、施設設計、経済性等に必要な機器台数は暫定機器台数と同数として設計を進めた。機器台数の評価結果を

表 5.2.11に示す。

(b) 機器・設備

各設備、およびそれを構成する機器について、その概念設計を行った。各設備の概要を以下に示す。

1) 前処理設備

前処理設備は主に集合体解体装置、脱被覆装置、燃料粉混合装置、電解用燃料混合装置で構成される。

i) 集合体解体装置

集合体解体装置は、使用済燃料集合体を受け入れ、上部ハンドリング部、ラッパ管、下部ノズル部の構造材を解体除去し、後工程である脱被覆工程に燃料ピンを払い出す装置である。フェーズⅠのシステム設計研究では、集合体解体技術として炭酸ガスレーザー方式を採用してきたが、本研究ではYAG（Yttrium Alminium Garnet）レーザー方式を採用した。炭酸ガスレーザー方式は光ファイバーで吸収される波長であるためレーザービームの伝送に複数の金属面鏡を用いた光学設備が必要で装置が大型となる他、遠隔操作による光軸の調整作業に課題があった。これに対して、YAGレーザーの場合、ファイバーを用いてレーザー光を伝送できるため、光軸調整が不要になり、また、装置が小型化できる可能性を有している。集合体解体装置の機器概念図を図 5.2.7に示す。

ii) 脱被覆装置

脱被覆装置は、燃料ピンを受け入れ、被覆管から燃料粉を回収する装置である。脱被覆方法として多軸せん断法、熱脱被覆法、ロール矯正法等の研究が進められている。酸化物電解法に適用する場合、多軸せん断法は燃料ピンをシュレッダー式で破砕粉体化するもの

で、同時に大量の燃料処理が行えることから処理速度が速い。しかし、ハル成分である腐食生成物の混入量が多くなり、これが電解工程の効率に大きく影響してしまう。熱脱被覆法は被覆管を短尺せん断後、熱処理により燃料の酸化還元反応を利用して粉体化するもので、高い燃料回収率が得られるが、UO_2がU_3O_8に酸化されるときの体積膨張を利用しているため、Pu_3O_8という化学形態が存在しないPuを30%程度含むMOX燃料では燃料の粉体化が困難となる。[15] ロール矯正法は被覆管をロール圧縮で変形させることにより燃料を粉体化するもので、燃料ピン毎に処理を行うため処理速度が遅いが、ハル成分の混入は基本的になく、ハル洗浄との組み合わせで高い燃料回収率が得られると期待されている。したがって、本検討では燃料の高回収率、ハル成分の混入防止等の観点からロール矯正法を採用し、脱被覆装置の機器設計を行った。

この装置はラッピングワイヤ除去、ロール矯正、燃料取り出し、被覆管細断の4工程からなる。燃料ピンのラッピングワイヤを取り除いた後、燃料ピン内で固形化している燃料をロール矯正によって破砕する。その後、被覆管を中央から切断し、切断面を下に向け、ハンマーによる打撃振動で燃料粉を叩き出す。燃料取り出し後の被覆管（ハル）は、資源有効利用の観点から被覆管に固着した燃料を取り出すため、細断してハル洗浄工程に運ばれる。脱被覆装置の機器概念図を図 5.2.8に示す。

iii) 燃料粉混合装置

脱被覆後の燃料粉は、ピン軸方向の燃焼度差等から組成が不均一である。よって、燃料粉混合装置により燃料粉を混合し均一化する。混合後の燃料粉は専用容器に収納する。ここまでの工程は集合体単位で行われるため、専用容器は内側炉心燃料、外側炉心燃料、径ブランケット燃料の3種類が発生する。電解工程にはこれら3種類の燃料の平均組成を受け入れるため、ここで電解用燃料粉混合装置により3種類の燃料粉を容器に入れ容器ごと回転させることにより混合し均一化する。ここで均一化された燃料粉は専用容器で電解工程に払い出す。設計では、脱被覆した各部燃料を処理量に比例して投入する計画であるが、混合割合を調整することでPu同位体組成の調整にも対応できる。

iv) ハル洗浄装置

ハルは付着した燃料を回収するためハル洗浄装置に送られる。ハルは溶出した燃料成分が空気中の水分と反応してオキシクロライドを生成して沈殿することを防止するためAr雰囲気下の装置内で溶融塩中に浸され、ハルに残留した燃料は投入した$ZrCl_4$により塩素化され溶融塩中に溶解する。溶出した燃料成分の溶融塩中濃度が電解工程に移行する量と同等となったところで、電解工程に払い出される。ハル洗浄装置の機器概念図を図 5.2.9に示す。

2) 電解設備

電解設備は主に電解装置、電極等装脱着装置、析出物粉砕装置、析出物掻取装置、塩除去装置で構成される。

i) 電解装置

電解装置は、使用済燃料粉体を受け入れ、同時電解からMOX電解までの電解工程、およびリン酸沈殿等の溶融塩リサイクル工程を担う装置である。ただし、MA回収は、別装置で行う。フェーズⅠのシステム設計研究では、ルツボ材料としてパイログラファイトを採用してきた。パイログラファイト製ルツボは導電性があり、ルツボ自体を陽極として使用できる利点があるが、PuO_2がCl_2で$PuCl_4$になる過程で、パイログラファイトを構成するCがO_2と結びつく等により腐食速度が早くなる。そのため、約1000時間でルツボを交換する必要があり、経済性および操業性に課題があった。そこで寿命延長の観点から、本研究では緻密化ジルコン（$ZrSiO_4$）[14]を採用し、概念設計を行った。緻密化ジルコンは、通常多孔質なジルコンを粉末段階から焼成条件を選んで表面および内部を緻密構造としたものであり、これまで実施された試験片による耐食性試験研究の結果から耐食性に優れ、１年程度の運転には十分耐え得る見通しを得た。

装置は、ルツボ・ヒーター等の本体と、搬送容器・電極等をハンドリングおよび移送するための収納容器とに分けられる。収納容器には、燃料粉投入、沈殿物回収、余剰塩回収のためのプラグと、電極プラグを装脱着させる機構を設けており、これを付け替えることにより、電解工程、溶融塩リサイクル工程の各プロセスの運転およびマテリアルハンドリングを可能としている。電解装置の機器概念図を図 5.2.10に示す。

電解装置は耐震重要度分類ではAクラスに分類されるが、装置が縦長の形状で不安定であるため、サポートによる耐震対策を採用すると、セル面積の大幅な増大が必要となる。そこで、電解装置については床面を部分的に免震構造とすることで対応した。具体的にはセル床面に固定される床部分と免震装置から構成され、結果として電解装置はセル床面から約30cmの位置に配置される。免震装置の機器概念図を図 5.2.11に示す。

なお、免震装置はその重要性の観点から免震床自体の耐震クラスをAsとする。

ただし、免震床をセル内に設置することから

（１）セル内環境における耐久性

（２）遠隔保守性、健全性維持

について以下の考慮を行った。

（１）に関しては、放射線およびCl_2ガス等による材料劣化を考慮する必要がある。まず耐放射線性確保のために、免震床に使用するダンパ、バネおよびベアリングは金属製のものとした。Cl_2等による腐食に対しては、影響の大きい部品と同一材料のテストピースを近傍に置き、その劣化具合をインセルカメラなどで点検することにより交換時期を把握し、予防保全する（なお、セル内のCl_2濃度1ppm以下と十分低くなるように雰囲気管理されている）。（２）に関しては、免震床を、セル内のハンドリング装置で取り扱える大きさまで分解可能な構造とし必要に応じて交換・修繕する。また、目視確認に加え、定期的に静的加力試験をセル内に設置したまま可能なものとする。

ii) 電極等装脱着装置

収納容器に装脱着するプラグを付け替える作業を電解装置に付加すると、電解装置が複雑化する。そこで、操業性能向上の観点からプラグを付け替える機能を持つ電極等装脱着装置を配置した。収納容器内に設置するプラグは陰極、陽極、沈殿物回収用プラグ、余剰塩回収プラグ、燃料粉容器がある。電解装置の処理運転中に、次工程で電解装置が必要とするプラグを装脱着させることで、電解装置の円滑な運転を可能にする。

iii) 析出物粉砕装置・析出物掻取装置

電解装置で製品として回収される陰極析出物は同時電解析出物、MOX共析析出物の２種類がある。析出物粉砕装置は、これらの析出物を陰極から掻き取り、顆粒状に粉砕する装置である。装置は上部の掻き取り部と下部の粉砕部で構成され、掻き取りは掻落し板によって剥離させ、粉砕はボールミルで行う。また、廃棄物となるNM分離電解析出物については、析出物掻取装置を用いて析出物を陰極から回収し、高レベル放射性廃棄物固化設備に移送される。析出物粉砕装置の機器概念図を図 5.2.12に示す。

iv) 塩除去装置

析出物粉砕装置で回収・粉砕した製品顆粒には電解時の溶融塩が付着している。塩除去装置はこの塩を回収する装置である。フェーズⅠでは水洗方式を採用してきたが、湿式法であることから、水洗後の乾燥工程が必要であり、また、臨界安全対策を最小限にするため、この装置を含む工程を個別のセルに配置していた。フェーズⅡでは合理化の観点から塩を真空蒸留する方式を採用した。これにより、従来分離していた塩除去工程と電解工程を1つのセルに統合することが可能となった。なお、燃料中の塩化物の残留濃度については、被覆管の内面腐食を防止するための制限が必要となるが、現状RIARで採用している50ppmが制限の目安となる。塩除去装置の機器概念図を図 5.2.13に示す。

3) 高レベル放射性廃棄物固化設備

高レベル放射性廃棄物固化設備は主にガラス固化溶融炉、NM溶融炉、リン酸沈殿物取扱装置で構成される。例としてガラス固化溶融炉の機器概念図を図 5.2.14に示す。

高レベル放射性廃棄物はNM廃棄物、リン酸沈殿物、余剰塩があり、それぞれ異なる形態で処理を行う。NM廃棄物は金属であるため、NM溶融炉にて溶融し、専用容器に充填して固化する。専用容器はNMの発熱量が200W程度になるように0.4L容器とし、150Lキャニスター内に発熱制限2.3ｋWを満足するように11個ずつ格納される。

リン酸沈殿物にはリン酸沈殿回収時の溶融塩が付着している。リン酸沈殿物取扱装置は、基本原理が塩除去装置と同様であり、減圧蒸留によりリン酸沈殿物から塩を分離する。分離したリン酸沈殿物を誘導加熱方式のガラス固化溶融炉でガラス基材と混合・溶融し、150Lキャニスターに充填して固化する。この場合のキャニスターの発熱量は、5.2(3)で述べた理由により1.8kWに制限される。

余剰塩は塩化物であり、リン酸を用いてリン酸化物に転換する。その後、ガラス基材と

混合・溶融し、150Lキャニスターに充填して固化する。この場合のキャニスターの発熱量も、5.2(3)で述べた理由により1.8kWに制限される。

4) 使用済燃料集合体貯蔵設備

使用済燃料集合体貯蔵設備はFBRから受け入れた使用済燃料を処理前に保管する設備である。保管は乾式キャスクによる保管方式を採用した。乾式キャスクは自然空冷で内径2m程度で燃料貯蔵本数は10体と設定した。よって、受入容量は、リファレンス炉心の1年分燃料交換本数333体から、乾式キャスクの必要数は34基となる。

5) 固体廃棄物処理設備

固体廃棄物処理設備はTRU廃棄物、高βγ廃棄物、低レベル放射性廃棄物、極低レベル放射性廃棄物を対象として処理し、処分廃棄体とする設備である。設備合理化のため各廃棄物を処理する機器を共用する。この時、レベルが低い側の廃棄物が汚染によりレベルが高い側の廃棄物にならないように、レベルが低い側の廃棄物から処理を行い、順次放射能レベルを上げるキャンペーン運転を１年単位で行う。よって、極低レベル放射性廃棄物から処理を行い、最終的にTRU廃棄物を処理した後、定期検査時に除染を行い再度極低レベル放射性廃棄物の処理を行う。このため、生廃棄物は建屋内輸送容器で一時保管する。

6) 液体廃棄物処理設備

液体廃棄物処理設備はメンテナンス等で発生する除染廃液および分析廃液を対象として処理する設備である。これらの廃液は蒸発濃縮装置で濃縮液と凝縮液に分離し、濃縮液はセメント固化処理する。また、凝縮液は希釈して施設外に放出する。

7) 気体廃棄物処理設備

気体廃棄物処理設備は脱被覆、ハル洗浄、電解装置からのオフガスや、廃棄物処理から発生する排ガスを対象とし、これらを回収処理する設備である。これらはそのガス性状に応じて、ベーパートラップ、凝縮器、ヨウ素除去装置等を設け、最終的にはHEPAフィルターを介して排気筒より大気放出する。

また、電解工程で用いるCl_2、ハル洗浄セルの雰囲気に用いるArについて、その使用量低減の観点からリサイクルする設備を設けている。

8) 分析設備

分析設備は臨界管理、計量管理、プロセス管理を目的とした分析を実施する設備である。分析対象は酸化物（脱被覆後の粉体および電解析出物）および溶融塩である。分析サンプルは機器に付属したサンプリング装置により採取された後、専用移送容器に収納され気送管で分析設備に移送される。選定した分析方法を以下にまとめる。

同位体組成比の測定が必要な場合は、同位体希釈・質量分析法を用いる。アクチニドのように同じ質量数のものが存在する場合には、元素毎にイオン交換法塔の前処理で元素毎に分離してから既知の同位体組成のスパイクを添加して一様に混合してから元素毎に質

量分析にかける。

HM元素の濃度測定には、前処理が簡単なハイブリッドK吸収端濃度測定法を用いる。ただし、同位体測定を実施した場合には、そちらを利用する。

FPについては、被覆管の内面腐食防止や燃料の品質管理の観点からC,Cd,Cl,Fe,Si,Na,Cs,Zr,Pd,Ceを分析対象とする。FP元素の分析は、主にICP発光分析法で行うが測定が困難なCとClについては、それぞれ赤外吸収法とイオンクロマト法を用いる。

燃料製品のO/M比は、重量変化から熱分析法により測定する。

元素分析機能付き走査型電子顕微鏡（SEM/EDX）等の固体分析装置は、プロセス管理には直接必要でないため設置は考慮しない。

これらの分析については、前処理の溶解に100分かかるとし、20サンプル同時処理の自動化を想定して装置台数を評価した。

9) ユーティリティ設備

ユーティリティ設備は主要プロセスの運転に必要な、蒸気、冷却水、冷水、圧縮空気、プロセスに必要なガス・試薬類を供給する設備である。

(5) 施設設計

(i) 建屋の設計方針

- 耐用年数は40年間とする。
- 耐震クラスは、Aクラス機器を内包するリサイクル建屋はAクラスとする。
- 線量率および汚染レベルにより管理区域をグリーン、イエロー、レッドに区分し、この順番に負圧となるように管理し、区域毎の出入り管理を行う。
- MAおよびFPからのガンマー線および中性子の遮蔽のためプロセスセルの壁厚は2mとする。
- 計量管理は、再処理・燃料製造一体型建屋を想定し、物質収支区域（MBA）として4つに分け、核物質の適切な閉じ込めを行えるように、セルの物理的境界に一致するように設計した。設定した各MBAの主な工程（分級以降は燃料製造に関する工程）を下記に記す。

  MBA-1：集合体受入・解体、脱被覆、ハル洗浄

  MBA-2：電解、析出物粉砕、塩除去、分級

  MBA-3：混合、振動充填、集合体組立

  MBA-4：新燃料貯蔵

主要測定点（KMP）での計量は、化学測定、重量測定および非破壊測定の何れか、あるいはそれらの組み合わせによって行う。KMPを含めたMBA計画図を図 5.2.15に示す。なお、計量管理の詳細については、別途検討した結果を付録５にまとめた。

(ii) セル内機器配置

セル内機器配置設計においては、セル内における運転・保守およびバッファといった操業性、物質の動線、機器間の干渉等を考慮して合理的な配置を目指した。

主要工程を内包するセルは、各工程の機能に応じて6分割した。つまり、燃料搬入セル、集合体解体セル、ハル洗浄セル、電解セル、MA回収セルおよび分析セルである。セルは処理が円滑に行われる様にセル同士が隣接しており、プロセスの流れに則した形で配置している。各セルの大きさであるが、セル床面積については、機器のスペースの他、動線、機器の干渉を考慮し、また、必要なバッファスペース、保守用メンテナンススペース等も確保する様に設定した。セル高さについては、内包する機器の高さおよび上部に配置されるクレーン等の干渉を考慮して設定した。また、セル壁圧は作業者の被ばくを考慮し一律2mとした。セル容積の結果を表 5.2.12に示す。

セル外部と各セルの間では、廃棄物、試薬等の受け渡しが必要となるが、そのアクセスは床面にポートを設置し、階下から搬出入する構造としている。また、セル間では、燃料物質等の受け渡しが必要となるが、そのアクセスは隣接するセル壁にポートを設置し、そこから搬出入する構造としている。

電気、試薬ガス等のセル内への供給は、セル側面および下面から、ケーブル等で機器近傍まで配して、機器とはマルチコネクタカプラで接続することとした。

各セルにおける機器の配置および物量の動線については、以下の通りである。

(a) 燃料搬入セル

使用済燃料集合体を階下からポートを通して縦向きで搬入する。次工程の集合体解体は集合体を横向きで処理するため、集合体反転装置が設置される。

(b) 集合体解体セル

集合体解体・脱被覆処理が行われる。集合体解体および脱被覆装置が設置され、燃料粉およびハルはそれぞれ隣接する燃料処理・塩除去セル、ハル洗浄セルに払い出される。解体から脱被覆までは、装置間がベルトコンベア等で連結されており、燃料混合装置とバッファ間、およびポートへの払出は移送台車で行われ、廃棄物の搬出等はPMで行われる。

(c) ハル洗浄セル

ハル洗浄処理が行われる。高純度Arガス雰囲気のセル内にハル洗浄装置が設置され、ハルに付着した燃料を回収する。回収した燃料は、燃料処理・塩除去セルに払い出される。マテリアルハンドリングはセル内に設置されたPMで行う。

(d) 燃料処理・塩除去セル

再処理の主工程である電解および析出物の塩除去が行われる。電解装置、析出物粉砕装置、塩除去装置等が設置される。生成した顆粒は、燃料製造側へと払い出される。収納容器の移送に関する部分のアクセスは回数が多いため、合理化を図りモノレールによる搬送方式を採用した。それ以外の燃料処理に関する部分は、移送台車で行われ、廃棄物の搬出

等はPMで行われる。

(e) MA 回収セル

使用済塩からのMAの回収が行われる。高純度Arガス雰囲気のセル内に向流多段抽出装置と蒸留・酸化装置が設置され、電解工程から発生する使用済塩から液体CdによるMAの抽出が行われる。液体Cd中に抽出されたMAを、Cdを600℃の低圧条件で蒸留分離後、金属状態のMAが揮発しない条件で$Ar\text{-}O_2$混合ガスにより酸化し、さらに1400℃に昇温して焼結した後、破砕してMA顆粒とする。ここで、処理した使用済塩は、再度電解槽に戻されリン酸沈殿によるFP除去が実施される。マテリアルハンドリングはセル内に設置されたPMで行う。

(f) 分析セル

分析サンプルの前処理を行う。セル内には、分析サンプル溶解装置、ハイブリッドK吸収端濃度測定装置の一部、ICP分光分析装置の一部、イオン交換装置等、マクロ量の試料を直接扱う部分が設置される。それ以外の検出装置、およびトレーサ量の試料を扱う装置は、細かい手作業やメンテが可能なようにセル外の管理区域のグローブボックスやフード内に設置される。マテリアルハンドリングはセル内に設置されたPM、MSM、コンベアー、気送管等で行う。

(iii) 供給試薬・ユーティリティ

酸化物電解法再処理設備に特徴的な供給試薬・ユーティリティは、主にNaCl-CsCl、リン酸塩、および電気などがある。

表 5.2.13に主な供給試薬・ユーティリティの使用目的と使用量を示す。

(iv) 施設概要

以上の設計検討を基に、再処理・燃料製造一体化としての施設設計を行った。施設は大きく4つの建屋から構成される。つまり、リサイクル（再処理・燃料製造）建屋、燃料集合体貯蔵建屋、廃棄物処理建屋、廃棄物貯蔵建屋であり、これらの建屋が管理棟、排気筒などの関連設備とともに隣接して配置されている。プラント全体建屋イメージ図を図 5.2.16に、建屋容積の結果を表 5.2.14に示す。

(a) リサイクル建屋

リサイクル建屋は再処理・燃料製造の主要工程の他、高レベル廃棄物処理、分析、ユーティリティ等を内包する。リサイクル建屋（再処理・燃料製造一体建屋）の概略平面図を図 5.2.17～図 5.2.20、立面図を図 5.2.21、鳥瞰図を図 5.2.22に示す。

建屋は地下1階、地上3階の4層構造の基本部分に分析セル部分が追加された構造となっている建屋規模は基本部分が縦58m×横104m×高さ29mで分析セル部が縦10m×横50m×高さ7mである。地下1階部分は分析室の他、主に資材置き場とユーティリティを配置している。また、燃料貯蔵建屋、廃棄物処理建屋、廃棄物貯蔵建屋との連絡はこの階で行う。

地上1、2階部分に吹き抜け状に再処理・燃料製造および高レベル廃棄物処理に関係するセルを配置している。地上3階部分は中央制御室、保守エリア、オフガス処理、空調関係等を配置している。

(b) 燃料貯蔵建屋

燃料貯蔵建屋は使用済燃料および新燃料を燃料キャスクにて貯蔵する建屋である。燃料貯蔵建屋の概略平面図を図 5.2.23に、立面図を図 5.2.24に示す。

建屋は地上1階の1層構造であり、建屋規模は縦47m×横42m×高さ28mである。地上1階部分にはキャスクを保管するための空間が設けられている。燃料キャスクの冷却には自然冷却方式を採用している。また、保障措置上、使用済燃料キャスク貯蔵エリアと新燃料キャスク貯蔵エリア間をキャスクがクレーンを用いて移動できない様に、中央に必要高さまでの壁を設けるとともに、搬出入エリアも個別に設けた。

(c) 廃棄物処理建屋

廃棄物処理建屋は高レベル廃棄物以外の固体廃棄物を処理する建屋である。廃棄物処理建屋の概略平面図を図 5.2.25～図 5.2.27に、立面図を図 5.2.28に示す。

建屋は地下1階、地上2階の3層構造であり、建屋規模は縦66m×横57m×高さ28mである。地上1階部分には処理準備のためのエリアを設け、実際の処理は地下1階部分で行う。また、キャンペーン運転に必要な廃棄物1年分のバッファスペースも確保した。地上2階部分は制御室、空調関係等を配置している。

(d) 廃棄物貯蔵建屋

廃棄物貯蔵建屋は高レベル廃棄物、固体廃棄物の処分廃棄体を貯蔵する建屋である。廃棄物貯蔵建屋の概略平面図を図 5.2.29に、立面図を図 5.2.30に示す。

建屋は地下1階、地上1階の２層構造であり、建屋規模は縦42m×横26m×高さ40mである。高レベル廃棄物の処分廃棄体は地下1階部分に配置し、固体廃棄物の処分廃棄体は2階層吹き抜けで配置した。廃棄体の冷却には自然冷却方式を採用している。

5.2.2 技術評価

(1) 安全性

(i) 安全設計

酸化物電解法に基づく再処理システムにおいて、想定される異常事象の抽出を行い、それら異常の進展シナリオに対して多重防護に基づく安全設計の検討を行った。

(a) 遮蔽設計

工程内の放射能インベントリの大きな機器・塔槽類は十分な遮蔽能力を有する厚さ2mのコンクリートのセル内に設置する。

ただし、それら機器類を保守・補修する際にはセルの階上（リサイクル建屋3階）に設

けた共用保守室に移動させることとしているが、その場合には十分な除染が行われるとしているので、この共用保守室の壁厚はセルより薄く設計している。

なお、これらの遮蔽厚さは本システムでの線源強度を評価して求めたものではなく、既存の類似施設の設計例に基づき決めた数値であり、今後の詳細化検討にあたっては合理的な遮蔽厚さを決めるために詳細モデルに基づく評価が必要である。また、共用保守室へ移送することに関して、その手順、除染方法、線量の確認方法等に関する技術的検討も必要である。

(b) 放射性物質の閉じ込め

放射性物質の閉じ込めにおいて、特に施設外へ拡散、漏えいしやすい気体状の放射性物質の発生源となりうる液体状、粉体状の放射性物質について述べる。本システムで取り扱う放射性物質を含む液体は、高温の溶融塩および液体金属Cdである。これらの液体を直接内包する系統および機器（一次閉じ込め系）は漏えいしがたい構造とし、万一の漏えいに備えて漏えい検知器および容器の二重化又は漏えい液の受け皿を用意している。

酸化物電解法システムにおける一次閉じ込め系からの漏えいについては、プラント遠隔自動操作に使用するインセルカメラ等の視認機器が多数設置されることから目視による漏えい検知が容易であると考えられる。また、液体としては比較的高い融点を持つ物質（溶融塩および液体Cd）のみを使用することから、漏えいを放置した場合においても水溶液系のように漏えい液の沸騰などによる異常事象のさらなる拡大が生じがたいという特徴がある。さらに、質量管理に基づいて臨界安全が確保されていることから機器内の在庫量がすべて漏えいしたとしてもそれだけでは臨界事故に発展する恐れはなく（形状管理では潜在的に臨界質量以上の核燃料物質を内包しているため、漏えいにより非形状管理となった場合にはその臨界安全性の維持が保証できなくなる）、かつ機器容量自体が少ない（酸化物電解法システムでは電解装置で100L程度、抽出後塩受槽で300Lの容積しか持たないが、NEXT法システムではPu溶液系で1000L超、高レベル廃液系で数十m^3の槽類がある）。これらのことが、漏えいに対して湿式システムの一部設備で見られる厳重な設計対応（二重化された漏えい検知装置、およびそれらとインターロックされた自動起動の漏えい液回収システム）を必要としない理由である。ただし、取り扱う液体がいずれも高温であるため、漏えい液がセルライニングに熱的影響をおよぼさないように、漏えいの可能性がある機器および系統には漏えい液受け皿を設けるかもしくは容器を二重化することとしている。

ここで特に、本システム内で比較的多量のTRU（約11kg）およびFP（約18kg）が溶解している溶融塩を内包する電解装置について説明する。高温（使用温度650℃）で腐食性の強い環境（高Cl_2濃度）において溶融塩に直接接するのは高温耐食性に優れた緻密化ジルコン製のルツボである。このルツボは鋼製の容器内に設置され、かつルツボと鋼製容器の間には鉛が充填されている。この鉛はルツボ内の塩が溶融している温度では液化しており（融点327℃）、ルツボ破損時には塩より比重の大きな鉛がルツボ内へインリークする

ことによって放射性物質を含む溶融塩がルツボ外へ漏えいする（鋼製容器と溶融塩が直接接触する）ことを防止している。漏えい検知器によってルツボの破損が検知されたときには、加熱器を停止させることにより溶融塩および鉛を固化させて漏えいの拡大を防止する。また、塩の移送は鋼製容器からルツボを搬送装置内に引き揚げてルツボごと移送するが、この際には塩が固化していることを確認するため、搬送装置には液体を内蔵する機器としての機能を求めない。

また、放射性物質を含む液体を内包する機器については、機器内で発生する気体状の放射性物質を閉じ込めるために負圧維持による動的閉じ込め機能を備える（図 5.2.31）。特に電解装置ではCl_2ガス、O_2ガスおよびArガスの吹き込みを行うため、気体に対する閉じ込め能力が高くなるような設計を行っている。具体的には上蓋のシール部に耐熱パッキンを使用し、電極収納容器と装置の結合は二重ドアバルブとしている。また、これらシール部の健全性を維持するために冷却空気の吹きつけによる除熱を行っている。この冷却装置は独立二系統で構成され、動的機器の単一故障時や、加熱装置の異常による過加熱時においても適切な冷却性能が確保されるようになっている。プロセスガス吹き込み時などに発生する溶融塩ミストに対しては、オフガス系への移行量を低減するため溶融塩ミストトラップを設置している。また、電解装置の加熱装置の異常を考慮して、温度監視とインターロックした自動停止機能を装備している。このような過加熱時には蒸気圧の高い一部のFP塩化物の揮発が考えられるが、オフガス系のコールドトラップ等により除去可能であるとしている。万が一コールドトラップで捕集が不十分であったとしても、オフガス系後段には深冷分離装置およびアルカリスクラバが設置されているので、施設外へ放出されることはない。なお、溶融塩系においては溶解している成分の気相への移行率や発生するエアロゾルの特性（空気力学粒子径など）、それらに対する除染装置の性能など不明な点が多く、実用化するにあたってはこれらの基礎データを十分取得した上で設計を詳細化する必要がある。

酸化物電解法では粉体状の放射性物質を多量に取り扱うので、粉体状の放射性物質がダストとして気相中に移行し拡散する可能性がある。ただし粉塵が飛散しやすい操作である混合や粉砕は非解放型の機器内部で行われるので、ダストの機器外への漏えいは十分少ないと考えて粉体を取り扱う系統および機器には動的な閉じ込め機能を持たせていない。機器外に漏れ出たダストはセルオフガス系から排気される気流に乗って移動するが、セルオフガス系には二段のHEPAフィルタが設置されているために、これらダストは除去できる。しかしながら、機器内から漏えいするダストの実際の量（機器設計、製造に依存する）が上記設計で対応できないほどの量となるならば、発生源周辺に集塵機を設けるなどの対策が必要になると考えられる。

なお、多重防護概念に基づいてガス、ミストおよびダストなど気相中を拡散する放射性物質の施設外への漏えいを防止して施設内に閉じ込めるため、施設外部、建家内、セル、系統および機器の順に圧力を低く維持すると共に、建屋レベルにおいては想定される汚染レベルに応じてホワイト、グリーン、アンバーの区域にさらに細分化しその順に圧力を低

く維持する設計としている（汚染の局在化）。特に一次閉じ込め系の機能喪失時に事象の影響を緩和するために重要なセル換排気系統の概略を図 5.2.32に示す

(c) 核燃料物質の臨界安全

酸化物電解法システムにおける核燃料物質の移送はバッチ式の移送装置によることが基本であり、単一工程内で固体、液体など多様な物理形態の核燃料物質を取り扱う必要があることから、主たる臨界管理方法を質量管理とし、容積管理、濃度管理、Pu富化度管理、Pu同位体管理を組み合わせて臨界安全性を維持する。

また、核燃料物質を扱うセルでは潤滑用オイルなど少量の有機物を除き、水等の有意な減速材の使用がなく（工程内の冷却装置の冷媒にはN_2ガスと空気の混合ガスを使用する）、雰囲気中の湿度管理も行うことから非減速系（乾燥系）での取扱となる。

なお、多数の単一ユニットを一つのセル内で扱うことから、複数ユニットの臨界安全管理には移動管理および剛構造物による隔離距離維持を行う。

設計のベースとなる核的制限値を決めるために、工程で取り扱う物理的形態から前処理工程、電解工程、析出物粉砕工程以降の3領域に分けてモデル化を行い、臨界解析コードにより推定臨界下限値を求めた（

表 5.2.15）。脱被覆～混合調整工程および析出物粉砕～振動充填工程までと電解装置に投入する燃料粉体については保守的になるように工程中の最高取扱密度として「よく分級された粉体燃料の振動充填密度（理論密度比80%）を設定した。また、電解工程のO_2吹き込み時に発生が考えられるPuO_2沈殿物については機械的に圧縮された粉体の密度に等しい40%理論密度を設定した。Pu富化度については取り扱う燃料のPu富化度の上限（外側炉心燃料の平衡炉心新燃料時）に余裕を見て30%まで取り扱い可能としているが、UとPuの分離工程である電解工程ではMOX析出物Pu富化度制御にある程度の変動が生じうると想定するのが妥当である。そこで、RIARで行われた試験の実績データを鑑みてPu富化度50%を越える析出物が析出することはないと判断し、その富化度での評価を行った。

以上の結果に基づき、各工程での取扱に応じた安全係数を選定して乗ずることにより核的制限値を設定した（表 5.2.16）。安全係数は、工程間物質移送が高度に自動化され、かつ厳重な移送管理（二回以上の秤量・ID確認およびサンプリング分析による化学組成の確認操作）が行われる工程や容積管理を併用する容器では二重誤装荷は生じないものと判断されるため0.7、確認操作（特にサンプリング分析）による待ち時間を嫌う工程では二重誤装荷を考慮し0.43を適用した。電解工程については装置の稼働率向上の観点から電解回収物の成分分析前に次のバッチを受け入れて電解操作を連続的に行うこととしているので、万が一のPu回収ミスを考慮してその場合に次バッチを受け入れても臨界に到らないように0.43を適用した。電解工程については装置の稼働率向上の観点から電解回収物の成分分析前に次のバッチを受け入れて電解操作を連続的に行うこととしているので、万が一のPu回収ミスを考慮してその場合に次バッチを受け入れても臨界に到らないように0.43を適用した。なお、分析結果は次バッチ処理中に得られるので、さらに次のバッチ（3

バッチ目）を誤って受け入れることは防止される。

工程間におかれた貯蔵エリアでは多数の燃料粉容器（単一ユニット）を貯蔵する。また電解装置は8台を近接して配置する。この様な場合、複数ユニット間での中性子相互作用が問題となる。そこで図 5.2.33および図 5.2.34に示すモデルでそれぞれの安全性を評価した。

表 5.2.17に示す結果より、中性子相互作用を考慮した場合にでも核的制限値における安全性が確認された。

(d) 地震に対する考慮

基本的に、「再処理施設安全審査指針」[16]、「ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針」[17] における耐震要求および六カ所再処理工場等の既存施設の耐震設計の考え方に基づいて検討を行った。

酸化物電解法システムにおいて、多くの放射性物質を内包するもしくは核分裂性物質を内包する装置類は、基本的に剛構造により要求される耐震性を満たす設計としている。特に、比較的多くの放射性物質および核分裂性物質を液体状で内包する電解装置には高い耐震性能が求められる。一方で、運転操作の観点から電極の取り付け／取り外し、各種プロセスガス・駆動電源の供給ラインが必要となり、かつ保守性からの要求において主要な装備・部品は取り付け／取り外し可能な構造であることが求められる。この様な場合、全体を強固な剛構造体とすることは構造や保守・補修性に対する設計の自由度を低下さてしまう。さらに使用台数が多く（8台）、高価な剛構造体を多数製作することも経済性の観点からは好ましくない。

そこで、電解装置自体の取扱性および経済性を考慮し、電解装置接地面に免震床を配置することにより地震時の入力加速度を低減させ、これにより電解装置の強度条件を緩和することとした。免震装置の詳細については5.2.1 (4) (ii) (b) 2) に記載したが、セル内に免震床を配置することにより取扱性および経済性を確保しつつ耐震性を満足させ得ることは可能であると判断した。今後は免震能力を満足しうる具体的な機器設計を行い、それら機能の実証を行う必要がある。

(e) 動的に維持される安全上の機能

酸化物電解法システムの主要工程における放射性物質の物性は高融点・高沸点である上、加熱装置による加熱をインターロックにより防止し、電源喪失時には崩壊熱は自然循環で除去されるので、放置した状態では沸騰等の現象が発生して放射性物質が過剰に気相へ移行する事象は無いと考えられ、その防止のための冷却系を設ける必要がない。ただし、電解装置では装置の密閉性を高めるために設けられる耐熱パッキンの健全性を維持する必要から、電解装置上蓋部を冷却空気で除熱する。前述したようにこの冷却系は独立に二系統あり、かつそれぞれの系統の動的機器は二重化されている。また、上蓋温度の監視とヒーター切断インターロックを併用することにより、冷却機能の喪失によるシール破損を防止する。

セル内部には高温熱源が多数設置されるため、セル雰囲気の温度及び圧力上昇を防ぎ、セルレベルの負圧維持および閉じ込めの健全性を維持するセル換気系が安全上重要となる。空気セルのセル換排気は換気回数3回/時のワンススルー排気方式であり、発熱量の大きな機器を内蔵するセルの給気系には冷却コイルが設置されている。ハル洗浄セルおよびMA回収セルはAr雰囲気セルであるので、ワンススルー排気方式ではなく冷却浄化機能付き循環方式である。なお、上記方式で除熱が十分出来るかについては具体的な評価は実施できていないため、今後の設計詳細化に当たっては成立性の確認を行い、その可否に応じてインセルクーラーを使用した低風量換気システムの適用も検討する必要がある。

これらのセル換気設備および建屋換気設備の動的機器については多重化され、非常用所内電源系統に接続されている。従って、動的機器の単一故障および外部電源喪失を考慮しても、動的に維持される安全上の機能が喪失することはない。ただし、短時間の全電源喪失時には排気が一時的に停止してしまうため、セル内部に設置された高温機器および崩壊熱による雰囲気の膨張が発生し、セル内部が正圧になることによってセル雰囲気が建家内に漏えいする可能性がある。正圧の可能性に関しては、内部の熱源、セル内初期圧力、セル内容積が関係し、被ばく影響評価においてはセル内雰囲気の空気中放射能濃度が関係する。今後の詳細化検討においては上記の因子に基づいて短時間の全電源喪失時のセル内圧変化を評価し、結果に応じて対応策を検討する必要がある。

(f) システムおよびプロセス固有の危険性に対する考慮

酸化物電解法システムの主要プロセスにおける固有の危険性としては、「MA回収工程における抽出後液体Cd金属の火災」、「ハル洗浄工程で使用する塩化ジルコニウムの急激な化学反応」、「電解プロセスで使用するO_2ガスによる火災」、「電解プロセスで使用するCl_2ガスの漏洩」、「高温溶融塩の漏洩による設備損傷」、「ハンドリングマシンの異常動作等による設備損傷」が挙げられる。

MA回収工程では、溶融塩中と液体Cdを接触させて溶融塩中のMAを液体Cd中に抽出する。比表面積の大きな状態（粉体等）にあるCdは空気中で燃焼することが知られている。MAを含有するCdが燃焼すれば、発生したエアロゾルに同伴してMAが気相中へ移行することが考えられる。しかしながら、MA回収セルはAr雰囲気（Ar気密セル）に維持されており、O_2および湿分等の反応物（支燃物）は十分低い濃度に維持される。さらに、Cdが比表面積の大きな状態になるような工程あるいは現象は存在しない。Cd自体の燃焼反応エネルギーは大きくないことも考慮すると、万が一セル雰囲気に異常が生じたとしても進展の速い深刻な規模の火災事象を発生させる恐れはないと考えられる。

ハル洗浄工程で使用する塩化ジルコニウムは水（H_2O)と激しく反応し、水素ガスを発生させる。特に急激に反応した場合には、一度に発生した水素ガスによる圧力上昇によって爆発現象を生じる可能性がある。しかしながら、塩化ジルコニウムを多量に取り扱うハル洗浄工程は工程全体が独立セルであり、かつAr雰囲気（Ar気密セル）になっているので急激な化学反応の発生は考えにくい。さらに工程中で水を使用することはなく、したが

って大規模な反応を生じさせる恐れはない。

火災の可能性のあるO_2ガス（電解プロセス）の使用については、その使用量が少ないことおよび周辺に可燃物（O_2と急激に反応する物質）が少ない（電極として用いるグラファイト程度しかない）ことから深刻な火災の可能性はないものと考えている。MA回収工程においても、抽出したMAを酸化物に転換する際にO_2ガスを使用するが、Arガスで希釈して使用すること、およびセル雰囲気がAr雰囲気であることから適切な管理を行うことにより深刻な火災を生じることはないと考えられる。

電解プロセスで用いるCl_2ガスについては、機器レベルでの負圧維持（動的閉じ込め）とコンテインメント（静的閉じ込め）により機器外への漏洩を防止し、かつセル雰囲気中のCl_2濃度を監視して1ppm以上のCl_2を検知した場合にはセル換排気系（ワンススルー排気）に設置したCl_2ガス除去装置（スクラバ）により速やかに除去可能な設計としている。また、セル雰囲気には乾燥空気を使用し、Cl_2ガスによる腐食が生じ難いようにしている。Cl_2ガスの供給系は電解装置他の機器より独立して設置されており、使用したCl_2を回収・再利用するための系統（電解装置のオフガス系統に直列で接続されている深冷式分離装置）を設けて排気されるCl_2ガスの量を低減している。また、これらのCl_2ガスの回収設備は燃料処理・塩除去セル外に設置されている。なお、一般公衆の被ばくという観点ではCl_2ガスの漏えい自体は何ら影響を与えない。Cl_2ガスが問題となるのは、その腐食性に関係して安全上重要な系統および機器に悪影響を及ぼす恐れがあるという点である（ただし、広く一般工業における安全基準を考慮すればCl_2ガスの漏えい自体が問題となる）。Cl_2ガスに起因する腐食の影響は、通常の検査等により対応できる程度の十分緩慢なものであると考えられる。異常時にセルへ漏洩したCl_2ガスの排気はセル中へ拡散すると共に、セル排気系統のスクラバーにより無害化し排気筒を通じて施設外に放出される。したがって、これら動的な閉じ込め系を構成する排気系統のプラント寿命中に亘るCl_2ガスによる腐食に対する健全性を確保するための検査方法等のより詳細な検討が必要である。

高温の溶融塩を取り扱うことから、既に説明したように高温物の漏洩によってセルライニング等の閉じ込めバウンダリが破損しないように溶融塩を保持する系統及び機器は容器を二重化するか漏洩液受け皿を設け、万一の漏洩の際にも高温の漏洩物が直接セルライニングに接触しないような設計としている。なお、溶融塩を直接保持する容器は緻密化ジルコン（セラミックス）であり、金属製容器と異なって延性や耐衝撃性に劣る可能性があるため、材料試験等によりその適用性を確認する必要がある。

酸化物電解法の再処理システムでは物質移送をハンドリングマシンに依存する。特に、動線が固定化されていない天井走行クレーン型パワーマニピュレーターを駆使する設計となっているので、ハンドリングマシンの異常動作等による設備損傷に対して十分な配慮が必要である。すなわち、ハンドリングマシンの異常接近・暴走を防止するための対策及び保持物の転倒・落下防止の対策を、マテハン設計・保守補修性の観点と合わせて検討する必要がある。

(ii) 安全評価

(a) 決定論的安全性評価

1) 平常時における一般公衆の線量評価

オフガス系へのコールドトラップや排気系へのフィルター設置により平常時に大気へ放出される主要な放射性物質は^{85}K、^{129}I、^{14}C、^{3}Hとなる。これらの発生量は、基本的に年間処理量50tHMの酸化物燃料を処理する先進湿式再処理施設と同等である。また、これらの大気放出率は5.2.2 (3) (i) で述べたように先進湿式再処理の値以下に低減できると予想されるので先進再処理施設の実効線量の評価値を施設の処理規模で補正することにより、平常時に大気へ放出される放射性物質による個人の実効線量を、約1.7μSv/y（＝6.6μSv/y×(50tHM÷200tHM)）と推定した。この値は、判断基準である50μSv/y以下を満足している。

2) 代表的な異常事象の影響評価

評価対象システムにおいて技術的に発生が想定される異常事象を体系的に漏れなく抽出するため3.1章に示した変動項目に着目して、システムの主要な工程について変動の原因となる異常事象または変動の結果生じると考えられる事象を検討し、表 5.2.18にまとめた。

つぎに、摘出した異常事象を放置した場合の影響を検討し、その影響を異常事象選定のために分類整理した。これらの中から、ソースタームの大きさや放出される放射性物質の拡散容易性に注目し、周辺公衆に対する放射線被ばくリスクの恐れのある事象として

- ルツボ移送時の落下による放射性物質を含む固化塩の飛散
- TRUを抽出した液体Cdの漏えい

の２つの事象を評価対象に選定し、事象発生時に周辺公衆の個人が受ける実効線量当量を評価した。被ばく評価に必要な施設の立地条件などについては第3章に示した方針に従った。

［ルツボ移送時の落下による放射性物質を含む固化塩の飛散］

酸化物電解法システムではMAの回収のために塩を内包したままの電解装置ルツボをP/Mによりつり下げて電解セルからMA回収セルへ移送する。塩が入った状態の電解装置ルツボは数百kgの重量物であるため掴み具に対する負担が大きく、かつ万一落下した場合の衝撃が大きい。そこで、移送中の電解装置ルツボを落下させることにより搬送装置が破損して内包する塩の全量が一次容器外（セル）へ漏えいする事象を評価対象とする。通常の手続では溶融塩温度が融点以下に下がっていることを確認してから移送操作を行うため、ルツボ内の塩は固化している。落下の衝撃により固化塩の一部が粉砕されてセル内に飛散するとした。電解装置内の溶融塩に溶解しているアクチニドのインベントリが最大となるのは、10バッチ目の塩素化溶解直後であるため、保守的にこの時の溶融塩を想定する

（通常移送する場合はPuの電解回収後であるため、Pu内包量は本評価より少なくなる）。問題は固化塩の落下による粉砕によって、その中の放射性物質のどれだけの割合が気相へ移行するかであるがそれに関するデータが存在しないので、固化塩の10%が粉体化し、その内の1/1000が気相中へ移行するとした。10%は工学的判断、気相中への移行率は4.2.2(2)に記述した水溶液の漏えいにおける移行率を代用した[22)]。影響緩和が期待できるセルオフガス系の2段のHEPAフィルタについては、ダストの固着によるフィルタ効率の悪化を想定して1段のみ有効（DF=1000）であるとした。計算結果を表 5.2.19に示す。結果では6.0×10^{-3}mSv（ICRP Pub.30ベース）となり、多重防護に基づく影響緩和機能によって、安全評価上の基準値5mSvを下回ることが確認できた（なお、ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合、5.3×10^{-3}mSvとなった）。

ただし、上記の通り本事象発生時における固化塩の粉化率および放射性物質の気相への移行率が不明なため、正確な評価を行うにはこれらのデータおよび事象発生時の挙動（影響緩和機能として重要なセル排気系フィルタに与える影響など）についてのデータを取得することが不可欠である。

［TRUを抽出した液体Cdの漏えい］

MA回収工程では液体Cd中にTRUを抽出し、回収する。ここでは、Cd抽出器から抽出後Cd受槽へ抽出後液体Cdを移相する配管が破損し、Arセル内に漏えいしたとする。漏えい事象は漏えい液受け皿に設置された漏えい検知器からの信号に気付いた運転員が送液操作を停止するまで続くとする。運転員の操作時間を10分として流量（5L/h）から漏えい量を計算し、保守的に1Lとする。液体Cdの漏えいによりCd中の放射性物質のどれだけの量が気相へ移行するかについては確たるデータが存在しないため、4.2.2(2)に記述した水溶液の漏えいにおける移行率1/1000を代用した22)。漏えいした不揮発性の放射性物質は気相中のCdヒュームに同伴してセル内を循環し、この一部はArセル内の装置類の機器オフガス系を通して間接的に排気され排気筒へ送られる。セル内を循環している間にセル冷却・浄化系へ流入するとその系統に設置されたHEPAフィルタ等による捕獲されるが、気相へ移行したものの内でセル冷却系へ流入する割合が不明であるため本評価では期待しないものとする。一方、機器オフガス系から排気される時には、その系に設置された2段のHEPAフィルタが期待できるが、Cdヒュームによる機能低下を考慮して1段のHEPAフィルタのみ考慮した。計算結果を表 5.2.20に示す。結果では約2.0×10^{-3}mSv（ICRP Pub.30ベース）となり、多重防護に基づく影響緩和機能によって、安全評価上の基準値5mSvを下回ることが確認できた（なお、ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合、1.7×10^{-3}mSvとなった）。

以上に述べた2種類の異常事象ともに、実効線量当量についての判断基準（5mSv以下）を満足していると評価できる。なお、同じ高温プロセスである金属電解法に比べて火災等の危険性が少ないのにもかかわらず、事象影響評価結果が大きくなっているのは間接排気

方式の有無と、機器オフガス系に設置されたHEPAフィルタの段数が異なることが支配的な要因である。

(b) 確率論的安全評価

確率論的安全評価手法を用いて、放射性物質放出リスクおよび周辺公衆の健康影響リスクを概算した。リスク評価における機器故障率等については文献[23) 24) 25) 26) 27)] を参考に類似と判断しうる機器および故障モードのデータを援用した。

1) 評価の概要

決定論的安全評価と同じく以下を評価対象として選定した。

・電解装置ルツボの移送中の落下による溶融塩のセル内漏えい（以下、「電解装置ルツボの落下」）

電解装置ルツボをMA回収工程へ移送する際に、掴み具不良により落下させて移送容器が損傷する。移送の際には温度計により内部の溶融塩が固化していることを確認してから操作するが、温度計の故障もしくは運転員の過誤により溶融状態のまま移送操作を実行しているとする。落下時の損傷により溶融塩中の1/1000がミストとなって気相中へ移行する。セル排気系のHEPAフィルタは塩ミスト付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・抽出後Cd受槽からの液体Cdの払出配管破損による液体Cdのセル内漏えい（以下、「液体Cdの漏えい」）

MA等を抽出したCdを貯留する抽出後Cd受槽から蒸留工程へ液体Cdを移送する際に、移送容器へ送液する配管が破損しMA等を装荷した液体Cdがセル内へ漏えいする。漏えい検知器の故障もしくは移送停止操作の失敗により受槽内の全Cdがセル内に漏えいする。漏えいCd内の放射性物質の1/1000がミストと共に気相へ移行する。セル排気系のHEPAフィルタは塩ミスト付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

これらの異常事象について、関連設備の応答や異常時の運転員の行動を検討することにより、施設外へ放出される放射性物質の量に影響を及ぼす因子を同定し、同因子の成功/失敗の分岐を展開したイベントツリーを構築することにより、リスク評価上重要な事象シーケンスを漏れなく同定した。さらに、原因事象の発生頻度をフォールトツリー手法により算定するとともに、イベントツリーの分岐確率を評価することにより、事象シーケンス発生頻度を算定した。また、事象シーケンス別に期待できる閉じ込め機能（例：HEPAフィルタの能力）を適切に考慮に入れて施設外へ放出される放射性物質の量を推定した。

以上を基に、排気筒条件は六ヶ所再処理施設と同一とし、気象条件は「もんじゅ」サイトで過去に観測された気象データを参考に設定して、風下最大被ばく地点における放出放射能による周辺公衆の急性死亡および50年間の放射線被ばくによる致死ガンの発生確率

を、事象シーケンス別に環境影響リスク評価コードMACCS228) を用いて算定した（3.1章参照）。

2) 評価結果

本検討の中で考慮した異常事象シーケンスにおいて、最も放射性物質の放出量が多くなるシーケンスの発生頻度はフォールトツリーおよびイベントツリーによる解析によって10^{-5}～10^{-10}/年の範囲に収まることが分かった。これらの事象による致死ガン発生リスクの内訳を図 5.2.35に示す。一般公衆の個人に対する致死ガン発生リスクについては、異常事象に起因するリスクの推定値が約1.1×10^{-10}死/人/年/施設となった。従って、1サイト当たり1施設の立地を前提として致死ガン発生リスクについての判断基準（10^{-6}死/人/年/サイト以下）を十分に満足すると評価できる。

次に図 5.2.36に詳細なリスクプロファイルを示す。リスクに支配的なシーケンスは「電解装置ルツボの落下」である。事象が発生したときの影響度は「液体Cdの漏えい」事象の方が高いが、「電解装置ルツボの落下」の方がより高い事象の発生頻度となっているため、この様な結果になった。この事象については、ルツボの落下を生じる搬送装置掴み具の破損確率として直接使用できるデータが存在しなかったため、施設寿命中に一度の割合で破損すると仮定して事象の発生確率を評価した（掴み具は二重化されている）。また評価上は点検及び交換は行わないと仮定したが、掴み具の検査あるいは交換を定期的に行うようにすれば事象の発生確率を低減できる。なお、図中で示した「最大確率」はセル排気系の2段のHEPAフィルタが両方とも健全なシーケンス、「最大影響」は2段のHEPAフィルタが両方とも破損するシーケンスを示している。HEPAフィルタの損傷確率は、付着物等によるフィルタ差圧に応じて決まると仮定したモデルで評価しているが、本システムでは排気系へ移行するミスト等の量がフィルタ容量に比べて十分少ないため破損確率は小さくなっている。

酸化物電解法では、被ばく影響の大きいPuおよびMAを一カ所に多量に貯留する装置がないため、それらの機器の破損により放出事象が発生したとしても影響は限定的である。また、エアロゾルの発生源も少ないため、重要な影響緩和機能であるHEPAフィルタが破損する確率が小さくなることも低いリスク評価値に寄与している。

3) 今後の課題

決定論的安全性評価と同じく、評価の精度を確保するためには液体Cdや溶融塩の漏えい等における放射性物質の気相への移行率や使用する機器類の故障率といった基礎的なデータを取得する必要がある。

システム設計としては、ハンドリング装置の詳細化にあたっては確実に保持する機構の開発や、高所で取り扱わないような移送手段を採用することが有効である。また、溶融塩や液体Cdの漏えいに対して事象影響緩和の観点から、それらの早期回収方法や回収装置の具体化が重要である。

(2) 経済性

システム設計検討結果から、建設費および運転経費を算出し、それを基に再処理単価および再処理にかかる燃料サイクル費を算出した。

(i) 建設費

建設費は3.1(2)(ⅲ)の評価手法を用いて算出した。設備費の積算対象を以下の表 5.2.21に示す。

機器費から設計費、据付費、プロジェクト管理費、一般管理費を算出し、すべてを足し合わせることによって設備費を積算している。積算の基となる機器費については、各システム設計担当メーカの評価値を使用している。

建設費の評価結果を図 5.2.37に示す。設備費は900億円、建屋費は340億円で、合計1240億円と評価した。

(ii) 年間運転経費

以下に述べる方法で年間運転経費を評価した結果を図 5.2.38に示す。年間運転経費は97億円/年と評価した。

(a) 人件費

要員数の評価方法について、以下に説明する。

前処理設備の内、受入、解体、混合、ハル洗浄工程、廃棄物処理設備の内、高レベル廃棄物固化、固体廃棄物処理、液体廃棄物処理工程、および保守については、稼働率が低いことから日勤者による対応とした。

前処理設備の内、脱被覆工程、電解設備、廃棄物処理設備の内、気体廃棄物処理工程および分析については、稼働率が高いことから日勤者および5班3交代制による直体制を組むこととした。

高レベル固化体貯蔵、固体廃棄体貯蔵、および使用済燃料貯蔵については、3つの貯蔵設備の管理を1名が担当する直体制を組み、搬出入操作については日勤者による対応とした。

放射線管理については東海再処理工場の実績を考慮して設定した。

管理職、環境管理課、核物質管理課、品質保証課、管理課については、東海再処理工場の実績より、上記総設備要員の約25%がこれら5つの合計要員であったため、合理化を考慮して上記総設備要員の約20%とした。

これらの要員数は、各処理装置やマテリアルハンドリングの自動化を想定して、工学的判断により評価した。結果を表 5.2.22に示す。

酸化物電解法は再処理燃料製造一体建屋であるため、表 5.2.22の要員の内、再処理分の要員について人件費単価：エンジニアおよび管理監督者を44500円/人日、一般作業者を29900円/人日、エンジニアおよび管理監督者と一般作業者の割合を8：2とし、1039.5万円

/人年と設定した。（3.1(2)（ⅳ）参照）

(b) 機器交換費、定期検査費、委託費

機器交換費、定期検査費、委託費については、3.1(2)(ⅲ)の評価手法を用いて算出した。表 5.2.23に、設備毎に想定した交換頻度を示す。

(c) 消耗品等費

消耗品等費については、システム設計検討により設定した年間のユーティリティ、ガス、試薬類、消耗品の使用量から評価した費用と事務用品等費から算出した。主な消耗品を表5.2.24に示す。

(iii) 再処理単価・燃料サイクル費（再処理分）

以上の建設費・年間運転経費の結果をもとに、3.1(2)(ⅳ)の評価手法を用いて、再処理単価を算出した。その結果、再処理単価は38.0万円/kgHM（資本費14.8万円/kgHM、操業費23.2万円/kgHM）となった。算出した再処理単価、燃料の燃焼度：63.1GWd/tHM、発電効率：42.5%、および所内負荷率：4.39%を用いて燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、燃料サイクル費（再処理分）は0.62円/kWhとなった。

(3) 環境負荷低減性

環境負荷低減性のうち、通常運転時の環境放出放射能と通常運転時の放射性廃棄物発生量については六ヶ所再処理施設の事業指定申請書に記載の値を基に比較、評価する。

(i) 通常運転時の環境放出放射能

酸化物電解法において大気へ放出される放射性物質（^{85}Kr、^{3}H、^{14}C、よう素）を六ヶ所再処理施設からの推定年間放出量と比較〔年間再処理量と平均燃焼度および発電効率（LWRの発電効率は1999年原子力部会試算モデルに準拠して34.5%と設定）を基に発電量当たりの放出量で比較〕すると、放出量は第4.2節に示すように六ヶ所再処理施設と同等以下で現時点での想定誤差を考慮すれば設計要求を満足する見通しである。

ここで、^{85}Krは全量大気放出、^{3}Hは電解槽のオフガスから深冷分離でH_2Oとして99%回収するが全量海洋放出されると想定している、^{14}Cについては、電解槽のオフガスから深冷分離でCO_2として99%回収するが全量大気放出すると想定している。I_2については、スクラバーにより99%回収して地層処分されると想定している。なお、^{130}Iと^{131}Iについては半減期がそれぞれ12.36hと８ｄなので無視した。

また、^{14}Cについては、燃料に含まれる^{17}Oと^{14}Nより生成されるので発生量自体に不確定性があり、FBRにおける生成量を精度よく見積るためのデータを整備していく必要がある。

海洋へ放出される放射性物質（^{3}H、^{129}I）について上記と同様に六ヶ所再処理施設からの放出量と比較すると、いずれも設計要求を満足する。

(ii) 通常運転時の放射性廃棄物

通常運転に伴い発生する廃棄物のうち、高レベル廃棄物（ガラス固化体等）の発生量は、表 5.2.7より合計72本で2.2×10^{-9}本/kWhとなり、六ヶ所再処理施設の推定年間発生量〔事業指定申請書記載値（ガラス固化体の推定年間発生量約1000本）に基づく〕と、年間再処理量と平均燃焼度および発電効率を基に発電量当たりに換算した発生量3.4×10^{-9}本/kWhで比較すると、設計要求を満足する。但し、発生量は設計要求の約65%であり、設計目標としている設計要求の1/10に低減するまでには至っていない。

なお、雑固体廃棄物については主要プロセスおよび付帯設備からの発生量を評価する必要があり、設計要求との比較のためには付帯設備を含めた発生量評価の詳細化が課題である。

(iii) U、TRU、FP の廃棄物への移行率

U、TRUに関して、検討しているシステムでは回収率がそれぞれ99.9%、99.4%となっており、廃棄物への移行率はU、TRUそれぞれ0.1%、0.6%となる。これに対する設計要求における目標値はU,TRUともに0.1%であり、Uは満足するがTRUについては、少し上回る。この原因は、MA回収工程の実証データが得られていないためMAの回収率を90%と保守的に設定していることにあり、今後の研究開発によって実証データを蓄積し評価精度を向上させることが課題である。

FP（Cs、Sr、Tc、I）については、検討しているシステムではその多くが廃棄物へ移行する。FPの分離回収について原理的に実現の可能性があると考えられる手法について検討を行っているが、技術的な実証には今後の試験研究の成果を待たなければならない。

(iv) 施設の廃止に伴う放射性廃棄物

(a) 解体性

施設の運転性、保守、補修性確保を目的にセル内にはIC、PM、MSM等の遠隔操作設備や遮へい窓があり、また、セル廻りおよび上下には保守エリア、通路スペース等が確保されている。

セル内主要機器については部品をユニット化することなどが考慮されている。これらは廃止措置時の遠隔解体、遠隔除染等の作業にも有効に活用可能と考えられる。

一方、搬出入性についても基本的に考慮されているが、セルからの搬出入性に関しては開口のサイズや設置箇所の妥当性について詳細設計段階での評価が必要である。

(b) 廃棄物発生量

施設設計の検討結果を基に評価した解体一次廃棄物の発生量を表 5.2.25に示す。

一次廃棄物にはセルライニング、はつりコンクリートを含めている。

TRU廃棄物や高$\beta\gamma$の廃棄物発生量は放射性物質を直接取り扱うセルの規模に影響を受け、低レベル以下の廃棄物や建屋解体に伴って発生するコンクリート等の廃棄物は建屋の規模に影響を受ける。

酸化物電解法はセル規模や建屋の規模が比較的コンパクトな設計となっており、このため廃棄物発生量が全般的に少ない結果となっている。

(4) 資源有効利用性

Uの回収率は99.9%、TRUの回収率は99.4%であり、両者とも資源有効利用率の設計要求値である99%以上を満足する。ただし、この回収率を保証するためには、試験によりMA回収率データの取得が必要である。

(5) 核拡散抵抗性

検討された酸化物電解法システムでは、Puを単離する工程がなく、Pu回収物にはFPが若干量付随する。また、脱被覆後にブランケット燃料と炉心燃料を混合する工程を設けているため、回収されるPuの同位体組成比も転用に困難なものである。したがって、本システムを用いて使用済燃料から高い純度の核分裂性物質を直接取り出すことは困難であり、潜在的な核拡散抵抗性は高いものと考えられる。

保障措置に対しては、既存のLWR再処理施設やMOX燃料加工施設の例を参考にしてMBAおよびKMPの設計および計量技術の検討が為された。本システムでの計量管理は主として秤量器による質量計量と、燃料粉体および溶融塩のサンプリングによって行う。入量計量(S/RDにおける受入量計量)は脱被覆後の粉体をバッチ単位で均質化混合し、そのサンプリング分析と秤量値によって行う。この場合、粉体の混合操作などによってサンプリング誤差数%以下程度の均一性が得られるかが問題である。また、溶融塩についてもどの程度までサンプリングの代表性が確保できるかは不明である。この点に関して、本システムでは核拡散抵抗性の観点から純度の高い状態でPu等の核物質を扱わない様になっているが、計量方法によってはその精度を悪化させる要因となる可能性があり計量管理上一概に好ましいものとは言えない。したがって、本システムの実用化に当たっては、計量管理検認目標をクリアできるだけの精度を持った計量技術を開発することが課題となる。

また、酸化物粉体を取り扱うことからMOX加工施設の先例にあるように粉体の工程内滞留が生じる可能性がある。本システムでは開けたセル空間に多数の工程機器が配置されているため、燃料粉体を内蔵する機器からの飛散を防止し工程内滞留量を低減させる方策が求められる。

適時性要求に対しては、付録5に示したようにNRTA（Near Real Time Accountancy）の対応見通しが得られている。

(6) 運転・保守補修性

搬送を詳細に検討し、フェーズⅠの設計に対して、ボトルネックとなる機器の増設、搬送機器の役割分担の明確化、適切なバッファ容量の設定等の改善を実施した。主要機器については基本的な運転操作手順の概略検討を行った。また坩堝寿命の長寿命化や電解回収物からの塩除去方法の変更により、プロセスを簡略化した。これらの変更を踏まえ、タイムチャートに基づく概略の処理能力評価を実施し、所定の処理能力を満たしていることを

確認した。搬送には、モノレール、台車、インセルクレーンを用い、それぞれの機器は遮蔽や運用方法の制限により耐放射線性を考慮した設計とした。

保守システムとしてセル内保守エリアと保守セルを有し、作業を実施するための機器としてマスタースレーブマニプレータとパワーマニプレータを具備する。機器の保守・補修にあたって機器毎の交換が可能なようにラックなどに納め、インセルクレーンによる機器へのアクセスルートおよび保守セルまでの搬送経路を確保している。また、運転時における保守項目を検討し、抽出された項目に対して保守が容易になるように各工程機器の設計に反映している。

(7) 技術的成立性

酸化物電解法に関する技術的成立性を表 5.2.26にまとめる。電解工程ではFe、Cr等の被覆管成分が混入することで電流効率が低下することが知られているため、前処理については、脱被覆時に燃料粉体中へのハル成分混入率を低減する必要がある。これを踏まえてロール矯正法が選定されているが、FBRの細径ピンへの適用経験が無く、照射ピンが矯正時の変形によって破損する可能性がある。ロシアにおける使用済燃料試験では、単ピンせん断と篩で80%程度の燃料が回収された実績があり、これを95%程度以上まで向上できるか否か早い時期に使用済燃料を利用した要素試験を実施して、脱被覆工程を選定し、工学的装置の開発に着手する必要がある。

再処理に関しては同時電解法、MOX共析、MA回収の成立性を確認するための試験データの取得が進められている。

同時電解法については、Puを使った要素試験で陽極溶解と陰極への析出の原理が確認されている。システム設計では、1年程度の耐久性を持たせるため現在試験に利用されているパイログラファイトに代えてジルコン（絶縁体）をルツボ材としている。このためルツボに接する使用済燃料へ通電するため電解槽の構造が複雑となっている。今後、材料やCCIM（5.4参照）の適用性の確認試験を実施し、その結果によって同時電解の採用について再検討が必要となる。MOX共析については多くのPu試験によって複雑な挙動が解明され、使用済燃料試験によって成立性は実証されたものの、電流効率が30%程度と低く、塩のリサイクル数を決める希土類FPの除染性能にも疑問が残っているため、さらなる研究の継続が必要である。

MA回収については、いくつかの方法を試み、現在も回収方法を確認する試験をRIARで進めている。最初に試みられたグラファイト陰極による絞り電解ついては、アルカリ腐食が発生しない電位範囲では、Am、Cmの十分な回収は困難であり[9]、RIARではアルカリ腐食が発生しない液体金属陰極の開発を進めている。炭酸ナトリウムを用いてMAを沈殿回収する試験も実施し、MAを99%以上沈殿させることに成功したが、希土類FPも相当量同伴し、分離性能が不足していることがわかった。そこで、RIARでは追加の分離工程の開発を実施中である。このように、酸化物電解法におけるMA回収は、いまだ実証されていないが、溶融塩を用いる乾式法共通の技術であり、今後の開発によって酸化物電解法

でも金属電解法と同等の分離は可能と予想される。これら再処理は電解装置で実施されるものであり、その耐食性を向上させる目的でルツボ材料の材料開発が必要である。現在RIARで利用されているパイログラファイトの寿命は1000hr程度といわれており30バッチ程度しか使用できない。ジルコンについては試験片による腐食試験から１年程度使用できる可能性があるが、ルツボの試作が不可欠である。また、セラミックスの構造健全性の信頼性に関する課題を排除することを狙ったCCIMの採用も含め、今後検討すべき課題が残っている。

廃塩処理として高充填率のリン酸ガラス固化を採用している。これは、ロシアRIARの知見に基づいているが、実用化に向けた基礎データの充足が必要である。また、Cl_2を取り扱うため、これをリサイクルするために深冷分離装置を採用している。しかしながら、これに対する工学規模の原子力施設での使用は未知であり、今後の開発が必要である。

[参考文献]

1) 福留和幸「使用済燃料の拡管法脱被覆」, R-D KOBE STEEL ENGINEERING REPORTS/Vol.38 No.3 (1988).
2) K. Mizuguchi, Y. Shoji and T. Kobayashi,"Development of Anodic Dissolution Method for Reprocessing Oxide Spent Fuel", *Proc. GLOBAL '97*, P-6, Yokohama, Japan (1997).
3) 水口浩司,東海林裕一,有江和夫他「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(4)貴金属 FP 除染方法の検討」、日本原子力学会　2001 秋の大会予稿集　N9 (2001).
4) Koji Mizuguchi[1], Yuichi Shoji[1], Tsuguyuki Kobayashi[1], et al., "Theoretical Evaluation of Decontamination Methods for Noble Metals in Oxide Electrowinning Process", *Proc. GLOBAL 2001*, Paris, France, #20 (2001).
5) T.Kobayashi, S.K.Vavilov, F.Sato et al., "Plutonium Precipitation in the MOX Co-deposition Tests for the Oxide Eletrowinning Process", J. Nucl. Sci.Technol., **42**[3], pp.295-300 (2005).
6) S.K.Vavilov, T.Kobayashi and M.Myochin,"Principle and Test Experience of the RIAR's
7) T.Kobayashi, M.Fukushima and K.Fujii, "Low Current Eficiency in MOX Deposition Tests", J. Nucl. Sci.Technol., **42**[10], pp.861-868 (2005).
8) T. Kobayashi, M. Myochin, K.Mizuguchi, et al., "Study of Minor Actinide Recovery for the Oxide Pyro-process", *Proc. GLOBAL 2005*, Tuskuba, Japan, #148 (2005).
9) 藤井敬治、難波　隆他、「酸化物電解法　電解工程の開発(4)　マイナーアクチニド回収試験」、日本原子力学会、2004 年秋の分科会予稿集、　H9(2004).
10) K.Kinoshita M.Kurata and T.Inoue, "Estimation of Material Balance in Pyrometallurgical Partitioning Process of Transuranic Elements from High-level Liquid Waste", J. Nucl. Sci. Technol., **37**[1], pp.75-83 (2000).
11) 永井崇之、亀代直樹、小林雄一他、「乾式再処理プロセスにおける NaCl-2CsCl 溶融塩精製技術　リン酸塩沈殿実験」,日本原子力学会和文論文誌　**2**[3], pp.269－278 (2003).
12) 豊原尚実、程塚正敏、小林嗣幸、他「乾式再処理から発生する廃溶融塩の固化技術の開発」、日本原子力学会和文論文誌　**1**[4], pp.419－431 (2002).
13) 程塚正敏, 豊原尚実、天野治他、「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(10)実塩廃棄物ガラス固化試験」日本原子力学会　2002 春の年会予稿集　L3(2002).
14) 水口浩司、東海林裕一、天野治他「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(9)ルツボ材料の耐食性試験」日本原子力学会　2002春の年会予稿集　L2(2002).
15) Peter RANCE[1] and Vassily Beznosyuk, "The Oxidative Pulverisation of Mixed Oxide Fuels", *Proc. GLOBAL 2005*, Tuskuba, Japan, #372 (2005).
16) 原子力安全委員会 :"再処理施設安全審査指針", (1986) 2001改訂版.
17) 原子力安全委員会 : "ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針",

(2002)

18) 日本原燃（株）：“六ヶ所再処理事業所　再処理事業指定申請書”, (1989) 1997 補正

19) O. Togawa, T. Homma : “Development of Collective Dose Assessment Codes for a Spent Nuclear Fuel Reprocessing Plant in Japan”, Proc. of The Third International Conference on Nuclear Fuel Reprocessing and Waste Management RECOD ’91, Sendai, Japan, April 14-18, 1991, Vol. 1, p. 253 (1991).

20) O. Togawa : “Computer Code TERFOC-N to Calculate Doses to Public Using Terrestrial Foodchain Models Improved and Extended for Long-Lived Nuclides”, Journal of Nuclear Science and Technology, Vol. 27, p. 360 (1990).

21) 外川織彦：“原子力施設の平常運転時に大気へ放出される放射性核種による公衆の被曝線量を算出するための計算コード ATERNFOC-N”, JAERI-M 89-145 (1989).

22) E. Walker, “A Summary of Parameters Affecting the Release and Transport of Radioactive Material from an Unplanned Incident,” BNFO-81-2 (1981)

23) “Nuclear Computerize Library for Assessing Reactor Reliability,” NUREG/CR-4639 (1990)

24) “Handbook of Human Reliability Analysis with Emphasis on Nuclear Power Plant Application,” NUREG/CR-1278 (1983)

25) The Realization of Commercial High Strength HEPA Filters,” NUREG/CP-0098 (1989)

26) 西尾軍治, 橋本和一郎, “再処理施設の溶媒火災に関する安全性実証試験,” JAERI-M89-032 (1989)

27) 黒田勲, “「信じられないミス」はなぜ起こるーヒューマン・ファクターの分析,” 中災防止新書 (2001)

28) D. Chanin, M.L.Young : “Code Manual for MACCS2 User’s Guide”, NUREG/CR-6613, Vol. 1, (1998).

表 5.2.1　物質収支計算のための元素分類

元素	分類	分類の理由	元素	分類	分類の理由
U	U		In	VFP	塩化物沸点 300℃
Np	Np		Sn	VFP	塩化物沸点 114℃
Pu	Pu		Sb	VFP	塩化物沸点 283℃
Am	Am		Te	VFP	塩化物沸点 380℃
Cm	Cm		I	HG	
H	T		Xe	NG	
Li	ALM		Cs	ALM	
Be	ALE		Ba	ALE	
C	NG	CO2となり揮発	La	RE	
Cu	NM	塩化物沸点1490℃	Ce	RE	
Zn	NM	塩化物沸点 732℃	Pr	RE	
Ga	VFP	塩化物沸点 201℃	Nd	RE	
Ge	VFP	塩化物沸点　84℃	Pm	RE	
As	VFP	塩化物沸点 130℃	Sm	RE	
Se	VFP	塩化物沸点 196℃	Eu	RE	
Br	HG		Gd	RE	
Kr	NG		Tb	RE	
Rb	ALM		Dy	RE	
Sr	ALE		Ho	RE	
Y	RE		Er	RE	
Zr	NM		Tm	RE	
Nb	VFP	塩化物沸点 254℃	Yb	RE	
Mo	VFP	塩化物沸点 268℃			
Tc	VFP	塩化物沸点 300℃			
Ru	NM				
Rh	NM				
Pd	NM				
Ag	NM				
Cd	NM				

分類の定義

ALM：アルカリ金属FP

ALE：アルカリ土類金属FP

RE：希土類FP

NM：貴金属FP

VFP：塩化物が揮発性のもの

NG：希ガス

HG：ハロゲンFP

表 5.2.2　各工程のバッチ当たり移行率設定(1/2)

工程	移行先	元素（FP についてはグループ）											
		U	Np	Pu	Am	Cm	ALM	ALE	RE	NM	HG	VFP	T	NG
脱被覆	電解	99%												20%
	ハル洗浄	1%												0%
	オフガス	0%												80%
	設定理由	未照射模擬ペレットの脱被覆試験で 99.9%以上の回収率があり、照射燃料を考慮して 99%と設定。NG はプレナム部への放出を 80%と設定。												
ハル洗浄	電解	90%										0%		
	ハル	10%										0%		
	オフガス	0%										100%		
	設定理由	ハル洗浄によりで 90%回収と設定。VFP、T は溶融塩温度で揮発。												
同時電解	同時電解析出物	□%		0.5%		0.1%		0.02%		0.1%	15%	0%		
	溶融塩	□%		99.5%		99.9%		99.98%		99.9%	95%	0%		
	オフガス	0%										100%		
	設定理由	Pu 富化度を制御するため U の回収率を調整する。Np は U と同挙動。Pu～RE は試験実績から設定。NM は国内試験で U70%回収では DF10 程度であり、これを考慮して 15%回収と設定した。HG、VFP、T は溶融塩温度で揮発。希土類については、2002 年度に RIAR で実施した MOX 電解 Pu 試験データを反映し、バッチ当たりの移行率を保守的に２%と設定した。この時、炉心への FP 移行率 10%を満足するため、塩のリサイクル数は１０回となる。												

表 5.2.2　各工程のバッチ当たり移行率設定(2/2)

工程	移行先	元素（FPについてはグループ）									
		U	Np	Pu	Am	Cm	ALM	ALE	RE	NM	HG,VFP,T,NG
貴金属FP分離電解	PG析出物	0.1%					0.02%		0.1%	90%	
	溶融塩	99.9%					99.98%		99.9%	10%	
	設定理由	核物質、REは若干の混入を想定し0.1%回収と設定。ALM、ALEは還元電位が大きく卑なことを考慮して0.02%回収と設定。NMは国内試験実績から90%回収と設定。									
MOX共析	MOX析出物	□%			0.1%		0.02%		2.0%	100%	
	溶融塩	□%			99.9%		99.98%		98%	0%	
	設定理由	MOXは、塩中Pu濃度が3%から１%になるまで電解すると設定。Am～REは還元電位が卑なことを考慮して設定。NMはU以上に容易に析出するため、100%回収と設定。									
MA回収	MA回収物	99.9%			90%	90%	0.02%		5%		
	溶融塩	0.1%			10%	10%	99.98%		95%		
	設定理由	MAは液体Cd多段抽出の回収率とRE移行率を理論計算から設定、ALM、ALEは還元電位が卑なことを考慮して0.02%回収と設定。									
リン酸沈殿	沈殿物	90%	100%	97%	99.9%		0.1%		99.5%		
	溶融塩	10%	0%	3%	0.1%		99.9%		0.5%		
	設定理由	国外の試験実績から設定。									
余剰塩回収	余剰塩	37.6%		37.6%							
	溶融塩	62.4%		62.4%							
	設定理由	リン酸投入による余剰分。									

表 5.2.3　物質収支評価結果（リファレンス炉心、処理量：50t/y）

（単位:kg/d）

グループ	受入	ハル廃棄物	オフガス	同時電解析出物	NM分離電解析出物	MOX共析析出物	MA回収物	リン酸沈殿物	余剰塩
U	209.56	0.21	0.00		0.08		2.73	0.00	0.00
Np	0.08	0.00	0.00	0.06	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00
Pu	23.69	0.02	0.00	0.17	0.03	22.26	1.21	0.00	0.00
Am	0.80	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.70	0.08	0.00
Cm	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.21	0.02	0.00
TRU合計	24.81	0.02	0.00	0.24	0.04	22.28	2.12	0.10	0.00
HM合計	234.37	0.23	0.00		0.12		4.85	0.10	0.00
ALM	1.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.59
ALE	0.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.84	0.00
RE	5.18	0.01	0.00	0.03	0.03	0.53	0.23	4.34	0.02
NM	3.89	0.00	0.00	0.58	2.97	0.33	0.00	0.00	0.00
HG	0.15	0.00	0.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
VFP	2.02	0.00	2.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
T	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NG	1.98	0.00	1.98	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FP合計	15.67	0.01	4.15	0.61	3.00	0.87	0.23	5.18	1.62

表 5.2.4　物質収支から評価した各製品への HM 回収率（リファレンス炉心）

HM元素	U製品（同時電解析出物）	MOX製品（MOX析出物）	MA製品（MA回収物）	合計回収率
U	73.55%	25.01%	1.30%	99.86%
Np	73.55%	25.01%	1.30%	99.86%
Pu	0.72%	93.94%	5.09%	99.75%
Am	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
Cm	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
		HM平均回収率		99.80%
		TRU平均回収率		99.33%

表 5.2.5　物質収支から評価した各製品への FP 混入率（リファレンス炉心）

FP元素	U製品（同時電解析出物）	MOX製品（MOX共析析出物）	MA製品（MA回収物）	平均移行率
ALM	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
ALE	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
RE	0.51%	10.3%	4.4%	15.22%
NM	15.0%	8.5%	0.00%	23.48%
FP合計	3.91%	5.5%	1.5%	10.90%
FP濃度(wt%)	0.40%	1.15%	4.53%	
炉心燃料中平均FP濃度(wt%)			1.07%	

表 5.2.6　フェーズⅡにおける放射性廃棄物の分類

【わが国における放射性廃棄物の分類と処分方策】　　【フェーズⅡにおける放射性廃棄物の分類】

廃棄物の名称			処分方策		分　類	想定する処分方式
高レベル放射性廃棄物			地下の深い地層中に処分（地層処分）		高レベル廃棄物	地層処分
低レベル放射性廃棄物	発電所廃棄物	放射能レベルの比較的高い廃棄物	一般的であると考えられる地下利用深度に十分余裕を持った深度に埋設（余裕深度処分）		TRU廃棄物	地層処分
		放射能レベルの比較的低い廃棄物	浅地中処分		高βγ廃棄物	余裕深度処分
		放射能レベルの極めて低い廃棄物	簡易な方法による浅地中処分		低レベル廃棄物	浅地中処分（コンクリートピット処分、トレンチ処分）
	超ウラン核種を含む放射性廃棄物		下記に該当せず、発電所廃棄物の処分方策が適用できないもの	地層処分の適用が考えられている		
			α核種濃度が区分目安値（約1GBq/t）を大きく超えないもの	濃度に応じて、発電所廃棄物の処分方策に準じて処分	極低レベル廃棄物	
	ウラン廃棄物		略			
	RI・研究所等廃棄物		略			
クリアランスレベル以下の廃棄物			―		クリアランスレベル以下の廃棄物	―

表 5.2.7　プロセス廃棄物発生量（リファレンス炉心、処理量：50t/y）

	高レベル廃棄物			TRU・高βγ廃棄物	
	鉛リン酸ガラス固化体	フツリン酸ガラス固化体	金属廃棄体	TRU廃棄体	高βγ廃棄体
処理対象	リン酸沈殿物	余剰塩	NM分離電解析出物	ハル	集合体部材
年間発生量	3.90m3	5.25m3	1.65m3	8.68m3	19.62m3
	13.65ton	14.70ton	未定	30.39ton	68.67ton
年間発生数	26.0本	35.0本	11.0個	43.4本	98.1本
固化体容量	(150L/本)	(150L/本)	(150L/個)	(200L/本) (700kg/200L)	(200L/本) (700kg/200L)

表 5.2.8　セル内機器交換品（リファレンス炉心、処理量：50t/y）

廃棄物区分	発生量		代表的な機器
	（ドラム缶/y）	(m^3/y)	
TRU廃棄物	54.9	11.0	脱被覆装置、ハル洗浄装置/電解装置(ドアバルブより下部)、沈澱物回収装置、余剰塩回収装置、析出物粉砕装置、塩除去装置、ルツボ、セル内雑交換品
低レベル廃棄物	24.1	4.8	ハル洗浄装置/電解装置(ドアバルブより上部)、搬送装置
極低レベル廃棄物	61.8	12.4	集合体解体装置、秤量器/ID確認装置

表 5.2.9　再処理機器の耐震クラス分類（案）

装置	耐震クラス
集合体解体装置	B
脱被覆装置	B
ハル洗浄装置	A
脱被覆燃料容器ラック	B
燃料粉容器(脱被覆燃料)	B
燃料粉混合装置	B
電解装置	A
収納容器	B
析出物粉砕装置	B
塩除去装置	B
搬送容器(電解回収顆粒)	B
多段抽出装置(MA回収)	A
Cd蒸留・酸化装置(MA回収)	B

表 5.2.10　主な機器の概略仕様

	機器名	処理制限値 (1バッチ処理量)	運転条件	処理能力
前処理	集合体 解体装置	1集合体	運転温度：常温 運転圧力：常圧	4時間/バッチ
	脱被覆 装置	1集合体分燃料ピン	運転温度：常温 運転圧力：常圧	9時間/バッチ
再処理	電解装置	56kgHM	運転温度：650℃ 運転圧力：微負圧	40時間/バッチ（平均） 内訳を以下に示す。 ・同時電解：9.6時間 ・塩素化溶解：2時間 ・NM分離電解：4.3時間 ・MOX共析：16.8時間 ・マテリアルハンドリング：4.5時間 ・MA回収：別装置 ・リン酸沈殿：4時間 ・浴調整：24時間 （MA回収以降は10バッチに1回実施する。）
	MA回収設備（多段抽出装置、Cd蒸留・酸化装置）	使用済塩200kg	運転温度：650℃ 運転圧力：微負圧 （多段抽出装置）	24時間/バッチ 内訳を以下に示す。 ・多段抽出：８時間 ・Cd蒸留/酸化：８時間 ・塩/Cd/MA移送：８時間
	析出物 粉砕装置	4電極析出物	運転温度：常温 運転圧力：常圧	100分/バッチ
	塩除去 装置	UO_2析出物は2電極析出物 MOX共析析出物は4電極析出物	運転温度：1000℃ 運転圧力：10^{-3}Torr （装置能力）	4.5時間/バッチ

表 5.2.11　主要機器台数

機器	機器台数
集合体受入装置	1
集合体解体装置	1
脱被覆装置	1
燃料粉混合装置	1
電解用燃料粉混合装置	1
ハル洗浄装置	1
電極等装脱着装置	2
電解装置	8
MA 回収用多段抽出装置	1
MA 回収用 Cd 蒸留/酸化装置	1
析出物粉砕装置	2
析出物掻取装置	1
塩除去装置	3

表 5.2.12　セル容積評価結果

セル名	セル容積（内寸法）
集合体受入セル	704m^3
集合体解体セル	2640m^3
ハル洗浄セル	1276m^3
燃料処理・塩除去セル	5632m^3
MA 回収セル	1716m^3
ガラス固化セル(1)	2288m^3
ガラス固化セル(2)	1456m^3
分析セル※	2660m^3
合計	13652m3

※：再処理・燃料製造共用セル

表 5.2.13　主な試薬・ユーティリティ

試薬・ ユーティリティ	使用目的	使用量
試薬		
NaCl･CsCl	溶融塩	3200kg/年
Na_3PO_4・Cs_3PO_4	高レベル廃棄物固化用	6587kg/年
Cd	MA 抽出用	1200kg/年
$ZrCl_4$	ハル洗浄用	640kg/年
リン酸	余剰塩のメタリン酸化	1688kg/年
Ar	ハル洗浄セル内雰囲気管理用	300000m^3/年
Cl_2	塩素化用	10000m^3/年
O_2	MOX 電解用	5000m^3/年
N_2	プロセスガス希釈用	1000m^3/年
鉛リン酸ガラス	鉛リン酸ガラス固化基材	7440kg/年
フツリン酸ガラス	フツリン酸ガラス固化基材	6056kg/年
ユーティリティ		
電気	空調・電解槽の加熱など	9.6×10^7kWh

表 5.2.14　建屋容積評価結果

建屋名	建屋容積（壁芯寸法）
リサイクル建屋	17 万 m^3
廃棄物処理建屋	10 万 m^3
廃棄物貯蔵建屋	4 万 m^3
燃料貯蔵建屋	5 万 m^3
合計	36 万 m^3

表 5.2.15　酸化物電解法の核的制限値設定のためのモデル化とその推定臨界下限質量

工程	脱被覆～混合調整	電解				析出物粉砕～振動充填･端栓溶接
		MOX 析出物		Pu 沈殿物		
形状	球形状					
Pu 富化度	30wt%	50wt%		100wt%		50wt%
嵩密度	9.186g-oxide/cc (80%TD)	9.186g-oxide/cc (80%TD)		4.5g-oxide/cc (約 40%TD)		9.186g-oxide/cc (80%TD)
U 同位体比	U235/U238 = 0.3/99.7 wt%					
Pu 同位体比	Pu239/Pu240 = 70/30 wt%					
水分吸着率	1.0 wt%	0.0 wt%				1.0 wt%
反射体条件	20cm 厚 水反射体	20cm 厚 水反射体	9cm 厚 グラファイト反射体	20cm 厚 水反射体	9cm 厚 グラファイト反射体	20cm 厚 水反射体
臨界半径	17.4159cm	13.0199cm	12.2996cm	15.2195cm	13.8540cm	12.6153cm
臨界質量 （酸化物）	203.26kg	41.79kg	71.45kg	66.45kg	50.12kg	77.10kg
（HM）	179.21kg	85.15kg	63.01kg	58.61kg	44.21kg	67.97kg
（Pu）	53.76kg	37.54kg	31.50kg	58.61kg	44.21kg	33.99kg
keff+3σ	0.9486	0.949	0.949	0.948	0.949	0.949

※使用コードおよびデータ：MVP94＋JENDL-3.2（一部 ENDEF/B-VI）

表 5.2.16　核的制限値の設定

	脱被覆～混合調整工程		電解工程	析出物粉砕～振動充填・端栓溶接工程	
Pu 富化度	30wt%		50wt%		
推定臨界下限値	53.76 kg-Pu (179.21kg-HM)		31.5 kg-Pu (63.01 kg-HM)		
安全係数	0.7	0.43	0.43	0.7	0.43
核的制限値	37 kg-Pu	23 kg-Pu	14 kg-Pu	22kg-Pu	14 kg-Pu
備考	容積管理もしくは厳重な確認操作を行う場合。		PuO_2 沈殿物は上記制限値内では安全。	容積管理もしくは厳重な確認操作を行う場合。	

表 5.2.17　複数ユニット評価の結果

単一ユニットの核的制限値に基づく複数ユニット解析結果		
貯蔵エリア （核的制限質量）	0.7744	半径=9.3781cm（14.0kg-Pu） Pu 富化度：50% 燃料：MOX 燃料粉（80%TD） ユニット配列：16×7×2 配列 空間湿度：40℃飽和水蒸気圧 核的制限値の Pu を含む最大想定 Pu 富化度の MOX 回収物（28kg-HM）を搬送容器に入れたケースに相当。 設計では縦方向は 5 列だが、搬送中の容器の近接等を考慮して 7 列で評価。 隔離距離は設計上 50cm だが、安全側に 45cm で評価。
電解装置配置エリア （核的制限質量）	0.7097	半径=9.3781cm（14.0kg-Pu） Pu 富化度：50% 燃料：MOX 燃料粉（80%TD） 反射条件：6.6cm グラファイト ユニット配列：4×3×1 配列 空間湿度：40℃飽和水蒸気圧 核的制限値の Pu を含む最大想定 Pu 富化度の MOX 回収物（28kg-HM）が析出した状態。 中央搬送用通路にも電解装置が並んだ仮想的状態。

表 5.2.18　酸化物電解法再処理システムで想定される異常事象と設計対応(1/2)

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題／備考
核燃料の臨界	液体状の核燃料物質を取り扱う全工程	過剰装荷あるいは蓄積	誤操作(誤移送、多重装荷、蓄積の確認無視)等により核燃料物質が過剰に存在する。	・受入物質の分析/秤量/確認。 ・上記操作のルーチン化(自動化)。 ・ルール化されたクリーンアップ操作。 ・適切な安全裕度を有した核的制限値の設定。 ・インセルカメラによる異常の発見。	なし	臨界事故防止については二重偶発性原理に基づく発生防止設計に重点を置く。 したがって、個々の発生防止策は極めて信頼性の高い装置、ロジックおよびシステムで構築されなくてはならない。
	粉末状の核燃料物質を取り扱う全工程	過剰装荷あるいは蓄積	誤操作(誤移送、多重装荷、蓄積の確認無視)等により核燃料物質が過剰に存在する。 粉体状の燃料物質の滞留/蓄積。	・受入物質の分析/秤量/確認。 ・上記操作のルーチン化(自動化)。 ・ルール化されたクリーンアップ操作。 ・機器および容器容量の物理的制限。 ・適切な安全裕度を有した核的制限値の設定。 ・インセルカメラによる異常の発見。	なし	
放射性物質の閉じ込め機能の喪失 (放射性物質の放出経路の異常)	粉末状の放射性物質を取り扱う全工程	粉体化された使用済燃料あるいは核燃料物質を内包する機器・容器の破損/転倒	容器のハンドリング操作失敗等(位置決めの失敗など)によって転倒した容器から、内包する粉体がセル内に飛散する。	・粉体を内蔵する容器は蓋を設け、転倒等により内包する粉体が容易に漏洩しないような構造にする。 ・ハンドリング機構および容器の設計において、転倒等が生じがたい構造とする。	・単位容器に内包する量が少なく、かつ粉体状であるため排気系へ移行する要は少ないと考えられる。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	ハンドリングマシンの誤操作や異常動作防止に対する設計対応を検討する必要がある。
			ハンドリングマシンの打撃による機器・容器の破損により、内包する粉体がセル内に飛散する。	・バードゲージ、保護板の設置による衝突の防止。 ・保持具の二重化による落下防止。		
		粉体化された使用済燃料あるいは核燃料物質の取扱中における操作の失敗	粉体の移し替え、充填等の操作において、位置決めの失敗等によって機器・容器外へこぼれるなど。	・粉末の移し替え等の操作においては、容器の位置決めのためのリミットスイッチを複数設け、インターロックにより所定の位置・状態にある場合にのみ操作が可能なようにする。		
	電解装置	電解装置主容器の破損	溶融塩を保持する容器の破損(腐食あるいは熱的ダメージ、経年劣化等)により、セル中にHM、FPを含んだ溶融塩が直接さらされる。	・漏洩しがたい材質/構造とする(溶融塩漏出防止用の液体鉛封入など)。 ・上蓋部の冷却。 ・温度制限によるヒーター動作停止のインターロック。 ・インセルカメラによる異常の発見。	・漏洩検知器と容器の二重化。 ・上蓋部冷却系の二重化。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	定量的評価のためには、溶融塩中放射性物質の気相への移行率データを取得する必要がある。 溶融塩は高融点であるため、外部からの熱供給がない場合には固化する。
		ルツボ搬送中の落下	ルツボ搬送時(ハル洗浄工程および MA 回収工程への移送)に掴み不良で落下し、ルツボ内の塩がセル内に飛散する。	・搬送時の掴み具の二重化及びインターロック。 ・溶融塩の温度が融点以下になったことを確認してから移送操作を行う。 ・ルツボ搬送容器の強度確保。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	
		オフガスラインの機能喪失/閉塞	・排気ブロワの故障。 ・コールドトラップフィルタの閉塞 上記現象により、オフガスの排気経路維持が困難となり、装置からセルへ直接オフガスが漏出。	・予備機の設置。	・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	
	抽出後液体 Cd 受槽	容器の破損/Cd 移送配管の破損	MA が溶解した液体 Cd を保持する容器および系統の破損(腐食あるいは熱的、機械的ダメージ、経年劣化等)により、セル中に HM、FP を含んだ溶融塩が直接さらされる。	・漏洩しがたい材質/構造とする。 ・液移送時には液位計と移送ポンプをインターロックさせ、漏えいがないことを確認しながら移送する。 ・インセルカメラによる異常の発見。	・漏えい液受け皿の設置。 ・漏えい検知器の設置。 ・間接排気	
	ハル洗浄装置	装置主容器/塩移送配管の破損	溶融塩を保持する容器および系統の破損(腐食あるいは熱的、機械的ダメージ、経年劣化等)により、セル中に HM、FP を含んだ溶融塩が直接さらされる。	・漏洩しがたい材質/構造とする。 ・インセルカメラによる異常の発見。	・漏洩塩受け皿の設置。 ・漏洩検知器の設置。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	
		塩化ジルコニウムの火災	Ar セルバウンダリ破損によって流入した空気と塩化ジルコニウムが反応し火災に至る。 火災により発生した煤煙などが排気系へ移行し、排気系に設置された HEPA フィルタを閉塞させ負圧維持機能を喪失させる。	・Ar セルバウンダリは外部雰囲気が漏洩しがたい構造とする。	過剰な量の塩化ジルコニウムの取扱・貯蔵をしない。	塩化ジルコニウムの火災自体が放射性物質の気相への移行を促進するわけではなく、火災を拡大させうる可燃物も周辺には存在しない。

表 5.2.18　酸化物電解法再処理システムで想定される異常事象と設計対応(2/2)

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題／備考
放射性物質の閉じ込め機能の喪失 （放射性物質の放出経路の異常）	ガラス固化装置	フリーズバルブの誤開放	受け位置にキャニスタが無い状態で溶融炉フリーズバルブの加熱をおこなうことにより、溶融炉内部の溶融ガラスがセル内に流下する。	・キャニスタ位置とフリーズバルブ制御装置をインタロック。	ガラス固化セル排気系にコールドトラップを設ける。	
	オフガス系	オフガス系の破損	Cl2 ガスによる長期的な腐食によりオフガス系配管が破損し、経路外へのオフガスの漏洩が発生。	・Cl2 ガス回収/再利用のための設備を用意し、排出量を削減する。 ・セル内雰囲気中の Cl2 ガス濃度を監視する。	セル雰囲気中のCl2ガス濃度上昇時に備え、Cl2 ガス除去装置を設ける。	オフガス系は負圧になっているため、完全破断等の大規模な破損が生じない限り、経路外へのオフガスの漏洩は生じないものと考えられる。 長期的な Cl2 ガスの影響等について詳細な検討を要する。
放射性物質の気相への移行量の増大 （放射性物質の放出量の増大）	電解装置	溶融塩温度上昇	温度制御の故障等による加熱装置異常により高蒸気圧塩化物の気相への移行量が増大。	・温度計と連動したヒーター動作停止のインタロック。 ・ヒーター容量の制限。	・電解装置排気系のコールドトラップ、HEPA フィルタ等の低減装置。	実際の系における各種 FP の揮発量のデータを取得する必要がある。
		供給プロセスガスの増大	電解操作に使用する O2 ガス、Cl2 ガスおよび Ar ガスの供給系異常により多量のガス吹き込みが行われ、バブリングあるいはオフガス系への流量の増大により排気系への移行量が増大。	・通常　運転制御の範囲内での対応。	・電解装置排気系のコールドトラップ、HEPA フィルタ等の低減装置。	被ばく量評価の結果次第では対策が必要。
	ハル洗浄装置	溶融塩温度上昇	温度制御の故障等による加熱装置異常により気相への移行量が増大。	・温度計と連動したヒーター動作停止のインタロック。 ・ヒーター容量の制限。	・ハル洗浄装置排気系のコールドトラップ、HEPA フィルタ等の低減装置。	
		塩化ジルコニウムの火災	Ar セルバウンダリ破損によって流入した空気と塩化ジルコニウムが反応し火災に至る。 また、火災により発生した煤煙などが排気系へ移行し、排気系に設置された HEPA フィルタを閉塞させ負圧維持機能を喪失させる。	・Ar セルバウンダリは外部雰囲気が漏洩しがたい構造とする。 ・放射性物質そのものあるいはそれを含んだ状態で火災になるわけではない。	・建屋排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	塩化ジルコニウムの火災自体が放射性物質の気相への移行を促進するわけではなく、火災を拡大させうる可燃物も周辺には存在しないと考えられるが、現時点では Ar セルの詳細な設計が課題。 塩化ジルコニウムの発火条件等基礎データの収集。
	抽出後 Cd 受槽	Cd の火災	Ar セルバウンダリ破損によって流入した空気と Cd が反応し火災に至る。 また、火災により発生した煤煙などが排気系へ移行し、排気系に設置された HEPA フィルタを閉塞させ負圧維持機能を喪失させる。	・Ar セルバウンダリは外部雰囲気が漏洩しがたい構造とする。 ・抽出後 Cd 受槽は密閉構造。	・Ar 雰囲気異常の信号を受け、槽類加熱器の電源を遮断し、内容物を固化させる。	Cd 自体の燃焼の反応エネルギーは十分小さいので、持続的な火災を起こす可能性は低いと思われる。 火災に至るには、二つの閉じ込め階層の同時破損が生じる必要がある。
	充填装置	U ゲッターの火災	ゲッターに用いる U 粒子が空気セル中の O2 と反応し火災に至る。	・U ゲッターが直接 O2 と反応しないようなコーティングを施す。	・燃焼物が U であるため、被ばく影響は低い。 ・セル排気系の HEPA フィルタ等の低減装置。	被ばく量評価の結果次第では対策が必要。
	ガラス固化溶融炉	過加熱	余剰塩処理時に温度制御の故障等による加熱装置異常により高蒸気圧塩化物の気相への移行量が増大。	・温度計と連動したヒーター動作停止のインタロック。 ・ヒーター容量の制限。	・ガラス固化溶融炉排気系のデミスタ、凝縮器、HEPA フィルタ等の低減装置。	実際の系における各種 FP の揮発量のデータを取得する必要がある。

表 5.2.19　「ルツボ移送時の落下による放射性物質を含む固化塩の飛散」事象の概算被ばく評価

	同位体組成	10バッチ目の塩中インベントリ[kg]		比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量 [Bq]	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
		元素量	核種量									
U234	0.0001		0.0004	2.3081E+11	9.0934E+07			9.09E+01			3.6E-05	1.4E-09
U235	0.0015		0.0089	8.0097E+07	7.1498E+05			7.15E-01			3.3E-05	1.0E-11
U236	0.0004		0.0024	2.3959E+09	5.6365E+06			5.64E+00			3.4E-05	8.3E-11
U238	0.9980		5.8774	1.2425E+07	7.3025E+07			7.30E+01			3.2E-05	1.0E-09
U		5.89										
Pu238	0.0130		0.0110	6.3392E+14	6.9570E+12			6.96E+06			1.0E-04	3.0E-04
Pu239	0.5816		0.4924	2.3025E+12	1.1337E+12			1.13E+06			1.1E-04	5.4E-05
Pu240	0.3266		0.2765	8.4554E+12	2.3376E+12			2.34E+06			1.1E-04	1.1E-04
Pu241	0.0407		0.0345	3.8152E+15	1.3149E+14			1.31E+08			2.3E-06	1.3E-04
Pu242	0.0382		0.0323	1.4140E+11	4.5685E+09			4.57E+03			1.1E-04	2.2E-07
Pu		0.85										
Np237	1.0000		0.0022	2.6112E+10	5.6760E+07	0.001	1.00E+03	5.68E+01	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	3.2E-09
Np		0.00										
Am241	0.6825		0.1310	1.2685E+14	1.6611E+13			1.66E+07			1.2E-04	8.6E-04
Am242m	0.0280		0.0054	3.6004E+14	1.9314E+12			1.93E+06			1.1E-04	9.2E-05
Am243	0.2896		0.0556	7.3808E+12	4.1009E+11			4.10E+05			1.2E-04	2.1E-05
Am		0.19										
Cm242	0.0004		0.0000	1.3937E+17	3.1882E+12			3.19E+06			4.4E-06	6.1E-06
Cm243	0.0099		0.0006	1.9322E+15	1.1934E+12			1.19E+06			8.0E-05	4.1E-05
Cm244	0.8248		0.0517	2.9960E+15	1.5489E+14			1.55E+08			6.4E-05	4.3E-03
Cm245	0.1650		0.0103	6.3522E+12	6.5681E+10			6.57E+04			1.2E-04	3.4E-06
Cm		0.06										
HM		6.99			3.2021E+14			3.20E+08			合計 [mSv]	5.916E-03

※1：インベントリは10バッチ目の塩素化溶解後

表 5.2.20　「TRU を抽出した液体 Cd の漏えい」事象の概算被ばく評価

	同位体組成	漏えいCd中のインベントリ[kg]		比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量 [Bq]	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
		元素量	核種量									
U234	0.0001		0.0000	2.3081E+11	1.6633E+06			1.66E+00			3.6E-05	2.6E-11
U235	0.0015		0.0002	8.0097E+07	1.3078E+04			1.31E-02			3.3E-05	1.9E-13
U236	0.0004		0.0000	2.3959E+09	1.0310E+05			1.03E-01			3.4E-05	1.5E-12
U238	0.9980		0.1075	1.2425E+07	1.3357E+06			1.34E+00			3.2E-05	1.9E-11
U		0.11										
Pu238	0.0130		0.0005	6.3392E+14	2.8929E+11			2.89E+05			1.0E-04	1.3E-05
Pu239	0.5816		0.0205	2.3025E+12	4.7143E+10			4.71E+04			1.1E-04	2.2E-06
Pu240	0.3266		0.0115	8.4554E+12	9.7205E+10			9.72E+04			1.1E-04	4.6E-06
Pu241	0.0407		0.0014	3.8152E+15	5.4675E+12			5.47E+06			2.3E-06	5.4E-06
Pu242	0.0382		0.0013	1.4140E+11	1.8997E+08			1.90E+02			1.1E-04	9.0E-09
Pu		0.04										
Np237			0.0000	2.6112E+10	1.0382E+06	0.001	1.00E+03	1.04E+00	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	5.8E-11
Np		0.00										
Am241	0.6825		0.0472	1.2685E+14	5.9836E+12			5.98E+06			1.2E-04	3.1E-04
Am242m	0.0280		0.0019	3.6004E+14	6.9571E+11			6.96E+05			1.1E-04	3.3E-05
Am243	0.2896		0.0200	7.3808E+12	1.4772E+11			1.48E+05			1.2E-04	7.7E-06
Am		0.07										
Cm242	0.0004		0.0000	1.3937E+17	1.1481E+12			1.15E+06			4.4E-06	2.2E-06
Cm243	0.0099		0.0002	1.9322E+15	4.2979E+11			4.30E+05			8.0E-05	1.5E-05
Cm244	0.8248		0.0186	2.9960E+15	5.5781E+13			5.58E+07			6.4E-05	1.5E-03
Cm245	0.1650		0.0037	6.3522E+12	2.3654E+10			2.37E+04			1.2E-04	1.2E-06
Cm		0.02										
HM		0.2346			7.0111E+13			7.01E+07			合計 [mSv]	1.940E-03

表 5.2.21　設備費の積算対象

<table>
<tr><td>機器費
（加工費、材料費、検査費）</td><td>設計費</td><td>据付費</td><td>プロジェクト管理費</td><td>一般管理費</td></tr>
<tr><td>(a)</td><td>(a)×20%</td><td rowspan="2">(b)×30%</td><td rowspan="3">(c)×10%</td><td rowspan="4">(d)×10%</td></tr>
<tr><td colspan="2">(b)</td></tr>
<tr><td colspan="3">(c)</td></tr>
<tr><td colspan="4">(d)</td></tr>
</table>

表 5.2.22　運転に関わる人員

設備	工程	日勤	直勤務	合計	再処理比率
前処理	受入	2	0	2	1
	解体	2	0	2	1
	脱被覆	2	10	12	1
	混合	2	0	2	1
	ハル洗浄	2	0	2	1
電解	電解処理	3	15	18	1
	粉砕	1	5	6	1
	塩除去	1	5	6	1
	多段抽出	1	5	6	1
高レベル廃棄物固化	ガラス固化	1	0	1	1
	貴金属 FP 固化	1	0	1	1
固体廃棄物処理	ハル圧縮	1	0	1	0.82
	切断・圧縮	1	0	1	0.82
	モルタル充填	1	0	1	0.82
	焼却	1	0	1	0.82
液体廃棄物処理		1	0	1	0.82
気体廃棄物処理		1	5	6	0.82
高レベル固化体貯蔵		1	5	8	1
固体廃棄物貯蔵		1			0.82
使用済燃料貯蔵		1			0.5
分析	サンプリング	1	5	6	0.38
	前処理	5	25	30	0.38
	分析	2	10	12	0.38
保守		30	0	30	0.6
放射線管理		2	25	27	0.6
管理職、管理課、品質保証課、核物質管理課、環境管理課				36	上記総員の 20%
合計				218	

※直勤務は 5 班 3 交代制

表 5.2.23　設備毎に想定した交換頻度

区分	工程	交換頻度(%)			
		機器	配管・架台	電気計装	移送
主要プロセス	受入	3	3	3	6
	解体	6	3	3	6
	せん断・脱被覆	6	3	3	6
	ハル洗浄	6	3	3	6
	陰極等準備	6	3	3	6
	電解	6	3	3	6
	粉砕	6	3	3	6
	塩除去	6	3	3	6
	多段抽出	6	3	3	6
廃棄物処理	ガラス固化	6	3	3	6
	貴金属 FP 固化	6	3	3	6
	固体廃棄物処理	6	3	3	6
	液体廃棄物処理	6	3	3	3
	洗濯廃液	3	3	3	3
	オフガス	6	3	3	3
	Cl_2 処理	6	3	3	3
廃棄物貯蔵	高レベル固化体貯蔵	3	3	3	3
	固体廃棄物貯蔵	3	3	3	3
分析		6	3	3	6
保守	再処理施設	6	3	3	6
	廃棄物処理貯蔵施設	6	3	3	6
計装制御	再処理施設	3	3	3	3
	廃棄物処理貯蔵施設	3	3	3	3
ユーティリティ	蒸気	3	3	3	3
	冷却水	3	3	3	3
	冷水	3	3	3	3
	用水	3	3	3	3
	圧縮空気	3	3	3	3
	ガス	3	3	3	3
	真空	3	3	3	3
	燃料油	3	3	3	3
燃料貯蔵	使用済燃料貯蔵	3	3	3	3
建屋		1			

表 5.2.24　主な消耗品

消耗品	使用目的	使用量
ユーティリティ		
電気	空調、電解槽の加熱など	9.6×10^7 kWh
ガス		
Ar	ハル洗浄・MA 回収セル内雰囲気管理用	300000 m^3/年
Cl_2	塩素化溶解用	10000 m^3/年
O_2	MOX 電解用	5000 m^3/年
液化 N_2	塩素ガスリサイクル時の冷却	1000 m^3/年
試薬		
カドミウム	多段抽出装置の抽出媒体	1200 kg/年
NaCl-CsCl	溶融塩	3200 kg/年
塩化ジルコニウム	ハル洗浄用	640 kg/年
Na_3PO_4-Cs_3PO_4	高レベル廃棄物固化用	6600 kg/年
リン酸	余剰塩のメタリン酸化	1700 kg/年
鉛リン酸ガラス	鉛リン酸ガラス固化基材	7400 kg/年
フツリン酸ガラス	フツリン酸ガラス固化基材	6100 kg/年
消耗品		
ルツボ		8 個/年

表 5.2.25　解体一次廃棄物発生量

区　分	発生量（ｔ）
TRU深地層並廃棄物	約360
TRU高βγ並廃棄物	約390
TRU低レベル並廃棄物（金属）	約1,700
TRU低レベル並廃棄物（コンクリート）	0
極低レベル廃棄物（金属）	約200
極低レベル廃棄物（コンクリート）	0
非放射性廃棄物（金属）	約18,000
非放射性廃棄物（コンクリート）	約180,000

表 5.2.26　酸化物電解法に関する技術的成立性評価(1/2)

技術		設計要求事項	技術的成立性
前処理	脱被覆	燃料粉体回収率 99.9%以上 （ハル洗浄含）	粉体化については産創研開発のロール矯正/打撃法、ハル洗浄は電中研の実績に基づき評価。使用済燃料による要素試験を実施しないと成立性の判断はできない。
		ハル混入率 暫定 1%	電解槽での電解性能向上には混入率を極小化する技術が必要。使用済燃料による要素試験を実施しないと成立性の判断はできない。
再処理	同時 電解	電流効率 50%	国内・同時電解 U 試験で陽極側 60～70%、陰極側 95%を達成していており、Pu 試験も実施され原理は確認されている。ルツボがジルコン（絶縁材）の場合、通電のための構造が複雑となるため再検討が必要。
	塩素化 溶解	溶解率 100% 溶解時間　4hr	ロシア RIAR およびサイクル機構等国内実績に基づき溶解率 100%は確認されている。 同時電解残留物の溶解時間については、使用済燃料の試験から推定しているが確認が必要。
	貴金属 FP 分離	電流効率　75％ FP 回収率 90%	ロシア RIAR および旧サイクル機構等国内実績から達成可能と判断している。
	MOX 共析	電流効率　50％ HM 回収率 U/Np/Pu：90% DF：20	ロシア RIAR および旧サイクル機構等国内実績に基づき工学的判断により設定。 ロシア RIAR でのホット試験実施。プロセス運転条件把握（Pu 富化度、電流効率等）の見通し有り。
	MA 回収 （液体金属抽出）	MA 回収率 Am：90% Cm：90% DF：20	ロシア RIAR および旧サイクル機構等国内知見を踏まえ、液体金属抽出の理論解析に基づき設定。 今後、試験で性能を確認することが不可欠。 乾式法共通の技術としてより分離性のよい方法を開発していることが望ましい。
	総合 （電解槽）	耐食性 1 年以上	試験片による Pu 耐食試験を実施し、パイログラファイトから緻密化ジルコンへの変更で耐食性は向上、ルツボの試作が不可欠。旧サイクル機構にて高耐食性を期待した CCIM の採用も再検討要。

表 5.2.26　酸化物電解法に関する技術的成立性評価(2/2)

技術		設計要求事項	技術的成立性
廃塩処理	FP リン酸塩処理	ガラス溶融炉のルツボ寿命　1 年以上 鉛リン酸ガラス固化体浸出速度 ホウケイ酸ガラス並 ガラス軟化温度 400℃以上（発熱制限 1.8kW）	リン酸ガラスはホウケイ酸ガラスより腐食性が高い。産創研で ZrB_2 ルツボの試験実績があるが長期間の耐久性データは無い。場合によっては CCIM 方式等の開発が必要。 FP リン酸塩にリン酸ガラス基材を添加し固定化できることは実証済。 ロシア RIAR 等の知見に基づき FP 添加率が 27.5%と高いが発熱制限によって制約を受ける。実用化には、耐熱特性を含む基礎データの相当の拡充が必要。 ガラス軟化温度については、鉄リン酸ガラスとすることによって 500℃程度まで向上し発熱制限はホウケイ酸ガラスと同じ 2.3kW まで改善される可能性がある。
	余剰塩処理	ガラス溶融炉のルツボ寿命　1 年以上 フツリン酸ガラス固化体浸出速度 ホウケイ酸ガラス並 ガラス軟化温度 400℃以上（発熱制限 1.8kW）	ルツボについては、上記参照。　余剰塩をリン酸に転換しリン酸ガラス基材を添加し固定化できることは実証済。 ロシア RIAR 等の知見に基づき FP 添加率が 45%と高いが発熱制限によって制約を受ける。実用化には、耐熱特性を含む基礎データの相当の拡充が必要。 ガラス軟化温度については、上記参照。
その他	塩素ガスリサイクル		ロシア RIAR での知見により回収には深冷分離法を採用。一般産業では、大々的に実用化されているが､FP 不純物を含むオフガスへの適用実績は RIAR でもないため、成立性の見通しはあるが開発には、時間を要する。

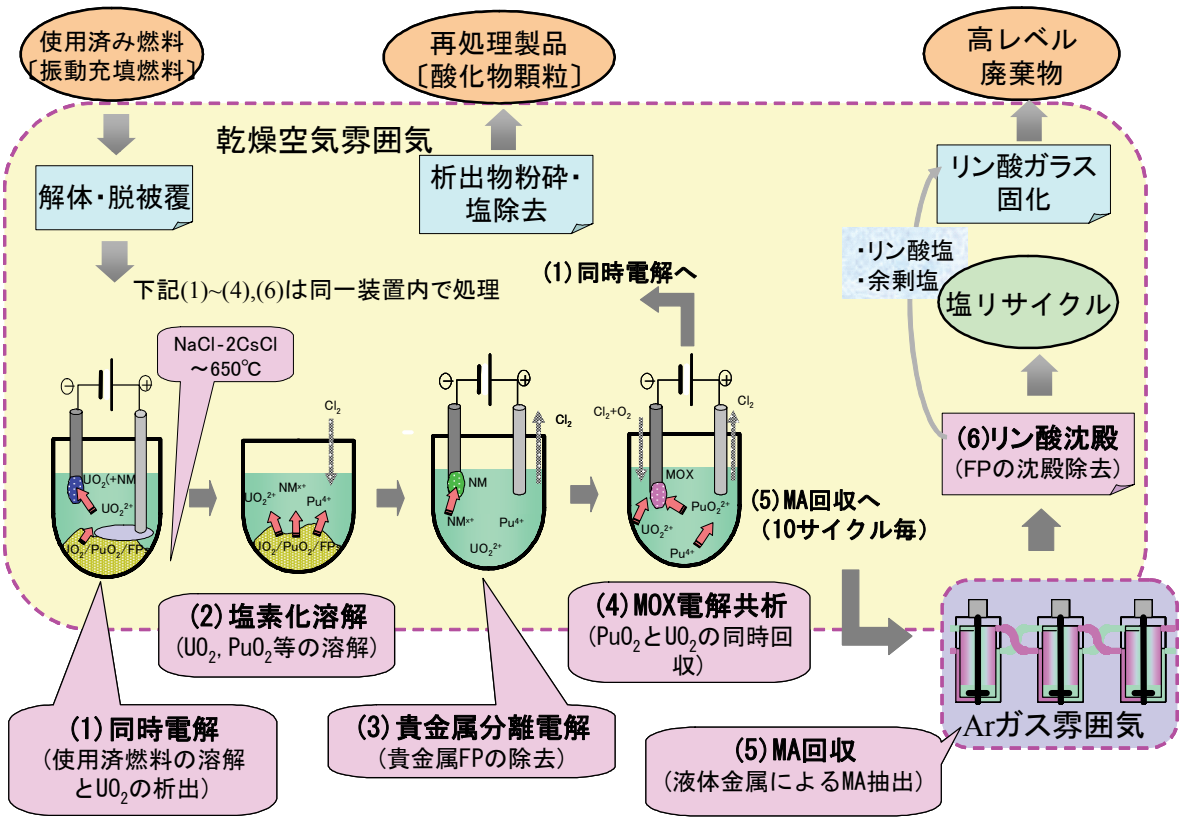


図 5.2.1　酸化物電解法のプロセスフロー概念図

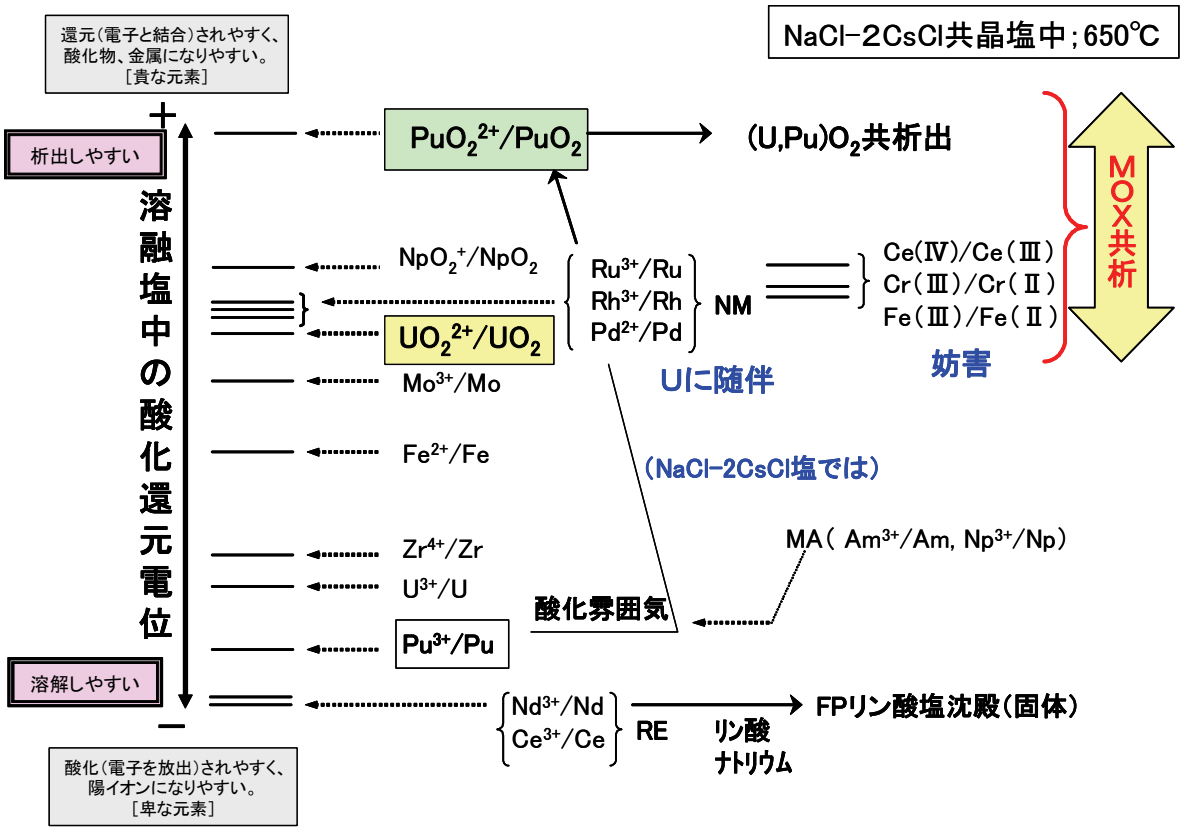


図 5.2.2　溶融塩中イオンの酸化還元電位

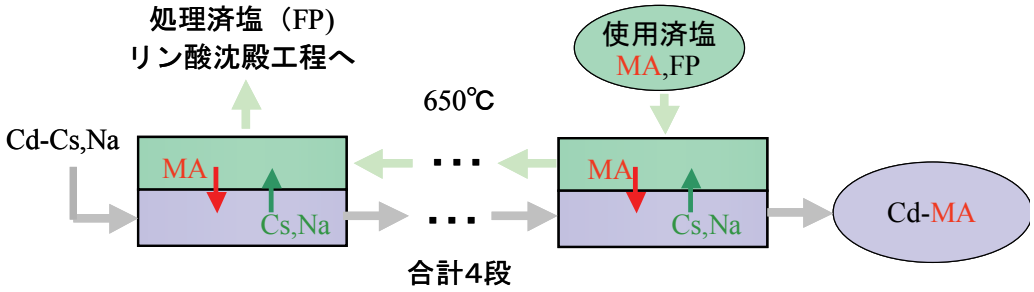


図 5.2.3　向流多段抽出による MA 回収工程

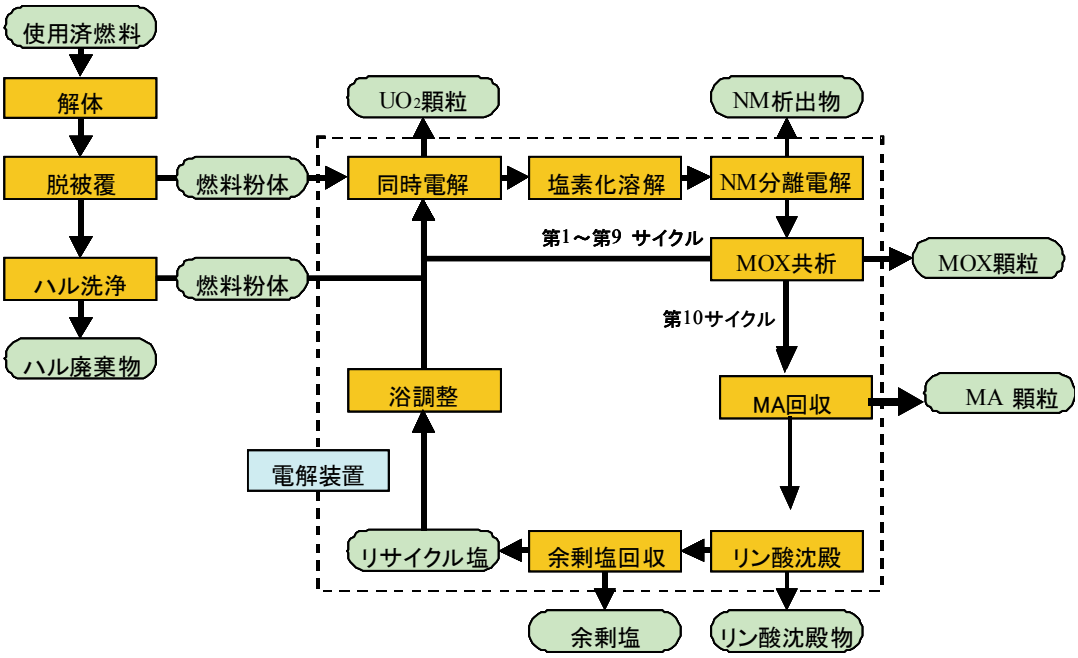


図 5.2.4　酸化物電解法の概略プロセスブロックフロー

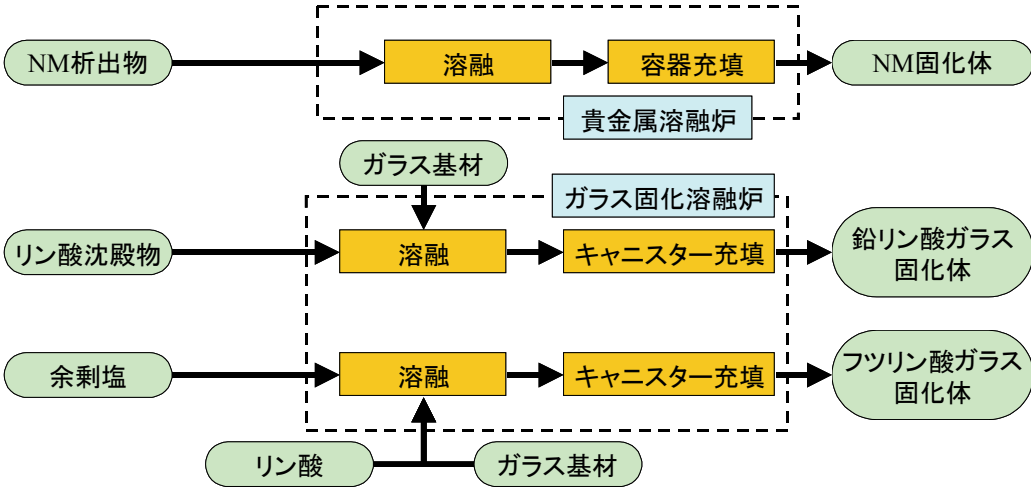


図 5.2.5　プロセス廃棄物処理フロー

図 5.2.6　タイムチャート結果（同時電解～MOX 電解）

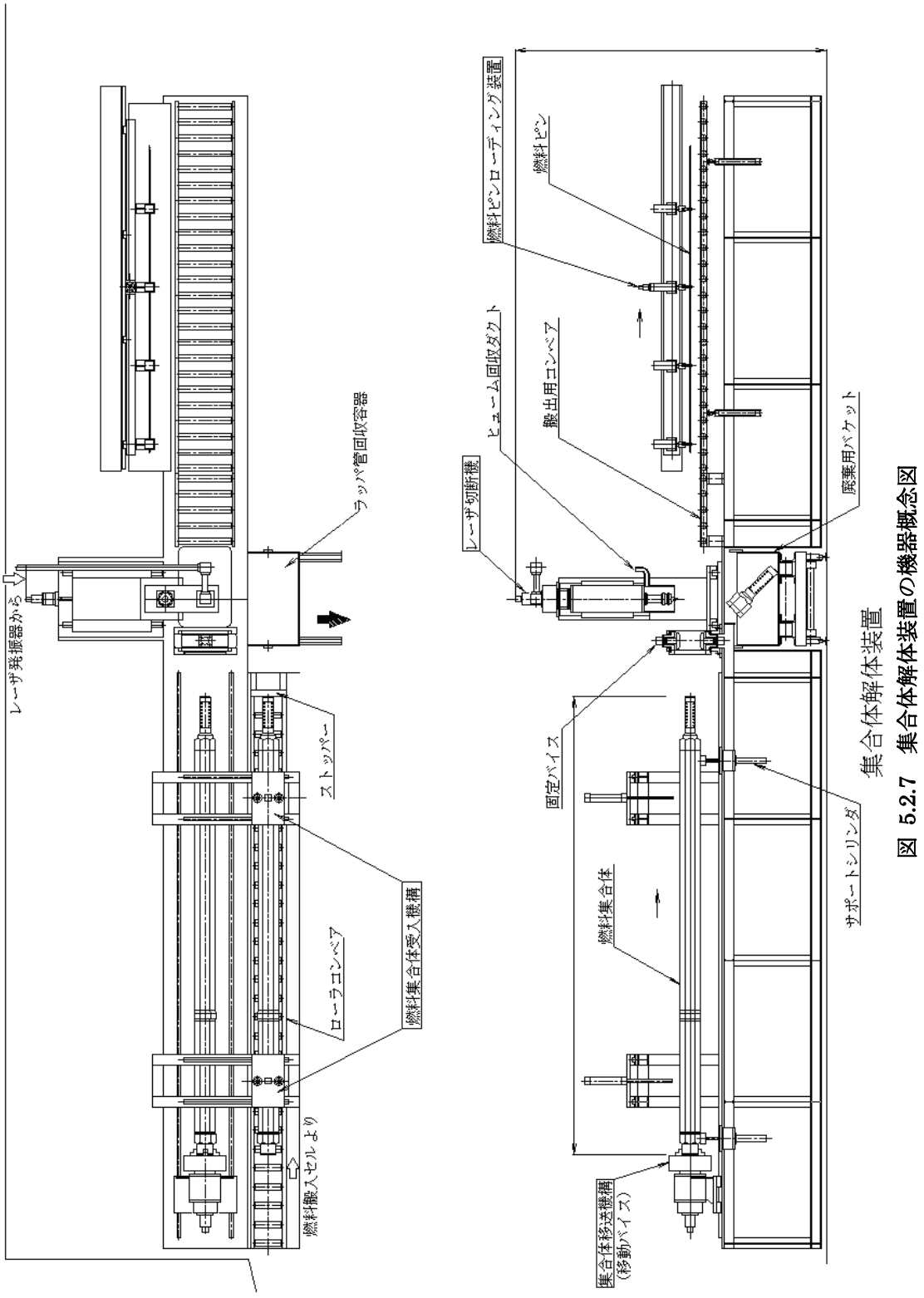


図 5.2.7 集合体解体装置の機器概念図

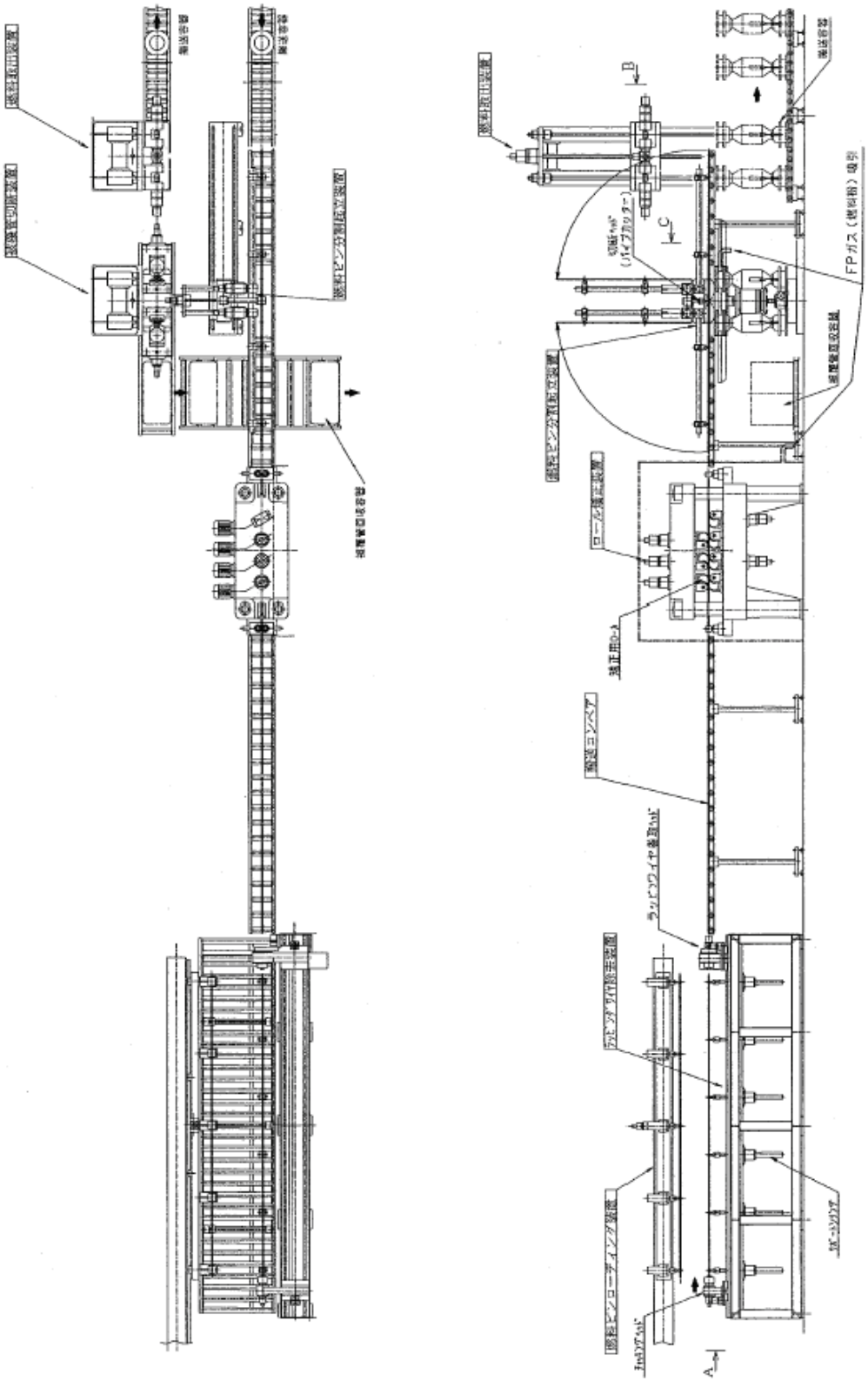


図 5.2.8 脱被覆装置の機器概念図

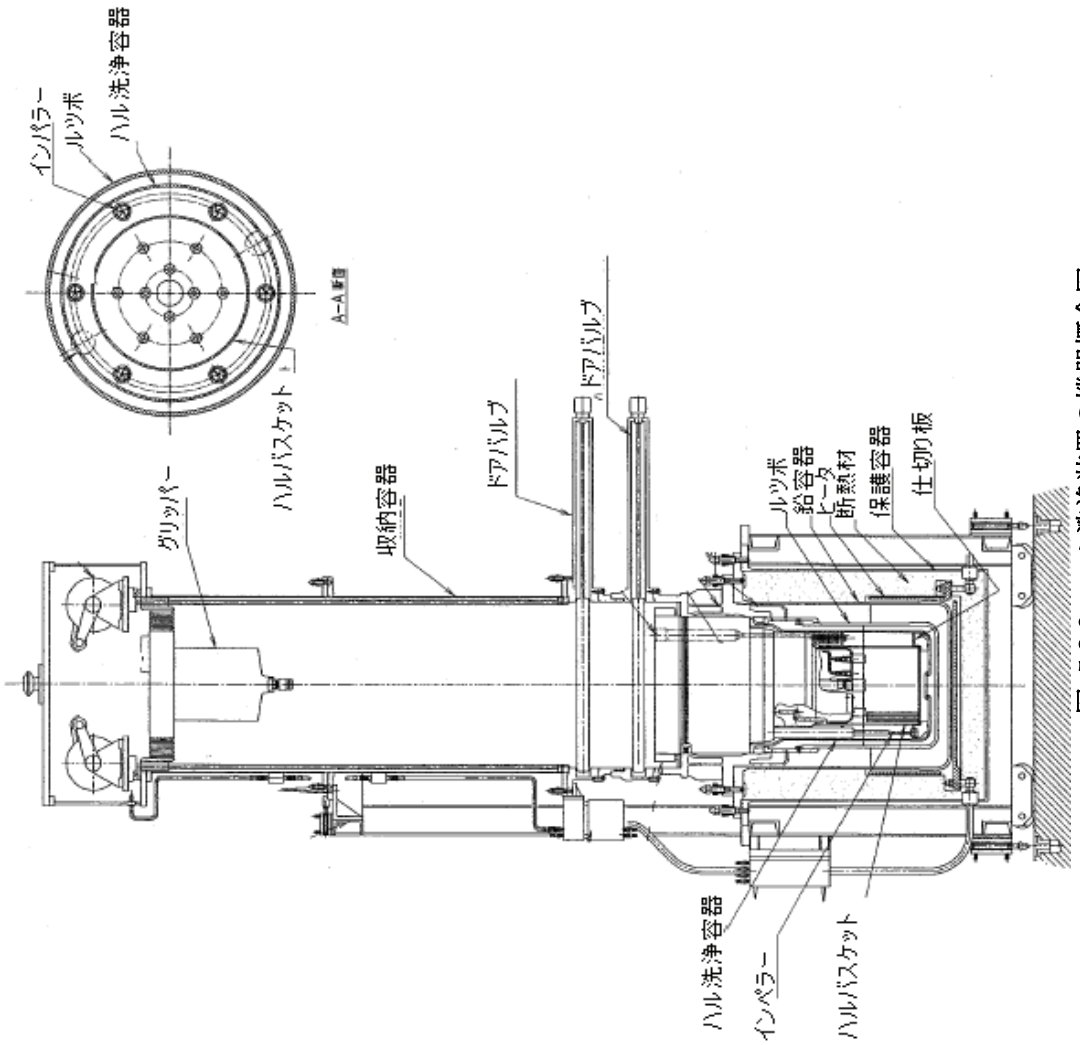


図 5.2.9　ハル洗浄装置の機器概念図

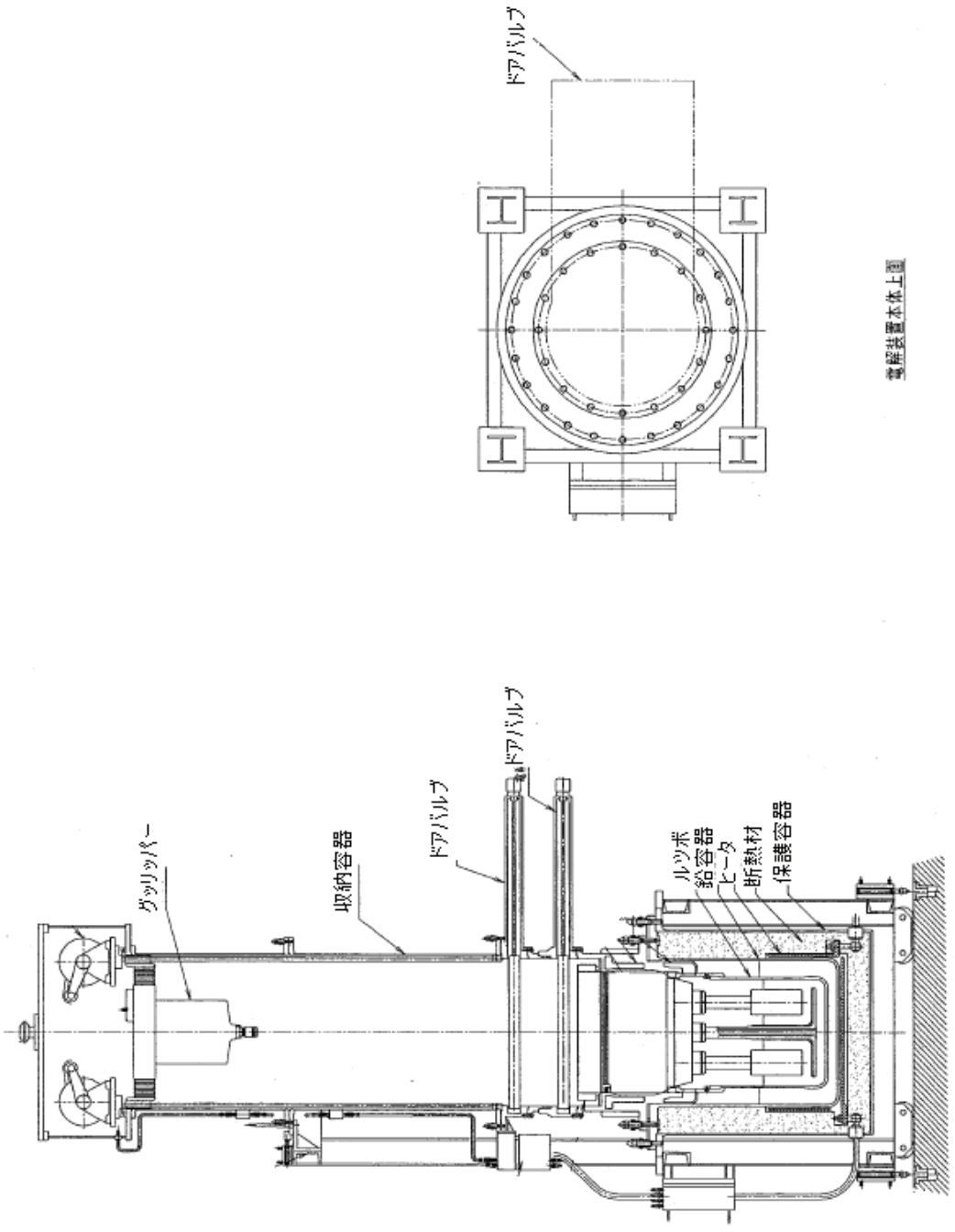


図 5.2.10　電解装置の機器概念図

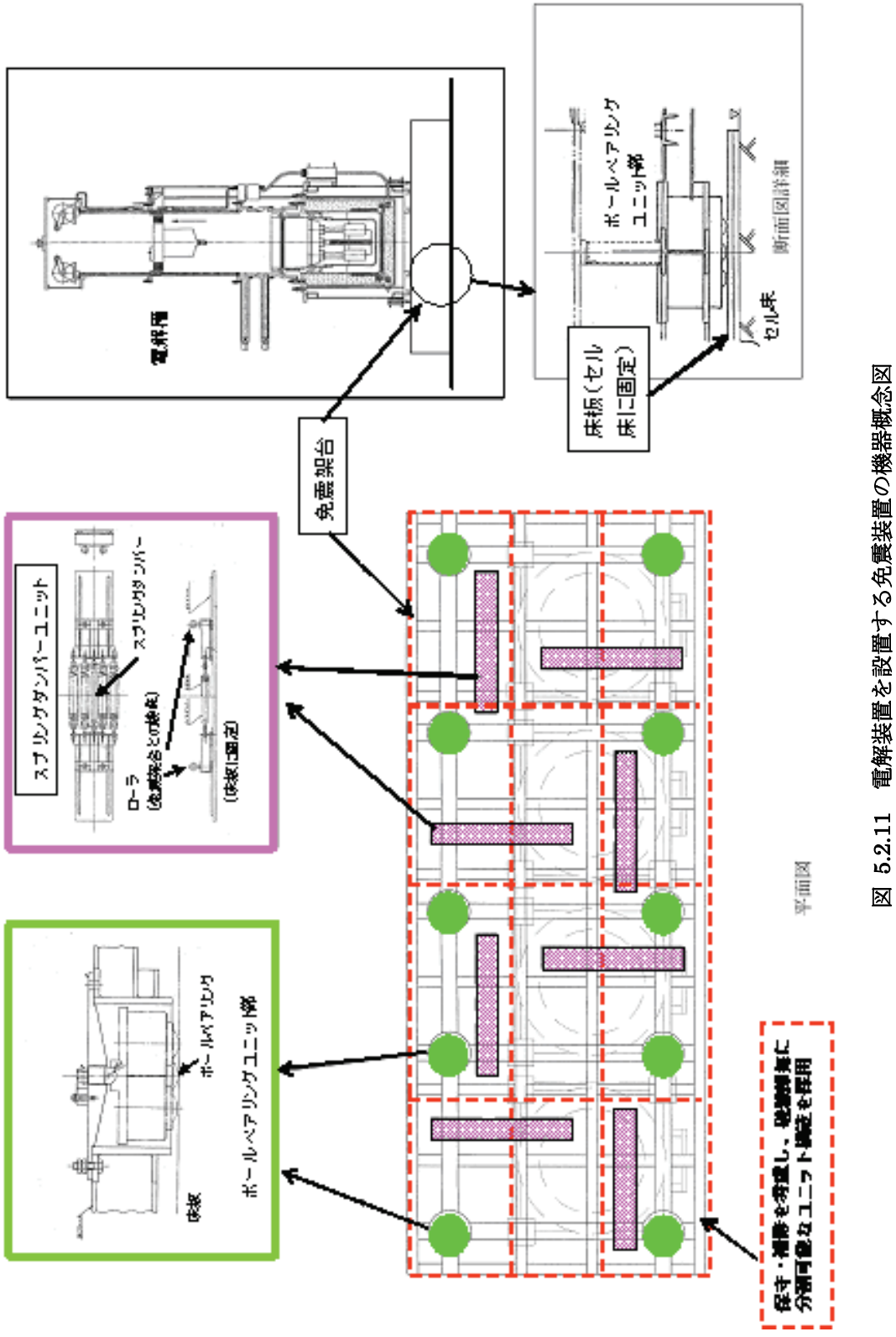


図 5.2.11　電解装置を設置する免震装置の機器概念図

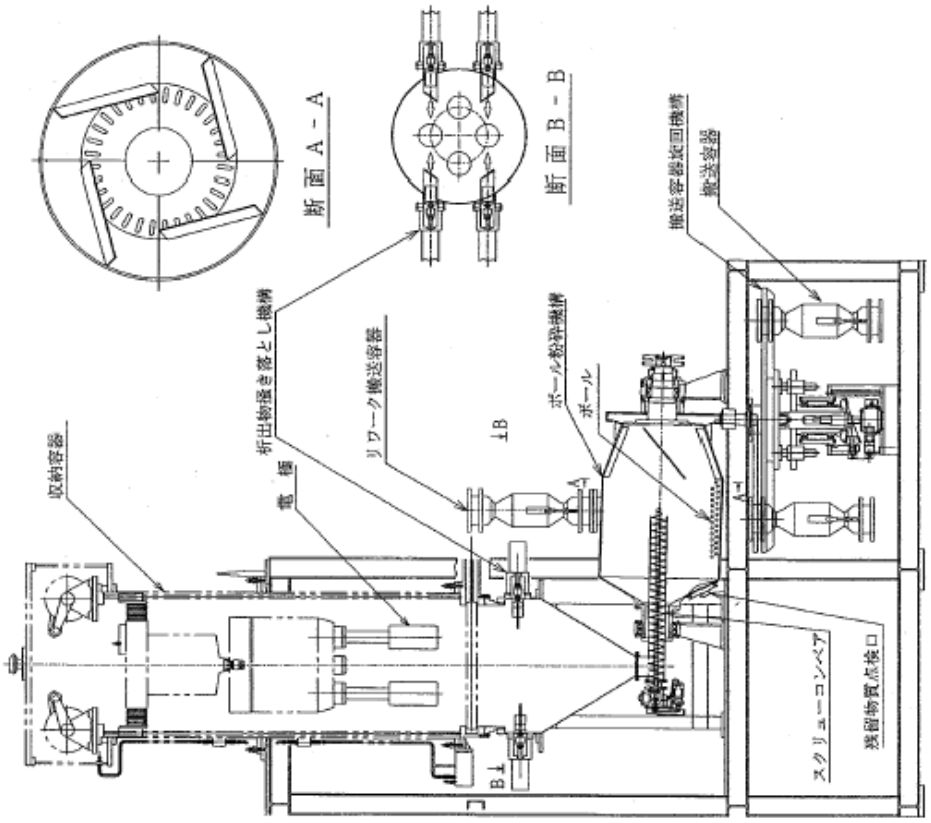


図 5.2.12　析出物粉砕装置の機器概念図

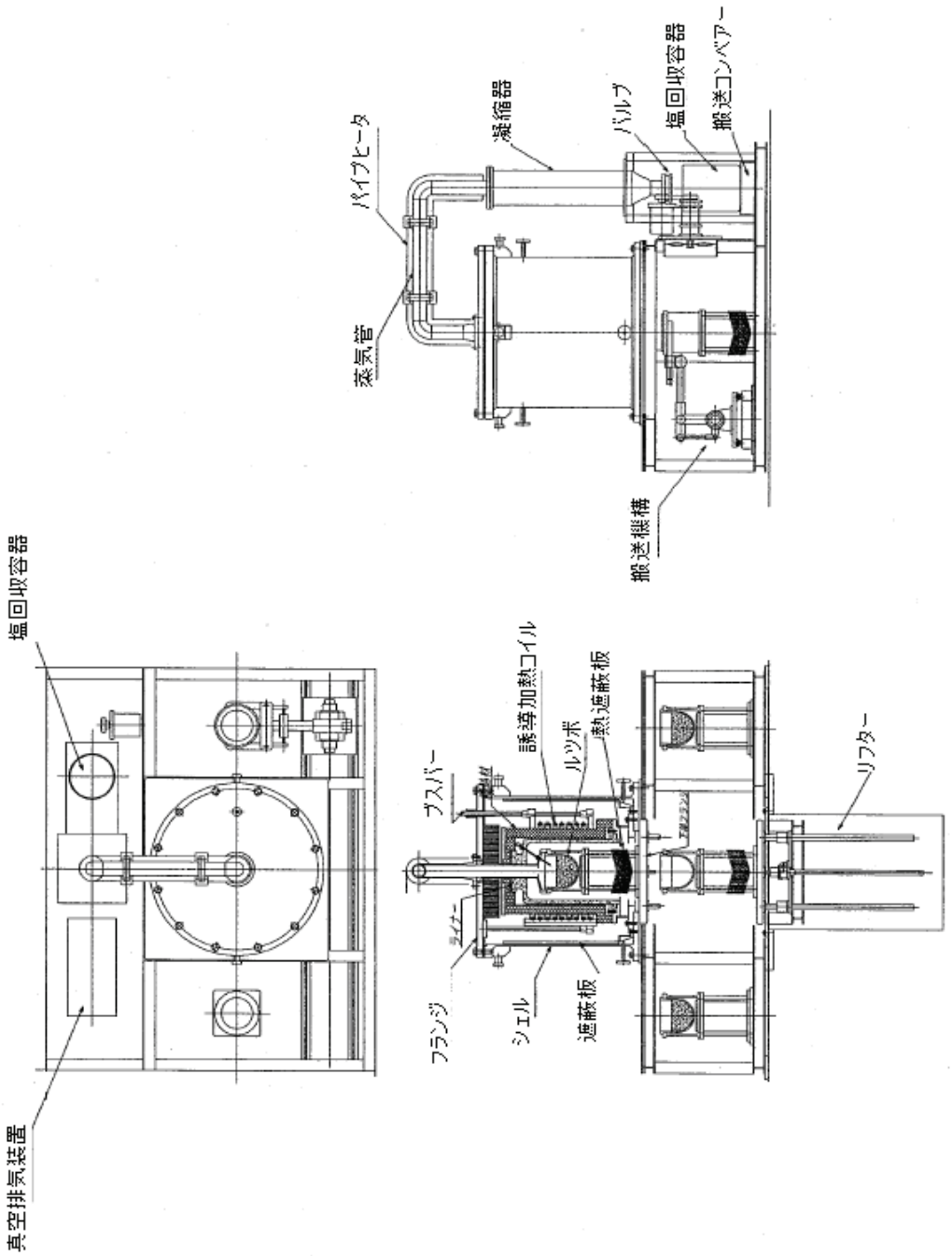


図 5.2.13　塩除去装置の機器概念図

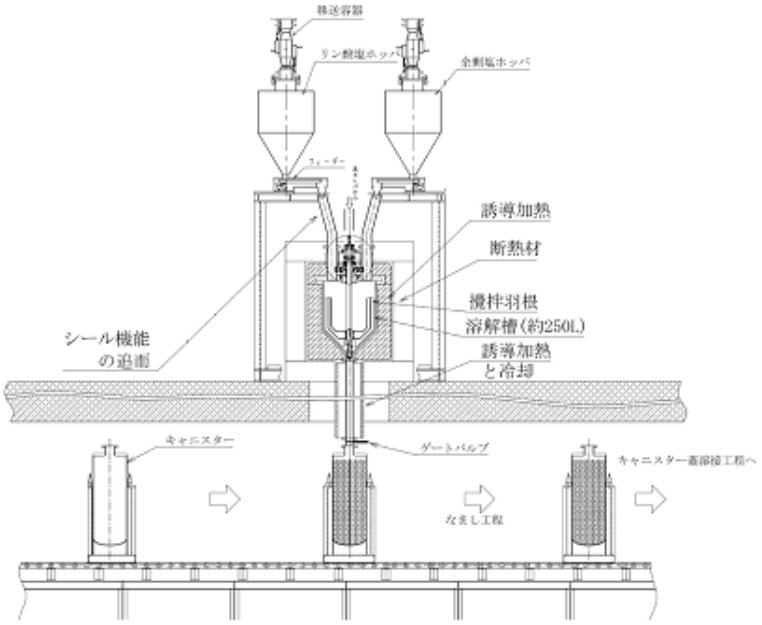
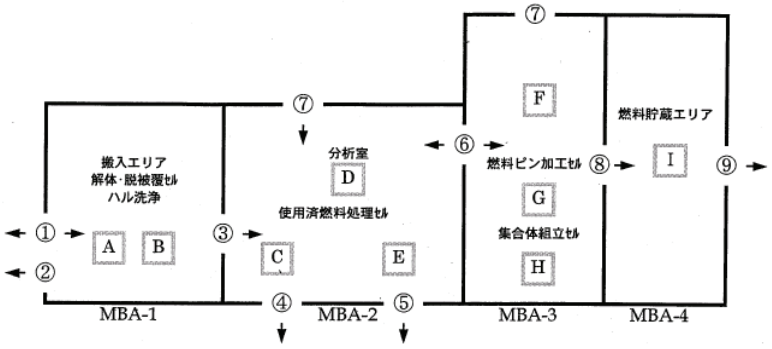


図 5.2.14　ガラス固化溶融炉の機器概念図



在庫の KMP（Key Measurement Point）
- A　使用済燃料の在庫、解体、脱被覆、ハル洗浄の在庫
- B　原料、Pu、U 酸化物の在庫
- C　電解、塩分離、分級工程の在庫
- D　分析室の在庫
- E　絞り電解、分級工程の在庫
- F　Pu、U 酸化物の在庫
- G　振動充填工程の在庫製品
- H　集合体組立工程の在庫
- I　新燃料貯蔵庫の在庫

流れの KMP
- ①　使用済燃料の受け入れ及び返送
- ②　測定済廃棄物の廃棄
- ③　粉末 Pu、U 酸化物等試料の MBA-1 から MBA-2 への払い出し
- ④　施設外への核燃料物質の払い出し（収去試料等）
- ⑤　廃棄物貯蔵庫への移動
- ⑥　Pu、U 酸化物等試料の MBA-2 及び MBA-3 間の移動
- ⑦　U 酸化物粉末並びに金属 U の受け入れ
- ⑧　新燃料集合体の MBA-3 から MBA-4 への移動
- ⑨　新燃料集合体の払い出し

図 5.2.15　MBA 計画図

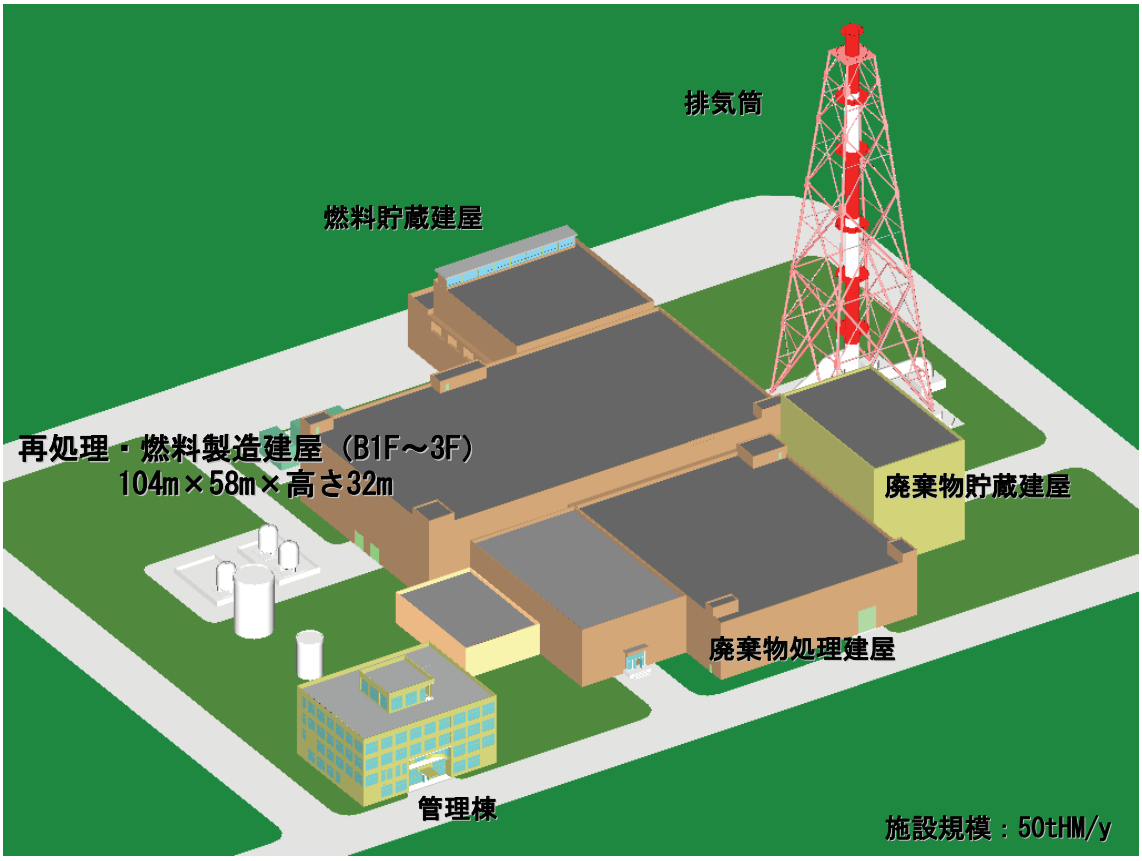


図 5.2.16　酸化物電解法リサイクルプラント全体建屋イメージ図

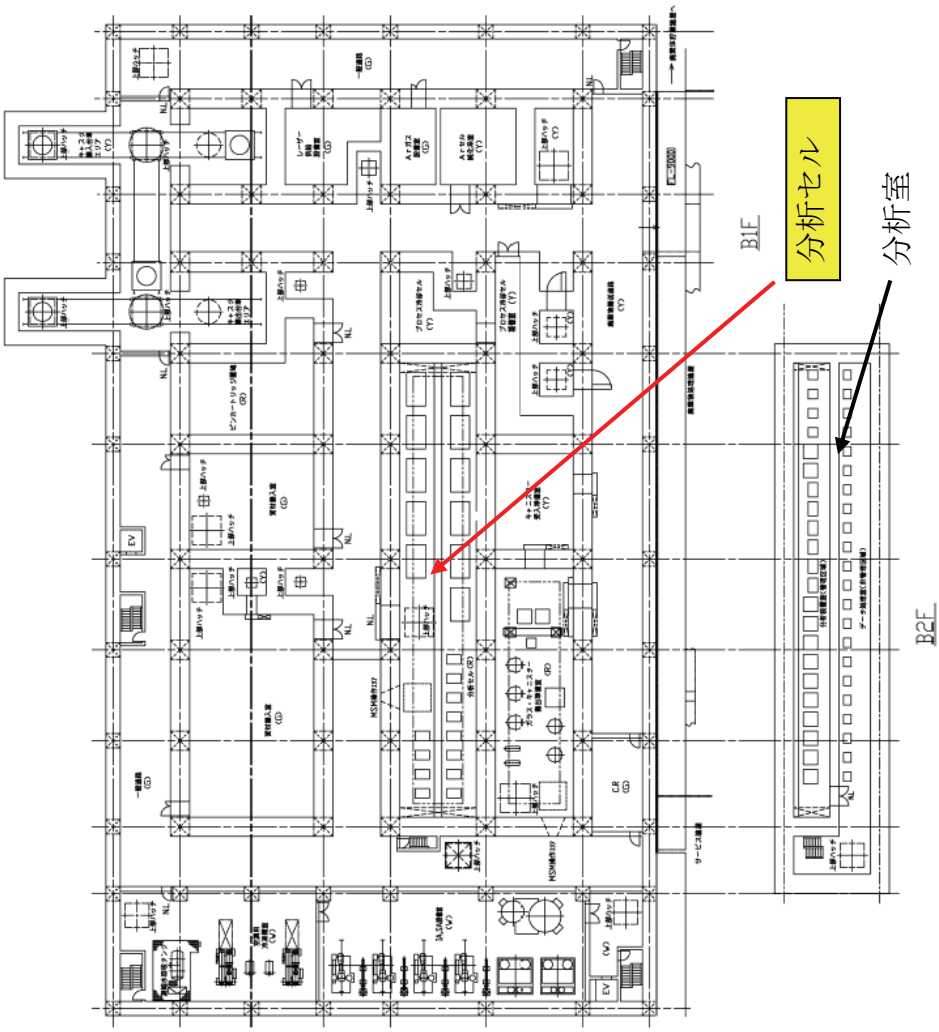


図 5.2.17 リサイクル建屋の概略平面図(B1,2F)

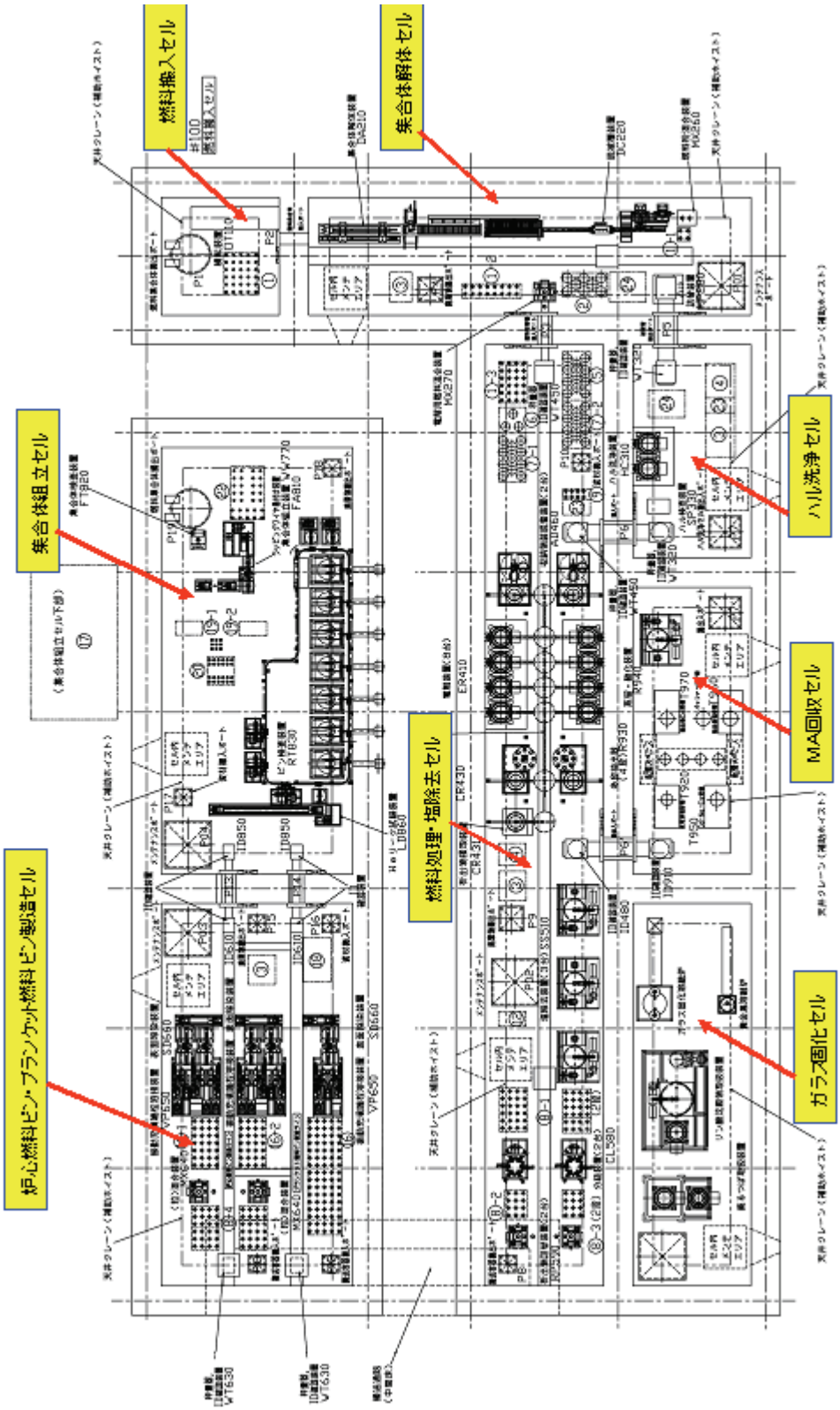


図 5.2.18　リサイクル建屋の概略平面図(１F)とセル内機器配置

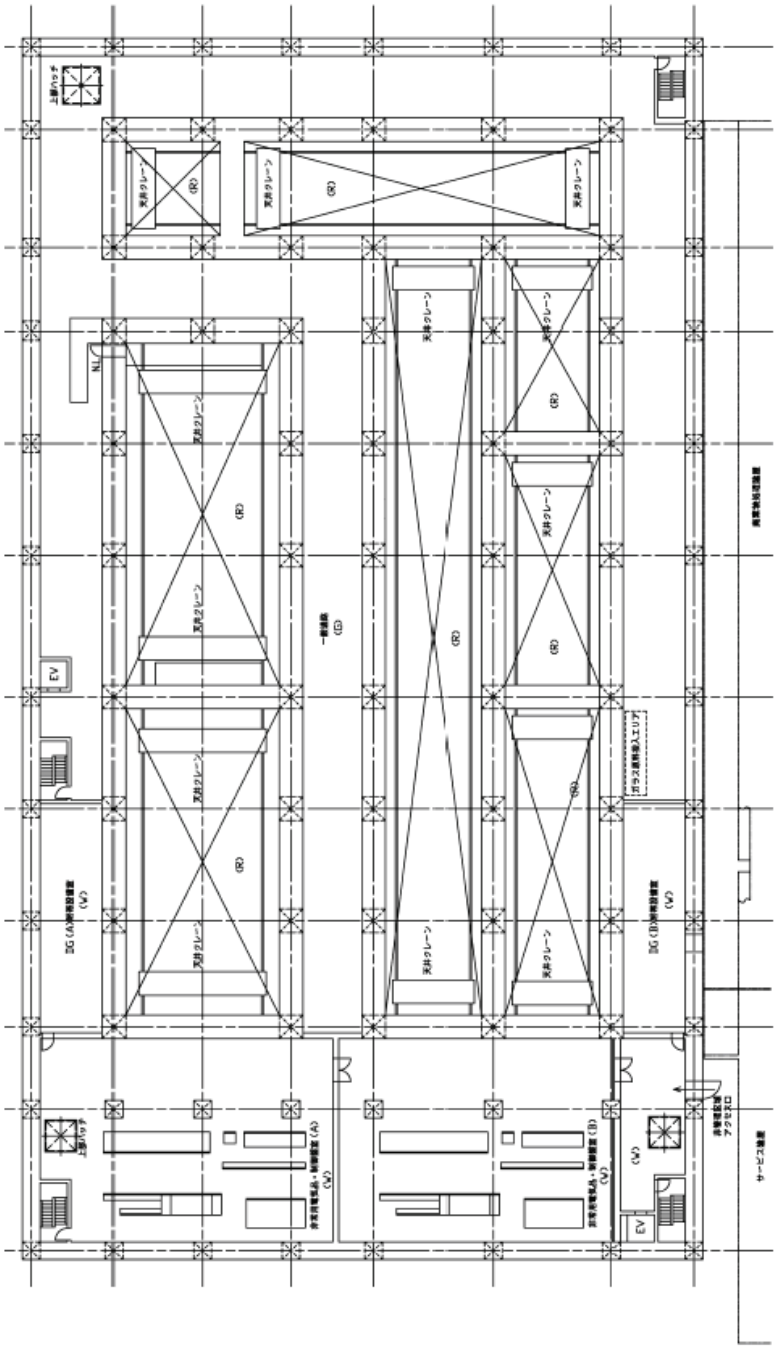


図 5.2.19 リサイクル建屋の概略平面図(2F)

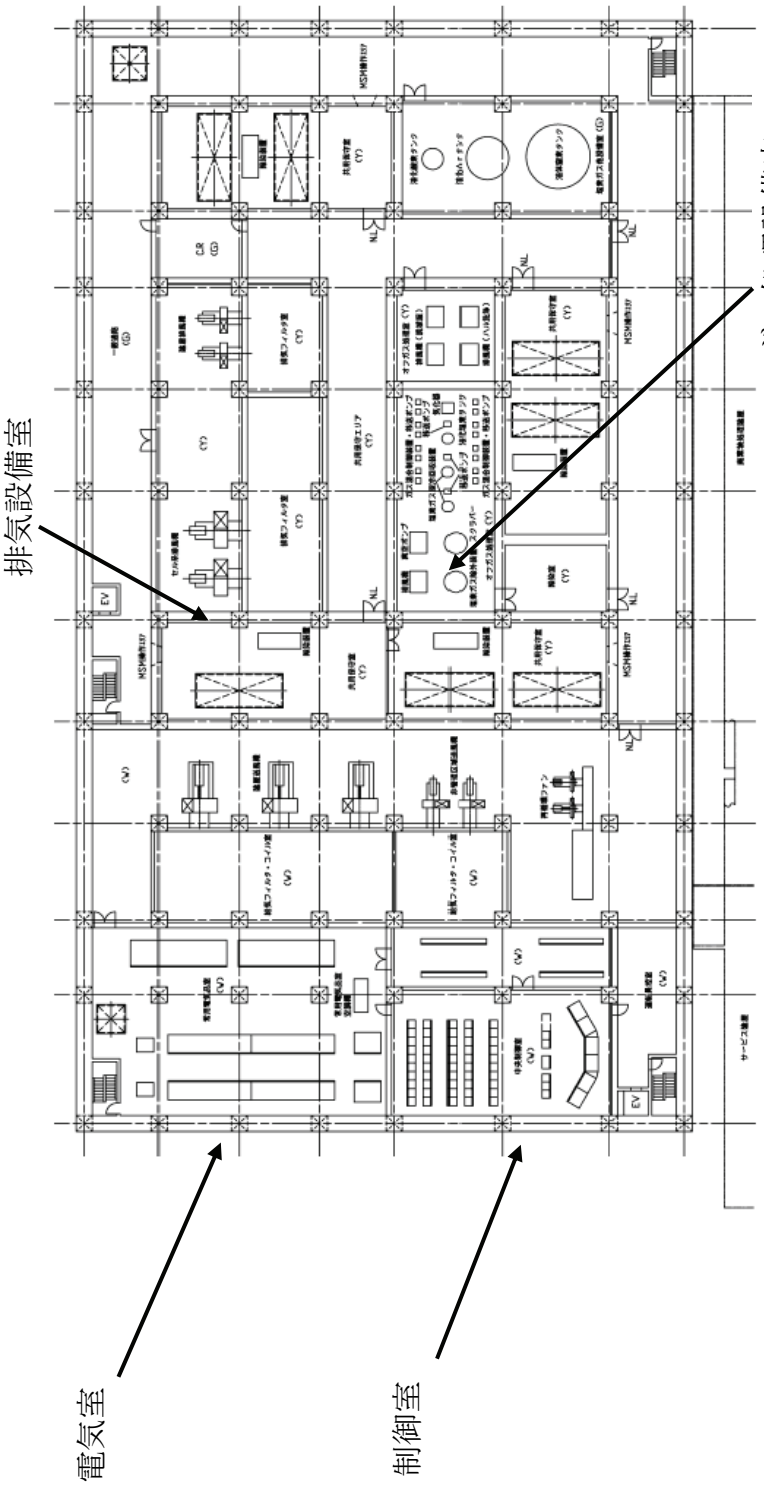


図 5.2.20　リサイクル建屋の概略平面図(3F)

A－A断面

図 5.2.21　リサイクル建屋の概略立面図

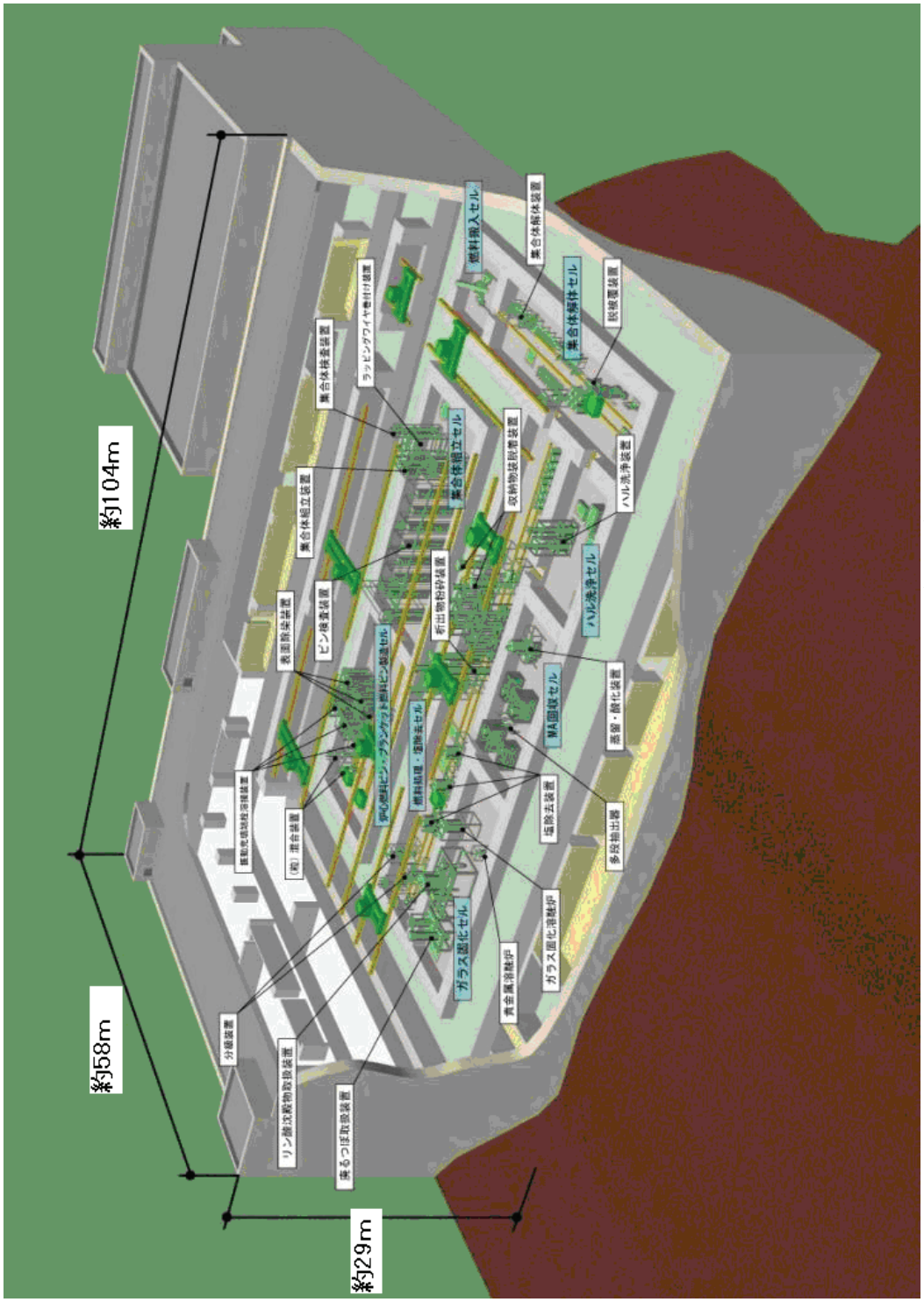


図 5.2.22 リサイクル建屋の鳥瞰図

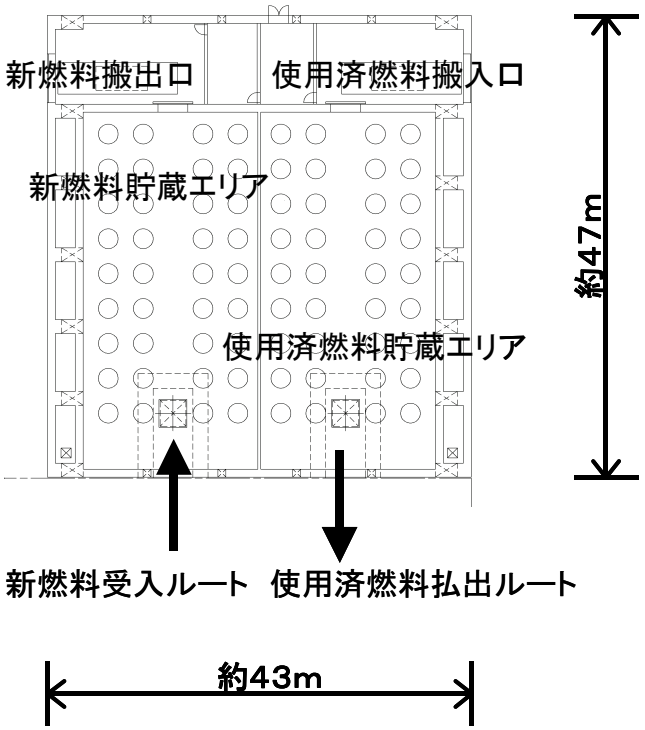


図 5.2.23　燃料貯蔵建屋の概略平面図

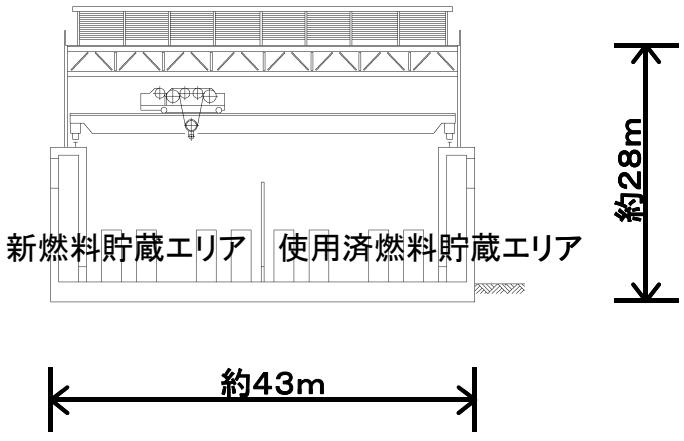


図 5.2.24　燃料貯蔵建屋の概略立面図

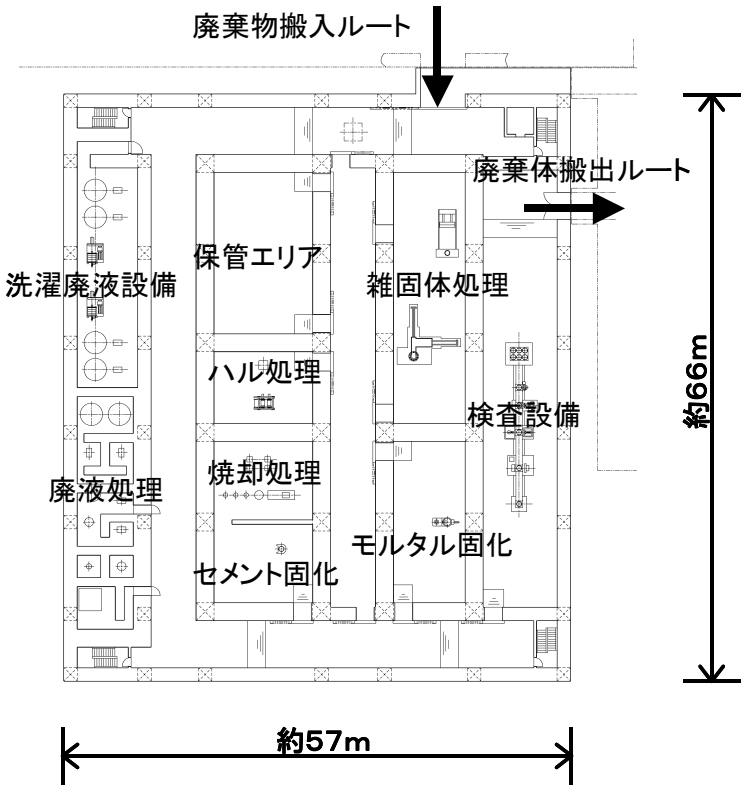


図 5.2.25　廃棄物処理建屋の概略平面図(B1F)

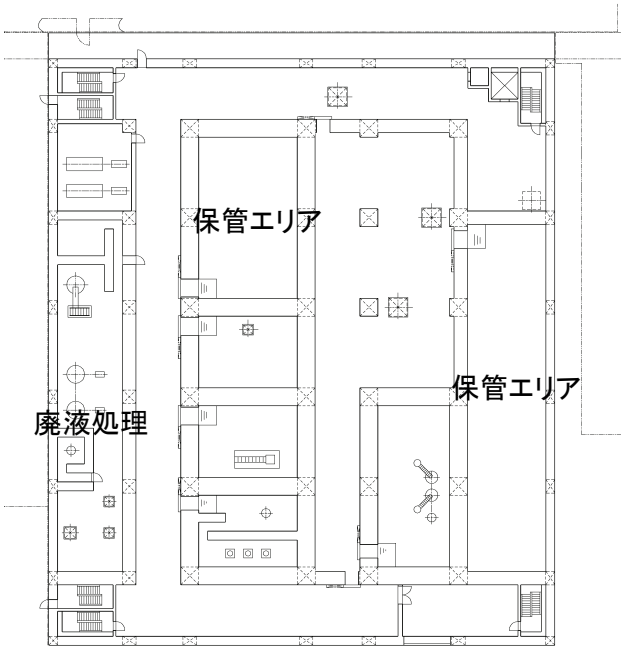


図 5.2.26　廃棄物処理建屋の概略平面図(1F)

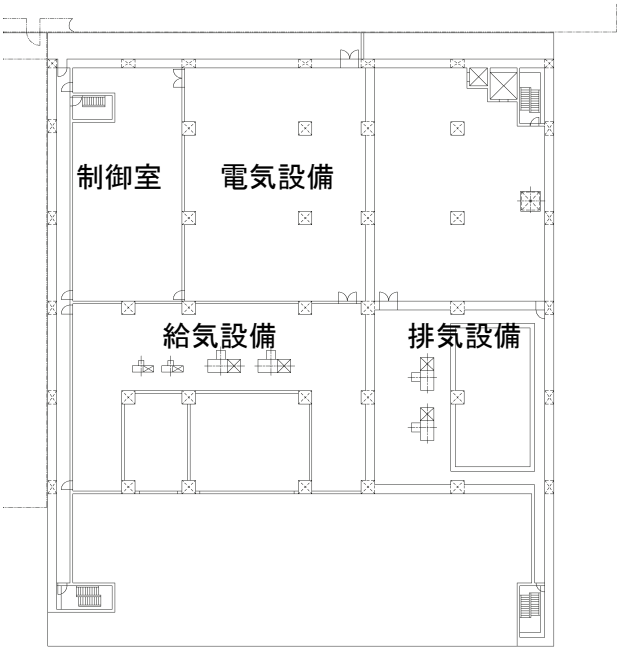


図 5.2.27　廃棄物処理建屋の概略平面図(2F)

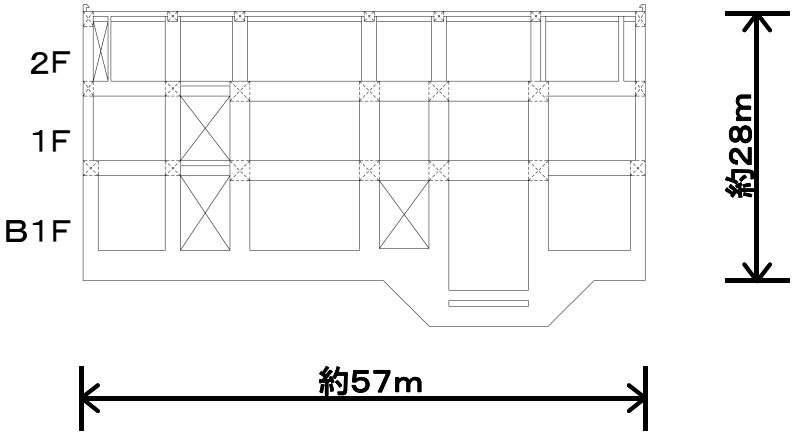


図 5.2.28　廃棄物処理建屋の概略立面図

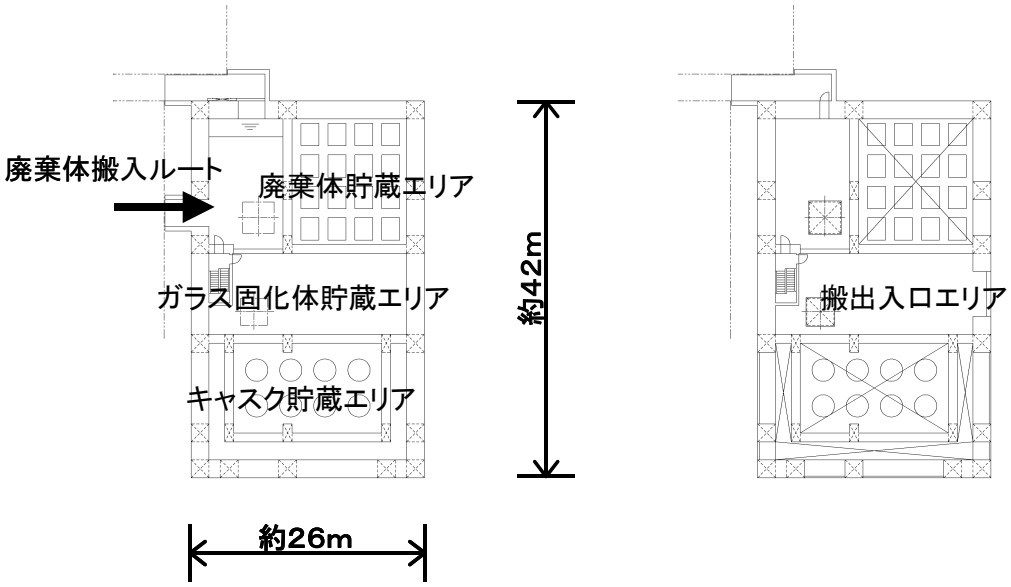


図 5.2.29　廃棄物貯蔵建屋の概略平面図

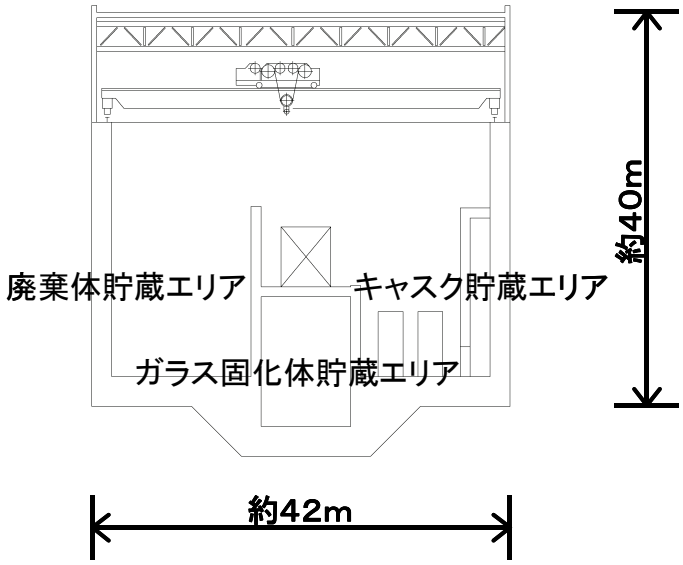


図 5.2.30　廃棄物貯蔵建屋の概略立面図

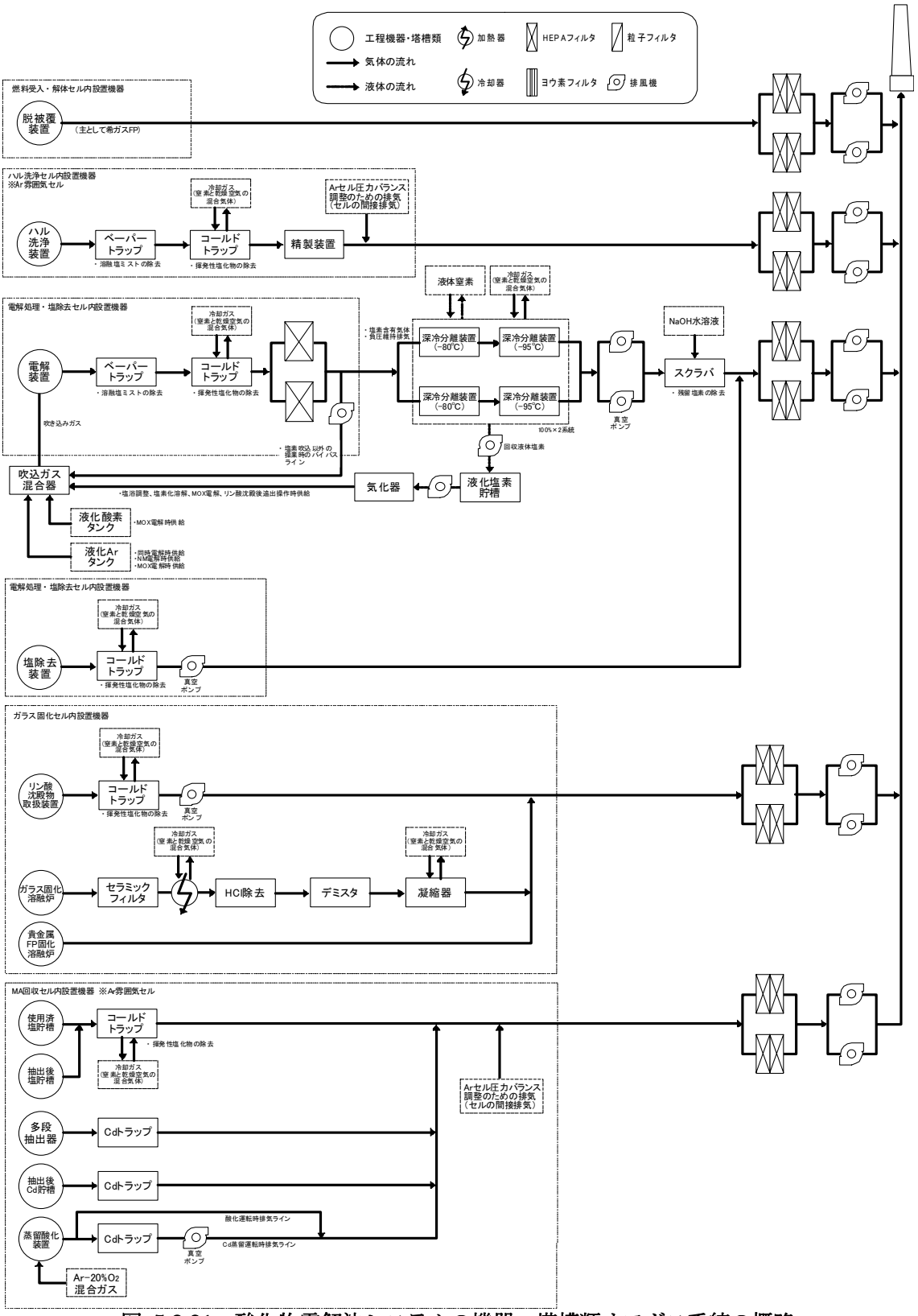


図 5.2.31　酸化物電解法システムの機器・塔槽類オフガス系統の概略

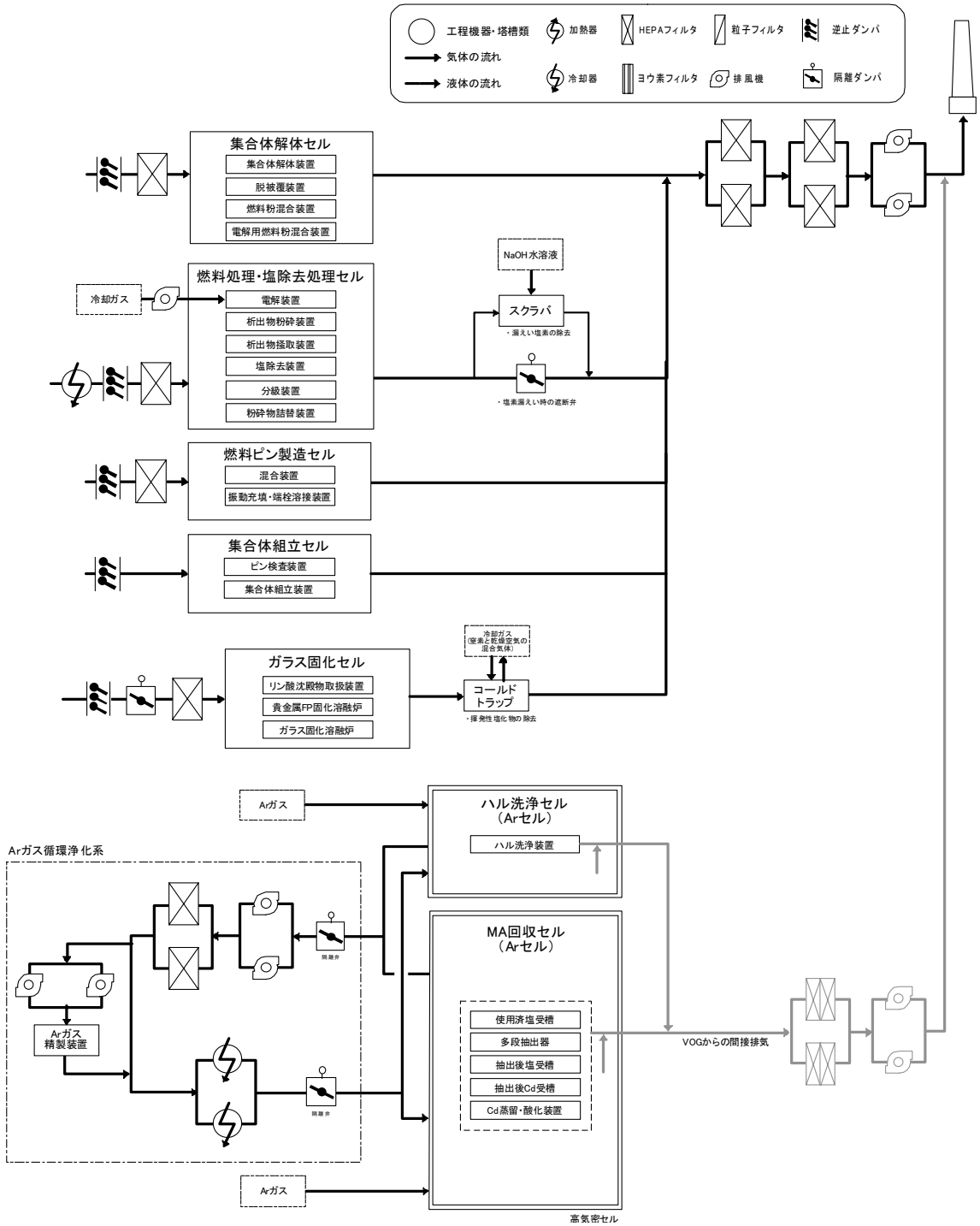


図 5.2.32　酸化物電解法システムのセル換排気系統の概略

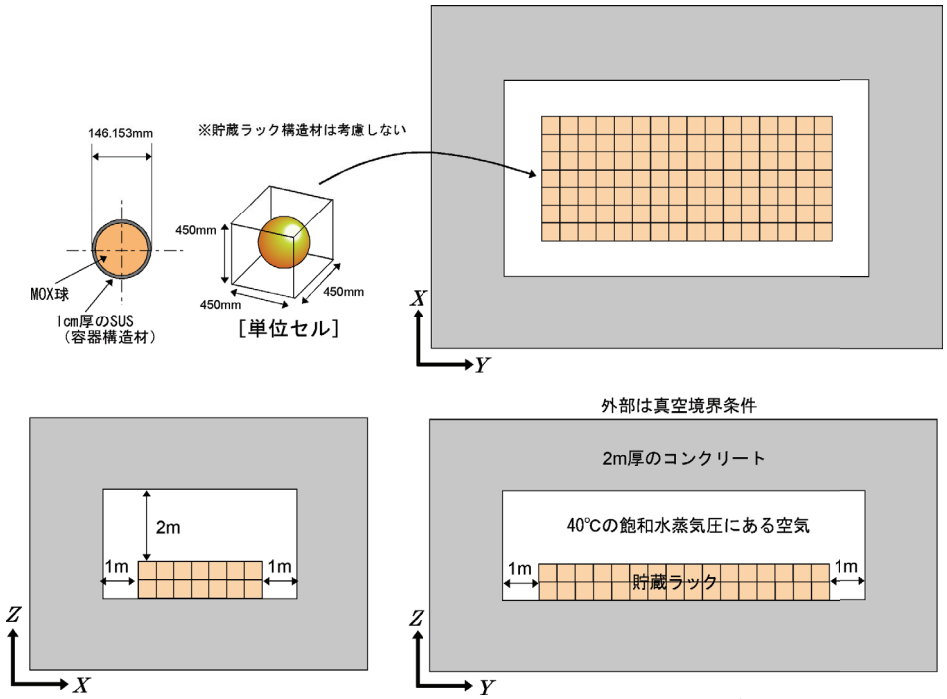


図 5.2.33　貯蔵エリアの複数ユニット評価モデル

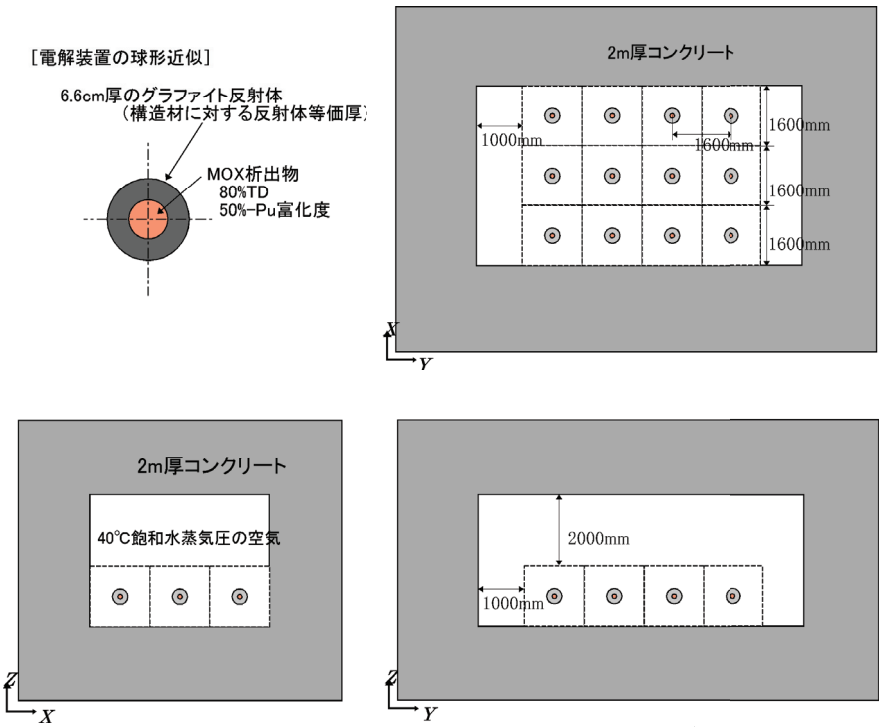


図 5.2.34　電解装置の複数ユニット評価モデル

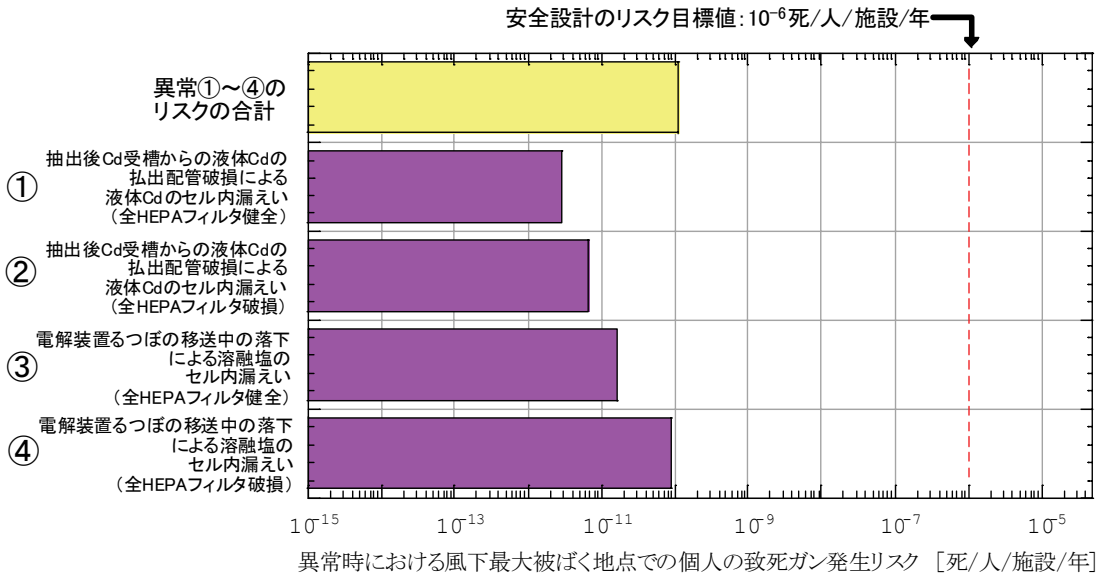


図 5.2.35　酸化物電解法システムにおける一般公衆の年間致死ガン発生確率推定結果の異常事象による内訳

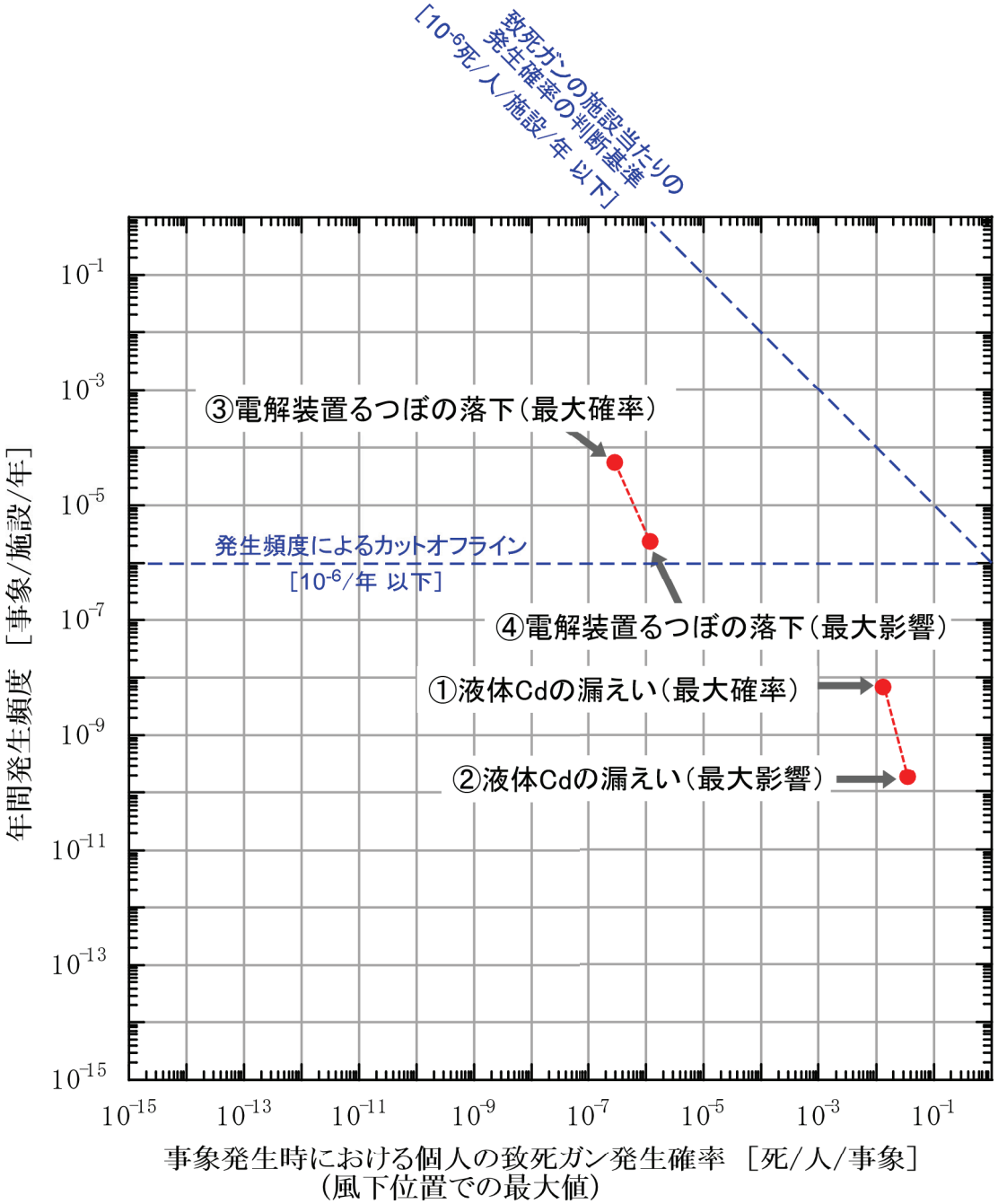


図 5.2.36　酸化物電解法システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル（異常事象の年間発生頻度と１事象当たりの公衆の致死ガン発生確率のプロファイル）

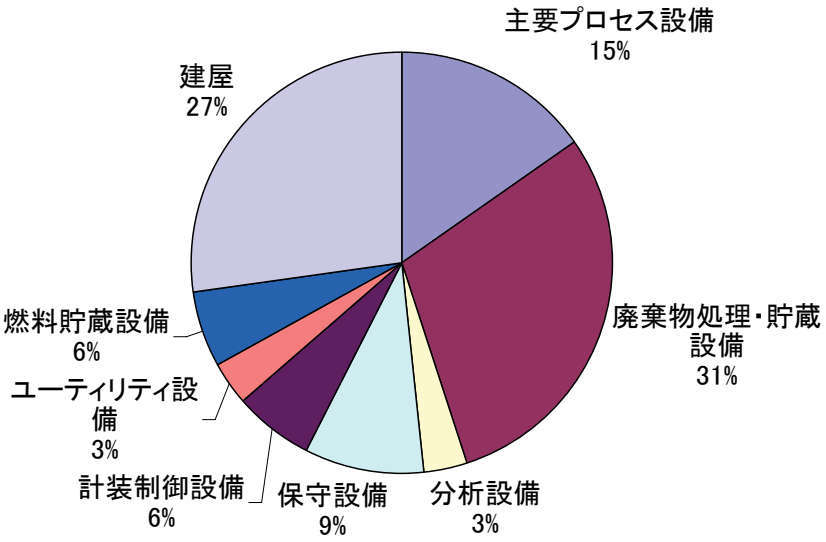


図 5.2.37　建設費の内訳

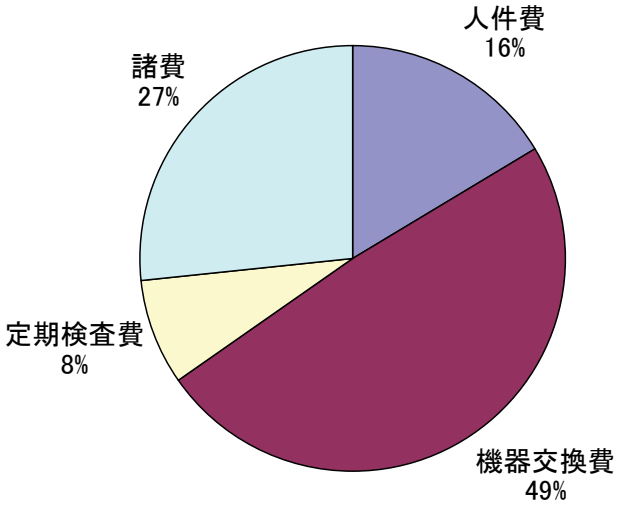


図 5.2.38　年間運転経費の内訳

5.3 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

5.3.1 FP（I,Tc,Cs,Sr）回収技術の検討

設計要求となっているCs、I、Tc、Srの4元素について、酸化物電解法による分離回収の検討を行った。

(1) Cs の分離回収

FP回収を前提条件としていないプロセスでは、電解槽へ移行したFPのCsは浴塩構成元素の同位体であり、化学操作により浴塩から分離されることなく余剰塩の廃棄物に付随して、フツリン酸ガラス固化体に添加される。

そのためCsを分離回収するとすれば、浴塩と混合される電解工程の前に回収した燃料粉末を加熱して、Cs化合物を揮発させる方法が考えられる。使用済燃料中では、Csは単体ではなく化合物CsIやCs_2MoO_4等の化合物を形成しているため、Csの沸点760℃以上の高温が必要である。電力共通研究で実施されたLWR使用済燃料を利用した試験[1]より細粒化された燃料であれば、1000℃の低圧条件で90%程度のCsを蒸留でき、焼結しないで粉体の状態を維持していたことからFBR燃料でも同様になると予想される。この方法の課題としては、ロール矯正法で回収した比較的粒径が大きい燃料粉末からのCs化合物の揮発率に関する試験等での確認や必要に応じた細粒化処理、また、蒸発したCsを効率的に捕集するためのトラップ装置の形状、構造の選定や回収したCsの安定化方法等が挙げられる。

(2) I の分離回収

FP回収を前提条件としていないプロセスでは、ロール矯正法で機械的に脱被覆を行うため、使用済燃料中でMo、Cs、Uと化合物を形成している殆どのIが、揮発することなく電解工程へと移行する。Iの回収についてもCsと同様、脱被覆後の熱処理が有効である。オークリッジ国立研究所で実施されたUO_2使用済燃料のボロキシデーション試験[2]では、750℃で90～95%のIが除去された実績があり、95%程度の分離回収は可能と予想される。Iの回収には、コールドトラップやヨウ素フィルターが利用できる。

この方法の課題としては、ロール矯正法で回収した比較的粒径が大きい燃料粉末からのI揮発率に関する試験等での確認や必要に応じたボロキシデーション等による細粒化処理、また、同時に蒸発してくる一部のCsとのトラップ等による分離技術も開発する必要がある。

(3) Tc の分離回収

FP回収を前提条件としていないプロセスでは、Tcは溶融塩中で塩化物（沸点300℃）となり、沸点が同程度であるSbの使用済燃料試験におけるマスバランスデータ[3]から30%程度は同時電解でUO_2に混入すると予想される。残ったTcは、塩素化溶解で他の揮発性FP塩化物(Mo、Sb等)とともに揮発して、コールドトラップにより捕獲される。

Tcの分離回収を行う場合は、同時電解の代わりに長時間の塩素化溶解を実施する必要が

あり大きな負荷となる。これに変わる方法としては、脱被覆後の前処理で揮発性の酸化物として分離することが考えられる。Reを模擬物質とし、Rh,Pd,Ru,Moとの合金を$Ar\text{-}O_2$ガスで750℃で酸化させた試験では、Moの71%、Reの90%が揮発した[3]。この結果から、前記のボロキシデーションでTcも90%程度は回収できると予想される。同時に揮発するIの沸点は、184℃であるので、沸点310.6℃のTc_2O_7とコールドトラップの温度制御で分離できる可能性がある。また、同時にトラップされると予想されるMoO_2やMoO_3は、硝酸に難溶けないのでTcのみを溶解して分離することが考えられる。

(4) Sr の分離回収

FP回収を前提条件としていないプロセスでは、Srはリン酸沈殿工程で希土類およびアルカリ土類のFPと共にリン酸塩として沈殿回収され、鉛リン酸ガラス固化体となる。

金属Srを得る方法としては溶融塩炉の連続再処理工程として開発されたBi抽出が利用できる可能性がある。この場合、リン酸沈殿の代わりに第１抽出器で数%程度の還元剤（Na,Cs）を含むBiにより溶融塩中の希土類FPを抽出し、続いて第2抽出器で50%程度の還元剤を含むBiによりSrを抽出することとなるがデータが不足しているため回収率の予想は困難である。また、同じアルカリ土類であるBaとの分離は困難で、リファレンス炉心の組成では、Sr:Ba=1*3程度の混合物となると予想される。ただし、Srは、0.5kW/kg程度の発熱があり、保管には何らかの充填材が必要と予想されるので発熱のほとんどないBaが同伴していることは好都合である。回収したSrとBaの混合物は、酸化物に転換・焼結し、セラミック焼結体として保管することが考えられる。

5.3.2 MA 回収代替技術の検討

酸化物電解法ではMA回収技術として向流多段液体金属抽出法を採用している。しかしながら、液体金属として採用しているCdの蒸気圧はNaCl-2CsCl塩を処理するため温度600℃では0.1気圧程度であり、金属電解法で利用される温度500℃の10倍程度となり回転部の軸受け部への固着が問題となると予想される。

また、抽出装置も複雑で、立ち上げ時の操作や補修性がまだ十分検討されていない。そこで、炭酸沈殿によって分離したMAと希土類の混合酸化物を対象とした新たな分離回収方法を考案し、MAPLE（MA Precipitation Liquid metal Extraction）法[5]と命名した。

(1) MAPLE 法

MAPLE法のプロセス概念を図 5.3.1に示す。このプロセスでは、Li_2Oの酸化物生成自由エネルギーが希土類酸化物とMA酸化物の間にあるため、Liによる還元でMAのみを金属に還元し、それを亜鉛中に溶解することによってMAを希土類と分離する。ここで、Li還元に使うLiCl量の節約と亜鉛中へのLi_2O持込量低減のため、還元しながらLi_2Oを再生する自己再生型Li還元法を採用する。次に、亜鉛中に抽出したMAを亜鉛を蒸留して分離後酸化・焼結して酸化物として回収する。回収されたMA酸化物の焼結体はジョークラッシャーで破砕して振動充填される。このようにMAPLE法では、還元されたMAのみを選

択的に溶解抽出するので、液体金属抽出法のように抽出によって活量が変化しないため希土類との分離性能に優れることが期待される。[5)]

(2) MA 回収率

MAPLE法の各ステップの回収率を表 5.3.1に示すように設定した。それぞれの設定根拠を表の欄外にまとめた。最初の炭酸沈殿は、RIARにおける使用済み燃料を用いた試験で沈殿させたPuO_2を遠心式装置で回収した実績95%を採用した。 自己再生型Li還元の還元率は金属電解法のLi還元率と同じ値とした。MAの亜鉛中への溶解抽出は酸化物に対して類似の操作を行う塩輸送法[4)]の基礎試験で得られたPu回収率99%を採用した。U,Np,Puは主工程で99%以上回収し、MAとREは全量がMA回収工程に入量すると想定した場合のプロセス全体の回収率は表 5.3.1に示したようにU,Np,Puで99%以上、Am,Cmで92%以上となりREの除染係数は10程度となる。

(3) MA 回収装置の概略寸法

MAPLE法によるMA回収装置の概略寸法を検討した。主工程からは、100hr毎に電解槽１基分の使用済み塩が発生するのでこれを１バッチとして100hr以内で処理するものとする。その結果、還元装置、亜鉛溶解装置はルツボ内径が1m以内であり、ヒータと断熱材を含めた装置外形寸法は1.5～2m程度と予想される。MA回収セルの概略寸法、MA回収装置のセル内配置を図 5.3.2に示す。マテリアリハンドリングや移送容器置き場についても今後詳細に検討する必要はあるが、3mのセル4スパンで全長12m程度で必要な機器が配置できると予想される。自己再生型Li還元の場合、活性なLiは常に装置内に閉じ込められており、移送容器を収納管内で取り扱えばセル内は、ワンススルーのAr雰囲気でも十分であると思われる。

(4) 余剰塩の増加量

炭酸沈殿は以下の反応式で行うため、NaClとCsClの余剰塩として発生する。

$$MCl_3 + 2Na_2CO_3 + 1/2Cl_2 \rightarrow MO_2 + 4NaCl + 2CO_2$$

$$MCl_3 + 2Cs_2CO_3 + 1/2Cl_2 \rightarrow MO_2 + 4CsCl + 2CO_2$$

ただし、RIARでの試験結果を反映し炭酸塩は上記必要当量の1.6倍として評価した。そこで、MAPLE法によって発生する廃棄物発生量をリン酸沈殿法の場合と比較した。その結果、RE分のリン酸塩は減少するが余剰塩が増加するためバッチあたりの廃棄物発生量は以下にまとめたようにリン酸塩と酸化物の合計で約1.2倍程度となる。しかし、現状の設計ではガラス固化体の発生本数は発熱制限によって決まっているため、この程度の増加は、リン酸ガラスの添加量で吸収でき、ガラス固化体の発生本数は変化しない。

・MAPLE法の場合

余剰塩　　182kg（リン酸塩に転換すると177kg）

RE酸化物　28kg

・リン酸沈殿法の場合

余剰塩　　94kg（リン酸塩に転換すると129kg）
REリン酸塩　38kg

5.3.3 多面的評価向け炉心・燃料仕様における再処理システムの評価

炉心仕様が異なると、再処理システムにも少なからず影響を及ぼす。酸化物電解法の場合、主にU/Pu比が異なると最も影響を受ける。これは、MOX共析でPu富化度を30%に固定しているため、その比率を合わせるためは同時電解法で回収するUの割合を変動させるからである。これにより燃料に含まれる各元素の移行率が変動する。また、廃棄物発生量や燃焼度が異なるので発電単価当たりの燃料サイクルコストも変化する。ここでは、5.2節で述べた方法により資源重視型炉心と経済重視型炉心について統合的評価のための回収率や廃棄物発生量等の諸量を評価した。

(1) 資源重視型炉心に対する再処理システムの評価

資源重視型炉心の使用済燃料のブランケットも含めた平均燃焼度は、8.09万MWd/ｔである。燃焼度が先進湿式法で想定している資源重視型炉心9.0万MWd/ｔより低くなる主な理由は、振動充填するブランケットのスメア密度が85%TDとペレットの90%TDより低いため、同じ増殖比とするためには、ブランケット燃料が多く必要なためである。ただし、振動充填燃料の場合、Uゲッターにより被覆管の内面腐食が低減できる[6]ため最高燃焼度をペレットより大きくできれば、この差は小さくなる可能性がある。

(i) 資源重視型炉心に対する物質収支評価

5.2節で述べたプロセスフローと移行率を用いて資源重視型炉心に対する物質収支を評価した。入量は使用済燃料で、出量は製品と廃棄物である。製品としてはU製品（同時電解析出物）、MOX製品（MOX共析析出物）、MA製品（MA回収物）があり、廃棄物としてはハル、NM分離電解析出物、リン酸沈殿物、余剰塩、オフガスがある。その他、滞留するところとしては、ハル洗浄で回収した燃料、電解処理後の溶融塩がある。資源重視型炉心について物質収支結果を一日当たりに規格化したものを表 5.3.2に示す。

物質収支評価結果から、使用済燃料から製品として回収するHMの回収率、および製品中へのFPの混入率を評価した。各製品へのHMの回収率を表 5.3.3に、FP混入率を表5.3.4に示す。

HM回収率については、U、Np、Puはいずれも99.8%程度で、AmとCmの回収率は約90%となった。HMおよびTRUトータルで見るとそれぞれ99.8%および99.3%となり、いずれも資源有効利用性の設計要求値99%以上を満足している。

FP混入率については、同時電解析出物、MOX共析析出物、MA回収物への混入率は各々0.8、1.2、4.5%であり、そのほとんどがNMと希土類FPであった。ブランケットを除く炉心燃料に含まれるFP量の合計濃度は1.1wt%で、設計要求である1.2wt%以下を満足する値となった。

(ii) 資源重視型炉心に対するプロセス廃棄物

物質収支評価結果を基に、5.2節と同様に評価した高レベル廃棄物、TRU廃棄物、高βγ廃棄物、2次廃棄物の発生量をそれぞれ表 5.3.5と表 5.3.6に示す。

(iii) 主要機器台数

本炉心に対して、年間処理量50tHMを満足するために必要な主要機器台数を評価した。

受入および前処理工程では、処理能力に余裕があるため機器台数の増加はなかった。再処理工程では、電解槽、MOX析出物塩除去装置については、Pu濃度が異なることから機器台数が増加する可能性があるため評価した。結果、電解槽については、設置台数8台のところ必要台数6.46台となり（稼働率81%）、機器台数の増加はないと評価した。MOX析出物塩除去装置については、設置台数1台のところ必要台数0.85台となり（稼働率85%）、こちらも機器台数の増加はないと評価した。

(iv) 経済性への影響

建設費、年間運転経費、再処理単価については、主要機器台数等変更がないため、リファレンスシステムにおける評価結果と同等であると評価した。なお、燃料サイクル費（再処理分）は0.48円/kWhとなった。

(2) 経済重視型炉心に対する再処理システムの評価

経済重視型炉心の使用済燃料のブランケットも含めた平均燃焼度は、10.2万MWd/ｔである。燃焼度が先進湿式法で想定している資源重視型炉心11.49万MWd/ｔより低くなる主な理由は、振動充填燃料の最高線出力の制限による細径化と残留FPの存在によって炉心部の燃料体積比が低減するため、炉心での内部転換比が低くなり、同じ増殖比と得るためのブランケット燃料が多く必要となるためである。ただし、振動充填燃料に対して最高燃焼度がペレットより大きくできれば、この差は小さくなる可能性が残されている。

(i) 経済重視型炉心に対する物質収支評価

5.2節で述べたプロセスフローと移行率を用いて経済重視型炉心に対する物質収支を評価した。入量は使用済燃料で、出量は製品と廃棄物である。製品としてはU製品（同時電解析出物）、MOX製品（MOX共析析出物）、MA製品（MA回収物）があり、廃棄物としてはハル、NM分離電解析出物、リン酸沈殿物、余剰塩、オフガスがある。その他、滞留するところとしては、ハル洗浄で回収した燃料、電解処理後の溶融塩がある。経済重視型炉心について物質収支結果を一日当たりに規格化したものを表 5.3.7に示す。

物質収支評価結果から、使用済燃料から製品として回収するHMの回収率、および製品中へのFPの混入率を評価した。各製品へのHMの回収率を表 5.3.8に、FP混入率を表5.3.9に示す。

HM回収率については、U、Np、Puはいずれも、約99.8%、AmとCmの回収率は約90%となった。HMおよびTRUトータルで見ると99.7%および99.3%となりいずれも資源有効利用性の設計要求値99%以上を満足している。

FP混入率については、同時電解析出物、MOX共析析出物、MA回収物への混入率は各々1.3、1.3、4.6%であり、そのほとんどがNMと希土類FPであった。新燃料に含まれるFP量の合計濃度は1.2%で、設計要求である1.4wt%以下を満足する値となった。

(ii) 経済重視型炉心に対するプロセス廃棄物

物質収支評価結果を基に、5.2節と同様に評価した高レベル廃棄物、TRU廃棄物、高βγ廃棄物を表 5.3.10に示す。なお、2次廃棄物の発生量については、機器数が同じなので資源重視型炉心と同じである。

(iii) 主要機器台数

本炉心に対して、年間処理量50tHMを満足するために必要な主要機器台数を評価した。

資源重視型炉心・燃料仕様同様、電解槽、MOX析出物塩除去装置については、Pu濃度が異なることから機器台数が増加する可能性があるため評価した。結果、電解槽については、設置台数8台のところ必要台数7.85台となり（稼働率98%）、稼働率は高いが、臨界防止制限の見直しによって各機器の処理量は増大するので、機器台数の増加はないと評価した。MOX析出物塩除去装置については、設置台数1台のところ必要台数0.96台となり（稼働率96%）、こちらも機器台数の増加はないと評価した。

(iv) 経済性への影響

建設費、年間運転経費、再処理単価については、資源重視型炉心・燃料仕様の場合同様、主要機器台数等変更がないため、リファレンスシステムにおける評価結果と同等であると評価した。なお、燃料サイクル費（再処理分）は0.38円/kWhとなった。

5.3.4 処理規模の効果

処理規模を変化させた場合の経済性への影響を評価する。

(1) 対象システム

多面的評価向けの資源重視型炉心・燃料使用における再処理システムを対象とする。

(2) 対象処理規模

評価の対象とする処理量は、50tHM/y、200tHM/yとし、50tHM/yプラントの評価結果を基に200tHM/yプラントの建設費、年間運転経費を評価し、再処理単価、燃料サイクル費（再処理分）を算出した。

(3) 建設費の評価方法

(i) 設備費

湿式プラントの処理規模を増加する場合、槽、配管類が多いため、設備の能力を増加すればよく、系列を増やす必要がない。乾式プラントの処理規模を増加する場合は、槽、配管類がほとんどなく処理能力がある程度決まっているので、系列を増やす必要がある。そ

こで、乾式の200tHM/yプラントを評価する際、以下の3種類に設備を区分して評価した。

①系列数を増加する設備：系列を増やす必要のある設備で、50tHM/yプラントの該当設備を４つ作るとし、FOAK コスト、習熟効果を考慮する。

②能力を増加する設備：共通設備であり、系列を増加せず能力を増加する設備。処理規模に対する2/3乗則で評価する。

③50tHM/yプラントと同じ設備：200tHM/yプラントでも50tHM/yプラントと同じ能力で運用可能な設備。50tHM/yプラントと同じコストとする。

ここで、FOAKコスト、習熟効果の考え方について説明する。これら2つの考え方は、モジュール型プラントを複数基建設する際の建設コスト低減効果に寄与する項目である。

・FOAKコスト

FOAKコストとは、First-of-a-kindの略で治具、工具、図面等、第一基目にしか発生しない費用のことであり、第二基目の建設費からは削除される。FOAKコストは機器費について考慮し、機器費に対するコスト低下割合であるFOAKコスト要素比率は下記のような分類に基づいて設定している。

FOAK コスト要素比率	分類
5%	既に設計・製作されている設備・機器
19%	設計・製作の実績がない設備・機器
75%	データ処理および表示設備

なお、データ処理および表示設備のFOAKコスト要素比率が75%と大きい理由は、対象の設備・機器のコストが、材料費ではなく設計・エンジニアリング費に多く依存しているためである。

・習熟効果

複数基の建設あるいは製作により、コストが徐々に低減する効果。設計・製作の実績の少ない設備・機器ほど習熟効果が大きいことになる。習熟効果は機器費と現地労働費について考慮し、習熟率は下記のような分類に基づいて設定している。なお、現地労働費の習熟効果を考慮した理由については、同一工事の繰り返しによる工事期間の短縮を考慮したためである。

習熟率	分類
0%	既に設計・製作されている設備・機器
6%	類似の設計・製作実績があるが、プラント固有の設計・製作が必要な設備・機器
16%	設計・製作の実績がない設備・機器

2%	現地労働費

上記の考え方を基にした200tHM/yプラントの各設備についての評価方法を表 5.3.11に示す。

(ii) 建屋費

乾式のリサイクル建屋は、湿式と異なり機器数の増加が建屋容積に大きく影響してくるため、経済性評価に一般的に用いられる処理規模に対する2/3乗則は適用できない。

そこで、50tHM/yプラントの機器配置計画図から各設備の容積を算出し、表 5.3.11の考え方に従って、①系列数を増加する設備は50tHM/yプラントの4倍、②能力を増加する設備は処理規模に対する2/3乗則、③50tHM/yプラントと同じ設備についてはそのままの容積とした。

ただし、保守設備については設備容積がセル容積に比例するとし、50tHM/yプラントの保守設備容積とセル容積の比を、算出した200tHM/yプラントのセル容積に乗じて200tHM/yプラントの保守設備の容積とした。また、建屋躯体については、躯体容積が設備容積に比例するとし、50tHM/yプラントの躯体容積と設備容積の比を、算出した200tHM/yプラントの設備容積に乗じて200tHM/yプラントの躯体容積とした。

次に、算出した200tHM/yプラントの各設備の容積に建屋体積単価（13万円/m^3）を乗ずることで建屋費を評価した。ここで、系列数を増加して評価した設備については、FOAKコスト、習熟効果を考慮している。

それ以外の設備では、非常用発電設備については系列数を増加する設備とし、FOAKコスト、習熟効果を考慮して評価し、排気筒については50tHM/yプラントと同じ設備とした。

(4) 年間運転経費の評価方法

(i) 人件費

要員数は、5.2.2(2)(ⅱ)の評価方法と同様に、設備の稼働率、旧サイクル機構東海の実績等を考慮し、工学的判断から評価した。結果を表 5.3.12に示す。人件費は、評価した要員の内、再処理分の要員について人件費単価：1039.5万円/人年から人件費を算出した。

(ii) 機器交換費、定期検査費

機器交換費、定期検査費については、3.1(2)(ⅲ)の評価手法を用いて算出した。

(iii) 消耗品費

事務用品等以外の消耗品については、処理規模に比例して増加するとし、事務用品等費については、処理規模に関係なく一定として消耗品費を算出した。

(iv) 委託費

委託費のうち、警備費、清掃費については、処理規模に依存せず、費用は一定とした。洗濯費については、処理規模に依存するとし、200tHM/yプラントは50tHM/yプラントの

2倍とした。

(5) 評価結果

以上の検討に基づく建設費および年間運転経費から、再処理単価および燃料サイクル費（再処理分）を算出した。結果を表 5.3.13に示す。200tHM/yプラントの建設費は2850億円、年間運転経費は284億円、再処理単価は25.8万円/kgHM、燃料サイクル費（再処理分）は0.33円/kWhとなった。

この結果、処理規模50 tHM/yに比べ、200tHM/yの再処理単価、燃料サイクル費（再処理分）は約70%となった。

[参考文献]

1) 須藤、森、島田　他　乾式法による使用済燃料の脱被覆技術の開発－(4)　使用済燃料を用いた熱処理試験－、原子力学会　2001 年春の大会　予稿集　N24、p730
2) J.H. Goode, ”Voloxidation Removal of Volatic Fission Products from Spent LMFBR Fuels”,ORNL-TM3723, 1973
3) 宇佐見　他「テクネチウムの乾式分離技術の開発（Ⅱ）」原子力学会　2004 年　秋の大会　予稿集　H26
4) J.B.Knighton, I. Jhonson, and R.K. Steunenberg,”Uranium and Plutonium purification by the Salt Transport Method”, Symposium on Reprocessing of Nucl. Fuels, Nucl. Metallurgy, conf. 690801, 15, pp337-362 (1969).
5) T.Kobayashi, M.Myochin,K.Mizuguchi et al.,”Study of Minor Actinide Recovery Process for the Oxide Pyro-process”,Proc. Global 2005, No.148, Tsukuba Japan (2005)
6) A.A.Mayorshin**,** O.V.Skiba, A.V.Bychkov et al.,”RIAR Experience in the Field of Vibropac Fuel Use in Fast Reactors”,Proc. Global 2005, No.582, Tsukuba Japan (2005)

表 5.3.1　MAPLE 法の回収率

元素	入量割合	炭酸沈殿	Li還元	Zn抽出	Zn蒸留・酸化	破砕	プロセス回収率
U	1%	95.0%	100.0%	99.0%	99.0%	99.9%	99.1%
Np	1%	95.0%	100.0%	99.0%	99.0%	99.9%	99.1%
Pu	1%	95.0%	99.9%	99.0%	99.0%	99.9%	99.1%
Am	100%	95.0%	99.0%	99.0%	99.0%	99.9%	92.1%
Cm	100%	95.0%	99.0%	99.0%	99.0%	99.9%	92.1%
RE	100%	95.0%	10.0%		99.0%	99.9%	9.4%
設定根拠No	①	②	③	④	⑤	⑥	

① 処理量の内、MA回収工程に入る割合（想定）
② RIARの使用済燃料処理試験で実施したPuO2沈殿物の回収率
③ U,TRUは、金属電解法のLi還元率、RE酸化物、オキシクロライドの一部がZnに溶解すると想定
④ 類似の原理を利用した塩輸送法におけるPu回収率（参考文献1）
⑤ ルツボとの反応によるロス（想定）
⑥ クラッシャー内に5%残留するがクリーンアウトで残留量の95%は回収できる。（RIAR実績）

参考文献　J.B.Knighton, I.Johnson and R.K.Stunenberg, "Uranium and Plutonium purification by the Salt Transport
（該当部添付）method"Symposium on Reprocessing of Nucl. Fuels, Nucl. Metallurgy,conf. 690801, 15, p337 (1969)

表 5.3.2　物質収支評価結果（資源重視型炉心）

（単位：kg/d）

グループ	受入	ハル廃棄物	オフガス	同時電解析出物	NM分離電解析出物	MOX共析析出物	MA回収物	リン酸沈殿物	余剰塩
U	199.16	0.20	0.00		0.11		3.77	0.00	0.00
Np	0.10	0.00	0.00	0.06	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00
Pu	28.61	0.03	0.00	0.20	0.04	26.87	1.46	0.00	0.00
Am	1.06	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.94	0.10	0.00
Cm	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.25	0.03	0.00
TRU合計	30.04	0.03	0.00	0.27	0.05	26.91	2.64	0.13	0.00
HM合計	229.20	0.23	0.00		0.16		6.41	0.14	0.00
ALM	2.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.30
ALE	1.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.22	0.01
RE	7.41	0.01	0.00	0.04	0.04	0.76	0.33	6.21	0.03
NM	5.60	0.01	0.00	0.84	4.28	0.48	0.00	0.00	0.00
HG	0.22	0.00	0.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
VFP	2.93	0.00	2.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
T	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NG	2.86	0.00	2.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FP合計	22.56	0.02	6.01	0.88	4.32	1.24	0.33	7.43	2.34

表 5.3.3　物質収支から評価した HM 回収率（資源重視型炉心）

HM元素	U製品（同時電解析出物）	MOX製品（MOX析出物）	MA製品（MA回収物）	合計回収率
U	61.86%	36.09%	1.89%	99.84%
Np	61.86%	36.09%	1.89%	99.84%
Pu	0.72%	93.94%	5.09%	99.75%
Am	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
Cm	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
			HM平均回収率	99.77%
			TRU平均回収率	99.30%

表 5.3.4　物質収支から評価した FP 移行率（資源重視型炉心）

FP元素	U製品（同時電解析出物）	MOX製品（MOX共析析出物）	MA製品（MA回収物）	平均移行率
ALM	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
ALE	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
RE	0.51%	10.3%	4.4%	15.22%
NM	15.0%	8.5%	0.00%	23.48%
FP合計	4.35%	5.5%	1.3%	11.14%
FP濃度(wt%)	0.79%	1.23%	4.47%	
炉心燃料中平均FP濃度(wt%)			1.14%	

表 5.3.5　プロセス廃棄物の発生量（資源重視型炉心）

	高レベル廃棄物			TRU・高βγ廃棄物	
	鉛リン酸	フツリン酸	金属	TRU	高βγ
	ガラス	ガラス	廃棄体	廃棄体	廃棄体
	固化体	固化体			
処理対象	リン酸		NM分離		
	沈殿物	余剰塩	電解析出物	ハル	集合体部材
年間発生量	5.10m3	7.35m3	0.07m3	8.94m3	20.79m3
	17.85ton	20.58ton	0.90ton	31.29ton	72.77ton
年間発生数	34.0本	49.0本	186.5個	44.7本	104.0本
固化体容量	(150L/本)	(150L/本)	(0.4L/個)	(200L/本) (700kg/200L)	(200L/本) (700kg/200L)

表 5.3.6　2 次廃棄物の発生量（資源重視型炉心、経済重視型炉心　共通）

廃棄物区分	発生量		代表的な機器
	（ドラム缶/y）	(m^3/y)	
TRU廃棄物	54.9	11.0	脱被覆装置、ハル洗浄装置/電解装置(ドアバルブより下部)、沈澱物回収装置、余剰塩回収装置、析出物粉砕装置、塩除去装置、ルツボ、セル内雑交換品
低レベル廃棄物	24.1	4.8	ハル洗浄装置/電解装置(ドアバルブより上部)、搬送装置
極低レベル廃棄物	61.8	12.4	集合体解体装置、秤量器/ID確認装置

表 5.3.7　物質収支評価結果（平衡入炉心）

（単位：kg/d）

グループ	受入	ハル廃棄物	オフガス	同時電解析出物	NM分離電解析出物	MOX共析析出物	MA回収物	リン酸沈殿物	余剰塩
U	187.25	0.19	0.00		0.13		4.55	0.00	0.00
Np	0.12	0.00	0.00	0.06	0.00	0.05	0.00	0.00	0.00
Pu	34.33	0.03	0.00	0.25	0.05	32.25	1.75	0.00	0.00
Am	1.34	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	1.18	0.13	0.00
Cm	0.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.31	0.03	0.00
TRU合計	36.14	0.04	0.00	0.32	0.06	32.31	3.25	0.17	0.00
HM合計	223.39	0.22	0.00		0.19		7.80	0.17	0.00
ALM	2.95	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.93
ALE	1.58	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.56	0.01
RE	8.63	0.01	0.00	0.04	0.04	0.89	0.38	7.23	0.04
NM	8.06	0.01	0.00	1.21	6.16	0.68	0.00	0.00	0.00
HG	0.27	0.00	0.27	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
VFP	3.64	0.00	3.64	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
T	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NG	3.70	0.00	3.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FP合計	28.84	0.02	7.61	1.26	6.21	1.58	0.38	8.80	2.98

表 5.3.8　物質収支から評価した HM 回収率（経済重視型炉心）

HM元素	U製品(同時電解析出物)	MOX製品(MOX析出物)	MA製品(MA回収物)	合計回収率
U	51.34%	46.06%	2.43%	99.83%
Np	51.34%	46.06%	2.43%	99.83%
Pu	0.72%	93.94%	5.09%	99.75%
Am	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
Cm	0.54%	0.54%	88.44%	89.53%
		HM平均回収率		99.74%
		TRU平均回収率		99.27%

表 5.3.9　物質収支から評価した FP 移行率（経済重視型炉心）

FP元素	U製品（同時電解析出物）	MOX製品（MOX共析析出物）	MA製品（MA回収物）	平均移行率
ALM	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
ALE	0.11%	0.11%	0.02%	0.24%
RE	0.51%	10.3%	4.4%	15.22%
NM	15.0%	8.5%	0.00%	23.48%
FP合計	4.36%	5.5%	1.3%	11.16%
FP濃度(wt%)	1.29%	1.31%	4.69%	
炉心燃料中平均FP濃度(wt%)			1.23%	

表 5.3.10　プロセス廃棄物の発生量（経済重視型炉心）

	高レベル廃棄物			TRU・高βγ廃棄物	
	鉛リン酸	フツリン酸	金属	TRU	高βγ
	ガラス	ガラス	廃棄体	廃棄体	廃棄体
	固化体	固化体			
処理対象	リン酸		NM分離		
	沈殿物	余剰塩	電解析出物	ハル	集合体部材
年間発生量	7.05m3	9.45m3	2.85m3	10.21m3	22.61m3
	24.68ton	26.46ton	1.28ton	35.73ton	79.15ton
年間発生数	47.0本	63.0本	266.5個	51.0本	113.1本
固化体容量	(150L/本)	(150L/本)	(0.4L/個)	(200L/本) (500kg/200L)	(200L/本) (500kg/200L)

表 5.3.11　200tHM/y プラントの設備費の評価方法

設備	工程	評価方法	理由
前処理	受入	FOAK コスト、習熟効果考慮	系列数を増やす必要があるため
	解体		
	脱被覆		
	混合		
	ハル洗浄		
電解処理	電解処理		
	粉砕		
	塩除去		
	多段抽出		
廃棄物処理	高レベル廃棄物固化	50tHM/y プラント同様	50tHM/y プラントの設備で、能力が十分であるため
	固体廃棄物処理		
	液体廃棄物処理		
	気体廃棄物処理	FOAK コスト、習熟効果考慮	処理量が多く系列数を増やす必要があるため
廃棄物貯蔵		2/3 乗則	共用設備であり、能力を増加する必要があるため
使用済燃料貯蔵			
分析			
ユーティリティ			
保守		FOAK コスト、習熟効果考慮	保守設備までの経路を考慮し、系列数を増やすこととした
計装制御			中央制御室は 4 基分必要であるため

表 5.3.12　200tHM/y プラントの要員

設備	工程	日勤	直勤務	合計	再処理比率
前処理	受入	8	0	8	1
	解体	8	0	8	1
	脱被覆	8	40	48	1
	混合	8	0	8	1
	ハル洗浄	8	0	8	1
電解処理	電解処理	12	60	72	1
	粉砕	4	20	24	1
	塩除去	4	20	24	1
	多段抽出	1	5	6	1
高レベル廃棄物固化	ガラス固化	1	5	6	1
	貴金属固化	1	5	6	1
固体廃棄物処理	ハル圧縮	1	5	6	0.82
	切断・圧縮	1	5	6	0.82
	モルタル充填	1	5	6	0.82
	焼却	1	5	6	0.82
液体廃棄物処理		2	0	2	0.82
気体廃棄物処理		2	10	12	0.82
高レベル固化体貯蔵		2	10	16	1
固体廃棄物貯蔵		2			0.82
使用済燃料貯蔵		2			0.5
分析	サンプリング	2	10	12	0.38
	前処理	10	50	60	0.38
	分析	4	20	24	0.38
保守		50	0	50	0.6
放射線管理		6	50	56	0.6
管理職、管理課、品質保証課、核物質管理課、環境管理課				95	上記総員の 20%
合計				569	

※直勤務は 5 班 3 交代制

表 5.3.13　処理規模についての評価結果（資源重視型炉心）

処理規模		50tHM/y	200tHM/y
設備費（億円）		900	2040
建屋費（億円）		340	810
人件費（億円/年）		16	45
修繕費（億円/年）		56	141
諸費（億円/年）		26	98
業務分担費（億円/年）		15	43
事業税（万円/kgHM）		0.2	0.1
再処理単価（万円/kgHM）	資本費	14.8	8.9
	操業費	23.2	16.9
	合計	38.0	25.8
燃料サイクル費（円/kWh）		0.48	0.33

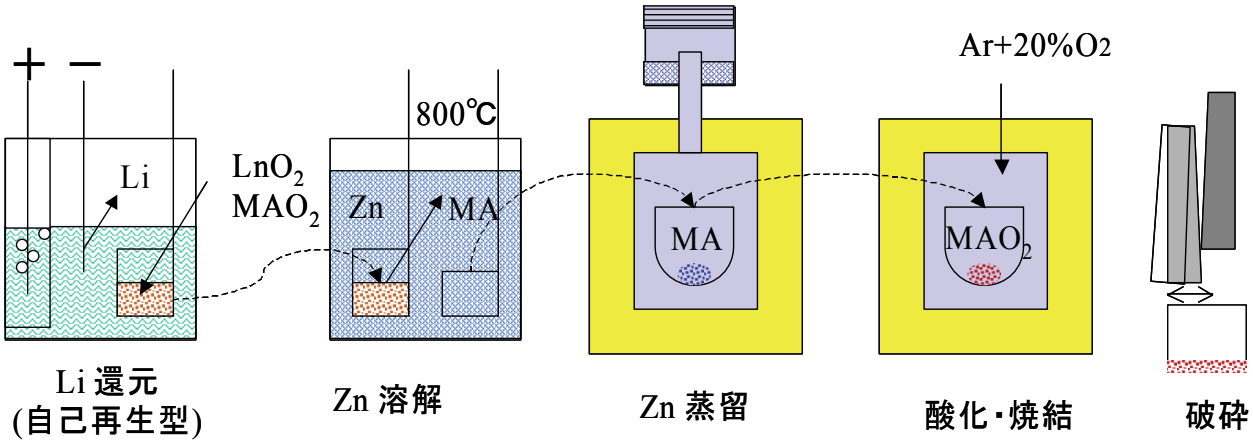


図 5.3.1　MAPLE 法のプロセス概念

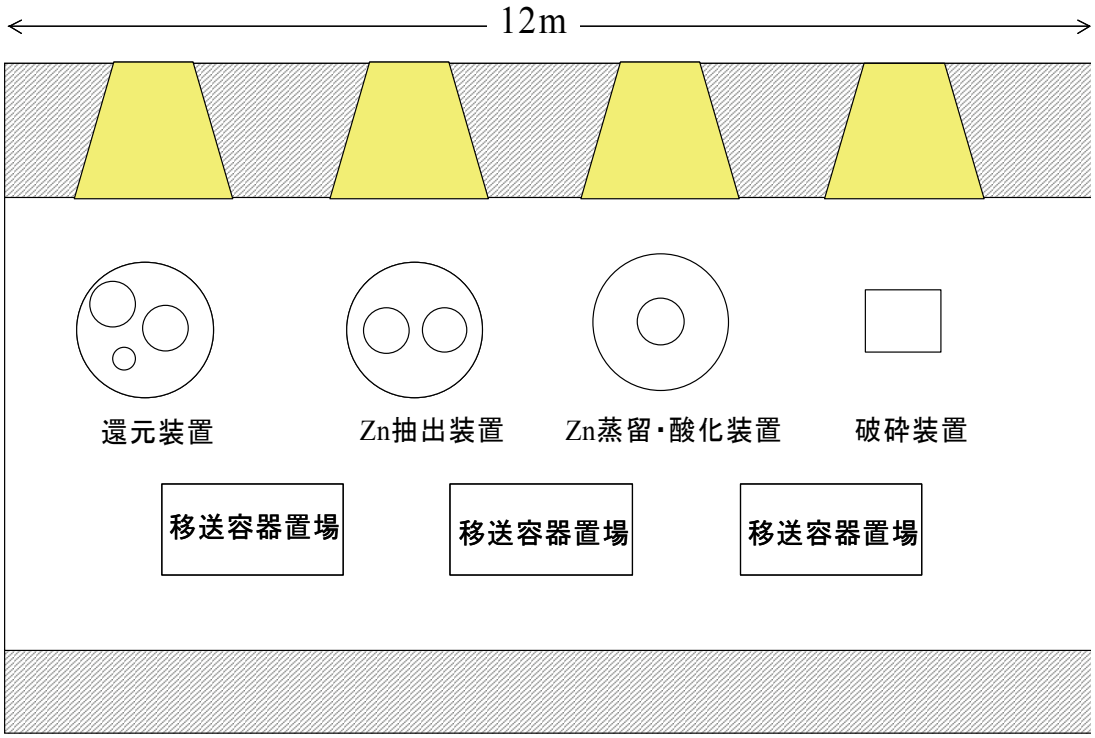


図 5.3.2　MAPLE 法による MA 回収セル内機器配置

5.4 これまでの技術開発の成果と今後の課題

酸化物電解法の各要素技術について、現状の設計とその根拠と関連するこれまでの技術開発の成果と今後の開発課題を表 5.4.1～**エラー! 参照元が見つかりません。**にまとめた。以下に重要な内容を述べる。

5.4.1 解体・脱被覆

脱被覆方法として設計で採用しているロール矯正法は、燃料中へのハルの混入を防止するためには有効であるが、照射によって脆化した燃料ピンの健全性を確認する必要がある。

旧サイクル機構で開発した2軸せん断法全体の概念[1),2)]を図 5.4.1に示す。この内、2軸せん断部の外観とせん断試験結果の一例を図 5.4.2に示す。この段階では、被覆管と燃料は混合状態となっているので、せん断の応力によるマルテンサイト変態によって強磁性化した被覆管を図 5.4.3に示すドラム型装置で磁気分離する。

コールド試験の結果、燃料中へのハルの混入を小さくすると燃料回収率が下がるため、ハルからの燃料回収が必要であることがわかった。そこで、溶融分離装置によって燃料を酸化物スラグとして分離する装置を開発した。U試験の結果、図 5.4.4に示すように酸化ウランはスラグとして相分離したが、インゴット外面に固定され、分離回収が困難であることが判明したので、溶融したハルを磁気により浮遊させるCCLM（Cold Crucible Levitatio Melting）[2)]等の装置開発がさらに必要である。

一方、RIARにおける使用済燃料試験では、振動充填燃料の場合単ピンせん断後の払い落としで80%程度の燃料が回収された実績があり、打撃等の振動を与える等によって回収率が向上し利用できる可能性が残っている。

今後は、ロール矯正法の成立性を使用済燃料で確認することが最優先となるが、バックアップとして2軸せん断後のハル分離や単ピンせん断方式も平行して開発することが望ましい。

5.4.2 電解装置

電解槽のルツボ材料には、1年程度連続使用できるようにジルコンを設計で採用している。ジルコンには、導電性が無いため、ルツボ自体を同時電解の陽極と出来ないため上部から燃料に覆いかぶせる複雑な構造となっている。ジルコンは試験片を製造し、Pu試験[3)]で共存性や耐腐食性が確認され、1年程度の使用に耐える見通しが得られているが、ルツボの製作実績は無く大型ルツボの製造性と耐久性を確認する必要がある。

旧サイクル機構で開発した誘導加熱型コールドクルーシブル電解槽（CCIM）の概念[4),5)]を図 5.4.5に示す。CCIM電解槽では、図 5.4.6に示すようにルツボ内面を溶融塩の融点以下になるように制御することによってルツボの腐食を低減するので、金属材料が利用できる。さらに、溶融物を円環状に形状制限することによって臨界を防止している。[6)]工学規

模CCIM電解槽の外観を図 5.4.7に示すが、誘導加熱条件下での電解が可能なことを模擬物質（塩化銀）で確認した。ただし、凝固層存在下での同時電解法やリン酸沈殿の適用性をプロセス変更も含め再検討し、少なくともU試験による機能確認を実施する必要がある。

今後は、ジルコンルツボの製造性と耐久性を確認することを最優先となるが、バックアップとしてCCIM電解槽の適用性も平行して検討しておくことが望ましい。

5.4.3 同時電解工程

同時電解工程の原理は、国内U試験[7]とRIARにおけるPu試験[8]で確認されているが、陽極溶解の際の電気的接触の確保が課題である。特に、設計では絶縁材のジルコンをルツボ材料としているので、ルツボ自体を陽極とできないため電解槽の構造が複雑となっている。

このため実用化するには、電解槽の構造の見直しとU試験による機能確認が必要である。

5.4.4 塩素化溶解工程

これまでの使用済燃料試験で十分実証されているので大きな課題は残っていない。

5.4.5 貴金属 FP 分離工程

貴金属FPとUによる国内試験[9]で貴金属FP分離性能は確認されている。設計では貴金属金属製の陰極を採用しているが中実の貴金属FPは高価であるので貴金属FPコーティング陰極を試作し耐久性を確認しておく必要がある。

5.4.6 MOX 共析工程

2000年に実施した使用済燃料による第１回MOX共析試験では、塩のリサイクルも含めFP共存下での多数のMOX電解を実施したが電流効率が5～15%程度と低く、回収したMOX中のPu濃度もサイクル毎に10～30%と大きく変動した。そこで、2001～2003年に希土類や構造材元素を添加しPuを用いたパラメータ試験[9]を多数実施した。図 5.4.8は、これらの試験で得られたMOX中Pu富化度と電流効率の関係を示したものである。2001年の試験では、電流効率は60～100%と高かったがPu富化度は5～20％と目標の30%を満足しなかった。そこで、2002年にはPu富化度を増加させるため、ガス組成や電位制御をパラメータとした試験を実施し、Pu富化度は目標の30%を満足させることができたが電流効率は低下すると共に20～60%と大きく変動した。MOX共析電解では、図 5.4.9に示すようにPuO_2を限界電流で析出させ、陰極電位によってUO_2の析出成分を制限することによってMOX中のPu富化度を調整する。このため、塩中のPu/（U+Pu）比が17%と低かった2002年の試験では陰極電位をUO_2^{2+}イオンの平衡電位付近に制御していた。このような状況をモデル化した計算で得られた電流成分の一例[10]を図 5.4.10に示すが、試験の電位では、UO_2^{2+}がUO_2^{+}まで還元されるがUO_2^{+}として析出しないことによる無駄電流が大きくなり電流効率を悪化させていることがわかる。また、2002年の試験では、図 5.4.11に示した

ように試験後のルツボ底部にPuO_2が大量に沈殿していることが発見された。[11]この原因は、同図に示したようにPu富化度を増加させることを狙ってO_2ガス分圧を上げたためCl_2ガス分圧が低下し、塩中のプルトニルイオンの溶解度が低減し過飽和となったPuが沈殿したことにあることが判明した。[11]このように、MOX共析工程は複雑なプロセスであるが、U,Pu回収技術についてはかなり解明された。実用化のためには、希土類FPの除染性能や電流効率の一層の向上を目指した開発が必要である。

5.4.7 電解工程の使用済燃料を用いた試験

これらの知見を反映し、2004年には、使用済燃料5kgを利用したホット試験を実施した。試験ステップは図 5.4.12に示すように、RIARオリジナルプロセスに基づくもので同時電解や貴金属FP分離工程は含まれていないが、追加電解までで99%以上のU,Puを回収し、Pu富化度30%のMOXを2.7ｋｇ析出させることに成功した。[12]各試験ステップ#0から#8までの結果を図 5.4.13～図 5.4.15にまとめた。実用化のためには、同時電解、貴金属FP分離を含めた工程で塩のリサイクルを含めたプロセスを実証する必要がある。

5.4.8 ＭＡ回収工程

使用済塩中のＭＡは、アルカリ腐食に対する電位制限のあるグラファイト陰極では回収できない。このため、最初に炭酸沈殿による滴定分離を試みた。Amと希土類を用いた試験では、図 5.4.13に示すように塩中のAmと希土類が同程度の重量濃度の場合はある程度分離できるが、設計で想定しているような高い希土類濃度ではほとんど分離できないことがわかった。このため、2005年には、塩素化溶解速度による分離と液体金属陰極による電解試験を実施した。その結果、液体金属陰極電解により90%以上のMAの回収率と10以上のＤＦが得られる見通しが得られた。この結果から、設計で採用している液体金属による向流多段抽出法であれば、液体金属陰極電解以上の分離性能が期待できると予想され[13]、設計で設定したMA回収率90%、DF=10は妥当性であると判断した。なお、Puの回収率（99.75%）も含めたTRU回収率は99%以上となる。

5.4.9 塩廃棄物処理工程

塩廃棄物としては、リン酸沈殿物とそれによって生じる余剰塩が発生する。リン酸沈殿物は、希土類を多く含むためRIARにおける試験結果[14]に基づきフツリン酸ガラスより希土類を多く含有できる鉛リン酸ガラスに添加し固化体とする設計となっている。アルカリ金属を多く含む余剰塩は、RIARにおける試験でリン酸を添加するとリン酸化合物に転換されることが確認されたのでアルカリ金属の閉じ込め性が優れているフツリン酸ガラスに添加して固化体とする設計となっている。しかし、国内における試験経験が少なくルツボ材料やオフガス処理に開発課題が残っている。さらに、RIARで試作したフツリン酸の軟化温度は400～500℃の範囲でホウケイ酸ガラスより低く、設計では固化体の発熱制限

を1.8kW程度に制限している。実用化のためには、軟化温度の高い鉄リン酸ガラスの適用性評価とガラス種類の統合およびルツボ材料やオフガス処理を含めた処理装置の開発が必要である。これらのリン酸ガラスの特徴を表 5.4.2にまとめた。

5.4.10 Cl_2ガス処理工程

本プロセスでは、大量のCl_2ガスを使用するため、未反応のCl_2は深冷分離により回収しリサイクルする設計となっている。深冷分離によるCl_2ガスのリサイクルは一般産業では採用されているが、放射性物質を含むCl_2ガスに適用するためには、セル内とセル外の装置構成とHEPAフィルターによる両者の分離が必要となる。RIARにおいて液体窒素を用いた小型のコールド装置が開発されたが、実用化までには至っていない。

5.4.11 マテリアルハンドリングおよび保守・補修

自動制御によるマテリアルハンドリング技術は一般産業で実用化されているが、高放射線環境下で使用するためセンサーや制御装置に開発要素が残っている。補修については、基本的にセル内の補修エリアで実施する設計となっているが直接保守も考慮されている。そのため、セル内で使用した機器の除染方法や除染程度を確認する必要がある。

5.4.12 安全性

設計評価事象を決めてFP移行率等の許認可データを取得する必要がある。また、臨界安全性については、非常に保守的な設計となっているので、合理化による経済性向上の余地が残っている。

[参考文献]

1) K.Koizumi, T.Washiya and S.Aose, ”System Performance Test of Mechanical Decladding System for FBR Fuel Reprocessing”, Proc. Global 2005, #248 (2005).
2) 鷲谷忠博、小泉健治、菅井考一他「高速炉燃料再処理における新脱被覆システムの開発」サイクル機構技報　No.25、pp33-44(2004)
3) 水口浩司、東海林裕一、天野治他「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(9)ルツボ材料の耐食性試験」日本原子力学会　2002 春の年会予稿集　L2(2002).
4) 小泉健治、鷲谷忠博、小泉務他、「先進的溶融塩電解槽の開発（1）；開発方針及 r 基本概念」原子力学会 2001 年秋の大会　N3　（2001）.
5) 林宏、小泉務、小山智造、「先進的溶融塩電解槽の開発（2）；溶融塩電解槽への誘導加熱法の適用検討」原子力学会 2001 年秋の大会　N4（2001）.
6) 竹内正行、花田圭司、小泉　務他「先進的溶融塩電解槽の開発（4）；コールドクルーシブル技術による腐食低減効果」原子力学会 2003 年春の年会　N35（2003）.
7) K. Mizuguchi, Y. Shoji and T. Kobayashi,”Development of Anodic Dissolution Method for Reprocessing Oxide Spent Fuel” *Proc. GLOBAL '97*, Yokohama, Japan (1997).
8) 難波隆司，V.S. Ishunin, M.V. Kormilitzyn 他「酸化物電解法電解工程の開発(1)・同時電解試験」原子力学会 2004 年秋の大会　I6（2004）.
9) 水口浩司,東海林裕一,有江和夫他「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(4)貴金属 FP 除染方法の検討」、日本原子力学会　2001 秋の大会予稿集　N9 (2001).
10) T.Kobayashi, M.Fukushima and K.Fujii, “Low Current Eficiency in MOX Deposition Tests”, J. Nucl. Sci.Technol., **42**[10], TBD (2005).
11) T.Kobayashi, S.K.Vavilov, F.Sato et al., “Plutonium Precipitation in the MOX Co-deposition Tests for the Oxide Eletrowinning Process”, J. Nucl. Sci.Technol., **42**[3], pp.295-300 (2005).
12) M.Kormilityzn, V.S.Ishunin, A.Bychkov, et al., “Pyroelectrochemical Reprocessing of Fast Reactor Spent Fuel VII”, *Proc. GLOBAL 2005*, Tuskuba, Japan, #579 (2005).
13) T. Kobayashi, M. Myochin, K.Mizuguchi, et al., “Study of Minor Actinide Recovery for the Oxide Pyro-process”, *Proc. GLOBAL 2005*, Tuskuba, Japan, #148 (2005).
14) 程塚正敏，豊原尚実、天野治他、「酸化物燃料乾式再処理技術の開発(10)実塩廃棄物ガラス固化試験」日本原子力学会　2002 春の年会予稿集　L3(2002).
15) 豊原尚実、程塚正敏、小林嗣幸、他「乾式再処理から発生する廃溶融塩の固化技術の開発」、日本原子力学会和文論文誌　**1**[4]，pp.419－431 (2002).

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(1/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
解体・脱被覆	解体方法		YAGレーザ解体	今後の機器開発に期待	●YAGﾚｰｻﾞ解体技術に関する要素試験を実施(C) ●機械式解体技術に関する要素試験を実施(C) ●一体型解体・せん断機の構造検討を実施(C)	・YAGレーザ解体及び機械式解体の検討結果を基に実施する一体型解体せん断機の概念構造の検討結果を受けて方式の選定を決定すべきである。
	解体能力		1集合体/ﾊﾞｯﾁ、6集合体/日＞1.67集合体/日(必要能力)	旧サイクル機構の機器開発成果をもとに解体時間より積算。		
	せん断・脱被覆方法	○	ロール矯正法とハンマー打撃振動法	産創研が開発した方法を採用 2軸せん断型機械式脱被覆法については、見通しが明確になった時点で検討。	産創研開発のロール矯正法に替わる2軸せん断型機械式脱被覆法の開発として以下を実施。 ●事前調査等により、2軸せん断破砕方式を選定し、模擬燃料ﾋﾟﾝ(SUS316製ハル＋ｱﾙﾐﾅ製ﾍﾟﾚｯﾄ)を用いた性能試験を実施(C) ●工学機、システム設計(C)	・ロール矯正法はLWR用に開発された技術のため、照射脆化したFBR燃料ではピンが折れてスタックする可能性があり、試験による確認が必要である。 ・2軸せん断方式は、コールド試験のみであることから、使用済燃料における燃料回収率や被覆管混入率を確認する必要がある。
	せん断・脱被覆能力		2.7炉心集合体/日＞1.67集合体/日(必要能力)	1.67体/日(マテハンを含めた解体時間より積算)。		
	燃料粉体回収率		99%(ハル洗浄を含めて99.9%)	産創研の評価実績をベースに選定	産創研開発のロール矯正法に替わる2軸せん断型機械式脱被覆法を開発。	・最終的に燃料回収率を評価するためには使用済燃料試験が不可欠。
	燃料粉体へのハル混入量		1.0%	・Pu試験の結果から0.6%程度であれば顕著な影響は現れない。		・設計は妥当である。
	ハル洗浄方法	○	溶融塩中で、$ZrCl_4$による塩化・溶解	$ZrCl_4$を用いた溶解は、電中研にて実績あり。 ハル溶融洗浄法については、見通しが明確になった時点で検討。	$ZrCl_4$方式に替わるJNC型ハル洗浄の開発として以下を実施。 ●事前調査等により、金属除染技術として検討されているハル溶融方式を選定し、模擬せん断片(SUS316製ハル＋UO_2)を用いた試験を実施(U) ●同上：工学機、システム設計(C)	・ZrCl4溶解法はZrO2が廃棄物となる。 ・ハル溶融方式の場合、金属固化体表面に分離した核物質の回収方法を確立する必要がある。
	ハル洗浄能力		0.05kg/ﾊﾞｯﾁ($ZrCl_4$ 1.3kg/ﾊﾞｯﾁ) 4集合体分/日	1集合体分のハル/バッチ		・設計は妥当である。
	ハル洗浄料回収率		ハル付着分の90%	過去の知見に基づく設定		・設計は妥当である。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(2/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
電解工程	処理能力		56kgHM(Pu-fissile濃度最大30%)/バッチ/基	臨界制限	旧サイクル機構型電解槽の開発として工学規模円環型CCIM電解槽を開発(C)	・臨界評価の見直しによりバッチサイズは大きくできる可能性がある。
	浴塩の組成		NaCl-2CsCl	MOX共析を行うため、PuO_2^{2+}が安定であるNaCl-2CsClを使用。	使用済み燃料処理に使用した。	・設計は妥当である。
	浴塩の量		200kg/基	溶融塩量は、RIARの実績から設定。	RIARにおける燃料製造では、150kg程度の浴塩を利用した。	・設計は妥当である。
	浴塩のサイクル数		10バッチ/サイクル	MOX電解Pu試験から評価された希土類のDFと燃料中FP混入率制限から決まる。	Ceを5%(13バッチ相当)含む溶融塩でMOX電解を実施した。	・現時点で設計値は妥当であるが、DFに特化した試験で確認することが必要。
電解装置概念	装置の構成	○	内側から、陽極、陰極(4本)、ジルコン製ルツボ、鉛容器、ヒータ	RIARの実験装置を参考とする。	●複数陰極とルツボを陽極としない構造の実績はない。 ●旧サイクル機構では、形状によって臨界を防止する円環形状を開発した。	・装置構成は再検討し、工学規模のU試験で確認する必要がある。
	陽極の構造材料		円盤状(傘状) ﾊﾟｲﾛｸﾞﾗﾌｧｲﾄ	同上	パイログラファイトのルツボを陽極として使用してきている。	・材料腐食基礎試験の結果から、ﾊﾟｲﾛｸﾞﾗﾌｧｲﾄ材料は妥当であるが、装置の構成によって形状が異なる。
	ルツボ材料	○	緻密化ジルコン	RIARで実施したPu腐食試験の成果(緻密化ジルコン寿命～1年)	●ジルコンのルツボの製造実績はない。 ●旧サイクル機構では金属製ルツボを利用したコールドクルーシブルを開発した。	・工学規模程度のルツボ試作や電解試験等を実施し、物理的・機械的強度や腐食の観点から耐久性を確認しておく必要がある。
			パイログラファイト(Ph-I)	RIARでの実績	●RIARで使用実績があるが寿命が1000hr程度で20バッチで交換する必要がある。	・ジルコンのバックアップとしてパイログラファイトの長寿命化の開発も平行して実施する必要がある。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(3/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
同時電解	電位　(陽極/陰極)		陽極：約0V、陰極：約-0.7 V（塩素基準）	NaCl-CsCl系でのUO_2の酸化還元電位およびRIARのPu試験の実績	●国内U試験で同時電解の成立性を確認した。 ●RIARでは、Pu共存下での原理成立性を確認した。	・陰極電位は妥当であるが、陽極電位を設定するデータは無い。
	電流密度(陽極/陰極)		0.4A/cm^2(1400A)定電流電解	国内のU試験およびRIARのPu試験の陰極電流密度		・陰極電流密度は妥当であるが、陽極電流密度を設定するデータは無い。
	電流効率(陽極/陰極)		50%	国内・同時電解U試験で陽極側60～70%、陰極側95%を達成している。		・設計は妥当である。
	処理時間(←UO_2の溶解速度と析出速度)	○	6h（電解ｼﾐｭﾚｰｼｮﾝより設定）	TRIASコード計算結果をもとに設定(国内・同時電解U試験結果をもとに評価すると4h)		・陽極は電気的接触が確実で簡単な構造とする必要がある。
	HM回収率（UO_2製品）		本工程の入量の、UとNpは76%（目標値）、Puは0.5%、AmとCmは0.1%	U回収割合は設定値。TRUの同伴率は、RIARでの試験結果	●RIARにおけるPu試験では溶融塩中Pu濃度2.8wt%でPu移行率は0.5～1.5%であった。	・設計は妥当である。
	FP同伴率（UO_2製品）		本工程の入量の、希土類は0.1%、NMは15%	希土類はRIARﾎｯﾄ試験結果。NMは国内・同時電解試験から設定	●RIARにおけるPu試験ではRuとCe移行率は、それぞれ2%と3%であった。	・設計は妥当である。
	塩巻込み量（UO_2製品）		UO_2量の10%	過去の経験に基づく東芝想定	●RIARにおけるPu試験では塩含有率は3～9%であった。	・設計は妥当である。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(4/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
塩素化溶解（浴調整）（追加溶解）	処理温度		650℃	RIARでの試験温度	高燃焼度使用済み燃料のホット試験をRIARで実施した結果から塩素化溶解による全量溶解を確認した。	・溶解温度の設定は妥当であるが、Pu溶解速度が遅い場合は温度を700℃に上げることも可能。
	処理時間(←溶解速度)		浴調整時　2h 追加溶解時　24h	反応率と塩素ｶﾞｽ流量を用いた計算より算出。		・使用済み燃料試験から残りの25%を溶解する時間を計算すると、3～4hrとなり、追加溶解時間は見直しが必要である。
	塩素ガス反応率		30%	JNC国内試験にて650℃で塩素ｶﾞｽと燃料を常に接触する条件で30%達成	●BOR-60使用済燃料試験の塩素利用率は、30%程度	・設計は妥当である。
	溶解率		溶解率100%	使用済燃料試験の実績		・設計は妥当である。
貴金属FP分離	処理温度		650℃	（国内・貴金属FP回収U試験では、650℃）	Rhコーティング電極によるU試験で、Rh,Pdを選択的に90%以上回収した。（U）	・設計は妥当である。
	陰極材料と形状		白金族(Rh)ｺｰﾃｨﾝｸﾞ陰極、4極円柱形（3500 cm2）	国内U試験成果（貴金属ｺｰﾃｨﾝｸﾞ陰極にはUO2が付かない）		・陰極材料と形状は妥当であるがコーティングの耐久性に不安があるので板状や円筒状の貴金属製陰極も検討すべきである。
	電流密度(陰極)		0.14A/cm^2（H14設計目標値）	今後のR&Dに期待して グラファイト陰極と同等の0.14A/cm^2を設計目標とす		・陰極電流密度は0.05A/cm2以上にできると予想される。
	電流効率(陰極)		75%	国内U試験の電流効率（65～78 %）から設定		・陰極電流効率の設定は妥当である。
	処理時間		4h	電解シミュレーションより		・電流密度の見直し結果を反映して変更する必要がある。
	HM同伴率 （貴金属FP廃棄物）		0.1%	Rhコーティング陰極によるU試験では、貴金属FPを90%以上選択的に析出させることができた。		・設計は妥当である。
	FP回収率 （貴金属FP廃棄物）		本工程の貴金属FP入量の90%			・設計は妥当である。
	塩巻込み量（貴金属FP廃棄物）		貴金属FP量の10%	過去の経験に基づく設定		・設計は妥当である。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(5/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
MOX共析	MOX共析物中のPu濃度中央値	○	目標33%（臨界計算はPu fissile量。Pu_f量～全Pu量×約0.6）	Uで希釈してPu富化度を30%に調整するため、MOX共析におけるバラツキを考慮して設定	●2001～2003年にPu試験をRIARで実施し、富化度30%以上のMOXが析出した。 ●2004年のBOR60使用済み燃料による再処理試験でも富化度30%のMOXが析出した。	・MOX共析物中のPu濃度中央値は妥当である。 ・小型炉心等で30%以上のPu富化度となると効率は低下する。
	処理温度		630℃	RIARでのﾎｯﾄMOX共析試験の実績	●上記試験は630℃で実施した。	・設計は妥当である。
	電位　（陰極）		調整値	2004年のMOX共析ホット試験の電位	●上記試験の陰極電位は-0.7V程度であった。	・大まかな値としては妥当であるが電解条件、電流密度、U,Pu濃度によって変化することを注記する必要がある。
	電流(陰極)		1500→600A	電解シミュレーション	●上記ホット試験の結果を調査中	・初期電流密度は高すぎると思われる。 最新のデータで見直すことが必要
	電流効率(陰極)		50%	2004年のMOX共析ホット試験に対してある程度の性能向上を見込んで設定	●上記試験の電流効率は約35%であった。	・設計は妥当である。
	処理時間(←MOX析出速度)	○	12h	電解シミュレーションにより8h＋酸化還元4h	●上記ホット試験には、48hr程度を要した。	・電流密度、効率を反映した見直しが必要
	吹込ガス組成		酸素＋塩素＋Ar混合ガス。	RIARでは、浴塩中U/Pu濃度に応じて酸素分圧が調整されている。	●上記ホット試験では、塩素ガス分圧も制御しPu沈殿を防止した。	・Pu沈殿防止のため、吹込ガス中の塩素分圧を規定すべきである。
	HM回収率（MOX製品）		本工程の入量の、U、Np、Puは90%、AmとCmは0.1%	RIARﾎｯﾄ試験とMOX燃料製造ﾃﾞｰﾀにもとづく設定	●上記ホット試験で入量の90%を回収	・設計は妥当である。
	FP同伴率（MOX製品）	○	貴金属FPは本工程の入量の100%。希土類は本工程の入量の2%	NMは保守的設定。RE同伴割合はAm/Cmと同じと仮定	●模擬FP添加試験を実施した結果、希土類のDFは50程度。 ●上記ホット試験の結果を調査中	・設計は妥当である。
	塩巻込み量（MOX製品）		MOX量の10%	過去の経験に基づく想定	●上記ホット試験では20%であった。	・ホット試験を反映して20%とすべきである。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(6/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
絞り電解（TRU回収）	TRU回収方法	○	絞り電解	電解シミュレーションによる。	●2003年に絞り電解のAm試験を実施したが5～15%しかAmを回収できなかった。	・パイログラファイトに代わる液体金属陰極による絞り電解を検討する必要がある。
炭酸沈殿（TRU回収）	TRU回収方法	○	炭酸Naを投入し、MA（RE)を沈殿分離。	LWR電共研及びRIAR試験より	2003年度・RIARのMOX試験の結果、99%以上のAm回収したが、REのDFが１～2と低かった。	・炭酸沈殿だけでは、MAと希土類の分離は困難と予想されるので、追加の分離工程を開発する必要がある。
液体金属抽出（TRU回収）	TRU回収方法	○	溶融金属（Cd又はBi）による多段抽出	ANLや電中研での試験を踏まえた工学的判断	●LiCl-KCl塩による多段バッチ抽出試験を実施、TRUは99%以上回収したがDFは5程度。	・パイロコンタクター（遠心機）は、制御性や耐久性の面で技術的に困難と予想されるため、より簡易な構造の向流多段抽出機を検討すべきである。
リン酸沈殿（浴塩再生）	処理温度		630℃	絞り電解と同一温度とする。	●2004年のBOR60使用済み燃料による再処理試験で実施。	・設計は妥当である。
	処理時間		4h(反応時間は10分程度)	国内試験結果を踏まえた工学的判断		・Ce,Sr等を用いたコールド試験で沈殿反応が安定する時間は、単一元素で1～2時間、複数元素で2～3時間であった。
	試薬と、その量		Na_3PO_4-$2Cs_3PO_4$、を沈殿反応の化学当量の1.5倍	沈殿の化学反応式による。	●沈殿反応に必要な化学当量の1.5倍で完全に沈殿	・設計は妥当である。
	HM同伴率 （リン酸沈殿物）		本工程の入量の、Uは90%、Puは97%、Npは100%、AmとCmは99.9%	RIARでのホット試験結果		・設計は妥当である。
	FP回収率 （リン酸沈殿物）		本工程の入量の、希土類とアルカリ土類は99.5%、アルカリ金属は0.1%	RIARでのホット試験結果		・FP回収率は回収残も考慮して見直すべきである。
	沈殿物回収法		遠心分離法	RIARPuO2沈殿回収試験に基づく工学的判断	●上記ホット試験では一部の沈殿物しか回収できなかった。	・リン酸沈殿密度と溶融塩密度の比重差は小さいため、特に小粒子については遠心方式による回収は困難。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(7/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
余剰塩回収	回収方法		回収容器による汲み出し			・真空移送、竪型遠心ﾎﾟﾝﾌﾟ等による連続移送方法が適用可能と考える。
	処理温度		630℃	リン酸沈殿と同一温度		・NaCl-2CsCl塩の融点(495℃)を考慮して移送時の冷却固化を防止するため、550～600℃程度が適当と考える。
	処理時間		2h(含む回収容器着脱1h)	工学的判断		・連続移送方式の場合は適当と考えるが、バッチ式の場合は見直しが必要である。
析出物処理	処理方法	○	機械式粉砕＋真空蒸留法	真空蒸留/誘導加熱方式(設計進捗による見直し)	●蒸留分離装置の基礎データ(C) ●同上：工学機設計(C) ●UO2顆粒の蒸留試験(U)	・残留塩素濃度許容値を設定すること、並びに蒸留方式が許容値を満足することを確認する必要がある。
	処理能力		UO_2回収物　34.8 kg/バッチ MOX回収物　14.9 kg/バッチ TRU回収物　14.6 kg/バッチ	4陰極分/バッチ(設計進捗による見直し) 塩素化・電解槽からの搬入量		・左記の基礎試験結果から処理能力を評価中。
	処理温度		粉　　砕：室温 真空蒸留：加熱室　900℃(圧力　0.002mmHG)	水洗浄後の真空蒸留条件		・左記の基礎試験結果から処理温度を評価中。
	処理時間		UO2:13hr/バッチ MOX:10.9hr/バッチ	工学的判断		・左記の基礎試験結果から処理時間を評価中。
	顆粒の品質		・塩分濃度：50ppm ・粒径分布は燃料製造で設定。1000-850μm：40%、850-425μm：18%、425-106μm：10%、106-45μm：18%、45μm以下：14%	・塩素濃度はロシアにおけるペレットの許容値と同じとRIARが設定	・UO2析出回収物中の残留塩量を分析中 (U)	・リサイクル燃料の照射試験では、Uゲッターにより O/Mが低く維持されているので、塩素は塩化物として存在し、被覆間は腐食しないので、もっと許容できるとの見解がRIARより示されている。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(8/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
リン酸塩	固化体と、その特性	○	鉛リン酸ガラス ・固化体組成：約40wt% $Pb(PO_3)_2$ −約30wt% $NaPO_3$ −約30wt% FPリン酸塩(Feリン酸塩含む) ・失透温度　：～400℃	国内およびRIARにおけるガラス固化試験の成果 ・浸出速度は、ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽと同等 ・固化体発生量をこれまでの約20%低減の見通し		・鉛リン酸ガラスは、フツリン酸ガラスに比べ希土類FPをより多く固溶し、廃棄物の減容性に優れているが、全く新しいガラス固化体であり、ロシアでの試験データしか存在しない。
	処理方法		リン酸塩に鉛リン酸ガラス基材を投入→溶融(900℃、1h)→焼鈍(300～350℃、1h)→自	最新の試験成果		
	処理能力		300L／台 なお、150Lキャニスタ	物質収支評価結果		・鉛リン酸ガラスを選定した場合には妥当 ・リン酸ガラスは腐食性が強いのでガラス溶融炉の材料にも注意が必要である。
	処理温度		900℃	最新の試験成果		
	処理時間		溶融時間　1時間／バッチ	RIARにおけるホット試験の成果		
余剰塩	固化体と、その特性	○	フツリン酸ガラス ・固化体組成：約15wt% AlF_3 −約5wt% Al_2O_3 −約20wt% $NaPO_3$ −約60wt% $NaCsPO_3$（余剰塩分） ・失透温度　：～400℃	最新の試験成果 ・浸出速度は、ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽと同等		・リン酸塩は、リン酸系ガラスに閉じ込めるしかないので、余剰塩についてもフツリン酸ガラスを選定したことは妥当である。
	処理方法		リン酸による余剰塩のリン酸転換→フツリン酸ガラス基材投入→溶融→焼鈍→自然冷却	国内およびRIARにおけるガラス固化試験		・国内試験によってロシアの結果を確認するとともに、転換機構等の基礎データを取得して選定の妥当性を確認する必要がある。
	処理能力		300L台 なお、150Lキャニスタ	物質収支評価結果		・フツリン酸ガラスを選定した場合には妥当 ・発生するオフガスに塩素が含まれている可能性があり、ルツボやオフガス系の材料の選定に注意が必要である
	処理温度		リン酸転換：600℃ ガラス溶融：900℃	最新の試験成果		
	処理時間		リン酸転換：2h／バッチ ガラス溶融：1h／バッチ	国内およびRIARにおけるガラス固化試験の成果		

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(9/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
NM陰極析出物	固化体と、その特性		金属インゴット化 ・固化体密度：12g/cm3 ・FP含有量：100% ・融点：～1600℃	工学的判断	模擬高レベル廃液中の貴金属を1600℃で処理してインゴット化した実績がある。	・過去の類似技術開発成果より判断して妥当な設計となっている。
	処理方法		誘導加熱により1600℃で溶解して、インゴット化	旧サイクル機構の超高温処理法		
	処理能力		4.57kg/ﾊﾞｯﾁx140ﾊﾞｯﾁ(0.4L容器/ﾊﾞｯﾁ)	物質収支評価結果		
	処理温度		1600℃（溶融炉の運転温度）	ガラス溶融炉との共用についてはH14再検討		
	処理時間		140バッチ/年	発生量の処理に必要		
全体	物質収支（プロセスフロー、元素分類）		・元素を U,Np,Pu,Am,Cm,ALE,ALM,RE,NM,HG,VFP,T,NG に分類した。 ・工程毎の移行率を利用して物質収支計算を実施した。	・塩化物生成自由エネルギーと燐酸沈殿の挙動からALE、ALMを分類した。 ・希土類はU,TRUに混入しやすいので分類した。 ・白金族類は、塩素化溶解後、電解で分離するので分類した。 ・ハロゲンは、塩化物の溶融塩中に蓄積しやすいので分類した。 ・揮発性FPは、揮発後フィルターに蓄積しやすいので分類した。 ・上記FPの内、塩化物が揮発しやすいもの（沸点500℃以下）は揮発性FPに分類した。	高燃焼度使用済み燃料のホット試験をRIARで実施した結果から左記分類と物質収支計算の妥当性を確認した。	・設計は妥当である。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(10/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
塩素ガスリサイクル	塩素ガス回収方法	○	液体窒素による冷却を利用した深冷分離法	RIARにおいて液体窒素による深冷分離を利用し模擬オフガスでリサイクルを実証した。	・各種方法について机上検討した結果、一般工業界における実績も多い加圧型深冷分離法を選定。 ・代替ｶﾞｽ(ｼﾞﾒﾁﾙｴｰﾃﾙ)を用いた基礎試験の結果、理論計算値と同じ回収率92%を得た(-80℃、202KPa)。 ・工学機器の概念設計を実施した。	・設計は妥当である。
	装置の構成		Cl_2-N_2-O_2-CO_2-揮発性FP混合ガス			・ホットセル内に設置することを考慮して構造を簡素化する必要がある。
	処理能力		10kg/hr ホットセル内に設置	RIARにおいて小規模装置の経験		・要求処理能力の確保は可能であるが、各種機器を組み合せたシステムのため、セル内設置が可能な小型装置の成立性を確認しておく必要がある。
塩素ガス除去系	塩素ガス除外方式		緊急用を設置	漏洩検知による塩素ｶﾞｽ供給装置ｲﾝﾀｰﾛｯｸなどにより、セル内への大量の塩素ｶﾞｽ漏洩確率は極めて小さいと推定される。		
	処理能力		ー	ー		・処理能力は設定する必要がある。
マテリアルハンドリング	溶融塩の移送方法		天井ｸﾚｰﾝにより、電解装置のルツボごと移送	H14年度　セル内設計で検討	●真空移送法による基礎データ(C)	・頻度、量により移送方式(バッチ式、連続式)を選定することが必要。
	粉体・顆粒取扱方法	○	自動遠隔操作	RIARにおける実績	●RIARにおける振動充填燃料製造自動ﾗｲﾝにより工学規模で実証(Pu)[V.B.Ivanov,et al,Global'97,p906] ●電解析出物のﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞの基礎ﾃﾞｰﾀ©	・脱被覆後の燃料粉の電解槽への装荷等、すべての条件における紛体・顆粒の取扱技術については未検討であるが、湿式等も含めた既存技術を流用した自動遠隔操作は可能と考える。
	輸送容器・機器のハンドリング		輸送容器：専用ﾓﾉﾚｰﾙ、移送台車により移送			・成立性を確認するためには、遠隔試験により選定した遠隔機器で目的の作業が所定時間内で実施可能かどうかを確認する必要がある。

表 5.4.1　酸化物電解法の技術開発成果と今後の課題(11/11)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの技術開発内容と主な成果	今後の開発課題
保守	保守時の除染方法		セル内除染エリアにてウェスによる拭取り セル外では水・薬品による遠隔除染			・直接保守できるように除染するには多大な労力と時間を要する。
	遠隔保守・補修方法		ﾊﾟﾜｰﾏﾆｭﾌﾟﾚｰﾀ方式と補修ｴﾘｱにおけるﾏｽﾀｰｽﾚｰﾌﾞﾏﾆｭﾌﾟﾚｰﾀ方式の組合せ	RIARにおける実績	●RIARでは、セル内MSMにより電解槽の組み立てを実施している。	・成立性を確認するためには、遠隔試験により選定した遠隔機器で目的の作業が所定時間内で実施可能かどうかを確認する必要がある。
安全性	塩素ガス漏洩対策	○	セル内雰囲気モニタ、ガス系流量モニタによるインターロック。	国内、ロシアでの実績	●国内でGB内塩素モニターと警報作動の実績 ●ロシアでは、長期にわたるセルでの実績	・低濃度でも長期間にわたって塩素ガスに曝される箇所については、適切な検査手段を講じるなどの対策が必要である。 ・異常漏えい対策としてのモニタおよびインターロックの設置は妥当。
	臨界安全性	○	Pu富化度30%MOXが8.4kg以下となるように電解槽の処理量を制限	Pu富化度30%のMOXを対象とした制限	●設計レビューを実施	・電解槽内でのPu沈殿等30%以上のPuの存在を考慮した臨界評価の実施が必要 ・臨界を防止するための操業の制約についても検討が必要である。
	耐震・免震設計		・固定可能な機器は固定による耐震 ・電解槽には床免震を採用	電解槽は遠隔操作に対応するため耐震構造が困難なため	●原子炉制御室用の床免振の実証試験	・ホットセル内の免振床の保守方法を検討する必要がある。
	火災・爆発防止		電解槽温度監視、インターロック等 セル内高温機器には冷却水は利用しない	セル内には、多量の可燃物は存在しないため、特別な対策は不要。	●RIARでの操業では火災や爆発の経験は無い	・MA回収が多段抽出である場合には、火災の可能性のある金属を取り扱う工程がArセルに格納されており、火災・爆発防止対策は妥当 ・深冷分離装置中の低温液体窒素、液体塩素を安定的に取り扱えるかの懸念がある。
	電源喪失時対策		安全上重要な機器には、非常用電源を供給	法により規制されている		・電源喪失時対策は妥当であるが安全上重要な機器の選定等、最新の設計で見直す必要がある。
保障措置	計量管理方法	○	検討書234頁参照 (分析項目、分析点数、主要計測点数を概略評価。保障措置についてはMBAと計測点の設定程度。妥当性の評価は今後。)	現状の管理方法を想定	●核管センターによる検討を実施中	・現状の方法の適用性を検討することは妥当である ・酸化物粉体や溶融塩のバルク計量時のサンプリング均一性については、誤差を確認しておく必要がある。 ・酸化物電解法に適した分析技術を検討もしくは開発することが望ましい。 ・酸化物電解法固有の核拡散抵抗性を考慮に入れた合理的な保諸措置概念について検討することが望ましい。
	サンプルの代表性			サンプリング誤差は、溶融塩は硝酸溶液で、析出顆粒は粉末で代用。		
	分析手法			同位体希釈質量分析		
	分析精度			0.6%（国際的に想定されている目標制度）		

表 5.4.2　リン酸ガラスの特徴の比較

種類	特徴	備考
リン酸ガラス	リン酸（P_2O_5）を主成分（70%)とし、アルミナ（Al_2O_3)等を30%程度添加したガラス	高レベルガラス固化体として検討されたが炉材の腐食が課題であった。
フツリン酸ガラス	リン酸ガラスにフッ化アルミ（AlF）を添加し、耐水性を改善したガラス。アルカリ金属の閉じ込め性がよい	アルカリ金属を多く含む余剰塩のリン酸転換物の安定化に選定
鉛リン酸ガラス	リン酸ソーダ（Na_3PO_4)とリン酸鉛（$Pb(PO_3)_2$）を主成分とするガラスで、希土類の閉じ込め性がよい	希土類FPを多く含むリン酸沈殿物の安定化に選定
鉄リン酸ガラス	リン酸と酸化鉄（Fe_2O_3)を主成分とするガラスで他のリン酸ガラスに比べ耐熱性に優れている。	米国が放射性廃棄物用に開発した。最近、FPを多く添加できるガラスとして国内でも開発されている。

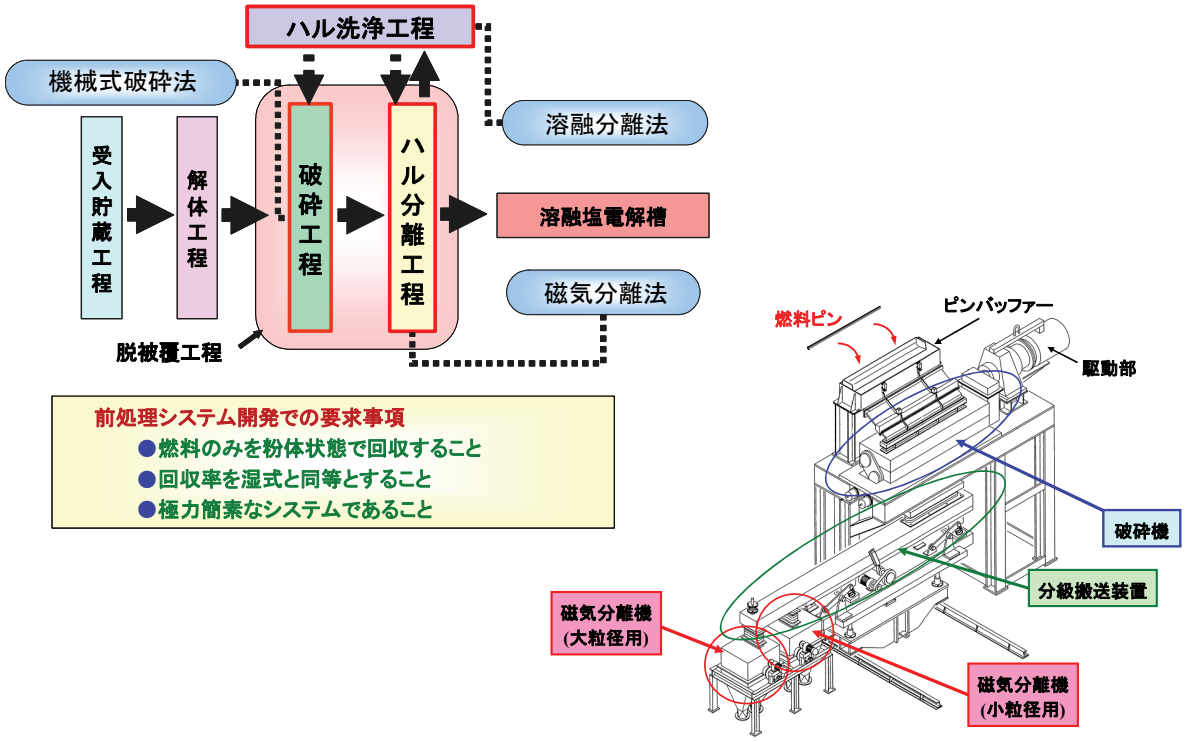


図 5.4.1　2軸せん断法による脱被覆工程と装置概念

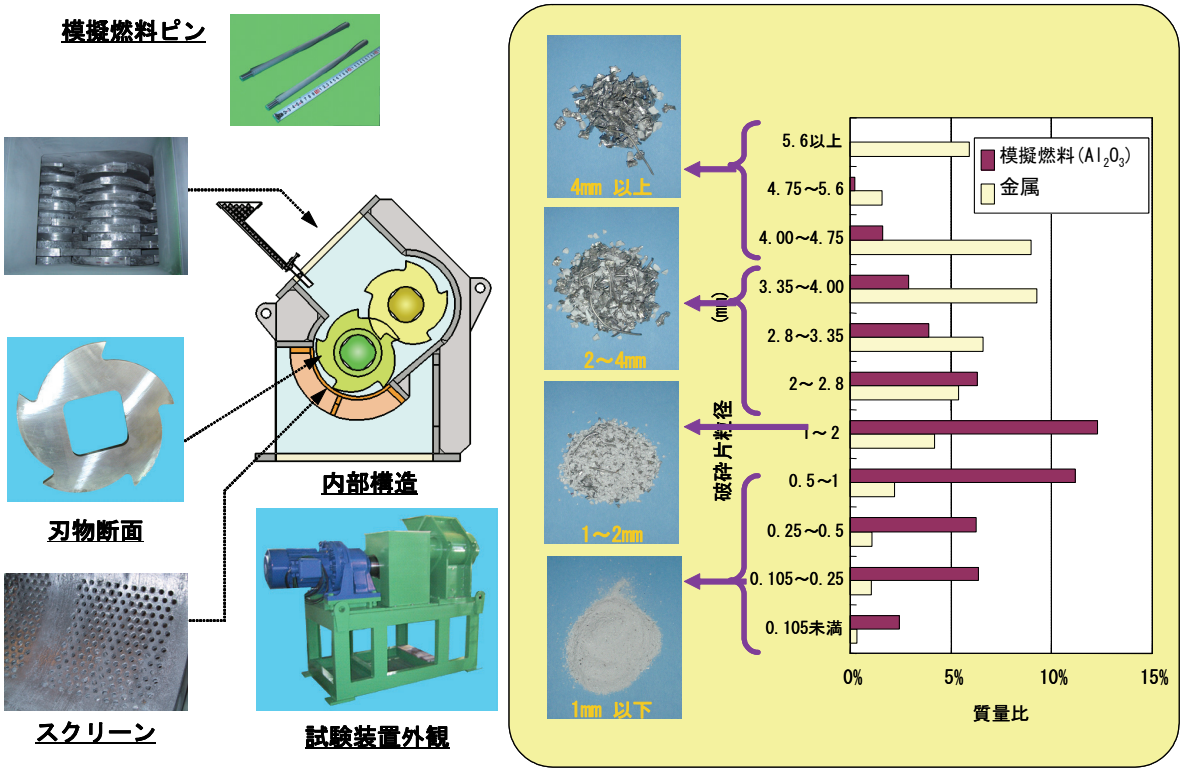
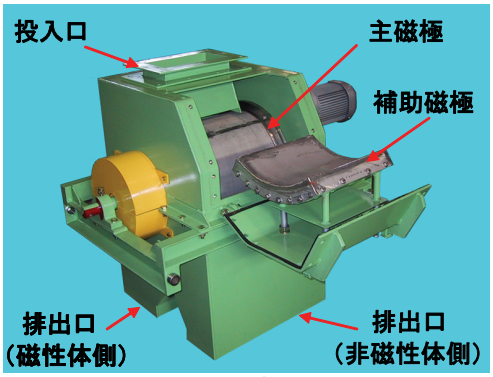


図 5.4.2　2軸せん断試験装置の外観とコールド試験で得られた粒径分布



要素試験装置外観

項目	仕様
型式	乾式ドラム型
磁石型式	希土類永久磁石 (ﾈｵｼﾞｳﾑ-鉄系)
ドラム寸法	400(OD)×430(W)
磁束密度	ドラム表面 最大0.93T
ドラム速度	10～70m/min可変

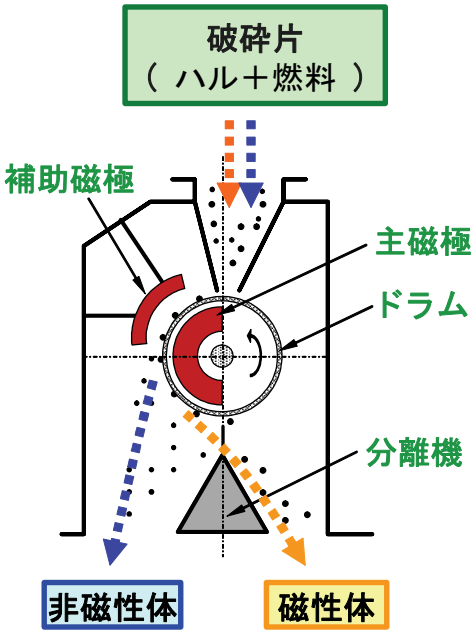


図 5.4.3 磁気分離の方法と試験装置の外観および仕様

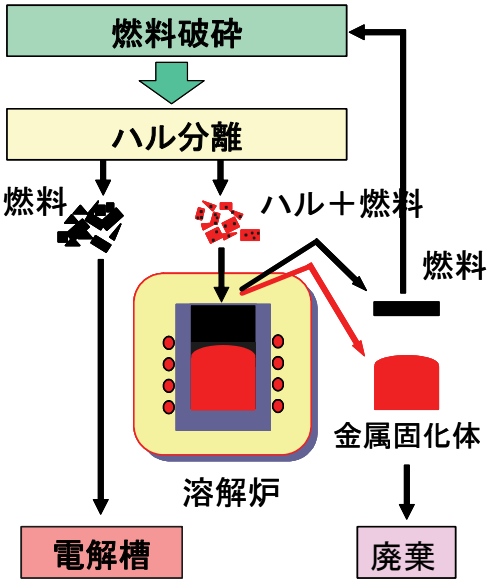


図 5.4.4 溶融分離によるハルからの残留燃料の回収方法と U 試験の結果

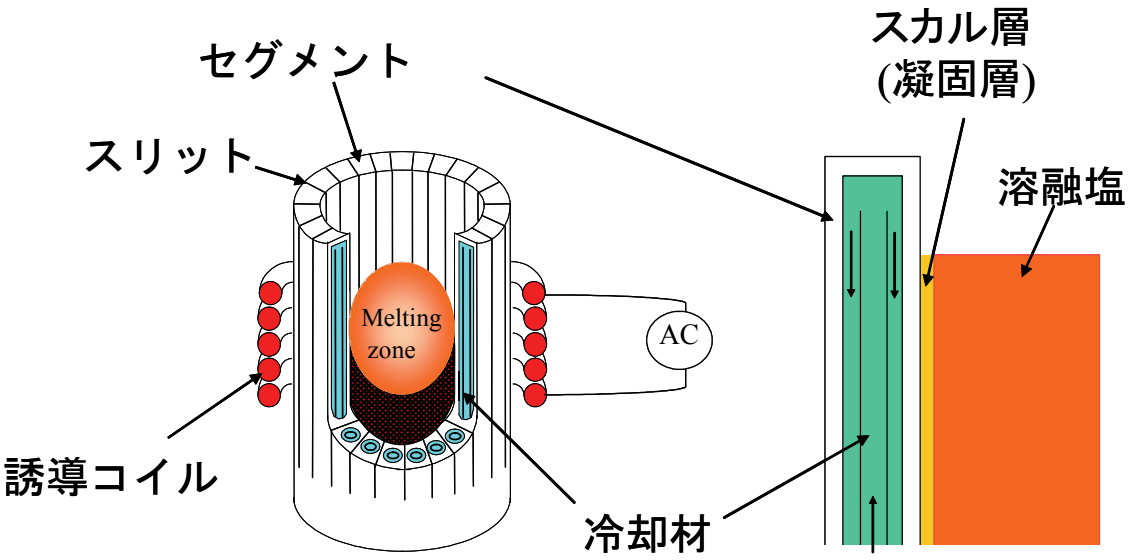


図 5.4.5　誘導加熱型コールドクルーシブル電解槽（CCIM）の概念

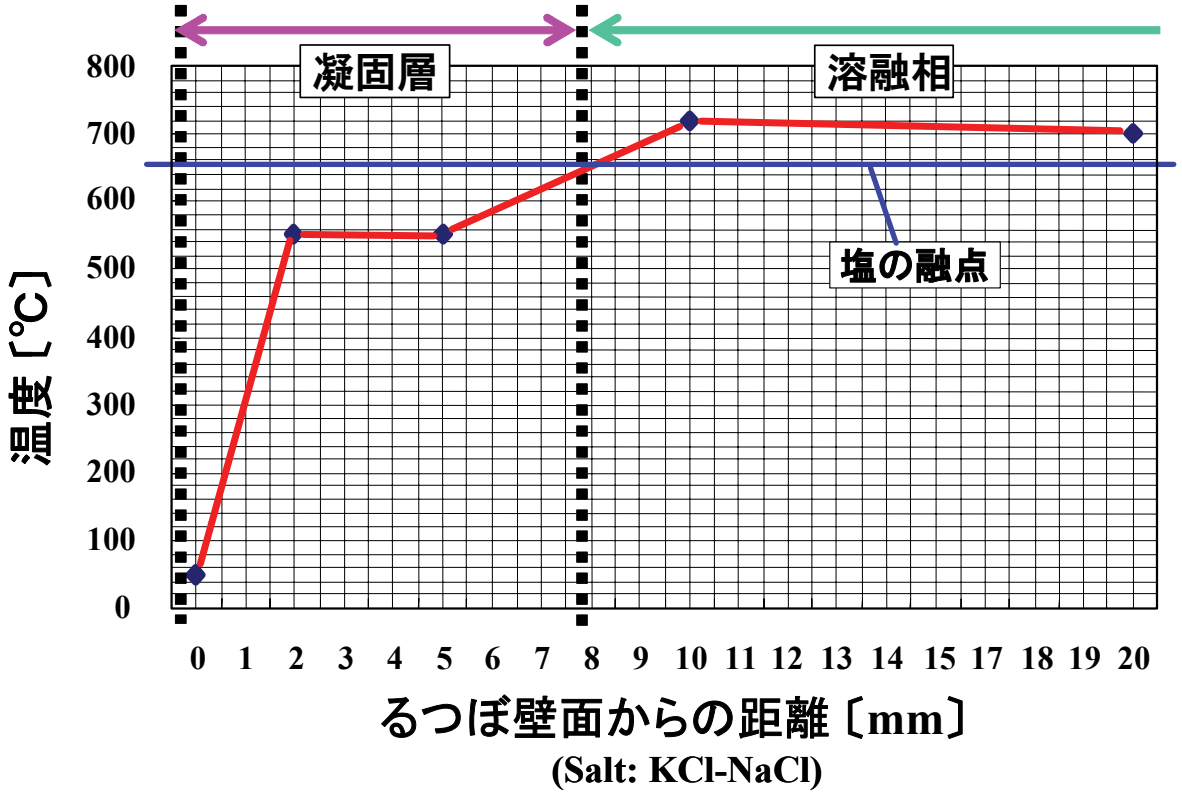
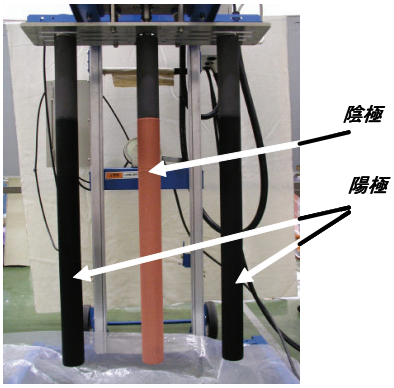
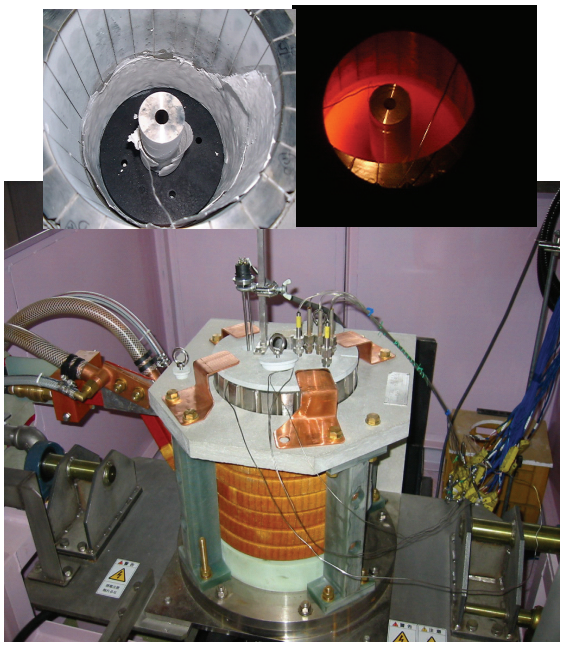


図 5.4.6　CCIM 電解槽における凝固層の生成

◆ 電解槽構造:
アニュラー型 (φ210×H360)
誘導加熱型
◆ 電極構造:
棒状電極



硫酸銅溶液を用いた電極配置の確認試験



工学規模CCIM型電解槽
(東海事業所第２応用試験棟)

図 5.4.7　工学規模 CCIM 電解槽試験装置の外観

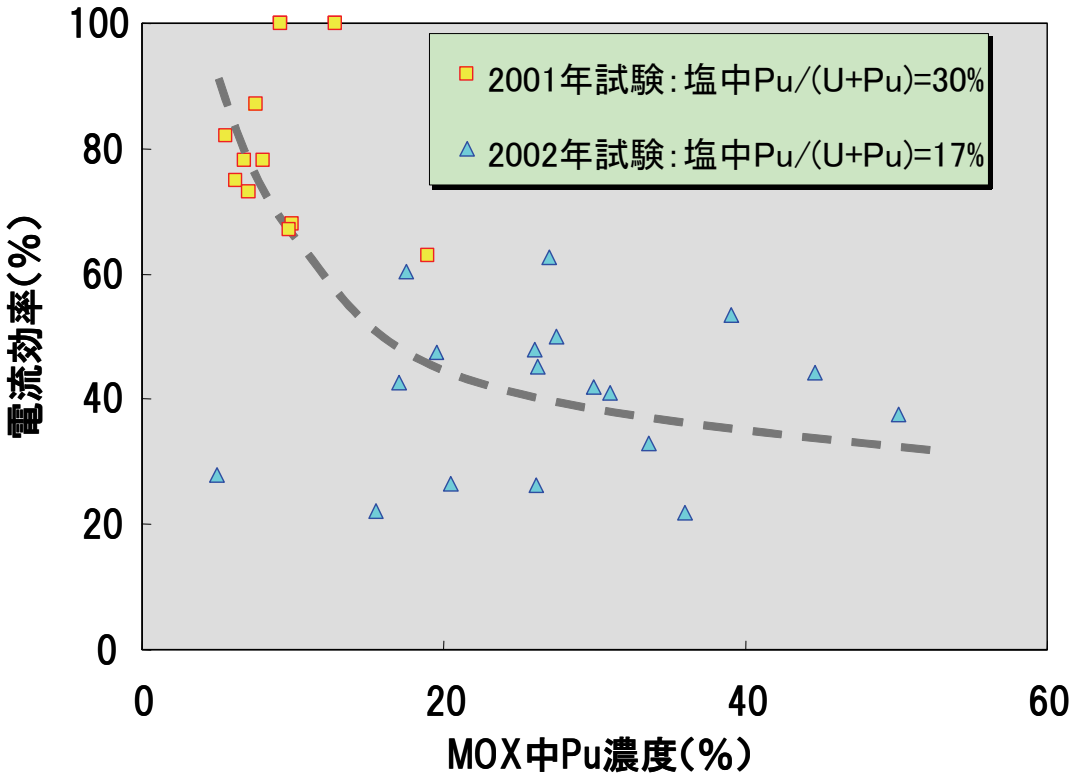


図 5.4.8　MOX 共析電解 Pu 試験の電流効率と MOX 中 Pu 富化度

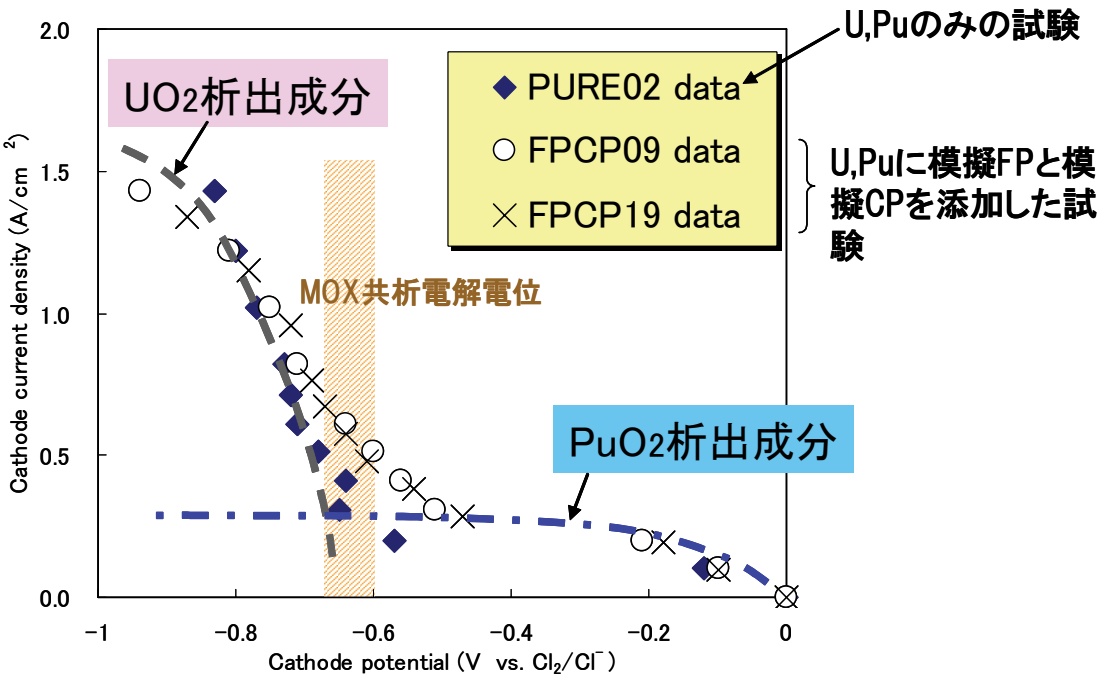


図 5.4.9　MOX 共析電解における Pu 富化度調整方法

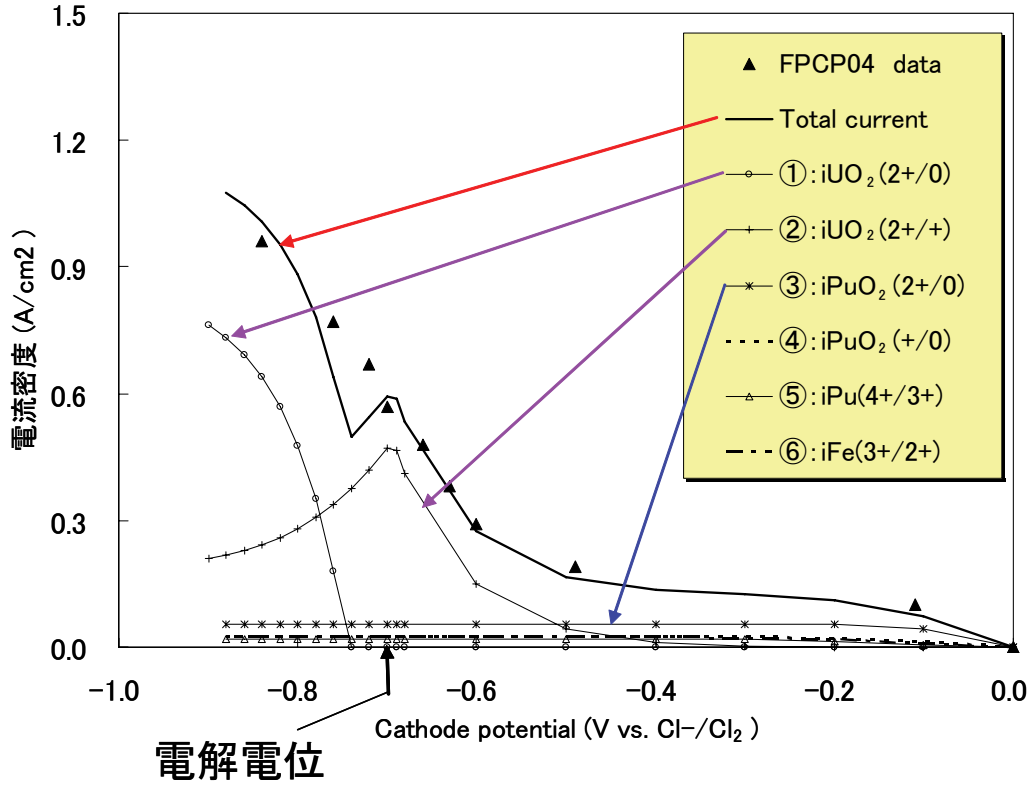
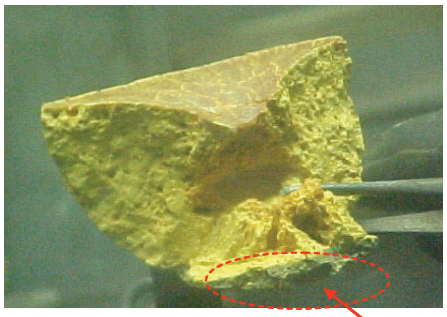
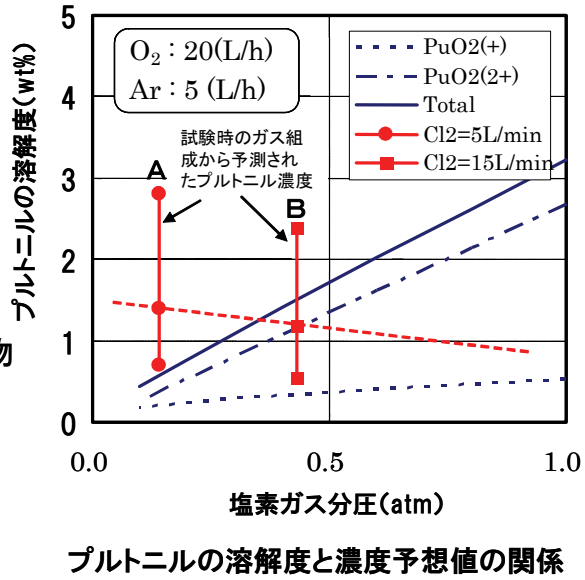


図 5.4.10　MOX 共析電解における電流成分の解析結果

試験後のルツボから取り出した塩の一部





Pu沈殿が生じた原因は、塩素ガス分圧を下げすぎたことによる。

プルトニルの溶解度と濃度予想値の関係

図 5.4.11　MOX 共析電解で生じた Pu 沈殿物とその発生原因の検討

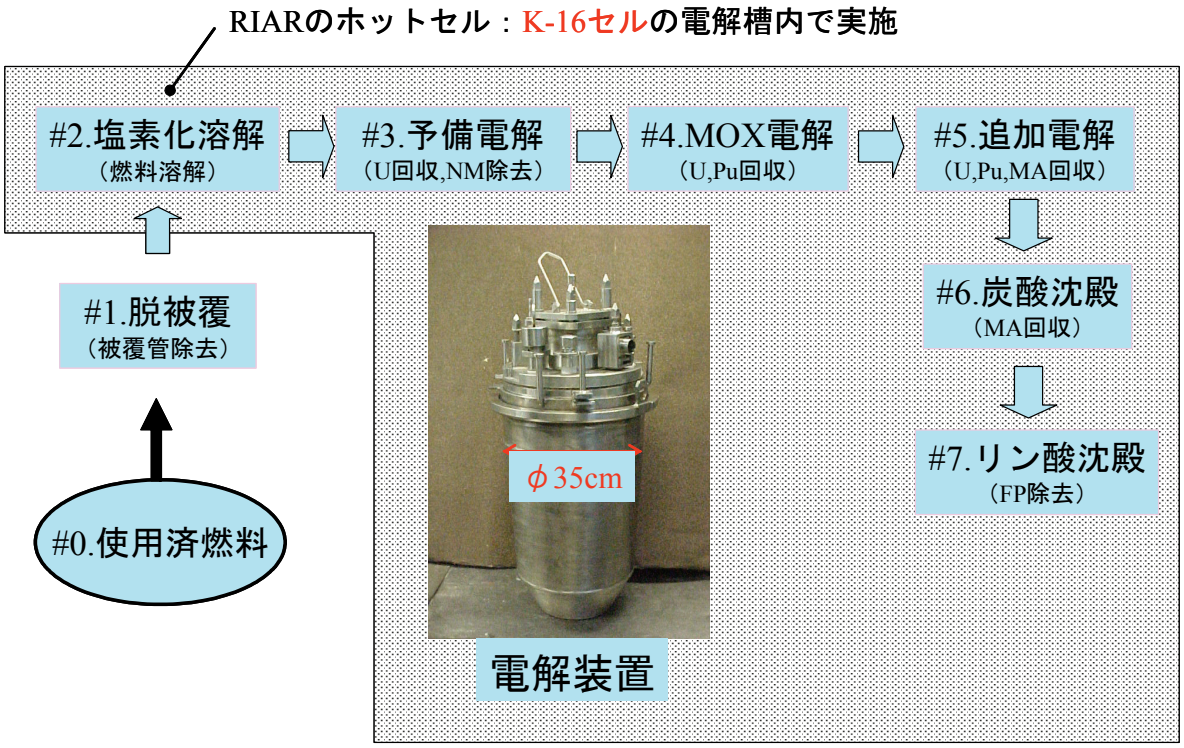


図 5.4.12　RIAR のホットセルで実施された使用済燃料試験のステップ

＃０．使用済燃料準備：

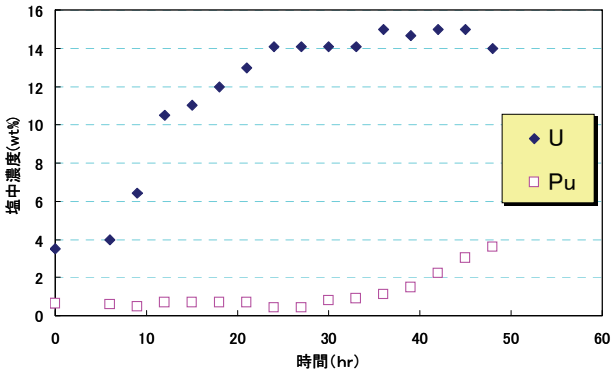
●供試材：BOR-60燃料ピン60本

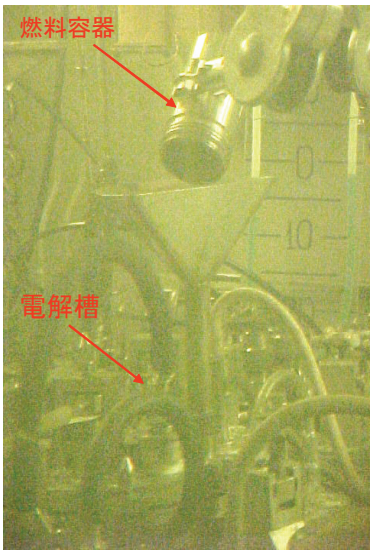
●燃焼度：平均14 % h.a.（約13万MWd/t）

＃１．脱被覆：

●ピンせん断により燃料5.0kgを脱被覆して電解槽に投入（右図）

＃２．塩素化溶解（下図）



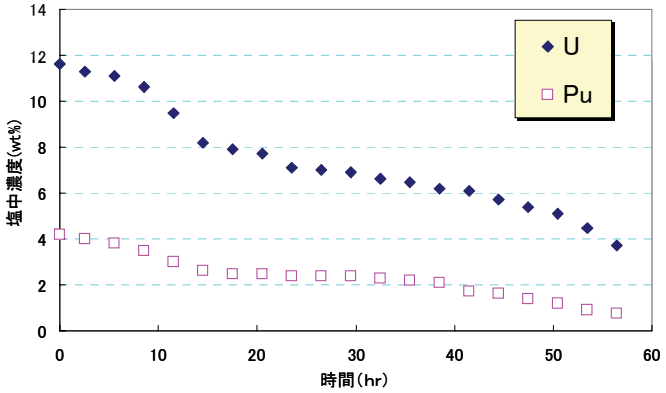


電解槽に使用済燃料粉を投入

図 5.4.13　使用済燃料試験の成果(ステップ#0～#2)

＃３．予備電解(Ｕ回収、NM除去)
●　予備電解を４回実施し、NM除去と塩中Pu/U 比を３／７に調整した。

＃４．MOX電解（Ｕ，Pu回収）
●塩中のU,Pu濃度比が一定になるよう制御しながら電解し、2.7kgのMOXを析出させた。（右下図）
●Pu富化度が約30%のMOX析出物を約35%の電流効率で回収することができた。（左下図）

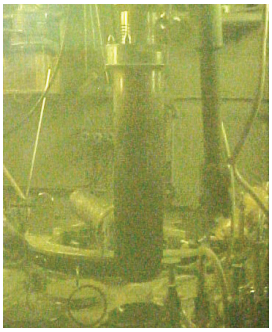


回収したMOX析出物
（U+Pu　2.7kg)

図 5.4.14　使用済燃料試験の成果(ステップ#3～#4)

＃６．追加電解（残留Ｕ,Puの回収）
●塩中のPuを検出限界以下まで電解回収した。
＃７．炭酸沈殿（MA回収)
●Na_2CO_3を徐々に添加し,MAの主成分であるAmの塩中濃度を検出限界以下まで沈殿させ、沈殿したMA（希土類が同伴）を塩中から回収した。（右下図）
＃８．リン酸沈殿（FP除去)
●Na_3PO_4を添加し使用済塩中のFPを沈殿除去した。（左下図）

リン酸沈殿後の使用済み塩
(FP:0.3kg)



遠心力を利用した装置による
MA沈殿物の回収
(MA+FP:0.1kg)

図 5.4.15　使用済燃料試験の成果(ステップ#6～#8)

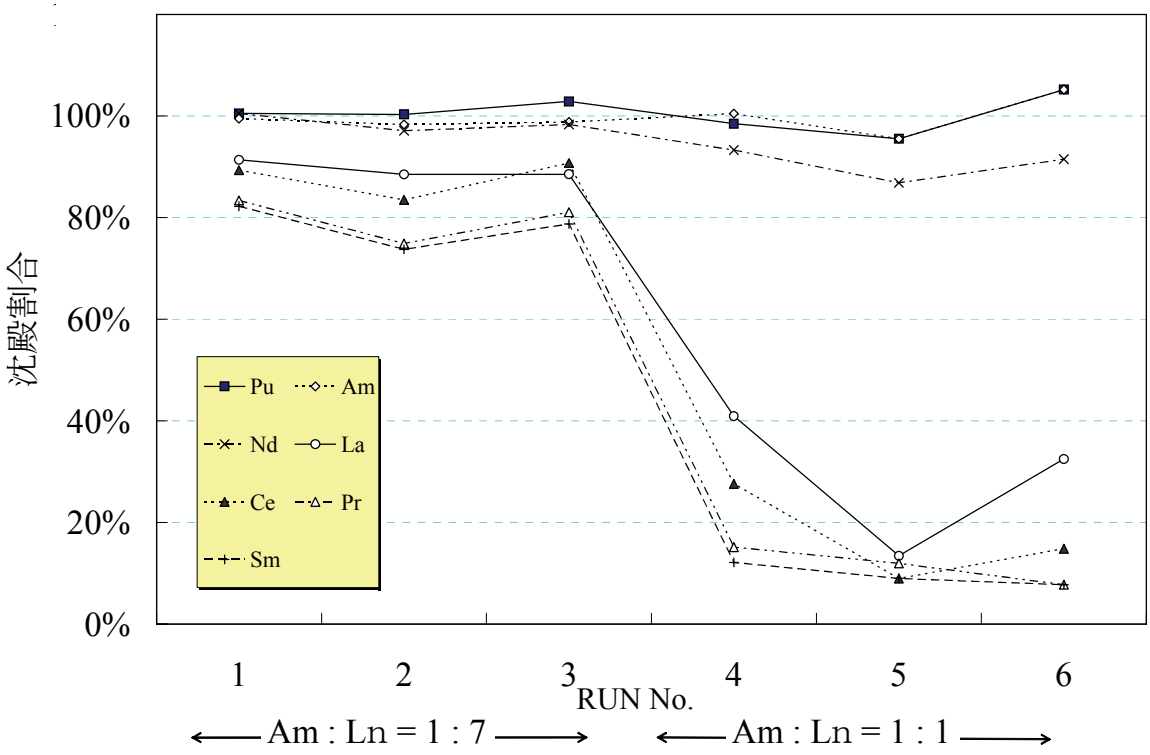


図 5.4.16　炭酸沈殿法による MA 回収試験の結果

6. 金属電解法

6.1 金属電解法の概要

金属燃料の電解処理技術は、米国アルゴンヌ国立研究所（ANL）において、1980年代前半から開発されてきた。ANLでは、Experimental Breeder Reactor-Ⅱ（EBR-Ⅱ）から発生した約25tHMの使用済燃料の処分を目的として、Hot Fuel Examination Facility（HFEF）、Fuel Conditioning Facility（FCF）においてデモンストレーション運転[1) 2)]を実施し、電解処理、廃棄物処理などの金属電解法に関する枢要技術についての実績を蓄積してきた。国内においては、(財)電力中央研究所、旧サイクル機構などが中心となり、金属燃料FBRからの使用済燃料などを対象とした金属電解法に関する研究開発を進めている[3) 4)]。また、英国[5) 6)]、仏国[7)]などでも基礎的な研究は実施されている。

酸化物燃料の金属電解法（Li還元法、電解還元法を付加した手法）に関しては、国内では(財)電力中央研究所、旧サイクル機構などが中心となり、LWR燃料を対象にする場合も含めて研究を実施している[8)~11)]。また、国外においては、米国[12)]、韓国[13)]などで研究が実施されており、特にANLでは電解還元技術を利用して、LWR使用済燃料のUを回収しこれの減容処理を行う100tHM/y程度の規模の金属電解法を基幹技術としたプラント[14)]も検討している。

これらの技術を基に、本章の検討では燃料サイクルシステムの実用化を目指して、高い経済性を有した大規模再処理施設のシステム設計を実施することを目的とした。具体的には、これまでに報告されるANLにおける試験装置を参考に、電解槽、陰極処理、TRU回収等で処理容量の大型化等の改良を施した処理機器を検討し、これを基に金属燃料金属電解法のシステム設計（以下、リファレンスシステムと呼ぶ。）を行った。これらの研究は、(財)電力中央研究所と日本原子力研究開発機構（旧サイクル機構）が共同で実施したものである。

フェーズⅠにおいて、金属電解法再処理システムに関して検討した成果[15)~22)]を以下に述べる。

(1) 金属燃料の金属電解法

処理規模50tHM/yおよび200tHM/yの再処理施設の概念設計研究を実施し、検討評価した。その結果、200tHM/yの再処理施設については経済性の目標値を達成できる見通しを得た。また、50tHM/yの再処理施設についても、経済性の目標値をほぼ達成できるが、機器の高性能化、運転･保守技術の改善等の合理化を進めることにより、さらなる経済性の向上を目指すことが望まれることが示された。

(2) 酸化物燃料の金属電解法

Li還元工程あるいは塩浴塩素化工程を付加した再処理プロセスについて、50tHM/yおよ

び200tHM/yの処理規模の再処理施設の概念設計を実施した。その結果、200tHM/yの再処理施設については経済性目標値を達成できる見通しを得た。また、50tHM/yの処理規模では、湿式と比較して高い経済性を有しているが、経済性の目標値を達成するには、さらなる合理化等の対策が必要であることが示された。

(3) 窒化物燃料の金属電解法

処理規模50tHM/yおよび200tHM/yの再処理施設の概念設計を実施した。金属電解法を用いて窒化物燃料を処理する場合、金属燃料金属電解法の処理工程に加えて、^{15}Nの回収工程、再処理製品（U、TRU金属）の窒化工程の追加が必要となるが、酸化物電解法及びフッ化物揮発法に比べ、先進湿式法と同様、容易に対応が可能であることが示された。

フェーズⅡにおいては、フェーズⅠの検討結果に基づき、以下の項目を重点的に検討した。

(1) 金属燃料の金属電解法

酸化物燃料炉心と金属燃料炉心の平均燃焼度の差を考慮して、同一発電量に相当する使用済燃料を処理する方針とし、酸化物燃料の再処理施設の処理規模50tHM/yに相当する38tHM/yを金属燃料金属電解法の再処理施設の処理規模とした。電解精製槽の大型化、連続式陰極処理装置の採用等の主要機器の高性能化を図り、機器設計の具体化を進めた。さらに、主要機器の運転･保守技術の改善を考慮し、セル内機器配置、建屋配置の設計検討を進めた。また、構築した再処理施設に関して、安全性および経済性等の評価を実施した。

(2) 酸化物燃料の金属電解法

酸化物燃料の還元プロセスとして廃棄物発生量が少ないLi還元法を採用し、処理規模50tHM/yの再処理施設について検討した。Li還元工程の主要機器について具体化を進めると同時に、電解精製槽等の主要機器の高性能化を図った。さらに、主要機器の運転･保守技術の改善を考慮し、セル内機器配置、建屋配置の設計検討を進めた。また、構築した再処理施設に関して、安全性および経済性等の評価を実施した。

(3) 窒化物燃料の金属電解法

フェーズⅠで検討した施設を基に、窒化物回収設備等について見直しを実施し、50tHM/yの処理規模の再処理施設について検討した。この結果を基に、金属燃料の金属電解法（フェーズⅠ）と、経済性等について比較評価した。

さらに、多面的評価炉心で照射した使用済燃料を金属燃料金属電解法により再処理する施設について検討し、今後の枢要な開発課題を摘出した。

なお、1.3でも述べたように、フェーズⅡ後半からは金属電解法の検討対象を、金属燃料対応に限定することとした。フェーズⅡ前半に検討した酸化物燃料の金属電解法、窒化物

燃料の金属電解法への適用性およびLWRからFBRへの移行方法については、フェーズⅡ中間報告[23]の内容を付録7に記載した。

[参考文献]

1) J.E.Herceg, et al. : “ Engineering and Acquisition of Equipment for Electromentallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel”, Proc. ICONE8, ICONE- 8541 (2000).
2) C.E.Stevenson : “ The EBR-Ⅱ Fuel Cycle Story”, USA(1987).
3) K.Sato, et al. : “ Conceptual Design on an Integrated Metal Fuel Recycle System”, GLOBAL2003, New Orleans, U.S.A., pp.744-755, Nov.16-20 (2003).
4) T.Kato, et al. : “ Recovery of Plutonium and Uranium into Liquid Cadmium Cathodes at High Current Densities”,GLOBAL2003,New Orleans,U.S.A., pp1591-1595, Nov.16-20 (2003).
5) B.Hanson, et al. : “ Pyrochemistry: A Program For Industrialization”, GLOBAL2003, NewOrleans ,U.S.A., pp958-965, Nov.16-20 (2003).
6) D.Hebditch, et al. : “ Electrorefining of Uranium and Electropartitioning of U, Pu, Am, Nd and Ce”, GLOBAL2003, New Orleans, U.S.A., pp1574-1581, Nov.16-20(2003).
7) H.boussier, et al. : “ The European Pyrometallurgical Processing Research Program PYROREP : MAIN Issues”, GLOBAL2003, New Orleans, U.S.A., pp966-975, Nov.16-20 (2003).
8) T.Inoue, T.Yokoo : “ Advanced Fuel Cycle with Electrochemical Reduction”, GLOBAL2003, New Orleans, U.S.A., pp2260-2265, Nov.16-20 (2003).
9) 宇佐見剛, 井上正 :“LiCl-Li_2O系における金属酸化物の電解還元基礎研究（Ⅱ）―処理速度向上のための原料形状とLi_2O濃度の最適化―”, L6, 日本原子力学「2002年春の大会」(2002).
10) 倉田正輝, 也 :“酸化物のLi還元前処理を付加した金属燃料リサイクルプラントの物質収支評価”, N22, 日本原子力学会2002年「秋の大会」(2001).
11) 倉田正輝, 他 :“酸化物燃料の電解還元法”, 溶融塩および高温化学2003, Vol.46, No3, pp211-220(2003).
12) 小山正史, 他 :“CPFにおける金属電解法乾式再処理プロセス試験(6)―ウランを用いた連続プロセス性能評価予備試験―”, B56, 日本原子力学「2004年春の大会」(2004).
13) S.X.Li, et al. : “ Electrochemical Reduction of Uranium Oxide Fuel in a Molten LiCl/Li2O System”,GLOBAL2003,New Orleans, U.S.A., 986-993, Nov.16-20 (2003).
14) B.H.Park, et al. : “ A Study on the Electrolytic Reduction of Uranium Oxide in LiCl-Li2O Molten Salt”,GLOBAL2003,New Orleans, U.S.A., pp994-998, Nov.16-20 (2003).
15) A.A.Frigo, et al. : “ A Conceptual Advanced Pyroprocess Recycle Facility”, GLOBAL2003, New Orleans,U.S.A., pp981-984, Nov.16-20(2003).
16) 藤岡綱昭, 他 : “金属燃料リサイクルシステムの設計評価　核燃料サイクル開発機構-(財)電力中央研究所　共同研究報告”, JNC TY9400 2001-028 (2001).
17) 田中 博, 他 : “再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
18) H.Tanaka, et al. : “ Conceptual design Study on Advanced Reprocessing Systems for FR Fuel

Cycle”,GLOBAL 2001、Paris(2001).

19) 西村友宏, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計評価（その１）－リサイクル施設の前提条件、設計、評価－”, N18, 日本原子力学会「2001年秋の大会」(2001).

20) 坂村義治, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計評価（その２）－電解精製法によるU、Pu、MAの回収－”, N19, 日本原子力学会「2001年秋の大会」(2001).

21) 尾形孝成, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計評価（その３）－射出成型による燃料製造システム－”, N20, 日本原子力学会「2001年秋の大会」(2001).

22) 塚田毅志, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計評価（その４）－使用済塩処理と廃棄物処理システム－”, N21, 日本原子力学会「2001年秋の大会」 (2001).

23) 藤岡綱昭, 他 :“窒化物燃料の乾式再処理システム”, N17, 日本原子力学会「2001年秋の大会」(2001).

24) 佐藤浩司, 滑川卓志, 他 :“高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究 フェーズⅡ中間報告 －燃料サイクルシステム技術検討書－”, JNC TN9400 2004-036 (2004).

6.2 リファレンスシステムの設計（金属燃料対応）

6.2.1 施設概念構築

(1) プロセス

金属燃料金属電解法の再処理施設に関する要求仕様として、処理規模は年間200日操業で新装荷燃料38tHM/y製造を設定した。これは、34.3tHM/y（燃料集合体数として199体）の使用済燃料処理に相当する。使用済燃料の内訳は、炉心燃料18.6tHM/yおよび軸ブランケット燃料7.6tHM/y（燃料集合体数として167体）、径ブランケット燃料8.1tHM/y（燃料集合体数として32体）である。またこれと合わせて、UとTRUの回収率99%以上及び製品へのFP混入率0.3wt%以下の2条件を設定した。

金属燃料金属電解法のプロセスフロー概念図を図 6.2.1に、金属電解法再処理施設のブロックフロー図を図 6.2.2に示す。商用規模の再処理施設を対象とした本検討では、工学規模の実証試験を目的とするANLの装置に比べ、高い処理能力を有する機器が要求される。この要求を満足するため、合理化および効率化の観点から、固体陰極／液体Cd陰極の同時電解方式を採用し、1基当たりの処理能力が高い大型電解精製槽、連続式の固体陰極処理装置およびCd陰極処理装置を採用した。また、廃棄物発生量低減の観点から、Naボンド除去工程の付加、浴塩リサイクル工程の追加、塩化処理によるドロス再利用などの改良を施した他にも、Arセル内の不純物（酸素、水分、窒素）除去に対してPSA（Pressure Swing Adsorption）方式を適用した。本プロセスは、核拡散抵抗性向上の観点から、電解精製槽において炉心燃料と径ブランケット燃料を混合して再処理する構成とした[1]。各工程に関して、主要プロセスの改良点などの特徴について以下に述べる。

(i) ピンせん断工程

燃料集合体を解体することにより取出した燃料ピンを、機械式せん断機を用いて、炉心燃料は約10mm、径ブランケット燃料は約30mmにせん断する[2]。各々のせん断片は陽極バスケットに装荷する。

(ii) ナトリウム（Na）ボンド除去工程

金属燃料のボンド材として用いられるNaが下流工程である電解精製槽に混入すると浴塩の融点が上昇するため、定期的に浴塩の一部を廃棄する必要がある。電解精製槽へのNa混入量を減らすことにより浴塩廃棄量を低減するため、Ar気流中（減圧下）、約500℃の条件でNaボンドを粗分離するプロセスを採用した[3]。このNaボンド除去工程において、揮発性FPの一部も除去が期待できる。

(iii) 炉心燃料と径ブランケット燃料の混合処理

核拡散抵抗性の向上のため、炉心燃料と径ブランケット燃料の混合処理を原則とした。集合体解体からNaボンド除去までの前処理工程では、炉心燃料と径ブランケット燃料は

別々に取り扱われるが、両方の燃料のせん断片を同一の電解精製槽に装荷することにより、以降の工程では混合燃料として処理する。各電解精製槽には同時に4個の陽極バスケットが装荷されるが、この内、3個を炉心燃料、1個を径ブランケット燃料とする。

(iv) 陽極溶解と U および U-TRU 析出物回収 [4)～10)]

共晶溶融温度が約360℃であるLiCl-KClを浴塩として使用し、不純物混入による融点上昇も考慮して、運転温度は約500℃とする。十分なTRU回収速度を確保するため、浴塩中のHM濃度（HM重量[kg]/浴塩重量[kg]）を9%程度とし連続処理する。これにより、せん断片の燃料成分を陽極溶解させ、固体陰極でU析出物を回収すると同時に液体Cd陰極でU-TRU析出物を回収する。この際、代表的な元素は浴塩中で図 6.2.3に示すような酸化還元電位をもつため、電位を適切に制御することにより、塩化物生成自由エネルギー[11)]の差を利用して、貴な金属FP（NM）を溶解させずに陽極バスケットにハルとともに残留させる。

(v) 塩処理、廃棄物処理 [12)～17)]

U-TRU塩化物の還元剤として用いるLi-KをCd中に溶解し、U-TRU塩化物を含む浴塩と向流接触させ、U-TRU金属をCd相中に還元抽出して回収する。ここで、廃棄物量低減の観点から、CdおよびLiをリサイクルするプロセスが考えられる。Cdリサイクルプロセスについては、比較的軽微な設備追加により、Cd廃棄物発生量を十分に抑制できるため、この方法を採用した。これに対して、Liリサイクルプロセスでは、還元剤電解設備から発生する塩素ガスリサイクル設備およびヨウ素除去設備を設ける必要がある。また、還元剤のLi/K比を調整することにより、浴塩を構成する共晶塩化物のLi/K比を一定に保つことは可能であり、さらに浴塩中のNaCl濃度を制限値以下に保持するため、一定量の浴塩を廃棄する必要があることと考え合わせると、Liリサイクルプロセス追加によるメリットは小さいと判断して、Li-K還元剤を使用する方式を採用した。U-TRUを回収した後の浴塩中は、アルカリ金属FP、アルカリ土類金属FP、希土類FPなどの塩化物が含まれている。これらをカラムに詰めたLi交換ゼオライトに吸着させることにより浴塩を再生し、リサイクルする。Cd相中に抽出されたU-TRU金属は、再酸化槽で$CdCl_2$と接触させることにより再酸化し、塩化物の形態で浴塩に溶解させて、電解精製槽に戻す。FPを吸蔵したLi交換ゼオライトは、安定廃棄物である人工鉱物固化体（ガラス結合ソーダライト）に変換して処分する。この際、Li交換ゼオライトに付着した浴塩およびゼオライトからソーダライトへ組織変化した際の吸蔵量の違いにより発生する浴塩等を捕集するため、乾燥ゼオライトを追加する。さらに、ソーダライトの隙間をガラスで埋めるため、酸化処理した廃Naボンドおよび使用済モールドを原料としたガラス成分を加える。これらを加熱混合した後、PC処理（約900℃）することで人工鉱物固化体が得られる。

(vi) U 析出物、U-TRU 析出物の処理 [18)～19)]

電解精製槽から固体陰極で回収したU析出物は、固体陰極処理装置で加熱減圧処理する

ことにより付着する浴塩を除去した後、更に加熱してU-Zrインゴットとする。また、液体Cd陰極で回収したU-TRU析出物は、Cd陰極処理装置にて加熱減圧処理することにより付随するCdを除去した後、更に加熱してU-TRU-Zrインゴットとする。これらのインゴットは、再処理製品として燃料製造工程側に移送する。本システムでは、ANL開発の回分式[18]の陰極処理装置を参考に、処理量の増加に対応して処理速度を上げるため、昇温、冷却時間の短縮を図った連続式を検討した。これは、固体陰極にて回収したU析出物を約1000℃、50Torrの条件で浴塩を除去した後、約1400℃、50Torrの条件で溶融処理してU-Zrインゴットとする装置、また液体Cd陰極で回収したU-TRU析出物を、約700℃、100Torrの条件で金属Cdを除去した後、約1150℃、100Torrの条件で合金Cdを除去すると同時に溶融処理し、U-TRU-Zrインゴットとする装置で構成される。これらは既往研究に基づく概念検討の段階にあり、今後は実験により各析出物からの浴塩、Cd等の分離性能を確認する必要がある。

(vii) 燃料中 Zr の取り扱い [20)~21)]

使用済燃料中には、炉心燃料1tHMあたり136kg、径ブランケット燃料1tHMあたり113kgのZrが含まれるため、年間で炉心燃料分3.6t/y、径ブランケット燃料分0.9t/yの計4.5t/yのZrが処理される。フェーズⅠでは、使用済燃料中のZrは全て電解精製工程にて回収すると想定したが、フェーズⅡでは、最近のANLの試験データ等を考慮し、使用済燃料中のZrの10%はハル等に残留し、70%は電解精製にて浴塩へ溶解した後、固体陰極および液体Cd陰極に回収される析出物に同伴するとした。残りの20%は、電解精製槽中のCd相および浴塩に残留することとなる。なお、この残留したZrについては、25日毎にZr電解運転を行い、固体陰極に回収し廃棄物とする。

(viii) ドロス処理

陰極処理装置、燃料製造工程における射出成型装置からは、HMとルツボ保護用のコーティング材（ZrO_2）の反応による、HM酸化物を主成分とするドロスと呼ばれる物質が発生する。このドロスは、ドロス処理装置にて、陰極処理装置より回収した浴塩と混合した後、$ZrCl_4$および金属Zrを用いてHM塩化物に変換して、電解精製槽に戻す。

(ix) Cd 蒸留処理

電解精製槽の浴塩の下層に設置したCdプールには、陽極バスケットに装荷した使用済燃料に含まれるZrやFPの一部（NM類）が蓄積する。このため、定期的にCdプールの約8割を抜出し、蓄積物を分離する処理を行う。この装置では、抜出したCdを加熱･減圧することで蒸留精製する。精製後のCdは、再び電解槽へ返送される。

(2) 物質収支

上記のプロセス概念を基にプロセスフローダイアグラム（PFD）を作成し、物質収支を評価した。金属燃料再処理施設の物質収支を図 6.2-4に示す。

ハル残留率、液体Cd陰極の分離係数、ゼオライト吸着率などの物質特性に基づき、アク

チニドはU、Np、Pu、Am+Cmの4つのグループに、また、FPは以下に示す9グループに分けて評価した。

アルカリ金属（AL）：Rb,Cs
アルカリ土類金属(ALE)：Sr,Ba
希土類1（RE1）　：Y,Eu,Sm
希土類2（RE2）　：Ce,Pr,Nd,Pm
希土類3（RE3）　：La,Gd
貴金属（NM）　：Mo,Tc,Ru,Rh,Pd,Ag,Cd,Sn
ハロゲン（HL）　：I,Br
カルコゲン（KG）　：Se,Sb,Te
希ガス（RG）　：3H, Kr,Xe

以下に、主な工程における元素挙動の概要を述べる。

(i) 前処理

ピンせん断工程およびNaボンド蒸留工程において、希ガスは完全に分離されるとした。また、ピンせん断工程およびNaボンド蒸留工程において、基礎的なデータを基に、Naボンドの約9割（ドレン処理で約5割を、熱処理で約4割）が除去すると設定した。その際、アルカリ金属の9割、アルカリ土類金属の1割、ハロゲンの5割、カルコゲンの5割についても、同時に除去されるものとした。

(ii) 電解精製

1基あたり2380kgの浴塩と1400kgのCdを貯蔵した電解精製槽へ、4個の陽極アッセンブリに合計36kgHM/dの使用済燃料を装荷し、3個の固体陰極と1個の液体Cd陰極により、約32kgHM/d（約10.6kgHM/回･電極×3電極×1回/d）のU析出物と、約6kgHM/dのU-TRU析出物（約2.9kgHM/回･電極×1電極×2回/d）を同時回収する。また、この処理に伴い電解槽浴塩中のアクチニドのインベントリー（254kgHM/基）の減少分としてU（UCl_3）2kgHM/dを電解槽へ補充する。

(a) 陽極

陽極溶解により、せん断片中のUの大部分（99.5%）はUCl_3となって浴塩に溶出し、PuおよびMAの大部分（99.9%）は浴塩中のUCl_3と交換反応することにより、$PuCl_3$や$PuCl_4$などの化学形態で溶け出す。また、大半のZrも浴塩中に溶解する。一方、貴金属FPはほとんど浴塩に溶解せず、一部（10%）がハルに残留すると共に、大半（90%）が浴塩下部のCd相に捕集される。

(b) 固体陰極

固体陰極ではデンドライト状のU析出物を回収する。この析出物には、TRUおよび希土類などのFPは同伴しないが、先に示したZrの挙動に従い約8wt%のZrが含まれる。

(c) 液体 Cd 陰極

液体Cd陰極では、各元素の酸化還元電位[22]の差を利用してU-TRU合金を選択的に回収するが、この際に酸化還元電位が近いREの一部がU-TRU析出物に混入する。また、上記の固体陰極析出物と同様に、このU-TRU析出物はZr（約8wt%）を含んでいる。REなどの混入量は、分配実験データや電解試験の結果を基に分離係数を算出して[16][17][18]評価した。算出した分離係数（Uを基準とした値）を以下に示す。

$$\text{分離係数} = \frac{C_X/C_U}{C'_X/C'_U}$$

C_X = 浴塩中の元素 Xの重量濃度　（wt%）

C'_X = 析出物中の元素 Xの重量濃度　（wt%）

U　：1

Pu　：1.5

Np　：1.5

Am,Cm　：4

希土類1　：∞

希土類2　：45

希土類3　：150

アルカリ金属、アルカリ土類金属、貴金属：∞

(iii) 塩処理工程

電解精製槽の浴塩中へのFP及びボンドNa蓄積による、製品へのFP混入や浴塩の融点上昇を回避するため、6日に1回の頻度で浴塩の3.5%（約121kg＝67L）を抜取り、ゼオライトカラムで選択的にFPを除去する塩処理を行う。

(a) 還元抽出槽

電解精製槽から抜取った浴塩を、還元剤であるLi-Kを添加したCd相と向流接触させることにより、浴塩中のHM塩化物を金属に還元し、Cd相中に移行させる（Cd相移行率：U：99.996%、Pu：99.89%、MA：99.65～99.79%）。このとき希土類の一部も還元され、Cd相に移行する（希土類2：20%、希土類3：5.0%）

(b) ゼオライトカラム

還元抽出槽から移送された浴塩をゼオライトカラムに通過させることにより、アルカリ金属、アルカリ土類金属、希土類、ハロゲン、カルコゲンなどのFPをゼオライトに吸蔵させ除去する。（吸蔵率：アルカリ金属、アルカリ土類金属、希土類：95～98%、ハロゲン、カルコゲン：50%）この時、浴塩中のFP存在量が小さいため、結果としてFP吸蔵量は小さくなる。また、電解精製槽中のNa濃度を10mol%（(5)機器設計（ⅲ）(a)４）参照）以下に維持するため、ゼオライトに付着する分を含めて約10%の浴塩を廃棄する。

(c) 再酸化槽

還元抽出槽から移送されたCd相に酸化剤として$CdCl_2$を添加し、ゼオライトカラムから移送された浴塩を接触させることにより、Cd相中のHMを塩化物として、浴塩中に溶解し電解精製槽に戻す。酸化剤$CdCl_2$は、Cd相中のHM酸化反応に伴い金属Cdとなるため、HM分離後のCdを一部分取し、Cl_2ガスにより$CdCl_2$を再生することでリサイクル利用する。

(iv) 陰極処理工程

蒸留処理することにより、U析出物に付着している浴塩や、U-TRU析出物と合金を形成しているCdを除去する。製造されたU-Zrインゴットは不純物を含まないが、U-TRU-Zrインゴットは同伴した希土類FPが不純物として混入しているとした。本検討では、グラファイト製ルツボの表面にコーティングしたZrO_2とHMが反応して発生するドロスは、スラグ製造工程の射出成型装置から発生するドロスと併せて発生量を製品HM重量の3%程度と想定した。但し、これらは後述するドロス処理により全てリサイクルするため廃棄物にはならない。

主な核種の移行率を表 6.2.1に示す。Uの約95%はU-Zrインゴット、約5%はU-TRU-Zrインゴットに移行する。一方、TRUは、ほぼ100%がU-TRU-Zrインゴットに移行する。FPの大部分は人工鉱物固化体等の高レベル廃棄物となるが、FPの内貴金属類については、ハル残留物などと混合しTRU廃棄物とする。Zrの約70%はU-Zrインゴットあるいは U-TRU-Zrインゴットに移行する。Naは全て高レベル廃棄物へ移行する。

(v) Zr 回収電解

陽極バスケットに装荷した使用済燃料から電解精製槽に持ち込まれるZr量は、合金成分量とFP量を合わせて約23.4kg/dである。このZrの10%はハルに残留し、70%は固体陰極および液体Cd陰極により回収されるが、残りの20%は浴塩およびCdプールに蓄積する。このため、24日間の通常電解精製運転後の１日間に、Zr回収電解運転およびCd蒸留処理を実施することにより、21.6kgのZrを回収する。

(vi) ドロス処理

陰極処理装置、燃料製造工程における射出成型装置より発生するドロス（主成分：HM酸化物）をHM塩化物とし、電解精製槽へ返送する処理を行う。具体的には、$ZrCl_4$および金属Zrを用いて、以下の反応式に従いHM（下式はUで代表）を酸化物から塩化物へ変換する。

$$4UO_2 + Zr + 3ZrCl_4 \text{ in LiCl-KCl} \rightarrow 4ZrO_2 + 4UCl_3 \text{ in LiCl-KCl (500℃)}$$

本検討では、陰極処理および射出成型の各装置より、合計して製品重量の約3wt%のドロスが発生することを想定した。これより、ドロス処理後に電解精製槽へ返送されるHM重量は、UCl_3換算で約7kg/dとなる。

(vii) Cd 蒸留処理

電解精製槽の浴塩の下層には、Cdプール（Cd量：1400kg）が設置されている。ここには、使用済燃料に含まれるNMおよびZrが蓄積されるため、これらを定期的に分離する処理を行う。具体的には、電解精製槽を25日間の運転後、Cdプールの80%を抜取ってCd蒸留装置へ移送する。Cd蒸留装置では、蒸留処理によりNMおよびZrを分離し、精製したCdは電解精製槽へ返送して再利用する。

(3) 再処理製品と除染係数

再処理製品は、固体陰極処理装置で回収されるU-ZrインゴットとCd陰極処理装置で回収されるU-TRU-Zrインゴットの2種類である。再処理製品に混入する不純物は、金属燃料スラグを構成するZrを除くと、Ce、Pr、Nd、Pm、La、Gdなどの希土類であり、これらの平均除染係数は8以上である。物質収支評価結果から求めた再処理製品の年間生産量、UとTRUの回収率、FP混入率（金属燃料を構成するZrを除く）は

表 6.2.2に示す通りとなった。UとTRUの回収率は設計要求の99%以上という条件を満たしている。また、U-ZrインゴットとU-TRU-Zrインゴットを原料にしてPu富化度調整して製造するブランケットを除く炉心燃料スラグ中のFP混入量は0.3wt%となり、炉心側設計要求1.2wt%以下を満足している。

(4) 廃棄物

(i) 環境放出

気体および液体として環境へ放出される主なFPの概略処理フローを図 6.2.5および図6.2.6に示す。これらの図に示すように、前処理工程、電解分離工程等からのオフガスは、Arガス中に微粒子、揮発性および準揮発性FPを含んでおり、ヨウ素（I）、セシウム（Cs）、トリチウム（^{3}H）を除去した後に排気筒から放出される。Ｉの約50%はNaボンド除去工程において、Naと同時に除去され、人工鉱物固化体のガラス成分に固定されると想定した。残りの約50%のIは電解精製槽の浴塩中に移行し、塩リサイクル工程にてゼオライトカラムに吸蔵され、人工鉱物固化体のソーダライト内に固定される。本再処理施設と先行湿式再処理施設から発生する単位発電量当たりの^{85}Kr、^{14}C、^{3}H、^{129}I放出量の比較を

表 6.2.3に示す。本施設では、先行湿式再処理施設と同様に^{85}Kr、^{14}Cに対する除去設備を設置しないため、単位発電量当たりの放出量はこれと同程度となった。一方、^{3}Hの場合、先行湿式再処理施設からの放出量と同程度にするため、トリチウム除去装置を設置し、^{3}Hの大部分を回収し液体廃棄物処理系を介して海洋放出するとした。

図 6.2.6に示すように、液体廃棄物は、溶媒の種類と含有放射能レベルにより、分析廃液、中放射性廃液、低放射性廃液、有機廃液に分けて処理する。分析廃液については脱硝装置によりHM成分を分離回収し、凝縮液は中放射性廃液としてMAW貯槽に移送する。中放射性廃液および低放射性廃液については蒸発装置（合計２基）により処理し、凝縮液については希釈して海洋放出し、濃縮液についてはセメント固化し、TRU廃棄物とする。なお^{3}H

については、トリチウム除去装置にてオフガス中から^{3}Hの90%が除去され、凝縮液側に移行して海洋放出されるとした。但し、^{3}H回収の詳細（回収率等）については、今後の検討課題である。なお、トリチウム除去装置によりオフガス中から除去される^{3}Hの大部分は凝縮液中に移行し海洋放出される。有機廃液は、有機廃液処理装置にて分解処理され、低放射性廃液処理系に運ばれる。

(ii) プロセス廃棄物 [26)]

各工程から発生するプロセス廃棄物の廃棄物発生量を表 6.2.4にまとめて示す。高レベル廃棄物、TRU廃棄物、高$\beta\gamma$廃棄物の区分に基づき表 6.2.4にまとめた廃棄物発生量の根拠について以下に述べる。

(a) 高レベル廃棄物

高レベル廃棄物の処理フローを図 6.2.7に示す。高レベルに区分される廃棄物は、FP吸蔵ゼオライト、廃棄浴塩(ゼオライトカラム付着塩を含む)、廃Naボンド、射出成型モールド（燃料製造側）からなる。ゼオライトカラムに充填するLi交換ゼオライトの年間使用量は約3.9t/yであり、このLi交換ゼオライトのイオン交換反応および吸着反応により浴塩から除去できるFP量は約1.7t/y（同伴するHM量は約0.001t/y）である。また、ゼオライトカラムへの付着塩、電解精製槽中のNa濃度を一定維持するために直接廃棄する浴塩から、廃棄浴塩が約1.7t/y生じる。この廃棄浴塩と、ゼオライトのソーダライト固化処理に伴い副生成物として生じる塩化物を固定するため、約21.5t/yの乾燥ゼオライトを追加する必要がある。これらの対し、酸化処理した廃Naボンド約1.2t/yと射出成型モールド約8.0t/y等を原料にしたガラスフリットを約9.5t/yを追加し、FP成分4.3wt%、ガラス成分を約25wt%を含有する、人工鉱物固化体（ガラス結合ソーダライト）を製造する。ソーダライトはアルミノケイ酸塩のかご状構造を有し、この中にFPを含む浴塩を閉じ込め安定化する性質を持つ。この人工鉱物固化体の発生量は37.9t/yであり、容量150Lのキャニスタに詰められる。人工鉱物固化体の密度は2kg/L程度であり、これより1年間に発生する人工鉱物固化体のキャニスタ数は127本となる。

(b) TRU 廃棄物

TRU廃棄物の処理フローを図 6.2.8に示す。TRU廃棄物に区分されるプロセス廃棄物は、電解精製槽で使用したCd陰極ルツボ、せん断プレナム、Cd蒸留処理後のNM廃棄物、ドロス処理後のドロス廃棄物（ZrO_2など）、陰極処理装置で使用した陰極処理用プロセスルツボと射出成型ルツボ（燃料製造側）、ハルである。Cd蒸留処理後のNMは、高レベル放射性廃棄物に相当するとも考えられるが、FPの半減期が比較的短いこと（^{106}Ru：半減期371日）を考慮し、ここでは放射能の減衰を待った後、他の廃棄物と混合希釈してTRU廃棄物として取扱うこととした。これらの発生量は、液体Cd陰極ルツボ4.0t/y、せん断プレナム12.8t/y、NM廃棄物1.1t/y、ドロス廃棄物2.0t/y、回収Zr0.9t/y、陰極処理用プロセスおよび射出成型ルツボ22.1t/y、ハル3.3t/yで合計46.1t/yである。

ハルとせん断プレナムは圧縮処理後、ドラム缶に詰めセメント固化する。液体Cd陰極ルツボ、NM廃棄物、ドロス廃棄物、回収ジルコニウムはドラム缶に詰め、セメント固化する。使用済の陰極処理用プロセスルツボおよび射出成型ルツボは共にグラファイト製であるため、粉砕後に焼却処理することにより大幅に減容する。焼却後の灰は、セメント固化用のセメントに混ぜる。TRU放射性廃棄物の年間発生量は、容量200Lのドラム缶で34缶/yとなる。

現在、ANLでは上記NMの廃棄方法として、Cd蒸留後のNM廃棄物にハルおよび電解回収したZrを混合した、高レベル合金固化体（SS-15%Zr-4%FP）を開発している。これに習い、NM廃棄物を高レベル廃棄物とした場合、廃棄物処理設備の見直しとそれに伴う廃棄物量の再評価が必要となる。

(c) 高 $\beta\ \gamma$ 廃棄物

集合体部材のうち直接核物質と接触していないラッパ管などが高 $\beta\ \gamma$ 廃棄物となる。これらの年間発生量は55.5t/年である。

高 $\beta\ \gamma$ 廃棄物の処理フローを図 6.2.8に示す。集合体部材は、ドラム缶に詰めてセメント固化される。この廃棄物の年間ドラム缶発生数は、１缶当たりの容量200L換算にて107缶である。

(5) 機器設計

(i) 設計方針

本設計は、前述の設計条件および以下に述べる設計方針に基づいて実施した。

(a) 安全設計全般

基本的には、乾式再処理特有の安全対策を考慮した設計とし、安全上重要な施設はこれらの系統を2重化する。

(b) 耐震設計

電解精製槽などの主要機器は、内蔵する放射性物質の性状と量に応じて、耐震クラスを分類し、この耐震クラスに準じた設計を行う。

(c) 臨界安全設計

電解精製槽など、臨界上、有意な核物質を含むものを取り扱う機器については、質量管理等を適用する設計とする。また、燃料受入れ貯蔵は形状寸法管理を適用した設計とする。

(d) 火災･爆発防止の設計

安全上重要な施設は、原則として、不燃性または難燃性材料を使用する設計とする。Naや金属燃料等を扱う機器、装置等は、不活性のAr内で取り扱うと共に、これらの異常加熱などを防止するよう設計する。

(e) 閉じ込め機能（漏洩の防止等含む）

電解精製槽などの放射性物質を収納する容器等の使用材質は、耐食性Cr-Mo鋼製や耐食性非Niステンレス鋼等、使用条件に合わせ適切な材料を選定し、要求される再処理容器区分に合わせた溶接、検査を想定した設計とする。また、これらの機器等は、通常運転状態での負圧維持が困難となる場合があるため、セル内に閉じ込める設計とする。

(f) 機器等の設計、材料の設定、製作および検査

安全上重要な施設の設計、材料の設定、製作および検査は、適切と認められる規格および基準によるものとする。

(g) 機器等の運転･保守補修

安全上重要な施設は、それらの安全機能を確認するために、必要に応じて、運転中または定期検査等の停止時に安全機能を損なうことなく適切な方法により試験および検査ができる設計とする。

機器の運転は自動運転を基本とする。核燃料等物質の移送は全てセル内のため、遠隔操作を基本とする。また物質移送は台車、パワーマニュピレーター等で行い、機器と移送機器との物質の取り合いに関する機構は、各物質移送の操業性を考慮して機器または移送機器に付加する。

保守・補修については、機器設置位置及びセル内のメンテナンスエリアでの遠隔保守・補修を原則とし、さらに遠隔保守・補修が困難な場合を考慮して、機器の除染後に近接保守・補修が可能となるように、保守動線等も含めて配慮する。具体的には、インセルクレーン、パワーマニピュレーター等の遠隔操作機器を用いて保守・補修対象機器を当該場所から遠隔にて取り外した後、メンテナンスエリアに搬出し、直接保守を行う。

(h) 電源喪失に対する考慮

安全上重要な施設のうち、その安全機能を確保するために電源を必要とする場合には、必要電源として、外部電源系統および非常用所内電源系統を有する設計とし、非常用所内電源設備は単一故障を仮定し、独立２系統の設計とする。

(ii) 共用の考慮

安全上重要な施設は、燃料製造施設等との共用により、その安全機能を失うことのない設計とする。

(iii) 機器･設備設計

各設備の主要な機器の概略仕様を表 6.2.5に示す。以下に、主要な機器の基数、容量、処理量等の仕様について説明する。なお、ここで、ドロス処理設備、オフガス処理設備、廃棄物処理･貯蔵設備、分析設備、Arセル内ガス冷却･浄化設備、冷却水設備･冷水設備は、再処理施設と燃料製造施設の共用の設備である。

(a) 使用済燃料貯蔵設備

1) 使用済燃料貯蔵ピット

設計仕様に基づき、1年分すなわち使用済燃料集合体199体（炉心燃料167体と径方向ブランケット燃料32体）を乾式貯蔵できる貯蔵ピットとする。貯蔵ピットの材質はステンレス鋼とする。正方格子配列等の臨界計算を実施し、k_{eff}＝0.95以下となるようにピッチ寸法を考慮して貯蔵ピットを設置した。貯蔵ピット内の空気を循環させ、２系統の冷却設備により冷却することによって、使用済燃料の除熱を行う。なお、本検討においては燃料ピン表面に付着したNaは予め炉側にて除去するものとし、使用済燃料貯蔵ピットは空気雰囲気としたが、燃料表面のNa除去の程度如何によっては、使用済燃料貯蔵ピットを不活性ガス雰囲気とする必要が生じると考えられる。これについては今後の検討課題である。

(b) 使用済燃料受入れ･前処理設備

本設備は、使用済燃料貯蔵ピットからの使用済燃料を受入れ、燃料集合体の解体、燃料ピンからのワイヤ除去、燃料ピンのせん断、せん断片およびせん断プレナム中に含まれるNaボンド除去、せん断片の電解精製工程への移送などに必要な機器からなる。これらの機器の材質はステンレス鋼としている。

1) 使用済燃料一時保管ピット

設計要求に基づき、約2週間分の処理量（機器の故障時の復旧時間を想定）に相当する使用済燃料集合体14体を保管できる容量を持つピットとする。使用済燃料一時保管ピットのピッチ寸法は使用済燃料貯蔵ピットの場合と同様とした。なお、2系統の冷却設備によって冷却するArをピット内に循環供給することによって、使用済燃料の除熱を行う。

2) 集合体解体機

集合体解体機は、誤せん断による金属燃料及びNaボンドからの火災発生を考慮して、Arセル内に設置する。集合体解体方式として機械式とレーザ式が考えられるが、現在、FBR燃料の解体用に開発されているレーザはアシストガスとして酸素を使用するため、雰囲気Arガス中の酸素濃度を上昇させる可能性がある。よって、ここでは機械式による集合体解体機を採用した。

3) ピンせん断機

燃料集合体を解体した後の燃料ピンを機械式せん断機によりせん断し、せん断片を陽極バスケットに装荷する。入量計量管理の観点から、せん断片の一部を組成分析用のサンプルとして採取し、他は陽極バスケットに装荷する。下流の電解精製槽での溶解を促進させるため、せん断片長さを、炉心燃料に対しては約10mm、径ブランケット燃料に対しては約30mmとしている。[2)]

4) Na ボンド除去装置

せん断片およびせん断プレナムに含まれるNaボンドの除去を行う。ANLでは、温度

650℃、圧力10^{-3}Torrの処理条件で、ブランケット燃料（未照射）よりNaボンドを99%除去できることを確認している[3]。しかし、高燃焼度の金属燃料では、Naボンドは核分裂反応に伴い燃料中に生じる空隙に含浸されると考えられ、Na除去率は処理条件と共に燃料の照射状況に依存すると考えられる。このため本検討では保守的な設定として、Na除去率を約9割（処理条件：500℃、0.2Torr、6時間処理）とした。また、この減圧高温下の処理の際、揮発性および準揮発性FPも除去することを想定している。高燃焼度の金属燃料よりNaボンドを十分に除去する条件については、今後更に検討する必要がある。

(c) 電解分離（再処理）設備

本設備は、電解精製槽、固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置などの機器から構成される。

1) 電解精製槽

再処理プラントの処理規模が大きいことを考慮し、電解精製槽をフェーズⅠの設計より大型化させ1基当たりの処理能力を増強すると同時に、基数を削減した。フェーズⅡで設計した電解精製槽の外形図を図 6.2.9に示す。ANL-FCF設計の電解槽[4]より大型化しており、支持構造物および電極ハンドリング部を含め5.0m×2.4m×3.9mH程度である[27) 28)]。レール上を移動する電極装填装置の寄りつきを容易にするため電解精製槽は箱型構造となっており、応力集中が発生しやすい構造となっている。よって、電解精製槽の熱応力解析を実施し、角部に十分な曲率を持たせるなどの適切な対応をすることにより、通常運転時の健全性が確保できることを確認した。電解精製槽にはHM塩化物を含有したLiCl-KClの下相にCdプールを設け、陽極バスケットからHMおよび貴金属FPの一部が落下しても操業中に回収できるようにした。槽に貯蔵するLiCl-KClは2380kg、Cdは1400kgであり、Cdプール相が約0.1m、溶融塩相が約0.4m、気相部が約0.5mとなる。

電解精製槽の臨界安全管理については、臨界計算モデル（溶融塩中に、陽極4個、液体Cd陰極1個、固体陰極3個の計算体系）を作成し、概略的な評価を行った。その結果、通常の電解運転時において、Puが全て^{239}Puと仮定してもk_{eff}＝0.57程度であり、十分な臨界安全性が担保できることを確認した[30)]。

電解精製槽の主要材料はANL-FCFにおいて使用実績のある耐食性のCr-Mo鋼製4)、または相当品とした。この材質については溶融塩及びCdとの化学反応による腐食はほとんど無視できる[22)]。

電解精製槽の運転温度は500℃、運転圧力はArセルに対して微正圧とした。運転温度はLiCl-KClの晶析温度360℃に、NaCl等混入による温度上昇を考慮して設定した。閉じ込め性の観点からは負圧運転が考えられるが、シール部等からの雰囲気Arガス漏洩により酸素などの不純物が流入した場合、UO_2などの不溶解酸化物が生成する可能性があるので、これを避けるために槽内に高純度Arガスを流入させ微正圧運転する。電解精製槽の気相部を掃気する高純度Arガスの酸素、水分、窒素濃度は、過去のANL等による実績から10ppm以下に管理する。

電解精製槽は5基とし、1基当たり8個の電極（UおよびTRU回収運転時：陽極バスケット

4個、固体陰極3個、液体Cd陰極1個、Zr回収運転時 : 固体陰極8個）を取付ける設計とした。陽極バスケットはステンレス製、固体陰極は鉄製の棒とした。液体Cd陰極は、BeO製ルツボに31kgのCdを装荷したものとした。

UおよびTRU回収運転時は、図 6.2.10に示すように陽極バスケットー固体陰極、陽極バスケットー液体Cd陰極、陽極バスケットー固体陰極、陽極バスケットー固体陰極のように電極を接続する。陽極バスケットー固体陰極は約20時間電解運転し、10kgHM/極のU析出物を回収する設計とした。また、陽極バスケットー液体Cd陰極は約20時間電解運転し、約3kgHM/極のU-TRU析出物を回収できる設計とした。

上記U-TRU回収運転は、電解精製槽内に固体陰極3個と液体Cd陰極1個を装填して同時に電解を行うため、浴塩中のUおよびTRU濃度が均一であることが求められる。本検討では、電解精製槽内の浴塩を羽根攪拌方式にて、Cdプールをパルセータ方式で各々攪拌することとしたが、上記電解に十分な攪拌性能が得られるかは、今後、実際の試験により確認する必要がある。

Zr回収運転時には、電解槽下相のCdプールを陽極とし、浴塩側に8本の固体陰極を設置する。この状態で電解を実施することにより、Zrを含む浴塩を介しCdプール中のZrを固体陰極へ回収する。ここでは、固体陰極1本で約2.7kg/極のZrを回収すると設定した。Zr回収電解の具体的な運転条件（電流等）については、工程の運転状況（Cdプール中のZr蓄積量、浴塩中のFP蓄積量等）と、浴塩の電解挙動（各元素の酸化還元電位等）に依存する。今後、更に詳細な検討を実施する必要がある。

電解精製槽の浴塩は、FP崩壊熱による浴塩自体の発熱、Na蓄積による融点上昇、製品へのFP混入率等の観点から、FP等の蓄積量に制限を受ける。まず、自然放熱条件で電解精製槽の表面温度を200℃程度以下に保つためには、浴塩中のFP等による発熱量を31kW/基以下に保持する必要がある。さらに、浴塩中のNa蓄積による融点上昇を避けるため、NaCl濃度を10mol%以下に制限する必要がある。これらの制限下で、U-TRU-ZrインゴットにU、Zr等を添加し、Pu富化度調整して製造する新燃料中のFP濃度は0.3wt%以下が求められる。以上の要件を満たすため、電解精製槽内の浴塩を適宜抜出し塩処理にてFP等を分離して、浴塩中のFP濃度を7.4wt%以下、NaCl濃度を10wt%以下とする。この内、FP濃度の上限値については、主に電解精製工程の分離係数より制約を受けたものである。

2) 陰極処理装置

陰極処理装置は、フェーズⅠで採用したANL-FCFで実績のある回分式から処理能力向上が期待できる連続式とした。連続式では、固体陰極処理装置3基が1基へ、Cd陰極処理装置5基が1基へ、それぞれ基数を削除できた。固体陰極処理装置およびCd陰極処理装置の外形図をそれぞれ図 6.2.11、図 6.2.12に示す。固体陰極処理装置の大きさは8m×5m×3mH程度であり、Cd陰極処理装置の大きさは9m×6m×3mH程度である。これらの主要材料は耐食性高い非Niステンレス鋼、または相当品としている。

固体陰極処理装置は蒸留/インゴット処理炉と降温炉から構成され、約50TorrのAr気流に

より連続的に塩蒸留物を移送し、コールドトラップで回収する構造となっている。蒸留/インゴット処理炉は、2段階の温度設定がされており1000℃の運転温度で固体陰極析出物の付着塩を蒸留除去し、1400℃の運転温度で固体陰極析出物を溶融処理し、U-Zrインゴットを製造する。電解精製槽から移送されるU析出物（約10kgのUデンドライトに約2kgの浴塩付着を想定）は15個/dであり、固体陰極処理用プロセスルツボ1個に2個のU析出物を装荷する。固体陰極処理装置は、蒸留～インゴット処理が約９時間、降温処理が約15時間で運転され、固体陰極処理用プロセスルツボを8個/dの速度で処理する能力を持つ。

Cd陰極処理装置は蒸留炉、インゴット処理炉、降温炉から構成され、約100TorrのAr気流により連続的にCd蒸留物を移送し、コールドトラップで回収する構造となっている。蒸留炉は、700℃の運転温度でU-TRU析出物の金属Cdを蒸留除去し、インゴット処理炉は1150℃の運転温度で合金Cdを蒸留除去すると同時に溶融処理し、U-TRU-Zrインゴットを製造する。電解精製槽から移送されるU-TRU析出物（31kgCdに約2.9kgHMが溶融）は10個/dであり、Cd陰極処理用プロセスルツボに1個のU-TRU析出物を入れる。Cd陰極処理装置は、蒸留処理が約10時間、インゴット処理が約8時間、降温処理が約6時間で運転され、Cd陰極処理用プロセスルツボを10個/dの速度で処理する能力を持つ。

陰極処理装置の加熱炉は、誘導コイルによる加熱を基本とする。降温炉においては、回分式陰極処理装置の自然冷却方式（約12時間以上[18]）からAr気流による強制冷却方式[28]に変更することにより、冷却時間を大幅に短縮した。陰極析出物を装荷してインゴットとする陰極処理用プロセスルツボは、グラファイト材であるが、保護を目的として表面にZrO_2をコーティングする。なお、インゴット取り出し後に、コーティング材とHMが反応して生成するドロスは掻き取り、ドロス処理工程に移送しHM成分を再利用する。

3) Cd 蒸留装置

本装置は、電解精製槽のCdプールからCdを定期的に抜出し、NM等のFPを分離する処理を行う。この処理は25日に1回の頻度で実施することから、5基の電解精製槽に対して使用頻度は5日に1回程度となる。このため、Cd蒸留装置の基数は1基とした。本装置は、800℃の温度でCdを蒸留することにより、NMおよびZrなどと分離する。装置の大きさは4m×2m×3mH程度であり、主要材料は耐食性の非Niステンレス鋼または相当品としている。1回のCd処理量は、電解精製槽に貯蔵したCdプールの80%（Cd重量：1120kg）である。

(d) 塩処理設備

1) TRU 還元抽出器

TRU還元抽出器は、電解精製槽から定期的に抜き出す浴塩を受入れ、還元剤を添加したCd相と向流接触させることにより、UおよびTRUをCd相に還元抽出する装置である。抽出されたU-TRUを含むCd相は再酸化槽に移送し、U-TRUの大部分を回収した浴塩はゼオライトカラムに移送する。各電解精製槽から6日に1回の頻度で、浴塩の約3.5%すなわち約121kg（約67L）を抜き出して処理する。このTRU還元抽出器の外形図を図 6.2.13に示す。

本装置は、向流式6段の組合せ１基とした。この装置では、運転温度500℃にて、U-TRUを含む浴塩とLi-K還元剤を含むCd相を向流接触させる。

2) ゼオライトカラム

ゼオライトカラムは、長さ61cm、内径20cmの円筒形カラムにLi交換ゼオライト（LiCl-KClにゼオライト4Aを浸して、NaとLi-Kを交換したもの）を充填率50vol%で装荷したものである。TRU還元抽出器においてU-TRUを除去された浴塩に含まれるアルカリ金属、アルカリ土類、希土類などのFPは、イオン交換反応あるいは吸着反応により、ゼオライトに吸蔵[15) 16)]される。ゼオライトカラムの運転温度は500℃であり、TRU還元抽出済塩56Lを約1日で処理する能力がある。

3) 再酸化槽

再酸化槽は、TRU還元抽出器から移送されたCd相とゼオライトカラムから移送された浴塩を受入れる。酸化剤として$CdCl_2$を添加し500℃の運転温度で反応させることにより、Cd相に含まれたUおよびTRUを塩化物として浴塩に戻し、この浴塩を電解精製槽に移送する。この再酸化槽の容量は、TRU抽出器1バッチ分と同等とする。酸化剤として用いる$CdCl_2$は、再酸化槽よりCd（6.2kg/d）を一部分取し、Cl_2ガス（3.9kg/d）と反応させて製造する。

(e) ドロス処理設備

陰極処理装置と射出成型装置（燃料製造側）において発生するHM酸化物を主成分とするドロスは、陰極処理装置で回収される浴塩と一緒にドロス塩化槽に移送する。ドロス塩化槽は1基用意されており、$ZrCl_4$および金属Zrを添加し、500℃の温度で反応をさせることにより、HM酸化物をHM塩化物にする。

得られたHM塩化物は、陰極処理装置から受入れた浴塩とともに、電解精製槽に戻される。この際、浴塩中には反応の副産物としてZrO_2発生するため、これをフィルタにて分離した後、TRU廃棄物（ドロス廃棄物）として廃棄する。

(f) オフガス処理設備

ピンせん断装置、電解精製槽、固体陰極処理装置などの主要機器のオフガスを処理するため、HEPAフィルタ、Cs/Ru吸着塔、トリチウム除去装置、ヨウ素吸着塔（AgS）などから構成されるオフガス処理設備を設置した。装置内負圧維持に関わるため安全系と考えられるオフガス処理設備は2系統設けられており、浄化されたオフガスは排気筒から放出する。

(g) 廃棄物処理･貯蔵設備

再処理プロセスから発生する廃棄物は、人工鉱物固化設備、高および低放射性固体廃棄物処理設備、中および低放射性廃液処理設備で処理する。

ゼオライトカラムから発生するFP吸蔵ゼオライトおよび付着塩等廃棄浴塩は、人工鉱物固化設備で処理する。FP吸蔵ゼオライトおよび付着塩等廃棄浴塩には、乾燥ゼオライト、酸化処理した廃Naボンドと廃モールド（燃料製造工程から発生）等を追加し、ヒートミキ

サで加熱混合する。この混合物を、Pressureless Consolidation（PC）方式[31]の人工鉱物固化装置にて高温で加圧することにより、人工鉱物固化体（ガラス結合ソーダライト）を製造する。フェーズⅠでは、Hot Isostatic Pressing(HIP)固化方式の人工鉱物固化装置を採用し、850℃において2×10^8N/m^{2}の高圧を約4時間加えることとしていたが[32]、フェーズⅡでは、ANLがセル内使用を配慮して開発した簡易方式であり、約900℃において常圧（錘荷重利用）で約16時間処理するPC方式を採用した。なお、人工鉱物固化体は高レベル廃棄物に区分される。

高放射性廃棄物処理設備は、圧縮装置、セメントガラス固化装置、缶溶接装置、表面汚染検査装置などから構成される。圧縮装置は、ハル、スペーサワイヤなどのプロセス廃棄物を減容するために1基設置されている。セメント固化装置は、圧縮処理後の廃棄物に加えて、せん断プレナム、NM廃棄物、ドロス廃棄物、集合体部材などにセメントガラスを投入し固化するため１基設置されている。なお、このセメントガラスには中放射性廃液処理設備から発生する濃縮液を混入させる。ここで処理される廃棄物のうち集合体部材は高$\beta\gamma$固体廃棄物に、他はTRU廃棄物に区分される。

低放射性廃棄物処理設備は、流動床焼却炉、高周波溶融炉、セメントガラス固化装置、ドラムキャッピング装置、表面汚染検査装置などから構成される。流動床焼却炉は、陰極処理用プロセスルツボ、射出成型ルツボ（燃料製造工程）、可燃性および難燃性の低放射性固体廃棄物などのプロセス廃棄物を焼却処理するため1基設置されている。これらの廃棄物は焼却灰となるため大幅に減容される。高周波溶融炉は、使用済フィルタ、金属等の不燃性の低放射性固体廃棄物を溶融処理により減容するために1基設置されている。セメントガラス固化装置は、溶融処理した廃棄物を、焼却灰を混入させたセメントガラスにより固化する装置であり、1基用意されている。ここで処理された廃棄物は低レベル廃棄物に区分される。

中放射性廃液処理設備は、中放射性廃液貯槽、中放射性廃液蒸発装置、中放射性分析廃液貯槽、脱硝装置などから構成される。中放射性廃液としては、主に主工程の機器除染水を想定しており、設備容量として年1回電解精製槽を除染するのに必要な量を確保している。この廃液は、一時貯槽（1基）に蓄積後に蒸発装置（1基）にて濃縮し、高放射性廃棄物処理設備へ搬送してセメント固化する。中放射性分析廃液貯槽（1基）および脱硝装置（1基）は、主工程の分析より生ずる分析廃液の処理を行う。これらの分析は、試料を硝酸溶解して実施することから、分析廃液は硝酸溶液となる。分析廃液は一時貯槽へ蓄積して、脱硝処理後にドロス塩化槽へ払い出し、ドロス処理を経て主工程へリサイクルする。

低放射性廃液処理設備は、低放射性廃液貯槽（1基）、低放射性廃液蒸発装置（1基）などから構成される。低放射性廃液としては、主に低放射性の分析廃液を想定している。この廃液は一時貯槽に蓄積後に蒸発装置にて濃縮し、濃縮液は中放射性廃液貯槽へ搬送する。

廃棄物貯蔵設備は、再処理/燃料製造施設から発生する廃棄物固化体を1年保管することを前提としている。人工鉱物固化体貯蔵設備は、空気冷却装置付きのキャニスタ貯蔵庫であり、160体の人工鉱物固化体キャニスタ(150L) を収納できる。高放射性固体廃棄物貯蔵

設備はラック構造となっており、TRU廃棄物および高βγ廃棄物のドラム缶（200L）を200缶収納できる。低放射性固体廃棄物貯蔵設備もラック構造となっており、低レベル廃棄物のドラム缶（200L）を250缶収納できる。なお、これらの廃棄物は、1年保管後に廃棄物処分場へ搬出すると想定している。

(h) 分析設備

分析設備は、前処理設備、再処理設備、燃料製造設備などからサンプリングした試料について分析する設備である。各設備における主な分析個所、サンプリング対象（目的）は次のとおりである。

①前処理設備の分析個所

・せん断機からの使用済燃料せん断片（計量管理用）

②再処理設備の分析個所

・電解精製槽からの浴塩およびCd（運転制御/計量管理用）

・固体陰極処理装置からのU-Zrインゴット（品質管理用/計量管理用）

・Cd陰極処理装置からのU-TRU-Zrインゴット（品質管理用/計量管理用）

③燃料製造設備の分析個所

・射出成型装置からの燃料スラグ（品質管理用/計量管理用）

各サンプルについて、計量管理を目的とした試料は主にU、Pu量及び同位体組成を、運転制御に対してはU、Pu、MA量及び同位体組成を、品質管理に対してはU、Pu量及び同位体組成、並びにZr及び不純物の混入量を、それぞれ分析する。本設備では、これらサンプルの分析に対して次の分析装置を準備するとともに、分析の前処理用の溶解装置、不純物分離装置、熱分解装置などを用意する。また、ここで発生する分析廃液の一時貯蔵槽などを設ける。1サンプルに対して1分析を基本とし、分析頻度等を考慮して分析装置の台数を決めた。その結果、電位差滴定計2台、クーロメータ計2台、質量分析計2台、k-edge＋蛍光X線分析計2台、αスペクトロメータ3台、γスペクトロメータ3台、ICP-AES分析計3台、イオンクロマトグラフ2台、酸素-炭素-窒素（O-C-N）計2台となった。今後、サンプリングの代表性や最適なサンプリング･分析回数について検討する必要がある。

(i) Ar セル内ガス冷却･浄化設備

Arセル内ガス冷却･浄化設備は、Arセル内の雰囲気ガスを取り出し、HEPAフィルタで微粉末などを除去した後、冷却器（約225000m³/h×約1300kW×2基）によって冷却するとともに、酸素除去装置（約5000m³/h×1基）、水分除去装置（約500m³/h×1基）、窒素除去装置（約1600m³/h×1基）などから構成される浄化装置によって不純物を除去し、Arセル内に戻す設備である。一般的なガス浄化方式としては、吸着剤方式、膜分離方式、触媒方式、低温精製方式等が挙げられ、ANLの試験設備（FCF）では触媒方式が実際に運用されているが、本検討では商用規模の再処理施設を対象とするため、一般工業にて酸素、窒素等の精製に大規模処理の実績を有する、吸着剤方式の一つPSA方式を適用した。この設備により、セル内の照明器具、プロセス機器などから発生する熱を除去し、セル内の雰

囲気温度を適温に維持するとともに、雰囲気ガスの酸素、水分、窒素濃度を、ANL等における過去の実績値に基づき、各々50ppm（最大100ppm）、50ppm（最大100ppm）、500ppm（最大1000ppm）以下に管理する。但し現状、このPSA方式によるArガスの精製は、触媒方式に比較して実績が乏しいため、今後、設備試作による性能確認等が必要と考えられる。Ar供給設備は、高純度Arガスを使用するプロセス機器、エアロックセルなどにArガスを供給すると同時に、Arセル内圧力低下時にArガスを緊急供給する役目を担う。真空排気設備は、Arセル圧力上昇時やエアロックセル開閉時などにガス排気を行う。

(j) 冷却水設備･冷水設備

冷却水設備は、密閉式冷却塔ユニット（約1.5×10^6kcal/h×2基）により冷却水を製造し、プロセス機器等に冷却水を供給する設備である。安全系の動的機器に対しては2系統とし、一般系に対しては1系統としている。また、異常時には一般系を隔離できる系統構成としている。

冷水設備は、冷凍機（約1.35×10^6kcal/h×2基）により冷水を製造し、プロセス機器等に冷水を供給する設備である。ここでも、安全系に対しては2系統、一般系に対しては1系統とし、異常時には一般系を隔離できる系統構成としている。

(6) 施設設計

(i) 計量管理とセル区分

物質収支区域（Material Balance Area ：MBA）をMBA-1、MBA-2、MBA-3の3区域に分け、核物質の適切な閉じ込めが管理できるように設計した。主要測定点（Key Measurement Point：KMP）における計量は、化学分析、重量測定、非破壊測定の組み合わせにより実施する[33]。KMPを含めたMBA計画図を図 6.2.14に示す。入量計量管理方法（図 6.2.14の②の部分）としては、様々な案が考えられるが、ここではANLのFCFにおいて採用されている方法、すなわち、ピンせん断片を代表サンプリングとして採取･分析し、燃焼計算結果を補正する方法を採用した。

また、出量計量管理（図 6.2.14の③の部分）は、射出成型スラグの切れ端をサンプルとした分析結果と重量測定結果の組み合わせによる方法を採用した。

適時性の要求に対しては、NRTA等の対応策の検討は行っていないため、今後の課題である。尚、計量管理の詳細については、付録５に記載した。

(ii) セル内機器配置

金属燃料を直接取り扱うセルは、火災防止対策などを目的にArセルとし、負圧管理する。Arセルには浄化装置を敷設し、雰囲気ガス中の不純物濃度を、酸素100ppm、水分100ppm、窒素1000ppm以下に制限する。また、セル内のプロセス機器等からの発熱による温度上昇を抑えるため、セル外に冷却設備を設置し、Ar循環ガスを冷却することにより、セル内雰囲気温度を40℃程度に維持する。

再処理施設の主建屋のArセル容積は、主に燃料受入れ・前処理セル2500m^3、電解分離

セル10000m³、TRU抽出/塩処理セル2500m³となり、その他部分を含めて合計約20000m³となる。主建屋の主要なArセルおよび空気セルの容積を表 6.2.6に示す。

セル内の概略機器配置図を図 6.2.15に示す。3階に配置した燃料受入れ･前処理セルでは、燃料貯蔵設備から受入れた使用済燃料を集合体一時保管ピットに保管し、必要に応じて集合体解体機、ピンせん断機にてせん断片とし、1階の端に配置した電解分離セルのターンテーブルの陽極バスケットに装荷する。電解分離セルでは、せん断片を装荷した陽極バスケットをNaボンド除去装置に移送し、Naボンドを除去する。その後、この陽極バスケットを電解精製槽に取付け、電解精製槽にて電解分離処理する。電解精製槽から取り出したU析出物とU-TRU析出物は、固体陰極処理装置とCd陰極処理装置にて浴塩およびCdを除去し、それぞれ、U-Zrインゴット、U-TRU-Zrインゴットとして回収する。これらのインゴットは、一時保管した後、地下1階に配置した燃料製造側セルに払い出される。陰極処理装置を連続式としたため、フェーズⅠの回分式のものより機器の高さを低くし、これに応じて電解分離セルの階高をフェーズⅠより抑えることができた。また、電解分離セルには、陽極バスケット、陽極および陰極アセンブリ、固体およびCd陰極処理用プロセスルツボなどの移送・装填に利用する自動装置のためのレールをセル内に設けている。TRU抽出･塩処理セルは2階に配置し、電解分離セルの電解精製槽から定期的に移送される浴塩等を、TRU抽出器、ゼオライトカラム等にて処理する。

燃料受入れ･前処理セルの使用済燃料集合体一時保管ピットは、使用済燃料貯蔵設備からの燃料集合体の補給を考慮して、1週間分を保管できるバッファ容量としている。また、電解分離セル内の主要機器間には、図 6.2.16に示すように、陽極バスケット仮置架台、陽極アセンブリ仮置架台、固体およびCd陰極仮置架台、陰極処理用プロセスルツボ貯蔵庫、インゴット貯蔵庫などのバッファを設けた。これらのバッファは、下流機器の１バッチ処理量分（1日または0.5日分程度）に待避用分を加味した容量としている[28) 34)]。フェーズⅡの設計では、これらのバッファのスペースをセル内に確保したため、セル内容積はフェーズⅠと比べて大きくなっている。

また、前処理セルのせん断機等の機器や電解分離セルの電解精製槽など主要機器を保守補修できるように、保守セルを設けている。

(iii) 供給試薬・ユーティリティ

金属電解法再処理施設で必要となる試薬・ユーティリティとして、LiCl-KCl、Cd、金属Li、金属K、グラファイトルツボ、ゼオライト、ガス、電気などが挙げられる。これらの試薬・ユーティリティの使用量をまとめたものを表 6.2.7に示し、使用目的を以下に記載する

(a) LiCl-KCl

LiCl-KClは、主に5基の電解精製槽で使用される。電解精製槽のLiCl-KCl貯蔵量は、約2380kg/基である。電解精製槽の浴塩の一部は定期的に払い出されFP除去処理されるが、この時同時に浴塩中のNaCl濃度を下げるため、浴塩の一部もゼオライトに吸蔵させ廃棄す

る。還元剤として投入するLiおよびKの塩素化、Li交換ゼオライトからのLiCl移行によってもLiCl-KClは増加するが、さらに不足する分については追加供給する必要がある。これによるLiCl-KClの年間使用量は約83kgとなる。

(b) Cd

Cdについては、電解精製槽のCdプールに約1400kg/基貯蔵される他に、液体Cd陰極、塩処理設備で使用される。ただし、使用済Cdは、Cd蒸留装置等で蒸留処理するなどして原則として全て再使用する。

(c) 金属 Li-K

TRU還元抽出器において還元剤としてCdに投入して使用する。年間使用量は、金属Li約50kg、金属K約570kgである。

(d) グラファイトルツボ

固体陰極およびCd陰極処理装置、射出成型装置（燃料製造施設）で使用され、20回を目処に交換される消耗品である。固体陰極処理用プロセスルツボ、Cd陰極用処理、射出成型ルツボの年間使用量は各々144、192、213個（炉心燃料スラグ用149個+径ブランケット燃料スラグ用64個）であり、重量にすると約18.2t（燃料製造施設分を含めて約22.1t）に相当する。

(e) ゼオライト

ゼイライトカラムに充填するLi交換ゼオライトおよび、人工鉱物固化体製造時に追加する乾燥ゼオライトを使用する。Li交換ゼオライトおよび乾燥ゼオライトの年間使用量は約3.9tおよび21.5tであり、合計約25.4tある。

(f) Ar ガス

前処理セルや電解分離セルなどのは火災防止のためArセルとし、Arガスは循環させて酸素、水分、窒素濃度を管理する設計としている。エアロック開閉によるAr消費、Arセル内圧力低下時のArガス補給量、電解精製槽への高純度Arガスが供給量など合わせて、年間Arガス使用量は約510kg/yである。

(g) Cl_2 ガス

再酸化槽にて用いる酸化剤$CdCl_2$の製造に使用する。Cl_2ガスの使用量は、年間約750kgである。

(h) 電気

電解精製槽、陰極処理装置などの加熱設備や電気計装設備、照明設備等について必要電力量を算定し約9300kWとなった。この他に、プラント設計では、燃料油、用水、冷却水、冷水、蒸気、圧縮空気などのユーティリティも考慮している。

(iv) 施設概要 [28) 33)]

38tHM/y規模の金属電解法リサイクルプラントの全体配置イメージを図. 6.2.17に示す。また、各建屋の体積を表 6.2.8に示す。

金属電解法リサイクルプラントの主建屋（再処理設備、燃料製造設備、廃棄物処理･貯蔵設備、分析設備、ユーティリティ設備、中央制御室等）と燃料貯蔵建屋（使用済燃料貯蔵設備、新燃料貯蔵設備）の配置イメージを図 6.2.18に示す。また、主建屋における各階の概略配置図を図 6.2.19～図 6.2.26に示す。本施設では、廃棄物処理･貯蔵設備、オフガス処理設備、Arセル内ガス冷却･浄化設備、分析設備、冷却水設備、冷水設備、中央制御室、非常用発電機、放射線管理棟、排気筒などは、再処理と燃料製造で共用を図っている。

本施設では、まず使用済燃料を地上1階のトラックヤードより搬入し、地上3階の燃料受入れ･前処理（解体･せん断設備）セルへ搬送する。ここで、燃料の雰囲気をArへ置換後に、解体・せん断処理を行う。その後、これを地上1階の電解分離セルへ移送し、電解精製・蒸留等の処理を実施して、U、U-TRUインゴットを回収する。回収したインゴットは地下1階の燃料製造セル（射出成型設備等）へ搬送し、射出成型等の処理により燃料ピンとする。この燃料ピンは、地上1階の燃料製造セル（燃料集合体組立設備等）へ払出し、ここで燃料集合体として組上げる。電解精製槽より塩処理のために排出される浴塩（含FP）は、2階のTRU抽出/塩処理セルへ搬送して、TRU抽出、ゼオライトカラム処理によりFPを分離し、再酸化を経て1階の電解精製槽へ返送される。分離したFPを含むゼオライトカラムは地下1階の人工鉱物固化・貯蔵設備へ搬送し、ここでPC処理を行いソーダライト固化体とする。本施設ではこれと合わせて、上記処理に伴い必要となる付帯設備が各階に設置されている。主な付帯設備の配置を以下に示す。

・1階
高放射性固体廃棄物取扱設備・処理設備
低放射性固体廃棄物処理設備・貯蔵設備
・2階
建屋換気設備
・3階
オフガス処理設備、Arガス浄化冷却設備、圧空・ガス供給設備、保守セル
電気設備、高放射性固体廃棄物処理設備、低放射性固体廃棄物処理設備
・4階
中央制御室、電気設備、冷水設備、圧空・ガス供給設備、建屋換気設備
・屋上
建屋換気設備、純化・浄化設備、冷却水・冷水製造設備
・地下1階
$CdCl_2$製造設備、高放射性固体廃棄物処理・貯蔵設備
低放射性固体廃棄物処理設備、低/中放射性廃液処理設備

6.2.2 技術評価

(1) 安全性

(i) 安全設計

金属電解法に基づく再処理システムにおいて、想定される異常事象の抽出を行い、それら異常の進展シナリオに沿って多重防護概念に基づく安全設計の検討を行った。

(a) 放射線防護（遮蔽）

工程内の放射能インベントリの大きな機器・塔槽類は十分なしゃへい能力を有する厚さ2mのコンクリートのセル内に設置する。機器の保守補修は主セル内に配置した状態もしくは主セル内の専用の補修エリアで行うこととしている。

なお、上記の遮蔽厚さは本システムでの線源強度を評価して求めたものではなく、既存の類似施設の設計例に基づき決めた数値であり、今後の詳細化検討にあたっては合理的な遮蔽厚さを決めるために詳細モデルに基づく評価が必要である。また、除染済の交換機器・廃棄物類をセル外へ移送することについて、その手順、除染方法、線量の確認方法等に関する技術的検討も必要である。

(b) 放射性物質の閉じ込め

放射性物質の閉じ込めにおいて、特に施設外へ拡散、漏えいしやすい気体状の放射性物質の発生源となりうる液体状、粉体状の放射性物質について述べる。

本システムで取り扱う放射性物質を含む液体は、高温の溶融塩および液体金属Cdである。これらの液体を直接内包する系統および機器（一次閉じ込め系）は漏えいしがたい構造とし、万一の漏えいに備えて漏えい検知器および容器の二重化又は漏えい液の受け皿を用意している。金属電解法システムにおける一次閉じ込め系からの漏えいについては、遠隔操作に使用するインセルカメラ等の視認機器が多数設置されること、および遮蔽窓が設置されていることから、目視による漏えい検知が可能である。また、液体としては比較的高い融点を持つ物質（溶融塩および液体Cd）のみを使用することから、漏えいを放置した場合においても（水溶液系のように）短時間での漏えい液の沸騰など他の異常事象への波及が生じがたいという特徴がある。さらに、質量管理に基づいて臨界安全が確保されていることから機器内の在庫量がすべて漏えいしたとしてもそれだけで臨界事故に発展する恐れはない（形状管理では潜在的に臨界質量以上の核燃料物質を内包しているため、一次容器の形状管理だけでは漏えい事象における臨界安全性の維持は保証できない。）。これらの特徴を持つことから、漏えいに対して湿式システムの一部設備で見られる厳重な設計対応（二重化された漏えい検知装置およびそれらとインターロックされた自動起動の漏えい液回収システム）は本システムに必要でないと判断した（運転・保守補修性の機能としては設計対応される）。ただし、取り扱う液体がいずれも高温であるため、セルライニングに対して漏えい液による熱的影響を及ぼさないように、漏えいの可能性がある機器および系統には漏えい液受け皿を設けるかもしくは容器を二重化することとしている。また、加熱機能

をもつ機器については異常加熱による機器損傷を防止するため、温度監視とインターロックによる加熱停止を可能とする。

放射性物質を含む液体を内包する機器については、機器内で発生する気体状の放射性物質を適切に閉じ込める機能も要求される。これに対しては、槽類の気密性を確保すると同時に、槽類の気相部を外部に対して負圧に維持することによって内部の気体がアウトリークすることを防止するという設計が一般的である。しかしながら、本システムで取り扱うLiCl-KClに溶解したHMは酸素および水と反応して不溶解性の酸化物となる性質を持つので、負圧維持設計とした場合には外部の純度の低い気体がインリークして不溶解物の生成を促進してしまう。不溶解物の生成は臨界安全性に対する脅威となり、また品質管理、計量管理の点からも重大な問題となる。そこで本システムではこれを防止するために、これら溶融塩を内包する槽類の気相部圧力をセル雰囲気に対して微正圧に保持する設計とした。これにより動的な閉じ込め機能は持たなくなるので、機器自体の気密性の確保が重要な課題となる。ただし、これらの槽気相部の純度および圧力を制御するために、各槽類には純Arガスの供給ラインと排気ライン（機器・槽類オフガス系、図 6.2.27）が備えられ、排気についてはオフガス系に設置された各種の除染装置により随伴する放射性物質を除去する。

気密性確保に対しても、マテリアルハンドリングに依存する操業の方法から槽全体を溶接構造にするなどの方法は適用できないので、Cd・ミストトラップの設置や開口部・電極ポート等の構造によりセル環境へ放出する気体の量およびそれらに随伴する放射性物質の量を極力抑えることで対応する。このような設計ではアウトリークを完全に防止できないので、通常時におけるセル雰囲気の汚染をある程度許容できる設計としなくてはならない。すなわち、セルレベルにおける気体状の放射性物質の閉じ込め性能がより重要になるが、この点については後述する。

なお、上述した機器の微正圧運転が成り立つかについてはセル雰囲気中の放射能濃度に関する定量的な観点からその正否を判断しなくてはならない※が、そのためには溶融塩中の放射性物質の気相への移行挙動や発生するエアロゾルの特性（空気力学的粒子径など）、移行率および実機の操業時の漏えい率等の各種データを取得する必要がある。これらのデータは適切なオフガス系を設計する上でも重要なものである。

次にセルレベルの閉じ込め設計について説明する。Arセルでは、活性金属の火災防止および品質管理上の要求から高い純度を維持する必要があるために、気密性の高いライニングが敷設され、高性能のAr浄化系を備える（図 6.2.28）。従って、NEXT法や酸化物電解法の主セルに比べるとArセル自体の基本性能として気体に対する閉じ込め能力は高い。ただし、ワンススルー吸排気のセルとは異なりセル内の冷却を吸排気に依存することが出来ないので、Ar浄化系には冷却機能も重要な機能として付加される。また、セル自体に専用の排気系（セルオフガス系）は設置せず、セル内の圧力制御はセル内の機器・槽類オフガ

※ 安全性に関しては、後述するArセル内圧異常事象においてセル外に雰囲気がリークすることに起因する一般公衆および作業員の被ばくリスクがある。運転・保守補修性からは、セル内に設置される機器の長期健全性や補修時の除染に関する影響を検討しなくてはならない。:

ス系およびエアロック排気を通した間接排気、フレッシュArの供給および循環冷却系による温度制御を通して行われる。

セル自体の排気系を持たないことから、上述した機器の微正圧運転によってセル雰囲気中にリークした放射性物質はセル浄化系で除染されるか、機器オフガス系に吸引されその系に設置された高い除染機能を持つ浄化設備により除染後排気されることになるのでセル内の負圧が維持されている限り過剰の放射性物質が施設外に放出されることはない。一方でセル内に多数の高温機器が配置されるということと、セル自体が高気密性であり冷却には動的な機能を必要とする設計であることから、冷却機能喪失時には熱膨張により負圧維持が困難となる可能性がある。これに対する安全設計の方法は大きく二通り有り、一つはあくまでも負圧維持などによる動的な閉じ込め（いわゆるコンファインメント）を重視する方法、もう一つは動的機能に依存せず構造物の気密・耐圧性能だけに頼る静的な閉じ込め（いわゆるコンテインメント）で対応する方法である。具体的には、前者に対しては冷却喪失時においても負圧維持が可能となるように緊急排気系を設けること、後者に対しては冷却喪失時に想定される最大圧力下においても十分低い漏えい率が達成できる耐圧高気密セルを製作することである。いずれを採用しても表 6.2.9に示す利点欠点があり、最終的には安全性能を満たすように設計した際の経済的合理性と工学的合理性に基づき比較判断される。

本設計では、閉じ込めの方法に関係なくArセルの基本性能として気密性が高くなくてはならないということと、緊急時の安全機能には動的な機能を可能な限り使用しないという方針に基づき静的閉じ込めによる対応を選択する。この場合どの程度の圧力に耐えうる必要があるかを把握するために、図 6.2.29に示す解析モデルに基づき冷却器能喪失時のセル内圧・温度変動の解析を行った。結果を図 6.2.30に示す。図中の上のグラフはセルが完全に気密であって、かつセル内照明が遮断されなかった場合の解析結果で、静的閉じ込めによる設計を行う場合におけるArセルの最大使用圧力（設計基準）を与える。一方、下段のグラフは緊急排気系による動的閉じ込めで設計する場合に緊急排気系に求められる最低排風量を与える。これより、動的閉じ込めにおいては最低165Nm^3/minの排風能力が無くては負圧を維持することが出来ず（本システムで実装されているVOG系排気量は3.4Nm^3/minでしかない）、しかも起動信号を受けてから数十秒程度でその排風量に到達しなくてはならないことから、工学的に合理的な対策とは言い難い。静的閉じ込めの場合は、低リーク率の設計においても差圧に応じてセル内の汚染されたAr雰囲気が建家内に漏えいすることから公衆被ばくに影響するが、リーク率として大きめの1.0vol.%/dayを与えたとしても試算された漏えい量から敷地境界における一般公衆の被ばく線量を求めたところ10^{-10}mSv程度であった。耐圧性能としても最大圧力が0.2kg/cm^2あれば十分であり、LWR格納容器の耐圧能力が4kg/cm^2程度であることから考えると工学的に成立する可能性は十分あると判断できる。

(c) 核燃料物質の臨界防止

核燃料物質の移動はバッチ式の移送機器によるものが基本であり、工程内で固体、液体など多様な物理、化学形態を取り扱う必要があることから、主たる臨界管理方法を質量管理とし、容積管理、濃度管理、Pu富化度管理、Pu同位体管理を適切に組み合わせている[42),43)]。また、主要工程セルでは少量のオイルなどの有機物を除き水等の有意な減速材の使用がなく、Arセルにおいては雰囲気の湿度管理も厳しく実施されるため乾燥系（非減速系）である。多数のユニットを一つのセル内で扱うことから、複数ユニットの臨界安全管理には移動管理および剛構造物による隔離距離維持を行う。

一般に質量管理を適用した施設で人手による移送を行うときに問題となっていた誤装荷、過装荷等に関しては、核燃料物質の移送管理を遠隔自動化された搬送システムによって行うことから、搬送システムおよびプロセス制御システム上に適切なインターロック回路を多重に組み込むことにより回避可能であると判断した。

各工程で取り扱う核燃料物質の特徴に応じて設定した核的制限値を表 6.2.10にまとめる。

電解プロセスにおいては、核燃料物質は複数の異なった化学形態で分散して存在するものの、それぞれの化学形態は比較的安定である。このように複数の化学形態が存在する場合、従来の単純な質量管理だけで設計すると、その内の最も核的に厳しい化学形態を基準にしてしまうために核的制限値が小さくなりすぎて、システム成立上要求される量の核燃料物質を取り扱うことが困難となる。電解プロセスでは個々の化学形態が比較的安定で、工学的にそれらの化学形態を制御できる可能性があることを考慮し、これらの化学形態毎に質量管理を行う「化学形態管理」を適用することで、比較的多くの核燃料物質を安全に取り扱うという方法論を提案している[35) 36)]（図 6.2.31）。この方法論の下で各化学形態の核的制限値を表 6.2.11に示すように設定した。特に不溶解物とそれに関連して溶融塩中のPu量の核的制限値については計量技術の精度やプロセス制御の信頼性に応じて決める必要があるが、これら技術は今後の開発課題でもあるため現時点で具体的な数字を決めることは出来ない。この設計に基づき想定される偶発的事象を抽出してそれらをモデル化した臨界解析を行った。これらの結果から上記設計において十分な安全裕度が確保されることが確認できた。

この方法論を現実のものとするには適用する系における化学的変化について幅広い知見を得ると共に、臨界防止設計上の要求、すなわち二重偶発性原理の適用に耐えうる信頼性の高い監視・制御技術を開発する必要があり、実用化に当たっての重要な課題である。

陰極処理装置は本システム内で最も核的に厳しい（臨界質量の小さい）化学形態（U-Pu合金）で核燃料物質を取り扱う。また処理能力の向上と機器台数の低減のために押し出し式の連続炉方式となっているために、液体Cd陰極回収物をいれた蒸留ルツボを多数取り扱う。電極から取り出された回収物は、電極単位で個別の蒸留用ルツボ（図 6.2.32）に装荷されて処理装置の中に入れて、図 6.2.33のように最大26個並べて蒸留処理する。ルツボの移動は押し出し方式であるが、ルツボ同士が直接接触しないようにトレーに載せられてお

り、また押し出し操作時の詰まりや転倒を防止するためにガイドレールを設け、プッシャーの駆動力が制御される。蒸留炉の加熱方式が誘導加熱で行うことから、ルツボ本体は誘導加熱に適した厚みのあるグラファイト製、トレーは磁場を透過させる必要と耐熱性を考慮してセラミックス製としている。陰極処理装置は3つのトンネル型の加熱炉で構成されており、最後の加熱炉が最も多くのルツボ（10個）を内包する。以上の設計に基づいた連続式陰極処理装置における臨界安全性を確認するために、図 6.2.34に示す解析モデルにおける評価を実施した。このモデルにおいては、3つある連続炉の配置が保守的にモデル化されており、さらに各ルツボは球形でルツボ材料は4cm厚のグラファイト反射体として取り扱った。個々のルツボ内の燃料物質として表 6.2.12示す2ケースを想定して解析を実施したところ、平常時に装荷されるHMが全てPuであったとしても未臨界を維持できることが確認できた。また、Pu富化度□%における推定臨界下限質量は（Pu同位体が全てPu-239であったとしても）ルツボ当たり5.9kg-Puであり、平常時のPu装荷量の□倍以上になった。以上のことから、本設計で設定した取扱量においては十分な安全余裕があるものと判断される。

溶融したHM金属を直接包蔵するルツボの破損は、次に示す二つの安全上の懸念を生じさせる。一つは、高温液体金属が処理装置本体のケーシングを破壊し装置外（セル）に漏えいするという懸念であり、もう一つは複数のルツボの同時破損により主として質量管理で維持される臨界安全性に重大な影響を与えることである。

金属電解法においてはセル内雰囲気が高純度Ar雰囲気であることから、前者の事象において火災など他の重大事象への拡大は、他の独立の安全機能の障害が同時に起きない限り生じ得ない。また、漏えい量が少なく、高融点物質であることから漏えい後は冷却されて固化することにより気相への拡散が抑制されると考えられる（蒸留炉が誘導加熱方式であるため、加熱体が高周波磁場の外に移動すると発熱は即座に停止する）。さらに、たとえ気相へ移行したとしてもArセルの換排気が低風量の間接排気であることから施設外への漏えい量は十分低減される。したがって、最も考慮すべきことは後者の複数のルツボの同時破損による臨界事故への拡大である。

非金属材料は、一般に金属材料に比較して高温強度や圧縮強度、耐食性に優れるが、引張強度が低いうえに延性に乏しく、したがって欠けや割れなど応力集中を起こす局所欠陥があると破断応力以下でも破壊される可能性がある。これが、絶対的な信頼性を長期間にわたって維持することが求められる原子力機器に非金属材料を適用しがたい理由の一つである。

しかしながら、ここで対象としている蒸留ルツボは、(1)強度部材ではない、(2)数十年にわたる耐久性を要求されるものではなく、適時交換可能なものである、(3)インセルカメラや検査装置により健全性確認・検査が可能である、という既存の再処理施設機器（例えば湿式再処理において施設寿命中の保守や点検を想定しない単純塔槽類など）と異なる使用環境にある。また、今後の詳細検討において上記の欠点を補うような設計（コンポジット化や二重化により、割れを全体に波及させなくするなど）を取り入れることにより単一の

破損による閉じ込め機能喪失を防止することが可能であると判断される。

したがって、ここで用いられる蒸留ルツボに関しては、上記条件下における使用を前提として、適切な検査手順、使用のための維持基準と割れを拡大させないような材料・構造設計により、非金属材料の適用が可能であると判断した（なお、耐震性に関してはルツボ単体だけでなく、ルツボを載せるトレーおよび蒸留炉全体を含む詳細な検討が必要となることから、今後の機器開発における課題とする）。なおPuを含む溶液を直接内包する容器に非金属材料を適用したものの前例として、マイクロ波加熱直接脱硝法に使用する脱硝ボート（窒化ケイ素製）がある[37]。

さらに、多重防護の観点から万が一のルツボ破損時においても漏えいしたPuを含む金属が一カ所に固まらないように、分割された漏えい液受け皿を設ける設計とした（図 6.2.35）。また、高温の漏えい液が受け皿に過剰な熱衝撃を与えないように間に緩衝板（パンチング板など）をもうける、耐熱性に優れた材料（タングステンやモリブデン）の採用などの対策を立てることとしている。

装置外でのルツボの取扱では、内容物は固化した状態（金属インゴット）でしか取り扱わず、かつ質量管理された量を搬送・貯蔵用の外容器に収納して一度に一つしか取り扱わないのでルツボの破損だけで安全性を大きく損なうような事態に到ることはない。

なお、これらの設計は概念であって、実際に適用する場合においては材料の各種性能データの取得、製作時の品質保証・検査の方法の確立および漏えいに対する設計対応に関する機能妥当性確認の実施が必要である。

電解精製工程および陰極処理工程以外の工程における臨界管理についても二重偶発性原理を満足することをシステム設計上の要求事項とする。これが満たされた場合、臨界事故の発生は技術的に想定し得なくなる。従って、臨界管理システムを担う全ての系統及び機器を、その求められる高い信頼性を満足できるように開発・設計することが今後の課題である。

(d) 地震に対する考慮

「再処理施設安全審査指針」38)、「ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針」[39] における耐震要求および六カ所再処理工場等の既存施設の耐震設計の考え方[40] に基づいて予備的な検討を行った。この観点から工程内で多くの核燃料物質および放射性物質を内包する電解精製槽と反応性の高い状態の放射性物質を内蔵する陰極処理装置については、耐震クラスAとして設計を行う。

金属電解法の電解精製槽は鋼製容器であるので、剛構造により耐震性を確保するものとする。酸化物電解法の電解装置のような免震装置の適用も考えられるが、電解装置に比べて電解精製槽が大きく（一基当たりの設置面積が4.5倍程度）、かつ操業時の総重量も大きいことから、これにかなう免震装置の具体化が難しく剛構造によるものと比べて経済性が悪くなると判断した。ただし、今後の技術開発により実現の可能性が明らかになれば、再検討する価値がある。

(e) 動的に維持される安全上の機能

金属電解法再処理システムの主要工程で取り扱う核燃料物質の物性は高融点・高沸点であるため、機器レベルにおいては内蔵する熱源の自然冷却が可能であり、安全冷却系統の設備は必要としない。

一方、すでに「閉じ込め」の項で説明したように、Arセル内部には高温熱源が多数設置されるため、セル雰囲気の温度及び圧力上昇を防ぎセルレベルの負圧維持および閉じ込めの健全性を維持する必要がある。従って、セル冷却系は安全上重要な施設となる。この系統の動的機器および安全系冷却水供給系は独立二系統とし、非常用所内電源系統に接続されている。また同じく動的な閉じ込めを維持しているオフガス処理設備、セル換気設備および建屋換気設備の動的機器についても独立二系統とし、非常用所内電源系統に接続されている。

従って、動的機器の単一故障および外部電源喪失を考慮しても動的に維持される安全上の機能が喪失することはない。

(f) システム及びプロセス固有の危険性に対する考慮

本施設の固有の危険性としては、「反応性の高いアクチニド金属の火災」、「高温媒体による設備損傷」、「高温熱源によるセル内圧力上昇」、「ハンドリングマシンの異常動作等による設備損傷」が挙げられる。一方で、放射性物質を内蔵する系統および機器の高所設置がなく、また取り扱う流体（塩および液体金属）は融点が高いため固化しやすく沸騰などの現象は生じがたいなどの特性から、これらの漏洩により多量の気体状の放射性物質が発生する危険性は少ないものと考えられる。

はじめに「反応性の高いアクチニド金属の火災」について述べる。陰極処理工程から燃料ピン組立工程までは核燃料物質自体が燃焼反応を起こす恐れのある金属形態を非密封で取り扱うことから、金属火災に対する考慮が必要である。火災の可能性としては他に金属リチウムや金属Cdがある。これらの火災の発生防止策としては、セル雰囲気自体を不活性のArガスで満たし、酸素等の反応物を除外すると共に酸素濃度計による監視を行うこととしている。過去に行われたU、Pu金属系の発火に関する研究結果[45),46),47)]より、比表面積の大きな状態においても酸素濃度1%以下であれば金属火災を防止できると考えられる。また、比表面積の小さなインゴット状であれば200℃以下では空気中で自然発火しなくなると報告されている[41) 42) 43)]。したがって、Arセル雰囲気中の酸素濃度に対して1%を化学的制限値と設定する（平常時の管理目標値は100ppm以下）とともに、U、Puの金属を機器あるいは容器外から出してセル雰囲気にさらす場合には温度管理値として200℃以下であることを確認した上で取り扱うものとする。なお、ここで参考とした過去の試験は乾燥空気中のものであることや、U-Pu合金の全ての組成を網羅したものでないことから、本システムの条件に照らし合わせた追加の試験あるいは確認試験を行う必要がある。

Arセルバウンダリの破損により酸素が流入し金属火災が発生した場合には、Arガス緊急注入系により酸素濃度を低下させる方策が提供されているが、消火に対する有効性は未確

認である。またセル体積が大きいことから、緊急注入により短時間で酸素濃度を低下させうるためには大規模なArガス供給施設を要すると考えられる。したがって、バウンダリ破損の可能性がもっとも想定されるAr雰囲気冷却系統の遮断機能や、セル内防火区画の設置、セルの気密性確保などさらなる拡大防止・終息方策の総合的な検討が必要である。なお、使用する機器等には不燃物・難燃物を使用しているため、金属火災がより大規模な火災に発展することはない。

「高温媒体による設備損傷」に対しては、高温物の漏洩によってセルライニング等の閉じ込めバウンダリが破損しないように、高温物を保持する系統及び機器は容器を二重化するか漏洩液受け皿を設け、万一の漏洩の際にも漏洩物が直接セルライニングに接触しないような設計としている。また、個々の加熱装置には過加熱防止のインターロックを備え、温度の異常上昇による設備損傷を防止する。同時に、過剰な加熱能力を有しない設計とすることにより、過加熱の潜在的危険性を低減する。

「高温熱源によるセル内圧力上昇」については「閉じ込め」の項で詳述した。

「ハンドリングマシンの異常動作等による設備損傷」に対しては、通常操業時に使用する搬送機器として動線が固定化されるものを使用することでハンドリングマシンと設備の干渉を排除している。メンテナンス等で非定期的に使用するクレーン等の高所つり下げを行う装置については、保持器具にインターロックを設けるとともに、移送経路上の直下に放射性物質を内蔵する機器が配置されないようにするなどの方策を、マテハン設計・保守補修性の観点と合わせて検討する必要がある。

(ii) 安全評価

ここでは、射出成型による燃料製造施設をも含めた再処理および燃料製造一体型のリファレンスシステム（38tHM/y処理能力）を対象として評価を行った。

(a) 決定論的安全評価

1) 平常時における一般公衆の線量評価

平常時に施設から大気中へ放出される放射性物質による、最大被ばく地点における一般公衆個人に対する放射線被ばく評価を、i)からiv)に示す評価条件の下でATRENO-TERFOCコード[44) 45) 46)]を用いて実施した。

排気筒から放出される放射性物質の量については、施設の年間処理量を基に、設計検討において設定した大気への移行率を基に設定した（表 6.2.1を参照）。このとき、施設内における放射性物質の除染機能については、HEPAフィルタ、ヨウ素フィルタ、トリチウム除去装置等の能力を適切に考慮した。

①放射性物質を大気へ放出する排気口の地上高さ、内径および吹き出し速度については、㈱原燃の六ヶ所再処理施設の主排気筒と同じ条件を想定した[40)]。

②気象条件については、「もんじゅ」サイトにて過去に観測された気象データを参考に設定した。

③放射性物質の経口摂取量を見積もるに当たり、個人が摂取する全ての食物は、当該個人に対する被ばく評価地点において生育するものとみなした。

その結果、1年間の操業期間中の平常時に大気へ放出される放射性物質による個人の預託実効線量は、最大線量を与える地点において、約0.76μSv/yと推定された。判断基準である50μSv/y以下を十分に達成できると評価する。なお、核種による内訳は、表 6.2.13に示すとおり^{14}Cの寄与が最も大きく約41%を占めている。

2) 代表的な異常事象の影響評価

評価対象システムでの技術的に発生が想定される異常事象を体系的に漏れなく抽出するために、3.1章に示した観点からシステムの主要な工程について変動の原因となる異常事象または変動の結果生じると考えられる異常事象を検討し、表 6.2.14にまとめた。

つぎに、摘出した異常事象を放置した場合の影響を検討し、その影響を異常事象選定のために分類整理した。これらの中から、ソースタームの大きさや放出される放射性物質の拡散容易性に注目し、周辺公衆に対する放射線被ばくリスクの恐れのある事象として次の3種類の異常事象を評価対象に選定し、事象発生時に周辺公衆の個人が受ける実効線量当量を評価した。

・溶融状態の核分裂生成物および燃料核種を施設内で最も大量に内蔵する電解槽からの使用済塩移送時におけるセル内への塩全量の漏洩
・Arセルバウンダリ破損に伴う空気侵入により生じるCd陰極処理装置から払出されるPu-U合金インゴットの火災

なお、被ばく評価に必要な施設の立地条件などについては第3章に示した方法に従った。

［電解精製槽からセル内への内包物の全量漏えい］

電解精製装置に内包している溶融塩およびCdの全量がセル内へ漏えいしたとする。漏えい事象は、電解精製槽本体の鋼製容器の破損、もしくは塩移送中における移送配管の破損および制御回路の同時故障により引き起こされる可能性がある。本被ばく評価においては内部被ばくのみを考慮するので、インベントリが大きく線量係数の大きいHM核種のみを考慮する。このことから、金属電解法の電解精製プロセスではHM濃度および組成はプロセスの進展によって大きく変動しないため、プロセス基準状態の塩を想定する。漏えいにより溶融塩中の放射性物質のどれだけの割合が気相へ移行するかについては確たるデータが存在しないため、4章で評価した水溶液の漏えいにおける移行率0.001（全量の1/1000）を代用する。本事象が発生すると、漏えいした不揮発性の放射性物質は気相中の塩ミストに同伴してセル内を循環し、このうちの一部はせん断機付近に設置された機器オフガス系への吸い込み口などから機器オフガス系へ流入して主排気筒から排気される。セル内を循環している間にセル冷却・浄化系へ流入するとその系統に設置されたHEPAフィルタ等により捕獲されるが、気相へ移行したものの内でセル冷却系へ流入する割合が不明であるため本評価では期待しないものとする。一方、機器オフガス系からの排気は図 6.2.27に示す

ように前段2段のHEPAフィルタと後段1段のHEPAフィルタを通過した後、建屋排気系へ送られて主排気筒から排気される。機器オフガス系は高々200Nm^3/h程度の排風能力しかないため本事象で発生する多量の塩ミストにより機能喪失すると仮定し、建屋排気系2段のHEPAフィルタのDF値として合計10^5を見込んだ上で、周辺公衆の被ばく量（内部被ばくによる実効線量当量および実効線量）を算定した。結果は表 6.2.15に示すように安全評価上の基準値5mSvを十分下回る0.0028mSvとなった（ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合には0.0027mSvとなった）。

［Arセルバウンダリ破損による空気侵入および金属火災］

連続式陰極処理装置では蒸留、加熱溶融炉の後に冷却用のスペースがあるため、高温状態でU-Pu金属がセル雰囲気に露出されることはない。しかしながら、ここでは空気侵入によるセル雰囲気異常時において冷却不足のインゴットを誤って処理装置から取り出したと想定し、そのU-Pu合金の火災を想定した。同装置1台で一度に払出されるインゴット（ルツボ一個分）の全量が燃焼するものと想定し、その燃焼生成物の1/100が気相へ移行し、その全量が機器オフガス系へ送られるものと想定した（金属火災における移行率は不明であるため、溶媒火災時の移行率と同じと仮定した）。機器オフガス系には3段のHEPAフィルタフィルタが設けられているが、容量が小さいために煤煙の吸着によりその内の1段が機能喪失すると仮定した。評価では、建屋排気設備の2段のフィルタを併せてDF値として合計10^9を見込んだ。結果は表 6.2.16に示すように、安全評価上の基準値5mSvを十分下回る2.15×10^{-8}mSvとなった（ICRP Pub.72の線量係数で計算した場合には2.16×10^{-8}mSvとなった）。例え機器オフガス系のHEPAフィルタが前段損傷したとしても、2.15×10^{-4}mSvに収まるので基準値を満足する。

以上に述べた2種類の異常事象ともに、実効線量についての判断基準（5mSv以下）を満足していると評価できる。

(b) 確率論的安全評価

確率論的安全評価手法を用いて、放射性物質放出リスクおよび周辺公衆の健康影響リスクを概算した[48) 49)]。リスク評価における機器故障率等については文献[50) 51) 52) 53) 54)] を参考に類似と判断しうる機器および故障モードのデータを援用した。

1) 評価の概要

決定論的安全評価での述べたように、施設内全工程の中で、放射性物質を大量に含有する全工程を対象として異常事象を摘出し、さらに著しい量の放射性物質の施設外放出要因の観点から異常事象を絞り込み、以下を評価対象として選定した。

・電解精製槽からの塩払出配管の破損による全溶融塩のセル内漏えい（以下、「溶融塩の漏えい」）

電解精製槽から、塩処理工程へ移送する際に移送容器へ溶融塩を送液する配管が破損し、

HM等を装荷した溶融塩がセル内へ漏えいする。漏えい検知器の故障もしくは移送停止操作の失敗により槽内の全溶融塩がセル内に漏えいする。漏えい溶融塩内の放射性物質の0.001がミストと共に気相へ移行する。Arセル冷却系、機器オフガス系および建屋排気設備のHEPAフィルタは塩ミストの付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・Arセルバウンダリ破損および連続式陰極処理装置Ar循環系配管の同時破損によるPu金属等の火災（以下、「Pu金属の火災」）

Arセル冷却系の細管が破損し外部の空気がセル内に流入する。セル内酸素濃度の異常検知失敗あるいはArセル隔離操作失敗によりArセル内の酸素濃度が化学的制限値を越える。同時に、連続式Cd陰極処理装置のAr循環系配管にも破損が存在し酸素濃度が高くなったセル雰囲気が陰極処理装置内に流入し、内部にある全HM金属が燃焼する。燃焼により燃焼物中の放射性物質の0.01が気相へ移行する。Arセル冷却系、機器オフガス系および建屋排気設備のHEPAフィルタは煤煙の付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

・射出成型装置での過剰装荷による臨界（以下、「臨界」）

工程制御システムの誤指令、自動操業システムのマテリアルハンドリングの失敗あるいは工程データベース情報の誤りにより、臨界質量を超えるPuを射出成型装置に装荷して臨界となる。臨界による総核分裂数は10^{19}とし[55) 56)]、発生したエネルギーにより装荷物に含まれる放射性物質の0.001が飛散し、気相中へ移行するものとした。臨界によって放出されるヨウ素および希ガスはHEPAフィルタによっては低減されない。Arセル冷却系、機器オフガス系および建屋排気設備のHEPAフィルタはダスト等の付着による差圧上昇によって確率的に破損するものと考えた。

これらの異常事象について、関連設備の応答や異常時の運転員の行動を検討することにより、施設外へ放出される放射性物質の量に影響を及ぼす因子を同定し、同因子の成功/失敗の分岐を展開したイベントツリーを構築することにより、リスク評価上重要な事象シーケンスを漏れなく同定した。さらに、原因事象の発生頻度をフォールトツリー手法により算定するとともに、イベントツリーの分岐確率を評価することにより、事象シーケンス発生頻度を算定した。また、事象シーケンス別に期待できる閉じ込め機能（例：HEPAフィルタの能力）を適切に考慮に入れて施設外へ放出される放射性物質の量を推定した。

以上を基に、排気筒条件は六ヶ所再処理施設と同一とし、気象条件は「もんじゅ」サイトで過去に観測された気象データを参考に設定して、風下最大被ばく地点における放出放射能による周辺公衆の急性死亡および50年間の放射線被ばくによる致死ガンの発生確率を、事象シーケンス別に環境影響リスク評価コードMACCS2[57)]を用いて算定した（3.1章参照）。

2) 評価結果

本検討の中で考慮した異常事象シーケンスにおいて、最も放射性物質の放出量が多くなるシーケンスの発生頻度はフォールトツリーおよびイベントツリーによる解析によって10^{-6}～10^{-17}/年の範囲に収まることが分かった。これらの事象による致死ガン発生リスクの内訳を図 6.2.37に示す。一般公衆の個人に対する致死ガン発生リスクについては、異常事象に起因するリスクの点推定値が約1.0×10^{-11}死/人/年/施設となった。このため、1サイト当たり1施設の立地を前提として致死ガン発生リスクについての判断基準（10^{-6}死/人/年/サイト以下）を十分に満足すると評価できる。

次に図 6.2.38に、詳細なリスクプロファイルを示す。リスクに支配的なシーケンスは、射出成型装置での臨界事故が発生してオフガス系および建屋換気系が健全なシーケンスである。致死ガン発生リスクに支配的なシーケンスにおける支配的な核種は臨界事故によって新たに発生する短半減期の放射性希ガスである。事象発生当たりの致死ガン発生確率は極めて低いものの、事象の年間発生頻度が高いために、致死ガン発生リスクに最も大きな寄与を示す結果となった。臨界安全設計でPS機能に重点を置いてその発生頻度を下げるべく様々なバリアが設計されているのにもかかわらずこの様に発生頻度の評価値が高くなるのは、射出成型操作の年間実行回数が約2000回（射出成型器4基合計）にものぼることがその大きな原因である。なお、Arセルからの排気は全て機器オフガス系のヨウ素フィルタを通ることからこれによる放射性ヨウ素の放出量低減が期待できるが、致死ガン発生確率に対しては同事象により同時に放出されるTRU核種の影響の方が支配的である

「溶融塩の漏えい」については、発生確率が台数当たりであることから、プラントとしての発生確率は電解精製槽の台数分増加する。本システムでは5台の電解精製槽が稼働していることから、当該事象のリスクは5倍に増加する。

金属電解法システムでは、電解精製槽に被ばく影響の大きなPuやMAを多量に貯留することや、TRUを含む金属を複数扱うなどのリスク要因があるものの、Arセル冷却系、機器オフガス系および建屋排気設備といった影響緩和設備が多層に設けられているため、評価として得られるリスク値は比較的低い値となっている。核的反応度の高い物質をハンドリングすることから懸念される過剰装荷による臨界についても、本設計で示した高度に自動化された工程制御システムにより、その発生頻度を十分小さいものとすることができることが示せた。

3) 今後の課題

決定論的安全性評価と同じく、評価の精度を確保するためには液体Cdや溶融塩の漏えい等における放射性物質の気相への移行率といった基礎的なデータを取得する必要がある。

また、臨界安全上重要な役割を担う工程制御システムの具体化や、そういったシステムについての故障率の評価なども課題として残っている。主要なMS機能については間接排気方式ではワンススルー排気方式に比べて放射性物質の放出経路上に設置されるHEPAフィルタの段数は多いものの、設計風量が低風量であることから多量のエアロゾルの発生を伴

う事象では機器オフガス系フィルタの健全性を期待することが難しく、建屋排気系との接続方法や緊急時の排気方式についてより幅広く検討する必要がある。

(2) 経済性

システム設計検討結果から、建設費および運転経費を算出し、それを基に再処理単価および再処理にかかる燃料サイクル費を算出した。

(i) 建設費

建設費は3.1(2)(ⅱ)の評価手法を用いて算出した。設備費の積算対象を表 6.2.17に示す。

機器費から設計費、据付費、プロジェクト管理費、一般管理費を算出し、すべてを足し合わせることによって設備費を積算している。積算の基となる機器費については、各システム設計担当メーカの評価値を使用している。

建設費の評価結果を図 6.2.39に示す。設備費は1040億円、建屋費は300億円で、合計1340億円と評価した。

(ii) 年間運転経費

年間運転経費の評価結果を図 6.2.40に示す。年間運転経費は96億円/年と評価した。

(a) 人件費

要員数の評価方法について、以下に説明する。

前処理設備の内、受入、解体、せん断工程、廃棄物処理設備の内、高レベル廃棄物固化、固体廃棄物処理、液体廃棄物処理工程、および保守については、稼働率が低いことから日勤者による対応とした。

前処理設備の内、NA除去工程、電解精製設備、廃棄物処理設備の内、気体廃棄物処理工程および分析については、稼働率が高いことから日勤者および5班3交代制による直体制を組むこととした。

高レベル固化体貯蔵、固体廃棄体貯蔵、および使用済燃料貯蔵については、3つの貯蔵設備の管理を1名が担当する直体制を組み、搬出入操作については日勤者による対応とした。

放射線管理については東海再処理工場の実績を考慮して設定した。

管理職、環境管理課、核物質管理課、品質保証課、管理課については、東海再処理工場の実績より、上記総設備要員の約25%がこれら5つの合計要員であったため、合理化を考慮して上記総設備要員の約20%とした。

これらの要員数は、各処理装置やマテハンの自動化を想定して、工学的判断により評価した。結果を表 6.2.18に示す。

酸化物電解法は再処理燃料製造一体建屋であるため、表 6.2.18の要員の内、再処理分の要員について人件費単価：1039.5万円/人年から人件費を算出した。

(b) 機器交換費、定期検査費、委託費

機器交換費、定期検査費、委託費については、3.1(2)(ⅲ)の評価手法を用いて算出した。表 6.2.19に、設備毎に想定した交換頻度を示す。

(c) 消耗品等費

消耗品等費については、システム設計検討により設定した年間のユーティリティ、ガス、試薬類、消耗品の使用量から評価した費用と事務用品等費から算出した。主な消耗品を表6.2.20に示す。

(iii) 再処理単価・燃料サイクル費（再処理分）

以上の建設費・年間運転経費の結果をもとに、3.1(2)(ⅳ)の評価手法を用いて、再処理単価を算出した。その結果、再処理単価は53.2万円/kgHM（資本費23.2万円/kgHM、操業費30.0万円/kgHM）となった。算出した再処理単価、燃料の燃焼度：94GWd/tHM、発電効率：42.5%、および所内負荷率：4.39%を用いて燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、燃料サイクル費（再処理分）は0.58円/kWhとなった。

(3) 環境負荷低減性

環境負荷低減性について評価するため、通常運転時の環境放出放射能と放射性廃棄物発生量について、六ヶ所再処理施設の事業指定申請書に記載された値と比較した。

(i) 通常運転時の環境放出放射能

金属電解法再処理施設において大気あるいは海洋へ放出される放射性物質（^{85}Kr、^{3}H、^{14}C、^{129}I）を六ヶ所再処理施設の年間放出量と比較をした(

表 6.2.3)。再処理施設の年間処理量、使用済燃料の平均燃焼度、発電効率（LWRの発電効率は1999年原子力部会試算に準拠して34.5%と設定）から発電量当たりの放出量を算出し比較すると、金属電解法再処理施設からの放出量は全ての核種に対して設計要求を満足することが判る。

^{85}Krの大気放出量は設計要求の約50%、^{14}Cは約10%、^{129}Iは約1%となる。^{3}Hについては除去装置を設置し、大部分を海洋放出することにより設計要求を満足している。なお、^{14}Cについては、現状の評価では設計要求を満足しているが、^{14}C生成量の推定値は粗い見積もりに留まっており、金属燃料FBRにおける生成量を精度よく見積もるための基礎データを整備していく必要がある。

また、海洋へ放出される放射性物質（^{3}H、^{129}I）について上記と同様に六ヶ所再処理施設からの放出量と比較すると、いずれも設計要求を満足する。^{129}Iの放出量は十分低く、^{3}Hは設計要求の約80%となる。

(ii) 通常運転時の放射性廃棄物

通常運転時に再処理施設から発生する廃棄物のうち、高レベル廃棄物について六ヶ所再処理施設の発生量と比較した。事業指定申請書に記載されている六ヶ所再処理施設から発

生するガラス固化体は年間1000本である。一方、金属電解法再処理施設から発生する人工鉱物固化体は年間127本である。これらの高レベル廃棄物発生量を、年間再処理量、平均燃焼度、発電効率を基に規格化して比較すると、双方の廃棄物発生量は同程度である。

なお、雑固体廃棄物の発生量については主要および付帯設備からの発生する機器交換品等を評価する必要があり、再処理施設のシステム設計の詳細化と、これに準じた付帯設備を含めた発生量評価が課題となる。

(iii) U、TRU、FP の廃棄物への移行率

U、TRUの回収率は99.5%、99.9%であり、廃棄物移行率に関しての設計要求を十分満たしている。ただし、Uに関しても設計目標値である99.9%の達成を目指すためには、プロセスの変更等が必要となってくる。

FP（Cs、Sr、Tc、I）については、現行システムでは大部分が高レベル廃棄物に移行する。FPの分離回収は、原理的には実現可能であり検討を進めているが、技術的な実証には、今後の研究開発が必要であり、経済的に負担となることも予想される。

(iv) 施設の廃止に伴う放射性廃棄物

(a) 解体性

再処理施設における運転操作性と保守補修性の確保を目的に、セル内にはI/C、P/M、MSM等の遠隔操作設備と遮へい窓を設置しており、セル周辺には保守エリア、通路スペース等を確保している。また、セル内に設置する大型の主要機器については、部品をユニット化することなどの考慮されている。

以上のように、施設は遠隔操作による保守補修を前提として設計されており、これら設計が廃止措置時の遠隔解体、遠隔除染等の作業にも有効に活用可能と考えられる。

一方、搬出入性についても基本的に考慮されているが、セルからの搬出入性に関しては開口のサイズや設置箇所の妥当性について詳細設計段階での評価が必要である。

(b) 廃棄物発生量

施設設計の検討結果を基に評価した解体一次廃棄物の発生量を表 6.2.21に示す。

一次廃棄物にはセルライニング、はつりコンクリートを含めている。

TRU廃棄物や高βγの廃棄物発生量は放射性物質を直接取り扱うセルの規模に影響を受け、低レベル以下の廃棄物や建屋解体に伴って発生するコンクリート等の廃棄物は建屋の規模に影響を受ける。

金属電解法は建屋規模に占めるセルの比率が比較的高い分、TRU廃棄物の発生割合が高い結果となっている。

(4) 資源有効利用性

Uの回収率は99.5%であり、TRUの回収率は99.9%である。すなわち、U、TRUの廃棄物への移行率は0.5、0.1%であるため、再処理施設におけるU、TRUの放射性廃棄物への移行

率は、設計要求値である1%以下を十分満足する。

また、再処理製品へのFP混入率については、U再処理製品（U-Zrインゴット）で～0wt%、U-TRU再処理製品（U-TRU-Zrインゴット）で約2.0wt%（Pu富化度約68%）であり、燃料製造工程でPu富化度成分調整した後の新燃料（炉心燃料）は約0.45wt%となるため、炉側要求値(FP混入率1.2wt%以下)を満足する。

(5) 核拡散抵抗性

金属燃料金属電解法システムにはPu単離工程がなく、Puは常にUと混在し、U-TRU析出物、U-Pu-Zrインゴット等のPu製品には若干量のFPも付随する。したがって、本システムを用いて使用済燃料から高純度Puを直接取り出すためには、インターロックを解除し、長期間にわたり非定常的な運転を実施することが必要であり、潜在的な核拡散抵抗性は高いと考えられる。

保障措置に対しては、既存のLWR再処理施設やMOX燃料加工施設の例を参考にしてMBAおよびKMPの設計および計量技術を検討した。本システムでの計量管理は、主として秤量器による質量計量と、せん断燃料片、金属インゴットおよび溶融塩などのサンプリング試料の成分分析を実施する。入量計量(S/RDにおける受入量計量)については複数の方法が提案されているが、いずれも技術的な課題を有しており、湿式再処理システムにおける入量計量と同等程度の精度を達成することは容易ではなく、乾式再処理に適合する計量管理方法を構築する必要がある。なお、適時性要求に対するNRTAの適用性についての概略検討から、高精度の測定装置を採用するなどの対策を講じることにより、適用可能であるとの見通しを得た。

また、本システムでは核拡散抵抗性の観点から高純度Pu等の核物質を扱わないシステムとなっているが、計量管理の観点からは好ましいものとは言えず、本システムの実用化にあたっては計量管理検認目標をクリアできる計量技術を開発することが課題となる。

(6) 運転･保守補修性

フェーズⅠのシステム設計では、工程間の物質搬送について具体的な検討は実施しなかった。フェーズⅡでは、金属電解法再処理施設において、円滑な運転ができるようにプロセス機器、搬送機器等を設計し、搬送経路、バッファ等を考慮して配置設計を実施した。これらの設計を基に、サンプリングおよび分析時間も考慮したうえでタイムチャートを作成し、所定の処理能力を有することを確認した。また、主要機器については基本的な運転操作手順の概略検討を行った。試薬の搬入および廃棄物の搬送について、自動化の可能性と効果について検討し、これら付帯作業の自動化は設備負担が大きく、メリットが少ないことを確認した。本システムでは、固体に加えて、高温融体である溶融塩および液体金属の移送が必要になる。これらの搬送方式は、対象物の性状、量、頻度などを考慮して、固体については専用の搬送装置を用い、液体については配管輸送システムを適用することとしている。固体搬送システムの設計にあたっては、使用環境を考慮し動作条件などと照らして技術的成立性を評価した上で、耐放射線性の高い部品により構成することとした。

比較的簡易な保守補修を実施するために再処理セル内に保守エリア設けると同時に、本格的な保守補修を実施するために再処理セルに隣接させて保守セルを設けた。ここでは、基本的にI/C、MSM、P/Mなどを用いた遠隔操作により保守補修作業を行う。金属電解法再処理施設では、比較的大型の主要機器が多いため機器全体の一括交換が不可能であることや、溶融塩移送用の配管がセル内に配置されているため据付場所での保守補修作業が困難な場合が想定される。よって、大型機器の設計に際しては可能な限りユニット化を進め、保守補修作業内容に応じてユニットあるいはモジュール単位での、移送および交換を考慮した設計とすることで対処している。代表的な複数の大型機器を例にとり、保守作業の手順と動線の検討を進めた。

(7) 技術的成立性

上記したように、安全性、経済性、環境負荷低減性、資源有効利用性、核拡散抵抗性、運転･保守補修性の観点からは、実用化の障壁となる大きな問題はないと考えられる。

再処理施設の主要設備の設計値に対して、基礎データ、機器開発、実績等の観点から評価した技術的成立性を

表 6.2.22に示す。金属燃料金属電解法の基本プロセスの多くは、ANL、電中研、JNCなどで原理確認等に関する基礎データを取得しており、ANLのFCF等にて工学試験規模の機器を用いた使用済燃料の処理実績も積んでいる。ただし、システム設計した再処理施設は、高い経済性を有した商用規模の施設を目標としているため、実績の乏しいプロセス、新考案の高性能機器などを採用している部分がある。今後は、これらについて基礎データを充実させ、機器開発を進める必要がある。

電解精製槽の構成材料には、500℃程度の浴塩およびCdを貯蔵した条件における耐食性に関して十分実績のあるCr-Mo鋼または相当品を使用するなど適切な材料選定をしているため、高温機器の長期間運転に対する機器健全性の観点からも技術的成立性があると言える。

また、金属電解法再処理の工程はバッチ処理を基本としているため、円滑に操業するためには、遠隔操作および自動移送装置による物流技術を確立する必要がある。これについては、課題は存在するものの、FCF等で部分的には実績があり、技術的成立性は見通せると考えられる。

但し、使用済燃料を用いた実証試験によるU、TRUの回収率性能等の確認、電解精製槽大型化、連続式陰極処理装置など高性能化を図った機器の開発、計量管理方法確立、許認可対応など検討が十分と言えない項目については、技術開発を進め、柔軟に対応する必要がある。

[参考文献]

1) 藤岡綱昭, 他 : “金属燃料リサイクルシステムの設計評価　核燃料サイクル開発機構-(財)電力中央研究所　共同研究報告”, JNC TY9400 2001-028 (2001).
2) E.J.Karell, et al. : “Electro-metallurgical Treatment of Oxide Spent Fuels”, Proc. GROBAL’99 (1999).
3) K. L. Toews, et al. : “Application of the MEDEC Process to Treat FERMI-1 Sodium-Bonded Spent Nuclear Fuel”, Proc. 5th Topical. Mtg. DOE Owned Spent Nuclear Fuel and Fissile Materials Management, Charleston, SC, USA, Sept. 7-20(2002).
4) J.E.Herceg, et al. :“Engineering and Acquisition of Equipment for Electromentallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel”, Proc. ICONE8, ICONE-8541 (2000).
5) R.Ahluwalla, et al. : “Behavior of Uranium and Zirconium in Direct Transport Tests with Irradiated EBR-Ⅱ fuel”, Nuclear Technology, Vol.126, pp294 (1999).
6) E.C.Gay, et al.: “Plant-Scale Anodic Dissolution of Unirradiated IRF Fuel Pins”, Proc. GLOBAL’93, pp1086～1093 (1993).
7) H.F.Mcfarlane, et al.: “ The IFR Cycle Demonstration”, Progress in Nuclear Energy, Vol.31, No.1/2 Proc. Intl. Conf., pp155～173 (1997).
8) 飯塚政利 : “溶融塩電解精製によるプルトニウム回収技術の開発―液体カドミウム陰極におけるプルトニウムの挙動―”, 電力中央研究所, 2000年版研究年報, pp16～17 (2000).
9) 加藤徹也, 他 :“液体カドミウム陰極へのウラン、プルトニウムの同時回収試験(Ⅳ)”, N42, 日本原子力学会「2003年春の大会」(2003).
10) 木下賢介也, 他 :“U-Pu-Zr合金陽極から固体陰極へのUの回収”, N43, 日本原子力学会「2003年春の大会」(2003).
11) 小山正史他 : “高温冶金法物性値集”, 電力中央研究所調査報告T93033(1994).
12) L.S.Chow, et al.: “Continuous Extraction of Molten Chloride Salts with Liquid Cadmium Alloys”, Proc. GLOBAL’93 , pp1080～1085 (1993).
13) J.P.Ackerman, et al.:“Treatment of Wastes in the IFR Fuel Cycle”, Progress in Nuclear Energy,Vol.31,No.1/2 Proc. Intl. Conf., pp141-154 (1997).
14) B.R.Westphal, et al. : “Recent Advances during the Treatment of Spent EBR-Ⅱ Fuel”, Proc. of the Embedded Topical Meeting on DOE Spent Nuclear Fuel and Fissile Material Management, pp153～158 (2000).
15) K.M.Goff, et al. : “Electrometallurgical Treatment Demonstration at ANL-WEST”, Proc. of the Embedded Topical Meeting on DOE Spent Nuclear Fuel and Fissile Material Management, pp58～64 (2000).
16) 木下賢介, 他 :“金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発(3)－工学規模癌元抽出試験装置の製作と基礎試験－”, I25, 日本原子力学会「2003年秋の大会」(2003).
17) 塚田毅志也, 他 :“使用済塩中FP元素のゼオライトへの吸蔵特性”, N44, 日本原子力学会

「2003年春の大会」(2003).

18) A.R.Brunsvold, et al. : “Design and Development of a Cathode Processor for Electrometallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel”, Proc. ICONE8, ICONE-8702 (2000).

19) 加藤徹也, 他 :“ウラン－プルトニウム－カドニウム合金からのカドミウムの蒸留”,B58, 日本原子力学会「2004年春の大会」(2004).

20) R.K.Ahluwalia, et al. : “Behavior of Uranium and Zirconium in Direct Transport Tests with Irradiated EBR-Ⅱ Fuel”, Nuclear Technology,Vol.133, pp103～118 (2001).

21) 坂村義治也, 他 :“金属燃料乾式再処理における電解精製槽からのジルコニウム回収”, I22, 日本原子力学会「2003年秋の大会」(2003).

22) 常磐井守泰, 他 : “金属燃料FBRサイクル―開発の現状と課題―”, 原子力工業, 第33巻第7号, pp66-79 (1987).

23) 井上正, 他 : “超ウラン元素の乾式分離技術の開発－分離プロセスの改良と実証－”, 電力中央研究所総合報告T57 (1998).

24) K.M.Goff, et al.:“Simulated First Operating Campaign for the Integral Fast Reactor Fuel Cycle Demonstration”, Proc. GLOBAL’93, pp1180-1185 (1993).

25) T.Koyama, et al.: “An Experimental Study of Molten Salt Electrorefining of Uranium using Solid Iron Cathode and Liquid Cadmium Cathode for Development of Pyrometallurgical Reprocessing”, Journal of Nuclear Science and Technology, Vol.34, No.4, pp384-393 (1997).

26) 北島庄一, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計（その8）―廃棄物処理方法および発生量の検討―”, B44, 日本原子力学会「2004年春の大会」(2004).

27) 藤岡綱昭, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計（その５）―電解精製槽プロセスの検討―”, N46, 日本原子力学会「2003年春の大会」(2003).

28) K.Sato, et al. : “Design on an Integrated Metal Fuel Recycle System”, GLOBAL2003, New Orleans, U.S.A., pp744-755, Nov.16-20 (2003).

29) 魚住浩一, 他 : “電解精製によるウラン、プルトニウム回収技術の開発―液体カドミウム陰極への同時回収時におけるウラン、プルトニウムの電解挙動―”, 電力中央研究所報告, T02004, (2003).

30) 中林弘樹, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計（その６）―電解精製槽の臨界安全設計検討―”, N47, 日本原子力学会「2003年春の大会」(2003).

31) T.J.Battisti,et al. : “Ceramic Waste Form Production and Development at ANL－WEST”, ANS Fifth Topical Meeeting on Spent Nuclear Fuel and Fissile Materials Management,Sep.2002,Charleston,SC USA(2002).

32) M.F.Simpson,et al.:“A Description of the Ceramic Waste Form Production process from the Demonstration Phase of the Electrometallurgical Treatment of EBR-Ⅱ Spent Fuel”, Nuclear Technology,Vol.134, pp263～277 (2001).

33) 藤岡綱昭, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計（その７）―計量管理方法の検討―”, N18, 日本原子力学会「2003年秋の大会」(2001).

34) 藤岡綱昭, 他 :“金属燃料リサイクルプラントの設計（その10）―主要機器とセル･建屋内配置の検討―”,B46, 日本原子力学会「2004年春の大会」(2004).
35) 中林弘樹, 他 : “金属燃料リサイクルシステムの臨界安全設計検討(I)”, JNC TN9400 2003-082 (2003).
36) 中林弘樹　他, “金属燃料リサイクルシステムの臨界安全設計(II),” JAEA-Technology 2006-027 (2006)
37) 有重達志, 市毛浩次, 中野弘信, “マイクロ波加熱直接脱硝法における窒化ケイ素製脱硝ボートの開発”, 動燃技報, No.68 (1988)
38) 原子力安全委員会 :“再処理施設安全審査指針”, (1986) 2001改訂版.
39) 原子力安全委員会 : “ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針”, (2002)
40) 日本原燃（株） :“六ヶ所再処理事業所　再処理事業指定申請書”, (1989) 1997補正.
41) Terry C. Totemeier, “A Review of the Corrosion and Pyrophoricity Behavior of Uranium and Plutonium,” ANL/ED/95-2 (1995)
42) J. G. Schnizlein and D. F. Fischer, “Plutonium Oxidation and Ignition Studies,” ANL-6800 (1964)
43) ウラン濃縮研究棟火災事故調査委員会, “ウラン濃縮研究棟火災事故調査委員会報告書,” JAERI-Review98-011 (1998)
44) Togawa, T. Homma : “Development of Collective Dose Assessment Codes for a Spent Nuclear Fuel Reprocessing Plant in Japan”, Proc. of The Third International Conference on Nuclear Fuel Reprocessing and Waste Management RECOD ’91, Sendai, Japan, April 14-18, 1991, Vol. 1, p. 253 (1991).
45) Togawa : “Computer Code TERFOC-N to Calculate Doses to Public Using Terrestrial Foodchain Models Improved and Extended for Long-Lived Nuclides”, Journal of Nuclear Science and Technology, Vol. 27, p. 360 (1990).
46) 外川織彦 : “原子力施設の平常運転時に大気へ放出される放射性核種による公衆の被曝線量を算出するための計算コードATERNFOC-N”, JAERI-M 89-145 (1989).
47) E. Walker, “A Summary of Parameters Affecting the Release and Transport of Radioactive Material from an Unplanned Incident,” BNFO-81-2 (1981)
48) 栗坂健一, 他 : “FBRサイクルの安全性総合評価　安全性の開発目標の検討および湿式燃料サイクルシステムのリスク分析”, JNC TN9400 2002-031 (2002).
49) K. Kurisaka, K. Kamiyama : “Risk Analysis of the Aqueous Fast Reactor Fuel Cycle Facility in the Conceptual Design Stage”, ICONE11-36388, 11th International Conference on Nuclear Engineering, Tokyo, JAPAN, April 20-23, 2003 (2003).
50) “Nuclear Computerize Library for Assessing Reactor Reliability,” NUREG/CR-4639 (1990)
51) “Handbook of Human Reliability Analysis with Emphasis on Nuclear Power Plant Application,” NUREG/CR-1278 (1983)

52) The Realization of Commercial High Strength HEPA Filters," NUREG/CP-0098 (1989)
53) 西尾軍治, 橋本和一郎, "再処理施設の溶媒火災に関する安全性実証試験," JAERI-M89-032 (1989)
54) 黒田勲, "「信じられないミス」はなぜ起こるーヒューマン・ファクターの分析," 中災防止新書 (2001)
55) "Nuclear Fuel Cycle Facility Accident Analysis Handbook," NUREG/CR-6410 (1998)
56) T. P. McLaughlin and et al. "A Review of Criticality Accidents," 2000 Revision, LA-13683 (2000)
57) D. Chanin, M.L.Young : "Code Manual for MACCS2 User's Guide", NUREG/CR-6613, Vol. 1, (1998).

表 6.2.1　金属電解法の各 FP 元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率

元素名		製品側		環境放出		廃棄物	
		ウラン製品	TRU製品	大気放出側	海洋放出側	人工鉱物固化体	TRU廃棄物
		移行率	移行率	移行率	移行率	体移行率	棄物移行率
	H	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-01	9.00E-01	0.00E+00	0.00E+00
	C	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00
ALM	Rb	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Cs	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
ALE	Sr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Ba	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
RE	Y	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	La	0.00E+00	3.75E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.63E-01	0.00E+00
	Ce	0.00E+00	1.37E-01	1.00E-13	1.00E-09	8.63E-01	0.00E+00
	Pr	0.00E+00	1.37E-01	1.00E-13	1.00E-09	8.63E-01	0.00E+00
	Nd	0.00E+00	1.37E-01	1.00E-13	1.00E-09	8.63E-01	0.00E+00
	Pm	0.00E+00	1.37E-01	1.00E-13	1.00E-09	8.63E-01	0.00E+00
	Sm	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Eu	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Gd	0.00E+00	3.75E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.63E-01	0.00E+00
	Tb	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Dy	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Ho	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Er	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
NM	Zr	7.19E-01	1.32E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.68E-02	1.22E-01
	Mo	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Tc	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Ru	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Rh	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Pd	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Ag	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Cd	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	In	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Ge	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
	Sn	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01
CC	As	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Sb	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Se	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	Te	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
HG	Br	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00
	I	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	0.00E+00	9.90E-01	0.00E+00
NG	Kr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
	Xe	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
AN	U	9.46E-01	4.92E-02	1.00E-13	1.00E-09	4.12E-07	4.69E-03
	Np	0.00E+00	9.99E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.87E-04	1.00E-03
	Pu	0.00E+00	9.98E-01	1.00E-13	1.00E-09	5.48E-04	9.99E-04
	Am	0.00E+00	9.97E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.37E-03	9.98E-04

注)　ALM:ｱﾙｶﾘ金属　ALE:ｱﾙｶﾘ土類金属　RE:希土類　NM:貴金属　CC:ｶﾙｺｹﾞﾝ　HG:ﾊﾛｹﾞﾝ　NG:希ｶﾞｽ　AN:ｱｸﾁﾆﾄﾞ

表 6.2.2　金属燃料の金属電解法による再処理製品と U, TRU 回収率（38tHM/y）

再処理製品	製品中重量（FP 混入率*）
U-TRU-Zr インゴット	HM：　5.5 t/y U ： 1.6t/y Pu：3.8t/y MA：0.1t/y FP ：0.1t/y（2.0 wt%） Zr：0.5t/y
U-Zr インゴット	HM：30.7 t/y U ： 30.7t/y Zr： 2.7t/y
U、TRU の回収率	
U**	99.5 %
TRU	99.9 %
TRU の回収率内訳	
Np	99.7 %
Pu	99.9 %
Am	99.7 %
Cm	99.7 %

*金属燃料（U-Zr、U-TRU-Zr）の成分である Zr を除いた FP 混入率

**浴塩調整用として加えた UCl_3 も考慮した回収率

表 6.2.3　金属燃料再処理施設（38tHM/y）と六ヶ所再処理施設から大気あるいは海洋に放出される主な核種の放射能量の比較

核種	金属燃料再処理施設 (38tHM/y)		六ヶ所再処理施設 (800tHM/y)	備考
	受入量（注記２） (Bq／GWd)	放出量（注記２） (Bq／GWd)	放出量（注記１、２） (Bq／GWd)	
^{85}Kr	1.2×10^{13}	1.2×10^{13} (大気放出)	2.7×10^{13} (大気放出)	受入量は４年間冷却した使用済燃料中の核種重量を基に算出
^{14}C	1.2×10^{9}（注記３）	1.2×10^{9} (大気放出)	4.2×10^{9} (大気放出)	
^{3}H	1.5×10^{12}	1.3×10^{11}（注記４） (大気放出)	1.5×10^{11} (大気放出)	
		1.2×10^{12}（注記４） (海洋放出)	1.5×10^{12} (海洋放出側)	
^{129}I	1.3×10^{8}	1.1×10^{4}（注記５） (大気放出)	8.9×10^{5} (大気放出) 3.5×10^{6} (海洋放出)	

（注記 1）　先行湿式再処理施設の放出量ﾃﾞｰﾀは「六ヶ所再処理工場事業指定申請書添付書類－七」に基づく。

（注記 2）　金属燃料再処理施設および六ヶ所再処理工場が受入れるの使用済燃料炉の平均燃焼度を、94.2GWd/t および 45GWd/t として、Bq/GWd 単位の受入量、放出量に換算した。

（注記 3）　金属燃料中に含まれる不純物窒素量を 50ppm と想定して算定した。

（注記 4）　オフガス処理設備にトリチウム除去装置（DF＝10）を設置することにより、使用済燃料中のトリチウムの約 90%を海洋放出することにより、大気放出を約 10%に低減する。（トリチウムは、排気側オフガス処理設備にほぼ 100%移行するが、オフガス処理設備のトリチウム除去装置にて 90%除去される。トリチウム除去装置にて回収した 90%（凝縮液）は、廃液処理設備を経由し、海洋に放出される）

（注記 5）　使用済燃料に含まれるヨウ素の 99%は人工鉱物固化体に移行する。残りの 1%はオフガス系に移行するが、オフガス処理設備のヨウ素除去装置（DF＝100）により、ほとんどが除去される。

表 6.2.4　金属燃料リサイクルプラントの主な廃棄物量

廃棄物区分	主なプロセス廃棄物	発生量（t/y）	廃棄体量
高レベル廃棄物	廃ボンドNa	1.2	18.9m^3/y 127ｷｬﾆｽﾀ/y (150L/ｷｬﾆｽﾀ)
	塩吸蔵ゼオライト	6.9	
	乾燥ゼオライト	21.5	
	ガラスフリット (燃料製造の廃モールドを含む)	9.5	
	合計	37.9	
TRU廃棄物	Cd陰極ルツボ	4.0	6.8 m^3/y 34ﾄﾞﾗﾑ缶/y (200L/ﾄﾞﾗﾑ缶)
	せん断プレナム	12.8	
	NM廃棄物	1.0	
	ドロス廃棄物	2.0	
	回収Zr	0.9	
	陰極処理用プロセスルツボ 射出成型ルツボ（燃料製造側）	22.1	
	ハル	3.3	
	合計	46.1	
高βγ廃棄物	集合体部材	55.5	21.4 m^3/y 107ﾄﾞﾗﾑ缶/y (200L/ﾄﾞﾗﾑ缶)
	合計	55.5	
備考	① NM廃棄物はFP崩壊による発熱量が大きく、それ自体は高レベル廃棄物相当と考えられるが、他のTRU廃棄物等と混合希釈することを考え、TRU廃棄物の扱いとした。 ② 各廃棄物のキャニスタ、ドラム缶の充填率等は次の通りとした。 ・ せん断プレナムおよびハル（SUS製）の密度は7.9g/cm^3、圧縮処理による減容率は1/2とした。 ・ 集合体部材（SUS製）の密度は7.9g/cm^3、圧縮処理による減容率は1/3とした。 ・ NM廃棄物の密度は10g/cm^{3}とした。 ・ ドロス廃棄物の密度は5g/cm^{3}とした。 ・ 人工鉱物固化体の密度は2g/cm^{3}とした。 ③ 陰極処理用プロセスルツボおよび射出成型ルツボは焼却処理され、焼却灰はセメントガラスに混入される。 ④ 分析設備の廃液はTRU廃棄物のセメントガラスに混入する。 ⑤ 陽極バスケットは、リサイクル使用することを考慮し、上記に含めていない。		

表 6.2.5　主要機器の概略仕様（金属燃料金属電解法再処理施設,38tHM/y）

設備	主要な機器		処理能力	機器数
使用済燃料貯蔵設備	使用済燃料貯蔵ピット （冷却設備付）		200 体貯蔵 炉心燃料　　：167 体 径ブランケット燃料：32 体	1
使用済燃料受入れ・前処理設備	使用済燃料一時保管ピット （冷却設備付）		20 集合体貯蔵（約 20 日分）	1
	集合体解体機		2 h/集合体	1
	ピンせん断機 （ワイヤ除去装置付）		（ドライバー0.8 集合体 ＋ 径ブランケット 0.2 集合体)/d	1
	Na ボンド除去装置		20 バスケット/d	1
電解分離設備	電解精製槽 （電気加熱方式）		4 陽極バスケット+ 3 固体陰極 ＋ 1 液体 Cd 陰極 固体陰極　　：10 kgU/d 液体 Cd 陰極：2.9×2 kgHM/d	5
	固体陰極処理装置 （誘導加熱方式）		8 ルツボ/d（160kgHM/d）	1
	Cd 陰極処理装置 （誘導加熱方式）		10 ルツボ/d（29kgHM/d）	1
	Cd 蒸留装置（電気加熱方式）		Cd 重量：1120kg/d	1
塩処理設備	TRU 還元抽出器		18.7hr/バッチ、3 段	1
	再酸化槽		容量 140L	1
	ゼオライトカラム		1hr/バッチ×5 バッチ/d	1
ドロス処理設備	ドロス塩化槽		容量 200L	1
オフガス処理設備	HEPA フィルタ		流量 200Nm^3/h	4
	Cs/Ru 吸着塔		流量 200Nm^3/h	2
	トリチウム除去装置		流量 200Nm^3/h	1
	ヨウ素吸着塔		流量 200Nm^3/h	2
廃棄物処理・貯蔵設備	人工鉱物固化装置		1 キャニスタ/d	1
	圧縮装置		短軸微加圧(約 1psia)	1
	セメント固化装置		セメント充填固化約 1 缶/日	2
	焼却炉		最大処理能力約 500kg/日	1
	溶融炉		最大処理能力 難燃物約 50kg/h、金属約 180kg/h	1
	キャニスター貯蔵庫 （空冷ファン冷却設備付）		160 体収納	一式
	缶貯蔵ラック		収納缶数　ドラム缶 100 缶/ハル缶他 100 缶	一式
分析設備	溶解装置、不純物除去装置、電位差滴定計、クーロメータ、質量分析計、K-edge+蛍光 X 線分析計、α スペクトロメータ、γ スペクトロメータ等		・品質管理用分析（U、Pu、同位体、MA 等） ・HM 分析（U、Pu） ・FP 分析（α 核種、γ 核種、不純物） ・計量管理用（U、Pu、同位体）	一式
Ar セル冷却・浄化設備	HEPA フィルタ		流量約 200Nm^3/h	4
	Ar ガス冷却器		約 1300kW	2
	Ar ガス浄化装置（酸素除去、水分除去、窒素除去）		酸素除去 水分除去 窒素除去	各 1
冷却水・冷水設備	冷却水用冷却塔ユニット		約 1.5×10^{6}kcal/h	2
	冷水用冷凍機ユニット		約 1.35×10^{6}kcal/h（約 450USRt）	2
保守設備	クレーン	天井クレーン	定格荷重 100t/5t/2t	6
		I/C クレーン	定格荷重 5t	28
		P/M クレーン	定格荷重 100kg	6
	マスタースレーブ マニプレータ		取扱荷重 23kg	140
	モノレールホイスト		定格荷重 5t/2t/1t	7

表 6.2.6　38tHM/年規模の金属燃料リサイクルプラントのセル容積

セル名		容積(m^3)	
Ar セル	前処理セル	2500	20300
	電解分離セル	10000	
	塩処理セル	2500	
	射出成型セル	4900	
	その他	400	
空気セル	燃料払出/燃料集合体セル	4000	12200
	人工鉱物固化セル	1000	
	高放射性廃棄物処理セル	1600	
	保守セル	1900	
	エアロックセル(Ar置換)	2100	
	その他	900	
合計			32500

表 6.2.7　主な供給試薬、ユーティリティの使用量

主な供給試薬、ユーティリティ	主な使用目的	使用量
LiCl-KCl	電解精製槽の浴塩補給	83 kg/y
金属 Li	TRU 還元抽出器へ還元剤として供給	50 kg/y
金属 K	TRU 還元抽出器へ還元剤として供給	570 kg/y
陰極処理用プロセスルツボ	陰極処理装置へ消耗品として補給	18.2 t/y
射出成型用ルツボ	射出成型装置へ消耗品として補給	3.9 t/y
Li 交換ゼオライト	ゼオライトカラムへ FP 吸蔵剤として補給	3.9 t/y
乾燥ゼオライト	人工鉱物固化設備へ 塩化物固化剤として補給	21.5 t/y
液体 Ar	機器内 Ar オフガス供給、 Ar セル内へ補給	510 t/y
電気	主要機器の加熱、セル内照明器具等 (燃料製造設備を含む)	9300 kW

表 6.2.8　38tHM/年規模の金属燃料リサイクルプラントの各建屋容積

建屋種類	設備	容積(m^3)
再処理/燃料製造建屋	燃料受入/前処理設備 ・ 集合体解体 ・ Naボンド除去 再処理設備 ・ 電解精製 ・ 陰極処理 ・ 塩処理 燃料製造/燃料払出設備 ・ 射出成型 ・ 燃料ピン製造 ・ 燃料集合体組立 共用設備 ・ オフガス処理設備 ・ Arガス浄化冷却設備 ・ 廃棄物処理/貯蔵設備 ・ 分析設備 ・ 保守設備 ・ 計装制御設備 ・ 中央制御室 ・ ユーティリティ設備	外壁：210000 (53m×104m×37mH) 通芯：170000 (51m×103m×34mH)
燃料貯蔵建屋	使用済燃料貯蔵設備 新燃料貯蔵設備	外壁：90000 (55m×58m×29mH) 通芯：80000 (53m×56m×26mH)
その他 （非常用発電建屋、 ボイラ建屋、 建屋燃料用貯油槽、 管理棟、排気塔など）		

表 6.2.9　Ar セルの閉じ込め設計における動的閉じ込め／静的閉じ込めの適用の効果

	● 動的閉じ込め重視	● 静的閉じ込め重視
圧力上昇事象が一般公衆へおよぼす影響	緊急排気系からの放出によりセル内の雰囲気が施設外へ放出される。 負圧を維持するためには気体の膨張分を打ち消すだけの排気を行う必要があるので、総排気量は静的閉じ込め重視の場合と余り変わらないと考えられる。 ただし、緊急排気系に特別な除染装置を設けることが出来れば、放出量を低減できる。 緊急排気系の起動および排気が事象時の圧力上昇速度に対して十分速い必要がある。	異常時にはセルから建屋内へリークが発生する。リークした気体は建屋排気系を通して施設外へ放出される。 正圧状態が保持される最大時間とその時のリーク率から最大漏えい量を求めて、それが建屋排気系から施設外に放出されても一般公衆に対して過度の被ばくを与えないようにする必要がある。 したがって、セル雰囲気の空間線量、リーク率および事象継続時間により影響の大きさが異なる。 建屋排気系に特別な除染装置を設けることは、建屋排気系の流量が大きいことと、平常時も動作していることから経済的に不利である。 対応案としては、レッド区域（セル内部）とアンバー区域の間に中間区域を設けて、多重防護の階層を増やすことなどが考えられる。
セルライニング強度	平常時の負圧状態における最大圧力差に耐えうる強度。	異常時の想定最大圧力（正圧時）に耐えうる強度。
セルライニング気密性	火災発生防止および品質管理上の要求性能および Ar 浄化系の能力から決まる気密性を必要とする。 この気密性は火災発生防止を担う安全機能であるから、平常時負圧状態での気密性の確認試験は必要。	左記に加えて、圧力異常時における気密性を要求される。要求される気密性は、上記した一般公衆へおよぼす影響に対して決められる。 また、この状態における気密性の確認試験が必要となる可能性がある。
付加的安全設備	動的機器を多重化した緊急排気系統を必要とする。 ただし、短時間の全交流電源喪失時には排風機等の動的機器の作動は期待できないことから、この場合においても負圧維持可能な設計とする必要がある。	特に必要なし。

表 6.2.10　金属電解法における核的制限値

	ピンせん断～陽極アセンブリ組立（陽極バスケット）	液体陰極取り出し～陰極処理（液体 Cd 陰極）		
化学形態	燃料せん断片（HM-Zr 合金）	$PuCd_6$	Pu 金属	U-Pu 金属
Pu 富化度	20%	100%	100%	□%
Pu 同位体比	Pu238/239/240/241/242 = 1/68/26/2.5/2.5			
推定臨界下限値	45kg-Pu	196kg-Pu	5.9kg-Pu	8.6kg-Pu
安全係数	－	－	0.7	－
核的制限値	2.3kg-Pu	－	4.1kg-Pu	－
通常取扱量	1.14kg-Pu（Pu 富化度 17%以下）	□kg-Pu（3.5kg-HM）（Pu 富化度約□%）		
備考	通常の取扱量に対して二重誤装荷が生じても通常の手続で取り扱えるように設定。 通常取扱量は電解精製槽における一単位処理量と電極数から決められる。	電解工程から取り出した液体 Cd 陰極を、分析無しで後工程に移送して処理できるように最も厳しい Pu 富化度を基準に設定。 Pu の富化度異常（3.5kg-HM が全て Pu であった場合）でも核的制限値を越えない。 二重誤装荷もしくは二重誤析出が生じたとしても Pu 金属の推定臨界下限値以下である。		

表 6.2.11　化学形態管理を適用した電解精製槽の核的制限値

	陽極	溶融塩	Cd プール	液体 Cd 陰極	不溶解物
化学形態	HM-Zr 合金	$LiCl$-KCl-$PuCl_3$	Cd-Pu 合金	$PuCd_6$	PuO_2
Pu 富化度	20%	100%	100%	100%	100%
Pu 同位体比	Pu238/239/240/241/242 = 1/68/26/2.5/2.5				
推定臨界下限値	45kg-Pu	2557kg-Pu	－	196kg-Pu	57kg-Pu
核的制限値	2.3kg-Pu	227×(1+ε)kg-Pu		4.1kg-Pu	40kg-Pu 未満
通常取扱量	1.14kg-Pu/陽極	227kg-Pu	－	□kg-Pu	－
備考	電解精製槽への受入前に、組成分析および秤量を行う。 電解電流値、電解電位を監視する。	溶融塩と Cd プール中の Pu 量をまとめて管理する。 溶融塩液位、Pu 濃度および U/Pu 比により制御する。 核的制限値は不溶解物の発生検知に関連して、塩中 Pu の計量技術の信頼性・精度に依存する。上のεは通常範囲として許容するプロセス変動および計量誤差の幅。		電解電流値、電解電位および塩中の U/Pu 比により析出物の量および組成を制御する。 適切な電位で電流を流さない限り、塩中の Pu が陰極に析出することはない。	核的制限値は推定臨界下限値に安全係数 0.7 かけた値に対して、不溶解物の発生を検知する技術の信頼性、計量技術の精度に依存し決められる。 不溶解物生成の原因である不純物の侵入は、電解精製槽の Ar カバーガスおよび Ar セルの二重のバリアにより防止される。

表 6.2.12　連続式陰極処理装置の臨界安全解析

	ケース 1	ケース 2
化学形態	Pu 金属	U-Pu 合金
Pu 富化度	100%	□%
Pu 同位体比	Pu-239 のみ	
ルツボ装荷量	3.5kg-Pu	3.5kg-HM
計算結果（$k_{eff}+3\sigma$）	0.8914	0.7074
上記条件においてルツボ装荷量をパラメータとした推定臨界下限値（$k_{eff}+3\sigma<0.95$ となる最大値）	4.25kg-Pu	8.56kg-HM

表 6.2.13　平常時被ばく評価において想定した主要な核種の大気放出放射能

	^{85}Kr	^{3}H	^{129}I	^{14}C注１
１年間に受入れる使用済燃料中の量（Bq/y/施設）	2.1E+16	1.8E+15	1.8E+11	1.8E+12
大気への移行率	1	0.1	0.01	1
年間大気放出量(Bq/y/施設)	2.1E+16	1.8E+14	1.8E+09	1.8E+12

注１）　新燃料中の窒素含有率を50ppmと想定。

表 6.2.14　金属電解法再処理システムで想定される異常事象と設計対応

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象 カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題
核燃料の臨界	電解精製槽	過剰装荷あるいは蓄積	誤操作（誤移送、多重装荷、蓄積の確認無視）により核燃料物質が過剰に存在する。	受入物質の分析/秤量/確認。 上記操作のルーチン化（自動化）。 塩中 HM 濃度の管理。	特別な設備対応はない。 ※Ar セル雰囲気の排気は機器オフガス系を通した間接排気となる。したがって、臨界時に放出されるヨウ素は機器オフガス系に設置されたヨウ素吸着塔により除去されることが期待できる。	臨界事故については二重偶発性原理に基づく発生防止設計に重点を置く。したがって個々の発生防止策は極めて信頼性の高い装置、ロジックおよびシステムで構築されなくてはならない。
		Cd プールにおける Pu-Cd 化合物の異常蓄積	液体 Cd 陰極において過剰に析出した Pu-Cd 化合物の一部が陰極よりこぼれ落ちることによって、電解槽下部の Cd プール内に蓄積する。	液体 Cd 陰極の容積及び装荷 Cd 量の制限。 Cd プール中 HM 濃度の管理。 電解電流の監視。		
		核燃料物質の陽極への異常析出	陽極－陰極の電位が逆転した状態で電解操作を実行する。	電極コネクタの形状等により配線ミスを排除する。		
	連続式陰極処理装置	過剰装荷	プロセスルツボへの多重装荷。	多重化された受入物質の秤量/確認。 上記操作のルーチン化（自動化）。		
		複数のルツボの同時破損/転倒	連続炉内の複数のルツボが同時に破損し、内包する Pu 合金が漏えい、装置下部に集まる。	ルツボの材料および製造品質の確認。 ルツボの維持基準に基づいた予防保全（定期的な検査および交換）。 堰で小分けされた漏えい液受け皿の設置。 漏えい検知器の設置。		
放射性物質の閉じ込め機能の喪失 (放射性物質の放出経路の異常)	電解精製槽	溶融塩保持容器の破損/漏洩	溶融塩を保持する容器の破損（腐食あるいは熱的、機械的ダメージ、経年劣化）により、Ar セル中に HM、FP を含んだ溶融塩が直接さらされる。	漏洩しがたい材質/構造の容器を使用。	漏洩検知器と２次容器の設置。 溶融塩は高融点であるため、外部からの熱供給がない場合には固化する。	漏洩検出技術の検討が必要である。 定量的評価のためには、溶融塩中放射性物質の気相への移行率データを取得する必要がある。
		溶融塩のオーバーフロー	溶融塩供給量の過剰によりオーバーフローした溶融塩が Ar セル中に直接さらされる。	塩供給操作のバッチ化。 液位計と連動したインターロック。 圧力計による異常検知。		
		オフガスラインの機能喪失/閉塞	・排気ブロワの故障。 ・コールドトラップフィルタの閉塞 上記現象により、オフガスの排気経路維持が困難となり、機器から Ar セルへ直接オフガスが漏出。	予備機の設置。	圧力計による監視を行い、予備的対応を取る。	

想定される異常事象の摘出				設計対応策		
異常事象 カテゴリ	発生機器/工程	原因	進展シナリオ	発生防止	影響緩和/終息	課題
	連続式陰極処理装置	プロセスルツボの破損/転倒	・ルツボの熱的・機械的破損、経年劣化 ・取扱中の転倒等 上記現象により包蔵する燃料物質が Ar セル内に直接飛散する。	ルツボの検査。 温度計による監視。 取扱機器へ落下防止機構を付加。 漏えい液受け皿の炉内設置。	・装置内での破損時には装置圧力バウンダリが閉じ込め機能を提供。 ・装置外での破損では、包蔵物は固体であるため大規模な放射性物質の放出事象に至らない。	
		耐圧バウンダリの破損	シール部の損傷により、外部 Ar セル雰囲気が流入。	圧力計、温度計によるシールの健全性監視。	装置内負圧維持のため、装置外へ大規模な放射性物質の放出は生じない。	
		真空排気ラインの閉塞	真空ポンプ配管内で塩/Cd が蓄積、固化することにより装置内真空度の低下が生じる。	フィルタ類の適切な設置と保守。	圧力計による監視と、異常時の蒸留操作停止。	
	Ar セル雰囲気冷却系	Arセル雰囲気冷却系の機能喪失	Arセル雰囲気冷却系の冷却機能（冷却水供給系等）が喪失し、セル内温度上昇に伴う圧力上昇により内外の圧力差が逆転。その結果、セル内雰囲気が建家内にリークする。			
放射性物質の気相への移行量の増大 （放射性物質の放出量の増大）	電解精製槽	溶融塩温度上昇	温度制御の故障等による加熱装置異常により気相への移行量が増大。	温度計と連動したインターロックの設置。 ヒーター容量の制限。	なし	
		供給 Ar ガスの増大	Ar ガス圧力制御系または流量制御系の故障により、オフガス流量が増大。	圧力計による検知と予備的対応。	オフガス系HEPAフィルタ等による浄化。	
		FP の蓄積	塩浄化操作の不作為によって塩中 FP が蓄積し、気相への移行量が増大すると共に崩壊熱による槽内温度上昇が生じる。	塩浄化操作のルーチン化（自動化）。	なし	
	陰極処理装置	HM 金属インゴットの火災	Ar セルバウンダリ破損によって流入した空気と金属インゴットが反応し火災に至る。	Ar セルバウンダリには全面ライニングを施設し、外部雰囲気が漏洩しがたい構造とする。	Arセル雰囲気酸素濃度計の設置。 酸素濃度上昇防止のための緊急 Ar ガス注入系の設置。	HM 金属の熱的/化学的制限値を定める為に、燃焼条件等のデータを取得する必要がある。
	Ar セル雰囲気冷却系	Arセル雰囲気冷却系配管の破損	Ar セル雰囲気冷却系の循環ループ配管が破損し、空気がセル内に侵入する。セル雰囲気に開放されていたHM金属が空気との反応により火災を生じる。	冷却系は独立した二系統から構成される。 冷却系出口における酸素濃度上昇を検知し、異常のある系統の適切な隔離が可能とする。 HM金属は200℃以下にならないと、機器あるいは容器から出せないようにインターロックを設ける。		
		Arセル雰囲気冷却系の誤起動	待機している冷却装置が誤起動し、セル雰囲気の過冷却により内外差圧が増加。応力増大により、セルライニングが破損し、空気がセル内に侵入する。セル雰囲気に開放されていたHM金属が空気との反応により火災を生じる。			

表 6.2.15 「電解精製槽からセル内への内包物の全量漏えい」事象の概略被ばく評価

	同位体組成	基準状態の塩中インベントリ[kg]		比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量 [Bq]	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
		元素量	核種量									
U234	0.0001		0.0065	2.308E+11	1.504E+09			1.50E+01			3.6E-05	2.3E-10
U235	0.0015		0.0515	8.010E+07	4.126E+06			4.13E-02			3.3E-05	5.9E-13
U236	0.0004		0.0173	2.396E+09	4.153E+07			4.15E-01			3.4E-05	6.1E-12
U238	0.9980		60.5622	1.242E+07	7.525E+08			7.52E+00			3.2E-05	1.0E-10
U		60.64										
Pu238	0.0130		2.0008	6.339E+14	1.268E+15			1.27E+07			1.0E-04	5.5E-04
Pu239	0.5816		116.5899	2.303E+12	2.685E+14			2.68E+06			1.1E-04	1.3E-04
Pu240	0.3266		51.0295	8.455E+12	4.315E+14			4.31E+06			1.1E-04	2.1E-04
Pu241	0.0407		6.1279	3.815E+15	2.338E+16			2.34E+08			2.3E-06	2.3E-04
Pu242	0.0382		6.1657	1.414E+11	8.718E+11			8.72E+03			1.1E-04	4.2E-07
Pu		181.91										
Np237	1.0000		0.6958	2.611E+10	1.817E+10	0.001	1.00E+05	1.82E+02	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	1.0E-08
Np		0.70										
Am241	0.6825		6.5275	1.269E+14	8.280E+14			8.28E+06			1.2E-04	4.3E-04
Am242m	0.0280		0.1786	3.600E+14	6.429E+13			6.43E+05			1.1E-04	3.1E-05
Am243	0.2896		2.9375	7.381E+12	2.168E+13			2.17E+05			1.2E-04	1.1E-05
Am		9.64										
Cm242	0.0004		0.0008	1.394E+17	1.145E+14			1.15E+06			4.4E-06	2.2E-06
Cm243	0.0099		0.0115	1.932E+15	2.223E+13			2.22E+05			8.0E-05	7.7E-06
Cm244	0.8248		1.4805	2.996E+15	4.436E+15			4.44E+07			6.4E-05	1.2E-03
Cm245	0.1650		0.2761	6.352E+12	1.754E+12			1.75E+04			1.2E-04	9.1E-07
Cm		1.77										
HM		253.96386			3.0836E+16			3.08E+08			合計 [mSv]	2.827E-03

表 6.2.16 「Ar セルバウンダリ破損による空気侵入および金属火災」事象における概略被ばく評価

	同位体組成	電解回収物のインベントリ[kg]		比放射能 [Bq/kg]	放射能インベントリ [Bq]	気相への移行率	DF	大気中への放出量	呼吸率 R [m3/s]	相対濃度 χ/Q [s/m3]	線量係数 H_{50} (Pub.30)	内部被ばく [mSv]
		元素量	核種量									
U234	0.0001		0.0001	2.3131E+11	2.8201E+07			2.82E-04			3.6E-05	4.4E-15
U235	0.0008		0.0010	8.0000E+07	7.7132E+04			7.71E-07			3.3E-05	1.1E-17
U236	0.0003		0.0003	2.3958E+09	7.7723E+05			7.77E-06			3.4E-05	1.1E-16
U238	0.9988		1.1335	1.2447E+07	1.4108E+07			1.41E-04			3.2E-05	2.0E-15
U		1.1349										
Pu238	0.0110		0.0250	6.3367E+14	1.5820E+13			1.58E+02			1.0E-04	6.8E-09
Pu239	0.6409		1.4547	2.3006E+12	3.3468E+12			3.35E+01			1.1E-04	1.6E-09
Pu240	0.2805		0.6367	8.4334E+12	5.3697E+12			5.37E+01			1.1E-04	2.6E-09
Pu241	0.0337		0.0765	3.8153E+15	2.9172E+14			2.92E+03			2.3E-06	2.9E-09
Pu242	0.0339		0.0769	1.4139E+11	1.0877E+10			1.09E-01			1.1E-04	5.2E-12
Pu		2.2698										
Np237	1.0000		0.0090	2.6088E+10	2.3403E+08	0.01	1.00E+09	2.34E-03	3.33E-04	1.30E-06	1.3E-04	1.3E-13
Np		0.0090										
Am241	0.6769		0.0289	1.2701E+14	3.6747E+12			3.67E+01			1.2E-04	1.9E-09
Am242m	0.0185		0.0008	3.5984E+14	2.8478E+11			2.85E+00			1.1E-04	1.4E-10
Am243	0.3046		0.0130	7.3806E+12	9.6093E+10			9.61E-01			1.2E-04	5.0E-11
Am		0.0427										
Cm242	0.0005		0.0000	1.2241E+17	4.4577E+11			4.46E+00			4.4E-06	8.5E-12
Cm243	0.0065		0.0001	1.9112E+15	9.7440E+10			9.74E-01			8.0E-05	3.4E-11
Cm244	0.8370		0.0066	2.9953E+15	1.9656E+13			1.97E+02			6.4E-05	5.4E-09
Cm245	0.1561		0.0012	6.3554E+12	7.7764E+09			7.78E-02			1.2E-04	4.0E-12
Cm		0.0078										
HM		3.4553			3.4053E+14			3.41E+03			合計 [mSv]	2.150E-08

表 6.2.17　設備費の積算対象

<table>
<tr><th>機器費
(加工費、材料費、検査費)</th><th>設計費</th><th>据付費</th><th>プロジェクト管理費</th><th>一般管理費</th></tr>
<tr><td>(a)</td><td>(a)×20%</td><td rowspan="2">(b)×30%</td><td rowspan="3">(c)×10%</td><td rowspan="3">(d)×10%</td></tr>
<tr><td colspan="2">(b)</td></tr>
<tr><td colspan="3">(c)</td></tr>
<tr><td colspan="4">(d)</td></tr>
</table>

表 6.2.18　運転に関わる人員

設備	工程	日勤	直勤務	合計	再処理比率
前処理	受入	2	0	2	1
	解体	2	0	2	1
	せん断	2	0	2	1
	Na 除去	1	5	6	1
電解精製	試薬調整	1	5	6	1
	電解処理	2	10	12	1
	廃塩処理	1	5	6	1
	陰極処理	1	5	6	1
高レベル廃棄物	固化	1	0	1	1
固体廃棄物処理	ハル圧縮	1	0	1	1
	HLW 処理	1	0	1	0.97
	圧縮	1	0	1	1
	焼却	1	0	1	1
	ドラム缶詰	1	0	1	1
液体廃棄物処理		1	0	1	0.5
気体廃棄物処理		1	5	6	0.9
高レベル固化体貯蔵		1	5	8	1
固体廃棄物貯蔵		1			0.98
使用済燃料貯蔵		1			1
分析	サンプリン	1	5	6	0.64
	前処理	5	25	30	0.64
	分析	2	10	12	0.64
保守		30	0	30	0.67
放射線管理		2	25	27	0.67
管理職、管理課、品質保証課、核物質管理課、環境管理課				34	上記総員の 20%
合計				202	

＊直勤務は 5 班 3 交代制

表 6.2.19　設備毎に想定した交換頻度

区分	工程	交換頻度(%)			
		機器	配管・架台	電気計装	移送
主要プロセス	受入	3	3	3	6
	解体	6	3	3	6
	せん断・脱被覆	6	3	3	6
	試薬調整	3	3	3	3
	電解処理	6	3	3	6
	陰極処理	6	3	3	6
	廃塩処理	6	3	3	6
	受入	6	3	3	6
廃棄物処理	ガラス固化	6	3	3	6
	人工鉱物固化	6	3	3	6
	HASW 処理	6	3	3	6
	LASW 処理	6	3	3	6
	中放射性液体処理	6	3	3	3
	低放射性液体処理	6	3	3	3
	極低放射性液体処	6	3	3	3
	廃溶媒処理	6	3	3	3
	オフガス	6	3	3	3
	Ar 処理	6	3	3	3
廃棄物貯蔵	高レベル固化体貯	3	3	3	3
	固体廃棄物貯蔵	3	3	3	3
分析		6	3	3	6
保守	再処理施設	6	3	3	6
計装制御	再処理施設	3	3	3	3
ユーティリティ	蒸気	3	3	3	3
	冷却水	3	3	3	3
	冷水	3	3	3	3
	用水	3	3	3	3
	圧縮空気	3	3	3	3
	燃料油	3	3	3	3
燃料貯蔵	使用済燃料貯蔵	3	3	3	3
建屋					1

表 6.2.20　主な消耗品

消耗品	使用目的	使用量
ユーティリティ		
電気	空調、電解槽の加熱など	4.5×10^7 kWh
ガス		
Ar	電解精製セル等の雰囲気管理用	520000 kg/年
試薬		
金属ウラン	電解精製槽への追加用	1100 kg/年
金属ジルコニウム	ドロス処理用	340 kg/年
金属リチウム	塩リサイクル時の HM 還元用	400 kg/年
カリウム	塩リサイクル時の HM 還元用	1700 kg/年
LiCl	溶融塩	1100 kg/年
KCL	溶融塩	1600 kg/年
ゼオライト	使用済み塩の FP 吸着用	26000 kg/年
エタノール		71000kg/年

表 6.2.21　解体一次廃棄物発生量

区　分	発生量（ｔ）
TRU、高βγ （金属廃棄物）	約550
低レベル、極低レベル （金属、コンクリート）	約2,200
クリアランスレベル以下、 非放射性 （金属、コンクリート）	約190,000

表 6.2.22　主要設備の技術的成立性の評価（１／２）

工程	主要な技術	設計要求	技術的成立性 （基礎データ、処理実績、開発状況等）
前処理	燃料集合体解体	･解体処理時間 1 日/集合体 （機器性能：2 時間/集合体	機械式集合体解体は、ANL の FCF 等にて処理実績がある。 現行のﾚｰｻﾞ式解体機は、ｱｼｽﾄｶﾞｽ中に含まれる酸素が Ar ｾﾙ内酸素濃度を高めるため、酸素を使用しない高出力ﾚｰｻﾞの開発が必要である。
	ピンせん断	･せん断長さ 10mm 程度 ･ピンせん断時間約 5.8h/体	ANL の FCF 等にて処理実績がある。
	Na ボンド除去	･Na 除去率 炉心燃料 92% 径ブランケット燃料 92% ･Na 除去時間約 1.7 体/日	Na 除去に関する基礎的なﾃﾞｰﾀがある。 ANL で試験したﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料 Na ボンド除去率 99%以上の性能。
	燃料回収	･燃料回収率　約 99.5% （ハル混入率　約 0.5%）	ANL FCF 等の実績ﾃﾞｰﾀ等に基づく評価にて確認。
再処理	HM 電解精製	･回収率 固体陰極 U>99.9％、Zr>70% 液体 Cd 陰極 U/TRU ＞ 99.8 ％、Zr>70% ･回収時間 固体陰極 10kgU/20h･極 液体 Cd 陰極 3.4kgU-TRU/10h･極	それぞれ、陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－固体陰極、陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－液体 Cd 陰極の電解処理法は、ANL FCF、原研などにて実績がある。陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－固体陰極と陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－液体 Cd 陰極の同時電解処理法について実績はないが、理論的には電解精製は可能である。 また、ITU のﾎｯﾄ試験にて U-TRU の電解回収を実証。
	電解精製槽内雰囲気	酸素、水分、窒素濃度 10ppm 以下（それぞれ）	不溶解酸化物の発生防止のために酸素、水分、窒素濃度を下げ管理。ANL の FCF 等にて実績がある。
	固体陰極処理装置	･固体陰極析出のＵと塩･Cd との分離 U 100% ･処理時間 180kgU/日	回分式は ANL　FCF などにて実績がある。 連続式は、実績がないが、一般産業では真空高温処理の実績がある。昇温、低圧高温塩、Cd 分離、溶融、降温の温度、圧力の設定条件は回分式と同様であり、これらを隔離処理する方式にて対応可能。
	Cd 陰極処理装置	･液体 Cd 陰極回収 U-TRU と塩・Cd との分離 U-TRU 100% ･処理時間 44gU-TRU/日	

表 6.2.22　主要設備の技術的成立性の評価（２／２）

工程	主要な技術	設計要求	技術的成立性 （基礎データ、処理実績、開発状況等）
塩処理	U/TRU 抽出	･U/TRU 回収率 U;99.9%、Pu;99.8% Am/Cm;99.7%　、Np;99.9% ･FP（RE）の DF　10 以上 ･抽出時間約 2h/ﾊﾞｯﾁ	ANL の抽出試験ﾃﾞｰﾀをﾍﾞｰｽとしている。 ITU のﾎｯﾄ試験にて、TRU 回収。試験現在継続中。
	FP 除去	･ゼオライトカラム FP 吸着率 ｱｸﾁﾆﾄﾞ,希土類(3 価)98% 希土類(2 価),ｱﾙｶﾘ土類 95% Cs95% ･塩処理時間約 12 時間/8ﾊﾞｯﾁ	電中研等の試験に確認している。 但し、基礎試験継続中。
廃棄物固化	人工鉱物固化	･廃棄物処分条件を満足させる固化体の製造 ･浸出速度 ホウケイ酸ガラス並	ANL において人工鉱物固化製造の実績がある。 米国 DOE では、種々研究が進められ、米国廃棄物処分条件を満足しているとしているが、国内においては、廃棄物処分条件を満足していることの確認が必要である。
付帯設備	Ar セル内雰囲気	セル雰囲気管理 酸素、水分＜50ppm（それぞれ）、窒素＜500ppm	ANL FCF 等の実績による。 今後、Ar ｾﾙの大型化に伴うｾﾙ雰囲気管理を確認する必要がある。
その他	プラントの運転性	稼働率 約 200 日/年	主要ﾌﾟﾛｾｽの基本的な運転の稼働率（ｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ、分析時間考慮）は、約 200 日/年。 今後、機器間ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ操作時間等を考慮した全体ﾌﾟﾗﾝﾄ稼働率検討が必要。

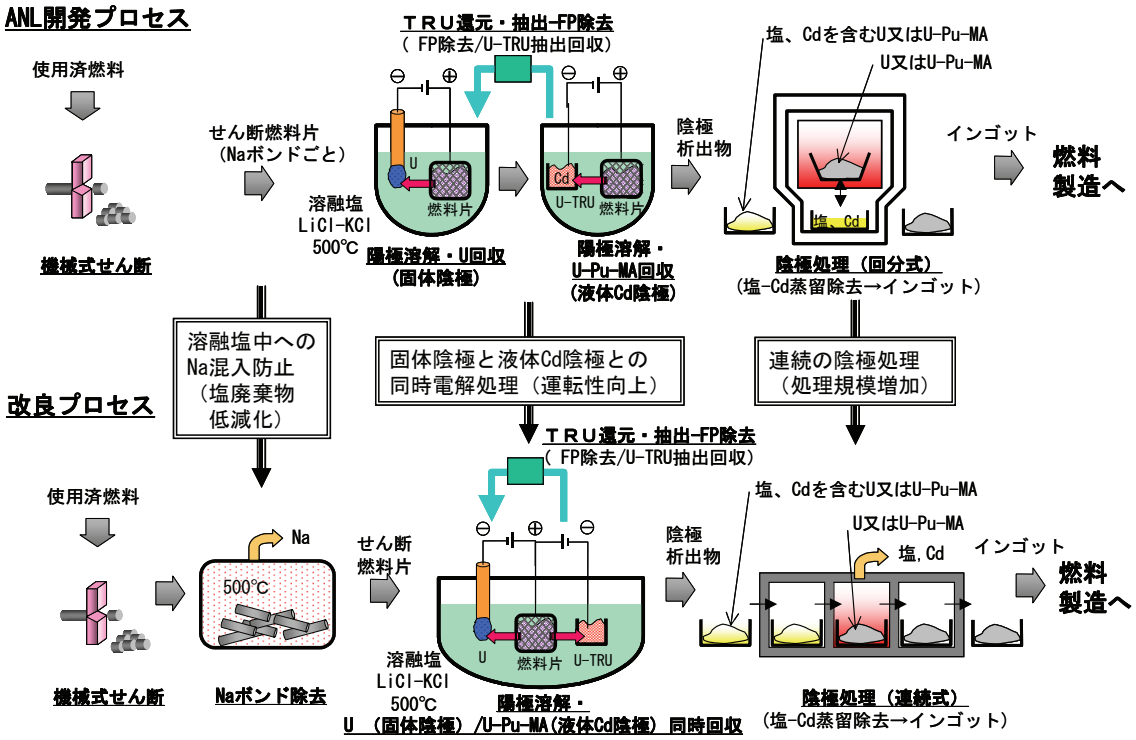


図 6.2.1 金属燃料の金属電解法プロセスフロー概念図（ANL 開発プロセスとの比較）

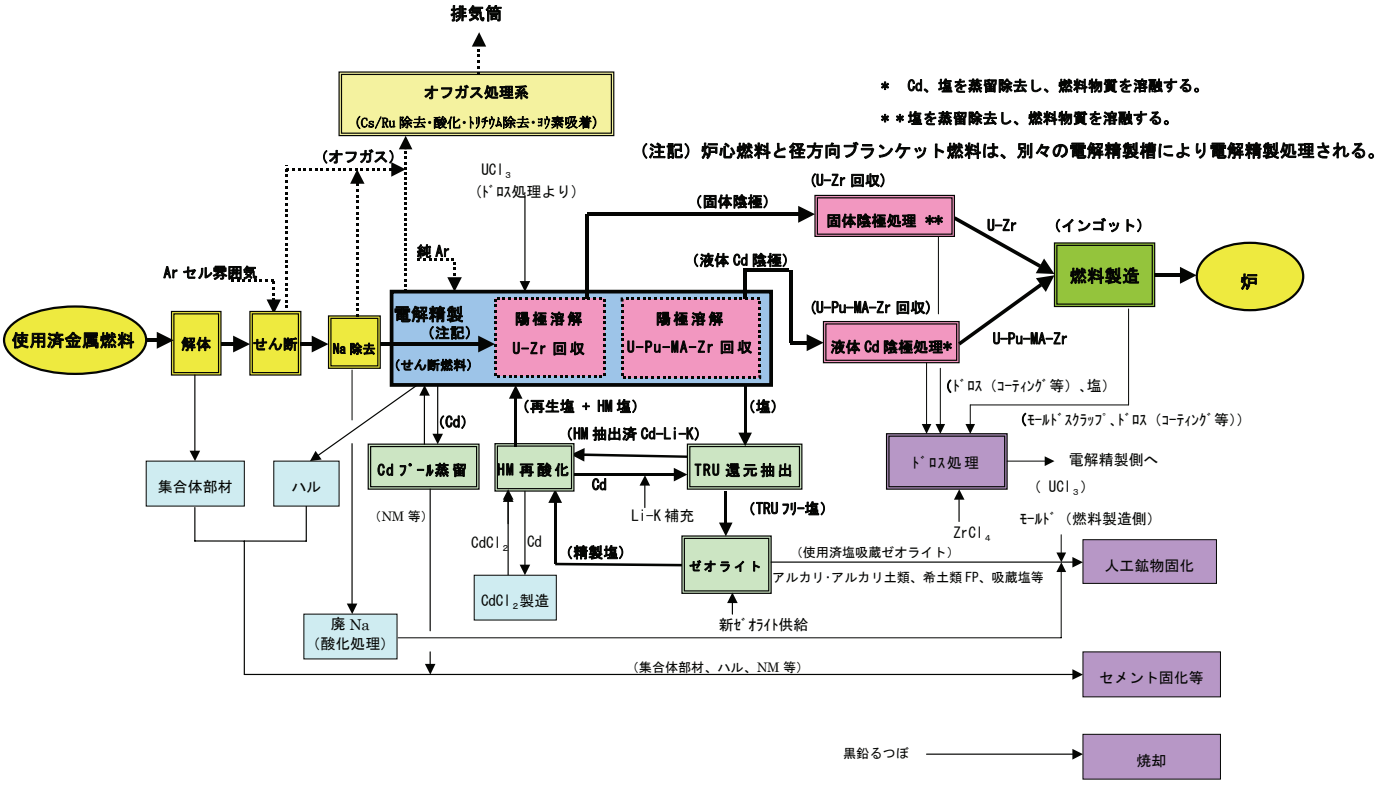


図 6.2.2 金属燃料リサイクルプラントの再処理プロセスブロックフロー

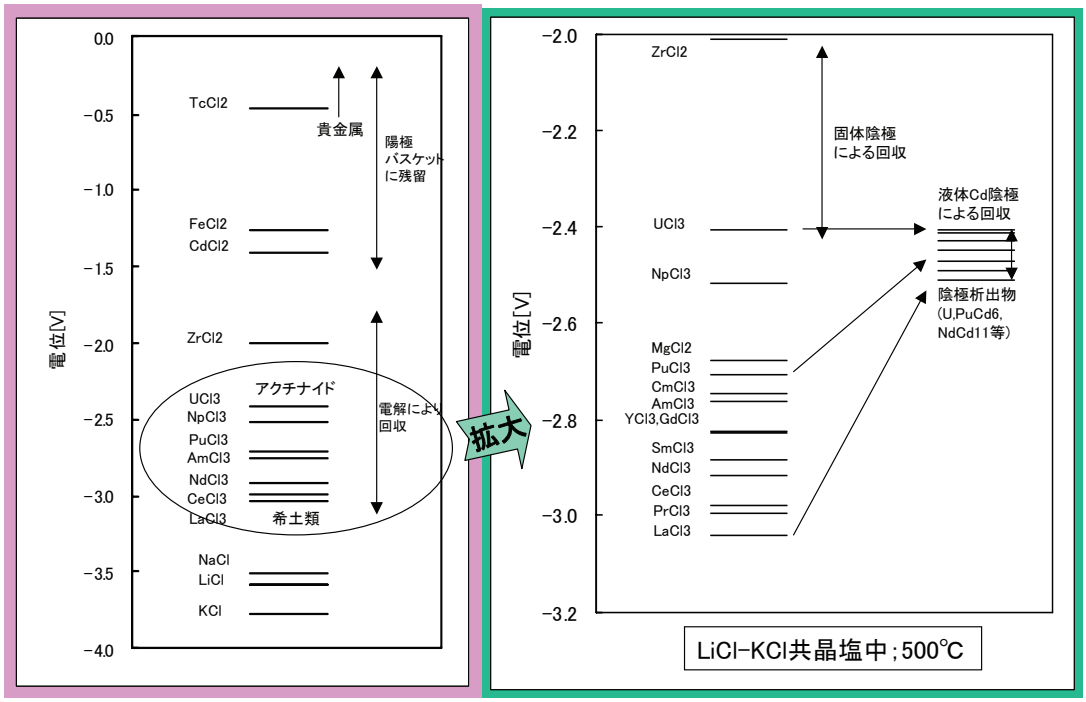


図 6.2.3　金属電解法の電解時（500℃）標準酸化還元電位

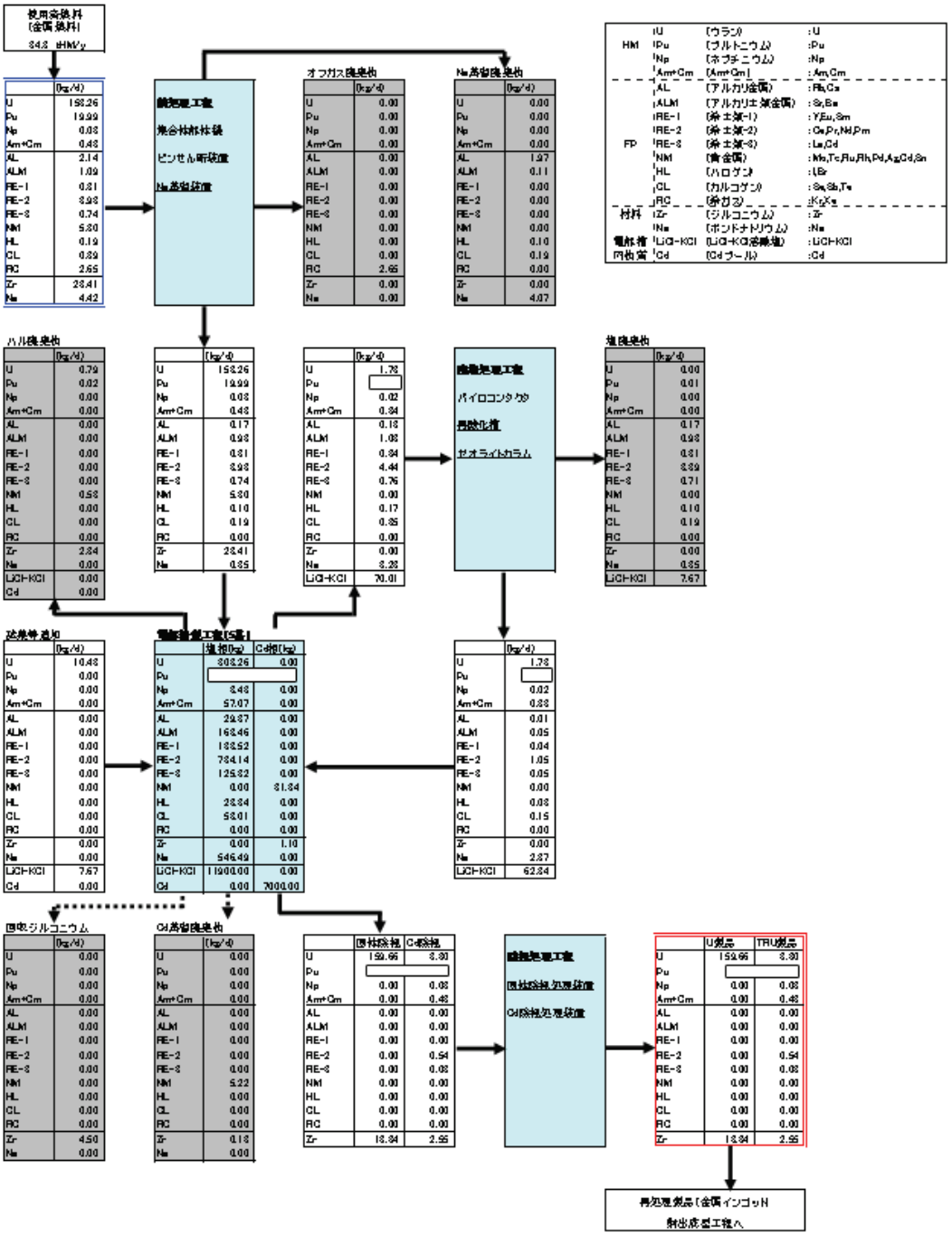


図 6.2.4　金属燃料リサイクルプラントの概略物質収支図

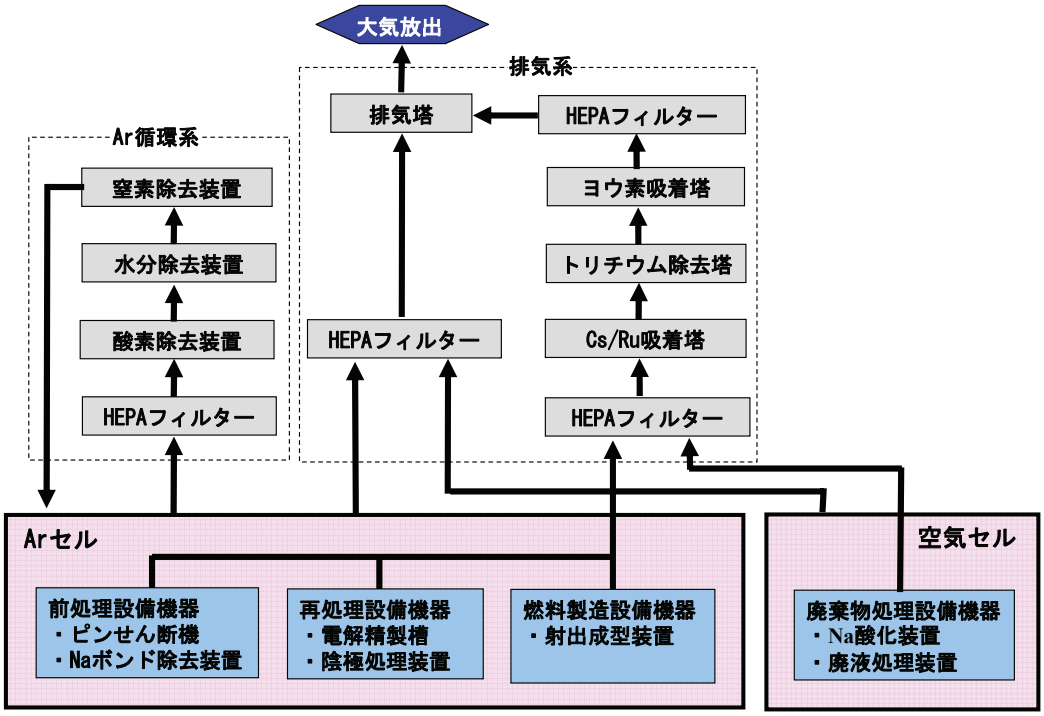


図 6.2.5　環境放出に関する廃棄物処理フロー図（気体関係）

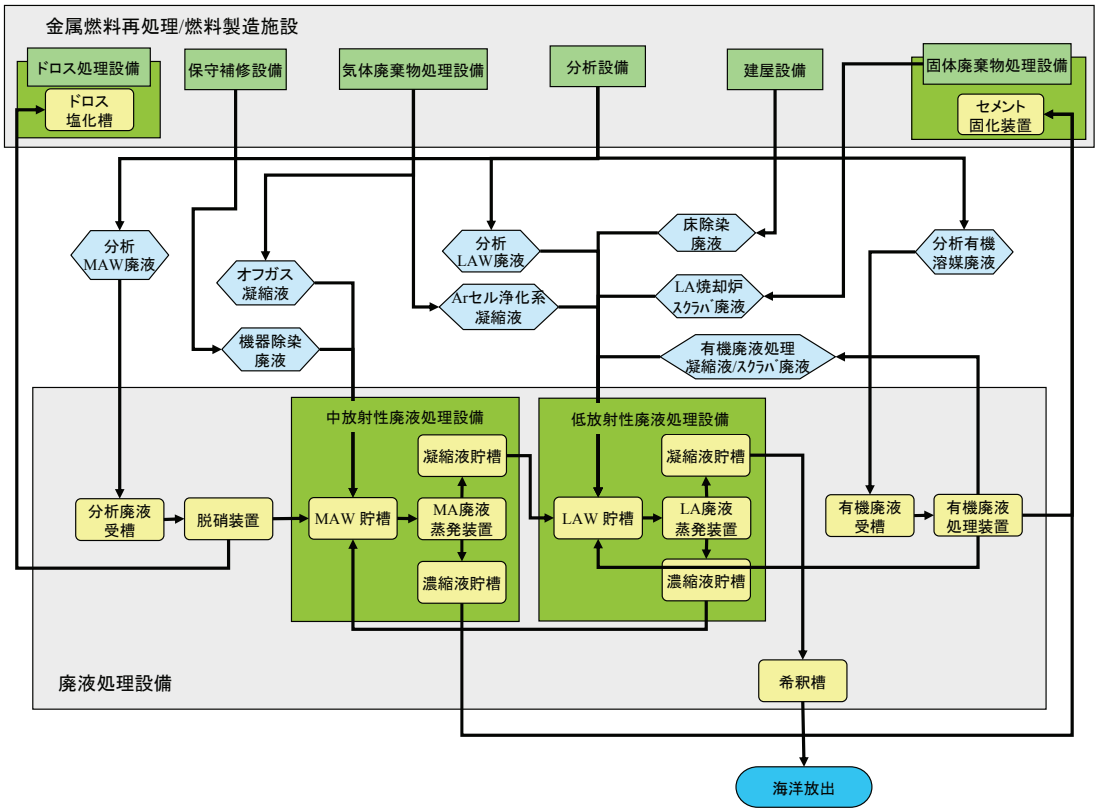


図 6.2.6　環境放出に関する廃棄物処理フロー図（液体関係）

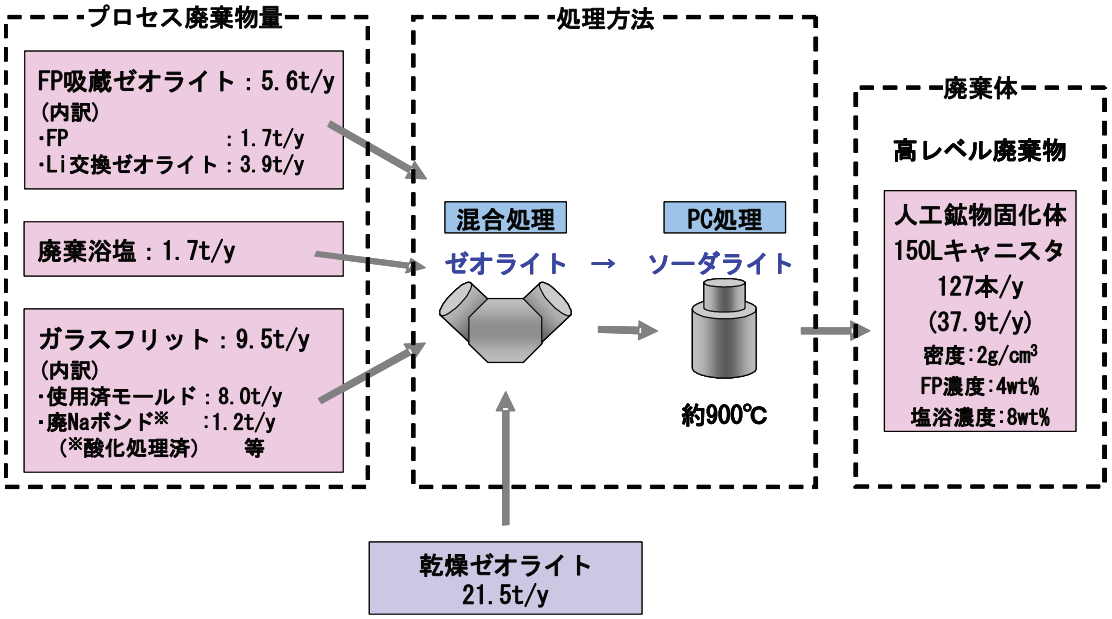


図 6.2.7　高レベル放射性廃棄物処理フローと廃棄物発生量

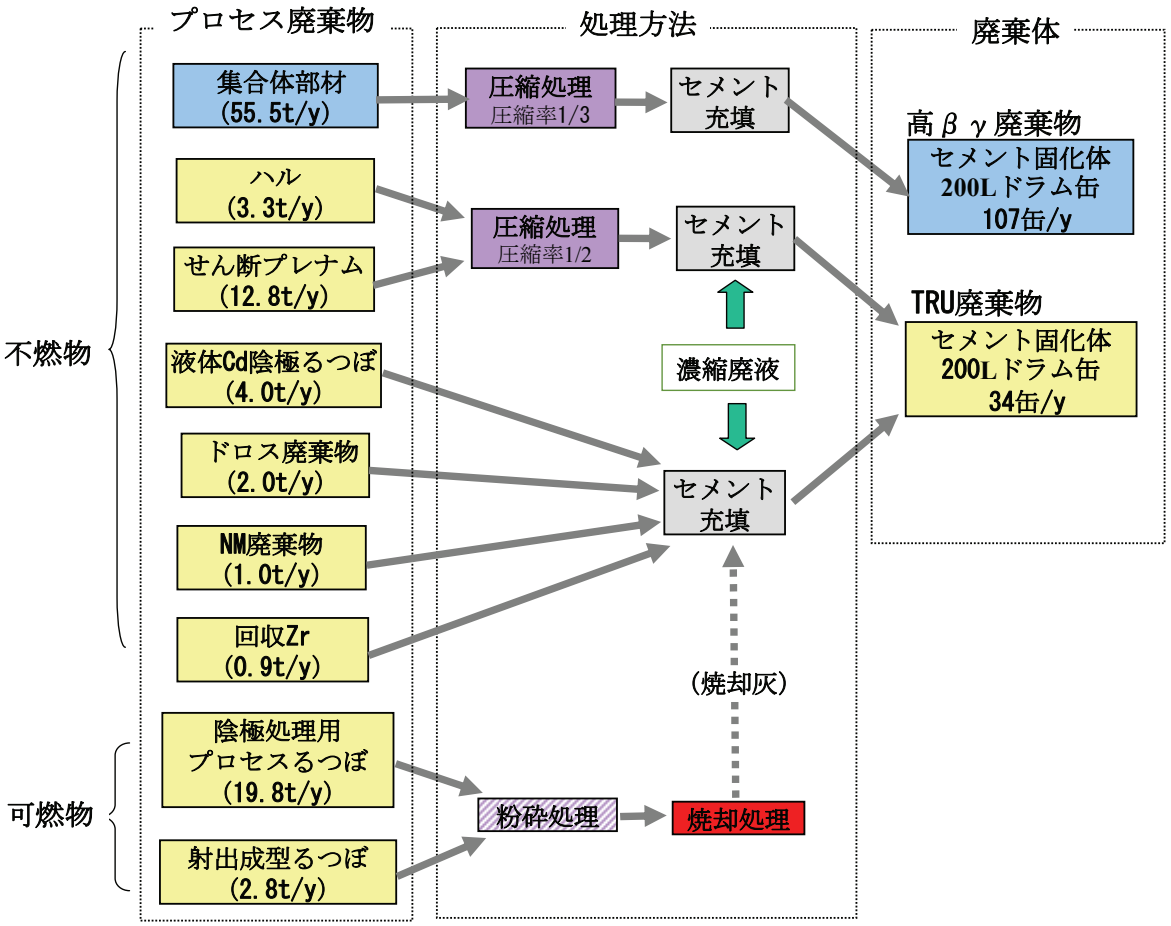


図 6.2.8　高βγ廃棄物および TRU 廃棄物の処理フローと廃棄物発生量

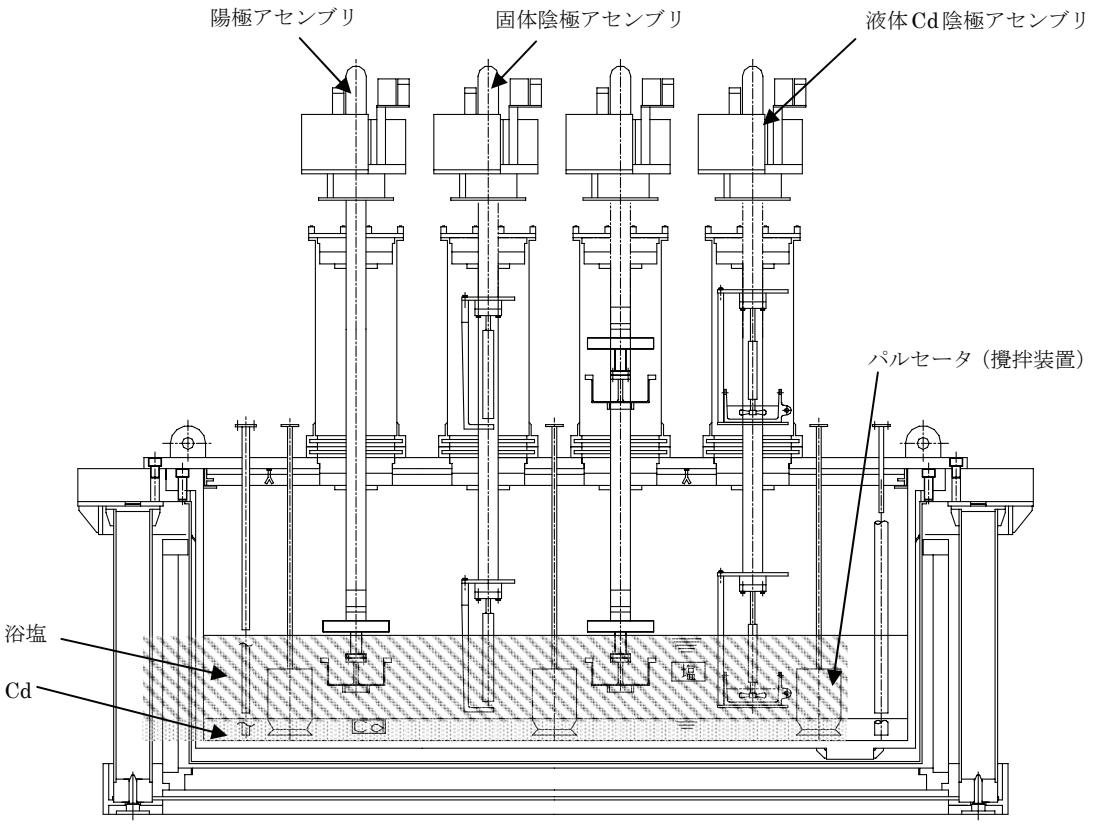


図 6.2.9　電解精製槽の概略外形図

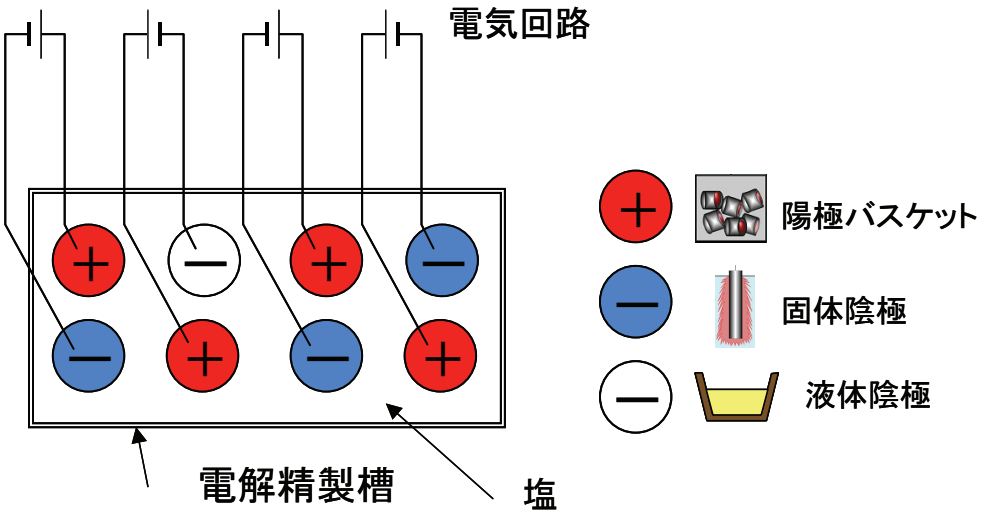


図 6.2.10 電解精製槽内の陽極バスケットと陰極の配置と電気回路

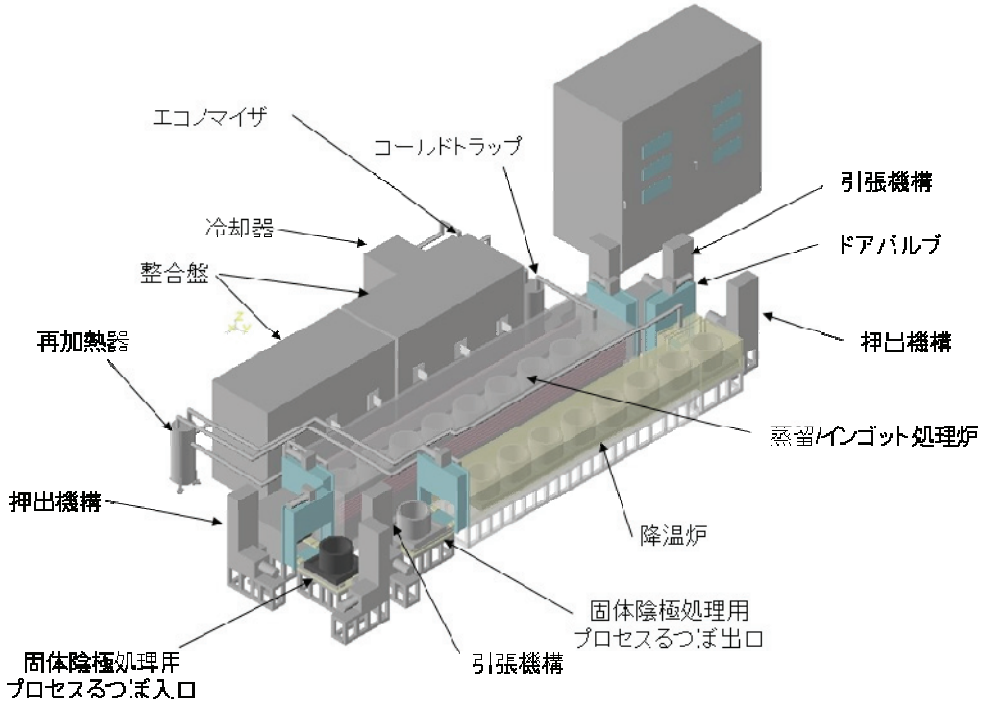


図 6.2.11　陰極処理装置の概略外形図　（固体陰極処理装置）

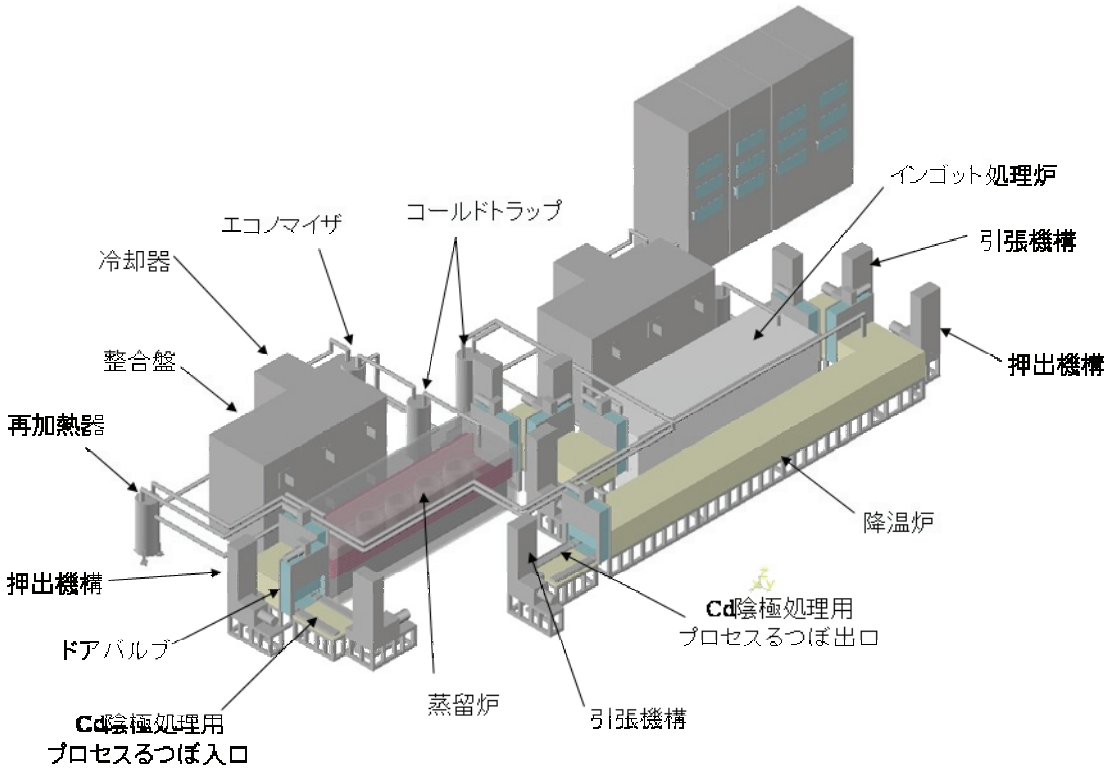


図 6.2.12　陰極処理装置の外形図（Cd 陰極処理装置）

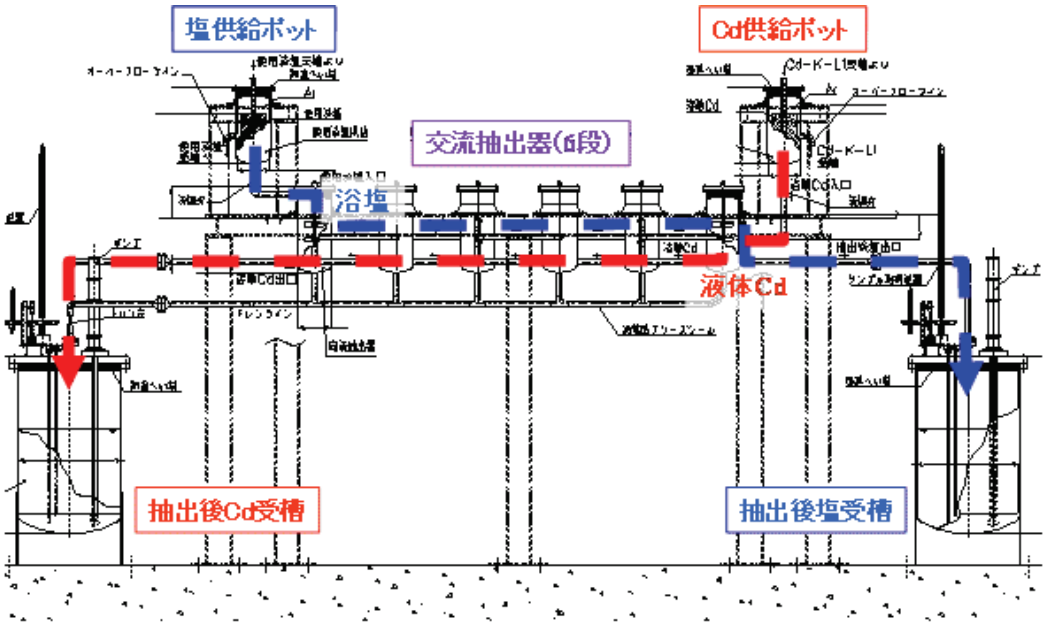
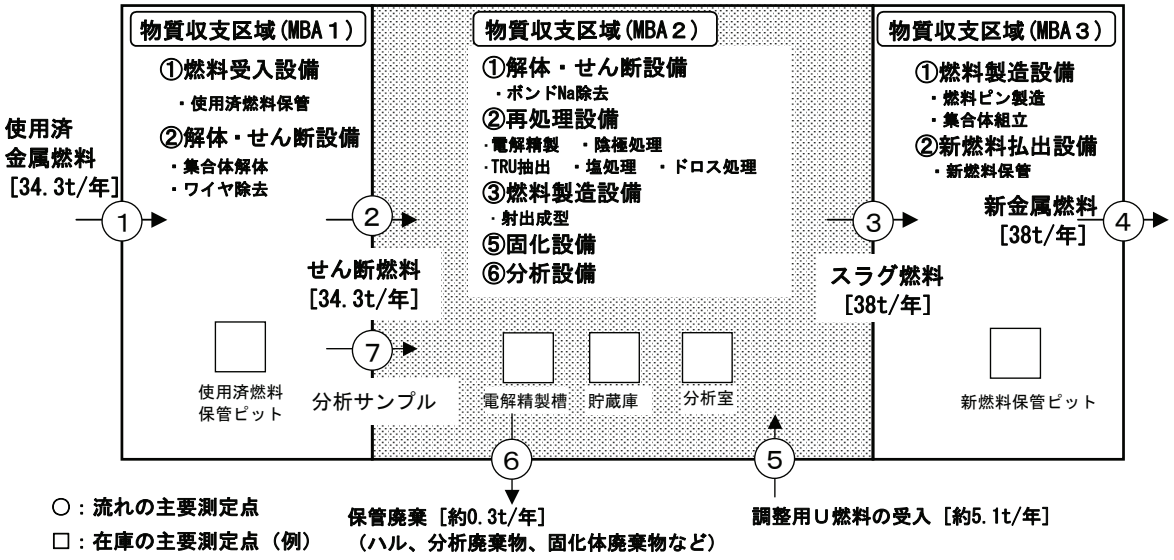


図 6.2.13　TRU 還元抽出器の概略外形図



注記）上記の②は入量計量管理ポイント、③は出量計量管理ポイントを示す。

図 6.2.14　金属燃料リサイクルプラントの物質収支区域（MBA）

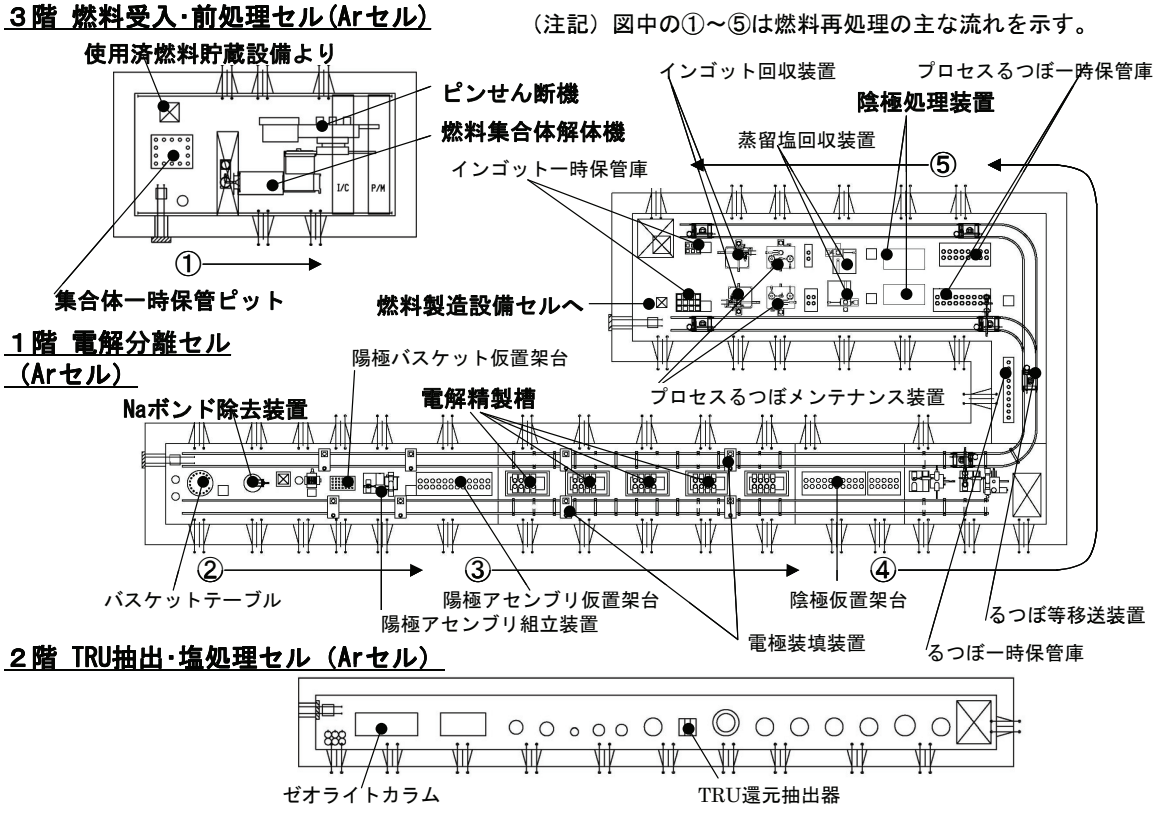


図 6.2.15　再処理設備セル内の主要機器配置図

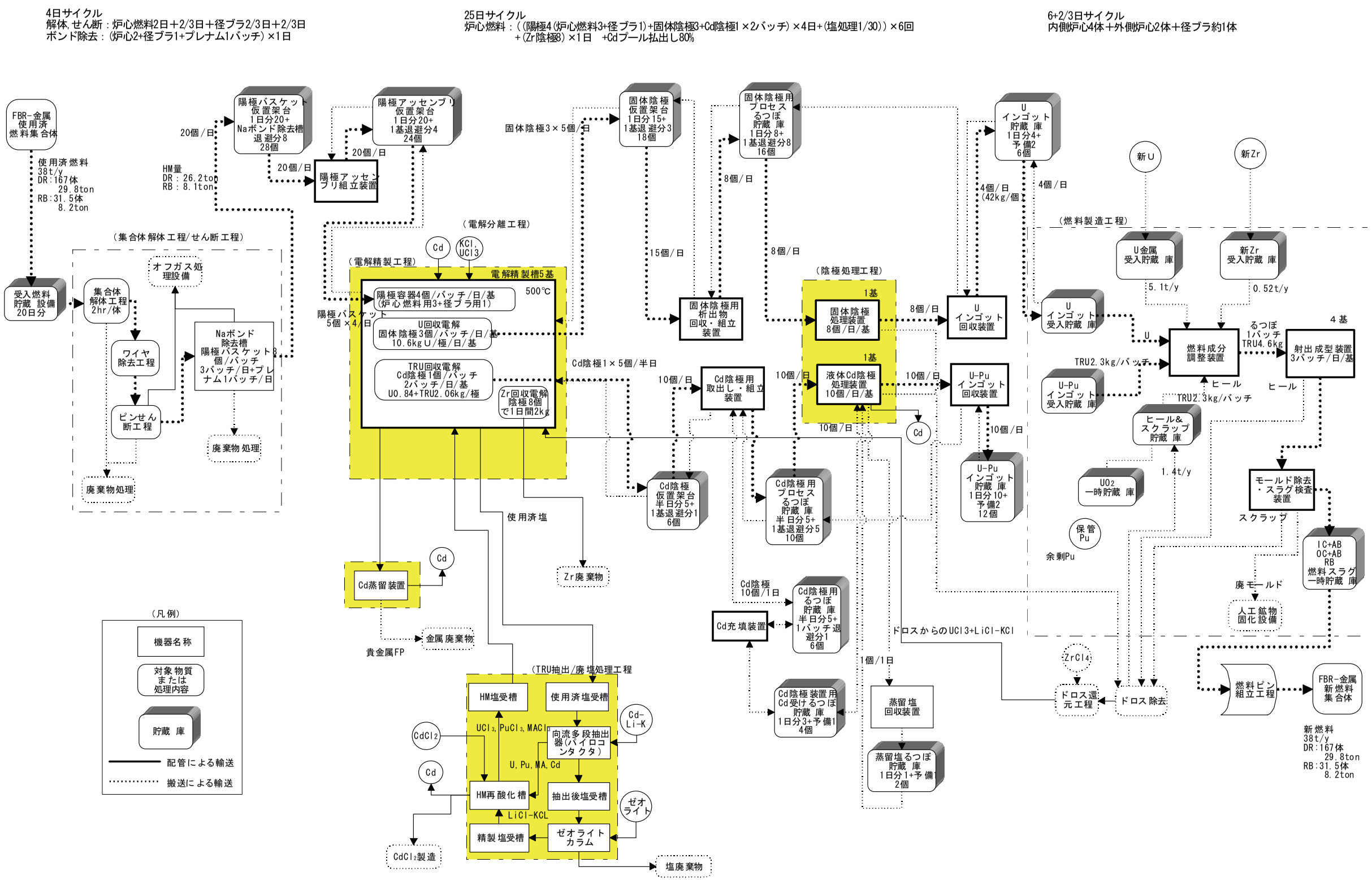


図4.1.5-1　金属燃料金属電解法再処理プロセス主要フローと貯蔵 バッファについて

図 6.2.16　主要機器間の仮置架台、一時保管庫庫等の容量設定の考え方

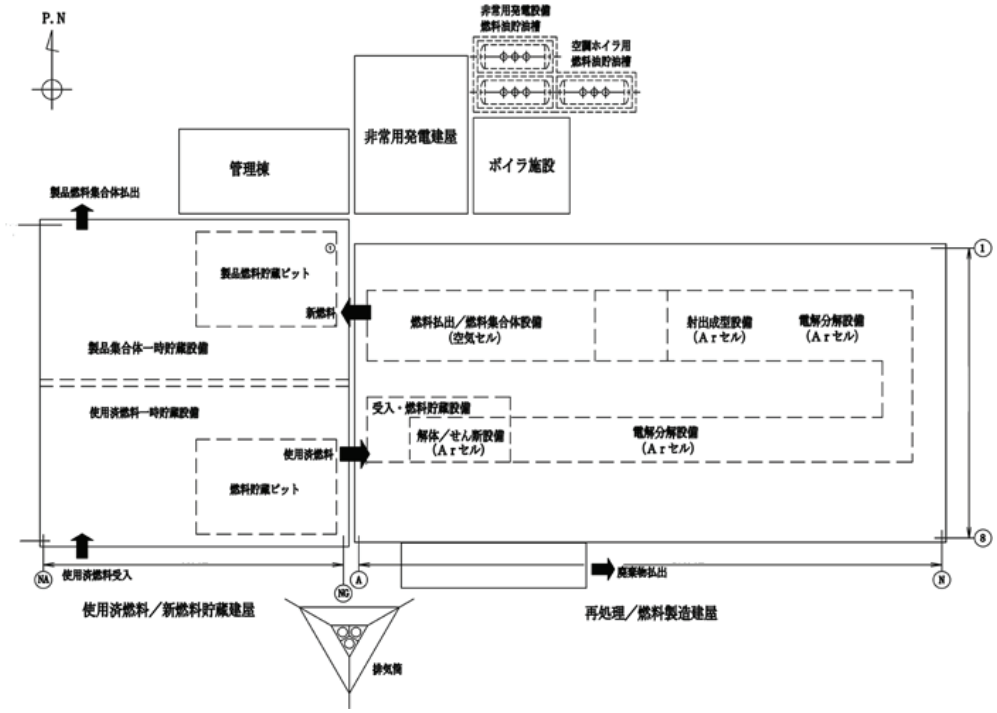


図. 6.2.17　金属電解法金属燃料リサイクルプラントの全体配置イメージ図(38tHM/y)

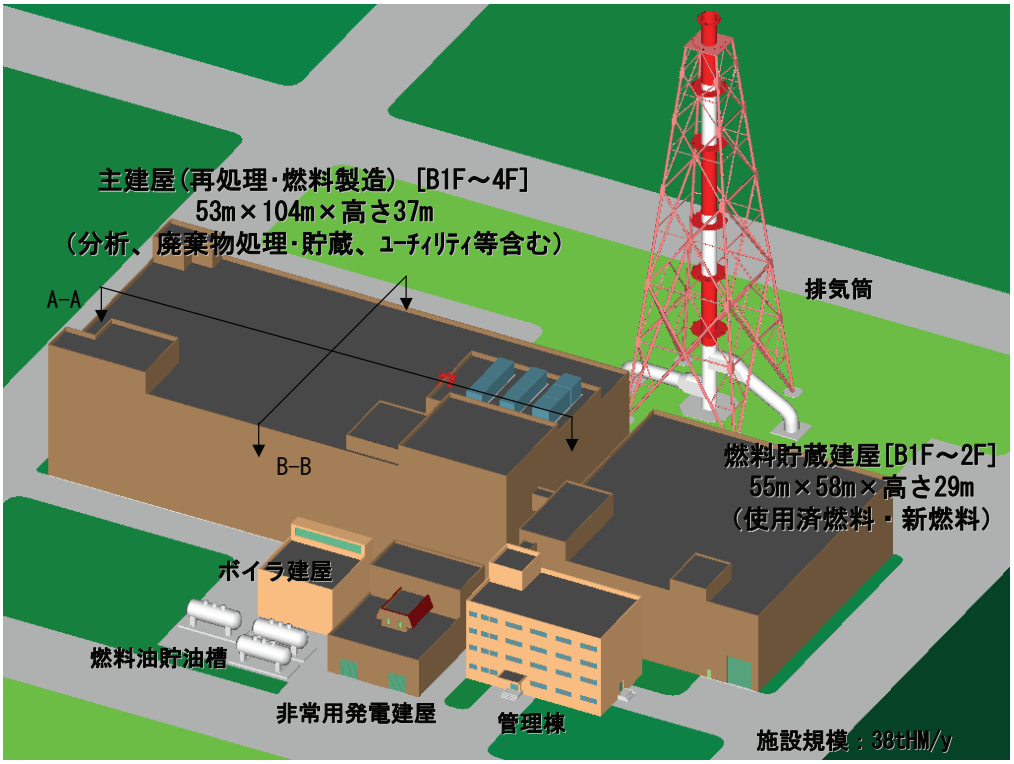


図 6.2.18　金属電解法金属燃料リサイクルプラントの全体建屋イメージ図(38tHM/y)（主建屋（再処理、燃料製造、廃棄物処理貯蔵、ユーティリティ等)、燃料貯蔵建屋)

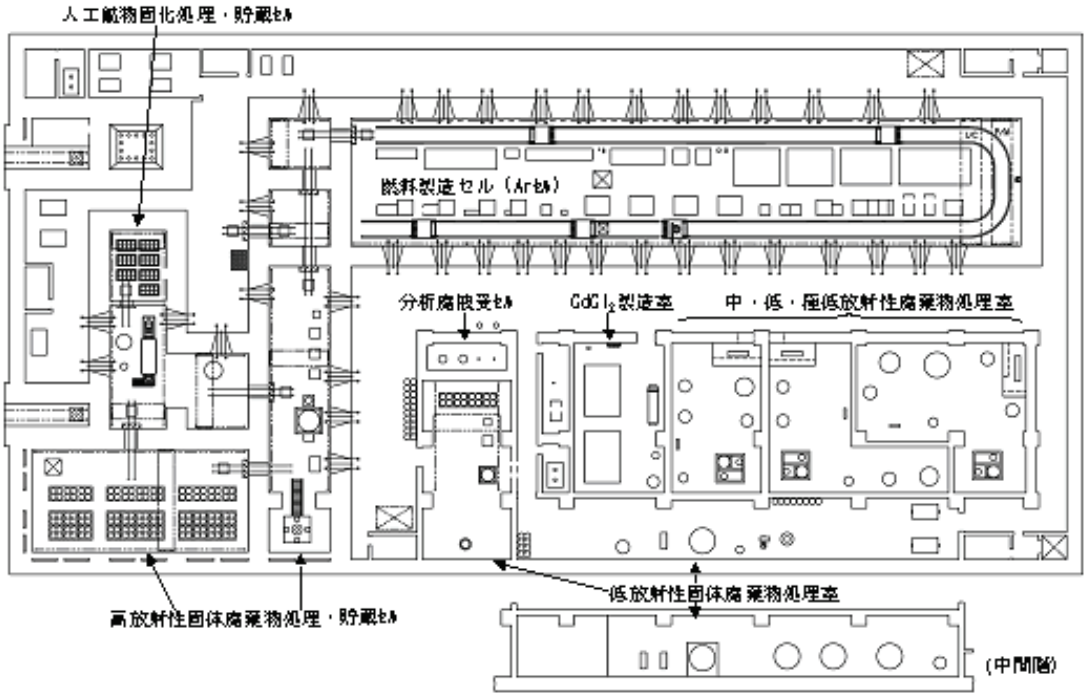


図 6.2.19　金属電解法金属燃料再処理施設の地下１階の平面配置図(38tHM/y)

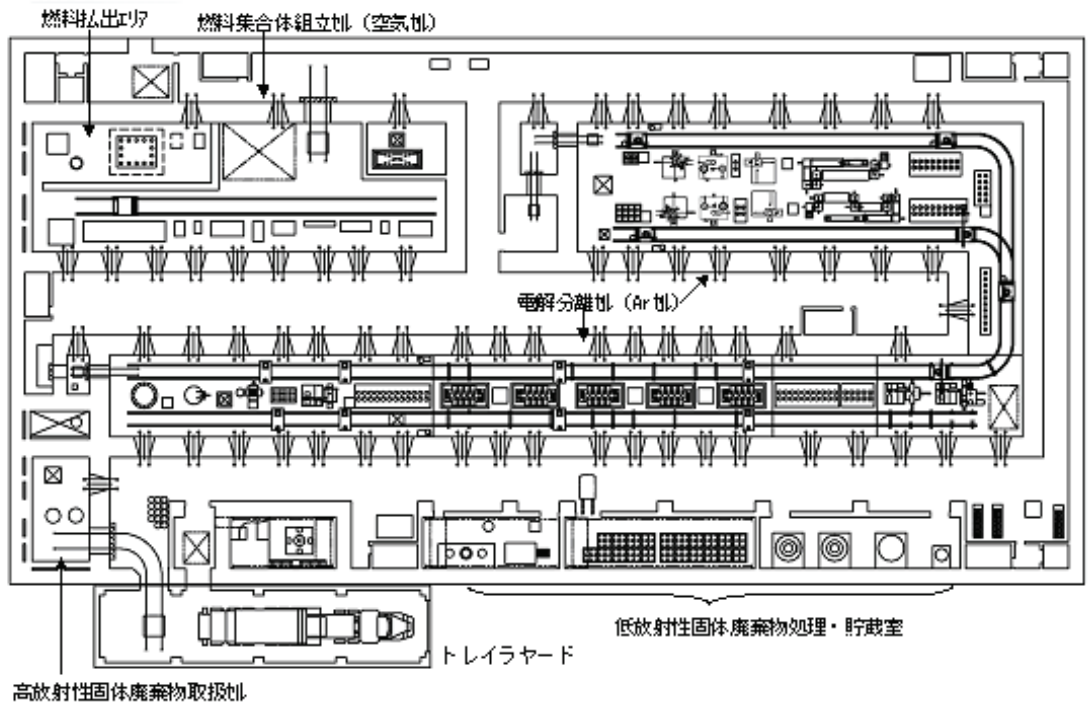


図 6.2.20　金属電解法金属燃料再処理施設の地上１階の平面配置図(38tHM/y)

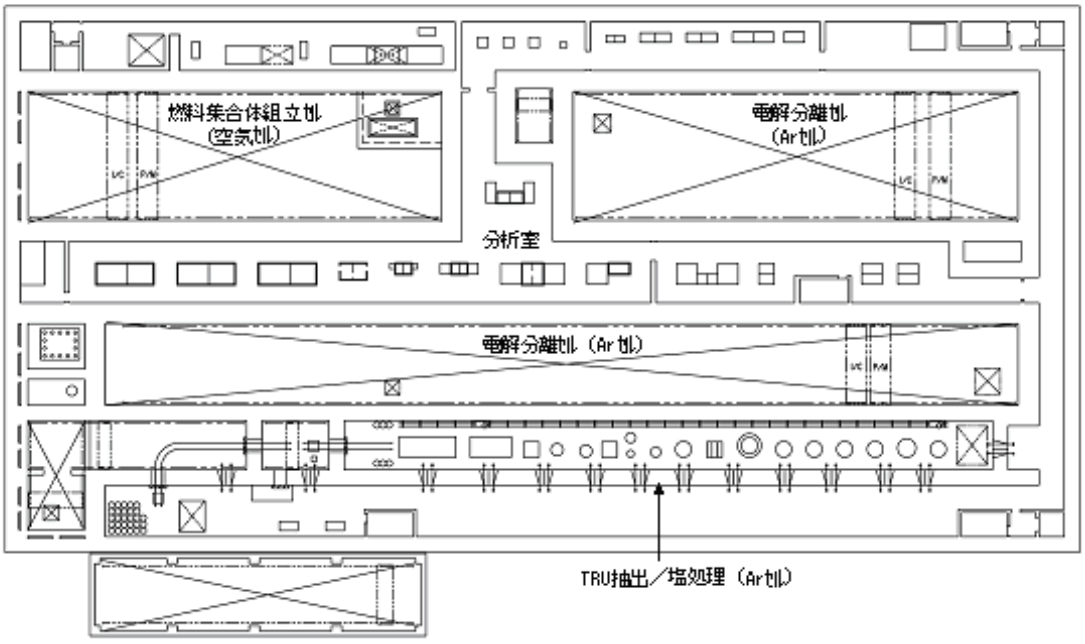


図 6.2.21　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 2 階の平面配置図(38tHM/y)

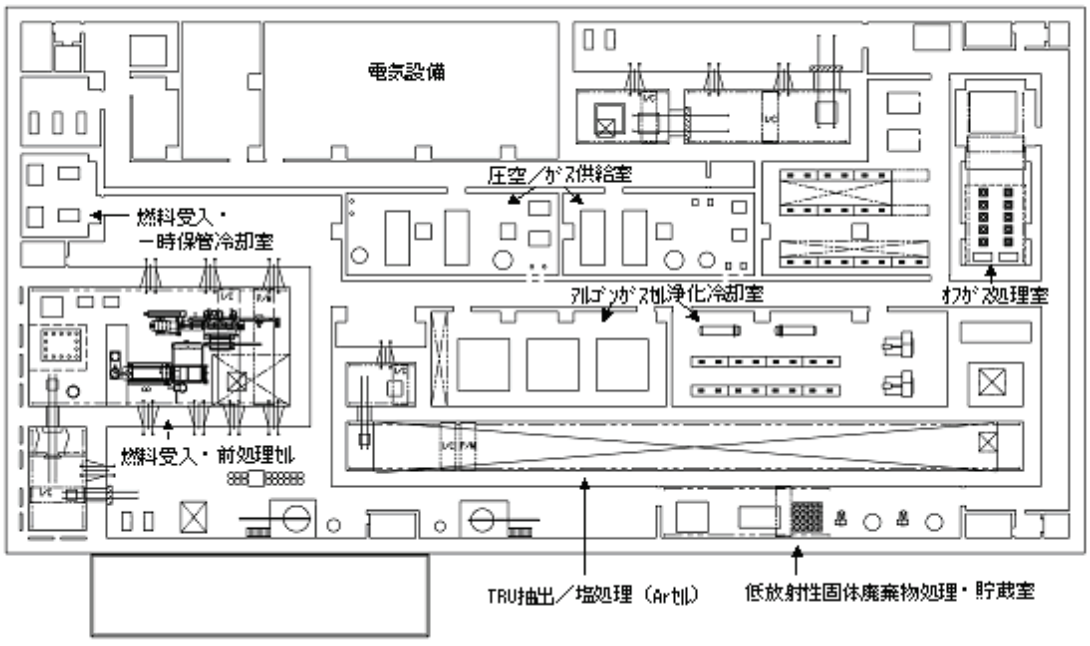


図 6.2.22　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 3 階の平面配置図(38tHM/y)

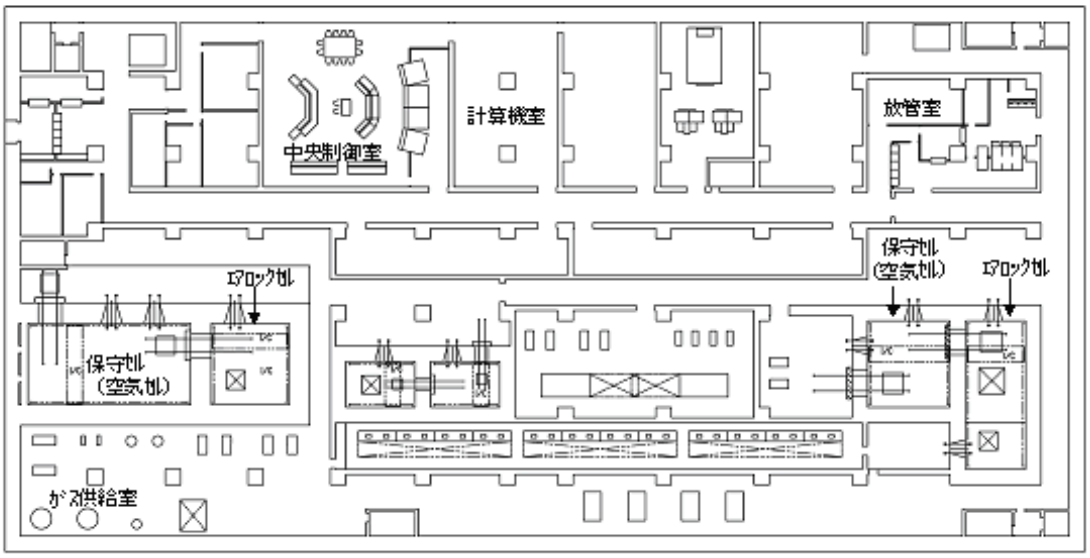


図 6.2.23　金属電解法金属燃料再処理施設の地上 4 階の平面配置図(38tHM/y)

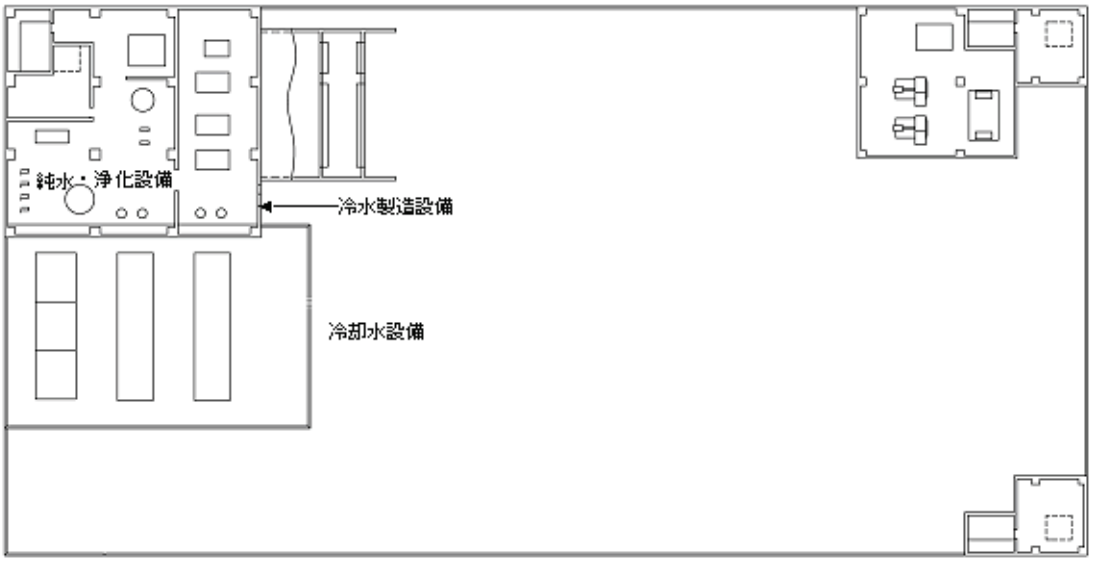


図 6.2.24　金属燃料金属電解法再処理施設の屋上の平面配置図(38tHM/y)

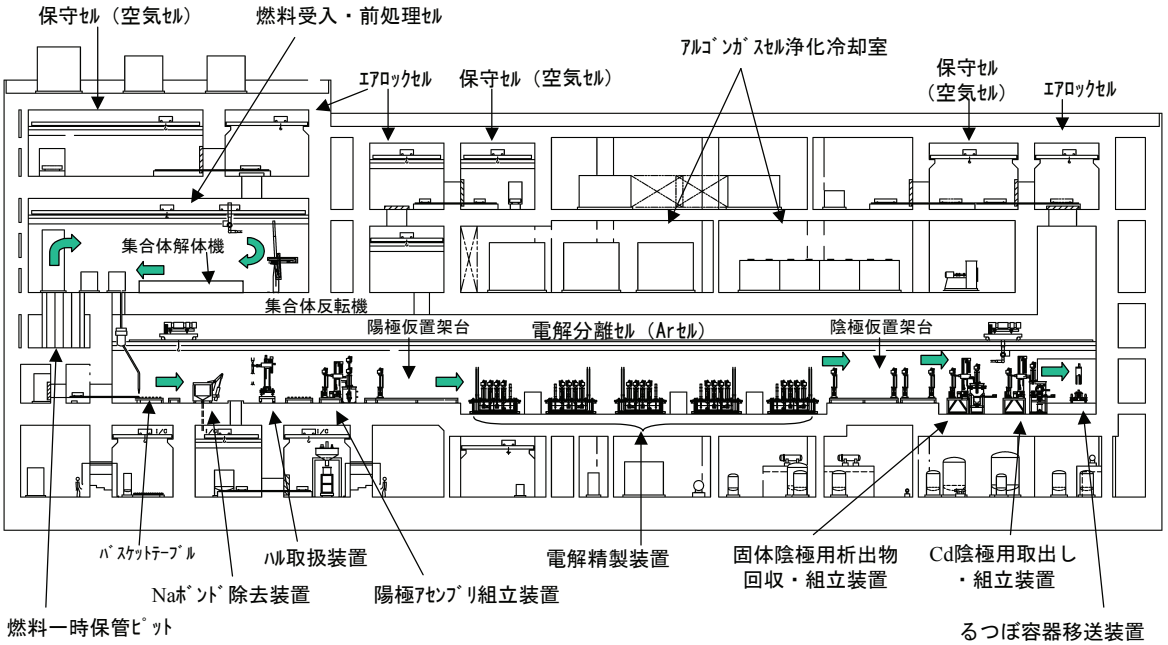


図 6.2.6.2.25　金属電解法金属燃料再処理施設の A-A 面の立面配置図(38tHM/y)

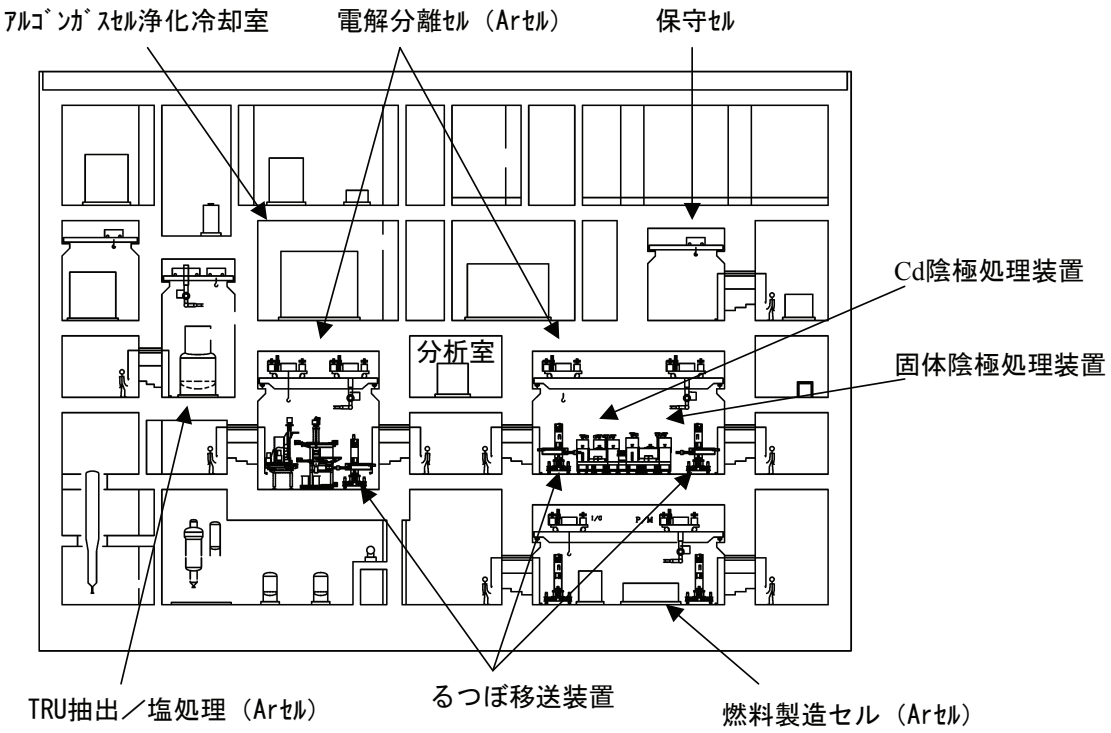


図 6.2.26　金属電解法金属燃料再処理施設の B-B 面の立面配置図(38tHM/y)

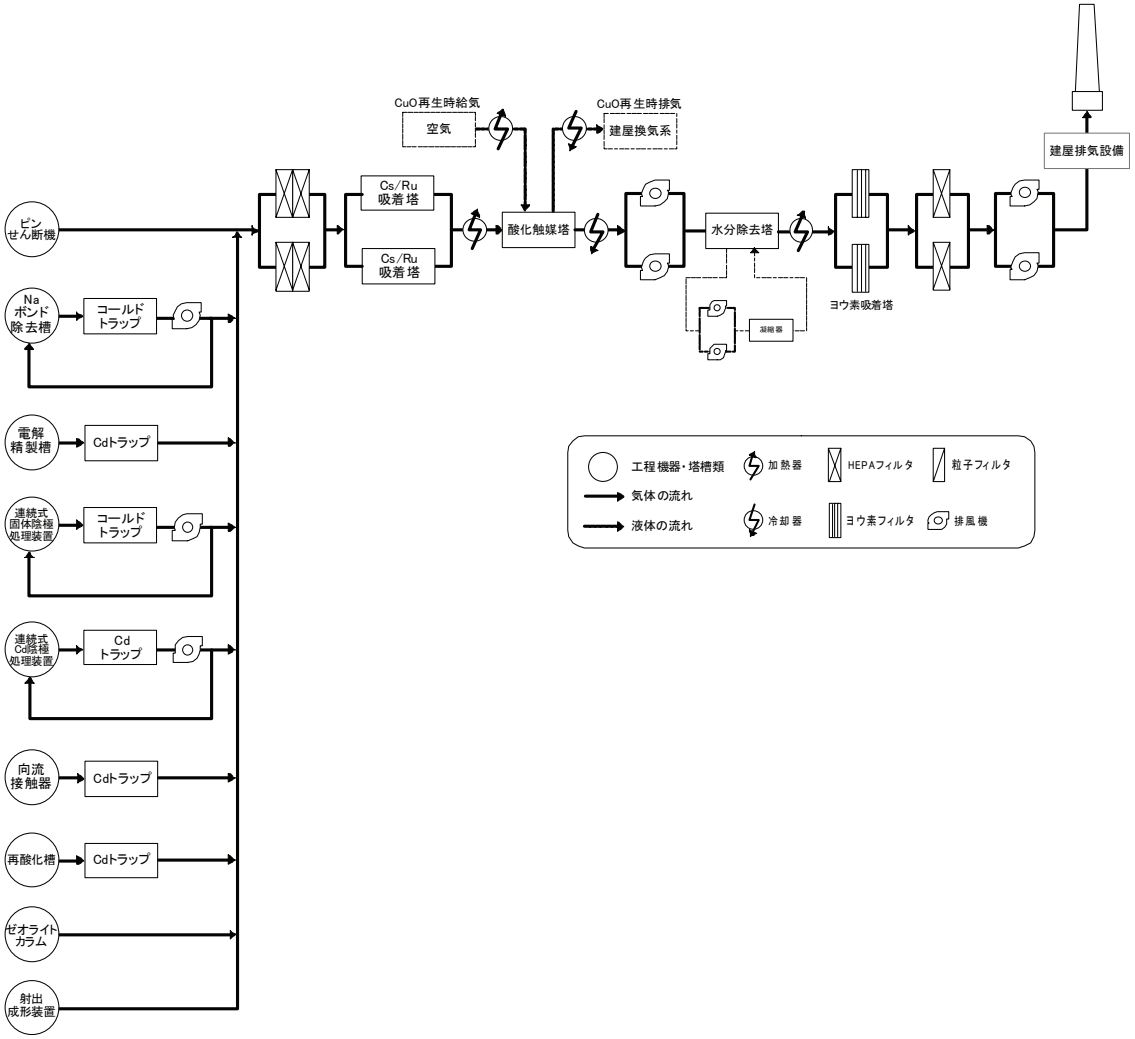


図 6.2.27　金属電解法システムの機器・塔槽類オフガス系統の概略

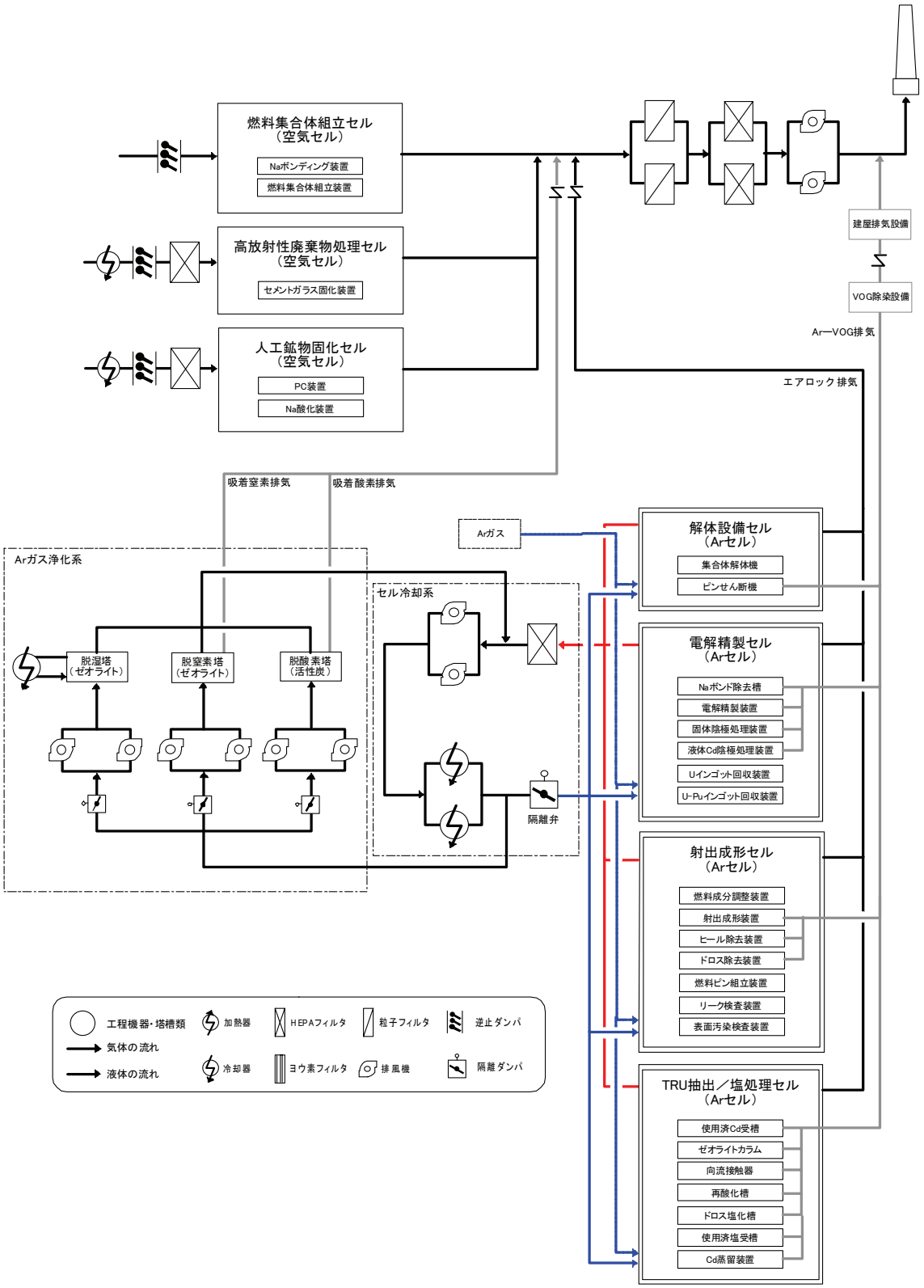
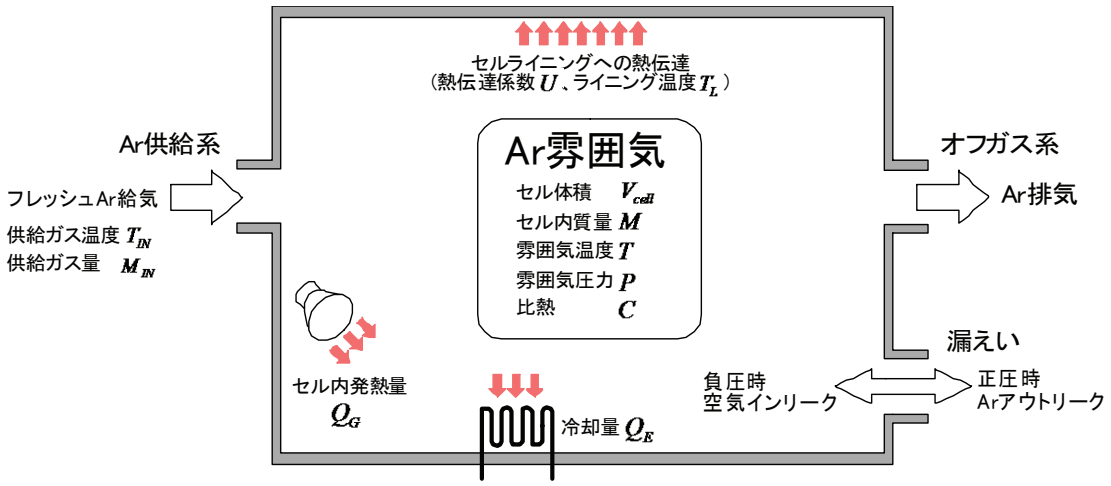


図 6.2.28　金属電解法システムのセル換排気系統の概略



[Arセル内のエネルギー収支式]

$$MC\frac{dT}{dt} = M_{IN}C(T_{IN} - T) + U(T_L - T) + (Q_G - Q_E) + V_{cell}\frac{dP}{dt}$$

[Arガスの状態方程式]

$$P(t) = \frac{Rn(t)T(t)}{V_{cell}}$$

図 6.2.29　Ar セル圧力変動解析のモデル

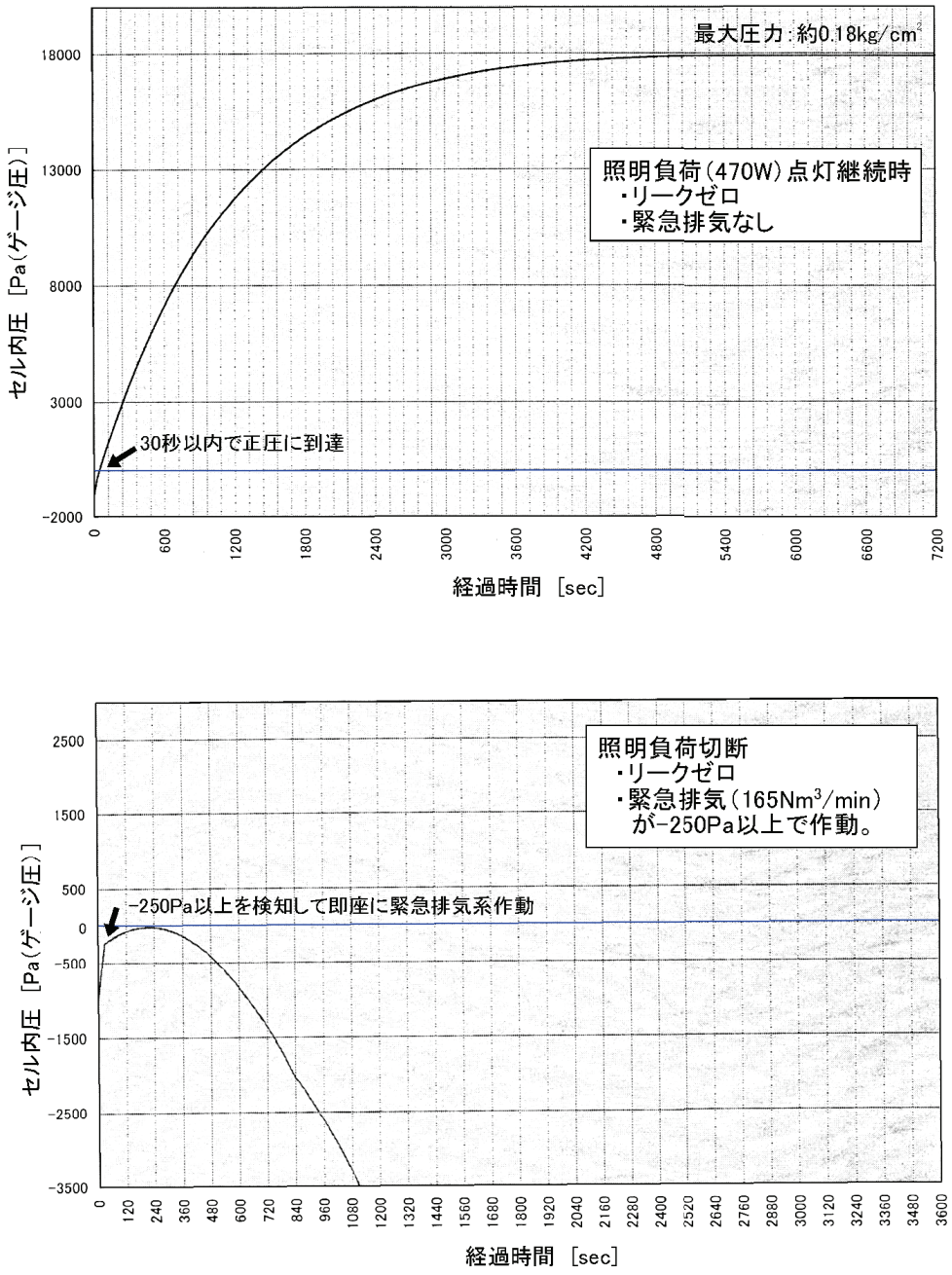


図 6.2.30　Ar セル圧力変動解析結果（冷却機能喪失事象）

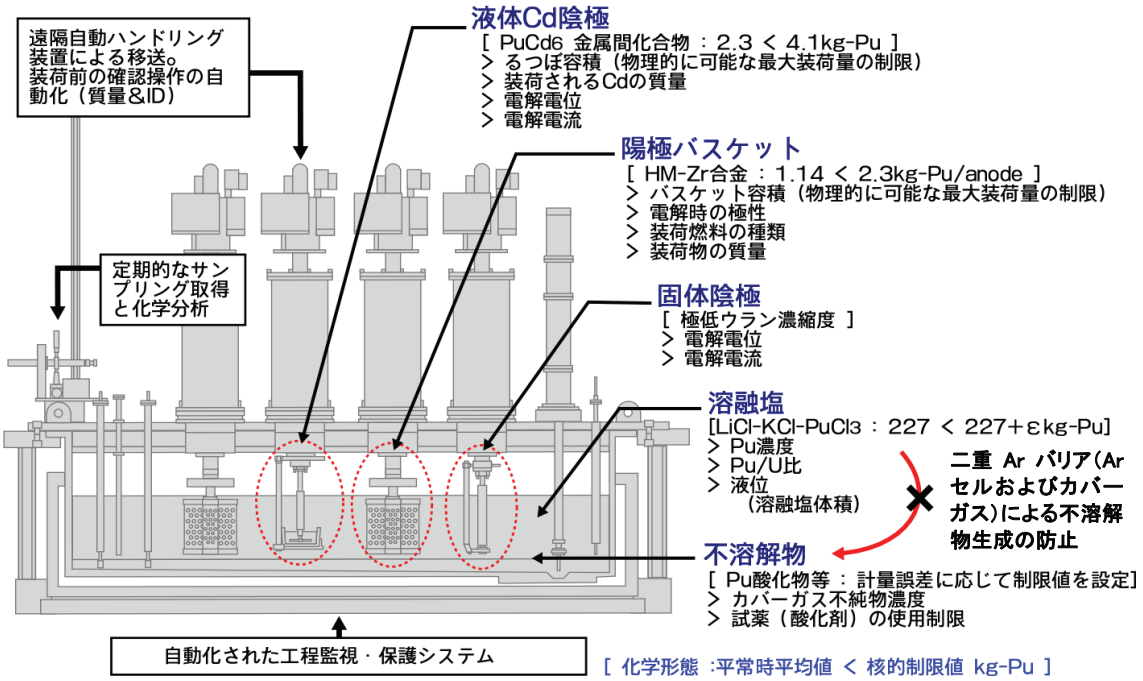


図 6.2.31　電解精製槽における化学形態管理併用質量管理の概念図

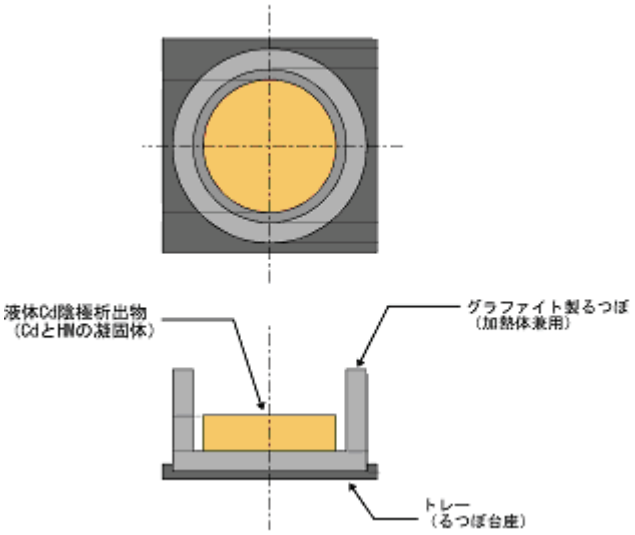


図 6.2.32　蒸留ルツボ

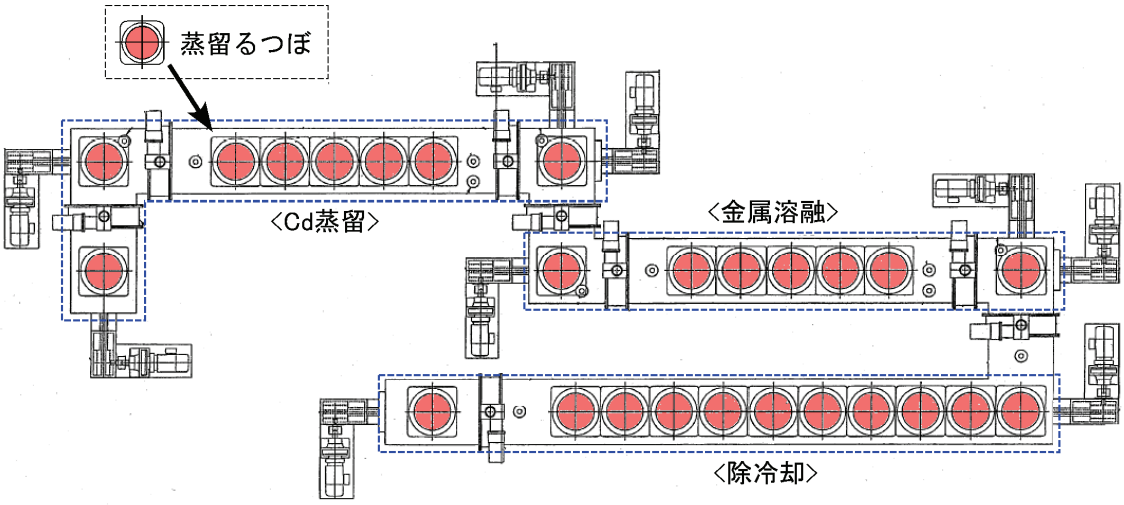


図 6.2.33　連続式 Cd 陰極処理装置の平面カット図

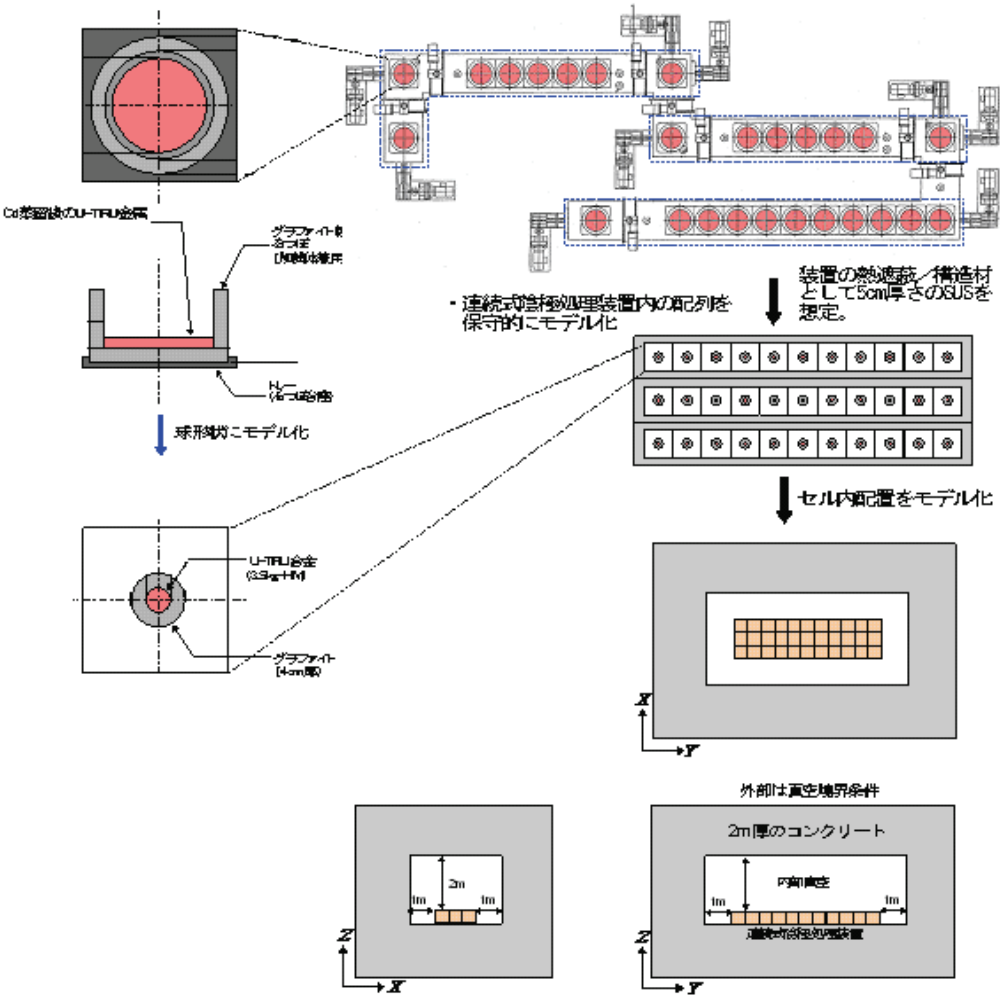


図 6.2.34　連続式陰極処理装置（液体 Cd 陰極）の臨界安全解析モデル

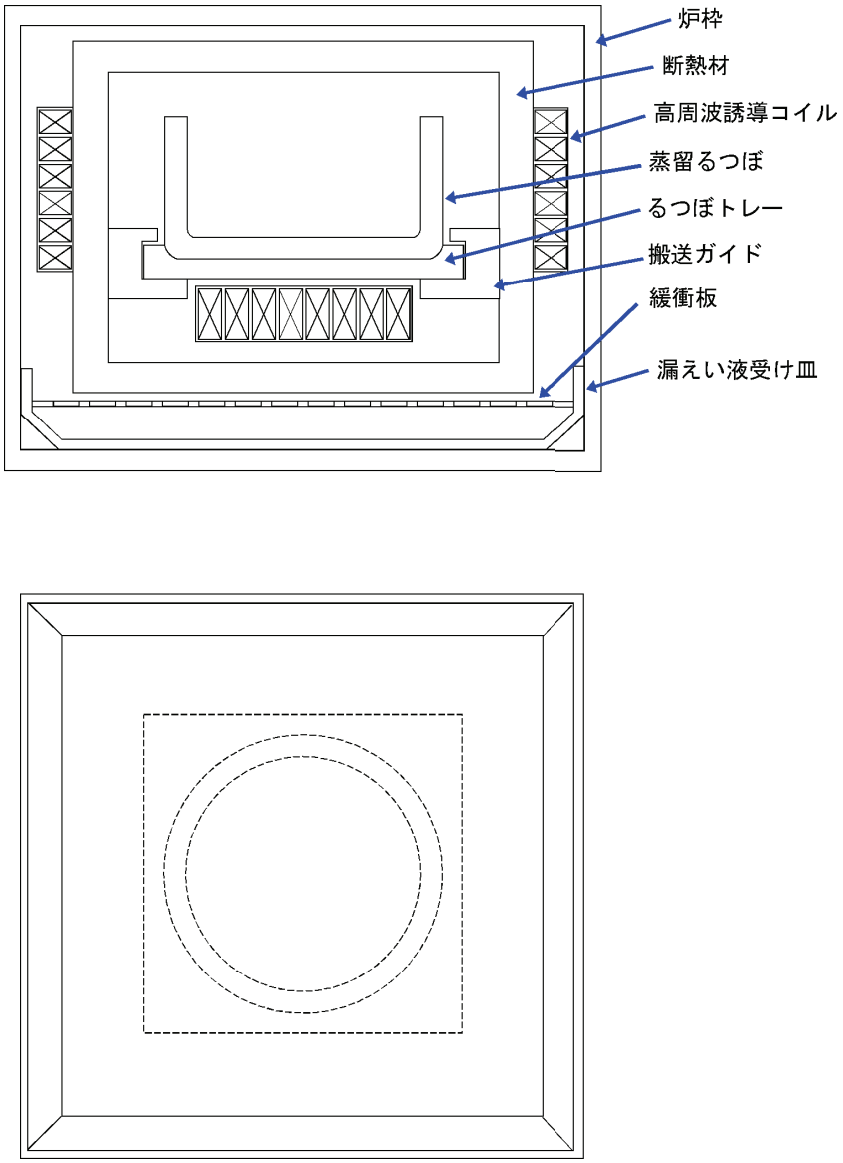


図 6.2.35　連続式 Cd 陰極処理装置の漏えい液受け皿の概念

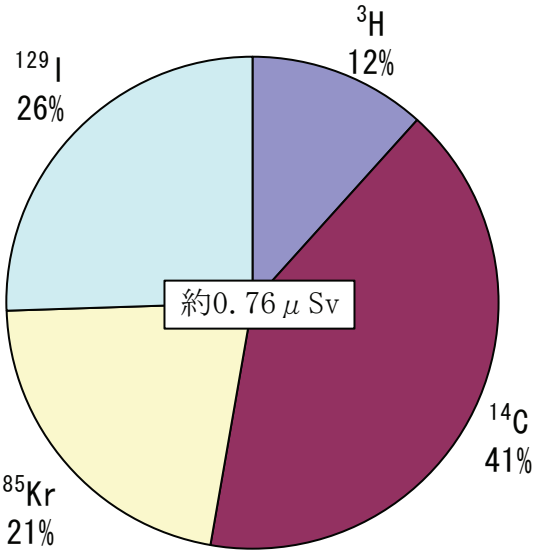


図 6.2.36　平常時における実効線量に寄与する核種による内訳

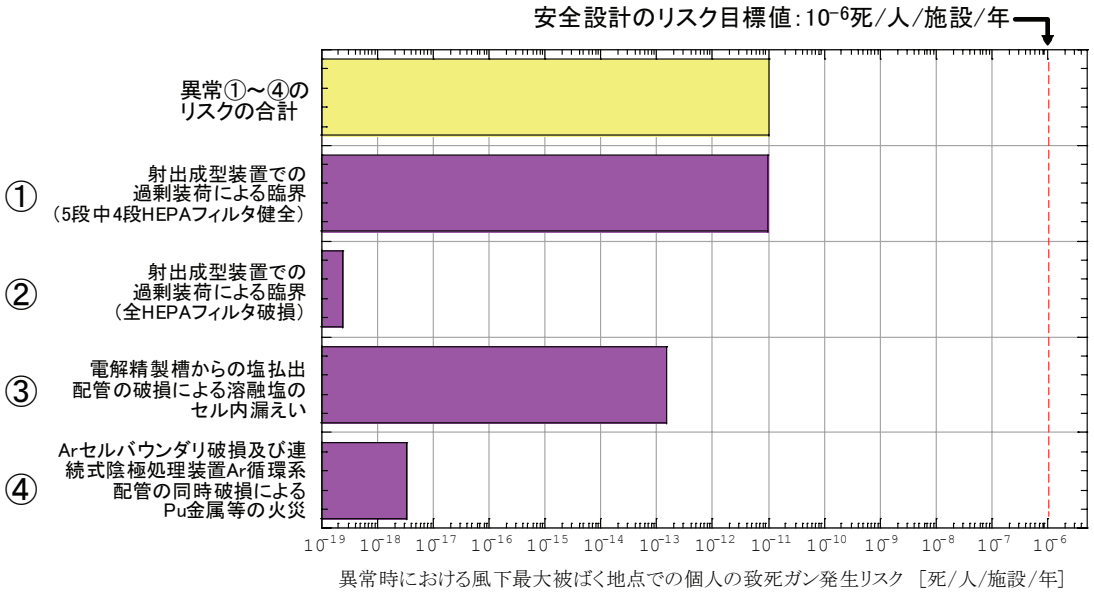


図 6.2.37　金属電解法システムにおける一般公衆の年間致死ガン発生確率の推定結果の異常事象による内訳

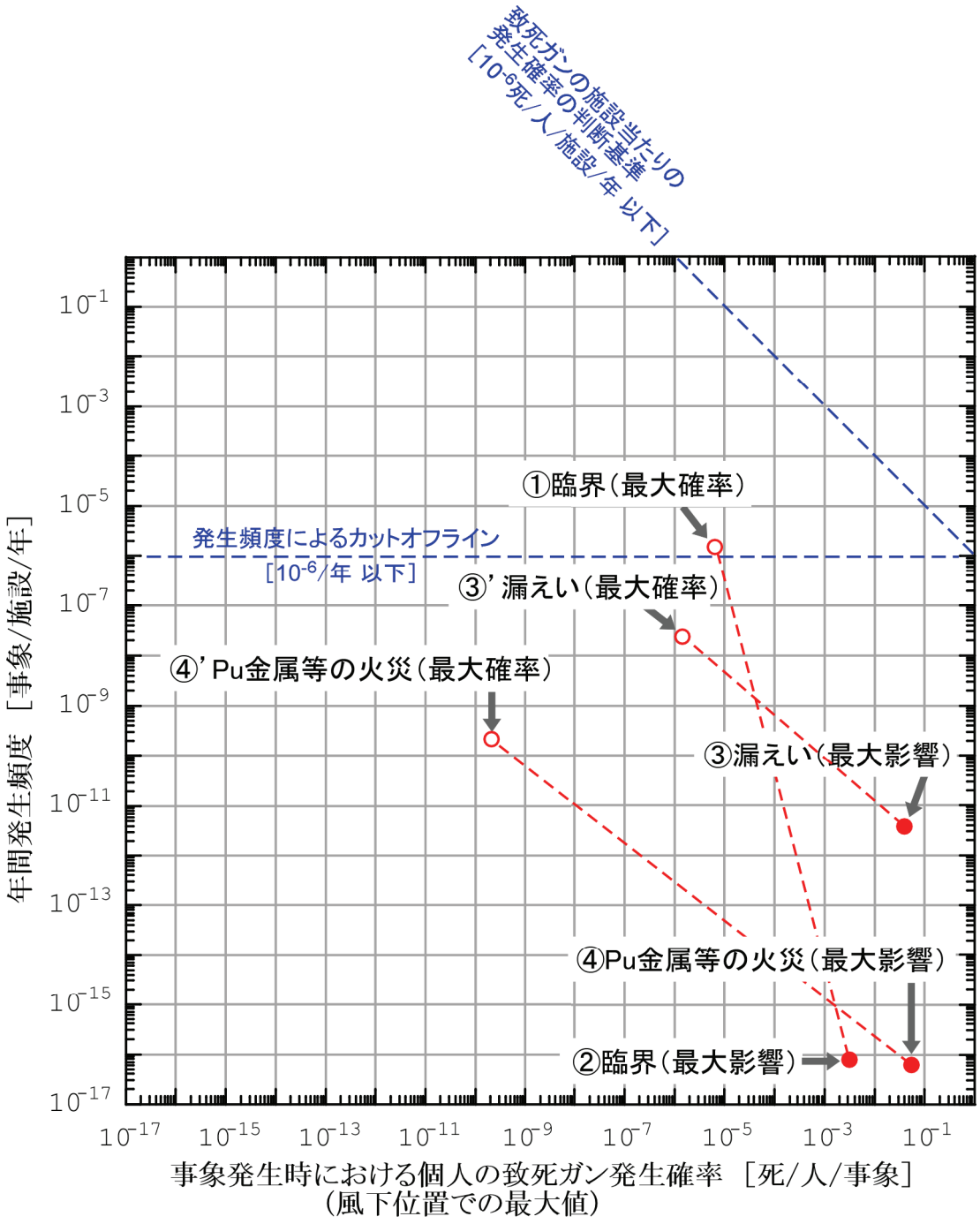


図 6.2.38　金属電解法システムにおける年間致死ガン発生確率のプロファイル（異常事象の年間発生頻度と１事象当たりの公衆の致死ガン発生確率の関係）

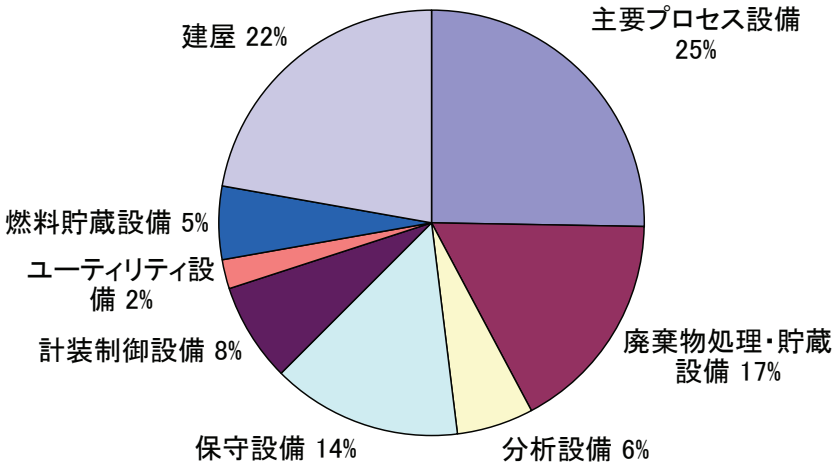


図 6.2.39　建設費の内訳

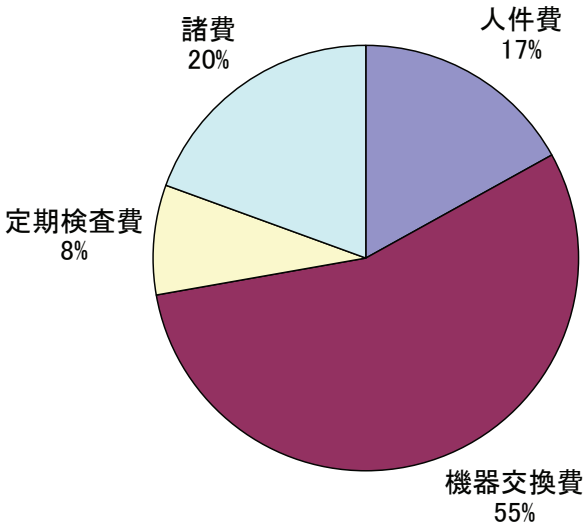


図 6.2.40　年間運転経費の内訳

6.3 多様なサイクルシナリオへの対応

6.3.1 FP 回収技術の検討

金属電解法に関して、以下の4元素について回収方法を検討した。

(1) I

金属燃料中のヨウ素は、NaIやCsIといった安定な化合物を形成していると予想される。これらの化合物の沸点は1300℃程度のため、それ以上の高温で金属燃料を溶融することによって気化分離は可能である。実際、ANLで実施されたスカル法におけるヨウ素の挙動試験においては1400℃で処理すると99%以上のヨウ素がCsIとして分離できることが示されている。[1)] その後、蒸気圧の差を利用して金属Na等の他の揮発物との再分離することが考えられる。ただし、このような分離工程のプロセスへの負担は大きいと考えられる。一方、現行の金属電解法再処理システムではヨウ素はNaIやCsIとして電解精製槽の浴塩中に溶解するが、塩リサイクル処理においてゼオライトに吸蔵された後、人工鉱物固化体のソーダライト成分に固定される。

人工鉱物固化体を高レベル廃棄物として深地層処分する場合、ヨウ素の浸出速度を低く抑制でき、高効率で核変換を目指すのと同等以上に、環境負荷を低減できることが期待される（ヨウ素の浸出率に関してはデータの拡充が必要）。

(2) Tc

現行の金属電解法再処理システムでは、Naボンド除去処理までは、Tcは酸化されることなく、使用済燃料せん断片に保持されたままであり、全量が電解精製槽に投入される。電解精製槽におけるTcの溶解率は90％であり、10％はハルに残留してハルとともにTRU廃棄物となる。電解精製槽で溶解したTcはCdプールに蓄積される。定期的に実施するCd蒸留処理により、Tcは他の貴金属と一緒にNM廃棄物として回収され、TRU廃棄物となる。

NM廃棄物中のTcについては、酸化物として揮発させ、トラップで回収することにより、単離できる可能性がある。Reを模擬物質とし、Rh,Pd,Ru,Moとの合金を$Ar\text{-}O_2$ガスで750℃で酸化させた試験では、Moの71%、Reの90%が揮発した。この結果から、前記のボロキシデーションでTcも90%程度は回収できると予想される。また、オフガス中のTcについては、コールドトラップ等を設けることにより、単離できる可能性がある

(3) Cs

現行の金属電解法再処理システムでは、前処理においてNaボンド除去処理を実施するため、92％のCsはNaとともに回収され、人工鉱物固化体のガラス成分に固定さ

れる。Naボンド蒸留処理で燃料成分から分離できなかった残り8%のヨウ素は電解精製槽の浴塩中に溶解するが、塩リサイクル処理においてゼオライトに吸蔵された後、人工鉱物固化体のソーダライト成分に固定される。

Csを積極的に回収するためには、ヨウ素に対してと同様に、使用済燃料を細かくせん断し蒸留処理することが有効であると考えられる。オフガス中のCsについては、Cs吸着等を設けることにより、単離できる可能性がある。また、浴塩中のCsについては、多段ゼオライトをイオン交換材料として用いることにより、単離できる可能性がある。

(4) Sr

現行の金属電解法再処理システムでは、前処理においてNaボンド除去処理を実施するため、Naボンド蒸留処理で燃料成分から分離できなかった残り50%のSrは電解精製槽の浴塩中に塩化物として溶解するが、塩リサイクル処理においてゼオライトに吸蔵された後、人工鉱物固化体のソーダライト成分に固定される。

Srを積極的に回収するためには、ヨウ素に対してと同様に、使用済燃料を細かくせん断し蒸留処理することが有効であると考えられる。また、多段ゼオライトをイオン交換材料として用いることにより、単離できる可能性もある（SrはCsの前に回収される）。

6.3.2 多面的評価炉心・燃料仕様における再処理システム評価

多面的評価炉心（資源重視型炉心および経済性重視型炉心）で照射した使用済燃料を受入燃料として金属電解法再処理施設で処理する場合について検討し、本検討書で構築した「金属燃料金属電解法を用いた再処理システム（現行システム）」と比較評価した。

(1) 多面的評価導入期（増殖率：1.11）

多面的評価導入期の金属燃料炉心は内側炉心燃料集合体と外側炉心燃料集合体（軸ブランケット付き）から構成されており、１交換バッチの使用済燃料の平均燃焼度は134MWd/kgHM（レファレンス炉心の約1.4倍）である。この使用済燃料を、38tHM/yの処理規模の金属電解法再処理施設で処理するして評価した結果から50tHM/yの場合の諸量を比例計算により評価する。現行および導入期の金属燃料炉心から発生する使用済燃料中のHM、FP含有量を表 6.3.1に示す。資源重視型炉心は燃焼度が高いため、使用済燃料中に含まれるHM量が少なく、FP量が多くなっている。また、多面的評価導入期では、炉心外側燃料集合体の燃料スラグ中のZr添加率が少ないため、使用済燃料中のZr量が少なく、径ブランケット燃料集合体が存在しないため、Naボンド量が多くなっている。ただし、これらの差異は比較的小さいため、基本的にレファレンスの金属電解法再処理施設と同様の機器構成で処理するこ

とを基本とし（例えば、電解精製槽は5基）、運転パラメータ等で調整不可能な場合には、装置の処理能力あるいは機器数を変更すると考える。

(i) 物質収支

資源重視型炉心で照射した使用済燃料を32.6tHM/y（新燃料として 38tHM/y）受入れる際の、主な運転パラメータの比較を表 6.3.2に示す。また、この条件で運転した場合の物質収支を図 6.3.1に示す。

資源重視型炉心には径ブランケット燃料集合体が存在しないため、前処理工程（集合体解体～ピンせん断工程）において、キャンペーン運転する必要がなくなるため、この工程に関する機器の負担は軽減する。

電解精製槽1基当たりの受入HM量（使用済燃料＋追加U量）は約2%減少し、受入HM中のPu含有率が増加する。よって、HM電解精製槽の浴塩中のHM濃度とU/Pu比を、現行再処理システムと同レベルに維持するため、固体陰極1極当たりのU析出物回収量を10.64→10.10kgU/析出物に減少させ、液体Cd陰極1極当たりU-TRU析出物回収量を2.89→3.33kgHM/析出物に増加した。また、資源重視型炉心から発生する使用済燃料中のFP含有量が多いため、塩処理率を3.53→5.72%に増加させることにより、TRU析出物中のFP混入量を0.06kgとし、新燃料中のFP混入量を現行再処理システムの設定値である0.3%以下にした。一方、電解精製槽1基当たりのNa受入量が約12%増加している。よって、塩廃棄率を7.53%に設定することにより、実質塩廃棄率を0.064→0.072%に増加させ、HM電解精製槽の浴塩中NaCl濃度を、現行再処理システムの設定値である10mol%以下に維持した。

電解精製槽で回収するUおよびU-TRU析出物の数は、15および10析出物/dであり、現行再処理システムと同じである。したがって、陰極処理工程における処理能力の変更等は必要ないとする。

1年間に製造できる再処理製品中のU、Pu、MA量を表 6.3.3に示す。U-Zrインゴットの年間製造量は30.7→29.1tU/yに減少する。一方、U-TRUインゴットの年間製造量は5.5→6.4t/yに増加する。UおよびTRU回収率は、99.5および99.9%であり設計要求を満たしている。また、ブランケットを除く炉心燃料中のFP混入率は0.35wt%となり、設計要求である1.2wt%を満たしている。

(ii) 廃棄物発生量

物質収支から計算される人工鉱物固化体の発生量を表 6.3.4に示す。人工鉱物固化体に固定するFP量は約52%増加し、浴塩成分量（LiCl,KCl,NaCl,Cl）は約33%増加する。この結果、人工鉱物固化体の発生量は約44%増加し、150Lの高レベル廃棄物キャスクは127→182本に増加する。ただし、発電量当たりの発生量としては同等である。

(iii) 機器設計

前記の物質収支の計算結果に基づき、資源重視型炉心からの使用済燃料を受入れる金属電解法再処理施設の主要設備の処理能力の検討結果を以下に述べる。

・使用済燃料貯蔵設備

資源重視型炉心から発生する使用済燃料集合体数は230体/yであり、現行システムに比べて約15%の貯蔵設備の増強が必要である。、

50tHM/yの再処理施設では、使用済燃料集合体数が、さらに約30%（合計50%）増加するため、これに合わせて貯蔵量を増加させる必要がある。

・前処理設備（集合体解体機、ピンせん断装機、Naボンド除去装置等）

多面的評価導入期では、キャンペーン運転の必要がなくなるため、集合体解体機およびピンせん断機の負担は軽減するが、これらの機器の処理能力を合理的に低下させることは困難なため、同等の機器を使用するとする。Naボンド除去装置については、受入れるNaボンド量が僅かに増加するため、負担が大きくなるが、装置を改造する必要はないと考える。また、陽極バスケット仮置架台の数も変更する必要はない。

50tHM/yの再処理施設では、集合体解体機～ピンせん断機については、設計変更の必要はなく、Naボンド除去装置については、約30%の処理能力増強が必要であると考える。

・電解精製設備（電解精製槽、陽極アセンブリ組立装置等）

電解精製槽、陽極アセンブリ組立装置など主要機器の処理規模および基数を変更する必要はない。また、陽極アッセンブリ仮置架台および陰極アッセンブリ仮置架台などのバッファ数についても変更する必要なない。

50tHM/yの再処理施設では、電解精製槽の基数増加などの方策により、機器の処理能力を約30%増加させる必要がある。

・塩処理設備（還元抽出器、再酸化槽、ゼオライトカラム、ドロス塩化槽等）

塩処理量が約40%増加するが、還元抽出器および再酸化槽については、処理能力に十分余裕があるため変更する必要はない。一方、ゼオライトカラムについては、要求処理能力に合わせて約40%の設備増強が必要である。

50tHM/yの再処理施設では、ゼオライトカラムについては、さらに処理能力を約30%増加させる必要がある。

・陰極処理設備（固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置等）

多面的評価導入期では、固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置などの主要機器の処理能力および基数を変更する必要はない。また、固体陰極用プロセスるつぼ貯蔵庫、Cd陰極用プロセスるつぼ貯蔵庫、U-TRU-Zrインゴット貯蔵庫などのバッファ数も変更はない。

50tHM/yの再処理施設では、陰極処理装置などの主要機器の処理能力を約30%増

加させる必要がある。

上記した主要設備の処理能力に合わせて、付帯および共用設備の処理能力を以下のように検討した。

・高レベル廃棄物処理設備、ソーダライト以外の高レベル固体廃棄物(HASW)処理設備については十分な機器能力が備わっており、資源重視型炉心の使用済燃料を受入れる再処理施設でも現状設備で対応できる。なお、50tHM/yの再処理施設においても、同様に現状設備で対応できると考えられる。

・低放射性固体廃棄物（LASW）処理設備、中/低放射性液体廃棄物処理設備、極低放射性液体廃棄物処理設備、廃溶媒処理設備、分析設備、保守設備、計装制御設備、ユーティリティ設備については要求処理量に合わせて機器能力を増強する必要があるが、資源重視型炉心の使用済燃料を受入れる再処理施設では、現状設備で十分である。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の設備増強が必要である。

・高レベル廃棄物貯蔵設備は、人工鉱物固化体の発生量に合わせて設備を増強する必要がある。資源重視型炉心からの使用済燃料を受入れる再処理施設では185本の貯蔵設備を用意すると考えると15%の設備増強が必要である。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じてさらに約30%の設備増強が必要である。

・固体廃棄物貯蔵設備は、固体廃棄物の発生量に合わせて設備を増強する必要がある。集合体部材等に起因する廃棄物が支配的であり、これについて比較すると資源重視型炉心とレファレンス炉心の使用済燃料からの発生量は同等であり、設備増強は必要ない。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の設備増強が必要である。

主な試薬およびユーティリティの使用量について検討した結果を表 6.3.5に示す。資源重視型炉心の使用済燃料はFP含有率が高いため、還元剤として使用する金属Liおよび金属Kの使用量が増加する。また、人工鉱物固化体の発生量増加に合わせて、Li交換ゼオライト、乾燥ゼオライトの供給量が増加する。一方、再処理中間製品であるU-ZrインゴットおよびU-TRU-Zrインゴット数は変わらないため、陰極処理用プロセスるつぼ供給量は変更しない。また、液体Ar、電気等のユーティリティー量は同等であるとした。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の供給量増加を見込む。

(iv) 経済性評価

金属燃料対応金属電解法において、リファレンスシステムは38tHM/yプラントを、多面的評価向けシステムは50および200tHM/yプラントを検討している。経済性を評価する際は、リファレンス38tHM/yプラントを基に多面的評価向け38tHM/yプラントを評価し、多面的評価向け50tHM/yプラントを検討した。多面的評価向け200tHM/yプラントについては、多面的評価向け50tHM/yプラントを基に習熟効果等

を考慮し評価した。それぞれについて、以下に説明する。

(a) リファレンス 38tHM/y プラントと多面的評価向け 38tHM/y プラントの比較

設備費については、リファレンス38tHM/yプラントに比べ、多面的評価向け38tHM/yプラントは8.8億円の上昇となる。なお、内訳は以下のとおりである。

・廃塩処理設備

+7.6億円（設備能力：＋10%）

・高レベル廃棄物貯蔵設備

+1.2億円（設備能力：15%）

建屋費については、0.1億円の上昇となった。なお、内訳は以下のとおりである。

・高レベル廃棄物貯蔵設備

+0.1億円（設備体積：+10%）

人件費については、リファレンス38tHM/yプラントと多面的評価向け38tHM/yプラントで増減なしと評価した。

修繕費については、設備費の増加に伴い0.5億円の増加となった。

諸費については、物質収支などを基に計算した試薬類の使用量から評価し、1.4億円の減少となった。

以上の変更点をもとに再処理単価を算出した。その結果、再処理単価は53.0万円/kgHM（資本費23.3万円/kgHM、操業費29.7万円/kgHM）となり、リファレンスシステムの53.2万円/kgHMとほとんど変わらない結果となった。燃料サイクル費（再処理分）については0.41円/kWhとなり、リファレンスシステムの0.58円/kWhより約30%安い結果となった。これは、対象としている使用済燃料の平均燃焼度が、リファレンスシステムは94GWd/tHMに対し、資源重視型は134GWd/tHMと高いことが原因である。

(b) 多面的評価向け 38tHM/y プラントと多面的評価向け 50tHM/y プラントの比較

38tHM/yプラントと50tHM/yプラントを比較した場合、機器台数を増加する設備については、設備費は処理規模に比例するとし、機器の能力を増強する設備については、設備費は処理規模に対する2/3乗則を適応するとした。その結果、多面的評価向け38tHM/yプラントに比べ、多面的評価向け50tHM/yプラントは182.3億円の上昇となった。

建屋体積についても設備費と同様の考え方を適応し、結果として建屋費は54.7億円の増加となった。

人件費については、多面的評価向け38tHM/yプラントと多面的評価向け50tHM/yプラントで増減なしと評価した。

修繕費については、設備費の増加に伴い9.4億円の増加となった。

諸費については、処理規模に比例するとし、4.9億円の増加となった。

以上の変更点をもとに再処理単価および。燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、再処理単価は46.6万円/kgHM（資本費20.7万円/kgHM、操業費25.9万円/kgHM）となり、燃料サイクル費（再処理分）については0.36円/kWhとなった。

(c) 多面的評価向け 50tHM/y プラントと多面的評価向け 200tHM/y プラントの比較

200tHM/yプラントの建設費については、5.3.4(3)の評価方法を用いて算出した。200tHM/yプラントの各設備についての評価方法を表 6.3.6に示す。結果として、設備費は3290億円、建屋費は1080億円となった。200tHM/yプラントの年間運転経費については、5.3.4(4)の評価方法を用いて算出した。200tHM/yプラントの要員数についての評価結果を表6.3.7に示す。結果として、人件費は45億円/年、修繕費は204億円/年、諸費は83億円/年となった。

以上の変更点をもとに再処理単価および燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、再処理単価は35.2万円/kgHM（資本費15.5万円/kgHM、操業費19.7万円/kgHM）となり、燃料サイクル費（再処理分）については0.28円/kWhとなった。

(2) 多面的評価平衡期（増殖率：1.03）

多面的評価平衡期の金属燃料炉心は内側炉心燃料集合体と外側炉心燃料集合体（軸ブランケット無し）から構成されており、１交換バッチの使用済燃料の平均燃焼度は153MWd/kgHM（レファレンス炉心の約1.6倍）である。この使用済燃料を、38tHM/yの処理規模の金属電解法再処理施設で処理すると考える。平衡期の金属燃料炉心から発生する使用済燃料中のHM、FP含有量を表 6.3.1に示す。経済性重視型炉心は導入期よりもさらに燃焼度が高いため、使用済燃料中に含まれるHM量が少なく、FP量が多くなっている。また、多面的評価平衡期でも、炉心外側燃料集合体の燃料スラグ中のZr添加率が少ないため、使用済燃料中のZr量が少なく、径ブランケット燃料集合体が存在しないため、Naボンド量が多くなっている。ただし、これらの差異は比較的小さいため、基本的にレファレンスの金属電解法再処理施設と同様の機器構成で処理することを基本とし、運転パラメータ等で調整不可能な場合には、装置の処理能力あるいは機器数を変更すると考える。

(i) 物質収支

経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を31.9tHM/y（新燃料として 38tHM/y）受入れる際の、主な運転パラメータの比較を表 6.3.2に示す。また、この条件で計算される物質収支を図 6.3.2に示す。

経済性重視型炉心にも径ブランケット燃料集合体が存在しないため、前処理工程（集合体解体～ピンせん断工程）において、キャンペーン運転する必要がなくなるため、この工程に関する機器の負担は軽減する。

電解精製槽1基当たりの受入HM量（使用済燃料＋追加U量）は約3%減少し、受入HM中のPu含有率が増加する。よって、HM電解精製槽の浴塩中のHM濃度とU/Pu

比を、現行再処理システムと同レベルに維持するため、固体陰極1極当たりのU析出物回収量を10.64→9.79kgU/析出物に減少させ、液体Cd陰極1極当たりU-TRU析出物回収量を2.89→3.62kgHM/析出物に増加した。また、経済性重視型炉心から発生する使用済燃料中のFP含有量が多いため、塩処理率を3.53→6.82%に増加させることにより、TRU析出物中のFP混入量を0.06kgとし、新燃料中のFP混入量を現行再処理システムの設定値である0.3%以下にした。一方、電解精製槽1基当たりのNa受入量が約12%増加している。よって、塩廃棄率を6.35%に設定することにより、実質塩廃棄率を0.064→0.072%に増加させ、HM電解精製槽の浴塩中NaCl濃度を、現行再処理システムの設定値である10mol%以下に維持した。

電解精製槽で回収するUおよびU-TRU析出物の数は、15および10析出物/dであり、現行再処理システムと同じである。したがって、陰極処理工程における処理能力の変更等は必要ないとする。

1年間に製造できる再処理製品中のU、Pu、MA量を表 6.3.3に示す。U-Zrインゴットの年間製造量は30.7→28.2tU/yに減少する。一方、U-TRU-Zrインゴットの年間製造量は5.5→7.0t/yに増加する。UおよびTRU回収率は、99.5および99.9%であり設計要求を満たしている。また、ブランケットを除く炉心燃料中のFP混入率は0.33wt%であり、設計要求である1.2wt%を満たしている。

(ii) 廃棄物発生量

物質収支から計算される人工鉱物固化体の発生量を、表 6.3.4に示す。人工鉱物固化体に固定するFP量は約73%増加し、浴塩成分量（LiCl,KCl,NaCl,Cl）は約52%増加する。この結果、人工鉱物固化体の発生量は約65%増加し、150Lの高レベル廃棄物キャスクは127→209本に増加する。ただし、発電量当たりの発生量としては同等である。

(iii) 機器設計

前記の物質収支の計算結果に基づき、経済性重視型炉心からの使用済燃料を受入れる金属電解法再処理施設の主要設備の処理能力の検討結果を以下に述べる。

・使用済燃料貯蔵設備

経済性重視型炉心から発生する使用済燃料集合体数は263体/yであり、現行システムに比べて約30%の貯蔵設備の増強が必要である。

50tHM/yの再処理施設では、使用済燃料集合体数が、さらに約30%（合計75%）増加するため、これに合わせて貯蔵量を増加させる必要がある。

・前処理設備（集合体解体機、ピンせん断装機、Naボンド除去装置等）

多面的評価平衡期では、キャンペーン運転の必要がなくなるため、集合体解体機およびピンせん断機の負担は軽減するが、これらの機器の処理能力を合理的に低下させることは困難なため、同等の機器を使用するとする。Naボンド除去装置につい

ては、受入れるNaボンド量が僅かに増加するため、負担が大きくなるが、装置を改造する必要はないと考える。また、陽極バスケット仮置架台の数も変更する必要はない。

50tHM/yの再処理施設では、集合体解体機～ピンせん断機については、設計変更の必要はなく、Naボンド除去装置については、約30%の処理能力増強が必要であると考える。

・電解精製設備（電解精製槽、陽極アセンブリ組立装置等）

電解精製槽、陽極アセンブリ組立装置など主要機器の処理規模および基数を変更する必要はない。また、陽極アッセンブリ仮置架台および陰極アッセンブリ仮置架台などのバッファ数についても変更する必要なない。

50tHM/yの再処理施設では、電解精製槽の基数増加などの方策により、機器の処理能力を約30%増加させる必要がある。

・塩処理設備（還元抽出器、再酸化槽、ゼオライトカラム、ドロス塩化槽等）

塩処理量が約60%増加するが、還元抽出器および再酸化槽については、処理能力に十分余裕があるため変更する必要はない。一方、ゼオライトカラムについては、要求処理能力に合わせて約60%の設備増強が必要である。

50tHM/yの再処理施設では、ゼオライトカラムについては、さらに処理能力を約30%増加させる必要がある。

・陰極処理設備（固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置等）

多面的評価平衡期では、固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置などの主要機器の処理能力および基数を変更する必要はない。また、固体陰極用プロセスるつぼ貯蔵庫、Cd陰極用プロセスるつぼ貯蔵庫、U-TRU-Zrインゴット貯蔵庫などのバッファ数も変更はない。

50tHM/yの再処理施設では、陰極処理装置などの主要機器の処理能力を約30%増加させる必要がある。

上記した主要設備の処理能力に合わせて、付帯および共用設備の処理能力を以下のように検討した。

・HASW処理設備については十分な機器能力が備わっており、経済性重視型炉心の使用済燃料を受入れる再処理施設でも現状設備で対応できる。なお、50tHM/yの再処理施設においても、同様に現状設備で対応できると考えられる。

・LASW処理設備、中/低放射性液体廃棄物処理設備、極低放射性液体廃棄物処理設備、廃溶媒処理設備、分析設備、保守設備、計装制御設備、ユーティリティ設備については要求処理量に合わせて機器能力を増強する必要があるが、経済性重視型炉心の使用済燃料を受入れる再処理施設では、現状設備で十分である。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の設備増強が必要である。

・高レベル廃棄物貯蔵設備は、人工鉱物固化体の発生量に合わせて設備を増強する

必要がある。経済性重視型炉心からの使用済燃料を受入れる再処理施設では210本の設備を用意すると考えると30%の設備増強が必要である。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の設備増強が必要である。

・固体廃棄物貯蔵設備は、固体廃棄物の発生量に合わせて設備を増強する必要がある。集合体部材等に起因する廃棄物が支配的であり、これについて比較すると、経済性重視型炉心の使用済燃料からの発生量はレファレンス炉心からよりも約20%発生量増加するため、これに合わせた設備増強が必要である。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の設備増強が必要である。

主な試薬およびユーティリティの使用量について検討した結果を表 6.3.5に示す。経済性重視型炉心の使用済燃料はFP含有率が高いため、還元剤として使用する金属Liおよび金属Kの使用量が増加する。また、人工鉱物固化体の発生量増加に合わせて、Li交換ゼオライト、乾燥ゼオライトの供給量が増加する。一方、再処理中間製品であるU-ZrインゴットおよびU-TRU-Zrインゴット数は変わらないため、陰極処理用プロセスるつぼ供給量は変更しない。また、液体Ar、電気等のユーティリティー量は同等であるとした。なお、50tHM/yの再処理施設では、処理規模に応じて約30%の供給量増加を見込む。

(iv) 経済性評価

資源重視型炉心・燃料仕様の場合と同様の方法にて評価した。結果を以下に示す。

(a) リファレンス 38tHM/y プラントと多面的評価向け 38tHM/y プラントの比較

設備費については、リファレンス38tHM/yプラントに比べ、多面的評価向け38tHM/yプラントは24.6億円の増加となる。なお、内訳は以下のとおりである。

・電解精製設備
+12.8億円（設備能力：＋10%）
・廃塩処理設備
+7.6億円（設備能力：＋10%）
・高レベル廃棄物貯蔵設備
+2.2億円（設備能力：30%）
・固体廃棄物貯蔵設備
+2.0億円（設備能力：20%）

建屋費については、0.9億円の上昇となった。なお、内訳は以下のとおりである。

・高レベル廃棄物貯蔵設備
+0.2億円（設備体積：+20%）
・固体廃棄物貯蔵設備
+0.7億円（設備体積：+10%）

人件費については、リファレンス38tHM/yプラントと多面的評価向け38tHM/yプ

ラントで増減なしと評価した。

修繕費については、設備費の増加に伴い1.3億円の増加となった。

諸費については、物質収支などを基に計算した試薬類の使用量から評価し、0.2億円の減少となった。

以上の変更点をもとに再処理単価を算出した。その結果、再処理単価は53.9万円/kgHM（資本費23.5万円/kgHM、操業費30.4万円/kgHM）となり、リファレンスシステムの53.2万円/kgHMとほとんど変わらない結果となった。燃料サイクル費（再処理分）については0.36円/kWhとなり、リファレンスシステムの0.58円/kWhより約40%安い結果となった。これは、対象としている使用済燃料の平均燃焼度が、リファレンスシステムは94GWd/tHMに対し、資源重視型は153GWd/tHMと高いことが原因である。

(b) 多面的評価向け 38tHM/y プラントと多面的評価向け 50tHM/y プラントの比較

設備費について、多面的評価向け38tHM/yプラントに比べ、多面的評価向け50tHM/yプラントは186.9億円の増加となった。

建屋費は54.8億円の増加となった。

人件費については、多面的評価向け38tHM/yプラントと多面的評価向け50tHM/yプラントで増減なしと評価した。

修繕費については、設備費の増加に伴い9.6億円の増加となった。

諸費については、処理規模に比例するとし、5.4億円の増加となった。

以上の変更点をもとに再処理単価および。燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、再処理単価は47.6万円/kgHM（資本費20.9万円/kgHM、操業費26.7万円/kgHM）となり、燃料サイクル費（再処理分）については0.33円/kWhとなった。

(c) 多面的評価向け 50tHM/y プラントと多面的評価向け 200tHM/y プラントの比較

200tHM/yプラントの建設費については、設備費は3340億円、建屋費は1080億円となった。

200tHM/yプラントの年間運転経費については、人件費は45億円/年、修繕費は206億円/年、諸費は92億円/年となった。

以上の変更点をもとに再処理単価および。燃料サイクル費（再処理分）を算出した。その結果、再処理単価は36.0万円/kgHM（資本費15.6万円/kgHM、操業費20.4万円/kgHM）となり、燃料サイクル費（再処理分）については0.25円/kWhとなった。

6.3.3 処理規模の効果

処理規模を変化させた場合の経済性への影響を評価する。

(1) 経済性

(i) 対象システム

多面的評価向けの資源重視型炉心・燃料仕様における再処理システムを対象とする。

(ii) 対象処理規模

評価の対象とする処理量は、38tHM/y、50tHM/y、200tHM/yとする。各処理規模プラントの評価の前提条件、評価方法については、6.3.2(1)を参照のこと。

(iii) 評価結果

6.3.2(1)の評価結果をまとめて表 6.3.8に示す。38tHM/yプラントの建設費は1350億円、年間運転経費は94億円、再処理単価は53.0万円/kgHM、燃料サイクル費（再処理分）は0.41円/kWhとなった。 50tHM/yプラントの建設費は1580億円、年間運転経費は109億円、再処理単価は46.6万円/kgHM、燃料サイクル費（再処理分）は0.36円/kWhとなった。 200tHM/yプラントの建設費は4370億円、年間運転経費は332億円、再処理単価は35.2万円/kgHM、燃料サイクル費（再処理分）は0.28円/kWhとなった。

この結果、処理規模38 tHM/yに比べ、50tHM/yの再処理単価、燃料サイクル費（再処理分）は約90%、200tHM/yの再処理単価、燃料サイクル費（再処理分）は約70%となった。

[参考文献]

1) N.R.Chellew, C.C.Honesty, and R.K.Stunenberg,"Laboratory Studies of Iodine Behavior in the EBR-II Melt Refining Process",ANL-6815(1964)

表 6.3.1　レファレンス炉心、多面的評価資源炉心、多面的評価経済炉心で照射した使用済燃料中の HM および FP 含有量の比較(38t/y)

使用済燃料中の組成		レファレンス	導入時	平衡期
		(t/y)		
重金属	U	30.387	28.140	27.064
	Pu	3.838	4.357	4.703
	Np	0.015	0.022	0.024
	Am+Cm	0.093	0.128	0.152
FP	アルカリ金属(Rb,Cs)	0.410	0.588	0.666
	アルカリ土類(Sr,Ba)	0.209	0.323	0.367
	希土類-1（Y,Eu,Sm）	0.155	0.218	0.246
	希土類-2（Ce,Pr,Nd,Pm）	0.755	1.131	1.283
	希土類-3（La,Gd）	0.142	0.200	0.228
	貴金属(Mo,Tc,Ru,Rh,Pd,Ag,Cd,Sn	1.114	1.639	1.861
	ハロゲン（I,Br）	0.037	0.053	0.060
	カルコゲン(Se,Sb,Te)	0.074	0.110	0.124
	希ガス(Kr,Xe)	0.510	0.748	0.849
	Ｚｒ	0.273	0.406	0.459
構成材	Ｚｒ	4.222	3.556	3.460
	Na	0.849	0.947	0.953

表 6.3.2　レファレンス炉心、多面的評価資源炉心、多面的評価経済炉心で照射した使用済燃料を再処理する際の運転パラメータ等の比較(38t/y)

使用済燃料	レファレンス	導入期（多面的評価）	平衡期（多面的評価）	制限値
平均燃焼度 増殖率	94GWd/t 1.20	134GWd/t 1.11	153GWd/t 1.03	
処理方法	混合処理			
年間 HM 処理量	34.4tHM/y	32.6tHM/y	31.9tHM/y	
1 日に受入れる使用済燃料の組成	158.3 kgU /d 20.6 kgTRU/d 19.2 kgFP/d 22.0 kgZr /d 4.4 kgNa/d	146.6 kgU /d 23.5 kgTRU/d 28.2 kgFP/d 18.5 kgZr /d 4.9 kgNa/d	141.0 kgU /d 25.4 kgTRU/d 32.0 kgFP/d 18.0 kgZr /d 5.0 kgNa/d	
追加 U 量	10.5kg/d	15.4kg/d	17.4kg/d	
電解精製槽	5 基(溶融塩：2380kg/基 Cd　：1400kg/基)			
塩中濃度	HM：9.27wt% Na：11.7wt% (10.0mol%)	HM：9.27wt% Na：11.7wt% (10.0mol%)	HM：9.27wt% Na：11.7wt% 10.0mol%)	～9.27wt% <10mol%
固体陰極 析出物	15 析出物/d 10.64 kgU/析出物	15 析出物/d 10.10kgU/析出物	15 析出物/d 9.79kgU/析出物	 ～10kgU
液体 Cd 陰極 析出物	10 析出物/d □ kgU/析出物 □ kgPu/析出物 0.06 kgMA/析出物 0.06 kgFP/析出物	10 析出物/d □ kgU/析出物 □kgPu/析出物 0.08 kgMA/析出物 0.06 kgFP/析出物	10 析出物/d □kgU/析出物 □ kgPu, /析出物 0.09 kgMA/析出物 0.06 kgFP/析出物	 <5.5 kgPu
塩処理期間 塩処理率 塩廃棄率 実質塩廃棄率 塩付着率	6 d 3.53% 10.96% 0.064%/ｄ/基 32.4%	6 d 5.72% 7.53% 0.072%/d/基 28.4%	6 d 6.82% 6.35% 0.072%/d/基 27.8%	 <24wt%
U 製品量	30.7tU/y	29.1tU/y	28.2tU/y	
U-TRU 製品量	5.5tHM/y	6.4tHM/y	7.0tHM/y	
U-TRU 製品の成分	U　：□ wt% Pu　：□ wt% MA　：1.9 wt% FP　：2.0wt%	U　：□ wt% Pu　：□ wt% MA　：2.3 wt% FP　：1.8wt%	U　：□ wt% Pu　：□ wt% MA　：2.5 wt% FP　：1.7 wt%	 ＞30 wt% ＜～2.0wt%

表 6.3.3　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を処理して得られた再処理製品中の HM および FP 量の比較(38t/y)

再処理製品中の組成		レファレンス		導入時		平衡期	
		U-Zr	U-TRU-Zr	U-Zr	U-TRU-Zr	U-Zr	U-TRU-Zr
		(t/y)					
重金属	U	30.654	1.593	29.087	1.876	28.201	2.076
	Pu	0.000		0.000		0.000	
	Np	0.000	0.015	0.000	0.022	0.000	0.024
	Am+Cm	0.000	0.093	0.000	0.128	0.000	0.152
FP	アルカリ金属(Rb,Cs)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	アルカリ土類(Sr,Ba)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	希土類-1(Y,Eu,Sm)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	希土類-2(Ce,Pr,Nd,Pm)	0.000	0.103	0.000	0.112	0.000	0.116
	希土類-3(La,Gd)	0.000	0.005	0.000	0.005	0.000	0.005
	貴金属(Mo,Tc,Ru,Rh,Pd,Ag,Cd,Sn)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	ハロゲン(I,Br)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	カルコゲン(Se,Sb,Te)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	希ガス(Kr,Xe)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Zr	2.658	0.489	2.267	0.506	2.193	0.550

表 6.3.4　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を再処理する際に発生する人工鉱物固化体発生量の比較(38tHM/y)

		レファレンス	導入時	平衡期
HM	t/y	0.0	0.0	0.0
FP	t/y	1.2	1.9	2.1
LiCl-KCl-NaCl-Cl	t/y	1.7	2.3	2.6
Li交換ゼオライト	t/y	3.9	6.2	7.2
乾燥ゼオライト	t/y	21.5	30.5	34.9
ガラスフリット	t/y	9.5	13.6	15.6
人工鉱物固化体	t/y	37.9	54.6	62.4
	m^3	18.9	27.3	31.2
	本	127	182	209

表 6.3.5　レファレンス炉心、資源重視型炉心、経済性重視型炉心で照射した使用済燃料を再処理する際の、主な試薬とユーティリティの使用量の比較

試薬、ユーティリティ		レファレンス	導入期	平衡期
LiCl-KCl	kg/y	83	0	0
金属 Li	kg/y	50	80	100
金属 K	kg/y	570	900	1060
陰極処理用プロセスるつぼ	t/y	18.2	18.2	18.2
射出成型用るつぼ	t/y	3.9	3.9	3.9
Li 交換ゼオライト	t/y	3.9	6.2	7.2
乾燥ゼオライト	t/y	21.5	30.5	34.9
液体 Ar	t/y	510	510	510
電気	kW	9300	9300	9300

表 6.3.6　200tHM/y プラントの設備費の評価方法

設備		評価方法	理由
前処理	受入	FOAK コスト、習熟効果考慮	系列数を増やす必要があるため
	解体		
	せん断		
	Na 除去		
電解精製	試薬調整		
	電解処理		
	廃塩処理		
	陰極処理		
廃棄物処理	高レベル廃棄物固化	50tHM/y プラント同様	50tHM/y プラントの設備で、能力が十分であるため
	HASW 処理		
	LASW 処理	2/3 乗則	設備の約半分の機器の能力を増加する必要があるため
		50tHM/y プラント同様	
	液体廃棄物処理	2/3 乗則	共用設備であり、能力を増加する必要があるため
	気体廃棄物処理	FOAK コスト、習熟効果考慮	処理量が多く系列数を増やす必要があるため
廃棄物貯蔵		2/3 乗則	共用設備であり、能力を増加する必要があるため
使用済燃料貯蔵			
分析			
ユーティリティ			
保守		FOAK コスト、習熟効果考慮	保守設備までの経路を考慮し、系列数を増やすこととした
計装制御			中央制御室は 4 基分必要であるため

表 6.3.7　200tHM/y プラントの要員

設備	工程	日勤	直勤	合計	再処理比率
前処理	受入	8	0	8	1
	解体	8	0	8	1
	せん断	8	0	8	1
	Na 除去	4	20	24	1
電解精製	試薬調整	4	20	24	1
	電解処理	8	40	48	1
	廃塩処理	4	20	24	1
	陰極処理	4	20	24	1
高レベル廃棄物	固化	1	5	6	1
固体廃棄物処理	ハル圧縮	1	5	6	1
	HLW 処理	1	5	6	0.97
	圧縮	1	5	6	1
	焼却	1	5	6	1
	ドラム缶詰	1	5	6	1
液体廃棄物処理		2	0	2	0.5
気体廃棄物処理		2	10	12	0.9
高レベル固化体貯蔵		2	10	16	1
固体廃棄物貯蔵		2			0.98
使用済燃料貯蔵		2			1
分析	サンプリング	2	10	12	0.64
	前処理	10	50	60	0.64
	分析	4	20	24	0.64
保守		50	0	50	0.67
放射線管理		6	50	56	0.67
管理職、管理課、品質保証課、核物質管理課、環境管理課				87	上記総員の 20%
合計				523	

※直勤務は 5 班 3 交代制

表 6.3.8　処理規模についての評価結果

処理規模		38tHM/y	50tHM/y	200tHM/y
設備費（億円）		1050	1230	3290
建屋費（億円）		300	350	1080
人件費（億円/年）		16	16	45
修繕費（億円/年）		61	71	204
諸費（億円/年）		17	22	83
業務分担費（億円/年）		14	16	50
事業税（万円/kgHM）		0.3	0.2	0.1
再処理単価（万円/kgHM）	資本費	23.3	20.7	15.5
	操業費	29.7	25.9	19.7
	合計	53.0	46.6	35.2
燃料サイクル費（円/kWh）		0.41	0.36	0.28

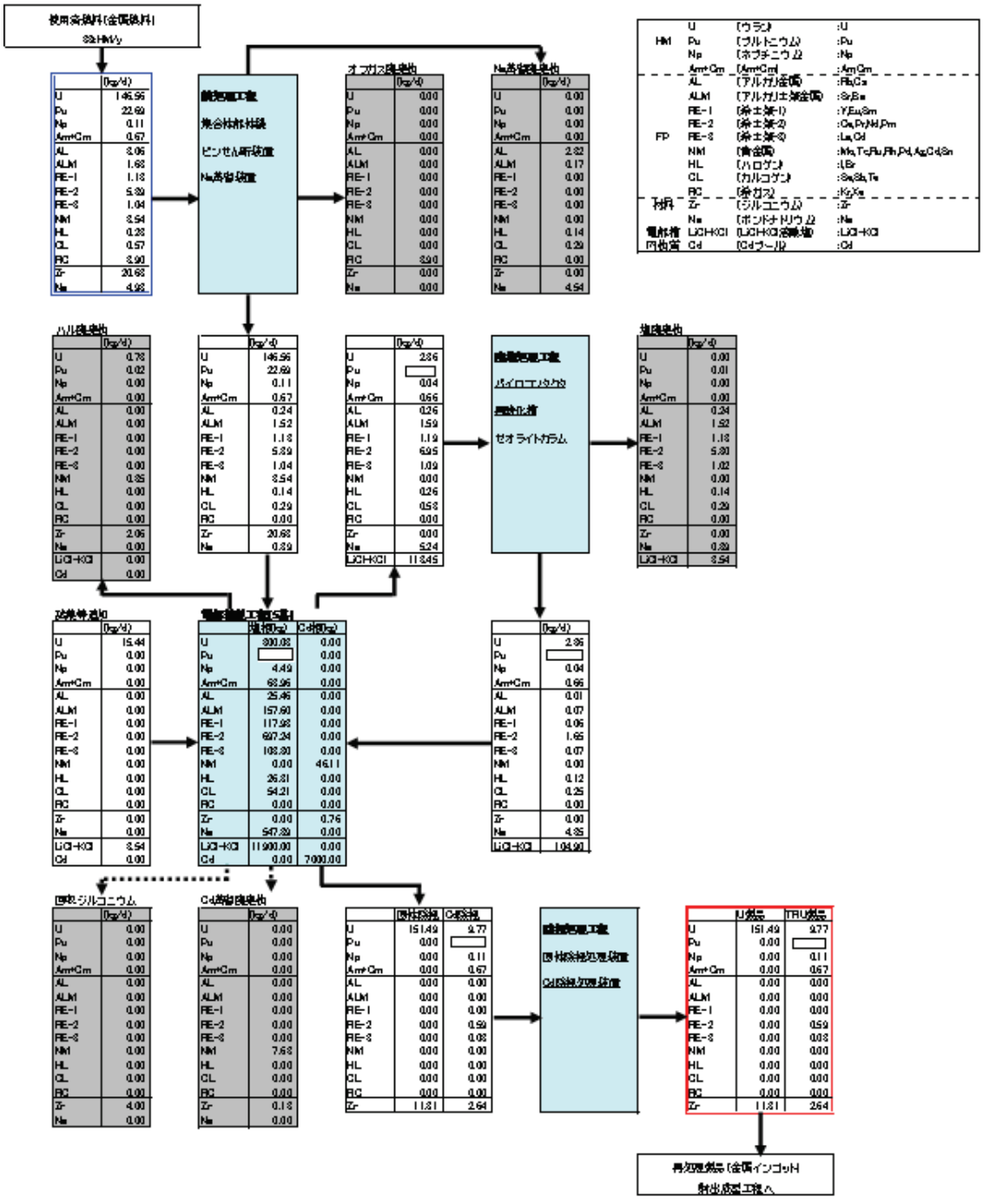


図 6.3.1　経済性重視型炉心の使用済燃料を再処理した際の物質収支

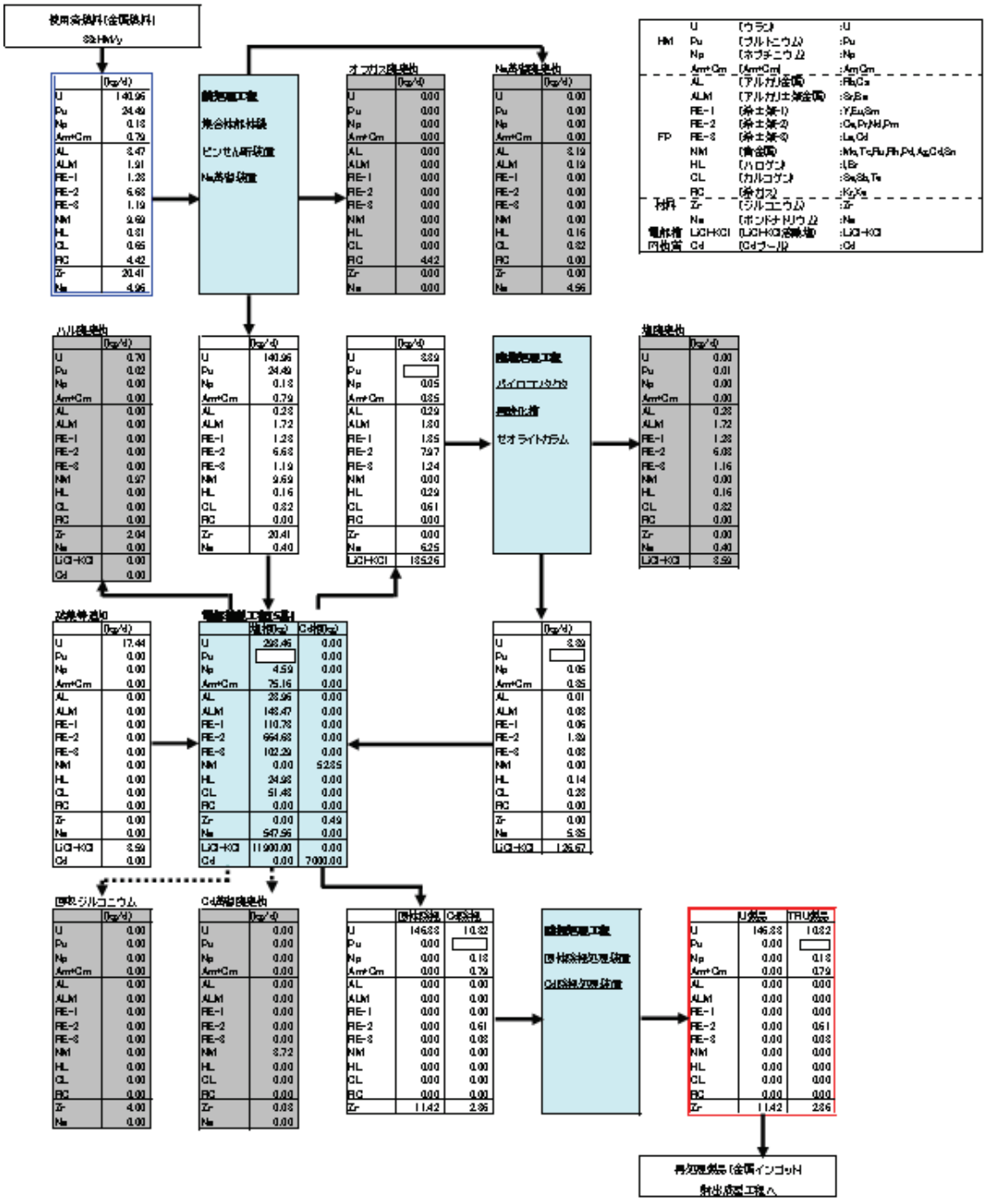


図 6.3.2　資源重視型炉心の使用済燃料を再処理した際の物質収支

6.4 要素技術開発の成果と課題

金属燃料金属電解法の主な技術は、Naボンド除去技術、電解精製技術、陰極処理技術等である。これらに対する現状の設計とその根拠と関連するこれまでの技術開発の成果と今後の課題を表 6.4.1にまとめた。主な内容を以下に述べる。

6.4.1 解体・前処理

使用済燃料集合体の解体については開発実績があるレーザー式の場合、光ファイバーやレーザからの熱による燃料ピンへの影響の問題があるため機械式解体法を選定している。ANLのFCFでも、機械式解体技術を採用しているが、実用化に当たっては、刃物の耐久性などの確認が必要である。レーザー式解体技術の場合、アシストガスとして、酸素を使用するので、ArセルのAr雰囲気中酸素濃度が上昇してしまうためアシストガスを見直す必要がある。

また、燃料中Naボンド除去性能の実証についてもANLでは、ブランケット燃料中のNaボンドの除去率は99%以上あることを確認しているが、炉心燃料も含めた燃料中Naボンドの除去率を確認する必要がある。

6.4.2 電解精製工程

金属電解法の根幹となる電解精製工程では、陽極バスケットに使用済燃料を装荷し、電気化学的に溶融塩中に溶解し、固体陰極にU析出物を、液体Cd陰極にU-TRU析出物を回収する。U-TRU析出物を回収技術においては、U/Pu/MAの回収比を明らかにすると同時に、酸化還元電位が接近している希土類元素の混入量を明らかにすることが重要である。

電中研と原研の共同研究「超ウラン元素の乾式リサイクルに関する基盤研究」[1)~9)]において、溶融塩中のU/Pu比およびアクチニド/希土類元素比をパラメータとして電解試験を実施し、溶融塩および液体Cd陰極中の各元素量の相関を明らかにした。これより、液体Cd陰極は溶融塩中U/Pu比に関係なく約4wt%HMで飽和するが、U/Pu比が小さい場合は、飽和後も固相としてU-Pu-Cd三元合金が引き続き析出するが、U/Pu比が大きい場合には、飽和後は選択的にUが回収されることが明らかとなった（図 6.4.1参照）。また、溶融塩中U/Pu比が小さい場合、液体Cd陰極が飽和した後、希土類元素もU-Pu-Cdとともに合金を形成するが、液体Cd陰極中の希土類元素は、溶融塩中の希土類/Pu比に対して1/15以下に除染できた（図 6.4.2参照）。これより、各元素の回収比はこれまでに得られている酸化還元電位を適用可能であると判断した。

これに加えて、AmはPuに同伴して回収できること、実用的な回収速度（陰極電流

密度100mA/cm²）で、Cd陰極中に10wt％HMまで回収できることを確認した。

以上の試験結果を踏まえてシステム設計では、溶融塩中のU/Pu比を調整し、分配係数を基に液体Cd陰極中で回収するU-TRU析出物中の元素量を計算した。今後、照射済燃料を用いた電解精製試験により詳細データを蓄積すると同時に、実機の処理規模が見通せるkgオーダーの試験により、電極配置の最適化、浴塩攪拌方法の改良等を検討することが実用化に向けて望まれる。

その他の開発課題を以下に示す。

・電解精製の運転制御性

固体陰極と液体Cd陰極の同時運転制御性の確認が必要である。

・液体Cd陰極用るつぼの寿命の確認

液体Cd陰極用るつぼの最適な材料とその寿命の確認が必要である。

6.4.3 高速電解槽

設計では5基の大型電解精製槽を設置し、各電解精製槽に4個の陽極バスケット、3個の固体陰極、1個の液体Cd陰極を同時に装荷している。このうち、固体陰極で回収するU析出物の回収速度を向上させることができれば、電解精製槽のコンパクト化が可能となり、再処理施設としての合理化を達成できると考えられる。

電中研では、連続的にU析出物を掻き取る方式の陽極／陰極一体型電極の技術開発[10]を行っている。ANLの基本概念を参考に、浴塩撹拌向上を目的とした十字型陽極バスケット採用、U析出物回収性向上を目的とした傾斜ブレード採用などの改良を施した陽極／陰極一体型電極を製作した（図 6.4.3参照）。実験室規模試験[11),13)~15)]では、U金属を用いた試験より、34.4gU/h(電極構造物の占有体積当たりで22.9g-U/h･L)の平均処理速度を達成した（図 6.4.4参照）。また、被覆管付きU金属を用いた試験の処理速度は30.3g-U/hであり、被覆無しU金属と同等であったが、被覆管付きU合金(U-10wt%Zr)を用いた試験では、合金表面にZrを主成分とする相が生じ、陽極溶解を阻害する現象が見られた。

工学規模試験[12)]では、8.9kgのU金属あるいは7.0kgのU合金（U-10wt%Zr）を陽極バスケットに装荷して試験し、最大で2.3kgのU析出物を回収することができた。但し、陰極内面における高硬度析出物堆積などにより頻繁に陽極回転が停止したため、平均処理速度は最高320gU/h以下であった。

実験室規模試験[11)]の結果は、Zr相の発生などに課題は残るものの、大幅なU析出物回収速度向上の可能性があることを示唆している。また、工学規模試験の結果[12)]からは一体化電極の最適化設計の必要性が示されている。今後は、模擬FPを含有するU-Zr合金を用いた試験を行い、貴金属元素の挙動等を明らかにすることにより、十分なデータを蓄積し、システム設計に反映することが望ましい。

6.4.4 還元抽出

設計では、浴塩を再利用することにより廃棄物発生量を低減することを目的に、浴塩リサイクルシステムを採用している。この工程において、浴塩から選択的にHMを回収する必要があり、還元抽出技術の開発が求められている。ANLでは遠心抽出器による多段抽出の研究が進められていたが、構造が単純で、運転制御も容易な抽出システムにより同等以上の能力が得られれば、保守補修等の観点から有用である。

電中研では、文部科学省公募事業「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発」[10)~12)]の一部として、簡易型の還元抽出器をAr雰囲気に保持したグローブボックス内に設置し、単段連続抽出試験[16),19),21)]を実施した。還元抽出器は浴塩とCdをそれぞれ250ml保持し、流量はそれぞれ10-50ml/分とした。分配係数の関係からU/MA/REの模擬物質としてCe/Gd/Yを選定して複数のコールド試験を実施した。高回収率を目的とした試験では、Ce(Uの模擬)については単段で98%の回収率を達成できることを確認した(図 6.4.5参照)。また、単段での回収率を90%程度に抑えることにより、平衡と同等の分離係数を得られることが明らかとなった(図 6.4.5参照)。これらの試験では0.14cm/secの物質移動係数[17),18),20),22),23)]を得ており、多段抽出において十分な性能が得られる見通しを得た。

以上の試験結果を踏まえて、システム設計では簡易型の還元抽出器を採用し、これを 6 段直列に繋ぐことにより要求される還元率を達成することとした。なお、レファレンスシステムの塩処理量は50l/日程度であり、流量は抽出器の24時間操業なら30-45ml/分程度となる。上記コールド試験を完了後に、使用済燃料等を使用した実証試験が必要である。

6.4.5 陰極処理

設計では、処理能力を向上させるため連続式陰極処理装置を採用しているが開発は未着手である。今後、連続式陰極処理装置の具体的な設計を実施し、塩、Cd除去の性能（温度、圧量と処理時間）、降温性能（Ar冷却効果）、真空隔離性能、るつぼ連続供給装置の性能等を確認する必要がある。その他の課題を以下に示す。

・連続式陰極処理装置の運転制御性

連続式陰極処理装置の予熱部、塩除去部、Cd除去部、溶融部、降温部の温度、圧力および装置内Ar流動等の運転制御性を確認する必要がある。

・陰極処理装置用るつぼ材料の開発と寿命の確認

陰極処理装置用るつぼの寿命（コーティング塗布方法、コーティング材最適厚み等含む）を確認する必要がある。

・連続式陰極処理装置の保守・補修性

ルツボを移送するためのレール、塩・Cd蒸気にさらされる炉内壁、ドアバルブ等の稼動部等は寿命中の遠隔保守・補修が必要になると予想される。

6.4.6 ゼオライト吸着

金属電解法再処理施設では、廃棄物量低減の観点から、電解精製槽で使用する浴塩の一部を定期的に抜き出し、選択的にFPをゼオライト4Aに吸着させて除去し、精製された塩を再利用する設計となっている。

電中研では、LiCl-KCl浴塩中におけるゼオライト4Aに対するFP元素の吸着特性を調べ、[24~28]これを基に除染係数を評価し、ゼオライトカラム設計のための基礎データとすると同時に、プロセスの成立性を確認した。単一のFP元素の吸着試験から、単位セル当たりのゼオライト(ゼオライト中のSiの12mol当たり)には、最大で約11当量のFP元素が吸着できることが確認できた(図 6.4.6参照)。異なる価数である２種類のFP元素が共存する場合の試験からは、3価のFP元素は他元素の影響をあまり受けないが、1価と2価のFP元素は吸着量が減少することが示された。

これらの試験結果を基にラングミュア型の吸着式を作成し、塩リサイクルプロセスの設計評価を行った結果、処理する浴塩の3割(重量率)程度のゼオライトを用い、3段の向流多段操作を行うことにより、所定の除染性能(98%除去)が得られることが明らかとなった。システム設計には、これらの成果を反映した。

今後は、ゼオライトの塩とFP、および燃料中Naボンドを蒸発除去したNaを酸化したNa酸化物の吸蔵性能の実証が必要である。

6.4.7 塩廃棄物固化体

金属電解法再処理施設では、塩リサイクルプロセスにおいてFP元素をゼオライトに吸着させる。このFP吸着ゼオライトには浴塩が付着することも想定されており、廃モールドおよび廃Naボンド等を追加してガラス結合ソーダライト固化体として処分する方法の成立性を明らかにしておくことが重要である。

電中研において、HIP法およびPC法を用いたガラス結合ソーダライト固化体の作製試験[29)~32)]を実施した。HIP法により作成したガラス結合ソーダライト固化体の閉じ込め性能評価の一環として浸漬試験を実施し、全面溶出は起きているがその程度は軽微であり、表面変質層は発生しないことがわかった。この試験での浸出速度はガラス固化体と同等であった(図 6.4.7参照)。また、PC法により作成したガラス結合ソーダライト固化体製の密度2g/cm^{3}以上であり緻密な固化体の作製を確認できた。SEM観察で直径100μm程度の微少なボイドが多数観察されたが、温度25～70℃で120日まで実施した浸出試験における浸出特性は、HIP法による固化体と同等であった(図 6.4.8参照)。さらに、ボンドナトリウム成分Na_2O含有量が5～20wt%の範囲で良好なガラスが得られており、廃モールド、廃Naボンドの発生量に柔軟に対応できることが確認された。

これらの試験結果に基づき、レファレンスシステム設計では、FP吸蔵ゼオライト

（FP吸着ゼオライト+廃棄浴塩）に、酸化処理した廃Naボンドと廃モールー度などを原料としたガラスを混合してPC処理することにより人工鉱物固化体を製造する方法を採用し、廃棄物発生量を評価した。その結果、ガラス結合ソーダライト固化体発生量が比較的多くなることが判明した。今後は、発生量の低減のための技術開発が必要である。また、上記試験で得られたデータに基づき、処分安全性を評価し、基準値を満足することも確認しておく必要がある。

6.4.8 運転制御と臨界安全

大型電解精製槽については、化学形態管理と質量管理を併用した臨界安全管理としている。この化学形態管理では、電解電位/電流などの間接的な運転パラメータから電解精製槽内のPuの状態を正確に把握、制御できることが前提であるために、今後、以下に述べる信頼性の高い監視、制御等の技術の開発が必要である。また、ANLの臨界実験データの入手と確認解析、これらのデータによっては、溶融金属系の臨界実験、解析による確認も必要と考えられる。

・核燃料物質の監視方法の確立（Cdプール中の酸化Pu沈殿物発生）

・制御技術（液位計、密度計等、電位･電流の電解制御、核燃料物質のサンプリングー分析またはモニター、電解精製槽気相部の酸素、水分等不純物の影響と制御）の開発

・陰極、陽極の相互干渉の評価

・臨界安全評価に用いるデータ（核データや物質密度など）の充実

6.4.9 閉じ込め機能

オフガス処理系、セル排気系の設備設計を行う上で、電解精製槽などの溶融塩中放射性物質の気相部への移行率のデータの取得が必要である。

また、高温塩の漏洩時の対策も検討しておく必要がある。

さらに、Arセルの気密性の確保と大容量のAr純化装置および信頼性の高い除熱装置の開発が不可欠である。

6.4.10 火災･爆発防止

現設計では、U、Pu等の金属を取り扱う機器は、Arセル内に設けているが、空気の混入の可能性と空気混入が考えられる場合、空気混入時の火災･爆発防止対策を考慮する必要がある。また、空気混入が考えられる場合には、電解精製後の陰極U-Pu-MA析出物などの移送時の火災･爆発防止の観点から、析出物形状を考慮した適切な温度条件について確認する必要がある。

6.4.11 計量管理

次の技術開発が必要である。技術開発以外に、IAEA、DOE側合意のための対応シナリオ（技術検討）も重要である。

・入量計量管理、出量計量管理のために、せん断片、インゴットなどの代表サンプルのサンプリング方法の実証。

・適時性計量管理のためのNRTA手法の確立

6.4.12 全体設備機器の円滑な運転性と主要機器の交換程度

主要機器、マテリアルハンドリング装置も考慮した前処理設備－再処理設備の総合的な運転性について把握する必要がある。自動化マテリアルハンドリング装置の開発も重要である。

また、設備の運転性や主要機器の交換頻度等については、運転実績のあるANL-FCFの実績等を把握することが重要である。

6.4.13 許認可対応（運転管理、技術基準、溶接基準等含む）

安全上重要な施設（設備、機器）の選定や設備、機器の耐震クラスの選定、環境への影響評価の観点から、電解精製槽などの溶融塩中放射性物質の気相部への移行率等のデータの取得が必要である。米国ではあるが、許認可の実績のあるANL-FCFの許認可状況の把握も重要である。

[参考文献]

1) 飯塚、井上、岩井、白井、荒井、「溶融塩電解精製によるPu回収技術の開発－液体Cd陰極におけるPuの挙動－」、電中研報告、研究報告T99078、2000－6
2) 魚住、加藤、飯塚、井上、岩井、白井、荒井、「電解精製によるウラン、プルトニウム回収技術の開発－液体カドミウム陰極への同時回収時におけるウラン、プルトニウムの電解挙動－」、電中研報告、研究報告T02004、2003－1
3) K. Uozumi, M. Iizuka, T. Kato, T. Inoue, O. Shirai, T. Iwai, Y. Arai, “Electrochemical behaviors of uranium and plutonium at simultaneous recoveries into liquid cadmium cathodes”, J. Nucl. Mater. 325(2004)34.
4) T. Kato, K.Uozumi, T.Inoue, O. Shirai, T. Iwai, Y. Arai, “Recovery of Plutonium and Uranium into Liquid Cadmium Cathodes at High Current Densities”, Proc. of GLOBAL 2003, New Orleans, LA, Nov. 16-20, 2003.
5) 魚住、飯塚、井上、岩井、白井、荒井、「液体カドミウム陰極へのウラン、プルトニウムの同時回収試験」、日本原子力学会2001年秋の大会、N16、2001－9
6) 魚住、飯塚、井上、岩井、白井、荒井、「液体カドミウム陰極へのウラン、プルトニウムの同時回収試験(II)」、日本原子力学会2002年春の年会、L10、2002－3
7) 魚住、飯塚、井上、岩井、白井、荒井、「液体カドミウム陰極へのウラン、プルトニウムの同時回収試験(III)」、日本原子力学会2002年秋の大会、B64、2002－9
8) 加藤、魚住、井上、岩井、白井、荒井、「液体カドミウム陰極へのウラン、プルトニウムの同時回収試験(IV)」、日本原子力学会2003年春の年会、N42、2003－3
9) 加藤、井上、岩井、荒井、「希土類元素が共存する溶融塩中での液体Cd陰極へのU、Pu回収」、日本原子力学会2005年春の年会、N3、2005－3
10) 平成14年度　文部科学省　革新的原子力システム技術開発公募事業　金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発　成果報告書
11) 平成１５年度文部科学省革新的原子力システム技術開発公募事業「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発」成果報告書
12) 平成１６年度文部科学省革新的原子力システム技術開発公募事業「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発」成果報告書
13) 飯塚他、「金属燃料の乾式再処理システムの合理化に関する技術開発(2) −実験室規模高速電解精製試験−」、日本原子力学会 2003年秋の大会、I24、静岡大学（静岡）、2003-9
14) 魚住他、「金属燃料の乾式再処理システムの合理化に関する技術開発(6) −実験室規模高速電解精製試験−」、日本原子力学会 2004年秋の大会、H21、京都大学（京都）、2004-9
15) 電力中央研究所研究年報 2004年度版
16) 木下他、「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発　(3)工学規

模還元抽出試験装置の製作と基礎試験」日本原子力学会 2003年秋の大会、I25、静岡大学、2003年9月
17) 木下賢介「LiCl-KCl/Cd系での希土類元素の物質移動係数の撹拌速度依存性」日本原子力学会 2004年春の年会、B43、岡山大学、2004年3月
18) 山田大智、他、「溶融塩-液体金属系における還元抽出速度の測定」日本原子力学会 2004年春の年会、B42、岡山大学、2004年3月
19) 木下賢介、他、「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発 (7)工学規模単段連続抽出試験」日本原子力学会 2004年秋の大会、H22、京都大学、2004年9月
20) 山田大智、他、「溶融塩-液体金属系における還元抽出速度の測定(2)」日本原子力学会 2004年秋の大会、H27、京都大学、2004年9月
21) 木下賢介、他、「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発 (9)工学規模単段連続抽出試験」日本原子力学会 2004年秋の大会、八戸工業大学、2005年9月
22) 村井孝行、他、「細管法による溶融塩および液体金属における拡散係数の測定」日本原子力学会 2004年秋の大会、八戸工業大学、2005年9月
23) 木下賢介 電力中央研究所報告、研究報告T03051、平成16年4月
24) 「ゼオライトによる使用済塩中FP元素の除去特性基礎試験」、日本原子力学会2001年春の大会、神戸商船大（神戸）、2001-3
25) 「使用済塩中FP元素のゼオライトへの吸蔵特性」、日本原子力学会2003年秋の大会、アルカス佐世保（佐世保）、2003-3
26) 「乾式再処理プロセス使用済塩からのFP元素除去技術の開発－小型ゼオライトカラムを用いたCs吸着試験－ 」、日本原子力学会2005年春の年会、東海大学、2005-3
27) 「使用済塩中FP元素のゼオライトへの吸着特性」、 電力中央研究所研究報告、L04009、2005-3
28) 「ゼオライトカラムシステムの概念構築（その１）－使用済塩中からのFP元素除去特性基礎試験－ 」、電力中央研究所研究報告、L04008、2005-3
29) 平成１５年度文部科学省革新的原子力システム技術開発公募事業「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発」成果報告書
30) 平成１６年度文部科学省革新的原子力システム技術開発公募事業「金属燃料の乾式再処理プロセスの合理化に関する技術開発」成果報告書
31) 千代他、「金属燃料の乾式再処理システムの合理化に関する技術開発(4)－塩廃棄物固化体HIP製造試験－」、日本原子力学会2003年秋の大会、I26、静岡大学、2003-9
32) 千代他、「金属燃料の乾式再処理システムの合理化に関する技術開発(8)－塩廃棄物固化体の浸出試験－」、日本原子力学会2004年秋の大会、H23、京都大学、2004-9

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(1/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容と主な成果	今後の開発課題
解体	解体方法		機械式解体	要素試験の成果	●～2004年度迄に機械式解体技術に関する要素試験を実施(C) ・機械式ラッパー管せん断試験 ・ラッパー管の引抜き試験 ●2004年度に一体型解体・せん断機の構造検討を実施(C) ・一体型解体せん断機の概念構造の検討	・機器開発を進めることにより、切断歯の耐久性、遠隔操作性、保守補修性を確認する必要がある
	処理能力		199集合体/200日 (炉心燃料:167体 +径ﾌﾞﾗ燃料:32体)	設定値 (要求される年間処理量から算定)		
せん断	せん断方法		機械式短尺せん断:1基 (ワイヤ除去装置と一体化)	FCF等にて実績のあるせん断方法	FCFで実証済み	・機器開発を進めることにより、遠隔操作性、保守補修性を確認する必要がある
	処理能力		炉心燃料:約1.7体/日/基 RB燃料　:約0.7体/日/基	設定値 (要求される年間処理量から算定)	未実施	・せん断刃の材質、耐久時間などを検討する必要がある。
	せん断時間		炉心燃料:28分/1ﾊﾞｯﾁ 径ﾌﾞﾗ燃料:13分/1ﾊﾞｯﾁ (1ﾊﾞｯﾁ=約0.05集合体)	従来機の実績を参考に設定	未実施	
ボンドNa除去	除去方法		ドレン＆真空高温蒸留法	ANLで使用済燃料の処理実績を参考して設計	FCFで実証済み	・Na除去率と処理温度、処理時間、燃焼度等の関係を明らかにする必要がある。 ・使用済燃料(炉心燃料)を用いた試験が必要である。
	処理能力		19陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ/日 (4.4kgNa/日)	設定値 (要求される年間処理量から算定)	未実施	
	Na除去率	○	Na除去率:90% (ｽﾗｸﾞ内Naの80%を除去)	FCFで、使用済ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料について99%以上のNaボンド除去率を達成	FCFで実証済み	

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(2/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
電解精製（陽極溶解～固体陰極）	電解処理温度		500℃	溶融塩融点とCd蒸発防止の観点や研究実績から設定	●試験温度500℃ ・燃研棟、ITU、CPFでU、Pu試験を実施	
	溶融塩量/Cd量		溶融塩量：2380kg/基 Cd量：1400kg/基	FCF電解槽（2極対）の溶融塩およびCd層の高さをベースにスケールアップして容量を設定	●3元合金の陽極溶解試験で、各種元素のトラップにCdプールが有効と確認できた。 ●CPF試験のCd陰極中のCd量は約100g	
	溶融塩中HM濃度	○	HM濃度：8wt%	十分な電解速度を保つために必要な濃度	・U-Pu(Am)試験（燃研棟）：5-8% ・U-Pu-Zr試験(ITU)：4% ・CPF：2-3%	
	溶融塩中 Pu/U比	○	Pu/U比	Cd陰極でUデンドライト発生を防止し、回収物中の高Pu富化度を実現するために必要なU/Pu比	・Pu/U＝ としたCd陰極試験により、Cdとの化合物の形でｱｸﾁﾆﾄﾞを共析するには が必要と確認	
	陽極溶解能力		8kg/20時間×4陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ 32kg/20時間	設定値 （要求される年間処理量から算定）	・U-Pu-Zr合金ｽﾗｸﾞ片の溶解試験(ITU) ・陽極/陰極モジュール試験：1kg/ﾊﾞｯﾁ装置で模擬燃料せん断片を用いた試験で、設計での設定速度の3倍程度を達成。	
	陽極溶解率	○	U　　：99.5% Pu,MA：99.9%	FCF実績、電中研R&D実績に基づく		・使用済燃料を用いた試験が必要である。
	U電解方法		固体陰極：3極 （Fe製電極使用）	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	・FCFで使用済燃料から10kgUを多数回収 ・国内U]試験でも1kg規模の回収	
	U電解処理時間		24時間 （電解時間20時間 ＋ﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ4時間）	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	・FCFで使用済燃料から10kgUを40hr程度で回収	・機器開発を進めることにより、ハンドリング時間を確認する必要がある
	U析出物の HM回収率	○	99.5%	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	・CPFではLi還元工程で投入したウラン量と蒸留処理により回収したウラン量を比較した場合の回収率は95%であった	・工業規模の連続運転における回収率については試験が必要
	U析出物の FP同伴率		0%	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	●前記のU-Zr-FP試験で確認する予定	U-Zr-FP試験等の結果を反映する
	U析出物の 塩巻込み量		回収HMの10wt%	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	・経験上、電解精製槽カバーガス（Ar)中でも長時間析出物を保持することにより塩切りすると、酸化物が発生。 ・CPF試験で得られたU析出物の塩巻き込み量は、ウラン量の半分から倍程度。	・同左であり、反映済み ・工学規模のデータが得られた時点で、設計を見直す必要がある

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(3/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
電解精製 (Cd陰極)	U-TRU 電解方法		液体Cd陰極：1極 (BeO製るつぼ使用)	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	●液体陰極1極でU,Pu試験実施。	
	U-TRU 電解処理能力	○	2.9kgHM/回×2回/日×1Cd陰極=5.8kg/20時間(0.2～0.3A/cm^2)	設定値 (要求される年間処理量から算定) 小規模Pu&実燃料試験等の実績	●前述のとおり、U-Pu(-Am)系試験を多数回行い、陰極に固相を混合析出してHM>10wt%とする条件では、Pu/U>2の比率が必要であり、このときの電解速度は0.15A/cm^2程度となる見通しを得た。	
	U-TRU 電解処理時間		(電解時間10時間＋ハンドリング2時間)×2回/日	小規模Pu&実燃料試験等の実績		・機器開発を進めることにより、ハンドリング時間を確認する必要がある
	U-Pu電解の 分離係数	○	Pu,Np　：　1 U　：　0.667 Am,Cm　：　2.6 Ce,Pr,Nd,Pm：30 La,Gd　：100 Y,Sm,Eu,HRE：∞	FCF、電中研R&D、小規模Pu&実燃料試験等から得られた平衡データに基づき設定	●設計は平衡データに基づいている ・現在、U-Pu-REの電解試験を実施中	
	U-TRU析出物の HM回収率	○	99.8%(使用済塩中のTRUを除く)	小規模Pu&実燃料試験等でCdプールを陽極とした場合の実績	・陽極バスケットの試験はCPFで実施中	・工業規模の連続運転における回収率については検討の必要がある
	U-TRU析出物の 塩巻込み量		0wt%	溶融塩は物理的に分離可能であると想定	・CPFの試験では、完全な分離は困難で、少量の塩が巻き込まれた。	・工学規模のデータが得られた時点で、設計を見直す必要がある
	材料		電解精製槽:SUS410 陽極容器:SUS410 固体陰極:Fe Cd陰極るつぼ:BeO	FCF実績、電中研R&D実績に基づく	U,Pu試験のCd陰極材料はアルミナ及び窒化アルミニウム	・陰極の耐久性については確認する必要がある ・連続運転を前提とした試験が必要である

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(4/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
TRU還元抽出(パイロコンタクタ)	処理方法	○	連続向流接触方式	ANLのR&D、電中研基礎実験データ	●公募受託のコールド単段連続抽出試験により、界面攪拌型抽出装置の有効性と課題を確認中	・公募試験等の結果をシステム設計に反映させる予定である
	処理温度		500℃	ANLのR&D、電中研基礎実験データに基づき設定	●前記試験で槽～装置～配管の間の移送、ドレン等のﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞを経験中	
	処理時間		2時間/バッチ	ANLのR&D＋電中研基礎実験データ	●反応は速いので問題ない (複数電解槽からの浴塩処理等のﾌﾟﾛｾｽ設計が重要)	
	HM回収率	○	U　：99.996% Np　：99.89% Pu　：99.79% Am,Cm：99.65%	電中研実験値等から得られた平衡データに基づき設定	●設計は平衡データに基づく ・前期ｺｰﾙﾄﾞ希土類試験で、平衡データの適用性が確認できる見込み ・実HLWによる小規模試験は来年以降の予定(ITU)	・平衡データを基に計算した結果であり使用済燃料等を用いた試験が必要である。
	FP同伴率		Ce,Pr,Nd,Pm：20% La,Gd　：5%	電中研実験値等から得られた平衡データに基づき設定		
FP除去(ゼオライト吸着)	処理方法	○	高温ゼオライト連続吸蔵方式 カラム配置：直列3段	ゼオライト吸着についてはANLのR&D(バッチ式)	・バッチ式については公募で実施し、FP吸着率を測定した。	・連続式については装置構造を具体化し、カラム内移動速度、カラム交換方式等について検討する必要がある
	運転温度		540℃	ANLのR&D＋電中研基礎実験データ		
	処理時間		12時間/バッチ	実験に基づく設定値	・小規模カラム試験による、流動、吸着特性試験を実施中(～H17)。	・処理時間については小規模カラム試験等の結果を反映することが必要である。
	FP吸着率	○	HM,3価のRE　：98% 2価のREとｱﾙｶﾘ土類：95% Cs、Rb　：95% Li,K,Na　：0%	実験に基づく設定値	・浸漬試験による吸蔵率データ取得済、また前記小規模カラム試験を実施中	・FP付着率については、小規模カラム試験等が必要である。

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(5/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
再酸化	処理方法		$CdCl_2$接触酸化方式		・前記U,Pu試験の浴調整でCdプールからの酸化処理を実施し、反応性、温度、時間には十分な実績がある。	
	運転温度		500℃			
	処理時間		2時間/ﾊﾞｯﾁ			
固体陰極処理	処理方法		連続式／誘導加熱／Ar気流回収	バッチ式に関してはANLのR&Dの実績	・CPFｳﾗﾝ試験で、誘導加熱炉による約10gの塩蒸留をバッチで実施	・システム検討にて機器具体化、材料選定を進めているが連続式については工学規模装置のコールド試験が必要である
	処理温度	○	塩蒸留時ルツボ部：950℃ U溶解時ルツボ部：1370℃	FCFやCPFでの実績データに基づき設定	●蒸留：1000℃、溶融：1400℃ ・CPFにおける固体陰極の蒸留試験の結果、デンドライトは蒸留温度1300℃の条件では完全には溶融していなかったが、1400℃では溶融した	
	処理圧力		塩蒸留時：　10Torr U溶融時：　600Torr	FCF実績、電中研実験装置設計検討のバッチ式データに基づき設定	・CPFでは、7.6torr以下に圧力を維持することで6時間程度（降温時間は含まず）で塩の完全蒸留に成功している。	
	処理時間	○	15時間/るつぼ （昇温・蒸留・溶融：8時間＋降温：7時間）			
	回収物品質	○	不純物（塩）なし U-Zrインゴット組成が均質	設定値	・CPFの試験では、外観から判断して塩は含まれていない。	・回収物の組成分析を実施し、不純物残存量と処理温度、処理時間の相関関係を明らかにする必要がある
	材料		固体陰極プロセスるつぼ：グラファイト+ZrO2コーティング（20回使用）	FCFでの実績	・CPFの試験では、コールド試験の結果、グラファイト＋コーティング処理ではロスが多く発生したのでWルツボを使用している。	・材料の耐久性等について確認する必要がある

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(6/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
Cd陰極処理	処理方法		連続式／誘導加熱／Ar気流回収	回分式に関してはANLのR&Dの実績	・CPFでU-Pu系バッチ試験（誘導、Cd100g）を実施 ・燃研棟Puバッチ試験（ヒータ加熱、Cd100g）で、ほぼ100%の回収率を確認	・システム検討にて機器具体化、材料選定を進めているが連続式については工学規模装置のコールド試験が必要である
	処理温度	○	Cd蒸留時ルツボ部　：600℃ U-TRU溶解時ルツボ部：1000℃	CPFでの実績データに基づき設定	●蒸留：600℃、溶融：800℃（ｲﾝｺﾞｯﾄ中Clの乾式分析法は課題、Y2O3るつぼには問題なし）	
	処理圧力		Cd蒸留時　　：30Torr U-TRU溶融時：600Torr		・CPFでは、7.6torr以下に圧力を維持することで6時間程度（降温時間は含まず）でCdの完全蒸留に成功している。	
	処理時間	○	16.5時間/るつぼ （昇温・蒸留・溶融：8.5時間＋降温：8時間）			
	回収物品質	○	不純物（塩、Cd）なし U-TRU-Zrインゴット組成が均質	設定値	・CPFの試験では、外観から判断して塩は含まれていない。	・回収物の組成分析を実施し、不純物残存量と処理温度、処理時間の相関関係を明らかにする必要がある
	材料		固体陰極プロセスるつぼ：グラファイト+ZrO2コーティング(20回使用)	固体陰極に対するFCFでの実績	・CPFコールド試験の結果、塩共存しているとグラファイト＋コーティング処理ではロスが発生したのでWルツボを使用している。	・材料の耐久性等について確認する必要がある
廃棄物固化	廃棄物の種類		人工鉱物固化体(ガラスボンディングソダライト)	FCFでの実績	・モールド材、Na酸化物を使った1軸圧縮でのガラス結合ソーダライト合成、浸出試験を実施して、見通しを得た。 ・ガラスフリーのソーダライト固化体合成試験を実施中。	・長期間の安定性について確認する必要がある
	処理方法		加熱混合（500～550℃） PC処理（915℃）			
	処理時間	○	加熱混合：15時間 PC処理：16時間			
	固化体性能	○	約10wt%のFP,HM,廃塩を吸蔵できる ガラス固化体と同等以上の保持能力			

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(7/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
全体	物質収支（プロセスフロー、元素分類）	○	・元素を U,Np,Pu,Am,Cm,ALE,ALM,RE,NM,HG,VFP,T,NG に分類した。 ・工程毎の移行率を利用して物質収支計算を実施した。	実験室規模の試験データ、ANLのデータ、Engジャッジ等を基に計算		・HMロスを1%よりかなり小さくできる可能性が示されているが、詳細な設定に十分なマスバランスデータが必要である。
オフガス系	オフガス処理設備		HEPAフィルタ Cs/Ru吸着塔 ヨウ素吸着塔 トリチウム除去装置	処理装置は、湿式などのオフガス処理設備の知見に基づく。 Cd除去装置はFCFの電解精製槽の運転実績を考慮	U,Pu試験ではHEPAフィルターを使用している。	・要求される処理能力を設定し、各設備を具体化する必要がある
	オフガス処理設備の除染係数		希ガス　:DF=1 トリチウム:DF=10 ヨウ素　:DF=10 Cs　:DF=1×10^{9} Ru　:DF=1×10^{8} その他　:DF=1×10^{7}	環境への放出量を六ヶ所再処理工場以下にするために必要とされる値	未実施	
	セル内Ar浄化設備		PSA利用酸素除去装置 PSA利用窒素除去装置 塩素除去装置 PSA利用水分除去装置	N-15濃縮要素開発実績からのMHIによる見通し	未実施	・要求される処理能力を設定し、各設備を具体化する必要がある
	セル内Ar浄化能力	○	セル雰囲気管理目標値 酸素:100ppm 窒素:1000ppm 水分:100ppm	装置内を高純度に保つことでセル内は緩和し、精製装置の規模を合理化した。 セル内への空気リーク率を1%/dと設定。	未実施	・大型アルゴンセルにおける雰囲気管理は実績が無く、工学規模での確認が必要である。
	セル内Ar冷却能力	○	セル雰囲気40℃に維持	セル内機器等の発熱量に基づく設定 (#3)	未実施	・換気口等を設計して上で、アルゴンセルにおける詳細な熱流動解析等による評価が必要である

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(8/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
物質移送・保守・補修	移送ポンプ運転方法	○	連続移送	冶金産業での実績	●公募で工学試験を実施中	・塩,Cd槽外搬出試験等の工学規模コールド試験が必要である
	機器のハンドリング		遠隔自動運転を基本とする	一般産業の実績やFCF,TVKの遠隔手動操作実績から将来的には可能と判断	未実施	工学規模ホット試験までに、電極交換等の自動化についてモックアップ試験による機能確認が必要である
	遠隔保守・補修方法	○	保守セルを設け、主要機器をI/Cにより、保守セルに移動し、メンテナンスできるように設計	FCFの実績	未実施	故障した機器を保守エリアまで移動して補修できるような機器のモジュール化を具体化する必要がある
安全性	機器レベル負圧対策		主な機器にオフガスラインを設置し、機器レベルで負圧管理 (電解精製槽は、微正圧とし、セル内雰囲気不純物の槽内混入を防止)	気体状放射性物質の主たる放出源は、燃料ピン剪断機、ボンドナトリウム除去槽および電解精製槽である		・実際の機器でのリーク率を確認する必要がある
	セル内負圧対策	○	・セル内をライニング敷設 ・独立2系統のオフガス処理、アルゴンセル冷却設備、換気設備を設置	・Ar雰囲気GBの経験からArセルでも空気セルと同様の負圧管理は可能と判断	冷却系の単一故障を考慮した過渡的な圧力上昇事象を評価し、負圧維持がなされることを確認	
	高温下での操業性		・セル内設置の電解精製槽などは、自然放熱により、異常な温度にならないように管理 ・独立2系統のアルゴンセル冷却設備を設置	・FCFやTVFでの実績から可能と判断	・電解精製槽については、熱分布の評価およびそれをもとにした熱応力計算等を実施し、装置健全性が満足されることを確認	
	臨界防止対策	○	・主たる管理を質量管理とし、電解精製槽は、化学形態毎に質量管理を行う化学形態管理を適用 ・誤操作、過装荷等は、インターロック等にて対応	・システム全体の臨界管理は、バッチ運転方式であることから質量管理を主とする ・プロセスバッチ量は、最も臨界質量の小さい陰極処理装置のPu金属を基準に設定	・電解精製槽、バッチ式陰極処理装置、射出成形装置について異常事象を包絡する臨界解析をおこない、臨界に到らないことを確認 ・貯蔵エリアの許容距離について、配列を模擬した臨界計算を行い、相互隔離距離の概算を行った	・臨界計算を実験等により検証しておく必要がある ・臨界防止のための設計方針を確立しておく必要がある ・電解槽内のPu沈殿物量が制限値以下となっていることを監視する方法を確立する必要がある

表 6.4.1　金属電解法の技術開発成果と今後の課題(9/9)

工程	設計パラメータ	重要度	現状設計値(Ph-2)	現状設計根拠	これまでの開発実施内容・主な成果	今後の開発課題
安全性	耐震設計		電解精製槽、陰極処理装置は、耐震クラスAで設計	・電解精製槽は放射能包蔵量の観点 ・陰極処理装置は臨界安全上の裕度の観点	未実施	工学規模ホット試験までにモックアップ試験による安全性確認が必要である
	火災・爆発防止		・セル内を不活性のアルゴン雰囲気とする ・セル内酸素濃度計によるアルゴンセル内雰囲気管理。 ・セル内不純物(酸素等)を除去するアルゴンセル内浄化設備を設置 ・アルゴンガス緊急注入系を設置	・HM金属、HM-Zr合金およびCd金属は火災の危険性がある ・燃料ピン内のボンドNaは火災の危険性がある	・HM金属及びHM-Zr合金の火災可能性について、関連する文献の調査を実施し、化学的制限値設定のための検討を行った ・火災防止のための工学的方法および火災発生時の異常収束手段についての検討を実施した	・金属火災については、工学ホット試験までに火災時の放射性物質の移行率データを取得する必要がある
	電源喪失時対策		独立2系統の非常用発電設備で安全上重要な機能を維持	安全審査で要求される。	外部電源喪失時の被ばく影響評価を実施し、安全基準以内でありことを確認	
保障措置・工程管理	計量管理方法	○	FCFベースの方式	現状の管理方法を想定	●核管センターによる検討を実施中	検討結果をIAEAにアピールし、認知に努力し、少量の核物質によるPu試験やホット試験等で保障措置の実績を積む
	サンプルの代表性			せん断片、溶融塩、インゴット等について設定検討中		
	分析方法	○		同位体希釈質量分析 K端蛍光X線分析		
	分析精度			0.6%(国際的に想定されている目標制度)		

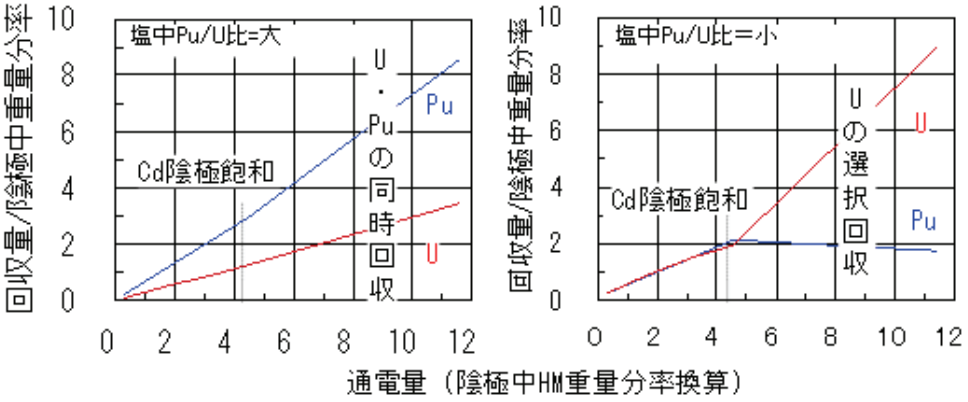


図 6.4.1　液体 Cd 陰極中の析出物量の変化。浴塩中 Pu/U 比=大の場合(左)と浴塩中 Pu/U 比=小の場合の比較

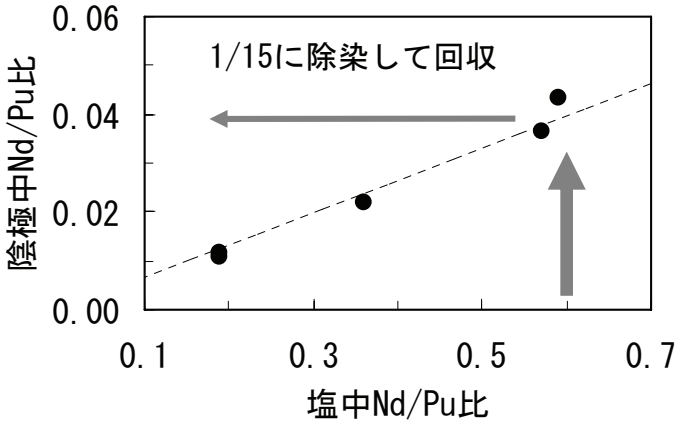


図 6.4.2　浴塩中の Nd/Pu 比と液体 Cd 陰極中のの Nd/Pu 比の相関関係

最大電流	: 500A
最大陽極回転速度	: 100rpm
陽極バスケット高さ	: 225mm
陰極内径	: 250mm
陰極有効高さ	: 180mm
電解槽体積	: 24 liter
浴塩重量	: 60kg

図 6.4.3　陽極／陰極一体型電極の概観（工学規模試験）

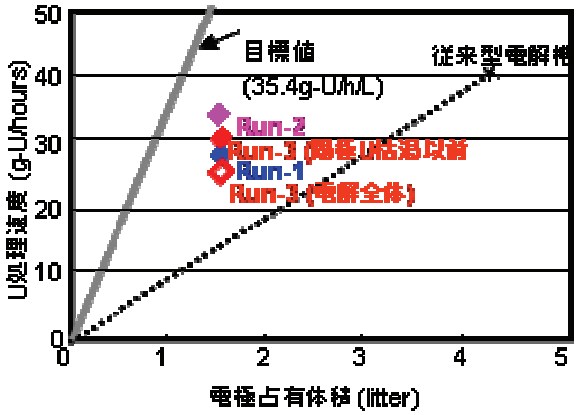


図 6.4.4　実験室規模試験での U 析出物の平均回収速度(左図)と回収被覆管と U 析出物の概観

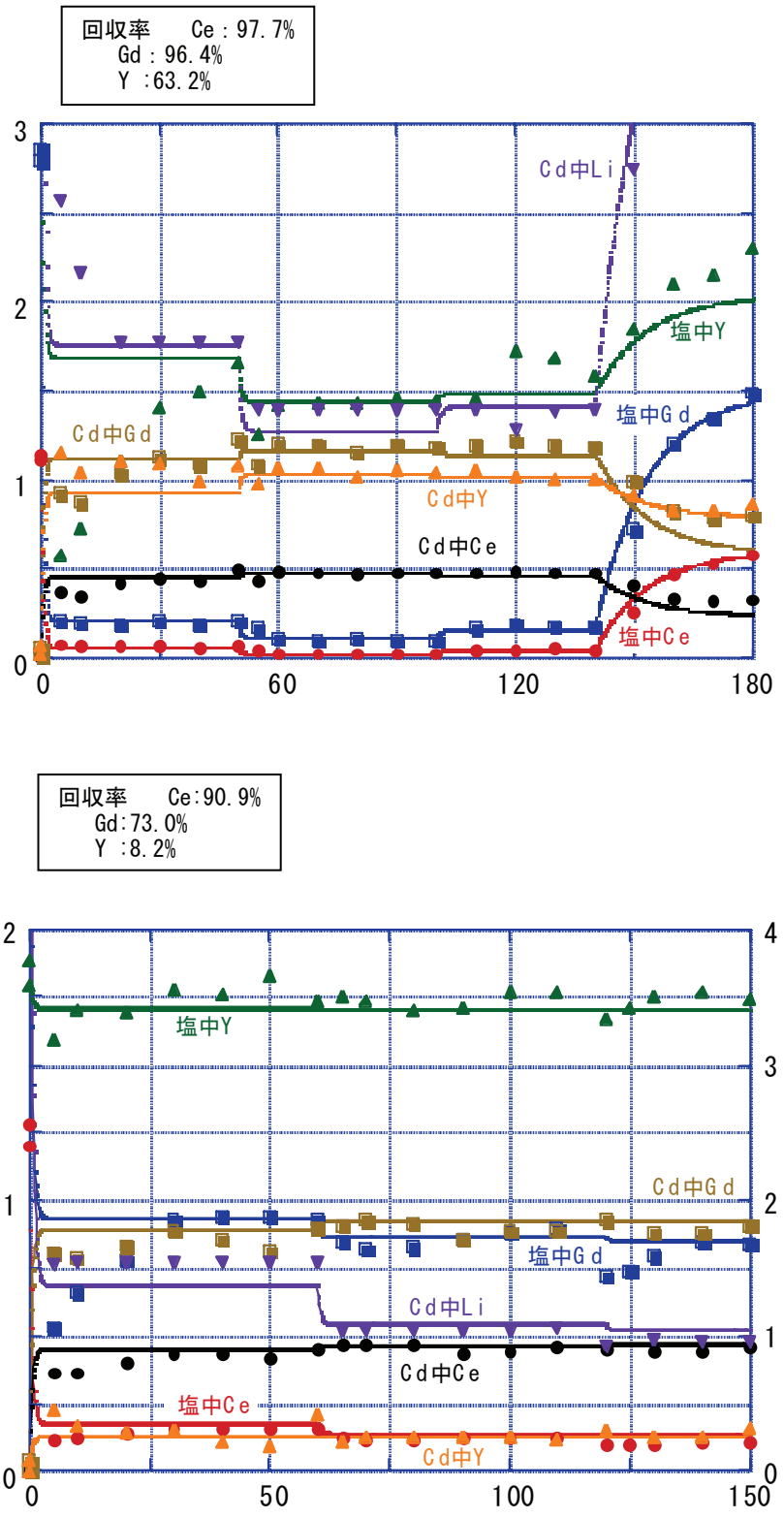


図 6.4.5　高回収率条件（上）および中回収率条件(下)における TRU 還元抽出試験

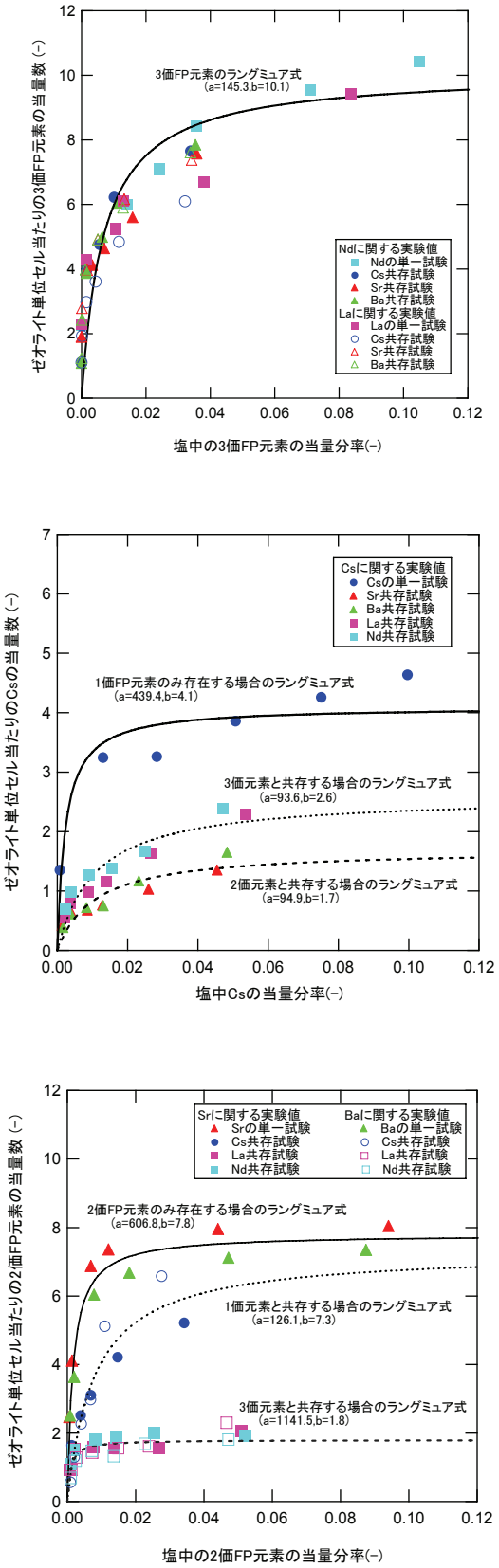


図 6.4.6　3 価(上)、2 価（中)、1 価（下）の FP 元素のゼオライト吸着特性の比較

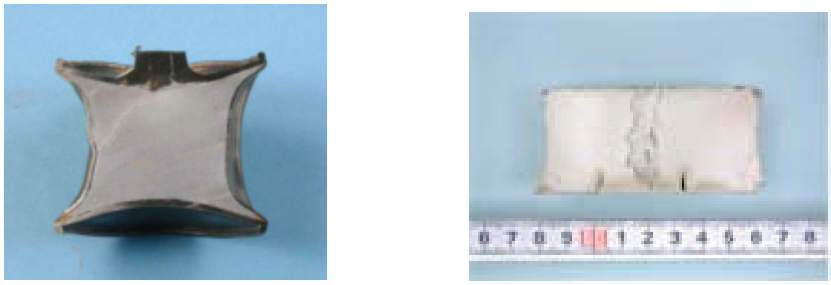


図 6.4.7　HIP 法（左）および PC 法（右）により製作したガラス結合ソーダライトの概観

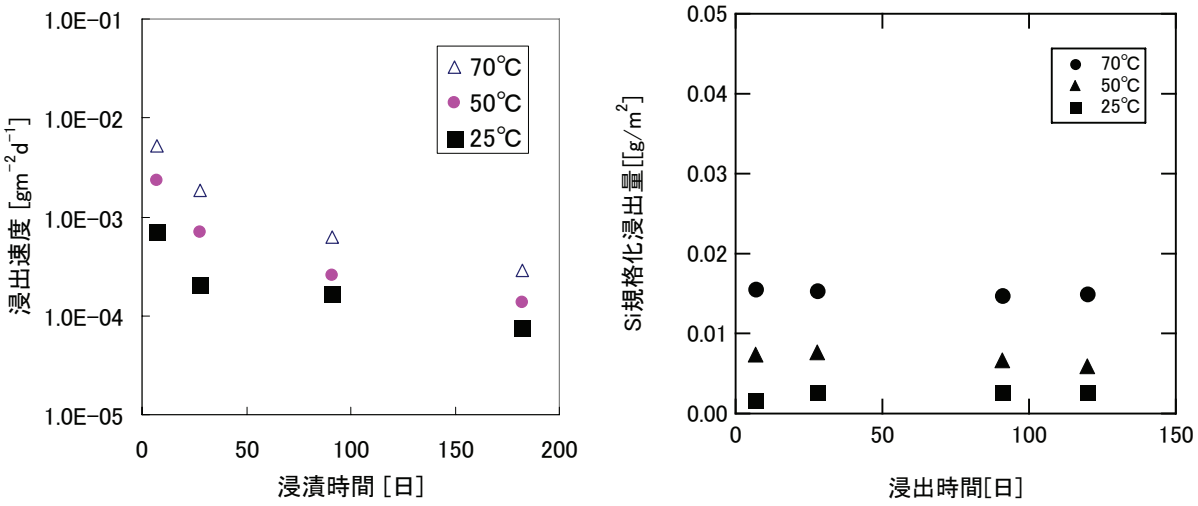


図 6.4.8　HIP 法（左）および PC 法（右）により製作したガラス結合ソーダライトの浸出試験

6.5 工学規模ホット試験施設の検討

6.4に示す金属燃料金属電解法の課題の内、工学規模の設備･機器による検討を要する事項の技術開発を実施する、工学規模ホット試験施設の概念検討を実施した。具体的には、金属電解法の主工程の内、前処理（ボンドNa除去等）、再処理（電解精製等）、塩処理（TRU還元抽出等）、ドロス処理および燃料製造（射出成型等）について、リファレンスシステムの1系統分の処理容量（バッチ取扱量）を有する機器･設備、およびこれを設置する試験施設を以って、システム設計で想定した実規模機器単体の性能とシステム成立性（プロセス成立性も含まれる）を確認することを目的とする。なお、FP吸蔵ゼオライト等の固体廃棄物の処理設備は、模擬物質を用いたコールド試験による検討が可能のため、本施設には含まない。

検討結果をプロセス、機器･設備、施設の順に以下に示す。

6.5.1 プロセス

(1) 前処理工程

工学規模ホット試験施設では、使用済金属燃料を燃料ピン単位で受け入れる。受入れたピンは、スペーサワイヤ除去、せん断およびNaボンド除去処理を行った後、陽極バスケットへ装荷して次工程（電解精製）へ移送する。

(2) 再処理工程

HM塩化物を含んだLiCl-KCl浴塩（500℃）に、陽極バスケット、固体陰極および液体Cd陰極を設置し、電解精製を行う。これにより、陽極ではせん断片の燃料成分が溶解し、固体陰極ではU（+Zr）が金属として、液体Cd陰極ではU-TRU（+Zr）がCdとの合金形態で回収される。回収したU金属およびU-TRU-Cd合金は、Cdおよび付着する浴塩成分を分離除去する陰極処理を行う。ここでは、各析出物を減圧条件下で加熱することで、浴塩およびCdを揮発分離すると共に、UおよびU-TRU合金をインゴットとして回収する。

(3) 塩処理工程

上記(ii)の電解精製に用いる浴塩には、せん断片より溶出し陰極へ回収されないFPが徐々に蓄積する。このため、電解精製槽より浴塩を定期的に抜き出し、塩処理工程にてこの蓄積したFPを分離する。塩処理工程は、浴塩中のU-TRUを選択的に回収するTRU還元抽出、FPを浴塩より除去するゼオライトカラム、先に回収したU-TRUを再び浴塩へ戻す再酸化の3段階より構成される。

(4) 燃料製造工程

上記(ii)にて回収したUおよびU-TRU合金インゴットを用い、金属燃料を製造する。

まず、回収した金属にZr等を加えて製造する燃料組成の原料を調製し、これを加熱して均一な溶融合金とする。これを石英モールド内に鋳込む（射出成型）ことで、棒状の金属燃料を得る。得られた金属燃料は、モールド除去、燃料ピン挿入、Naボンディング処理を施した後、燃料集合体として組上げられる。

(5) ドロス処理工程

上記(ii)の陰極処理および(iv)の射出成型では､化学的に活性なUおよびU-TRU合金を1000℃以上の高温条件で取扱うことから、これらを収容する容器（るつぼ）表面をZrO_2によりコーティング保護する必要がある。このコーティング材の一部は、上記処理に伴いU金属もしくはU-TRU合金と反応し、U、TRU酸化物を主成分とするドロスと呼ばれる物質を生ずる。ここでは、発生したドロスを回収し、浴塩、$ZrCl_4$および金属Zrを用いて塩化物へ変換して、(ii)電解精製に戻す処理を行う。

6.5.2 機器･設備

本検討における機器･設備の検討方針（耐震、臨界安全、火災･爆発防止等）については、リファレンスシステムと同様とした。以下に、各機器･設備の概要を示す。

(1) 主要設備

(i) 前処理設備

工学規模ホット試験施設では、使用済金属燃料を燃料ピン単位で受け入れるため、前処理設備として、燃料ピン分配器、スペーサワイヤ除去機、ピン切断機、せん断ピン分配器およびNaボンド除去槽を設置する。燃料ピン分配器は、受入れたドライバ燃料ピン19本（約9kgHM）、もしくは径ブランケット燃料ピン4本（約9kgHM）を1つのパレットに装荷し、スペーサワイヤ除去機へ送る。スペーサワイヤ除去機およびピンせん断機の処理能力は、1パレット当りドライバ燃料で30分、径ブランケット燃料で10分であり、燃料せん断片を装荷した陽極バスケットを1日当り20個、Naボンド除去槽へ送ることができる。Naボンド除去槽では、陽極バスケット中の燃料ピンを200mTorrの減圧下で500℃に加熱し、使用済燃料に含まれるボンドNaの約9割を、揮発性FPの一部と共に揮発除去する。処理後の燃料ピンは、陽極バスケットに装荷した状態で再処理設備へ搬送する。

以上は、リファレンスシステムの前処理設備1系統分（但し、燃料一時貯蔵ピットおよび集合体解体機は除く）に相当する。

(ii) 再処理設備

(a) 電解精製槽

本施設へ適用した電解精製槽は、サイズが支持構造物および電極ハンドリング部

を含め5m×2m×3mH（槽部寸法：4m×1m×1mH）程度のものである。電解精製槽内は、運転温度500℃に維持されており、HMを含む浴塩（LiCl-KCl：2400kg）およびCdプール（Cd：1400kg）が常時溶融している。ここへ、使用済燃料を装荷した陽極バスケット（1電極当り約9kgHM）、固体陰極および液体Cd陰極（Cd重量：31kg）を、4ヶ所の電極設置孔へ適当な組合せにて挿入し、陽極-陰極間に電流を流して電解精製処理を行う。これらの陰極は、リファレンスシステム設計と同等の、約20時間処理で固体陰極に1電極当り約11kgHMのU金属を、約10時間処理で液体Cd陰極に1電極当り約3kgHMのU-TRU-Cd合金を回収できる能力を持つ。

本装置は、リファレンスシステムの電解精製槽1基分（但し、設置電極数は1/2）に相当する。

(b) 陰極処理装置

本装置では、電解精製槽より取出したU金属およびU-TRU-Cd合金から、付着する浴塩およびCdを分離する処理を行う。本検討では、リファレンスシステムで想定する連続式の陰極処理装置を設置した。陰極処理装置は、大きさ約9m×6m×2mHであり、蒸留炉、インゴット処理炉および降温炉から構成される。装置内は50～100Torrのアルゴンガス雰囲気となっており、蒸留炉（処理温度：700～1000℃）にて、回収したU金属もしくはU-TRU-Cd合金に付着する浴塩およびCdを蒸留除去し、インゴット処理炉（処理温度：1100～1400℃）にて、U金属もしくはU-TRU合金を溶融しインゴットとする。分離されたCdおよび浴塩は、装置内のアルゴン気流により連続的に移送され、コールドトラップで回収される。本装置は、蒸留処理が約10時間、インゴット処理が約8時間、降温処理が約6時間で運転され、陰極処理用プロセスるつぼを10個/日の速度で処理する能力を持つ。

本装置は、リファレンスシステムの陰極処理装置1基分に相当する。

(iii) 塩処理設備

(a) TRU 還元抽出器

FPが蓄積した浴塩を電解精製槽から抜き出し、運転温度500℃にて還元剤（Li-K）を含む液体Cdと向流接触させ、UおよびTRUをCd側に還元抽出する。抽出器は、向流式6段（浴塩：2L、液体Cd：2.4L）で構成され、運転は浴塩流量50cc/分、液体Cd流量60cc/分の条件で行われる。これにより、本装置では一日当り56L（約100kg）の浴塩を処理することが可能である。

本装置は、リファレンスシステムの交流抽出器1基分に相当する。

(b) ゼオライトカラム

交流抽出器より排出されたFP（アルカリ金属、アルカリ土類、希土類）を含む浴塩を、Li置換ゼオライト（$NaK_5Li_{18}[(AlO_2)_{12}(SiO_2)_{12}Cl_{12}$）に接触させ、イオン交換

もしくは吸着反応により、FPをゼオライト側へ吸蔵させる。ゼオライトカラムは、内径20cm、長さ約60cm程度の円筒形カラムに、Li交換ゼオライトを充填率50vol%で装荷したものである。このゼオライトカラム中では、FPの十分な分離を確保する上で浴塩の展開速度（カラム中の塩速度）1cm/分以下が必要となり、このため浴塩の処理速度は最大で約10L/時間となる。

本装置は、リファレンスシステムのゼオライトカラム1基分に相当する。

(c) 再酸化槽

ゼオライトカラムにてFPが分離された精製後の浴塩へ、1）TRU還元抽出で回収したU-TRUを再び溶解する（逆抽出に相当）。ここでは、抽出器から移送されたU-TRUを含む液体Cdと、酸化剤（$CdCl_2$）を添加した精製後の浴塩を500℃の処理温度で反応させ、U-TRUを浴塩側へ回収した後に電解精製槽へ移送する。再酸化槽の処理容量は、TRU抽出器と同等である。

本装置は、リファレンスシステムの再酸化槽1基分に相当する。

(iv) 燃料製造設備

再処理設備にて回収したUおよびU-TRUインゴットを用いて、金属燃料を製造する。本設備では、まず燃料成分調整装置にて、回収したU金属およびU-TRU合金にZr等を加え、製造する燃料組成の原料を調製した後、これを黒鉛るつぼへ装荷して射出成型装置へ移送する。黒鉛るつぼ1個当りのHM装荷量は、製造する各燃料に対して、内側炉心：36kg、外側炉心：26kg、軸ブランケット：45kg、径ブランケット：54kgとなる。射出成型装置では、原料を装荷したるつぼを1400℃まで誘導方式にて加熱し、一定時間保持して電磁攪拌により均一な溶湯とする。続いて、装置内を1Torr程度に減圧した後、上端を閉じた中空の石英モールドを湯面に浸け、装置内圧力を急速に常圧に戻すことで、溶湯をモールド内に射出する。この際、溶湯は急速に冷却され、所定の寸法の射出成型体が得られる。モールド除去後の射出成型体は、上下端を切落とした燃料スラグとして、検査を経由してボンドNaと共に燃料ピンへ挿入される。その後、燃料ピンの端部を溶接し、リーク検査、表面除染、表面汚染検査、超音波検査を経て、Naボンディング装置へ搬入される。ここでは、燃料ピンを加熱（約500℃）および加振することで、燃料スラグと燃料ピンのギャップにボンドNaを均一に充填する。その後、ボンディング検査、ワイヤラッピング、燃料ピン検査を経て、燃料集合体が組立てられる。

本検討では、以上の燃料製造設備内の機器を各1基ずつ設置する。

(v) ドロス処理設備

上記の陰極処理装置のるつぼ、射出成型装置のモールドより発生したドロス（主成分：UおよびTRU酸化物）を、浴塩、$ZrCl_4$および金属Zrを用いて塩化物に変換する処理を行う。本設備では、試薬供給槽より供給される浴塩（500℃）へドロスおよ

び金属Zrを投入し、アルゴンガスをキャリアとして$ZrCl_4$を約5時間供給する。これによりU-TRU：約7kg/日（UCl_3換算）を電解精製槽へ戻すことが可能である。

以上は、リファレンスシステムのドロス処理設備1系統分に相当する。

(2) 付帯設備

(i) 廃棄物処理･貯蔵設備

工学規模ホット試験施設では、FP吸蔵ゼオライト等の固体廃棄物（高および低放射性）の処理（PC方式によるソーダライト化等）は実施せず、適宜施設外へ搬出することとした。液体廃棄物（中、低および極低放射性）については、処理設備として一時貯蔵槽のみを設置した。一時貯蔵槽の容量は、リファレンスシステムの1/2とした。

(ii) オフガス処理設備

ピンせん断装置、電解精製槽、固体陰極処理装置等の主要機器より排出されるオフガスの処理を行う。本設備はHEPAフィルタ、Cs/Ru吸着塔、トリチウム除去装置、ヨウ素吸着塔（AgS）等から構成される。設備容量については、リファレンスシステムと本施設の施設規模の比較に基づき、約1/3とした。

(iii) 分析設備

前処理設備、再処理設備、燃料製造設備等よりサンプリングした試料を分析する設備である。主な分析個所およびサンプリング対象は、リファレンスシステムと同様とした。本検討では、取得したサンプルの前処理に必要な、溶解装置、不純物分離装置、熱分解装置等を、高線量（HA）および低線量（LA）試料用に各1台設置した。分析装置については、電位差滴定計、クーロメータ計、質量分析計、ICP-AES分析計、酸素-炭素-窒素（O-C-N）分析計を各2台（各々HA、LA試料測定用）、k-edge＋蛍光X線分析計（HA用）、αスペクトロメータ、γスペクトロメータ、イオンクロマトグラフ、全α測定器、全β測定器、全γ測定器、液体シンチレーションカウンター、γスペクトロメータ（I測定用）、ガスクロマトグラフを各1台設置している。

(iv) アルゴンセル浄化冷却設備

本設備は、アルゴンセル内の雰囲気ガスを取り出し、HEPAフィルタで微粉末などを除去した後、冷却器、酸素除去装置、水分除去装置、窒素除去装置を経由して雰囲気ガスの浄化･冷却を行い、ガスをセル内に戻す処理を行う。本検討では、リファレンスシステムと本施設の施設規模の比較に基づき、設備容量を約1/2とした。

(3) ユーティリティ設備

工学規模ホット試験施設には、ユーティリティ設備として冷却水設備、冷水供給設備、純水設備、浄水供給設備、圧空設備およびガス供給設備が設置される。これ

らの設備については、リファレンスシステムと本施設の施設規模の比較に基づき、設備容量を約1/2とした。

(i) 工学規模ホット試験施設

上記の機器･設備を設置する工学規模ホット試験施設の概念検討を実施した。以下に検討結果の概要を示す。

(a) 施設概要

工学規模ホット試験施設の立面配置を図 6.5.1に示す。建屋規模は、68m×30m×48mH（地上5階：31m、地下2階：18m）となった。各階の構成としては主に、1-2階が電解精製等の再処理設備、3階が前処理設備および分析設備、4階が中央制御室、5階がオフガス処理設備、アルゴンセル浄化冷却設備となる。また、燃料製造設備の内、燃料ピン組立までの機器が地下1階に、その後の燃料集合体組立までが地下2階に配置される。

(b) セル内機器･設備配置

以下では、施設の設備配置図をもとに、主要機器の配置の概略を示す。

1) 前処理設備（図 6.5.2、図 6.5.3）

本施設では、トレイラヤードより使用済金属燃料（燃料ピン）を受入れ、1階搬出入ハッチを通して、これを3階燃料取扱設備へ搬送する。その後、この金属燃料は、3階アルゴン置換用エアロックセルを経由して、3階アルゴン雰囲気セルへ搬入される。ここでは、スペーサワイヤ除去およびせん断処理が実施され、せん断片はせん断ピン分配器を経由して、1階のアルゴン雰囲気セルに設置の陽極バスケットへ装荷される。この陽極バスケットは、Naボンド除去槽に設置され、燃料に含まれるボンドNaの大半が加熱･減圧処理により分離される。

2) 再処理設備（図 6.5.3）

ボンドNa除去処理後の陽極バスケットを、電解精製槽に設置して電解精製を実施する。電解精製にて回収したU金属およびU-TRU-Cd合金（付着塩含む）は、各析出物の取出装置を経て、陰極処理装置へ搬送される。陰極処理装置にて浴塩およびCdが分離されたU、U-TRUインゴットは、燃料搬出ハッチを経由して地下1階へ搬送される。

3) 燃料製造設備（図 6.5.4、図 6.5.5）

地下1階に受入れたU、U-TRUインゴットは、燃料成分調製装置を経て、射出成型装置に装荷される。射出成型装置にて、これらは棒状の射出成型体に加工され、モールド除去～上下端切断処理を経て、燃料ピン組立装置へ運ばれる。ここでは、このU-TRUスラグをボンドNaと共に燃料ピンへ挿入し、ピン端部を溶接する。その後、

この燃料ピンはリーク検査～表面汚染検査を受け、エアロックセルを経由して地下2階の空気セルへ搬送される。地下2階の空気セルでは、この燃料ピンを超音波検査した後、Naボンディング装置でボンドNaの均一化を行い、ワイヤラッピング等を経て、集合体組立装置により燃料集合体とする。

4) 塩処理設備（図 6.5.3）

上記の電解精製処理に伴いFPが蓄積した浴塩は、電解精製槽より適宜抜き出され、TRU還元抽出器へ送られる。ここでは、還元剤を含む液体Cdを浴塩と接触させ、溶存するU-TRUを選択的に回収する。その後、この浴塩はゼオライトカラムにて溶残FPが分離され、再酸化槽にて再びU-TRUが溶解される。以上の処理を経て、FPが分離された浴塩は再び電解精製槽へ返送される。

5) ドロス処理設備（図 6.5.3）

高温（1000℃以上）でUおよびU-TRU合金を取扱う陰極処理装置および射出成型装置からは、U-TRU酸化物を主としたドロスが発生する。これらは1階のドロス処理設備（ドロス塩化槽）へ集められ、塩化処理後に電解精製槽へ送られる。

6.5.3 建設費評価

この項では、これまで述べてきた工学規模ホット試験施設について、建設費を試算した結果について述べる。

(1) 評価方法

建設費を評価する方法として、3.1(3)(ｉ)項で述べたように「システム設計ベースの経済性評価」と「経済性評価手法」が考えられる。「システム設計ベースの経済性評価」の場合、システム設計情報として各設備の機器費が必要となるが、工学規模ホット試験施設について検討したのは物量（機器の種類、数量、仕様、および施設概要等）までで機器費は検討されていない。そこで、開発段階ではあるものの、物量ベースで建設費を評価できる「経済性評価手法」を用いて建設費を評価した。なお、「経済性評価手法」の概要については、付録3.1を参照のこと。

(2) 評価結果

評価をした結果、設備費は410億円、建屋費は230億円で、合計640億円となった。

6.2.2(2)で述べた、金属燃料金属電解法のリファレンスプラントの建設費（1340億円）と比較すると、工学規模ホット試験施設はその約48%となった。

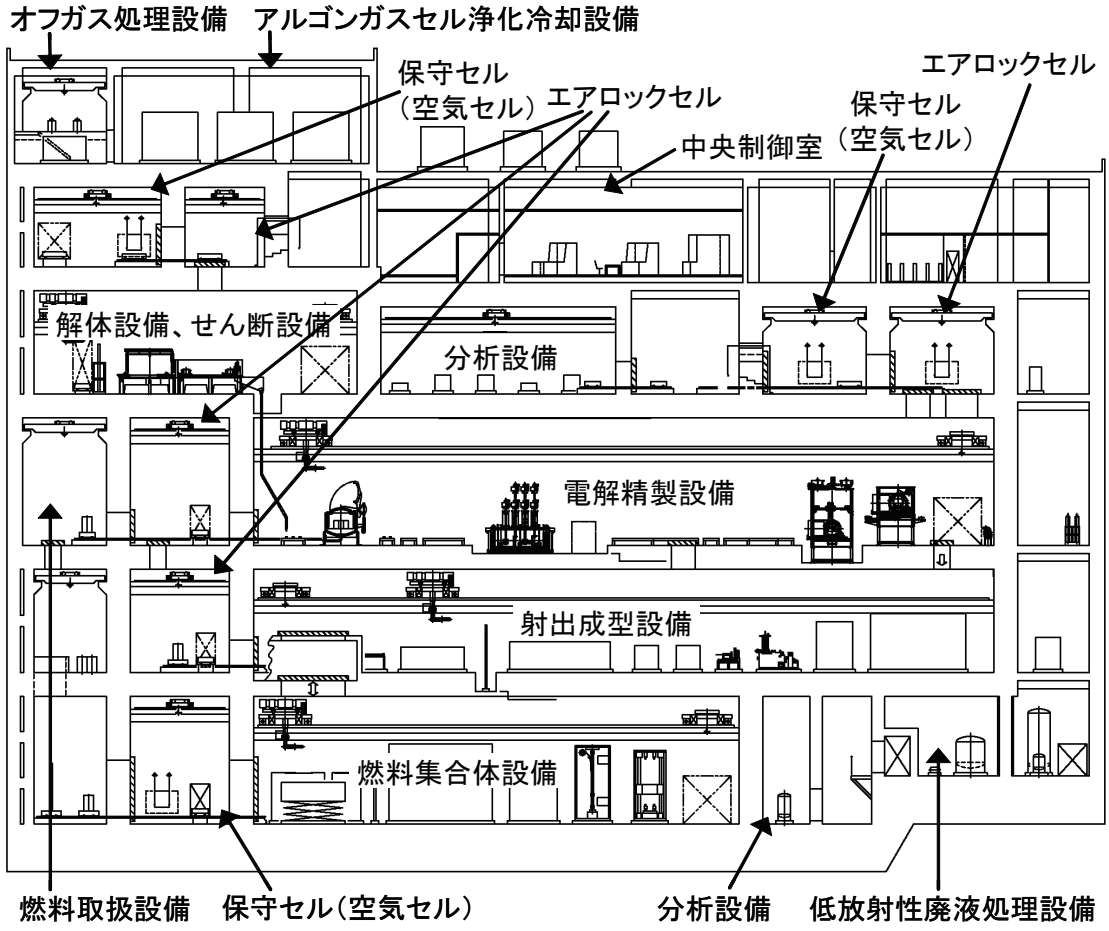


図 6.5.1　ホット工学規模試験施設の立面配置図

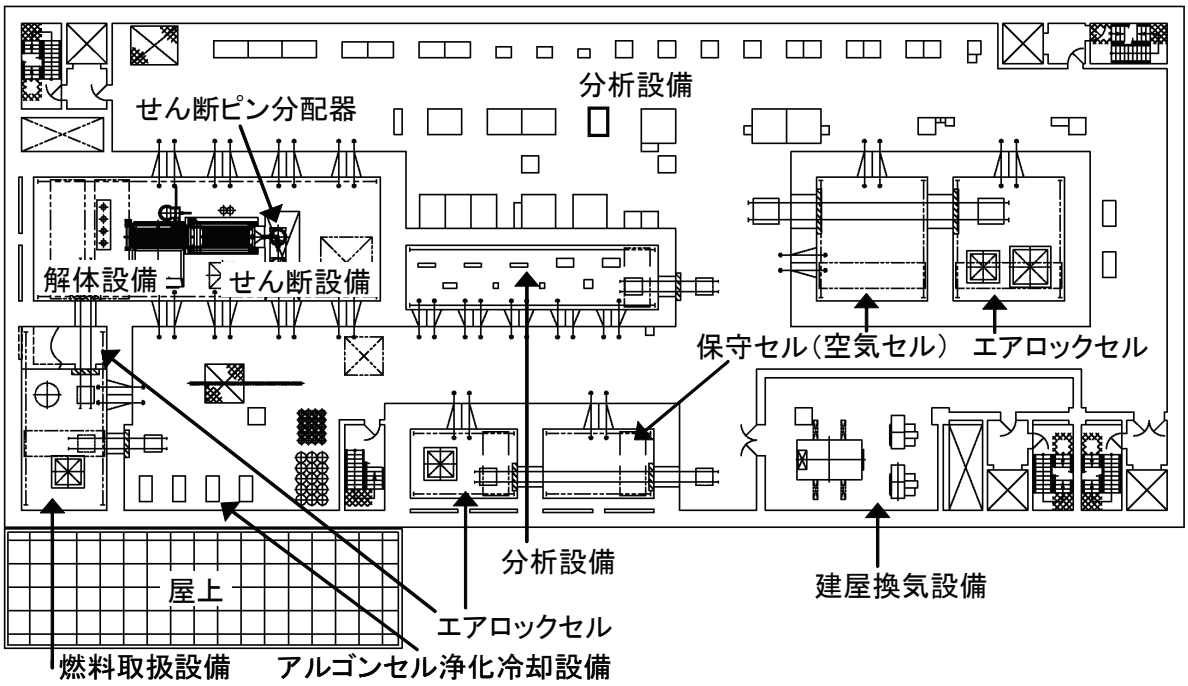


図 6.5.2　ホット工学規模試験施設の地上 3 階の平面配置図

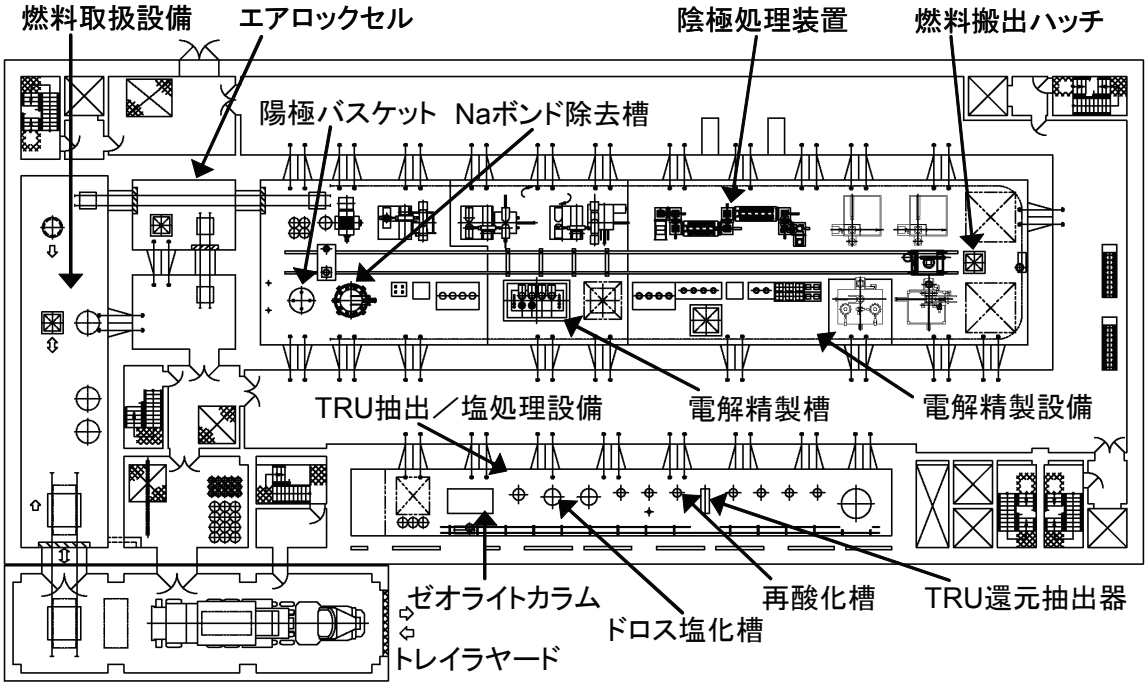


図 6.5.3　ホット工学規模試験施設の地上 1 階の平面配置図

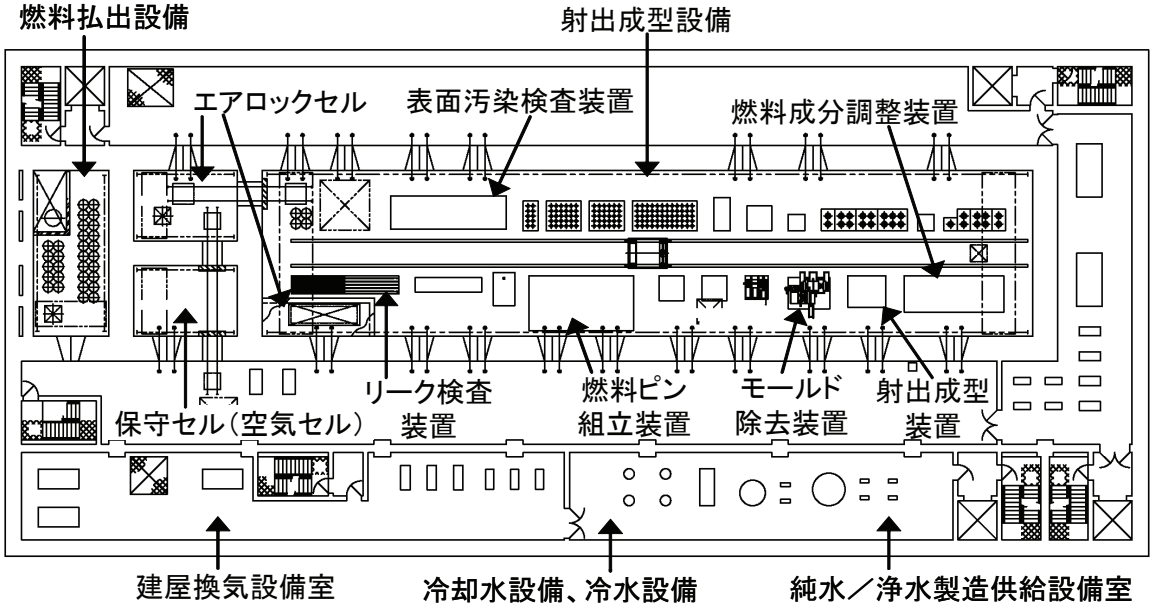


図 6.5.4　ホット工学規模試験施設の地下 1 階の平面配置図

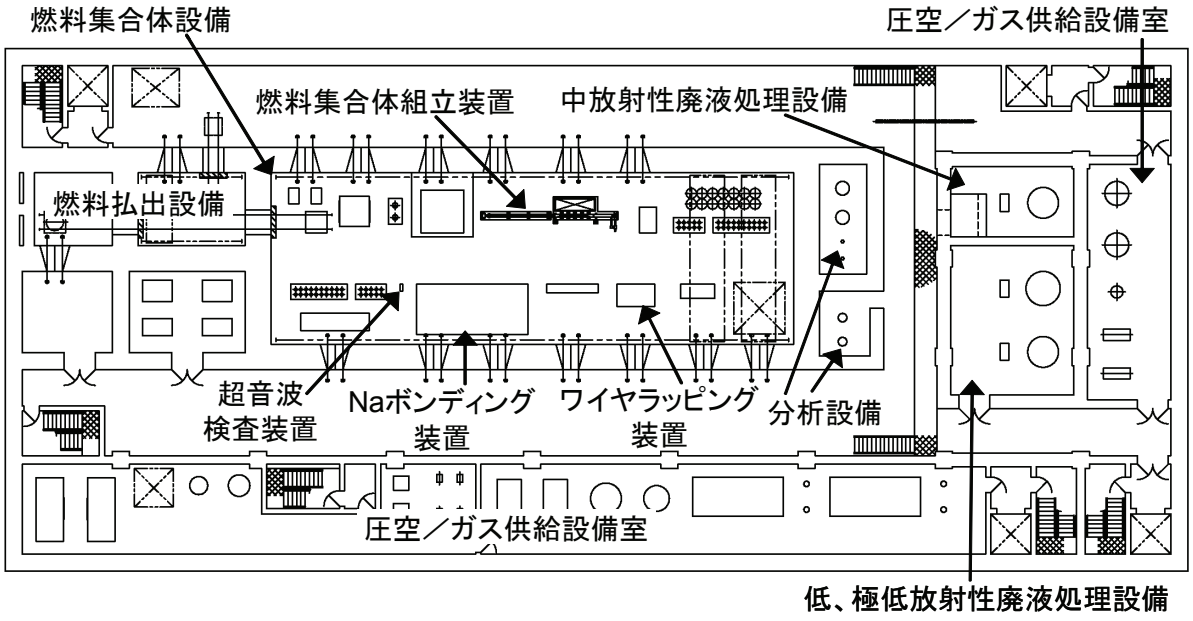


図 6.5.5　ホット工学規模試験施設の地下 2 階の平面配置図

7. フッ化物揮発法

7.1 フッ化物揮発法の概要

7.1.1 各国の開発経緯

フッ化物揮発法とは、対象とする物質のフッ化挙動や蒸気圧の相違を利用して、UやPuの分離回収を行う技術である。フッ化物揮発法を再処理プロセスとして適用させるための技術開発は、有機溶媒と水溶液を用いない経済的な再処理技術の実現を目指す一環として、1950年代に米国で開始された。ここで、フッ化物揮発法を開発目標とした利点は次のようである。

- プロセスを構成する小工程の数が少なく、またより単純な工程となり得る
- 使用する試薬が放射線の影響を受けにくい
- プロセス内に中性子を減速する化学物質が存在しないため、臨界管理が行いやすい
- プロセスから発生する放射性廃棄物の形状は固体であり、かつ発生量が少ない
- 一方、以下を問題点として挙げている。
- 一般的に高温で運転するため材料の腐食が生じ易い
- 揮発した六フッ化プルトニウム（PuF_6）を安全に閉じ込めておくための工夫を要する

米国における技術開発の結果、フッ化物揮発プロセスは、PuやNpの六フッ化物が不安定であるため、これらの含有率の低い使用済燃料の再処理に適した方法であるという結論に至った。しかしながら、軽水炉燃料やFBR燃料の再処理を湿式法で行うという米国政府の方針が示されたため、1969年をもって米国におけるフッ化物揮発法の開発は終止符を打ち、大きな進展はみられなくなった。

一方、フランスの場合、1957年に溶融塩を利用するためにフッ化物揮発法の研究を始め、低濃縮MOX燃料の再処理試験を1970年前半まで行っていた。

ベルギーでは、1960年代初め頃から使用済FBR燃料を流動床炉において三フッ化塩素（ClF_3）でフッ化再処理する研究を行っていたが、米国が開発を中止したことに伴い、基礎的研究を残して主たる開発は中止している。

ソ連（現ロシア）は、1950年代中頃より、使用済FBR燃料の再処理を目的として、フレームタワー型反応炉(以下、フレーム炉)を用いた開発を行っている。1991年のソ連崩壊後、資金難のため、研究は滞っていたようであるが、最近、次世代再処理システムの候補として再開した模様である。一時期は、チェコスロバキア(現チェコ共和国)とも研究を行っていたため、チェコ共和国にもフッ化物揮発プロセスに関する知見があるものと思われる。

7.1.2 わが国における開発経緯

(1) 旧日本原子力研究所

使用済FBR燃料の再処理に用いるべく、旧原研が1969年から1975年頃までフッ化物揮発法の研究を行っている。使用した反応装置は流動床炉であり、フッ化剤としてはフッ素を用いている。Puのフッ化工程には実証が必要であり、かつPu精製工程を確立させることができないまま、技術開発を終了している。

(i) フローレックス(FLUOREX)法の開発

LWRからFBRへの移行期の再処理技術という位置づけで、フッ化物揮発法の利点とPuに対する高い除染効果が期待できる湿式法の利点を併せた半乾式法（フローレックス法と命名されている）の開発が、（株）日立製作所を中心として進められている[1)~8)]。この開発は、2000～2002年度までを経済産業省の革新的実用原子力技術開発提案公募事業として、また2004年度から文部科学省が実施している革新的原子力システム技術開発のテーマの一つとして行われている。

(ii) 「FBR サイクルの実用化戦略調査研究フェーズ I」における開発

1999年に開始した「FBRサイクルの実用化戦略調査研究フェーズI（以下、フェーズI）」における乾式再処理システムの候補技術として、酸化物燃料については、「酸化物電解法」、「金属電解法」及び「フッ化物揮発法」の三つが、また金属燃料については「金属電解法」が挙げられた。これを受けてサイクル機構では、低除染のTRU燃料を許容するFBR炉心の特性を活かしたシステム概念の設計研究を行った。即ち、各システムについて、溶融塩電解法またはフッ化物揮発法を主体とする再処理プロセスを構築し、構築したプロセスを基に、物質収支評価、機器・設備検討、施設設計概略評価、技術開発課題摘出等を実施した。また、これと併せて各プロセスを評価していく上で必要となる要素技術の調査や開発を進め、得られた結果をとりまとめた。

フェーズIの成果によると、図 7.1.1に示すように、乾式法の中で、経済性は「フッ化物揮発法」が他の二法と比較して優れていた。しかしながら、「フッ化物揮発法」の場合、従来から指摘のあるPuF_6の安定性にかかる工学規模試験を進めていく上で実施基盤が未整備であるため、ロシア等が進めているLWRサイクルにおけるハイブリッド化研究等の動向を見極めた上で、FSフェーズIIの絞込み段階において再評価した。

[参考文献]

1) 深澤，柴田他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(1)～(5)，日本原子力学会「2001年春の年会」要旨集N40～N44
2) 河村, 深澤他, 軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(6), 日本原子力学会「2001年秋の大会」予稿集N33
3) 河村，笹平他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(7)～(10)，日本原子力学会「2002年春の年会」要旨集L14～L17
4) 笹平，可児他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(11)～(12)，日本原子力学会「2002年秋の大会」予稿集B36～37
5) 河村，笹平他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(7)～(10)，日本原子力学会「2002年春の年会」要旨集L14～L17
6) 笹平，可児他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発（11）～(12)，日本原子力学会「2002年秋の大会」予稿集B36～37
7) 田川，笹平他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(13)～(14)，日本原子力学会「2003年春の年会」要旨集N48～N49
8) 河村，笹平他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法」の開発(15)～(19)，日本原子力学会「2003年秋の大会」予稿集B36～37

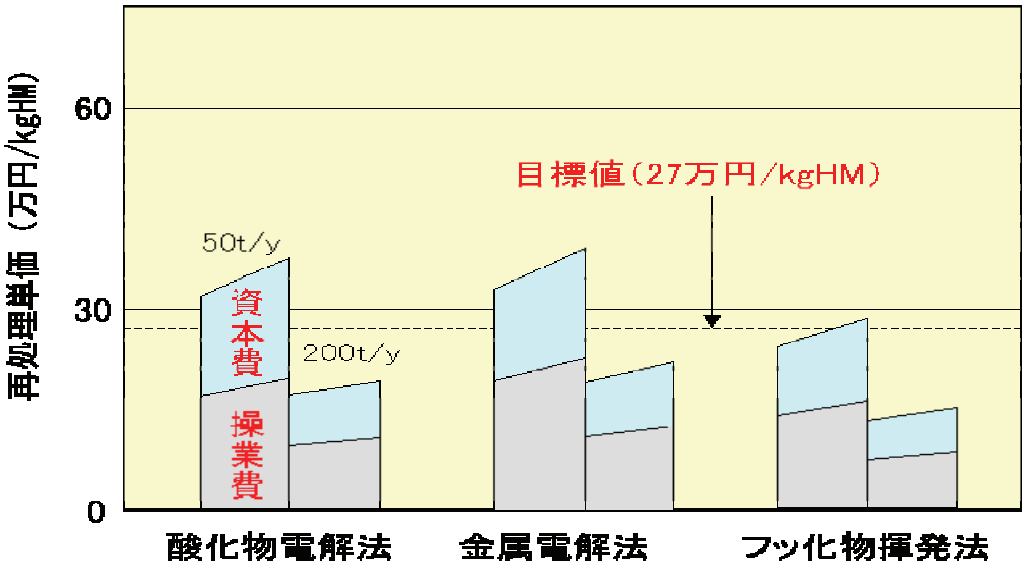


図 7.1.1　乾式再処理の再処理費　（フェーズⅠにおける検討結果）

7.2 フェーズⅡにおけるフッ化物揮発法の検討と今後の開発

7.2.1 フェーズⅡにおけるフッ化物揮発法の検討

フェーズIの検討結果を受け、フェーIIでは積極的な技術開発は行わず、他機関が実施している研究開発動向調査及び理論計算によるPuF_6の安定性、その他の使用済燃料構成物質のフッ化挙動、フッ化物揮発法の運転によって発生する二次廃棄物の除染法に関する検討を実施した。

この内、PuF_6の安定性については、理論計算によりPuF_6をより安定的に生成できる条件を算出し、得られた結果をフローレックス法の開発から得られた結果と比較したところ、よく一致していた。しかしながら、この条件では、高温、高フッ素ガス雰囲気を必要とするため、より緩和な条件下でPuF_6を生成できる可能性についてさらなる検討を行い、**分留法（図 7.2.1）と固気分離法**（図 7.2.2）の２つのブロックフロー図を構築した。

ここで分留法では、使用済燃料のフッ化を二段階に分けて行うことにより、従来よりも低い温度とフッ素濃度で処理を可能にしている。すなわち、一段目のフッ化は、運転温度670KにおいてH_2 ガスを混合したHFガスを用いることにより、UO_2 についてはUF_4とし、またPuO_2についてはPuF_3にする。これにより、フッ素ガスのみを用いる直接フッ化よりも、副原料（フッ化剤）の費用を削減できる。また、HFフッ化では、UF_4(固体)とPuF_3(固体）が生成した段階で反応が終了し、さらにＨＦは、酸化力も弱いためテルルを除くほとんどの不純物等は低級フッ化物（一般に不揮発性）となる。二段目のフッ化反応は、20～40vol%のフッ素ガスにより770～1000Kにて行う。UF_4のF_2ガスによる転換は、商業規模で行われており、また、PuF_3のPuF_6転換は、熱力学的な観点からPuF_4からの転換と比較して容易に、かつ安定的に行えるものと考えられる。揮発したUF_6とPuF_6の分離はコールドトラップで行う。運転温度326.4～330Kにおいて、圧力を85.06～85.1kPaに設定することによりUF_6が気化しPuF_6が液化するため、双方の分離ができる。この条件は、運転を負圧側で行うことを考えて設定したため、極めて限定された範囲であるが、正圧側でも分離操作が可能であれば、圧力の許容範囲は、幅広いものとなる。

一方、固気分離法は、LWRサイクルからFBRサイクルへの移行期に用いることを想定したフッ化物揮発プロセスである。本プロセスは、HFフッ化工程、F_2フッ化工程、収着工程、捕集工程よりなる。使用済燃料のHFフッ化は、運転温度670KにおいてHFガスを用いることにより、UO_2 についてはUF_4とし、PuO_2についてはPuF_4にする。HFフッ化においてPuは生成自由エネルギーの観点から最も安定したPuフッ化物であるPuF_4(固体) を生成するため、以降のフッ化反応が進みにくくなり、他の揮発性物質と容易に分離ができる。F_2フッ化は二段階に分けて行う。一段目のフッ化反応は、20～40vol%のF_2ガスを用いて620～720K（最適温度：700K）にて行う。この条件におけるUF_4のUF_6転換は、商業規模で行われているが、PuF_4のPuF_6転換は進行しにくいため、U（UF_6）とPu（PuF_4）の固気分離ができる。揮発したUF_6 に随伴する揮発性不純物は、収着工程（ケミカルトラップ）

とコールドトラップで除去され、UF_6の純度は高まる。一方、反応装置内に残留するPuF_4等の不揮発性物質は、そのまま抜き取るか、または第二段階として、運転温度を1000Kに高めることにより反応装置内の残りのUともに揮発させ、Pu富化度を調整した上でコールドトラップにて回収する。

これとは別に、フェーズⅡでは、窒化物燃料（窒化物被覆粒子燃料）についても技術的成立性に係る基礎的評価を行い、適用できる可能性があることを見出している。

7.2.2 フェーⅡ以降の開発

フェーズⅡにおけるフッ化物揮発法の開発については、文献調査と理論解析を中心とした検討を進めた。従って、設計に必要とされるデータ取得を行い、さらに得られた成果を活用して概念設計が進めてられている「酸化物還元法」や「金属電解法」と横並びで評価できない状態となっている。少なくとも高温、高フッ素ガス雰囲気で生成されたPuF_6は分解しにくいことが、実験的にも確認されている現在、乾式再処理法の候補として評価していくためには、フッ化物揮発法に係る以下のデータ取得試験を行うとともに、概念設計や装置の検討を推進すべきである。

① 再処理工程に転換技術を応用するための不足データの補完
- 関連物質の蒸気圧（主としてTRUフッ化物及び一部FPフッ化物）
- 関連物質のフッ化特性（転換挙動）
- 固溶体の活量

② 材料のフッ素に対する耐食性
- 窒素または炭素コーティング金属材料
- バルクガラス金属

③ 反応装置
- 気密性
- 除熱性能
- 粉体閉塞に係る対応
- 装置の選定

④ 二次廃棄物の除染
- 除染方法の選定
- 除染試験

⑤ プロセス概念の構築
- 主工程（基本的には転換プロセスに再処理機能を持たせる開発を行う）
- 周辺工程（前処理、除染、フッ素ガスリサイクル工程等）

なお、本開発は、FBR燃料の再処理に向けて開発されるものであるが、フッ化物揮発法におけるUの最終的な化学形態がUF_6であること、及び同法がUに対する高度な除染効性能があることに鑑みて、その特徴を活かし，UF_6を直接，ウラン濃縮施設へ供給することに

より，回収ウランの貯蔵やウラン転換施設の合理化が可能となるため，図 7.2.2に示したようにLWRサイクルからFBRサイクルへの移行期の再処理技術としても今後、考慮していく意義のある技術であるように考えられる。

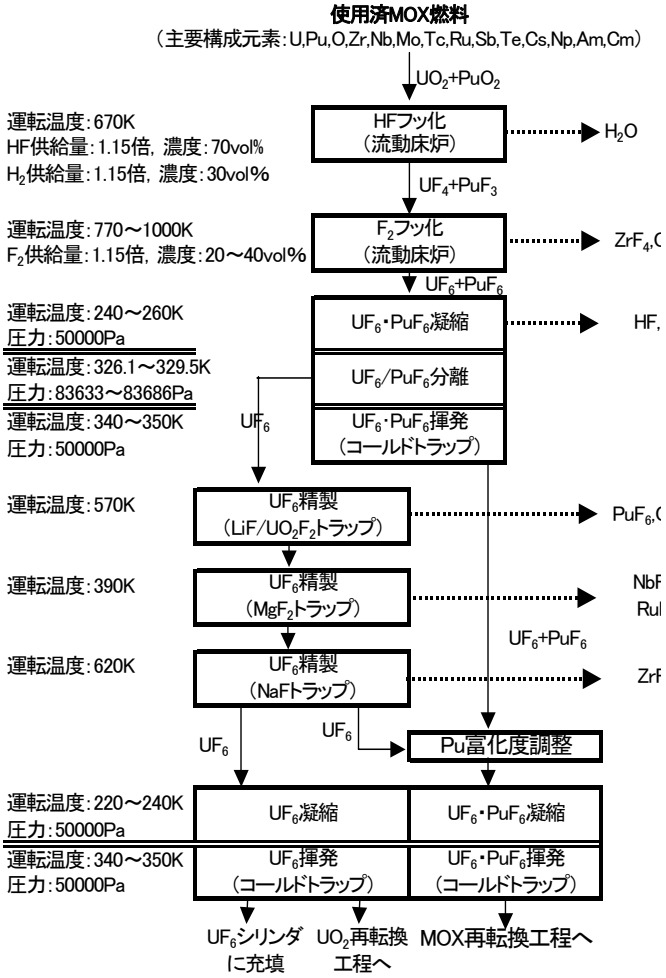


図 7.2.1　フッ化物揮発法(分留法)ブロックフロー

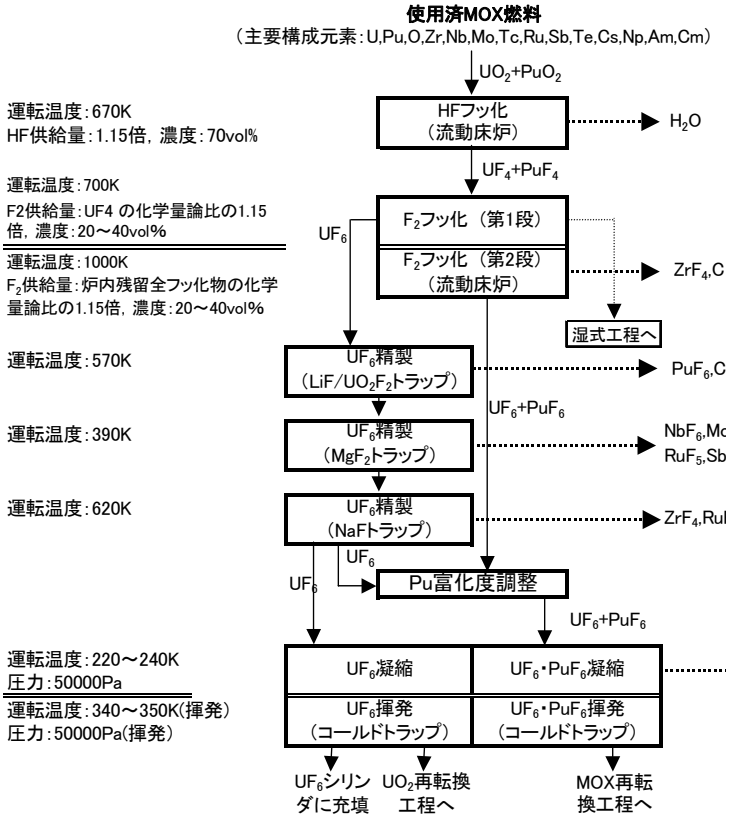


図 7.2.2　フッ化物揮発法(固気分離法)ブロックフロー

8. 再処理システムの技術的総括

8.1 技術評価結果の概要

これまで述べた各再処理システムの技術評価結果について表 8.1.1～表 8.1.3にまとめる。表 8.1.1は、各再処理法についてリファレンスシステムを定義して詳細な概念設計検討を行ったものについての評価結果であり、表 8.1.2お表 8.1.3は、FBRサイクルシステムとして多面的評価を行うために設定した多面的評価向け炉心･燃料仕様に対応するよう、リファレンスシステムをベースにその見直しを行った評価値の概要を示している。これらの詳細は、これまで検討した再処理技術の評価結果と併せて、付録８に示す。

表 8.1.1　再処理システム（リファレンス）の技術評価のまとめ

燃料サイクルシステム			組み合わせ	NEXT法	超臨界直接抽出法	酸化物電解法 （酸化物燃料対応）	金属電解法 （金属燃料対応）	備考
			処理規模	200tHM/y	50tHM/y	50tHM/y	38tHM/y	
			平均燃焼度	63.1GWd/t	63.1GWd/t	63.1GWd/t	94GWd/t	
評価項目	性能	FP除染性能	ｻｲｸﾙ製品（炉心燃料）へのFP混入率 要求値：1.2wt%以下 炉との取り合い目安値 ・湿式法：0.14wt%以下 ・酸化物電解法：1.4wt%以下 ・金属電解法：0.3wt%以下	・取り合いの目安値0.14wt%以下を満足。 ・(U/TRU製品中0.06wt%) ・(U製品中0.05wt%)	・取り合いの目安値0.14wt%以下を満足。 ・(U/TRU製品中0.06wt%) ・(U製品中0.05wt%)	・FP混入率は新炉心燃料平均で1.1wt%となり設計要求値1.2wt%以下を満足 ・(MOX共析物中1.15wt%) ・(U析出物中0.40wt%) ・(MA回収物中4.53wt%)	FP混入率は新炉心燃料平均で0.3%となり設計要求値1.2wt%以下を満足 (U/TRU合金中2.0wt%(Pu富化度69%)。) (U合金中～0wt%)	( )は再処理製品ﾍﾞｰｽ
	安全性		LWR再処理施設・MOX製造施設と同等以上	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 ※システムの特徴に基づく代表的な異常事象の発生について、決定論的安全性評価結果は要求値を十分下回る。確率論的安全性評価結果は10E-8のオーダー。	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 ※システムの特徴に基づく代表的な異常事象の発生について、決定論的安全性評価結果は要求値を十分下回る。	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 ※システムの特徴に基づく代表的な異常事象の発生について、決定論的安全性評価結果は要求値を十分下回る。確率論的安全性評価結果は10E-10のオーダー。	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 ※システムの特徴に基づく代表的な異常事象の発生について、決定論的安全性評価結果は要求値を十分下回る。確率論的安全性評価結果は10E-11のオーダー。	
	経済性	燃料ｻｲｸﾙ費（再処理分）	0.5円/kWh以下	燃料サイクル費（再処理分）：0.26円/kWh 再処理単価：18.6万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.74円/kWh 再処理単価：46.3万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.62円/kWh 再処理単価：38.0万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.58円/kWh 再処理単価：53.2万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	
	環境負荷低減性	環境放出放射能	単位発電量あたり(*1)LWR再処理施設・MOX製造施設と同等以下	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	
		処分区分毎の廃棄物発生量の合計(*2)		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。	高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。	高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾘﾝ酸ｶﾞﾗｽ固化体、金属廃棄体)発生量は先行LWRｻｲｸﾙ施設の約70%。	高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(人工鉱物固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設とほぼ同程度の見通し。(*3)	
		U・TRUの廃棄物への移行率	(0.1%以下を目標)	不溶解残渣からの回収工程付加により目標達成見通し有り。	回収工程を付加すれば目標達成は可能。	TRU移行率は0.7%である。向流多段抽出が期待通りの性能を発揮すれば、達成できる可能性はあるが、移行率を0.1%とするためにはプロセス全体にかかわるための開発が必要で、相当の開発期間を要する。	向流多段抽出が期待通りの性能を発揮すれば、設計評価上の移行率0.1%を達成できる可能性はあるが、これを実現するためにはプロセス全体にわたる開発が必要で、相当の開発期間を要する。	
		FPの廃棄物への移行率	ﾌﾟﾛｾｽ固有の方法で回収できる範囲で回収	Iはほぼ全量分離回収可能。 Cs、Sr、Tcについては、回収工程の付加で回収可能と評価。	NEXT法と同等程度の回収見通し有り。	現状ではFP（Cs、Sr、Tc、I）廃棄物へ移行。 Cs,Tc,Iは、ボロキシデーションを付加すれば相互分離回収できる可能性がある。 SrについてもLnストリッピング後にリン酸沈殿すれば回収できるが、Baとの分離は困難。	現状ではFP（Cs、Sr、Tc、I）については、高レベル廃棄物へ移行。 ただし、CsIは、ボンドNa除去工程で、TcはNMの酸化処理で分離できる可能性あり。	
	資源有効利用性	U・TRU回収率	各99%以上	・燃料サイクルシステムとして、99%以上回収可能。	・燃料サイクルシステムとして、99%以上回収可能。	・U、TRU回収率はそれぞれ99.9%、99.3%で、目標値を満足する。 ・MA回収工程の成立が前提。	・U、TRU回収率はそれぞれ99.5%、99.9%で、目標値を満足する。 ・TRU回収工程の成立が前提。	
	核拡散抵抗性		Puが単独で存在せず、回収物はFPやMAを含む、ブランケットは混合処理	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。 ・回収物には、相当量のFPとMAが同伴する。 ・ブランケットは混合処理する。	・全ての工程においてPuはUとMAの混合物として存在し、Puの単離なし。	
			保障措置に配慮した設計	・先行のLWR再処理施設等を参考とした計量管理システム構築。 ・NRTAに対応。	・先行のLWR再処理施設等を参考とした計量管理システム構築。	・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。 ・主たる計量管理手法は秤量とｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ。	・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。 ・主たる計量管理手法は秤量とｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ。	
	運転・保守補修性		年間稼働日数200日/年以上となるｼｽﾃﾑ	・所定の処理能力を満足するシステム構築。	・所定の処理能力を満足するシステム構築。	・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。	・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。	
			保守補修性に配慮した設計	・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。	・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。	・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。	・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。	
	技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性の向上	・基本は実績のあるPUREX法で構成。 ・各プロセスとも原理確認済。 ・晶析装置等の機器開発が必要。 ・比較的早期に技術体系確立の見通し。	・原理的な成立性の実証途上（直接抽出、MA回収等）で、基礎データの充足が必要。 ・主要機器の開発が必要。	・U,Pu回収に関しては使用済燃料で実証済み。 MA回収については、見通しはあるが実証途上。 ・電解槽ﾙﾂﾎﾞ材料の製造性が確認されていない。 ・脱被覆技術について開発課題が残っている。 ・塩廃棄物の処理・処分について開発課題が残っている。 ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。	・U回収については、米国でFCFにて、使用済燃料で実証済。 ・Pu、MAについては、Cd陰極、向流多段抽出装置の開発と実証が必要 ・電解処理や塩・Cd蒸留工程の高速化を図る必要がある。 ・塩廃棄物の安定化技術を改良し、減容を図る必要がある ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。	

(*1) プラントの年間再処理量、平均燃焼度、発電効率を考慮。
(*2) 本検討では、設計要求記載の「処分場の負荷による重みを掛けた廃棄物発生量」は対象外。
(*3) 処分体中の発熱密度や比放射能が低いので、一概に処分への負荷が大きくなるかは今後の精査が必要。

表 8.1.2　再処理システム（多面的評価向）の技術評価のまとめ【湿式法】

燃料サイクルシステム			組み合わせ	NEXT法		超臨界直接抽出法		備考
			処理規模	200tHM/y		50tHM/y		
			炉心	資源炉心	経済炉心	資源炉心	経済炉心	
			平均燃焼度	90GWd/t	114.9GWd/t	90GWd/t	114.9GWd/t	
評価項目	性能	FP除染性能	ｻｲｸﾙ製品（炉心燃料）へのFP混入率 要求値：1.2wt%以下 炉との取り合い目安値 ・湿式法：0.14wt%以下	・炉との取り合い目安値0.14wt%以下を満足。 （U/TRU製品中0.06wt%） （U製品中0.05wt%）		・炉との取り合い目安値0.14wt%以下を満足。 （U/TRU製品中0.06wt%） （U製品中0.05wt%）		（ ）は再処理製品ﾍﾞｰｽ
	安全性		LWR再処理施設・MOX製造施設と同等以上	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 （リファレンスシステムに対して安全性に大きな影響を与える設計上の変更はない）		先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 （リファレンスシステムに対して安全性に大きな影響を与える設計上の変更はない）		
	経済性	燃料ｻｲｸﾙ費（再処理分）	0.5円/kWh以下	燃料サイクル費（再処理分）：0.22円/kWh 再処理単価：19.3万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.17円/kWh 再処理単価：19.3万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.52円/kWh 再処理単価：46.3万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.41円/kWh 再処理単価：46.3万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	
	環境負荷低減性	環境放出放射	単位発電量あたり(*1)LWR	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。		先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。		
		処分区分毎の廃棄物発生量の合計(*2)	再処理施設・MOX製造施設と同等以下	高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。		
		U・TRUの廃棄物への移行率	(0.1%以下を目標)	（リファレンスシステムに同じ）		（リファレンスシステムに同じ）		
		FPの廃棄物への移行率	ﾌﾟﾛｾｽ固有の方法で回収できる範囲で回収	（リファレンスシステムに同じ）		（リファレンスシステムに同じ）		
	資源有効利用性	U・TRU回収率	各99%以上	・燃料サイクルシステムとして、99%以上回収可能。		・燃料サイクルシステムとして、99%以上回収可能。		
	核拡散抵抗性		Puが単独で存在せず、回収物はFPやMAを含む、ブランケットは混合処理	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。		・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。		
			保障措置に配慮した設計	・先行のLWR再処理施設等を参考とした計量管理システム構築。 ・NRTAに対応。		・先行のLWR再処理施設等を参考とした計量管理システム構築。		
	運転・保守補修性		年間稼働日数200日/年以上となるｼｽﾃﾑ	・所定の処理能力を満足するシステム構築。		・所定の処理能力を満足するシステム構築。		
			保守補修性に配慮した設計	・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。		・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。		
	技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性の向上	・基本は実績のあるPUREX法で構成。 ・各プロセスとも原理確認済。 ・晶析装置等の機器開発が必要。 ・比較的早期に技術体系確立の見通し。		・原理的な成立性の実証途上（直接抽出、MA回収等）で、基礎データの充足が必要。 ・主要機器の開発が必要。		

(*1) プラントの年間再処理量、平均燃焼度、発電効率を考慮。
(*2) 本検討では、設計要求記載の「処分場の負荷による重みを掛けた廃棄物発生量」は対象外。

表 8.1.3　再処理システム（多面的評価向）の技術評価のまとめ【乾式法】

燃料サイクルシステム			組み合わせ	酸化物電解法（酸化物燃料対応）		金属電解法（金属燃料対応）		備考
			処理規模	50tHM/y		50tHM/y（38tHM/yより評価）		
			炉心	資源炉心	経済炉心	資源炉心	経済炉心	
			平均燃焼度	80.9Gwd/t	102.4Gwd/t	134Gwd/t	153Gwd/t	
評価項目	性能	FP除染性能	ｻｲｸﾙ製品（炉心燃料）へのFP混入率 要求値：1.2wt%以下 炉との取り合い目安値 ・酸化物電解法：1.4wt%以下 ・金属電解法：0.3wt%以下	・FP混入率は新炉心燃料平均で1.1wt%となり設計要求1.2wt%以下を満足 （MOX共析物中1.23wt%） （U析出物中0.79wt%） （MA回収物中4.47wt%）	・FP混入率は新燃料平均で1.2wt%となり設計要求1.2wt%以下を満足 （MOX共析物中1.31wt%） （U析出物中1.29wt%） （MA回収物中4.69wt%）	・FP混入率は新炉心燃料平均で0.4wt%となり設計要求1.2wt%以下を満足 （U/TRU合金中1.8wt%(Pu富化度68%)） （U合金中～0wt%）	・FP混入率は新炉心燃料平均で0.3wt%となり設計要求1.2wt%以下を満足 （U/TRU合金中1.9wt%(Pu富化度68%)） （U合金中～0wt%）	（ ）は再処理製品ﾍﾞｰｽ
	安全性		LWR再処理施設・MOX製造施設と同等以上	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 （リファレンスシステムに対して安全性に大きな影響を与える設計上の変更はない）		先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。 （リファレンスシステムに対して安全性に大きな影響を与える設計上の変更はない）		
	経済性	燃料ｻｲｸﾙ費（再処理分）	0.5円/kWh以下	燃料サイクル費（再処理分）：0.48円/kWh 再処理単価：38.0万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.38円/kWh 再処理単価：38.0万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.37円/kWh 再処理単価：47.0万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	燃料サイクル費（再処理分）：0.33円/kWh 再処理単価：48.0万円/kgHM FBR熱効率：42.5%	
	環境負荷低減性	環境放出放射	単位発電量あたり(*1)LWR	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。		先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。		
		処分区分毎の廃棄物発生量の合計(*2)	再処理施設・MOX製造施設と同等以下	高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約75%。		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(人工鉱物固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設とほぼ同程度の見通し。(*3) （資源炉心：240体/y(36m3/y)。 経済炉心：275体/y(42m3/y)）		
		U・TRUの廃棄物への移行率	（0.1%以下を目標）					
		FPの廃棄物への移行率	ﾌﾟﾛｾｽ固有の方法で回収できる範囲で回収	（リファレンスシステムに同じ）		（リファレンスシステムに同じ）		
	資源有効利用性	U・TRU回収率	各99%以上	（リファレンスシステムに同じ）		（リファレンスシステムに同じ）		
	核拡散抵抗性		Puが単独で存在せず、回収物はFPやMAを含む、ブランケットは混合処理	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。 ・回収物には、相当量のFPとMAが同伴する。 ・ブランケットは混合処理する。		・全ての工程においてPuはUとMAの混合物として存在し、Puの単離なし。		
			保障措置に配慮した設計	・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。		・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。		
	運転・保守補修性		年間稼働日数200日/年以上となるｼｽﾃﾑ	・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。		・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。		
			保守補修性に配慮した設計	・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。		・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。		
	技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性の向上	・U,Pu回収に関しては使用済燃料で実証済み。 MA回収については、見通しはあるが実証途上。 ・電解槽ルツボ材料の製造性が確認されていない。 ・脱被覆技術について開発課題が残っている。 ・塩廃棄物の処理・処分について開発課題が残っている。 ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。		・U回収については、米国でFCFにて、使用済燃料で実証済。 ・Pu、MAについては、Cd陰極、向流多段抽出装置の開発と実証が必要 ・電解処理や塩・Cd蒸留工程の高速化を図る必要がある。 ・塩廃棄物の安定化技術を改良し、減容を図る必要がある ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。		

（*1）プラントの年間再処理量、平均燃焼度、発電効率を考慮。
（*2）本検討では、設計要求記載の「処分場の負荷による重みを掛けた廃棄物発生量」は対象外。
（*3）処分体中の発熱密度や比放射能が低いので、一概に処分への負荷が大きくなるかは今後の精査が必要。

8.2 湿式法の技術見通し

8.2.1 NEXT 法（先進湿式法）

NEXT法（先進湿式法）に関する技術的成立性を表 8.2.1にまとめる。

(1) 溶解・晶析･簡素化溶媒抽出

U、NpおよびPuの回収工程は、革新技術として開発している晶析法の運転操作が容易となるように設計している。すなわち、晶析工程はKfKの提案する工程に比べて高温である10℃においてUを析出させることを条件としている。このために、高い酸および重金属濃度の溶液を供給することとなる。当面、現在検討している工程条件の実現性を試験により実証すること、最適な条件の検討が急務であるが、将来においては、低い温度での晶析操作の可能性を追求し、システム全体として合理的な工程を構築することが望ましい。

溶解、晶析、簡素化溶媒抽出工程に関する現時点での見通しは以下の通りである。

溶解工程については、照射燃料の溶解試験により、実用的な時間で高濃度溶解液を得ることができることを確認し、プロセス的な見通しを得ている。機器については、RETFと同じ回転円筒型連続溶解槽を採用しているものの、ホット試験による性能実証が行われていないため、今後行っていく必要がある。また、高い金属濃度の溶液の移送技術等の検討が必要となる。

晶析工程については､MOXを溶解した溶液と常陽の照射済み燃料を溶解した溶液による試験および円環型晶析装置の試験を実施し、いくつかの課題が確認された。今後、Pu及びFPを高濃度で含む溶液からのUの回収と除染を両立する条件の検討、そのための基礎的なデータの収集、機器の検討等を要する。

簡素化溶媒抽出においては、遠心抽出器の耐久試験、システム試験等を行い、良好な性能を有することを確認している。今後、目標処理量を達成するための遠心抽出器の開発等が課題である。

(2) Am-Cm 回収

フローシートに関しては、CMPOとCyanexによる分離サイクルに拘らず、様々な選択肢から最適化されたプロセスを構築する取り組みが必要である。CMPOサイクルは典型的なTRUEX法のフローシートによるものとしたが、SETFICS法に準じると、希土類元素を除去したAn(III)を得るとともに､塩析剤を不要とする可能性がある｡Cyanex 301はAn(III)と希土類元素の相互分離に優れるが、抽出剤が容易に劣化するので別の方法を検討する必要があり、アミン抽出法はこの目的に活用しうる。旧原研で開発を進めてきたアミド系抽出剤(TODGA)、仏国原子力庁(CEA)による窒素系配位子(R-BTP)、SESAME法なども参考としていくことが望ましい。

機器開発の観点からは、閉じこめ安全を考慮したカラム装置や、適切な製品溶液の分画を実現する制御機構の設計に取り組むことが必要である。安全性の観点からは、溶媒劣化

の影響について、溶媒抽出法と同様に検討していかねばならない。

本技術に関する研究開発は現在（財）産業創造研究所が主体的に進めており、効率的に研究開発を進めるため、適宜協力していくと良いと考えられる。

(3) その他の工程

前処理工程では、燃料集合体の解体やせん断のために、レーザー法と機械的方法の２法の比較評価の結果として、機械的方法を採用して、ラッパー管の周方向のスリットカットの後に集合体を引抜き、燃料ピン束を短尺にせん断する方法が開発課題が少なく早期の実用化できることが分かった。なお、溶解工程において燃料粉体を得る必要が生じた場合には、このための技術の重要度が特に増すことになる。

廃棄物処理については､今年度の設計作業において廃棄体を得るまでの工程を包含した。低レベル廃棄物の処分に係る研究開発と歩調をそろえて進めていくことが必要である。また、NOxを回収し再利用する工程を付加したが、主要なプロセス成分について、物質収支をより精度良く評価し、適切な再利用方法を適用していくことが望まれる。

機器等の保守は、マニプレータやクレーンなどを用いた既往の方法によることを前提とした｡保守機器の員数や仕様を定めるには､プロセス機器の詳細を検討する必要があるが、可能な限り進めていくことが望ましい。

プロセスの運転制御に係わる設計はこれまでになされていない。このため、前述のように保守設計が未熟である他に、操業費の見積もりにおいて重要な人員配置を検討することができていない。プロセス機器の詳細を検討し、可能な限り進めることが望ましい。

分析工程の設計は、品質保証や保障措置に対する対応など主にソフト面の設計の進捗に影響を受ける。これまでにこのような設計は行っていないので、こちらも適宜進め、分析設計の詳細化を図ることが望ましい。

8.2.2 超臨界直接抽出法

超臨界直接抽出法に関する技術的成立性を表 8.2.2にまとめる。

超臨界直接抽出法はシステムの簡素化によりNEXT法に比べて費用および廃棄物の点で有利となる見込みがあり、魅力的であるといえる。また、従来技術における溶解と共除染工程を合わせた工程が中心であり、分離化学の観点からも継続して着目すべきである。しかしながら、技術的な課題は、分離性能の確認や主要な装置の開発を含むので、現時点において、超臨界直接抽出法は先進湿式法の代替技術としては未成熟であると言える。

超臨界二酸化炭素(sf-CO_2)-TBP-硝酸の系で酸化物から核物質の回収を行う（以下、直接抽出）が、水が共存しない系では三価金属イオン（希土類元素、AmおよびCm）をともに回収することは避けられない。その程度は、UやPuの回収率に依存し、高い回収率を得ようとすると除染係数が悪くなる。これらの関係を明らかにするためには、照射燃料を用いた試験を十分に行い、基礎的なデータを蓄積する必要がある。

直接抽出、ハル洗浄と逆抽出・溶媒洗浄工程の機器はそれぞれ固体（燃料粉体および残

渣）、固体（ハル）、水溶液（硝酸もしくはアルカリ）とsf-CO_2の二相系であり、装置設計は異なったものとなる。直接抽出については、粉体化された燃料の取り扱い方法の確立、抽出後に残ると考えられる残渣の特性に関するデータが重要であるが、照射燃料を用いた試験が必要である。

したがって、技術的成立性を早期に確認するよう、開発資源を十分に考慮しながら試験および設計研究を継続することが望まれる。

研究開発の遂行に当たっては、三菱重工業㈱や名古屋大学などの関係機関と協力して効率的に進めていく必要がある。

8.2.3 NEXT 法（先進湿式法）（窒化物燃料対応）

NEXT法（先進湿式法）（窒化物燃料対応）に関する技術的成立性を表 8.2.3にまとめる。

酸化物燃料対応の先進湿式法との差違は、^{15}Nおよび^{14}Cの回収、TiN 被覆粒子燃料を用いる場合の燃料コンパートメント及び六角ブロックの解体、被覆粒子の脱被覆方法、窒化物を取り扱うことに起因する前処理工程の雰囲気制御であり、これらについて述べる。

^{15}Nは前処理の段階で高い割合で回収することが求められるが、候補技術として挙げたPSA法を含め技術は未確立といえる。プロセスの性能は工学的な規模での気体の閉じ込めに依存する。このため、回収方法の選定や確立には、可能な限り実際に近い規模での試験が重要となろう。^{14}Cについても同様であり、試験により回収性能を調べ、方法を選定するなどして、全体工程を最適化していく必要がある。

TiN被覆の処理方法にはいくつかの候補が考えられるが、実験研究を踏まえてそれぞれの得失を見極めていく段階にある。

前処理工程は火災・爆発の対策のためにAr雰囲気とすることを考えた。金属電解法はAr雰囲気を採用しており、技術的な見通しはこれに準ずる。また、技術的な困難さは管理の程度に依存するので、必要なArガスの組成をまず議論すべきであろう。O_2は窒化物の火災、N_2は^{15}Nの回収率にそれぞれ影響し、これらを考慮して決定していくことが望まれる。

表 8.2.1　先進湿式法の技術的成立性

技術		設計要求	技術的成立性（原理確認基礎データ、実績等）
前処理	解体	・ 解体不良、燃料ピンの損傷がないこと	【機械式】 ・ キュービトロンなどの砥石について良好な切断と耐久性を確認。 【レーザ式】 ・ 解体の可能性を確認したが、燃料ピンの損傷が懸念される。 ・ 解体機から上面装荷方式せん断機への受け渡し特性を評価。 ・ 光ファイバーのγ照射試験を実施し、高出力レーザ伝送時、照射による著しい伝送損失、温度上昇は認められず。 【共通】 ・ 設備の耐久性、遠隔保守性については確認が必要。
	せん断	・ 所定の長さにせん断し、燃料を粉状とする	・ 工学規模試験装置の設計、製作、コールド試験を実施。 ・ 集合体を短尺にてせん断可能［せん断長 20 mm, 開口率約 80 %］。 ・ 設備の耐久性、遠隔保守性については確認が必要。
	溶解	・ 燃料溶解率 99.9%以上 ・ 燃料漏出率 0.1%未満 ・ 粉砕したハル片が槽内に蓄積しないこと	・ 高濃度溶解液（約 560 gHM/L）を得るための溶解方法で、せん断片溶解では 5 時間で溶解率約 80 %、10 時間後でも約 95%と溶解終了に至らず、過去の CPF データに基づく溶解速度評価とほぼ一致。 ・ 粉化溶解時のオフガス発生量平坦化のために、温度制御（溶解初期を 60℃程度の低温としてから加温して溶解）の有効性が期待できることを溶解速度評価式を用いて確認。試験による実証が必要。 ・ 未溶解燃料及び堆積スラッジの有無の確認手段として、ファイバースコープによる内部観察システムを開発。
	清澄	・ 粒径 1μm の粒子補集率：>99% ・ 洗浄スラッジの回収率： >99%	・ 残渣発生割合(燃料総重量に対する割合)は、Pu 富化度が 18%の場合で 0.23%、30%程度で 0.5～1.4%程度。 ・ 残渣粒径は、2μm 以下が 90%を占める。 ・ 残渣成分は Mo,Pd,Ru,Rh,Tc であり、Mo 含有率は 20～30%程度。 ・ Zr の残渣への移行率は 0.3～11.5%。 ・ Ru の残渣への移行率は 5～16%。 ・ Rh の残渣への移行率は約 20%。 ・ U の残渣への移行率は 0.008～0.07%。 ・ Pu の残渣への移行率は 0.01～0.09%。
化学処理	晶析	・ U の析出率 : 70%以上 ・ Pu の結晶への移行率：1%未満 ・ DF：$>10^2$	・ U 試験、模擬溶解液試験を実施し、既知の溶解度曲線から予想した温度制御により U 回収率 60%が得られることを確認し、模擬 FP については DF=10^2 が期待できることを確認。 ・ U(VI)+Pu(VI)混合試験で、U と Pu の共析出を確認し、析出物中の U/Pu 比は、若干 Pu の量が低い傾向にはあるが、ほぼ供給液中の U/Pu 比と同じであることを確認。 ・ U(VI)+Pu(IV)混合試験では共晶析せず、U のみが析出し、Pu は母液中にとどまることを確認。 ・ 晶析 U 製品ハンドリング試験を実施し、結晶のまま移送する場合の特性データを取得するとともに、移送候補技術の洗い出しを実施。 ・ 実溶解液を用いた晶析データの把握が必要。
	簡素化溶媒抽出	・ U、Np、Pu の回収率：99.9%以上 ・ 廃液への U、Pu 損失：0.1%未満 ・ DF：$>10^2$	・ 過去の試験結果より単ｻｲｸﾙで DF=10^4 程度が達成可能。 ・ 小型遠心抽出器を用いた実溶解液を用いた試験では、total-γに対する DF は 10^3 以上で、製品中への FP 移行量及びラフィネート中への U,Pu 損失は分析下限値以下。 ・ 上記試験で、U 逆抽出液流量の低下及び調整酸流量の不安定さが原因と思われる廃溶媒中への U の損失を確認。 ・ Np は約 2%がラフィネートへ移行、ほとんどは製品中に回収。
	溶媒洗浄	・ 廃溶媒への U 損失 0.1%未満	・ U,Zr,Ru,DBP を含む模擬劣化溶媒（照射試験後）を用いて、シュウ酸ヒドラジン、炭酸ヒドラジンによる分液ロートによる洗浄試験を行った結果、U の DF は 800 以上、Zr の DF は 80 以上、Ru の DF は 12 以上得られることを確認。
	抽出クロマトグラフィー	・ Am 及び Cm 回収率：99.9% ・ 希土類除去率 : 90%	・ CMPO 含浸シリカ単体吸着剤の耐放射線性、耐熱性、耐酸性のデータ取得（有機成分の溶出は僅か）。

表 8.2.2　超臨界直接抽出法の技術的成立性

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性（原理確認基礎データ、実績、開発状況等根拠）
機械的前処理	解体･せん断	解体不良、燃料ピンの損傷がない	解体機については、YAG レーザによる可能性を確認している。 せん断機は耐久性や遠隔保守性についての確認を残すのみである。
	酸化加熱	燃料ペレットを粉体とする	30 %の Pu 富化度では困難であることをホット試験により確認した。設計条件を精査し、必要な Pu 富化度を再検討し、必要に応じて別の方法を検討することになる。
		粉体を損失させない（回収率 >99.9 %）	実験データがない。機器開発に依存する。
		ヨウ素を除去する	実験データがない。ホット試験が必要である。また、有機ヨウ素の生成を考慮する必要がある。
再処理	直接抽出	燃料粉体から sf-CO_2 への抽出（回収率 >99.9 %）	U 及び MOX 試験を実施し、回収の可能性が確認されている。試験研究を継続して行う必要がある。
		核分裂生成物等の除去	U 試験を実施し、数 10 の除染係数が得られると見込まれている。希土類や Zr が抽出されるおそれがあり、試験研究を継続して行う必要がある。
		ハルからの回収	実験データがない。ホット試験が必要である。
	逆抽出	sf-CO_2 からの逆抽出（回収率 >99.9 %）	U 試験を行い、可能性を確認している。
	MA 回収（TRPO）	Am、Cm および希土類元素の回収（回収率 >99.9 %）	回収率に関する実験データがない。試験研究が必要である。 Am などはより抽出能力の小さな化合物を用いて回収できると考えられるので、同様の機能を持つ物質を検討すべきである。
		核分裂生成物等の除去	除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。
	MA 回収（Cyanex）	Am および Cm と希土類元素の相互分離（回収率 >99.9 %）	回収率や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。 Cyanex 301 は化学的に不安定であるので、同様の機能を持つ物質を検討すべきである。
	溶媒洗浄	劣化物の除去	劣化物の生成量や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。
付帯設備	廃溶媒処理	安全、円滑な処理	希釈しない抽出剤を取り扱う技術の確立を要し、試験研究が必要と考えられる。
	CO_2 リサイクル	放射性物質の除去	揮発性の物質の以降率や除染係数に関する実験データがない。試験研究が必要である。

表 8.2.3　窒化物燃料再処理の技術的成立性評価

主要な技術	設計要求	技術的成立性 （原理確認基礎データ、実績、開発状況等根拠）
集合体解体 （被覆粒子燃料の場合）	解体不良、燃料要素の損傷がないこと	・ 照射された大型のセラミック材料を加工することになるが、未知の分野であり、候補技術の選定を行う段階から始める必要がある。
脱被覆 （機械的処理･化学処理）	回収率 ・U/TRU：99%以上	・ フッ化反応条件（TiNを選択的にフッ化する）の確認が必要。 ・ 機械的破砕法は成立性の確認が必要。 ・ 被覆層からのTRUの回収については、TRUの被覆層中への移行量、溶解挙動等を確認する必要がある。 ・ 脱被覆･酸化物転換後は従来の方式で対応可能であるが、被覆材、構造材成分の工程内挙動の把握が必要。
^{15}N回収	回収性能 ・製品窒素純度99.9 % ・回収率90 %以上	・ 多重PSA式窒素回収技術は、一般工業界では、実績がある。 ・ 模擬や実際のガスを使用した窒素回収装置にて実証する必要がある。
^{14}C回収	（施設からの放出濃度に係る規制などを考慮して定める必要がある）	・ 模擬や実際のガスを使用したCO_2回収装置にて実証する必要がある。 ・ 物質収支や放出濃度及び量などについて、設計検討を行う必要がある。
溶解工程及び以後の工程	先進湿式法に同様	・ 基本的に先進湿式法と同様に処理できるものと考えられる。 ・ 酸化した燃料の溶解特性や不溶解残渣の特性等を試験研究により調べる必要がある。 ・ 構造材料や被覆の成分の挙動を明らかにすることが重要である。

8.3 乾式法の技術見通し

8.3.1 酸化物電解法（酸化物燃料対応）

酸化物電解法に関する技術的成立性を表 8.3.1にまとめる。電解工程ではFe、Cr等の被覆管成分が混入することで電流効率が低下することが知られているため、前処理については、脱被覆時に燃料粉体中へのハル成分混入率を低減する必要がある。これを踏まえてロール矯正法が選定されているが、FBRの細径ピンへの適用経験が無く、照射ピンが矯正時の変形によって破損する可能性がある。ロシアにおける使用済燃料試験では、単ピンせん断と篩で80%程度の燃料が回収された実績があり、早い時期に使用済燃料を利用した要素試験を実施して、脱被覆工程を選定し、工学的装置の開発に着手する必要がある。

再処理に関しては同時電解法、MOX共析、MA回収の成立性を確認するための試験データの取得が進められている。

同時電解法については、Puを使った要素試験で陽極溶解と陰極への析出の原理が確認されている。システム設計では、１年程度の耐久性を持たせるため現在試験に利用されているパイログラファイトに代えてジルコンをルツボ材としているため、使用済燃料への通電のため電解槽の構造が複雑となっている。今後、材料やCCIMの適用性の確認試験を実施し、その結果によって同時電解の採用について再検討が必要となる。MOX共析については多くのPu試験によって複雑な挙動が解明され、使用済燃料試験によって成立性は実証されたものの、電流効率が30%程度と低く、塩のリサイクル数を決める希土類FPの除染性能にも疑問が残っているため、さらなる研究の継続が必要である。

MA回収については、いくつかの方法を試み、現在も回収方法を確認する試験をRIARで進めている。最初に試みられたグラファイト陰極による絞り電解ついては、アルカリ腐食が発生しない電位範囲では、Am、Cmの十分な回収は困難であり、RIARではアルカリ腐食が発生しない液体金属陰極の開発を進めている。炭酸ナトリウムを用いてMAを沈殿回収する試験も実施し、MAを99%以上沈殿させることに成功したが、希土類FPも相当量同伴し、分離性能が不足していることがわかった。そこで、RIARでは追加の分離工程の開発を実施中である。このように、酸化物電解法におけるMA回収は、いまだ実証されていないが、設計で採用している液体金属抽出法によれば金属電解法と同等の分離は可能と予想される。これら再処理は電解装置で実施されるものであり、その耐食性を向上させる目的でルツボ材料の材料開発が必要である。現在RIARで利用されているパイログラファイトの寿命は1000hr程度といわれており30バッチ程度しか使用できない。ジルコンについては試験片による腐食試験から１年程度使用できる可能性があるが、ルツボの試作が不可欠である。また、セラミックスの構造健全性に関する不安を排除することを狙ったCCIMの採用も含め、今後検討すべき課題が残っている。

廃塩処理として高充填率のリン酸ガラス固化を採用している。これは、ロシアRIARの知見に基づいているが、ガラスの再結晶による温度制限がホウケイ酸ガラスより100℃程度低く固化体の発熱量は1.8kw/本程度に制限されるため、鉄リン酸ガラスの開発等の改良

が必要である。

また､塩素を取り扱うため､これをリサイクルするために深冷分離装置を採用している。しかしながら、これに対する工学規模の原子力施設での使用は未知であり、今後の開発が必要である。

8.3.2 金属電解法（金属燃料対応）

金属燃料をリサイクルする場合の金属電解法に関する技術的成立性を表 8.3.2にまとめる。前処理では、Naボンド除去工程について実績が少なく塩中のNaCl制限が塩廃棄物発生量に影響するため使用済燃料による試験を実施し､Na除去率を確認することが重要である。電解工程では、Cd陰極の実績が少なく処理速度や除染能力を使用済燃料で確認することが重要である。さらに、大型電解槽による固体陰極とCd陰極の同時使用のは机上検討であるため、試験により成立性を確認しておく必要がある。

陰極析出物からの塩・Cdの蒸留については、ルツボのコーティング材と燃料が反応してドロスが発生するため、ここから燃料を回収できることを実証することが必要である。成分調整が可能なように回収した20kg程度のインゴットを5kg程度に分割して燃料製造側に受け渡す装置も開発が必要である。連続陰極処理装置の設計は、まだ机上検討の段階であり、ある程度技術開発を実施しないと成立性は判断できない。

塩処理については、ゼオライトで除染した塩のリサイクルを実証し、成立性を確認する必要がある。処分体のガラス結合ソダライト固化体については、米国で実廃棄物用に採用されている実績はあるが、ＦＰ含有量が４％程度に制限されているため廃棄物発生量が大きくなり、国内で実用化するためには減容化のための技術開発が重要である。

セル内のArガス中不純物を除去するための精製装置も触媒方式の実績はあるが、大型セルに対してはコンパクトなPSA方式を設計で採用している。PSA方式は、空気中の窒素分離で実用化されているがArガス中の微量な酸素や窒素を分離した実績はなく試験により精製能力等の性能を確認しておく必要がある。

8.3.3 金属電解法（酸化物燃料対応）

金属電解法により酸化物燃料をリサイクルする場合に新たに必要となる還元、酸化処理工程に関する技術的成立性を表 8.3.3にまとめる。（詳細は付録7.1参照）

Li還元については、U,Pu,Am酸化物をほぼ100%還元できることは小規模試験で実証されているので原理的成立性は確認されているが､実用装置の概念は机上検討によるもので、装置の開発試験を実施しないと工学的成立性は評価できない。その他、より高温となる塩廃棄物のゼオライト吸着についても試験を未実施であり今後の開発課題となっている。

酸化物に転換して振動充填とするプロセスについては、U金属を酸化物に転換した実績はあるが、振動充填燃料に利用可能な酸化物顆粒を製造するプロセスは机上検討であり、振動充填燃料まで含めた開発試験を実施しないと原理成立性の評価は出来ない。

8.3.4 金属電解法（窒化物燃料対応）

金属電解法により窒化物燃料をリサイクルする場合に新たに必要となる窒化、工程に関する技術的成立性を表 8.3.4にまとめる。（詳細は付録7.2参照）

Cd中での窒化処理によりU,Pu金属を窒化物に転換できることは原理的に確認されているが、Arガス中の窒素回収装置も含め実用装置の概念は机上検討であり工学的成立性の見通しを得るためには開発試験が必要である。

8.3.5 フッ化物揮発法（酸化物燃料対応）

酸化物燃料に対応したフッ化物揮発法再処理技術に係る検討は，フェーズ1の評価結果に則り，机上検討と国内外における情報収集を中心に実施し，表 8.3.5に示す結果を得ることができた。同表によれば，これまでの問題点の多くが，反応装置や反応条件などを適切に設定することにより解決できる可能性があり，今後の，国内における「FLUOREX法」の開発や米国における「TRUFLUOR法」の展開，またロシアやチェコの動向等に鑑みて，技術的成立性を評価していく必要がある。

なお、本フッ化物揮発法は、Uのフッ化転換時の高い除染機能と、製品の化学形態がUF_6と再濃縮に適していることから、LWRサイクルからFBRサイクルへの移行期における回収ウランの貯蔵やウラン転換施設の合理化の観点からの適用が考えられる。

8.3.6 フッ化物揮発法（窒化物燃料対応）

窒化物被覆粒子燃料の場合，被覆材である窒化チタン（TiN）の硬度が高く（ビッカース硬度：2050），また衝撃性に優れた材料であるため，脱被覆が大きな課題となる。しかしながら，フッ化物揮発法を用いて，TiNを昇華性の四フッ化チタン（TiF_4）に転換し揮発させることにより，容易に脱被覆が行え，引き続き，フッ化物揮発法による再処理が行える可能性があることがわかった。フェーズ２では予備的な試験までは実施したが，今後，周辺技術の開発と共に，基礎試験や工学規模試験を実施することにより，技術的成立性についてさらなる評価を行っていく必要がある。

表 8.3.1　酸化物電解法に関する技術的成立性評価(1/2)

技術		設計要求事項	技術的成立性
前処理	脱被覆	燃料粉体回収率 99.9%以上 （ハル洗浄含）	粉体化については産創研開発のロール矯正/ハンマ打撃法、ハル洗浄は電中研の実績に基づき評価。使用済燃料による要素試験を実施しないと成立性の判断はできない。
		ハル混入率 暫定 1%	電解槽での電解性能向上には混入率を極小化する技術が必要。使用済燃料による要素試験を実施しないと成立性の判断はできない。
再処理	同時 電解	電流効率 50%	国内・同時電解 U 試験で陽極側 60～70%、陰極側 95%を達成していており、Pu 試験も実施され原理は確認されている。　ルツボが絶縁材の場合、通電のための構造が複雑となるため再検討が必要。
	塩素化 溶解	溶解率 100% 溶解時間　4hr	ロシア RIAR およびサイクル機構等国内実績に基づき溶解率 100%は確認されている。 同時電解残留物の溶解時間については、使用済燃料の試験から推定しているが確認が必要。
	NM 除去	電流効率　75％FP 回収率 90%	ロシア RIAR およびサイクル機構等国内実績から達成可能と判断している。
	MOX 共析	電流効率　50％HM 回収率 U/Np/Pu：90% DF：20	ロシア RIAR およびサイクル機構等国内実績に基づき工学的判断により設定。 ロシア RIAR でのホット試験実施。プロセス運転条件把握（Pu 富化度、電流効率等）の見通し有り。
	MA 回収 （液体金属抽出）	MA 回収率 Am：90% Cm：90% DF：20	ロシア RIAR およびサイクル機構等国内知見を踏まえ、液体金属抽出の理論解析に基づき設定。 今後、試験で性能を確認することが不可欠。　乾式法共通の技術としてより分離性のよい方法を開発していることが望ましい。
	総合 （電解槽）	耐食性 1 年以上	試験片による Pu 耐食試験を実施し、パイログラファイトから緻密化ジルコンへ変更で耐食性は向上、ルツボの試作が不可欠。サイクル機構にて高耐食性を期待した CCIM の採用も再検討要。

表 8.3.1　酸化物電解法に関する技術的成立性評価(2/2)

技術		設計要求事項	技術的成立性
廃塩処理	FP リン酸塩処理	ガラス溶融炉のルツボ寿命　1 年以上 鉛リン酸ガラス固化体浸出速度 ホウケイ酸ガラス並 ガラス軟化温度　400℃以上（発熱制限 1.8kW）	リン酸ガラスはホウケイ酸ガラスより腐食性が高い。 産創研で ZrB_2 ルツボの試験実績があるが長期間の耐久性データは無い。 場合によっては CCIM 方式が必須となる。 FP リン酸塩にリン酸ガラス基材を添加し固定化できることは実証済。 ロシア RIAR 等の知見に基づき FP 添加率が 27.5%と高いが発熱制限によって制約を受ける。実用化には、耐熱特性を含む基礎データの相当の拡充が必要。 ガラス軟化温度については、鉄リン酸ガラスとすることによって 500℃程度まで向上し発熱制限はホウケイ酸ガラスと同じ 2.3kw まで改善される可能性がある。
	余剰塩処理	ガラス溶融炉のルツボ寿命　1 年以上 フツリン酸ガラス固化体浸出速度 ホウケイ酸ガラス並 ガラス軟化温度　400℃以上（発熱制限 1.8kW）	ルツボについては、上記参照。 余剰塩をリン酸により展開しリン酸ガラス基材を添加し固定化できることは実証済。 ロシア RIAR 等の知見に基づき FP 添加率が 45%と高いが発熱制限によって制約を受ける。実用化には、耐熱特性を含む基礎データの相当の拡充が必要。 ガラス軟化温度については、上記参照。
その他	塩素ガスリサイクル		ロシア RIAR での知見により回収には深冷分離法を採用。一般産業では、大々的に実用化されているが､FP 不純物を含むオフガスへの適用実績は RIAR でもないため、成立性の見通しはあるが開発には、時間を要する。

表 8.3.2　金属電解法（金属燃料対応）の技術的成立性の評価（1/2）

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性
前処理	燃料集合体解体	・解体不良、燃料ピンが損傷なく集合体解体ができること。 ・解体時間約 2h/体	ANL FCF 等にて機械式解体の実績があり選定は妥当であるが、解体速度、切断刃の寿命や燃料ピンへの損傷等の課題があり、国内試験により成立性を確認しておく必要がある。
	ピンせん断	・せん断長さ 10mm 程度 ・ピンせん断時間約 5.8h/体	ANL　FCF 等にて実績があるので成立すると評価した。
	Na ボンド除去	・Na 除去率 炉心燃料 90% 径ブランケット燃料 99% ・Na 除去時間約 1.7 体/日	ANL で試験したﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ実燃料試験で Na ボンド除去率 99%以上の実績があり原理的には確認されているが、炉心燃料のデータにより除去率を向上させ塩廃棄物の低減を図る必要がある。
	燃料回収	・燃料回収率　約 99.5% （ハル混入燃料　約 0.5%）	ANL FCF の実績ﾃﾞｰﾀ（12 ラン平均回収率 99.7%）により成立性は確認されている。
再処理	HM 電解精製	・回収率 固体陰極 U>99.9%、Zr>70% 液体 Cd 陰極 U/TRU＞99.8%、Zr>70% ・回収時間 固体陰極 10kgU/20h･極 液体 Cd 陰極 3.4kgU-TRU/10h･極	それぞれ、陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－固体陰極、陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－液体 Cd 陰極の電解処理法は、ANL FCF、原研などにて実績があるので原理は確認されている。 陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－固体陰極と陽極ﾊﾞｽｹｯﾄ入り燃料－液体 Cd 陰極の同時電解処理法については机上検討段階であり評価試験を実施しないと成立性は判断できない。
	電解精製槽内雰囲気	酸素、水分、窒素濃度 10ppm 以下（それぞれ）	ANL　FCF 等にて 10ppm 程度で影響がなかったが大型セルでは精製装置の肥大化を防ぐためにセル内は 100ppm 程度に緩和すべきであり、Ar ガスパージによってセル内に比べて装置内の純度を向上できることを確認しておく必要がある。

表 8.3.2　金属電解法（金属燃料対応）の技術的成立性の評価（2/2）

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性
再処理	固体陰極処理装置	・固体陰極析出のUと塩・Cd との分離 U　100% ・処理時間 180kgU/日	バッチ式は ANL　FCF などにて実績があるが、コーティングと燃料との反応によりドロスが発生するのでこれから燃料を回収できることを実証する必要がある。 連続式の設計は机上検討であり、開発試験を実施しないと成立性は判断できない。
	液体 Cd 陰極処理装置	・液体 Cd 陰極回収 U-TRU と塩・Cd との分離 U-TRU 100% ・処理時間 44gU-TRU/日	
塩処理	U/TRU　抽出	・U/TRU 回収率 U;99.9%、Pu;99.8% Am/Cm;99.7%、Np;99.9% ・FP（RE）の DF　10 以上 ・抽出時間約 2h/ﾊﾞｯﾁ	ANL や電中研が実施したバッチ抽出試験ﾃﾞｰﾀをﾍﾞｰｽとしている。 電中研で向流多段抽出のコールド試験を実施中であり、これにより成立性の見通しが得られると期待される。
	FP 除去	・ゼオライトカラム FP 吸着率 ｱｸﾁﾆﾄﾞ,希土類(3 価)98% 希土類(2 価),ｱﾙｶﾘ土類 95% Cs95% ・塩処理時間約 12 時間/8 ﾊﾞｯﾁ	電中研で基礎試験継続中であり原理は確認されている。ただし、吸着後の塩のリサイクルについては確認されていないので現状では成立性を判断できない。
廃棄物固化	人工鉱物固化	・廃棄物処分条件を満足させる固化体の製造 ・浸出速度 ホウケイ酸ガラス並	ANL において人工鉱物固化製造の実績がある。 米国 DOE では、種々研究が進められ、米国廃棄物処分条件を満足しているとしているが、FP 添加量が少なく廃棄物量が大きくなるので国内で成立させるためには一層の技術改良が必要である。
付帯設備	Ar セル内雰囲気	セル雰囲気管理 酸素、水分＜100ppm（それぞれ）、窒素＜5000ppm	触媒方式による Ar 精製 ANL FCF 等の実績があるが、PSA 方式については実績がなく、工学試験等により性能を確認しておく必要がある。

表 8.3.3　金属電解法（酸化物燃料対応）の技術的成立性の評価

工程	技術	設定値	評価
Li還元	Li還元	還元率 U,Np >98% Pu　>97.9% Am,Cm>97.9%	電中研および旧サイクル機構等が実施した100g以下の実験により U,Pu,Am 酸化物の還元率は誤差の範囲で100%となることを確認しているので原理は確認されている。実用化するためには、工学規模の装置概念や速度向上のための改良（電解還元）が必要である。
	Li電解	－	グラファイト陽極で原理は確認されているが、実用化するためには非消耗陽極の開発が必要。
	ｾﾞｵﾗｲﾄ吸着	FP吸着率 ｱﾆｵﾝ　= 10% ｱﾙｶﾘ金属　= 50% ｱﾙｶﾘ土類金属= 50% 希土類　=100%	LiCl-KCl などの溶融塩からの FP 回収については電中研や ANL の実績があるが、相対的に高温である LiCl (650℃)からの FP 回収についてはゼオライトの耐久性に課題があり、実用化するにはゼオライトの改良が必要である。
	ろ過	塩付着率 LiCl付着率<10%	還元物を100%回収し､塩をドレンする濾過装置の設計は机上検討であり、成立性を評価するためには、装置開発や試験を実施する必要がある。
酸化転換	粉砕	粒径調整	製造した顆粒が振動充填密度を達成できるか疑問であり、技術開発要素が大きい。
	酸化転換	化学量論比調整	同上

注）金属電解法共通の技術については、表 8.3.2 参照

表 8.3.4 金属電解法（窒化物燃料対応）の技術的成立性の評価

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性
電解槽窒素化	U、U-TRU の窒化 Cd、塩等除去	①U 窒化処理 N_2 ガスバブリング方式 N_2 ガス流量約 4L/min･kg （バブリング時間約 5hr） U 窒化装置処理量 60kgHM(6 極分)/バッチ・日 ②U-TRU（Pu-MA）窒化処理 Cd 蒸留方式 U-Pu-MA 窒化装置処理量 6kgHM(1 極分)/バッチ・日	小型試験装置にて Cd 中 N_2 ガスバブリング方式にて窒化 U が得られることを実証している、Pu の窒化処理は、小型試験装置にて Cd 蒸留方式にて窒化 Pu が得られることを実証しているので原理は確認されている。 成立性を評価するには、U-Pu-MA 等の窒化に必要な実規模の窒素ガス量、窒化時間等のデータを取得し、最適な窒化方法(UN、U_2N_3 の窒化生成物の制御等)を確認する必要がある。
	窒素回収	窒素回収性能 製品窒素純度 99.99% 窒素回収率 90%以上	PSA 式窒素回収技術は、一般工業界では、実績がある。本システムの設計は、机上検討であるので、成立性を評価するには Ar ガス、中からの窒素回収試験が必要である。

注）金属電解法共通の技術については、表 8.3.2 参照

表 8.3.5　フッ化物揮発法に関する課題と対応策

フェーズ1で摘出された課題	フェーズ2における検討結果	今後の検討課題
PuF_6の安定性評価	＊理論計算により、PuF6の安定領域を算出し、得られた条件から新たなフッ化物揮発法による再処理プロセス概念を構築。	＊実験室規模の試験によりプルトニウムのフッ化挙動及びフッ化により生成したPuF_6の安定性について反応速度論の観点から考察する必要あり。またフェーズ2で構築したプロセスの有効性について試験で確認する必要あり。
	＊情報調査により、「FLUOREX法」研究者が実験によりPuF6の安定性に関する知見を取得したことをを確認。理論計算値に近い温度範囲でPuF6は従来よりも安定しているものと推察。	
MA回収法の成立性	＊フェーズ2では、フッ化反応装置として流動床炉を選定し、主たるMA蓄積箇所を、不揮発性物質の場合は流動床炉内（流動媒体と共に）、揮発性物質の場合は、ケミカルトラップ内（充填材に収着）と想定し、それぞれの条件にあったMA乾式回収技術を提案。	＊一部、ウラン試験により充填材からのウラン分離効果は確認されているが、MAについての実績はないため、実験室規模の試験で確認する必要あり。
粉体、Puガスの取扱い	＊反応装置については、密閉性のよい流動床炉を採用し、炉内を負圧にすることで粉体やPuガスの漏洩を防止。	＊粉体、Puガスの取扱いに鑑みたプロセス設計の必要、及び設計に必要とされるデータ取得を実施していく必要あり。
	＊転換操作は、バッチ式で一括大量処理を行わないことにより、粉体の不要な機器配管内閉塞を防止。	
	＊反応装置内の反応条件を適切に制御することにより、シンタリングによる閉塞を防止。	
	*配管湾曲部等の特に粉体閉塞を起こしやすい箇所を設計時に可能な限り排除。	
	＊Puガスについては、可能な限り短時間で冷却固化することにより、分解と漏洩を防止。	

8.4 再処理システムの処理規模と経済性

FSにおける導入シナリオでは、FBR燃料再処理プラントの導入時期がLWRからFBRへの移行期にあたる。このため、導入する初期の再処理プラントの処理規模は比較的小規模となると予想される。一方、これまでの検討結果から、再処理システムは処理規模が小さくなるに従い再処理コストが上昇する傾向が示唆されている。

そこで、本項においては、各再処理システムにおいて、処理規模に対する経済性への影響の度合いについて評価する。

(1) 評価対象システムおよび処理規模

評価の対象とするシステムおよび処理規模は以下の通りである。

システム：先進湿式法、
超臨界直接抽出法、
酸化物電解法、
金属燃料金属電解法
（多面的評価向け資源および経済性重視型炉心・燃料仕様対応）

処理規模：50tHM/y、200tHM/y（金属電解法は38tHM/yを追加）

(2) 処理規模と経済性の評価

先進湿式法、超臨界直接抽出法、酸化物電解法、金属燃料金属電解法の各再処理システムについて、燃料サイクル費（再処理分）の処理規模に対する依存性を図 8.4.1（資源重視型）、図 8.4.2（経済性重視型）に示す。処理規模が50tHM/yでは、湿式再処理システム（先進湿式法、超臨界直接抽出法）に比べて、乾式再処理システム（酸化物電解法、金属電解法）の方が経済性に優れる結果となっているが、処理規模が200tHM/yでは、逆に湿式再処理システムの方が経済性に優れる結果となっている。これは、乾式再処理システムについては、臨界管理が基本的に質量管理であり、機器の容量が制限される（例：酸化物電解法の電解槽のPu制限量⇒14kg）ため、処理規模の増加に伴い系列数を増加する必要があることに対し、湿式再処理システムについては、臨界管理が基本的に形状管理であり、機器の容量が臨界に制限されずその他の要因（耐震等）で決められるため、処理規模が200tHM/yプラントにおいてもほぼ一系列であることが要因と考えられる。よって、経済性については、処理規模の小さいプラントは乾式、処理規模の大きいプラントは湿式が優れていることになる。

2.2.3項では、設計要求として「再処理費+燃料製造費として「0.8円/kWh以下」を設定する」と記載があるが、再処理側としては暫定的な値として「0.5円/kWh以下」を設定している。図 8.4.1、図 8.4.2から、この設計要求を満足していないのは資源重視型炉心・燃料仕様対応の処理規模約70tHM/y以下湿式プラントという評価結果となった。処理規模が200tHM/yの大型プラントについては、どのシステムにおいても大幅に設計要求を満足し、金属電解法については50tHM/yの小規模プラントにおいても十分な経済性を有すること

が分かる。

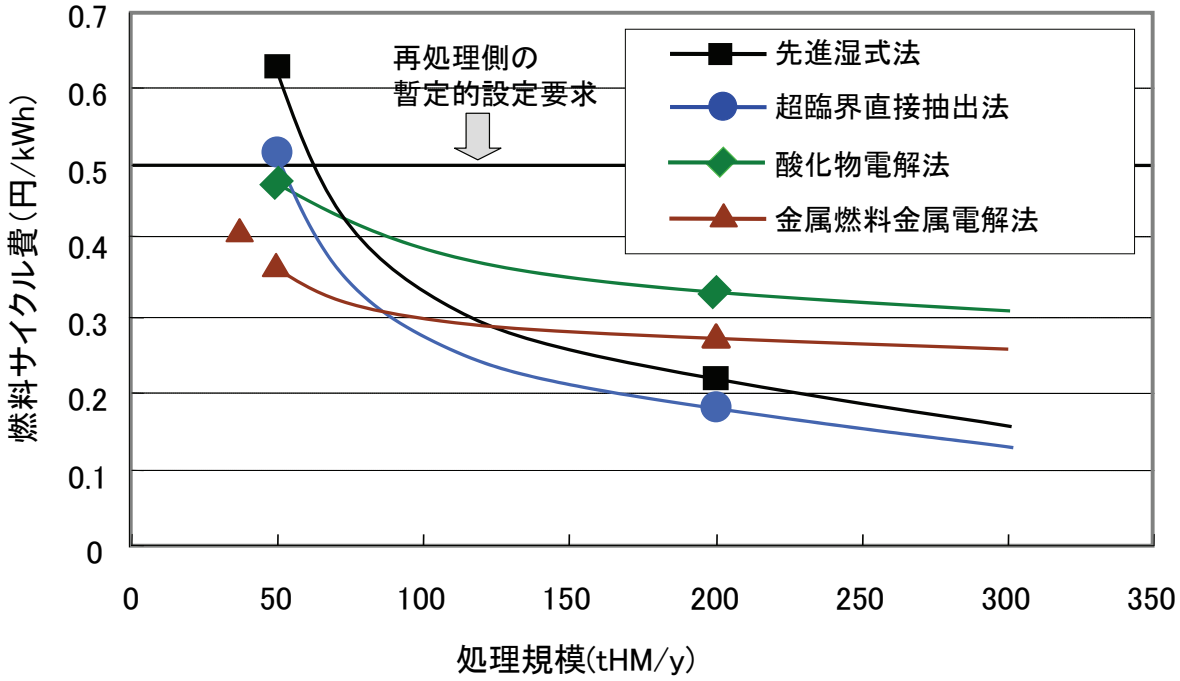


図 8.4.1 燃料サイクル費（再処理分）の処理規模に対する依存性（資源重視型）

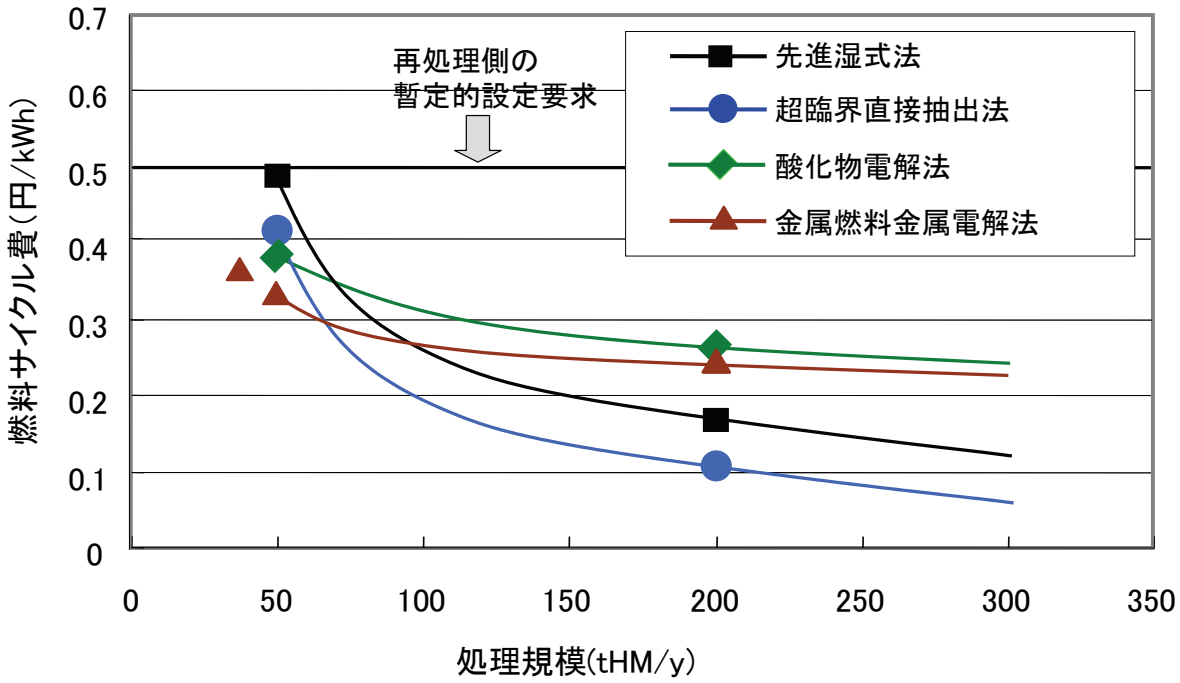


図 8.4.2 燃料サイクル費（再処理分）の処理規模に対する依存性（経済性重視型）

付録 1. 多面的評価向け炉心・燃料仕様

FBR燃料サイクルとして、原子炉プラントシステムと燃料サイクルシステムとで整合したシステムの評価を行うことを目的とし、本評価の前提とした多面的評価向けの炉心・燃料仕様について以下に纏める。

評価対象ケースは全20ケースで、原子炉プラントシステム、燃料サイクルシステムの組合せとそれに対応する炉心・燃料仕様について付表 1.1に示す。また、各炉心・燃料仕様については、付表 1.2～付表 1.31に示す。

付表 1.1　評価対象ケースと炉心・燃料仕様

ケース	炉	燃料	湿/乾	処理規模	再処理	燃料製造	炉心	対応する炉心･燃料仕様
1-1	**Na 大型炉** 1500MWe×2 の ツインプラント	MOX	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式	簡素化 ペレット	資源	付表 1.2～1.5
1-2							経済	付表 1.2～1.5
1-3							LLFP	付表 1.6～1.10
2-1						振動充填	資源	付表 1.11～1.14
2-2							経済	付表 1.11～1.14
3-1				小規模 (50t/y)	先進湿式	簡素化 ペレット	資源	付表 1.2～1.5
3-2							経済	付表 1.2～1.5
4-1					超臨界	簡素化 ペレット	資源	付表 1.2～1.5
4-2							経済	付表 1.2～1.5
5-1			乾式	小規模 (50t/y)	酸化物電解	振動充填	資源	付表 1.15～1.18
5-2							経済	付表 1.15～1.18
6-1		金属	乾式	大規模 (200t/y)	金属電解	射出成型	資源	付表 1.19～1.22
6-2							経済	付表 1.19～1.22
7-1				小規模 (50t/y)			資源	付表 1.19～1.22
7-2							経済	付表 1.19～1.22
8-1	**Pb-Bi 中型炉強制循環** 750Mwe×4 のプラント	窒化物	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式	簡素化 ペレット	資源	付表 1.23～1.26
8-2							経済	付表 1.23～1.26
9-1	**He 大型炉** 1500Mwe×2 の ツインプラント	窒化物 被覆粒子	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式	被覆法	資源	付表 1.27～1.30
9-2							経済	付表 1.27～1.30
10	**水炉** 1356Mwe×2 の ツインプラント	MOX	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式	簡素化 ペレット		付表 1.31

付表 1.2　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	1500	1500
熱出力	MWth	3570	3570
炉心概念	－	均質 2 領域炉心	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	26.3	26.3
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	288	288
外側炉心燃料	体	274	274
径方向ブランケット燃料	体	96	無し
主炉停止系	体	40	40
後備炉停止系	体	17	17
集合体配列ピッチ	mm	206	206
炉心高さ	cm	100	100
炉心等価直径	cm	538	538
炉心交換バッチ数	－	4 / 4	4
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.3　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	18.3 / 20.9	18.3 / 21.1
TRU 量（TRU/HM）	wt%	19.2 /21.9	19.2 /22.1
MA 量（MA/HM）	wt%	0.86/ 0.99	0.86/ 1.00
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	0.14 / 0.14	0.14 / 0.14
増殖比	－	1.10	1.03
燃焼反応度	%Δk/kk'	2.3	2.5
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	147,300	150,100

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.4　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
資源重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	217
	全長	mm	4570	4570
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0±0.32	5.0±0.32
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	ワイヤ
	材質	−	PNC−FMS 鋼*	PNC−FMS 鋼*
	燃料要素			
	全長	mm	2690	2690
	スタック長	mm	−	1400
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	200 / 200	−
	ボンド材	−	He	He
	材質	−	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	mm	10.4± 0.04	11.7 ±0.04
	肉厚	mm	0.71	
経済性重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	
	全長	mm	4570	
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	
	材質	−	ODS 鋼	
	燃料要素			
	全長	mm	2690	
	スタック長	mm	−	
	炉心燃料	mm	1000	
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	150 / 200	
	ボンド材	−	He	
	材質	−	PNC−FMS 鋼*	
	外径	mm	10.4± 0.04	
	肉厚	mm	0.71	

＊ PNC－FMS 鋼、ODS 鋼の何れにするか検討中。

付表 1.5　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 1-1～4-2　除 1-3, 2-1, 2-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	147.3	150.1
軸方向ブランケット	21.1	23.3
径方向ブランケット	7.7	－
炉心・軸方向ブランケット平均	108.8	114.9
全体平均	90.0	114.9

付表 1.6　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3）

項目	単位	LLFP 核変換炉心
電気出力	MWe	1500
熱出力	MWth	3570
炉心概念	－	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	26.3
集合体数	－	
内側炉心燃料	体	272
外側炉心燃料	体	290
径方向ブランケット燃料	体	64
主炉停止系	体	40
後備炉停止系	体	17
集合体配列ピッチ	mm	206
炉心高さ	cm	100
炉心等価直径	cm	538
炉心交換バッチ数	－	4 / 4
（炉心／径方向ブランケット）		

付表 1.7　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 1-3）

項目	単位	LLFP 核変換炉心
新燃料中の（内側炉心/外側炉心） Pu 富化度*1 (Pu/HM)	wt%	21.3 /23.3
TRU 量 (TRU/HM)		22.3/24.4
MA 量 (MA/HM)	wt%	1.01/ 1.10
希土類 FP 混入量 (FP/HM)	wt%	0.14 / 0.14
増殖比	−	1.03
燃焼反応度	%Δk/kk'	3.5
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	89,000

*1:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.8　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
LLFP 核変換炉心	集合体			
	燃料要素本数	本	255	217
	全長	mm	4570	4570
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	5.0 ± 0.32
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	ワイヤ
	材質	−	PNC－FMS 鋼*	PNC－FMS 鋼*
	燃料要素			
	全長	mm	2790	2790
	スタック長	mm	−	1500
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	200 / 300	−
	ボンド材	−	He	He
	材質	−	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	mm	10.4± 0.04	10.4± 0.04
	肉厚	mm	0.71	0.42

付表 1.9　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 1-3）

領域	LLFP 核変換炉心
炉心平均	148.2
軸方向ブランケット	16.0
径方向ブランケット	8.2
炉心・軸方向ブランケット平均	101.3
全体平均	89.0

付表 1.10　LLFP 核変換集合体の仕様（多面的評価向仕様ケース 1-3）

	Tc 集合体		I 集合体	
	LLFP ピン	Zr-H ピン	LLFP ピン	Zr-H ピン
ピン本数 ピン外径（cm） ピン肉厚（cm） 集合体肉厚（cm） 集合体配列ピッチ（cm）				
LLFP スタック長（mm or cm） LLFP 装荷量（kg）				

付表 1.11　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	1500	1500
熱出力	MWth	3570	3570
炉心概念	－	均質 2 領域炉心	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	25.3	25.3
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	326	326
外側炉心燃料	体	308	308
径方向ブランケット燃料	体	108	無し
主炉停止系	体	40	40
後備炉停止系	体	17	17
集合体配列ピッチ	mm	194	194
炉心高さ	cm	100	100
炉心等価直径	cm	535.5	535.5
炉心交換バッチ数	－	4 / 4	4
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.12　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	19.8 / 22.5	19.8 /22.8
TRU 量（TRU/HM）		20.8 / 23.6	20.7 /23.8
MA 量（MA/HM）	wt%	0.93 / 1.06	0.93/ 1.07
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	0.14 / 0.14	0.14 / 0.14
増殖比	－	－	－
燃焼反応度	%Δk/kk'	－	－
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	148.1	150

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.13　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
資源重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	217
	全長	mm	4570	4570
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	5.0 ± 0.32
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	ワイヤ
	材質	−	PNC－FMS 鋼*	PNC－FMS 鋼*
	燃料要素			
	全長	mm	2890	2890
	スタック長	mm	−	1600
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	300 / 300	−
	ボンド材	−	He	He
	材質	−	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	mm	9.7± 0.03	10.9 ±0.04
	肉厚	mm	0.67	0.39
経済性重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	
	全長	mm	4570	
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	
	材質	−	PNC－FMS 鋼*	
	燃料要素			
	全長	mm	2890	
	スタック長	mm	−	
	炉心燃料	mm	1000	
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	250 / 300	
	ボンド材	−	He	
	材質	−	ODS 鋼	
	外径	mm	9.7± 0.03	
	肉厚	mm	0.67	

＊ PNC－FMS 鋼、ODS 鋼の何れにするか検討中。

付表 1.14　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 2-1～2-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	148.1	150
軸方向ブランケット	16.8	18.7
径方向ブランケット	7.4	－
炉心・軸方向ブランケット平均	98.8	103.5
全体平均	82.6	103.5

付表 1.15　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	1500	1500
熱出力	MWth	3570	3570
炉心概念	－	均質 2 領域炉心	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	25.3	25.3
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	326	326
外側炉心燃料	体	308	308
径方向ブランケット燃料	体	108	無し
主炉停止系	体	40	40
後備炉停止系	体	17	17
集合体配列ピッチ	mm	194	194
炉心高さ	cm	100	100
炉心等価直径	cm	536	536
炉心交換バッチ数	－	4 / 4	4
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.16　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	19.8 / 22.5	19.8 /22.8
TRU 量（TRU/HM）		20.8 / 23.6	20.7 /23.8
MA 量（MA/HM）	wt%	0.93 / 1.06	0.93/ 1.07
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	1.4 / 1.4	1.4 / 1.4
増殖比	–	–	–
燃焼反応度	%Δk/kk'	–	–
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	146.8	150

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.17　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
資源重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	217
	全長	mm	4570	4570
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	5.0 ± 0.32
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	ワイヤ
	材質	−	PNC－FMS 鋼*	PNC－FMS 鋼*
	燃料要素			
	全長	mm	2890	−
	スタック長	mm	−	1600
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	300 / 300	−
	ボンド材	−	He	He
	材質	−	ODS 鋼	ODS 鋼
	外径	mm	9.7± 0.03	10.9 ±0.04
	肉厚	mm	0.67	0.39
経済性重視型	集合体			
	燃料要素本数	本	255	
	全長	mm	4570	
	ラッパ管			
	材質	−	PNC−FMS 鋼	
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32	
	スペーサ			
	型式	−	ワイヤ	
	材質	−	PNC－FMS 鋼*	
	燃料要素			
	全長	mm	2890	
	スタック長	mm	−	
	炉心燃料	mm	1000	
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	250 / 300	
	ボンド材	−	He	
	材質	−	ODS 鋼	
	外径	mm	9.7± 0.03	
	肉厚	mm	0.67	

付表 1.18　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 5-1～5-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	146.8	150
軸方向ブランケット	17.8	17.8
径方向ブランケット	6.9	－
炉心・軸方向ブランケット平均	97.7	102.4
全体平均	80.9	102.4

付表 1.19　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	1500	1500
熱出力	MWth	3570	3570
炉心概念	－	単一 Pu 富化度 Zr 含有率 2 領域炉心	単一 Pu 富化度 Zr 含有率 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	22	22
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	399	399
外側炉心燃料	体	246	246
径方向ブランケット燃料	体	―	―
主炉停止系	体	21	21
後備炉停止系	体	7	7
集合体配列ピッチ	mm	189.5	189.5
炉心高さ	cm	100	100
炉心等価直径	cm	516	516
炉心交換バッチ数	－	6 / －	6 / －
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.20　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	11.1 / 11.1	11.6 / 11.6
TRU 量（TRU/HM）	wt%	11.5 / 11.5	12.0 / 12.0
MA 量（MA/HM）	wt%	0.3 / 0.3	0.4 / 0.4
Zr 含有率	wt%	10 / 6	10 / 6
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	0.3 / 0.3	0.3 / 0.3
増殖比	-	1.11	1.03
燃焼反応度	%Δk/kk'	0.14	0.48
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	149,200	153,300

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.21　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体
資源重視型	集合体		
	燃料要素本数	本	331
	全長	mm	4595
	ラッパ管		
	材質	−	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0±0.3
	スペーサ		
	型式	−	ワイヤ
	材質	−	PNC−FMS 鋼 ＊
	燃料要素		
	全長	mm	2970
	スタック長	mm	−
	炉心燃料	mm	1000
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	150 / −
	ボンド材	−	Na
	材質	−	ODS 鋼
	外径	mm	8.20±0.03
	肉厚	mm	0.48
経済性重視型	集合体		
	燃料要素本数	本	331
	全長	mm	4595
	ラッパ管		
	材質	−	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0±0.3
	スペーサ		
	型式	−	ワイヤ
	材質	−	PNC−FMS 鋼 ＊
	燃料要素		
	全長	mm	2820
	スタック長	mm	−
	炉心燃料	mm	1000
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	− / −
	ボンド材	−	Na
	材質	−	ODS 鋼
	外径	mm	8.20±0.03
	肉厚	mm	0.48

付表 1.22　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 6-1～7-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	149.2	153.3
軸方向ブランケット	28.6	－
径方向ブランケット	－	－
炉心・軸方向ブランケット平均	134	－
全体平均	134	153.3

付表 1.23　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	750	750
熱出力	MWth	1980	1980
炉心概念	－	均質 2 領域炉心	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	18	18
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	252	252
外側炉心燃料	体	192	192
径方向ブランケット燃料	体	－	－
主炉停止系	体	24	24
後備炉停止系	体	7	7
集合体配列ピッチ	mm	193.7	193.7
炉心高さ	cm	70	70
炉心等価直径	cm	443	443
炉心交換バッチ数	－	6 / －	6 / －
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.24　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	17.5 / 19.9	17.2 / 19.6
TRU 量（TRU/HM）		18.3 / 20.8	18.0 / 20.6
MA 量（MA/HM）	wt%	0.8 / 0.9	0.8 / 0.9
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	0.11 / 0.11	0.11 / 0.11
増殖比	－	1.1	1.04
燃焼反応度	%Δk/kk'	1.5	1.4
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	153,700	155,200

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.25　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体
資源重視型	集合体		
	燃料要素本数	本	331
	全長	mm	3915
	ラッパ管		
	材質	−	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	0.545
	スペーサ		
	型式	−	グリッド
	材質	−	PNC−FMS 鋼※
	燃料要素		
	全長	mm	2290
	スタック長	mm	−
	炉心燃料	mm	700
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	0 / 350
	ボンド材	−	He
	材質	−	ODS 鋼
	外径	mm	8.0 ± 0.03
	肉厚	mm	0.545
経済性重視型	集合体		
	燃料要素本数	本	331
	全長	mm	3915
	ラッパ管		
	材質	−	PNC−FMS 鋼
	肉厚	mm	5.0 ± 0.32
	スペーサ		
	型式	−	グリッド
	材質	−	PNC−FMS 鋼※
	燃料要素		
	全長	mm	2290
	スタック長	mm	−
	炉心燃料	mm	700
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	0 / 180
	ボンド材	−	He
	材質	−	ODS 鋼
	外径	mm	8.0 ± 0.03
	肉厚	mm	0.545

付表 1.26　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 8-1～8-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	153.7	155.2
軸方向ブランケット	23.1	40.2
径方向ブランケット	－	－
炉心・軸方向ブランケット平均	104.7	128
全体平均	104.7	128

付表 1.27　炉心の基本仕様（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
電気出力	MWe	1500	1500
熱出力	MWth	3202.846975	3202.846975
炉心概念	－	均質 2 領域炉心	均質 2 領域炉心
運転サイクル長さ	Month	18	18
集合体数	－		
内側炉心燃料	体	294	294
外側炉心燃料	体	258	258
径方向ブランケット燃料	体	96	無し
主炉停止系	体	42	42
後備炉停止系	体	19	19
集合体配列ピッチ	mm	241.9	241.9
炉心高さ	cm	100	100
炉心等価直径	cm	628.9	628.9
炉心交換バッチ数	－	6 / 6	6
（炉心／径方向ブランケット）			

付表 1.28　主な炉心特性（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）

項目	単位	資源重視型	経済性重視型
新燃料中の（内側炉心/外側炉心）Pu 富化度[*1]（Pu/HM）	wt%	22.2 / 24.0	22.1 / 23.6
TRU 量（TRU/HM）		23.2 / 25.1	23.2 / 24.7
MA 量（MA/HM）	wt%	1.0 / 1.1	1.0 / 1.1
希土類 FP 混入量（FP/HM）	wt%	0.11 / 0.11	0.11 / 0.11
増殖比	-	1.11	1.03
燃焼反応度	%Δk/kk'	1.44	1.49
炉心取出平均燃焼度	MWd/t	121,000	123,000

[*1]:Pu 富化度=Pu/(U+Pu+MA)

付表 1.29　集合体および燃料要素の仕様（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）

種類	項目	単位	炉心燃料集合体	ブランケット燃料集合体
資源重視型	集合体			
	全長	mm	4360	4360
	燃料要素			
	全長	mm	1500	1500
	スタック長	mm	−	1500
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	250 / 250	−
	燃料核外径(炉心/軸ブランケット)	mm	0.86 / 0.93	0.93
	バッファ層			
	外径	mm	1	1
	材質	−	TiN	TiN
	被覆粒子充填率	%	60	60
経済性重視型	集合体			
	全長	mm	4310	−
	燃料要素			
	全長	mm	1450	−
	スタック長	mm	−	−
	炉心燃料	mm	1000	−
	軸方向ブランケット燃料(上/下)*	mm	200 / 250	−
	燃料核外径(炉心/軸ブランケット)	mm	0.86 / 0.93	−
	バッファ層			
	外径	mm	1	−
	材質	−	TiN	−
	被覆粒子充填率	%	50	−

付表 1.30　領域平均燃焼度(GWd/t)（多面的評価向仕様ケース 9-1～9-2）

領域	資源重視型	経済性重視型
炉心平均	121	123
軸方向ブランケット	26.7	29.7
径方向ブランケット	6.2	−
炉心・軸方向ブランケット平均	84.3	−
全体平均	69.3	89.2

付表 1.31　炉心概念の主要な諸元と炉心特性（多面的評価向仕様ケース 10）

項目		低除染先進湿式多重リサイクル平衡炉心	(ABWR)
電気出力	Mwe	1,356	1,356
熱出力	MWt	3,926	3,926
原子炉圧力	Mpa	7.2	7.2
炉心外接半径	m	3.8	2.7
燃料集合体数	体	900	872
炉心部取出燃焼度	GWd/t	54	45
炉心取出燃焼度	GWd/t	45	45
炉心部高さ	m	0.845	3.71
炉心流量	104 t	1.8	5.2
出口クオリティ	%	51	14.5
炉心部平均ボイド率	%	69	43
炉心圧損	MPa	0.043	0.18
MOX 部 Pu 富化度	wt%/H	31	−
炉心部 Puf 富化度	wt%/H	9.3	3.8(ウラン濃縮度)
Puf 装荷量	t	15.4	−
増殖比		1.05	−
最大線出力密度	kW/ft	16	12
MCPR		1.3	1.3
ボイド反応度係数	10^{-4} Δk/k%void	−0.5	−8
連続運転期間	Month	18	13
MOX 部 MA 含有率	wt%/HM	2.1	−
MOX 部 FP 含有率	wt%/HM	0.04	−
軸方向 5 領域の Puf 富化度分布および高さ	DU cm wt% cm DU cm wt% cm DU cm	DU 15.0 18 21.5 DU 41.0 18 22.0 DU 15.0	

付録 2. フッ化物揮発法

付録 2.1 はじめに

使用済酸化物燃料の再処理には，ピューレックス（Purex）プロセスによる湿式法が完成された技術として，日本を含む世界各国で採用されている。現在，わが国において，ピューレックスプロセスを用いた再処理に必要とされる総費用は，原子力発電コストの約10.7%（核燃料サイクルコストの約38%）を占めているものと試算されている[1]が，原子力を将来的にも競争力のある産業としていくためには，再処理費用のさらなる低減化も考慮に入れて，これからの軽水炉燃料サイクルの設計を行っていくべきである。このような流れと並行して，高速炉（FBR）燃料サイクルに関する開発が，実用化を目指して進められており，ピューレックス法の改良等，FBRで使用した混合酸化物（以下，MOX）燃料に対応した再処理技術についても検討が行われている。

湿式法の他にも，小型化することができ，二次廃棄物の発生量が少なく，かつ経済的にも有利とみなされている溶融塩電解法やフッ化物揮発法を採り入れた乾式法が，FBR使用済燃料の再処理に適用すべく開発が進められている。乾式法では，使用済MOX燃料中のウラン（U）及びプルトニウム(Pu)の分離精製を行うために，溶融塩電解法では目的物質の電気化学的特性を，またフッ化物揮発法ではフッ化*特性と蒸気圧の違いを利用することになるが，対象物質の物性や化学的特性等が全て明らかになっているわけではない。したがって，乾式法による再処理技術の開発を進めていくには，基礎試験や工学規模試験を通して，必要とされるデータを取得していく必要があるが，国内で，使用済燃料を用いた試験を実施することは容易ではないため，試験に先んじて，理論的な解析を行い，各物質の挙動をある程度予測しておくことは重要なことである。さらに過去に取得されたデータや運転実績等の知見を収集し，これらを評価することにより，今後の技術開発に反映させていくことも必要である。加えて構築したプロセスを実現させるためには，廃棄物の低減化の観点から，二次廃棄物の除染法についても検討しておくべきである。

フェーズIIでは，フッ化物揮発法を対象として，文献調査を行うことにより，フッ化物揮発法を用いた再処理技術（以下,フッ化物揮発プロセス）の問題点を明確化するとともに，従来法の欠点を克服した新たなプロセスの概念（ブロックフロー）を構築していく。そのために必要となるデータについては熱力学計算やウラン転換試験から取得していく。またフッ化物揮発プロセスから発生する放射性廃棄物の乾式除染に関する検討についても本調査研究の範疇として理論解析とウランを用いた基礎試験によって行い，フッ化物揮発プロセスを用いた再処理技術をシステムとして成立させるための一環としていく。さらにフェーズIIによって判明した今後解決すべき研究課題について整理していく。

---

* 本報告書では，「フッ素化」に代えて，国内のウラン転換関係者の慣例的な表現である「フッ化」を相当する用語として採用している。

付録 2.2 調査研究の背景

付録 2.2.1 フッ化物揮発プロセスの開発経緯

フッ化物揮発法を再処理プロセスとして適用させるための技術開発は，1950年代に米国で開始された。このときの経緯については，Jonke[2]によってとりまとめられている（以降のとりまとめについてはSchmets[3]が行っている）。同報告には，米国の複数の研究施設で行われた1964年までの成果の概要が記載されており，当初の開発目標が，有機溶媒と水溶液を用いない経済的な再処理技術の実現を目指していたことがわかる。この開発目標を達成するための手段のひとつとして，フッ化物揮発法を掲げており，ウランとプルトニウムについて，それらの六フッ化物の揮発特性を利用して，精留法と吸着法を用いた精製を行うことを主たる開発課題としている。またこのとき再処理対象とした使用済燃料の組成は，低濃縮ウランから高濃縮ウランまでの各種の燃料である。

ここで，フッ化物揮発法を開発の対象とした利点は次のようである。

- プロセスを構成する小工程の数が少なく，またより単純な工程となり得る
- 使用する試薬が放射線の影響を受けにくい
- プロセス内に中性子を減速する化学物質が存在しないため，臨界管理が行いやすい
- プロセスから発生する放射性廃棄物の形状は固体であり，かつ発生量が小さい

一方，以下を問題点として挙げている。

- 一般的に高温で運転するため材料の腐食が生じ易い
- 揮発した PuF_6 を安全に閉じ込めておく配慮を要する

このような考えに則り，1950年以前より行われてきた六フッ化ウラン（UF_6）転換やUF_6の精留技術を活用したフッ化物揮発プロセスの開発が進められた。開発当初に，フッ素ガスと接触させて金属ウランのフッ化を試みているが，発熱量が大きく，反応を容易に制御できなかったため，フッ化剤をフッ素ガスからより低い発熱量を持つ液体フッ化ハロゲン（フッ化ハロゲンについては付表 2.2.2参照）に変更している。

ブルックヘブン国立研究所(Brookhaven National Laboratory:以下，BNL)では，三フッ化臭素（BrF_3）を用いた2.2kg/h規模の天然金属ウランのフッ化試験[4]を行っている。しかしながら，適切に反応を起こさせることができず，爆発事故が発生してしまったため，以降の開発は中止された[5]。このほかに，BrF_3や，やはりフッ化ハロゲンの一種である三フッ化塩素（ClF_3，液体）を用いた使用済ウラン燃料のフッ化試験が行われている。BrF_3を使用した天然金属ウランのフッ化法の開発については，10kg／バッチ規模の試験[6]をアルゴンヌ国立研究所（Argonne National Laboratory:以下，ANL）が実施している。またClF_3によるフッ化試験については，2.5kg／バッチ規模の試験[7]がオークリッジガス拡散工場(Oak Ridge Gaseous Diffusion Plant: 以下，ORGDP)で行われ，フッ化ハロゲンによる使用済ウラン燃料の再処理に関する技術的な可能性と，ウランに対して湿式法に劣らない除

染効果があるという結論を出している。このようにフッ化ハロゲンを用いたフッ化を行うことにより，発熱量の抑制は可能となったが，プルトニウムを六フッ化プルトニウム（PuF_6）に転換できず，PuF_6の生成には強力なフッ化剤（フッ素ガス等の気体）を通気する必要性があることが判明した[8]。即ち，PuF_6は，固気反応によって生成されるが，液体フッ化ハロゲンとの反応のような固液反応において，PuF_6(気体)は生じない。また，BrF_3(液体)に溶解したウランの化学反応を制御することが困難であることも分かった。以上のような理由をもって，液体フッ化ハロゲンを用いたフッ化技術の開発は行われなくなった。

前述の開発経緯を踏まえて，使用済燃料のフッ化反応装置として，UF_6転換に実績のある流動床型反応炉（以下，流動床炉）を，フッ化物揮発プロセスに導入し，流動床炉を用いた再処理試験が，ANL[9]とBNL[10]において1958年から始められた。また，米国の開発計画に則り，オークリッジ国立研究所（Oak Ridge National Laboratory:以下，ORNL）やORGDPにおいて1960年代前半にプラント設計を行っている。このとき次のようなプロセスが提案されている[11]。

- 使用済酸化物燃料を酸化して，安定な二酸化ウラン（UO_2）を八酸化三ウラン（U_3O_8）にする。この反応において，二酸化プルトニウム（PuO_2）の化学反応は起こらない。
- 次にこれを粉砕し，523K から 623K に加熱した流動床炉に供給する。このとき流動床炉には，流動媒体としてアルミナ（Al_2O_3）粉末を予め投入しておく。
- フッ化ガスとして，まず五フッ化臭素（BrF_5）ガスまたは低濃度(20%)のフッ素ガスを通気してウランを UF_6(気体)として分離したあと，引き続き，高濃度(90%)フッ素ガスを通気して，573K から 823K の温度で PuF_6 を生成する。

この開発は，軽水炉（LWR）使用済燃料の再処理を目的として実施されてきたが，湿式プロセスが採用されるに至り中止となった。その後，高速増殖炉（FBR）燃料にも適用可能であるとして，模擬燃料を使用した実験[12]を行っていたが，十分な成果を待たずして，使用済FBR燃料の再処理も湿式法で行うという政府の方針が示されたため，1969年をもって終止符を打っている。ここまでの研究において，フッ化物揮発プロセスは，ネプツニウムや，特にプルトニウムの六フッ化物が不安定で分解しやすく，中間フッ化物が系内に在留しやすいこと，また生成するためには，装置にとって過酷な高フッ化雰囲気を必要とすること等が問題点として挙げられており，プルトニウムやネプツニウムの含有率の低い使用済燃料の再処理に適した方法であるという結論に至っている[13]。

このような流動床炉を用いたフッ化プロセスに関する技術開発のほかにも，米国では，フッ化物を用いたさまざま研究を行っている。ひとつは，ニトロフルオロ（Nitrofluor）法[14][15][16]と呼ばれているプロセスで，BNLが1950年代後半から1960年代半ばまで行っている。このプロセスでは，フッ化水素（HF）に窒素酸化物を溶け込ませた液体を利用して，使用済ウラン燃料(金属)の処理を行うものであり，液体と接触した金属燃料中の成分のほとんどはフッ化物となる。運転温度は348～423Kであり，また温度に対応する圧力は約0.38～2.48MPaであるため，対象物は溶け易い状態となっている。液中で，UF_4とPuF_3が生成

するが，後続の工程においてUF_4はBrF_3でUF_6に，またPuF_3はフッ素ガスでPuF_6にフッ化されるため，他の物質との分離ができる。

ゼネラル･エレクトリック（General Electric）社が開発した技術に，アクアフルオル(Aquafluor法)[17]として知られているプロセスがある。同社は，使用済軽水炉燃料を対象として，商用プラント（処理能力：金属換算量で１t/日規模）をイリノイ州のモーリス(Morris)に建設したが，設計上の不備（適切な緩衝貯留能力がなく，またプロセスの保守･補修性を十分考慮していなかった）により実操業を行わないまま1972年に放棄している[18]。アクアフルオル法とは，湿式工程と乾式工程を連結させた半乾式再処理プロセスであり，前半の湿式工程において，溶媒抽出法と陰イオン交換法を用いて，使用済燃料中のプルトニウム及び核分裂生成物（FP）の大部分を分離し，後続の乾式工程において，ウランをUF_6(気体)にフッ化することにより不揮発性不純物と分離し，さらにウランに同伴する物質については，収着剤（NaFとMgF_2）を用いて取り除き，ウランを精製する方法である。

その後，米国では，1970年代はじめに，FBR燃料サイクルに対応すべく，BNLにおいてプルトニウムのフッ化実験と概念設計が行われたものの，フッ化物揮発法の開発に係る進展はみられなくなった。しかしながら，最近の動きとして，ORNLにおいて，ツルフルオル（Trufluor）法[19]の開発が進められている。同法は，二段フッ化により，1段目において使用済燃料中の約95%のウランとプルトニウムを回収し，二段目で残留物をさらにフッ化することによりFP等を分離して残りを回収し，これを精製してウラン燃料またはMOX燃料の原料とするプロセスである。

一方，その他の国でもフッ化物揮発プロセスの開発は行われている。

フランスの場合[20][21]，1957年にフォンテネオローズ（Centre de Fontenay-aux-Roses）において，溶融塩を利用するためにフッ化物揮発法の研究を始めているが，1959年から，液体フッ化ハロゲンを用いたフッ化と気相フッ化反応についての二件に研究対象を変更している。液体ハロゲンについては，BrF_3に関する研究は早期に中止しているが，ClF_3による開発は，1962年まで継続している。気相フッ化反応については，流動床炉を考慮せずに研究を開始したが，除熱効果に鑑みて，早々に流動床炉を研究対象に組み込んでいる。1968年にアッチラ（Attila）と呼ばれる工学規模セル(10kg/バッチ)を建設して高濃縮ウラン合金燃料の再処理に関する実験を開始し，またクロビ(Crovis)と呼ばれる小規模なセルで，低濃縮MOX燃料の再処理試験を1970年前半まで行っている。

ベルギーでは[22][23]，1960年代初め頃から使用済FBR燃料を流動床炉においてClF_3でフッ化再処理する研究を，モル（Mol）にあるベルギー原子力研究所（CEN：Centre d'Etudes Nucléaires）で行っていたが，米国が開発を中止したことに伴い，基礎的研究を残して主たる開発は中止している。

ソ連（現ロシア）の動向については，明確なことはわからないが，1950年代中頃より，使用済FBR燃料の再処理を目的として，フレームタワー型反応炉(以下，フレーム炉)を用いた開発を行っている。フレーム炉は，冷却方式に工夫をすれば，高温，高フッ素雰囲気で使用できる構造の反応炉である。なお，フッ化剤としてはフッ素を使用している。1991

年のソ連崩壊後，資金難のため，研究は滞っていたようであるが，最近，再開した模様である。現ロシアの技術者は，長年の研究実績から，フッ化物揮発プロセスに関する多くの知見を有しているようである。一時期は，チェコスロバキア(現チェコ共和国)とも研究を行っていたため，チェコ共和国にもフッ化物揮発プロセスに関する知見があるものと思われる。

わが国では，使用済FBR燃料の再処理に用いるべく，日本原子力研究所が1969年から1975年頃まで研究を行っている。使用した反応装置は，流動床炉であり，フッ化剤としてはフッ素を用いている。ここでは，プラント設計と経済性検討に資することを目標に，フッ化物揮発法による再処理主要工程の開発を行い，概念フローシート[24]を具体化するために，プロセス実験，工学規模実験及び50t/y規模の処理能力をもつ予備概念設計を進めてきたが，プルトニウムのフッ化工程には実証が必要であり，かつプルトニウム精製工程を確立させることができないまま，技術開発を終了している。なおプルトニウムのフッ化については，プルトニウムがPuF_6として不安定であること，またプルトニウム精製については，分留法の除染係数が，10^2～10^4であり，湿式再処理法による除染係数（10^7～10^8）と比較して低いことが解決されないままとなっている。しかしながら，1999年から開始された「高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究」に伴い，使用済FBR燃料の再処理技術の候補としてフッ化物揮発プロセスも挙げられ，現在，サイクル機構の内作による検討が行われている[25]。

付録 2.2.2 これまでのフッ化物揮発プロセス開発結果と課題

(1) フッ化物揮発プロセス開発成果

これまで各国で行われてきたフッ化物揮発プロセス開発成果について以下にとりまとめる。

①フッ化物揮発プロセスに用いるフッ化剤として，フッ素と各種フッ化ハロゲンを挙げることができる。このうち，フッ素は発熱量が最も大きいので，反応温度を制御することが難しい。よって，フッ素よりも発熱量の小さなフッ化ハロゲンをフッ化反応に用いればよいが，フッ化ハロゲンが液体の場合，液中ではPuF_6が生成しない。また気体状のフッ化ハロゲンを用いても，プルトニウムは容易にPuF_6に転換しない。

②フッ化剤としてフッ素を用いる場合，温度を制御するためには，流動床炉を用いればよい。流動床炉は，ウラン転換工程で十分実績のある反応装置であり信頼できる。

③流動床炉を使用して，ウランをUF_6へ転換することはできるが，プルトニウムの転換は，ウランよりも高温と高濃度のフッ素雰囲気を必要とする。また，生成したPuF_6は，不安定であり，中間フッ化物となってプロセス系内に在留しやすい。

④ソ連では，高温，高フッ素雰囲気で転換が可能なフレーム炉を採用しているが，装置の耐久性等について不明な点が多い。

⑤フッ化物揮発プロセスは，ウランに対し高い除染効果を有している。一方，プルト

ニウムに対する除染係数（DF：Decontamination Factor）は10^2～10^4であり，湿式法（DF:10^7～10^8）と比較して低い。

(2) フッ化物揮発プロセス開発課題

「(1) フッ化物揮発プロセス開発成果」から，今後開発すべき課題を摘出してみると以下のようである。

①PuF_6は生成しにくく，また容易に分解してプロセス系内に蓄積し，配管等の閉塞原因となる。

②プルトニウムのPuF_6転換には，高温，高フッ素雰囲気が必要であるため，反応装置が劣化し易い。

③プルトニウムに対する除染係数が低いため，対応策が必要である。

④以上の実験から得られた結果以外にも，フッ化物揮発プロセスを実用化するためには，アクアフルオル法を用いた商業プラントにおける事例にみられるように，スケールアップ，保守･補修性，遠隔操作性，臨界管理上等の設計上の問題点についても解決しておくべきである。

⑤これまでは主工程を中心とした開発を行っているが，フッ化物揮発プロセスを再処理システムとして確立させるためには，周辺工程（除染やフッ素ガスリサイクル工程）の検討も必要である。

付録 2.2.3 フッ化物揮発プロセス開発に関する最近の国内の動向

フッ化物揮発プロセスは，大きく二つの方式に分類できる。一つは，従来から検討が行われているウランとプルトニウムを六フッ化物として揮発させることにより，ほかの物質と分離する方法（以下，分留法）であり，この方法では，ウランとプルトニウムの分離は，温度とフッ素濃度を変化させることにより行う。もう一つの方式は，ウランを優先的に六フッ化物に転換し，プルトニウムは揮発しなかったウラン等ともに固体として回収する方法（以下，固気分離法）である。固気分離法において回収した固体の精製は，ウランとプルトニウムを同時フッ化し，同伴する不純物をケミカルトラップで吸着除去するか，湿式法に依ることになる。以下に，最近のわが国における分留法や固気分離法を用いた再処理プロセスの開発動向について示す。

(1) 分留法を用いたフッ化物揮発プロセス

1999年にわが国で開始された「高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究」において，フッ化物揮発プロセスもFBR使用済燃料再処理技術の候補となったため，核燃料サイクル開発機構（現，日本原子力研究開発機構：以下，サイクル機構）を中心に，フッ化物揮発プロセスの適用に関する検討がなされている。同検討では，従来の分留法開発の流れを踏まえ，指摘されていた欠点を補うべく，以下に示す新たな概念を採り入れたプロセスを構築している。

①流動床炉を用いてウランとプルトニウムの二段階フッ化による除染を行う技術を基

本とする。

②プルトニウム富化度に適した程度まで余剰ウラニウムをフッ化させた後，精製せずに低除染のウラン及びプルトニウムの六フッ化物を共回収する。

③流動媒体中に残留する不揮発性物質を回収するプロセスを設置する。

④配管長の短縮化，機器等に対する適切な温度制御，PuF_6の急冷等によるPuF_6の分解防止対策をとる。

このように過去の技術開発成果を活かしつつ，大きな問題となっていたプルトニウムの精製工程については，プロセスに核拡散抵抗性をもたせるという観点から，ウランとプルトニウムの低除染，共回収を行う工程にすることで対応している。

付図 2.2.1にこれまでの開発成果である分留法による再処理プロセスフロー[24]を，また付図 2.2.2にフェーズⅠにおける検討結果（以下，フェーズⅠフッ化法）[25]を示す。同図にみられるように，ウランとプルトニウムの二段階フッ化工程において，従来技術が一段目でウランを全量フッ化し，二段目でプルトニウムのフッ化及び精製を行うのに対し，フェーズⅠフッ化法では，一段目でプルトニウムの富化度に合わせたウランのフッ化分離を行い，二段目において残りのウランとプルトニウムの共フッ化及び共回収を行うところが異なっており，さらに不純物の高除染も行わないことを再処理の条件とすることで，プルトニウムの精製に関する問題を解決している。

(2) 固気分離法

フッ化物揮発法を用いて，使用済MOX中のウランとプルトニウムを分離･精製する最近の国内における技術開発成果として，フローレックス法（フッ化物揮発法と溶媒抽出法のハイブリッド再処理システム）[26]を挙げることができる。2000年度から開始された本技術開発は，フローレックス法を実現可能な再処理技術のひとつとして成立させるべく，既存データが不足しているフッ化物揮発法の研究を中心に進められており，コールド試験及びウラン試験については主として国内の施設を，またプルトニウムを用いた試験（委託範囲外）についてはロシアの施設を使用している。付図 2.2.3にフローレックス法のブロックフローを示す。同図にみられるように，フローレックス法を軽水炉燃料サイクルに用いる場合，本プロセスの最終製品であるUF_6は，ウランフッ化工程においてウランと同時に転換されるPuF_6をPuF_4 に還元して固体とすることにより分離し，さらにウラン精製工程においてUF_6中の不純物除去を行うことにより純度を高めた上で，ウラン濃縮工程に供給することにしている。すなわち，ウランフッ化工程とUF_6精製工程に，再処理工程と回収ウラン転換工程の役割を負わせることにより工程の大幅な合理化を図っている。またプルトニウムは，PuF_4となるため，課題のひとつであるPuF_6の安定性にかかる問題を解消している。さらに固体として分離したウラン及びプルトニウムは，酸化物に再転換し，次工程で精製することにより， FBR燃料サイクルでの再利用を可能としている。

(3) フェーズⅠフッ化法とフローレックス法との比較

フローレックス法（付図 2.2.3）のフェーズⅠフッ化法（付図 2.2.2）に対する大きな相

違点は，前述したように軽水炉燃料サイクルに対応しているところにある。かつフローレックス法の場合，半乾式プロセスであることを特徴としているため，ウランフッ化後のウラン･プルトニウム混合物の精製を，フェーズⅠ法のようにフッ化物揮発に依らず，溶媒抽出法を用いている。従って，ウラン･プルトニウム混合物の分離･精製については，ピューレックス法のデータが活用できる。フェーズⅠフッ化法とフローレックス法にかかるフッ化工程及びウラン精製工程について，装置等の比較をした結果を付表 2.2.1にまとめた。同表にみられるように，フェーズⅠフッ化法では，フッ化装置として流動床炉を採用し，ウランとプルトニウムの分離を，二段階の昇温で，またフッ素濃度を二段階で調整することにより行っているのに対し，フローレックス法では，フレーム炉を用いて，一定の条件下でウランを選択的にUF_6に転換している。流動床炉及びフレーム炉は，いずれもウラン転換工程においてUF_6製造用として用いられている反応装置であり，適切な運転条件を設定することにより，UF_6への転換反応は十分起きるが，反応率は，供給する原料の粒径や比表面積等の物性に大きく依存する。ここで，UF_6製造における一般的な反応である「$UF_4 + F_2 \Rightarrow UF_6$」は，ガス境膜拡散律速という律速過程を有しており，条件さえ適切であれば，極めて速く反応は進行する。しかしながら二酸化ウランの直接転換反応である「$UO_2 + 3F_2 \Rightarrow UF_6$」は反応律速であり[27]，この反応の進行は，$UF_4$の転換反応と比較して遅い。これまでの国内におけるフレーム炉を用いたウランの転換経験では，UO_2を若干含有しているUF_4の場合，UF_4はほぼUF_6に転換されるが，フッ素が優先的にUF_4のフッ化に消費されてしまうため，UO_2の一部は十分転換できないまま，未反応物または中間フッ化物として反応炉内に蓄積している[28]。しかしながらフローレックス法における主たる転換対象物質は，UO_2とPuO_2であり，773Kにおける標準生成自由エネルギーからみて，UO_2（$\Delta_f G^0_{773}$=－950kJ/mol）がPuO_2（$\Delta_f G^0_{773}$=－905kJ/mol）よりも転換され易い傾向にある。実際，フローレックス法の開発に伴い，UO_2とPuO_2の同時フッ化を実施した結果，試験の実施者は，ウランを選択的に高級フッ化することが可能であることを確認している。よって，今後，このシステムを実用化していくためには，反応炉内に蓄積した残留物の適切な抜き出し条件についても確立していく必要があるように考えられる（反応条件によって残留物が抜き出し口を閉塞させる可能性がある）。

フェーズⅠフッ化法では流動床炉を用いて，二段階に条件を設定して選択フッ化を行っているが，二段目において定めているフッ素濃度（90%）は，流動媒体（Al_2O_3）を使用する流動床炉では前述した理由により濃度が高すぎるように思われる。しかしながら高濃度のフッ素ガスの使用が必要条件である場合は，これと同一条件による流動性確認試験を行い，最適条件を取得しておくべきである。また可能であれば，流動床炉とフレーム炉の組み合わせも考慮した方がよい。ここでフレーム炉を用いた場合，PuF_6転換が高温･高濃度のフッ素雰囲気で行われることになり，「$PuO_2+3F_2=PuF_6+O_2$」（PuO_2の直接フッ化：第3章の化学反応式[3-16]に示す）の反応が起こり，プルトニウムフッ化物で最も安定なPuF_4を経由せずにPuF_6が生成され，四フッ化物の形成を抑制できる可能性がある（フレーム炉で生成したPuF_6は，PuF_4に分解されにくい傾向を示したとの報告がある）。

フェーズⅠフッ化法におけるPuF_6の安定化については，機器や操作条件にPuF_6の分解を可能な限り抑制する方策を採り入れることで対処しているが，使用済MOX燃料中のプルトニウムのフッ化条件は，反応温度さえ773～873Kに設定すれば，他の要因にあまりこだわることはないように考えられる。ただし，反応装置に流動床炉を用いる場合，フッ素ガス濃度は，流動不良が起きることを防止するために，ウラン転換で用いられている20%程度に初期設定（流動状態に鑑みて徐々に高める）はしておいた方がよく，またフッ素ガス供給量は化学量論以上とし，反応系内を酸化雰囲気に保つべきである。生成したPuF_6は，フッ素ガス雰囲気のもと，好ましくは773～873Kの温度で気体として，低温側であれば平衡時間と放射線による影響を緩和する観点から，343～423K程度に保持しておいた方が安定性を維持でき，一定の時間であれば，分解の抑制に効果的であるものと考えられる。反応系内に滞留するPuF_4については，運転方法として，転換モードの間にフッ素洗浄モード*)*を組み入れることにより，PuF_4除去はできるように思われる。洗浄剤としては，フッ素ガスが好ましいが，フッ素ガスの場合，使用温度が高いため，比較的低温でフッ化できるフッ化ハロゲンの使用も考慮に入れておいた方がよい。

付表 2.2.2は， 1モルのフッ化ハロゲンに対して化学量論分のウランまたはプルトニウムを反応させたときの473Kにおける標準自由エネルギー変化（Δ_rG^0）と平衡定数(K_p)をまとめたものである。Δ_rG^0から判断すると，各フッ化ハロゲンは，ウランをUF_6にフッ化できるものの（IF_5を除く），PuF_4をPuF_6にフッ化することは困難な傾向を示している。これは，ウランの場合，UF_4よりもUF_6において安定であるが，プルトニウムについては，四フッ化物の方が安定であることに基づいている。

フッ化ハロゲンのなかで，三フッ化塩素（ClF_3）は比較的入手が容易であるが，文献**[29]**によると高いフッ化力をもっているにも拘らず，三フッ化臭素（BrF_3）及び五フッ化臭素（BrF_5）と共に，プルトニウムを，PuF_4までしかフッ化できないようである。その他の酸化力の強いフッ化ハロゲンとして，七フッ化ヨウ素（IF_7）を挙げることができる。IF_7は，入手や取り扱いが困難な試薬であるが，現在，IF_7の製造方法，回収･再利用方法，除染効果等について，サイクル機構人形峠環境技術センターが，遠心分離機の除染を対象とした試験を行っているので，今後の成果が期待される。IF_7は，ウランの除染を比較的低温で行うことができるが，PuF_4については，付表 2.2.1にみられるように，Δ_rG^0が正であるため，473Kにおける十分なフッ化反応は起きないものと考えられる。付図 2.2.4に，「$PuF_4+IF_7 \Rightarrow PuF_6+IF_5$」の反応について自由エネルギー変化を示す。なお，比較用として,ウラン中間フッ化物（$UF_{4.5}$，UF_5）のIF_7フッ化及びPuF_4のF_2フッ化に関する自由エネルギー変化についても記載した。同図にみられるように，IF_7をフッ化剤として用いた場合，ウラン中間フッ化物は，室温においてもフッ化できる傾向が見受けられるが，PuF_4は，容易にフッ化しない。しかしながら，計算結果によると約793Kにおいて，$\Delta_rG=0$ ($K_p=0$) となり，

* ウラン転換工程で用いていた実績があり，流動床炉内の未反応残留物量が増大することにより，流動媒体差圧が上昇して運転の制御が行いにくくなったとき，原料投入を一時停止し，フッ素ガスを加熱した炉内に供給することにより未反応物を高級フッ化物にして揮発させ炉内の洗浄を行うモード

この温度であれば，流動床内に蓄積しているプルトニウムを揮発除去することができ，反応速度によっては，673K（$K_p=3.01\times10^{-2}$）においても可能性がある。なお，ヨウ素（I_2）が存在していれば，次の反応が起こり，PuF_6を還元するので留意しておくべきである。

$$7PuF_6+I_2 \Rightarrow 7PuF_4+2IF_7 \quad (\triangle_rG^0=-238.39\ kJ/mol\ at\ 473K)$$

現状としては，流動床炉内洗浄剤としてIF_7を対象試薬として挙げたが，さらなる調査を行い，最適なフッ化剤を選択していく必要がある。

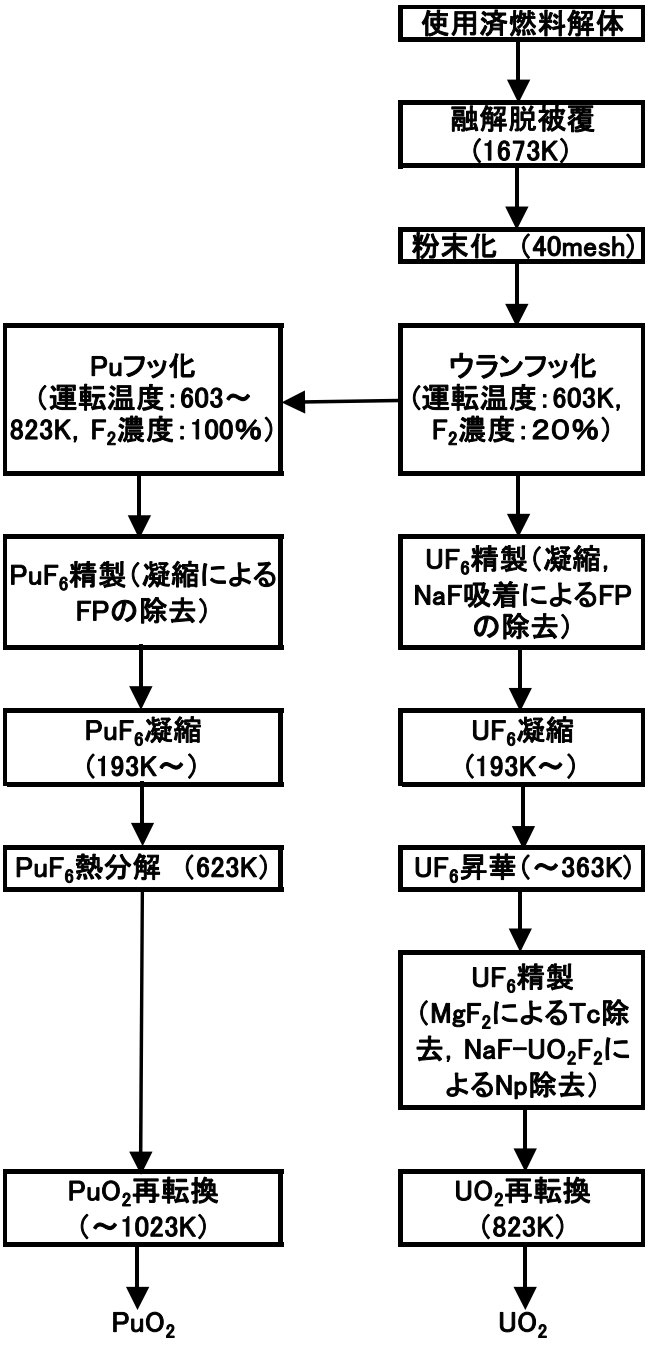
この他にもフェーズⅠフッ化法とフローレックス法のプロセス比較において，ウラン精製工程のプルトニウム除去材に相違がみられた。すなわち，フェーズⅠフッ化法では，プルトニウム除去用のケミカルトラップ充填材にフッ化リチウム（LiF）を採用しているのに対して，フローレックス法ではLiFと共にフッ化ウラニル（UO_2F_2）を用いている点である。文献調査によるといずれの充填材もプルトニウム除去に使用された実績はあるので，今後，プルトニウムの捕集効果，取り扱い易さ，入手のし易さ，使用後の取り扱い等の観点から，適切なものを決定していく必要がある。

付表 2.2.1　フェーズⅠフッ化法とフローレックス法の装置等比較
（フッ化工程及びウラン精製工程）

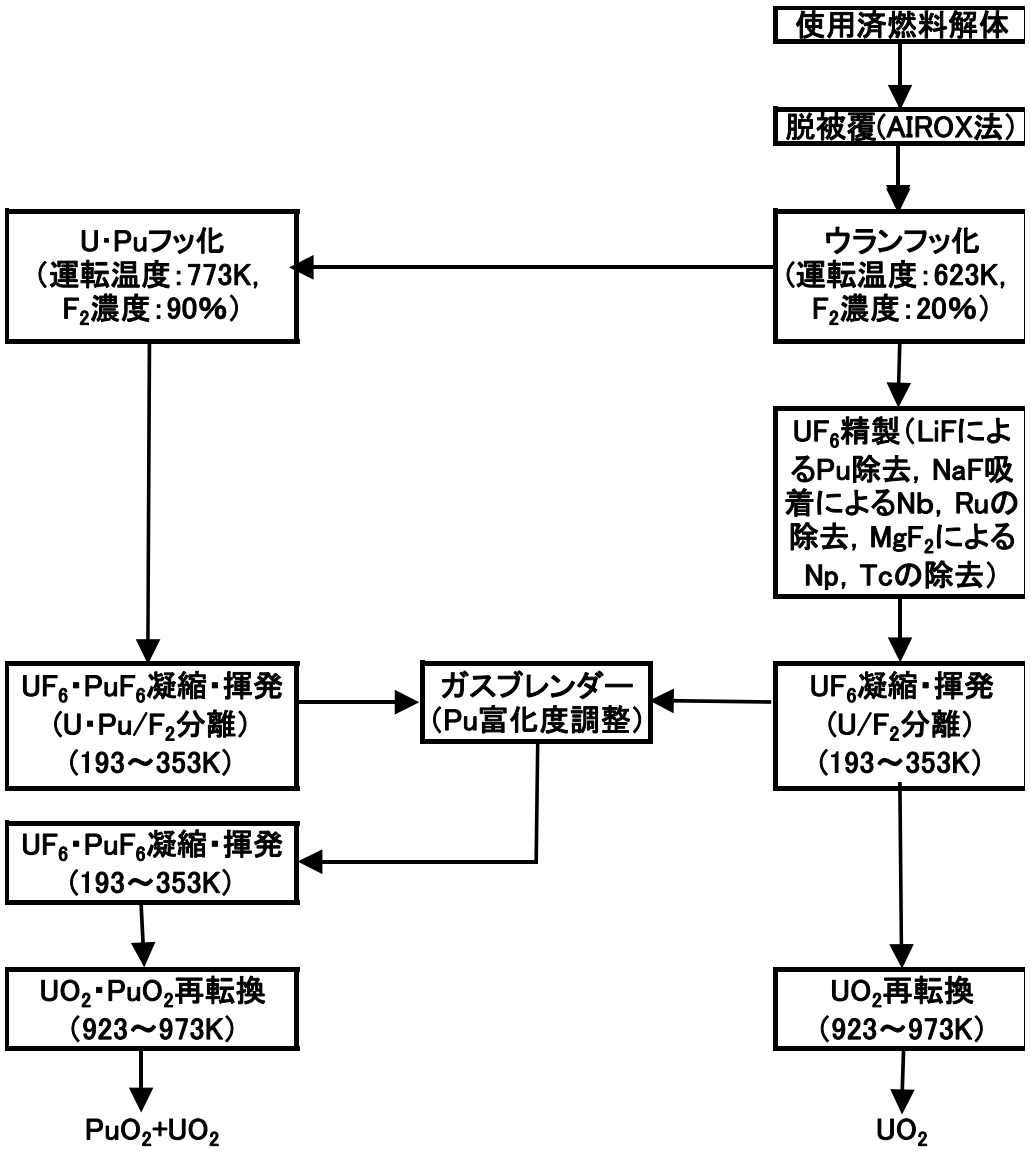
工程名称	方法	フェーズⅠフッ化法			Fluorex法		
		装置		条件	装置		条件
		名称	諸元		名称	諸元	
ウランフッ化	方法：フッ化装置を用いて，使用済燃料中のウランの一部をUF_6に転換	流動床炉	形状：箱型 寸法：100×500×2000H 形式：流動床型 材質：ニッケル	フッ素濃度20vol%，フッ化温度623K，フッ素化剤F_2ガス　Pu装荷量＜50kgPu	フレーム炉	形状：円筒竪型　　寸法：設計中 形式：フレームタワー型 材質：ニッケル/モネル	フッ素濃度：90vol% フッ化温度：>1573K， フッ素化剤：F_2ガス
U-Puフッ化	核不拡散を目的としたUとPuの同時フッ化，かつウラン焼結を防止するため，2段フッ化実施			フッ素濃度：90vol% フッ化温度：673～773K フッ素化剤：F_2ガス その他：PuF_6ガスを373K以下に冷却，気送配管温度303K（PuF_6の分解抑制）			
ウラン精製	方法：ウランフッ化において発生した気体をケミカルトラップに通過させ，Puを吸着除去	ケミカルトラップ	形状：円筒竪型 寸法：254φ×1066.8H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：LiF	LiF吸着塔：Pu除去 吸着温度573K/脱離温度823K	ケミカルトラップ	形状：円筒竪型 寸法：約500φ×1000H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：UO_2F_2	UO_2F_2吸着塔：Pu除去　吸着温度：573K/脱離温度：823K
	方法：ウランフッ化において発生した気体をケミカルトラップに通過させ，気体状不純物（Ru,Nb）を除去		形状：円筒竪型 寸法：609.6φ×2743.32H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：NaF	NaF吸着塔：Ru,Nb除去 吸着温度：673K		形状：円筒竪型 寸法：1600φ×2500H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：NaF	NaF吸着塔：Ru,Nb除去 吸着温度：～673K
	方法：ウランフッ化において発生した気体をケミカルトラップに通過させ，気体状不純物（Mo,Tc，Sb，Np等）を除去		形状：円筒竪型 寸法：609.6φ×2743.32H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：MgF_2	MgF吸着塔：Mo,Tc,Sb　吸着温度：398K		形状：円筒竪型 寸法：1400φ×2500H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：MgF_2	MgF_2吸着塔：Np,Tc 吸着温度：～393K
	方法：ウランフッ化において発生した気体をケミカルトラップに通過させ，気体状不純物（Nb,Ru）を除去		—	—		形状：円筒竪型 寸法：1600φ×2500H 形式：充填床型 材質：ニッケル 充填材：NaF	NaF吸着塔：Nb，Ru除去 吸着温度：～673K
凝縮・揮発	UF_6ガス及びPuF_6ガスを逆昇華して固化。F_2ガスは気体で除去	コールドトラップ	形状：円筒横型 寸法：300φ×1200L 方式：シェルアンドチューブフィン型 材質：SUS（本体），銅（フィン）	凝縮温度：193K 揮発温度：353K	コールドトラップ	形状：円筒横型　寸法：300φ×1200L 方式：シェルアンドチューブフィン型 材質：SUS（本体），銅（フィン）	凝縮温度：193K 揮発温度：353K

付表 2.2.2　フッ素とフッ化ハロゲンの物性及びフッ化反応における標準自由エネルギー変化（⊿rG0）と平衡定数（Kp）（at 473K）

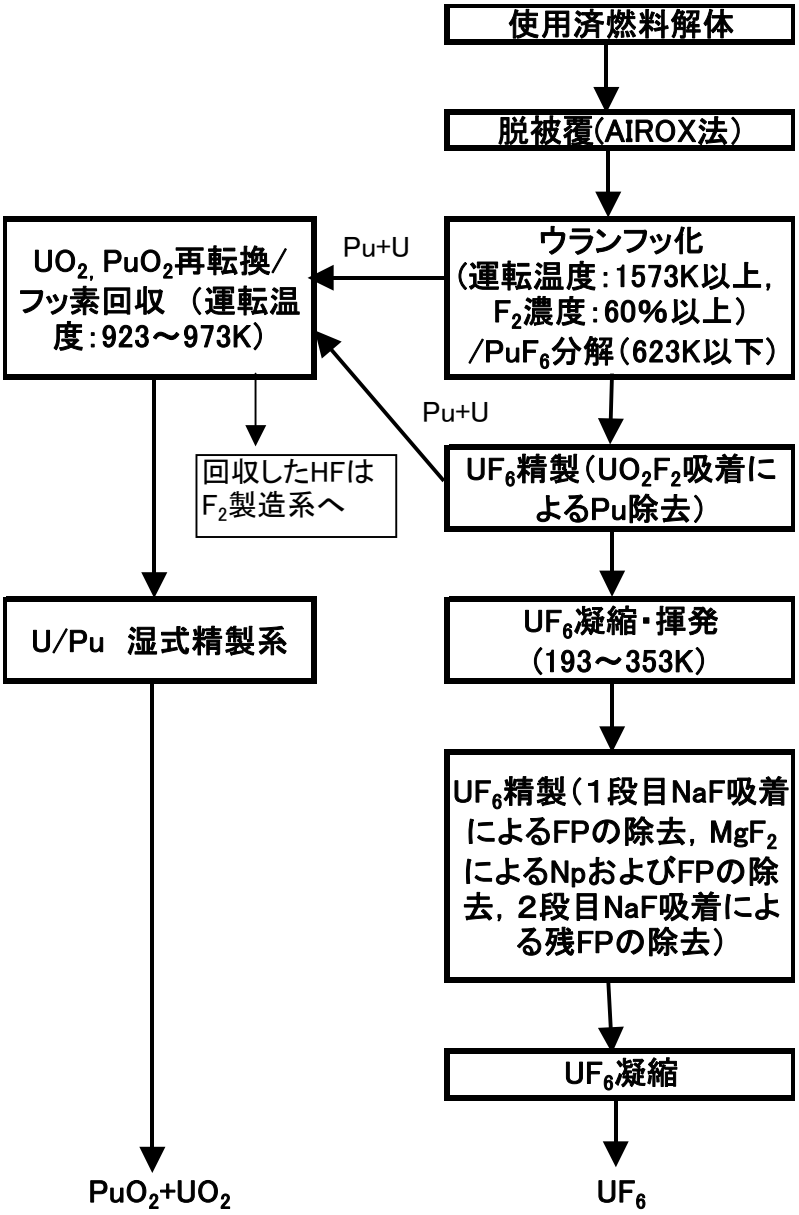
項目＼化合物	フッ素	一フッ化塩素	三フッ化塩素	五フッ化塩素	一フッ化臭素	三フッ化臭素	五フッ化臭素	五フッ化ヨウ素	七フッ化ヨウ素
化学式	F_2	ClF	ClF_3	ClF_5	BrF	BrF_3	BrF_5	IF_5	IF_7
分子量	38	54.46	92.46	130.46	98.92	136.92	174.92	221.91	259.91
融点 （K）	55.1	119	196.7	不明	240	281.8	211.7	282.6	278.5
沸点 （K）	85	172.2	284.75	259	293	400	313.5	371	昇華
UO_2→UF_4のフッ化反応における標準自由エネルギー変化（kJ/mol）	−385.197	−81.673	−423.997	−771.761	−28.827	−265.685	−560.077	−117.274	−467.862
UO_2→UF_4のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	$>10^{42}$	1.05×10^{9}	$>10^{49}$	$>10^{85}$	1.53×10^{3}	2.19×10^{29}	$>10^{61}$	8.93×10^{12}	$>10^{51}$
UF_4→UF_6のフッ化反応における標準自由エネルギー変化（kJ/mol）	−243.798	−65.109	−266.035	−516.977	−10.333	−157.999	−206.58	98.313	−209.19
UF_4→UF_6のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	8.37×10^{26}	1.55×10^{7}	2.39×10^{29}	$>10^{57}$	1.38×10	2.81×10^{17}	6.5×10^{22}	1.39×10^{-11}	1.26×10^{23}
UO_2→UF_6のフッ化反応における標準自由エネルギー変化 （kJ/mol）	−338.027	−76.191	−353.298	−698.469	−22.699	−194.986	−442.207	0.596	−302.934
UO_2→UF_6のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	2.13×10^{37}	2.59×10^{8}	$>10^{39}$	$>10^{77}$	3.12×10^{2}	3.41×10^{21}	$>10^{49}$	8.59×10	2.84×10^{33}
PuO_2→PuF_4のフッ化反応における標準自由エネルギー変化 （kJ/mol）	−367.366	−72.757	−397.251	−816.339	−19.911	−238.989	−515.5	−72.696	−405.454
PuO_2→PuF_4のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	$>10^{40}$	1.08×10^{8}	$>10^{43}$	$>10^{90}$	1.58×10^{2}	2.43×10^{26}	$>10^{56}$	1.07×10^{8}	$>10^{44}$
PuF_4→PuF_6のフッ化反応における標準自由エネルギー変化 （kJ/mol）	26.285	69.932	139.089	158.229	124.708	247.125	468.626	773.519	60.893
PuF_4→PuF_6のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	1.25×10^{-3}	1.89×10^{-8}	4.37×10^{-16}	3.36×10^{-18}	1.69×10^{-14}	5.12×10^{-28}	$<10^{-50}$	$<10^{-85}$	1.89×10^{-7}
PuO_2→PuF_6のフッ化反応における標準自由エネルギー変化 （kJ/mol）	−236.122	−25.223	−200.426	−443.692	28.268	−42.111	−187.43	255.373	53.778
PuO_2→PuF_6のフッ化反応における平衡定数 （Kp）	1.19×10^{26}	6.1×10^{2}	1.36×10^{22}	$>10^{48}$	7.56×10^{-4}	4.47×10^{4}	4.99×10^{20}	6.29×10^{-29}	1.15×10^{-6}



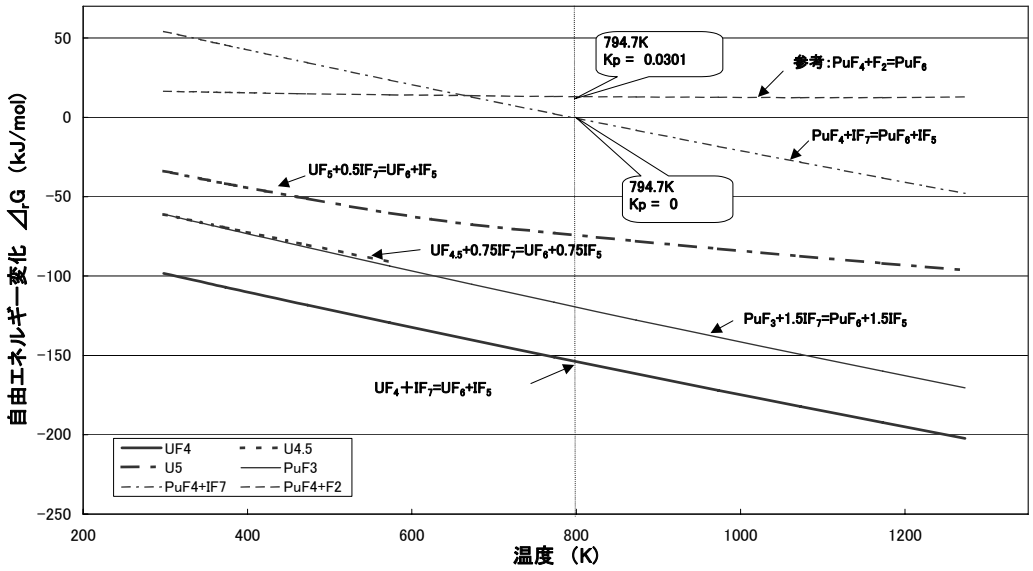
付図 2.2.1 フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（従来法）



付図 2.2.2　フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（フェーズⅠフッ化法）



付図 2.2.3　フッ化物揮発法による再処理プロセスブロックフロー（フローレックス法）



付図 2.2.4　IF_7フッ化反応に係る自由エネルギー変化

付録 2.3 使用済 MOX 燃料関連物質のフッ化特性

付録 2.3.1 はじめに

フッ化物揮発プロセスを成立させるためには，克服すべきいくつかの課題がある。そのなかの一つとして，PuF_6の分解に関する問題を解決する必要がある。すなわち，フッ化物揮発プロセスにおいて，PuF_6（気体）に転換されたプルトニウムは，化学平衡的にはPuF_4（固体）の方が安定であり，また熱的要因や放射線の影響を受けてPuF_4に分解しやすいため，固体としてプロセス内に滞留し，配管等の閉塞の原因となる。したがって，安定的にPuF_6が生成する条件を把握しておかなければならない。一方，固気分離の観点から考えると，ウランは比較的容易にUF_6に転換できるため，プルトニウムをPuF_4にすることにより，揮発性フッ化物との分離が可能となる。このようにフッ化物揮発プロセスでは，プルトニウムのフッ化挙動がプロセス成立性の大きな要因となるので，本検討では，使用済燃料の主成分であるウランとプルトニウムの化合物の物性やフッ化特性，及びPuF_6の安定性について，化学平衡や反応速度の観点を交えて考察する。

さらに，フッ化物揮発プロセスの開発を進めていく上で，使用済燃料中のPuO_2，UO_2及びその他の関連物質のフッ化特性に関する不足情報を取得し，これを解析することにより，最適フッ化条件を設定していかなければならないが， TRUを用いた実験は多く行えないため，理論計算によって，対象物質の物理化学特性をある程度予測しておく必要がある。すなわち，既存のデータベースや公開されているデータを十分に活用することにより，不明な箇所を最小限に留め，以降の解析の精度を高めることは重要なことである。3.4節では，MALT2[30]を用いて，PuO_2単体に対するフッ化条件（温度（300~1500K），フッ素濃度（10～100%），圧力（0.5～3.5MPa））を変化させることにより，最適なPuF_6生成条件を求める。また，得られた結果を反映して，MOXのフッ化挙動について，フッ素供給量（六フッ化物生成に必要なフッ素の化学量論比の2/3～3/5倍）及びフッ化時の圧力と温度（0.5～2.5MPa，673～1073K）を机上で変化させることにより考察する。

付録 2.3.2 ウラン及びプルトニウム化合物の物性

フッ化物揮発法に関わるウラン及びプルトニウム化合物のうち，代表的な物質の基礎的な物性について，文献調査[31][32] [33]した結果を付表 2.3.1にまとめた。

同表によると，ウラン及びプルトニウムの双方の物性は似かよっており，二酸化物の密度は，10.95g/cm^3（U）と11.46 g/cm^3（Pu），三フッ化物で9.18g/cm^3（U）と9.32g/cm^3（Pu）であり，フッ化が進むほど密度は低下し，六フッ化物において，5.017g/cm^3（U）と4.86g/cm^3（Pu）になる。また融点については酸化物が非常に高く，フッ素の価数が大きくなるほど，低下する傾向がある。六フッ化物に至っては，双方とも比較的低い温度に沸点がある。ただし，大気圧において，UF_6は液体とならずに昇華するが，PuF_6の場合は，一度液化し，その後，気体になるという相変化の違いがある。なお，五フッ化プルトニウ

ム（PuF_5）についての物性値は見出すことができなかった。以上，物性値のみから判断すると，一方を酸化物にして，もう一方をフッ化物にするか，または価数の異なるフッ化物にフッ化することにより密度の違いを利用してウランとプルトニウムを分離できる可能性がある。また同様にして，そのほかの不純物からも分離できるように思われる。そのためには，分離対象とする化合物の生成条件，かさ密度，粒度，流動性，化学的特性等のデータが必要となる。

付録 2.3.3 ウラン及びプルトニウムのフッ化特性

(1) ウランのフッ化

ウラン酸化物をフッ化してUF_6を製造する技術（以下，ウラン転換）は，商業的に確立されており，通常，次のような反応式で表すことができる。

(i) 三酸化ウラン（UO_3）のフッ化

この方法は，最も一般的なウラン転換法であり，商業的に採用されている技術である。特長としては，比較的安価なフッ化水素（HF）ガスを用いることにより，フッ素（F_2）ガスの消費を抑制している点にある。国内では，サイクル機構においてパイロットプラント規模までの運転経験[34]があり，流動床炉を使用する場合，運転温度は，水素（H_2）還元工程:823K，HFフッ化工程: 673K，F_2フッ化工程:703Kとしていた。なお，サイクル機構では，HFフッ化をフッ酸溶液中で行う方法[35]も開発している。以下に，一般的な反応式と反応温度を示す。

$UO_3 + H_2 \rightarrow UO_2 + H_2O$ （H_2還元：823～973K） [3-1]

$UO_2 + 4HF \rightarrow UF_4 + 2H_2O$ （HFフッ化：673～823K） [3-2]

$UF_4 + F_2 \rightarrow UF_6$ （F_2フッ化：523～703K(流動床炉), 1573K（フレーム炉の炎温）） [3-3]

(ii) 三酸化ウランの直接フッ化[33]

UO_3を直接，UF_6にフッ化できれば，ウラン転換工程の合理化につながるが，本方法は商業的には用いられていないようである。理由としては，かなりの高温にしない限り，反応速度が遅いこと，高価なフッ素を大量に消費しなければならないこと等が考えられる。

$UO_3 + 3F_2 \rightarrow UF_6 + 3/2O_2$（673K） [3-4]

(iii) その他の三酸化ウランフッ化方法

商業規模のウラン転換の方法としては用いられていないが，以下のような方法も挙げることができる。わが国では三菱マテリアル(株)が箱型流動床を用いて[3-8]式に示すようなU_3O_8の直接転換試験を行った実績[36]がある。

$UO_3 + 2HF \rightarrow UO_2F_2 + H_2O$ （HFフッ化：623K） [3-5]

$UO_2F_2 + 2F_2 \rightarrow UF_6 + O_2$ （F_2フッ化：543K） [3-6]

(b) $3UO_3 \rightarrow U_3O_8 + 1/2O_2$ （焙焼：1073K） [3-7]

$U_3O_8 + 9F_2 \rightarrow 3UF_6 + 4O_2$ （直接F_2フッ化：643K） [3-8]

または$U_3O_8 + 8HF \rightarrow 2UO_2F_2 + UF_4 + 4H_2O$（HFフッ化：573K）

$2UO_2F_2 + UF_4 + 3F_2 \rightarrow 3UF_6$ （F_2フッ化：573K） [3-9]

(c) $UO_3 + H_2 \rightarrow UO_2$ （H_2還元：923K） [3-10]

$UO_2 + 3F_2 \rightarrow UF_6 + O_2$ （F_2フッ化：773K以上） [3-11]

(iv) 二酸化ウランのフッ化

ウラン転換において，UO_2は，UO_3のフッ化プロセスにおける中間生成物であり，[3-1]～[3-3]式の化学反応を経てUF_6が生成する。フッ化物揮発法における出発原料の化学形態は，ウランの場合UO_2であり，これを直接UF_6に転換することにしている。最近の実施例としては，フローレックス法の開発の一環として行った工学規模試験を挙げることができる[37]。同法で反応装置に流動床炉を用いる場合，反応温度を約623Kに設定しており，[3-11]式の転換反応が，次の二段階の反応で進むことを想定している。

UO_2(固体)＋F_2(気体) → UO_2F_2 (固体) [3-12]

UO_2F_2(固体)+$2F_2$(気体) → UF_6(気体)＋O_2(気体) [3-13]

フローレックス法研究者が算出したこのときの反応速度定数は，[3-12]の反応において，

$k_1(m/s)^{*)*}=\exp(-9864\times(1/T)+5.46)$ [3-14]

また，[3-13]において，

$k_2(m/s)=\exp(-9449\times(1/T)+3.59)$ [3-15]

としており，k_1とk_2の比較により，「$UO_2F_2+2F_2 \rightarrow UF_6+O_2$」の反応が律速段階と考えられる。よって$UF_6$の生成速度について，$k_2$を用いて比較してみると，

k_2（623K）＝9.38×10^{-6} (m/s)

k_2（703K）＝5.27×10^{-5} (m/s)

k_2（1623K）＝1.07×10^{-1} (m/s)

より，

k_2（623K）/ k_2（703K）＝ 0.178

k_2（1623K）/ k_2（703K）＝ 1.14×10^{4}

となる。ここで623Kは，流動床炉を使用した場合のフローレックス法におけるMOX転換温度は，703Kは一般的なウラン転換温度，また1623Kはフレーム炉の転換温度を想定している。これより703Kにおけるウラン転換時間を90分と想定した場合，623Kでは，約8時間30分の時間が必要であり，フレーム炉を用いれば，約0.5秒で反応は終結することになる。

(2) プルトニウムのフッ化

フッ化物揮発プロセスで転換の対象となるプルトニウムの化学形態は，PuO_2であり，これをUO_2と同時にF_2フッ化する。このとき，フッ素ガスの濃度と反応時の温度を二段階に

*未反応核モデルで，見掛けの反応速度定数 k として，球の径が減少することを表しているため，k の単位を「m/s」で表している。即ち，表面積あたりの反応速度を固体のモル密度で割った速度係数である。
反応速度（mol/m^2）＝k（m/s）×モル密度（mol/m^3）

変化させることにより，各フッ素濃度と温度におけるウラン，プルトニウム及びそのほかの不純物挙動の違いを利用して，ウランとプルトニウムの一部分離，及び不純物の除去を図ることが本プロセスの開発目的である。ここでウランのフッ化反応は，[3-12]式及び[3-13]式に基づいて起こるものと考えられるが，低温域(573K以下を想定)において，反応は十分に促進せず，経験的にも，全てのウランをUF_6に転換することは困難であり，一部のウランは，UO_2や不揮発性の中間フッ化物として，反応炉内に残留するものと考えられる。また，プルトニウムの場合，低温域においては，比較的四フッ化プルトニウム（PuF_4）を形成し易いが，一部はPuF_6としてUF_6と挙動を共にし，さらに高い温度領域においては，気化する割合が増大する傾向がある。PuF_6の形成は反応ガスであるフッ素の供給条件とも関係しており，ウランとプルトニウムの固気分離を行うのであれば，反応温度のほかにフッ素ガス供給量，フッ素ガス分圧を適切に設定する必要がある。以下にプルトニウム化合物のフッ化反応について述べる。

(i) 二酸化プルトニウムの六フッ化プルトニウムへのフッ化

PuO_2のPuF_6へのフッ化は次の化学反応式（a）または（b）が想定される[38]。

$$\text{(a)}\ PuO_2 + 3F_2 \rightarrow PuF_6 + O_2 \qquad [3\text{-}16]$$

または，

$$\text{(b)}\ PuO_2 + 2F_2 \rightarrow PuF_4 + O_2 \qquad [3\text{-}17]$$

$$PuF_4 + F_2 \rightarrow PuF_6 \qquad [3\text{-}18]$$

のフッ化は，フッ素ガス濃度を二段階に変化させることによって行っており，一段目では10～20vol%（窒素－酸素混合ガスまたは窒素ガスで希釈）のフッ素ガスを用いてPuO_2を723～823Kの温度でフッ化し，次に773～823Kの温度条件において，75～100vol%の濃度のフッ素ガスにて残りをPuF_6にフッ化する。この反応ではフッ素濃度の高いほうがより高い転換率を示している。なお，[3-16]式については，高温域(900K以上を想定)においてフッ素分子(F_2)がフッ素原子(F)に分解[39]するため（付図 2.3.1参照：同図はNBS熱力学表[40]をもとに付録 2.4 に示す最小化法を用いた平衡計算にて算出），

$$PuO_2 + 6F \rightarrow PuF_6 + O_2 \qquad [3\text{-}19]$$

の反応も発生する可能性があるが，付図 2.3.2に示すPuO_2のPuF_6転換に関する自由エネルギー変化から判断すると，F_2が存在する限り，高温域では，[3-16]式の反応がまず発生し，引き続いて，Fとの反応が起きる可能性が大きい。

また，1473K 以上では，[3-17]式のPuF_4が不均化反応*)*を起こし，PuF_3とPuF_5になるため，熱力学的により安定なPuF_4よりも容易にFと反応して，PuF_6を生成するように考えられる。

(ii) 四フッ化プルトニウムの生成

PuO_2を揮発させてUF_6とともに分離，精製を行う場合は，前述した方法を用いればでき

* フローレックス法では，PuO_2等の化学物質を多く含有する原料の転換を想定し，これらの物質とウランが反応装置内で焼結すること，及びPuF_6がUF_6に同伴することを回避するため，設定温度を一般的なウラン転換温度と比較して低くしている。

るが，フッ化反応によりウランとの分離を図りたいときには，不揮発性の中間フッ化物であるPuF_4に転換すればよい。PuF_4の融点(1346K)は高く，また蒸気圧は，973Kにおいて約2.43kPaと非常に低い[41]ため，この程度の温度であれば，プルトニウムがUF_6ガスに混入することはほとんどない。プルトニウム化合物のPuF_4へのフッ化反応は以下のようである。

(a) PuO_2 の HF フッ化

UO_2のHFフッ化のときと同様に，PuO_2もHFガスによってPuF_4にフッ化できる。ただし，HFフッ化反応時の雰囲気が，酸化性か還元性かによって，HFフッ化による生成物の化学形態は異なる。即ち，酸化性雰囲気では，[3-20]の化学反応式に基づくPuF_4が生成されるが，還元性雰囲気ではPuF_3となる[42]。

$$PuO_2 + 4HF + O_2 \rightarrow PuF_4 + 2H_2O + O_2 \quad (823K) \qquad [3\text{-}20]$$

このとき，PuO_2とともにUO_2が存在していることが使用済燃料再処理における通常の状態であるため，酸化雰囲気中におけるUO_2のHFフッ化挙動についても検討してみると，HFフッ化による「$UO_2+4HF \rightarrow UF_4+2H_2O$」の反応により，$UF_4$が生成するが，酸素の存在により，$UF_4$が，

$$2UF_4 + O_2 \rightarrow UO_2F_2 + UF_6 \qquad [3\text{-}21]$$

のように酸化[43]され，UO_2F_2(固体)とUF_6(気体)が形成される。なお，この反応は高温域で進行するものと考えられる。

(b) PuF_6 の分解

PuO_2のフッ素ガスによるPuF_6転換反応において，PuO_2よりもフッ化され易い物質が存在する場合や，反応に必要とされる十分な量のフッ素ガスが供給されていない場合，中間フッ化物としてPuF_4等が形成される。また反応生成物であるPuF_6が分解することによりPuF_4は生じるが，これは以下に述べるPuF_6の低い平衡定数とプルトニウム自らの放射線に起因するものである。

1) PuF_6 の平衡定数

PuF_4のフッ化に関する「PuF_6(気体) ＝ PuF_4(固体)＋F_2(気体)」の平衡定数K_pと温度の関係を付図 2.3.3に示す。ここで$K_p=p(PuF_6)/p(F_2)$ であり，また423～573Kにおいて，

$$\log K_p = -(1331/T) - 0.275 \qquad [3\text{-}22]$$

が成立する[44]。同図によれば，この温度範囲における平衡定数K_pは10^{-3}の範囲にあり，ほとんどPuF_6を生成する反応は進行しない。ただし，温度の上昇とともに，平衡定数K_pの値は増加するので，PuF_6の存在量は増える。逆に考えれば，気体状のPuF_6は，十分な平衡時間を与えることにより，PuF_4(固体)とフッ素ガスに分解してしまう。ここで平衡状態に到達する時間は，各種条件によって異なるが，Trevorrow等の報告[44]では，423Kで150～300時間，473Kで24～60時間，また573Kにおいて1.5～２時間としている。

2) 放射線による分解

PuF_6は，自ら（^{239}Pu）のα-放射線によって連続的に分解する。すなわち，プルトニウ

ムから放射されたα粒子が，結晶格子を通過するときPuF$_6$の結合を切るもので，低級プルトニウムフッ化物とフッ素が生じる。Wagner等[45]は，PuF$_6$の分解率は線形的な変化を示さず， 299Kにおける初期圧力が1.3×10^{4}Pa（100mmHg）の場合，測定当初の半日については1.78%/dayであるが， 571日間で0.064%/dayに低下すると述べている（全体の約36.5%のPuF$_6$が分解）。ここで1.78%/dayという高い分解率は，封じ込めに使用した容器材料とPuF$_6$ の反応の影響を受けた可能性が大きく，またPuF$_6$ の初期圧力を低下させることにより分解率も下がるとの考察をしている。使用済燃料から製造したPuF$_6$は，核分裂生成物からのγ-放射線の影響も受け，PuF$_4$とフッ素に分解する。Steindler等の研究[46]によれば，このときのG値は7.5±1.7である。

以上のように，PuF$_6$は放射線の影響により分解してPuF$_4$に変化することがわかった。Weinstock等の研究[47]では，PuF$_6$が固体であれば，1日当たり約1.5%の分解が起こる。

ただし，PuF$_6$の分圧が低い場合やPuF$_6$の貯蔵容器内にフッ素や酸素等が存在する場合は，分解率は低下する。さらに放射線の影響により,長期的にはPuF$_4$とフッ素ガスとの再結合がなされ，いずれかの時点でPuF$_6$の分解と生成が平衡状態になるものと考えられる。すなわち，密閉系内のPuF$_6$は，放射線の影響のみで全量がPuF$_4$に還元されることはない。

(c) PuF$_6$転換の反応速度

今回の調査では，PuO$_2$のF$_2$フッ化について，反応速度の観点から記載している文献はFischer等の研究[48]の他ほとんど見当たらなかったが，最近の研究としては唯一，フローレックス」法の研究者が，[3-17]と[3-18]の反応式について，反応速度定数kを，

$k_1(m/s)=\exp(-5557\times(1/T)-1.93)$ （[3-17]式に対応） [3-23]

$k_2(m/s)=\exp(-5461\times(1/T)-5.98)$ （[3-18]式に対応） [3-24]

と算出している。ここで反応速度定数k_1とk_2比較すると，「PuF$_4$＋F$_2$→PuF$_6$」の反応が律速段階となっている。

各温度におけるPuF$_6$の生成速度についてk_2を用いて比較してみると，

k_2（773K）＝2.16×10^{-6} (m/s)

k_2（823K）＝3.32×10^{-6}(m/s)

k_2（1623K）＝8.74×10^{-5}(m/s)

より，

k_2（773K）/ k_2（823K）＝ 0.651

k_2（1623K）/ k_2（823K）＝ 26.3

となる。ここで823Kは，プルトニウムフッ化実験に使用した温度であり，プルトニウムは約140分でPuF$_6$に転換されている。よって，反応速度定数から，773Kにおける反応時間を換算すると215分となる。この値は773K において得られた反応時間である約200分に近似している。反応速度定数を用いた計算方法によると，1623K（フレーム炉運転温度）におけるPuF$_6$転換時間は，5分20秒ほど必要とすることになるが，フローレックス法の実験では，フレーム炉でPuF$_6$の転換を問題なく行っており，1623K付近における反応速度は，極

めて速いものと考えられる。すなわち，高温域におけるプルトニウムのF_2 フッ化は，プルトニウム転換に必要とされる活性化エネルギー以上のエネルギーを容易に得ることができるため，[3-17]と[3-18]に示す二段階反応ではなく，[3-16]または[3-19]式の直接フッ化である可能性が高い。

(d) 平衡到達時間の温度依存性

PuF_4をPuF_6に転換する反応速度を知ることは，MOXのフッ化を行っていく上で重要な事項であるが，本検討における文献調査では見出すことができなかった。よって，ここでは，前述の「付録 2.1.1 (1) (i) (b) PuF_6の分解」で示したTrevorrow等の結果（平衡到達時間の温度依存性）と各温度におけるPuF_6の分圧（[3-22]式から算出）からアレニウスの式に基づき「$PuF_4+F_2=PuF_6$」の平均反応速度を算出してみた。なお，平衡に達する時間については幅があるため，平衡到達最短時間，平均時間及び最長時間の三項目を検討対象（付表 2.3.2参照）とし，アレニウスプロットにより得られた一次の近似線（付図 2.3.4参照）からアレニウスパラメータであるA（指数前の因子）とE_a*（活性化エネルギー）を算出した。

今回の計算結果によると，A＝71Pa/s，E_a＝91kJ/molとなった。これをアレニウスの式を用いて表すと，

$$k=A\times e^{-Ea/RT}=71\times e^{-91/RT}=71\times e^{-10913/T}$$ ここでk：反応速度定数 [3-25]

となる。ここで同式を用いて，付図 2.3.4を2000Kまで外挿した図を付図 2.3.5に示す。同図において623K以上は実測値ではなく，また各温度領域において発生する化学反応の形態も異なるものと考えられるが，とりあえず本図を解析してみると，低温域では，ほとんど進まない反応が，高温域では非常に早くなることがわかる。例えば，500Kにおける反応速度定数の自然対数$\ln k_{500}$は，おおよそ－17.56であるが，PuF_6の転換反応に用いられている温度である1000Kでは，$\ln k_{1000}=-6.65$となり，その差（$\ln k_{1000}-\ln k_{500}$）は10.91である。これより反応速度定数k_{1000}は，$k_{1000}=e^{10.91}\times k_{500}\fallingdotseq 55000\times k_{500}$と計算できるため，$k_{500}$の反応速度の約55000倍で反応が進むことになる（500K において平衡状態に達するのに1日かかるとすれば，1000Kでは2秒弱で平衡に到達する）。同様に考えると400Kにおける反応速度定数は，$k_{400}\fallingdotseq 4.25\times10^{-3}\times k_{500}$となり，500Kの反応速度の約1／250に低下する（温度が低いほど平衡に達する時間が長くなるため，PuF_6の分解も遅れる。すなわち，500K において1日で平衡状態に到達するとすれば400K では約250日かかるため，400KにおけるPuF_6の分解は非常に緩やかである）。このようにPuF_6転換の観点から考えると，反応温度を1000K以上に保持することは，反応を瞬時に発生させる上で極めて効果的であり，また，400K以下でPuF_6を保管することはPuF_6の安定性を保持するうえで有効であるように思われる。

* 正確には，ここで得られた E_a は，いわいる“活性化エネルギー”とは異なる温度係数である。

付録 2.3.4 MALT2 による考察

(1) 熱力学計算の方法

本検討に係る主要な熱力学計算には，日本熱測定学会・熱力学データベース作業グループが編纂した熱力学データベースMALT2（MAterials-oriented Little Thermodynamic database）[30]を使用している。MALT2は，無機化合物を中心とした4931種の化合物について，指定した温度における熱力学データをパソコン上で手軽に利用するためのデータベースである。その基本的な機能として，指定した化合物についてJANAF熱力学表と同じ形式の熱力学表の作成をすること，及び与えられた反応式の平衡定数や熱力学量の変化の計算をすることを挙げることができる。

同データベースには，各物質の298Kにおける標準生成エンタルピー($\Delta_f H^0$/J mol^{-1})，標準生成自由エネルギー（$\Delta_f G^0$/J mol^{-1}），標準エントロピー（S^0/J mol^{-1}K^{-1}），標準定圧熱容量(C_p/JK^{-1}mol^{-1})の温度係数，相転移温度(K)，転移エンタルピー（Jmol^{-1}）が熱力学データとして採録されている。これらの基礎数値を用いて温度TにおけるΔG^0_Tを

$$\Delta G^0_T = \Delta H^0_T - T\Delta S^0_T \qquad [3\text{-}26]$$

で算出すると，$\Delta G^0_{298.15}$のときとは異なった値となる可能性があるため，

$$\Delta G^0_T = \Delta G^0_{298} + \int_{298.15}^{T} \Delta Cp \, dT - T\Delta S_T + 298.15 \times \Delta S^0_{298.15} \qquad [3\text{-}27]$$

にて補正を行う。

また高温域におけるデータは，最小二乗法により，

$$C_p = a + b\times10^{-3}T + c\times10^{5}T^{-2} + d\times10^{-5}T^{2} + e\times10^{8}T^{-3} \qquad [3\text{-}28]$$

の式を満足させる熱容量の温度係数のみが採録されている。

熱力学表には，各温度における標準定圧熱容量(C_p/JK^{-1}mol^{-1})，標準エントロピー(S^0/J mol^{-1}K^{-1})，基準温度と標準エンタルピー差($_TH^0$/J mol^{-1})，GEF関数(J K^{-1} mol^{-1})，標準生成エンタルピー($_fH^0$/J mol^{-1})，標準生成自由エネルギー（$\Delta_f G^0$/J mol^{-1}）が表示される。また平衡定数の計算のために反応式を指定すれば，平衡定数（K_p）の他に，その反応に関する標準エンタルピー変化（$_rH^0$/J mol^{-1}），標準エントロピー変化（$\Delta_r S^0$/J mol^{-1}K^{-1})，及び標準自由エネルギー変化（$\Delta_r G^0$/J mol^{-1}）が計算される。

本研究で使用する自由エネルギー変化（$\Delta_r G$）は，上述したMALT２の計算によって得られた標準自由エネルギー変化（$\Delta_r G^0$）及び平衡定数（K_p）の値を，

$$\Delta_r G = \Delta_r G^0 + RT\ln K_p \qquad [3\text{-}29]$$

に代入して算出する。

生成率や生成物のモル数については，圧力を一定とし，各温度におけるギブズエネルギーの最小点を収束計算により求めて，平衡組成点1点を得ることにより算出する。また，同様に，物質の圧力変化(分圧)について考察する場合は，体積を一定とし，温度等を変化させてヘルムホルツエネルギー（A）最小化法を用いた平衡計算を行うことにより取得する。

MALT2に採録されている熱力学データ（298.15Kの熱力学関数）は，基本的にはその信

頼性が高く評価されているNBS（National Bureau of Standards）化学熱力学センターのデータ集（The NBS tables of chemical thermodynamic properties, selected values for inorganic and C1 and C2 organic substances in SI units [40]）からのものである。また，熱容量は，米国が国家的規模で推進してきた高温熱力学の収集・評価プロジェクトによるデータ集であるJANAF（Joint Army-Navy-Air Force-NASA）Thermochemical Tablesから採録してある。

(2) PuO_2 の F_2 フッ化

(i) PuF_6 転換に及ぼす温度の影響

密閉系内に反応当量のPuO_2とフッ素ガスを封入し，加熱した結果を付図 2.3.6に示す。PuF_6は，973～1273K において他の温度領域よりも高い生成率を示し，この範囲において，約6.5%のPuO_2がPuF_6に，残りはPuF_4にフッ化される。ここで，実際の反応装置は，絶えず系内のガスを排気している開放系であるので，PuF_6への転換反応は進行し，反応が早く進むようであれば，単位時間当たりのフッ素ガス供給量を増大することによりPuF_6生成量も増えるように思われるが，フッ素ガス供給速度は，プルトニウム転換速度に律速しているため，適正供給速度は，今後，実験により決定していくべき課題である。適切な反応温度については，容易に昇温･維持できる温度は装置的に限界があり，かつ，本計算結果では，高温側でPuF_6の熱分解もみられるので，773～1073Kが妥当な範囲であるように判断した。なお，773Kから1073Kにおける平衡定数（$K_p = a[PuF_6]/a[PuF_4]$）は，10^{-2}の範囲であり，1023K以上でPuF_6転換反応が促進するという記述[42]もみられるが，今後の実験に当たっては，反応速度の観点からもデータを取得しておく必要がある。

(ii) PuF_6 転換に及ぼすフッ素濃度の影響

付図 2.3.7は，PuF_6転換に及ぼすフッ素濃度の影響について調べた結果である。PuF_6生成率の算出は，10～98vol%の濃度に設定したフッ素ガスを反応当量分，PuO_2とともに密閉系内に充填し，温度を変化させることにより行っている。同図にみられるように，800K～1000Kの範囲におけるPuF_6生成率は，フッ素濃度の影響をあまり受けないが，昇温することによりフッ化率は高まる。しかしながら，1000Kを越すと，低濃度側では，温度の低い方により高いPuF_6生成効果がみられ，フッ素濃度を高めることにより，温度による生成率の差は小さくなる。本計算結果によれば，約1100Kの反応温度において最大７％弱のPuF_6生成が期待できる。このことから，1000K以下でプルトニウム転換反応を行いたい場合は，低濃度のフッ素ガスを用いた方がよく，1000K以上の高温域においては高濃度のフッ素ガス使用が適している。すなわち，MOX転換に用いることが想定される流動床炉（比較的低温域において希釈したフッ素ガスを使用）やフレーム炉（高温域において高濃度フッ素ガスを使用）は，適切な条件で使用されている[32]といえる。

(iii) PuF_6 転換に及ぼす圧力の影響

付図 2.3.8は，初期条件について，反応温度を973K，フッ素ガス供給量を反応当量に設定

し，PuF_6転換に及ぼす圧力の影響について計算した結果である。同図によると，PuF_6の生成率は，圧力の影響をほとんど受けていないことがないことがわかる。すなわち，フッ化反応装置の圧力に係る運転条件については，十分な裕度があるものと考えられる。

(3) PuF_4のF_2フッ化

ここでは，PuO_2のF_2フッ化によって生成したPuF_4が温度を変化させることによってどのような挙動を示すのかを確認した。

付図 2.3.9は，フッ素ガス供給量を1モル（反応当量），転換時の圧力を0.1MPaに設定して，300～1500KにおけるPuO_2のフッ化挙動を算出した結果である。同図によると，PuF_6は, 常温から573K付近まではほとんど生成されず, その後, 温度上昇とともに生成量は徐々に増加するものの，1173K付近で約0.076モル（転換率約7.6%）がフッ化されたのをピークにPuF_4に分解していく傾向が見られる。すなわち，PuF_4のフッ化は，PuF_6の分圧と温度設定に配慮しながら行う必要がある。なお，高温域では，F_2（気体分子）がF（気体原子）に分解する方向にあるため[39]，「付録 2.3.3 (2) プルトニウムのフッ化」で述べたようにFとのフッ化が考えられる。

(4) フッ化物の標準生成自由エネルギー

(2)及び(3)の結果に鑑みると，化学平衡の関係からPuO_2はフッ素ガスとの反応により最終的にはPuF_6の形態で存在しにくい傾向があることがわかった。これに対し，UO_2をフッ化すればほぼ全量がUF_6になることはウラン転換を行う上でよく知られている。

MOXのフッ化挙動を考察していくうえで，プルトニウムとウランのフッ化物の標準生成自由エネルギーを把握しておく必要があるため，各フッ化物の標準生成自由エネルギーについて温度を横軸として，付図 2.3.10にまとめた。同図に示すウラン及びプルトニウムフッ化物のうち，熱力学的に最も安定なフッ化物は，UF_6(気体，ただし昇華点 (329.5K)までは固体)であり，以下，UF_4（固体），PuF_4（固体），PuF_6(気体)の順となり，PuF_6は他と比較して生成されにくい傾向を示している。すなわち，MOXをフッ化した場合，ウランについては，その多くがUF_6(気体)になり，プルトニウムについては，大半がPuF_4（固体）で安定するものと推測される。

(5) 0.1MPa における MOX のフッ化

これまでの結果を踏まえて，MOX（但し，モル比をUO_2 : PuO_2＝１:1に設定）のフッ化について，温度とフッ素濃度をパラメータとして算出し，付図 2.3.11から付図 2.3.15にまとめてみた。ここで，便宜上，UO_2とPuO_2の活量をそれぞれ1としたが，実際にはこれより小さくなるものと考えられる。また，設定圧力は0.1MPaとし，フッ素ガス供給量はUO_2とPuO_2の混合物が全て六フッ化物の化学形態になるのに必要とされる量を１（ここでは$F_2$６モルを１としている）に設定している。なお同図の横軸は温度，縦軸はフッ化反応により生成される物質のモル数である。

付図 2.3.11は，フッ素を化学量論比の2/3倍供給した結果である。UO_2は，373Kから773

Kの範囲で，大部分が$UF_{4\sim4.5}$にフッ化されるが，一部はフッ化ウラニル（UO_2F_2）の化学形態をとっている。温度の上昇とともにUO_2F_2は僅かずつ$UF_{4\sim4.5}$に変化していき，673Kにおいて最小割合を示すが，さらなる高温雰囲気では，$UF_{4\sim4.5}$がUOF_4（気体）に変化し，かつ再度UO_2F_2が形成される。873K以上の温度では，UOF_4とUO_2F_2が均衡を保つようになる。PuO_2は，PuF_4にフッ化されるが，この範囲において温度の影響は受けない。

付図 2.3.12は，供給するフッ素ガス量を5/6倍にした結果である。同図によると，全ての温度範囲において，UO_2はUF_6（気体）となり，PuO_2はUF_4（固体）となる。計算結果のみから判断すると，ウランとプルトニウムを固気分離するのに適切なフッ素ガス供給条件である。

フッ素ガスを反応当量供給した結果を付図 2.3.13に示す。373Kから573Kまでは，PuF_4とUF_6が形成されている。673K以上の温度雰囲気では，PuF_4が徐々にフッ素と反応し，PuF_6（気体）を形成するが，1073Kにおいても生成率は数パーセントである。なおPuO_2については，供給したフッ素ガスと反応を起こし，優先的にPuF_4を生成する傾向が，またUF_6は，過剰のフッ素雰囲気下では分解しない傾向が見受けられる。

付図 2.3.14及び付図 2.3.15は，過剰のフッ素雰囲気下におけるMOXフッ化挙動に係る算出結果である。付図 2.3.14は化学量論の4/3倍当量，付図 2.3.15は5/3倍当量過剰のフッ素を供給しているが，双方ともに同様な挙動を示している。即ち，低温域において，まずUF_6とPuF_4が生成される。このとき，ごく微量のPuF_6（気体）が生成される傾向がみられ，昇温とともにPuF_6量は増加する。

(6) MOX のフッ化における圧力の影響

これまでの計算結果によると， $UO_2$１モルに対しフッ素（F_2）ガス３モルを，また$PuO_2$１モルに対しフッ素（F_2）ガス２モルを供給すれば，UF_6（気体）とPuF_4（固体）のみが生成するためウランとプルトニウムを固気分離でき，また過剰のフッ素ガスの存在下では，PuF_4のフッ化が進行し，一部がPuF_6（気体）となり，UF_6に同伴する傾向があることがわかった。さらにUF_4をUF_6に転換している実際の工程では，673K 以上の温度が用いられている。このような事実を踏まえ，ここではフッ素ガス供給量をUF_6 とPuF_4を形成するのに必要な量に固定し，673K 以上の温度における圧力の影響について考察する。

付図 2.3.16は，反応温度673Kにおける計算結果である。また，付図 2.3.17は873K，及び付図 2.3.18は，1073Kにおける結果を示している。いずれの結果に鑑みても，反応生成物は圧力の影響を受けていないため，「付録 2.3.4 (2) (iii) PuF_6転換に及ぼす圧力の影響」で考察したように，フッ素ガス供給量と温度を適切に設定すれば，反応時の圧力にあまり依存することなく，期待する反応生成物を得ることができる。すなわち，ウラン転換工程の運転で採用されているように，放射性物質の漏洩を抑制するため，反応装置内部をやや負圧にした転換運転が可能である。

付録 2.3.5 使用済 MOX 燃料関連物質のフッ化特性のまとめ

ウランとプルトニウムの物性等について調べたところ，それぞれの二酸化物やフッ化物の密度や融点は，同じような値を示していたが，六フッ化物の挙動については大きな違いがあることがわかった。すなわち，大気圧において，UF_6は，329.54K以上で昇華するが，PuF_6は，323.9Kに融点があり液化すること，またPuF_6の場合，化学平衡（$PuF_4+F_2=PuF_6$）の関係及び熱や放射線の影響により分解する傾向があり，さらに，非常に強い酸化力を持っているため，ウランを含む周辺の物質をフッ化することにより，安定なPuF_4に変化し易いこと等を挙げることができる。よって，フッ化物揮発プロセスでウランとプルトニウムの分離を行う場合には，ウランはUF_6として昇華させ，プルトニウムはPuF_4（固体）にフッ化する適切な条件を設定する必要があり，双方を同時に揮発させる場合には，PuF_6のPuF_4への分解を抑制する条件を設定しなければならない。化学平衡的には，ウランは容易にUF_6へ転換できるが，プルトニウムの場合，523K～673Kでは，「$PuF_4+F_2=PuF_6$」の平衡定数K_pが10^{-3}の範囲であり，また同温度範囲における反応速度定数kも10^{-8}～10^{-5}を示しているため， PuF_6転換は困難であることがわかった。しかしながら，1000K 以上では，平衡定数Kは10^{-2}以上になることが予想され，反応速度定数kも10^{-3}以上に高まるため，短時間（数秒以下）で平衡状態に到達するものと考えられる。よって反応系のPuF_6分圧を適切に保持すれば，PuF_6を安定的に生成でき，また転換したPuF_6を400K以下に急冷することにより，化学平衡到達時間を大幅に延ばせるため，PuF_6の分解を長期間抑制できるものと推察される。

次にMALT2を用いて，化学平衡の観点からMOX燃料のフッ化挙動について考察を行い，以下の結論を見出すことができた。

① ウランとプルトニウムのフッ化物に関する標準生成自由エネルギーを調べたところ，UF_6（気体）＞UF_6（固体）＞UF_4(固体)＞PuF_4（固体）＞PuF_6（気体）の順となり，F_2フッ化によって，ウランの場合はUF_6を，またプルトニウムの場合は，PuF_4を形成しやすい傾向があることがわかった。このような熱力学的挙動の相違を利用すれば，F_2フッ化によるウランとプルトニウムを固気分離できる可能性がある。

② ウランとプルトニウムのフッ化挙動を知るため，温度，圧力及び供給するフッ素ガス供給量を変化させて考察したところ，ウランについては，温度と圧力の影響をほとんど受けることなく，フッ素ガス供給量が，「$UO_2+3F_2=UF_6+O_2$ 」の反応を起こすのに十分であれば，容易にUF_6に転換する傾向があることを示した。実際には，反応促進のため，約623K以上の雰囲気下でF_2フッ化させたほうが好ましく，UF_6は容易に生成する。一方，フッ素ガス供給量が十分でない場合には，さまざまな中間フッ化物やフッ化ウラニルが生じることがわかった。

③ プルトニウムについては，反応生成物の化学組成が圧力に依存することはなかったが，温度と供給するフッ素ガス量の影響を受ける傾向があった。すなわち，ウラン

の化学反応のときとは異なり，前述した標準生成自由エネルギーの順位からもいえるように，「$PuO_2+2F_2=PuF_4+O_2$」のとき，もっとも安定した化学反応が起こり，反応生成物であるPuF_4も温度の影響を受けにくい。しかしながら，これよりも少ないフッ素ガス供給量（F_2：2/3倍当量参照）では， PuF_4を形成して安定化してしまう傾向があることを示していた。フッ素ガス供給量を過剰にするとPuF_6の生成量が増大した。

④ MALT2の計算で得られた値の解析の結果，以下のことがいえる。

(a) ウランとプルトニウムを分離するためには，それぞれの元素に対し，「$UO_2+3F_2=UF_6+O_2$」と「$PuO_2+2F_2=PuF_4+O_2$」の化学反応に必要とするフッ素量の合計に見合ったフッ素を供給すればよい。このときの反応温度は，UF_6やPuF_4が生成しやすい温度範囲である600Kが適切である。

(b) ウランとプルトニウムを同時にフッ化揮発させる条件としては，「$UO_2+3F_2=UF_6+O_2$」と「$PuO_2+3F_2=PuF_6+O_2$」の反応に必要とされる以上のフッ素を供給すればよく，フッ素量が過剰なほど，PuF_6の発生量は高まる。反応温度は，MALT2 の計算結果から800K以上 が適しているように考えられるが，実際には，MOX燃料に含有されている分離すべき不純物核種の物理化学的挙動等も考慮にいれて設定する必要がある。

付表 2.3.1　ウランおよびプルトニウム化合物の物性

化合物名称	UO_2	UF_3	UF_4	UF_5	UF_6
分子量	270	295	314	333	352
色	黒褐色～黒	深紫色	碧緑色	灰白色～淡黄色	白色
密度(g/cm^3)	10.95[1)]	9.18[3)]	6.70±0.1[4)]	5.81[6)]	5.017 at 298K[7)]
融点(K)	3120±30[2)]	1768[3)]	1307[4)]	621[6)]	337.052 at 0.152MPa (triple point)[8)]
沸点(K)	2458 ($UO_{1.997}$)[2)]	検索できず	1730[5)]	823Kにて安定[12)]	329.54[9)]
化合物名称	PuO_2	PuF_3	PuF_4	PuF_5	PuF_6
分子量	276	301	320	339	358
色	黄緑色～褐色	紫色	青褐色	検索できず	赤褐色
密度(g/cm^3)	11.46[10)]	9.32[13)]	6.96[13)]	検索できず	4.86[13)]
融点(K)	2663±20[11)]	1698[13)]	1310[13)]	検索できず	323.9[14)]
沸点(K)	検索できず	検索できず	検索できず	検索できず	335.5[14)]

1)～11) Gmelin Handbuch der Anorganischen Chemie
1) Uran Erganzungsband C5 pp1
2) Uran Erganzungsband C5 pp72
3) Uran Erganzungsband C8 pp6
4) Uran Erganzungsband C8 pp27
5) Uran Erganzungsband C8 pp28
6) Uran Erganzungsband C8 pp64
7) Uran Erganzungsband C8 pp90
8) Uran Erganzungsband C8 pp96
9) Uran Erganzungsband C8 pp94
10) Transurane Teil C pp15
11) Transurane Teil C pp17

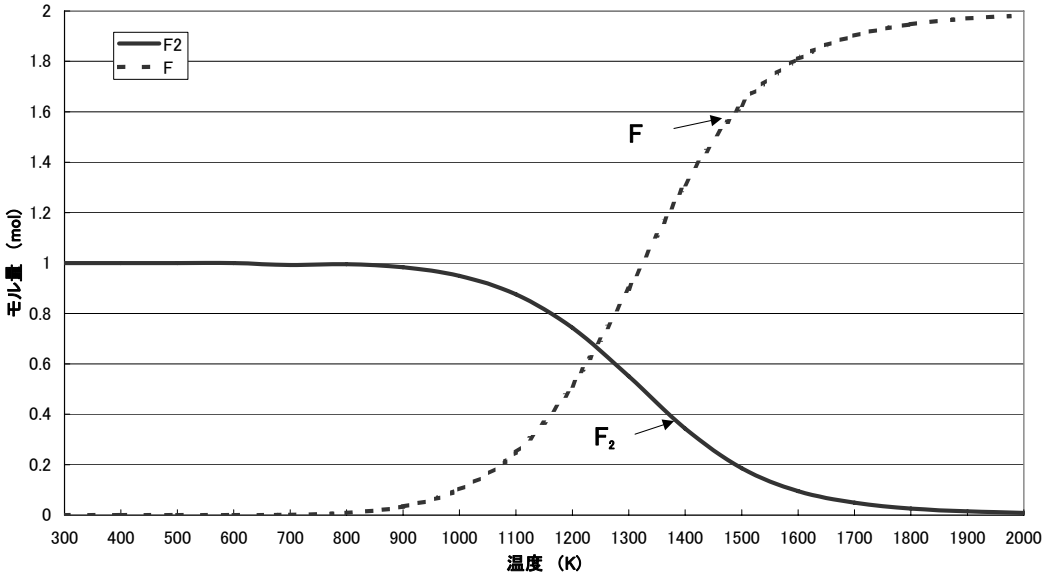
12) S.Katz, "A Laboratory Evaluation of the Chemical and Physical Phenomena Associated with Cyclic Sorption-Desorption of Uranium Hexafluoride on Sodium Fluoride",ORNL/pp321,1964

13) The Chemistry of the Actinide Elements vol.1 pp732

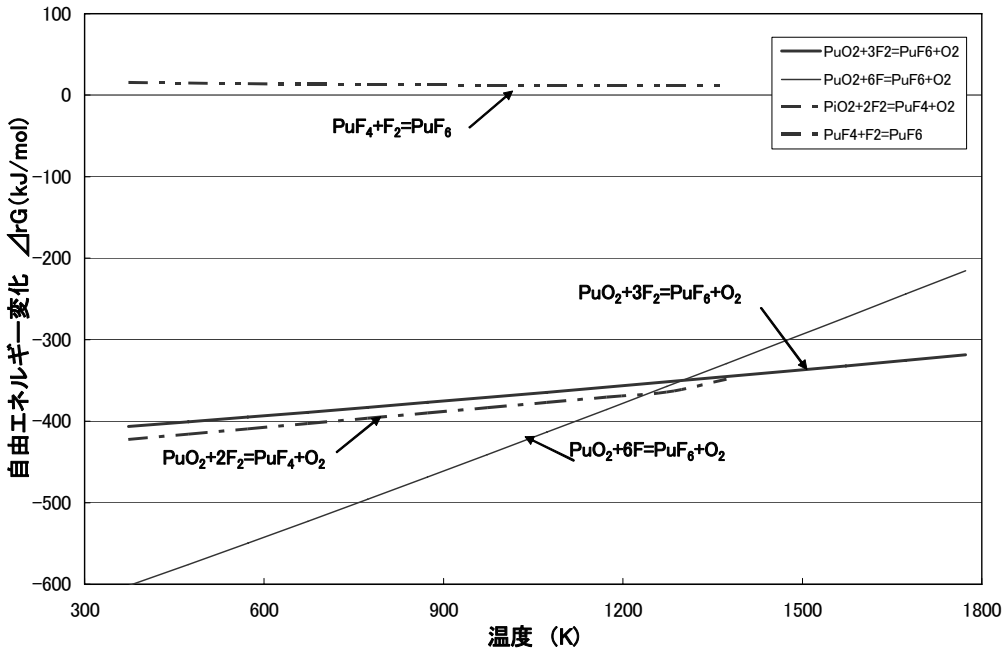
14) The Chemistry of the Actinide Elements vol.1 pp742

付表 2.3.2　「PuF_4(固体)＋F_2(気体) ＝ PuF_6(気体)」の平衡到達時間と PuF_6 分圧

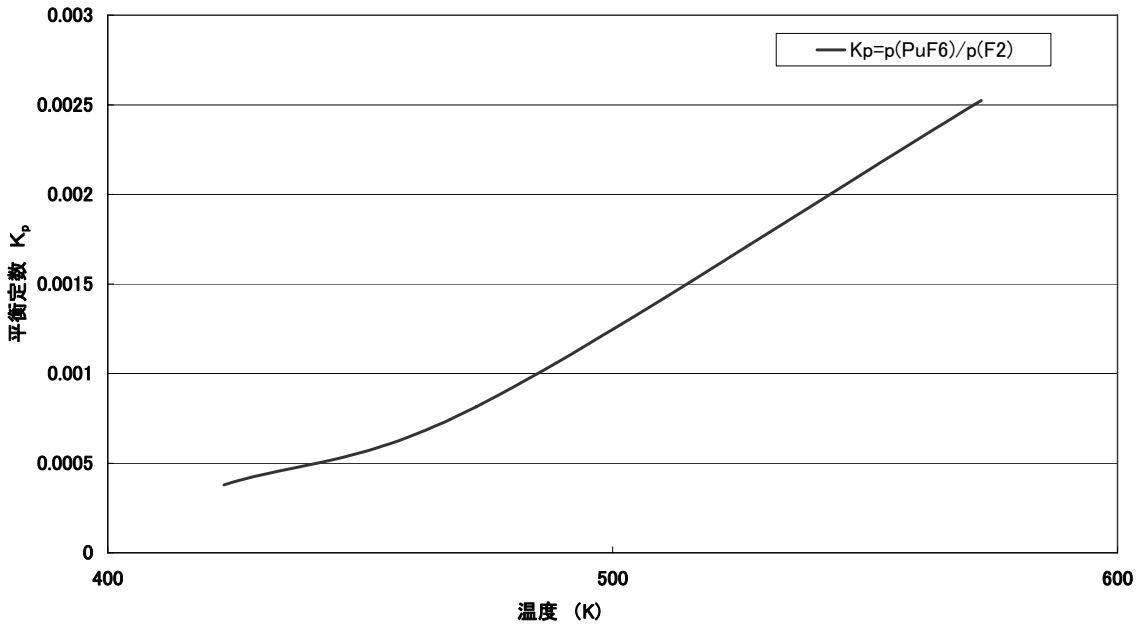
温度:T		平衡到達時間			PuF_6分圧*(Pa)
T(K)	1/T	最短時間(s)	平均(s)	最長時間(s)	
423	0.002364	540000	810000	1080000	38.39804004
473	0.002114	86400	151200	216000	82.62607593
573	0.001745	5400	6300	7200	256.4201507



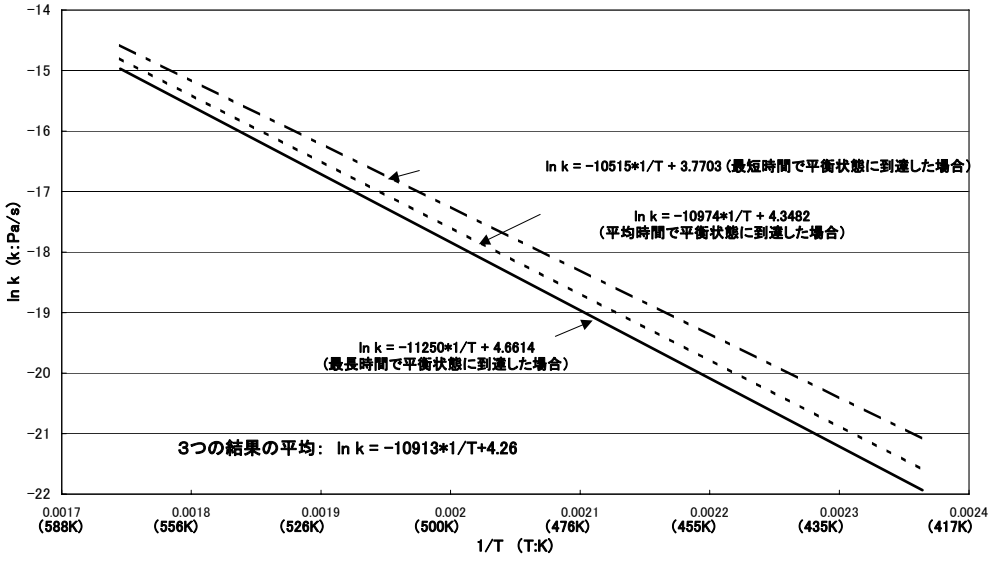
付図 2.3.1　フッ素分子の分解



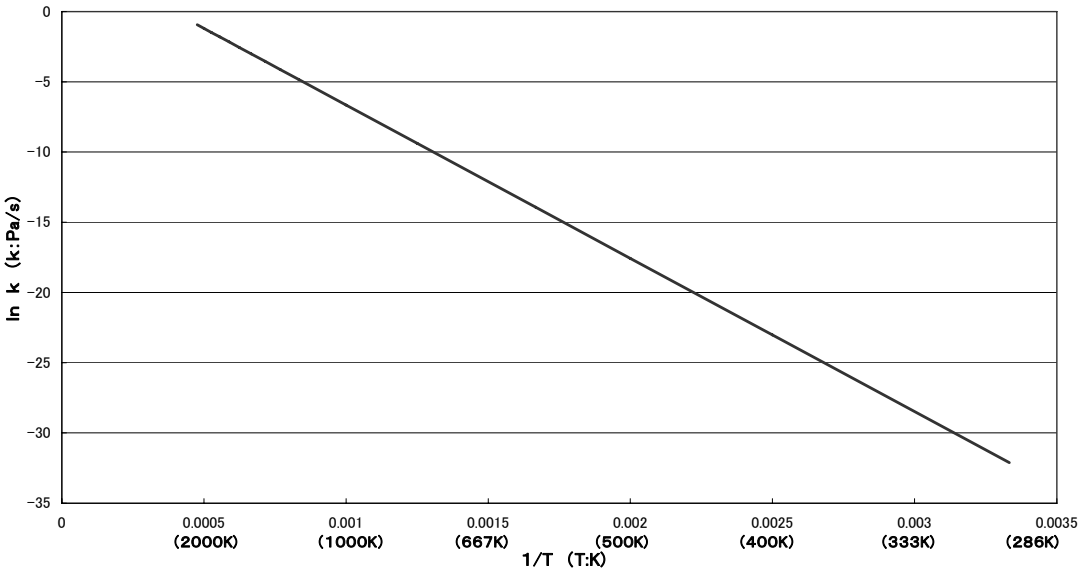
付図 2.3.2　PuO_2 の PuF_6 転換反応に関する自由エネルギー変化



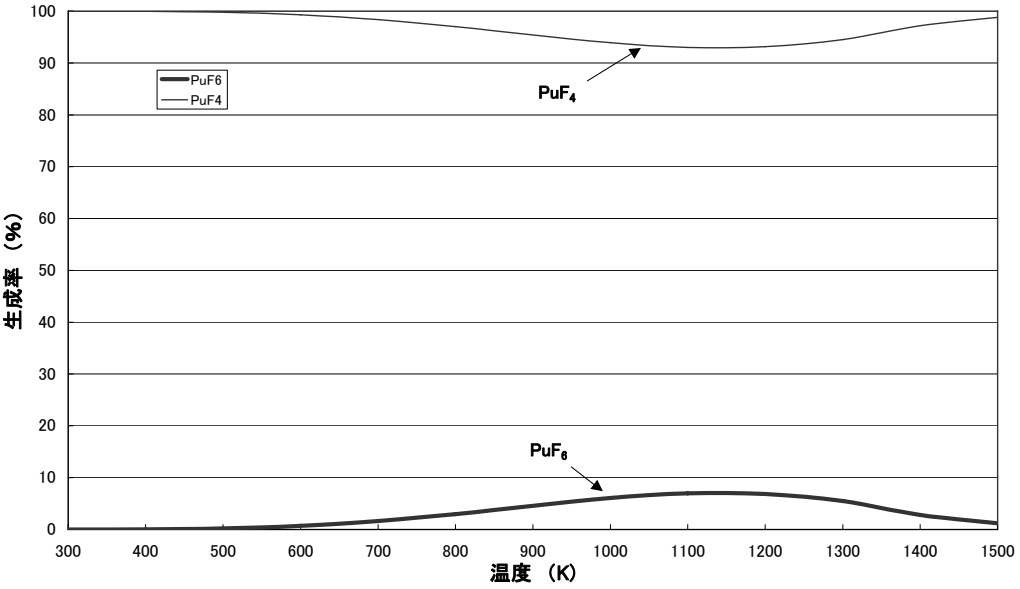
付図 2.3.3　平衡定数 K_p　「　PuF_4(固体)＋F_2(気体) ＝　PuF_6(気体)　」



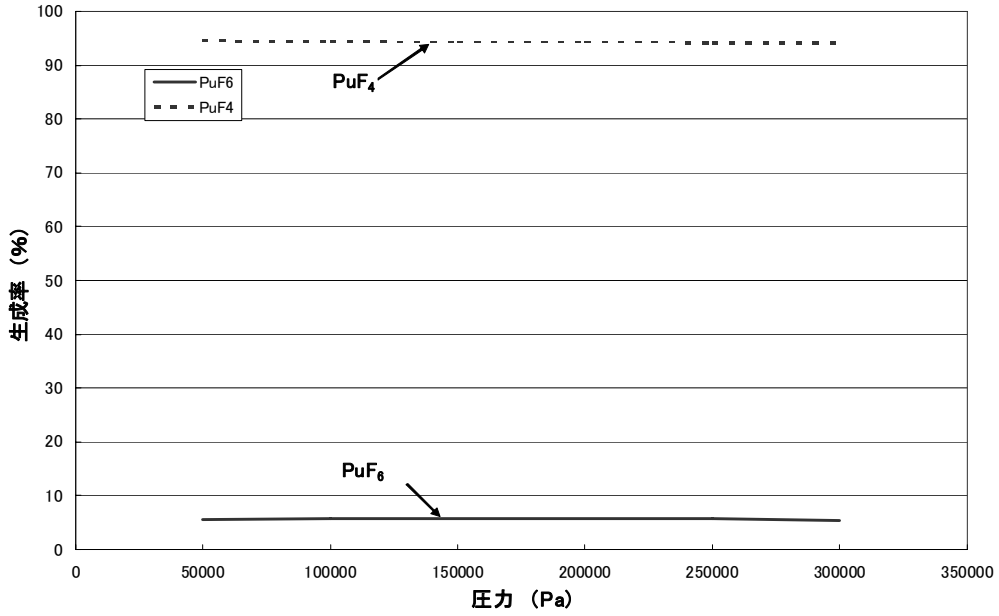
付図 2.3.4　「PuF_4+F_2＝PuF_6」の反応速度



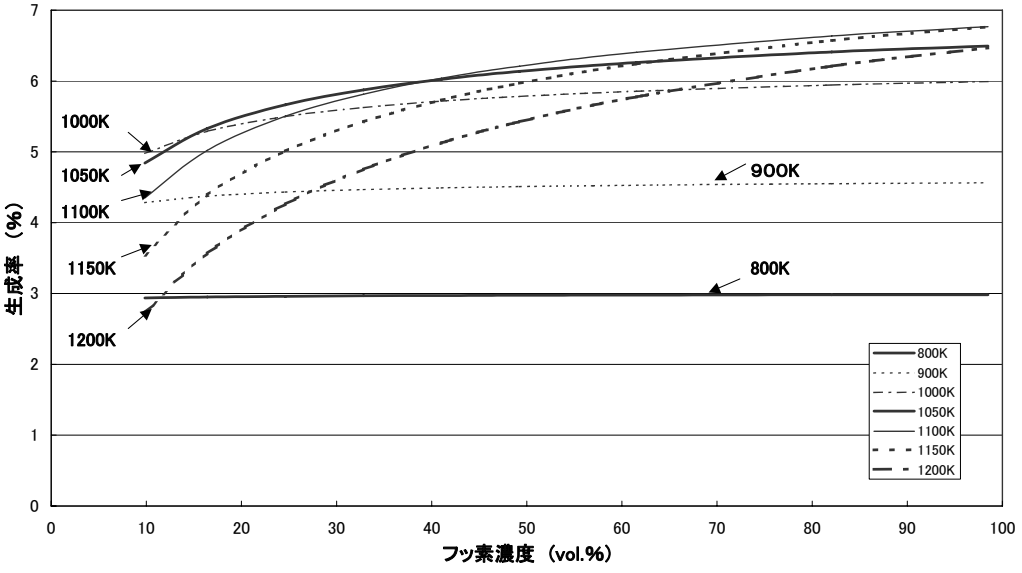
付図 2.3.5 「$PuF_4+F_2=PuF_6$」の平均反応速度 （外挿図）



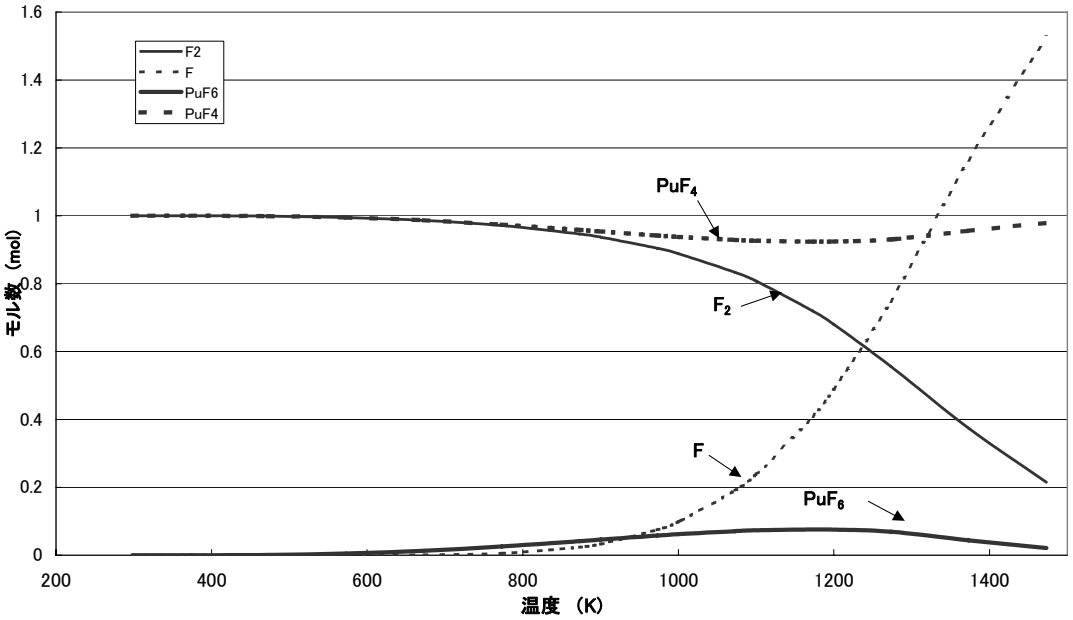
付図 2.3.6 PuF_6転換に及ぼす温度の影響



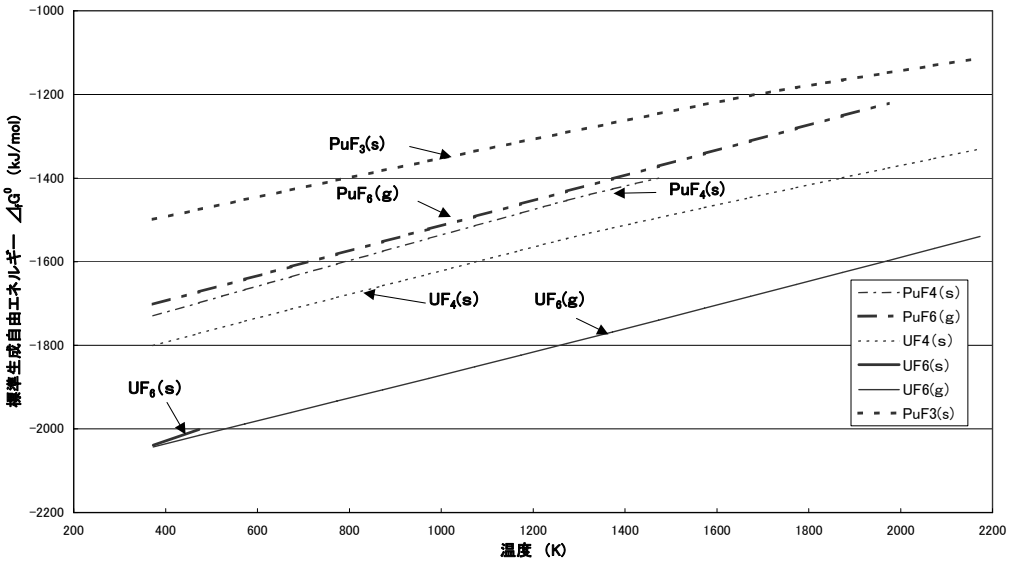
付図 2.3.7　PuF_6転換に及ぼす圧力の影響　（at 973K, F_2供給量：反応当量）



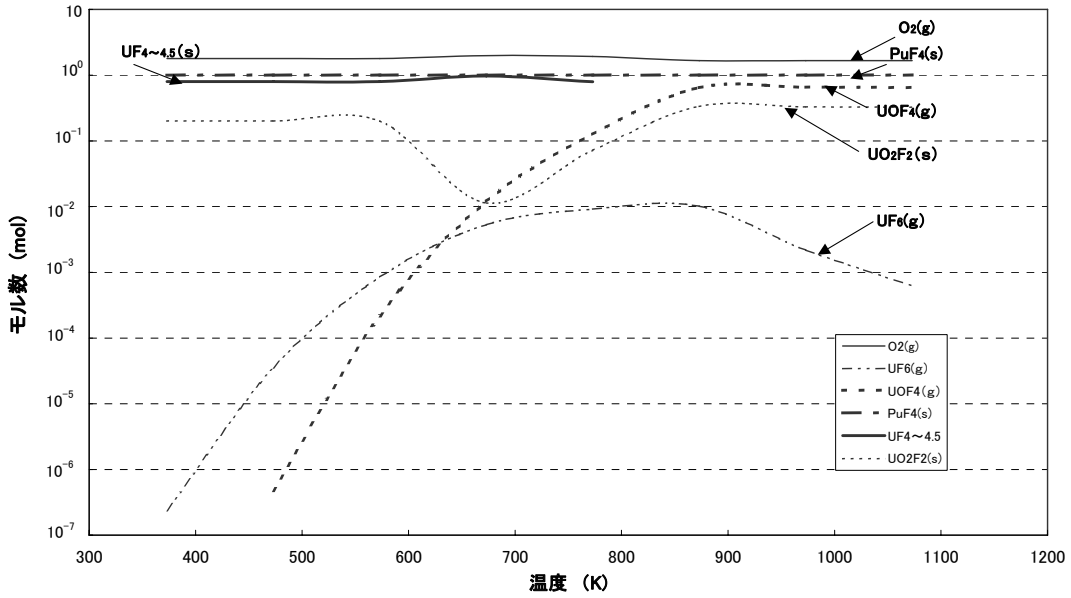
付図 2.3.8　PuF_6転換に及ぼすフッ素濃度の影響



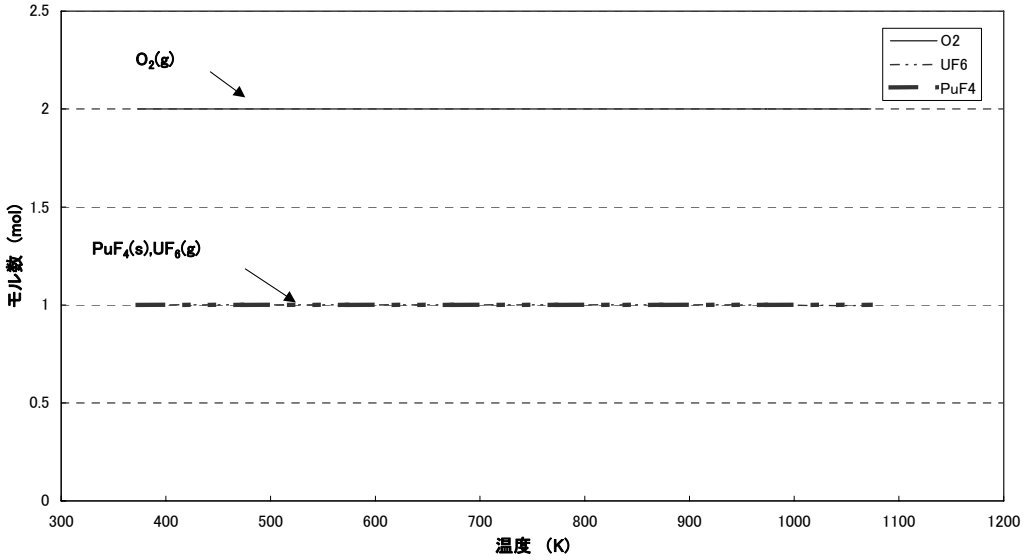
付図 2.3.9　PuF_4 の F_2 フッ化挙動　（at 0.1MPa, F_2:1mol）



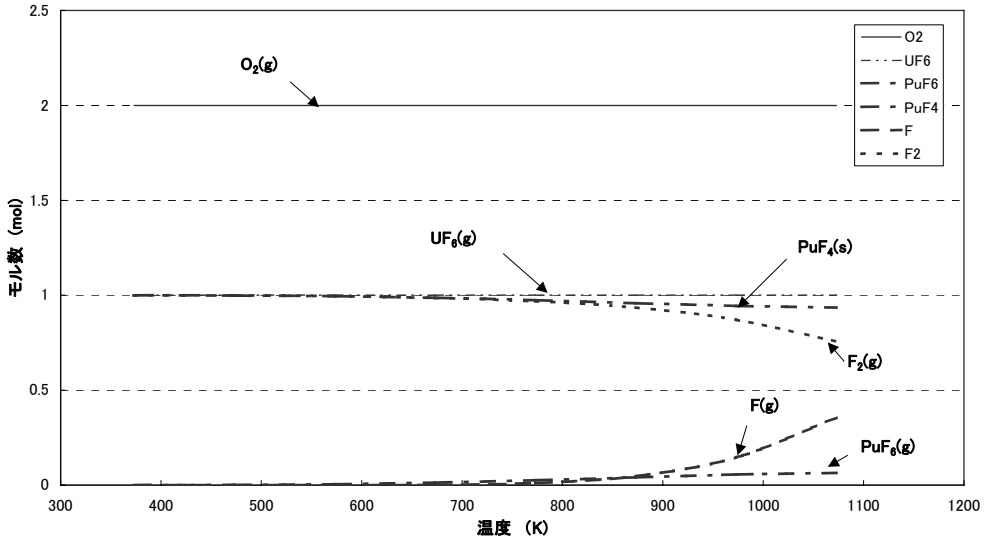
付図 2.3.10　ウラン及びプルトニウムフッ化物の標準生成自由エネルギー



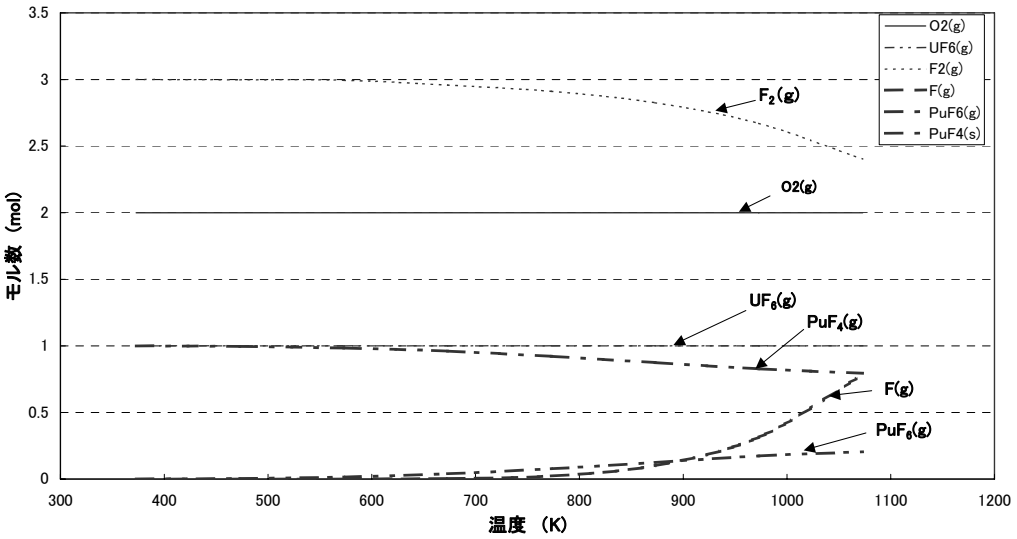
付図 2.3.11　MOX の F_2 フッ化挙動　（F_2：2/3 倍当量供給）



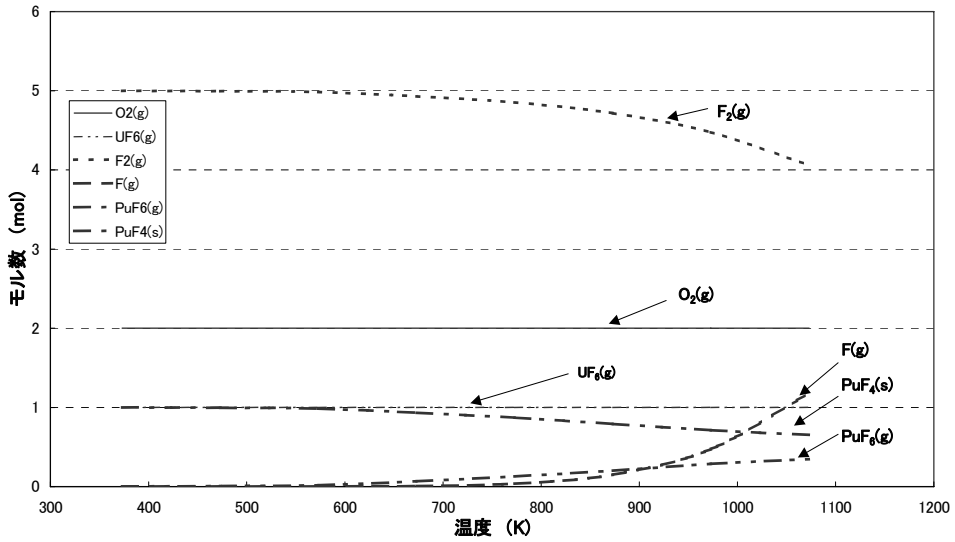
付図 2.3.12　MOX の F_2 フッ化挙動　（F_2：5/6 倍当量供給）



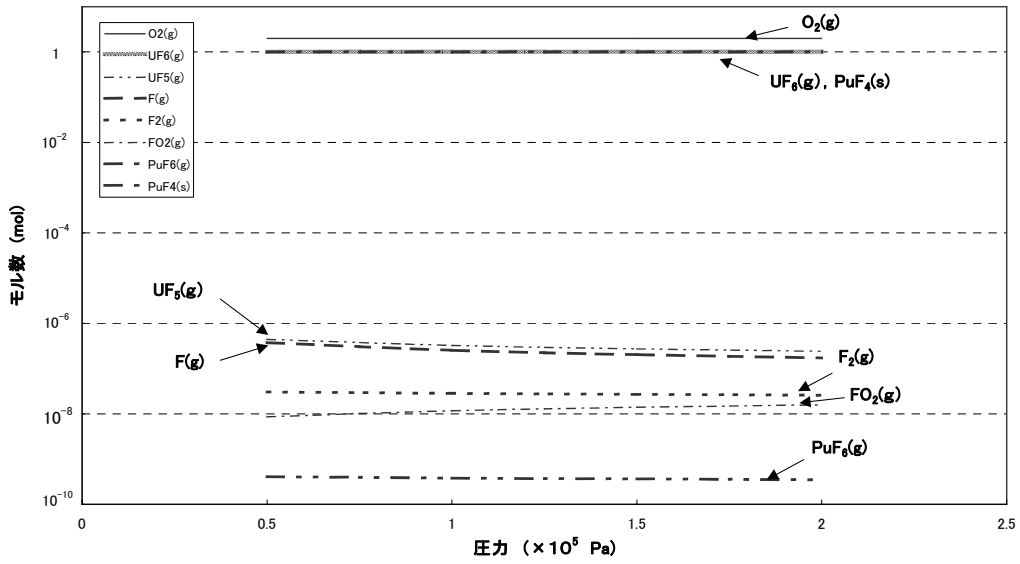
付図 2.3.13　MOX の F_2 フッ化挙動　（F_2：反応当量供給）



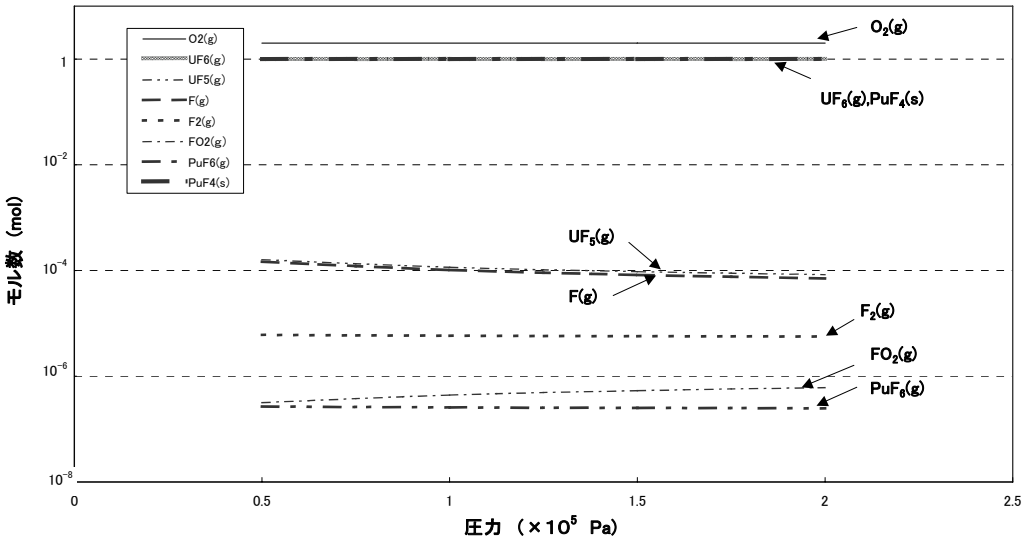
付図 2.3.14　MOX の F_2 フッ化挙動　（F_2：4/3 倍当量供給）



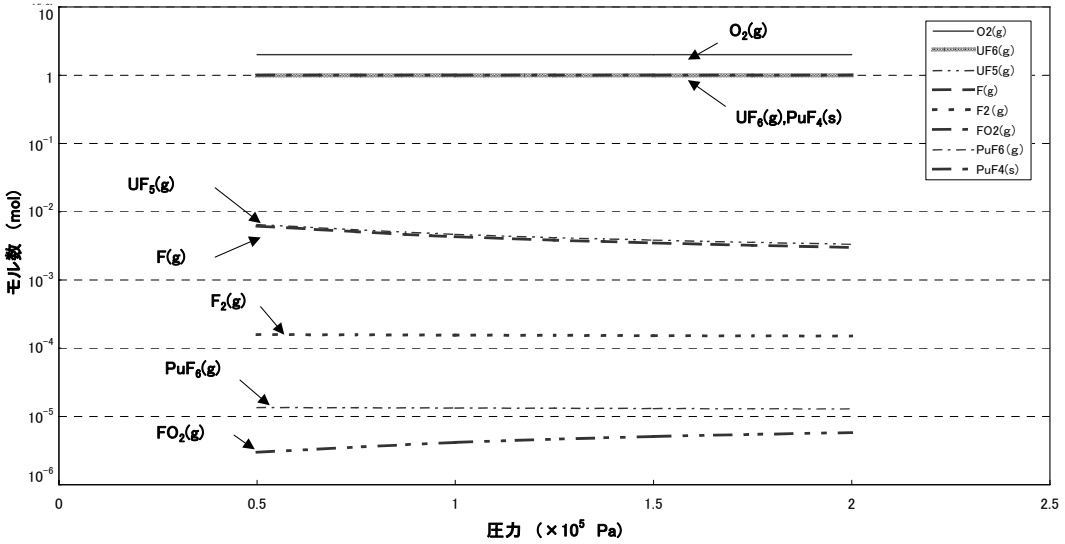
付図 2.3.15　MOX の F_2 フッ化挙動　（F_2：5/3 倍当量供給）



付図 2.3.16　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　（at 673K）



付図 2.3.17　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　（at 873K）



付図 2.3.18　MOX のフッ化に及ぼす圧力の影響　（at 1073K）

付録 2.4 使用済 MOX 燃料関連物質の蒸気圧とフッ化プロセスの限界

付録 2.4.1 はじめに

「付録 2.3 使用済MOX燃料関連物質のフッ化特性」では，MOXの主要元素であるUO_2とPuO_2に着目し，熱力学的な観点から，これらの化合物のフッ化挙動を推測することにより，UF_6とPuF_6が同時に気化する条件を設定することができ，さらにウランとプルトニウムを固気分離できる見通しが得られた。しかしながら使用済MOX燃料中には，ウランとプルトニウムのほかにさまざまなTRUやFPが含有されているため，これらの元素の挙動を考慮にいれておかなければ，ウランとプルトニウムの適切な精製はできない。よって，ここでは当該温度における各物質の標準生成自由エネルギー（$\Delta_f G^0$）を基にした計算と文献調査により関連物質の蒸気圧とフッ化プロセスの限界について考察する。

付録 2.4.2 TRU 及び FP フッ化物の蒸気圧

使用済MOX燃料関連物質の蒸気圧について，熱力学計算とデータ検索から取得した結果を一括して付図 2.4.1に表した。使用済MOX燃料をフッ化する場合，実際の物質は，これよりも複雑な動きをするものと思われるが，ここでは，各関連物質の活量を全て 1 として，フッ化挙動を考察することにした。同図によるとPuF_6の蒸気圧は高く，沸点は，UF_6の昇華点329.54Kに近い335.31Kにあり，この温度を利用すれば，623K以下における使用済MOX燃料のF_2フッ化によって，蒸気圧の相違からAmF_3, AmF_4, CeF_3, CsF, NpF_4, ZrF_4, BaF_2，PrF_3，及びLaF_3がウランとプルトニウムの六フッ化物から分離できるように考えられる。一方，テルルフッ化物であるTeF_4やTeF_6（沸点：234.55K，沸点が非常に低いため，図示されていない），TcF_6（沸点：328.4K），NpF_6（沸点：328.83K）RuF_5（沸点：500K），MoF_6（沸点：307.03K）は，蒸気圧の傾向がUF_6やPuF_6に類似しているために分離できる可能性は低い。使用済MOX燃料中に微量含有されている五フッ化アンチモン（SbF_5）も沸点が低く(415.85K [49])，気相側に移行するものと考えられる。次に，UF_6の転換温度である673～873Kにおける分離挙動を考察してみると，この温度範囲で気相中に混入してくる物質は，623K以下の温度で分離できなかった物質，及び微量のZrF_4とCsFである。なお1000K付近までは，気相中への混入物質の種類はこれ以上増加しないようである。

付録 2.4.3 フッ化プロセスの限界

フッ化プロセスでは，使用済MOX燃料をフッ化することにより，フッ化された物質の蒸気圧の違いを利用して，ウラン及びプルトニウムの分離精製を行うことを目的としているが，今回の調査と解析により，以上の結果を得ることができた。

①使用済MOX燃料が含有する主要な物質のフッ化特性を考察したところ，一般的に高

級フッ化物ほど蒸気圧が高く，揮発し易い傾向があることがわかった。特に五フッ化物や六フッ化物は，比較的低い温度において高い蒸気圧を示す。ここで各物質の融点，沸点，及び300Kにおける標準生成自由エネルギー（$_{f}\Delta G^{0}_{300}$）を付表 2.4.3に示す。同表にみられるように，高級フッ化物の融点や沸点は低く揮発し易い傾向がある。

フッ化物揮発プロセスでは，フッ化プロセスにおいて，ウランとプルトニウムを六フッ化物に転換し，他の物質と分離することにしているが，TcF_6，NpF_6，RuF_5，TeF_6，MoF_6等の物質は，ほぼ似たような温度域で高い蒸気圧を示すので，これらの物質をフッ化によって分離することは困難である。このほかにも，TeF_4やSbF_5もPuF_6やUF_6と挙動を共にするものと考えられる。したがって，これら気相となる物質については，収着プロセスにおいて分離する必要がある。

②ウランやプルトニウムを六フッ化物に転換する場合，これらの物質が比較的低い温度域において，高い蒸気圧を示すことを考えると，低温域で転換することが好ましいが，これまで考察してきたように，低温域における転換では，プルトニウムのフッ化反応が促進せず，また，生成したPuF_6の分解反応も起こるため，1000K程度の温度を必要とする（ウランの場合，673K程度でよい）。この温度条件では，上記に加えて僅かではあるが，CsFやZrF_4も揮発するため，分離対象物質は増える。

③フッ化プロセスにおいて十分に分離ができる物質は，AmF_3，AmF_4（ただし高温域では分解する），CeF_3，BaF_2及びウランやプルトニウムの中間フッ化物であるPuF_3，PuF_4，UF_4である。また付表 2.4.4に示すように，アメリシウムとキュリウムの各フッ化物の物理的な傾向は似通っているため，CmF_3やCmF_4の分離も可能であるものと推察される。

付録 2.4.4 使用済 MOX 燃料関連物質の蒸気圧のまとめ

使用済MOX燃料に含有されている元素のうち，主たるものについて，それぞれのフッ化物の蒸気圧を算出したところ，フッ素価数の大きな化合物ほど，比較的低い温度で高い蒸気圧を示す傾向があることがわかった。すなわち，蒸気圧を利用して，UF_6とPuF_6をこれらの高級フッ化物から分離することは難しいため，蒸気圧の差のみによる十分な精製効果は期待できないものと判断される。しかしながら多くの三フッ化物や四フッ化物の蒸気圧は873K以下では非常に低いので，雰囲気温度を適切に設定することにより六フッ化物との分離ができる可能性が大きい。主要元素のフッ化物の蒸気圧について比較検討したところ，TcF_6，NpF_6，RuF_5，TeF_6，MoF_6等の物質は，ほぼ似たような温度域で高い蒸気圧を示すので，これらの物質をフッ化によって分離することは困難であることがわかった。この他にも，TeF_4やSbF_5もPuF_6やUF_6と挙動を共にするものと考えられる。したがって，これら気相となる物質については，収着プロセスで分離する必要がある。なお，フッ化プロセスにおいて十分に分離ができる物質は，AmF_3，AmF_4，CeF_3，BaF_2及びウランやプルトニウムの中間フッ化物であるPuF_3，PuF_4，UF_4である。また，CmF_3やCmF_4の分離も可能

であるものと推察される。

付表 2.4.1　ウラン関連物質の熱力学量（at 298.15K）

物質名 / データベース / 項目 / 出典	ウラン(U):固体			ウラン(U):気体			二酸化ウラン(UO_2):固体			二酸化ウラン(UO_2):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	①	①	②④⑦⑧	①	⑤	②④⑨⑩⑪	②③	⑤	⑫	①	④	②④⑬⑭
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	27.668	27.669	27.66	23.592	44.233	23.69	63.6	63.715	64.17215	50.222	48.055	53.15
標準生成エンタルピー (ΔH^0/J mol^{-1})	0	0	0	533	486.67	536	-1084.9	-1084.9	-1086.28	-466.6	-466.6	-467
標準生成自由エネルギー (ΔG^0/J mol^{-1})	0	0	0	488.43	438.53	491		-1108.1	-1033.54	-471.06	-547.16	-
標準エントロピー (S^0/J mol^{-1}K^{-1})	50.2	50.292	50.2	199.68	161.47	199.7	77.03	77.822	77.98611	270.21	270.2036	261.99

物質名 / データベース / 項目 / 出典	三酸化ウラン(UO_3):固体			三酸化ウラン(UO_3):気体			八酸化三ウラン(U_3O_8):固体			九酸化四ウラン(U_4O_9):固体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	①	⑤	⑫	①	⑥	⑮	①	⑤	⑫	①	⑤	⑫
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	78.277	81.614	84.39077	65.091	64.512	-	238.957	237.236	238.1025	289.428	292.137	293.5258
標準生成エンタルピー (ΔH^0/J mol^{-1})	-1223.8	-1230.1	-1230.7	-733	-796.74	-816	-3574.8	-3574.8	-3576.56	-4512	-4510.8	-4520.93
標準生成自由エネルギー (ΔG^0/J mol^{-1})	-1145.9	-1259.5	-1153.26	-722.63	-888.74	-	-3369.62	-3659	-3371.86	-4276.65	-4610.9	-4286.52
標準エントロピー (S^0/J mol^{-1}K^{-1})	96.11	98.742	98.6652	322.97	308.57	-	282.55	282.42	282.684	334.1	335.975	339.4049

物質名 / データベース / 項目 / 出典	三フッ化ウラン(UF_3):固体			三フッ化ウラン(UF_3):気体			四フッ化ウラン(UF_4):固体			四フッ化ウラン(UF_4):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	②③	⑤	④⑯⑰	②③	④	⑱⑲⑳	②③	⑤	㉑㉒㉓	②③	④	㉑㉒㉓
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	95.1	96.305	95.1	76.13	76.174	71.03727	116.02	115.979	115.9954	101.39	101.373	92.17682
標準生成エンタルピー (ΔH^0/J mol^{-1})	-1502.1	-1494.1	-1506.98	-1059	-1058.6	-1038.14	-1914.2	-1898.3	-1911.35	-1598.7	-1598.3	-1590.7
標準生成自由エネルギー (ΔG^0/J mol^{-1})	-1433.4	-1529	-1435.82	-1050	-1162.1	-1029.77	-1823.4	-1943.6	-1820.51	-1572.7	-1706.5	-1561.4
標準エントロピー (S^0/J mol^{-1}K^{-1})	123.43	117.153	117.2094	331	347.318	321.4886	151.67	151.879	151.7443	368	363.1	327.7677

物質名 / データベース / 項目 / 出典	4.25フッ化ウラン($UF_{4.25}$):固体			4.5フッ化ウラン($UF_{4.5}$):固体			五フッ化ウラン(UF_5):固体			五フッ化ウラン(UF_5):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	②④	⑤	㉔	②④	④	㉔	②③	⑤	⑯㉕	②③	④	⑯㉕
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	121.467	121.465	-	125.696	125.697	-	132	132.32	133.9536	110.681	138.909	102.5164
標準生成エンタルピー (ΔH^0/J mol^{-1})	-1962.3	-1946.2	-1954.47	-2007.9	-1994.3	-1905.2	-2083.2	-2061.7	-2072.09	-1937	-2020.87	-1938.14
標準生成自由エネルギー (ΔG^0/J mol^{-1})	-1865.7	-1992.3	-1766.51	-1905.8	-2040.71	-1807.87	-1970.7	-2120.7	-1963.26	-1887	-2111.05	-1883.72
標準エントロピー (S^0/J mol^{-1}K^{-1})	157.7	154.64	157.6048	164.8	302.4485	155.9304	179.5	197.9	188.3723	389	302.4485	350.791

物質名 / データベース / 項目 / 出典	六フッ化ウラン(UF_6):固体			六フッ化ウラン(UF_6):気体			酸フッ化ウラン(UO_2F_2):固体			酸フッ化ウラン(UO_2F_2):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	②③	⑤	⑯㉖㉗	②③	④	⑯㉖㉗	②③	⑤	⑯㉘㉙㉚	②③	⑥	㉛
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	166.75	167.49	167.0234	129.495	129.742	129.6001	103.2	103.05	103.3954	86.392	83.092	86
標準生成エンタルピー (ΔH^0/J mol^{-1})	-2917	-2188.2	-2198.09	-2147.4	-2138.6	-2149.12	-1648.1	-1637.2	-1669.4	-1354.56	-1362.18	-1351
標準生成自由エネルギー (ΔG^0/J mol^{-1})	-2026.6	-2256.1	-2069.58	-2063.8	-2251.3	-2064.98	-1551.9	-1677.6	-1569.77	-1320.16	-1466.7	-
標準エントロピー (S^0/J mol^{-1}K^{-1})	227.6	227.61	227.7211	377.8	377.983	376.7445	135.56	135.56	135.628	342.52	326.942	-349

① E.H.P. Cordfunke and R.J.M. Konings ed, Thermochemical Data for Reactor Materials and Fission Products, North-Holland, Amsterdam, 1990
②D.D.Wagman, W.H.Evans, V.B.Parker, R.H.Schumm, I.Halow, S.M.Bailey, K.L.Churney, R.L.Nuttall, The NSB tables of chemical thermodynamic properties, selected values for inorganic and C1 and C2 organic substances in SI units, J.Phys. Chem. Ref. Data vol.2, supplement No.2, 1982
③V.P. Glushkov, L.V. Gurvich, G.A.Bergman, I.V.Veitz, V.A.Medvedev, G.A. Yungman, Thermo-dynamic Data for Individual Substances, High temperature Institute, State for Institute of Applied Chemistry, vol.8, National Academy of Sciences of the U.S.S.R., Moscow,1982
④ The Chemical thermodynamics of Actinide Elements and Compounds; Part8: J.Fuger, V.B.Parker, W.N.Hubbard, F.L.Oetting, The Actinide Halides,1983, IAEA Vienna
⑤ I.Barin, O.Knacke and O.Kubaschewski, Thermochmical Properties of Inorganic Substances Springer-Verlag, Berlin, 1977
⑥ M.Adamson, Lawrence Livermore Labs., private communication, 1994
⑦ J.Nakamura, Y.Takahashi, S.Izumi, M.Kanno, J.Nucl.Mater.,88, pp.64-72, 1980
⑧ CODATA, CODATA Recommended Key Values for Thermodynamics, CODATA Bulletin No.28, CODATA, Paris, 1977
⑨ G.R.Stewart, Rev.Sci.Instrum., 54, pp.1-11, 1983
⑩ R.Hultgren, P.D.Desai, D.T.Hawkins, M.Gleiser, K.K.Kelley, D.D.Wagman, Selected Values of the Thermodynamic Properties of the Elements, American Society for Metals, Metal Park, Ohio, 1973
⑪ D.M.Gruen, Proc. Int.Symp. on Molten Salts, Washington DC, pp.204ff, 1976
⑫ E.F.Westrum, F.Gronvold　J.Phys.Chem. Solids 23 pp.39-pp.53 1962
⑬ D.W.Green, J.Nucl.Mater., 88, pp.51-63, 1980
⑭R.H.Ackermnn, E.G.Rauh, M.H.Rand, Thermodynamics of Nuclear Materials, Proc.Symp.,IAEA, Vienna, 1979
⑮ J.Fuger, in Gmelin Handbuch der Anorganischen Chemie, Puppl. Ser.,Uran, Verlag Chemie, Winheim, part A6, pp.165-192, 1983
⑯ То же.ВЫп. VIII,ч.1978
⑰ L.M.Ferris, J.C.Mailen, F.J.Smith, J.Inorg. and Nucl.Chem.,Vol.33, pp.3447, 1968
⑱ H.Tanaka, A.Yamaguchi, J.Moriyama, Нихо киндзоку гаккайси, J.Jap. Inst. Metals, vol.10, pp.515, 1962
⑲ USAEC Report, Power Reactor Technology and Reactor Fuel Processing, vol.10, No.1, ANL-7350, 1967
⑳ Е.И.Ханаев, Л.А.Хрипин, Радиохимня, vol.12, No1, pp.178,1970
㉑ Ю.В.Гагаринский, Л.А.Хрипин,Теграфгоридурана М., Атомиздаг, 1966
㉒ J.H.Burus, D.W.Osborne, E.F.Westrum, J.Phys.Chem, vol.33, pp.387,1960
㉓ D.L.Hildebrand, J. Chem.Phys, vol.66,No.11,pp.4788, 1975
㉔ P.A.Agron, TID-5290-Book1 pp.610-626 1958
㉕ W.N.Hubbard, H.N.Feder, USAEC Report, ANL-6725, pp.191,1964
㉖ J.L.Settle, H.M.Feder, W.N.Hubbard, J. Phys.Chem. vol.67, pp.1892,1963
㉗ М.М.Ппов, Ф.А.Костылев,Т.А.Карпова, Журн. неорган. химии, vol.2, pp.9, 1957
㉘ Ю.Л.Супоницкий, и др. Журн физ. химии, vol.45, pp.33, 1968
㉙ J.W.Kury, Techn. inform. serv., Oak Ridge, Tenn., UCRL-227L, 1953
㉚ K.H.Lau, R.D.Brittain, D.L.Hildenbrand, J.Phys.Chem., 89,pp.4369-4373, 1985

付表 2.4.2　プルトニウム関連物質の熱力学量（at 298.15K）

物質名称 / データベース / 項目 / 出典	プルトニウム(Pu):固体			プルトニウム(Pu):気体			一酸化プルトニウム(PuO):固体			一酸化プルトニウム(PuO):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	①	①	⑧	①	⑤	⑨⑩⑪	②	-	⑫⑬	①	①	⑭
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	31.489	31.489	31.19	20.922	45.263	20.85	51.221	-	51.3	38.871	39	-
標準生成エンタルピー ($\Delta_f H^\circ$/kJ mol^{-1})	0	0	0	349	14.714	342	-564.84	-	565	-60	-60	-92
標準生成自由エネルギー (ΔG°/kJ mol^{-1})	0	0	0	312.45	-3.381	305	-538.62	-	-	-87.13	-1339.28	-119
標準エントロピー (S°/Jmol^{-1}K^{-1})	54.46	54.46	5.46	177.05	60.689	177.1	70.71	-	71	247.96	247.96	249

物質名称 / データベース / 項目 / 出典	1.61酸化プルトニウム($PuO_{1.61}$):固体			三酸化二プルトニウム(Pu_2O_3):固体			二酸化プルトニウム(PuO_2):固体			二酸化プルトニウム(PuO_2):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	①	①	⑮	③	①	⑯⑰⑱	③	①	⑲⑳	①	①	㉑
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	60.188	60.188	-	114.577	116.807	117	66.25	69.81	66.25	54.91	54.745	-
標準生成エンタルピー ($\Delta_f H^\circ$/kJ mol^{-1})	-875.5	-875.502	-884	-1656	-1656	-1656	-1055.8	-1056	-1056.2	-410	-410	-422
標準生成自由エネルギー (ΔG°/kJ mol^{-1})	-835.1	-900.248	-	-1580.43	-1704.6	-1580	-997.6	-1076.4	-998	-415.42	-49.28	-
標準エントロピー (S°/Jmol^{-1}K^{-1})	83	83	-	163.02	163.02	163	66.13	68.41	66.13	277.67	277.67	-

物質名称 / データベース / 項目 / 出典	三フッ化プルトニウム(PuF_3):固体			四フッ化プルトニウム(PuF_4):固体			四フッ化プルトニウム(PuF_4):気体		
	A	B	C	A	B	C	A	B	C
	④⑤	⑥	㉒㉓㉔㉕	④⑤	⑥	㉒㉓㉖	-	-	㉒㉓㉕
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	92.627	96.838	92.511705	116.186	120.864	116.3722	-	-	91.25589
標準生成エンタルピー ($\Delta_f H^\circ$/kJ mol^{-1})	-1585.7	-1552.2	-1565.5827	-1846.23	-1733.85	-1833.49	-	-	-1519.54
標準生成自由エネルギー (ΔG°/kJ mol^{-1})	-1515.9	-1585.9	-1494.4199	-1752.7	-1782.13	-1741.4	-	-	-1481.86
標準エントロピー (S°/Jmol^{-1}K^{-1})	126.11	112.97	126.000105	116.186	161.92	147.349	-	-	334.884

物質名称 / データベース / 項目 / 出典	六フッ化プルトニウム(PuF_6):固体			六フッ化プルトニウム(PuF_6):気体			酸フッ化プルトニウム(PuOF):固体			酸フッ化プルトニウム(PuO_2F_2):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	④⑤	⑥	㉗㉘	④	⑥	㉘㉙	⑤	⑥	㉚	-	⑦	-
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	172.8	172.8	-	129.328	129.33	129.3489	79.463	79.464	-	-	87.679	-
標準生成エンタルピー ($\Delta_f H^\circ$/kJ mol^{-1})	-1861.9	-1776.5	-1862.7923	-1811.7	-1726.1	-1804.19	-1128.84	-1128.84	-1188.84	-	-1154.88	-
標準生成自由エネルギー (ΔG°/kJ mol^{-1})	-1728	-1841.5	-1724.6526	-1723.7	-1836.5	-1716.28	-1078.63	-1156.16	-1105.12	-	-1254.58	-
標準エントロピー (S°/Jmol^{-1}K^{-1})	220.9	217.8	221.86065	129.328	370.29	368.791	91.6	91.63	92.0931	-	334.385	-

物質名称 / データベース / 項目 / 出典	二酸化プルトニウム(PuO_2):固体			六フッ化プルトニウム(PuF_6):気体		
	MALT2	FactSage	その他	MALT2	FactSage	その他
	③	①	⑲⑳	④	⑥	㉘㉙
標準定圧熱容量 (C_p/JK^{-1}mol^{-1})	66.25	69.81	66.25	129.328	129.33	129.3489
標準生成エンタルピー ($\Delta_f H^\circ$/kJ mol^{-1})	-1055.8	-1056	-1056.2	-1811.7	-1726.1	-1804.19
標準生成自由エネルギー (ΔG°/kJ mol^{-1})	-997.6	-1076.4	-998	-1723.7	-1836.5	-1716.28
標準エントロピー (S°/Jmol^{-1}K^{-1})	66.13	68.41	66.13	129.328	370.29	368.791

① E.H.P. Cordfunke and R.J.M. Konings ed, Thermochemical Data for Reactor Materials and Fission Products, North-Holland, Amsterdam, 1990
② I.Barin, Thermochemical Data of Pure Substances, VCH,Weinheim 1989
③ V.P. Glushkov, L.V. Gurvich, G.A.Bergman, I.V.Veitz, V.A.Medvedev, G.A. Yungman, Thermodynamic Data for Individual Substances, High temperature Institute, State for Institute of Applied Chemistry, vol.4, National Academy of Sciences of the U.S.S.R., Moscow,1982
④ The Chemical thermodynamics of Actinide Elements and Compounds; Part8: J.Fuger, V.B.Parker, W.N.Hubbard, F.L.Oetting, The Actinide Halides, IAEA Vienna,1983
⑤ I.Barin, O.Knacke and O.Kubaschewski, Thermochmical Properties of Inorganic Substances Supplement Verlag Stahleisen, Berlin, 1977
⑥ I.Barin, O.Knacke and O.Kubaschewski, Thermochmical Properties of Inorganic Substances Springer-Verlag, Berlin, 1977
⑦ M.Adamson, Lawrence Livermore Labs., private communication, 1994
⑧ J.E.Gordon, R.O.A.Hall, J.A.Lee, M.J.Mortimer, Proc. R. Soc.,Lond.A351,pp.179-196, 1976
⑨ The Chemical thermodynamics of Actinide Elements and Compounds; Part1: F.L.Oetting, M.H.Rand, R.J.Ackermann, The Actinide Elements, IAEA Vienna,1976
⑩ R.Hultgren, P.D.Desai, D.T.Hawkins, M.Gleiser, K.K.Kelley, D.D.Wagman, Selected Values of the Thermodynamic Properties of the Elements, American Society for Metals, Metal Park, Ohio, 1973
⑪ M.H.Bradbury, R.W.Ohse, J.Chem.Phys.,70,pp.2310-2314,1979
⑫ F.L.Oetting, Chem.Rev., 67,pp261-297,1967
⑬ E.F.Westrum Jr., F.Gronvold, thermodynamics of Nuclear Materials, Proc. Symp. IAEA, Vienna, pp3-37, 1962
⑭ G.Prins, E.H.P.Cordfunke, W.Ouweltjes, J.Chem.Thermodyn., 10, pp1003-1010,1978
⑮ P.Chwreau,G.Dean,M.De Franco,P.Gerdanian,J.Chem.Thermodyn.,9, pp211-219,1977
⑯ M.E.hendricks, PhD Thesis, Univ. of South Carolina, 1971
⑰ B.Kanellakopulos,E.Dornberger,F.Baumgartner,Inorg.,Nucl.Chem.Lett.,10pp.155- 160, 1974
⑱ M.E.Hendricks, E.R.Jones, J.A.Stone,D.G.Karraker,J.Chem.Phys.,60, pp.2095- 2103, 1974
⑲ G.K.Johnson, E.H.Van Devenster,O.L.Kruger, W.N.Hubbard, J.Chem.Thermodyn.,1, pp89-98,1969
⑳ H.E.Flotow,D.W.Osborne,S.M.Fried,J.G.Malm,J.Chem.Phys.,65,pp.1124- 1129,1975
㉑ .W.Green, J.Nucl.Mater., 88, pp51-63, 1980
㉒ То же.ВЫп. VIII,ч.1978
㉓ C.E.Bamberger, R.G.Ross, C.F.Baos, Inorg. and Nucl. Chem., vol.33, pp.767, 1971
㉔ L.M.Ferris, J.C.Mailen, F.J.Smith, J.Inorg. and Nucl.Chem.,Vol.33, pp.3447, 1968
㉕ F.L.Oetting, Chem Rev. vol.67, ZZNo.3, pp.261, 1967
㉖ К.Е.М.Миронов, ВИНИТИ, 23/II-73, No.7395.-Деп. РЖ Химня, No.7,Б.754,1974

付表 2.4.3　主要フッ化物の相転移温度と標準生成自由エネルギー

化合物名称	ニフッ化ストロンチウム	二フッ化ジルコニウム	三フッ化ジルコニウム	四フッ化ジルコニウム	五フッ化ニオブ	五フッ化モリブデン	六フッ化モリブデン
化学式	SrF_2	ZrF_2	ZrF_3	ZrF_4	NbF_5	MoF_5	MoF_6
融点(K)	1750	1175	-	-	-	318.82	-
沸点(K)	2759	3029	1468	1179	508	548	307.03
標準生成自由エネルギー $\Delta_fG^0_{300}$ (kJ/mol)	−1164.47	−912.322	−1325.14	−1809.37	−1698.39	−1281.25	−1472.4
出　典	①②	③	③	①④	①③	⑤	①⑥
化学式	TcF_5	TcF_6	RuF_4	RuF_5	SbF_3	SbF_5	Te_2F_{10}
化合物名称	五フッ化テクネチウム	六フッ化テクネチウム	四フッ化ルテニウム	五フッ化ルテニウム	三フッ化アンチモン	五フッ化アンチモン	十フッ化ニテルル
融点(K)	323	-	397.65	374	560	281.45	298.15
沸点(K)	不明	328.4	不明	500	619	415.85	327
標準生成自由エネルギー $\Delta_fG^0_{300}$ (kJ/mol)	検索できず	検索できず	検索できず	−780.708	−848.788	検索できず	−2263.04
出　典	⑦	⑧⑨	⑩	①③⑪	①③⑪	⑫⑬⑭	⑮⑯
化学式	TeF_6	CsF	CeF_3	CeF_4	NdF_3	ThF_4	UF_4
化合物名称	六フッ化テルル	フッ化セシウム	三フッ化セリウム	四フッ化セリウム	三フッ化ネオジム	四フッ化トリウム	四フッ化ウラン
融点(K)	-	976	-	1111	-	-	1307
沸点(K)	234.55	1504	2454	不明	1470	1920	1730
標準生成自由エネルギー $\Delta_fG^0_{300}$ (kJ/mol)	−1221.41	−525.327	−1610.64	−1629.76 (at 298K)	−1603.05	−1996.51	−1822.84
出　典	⑰⑱⑲⑳	①㉑	①③⑪	㉒	③⑪	①㉓㉔	①⑤
物質	UF_5	UF_6	NpF_6	PuF_4	PuF_6	AmF_3	CmF_3
名称	五フッ化ウラン	六フッ化ウラン	六フッ化ネプツニウム	四フッ化プルトニウム	六フッ化プルトニウム	三フッ化アメリシウム	三フッ化キュリウム
融点(K)	621	-	327.91	1310	323.9	1668	1679
沸点(K)	検索できず	329.54	328.3	検索できず	335.5	検索できず	検索できず
標準生成自由エネルギー $\Delta_fG^0_{300}$ (kJ/mol)	−1970	−2067.8	−1856.49	−1752.12	−1727.18	−1527.91 (at 298K)	−1515.35 (at 298K)
出　典	①⑤	①⑤	⑪	③㉕	③㉕	㉖	㉖

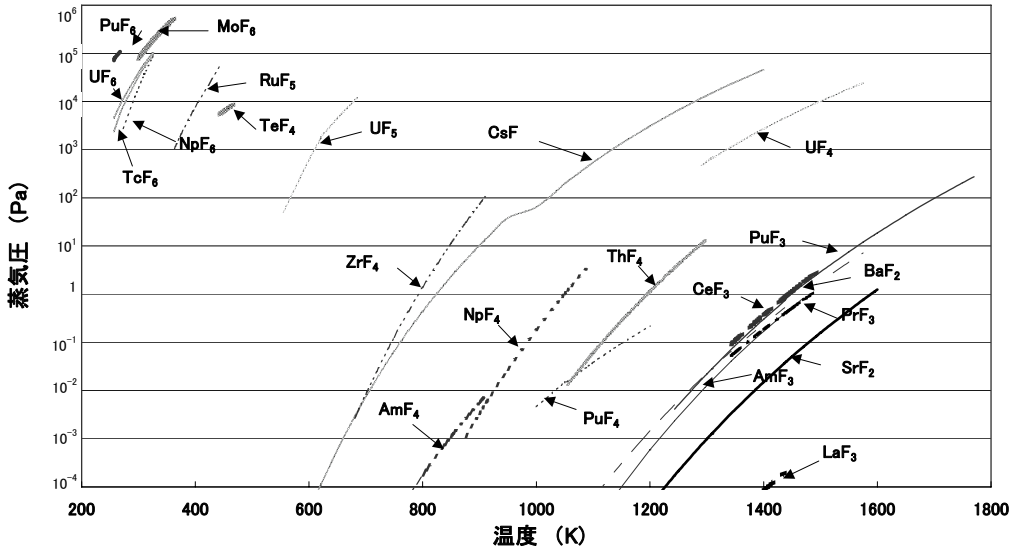
① D.D.Wagman,W.H.Evans,V.B.Parker,R.H.Schumm,I.Halow,S.M.Bailey, K.L.Churney, R.L.Nuttall, The NBS tables of chemical thermodynamic properties, selected values for inorganic and C1 and C2 organic substances in SI units, J. Phys. Chem. Ref. DataVol. 2, Supplement No.2,1982
② JANAF Thermochemical Tables,1972.1
③ I.Barin, O.Knacke, O.Kubaschewski,Thermodynamic Properties of Inorganic Substances Supplement, Verlag Stahleisen, Berlin 1977
④ JANAF Thermochemical Tables,1975.6
⑤ O.Knacke,O.Kubaschewski,K.Hesselmann, ed.,Thermochemical Properties of Inorganic Substances, Springer-Verlag, Berlin, Verlag Stahleisen m.B.H., Dusseldorf,2nd ed.1991
⑥ JANAF Thermochemical Tables,1978.9
⑦ A.J.Edwards, D.Hugill, R.D.Peacock, Nature, 200,pp.672,London,1963
⑧ То же. ВЫп. VII, ч.1 и2, 1974
⑨ H.Seig, J.G.Malm, J.Inorg. and Nucl.Chem, 24,pp.641, 1962
⑩ J.H.holloway, R.D.Peacock, Ibid, pp.3892
⑪ I.Barin,Thermochemical Data of Pure Substances, VCH, Weinheim 1989
⑫ То же. ВЫп. III, 1968
⑬ C.J.Hoffman,M.L.Jolly, J.Phys. Chem., 61,pp.1574, 1957
⑭ R.C.Schair, W.F.Schurig, Industr.and Engng. Chem., 43, pp.1624, 1951
⑮ K. C Mills, Thermodynamic Data for Inorganic Sulphides, Selenides and Tellurides, Butterworths, London. 1974
⑯ H.Yokokawa, N.Sakai, T.Kawada, M.Dokiya, J. Solid State Chem.,94(1),pp.106-120, 1991.
⑰ То же. ВЫп. II, 1966
⑱ P.Henkel,W.Klemm, Z. aonorgan. und allgem. Chem.,222,pp.65,1935
⑲ W.Klemm,P.Henkel, Z. aonorgan. und allgem. Chem.,207,pp.73,1932
⑳ J.K.K.shou, C.E.Hamrin, J.Chem. amd Engng Data, 16, pp.37,1971
㉑ JANAF Thermochemical Tables,1968.6
㉒ H.Selig, C.L.chernick, C.W.Williams, Inorg.and Nucl Chem, Letters, 1, pp.17, 1969
㉓ The Chemical Thermodynamics of Actinide Elements and Compounds; Part 8: J. Fuger,V.B.Parker,W.N.Hubbard,F. L.Oetting,The Actinide Halides,IAEA,Vienna, 1983
㉔ Atomic Energy Review Special issues; No. 5:M.H.Rand,O.von Goldbeck,R.Ferro, K.Girgis, A. L.Dragoo, Thorium: Physico-Chemical Properties of its Compounds and Alloys, IAEA, Vienna 1975
㉕ The Chemical thermodynamics of Actinide Elements and Compounds; Part8: J.Fuger, V.B.Parker, W.N.Hubbard, F.L.Oetting, The Actinide Halides, IAEA Vienna,1983
㉖ J.L.Burnnet, J.Inorg.Nucl.Chem.,28,pp.2454,1966

付表 2.4.4　AmF_3 と CmF_3 の物性

化合物名称	化学式	分子量	色	結晶系	構造型	密度(g/cm^3)*	融点(K)
三フッ化アメリシウム	AmF_3	300(^{243}Am)	桃色	六方晶	LaF_3	9.53	1663
四フッ化アメリシウム	AmF_4	319(^{243}Am)	赤褐色	単斜晶	ZrF_4	7.34	**
三フッ化キュリウム	CmF_3	304(^{247}Cm)	白色	六方晶	LaF_3	9.94	1683
四フッ化キュリウム	CmF_4	323(^{247}Cm)	緑褐色	単斜晶	ZrF_4	7.51	不明

＊計算値

＊＊818Kにおける蒸気圧：7.9×10^{-4}Pa



付図 2.4.1　TRU 等のフッ化物の蒸気圧

付録 2.5 フッ化物揮発プロセスに関する検討

付録 2.5.1 はじめに

フッ化物揮発法を用いた再処理プロセスは，大きく二つの方式に分類できる。一つは，従来から検討が行われてきた，対象とする元素のフッ化特性(主としてフッ化速度及び蒸気圧の相違)を利用した分留法であり，過去の検討結果によると，PuF_6が分解し易いこと，及び湿式再処理技術に比較して不純物等の除染効果が劣ることが主たる問題点として指摘されている[24]。

これらの問題点の打開策として，PuF_6の不安定性については，装置･機器の設計上及び操作上の観点から対応し，低い精製効果については，プロセスに核拡散抵抗性を持たせることを前提条件として，二段階フッ化により，まず，プルトニウムの富化度調整のためウランを揮発させ，次に低除染のウランとプルトニウムの同時回収を行うという新しいプロセスをフェーズIでは構築（フェーズⅠフッ化法）している[25]。このプロセスでは，流動床炉を主要な反応装置として用いており，不純物等は，不揮発性物質の場合，流動床炉内に残留するか，揮発性物質についてはケミカルトラップで収着除去されることになる。もう一つの方式は，固気分離法で，国内ではフローレックス法[26]として開発が行われているプロセスである。フローレックス法は，LWR燃料サイクルに対応しているため，ウランのみのフッ化分離･精製を意図しており，プルトニウムの六フッ化転換を目的としていないので，PuF_6の不安定性に係る問題は基本的には発生しない。また，プルトニウムとウラン混合物の精製は，湿式法をプロセスに組み込み，除染効果を高めることにより解決している。反応装置としては，フレーム炉が用いられており，UF_6と挙動を共にする不純物等は，ケミカルトラップによって除去されることになる。このように，経済性において優れている[50]と考えられているフッ化物揮発法を再処理プロセスに採り入れるべく技術開発が進められているが，ここでは，フッ化物揮発プロセスによるウラン及びプルトニウムの分離･精製方法に関して，これまでの検討結果から，より合理的であると考えられるプロセスを構築し，TRU廃棄物等発生量の低減化も踏まえた新しいプロセス概念を提案するとともに，そのために必要とされる今後の研究開発課題を整理し，本付録のまとめとする。

付録 2.5.2 フッ化プロセスへの適用に関する検討

フッ化物揮発法の再処理プロセスへの適用性に係る新たな検討を行うにあたり，ここでは，フッ化プロセスと収着プロセスをその対象とする。したがって，フッ化プロセスの方式（分留法及び固気分離法）についてまず議論し，その後，収着プロセスについて検討することにする。

分留法（フェーズⅠフッ化法）と固気分離法（フローレックス法）の大きな相違点は，二段階フッ化を行うか否かにある。分留法の場合，流動床炉を用いて約620Kの温度で，主

としてUO_2をUF_6に転換し, UF_6に同伴するその他のフッ化物については精製工程において除去する。次に反応温度とフッ素濃度を変化させてUF_6とPuF_6の共フッ化を行う。これに対し, フローレックス法では, フレーム炉を用いてUF_6の転換を行うが, 高温(1570K以上), 高濃度のフッ素ガスを用いるため，プルトニウムも同時に六価にフッ化される。ここでフレーム炉には，PuF_6分解領域が設けられているため，プルトニウムはPuF_4として固気分離できる。UF_6と共に気化するPuF_6については，ケミカルトラップ(充填材：LiF，UO_2F_2, ウラン中間フッ化物)を用いて，PuF_4（固体）に還元することにより固気分離する。分留法または固気分離法のいずれの工程においても，一段目における分離の対象はUF_6としており，精製したウランを回収し，同時にプルトニウムの富化度の調整を行うという点から考えてこれらは妥当な方法であるように判断できる。しかしながら，副原料として，価格的に高価なフッ素を大量に用いていること，また一部のプルトニウムが，PuF_6となってUF_6と共に揮発するため，先に述べたようなケミカルトラップを必ず用いなければならないという問題点がある。これに対する解決策として，本検討では，次のような提案を行う。

(1) 分留法

(i) 第 1 段階

第1段階で使用する使用するフッ化剤には，「付録 2.3.4 (4) フッ化物の標準生成自由エネルギー」の項で考察したように，標準生成自由エネルギーの観点から六フッ化物への転換が行い易いと考えられるPuF_3を中間フッ化物として生成するために，水素を混合したフッ化水素（HF）ガスを用いる。HFガスは，酸化性に乏しく，またH_2ガスが混合されているため，MOXは，還元雰囲気においてフッ化されることになる。このとき800K 以上で最も発生し易いフッ化反応は，自由エネルギー変化に鑑みて以下の反応式に従うものと考えられ，実際に実験[15]やウラン転換運転[28]によってこれらの反応は確認されている。

UO_2(固体) ＋4HF ＝UF_4(固体）＋2H_2O [5-1]

PuO_2(固体)＋3HF ＋1/2H_2 ＝ PuF_3(固体)＋2H_2O [5-2]

ここで， UO_2とPuO_2が各1molより成るMOXについて，それぞれの活量を1，またその他の不純物等は含有されていないものと仮定してHFフッ化に適切な条件をMALT2を用いて算出したところ，次のような結果が得られた。

・H_2 ガス供給量：プルトニウムの反応当量に対して 1/2 当量以上,

・HF ガス供給量：化学量論より過剰（1.15 倍以上）

・温度：670K 付近

(ii) 第 2 段階

第2段階では，第1段階における反応生成物であるUF_4とPuF_3をフッ素ガスで六フッ化物に転換して，揮発させることにより，MOXに含有されている不揮発性物質を分離する。また，UF_6やPuF_6と挙動を共にする揮発性物質については,これまで検討がなされてきたようなケミカルトラップや凝縮温度の違いによって分離するものとする。よって，ここでは，

F_2フッ化温度，フッ素供給量及びフッ素濃度をパラメータとして，UF_4とPuF_3の適切な六フッ化物生成条件についての検討を行うことにする。

まず，プルトニウムフッ化物に関する標準生成自由エネルギー($\Delta_fG^0_{673}$)の順位について考えてみると，673KにおいてPuF_3(－1428kJ/mol) ＞ PuF_6 (－1612kJ/mol) ＞ PuF_4 (－1636kJ/mol)となる。次に，ウラン及びプルトニウムの各フッ化物のフッ化にかかる自由エネルギー変化(Δ_rG)を算出したところ，ウランの場合，全てのフッ化反応に対し，Δ_rGは負側にあるが，プルトニウムは条件によって異なることが判明した。例えば，673Kにおいて，PuF_3をPuF_6にF_2フッ化するΔ_rG_{673}は，－104 kJ/molであり，PuF_4をPuF_6にF_2フッ化（Δ_rG_{673}＝14kJ/mol）するよりも化学平衡の観点からは容易であることがわかる（ただし，後述するように「$2PuF_3+PuF_6=3PuF_4$」の反応が発生する可能性がある）。UF_4の転換反応の場合，UF_5を経由することなくUF_6を生成することが知られている[51]。

(a) PuF_6生成率と温度の関係

付図 2.5.1は，プルトニウム中間フッ化物に対し，PuF_6の生成に必要とされる化学量論比及びその2倍のフッ素ガスを供給した場合の各温度におけるPuF_6生成率について計算した結果である。同図によると，化学量論のフッ素ガスとのフッ化反応については，PuF_3とPuF_4とも同様のPuF_6生成率を示しており，温度上昇と共に生成率も高まるが，約8%で平衡に達する。

フッ素ガス供給比率を2倍にしたところ，PuF_6の生成効果が向上し，約1100Kまでは温度に比例し，さらに高温域においては平衡状態となる。一般にプルトニウム転換に適した温度といわれている1000K付近において，PuF_3からのPuF_6生成率は約17%と，同温度におけるPuF_4からの生成率である約13%との間に相違が見られる。

ここで，PuF_3のF_2フッ化において，高い生成率が得られていないのは，

$$PuF_3+3/2F_2 \Rightarrow PuF_6 \qquad \text{[5-3]}$$

の反応で生成したPuF_6が，この反応系内で反応物となりPuF_3を酸化し，

$$2PuF_3+PuF_6 \Rightarrow 3PuF_4 \quad (\Delta_rG^0_{1000}=-389\text{kJ/mol}) \qquad \text{[5-4]}$$

の反応により，最終的にPuF_4が生成するためである。しかしながら，この結果は，化学平衡論に基づくものであり，実際には，[5-3]式と[5-4]式のどちらにこの系の反応の律速段階があるかを知る必要があり，[5-4]式が律速段階であれば，PuF_6の分解量よりも生成量が上回るため，生成率は大きく向上するものと考えられる。

なお，温度については，1100KまではPuF_6生成率と比例関係があるので，使用する装置の特性に鑑みて高め（770K以上）に設定したほうがよい。

(b) PuF_6生成率とフッ素供給量の関係

付図 2.5.2は，温度を1000Kに固定し，40vol%の濃度のフッ素ガスを用い，PuF_6生成に必要とされるフッ素ガスの化学量論比を変化させて，プルトニウム化合物をフッ化した結果であり，フッ素ガスの供給量が過剰なほど，PuF_6生成率は上昇することがわかる。上昇の割合は，PuO_2を直接フッ化した場合が最も大きく，フッ素ガスの化学量論比が1のとき，

計算に用いた各化合物ともPuF_6生成率が約6%を示しているが，化学量論比が6.8付近において100%となる。このときのPuF_3とPuF_4からのPuF_6生成率は，それぞれ約60%及び約40%であり，残りはほとんどPuF_4となる。ただし，一般的にウランの転換に用いられている現実的なフッ素ガスの化学量論比は，1.2程度である。

(c) PuF_6 生成率とフッ素濃度の関係

PuF_6の生成率は，フッ素の化学量論比に比例することがわかったが，このとき用いる適切なフッ素ガスの濃度を知るために，ここではPuF_3を対象として，フッ化温度を1000Kに，またPuF_3に対するフッ素ガスの化学量論比を1と1.3に設定し，供給するフッ素ガス濃度を10~100vol%に変化させ，ヘルムホルツ自由エネルギーを利用して，最小化法を用いた平衡計算によりPuF_6生成率を算出したところ，供給するフッ素濃度を高めても，PuF_6生成率はほとんど変化しないことがわかった。すなわち，フッ素濃度は任意に定めても，反応性には大きな影響を与えないことになるが，ここでは，反応速度と反応熱を考慮に入れていないので，今後,実験により確認していく必要がある。

(2) 固気分離法

(i) 第 1 段階

固気分離法では，ウランとプルトニウムの四フッ化物生成を最初に行う。

第1段階において，フッ化剤としてHFを用いることにより，以下の反応が発生する。

$$PuO_2(\text{固体}) + 4\,HF = PuF_4(\text{固体}) + 2H_2O \quad \textbf{[5-5]}$$

$$UO_2(\text{固体}) + 4\,HF = UF_4(\text{固体}) + 2H_2O \quad \textbf{[5-6]}$$

反応温度約673Kにおいて，化学量論比以上にHFを供給することにより，四フッ化物を得ることができる。

(ii) 第 2 段階

ウランとプルトニウムの四フッ化物が生成し終わったところで，HFガスの代わりにフッ素ガスを供給することによりウランを選択的に六フッ化物（気体）に転換し，PuF_4(固体)との分離を行う。第2段階における適切な温度は，ウランやプルトニウムのフッ化実績に鑑みると，ウランが十分UF_6に転換でき，かつプルトニウムの転換が進行しにくい700K 程度が好ましい。また，フッ素ガス供給量は，転換対象であるUF_4のF_2フッ化に必要とされる化学量論に近い量を供給すればよく，それより低ければUF_5等のウラン中間フッ化物が生じる（UF_5の場合，融点が621Kにあるため，反応装置内で溶融し，流動不良や配管等閉塞が発生する可能性が増大する）。化学量論より多くフッ素ガスを供給すると，一部のプルトニウムがPuF_6に転換され，かつフッ素ガスの使用量も高まるので，あまり過剰にフッ素ガスは用いらない方がよい。

フッ化したUF_6をLWR燃料の原料として用いる場合は,使用済MOX中のウラン全てを転換の対象とする。UF_6と挙動を共にする揮発性物質については，ケミカルトラップ等を用いて分離することにより,UF_6の精製を行う。フッ化後の反応装置内には,PuF_4を含むTRU

化合物，不揮発性不純物，流動媒体，及び一部のウラン化合物が残留することになる。

第2段階をプルトニウムの富化度調整用として用いる場合は，所定量のウランをF_2フッ化することにより行う。分離したUF_6は，ケミカルトラップを通すことにより精製し，「付図 2.2.2」のフェーズⅠフッ化法と同様に，最終的な富化度調整用ウランとして使用する。なお，反応装置内の主要な残留物は，PuF_4，UF_4，不揮発性物質，流動媒体である。

そのほかの富化度調整の方法として，米国ポーツマスガス拡散工場において，技術開発が進められてきたフルオロックス(Fluorox)法を適用することが考えられる。フルオロックス法は，酸素(O_2)とUF_4の反応（[3-21]式参照）により，UF_6を生成する技術であり，調査結果によると，873～1173Kの温度において，最大50％のUF_4がUF_6に転換可能である。本方法によれば，供給するガスは酸素でよく，またUF_4の酸化に高い選択性を持っているので，一考に価するが，今回行った化学平衡計算からは，この反応が非常に起きにくいこと，また実用化規模における実績がないこと等から，ここでは採用しなかった。

(iii) 第 3 段階

第3段階では，第2段階の処理により，反応装置内に残留した物質の処理を目的とする。ここでフローレックス法のような乾式工程と湿式工程の組み合わせプロセス（以下，ハブリッドプロセス）を採り入れた場合，残留物溶解後に未溶解残渣として残る流動媒体（過去の使用実績から判断すると，流動媒体は表面のみがフッ化されており，内部はAl_2O_3のままであるものと考えられる）をろ過すれば，それ以降の工程に湿式法の適用が可能となる。

乾式法であるフッ化物揮発法による場合，ウランと同時にプルトニウム転換を行う必要があるため，反応温度を1000Kに設定する。このとき，高濃度のフッ素ガスを用いて反応装置内のフッ素分圧を高めればPuF_6生成率向上が期待できるが，過激なフッ化反応が発生して流動不良となる可能性がある。よって，ここでは，従来から流動床炉のフッ素ガス濃度として採用されている20～40 vol%を提案するが，最適条件については今後，実験等により決定していく必要がある。この条件における主たる不揮発性物質は，AmF_3，CmF_3及び反応性に乏しい各種化合物が予想される。このように，流動床炉内に，各種の不揮発性物質が，次第に蓄積していくため，廃棄物発生量低減化の観点から，不揮発性物質と流動媒体との分離技術についても確立していく必要がある。

付録 2.5.3 収着プロセス

フッ化物揮発プロセスでは，ウラン及びプルトニウムの精製を各物質のフッ化特性と蒸気圧の差違によって行うが，一部の化合物は，ウランやプルトニウムに似た物理化学的性質を示すため，分離が困難である。このような物質については，ケミカルトラップを用いて，収着除去することは，付録 2.2 調査研究の背景で述べたとおりである。ここでは，前章までに得られた知見から，不純物等除去に適切だと考えられるケミカルトラップ充填材について，再度，検討してみる。

使用済MOX 燃料に含有されている各酸化物を，十分な反応ガスの下で673Kにおいて

HFフッ化，引き続いてF_2 フッ化した場合について，MALT2を用いて計算したところ，付表 2.5.1のような化学形態となった。すなわち，H_2還元も含めたHFフッ化作用によって，673Kで揮発する物質は四フッ化テルル(TeF_4)*以外は生じず，またF_2 フッ化によって，理論的には全ての物質がフッ化物に転換されることがわかる。なお，テクネチウム，アメリシウム及びキュリウムについてはMALT2を用いて算出できなかったが，F_2 フッ化終了時には，それぞれTcF_6，AmF_3及びCmF_3にそれぞれ変化しているものと推察されるため，以下の検討には，これらの化学形態を用いる。

(1) 分留法

分留法において，反応温度673Kで使用済MOXのF_2フッ化を行った場合，UF_6と共に気化する主たるフッ化物として，PuF_6のほかにMoF_6，TcF_6，RuF_5, TeF_6，NpF_6等が考えられる（付図 2.4.1参照）。

(i) PuF_6の除去：

PuF_6（沸点：335.5K）は，温度を500～600Kに保持し，ニッケル綿（PuF_4を予め混合している）に10時間程度，循環接触させることにより，PuF_4（固体）に還元でき，UF_6（気体）と分離できる。しかしながら，還元したPuF_4は，微粒子である可能性が大きいので，固気分離法等のプルトニウムの回収技術を確立しておく必要がある。

PuF_6は，LiFと次の反応を起こす[52]。

$$PuF_6\text{（気体）}+4LiF\text{（固体）}\Leftrightarrow Li_4PuF_8\text{（固体）}+F_2\text{（気体）} \quad [5\text{-}7]$$

この反応は，可逆反応であり，約570K 付近ではLi_4PuF_8が生成し，フッ素ガス雰囲気において約720K では，Li_4PuF_8の分解反応が起き，PuF_6が脱離する。NaFやフッ化カルシウム（CaF_2）もPuF_6に対して収着効果があるが，これは，不可逆反応であるため，収着されたプルトニウム化合物の回収が困難となる。そのほか，UO_2F_2やウランの中間フッ化物を用いてPuF_6をPuF_4(固体)に還元することにより，除去することができる。このとき，少量ではあるが，気体状のウラン中間フッ化物や酸フッ化物が温度に比例して発生するので，温度は，600K以下としたほうがよい。なお，精製後のウランとプルトニウムをMOX燃料として使用するのであれば，F_2フッ化したプルトニウムの分離はせず，精製後にウランを混合し，必要な富化度に調整した方が合理的である。

(ii) MoF_6の除去

モリブデンは，フッ素とさまざまなフッ化物を形成するが，標準生成自由エネルギーの観点からは，MoF_6（$\Delta_fG^0_{300}$=－1472kJ/mol）[53]が，もっとも安定しているため，フッ素ガスが過剰な雰囲気下では，MoF_6の形態であるように考えられる。MoF_6の沸点は307Kであり，付図 2.4.1にみられるようにUF_6の傾向に似た蒸気圧を示し，また，NaFに対する吸脱着特性を示すため，UF_6との分離がしにくい。しかしながら，フッ化マグネシウム（MgF_2）には，390K付近で収着する[54]ため，MgF_2には収着しないUF_6（気体）から除去できる。

*室温で気体であるが，詳細な物性は不明

(iii) TcF_6の除去

TcF_6は，328.4Kに沸点[55]があるため，UF_6やPuF_6と共に揮発する。

付図 2.5.1に示した不純物等挙動結果から，TcF_6は，MgF_2と$MgTcF_6$のような複塩を形成するものと考えられるが，今回の調査では，化学式の特定には至らなかった。

(iv) RuF_5の除去

ルテニウムには，8価までのさまざまな酸化状態が存在するが，フッ化物としては，RuF_3（923K以上で分解），RuF_4（融点等不明），RuF_5（実際には，$[RuF_5]_4$との報告がある。融点等は第2章参照），RuF_6（融点：327K）の四種類が確認されている[56]。フッ化ルテニウムは，物理化学的な特性について不明な点が多く，ケミカルトラップ充填材といかなる形態の複塩を形成するかについても検索できなかったので，今後，適切なケミカルトラップ充填材を決定していく上で，さらなる挙動調査が必要であるように考えられる。

第4章にも述べているが，RuF_5の沸点は500Kであるため，反応温度を1000Kに設定した場合，気化してUF_6に同伴する。ウラン転換プロセスでは，RuF_5（気体）の除去用にMgF_2トラップを想定していたが，ルテニウムは，MgF_2トラップで検出されたほか，流動床炉内やプロセス排気系に設置されたNaFトラップやAl_2O_3トラップにおいても確認されている。このように，微量成分であるルテニウムがウラン転換工程の広範囲にみられるが，ひとつの化合物の挙動としては考えにくく，各種のフッ化物，酸フッ化物等になってプロセス系内に拡散したものと推測される。

(v) TeF_6の除去

テルルには，二種類のフッ化物が存在し，各化合物の沸点は，TeF_4（403K）及びTeF_6（234.55K）である。300K におけるテルル１モル当りの標準生成自由エネルギー（ΔG^0_{300}）を比較してみると，TeF_6（気体）（－1221kJ/mol [57]）及びTeF_4（気体）（－901kJ/mol [57]）であり，TeF_6（気体）の方が安定である。フッ素・高温雰囲気においてテルルは，TeF_6（気体）で存在するものと考えられ，またテルルフッ化物とケミカルトラップ充填材の複塩が見当たらなかったことから，TeF_6はケミカルトラップで収着されることなく，排ガス処理系まで到達するものと考えられる。

(vi) NpF_6の除去

ネプツニウムは，ウランとプルトニウムの中間的な挙動をするため，流動床炉でフッ化されたNpF_6の一部は，UF_4に還元されて，NpF_4となり，炉内に残留する。気化したネプツニウムの吸着材としてLiFを使用する場合[58]，PuF_6のようにLiF と反応して，複塩（Li_4NpF_8, $LiNp_4F_{17}$等）を生成し，またUO_2F_2を充填したケミカルトラップを用いると，NpF_4(固体)に還元されるものと思われるが効果は不明である。NpF_6は，UF_6とほぼ同様な反応をNaFと起こして，373Kにおいて複塩（Na_3NpF_8等）を形成し，673Kにおいて，分解してNpF_6となるため[18][19]，NaFは，NpF_6とUF_6の分離には使用できない（排ガス処理工程では，排ガス中の放射性物質を取り除くことを目的としているため，NaFトラップの

使用可）。フェーズⅠフッ化法[25]では，NpF_6の吸着材として，MgF_2に期待している。付図 2.5.1における実施結果においても，NpF_6は，MgF_2とNaFの双方のケミカルトラップにおいて回収されている。

(vii) ZrF_4の除去

ジルコニウムのフッ化物として，ZrF_2(融点：1175K，沸点：2529K) [59]， ZrF_3(昇華点：1468K) [59]及びZrF_4(昇華点：1179K) [53] [60]が考えられる。標準生成自由エネルギーを比較するとZrF_3が最も安定した傾向を示しており，また1000K における蒸気圧は非常に低く0.7Pa程度である。一方，ZrF_4の1000Kにおける蒸気圧は，約1850Paを示しており，僅かに揮発する。揮発したZrF_4は，NaFと反応を起こし，$NaZrF_5$，Na_2ZrF_6，$Na_3Zr_4F_{19}$等，条件によって化学式の異なる多くの複塩が生成するため，NaFを用いて除去できる。

(viii) CsF の除去

CsFの蒸気圧は低温域では低いため，低い温度でMOXの転換を行えば，微粒子として流動床炉内に残留する。また1000KにおいてもCsFはほとんど気化しないが（蒸気圧：約64.5Pa（1000K）），気体となったCsFについては，UO_2F_2を吸着材として用いれば，これと反応して複塩（$Cs(UO_2)F_3$等）を生成するため除去できる。なおCsF は，さまざまな元素と複塩($CsNpF_6$，Cs_3ZrF_6等)を形成するため，CsFの揮発率は，理論値を下回る可能性がある。

(ix) その他の揮発性不純物の除去

その他の揮発性不純物として，ニオブとアンチモンを挙げることができる。ニオブをF_2フッ化するとNbF_5(融点：352K，沸点：506K) [53][59]になり，LiFと反応することによって，$LiNbF_6$，Li_2NbF_7，Li_3NbF_8等の複塩となる。また，MgF_2やNaFとも反応し，$MgNbF_7$，$NaNbF_6$，Na_2NbF_7，Na_3NbF_8等の複塩となるので，いずれかのケミカルトラップにおいて，十分な除去がなされるものと考えられる。

アンチモンは，F_2フッ化により，SbF_3(沸点：592K)またはSbF_5（沸点：415.85K）を形成し，NaFと反応して，三フッ化物の場合，$NaSbF_4$，Na_2SbF_5または$NaSb_3F_{10}$を生じ，五フッ化物とは$NaSbF_6$の複塩になる。LiFやMgF_2との複塩を見出すことができなかったが，Stephenson等の研究[61]によれば，NaF と比較し，MgF_2の方が効果的であるようである。

(2) 固気分離法

固気分離法における精製工程は，ふたつの選択肢がある。

ひとつは，第１段目のF_2フッ化後，流動床炉内に残留する物質を抜き出し，湿式法を用いてウランとプルトニウムの精製を行う方法である。湿式法としては，商業規模再処理施設で用いられている方法が応用できるが，流動媒体をその他の物質と分離する必要がある。

本研究は，フッ化物揮発法についての検討を行っているため，ここでは，湿式法については触れないことにする。もうひとつの方法は，ケミカルトラップを複数段用いて精製を

行う乾式手法であり，分留法で述べた技術をそのまま採用しているので，詳細については，「付録 2.5.3 (1) 分留法」の項目を参考にされたい。

付録 2.5.4 フッ化物揮発プロセスフロー

本項でウラン･プルトニウムのフッ化物揮発プロセスフローを検討するにあたり，反応装置としては，サイクル機構でウラン転換の主要装置として用いられた実績のある流動床炉を採用した。したがって，運転条件は，流動床炉内部で過激な反応が起こり，流動不良等の原因とならないように，高温，高濃度反応ガスの使用は避けることにし*，具体的には，ウラン転換条件とこれまでの解析結果を参考に決定した。また，ウラン･プルトニウムの捕集（凝縮）に用いるコールドトラップについては，運転開始後の性能検査受検が困難になることが予想されるため，ここでは第1種圧力容器に該当しないような運転条件に設定している。

(1) 分留法を用いた再処理プロセス（本文図 7.2.1 参照）

(i) HF フッ化（第 1 段階）

再処理原料である使用済MOXを運転温度約670Kの流動床炉に投入し，HFガス（HFガス濃度約70vol%になるように窒素と水素の混合ガスで希釈）を供給することにより，[5-1]及び[5-2]式の反応が起こり，UF_4とPuF_3が生成，また使用済MOX中に存在しているその他の物質はフッ化物や酸フッ化物等になる。ガスの供給量は，これらの反応が起きるのに必要な化学量論比の1.15倍程度とする。

(ii) F_2 フッ化（第 2 段階）

使用済MOXをHFフッ化した後，運転温度を770~1000Kに設定し，フッ素ガスと反応させて，ウラン及びプルトニウムの六フッ化物を生成する。供給するフッ素ガスはN_2ガスで希釈し，濃度を20%～40vol%に設定，またフッ素ガス過剰率を化学量論比の1.15倍程度とする（適切な運転条件は，運転時の反応物の流動状態を確認した上で決定する）。反応は，流動媒体を充填した流動床炉内で行う。F_2フッ化により，ウラン及びプルトニウムは，多くの物質と共に揮発するが，ZrF_4，CsF，PuF_4，AmF_3，CmF_3 等は，蒸気圧が低いために流動媒体と共に残留する。また，完全にフッ化されなかった一部の酸化物(UO_2等)，酸フッ化物(UO_2F_2等)及び複塩(Cs_2UF_8等)も残留する。

今後，廃棄物発生量の低減化，資源の有効利用の観点から，このような不揮発性物質を含有する流動媒体の処理技術についても確立させる必要がある。

(iii) UF_6･PuF_6 凝縮

揮発したUF_6及びPuF_6をコールドトラップにて凝縮する。運転温度は，240~250K，使用圧力は50kPa程度とする。この条件で多くの揮発性物質も凝縮するが，融点や沸点の低

* フレーム炉を用いることにより，[3-16]式の直接フッ化や，さらに 1473K 以上の高温域では PuF_4 の不均化反応で生成するプルトニウム中間フッ化物とフッ素原子（図 3.3-1 参照）との反応も期待できるが，ここでは，より穏やかな条件を採用した。

いF₂（沸点：85.24K），HF(融点：189.79K，沸点：292.67K)，TeF₆（沸点：234.55K）の大部分は気体のままであるため，凝縮物から固気分離される。

(iv) UF₆/PuF₆分離

付図 2.5.3は，UF₆とPuF₆の相図であるが， 同図から，326～329.5Kにおいてコールドトラップを約83.6kPa（326.4~330Kでは約85.05ｋPa）に減圧すると，UF₆は気化し，またPuF₆は液化することがわかる。この条件において，ウランとプルトニウムの気液分離ができる。UF₆の揮発量は，実際の運転において温度や圧力を適切に制御することにより任意に設定可能である。

付表 2.4.3に表した各物質の融点や沸点から考えて，一部のPuF₆ や，沸点が比較的低いNbF₅，MoF₆，TcF₆，RuF₅，SbF₅，TeF₆，NpF₆等の物質は，UF₆と挙動を共にする可能性が大きい。

(v) UF₆･PuF₆揮発

一定量のUF₆を揮発させた後，コールドトラップの温度は変化させず，50kPa程度に減圧することにより，UF₆とPuF₆を同時に気化することができる。

(vi) UF₆の精製

(a) LiF－UO_2F_2 トラップ

F₂フッ化により生成した UF₆は，微量のPuF₆やその他の揮発性物質を伴っているため，これらの物質に対して化学的な収着作用のある物質を充填したケミカルトラップを通過させることにより精製できる。ケミカルトラップは，必要に応じて複数段設置するが，本プロセスでは，PuF₆除去を目的として，第1段に充填材としてフッ化リチウム(LiF)とフッ化ウラニル（UO_2F_2）を組み合わせたケミカルトラップを用いる。

LiFとPuF₆の反応は可逆反応(前述したように不可逆反応という説もあるので，実験による確認が必要)であり，運転温度570Kにおいて，PuF₆ はLiFに収着し，720Kに加熱することによりPuF₆は脱離する。また，UO_2F_2に収着させたPuF₆は，脱離せずにMOX再転換工程に原料として用いることができる。

(b) MgF_2 トラップ

第2段にMgF_2を充填材として用いたケミカルトラップを設ける。MgF_2は前述したように，NbF₆，MoF₆，TcF₆，RuF₅，SbF₅，NpF₆に対する収着効果があり，ここでは運転温度390Kで使用する。

(c) NaF トラップ

第3段目は， NaFを充填材としたケミカルトラップを設置する。300～520KにおいてNaFは，

$$UF_6 + 2NaF \rightarrow Na_2UF_8 \qquad [5\text{-}8]$$

の反応により，UF₆ を収着することが知られている。570~670Kにおいて，Na_2UF_8は，分

解して再びNaFとUF_6になるが，この温度でNaFは，RuF_5やNbF_6と複塩を形成する。また，ZrF_4に対する収着効果もあるが，ほとんどのZrF_4は，不揮発性物質として流動媒体と共に流動床炉に残留している可能性が大きく，NaFトラップで除去される量は非常に少ないものと考えられる。

(vii) Pu 富化度調整

揮発したUF_6とPuF_6の混合気体とケミカルトラップで精製したUF_6を気体混合器を用いて適切な割合で混合し，プルトニウム富化度の調整をする。気体混合器の運転条件は，やや負圧，340～350K程度とする。

(viii) UF_6/UF_6･PuF_6凝縮

ケミカルトラップで精製したUF_6の内，プルトニウム富化度調整に使用しなかったUF_6，またはプルトニウム富化度調整後のUF_6とPuF_6の混合気体の凝縮を行う。運転温度は，220~240K，圧力は50kPa程度とする。

(ix) UF_6/UF_6･PuF_6揮発

圧力(50kPa)を変化させることなく，温度を340~350Kに昇温することにより，凝縮させたUF_6または UF_6とPuF_6の混合物を気化し，再転換工程に供給する。

なお，気化したUF_6単体についてはUF_6用シリンダに充填すれば，ウラン濃縮用の原料となり，本工程を，軽水炉燃料サイクルに使用することもできる。ここで，選択肢として，UF_6を捕集したコールドトラップの温度を337K以上，また圧力を152kPa以上とし，UF_6が液化する条件を設定することにより，UF_6を液体にしてシリンダ充填することも可能であるが，コールドトラップが第一種圧力容器に該当することになるので注意を要する。

(2) 固気分離法を用いた再処理プロセス（本文図 7.2.2 参照）

(i) HF フッ化（第 1 段階）

使用済MOXを，流動床炉（運転温度：670K）を用いて，HFガス（供給量：化学量論比の1.15倍，濃度：70vol%）と反応させることにより， UF_4及びPuF_4が生成する（[5-5]及び[5-6]式参照）。MOX中の物質の大部分は，フッ化物または酸フッ化物になる。

(ii) F_2 フッ化（第 2 段階）

流動床炉の運転温度を700Kに設定し，生成したUF_4及びPuF_4を，フッ素ガス（濃度：20～40vol%）を用いてF_2フッ化する。フッ素ガス供給量は，UF_4 がUF_6に転換するのに必要とされる化学量論比の1.15倍程度とする。

この反応により，ウランは，UF_6（気体）に転換される。また多くの物質も揮発性のフッ化物となり，UF_6に随伴する。しかしながら，ほとんどのプルトニウムは，PuF_4から変化しないので，UF_6の生成反応を適切に制御することにより，流動床炉内でプルトニウムの富化度調整が行える。

(iii) F_2フッ化（第3段階）

流動床炉内のプルトニウム富化度を調整した後，運転温度を1000Kに高め，炉内の全てのフッ化物及び酸フッ化物（流動媒体は除く）を高級フッ化するのに必要とされる化学量論比の1.15倍のフッ素ガス（濃度：20～40vol%）を供給し，フッ化物として揮発させる。この操作により，不揮発性物質であるZrF4，CsF，AmF3，CmF3等は，流動媒体と共に，残留することになる。なおUF6 の精製方法，Pu富化度調整方法，UF_6/UF_6･PuF_6凝縮方法，及びUF_6/UF_6･PuF_6揮発については，分留法の記載内容と同様である。

付録 2.5.5 フッ化物揮発プロセスの課題

本研究では，フッ化物揮発プロセスの問題点について，主として，文献調査と熱力学計算により，対応策を示した。しかしながら解決すべき問題点がなくなったわけではなく，以下のような項目についても検討していく必要があるように考えられる。

(1) フッ化プロセス

①PuF_6の分解を抑制する条件として，高温で過剰フッ素雰囲気であることとしたが，実際に本研究で考察したような，例えば，1000K，過剰フッ素雰囲気中におけるPuF_6の存在時間を実験により確認する必要がある。同様に，フッ素原子と反応したPuF_6や，本研究の提案であるPuF_3を転換することによって生成したPuF_6の存在時間の測定を行うべきである。

②今回，熱力学計算ソフトの比較において挙動の違いがみられた「$PuF_4+F_2=PuF_6$」に係る平衡定数について実際に測定を行い，正確なPuF_6の平衡定数を取得する必要がある。

③固溶体中のウラン，プルトニウム，その他のFPやTRUのフッ化挙動について確認する必要がある。

④データがあいまいな物質の蒸気圧測定を行う必要がある。

⑤反応装置の構造材料について，新素材(バルクガラス金属等)も含めて，再検討を行い，選定した材料について腐食試験を実施する必要がある。

(2) 収着プロセス

①最適な吸着材の選定を行い，性能，最適条件の把握，収脱着方法，使用限度等について，基礎実験を行う必要がある。

②プルトニウムの吸着材としてLiFを選択するときには，特に収脱着の条件や方法について実験を行う必要がある。

(3) 除染プロセス

(i) 吸着材除染

①本研究で提案した使用済NaF除染方法について，電流効率の向上，廃塩の処理(リサイクル)法，大型化，取扱い性等に関する検討が必要である。

②Al_2O_3やMgF_2の処理方法については，本研究で提案した方法では工程が煩雑であるので，さらに合理的な方法の検討が必要である。

(ii) 構造材料除染

①電流効率の向上，廃塩の処理(リサイクル)法，大型化，取扱い性等に関する検討が必要である。

付録 2.5.6 まとめ

(1)フッ化物揮発法を用いた再処理プロセスについて，分留法と固気分離法による２つのプロセスを構築した。これらのプロセスが従来から提案されているプロセスと異なる点は，以下のとおりである。

① 分留法について

・使用済燃料のフッ化を二段階に分けて行い，一段目のフッ化は H_2 ガスを混合した HF ガスを用いることにより，UO_2 については UF_4 とし，また PuO_2 については PuF_3 にする。これにより，フッ素ガスのみを用いる直接フッ化よりも，副原料（フッ化剤）の費用を削減できる。また，フッ化水素の場合，フッ化反応が，UF_4(固体)と PuF_3(固体) を生成した段階で終了し，テルルを除くほとんどの不純物等も不揮発性物質となる。

・二段目のフッ化反応は，20～40vol%のフッ素ガスにより行う。UF_4 のフッ素ガスによる転換は，商業規模で行われており，また，PuF_3 の PuF_6 転換は，熱力学的な観点から PuF_4 からの転換と比較して容易に，かつ安定的に行えるものと考えられる。

・UF_6 と PuF_6 の分離は，コールドトラップで行う。運転温度 326.4～330K において圧力を 85.06～85.1kPa に設定することにより，UF_6 が気化し PuF_6 が液化するため双方の分離ができる。この条件は運転を負圧側で行うことを考えて設定したため，極めて限定された範囲であるが，正圧側でも分離操作が可能であれば，圧力の許容範囲は幅広いものとなる。

② 固気分離法について

固気分離法は，三段フッ化により行う。一段目は，分留法と同様にHFガスを用いているが，還元剤であるH_2 ガスは混合していない。このフッ化により，UF_4と PuF_4 が生成するが，二段目のF_2 フッ化において，温度を700Kに制御することにより，UF_6が優先的にフッ化される。一部のプルトニウムはPuF_6となり，UF_6に同伴するが，ケミカルトラップにて他の揮発性物質と共に除去されるため，精製されたUF_6を回収することができる。第三段では，温度を1000Kに昇温して，ウランとプルトニウムを同時にフッ化することにより，混合フッ化物として回収することができる。

(2)フッ化物揮発プロセスから発生する放射性廃棄物の除染方法について，理論解析や基礎実験結果から，技術的に成立することは判明したが，実用化に向けては，更なる検討を必要とする。

[参考文献]

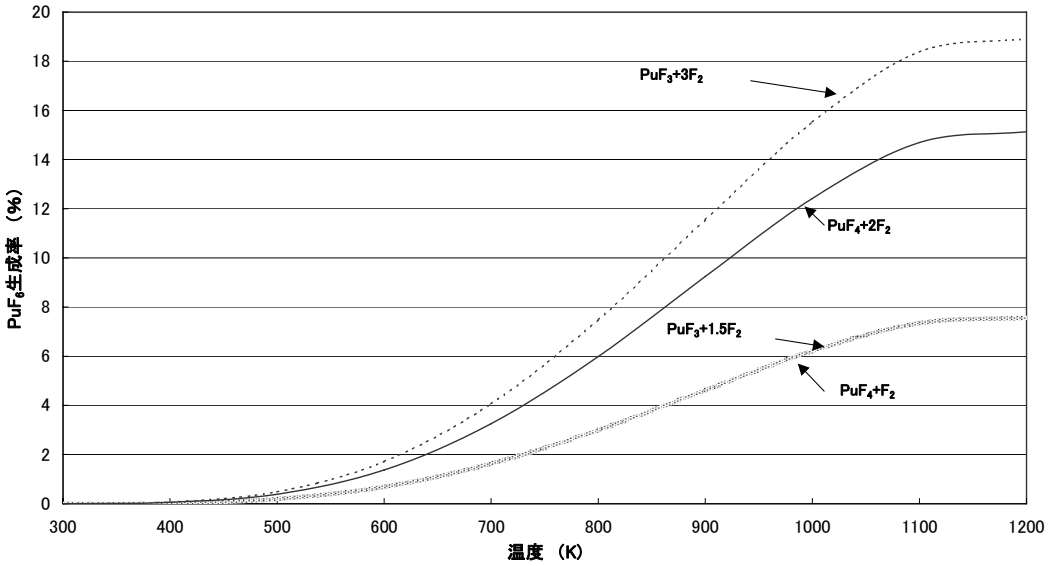
1) (社)日本原子力産業会議編，原子力ポケットブック2003年版，社)日本原子力産業会議，pp49 ,2003
2) A.A.Jonke, Reprocessing of Nuclear Reactor Fuels by processed Based on Volatilization, Fractional Distillation, and Selective Adsorption, Atomic Energy Rev.3(1),1965
3) J.J.Schmets, Reprocessing of Spent Nuclear Fuels by Fluoride Volatility Processes, Atomic Energy Rev.8(1),1970
4) W.R.Page,et al., USAEC Report BNL-174, Brookhaven National Laboratory,1952
5) Brookhaven National Laboratory, Nuclear Engineering Department Progress Report, April 1-June 30, 1958, Report BNL-516, 1958
6) W.J.Mecham, R.C.Liimatainen, R.W.Kessie, W.B.Seefeldt, Chem. Eng.Progr.53, pp.72-F-77-F
7) R.A.Gustison, Reactor Sci. Technol.4 (1), pp.65-98, 1954
8) M.J.Steindler, D.V.Steidl, R.K.Steunenberg, Nucl. Sci. Eng., 6(4),1959
9) J.J.Barbhusen, et al., Fluid-Bed Fluiride Volatility Processing of Spent Reactor Fuel Materials, Nuclear Energy, series III, Process Chemistry, vol.4, pp.347, Pergamon, New York, 1970
10) W.H.Regan, et al., USAEC Report BNL-6195, Brookhaven National Laboratory, 1963
11) A.A.Jonke,et al., Chemical Engineering Division Annual Report-1968, ANL-7575, pp.47,1969
12) A.A.Jonke,et al., Chemical Engineering Division Annual Report-1969, ANL-7675, pp.44-57,1970
13) M.Benedict,T.H.Pigford, H.W.Levi, Nuclear Chemical Engineering 2nd edition, pp.466, McGraw-Hill Book Company, New York, 1981
14) G.Strickland, F.L.Horn, USAEC Report BNL-5180, Brookhaven National Laboratory, 1961
15) G.Strickland, F.L.Horn, R.Johnson, Chemical Engineering Progress Symposium Series 60(47),1964
16) Brookhaven National Laboratory, Nuclear Engineering Division Annual Report, 1966, BNL-50023, 1967
17) General ElectricCompany, Design and Analysis of Midwest Fuel Recovery Plant,Report Docket pp.50-268,1966
18) General ElectricCompany, Midwest Fuel Recovery Plant Technical Report,1974
19) L.D.Trowbridge,et al., Advanced Spent Fuel Processing Based on Fluorination and Volatilit of Fluoride Species: “Trufluor” Concept”, 2004 ANL Annual Meeting , Pittsburgh,PA,USA,2004
20) P. Faugeras, Treatment of Irradiated Fuels by Volatilization of Fluorides, Symposium on Aqueous Reprocessing Chemistry for Irradiation Fuels, AEC-tr-5811, Brussels, 1963
21) Commissariat à l’Energie Atomique, Rapport Semestrial du Départment de Chimie, CEN (Fontenay-aux-Roses), Reports CEA-N-1419, 1971
22) J.Schmets, R. Heremans, et al., Chemical Engineering Progress Symposium Series 60(47),1964
23) R.Heremans,J.Schmets,Chemical Engineering Progress Symposium Series 60 (47),1964

24) 八木英二，昭和47年化学・化学工学分科会特別講演Ⅰ，1972
25) 田中博，河村文雄，他，再処理システム技術検討書－実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告－（研究報告），JNC TY9400 2001-014, pp342, 2001
26) 河村文雄,天野治,他，軽水炉先進再処理システム「FLUOREX法の開発」(16)，日本原子力学会2003年秋の大会予稿集 第Ⅲ分冊（総論,核燃料サイクルと材料），pp487，2003
27) 橋本裕，川戸喜美，他，マイクロ波脱硝ウラン酸化物のUF6転換反応性基礎試験，（社）日本原子力学会　昭和6１年秋の分科会予稿集（第II分冊），pp.161，1986
28) 天本一平，ウラン転換技術開発，サイクル機構技報（9），2001
29) 中井敏夫，斉藤信房，他編，無機化学全書XVII-2　プルトニウム，丸善（株），pp95,1967
30) 日本熱測定学会編，“MALT2”，(株)科学技術社，1992
31) Gmelin-Institut, et al (Eds.), “Gmelin Handbuch der Anorganischen Chemie (Uran Erganzungsband C5 and C8, Transurane Teil C)”, Springer-Verlag, Berlin [in German] (引用箇所詳細は本文中に記載)
32) S.Katz, A Laboratory Evaluation of the Chemical and Physical Phenomena Associated with Cyclic Sorption-Desorption of Uranium Hexafluoride on Sodium Fluoride,ORNL, pp321,1964
33) J.J.Katz, G.T.Seaborg, et al, The Chemistry of the Actinide Elements second edition vol.1, Chapman and Hall　Ltd., London, ｐｐ732, 1986
34) 天本一平，ウラン転換技術，サイクル機構技報　No.9(12)，pp.69-74, 2000
35) (社)日本原子力産業会議編, 原子力年鑑2005 各論, (社)日本原子力産業会議, pp.315-316, 2005
36) 日本原燃(株)，ウラン濃縮事業化調査報告書分冊１，日本原燃(株)，1995
37) (株)日立製作所，埼玉大学，他編，平成14年度革新的実用原子力技術開発提案公募事業フッ化揮発法と溶媒抽出法のハイブリッド再処理に関する技術開発成果報告書，（財）エネルギー総合工学研究所，2003
38) M.J.Steindler,D.V.Steidl,R.K.steunenberg, The Fluorination of Plutonium Tetrafluoride and PlutoniumDioxide by Fluorine, Nucl.Sci.Eng.,6,pp.333,1959
39) N.N.Greenwood, A.Earnshaw, Chemistry of the Elements 2nd edition, Elsevier, U.K., pp.804,1997
40) D.D.Wagman, W.H.Evans, V.B.Parker, R.H.Schumm, I.Halow, S.M.Bailey, K.L.Churney, R. L.Nuttall,The NBS tables of chemical thermodynamic properties, selected values for inorganic and C1 and C2 organic substances in SI units; J. Phys. Chem. Ref. DataVol. 2, Supplement No. 2, 1982
41) G.J.Mandleberg,D.Davies, The Vapour Pressure of Plutonium Tetrafluoride, J.Chem. Soc., pp2031,1961
42) M.N.Myers, Thermal Decomposition of Plutonium(IV) Oxylate and Hydrofluorination of Plutonium(IV) OXylate and Oxide, USAEC Report, HW-45128, Hanford Atomic Products Operation, General Electric co., 1952

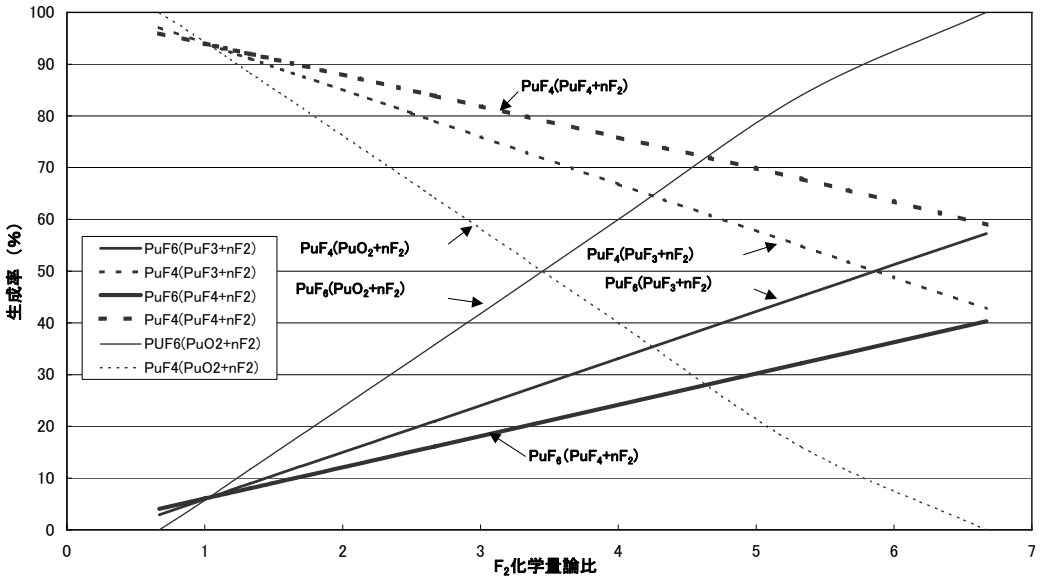
43) Gmelin-Institut et al (Eds.), Gmelins Handbuch der Anorganischen Chemie Transurane, Springer-Verlag,Berlin pp109, 1972 [in German]
44) L.E.Trevorrow, W.A.Shinn, et al, The Thermal Decomposition of Plutonium Hexafluoride, J. Phys. Chem.,65:pp398,1961
45) R.P.Wagner, W.A.Shinn, et al, Laboratory Investigations in Support of Fluid Bed Fluoride Volatility Processes. Part VII. Decomposition of Gaseous Plutonium Hexafluoride by Alpha Radiation, USAEC Report ANL-7013, 1965
46) M.J.Steindler, D.V.Steidl, et al, Laboratory Investigations in Support of Fluid Bed Fluoride Volatility Processes. Part V. The Radiation Chemistry of Plutonium Hexafluoride, USAEC Report ANL-6812, 1963
47) B.Weinstock, J.G. Malm, The Properties of Plutonium Hexafluoride, J. Inorg. Nucl. Chem.,2: pp380,1956
48) Fischer, L.E.Trevollow et al, Plutonium Hexafluoride Thermal Decomposition Rates, I&EC Process Design & Development, 1,(1),pp47-51,1962
49) C.J.Hoffman,M.L.Jolly, J.Phys. Chem., 61,pp.1574, 1957
50) 佐藤浩司, 天本一平 他, “高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究フェーズII中間報告 - 燃料サイクルシステム技術検討書－(研究報告), JNC TN9400 2004-036, pp901,2004
51) V.Y.Labaton, U.K.Atomic Energy authority Report RDB(Cap)/R-8120, Research and Development Branch, Capenhurst, pp.28,1955
52) H.Schmutz, Untersuchungen in den Systemen Alkaliflurorid–Anthaniden/Actinidenfkuorid (Li,Na,K,Rb-La,S.E.,Y/Np,Pu,Am),KFK-431, 1966
53) D.D.Wagman,W.H.Evans,V.B.Parker,R.H.Schumm,I.Halow,S.M.Bailey,K.L.Chuey, R.L.Nuttall, The NBS tables of chemical thermodynamic properties, selected values for inorganic and C1 and C2 organic substances in SI units; J. Phys. Chem. Ref. Data Vol. 2, Supplement No. 2, 1982
54) 八木英二, 昭和47年化学・化学工学分科会特別講演Ⅰ, 1972
55) H.Selig, J.G.Malm,J. Inorg.and Nucl Chem,24, pp.641, 1962
56) J.H.holloway, R.D.Peacock, J.Chem.Soc,pp.527,1963
57) K.C.Mills, Thermodynamic Data for Inorganic Sulphides, Selenides and Tellurides, Butterworths, London, 1974
58) General Electric Company, Design and Analysis of Midwest Fuel Recovery Plant Report Docket pp.50-268,1966
59) I.Barin, O.Knacke, O.Kubaschewski,Thermodynamic Properties of Inorganic Substances Supplement, Verlag Stahleisen, Berlin 1977
60) JANAF Thermochemical Tables,1969.12
61) M.J.Stephenson, J.R.Merriman, et al., “Removal of Impurities from Uranium Hexa-fluoride by Selective Sorption Techniques” K-1713, Union Carbide Corp.,1967

付表 2.5.1　使用済 MOX 燃料含有物のフッ化挙動　(at 673K)

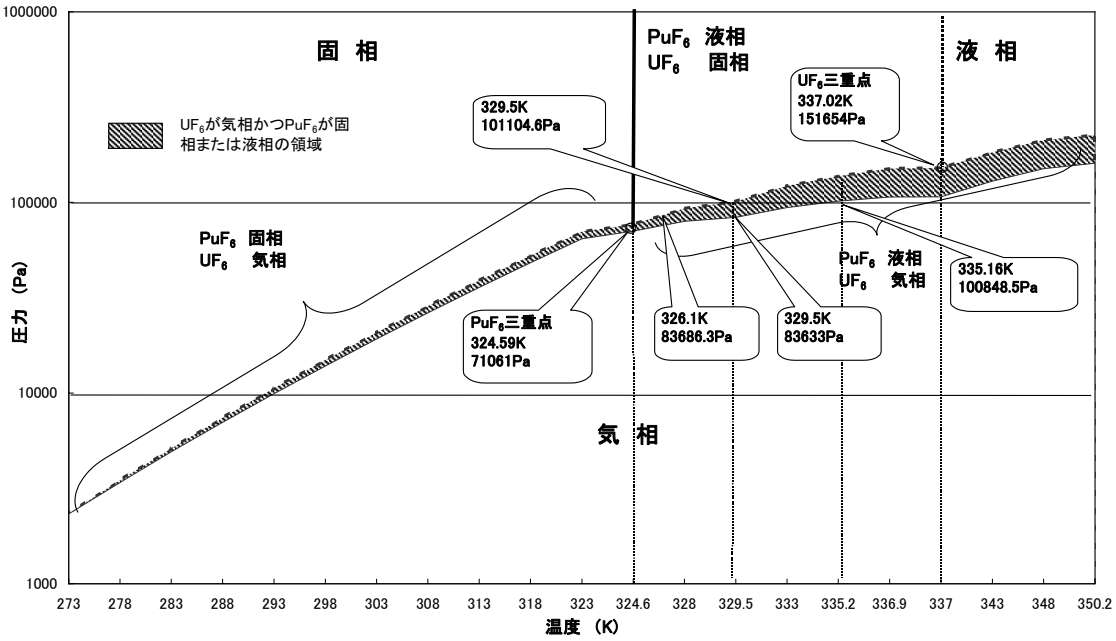
使用済MOX燃料含有物の化学形態					
初期化学形態	HFフッ化	F_2フッ化	初期化学形態	HFフッ化	F_2フッ化
SrO	**SrF_2**	**SrF_2**	**TeO_2**	**TeF_4**	**TeF_6**
ZrO_2	**ZrF_4**	**ZrF_4**	**Ce_2O_3**	**CeF_3**	**CeF_3**
MoO_3	**MoO_3**	**MoF_6**	**Nd_2O_3**	**NdF_3**	**NdF_3**
TcO_2	検索できず	検索できず	**NpO_2**	**NpF_4**	**NpF_6**
RuO_2	**RuO_2**	**RuF_5**	**Am_2O_3**	検索できず	検索できず
Cs_2O	**CsF**	**CsF**	**Cm_2O_3**	検索できず	検索できず
Sb_4O_6	**SbF_3**	**SbF_3**			



付図 2.5.1　プルトニウム中間フッ化物の PuF_6 転換挙動



付図 2.5.2　Pu 化合物のフッ化に係る F_2 供給量の影響（at 1000K）



付図 2.5.3 UF_6 と PuF_6 の相図

付録 3. 経済性評価の精度向上

付録 3.1 経済性評価手法の検討

3.1(2)(i)で述べたように、本編の経済性評価ではシステム設計ベースで建設費を評価しており、各システムを完全に横並びで評価できているかどうかは定かではない。

一方、FBRプラントについては、建設費の積算ツールとして、過去の建設実績のデータベースから建設費を算出する「コマンドコストコード」が整備されており、各システムを横並びで評価することができる。

再処理・燃料製造プラントについては、過去の建設実績が数少なく、データの入手が困難であるため、過去の建設実績のデータベースから建設費を算出するのではなく、物量と単価から建設費を積み上げる方法が最もよいと考えられる。

よって、システム設計担当メーカに頼らず、物量をベースとした各再処理・燃料製造システムのプラント建設費を独自に横並びで評価する手法の開発を電力共通研究にて行ってきた。本項では、その経済性評価手法について簡単に紹介する。

付録 3.1.1 概要

(1) 建設費積算

建設費の積算体系について付図3.1.1に示す。積算体系では、主要設備費、共用設備費、建屋費をそれぞれ積算し、間接費を計上した合計値を建設費としている。主要設備費は各サイクル技術の特徴を反映するため、機器費、バルク（配管、電気等）費、工事費に細分化し、間接費を算出している。一方、共用設備費、建屋費は各サイクル技術で大きな差異はないため、設備毎に一括で算出している。以下に、それぞれの体系について説明する。

(i) 主要設備費積算体系

主要設備費の構成概要について付表3.1.1に示す。機器費、バルク費、工事費、間接費を算出し、これらを足し合わせることによって主要設備費としている。これら4種の費用を算出するために、機器費評価式、機器重量評価式、バルク費係数、工事費係数、間接費数量比率および単価を設定している。

(a) 機器費評価式

機器費を算出するための式。システム設計による機器仕様の変更に対応するため、機器費に影響を与える機器仕様の中で重要度の高いものである特徴量をパラメータとして評価式を作成している。評価式の作成方法は、該当機器の設計（図面等）を基に既存プラントの設計製作経験からコストを算出し、評価式を作成するというものである。

1) 機器重量評価式

工事費を算出するための機器重量を算出する式。機器評価式同様、特徴量をパラメータ

として評価式を作成している。評価式の作成方法は、機器費評価式と同じである。

2) バルク費係数

バルク費とは、各工程において機器費以外に必要な費用である配管、計装、電気当の費用のことを言う。一般産業プラント情報を基に、該当機器の設計情報から機器費に対するバルク費の割合をバルク費係数として設定している。

3) 工事費係数

工事費は、システム設計情報や一般産業プラント情報を基に、主に機器重量に対する割合（工事費係数）と単価を設定し算出している。

4) 間接費

間接費は、機器費、バルク費、工事費、設計費との比率を設定し算出する。

(b) 共用設備費積算体系

共用設備については、設計情報を基に、機器費、バルク費、工事費、間接費を算出し、その合計から設備費を算出し、各共用設備の特徴量をパラメータとして共用設備費評価式を作成している。よって、共用設備費評価式には機器費、バルク費、工事費、間接費が含まれていることになる。付表3.1.2に共用設備の対象設備を示す。

(c) 建屋費積算体系

建屋についても、共用設備と同様に機器費、バルク費、工事費、間接費を算出し、その合計から各建屋費を算出し、各建屋の特徴量をパラメータとして建屋費評価式を作成している。建屋の対象となるのは、一般建屋、リサイクル建屋、セル、排気筒、外構設備である。

(d) 一般管理費および利益

一般管理費および利益は、各設備費との比率により算出する。

(e) モンテカルロシミュレーション

上記の建設費の積算では、いわゆる建設費の見積もりを行っているが、見積額を構成する個々の部分コストは、見積情報の不足、確かさの程度に応じたある変動幅をもっており、その結果建設費の見積額はある変動幅をもつ。また、部分コストの変動幅が建設費の見積額に与える影響は、確定的な変数を対象とした単純な関数の関係ではなく、ある部分コストは増加（＋）側に、他の部分コストは減少（－）側にバラツキを示すため、部分コストの±による相殺効果である。よって、建設費の変動幅は確率的な挙動を示すと考えられる。このことから、確率的な現象を解析するモンテカルロシミュレーションを用いて、建設費の変動幅を算出している。

付録 3.1.2 仮定の対象

仮定の対象とは、確率的な変動分布を設定する部分コストのことである。建設費を構成

する部分コストとしては、機器費、バルク費、工事費、間接費、一般管理費、利率等があるが、仮定の対象としては、主要設備は機器費、共用設備および建屋は設備費とした。

付録 3.1.3 確率分布

仮定の対象には、確率的な変動分布を設定する必要がある。最終的には、確率分布曲線として対数正規分布を選定し、その確率を決定するパラメータとして、最大値、最小値および標準偏差を設定している。

付録 3.2 評価結果

上記で説明した手法によって、建設費およびその変動幅を算出した。先進湿式法＋簡素化ペレット法(200tHM/y)、酸化物電解法＋振動充填法(50tHM/y)、及び金属燃料金属電解法＋射出成型法(38tHM/y)について、建設費の評価を行った結果を付図3.1.2に示す。比較のため、FSフェーズⅡにてJAEAが評価した建設費を示した。また、建設費は設備費とそれ以外の建屋費に分けて示している。

図からわかるように、本手法の結果とJAEA評価を比較すると、各システムとも「先進湿式法＋簡素化ペレット法(200t/y)＞酸化物電解法＋振動充填法(50t/y)＞金属電解法＋射出成型法(38t/y)」という本手法とJAEA評価の傾向は酷似しており、相対評価としては十分な精度を有していることが分かる。一方、絶対値としては、本手法はJAEA評価の7～8割程度であり、本手法の誤差棒の範囲を含めると本手法はJAEA評価の8～9割程度となる。このことから、絶対評価としてもある程度の精度を有していると考えられる。

付録 3.3 本手法の適応範囲

本手法は、H12年度からH17年度にかけて、プラント建設費を独自に横並びで評価する目的で開発が行われてきた。その結果、以下のような特徴を持つ経済性評価手法が成果として整備された。

(1) 広い適応性

再処理方法、燃料製造方法、施設・設備の種類や、規模の大小にかかわらず横並びで経済性評価が可能であり、非常に広い適応範囲を有する。

(2) 統計的な評価精度

モンテカルロシミュレーション手法による精度評価と一体化することで、統計的な変動を見込んだ相対評価が可能である。

(3) データベースの重要性

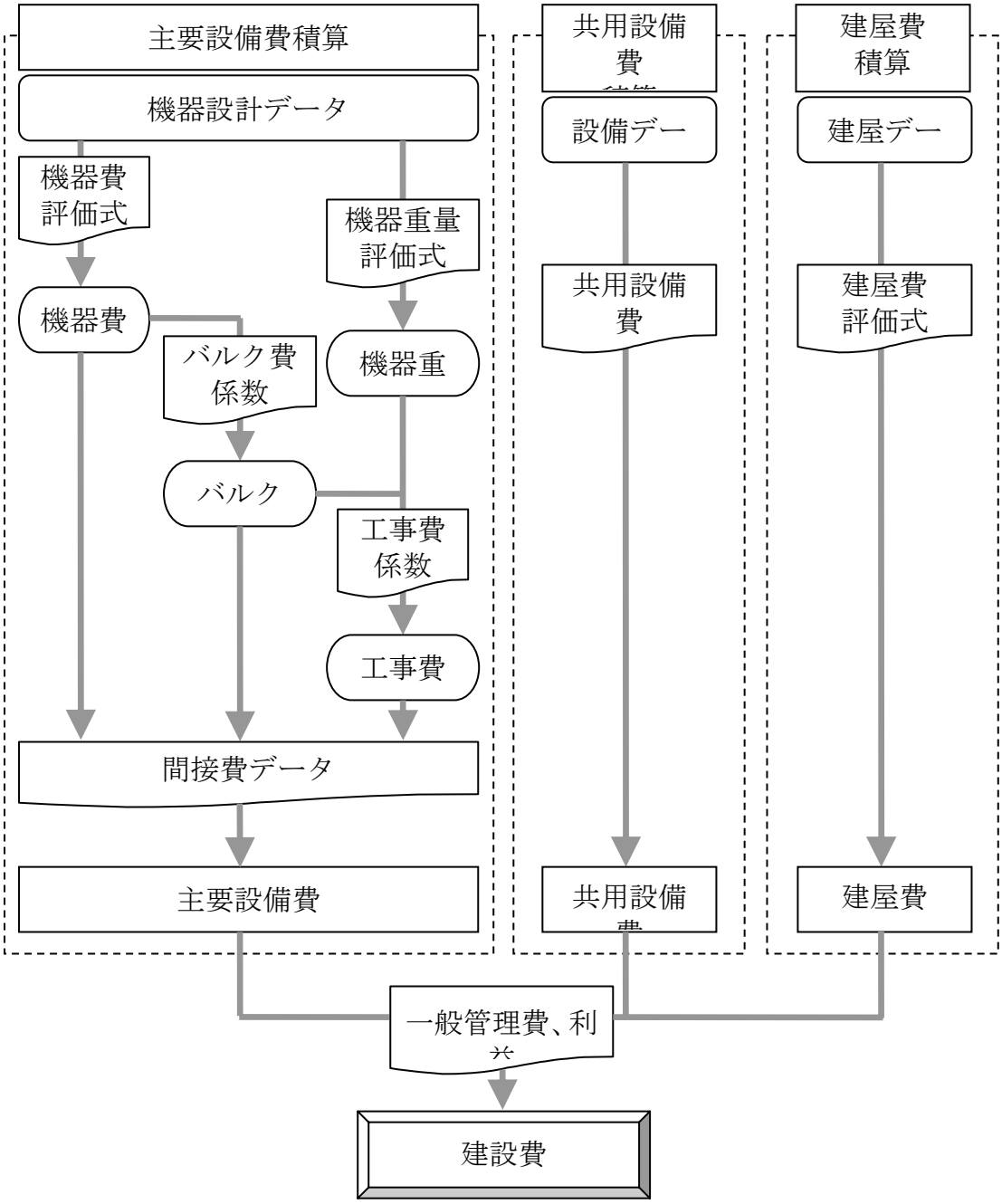
コスト評価式、各種係数データベースの整備が手法適応にあたっての実質的な重要条件である。

付表 3.1.1　主要設備費の構成概要

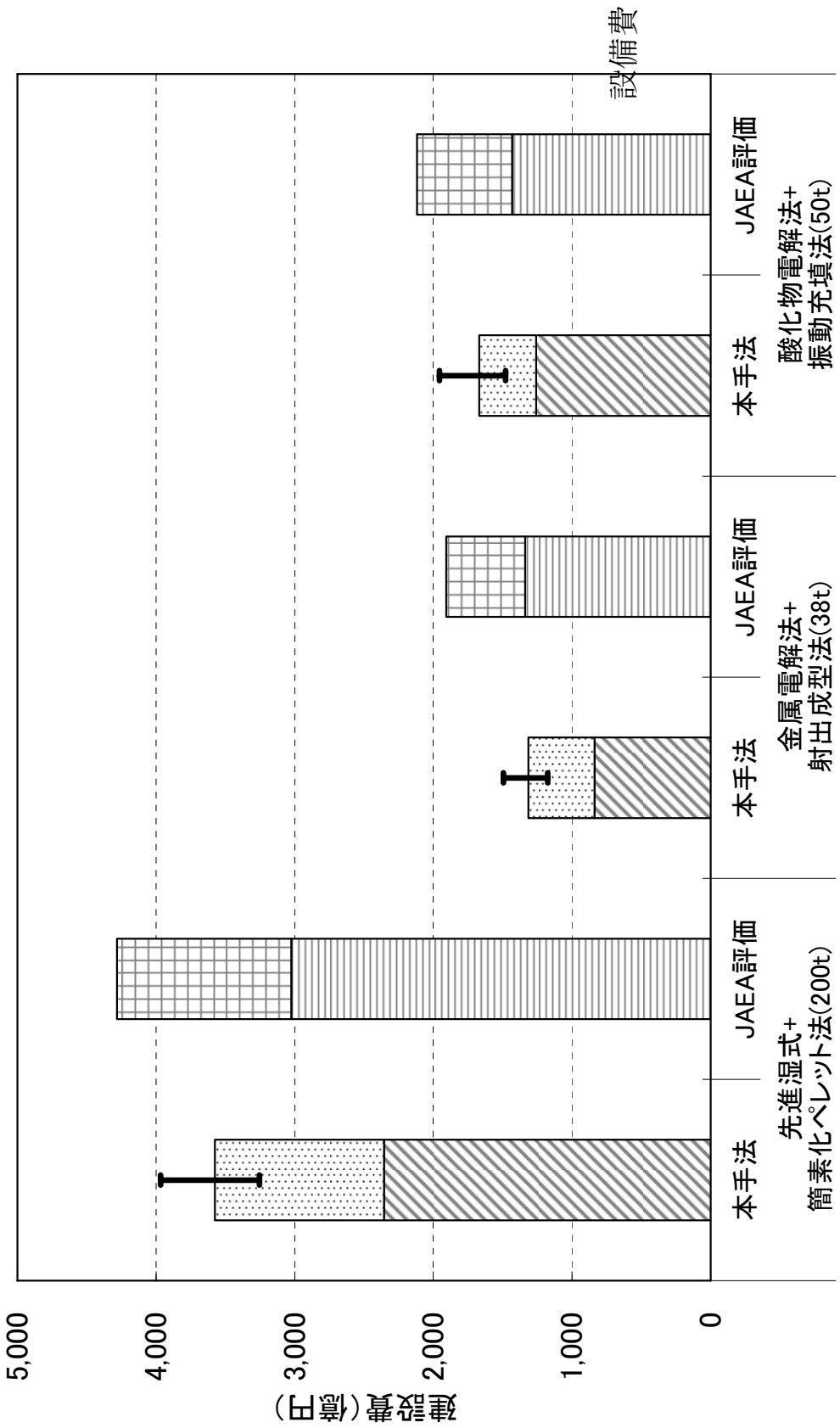
費目	概要
機器費	材料費、加工費等、プロセス機器の工場製作に係る費用。 サイクル技術の特徴（プロセス等）を直接的に反映している。
バルク費	設備構成に必要な配管、計装、電気、保温、塗装等に係る費用。 サイクル技術の特徴（乾式・湿式や配管移送・マテハン移送等）を 反映している。
工事費	機器・バルクの現場据え付け工事等に係る費用。 サイクル技術の特徴（乾式・湿式や配管移送・マテハン移送等）を 反映している。
間接費	プロジェクト管理費、設計費等、管理や設計等に係る費用。

付表 3.1.2　共用設備の対象設備

区分	対象設備
燃料貯蔵	使用済燃料貯蔵設備、新燃料貯蔵設備
廃棄物処理	ガラス固化設備、人口鉱物固化設備、 液体廃棄物処理設備、気体廃棄物処理設備、酸回収設備、廃溶媒処理設備
廃棄物貯蔵	ガラス固化体貯蔵設備、固体廃棄物貯蔵設備
プロセス付帯	分析設備、計装制御設備、保守・補修設備、Ar 浄化設備、 塩素リサイクル設備
ユーティリティ	用水設備、冷水設備、冷却水設備、蒸気供給設備、圧空供給設備、ガス供給設備、真空設備、試薬類供給設備
建屋付帯	電気設備、給排気設備、放射線管理設備、防消化設備



付図 3.1.1　建設費積算体系



付図 3.1.2　建設費積算結果

付録 3.4 既存サイクル施設の建設実績を踏まえた経済性評価精度の向上

付録 3.4.1 はじめに

フェーズⅡの経済性評価では、建設費の内の建電換費は建屋体積と体積単価を用いて算出する手法を採用し、体積単価は既存の原子力関係施設を参考に13万円/m³と設定している。（３章参照）

本付録3.2は経済性評価で用いた建電換費の評価手法及び評価設定値について、既存サイクル施設の建設実績等をもとにその妥当性を検討したものである。

なお、付録3.2で述べる建設実績の調査、及びこれに基づく評価等は旧核燃料サイクル開発機構（現、日本原子力研究開発機構）関係部門の協力を得て実施した。

付録 3.4.2 建電換費（建築及び建築設備）の概算

建築工事及び建築物における電気設備工事、機械設備工事の費用を積算する手法として、例えば官公庁等の公共建築物では建物延べ床面積当たりの標準単価を用いて費用を積算する手法が用いられている[3)]。

本検討ではこの考え方を基本に、標準単価にサイクル施設としての特有の補正を加えて建設費を概算する手法を用いてフェーズⅡ検討施設の建電換費を概算し、単価設定値と比較した。

なお、建電換費の概算はフェーズⅡ検討施設の設計諸元に基づいて行ったが、設計が詳細化されていない項目については先行施設の実績を参考に費用を見積もった。

(1) 概算手法

付図 3.4.1は検討に用いた概算手法の考え方を示したものである。

また、付図 3.4.2は既存の施設を例に付図 3.4.1に示した概算手法を用いて算出した建設費と実績値とを比較したものである。

なお、概算値には別途計上項目（遮へい等特殊設備、ライニング、受変電設備）を含んでいない。

また、実績を調査した施設にはサイクル施設の他に一般建築の建物も含まれている。

図から、概算手法による評価結果は実績値と概ね合うことが分かる。（ケース⑬に実績値との差異が見られるが、この例では当該施設に標準単価で想定している設備が必要なかった等の事情により、概算手法よる評価値が高くなっている）

(2) 概算結果から得られた体積単価

付表 3.4.1は付録 3.4.2 項で述べた概算手法により求めた体積単価とフェーズⅡにおける評価設定値との比較を示したものである。

また、付図 3.4.3は概算した体積単価のうちの建築、電気、換気空調の内訳を示したも

のである。

概算はフェーズⅡ検討施設の中から、付表 3.4.1に示す３施設、全６建屋を選定して行った。

NEXT+簡素化ペレットは再処理と燃料製造設備を一体で収納した施設の例として選定した。

振動充填法（スフェアパック）は建屋規模に対するセルの割合がNEXT+簡素化ペレットなどに比べて高いため、セルの割合による単価の差をみるために選定した。

酸化物電解法(50tHM/y)は処理建屋と貯蔵建屋が別個の建屋になっていることから、建屋の主たる機能の違いによる単価の差を見ることを目的に選定した。

上記６建屋の概算から以下の様な結果が得られた。

① 再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋など、プロセス処理が主たる機能の建屋の概算結果はフェーズⅡの経済性評価で用いた設定単価とほぼ同程度であった。

② 廃棄物貯蔵建屋、燃料貯蔵建屋といった貯蔵が主たる機能の建屋の概算結果は設定単価に比べて低い値となった。

③ NEXT+簡素化ペレットと振動充填法（スフェアパック）とを比較すると、両者には単価に対する主要変動要因の一つであるセルの割合（建屋体積に対するセル体積の割合）に差があるものの、体積単価でみるとほぼ同等程度の評価結果となった。

④ 建築、電気、換気空調の内訳をみると、全体の約７割を建築費が占める。
なお、遮へい設備、ライニング、受変電設備等の別途計上項目は施設の設計内容により変動するものであるが、フェーズⅡ段階で設計を詳細化していないものについては先行施設のデータを参考にして暫定的に設定して評価した。

以上の結果から、フェーズⅡ検討での単価設定は再処理/燃料製造建屋、廃棄物処理建屋等のプロセス処理を主とした建屋に関してはほぼ妥当であることが確認できた。

一方で、プロセス処理を主とした建屋（処理建屋）と貯蔵建屋とでは単価に差が出ることも確認できた。

ただし、施設全体の建電換費に占める貯蔵建屋の影響は小さく、施設全体の平均単価でみると再処理／燃料製造建屋の単価と大きな差にはなっていない。

(3) 体積単価とセル率の関係

NEXT+簡素化ペレットと振動充填法（スフェアパック）とでは、建屋体積に占めるセル体積の割合（以下、「セル体積率[*1)]」という）が異なる[*2)]。

[*1)] 以下、付録 3.2 に於いて、延べ床面積に対するセル面積の割合を「セル面積率」という。また、セル体積率とセル面積率を特に区別しない場合には単に「セル率」という。

セル体積率が増加すると、躯体や遮へい設備の物量増加といった点で建設費の増加要因となることが考えられるが、体積単価による比較では両者の概算結果はほぼ同等程度となった。

この要因として、セル体積率と平均階高（建屋体積／延べ床面積）との関係を挙げることができる。

振動充填法（スフェアパック）はNEXT+簡素化ペレットに比べてセル体積率が高いが、同時に平均階高も高い。

セル体積率の増加は躯体部分の物量増加、遮へい設備の増加といった点で建設費の増加要因となるが、一方で平均階高が増加することは述べ床面積当たりの建屋体積が増加することになり、体積単価は減少する傾向を示す。

振動充填法（スフェアパック）は建築工事費に対するセル体積率の効果（増加要因）と平均階高の効果（減少要因）が相殺し、結果としてNEXT+簡素化ペレットと同等程度の体積単価となっている。（詳細は(i) の(iii) 項参照）

(i) 主要変動要因と単価（建築工事費）

(ii) 単価算定式の検討

前述の概算手法をベースに、建電換費に占める割合が比較的高く、主要変動要因（階高、遮へい寸法、セル率）の影響を特に受けると考えられる建築工事費について、これらに着目した単価算定式を検討し、これを用いて主要変動要因が建設費（建築工事費）に与える影響を評価した。

別途計上項目（遮へい等特殊設備、ライニング）を除いた建築工事費の変動要因として、建物の用途、構造、耐震条件、階高、遮へい寸法、セル率等が挙げられる。（付図 3.4.1 参照）

このうち、サイクル施設に関しては建物用途、構造、耐震に関する条件はほぼ共通と考えられるため[*3)]、階高、遮へい寸法、セル率を主要な変動要因として検討した。

単価算定式は面積単価と体積単価とについて検討し、それぞれ標準的な単価に主要変動要因を考慮した補正を加えたものとし、算定式から得られた結果を概算手法の結果と比較することによりその有効性を確認した。

算定式を用いることにより主要変動要因が建築工事費に与える影響を定量的に把握することが可能となった。

付図 3.4.4は単価算定式の考え方を示したものである。

面積単価算定式、体積単価算定式ともに補正の考え方は基本的に同じであるが、体積単価算定式については建屋の階高が増減することにより変動する部分（変動部分）と変動しない部分（固定部分）とに分けた補正としている。

[*2)] NEXT+簡素化ペレットのセル体積率は約 30%、振動充填法（スフェアパック）のセル体積率は約 40%

[*3)] 例えば、建物用途：工場、構造種別：鉄筋または鉄骨鉄筋コンクリート、耐震クラス：A クラス 等。

付図 3.4.5、付図 3.4.6は算定式により評価した結果と前項で述べた概算手法による結果とを比較したものである。

面積単価、体積単価ともに、算定式から算出した結果は概算手法による結果と概ね一致することが確認できた。

なお、それぞれの図中のケース⑥～⑩はフェーズⅡに於いて検討している建屋について比較したものである。

建屋体積をベースにした建設費の算出は概念設計段階の施設の概算評価手法として合理的と考えられるが、この検討から体積単価方式による建築工事費の概算が可能であることが確認できた。

(iii) 建築工事費と主要変動要因

前述の単価算定式を用いて各々の主要変動要因が建設費（建築工事費）に与える影響を評価した。

付図 3.4.7はセル率及び平均階高と単価（面積単価、体積単価）との関係を示したものである。

付図 3.4.8はセル率及び遮へい厚と体積単価の関係を見たものである。

付図 3.4.9は体積単価に対する遮へい厚の影響を平均階高との関係で見たものである。

なお、セル率は、遮へい躯体として計画している部分を「セル」と定義して壁芯寸法をもとに算出している。

これらの図から、傾向として下記のことが言える。

① 遮へい厚の条件が同じであれば、セル率の増大に伴い、面積単価、体積単価はともに増加する。
（セル率の増加による躯体部分の物量増加）

② 遮へい厚、セル率の条件が同じであれば、平均階高が高いほど面積単価は高く、逆に体積単価は低くなる。
（平均階高が高いほど延べ床面積は小さい。または、建屋体積が大きい。）

③ 平均階高が変わらなければ、セル率及び遮へい厚の増加とともに体積単価も増加する。
（躯体部分の物量増加）

④ 一般的にセル率が増大すると平均階高も増加（述べ床面積減少）し、体積単価を抑制する方向に作用する。このため、セル率や遮へい厚が増加しても、同時に平均階高も高くなる場合は体積単価の上昇が抑制される。

体積単価の観点でみると、セル体積率や遮へい厚の増加は単価上昇の要因となる一方、平均階高の増加は単価の抑制要因となる。

付表 3.4.1で示したフェーズⅡ施設の概算結果をみると、体積単価は建物の主たる機能（プロセス処理が主、あるいは貯蔵が主等）が類似していればほぼ同じ値を示しており、類似の機能を有する建屋では前述した建築工事費の主要変動要因が大きく異ならないことが想定される。

次項では、フェーズⅡ検討施設及び先行サイクル施設について、建屋の主要変動要因の傾向について述べる。

付録 3.4.3 サイクル施設における主要変動要因の傾向

(1) 規模でみた施設間の類似性

付図 3.4.10、付図 3.4.11はフェーズⅡ検討施設の再処理／燃料製造一体建屋建屋と先行サイクル施設の建屋について、建屋体積全体に占める躯体の割合と設備を収納する空間部分の割合を見たものである。

付図 3.4.12は横軸に建屋体積に対するコンクリート体積の割合（以下、本付録3.2では「躯体率」という）をとり縦軸に平均階高をとったものである。

躯体率は前述したセル体積率の代替指標として設定した。（各施設で遮へい厚に大きな差はないのでセル体積率の傾向は躯体率に現れるものとした）

なお、建屋体積、躯体体積に関して、付図 3.4.10では基礎スラブを含めない値を用い、付図 3.4.11ではこれを含めた値を用いている。付図 3.4.11で基礎スラブを含めているのは参照したデータがこれを含んだものになっていることによる。

付図 3.4.10で、フェーズⅡ検討施設についてみると、施設により若干のばらつきはあるものの、躯体の割合とセルを除いた空間部分の割合が、それぞれ全体の４割程度、セルが２割程度となっており、施設による差は大きくない。

既設の先行施設(1)をみても建屋による差が大きくないという傾向は同様である。

先行施設(2)の六ヶ所再処理施設の場合も建屋によらず躯体の割合と設備を収納する空間部分の割合はほぼ同等である。ただし、体積に基礎スラブを含んでいるため、フェーズⅡ検討施設と比べると躯体体積の割合が高くなっている。

(2) 主要変動要因の傾向

付図 3.4.12で、フェーズⅡ検討施設についてみると、再処理／燃料製造建屋、廃棄物処理建屋は、平均階高が7m～9m、躯体率が30%～40%のかなり狭い範囲に分布していることが分かる。先行施設(1)も同様である。

また、六ヶ所再処理施設の場合も基礎スラブを含む分、躯体率が高めに分布するが、各建屋ともかなり狭い範囲に分布する点ではフェーズⅡ検討施設とほぼ同様の傾向を示している。

一方、貯蔵建屋（酸化物電解法の廃棄物貯蔵建屋のケースを図示）の場合は処理施設とは明らかに異なる傾向を示している。

再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋等のプロセス処理を機能の中心とした建屋は、概算手法を用いて建設費を評価した建屋もそれ以外の建屋も主要変動要因に大きな差がないことが分かる。

このことは、概算手法により評価した建屋以外についても、概算手法で評価した単価の適用が可能であることを示していると言える。

(3) 主要変動要因と体積単価

付図 3.4.13は建築工事費の体積単価をセル体積率と平均階高の関係で図示したもので、図中の四角の囲みは平均階高が7m～9m、セル体積率が30%～40%の範囲を示したもので、フェーズⅡ検討施設の再処理／燃料製造建屋、廃棄物処理建屋にほぼ該当する。

この場合、建築工事費の変動は限定的であると言える。

(4) 遮へい厚の影響

フェーズⅡ検討施設では、セルの遮へい厚を概ね2mと設定して施設設計を実施している。

遮へい厚の増減が建築工事費に与える影響を見るために、(i) 項で検討した単価算定式を用いて、遮へい厚が2mから1.5mに合理化できた場合に建築工事費がどの程度低減されるかを概略評価した。

付図 3.4.14は遮へい厚が1.5　　mと2mの場合の体積単価を比較したものである。

フェーズⅡ検討施設の処理建屋の様に、セル率が30%弱～40%程度、平均階高が7m～9m程度に分布する場合でみると、遮へい厚が2mから1.5mに低下すると、別途計上項目を除く建築工事費（体積単価）は１０%程度低下することが想定される。

付録 3.4.4 フェーズⅡ検討施設の単価設定

(1) 建築費

フェーズⅡ検討施設の処理建屋（再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋）は躯体率が30%～40%、平均階高が7m～9mにほぼ分布しており、建築工事費に関しては、概算手法を用いて建設費を評価した建屋とそれ以外の建屋とに対して同じ体積単価を適用することは概ね妥当と考えられる。

また、建築工事費以外の別途計上項目費（遮へい等特殊設備、ライニング等）についても同一の体積単価を適用しているが、フェーズⅡ検討施設では建屋規模とセル規模の関係に大きな相違が無いので、概算評価条件として建築工事費に対する上記別途計上項目費の比率を各建屋とも同等とみなして評価することは可能と考えられる。

(2) 電気設備費、換気空調設備費

概算手法を用いた建設費評価では、電気設備、換気空調設備の別途計上項目を除いた建設費は述べ床面積を基準に算出している。

再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋のように平均階高が狭い範囲に分布している建屋については建屋体積と述べ床面積はほぼ比例すると言えるので、概算手法を用いて算出した建屋とそれ以外の建屋とに対して同じ体積単価を適用することは概ね妥当と考えられる。

また、別途計上項目（受変電設備）についても各施設に対し同一の単価条件で評価することは、設計を詳細化していない段階での評価手法として概ね妥当と考えられる。

以上、これまで述べてきた概算手法による評価結果や単価算定式による検討から、フェーズⅡの経済性評価（建電換費）において建電換費を建屋体積単価を用いて概算した手法は、概念設計段階の評価手法として概ね妥当と考えられる。

また、設定単価についても、再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋といったプロセス処理を中心とした建屋に対しては概ね妥当と考えられる。

一方、貯蔵建屋に対して処理建屋と同等の単価を設定することは過大評価となるが、処理建屋と貯蔵建屋を合わせた施設全体の平均でみるとその影響は大きくない。

付録 3.4.5 まとめ

これまでに述べた検討から得られた成果と課題について以下に述べる。

(1) 検討から得られた成果

① 概算手法を用いてフェーズⅡ検討施設の建電換費を算出し、経済性評価で採用した体積単価が概ね妥当であることを確認した。

② 建築工事費の単価算定式を検討し、主要変動要因（階高、遮へい寸法、セル率）が建設費（建築工事費）に与える影響を定量的に評価した。

③ フェーズⅡ検討施設の内、再処理／燃料製造一体建屋、廃棄物処理建屋等のプロセス処理を機能の中心とした建屋（処理建屋）については主要変動要因の変動は限定的であり、フェーズⅡの建設費（建電換費）概算において同一の体積単価を適用することは概ね妥当と考えられる。

④ 貯蔵建屋の建電換費（体積単価）は処理建屋に比べて低いことを確認した。ただし、施設全体の建電換費では処理建屋の影響が大きく、施設全体の平均単価でみると処理建屋の場合と大きな差とはなっていない。

(2) 今後の検討課題

① フェーズⅡの建電換費算出で採用した体積単価は処理建屋については概ね妥当であることが確認できたが、一方で貯蔵建屋に対しては過大となることも分かった。

貯蔵建屋に関しては、これまでに述べた検討でも主要変動要因と建電換費の関係についての分析は必ずしも十分ではなく、概算精度の向上という観点では処理建屋以外についての分析も必要となる。

② 別途計上項目の費用は先行施設のデータを参考に暫定的に設定した条件のもとに評価し、また、施設によらず設備費全体に対する比率は一定であると仮定した。別途計上項目については今後の施設設計の詳細化に応じた再評価が必要である。

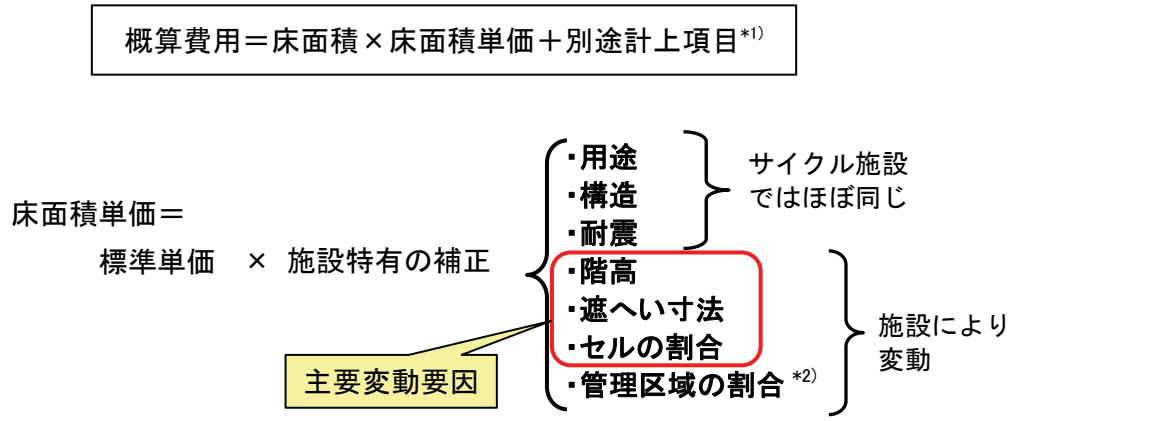
[参考文献]

1) 田中 博, 他： “再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
2) 佐藤 浩司, 他：“燃料サイクルシステム技術検討書　高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究フェーズII中間報告”, JNC TN9400 2004-036(2004)
3) 国土交通省：“官庁営繕関係統一基準”, 国土交通省ホームページ
4) 電気事業連合会:“再処理施設の廃止措置費用について”, 総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第８回委員会資料1-2,　(H15-12-25)

付表 3.4.1　概算結果から得られた体積単価

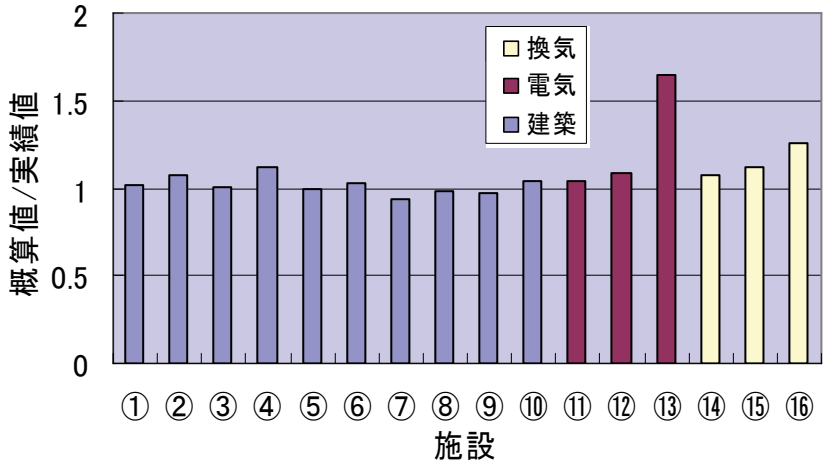
経済性評価における設定単価（万円/m^3）	建電換の概算単価（万円/m^3）[1),2)]（平成16年度現在価格）						
	NEXT＋簡素化ペレット（200tHM/y）	振動充填法（ｽﾌｪｱﾊﾟｯｸ）（200tHM/y）	酸化物電解法（50tHM/y）				
	再処理/燃料製造建屋	燃料製造建屋	再処理/燃料製造建屋	廃棄物処理建屋	廃棄物貯蔵建屋	燃料貯蔵建屋	平均
13	12	11	12	13	6	6	11

1)：設計費を含む。2)：建築付帯の特殊設備費、受変電設備費は先行施設の実績値を参考に設定。

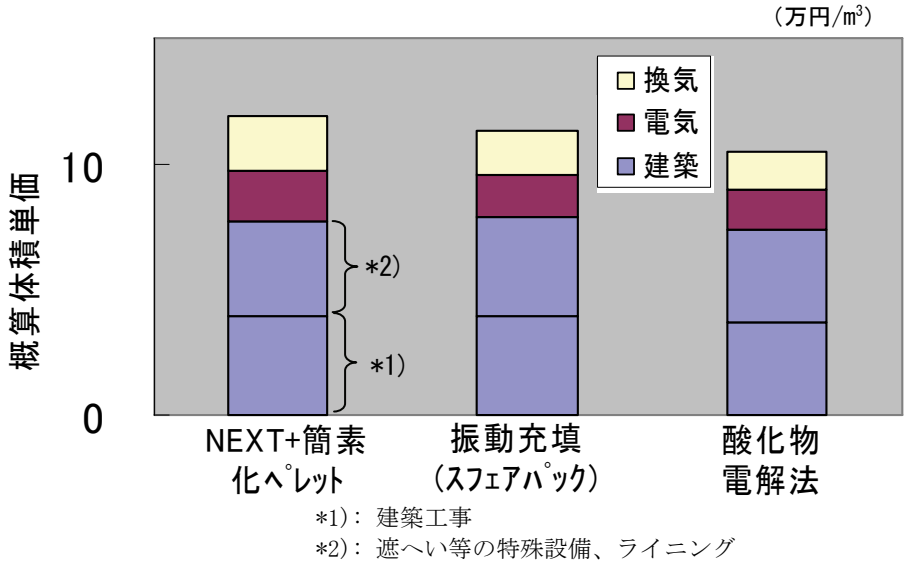


*1) 別途計上項目の例：遮へい等特殊設備、ライニング、受変電設備等
*2) フェーズⅡ検討施設では建屋間で大きな差は無い

付図 3.4.1 建電換費の概算手法



付図 3.4.2 概算手法と実績値との比較（別途計上項目を除く比較）



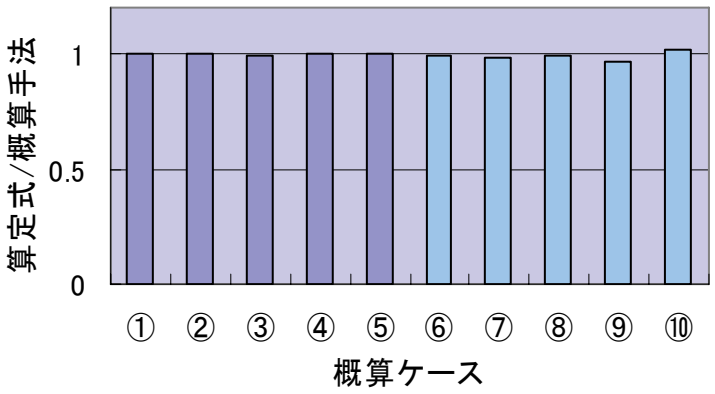
*1)： 建築工事
*2)： 遮へい等の特殊設備、ライニング

付図 3.4.3　建電換費の内訳

面積単価＝標準単価×階高補正項×セル面積率,遮へい寸法補正項

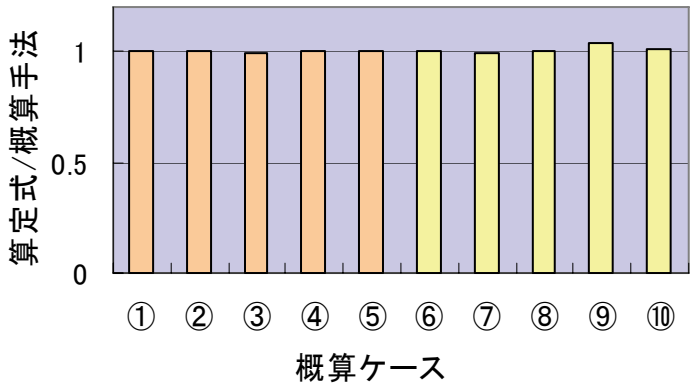
体積単価＝標準単価×階高補正項（固定部分）×セル体積率,遮へい寸法補正項
＋標準単価×階高補正項（変動部分）×セル体積率,遮へい寸法補正項

付図 3.4.4　単価算定式の検討



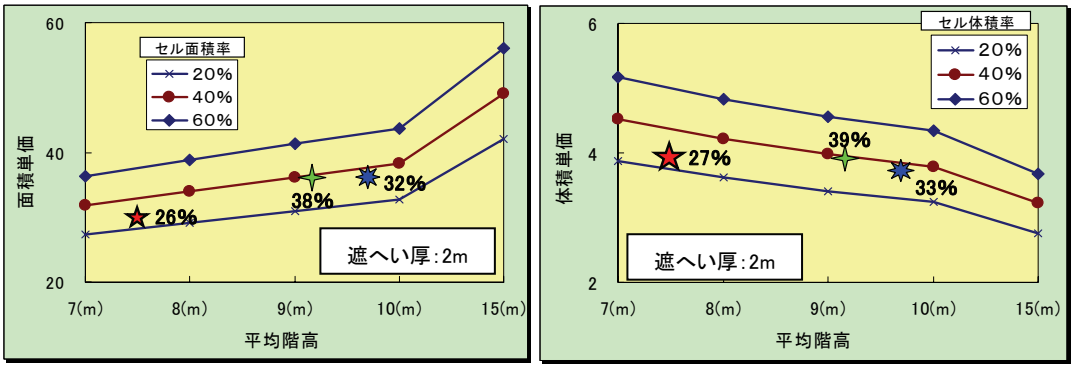
○ 付録 3.4.2 項で用いた概算手法による評価結果と算定式による評価結果の比較

付図 3.4.5　面積単価算定式と概算手法の比較



○ 付録 3.4.2 項で用いた概算手法による評価結果と算定式による評価結果の比較

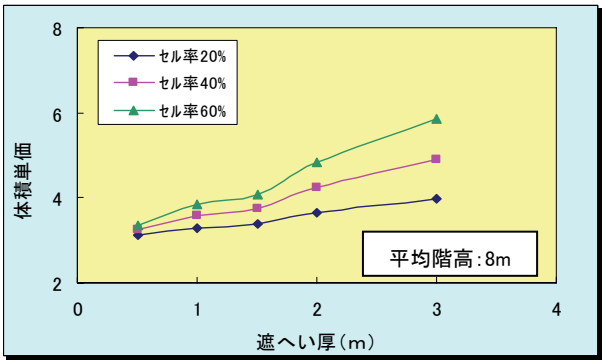
付図 3.4.6　体積単価算定式と概算手法の比較



○酸化物電解法は、リサイクル建屋、廃棄物処理建屋、廃棄物貯蔵建屋、燃料貯蔵建屋の平均

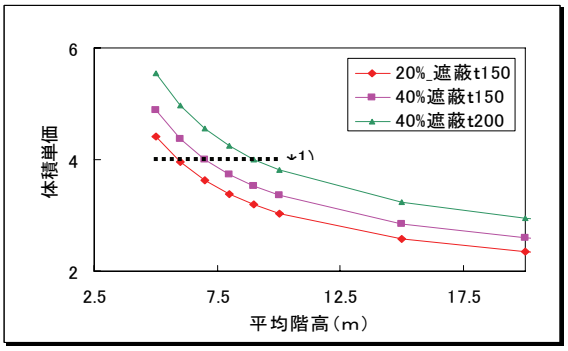
★ NEXT+ 簡素化ペレット
(200tHM/y)
振動充填法(200tHM/y)(スフェア

付図 3.4.7　面積単価と体積単価(遮へい厚 2m)



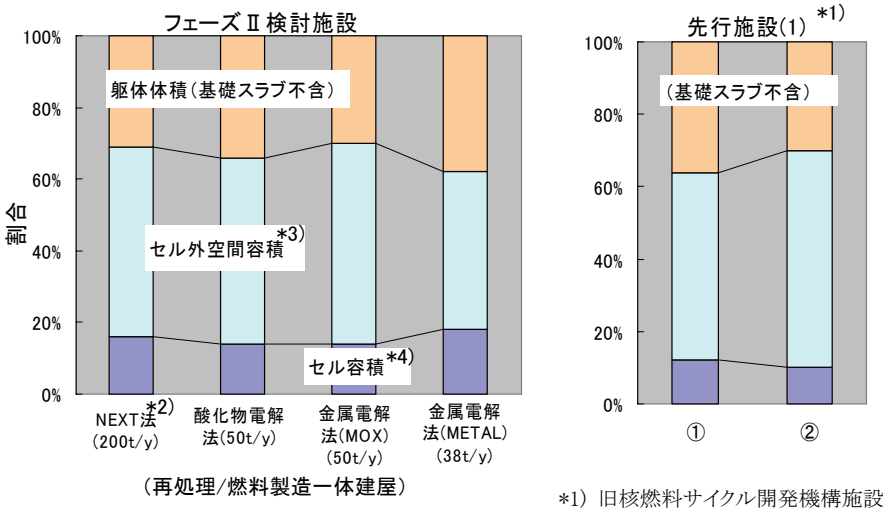
【付図 3.4.7～付図 3.4.9　共通】
○平均階高=建屋体積／延べ床面積
○セル面積率=セル床面積／延べ床面積
○セル体積率=セル体積／建屋体積
○図中の%はセル体積(面積)率
○セル:遮へい躯体と計画している部分
○面積単価(万円/m^2)、体積単価(万円/m^3)
○付図 3.4.8、付図 3.4.9のセル率はセル体

付図 3.4.8　遮へい厚と体積単価



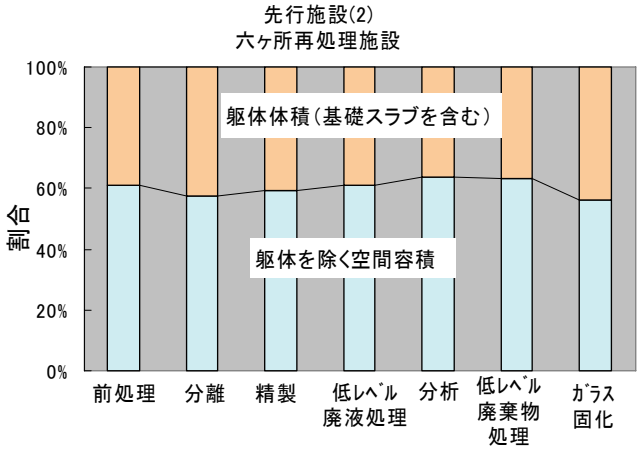
*1) セル率や遮へい厚の増加とともに、平均階高

付図 3.4.9　セル率、遮へい厚と体積単価（平均階高の効果）



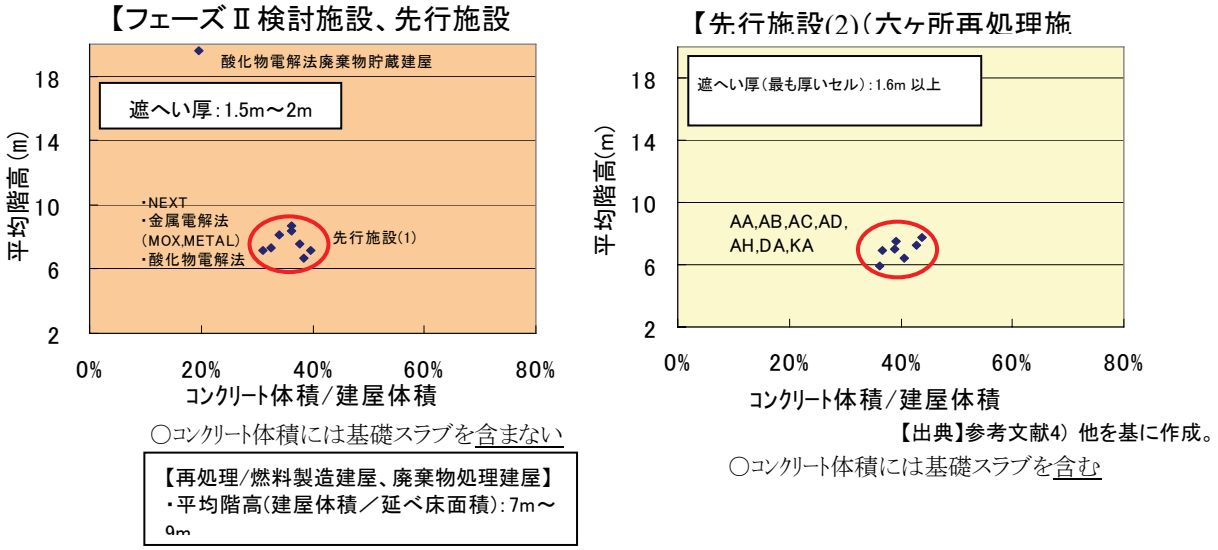
*1) 旧核燃料サイクル開発機構施設
*2) NEXT+簡素化ペレット法、再処理/燃料製造一体建屋
*3) 容積は部屋内法寸法から算出
*4) 施設設計でセルとしている範囲。
容積は部屋内法寸法から算出。

付図 3.4.10 規模で見た施設の類似性(1)

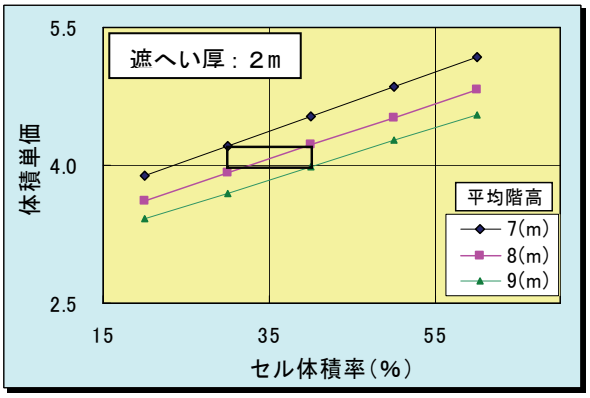


○ 参考文献4) 他を基に推定。
○ 空間容積は建屋体積から躯体体積を減じて算出

付図 3.4.11 規模で見た施設の類似性(2)

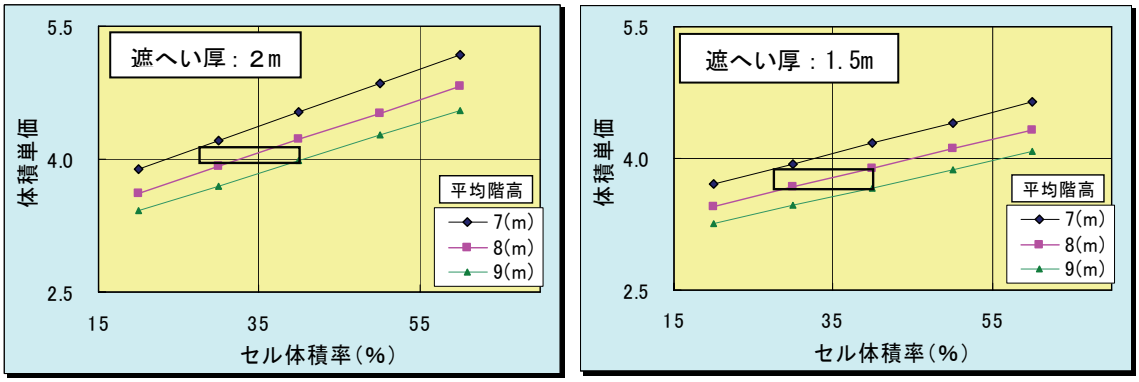


付図 3.4.12　主要変動要因の傾向



○平均階高=建屋体積／延べ床面積
○セル面積率=セル床面積／延べ床面積
○セル体積率=セル体積／建屋体積
○セル：遮へい躯体として計画している部分

付図 3.4.13　主要変動と体積単価



○平均階高=建屋体積／延べ床面積
○セル面積率=セル床面積／延べ床面積
○セル体積率=セル体積／建屋体積
○セル：遮へい躯体として計画している部分

付図 3.4.14　遮へい厚の影響

付録 4. 環境負荷低減性に係る検討

(1) はじめに

付録４はフェーズⅡにおける評価項目の一つである環境負荷低減性に関し、操業廃棄物、解体廃棄物の発生量という観点から、各再処理システムの設計要求に対する適合性やシステム間にみられる差異についてまとめたものである。

なお、廃止措置時の解体廃棄物に関しては、発生量評価に用いた積算条件、手法等についてもまとめた。

また、平成15年末に総合資源エネルギー調査会　電気事業分科会　コスト等検討小委員会（以下「コスト等小委員会」と略称）の場において、六ヶ所再処理施設の操業廃棄物及び解体廃棄物の評価結果が公表されたため、これらとフェーズⅡの評価結果との比較も実施した。

(2) 付録４の主な内容

付録４で述べる主な内容は下記の通りである。

①操業廃棄物発生量（固体廃棄物発生量、環境放出放射能）の設計要求に対する適合性。

②先進湿式法と軽水炉再処理との高レベル廃棄物（ガラス固化体）発生量比較。

③操業廃棄物発生量のシステム間比較。

④廃止措置時の解体廃棄物発生量の積算条件、手法。

⑤解体廃棄物発生量のシステム間比較。

⑥六ヶ所再処理施設との比較。

(3) 設計要求

フェーズⅡでは通常運転時の環境放出放射能について、「単位発電量あたりの放出量がLWR再処理施設およびMOX燃料製造施設の承認申請書・許可申請書記載値に対して同等以下」であることを設計要求として設定している（「2. 設計要求とその対応方針」参照）。

また、通常運転時の放射性廃棄物についても、「単位発電量あたりの発生量がLWR再処理施設およびMOX燃料製造施設と同等以下」であることを設計要求として設定している（「2. 設計要求とその対応方針」参照）。

設計要求に対する適合性評価にあたっては、六ヶ所再処理施設の事業指定申請書[8] 記載値を要求値とし、処理燃料の平均燃焼度と炉の熱効率とを用いて算出した発電量を用い（炉の稼働率は同等として算出）、単位発電量あたりの発生量に換算したもので比較評価した。

なお、環境放出放射能、高レベル廃棄物以外の廃棄物発生量については事業指定申請書に明示的な記載がないため他の公開された文献から推定できるものはそれらを用いて比

較評価を行った。

一方、廃止措置時の廃棄物については「廃止に伴う廃棄物発生量の少ない設計を目指す」ことを設計要求としており、フェーズⅡでは検討施設の解体廃棄物発生量の多寡を評価した。

(4) 固体廃棄物発生量

(i) 年間発生量

フェーズⅡにおいて、それぞれの再処理システムの設計検討（４章、５章、６章参照）により評価された通常運転時の固体廃棄物発生量を付表 4.1（リファレンスケース)、付表 4.2（多面的評価ケース）に示す。

以下、廃棄物の分類ごとに述べる。

(ii) 高レベル廃棄物

(a) 設計要求に対する適合性

各再処理システムの設計検討により評価された通常運転時の高レベル廃棄物発生量と設計要求との比較を付表 4.3および付図 4.1（リファレンスケースのみ図示）に示す。

なお、付図 4.1には発生量に加えて廃棄体の体積当たりの発熱量を参考として表示した。

発電量当たりの発生量を見ると、先進湿式法（NEXT法）及び超臨界抽出法では設計要求の約60%に、酸化物電解法では約70%（いずれもリファレンスケースの場合）にそれぞれ低減している。

一方、金属電解法は先進湿式法や酸化物電解法に比べると発生量が多いもののほぼ設計要求レベルにある。

金属電解法に関しては廃棄体のFP含有率が他に比べて少ないことに起因して廃棄体発生量が多いものの、一方で一体当たりの発熱量は低く、これにより処分前貯蔵期間の短縮や、処分場占有面積低減の可能性がある。

この点に関しては(c) 項で触れる。

なお、金属電解法のうちの金属燃料対応のリファレンスケースは、他に比べて炉の熱効率が低い分、やや発生量が多くなっている。

(b) 先進湿式法（NEXT 法）

（先行軽水炉再処理との比較）

MAを回収するNEXT法（リファレンスケース）のガラス固化体の単位発電量当たりの発生量は、先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）に比べて約60%に低減している。

その要因として、廃棄体の発熱制限（2.3kW以下／150ℓｷｬﾆｽﾀ）を超えることなく、廃棄物の含有率が向上していることが挙げられる。

先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）は発熱量の制限から発生量が決まっているのに対し、NEXT法の場合は核分裂生成物の量が発生量を決定しており、リファレンスケースの場合、使用済燃料1tに対し1.2本のガラス固化体が発生する。（4.2章参照）

この時、ガラス固化体一体の発熱量は約2.1kWとなる。*1)（FP移行率を考慮しない（移行率を1とした）場合）

廃棄物の含有率が向上しても発熱量が制限を超えない理由として、MAを回収することによる発熱量低減効果と、使用済燃料中のFPの重量当りの発熱量の低さが挙げられる。付図 4.2は高速炉と軽水炉のFP生成量を燃焼度で規格化して比較したものであるが、単位燃焼度でみると両者の生成量はほぼ同じである。

一方、付図 4.3は高速炉と軽水炉のFPの総発熱量をFP生成量で除して比較したものである。（軽水炉のMA分はMA発熱量をFP生成量で除した）

また、付図 4.4はFPの総発熱量に占める元素別の発熱量割合を図示したものである。付図 4.3から、単位FP重量あたりの発熱量は高速炉の方が低いことが分かる。また、付図 4.4からはSr、Y、Cs、Prといった元素の占める割合が低下していることが分かる。

高速炉の場合、発熱に寄与する元素（核種）の生成量が軽水炉に比べて少なく（核分裂収率の差などに起因するものと考えられる）、同一のFP重量で比較した場合、発熱量はMAを回収しない軽水炉の約70%となり、それだけFP含有率を高くできる。

結果としてリファレンスケースでは廃棄物含有率が発生量を決定することになり、燃焼度当たりのガラス固化体発生量は先行軽水炉再処理の約70%となっている。

これに炉の熱効率の相違を加味（Na大型炉 約42%,軽水炉 34.5%（1999年原子力部会試算モデルに準拠））して比較すると、リファレンスケースの発生量は先行軽水炉再処理の約60%となる。

(c) 乾式法（酸化物電解法、金属電解法）

乾式法における高レベル固化体の形態は先進湿式法や先行軽水炉再処理と異なっており、固化体中のFP含有率もそれぞれ異なる。

乾式法の物質収支評価結果によれば、何れのシステムも受入FPの高レベル廃棄物へ移行率はNEXT法に比べて低い。

また、金属電解法の場合は、NM廃棄物や陽極容器（いずれも貴金属FP含有）が他の廃棄物と混合希釈されてTRU廃棄物として処理されていることから、その分、高レベル廃棄物へのFP移行量が少ない。

使用済燃料中の燃焼度当りのFP量は、いずれの再処理法でもほぼ同等であり、付図4.1に見られる発生量や発熱量の差は高レベル固化体へのFP移行率やFP含有率、密度（容器一体当たりの充填量）の差により生じているものと考えられる。

*1) リファレンスシステムの場合、使用済燃料中の FP 発熱量は約 2.6kW/t であり、ガラス固化体への移行率を考慮しない場合（1 とした場合）、廃棄体一体の発熱量は約 2.1kW となる。

（固化体発熱量低下の効果）

金属電解法の高レベル廃棄物（人工鉱物固化体）は、FP含有率が他のシステムに比べて低くその分発生量が多くなる一方で、廃棄体の作製時発熱量は低い。

発熱量の低下により最終処分前の中間貯蔵期間の短縮が期待されるほか、処分場占有面積低減の可能性もある。

ここでは、固化体の発熱量低下による中間貯蔵期間の短縮及び処分場占有面積低減の可能性について概略述べる。

（中間貯蔵期間の短縮）

高レベル放射性廃棄物の地層処分研究開発第２次取りまとめ（以下「第２次取りまとめ」という）では、処分時のガラス固化体発熱量の幅を考慮する際に約350W/体（貯蔵期間50年）と約560W/体（貯蔵期間30年）の２ケースの条件を用いている[9]。

ここでは、人工鉱物固化体（金属燃料対応金属電解法、リファレンスケースの場合）の発熱量が約350W/体に低下するまでの貯蔵期間を試算し、貯蔵期間短縮の効果を中間貯蔵施設における固化体貯蔵可能量という観点で、NEXT法(MA回収あり)と比較することとする。

いずれの固化体も同条件の中間貯蔵施設で保管するものとし、両者の比較は、単位燃焼度あたりの発生固化体数と貯蔵期間の積を用いて行なう。

金属電解法の物質収支図及び使用済燃料組成を基に概算すると、炉外冷却4年の使用済燃料を再処理した際の人工鉱物固化体一体の発熱量は約0.9kW、発熱量が約350W/体まで低下するために必要な再処理後の貯蔵期間は30年程度と推定される。

この結果から、NEXT法の固化体貯蔵期間を50年、金属電解法の固化体貯蔵期間を30年と設定して、中間貯蔵施設でのそれぞれの貯蔵可能量を求めると、いずれも約1体・年/GWd[*1)]となる。

固化体発熱量の低減効果を、中間貯蔵施設の操業期間内に貯蔵できる固化体数という観点でみると、金属電解法とNEXT法には大きな差は生じないことになる。

（処分場占有面積の低減）

固化体の発熱量は処分場における処分坑道離間距離、廃棄体定置ピッチを決定する要因のひとつであり、廃棄体一体当たりの発熱量が低下すればこれらを小さくできる可能性がある。

第２次取りまとめでは、処分方式（定置方式）として処分坑道横置き方式と処分孔竪置き方式が評価対象として検討されている（付図 4.5参照）。

第２次取りまとめによれば、処分坑道離間距離や廃棄体ピッチは、地盤条件（軟岩系地

[*1)] NEXT 法=240(体/y)×1/200(t/y)×1/63.1(GWd/t)×50(y)
金属電解法=127(体/y)×1/38(t/y)×1/94.2(GWd/t)×30(y)

盤、硬岩系地盤）に関わらず、処分坑道横置き方式では熱的条件から決まり、一方、処分孔竪置き方式では熱的条件よりも空洞安定性から決まっている。

現行の処分概念では廃棄体発熱量低減の効果は採用される定置方式により異なり、固化体の発熱量の低下が処分場占有面積の低減となり得るかどうかは、選定する処分場の定置レイアウトに依存することになる。

(5) TRU,高βγ廃棄物

各再処理システム（リファレンスケース）の通常運転時のTRU、高βγ廃棄物の年間発生量について、プロセス廃棄物と雑廃棄物の内訳を付表 4.4に示す。

(i) プロセス廃棄物

各システムの設計検討により評価されたプロセス廃棄物の発生量と、それらと先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）における発生量との比較を付図 4.6に示す。

①六ヶ所再処理施設のTRU、高βγ廃棄物の発生量は、コスト等小委員会の場で操業廃棄物の評価結果が公表[17]されているため、ここから想定した数値を用いて比較した。詳細は 付表 4.5 に示す。

②付図 4.6 においては廃銀吸着材（TRU）の発生量を除いた数値で比較している。これは、現状では吸着材発生量の定量評価に至っていないシステムがあることによる。

③TRU・高βγ廃棄物（プロセス廃棄物）の多くは圧縮減容した上でドラム缶充填しているが、処理方法や圧縮減容率の差から一缶あたりの充填量はシステム間で必ずしも同一ではない。例えば、集合体構造部材の減容技術等は必ずしもシステム固有のものとは言えないため同一の充填量で発生量を補正して比較することも可能であるが、ここではプロセス設計検討の結果をそのまま用いている。

（年間発生量の相互比較、評価）

各再処理システムとも発生量の大部分はハル・燃料集合体構造材が占めている。

ハル・燃料集合体構造材以外のプロセス廃棄物に関しては、NEXT法の場合は廃液処理の2極化の効果等により濃縮廃液の発生が無く、廃溶媒がわずかに発生する程度となっている。

一方、乾式法の場合は、るつぼ、陽極容器等等の固体廃棄物が発生するものの、その量は多いケースでも全体の10%程度であり先行軽水炉再処理施設と比較しても大きな差はない。

金属燃料対応の金属電解法は平均燃焼度が高いため、単位発電量で規格化した後の発生量が少ない。

ハル・燃料集合体構造材については、高速炉再処理の場合、先行軽水炉再処理に比べて単位燃料処理量当たりの発生量（重量）は多いもののドラム缶当たりの充填量も多く、平均燃焼度および熱効率を用いた単位発電量当たりの廃棄体発生量（m^3）で比較すると軽水

炉再処理とほぼ同程度以下の発生量となっている。

（TRU 廃棄物の発熱量）

現状のプロセス検討ではドラム缶充填量を主眼にした発生量評価となっているが、TRU廃棄物については廃棄体の発熱量にも留意しておく必要がある。

TRU廃棄物処分概念の検討（参考文献13) ,14) ）では発熱量の大きな廃棄物をグルーピングして処分することを想定しており、TRU廃棄物処分技術検討書[14)] に於ける熱解析検討では、民間再処理のハル・エンドピース相当の発熱量（25年貯蔵、処分時発熱量約25W/m^3）を解析条件としている。

ハルに関しては付着するTRU核種やFP核種の発熱量の他、放射化核種による発熱に留意しておく必要がある。

他のTRU廃棄物に関しては（ハル廃棄物と混合して廃棄体とする場合を含めて）、ドラム缶充填量を主眼にした発生量評価では廃棄体作製時の初期発熱量が現行の処分概念で想定している発熱量を上回る可能性もある。

TRU廃棄物の処分概念との適合性という点では、発熱量も考慮した発生量評価も今後の課題と言える。

(ii) 雑廃棄物

雑廃棄物はセル内機器の保守、補修を通して発生するものと、それ以外のものに大別されるが、TRU・高βγの場合はセル内機器の保守、補修により発生するものが、現状の評価では支配的である。

フェーズⅡではセル内主要機器の交換、保守・補修に伴って発生する廃棄物量の評価が主に行われ、主要機器の交換廃棄物量については機器設計の結果に基づく積算が行われている一方、保守・補修に伴い発生する不燃、難燃、可燃の雑固体発生量については、積算のための前提条件や検討内容にシステム間の相違が見られる。

このため、雑廃棄物発生量に関してシステム間相互の比較、検討を行なうには、発生量評価の精度向上やシステム間の相違の妥当性についての精査等が必要であり、この点は今後の検討課題である。

(6) 低レベル、極低レベル廃棄物

各再処理システムの通常運転時の低レベル、極低レベル廃棄物の年間発生量について、プロセス廃棄物と雑廃棄物の内訳を付表 4.6に示す。

（プロセス廃棄物、雑廃棄物）

低レベル、および極低レベル廃棄物について、現状の評価ではセル内機器の交換や、施設の保守、補修を通して発生する雑廃棄物が主なものであるが、セル外交換機器、施設の保守、補修に伴い発生する不燃、難燃、可燃の雑固体発生量に関しては、積算のための前

提条件や設計検討の内容にシステム間の相違が見られる。

この点に関しては、TRU・高βγの雑廃棄物同様、発生量評価の精度向上やシステム間の相違の妥当性についての精査等が必要であり、今後の検討課題である。

雑廃棄物についてはプロセス設計の結果から発生量を評価することが困難であり、コスト等小委員会の場で公表された六ヶ所再処理施設の評価[17]でも雑個体廃棄物は先行施設の運転実績を基に発生量を想定している。

これらの例も参考にしながら今後の検討を詳細化していく必要があると考える。

(7) 環境放出放射能

各再処理システムの通常運転時の環境放出放射能は、高レベル廃棄物と同様に六ヶ所再処理施設の事業指定申請書[8]記載値を設計要求値とし、処理燃料の平均燃焼度と炉の熱効率とを用いて規格化したもので比較評価した。

六ヶ所再処理施設に於ける推定年間放出量〔参考文献10）添付書類七〕を付表 4.7に示す。

(i) 使用済燃料中の FP 量（軽水炉との比較）

環境放出放射能の設計要求に対する適合性評価は核種別の比較となるため、はじめに高速炉と軽水炉の使用済燃料に含まれる対象核種の燃焼度当たりの生成量を見た。

環境放出される放射性核種のうちの主要な4核種（^{3}H、^{85}Kr、^{129}I、^{14}C）の使用済燃料中の生成量について、高速炉と軽水炉とを比較したものを付図 4.7に示す。

図は軽水炉の使用済燃料中の生成量を１として、単位発電量当たりの生成量で比較したものである。核種により生成量に違いのあることが分かる。

^{3}H、^{85}Krの生成量は高速炉の方が少なく、^{129}I については逆に高速炉の方が多い。

一方、^{14}C については酸化物燃料と金属燃料とでは生成量に差があり、金属燃料の場合は酸化物燃料の約1/4となっている。

生成量の差の要因は、生成源の一つである^{17}Oの寄与の大小による[11]もので、金属電解法は不活性ガス雰囲気中で燃料を製造するという特徴の効果で、^{17}O の寄与が小さくなっている。

(ii) 設計要求に対する適合性

各再処理システムの設計検討により評価された通常運転時の核種別環境放出量と、設計要求との比較を付表 4.8に示す。（NEXT法、超臨界直接抽出法、酸化物電解法については多面的評価ケースで記載。金属電解法についてはリファレンスケースと多面的評価ケースを併記）

なお、本項においては、以降、NEXT法と超臨界直接抽出法を「湿式法」と総称する。

（トリチウム（^{3}H））

酸化物電解法及び金属電解法はトリチウムをH_2Oとして回収して海洋へ放出しており大気への放出量が少ない。

一方、湿式法は使用済燃料中のトリチウムの70%が大気へ放出されているため現状の評価では設計要求を上回るが、回収設備を適切に設置することにより設計要求に適合することは可能と考えられる。

なお、六ヶ所再処理施設の移行率をみると[8]、使用済燃料中に含まれるトリチウムの約10%が大気へ放出され、約90%が海洋へ放出されている。

（クリプトン-85（^{85}Kr））

湿式法、乾式法、及び六ヶ所再処理施設のいずれも使用済燃料中の^{85}Krの全量が大気へ放出される評価としており、高速炉における^{85}Krの生成量が少ない分、放出量も低減される。

（炭素-14（^{14}C））

湿式法、乾式法ともに現状の放出量評価では、使用済燃料中の^{14}Cの全量が大気へ放出される。

六ヶ所再処理施設の場合も使用済燃料中に保有する全量が排気口から大気へ放出される。

(i) 項で述べた使用済燃料中の生成量の差により、現状の放出量評価では金属燃料対応の金属電解法以外は設計要求を上回るが、生成量や施設内の挙動を把握した上で、除去設備を適切に構成することにより要求に適合することは可能と考えられる。

（ヨウ素）

^{129}Iに関しては、各再処理システムの設備構成や装置性能の差により大気放出量にばらつきがあるが、現状では設計要求を上回るものについても、除去設備を適切に構成することにより設計要求に適合することは可能と考えられる。

なお、^{131}Iについては、高速炉再処理の場合は軽水炉再処理に比べてCmの取扱い量が増加すること等により施設内生成量の増加の可能性があり、設計を詳細化したうえで、生成量や挙動について評価していく必要ある。

(8) 施設解体廃棄物

フェーズⅡの設計検討において、各再処理システムの廃止措置時の解体廃棄物発生量を積算し、その結果を用いてシステム間の比較・評価を行った。

ここでは、廃棄物発生量の積算に用いた条件、手法及び積算結果について述べる。

(i) フェーズⅡ検討における解体廃棄物発生量の積算

再処理施設の解体廃棄物発生量を具体的に積算した事例として、旧核燃料サイクル開発

機構〔現、日本原子力研究開発機構（以下「JAEA」と略称）〕における低レベル放射性廃棄物管理プログラム[15]（以下「管理プログラム」と略称）での検討や、コスト等小委員会における電気事業連合会配布資料[18),19)]がある。

これらはいずれも建設済みの施設であるが、一方で、フェーズⅡの施設検討は概念設計段階にあり、建設済みの施設と同様の方法で積算が可能なほど設備全般にわたって設計を詳細化している段階ではない。このため、各システム設計のアウトプットを用いた積算と、JAEAの積算事例の結果等から類推する方法とを併用して廃棄物量を積算した。

なお、コスト等小委員会配布資料は、積算時には参照していないが、フェーズⅡ評価で得られた結果と幾つかの点で比較、分析を行なった。詳細は(iii) の(b) 項で述べる。

(a) 積算の前提条件

解体一次廃棄物の積算に当たって設定した条件を以下に示す。

解体一次廃棄物は内装機器等と建屋構造材等とに分類し、下記の条件で積算した。

①内装機器

a．管理区域を対象。

b．除染に関しては、採用する方法により放射能濃度の低減効果が異なるため、これを考慮しない条件で積算。

②建屋構造材等

a．建屋の構造は施設設計の結果に基づく。

b．表面がライニング、ドリップトレイなどにより保護されているコンクリートは汚染がないものとして扱う。

c．汚染の形態は表面への放射性物質の付着のみとし、浸透はないものとする。

③放射能濃度による区分は下記の様にした。

a．放射性廃棄物相当

b．クリアランスレベル以下

c．放射性廃棄物でない廃棄物

なお、セル内の放射性廃棄物は (ii) 項に述べる方法により、TRU廃棄物からクリアランスレベル以下までの廃棄物への区分を行った。

④はつりコンクリート

セル内の非ライニング部分のコンクリートはα核種による汚染の可能性を考慮して表面をはつるものとし、はつりコンクリートは放射性（余裕深度相当）として集計する一方、ライニング部分及びセル外のコンクリートははつらないものとした。

(ii) 発生廃棄物量の積算

(i) 項で述べたように、設計検討のアウトプットを用いる方法と管理プログラムの積算結果等から類推する方法とを併用して発生廃棄物量を積算した。

詳細を以下に述べる。

（内装機器等：セル外）

セル外の内装機器等はシステム固有の要素が比較的少なく、既存の類似施設と近い傾向を示すことが予想されるため、施設の単位床面積当たりの設備量という観点で既存施設について解体廃棄物量（一次廃棄物）と管理区域の延床面積について調査したところ[15) 16)]、処理工程を中心とした構成と考えられる施設については床面積と物量との間に概ね相関のあることが分かった。（付図 4.8参照）

この結果から、システム固有の要素が少ないセル外の設備については、単位床面積当たり設備設置密度が、調査した既存施設とほぼ同等程度と想定して廃棄物量を積算した。

（内装機器等：セル内）

セル内は一般的に設備量が多く、また、複数階にまたがる吹き抜けであることが多いことから、一般的な傾向として、単位床面積当たりの設備密度は高いことが考えられる。

一方、設備内容的にはシステム固有の機器と、比較的開発要素の少ない機器や、配管、ケーブル等から構成される。

このため、比較的開発要素の少ない機器や、配管、ケーブル等の物量は、セル外と同様の傾向を示すものと仮定し、前項と同様の手法で廃棄物量を積算することとした。

一方、設計の詳細化が比較的進んでいるシステム固有の機器についてはシステム設計の結果に基づき積算を行なった。

なお、セル内固有機器にはセルラインングを含めた。

（セル内廃棄物の区分）

セル内から発生する廃棄物の高レベルからクリアランスレベル以下への区分は各再処理システムの廃棄物発生量リストから、発生廃棄物量（操業廃棄物に該当するプロセス廃棄物は除く）を区分毎に集計して各々の割合を計算し、これをセル内廃棄物の総重量に乗じて算出した。

なお、高レベル廃棄物とTRU廃棄物は合算してTRU廃棄物（地層処分相当）に区分した。

（建屋構造材等：構造材）

建屋は原則として鉄筋コンクリート造と考え、コンクリートと鉄筋とを積算の対象とした。

コンクリートについては設計検討の結果（機器配置図）から躯体の体積を算出して積算した。

一方、鉄筋の物量については、鉄筋コンクリートの鉄筋量は施設立地点の設計条件により変動することが考えられるため、JAEAの既存施設及び六ヶ所再処理施設のデータから

コンクリート単位体積当たりの鉄筋重量の分布を求め、その平均値(200kg/m³)を用いて算出することとした。（付図 4.9及び付図 4.10参照）

躯体の体積は建屋基礎スラブおよび屋上の搭屋を含めて算出した。

但し、建屋基礎スラブ厚については設計図書に特に厚さの記載がある場合を除き、同種の建屋の基礎スラブ厚さは同一の厚さを設定して評価した。

（建屋構造材等：内装仕上材、建具、什器・備品等）

建屋構造材等のうち、内装材、建具、什器・備品等の物量は詳細設計、施工設計の段階で詳細化されるものであり、概念設計段階で積算することは困難であり、また、既存施設のデータも乏しいことから解体廃棄物の積算対象から除外した。

（二次廃棄物）

既存施設の例を参考に二次廃棄物は解体一次廃棄物量に比例して発生するものとし、それぞれの発生比率を設定して廃棄物量を積算した。

（有害物質等）

検討されている再処理システムのプロセスでは消防法の定める危険物や廃棄物の処理及び清掃に関する法律で定める規制物質等（以下「有害物質等」という）が使用されている。

施設解体時には施設内に残留する有害物質等を分別除去して回収することになるが、法令で規定される物質は多岐にわたり現段階で解体時に発生する種類や量を網羅的に整理するにはデータが不足している。

このため、これらの物量は解体廃棄物の積算対象からは除外することとした。

（積算施設（建屋））

解体廃棄物発生量は施設規模の影響を受けるため各再処理システム間で積算施設の範囲を合わせておくものとし、再処理建屋（再処理工程およびその付帯設備を収容する建屋）、使用済燃料貯蔵建屋、放射性廃棄物処理・貯蔵建屋を積算の範囲とした。

(iii) 解体廃棄物積算結果

(i) 項および(ii) 項に基づき積算した解体一次廃棄物発生量を、付表 4.9及び付図 4.11に示す。

(a) 施設間の比較

（各再処理システム間の比較）

TRU廃棄物（地層処分相当）や高βγ廃棄物（余裕深度処分相当）の発生量は放射性物質を直接取り扱うセルの規模に影響を受け、低レベル以下（浅地中処分相当）の廃棄物や

建屋解体に伴って発生するコンクリート等の廃棄物は建屋の規模に影響を受ける。

処理規模の増減に比べてセル容積や建屋体積の増減は小さいため、単位処理量で比較すると処理規模の大きい施設のほうが解体廃棄物発生量は少ない。

超臨界直接抽出法は建屋規模に比べてセル規模がコンパクトでありTRU廃棄物＋高βγ廃棄物の発生量が少ない。

酸化物電解法はセル規模及び建屋の規模が比較的コンパクトな設計となっており、このため廃棄物発生量が全般的に少ない結果となっている。

金属燃料対応の金属電解法は建屋規模に占めるセルの比率が比較的高く、ここのためTRU廃棄物＋高βγ廃棄物の発生割合が高い結果となっている。

酸化物燃料対応の金属電解法は施設規模が比較的大きく、このため他のシステムに比べて廃棄物発生量が多い結果となっている。

（先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理）施設との発生量比較）

先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理）施設の解体廃棄物発生量の評価結果がコスト等小委員会の場で公表されており、このデータを用いてフェーズⅡの検討施設と発生量の比較を行なった。

比較に当たっては処理規模による規格化を行なうこととし、使用済燃料の累積処理量当たりの解体廃棄物発生量で各施設を比較した。

付図 4.12に六ヶ所再処理施設を含めて、使用済燃料の累積処理量当たりの発生量を示す。

施設の操業期間は40年と設定し、発生量の中には建屋コンクリート、鉄筋（非放射性廃棄物）は含めていない。

六ヶ所再処理施設の発生量は参考文献[18),19)]のデータを基に推定した。

なお、付図 4.12の比較では、使用済燃料貯蔵建屋からの発生量は含めていない。

これはフェーズⅡで検討している再処理システムと六ヶ所再処理施設とでは使用済燃料の貯蔵方式に違いがあり（前者は乾式貯蔵、後者は湿式貯蔵）、一概に加算して比較することは不適当と判断したことによる。

また、六ヶ所再処理施設の発生量は、フェーズⅡにおける再処理システムの検討範囲に該当すると考えられる７建屋（前処理建屋、分離建屋、精製建屋、低レベル廃液処理建屋、分析建屋、低レベル廃棄物貯蔵建屋、ガラス固化建屋）の合計とした。

施設の操業期間を40年とした累積の燃料処理量当たりの廃棄物発生量で比較すると、NEXT法(200tHM/y)の発生量は六ヶ所再処理施設を下回る。

(b) 六ヶ所再処理施設との比較

平成15年末に、総合資源エネルギー調査会　電気事業分科会　コスト等検討小委員会の場において六ヶ所再処理施設の解体廃棄物の評価結果が公表された。

ここでは、これら公表されたデータから、解体廃棄物の区分、機器・配管等廃棄物、建屋廃棄物（コンクリート量）についてフェーズⅡの評価内容と比較するとともに、その相

違点を整理した。

（解体廃棄物の区分）

六ヶ所再処理施設とフェーズⅡでの解体廃棄物の区分について比較したものを付図4.13に示す。

両者の考え方に大きな差は無いが、相違の一つに管理区域から発生する廃棄物の区分の仕方が挙げられる。

特に、六ヶ所再処理施設ではG区域（グリーン区域）からの廃棄物をクリアランスレベル以下の廃棄物として区分しており、クリアランスレベル以下の廃棄物の発生割合がフェーズⅡ検討施設に比べてやや多くなっている（付図 4.12参照）要因と考えられる。

（建屋規模と廃棄物発生量）

フェーズⅡでは(ii) 項で述べたように、解体廃棄物量は施設規模の影響を受けるとの考え方を基に床面積から発生量を類推する手法を採っている。

そこで、コスト等小委員会で公表されたデータから、六ヶ所再処理施設の場合の管理区域床面積と廃棄物発生量の関係を見た。

付図 4.14に六ヶ所再処理施設の管理区域床面積あたりの廃棄物発生量を示す。また、付図 4.15、付図 4.16には区域毎の内訳を示す。

六ヶ所再処理施設においても、管理区域床面積と廃棄物発生量の間には相関が見られ、

付図 4.14に見られる傾向はフェーズⅡの評価で参照したJAEA既存サイクル施設の場合（付図 4.8参照）と類似している。

管理区域のうち、グリーン、イエロー区域に着目すると更に相関が高い。

一方、レッド区域では建屋によるばらつきが大きく、規模の相関は認められい。機械処理が主の建屋は廃棄物量が多く、塔槽類中心の建屋は少ないように見受けられる。

フェーズⅡにおける評価では、セル内の廃棄物量にはシステム固有の特徴が現れる一方、セル外の廃棄物量は施設規模に依存するとの考え方を基に発生量を推定したが、上記の傾向はこの様な考え方を概ね裏付けるものと考えられる。

（建屋廃棄物量）

建屋廃棄物としてコンクリート廃棄物の発生量を比較した。

付図 4.17は、建屋体積に対するコンクリート体積（鉄筋は含まない）の割合を示したものである。

六ヶ所再処理施設も、フェーズⅡの検討施設も建屋体積に対するコンクリート量は約４割となっており両者に大きな差が無いことが分かる。

このことは、建屋規模に対する壁や床の占める割合がほぼ同じであることを示している。

それぞれの施設設計で固有の条件はあるものの、両者ともセルを中心にして、周囲に保守エリア、付帯設備等を配置して建屋内の空間を構成している点は共通している。

一方、フェーズⅡの検討施設における壁や床の厚さは、詳細な構造設計や遮へい設計に基づくものではないが、先行施設の設計例やセルの概略遮へい検討を参照して設定されている。

両者とも同じ再処理施設として躯体厚に大きな差が無いと考えられることと、上記の様な施設設計に見られる共通性が建屋体積とコンクリート量の関係に現れているものと考えられる。

(9) 今後の検討課題

操業廃棄物、解体廃棄物の発生量という観点から、フェーズⅡにおける環境負荷低減性についてまとめてきたが、ここでは今後の検討課題について述べる。

(i) 廃棄物の分類呼称

フェーズⅡで使用した廃棄物の分類は、想定している処分方法（地層処分、余裕深度処分、浅地中処分）に対応させつつ、それぞれの呼称はフェーズⅠを踏襲している。（2.2章参照）

このため、現状の呼称は処分方法との対応という点では必ずしも十分ではない。

廃棄物の分類呼称に関しては、例えば原子力学会において放射性廃棄物の分類・区分及び処分方法等に関する統一的用語・呼称の検討が行われており、放射能レベルと処分方法により廃棄物を分類する呼称案の検討が行われた経緯がある[20]。このような用語・呼称統一の動向にも留意しておく必要がある。

(ii) 高レベル廃棄物

使用済燃料中のFPの大部分（大気放出分を除く）は高レベル廃棄物（ガラス固化体、人工鉱物固化体、金属廃棄体）に移行するが、一部はTRU廃棄物に移行する。

フェーズⅡでは高レベル廃棄物とTRU廃棄物の発生量を別個に比較評価したが、これらの処分区分はいずれも地層処分が想定されており、処分場の負荷を考えるとき、両者を別個に比較することは必ずしも適切とは言えない。

処分概念に対する適合性に留意しつつ、想定される処分区分別に発生量を比較評価することも必要と考える。

(iii) TRU、高βγ廃棄物（プロセス廃棄物）

(5) 項で述べた様に、現状のプロセス検討では充填量を主眼に廃棄体の発生量を評価しており、今後の評価では廃棄体の発熱量にも留意する必要がある。

また、ハル・燃料集合体構造材の廃棄体当たりの充填量が多いほど全体の発生量（廃棄体数）低減に有効であり、発生量評価に当っては圧縮減容技術の進展にも留意する必要があ

る。

(iv) TRU、高βγ廃棄物（雑廃棄物）

(5) の(ii) 項で述べた様に、フェーズⅡではセル内主要機器の交換廃棄物量については機器設計の結果に基づく積算が行われている一方、その他の機器交換廃棄物や施設の保守・補修に伴い発生する不燃、難燃、可燃の雑固体発生量評価はシステム間で評価の方法や細かさの点でばらつきがみられる等、必ずしも十分ではなく、詳細化や精度向上は今後の検討課題である。

(v) 低レベルおよび極低レベル廃棄物

フェーズⅡではセル外機器の交換廃棄物や、施設の保守・補修に伴い発生する不燃、難燃、可燃の雑固体発生量評価が必ずしも十分ではなく、TRU・高βγの雑廃棄物と同様に評価の詳細化や精度向上は今後の検討課題である。

① 環境放出放射能

環境放出放射能に関しては、現状の設備構成にもとづく評価では設計要求を上回る核種についても、除去設備を適切に構成することにより要求に適合することは可能と考えられるが、設計要求で参照した核種のうち^{131}IについてはフェーズⅡ段階では施設内生成量や挙動の定量評価に至っておらず、設計を詳細化したうえで評価していく必要がある。

(vi) 解体廃棄物（解体廃棄物の区分）

解体廃棄物の発生量を廃棄物区分ごとに積算するには解体廃棄物の放射能濃度の推定が必要になるが、現状では一部の主要機器を除いて定量的な評価が難しい。

セル内で使用済燃料を処理する工程の主要機器などは設計検討に基づいて放射能濃度の設定がある程度可能であるが、これ以外の機器や二次廃棄物については廃棄物の発生場所を特定し汚染の程度を評価することが困難なのが現状である。

主要機器以外のものについては公開されている先行事例などを参考にした区分設定も今後の検討課題である。

(vii) 解体廃棄物（セル内廃棄物発生量）

プロセスセルの面積当たりの設備重量は管理区域全体平均より高いと考えられ、セル内廃棄物の重量見積りの精度を上げていくためには今後の機器設計の進捗による重量データの充実に留意するとともにセルの特徴をより考慮した物量見積りの検討などが必要である。

(10) おわりに

フェーズⅡにおける評価項目の一つである環境負荷低減性に関し、放射性廃棄物発生量という観点から、各再処理システムの設計要求に対する適合性やシステム間にみられる差

異について検討すると共に、解体廃棄物に関しては、発生量評価に用いた積算条件、手法についてまとめた。

①高レベル廃棄物に関して、NEXT 法(MA 回収あり)ではガラス固化体の発生量が六ヶ所再処理施設の約 60%（単位発電量当たりの比較）に低減されているが、低減には高速炉の使用済燃料中の FP 発熱量（FP 重量当たり発熱量）の低さや MA を回収することに伴う発熱量の低下が寄与している。また、再処理システム間で固化体の発生量や発熱量に差が見られるが、これは固化体の FP 含有率、密度（一体当たりの充填量)、及び固化体に回収される FP 量等が要因として考えられる。

②通常運転時の TRU、高βγのプロセス廃棄物については、いずれの再処理システムも発生量の大半はハル・集合体構造材が占めており、システム間で大きな差はなかった。また、単位発電量あたりで見ると、各システムとも年間発生量は先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理）施設と同程度以下となっている。

③TRU、高βγの雑廃棄物、低レベル廃棄物、極低レベル廃棄物については、積算のための前提条件や検討内容にシステム間の相違が見られ、定量的な比較評価のためには発生量評価の精度向上やシステム間の相違の妥当性についての精査等が必要である。

④環境放出放射能については、各再処理システムとも核種により設計要求に対する達成度に差が見られるものの、それらは除去設備の構成や性能の差によるものであり、それぞれの核種について施設内の生成や挙動を評価した上で除去設備を適切に構成することにより要求に適合することは可能と考えられる。

⑤各再処理システムの廃止措置時の解体廃棄物発生量を積算してそれぞれの多寡を評価するとともに、先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理）施設の評価結果との比較を行なった。

累積の使用済燃料処理量あたりの発生量で比較すると処理規模の大きな施設の発生量が少なく、先進湿式再処理システム(200tHM/y)の発生量は六ヶ所再処理施設と同等以下と評価された。

六ヶ所再処理施設の評価結果との比較では、同じ再処理施設として、施設規模と廃棄物発生量の関係等に類似性が認められ、この点ではフェーズⅡにおける評価で用いた積算条件や手法は概ね妥当と考えられる。

一方で、課題として考慮すべき点として、発生廃棄物の区分の仕方やセル内廃棄物量の精度向上等が挙げられ、これらについては今後の検討に反映していく必要がある。

[参考文献]

1) 佐藤 浩司, 他：“燃料サイクルシステム技術検討書　高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究フェーズII中間報告”，JNC TN9400 2004-036(2004)
2) 田中 博, 他：“再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
3) 原子力委員会 原子力バックエンド対策専門部会:“現行の政令濃度上限値を超える低レベル放射性廃棄物処分の基本的考え方について”，（平成10年10月16日）
4) 原子力委員会 原子力バックエンド対策専門部会:“超ウラン核種を含む放射性廃棄物処理処分の基本的考え方について（案）”，（平成10年3月23日）
5) 原子力委員会 原子力バックエンド対策専門部会：“ウラン廃棄物処理処分の基本的考え方について”，（平成12年12月14日）
6) 原子力安全委員会 放射性廃棄物安全基準専門部会：“主な原子炉施設におけるクリアランスレベルについて[報告書案]”，（平成10年12月15日）
7) IAEA：“Clearance levels for radionuclides in solid materials： Application of exemption principles Interim report for comment”, IAEA-TECDOC-855 (1996)
8) 日本原燃（株）：“六ヶ所再処理事業所 再処理事業指定申請書”, 1997版 (1997).
9) 核燃料サイクル開発機構:“わが国における高レベル放射性廃棄物地層処分の技術的信頼性 ―地層処分研究開発第2次取りまとめ―　分冊２　地層処分の工学技術”，（平成11年11月26日原子力委員会提出）
10) 核燃料サイクル開発機構：“平成15年度研究開発課題評価（中間評価）報告書　評価課題「ガラス固化技術開発施設における高レベル放射性廃液のガラス固化処理技術開発」”, JNC TN1440 2004-002(2004)
11) 栗坂 健一：“高速炉燃料サイクルシステムにおける環境負荷に関する検討　―平常時の大気放出放射性物質による公衆被ばくの予備検討―”，JNC TN9400 2004-014(2004)
12) 横堀　仁：“Ｐu利用技術に関する調査(6) ―PWRの炉心特性データの整備―（核燃料サイクル開発機構　契約業務報告書）”　JNC TJ9420 2002-008(2003)
13) 核燃料サイクル開発機構・電気事業連合会 共同作業チーム：“TRU廃棄物処分概念検討書”，JNC TY1400 2000-001，TRU TR-2000-01(2000)
14) 電気事業連合会・核燃料サイクル開発機構：“TRU廃棄物処分技術検討書-第２次TRU廃棄物処分研究開発取りまとめ-”，原子力研究開発機構H.P 研究成果報告書(2005)
15) 核燃料サイクル開発機構：“低レベル放射性廃棄物管理プログラム”，JNC TN1400 2001-019(2002)
16) 菖蒲　康夫, 他 ：“施設の解体・撤去に伴う廃棄物発生量積算評価 ―東海事業所及び人形峠環境技術センター ―”，JNC TN8420 2001-008(2001)
17) 電気事業連合会：“再処理施設の操業費用について”，総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第８回委員会資料1-1，(H15-12-25)

18) 電気事業連合会：“再処理施設の廃止措置費用について”，総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第８回委員会資料1-2，　(H15-12-25)
19) 電気事業連合会：“再処理施設の廃止措置費用について”，総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第２回委員会資料2-2，(H15-10-28)
20) 山本 正史：“放射性廃棄物の区分・処分方法等の用語・呼称の整理（中間まとめ）”，日本原子力学会“2004年春の年会”総36，(2004)

付表 4.1 固体廃棄物発生量（リファレンスケース）

NO.	炉心	湿／乾	処理規模	再処理	平均燃焼度(MWd/t)	高レベル廃棄物(m3/年) *1)	TRU廃棄物(m3/年)	高β γ廃棄物(m3/年)	低レベル廃棄物(m3/年)	極低レベル廃棄物(m3/年)
1	酸化物燃料炉心（1500MWe）	湿式	200t／y	先進湿式	63,100	36.0	121.4	107.4	118.8	—
2			50t／y	超臨界	63,100	9.0	48.2 *2)	5.0	18.0	—
3		乾式	50t／y	酸化物電解	63,100	10.8	19.7	19.6	4.8	12.4
4			50t／y	金属電解	63,100	16.5	17.3 *3)	31.7 *4)	5.5 *5)	1.5 *6)
5	金属燃料炉心（1500MWe）	乾式	38t／y	金属電解	94,200	19.1	6.8 *7)	21.4 *8)	*9)	

*1)： 発生本数×キャニスタ容量で算出。
*2)： ハル、集合体構造部材を含む。
*3)： セル内機器交換品の充填量を、700kg/200 ﾘｯﾄﾙドラム缶として算出。
*4)： セル内機器交換品の充填量を、700kg/200 ﾘｯﾄﾙドラム缶として算出。
*5)： プロセスるつぼ、回収るつぼの発生量を含まない。
*6)： 700kg/200 ﾘｯﾄﾙドラム缶として算出。
*7)： 射出成型るつぼ(燃料製造側)の発生量を含む。セル内機器交換品不含。
*8)： セル内機器交換品不含。
*9)： 詳細、未評価。

付表 4.2 固体廃棄物発生量（多面的評価ケース）

NO.	多面的評価ケース	炉	燃料	湿／乾	処理規模	再処理	燃料製造	炉心	平均燃焼度(MWd/t)	高レベル廃棄物(m3/年)	TRU廃棄物(m3/年)	高β γ廃棄物(m3/年)	低レベル廃棄物(m3/年)	極低レベル廃棄物(m3/年)
1	1-1	Na大型炉（1500MWe）	MOX	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	90,000	53.0	112.1	114.3	118.8	0.0
2	1-2							経済	114,900	67.0	118.1	123.3	118.8	0.0
3	1-3							LLFP	89,000	49.0	123.3	140.6	158.0	0.0
4	2-1						振動充填	資源	82,600	49.0	112.1	100.3	118.8	0.0
5	2-2							経済	103,500	62.0	113.1	96.3	118.8	0.0
6	3-1				小規模（50t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	90,000	13.0	28.0	28.6	29.7	0.0
7	3-2							経済	114,900	17.0	29.5	30.8	29.7	0.0
8	4-1					超臨界	簡素化ペレット	資源	90,000	13.0	22.9	29.8	18.0	0.0
9	4-2							経済	114,900	17.0	24.4	32.0	18.0	0.0
10	5-1			乾式	小規模（50t／y）	酸化物電解	振動充填	資源	80,900	15.5	19.9	20.8	4.8	12.4
11	5-2							経済	102,400	19.4	21.2	22.6	4.8	12.4
12	6-1		金属	乾式	大規模（200t／y）	金属電解	射出鋳造	資源	134,000	144.7	62.1	72.0	18.8	6.4
13	6-2							経済	153,000	165.8	66.3	91.2	18.8	6.4
14	7-1				小規模（50t／y）			資源	134,000	36.2	15.5	18.0	4.7	1.6
15	7-2							経済	153,000	41.4	16.6	22.8	4.7	1.6
16	8-1	Pb－Bi中型炉強制循環（750MWe）	窒化物	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	104,700	62.0	127.1	158.3	118.8	0.0
17	8-2							経済	128,000	75.0	139.1	198.3	118.8	0.0
18	9-1	He大型炉（1500MWe）	窒化物被覆粒子	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	被覆法	資源	69,000	43.0	80.1	96.3	118.8	0.0
19	9-2							経済	89,000	54.0	81.1	101.3	118.8	0.0
20	10	水炉（1356MWe）	MOX	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	—	45,000	27.0	213.0	15.3	118.8	0.0

注1)： TRU 廃棄物にはハルを含む。
注 2)： 高 β γ 廃棄物には集合体構造材を含む。
注 3)： TRU 廃棄物～極低レベル廃棄物には機器交換品等の雑廃棄物を含む。

付表 4.3　高レベル廃棄物発生量

NO.	再処理システム		多面的評価ケース	平均燃焼度 (MWd/t)	炉の熱効率	年間処理量(t/y)	年間発生量					六ヶ所を1とした発生比率
							発生廃棄物	本数	形態	体積換算 (m3)	単位発電量当たりの発生量 (ℓ/GWhr)	
1	先進湿式法 (NEXT法)	酸化物燃料 200t/y (リファレンスケース)	—	63100	42.0%	200	ホウケイ酸ガラス固化体	240	150 ℓ容器	36.0	0.28	0.56
2		酸化物燃料 200t/y (資源重視型)	1-1	90,000	42.5%	200	同上	352	150 ℓ容器	52.8	0.29	0.57
3		酸化物燃料 200t/y (経済性重視型)	1-2	114,900	42.5%	200	同上	450	150 ℓ容器	67.5	0.29	0.57
4		酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	3-1	90,000	42.5%	50	同上	88	150 ℓ容器	13.2	0.29	0.57
5		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	3-2	114,900	42.5%	50	同上	112	150 ℓ容器	16.8	0.29	0.57
6	超臨界直接抽出法	酸化物燃料 50t/y (リファレンスケース)	—	63100	42.0%	50	同上	60	150 ℓ容器	9.0	0.28	0.56
7		酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	4-1	90,000	42.5%	50	同上	88	150 ℓ容器	13.2	0.29	0.57
8		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	4-2	114,900	42.5%	50	同上	112	150 ℓ容器	16.8	0.29	0.57
9	酸化物電解法	酸化物燃料 50t/y (リファレンスケース)	—	63,100	42.0%	50	リン酸ガラス固化体	61	150 ℓ容器	9.2	0.34	0.67
10							金属廃棄体	11	150 ℓ容器	1.7		
11		酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	5-1	80,900	42.5%	50	リン酸ガラス固化体	83	150 ℓ容器	12.5	0.37	0.74
12							金属廃棄体	20 *1)	150 ℓ容器 *1)	3.0		
13		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	5-2	102,400	42.5%	50	リン酸ガラス固化体	110	150 ℓ容器	16.5	0.37	0.74
14							金属廃棄体	19 *1)	150 ℓ容器 *1)	2.9		
15	金属電解法	金属燃料 38t/y (リファレンスケース)	—	94,200	38.5%	38	人工鉱物固化体 (ソーダライト結合ガラス)	127	150 ℓ容器	19.1	0.58	1.15
17		金属燃料 50t/y (資源重視型)	7-1	134,000	42.5%	50	同上	242	150 ℓ容器	36.3	0.53	1.06
19		金属燃料 50t/y (経済性重視型)	7-2	153,000	42.5%	50	同上	276	150 ℓ容器	41.4	0.53	1.05
21		酸化物燃料 50t/y (リファレンスケース)	—	63,100	42.0%	50	同上	110	150 ℓ容器	16.5	0.52	1.03
22	六ヶ所再処理施設	LWR酸化物燃料	—	45,000	34.5% *2)	800	ホウケイ酸ガラス固化体	1000	150 ℓ容器	150.0	0.50	1.00

*1)：150ℓ容器換算の本数。
*2)：1999 年原子力部会試算モデルに準拠して 34.5%と設定。

付表 4.4　TRU・高 β γ 廃棄物年間発生量（ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ）

項目 ＼ 再処理システム名			1 先進湿式法 200t/y			2 超臨界直接抽出法 50t/y			3 酸化物燃料 酸化物電解法 50t/y			4 金属燃料 金属電解法 38t/y			5 酸化物燃料 金属電解法 50t/y		
			廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考
（プロセス廃棄物、雑廃棄物）操業廃棄物発生量	TRU廃棄物 (地層処分相当)	プロセス廃棄物	276	55.2	—	171	34.2	*1)	44	8.8	ハル	40	8.0	ハル、るつぼ等	53	10.6	ハル、るつぼ等
		セル内交換品	332	66.4	—	70	14.0	—	55	11.0	るつぼ、陽極、陰極を含む	詳細未評価		—	34	6.8	*2)
		その他の雑廃棄物							—	—	—				—	—	—
	高 β γ 廃棄物 (余裕深度処分相当)	プロセス廃棄物	463	92.6	—	25	5.0	—	99	19.8	集合体構造部材	107	21.4	集合体構造部材	158	31.6	集合体構造材
		セル内交換品	74	14.8	—				—	—	—	詳細未評価		—	1	0.2	*2)
		その他の雑廃棄物							—	—	—				—	—	—

○ 廃棄体数は 200 ﾘｯﾄﾙドラム缶換算

*1)：集合体構造材料を含む発生量。
*2)：廃棄体数は、発生廃棄物の重量から、700kg/200 ﾘｯﾄﾙドラム缶を用いて算出。

付表 4.5　六ヶ所再処理施設の操業廃棄物発生量

NO.	再処理操業廃棄物の処理方法・発生量・処分区分					
	廃棄物種類	処理方法	処分容器	発生量		処分区分
				（本）	（m3）	
1	ハル・エンドピース	圧縮	キャニスタ	24150	4685	地層
2	低レベル濃縮廃液1	乾燥＋造粒＋モルタル充填	200ℓドラム缶	6230	1246	地層
3	低レベル濃縮廃液2	乾燥＋造粒＋モルタル充填	200ℓドラム缶	19425	3885	浅地中
4	低レベル濃縮廃液3	濃縮＋セメント混練	200ℓドラム缶	10500	2100	浅地中
5	廃溶媒	乾留＋水熱固化＋モルタル充填	200ℓドラム缶	4095	819	浅地中
6	廃樹脂，可燃性廃棄物Ⅰ，難燃性廃棄物Ⅰ	焼却＋セメント混練	200ℓドラム缶	3204	641	地層
7	チャンネルボックス	モルタル充填	角型容器	5775	11319	余裕深度
8	バーナブルポイズン	モルタル充填	角型容器	534	1047	余裕深度
9	廃銀吸着材	解体＋セメント混練	200ℓドラム缶	1520	＊1）	地層
10	廃活性炭	焼却＋水熱固化＋モルタル充填	200ℓドラム缶	2480	496	浅地中
11	可燃性廃棄物Ⅰ	→	200ℓドラム缶	—	—	—
12	難燃性廃棄物Ⅰ	→	200ℓドラム缶	—	—	—
13	不燃Ⅰ（低汚染部位除く）	溶融＋モルタル充填	200ℓドラム缶	10223	＊1）	地層
14		モルタル充填	200ℓドラム缶	7371		地層
15			角型容器	1360		地層
16	可燃性廃棄物Ⅱ	焼却＋水熱固化＋モルタル充填	200ℓドラム缶	4245		余裕深度
17	難燃性廃棄物Ⅱ	圧縮＋モルタル充填	200ℓドラム缶	21365		浅地中
18	不燃Ⅱ（低汚染部位除く）	溶融＋モルタル充填	200ℓドラム缶	24955		浅地中
19		モルタル充填	200ℓドラム缶	10861		浅地中
20		—	—	—	—	—
21	2次廃棄物（廃棄物の処理に伴い発生する廃棄物）	セメント混練	200ℓドラム缶	15260	＊1）	浅地中
22						
23						
24	輸送容器（ドラム缶等）	モルタル充填	200ℓドラム缶	11935		浅地中
		合　計		185488	26238	

廃棄物	発生量		
TRU廃棄物	6572	473.5	＊2）
高βγ廃棄物	12366		
低レベル廃棄物	7300	m3/y	

【廃銀吸着材、不燃Ⅰ、可燃・難燃Ⅰ、可燃Ⅱ雑固体を除いた発生量】　26238

○　参考文献17）を基に作成。

＊1）：除外して発生量を集計。
＊2）：操業期間を 40 年として年間発生量を算出。

付表 4.6　低レベル、極低レベル廃棄物の年間発生量

項目＼再処理システム名			1 先進湿式法 200t/y			2 超臨界直接抽出法 50t/y			3 酸化物燃料 酸化物電解法 50t/y			4 金属燃料 金属電解法 38t/y			5 酸化物燃料 金属電解法 50t/y		
			廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考	廃棄体数(体)	体積(m3)	備考
（プロセス廃棄物、雑廃棄物）操業廃棄物発生量	低レベル、極低レベル廃棄物（浅地中処分相当）	プロセス廃棄物	—	—	—	—	—	—	—	—	—	詳細未評価		—	詳細未評価		—
		セル内交換品	594	118.8	—	90	18.0	—	90	18.0	*1)				36	7.2	*1)
		その他の雑廃棄物							詳細未評価		—				詳細未評価		—

○　廃棄体数は 200 ﾘｯﾄﾙドラム缶換算

*1)：廃棄体数は、発生廃棄物の重量から、700kg/200 ﾘｯﾄﾙドラム缶を用いて算出。

付表 4.7　六ヶ所再処理施設における推定年間放出量

核種		推定年間放出量 (Bq／y)	備　考
大気への放出	^{85}Kr	約3.3E+17	・年間再処理量 800tU$_{Pr}$ ・平均燃焼度 45,000MWd/t
	^{3}H	約1.9E+15	
	^{14}C	約5.2E+13	
	^{129}I	約1.1E+10	
	^{131}I	約1.7E+10	
海洋への放出	^{3}H	約1.8E+16	
	^{129}I	約4.3E+10	
	^{131}I	約1.7E+11	

出典：参考文献 8) 添付書類七

付表 4.8　環境放出放射能

NO.	再処理システム		多面的評価ケース	平均燃焼度 (MWd/t)	炉の熱効率	年間処理量(t/y)	年間放出量(上段:Bq/年)(下段:六ヶ所再処理施設を1とした比, *1)					
							大気 ^{85}Kr	大気 ^{3}H	大気 ^{14}C	大気 ^{129}I	海洋 ^{3}H	海洋 ^{129}I
1	先進湿式法 (NEXT法)	酸化物燃料 200t/y (資源重視型)	1-1	90000	42.5%	200	8.23E+16 40.5%	2.88E+15 245.8%	2.52E+13 78.6%	7.94E+09 117.3%	6.71E+15 60.5%	7.94E+02 0.0%
2		酸化物燃料 200t/y (経済性重視型)	1-2	114900	42.5%	200	1.05E+17 40.4%	3.67E+15 245.4%	4.48E+13 109.5%	1.01E+10 117.2%	8.56E+15 60.4%	1.01E+03 0.0%
3		酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	3-1	90000	42.5%	50	2.06E+16 40.5%	7.19E+14 245.8%	6.29E+12 78.6%	1.99E+09 117.3%	1.68E+15 60.5%	1.99E+02 0.0%
4		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	3-2	114900	42.5%	50	2.62E+16 40.4%	9.17E+14 245.4%	1.12E+13 109.6%	2.54E+09 117.2%	2.14E+15 60.4%	2.54E+02 0.0%
5	超臨界直接抽出法	酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	4-1	90000	42.5%	50	2.06E+16 40.5%	7.19E+14 245.8%	6.29E+12 78.6%	1.99E+09 117.3%	1.68E+15 60.5%	1.99E+02 0.0%
6		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	4-2	114900	42.5%	50	2.62E+16 40.4%	9.17E+14 245.4%	1.12E+13 109.6%	2.54E+09 117.2%	2.14E+15 60.4%	2.54E+02 0.0%
7	酸化物電解法	酸化物燃料 50t/y (資源重視型)	5-1	80900	42.5%	50	2.04E+16 44.6%	2.37E+13 9.0%	6.29E+12 87.4%	1.97E+09 129.2%	0.00E+00 0.0%	0.00E+00 0.0%
8		酸化物燃料 50t/y (経済性重視型)	5-2	102400	42.5%	50	2.59E+16 44.9%	3.02E+13 9.1%	1.12E+13 122.9%	2.51E+09 130.1%	0.00E+00 0.0%	0.00E+00 0.0%
9	金属電解法	金属燃料 38t/y (リファレンスケース)	—	94200	38.5%	38	1.8E+16 49%	2.0E+14 95%	1.8E+12 31%	1.7E+07 *3) 1%	1.8E+15 90%	- -
10		金属燃料 50t/y (資源重視型)	7-1	134000	42.5%	50	3.00E+16 39.7%	3.63E+14 83.4%	3.04E+12 25.5%	2.94E+09 116.8%	3.27E+15 79.2%	6.22E+02 0.0%
11		金属燃料 50t/y (経済性重視型)	7-2	153000	42.5%	50	3.43E+16 39.7%	4.15E+14 83.4%	3.47E+12 25.5%	3.36E+09 116.8%	3.73E+15 79.2%	7.10E+02 0.0%
12		酸化物燃料 50t/y (リファレンスケース)	—	63100	42.0%	50	1.3E+16 37%	1.6E+14 79%	6.3E+12 113%	9.5E+08 *4) 81%	1.5E+15 78%	- -
15	六ヶ所再処理施設	LWR酸化物燃料	—	45000	34.5% *2)	800	3.3E+17 100.0%	1.9E+15 100.0%	5.2E+13 100.0%	1.1E+10 100.0%	1.8E+16 100.0%	4.3E+10 100.0%

*1):単位発電量当たりの放出量で比較。
単位発電量当りの放出量 ＝ 年間放出量／(年間処理量×平均燃焼度×発電効率)

*2): 1999 年原子力部会試算モデルに準拠して 34.5%と設定。

*3): 使用済燃料に含まれるヨウ素の 99%が人工鉱物固化体に移行するものとした評価。

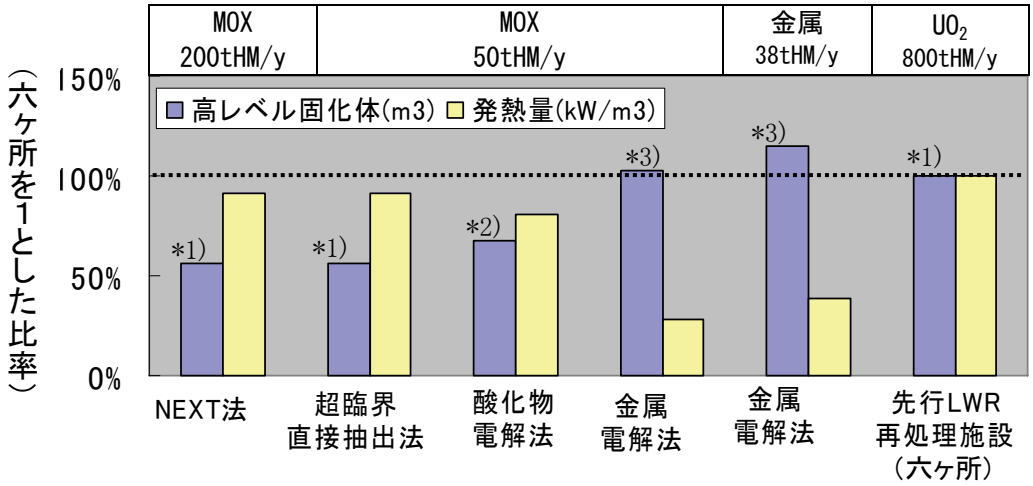
*4):オフガスへの移行率(70%)から算出。(フィルタの DF=100)

付表 4.9　フェーズⅡにおける解体一次廃棄物発生量

NO.	多面的評価ケース	炉	燃料	湿／乾	処理規模	再処理	燃料製造	炉心	TRU廃棄物(t)	高β γ廃棄物(t)	低レベル廃棄物(金属)(t)	低レベル廃棄物(ｺﾝｸﾘｰﾄ)(t)	極低レベル廃棄物(金属)(t)	極低レベル廃棄物(ｺﾝｸﾘｰﾄ)(t)	非放射性廃棄物(金属)(t)	非放射性廃棄物(ｺﾝｸﾘｰﾄ)(t)	二次廃棄物(t)
1	1-1	Na大型炉（1500MWe）	MOX	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	480	1,200	5,200	0	71	0	37,000	380,000	3,800
2	1-2							経済	同上								
3	1-3							LLFP	850	2,100	9,400	0	120	0	68,000	690,000	6,900
4	2-1						振動充填	資源	510	1,200	5,200	0	71	0	38,000	380,000	3,900
5	2-2							経済	同上								
6	3-1				小規模（50t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	370	930	4,600	0	44	0	35,000	350,000	3,300
7	3-2							経済	同上								
8	4-1					超臨界	簡素化ペレット	資源	220	750	3,900	0	29	0	28,000	280,000	2,700
9	4-2							経済	同上								
10	5-1			乾式	小規模（50t／y）	酸化物電解	振動充填	資源	360	390	1,700	0	200	0	18,000	180,000	1,500
11	5-2							経済	同上								
12	6-1		金属	乾式	大規模（200t／y）	金属電解	射出鋳造	資源	2,500	3,000	9,900	0	460	0	63,000	660,000	8,800
13	6-2							経済	同上								
14	7-1				小規模（50t／y）			資源	650	870	2,900	0	130	0	21,000	210,000	2,500
15	7-2							経済	同上								
16	8-1	Pb－Bi中型炉強制循環（750MWe）	窒化物	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	資源	480	1,200	5,200	0	71	0	37,000	380,000	3,800
17	8-2							経済	同上								
18	9-1	He大型炉（1500MWe）	窒化物被覆粒子	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	被覆法	資源	630	1,600	6,800	0	94	0	49,000	500,000	5,100
19	9-2							経済	同上								
20	10	水炉（1356MWe）	MOX	湿式	大規模（200t／y）	先進湿式	簡素化ペレット	—	480	1,200	5,200	0	71	0	37,000	380,000	3,800
21	—	Na大型炉（1500Mwe）	MOX	乾式	小規模（50t／y）	金属電解	振動充填	—	640	970	4,000	0	140	0	28,000	290,000	3,200
22	—		金属	乾式	小規模（38t／y）	金属電解	射出成型	—	540	760	2,500	0	110	0	17,000	180,000	2,200

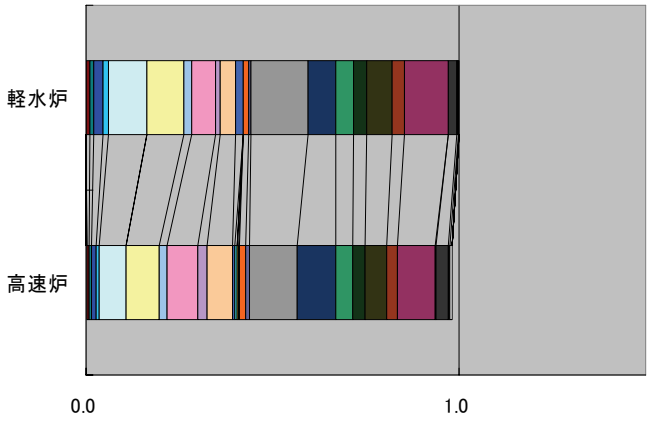
NO.1～21：多面的評価対象概念
NO.21：酸化物燃料　金属電解法リファレンスケース
NO.22：金属燃料　金属電解法リファレンスケース

○　本表の数値は再処理分の発生量。



○単位発電量当りの発生量 ＝ 年間発生量／(年間処理量×平均燃焼度×熱効率)
○*1):ホウケイ酸ガラス、*2):リン酸ガラス＋合金、*3):人工鉱物(ソーダライト結合ガラス)
○先行 LWR 再処理施設の発熱量を 2.3kW/本として比較。
○金属電解法の発熱量は物質収支図(図 6.2.4、図 6.3.2)を基に推定

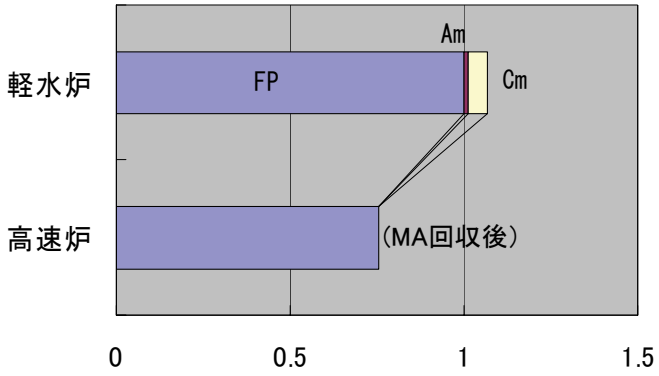
付図 4.1　単位発電量あたりの高レベル廃棄物発生量（ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ）



○燃焼度当たりの生成量(軽水炉の FP 発熱量を1とした比)
○炉停止後冷却期間4年

注 1):軽水炉の生成量は参考文献12) から引用
　　高速炉生成量は多面的評価ｹｰｽ 1-1 のデータを引用

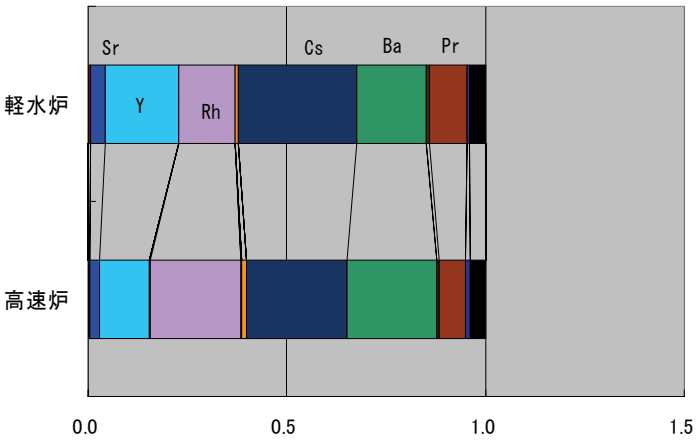
付図 4.2　使用済燃料中の FP 量（軽水炉と高速炉の比較）



○使用済燃料中の FP 重量当りの発熱量(W/kg)。軽水炉の FP 分を1とした比較
○炉停止後冷却期間4年

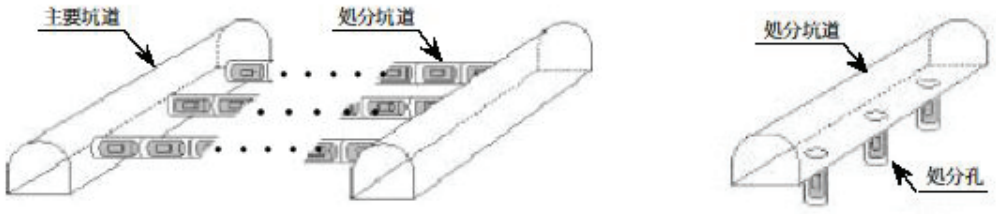
注 1):軽水炉の生成量は参考文献12) から引用
高速炉生成量は多面的評価ケース 1-1 のデータを引用

付図 4.3　使用済燃料中の FP 発熱量（軽水炉と高速炉の比較）



注 1):軽水炉の生成量は参考文献12) から引用
高速炉生成量は多面的評価ケース 1-1 のデータを引用

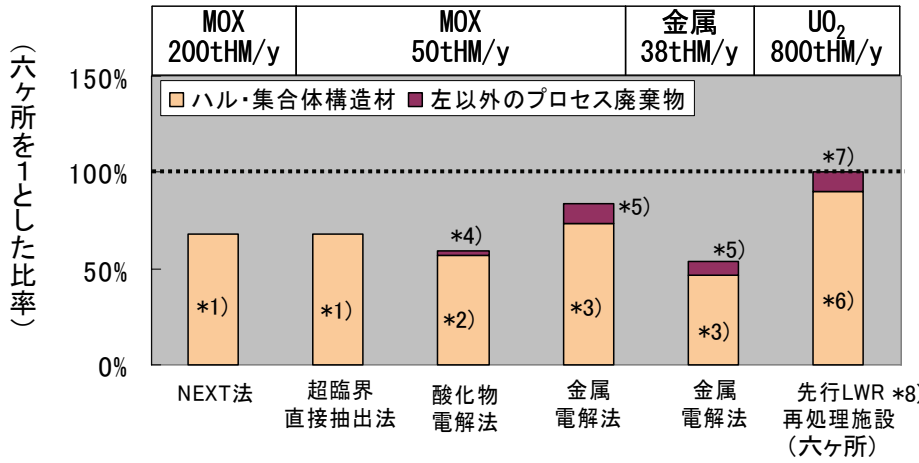
付図 4.4　FP の総発熱量に占める元素別内訳（軽水炉と高速炉の比較）



(1)：処分坑道横置き方式　　(2)：処分孔竪置き方式

（上記の図は、参考文献9) から転載した。）

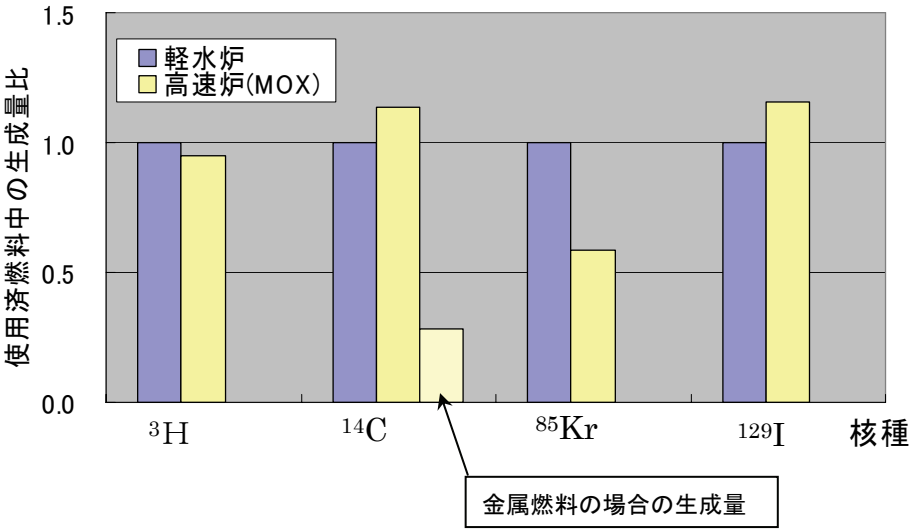
付図 4.5　第２次取りまとめにおける廃棄体定置方式



○プロセス廃棄物の単位発電量あたり発生量比較。(先行軽水炉再処理を1とした比較)
○廃銀吸着材を除いた集計。

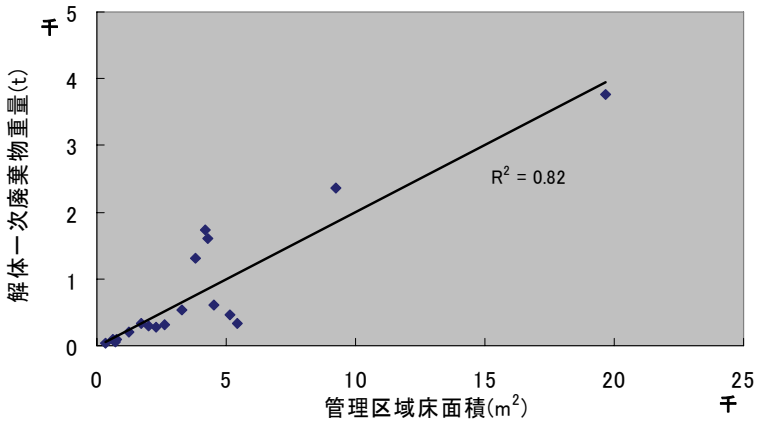
*1):充填量、約 500kg/缶
*2):充填量、約 700kg/缶
*3):充填量、約 600kg/缶(平均)
*4):るつぼ、陽・陰極等固体廃棄物(約 700kg/缶)
(表 5-1 ではセル内交換品として分類している)
*5):るつぼ、陽・陰極等固体廃棄物(平均約 500kg/缶)
*6):ハル・エンドピース、チャンネルボックル、バーナブルポイズン
*7):濃縮廃液、廃樹脂
*8):参考文献17) を基に年間発生量を想定。

付図 4.6 TRU・高βγ廃棄物単位発電量当たり発生量(m³)の比較 (ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ)



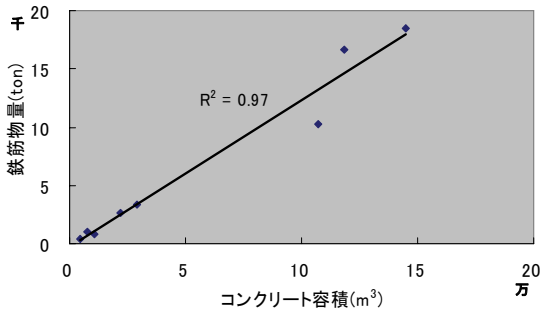
○ 使用済燃料中の、単位発電量当たりの生成量比較。軽水炉の生成量を 1 とした。
○ ^{14}C 以外の生成量は参考文献11) ,12) をもとに算出。
○ 軽水炉における ^{14}C の生成量は参考文献8) をもとに算出。
○ 高速炉における ^{14}C の生成量は参考文献11) をもとに算出。
(照射前燃料中の窒素含有量は 50ppm としたケースの値を使用)

付図 4.7 軽水炉と高速炉の核種生成量の相違

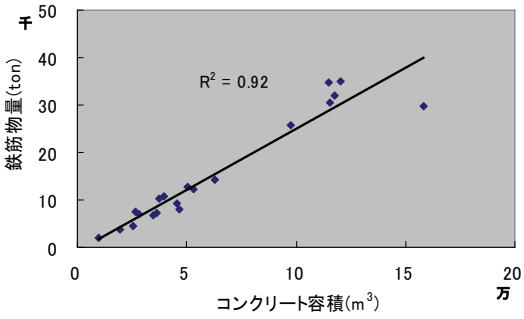


○ 旧核燃料サイクル開発機構の事例。
○ 参考文献15),16) を基に算出。
鉄筋コンクリート造、鉄骨鉄筋コンクリート造の建屋を対象。

付図 4.8 内装設備解体一次廃棄物発生量

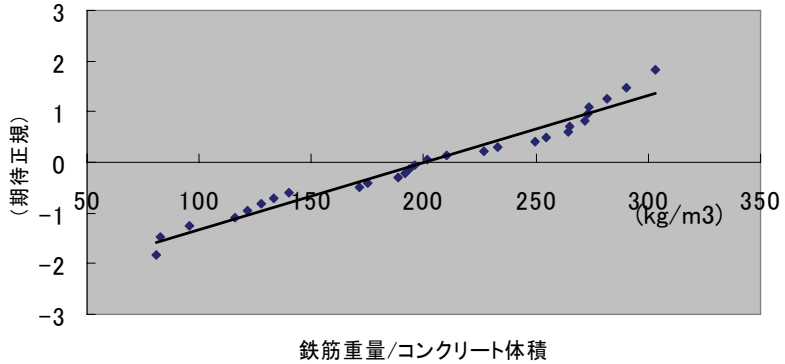


○ 旧核燃料サイクル開発機構の事例。
○ 参考文献15),16) を基に算出。



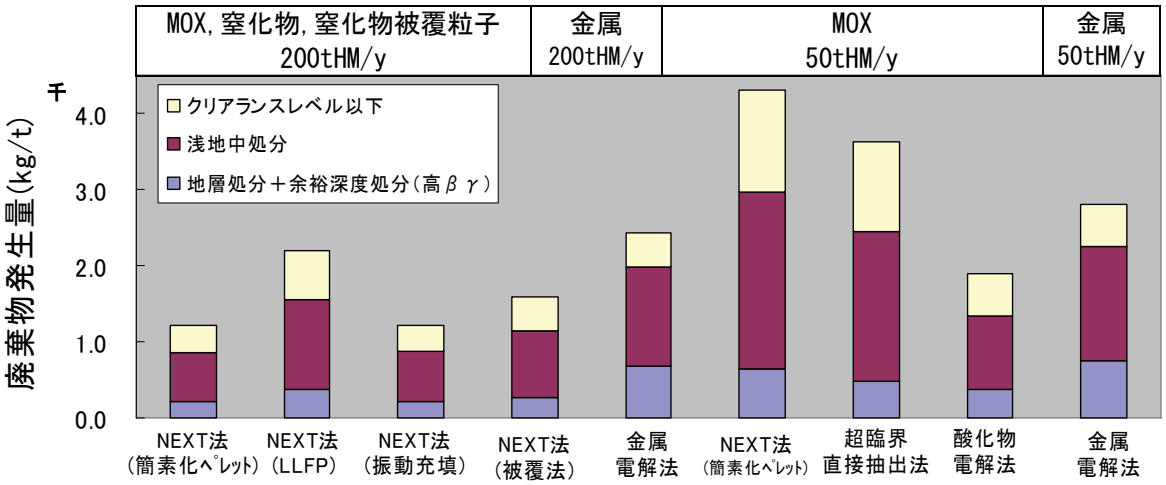
○ 六ヶ所再処理施設の事例。

付図 4.9 建屋コンクリート容積と鉄筋重量



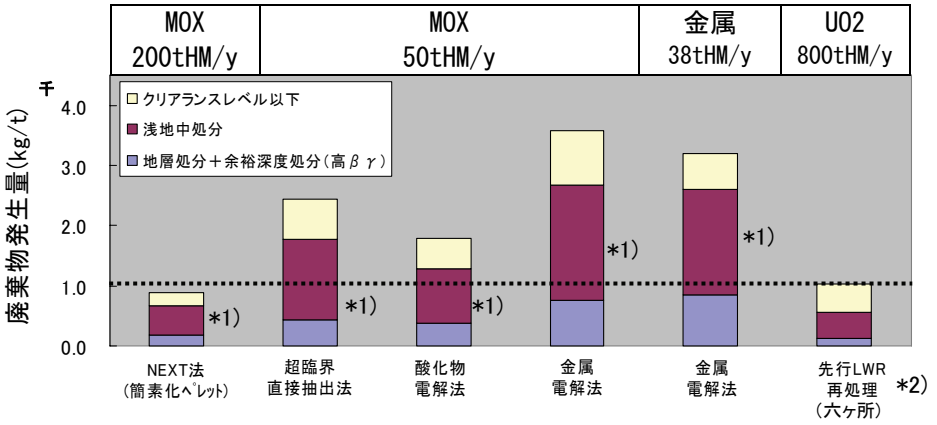
○ 旧核燃料サイクル開発機構及び六ヶ所再処理施設の事例。

付図 4.10 鉄筋重量/建屋コンクリート容積（比率）



○ 累積燃料処理量当りの発生量 ＝ 発生量／(年間処理量×操業期間(40 年))
○ 発生量には建屋コンクリート、鉄筋(非放射性廃棄物)及び二次廃棄物を不含。
○ 区分毎の発生量はセル内主要機器交換廃棄物の傾向及び先行例等から設定。

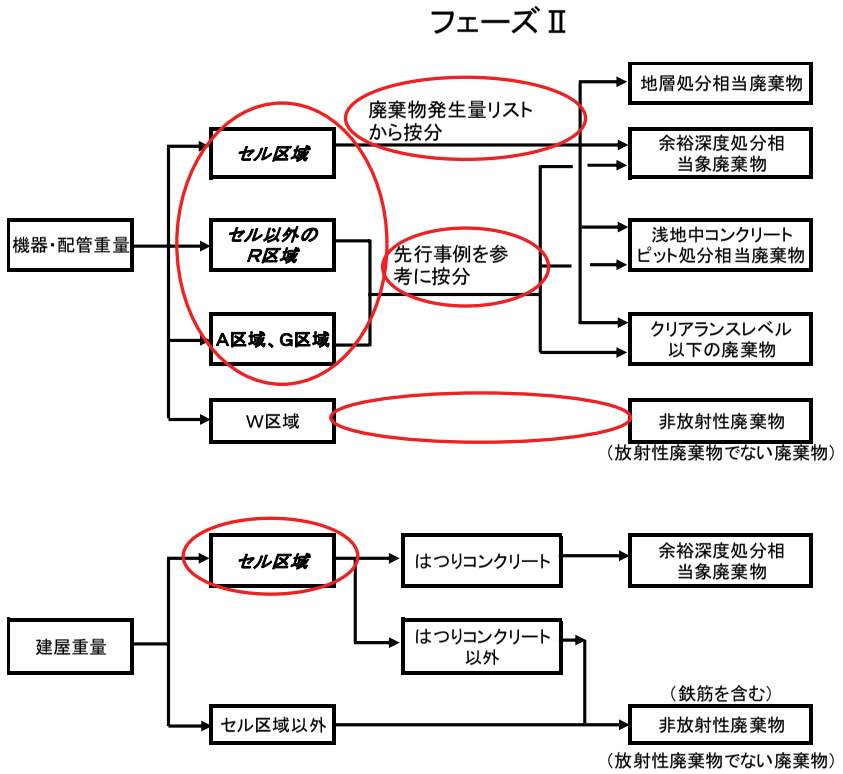
付図 4.11 解体廃棄物発生量の比較(多面的評価ケース)



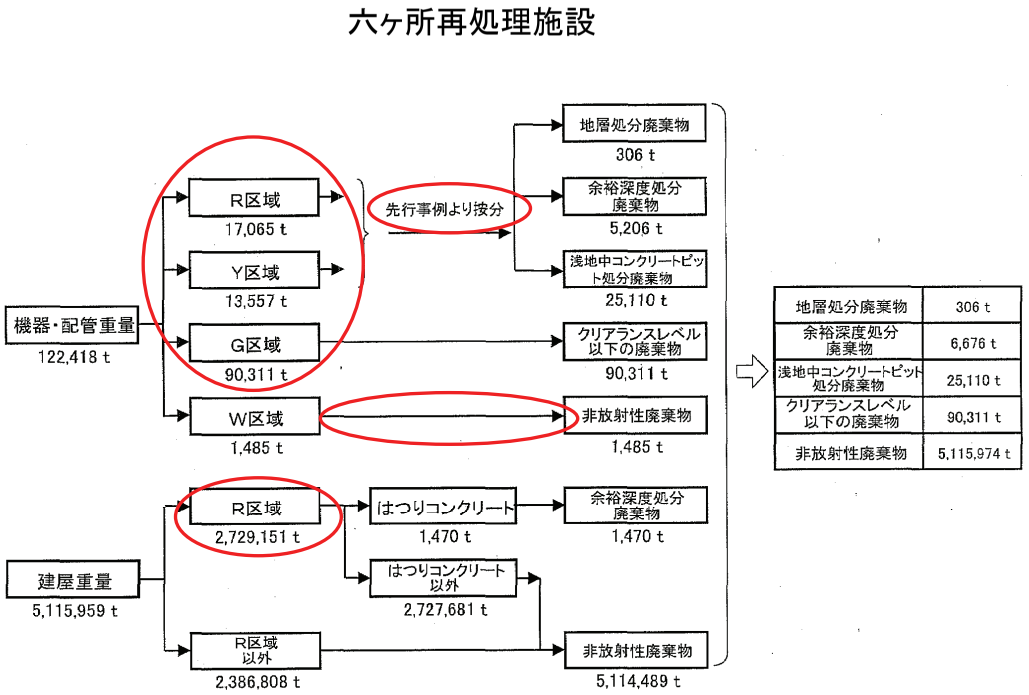
○ 累積燃料処理量当りの発生量 ＝ 発生量／(年間処理量×40 年)
○ 燃料貯蔵建屋を含まない。
○ 建屋コンクリート、鉄筋(非放射性廃棄物)及び二次廃棄物を含まない。

*1):区分毎の発生量はセル内主要機器交換廃棄物の傾向等から設定。
*2):参考文献18) を基に推定。以下の建屋の合計を表示。
・前処理、分離、精製、低レベル廃液処理、分析、低レベル廃棄物処理、ガラス固化

付図 4.12 解体廃棄物発生量の比較(ﾘﾌｧﾚﾝｽｹｰｽ)



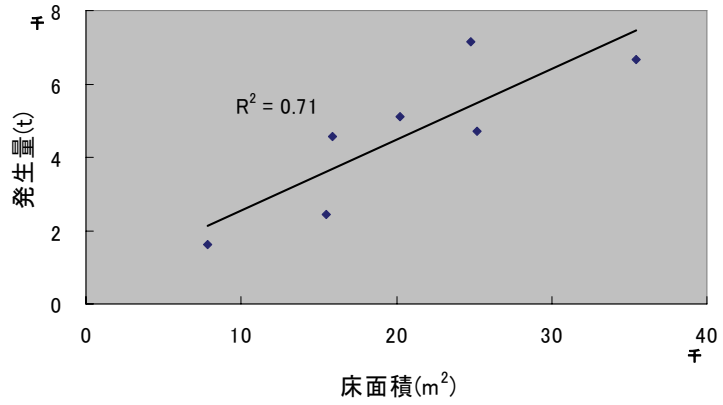
○ 図中のR、A、G、W区域はそれぞれ、レッド、アンバー、グリーン、ホワイト区域の略。（アンバーは六ヶ所再処理施設のイエローに相当）
○ はつり： セル以外は、R区域を含めてはつりなしで積算。
○ 建屋内装材： 化粧天井、間仕切り等の内装材は積算対象外。
○ 除染： 除染は考慮しない条件で積算。
○ W区域の設備は積算対象外。（一般産業廃棄物扱い）



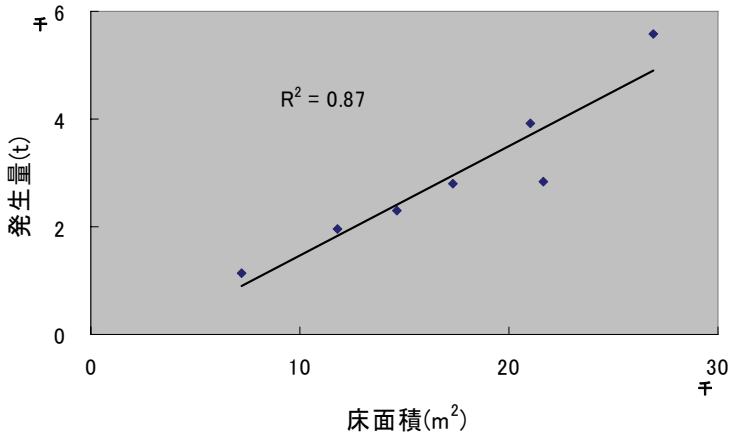
○ 参考文献18）から引用。
○ 図中のR、Y、G、W区域はそれぞれ、レッド、イエロー、グリーン、ホワイト区域の略。

付図 4.13 解体一次廃棄物の区分の比較(1)

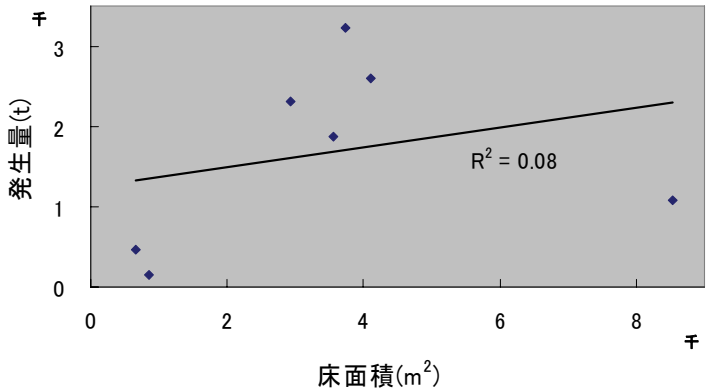
（主な相違を○で示す）



付図 4.14　六ヶ所再処理施設　管理区域の機器・配管等廃棄物量

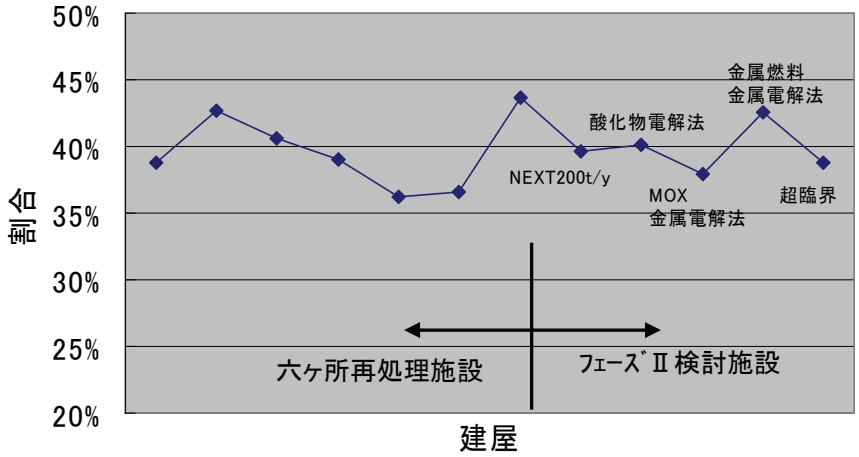


付図 4.15　六ヶ所再処理施設 グリーン、イエロー区域の機器・配管等廃棄物量



【図 8-7～9 共通】
○ 廃棄物量は参考文献18) を基に算出。以下の建屋について図示。
・前処理、・分離、・精製、・低レベル廃液処理、・分析、・低レベル廃棄物処理、・ガラス固化
○ R(レッド)区域の床面積は参考文献17) から引用。
○ 内空床面積(管理区域、非管理区域の合計面積)は延床面積の 80%として
(FS フェーズⅡの例をもとに設定)算出。
○ 内空床面積に占める管理区域の割合を 80%(FS フェーズⅡの例をもとに設定)
として算出。

付図 4.16　六ヶ所再処理施設 レッド区域の機器・配管等廃棄物量



○ 建屋体積に対する躯体(鉄筋コンクリート)体積の割合。
○ 六ヶ所再処理施設の建屋は参考文献18) 他を基に推定。
○ コンクリートの比重は 2.2 として計算。
○ 鉄筋の比重は 7.85 として計算。
○ ﾌｪｰｽﾞⅡの各検討施設は再処理・燃料製造一体建屋の場合の値。
建屋及び躯体体積には建屋基礎スラブを含む。

付図 4.17　建屋体積に対する躯体体積の割合

付録 5. 先進リサイクルシステムの保障措置概念の検討

実用化候補概念検討における評価指標のひとつに核拡散抵抗性がある。先進リサイクルシステムは、MAを含有する低除染燃料を取り扱うことで核物質自体の抵抗性を高まるが、一方で計量管理が困難となる可能性も有している。これらの特徴を考慮した保障措置の考え方や合理化の可能性を検討した。

付録 5.1 核拡散抵抗性及び保障措置上の特徴の特定

保障措置の現状と動向を紹介するとともに、計量管理の観点から各先進リサイクルシステムを分析した。

(a) 従来の保障措置と強化／統合保障措置の展開

日本のような核不拡散条約（NPT：Non-Proliferation Treaty）を発効させている国に対するIAEAによる保障措置は、包括的保障措置協定に基づき、IAEAと締約国との合意によって実施されるもので、国内保障措置制度の維持運営が必須である。ここで、保障措置の手続きの目的は、「有意量の核物質が、核爆発装置の製造のため又は不明な目的のために転用されることを適時に検知すること、及び（転用を意図する者に対して）大きな危惧を与えることにより転用を抑止すること」である。具体的には、核物質の存在量に着目し、計量管理を基本として、封じ込め／監視を補助的手段とした検認活動（査察）を実施することになる。

従来の検認活動は当事国の申告を信頼性の高いものとし、事業者及び国が申告した核物質だけが検認の対象となっていたが、イラクや北朝鮮の事例発生に伴い、IAEAでは未申告の核物質及び未申告の原子力活動検知まで検認活動を拡げる強化保障措置を展開するに至った。一方で、強化保障措置の結果、当該国で転用が発生していないこと及び未申告の核物質や原子力活動がないことが結論された場合には、当該国の検認活動を緩和できる統合保障措置が適用されることになり、日本では様々な取り組みの結果、平成16年9月15日に移行した。

(b) 先進リサイクルシステムの計量管理上の特徴分析

IAEAの検認活動の技術的な結論には、個々の物質収支区域につき、一定期間についての不明物質量／在庫差（Material Unaccounted For、以下「MUF」という）及びその正確さ限度（以下「σMUF」という）を明示するとされている。ここでは、各先進リサイクルシステム（酸化物電解法、金属電解法、先進湿式法、超臨界直接抽出法、簡素化ペレット法）の特徴を把握すべく、工程フロー及び計量管理手法（測定技術）に基づきσMUF計算を行った。尚、現行の保障措置に従って信頼度レベルを95%で、プルトニウムのMUFを有意量8kg以下とするためにσMUF <約4kgを設定した。最初の評価における物質収支期間は200日とした。計算において想定した測定誤差は、「測定の不確かさに関する国際

目標値2000（ITV2000）」を参考に、各先進リサイクルシステムの特徴を考慮して設定した。例として先進湿式法の計算のために設定した物質収支区間と計測点を付図 5.1.1に、各計測点で想定した計量誤差を付表 5.1.1に示す。

このような計測点と計量誤差を想定し、200日間運転した場合の各先進リサイクルシステムのσMUFの評価例を付表 5.1.2に示す。各先進リサイクルシステムとも上記条件ではσMUF <約4kgを達成できず、これを達成するには物質収支期間の短縮（物流成分低減）を図るか測定精度の向上（在庫成分低減）に期待する必要がある。先進湿式法では物流成分が支配的なため物質収支期間を7日に短縮すれば、σMUF <約4kgを達成でき、これは現行の保障措置を適用した場合でも、NRTA（Near Real Time material Accountancy）によって操業期間200日が可能となると予想される。一方、金属電解法では、在庫成分が大きいため、特に溶融塩中の核物質に対してここで想定した以上の計量精度や閉じ込め監視（C/S）の強化等の追加措置が必要となると予想される。

付表 5.1.1　先進湿式法の MUF 計算で想定した測定誤差

測定対象	バルク測定誤差			サンプリング誤差			分析誤差		
	測定手法	R(%)	S(%)	測定手法	R(%)	S(%)	測定手法	R(%)	S(%)
清澄液 FKMP-2,3	DIPT	0.30	0.20	Pu,U/Pu Nitrate Sol.	0.20	—	HKED	0.60	0.30
Pu濃縮液 FKMP-4	DIPT	0.30	0.20	Pu,U/Pu Nitrate Sol.	0.20	—	IDMS	0.20	0.20
U,Pu硝酸溶液 FKMP-5	DIPT	0.30	0.02	Pu,U Nitrate Sol.	0.2	—	IDMS	0.20	0.20

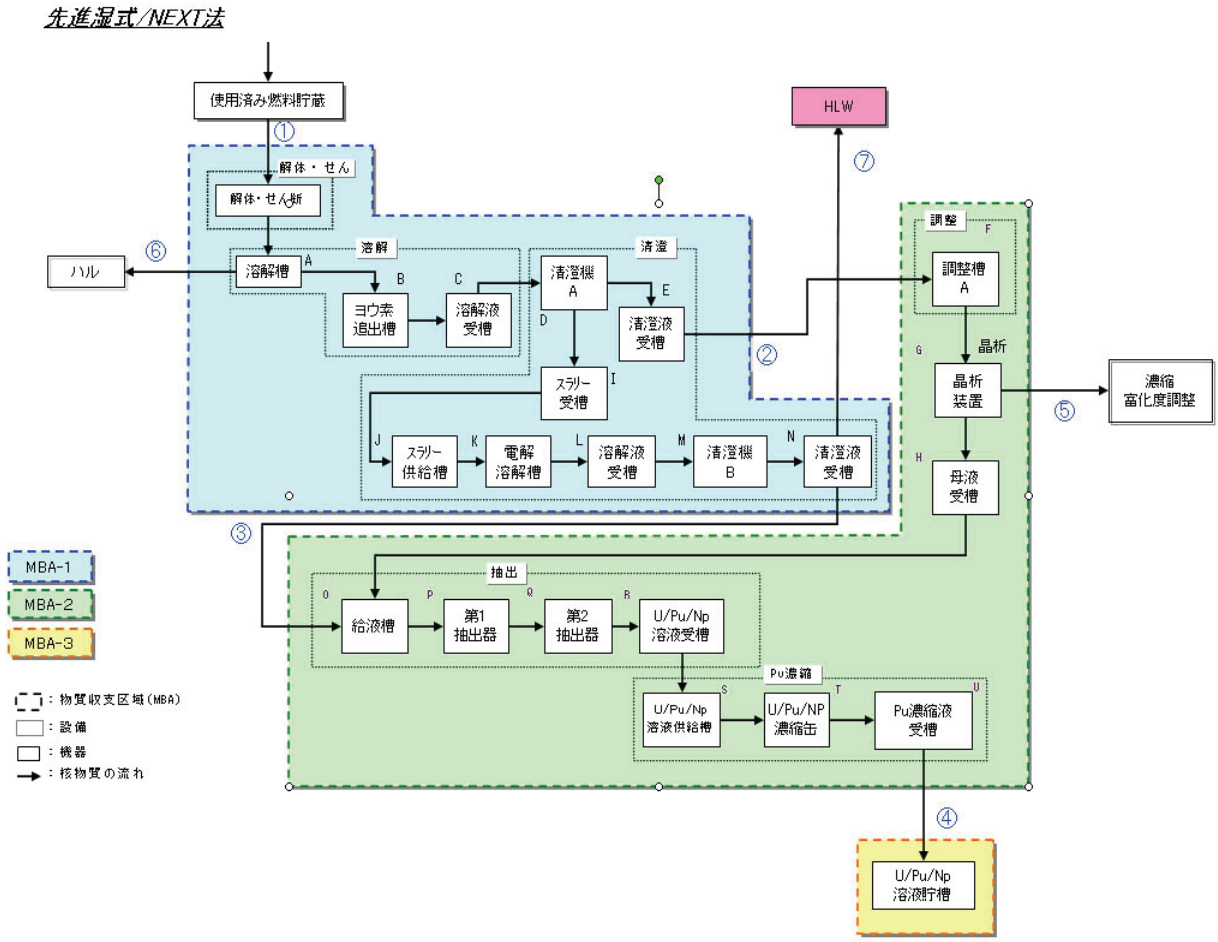
DIPT：ディップチューブ法による液量測定
HKED：蛍光X線・K吸収端ハイブリッド法によるU,Pu濃度測定
IDMS：同位体希釈法によるU,Pu濃度測定

付表 5.1.2　各先進リサイクルシステムのσMUF の評価例

（物質収支期間：200日）

	処理量(tHM)	在庫成分	物流成分	Σ誤差成分	σMUF
先進湿式法	200	0.2	11271.7	11271.9	106.2
超臨界直接抽出法	50	0.1	408.9	409	20.2
金属電解法（再処理）	38	393.5	1667	2060.5	45.4
酸化物電解法（再処理	50	0.6	226.8	227.4	15.1
簡素化ペレット法	200	112.4	2645.2	2757.6	52.5

$\sigma MUF = \{\Sigma 誤差成分\}^{0.5} = \{在庫成分 + 物流成分\}^{0.5}$



付図 5.1.1　先進湿式法の MUF 評価で想定した物質収支区域と計量点

付録 5.2 現行の保障措置技術の動向と先進リサイクルシステムへの適用性

(a) 現行の保障措置技術

ピューレックス法による湿式再処理施設において、物質収支区域は、原料処理区域、化学処理区域、製品貯蔵区域から構成され、査察官が常駐し、主な保障措置活動は、実在庫検認、中間在庫検認、フローの検認、運転中の検査に分類されるが、対応には多大の労力を必要としている。

MOX燃料加工施設において、物質収支区域は施設全体で一つ、あるいは原料粉末貯蔵区域、加工区域、集合体貯蔵区域から構成され、主な保障措置活動は、実在庫検認、中間在庫検認、在庫変動に関する検認であるが、対応には多大の労力を必要としており、合理化が進められている。

(b) 先進リサイクルシステムへの適用性

現行のピューレックス再処理施設やMOX加工施設に適用されている測定技術のうち、先進リサイクルシステムに対して適用が想定され、かつ前述のσMUF試算の前提とした主要な要素技術を整理し、今後の適用における課題とともに付表 5.2.1に示す。

付表 5.2.1　先進リサイクルシステムで想定される測定技術

手法	用途	対象物質	主な特徴	先進リサイクルシステムへの適用性（課題）
LCBS	重量測定	容器内等の物質	・負荷された物質（重量）による歪を加重変換器（ロードセル）で電気信号に変換、処理する方式。 ・可動部が少なく、長期にわたり安定した測定精度。 ・構造が簡単で大型化にも対応が容易	高放射線場、高温環境下での測定精度の維持、機器較正方法の確立
DIPT	容量測定	槽内の溶 液	・槽内深層部の液圧力（差圧）測定による液位（差圧）測定。 ・差圧から求められる液位と容量との関係（較正曲線）を槽ごとに作成。 ・ヒール量（槽底部の滞留溶液）の推定。	・温度補正、溶液密度の均一化保証 ・チューブ先端部の耐久性 ・チューブの目詰まり防止策（電解精製槽における塩の析出等）の確立
IDMS	破壊分析(DA)	Pu同位体	・サンプルに標準試料（スパイク）を混合し、平衡状態の後、質量分析計で測定。 ・少量のサンプルで測定精度が良く、不純物の影響を受けにくい。 ・サンプルの前処理等に時間がかかる。	・サンプル代表性保証方法の確立 ・サンプル内不純物（FP 等）除去のための前処理法の確立
HKED	非破壊分析(NDA)	硝酸溶液中のPu	・従来の KED（ K 殻吸収端検出器）に XRF（蛍光 X 線検出器）を組合せることにより、低除染硝酸溶液に対する測定精度を向上。 ・KED：U 含有率、XRF：U/Pu の濃度比。 ・分析結果が得られるまでの時間が短い。	・サンプル代表性保証方法の確立 ・X 線透過のためのサンプル形状の特定および X 線強度の特定 ・不純物核種の測定精度への影響評価

LCBS: Load-Cell Based Weighing System：ロードセル

DIPT: Dip Tube：ディップチューブ

IDMS: Isotope Dilution Mass Spectrometry：同位体希釈法

付録 5.3 核拡散抵抗性評価方法及び保障措置方法の検討

(a) 核拡散抵抗性評価方法の検討

直接利用物質(精製された硝酸プルトニウムまたは二酸化プルトニウム)を取得するための経路として、以下の４つが考えられる。

(ⅰ) 核物質を不法取得し、不法移転し、直接利用物質として取得。
(ⅱ) 施設の運転条件を変更し、不法使用することによって直接利用物質を生産し、不法取得し、不法移転し、直接利用物質として取得。
(ⅲ) 施設を改造し、不法使用することによって直接利用物質を生産し、不法取得し、不法移転し、直接利用物質として取得。
(ⅳ) 対象施設で直接利用核物質の生産が困難である場合には、核物質を不法取得し、他の施設で転換処理を行うことによって直接利用物質として取得。

上記の経路について、例えばピューレックス再処理施設は直接利用物質である硝酸プルトニウムを回収することから、(ⅰ)のみの評価となる。一方、低除染燃料を取り扱う先進リサイクルシステムは、(ⅱ)、(ⅲ)、(ⅳ)の経路が評価される。

本研究では、上記の経路を考慮しつつ、下記の異なった次元で各システムの核拡散抵抗性を評価する。

－障害度（Impedibility）:施設設計上変更の余地のないシステム固有の特徴に基づく技術的な抵抗性要因
－保障措置の強度（Safeguardability）: 保障措置等制度的な規制や技術により達成可能な抵抗性要因

上記要因を整理したものを付表 5.3.1に、これらの要因をもとに実施した核拡散抵抗性の２次元集計結果を付図 5.3.1に示す。この図において核拡散抵抗性は、縦軸と横軸の総和として与えられる。すなわち、各先進リサイクルシステムは、現行のシステムに比べ右上の範囲に位置することで核拡散性が高いと評価される。

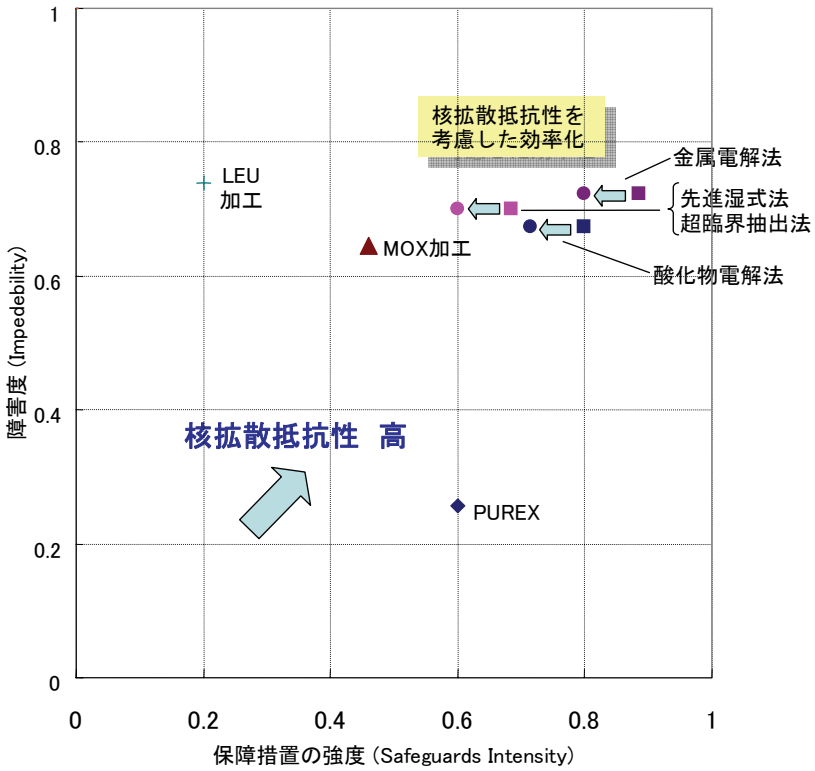
(b) 保障措置の合理化方法の検討

日本は、国内でプルトニウムを単独に抽出分離することができる未申告施設がなく、直接利用物質として短期間に分離抽出することは困難との結論がＩＡＥＡから出され、統合保障措置へ移行した。先進リサイクルシステムは、取り扱う低除染燃料が直接利用物質になり得ず、かつ直接利用物質を分離抽出しにくいとのシステムの特徴を有し、これを保証しうる検認技術を特定することで、保証措置の合理化を提案することができる。　具体的には、適時性目標（転用検知期間）を現行の直接利用物質に対する１ヶ月から使用済燃料並みの３ヶ月に緩和することが考えられる。この緩和を取り入れた場合の各先進リサイクルシステム保障措置の強度の変化を 付図 5.3.1 に示したが、現行システムと

同程度以上の核拡散抵抗性を維持していることが判る。

付表 5.3.1　直接利用物質取得と核拡散障害要素の整理

直接利用物質取得のためのシナリオ	核拡散障害要因	核拡散障害要素
不法取得後他の工程で直接利用物質へ転換する場合	1.核物質不法取得の困難性 ・取得量 ・抜取り方法 ・放射線被曝	- 臨界量、放射能 - 単位有意量に至る質量・容量 - 隠蔽可能性、代替物質 - 抜取り装置
	2.核物質不法移転の困難性 ・発熱量 ・被曝防護	- 単位有意量に至る質量・容量 - 放射能、発熱量 - 移送容器
	3.直接組込みの困難性（不法取得物の核分裂性物質としての品質） ・臨界条件 ・核兵器設計条件	- 不純物含有量 - 放射能、発熱量 - U、Pu 同位体組成、自発中性子 - 有意量に至る質量・容量
	4.直接利用物質への転換の困難性（金属形態への転換は含まない） ・硝酸 Pu、二酸化 Pu への転換工程 ・不純物除去	- 不純物含有量、放射能 - 1 有意量に至る質量・容量 - 必要とする精製工程と規模 - 転換に必要とされる時間
対象施設で直接転換する場合	5.運転条件の変更の困難性（未改造の場合） ・不法使用の可能性	- 運転の困難性と転換時間 - 必要とされる追加条件 - 抜取り装置、最終抜取り量 - 隠蔽可能性
	6.施設設計構造の改造の困難性 ・施設の魅力度（不法改造に値するか）	- 必要とする改造の複雑さ - 改造コスト、改造に要する時間 - 改造による安全性への影響 - 施設の取扱量 - 隠蔽可能性



付図 5.3.1　障害要素及び保障措置強度の二次元による核拡散抵抗性評価結果

付録 6. 国内外の再処理技術開発の動向

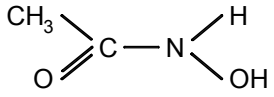
(1) UREX 法および UREX+法（米国）

アセトヒドロキサム酸の性質と利用

アセトヒドロキサム酸は 付図 6.1 に示すような化合物であり、アクチニドイオンと錯体を形成する。錯生成の安定度定数は次の順序であり、An(IV) 錯体の安定度定数が大きい。

βPu(IV) > βNp(IV) > βU(IV) > βH+ > βU(VI)

アセトヒドロキサム酸は Np と Pu の還元作用を有し、特に Np(VI)を Np(V)に還元する速度は速やかである。これらを利用して、英国 BNFL と露国 Khlopin Radium Institute のグループにより PUREX 法における Np 抽出の抑制が検討された。



付図 6.1　アセトヒドロキサム酸の構造

UREX 法のフローシート

UREX法はTBP溶媒を用い、PUREX法のバリエーションの一つと位置づけられよう。名称はUranium Extractionの略である。フローシートの例を 付図 6.2 に示す。共除染部の洗浄液に錯形成剤を投入し、PuとNpの抽出を抑制する。PuはPu(IV)としての錯形成、NpはNp(VI)からNp(V)への還元の効果によるものと考えられる。装荷溶媒を濃硝酸溶液と接触し、Tcを選択的に逆抽出する。希硝酸溶液によりUを水溶液として回収する。Uは低レベル放射性廃棄物として処分することを想定している。

UREX+法の構成

UREX+法はアクチニド元素である U、Np、Pu、Am 及び Cm、核分裂生成物の Cs、Sr 及び Tc を回収する。プロセスは溶媒抽出を基礎としており、UREX、CCD-PEG、NPEX、TRUEX、Cyanex-301 から成る。それぞれの役割を表 1-1 にまとめる。Cyanex-301 法は抽出剤が化学的に不安定であるので代替法が検討されている。

米国 ANL は小型の遠心抽出器による試験を行い、プロセスを実証している。

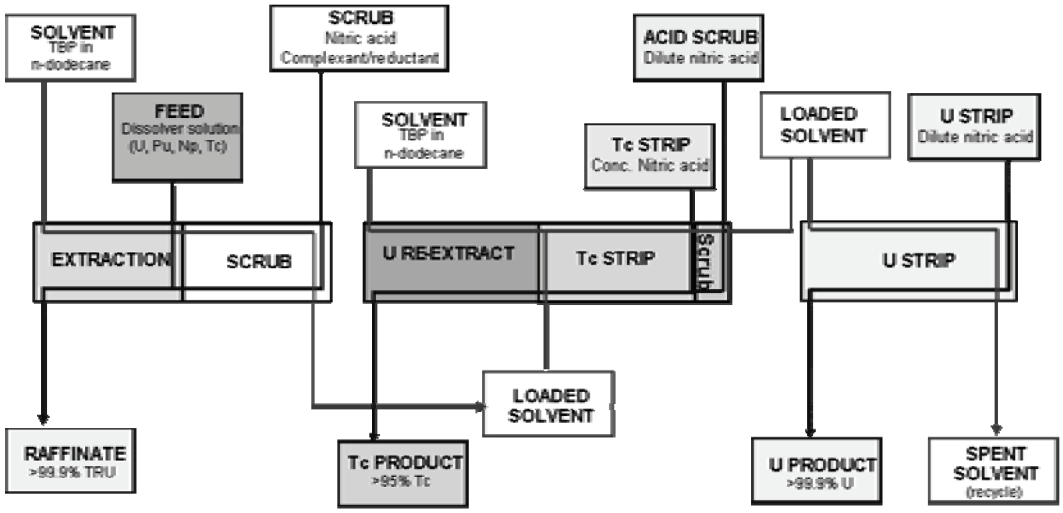
［参考文献］

1) The application of formo- and aceto-hydroxamic acids in nuclear fuel reprocessing, R.J.Taylor, I. May, A. L. Wallwork, I. S. Denniss, N. J. Hill, B. Ya. Galkin, B. Ya. Zilberman and Yu. S. Fedorov, J. Alloys and Compounds, 271-273, p534-537 (1998)

2) The formation of hydrophilic Np(IV) complexes and their potential application in nuclear fuel reprocessing, Iain May, Robin J. Taylor and Geoff Brown, J. Alloys and Compounds, 271-273, p650-653 (1998)

3) Evaluation of Hydroxamic Acid in Uranium Extraction Process: Literature Review, L. Nunez and G. F. Vandegrift, ANL-00/35 (2001)

4) Designing and Demonstration of the UREX+ Process Using Spent Nuclear Fuel George F. Vandegrift, Monica C. Regalbuto, Scott Aase, Allen Bakel, Terry J. Battisti, Delbert Bowers, James P. Byrnes, Mark A. Clark, Dan G. Cummings, Jeff W. Emery, John R. Falkenberg, Artem V. Gelis, Candido Pereira, Lohman Hafenrichter, Yifen Tsai, Kevin J. Quigley, and Mark H. Vander Pol, ATALANTE 2004, 012-01, June 21-25, 2004, Nîmes, France (2004)



付図 6.2　UREX 法に関する試験フローシート

付表 6.1　UREX+法の構成

方法	概要
UREX	使用済み燃料溶解液から U と Tc を回収する。アセトヒドロキサム酸を洗浄液に加え、Np と Pu の抽出を抑制する。Tc を濃硝酸により選択的に逆抽出する。
CCD-PEG	UREX 法の抽出残液から Cs と Sr を回収する。塩化コバルトジカルボリドとポリエチレングリコールを含む溶媒を用いる。
NPEX	CCD-PEG 法の抽出残液から Pu と Np を回収する。TBP 溶媒を用いる。Np は Np(IV)として抽出する。
TRUEX	NPEX 法の抽出残液から Am と Cm を回収する。CMPO–TBP 混合溶媒を用いる。製品に希土類元素が混入する。
Cyanex-301	TRUEX 法の中間製品溶液から希土類元素を除去して Am と Cm を回収する。精製した Cyanex 301 を主剤として用いる。

(2) GANEX 法（フランス）

仏国原子力庁 (CEA) が Generation IV に係わる研究開発の一環として取り組んでいる。GANEX 法は Group Actinides Extraction の略である。2 つの溶媒抽出法を組み合わせ、アクチニド元素を回収する。

第一の溶媒抽出工程では、U(VI)に選択的な抽出剤を用い、使用済み燃料溶解液から U を選択的に回収する。分枝アルキルモノアミド抽出剤を用いる。CEA が以前に開発した DOiBA (N,N-di-(2-ethylhexyl)-iso-butanamide) が候補として挙げられているが、未だ確定していない。

第二の溶媒抽出工程では、一部残る U とともに、Np、Pu、Am 及び Cm を回収する。このためには、III から VI までの状態を取りうるアクチニド元素を抽出し、希土類元素を含む核分裂生成物と相互分離を行わなければならない。しかしながら、このような抽出剤は実現されておらず、今後の研究開発を待つ必要がある。現在の所、

- DIAMEX-SANEX 法を元にしたプロセス
- 欧州の協力の元に開発された BTP 抽出剤の改良

が検討されている。

BTP (bis-triazine-pyridine) 抽出剤については、iPr-BTP に関して放射性溶液を用いた実証試験が行われているが、放射線に対する耐久性が低く、化合物の最適化に関する研究が進められている。BATP (bis annulated triazinyl pyridine) や BATBP (bis annulated triazinyl bis pyridine) が合成された。これらの化合物の欠点として、

- 脂肪族系希釈剤に対する溶解度が小さい。
- 抽出能力が高く逆抽出が困難な場合がある。
- 装荷限度が低い。
- 放射線に対して弱い。

が挙げられている。

［参考文献］

1) Development of New Hydrometallurgical Processes for Actinide Recovery: GANEX concept, Jean-Marc ADNET, Manuel MIGUIRDITCHIAN, Clément HILL, Xavier HERES, Michael LECOMTE, Michel MASSON, Philippe BROSSARD and Pascal BARON, GLOBAL 2005, No. 119, Oct 9-13, 2005, Tsukuba, Japan (2005)

2) Overview of the CEA R&D Support to Generation IV Nuclear Energy Systems, Frank Carré, Pascal Anzieu, Philippe Billot, Philippe Brossard, Gian-Luigi Fiorini, ATALANTE 2004, O11-05, June 21-25, 2004, Nîmes, France (2004)

(3) PUREX+DIAMEX-SANEX 法

1991 年に制定された仏国の廃棄物処分に関する法律に基づき、長半減期核種の分離に関する研究開発が進められている。分離の対象とされている元素は、Np、Am、Cm、Tc、I 及び Cs である。PUREX 法により Np、Tc 及び I を回収し、Am、Cm 及び Cs は付加的な溶媒抽出法により回収する。

Np は共除染工程にて抽出されるので、U 精製工程にて U と分離する。Np の回収率を高めることが研究開発の中心である。

I は硝酸銀を含むフィルタに吸着し、水溶液中で還元してヨウ化物イオン I^-として回収する。

Tc は共除染部にて抽出される成分を高硝酸濃度 (10 M) の硝酸溶液で選択的に逆抽出する。

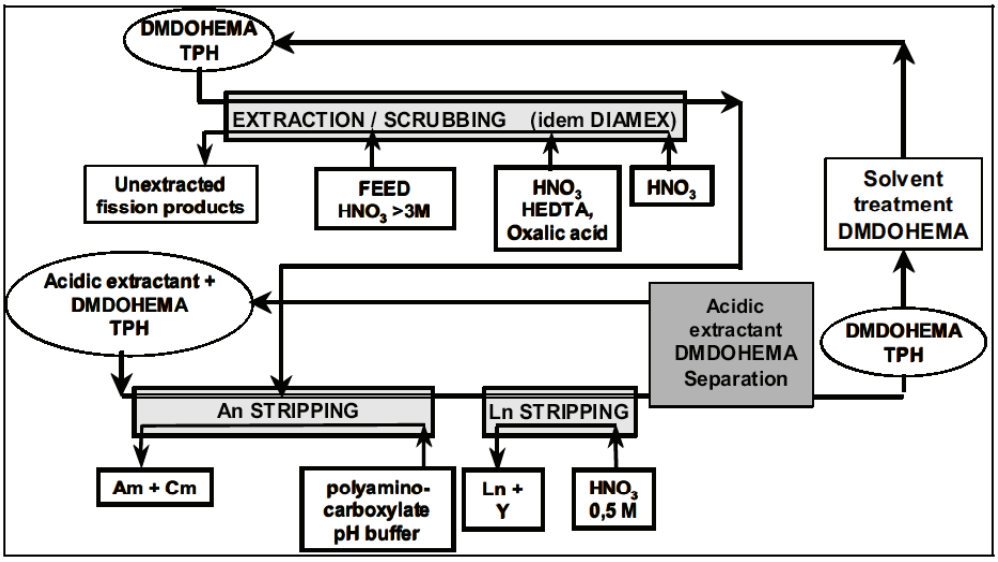
AmとCmはDIAMEX- SANEX法によりPUREX法の抽出残液から回収する。DIAMEXとSANEXはそれぞれDiamide Extraction、Selective ActiNides EXtractionの略である。DIAMEX法は高酸性溶液からAm、Cmと希土類元素を回収する溶媒抽出法であり、抽出剤としてDMDOHEMA (N,N -DiMethyl N,N –DiOctylHexylEthoxyMalonAmide)を用いる。DIAMEX-SANEX法はこれを改良し、希土類元素を分離する機能を付加したものである。抽出剤としてHDEHP を加え、キレート剤であるHEDTAによる三価アクチニドの選択的逆抽出を行う。付図 6.3 にDIAMEX-SANEX法の基本フローシートを示す。分離工程の中にDMDOHEMAとHDEHPを含む混合溶媒からHDEHPを分離する工程を有する。

Am と Cm の相互分離は DIAMEX 法により行う。Am と Cm の分離係数は~1.6 と小さいので、多数の段を有する遠心抽出器システムを精度良く管理しながら分離を行う。Sésame (Selective Extraction and Separation of Americium by Means of Electrolysis) 法もこのために検討されてきたが、現時点では上記の方法がリファレンスとされている。

Cs の回収には、CCCEX 法を候補として実証試験が行われる予定である。

［参考文献］

1) First DIAMEX Partitioning Using Genuine High Active Concentrate, D. Serrano-Purroy, B. Christiansen, R. Malmbeck, J.P. Glatz, P. Baron, C. Madic, G. Modolo., ATALANTE 2004, O12-03, June 21-25, 2004, Nîmes, France (2004)
2) Partitioning of Minor Actinides from HLLW using the DIAMEX Process, D. Serrano-Purroy1, B. Christiansen1, R. Malmbeck1, J. -P. Glatz1, P. Baron, Global 2003, November 16-20, 2003, New Orleans, USA (2003)
3) Separation of the Long Lived Radionuclides: Current Status and Future R&D Program in France, P. Barona, M. Lecomtea, B. Boullisa, N. Simonb, D. Warin, Global 2003, November 16-20, 2003, New Orleans, USA (2003)
4) http://www.cea.fr/gb/publications/Clefs46/pagesg/clefs46_glo3.html



付図 6.3　DIAMEX- SANEX 法の基本フローシート

(4) 4群分離（原研）

高放射性廃液中の元素を TRU 群、Tc–白金族元素群、Cs-Sr 群、その他の元素群に分離する複合的な分離プロセスである。研究開発は既に終了している。

高放射性廃液から Am と Cm を溶媒抽出法である DIDPA 法により回収する。高放射性廃液は給液調整として硝酸濃度を約 0.5 M に下げるために、ギ酸を加えて脱硝操作を行う。溶媒抽出は 0.5 M HDEHP–0.1 M TBP を主成分とする混合溶媒である。この溶媒に Am、Cm 及び希土類元素を抽出し、0.05 M DTPA 溶液により Am と Cm を選択的に逆抽出する。溶媒中に残る希土類元素は 4 M HNO_3 溶液により逆抽出する。廃液中の Np はほとんどが抽出され、0.8 M シュウ酸溶液により回収できる。

Tc–白金族元素群は、DIDPA 法の抽出残液を脱硝し、沈殿として回収する。

Cs と Sr は無機イオン交換体に吸着して分離する。Sr はチタン酸、Cs は天然モルデナイトを用いる。吸着した後には、1,200℃程度で焼成して固化体とする。

［参考文献］

1) 総説 分離変換工学, 「分離核変換工学」専門委員会, （社）日本原子力学会 (2004)

(5) ARTIST 法（原研）

使用済み燃料からアクチニド、Tc、Cs 及び Sr を回収するプロセスであり、分解が容易な元素（C、H、O、N、いわゆる“CHON”元素）により構成された抽出剤を用いることとしている。ARTIST は Amide-based Radio-resources Treatment with Interim storage of Transuranics の略である。

使用済み燃料の溶解液からモノアミド抽出剤により U と Tc を分離する。抽出剤はアルキル基に分枝のある DH2EHA (N,N-dihexyl-2-ethylhexamide) や D2EHBA (N,N-di-(2-ethylhexyl)butyramide) が用いられる。

得られる抽出残液から TODGA 抽出剤によりアクチニド元素と希土類元素を抽出する。この時、Pu を別に回収する場合には、モノアミドを利用する溶媒抽出を行う。

希土類元素を分離するには N をドナーとする抽出剤を利用する方針である。また、Cs−Sr 分離にも CHON の抽出剤を用いるよう検討が進められている。

［参考文献］

1) 総説 分離変換工学, 「分離核変換工学」専門委員会, （社）日本原子力学会 (2004)

(6) PYROX 法（米国）

AFCI の一環としてアルゴンヌ国立研究所（ANL）で開発中の乾式プロセスで、以下のステップから構成される。

① LWR 使用済燃料中の U､TRU を溶融塩中で電気化学的に金属に還元する。(Direct Electrolytic Reduction)

② 還元された U、TRU 金属を陽極として電解精製し、固体陰極に U 金属のみを回収し、高レベル廃棄物の量を減らす。(Uranium Electrorefining)

③ 溶融塩中に残った U、TRU 塩化物を電気分解し、陰極に U,TRU 金属を析出させる。(U/TRU Recovery, TRU Drawdown)

プロセスフローを 付図 6.4[1)]に示す。ステップ①については実験室規模で未照射のUO_2やAm含有MOXペレットを用いた還元試験に成功している。ステップ②については固体陰極へのU金属の析出は、EBR-IIの使用済金属燃料の処理で実証されている。ステップ③については、GEN-Ⅳのオプションである金属燃料FRによるTRU核変換を想定したもので、陽極での塩素発生を伴う新しい電解技術で、現在開発中である[2)]。

ANL では、本プロセスによる 100tHM/y の処理規模のシステムを、概略的に設計している。このシステムの特徴としては、以下が挙げられる。

① 直接電解還元の反応速度が早いことを利用して、1 基の電解還元槽で処理する。

② 2 基の大型電解精製槽において、複数の平板型の陰極を利用することにより、非常に早いUインゴット回収速度を実現する。

③ 上記工程により、TRU 回収工程以降の負担を軽減する。

これらの合理化により、コンパクトな再処理施設で 100tHM/y の LWR 使用済燃料を処理できるとしている（高稼働率を実現するためのマテハン操作、塩輸送、バッファ量等に関する検討は不十分である）[3)]。ただし、FS で実施している再処理システムの研究は、FBR 使用済燃料を対象としたものであり、乾式再処理施設で合理的に LWR 使用済燃料を処理するためには、大幅な設計変更が必要である。 AFCI の提案は LWR 使用済燃料に特化した高速電解槽概念であり、動向を注視しておく必要がある。ステップ③については、TRU 回収にこれまでの Cd 陰極に代わる方法を開発中であり、まだ試験室レベルで詳細は不明であるが、発生する塩素ガスの処理やルツボ材料が課題となると予想される[4)]。

［参考文献］

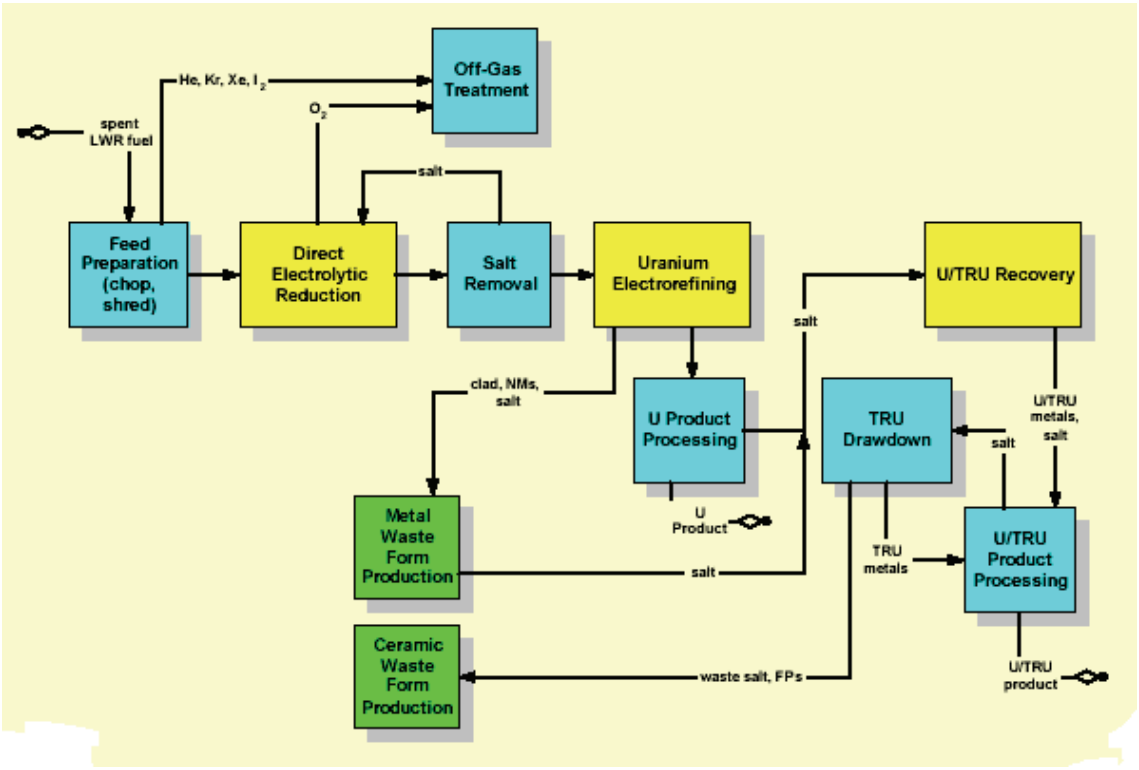
1) AFCI Review Meeting Albuquerque, NM, Jan.22-24, 2003

2) AFCI Program Plan Draft, Jan. 30, 2004

3) Workshop for Graduate Students from the Big 10 Nuclear Engineering Departments, July 20-22,

2004

4) AFCI Annual Report 2003



付図 6.4　PYROX 法のプロセスフロー[2)]

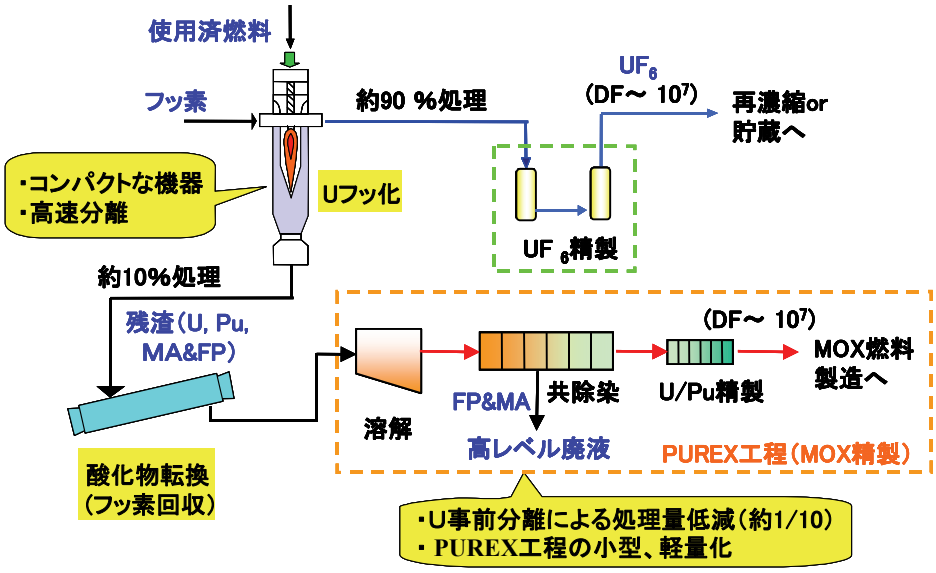
(7) FLUOREX 法（日立）

フローレックス法とは，LWRからFBRへの移行期の再処理技術という位置づけで，国内で開発が進められている半乾式法による再処理プロセスであり，ウランの分離工程として乾式法の一つであるフッ化物揮発法と，ウランとプルトニウムの混合物の精製工程として従来技術である湿式法とを組み合わせた工程より成る（付図 6.5参照）。

ここでフッ化物揮発法は，ウランに対する精製効果が高く，また最終的なウランの化学形態が，次工程（ウラン濃縮工程）に原料として用いるUF_6であるという利点を有しているが，プルトニウムに対する効果的な除染は期待できない。一方，湿式法は，プルトニウム（ウラン - プルトニウム混合物）の高度な精製を行うことができる。

フローレックス法は，「革新的実用原子力技術開発提案公募事業」の一環として，（財）エネルギー総合工学研究所（Institute of Applied Energy:以下，IAE）から委託を受けて，（株）日立製作所が，埼玉大学，名古屋大学及び東京電力（株）との共同研究体制のもと，2000年度から2002年度にかけて実験を伴う研究を主工程（フッ化物揮発プロセス）に対して実施しており，技術的成立性を確認している。また，経済性の観点からも，現行の湿式法と比較して経済的に優れているという見通しを得ている。本開発は，2004年から文部科学省が行っている革新的原子力システム技術開発のテーマの一つとして，（株）日立製作所，東京電力（株），三菱マテリアル(株)及び核燃料サイクル開発機構との共同研究体制により4年計画で再開されており，後段の湿式法を含めた工学的システムとしての成立性を見極めることを目標とした技術開発を行っている。

・軽水炉燃料中の大量の U を簡便な方法で高速に分離、高純度化→フッ化処理
・U 粗取り後の残余 U+Pu+FP を溶媒抽出で処理→PUREX法（処理量負荷低減、簡素化）
・「フッ化物揮発法」と「溶媒抽出法」のハイブリッド再処理システム→相補的組合せ



付図 6.5　フローレックス法の開発概念図

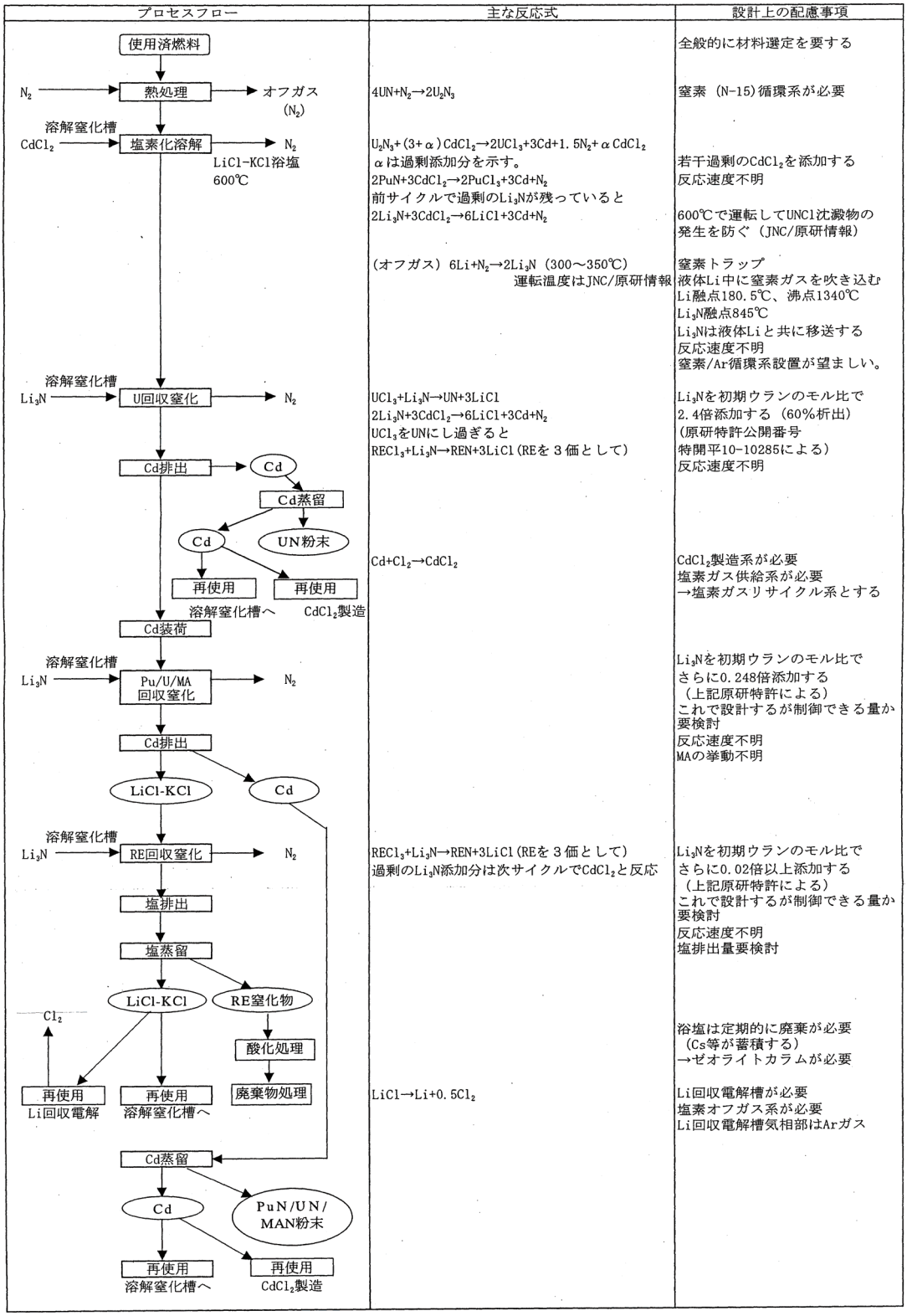
(8) LINEX 法（原研）

LINEX法は、日本原子力研究所（原研）により窒化物燃料再処理技術として開発されたプロセスである。このLINEX法の基本原理は、使用済燃料を金属電解精製槽と同様の高温塩（KCl－LiCl）に装荷し、この塩に窒化リチウム（Li_3N）を添加し、U、Pu、Amなどの元素が順に窒化物を形成して沈殿することを利用して、元素分離するものである。この基本的な原理は、原研によるU等によるビーカ試験等により確認[1) 2)]されている。本プロセスの概略フローを付付図 6.6に示し、以下に説明を加える。

粉体窒化物燃料を陽極バスケットに装荷する。このバスケットを塩（KCl－LiCl－$CdCl_2$）の入った溶解窒化槽に装荷し、温度約600℃の条件で窒化物燃料を溶融塩中溶解させる。その際、溶解窒化槽から発生する窒素ガスを金属Liの窒素トラップによりLiと反応させ、Li_3Nとする。次に、溶解窒化槽に初期Uの2.4倍（モル比）のLi_3Nを添加し、Uを窒化物とする。このU窒化物をCdとともに取り出し、Cd蒸留装置により、Cdを蒸留除去し、U窒化物を粉体とした後、燃料製造側に払い出す。その後、溶解窒化槽に初期Uの0.25倍のLi_3Nを添加し、Cd中でU-Pu-MAを窒化物とする。このU-Pu-MA窒化物をCdとともに取り出し、Cdを蒸留し、U-Pu-MA窒化物の粉体とし、燃料製造側に払い出す。これらの蒸留Cdは、再使用される。TRU抽出器はU-Pu-MAの回収効率を高めるために設けることとした。塩中のREは、金属電解法の場合と同様、ゼオライトカラムに定期的に通液し、除去することが考えられる。なお、再処理の製品であるU窒化物、U-Pu-MA窒化物は、振動充填方式などにより、燃料ピンに加工する。

LINEX法は、原理が確認された段階であり、実用化を判断するためのデータが不足している。特に以下の点を明確にする必要がある。

- Li_3Nに対する他のFPの反応性、特に希土類の分離性
- MAの挙動と回収方法の検討
- Cd中に沈殿するU,Pu窒化物の回収方法
- LiやCdのリサイクルのための塩素ガス処理技術
- ^{15}N濃縮技術コスト低減と^{15}Nリサイクルのための窒素ガス分離回収技術



付図 6.6　LINEX 法のプロセスフローとその原理

付録 7. 金属電解法の金属燃料サイクル以外へ適用検討

本付録は高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究フェーズⅡ 中間報告書[JNC TN9400 2004-052 からの転記である。

付録 7.1 酸化物燃料への適用

付録 7.1.1 施設概念構築

酸化物燃料金属電解法による再処理システムでは、50tHM/yの処理能力を持つプラントについて検討する。50tHM/yの酸化物燃料を酸化物燃料FBRに装荷した場合に発生する使用済燃料は46.9tHM/yであり、その内訳は31.5t/yの炉心燃料（炉心内側：IC+炉心外側：OC+軸方向ブランケット：AB燃料）と15.4 tHM/yの径ブランケット：RB燃料である。

(1) プロセス

金属燃料の再処理方法として研究開発が進められてきた金属電解法を、酸化物燃料に適用するためにはプロセスの一部を変更する必要がある。FBRで照射した使用済み酸化物燃料を受入れ、金属電解法で再処理した後に、酸化物燃料を製造するために考案したプロセスフローの概念図を付図 7.1.1に示す。金属燃料を対象にしたシステムと比較したときの主な相違点は、「FP存在率が低いRB燃料のバイパス処理（熱脱被覆後に直接振動充填工程に供する）」、「酸化物燃料を金属に還元するためのLi還元工程の付加」、「HM金属を酸化するための酸化転換工程の付加」にある。

前処理工程で粉体化した酸化物燃料をLi還元工程でHM金属に還元した後、得られたHM金属を陽極バスケットに装荷し、HM電解精製槽に移送する。電解することにより、HM電解精製槽のLiCl-KCl溶融塩中に塩化物として溶解するHMを陰極で回収する。陰極処理工程では、回収物からLiCl-KClおよびCdを分離し、HMインゴットを生成する。生成したHMインゴットは、酸化転換工程で、HM酸化物の粉末（再処理製品）とする。

なお、廃塩処理工程では、LiCl-KCl溶融塩からFPを分離回収することにより、溶融塩をリサイクルし、塩廃棄物量の低減を図る。

(i) 前処理工程[1],[2],[3],[4]

被覆管からの酸化物燃料の取出しを容易にするため、レーザー切断機等を用いてラッパ管を取り除いた燃料ピンを、機械切断により、ワイヤーごと約10mm程度の短尺ピンに切断する。

短尺ピンから燃料成分を回収する方法としては、熱脱被覆法を採用する。この方法では酸素雰囲気中において燃料ピンを約700℃に加熱することにより酸化物燃料（UO2）をU3O8に酸化させ、これに伴う体積膨張を利用してハルから分離すると同時に粉体化する。

その後、約800℃の還元雰囲気(95%Ar+5%H2)にすることにより酸化物燃料粉体（U3O8）をUO2に還元する。この方法には、希ガス（Kr,Xe）の全量と発熱量が多い揮発性FP元素（Cs,I,Ruなど）の一部を粗分離できる利点がある。各元素のオフガスへの移行率を以下に示す。

なお、希ガスおよびトリチウム以外の揮発性FP元素はコールドトラップ等で回収する。

元素	^{3}H,Kr,Xe	I,Ru,Br,Sb,Se,Te,Tc,Rb,Cs	その他
オフガスへの移行率(%)	100	70	0

(ii) Li 還元工程

酸化物燃料を金属に還元する方法には幾つかの候補が挙げられるが、FSフェーズ2では、現時点で基礎試験データが蓄積されており、廃棄物発生量を比較的抑制できるLi還元法を採用した。

本工程は、「Li還元槽」、「LiCl濾過槽」、「Li電解槽」、「LiCl廃塩処理システム」などから構成される。LiClをリサイクルするため、これらの機器間でLiClを頻繁（1回/日あるいは2回/日）に移送する必要がある。

Li還元槽には650℃に保温したLiClが貯蔵されている。これに前処理工程から受入れた酸化物燃料粉体を投入し、還元剤としてLi金属を添加する。このプロセスでは、HM 酸化物と同時にRE酸化物、アルカリ金属酸化物、アルカリ土類金属酸化物、Zr酸化物の一部が還元され、副産物としてLi2Oが生成される。一方、貴金属、Zrの一部は、金属として蓄積する。各元素の還元率を以下に示す。

元素	U,Np	Pu	Am,Cm
還元率(%)	98	97.9	97

還元処理した燃料成分はLiClと一緒にLiCl濾過槽に移送する。このプロセスでは、メッシュ等を用いて固体相（金属あるいは酸化物の燃料成分）と液体相（RE等のFPを含むLiCl）を物理的に分離する。分離回収した燃料成分は陽極容器に装荷し、可能な限りLiClを取り除いた後、HM電解精製工程に移送する。

Li電解槽では、Li還元槽で副産物として生成されたLi_2Oを電気分解することにより、陰極でLi金属を、陽極でO_2ガスを回収する。回収したLi金属はLi貯蔵槽に貯蔵し、必要量をLi還元槽に移送し、再び還元剤として利用する。

塩廃棄物量を低減するため、LiCl廃塩処理システムでは、LiClに溶解しているハロゲン、カルコゲン（Se,Teなど）、希土類などのFPをゼオライトカラムで分離回収することにより、LiClをリサイクル利用する。また、1回/30日の頻度で、金属フィルターを用いてLiClを濾過することにより、槽内に蓄積するRE酸化物等を分離する。

(iii) HM 電解精製工程

HM電解精製槽には、500℃のLiCl-KCl溶融塩とCd金属を貯留する。LiCl-KCl溶融塩中に、陽極容器に装荷したHM金属と固体およびCd陰極を設置する。そして、電解反応により、固体陰極でU金属を、Cd陰極でU+Pu+MA金属を回収する。実験値に基づいて設定した陽極溶解率および分離係数を以下に示す。

元素	U	Pu,Np,Am,Cm
陽極溶解率(%)	98	99

元素	U	Pu	Np	Am,Cm	Ce,Pr,Nd,Pm	La,Gd	Y,Sm,Eu, HRE
分離係数(-)	1	□	1.5	4	45	150	∞

陽極容器には貴金属元素と RE 酸化物との交換反応により生成する UO_2 が蓄積する。これらは 1 回/20 日の頻度で陽極容器ごと破棄する。

(iv) 廃塩処理工程

HM電解精製槽中のFP濃度を一定値以下に保持し、再処理製品中のFP濃度を規定値以下に保持するため、LiCl-KCl溶融塩の0.6%を毎日抜き取り、廃塩処理システムに移送する必要がある（金属燃料の再処理システムでは制限条件となる、Na混入量の増加と発熱性FPによるLiCl-KCl溶融塩の温度上昇は問題とならない）。廃塩処理システムは「パイロコンタクタ（抽出）」、「ゼオライトカラム」、「再酸化槽」などから構成されている。

パイロコンタクタに還元剤であるLi-K含有するCdを添加することにより、LiCl-KCl溶融塩中のHM塩化物を還元し、HM金属とする。これを、パイロコンタクタ内でCd金属に接触させることにより、Cd金属中にHM金属を回収する。この時の回収率を以下に示す。

元素	U	Pu	Np	Am,Cm	Ce,Pr,Nd,Pm	La,Gd
回収率(%)	99.996	□	99.89	99.65	20	5

HM回収処理済みのLiCl-KCl溶融塩をゼオライトカラムに移送し、吸着反応によりFPの一部を分離する。

ゼオライトカラムでFPの一部を除去済みのLiCl-KCl溶融塩およびパイロコンタクタでHM金属を回収したCd金属は再酸化槽に移送する。ここで、$CdCl_2$を酸化剤として添加することにより、HM金属をHM酸化物に変換し、LiCl-KCl溶融塩中に逆抽出する。

(v) 陰極処理工程

HM電解精製工程から、固体陰極で回収したU金属およびCd陰極で回収したCd-U-Pu-MA金属が払い出される。

デンドライト状のU金属にはLiCl-KCl溶融塩が付着している。この回収物を電極から掻き落とし、固体陰極処理装置で蒸留処理することによりLiCl-KCl溶融塩（950℃,10Torr以下）を分離した後、1370℃まで昇温してU金属インゴットを回収する。

また、Cd-U-Pu-MA金属にもLiCl-KCl溶融塩が付着しているため、Cd陰極処理装置で、Cd金属（600℃,30Torr以下）とLiCl-KCl溶融塩（950℃,10Torr以下）を蒸留処理することにより分離した後、1000℃まで昇温してU-Pu-MA金属インゴットを回収する。

(vi) ドロス処理工程および Cd 蒸留工程

陰極処理工程では、UとコーティングZrO_2が反応して副産物であるドロスが生成される。ドロス処理工程では、ドロスの主成分であるUO_2と試薬として投入する$ZrCl_4$を反応させることによりUCl_3を生産し、HM電解精製工程に移送する。

Cd蒸留工程における処理は、操業日数以外の期間に1回/年の頻度で実施する。ここでは、HM電解精製槽の底部に貯蔵したCd金属をCd蒸留装置に移送し、蒸留分離することにより、FP等を回収する。

(vii) 酸化転換工程

陰極処理工程から移送されたU金属およびU-Pu-MA金属インゴットを粉砕機により粉末化し、粒径を均一化する。高温の酸素雰囲気中（95%Ar+5%O_2）で酸化転換することにより、UおよびU-Pu-MA酸化物（再処理製品）を製造する。

(2) 物質収支

要素試験から得られた基礎データ、想定した機器性能等を基に再処理システムの物質収支を計算した。「前処理工程」において要求される処理量は、酸化物燃料47tHM/yである。このうちRB 燃料に関しては、「前処理工程」において燃料成分を分離回収した後、バイパス処理される。このため、「Li還元処理プロセス」以降のシステムに要求される処理能力は約32tHM/yである。

本再処理システムでは、HM電解精製槽からUだけを約20日間回収することにより、LiCl-KCl溶融塩中のUとPuの比率を平衡状態にできる。ただし、HM電解精製槽からのLiCl-KCl溶融塩抜き取り量が少ないため(0.6%)、HM電解精製槽中のFP濃度が一定値になるまでには長時間を要する。FP濃度がほぼ定常値に達する操業開始5年経過後におけるHMおよびFPに関する物質収支計算結果の概要を付図 7.1.2に示す。なお、HMについては、U、Pu、MAの3群に、FPについては、希ガス、アルカリ金属、アルカリ土類金属、希土類、貴金属、カルコゲン、ハロゲンの7群に分けて記載している（各元素の所属群は付図 7.1.2参照）。また、表中の物質収支は、基本的に1日当たりの物質移動量（kg/d）を

示しているが、30日に１回の頻度で実施される金属フィルターと陽極容器の廃棄操作については、１回あたりの物質移動量（kg/30d）を示している。

(i) 前処理工程

炉心燃料(IC+OC+AB燃料)およびRB燃料あわせて234.4kgHM/dの酸化物燃料には15.7kg/dのFPが含有されている。熱脱被覆することにより、希ガス、アルカリ金属、貴金属などを中心に4.5kg/dのFPを燃料から分離回収する。

ハルの付着物は1.2kgHM/dのHMと0.06 kg/dのFPである。ハル付着物として廃棄されるHMが、本再処理システム全体におけるHM損失の中で最大量となっている。

本工程で、使用済燃料に蓄積していたFPの約30%が除去されることになる。

(ii) Li 還元工程

炉心燃料(IC+OC)とAB燃料あわせて156.6kgHM/dの燃料が供給される。この酸化物燃料には、11kg/dのFPが含有されている。LiClに溶解するアルカリ金属、アルカリ土類金属などのFPはゼオライトに吸着させて分離し、廃棄物とする。この廃棄物には、0.07kgHM/dのHMと1.5kg/dのFPが含まれる。また、30日に１回の頻度でLiClを金属フィルターで濾すことにより、酸化物として蓄積する希土類などのFPを45.3kg/30dの速度で分離する。

本工程で使用済燃料に蓄積していたFPの約20%が除去されることになる。

(iii) HM 電解精製工程

Li還元工程から供給される燃料成分には156.6kgHM/dの還元したHM金属と8.1kg/dのFPが含まれている。これを電解精製することで、固体陰極では127.5kgHM/dのUを.8kg/dのFPが含まれる形で、Cd陰極では35.2kgHM/dのHMを0.9kg/dのFPが含まれる形で回収する。

陽極容器は、蓄積物と同時に30日毎に破棄する。この陽極容器廃棄物には、UO_2など12.8kg/30dのHMと貴金属など117.0kg/30dのFPが含まれる。したがって、本工程で使用済燃料に蓄積していたFPの約25%が除去されることになる。

(iv) 廃塩処理工程

HM電解精製槽中のFP濃度を制限するため、LiCl-KCl溶融塩の0.6%を毎日抜き取り、本工程で処理する。約51kg/dのLiCl-KCl溶融塩には4.6kgHM/dのHMと3.7kg/dのアルカリ土類金属を中心としたFPが含まれている。HMに関しては、Cd金属に溶解させた後、再びLiCl-KCl溶融塩に再溶解させるため、ほぼ全量がHM電解精製槽に戻される。一方、FPの一部はゼオライトカラムで吸着されるため、戻り量は0.7kg/dとなる。この工程で使用済燃料に蓄積していたFPの約20%が除去されることになる。

(v) 陰極処理工程

HM電解精製工程から供給される162.7kgHM/dのHMには1.7kg/dのFPが含まれている。このHMを蒸留処理して回収する157.8kgHM/dのインゴットには、0.7kg/dの希土類FPが含まれている。

(vi) ドロス処理工程および Cd 蒸留工程

陰極処理工程において蒸留処理するHMの3%がドロスとなると設定しているため、4.9kgHM/dのHMがドロス処理工程に供給される。本工程では、HM電解精製槽中のHM濃度を一定に保つため、0.8kgHM/dのUがUCl_3の形で追加補充される。

なお、本物質収支評価では、操業期間外に実施するCd蒸留工程に関しては評価対象外とした。

(vii) 酸化転換工程

本工程では、157.8kgHM/dのインゴットが、全て酸化物燃料に転換される。再処理製品の詳細は付表 7.1.1に記載した。固体陰極で回収されるUインゴットには、ほとんど不純物が混入しない。一方、Cd陰極で回収されるU-Pu-MAインゴットのPu富化度は約63%であり、2wt%程度のFPが含有される。また、UおよびTRUの回収率は、各々99.5%および99.2%である。

この物質収支評価から計算される年間の製品製造量を付表 7.1.2に示す。1年間で約42.0tのUと約4.7tのPuが製造される。

(3) 廃棄物

今回評価した廃棄物は、プロセス廃棄物、2次廃棄物（機器交換部品）、気体廃棄物、液体廃棄物、に大別して考える。また、廃棄物区分は金属燃料サイクルに準じて決定する。

(i) プロセス廃棄物

各工程から発生するプロセス廃棄物の処理フローと廃棄物量を付図 7.1.3に示す。各工程で発生する廃棄物を、性状に応じて「高放射性固体廃棄物処理設備」、「人工鉱物固化設備」、「低放射性固体廃棄物処理設備」のいずれかの設備で処理する。

「集合体ラッパ管等（ハンドリングヘッド、遮蔽部、ラッパ管）」にTRUは付着していないが、炉内照射により高レベルまで放射化されているため、高βγ廃棄物に区分する。この廃棄物の発生量は408.8kg/d（81.75t/y）であり、高放射性固体廃棄物処理設備で圧縮処理後にセメント固化する。SUSの密度は7.9g/cm3であるから、圧縮処理後のかさ密度を約1/3の2.6g/cm3と想定すると、年間の廃棄物発生体積は31.4m3/yとなる。これは200Lドラム換算で158本/yの廃棄体に相当する。

「陽極容器」、「Cd陰極用るつぼ」、「酸化皿」は、微量のTRUが付着すると考えられるためTRU廃棄物に区分する。これらは高放射性固体廃棄物処理設備で圧縮処理後にセ

メント固化する。「陽極容器」は30日間のサイクル運転毎に40個、蓄積したNMとともに廃棄物とする。陽極容器の重量を30kg/個とすれば発生量は40kg/d（8t/y）となり、圧縮処理後のかさ密度を約1/2の4.0g/cm^{3}と想定すると、廃棄物発生体積は2.0m^3/yとなる。また、付着するNMの発生量は4.6kg/d（0.92t/y）であり、密度を約10.0g/cm^{3}とすると、廃棄物発生体積は0.09m^3/yとなる。これらを合わせると約2090 L/yとなり、200Lドラム換算で11本/yの廃棄体に相当する。「Cd陰極用るつぼ」の重量は40kg/個であり、20回繰り返し使用する。よって、0.5個/dの割合で廃棄され、発生量は20kg/d（4t/y）となる。BeOの密度は3.02g/cm^{3}であるから、圧縮処理後のかさ密度を約1/2の1.51g/cm^{3}と想定すると、廃棄物発生体積は2.65m^3/yとなる。これは、200Lドラム換算で14本/yの廃棄体に相当する。「酸化皿」の発生量は1.28kg/d（0.256t/y）である。アルミナの密度は3.92g/cm^{3}であるから、圧縮処理後のかさ密度を1/2の1.96g/cm^{3}と想定すると、廃棄物発生体積は0.13m^3/yとなる。また、付着するHMの発生量は0.084kg/d（0.017t/y）であり、HMの密度を約19.0 g/cm^{3}とすると、廃棄物発生体積は0.001 m^3/yとなる。これらを合わせると約130L/yとなり、200Lドラム換算で1本/yの廃棄体に相当する。以上より、セメント充填するTRU廃棄体の発生数は26本/yとなる。

「ハル等」、「オフガストラップ吸着剤および付着FP」についてもTRU付着が想定されており、TRU廃棄物に区分される。これらについては圧縮装置を用いて減容した後、容器に封入する。「ハル等」の発生量は97.4kg/d（19.48t/y）である。SUSの密度は7.9g/cm^{3}であるから、圧縮処理後のかさ密度を約1/2の4.0g/cm^{3}と想定すると、廃棄物発生体積は4.87m^3/yとなる。「オフガストラップ吸着剤」の発生量は6.0kg/d（1.2t/y）である。SUSの密度は7.9g/cm^{3}であるから、圧縮処理後のかさ密度を約1/2の4.0g/cm^{3}と想定すると、廃棄物発生体積は0.3m^3/yとなる。「付着FP」の発生量は2.45kg/d（0.49t/y）であり、FPの平均密度を約5 g/cm^{3}とすると、廃棄物発生体積は0.098 m^3/yとなる。これらを合わせると5270L/yとなり、200Lドラム換算で27本/yに相当する。以上より、セメント充填しないTRU廃棄体の発生数は27本/yとなる。

Li還元工程および廃塩処理工程で発生する「塩吸蔵ゼオライト」と金属フィルターで回収する「RE酸化物」については、高レベル廃棄物に区分される。「塩吸蔵ゼオライト」の発生量は54.3kg/d（10.85t/y）である。これには、7.4kg/d（1.49t/y）のHMおよびFP塩化物と5.94kg/d（1.19t/y）の付着塩が含まれている。また、「RE酸化物」の発生量は1.9kg/d（0.37t/y）である。これらの廃棄物に含まれるFPおよび付着塩等を安定化するため、人工鉱物固化設備において、58.6kg/d（11.7t/yの）乾燥ゼオライトと49.2kg/d（9.8t/y）のガラスフリット追加混合し、人工鉱物固化する。したがって、人工鉱物固化体中のFP含有率は9%程度になる。発生量は32.8t/yであるが、PC処理により密度は2.0g/cm^3（減容比：1.67）になるため、廃棄物発生体積は16.4m^3/yになる。これは、150Lキャスクで110本/yに相当する。

「固体陰極処理用プロセスるつぼ」、「Cd陰極処理用プロセスるつぼ」、「蒸留塩回収るつぼ」は低レベル廃棄物に区分し、低放射性固体廃棄物処理設備で処理する。「固体

陰極処理用プロセスるつぼ」はグラファイト製であり、重量は155kg/個である。このるつぼは0.3個/dの割合で廃棄されるため、発生量は46.5kg/d（9.3t/y）となる。「Cd陰極処理用プロセスるつぼ」もグラファイト製であり、重量は35kg/個である。このるつぼは0.5個/dの割合で廃棄されるため、発生量は17.5kg/d（3.5t/y）となる。これらのるつぼは、粉砕後に焼却処分し、灰は低レベル廃棄物に区分する。「蒸留塩回収るつぼ」の重量は30kg/個である。このるつぼは6個/dの割合で廃棄されるため、発生量は9.0kg/d（1.8t/y）となる。この廃棄物はセメント充填後、ドラム缶に詰められる。

(ii) 2 次廃棄物（機器交換部品）

機器交換頻度は、以下の方針に沿うものとした。

・交換頻度が明確な機器については、実績等のデータに基づき設定する。
・腐食環境等にある機器、動的操作が主体の機器については、操業期間中に2回更新する。
・静的操作が主体の機器については、操業期間中に1回更新する。
・メンテナンスが不要な機器については、更新の必要なし。

また、廃棄物量を低減するため、モジュール化による短寿命部品の交換を前提とした。

Cd陰極処理装置を例にとると6部品に分割した機器部品の交換頻度は、以下のように設定される。この方法で算定すると、Cd陰極処理装置1基に対して見積もられる年間交換品重量は、TRU廃棄物350kg/y+低レベル廃棄物218.5kg/yである。

本体　(5000 kg)　：腐食環境等→ 0.07回/y　：TRU廃棄物
架台　(5000 kg)　：静的機器　→ 0.03回/y　：低レベル廃棄物
リフター電動機　(50 kg)　：実績データ→ 0.20回/y　：低レベル廃棄物
リフターローラガイド(50 kg)：動的機器　→ 0.07回/y　：低レベル廃棄物
ヒータ　(100 kg)：実績データ→ 0.20回/y　：低レベル廃棄物
断熱材　(500 kg)：腐食環境等→ 0.07回/y　：低レベル廃棄物

同様の算定方法に基づいて、主要機器および付帯機器の年間必要な交換品物量を計算した。各交換品の廃棄物区分ごとにまとめた評価結果を付表 7.1.3に示す。セル内機器交換品の合計は62t/yであり、その大部分はTRU廃棄物（23.3t/y）と低レベル廃棄物（19.2t/y）に区分される。

(iii) 気体廃棄物

前処理工程の空気セルから、使用済燃料から発生するトリチウムと希ガス（Kr、Xe）の全量と、その他の揮発性FP（Sb,Se,Te,Br,I,Tc,Ru,Rb,Cs）の一部をオフガスとして回収する。また、Li還元工程～酸化転換工程のアルゴンセルから、酸素と微量の揮発性FPを、オフガスとして回収する。

オフガスを、HEPAフィルターに通過させた後、FP吸着塔およびヨウ素吸着塔を通過させることにより、オフガス中の揮発性FPのほとんどを回収する。トリチウムに関して

はトリチウム除去装置で90%を回収する設計となっているため、大気中に放出される放射能は1.6×10^{14}Bq/yとなる。また、希ガスに関しては、基準値以下であることを確認して大気中に希釈放出する。この結果、大気中に放出される希ガスの放射能は1.3×10^{16}Bq/yとなる。

(iv) 液体廃棄物

再処理システムから発生する廃液は、顆粒燃料製造システムから発生する廃液とあわせて付図 7.1.4のフローに沿って処理する。廃液処理システムは「中放射性廃液処理設備」、「低放射性廃液処理設備」、「極低放射性廃液処理設備」から構成されており。これらの設備は受入れる廃液濃度に差があり、各処理設備の蒸発缶により濃縮液と凝縮液に分離する。これを繰り返すことにより、最終的にはTRU廃棄物に充填するセメントに混ぜる中濃度廃液と、希釈して海洋など施設外へ放出する希釈廃液に2極化する。

本システムでは、トリチウム除去装置で回収したトリチウムは全量海洋放出される。この結果、海洋放出されるトリチウムの放射線量は1.5×10^{15}Bq/yとなる。

(4) 機器設計

設計した再処理プロセスを具体化するため、必要な主要機器を選定し、要求される処理能力を物質収支評価結果に基づき算定した。臨界制限等の理由から機器の大型化が困難であり、1基当たりの処理能力が不十分な場合は、同一機器を複数基設置することにより対応することとした。なお、前処理工程の取扱量を250kgHM/d、Li還元工程以降の取扱量を160kgHM/dとして設計を進めた。また、機器設計の基本方針は、6.2.1(4)節に記述した「金属燃料の金属電解法による再処理システム」の場合と同様である。

付表 7.1.4に示すように、選定した主要機器は、移送装置を含めて28種類（48基）である。このうち、21種類（44基）については機器概念設計を実施した。

「HM電解精製工程」、「廃塩処理工程」、「陰極処理工程」、「ドロス処理およびCd蒸留処理工程」に関する主要機器は、6.2節で説明した金属燃料の再処理システムの機器と類似である。一方、「前処理工程」、「Li還元工程」、「酸化転換工程」に設置している主要機器のほとんどは、酸化物燃料の再処理システムに特有な機器である。これらの工程の主要機器の基礎データを付表 7.1.5に示す。また、機器概念設計の例として、Li還元槽、Li電解槽、濾過槽の概念図を付図 7.1.5～付図 7.1.7に示す。

Li還元槽、Li電解槽、濾過槽、ゼオライトカラム等の運転中にLiClを貯蔵する機器は、LiClを650℃の液体に保つため、機器外面にヒータと断熱材を巻く必要がある。同じ理由で、これらの主要機器を繋ぐ配管に関しても、ヒータと断熱材が必要である。これらは、遠隔操作による交換を前提とする必要があるため、ヒータと断熱材をモジュール化するなどの工夫が要求される。

各主要機器には必要に応じてサンプリング取得装置が取り付けられており、専用モノレ

ール上を移動するサンプリングビークルで、ホームステーションまでサンプル容器を移送する。

操業運転を円滑に進めるため、移送容器などに関するバッファ容量を検討した。再処理システム施設で必要となるバッファは以下に述べる「ミニマムバッファ」と「一時バッファ」の2種類である。

(i) ミニマムバッファ

設備間の処理能力の不整合を調整するために設定するバッファ。

(例)脱被覆設備→電解分離設備：炉心燃料集合体1体分

(ii) 一時バッファ

故障等の原因で、一部の機器が停止した場合に、合理的に運転を継続あるいは停止するために設定するバッファ。

機器間：上流機器に軽微な故障（数時間で修理可能な故障）が生じた場合に、下流機器が継続して運転できるように、1バッチ分あるいは上流機器の全基数の未処理燃料分を貯蔵できるバッファ容量を設定する。また、下流機器に軽微な故障が生じた場合には原則として上流機器の運転を停止するが、上流機器が複数ある場合は、1バッチ/基分のバッファ容量を設定する。

設備間：1日以内で修理可能な故障に対しては運転を継続できるように、上流機器の払出し量＋1単位分（炉心燃料1集合体＋RB燃料１集合体）のバッファ容量を設定する。

これらの基準に基づき再処理システムに設定すべき「ミニマムバッファ」と「一時バッファ」のバッファ容量を算出した結果を付表 7.1.6に示す。この評価結果に基づき、各一時保管架台の容量を評価し、外形寸法を決定した。これに加えて、各種の試薬および塩の貯蔵槽、塩受槽などの付帯機器についても要求性能に基づき機器外形寸法を検討し、次節に述べる施設設計に反映した。

(5) 施設設計

(i) セル内機器配置

セル内の機器配置設計においては、「主要機器に加えて付帯機器を収納できる空間」、「操業運転中に効率的なマテハン作業ができる動線」、「遠隔操作で保守補修ができるメンテナンススペース」などの確保に留意した。操業費の低減を目的に、マテハンによるセル内の物質移送に関しては、遠隔自動運転を基本とした。また、保守補修を目的とした主要機器の搬送は天井付近に敷設するI/CおよびBSMを利用するため、メンテナンススペース以外にはMSMは設置しない。

本再処理システムでは、金属燃料を取り扱う工程はHM金属の酸化防止の観点から、全

面にステンレスライナを張り、アルゴンセル雰囲気とする必要がある。したがって、「Li還元工程」、「HM電解精製工程」、「廃塩処理工程」、「陰極処理工程」、「ドロス処理工程およびCd蒸留工程」に関する機器は、同一のアルゴンセル内に設置した。アルゴンセル内の機器配置図を付図 7.1.8に示す。「再処理/顆粒燃料製造建屋」の一辺を短くするため、アルゴンセルはコの字型とした。また、下階に位置する「酸化転換工程」のアルゴンセル内機器配置図を付図 7.1.9に示す。一方、酸化物燃料を取り扱う「前処理工程」に関する機器は空気セル内に設置する。空気セル内の機器配置図を付図 7.1.9に示す。なお、放射性物質の閉じ込め性を確保するため、セル内は全て負圧維持している。

(a) 前処理工程

集合体解体装置、燃料ピンせん断装置などの主要機器の処理能力は、必要処理量に対して十分余裕があるため1系列で処理する。一方、3基の酸化還元炉から2基の粉体分離機に払出され燃料成分は、エアロックを介してアルゴンセル内に移送する。

(b) Li 還元工程

本工程は南側セルの西側に位置しており、前処理工程から搬入される酸化物燃料は2系列準備されている主要機器で処理する。効率的にLiClを輸送するため、主要機器は配管で接続した。配管にはヒータと断熱材を巻く必要があり、メンテナンスが容易でないことが予想されるため、配管距離は可能な限り短いことが望ましい。したがって、本工程の主要機器は、互いに近接した位置に配置した。

(c) HM 電解精製工程

本工程は南側セルの中央に位置しており、基幹機器であるHM電解精製槽を2列（3基と2基）に配置した。その東側に燃料成分を装荷する陽極容器アッセンブリ仮置架台、および、HM金属成分を回収する陰極アッセンブリ仮置架台を2列に配置した。更に東側には、これらのアッセンブリの組立装置およびメンテナンス装置を配置した。これらの機器間における陽極アセンブリおよび陰極アセンブリの移送は、HM電解精製槽の両側に設置したレール上を移動する専用装置により実施する。

また、LiCl-KCl溶融塩の一部を毎日移送し、FPを除去する必要があるため、HM電解精製工程と廃塩処理工程は配管で接続されている。

(d) 廃塩処理工程

HM電解精製工程から配管を介して毎日移送されるLiCl-KCl溶融塩を処理するため、HM電解精製槽に比較的近接している南側セル中央付近に配置されている。

(e) 陰極処理工程

HM電解精製工程でHM燃料成分を回収した固体陰極用るつぼとCd陰極用るつぼは、専用移送装置を利用したマテハンで、北側セルに位置する陰極処理工程に移送する。

本工程には3基の固体陰極処理装置と5基のCd陰極処理装置が、各々1列に配置されてい

る。

(f) ドロス処理工程および Cd 蒸留工程

毎日運転する必要があるドロス処理工程の設備は、南側セルのLi還元工程とHM電解精製工程の間に設置した。

Cd蒸留工程の機器は、HM電解精製槽と配管で接続する必要があるが、操業期間外に1回/年の頻度でしか運転しないため、配管距離は長くなるが、南側セルの西側に配置した。

(g) 酸化転換工程

顆粒燃料製造工程はIC+OC用とAB+RB用の2系列の空気セルで別々に処理するよう設計されており、これに合わせて酸化転換工程も2系列のアルゴンセルが別々に準備されている。

各工程のセル体積の比較を付表 7.1.7に示す。アルゴンセルでは天井付近にI/CとBSMを設置するため、14mのセル高さが必要となる。また、頻繁な塩輸送が必要となるため廃塩処理関連設備を同一セルに設置している。これらの原因のために、「Li還元工程」等の酸化物燃料特有の工程付加から予想される以上に、金属燃料のアルゴンセルに比べてセル容積が増加する。

(ii) 供給試薬・ユーティリティ

付表 7.1.8に主な供給試薬・ユーティリティの使用目的と使用量を示す。LiClおよびLiCl-KCl溶融塩からFPを回収・吸蔵するゼオライトに関しては、年間20t程度が必要となる。その他の試薬は、酸化物燃料の還元反応に用いられるLi金属と、ゼオライトに付着して破棄されるLiClおよびLiCl-KCl溶融塩を補充するためのLi金属, K金属,LiCl,KClであり、使用量は比較的少量である。

また、主なユーティリティとしては、電気が挙げられる。

(iii) 施設概要

前述の再処理セルと顆粒燃料製造セルなどの設計を基に施設配置を設計した。この設計を基に構築した再処理プラントの全体建屋イメージ図（95m×94m×H45m）を付図 7.1.10に示す。再処理/顆粒燃料製造建屋は地下2階/地上4階である。付図 7.1.11～付図 7.1.16に再処理/顆粒燃料製造建屋のB1F～4Fの施設配置図を示す。

(a) 地下 2 階

「人工鉱物固化体を廃棄物貯蔵建屋に移送するための廃棄物地下搬送路」と「振動充填/集合体組立建屋に移送する前の顆粒燃料一時貯蔵庫」などが配置されている。

(b) 地下 1 階

IC+OC用とAB+RB用の酸化転換セルおよび顆粒燃料製造セルが配置されている。

(c) 地上 1 階および地上 2 階

電解精製セル（アルゴンセル）は、地上1Fと2Fを打ち抜きで設計しており、建屋の中央部に配置している。地上1Fにはアルゴンセルを取り囲むように保守区域を設けており、$CdCl_2$製造設備、分電盤室なども配置している。また、地上2Fには前処理セル、安全管理室などが配置されている。

(d) 地上 3 階

オフガス処理設備、建屋換気設備の他に、中央制御室などが配置されている。

(e) 地上 4 階

蒸気製造供給設備、冷却水製造供給設備などが、配置されている。

各建屋の体積の比較を付表 7.1.9に示す。金属燃料の建屋と比較すると、再処理顆粒燃料製造建屋はかなり大きくなっている。この原因は、「Li還元工程の付加」、「顆粒燃料製造/振動充填工程が射出成型工程より複雑であること」に加えて「金属燃料で実施していた革新的な合理化を適用していない」ことが挙げられる。

廃棄物処理貯蔵建屋は地下2階/地上3階である。再処理/顆粒燃料製造建屋からの高レベル廃棄物は、地下2階の搬送通路を介して行う。

付図 7.1.17に廃棄物処理建屋の断面図を示す。人工物固化体貯蔵設備は、地下2階から地上1階に渡って設置している。また、地下2階には中放射性廃液処理セル、低放射性廃液処理セル、極低放射性廃液処理セルから構成される廃液処理システムを設置している。地下1階には高放射性固体廃棄物の処理セルと貯蔵セルが、地上1～2階には低放射性固体廃棄物処理セルと貯蔵セルが配置されている。地上4階には、制御室や分電盤室などが設けられている。

付録 7.1.2 技術評価

(1) 安全性

⑴ 安全設計

酸化物燃料へ適用したシステムに求められる安全設計は基本的に金属燃料対象のリファレンスシステムと同様のものである。したがって、ここでは金属燃料のリファレンスシステムと異なる部分のみ記載することとする。

(a) 放射線防護（遮蔽）

金属燃料対象のリファレンスシステムと同様である。

(b) 放射性物質の閉じ込め

金属燃料対象のリファレンスシステムと同様である。

(c) 核燃料物質の臨界防止

金属燃料対象のリファレンスシステムと同様である。

(d) 地震に対する考慮

金属燃料対象のリファレンスシステムと同様である。

(e) 動的に維持される安全上の機能

金属燃料対象のリファレンスシステムと同様である。

(f) システムおよびプロセス固有の危険性に対する考慮

金属電解法を酸化物燃料へ応用したシステムにおいて、金属燃料対象のリファレンスシステムのもつ固有の危険性に加えて新たに考慮が必要となるものとして、「酸化還元操作に使用する水素および酸素ガスによる火災・爆発」、「還元反応に使用する金属Liの火災」が挙げられる。

受け入れた酸化物燃料を脱被覆する熱脱被覆工程および電解精製工程で回収した金属インゴットを酸化物に転換する酸化転換工程では爆発・火災の恐れのある水素ガスおよび酸素ガスを使用する。これらの気体を扱う系統および機器は負圧維持を行い、ガスが機器外へ出ることを防止する設計としている。爆発性を持つ水素ガスは希釈して濃度調整を行い十分低い濃度に調整した後でセルへ送気するため、セル内において水素爆発が生じる恐れはない。同じく火災の可能性のある酸素ガス（熱脱被覆および酸化転換工程での使用）については、その使用量が少ないことおよび周辺に可燃物（酸素と急激に反応する物質）が少ないことから深刻な火災の可能性はないものと考えている。

(ii) 安全評価

(a) 平常時における一般公衆の線量評価

平常時に大気へ放出される主要な放射性物質の量は、基本的に年間処理量50tHMの酸化物燃料を処理する先進湿式再処理施設と同等と考えられるが、実効線量に対して約16%の寄与を有するトリチウムについては金属電解式再処理施設では大気への移行率が先進湿式再処理施設の約1/3となるので、この評価値を基に、平常時に大気へ放出される放射性物質による個人の実効線量を約1.5μSv/y（＝6.6μSv/y×(50tHM÷200tHM)×(100%－16%＋16%×1/3)÷100%）と推定した。この値は、判断基準である50μSv/y以下を満足している。

(b) 安全設計評価

定量的評価に関しては、酸化物燃料金属電解法の再処理システムは脱被覆～還元工程および酸化物転換工程以外の再処理の主工程およびその主要機器・系統が金属燃料金属電解法再処理システムに類似するものであり、内在するリスク源の定量的評価は金属燃料金属電解法のリスク源分析に包括される（金属燃料金属電解法の再処理システムについては、燃料集合体の受入から製品の払出までの全工程にわたるリスク源分析が実施済である）。今後は酸化物燃料処理に特有の脱被覆～還元工程について定量的な安全性評価を別途実施する必要がある。

(2) 経済性

システム設計検討結果から、建設費および運転経費を算出し、それを基に再処理単価および再処理にかかる燃料サイクル費を算出した。

(i) 建設費

建設費の評価結果を付図 7.1.18に示す。設備費は1350億円、建屋費は530億円で合計1880億円と評価した。

(ii) 年間運転経費

年間運転経費の評価結果を付図 7.1.19に示す。年間運転経費は99.5億円/年と評価した。

(a) 人件費

再処理に関する工程は5班3交替制による直体制を組むこととした。また、各工程の員数は遠隔自動化システムであることを考慮して、主要機器3基を１名が担当するものとし、この考えのもと要員を配置した。

廃棄物処理に関する工程の内、固体廃棄物処理に関するものは、稼働率が低いことから、日勤者による対応とした。また、5班3交替制では常に1班は日勤対応が可能であり、これを応援業務として配置するものとした。

廃棄物処理に関する工程の内、液体・気体廃棄物処理に関するもの、およびユーティリティは基本的には連続運転設備であり、運転状態については直勤務者で管理が可能であり、操作そのものに関しては日勤者による対応とした。

高レベル固化体貯蔵、固体廃棄体貯蔵、使用済燃料貯蔵は管理と搬出入操作があり、夜間の搬出入も想定されることから直体制を組むこととした。

分析は、運転時は24時間定期的に発生することから、直体制を組むこととした。

放射線管理はJNC東海の実績を考慮して工学的判断により設定した。また、保守に関しても既存の原子力施設等の実績を考慮して設定した。

以上より評価した要員数を付表 7.1.10に示す。その結果、日勤者67名、直勤務者140名の計207名と評価した。人件費の算出は、再処理燃料製造一体化設備であるため、主要プロセス設備にかかる人員以外は再処理分の費用を積算した。

(b) その他の年間運転経費

人件費以外の年間運転経費である機器交換費、定期検査費は金属燃料サイクルと同じ評価手法を用いて算出した。また、消耗品等費は消耗品物量を評価しこれをもとに算出した。

(iii) 再処理単価・燃料サイクル費（再処理分）

以上の建設費・年間運転経費の結果をもとに、再処理単価を算出した。その結果、45.5万円/kgHMとなった。内訳は資本費は22.9万円/kgHM、操業費は22.6万円/kgHMである。

(iv) 再処理システムの経済性追求検討

酸化物燃料金属電解法に対して、金属燃料金属電解法と同等の合理化を適用した場合の再処理単価および燃料サイクル費を評価した。合理化の基本的な方針は、「電解精製槽など主要機器の1列化により、MSMによる保守補修を可能とし、BSMを削減して天井を低くすること」、「連続陰極処理装置採用による機器費とセル内機器専有体積を削減すること」に集約される。これらの方針に基づいて以下の4工程に関して合理化方策を適用する。

- Li還元工程　　：別セルとして主要機器を1列配置とする。
- 廃塩処理工程　　：別セルとして主要機器を1列配置とする。
- 電解精製工程　　：HM電解精製槽を１列化する。
- 陰極処理工程　　：連続陰極処理装置を採用する。

これらの変更により、アルゴンセル容積を約25%削減することができ、アルゴンセル容積と建屋体積の間に0.7乗則を適用すると、建屋体積を約55000m^3（約18%）削減することが期待できる。

Li還元工程および廃塩処理工程を別セルにすることにより、主要機器の搬送等に利用するICとPMを追加する必要がある。また、BSMを削除する代わりに多数のMSMを設置する必要がある。これら保守補修用のマテハン機器の追加および削除基数を以下に記す。

- IC(5t)　　：　2基

・PM(100kg)　　：　2基
・MSM　　：　70基
・BSM(15kg×2腕)　　：　-2基

電解精製槽の1列化にともない、マテハン機器および主要機器の数を変更する必要がある。これらの変更基数を以下に記す。

・電極装填装置　　：　2基
・るつぼ等移送装置　　：　2基
・陽極アッセンブリ組立装置　　：　-1基

バッチ式陰極処理装置（固体陰極処理装置3基+Cd陰極処理装置5基）を連続式陰極処理装置（固体陰極処理装置1基+Cd陰極処理装置1基）に変更することにより、付帯機器も含めて設備費の削減が図れる。

「保守補修用のマテハン機器数の変更」、「電解精製関連設備の機器数の変更」、「連続式陰極処理装置採用」により、設備費を約8%削減することができる。

一方、年間運転経費のうち人件費、定期検査費、消耗品等費については変更がないと考えられる。

建屋体積と設備費の削減を考慮した建設費、および、設備費削減に起因する機器交換費削減を考慮した年間運転費を算出した結果、各々建設費は1660億円、年間運転経費は91.4億円/年となり、酸化物燃料金属電解法の経済性を評価すると、再処理単価は41.8万円/kgHMとなった。内訳は資本費は20.2万円/kgHM、操業費は21.6万円/kgHMである。また、再処理にかかる燃料サイクル費を評価すると0.61円/kWhとなる。

(3) 環境負荷低減性

環境負荷低減性のうち、通常運転時の環境放出放射能と通常運転時の放射性廃棄物発生量については六ヶ所再処理施設の事業指定申請書に記載の値を基に比較、評価する。

(i) 通常運転時の環境放出放射能

酸化物燃料金属電解法において大気へ放出される放射性物質（^{85}Kr、^{3}H、^{14}C、よう素）を六ヶ所再処理施設からの放出量と比較〔年間再処理量と平均燃焼度および発電効率（軽水炉の発電効率は1999年原子力部会試算モデルに準拠して34.5%と設定）を基に発電量当たりの放出量で比較〕すると、^{85}Kr、^{3}H、^{129}Iについては設計要求を満足する一方、^{14}Cについては設計要求を上回る。

^{85}Krの放出量は設計要求の約40%となり、^{129}Iは約80%となる。

^{3}Hについては除去装置を設置することにより設計要求を満足している。

^{14}Cについては、現状の評価では設計要求を上回っているものの、^{14}C生成量の推定値は粗い見積もりに留まっており、高速炉における生成量を精度よく見積もるためのデータを整備していく必要がある。

なお、^{131}Iについては再処理施設における生成量を評価した上で、設計要求を満足する

ための除去設備構成を検討する必要がある。

海洋へ放出される放射性物質（^{3}H、^{129}I）について上記と同様に六ヶ所再処理施設からの放出量と比較すると、いずれも計要求を満足する。

^{129}Iの放出量は十分低く、^{3}Hは設計要求の約80%となる。

(ii) 通常運転時の放射性廃棄物

通常運転に伴い発生する廃棄物のうち、高レベル廃棄物（人工鉱物固化体）について六ヶ所再処理施設の発生量と比較すると〔事業指定申請書記載値（ガラス固化体の推定年間発生量約1000本）に基づく〕、年間発生量は設計要求とほぼ同等である。（年間再処理量と平均燃焼度および発電効率を基に発電量当たりの発生量で比較）

なお、雑固体廃棄物発生量については主要プロセスおよび付帯設備からの発生量を評価する必要があり、設計要求との比較のためには付帯設備を含めた発生量評価の詳細化が課題である。

(iii) U、TRU、FP の廃棄物への移行率

U、TRUに関して、検討しているシステムでは回収率がそれぞれ99.5%、99.2%となっており、廃棄物への移行率に関して設計要求における目標値の達成を目指すには損失率の精査や処理工程での回収率向上が課題となる。

FP（Cs、Sr、Tc、I）については、検討しているシステムでは大部分が廃棄物へ移行する。FPの分離回収について原理的に実現の可能性があると考えられる手法について検討を行っているが、技術的な実証には今後の試験研究の成果を待たなければならない。

(iv) 施設の廃止に伴う放射性廃棄物

(a) 解体性

施設の運転性、保守、補修性確保を目的にセルにはI/C、P/M、MSM等の遠隔操作設備や相当数の遮へい窓があり、セル廻りおよび上下には保守エリア、通路スペース等が確保されている。

また、セル内主要機器については部品をユニット化することなどが考慮されている。

これらは廃止措置時の遠隔解体、遠隔除染等の作業にも有効に活用可能と考えられる。

一方、搬出入性についても基本的に考慮されているが、セルからの搬出入性に関しては開口のサイズや設置箇所の妥当性について詳細設計段階での評価が必要である。

(b) 廃棄物発生量

施設設計の検討結果を基に評価した解体一次廃棄物の発生量を付表 7.1.11に示す。

一次廃棄物にはセルライニング、はつりコンクリートを含めている。（低レベル廃棄物に区分して集計）

TRU廃棄物や高βγの廃棄物発生量は放射性物質を直接取り扱うセルの規模に影響を受け、低レベル以下の廃棄物や建屋解体に伴って発生するコンクリート等の廃棄物は建屋の規模に影響を受ける。

酸化物燃料適用の場合、施設規模が比較的大きいため、他の乾式法に比べて廃棄物発生量が多い結果となっている。

(4) 資源有効利用性

Uの回収率は99.5%であり、TRUの回収率は99.2%であり、廃棄物への移行率はU、TRUそれぞれ0.5%、0.8%となる。よって、再処理システムにおけるU、TRUの放射性廃棄物への移行率としてはそれぞれ1%以下となり、設計要求値を満足する。

また、再処理製品へのFP混入率については、U再処理製品（U合金）で～0wt%、U/TRU再処理製品（U/TRU合金）で2.0wt%（Pu富化度70%）となった。ただし、燃料製造後のサイクル製品では、U添加による成分調整でサイクルシステムとしての設計要求(1.2wt%以下)を満足する。

(5) 核拡散抵抗性

基本的に金属燃料金属電解法システムと同様の設計であるが、径ブランケット燃料は脱被覆後に主工程をバイパスして直接燃料製造に流す工程としている。バイパス処理される燃料中のPuは^{239}Puの割合が高いままであるが、主分離工程を経ないため（金属燃料金属電解法の径ブランケット処理に比べて）相当量のUと混在したままで取り扱う。また、酸化物粉体を扱うことから、燃料粉体を内蔵する機器からの飛散を防止し工程内滞留量を低減させる方策が求められる。入量計量技術に関しても、脱被覆後の粉体を秤量・サンプリング分析する方法を代表に複数の案が検討されたが、いずれも今後の技術開発が必要である。

さらに、適時性要求に対してNRTA等の対応策は未検討であるため、今後の課題である。

(6) 運転･保守補修性

酸化物燃料に対応するため、再処理工程では電解回収前に酸化物から金属への転換が行われる。溶融塩中で金属リチウムを用いて還元するためのシステムとして還元装置、濾過装置、リチウム電解装置、受け槽、ポンプが追加される。各装置の動的メカニズムは、電解装置など他の主要工程機器と比べて特に複雑ということはなく、運転性の技術的課題は金属燃料を取り扱うシステムと同等である。ただし今後、工程数の増大による処理能力への影響を検討する必要がある。

本施設ではメンテナンススペースを除きMSMを設置せず、セル内の設備・機器に対する保守はBSMを利用するため、同時に実施できる作業数に限度がある。一方で機器数は金属燃料対応のシステムに比べ多く、作業の所要時間は長くなるものと予想される。保守

作業計画を策定するにあたって、この点に配慮が必要である。

(7) 技術的成立性

金属燃料の金属電解法と共通部分については既に本編に明記した。ここでは、酸化物燃料特有の技術について技術的成立性を検討する。

各工程の個々のプロセスに関しては、ほとんど実験的に確認されている。一方、工学的検証に関しては十分であるとは言えない。技術的成立性に関する検討結果のまとめを付表7.1.12に示す。基礎試験レベルのデータが不足しているのは、LiClからのFP回収に関する技術である。650℃の高温塩で安定してFPを回収できるゼオライトの選定・開発を含めて、研究を進めていく必要がある。その他の工程における未確認事項は、機器性能に関するデータ不足が原因であり、工学試験実施により解決できる可能性が高い。

[参考文献]

1) J.H.Goode, et al. : “Voloxidation removal of Volatile Fission Products from Spent LMFBR Fuels”, ORNL-TM-3723 (1973).
2) L.F. Grantham, et al. : “ Airox Dry Pyrochemical Processing of Oxide Fuels a Proliferation Resistant Reprocessing Method”, (1980).
3) G.M.Vinogradov, et al. : “Circulating Plants for Oxidative Recrystalliztion of Oxide Fuel”, Sov. At. Energy, Vol.62, No.2, pp.156-157 (1987).
4) K.W.Song, et al. : “Effect of High Temperature Treatment and Subsequent Oxidation and Reduction on Power Property of Simulated Spent Fuel”, J. Korean Nucl. Soc., Vol.28, No.4, pp.366-372 (1996).
5) 原子力安全委員会 : “再処理施設安全審査指針”, (1986) 2001改訂版.
6) 原子力安全委員会 : “ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針”, (2002).
7) 日本原燃（株） : “六ヶ所再処理事業所　再処理事業指定申請書”, (1989) 1997補正.
8) 中林弘樹，他 : “金属燃料リサイクルシステムの臨界安全設計検討(I)”, JNC TN9400 2003-082 (2003).

付表 7.1.1　使用済燃料と再処理製品中の HM および FP 含有量

	使用済燃料		再処理製品		バイパス	再処理+バイパス処理	
	炉心燃料 (kg/d)	RB燃料 (kg/d)	固体陰極 (kg/d)	Cd陰極 (kg/d)	処理製品 (kg/d)	回収率 (%)	混入率 (%)
*U	134.189	75.370	123.675	11.093	74.993	99.5	-
Np	0.080	0.002	0.000	0.080	0.002	99.3	-
Pu	22.132	1.560	0.000		1.552		-
Am	0.795	0.000	0.000	0.783	0.000	98.5	-
Cm	0.234	0.000	0.000	0.231	0.000	98.5	-
H-3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Kr	0.099	0.001	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Xe	1.873	0.008	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Sb	0.019	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Se	0.016	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Te	0.263	0.001	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Br	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
I	0.141	0.001	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Mo	1.309	0.006	0.000	0.000	0.006	-	0.003
Tc	0.321	0.002	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Ru	1.205	0.005	0.000	0.000	0.001	-	0.001
Rh	0.355	0.001	0.000	0.000	0.001	-	0.001
Pd	1.056	0.003	0.000	0.000	0.003	-	0.001
Ag	0.097	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Cd	0.090	0.001	0.000	0.000	0.001	-	0.000
Sn	0.076	0.001	0.000	0.000	0.001	-	0.000
Zr	1.074	0.006	0.000	0.000	0.006	-	0.002
Rb	0.087	0.001	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Cs	1.509	0.006	0.000	0.000	0.002	-	0.001
Sr	0.184	0.001	0.000	0.000	0.001	-	0.001
Ba	0.663	0.002	0.000	0.000	0.002	-	0.001
Y	0.103	0.001	0.000	0.000	0.001	-	0.000
La	0.479	0.002	0.000	0.024	0.002	-	0.011
Ce	0.867	0.004	0.000	0.142	0.004	-	0.062
Pr	0.447	0.002	0.000	0.074	0.002	-	0.032
Nd	2.674	0.007	0.000	0.439	0.007	-	0.190
Pm	0.023	0.000	0.000	0.004	0.000	-	0.002
Sm	0.462	0.002	0.000	0.000	0.002	-	0.001
Eu	0.046	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Gd	0.054	0.000	0.000	0.003	0.000	-	0.001
HRE	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000	-	0.000

*：HM電解精製槽のHM濃度を一定にするために、毎日微量のUを追加（付図 7.1.2 参照）

付表 7.1.2　再処理製品の年間製造量

	U製品 (t/y)	U-Pu-MA製品 (t/y)	バイパス処理 (t/y)	合計 (t/y)
U	24.74	2.22	15.00	41.95
Pu	0.00	4.39	0.31	4.70
MA	0.00	0.22	0.00	0.22
FP	0.00	0.14	0.01	0.15

付表 7.1.3　セル内機器交換品

廃棄物区分	発生量(t/y)	代表的な機器
高レベル廃棄物	0.0	-
TRU廃棄物	23.3	前処理サンプリング装置、Li還元槽、ろ過槽、HM電解槽、Cd蒸留装置、Cd陰極処理装置、固体陰極処理装置、再酸化槽、HM塩受槽、UCl_3受槽、ゼオライトカラム
高βγ廃棄物	0.4	集合体解体機（集光ヘッド）
低レベル廃棄物	19.2	台車、トレイ装荷機、短尺ピン分配器、Li還元槽ヒータ、HM電解槽ヒータ、陽極アッセンブリ組立装置、Cd供給槽、Cd陰極用取出し・組立装置、固体陰極用プロセスるつぼメンテナンス装置、再酸化槽ヒータ、UCl_3受槽ヒータ、$CdCl_2$受槽
極低レベル廃棄物	5.3	LiCl-KCl供給槽、LiCl-KCl供給槽ヒータ、燃料缶移送装置、るつぼ等移送装置(その1)、るつぼ等移送装置(その2)、$ZrCl_4$供給槽
クリアランスレベル以下の廃棄物	0.4	集合体解体機(レーザー発振機、集光ヘッド冷却ユニット)、せん断機油圧ユニット

付表 7.1.4　酸化物燃料金属電解法の主要機器

工程名	機器名	基数
前処理工程	集合体解体機	1
	燃料ピンせん断機	1
	酸化還元炉	3
	粉体分離機	2
Li還元工程	Li還元槽	2
	Li電解槽	2
	濾過槽	2
	ゼオライトカラム	1
HM電解精製工程	HM電解精製槽	5
	陽極アッセンブリ組立装置	2
	固体陰極用析出物回収・組立装置	2
	Cd陰極用析出物回収・組立装置	2
廃塩処理工程	パイロコンタクタ	1
	再酸化槽	1
	ゼオライトカラム	1
	Cd蒸留装置	1
陰極処理工程	固体陰極処理装置	3
	Cd陰極処理装置	5
	Uインゴット回収装置	1
	U-Puインゴット回収装置	1
	固体陰極処理用プロセスるつぼメンテナンス装置	1
	Cd陰極処理用プロセスるつぼメンテナンス装置	1
	蒸留塩回収装置	1
酸化転換工程	粉砕機	2
	酸化転換装置	2
（セル内専用移送装置）	燃料缶移送装置	1
	るつぼ等移送装置（その1）	2
	るつぼ等移送装置（その2）	2

付表 7.1.5　主要機器のデータ表

	機器名	機器概要	処理能力
前処理工程	集合体解体機	材料 SUS304 重量 5000kg	処理量 1.7 集合体/日 処理速度 85 分/集合体
	燃料ピンせん断機	材料 SUS304 重量 3500kg	処理量 510 本/日 処理速度 2.2 分/本（37 分/17 本）
	酸化還元炉	材料 ｱﾙﾐﾚﾝｶﾞ等	処理量 40kgHM/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 ～12 時間/ﾊﾞｯﾁ（昇温 1h＋酸化処理 4h＋置換処理 1h＋還元処理 4h＋降温 1h＋ﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ 1h） 運転回数 2 ﾊﾞｯﾁ/日
	粉体分離機	材料 SUS304 重量 1000kg	処理量 40kgHM/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 ～20 分/ﾊﾞｯﾁ(粉体受入 5min＋分体分離処理 5min＋ﾊﾙ反転機へ払出 5min＋ﾄﾚｲﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ 5min） 運転回数 2 ﾊﾞｯﾁ/日
Li還元工程	Li 還元槽	材料 SUS316 ﾀﾝｸﾞｽﾃﾝ内張り 貯蔵量 550kgLiCl/基	処理量 40kgHM/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 8 時間/ﾊﾞｯﾁ （還元処理 6h＋ﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ 2h） 運転回数 2 ﾊﾞｯﾁ/日
	Li 電解槽	材料 SUS316	処理量 1000L LiCl/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 ～24 時間/ﾊﾞｯﾁ 運転回数 1 ﾊﾞｯﾁ/日
	濾過槽(1)	材料 SUS316 陽極容器装荷数 4 基	処理量 32kgHM/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 ～12 時間/ﾊﾞｯﾁ 運転回数 2 ﾊﾞｯﾁ/日
	濾過槽(2)	材料 SUS316 陽極容器装荷数 6 基	処理量 48kgHM/ﾊﾞｯﾁ 運転時間 ～12 時間/ﾊﾞｯﾁ 運転回数 2 ﾊﾞｯﾁ/日
酸化転換工程	粉砕機(1) U-PU-MA	材料 SUS304	処理量 31kgHM/日 運転時間 ～5 時間/日
	粉砕機(2) U	材料 SUS304	処理量 130kgHM/日 運転時間 ～19 時間/日
	酸化転換装置(1) U-PU-MA	材料 耐火材	処理量 34kgHM/日 運転時間 ～5 時間/日
	酸化転換装置(2) U	材料 耐火材	処理量 144kgHM/日 運転時間 ～21 時間/日

付表 7.1.6　貯蔵バッファ容量の評価結果

一時保管架台名	前工程		後工程		ミニマム バッファ (kgHM)	機器間一時 バッファ (kgHM)	設備間一時 バッファ (kgHM)	バッファ容量 (kgHM)
	機器名	処理量 (kgHM/d)	機器名	処理量 (kgHM/d)				
炉心燃料粉末貯蔵庫	粉体分離機	169 (4 缶)	Li 還元槽	169 (4 缶)	－	127 (3 缶)	－	(4 缶)
炉心燃料粉末受入貯蔵庫	粉体分離機	169 (4 缶)	Li 還元槽	169 (4 缶)	127 (3 缶)	380 (9 缶)	－	(10 缶)
ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料粉末貯蔵庫	粉体分離機	72.7 (2 缶)	収缶機	72.7 (2 缶)	－	109 (3 缶)	－	(4 缶)
UO_2 等粉末貯蔵庫	粉体分離機	72.7 (2 缶)	収缶機	72.7 (2 缶)	182 (5 缶)	182 (5 缶)	－	(6 缶)
陽極ｱｾﾝﾌﾞﾘ仮置架台(1)	濾過槽	100 (12 個/1 基)	HM 電解精製槽 (3 基)	100 (12 個/3 基)	－	－	150 (18 個)	150 (18 個)
陽極ｱｾﾝﾌﾞﾘ仮置架台(2)	濾過槽	66.7 (8 個/1 基)	HM 電解精製槽 (2 基)	66.7 (8 個/2 基)	－	－	100 (12 個)	100 (12 個)
固体陰極仮置架台(1)	HM 電解精製槽 (3 基)	78 (9 個/3 基)	固体陰極用析出物回収･組立装置	78 (9 個/1 基)	－	－	104 (12 個)	104 (12 個)
固体陰極仮置架台(2)	HM 電解精製槽 (2 基)	52 (6 個/2 基)	固体陰極用析出物回収･組立装置	52 (6 個/1 基)	－	－	87 (10 個)	87 (10 個)
Cd 陰極仮置架台(1)	HM 電解精製槽 (3 基)	18.5 (6 個/3 基)	Cd 陰極用取出･組立装置	18.5 (6 個/1 基)	－	－	12.3 (4 個)	12.3 (4 個)
Cd 陰極仮置架台(2)	HM 電解精製槽 (2 基)	12.3 (4 個/2 基)	Cd 陰極用取出･組立装置	12.3 (4 個/1 基)	－	－	12.3 (4 個)	12.3 (4 個)
固体陰極処理用ﾌﾟﾛｾｽるつぼ貯蔵庫	固体陰極用析出物回収・組立装置(2 基)	130 (3 個/2 基)	固体陰極処理装置(3 基)	130 (3 個/3 基)	－	－	170 (4 個)	170 (4 個)
Cd 陰極処理用ﾌﾟﾛｾｽるつぼ貯蔵庫	Cd 陰極用取出･組立装置(2 基)	30.8 (5 個/2 基)	Cd 陰極処理装置 (5 基)	30.8 (5 個/5 基)	－	－	37 (6 個)	37 (6 個)
Cd 陰極処理用るつぼ貯蔵庫	Cd 陰極用取出･組立装置(2 基)	0 (10 個/2 基)	Cd 陰極処理装置 (5 基)	0 (10 個/5 基)	－	－	0 (12 個)	0 (12 個)
蒸留塩るつぼ貯蔵庫	固体陰極処理装置(3 基)	0 (3 個/3 基)	蒸留塩回収装置	0 (3 個/1 基)	－	－	0 (4 個)	0 (4 個)
U ｲﾝｺﾞｯﾄ貯蔵庫	U ｲﾝｺﾞｯﾄ回収装置	130 (3 缶/1 基)	U ｲﾝｺﾞｯﾄ受入貯蔵庫	130 (3 缶)	－	130 (3 缶)	－	(4 缶)
U-Pu ｲﾝｺﾞｯﾄ貯蔵庫	U-Pu ｲﾝｺﾞｯﾄ回収装置	30.8 (10 缶/1 基)	U-Pu ｲﾝｺﾞｯﾄ受入貯蔵庫	30.8 (10 缶)	－	30.8 (10 缶)	－	(10 缶)
Li 電極用陽･陰極一時貯蔵庫	Li 電解槽 （陽極:2 個 陰極:2 個）	1 回/年	セル外	1 回/年	－	－	0 (4 個)	0 (4 個)
Li 電極用陽･陰極一時貯蔵庫	Li 電解槽 （陽極:2 個 陰極:2 個）	1 回/年	セル外	1 回/年	－	－	0 (4 個)	0 (4 個)

前処理セル（空気セル）
再処理セル（Ar セル）
顆粒燃料製造セル（空気セル）
セル外

付表 7.1.7　セル容積の比較

工程名	セル内雰囲気	容積
前処理工程	空気セル	2700 m^3
Li還元工程	Arセル	20800 m^3
HM電解精製工程		
廃塩処理工程		
陰極処理工程		
ドロス処理工程,Cd蒸留工程		
酸化転換工程	Arセル	2600 m^3

付表 7.1.8　ユーティリティ使用量

項目	主な使用目的	使用量
電気	-	9,300 kW
液化アルゴン	機器内および Ar セル内供給用	510,000 kg/y
液化酸素	熱脱被覆装置および酸化転換炉供給用	26,000 kg/y
水素	熱脱被覆装置供給用	1,300 m^3/y
UO_2	燃料製造用、HM 電解槽濃度調整用	6,500 kg/y
金属 Li	Li 還元槽の還元剤	400 kg/y
金属 K	パイロコンタクタの還元剤	1,700 kg/y
LiCl	Li 還元槽および HM 電解槽供給用	3,000 kg/y
KCl	HM 電解槽供給用	7,600 kg/y
ゼオライト	ゼオライトカラム供給用	23,000 kg/y

付表 7.1.9　施設体積の比較

建屋名	体積
使用済燃料貯蔵建屋	5万 m^3
再処理顆粒燃料製造建屋	34万 m^3
廃棄物処理貯蔵建屋	8万 m^3
新燃料貯蔵建屋	5万 m^3
非常用発電建屋	2万 m^3

付表 7.1.10　運転に関わる人員

（人日）

設備	工程	日勤	直勤務	合計	備考
前処理	受入		5	5	常時運転で直勤務対応。主要機器 3 基程度に対して 1 人が対応と設定。
	解体		5	5	
	せん断		5	5	
	熱脱被覆		5	5	
電解処理	試薬調整		5	5	
	Li 還元		5	5	
	Li 還元塩処理		5	5	
	電解		１０	１０	
	電解塩処理		5	5	
	陰極処理		5	5	
	酸化転換		5	5	
高レベル廃棄物固化		1		1	処理頻度低で日勤対応。また，直勤務は 5 班の為 1 班は常時日勤対応が可能であり，応援要員とする。
固体廃棄物処理	ハル圧縮	1		1	
	HLW 処理	1		1	
	圧縮	1		1	
	焼却	1		1	
	ドラム缶詰	1		1	
液体廃棄物処理		2		2	連続運転設備で日勤対応。
気体廃棄物処理		2		2	
ユーティリティ		2		2	
高レベル固化体貯蔵			5	5	管理･搬出入操作で直勤務対応。
固体廃棄体貯蔵			5	5	
使用済燃料貯蔵			5	5	
分析	サンプリング		5	5	常時運転で直勤務対応。
	前処理		２５	２５	
	分析		１０	１０	
放射線管理		5	２５	３０	
保守		５０		５０	
合計		６７	１４０	２０７	

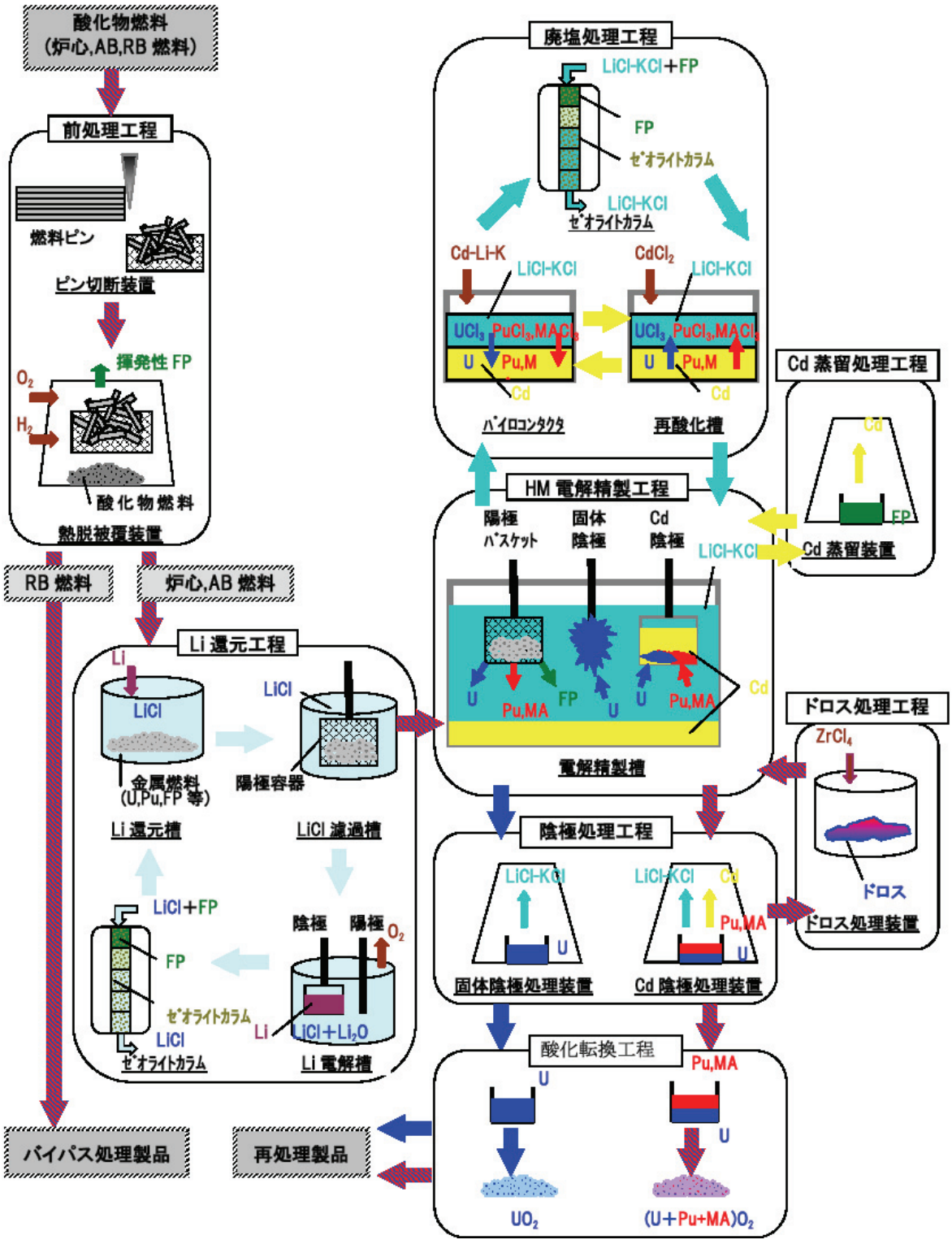
□直勤務は 5 班 3 交代制

付表 7.1.11　解体一次廃棄物発生量

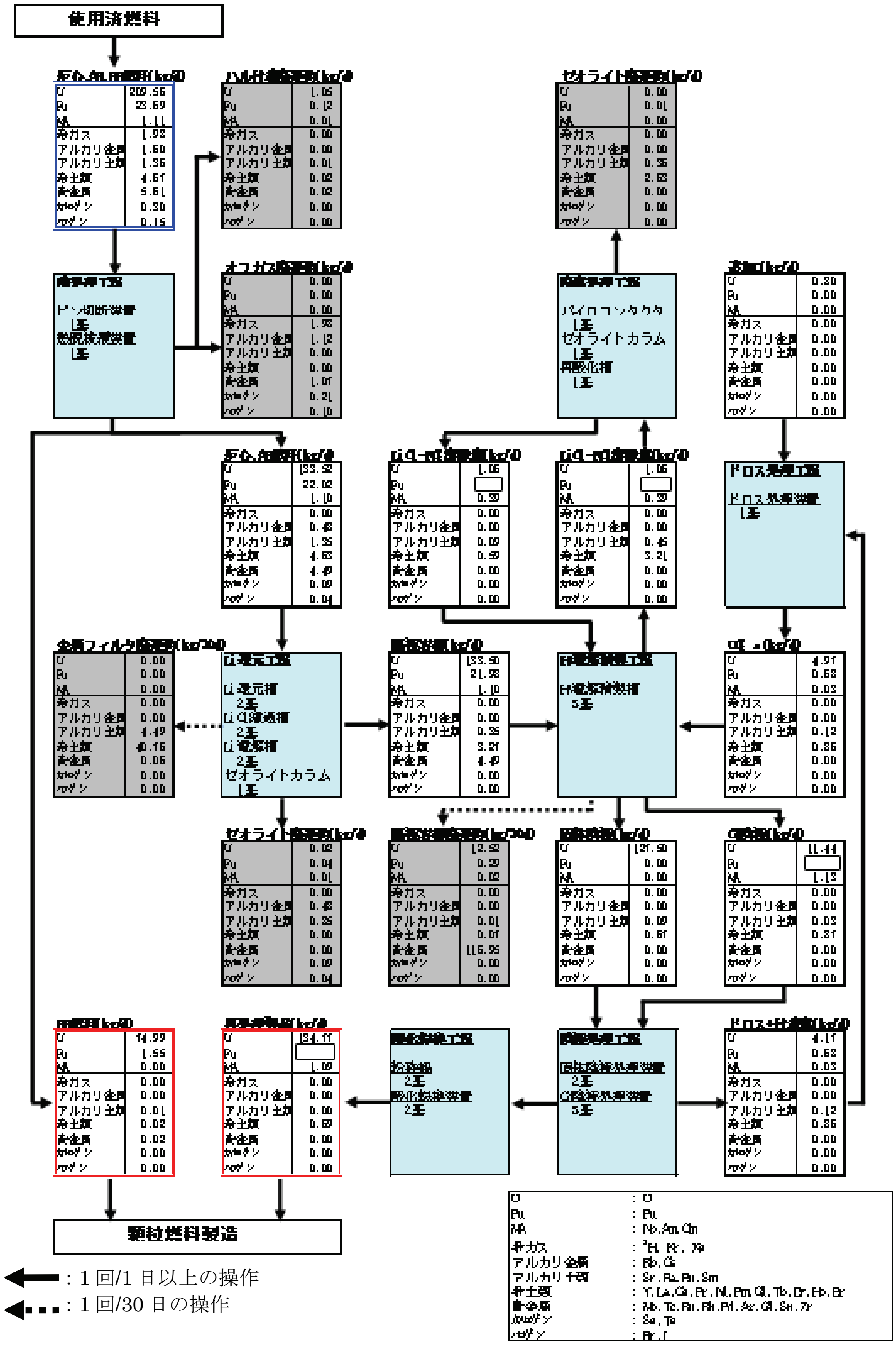
区　分	発生量（ｔ）
TRU、高βγ （金属廃棄物）	約650
低レベル、極低レベル （金属、コンクリート）	約3,800
クリアランスレベル以下、非放射性 （金属、コンクリート）	約320,000

付表 7.1.12　酸化物燃料の金属電解法の技術的成立性の評価

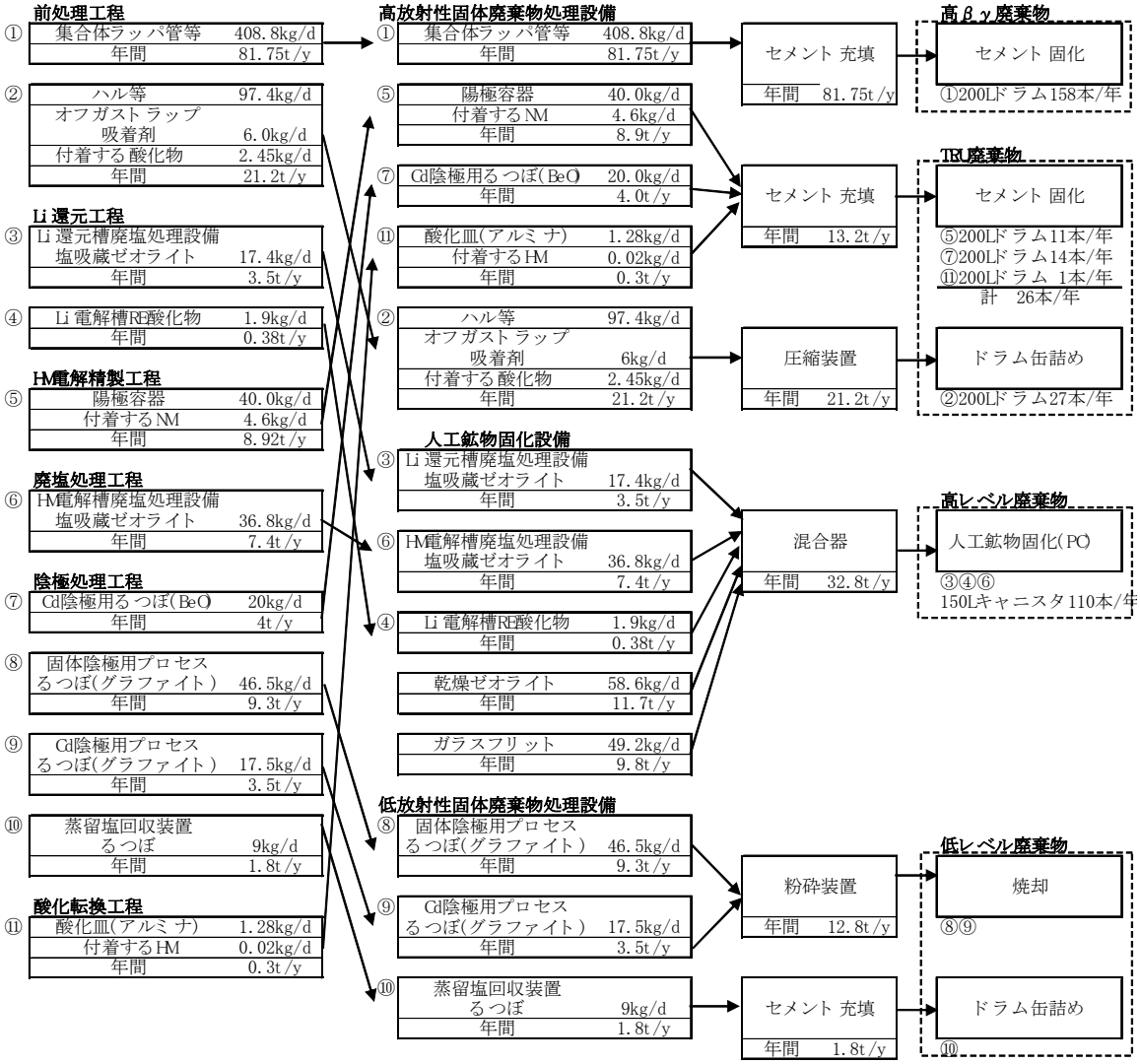
工程	技術	設定値	評価
前処理	集合体解体	－	YAG レーザーによる解体可能。 γ照射条件下における光ファイバーの耐久性（伝送損失、温度上昇）を確認。
	燃料ピン切断	ハル成分混入量 ステンレス<0.1%	エンジニアリングジャッジによる。
	熱脱被覆	燃料成分ハル付着量 酸化物燃料付着<0.5%	Pu 富化度が 30%を超える燃料の場合、熱処理による粉体化が困難であることを確認。
		燃料粉形状 粒径<2～3mm	エンジニアリングジャッジによる。
Li 還元	Li 還元	還元率 U,Np >98% Pu >97.9% Am,Cm>97.9%	電中研等が実施した実験により HM 酸化物の還元率を確認。
	Li 電解	－	現行技術の延長線で対応可能。
	ｾﾞｵﾗｲﾄ吸着	FP 吸着率 ｱﾆｵﾝ = 10% ｱﾙｶﾘ金属 = 50% ｱﾙｶﾘ土類金属= 50% 希土類 =100%	LiCl-KCl などの溶融塩からの FP 回収については ANL 等の実績があるが、相対的に高温である LiCl（650℃)からの FP 回収についてはデータ不足である。
	ろ過	塩付着率 LiCl 付着率<10%	エンジニアリングジャッジによる。
酸化転換	粉砕	粒径調整	現行技術で十分対応可能。
	酸化転換	化学量論比調整	現行技術で十分対応可能。



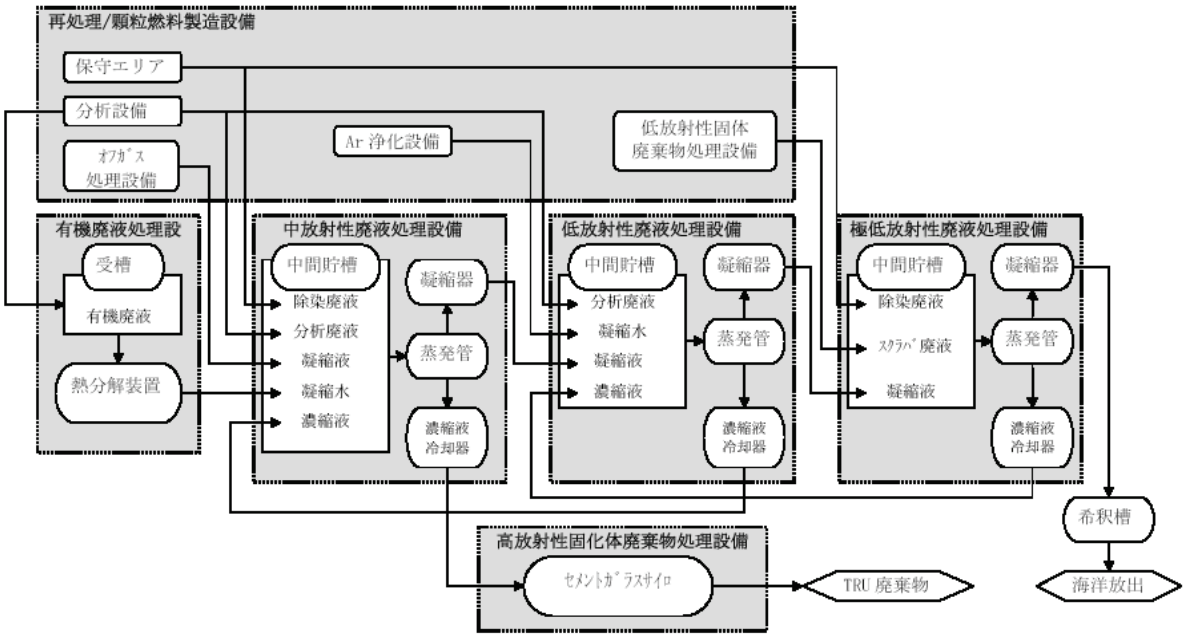
付図 7.1.1　酸化物燃料金属電解法のプロセスフロー概念図



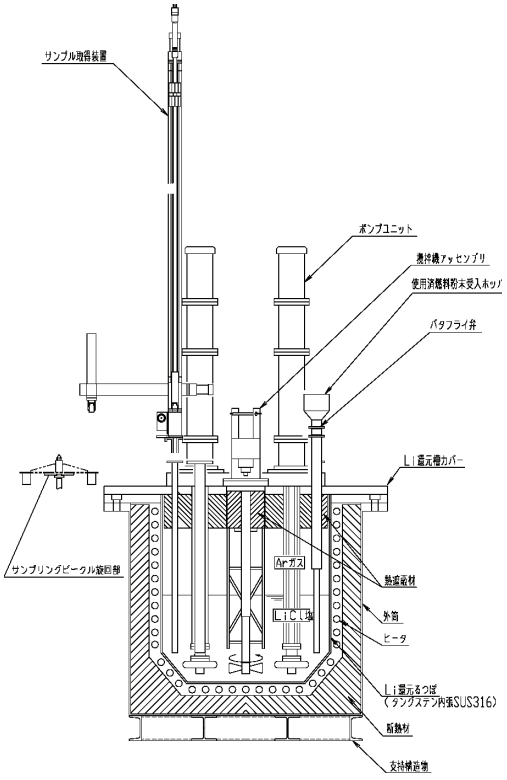
付図 7.1.2　HM および FP に関する物質収支計算結果の概要（操業開始 5 年経過時）



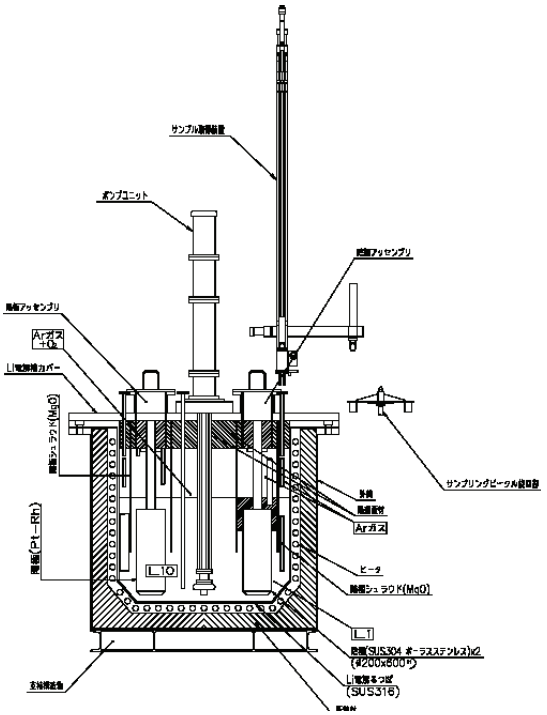
付図 7.1.3 プロセス廃棄物の処理フローと廃棄物量



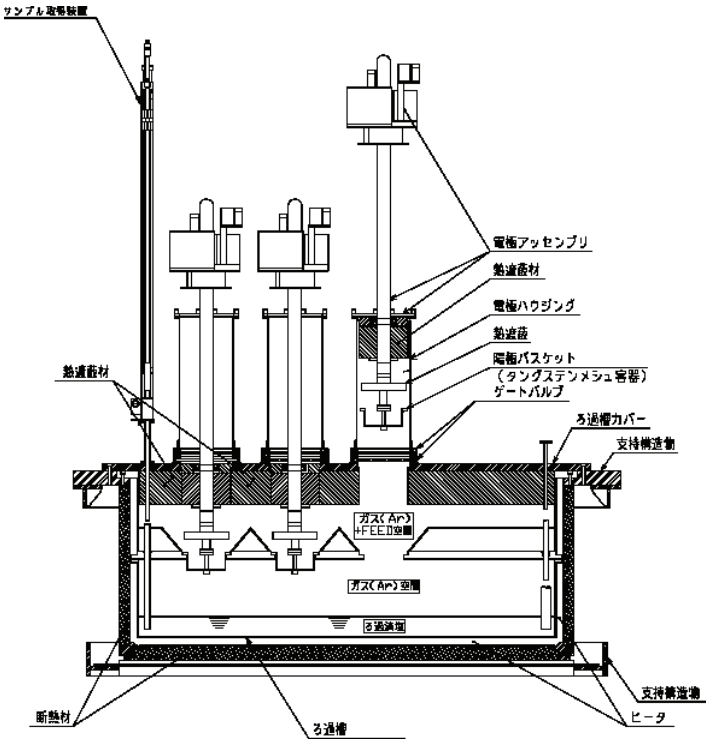
付図 7.1.4　廃液処理フローの概略図



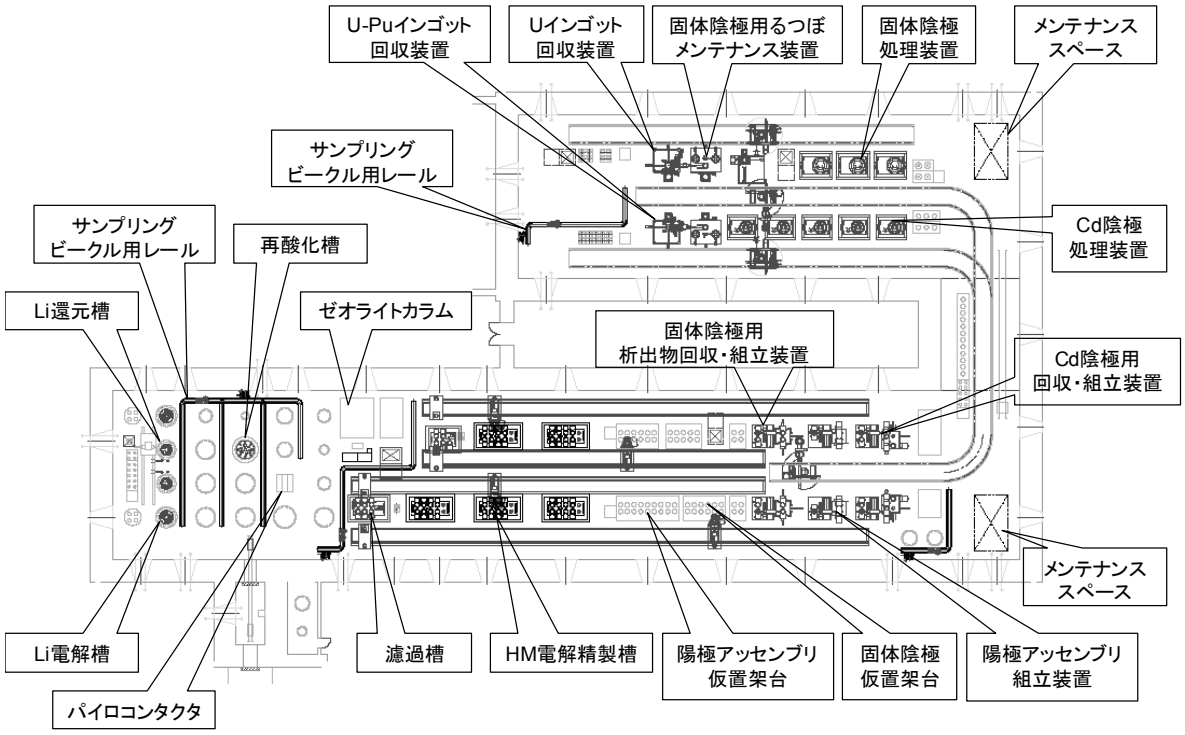
付図 7.1.5　Li 還元槽の機器概念設計図



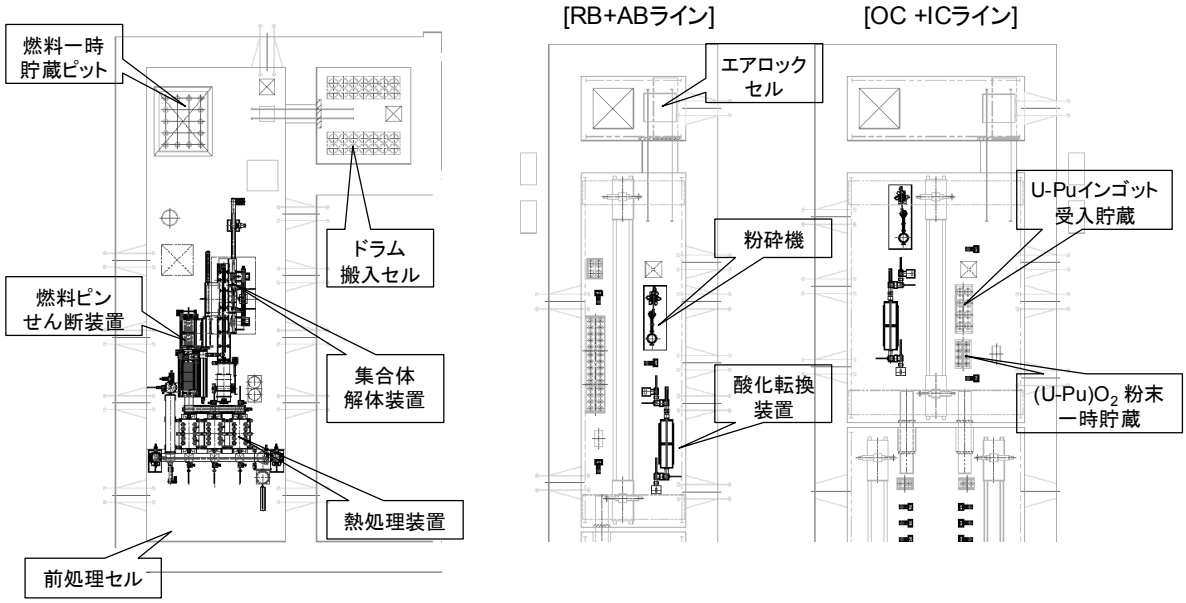
付図 7.1.6　Li 電解槽の機器概念設計図



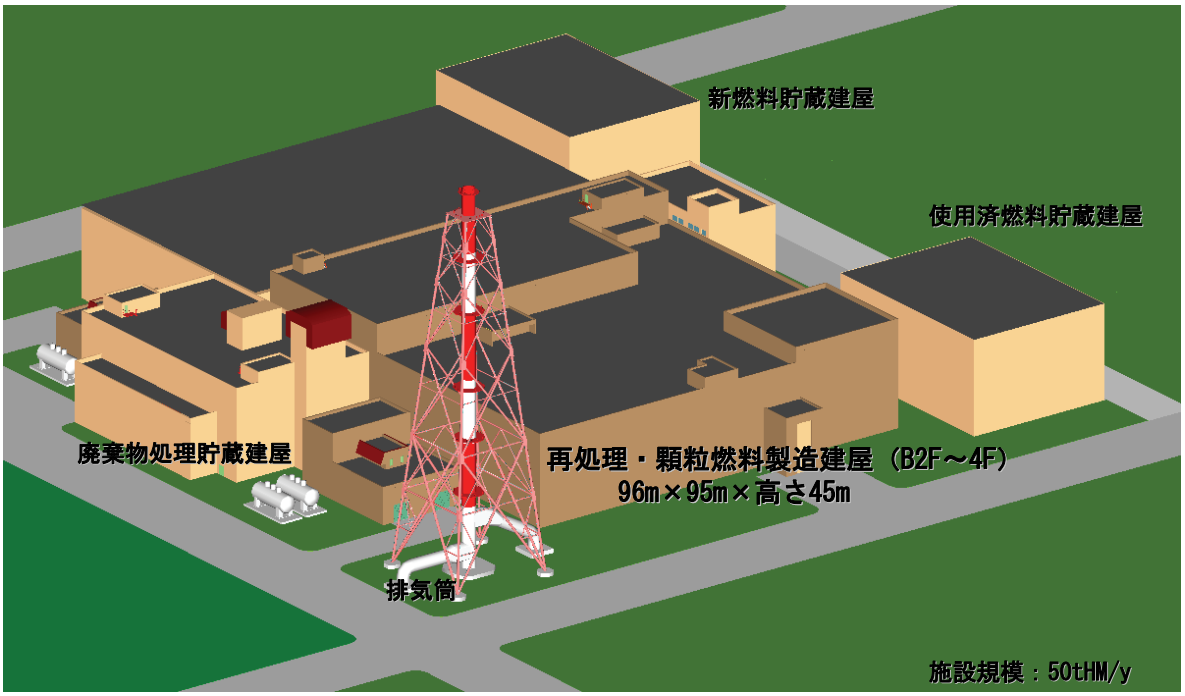
付図 7.1.7　ろ過槽の機器概念設計図



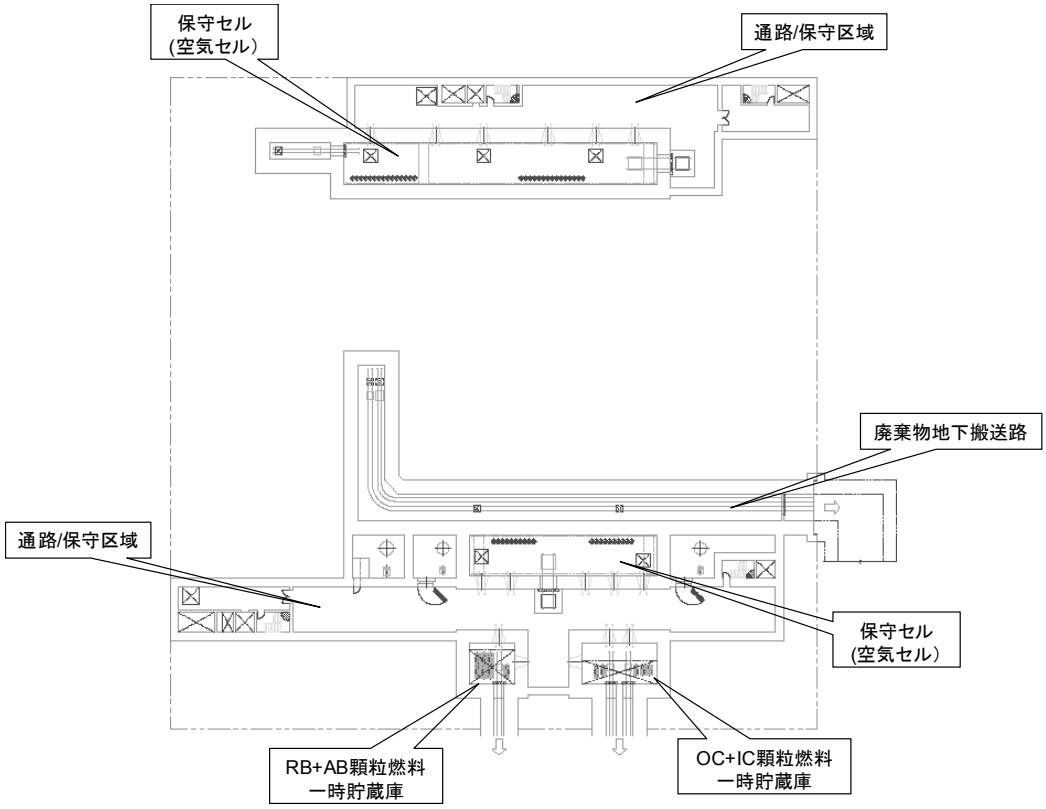
付図 7.1.8　Ar セル（電解精製セル）内の機器配置図(１F)



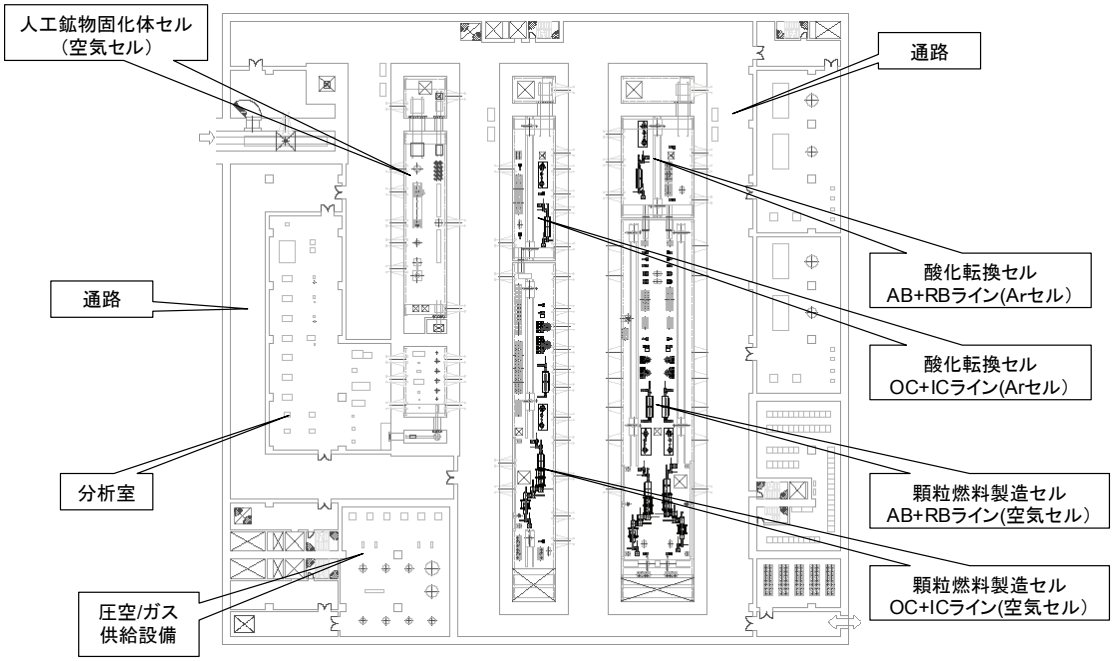
付図 7.1.9　（左）前処理セル内の機器配置図(２F)、（右）酸化転換工程セル内の機器配置図(B1F)



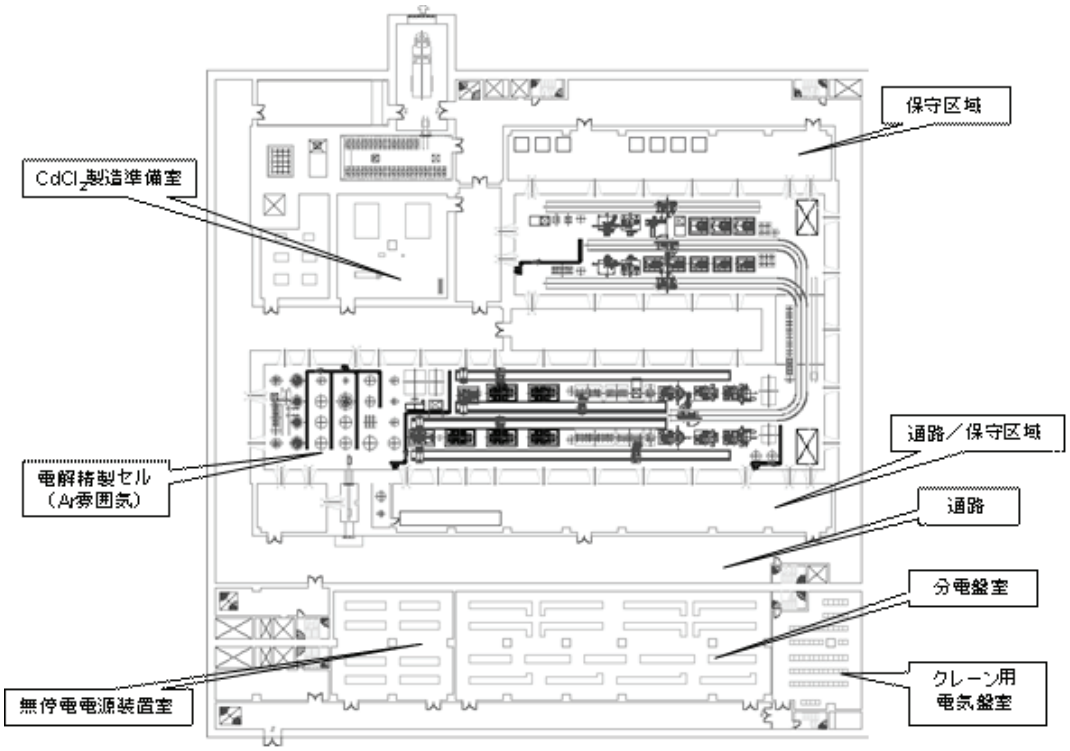
付図 7.1.10　酸化物燃料金属電解法リサイクルプラントの全体建屋イメージ図



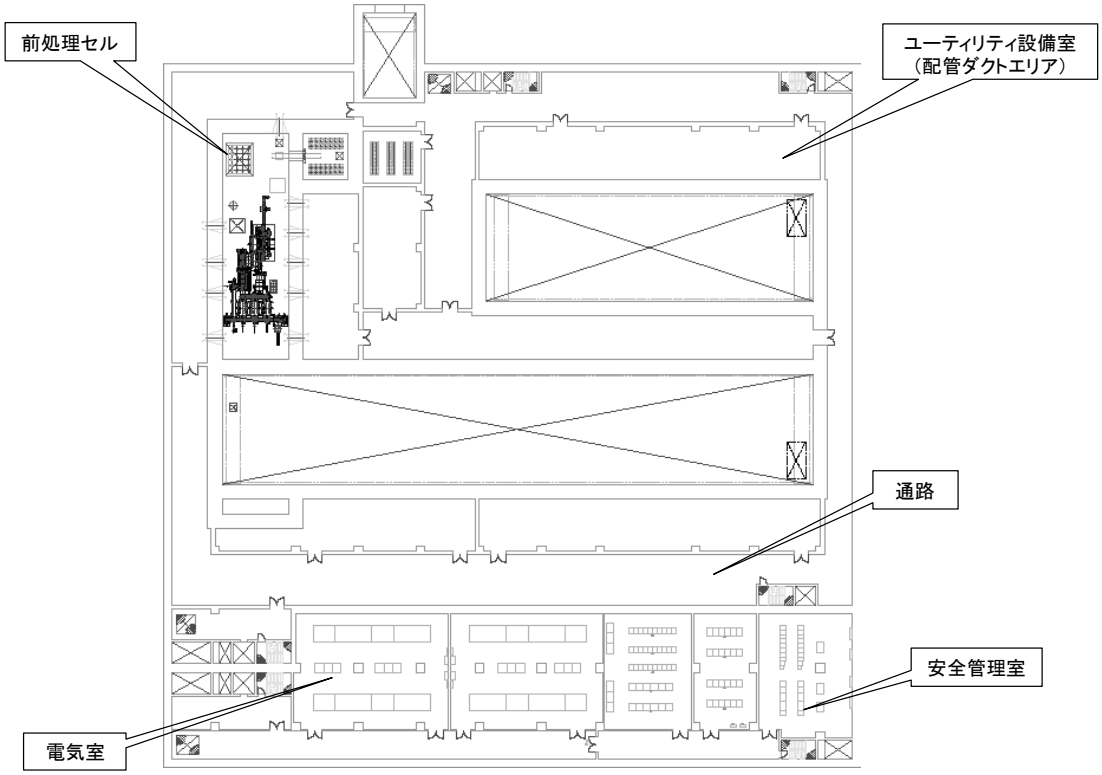
付図 7.1.11　再処理顆粒燃料製造建屋 B2F の施設配置図



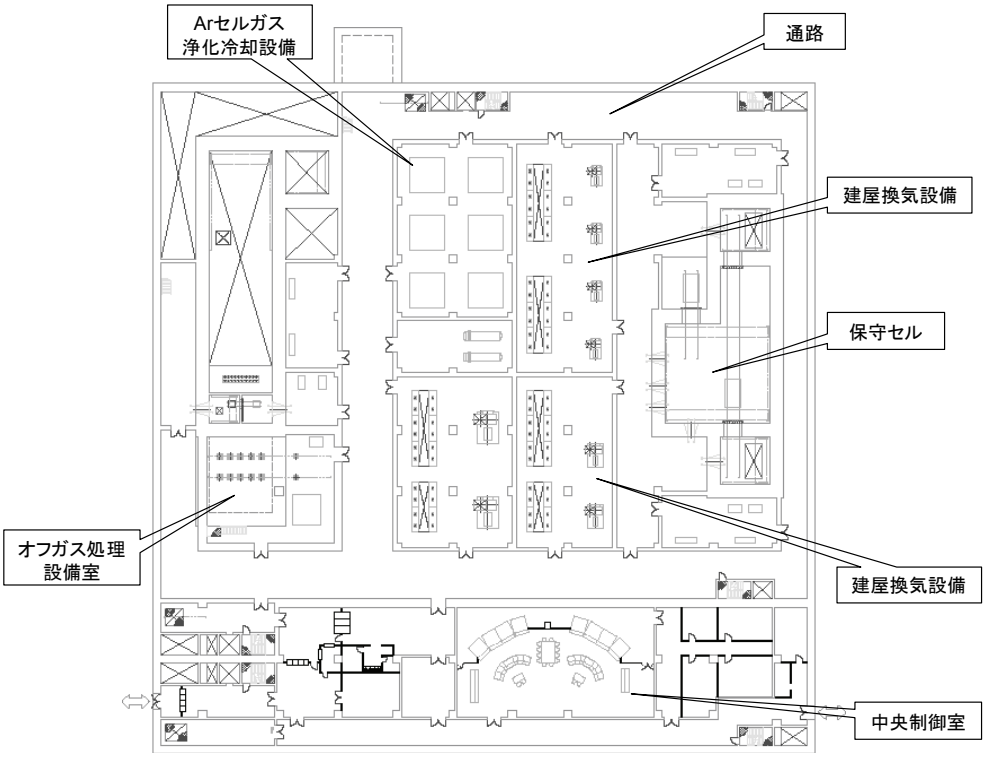
付図 7.1.12　再処理顆粒燃料製造建屋 B1F の施設配置図



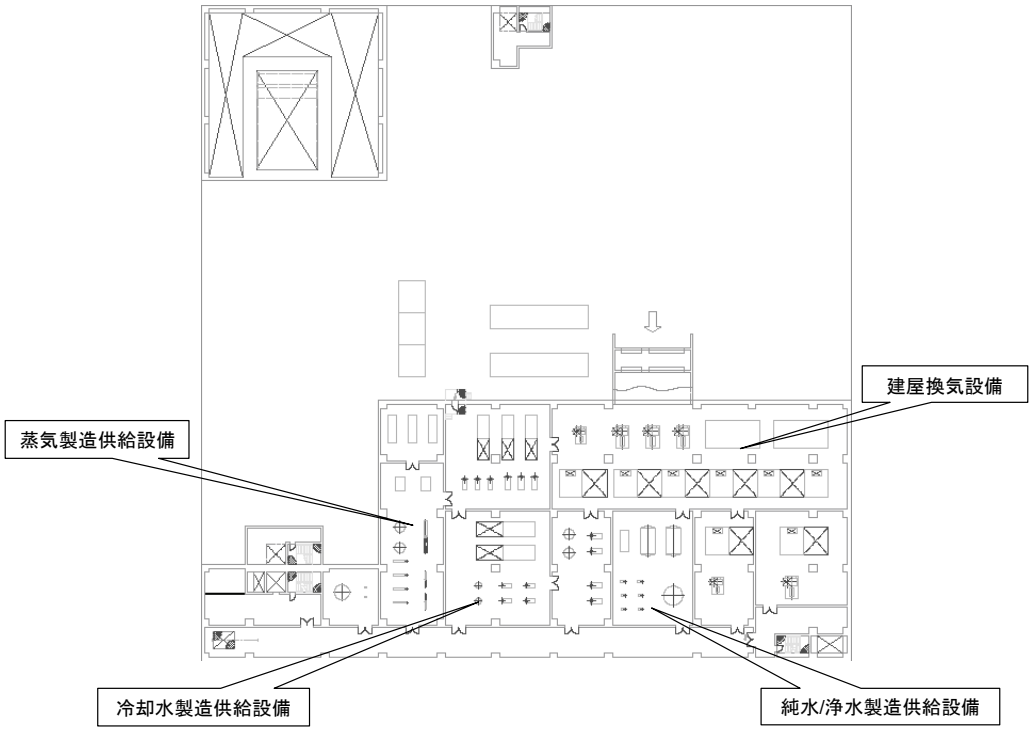
付図 7.1.13　再処理顆粒燃料製造建屋 1F の施設配置図



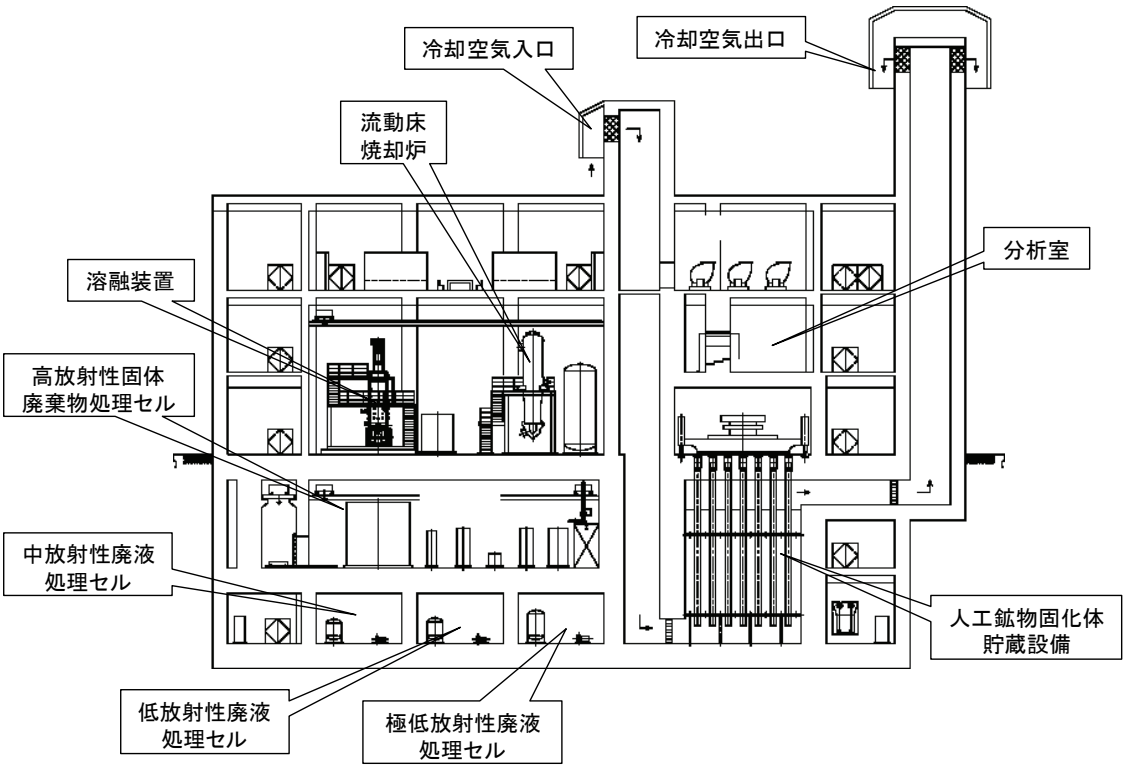
付図 7.1.14　再処理顆粒燃料製造建屋 2F の施設配置図



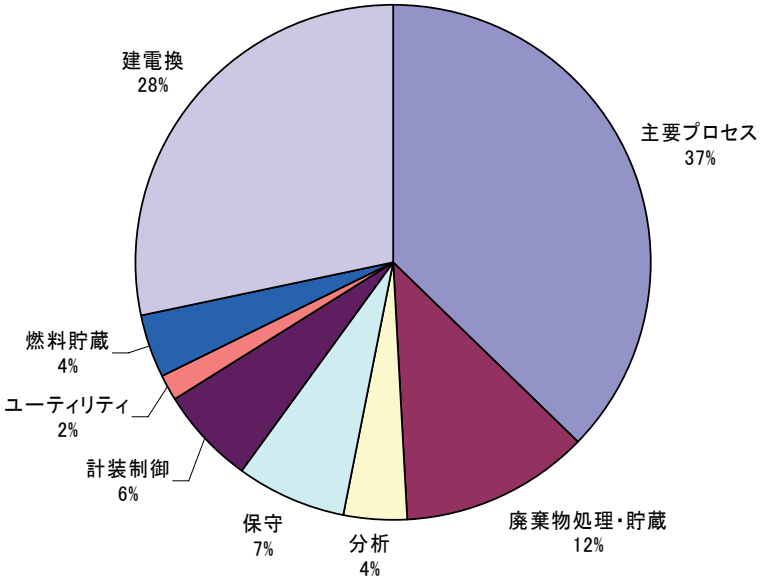
付図 7.1.15　再処理顆粒燃料製造建屋 3F の施設配置図



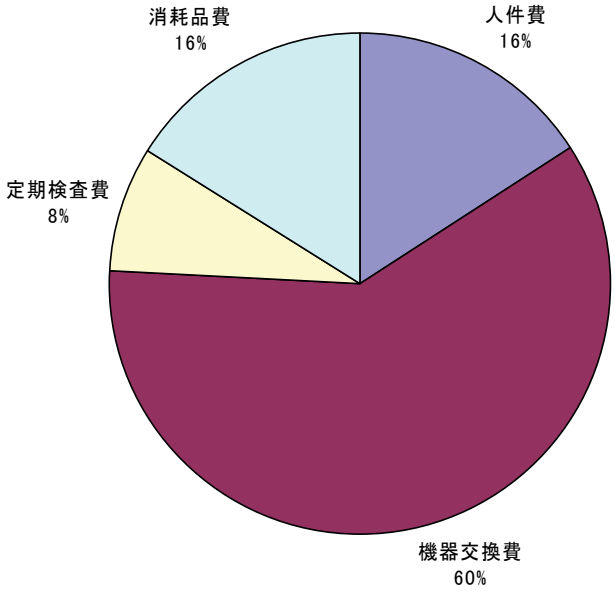
付図 7.1.16　再処理顆粒燃料製造建屋 4F の施設配置図



付図 7.1.17　廃棄物処理貯蔵建屋の施設断面図



付図 7.1.18　建設費の内訳



付図 7.1.19　年間運転経費の内訳

付録 7.2 窒化物燃料への適用（ペレット燃料対応）

付録 7.2.1 施設概念構築

(1) プロセス

窒化物燃料の乾式再処理技術については、今まで、金属電解法を利用したプロセスが試験、研究されてきている。日本原子力研究所（以下「原研」という）、サイクル機構などにおいては、U、Pu、MA窒化物の小規模(gオーダ)溶融塩(LiCl-KCl)電解試験[1)~7)]やプロセス概念の検討[8)]を実施している。また、ロシアにおいては、約500g規模のU窒化物の溶融塩(LiCl-KCl)電解試験[9)]を実施している。ここでは、このように、数多くの試験研究が行われている金属電解法を利用するプロセスについて検討した。湿式再処理と共通事項である^{15}Nの回収・再利用技術、^{14}Cの除去による環境被ばく低減化などに加えて、窒化物燃料の溶解・金属回収、電解精製後のU、TRUの窒化技術が重要となる。

窒化物燃料リサイクルプラントの設計は、使用済燃料処理量50tHM/年とし、フェーズI検討[10)]に基づいている。窒化物燃料リサイクルプラントの再処理プロセスフローの概念図を付図 7.2.1に、全体のプロセスブロックフローを付図 7.2.2に示す。この基本的なフローは、フェーズIの金属燃料の金属電解法プロセス[10) 11)]をベースにしている。窒化物燃料の再処理プロセスと類似している金属燃料の金属電解法と比較するために、本検討において、径方向ブランケット燃料は、再処理をバイパスしないで、炉心燃料とともに再処理するプロセスを検討した。また、基本的なプロセスは、燃料入りの陽極バスケットを電解精製槽に装荷し、電解精製槽内の溶融塩KCl－LiCl中で電解精製処理し、UおよびU-TRUとして回収した後、それぞれ、窒化装置にて、窒化処理、Cd等除去を行い、UNと(U-TRU)Nの窒化物プロダクトを得るものである。ここで、電解精製槽の溶融塩のTRU還元抽出、塩処理などのプロセスは金属燃料の金属電解法と同様とした。

以下に、処理量50tHM/年の窒化物燃料リサイクルプラントの各プロセスについて、金属燃料の金属電解法との主な相違点や設計要求への対応などを含めて、概要を説明する。

(i) 前処理

金属燃料処理の場合と同様、アルゴンセル内において、燃料集合体を機械式に解体し、燃料ピンをせん断する。ただし、窒化物燃料のボンド材をHeとすることで、金属燃料の再処理のようにボンドNaを除去するプロセスやこの廃Naを処理する廃棄物処理プロセスを設ける必要はない。電解精製時間の短縮の観点から、解体・せん断の代わりに、解体・脱被覆処理(燃料を粉体化する)とすることが考えられるが、この場合は、酸化物燃料の金属電解法と同様に加熱炉が必要となる。

(ii) 陽極溶解・U 回収・窒化

溶融塩(LiCl-KCl)電解により、Uを固体陰極にデンドライト状U金属として回収する。

このU金属をCdに溶解させた後、Cd中に窒素ガスを吹き込み、金属Uを窒化するプロセスが必要である。金属燃料のように、燃料中にZrを含んでいないので、Zrの電解処理は必要ない。

(iii) 陽極溶解・U-TRU 回収・窒化

溶融塩(LiCl-KCl)電解により、U-TRUを液体Cd陰極にU-TRU合金として回収し、Cd中に窒素ガスを吹き込み、Cdを蒸留させ、U-TRU合金を窒化するプロセスが必要である。上記のU回収と同様に、Zrの電解処理は必要ない。

(iv) 回収 U、回収 U-TRU の処理

窒化物燃料は、金属燃料の場合のように、インゴットを製作する必要がないので、高温（～約1400℃）での燃料物質溶融処理は必要なく、約1000℃以下の温度でCd除去処理、塩除去処理し、粉体化させ、燃料製造側へ送ることができる。これらの処理装置は、上記(ii)、(iii)の窒化処理との共用が可能である。

(v) オフガス処理工程

電解精製槽、窒化装置等からは、カバーガスのArのほかに、窒素(^{15}N)ガスが発生するので、窒化回収装置にて、回収し、^{15}Nガスを再利用する必要がある。

(2) 物質収支

構築したプロセス概念をもとに概略フロー図を作成し、物質収支を評価した。

(a) 移行率の設定と根拠

金属燃料にはZrやボンドNaが含まれているが、窒化物燃料には含まれていない。この点を除き、窒化物燃料に関する電解処理等の移行率は基本的には金属燃料の金属電解法と同じである。

(ii) 物質収支と除染係数

炉心燃料処理と径方向ブランケット燃料処理を平均化した物質収支の評価結果を付図7.2.3に示す。電解精製関係の物質収支は基本的な考え方は金属燃料の金属電解法と同様である。金属電解法再処理回収製品は、固体陰極で回収され、窒化したUNと、液体Cd陰極で回収され、窒化した(U-Pu-MA)Nの2種類である。回収製品に混入する不純物は、Ce、Pr、Nd、PmなどのREで、それらの除染係数は20以上である。製品の重量とFP混入率、UとTRUの回収率は、FP混入率は設計要求の1.2wt%以下という条件を満たしている。UとTRUの回収率も設計要求の99%以上という条件を満たしている。

(3) 廃棄物

(i) 環境放出

前処理工程、電解分離工程等から発生するオフガスは、ガス中の微粒子、揮発性、準揮発性物質(Cs、I)、トリチウム(^{3}H)を除去した後に、排気筒から放出される。燃料中のIは、金属燃料の場合と同様に、溶融塩中に塩素ガスを吹き込まないために、ほとんどのIは溶融塩中に存在し、下流のゼオライトカラムにて除去される。本施設から発生する^{85}Kr、^{14}C、^{3}Hについては、これらの発生量と六ヶ所再処理施設からの放出量と比べて、^{85}Kr、^{14}C、^{3}Hとも六ヶ所再処理施設の単位発電量あたりの放出量を越えており、^{85}Krは希釈放出、^{14}C、^{3}Hはそれぞれ除去装置を設けることとする。

(ii) プロセス廃棄物

50tHM/年施設の各工程から発生するプロセス廃棄物の概略処理フローを付図 7.2.4に、放射性廃棄物の区分毎にこれらの廃棄物量を付表 7.2.1に示す。窒化物燃料リサイクルプラントから発生する^{14}Cの回収に使用した廃CO_2吸着剤(水酸化バリウム)は、生廃棄物として142kg/年、固化体としては、200Lドラム缶に充填するものと想定すれば、1本/年程度発生する。

(a) 高レベル放射性廃棄物

FP塩化物を吸着・吸蔵したゼオライト(以下、塩吸蔵ゼオライトと略す)は、生廃棄物として約22.8t/年発生する。これらを一括して、高温にて人工鉱物固化するものとし、人工固化体として、150L缶として85本/年発生する。Cd蒸留残渣は、生廃棄物として約1.3t/年発生する。これをセメント固化し、セメント固化体としては、200ドラム缶として1本/年発生する。

(b) TRU を含む放射性廃棄物

ZrO_2（るつぼのコーティング材）のドロスは、生廃棄物として1.57t/年発生する。これをセメント固化し、セメント固化体としては200Lドラム缶として4本/年発生する。

以上のほかに、乾式再処理の発生廃棄物に共通なものとして、ハル、集合体部材があり、これらの発生量は、酸化物燃料の場合とほぼ同等である。

(4) 機器の設計

(i) 設計方針

本設計は、設計条件および以下に述べる設計方針に基づいて実施した。

(a) 安全設計一般

基本的には、乾式再処理の特有の安全対策も考慮した設計とし、安全上重要な機能の二重化を考慮する。

(b) 耐震設計

電解精製槽などの機器等は、酸化物燃料の場合を参考に、内蔵する放射性物質の性状、量に応じて、耐震クラス分類を行った設計とする。

(c) 臨界安全設計

電解精製槽などの臨界上、有意な核物質を含むものを取り扱う容器、装置については、金属燃料の場合を参考に、質量管理等を適用する設計とする。燃料受入れ貯蔵については、形状寸法管理を適用した設計とする。

(d) 火災・爆発の防止に関する方針

粉末状の窒化物燃料を扱う機器、装置等については、空気セルでなく、アルゴンセル内にて取り扱う設計とする。また、集合体解体機は、機械方式とし、アルゴンセル内に設置する。

(e) 閉じ込めの機能(漏洩の防止等含む)

電解精製槽などの放射性物質を収納する機器等の使用材質は、使用条件に合わせて適切な材料を選定し、要求される再処理容器区分に合わせた溶接、検査を想定した設計とする。また、放射性物質を内蔵する機器等は、セル等にて閉じ込める設計とする。

(f) 機器の運転・保守・補修

安全上重要な施設は、運転中、停止時に安全機能を失うことなく安全機能を確認するための試験、検査ができ、安全機能維持を健全に維持するための適切な保守、修理ができる設計とする。

(g) 電源喪失に対する考慮

外部電源の喪失に対して、安全上重要な機能を維持するために、独立２系統の非常用所内電源設備を設ける設計とする。

(ii) 機器設計

50tHM/年施設の主要な機器の機器数等は、金属燃料の金属電解法に基づき検討した。50tHM/年施設の再処理に必要な機器基数は、金属燃料の金属電解法プロセスと同様に、機器１基あたりの処理容量と処理時間、ならびに1日あたりに処理しなければならない処理量に基づいて決めた。ここで、予備機は設けない設計としている。主要な機器等の基数を

付表 7.2.2に示す。

以下に、主要な機器の概要について説明する。

(a) 集合体解体機、ピンせん断機

前処理工程の主要機器としては、集合体解体機、ワイヤ除去装置、せん断機があり、アルゴンセル内に設置する。集合体解体機は、金属燃料の場合と同様に機械方式とした。金属燃料の場合設けたNaボンド除去槽は､燃料ボンド材をHeとしているために設けてない。前処理工程において、電解精製側に粉体化燃料を供給する場合は、加熱炉を追加設置し、加熱炉内のガスは窒素とする。この場合、加熱炉内に窒素を供給し、このパージガスは窒素回収系(パージ窒素ガスは、窒素回収系から再循環使用)に送られる。大気圧、窒素ガス雰囲気中において、ペレット状UNは650～750℃程度で熱処理され、次の反応により、高次のU_2N_3となり、粉体化[12) 13)]する。

$2UN+1/2N_2 \rightarrow U_2N_3$

(b) 電解精製槽

フェーズIIにおける金属燃料の金属電解法や酸化物燃料の金属電解法の場合、電解精製槽は合理化を考慮して4極対/基としている。窒化物燃料の金属電解法の場合の電解精製槽は本来フェーズIIと合わせた方がよいが、今回は、フェーズIで検討した3極対/基10) 11)（付図 7.2.5参照）をベースとした。電解精製槽はCr-Mo鋼製または相当品のものを9基設ける。電解精製槽は、基本的には、金属燃料金属電解法の電解精製槽とほぼ同じものとしている。せん断された窒化物燃料を陽極バスケット内に入れ、このバスケットを電解精製槽へ装荷する。金属燃料の金属電解と同様に、温度約500℃で、溶融塩電解処理し、固体陰極棒にデントライト状析出Uを、Cd陰極にU-TRUを回収する。窒化物燃料の場合、せん断燃料の粉末が溶融塩上に浮遊する可能性があるので、これを防ぐために、陽極バスケットの上部に、粉末浮遊防止用のカバーを設ける設計としている。また、電解精製槽内には､純度の高いArを槽内カバーガスとして供給する｡槽内陽極より窒素が発生するので、ほとんどの窒素－アルゴンの混合ガスはオフガス処理系へ送る（一部アルゴンセル内）設計としている。窒化物燃料の電解精製の性能に関しては、ロシアの試験データがあり、窒化物燃料の電解の電流効率は、電流密度0.25A/cm2の条件において、温度約500℃で、約62%（370AHr/kg 9)）、温度約600℃では84%（350AHr/kg 9)）であり、金属燃料の場合の運転温度500℃でのU電流効率約56%14)（600AHr/kg）より高いと考えられる。したがって､Uの電解処理の場合、温度約500℃でのUNの１極対当たりの電解時間は、電流300A（電流密度0.25A/cm2）で、次の通り、金属燃料よりもかなり短くなる。

①窒化物燃料の電解処理時間：

（370AHr/kg×10kg/極）÷300A＝13hr/10kg･極

②金属燃料の電解処理時間（一例）：

（600AHr/kgU×10kg/極）÷300A＝20hr/10kg･極

温度約600℃での窒化物燃料の電解時間は、約500℃の場合より電流効率が高くなり、より短くなるが、Cdの蒸発量を抑えるために、溶融塩の温度は、金属燃料の場合と同様に約500℃とした。

これらのデータからは、電解精製槽は3極対/基で７基になると考えられる。UNの電解時間を安全側に金属燃料のものと同程度と想定し、3極対/基の電解精製槽９基と設定している。

粉体状の燃料を電解精製する場合、原研にて行われたAmNを模擬した粉末のDyN（ジスプロシウム窒化物）の酸化溶解試験15)では、窒化物DyNは、酸化剤としてCdCl2を添加した温度約500℃程度の電解塩（LiCl-KCl）に速やかに溶解し、溶解反応物の窒素ガスが99%程度放出された。このことから、AmNなど粉体化燃料の溶解は、溶融塩温度500℃程度で、3～4時間程度と短時間と考えられる。なお、基礎的な研究は進められているが、今後、さらに、実規模の電解精製槽などを使用して、電解精製時の溶解速度、電解速度などのデータを取得していく必要がある。

(c) 窒化装置

窒化装置は、電解精製槽からの金属のU、U-TRUを窒化し、Cd、塩の蒸留分離を行うもので、金属燃料の陰極処理装置と窒化の機能を兼ね備えたU窒化装置、U-TRU窒化装置を設ける。窒化装置の概略機器図（一例）を付図 7.2.6に示す。窒化装置内において、Uの場合、UをCdに溶解させた後、約600℃にてCd-U中に窒素ガスを吹き込み、Uを窒化させた後、さらに温度950℃、圧力約10torrで塩蒸留を行い、塩を除去し、粉体状のU-Nの窒化物を得る。U-TRUの場合、Cdの凝縮、窒化処理部（窒素ガスバブリング部）へ再循環させるように、Cdリサイクルの構造とし、約600℃にてU窒化を行う。U窒化が終了した後、Cdの再循環を止め、さらに約700℃高温とし、Cd循環しないで、Cdを蒸留し、TRUを窒化させた後、温度950℃、圧力約10torrで塩蒸留を行い、塩を除去し、粉体状の（U-TRU）Nの窒化物を得る。

金属Uの窒化処理については、窒素ガス吹込みにより、次の反応により金属が窒化できることが確認されている。

$$2U(\text{Cd中に溶解}) + 3/2N_2(g) = U_2N_3(s)$$

原研ではCd中のウランの窒化試験において、温度500℃、600℃の窒化処理でUからU_2N_3への転換率がそれぞれ78.3%、91.5%16)あることを確認している。また、サイクル機構では、窒素ガス吹き込み窒化の基礎試験において、温度500℃～550℃で、Cd中2～2.4wt%のUに化学当量以上の窒素ガスを約5時間吹込み、粒径数十μmから1mm程度のUN、UNXを生成しており、ほとんどのUがUNに転換17)したことを確認している。これらのデータを考慮して、窒化温度は、反応速度の点から約550℃とし、Cd中へのN_2バブリングガス流量約4L/min･kg、そのバブリング時間を５hrと想定した。U窒化装置、U-TRU窒化装置の1基あたりの処理能力は、金属燃料の場合と同様に、それぞれ、約60kgHM(6極分)/バッチ・日、約6kgHM(1極分)/バッチ・日としている。

Puの窒化については、N_2バブリングガスのみによる窒化は難しく、約700℃で、Cd-Pu中でN2バブリングを行いながら、Cdを蒸留することで、顆粒状のPu窒化物を得る18)ことが明らかになっており、この原理を利用したものである。

なお、今後さらに実規模の窒化装置などを使用して、窒化処理時間などのデータを取得していく必要がある。

U窒化装置では、窒化後、温度600℃、圧力約30torrでCd蒸留を行い、さらに、Cd、塩を除去し、U窒化物を回収する。U-TRU窒化装置では、窒化後、U-TRU窒化物を回収する。

金属燃料の陰極処理の場合、燃料物質の溶融処理時間が必要であるが、窒化物燃料の場合、この処理は省略することができる。

(d) 窒素回収装置等

オフガス処理工程では、燃料ピンせん断機のArリッチなパージガス、電解精製槽のArリッチなパージガス、窒化装置のN_2リッチなパージガス等のオフガスを、それぞれCs／Ru吸着塔、CO_2除去塔、ヨウ素吸着塔（ヨウ素除去塔の前に水分除去を行う）にて処理し、Cs／Ru、CO_2、ヨウ素などを除去するが、その後、窒素回収装置にて、N_2を回収し、N_2をリサイクルする。

このリサイクルのための窒素ガス（15N）回収技術は、溶解時などで発生する窒素ガス（おもに15N）やFPなどのガスとの混合ガスがオフガス側に流れるので、Arなどのガスと分離し、この15Nを回収・再使用する。この窒素ガス回収装置としてPSA（Pressure Swing Adsorption）法、深冷分離法、膜分離法等があるが、深冷分離法はコスト高となり、膜分離法は分離性が悪く低純度の製品しか得られないので、最近、分離性能の向上がめざましいPSA法を選定した。窒化物燃料リサイクルシステムにおいては、Arが電解精製槽などのカバーガスとして使用されており、Arガスとともに電解精製時に窒素ガスや希ガスなどの混合ガスが発生する。この混合ガスから15Nを回収・再使用するためには、Arなどのガスと分離するシステムが必要である。この窒素ガスの回収方式は、活性炭PSA方式とゼオライトPSA方式などがあり、いずれも、製品窒素の純度は99.99%程度まで得られるが、窒素回収率はゼオライトPSA方式の方が活性炭PSAプロセスより高く、窒素とArなどとを分離することができる特徴があるので、ゼオライトPSA方式 19) 20)を適用した。この窒素回収システムの性能としては、多重PSAシステムなどとすることにより、製品の窒素純度99.9%、窒素回収率90%（10%は不純物ガスとともにパージ）を想定した。PSA窒素回収の原理は、付図 7.2.7付図 7.2.7　気相吸着法（PSA）による窒素回収の原理フロー図に示すように、窒素を含む混合ガスを吸着剤充填容器に供給し、窒素を吸着剤に吸着させて不純物ガスを分離した後、容器内不純物ガスを排気し、その後、吸着剤からの窒素を脱着させ窒素を回収する工程を繰り返す。

窒素回収方法は、^{15}N全量循環処理法（電解精製槽で発生する窒素ガスを含む混合ガスと窒化装置で発生する窒素ガスの両方とも窒素回収設備にて処理し再循環運転する方法）と^{15}N部分循環処理法（電解精製槽で発生する窒素ガスを含む混合ガスのみ窒素回収設備にて処理し、窒化装置で発生する窒素ガスは窒素ガス貯蔵タンク経由再循環使用する方法）の2案が考えられる。フェーズIでは^{15}N全量循環処理法のシステムを検討したが、今

回は、^{15}N部分循環処理法を考案した。この方式の場合、^{15}N全量循環処理法よりも窒素回収設備からの窒素の排出量が少ないために、濃縮窒素^{15}N補給量が少なく、補給濃縮窒素コストも少ないことがわかった。

窒素処理量約0.6Nm^3/hrの窒素回収装置を付図 7.2.8に示すが、電解精製槽では窒素ガスが0.6Nm^3/hr発生し、これをこの窒素回収装置にて処理し、この90%を回収し、窒化用供給窒素として使用し、残りの10%（0.06Nm^3/hr）排出される。窒化装置では窒化用窒素9.8Nm^3/hrを循環使用し、このうち、電解精製槽から回収した窒素0.54Nm^3/hrを再使用する。

燃料を窒化物にするために、窒素が0.06Nm^3/hr消費されるので、窒素の補給量は0.06Nm^3/hr（235Nm^3/年）となる。したがって、この濃縮窒素の補給量のコストは、3.2億円/年となる。N-15部分循環処理法ベースの窒素（^{15}N）マスバランスを付図 7.2.9に示す。このマスバランスより、窒化物燃料リサイクルプラントに対する99.9%の濃縮窒素の製造プラント[22)]の規模は１基当たり235Nm^3/年程度になることがわかった。

(5) 施設設計

(i) 計量管理とセル区分

計量管理は、金属燃料の金属電解プロセスと同様に、物質収支区域(MBA)として3つに分け、核物質の適切な閉じ込めが行えるように設計している。

(ii) セル機器配置計画

再処理関係のセルは、集合体解体装置とせん断機などの入った燃料受入・前処理セル(アルゴンセル)と再処理設備(電解精製槽、窒化装置、TRU抽出器、ゼオライトカラム等)の入った電解分離セル(アルゴンセル)、保守セル、エアロックセル等からなる。これらのセル雰囲気の浄化と冷却のために、セル外にアルゴンセル浄化・冷却設備を設けている。セル内Ar冷却設備は、セル内機器の発熱による温度上昇を抑えるように設計している。また、アルゴンセル浄化設備は、金属燃料の場合と同様に、セル内に空気がインリークしても、セル内雰囲気が酸素100ppm以下、水分100ppm以下、窒素1000ppm以下となるように設計している。

(iii) 試薬供給・ユーティリティ

窒化物燃料金属電解法の再処理設備に、特徴的なユーティリティとしては、次のものが上げられる。

・^{15}N窒素（^{15}N濃縮度99.9%）の補給量；約235Nm^3/年

(iv) 施設の概要

50tHM/年施設の全体配置イメージ図を付図 7.2.10に示す。また、建屋の配置図を付図

7.2.11～付図 7.2.15に示す。主要セル（アルゴンセル）の容積は、受入れ・前処理セル約3200m^3、電解分離セル約6400 m^{3}で、合計約9600 m^{3}となる。（フェース1にて検討した50tHM/年規模の金属燃料金属電解法プラントと同程度。但し、フェーズ2では、38tHM/年規模の金属燃料金属電解法プラントを検討しているが、バッファー設備、保守セル等を考慮し、詳細化しているために、セル容積がより大きくなっている）

主建屋のセル、建屋の概略容積を

付表 7.2.3に示す。一体型の主建屋の寸法、容積は、フェーズ2ベースの場合で、約89m×約104m×約32mH（地下1階、地上3階）約30万m^{3}となる。燃料製造設備をキャンペーン運転方式として金属を扱い、粉体を取り扱わないので、雰囲気中での相互汚染は生じないとし、１系列１セルとしているのに対して、窒化物燃料の場合、燃料製造設備をペレット成型方式とし、内側炉心燃料-軸方向ブランケット用、外側炉心燃料-軸方向ブランケット用、径方向ブランケット用の燃料製造設備を雰囲気中での相互汚染の防止の観点から、安全側に、それぞれ3系列、3つの隔離したセルを想定したケースを検討したために建屋が大きくなっている。また、アルゴン浄化設備、窒素回収装置等による影響もある。主建屋のセル容積、建屋容積を

付表 7.2.3に示す。燃料貯蔵設備（使用済燃料設備･新燃料貯蔵設備）の寸法は約56m×約86m×約26mH、この容積は約8万m^{3}となる。

付録 7.2.2 技術評価

経済性評価、経済性以外の評価および技術的成立性について以下に技術評価を行った。

(1) 経済性

窒化物燃料リサイクルプラントの建設費、操業費を評価した。これらの結果を

付表 7.2.4に示す。処理規模50tHM/年のプラントの場合、建設費は、金属燃料金属電解法（フェーズIベースの経済性評価）と比べ、次の通り、窒素回収設備が追加となるが、Na除去装置は必要ないので、ほぼ同程度（約21億円の増加：金属燃料金属電解法の約2%）となる。燃料製造側コスト増加の影響はほとんどない。

①金属燃料の場合、設置したNa除去装置は削除できる（－約3億円）

②電解精製関係の主な機器基数は、金属燃料の場合と同程度（約0億円）

③オフガス処理設備窒素回収装置、窒素貯蔵タンク等の追加（+約24億円）

また、操業費については、金属燃料金属電解法と比べ、窒素（15N）補給が追加となるが、1,000円/g 15N（15N濃縮度99.9%）で評価して、約3.2億円/年の増加（フェーズⅠ金属燃料金属電解法の約4%）となる。燃料製造側コスト増加はほとんどない。操業費のうち、供給濃縮窒素15N費の影響が大きい。

なお、処理規模200tHM/年のプラントの場合、建設費は、金属燃料金属電解法と比べ、次の通り、ほぼ同程度（約72億円の増加：金属燃料金属電解法の約2.6%）となる。

①金属燃料の場合、設置したNa除去装置は削除できる（－約5億円）

②電解精製関係の主な機器基数は、金属燃料の場合と同程度（約0億円）

③オフガス処理設備窒素回収装置、窒素貯蔵タンク等の追加（+約77億円）

また、操業費は、金属燃料金属電解法と比べ、窒素（^{15}N）補給の追加分により約12.8億円/年の増加（金属燃料金属電解法の約5.5%）となる。

今後、さらにより廉価な供給濃縮窒素^{15}N費（250～500円/g）とすることが重要である。

(2) 経済性以外の評価

経済性以外に、安全性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性について、以下に検討した。

(a) 安全性

窒化物燃料の金属電解法は、金属燃料の金属電解法と同様に、

・高温の溶融塩の使用

・電解精製槽等の電極、電解析出物、るつぼ等出し入れ時の槽内開放時の対策

・臨界安全の確保

・金属による火災・爆発

などが上げられる。基本的には、金属燃料の金属電解法と同様の対策が必要である。特に、窒化物燃料の金属電解法の特徴的なものとしては、①臨界安全対策、②粉体化窒化物による火災・爆発が上げられる。①臨界安全対策については、電解精製槽、窒化装置は、金属燃料の再処理の電解精製槽、陰極処理装置と同程度の寸法と安全側に設定している。②粉体化窒化物による火災・爆発の対応については、粉体窒化物の火災防止のために、粉体窒化物を取り扱う設備は、アルゴンセル内に設置する設計としている。

(b) 資源有効利用性

U、TRUは、今後さらに検討する必要があるが、99%以上の回収の可能性があり、資源有効利用性を有すると考えられる。窒化物燃料の再処理に関する物質収支データにより、再処理製品中の主な核種の回収率は、使用済燃料の核種を100%とした場合、次の通りである。

U＝99.5%

TRU＝99.8%

(c) 環境負荷低減性

せん断機、電解精製槽などから発生するオフガス中の微粒子、揮発性または準揮発性FP(Cs、I)、トリチウム（^{3}H）は、オフガス処理設備にて除去され、排気筒から放出される。本設備から発生する^{85}Kr、^{14}C、^{3}Hは、六ヶ所再処理工場からの単位発電量当たり放出量以下とするために、^{85}Krは希釈、^{14}C、^{3}Hは除去設備を設置している。

(d) 核拡散抵抗性

金属電解法では、PuにU、MAなどが同伴するため、工程内に純粋なPuが単独に存在することはない。また、製品は低除染であるため、近接は容易でない。計量管理は、酸化物燃料処理の金属電解法と同様に、核物質収支区域(MBA)と主要計測点(KMP)によって管理することとしているが、今後の課題としては、①窒化物燃料の入量計量手法の開発、②運転時および保守時の電解装置などの機器・設備における核物質存在量の測定手法の開発、③適時性要求に対するNRTA等の対策などがある

(e) 運転･保守補修性

定型の操作に対しては、極力自動化を図っている。また、不定型の操作に対しては、マスタースレーブマニピュレータ（MSM）、インセルクレーン（IC）、インセルパワーマニプレータ（PM）などを使用する。主な機器等には保守補修のスペースを設ける。

金属燃料の金属電解法と同様に、主要な機器の運転･保守補修を考慮しているが、今後、粉体を扱うことも考慮し、マテリアルハンドリング装置の操作等詳細に詰めていき、配置などに反映していく必要がある。

(3) 技術的成立性

窒化物燃料の金属電解法は、原研などで、U、Puの基礎試験を実施しており、U、Pu、Npの窒化物についての電解回収、U、Puの窒化処理については、基礎試験にて実証しており、基本的な原理確認が成されている。主要な設備の技術的成立性の評価を付表 7.2.5に示すが、この表より成立性はあると考えられる。

PSA法利用の窒素^{15}N回収技術については、成立性はあるが、今後、さらに模擬ガス等を使用し、実証する必要がある。また、最適な窒化装置の構造について検討していく必要がある。

さらに、工学的な試験等にて不足データを取得し、プロセス、機器の詳細な設計が重要である。なお、脱被覆技術を採用する設計においては、窒素雰囲気による（U,Pu）Nペレットの熱処理試験にて、窒化物の脱被覆、粉体化の挙動を明らかにすることが重要である。

なお、窒化物燃料リサイクルプラントの実用化に当たり、アンモニアプラントとリンクさせた廉価な高濃縮^{15}N窒素製造プラントの開発も重要である。

[参考文献]

1) 荒井康夫, 小川徹 :“窒化物燃料の乾式再処理”, 部会企画セッション, 第Ⅲ分冊, 日本原子力学会「2000年春の年会」, p.(7) (2000).
2) 鈴木康文 :“2.炭窒化物燃料”, 日本原子力学会誌, Vol. 41, No. 4, pp.376-377 (1999).
3) 岩井孝, 他 :“塩化物溶融塩中におけるプルトニウム窒化物の電解”, K21, 日本原子力学会「1998年春の年会」(1998).
4) 岩井孝, 他 :“塩化物共晶塩中におけるネプツニウム窒化物の電解”, K36, 日本原子力学会「1998年秋の大会」 (1998).
5) Shirai, et al. : “Electrolysis of Plutonium Nitride in LiCl-KCl Eutectic Melts, Journal of Nuclear Materials”, vol. 277, pp226-230 (2000).
6) T. Inoue, H. Tanaka : “Recycling of Actinides Produced in LWR and FBR Cycles by Applying Pyrometallurgical Process”, Proc.Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL93, pp646-652 (1993).
7) Y. Kasai, et al. : “Design Study on Advanced Nuclear Fuel Recycling System”, Proc.Intl. Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL99 (1999).
8) 藤岡綱昭, 他 : “窒化物燃料の乾式再処理システムの検討”, N17, 日本原子力学会「2001年秋の大会」(2001).
9) B.D.Rogozkin, et al. :“Properties and Synthesis and Reprocessing Technology of Mononitride Fuel for Inherently Safe Reactors”, American Nuclear Society, 1994, pp. 382-389 (1994).
10) 田中 博, 他 : “再処理システム技術検討書　実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）成果報告”, JNC TY9400 2001-014 (2001).
11) 藤岡綱昭, 他 : “金属燃料リサイクルシステムの設計評価”, JNC TY9400 2001-028 (2001).
12) T. Fujioka, et al. : “Development of Fuel Recycles System Based on Dry Pyrochemical Processing Technology”, Proc. RECOD98, pp125-133(1998).
13) 高阪裕二, 他 :“FBR核燃料リサイクルシステム概念の検討（その４）窒化物燃料への乾式熱処理技術の適用性”, K58, 日本原子力学会「1997年秋の大会」(1997).
14) J.E.Herceg, et al. : “Engieering and Acquisition of Equipment for Electromentallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel”, Proc.ICONE8, ICONE-8541, pp.1～16 (2000).
15) F.Kobayashi, et al. : “Dissolution of Metal Nitrides in LiCl－KCl Eutectic Melts”, Proc. Intl. Conf. Future Nuclear Systems (GLOBAL ’99)(1999).
16) M. Akabori, et al. : “Nitridation of Uranium and Rare-Earth Metals in Liquid Cd, Journal of Nuclear Materials”, vol. 248, pp338-342 (1997).
17) 掛樋勲, 他 : “先進的核燃料リサイクルシステムの設計研究（溶融塩を用いたリサイクルシステムの概念検討）”, PNC TN9410 97-015, pp2.1-1－2.1-13 (1996).

18) 中園祥央, 也 :“液体Cd陰極回収Puの再窒化試験”, D25, 日本原子力学会「2004年春の大会」 (2004).

19) K.Nagahama, et al. : “Handbook of High-purification Technology”,Fuji・Technosystem, 383-469（2001） (in Japanese).

20) H.S.Shin, K.S.Knaebel : “Pressure Swing Adsorption: An Experimental Study of Diffusion-Induced Separation”, AICHE J., Vol.33, No.4, 654-662 (1987).

21) H.S.Shin, K.S.Knaebel : “Pressure Swing Adsorption: An Experimental Study of Diffusion-Induced Separation”, AICHE J., Vol.34, No.9, 1409-1416 (1988).

22) M.Inoue, et al. : “Feasibility Study on Nitrogen-15 Enrichment and Recycling system for innovative Recycle with nitride fuel”,Design Study on Advanced Nuclear Fuel Recycling System” ,Proc. ICONE10 (2002).

付表 7.2.1　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の主要な廃棄物量

廃棄物処分の観点からの廃棄物		発生廃棄物量	
廃棄物区分	主要な廃棄物	生廃棄物（t/年）	固化体（m^3/年）
高レベル廃棄物	塩吸蔵ゼオライト	約22.8	人工固化体 約12.7（85本/年）
	Cd蒸留残渣（NM）	約1.3	セメント固化 約0.2(1本/年)
ＴＲＵ廃棄物	ドロス	約1.6	セメント固化 約0.63(4本/年)
	CO_2吸着剤 （水酸化バリウム）	約0.14	約0.11(1本/年)
備　考	①塩－Cd 蒸留るつぼ（グラファイト）は、生廃棄物として、約 13t/年発生するが、粉砕、焼却するので、固化体はほとんど発生しないとし、本表には載せていない。 ②上記の廃棄物の他に、TRU 廃棄物としてハル、剪断プレナム、高βγ廃棄物として集合体部材がある。 ③高レベル廃棄物の Cd 蒸留残渣はセメントと共に容器へ封入する。 ④TRU 廃棄物、高βγ廃棄物、低レベル廃棄物はセメントと共に容器へ封入する。 ⑤人工鉱物固化体充填キャニスター容量は150ﾘｯﾄﾙ、セメント封入ドラム缶容量は200ﾘｯﾄﾙ。 ⑥使用済CO_2吸着剤の処分対応の固定法は、現段階では未定であるが、ドラム缶200ﾘｯﾄﾙに固定すると想定。		

付表 7.2.2　窒化物燃料金属電解法の 50tHM/y プラントの主要機器仕様

設備	主要な機器	機器仕様（基数等）	備　考
前処理	集合体解体機	1基 （約 2h/集合体）	機械式
	ピンせん断機	1基 （0.25 日/集合体）	機械式
	脱被覆処理装置	―	―
再処理 (電解分離)	電解精製槽 (炉心燃料用)	7基 （3陽極-3陰極/ﾊﾞｯﾁ）	4 日毎の電解精製サイクル運転想定
	電解精製槽 (径ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ用)	2基 （3陽極-3陰極/ﾊﾞｯﾁ）	10 日毎の電解精製サイクル運転想定
	U窒化装置	4基 （60kgU/ﾊﾞｯﾁ× 1ﾊﾞｯﾁ/日）	Cd 溶解、窒化、塩-Cd 蒸留除去を1つの装置で行うものとする。
	U-TRU 窒化装置	6基 （6kgHM/ﾊﾞｯﾁ× 1ﾊﾞｯﾁ/日）	窒化、塩-Cd 蒸留除去を 1 つの装置で行うものとする。
塩処理	TRU 還元抽出器	1基 （3 段抽出器・17h/ﾊﾞｯﾁ）	
	ゼオライトカラム	1基 （3 ｶﾗﾑ・19h/ﾊﾞｯﾁ）	
その他	オフガス処理設備 (N-15 回収装置等含む)	一式 （窒素回収装置 0.6Nm^3/hr）	PSA 法による窒素回収処理。
	Ar セル冷却/浄化設備	一式	PSA 法による Arｾﾙ内浄化（酸素、水分、窒素除去）処理。
備考	前処理工程に脱被覆処理装置を設置する場合は、1基必要となる。		

付表 7.2.3　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）主要セル、建屋の容積

セル、建屋		容積（m^3）	備考
セル	燃料受入･前処理セル	約 3, 200	
	電解分離セル	約 6, 400	
	再処理関係主要セル合計	約 9, 600	
建屋	主建屋	約 30 万	建屋容積は、再処理、燃料製造、廃棄物処理･貯蔵等。
	燃料貯蔵建屋	約 8 万	使用済燃料、新燃料の貯蔵
	合計 （主建屋･燃料貯蔵建屋）	約 38 万	

（注記）セルは内法、建屋は外法

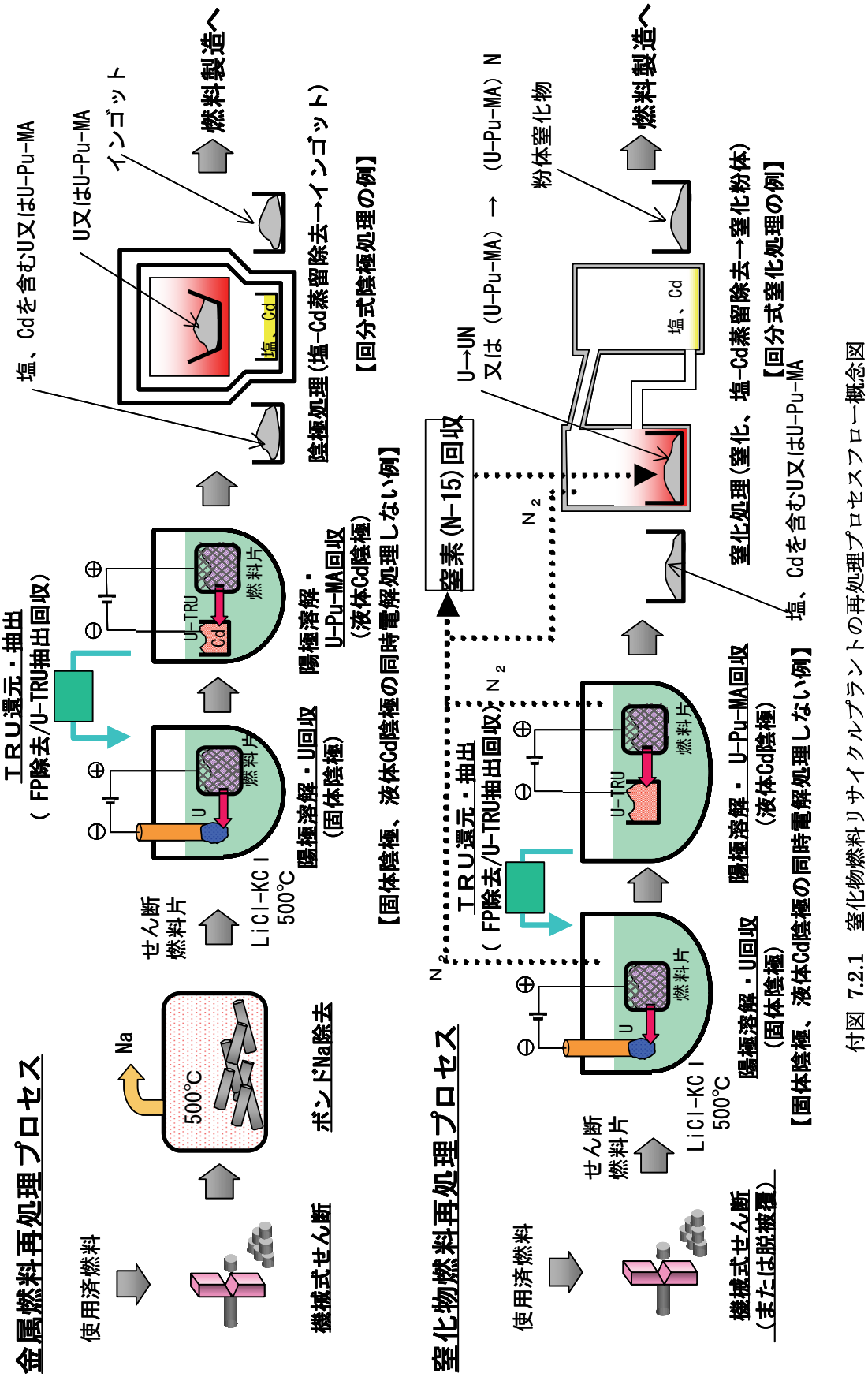
付表 7.2.4　窒化物燃料リサイクルプラントの経済性概略評価

プラント規模			50tHM／年	200tHM／年
リファレンスプラント			金属燃料金属電解法	
建設費	リファレンスからの追加/削除の設備	追加	窒化･陰極処理装置、窒素回収装置など （+約24億円）	窒化･陰極処理装置、窒素回収装置など （+約77億円）
		削除	Na除去装置など （-約3億円）	Na除去装置など （-約5億円）
	リファレンスプラント（100%）からの増減率（追加設備費）		＋約2% （約21億円）	＋約2.6% （約72億円）
操業費	リファレンスからの追加/削除の操業項目	追加	濃縮窒素(N-15)補給 （約3.2億円/年*）	濃縮窒素(N-15)補給 （約12.8億円/年*）
		削除	－	
	リファレンスプラント（100%）からの増減率（追加操業費）		＋約4%／年 （約3.2億円/年）	＋約5.5%／年 （約12.8億円/年）

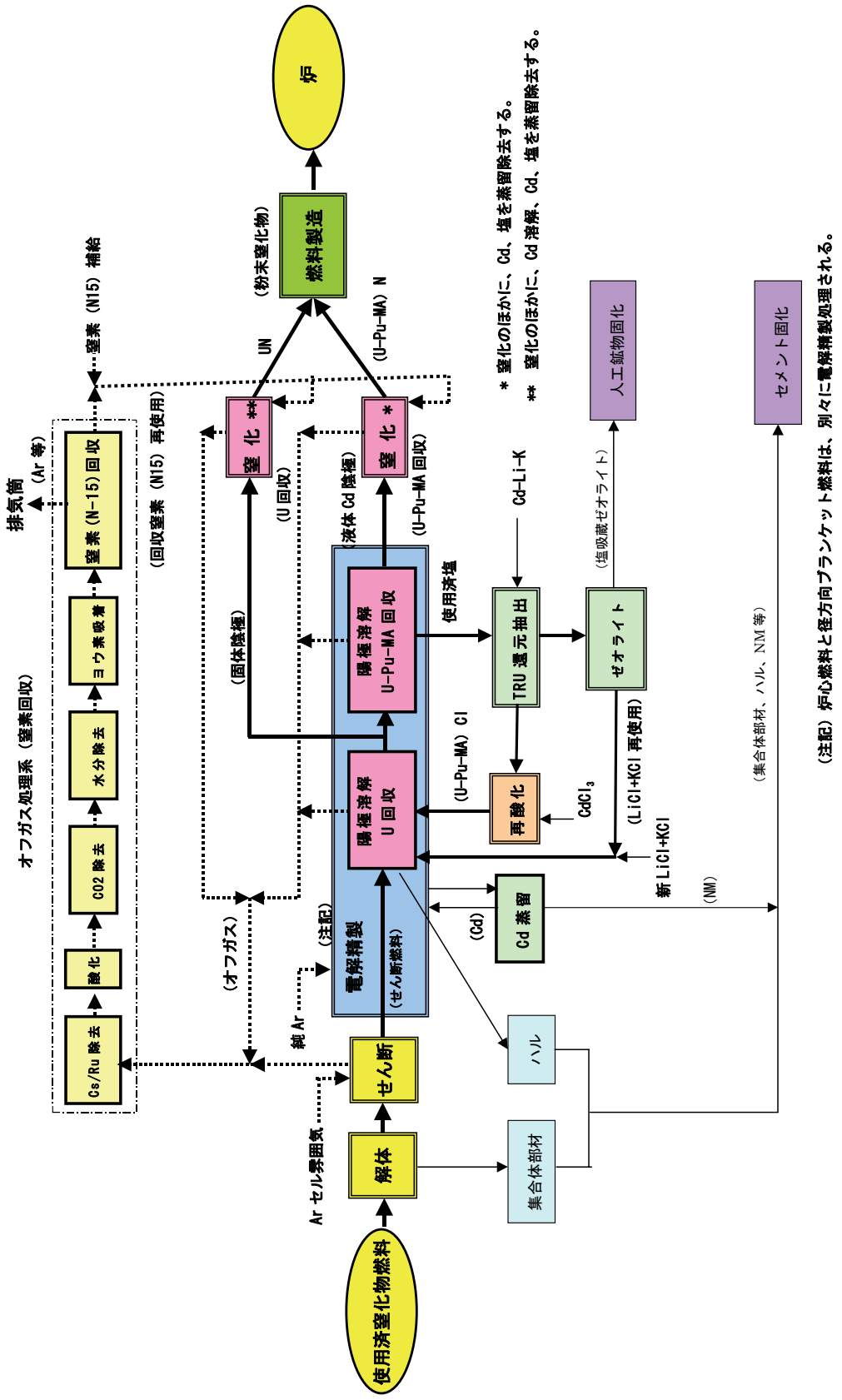
＊補給濃縮窒素(N-15) 1000円/ｇ（N-15濃縮度99.9%の窒素）と想定

付表 7.2.5　主要な設備の技術的成立性の評価

主要設備	主要な技術	設計要求	技術的成立性 （原理確認基礎データ、実績、開発状況等根拠）
再処理	HM 電解精製	回収率 ・U＞99.9% ・U/TRU＞99.8% 回収時間 ・固体陰極 10kgU/20h 極 ・Cd 陰極 3.4kgU-TRU/10h 極	U、Pu、Np の窒化物の溶解挙動については基礎試験にて実証している。Am、Cm 等を含む窒化物の溶解の回収技術は確認等が必要である。 ロシアの基礎試験では、窒化物燃料の電解処理時間（約 600℃の条件）が金属燃料の場合より早いデータがあり、試験等にて確認する必要がある。（今回の設計は、金属燃料の電解精製相当の性能としている）
	U、U-TRU の窒化 Cd、塩等除去	①U 窒化処理 N_2ガスバブリング方式 N_2ガス流量約 4L/min･kg （バブリング時間約 5hr） U 窒化装置処理量 60kgHM(6 極分)/バッチ・日 ②U-TRU（Pu-MA）窒化処理 Cd 蒸留方式 U-Pu-MA 窒化装置処理量 6kgHM(1 極分)/バッチ・日	U の窒化処理は、小型試験装置にて N_2ガスバブリング方式にて窒化 U が得られることを実証している。 また、Pu の窒化処理は、小型試験装置にて N_2ガスバブリング方式では窒化効率が悪く実用化は難しいが、Cd 蒸留方式にて窒化 Pu が得られることを実証している。 さらに、U-Pu-MA 等の窒化に必要な実規模の窒素ガス量、窒化時間等のデータを取得し、最適な窒化方法(UN、U_2N_3 の窒化生成物の制御等)を確認する必要がある。 Cd、塩等の除去は、金属電解法の陰極処理技術と同じ技術が利用できる。
	窒素回収	窒素回収性能 製品窒素純度 99.99% 窒素回収率 90%以上	多重 PSA 式窒素回収技術は、一般工業界では、実績がある。本システムの設計は、机上検討であるので、模擬ガス、実ガスを使用した窒素回収装置にて実証する必要がある。

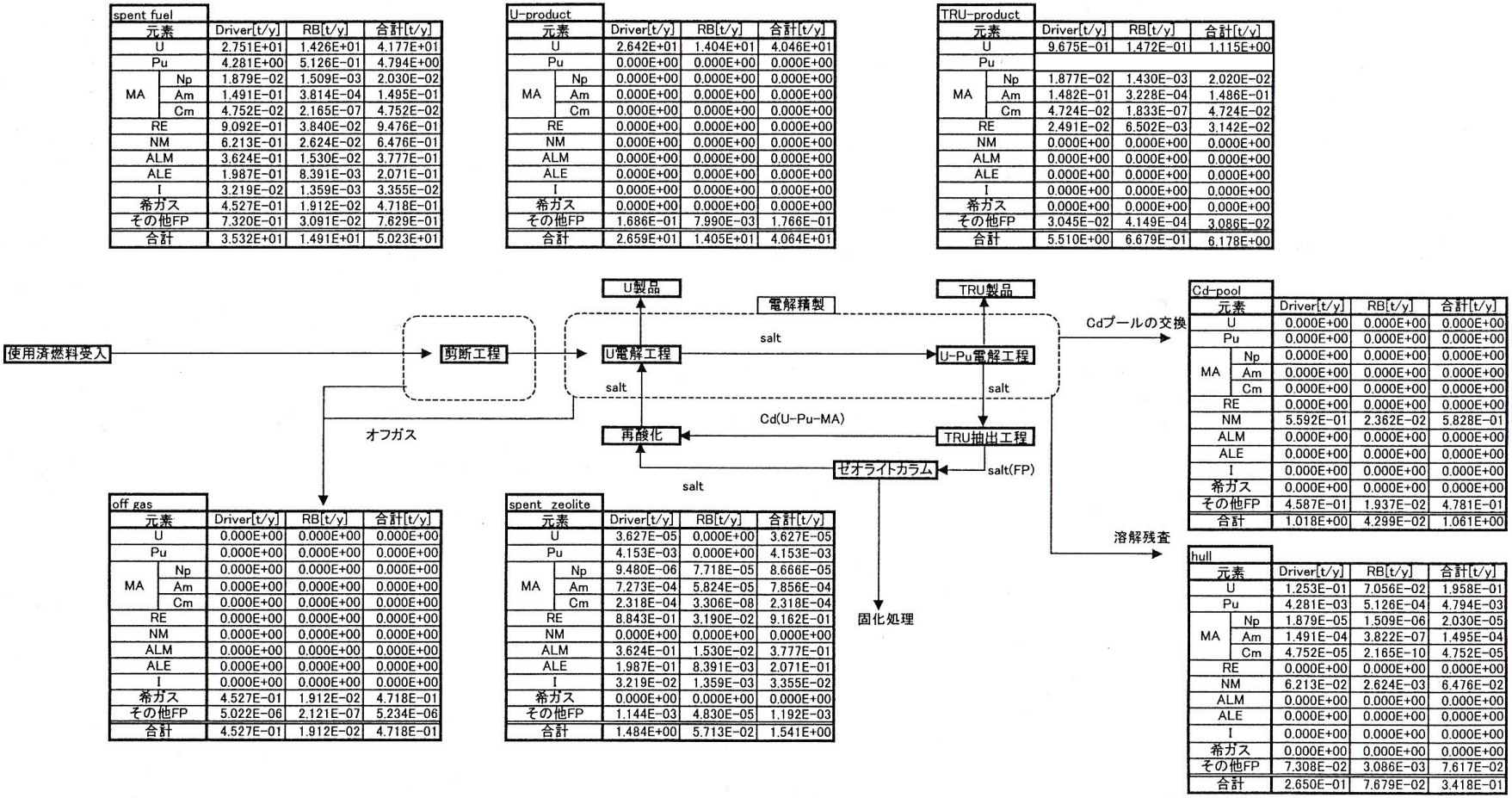


付図 7.2.1 窒化物燃料リサイクルプラントの再処理プロセスフロー概念図



付図 7.2.2 窒化物燃料リサイクルプラントの再処理プロセスブロックフロー

(注記) 炉心燃料と径方向ブランケット燃料は、別々に電解精製処理される。



spent fuel

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		2.751E+01	1.426E+01	4.177E+01
Pu		4.281E+00	5.126E-01	4.794E+00
MA	Np	1.879E-02	1.509E-03	2.030E-02
	Am	1.491E-01	3.814E-04	1.495E-01
	Cm	4.752E-02	2.165E-07	4.752E-02
RE		9.092E-01	3.840E-02	9.476E-01
NM		6.213E-01	2.624E-02	6.476E-01
ALM		3.624E-01	1.530E-02	3.777E-01
ALE		1.987E-01	8.391E-03	2.071E-01
I		3.219E-02	1.359E-03	3.355E-02
希ガス		4.527E-01	1.912E-02	4.718E-01
その他FP		7.320E-01	3.091E-02	7.629E-01
合計		3.532E+01	1.491E+01	5.023E+01

U-product

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		2.642E+01	1.404E+01	4.046E+01
Pu		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
MA	Np	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Am	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Cm	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
RE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
NM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
I		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
希ガス		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
その他FP		1.686E-01	7.990E-03	1.766E-01
合計		2.659E+01	1.405E+01	4.064E+01

TRU-product

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		9.675E-01	1.472E-01	1.115E+00
Pu				
MA	Np	1.877E-02	1.430E-03	2.020E-02
	Am	1.482E-01	3.228E-04	1.486E-01
	Cm	4.724E-02	1.833E-07	4.724E-02
RE		2.491E-02	6.502E-03	3.142E-02
NM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
I		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
希ガス		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
その他FP		3.045E-02	4.149E-04	3.086E-02
合計		5.510E+00	6.679E-01	6.178E+00

Cd-pool

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
Pu		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
MA	Np	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Am	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Cm	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
RE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
NM		5.592E-01	2.362E-02	5.828E-01
ALM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
I		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
希ガス		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
その他FP		4.587E-01	1.937E-02	4.781E-01
合計		1.018E+00	4.299E-02	1.061E+00

off gas

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
Pu		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
MA	Np	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Am	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
	Cm	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
RE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
NM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
I		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
希ガス		4.527E-01	1.912E-02	4.718E-01
その他FP		5.022E-06	2.121E-07	5.234E-06
合計		4.527E-01	1.912E-02	4.718E-01

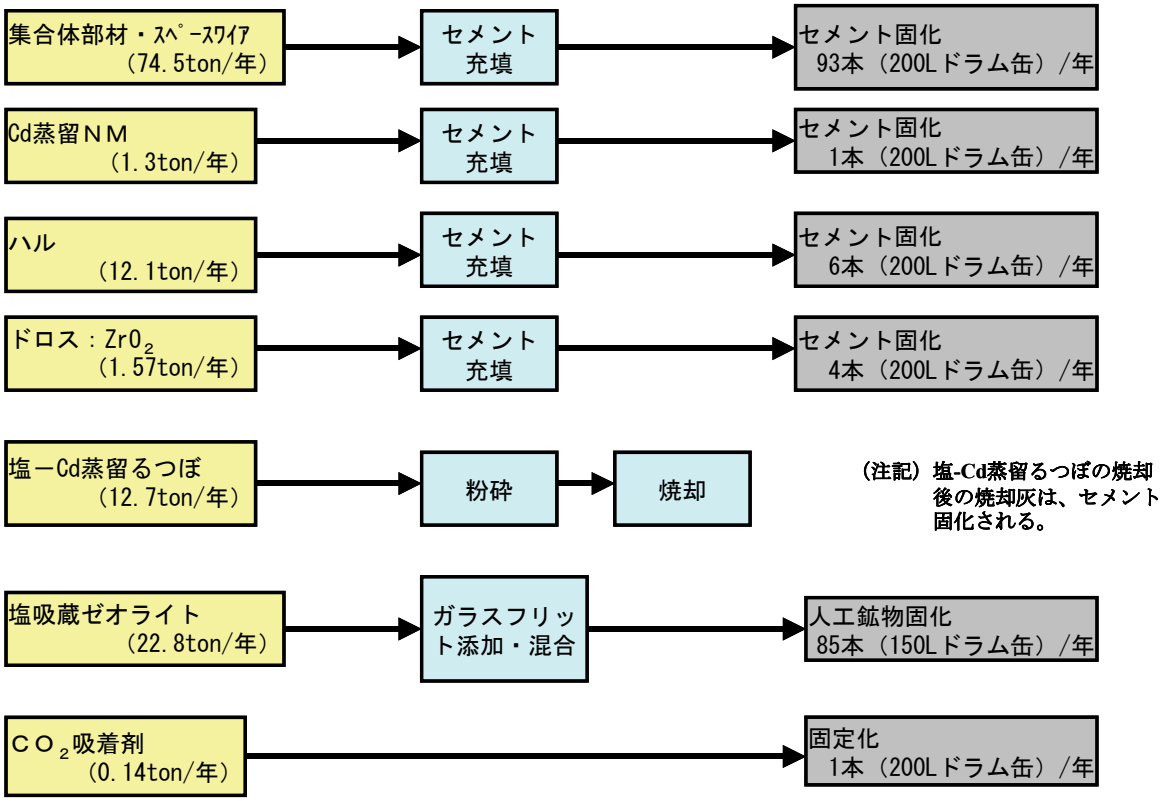
spent zeolite

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		3.627E-05	0.000E+00	3.627E-05
Pu		4.153E-03	0.000E+00	4.153E-03
MA	Np	9.480E-06	7.718E-05	8.666E-05
	Am	7.273E-04	5.824E-05	7.856E-04
	Cm	2.318E-04	3.306E-08	2.318E-04
RE		8.843E-01	3.190E-02	9.162E-01
NM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALM		3.624E-01	1.530E-02	3.777E-01
ALE		1.987E-01	8.391E-03	2.071E-01
I		3.219E-02	1.359E-03	3.355E-02
希ガス		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
その他FP		1.144E-03	4.830E-05	1.192E-03
合計		1.484E+00	5.713E-02	1.541E+00

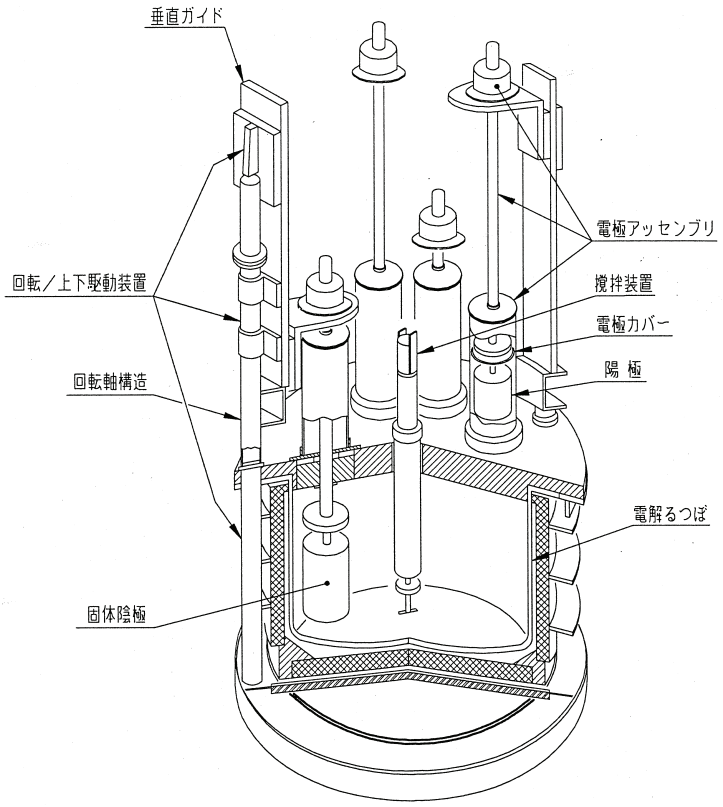
hull

元素		Driver[t/y]	RB[t/y]	合計[t/y]
U		1.253E-01	7.056E-02	1.958E-01
Pu		4.281E-03	5.126E-04	4.794E-03
MA	Np	1.879E-05	1.509E-06	2.030E-05
	Am	1.491E-04	3.822E-07	1.495E-04
	Cm	4.752E-05	2.165E-10	4.752E-05
RE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
NM		6.213E-02	2.624E-03	6.476E-02
ALM		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
ALE		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
I		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
希ガス		0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00
その他FP		7.308E-02	3.086E-03	7.617E-02
合計		2.650E-01	7.679E-02	3.418E-01

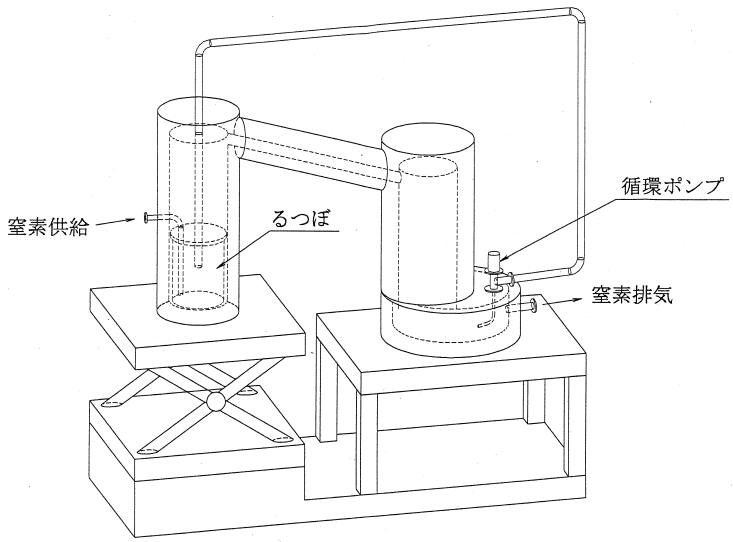
付図 7.2.3　窒化物燃料リサイクルプラント(50tHM/年)の概略物質収支図



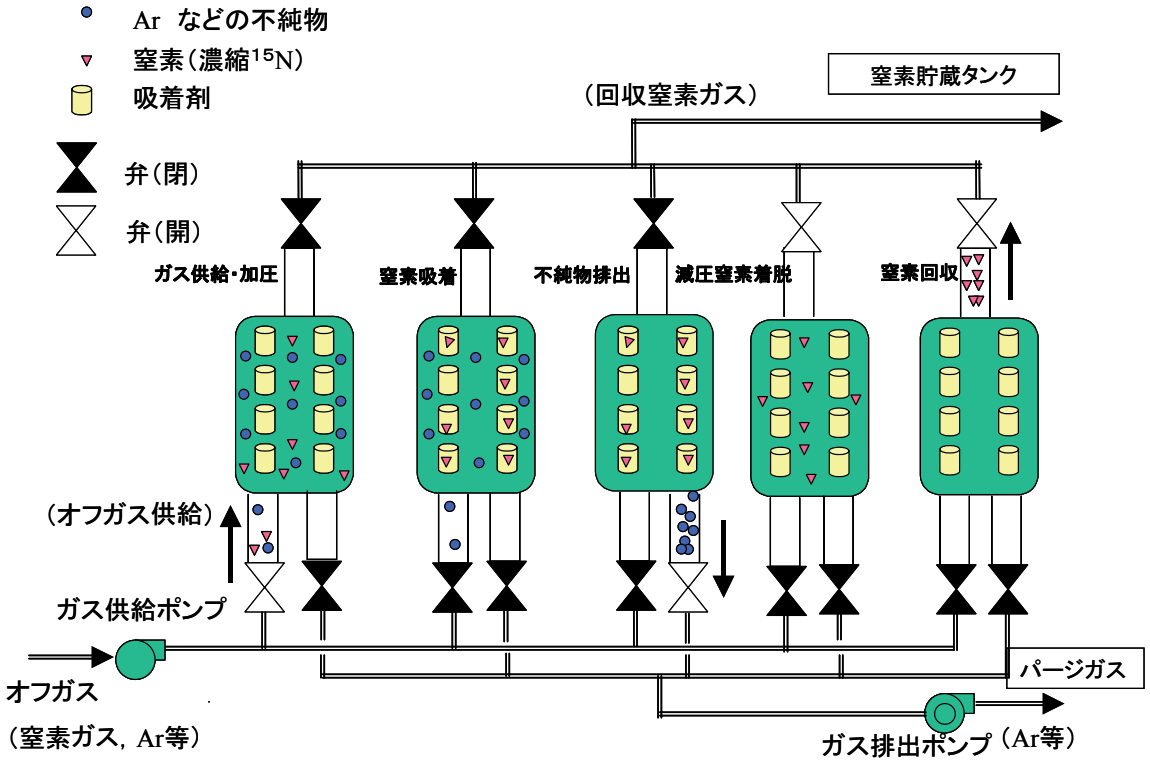
付図 7.2.4　窒化物燃料リサイクルプラントの廃棄物処理フロー図



付図 7.2.5　電解精製槽（3 電極対/基）の概略外形図

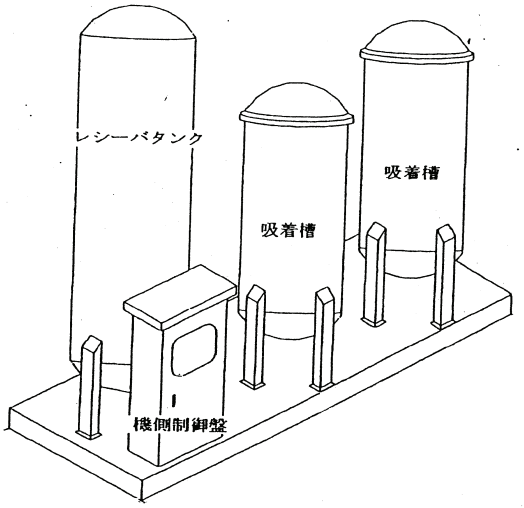


付図 7.2.6　窒化装置の概略外形図

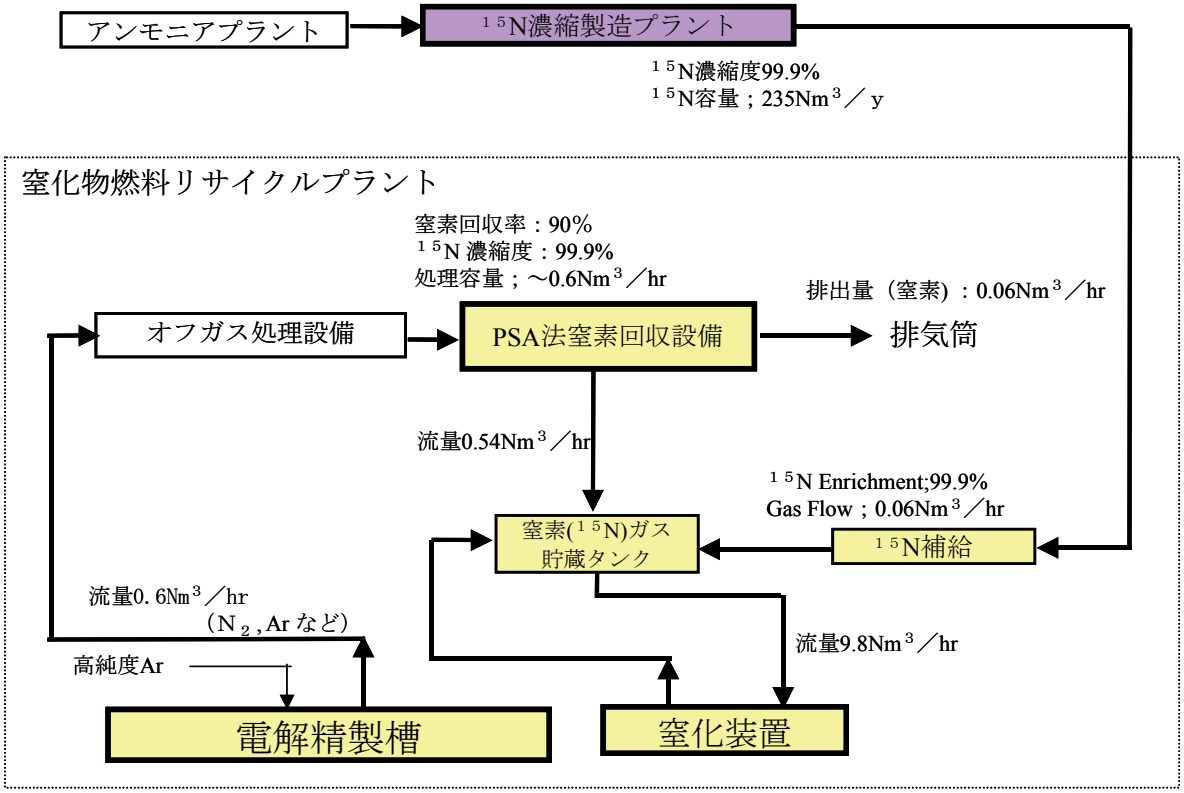


付図 7.2.7　気相吸着法（PSA）による窒素回収の原理フロー図

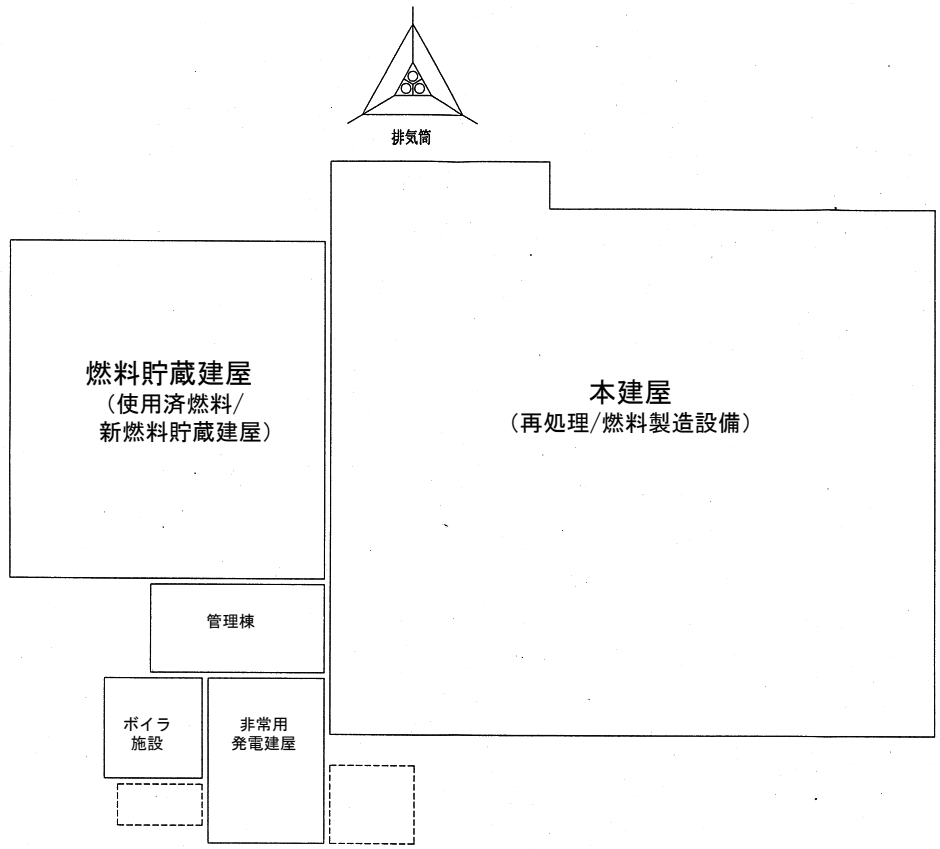
窒素回収装置の概略仕様	
形式	PSA方式
処理量	約0.6Nm³/h
性能	窒素回収率 約90%
	^{15}N濃縮度 99.9%
主要材質	ステンレス鋼
運転温度	~60℃
運転圧力	~0.5MPa



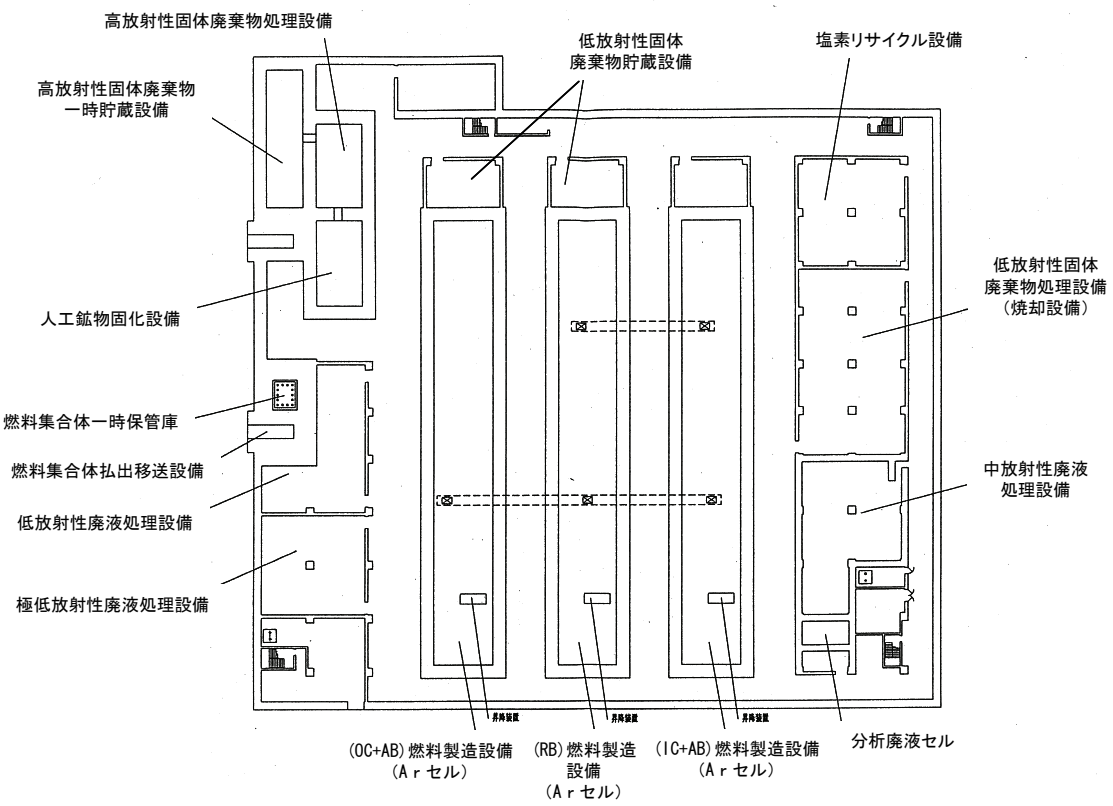
付図 7.2.8　窒素回収装置の概略外形図



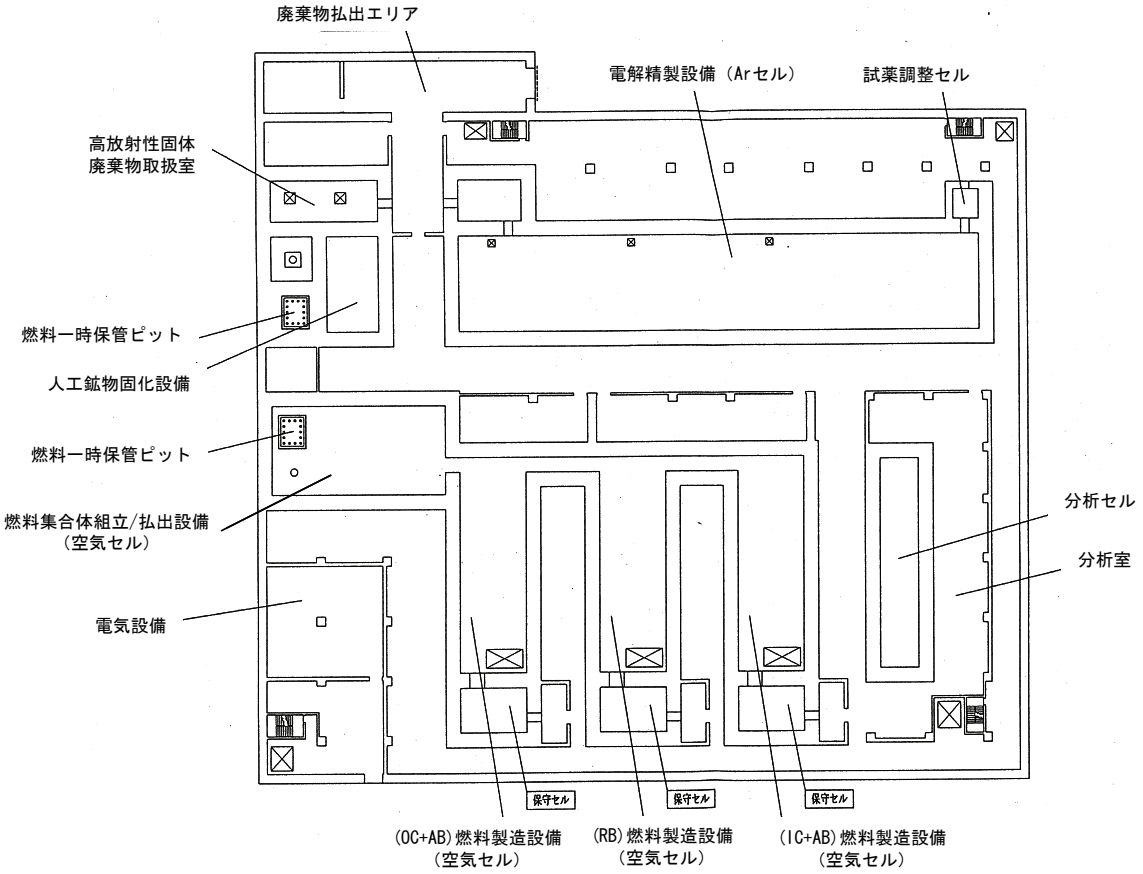
付図 7.2.9　乾式燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の窒素バランス



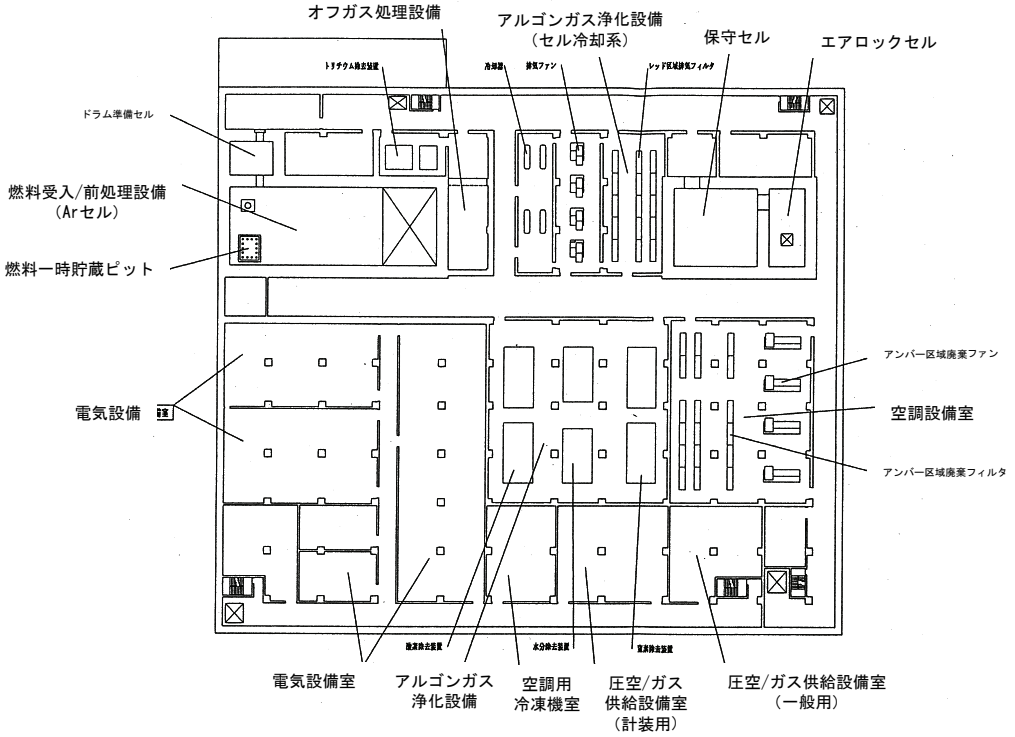
付図 7.2.10　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の全体配置イメージ図



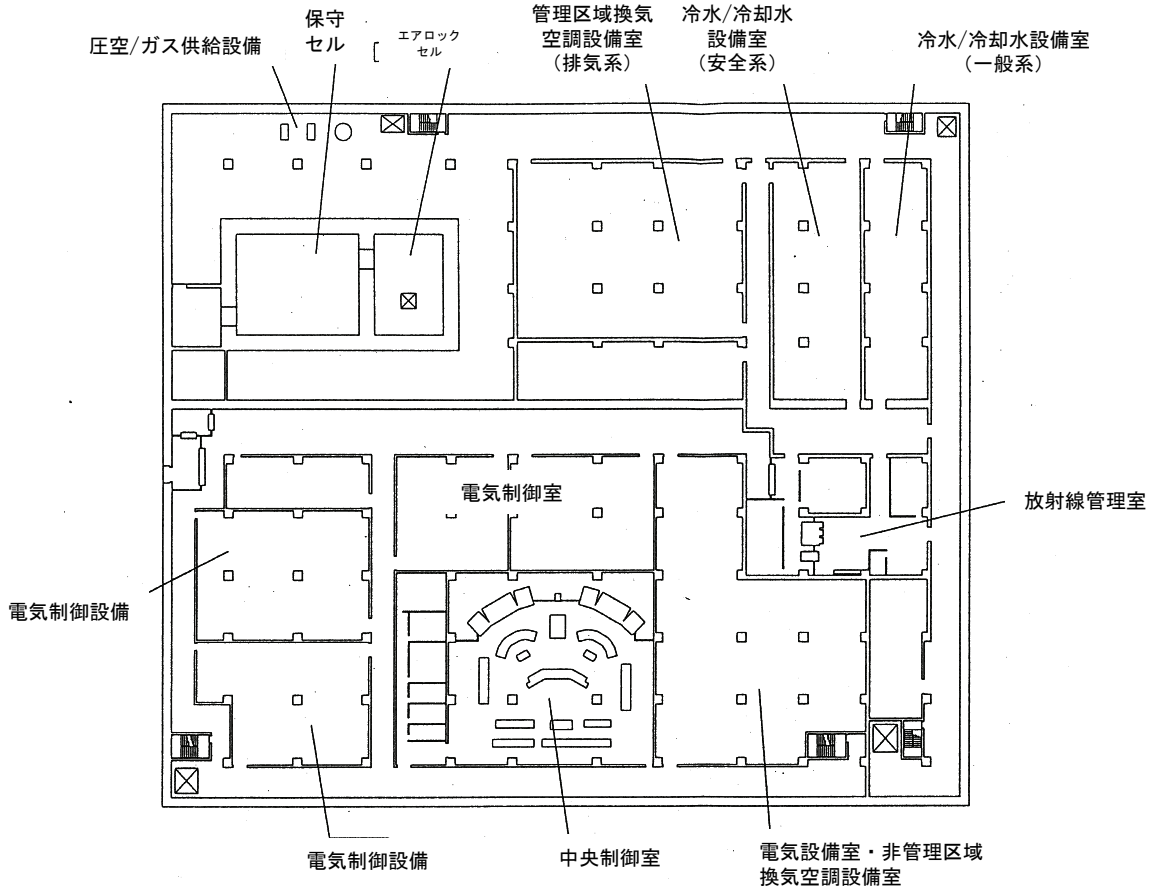
付図 7.2.11　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(地下１階)



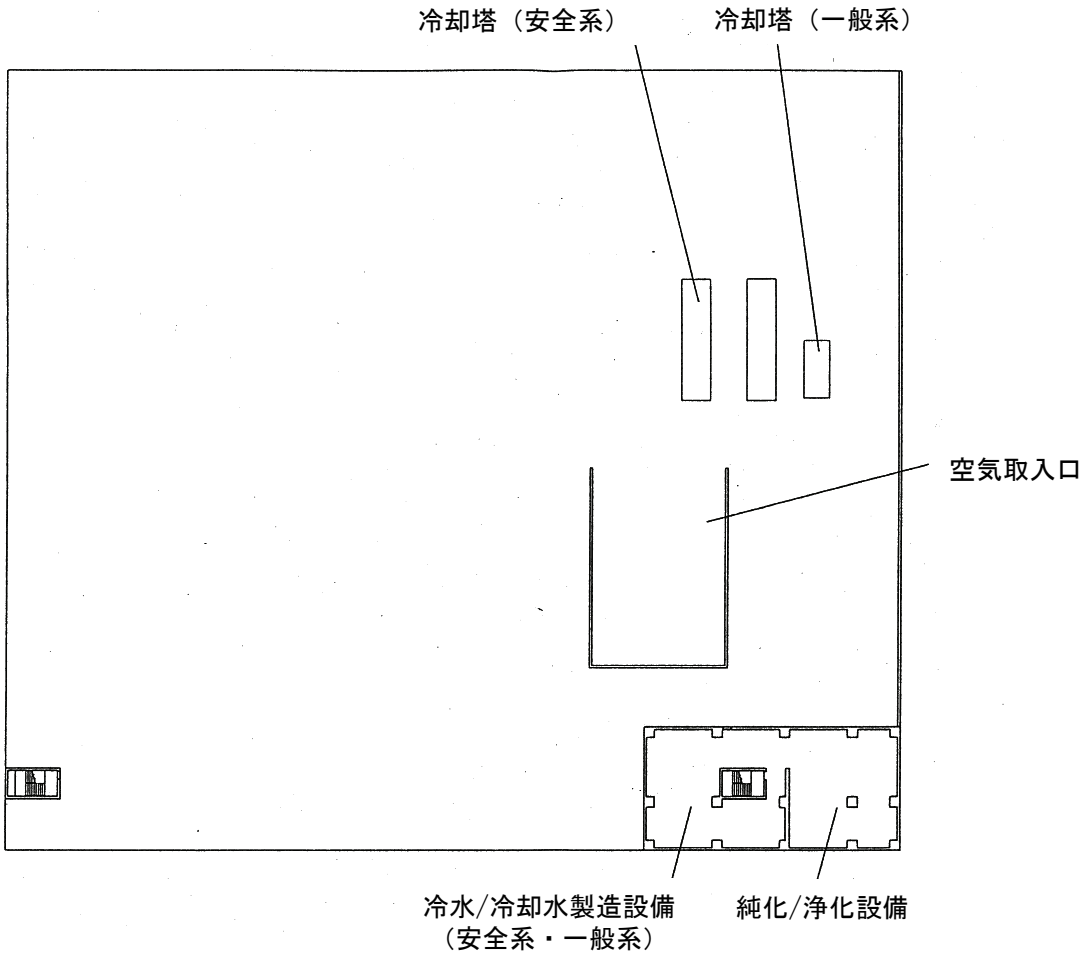
付図 7.2.12　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(１階)



付図 7.2.13　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図(２階)



付図 7.2.14　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図（３階）



付図 7.2.15　窒化物燃料リサイクルプラント（50tHM/年）の建屋配置図（屋上）

付録 7.3 軽水炉から高速炉への移行期における施設のあり方

FBR導入時に、FBR再処理施設で軽水炉MOX燃料を平行して受入れるシナリオも考えられる。ここでは、PWRで照射した高燃焼度MOX燃料（付表 7.3.1参照）を、現行のシステムで再処理する場合を評価対象とした。

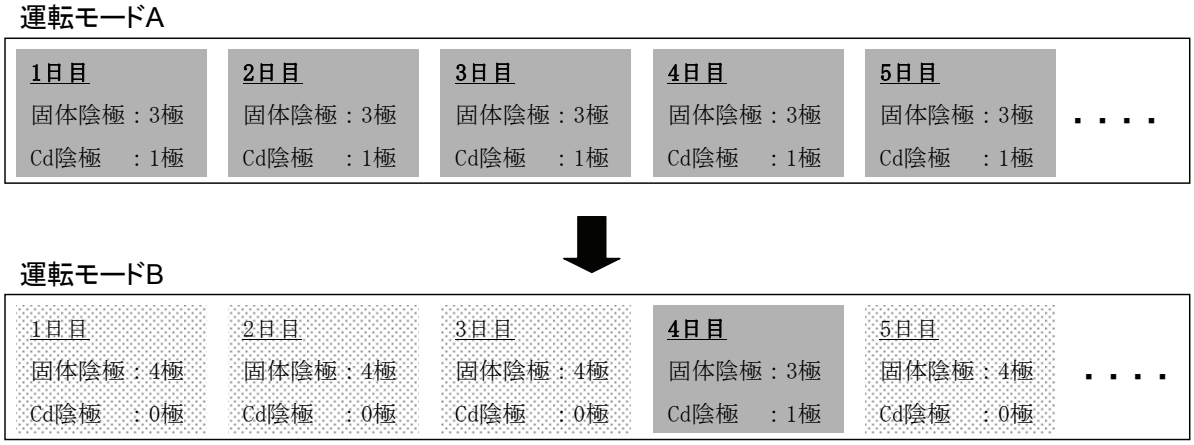
軽水炉は1領域MOX燃料炉心であるから、ブランケットは存在しない。使用済MOX燃料は、約6%のFPを含むため、バイパス処理することができない。よって、前節と同じ理由で、使用済燃料32tHM/yを再処理システムが受入れる量と考えて評価する。使用済燃料中のPu濃度は3.7wt%であり、FBR炉心およびAB燃料の平均値（約13wt%）と比較すると、1/3程度である。したがって、FBR燃料を受入れられる施設であれば、臨界安全性、核拡散抵抗性などに関しては全く問題ない。

(1) 物質収支

上記の軽水炉MOX燃料を160kgHM/dで受入れた場合、HM電解精製槽内のHM濃度が平衡に達した後LiCl-KCl溶融塩中のPu/(U+Pu) は約□となる。この値が□以下の条件ではPu回収量に限界があることが報告されており、□程度に設定することが望ましい。Pu/(U+Pu)=□の条件でも、Puを十分に回収できると仮定して計算した物資収支を付図7.3.1に示す。使用済燃料中のFPは、前処理工程で約30wt%、Li還元工程で約15wt% 、HM電解精製工程約30wt%、廃塩処理工程で約20%が、分離回収される。

この物質収支計算結果に基づく、再処理製品中のHMおよびFP含有量を付表 7.3.2に示す。固体陰極では126kgHM/dのUインゴットが回収される。この回収物のFP含有率が0%と見なせるのは、FBR燃料を受入れた場合と同じである。一方、Cd陰極では35kgHM/dのU-Pu-MAインゴットが回収される。HMの回収量としては、FBR燃料を受入れた場合と同等であるが、製品中のPu富化度が□→□%に減少している。HMの回収率は、FBR燃料を受入れた場合と同等以上であり、製品中のFP含有率は約0.2wt%である。1年間に製造できる再処理製品中のU、Pu、MA量を付表 7.3.3に示す。Puの年間製造量は1.26t/yであり、FBR燃料を受入れた場合の製造量4.7t/yに比べると1/4程度である。

製品中のPu富化度に関しては、以下のようにHM電解精製槽に装荷する電極数を「運転モードA」から「運転モードB」などに変更することにより調整可能である。この運転モード変更により、HM電解精製槽中からCd陰極を用いてU-Pu-MAインゴットを回収する際のPu/(U+Pu)比を高くできるため、Pu回収速度上昇と回収物中のPu濃度上昇が期待できる。



(2) 廃棄物量

軽水炉MOX燃料を受入れた場合には、処理量が32t/yとなるため直接比較することはできないが、使用済燃料中のFP濃度が低いため廃棄物発生量は減少すると言える。

物質収支計算から得られるプロセス廃棄物量を、付表 7.3.4に示す。使用済燃料中の低FP濃度に起因するゼオライトカラムのFP吸着量減少のため、人工鉱物固化体廃棄物が110→77本に減少する（最適運転条件を検討すれば更に減少する可能性あり）。陽極容器上に蓄積するNMも2/3程度に減少するが、同時に処分する陽極容器の重量が重いため、全体としての減少量は僅かである。

FBR燃料と軽水炉MOX燃料の集合体構造の相違に起因して、集合体部材の廃棄物量は変化する。軽水炉MOX燃料のプレナム長は、FBR燃料に比較して短いため、HM重量当たりの集合体部材量が少ない。その分だけ、TRU廃棄物および高βγ廃棄物が減少すると考えられる。

(3) 機器設計

前処理工程では、燃料集合体、燃料棒などの仕様が異なるため、軽水炉MOX燃料専用の集合体解体機、燃料ピン切断機が必要となる。他の工程で、新らたに必要となる主要機器は存在しないと考えられる。

ただし、運転モードを変更する場合は、固体陰極、Cd陰極、固体陰極処理装置、Cd陰極処理装置などの基数を調整する必要がある。

以上より、本再処理システムは、前処理工程に関する設備追加により、32tHM/yの軽水炉MOX燃料を受入れ可能であり、理想的には1.26t/yの Puを製造できる。ただし、運転モードを変更しなければ、Pu回収速度が不十分であることが予想され、製品中のPu濃度も最大で約18%に留まる。

付表 7.3.1　PWR 高燃焼度 MOX 燃料仕様

Pu 富化度	7.2 %
集合体平均燃焼度	60 MWd/kgM
冷却期間	4 年

付表 7.3.2　使用済燃料と再処理製品中の HM および FP 含有量

	使用済燃料	再処理製品		再処理製品	
		固体陰極	Cd陰極	回収率	混入率
	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(%)	(%)
U*	152.572	125.858	26.785	99.5	-
Np	0.029	0.000	0.029	99.3	-
Pu	6.354	0.000			-
Am	0.816	0.000	0.804	98.5	-
Cm	0.229	0.000	0.225	98.5	-
H-3	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Kr	0.057	0.000	0.000	-	0.000
Xe	1.555	0.000	0.000	-	0.000
Sb	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Se	0.000	0.000	0.000	-	0.000
Te	0.166	0.000	0.000	-	0.000
Br	0.000	0.000	0.000	-	0.000
I	0.091	0.000	0.000	-	0.000
Mo	0.930	0.000	0.000	-	0.000
Tc	0.221	0.000	0.000	-	0.000
Ru	0.852	0.000	0.000	-	0.000
Rh	0.184	0.000	0.000	-	0.000
Pd	0.884	0.000	0.000	-	0.000
Ag	0.051	0.000	0.000	-	0.000
Cd	0.084	0.000	0.000	-	0.000
Sn	0.011	0.000	0.000	-	0.000
Zr	0.735	0.000	0.000	-	0.000
Rb	0.053	0.000	0.000	-	0.000
Cs	0.853	0.000	0.000	-	0.000
Sr	0.119	0.000	0.000	-	0.000
Ba	0.472	0.000	0.000	-	0.000
Y	0.065	0.000	0.000	-	0.000
La	0.343	0.000	0.015	-	0.009
Ce	0.642	0.000	0.092	-	0.057
Pr	0.310	0.000	0.045	-	0.028
Nd	1.060	0.000	0.152	-	0.095
Pm	0.010	0.000	0.001	-	0.001
Sm	0.249	0.000	0.000	-	0.000
Eu	0.065	0.000	0.000	-	0.000
Gd	0.048	0.000	0.002	-	0.001
HRE	0.000	0.000	0.000	-	0.000

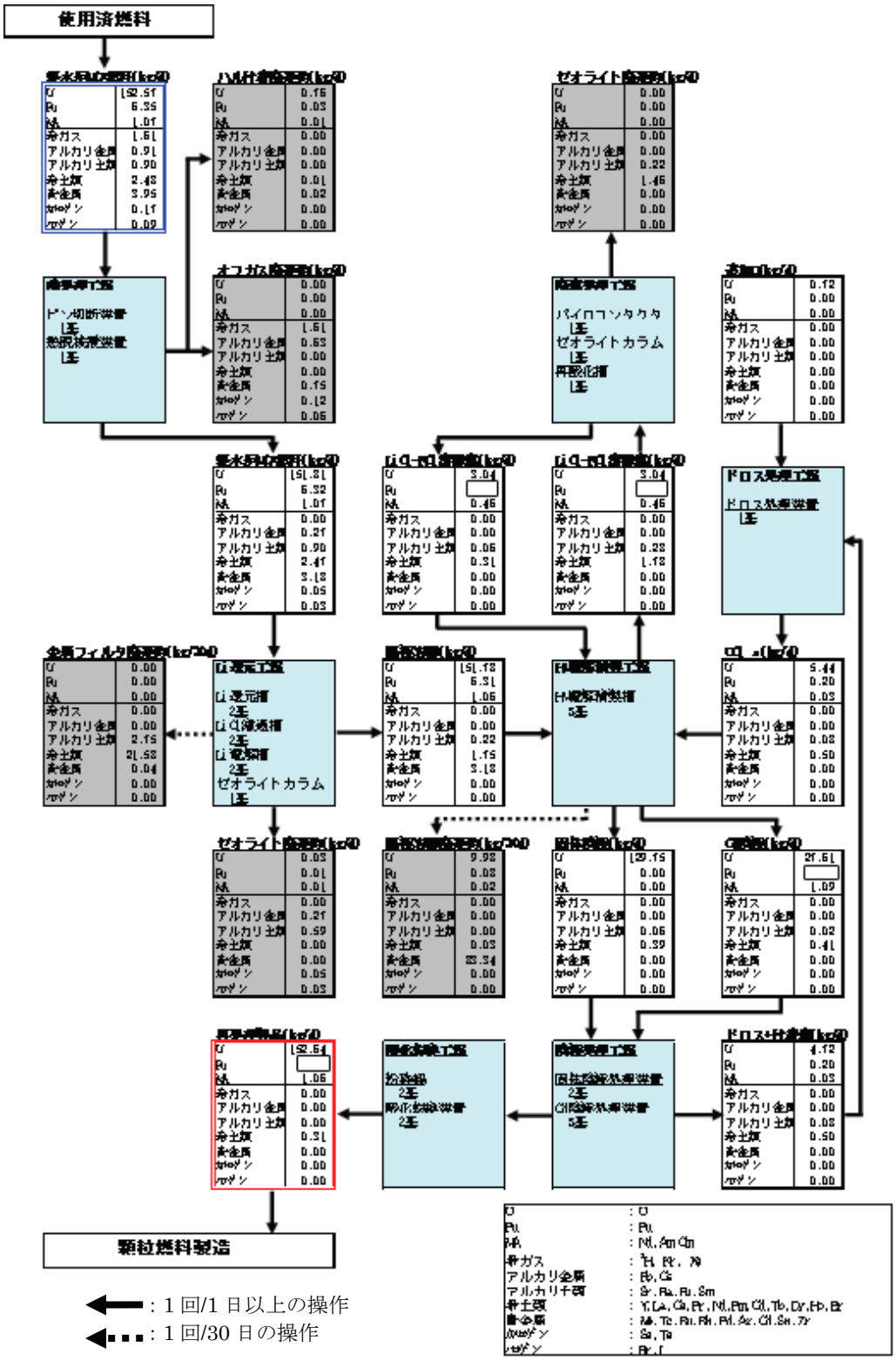
*：HM電解精製槽のHM濃度を一定にするために、毎日微量のUを追加（付図 7.3.1 参照）

付表 7.3.3　軽水炉 MOX 燃料を再処理したときの再処理製品の年間製造量

	固体陰極 (t/y)	Cd 陰極 (t/y)	合計 (t/y)
U	25.17	5.36	30.36
Pu	0.00	□	□
MA	0.00	0.21	0.21
FP	0.00	0.06	0.06

付表 7.3.4　軽水炉 MOX 燃料を再処理したときのプロセス廃棄物量

	区分	FBR 燃料	軽水炉 MOX 燃料
人工鉱物固化体	高レベル廃棄物	110 本(キャニスタ)	77 本（キャニスタ）
陽極容器＋NM	TRU 廃棄物	11 本（ドラム）	僅かに減少
ハル等	TRU 廃棄物	27 本（ドラム）	大幅に減少
集合体ラッパ管	高 $\beta\ \gamma$ 廃棄物	158 本（ドラム）	大幅に減少



付図 7.3.1　軽水炉 MOX 使用済燃料を再処理した際の、HM および FP に関する物質収支計算結果の概要（操業開始から 5 年経過時）

付録 8. これまでに検討した再処理技術の評価結果

統合評価のために評価した窒化物燃料や中間取り纏めまでに実施した評価結果は評価条件が必ずしも統一されていないため本編から割愛し、付録としてまとめた。尚、比較のため本編で評価した資源重視型炉心の評価結果も掲載した。

(a) 湿式再処理システム

窒化物燃料についてNEXT法で再処理した場合の技術評価結果をペレット燃料と被覆燃料について付表8.1にまとめた。また、比較のため、酸化物燃料についてもMEXT法と超臨界直接抽出法の資源重視型炉心の場合の評価結果も記載した。

(b) 乾式再処理システム

窒化物燃料について金属電解法で再処理した場合の技術評価結果を中間報告から引用して付表8.2にまとめた。また、比較のため、酸化物燃料を酸化物電解法で再処理した場合と金属燃料を金属電解法で処理した場合についても資源重視型炉心の場合の評価結果も記載した。比較のため中間報告に掲載されていた酸化物電量を金属電解法で再処理した場合についても記載した。

付表 8.1　湿式法再処理技術における設計結果のまとめ(1/3)

評価項目		酸化物燃料		窒化物燃料（ペレット）	窒化物燃料（被覆粒子）
		NEXT法（200tHM/y）	超臨界直接抽出法　（代替法）（50tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）
FP混入率	ｻｲｸﾙ製品（炉心燃料）への設計要求：1.2wt% 湿式法取合：0.14wt%	・設計要求および取合条件を満足 ・炉心燃料（U/TRU製品中）：0.06wt% ・（U製品中　　：0.06wt%）	・設計要求を満足 ・炉心燃料（U/TRU製品中）：0.5wt% ・（U製品中　　：0.5wt%）	酸化物燃料NEXT法と同じ	酸化物燃料NEXT法と同じ
安全性	現行指針類に準拠（臨界安全、耐震、火災・爆発防止）	**［臨界安全性］** ・水溶液を扱う工程では基本的に全濃度安全形状寸法の機器・塔槽類を使用。 **［放射性物質の閉じ込め］** ・溶液を内蔵する機器／セル／建屋の各レベルで負圧による動的閉じ込め。 **［耐震］** ・主要機器の耐震分類を設定。 **［火災・爆発防止］** ・最も低い引火点を持つ溶媒に基づいて工程温度を制限。 ・錯体の急激な分解反応を生じさせない様に化学的制限および温度制限を行う。 **［動的に維持される安全機能］** ・単一故障を考慮しても機能喪失なし。	**［臨界安全性］** ・同左 **［放射性物質の閉じ込め］** ・溶液を内蔵する機器／セル／建屋の各レベルで負圧による動的閉じ込め。 ・高圧流体を扱う機器は点検・交換可能な構造とし、予防保全を行う。 **［耐震］** ・同左 **［火災・爆発防止］** ・同左 **［動的に維持される安全機能］** ・同左	**［臨界安全性］** **・水溶液を扱う工程では基本的に全濃度安全形状寸法の機器・塔槽類を使用。** **［放射性物質の閉じ込め］** **・溶液を内蔵する機器／セル／建屋の各レベルで負圧による動的閉じ込め。** **［耐震］** **・主要機器の耐震分類を設定。** **［火災・爆発防止］** **・最も低い引火点を持つ溶媒に基づいて工程温度を制限。** **・錯体の急激な分解反応を生じさせない様に化学的制限および温度制限を行う。** **・発火性の窒化物微粒子を扱う前処理工程はAr雰囲気に置換。酸化転換時に使用する酸素は希釈して供給。** **［動的に維持される安全機能］** **・単一故**	**［臨界安全性］** ・同左 **［放射性物質の閉じ込め］** ・同左 **［耐震］** ・同左 **［火災・爆発防止］** ・同左 **［動的に維持される安全機能］** ・同左
	安全上の特徴に配慮した設計	**［水溶液の放射線分解により発生する水素］** ・放射線分解により発生する水素が爆発濃度に達しないように、塔槽類の気相部を掃気する。 **［高発熱性溶液の沸騰］** ・崩壊熱の高い核種を高濃度で含む溶液を多量に内包する槽類には独立二系統の安全冷却系による冷却を行う。 **［Pu溶液および高放射性溶液の漏えい］** ・漏えい液受け皿も全濃度安全形状。 ・漏えい検知器と漏えい液回収設備を設置。	**［高圧流体の取扱］** ・工程内の全高圧流体がセル内に漏えいしたとしても、セル負圧を維持できるように大容積のセルとしている。 **［水溶液の放射線分解により発生する水素］** ・同左 **［高発熱性溶液の沸騰］** ・同左 **［Pu溶液および高放射性溶液の漏えい］** ・同左	**［水溶液の放射線分解により発生する水素］** ・放射線分解により発生する水素が爆発濃度に達しないように、塔槽類の気相部を掃気する。 **［高発熱性溶液の沸騰］** ・崩壊熱の高い核種を高濃度で含む溶液を多量に内包する槽類には独立二系統の安全冷却系による冷却を行う。 **［Pu溶液および高放射性溶液の漏えい］** ・漏えい液受け皿も全濃度安全形状。 ・漏えい検知器と漏えい液回収設備を設置。	**［水溶液の放射線分解により発生する水素］** ・同左 **［高発熱性溶液の沸騰］** ・同左 **［Pu溶液および高放射性溶液の漏えい］** ・同左
	線量当量評価（線量目標：50μSv/y/ｻｲﾄ）	6.6μSv/y/サイト	－	－	－
	検討結果	・先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。	・現行指針類の一部の項目について、対応の可能性を提示。 ・先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。	・先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。	・先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。
経済性	燃料ｻｲｸﾙ費(再処理分)0.5円/kWh以下	200tHM/yで設計要求を満足 200tHM/y：0.26円/kWh 50ｔHM/y：0.71円/kWh 条件：資源重視型炉心	50t/yでは設計要求を満足しないがMEXT法より安価となる 50ｔHM/ｙ：0.60円/kWh 条件：資源重視型炉心	200t/yで設計要求を満足 200t/y：0.16円/kwh 条件：資源重視型炉心	200ｔHM/ｙで設計要求を満足 200ｔHM/ｙ：0.27円/kwh 条件：資源重視型炉心
	プロセス簡素化、機器のコンパクト化	・晶析工程においてUを粗分離することにより、後工程の規模を縮小し溶媒抽出の分配部を削除することが可能。	・燃料粉末から直接重金属元素を抽出できることから，NEXTプロセスの溶解～抽出までの工程を直接抽出塔及びハル洗浄塔からなる直接抽出工程に簡素化。	酸化物燃料NEXT法と同じ	酸化物燃料NEXT法と同じ
	検討結果	・燃料サイクル費（再処理費+燃料製造費）0.8円/kWh以下を達成する見通し。 ・付帯設備（廃液処理設備等）及び共用設備（試薬，ユーティリティ等）の合理化によりさらに再処理コストを削減可能。	・燃料サイクル費（再処理費+燃料製造費）0.8円/kWh以下を達成し、NEXT法に比べて向上する見通し。 ・付帯設備（廃液処理設備等）及び共用設備（試薬，ユーティリティ等）の合理化が必要。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ

付表 8.1　湿式法再処理技術における設計結果のまとめ(2/3)

評価項目		酸化物燃料		窒化物燃料（ペレット）	窒化物燃料（被覆粒子）
		NEXT法（200tHM/y）	超臨界直接抽出法　（代替法）（50tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）
環境負荷低減性（金属燃料：38tHM/y，その他：50tHM/y）	環境放出放射能	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。	—	—
	廃棄物発生量評価	[通常運転時に発生する廃棄物*] ガラス固化体：物質収支計算とTVF組成から推定。 TRU，高βγ，低放射性廃棄物：先行LWR再処理施設の実績を参考に推定。 [解体時に発生する廃棄物*] 設計図書（建屋図，機器リスト等）から廃棄物量を推定。	[通常運転時に発生する廃棄物*] ガラス固化体：物質収支計算とTVF組成から推定。 TRU，高βγ，低放射性廃棄物：先行LWR再処理施設の実績を参考に推定。 [解体時に発生する廃棄物*] 設計図書（建屋図，機器リスト等）から廃棄物量を推定。	[通常運転時に発生する廃棄物*] ガラス固化体：酸化物燃料処理時のガラス固化体発生量と酸化物燃料及び窒化物燃料中のFP量の比により推定。 TRU，高βγ，低放射性廃棄物：酸化物燃料と同様と仮定。 [解体時に発生する廃棄物*] 酸化物燃料と同様と仮定。	[通常運転時に発生する廃棄物*] ・窒化物ペレット燃料処理時の値に，被覆粒子燃料処理に伴う増分を加味。 [解体時に発生する廃棄物*] ・窒化物ペレット燃料の場合をベースに，燃料製造方法が被覆粒子法となったことに伴う増減を考慮し算出。
		通常運転時に発生する廃棄物（m^3／年）			
		ホウケイ酸ガラス固化体：　36	9	62(*1)	43(*1)
		TRU，高βγ並廃棄物：　230	53	230	180
		（極）低レベル廃棄物：　120	18	120	120
		解体時に発生する廃棄物（t）			
		TRU，高βγ並廃棄物（金属）：　1,700	970	1,700	2,200
		低レベル，極低レベル並廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：　5,200	3900	52,00	6,900
		クリアランスレベル以下の廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：　410,000	310,000	410,000	540,000
	検討結果	通常運転時の廃棄物は、単位発電量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	通常運転時の廃棄物は、単位発電量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	通常運転時の廃棄物は、単位発電量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	通常運転時の廃棄物は、単位発電量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。
		解体廃棄物は、累積燃料処理量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	解体廃棄物の総発生量は先行サイクル施設を下回るものの、累積燃料処理量当たりの発生量では先行サイクル施設を上回る見通し。	解体廃棄物は、累積燃料処理量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	解体廃棄物は、累積燃料処理量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等程度を確保できる見通し。
資源有効利用性	U・TRU回収率：各99%以上	・燃料サイクルシステムとして，99%以上回収可能。 ・不溶解残渣からのU/TRUの回収工程付加で，さらに向上可能。	・燃料サイクルシステムとして、99%以上回収可能。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ
	検討結果	・設計要求を達成できる見通し。	・基礎データの拡充の必要性はあるが，設計要求を達成できる見通し。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ
核拡散抵抗性	純粋なPuが単独で存在しない	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し，Puの単離なし。	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し，Puの単離なし。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ
	保障措置を考慮した設計	・先行のLWR再処理施設等と参考とした計量管理システム構築。 ・NRTAに対応。	・先行のLWR再処理施設等と参考とした計量管理システム構築。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ
	検討結果	・先行のLWR再処理施設に比べ，Puインベントリ，FP混入量が増加することへの対応が必要（分析精度，作業性低下への対策）。	・先行のLWR再処理施設に比べ，Puインベントリ，FP混入量が増加することへの対応が必要（分析精度，作業性低下への対策）。	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ

付表 8.1　湿式法再処理技術における設計結果のまとめ(3/3)

評価項目		酸化物燃料		窒化物燃料（ペレット）	窒化物燃料（被覆粒子）
		NEXT法（200tHM/y）	超臨界直接抽出法　（代替法）（50tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）	NEXT法（200tHM/y）
運転・保守補修性	200日/年以上の稼動が可能なシステムで、保守補修性に配慮した設計	[運転性] ・遠隔自動化運転 先行のLWR再処理施設との整合を取りつつ工程の簡略化を図った設計としており，特に支障なく遠隔自動化運転可能。 ・処理能力 所定の能力に対して十分な余裕を持った機器設計とすることによりプラントの処理能力を保証。 [保守・補修性] ・保守システム インセルクレーン，パワーマニプレータ，マスタースレーブマニプレータを用いた，セル壁の遮蔽窓からの視認による遠隔保守システム。 ・機器設計 主要工程機器は交換が想定される部分を遠隔操作で交換できるように設計。貯槽・配管については先行のLW	[運転性] 同左 [保守・補修性] 同左	酸化物燃料と同じ	酸化物燃料と同じ
技術的成立性	設計根拠の明確化と信頼性の向上	・基本は実績のあるPUREX法で構成。 ・各ﾌﾟﾛｾｽとも原理確認済。 ・晶析装置等機器開発が必要。 ・比較的早期に技術体系確立の見通し。	・超臨界直接抽出に関し，原理確認試験を実施。 ・主要機器の開発が必要。高圧に係る検査技術の検討が必要。	・前処理に関してはせん断後，加熱炉による酸化物転換工程を追加することを想定しているが，概念検討のみであり，試験実績はなし。	・前処理に関しては脱被覆とN-15回収のためフッ化物揮発法を想定しているが，概念検討のみであり，原理確証のための基礎試験段階。 ・真球度の高い窒化物燃料核を作るためには，湿式ゲル化法を用いた燃料製造技術とつなげる必要がある。これに伴う酸化物転換工程，フッ素除去工程の検討結果が必要。
	検討結果	・機器開発を要する工程もあるが，システム全体としては実証段階。	・原理的な成立性（直接抽出、MA回収等）の実証途上で，基礎ﾃﾞｰﾀの充足が必要。	・前処理に関してはプロセス技術の開発段階，以降の工程は酸化物燃料と同じく，システム実証段階。	・前処理に関してはプロセス技術の開発段階，以降の工程は酸化物燃料と同じく，システム実証段階。

(*1) 多面的評価資源重視型炉心の場合の評価。

付表 8.2　乾式法再処理技術における設計結果のまとめ(1/4)

評価項目		酸化物燃料	金属燃料	酸化物燃料	窒化物燃料
		酸化物電解法（50tHM/y）	金属電解法（38tHM/y）	金属電解法（50tHM/y）	金属電解法（50tHM/y）
FP混入率	ｻｲｸﾙ製品(炉心燃料）への設計要求：1.2wt% 酸化物電解法取合：1.4wt% 金属電解法取合：0.3wt%	・設計要求および取合条件を満足。 ・炉心燃料：1.1wt% ・（MOX共析物中1.15ｗｔ%） ・（U析出物中0.40ｗｔ%） ・（MA回収物中4.53wt%）	・設計要求および取合条件を満足 ・炉心燃料：0.3%。 ・（U/TRU合金中2.0ｗｔ%(Pu富化度69%)。） ・（U合金中～0ｗｔ%）	・設計要求を満足（燃料製造後のサイクル製品ではU添加による成分調整実施） ・(U/TRU合金中2.0wt%(Pu富化度70%)。） ・(U合金中～0wt%）	・設計要求を満足
安全性	現行指針類に準拠（臨界安全、耐震、火災・爆発防止）	**［臨界安全性］** ・質量管理を主とした管理により単一ユニットおよび代表体系での複数ユニットの臨界安全性を確保。 **［放射性物質の閉じ込め］** ・溶液を内蔵する機器／セル／建屋の各レベルで負圧による動的閉じ込め。 **［耐震］** ・主要機器の耐震分類を設定。 ・電解装置の地震対策として免震床を採用。 **［火災・爆発防止］** ・MA回収セルとハル洗浄セルはAr雰囲気の気密セルとし、酸素・湿分濃度を制限。 **［動的に維持される安全機能］** ・単一故障を考慮しても機能喪失なし。	**［臨界安全性］** **・質量管理を主とするが、電解精製槽では「化学形態管理」を併用。複数ユニットの臨界安全性を確保。** **［放射性物質の閉じ込め］** **・同左。ただし、電解精製槽は微正圧での運転（動的閉じ込め機能を持たない）とするため、セルレベルでの閉じ込め性を重視した設計。** **［耐震］** **・主要機器である電解精製槽、陰極処理装置はAクラスに分類。** **［火災・爆発防止］** **・金属火災防止のため主要セルはAr雰囲気の気密セルとし、酸素・湿分濃度を制限。** **・金属を装置、容器から取り出す際の温度を制限。** **［動的に維持される安全機能**	**［臨界安全性］** **・同左** **［放射性物質の閉じ込め］** **・同左** **［耐震］** **・同左** **［火災・爆発防止］** **・金属火災防止のため主要セルはAr雰囲気の気密セルとし、酸素・湿分濃度を制限。** **・熱脱被覆工程、酸化転換工程では使用する水素ガス及び酸素ガスの希釈、濃度制限実施。またこれらの工程機器は負圧による動的閉じ込め機能あり。** **［**	**［臨界安全性］** ・同左 **［放射性物質の閉じ込め］** ・同左 **［耐震］** ・同左 **［火災・爆発防止］** ・金属火災防止のため主要セルはAr雰囲気の気密セルとし、酸素・湿分濃度を制限。 **［動的に維持される安全機能］** ・同左
	安全上の特徴に配慮した設計	**［高温融体の取扱い］** ・一次容器漏えいを考慮したドリップトレイの設置あるいは二重化容器。 ・電解装置上部シール材の強制冷却機能。 **［塩素ガスの使用］** ・塩素ガスの使用：機器閉じ込めと回収装置の設置。セルに漏えい検知器を設置（主に閉じ込め性に与える腐食の影響抑止）。	**［高温融体の取扱い］** ・一次容器漏えいを考慮したドリップトレイの設置あるいは二重化容器。 **［TRU金属等の取扱い］** ・Arガス純化・冷却系による火災防止のための化学的制限値維持。 ・Ar雰囲気の異常事象（純度，圧力変動）に対する工学的安全対策としてArセルをタイトリークな構造とする。	同左	同左
	線量当量評価 (線量目標：50μSv/y/ｻｲﾄ)	1.7μSv/y/サイト	0.76μSv/y/サイト	1.5μSv/y/サイト	－
	検討結果	・現行指針類の一部の項目について、対応の可能性を提示。 ・先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。	同左	同左	同左

付表 8.2　乾式法再処理技術における設計結果のまとめ(2/4)

評価項目		酸化物燃料	金属燃料	酸化物燃料	窒化物燃料
		酸化物電解法（50tHM/y）	金属電解法（38tHM/y）	金属電解法（50tHM/y）	金属電解法（50tHM/y）
経済性	燃料ｻｲｸﾙ費(再処理分) 0.5円/kWh以下	設計要求を満足しない 再処理分：0.62円/kWh 再処理単価：38万円/ｋｇHM 平均燃焼度：63.1GWd/t FBR熱効率：42.5%	設計要求を満足しない 再処理分：0.58円/kWh 再処理単価：53.2万円/kgHM 平均燃焼度：94GWd/t FBR熱効率：42.5%	－	－
	プロセス簡素化、 機器のコンパクト化	・同時電解法による高速化 ・UO_2とNMの分離工程を削除（NM電解で貴金属コーティング電極を採用し、UO_2の同伴を防止） ・MA回収を向流多段抽出法に変更 ・燃料処理セルと塩除去セルの統合（塩除去工程を水洗方式から蒸留方式に変更） ・廃棄物処理工程の余剰能力を合理化	・電解精製槽は、8極/基、固体陰極/液体Cd陰極同時電解方式を採用し、処理規模増加により基数削減。 ・電極装填装置は、電解精製槽付き方式から専用レール移動方式とし、より多くの電極の扱いと他の電解精製槽との兼用が可能。 ・陰極処理装置(塩/Cd除去，核物質溶融)は、回分式・自然冷却方式（降温時）から連続式･Ar強制冷却方式とし、処理規模増加により基数を削減、機器高さの抑制によりセルをコンパクト化 ・PC(Pressureless Consolidation)人工鉱物固化設備、PSA法(圧力スウィング吸着法)	・同左（陰極処理装置を除く）及び、 ・塩素化溶解法からLi還元法に変更。	・基本的には、ほとんど金属燃料金属電解法のﾌﾟﾛｾｽと同様。 但し、次の追加ﾌﾟﾛｾｽがある。 ・電解精製後U、Pu、MAの窒化処理ﾌﾟﾛｾｽを付加 ・窒素（N-15）の循環回収可能な窒素回収ﾌﾟﾛｾｽ採用
	検討結果	・サイクル費（再処理費+燃料製造費）0.9円/kWh以下を上回る見通し。 ・更なる合理化の必要性あり。	・サイクル費（再処理費+燃料製造費）0.9円/kWh以下を上回る見通し。 ・更なる合理化の必要性あり。	－	－
環境負荷 低減性 （金属燃料： 38tHM/y， その他： 50tHM/y）	環境放出放射能	先行のLWR再処理施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。	同左	同左	同左
	廃棄物発生量評価	**[通常運転時に発生する廃棄物*]** プロセス廃棄物発生量は物質収支評価結果を基に評価。 雑廃棄物は機器交換品、消耗品等の発生量を基に評価。 **[解体時に発生する廃棄物*]** 機器配置設計情報、プロセス設計情報を基に評価。	**[通常運転時に発生する廃棄物*]** プロセス廃棄物発生量は物質収支評価結果を基に評価。 雑廃棄物のうち、機器交換品、消耗品等についてはその一部を評価。 **[解体時に発生する廃棄物*]** 機器配置設計情報、プロセス設計情報を基に評価。	**[通常運転時に発生する廃棄物*]** 酸化物電解法の記載に準じる。 **[解体時に発生する廃棄物*]** 酸化物電解法の記載に準じる。	**[通常運転時に発生する廃棄物*]** ・金属燃料記載内容に準じる。 **[解体時に発生する廃棄物*]** ・フェーズⅡでは評価せず。
		運転時に発生する廃棄物（年間）			
		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾘﾝ酸ｶﾞﾗｽ固化体+金属廃棄体) 発生量：11m^3	人工鉱物固化体：　19m^3	人工鉱物固化体：　17m^3	人工鉱物固化体,セメント固化体(*1)：13m^3
		TRU（ハル＋交換品）：20m^3 高βγ並廃棄物（燃料部材）：20m^3	TRU（セル内交換品不含）：6.8m^3 高βγ並廃棄物（セル内交換品不含）：21m^3	49m^3	21m^3 (セル内交換機器、雑廃棄物不含)
		低レベル廃棄物（交換品）：4.8m^3 (極)低レベル廃棄物：12m^3	低レベル廃棄物、(極)低レベル廃棄物： 詳細未評価	7.0m^3：(ﾌﾟﾛｾｽるつぼ、回収るつぼ不含)	－
		解体時に発生する廃棄物（年間）			
		TRU，高βγ並廃棄物(金属)：750t	TRU，高βγ並廃棄物(金属)：1,300t	1,600t	－
		低レベル，極低レベル 並廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：1,900t	低レベル，極低レベル 並廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：2,600t	4,200t	－
		クリアランスレベル以下 の廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：200,000t	クリアランスレベル以下 の廃棄物（金属,ｺﾝｸﾘｰﾄ）：190,000t	320,000t	－
	検討結果	通常運転時の廃棄物は、単位発電量当たりの発生量で先行サイクル施設と同等以下を確保できる見通し。	人工鉱物固化体については、先行サイクル施設の高レベル廃棄物の約1.2倍（熱効率38.5%の場合）となる見通しであるが処分体中の発熱密度や比放射能が低いので、一概に処分への負荷が大きくなるかは今後の精査が必要。	人工鉱物固化体の発生量は先行サイクル施設の高レベル廃棄物とほぼ同等。 人工鉱物固化体については、処分体中の比放射能が低いので、一概に処分への負荷が大きくなるかは今後の精査が必要。	－
		解体廃棄物の総発生量は先行サイクル施設を下回るものの、累積燃料処理量当たりの発生量では先行サイクル施設を上回る見通し。	解体廃棄物の総発生量は先行サイクル施設を下回るものの、累積燃料処理量当たりの発生量では先行サイクル施設を上回る見通し。	解体廃棄物については酸化物電解法の記載に準じる。	

付表 8.2　乾式法再処理技術における設計結果のまとめ(3/4)

評価項目		酸化物燃料 酸化物電解法（50tHM/y）	金属燃料 金属電解法（38tHM/y）	酸化物燃料 金属電解法（50tHM/y）	窒化物燃料 金属電解法（50tHM/y）
資源有効利用性	U・TRU回収率：各99%以上	・燃料の主たるロスは、脱被覆時にハルへ移行するU、TRUと廃塩処理工程でガラス固化体に移行するU、TRU。	・燃料の主たるロスは溶解残査としてハルへ移行するU、TRU、並びに廃塩処理工程でゼオライトへ移行するU、TRU。	・燃料の主たるロスは、脱被覆時にハルへ移行するU、TRU、並びにLi還元工程及び廃塩処理工程でゼオライトに移行するU、TRU。	・燃料の主たるロスは溶解残査としてハルへ移行するU、TRU、及び廃塩処理工程でゼオライトへ移行するU、TRU。
	検討結果	電解工程におけるU、Pu回収率については、使用済燃料試験で99%以上を実証している。MAについては向流多段抽出期待通りの性能を発揮すれば、達成できる見通しである。	・国内外の基礎データに基づく評価であり、基礎データの拡充の必要性はあるが、向流多段抽出が期待通りの性能を発揮すれば、設計要求を達成できる見通し。	同左	同左
核拡散抵抗性	純粋なPuが単独で存在しない	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。	同左	同左	同左
	保障措置を考慮した設計	・既存施設の設計例を参考にKMP、MBAを設定。 ・入量計量は脱被覆後、バッチ単位の均質化混合粉体の秤量とサンプリング分析で行う。 ・主たる計量管理手法は秤量とサンプリング。	・既存施設の設計例を参考にKMP、MBAを設定。 ・入量計量には、せん断燃料片の秤量/サンプリング分析/炉燃焼計算値を組み合わせる方法等、複数案を検討。 ・主たる計量管理手法は秤量とサンプリング。	・既存施設の設計例を参考にKMP、MBAを設定。 ・入量計量には脱被覆後粉体を秤量/サンプリング分析する方法等、複数案を検討。 ・主たる計量管理手法は秤量とサンプリング。	・既存施設の設計例を参考にKMP、MBAを設定。 ・入量計量は未定。基本的には金属燃料と同様。 ・主たる計量管理手法は秤量とサンプリング。
	検討結果	・溶融塩および析出物などの固体物からのサンプリングの代表性や、FP混入による分析精度の低下など計量技術上の課題解決、適時性要求に対応できるNRTAシステムの開発など課題あり。 ・長期的には、核拡散抵抗性という考え方を取り入れた新しい保障措置概念を提案し、その概念に対する国際的な合意を得る必要あり。	同左	同左	同左
運転・保守補修性	200日/年以上の稼動が可能なシステムで、保守補修性に配慮した設計	**[運転性]** **・遠隔自動化運転：マテリアルハンドリングによるバッチ処理を基本とし、主要機器の運転操作手順を確認。** **・処理能力：所定の処理能力を有することを運転のタイムチャートで確認。** **・その他：坩堝寿命の長寿命化や電解回収物からの塩除去方法の変更により、プロセスを簡略化。** **[保守・補修性]** **・保守システム：セル内保守エリア、保守セルを設置し、マスタースレーブマニピュレータ、パワーマニピュレータによる保守システムを構築。** **・機器設計：機器毎の交換を可能にするためラック構造を採用。保守項目の検討に基づき、保守**	**[運転性]** **・遠隔自動化運転：マテリアルハンドリングによるバッチ処理に基づくと共に、高温融体である溶融塩及び液体金属の移送は配管輸送システムを適用。** **・処理能力：配置設計に際して物流に配慮。分析を考慮した運転のタイムチャートにより、所定の処理能力を有することを確認。** **・その他：試薬の搬入及び廃棄物の搬送は自動化しない。** **[保守・補修性]** **・保守システム：セル内保守エリア、保守セル、マスタースレーブマニピュレータ、パワーマニピュレータによる保守システムを構築。** **・機器設計：工程機器のユニット化の推進。** **・**	**[運転性]** ・運転性については基本的に金属燃料を取り扱うシステムと同等。 **[保守・補修性]** ・保守・補修性については基本的に金属燃料を取り扱うシステムと同等。	**[運転性]** ・運転性については基本的には金属燃料を取り扱うシステムと同等。 **[保守・補修性]** ・保守・補修性については基本的には金属燃料を取り扱うシステムと同等。

付表 8.2　乾式法再処理技術における設計結果のまとめ(4/4)

評価項目		酸化物燃料 酸化物電解法（50tHM/y）	金属燃料 金属電解法（38tHM/y）	酸化物燃料 金属電解法（50tHM/y）	窒化物燃料 金属電解法（50tHM/y）
技術的成立性	設計根拠の明確化と信頼性の向上	・MOX共析の原理確認。運転制御の最適化に向けた試験実施中。 ・MA回収に関し、原理確認試験を実施。現状の絞り電解の成立性は困難。代替技術である沈殿回収法等の検討必要。 ・移行率等の安全評価上のデータの拡充が必要。 ・廃棄物固化技術についてリン酸ガラス等の性能試験を実施。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。	・国内及び米国ＦＣＦにて、電解精製等の原理確認の基礎ﾃﾞｰﾀは取得済。 ・米国ANLのFCFにて、工学規模で使用済燃料(ブランケット）の電解運転中。 （例えば，電解槽は小型試験の結果に基づき、4極/基を採用） ・TRU回収に関し、高温抽出器、ｾﾞｵﾗｲﾄを使用した原理確認試験実施済。 ・移行率等の安全評価上のデータの拡充が必要。 ・廃棄物固化技術についてPC人工鉱物固化等の性能試験、処分対応試験を実施中。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。	・同左 ・Li還元に関する原理確認試験実施済。	・金属燃料金属電解法と同様。 ・窒化物燃料の電解精製に関する原理確認が必要。なお基礎データ（U，Pu，Np）は取得済。 ・電解精製後のU，Pu，MAの窒化処理に関する原理確認が必要。なお基礎データあり。さらに改良窒化処理法の研究推進中。
	検討結果	・脱被覆工程、電解ルツボ材料、MA回収工程、廃棄物処理等の技術課題があり開発には長期を要する。	・電解工程の高速化、使用済燃料によるプロセス実証、塩廃棄物固化体の減容等の技術開発が残っているが、米国との国際協力によりこれらの課題を早期に解決できる可能性がある。	同左	・窒化物燃料の電解精製、窒化は、原理確認の基礎データは取得しているが、実用化に向けてのデータの充足、機器設計の必要性あり。

(*1) H15年度の評価結果であり、ソダライトに対するFP吸着量の最新のデータは反映していないので信頼性は低い。

第 III 編

燃料製造システムの設計検討

(BLANK PAGE)

1. フェーズⅡの展開

1.1 リファレンスシステム

燃料製造システムの検討においては、原料とする再処理製品の仕様、目的とする燃料製品の化学的形態、物理的形状、年間処理規模など多種多様な組み合わせが考えられる。しかしながら、第Ⅰ編2.2で述べたような理由で、まず基本となるべきリファレンスシステムを設定して包括的な設計検討を行い、それ以外のシステムについてはリファレンスシステムに部分的な変更・拡張を行う方法で設計検討を進めることとした。リファレンスシステムの設計条件は、個々のシステムごとに差異があるため詳細は第４章以下で記載するが、おおまかな仕様は以下の通りである。

(1) 簡素化ペレット法：1,500MWe-Na冷却大型酸化物燃料炉心対応、燃料製造規模200tHM/年
(2) スフェアパック法：1,500MWe-Na冷却大型酸化物燃料炉心対応、燃料製造規模200tHM/年
(3) バイパック法：1,500MWe-Na冷却大型酸化物燃料炉心対応、燃料製造規模50tHM/年
(4) 射出鋳造法：1,500MWe-Na冷却大型金属燃料炉心対応、燃料製造規模38tHM/年
(5) 被覆粒子法：1,500MWe-He冷却大型窒化物燃料炉心対応、燃料製造規模200tHM/年

リファレンスシステムでは、物質収支の設定、機器設備設計、周辺設備設計、配置設計等の施設全体に対する一連の概念設計を行う。生産ライン構成は、内側炉心燃料（軸方向ブランケット含む）、外側炉心燃料（軸方向ブランケット含む）及び径方向ブランケット燃料の3種類の燃料集合体の製造を行うものとする。

なお、窒化物被覆粒子燃料については、燃料核の製造までをスフェアパック法システムを基礎に設計し、炭素熱還元、TiN被覆層の形成及びブロック化工程を付加して製造システム概念を構築し、また、TiN被覆層の形成及びブロック化工程技術についてはその実現性に大きな開発課題が存在し大幅な仮定をおいた検討となったため、主工程以外については概略の設計とした。

1.2 多面的評価用システム

FSにおいては、統合的な評価を実施するため、多様なサイクルシナリオに対応する燃料製造システムの経済性等の評価を実施することとしており、上記リファレンスシステム設計検討成果を基に、以下の観点からバリエーションを拡げた設計、評価を行う。

(1) サイクル経済性向上

(i) 炉心構成要素の変更

炉心設計の最新設計と整合させた燃料製造システムの設計、評価を行う。特に、フェー

ズⅠ検討用炉心の燃料仕様に対し、FBR導入期の増殖比及び経済性をバランスさせた「資源重視型炉心」、並びに、FBR平衡期においてサイクルの経済性向上のため、径方向ブランケット燃料を削除し、取出し燃料の平均燃焼度を高めた「経済重視型炉心」に対応した２つの燃料製造システムに対し経済性等の評価を行う。

(ii) 建屋構造の合理化

多面的評価用の施設構造は、建屋を合理化し経済性を向上させるため使用済燃料再処理と燃料製造の一体化建屋とした。一方、リファレンスシステムについては、概念設計を行う上で、製造システムごとに任意に建屋形態を選択したため、全てのリファレンスシステムで必ずしも一体化建屋としていない。

(2) 製産規模パラメータ対応

高速炉サイクルの導入時期においては小さな生産規模の製造プラントが求められる可能性があり、生産規模の大小に対する経済性等の評価が必要となる。このため、前述のリファレンス燃料製造システム設計の機器設計、製造ライン構成結果等をベースに、評価対象プラントの生産規模に対応するライン構成、機器数、セル容積、建屋容積等を概算し、小規模の燃料製造システムに対する経済性等の評価を行った。

(3) 燃料形態の多様化等対応

窒化物ペレットの燃料製造システムに関しては、簡素化ペレット法システムを基礎に変更、拡張して設計、評価を行った。LLFP消滅処理炉心用の燃料製造システムについては、簡素化ペレット法システムを基に、LLFP集合体の製造プラントと炉心装荷用MOX燃料集合体の製造プラントを別々に設計、評価した。また、水冷却炉心用MOXペレット燃料製造システムについては、簡素化MOXペレットのリファレンスシステムを展開して設計、評価を行った。

図 1.2.1に、燃料形態、再処理法、燃料製造法、生産規模等の組み合わせによるリファレンスシステム及び多面的評価用システムの組み合わせ結果を示す。

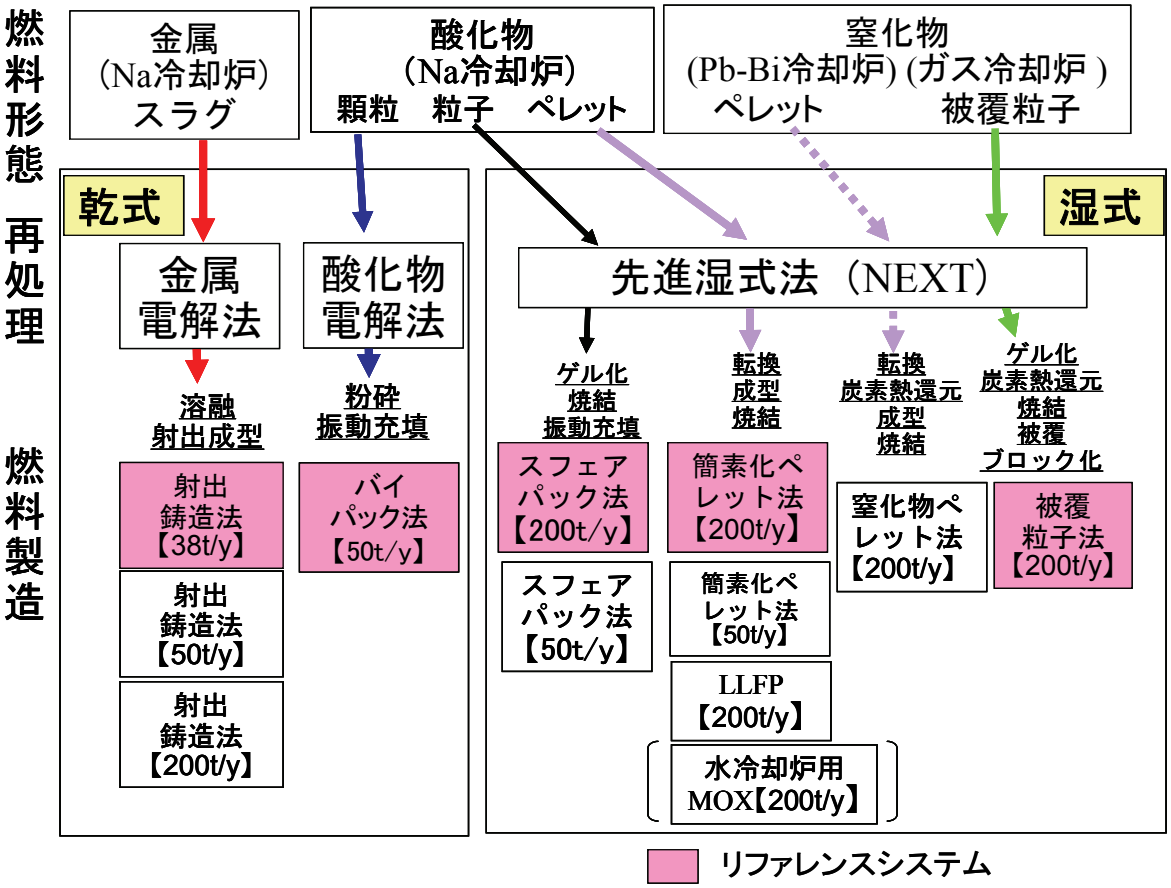


図 1.2.1　燃料製造検討システムの組合せ

2. 設計要求への対応方針

2.1 燃料製造の設計条件

(1) プラント構成

リファレンスシステムについては、簡素化ペレット法、バイパック法及び射出鋳造法は使用済燃料再処理との一体化建屋であるが、スフェアパック法燃料製造建屋は再処理建屋に隣接した独立建屋である。多面的評価用の建屋については、全て一体化建屋とする。

再処理施設との取り合いの境界は、再処理製品（原料）の受け入れから、原子炉への新燃料払い出しまでを燃料製造施設とする。

新燃料の一時貯蔵設備については、1年分の処理に相当する燃料集合体を貯蔵できるものとする。

(2) 運転条件等

運転条件として年間200日のフル操業（24時間連続運転）とし、この運転条件で所定の生産量が達成できる機器設備能力を検討する。この運転条件は、定期検査等の計画停止期間を除く年間運転可能日数250日に対し、設備不良等の復旧期間を50日と想定し（施設稼働率80%）、実効のフル操業期間を200日と設定したものである。

(3) 製品貯蔵施設、放射性廃棄物処理施設等

年間生産量相当の貯蔵容量を持つ新燃料貯蔵施設を設置する。また、年間発生量相当の放射性廃棄物（低レベル廃棄物等）を処理及び保管できる容量を持つ放射性廃棄物処理・保管施設を設置する。

(4) 廃棄物の取り扱い

低除染TRU燃料製造加工施設からの廃棄物の分類については、現行法令上の定義分けがないことから、暫定的に以下の3種類の廃棄物が発生するものと区分する。

(i) 地層処分低レベル放射性廃棄物

再処理の高レベル廃棄物とは異なり高レベルのFP各種は含まないが、ある程度のFPを含み、また、α核種の放射能濃度が比較的高い廃棄物で浅地中以外の地下埋設処分の可能性のあるもの。

(ii) 浅地中処分低レベル放射性廃棄物

α放射能及びβγ放射能とも低く、浅地中処分（コンクリートピット処分、トレンチ処分）の可能性のあるもの。

(iii) クリアランスレベル廃棄物

放射性廃棄物のうち、線量が自然界の放射線レベルと比較して十分小さく、放射性物質として扱う必要がないもの。

2.2 施設設計の基本的考え方

第１編1.2のに記載した各設計要求を満足するとする。また、燃料製造システムの成立性の基本は「セル内での安定操業の確保」であり、このため以下の設計対応に留意する。

- MOX加工施設安全審査指針と再処理施設安全審査指針を参考に、臨界、遮へい、火災・爆発の防止を考慮したプロセス、設備・機器、施設検討を行う。また、取扱原料の発熱による燃料製造プロセスへの影響評価と対策について、簡素化ペレット法を代表例として検討する。
- セル内製造適合システム、即ち機器設備の高い信頼性（低故障率）及び機器の保守補修を短期間で実施できる遠隔メンテナンスを目指した設計とする。
- プラントの燃料生産能力の基本となるプロセス毎の機器設備能力は、運転手順及び操作時間の検討に基づき設定する。
- MA含有MOX燃料製造等に係る製造試験、物性研究等の要素技術開発の成果に基づく燃料製品収率の設定とする。
- 各プロセスの製品の特徴（均質性、製造ロットサイズ等）に応じた合理的品質管理システムを検討する。
- 各プロセスの核物質の性状（微粉原料、溶液、金属等）に応じたホールドアップ対策を検討する。
- 運転・保守補修に対する考え方を明確にするため、運転手順・保守手順を定め、故障モードに応じた補修方法の検討。保守補修方式はパワーマニピュレータ、クレーン等を用いてモジュール単位での交換復旧を現場で行い、モジュールの補修は保守セルに移動し、保守セル及びグローブボックス内で行う設計とする。

3. 技術評価の視点及び評価方法

3.1 技術評価の視点

(1) 安全性

構築した核燃料製造システムが、MOX加工施設安全審査指針と再処理施設安全審査指針を参考に、これらの指針の考え方に対応したプロセス、設備・機器、施設となっていることを評価する。

(2) 経済性

リファレンスシステムの概念設計の結果から次項3.2.1に述べる手法により建設費､操業費及び部材費を算出評価し、各燃料製造システムにおける燃料製造単価を求める。また、多様なリサイクルシナリオに対応する製造システム（生産規模、径方向ブランケット燃料製造の有無等）に対する燃料製造コストをリファレンスシステム設計結果に基づき見積もる。目標値を達成するための今後の課題を抽出する。

(3) 環境負荷低減性

リファレンス燃料製造プラントの概念検討の結果から次項3.2.2に述べる手法により燃料製造システムからの地層処分低レベル放射性廃棄物、浅地中処分低レベル放射性廃棄物等の発生量の概略評価を行う。

(4) 資源の有効利用性

類似施設の実績を基に、ダスト状の核物質取り扱い工程の大小よりシステムの特徴を定性的に考慮し評価する。

(5) 核拡散抵抗性

核物質の性状（均質、非均質等）に起因する工程毎の核物質量の確定に対する確からしさ及びホールドアップ対策の有効性に基づき、システム間で保障措置の適応性に対し定性的な比較検討を行う。

(6) 運転・保守補修性

セル内での燃料製造を実現するためには遠隔製造技術（遠隔保守補修）はシステムの成立性の重要な評価項目の一つであり、技術的成立性の評価に含める。

(7) 技術的成立性

フェーズⅡ研究により明確化した基本プロセスの設定条件、量産対応主要機器及びマテリアルハンドリング機器の仕様に対し、要素技術開発状況を比較整理することで技術的成立性を明らかにするとともに、開発課題を明確化する。

3.2 評価方法

経済性及び環境負荷低減性の評価方法について詳細を述べる。

3.2.1 経済性評価方法

(1) 燃料製造単価の構成

燃料製造単価は、資本費と操業費と部材費で構成される。その内訳を表 3.2.1に示す。燃料製造単価は、これらの費用を計算し、その合計として算出する。各費用の算出に用いる設定値を表 3.2.2に示す。

以下に、資本費、操業費、部材費について述べる。

(2) 資本費

資本費を構成する減価償却費、事業報酬、固定資産税、廃止措置費は、いずれも建設費から表 3.2.2の設定値を用いて計算される。建設費の算出方法について示す。

(i) 建設費の算定範囲

施設建設費は、燃料製造主工程設備・新燃料一時貯蔵払出設備、廃棄物処理・一時貯蔵設備、分析設備、ユーティリティ設備、保守設備、計装制御設備、建屋・電気・換気設備（躯体、受変電・非常用発電、建屋換気・排気筒、放射線管理・核物質防護等）を算定範囲とした。

燃料製造主工程設備は、再処理製品を原料として受け入る工程から開始するものとした。

燃料製造／再処理の共用設備は次項(ii)の方法で按分して、燃料製造施設の建設費の概略評価を行った。表 3.2.に建設費区分表を示す。

なお、用地取得費、敷地造成費、R&D費、コンティンジェンシーは建設費の評価から除外した。

(ii) 燃料製造と再処理との共用設備の建設費の按分

共用設備の建設費の按分の方法は以下のとおりとした。

廃棄物処理・貯蔵設備	：廃棄物発生量比
分析・サンプリング設備	：サンプリング点数比
ユーティリティ設備	：ユーティリティ使用量比
保守設備	：機器台数比
計測制御設備	：計測点数比
建屋・電気・換気・その他設備	：セル容積比

(3) 操業費

操業費は、人件費、修繕費、消耗品等諸費、業務分担費、事業税から構成される。このうち業務分担費および事業税は、人件費、修繕費、消耗品等諸費から表 3.2.2の設定値を用いて計算される。以下に人件費、修繕費、消耗品等諸費の算出方法について述べる。

(i) 人員および人件費

燃料製造設備に関係する作業者要員数を、高除染ペレット製造プラント運転に伴う人員配置を参考にして、５班３交替制を前提として算定した。主工程は運転自動化を考慮すると工程の監視、品質検査業務等が主体となり、また主工程以外の人員配置もほぼ同じと考えると、人員合計は各システム間でほぼ同一となった。このため、各システムで同一の人員に設定するものとし、50tHM/年プラントで150人、200tHM/年プラントで300人とした。

この作業者数に対して20%を管理監督者数として加算して必要な人員とし、人件費単価1,112.5万円/人年を掛けて算出した。

(ii) 修繕費

修繕費は、実績等から機器交換比率を設定し機器交換費を見積もった。定期検査費は定検に必要な資機材等の経費のみとし、業務分担費については別途考慮されているため不要とした。

機器交換比率は、主工程設備についてはその稼動環境、機械的駆動の複雑さ等に応じて年2%または年6%とし、その他の周辺設備については年2%とした。また、建屋修繕費は年１%とした。

(iii) 消耗品等諸費

消耗品等諸費は定期交換部品費、補充ウラン費、ユーティリティ費等を含むものであるが、定期交換部品費、ユーティリティ費はプロセスの違いとしてシステムごとに算定し、これに保障措置費、工場管理費（工場でのOA機器等）、役務費（洗濯、清掃、警備等）は実績を参考として考慮した。

(4) 部材費

燃料部材費は、部材単価として燃料製造単価に加算される。その値は現状の実態に基づき部材仕様の合理化及び大量生産により部材費低減を図ることを期待し、5万円/kgHMと設定した。

3.2.2 環境負荷評価方法

(1) 通常運転時の廃棄物

燃料製造システムの環境負荷低減性の指標として、廃棄物発生量及び核種の環境への移行率を評価する。

燃料製造システムでは、燃料の取り扱い形態に応じて、ピン加工までの燃料を非密封で扱う工程からの廃棄物を地層処分低レベル放射性廃棄物、燃料ピン検査工程以降の燃料を密封で扱う工程からの廃棄物をクリアランス廃棄物とする。なお、ブランケット燃料を非密封で取り扱うセルからの廃棄物で汚染の少ないものは、除染によって浅地中処分低レベル放射性廃棄物にできるものとする。廃棄物発生量は、物質収支に基づき定常的に発生する工程廃棄物と、保守補修に伴って発生する二次廃棄物とに大別し、それぞれ評価する。工程廃棄物発生量は、物質収支、運転手順等に基づいて評価する。

二次廃棄物は保守補修に伴い交換廃棄される部品から成る。機器設計の深さに応じて、部品に展開できるシステムでは、交換対象となる部品の重量及び故障率の推定に基づく交換頻度から廃棄物発生量を評価する。そのような評価ができないシステムでは、機器の寿命を設定し、毎年一定の割合で交換廃棄されるものとして廃棄物発生量を評価する。発生した廃棄物の重量／体積の換算係数は、金属については減容処理を考慮して3t/m^3、耐火レンガ等セラミックについては1t/m^{3}とした。

(2) 廃止措置時の廃棄物

廃止措置時の廃棄物として、セル内機器及び建屋躯体について評価する。放射性廃棄物としては、セル内機器、非密封セルのライナおよび建屋躯体（密封セルの内表面コンクリート含む）が発生する。放射能レベルの区分は以下の通りとする。

①地層処分低レベル放射性廃棄物

炉心燃料を非密封で取り扱うセルのセル内機器およびセルライナ。

②浅地中処分低レベル放射性廃棄物

ブランケット燃料のみを非密封で取り扱うセルのセル内機器およびセルライナ。

③クリアランス廃棄物

燃料を密封でのみ取り扱うセルのセル内機器、セル外の機器および建屋躯体。

機器重量は床面積1m^{2}当り200kgとする。セルライナは厚さ5mm、比重8.0として重量を算出する。建屋躯体は、鉄筋コンクリート中の鉄筋重量200kg/m^3、鉄筋比重7.85、コンクリート比重2.2として、鉄筋及びコンクリートの重量をそれぞれ算出する。

表 3.2.1　燃料製造単価の構成

燃料製造単価	資本費	減価償却費	
		事業報酬	
		固定資産税	
		廃止措置費	
	操業費	直接費	人件費
			修繕費
			消耗品等諸費
		関連費	業務分担費
			事業税
	部材費	集合体部材費	

表 3.2.2　燃料製造単価算出に用いる設定値

			評価条件の項目		設定	備　考
			割引率		2%	原子力機構評価
			プラント規模		＊ tHM/年	設計による
資本費	減価償却費		建設費	建屋、建物、構築物	＊ 億円	設計による
				設備、機器、ユーティリティー	＊ 億円	設計による
				土地代	―	既存事業所内設置につき考慮しない
				建設期間	＊ 年	設計による
				建中利率	2%	割引率と同じに設定
				建中利子計上法	期末払い	
			運転期間（コストを均等化する期間）		40 年	通産省総合エネルギー調査会原子力部会評価 [1)]と同様
			償却期間	建屋、建物、構築物	38 年	財務省「減価償却資産の耐用年数に関する省令」における類似設備により推定
				設備、機器、ユーティリティー	11 年	
			設備更新		―	更新費用は年額換算により修繕費に算入
			償却方法		定額法	法人税法施工令第６１条
			残存価額割合		10%	一般的な設定
	固定資産税		固定資産税率		1.4%	法定値
	廃止措置費		解体、処理処分費		＊ 億円	設計による（建設費の 20%程度を目安とする）
			積立方法		減債基金法	定額積立
			積立期間		40 年	運転期間と同じに設定
			積立利率		2%	割引率と同じに設定
	事業報酬		事業報酬率		2%	割引率と同じに設定
操業費	直接費	人件費	人件費単価		1112.5 万円/人･年	コスト等検討小委員会 [2)]より
			要員数		＊ 人	設計による（委託業務人件費は含めない）
		修繕費	修繕費率	（×建中利子込み建設費）	＊ %/年	設計による（年額に換算された設備更新費用を含む）
		消耗品等諸費	消耗品等費率	（×建中利子込み建設費）	＊ %/年	設計による（消耗品費、委託費、等）
	関連費	業務分担費	業務分担費率	（×直接費）	15%/年	コスト等検討小委員会 [2)]より
		事業税	税率	（×全経費）	外形基準割型	税法による
部材費			燃料部材費		5 万円/kgHM	設計による

＊:プラントの設計により得られるデータ

1)通産省総合エネルギー調査会原子力部会、第 70 回、資料 3(1999.12)

2)H16 年度総合資源エネルギー調査会電気事業分科会コスト等検討小委員会

表 3.2.3　建設費区分表

区分	設備内容
燃料製造主工程設備	再処理製品受入 脱硝転換設備 ペレット製造、顆粒調整、射出成型 燃料ピン加工 燃料ピン検査 集合体組立・検査 集合体払出
廃棄物処理貯蔵設備・ ユーティリティ・他	試薬回収設備 固体廃棄物処理設備 固体廃棄物貯蔵設備 ユーティリティ設備 　冷水系、冷却水系、用水系、蒸気系、圧空系、 　ガス供給系、 　真空系 分析・サンプリング設備 保守・補修設備 計装制御設備
建屋・電気・換気設備	建屋躯体（新燃料一時貯蔵建屋を含む） 受変電／電気設備 非常用発電設備 換気空調設備 排気筒 放射線管理設備 核物質防護施設
新燃料一時貯蔵設備	内装設備

4. ペレット法

ペレット燃料は､国内の商用発電原子炉で最も一般的に用いられている燃料形態である。それらのほとんどは軽水炉であるが、現在運転の再開が急がれている高速増殖原型炉「もんじゅ」にも用いられており、広い範囲で適用されている。次世代燃料サイクルシステム概念を策定するFSにあたって、ペレット法はその豊富な国内製造経験と実績より、有力な候補概念のひとつとして研究と検討が重ねられてきている。しかし、FSにて課されている低除染MA含有燃料の製造は、今までに例のない取り組みであり、その特徴である高発熱・高放射能から作業員を守りながら、いかにして高い製品仕様と経済性を満足できる設備・システムを構築してゆくかが課題である。

ペレット燃料製造にあっては、被ばくや汚染制御、原材料の有効利用の観点から、粉末取扱工程から発生する粉塵を、如何に抑制し回収を図るかが重要で、以上を受け、旧核燃料サイクル開発機構（現：日本原子力研究開発機構）にて精力的に研究開発が行なわれていた、従来のペレット製造法に比較して粉末取扱工程を大幅に削減した「簡素化ペレット法」をターゲットに、FS検討を進めてゆくこととした。

FSのフェーズⅠステージでは､「簡素化ペレット法」について、グローブボックスを用いた製造システムとセルを用いた製造システム間での比較検討を行った。その結果、低除染MA含有燃料の高発熱・高放射能の特徴上、グローブボックスシステムの適用は難しいとする結論を得ている。フェーズⅡでは、フェーズⅠでの検討結果を出発点として、最新の要素技術開発の成果を取り入れながら概念設計を進めた。これらの成果を以下に示す。

4.1 MOX 燃料に対する簡素化ペレット製造システム

本システムは、湿式再処理製品である低除染かつMA含有のPu富化度調整済み溶液を出発物質に、脱硝･転換によりMOX粉末に転換し、ペレットに成型した後、被覆管に充填し燃料集合体に組上げる燃料製造システムである。以下にシステムの特徴と課題を示す。

(1) 簡素化ペレット法の特徴

現行の高除染MOXペレット燃料製造プロセス（日本原子力研究開発機構プルトニウム燃料センター第三開発室FBRラインにて採用のプロセス。以下､現行プロセスという）では、UとPuの1対1混合硝酸溶液をマイクロ波脱硝転換によりMOX粉末とし、製品仕様のPu富化度となるようにUO_2粉末および回収粉末と混合した後、添加剤混合･造粒、添加剤混合･成型、予備焼結、焼結、研削、検査等の各工程を経て製品ペレットとしている。これは、既に確立された燃料製造技術ではあるが、更に合理性を追求したアプローチとして、溶液段階で所定のPu富化度に調整して脱硝転換したMOX粉末をペレットに成型することにより、現行プロセス中の多くの工程が削減できるとの着想の下、簡素化したプロセスが開発されている。簡素化ペレット法は､MA添加およびPu富化度調整を硝酸溶液段階で行ない、マイクロ波脱硝転換により均質性の良い低除染MA含有MOX粉末に転換した後、添加剤を混合することなくペレットに成型し、焼結、研削、検査工程を経て製品ペレットとする改良プロセスである。現行プロセスおよび簡素化ペレット法の概略フローを図 4.1.1に示す。

本プロセスを採用することで粉末混合工程、添加剤混合工程等が削除でき、大幅なプロセス合理化が可能となり、現行プロセスに対して経済性向上や廃棄物量低減が期待できる。

(2) 低除染MA含有MOXペレット製造の課題

高放射能・高発熱の燃料を量産するため、ペレット製造はセル内での遠隔自動製造システムを基本とする。システム設計に当たっては、臨界安全等の安全性の確保はもとより、セル内での遠隔自動製造、遠隔保守、高放射能・高発熱に対応したペレット製造機器設計を行うことが重要となる。

現在のところ、プロセス設計や設備設計等、システム検討を行う上で重要な低除染MA含有MOXペレットの製造に係わるプロセス条件、品質管理仕様、製品歩留まり等に関する知見が十分に揃っていない。このため、要素技術開発において、製品として製造可能な仕様範囲、燃料物性、照射特性等を明らかにし、得られた成果から製造仕様を定め、システム検討に反映することが重要である。

(3) セル内でのペレット製造の課題

経済性を追求した量産システムでは、セル内で所定生産量を安定的に製造できることが重要となる。特に、ペレットは小さくて軽く、不安定な形状の故に転倒や脱落などの搬送不良を起こし易く、設備稼働率を低下させる要因となることが推測される。このような不安定要因や設備故障に伴うシステム運転停止期間を考慮したうえで所定操業期間内で所定生産量が安定的に保証できること（以下、セル内での安定操業性という）の見通しを明らかにすることが重要となる。

(4) 粉末取扱いでの課題（ホールドアップ対策）

簡素化ペレット法を採用することで粉末取扱工程の多くを削減しているものの、脱硝･転換工程、成型工程および研削工程では粉末を取り扱うため、保障措置上、あるいは保守性の観点から、集塵機や粉末飛散防止機構の採用など、粉末取扱い工程のホールドアップ対策を十分に講じることが必要となる。

(5) 高除染MOXペレットの製造実績援用の可能性

FSではMAを含有した低除染燃料を取扱うため燃料材料物性が高除染燃料材料の物性と必ずしも一致しないという点、また、炉心燃料ペレットの形状に中空ペレットを採用している点等、これまでに多くの実績のある高除染MOXペレットとは様々な点で相違ある。とはいえ、簡素化ペレット法は従来法をベースにしており、低除染MOXペレット製造プロセスの検討に際しても、高除染MOXペレットの数多くの製造実績、知見で参考となる部分が多く、他の燃料製造法に比べ、技術的成立性を見通すための技術背景は豊富であると考えられる。

以上の特徴を踏まえ、フェーズⅠでは、安全性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性の5つの開発目標に適合する有望な実用化候補概念の一つとして簡素化ペレット法を抽出した。その低除染MA含有MOXペレット製造仕様については、MAおよび不純物の含有率を除き暫定的に高除染MOXペレットと同等の製品を製造するものと

して、簡素化ペレット法に対する主要プロセスの設備概念を明らかにし、燃料製造と再処理を一体化させたプラントの配置検討を行い､経済性に関する潜在能力の検討を行なった。

フェーズⅡでは、現在までに得られた要素技術開発の成果およびシステム検討の進捗を踏まえ、プロセス技術の成立性についての見通しを検討した。また、プロセス技術の成立性の検討結果を踏まえ、安全性、経済性、環境負荷低減性、資源有効利用性、核拡散抵抗性（ホールドアップ低減等）、技術的成立性、遠隔保守補修性等の設計要求に配慮した主工程設備の概念設計を行なうとともに、主工程設備に付随する保守補修設備等の周辺設備の概念検討を行った。さらに、物流合理性や相互汚染防止等に配慮した主工程設備のライン構成および建屋内配置検討を行い、得られた検討結果からセル内での安定操業性の見通しを概略検討した。最後にこれら検討結果を踏まえ、燃料製造コストおよび廃棄物発生量等を評価し、サイクルシステムの相互比較に供する評価データを整備した。

4.1.1 リファレンスシステム設計

基準となる燃料製造施設は、FBRサイクル導入期のNa冷却大型炉・MOX燃料炉心に燃料集合体を供給する施設とし、生産規模は200tHM/年とする。

(1) 施設概念構築

以下に示す設計検討手順に従いリファレンスシステムの施設概念構築を行う。

① 設計検討の基本方針と前提条件の整理（建屋構成、操業条件、製品仕様等）
② 安全設計に係る検討（核的制限、熱的制限等）
③ プロセスの設計（要素技術開発成果の整理、プロセス成立性検討）
④ 主工程設備の設計（安全性、遠隔保守性等を考慮した構造検討）
⑤ 周辺設備の設計（保守補修設備を除く周辺設備概念の検討）
⑥ 保守補修方法の検討（保守補修方法、手順および設備概念の検討）
⑦ ライン構成の検討（必要生産量、物流合理性、相互汚染防止等考慮）
⑧ 配置検討（燃料製造/再処理一体化プラントのセル内および建屋内配置検討）
⑨ セル内での安定操業性の検討（システム稼働率の推定）

(i) 設計検討の基本方針と前提条件

システム設計検討にあたり、基本方針と前提条件を整理する。

(a) 施設・設備の設計および配置方針

燃料製造施設は、再処理施設と機能を一体化させたプラントとし、主工程設備（(iv) に示す設備参照）と周辺設備（(v) に示す設備参照）を配置する主建屋、使用済燃料貯蔵建屋、新燃料集合体貯蔵建屋および管理棟の四建屋群で構成されるものとする。

周辺設備については主工程設備に付随する保守補修設備を除き、基本的に燃料製造と再処理が共用する設備として設計検討を行うものとする。

主工程設備における再処理との取り合いは、Pu富化度調整までを再処理とし、調整済み溶液の受入れからを燃料製造の範疇とする。ただし、Pu富化度調整技術は簡素化ペレット法の成立性に係わる重要な要素技術なので、プロセス設計および技術開発課題について燃料製造システム側で言及するものとする。

なお、原則として、燃料製造において、燃料を直接取り扱う設備はセル内に収納し、遮へい機能はセル壁で担保するものとする。

(b) 保守方針

1）完全遠隔による保守を行うセル

設備の操作及び保守補修は共に遠隔で行い、作業員がセル内に立ち入ることを想定しない。遠隔保守性の確保およびシステム稼働率の向上（停止期間短縮）のため設備構成をモジュール構造とし、インセルクレーン（ICC)、パワーマニピュレータ（PM）等により故障モジュールと保守済みモジュールを交換するモジュール交換方式を採用するものとする。なお、故障モジュールは、ICC/PMおよびトラバーサによって搬送セルを通じて除染セルに移送され、必要に応じた除染作業の後、保守エリアに運び込まれ、保守および保管を行なうこととする。

本検討プラントにおいては､放射性物質を非密封で取り扱う脱硝･転換工程から燃料要素組立工程までの設備を設置するセルを完全遠隔保守セルとする。

2）直接保守セル

核燃料の撤去を遠隔で行い、さらに必要に応じて除染を行った後、セル内に作業員が立ち入り設備の直接保守を行うセルである。

本検討プラントにおいては、燃料要素検査工程以降の放射性物質を密封で取り扱う設備を配置するセル、エアロックセル、ICC/PM保守セル等を直接保守セルとする。

(c) 操業条件

定期検査等の計画停止期間を115日間と想定し、この間は運転を停止するものとして残りの250日間を運転日数とする。運転日数250日間のうち故障等による設備停止期間を50日間と想定し、実稼動日数は200日間とする。

操業形態は、５班３交代による24時間連続運転を基本とする。

(d) 製品燃料条件

リファレンスシステムの検討では、フェーズⅡ中間評価時点で設定したFBR導入期を想定したNa冷却大型炉・酸化物（MOX）燃料炉心を用いた。炉心、燃料集合体および燃料要素の基本仕様を表 4.1.1に示す。電気出力は1,500MWe、運転サイクル長は18ヶ月、燃料交換バッチ数は炉心燃料および径方向ブランケット燃料集合体とも4バッチ、燃料集合体体数は内側炉心燃料が316体、外側炉心燃料が278体、径方向ブランケット燃料が198体である。なお、炉心燃料集合体は、集合体中心部に配置する37本の燃料要素に上部および下部軸ブランケット燃料を持たない、ABLE型燃料集合体である。また、炉心燃料ペレットは中空ペレット、軸方向および径方向ブランケットペレットは中実ペレットである。Pu富化度は、外側炉心燃料が24.1wt%、内側炉心燃料が21.5wt%である。

原料（再処理製品）は、上記の炉心から炉心平均燃焼度15万MWd/tで取り出した使用済み燃料を４年間冷却し、先進湿式法（NEXT法：New extraction system for TRU recovery）で再処理したものとする。新燃料に求められる重量組成を表 4.1.2に示す。MA含有率は外側炉心燃料が1.1wt%、内側炉心燃料が1.0wt%である。

以上の仕様条件を踏まえ設定される製品燃料の基本仕様を表 4.1.1に示す。燃料要素のスタック重量は、内側および外側炉心燃料要素がともに591gHM（ABLE型燃料要素では303gHM）、径方向ブランケット燃料要素が1,500gHMとなる。

(e) 製造歩留り

本検討では、フェーズⅠ[1)]と同様に90%（成型工程0.2%回収、研削工程1.8%回収、ペレット検査工程6%不良、燃料要素組立・検査工程2%不良）とする。

(f) スクラップの処理

本プラントから発生するクリーンスクラップ（CS：工程から回収される粉末・ペレットで不純物の混入がなく、燃料製造原料としてそのまま再使用可能なもの）およびダーティスクラップ（DS：工程から回収される粉末・ペレット等のスクラップで、不純物が混入し、燃料製造原料として再使用するには、通常、精製処理等を行う必要があるもの）は、燃料製造施設で湿式回収方式により処理し、処理済み溶液を再処理施設へ送液するものとする。

(g) 製品検査

本プラントの検査設備としては、溶液・粉末検査設備、粉末特性試験設備、ペレット検査設備、燃料要素検査設備および集合体検査設備を考慮する。

(ii) 安全設計に係わる検討

臨界安全、火災･爆発防止、耐震、崩壊熱の影響について検討を行い、システム設計に当たっての制約条件を明らかにする。

(a) 臨界安全

臨界安全の評価条件と結果を表 4.1.3に示す。

本検討システムでは、Pu/U硝酸溶液という減速系の工程と、MOX粉末およびペレットという非減速系の工程が存在するという特徴がある。減速系の工程と非減速系の工程とは、それぞれ別のセルに分離されている。また、年間生産量200tHM、24時間連続運転を前提とした量産システムなので、可能な限りにおいて単一ユニットの臨界管理方法は連続運転に適した形状管理を原則とする。

焼結炉・O/M調整炉内での取り扱いにあっては、焼結皿上のペレット荷崩れやこぼれ、焼結ボートどうしのジャミング発生を防止する技術的な対策が施されて形状の維持が可能であるという前提において、形状管理されているとする。また、O/M炉内では、焼結ボートを積載する棚間は充分な距離および中性子吸収材・遮蔽体によって互いに隔離されているものとする。

ただし、以下に示す成型設備、燃料要素検査設備、燃料集合体組立設備、燃料集合体検査設備およびペレット、燃料要素、燃料集合体各貯蔵庫の設備については、形状管理による臨界安全担保が困難なため、質量管理、燃料要素本数または燃料集合体体数等による管理、ユニット間距離の確保を組合せて適用するものとする。なお、臨界管理方式が工程毎に変化する部分があるため、工程の受払部等の要所で秤量やID確認等の管理措置を実施し、過剰誤装荷等の発生を防止する。

1）成型設備

MOX粉末が成型プレス上に堆積する可能性があり、形状管理を適用することが困難になることも考えられる。粉末の核的制限値は240kgHMと大きいことから、現段階では成型設備については質量管理を適用する。

2）燃料要素検査設備、燃料集合体組立設備、燃料集合体検査設備

当該設備では燃料要素または集合体を立体的に搬送するため、形状管理を適用することは困難と考えられることから、燃料要素の本数管理を適用する。

3）ペレット貯蔵庫、燃料要素貯蔵庫、燃料集合体貯蔵庫

当該設備では燃料を立体的に搬送し、かつ貯蔵数が多いことから、形状管理、質量管理、数(個数、本数、体数）管理のいずれか単独での管理は困難と考えられることから、それらを組み合わせ、適宜距離や中性子吸収材・遮蔽材で隔離するなどして管理を行なうとする。一例として、日本原子力機構プルトニウムセンターでは、FSの仕様（表 4.1.18）に基づき、貯蔵施設の臨界安全について下のように計算評価を行い、核的に安全な配置を取り得ることを示した。

i) ペレット貯蔵庫

- 貯蔵設備内には、横方向4列、奥行方向2行、計8台の貯蔵ラックを設置する。
- 貯蔵ラックには横方向90cmピッチで6列、上下方向1.1mピッチで4段、計24個のペレット皿搬送容器が収納される。
- ペレット皿搬送容器内にはペレット皿が上下9cmピッチで7段収納される。
- ペレット皿上に、炉心燃料／軸ブランケットペレット13.7mmピッチ24列、径方向ブランケットペレットでは15.6mmピッチ21列でペレットが配置される。

これらの条件下でペレットの搬送移動等を加味した臨界安全評価を実施した結果、核的に安全な配置であることが判明した。

ii) 燃料要素貯蔵庫

- 貯蔵設備内のラックには、横方向64cmピッチで33列、上下26cmピッチで16段の燃料要素トレイを収納する。
- トレイ内の燃料要素配列は、炉心燃料で13mmピッチ37本、径方向ブランケット燃料では14mmピッチ34本とする。

これらの条件下で燃料要素の搬送移動等を加味した臨界安全評価を実施した結果、核的に安全な配置であることが判明した。

iii) 燃料集合体貯蔵庫

- 設備内には24行23列のピットおよび25行23列のピットがあり、ピットに1体ずつ計1127体の燃料集合体が収納される。
- 集合体は乾式冷却されるものとする。

この条件下にて、ピットピッチを50cm以上取ることにより、核的に安全な配置となることを確認した。

(b) 火災・爆発防止

燃料製造で使用する火災・爆発に係わる物質は、脱硝･転換設備、焼結設備およびO/M調整設備で使用する水素ガスのみである。水素ガスは、空気中に漏えいしても爆発の恐れの無いよう不活性ガスで5%に希釈したものを使用する。万一の漏えいに備え、設備への供給前に濃度異常を検知し、自動的に水素ガスの供給を停止するインターロックの設置を考慮する。U/Pu硝酸溶液を貯留する槽については、放射線分解により水素が生成するので、定常的にバブリングを行い掃気するものとする。非減速系のセルの消火設備は、核燃料が水没する可能性を排除するため、スプリンクラー方式ではなく、窒素ガスなどによる窒息消火方式を採用する。

(c) 耐震

「再処理施設安全審査指針」および「ウラン・プルトニウム混合酸化物燃料加工施設安全審査指針」を参考に、以下のように耐震クラスを分類する。

1) 耐震 A クラス
- ① 核燃料物質を含有する溶液を包蔵する主工程設備および配管
- ② 主工程セルから直接液を受け入れる廃液貯槽
- ③ 核燃料物質を非密封で取り扱うセル
- ④ ③の閉じ込め性能の維持に必要な設備
- ⑤ ④の非常用電源

2) 耐震 B クラス
- ① 核燃料物質を取り扱う設備類で、Aクラス以外のもの
- ② 廃液貯槽でAクラス以外のもの
- ③ 核燃料を密封で取り扱うセル
- ④ ③閉じ込め性能の維持に必要な設備
- ⑤ ④の非常用電源

3) 耐震 C クラス

耐震AクラスまたはBクラスに該当しない機器

以上の分類に従い、主工程設備のうち原料受入設備、脱硝･転換設備、CS･DS処理設備および廃液処理設備は耐震Aクラス、その他の設備は耐震Bクラスとする。設備区分けを表4.1.10に示す。

(d) MA 等の崩壊熱に関する評価

再処理施設の負荷低減及び高レベル廃棄物の毒性低減を目的に、受入原料の仕様として、MAの混入率は最大5wt%/HMと設定されている。MAとして含まれる元素のうち、Cmはおびただしい崩壊熱を発生することが知られている。燃料加工に際しては、これがもたらす発熱が、ペレットの酸化促進や部材の変色発生原因となるため、大きな問題と捉えられている。

フェーズⅡ検討においては、MA含有率は設定したが、その核種組成は採用するサイク

ルシナリオによって大きく変動するため、燃料の発熱量を特定できない。そこで暫定的に代表組成を決め、そのときの発熱量を20W/kgHMと評価した。

次に、MA含有MOX燃料の発熱による影響（主に蓄熱による温度上昇に起因する）として、

①原料溶液の品質低下
②原料粉末の酸化
③ペレットのO/Mのドリフト
④被覆管の酸化
⑤集合体組立工程でピン束をラッパ管に挿入する際のスタック
⑥製品検査精度の低下
⑦ペレット及び燃料集合体貯蔵庫除熱設備の負荷増大

等が考えられる。

ここで、①、⑥および⑦については、比較的単純な冷却対策で対応が可能なため、フェーズⅡの検討から除外した。また、停電による除熱不良時の安全評価を含め詳細な検討はフェーズⅢ以降の課題とした。②～⑤の発熱影響に関する検討の結果を以下に述べる。

1）原料粉末の酸化防止対策

再処理施設から受け入れた硝酸溶液を脱硝転換した低除染MA含有MOX粉末を連続プレス機で成型しグリーンペレットを作製する工程において、原料粉末を一時貯蔵する容器（ホッパ）に約10kgHMが貯蔵される。特段の除熱対策を施さない内径12cmのホッパで、30℃の空気による自然対流冷却を想定した場合、簡易な計算評価では、原料粉末の最高温度は450℃を超える。

MOX粉末の酸化を防止するため、経験的に、大気中の取扱いでは約100℃以下に温度を制限する必要があるといわれている。しかし、MAからの発熱量を考慮すると、100℃以下という条件には非常に厳しいものがあり、ホッパ容器内に不活性ガスを封入して酸化抑制措置を採ることが、より現実的な対応と考えられる。その場合であっても、不活性雰囲気中に含まれる不純物酸素により酸化反応が起こり、ペレットの焼結性に悪影響を与える。低除染MA含有MOX粉末の酸化条件に関する報告例はないが、MOXの酸化試験[2)] 結果から不活性ガス雰囲気下での酸化条件での上限温度を暫定的に200℃に設定し、除熱条件を検討した。

除熱設備に関しては、低温冷媒、撹拌等の対策を検討したが、最もコストパフォーマンスに優れた対策法は、ホッパ内径を小さくして単位長さあたりの発熱密度を下げることである。しかし、内径が小さ過ぎると粉末閉塞が発生する可能性もあり、注意を払う必要がある。これらを踏まえて、ホッパ内径8cm、ホッパ外表面に冷却フィンを付加して自然冷却することで、計算評価の結果、20W/kgHMの燃料発熱量であっても、粉末温度を200℃の制限温度内に抑制できることが分かった。

したがって、熱による核燃料物質の酸化を防止するためには、容器内に不活性ガスを封入してホッパ径を絞り、冷却フィンを装着する等の対策が必要となる。

2）ペレットの酸化対策

プレス機で成型したグリーンペレットを連続焼結炉で焼結後、バッチ式のO/M調整炉内

においてAr-5%H_2雰囲気下で加熱処理し、O/Mを1.95に調整する工程がある。還元雰囲気下で炉内を十分に冷却した後、O/M調整炉から取出す際に、ペレットがセル内の空気雰囲気中さらされ、冷却風量の減少により酸化するおそれがある。このため、取出し時のペレット冷却を検討する必要がある。空気中保管したMOXのO/Mドリフトに関する報告例は少ないが、経験に基づく情報から暫定的に100℃を制限温度とし、セル内空気の強制的なブローによる冷却設備を検討した。評価計算の結果、燃料の発熱量20W/kgHMの時、O/M調整炉内に約100m^3/分の冷却送風（約8m/秒の流速に相当）を行うことにより、ペレット表面温度を85℃程度に抑制できる見通しが得られた。

但し、冷却に寄与する空気流量はその内20m^3/分程度で、残りは炉内側壁部空間に逸れてしまい、冷却に寄与しない。従って、炉形状を送風冷却に最適化させることによって、送風量・風速を減少できる可能性がある。なお、約8m/秒の冷却風にさらされたペレットの起立性に関してモーメント計算による簡易な評価を行い、転倒のおそれは無いとの見通しを得た。

3) 燃料集合体における発熱影響

i) 被覆管の酸化

燃料集合体組立工程では燃料要素が密集し、空気対流が阻害され除熱効率が悪くなるため、燃料物質の発熱量を20W/kgHMとした場合、自然対流条件下では、かなり高い温度に達するおそれがある。高温保管でのODS鋼被覆管の酸化挙動について、直接的に利用できるデータがないので、一般に、集合体部材として用いられているステンレス鋼の酸化挙動を参考にすると、空気中にて約300℃程度の高温にさらされると、褐色の焼け（表面酸化）が発生し、約500℃では剥落するような厚膜が生ずるとされる[3) 4)]。官庁検査においては、このような部材変色や錆の発生は不合格対象となるため、ここでは、300℃を被覆管酸化防止の観点からの上限温度（暫定値）と設定した。

集合体組立工程は、燃料要素束を横置きで組み、ラッパ管に挿入した後に集合体を起立させ、集合体部材の溶接組み付けを行う。燃料要素束組立て時の蓄熱による温度上昇を防止するため、強制通風による被覆管冷却を行う。燃料要素束の横置き組立時においては、下部から強制送風し、燃料要素束の径方向に空気を吹き込み冷却する。また、ラッパ管装着後はエントランスノズルよりラッパ管内部に強制通風を与える。

ラッパ管なしの横置きおよび縦置きの燃料要素束の体系で、任意の発熱密度において被覆管表面最高温度が300℃となる強制空冷条件を、熱流動解析コード（FLUENT）を用いた3次元熱流動解析により評価したところ、表 4.1.4に示す結果が得られた。加えて、燃料要素束（発熱量30W/kgHM）を横置き組み立てする概念で強制空冷を評価した結果からは、1m/秒程度の送風冷却で燃料要素の表面温度を150℃程度に抑制できる見通しが得られている。

これらの結果から、燃料発熱密度20W/kgHMとの条件において、燃料組立の全工程で空気強制冷却による除熱が可能であることが分かった。なお、横置き組立時の冷却評価については255本のピン束とラッピングワイヤーで構成される複雑な流路での評価となるため、モックアップ試験等による評価結果検証が今後必要である。

ii) 集合体組立工程の機械的干渉

FSで対象としている低除染MA含有燃料を取扱う場合には、崩壊熱の影響により、燃料要素束が熱膨張し、常温のラッパ管内へ挿入する際に、機械的な干渉（スタック）が発生する恐れがある。これを避けるため、強制冷却を行う必要があると考えられる。熱膨張した燃料要素束とラッパー管のスタック発生条件を、燃料要素束の内側断面寸法とラッパー管の断面寸法の差がゼロとなった時点と仮定して、スタック発生時の燃料要素束の平均温度を算定した。現在のところ、燃料ピン、ラッパー管及びラッピングワイヤーに関する製造公差のデータがないので「もんじゅ」部材のデータを参照しながら検討した。その結果、発熱量20W/kgHMにおいては、スタック発生温度は300℃を超えることが分かった。したがって、燃料集合体組立工程における発熱影響防止対策は被覆管酸化防止の観点からの検討で十分であることが分かった。

4) 除熱設備設計検討

以上の検討結果から、ペレットの酸化防止対策及び集合体組立時の被覆管酸化防止のための強制空冷用ブロアの設備負荷容量を検討した。これらの冷却用ブロアの消費電力は最大でも2.2kW程度であり、設備負荷への影響は小さいといえる。

(iii) プロセス設計

簡素化ペレット法の成立性および低除染MA含有MOXペレットの製造仕様に関する主要な要素技術開発課題と現時点での要素技術開発成果を概略プロセスフローに併記したものを図 4.1.2に示す。要素技術開発成果を踏まえ、以下のようにプロセスを設計した。

(a) Pu 富化度調整（簡素化ペレット法成立性）

U/Pu硝酸溶液、U硝酸溶液およびMA硝酸溶液を混合し、Pu富化度を外側炉心燃料では24.1±0.5wt%に、内側炉心燃料では21.5±0.5wt%以内に調整するプロセスである。

簡素化ペレット法では、前述の通りPu富化度を硝酸溶液段階で高精度に調整する必要がある。要素技術開発試験において、コールドモックアップ装置によるPu富化度調整試験を行い、得られたデータを基に調整精度を評価している。この結果、燃料仕様を満足する精度でPu富化度調整が可能な見通しを得ている。

溶液段階でのPu富化度調整は可能であるとの見通しが得られたことから、溶液の高均質性を活かし、量産化に伴う品質管理の負荷増加を抑制するために、燃料製造プロセスのロット単位は再処理製品7日分相当と設定した。

(b) マイクロ波脱硝、焙焼･還元（簡素化ペレット法成立性）

Pu富化度調整済みの低除染MA含有U/Pu硝酸溶液を、マイクロ波脱硝、焙焼、還元、粗砕を順次行い低除染MA含有MOX粉末に転換するプロセスである。

簡素化ペレット法では、現行の粉末調製プロセス（UとPuの1対1混合硝酸溶液を脱硝してMOX粉末を製造し、これをUO_2粉末と混合することによって任意のPu富化度のMOX粉末とする）とは異なり、燃料仕様に合わせたPu富化度溶液を脱硝することとしている。Pu富化度30%溶液の脱硝試験を行なった結果、脱硝処理時間および熱的特性は現行溶液と同等であること、転換したMOX粉末は均質であり、Puスポットのような偏析は見られないことを確認している[5)]。

また、転換MOX粉末の成型ダイスへの定量充填性を保証するために、粉末を造粒し流動性を向上させる要素技術開発を実施中である。転動造粒法、流動層造粒法に関する要素技術開発が進められており、何れの方法とも、MOX粉の造粒が可能であることと、粉体の流動性改善が確認された。特に、転動造粒法では、流動性指数および焼結密度ともに目標値を満足できる見通しが得られ、また、成型金型への充填性が良好であることを確認している[6) 7)]。

その他、造粒工程を不要とし、経済性を高める可能性が期待できるエアータップ法をはじめとする様々な強制粉末充填法についても、並行して要素技術開発を進めているところである。中でも、エアータップ法の特徴は、流動性の悪い粉末でも、成型プレスのダイスへ高い密度で均一な充填が期待できる点にあり、有望な技術の一つである。

今後、要素技術開発の結果を踏まえて総合評価を行い、転動造粒方式、流動層造粒方式および強制粉末充填方式の選択を行なうこととするが、本検討では、要素技術開発進捗の状況を鑑み、暫定的に、還元後粉末を転動造粒する方式を採用する。

以上、要素技術開発成果、現行プロセス仕様等を踏まえ、本検討での脱硝･転換プロセス仕様は次の通りとする。

脱硝プロセスでは、約350℃で１時間マイクロ波脱硝を行い低除染MA含有U/Pu硝酸溶液を低除染MA含有PuO_2・UO_3とする。焙焼･還元プロセスでは、これを約750℃の空気雰囲気中で焙焼した後、約750℃の5%H_2-N_2ガス雰囲気中で還元し、低除染MA含有PuO_2・UO_2とする。その後、粗砕して形状を粉体とし、造粒処理によって流動性を高めた上で、成型プロセスへ払出す。なお、適宜、冷却あるいは不活性ガス中での取扱いにより粉末の酸化を防ぐものとする。脱硝時のオフガスは、凝縮器により水と硝酸を凝縮液として回収した後、オフガス処理プロセスに移送する。焙焼･還元時のオフガスは固気分離器およびHEPAフィルタにより微粉を回収･捕集し、回収粉はCS・DS処理プロセスに、オフガスはオフガス処理プロセスに送る。

(c) ペレット成型（簡素化ペレット法成立性）

脱硝･転換後の低除染MA含有MOX粉末を成型プレスにより中空ペレット（ブランケットペレットは中実ペレット）に成型するプロセスである。

簡素化ペレット法では、成型プレスのダイス表面に、潤滑剤を噴霧し成型するダイ潤滑成型法を適用することで、原料粉末と潤滑剤の混合工程および潤滑剤を除去する予備焼結工程の削除による工程簡素化を図っている。要素技術開発の一環として、ダイ潤滑成型試験を行っており、現行の潤滑剤混合法と同等以上の外観、密度および強度を有する成型ペレットが製造できる見通しを得ている。さらに、当該ペレットを現行焼結法で熱処理し得られたペレットの外観、Pu均一性および微細構造は、現行プロセスで得たペレットと同等であり、密度については目標値95%TD以上を達成できる見通しを得ている[6)]。

以上の成果を踏まえ、成型プレスにはダイ潤滑成型法を採用し、成型速度は7.5回／分として設備概念設計を行うこととする。

(d) 焼結（低除染 MA 含有 MOX ペレット製造仕様）

成型ペレットを還元ガス雰囲気中で焼結するプロセスである。

現在、プロセス条件は要素技術開発試験において確認中であるが、MAおよびFPを含有するMOXペレットの焼結においてPuを主成分とする析出物を生じる場合がある。ただし、焼結温度及び焼結雰囲気の酸素分圧によりPu等を主成分とする析出物の発生状況を制御できる可能性を得ている[9) 10)]。FP混入量は、先進湿式再処理法の適用でかなり低減化されると想定されているので、均質性を得るための焼結プロセス条件を緩和できる可能性がある。

一方、セル小規模試験設備での遠隔手動製造により、Am含有MOXペレットを作製する試験を行っており、外観、均質性、密度の良好なペレットの焼結に成功している[11) 12)]。

また、燃料中に含まれるMAの内、Amは蒸気圧が高く、焼結中のAmの蒸発が懸念されるが、小規模試験の結果より、Amの蒸発を抑制した焼結の見通しを得ている[13)]。

以上を受け、設備概念設計におけるプロセス条件は、焼結温度1700℃×3～4ｈ、雰囲気5%H_2-Ar加湿ガスに設定したが、今後も引き続き焼結プロセス条件の最適化を図ることが重要な開発課題となる。

(e) O/M 調整（低除染 MA 含有 MOX ペレット製造仕様）

燃料の高燃焼度化に対応し、炉心燃料焼結ペレットのO/M値を1.95程度に低下させるため、低酸素分圧、還元雰囲気下で加熱処理を行う工程である。詳細なプロセス条件は要素技術開発試験において確認中ではあるが、酸素分圧を制御した二段階熱処理の開発によってO/Mをコントロールできる見通しが得られている。今までのペレット調製試験からは、熱処理時の温度と調整雰囲気の加湿条件及び酸素分圧を制御することで、燃料仕様であるO/M＝1.95への調整に成功している[9) 14) 15)]。

その他、模擬FPを添加したMOXペレットを用いた焼結・O/M調整実験で、Puを主成分とする径10μm程度の析出が見られたが、そのサイズはPuスポット仕様における上限100μmより十分小さく、照射挙動への影響はほとんどないと考えられる。当該の実験では、粉末混合によって組成調整して成型したペレットを試料としたため、組成調整済みの溶液から直接MOX粉末を得る簡素化ペレット法では、更に高い均質性が得られるものと期待できる。今後、引き続き試験を実施し、O/M調整プロセスの最適条件を決定することが重要な開発課題となる。

(f) 端栓溶接部検査

燃料要素の端栓溶接部を検査するプロセスである。

FS検討では燃料要素の被覆管材質として、ODS鋼を採用している。ODS鋼は、1420℃以上に加熱されると、母材内に均一分散しているY_2O_3等の酸化物が溶接部及び表面に凝集し、多くの空孔を形成するため、溶接部の強度が著しく低下するという特徴がある。このため、融接法による溶接は適用できず、代替となる溶接技術について調査が行われた。その結果、加圧抵抗溶接法が強度・安全性に優れるとして、フェーズⅡでは、これによる端栓溶接を検討した。加圧抵抗溶接で発生する欠陥は剥離形状であるため従来のX線による溶接部検査では識別が難しいという問題があり、超音波探傷法による溶接部欠陥検査技術を開発し、その有効性を確認している[16)]。以上の成果を踏まえ、燃料要素の端栓溶接部欠陥検査方法には、超音波探傷法を採用し、設備概念設計を行うこととする。

以上の小規模・要素技術開発試験から、簡素化ペレット法によるMOXペレット製造の見通しを得た。

ところで、従来実施してきた要素技術開発試験は小規模試験であり、試験個数は少数であること、またCmや実FP混入燃料ではないことから、原料の放射線および発熱に伴うプロセス条件への影響評価、マスフロー設定の際に重要な製造歩留まりに関する確認試験の実施が課題として挙げられる。個別課題として、簡素化ペレット法成立性については、造粒条件の最適化を図るとともに、造粒工程を削減できる可能性を有するエアータップ充填法をはじめとする粉末強制充填技術についての要素技術開発を行ない、最適な方法を採用する必要がある。低除染MA含有MOXペレット製造性については、熱処理プロセス条件の最適化を図ること、さらには照射試験の実施と照射後試験結果の評価により、サイクル技術の成立性を明らかにすることが肝要である。また、MA添加低除染燃料からの放射線（特にα線）および崩壊熱に耐性を有する高信頼性機器の開発や低除染燃料取扱のケースに則した計量管理システムと保障措置手法の構築も重要である。

(iv) 主工程設備の設計

(a) 必要生産量の検討

年間生産量、製品燃料条件および製造歩留りから物質収支を設定し、必要生産量を求めた結果を図 4.1.5に示す。原料投入分のおよそ10%がスペックアウトとなる想定に立ち、年間200tHMの燃料製造量を確保するため、原料の投入量は約1割増の222tHM/年とした。その上で、燃料集合体の必要生産体数は、内側炉心燃料2.5体/日、外側炉心燃料2.2体/日、径方向ブランケット燃料1.6体/日となる。また、燃料要素の必要生産量は内側炉心燃料693本/日、外側炉心燃料609本/日、径方向ブランケット燃料204本/日となり、ペレットの場合では内側炉心燃料が約6.6万個/日（228kgHM/日）、外側炉心燃料が約5.8万個/日（201kgHM/日）、軸方向ブランケット燃料が約8.2万個/日（352kgHM/日）、径方向ブランケット燃料が約2.3万個/日（331kgHM/日）となる。

(b) 設備・機器概念

要素技術開発成果および必要生産量の検討結果に基づき、安全性（臨界、火災・爆発防止）、核拡散抵抗性（ホールドアップ低減）、遠隔保守補修性等の設計要求を満たす設備概念を検討し、概略構造、遠隔保守補修方法、安全対策、ホールドアップ対策、設備台数等を明示する。

1) 原料受入設備

Pu富化度調整済みの低除染MA含有U/Pu硝酸溶液または低除染U硝酸溶液を受入れ、それぞれ一時貯留し組成を確定した後、脱硝・転換工程へ送液する設備である。

再処理施設より受け入れたPu富化度調整済みの低除染MA含有U/Pu混合溶液（Pu富化度21.5wt%および24.1wt%）は、それぞれのPu富化度毎のU/Pu溶液供給槽に、また低除染U溶液についてはU溶液供給槽に貯留する。U/Pu溶液供給槽およびU溶液供給槽の貯留容量は、量産化に伴う品質管理の負荷の抑制と、再処理施設の不具合事象発生時の復旧時間を7日間と想定し、７日分と設定した。貯留されたそれぞれの溶液は圧縮空気による攪拌、U、Pu濃度等の分析を行い、組成を確定する。その後、計量ポットにて所定量計量し、

脱硝･転換設備へ送液する。

安全対策として、U/Pu溶液供給槽は円環槽とし、液厚形状管理（90mm未満）により臨界安全を担保する。また、放射線分解によって発生する水素は、引火爆発を防止するため、定常的なバブリングによる水素ガス掃気を行い、水素濃度が爆発下限に達さないようにする。

設備必要台数を表 4.1.5に示す。原料受入設備は、再処理施設からの溶液受入と組成確定済み溶液の脱硝･転換設備への送液を並行して行うことから、Pu富化度の異なる外側炉心燃料用と内側炉心燃料用、並びにブランケット燃料用ごとにそれぞれ2系統の全6系統とする。

なお、U/Pu溶液供給槽において組成を確定した7日分のU/Pu溶液は同一ロットとして、Pu富化度等の組成に対する品質管理を行なう。

2）脱硝･転換設備

原料受入工程から受入れた低除染MA含有U/Pu硝酸溶液（または低除染U硝酸溶液）を低除染MA含有PuO_2・UO_2粉末（または低除染UO_2粉末）に転換し、成型工程へと払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.3に示す。

脱硝･転換設備は、量産化対応、核燃料物質のダスト等廃棄物への移行低減、高信頼性（低故障率）および自動化・遠隔保守対応を狙い、臨界制限を考慮した大型脱硝容器の採用、同一容器内での一連処理（脱硝 / 焙焼 / 還元 / 粗粉砕）、ターンテーブルと昇降機能の複合による合理的な脱硝容器移送方式の採用、装置のモジュール化と遠隔着脱構造の採用等、新概念を採用した構造としている。

これら新概念の技術的成立性の見通しを確認するため、ターンテーブル式脱硝･転換装置のスケールダウン試験装置を製作し、ウラン溶液を用いて脱硝･転換処理の試験を行い、懸念していたセラミック製脱硝容器および排出バルブの健全性については問題無いことを確認できた[8)]ことから、ターンテーブル式脱硝･転換装置の構造に係わる技術的成立の可能性を確認できた。

本設備は以下のように動作する。

低除染MA含有U/Pu硝酸溶液（または低除染U硝酸溶液）を、原料受入設備の計量ポットよりマイクロ波脱硝装置内にセットされた脱硝容器に受入れ、マイクロ波脱硝装置で直接硝酸溶液を加熱・脱硝し、酸化物脱硝体へ転換する。

脱硝体（低除染MA含有PuO_2・UO_3）は脱硝容器ごとターンテーブルの下降、旋回、上昇動作により次の焙焼装置へ搬送・セットされ、焙焼装置により焙焼される。以下、同様に脱硝容器を還元装置および粗砕装置へ順次搬送･セットし、還元および粗砕処理を行う。続いて粉末払出装置へ搬送･セットし、脱硝容器下部バルブを開けることで、還元粉末（低除染MA含有PuO_2・UO_2）をターンテーブル下に設置した転動造粒装置に払出す。払い出しは造粒バッチ処理量毎数回に分けて行なうこととする。造粒は、還元粉をアジテーターで撹拌しながら水をスプレーして行なう。還元粉は速やかに造粒され、すぐさま乾燥処理を施される。含水率測定後、適度に乾燥した造粒粉を成型設備へ払出す。この後、空になった脱硝容器は再びマイクロ波脱硝装置へ搬送･セットされ、繰り返し使用される。

遠隔自動運転および遠隔保守補修対応として、前述の脱硝、焙焼、還元、粉砕、払出、

造粒、ターンテーブル昇降･旋回部等の遠隔保守対象機器はモジュール構造とし、パワーマニピュレーター（PM）およびインセルクレーン（ICC）により遠隔着脱可能な構造とする。なお、これ以降の設備についても、遠隔保守対象機器はモジュール構造とし、PMおよびICCで遠隔着脱可能な構造としている。

安全対策として、臨界安全については、低除染MA含有のU/Pu混合溶液、PuO_2・UO_3およびPuO_2・UO_2粉末を取扱う脱硝容器は円筒容器とし、円筒形状の管理により臨界安全を担保する。火災・爆発防止対策については、還元プロセスで使用する水素ガスを不活性ガスで5%に希釈し空気中に漏洩しても爆発しない濃度で扱うとともに、万一の漏えいに備えて設備への供給前に濃度異常を検知し、水素ガスの供給を自動的に停止するインターロックを設置するものとする。なお、脱硝･転換設備の設置セル内雰囲気は、原則、空気として検討を進めるが、今後の要素技術開発成果や設計進捗により、例えば還元処理後の冷却に長時間を要し要求処理能力を満足できない場合や、MAの崩壊熱による還元粉の酸化が懸念される場合等には、不活性ガス雰囲気を利用する等の対策を講ずることとなる可能性がある。

ホールドアップ対策としては、前述の通り核物質を容器内に包蔵したまま、移し変えを行うことなく一連の処理を行うシステムを採用することで、飛散要因を可能な限り少なくし、廃棄物への移行を抑制する。なお、現行プロセスでは、焙焼および還元反応を促進するため脱硝後に粗砕を行っているが、ホールドアップ低減の観点からは還元後に粗砕を行うことが有効であり、小規模試験結果からはプロセス順序の入れ替えに支障の無い結果が得られている。しかし、容量の大きい実規模設備では、粗砕工程を後回しにすると、還元工程にて脱硝体中に充分に還元ガスが拡散しない等の問題発生が懸念される。今後このプロセス順序入れ替えの可能性について､確証となる試験を行なっていくことが重要である。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は（１バッチ当たりの処理量）×（単位時間当たりの処理バッチ数）で決まる。処理量は内側炉心および外側炉心燃料の場合、臨界安全上の制約から5.0kgHM、軸方向および径方向ブランケット燃料の場合にはマイクロ波発生装置の容量的制約から8.5kgHMに設定した。処理バッチ数（処理時間）は現行転換設備および再処理工場の機器設計を踏まえ24バッチ/日（１時間/バッチ）に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ2基ずつ必要となる。

3) 成型設備

脱硝･転換設備から還元粉末（低除染MA含有PuO_2・UO_2または低除染UO_2）を受入れ、グリーンペレットに成型した後、焼結皿に整列･移載して自走搬送台車（AGV：Auto Guided Vehicle）へ払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.6に示す。

脱硝･転換設備から排出された還元粉末は､成型プレス上方に設置された粉末受入ホッパに一時貯留し、重量を確定した後、成型ホッパへ重力流にて移送する。成型ホッパからは定量供給機により成型プレスに粉末を供給し､すりきり法ひよりダイスへ定量充填した後、炉心燃料は中空ペレットに､軸方向および径方向ブランケット燃料は中実ペレットに打錠･成型する。成型ペレットはコンベアによりペレット整列機へ送り、ペレット積込み装置により焼結皿上に整列する。所定数のペレットを積載した焼結皿をボートに移載し、移載枚

数が所定枚数に達したならば、ボートごと焼結皿の秤量を行い、AGVへ払出す。この後、AGVにより焼結皿は焼結設備へ搬送される。

還元粉末の成分分析用サンプリングは、粉末受入ホッパと成型プレス間の重力流配管中に設けたサンプリング装置にて行う。また、成型ペレットの高さおよび密度を抜取り検査するためのペレット検査装置は、ペレット整列装置内に設けている。

成型プレスは、フェーズⅠでは処理量の観点からロータリー方式としたが、その後、海外施設の実績等を調査した結果、14連程度のレシプロ方式のマルチパンチプレス機があること、また、ロータリープレスに比べ駆動部が少なく、動きも上下動のみの一軸運動でペレット製造中に調整が比較的簡単であり、ペレット内の密度分布差をロータリー方式に比べ小さくすることが期待できる事等から、レシプロ方式を採用することとした。これにより、焼結後の鼓形状が緩和されることが期待でき、研削工程にかかる負担が軽減できると考えられる。ペレットの直径公差次第では将来的には研削工程を省略できる可能性がある。

ダイスと粉末の潤滑方式については、崩壊熱による貯留粉末温度上昇で潤滑剤が昇華することを懸念し、現行手法であるMOX粉末への潤滑剤混合法は採用せず、ダイスに潤滑剤を直接噴霧するダイ潤滑方式を採用した。これにより、潤滑剤混合工程および予備焼結工程の削減が可能となり、工程が簡素化された。

安全対策として、臨界安全については現段階では質量管理を適用する。さらに、地震時のペレットの散乱やそれに伴う臨界防止のため、ペレット整列装置やボートには散乱防止用の囲いや蓋を設置する。なお、このような地震時のペレット散乱等への対応は、焼結工程以降の各工程においても、適切な対策を設けることとする。AGV上での臨界安全については、ペレットを焼結皿に積載し取り扱うため、平板厚さ形状管理により担保する。地震対策は、軌道への爪設置によるAGVの転倒防止や、焼結皿固定爪による跳ね上がり防止を考慮する。

脱硝転換工程にて作られたMOX還元粉は、すぐさま成型ホッパへ送られる。成型ホッパへの移送は少量ずつ行なわれるため、崩壊熱による粉末酸化のおそれはないと考えられるが、ホッパ中ではまとまった量の粉末が滞留するため、そこではMAの崩壊熱による酸化防止対策を講じる必要が生じる。そこで、成型ホッパ内への不活性ガス雰囲気導入による酸化の抑制、ホッパ径の制限による蓄熱の抑制、冷却フィン設置による冷却効率の向上を図り除熱対策とした。

ホールドアップ対策については、成型プレスの成型部は局所カバーで覆い、集塵装置によりカバー内飛散微粉末を吸引･回収するシステムを設けた。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は成型プレス能力に左右され、（成型サイクル数）×（パンチ数）で求まる。成型サイクル数は要素技術開発試験結果から7.5回／分、パンチ数は12パンチと設定し、90個／分･基とした。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向ブランケット燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計4基必要となった。

4) 焼結設備

成型設備からAGVを介して成型ペレットが積載された焼結皿を受入れ、5%H_2-Ar雰囲気中で焼結処理を行い焼結ペレットとした後、焼結皿ごとAGVへ払出す設備である。設備の

概略構造を図 4.1.7に示す。

成型設備からAGVにより移送された焼結皿移載ボート（実ボート）は入口部チャンバー内に投入され雰囲気置換後、押込み機のプッシャーにより炉内に押し込まれる。焼結皿上の成型ペレットは5%H_2-Ar雰囲気中で熱処理され、所定の密度の焼結体となり、出口部チャンバーにて空気雰囲気置換後、引出機により引き出される。焼結されたペレットは実ボートごとAGVに移載し、O/M調整工程に移送される。

焼結炉の構造については、昇温／焼結／冷却一体の連続炉とする。遠隔自動運転および遠隔保守補修性に配慮して、炉本体は上下2分割・長手方向3分割構造とする。

安全対策として、臨界安全については、炉心燃料に関しては炉内に投入する実ボート内で焼結皿段数を2段以下に制限し、同時に、中のペレットが荷崩れを起こさぬよう蓋や覆い等で形状を維持することが可能であるということを前提に、平板厚さ形状管理により臨界安全を担保する。炉内には、ある高さを有する空間があり、平板厚さ形状管理寸法を担保するため炉内には実ボートの相互乗り上げを抑えるガイドを設け、ジャミングなどによる実ボートの上昇を防ぐ対策を取る。火災・爆発防止対策については、焼結プロセスで使用する水素ガスを不活性ガスで5%に希釈し、空気中に漏洩しても爆発しない濃度で扱うとともに、万一の漏えいに備え、設備への供給前に濃度異常を検知し、水素ガスの供給を停止するインターロックを設置するものとする。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は（焼結皿上ペレット積載数）×（ボート上焼結皿段数）×（ボート送り速度）×（ペレット質量）から求まる。ペレット積載数は炉心燃料および軸方向ブランケット燃料で約676個／枚、径方向ブランケット燃料の場合で約256個／枚に設定した。ボート内に積載する焼結皿段数については、炉心燃料は臨界安全制約から2段、ブランケット燃料は必要処理能力から４段とし、ボート送り速度は1ボート／30分とした。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向ブランケット燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計4基必要となる。

5）O/M 調整設備

焼結設備からAGVを介して炉心燃料焼結ペレットが積載された実ボートを受入れ、低酸素分圧5%H_2-不活性ガス雰囲気下、バッチ炉内でO/M調整処理を行い、ボートごとAGVへ払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.8に示す。

焼結設備からAGVにより移送された実ボートはO/M調整炉移載コンベアに移載され、秤量が行なわれる。その後、移載コンベアによってO/M調整炉投入部に移動し、プッシャーによって炉内に押し込まれる。1バッチ分のボート投入後、ロータリーポンプ、ターボ分子ポンプにより炉内を真空排気し、次いで低酸素分圧還元ガスで置換した後、O/M調整のための加熱を行なう。加熱及び冷却処理終了後、炉内を空気雰囲気に置換した上で入口および出口部扉を開放し、次バッチ分の実ボートを押し込みつつO/M調整済みの実ボートを取出し部に引き出し、AGVに移載して研削工程に移送する。

O/M調整炉はバッチタイプの高温雰囲気炉である。処理能力を大きくするため、炉内は実ボートを複数段装荷できる設計とする。複数段装荷する方法としては、炉外でボートをラックに複数段差込み、同ラックをプッシャーによってバッチ装荷する方法のほか、プッシャー部の昇降を可能な設計とした上で、実ボートを炉体内部に設えられた複数段のラッ

ク状のスペースに装荷する方法が考えられる。遠隔保守補修への対応としては、炉本体を長手方向に3分割できる構造とした。

安全対策として、炉心燃料に関し、実ボートを載せる一つ一つの棚の上においては、実ボート内の焼結皿積み数を2段以下として形状的に管理するとともに、実ボート積載棚と棚の間には中性子遮蔽体を設ける、または充分な距離を置くことによって相互に隔離し、臨界安全を担保するとした。今後、O/M調整炉設備設計の詳細化に伴い、この燃料配置状態をモデル化した上で、詳細な臨界安全性の再評価を行い、最適化を図る必要がある。また、O/M調整炉の場合、炉体外周及びフランジを水冷冷却する必要があり、冷却水の漏えい対策及び漏えい影響を最小限にとどめるための対策をとる必要がある。火災・爆発防止対策についてはO/M調製プロセスで使用する水素ガスを不活性ガスで5%に希釈し空気中に漏洩しても爆発しない濃度で扱うとともに、万一の漏えいに備え、設備への供給前に濃度異常を検知し、水素ガスの供給を自動的に停止するインターロックを設置するものとする。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は（焼結皿上ペレット積載数）×（ボート内焼結皿段数）×（炉内ボート受入数）×（ペレット質量）／（処理時間）から求まる。ペレット積載数は、焼結炉と同じく、炉心燃料ペレット約676個／枚に設定した。なお、ブランケットペレットに対してはO/M調製プロセスは不要である。ボート内焼結皿段数は、臨界安全制約から2段とし、炉内ボート受入数は必要処理能力より56ボートと設定した。また、ボートの押し込み・取り出し時間を含めて処理時間を24時間とした。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料用にそれぞれ1基ずつ、計2基が必要となる。

6) 研削設備

O/M調整設備からAGVを介して焼結ペレットが積載された焼結皿を受入れ、ペレットの外周を研削することで外径を仕様寸法に仕上げた後、ペレットを波形トレイ上に移載し、AGVへ払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.9に示す。

焼結皿上のペレットをペレット空け替え装置によりパーツフィーダに空け、フィーダによりセンタレスグラインダに送り、ダイヤモンド砥石で外周を研削する。研削直後のペレットは、直径をレーザ等で全数測定し、結果をセンタレスグラインダへフィードバックすることで直径をコントロールする。研削済みペレットはペレット移載装置により波形トレイ上に約1,000個並べ、AGVへ払出す。払出された研削済みペレットはAGVによりペレット検査工程に移送される。研削屑は局所集塵システムにより吸引回収する。

安全対策として、臨界安全についてはペレットを1個単位で1列ずつ同一平面上にて扱うことから、平板形状管理による臨界安全性を担保する。それぞれの実ボートおよび波型トレイは、適切に蓋や覆い等によってペレットの荷崩れや落下が発生しないよう対策がとられる。ホールドアップ対策としては、センタレスグラインダの研削部を局所カバーで覆い、集塵装置により研削粉を吸引・回収するシステムを設ける。また、研削直後にペレット付着粉を除去・回収するシステムを設ける。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。設備処理能力を律速するのはセンタレスグラインダの処理能力であり、ウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に120個/分と設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向ブランケット燃料および

径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計4基が必要となる。

7) ペレット検査設備

研削設備からAGVを介して研削済みペレットが積載された波形トレイを受入れ、ペレットの外観、寸法形状および密度の検査を行った後、仕様を満足するペレットを波形トレイに移載し、AGVへ払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.10に示す。

波形トレイ上のペレットをペレット移載装置によりトレイ1行単位（24個）で検査ラインへ切り出し、外観検査装置へ移送する。外観検査装置ではペレット個々の両端面および円筒面をカメラによる撮影映像を基に全数検査し、不良ペレットがあれば自動的に排除する。寸法・密度検査について、実用施設稼働時には、ペレット加工精度が、現在商用施設で稼動している軽水炉燃料ペレット加工設備と同等レベルの域に到達しているものと期待し、1トレイ当り5個程度のペレットを抜き取り検査することとした。抜取り対象は外観検査で良品と判定されたペレットとし、ペレット抜取装置によりランダムに抜取り、寸法密度測定装置に搬送する。寸法密度測定装置ではペレットの外径、高さおよび重量を測定して演算により密度を算出する。仕様を満足するペレットは波形トレイに約1,000個積載し、10棚（ブランケット燃料の場合は20棚）のラックに収納した後、AGVによりペレット貯蔵庫に移送され、一時貯蔵される。外観検査および寸法密度抜取り検査で不良と判定されたペレットは、回収してクリーンスクラップ（CS）としてリサイクルする。

安全対策として、臨界安全についてはペレットを波型トレイ上で同一平面にて扱うことから、平板形状管理により臨界安全性を担保する。それぞれの波型トレイは、適切に蓋や覆い等によってペレットの荷崩れや落下が発生しないよう対策をとる。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。設備処理能力を律速するのは外観検査能力であり、ウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に120個/分に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向ブランケット燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計4基が必要となる。

8) スタック調整設備

ペレット貯蔵庫からAGVを介して製品ペレットが積載された波形トレイを受入れ、スタックを調整し秤量を行った後、波形トレイに移載しAGVへ払出す設備である。設備の概略構造を図 4.1.11に示す。

炉心燃料用の燃料要素は、軸方向上下にブランケットペレットを挿入するため、被覆管への充填前にあらかじめ燃料要素１本分のスタックを形成するとともに、スタック重量も秤量する。フェーズⅠでは燃料要素1本単位で作製することとしていたが、時間がかかるとともに複数の処理系列が必要となることから、フェーズⅡでは24本単位でスタックを形成することとする。スタックは4枚の実トレイで構成され、1枚目が下部軸方向ブランケット燃料分、2枚目および3枚目が炉心燃料分、4枚目が上部軸方向ブランケット燃料分であり、1枚目から4枚目までのペレットを順番に被覆管へ挿入させるという方法を採用する。

本設備では、トレイ引込装置によりAGVから波形トレイを設備内に引き込み、測長･縁切･乗移り装置によりトレイ上に並んだペレットを所定の長さのペレットに区切りスタック長を調整後、予め用意した波形トレイにスタック調整済みのペレットを移載する。この動作を繰り返して行い、上記のとおり4枚のトレイを1セットとしたスタック2セットをラ

ックに載せ、AGVにより燃料要素組立工程に移送する。

安全対策として、臨界安全についてはペレットを波型トレイ上の同一平面で扱うことから、平板形状管理により臨界安全性を担保する。それぞれの波型トレイは、適切に蓋や覆い等によってペレットの荷崩れや落下が発生しない技術的な対応が取られているものとする。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に1728本/日に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計3基が必要となる。

9) 燃料要素組立設備

ペレット貯蔵庫またはスタック調整設備からAGVを介してスタック調整済みペレットが積載された波型トレイを受入れ、被覆管にペレットおよびプレナムスプリング、Heガスを充填し、端栓溶接／外径研削／除染／汚染検査を経て燃料要素へと組み上げた後、完成した燃料要素を燃料要素トレイに積載する設備である。設備の概略構造を図 4.1.12に示す。なお、ここではABLE型の集合体への加工を念頭においているため、炉心燃料ペレット領域を上下から軸ブランケットペレットで挟んだ通常の内側・外側燃料要素、径ブランケット燃料要素の他、ABLE型特有の上下軸ブランケット燃料を抜いた内側・外側燃料要素も組み込みつつ組み立てることとした。

上記8)スタック調整設備にて述べたとおり、フェーズⅠでは燃料要素1本単位で作製することとしていたが、合理化を行い燃料要素24本単位で装填する。

燃料被覆管は、非管理区域にてあらかじめ下部端栓溶接および下部プレナムスプリングが装着された状態で燃料要素組立工程に搬送され、ペレットを挿入爪により装填後、上部プレナムスプリングを挿入し、抵抗溶接により上部端栓を溶接する。抵抗溶接部はアプセットによる外径増加が生じるため、溶接部の形状測定とともに外径研削を行い、形状測定の結果仕様寸法に収まることを確認する。外径研削後は、拭き取りにより燃料要素全体の除染および汚染確認を行い、24本単位で燃料要素トレイに積載し、燃料要素搬送用AGVにより端栓溶接部熱処理工程へ搬送する。

安全対策として、臨界安全については、ペレットは波型トレイ上の同一平面上で扱うこと、燃料要素についても同一平面上で扱うことから、平板形状管理により臨界安全性を担保する。なお、燃料要素の移動に傾斜あるいはピックアップを採用しており、厳密には同一平面上での扱いではないため、今後、臨界計算による確認評価が必要になることも考えられる。あるいは、波型トレイで受入れ、燃料要素で払い出すため、質量・本数による臨界管理を適用する余地もある。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に750本/日に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計3基が必要となる。

10) 端栓溶接部熱処理設備

本工程は、抵抗溶接を行なった端栓溶接部が、被覆管母材より高硬度となるため、端栓溶接部に熱処理を加えて被覆管母材と同程度の硬さに調質する工程である。ここでは、燃料要素組立設備から燃料要素を受入れ、熱処理を行った後、燃料要素検査工程へ払出す。

なお、ODS被覆管への損傷を防ぐため、雰囲気制御と局所的な加熱処理が必要とされている。設備の概略構造を図 4.1.13に示す。

燃料要素24本を積載した燃料要素トレイを燃料要素搬送用AGV上からICCにより受取り、位置決めした後、燃料要素移載装置により燃料要素のみを24本まとめて端栓溶接部熱処理位置へ搬送する。続いて燃料要素押込み装置にて、燃料要素の端栓溶接部を24本同時に赤外線反射式加熱炉内にセットし、炉内をヘリウム雰囲気に置換した後、端栓溶接部の残留応力除去のため焼鈍する。その後、燃料要素トレイに戻し、コンベアにより燃料要素検査設備へ移送する。

安全対策として、臨界安全については燃料要素を立体的に搬送するため、形状管理の適用が困難と考えられることから、本数管理を適用する。管理対象となるセル内に配置され、同時に燃料要素を取扱う装置は、本設備の他にヘリウムリーク検査装置、超音波検査装置、X線検査装置、ワイヤ巻付装置、総合検査装置および燃料要素搬送用AGVの７工程設備であり、セル内同時取扱い燃料要素本数は最大で336本（24本×7工程×2種類燃料）である。これは核的制限値983本の半分以下に相当する。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に768本/日に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計3基が必要となる。

11）燃料要素検査設備

端栓溶接部熱処理設備から燃料要素を受入れ、ヘリウムリーク検査装置による貫通欠陥検査、超音波検査装置による端栓溶接部の欠陥検査、X線検査装置による燃料部とブランケット部の識別検査を行った後、合格となった燃料要素をワイヤ巻付･総合検査工程へ払出す設備である。各検査装置の概略構造を図 4.1.14～図 4.1.16に示す。

ヘリウムリーク検査装置では、燃料要素トレイに積載された燃料要素24本をコンベア搬送により検査用チャンバーに収容し真空吸引の後、検査用チャンバー内の雰囲気をヘリウムリークディテクタに導入することで、貫通欠陥によるリークの有無を検知する。リークが検出された場合は、検査用チャンバー内への投入本数を半減し再検査を行い、この操作を繰り返すことでリークしている燃料要素を特定する。健全な燃料要素はコンベア搬送により超音波検査装置へ移送する。

超音波検査装置では、燃料要素移載装置により燃料要素トレイ上の燃料要素を1本把持し検査位置へ移送後、超音波検査部に引込んで溶接欠陥の有無を検査する。検査装置は超音波探触子、探傷器、水槽、純水循環系等から構成される。臨界安全の観点から、検査に使用する水量は必要最小限に止め、同時に漏洩等の対策に遺漏をきたさぬ様配慮が必要である。検査にて健全と判断された燃料要素はコンベア搬送によりX線検査装置へ移送する。なお、フェーズⅡではODS鋼製被覆管を加圧抵抗法で端栓と溶接する方法が採用されている。フェーズⅠで採用していたX線検査では、剥離欠陥の検出能が低いため、フェーズⅡでは、超音波検査方式を採用することにした。

次段のX線検査装置では、燃料要素トレイから燃料要素24本全てを取出し、まとめてX線検査部に送り込み、異種Pu富化度ペレット混在や異物混入の有無確認等の検査を行う。（ペレット種類毎に異なるチャンファを付ける事によって、異種ペレットの混入や入れ替

わり等を透過画像より識別検査する。）健全な燃料要素はコンベア搬送によりワイヤ巻付・総合検査設備へ移送する。なお、フェーズⅠではγスキャン方式としていたが、低除染MA含有燃料を扱うことで、MAおよびFPに由来するバックグラウンド上昇等の外乱要因が増加し、検査が困難となる可能性が高いことから、X線検査方式に変更した。

以上の各検査工程で不良と判定された燃料要素は、PM等により不良品燃料要素仮置台に搬送し、一時保管する。その後、PMおよびICCにてCS･DS処理設備へ搬送され、溶解・精製処理を施された後、再処理施設へ戻される。

安全対策として、臨界安全性については端栓溶接部熱処理設備で述べたとおり、本数管理を適用する。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に750本/日に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計3基が必要となる。

12）ワイヤ巻付･総合検査設備

燃料要素検査設備から検査に合格した燃料要素を受入れ、燃料要素外周にワイヤを巻付けた後、総合検査を行い、燃料要素を完成体に仕上げる設備である。装置の概略構造を図4.1.17に示す。

ワイヤの巻付け方は、まず燃料要素トレイから燃料要素1本を取出し、ワイヤ挿入穴位置の方位を合わせた後、ワイヤ巻付機構にセットする。ワイヤ巻付機構では燃料要素の下部端栓のワイヤ挿入穴にワイヤを通し、レーザ溶接機にて玉止め溶接を行った後、燃料要素を固定したままワイヤ巻付けドラムを回転させることで燃料要素に定ピッチでワイヤを巻きつけていく。巻付けが完了したらワイヤを上部端栓の溝に曲げ入れカシメを行い、ワイヤを切断した後、レーザ溶接機にてワイヤ端の玉止め溶接を行う。ワイヤ巻付後の燃料要素は燃料要素移載装置により燃料要素総合検査装置へ搬送される。

総合検査装置では、燃料要素１本ごとに全長、質量、ワイヤ巻付ピッチ、外観、真直度等の検査を行う。装置の概略構造を図 4.1.18に示す。健全な燃料要素を燃料要素トレイに積載し、コンベア搬送により燃料要素搬送用AGVに移送し、燃料要素貯蔵庫に一時保管する。

安全対策として、臨界安全については10)端栓溶接部熱処理設備の項で述べたとおり、本数管理を適用する。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に750本/日に設定した。この結果、内側炉心燃料、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計3基が必要となる。

13）燃料集合体組立設備

燃料要素貯蔵庫から燃料要素搬送用AGVを介して燃料要素が積載された燃料要素トレイを受入れ、燃料要素を取出し束ね、エントランスノズル等の部品を用いて燃料集合体に組み上げる設備である。設備の概略構造を図 4.1.19に示す。なお、ここではABLE型燃料集合体の組立てを前提に考える。ABLE型燃料集合体の構成は、上部・下部軸方向ブランケット燃料をもたず炉心燃料のみからなる燃料要素37本を中心に、炉心燃料と上部および下部軸方向ブランケット燃料からなる燃料要素234本が取り囲む配置構成になっている。

燃料要素は、燃料要素トレイに積載された状態で燃料要素搬送用AGVによりトレイ移送コンベアへ供給され、コンベアにより所定位置まで搬送し位置決めを行う。その後、燃料要素を１本づつ燃料要素移載装置等にて把持し、回転方向の位置決めを行い、燃料要素整列部へ移載する。炉心燃料集合体の場合、2種類の燃料要素を組み合わせるため、燃料要素のIDを確認しつつ、組合せ構成に応じて燃料要素を整列させる。この動作を繰り返して所定の本数の燃料要素を整列する。整列した燃料要素を燃料要素移載挿入装置にて搬送し、エントランスノズルに取り付けられている支持グリッドに燃料要素下部端栓部のフックを引っ掛けることで、燃料要素を支持グリッドに装着する。この動作を下段から上段に向かって繰り返し行い、所定の段数（19段、271本）の燃料要素束に組み上げた後、ラッパ管をラッパ管固定台の移動により燃料要素束に被せる。最後に、燃料集合体を起立し、レーザ溶接機にてラッパ管とエントランスノズルを溶接し、集合体に組み上げる。燃料集合体を起立状態で溶接するのは、集合体六角断面の各辺での溶接条件を揃えるためである。集合体六角断面の一辺ずつを順次溶接するとなると、溶接部の熱収縮によって集合体が曲がってしまう問題があり、現行技術では同時に3方向から溶接を実施する方法が取られている。この場合、集合体を横置きとすると溶接トーチの向きをまちまち（上向き、下向き、横向き）にせざるを得ず、その状態で各溶接面が同じ溶接条件となるようコントロールすることが難しいためである。また、燃料要素束を直立させることにより、崩壊熱によって暖められた雰囲気の上昇気流対流による燃料要素束への冷却効果が見込めるというメリットもある。完成した集合体はICCにより集合体検査装置へ移送する。

安全対策として、臨界安全については、燃料要素および集合体は立体的に搬送されるため、従来の様な形状管理の適用が困難と考えられることから、燃料要素の取扱い本数による管理を適用する。管理対象となるセル内に配置され、同時に燃料要素を取扱う装置には、本設備の他に燃料集合体検査設備があり、セル内での同時取扱い燃料要素本数は542本（271本×2工程）である。これは核的制限値983本以下を満足する。

(1)(ii)(d)3）で述べたように、集合体組み立て台にブロアを設置して除熱する。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に6体/日に設定した。この結果、炉心燃料用および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計2基が必要となる。

14）燃料集合体検査設備

燃料集合体組立設備からICCにより燃料集合体を受入れ、燃料集合体の検査を行う設備である。設備の概略構造を図 4.1.20に示す。

燃料集合体を下部支持台で固定した後、レーザセンサ等により全長、固定パッド部の曲がり、ねじれおよび六角対面幅の測定を行うとともに、CCDカメラ等により外観検査を行う。検査後の集合体をICCにより燃料集合体貯蔵庫に搬送し一時保管する。

安全対策として、臨界安全については燃料集合体組立設備で述べたとおり、本数管理を適用する。MA等の崩壊熱による集合体の熱膨張が検査精度へ影響を及ぼす可能性があるため、接触式温度計を配置して集合体各部の温度をモニターし、一定温度条件下で寸法測定を行うものとする。発熱の状況によっては、燃料集合体の下方から強制冷却を行う。または、熱膨張を考慮した判定基準を検討し設定するものとする。

設備処理能力および必要台数を表 4.1.5に示す。処理能力は既存のウラン燃料およびMOX燃料製造機器能力を参考に6体/日に設定した。この結果、炉心燃料用および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ1基ずつ、計2基が必要となる。

15）貯蔵設備

本検討では各貯蔵設備の容量として、原料溶液７日分、製品燃料ペレット２週間分、スクラップペレット２週間分、燃料要素２週間分、燃料集合体１年分、固体廃棄物１年分に設定した。

16）CS・DS 処理設備（リワーク設備）

成型設備および研削設備で発生するダーティスクラップ（DS）の粉体は、それぞれ気送によって本設備に受入れ、溶解槽にて濃硝酸により溶解した後、不溶解残渣をろ過する。溶解液は溶解液受槽を経由し、濃度調整槽にてU・Pu濃度を調整後、沈殿槽に移送する。この溶解液は沈殿槽にて過酸化水素と反応させ、ウランとプルトニウムの沈殿を生成させてスラリ状とする。スラリは沈殿槽下方のろ過再溶解槽でろ過して不純物イオンを除去し、濃硝酸にて再溶解した後、リワーク溶液受入槽に移送、貯留する。溶解液は、圧縮空気による攪拌、Pu、U濃度等の分析を行い、再処理施設へ払出す。

ペレット検査設備、燃料要素検査設備および燃料要素総合検査装置で発生するクリーンスクラップ（CS）ペレットは、粉砕して粉末化した後、それぞれ気送によって本設備に受入れる。このCS粉末は溶解槽にて硝酸により溶解した後、リワーク溶液受入槽に移送、貯留する。

リワーク溶液受入槽のバッファ容量は1日分とし、炉心燃料用及びブランケット燃料用ごとに受入用および払出用として計4基設置する。

(v) 周辺設備の設計

周辺設備の設備概念を明らかにする。なお、保守補修設備については、次項(vi)に示す。

(a) 分析設備

本設備では溶液、粉末およびペレットの分析を行う。想定する分析レベルは、現状のFBR燃料設計仕様の品質管理レベルと同等とし、これを満足する分析・物性測定設備を備えるものとした。また、ロット規模を考慮して分析頻度を設定した。設備毎の分析項目と必要試料量を表 4.1.6に、また試料形態に対応する分析方法および必要試料量を表 4.1.7に示す。

(b) 廃棄物処理設備

1）廃液処理設備

廃液処理設備は、脱硝工程から発生するオフガス中の水と硝酸を凝縮器により凝縮液として回収し、廃液槽に貯留した後、分析した結果を確認して、再処理施設の酸回収設備へ送液する設備である。廃液槽は１基当たり1日分の発生量を受け入れるだけの容量とし、炉心燃料用及びブランケット燃料用ごとに受入と送液を並行して行なうことから4基設ける。凝縮器を通過したオフガスは、再処理施設のオフガス処理設備へ送り処理する。

2) オフガス処理設備

廃液処理設備および脱硝・還元工程からのオフガス処理には、再処理施設のオフガス処理設備を共用する。

3) 固体廃棄物処理設備

本プラントの固体廃棄物処理は、減容等の処理を行ってから容器に収納して貯蔵する。プラント内に１年分の固体廃棄物貯蔵庫を設置する。

(c) ユーティリティ設備

ユーティリティ設備には一般設備と安全上重要な設備とがあり、後者には常用系統および非常用系統の２系統を設けている。安全上重要な設備としては、冷却水設備、冷水設備、圧縮空気設備が挙げられる。

1) 冷却水設備

冷却水設備は、冷却塔、常用冷却水ポンプ、非常用冷却水ポンプ、膨張槽、防食剤タンクおよび防食剤注入ポンプからなる。冷却水は、冷水設備における冷凍機用および空気圧縮機出口の圧縮空気の冷却用に使用される。

停電等の非常時は、非常用電源によって、非常用冷却水ポンプが起動し、冷却水は非常用冷凍機および圧縮空気設備（非常用）出口の圧縮空気の冷却用に送られる。

2) 冷水設備

冷水設備は、常用冷凍機、非常用冷凍機、常用冷水ポンプ、非常用冷水ポンプ、補給水タンクおよび薬注タンクからなる。冷水は、プロセス設備（脱硝装置排気冷却器、崩壊熱除去用他）および換気空調設備に使用される。停電等の非常時は、非常用電源によって、非常用冷水ポンプが起動し、冷水はプロセス設備（崩壊熱除去用他）の冷却用に送られる。

3) 圧縮空気設備

常用の圧縮空気設備は、2基の常用圧縮機、2基の常用圧空冷却器、1基の常用空気貯槽および2基の常用圧空除湿装置からなる。常用圧縮空気は、焙焼ガス用、燃料要素乾燥用およびエアリフトの駆動用に使用される。停電時等の非常時は、運転停止となる。

一方、非常用の圧縮空気設備は、2基の非常用空気圧縮機、2基の非常用圧空冷却器、１基の非常用空気貯槽および2基の非常用圧空除湿装置からなる。非常用圧縮空気は、水素掃気用・撹拌用およびPu系成形ホッパ除熱用に使用される。停電時等の非常時は、非常用電源によって運転が継続され、それぞれの設備に送られる。

4) 加湿設備

加湿設備は、１基の純水槽、１基の純水ポンプおよび１基の加湿槽からなる。加湿設備では、常用圧縮空気を加湿して、水素掃気用・撹拌用およびエアリフト駆動用に送られる。

5) ガス製造設備

ガス製造設備は、１基の液体窒素貯槽、１基の気化器、１基のN_2-H_2ガス中間槽、水素ボンベ、Arボンベ、１基のArガス中間槽および酸素ボンベからなる。水素ガスは、窒素と混合調整（5%水素）て還元ガスとして焙焼・還元工程へ、また、Arガスと混合調整（5%

水素）して焼結及びO/M調整工程へ送られる。酸素ガスは、DS処理用に使用された過酸化水素の分解用として使用される。

6) 試薬供給設備

試薬供給設備は、1基の13N硝酸タンク、2基の13N硝酸ポンプ、1基の10N硝酸タンク、2基の10N硝酸ポンプ、1基の除染用硝酸タンク、2基の除染用硝酸ポンプ、1基の過酸化水素水タンクおよび2基の過酸化水素水ポンプからなる。13Nおよび10N硝酸は、DSおよびCSの溶解処理用に使用される。除染用硝酸は除染用として使用される。過酸化水素水は、DSの沈殿精製処理用に使用される。

(d) 電気設備

特高変電所より6.6kV２系統で受電し施設内電源設備に給電する。並列２系統構成とすることで、各系統が単独で施設運転が可能な送／受電容量を持たせる。また、本設備は安全上重要な設備であるため、常用系統の他に非常用系統を２系統設ける。

1) 施設内電源設備

高圧系統（非常用２系統、常用２系統）、480V/210V低圧系統（非常用２系統、常用２系統）より成る。高圧系統は母線毎に閉鎖配電盤（メタルクラッドスイッチギア）で構成し、高圧負荷および動力用変圧器を通して低圧系統に給電する。低圧系統は母線毎に動力配電盤（パワーセンタ）で構成し、大容量低圧負荷およびモータコントロールセンタに給電する。モータコントロールセンタは一般低圧負荷に給電する。非常用6.6kV高圧系統母線には、系統あたり各１基、計２基の非常用ディーゼル発電機を接続する。各非常用ディーゼル発電機は１基で安全上重要な負荷に対して100%の容量を持ち、7日間連続運転できる燃料貯蔵設備を持つ。直流電源設備は非常用２系統、常用２系統で構成し、各系統それぞれ対応する480V低圧系統母線に接続された充電器と蓄電池により給電する。非常用直流電源設備は、短時間の交流電源全喪失に際しても、監視制御機能を維持可能とする。

2) 計装用交流電源設備

非常用２系統、常用１系統で構成し、各系統は通常計測用母線と、直流電源設備に接続された無停電電源設備でバックアップされる無停電交流母線を持つ。

3) 安全上重要な設備の電気負荷

安全上重要な設備は、非常用電源系統の負荷、それ以外は常用電源系統の負荷とする。安全上重要な設備で互いに冗長関係にある負荷は、各々異なる非常用電源系統から給電されるものとする。また各電源設備には適切な保護継電器設備、および故障時対応および運用の自由度を確保するための系統間相互バックアップを可能とするタイラインおよび切り替え装置を適切に設ける。

電源設備以外の安全上重要な設備を以下に示す。

① 冷却水設備（非常用）
② 冷水設備（非常用）
③ 圧縮空気設備（非常用、計装用）
④ 換気空調設備（セル、制御室、非常用ディーゼル発電機、非常用電気室、燃料貯

蔵設備）

(e) 建屋換気空調設備

建屋換気空調設備は、プラント内の負圧維持および各部屋に設置される機器または居室の温湿度環境を維持するために設置される、安全上重要な設備である。本換気空調設備は大別して３つの系統から構成される。

1）非管理区域（ホワイトエリア）系

本系統は非管理区域（ホワイトエリア）用の系統であり、外気処理装置（バグフィルタ、給気加熱コイル内蔵）、給気ファン、空調ユニット（加熱コイル、冷却コイル、加湿装置を内蔵）、排風機およびダクト等から構成される。外気処理装置から取り入れられた外気は、空調ユニットにより夏期は冷却、冬期は加熱・加湿され各部屋に送風される。各部屋からの排気は排気ファンから直接屋外に放出される。

2）管理区域（グリーン／アンバーエリア、レッドエリア）系

本系統は管理区域（グリーン／アンバーエリア、レッドエリア）用の系統であり、外気処理装置（バグフィルタ、HEPAフィルタ、給気加熱コイル内蔵）、給気ファン、空調ユニット（加熱コイル、冷却コイル、加湿装置を内蔵）、グリーン／アンバーエリア系排風機、レッドエリア系排風機およびダクト等から構成される。外気処理処置から取り入れられた外気は、空調ユニットにより夏期は冷却、冬期は加熱・加湿されグリーン／アンバー各エリアに送風される。レッドエリア系への給気はアンバーエリアからのトランスファにより行う。グリーン／アンバーエリア系およびレッドエリア系の排気はHEPAフィルタでろ過した後、それぞれ専用の排気ファンによりスタックへ放出する。また、各エリアからの放射性物質の漏洩を抑えるために各エリアは常時負圧に維持する。

3）非常用発電機系

本系統は非常用発電機が設置されるエリアの専用の系統であり、非常用発電機起動とともに本系統も運転を行う。本系統は、外気処理装置（バグフィルタ内蔵）、給気ファンおよびダクト等から構成される。外気処理装置から取り入れられた外気は、送風機により発電機設置室へ給気され、エリアから直接屋外に放出される。

(f) 放射線管理設備

1）出入管理設備

管理区域への人員、物品の出入は、原則として出入管理設備を設けた出入管理室を経由する。管理区域出入に伴う放射性物質汚染拡散の管理を目的として、更衣室、シャワー／手洗い、退出モニタ、サーベイメータおよび除染用機材を備える。

2）分析設備

放射性廃棄物の放出管理の目的で採取した試料の放射能測定、分析を行う機器および作業環境等より放射線管理の目的で採取した試料中の放射性物質濃度等を測定するための測定機器を備える。

3) 放射線監視設備

放射線監視設備は屋内モニタリング、屋外モニタリング、放射線サーベイ機器の各設備より構成される。モニタリング設備を中央制御室にて集中監視し、記録および警報の発報を行う。

i) 屋内モニタリング

エリアモニタによりプラント内主要箇所の作業環境γ線および中性子線線量率を、ダストモニタにより同じく空気中αおよびβ・γ放射性物質濃度を監視する。また臨界管理が必要な区域には臨界警報装置を設ける。

ii) 屋外モニタリング

管理区域換気系に排気モニタリング設備を設けて連続監視し、またサンプリングにより採取された試料の定期測定監視を行う。屋外モニタリングポストにより、外部線量率の測定を行う。

iii) 放射線サーベイ機器

α線用サーベイメータ、β・γ線用サーベイメータ、中性子線用サーベイメータ、ハンドフットクロースモニタ、ダストサンプラ等を備える。

iv) その他

計器保守・校正用設備、放射線防護具、個人用モニタリング機器等を備える。

(vi) 保守補修方法の検討

保守補修作業の関連図を図 4.1.21に示す。本図に示すとおり保守補修作業は、作業区分（運転時作業／保守時作業)、保守グレード（軽保守／中保守／重保守)、交換方法（モジュール交換／直接交換)、保守場所（工程セル／保守セル／保守GB)、保守方法（直接／遠隔）に階層化され関連付けられる。運転時作業とは設備の故障等への対応作業であり、保守時作業とは計画停止中の保守作業である。

完全遠隔保守セル内での保守については、保守方針に従い、保守対象部品をモジュール構造とし､ICCおよびPMにより故障モジュールと保守済みモジュールを交換する方式とする。故障モジュールは保守エリアへ搬送し、必要に応じて除染を行なった後、直接保守を行ない、保守済みモジュールとして保管する。これにより、設備停止期間を短縮し設備稼働率の向上を図る。この一例として、脱硝･転換設備における保守補修手順の概念図を図4.1.22に示す。保守補修手順の概要は以下の通りであり、他の完全遠隔保守セル内設備についても同様の手順で保守補修を行う。

①保守対象設備が設置された工程セルのシャッタを開ける。
②ICC/PMを載せたトラバーサが工程セル位置に移動。
③トラバーサ上のICC/PMが工程セル内に移動。
④PMでインパクトレンチを把持し、交換対象モジュールの遠隔ボルトを緩める。引き続き、PMにてモジュールに結合されているコネクションブロック（配管）および遠隔コネクタ（配線）を取外す。
⑤PMでモジュール吊上げ用の吊金具をICCのフックに取付け､モジュールを吊上げ

る。
⑥モジュールを吊った状態でICC/PMがトラバーサ上に移動。
⑦トラバーサが床ハッチ開口部上に移動。
⑧ICCにてモジュールを階下に待機中の搬送台車に吊降ろす。
⑨搬送台車によりモジュールを除染設備内に搬送し、必要に応じて除染後、重遮へいGBへ搬送、GB内でモジュールを直接保守する。
⑩保守済みモジュールは逆のルートを通り、工程セル内等の予備品保管エリアに搬送し保管する。

なお、保守装置であるICC/PMやトラバーサが、故障する可能性もある。フェーズⅡ時点では充分な設計対応を行なってはいないが、セル壁近傍の特定位置までワイヤ等で牽引し、保守装置に固定・把持された核燃料をマスタースレーブマニプレータ（MSM）あるいは別に設計する燃料回収装置等で回収した後、故障した保守装置を保守セルへ搬送する等の対応が必要と考えられる。

(vii) ライン構成の検討

主工程設備および保守補修設備の設計検討結果を踏まえ、物流合理性、核物質の異常集積防止、遠隔保守補修性、相互汚染防止、クリーンアップ負荷軽減の観点から最適ライン構成の検討を行った。結果を表 4.1.8に示す。処理能力の観点より、脱硝転換装置は内側炉心燃料用、外側炉心燃料用、軸方向ブランケット燃料用および径方向ブランケット燃料用にそれぞれ２基配置した。以降、燃料要素検査工程に至るまで、各燃料用に1基ずつの機器配置で必要量の処理が可能である。燃料集合体組立設備および燃料集合体検査設備については、密封状態の燃料を扱うため相互汚染の心配がないことと、処理能力に余裕があることから、内側および外側炉心燃料を１基で処理することとした。

(viii) 配置検討

(a) 配置設計検討の方針

全体の配置設計検討にあたり、以下の設計方針のもとに検討を行った。
①燃料製造設備の各工程の物流と放射能レベルを考慮し、被ばく安全上適切な構成とゾーニングを行う。（なお、本検討において、主要セルのコンクリート壁厚を2mと設定する。）
②主要プロセスの動線は設備配置が合理的になるように最短ルートとする。
③放射性廃液等の各種廃液回収用貯槽は、地下階に配置し、各工程からの廃液は極力重力流で回収する。
④施設運転は、連続運転または常時監視を必要とする工程は中央制御室主体で運転操作および設備監視を行い、中央制御室での常時監視・制御を行う必要のない工程は現場主体の操作とする。
⑤セルは、遮蔽窓やテレビカメラ（ITV）を通し、PM、ICC等により遠隔操作可能な設計とする。
⑥セルの形状は、MSMでの操作性を考慮し、セル幅を抑えた長尺セルとする。

⑦セル内には必要に応じて保守用ICCとPMを設置し、遮蔽壁には必要箇所にMSMを設置する。
⑧保守については、定期保守、機器交換、補修等の頻度が高く、または除染困難な機器を有し直接保守が容易でないセルを遠隔保守セルとする。具体的には、ペレット工程等の、燃料を非密封で扱う工程（燃料要素への密封が完了し燃料要素表面の汚染が無いことを確認するまでの工程）を完全遠隔保守セルとする。セル内機器は保守セルで集中して行う。工程セルと保守セル間の搬送は台車またはインセルクレーンで行う。また、原則として各セルには上階または中２階にICC/PM保守セルを設ける。セルおよび搬送通路の間に遮蔽扉を設ける。
⑨燃料要素検査工程以降の工程は、保守時は線源となる燃料要素または集合体を隔離遮蔽できるようにしてセル内に人が立ち入れる設計とする。

(b) 配置設計結果

燃料製造/再処理一体化プラントの各建屋配置概念図を図 4.1.23に示す。その概要は以下のとおりである。

建屋は、再処理と一体化し主工程設備と周辺設備を配置した主建屋、使用済燃料貯蔵建屋、新燃料貯蔵建屋、および管理棟の4建屋構成とした。

主建屋は、地上３階、地下２階建てとし、セル天井高さは7m（遮蔽天井厚さ２mを除く）を原則とした。主建屋から新燃料貯蔵建屋への新燃料の払い出しは、主建屋から新燃料貯蔵建屋の貯蔵ピットへ、地下１階の移送トレンチを通じて台車により行うこととした。燃料製造施設は主建屋内の地上２階から地下1階にかけて配置した。地上２階以上にはユーティリティ設備、電気盤室、建屋換気空調設備を配置し、中央制御室と出入管理室は３階に配置した。

建屋容積は、主建屋が約67.5万m^3となり、これに使用済燃料貯蔵建屋容積約17.8万m^3と新燃料貯蔵建屋容積の約14.6万m^3を合わせ（いずれも空冷のピット貯蔵方式）、合計で約99.9万m^3である。なお、建屋寸法および建屋容積は外寸法を基準とし、セル容積はセルの内寸法を基準として算出した。

1）主建屋内配置

主建屋の燃料製造施設における、燃料の流れを図 4.1.24に、また設備配置図を図 4.1.25～図 4.1.28に示す。燃料製造施設のセル容積は、主工程セル約3.2万m^3、保守セル等付属セル約1.4万m^3、合計は約4.6万m^3となった。

2）新燃料貯蔵建屋内配置

新燃料貯蔵建屋の配置概念図を図 4.1.29に示す。建屋構成は、地下２階、地上３階建てである。

(ix) セル内での安定操業性の検討

主工程設備、保守補修設備およびライン構成の検討結果を踏まえ、セル内での安定操業性の見通しについて、概略的な検討を行う。本検討では、年間運転日数250日のうち実稼動日数200日で年間200tHMの生産量が確保できるよう、主工程設備の処理能力、必要台数およびライン構成を決定している。すなわち、システム全体の稼働率として80%（200日

/250日）以上あれば、セル内での安定操業性の見通しが立つと言える。そこで、以下の手順に従いシステム全体の稼働率を求めた。

①主工程設備の保守補修対象部品及び消耗品等洗い出し、実績および工学的知見から各構成部品の故障頻度、平均故障間隔、部品の定期交換間隔と保守による運転停止期間(平均修理時間)を設定する。設定の考え方を表 4.1.9に示す。

②平均故障間隔および平均修理時間から機器の稼働率を算出する。

③ライン構成検討結果に基づき、設備を並列または直列に配するとともに、成型設備、焼結設備、O/M調整設備、研削設備およびペレット検査設備の前段にはバッファを追設したシュミレーションモデル[17] を組む。なお、ペレット搬送不良に伴う設備停止率は20%と仮定する。

④バッファ容量をパラメータとし、1時間当たり生産量の3倍～24倍（最大で１日相当）とする。設備単体処理能力は表 4.1.5に示したものを用いる。

⑤システム稼働率が80%以上となるために必要なバッファ容量を求める。これにより、セル内での安定操業性の見通しを評価する。

ここで、③のペレット搬送不良に伴う設備停止率20%は、旧サイクル機構プルトニウム燃料センター第三開発室及び軽水炉燃料製造商用施設の例を参考として設定した。さらに、ペレット搬送不良に伴う設備停止がプラント全体の大幅な稼働率低下を引き起こさないように、工程間に一時貯蔵するバッファを設けた。

システム稼働率計算結果を図 4.1.30に示す。本図より、システム稼働率80%以上とするためには、バッファ容量を3時間分すれば充分であることがわかる。なお、本検討ケースでは、部品、機器の定期交換によって機器故障の殆どが防止できるという前提に立っての上での評価である。今後、設計の詳細化を進める段階において、バッファ設置箇所および容量の最適化を検討してゆくこととする。

(2) 技術評価

(i) 安全性

(a) 臨界安全

基本的に、単一ユニットにおける臨界評価を行い、成型設備については質量管理を適用するものとする。燃料要素検査設備、燃料集合体組立設備および燃料集合体検査設備については本数管理（質量管理)、ペレット貯蔵庫、燃料要素貯蔵庫および燃料集合体貯蔵庫については数量(個数、本数、体数）と形状寸法の組合せ管理、その他の設備については形状管理にて臨界安全の確保を行う。

各貯蔵設備における複数ユニットでの臨界安全評価については、核的に安全な配置に関する見通しを得ている。

なお、燃料要素組立設備およびO/M調整炉は形状管理としているが、厳密には同一平面上での扱いではなく、今後、臨界計算による評価が必要である。

加熱炉の冷却手段として一部に水冷方式を用いているが、完全水没まで想定した臨界管理が必要となる可能性もある。この場合には取扱うことのできる核物質量が大幅に減り、量産化に適さなくなるため、ガス等による冷却の検討、あるいは水使用環境下にあっても

臨界に至るおそれが無いとするような、監督官庁の許認可を得るに足るだけの合理的な方策を講じる必要がある。

(b) 火災・爆発防止

燃料製造で使用する火災・爆発に係わる物質は、脱硝･転換設備、焼結設備およびO/M調整設備で使用する水素ガスであり、不活性ガスで5%に希釈したものを使用するため、空気中に漏えいしても爆発の恐れは無い。万一の漏えいに備え、設備への供給前に濃度異常を検知し、水素ガスの供給を自動的に停止するインターロックの設置を考慮している。

U/Pu硝酸溶液を長時間貯留する槽については、放射線分解により生成する水素ガスは圧縮空気により定常的にバブリングを行い、水素ガスを掃気するものとする。以上の通り、火災・爆発防止は施されている。

(c) 耐震

セル、セル換気系、およびその電源設備（非常系を含む）と、核燃料物質を含む溶液を包蔵する槽類は、再処理施設安全審査指針およびMOX加工施設安全審査指針を参考に耐震Aクラスとし、その他の設備については、耐震Bクラスとしており、上記の指針に準じた耐震性を有するものと考える。（表 4.1.10）

なお、本検討では概念設計段階であり、耐震クラスに対応した設備の具体的な構造設計は行なっておらず、今後、設備の基本設計を行なう時点で考慮する必要がある。

また、建屋の耐震設計において、燃料製造・再処理を一体として処理できるプラントを想定おり、溶液状のプルトニウムを取扱う再処理側の基準である耐震Aクラスが建屋全体に適用される可能性もある。

(d) MA による熱的影響の検討

崩壊熱による発熱影響対策として、MOX粉末およびペレットの酸化防止のため該当する機器は不活性ガス雰囲気による保護または送風冷却を考慮している。集合体組立て・検査工程では、燃料要素被覆管の表面酸化による外観不良、熱膨張による燃料集合体の組立不良および燃料集合体検査装置の検査誤差拡大を防止するため、強制冷却を考慮したシステム概念としている。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した、燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11のNa冷却大型炉･200t･リファレンスシステムの欄に示す。ペレット加工工程4系列、燃料要素組立・検査工程3系列、集合体組立工程2系列、総計61台の機器構成となった。

ii) 建設費

設備費および建屋費を表 4.1.12のNa冷却大型炉･200t･リファレンスシステムの欄に示す。工事管理費を含め、建設費総額はおよそ1826億円と見積もった。主工程設備費の算出にあたっては、機器単価の10%を設計費と想定し、同型機器の2台目以降は、機器費を1台目単価の90%とした。

2) 操業費

人件費、修繕費、消耗品等諸費、業務分担費および事業税を表 4.1.13のNa冷却大型炉･200t･リファレンスシステムの欄に示す。これらを合算し、年間の操業費用を119億円と見積もった。

3) 燃料製造単価

1) および2) の結果から算出した燃料製造単価は15.9万円/kgHMとなった。その内訳を表4.1.14のNa冷却大型炉･200t･リファレンスシステムの欄に示す。

(b) コストダウンの方向性

燃料製造施設のコスト削減方策としては、燃料要素径太径化によるペレット個数、燃料燃料要素本数の低減等による効果が、建設費、操業費、燃料部材費のいずれの削減にも有効である。さらには、製品の仕様や要求品質基準を緩和させることで、検査・工程の簡素化や歩留の向上に寄与し、ひいてはコストの低減に有効と考えられる。また、運転自動化の徹底、メンテナンスフリー機器の開発と採用、保守の効率化等による運転・保守人員の低減が操業費の削減に有効である。さらに、メンテナンスフリー機器の開発や保守の効率化は稼働率の向上や操業日数の増加に繋がり、機器数の削減および生産量の増加によって燃料製造単価を更に低減するのに有効と推測する。

(iii) 環境負荷低減性

3.2.2節で述べた廃棄物区分に基づき、機器・部品重量の積み上げにより通常運転時および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。また、通常運転時の環境への放出放射能量、U・TRUの放射性廃棄物への移行率を評価した。

(a) 廃棄物発生量

1) 通常運転時の廃棄物発生量

主工程設備および保守補修設備から発生する不燃性の固体廃棄物発生量と、環境への放出放射能量について検討した。環境への放出形態には放射性廃液の海洋放出と気体廃棄物の大気放出があり、燃料製造プロセスから発生する放射性廃液については、濃度が再処理側廃液の1/1000程度と推定され、全量再処理へ送液後に処理されることから、ここでは評価対象外とした。一方、燃料製造では粉末を取り扱うプロセスがあり、この影響を確認するため気体廃棄物の大気放出放射能量について評価した。

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.15に示す。主要固体廃棄物は、保守補修に伴い発生する交換部品、脱硝容器、フィルタエレメント、HEPAフィルタ、ヒータ、耐火レンガ等であり、年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約24t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約2.6t、クリアランスレベル以下が約9.3tとなった。

なお、ここで取扱う炉心燃料およびブランケット燃料（低除染再処理製品の特徴としてPuが1wt%程度混入する可能性があるとする）は、いずれもα放射能がβ・γ放射能よりはるかに高いため、高β・γ放射能廃棄物である余裕深度処分廃棄物は発生しないとした。

気体廃棄物の大気放出放射能量については、燃料放射能濃度に工程から排気系気相への移行率とフィルタのDFをかけ合せることで求まり、年間で約3.7×10^{7}Bq程度が放出される。

2) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.16に示す。検討の手順は3.2.2節を参照のこと。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,600t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約320t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）が約4.5万t、クリアランスレベル以下（コンクリート）が約40万tとなった。

(b) 環境への移行率

本施設で取扱う核燃料は、充分な閉じ込め性能をもつ施設内で扱われるため、核物質の環境への移行を考える場合は、核物質の廃棄物への移行を主に検討する。ベルゴニュークリアのMOX燃料製造プラント（MIMAS法）における実績報告によると、Pu等の廃棄物への移行率は0.1％程度とされている[18]。本システムで用いている簡素化ペレット法は、MIMAS法に比較しても粉末の取扱工程が少ないプロセスであり、また、成型プレス等粉塵発生が見込まれる部分には、適宜粉末回収ブロアや粉末飛散防止機構を装備することを前提としているため、核物質の廃棄物への移行率を取り扱い原料の0.1%以下に抑えることは可能であると考える。

(iv) 資源有効利用性

ここですすめている設計検討は、未だ概略的なレベルにあり、各設備・システムの定量的なホールドアップ量等を評価できるレベルにないため、他のMOXペレット燃料製造施設と比較を行なうことによって、定性的な評価を行う。上述のとおり廃棄物への移行率を0.1%以下に抑えることが期待でき、また本システムでは粉末飛散を防止する機構を設けておりホールドアップの抑制が期待できるため、プロセスとしてUおよびPuの回収率99%以上は確保できるものと考える。

(v) 核拡散抵抗性

単体Puの存在の有無、ホールドアップ、計量管理および核物質防護の観点から評価する。

(a) 単体 Pu の存在の有無

再処理施設から受入れる原料は、Pu富化度を21.5 wt%ないしは24.1wt%に調製した硝酸溶液であり、U、MA,FPと共存している。また、燃料製造施設内ではPuを単離する工程は存在しない。したがって、Puが単独で存在することはない。

(b) ホールドアップ

簡素化ペレット法を採用することで粉末取扱工程の多くを削減しており、現行プロセスに比べて粉末飛散の低減が期待できる。特に、成型プレス、研削装置など粉末飛散の可能性がある装置については、カバーを行うとともに集塵システムを設け、局所排気を行うこ

とで、適切に回収するものとしている。ただし、その効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による確認試験が必要と考える。

(c) 計量管理

本システムは、再処理施設から移送される溶液を受け入れた後、溶液の段階で目的の燃料組成に調整・ロット形成を行い、以降はロット間の混合を行わないシステムとなっている。また、均一性の高い粉末が得られ、試薬類の添加も行わないことから秤量とサンプルの成分分析により従来の計量管理手法の適用が可能と考えられる。ただし、低除染MA含有燃料の特徴である高放射能は核物質量の直接計量を難しくしている。また、セル内遠隔製造はホールドアップの検認を難しくしている。したがって、新たなる計量技術の開発が必要となる。一方、低除染MA含有燃料の特性を生かし、適用すべき保障措置が合理化できる可能性もある。

(d) 核物質防護

本システムは、低除染MA含有燃料を取り扱うことよりセル内での取り扱いとなることから核物質への難接近性があり、核物質防護の観点からは現行システムに比べ有利である。

(vi) 運転・保守補修性

低除染MA含有燃料の取り扱いにあっては、人手による直接運転・保守補修は高放射能の観点から不可能である。本検討においては、遠隔自動化運転と遠隔保守を取り入れることで、セル内における製造性を確保した。

まず、脱硝転換工程から燃料要素組立工程までの核燃料物質を非密封で取扱うセルを完全遠隔保守セルとし、設備・機器の保守を遠隔操作で行うものとした。設備の保守は、モジュール交換を基本とし、各設備から保守対象モジュールをPMなどで取外した後、ICC及びトラバーサを経由して、保守専用エリアに移送する。次にモジュールを必要に応じて除染した後、保守グローブボックス内で直接保守を行う。保守が完了したモジュールは、次回交換用モジュールとして保管エリアで保管する。完全遠隔保守セル内に作業員が立ち入ることはない。

燃料要素検査工程以降の核燃料物質を密封で取扱うセル、エアロックセル、ICC/PM保守セルなどを直接保守セルとした。軽度の保守補修は核燃料物質を撤去し後、セル内に作業員が立ち入り直接保守を行なうものとした。ただし、軽度の保守補修については、セル外部からの遠隔作業で対応するものとした。

以上のシステムにより、セル内製造における運転・保守補修性が確保できた。

(vii) 技術的成立性

プロセス技術の成立性、量産対応機器設計の成立性および製造ラインの成立性について評価する。なお、検討を受けて抽出した今後の技術的開発課題と解決方策について表4.1.17に示す。

(a) プロセス技術の成立性

高除染体系において蓄積された知見に加え、要素技術開発により、簡素化ペレット法によるMOXペレット製造のプロセス技術の成立性の見通しを得た。

今後の課題として、粉末流動性改良の一環としての粉末造粒および粉末強制充填それぞれに関して要素技術開発を進め、最適手法を確定することが挙げられる。また、均質性の良いペレットを得るための焼結およびO/M調整プロセス条件を把握し、照射試験による再分布挙動、組織変化、Fuel Cladding Chemical Interaction (FCCI：燃料－被覆材化学的相互作用)特性等を評価するとともに、燃料製造可能な仕様範囲の確認および焼結・熱処理プロセス条件の最適化を図り、燃料仕様を満足する燃料製造条件を明らかにすることが重要である。

(b) 量産対応機器設計の成立性

本検討では、量産に対応した機器として設計を行ったが、その成立性については充分な検討を行っていない。

今後、量産に対応した機器設計の成立性を見通すに当たり、量産システムにおけるプロセス成立性、機器製作性、製造歩留り、設備処理能力、機器信頼性を確認することが重要である。特に、プロセス技術の成立性に関してこれまでに行われた要素技術開発試験は、小規模な試験であり、試験体個数や実施回数は少数であることから、コールドモックアップ試験、ホット工学試験を通して低除染MA含有MOX燃料の特質を把握し、物質収支設定の際に重要な、製造歩留まりに関する知見を深めることが重要となる。また、大型脱硝容器形状の最適化、焼結・O/M調整工程における最適処理条件の確定、粉末流動性改良プロセスの最適化、成型工程における多数ペレット同時成型機の開発および成型速度とペレット品質との関係把握、超音波検査・X線検査および燃料要素総合検査工程での検査精度と処理能力との関係をコールドモックアップ試験やホット工学試験を通して確認することが重要である。また、MA添加低除染燃料の放射線および崩壊熱に対する高耐性／高信頼性機器の開発と、効果的な除熱対策の適用や、自動運転・遠隔保守補修性に配慮した設備の開発が重要である。

(c) 製造ラインの成立性

設備稼働状況を再現する簡易なシミュレーションによって、年間運転日数250日のうち実稼動日数200日で年間200tHMの生産量が確保できる可能性を示せたことから、検討した製造ライン設計には量産システムとしての適合可能性があると考える。

4.1.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

ここでは、多面的評価用システムとして、冷却材、処理規模、炉心型、LLFP核変換をパラメータとした多様な炉心に対応した燃料製造システムについて、概略的な評価を行った。なお、多様な燃料サイクルシナリオに対応した燃料製造システムと上述のリファレンスとの違いは、主工程設備の台数変化およびその配置である。安全性、資源有効利用性、核拡散抵抗性、運転・保守補修性、技術的成立性についてはリファレンスシステムと同様である。本節では、リファレンスシステムの検討結果をベースとして、経済性および環境負荷低減性の概略評価を行う。

(1) Na 冷却大型炉･200 t 規模･資源重視型炉心対応システム

Na冷却大型炉･200t規模･資源重視型炉心は、再臨界回避方策として燃料集合体の一隅にダクトを設けたShort-FAIDUS型燃料集合体を採用した炉心概念であり、フェーズⅡ最終評価時点までの設計進捗を反映したものである。

(i) 主工程設備等の検討

炉心構成、燃料集合体および燃料要素の基本仕様と燃料重量組成、製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.18、表 4.1.19にまとめて示す。リファレンスシステムと比較すると、集合体形状がABLE型からShort-FAIDUS型に変更された点、炉心燃料長さが80cmから100cmに拡大され、軸方向ブランケット燃料長さ（上部下部合計）が70cmから40cmに縮小された点が主な相違点である。燃料集合体の年間生産体数は、内側炉心燃料435体、外側炉心燃料413体、径方向ブランケット燃料145体となる。

short-FAIDUS型燃料集合体は、集合体六角断面の一角に燃料要素16本分のスペースに相当するダクトを付加した構造となっている。そのため、燃料集合体組立装置で燃料要素束を組み上げる際には、ダクト部分に相当する切欠きができるよう、組み上げ方法を工夫する必要があるが、プロセス成立性や機器能力に影響するような課題ではない。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.20に示す。主工程設備の処理能力はリファレンスシステムに準じた（表 4.1.5参照）。検討の結果、主工程設備台数は、リファレンスシステムに対して、脱硝転換設備が8基から10基に、ペレット加工工程の各機器が4基から5基に増加したが、燃料要素加工工程以降は機器数に変わりはなかった。

炉心設計の違いにより、本システムではリファレンスシステムに比べて炉心燃料の製造割合が増大しているため、脱硝転換工程およびペレット加工工程の炉心燃料用機器数が増えている。一方、ブランケット燃料の製造量比率が下がったとはいえ、脱硝工程機器数を削減できる程の減少ではない。ブランケット用ペレット製造工程に関しては、機器能力の充分な余裕が生じたので、直径の異なる軸方向ブランケットペレットと径方向ブランケットペレットとを金型交換により同じ設備で作り分けるという運転方法を採用し、機器台数の削減を図った。このような、異なる種類の燃料を一つの設備で作り分ける運転方法については、4.1.2(5)(i)にて詳しく述べる。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11に示す。設備構成はペレット加工工程5系列、燃料要素組立・検査工程3系列、集合体組立工程2系列であり総計69台で構成される。

ii) 建設費

建設費をおよそ1948億円と見積もった。その内訳を表 4.1.12に示す。主工程設備費は台数に基づいて評価した。分析設備はリファレンスシステムと同額と評価したが、保守補修設備費、共通設備費は主工程設備台数に比例すると見なしてリファレンスシステムの評価額を（69/61）倍して見積もった。建屋・電気・換気設備費は、建屋内配置の概略検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に容積単価を乗じて算出した。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ125億円と見積もった。その内訳を表 4.1.13に示す。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)の結果から算出した燃料製造単価は16.5万円/kgHMとなった。その内訳を表 4.1.14に示す。炉心全体での平均燃焼度は90GWd/tであり、燃料製造単価を発電単価に換算すると0.25円/kWhとなる。これは、発電単価の燃料製造分目安値0.3円/kWhを充分満足する。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.21に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約31t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約2.2tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能を概略4.8×10^{7}Bq/年程度と評価した。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.22に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,780t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約270t、クリアランスレベル以下(コンクリート以外)が約4.6万t、クリアランスレベル以下(コンクリート)が約41万tとなった。

(2) Na 冷却大型炉･200 t 規模･経済性重視型炉心対応システム

本システムが対応する炉心は、Na冷却大型炉･200 t 規模･資源重視型炉心が高増殖比を目指したのに対し、経済性を重視した低増殖比・高燃焼度の炉心である。

(i) 主工程設備等の検討

炉心構成、燃料集合体および燃料要素の基本仕様と燃料重量組成、製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.23、表 4.1.24にまとめて示す。燃料集合体の年間必要生産体数は、内側炉心燃料575体、外側炉心燃料547体、総数1,122体となる。なお、経済性重視型炉心には径ブランケット燃料集合体が存在しない。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.25に示す。ここで、主工程設備の処理能力はリファレンスシステムに準じた（表 4.1.5参照）。検討の結果、主工程設備台数はリファレンスシステムに対して、脱硝･転換設備が8基から10基に、また、ペレット加工工程が4系列から5系列に増加した一方、燃料要素組立及び燃料要素検査工程が3系列から2系列に減少している。

周辺設備および建屋･電気･換気設備の設備容量は、主工程設備の機器総台数がリファレンスシステムとほぼ同数であることから、リファレンスシステム設計と同等と評価する。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11に示す。設備構成は、ペレット加工工程5系列、燃料要素組立・検査工程2系列、集合体組立工程2系列であり機器総数63台からなる構成となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ1838億円と見積もった。その内訳を表 4.1.12に示す。主工程設備費は台数に基づいて評価した。分析設備はリファレンスシステムと同額と評価した。保守補修設備費、共通設備費は、構成がリファレンスシステムと殆ど同じで、主工程設備台数も2台しか変わらないため、ほぼ同額となった。建屋・電気・換気設備費は、建屋内配置の概略検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に、容積単価を乗ずることによって算出した。

2) 操業費

年間の操業費は121億円と見積もった。その内訳を表 4.1.13に示す。

3) 燃料製造単価

1)および2)の結果から算出した燃料製造単価は16.1万円/kgHMとなった。その内訳を表4.1.14に示す。平均燃焼度は114.9GWd/tであり、燃料製造単価を発電単価に換算すると0.19円/kWhとなり、発電単価の燃料製造分目安値0.3円/kWhを充分満足する結果となった。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.26に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約31t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約0.4tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能を概略6.2×10^{7}Bq/年程度と評価した。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.27に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,800t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約170t、クリアランスレベル以下(コンクリート以外)が約4.5万t、クリアランスレベル以下(コンクリート)が約40万tとなった。

(3) Na 冷却大型炉･200 t 規模･LLFP 装荷炉心対応システム（LLFP 集合体製造施設）

FSでは、FPの低減処理を狙ったサイクルシステムの検討を進めており、特に、高速炉内の高フルエンス中性子場を利用したTc（^{99}Tc：半減期2.11×10^{5}年）およびI（^{129}I：半減

期1.57×10^{7}年）の核変換の可能性が期待されている。LLFP装荷炉心は、4.1.2(1)にて述べたNa冷却大型炉･200t規模・資源重視型炉心をベースに、TcおよびIを装荷したLLFP集合体を炉内に均等に配置することによってTcおよびIの核変換を狙ったものである。これに対応したサイクルシステムとして、燃料およびLLFPのサイクルシステムを検討している。燃料及びLLFP集合体のサイクル施設はそれぞれ別の施設として検討・評価を行い、その上で燃料とLLFP集合体を合算したサイクルコストを評価することとした。ここではまず、LLFP集合体製造施設の検討を行う。他のシステム同様、LLFP集合体製造施設もまた、LLFP集合体再処理/製造一体化建屋とする。さらに、LLFP集合体製造施設は最寄の燃料製造施設に隣接しており、新集合体貯蔵施設は、燃料製造施設の新燃料貯蔵施設と共用とする。

(i) 主工程設備等の検討

(a) 検討方針

LLFPの化学形態は、Tcは金属、IはYI_3とする。LLFP集合体製造施設規模の設定においては、高速炉サイクルが平衡となった状態（58GW：Na冷却LLFP装荷炉心FBR（1500MWe）39基）を想定して検討を行った。このような炉すべてにLLFP集合体を供給する場合にあっても、LLFP集合体の総需要量は大きくないため、一つのLLFP集合体製造施設で全ての高速炉にLLFP集合体を供給する前提で検討を行った。なお、本検討においては、減速用のZr-Hx減速材要素は完成品を外部から購入するものとした。

1）LLFP 集合体製造プロセス

Tc要素製造については、金属粉末状Tcを出発物質とし、粉末冶金（プレス、焼結等）によるTc金属焼結体製造工程、Tc要素組立工程等の主工程設備機器構成をリファレンスシステムの類似機器能力に基づき定めることとする。

YI_3要素製造については、粉末状YI_3を出発物質とし、圧粉体プレス工程、YI_3要素組立工程等の主工程設備機器構成をリファレンスシステムの類似機器能力に基づき定める。なお、YI_3は潮解性があるため、非密封で取扱う工程セル内は雰囲気制御を行い、充分に乾燥した環境を保つこととする。

これらのTc要素154本およびYI_3要素378本に、外部より購入したZr-Hx減速材要素99本を組み合わせてLLFP集合体を製造する。集合体組立工程設備機器の構成は、リファレンスシステムの類似機器能力に基づき定めるとする。

(b) 検討条件

フェーズⅡでは、その平衡達成時の発電量を約58GWeと推定している。これを出力1500MWeの高速増殖炉の数に換算すると、39基分に相当する。炉心設計仕様より、1炉心に装荷されるLLFP集合体は32体、運転サイクル800日、燃料交換バッチ数は4である。従って、本システムで要求されるLLFP集合体の年間総需要は、

32（体/炉心）×39（炉心）／4（サイクル）／845.5（日/サイクル(定検期間45.5日分を含める)）×365（日/年）＝134.7（体/年） → 135（体/年）

となる。比較的少ない年間製造体数で国内需要を賄えることから、1製造施設にてLLFP集合体の国内総需要に対応するものとして検討を進めた。

なお、Zr-Hx減速材要素については外部から購入するものとし、Zr-Hx減速材要素製造についての検討は割愛する。

炉心構成、LLFP集合体及びTc・YI_3要素の基本仕様と製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.28にまとめて示す。LLFP集合体を135体/年製造するため、Tcで5t/年、YI_3で3.4t/年の原料供給が必要である。また、必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.29に示す。ペレット・ピン組立工程は2系列、ピン検査工程・集合体組立工程1系列の設備構成となった。

製造プロセスについて以下に述べる。

1) Tc 要素製造

再処理工程から、Tc金属粉末を受け入れる。

旧原研において、金属テクネチウム粉末を溶解してロッド及びディスク状に鋳造した実績はあるが、融点が高い（2172℃）ため、るつぼ材耐熱性の観点より、鋳造法の適用は難しいと考える。従って、本検討ではTcペレットの製造を粉末冶金法にて行なうものとする。

i) ペレット成型

Tc金属粉末をプレス成型し、ペレット状に成型する。その際、ダイ潤滑法およびエアーターピング法を採用することにより、粉末粒径調整・潤滑材混合工程を省略する。

ii) 焼結

Tcペレットを還元雰囲気下で焼結し、焼き固める。雰囲気ガスには、Ar-H_2ガスを使用するものとする。

一般的な粉末冶金用の焼結温度は、対象物の融点の65～80%程度である。従って、Tcペレットの焼結温度は1400～1750℃程度となる。

iii) 研削

焼結体を研削し、外径を仕様寸法に調節する。

iv) ペレット検査

ペレットの外観・寸法・重量・密度等の検査を行う。

v) Tc 要素組立

ペレットのスタック長を揃え、ODSフェライト鋼製の被覆管に挿入し、Heガスを封入して端栓を加圧抵抗溶接する。

vi) Tc 要素検査

端栓溶接部の健全性、Tc要素の気密性・重量・外観等の検査を行う。

2) YI_3 要素製造

再処理工程からYI_3粉末を受け取るものとする。YI_3粉体の性状については、未だ不明な点が多いながら、旧サイクル機構によるYI_3物性確認試験にて、ペレット形状への加工及び焼結の実績がある。仕様上、ペレット密度は50%程度で充分なため、プレスによる圧粉成型のみ行い、焼結・研削は行なわないものとした。YI_3粉末は、潮解性を有することが知られており、非密封にて取扱う工程セル内は、YI_3粉末取扱可能なレベルにまで湿度を低く抑

えた雰囲気制御を行なうこととする。

i) ペレット成型

エアータッピング法を利用してYI_3粉末を均一に成型ダイスに充填する。なお、ダイ潤滑は行わない。

ii) ペレット検査

ペレットの外観・寸法・重量・密度等の検査を行う。

iii) YI_3 要素組立

プレス成型したペレットを所定のスタック長となるよう並べ、ODSフェライト鋼製の被覆管に挿入し、Heガスを封入して端栓を加圧抵抗溶接する。

iv) YI_3 要素検査

端栓溶接部の健全性、YI_3要素の気密性・重量・外観等の検査を行う。

3) LLFP 集合体組立

外部から購入したZr-Hx減速材要素99本と、本施設で加工したTc要素154本及びYI_3要素378本を組合せ、1集合体とする。集合体は、それぞれの要素間隔、重量、外観等を検査し、新集合体貯蔵庫へ搬入する。

(c) 検討結果

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.29に示す。なお、設備処理能力はリファレンスシステムに準じた。再処理工程からTc、YI_3の粉末供給を受けるので脱硝・転換設備は不要とし、ペレット加工、LLFP要素組立工程各2系列、LLFP要素検査工程以降1系列の機器構成となった。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定したLLFP集合体製造主工程の主要機器台数を表 4.1.30のLLFP集合体の欄に示す。リワーク設備を含む合計機器台数は25台となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ698億円と見積もった。その内訳を表 4.1.31に示す。主工程設備費は機器台数に基づいて評価した。周辺関連設備に関しては、保守補修設備費および共通設備費については主工程設備台数に比例するとみなして、リファレンスシステムの評価額を(25/61)倍して見積もった。建屋･電気･換気設備費は、建屋内配置の概略検討を行い求めたLLFP集合体製造分建屋容積に容積単価を乗じ算出した。なお、新集合体貯蔵建屋設備費は、燃料集合体用貯蔵建屋を共用するものとして算出した。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ50億円と見積もった。その内訳を表 4.1.32に示す。人員は、生産規模の近い50t規模施設の人員数を参考とし、集合体貯蔵設備関連要員数を推定・差引いて137人と設定した。Zr-Hx減速材要素は外部から購入するとしており、その費用を消耗品費として計上した。その際、Zrの年間消費量×Zr購入単価の10倍をZr-Hx減速材要素の購入金額と見なした（ただし、被覆管等については部材費に算入した）。

3) LLFP 集合体製造単価

上記1)および2)からLLFP集合体製造単価をおよそ8540万円/体と見積もった。その内訳を表 4.1.33に示す。LLFP集合体部材費は、集合体を構成する要素数の違いを考慮し、また、Zr-Hx減速材要素の部材費を含めて、およそ2250万円/体と評価した。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.34に示す。年間発生量は、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約7.5tとなった。なお、地層処分低レベル放射性廃棄物の発生は無い。気体廃棄物の大気放出放射能をおよそ3.2×10^{5}Bq/年と評価した。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.35に示す。発生量は、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約920t、クリアランスレベル以下(コンクリート以外)が約1.9万t、クリアランスレベル以下(コンクリート)が約17万tとなった。なお、地層処分低レベル放射性廃棄物の発生は無い。

(4) Na 冷却大型炉･200 t 規模･LLFP 装荷炉心対応システム（燃料集合体製造施設）

本システムの燃料集合体製造施設は、LLFP装荷炉心の炉心燃料集合体を製造する施設である。年間生産量は200tHM/年とし、リファレンスシステムをベースに、コスト及び廃棄物発生量の概略的な見積もりを行なった。

(i) 主工程設備等の検討

炉心構成､燃料集合体および燃料要素の基本仕様と､製造歩留りを考慮した必要生産量、燃料組成を表 4.1.36、表 4.1.37にまとめて示す。燃料集合体の年間必要生産体数は、内側炉心燃料411体、外側炉心燃料438体、径方向ブランケット燃料97体となる。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.29に示す。ここで、主工程設備の処理能力はリファレンスシステムに準じた（表 4.1.5参照）。主工程設備台数は、リファレンスシステムに対して、脱硝転換設備が8基から9基に、ペレット加工工程の各機器が4基から5基に増加したが、燃料要素加工工程以降は機器数に変わりはなかった。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.30に示す。ペレット加工工程5系列、燃料要素組立・検査工程3系列、集合体組立工程1系列となり、設備台数66台の構成となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ2005億円と見積もった。その内訳を表 4.1.31に示す。主工程設備費は台数に基づき評価した。分析設備は分析項目がリファレンスシステムと同じであるため同額と評価したが、保守補修設備費、共通設備費は主工程設備台数に比例するものと見なし、リファレンスシステムの評価額を（66/61）倍した。建屋・電気・換気設備費は、建屋内配置の概略検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に容積単価を乗じて算出した。新燃料貯蔵建屋設備費は、基本的には生産量に依存するとみなすが、LLFP集合体1年分の135体も引き受けることを加味し、設備費が生産量の2/3乗に比例すると仮定し、リファレンスシステムの新燃料貯蔵建屋設備費を（（946+135）/946）$^{2/3}$倍して見積もった。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ135億円と見積もった。その内訳を表 4.1.32に示す。人員は、3.2.1節で設定した300人に対し、LLFP集合体を引き受けることによる集合体貯蔵設備対応要員の増分を加味し、308人と見積もった。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)から燃料製造単価を16.5万円/kgHMと見積もった。その内訳を表 4.1.33に示す。平均燃焼度は89GWd/tであり、燃料製造単価を発電単価に換算すると0.26円/kWhとなる（LLFP集合体製造コストを含まず）。これは、発電単価の燃料製造分目安値0.3円/kWhを充分満足する。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.38に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約29.6t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約2.2tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能をおよそ5.4×10^{7}Bq/年と評価した。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.39に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,780t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約270t、クリアランスレベル以下(コンクリート以外)が約4.6万t、クリアランスレベル以下(コンクリート)が約41万tとなった。

(5) Na 冷却･50 t 規模･資源重視型炉心対応システム

Na冷却大型炉･50t規模･資源重視型炉心に対応するシステム概念を検討し、経済性および環境負荷低減性を概略評価する。

(i) 主工程設備等の検討

燃料集合体および燃料要素の基本仕様と、製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.40に示す。なお、燃料重量組成は表 4.1.19に示したものと同じである。燃料集合体の年間必要生産量は、大型炉用では内側炉心燃料109体、外側炉心燃料103体、径方向ブランケット燃料36体、総計248体となり、リファレンスシステム炉心用の約1/5に相当する生産体数である。生産規模が200tより50tへと1/4に縮小しながら、製造集合体数で約1/5となるのは、設計仕様の違いにより、集合体あたりの燃料重量が多いためである。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.41に示す。ここで、主工程設備の処理能力はリファレンスシステムを参考にしつつ（表 4.1.5参照)、経済性を重視して、期間毎に異なる燃料を加工する運転法を検討した。ここでは、一つの製造ラインに対し、Pu富化度の異なる内側・外側炉心燃料、あるいは径方向・軸方向ブランケット燃料等の異なる燃料物質を加工することによる設備の使い回しを行う。例えば、所定の期間、内側炉心燃料の加工を行い、その後設備をクリーンアップし、同じ設備で外側炉心燃料の加工を行なう。これを交互に繰り返すような設備運転法である。各加工設備に課される必要処理量が少ない場合、製造ラインを分ける代わりにクリーンアップで核燃料物質の相互汚染を防ぎつつ、組成の異な燃料を一つの加工設備系列で製造することができる。それによって、製造設備系列数を削減し、加工コストの圧縮が可能となる。本検討では、脱硝転換、ペレット加工、燃料要素組立、燃料要素検査、燃料集合体組立の工程ごとに処理量と設備余力を検討し、燃料種類を切り替える際に行なうクリーンアップの期間を挿入してもなお、年間200日間操業で所定の生産量を達成するのに支障がない場合に、当該の運転法を適用した。その結果、ライン構成や設備基数は、リファレンスシステムに対し、脱硝・転換工程は8基から3基へ、ペレット工程は4ラインから2ラインへ、燃料要素及び集合体組立工程は2ラインから1ラインの構成になった。なお、生産量がリファレンスシステムの1/4であるにもかかわらず、設備基数がリファレンスシステムのおよそ1/2までしか減らないのは、もともと単機の処理能力が高く、少ない系列数で200t規模の生産システムを構築しているため、本システムにおける生産規模の縮小が設備基数の減少ではなく単機能力の縮小や設備利用率の減少として現れたためである。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した、燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11に示す。ペレット加工工程2系列、燃料要素組立・検査工程1系列、集合体組立工程1系列となり機器台数35台の構成となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ1060億円と見積もった。その内訳を表 4.1.12に示す。主工程設備費は台数に基づいて評価した。分析に関わる項目はリファレンスシステムと共通のため、分析設備費はリファレンスシステムと同額と評価したが、分析項目によっては機器仕様や台数が変わる可能性があり、今後の設計詳細化においての検討課題である。保守補修設備費および共通設備費については主工程設備台数に比例するとみなし、リファレンスシステムの評価額を(35/61)倍した。建屋・電気・換気設備費は、建屋内配置の概略検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に容積単価を乗じ算出した。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ64億円と見積もった。その内訳を表 4.1.13に示す。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)から燃料製造単価を29.8万円/kgHMと見積もった。その内訳を表 4.1.14に示す。燃料製造単価を発電単価に換算すると平均燃焼度が90GWd/tなので0.46円/kWhとなった。これは、発電単価における燃料製造分目安値0.3円/kWhを超過する。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.42に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約11.1t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約0.4tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能は生産量に比例すると見なし、(1)に示した200 t プラントの1/4相当の約1.2×10^7Bq/年が放出されるとした。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.43に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,110t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約150t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）が約3.2万t、クリアランスレベル以下（コンクリート）が約27万tとなった。

(6) Na 冷却・50 t 規模・経済性重視型炉心対応システム

Na冷却大型炉・50t規模・経済性重視型炉心に対応するシステム概念を検討し、経済性および環境負荷低減性を概略評価する。

(i) 主工程設備の設計

燃料集合体および燃料要素の基本仕様と、製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.44に示す。燃料重量組成は表 4.1.24に同じである。燃料集合体の年間必要生産量は、内側炉心燃料144体、外側炉心燃料137体、総数280体である。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.45に示す。この際、主工程設備の処理能力はリファレンスシステム（表 4.1.5参照）に準じた。ライン構成の検討においては、経済性重視の観点から、期間毎に複数の燃料種を加工し分ける

運転法を採用した。ライン数・設備基数は、リファレンスシステムに対して、脱硝･転換設備は8基から3基、ペレット工程は4から2ライン、燃料要素工程で3から1ライン、集合体工程は2から1ラインという構成となった。なお、生産量がリファレンスシステムの1/4であるにもかかわらず､設備基数がリファレンスシステムのおよそ1/2までしか減らないのは､(5)のNa冷却･50ｔ規模･資源重視型炉心対応システムと同じ理由による。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11に示す。ペレット加工工程2系列、燃料要素組立・検査工程、集合体組立工程各1系列となり、機器総数33台の設備構成となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ1028億円と見積もった。その内訳をを表 4.1.12に示す。主工程設備費は台数に基づき評価した。分析に関わる項目はリファレンスシステムと同じであるため、分析設備費はリファレンスシステムと同額と評価したが、分析項目によっては機器仕様や台数が変わる可能性があり、今後の設計詳細化においての検討課題である。保守補修設備費、共通設備費は主工程設備台数に比例するとみなし、リファレンスシステムの評価額を（33/61）倍した。建屋･電気･換気設備費は、概略配置検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に容積単価を乗じて算出した。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ63億円になると見積もった。その内訳を表 4.1.13に示す。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)から燃料製造単価を29.0万円/kgHMとなった。その内訳を表 4.1.14に示す。燃料製造単価を発電単価に換算すると、平均燃焼度が114.9GWd/tなので0.35円/kWhとなった。これは、発電単価における燃料製造分目安値0.3円/kWhを超過する。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.46に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約11.1t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約0.4tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能量は生産量に比例するとみなし、(2)に示した200tおプラントの1/4相当の約1.5×10^{7}Bq/年が放出されるとした。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.47に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃

棄物が約990t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約150t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）が約3.1万t、クリアランスレベル以下（コンクリート）が約27万tとなった。

(7) 水冷却大型炉・200 t 規模・BWR 型炉心対応システム

本システムが対応する炉心システムは、扁平二重炉心構成のBWR型水冷却高速炉（以下、水冷却炉とする）である。この水冷却炉に燃料集合体を供給する燃料製造システム概念を概略検討し、経済性および環境負荷低減性を概略評価する。

(i) 主工程設備の設計

炉心の主要諸元を表 4.1.48に、燃料集合体MOX部のPu富化度分布を図 4.1.31に示す。本炉心は軸方向5領域の非均質炉であり、燃料集合体装荷体数は900体である。各燃料集合体は、MOX燃料領域のPu富化度が異なる5種類（Pu富化度23.1、26.2、27.4、30.4、33.5wt%）の燃料要素が配置され、合計271本の燃料要素で構成される。このため、燃料製造工程ではPu富化度が異なる5種類のMOX燃料と、軸方向ブランケット燃料を取り扱う必要がある。

製造歩留りを考慮した必要生産量を表 4.1.49に示す。燃料集合体の年間必要生産量は約807体である。

必要生産量から主工程設備の製造ライン構成について検討した結果を表 4.1.50に示す。ここで、主工程設備の処理能力はリファレンスシステム（表 4.1.5参照）に準じた。ライン構成の検討においては、経済性向上を目的に、Pu富化度の異なる5種類のMOX燃料を同一ラインで順番に製造するものとした。主工程設備台数はリファレンスシステムに対して、原料受入設備が6基から12基に、脱硝・転換設備が8基から9基に、ペレット加工工程が4から3ラインに、燃料要素工程が3から2ラインになった。水冷却炉ではグリッドスペーサを採用していることからワイヤ巻付設備を削除し、Pu富化度の異なる5種類の燃料要素をトレイに整列するために燃料要素整列設備を追加した。

(ii) 経済性

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した、燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.1.11に示す。ペレット加工工程3系列、燃料要素組立・検査工程、集合体組立工程各2系列となり機器総数57台の設備構成となった。

ii) 建設費

建設費をおよそ1741億円と見積もった。その内訳を表 4.1.12に示す。主工程設備費は台数に基づき評価した。分析設備はリファレンスシステムと同額とした。保守補修設備費および共通設備費については主工程設備台数に比例するとみなし、リファレンスシステムの評価額を（61/57）倍した。建屋･電気･換気設備費は、概略配置検討を行い求めた燃料製造分建屋容積に容積単価を乗じて算出した。

2) 操業費

年間の操業費をおよそ114億円と見積もった。その内訳を表 4.1.13に示す。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)から燃料製造単価を15.5万円/kgHMと見積もった。その内訳を表 4.1.14に示す。燃料製造単価を発電単価に換算する平均燃焼度が45.0GWd/tなので0.54円/kWhとなった。これは、発電単価における燃料製造分目安値0.3円/kWhを超過する。

(iii) 環境負荷低減性

通常運転時の廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.51に示す。年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約23t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約0.4tとなった。気体廃棄物の大気放出放射能をおよそ5.6×10^{7}Bq/年と評価した。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.52に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約1,650t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が約190t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）が約4.4万t、クリアランスレベル以下（コンクリート）が約39万tとなった。

4.1.3 要素技術開発の成果

簡素化ペレット法を実現するために必要となる主要な要素技術の開発成果の概要について、以下にまとめる。

(1) Pu 富化度調整技術開発

従来のMOX粉末製造法においては、UとPuの1対1混合硝酸溶液を脱硝してMOX粉末を製造し、これにUO_2粉末を秤量混合してPu富化度を調整しており、溶液調整段階においては、高いPu富化度調整精度は要求されていない。しかし、簡素化ペレット法では、溶液段階でPu富化度を調整することとしており、その精度は燃料仕様から±2.5%以内が要求されている。従来の設備を用いて溶液混合精度を評価したところ、充分なPu富化度調整精度が得られなかった。そこで、Pu富化度調整精度向上の検討を行い、溶液混合装置の送液ラインに定量槽を追加し、送液量の計量精度を向上した（図 4.1.2参照）。この改良装置を用いてPu富化度調整精度を再度評価したところ、燃料仕様を満足する精度を得られることが確認できた。

(2) ターンテーブル式脱硝転換設備開発

高放射能・高発熱量の低除染MA含有燃料取扱に配慮し、量産化対応、ダスト等の飛散による核燃料物質の廃棄物への移行を低減することおよび自動化・遠隔保守対応を目的とし、図 4.1.3の概念図に示すターンテーブル式脱硝転換設備概念を採用した。本装置では、ターンテーブルを用いて同一容器での一連の処理（脱硝 / 焙焼 / 還元 / 粗粉砕）を行う。

この装置の技術的成立性見通しを確認するため、図 4.1.4に示す小型の試験装置を製作し、ウラン溶液を用いて脱硝･転換の試験を行った。この結果、従来のマイクロ波脱硝粉末とほぼ同等の粉末物性を示すU粉末を得ることに成功した。また、従来用いられていたものと大きく形状を異にするセラミック製円筒型脱硝容器および排出バルブの健全性に問題無いことを確認できた[8)]。

(3) 粉末流動性の改良

従来のMOX粉末は粒径が小さく流動性が悪いため、ペレット成型金型へ所定量の粉末を精度よく供給する点で課題がある。そこで、FSの簡素化ペレット法の検討においては、①従来の焙焼還元条件よりも高い温度（従来750℃程度で処理するところ、1150℃程度とする）で処理し、粒成長を起こして流動性を改良する手法および②造粒処理により流動性を改良する手法について開発比較を行った。その結果、転動造粒法によって、充分に高い流動性を有する粉末が得られることが確認できた。さらに、その粉末を用いてペレット成型および焼結を行い、燃料仕様の密度を満たすペレットを製造することができた（図 4.1.2）。

その他にも粉末の流動性改良あるいはペレット成型金型への粉末充填性改良に関する技術開発が継続されている。例えば、流動層造粒法や流動性の悪い粉末を強制的に金型へ充填するエアータップ法等である。また、粉末造粒をマイクロ波脱硝と同時に行う技術の検討も進められている。

(4) ペレット成型技術開発

簡素化ペレット法では、成型プレスのダイス表面に潤滑剤を噴霧し成型するダイ潤滑成型法を採用し、原料粉末と潤滑剤の混合工程および潤滑剤を除去する予備焼結工程の削除することで工程簡素化を図っている。この技術的見通しを確認するため模擬ダイ潤滑成型試験を行っており、現行プロセス（潤滑剤混合法）と同等以上の外観、密度および強度を有する成型ペレットが製造できる見通しを得ている[6)]。さらに焼結した当該ペレットの外観、Pu均一性および微細構造が、従来法のペレットと同等であることを確認した。また、密度については目標値95%TD以上を達成できる見通しを得ている[6)]。

(5) ペレット焼結・O/M 調整熱処理技術開発

低除染MA含有燃料のペレット焼結条件を確定するため、模擬燃料を用いた物性評価試験が実施されている。焼結温度、酸素分圧、O/M値等をパラメータとし、$(Np_{0.02}\,Am_{0.02}$模擬$FP_{0.02}\,Pu_{0.3}\,U_{0.64})O_{2\pm X}$および$(Np_{0.018}\,Am_{0.018}\,Nd_{0.010}\,Pu_{0.297}\,U_{0.657})O_2$のペレット焼結試験を行い、それぞれペレット密度、金相観察、EPMA分析等を実施した。その結果、条件によってはPu-Am-FP 元素系化合物の析出が認められたものの、焼結温度及び焼結雰囲気の酸素分圧の制御により析出を抑制できる可能性を得ている[9) 10)]。

また、セル小規模試験設備での遠隔手動製造により、Pu富化度30%、Am含有率3%および5%のMOX ペレットを作製する試験を行った。ペレットの焼結雰囲気を5%H_2-Ar 加湿ガスとし運転条件を調整することで、外観、均質性、密度の良好なペレットが作製できる見通しを得ている[11) 12)]。なお、燃料中に含まれるMAのうちAmは蒸気圧が高く、焼結中のAmの蒸発について懸念があるが、小規模試験により、Amの蒸発を抑制できる見通しを得ている[13)]。

さらに、焼結ペレットのO/M値を従来よりも低い1.95に調整することが求められている。このようなペレットを焼結するために、焼結条件に関わる要素技術開発が進められている。$(Np_{0.02}Am_{0.02}Pu_{0.3}U_{0.66})O_2$のペレットを用いた試験で、加湿焼結と熱処理を組み合わせた二段階熱処理の開発によってO/M比を±0.02の範囲コントロールできる見通しが得られている[9) 14) 15)]。

4.1.4 技術開発項目

開発課題を表 4.1.53に示す。また、その主要点と概要を以下に示す。

(1) 経済性に係わる項目

(i) 遮蔽構造体の合理化

本検討では、十分な放射線遮へい能力を持たせるため、セルコンクリート壁厚を2mと設定し、施設概念検討を行った。

一方、MA含有率を5%と設定し、MAおよびFPの核種組成は採用するサイクルシナリオによって大きく変動するため暫定的な代表組成を決め、セル壁表面における線量率を評価した結果、セル壁の厚さは1mで充分であるという評価結果を得ており、セル壁厚を削減できる可能性がある。

今後の詳細な設計を進めながら、取扱う核燃料物質組成および線源の放射能強度を考慮しつつ施設設計の最適化を図っていく必要がある。

(ii) 集合体構成部材の低価格化

被覆管、ラッパ管、エントランスノズル等の集合体構成部材の安価な加工方法を開発する必要がある。

(2) 核拡散抵抗性に係わる項目

(i) 粉末飛散防止／粉末回収技術開発

セル内への粉末飛散があると回収が極めて困難になるため、成型プレス、研削装置など粉末飛散の可能性がある装置については、カバーを行うと同時に集塵システムを設け、局所排気を行うことでホールドアップ低減を図ることとしている。モックアップによる確認試験により、その効果の確認および設備の最適化を図る。これは、安全性（設備補修作業員の被ばく低減）、環境負荷低減性、運転・保守補修性にも係わる課題でもある。

(ii) 計量管理技術の高度化

従来のサンプリングと分析による計量管理は大型施設においては分析精度に限界がある。NRTA手法による工程内のPu量の把握・管理を行う手法について高度化を図り、現在用いられている工程内の核燃料物質量の検認手法と同等の信頼性を有する技術にまで高める。

あわせて、セル内ホールドアップの測定技術を含め、低除染MA含有燃料の核物質量確定技術の開発が必要である。

また、低除染MA含有燃料の特性を活かし、現行制度の改良による制度適用の負荷低減を図っていく必要がある。

(3) 技術的成立性に係わる項目

(i) 粉末流動性改善/強制粉末充填技術開発

現在開発を進めている流動性改良技術として、高温焙焼還元法、転動造粒法、流動層造粒法、また、強制粉末充填技術としてエアータップ充填法等の開発をさらに進め、成型性および焼結性に係わるデータを取得し、最適な手法を選定する。

また、造粒法については、マイクロ波脱硝しながら造粒する方法と、焙焼還元粉を造粒する方法のプロセス選定に係わる開発試験を実施する。

(ii) 均質なペレットを得るための焼結・O/M 調整プロセス条件の把握

小規模試験にて、Pu-Am-Ln系酸化物の析出を抑制し均質性の良いペレットを得るための焼結プロセス条件を把握する。

さらに小規模試験にて、量産システムに適した燃料仕様範囲および合理的な焼結・熱処理プロセス条件を確認し、工学規模ホット試験によって、燃料仕様や量産性に対応する燃料製造条件を把握する。

(iii) 燃料酸化防止

小規模試験を通してO/M調整済みペレットの酸化挙動を把握すると共に、O/M調整済みペレットの貯蔵及び移送時における詳細な熱影響評価等を行う。これらを踏まえて、量産システムに適した合理的な除熱及び酸化防止対策を検討し、燃料品質の向上に資する。

(iv) 大型脱硝容器での脱硝性能確認

脱硝速度、吹きこぼれ、飛沫飛散に配慮し量産に適した脱硝容器の開発・形状の最適化を図る。

(v) 放射線・高発熱影響対策

低除染MA含有燃料からの放射線に対し、遮へいや距離による効果的な対策が施せない設備に対し、耐放射線性を有する機器の開発を行う。また、付着粉末からのα線によるダメージは大きいと予想され、密閉構造、正圧構造等の採用により粉末が入り込まない電子機器を開発する。これは経済性、運転・保守補修性に係わる課題でもある。

崩壊熱による影響対策として、燃料要素被覆管の表面酸化による外観不良、熱膨張による燃料集合体の組立不良および燃料要素検査装置の検査誤差拡大を防止するため、最適な冷却を採用したシステム概念を検討していく。また、熱評価解析、モックアップ試験等により除熱機構の有効性を確認していく。

(vi) 遠隔保守補修対応機器開発

セル内での遠隔保守補修性については、安全性を維持しつつ、ICC、PM、MSMのアクセス性、モジュールの着脱･位置決め･復元作業の容易性、遮へい窓やITVカメラからの作業視認性、ケーブル・配管類の取回し性、搬送時のバランス維持･干渉防止、除染性に配慮した構造など、配慮すべき条件が多岐に渡り、これら制約条件を十二分に反映した設備とするため、モックアップによる確認試験を行う。特に複雑な動作を行い、構成部品の多い成型設備、ペレット検査設備、燃料要素組立設備などを重点的に行う。これは経済性、運転保守・保守性に係わる課題でもある。

4.1.5 ホット工学試験施設の検討

(1) 目的

FSで検討している商用施設は50tHM/年または200tHM/年の大型施設であり、そこで採用する技術は開発途上にある。このため、それらの技術開発にあたっては、開発目標への適合性や革新技術の成立性・信頼性を検証しながら施設・機器の規模を段階的にスケールアップしていくことが肝要である。

フェーズⅡ研究開発では実用化候補概念の明確化を行うとともに、2015年頃までの研究開発計画の策定とその後の課題摘出を行っている。ここでは更に、技術体系整備という第一段階を達成した後の、第二段階である実用化を見通す実証のための研究開発イメージを示すものとして、ホット工学規模試験施設の在り方に関する検討を行った。

(2) 施設概要

実用化に到る道筋において、基本プロセスや遠隔保守、量産性に関わる事項の多くはコールドモックアップ試験或いは小規模ホット試験等によって確証が可能であるため、工学規模ホット試験にて確認を要する主たる事項は、ペレット焼結・O/M調整の条件確定に関わる項目であると考えられる。その一方、ホット工学試験施設は、低除染MA含有燃料を工学規模で取扱う国内唯一の施設になると予想され、今後必要となってくる低除染燃料集合体を用いた照射試験への対応を考えると、照射試験用集合体製造までをカバーする能力を持たせる前提で検討を行なうのが妥当であると考えられる。そこで、ここでは、原型炉「もんじゅ」で検討されている炉心高度化検討を参考に、最大6体/年の低除染MA含有燃料集合体の供給を可能とするホット工学試験施設を検討するとした。

施設規模は、ホット確証試験の目的達成に支障のないことを前提に必要最小限とし、そのため、ブランケット燃料ペレットは外部購入にて充当する計画とする。諸機器設備も、コールドモックアップ試験にて機器性能の確証を得ることが出来るものについては、必ずしも実用プラント機器並の機器性能は必要はないとする。以上を踏まえ、施設規模は、「もんじゅ」型燃料集合体を年間6体製造するものとして、0.3tHM/年（実質製造する炉心燃料はおよそ0.2tHM/年）程度とする。

なお、当施設の稼動状況想定においては、長期計画停止や在庫検認等により計画停止期間を除いた設備の運転可能な日数を年間256日程度と想定する一方、試験施設であるという性格上、実際に設備を運転する日数はさらに低いであろうと予測し、設備利用率を25%程度として検討を行った。

(3) 運転方法

工学試験施設の運転は以下の考えに基づく。

①「もんじゅ」高度化炉心研究を参考に、集合体6体/年の生産を想定する。
②運転可能日数256日間、実質運転日数64日間（設備利用率25%）
③日勤対応を基本とする。ただし、焼結・O/M調整炉の稼動に際しては、必要に応じて連続運転を実施し、部分的に3交替対応をとる。
④ペレット加工プロセス実証試験にて、集合体生産量を超えて生産した余剰ペレットは、リワークして燃料製造試験にリサイクルする。

(4) 設備・機器概念

本工学試験施設はホット工学規模試験による確証を必要とする設備工程に対する試験施設であるという位置付けのもとで、施設規模および個々の機器能力は実用規模と比較してかなり小さくなると考えられる。一方、本工学試験施設は、低除染MA含有MOX燃料集合体を製造できる国内唯一の施設として、照射試験用燃料集合体の供給をも担うこととしている。以上の点を考慮して、当工学試験施設は、脱硝・転換設備～燃料集合体組立設備に至る､燃料集合体製造を可能とする､一連の必要最小限のラインで構成されるものとする。

また、経営資源に配慮し工学試験施設設置スペースをコンパクト化するため、可能な限り冗長性を廃し、合理性を高めた設備構成で所期の目的を達成するため、ブランケットペレットは外部購入で充てるとした。

このような想定のもとで、ホット工学試験施設の運用及び試験計画に基づき、安全性、核拡散抵抗性、遠隔保守補修性等の要求を満たす設備概念を検討した。機器の概略構造等について以下に示す。また、各設備性能等について表 4.1.54に示してある。

(i) 原料受入設備

Pu富化度調整済みの低除染MA含有U/Pu硝酸溶液を再処理施設より受入れ､組成を確定した後、脱硝･転換工程へ送液する設備である。

U/Pu溶液供給槽の貯留容量は、試験および生産計画に配慮し、脱硝転換工程の稼動5日間分とする。

(ii) 脱硝･転換設備

原料受入工程から受入れた低除染MA含有U/Pu硝酸溶液を低除染MA含有MOX粉末に転換し、成型工程へ払出す設備である。

実用規模では処理容量を5kgHM/バッチ（炉心燃料）としているが、コールドモックアップ・ウラン試験によって実用規模設備の機器性能確証は可能であると考え、工学試験用機器では2kgHM/バッチへと処理容量を小さくしている。また、主工程設備全体を１フロア内に収めるため、造粒工程を脱硝・転換装置から切り離し、セル壁の高い位置に設置して、重力搬送で造粒粉末を次工程の成型工程へ払い出す構成に変更した。造粒設備はセル壁の上部に架けるように設置するとし、ターンテーブル部にて還元粉を粗粉砕後、粗粉砕粉を一旦脱硝転換物保管容器に受け、クレーン等を用いて造粒設備に払い出す。

(iii) 成型設備

脱硝･転換設備から造粒済み還元粉末を受入れ､グリーンペレットに成型した後､焼結皿に整列･移載してAGVへ払出す設備である。

実用規模施設においては12連レシプロプレス装置としているが、コールドモックアップ・ウラン試験によって実用規模設備の機器性能確証は可能であると考え、工学規模施設においては必要生産量を勘案して6連レシプロプレス機を導入する。

(iv) 焼結設備

成型設備からAGVを介して成型ペレットを積載した焼結皿を受入れ､5%H_2-Ar雰囲気中で焼結処理を行い焼結ペレットとした後、焼結皿ごとAGVへ払出す設備である。

焼結工程で懸念されるペレット焼きむらの発生は、歩留まり悪化につながる重要な問題

である。しかし、この問題に関しては、核燃料物質の組成や焼結炉の寸法・形状の影響が大きく、小規模設備や模擬物質による確証は不可能と考えられる。そのため、当設備に関しては、実規模相当の試験設備を導入するとした。

(v) O/M 調整設備

焼結設備からAGVを介して焼結ペレットが積載された実ボートを受入れ、低酸素分圧5%H_2-Ar雰囲気下、バッチ炉内でO/M調整処理を行い、ボートごとAGVへ払出す設備である。

焼結設備同様、焼きむらによる不良品の発生が懸念される工程であり、また、その確認は可能な限り実用規模設備に近い寸法・構造の機器を用いるべきであるとの判断より、ほぼ実用規模そのままの設備を導入する。

(vi) ペレット研削検査設備

O/M調整設備からAGVを介して焼結ペレットが積載された焼結皿を受入れ、ペレットの外周を研削することで外径を仕様寸法に仕上げた後、ペレットの外観、寸法形状および密度検査を行い、仕様を満足するペレットを波形トレイ上に移載し、AGVへ払出す設備である。

工学試験設備では研削と検査機能を融合させた構成となっている。当工程はコールドモックアップ試験によって実用規模設備の機器性能確証は可能であると考え、必要処理量を勘案した上で、処理能力を0.25ペレット/秒に落としている。

(vii) 燃料要素組立設備

ペレットが積載された波形トレイを受入れ、スタックを調整した後、被覆管にペレットおよびプレナムスプリングを充填し、端栓溶接／外径研削／除染／汚染検査を経て燃料要素に組み上げ、端栓溶接部熱処理設備へ払出す設備である。

実規模設備でのスタック形成設備および燃料要素組立設備の機能を併せ持つ構造となっている。コールドモックアップ試験によって実用規模設備の機器性能確証は可能であると考え、実用規模設備では燃料要素24本単位での燃料要素取り扱いであるが、工学試験設備では1本ずつの取り扱いとしている。

(viii) 燃料要素検査設備

本工程は、燃料要素端栓溶接部に熱処理を加えて被覆管母材と同程度の硬さに調質した後、ヘリウムリーク検査による貫通欠陥検査、超音波検査装置による端栓溶接部の欠陥検査、X線検査装置による燃料部とブランケット部の識別検査を行った後、合格となった燃料要素をワイヤー巻付･総合検査工程へ払出す設備である。

当設備構成は、実規模施設での端栓溶接部熱処理設備および燃料要素検査設備の諸機能を併せ持つ構造となっている。コールドモックアップ試験によって実用規模設備の機器性能確証が可能であると考え、実用規模設備では750本/日程度の処理速度としているところ、工学試験設備では90本/日程度としている。

(ix) ワイヤー巻付・総合検査設備

燃料要素検査設備から検査に合格した燃料要素を受入れ、燃料要素外周にワイヤーを巻

付けた後、総合検査を行い、燃料要素を完成体に仕上げる設備である。

実規模設備では固定した燃料要素にワイヤーを巻きつける方法をとったが、ここでは燃料要素を回転させながらワイヤーを巻き付ける方法としている。前者方式は処理速度が速いという特徴があり、高い生産性が求められる実規模施設の検討に採用したが、後者は処理速度では劣るといえ、機器サイズをコンパクトにできる等の美点があり、高い処理速度を要求しない工学試験施設で採用することとした。工学試験での更なる機器開発を通じて処理速度等の改善が図られたならば、実規模施設への採用も期待できる。

実用規模設備の機器性能確証はコールドモックアップ試験によって可能であると考え、実用規模設備では750本/日程度の処理速度を、ここでは工学試験施設である点を勘案し90本/日程度としている。

(x) 燃料集合体組立設備

燃料要素貯蔵庫から燃料要素搬送用AGVを介して燃料要素が積載された燃料要素トレイを受入れ、燃料要素を取出し束ね、エントランスノズル等の部品を用いて燃料集合体に組み上げる設備である。

コールドモックアップ試験によって当設備の実用規模機器性能確証は可能であると考え、燃料要素整列部を削除して、かわりにロボットアームで燃料要素を一本づつ取扱い、燃料要素束を組み上げる構造とし、設備の小型化を図った。実用規模設備では6体/日程度の処理速度を持つが、工学試験設備では0.75体/日程度としている。

(xi) 燃料集合体検査設備

燃料集合体組立設備からICCにより燃料集合体を受入れ、燃料集合体の検査を行う設備である。当設備では機器構成および処理能力は実規模相当とした。

(xii) 貯蔵設備

本検討では原料受入設備として原料溶液を5日分、ペレット貯蔵庫にて2集合体分、燃料要素貯蔵庫にて2集合体分、集合体貯蔵庫にて1年分がそれぞれ貯蔵できるものとする。

(5) 施設の生産能力

上記設計検討を基に設備稼働状況のシミュレーションを行い、設備利用率70%、設備稼働率25%の条件下、試験設備を単機系列で配置した設備構成で、必要とする生産量（6体/年）を確保できる見通しを得た。

(6) 配置検討

ホット工学規模試験施設の概念図を図 4.1.32、図 4.1.33に示す。その概要は以下の通りである。

建屋は、燃料製造を専らにして、主工程設備と周辺設備を配置し、新燃料貯蔵庫を内包する構造とした。地上2階、地下1階建てとし、主工程施設は1階（一部2階にまたがる）に配置した。脱硝・転換～ペレット加工、燃料要素加工～燃料要素検査、集合体組立の各工程を平行に並べたS字型のセル配置構成となっている。周辺施設に関しては、2階部分に建屋換気空調設備、制御盤室、1階部分に中央制御室、地下階へは主工程の保守設備とともにユーティリティおよびオフガス処理の施設を配置した。

セル容積は、主工程セル約5,500m³、付加セル約4,500m³、合計約10,000m³となった。建屋の寸法は約62m×67m×高さ24mで、容積は約10万m³である。

なお、今後策定される試験計画によっては、工学試験施設像には柔軟に変更が加えられることが予想され、ここで示す配置検討案は、検討実施時点での一選択肢との範囲を出る物ではない。

(7) 経済性

(i) 建設費

建設費に関する検討を行った結果、主工程設備費約120億円、保守補修設備費および共通設備費約115億円、建屋・電気・換気設備費約139億円となり、建設費総額でおよそ380億円となった。なお、建電換費用算出には実規模施設の建設費評価に用いた容積単価13万円/m³を適用している。また、これら各費用には工事管理費10%を含むものとする。

(ii) 操業費

人件費、消耗品等諸費を概略評価した結果を以下に示す。

試験のための施設であるという特質を考慮して、基本的に日勤による操業形態として人員数を検討した。ただし、焙焼炉・O/M調整炉の工程は、昇／降温にかかる無駄を排除するため、当該設備は24時間連続運転を行うものとして、部分的に3交代制を取ることとした。運転要員は6人3班での対応としたが、焙焼炉・O/M調整炉の工程の連続運転が短期間で終わるのであれば、一時的に他の工程から応援人員を得ることにより、日勤の人員構成で対応するということも考えられる。また、運転作業員だけでなく、試験施設としての性質上、試験計画およびデータ解析のための要員も相応に必要と考えられるため、そのための人員も加味する。さらに、施設の稼動／停止期間に応じて配置人員数の変動を考慮し、人件費を概算で4.9億円と見積もった。

消耗品等諸費についても、施設の特徴等を考慮して検討を行った。また、雑費として清掃費や洗濯費に関しては製造規模50tHM/年規模施設における設定と比較して検討し、消耗品等諸費を概略5.0億円／年程度と見積もった。

(8) 環境負荷低減性

(i) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.55に示す。主な固体廃棄物は保守補修に伴い発生する交換部品、脱硝容器、ヒーター、耐火レンガ等であり、年間発生量は地層処分低レベル放射性廃棄物が約1t、クリアランスレベル以下が約0.4tとなった。なお、機器設備更新に伴う廃棄物の発生は考慮していない。

(ii) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.1.56に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が約500t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）が約7,500t、クリアランスレベル以下（コンクリート）が約7万tとなった。

表 4.1.1　燃料の基本仕様（リファレンスシステム）

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	ヶ月	18		
増殖比	―	1.16		
集合体配列ピッチ	mm	183.2		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	316	278	198

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体		外側炉心燃料集合体		径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
			IC＋AB	ICのみ(AB無し)	OC＋AB	OCのみ(AB無し)	
全　　長		mm	4,370		4,370		4,370
燃料要素の本数		本/体	234	37	234	37	127
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	82.0		82.1		0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		67.4		67.4		190.5
	合　　計		149.4		149.5		190.5

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	内側炉心燃料要素(ICのみ)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	外側炉心燃料要素(OCのみ)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素
全　長		mm	2,905		2,905		2,905
長　さ	炉心燃料	mm	800	800	800	800	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上300/下400	0	上300/下400	0	1,500
ペレット個数	炉心燃料	個/本	87.9	87.9	87.9	87.9	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		67.3	0	67.3	0	105.6
重　量	炉心燃料	g-HM/本	303	303	303	303	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		288	0	288	0	1,500
	合　　計		591	303	591	303	1,500

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)
被覆管内径	mm	7.76	7.76	7.76	12.10
ペレット外径	mm	7.60	7.60	7.60	11.84
ペレット高さ	mm	9.10	9.10	10.40	14.20
Pu富化度	%	21.5	24.1	0.0	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.07	11.08	10.96	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0	90.0
中空径	mm	2.26	2.26	中実ペレット	中実ペレット
ペレット密度	%TD	93.8	93.8	93.8	94.0
ペレット重量	g-MOX/個	3.91	3.91	4.85	16.11
	g-HM/個	3.44	3.45	4.28	14.20

表 4.1.2　燃料重量組成
（燃料重金属１t 当たり、リファレンスシステム）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	7.75E+02	76.5%	7.47E+02	73.7%	1.00E+03	100.0%
Pu	2.15E+02	21.2%	2.41E+02	23.8%	0.00E+00	0.0%
Np	1.12E+00	0.1%	1.26E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	6.75E+00	0.7%	7.59E+00	0.7%	0.00E+00	0.0%
Cm	2.25E+00	0.2%	2.53E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	98.7%	1.00E+03	98.7%	1.00E+03	100.0%
FP	1.31E+01	1.3%	1.31E+01	1.3%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	1.01E+01	1.0%	1.14E+01	1.1%	0.00E+00	0.0%

表 4.1.3　臨界安全評価結果

評価項目		評価結果 （核的制限値）	備考
PuNH－UNH溶液	無限環状槽厚さ *1	9.0cm	濃度400g（U+Pu）/l、30cm水全反射、Cd付き
	無限平板厚さ *1	9.3cm	濃度300g（U+Pu）/l、30cm水全反射
	無限円筒直径 *1	21cm	濃度300g（U+Pu）/l、30cm水全反射
	無限円筒直径 *1	26cm	濃度400g（U+Pu）/l、30cm水全反射、Cd付き
MOX粉末	質量 *1	240kgHM	球形状、密度4.0g/cc、含水率5.0%、30cm水全反射
	無限円筒直径 *2	29.7cm	密度4.0g/cc、含水率5.0%、30cm水全反射
MOXペレット	無限平板厚さ *1	5.5cm	密度10g/cc、含水率5.0%、30cm水全反射
	質量 *1	52kgHM	密度10g/cc、含水率5.0%、30cm水全反射
燃料要素	燃料要素本数 *3	983本	密度10.4g/cc、空間水密度 6E-4g/cm3（湿度100%）
燃料集合体	燃料要素本数 *3	983本 （燃料集合体約3.6体）	密度10.4g/cc、空間水密度 6E-4g/cm3（湿度100%）

〈注記〉

*1) 原料組成　:U/Pu = 75/25 , 239Pu/240Pu/241Pu = 60/20/20 （U濃縮度0.7wt%）
評価結果は中性子の実効増倍率が0.95となる値

*2) 原料組成　:U/Pu = 70/30 , 239Pu/240Pu/241Pu = 60/20/20 （U濃縮度0.3wt%）
評価結果は中性子の実効増倍率が0.95となる値

*3) 原料組成　:U/Pu = 73/27 , 239Pu/240Pu/241Pu = 65/20/15 （U濃縮度0.3wt%）
評価結果は臨界となる燃料要素本数に安全係数0.7を積算した値

MOXペレットの含水率5.0%は、ペレット焼結体の理論密度を95%TD（理論密度）と想定して、
残余の空隙部分に水が充満するという保守側に立った仮定による。

表 4.1.4　被覆管表面最高温度が 300℃となる強制冷却風量

集合体 組立方法	発熱密度	
	15 W/kgHM	30 W/kgHM
横置き	2.5 m3/min	5.0 m3/min
縦置き	1.5 m3/min	3.1 m3/min

表 4.1.5　設備必要台数（リファレンスシステム）

主工程設備名	主要仕様	想定稼働率*1（%）	取扱形態	単位	内側炉心燃料（Pu富化度21.5%）			外側炉心燃料（Pu富化度24.1%）			軸方向ブランケット燃料			径方向ブランケット燃料		
					必要処理量	処理能力（/基）	必要台数（基）	必要処理量	処理能力（/基）	必要台数（基）	必要処理量	処理能力（/基）	必要台数（基）	必要処理量	処理能力（/基）	必要台数（基）
原料受入設備	炉心燃料用：円環槽（溶液厚さ90mm未満） ブランケット用：円筒槽	95	溶液	リットル/7日	5,607	7,200	*3 2.0	5,390	6,900	*3 2.0	9,660	11,800	*3 2.0	*2	*2	*2
脱硝・転換設備	脱硝：マイクロ波脱硝、350℃×1h、40kW 焙焼/還元：電気炉、750℃×1h（冷却含む）、空気/5%H2-N2 粗砕：オーガ回転式、1h 造粒：転動造粒方式 処理能力：炉心5.0kg-HM/バッチ、ブランケット8.5kg-HM/バッチ	95	溶液	kg-HM/日	228	120	2.0	201	120	1.8	351	204	1.8	331	204	1.7
成型設備	レシプロ式プレス 潤滑：ダイ潤滑式 処理能力：12パンチ×7.5個/分	75	粉・ペレット	個/分	46	90	0.7	40	90	0.6	57	90	0.8	16	90	0.2
焼結設備	プッシャー式連続炉 焼結：1700℃×3～5h、5%H2-Ar、加湿雰囲気 処理能力：炉心2段（1,521個）/30分*4、軸ブラ4段（2,704個）/30分、径ブラ4段（1,024個）/30分	95	ペレット	個/分	46	51	1.0	40	51	0.8	57	90	0.7	16	17	1.0
O/M調整設備	バッチ式高温雰囲気炉 O/M調整：850℃×5h→1350～1500℃×5h（二段階熱処理） ΔG=-565～-530kJ/mol 処理能力：75,712個/日（炉心のみ）	95	ペレット	個/分	46	53	0.9	40	53	0.8						
研削設備	乾式センタレスグラインダ 研削代自動フィードバック方式 処理能力：120個/分	75	ペレット	個/分	46	120	0.5	40	120	0.4	57	120	0.6	16	120	0.2
ペレット検査設備	外観：全数検査、画像処理および目視方式 密度・寸法形状：抜取検査、自動検査方式 処理能力：120個/分	75	ペレット	個/分	46	120	0.5	40	120	0.4	57	120	0.6	16	120	0.2
スタック調整設備	自動スタック調整方式 24本同時充填対応 処理能力：1728本/日	95	ペレット	ピン/日	693	1,728	0.4	609	1,728	0.4				204	1,728	0.1
燃料要素組立設備	ペレット挿入：24本同時押込み方式 端栓溶接：抵抗溶接式、溶接後外径研削 全長除染/汚染度検査：払拭除染/シンチレーション式 処理能力：750本/日	95	燃料要素	ピン/日	693	750	1.0	609	750	0.9				204	750	0.3
端栓溶接熱処理設備	He雰囲気赤外線反射式加熱炉 24本同時処理方式 処理能力：768本/日	95	燃料要素	ピン/日	693	768	0.9	609	768	0.8				204	768	0.3
燃料要素検査設備	欠陥検査：ヘリウムリーク方式 端栓溶接部検査：超音波探傷法方式 識別検査：X線検査方式（自動送りVTR記録） 処理能力：750本/日	95	燃料要素	ピン/日	693	750	1.0	609	750	0.9				204	750	0.3
ワイヤ巻付・総合検査設備	ワイヤ巻付け：自動巻付け方式 総合検査：ゲージ、秤量、ITV確認方式 処理能力：750本/日	95	燃料要素	ピン/日	693	750	1.0	609	750	0.9				204	750	0.3
燃料集合体組立設備	横置き組立・ラッパ管挿入方式 強制冷却 処理能力：6体/日	95	集合体	体/日	2.5	6.0	0.4	2.2	6.0	0.4				1.6	6.0	0.3
燃料集合体検査設備	自走検査方式 処理能力：6体/日	95	集合体	体/日	2.5	6.0	0.4	2.2	6.0	0.4				1.6	6.0	0.3

注記　*1：想定稼働率は、ペレット搬送不良による停止が考えられるものを75%、それ以外を95%とした。
*2：軸方向ブランケットと径方向ブランケットは同一組成なので一括製造するものとし、軸方向ブランケット燃料に総量を記載した。
*3：設備数は、組成毎に再処理施設からの受入れと脱硝・転換設備への払出しを併行して行うため、それぞれ2基設けるものとした。
*4：内側炉心焼結炉の1系列化を実現するために焼結炉（炉心燃料用）長を1500mm延長し、時間当たりペレット投入量を12.5%増加した。

表 4.1.6　分析項目表

	サンプリング箇所	流体名称	分析項目（定常）	サンプル量	分析頻度	備考
原料受入設備（U100%）	U溶液供給槽A/B	硝酸U溶液	U濃度、U同位体組成	約10cc/1サンプル	1回/7日・槽	7日はU溶液供給槽A/Bそれぞれのバッファ容量
原料受入設備（Pu21.5%）	U/Pu溶液供給槽A/B	硝酸U/Pu混合溶液	（Pu、U、Am、Np、Cm）濃度、H+、（Pu、U）同位体組成	約10cc/1サンプル	1回/7日・槽	7日はU/Pu溶液供給槽A/Bそれぞれのバッファ容量
原料受入設備（Pu24.1%）	U/Pu溶液供給槽C/D	硝酸U/Pu混合溶液	（Pu、U、Am、Np、Cm）濃度、H+、（Pu、U）同位体組成	約10cc/1サンプル	1回/7日・槽	7日はU/Pu溶液供給槽C/Dそれぞれのバッファ容量
廃液処理設備	廃液槽	硝酸U/Pu混合溶液/硝酸U溶液等	（Pu、U、Am、Np、Cm）濃度、H+、不純物	約10cc/1サンプル	1回/7日・槽	脱硝凝縮廃液、オフガス洗浄廃液
U/Pu脱硝設備（U100%）	脱硝容器（A系列～D系列）	還元粉末	比表面積、見掛け密度、嵩密度、平均粒径、O/M、不純物、水分	約100g/1サンプル	1回/7日・4系列	7日は溶液供給槽のバッファ容量
U/Pu脱硝設備（Pu21.5%）	脱硝容器（E系列～F系列）	還元粉末	比表面積、見掛け密度、嵩密度、平均粒径、O/M、不純物、水分	約100g/1サンプル	1回/7日・2系列	
U/Pu脱硝設備（Pu24.1%）	脱硝容器（G系列～H系列）	還元粉末	比表面積、見掛け密度、嵩密度、平均粒径、O/M、不純物、水分	約100g/1サンプル	1回/7日・2系列	
ペレット検査設備（U100%）	寸法・密度検査装置A/B	ペレット	U同位体組成、（U、Am、Np、Cm）濃度、不純物、全水素量、金相（結晶粒度、ポア分布）、ペレット溶解性	約ペレット20個/1サンプル	1回/7日・2基	
ペレット検査設備（Pu21.5%）	寸法・密度検査装置C/D	ペレット	（Pu、U）同位体組成、（Pu、U、Am、Np、Cm）濃度、O/M、不純物、全水素量、金相（結晶粒度、ポア分布）、Puス	約ペレット20個/1サンプル	1回/7日・1基	
ペレット検査設備（Pu24.1%）	寸法・密度検査装置E	ペレット	（Pu、U）同位体組成、（Pu、U、Am、Np、Cm）濃度、O/M、不純物、全水素量、金相（結晶粒度、ポア分布）、Puス	約ペレット20個/1サンプル	1回/7日・1基	
CS・DS処理設備（U100%）	リワーク溶液受入槽A/B	硝酸U/Pu混合溶液	Pu濃度、U濃度、Pu富化度、不純物等	約10cc/1サンプル	1回/1日・2槽	1日はリワーク溶液受入槽のバッファ容量
CS・DS処理備（Pu21.5、24.1%）	リワーク溶液受入槽C/D	硝酸U/Pu混合溶液	Pu濃度、U濃度、Pu富化度、不純物等	約10cc/1サンプル	1回/1日・2槽	

表 4.1.7　分析方法一覧表

対象	分析項目	分析方法	必要試料量	備考
溶液	Pu濃度	電位差滴定	約1cc	
	U濃度	電位差滴定	約1cc	
	Am	γ線スペクトル分析	約1cc	
	Cm、Np	α線スペクトル分析	約1cc	
	H+	電位差滴定	約1cc	
	Pu同位体組成	質量分析	約1cc	
	U同位体組成	質量分析	約1cc	
	Pu富化度	計算法	―	
粉末	比表面積	低温物理吸着法	約2～3g	
	嵩密度	容器充てん法	約50g	
	タップ密度	容器充てん法	約50g	
	平均粒径	空気透過性	約2g	
	O/M	酸化還元重量法	約1g	
	不純物	発光分光	約1g	
	水分	水分吸着法	約2～3g	
ペレット	O/M	酸化還元重量法	約5g	
	不純物	発光分光、吸光光度分析、ガスクロマトグラフ分析、赤外線吸収等	約50g	
	全水素量	ガスクロマトグラフ分析	約5g	
	Pu富化度	計算法	―	
	Puスポット	αオートラジオグラフィー	約5g	液-液混合であることを考慮すると必要のない可能性あり
	金相	金相試験法	約5g	結晶粒度、ポア分布
	Am、Cm、Np	質量分析	約5g	
	ペレット溶解性	硝酸等溶解法	約5g	
	(U、Pu)含有率	酸化重量法	約5g	
	Pu含有率	水分吸着法	約5g	
	Pu同位体組成	質量分析	約5g	
	U同位体組成	質量分析	約5g	

表 4.1.8　ライン構成検討結果（リファレンスシステム）

主工程設備名	設備設置台数（必要台数）				設置台数の根拠
	内側炉心燃料（45.6t-HM/y、Pu富化度21.5%）	外側炉心燃料（40.1t-HM/y、Pu富化度24.1%）	軸方向ブランケット燃料（70.3t-HM/y）	径方向ブランケット燃料（66.3t-HM/y）	
原料受入設備	2（ 2 ）	2（ 2）	2(2)		ブランケット燃料は同一組成なので、まとめて製造することとした
脱硝･転換設備	2（2.0 ）	2（ 1.8 ）	2（1.8 ）	2（ 1.7 ）	
成型設備	1（0.7 ）	1（ 0.6 ）	1（0.8 ）	1（ 0.2 ）	
焼結設備	1（1.0 ）	1（ 0.8 ）	1（0.7 ）	1（ 1.0 ）	
O/M調整設備	1（0.9 ）	1（ 0.8 ）			
研削設備	1（0.5 ）	1（ 0.4 ）	1（0.6 ）	1（ 0.2 ）	
ペレット検査設備	1（0.5 ）	1（ 0.4 ）	1（0.6 ）	1（ 0.2 ）	
スタック調整設備	1（0.4 ）	1（ 0.4 ）		1（ 0.1 ）	
燃料要素組立設備	1（1.0 ）	1（ 0.9 ）		1（ 0.3 ）	
端栓溶接熱処理設備	1（0.9 ）	1（ 0.8 ）		1（ 0.3 ）	
燃料要素検査設備	1（1.0 ）	1（ 0.9 ）		1（ 0.3 ）	
ワイヤ巻付･総合検査設備	1（1.0 ）	1（ 0.9 ）		1（ 0.3 ）	
燃料集合体組立設備	1(0.9)			1（ 0.3 ）	炉心燃料集合体は密封状態で取り扱うのでクロスコンタミの心配が無く、設備処理能力には余裕があるので、キャンペーン運転で製造するものとして1基とした。
燃料集合体検査設備	1(0.9)			1（ 0.3 ）	

注）（ ）内数値は、表4.1.8に示す設備必要台数を示す。

表 4.1.9　保守頻度設定根拠

保守頻度（平均故障間隔）	平均修復時間	保守および修復時間設定根拠	代表的な保守対象部品等
1回/2500日（1回/10年）	1日	モータ類をはじめとし、実績及びカタログ値等より保守頻度を10年と推定できるもの	モータ、カップリング、ベアリング、ボールネジ、ロータリーバルブ、自走台車(AGV)等
1回/1250日（1回/5年）	1日	ヒータ類をはじめとし、実績及びカタログ値等より保守頻度を5年と推定できるもの	ロータリージョイント、オーガ、LMガイドレール・ブロック、ポンプ類、秤量器、シリンダ、フィーダー、クレーンなど
	5日	炉を降温してユニット交換する部品（降温及び昇温時間を考慮）	焙焼炉、還元炉、焼結炉、O/M調整炉のヒーター、断熱板など
1回/500日（1回/2年）	1日	ユニット交換部品のうち、頻繁に稼動する部品、消耗品など	リミットスイッチ、センサ、グランドパッキン、オイルシール、タイミングベルト、ボールバルブ、ガスケット、熱電対など
1回/125日（1回/6ヶ月）	1日	LWR向け燃料製造商用施設の実績を参考に成型パンチの保守頻度を設定	成型パンチ
1回/5時間※	1時間	マスタースレーブマニピュレータ等による頻繁な保守が想定されるメンテナンス	ペレットの搬送不良などによる停止など

※：ペレット搬送不良では、5時間につき1回1時間停止する（設備停止率20%）としているが、実際の運転では5時間の運転時間中に幾度かのペレット搬送不良停止があり、その停止時間の合計が1時間であるとした。

表 4.1.10　耐震設備区分

耐震クラス	設　備
Aクラス	原料受入設備、脱硝・転換設備、CS・DS処理設備、廃液処理設備、セル、セル換気設備、セル換気設備電源
Bクラス	ペレット成型以降の主工程設備、その他セル内機器設備
Cクラス	その他機器設備

表 4.1.11　MOX 燃料製造施設の主工程設備台数

設備名称	設備台数(基)					
	Na 冷却大型炉			Na 冷却大型炉/中型炉		水冷却炉
	200t			50t		200t
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視	資源重視	経済重視	―
脱硝･転換設備	8	10	10	3	3	9
成型設備、研削設備、ペレット検査設備	各 4	各 5	各 5	各 2	各 2	各 3
焼結設備	4	5	5	2	2	3
O/M 調整設備	2	4	4	1	1	2
スタック調整設備	3	3	2	1	1	2
燃料要素組立設備	3	3	2	1	1	2
端栓溶接熱処理設備	3	3	2	1	1	2
燃料要素検査設備	3	3	2	1	1	2
ワイヤ巻付設備*	3	3	2	2	1	2
燃料要素総合検査設備	3	3	2	2	1	2
燃料要素整列設備	―	―	―	―	―	1
燃料集合体組立設備	2	2	2	1	1	2
燃料集合体検査設備	2	2	2	1	1	2
合計台数(リワーク設備、保管庫類等含む)	61	69	63	35	33	57

*:水冷却炉はグリッド設備に読替

表 4.1.12　MOX 燃料製造施設の建設費

項 目	費　用(億円)					
	Na 冷却大型炉			Na 冷却大型炉/中型炉		水冷却炉
	200t			50t		200t
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視	資源重視	経済重視	―
主工程設備費	500	549	497	226	214	456
保守補修設備費、共通設備費	484	544	499	286	276	455
建屋･電気･換気設備費	753	766	753	493	484	742
新燃料貯蔵建屋設備費	89	89	89	54	54	89
建設費合計	1,826	1,948	1,838	1,060	1,028	1,741

表 4.1.13　MOX 燃料製造施設の操業費

項 目	費　用(億円)					
	Na 冷却大型炉			Na 冷却大型炉/中型炉		水冷却炉
	200t			50t		200t
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視	資源重視	経済重視	―
人件費	40.1	40.1	40.1	20.0	20.0	40.1
修繕費(機器交換費、定検材料費)	38.3	42.6	39.7	20.4	19.8	35.2
消耗品等諸費(補充 U、ユーティリティ等を含む)	23.5	24.6	24.2	14.7	14.5	22.9
業務分担費	15.3	16.1	15.6	8.3	8.2	14.7
事業税	1.4	1.5	1.4	0.8	0.8	1.3
操業費合計	119	125	121	64	63	114

表 4.1.14　MOX 燃料製造施設の燃料製造単価

項 目	単　価（万円/kgHM）					
	Na 冷却大型炉			Na 冷却大型炉/中型炉		水冷却炉
	200t			50t		200t
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視	資源重視	経済重視	ー
燃料製造単価	15.9	16.5	16.1	29.8	29.0	15.5
資本費	5.0	5.3	5.1	11.9	11.4	4.8
操業費	5.9	6.2	6.0	12.8	12.7	5.7
部材費	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0

表 4.1.15　通常運転時の固体廃棄物発生量（リファレンスシステム）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	17.8	5.9	12.1	61	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	6.2	6.2			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	2.6	0.9	0.9	5	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	9.3	3.1	3.1	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		35.9	16.1		65	

表 4.1.16　廃止措置時の固体廃棄物発生量

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量（t）	重量（t）	重量（t）	重量（t）	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	880	40	750	―	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	7,930	―	
建電換	セルライニング	720	280	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	―	―	36,270	400,000	
合　計		1,600	320	44,950	400,000	

表 4.1.17　今後の技術的開発課題と解決方策

工程	開発課題	現状	開発試験		実用施設
			コールドモックアップ（U試験を含む）	ホット工学試験	
Pu富化度調整（再処理側）	機器製作性	硝酸ウラニル溶液を用いた小規模試験にて目標精度を達成	量産機器の製作性確認	－	－
脱硝・転換・焙焼・還元	処理能力の実証	RRPでは単機脱硝能力2kgHM/バッチ。飛散防止、量産性に課題を残す。	単機処理性能拡大（2→8.5kgHM/バッチ）開発確証試験	－	5kgHM/バッチ （ブランケット：8.5kgHM/バッチ） 設備台数：10
造粒	量産性の実証	実験室規模での転動造粒試験にて良好な結果を得る。一般産業にて多くの実績を有す。	実用機と同様の8.5kgHM/バッチ確認試験	－	5kgHM/バッチ （ブランケット：8.5kgHM/バッチ） 設備台数：10
成型	遠隔自動運転・遠隔保守補修性の実証 ホールドアップ低減	6連レシプロ機のコールド試験を実施中。	12連レシプロ機の遠隔自動運転・遠隔保守補修性の開発・確認 ホールドアップ低減	－	12連レシプロ機の遠隔自動運転
焼結	歩留りを含めた処理能力の実証	実験室レベルでの焼結試験	－	焼きむら等製造性を実用機サイズで確認（試験1回分暫定200kg）	連続プッシャー型（1プッシュ/30分） 設備台数：5
O/M調整	歩留りを含めた処理能力の実証	実験室レベルでの調整試験により、還元雰囲気下でのペレット再加熱により所期のO/M調整が可能なことを確認	－	焼きむら等製造性を実用機サイズで確認（試験1回分暫定200kg）	56ボート/バッチ 設備台数：5
研削	遠隔自動運転・遠隔保守補修性の実証 ホールドアップ低減	概念設計レベルでの机上検討を実施	実用機サイズの遠隔自動運転・遠隔保守補修性の開発 ホールドアップ低減	－	2ペレット/秒 設備台数：5
ペレット検査	遠隔自動運転・遠隔保守補修性の実証	概念設計レベルでの机上検討を実施	遠隔自動運転・遠隔保守補修性の開発	－	2ペレット/秒 設備台数：5
燃料要素加工	処理能力の実証	概念設計レベルでの机上検討を実施	24本一括組立の確認	－	750ピン/日・基 設備台数：3
燃料要素検査	処理能力の実証	概念設計レベルでの机上検討を実施	一連の燃料要素検査プロセスの確立	－	750ピン/日・基 設備台数：3
集合体組立	発熱対策	温度上昇によるピン束－ラッパー管間の機械的相互干渉や部材表面への焼け発生の防止対策を計算評価	温度上昇によるピン束－ラッパー管間の機械的相互干渉や品質劣化の防止対策確立	－	6体/日・基 設備台数：2
計量管理	計量管理システムの確立	・分析手法及びホールドアップの検認手法について、従来法を発展させる必要がある。 ・将来プラントに適切な保障措置手法の構築を検討	－	手法の確認、実証	システムの実用

表 4.1.18　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5		
増殖比	―	1.10		
集合体配列ピッチ	mm	206.0		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	288	274	96

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
全　　長		mm	4,570	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255	217
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	129.0	129.2	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		56.2	56.2	295.9
	合　　計		185.2	185.3	295.9

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素
全　長		mm	2,690	2,690	2,690
長　さ	炉心燃料	mm	1,000	1,000	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上200/下200	上200/下200	1,400
ペレット個数	炉心燃料	個/本	95.3	95.3	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		38.1	38.1	133.5
重　量	炉心燃料	g-HM/本	506	507	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		220	220	1,364
	合　　計		726	727	1,364

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)
被覆管内径	mm	8.98	8.98	8.98	10.86
ペレット外径	mm	8.74	8.74	8.74	10.57
ペレット高さ	mm	10.49	10.49	10.49	12.68
Pu富化度	%	18.3	20.9	0.0	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.05	11.06	10.96	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0	90.0
中空径	mm	2.6	2.6	中実ペレット	中実ペレット
ペレット密度	%TD	95.0	95.0	95.0	95.0
ペレット重量	g-MOX/個	6.02	6.03	6.55	11.59
	g-HM/個	5.31	5.31	5.78	10.22

2. 必要生産量(製造歩留り考慮)

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	体/y	435	413	145	993
		体/d	2.2	2.1	0.7	5.0
		t-HM/y	80.5	76.6	42.9	200.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	本/y	113,291	107,784	32,136	253,211
		本/d	566.5	538.9	160.7	1,266.1
		t-HM/y	82.3	78.3	43.8	204.4

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	個/y	11,717,807	11,148,191	9,146,399	4,653,424	36,665,822
		個/d	58,589	55,741	45,732	23,267	183,329
		t-HM/y	62.2	59.2	52.8	47.5	221.8
		kg-HM/d	311	296	264	238	1,109

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(RB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	t-HM/y	62.3	59.3	52.9	47.6	222.2
		kg-HM/d	312	297	265	238	1,111

表 4.1.19　燃料重量組成

（燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　資源型）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	8.08E+02	80.7%	7.81E+02	78.0%	1.00E+03	100.0%
Pu	1.83E+02	18.3%	2.09E+02	20.9%	0.00E+00	0.0%
Np	9.57E−01	0.1%	1.10E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	5.76E+00	0.6%	6.56E+00	0.7%	0.00E+00	0.0%
Cm	1.92E+00	0.2%	2.19E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	100.0%
FP	1.39E+00	0.1%	1.39E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	8.65E+00	0.9%	9.85E+00	1.0%	0.00E+00	0.0%

表 4.1.20　ライン構成検討結果（処理規模 200t・資源重視型炉心）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・200t規模 資源重視型炉心				
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計
		処理量t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	62.3	59.3	52.9	47.6	222.1
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	←	6
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	3	3	2	2	10
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5
	焼結設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5
	O/M調整設備		1	1			2	2	2			4
	研削設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	1		1	3
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	1	1		1	3
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	1	1		1	3
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	1	1		1	3
	ワイヤ巻付設備		1	1		1	3	1	1		1	3
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	1	1		1	3
集合体工程	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	←		1	2
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	←		1	2
合　計			17	15	8	14	54	23	21	8	10	62
基準システムとの相違			（基準システム）					*脱硝設備：8⇒10基 *ペレット工程：4⇒5ライン				

表 4.1.21　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量 (t/y)	容量 (m3/y)		ドラム缶 (本/y)	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	22.9	7.6	15.3	77	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	7.7	7.7			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	2.2	0.7	0.8	4	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	9.3	3.1	3.1	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		42.1	19.2		81	

表 4.1.22　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・資源重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備(保守・補修設備含む)	940	40	750	―	
	周辺設備(保守・補修設備除く)	0	0	7,930	―	
建電換	セルライニング	840	230	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体(上記を除く)	―	―	36,850	410,000	
合　計		1,780	270	45,530	410,000	

表 4.1.23　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
電気出力	MWe	1,500	
熱出力	MWth	3,570	
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5	
増殖比	―	1.03	
集合体配列ピッチ	mm	206.0	
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4
集合体数	体	288	274

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
全　　長		mm	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	129.0	129.2
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		49.1	49.1
	合　　計		178.2	178.3

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素
全　長		mm	2,690	2,690
長　さ	炉心燃料	mm	1,000	1,000
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上150/下200	上150/下200
ペレット個数	炉心燃料	個/本	95.3	95.3
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		33.4	33.4
重　量	炉心燃料	g-HM/本	506	507
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		193	193
	合　　計		699	699

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)
被覆管内径	mm	8.98	8.98	8.98
ペレット外径	mm	8.74	8.74	8.74
ペレット高さ	mm	10.49	10.49	10.49
Pu富化度	%	18.3	21.1	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.05	11.07	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0
中空径	mm	2.6	2.6	中実ペレット
ペレット密度	%TD	95.0	95.0	95.0
ペレット重量	g-MOX/個	6.02	6.03	6.55
	g-HM/個	5.31	5.31	5.78

2. 必要生産量(製造歩留り考慮)

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	体/y	575	547	1,122
		体/d	2.9	2.7	5.6
		t-HM/y	102.4	97.6	200.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	本/y	149,876	142,591	292,467
		本/d	749.4	713.0	1,462.3
		t-HM/y	104.7	99.7	204.4

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	個/y	15,501,827	14,748,266	10,587,532	40,837,625
		個/d	77,509	73,741	52,938	204,188
		t-HM/y	82.3	78.4	61.1	221.8
		kg-HM/d	411	392	306	1,109

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	t-HM/y	82.4	78.5	61.3	222.2
		kg-HM/d	412	393	306	1,111

表 4.1.24　燃料重量組成

（燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　経済型）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	8.08E+02	79.8%	7.79E+02	76.9%	1.00E+03	100.0%
Pu	1.83E+02	18.1%	2.11E+02	20.9%	0.00E+00	0.0%
Np	9.57E−01	0.1%	1.11E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	5.75E+00	0.6%	6.64E+00	0.7%	0.00E+00	0.0%
Cm	1.92E+00	0.2%	2.21E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	98.7%	1.00E+03	98.8%	1.00E+03	100.0%
FP	1.28E+01	1.3%	1.22E+01	1.2%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	8.64E+00	0.9%	9.97E+00	1.0%	0.00E+00	0.0%

表 4.1.25　ライン構成検討結果（処理規模 200t・経済性重視型炉心）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・200t規模 経済性重視型炉心			
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	合計
		処理量t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	82.4	78.5	61.3	222.2
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	6
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	4	4	2	10
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	2	2	1	5
	焼結設備		1	1	1	1	4	2	2	1	5
	O/M調整設備		1	1			2	2	2		4
	研削設備		1	1	1	1	4	2	2	1	5
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	2	2	1	5
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	1		2
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	1	1		2
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	1	1		2
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	1	1		2
	ワイヤ巻付設備		1	1		1	3	1	1		2
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	1	1		2
集合体工程	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	1		2
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	1		2
合　計			17	15	8	14	54	24	24	8	56
基準システムとの相違			（基準システム）					*脱硝・転換設備：8⇒10基 *ペレット工程：4⇒5ライン *ピン工程：3⇒2ライン			

表 4.1.26　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量 (t/y)	容量 (m3/y)		ドラム缶 (本/y)	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	22.9	7.6	15.3	77	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	7.7	7.7			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.4	0.1	0.1	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	7.8	2.6	2.6	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		38.8	18.1		77	

表 4.1.27　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備(保守・補修設備含む)	940	0	670	―	
	周辺設備(保守・補修設備除く)	0	0	7,930	―	
建電換	セルライニング	860	170	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体(上記を除く)	―	―	36,150	400,000	
合　計		1,800	170	44,750	400,000	

表 4.1.28　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	LLFP 集合体
電気出力	MWe	1,500
熱出力	MWth	3,570
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5
増殖比(目標値)	―	1.03
集合体配列ピッチ	mm	206.0
燃料交換バッチ数	バッチ	4
ターゲット集合体数	体	32

燃料集合体仕様		単位	Tc燃料要素	YI3燃料要素	Zr-H要素
全　　長		mm		4,570	
燃料要素の本数		本/体	154	378	99
重　量	ターゲット燃料	kg-FP/体	33.4	22.7	12
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		0.0	0.0	0.0
	合　　計		33.4	22.7	12

燃料要素仕様		単位	Tc燃料要素	YI3燃料要素	Zr-H要素
全　長		mm	2,790	2,790	2,790
長　さ	ターゲット燃料	mm	1,000	1,000	1,000
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		0.0	0.0	0.0
ペレット個数	ターゲット燃料	個/本	133.2	133.2	―
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		0.0	0.0	0.0
重　量	ターゲット燃料	g-FP/本	217	60	120
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		0	0	0
	合　　計		217	60	120

ペレット仕様	単位	Tcペレット	YI3ペレット
被覆管内径	mm	5.54	5.54
ペレット外径	mm	5.30	5.30
ペレット高さ	mm	7.51	7.51
FP濃度	%	100.0	100.0
ペレット理論密度	g/cc	11.50	4.60
スミア密度	%TD	80.0	50.0
ペレット密度	%TD	85.5	59.1
ペレット重量	g-FP/個	1.63	0.45
	g-FP/個	1.63	0.45

2. 必要生産量(製造歩留り考慮)

燃料集合体	単位	ターゲット 集合体
生産量	体/y	135
	体/d	0.7
	t-FP/y	9.2

燃料要素	単位	Tcピン	YI3ピン	Zr-Hピン	合　計
生産量	本/y	21,252	52,164	13,365	86,781
	本/d	106.3	260.8	66.8	433.9
	t-FP/y	4.6	3.1	1.6	9.3

ペレット	単位	Tcペレット	YI3ペレット	合　計
生産量	個/y	3,069,936	7,535,298	10,605,235
	個/d	15,350	37,676	53,026
	t-FP/y	5.0	3.4	8.4
	kg-FP/d	25	17	42

粉　末	単位	Tc粉末	YI3粉末	合　計
生産量	t-FP/y	5.0	3.4	8.4
	kg-FP/d	25	17	42

表 4.1.29　ライン構成検討結果（処理規模 200t・LLFP 装荷炉心対応システム）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・200t規模 LLFP（燃料集合体製造施設）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・200t規模 （LLFP集合体製造施設）			備　考
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	Tc	YI3	合計	
		処理量t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	50.5	48.1	96.4	27.2	222.2	5.0	3.4	8.4	
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	←	6	1	1	2	Targetは粉末缶で受入
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	3	3	2	1	9			0	
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5	1	1	2	
	焼結設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5	1		1	
	O/M調整設備		1	1			2	2	2		←	4			0	
	研削設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5	1		1	
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	2	2	1	←	5	1	1	2	
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	1	2	
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	1	2	
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	←	1	
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	←	1	
	ワイヤ巻付設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	←	1	
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	1	1		1	3	1	←	1	
集合体工程	燃料要素整列設備						0					0	1	←	1	異種要素を整列
	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	←		←	1	1	←	1	
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	←		←	1	1	←	1	
合　計			17	15	8	14	54	23	21	8	7	59	14	5	19	
基準システムとの相違			（基準システム）					*脱硝設備：8⇒9基 *ペレット工程：4⇒5ライン *集合体工程：2⇒1ライン					―			

表 4.1.30　LLFP 装荷炉心対応施設の主工程設備台数

設備名称	設備台数(基)		
	Na 冷却大型炉		
	200t		ー
	リファレンスシステム	燃料集合体	LLFP 集合体
脱硝･転換設備	8	9	−
成型設備	4	5	2
研削設備	4	5	1
ペレット検査設備	4	5	2
焼結設備	4	5	1
O/M 調整設備	2	4	−
スタック調整設備	3	3	2
燃料要素組立設備	3	3	2
端栓溶接熱処理設備	3	3	1
燃料要素検査設備	3	3	1
ワイヤ巻付設備	3	3	1
燃料要素総合検査設備	3	3	1
燃料要素整列設備	ー	ー	1
燃料集合体組立設備	2	1	1
燃料集合体検査設備	2	1	1
合計台数(リワーク設備、保管庫類等含む)	61	66	25

表 4.1.31　LLFP 装荷炉心対応施設の建設費

項 目	費　用(億円)		
	Na 冷却大型炉		
	200t		−
	リファレンスシステム	燃料集合体	LLFP 集合体
主工程設備費	500	521	183
保守補修設備費、共通設備費	484	521	223
建屋･電気･換気設備費	753	776	286
新燃料貯蔵建屋設備費	89	95	6
建設費合計	1,826	1,914	698

表 4.1.32　LLFP 装荷炉心対応施設の操業費

項 目	費　用(億円)		
	Na 冷却大型炉		
	200t		－
	リファレンスシステム	燃料集合体	LLFP 集合体
人件費	40.1	41.1	18.3
修繕費(機器交換費、定検材料費)	38.3	41.5	14.8
消耗品等諸費(補充 U、ユーティリティ等を含む)	23.5	24.7	10.3
業務分担費	15.3	16.1	6.5
事業税	1.4	1.5	0.5
操業費合計	119	125	50

表 4.1.33　LLFP 装荷炉心対応施設の燃料製造単価

項 目	単 価 （万円/kgHM）		単 価 （万円/体）
	Na 冷却大型炉		
	200t		–
	リファレンスシステム	燃料集合体	LLFP 集合体
燃料製造単価	15.9	16.5	8,540
資本費	5.0	5.2	2,550
操業費	5.9	6.2	3,740
部材費	5.0	5.0	2,250

表 4.1.34　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体製造施設）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.0	0.0	0.0	0	
	セラミック	0.0	0.0			
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	6.1	2.0	3.4	17	成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	1.4	1.4			端栓溶接装置交換部品、焼結炉耐火レンガ等
クリアランス以下	金属	3.9	1.3	1.3	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		11.4	4.7		17	

表 4.1.35　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 集合体製造施設）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量（t）	重量（t）	重量（t）	重量（t）	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	0	340	200	―	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	4,060	―	
建電換	セルライニング	0	580	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	―	―	15,160	170,000	
合　計		0	920	19,420	170,000	

表 4.1.36　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・200t 規模・FP 核変換炉心燃料集合体）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5		
増殖比	―	1.03		
集合体配列ピッチ	mm	206.0		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	272	290	64

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
全　　長		mm	4,570	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255	217
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	129.2	129.3	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		70.2	70.2	317.1
	合　　計		199.4	199.5	317.1

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素
全　長		mm	2,790	2,790	2,790
長　さ	炉心燃料	mm	1,000	1,000	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上200/下300	上200/下300	1,500
ペレット個数	炉心燃料	個/本	95.3	95.3	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		47.7	47.7	143.0
重　量	炉心燃料	g-HM/本	507	507	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		275	275	1,461
	合　　計		782	782	1,461

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)
被覆管内径	mm	8.98	8.98	8.98	10.86
ペレット外径	mm	8.74	8.74	8.74	10.57
ペレット高さ	mm	10.49	10.49	10.49	12.68
Pu富化度	%	21.3	23.3	0.0	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.07	11.08	10.96	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0	90.0
中空径	mm	2.6	2.6	中実ペレット	中実ペレット
ペレット密度	%TD	95.0	95.0	95.0	95.0
ペレット重量	g-MOX/個	6.03	6.03	6.55	11.59
	g-HM/個	5.31	5.32	5.78	10.22

2. 必要生産量（製造歩留り考慮）

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	体/y	411	438	97	946
		体/d	2.1	2.2	0.5	4.7
		t-HM/y	81.9	87.4	30.7	200.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	本/y	107,105	114,192	21,446	242,743
		本/d	535.5	571.0	107.2	1,213.7
		t-HM/y	83.8	89.4	31.3	204.4

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	個/y	11,077,924	11,811,022	11,444,473	3,327,210	37,660,629
		個/d	55,390	59,055	57,222	16,636	188,303
		t-HM/y	58.9	62.8	66.1	34.0	221.8
		kg-HM/d	294	314	330	170	1,109

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(RB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	t-HM/y	59.0	62.9	66.2	34.1	222.2
		kg-HM/d	295	315	331	170	1,111

表 4.1.37　燃料重量組成

（燃料重金属 1t 当たり,Na 冷却大型 MOX 燃料　LLFP 装荷炉心）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	7.77E+02	77.6%	7.56E+02	75.5%	1.00E+03	100.0%
Pu	2.13E+02	21.3%	2.33E+02	23.3%	0.00E+00	0.0%
Np	1.12E+00	0.1%	1.22E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	6.64E+00	0.7%	7.33E+00	0.7%	0.00E+00	0.0%
Cm	2.23E+00	0.2%	2.45E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	100.0%
FP	1.47E+00	0.1%	1.47E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	9.99E+00	1.0%	1.10E+01	1.1%	0.00E+00	0.0%

表 4.1.38　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 装荷炉心燃料集合体製造施設）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	22.0	7.3	14.9	75	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	7.6	7.6			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	2.2	0.7	0.8	4	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	6.7	2.2	2.2	－	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		38.5	17.9		79	

表 4.1.39　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・200t 規模・LLFP 装荷炉心燃料集合体製造施設）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	940	40	720	－	
	周辺設備（保守･補修設備除く）	0	0	8,140	－	
建電換	セルライニング	840	230	－	－	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	－	－	37,180	410,000	
合　計		1,780	270	46,040	410,000	

表 4.1.40　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5		
増殖比	―	1.10		
集合体配列ピッチ	mm	206.0		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	288	274	96

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
全　　長		mm	4,570	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255	217
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	129.0	129.2	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		56.2	56.2	295.9
	合　　計		185.2	185.3	295.9

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素
全　長		mm	2,690	2,690	2,690
長　さ	炉心燃料	mm	1,000	1,000	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上200/下200	上200/下200	1,400
ペレット個数	炉心燃料	個/本	95.3	95.3	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		38.1	38.1	133.5
重　量	炉心燃料	g-HM/本	506	507	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		220	220	1,364
	合　　計		726	727	1,364

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ﾍﾟﾚｯﾄ(IC)	外側炉心燃料ﾍﾟﾚｯﾄ(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)
被覆管内径	mm	8.98	8.98	8.98	10.86
ペレット外径	mm	8.74	8.74	8.74	10.57
ペレット高さ	mm	10.49	10.49	10.49	12.68
Pu富化度	%	18.3	20.9	0.0	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.05	11.06	10.96	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0	90.0
中空径	mm	2.6	2.6	中実ペレット	中実ペレット
ペレット密度	%TD	95.0	95.0	95.0	95.0
ペレット重量	g-MOX/個	6.02	6.03	6.55	11.59
	g-HM/個	5.31	5.31	5.78	10.22

2. 必要生産量（製造歩留り考慮）

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	体/y	109	103	36	248
		体/d	0.5	0.5	0.2	1.2
		t-HM/y	20.1	19.2	10.7	50.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	本/y	28,323	26,946	8,034	63,303
		本/d	141.6	134.7	40.2	316.5
		t-HM/y	20.6	19.6	11.0	51.1

ペレット		単位	内側炉心燃料ﾍﾟﾚｯﾄ(IC)	外側炉心燃料ﾍﾟﾚｯﾄ(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	個/y	2,929,452	2,787,048	2,286,600	1,163,356	9,166,455
		個/d	14,647	13,935	11,433	5,817	45,832
		t-HM/y	15.5	14.8	13.2	11.9	55.4
		kg-HM/d	77.7	74.0	66.0	59.4	277.2

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(RB)	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	t-HM/y	15.6	14.8	13.2	11.9	55.6
		kg-HM/d	77.9	74.2	66.2	59.5	277.8

表 4.1.41　ライン構成検討結果（処理規模 50t・資源重視型炉心）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・50t規模 資源重視型炉心				
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計
		処理量 t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	15.6	14.8	13.2	11.9	55.5
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	←	6
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	2	←	1	←	3
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	1	←	1	←	2
	焼結設備		1	1	1	1	4	1	←	1	←	2
	O/M調整設備		1	1			2	1	←			1
	研削設備		1	1	1	1	4	1	←	1	←	2
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	1	←	1	←	2
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	←		←	1
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	1	←		←	1
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	1	←		←	1
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	1	←		←	1
	ワイヤ巻付設備		1	1		1	3	1	←		1	2
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	1	←		1	2
集合体工程	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	←		←	1
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	←		←	1
合　計			17	15	8	14	54	17	2	7	2	28
基準システムとの相違			（基準システム）					*脱硝・転換設備：8⇒3基 *ペレット工程：4⇒2ライン *ピン工程：3⇒1ライン *集合体工程：2⇒1ライン				

表 4.1.42　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	8.1	2.7	5.7	29	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	3.0	3.0			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.4	0.1	0.1	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	4.4	1.5	1.5	－	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		15.9	7.3		29	

表 4.1.43　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・資源重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量（t）	重量（t）	重量（t）	重量（t）	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	550	0	390	－	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	6,670	－	
建電換	セルライニング	560	150	－	－	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	－	－	24,780	270,000	
合　計		1,110	150	31,840	270,000	

表 4.1.44　燃料の基本仕様と必要生産量

（フェーズⅡ最終評価設定・Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）

1. 燃料仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
電気出力	MWe	1,500	
熱出力	MWth	3,570	
運転サイクル長さ	日(含定検期間)	845.5	
増殖比	―	1.03	
集合体配列ピッチ	mm	206.0	
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4
集合体数	体	288	274

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
全　　長		mm	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	129.0	129.2
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		49.1	49.1
	合　　計		178.2	178.3

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素
全　長		mm	2,690	2,690
長　さ	炉心燃料	mm	1,000	1,000
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上150/下200	上150/下200
ペレット個数	炉心燃料	個/本	95.3	95.3
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		33.4	33.4
重　量	炉心燃料	g-HM/本	506	507
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		193	193
	合　　計		699	699

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)
被覆管内径	mm	8.98	8.98	8.98
ペレット外径	mm	8.74	8.74	8.74
ペレット高さ	mm	10.49	10.49	10.49
Pu富化度*	%	18.3	21.1	0.0
ペレット理論密度	g/cc	11.05	11.07	10.96
スミア密度	%TD	82.0	82.0	90.0
中空径	mm	2.6	2.6	中実ペレット
ペレット密度	%TD	95.0	95.0	95.0
ペレット重量	g-MOX/個	6.02	6.03	6.55
	g-HM/個	5.31	5.31	5.78

2. 必要生産量(製造歩留り考慮)

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	体/y	144	137	280
		体/d	0.7	0.7	1.4
		t-HM/y	25.6	24.4	50.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	本/y	37,469	35,648	73,117
		本/d	187.3	178.2	365.6
		t-HM/y	26.2	24.9	51.1

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	個/y	3,875,457	3,687,066	2,646,883	10,209,406
		個/d	19,377	18,435	13,234	51,047
		t-HM/y	20.6	19.6	15.3	55.4
		kg-HM/d	102.8	98.0	76.4	277.2

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	合　計
生産量	生産規模 50t-HM/y	t-HM/y	20.6	19.6	15.3	55.6
		kg-HM/d	103.0	98.2	76.6	277.8

表 4.1.45　ライン構成検討結果（処理規模 50t・経済性重視型炉心）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 Na冷却大型炉・50t規模 経済性重視型炉心			
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	合計
		処理量 t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	20.5	17.2	17.9	55.6
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	6
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	2	←	1	3
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	1	←	1	2
	焼結設備		1	1	1	1	4	1	←	1	2
	O/M調整設備		1	1			2	1	←		1
	研削設備		1	1	1	1	4	1	←	1	2
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	1	←	1	2
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	←		1
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	1	←		1
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	1	←		1
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	1	←		1
	ワイヤ巻付設備		1	1		1	3	1	←		1
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	1	←		1
集合体工程	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	←		1
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	←		1
合　計			17	15	8	14	54	17	2	7	26
基準システムとの相違			（基準システム）					*脱硝・転換設備：8⇒3基 *ペレット工程：4⇒2ライン *ピン工程：3⇒1ライン *集合体工程：2⇒1ライン			

表 4.1.46　通常運転時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	8.1	2.7	5.7	29	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	3.0	3.0			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.4	0.1	0.1	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	4.0	1.3	1.3	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		15.5	7.2		29	

表 4.1.47　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Na 冷却大型炉・50t 規模・経済性重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量（t）	重量（t）	重量（t）	重量（t）	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	530	0	360	―	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	6,540	―	
建電換	セルライニング	460	150	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	―	―	24,490	270,000	
合　計		990	150	31,390	270,000	

表 4.1.48　炉心主要諸元と炉心特性（水冷却炉）

項　目		低除染先進湿式多重リサイクル平衡炉心	ABWR(参考)
電気出力	MWe	1,356	1,356
熱出力	MWt	3,926	3,926
原子炉圧力	MPa	7.2	7.2
炉心外接半径	m	3.8	2.7
燃料集合体数		900	872
炉心部取出燃焼度*	GWd/t	54	45
炉心取出燃焼度**	GWd/t	45	45
炉心部高さ	m	0.845	3.71
炉心流量	10^4t/h	1.8	5.2
出口クォリティ	%	51	14.5
炉心部平均ボイド率	%	69	43
炉心圧損	MPa	0.043	0.18
MOX 部 Pu 富化度	wt%/HM	31.0	—
炉心部 Puf 富化度	wt%/HM	9.3	3.8(ウラン濃縮度)
Puf 装荷量	t	15.4	—
増殖比		1.05	—
最大線出力密度	kW/ft	16	12
MCPR		1.3	1.3
ボイド反応度係数	10^{-4}Δk/k/%void	−0.5	−8
連続運転期間	Month	18	13
MOX 部 MA 含有率	wt%/HM	2.1	—
MOX 部 FP 含有率	wt%/HM	0.04	—
軸方向5領域の Puf 富化度分布および高さ	DU cm wt% cm DU cm wt% cm DU cm	DU 15.0 18 21.5 DU 41.0 18 22.0 DU 15.0	

*　:MOX 部＋内部ブランケットの平均燃焼度

**:MOX 部＋全ブランケットの平均燃焼度

表 4.1.49　燃料の基本仕様と必要生産量
（フェーズⅡ最終評価設定・水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）

ピン外径	13.7	mm
肉厚	0.87	mm
ギャップ	0.08	mm
ピン内径	11.96	mm
ペレット外径	11.8	mm
ペレット高さ	14.2	mm

軸方向構成	スタック長 (cm)	容積 (cm3)	スミア密度 %TD	燃料重量 (kg/本)	重金属重量 (kgHM/本)	集合体当り 重金属重量 (kgHM/体)	ペレット重量 g-HM/個
上部ブランケット	15.0	16.852	92.0%	0.1705	0.1502		14.18
上部炉心	21.5	24.154	91.0%	0.2418	0.2130		14.03
中部ブランケット	41.0	46.061	92.0%	0.4661	0.4107		14.18
下部炉心	22.0	24.716	91.0%	0.2474	0.2180		14.03
下部ブランケット	15.0	16.852	92.0%	0.1705	0.1502		14.18
合計					1.1421	247.84	
備考				ρ =11gMOX/cc	HM含有率0.881		

年間製造量	200	tHM
集合体数	806.96	体/年

燃料ピンタイプ		1	2	3	4	5	合計
炉心燃料Pu富化度		23.1%	26.2%	27.4%	30.4%	33.5%	
集合体中本数	（本/体）	1	13	10	47	146	217
年間製造量	（本/年）	825	10,724	8,249	38,770	120,435	179,002
ミート製造量							
炉心燃料	（tHM/年）	0	5	4	18	56	84
ブランケット燃料	（tHM/年）	1	8	6	30	93	138
合計	（tHM/年）	1	13	10	48	150	222
ペレット製造個数							
炉心燃料	（個/年）	27,545	358,080	275,446	1,294,597	4,021,514	5,977,182
ブランケット燃料	（個/年）	44,958	584,452	449,579	2,113,020	6,563,851	9,755,860
合計	（個/年）	72,502	942,532	725,025	3,407,617	10,585,365	15,733,042

表 4.1.50　ライン構成検討結果（処理規模 200t・水冷却炉心）

工　程	設　備	ケース	Na冷却大型炉対応炉心 ABLE型集合体 （リファレンスシステム）					フェーズⅡ最終評価 水冷却大型炉・200t規模 BWR型炉心				備　考
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	Pu33.5	Pu他	軸ブラ	合計	
		処理量t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	56.4	27.4	138.4	222.2	
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	8	2	12	
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	3	2	4	9	
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	2	←	1	3	
	焼結設備		1	1	1	1	4	2	←	1	3	
	O/M調整設備		1	1			2	2	←		2	
	研削設備		1	1	1	1	4	2	←	1	3	
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	2	←	1	3	
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	2	←		2	
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	2	←		2	
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	2	←		2	
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	2	←		2	
	ワイヤ巻付設備/グリッド設備		1	1		1	3	2	←		2	水冷却炉にはグリッド設備とする
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	2	←		2	
集合体工程	燃料要素整列設備						0	1	←		1	Pu富化度の異なる要素を整列
	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	2	←		2	
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	2	←		2	
合　計			15	13	6	14	54	32	10	10	52	
基準システムとの相違			（基準システム）					*原料受入設備：6⇒12基 *脱硝・転換設備：8⇒9基 *ピン工程：3⇒2ライン *燃料要素整列設備：0⇒2基				

表 4.1.51　通常運転時の固体廃棄物発生量（水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	17.7	5.9	10.8	54	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	4.9	4.9			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.4	0.1	0.1	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	7.9	2.6	2.6	－	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		30.9	13.6		55	

表 4.1.52 廃止措置時の固体廃棄物発生量（水冷却大型炉・200t 規模・BWR 型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	910	0	670	－	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	7,930	－	
建電換	セルライニング	740	190	－	－	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	－	－	35,830	390,000	
合　計		1,650	190	44,430	390,000	

表 4.1.53　技術開発項目（1/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
安全性	臨界防止	単一ユニットの臨界管理	臨界管理ロジックの具現化	中	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・マテハン技術
		複数ユニットの臨界管理	臨界管理ロジックの具現化	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
	作業員の被ばくの低減	遠隔自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	中	除染技術
		ホールドアップ低減技術の開発	粉末の飛散防止技術開発	中	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	中	システム設計 集塵技術、付着防止技術
		脱硝・焼結時のオフガスへのFP/MA移行の抑制（TRU・低DF燃料）	脱硝・焼結時のオフガスへのFP/MA移行挙動把握	小	要素技術
	火災・爆発防止	化学的安全性		小	システム設計
	耐震性	耐震設計		中	システム設計
	安全評価	安全設計方針・判断基準整備		中	システム設計
		安全評価		中	システム設計
経済性	建設費低減	プロセス合理化	強制粉末充填法の技術開発（造粒工程削減）	中	（簡素化プロセス技術）
		製造系列数の合理化	脱硝転換－ペレット製造工程間の粉末移送技術の高度化（未造粒時）	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
			キャンペーン運転の適用	中	システム設計
		製造機器の機能・構造合理化	生産量に応じた処理能力最適化	中	システム設計/特に小規模プラント
		遮蔽構造体の合理化		中	システム設計
	操業費低減	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		作業員数の合理化		中	システム設計
		機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		品質管理の合理化	検査項目の合理化、検査頻度・基準の緩和	中	システム設計
		集合体部材の低価格化		大	システム設計 要素技術
	稼働率向上	機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		保守・補修期間の短縮	遠隔保守補修技術	大	システム設計
			機器モジュール化	中	機器設計　システム設計
		高信頼性機器の開発（MA含有低除染燃料の機器安定性への影響）	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
	廃止措置費低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		中	システム設計
資源有効利用性	U/TRUのリサイクル	U/TRUの回収率向上	成型、研削工程からの発生粉末の回収率向上	小	システム設計 粉末集塵・回収技術
			リワーク（DS・CS処理工程）からの回収率向上	小	システム設計 分離・回収技術
	U/TRUのロス低減	分析廃棄物への核物質移行量低減	分析サンプルサイズの最適化	小	システム設計 分析技術
			分析箇所、頻度、サンプル数の合理化	小	システム設計 分析技術

表 4.1.53　技術開発項目 (2/3)

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
環境負荷低減性	廃棄物発生量低減	工程廃棄物(分析廃棄物)発生量低減	分析箇所、頻度、サンプル数、サイズの最適化	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物発生量低減	機器の長寿命化	中	システム設計 要素技術
			機器の台数削減	中	システム設計
			CO2ブラスト等環境負荷の少ない除染手法の開発	中	システム設計 要素技術
	廃棄物への核種移行量低減	工程廃棄物(分析廃棄物)への移行量低減	分析箇所、頻度、サンプル数、サイズの最適化	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物への移行量低減	粉末の飛散防止技術開発	大	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	大	システム設計 集塵技術、付着防止技術
			機器の除染技術開発	中	除染技術
	廃止措置時の固体廃棄物量低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		中	システム設計
		廃棄物処分技術の高度化	溶融処分等廃棄物処分技術開発	小	処分技術
核拡散抵抗性	保障措置	ホールドアップ対策(発生の抑止)	粉末の飛散防止技術開発	大	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	大	システム設計 集塵技術、付着防止技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術/(要素技術)
	核物質防護			中	システム設計
運転・保守補修性	セル内安定操業性	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		計測制御		小	システム設計 計装制御技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		MA含有低除染燃料の機器安定性への影響	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	大	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術

表 4.1.53　技術開発項目 (3/3)

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
技術的実現性	プロセス技術の実現性	粉末の流動性改善/充填技術開発	粉末造粒技術開発	大	簡素化プロセス技術
			強制粉末充填法技術開発	大	簡素化プロセス技術
		製造プロセス条件の最適化	燃料製造仕様に応じた均質性確保のための焼結、O/M調整プロセス条件の把握	大	低除染・TRU燃料製造技術
			MA、FP混入による原料の発熱、放射線に伴う各プロセス条件への影響把握	大	低除染・TRU燃料製造技術
			脱硝容器形状・容量の最適化	中	低除染・TRU燃料製造技術
		検査技術開発	端栓溶接部検査工程での標準試料片の形状・製作方法検討	中	超音波検査技術
			端栓溶接部検査工程での溶接部強度の非破壊検査方法確立	中	超音波検査技術
			X線検査工程でのペレット識別検査技術開発	中	X線検査技術
		製造工程における原料発熱による悪影響防止	O/Mドリフト防止、再酸化防止	大	システム設計、除熱技術
			集合体組立・検査工程での除熱方法検討	中	システム設計、除熱技術
	量産対応機器設計の実現性	量産技術開発	大型脱硝容器での脱硝性能確認	大	量産技術(スケールアップ)
			12連同時成型機の機器開発	中	量産技術(スケールアップ)
		処理能力の向上	脱硝転換/端栓溶接部熱処理工程での冷却時間短縮	中	システム設計、冷却技術
			多数(12個)同時成型時の処理速度とペレット品質ばらつきの確認	中	システム設計、量産技術
			端栓溶接/ワイヤ巻付工程の処理能力向上	中	システム設計、量産技術
			超音波検査/X線検査/総合検査工程での処理能力と検査精度の関係	中	システム設計、量産技術、各種検査技術
		製造歩留りの把握	TRU低除染燃料量産時の製造歩留り確認	大	低除染・TRU燃料製造技術
		運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		計測制御		小	システム設計 計装制御技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		高信頼性機器の開発(MA含有低除染燃料の機器安定性への影響)	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	大	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術
	製造ラインの成立性	工学・モックアップ試験を通じた故障・補修データ蓄積		小	システム設計、量産技術

大:技術成立性、目標達成のために特に大きな効果があると考えられる課題
中:技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小:技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

表 4.1.54　工学試験施設設備能力

主工程設備名	主要仕様	想定稼働率*1（%）	取扱形態	単位	集合体製造時		
					必要処理量	処理能力（/基）	必要台数（基）
原料受入設備	炉心燃料用 ： 円環槽	100	溶液	ﾘｯﾄﾙ/5日	71	250	0.3
脱硝･転換設備	脱硝 ： マイクロ波脱硝、350℃×1h 焙焼/還元 ： 電気炉、750℃×1h（冷却含む）、空気/5%H2-N2 粗砕 ： オーガ回転式、1h 処理能力 ： 2.0kg-HM/ﾊﾞｯﾁ	95	溶液	kg-HM/日	4	11	0.4
粉砕･造粒設備	造粒：転動造粒、1.8kg-HM/バッチ、20分/バッチ	95	粉	kg-HM/日	4	31	0.1
成型設備	レシプロ式プレス 潤滑 ： ダイ潤滑式 処理能力 ： 6パンチ×7.5個/分	75	粉・ペレット	個/分	1,756	12,150	0.2
焼結設備 *2	プッシャー式連続炉 焼結 ： 1700℃×3～5h、5%H2-Ar、加湿 処理能力 ： 炉心2段（1,152個）/30分	95	ペレット	個/分	1,756	52,531	0.0
O/M調整設備 *2	バッチ式高温雰囲気炉 O/M調整 ： 850℃×5h→1350～1500℃×5h（二段階熱処理） ΔG=-565～-530kJ/mol 処理能力 ： 32,256個/日	95	ペレット	個/分	1,756	30,643	0.1
研削設備	乾式センタレスグラインダ 研削代自動フィードバック方式 処理能力 ： 120個/分	75	ペレット	個/分	1,756	32,400	0.1
ペレット検査設備	外観 ： 全数検査、画像処理および目視方式 密度･寸法形状 ： 抜取検査、自動検査方式 処理能力 ： 15個/分	75	ペレット	個/分	1,756	4,050	0.6
燃料要素組立設備 スタック形成装置 ペレットスプリング挿入装置 端栓溶接･外径研削装置	ｽﾀｯｸ形成/ｽﾌﾟﾘﾝｸﾞ挿入：自動ｽﾀｯｸ形成押し込み/圧入方式 端栓溶接/外径研削：抵抗溶接/グラインダ式 処理能力 ： 23本/日	90	ペレット	ピン/日	12	21	0.7
燃料要素組立設備 全長除染･汚染度検査装置	全長除染/汚染度検査 ： 払拭除染/ｼﾝﾁﾚｰｼｮﾝ式 処理能力 ： 90本/日	95	燃料要素	ピン/日	12	86	0.2
燃料要素検査設備	端栓溶接熱処理：He雰囲気赤外線反射式加熱炉 欠陥検査 ： ヘリウムリーク方式 端栓溶接部検査 ： 超音波探傷法方式 処理能力 ： 35本/日	90	燃料要素	ピン/日	12	32	0.4
X線検査設備	X線検査方式（自動送りVTR記録） 処理能力 ： 180本/日	95	燃料要素	ピン/日	12	171	0.1
ワイヤ巻付設備	ワイヤ巻付け ： ワイヤ振れ防止型 処理能力 ： 90本/日	95	燃料要素	ピン/日	12	86	0.2
燃料要素総合検査設備	レーザ法、秤量法、転がし方式、ITV確認方式 処理能力 ： 90本/日	95	燃料要素	ピン/日	12	86	0.2
燃料集合体組立設備	横置き組立･起立溶接方式 強制冷却 処理能力 ： 0.75体/日	90	集合体	体/日	0.1	0.7	0.1
燃料集合体検査設備	自走レーザ法ITV確認方式 処理能力 ： 1.5体/日	95	集合体	体/日	0.1	1.4	0.1

注記　*1：想定稼働率は、原料受入設備を100%、ペレット搬送不良による停止が考えられるものを70%、多機能設備を80%、それ以外を90%とした。
*2：焼結･O/M調整炉を24時間稼動とし、その他は日勤（実働6時間）対応とした。

表 4.1.55　通常運転時の固体廃棄物発生量（工学試験施設）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.7	0.2	0.5	3	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	0.3	0.3			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
クリアランス以下	金属	0.4	0.1	0.1	－	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		1.4	0.7		3	

表 4.1.56　廃止措置時の固体廃棄物発生量（工学試験施設）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量（t）	重量（t）	重量（t）	重量（t）	
設　備	主工程設備（保守・補修設備含む）	280	0	140	－	
	周辺設備（保守・補修設備除く）	0	0	1,200	－	
建電換	セルライニング	230	0	－	－	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体（上記を除く）	－	－	6,000	70,000	
合　計		510	0	7,340	70,000	

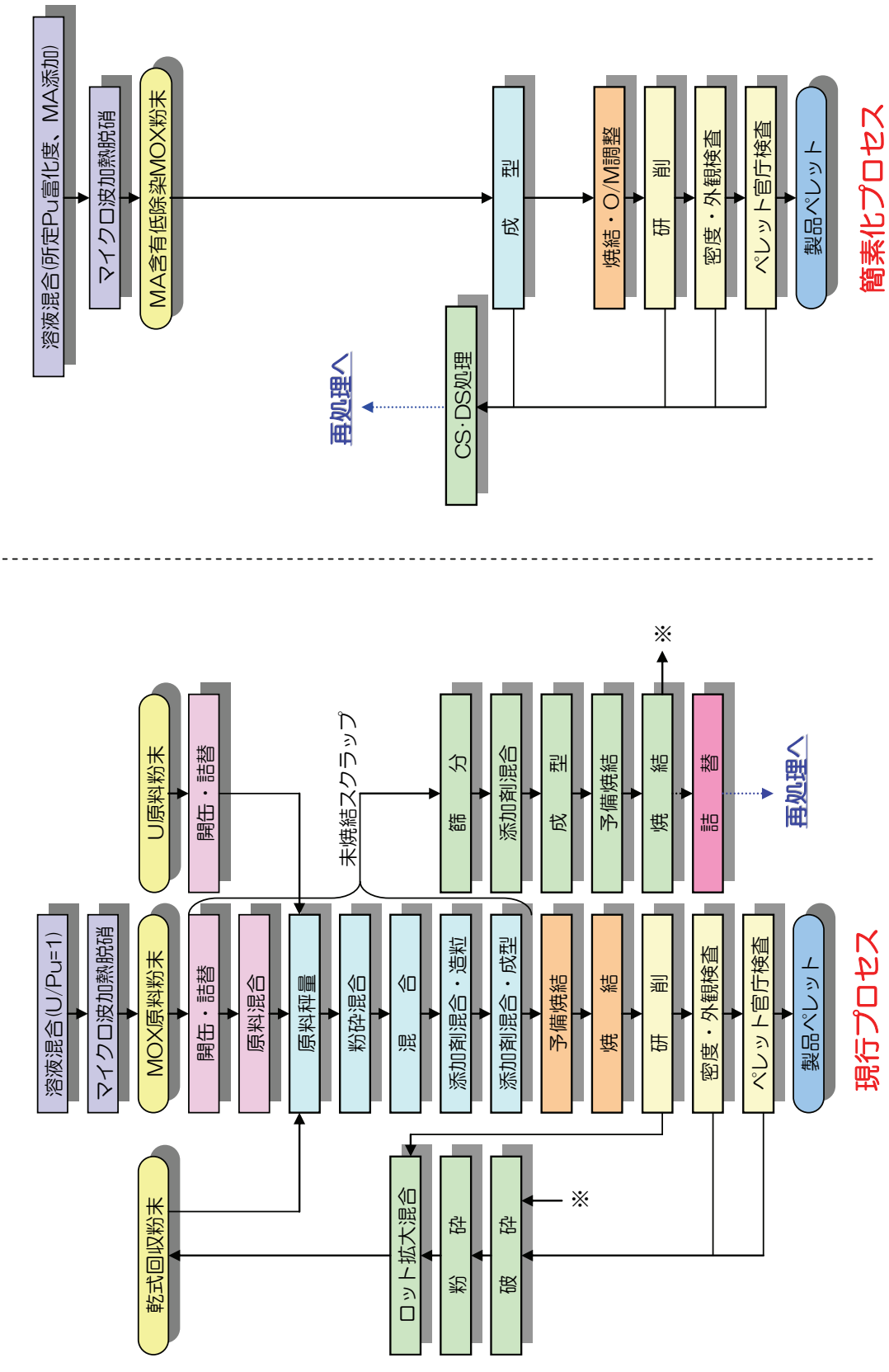


図 4.1.1　現行プロセスと簡素化ペレット法の概略フロー

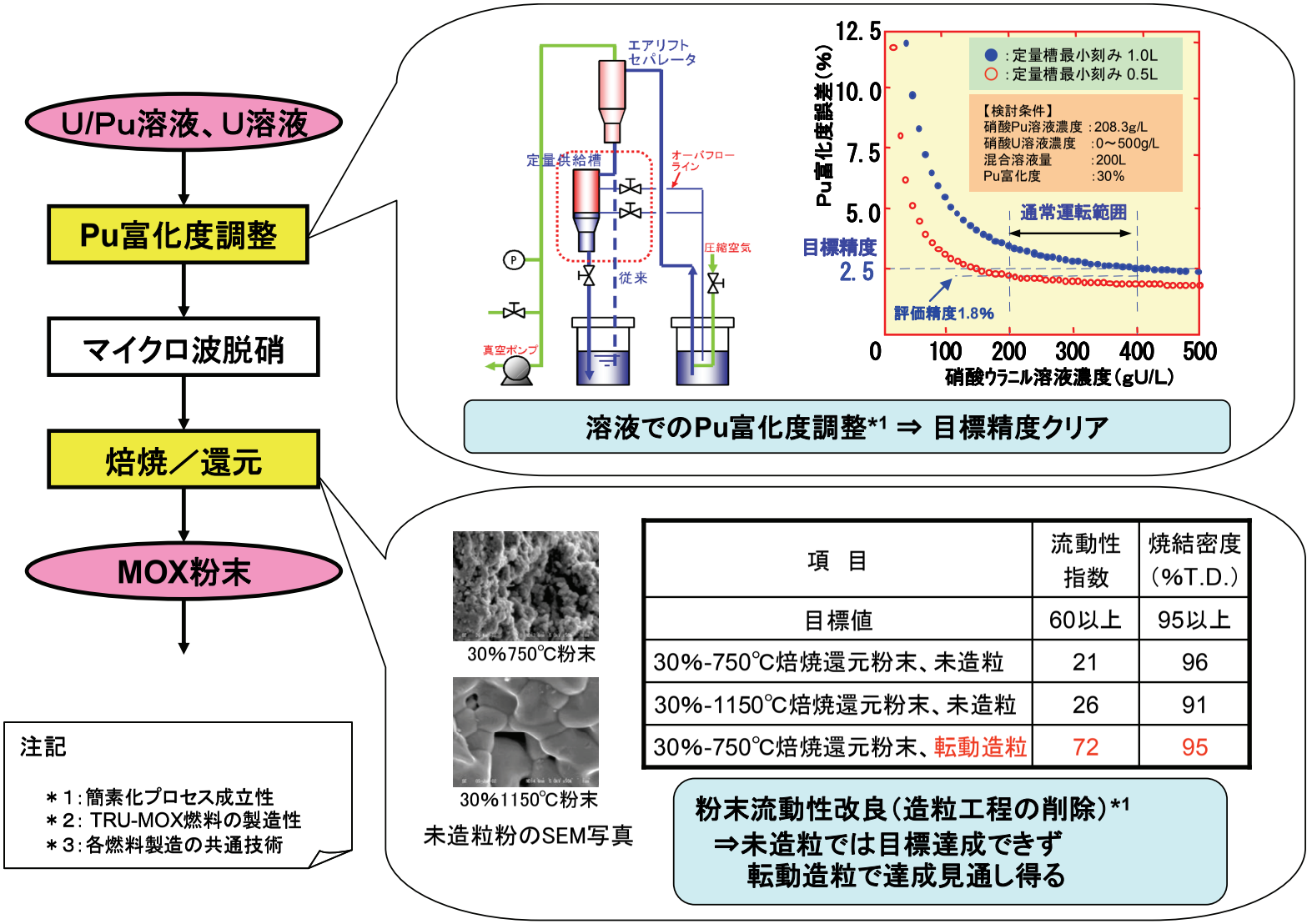


図 4.1.2　概略プロセスフローと要素技術開発課題（1/3）

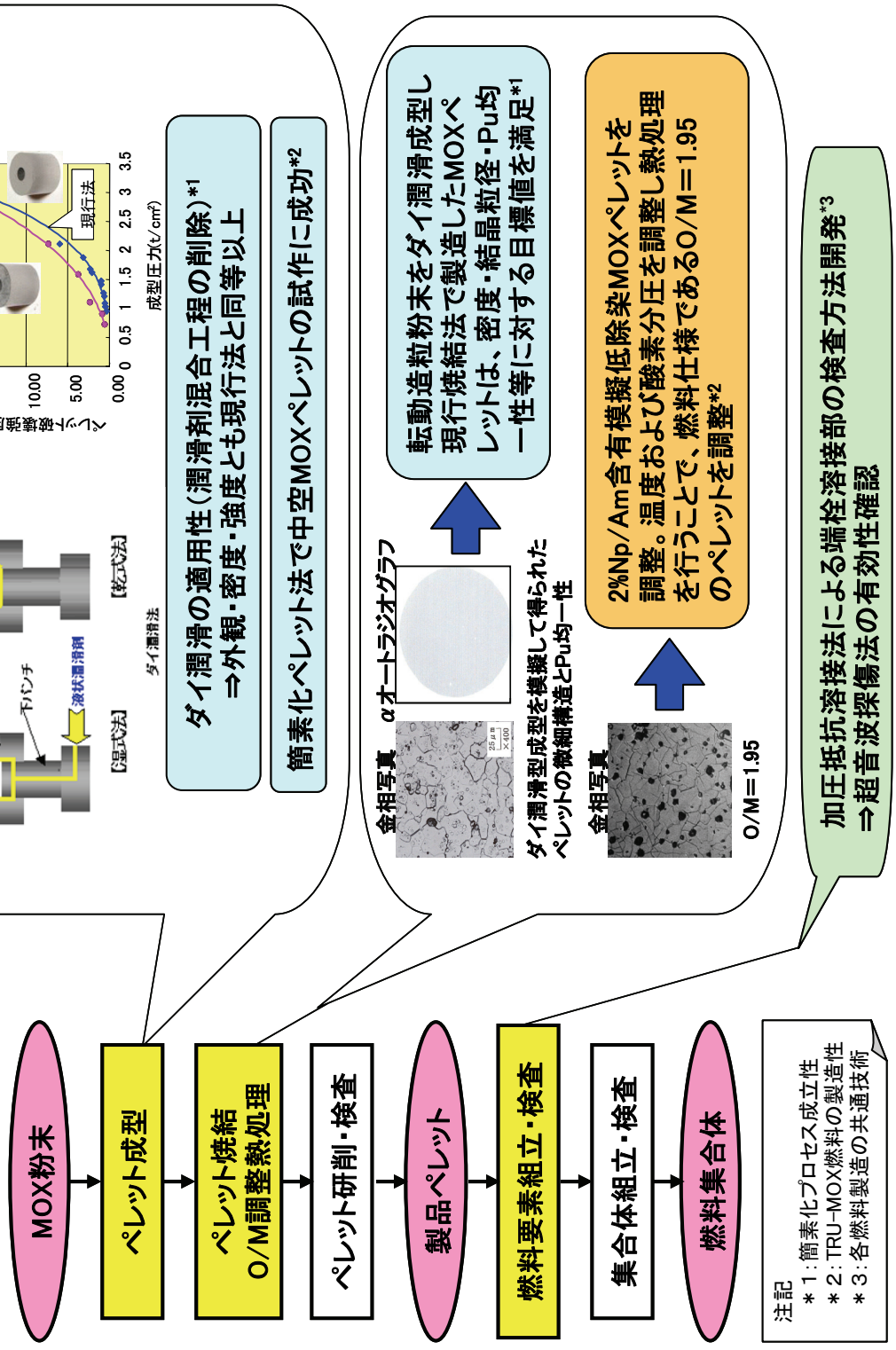


図 4.1.2 概略プロセスフローと要素技術開発課題（2/3）

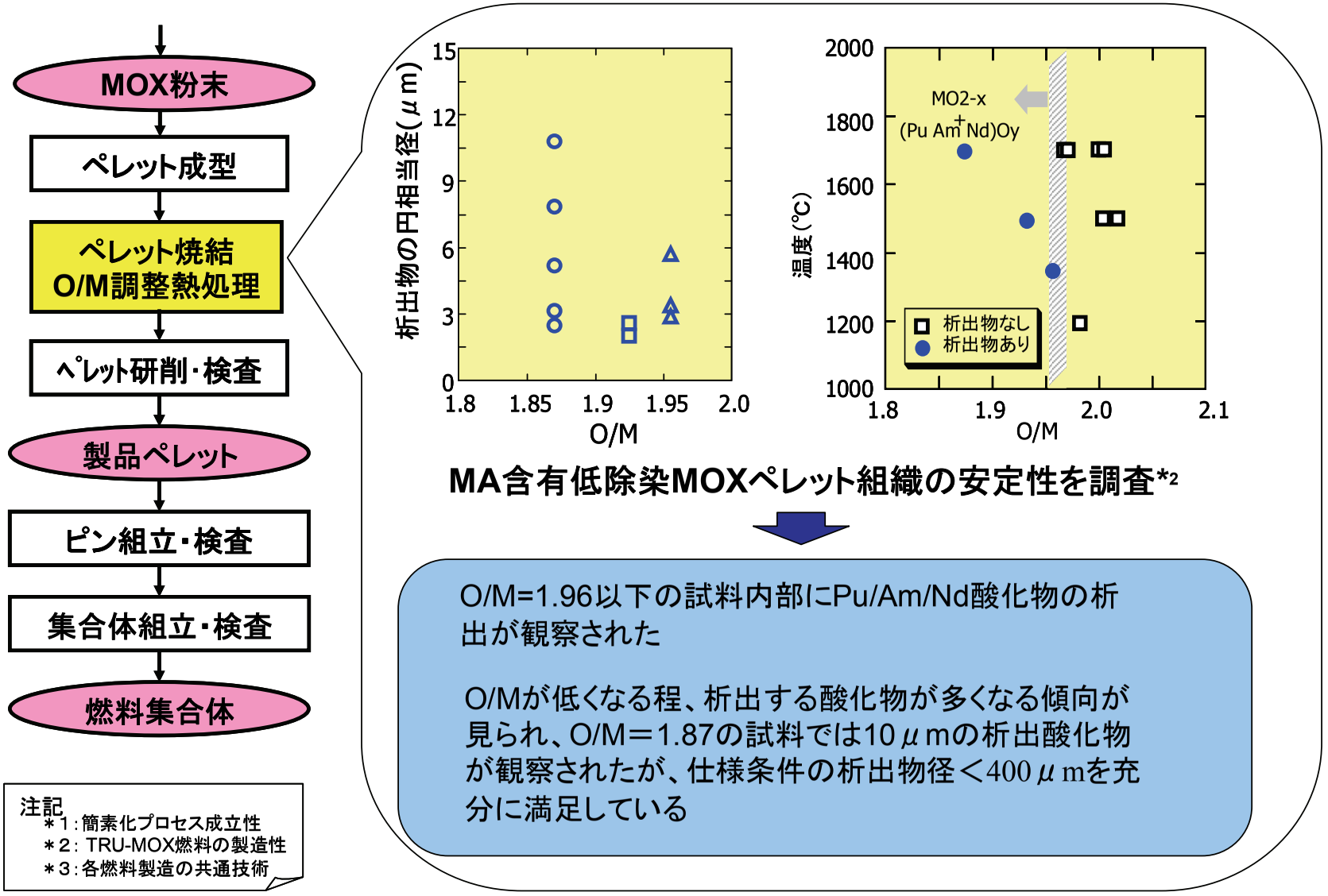


図 4.1.2　概略プロセスフローと要素技術開発課題（3/3）

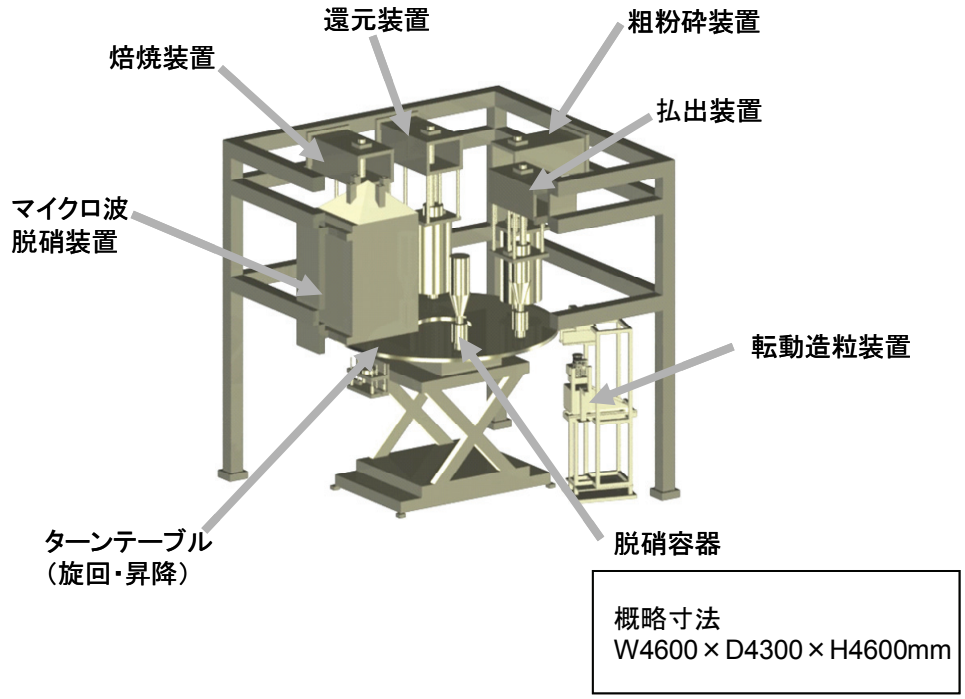


図 4.1.3　脱硝・転換設備　鳥瞰図

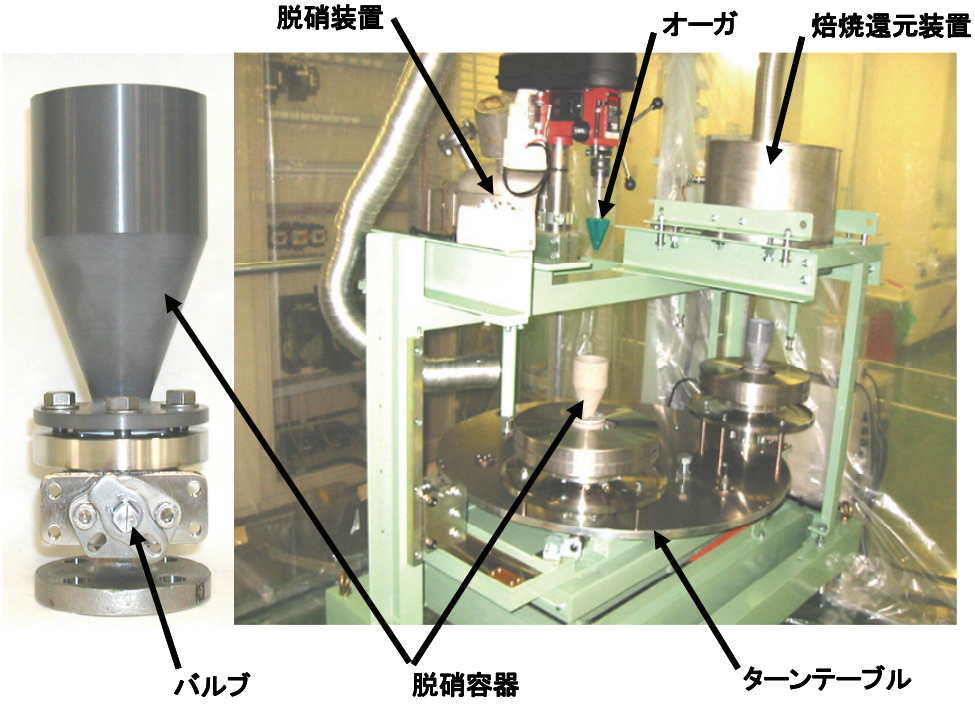
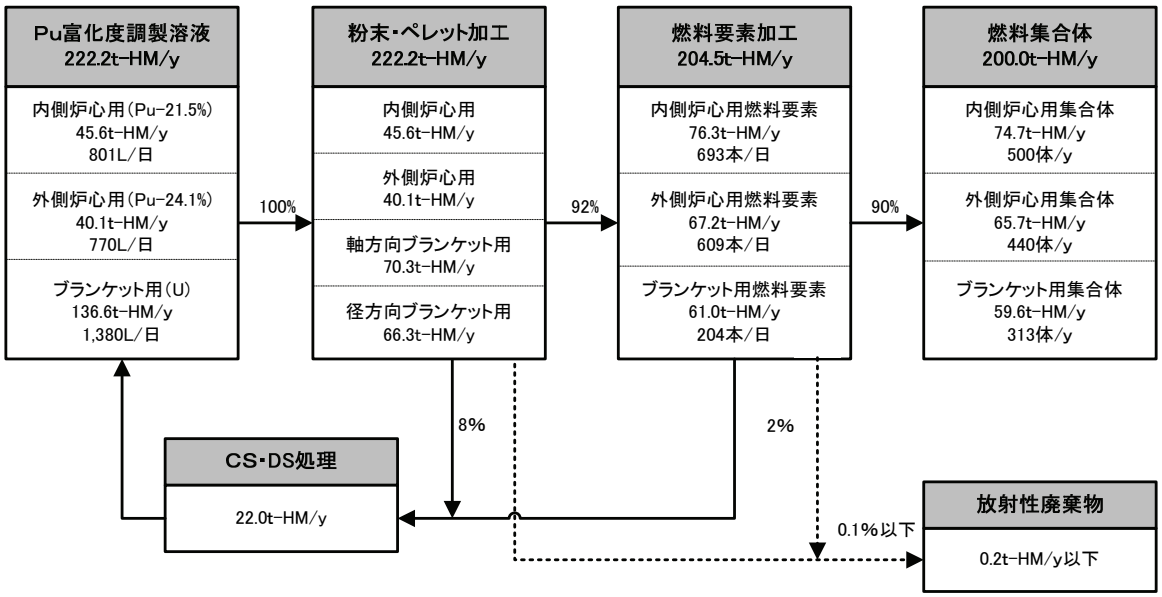


図 4.1.4　ターンテーブル式脱硝転換試験設備



燃料集合体	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体	合 計
	体/y	500	440	313	1,252
	体/d	2.5	2.2	1.6	6.3
	t-HM/y	74.6	65.7	59.6	200.0

燃料要素	単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	内側炉心燃料要素(ICのみ)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	外側炉心燃料要素(OCのみ)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料要素	合 計
	本/y	119,525	18,899	105,152	16,627	40,647	300,850
	本/d	598	94	526	83	203	1,504
	t-HM/y	70.6	5.7	62.1	5.0	61.0	204.4

ペレット	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(RB)	合 計
	個/y	13,200,916	11,613,464	16,404,617	4,657,694	45,876,691
	個/d	66,005	58,067	82,023	23,288	229,383
	t-HM/y	45.5	40.0	70.2	66.1	221.8
	kg-HM/d	227	200	351	331	1,109

粉末	単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(RB)	合 計
	t-HM/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2
	kg-HM/d	228	201	351	331	1,111

図 4.1.5 マスフローと必要生産量（リファレンスシステム）

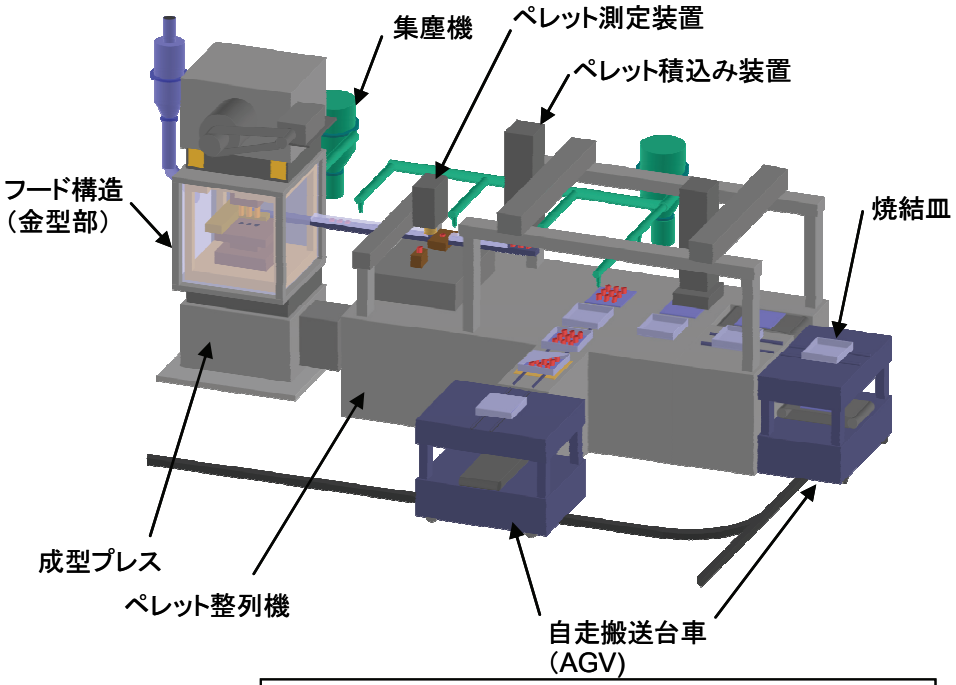


図 4.1.6　成型設備　鳥瞰図

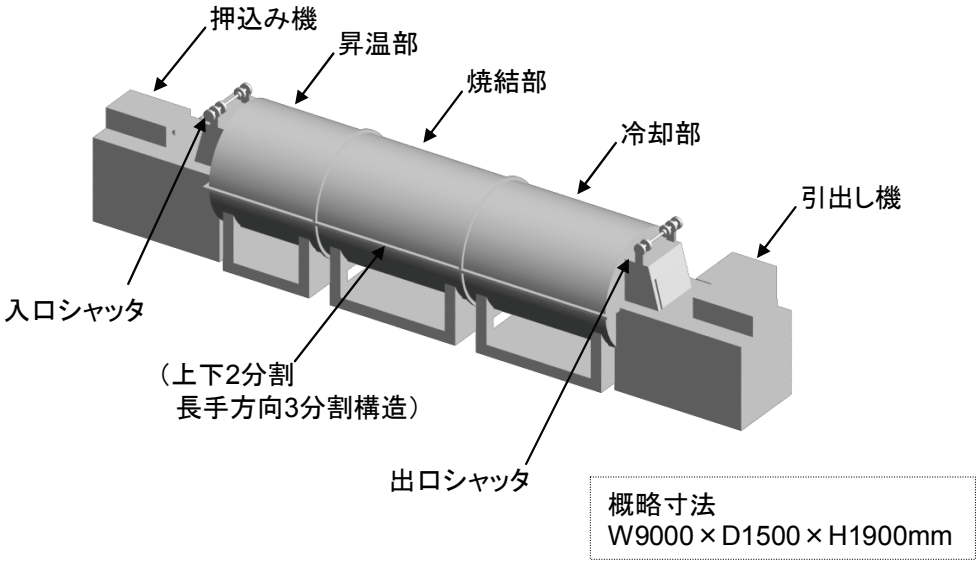


図 4.1.7　焼結設備　鳥瞰図

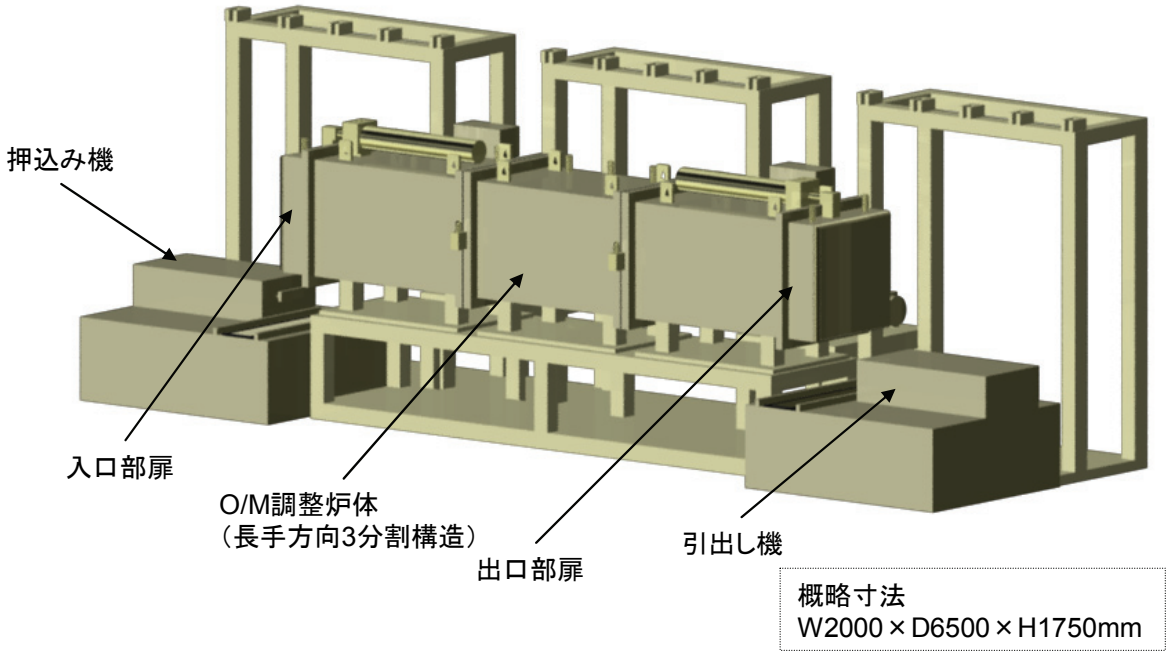


図 4.1.8　O/M 調整設備　鳥瞰図

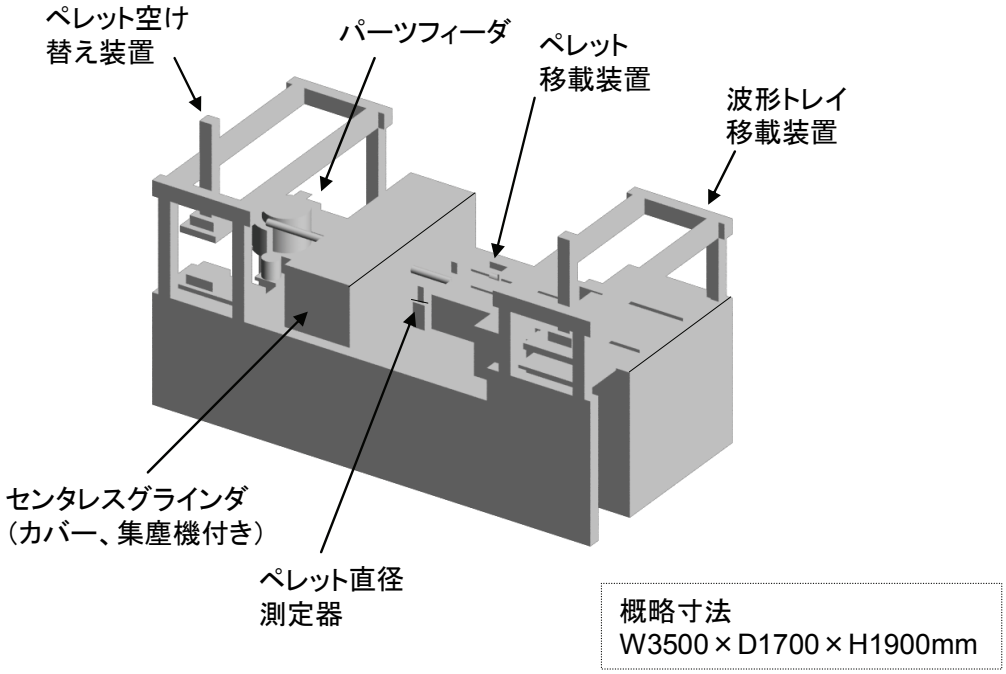


図 4.1.9　研削設備　鳥瞰図

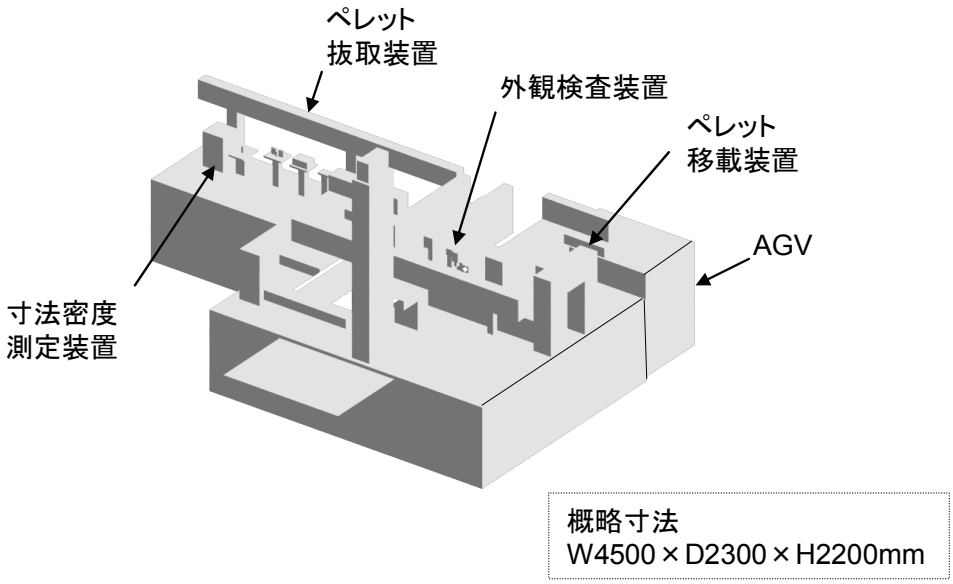


図 4.1.10　ペレット検査設備　鳥瞰図

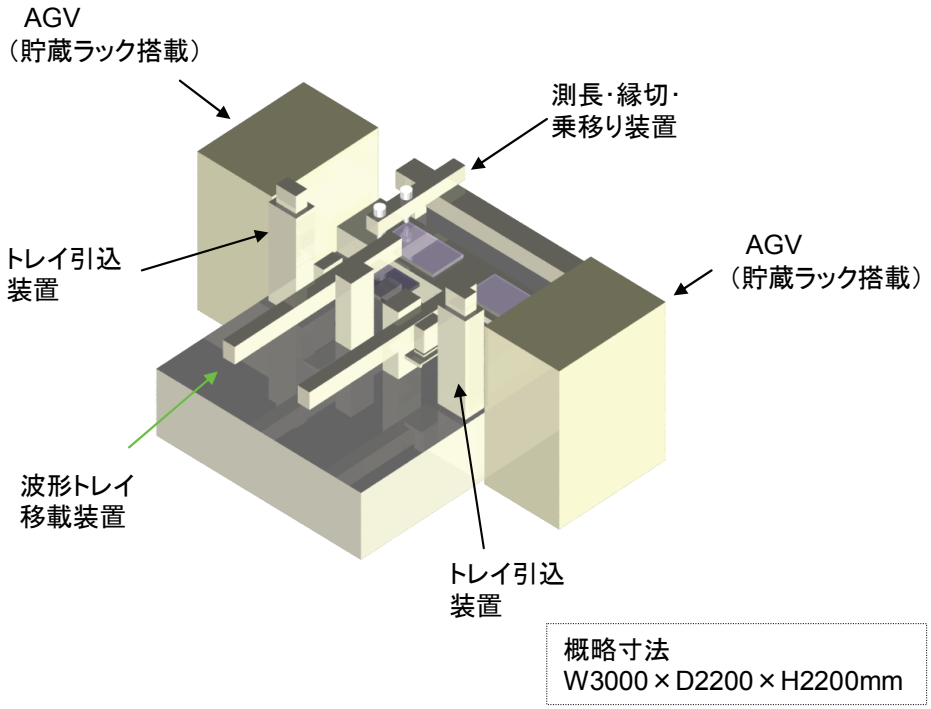


図 4.1.11　スタック調整設備　鳥瞰図

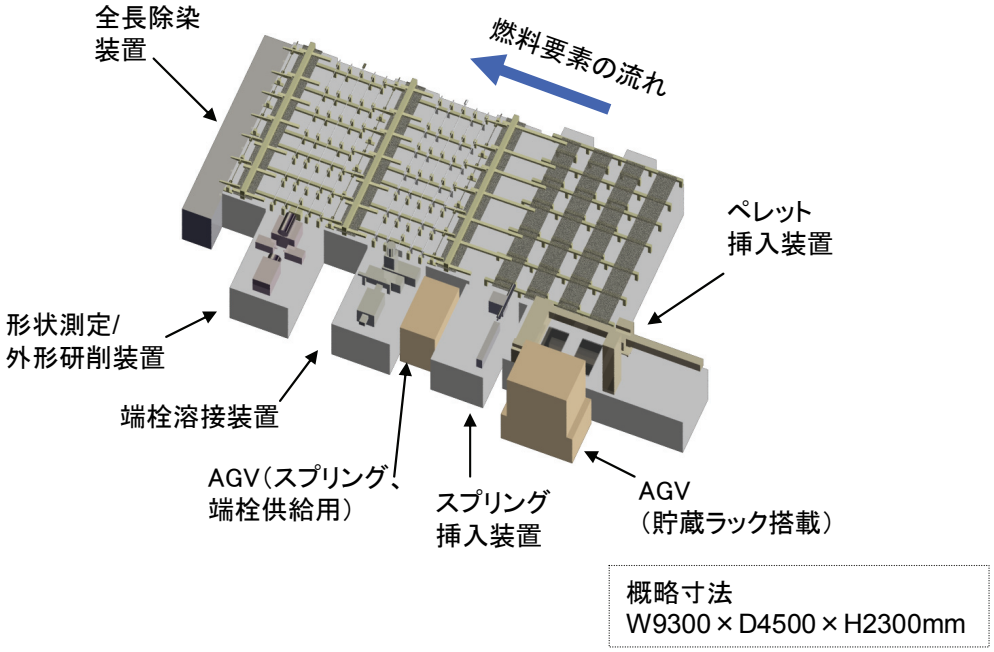


図 4.1.12　燃料要素組立設備　鳥瞰図

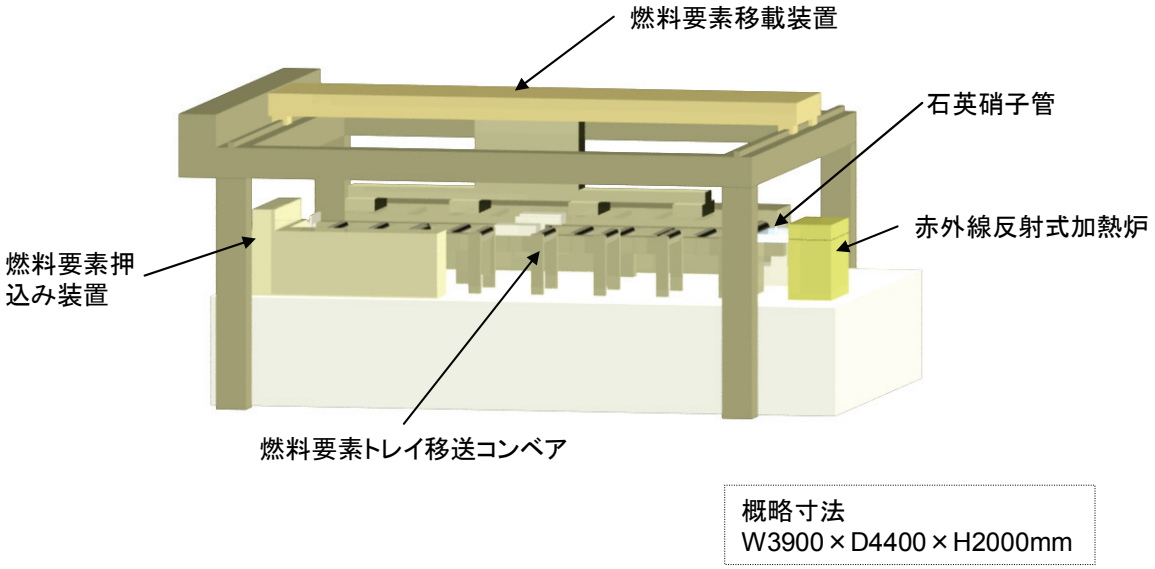


図 4.1.13　端栓溶接部熱処理装置　鳥瞰図

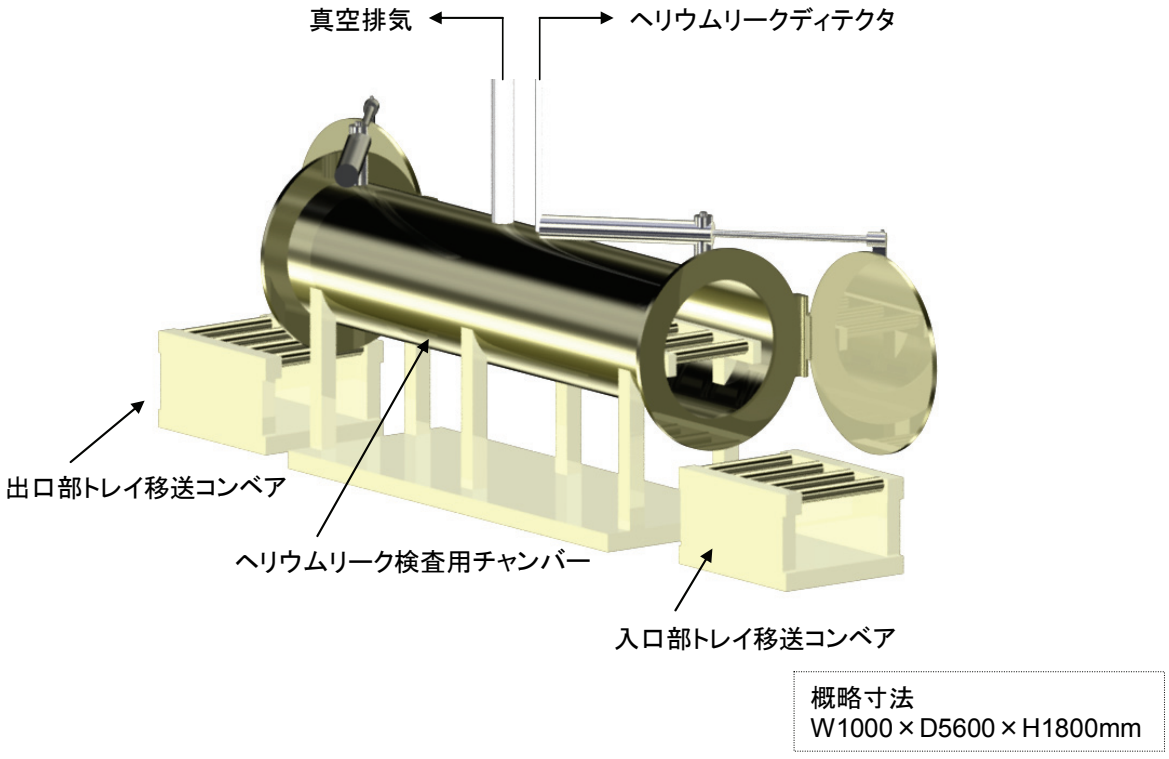


図 4.1.14　ヘリウムリーク検査装置　鳥瞰図

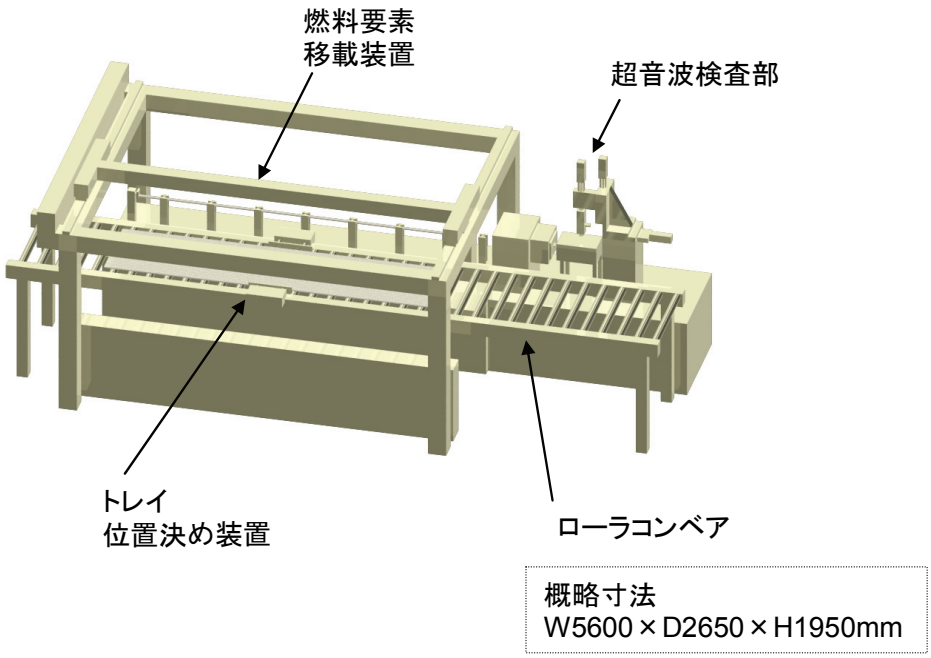


図 4.1.15　超音波検査装置　鳥瞰図

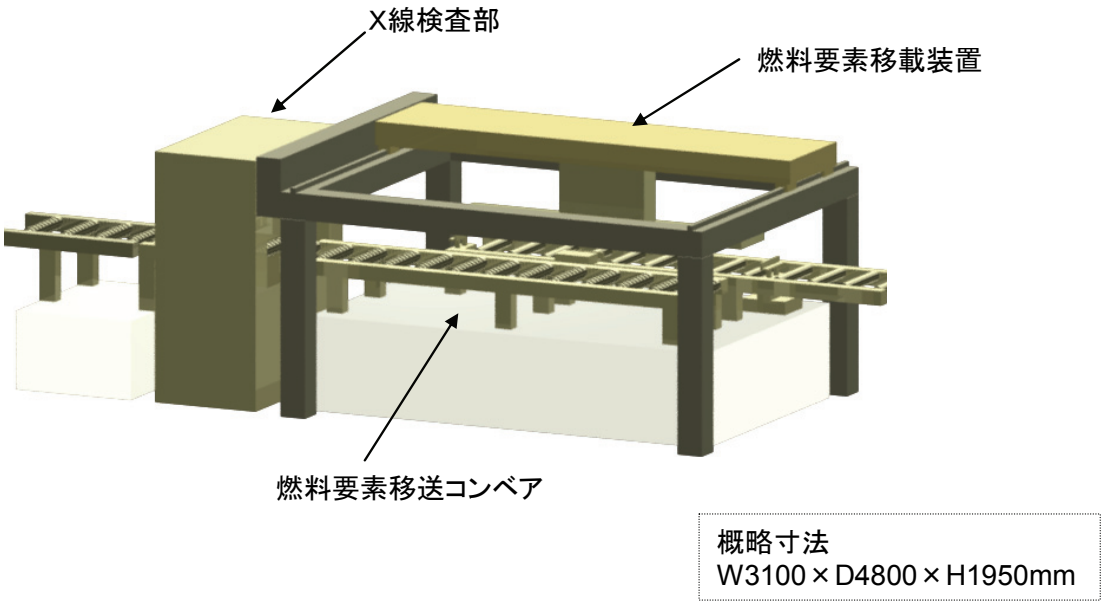


図 4.1.16　X 線検査装置　鳥瞰図

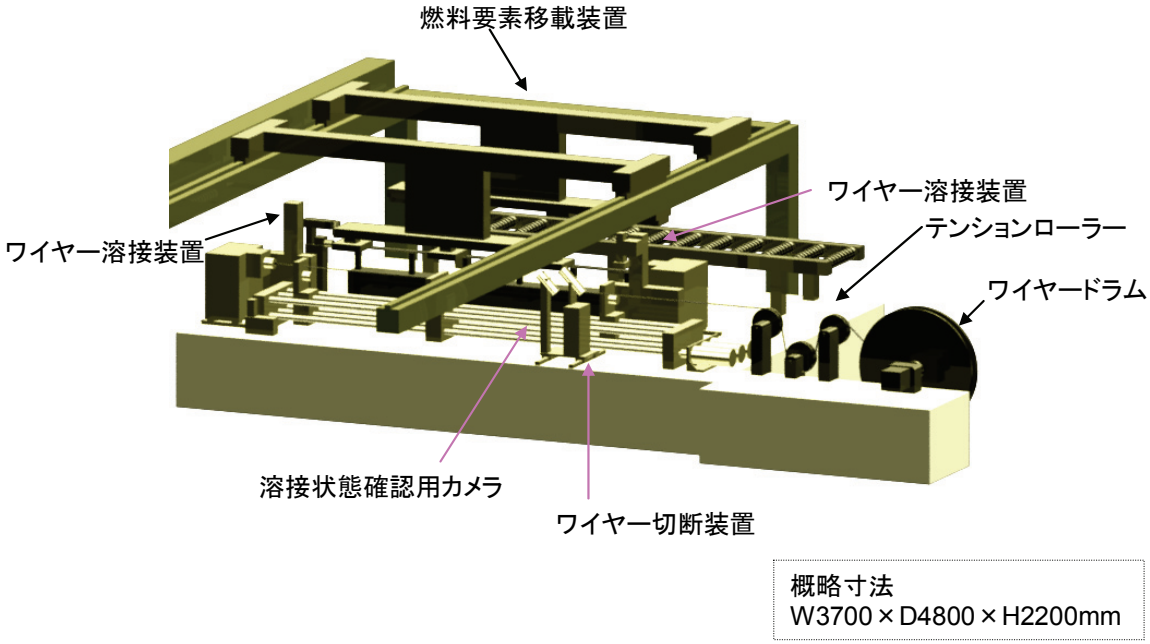


図 4.1.17　ワイヤ巻付装置　鳥瞰図

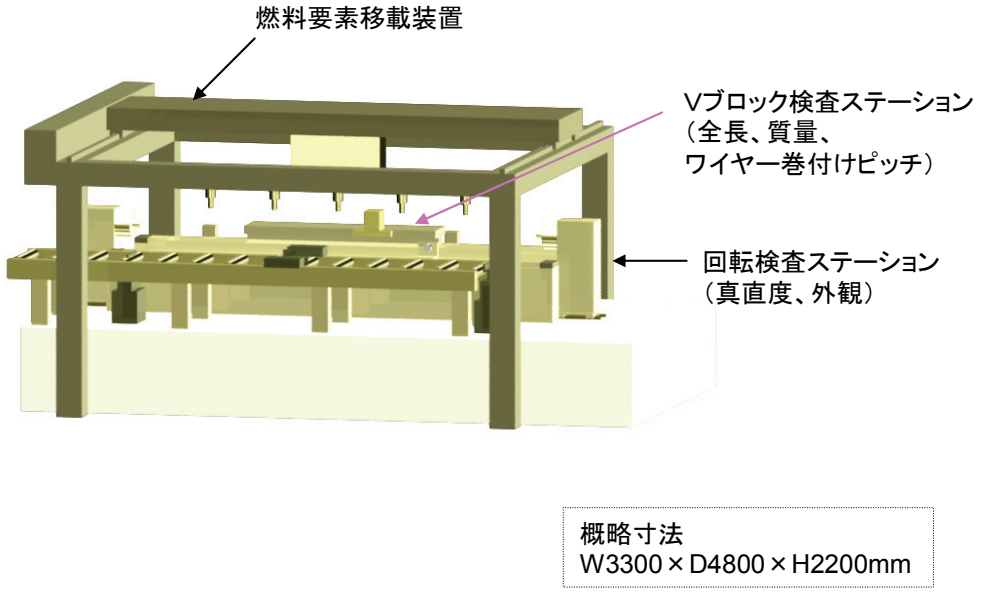


図 4.1.18　燃料要素総合検査装置　鳥瞰図

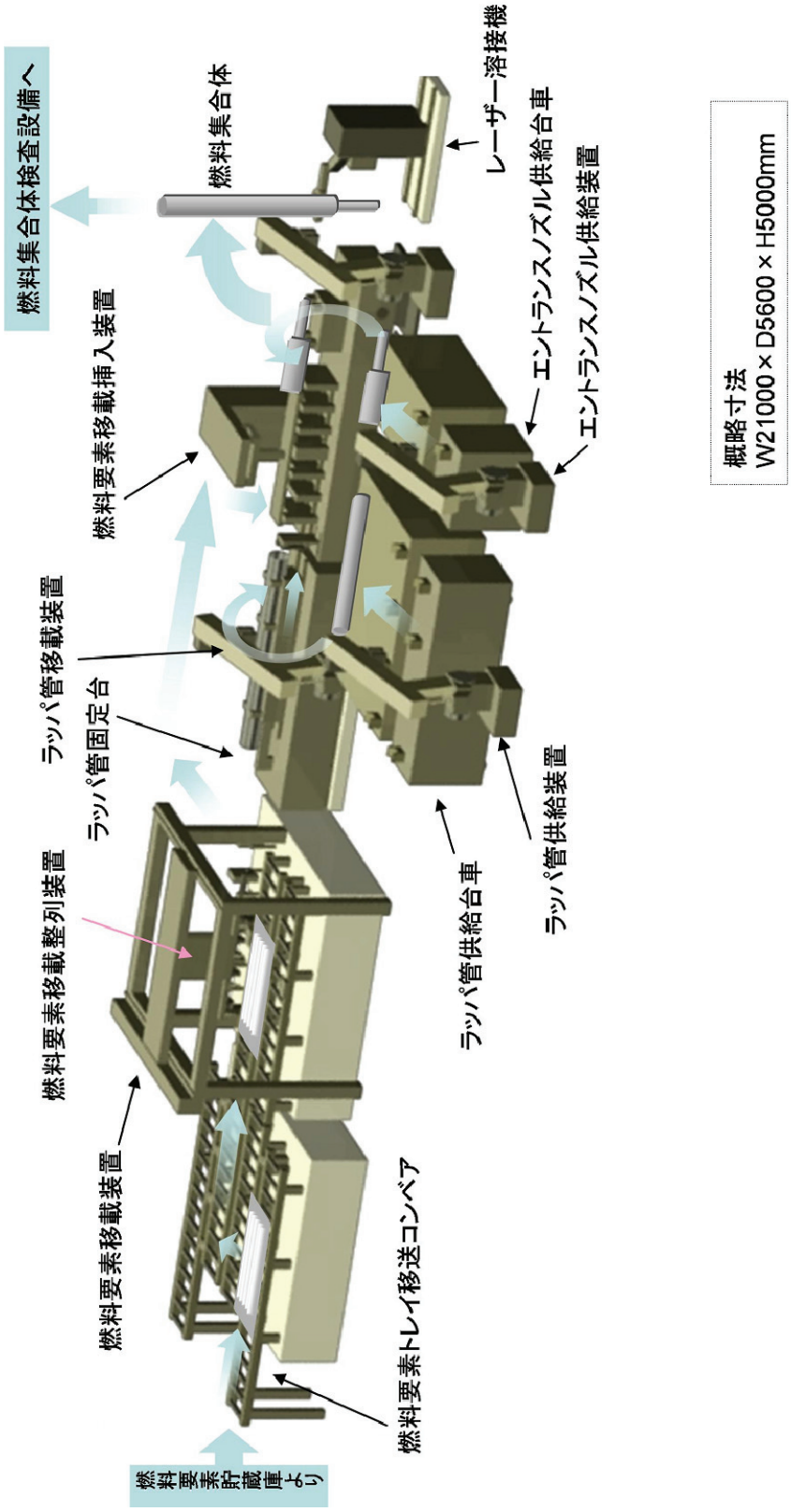


図 4.1.19 燃料集合体組立設備 鳥瞰図

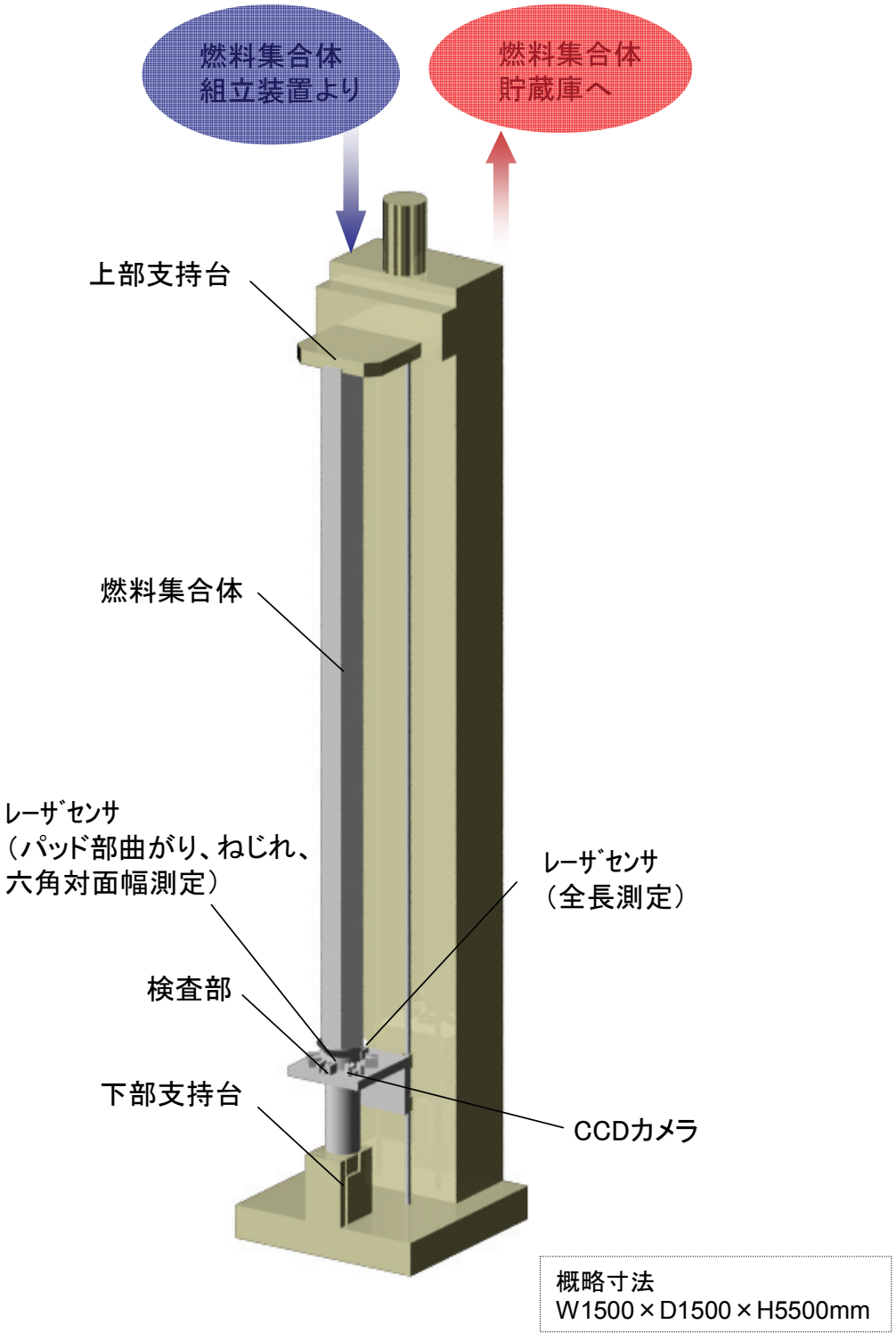


図 4.1.20　燃料集合体検査設備　鳥瞰図

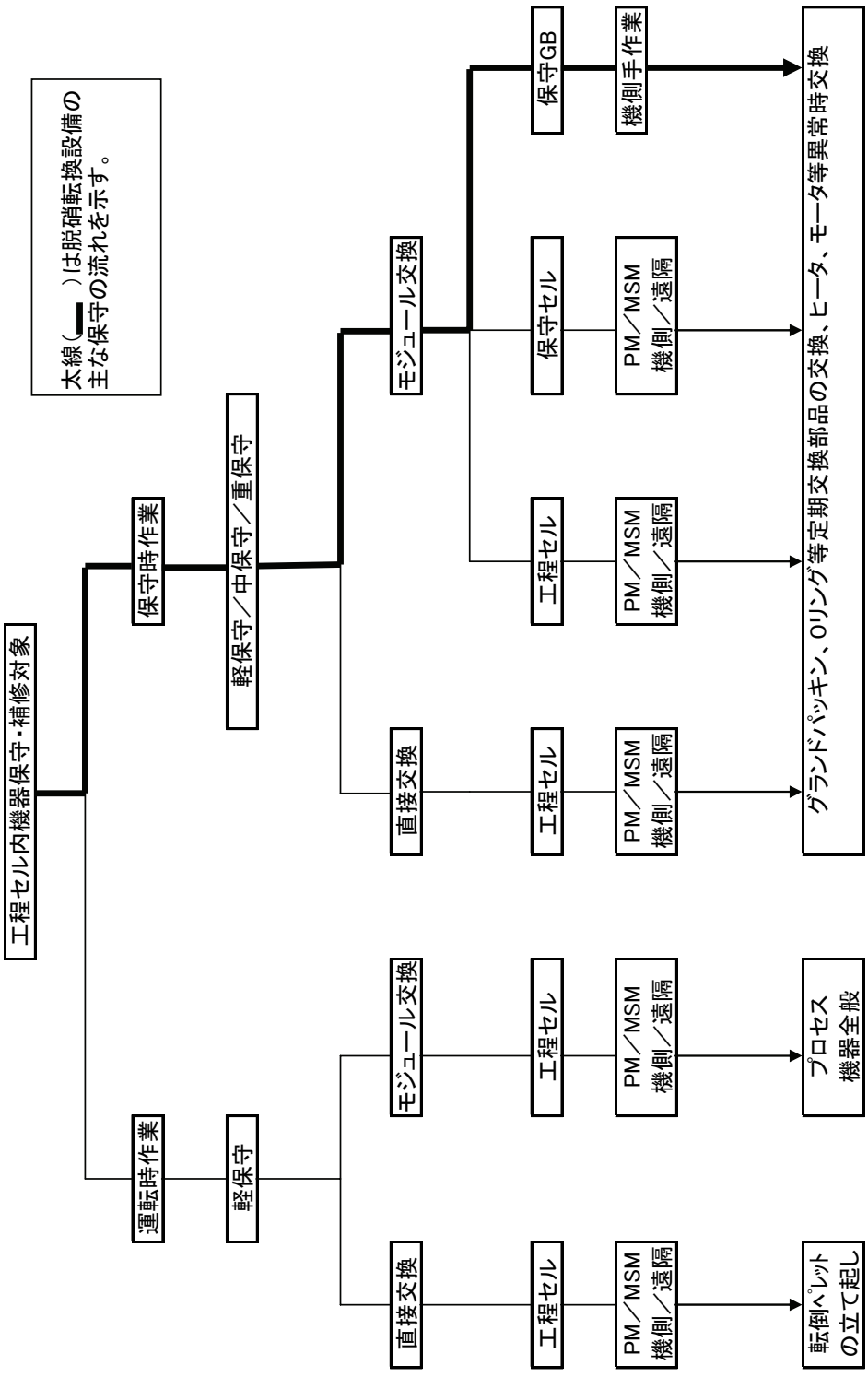
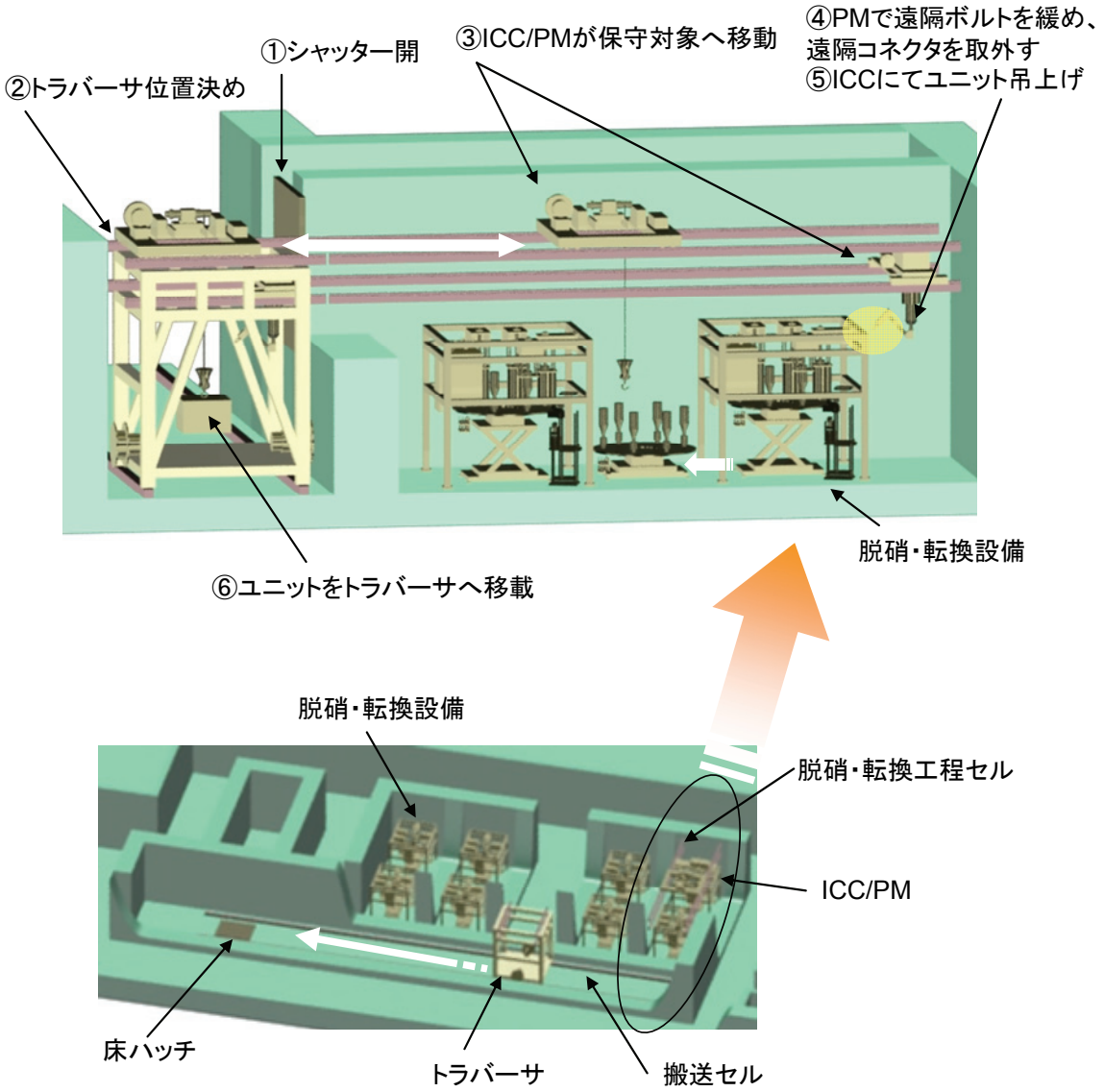


図 4.1.21 保守補修方法関連図



⑦トラバーサが床ハッチ上に移動
⑧ICCによりユニットを階下の搬送台車へ受け渡す
⑨ユニットを除染後、保守GB内で直接保守
⑩保守済みユニットを逆ルートで保管エリアに搬送

図 4.1.22　保守補修手順　概念図

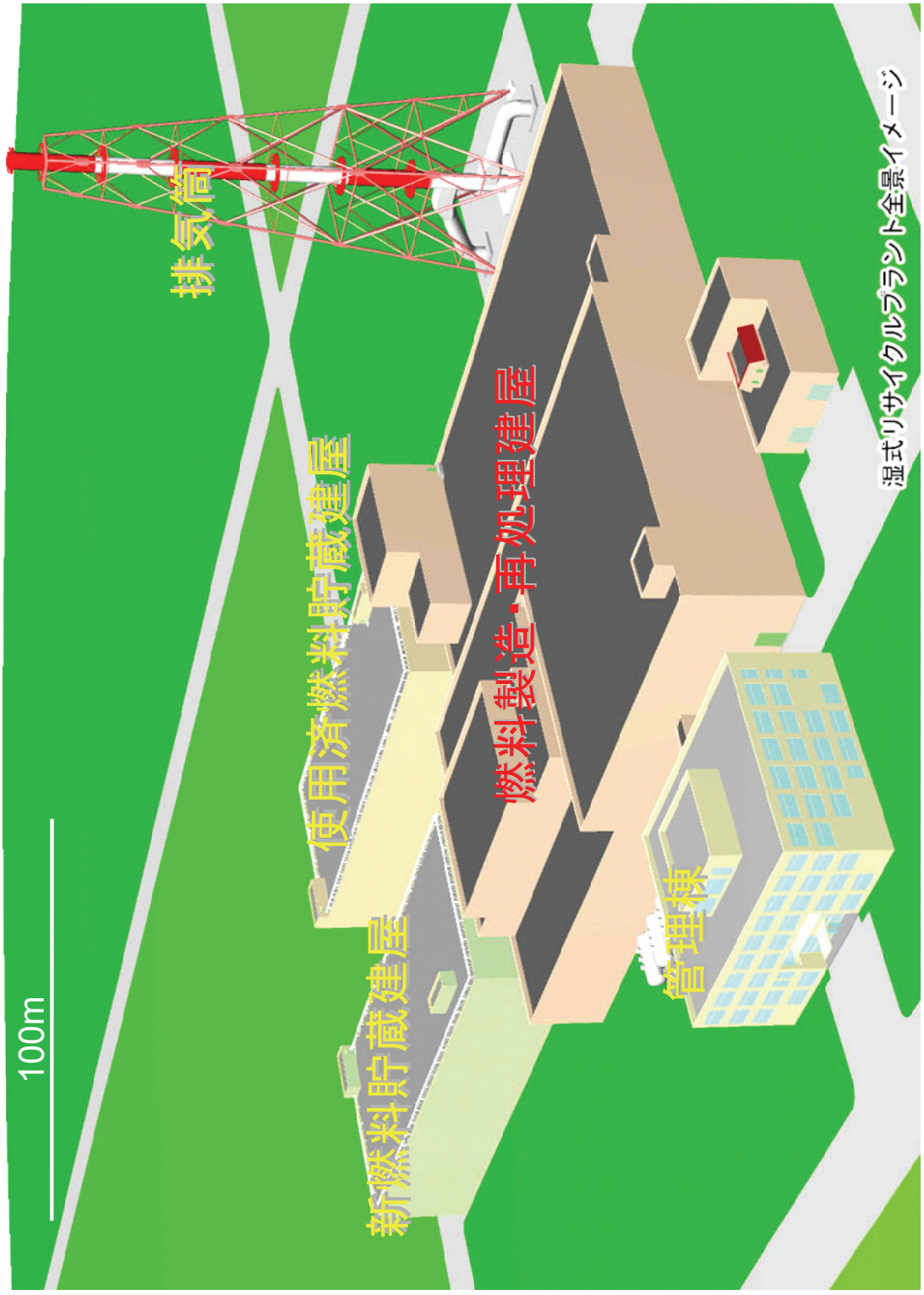


図 4.1.23 燃料製造／再処理一体化プラント 概念図

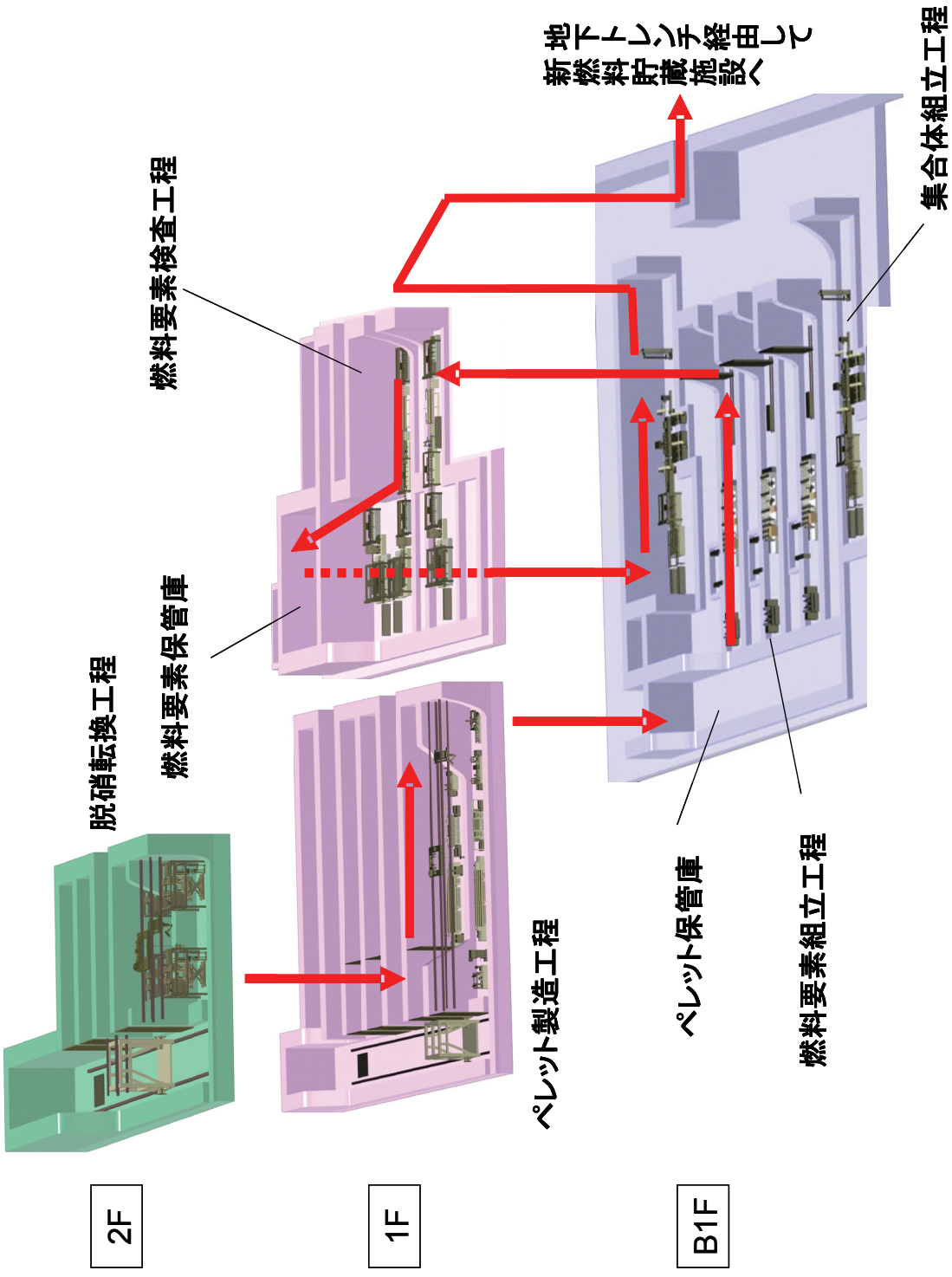


図 4.1.24 燃料製造施設 物流概念図

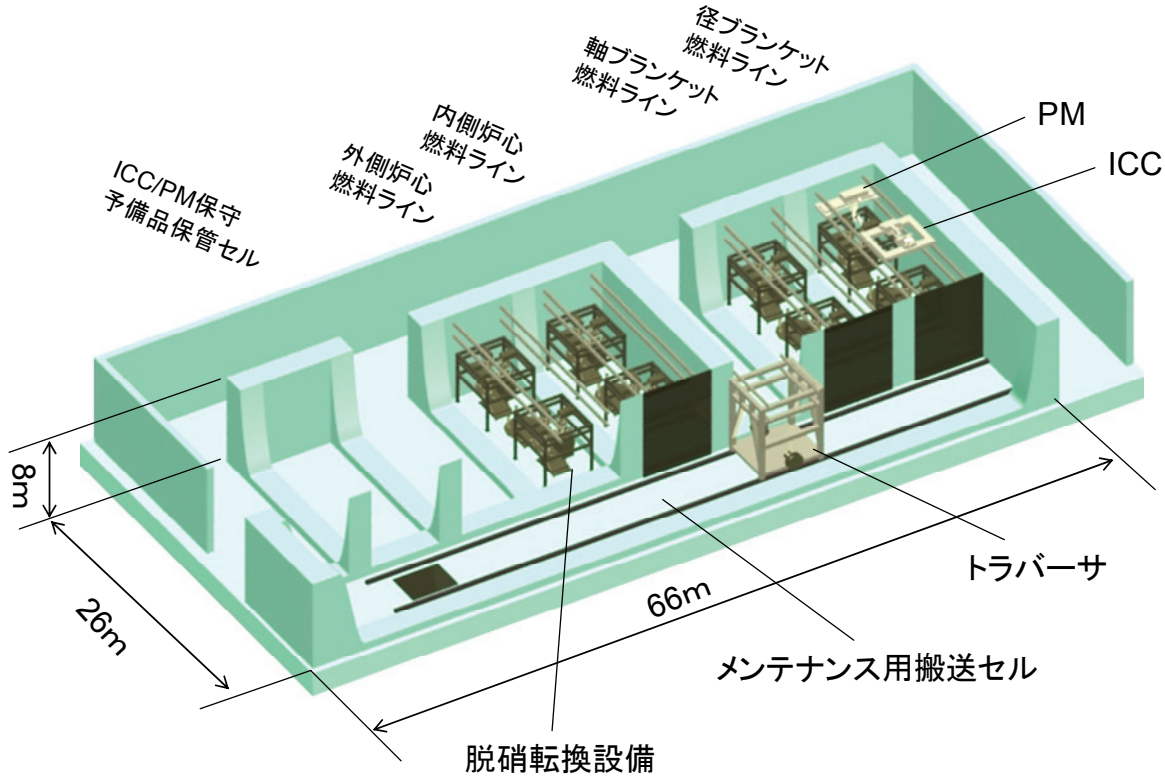


図 4.1.25　燃料製造施設　2F 配置図（脱硝転換工程）

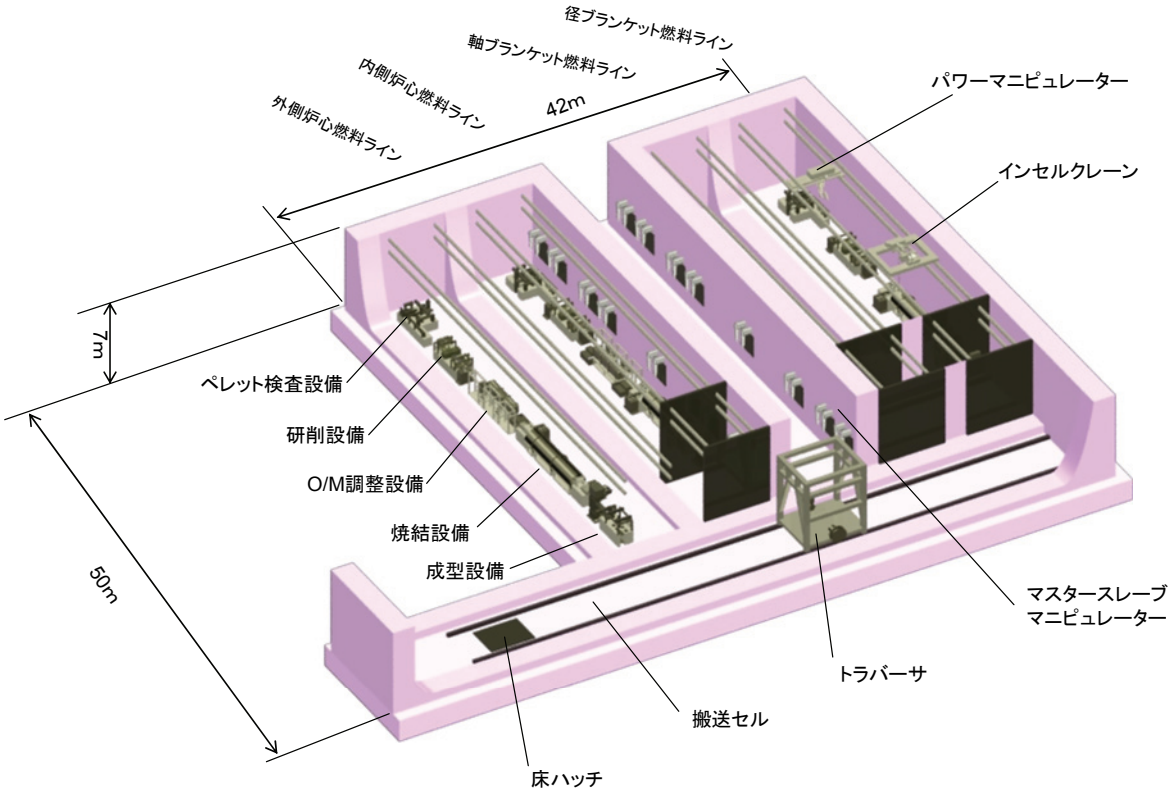


図 4.1.26　燃料製造施設　1F 配置図（ペレット製造工程）

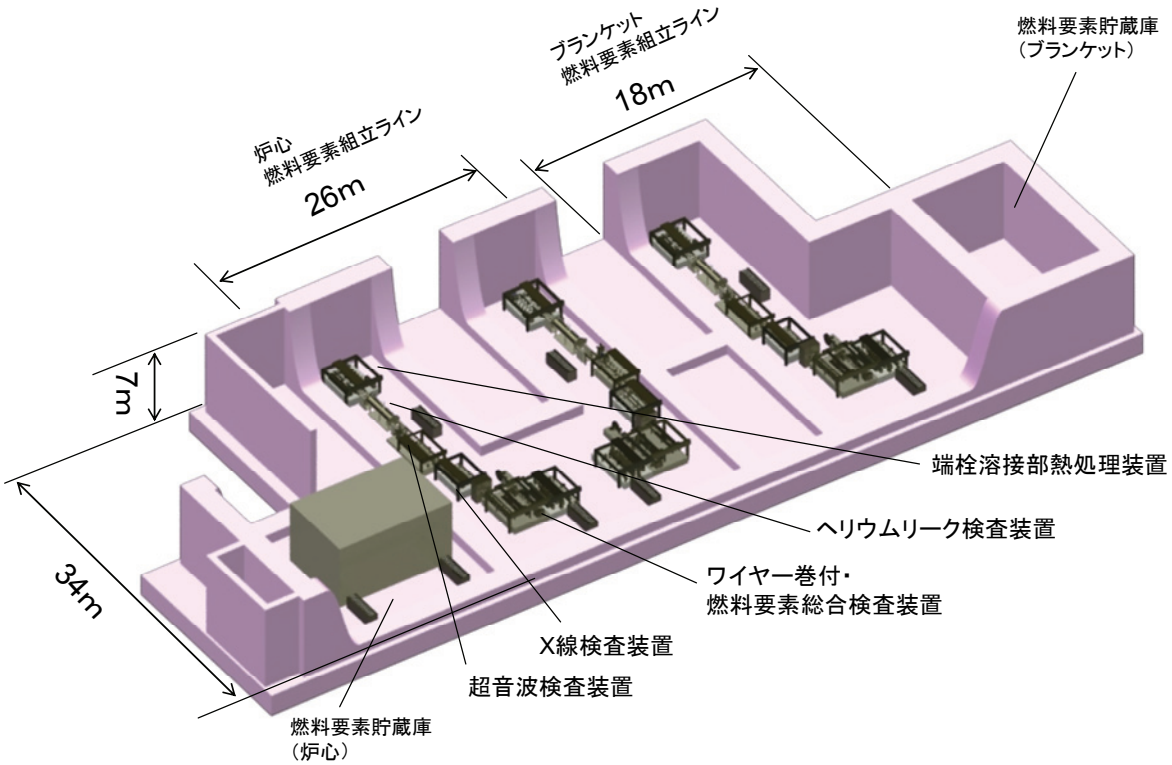


図 4.1.27　燃料製造施設　1F 配置図（燃料要素検査工程）

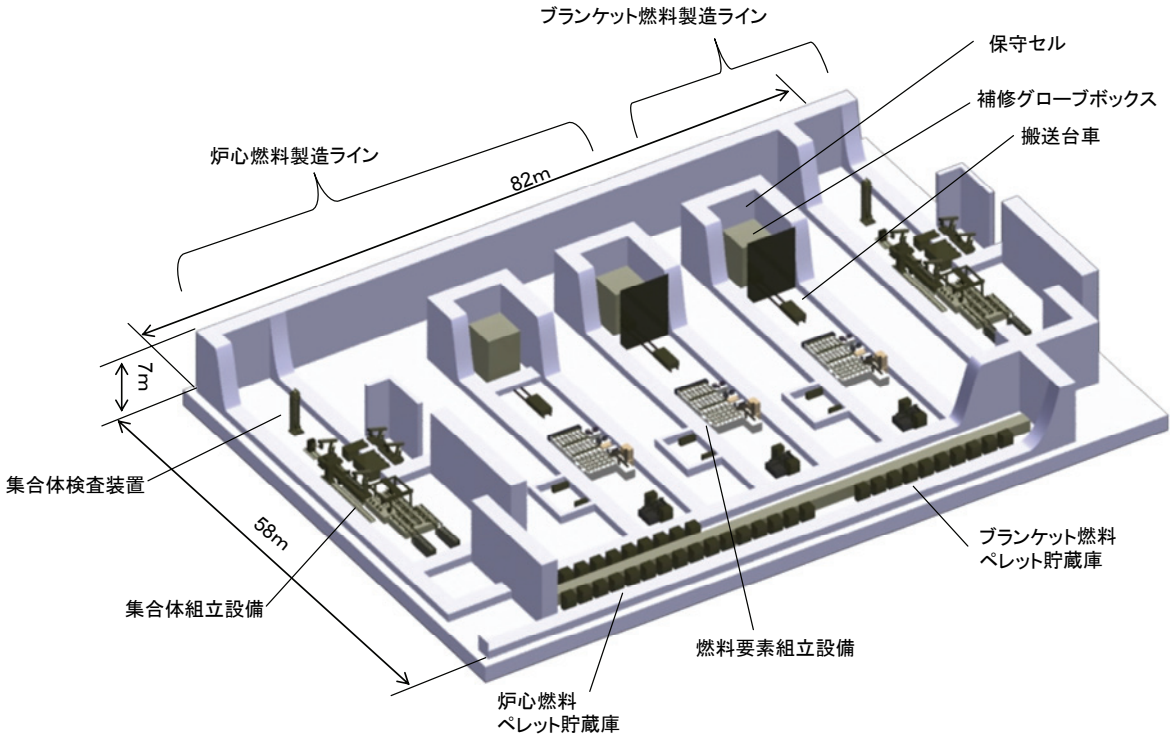


図 4.1.28　燃料製造施設　B1F 配置図（燃料要素組立・集合体組立工程）

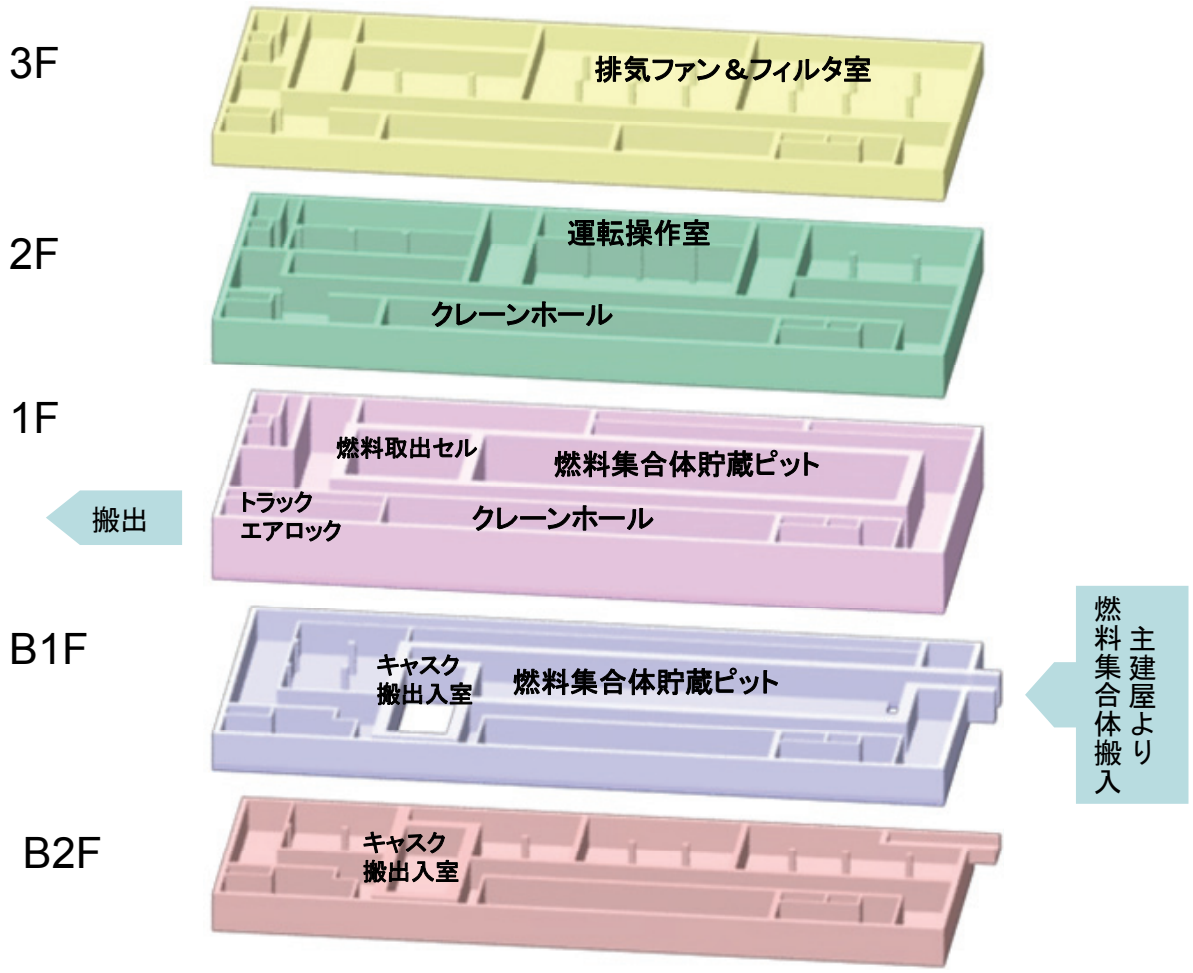


図 4.1.29　新燃料貯蔵建屋　配置概念図

	バッファ容量			
	バッファなし	3時間分	12時間分	24時間分
稼働率（%）	75.0	95.7	96.7	97.1

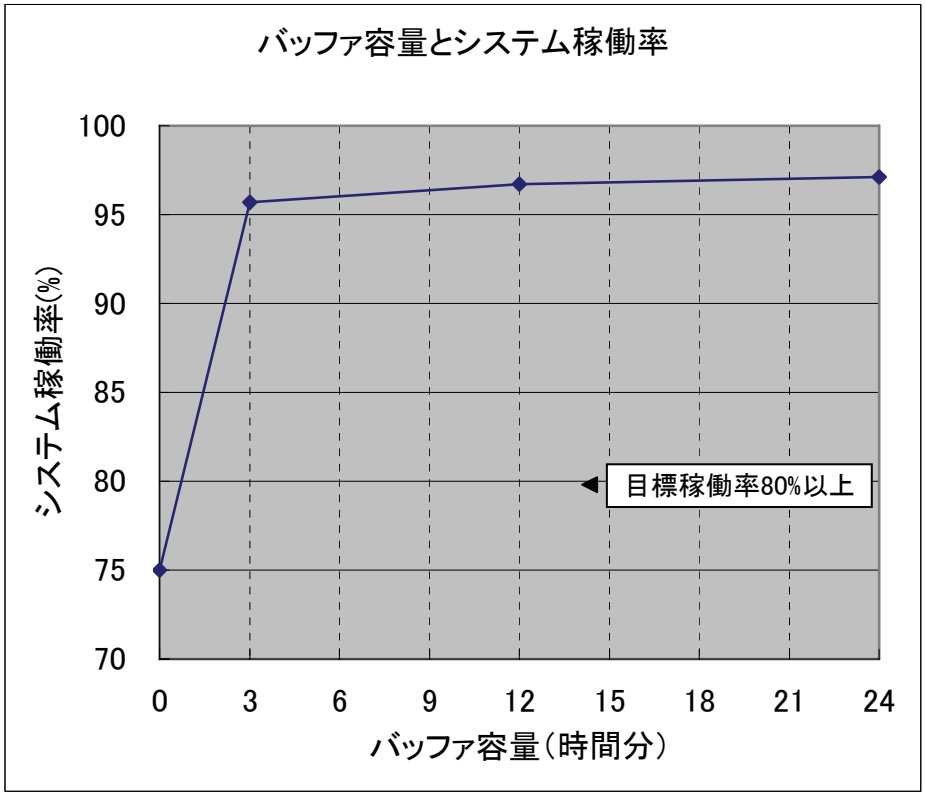
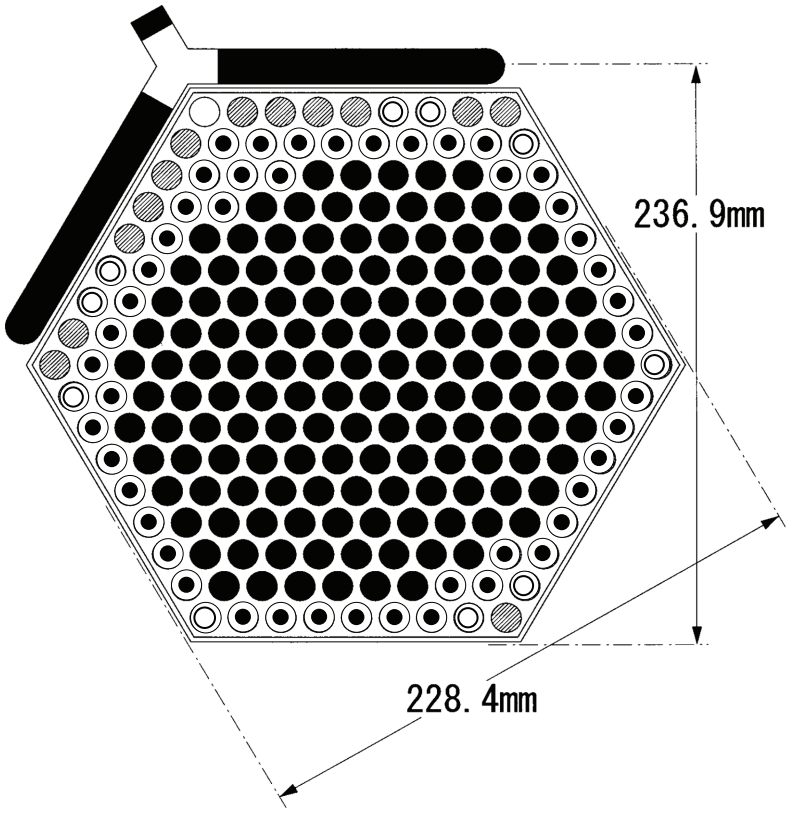


図 4.1.30　システム稼働率計算結果



○：23.1wt%（1 本）　◎：26.2wt%（13 本）

◎：27.4wt%（10 本）　◉：30.4wt%（47 本）

●：33.5wt%（146 本）

平均 31wt%

図 4.1.31　水冷却炉の燃料集合体 MOX 部　Pu 富化度分布

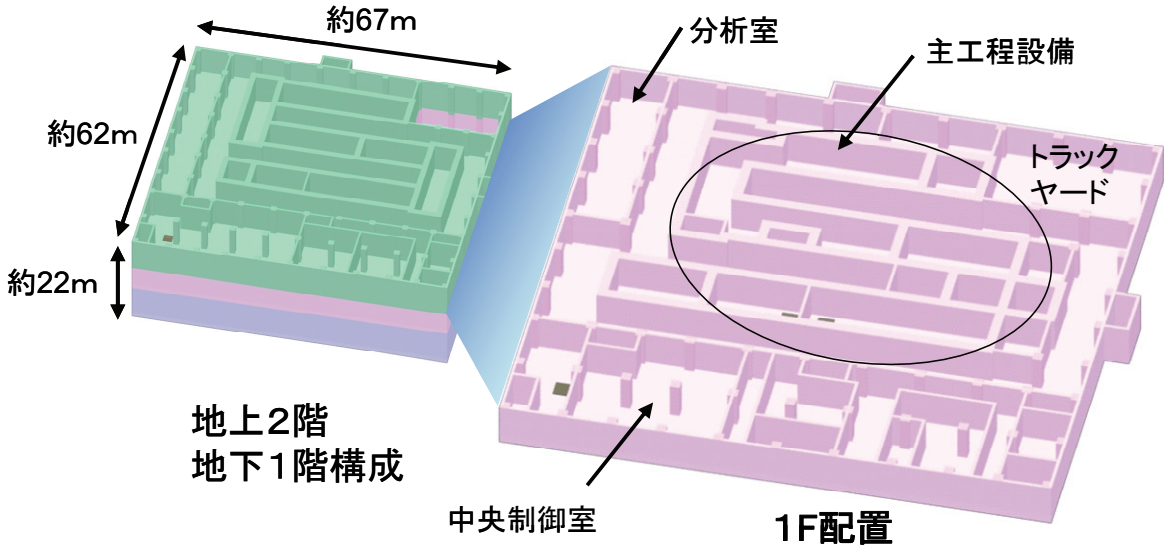


図 4.1.32　ホット工学試験施設　建屋概念図

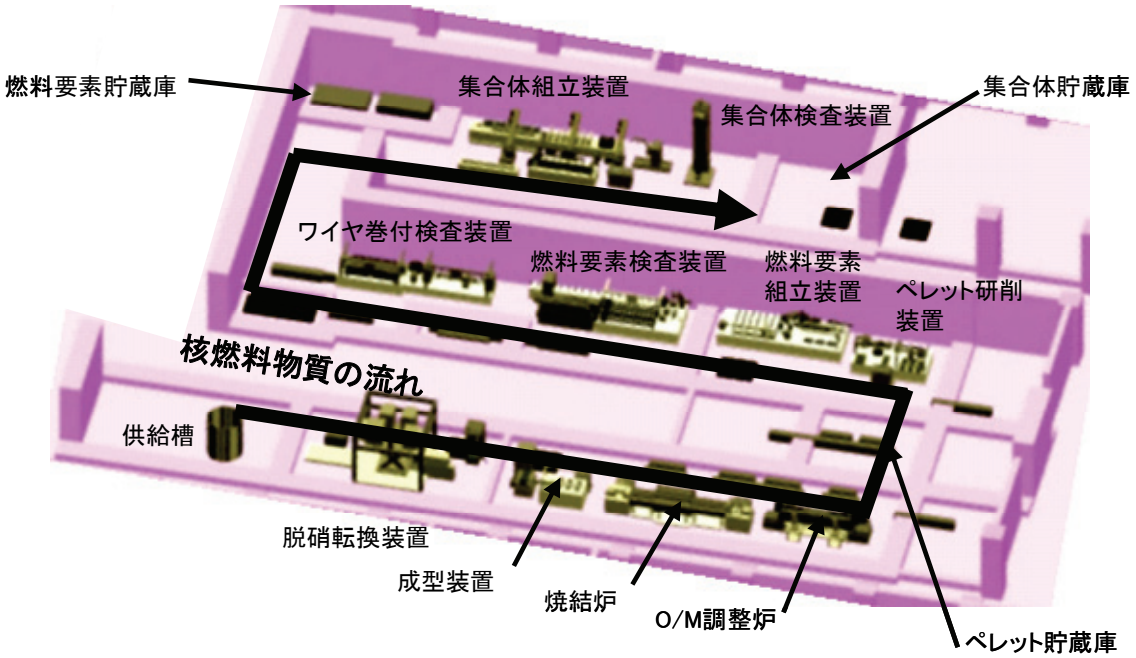


図 4.1.33　ホット工学試験施設　主工程設備配置図

4.2 窒化物燃料に対するペレット製造システム

本システムは、4.1 「MOX燃料に対する簡素化ペレット製造システムの検討」で検討した簡素化ペレット法リファレンスシステムに炭素熱還元工程を追加したものであり、湿式再処理製品の低除染MA含有Pu富化度調整済み溶液を出発物質とし、脱硝･転換で得られた粉末に炭素を添加し、炭素熱還元を行い窒化物粉末に転換した後、簡素化ペレット法リファレンスシステムと同様のペレット成型、焼結、研削、被覆管充填等の工程を経て燃料集合体とする燃料製造システムである。

システムの特徴として、燃料の窒化に必要な窒素ガスは、天然窒素中の^{14}Nの(n,p)反応により長寿命核種である^{14}Cが生成することを防ぐため、同位体分離によって^{15}Nを99.9%まで濃縮したものを使用する。

本節では、簡素化ペレット法リファレンスシステムに追加となる炭素熱還元工程等のプロセス、設備概念等について概略的な検討を行ない、この結果を踏まえ窒化物ペレットの燃料製造/再処理一体化プラントについて施設概念を概略検討し、経済性、環境負荷低減性等を概略評価することで、サイクルシステムスクリーニングに供する評価データを整備する。

4.2.1 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

Pb-Bi冷却中型炉･窒化物燃料･200t規模･資源重視型炉心（以下、資源重視型炉心）およびPb-Bi冷却中型炉･窒化物燃料･200t規模･経済性重視型炉心（以下、経済性重視型炉心）にそれぞれ燃料集合体を供給する燃料製造システムついて検討する。生産規模はともに200tHM/年とする。

(1) 施設概念構築

(i) 設計検討の基本方針と前提条件

設計検討の基本方針と前提条件は4.1節の簡素化ペレット法リファレンスシステムに準じる。ただし、製品燃料条件については以下の通りとする。

資源重視型炉心および経済性重視型炉心の炉心構成、燃料集合体および燃料要素の基本仕様と燃料重量組成、製造歩留りを考慮した必要生産量をそれぞれ表 4.2.1、表 4.2.2、表 4.2.3、4に示す。両炉心とも電気出力は750MWe、運転サイクル長は18ヶ月、燃料交換バッチ数は内側および外側炉心燃料とも6バッチ、燃料集合体体数は内側炉心燃料252体、外側炉心燃料192体であり、径方向ブランケット燃料は無い。軸方向ブランケット長は、資源重視型炉心は350mm、経済性重視型炉心は180mmとなる。

(ii) 安全設計に係わる検討

臨界安全、火災･爆発防止、耐震の検討を行い、システム設計に当たっての制約条件を明らかにする。

(a) 臨界安全

簡素化ペレット法リファレンスシステムに対して追加する炭素熱還元工程は、粉末混合

プロセスがあることを踏まえバッチ処理を基本とし、質量管理を適用するものとする。炭素熱還元工程以外は簡素化ペレット法リファレンスシステムに準じ、形状管理を主体とした臨界管理とする。

(b) 火災・爆発防止

窒化物燃料を粉末状態で取り扱う場合には、常温で発火する潜在的な危険性があり、これを回避するために炭素熱還元工程から燃料要素組立工程まではアルゴン雰囲気セル内に設置するものとする。その他については、簡素化ペレット法リファレンスシステムに準じる。

(c) 耐震

簡素化ペレット法リファレンスシステムでの分類の考え方に基づき、炭素熱還元工程は耐震Bクラスとし、その他については、簡素化ペレット法リファレンスシステムに準じるものとする。

(iii) プロセス検討

窒化物燃料製造プロセスとして、簡素化ペレット法に炭素熱還元工程を追加する。なお、窒化物燃料の場合、MOX燃料と異なりO/M調整の必要性がないため、O/M調整工程は削除している。図 4.2.1に簡素化ペレット法によるMOX燃料製造フローを、図 4.2.2に簡素化ペレット法に炭素熱還元法を付加した窒化物燃料製造フローを示す。混合、成型、炭素熱還元および粉砕から成る炭素熱還元工程が追加された工程であり、図中では網掛けにより示してある。主工程以外ではオフガス処理に$^{15}N_2$を回収・再使用する系統が付加される。

炭素熱還元工程、オフガス処理のプロセス概念および物質収支について検討した結果を以下に示す。

(a) 炭素熱還元工程

低除染MA含有PuO_2・UO_2粉末に炭素粉末を投入･混合し、粗成型によりタブレット形状とした後、水素/窒素($^{15}N_2$)ガス雰囲気中、約1500℃にてPuN・UNに還元する。その後、ボールミルによりタブレットを粉砕し、窒化物粉末を得る工程である。

炭素熱還元装置内での反応を、ウランを例にとると次のとおりである。

$$UO_2 + (2+x)C + \frac{1}{2}N_2 + 2xH_2 = UN + 2CO + xCH_4$$

年間200tHMの酸化物燃料を還元するのに必要な物質は、窒素、水素、アルゴン、一酸化炭素およびメタン合わせて、設計流量として約345Nm³/hなる。その内訳は以下のとおりである[19)]。

①H_2供給量：約25Nm³/h（反応量の5倍に設定）
②$^{15}N_2$供給量：約226Nm³/h（試験実績に基づき設定）
③CO発生量：約10Nm³/h
④メタン発生量：約2.5Nm³/h
⑤アルゴン（8%）使用量：約81Nm³/h

なお、フェーズⅠでは約1,340Nm³/hと推定しており、本検討により操業費が低減できる見込みである[1)]。

供給窒素のうち約2.5Nm³/hが炭素熱還元工程で燃料の窒化に消費される。一方、再処理施設の酸化工程（$UN+O_2 \rightarrow UO_2+1/2N_2$）で使用済み燃料から$^{15}N$を回収し、再利用する。このときの$^{15}N$回収率を90％とすると、$^{15}N_2$の補充量は約0.25Nm³/hとなる。

(b) オフガス処理

オフガス処理系の物質収支を図 4.2.3に示す。炭素熱還元装置から回収した$^{15}N_2$は窒素回収装置に送られ、Ar、CO、CH_4と分離した後、窒素貯槽に貯蔵される[20]。

(iv) 設備概念の検討

(a) 必要生産量の検討

資源重視型炉心および経済性重視型炉心の製造歩留りを考慮し、算出した必要生産量をそれぞれ表 4.2.1および表 4.2.3に示す。

資源重視型炉心の場合、燃料集合体の年間必要生産体数は内側炉心燃料915体、外側炉心燃料697体となる。燃料要素の日間必要生産量は内側炉心燃料1,548本、外側炉心燃料1,179本となり、ペレットとして内側炉心燃料約14万5千個（393kgHM）、外側炉心燃料約11万1千個（300kgHM）、軸方向ブランケット燃料約12万8千個（416kgHM）となる。

経済性重視型炉心の場合、燃料集合体の年間必要生産体数は内側炉心燃料1,119体、外側炉心燃料852体となる。燃料要素の日間必要生産量は内側炉心燃料1,892本、外側炉心燃料1,442本となり、ペレットとして内側炉心燃料約17万7千個（481kgHM）、外側炉心燃料約13万5千個（366kgHM）、軸方向ブランケット燃料約8万個（261kgHM）となる。

(b) 設備・機器概念

簡素化ペレット法リファレンスシステムに対して追加となる炭素熱還元工程およびオフガス系統について設備概念を検討する。その他の主工程設備および周辺設備については、簡素化ペレット法リファレンスシステムと同等設備とし、必要生産量の違いを考慮して主工程設備の必要台数を検討した。

1）炭素熱還元工程設備

粉末混合・投入装置、粗成型装置、炭素熱還元装置および解砕機等から構成される。主要装置である炭素熱還元装置の外形図を図 4.2.4に示す。本装置はバッチ式の真空熱処理炉であり、モリブデンヒーターにより加熱する。主要な材質は耐熱鋼で、1,600℃の運転温度に耐える。

安全対策として、炭素熱還元工程から燃料要素組立工程まではアルゴン雰囲気セル内に設置し、窒化物粉末の常温での発火を防止する。ホールドアップ対策として、粉末混合・投入装置、粗成型装置、炭素熱還元装置および解砕機の粉末投入･排出部や成型部等は、局所カバーで覆い、集塵装置により飛散微粉末を吸引･回収する機構を設ける。

単機の処理能力は、粉末混合･投入装置、炭素熱還元装置および解砕機については、1バッチ80kgHM、1バッチ当たりの処理時間を24時間と設定し16tHM/年とした。粗成型装置については150kgHM/5時間･2基（搬送時間含む）と設定し72t/年とした。これにより算定される設備台数は、粉末混合･投入装置、炭素熱還元装置および解砕機については、資源型で各15基（IC用5基、OC用4基、ブランケット燃料用6基）、経済型で各16基（IC用7基、

OC用5基、ブランケット燃料用4基）となる。粗成型装置については資源型5基（IC用2基、OC用1基、ブランケット燃料用2基)、経済型5基（IC用2基、OC用2基、ブランケット燃料用1基）の構成となる。

2) フガス処理設備

オフガス系統は再処理工程と共通設備として利用され、簡素化ペレット法リファレンスシステムのフガス処理設備に対して窒素回収装置、窒素貯槽および窒素ボンベ等が追加される。窒素の回収には、混合ガスの分離、回収として従来から用いられている気相吸着法（PSA法）を採用する。

(v) ライン構成の検討

物流合理性、核物質の異常集積防止、遠隔保守補修性、相互汚染防止、クリーンアップ負荷軽減を考慮してライン構成の検討を行った。結果を表 4.2.5に示す。簡素化ペレット法リファレンスシステムと比較し、総じて設備台数が多くなっている。これは、燃料要素ミート長がMOX燃料よりも3割程度短く、また、燃料要素ピン内径が細いため、取り扱う燃料要素数、ペレット数がともに多くなるためである。

(vi) 配置検討

燃料製造/再処理一体化プラントは、簡素化ペレット法リファレンスシステムと同様に、燃料製造/再処理の主工程設備と周辺設備を配置する主建屋、使用済燃料貯蔵建屋、新燃料貯蔵建屋、および管理棟の4建屋構成とした。

建屋容積は、簡素化ペレット法リファレンスシステム建屋容積を基に概算し、主建屋は追加設備容積を考慮して約75.8万m^3、新燃料貯蔵建屋は簡素化ペレット法リファレンスシステムと同じ14.6万m^3とした。

(2) 技術評価

(i) 安全性

(a) 臨界安全

概略的評価であることから、MOX燃料の核的制限値を用いて、原則単一ユニットにおける臨界評価を行った。炭素熱還元工程設備および成型設備については質量管理を、燃料要素検査設備、燃料集合体組立設備および燃料集合体検査設備については本数管理（質量管理）を、ペレット貯蔵庫、燃料要素貯蔵庫および燃料集合体貯蔵庫については数(個数、本数、体数）と形状寸法の組合せ管理を考慮し、その他の設備については形状管理にて臨界安全を確保できるとした。

複数ユニットでの臨界安全も、MOX燃料の貯蔵施設における評価に基づいている。

今後、窒化物燃料としての臨界評価が必要である。

(b) 火災・爆発防止

粉末状の窒化物燃料を大気中で取り扱う場合、常温で発火の危険性がある。これを回避するために炭素熱還元工程から燃料要素組立工程まではアルゴン雰囲気セル内に設置し、火災防止する対策を取った。

その他に燃料製造で使用する火災・爆発に係わる物質は、脱硝･転換設備および焼結設備で使用する水素ガスであり、不活性ガスで5%に希釈したものを使用するため、空気中に漏えいしても爆発の恐れは無い。また、万一の漏えいに備え、設備への供給前に濃度異常を検知し、水素ガスの供給を自動的に停止するインターロックの設置を考慮している。また、炭素熱還元装置中では、メタンガスが発生するが、装置はアルゴン雰囲気セル中に設置されているため、万一漏洩しても爆発・火災の恐れはない。

U/Pu硝酸溶液を貯留する槽では、放射線分解により水素が生成するが、定常的にバブリングを行い、水素ガスを掃気するものとする。

以上の通り、火災・防爆対策は施されている。

(c) 耐震

セル、セル換気系、およびその電源設備（非常系を含む）と、核燃料物質を含む溶液を包蔵する槽類は､再処理施設安全審査指針およびMOX加工施設安全審査基準を参考に耐震Aクラスとし、その他の設備については、耐震Bクラスとしており、上記の指針に準じた耐震性を有するものと考える。

なお、本設計では、設備の耐震クラスに対応した具体的な構造設計は行なっておらず、今後、設備の基本設計を行なう時点で考慮する必要がある。

また、燃料製造・再処理を一体で処理するプラントとしていることから、溶液状のプルトニウムを取扱う再処理側の基準である耐震Aクラスが建屋全体に適用される可能性があると考えられる。

(ii) 経済性

簡素化ペレット法リファレンスシステムの経済性評価結果をベースに､概略評価を行う。

(a) 評価結果

1) 建設費

i) 主工程設備台数

主工程設備費算定のために設定した､燃料製造主工程の主要機器台数を表 4.2.6に示す。資源重視型で窒化物化工程15系列、ペレット加工工程6系列、燃料要素検査・組立工程5系列､集合体組立工程2系列の機器台数129台､対して経済性重視型では窒化物化工程16系列、ペレット加工工程6系列、燃料要素検査・組立工程5系列、集合体組立工程2系列の機器台数134台の機器構成となった。

ii) 建設費

建設費は資源重視型でおよそ2531億円、経済性重視型でおよそ2583億円と見積もった。それらの内訳を表 4.2.7に示す。

主工程設備費は台数に基づいて評価した。但し、設計費用の重複を避けるため、同型機器の２基目以降の単価を１基目の単価の90%とした。

保守補修設備費、共通設備費、建屋･電気･換気設備費は、主工程設備構成の簡素化ペレット法リファレンスシステム設計との相違を踏まえ算定し、追加設備であるArセル冷却浄化設備費を加算した。新燃料貯蔵建屋設備費は、処理量が等しいことより、MOXリファレ

ンスシステムでの費用と同額とした。

2) 操業費

年間の操業費を、資源重視型で162億円、経済性重視型で164億円と見積もった。それらの内訳を表 4.2.8に示す。消耗品等諸費には$^{15}N_2$および炭素粉末の試薬代を含む。$^{15}N_2$の消費量は使用量の10%と仮定し、単価は1,000円/gとした。

なお、$^{15}N_2$ガスの価格は現行約10万円/ｇ程度であるが、現在進められている窒素同位体ガスの濃縮に関する技術開発により、製造コストを数百円/ｇ程度に圧縮できる可能性が示唆されている。そこで、本検討では、将来の$^{15}N_2$ガス購入単価を上記のように設定した。

3) 燃料製造単価

上記1)および2)より、燃料製造HM単価は資源重視型で20.1万円/kgHM、経済性重視型で20.3万円/kgHMとなった。その内訳を表 4.2.9に示す。

燃料製造単価を発電単価に換算すると、資源重視型は平均燃焼度が105GWd/tなので0.29円/kWh、経済性重視型は平均燃焼度が128GWd/tなので0.24円/kWhとなった。それぞれ、発電単価の燃料製造分目安値0.3円/kWhを充分満足する。

(iii) 環境負荷低減性

3.2.2節で述べた廃棄物区分に基づき、通常運転時および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。また、通常運転時の大気放出放射能を評価した。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

固体廃棄物の発生量は、簡素化ペレット法リファレンスシステム設計と共通する部分については、同様の基準に立って算出し、炭素熱還元工程設備については焼結設備を参考に類推して求めた。資源重視型および経済性重視型の固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.2.10および表 4.2.11に示す。固体廃棄物は、保守補修に伴い発生する交換部品、脱硝容器、フィルタエレメント、HEPAフィルタ、ヒータ、耐火レンガ等であり、年間発生量は地層処分低レベル放射性廃棄物が資源重視型約49.4tおよび経済性重視型約51.9t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が資源重視型約0.8tおよび経済性重視型約0.4tとなった。

気体廃棄物の大気放出放射能は、簡素化ペレット法リファレンスシステムの評価を参考に、資源重視型5×10^7Bq/年、経済性重視型6×10^7Bq/年と見積もったが、放出源となる粉末取り扱い工程が簡素化ペレット法リファレンスシステムに比べて増加していることから、窒化物燃料製造施設からの大気放出放射能は更に多くなる可能性がある。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

資源重視型および経済性重視型の固体廃棄物発生量の検討結果を表 4.2.12および表 4.2.13に示す。発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物が資源重視型約2,540tおよび経済性重視型約2,560t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物が資源重視型約240tおよび経済性重視型約170t、クリアランスレベル以下（コンクリート以外）がともに約5.2万t、クリアランスレベル以下（コンクリート）がともに約47万tとなった。

(iv) 資源有効利用性

本システムの設計検討は未だ概略的なレベルにあり、各設備・システムの定量的なホー

ルドアップ量等を評価できるレベルにない。さらに、ここで検討している大型燃料製造施設と比較できるような規模の既存の窒化物燃料製造施設が無いため、製造工程の内容に共通する部分の多いMOXペレット燃料製造施設からの類推によって定性的な評価を行う。窒化物燃料粉末の物性に関しては不明な部分もあるが、ここではMOX粉末の特性と同じものとした。

本システムは、簡素化ペレット法に炭素熱還元等の工程を追加したもので、酸化物ペレット製造に比較すると粉末取扱工程が増えており、ホールドアップ低減や廃棄物への移行抑制の面からは不利な点がある。しかし、現在のMOXペレット製造現場で適用されているMIMAS法をはじめとする諸製法と比較すると、粉末の取扱工程が少ないプロセスであり、また、粉塵発生が見込まれる部分には、適宜粉末回収ブロアや粉末飛散防止機構を装備することとしているため、既存のMOX燃料製造法に比べ、同等あるいは更に高いホールドアップ低減が期待できると考えられる。ベルゴニュークリア社のMOX燃料製造プラント（MIMAS法）における実績[18]から類推し、本システムでも核物質の廃棄物への移行率を取り扱い原料の0.1%以下に抑えることは可能であると考える。また粉末飛散防止および粉末回収によってホールドアップ量を小さく抑えることが期待できるため、プロセスとしてUおよびPuの回収率99%以上は確保できるものと考える。

(v) 核拡散抵抗性

単体Puの存在の有無、ホールドアップ、計量管理および物流管理の観点から評価する。

(a) 単体 Pu の存在の有無

再処理施設から受入れる原料は、Pu富化度を17.2～19.9 wt%に調製した硝酸溶液であり、U、MA,FPと共存している。また、燃料製造施設内ではPuを単離する工程は存在しない。したがって、Puが単独で存在することはない。

(b) ホールドアップ

窒化物ペレット製造の場合、簡素化ペレット法をベースとした製造工程ではあるが、酸化物ペレット製造と比較すると粉末取扱工程が多いため、ホールドアップ対策が重要になる。ホールドアップ低減のため、工程・設備にはバイブレータやノッカの設置、吸引やブロー等のシステムを設置することにより、適切に回収するものとしている。特に、セル内への粉末飛散があると回収が極めて困難になるため、炭素混合、粗成型、炭素熱還元、粉砕、ペレット成型、研削装置など粉末飛散の可能性がある装置については、カバーを行うとともに集塵システムを設け、局所排気を行うことで、適切に回収するものとしている。ただし、その効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による事前確認試験が必要と考える。

(c) 計量管理

本システムは、再処理施設から移送される溶液を受け入れた後、溶液の段階で目的の燃料組成に調整・ロット形成を行い、以降はロット間の混合を行わないシステムとなっている。また、均一性の高い粉末が得られることから秤量とサンプルの成分分析により従来の計量管理手法の適用が可能と考えられる。ただし、低除染MA含有燃料の特徴である高放射能は核物質量の直接計量を難しくしている。また、セル内遠隔製造はホールドアップの

検認を難しくしている。したがって、新たなる計量技術の開発が必要となる。一方、低除染MA含有燃料の特性を生かし、適用すべき保障措置が合理化できる可能性もある。

(d) 核物質防護

本システムは、低除染MA含有燃料を取り扱うことよりセル内での取り扱いとなることから核物質への難接近性があり、核物質防護の観点からは現行システムに比べ有利である。

(vi) 運転・保守補修性

簡素化ペレット法リファレンスシステム同様、遠隔自動化運転と遠隔保守を取り入れることで、セル内製造における運転・保守補修性を確保した。

(vii) 技術的成立性

簡素化ペレット法リファレンスシステムに対して新たに追加されるプロセスおよび機器について、プロセス技術の成立性および量産対応機器設計の成立性を概略検討する。

(a) プロセス技術の成立性

旧原研での窒化物ペレット開発により、炭素熱還元プロセスは、実験室レベルでは確認されており、窒化物燃料製造のプロセス成立性が期待できる。ただし、工学的規模に拡大した装置にて工学的成立性、炭素熱還元工程に要する反応時間、反応効率等のプロセス条件を確認する必要がある。

オフガス処理設備中の窒素回収装置については、一般産業にて既に実績のある装置が存在するため、基本プロセスの成立性はあると考えられる。ただし、高価な^{15}Nを回収・再使用することを考慮し、回収率の確認または向上のための試験が必要と考えられる。

(b) 量産対応機器設計の成立性

簡素化ペレット法リファレンスシステムに対して追加となる混合設備、炭素熱還元設備、粉砕設備等について、設備稼働率を算出できるレベルの設計検討は行なっていないため、量産対応機器設計成立性の検討は今後の課題である。

4.2.2 技術開発項目

開発課題を表 4.2.14に示す。また、簡素化ペレット法リファレンスシステムに対して追加となるプロセス、設備に関する技術開発項目の概要を以下に示す。

(1) 炭素熱還元プロセス条件の確認

炭素熱還元プロセスは、窒化物燃料を扱う研究室での実験室規模の取扱いしかなされておらず、今後開発を進めていくにあたっては、そのスケールアップに伴う確証が課題である。今後、小規模試験でプロセス成立性を実証し、工学規模の装置にて工学的成立性、炭素熱還元に要する反応時間、反応効率等のプロセス条件を確認する必要がある。

(2) 粉砕プロセス条件の確認

高密度の製品ペレットを製造するために、粉砕プロセスでは、微細粉末となるまで長時間に及ぶ粉砕が必要と考えられる。今後、小規模試験にて、焼結密度の仕様値を達成するために必要な粉砕レベルや粉砕時間等の粉砕に関する諸条件を確認する必要がある。

(3) 窒素回収装置

オフガス処理設備の中の窒素回収装置については、一般産業にて既に実績のある装置が存在するものの、高価な^{15}Nの有効利用のために、回収率の確認または向上のための試験が必要と考えられる。

(4) 窒素濃縮装置

現在、分離効率が高く有望視されている気相吸着法について、小規模試験にて同位体濃縮メカニズムの解明、分離効率の確認等を行なうとともに、工学試験にて工業化データの取得、経済性の確証が必要である[20)]。

[参考文献]

1) 河野秀作，田中健哉，小野清，岩佐勝令，星野康史，新開康夫，紫牟田拓志，川口浩一；“燃料製造システムの技術検討書”，サイクル機構報告書，JNC TY9400 2001-023(2001)
2) 加藤正人他； “酸素ポテンシャルをコントロールした雰囲気での高温 X 線回折測定” ，動力炉・核燃料開発事業団報告書，PNC TN8410 97-018（1997）
3) “ステンレス鋼データブック　家電編”，ステンレス協会発行(1996)
4) 藤田昭一；“現場の熱処理学（１３）”，金属，**Vol.74，No.8**(2004)
5) 栗田勉，加藤良幸，澤秀志，大高昭博，高橋芳晴；日本原子力学会，「2003 春の年会」B6（2003）
6) 牧野崇義，武内健太郎，加藤明文，大代操，遠藤秀男；“ショートプロセスによるペレット製造方法の基礎的検討”，サイクル機構技報，**№20**（2003）
7) 牧野崇義，沖田高敏，加藤良幸，栗田勉，高橋芳晴，青野茂典；日本原子力学会，「2005 秋の年会」I31（2005）
8) 谷本亮二，吉村忠宏，星野康史，宗片英樹，田巻善久；“脱硝転換設備概念の成立性調査(2)”，サイクル機構報告書，JNC TJ9400 2004-002(2004)
9) 森本恭一，加藤正人，河野秀作，宇野弘樹，田村哲也，砂押剛雄；日本原子力学会，「2003 秋の大会」H5（2003）
10) 宇野弘樹，小笠原誠洋，加藤正人，木原義之；日本原子力学会，「2004 春の年会」D9（2004）
11) 吉持宏，中村一矢，滑川卓志，関崇行；日本原子力学会，「2003 春の年会」B2（2003）
12) 吉持宏，根本雅直，滑川卓志，関崇行；日本原子力学会，「2004 春の年会」D10（2004）
13) 三輪周平，逢坂正彦，吉持宏，田中健哉，関崇行，関根伸一；“Am 含有 MOX 燃料の焼結に及ぼす酸素ポテンシャルの影響”，サイクル機構報告書，JNC TN9400 2005-023(2005)
14) 加藤正人，河野秀作，宇野弘樹，田村哲也，砂押剛雄；日本原子力学会，「2003 秋の大会」H4（2003）
15) 吉持宏，石洋平，関崇行，門藤健司，関根真一，小山真一；“遠隔操作による Am 含有 MOX 燃料製造技術の開発”，サイクル機構技報，**№28**（2005）
16) 上村勝一郎，関正之；“燃料ピン端栓接合”，原子力工業，**第 42 巻 第 9 号**（1996）
17) 前川一彦，吉村忠宏，星野康史，宗片英樹，田巻善久；“低除染ペレット燃料製造施設構成の合理化に関する調査　別冊－低除染燃料製造システムの量産化に関する評価手法の調査－”，サイクル機構報告書，JNC TJ9420 2005-003(2005)
18) “MANAGEMENT OF SEPARATED PLUTONIUM The Technical Option”，NEA/OECD，（1997）
19) 新開康夫，小野清，田中健哉；“FBR 用窒化物燃料製造に関する検討(1)”，サイクル機構報告書，JNC TN9400 2002-039(2002)
20) 井上賢紀，浅賀健男，泉順，波多野守；“窒素同位体の濃縮技術評価”，サイクル機構報告書，JNC TN9400 2000-072(2000)

表 4.2.1　燃料の基本仕様と必要生産量
（Pb-Bi 冷却中型炉・窒化物燃料 200t 規模・資源重視型炉心）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
電気出力	MWe	750	
熱出力	MWth	1,980	
運転サイクル長さ	ヶ月	18.0	
増殖比	ー	1.10	
集合体配列ピッチ	mm	193.7	
燃料交換バッチ数	バッチ	6	6
集合体数	体	252	192

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
全　　長		mm	3,915	3,915
燃料要素の本数		本/体	331	331
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	77.6	77.6
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		46.5	46.5
	合　　計		124.1	124.1

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素
全　長		mm	2,290	2,290
長　さ	炉心燃料	mm	700	700
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上0/下350	上0/下350
ペレット個数	炉心燃料	個/本	86.4	86.4
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		43.2	43.2
重　量	炉心燃料	g-HM/本	234	234
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		141	141
	合　　計		375	375

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)
被覆管内径	mm	6.91	6.91	6.91
ペレット外径	mm	6.75	6.75	6.75
ペレット高さ	mm	8.10	8.10	8.10
Pu富化度	%	17.5	19.9	0.0
ペレット理論密度	g/cc	13.50	13.50	13.50
スミア密度	%TD	75.0	75.0	90.0
中空径	mm	2.76	2.76	中実ペレット
ペレット密度	%TD	94.4	94.4	94.3
ペレット重量	g-MOX/個	3.08	3.08	3.69
	g-HM/個	2.71	2.71	3.25

2. 必要生産量（製造歩留り考慮）

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	体/y	915	697	1,612
		体/d	4.6	3.5	8.1
		t-HM/y	113.5	86.5	200.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	本/y	309,525	235,829	545,354
		本/d	1,547.6	1,179.1	2,726.8
		t-HM/y	116.0	88.4	204.4

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット(IC)	外側炉心燃料ペレット(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ(AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	個/y	29,016,929	22,108,136	25,562,533	76,687,598
		個/d	145,085	110,541	127,813	383,438
		t-HM/y	78.7	59.9	83.2	221.8
		kg-HM/d	393	300	416	1,109

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末(IC)	外側炉心燃料粉末(OC)	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末(AB)	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	t-HM/y	78.8	60.1	83.3	222.2
		kg-HM/d	394	300	417	1,111

表 4.2.2　燃料重量組成

（燃料重金属 1t 当たり,Pb-Bi 冷却窒化物燃料　資源型）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	8.17E+02	81.6%	7.92E+02	79.1%	1.00E+03	100.0%
Pu	1.75E+02	17.4%	1.99E+02	19.9%	0.00E+00	0.0%
Np	9.25E−01	0.1%	1.04E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	5.47E+00	0.5%	6.25E+00	0.6%	0.00E+00	0.0%
Cm	1.82E+00	0.2%	2.07E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	100.0%
FP	1.14E+00	0.1%	1.14E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	8.22E+00	0.8%	9.36E+00	0.9%	0.00E+00	0.0%

表 4.2.3　燃料の基本仕様と必要生産量

（Pb-Bi 冷却中型炉・窒化物燃料 200t 規模・経済重視型炉心）

1. 燃料の基本仕様

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
電気出力	MWe	750	
熱出力	MWth	1,980	
運転サイクル長さ	ヶ月	18.0	
増殖比	―	1.04	
集合体配列ピッチ	mm	193.7	
燃料交換バッチ数	バッチ	6	6
集合体数	体	252	192

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体
全　　長		mm	3,915	3,915
燃料要素の本数		本/体	331	331
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	77.6	77.6
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		23.9	23.9
	合　　計		101.5	101.5

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料要素	外側炉心燃料要素
全　長		mm	2,290	2,290
長　さ	炉心燃料	mm	700	700
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		上0/下180	上0/下180
ペレット個数	炉心燃料	個/本	86.4	86.4
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		22.2	22.2
重　量	炉心燃料	g-HM/本	234	234
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		72	72
	合　　計		307	307

ペレット仕様	単位	内側炉心燃料ペレット（IC）	外側炉心燃料ペレット（OC）	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ（AB）
被覆管内径	mm	6.91	6.91	6.91
ペレット外径	mm	6.75	6.75	6.75
ペレット高さ	mm	8.10	8.10	8.10
Pu富化度	%	17.2	19.6	0.0
ペレット理論密度	g/cc	13.50	13.50	13.50
スミア密度	%TD	75.0	75.0	90.0
中空径	mm	2.76	2.76	中実ペレット
ペレット密度	%TD	94.4	94.4	94.3
ペレット重量	g-MOX/個	3.08	3.08	3.69
	g-HM/個	2.71	2.71	3.25

2. 必要生産量（製造歩留り考慮）

燃料集合体		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	体/y	1,119	852	1,971
		体/d	5.6	4.3	9.9
		t-HM/y	113.5	86.5	200.0

燃料要素		単位	内側炉心燃料要素（IC+AB）	外側炉心燃料要素（OC+AB）	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	本/y	378,454	288,346	666,800
		本/d	1,892.3	1,441.7	3,334.0
		t-HM/y	116.0	88.4	204.4

ペレット		単位	内側炉心燃料ペレット（IC）	外側炉心燃料ペレット（OC）	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄﾍﾟﾚｯﾄ（AB）	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	個/y	35,478,799	27,031,466	16,074,068	78,584,334
		個/d	177,394	135,157	80,370	392,922
		t-HM/y	96.2	73.3	52.3	221.8
		kg-HM/d	481	366	261	1,109

粉　末		単位	内側炉心燃料粉末（IC）	外側炉心燃料粉末（OC）	軸方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ粉末（AB）	合　計
生産量	生産規模 200t-HM/y	t-HM/y	96.4	73.4	52.4	222.2
		kg-HM/d	482	367	262	1,111

表 4.2.4　燃料重量組成

（燃料重金属 1t 当たり,Pb-Bi 冷却窒化物燃料　経済型）

	内側炉心		外側炉心		ブランケット	
	kg/tHM	%	kg/tHM	%	kg/tHM	%
U	8.20E+02	81.9%	7.94E+02	79.3%	1.00E+03	100.0%
Pu	1.72E+02	17.2%	1.96E+02	19.6%	0.00E+00	0.0%
Np	8.98E−01	0.1%	1.04E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
Am	5.42E+00	0.5%	6.18E+00	0.6%	0.00E+00	0.0%
Cm	1.80E+00	0.2%	2.07E+00	0.2%	0.00E+00	0.0%
HM合計	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	99.9%	1.00E+03	100.0%
FP	1.14E+00	0.1%	1.14E+00	0.1%	0.00E+00	0.0%
（Np＋Am＋Cm）	8.11E+00	0.8%	9.29E+00	0.9%	0.00E+00	0.0%

表 4.2.5　ライン構成検討結果（窒化物燃料）

工　程	設　備	ケース	フェーズⅡ中間評価設定 Na冷却大型炉・MOX燃料・200t規模（リファレンスシステム）					Pb-Bi冷却中型炉 窒化物燃料・200t規模 資源重視型炉心				Pb-Bi冷却中型炉 窒化物燃料・200t規模 経済性重視型炉心			
		燃料種別	内側	外側	軸ブラ	径ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	合計	内側	外側	軸ブラ	合計
		処理量 t/y	45.5	40.1	70.3	66.3	222.2	78.8	60.1	83.3	222.2	96.4	73.4	52.4	222.2
脱硝転換工程	原料受入設備		2	2	2	←	6	2	2	2	6	2	2	2	6
	脱硝・転換設備		2	2	2	2	8	4	3	3	10	5	4	2	11
窒化物化工程（追加工程）	粉末混合設備						0	5	4	6	15	7	5	4	16
	粗成型設備						0	2	1	2	5	2	2	1	5
	炭素熱還元設備						0	5	4	6	15	7	5	4	16
	粉砕設備						0	5	4	6	15	7	5	4	16
ペレット工程	成型設備		1	1	1	1	4	2	2	2	6	3	2	1	6
	焼結設備		1	1	1	1	4	2	2	2	6	3	2	1	6
	O/M調整設備		1	1			2				0				0
	研削設備		1	1	1	1	4	2	2	2	6	3	2	1	6
	ペレット検査設備		1	1	1	1	4	2	2	2	6	3	2	1	6
ピン加工工程	スタック調整設備		1	1		1	3	1	1		2	2	1		3
	燃料要素組立設備		1	1		1	3	3	2		5	3	2		5
ピン検査工程	端栓溶接熱処理設備		1	1		1	3	3	2		5	3	2		5
	燃料要素検査設備		1	1		1	3	3	2		5	3	2		5
	ワイヤ巻付設備/グリッド設備		1	1		1	3	3	2		5	3	2		5
	燃料要素総合検査設備		1	1		1	3	3	2		5	3	2		5
集合体工程	燃料集合体組立設備		1	←		1	2	1	1		2	1	1		2
	燃料集合体検査設備		1	←		1	2	1	1		2	1	1		2
合　計			17	15	8	14	54	49	39	33	121	61	44	21	126
基準システムとの相違			（基準システム）					*窒化物化工程追加 *脱硝・転換設備：8⇒10基 *ペレット工程：4⇒6ライン *ピン工程：3⇒5ライン				*窒化物化工程追加 *脱硝・転換設備：8⇒11基 *ペレット工程：4⇒6ライン *ピン工程：3⇒5ライン			

表 4.2.6　窒化物燃料製造施設の主工程設備台数

設備名称	設備台数(基)		
	Na 冷却大型炉	Pb-Bi 冷却中型炉	
	MOX200t	窒化物 200t	
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視
脱硝･転換設備	8	10	11
混合設備、炭素熱還元設備、粉砕設備	―	各 15	各 16
粗成型設備	―	5	5
成型設備、研削設備、ペレット検査設備	各 4	各 6	各 6
焼結設備	4	6	6
O/M 調整設備	2	―	―
スタック調整設備	3	2	3
燃料要素組立設備	3	5	5
端栓溶接熱処理設備	3	5	5
燃料要素検査設備	3	5	5
ワイヤ巻付設備	3	―	―
グリッド設備	―	5	5
燃料要素総合検査設備	3	5	5
燃料集合体組立設備	2	2	2
燃料集合体検査設備	2	2	2
合計台数(リワーク設備、保管庫類等含む)	61	129	134

表 4.2.7　窒化物燃料製造施設の建設費

項　目	費　用（億円）		
	Na 冷却大型炉	Pb-Bi 冷却中型炉	
	MOX200t	窒化物 200t	
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視
主工程設備費	500	732	751
保守補修設備費、共通設備費	484	837	866
建屋･電気･換気設備費	753	873	877
新燃料貯蔵建屋設備費	89	89	89
建設費合計	1,826	2,531	2,583

表 4.2.8　窒化物燃料製造施設の操業費

項　目	費　用（億円）		
	Na 冷却大型炉	Pb-Bi 冷却中型炉	
	MOX200t	窒化物 200t	
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視
人件費	40.1	40.1	40.1
修繕費(機器交換費、定検材料費)	38.3	58.6	60.4
消耗品等諸費(補充 U、ユーティリティ等を含む)	23.5	40.5	40.7
業務分担費	15.3	20.9	21.2
事業税	1.4	1.9	1.9
操業費合計	119	162	164

表 4.2.9　窒化物燃料製造施設の燃料製造単価

項　目	単　価（万円/kgHM）		
	Na 冷却大型炉	Pb-Bi 冷却中型炉	
	MOX200t	窒化物 200t	
	リファレンスシステム	資源重視	経済重視
燃料製造単価	15.9	20.1	20.3
資本費	5.0	7.0	7.1
操業費	5.9	8.1	8.2
部材費	5.0	5.0	5.0

表 4.2.10　通常運転時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・資源重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	33.5	11.2	27.1	135	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	15.9	15.9			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.8	0.3	0.3	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	12.0	4.0	4.0	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		62.2	31.3		137	

表 4.2.11　通常運転時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）

廃棄物区分	分類	発生量				例
		重量（t/y）	容量（m3/y）		ドラム缶（本/y）	
地層処分低レベル放射性廃棄物	金属	35.5	11.8	28.3	142	炉心燃料製造用の成型プレス金型、焼結炉ヒータ、集塵機フィルタ等
	セラミック	16.5	16.5			炉心燃料製造用の脱硝容器、焼結炉耐火レンガ等
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	金属	0.4	0.1	0.1	1	ブランケット燃料製造用の自動外観・寸法密度測定装置
	セラミック	0.0	0.0			ブランケット燃料製造用の端栓溶接装置交換部品
クリアランス以下	金属	12.0	4.0	4.0	―	燃料要素検査設備構成モジュール、集合体組立設備構成モジュール等
合　計		64.4	32.5		142	

表 4.2.12　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・資源重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備(保守・補修設備含む)	1,350	0	830	―	
	周辺設備(保守･補修設備除く)	0	0	8,520	―	
建電換	セルライニング	1,190	240	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体(上記を除く)	―	―	42,400	470,000	
合　計		2,540	240	51,750	470,000	

表 4.2.13　廃止措置時の固体廃棄物発生量（Pb-Bi 冷却中型炉・200t 規模・経済性重視型炉心）

対象廃棄物		地層処分低レベル放射性廃棄物	浅地中処分低レベル放射性廃棄物	クリアランス以下		備考
				コンクリート以外	コンクリート	
		重量(t)	重量(t)	重量(t)	重量(t)	
設　備	主工程設備(保守・補修設備含む)	1,290	0	830	―	
	周辺設備(保守･補修設備除く)	0	0	8,520	―	
建電換	セルライニング	1,270	170	―	―	ライニング厚5mmと想定
	建屋躯体(上記を除く)	―	―	42,550	470,000	
合　計		2,560	170	51,900	470,000	

表 4.2.14　技術開発項目（1/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
安全性	臨界防止	単一ユニットの臨界管理	臨界管理ロジックの具現化	中	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・マテハン技術
			窒化物燃料の臨界評価	中	システム設計/臨界管理
		複数ユニットの臨界管理	臨界管理ロジックの具現化	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
	作業員の被ばくの低減	遠隔自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	中	除染技術
		ホールドアップ低減技術の開発	粉末の飛散防止技術開発	中	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	中	システム設計 集塵技術、付着防止技術
		脱硝・焼結時のオフガスへのFP/MA移行の抑制（TRU・低DF燃料）	脱硝・焼結時のオフガスへのFP/MA移行挙動把握	小	要素技術
	火災・爆発防止	化学的安全性	窒化物燃料粉末等の取り扱い工程の不活性化	大	システム設計
	耐震性	耐震設計		中	システム設計
	安全評価	安全設計方針・判断基準整備		中	システム設計
		安全評価		中	システム設計
経済性	建設費低減	プロセス合理化	強制粉末充填法の技術開発（造粒工程削減）	中	（簡素化プロセス技術）
		製造系列数の合理化	脱硝転換－ペレット製造工程間の粉末移送技術の高度化	中	システム設計 物質移送・マテハン技術
			キャンペーン運転の適用	中	システム設計
		製造機器の機能・構造合理化	生産量に応じた処理能力最適化	中	システム設計/特に小規模プラント
	操業費低減	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		作業員数の合理化		中	システム設計
		機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		品質管理の合理化	検査項目の合理化、検査頻度・基準の緩和	中	システム設計
		N-15濃縮技術開発	安価なN-15濃縮技術開発	大	N-15濃縮技術
		集合体部材の低価格化		大	システム設計 要素技術
	稼働率向上	機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		保守・補修期間の短縮	遠隔保守補修技術	大	システム設計
			機器モジュール化	中	機器設計　システム設計
		高信頼性機器の開発（MA含有低除染燃料の機器安定性への影響）	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
	廃止措置費低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		中	システム設計

表 4.2.14　技術開発項目（2/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
資源有効利用性	U/TRUのリサイクル	U/TRUの回収率向上	成型、研削工程からの発生粉末の回収率向上	小	システム設計 粉末集塵・回収技術
			リワーク（DS・CS処理工程）からの回収率向上	小	システム設計 分離・回収技術
	U/TRUのロス低減	分析廃棄物への核物質移行量低減	分析サンプルサイズの最適化	小	システム設計 分析技術
			分析箇所、頻度、サンプル数の合理化	小	システム設計 分析技術
環境負荷低減性	廃棄物発生量低減	工程廃棄物（分析廃棄物）発生量低減	分析箇所、頻度、サンプル数、サイズの最適化	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物発生量低減	機器の長寿命化	中	システム設計 要素技術
			機器の台数削減	中	システム設計
			CO2プラスト等環境負荷の少ない除染手法の開発	中	システム設計 要素技術
	廃棄物への核種移行量低減	工程廃棄物（分析廃棄物）への移行量低減	分析箇所、頻度、サンプル数、サイズの最適化	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物への移行量低減	粉末の飛散防止技術開発	大	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	大	システム設計 集塵技術、付着防止技術
			機器の除染技術開発	中	除染技術
	廃止措置時の固体廃棄物量低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		中	システム設計
		廃棄物処分技術の高度化	溶融処分等廃棄物蓄聞技術開発	小	処分技術
核拡散抵抗性	保障措置	ホールドアップ対策（発生の抑止）	粉末の飛散防止技術開発	大	システム設計 飛散防止技術
			粉末の回収技術開発	大	システム設計 集塵技術、付着防止技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術/（要素技術）
	核物質防護			中	システム設計
運転・保守補修性	セル内安定操業性	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		計測制御		小	システム設計 計装制御技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		MA含有低除染燃料の機器安定性への影響	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	大	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術

表 4.2.14　技術開発項目（3/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
技術的実現性	プロセス技術の実現性	粉末の流動性改善/充填技術開発	粉末造粒技術開発	大	簡素化プロセス技術
			強制粉末充填法技術開発	大	（簡素化プロセス技術）
		製造プロセス条件の最適化	燃料製造仕様に応じた均質性確保のための焼結プロセス条件の把握	大	低除染・TRU燃料製造技術
			MA、FP混入による原料の発熱、放射線に伴う各プロセス条件への影響把握	大	低除染・TRU燃料製造技術
			炭素熱還元/粉砕プロセス条件の最適化	大	窒化物燃料製造技術
			脱硝容器形状・容量の最適化	中	低除染・TRU燃料製造技術
		検査技術開発	端栓溶接部検査工程での標準試料片の形状・製作方法検討	中	超音波検査技術
			端栓溶接部検査工程での溶接部強度の非破壊検査方法確立	中	超音波検査技術
			X線検査工程でのペレット識別検査技術開発	中	X線検査技術
		製造工程における原料発熱による悪影響防止	集合体組立・検査工程での除熱方法検討	中	システム設計、除熱技術
	量産対応機器設計の実現性	量産技術開発	大型脱硝容器での脱硝性能確認	大	量産技術（スケールアップ）
			12連同時成型機　機器開発	中	量産技術（スケールアップ）
		処理能力の向上	脱硝転換/端栓溶接部熱処理工程での冷却時間短縮	中	システム設計、冷却技術
			多数（12個）同時成型時の処理速度とペレット品質ばらつきの確認	中	システム設計、量産技術
			端栓溶接工程の処理能力向上	中	システム設計、量産技術
			超音波検査/X線検査/総合検査工程での処理能力と検査精度の関係	中	システム設計、量産技術、各種検査技術
		製造歩留りの把握	TRU低除染燃料量産時の製造歩留り確認	大	低除染・TRU燃料製造技術
		運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		計測制御		小	システム設計 計装制御技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・マテハン技術
		高信頼性機器の開発（MA含有低除染燃料の機器安定性への影響）	耐放射線対策/高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		遠隔保守補修技術の確立	遠隔保守対応機器開発	大	システム設計 物質移送・マテハン技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術
	製造ラインの成立性	工学・モックアップ試験を通じた故障・補修データ蓄積		小	システム設計、量産技術

大：技術成立性、目標達成のために特に大きな効果があると考えられる課題
中：技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小：技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

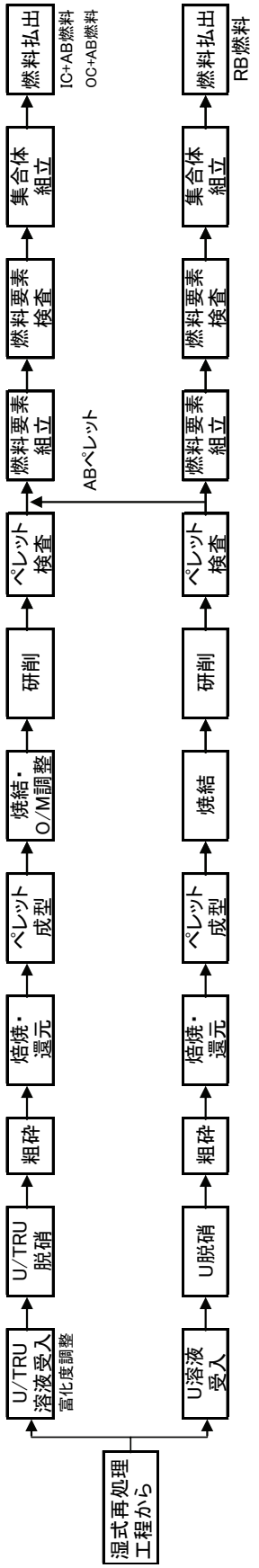


図 4.2.1 酸化物燃料製造工程フロー図

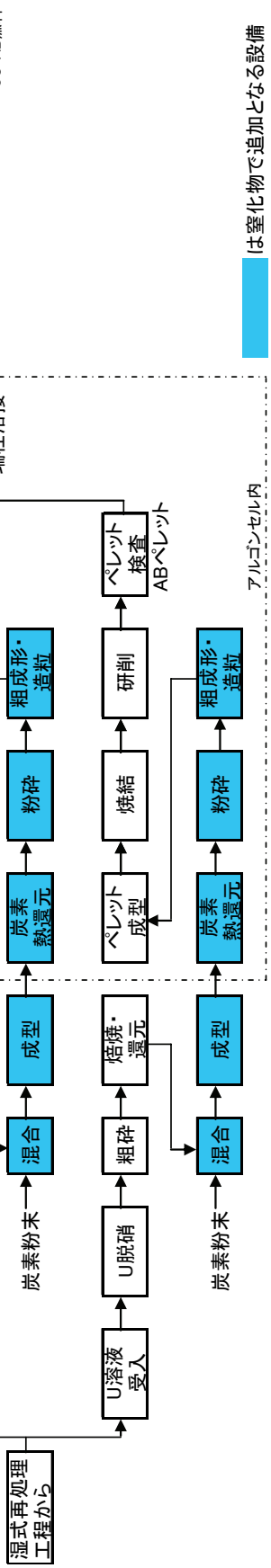


図 4.2.2 窒化物燃料製造工程フロー図

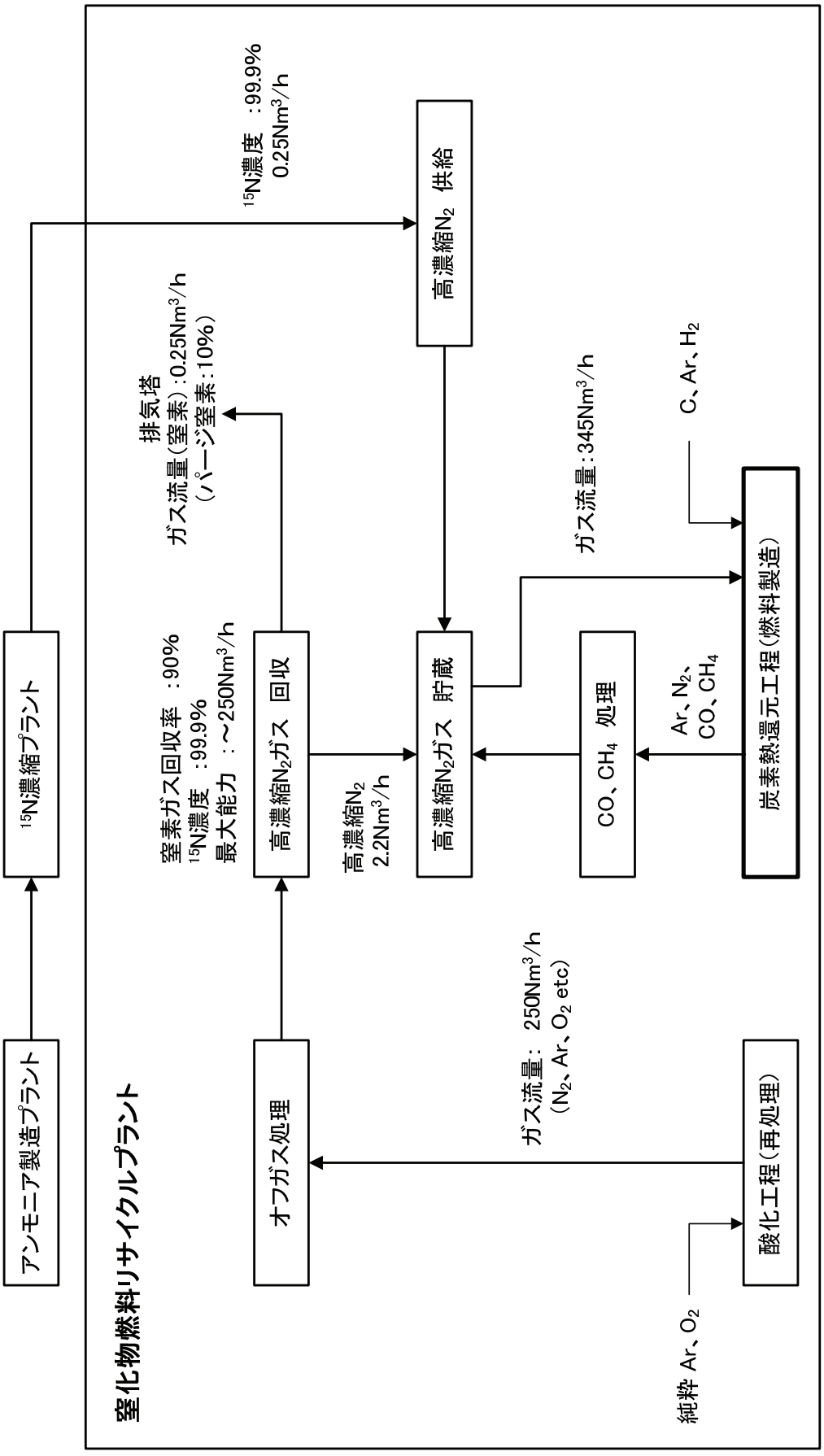


図 4.2.3 オフガス処理系のマスフローバランス

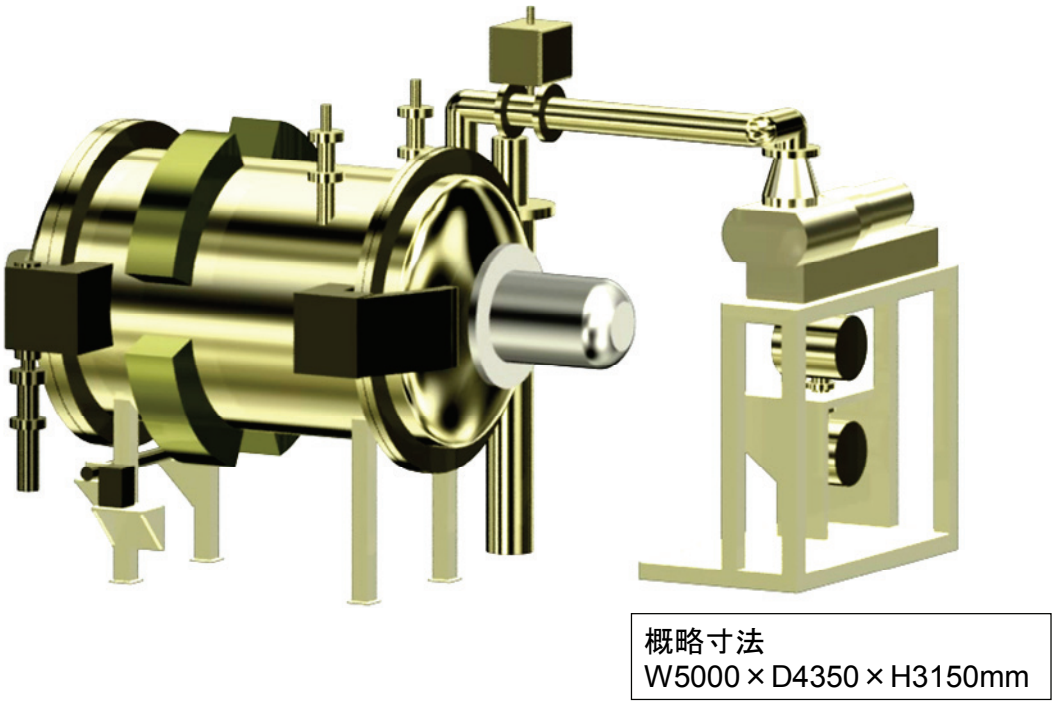


図 4.2.4　炭素熱還元装置鳥瞰図

5. 振動充填法

5.1 ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの検討

本システムは、湿式再処理製品であるPu富化度調整済み溶液を原料に酸化物燃料粒子を作り、これを被覆管に振動充填して燃料を製造するシステムである。

燃料粒子の製法には様々な方法が考えられるが、燃料溶液の液滴を中和して得られる球状のゲルを経由して酸化物の球状粒子とするゲル化法は、表面が平滑で真球度の高い粒子が得られ、全工程を通じて燃料微粉の発生・飛散がほとんど無いという利点を持つ。ゲル化法には、燃料溶液を中和剤（アンモニア水）に滴下して中和剤を液滴外部から供給する外部ゲル化法と、燃料溶液に添加した試薬の熱分解により中和剤（アンモニア）を液滴内部から供給する内部ゲル化法とがある。

FSフェーズIでは内部ゲル化法及び外部ゲル化法のそれぞれについて、年間製造量200tHMの大規模施設と50tHMの小規模施設の概念設計を行い経済性、環境負荷低減性等の概略評価を行った。

フェーズIIでは、概念の絞込みに向けてより高い精度でシステム評価できるよう、外部ゲル化法を用いた燃料製造システムについて、機器構造の詳細化、セル内製造におけるマテリアルハンドリングの明確化、遠隔保守補修手順の明確化に重点を置いた概念設計、システム評価を行った。

5.1.1 リファレンスシステム設計

リファレンスシステムの燃料製造施設は、Na冷却大型炉・MOX燃料対応資源重視型炉心／先進湿式再処理に対応した施設とし、生産規模は200tHM/年とする。

(1) 施設概念構築

(i) 設計の基本方針と前提条件

(a) 施設設備の設計および配置方針

操業条件および保守方針に関しては簡素化ペレット燃料製造システムのリファレンスシステム設計と基本的に同一である（4.1.1節参照）。

(b) 製品燃料条件

製品燃料仕様の前提となる炉心および再処理は、フェーズII最終取り纏めの統合評価における湿式再処理・振動充填燃料炉心および先進湿式再処理とする。スフェアパック燃料では粒径800μm（以下、大粒子）および粒径80μm（以下、小粒子）の燃料粒子を重量比3:1で被覆管に充填する。

以上の仕様を踏まえて設定される製品燃料の基本仕様を表 5.1.1に示す。内側および外

側炉心燃料要素のスタック重量は、上下部軸方向ブランケット部255gHM、炉心燃料部426gHMとなっている。径方向ブランケット燃料要素のスタック重量は945gHMとなっている。

(c) 製品歩留り

不良品率を粒子製造工程８％、燃料要素組立て・集合体組立工程２％とし、燃料製造全体での歩留りを90%とした。

(d) スクラップ処理

粒子製造工程で発生する不良品は、燃料の酸への溶解性および添加剤の除去を考慮し、焼結工程の後の検査工程で回収し、リワーク設備で硝酸に溶解し再処理設備に戻す。また、燃料ピンについては解体して燃料粒子を回収し、所定の製造設備へ戻す。燃料製造の受け入れ基準に適合しない不純物等を多く含むスクラップはリワーク施設で溶解し再処理設備へ戻す。

(e) 製品検査

検査設備として、溶液・燃料粒子検査設備、燃料要素検査設備、燃料集合体検査設備を考慮する。

(ii) 安全設計に係わる検討

プラントの安全性として、臨界安全、耐震、火災・爆発防止について以下のように設計方針を定めた。

(a) 臨界安全

燃料溶液および燃料粒子の取扱いは、形状管理を基本とする。燃料要素組立・検査工程、燃料集合体組立・検査工程では、質量管理または本数管理を適用し、核燃料物質の受入れ・払い出し信号及び核燃料物質の有無のモニタリング信号による搬送機器のインタロック制御を行い、ダブルバッチによる臨界を防止する。

(b) 耐震

簡素化ペレット法と同様の基準によって耐震クラスを分類する。なお、湿潤ゲルは溶液と同等とみなした。

分類結果を表 5.1.2に示す。

(c) 火災・爆発防止

燃料製造で使用する物質で火災・爆発に関連するものは、添加剤として加えるポリビニルアルコール(PVA)およびテトラヒドロフルフリルアルコール(THFA)、ゲル球洗浄に用いるイソプロピルアルコール(IPA)、還元・焼結に用いる水素ガスである。また、水溶液の放射線分解による水素およびゲル化反応の副生成物としての硝酸アンモニウムが生成する。

PVAは水によく溶ける可燃性固体であり、粉末や顆粒は空気と混合すると粉塵爆発の可能性がある。

THFAは水によく溶ける引火点75℃の可燃性液体である。

IPAは水によく混和する引火点11.7℃の可燃性液体である。

硝酸アンモニウムは水に易溶性の白色の固体で、120℃以上に加熱すると爆発的に分解することがある。

これらの物質の取扱いにあたっては以下のようにして火災・爆発を防止する。

①PVAは水溶液の形態で受入れ、粉末を取り扱わない。

②焙焼工程ではTHFA濃度が爆発下限未満となるよう十分な焙焼ガスを流して穏やかに分解する。

③IPAを取り扱うセル内の機器で接点やリレー等を有するものには防爆構造を取り入れる。また、ガス検知器によって漏洩ガスの滞留を検知する。

④水素ガスは不活性ガスで５%に希釈したものを使用する。

⑤放射性物質を含有する溶液を貯蔵する貯槽は、槽内換気によって水素の滞留を防止する。なお、塩類の析出を防止するため、槽内換気及び計装用圧縮空気は、水蒸気で飽和させて供給する。

⑥硝酸アンモニウムを含む溶液の蒸発乾固を防止する。

(d) 高発熱および高放射能の原料取扱いに関する検討

燃料の発熱および放射線によるプロセスへの影響を考慮する。スフェアパック燃料製造システムでは、粒子製造工程における滴下溶液の劣化防止、O/M調整後のMOX粒子の再酸化防止、集合体組立て時の熱膨張による被覆管とラッパ管の機械的干渉の防止、貯蔵中の集合体の品質低下の防止に留意する。

(iii) プロセス設計

粒子製造工程の基本はアンモニアによる沈殿反応である。反応に必要なアンモニアの供給方法により、燃料溶液をアンモニア水に滴下し液滴の外部からアンモニアを供給する外部ゲル化法と、燃料溶液に添加した試薬の加水分解によって液滴内部でアンモニアを発生させる内部ゲル化法とがある。外部ゲル化法では、燃料溶液をアンモニア水中に滴下するため、液滴の形状維持のために燃料溶液に増粘剤を添加するという特徴がある。内部ゲル化法では、熱媒として使用するシリコンオイル中で表面張力によって燃料溶液が球状となるため増粘剤を必要としない。内部ゲル化法で使用するシリコンオイルは繰り返し使用可能で、少量が施設廃止時に廃棄物となると考えられるが、その処理・処分方法について具体的検討はされていない。

本システムの概念設計検討にあたっては、故障時も含めた発熱性の燃料溶液の取扱い性と廃棄物の処理方法を考慮し、外部ゲル化法を基本プロセスとした。

プロセスフローを技術的課題および対応する要素技術開発の成果とともに図 5.1.1に示す。基本プロセスにおいて特に重要な工程は、MA･FPを含有する多成分系でのゲル化、

焼結および被覆管へのMOX粒子の高密度充填工程である。

多成分系でのゲル化については、PSIおよびNRGとの共同研究において内部ゲル化法でPu富化度30%、Np含有率５％のNp-MOX振動充填燃料製造及びHFRでの照射試験が行われた。外部ゲル化法では、BNFLがMOX振動充填燃料を量産した例がある。また、旧サイクル機構において模擬FP（ランタニド）を添加したウランを用いた外部ゲル化法による粒子製造試験を実施し、均質な粒子が得られている。これらの実績から低除染MA含有燃料でのゲル化の見通しを得ている。

低除染MA-MOXの焼結性については、要素技術開発により模擬FPを添加したMA含有MOXペレットの焼結およびO/M調整の条件が明らかとなっており（４．参照）、スフェアパック燃料においても焼結およびO/M調整は可能であると考える。

被覆管への高密度充填については、HfO_2等の模擬物質を用いた要素技術開発にて充填密度85%TDを達成しており、実燃料での高密度充填の見通しを得ている。

主要なプロセスについて以下に述べる。

(a) 溶液受け入れ

再処理製品であるMA・FP含有のPu富化度調整済み溶液を受け入れ、燃料製造の７日分を１ロットとして取り扱う。

(b) ゲル化溶液調製

ゲル化工程において滴下した燃料溶液液滴がアンモニア水に着水する際に衝撃で液滴が変形するのを防ぐため、増粘剤としてPVAを添加する。増粘剤は焙焼工程で除去されるまでの間、ゲル球の機械的強度の維持にも寄与する。また、増粘剤を添加した溶液にTHFAを添加する。

THFAはPVAと同じ官能基（水酸基）を持つ低分子化合物であり、これが重金属に配位することで、滴下前に増粘剤が重金属イオンに配位してゲル化するのを防ぐものである。

要素技術開発において、硝酸ウラニル溶液を用いた粒子製造試験により滴下溶液組成を確認している。また、模擬溶液を用いて酸、熱、放射線に対する滴下溶液の粘度の安定性を確認し、液温30℃以下では8時間以上にわたって粘度が安定するという結果が得られている。

要素技術開発によって明らかとなった滴下およびゲル化に適した溶液組成1)に基づき、滴下溶液組成を重金属濃度およそ140g/ℓ、PVA 1wt%、THFA40vol%とした。滴下溶液の液温を30℃以下に保ち、溶液調製から滴下・熟成までの工程を３時間で完了（調製１時間、滴下1.5時間、熟成0.5時間）することで、滴下溶液の粘度低下を防止する。これを１バッチとして１日８バッチの溶液調製を行う。

(c) 滴下・熟成

滴下溶液をアンモニア水中に滴下して重ウラン酸アンモニウムおよび水酸化プルトニウムのゲル状沈殿を生成する工程である。このとき以下の反応が起こる。

遊離酸の中和反応

$$HNO_3 + NH_{3aq} \rightarrow NH_4NO_3$$

金属の沈殿反応

$$2(UO_2)(NO_3)_2 + 6NH_{3aq} + 3H_2O \rightarrow (NH_4)_2U_2O_7\downarrow + 4NH_4NO_3$$

$$Pu(NO_3)_4 + 4NH_{3aq} + 4H_2O \rightarrow Pu(OH)_4\downarrow + 4NH_4NO_3$$

$$M(NO_3)_n + nNH_{3aq} + nH_2O \rightarrow M(OH)_n\downarrow + nNH_4NO_3$$

一定の大きさの球状ゲルを得るため、振動ノズルから滴下する。ノズルからアンモニア水面までの空間をアンモニアガスで満たしておくことにより、落下中の液滴の表面をゲル化し着水時の衝撃に耐えられる強度をもたせる。

ゲル化反応は液滴内へのアンモニアの拡散によって進行する。このため、滴下完了後短時間の熟成を行い、液滴の中心まで完全に反応させる。

(d) 洗浄

洗浄工程は水洗浄とアルコール洗浄の２つの操作から成る。

水洗浄の目的はゲル球内の硝酸アンモニウムの除去である。ゲル球内に残留した硝酸アンモニウムは焙焼工程で分解ガスによる割れや空孔の原因となる。十分な洗浄を行うため、ゲル球の５倍容の水を使用する。

その後IPA洗浄によって水をアルコールで置換する。表面張力の強い水を表面張力の弱いアルコールで置換することにより、乾燥工程で表面張力によるゲル球の凝集を防ぐ。IPAはゲル球内の水にも同様に作用し、水の表面張力でゲル球内部の空隙が収縮するのを防ぎ、焙焼ガスが拡散する経路を維持する。アルコール洗浄にはゲル球の２倍容のアルコールを使用する。使用するアルコールは、水との親和性、沸点、引火点等を考慮し、イソプロピルアルコール（IPA）とする。

洗浄時間は、ウランを用いた要素技術開発成果に基づき、大粒子で６時間、小粒子で３時間とする。

(e) 乾燥

ロータリキルンに乾燥ガスを流し連続的に乾燥を行う。オフガス中のIPA蒸気は冷却トラップで回収する。

(f) 焙焼

空気中で加熱し、重ウラン酸アンモニウムおよび水酸化物を酸化物に転換するとともに、添加剤を燃焼によって除去する。

（重ウラン酸アンモニウムの転換）

$$(NH_4)_2U_2O_7 \rightarrow 2UO_3 + 2NH_3 + H_2O$$

（水酸化物の脱水）

$$M(OH)_n \rightarrow MO_{n/2} + n/2H_2O$$

（添加剤の燃焼）

$(CH_2CHOH)_n + 5n/2O_2 \rightarrow 2nCO_2 + 2nH_2O$

$C_5H_{10}O_2 + 6.5O_2 \rightarrow 5CO_2 + 5H_2O$

ウランを用いた要素技術開発成果に基づき、焙焼温度400℃、保持時間２時間とする。空気流量は、添加剤を完全に分解するために反応量の２倍量以上かつ、気化したTHFAの発火・引火を防ぐため、THFA濃度が爆発下限未満となる空気流量とする。

(g) 還元

水素雰囲気下で加熱し、UO_3をUO_2に還元する。

$UO_3 + H_2 \rightarrow UO_2 + H_2O$

ウランを用いた要素技術開発成果に基づき、還元温度600℃、保持時間２時間とする。火災爆発防止のため5%H_2-N_2を使用し、充分な反応のため反応必要量の５倍量流す。

(h) 焼結

水素雰囲気下で高温に加熱し、MOX粒子を高密度に焼結する。このときMOX粒子の収縮が起こる。ウランを用いた要素技術開発では5%H_2-Ar雰囲気、焼結温度1600℃、保持時間６時間での粒子焼結の実績がある[2)3)]。これに基づき、焼結温度1700℃、保持時間５時間とした。焼結温度を高くし、保持時間を短縮している。焼結ガス流量は還元工程と同量とする。自重による粒子間焼結を防ぐため、粒子ベッド厚さを1.5cm以内とする。焼結後の粒子密度は99.8%TD以上が得られている。

(i) O/M 調整

照射中の被覆管内酸素分圧の上昇による被覆管内面腐食を防ぐため、燃料のO/M比を1.95に調整する。5%H_2-Ar雰囲気下、1700℃で3時間保持とした。

(j) 振動充填・スペーサ挿入

粒径800μmの大粒子と粒径80μmの小粒子を重量比3:1で、浸透充填法により被覆管に装填する。浸透充填法は、大粒子を燃料ピンへ装荷後、その上部へ小粒子を装荷して振動充填を行うものであり、小粒子が大粒子と大粒子の隙間を通って下部へ浸透・充填される。この方法は粒子同士の摩擦が小さい球形に近い燃料粒子の場合に有効で、比較的弱い振動で充填できるという特徴がある。

模擬物質を用いた要素技術開発成果に基づき、振動周波数200Hz、振動加速度5Gとする[4)]。炉心燃料と軸方向ブランケット燃料との間にはスペーサを挿入し、振動充填中の混合を防止する。

被覆管内の酸素分圧を下げるためのHe置換は燃料装填の前に行う。燃料粒子間の隙間を通してのガス置換が困難なためである。、管口部を覆ってHeガスを流すことで、端栓溶接までの間被覆管内のHe雰囲気を維持する。

(k) 端栓溶接

被覆管に端栓を溶接し密封する。溶接法には、ODS鋼の溶融・再結晶による強度低下を

避けるため加圧抵抗溶接法を用いる。

(l) 溶接部検査

超音波探傷法により、未接合部やクラックの有無を確認する。

(m) 密度分布測定

X線透過法により、軸方向密度分布を測定する。

(n) He リーク試験

減圧下で燃料ピンからのHeの漏洩量を測定し、燃料ピンの密封性を確認する。

(o) ピン検査

燃料ピンの外観検査、γスキャンによる燃料の同定、重量測定、真直度測定を行う。

(p) 集合体組立

加工された燃料ピンを燃料集合体に組み立てる。

(q) 集合体検査

燃料集合体の曲り・捩じれ等の項目について検査を実施する。

(iv) 主工程設備設計

(a) 必要生産量の検討

年間生産量、製品燃料条件および製造歩留りからマスバランスを設定し、必要生産量を求めた結果を図 5.1.2に示す。燃料集合体の年間必要生産体数は、内側炉心燃料499体/年、外側炉心燃料471体/年、径方向ブランケット燃料165体/年となる。また、燃料要素の日間必要生産量は内側炉心燃料636本/日、外側炉心燃料601本/日、径方向ブランケット燃料179本/日となり、燃料粒子の製造量は内側炉心燃料大粒子219kgHM/日、内側炉心燃料小粒子73.0 kgHM/日、外側炉心燃料大粒子207 kgHM/日、外側炉心燃料小粒子69.0 kgHM/日、ブランケット燃料大粒子144 kgHM/日、ブランケット燃料小粒子48.1kgHM/日となる。

(b) 設備・機器概念

要素技術開発成果を踏まえた必要生産量検討結果に基づき、安全性（臨界、火災・爆発）、核拡散抵抗性（ホールドアップ）、遠隔保守・補修性等の設計要求を満たす設備概念を検討し、概略構造、安全対策、設備台数等を明示する。

1) 原料受け入れ設備

本設備は、再処理から炉心燃料用に富化度調整済みU/TRU混合溶液を、ブランケット燃料用にU溶液を受け入れ、1週間分を１ロットとしてサンプリング分析を行った後に、粒子製造工程に送液するための設備である。

炉心燃料用の貯槽形状は円環槽とし、形状管理により臨界安全を担保する。ブランケット燃料用貯槽は臨界安全上の制約が無いので円筒槽とする。

７日分の製造量に対応する貯槽容量は、内側炉心燃料用6,500ℓ、外側炉心燃料用6,300ℓ、ブランケット燃料用12,400ℓとなる。再処理からの溶液受け入れ用と燃料製造工程への払い出し用に２基の貯槽を交互に切り替えて使用する。TRU組成等の品質管理はこのロット単位で実施することとする。

2) 溶液調製槽

溶液受け入れ槽から１バッチ分の燃料溶液を受け入れ、PVA水溶液およびTHFAを添加・混合し滴下溶液を調製するための槽である。

炉心燃料用は円環槽、ブランケット燃料用は円筒槽とし、１バッチ分の滴下溶液を調製する。１バッチごとの溶液調製量は、内側炉心燃料大粒子210.6ℓ、内側炉心燃料小粒子61.7ℓ、外側炉心燃料大粒子203.7ℓ、外側炉心燃料小粒子59.5ℓ、ブランケット燃料大粒子383.6ℓ、ブランケット燃料小粒子112.3ℓとなる。

3) 供給槽

調製した滴下溶液を振動滴下装置に送液するための槽である。

貯槽形状は円筒槽とし、水冷ジャケットによって液温を一定に保ち、粘度の変動を防ぐ。

供給槽と滴下・熟成槽とは１対１で対応し、内側炉心燃料、外側炉心燃料およびブランケット燃料のそれぞれに対して、大粒子用に9基、小粒子用に3基とする。

4) 滴下・熟成槽

滴下溶液をアンモニア水に振動滴下し球状のゲル球とするための設備である。溶液を滴下するための振動滴下装置とアンモニア水中でゲル化反応を進行させる反応槽とからなり、振動滴下装置は振動機と滴下ノズルで構成される。設備概念を図 5.1.3に示す。

反応槽形状は円筒形とし、炉心燃料用は内径を制限することで臨界安全を担保する。

オーバーフローによって液位を一定に保つことにより、滴下の開始から終了まで常に一定の落下距離としている。反応槽容積はゲル球の充填率と滴下完了時のアンモニア濃度を考慮して設定した。また後工程の洗浄工程および乾燥工程までのスムーズな物流を考慮し、１基当りの核物質取扱い量を定め槽容積を決定した。槽容積および基数は、内側炉心燃料大粒子用47ℓ×９基、内側炉心燃料小粒子用42ℓ×３基、外側炉心燃料大粒子用45ℓ×９基、外側炉心燃料小粒子用40ℓ×３基、ブランケット燃料大粒子用96ℓ×９基、ブランケット燃料小粒子用63ℓ×３基とする。

滴下ノズルの必要個数は、滴下すべき液量と滴下速度および滴下時間で決まる。複数のノズルからの滴下については、要素技術開発では、12個のノズルヘッドを装着したプレート型ノズルを用いて３個から最大７個のノズルからの滴下に成功している。滴下できないノズルが生じる原因はノズルの閉塞であり、ろ過によって不溶解成分を除去し、ノズル先端部に近傍に空気を流してアンモニアガスを遮断することで、複数ノズルからの安定滴下できる見通しがある[2)]。

5) 洗浄槽

滴下・熟成槽からゲル球をアンモニア水ごと受け入れ、水およびアルコールでゲル球を洗浄する設備である。設備概念を図 5.1.4に示す。

槽の底部から水およびアルコールを供給し、オーバーフローによって上部から排出する。槽形状は円筒槽とし、炉心燃料用には中性子吸収材としてカドミウムを巻く。大粒子の洗浄時間は溶液調整から滴下・熟成工程の２バッチ分の処理時間に相当するため、滴下・熟成槽１基に対して２基の洗浄槽が必要である。さらに乾燥装置へのゲル球供給に3時間かかるため、小粒子用で2基、大粒子用で３基を一組として、滴下熟成槽および乾燥装置の各１基に対応付ける。槽容量は内側炉心大粒子用47ℓ、同小粒子用42ℓ、外側炉心大粒子用47ℓ、同小粒子用42ℓ、ブランケット燃料大粒子用96ℓ、同小粒子用63ℓとした。

6) 乾燥装置

洗浄槽から湿潤ゲル球をIPAとともに受け入れ、温風乾燥して乾燥ゲル球を得る設備である。設備概念を図 5.1.5に示す。

乾燥装置は、乾燥ゲル球で臨界評価に基いて寸法制限した容器に重金属密度のより低い湿潤ゲル球をアルコールに分散した状態で受け入れるため、重金属としての取扱量が最も小さい装置である。ロータリキルン型で温風により乾燥する。

7) 焙焼炉

乾燥ゲル球中のADUおよび水酸化物を酸化物に転換するとともに、添加剤のPVAおよびTHFAを酸化除去する設備である。設備概念を図 5.1.6に示す。

焙焼炉にはロータリキルン方式を採用し、連続的に処理する。炉心燃料製造ラインでは臨界制限で径が決定されるので、各ラインで機器寸法は同一とした。１バッチ分の乾燥ゲル球をバッチ間隔の３時間で処理するために、内側炉心および外側炉心の大粒子製造ラインでそれぞれ３基、内側炉心および外側炉心の小粒子製造ラインでそれぞれ１基とした。ブランケット燃料製造ラインでは臨界上の制限がないため、処理量に応じて径を大型化し、大粒子用２基、小粒子用１基とした。

8) 焙焼球貯槽

中間バッファとして焙焼球を焙焼炉から受入れ、還元炉に供給する設備である。

粒子受入れ用と供給用に２基の容器を交互に切り替えて使用する。

還元炉が停止した場合、本貯槽から還元炉への粒子供給は停止する。

焙焼炉は乾燥ゲル球の受け入れを停止し、炉内の乾燥ゲル球の焙焼・排出が完了した後に炉を停止する。このため、貯槽には焙焼炉内滞留分の燃料粒子を受け入れられる十分な容量を持たせた。

9) 還元炉

焙焼球中のUO_3をUO_2に還元する設備である。

還元炉の構造は焙焼炉（図 5.1.6）と同一とした。最短距離で焙焼炉と接続しセル高さ

の増大を抑制するため焙焼炉と同数とした。

10) 還元球貯槽

中間バッファとして還元球を還元炉から受入れ、焼結炉に供給する設備である。

槽形状は円筒槽とし、還元球の酸化防止のため、水冷ジャケットにより容器を冷却する。粒子受入れ用と供給用に２基の容器を交互に切り替えて使用する。

焼結炉が停止した場合、本貯槽から焼結炉への粒子供給は停止する。還元炉は焙焼球の受け入れを停止し、炉内の焙焼球の還元・排出が完了した後に還元炉を停止する。このため、貯槽には還元炉内滞留分の燃料粒子を受け入れられる十分な容量を持たせた。

11) 焼結炉

還元球を焼結し高密度化するための設備である。設備概念を図 5.1.7に示す。

焼結炉は1600℃という高温での運転となるため、ロータリキルンではなく、焼結皿を使用した連続炉とした。

粒子ベッド厚さは無限平板での臨界評価から4cm以下に、また、粒子自重による粒子間焼結を防ぐために1.5cm以下に制限される。焼結皿1枚あたりの粒子ベッド厚さを1.5cmとし、これを2段重ねでボートに載せて処理することとした。

焼結を終え、十分冷却された粒子は気流搬送によって貯蔵容器に移し、中間貯蔵庫に貯蔵する。

12) O/M 調整炉

照射中の被覆管内面腐食を防ぐため、あらかじめ燃料のO/M比を所定の値に調整する設備である。

処理中の装置内雰囲気を低酸素分圧に制御するためにバッチ炉を採用し、焼結球を受け入れた後に炉を密閉し、真空排気によって雰囲気置換ができる構造とした。保持温度および時間は1700℃、3時間とした。高温部の処理時間は焼結工程よりも短いが、炉全体の昇降温を伴うため全体の炉内時間は長く、炉への装荷・取り出しを含めた１バッチの処理時間は24時間である。

13) 振動充填・端栓溶接設備

振動充填・端栓溶接設備は、被覆管内をHeで置換するHe置換装置、燃料粒子を被覆管に供給する燃料供給装置、燃料を装填した被覆管を加振して所定の充填密度とする振動充填装置、被覆管内で炉心燃料とブランケット燃料とが混合するのを防止するためのスペーサを挿入するスペーサ挿入装置、被覆管に上部端栓を溶接して密封する端栓溶接装置、これらの装置間のピンの搬送を行う搬送装置で構成される。

振動充填設備の基本構造図を図 5.1.9に示す。

i) He 置換装置及び搬送装置

振動充填燃料は燃料粒子の移動を防ぐため、燃料スタックをスペーサで抑えている。こ

のため燃料装填後のHe置換は困難であるため、あらかじめHe置換した被覆管に燃料を装填する。搬送装置には、管口部を蓋い被覆管内のHe雰囲気を維持する機能を持たせた。

ii) 燃料供給装置

燃料供給装置は、燃料粒子の容器である供給ホッパ、燃料ピン１本分の燃料粒子を量り取り被覆管に装填する計量部からなる。

ホッパ径は、臨界管理上は無限円筒での評価から内径150mm以下となるが、再酸化防止のための温度制限の観点から内径50mmとした。

計量部は、燃料供給ホッパから計量ホッパへ粒子燃料を供給する計量フィーダ（水平に設置したスクリューフィーダを想定）、計量ホッパ（重量による計量）および燃料ピンに供給する供給フィーダから構成される。機器の寸法制限として、燃料供給ホッパと同様に温度上昇による再酸化防止のため､50mm以下の径とした。

燃料供給部と被覆管を接続する際には、あらかじめHeガスを噴き付け、空気の混入を防ぐ。

iii) 振動充填装置

振動充填装置は大粒子の高密度化と小粒子の浸透充填を同時に行う装置である。

iv) スペーサ挿入装置

ロッド先端にスペーサを装着し、被覆管に挿入す装置である。

v) 端栓溶接装置

燃料を装填した被覆管に上部端栓を溶接する設備である。

端栓および被覆管の材質はODS鋼である。分散した酸化物の溶融・再結晶による強度低下を防ぐため、溶接には､大電流による端栓と燃料ピン間の接触抵抗部の発熱により溶接する加圧抵抗溶接法を用いることとした。

端栓溶接装置は､端栓の供給冶具､燃料ピンを保持・燃料ピン側チャックに挿入するハンドリング装置、端栓と燃料ピンを溶接する溶接部と燃料ピン内をHeガスに置換するための装置により構成される。溶接部には､端栓側チャックと燃料ピン側チャックおよび予熱用ヒータを内蔵した真空チャンバ、加圧装置、抵抗溶接に使用する電源部により構成される。Heガス置換装置には､上記真空チャンバに接続された真空ポンプとHeタンクとHe回収装置がある。

14) 密度分布測定装置

設備概念を図 5.1.10に示す。

燃料ピンの密度測定には､燃料自体の放射線の影響を避けるためX線透過法を採用した。

密度測定装置は､25本の燃料ピンを配置するベッドと､燃料ピンを軸方向に移動させると同時に軸廻りに回転させるための駆動装置を有している。

燃料ピンは､燃料ピンマガジンからハンドリング装置により抜き出され､密度測定装置

のベッドに載せ、駆動装置にチャックされる。密度測定時には、5 mmピッチでX線検査部をスキャンする構造とし、充填燃料の密度を測定すると同時に、燃料スタック長を測定する。この時、燃料ピンは駆動装置により回転させ、全周を平均的に測定する。

15) その他検査装置

その他の検査装置として、以下のものが必要となる。これらの装置は従来技術を応用するものとし、概要のみを示す。

i) 除染装置

燃料ピン外面を除染し表面汚染密度をスミヤ法により調べる。

ii) ヘリウムリーク試験装置

燃料ピンのHe封入不具合を調べる。

iii) 端栓溶接部検査装置

端栓溶接部の欠陥を超音波探傷法により調べる。

iv) 総合検査装置

カメラにより、外観のキズや寸法・曲がり量を検査。γ線測定にて、炉心燃料・ブランケット部の区分を検査。

なお、燃料スタック長さは、密度測定におけるスキャン位置から算出することとした。

16) 集合体組立装置および集合体検査装置

燃料集合体組立および集合体検査における燃料ピンおよび集合体の取り扱い方法は簡素化ペレット法での取り扱い方法と同等であるため、簡素化ペレット法と同じ装置を用いる。

機器仕様と台数を

表 5.1.3に示す。

(v) 周辺設備

(a) 試薬回収設備

燃料製造工程からは、硝酸アンモニウムやIPAを含む廃液が発生する。これらを再処理施設に送液し硝酸系廃液とともに蒸発濃縮処理するためには、硝酸アンモニウムおよびIPAを除去する必要がある。また、アンモニアおよびIPAは使用量が多いことから、廃棄物発生量およびプラントのインベントリを小さくするために、回収して再利用する。

主工程からの廃液は一旦形状管理した廃液受け槽に受け、核物質が未臨界濃度であることを確認して回収設備に送る。廃液受け槽は試薬回収設備が故障した場合でも修理の間主工程設備が運転できるよう、1日分の容量を持たせる。

試薬回収フローを図 5.1.11に示す。廃液はアンモニア系廃液とアルコール系廃液とに大別できる。アンモニア系廃液は少量の硝酸アンモニウムを含んでおり、蒸留と電解透析

によってアンモニア水および硝酸を回収する。アルコール系廃液は蒸留によってIPAを粗分離した後、膜分離によって精製する。回収したアンモニア水、硝酸、IPA、精製水は再利用される。

(b) 分析設備

本設備は、サンプリングベンチ等によりサンプリングした試料を分析セル等に移送し分析する設備である。分析装置は試料の放射能レベルにより、プロセス側で要求される分析項目に対し、適切な分析方法を考慮して決定する。分析セル等から発生する廃液は、有機相、水相、分析試薬添加の有無等により区分し、一時タンクに貯留後、中放射性廃液処理設備、または不良品回収設備へ移送する。

検査・分析は、以下のように品質管理、工程管理の目的で行う。

①品質管理上必要な分析項目
②工程管理上必要な分析項目
③臨界管理から必要な分析項目
④核物質管理の面から必要な分析項目
⑤環境への影響評価のために必要な分析項目

分析項目および分析方法を表 5.1.4に示す。

(c) 保守・補修設備

故障した機器はモジュール交換により速やかな復旧を図る。故障品はインセルクレーン（ICC）およびパワーマニプレータ（PM）を用いて除染セルに搬送し、除染した後に保守グローブボックス（GB）で修理する。ICC/PMが工程セル間を移動するためにメンテナンス用搬送通路で工程セルを連結しトラバーサを使用する。ICC/PMによる作業を補助するため、主工程機器毎にマスタースレーブマニプレータ（MSM）を設置する。

(d) 除染設備

工程セルから搬出した故障モジュールを保守GBにて修理するため、除染セルにて除染する。

(e) 廃棄物処理設備

工程廃液は前述の試薬回収設備でアンモニアおよびIPAを回収した後に、残液を中放射性廃液として再処理の廃液処理設備に送る。

燃料製造設備から発生する固体廃棄物は、地層処分低レベル放射性廃棄物、浅地中処分低レベル放射性廃棄物に分類し、処理後の固体廃棄物はドラム缶収納体として、一時保管設備（１年分）に受け入れ保管する。

(f) 固体廃棄物貯蔵庫

プラントから発生する固体廃棄物は、容器に収納して貯蔵する。１年分の容量の固体廃棄物貯蔵庫をプラント内に設置する。

(g) ユーティリティ設備

本システムで使用する電力およびユーティリティを表 5.1.5に示す。

(h) 建・電・換設備

主建屋は地下１階、地上3階の鉄筋コンクリート造りで一部鉄骨鉄筋コンクリート造りとした。

建屋換気設備は各室内での機器類からの熱発生等に対処し、室内温度を調整するとともに、作業員を空気汚染等から防護するために設ける。設備構成は、給排気ファン、外気処理装置（フィルタ、加熱・冷却コイル、加湿装置等）、排気フィルタユニット、空調ユニット、ダクト・ダンパ、配管・弁類、計測制御機器等である。給気系はグリーン、アンバー区域としてそれぞれ外気を取り入れ、外気処理装置と給気ファンを設けて２系統とする。排気系はレッド区域を通過したものはすべてHEPAフィルタ２段のセル内排気フィルタユニットと排気ファンを、またアンバー区域はHEPAフィルタ２段の機械室系排気ユニットを通過させるものとした。また、外気は塵埃などによる汚染拡大の可能性を少なくするため、フィルタで除塵し、清浄な外気は冷却、加熱コイルと加湿装置により、除湿冷却あるいは加湿加温するものとした。

(i) 放射線管理設備

従業員の作業環境、作業内容、作業時間などを考慮し、本施設設計では、遮へい、封じ込め機能、出入り口管理、汚染管理、線量率モニタリング、空気モニタリングおよび個人モニタリングを実施することにより、被ばく線量を可能な限り低減させる設計とした。本施設では給気室などの一部を除き、管理区域を設定し、敷地、施設に対して適切な出入り管理を行い、出入り口には放射線管理設備を設置し、従業員の汚染チェックが可能な管理を行うものとした。

管理区域には必要な箇所に線量率モニタ、空気モニタ類を設置し、空間線量率、空気中放射性物質濃度などの連続測定、監視ができ、中央監視システムにより、従業員の作業環境を良好な状態で維持できる設計とした。

環境への放射性物質の放出については、環境へ直接放出される可能性のある放射性気体廃棄物について放出前に濃度チェック、監視を行い、法令値以下であることを確認することとした。

(j) 新燃料貯蔵設備

製造施設内に１年分の新燃料貯蔵庫を設置する。

(vi) 配置検討

(a) セル内機器配置の検討

1) 機器配置の基本方針

主工程セル内機器の配置にあたっては、マテリアルハンドリングおよび保守補修を考慮

する。

マテリアルハンドリングの方針を以下に示す。

①機器間の湿潤ゲル球の搬送はラジアルスクリューポンプによる機械搬送とする。

②燃料要素加工工程では、被覆管を装着したマガジンを台車で搬送するため、直線的な機器配置とする。

また、保守補修の方針は以下に示す通りである。

③軽微な故障はMSMを用いて補修する。

④重度の故障はPM,ICCを用い、モジュールの交換により速やかな復旧を図る。故障品は補修セルに搬送して修理する。

燃料製造施設全体の配置検討を以下の方針のもとに行った。

①燃料製造設備の各工程のストリームと放射能レベルを考慮し、被曝安全上適切な構成とゾーニングを行う。

②主要プロセスの動線は設備配置が合理的になるように最短ルートとする。

③放射性廃液等の各種廃液回収用貯槽は、地下階に配置し、各工程からの廃液は極力重力流で回収する。

④施設運転は、連続運転と常時監視を必要とする工程は、中央制御室主体で運転操作を行う。また中央で制御が難しい工程は現場主体の操作とする。

⑤セルは、遮へい窓やITVを通し、MSM、ICC等により遠隔操作可能な設計とする。

⑥セルの形状は、MSMでの操作性を考慮し、セル幅を抑えた長尺セルとする。

⑦各セルには保守のためにICCとPMをセル内に設置し、遮へい壁には必要箇所にMSMを設置し、保守する。

⑧保守については、プラント稼働率向上、作業員の被ばく低減を目的とし、定期保守、機器交換、補修等の頻度が高く、または除染困難な機器を有し、直接保守が容易でないセルを遠隔保守セルとする。具体的には、燃料要素への密封が完了し燃料要素表面の汚染が無いことを確認するまでの工程を完全遠隔保守セルとし、各セルには上階にICC保守セルを設けるとともに隣接してセル内機器用の保守セルを設け、セルとの取り合いは、セル間に遮へい扉を設け、台車またはICCで実施する。

⑨燃料の密封完了後の燃料要素検査工程以降の工程は、保守時は線源となる燃料要素又は集合体を隔離遮蔽できるようにしてセル内に人が立ち入れる設計とする。

2) 配置設計の概要

各階の配置を図5.1.12～15に、燃料製造施設全体の配置イメージを図 5.1.16に示す。

その概要は以下のとおりである。

①主工程設備（粒子製造ラインおよび振動充填ライン）、廃棄物処理、ユーティ

リティ等の各設備を収容する燃料製造建屋、廃棄物貯蔵建屋および管理棟を配する建屋構成とする。

②燃料製造建屋および廃棄物貯蔵建屋間は地上１階に連絡通路を設け、作業員および物品類と台車による固体廃棄物収納容器の移動作業の向上を図る。

燃料製造設備の主建屋および廃棄物貯蔵建屋内機器配置の概要は、以下のとおりとなった。なお、建屋寸法および建屋容積は外壁間寸法を基準とし、セル容積はセル壁厚の内寸法を基準とする。

(b) 主建屋内配置

主建屋内には、燃料製造設備に含まれるすべての装置・機器と、新燃料貯蔵庫、廃棄物処理設備、ユーティリティ設備、中央制御室を設置する。

セル容積は主工程セル約8.7万m^3、付属セル（保守セル、分析セル）約2.7万m^3、廃液処理セル約3.2万m^3、貯蔵セル2.4万m^3で、セル容積合計は約17.1万m^3となった。建屋規模は地下１階、地上3階建てで、約202m×154m×高さ41m、建屋容積89.7万m^3となった。

(2) 技術評価

(i) 安全性に係わる評価

(a) 臨界安全

粒子製造工程の炉心燃料の溶液を扱う槽類は全濃度形状管理によって単一ユニットの臨界安全を担保している。溶液の漏洩に対してはドリップトレイで受け、形状管理した受け槽に貯える。炉心燃料粒子を扱う装置は形状管理または寸法制限によって単一ユニットの臨界安全を担保している。

ピン加工工程では、ピンに充填する前の燃料粒子は形状管理した容器で取り扱う。充填工程以降では、同時取扱い量が臨界質量236.5kgHMの1/2未満となるように設計したマガジンを単位として取扱うとともに、核燃料物質の受入れ・払い出し信号及び核燃料物質の有無のモニタリング信号による搬送機器のインタロック制御を行い、ダブルバッチによる臨界を防止している。装置間の燃料の搬送機器は移動経路を固定し、核物質の異常な集積を起こさない設計としている。

複数ユニットの評価については、十分な機器間距離を確保して機器配置を行うことで、臨界安全が確保できるものとした。今後、経済性向上のためよりコンパクトな機器配置を行う場合、複数ユニットの臨界評価が必要となる。

(b) 火災・爆発防止

PVAは水溶液で扱うため、火災および爆発の恐れはない。

THFAは焙焼工程で引火点・発火点以上に加熱されるが、THFA濃度が爆発下限未満となるよう十分な焙焼ガス（空気）を流して穏やかに分解することとし、その他の工程では引火点未満の温度で取り扱うことで火災・爆発を防止する設計とした。

ゲル球の洗浄に用いるIPAは、同一セル内の機器で接点やリレー等を有するものは防爆構造とするとともに、ガス検知器によって漏洩ガスの滞留を検知することで、爆発を防止する設計とした。更なる対策としては、IPAを使用するセル内雰囲気を窒素等の不活性ガスで置換する方法が考えられる。この場合、領域を区切り、置換する容積をできるだけ小さくする工夫が求められる。

還元および焼結に使用する水素ガスは不活性ガスで５%に希釈したものを使用するため、爆発の恐れは無い。

ゲル化反応で副生する硝酸アンモニウムは水溶液の状態で扱い、電解透析によって分解した後に廃液処理設備に送るため爆発の恐れは無い。

以上より、火災・爆発防止のための対策は可能であるが、特にIPAの使用に関しては設備負荷が増大する可能性がある。

(c) 耐震

安全審査指針では、核燃料物質の閉じ込め機能に係わる設備をAクラスに、それ以外の主要設備をBクラスに分類している。本設計では、閉じ込め機能はセルに持たせているため、セル、セル換気系、およびその電源がAクラスに該当する。さらに本設計では、核燃料物質を含む溶液を包蔵する槽類をAクラスに設定している。したがって、本設計は指針と同等以上の耐震性を有している。

(ii) 経済性の評価

(a) 建設費

機器費の積み上げと建屋容積単価から求めた建設費は3394億円となった。建設費の内訳を表 5.1.5のリファレンスシステムの欄に示す。

(b) 操業費

操業費は185.6億円/年となった。操業費の内訳を表 5.1.6のリファレンスシステムの欄に示す。

(c) 燃料製造単価

(a)および(b)の結果から算出したリファレンスシステムの燃料製造単価は25.0万円/kgHMとなった。また平均燃焼度82.6GWd/tのときの発電単価に占める燃料製造費は0.40円/kWhとなった。これらを表 5.1.7のリファレンスシステムの欄に示す。

(iii) 環境負荷低減性の評価

(a) 廃棄物発生量

1) 通常運転時の廃棄物

ゲル化振動充填燃料製造システムからは工程廃棄物として液体および気体廃棄物が発生する。

液体廃棄物として、粒子製造工程で発生する廃液から前述の試薬回収工程でアンモニアおよびIPAを回収した残液が中レベル放射性廃液となる。その発生量は42m³/日である。中レベル放射性廃液は、再処理システムからの廃液とともに蒸発凝縮処理を経て最終的に海洋放出される。濃縮液は高レベル放射性廃液にまわされ、最終的にガラス固化体となり、高レベル廃棄物として処分される。ゲル化工程における核種の移行率については今後の要素技術開発を通じた確認が必要であるが、アンモニア沈殿法で沈殿を形成しないアルカリ金属、アルカリ土類金属元素（Rb、Sr、Ba、Cs）が全量移行すると考えられる。ただし、これらの廃棄物発生量として評価する場合、これらの元素は燃料製造で廃棄物となるか、いったん炉に装荷した後に再処理で廃棄物になるかの違いに過ぎないため、簡素かペレット法と比較する上で、新たな廃棄物発生量としては計上しない。また、海洋放出される放射能は、再処理の廃液処理における蒸発・凝縮処理１段の移行率10^{-2}をもとに、中レベル放射性廃液からの移行率を1×10^{-6}とし、年間5.3×10^{9}Bqと見積もった。

気体廃棄物として、乾燥、焙焼、還元、焼結工程でオフガスが発生する。しかし、揮発性FPはゲル化・熟成、洗浄工程で除去されるため、オフガスへの核種移行は無視できるものと考えられる。

二次廃棄物として、保守補修に伴って交換された機器部品が不燃性固体廃棄物となる。本システムは燃料微粉の発生が少ないことを特徴としている。本設計ではDF10以上の除染を想定しており、ブランケット燃料を非密封で取り扱うセルからの廃棄物は基本的に浅地中処分低レベル放射性廃棄物として扱えるものとした。ただし、焙焼炉、還元炉、焼結炉では熱処理を行うために固着汚染を生じ除染困難と考えられるので、地層処分低レベル放射性廃棄物とした。部品重量、交換頻度の積み上げにより評価した年間発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物52.1t/年、浅地中処分低レベル放射性廃棄物4.8t/年、クリアランスレベル以下の廃棄物6.7t/年となった。

2) 廃止措置時の廃棄物

セル内機器重量は機器設計データに基づく。セルライナー重量は配置設計に基づいて算出した非密封セルの内表面積にライナー厚さ５mmおよびライナー比重8.0を乗じて算出した。またセル配置図から鉄筋およびコンクリート重量を算出した。廃棄物発生量は、地層処分放射性廃棄物5,350t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物1,020t、クリアランスレベル以下の廃棄物（金属 ）89,100t、同（コンクリート）773,000tとなった。

操業中および廃止時の廃棄物発生量を表 5.1.8のリファレンスシステムの欄に示す。

(b) 廃棄物への移行率

核燃料物質の環境への移行経路としては、オフガス及び工程廃液を通じての移行と、交換廃棄される機器類に付着しての移行が考えられる。ゲル化スフェアパック法の特長として、燃料を溶液及び表面平滑な球状粒子の形態で取り扱うため、微粉の発生および機器類への付着が少なく、廃棄物を通じて系外に移行する核燃料の量は少ないと考えられる。

英国BNFLでの外部ゲル化法によるMOX振動充填燃料製造実績から受け入れ量に対す

る製品収率99.9%以上が報告されており[7]、本システムにおいても同等の収率が得られるとすると、環境への移行率0.1%未満を満足すると考えられる。

また、ゲル化・洗浄廃液へのPu移行率として取扱いPu量1t当り5g未満と報告されており[7]、工程廃棄物を通じた環境への移行は非常に少ないと考えられる。

(iv) 資源有効利用性

本システムは燃料微粉の発生・飛散が非常に少なく、工程からのロスは少ないと考えられる。BNFLでの実績として受入れ量に対する製品収率99.9%以上が報告されており[7]、本システムにおいても同程度と考えられる。

(v) 核拡散抵抗性

核物質防護の観点からは、核燃料物質はセル内で取り扱い・貯蔵するためアクセスが困難である。またMA、FP含有により表面線量率が高いため盗取しにくく、検知しやすい。PuはUとともに硝酸溶液として供給される。製造工程中、Puが単離される工程は無く、ゲル化工程でもPuはUとともにゲル状沈殿を形成する。したがって、Puが単独で存在することはない。またMA、FPを含むため、転用が難しい。これらから、本システムは核燃料物質の盗取・転用がともに難しいシステムと考えられる。

計量管理の観点からは、溶液状態でPu富化度調整を行うため、顆粒単位でのPu富化度は均一と考えられ、サンプルによる成分分析値と秤量値からPu量の把握は可能である。また、本システムでは、溶液または表面平滑な球状粒子の形態で燃料を取り扱うため、燃料微粉の発生および飛散が生じにくく、設備のホールドアップは少ないと考えられる。これらのことから、MBA内の核物質管理は、計算により現行と同程度の精度で見積もりが可能である。ただし、セル内の機器毎の核物質量の遠隔での確定方法については技術検討が必要である。

(vi) 技術的成立性の評価

(a) 基本プロセスの成立性

多成分系での粒子製造については、旧JNC-PSI-NRG共同研究にて内部ゲル化法による5%Np含有MOX振動充填燃料製造を行い、HFRで照射試験の実績がある。また、BNFLで外部ゲル化法によりMOX燃料を製造した例がある。旧サイクル機構においては小規模試験で模擬FP（ランタニド）を添加したUO_2顆粒を製造している。これまでの試験において、数wt%までのMA及びFP含有がプロセス上問題となるような不可避のゲル球の強度低下を起こす可能性を示す結果は得られていない。U及びTRU元素、FPの主成分である希土類元素の化学的性質の類似性とMA,FPの含有率から、低除染TRU燃料での粒子製造は充分可能と考えられる。

粒子の焼結性については、模擬FP含有MA-MOXペレットの調製試験にてペレットの焼結及びO/M調整を行っており、この成果を適用することで粒子燃料でもプロセスが成立する見通しを得ている。

燃料の高密度密度充填については、HfO_2等の模擬物質を用いた短尺ピンへの振動充填試験により、充填密度85%が得られている。

MAによる発熱の影響については、20Wkg/HMの燃料溶液を円筒槽に貯蔵した場合でも自然冷却で40℃と評価しており、水冷によって30℃に維持することは可能である。燃料粒子の保管は、容器外部の自然冷却で中心温度が80℃以下となるように保管容器を設計しており、容器単体では強制冷却のための設備を要さない。燃料ピンは燃料粒子の貯蔵容器よりもはるかに径が細く、充分な換気を行えば燃料の発熱は問題にならない。集合対組立・検査および新燃料貯蔵では簡素化ペレット法と同様の発熱対策が必要である。

(b) 量産対応機器設計の実現性

量産対応機器設計の実現性については、円環槽での溶液調製や大型バッチ炉でのO/M調整の均一性など、機器開発を通じて確認すべき課題がある。

(c) プラントシステムの成立性

1) 機器能力

マテリアルハンドリングで構成される燃料要素組立て・検査工程および集合体組立て・検査工程は機器の動作をステップに分解し、ステップごとの操作時間の積み上げにより機器能力を見積もった。

2) 安定操業の可能性

機器を構成する部品ごとに定期交換間隔および故障頻度を設定し、保守補修のための設備停止時間を見積もった。

これらをもとにシミュレーションを行い、年間製造量200tHMを確保できる見通しを得た。

(3) 小規模燃料製造施設の検討

リファレンスシステムの設計を基に、FBR導入初期の少量生産に対応した生産規模50tHM/年の小規模燃料製造施設の検討を行った。

(i) ライン構成および施設概念

製造量が少ないため、製造ラインを統合し機器を共用することで施設のコンパクト化を図った。

粒子製造セルは内側炉心燃料、外側炉心燃料、ブランケット燃料の３ライン構成とした。それぞれのセルで、乾燥工程までは大粒子用３系列、小粒子用１系列（ブランケット小粒子は２系列）とし、焙焼・還元工程は大粒子、小粒子各１系列、焼結・O/M調整は大粒子・小粒子共用で１系列とした。

ピン加工セルは炉心燃料専用で１セル、炉心・ブランケット燃料共用で１セルとし、振動充填・端栓溶接装置は内側炉心燃料・外側炉心燃料共用で３系列、ブランケット燃料用１系列とした。

ピン検査セル、集合体組立て・検査セルはそれぞれ１セルとし、設備も炉心・ブランケット燃料共用で１系列とした。

セル容積は主工程セル約4.2万m³、付属セル（保守セル、分析セル）約3.5万m³、廃液処理セル約1.6万m³、貯蔵セル0.9万m³で、セル容積合計は約10.2万m³となった。建屋規模は地下１階、地上3階建てで、約138m×106m×高さ39m、建屋容積45.3万m³となった。

(ii) システム評価

建設費は1637億円、操業費89.5億円/年となった。設備費および建屋費の内訳を表 5.1.5の小規模燃料製造システムの欄に、操業内訳を表 5.1.6の小規模燃料製造システムの欄に示す。この結果から算出した小規模燃料製造システムの燃料製造単価は42.6万円/kgHMとなった。平均燃焼度82.6GWd/tのときの発電単価は0.68円/kWhとなった。燃料製造単価および発電単価を表 5.1.7の小規模燃料製造システムの欄に示す。

環境負荷低減性のうち、操業中の廃棄物は地層処分低レベル放射性廃棄物18.3t/年　、浅地中処分低レベル放射性廃棄物2.5t/年 、クリアランスレベル以下の廃棄物2.7t/年となった。廃止時の廃棄物は、地層処分低レベル放射性廃棄物2,270t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物245t、クリアランスレベル以下の廃棄物（金属 ）50,400t、同（コンクリート）442,000tとなった。

5.1.2 多様なサイクルシステムへの対応

統合評価のため、リファレンスシステムの設計データを基に、新燃料貯蔵庫を外部に持つ再処理との一体化施設の燃料製造部分（新燃料貯蔵庫を含む）についてシステム評価を行った。対応する炉心は資源重視型と経済性重視型の２種類である。このうち資源重視型炉心はリファレンスシステムに対応する炉心と同一である。

(1) 資源重視型炉心対応システムの検討

(i) リファレンスシステムからの変更箇所

資源重視型炉心対応システムは、リファレンスシステムの設計を基に、独立した新燃料貯蔵庫を持つ再処理・燃料製造一体化施設の燃料製造部分として評価を行った。

評価範囲は溶液受入から新燃料貯蔵・払出しまでの主工程および付帯設備とした。主建屋のうち、燃料製造固有のセルおよび機器についてはリファレンスシステムと同等とし、その他の部分についてはリファレンスシステムを基に簡素化ペレット法燃料製造システムにおける一体化前後の容積比を考慮した。新燃料貯蔵庫は1年分の容量を持つものとし、主建屋とは地下トレンチで結ばれるものとした。

一体化施設における主建屋の建屋容積のうち燃料製造部分は70.1万m³、新燃料貯蔵庫の建屋容積は14.6万m³となった。

(ii) システム評価

資源重視型炉心対応システムとリファレンスシステムのシステム評価上の違いは建屋容積にある。その結果、経済性および環境負荷低減性の評価結果が異なる。

建設費は3228億円、操業費184.8億円/年となった。設備費および建屋費の内訳を表 5.1.5の資源重視型炉心対応システムの欄に、操業内訳を表 5.1.6の資源重視型炉心対応システムの欄に示す。この結果から算出した資源重視型炉心対応システムの燃料製造単価は24.8万円/kgHMとなった。平均燃焼度82.6GWd/tのときの発電単価は0.39円/kWhとなった。燃料製造単価および発電単価を表 5.1.7の資源重視型炉心対応システムの欄に示す。

環境負荷低減性のうち、操業中の廃棄物は主要機器の構成がリファレンスシステムと同一なので発生量も同じである。廃止時の廃棄物については、周辺設備と建屋躯体が再処理との共用によって合理化された結果、地層処分低レベル放射性廃棄物5,350t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物1,020t、クリアランスレベル以下の廃棄物（金属 ）81,700t、同（コンクリート）700,000tとなった。

(2) 経済性重視型炉心対応システムの検討

(i) システム概念構築

経済性重視型炉心対応システムの検討は、リファレンスシステムの設計を基に、燃料製造内訳の違いを考慮して配置設計を行い、資源重視型炉心対応システムと同様にして一体化施設としての評価を行った。

経済性重視型炉心には径方向ブランケット燃料がないため、炉心燃料の製造割合が多くなる。

経済性重視型炉心に対応した年間製造量200tHMの燃料製造プラントにおける内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向ブランケット燃料の年間製造量内訳は歩留り90%を考慮してそれぞれ、73.1tHM、69.0tHM、77.9tHMとなる。

燃料粒子の１日当りの製造量は、内側炉心燃料365.4kgHM、外側炉心燃料345.2kgHM、軸方向ブランケット燃料389.4kgHM、燃料要素の１日当り製造量は、内側炉心燃料795.7本、外側炉心燃料751.7本、燃料集合体の１日当り製造量は、内側炉心燃料3.1体、外側炉心燃料2.9体となる。

(a) 主工程機器

必要となる主工程機器数を表 5.1.8に示す。

経済性重視型炉心対応システムにおける炉心燃料の粒子製造工程の機器数は、小粒子用の還元炉および焼結炉を除き、リファレンスシステムプラントのおよそ1.5倍となる。小粒子用の還元炉および焼結炉は能力に余裕があるため、内側炉心燃料および外側炉心燃料用にリファレンスシステムプラントと同様それぞれ１台となる。リファレンスシステムプラントと同様のセル内機器配置を行うと、内側炉心燃料用および外側炉心燃料用のそれぞれについて、各工程１セルずつの追加となる。

ブランケット燃料粒子製造ライン生産量縮小に対しては、工程間の物流の整合の観点から、台数削減ではなく設備能力の縮小で対応し、リファレンスシステムプラントと同じ構成となる。

ピン加工工程では、ブランケット燃料製造ラインが、炉心燃料製造ラインに置き換わり、セル容積はほとんど変わらない。集合体組立・検査工程はリファレンスシステムプラントと同じ構成となり、機器数およびセル容積に変更はない。

(b) 試薬回収設備

試薬回収設備本体は物量が変わらないのでリファレンスシステムプラントと同じであるが、炉心燃料製造ラインからの廃液受け槽の数が２倍となり、それに対応して１セル追加となる。これは、核物質濃度が確定するまで、円環槽によって形状管理しており、槽の大型化による大容量化がセル内配置上困難なためである。

(c) 保守補修設備

粒子製造工程について、主工程の系列数の増大に応じて除染セルおよび保守セルを追加する。

(d) ユーティリティ

ユーティリティ使用量は燃料製造量に依存すると考えられるので、リファレンスシステムプラントと変わらない。

(e) 建屋・電気・換気設備

リファレンスシステムプラントを基準として、独立施設として配置を行い、資源重視型と同じ考え方で再処理との一体型建屋としての評価を行う。

(ii) 経済性および環境負荷低減性に関する検討

(a) 経済性

建設費は3405億円、操業費188.0億円/年となった。設備費および建屋費の内訳を表 5.1.5の経済重視型炉心対応システムの欄に、操業内訳を表 5.1.6の経済重視型炉心対応システムの欄に示す。燃料製造単価は26.0万円/kgHMとなった。平均燃焼度103.5GWd/tのときの発電単価は0.33円/kWhとなった。燃料製造単価および発電単価を表 5.1.7の経済性重視型炉心対応システムの欄に示す。

経済性重視型炉心対応システムでは炉心燃料の製造量の増大が機器数およびセル容積の増大につながる一方で、ブランケット燃料製造量の減少は機器数およびセル容積に影響しないため、全体として資源重視型炉心対応システムプラントよりも建設費および燃料製造単価が高くなるが、平均燃焼度が高いため発電単価は安くなる。

(b) 環境負荷低減性

工程廃棄物としての廃液発生量は年間製造量に依存しているため、リファレンスシステ

ムプラントとほぼ同じである。高燃焼度化によりFP含有率が増大すると、再処理製品中のCs・Sr含有量に応じてガラス固化体本数が増加する。しかし、再処理からのガラス固化体発生本数に比べるとごく僅かであり寄与は小さい。二次廃棄物発生量は、炉心燃料製造量の増大に伴い、炉心燃料を非密封で取り扱う粒子製造工程の炉心燃料製造ラインの機器数が２倍に増え、地層処分低レベル放射性廃棄物発生量がリファレンスシステムプラントに比べて増大する。操業中の廃棄物発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物60.1t/年、浅地中処分低レベル放射性廃棄物1.0t/年、、クリアランスレベル以下の廃棄物6.7tとなった。

廃止措置時の廃棄物も、粒子製造工程の炉心燃料製造ライン機器数の増大の結果、地層処分低レベル放射性廃棄物6,640t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物1,020t、クリアランスレベル以下の廃棄物（金属 ）87,200t、同（コンクリート）744,000tとなった。

5.1.3 ホット工学試験施設の検討

必要最小限の設備構成で量産性の確認を行いながら「もんじゅ」での照射試験燃料を製造するホット工学試験施設の検討を行った。実用化にいたるまでの開発ステップの中でのホット工学試験施設の位置付けは簡素化ペレット法における位置付けと同じである。

照射試験燃料の製造量として、90体を5年間で製造する場合と６～30体を５年間で製造する場合について検討した。

ホット工学試験の製造ラインは、実用機器と同じ機構で動作し、燃料製造量の要求に応じた設備容量となるように設計した各機器が１台ずつで構成される。なお、ピン検査装置については、６～30体製造の場合に設備能力に余裕があるため、機能を集約して設備の小型化を図った。

試験施設の建屋容積は90体製造の場合で11.8万m^3、６～30体製造の場合で11.1万m^3、建設費は90体製造の場合で567億円、６～30体製造の場合で530億円となった。

5.1.4 技術開発項目

ゲル化振動充填燃料製造システムの主要な開発課題について以下に述べる。

(1) プロセス成立性に係わる開発課題

プロセス成立性に係わる主要な技術開発項目を以下に示す。

(i) 粒子製造条件の最適化

多成分系での粒子製造としては、Pu富化度30%の高除染MOX及びNp5%を含有したPu富化度30%の高除染MOXの例があるのみで、MA及び雑多なFPを含有した系での例は無い。このような多成分系でのゲル化条件や均質な顆粒を得るための焼結条件を、小規模ホット試験を通じて把握し最適化することが重要である。

(ii) 燃料粒子の高密度充填

小規模試験では短尺ピンを用いて高密度充填のための充填条件や重点挙動の把握を行っている。これらの成果を踏まえ、工学規模試験では長尺ピンでの高密度充填のための充填条件の最適化が必要である。

(iii) 高発熱燃料の取扱い

集合体組立・検査および集合体貯蔵において簡素化ペレット法と同様の課題がある。

(2) 機器の量産対応に係わる開発課題

(i) 大容量の滴下溶液調製

量産システムでは、円環槽で最大280ℓ、円筒槽で最大400ℓの粘性溶液を撹拌する。特に幅の狭い空間で構成される円環槽の撹拌性能について、モックアップ等による確認が必要である。

(ii) マルチノズルからの安定滴下

機器単体の生産性を高めるため、ゲル化反応槽の振動滴下装置は複数ノズルから同時に滴下する構造としている。全てのノズルから安定して滴下するための条件把握が量産性確保の上で重要である。

(iii) 大容量 O/M 調整炉

O/M調整は雰囲気と温度の制御が重要である。長さ4.5mの炉でのO/M調整の均一性について確認が必要である。

(3) 安全性に係わる開発課題

(i) IPA の代替溶媒の選定

本システムでは、湿潤ゲル球の洗浄にIPAを使用している。引火点以上の温度での取扱いとなるため、電気接点等を防爆構造とするなどの設備対応によって火災･爆発を防止しているが、高引火点の代替溶媒が使用できれば安全性が大幅に向上する。

(4) 経済性に係わる開発課題

(i) プロセスの合理化

機器及びラインとしての製造能力を向上し機器数を削減するために、小規模試験、工学規模試験を通じてプロセス条件の最適化を図り、機器設計に反映することが重要である。

(ii) 機器配置の合理化

本システムでは特に粒子製造工程のセル容積が大きく、建設費を押し上げている。マテリアルハンドリングを見直し、よりコンパクトな機器配置とする。

(iii) 集合体構成部材の低価格化

被覆管、ラッパ管、エントランスノズル等の集合体構成部材の安価な加工方法を開発する必要がある。

(5) 環境負荷低減に係わる開発課題

(i) 廃液処理・リサイクル技術の確立

試薬回収技術として、廃液中のFPやスケールの透析膜性能への影響を把握することが重要である。また、廃液処理設備の負荷低減のため脱塩水の再利用可能性の検討が有効である。

(ii) 廃棄物への核種移行量の定量的評価

ゲル化振動充填燃料製造システムは、定性的には微粉発生が少なく、環境負荷低減性に優れたシステムとされている。しかし、簡素化ペレット法でも環境への移行率0.1%未満と見積もられており、システムの優劣を論じるには定量的評価が必要である。これは、資源有効利用性、核拡散抵抗性にも関連する技術開発課題である。

(iii) 分析サンプルサイズ、サンプリング頻度の最適化

現設計では分析サンプルは全量廃棄物となる。核種移行率の更なる低減として0.01%未満を目指すとき、分析サンプルの量が無視できなくなる（１日の製造量１ｔに対して100g未満）。この場合、サンプルの代表性を維持しながら、分析サンプル量、サンプリング頻度の最適化が重要となる。

(6) 核拡散抵抗性に係わる開発課題

(i) 核物質滞留量の確認方法

機器およびセル内の核物質滞留量の多寡にかかわらず、これを確定するための測定技術の確立は保障措置上重要な開発課題である。

(7) 運転・保守補修性

(i) 運転自動化技術の開発

本システムではセル内製造であり、機器の運転状況を直接確認及び制御することは困難である。また、セル内では多数の機器が互いに連携を取りながら動作することになる。このため、リモートセンシング及び自動制御技術の開発が重要である。

(ii) 充填密度分布検査技術の開発

燃料の軸方向充填密度分布の測定にX線透過法を採用したが、高放射線下での測定に対応した技術開発を行う必要がある。

[参考文献]

1) 西村他、「振動滴下装置を用いたウラン粒子燃料製造に係る外部ゲル化試験」 JNC TN8430 2001-005 (2001)
2) 尾上他、「小径粒子滴下ウラン試験」JNC TJ8400 2001-040 (2001)
3) 森平他、「外部ゲル化法による大径粒子製造技術開発」日本原子力学会 2003 年春の年会予稿集, B12 (2003)
4) 比内他、「振動充填燃料の充填技術開発(5)－燃料ピン構造による影響－」日本原子力学会 2002 年秋の大会予稿集, E9 (2002)
5) 渡海他、「ゲル化法による湿式顆粒製造試験報告書」JNC ZJ1005 95-001(1995)
6) G.Ledergerber et al., "Preparation of uranium nitride in the form of microspheres", *J. Nucl. Mater.* ,**188**, 28-35(1992).
7) R.L.Nelson et al., "U.K. DEVELOPMEMT TOWARD REMOTE FABRICATION OF BREEDER REACTOR FUEL", *Nucl. Technol.*, **53**, 196-203(1981).
8) 永田他、「マイクロフォーカスＸ線 CT 法による振動充填燃料の内部構造の分析」JNC TJ8430 2003-002 (2003)
9) 永峯他、「高エネルギーＸ線 CT を利用した非破壊照射後試験技術の開発」日本原子力学会和文論文誌, Vol.1, No.2(2002)

表 5.1.1　燃料の基本仕様（基準システム、200tHM/年）

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	ヶ月	25		
増殖比	ー	1.2		
集合体配列ピッチ	mm	194.0		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	326	308	108

燃料集合体仕様		単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
全　　長		mm	4,570	4,570	4,570
燃料要素の本数		本/体	255	255	217
重　量	炉心燃料	kg-HM/体	108.6	108.6	0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		64.9	64.9	215.9
	合　　計		173.5	173.5	215.9

燃料要素仕様		単位	内側炉心燃料		外側炉心燃料		径方向ブランケット燃料	
			大粒子	小粒子	大粒子	小粒子	大粒子	小粒子
全　長		mm	2,890		2,890		2,890	
被覆管内径		mm	8.36		8.36		10.12	
長　さ	炉心燃料	mm	1,000		1,000		0	
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		600		600		1,600	
重　量	炉心燃料	g-HM/本	319	106	319	106	0	0.0
	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料		191	64	191	64	746	249
	合　　計		680		680		995	

表 5.1.2　耐震区分

耐震クラス	設　備
A クラス	セル、セル換気設備、セル換気設備電源、溶液受入れから乾燥までの主工程設備、廃液受入れ槽
B クラス	焙焼以降の主工程設備、試薬回収設備、その他セル内機器
C クラス	その他の設備

表 5.1.3　機器仕様および台数

工程	機器名	燃料種類	仕様	台数	
溶液受入れ	溶液受入れ槽	IC	有効容積7794L　Φ6000×H6150×T68	2	6
		OC	有効容積7603L　Φ6000×H6000×T68	2	
		BL	有効容積14726L　Φ2500×H3000	2	
粒子製造	溶液調製槽	IC大粒子	有効容積254L　Φ1250×H1000×T68	1	6
		IC小粒子	有効容積75L　Φ650×H600×T68	1	
		OC大粒子	有効容積254L　Φ1250×H1000×T68	1	
		OC小粒子	有効容積75L　Φ650×H600×T68	1	
		BL大粒子	有効容積452L　Φ800×H900	1	
		BL小粒子	有効容積137L　Φ500×H700	1	
	滴下液供給槽	IC大粒子	有効容積24L　Φ251×H500	9	36
		IC小粒子	有効容積22L　Φ251×H450	3	
		OC大粒子	有効容積24L　Φ251×H500	9	
		OC小粒子	有効容積22L　Φ251×H450	3	
		BL大粒子	有効容積44L　Φ400×H350	9	
		BL小粒子	有効容積38L　Φ400×H300	3	
	滴下熟成槽	IC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950　ノズル11本	9	36
		IC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850　ノズル38本	3	
		OC大粒子	有効容積44.5L　Φ251×H900　ノズル11本	9	
		OC小粒子	有効容積39.6L　Φ251×H800　ノズル38本	3	
		BL大粒子	有効容積96L　Φ452×H600　ノズル7本	9	
		BL小粒子	有効容積62.5L　Φ400×H600　ノズル36本	3	
	洗浄槽	IC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950	27	99
		IC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850	6	
		OC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950	27	
		OC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850	6	
		BL大粒子	有効容積96L　Φ452×H600	27	
		BL小粒子	有効容積62.5L　Φ350×H650	6	
	乾燥装置	IC大粒子	有効容積91.9L　Φ153×H5000　充填率40%　炉内時間1h	5	19
		IC小粒子	有効容積73.5L　Φ153×H4000　充填率30%　炉内時間1h	2	
		OC大粒子	有効容積91.9L　Φ153×H5000　充填率40%　炉内時間1h	5	
		OC小粒子	有効容積73.5L　Φ153×H4000　充填率30%　炉内時間1h	2	
		BL大粒子	有効容積203L　Φ270×H4500　充填率40%　炉内時間1h	3	
		BL小粒子	有効容積158L　Φ240×H3500　充填率40%　炉内時間1h	2	
	焙焼装置	IC大粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	3	11
		IC小粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		OC大粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	3	
		OC小粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		BL大粒子	有効容積126L　Φ200×H4000　充填率40%　炉内時間3h	2	
		BL小粒子	有効容積94.2L　Φ200×3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
	還元装置	IC大粒子	有効容積34L　Φ121×H3000　充填率30%　炉内時間3h	3	11
		IC小粒子	有効容積34L　Φ121×H3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		OC大粒子	有効容積34L　Φ121×H3000　充填率30%　炉内時間3h	3	
		OC小粒子	有効容積34L　Φ121×H3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		BL大粒子	有効容積94L　Φ200×H3000　充填率30%　炉内時間3h	2	
		BL小粒子	有効容積94L　Φ200×H3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
	焼結炉	IC	ボート寸法300×360、24ボート×1段、炉長7200、炉内12h	2	8
		OC	ボート寸法300×360、24ボート×1段、炉長7200、炉内12h	2	
		BL大粒子	ボート寸法300×360、25ボート×1段、炉長7500、炉内12h	3	
		BL小粒子		1	
	O/M調整炉	IC	ボート寸法300×360、12ボート×2段、炉長3600、炉内24h	4	8
		OC	ボート寸法300×360、12ボート×2段、炉長3600、炉内24h	4	
		BL大粒子	ボート寸法300×360、16ボート×2段、炉長4500、炉内24h	0	
		BL小粒子			
ピン加工	振動充填・端栓溶接装置	IC	144本/d	5	12
		OC		5	
		BL	102.9本/d	2	
	ピン組立て	IC	720本/d	1	3
		OC		1	
		BL		1	
	ピン検査	IC	720本/d	1	3
		OC		1	
		BL		1	
	ワイヤ巻付・総合検査	IC	720本/d	1	3
		OC		1	
		BL		1	
	ピン貯蔵			2	2
集合体組立	集合体組立・検査	IC+OC		1	2
		BL		1	
	集合体貯蔵			1	1
	集合体払い出し			1	1
リワーク	リワーク			1	1
	CS/DS処理			1	1

表 5.1.4　分析項目および分析方法

工程	試料名	分析項目	分析方法	品質保証	工程管理				分析時間(min)
					品質管理	臨界	核管	環境	
原料供給	原料液	Pu濃度	電位差滴定法				○		30
		U濃度	電位差滴定法				○		30
滴下液混合	滴下液	粘度	プロセス用振動式粘度計（インライン）		○				
滴下・熟成	アンモニア廃液	Pu濃度	電位差滴定法				○		30
		U濃度	電位差滴定法				○		30
		Am濃度	γ線スペクトル分析				○		60
		不純物(有機)	ガスクロマトグラフ分析					○	30
		NO3濃度	イオンクロマトグラフ分析					○	30
		不純物(金属)	ICP-AES					○	30
洗浄	洗浄廃液（水）	Pu濃度	電位差滴定法				○		30
		U濃度	電位差滴定法				○		30
		Am濃度	γ線スペクトル分析				○		60
		pH	pH計（インライン）		○				
		不純物(有機)	ガスクロマトグラフ分析					○	30
		NO3濃度	イオンクロマトグラフ分析					○	30
		不純物(金属)	ICP-AES					○	30
	洗浄廃液（IPA）	Pu濃度	電位差滴定法				○		30
		U濃度	電位差滴定法				○		30
		Am濃度	γ線スペクトル分析				○		60
		不純物(有機)	ガスクロマトグラフ分析					○	30
		NO3濃度	イオンクロマトグラフ分析					○	30
		不純物(金属)	ICP-AES					○	30
乾燥	乾燥ゲル球	含水率	近赤外線式（インライン）			○			
焙焼	焙焼球	含水率	近赤外線式（インライン）			○			
焼結	焼結球	平均粒径	CCDカメラ+光学顕微鏡+画像解析	○					30
		真球度	CCDカメラ+光学顕微鏡+画像解析	○					30
		表面観察	CCDカメラ+光学顕微鏡+画像解析	○					30
		内部観察	樹脂埋込み/研磨装置+光学顕微鏡+CCDｶﾒﾗ	○					600
		比表面積	低温物理吸着法	○					30
		密度	定容積膨張法（乾式）	○					30
		かさ密度	JIS準拠	○					30
		粒度分布	レーザ回折・散乱法	○					30
		含水率	水分吸着法	○		○			30
		O/M	酸化還元重量法	○					120
		Pu含有率	酸化重量法	○			○		120
		U含有率	酸化重量法	○			○		120
		(Pu同位体組成)	ICP-MS	○			○		240
		(U同位体組成)	ICP-MS	○			○		240
		MA濃度	α線スペクトル分析	○			○		60
		(FP濃度)	ICP-AES	○					240
		Al	ICP-AES	○					240
		C	ガスクロマトグラフ分析（Cを燃焼後CO2分析）	○					60
		Ca+Mg	ICP-AES	○					240
		Cl	イオンクロマトグラフ分析	○					240
		Cr	ICP-AES	○					240
		Co	ICP-AES	○					240
		Cu	ICP-AES	○					240
		F	イオンクロマトグラフ分析	○					240
		H(全水素)	ガスクロマトグラフ分析(試料燃焼後H2O分析)	○					60
		Fe	ICP-AES	○					240
		Pb	ICP-AES	○					240
		Mn	ICP-AES	○					240
		Mo	ICP-AES	○					240
		Ni	ICP-AES	○					240
		N(含窒化物)	ガスクロマトグラフ分析（試料加熱後N2分析）	○					60
		P	ICP-AES	○					240
		Si	ICP-AES	○					240
		Ta	ICP-AES	○					240
		Th	ICP-AES	○					240
		Sn	ICP-AES	○					240
		Ti	ICP-AES	○					240
		W	ICP-AES	○					240
		V	ICP-AES	○					240
		Zn	ICP-AES	○					240
		有機物濃度	ガスクロマトグラフ分析	○					240
		重量	ロードセル（インライン）				○		

表 5.1.5　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの建設費内訳

項目	費用（億円）			
	リファレンスシステム	小規模燃料製造システム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システムト
主工程設備費				
粒子製造工程	462	190	462	490
燃料要素組立・検査工程	564	206	564	584
燃料集合体組立・検査工程	137	76	54	27
リワーク	66	46	66	66
保守・補修設備費、共通設備費	882	480	882	882
建屋・電気・換気設備費	1282	648	1002	1059
新燃料貯蔵建屋・設備費	集合体組立・検査に含む	集合体組立・検査に含む	298	298
建設費合計	3394	1637	3328	3405

表 5.1.6　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの操業費内訳

項目	費用(億円/年)			
	リファレンスシステム	小規模燃料製造システム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
人件費	40.1 （人員 360 人）	20.0 （人員 180 人）	40.1 （人員 360 人）	40.1 （人員 360 人）
修繕費（機器交換費、定検材料費）	77.6	34.5	77.0	78.8
消耗品等諸費（補充U、ユーティリティ含む）	41.6	22.3	41.6	42.5
業務分担費	23.9	11.5	23.8	24.2
事業税	2.4	1.2	2.3	2.4
操業費合計	185.6	89.5	184.8	188.0

表 5.1.7　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの燃料製造単価および発電単価

		リファレンスシステム	小規模燃料製造システム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
製造単価	資本費（万円/kgHM）	10.7	19.7	10.6	11.6
	操業費（万円/kgHM）	9.3	17.9	9.2	9.4
	部材費（万円/kgHM）	5.0	5.0	5.0	5.0
	製造単価合計（万円/kgHM）	25.0	42.6	24.8	26.0
発電単価	平均燃焼度（GWd/t）	82.6	82.6	82.6	103.5
	発電単価（円/kWh）	0.40	0.68	0.39	0.33

表 5.1.8　ゲル化・スフェアパック燃料製造システムの廃棄物発生量

		リファレンスシステム	小規模燃料製造システム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
操業中廃棄物（t/年）	地層処分低レベル放射性廃棄物（金属）	52.1	18.3	52.1	60.1
	浅地中処分低レベル放射性廃棄物（金属）	4.8	2.5	4.8	1.0
	クリアランスレベル以下の廃棄物	6.7	2.7	6.7	6.7
廃止時廃棄物（t/年）	地層処分低レベル放射性廃棄物（金属）	5,350	2,270	5,350	6,640
	浅地中処分低レベル放射性廃棄物（金属）	1,020	245	1,020	1,020
	クリアランスレベル以下の廃棄物（金属）	89,100	50,400	81,700	87,200
	クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）	773,000	442,000	700,000	744,000

表 5.1.9　経済性重視型システムの機器仕様および台数（ゲル化・スフェアパック燃料製造システム）

工程	機器名	燃料種類	仕様	台数	
溶液受入れ	溶液受入れ槽	IC	有効容積7794L　Φ6000×H6150×T68	2	6
		OC	有効容積7603L　Φ6000×H6000×T68	2	
		BL	有効容積14726L　Φ2500×H3000	2	
粒子製造	溶液調製槽	IC大粒子	有効容積254L　Φ1250×H1000×T68	1	6
		IC小粒子	有効容積75L　Φ650×H600×T68	1	
		OC大粒子	有効容積254L　Φ1250×H1000×T68	1	
		OC小粒子	有効容積75L　Φ650×H600×T68	1	
		BL大粒子	有効容積452L　Φ800×H900	1	
		BL小粒子	有効容積137L　Φ500×H700	1	
	滴下液供給槽	IC大粒子	有効容積24L　Φ251×H500	12	40
		IC小粒子	有効容積22L　Φ251×H450	4	
		OC大粒子	有効容積24L　Φ251×H500	12	
		OC小粒子	有効容積22L　Φ251×H450	4	
		BL大粒子	有効容積44L　Φ400×H350	6	
		BL小粒子	有効容積38L　Φ400×H300	2	
	滴下熟成槽	IC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950　ノズル11本	12	40
		IC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850　ノズル38本	4	
		OC大粒子	有効容積44.5L　Φ251×H900　ノズル11本	12	
		OC小粒子	有効容積39.6L　Φ251×H800　ノズル38本	4	
		BL大粒子	有効容積96L　Φ452×H600　ノズル7本	6	
		BL小粒子	有効容積62.5L　Φ400×H600　ノズル36本	2	
	洗浄槽	IC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950	36	110
		IC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850	8	
		OC大粒子	有効容積46.6L　Φ251×H950	36	
		OC小粒子	有効容積41.7L　Φ251×H850	8	
		BL大粒子	有効容積96L　Φ452×H600	18	
		BL小粒子	有効容積62.5L　Φ350×H650	4	
	乾燥装置	IC大粒子	有効容積91.9L　Φ153×H5000　充填率40%　炉内時間1h	6	21
		IC小粒子	有効容積73.5L　Φ153×H4000　充填率30%　炉内時間1h	3	
		OC大粒子	有効容積91.9L　Φ153×H5000　充填率40%　炉内時間1h	6	
		OC小粒子	有効容積73.5L　Φ153×H4000　充填率30%　炉内時間1h	3	
		BL大粒子	有効容積203L　Φ270×H4500　充填率40%　炉内時間1h	2	
		BL小粒子	有効容積158L　Φ240×H3500　充填率40%　炉内時間1h	1	
	焙焼装置	IC大粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	2	8
		IC小粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		OC大粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	2	
		OC小粒子	有効容積46L　Φ121×H4000　充填率30%　炉内時間3h	1	
		BL大粒子	有効容積126L　Φ200×H4000　充填率40%　炉内時間3h	1	
		BL小粒子	有効容積9469L　Φ200×3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
	還元装置	IC大粒子	有効容積50L　Φ121×H4500　充填率50%　炉内時間3h	2	9
		IC小粒子	有効容積50L　Φ121×H4500　充填率50%　炉内時間3h	1	
		OC大粒子	有効容積50L　Φ121×H4500　充填率50%　炉内時間3h	2	
		OC小粒子	有効容積50L　Φ121×H4500　充填率50%　炉内時間3h	1	
		BL大粒子	有効容積94L　Φ200×H3500　充填率30%　炉内時間3h	2	
		BL小粒子	有効容積94L　Φ200×H3000　充填率30%　炉内時間3h	1	
	焼結炉	IC	ボート寸法300×360、24ボート×2段、炉長7200、炉内12h	3	9
		OC	ボート寸法300×360、24ボート×2段、炉長7200、炉内12h	3	
		BL大粒子	ボート寸法300×360、25ボート×2段、炉長7500、炉内12h	2	
		BL小粒子		1	
	O/M調整炉	IC	ボート寸法300×360、12ボート×4段、炉長3600、炉内24h	5	10
		OC	ボート寸法300×360、12ボート×4段、炉長3600、炉内24h	5	
		BL大粒子	ボート寸法300×360、16ボート×4段、炉長4500、炉内24h	0	
		BL小粒子			
ピン加工	振動充填・端栓溶接装置	IC	144本/d	6	12
		OC		6	
		BL	102.9本/d	0	
	ピン組立て	IC	720本/d		3
		OC			
		BL			
	ピン検査	IC	720本/d		3
		OC			
		BL			
	ワイヤ巻付・総合検査	IC	720本/d		3
		OC			
		BL			
	ピン貯蔵			2	2
集合体組立	集合体組立・検査	IC+OC		1	1
		BL			
	集合体貯蔵			1	1
	集合体払い出し			1	1
リワーク	リワーク			1	1
	CS/DS処理			1	1

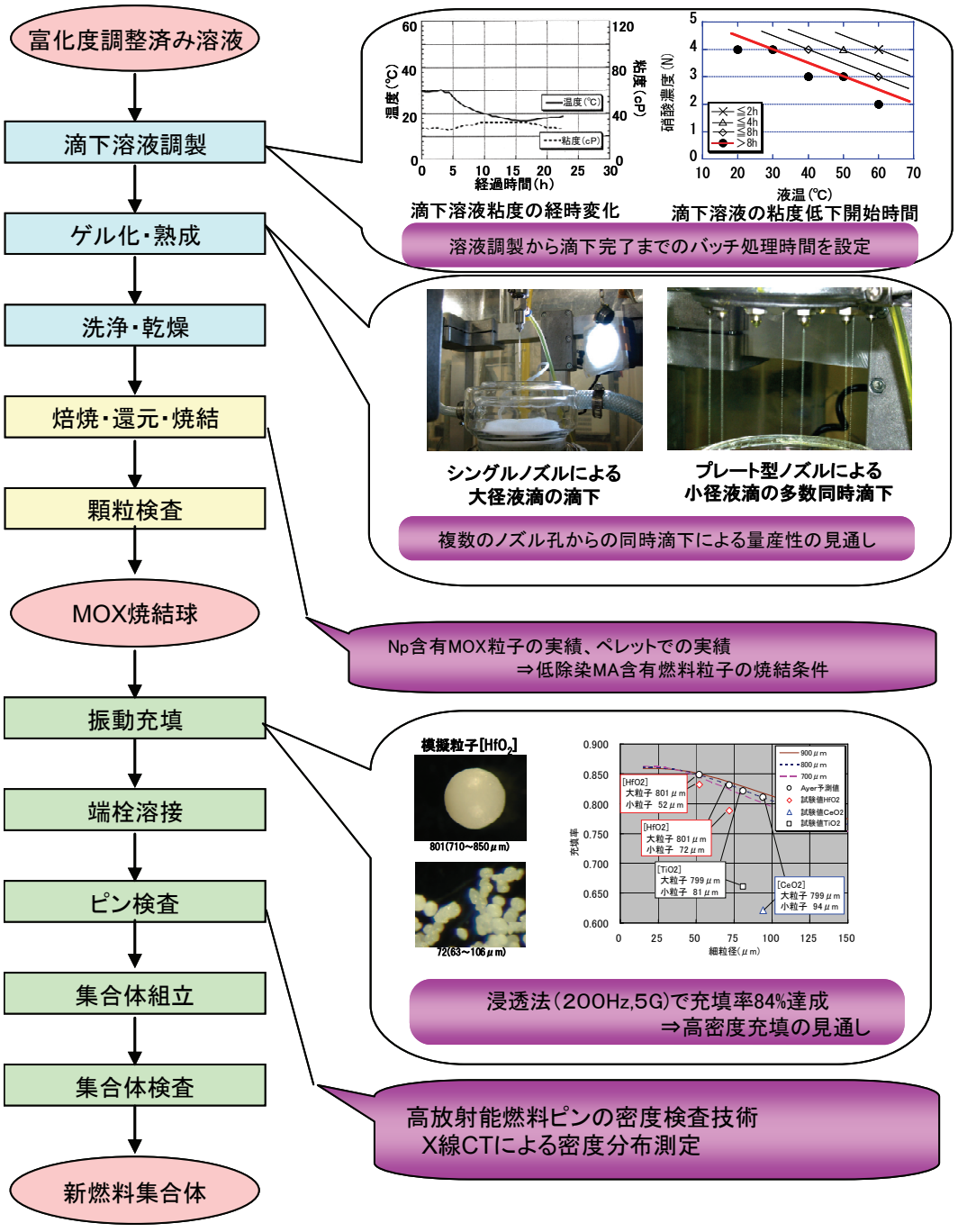
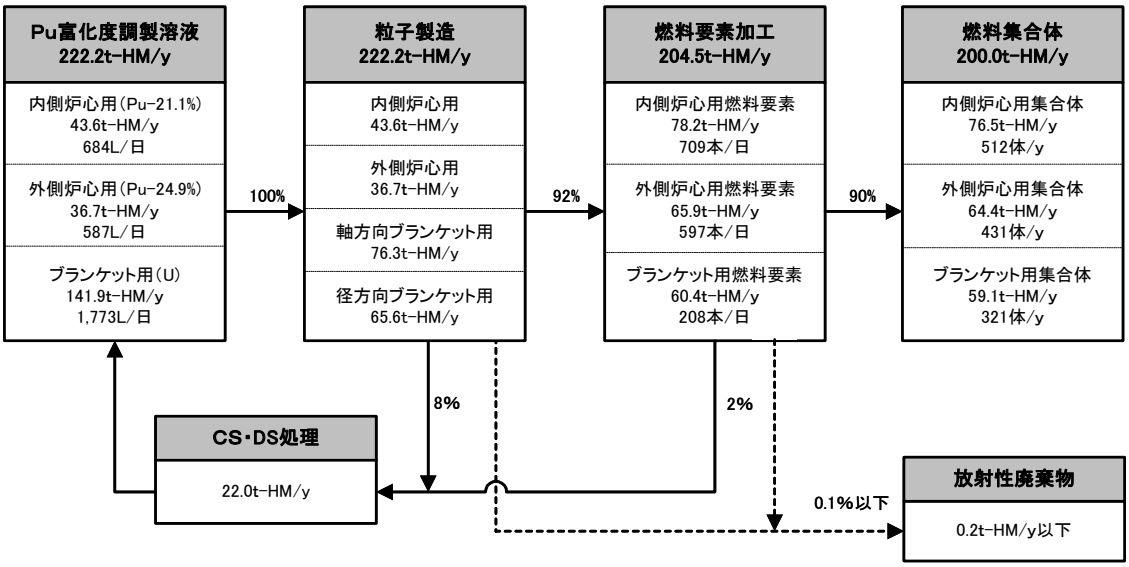


図 5.1.1　プロセスフロー



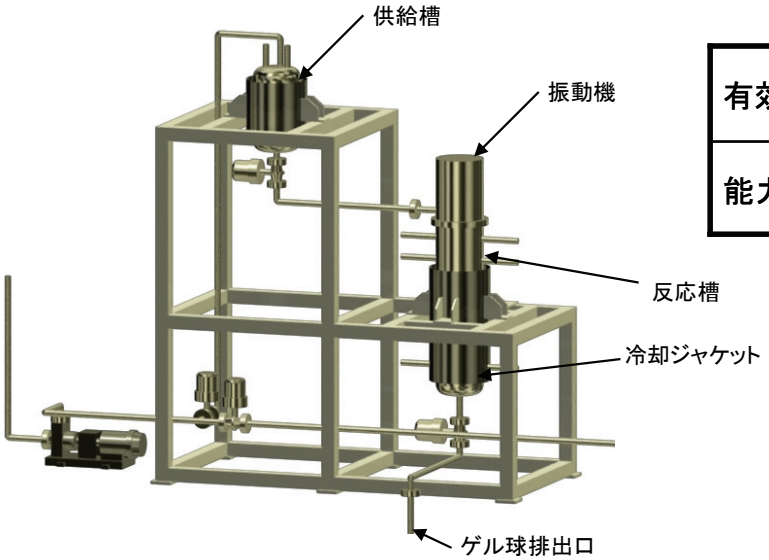
必要生産量

燃料集合体	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ブランケット集合体	合 計
	体/y	511.7	430.7	320.6	1,263.0
	体/d	2.56	2.15	1.60	6.32
	t-HM/y	76.49	64.44	59.07	200.00

燃料要素	単位	内側炉心燃料要素(IC+AB)	外側炉心燃料要素(OC+AB)	径方向ブランケット燃料要素	合 計
	本/y	141,746	119,318	41,622	302,686
	本/d	708.7	596.6	208.1	1,513
	t-HM/y	78.19	65.88	60.38	204.44

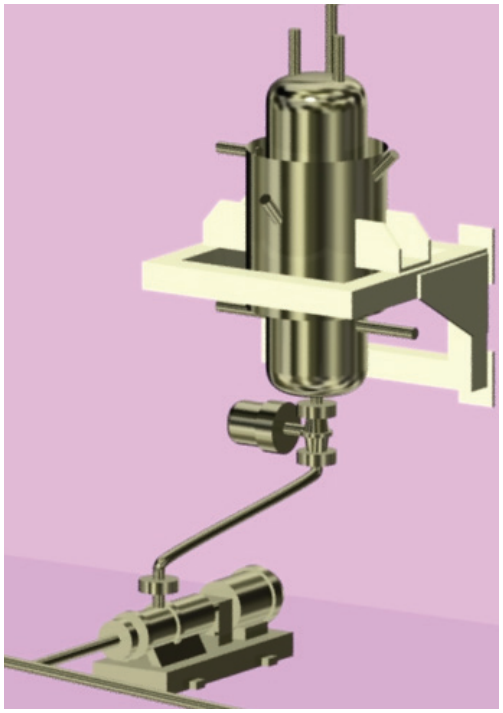
燃料粒子	単位	内側炉心燃料		外側炉心燃料		ブランケット燃料		合 計
		大粒子	小粒子	大粒子	小粒子	大粒子	小粒子	
	tHM/y	43.47		36.66		141.65		222
		32.60	10.87	27.50	9.17	106.24	35.41	222
	kgHM/d	163.01	54.34	137.48	45.83	531.19	177.06	1,109

図 5.1.2　マスフローおよび必要生産量



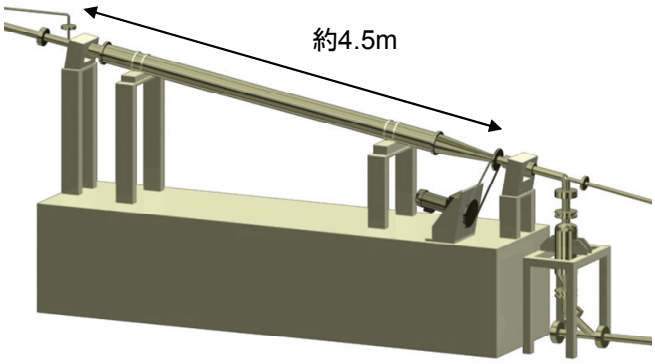
有効容積	約80 l
能力	6.6kgHM/バッチ

図 5.1.3　滴下・熟成槽



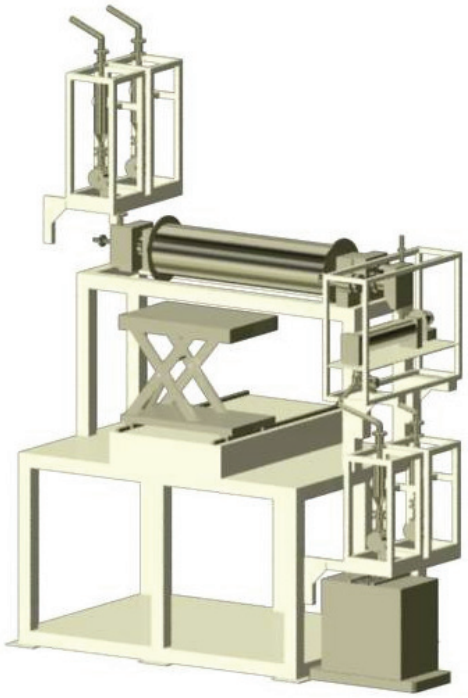
有効容積	約97 l
能力	6.6kgHM/バッチ 大粒子：6h/バッチ 小粒子：3h/バッチ

図 5.1.4　洗浄槽



有効容積	約90 l
能力	3.3kgHM/バッチ 3h/バッチ

図 5.1.5 乾燥装置



	焙焼炉	還元炉
炉内温度・保持時間	400℃×2h	600℃×2h
能力	2.2kgHM/h	6.6kgHM/h

図 5.1.6　焙焼炉・還元炉

温度・保持時間	1700℃×5h
能力	6.6kgHM/h

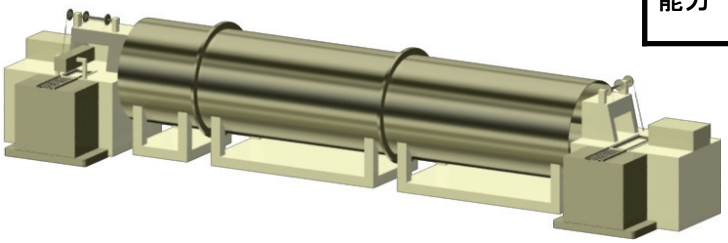


図 5.1.7　焼結炉

温度・保持時間	1700℃×12h
能力	24h/バッチ

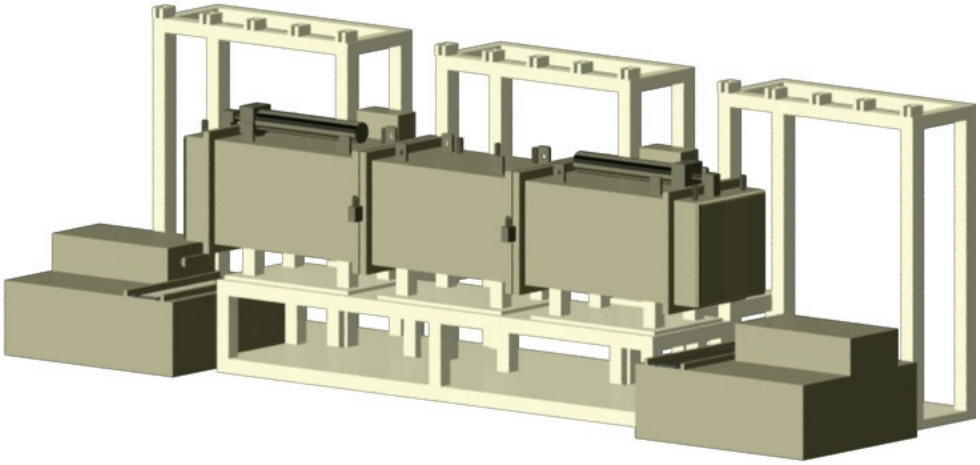
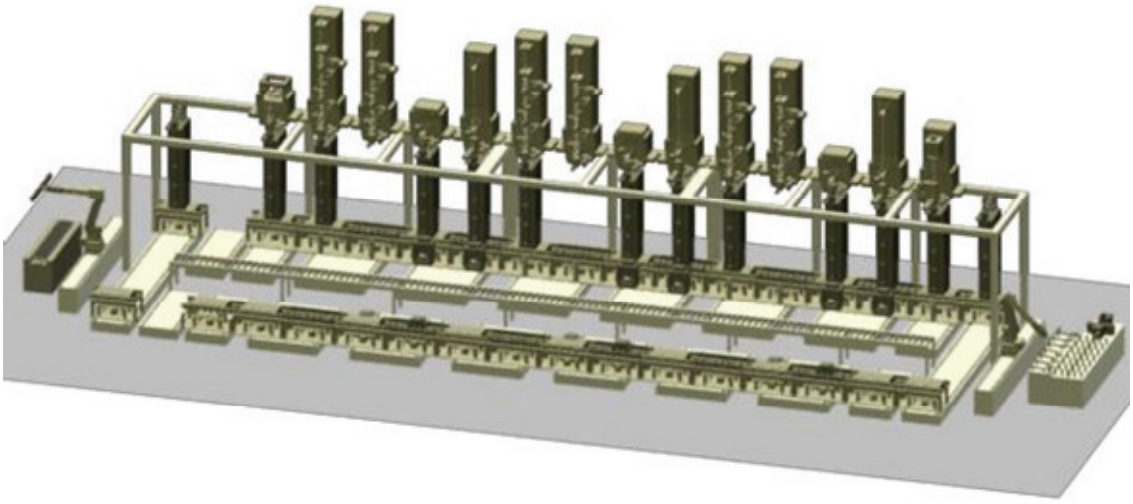


図 5.1.8　O/M 調整炉



顆粒充填方式	浸透充填法
各ステージの処理能力	10min/本

図 5.1.9　振動充填設備

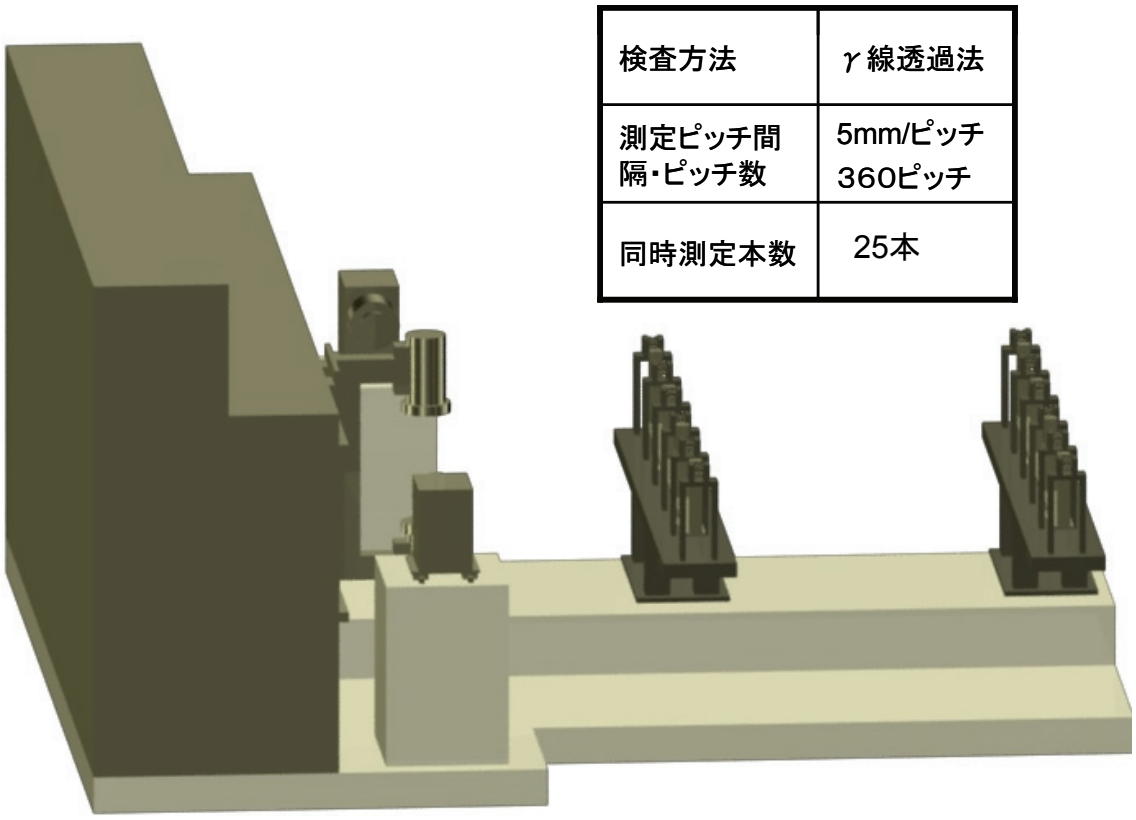


図 5.1.10　密度分布検査装置

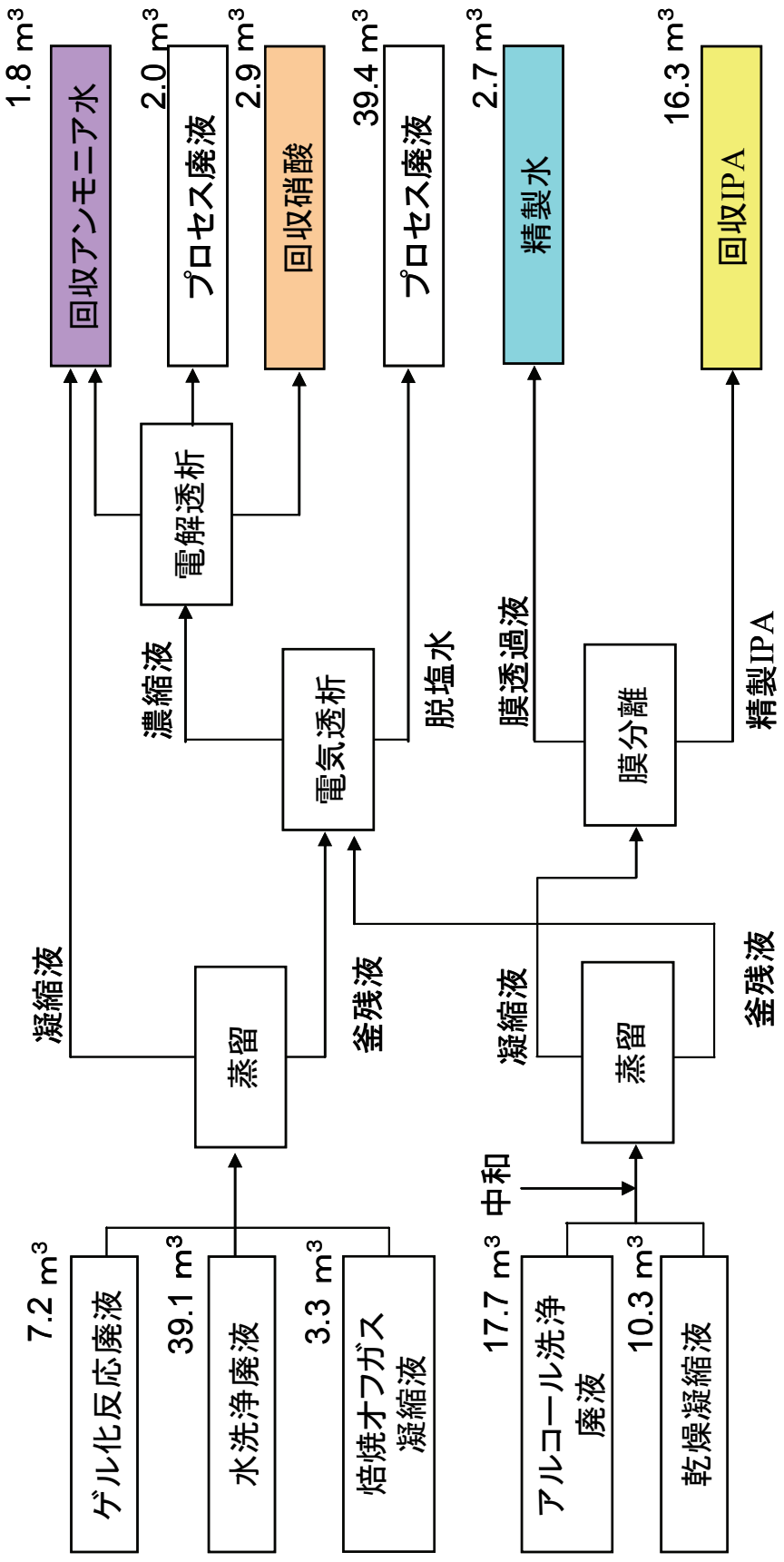


図 5.1.11 試薬回収フロー

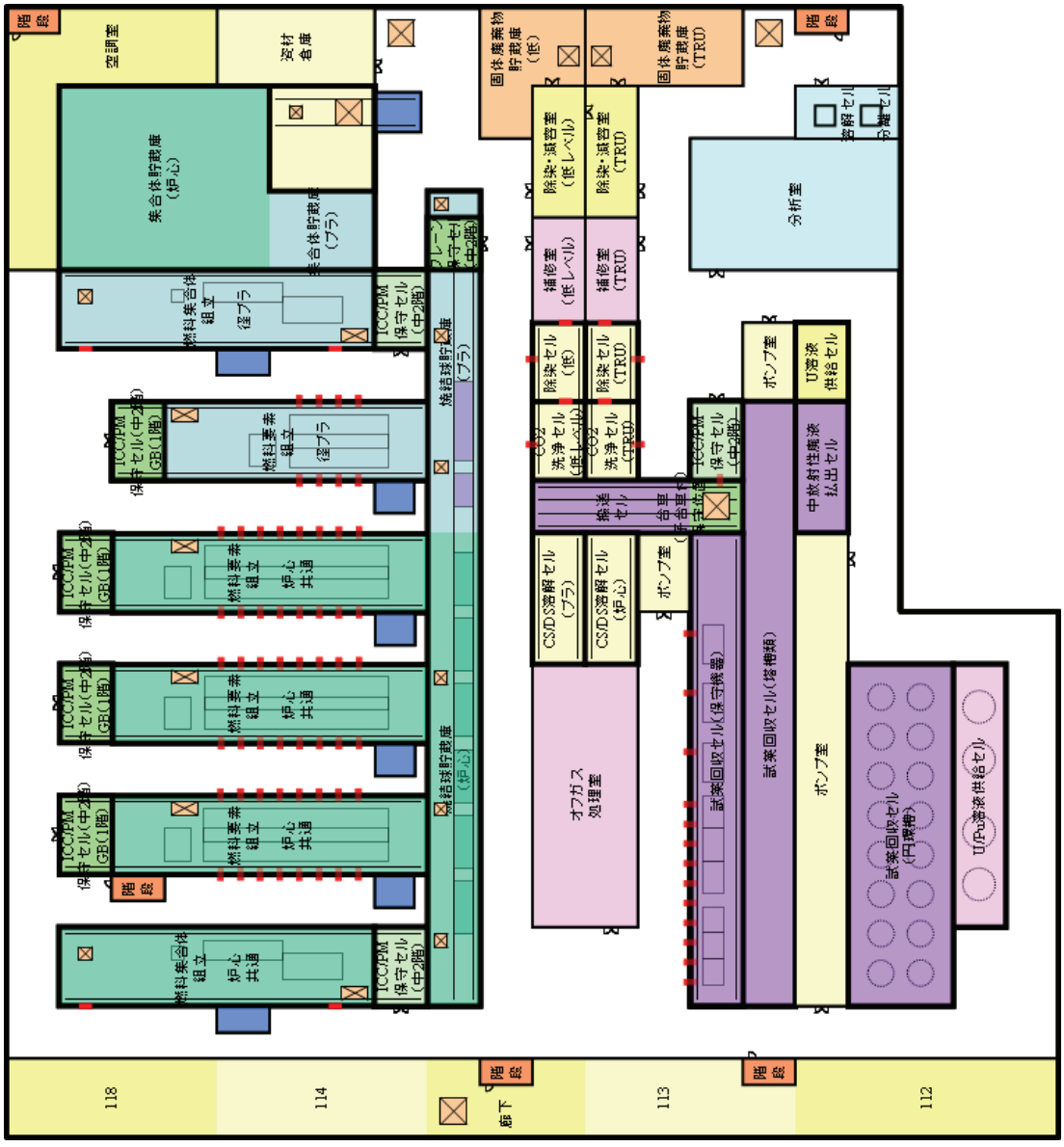


図 5.1.12 ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(1/4)

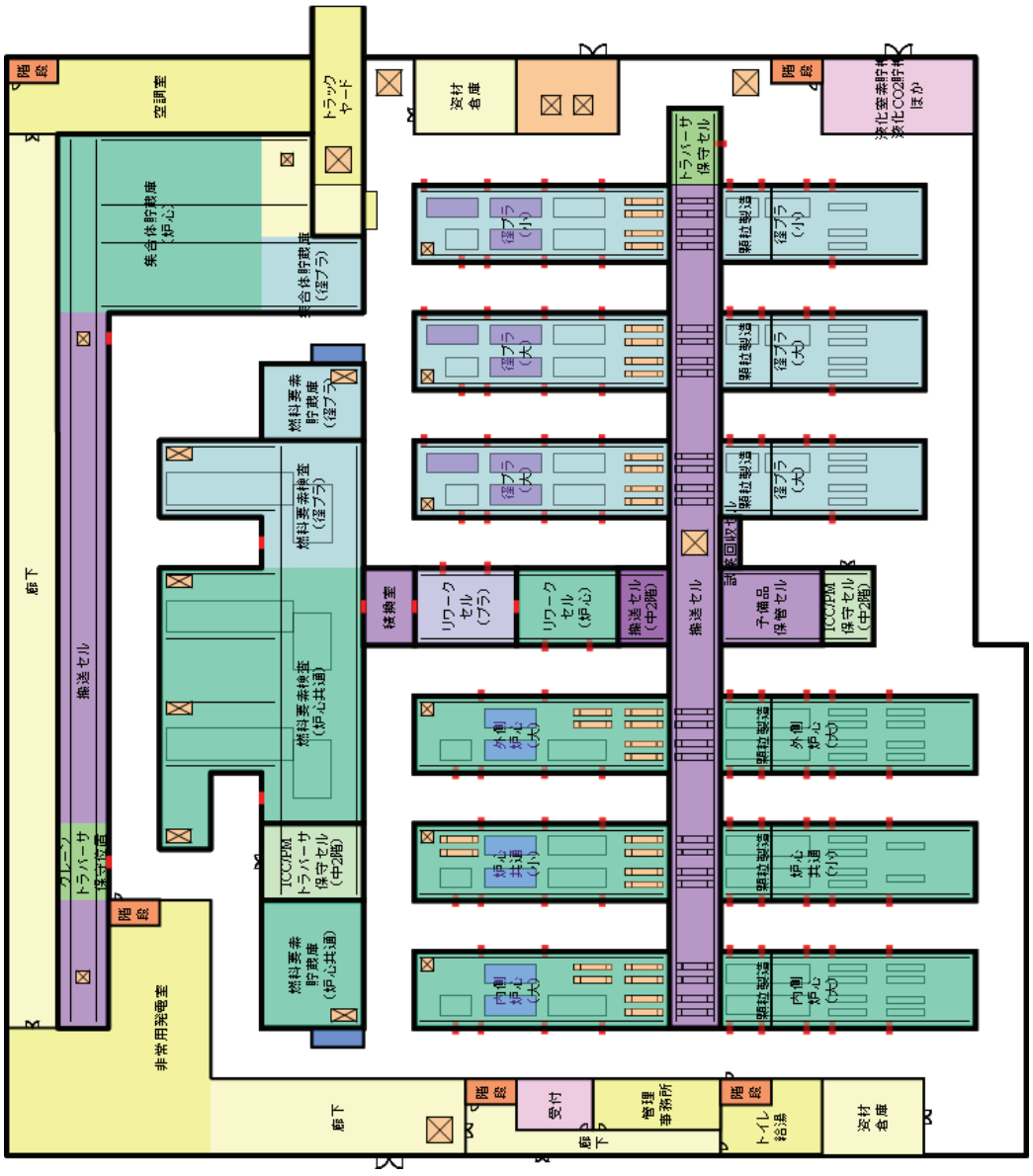


図 5.1.13 ゲル化スフェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(2/4)

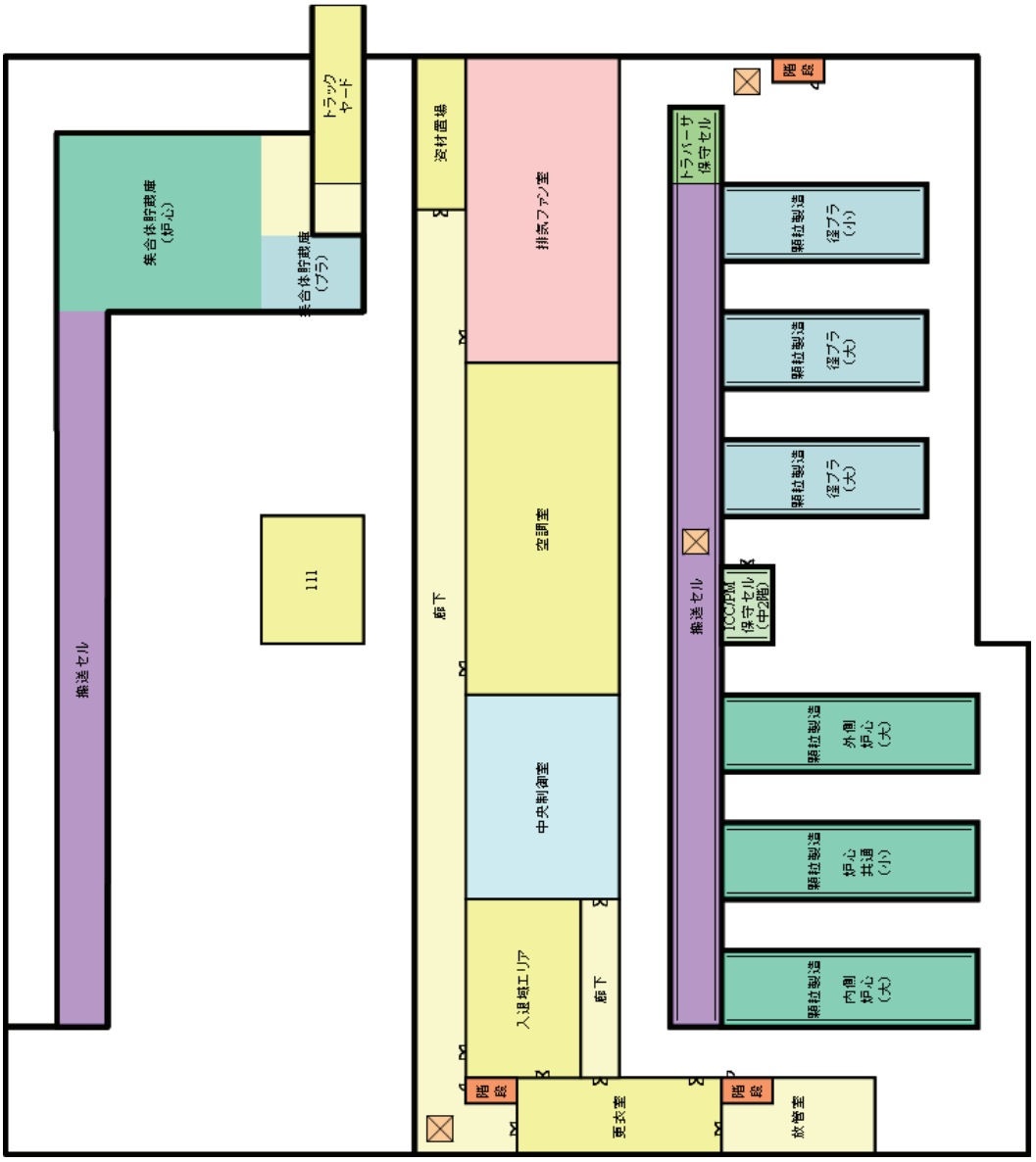


図 5.1.14 ゲル化フェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(3/4)

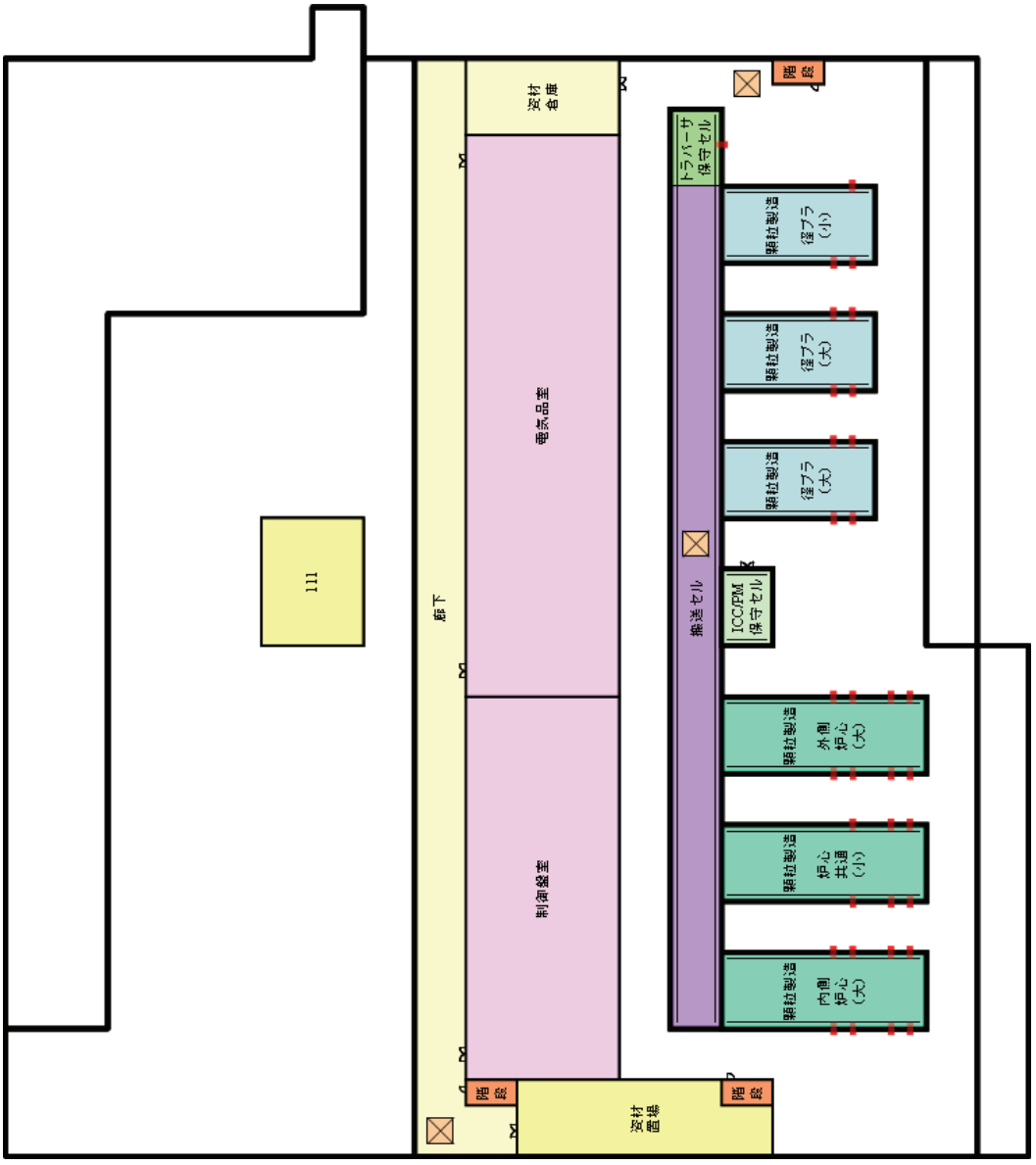


図 5.1.15 ゲル化フェアパック燃料製造施設全体配置図（リファレンスシステム，200tHM/年）(4/4)

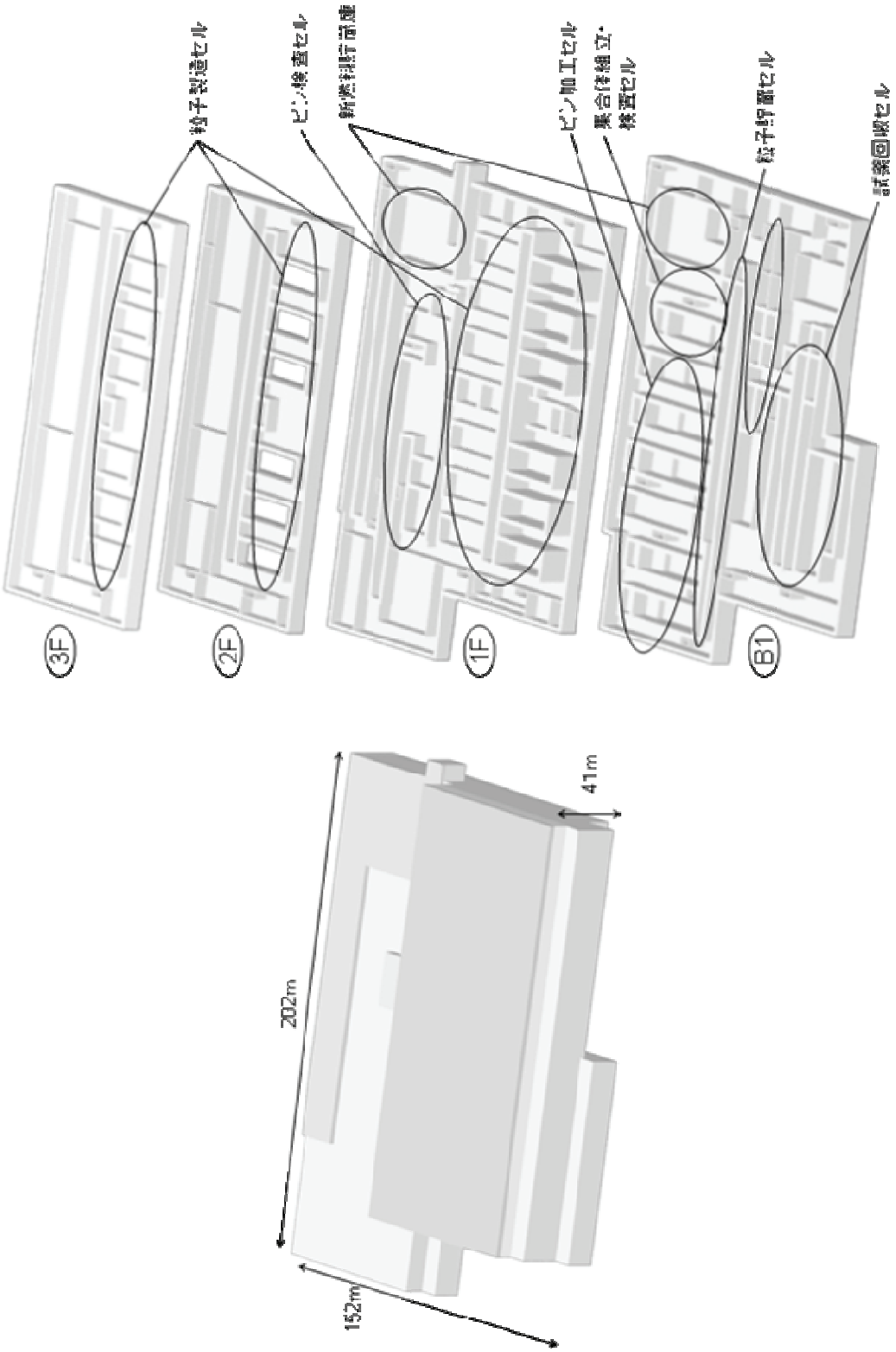


図 5.1.16　ゲル化スフェアパック燃料製造リファレンスシステムの燃料製造施設外観図

5.2 バイパック（酸化物電解顆粒振動充填）燃料製造

本システムは、ロシアの原子炉科学研究所（RIAR）の技術をベースとして、乾式再処理製品であるUO_2顆粒、MOX顆粒、多段抽出法で回収したMA顆粒を出発物質に、燃料ピン平均Pu富化度仕様を満たすようUO_2顆粒、MOX顆粒およびMA顆粒を混合し、これを被覆管に振動充填して燃料を製造するシステムである。本システムの特徴を以下に示す。

- 燃料の製造はバッチ処理による小規模ロット生産方式である。
- 酸化物電解再処理で得られるMOX顆粒のPu含有率のバラツキが大きい可能性がある。このため核物質量の確定技術が重要となる（臨界安全、計量管理、品質管理等）。
- 他のシステムと比較して、燃料製造工程が簡易である。そのため、主工程設備機器数が少なくて済み、経済性向上が期待される。
- 燃料のO/Mを下げ，燃焼に伴って発生する余剰酸素による被覆管内面腐食を防止するため、金属ウラン粒子である酸素ゲッターをRIARの実績から燃焼度の高い内側炉心燃料，外側炉心燃料中に７wt%添加する。
- RIARにおける燃料製造技術をベースとして、MOX共析顆粒を用いた小規模ピン製造試験経験がある。

以上の特徴を踏まえ、フェーズⅠでは、主要プロセスの設備概念を明らかにし、燃料製造/再処理一体化プラントの配置検討を行い、経済性に関する潜在能力を検討した。

フェーズⅡでは、要素技術開発の成果を踏まえ、更なるシステム設計の合理化を図るとともに、本システム特有の技術課題の整理を行い、技術的成立性、経済性、臨界安全、核拡散抵抗性（ホールドアップ）、等を評価する。

5.2.1 リファレンスシステム

リファレンスとする燃料製造施設は、FBRサイクル導入期を想定してNa冷却大型炉・MOX燃料炉心／酸化物電解法再処理に対応した施設とし、生産規模は50tHM/年とする。

(1) 施設概念構築

(i) 設計の基本方針と前提条件

乾式再処理法の一つである酸化物電解法（RIAR技術）による振動充填燃料製造システムプラントについて、乾式法の絞り込みのために必要な経済性等に係わるデータベースの整備を主な目的として、システム設計検討を行った。

主な設計条件を以下に示す。

(a) 施設設備の設計および配置方針

燃料製造施設は、再処理施設との一体型プラントとした。主工程設備は原則としてセル内に収納し、遮へい機能は原則セル壁で担保する。

(b) 保守方針

機器の保守・補修は、主工程セル内のメンテナンスエリアでの遠隔保守・補修を原則とする。また、遠隔保守・補修が困難な場合を考慮し、機器の除染後に近接保守・補修が可能なよう除染に配慮するものとする。

(c) 操業条件

製造規模は50tHM/年、年間の運転日数は250日とする。ただし、そのうち50日は故障により停止しているものとし、実稼働日数は200日（24時間運転）と見積もる。

(d) 製品燃料条件

製品燃料の概略仕様を表 5.2.1に示す。製品燃料仕様の前提となる炉心は、フェーズⅡ開始時点で設定したNa冷却大型炉･酸化物（MOX）燃料炉心とする。電気出力は1,500MWe、運転サイクル長は17 ヶ月、燃料交換バッチ数は炉心燃料および径方向ブランケット燃料集合体とも4 バッチ、燃料集合体体数は内側炉心燃料が316 体、外側炉心燃料が266 体、径方向ブランケット燃料が198 体である。Pu 富化度については、外側炉心燃料が24.9wt%、内側炉心燃料が21.1wt%である。また、炉心燃料部の充填密度としては、RIARでの実績により、理論密度に近い（約98%TD）顆粒が得られること及び金属U粒子の酸素ゲッターを添加することにより達成可能と考えられる82%TD（酸素ゲッターを含む）とした。なお、径方向ブランケット燃料部の充填密度については、被覆管の内径が炉心燃料部より大きいことから、簡素化ペレット法と同等を目標とし、90%TDと設定した。

(e) 製品歩留まり

燃料製造全体での歩留まりを97%とした。

不合格3%の内訳は、分級工程での顆粒径および残留塩素量の不合格として1%、燃料ピン検査工程での外観・端栓部健全性・寸法（全長・真直度）・重量・充填密度軸方向分布・Pu密度軸方向分布の不合格で2%と設定した。

(f) 製品検査

本システムの検査設備としては、Heリーク検査設備、ピン検査設備、および集合体検査設備を考慮する。この検査により不合格になった燃料ピン、燃料集合体は、集合体解体工程でリワークを行うこととした。

(ii) 安全設計に関わる検討

プラントの安全性として、臨界安全、火災・爆発防止および耐震について検討することとした。

(a) 臨界安全

酸化物燃料乾式燃料製造システムでは、燃料をバッチ概念で取扱うことを基本としており、主要機器では各プロセス処理のために設備内にある程度の空間が必要となることなどから、形状管理概念が適さないものが多く、このような装置については質量管理を基本と

している。質量管理を適用する機器は、万一運転計画値の2倍の燃料量を投入した場合でも未臨界を維持できるようにしている（ダブルバッチ想定）。

質量管理対象機器について、各機器におけるPuの存在量が臨界制限値を上回らないようにするためには、設備への投入量と投入前の設備内に存在する量を把握し、管理することが基本となる。主要機器の質量制限値を表 5.2.2に示す。

(b) 火災・爆発防止

本システムでは有機溶媒などの引火性の物質は特に使用しないため、湿式法に比べ、火災発生の可能性は小さいと考えられる。金属状態の燃料物質である酸素ゲッターは加熱状態となると発火の可能性があるため、本設計では、燃料崩壊熱を考慮した上で自然放熱のみで過昇温しない容器設計（MA回収容器を含む）としている。また、酸素ゲッターは表面に安定化膜を施し火災発生を防いでいる。

(c) 耐震

取扱物質が水溶液ではなく、固体顆粒粉末であるため、流動性、リーク性等が比較的低いことと、放射性物質を内包する取扱機器、燃料ピン等は基本的にセル内に設置されるため、破損が生じてもホットセルバウンダリの健全性を損なうことはない。このため、固体顆粒粉末を取り扱う機器の破損が、直接外部につながることはない。しかしながら、放射性物質による汚染の拡大を招くことから、2次的に環境への有意な量の放射性物質放出の可能性を高めるため、これらをBクラスに分類している。

(iii) プロセス設計

バイパック燃料製造法のプロセスブロックフローを図 5.2.1に、各設備で今後必要な要素技術開発課題の主な項目を図 5.2.2に示す。以下に主要プロセスの概要を述べる。

(a) 顆粒の分級工程

再処理の電解工程で析出したMOX、UO_2、MA析出物を、粉砕、塩除去後、燃料製造設備へ受け入れる。分級工程では、後工程の振動充填工程での充填密度向上のため、受入れた顆粒を数種類の顆粒サイズに分級する。分級の数については3～6種類に分けることが考えられており、今後最適化の必要があるが、本検討では６種類に分級し、そのうち粒径1000 μ m以下の5種類を製造に使用することとした。表 5.2.3に分級顆粒の最適混合比率を示す。

粉砕・分級工程では、高充填密度を得るため顆粒燃料は粒径の分布のコントロールが必要となる。粉砕工程で要求する粒径比率を得ることにより、顆粒の余剰、端数が出ないようにコントロールする必要がある。

(b) 顆粒の混合工程

国内のUO_2顆粒および模擬UO_2顆粒（不規則形状顆粒）を用いた振動充填実験から、粒径の異なる顆粒の混合では、充填前にある程度混合を行っておくことは合理的で、均一な

混合状態を作り易い[1)]との知見を得ている。そこで混合工程では、分級工程で5種類に分級されたMOX、UO_2、MA顆粒および酸素ゲッター（100μm以下の金属ウラン粒子）をPu富化度調整等のため、所定の分量ずつ混合する。混合した顆粒は顆粒容器で次工程の振動充填工程に移送する。酸素ゲッターについては7wt%添加するとO/M比が1.94～1.95程度となり、燃料の健全性が保たれる。なお、添加する燃料の種類は燃焼度の高い内側炉心燃料、外側炉心燃料とした。

(c) 振動充填/端栓溶接工程

下部端栓付きの被覆管の内部をHeで置換し、そこに混合された顆粒等を振動充填するとともに、上部端栓を溶接して、内側/外側炉心用燃料ピンおよび径ブランケット用燃料ピンを製造する。製造した燃料ピンは、燃料集合体組み立て工程へ移送する。国内でのUO_2顆粒を用いた振動充填実験から、混合比の充填密度への影響、顆粒スタック上部の密度の低下の改善等によりスミア密度80%TD以上（スタック全長平均）の達成が確認されており[2)]、更に酸素ゲッターを添加することにより、85%TDの達成の可能性を示している。また、酸素ゲッター粒子を均質な分布とするためには、粒子の被覆管投入時の均質性を確保することが重要であり、そのためには定量フィーダーが有効であることが明らかとなった[3)]。なお、径方向ブランケット燃料の充填密度の90%TDについては達成困難なことが見込まれたことから、多目的評価用炉心の資源重視型燃料及び経済性重視型燃料においては85%TDの設定とした。

(d) 燃料ピン検査工程

燃料ピンを表面除染後、燃料ピンの気密検査、燃料ピン検査設備でピン単体の全長、重量測定、外観検査、非破壊検査による端栓溶接部の欠陥検査、充填密度軸方向分布、およびPu軸方向分布検査を行なう。なお、径ブランケット燃料ピンについてはPu関連の検査は実施しないこととした。

(e) 燃料集合体組立工程

燃料ピンへのワイヤ巻付後、縦型組立機構を有する設備を用いて燃料集合体に組み立てる。組み上がった燃料集合体は、各種寸法、重量、曲がり、ねじれ等を測定して燃料保管場所へ払い出す。

(f) 燃料集合体貯蔵、払い出し工程

製造された燃料集合体を自然空冷の乾式貯蔵システムで保管する。また、燃料集合体を貯蔵施設から取り出し、輸送用トラックで原子炉サイトへ払い出しを行う。

(g) 燃料製造施設から発生する放射性廃棄物処理工程

燃料ピン製造工程から発生する放射性廃棄物は、燃料製造セルから発生する交換部品等の廃棄物であり、これらは圧縮後ドラム缶に入れ、セメント充填処理を行う。ピン検査工程以降から発生する廃棄物はクリアランスレベル以下の廃棄物とする。

(h) ユーティリティ/燃料製造・再処理共有設備

ユーティリティ/共有設備を主建屋に収容するものとする。ユーティリティ/共有設備としては、換気・空調設備、電気制御設備、分析設備、非常用設備、放射線管理設備、計量管理設備その他からなる。

(iv) 主工程設備設計

(a) 必要処理量の検討

年間生産量、製品燃料条件および製造歩留りからマスフローを設定し、必要生産量をまとめた結果を表 5.2.4 に示す。燃料集合体の年間必要生産体数は、内側炉心燃料144体/年、外側炉心燃料121体/年、径方向ブランケット燃料91 体/年となる。また、燃料ピンの日間必要生産量は内側炉心燃料195本/日、外側炉心燃料165 本/日、径方向ブランケット燃料58本/日となり、燃料顆粒の製造量は内側炉心燃料48.4kgHM/日、外側炉心燃料42.6gHM/日、ブランケット燃料159.3kgHM/日となる。

(b) 設備・機器概念

安全性（臨界、火災・爆発）、核拡散抵抗性（ホールドアップ）、遠隔保守・補修性等の設計要求を満たす設備概念を検討し、概略構造、安全対策、設備台数等を明示する。

1) 顆粒の分級設備

本設備では、再処理の電解工程で析出されたMOX、UO_2、MA顆粒を各々粒径数μm～1mmの5種類と粒径1mm以上の合計６種類の顆粒サイズに分級する。このうち粒径1mm以下の５種類を燃料製造に使用する。臨界管理から、取扱い容量はMOX顆粒で28kgHM/バッチとし、他の顆粒についても設備の共通設計で同一容量とした。設備の処理能力は、RIARでの小規模設備の実績10kg/時間から、総合処理時間は1バッチ（28kgHM）を1.5時間で処理することとした。このうちプロセス処理時間は1時間、マテリアルハンドリング時間は0.5時間とした。設備台数は、必要処理量と設備処理時間からUO_2用1台、MOX顆粒1台の計2台とした。分級設備を図 5.2.3に示す。

2) 顆粒の混合設備

本設備では分級工程で5種類に分級されたMOX、UO_2、MA顆粒および酸素ゲッターをPu富化度調整等のため、所定の分量ずつ混合する。混合した顆粒は顆粒容器で次工程の振動充填工程に移送する。設備の処理能力は、ペレット製造での粉末混合の国内実績30kg/3時間を参考にし、プロセス時間を30分/28kgHM、マテリアルハンドリング時間を0.6時間とし、総合処理時間で1.1時間/28kgHMとした。設備台数は、必要処理量と設備処理時間から、内側炉心燃料用で1台、外側炉心燃料用で1台とした。混合設備を図 5.2.4に示す。

3) 振動充填/端栓溶接設備

本設備では下部端栓付きの被覆管に、混合された顆粒等を振動充填するとともに、端栓

を溶接して、内側/外側炉心用燃料ピンおよび径方向ブランケット燃料ピンを製造する。製造した燃料ピンは、燃料集合体組み立て工程へ移送する。被覆管および燃料ピンはピンカートリッジで取扱う。ピンカートリッジの容量は炉心燃料用で46ピン/カートリッジ（約1/6集合体相当）、ブランケット用で43ピン/カートリッジ（約1/3集合体相当）とした。設備の処理時間はRIARの実績7～8分/ピンを参考に、15.5分/ピンとした。なお、炉心燃料は3ピン同時処理、ブランケット燃料は2ピン同時処理と設定した。設備台数は、必要処理量と設備処理時間から、内側/外側炉心用および径ブランケット用で各1台の計3台とした。振動充填端栓溶接設備を図 5.2.5に示す。

振動充填/端栓溶接設備の今後の技術課題を以下に示す。

i) 振動充填方法

実物大の被覆管を用いた試験により、燃料の充填率に対しては、充填速度、加速度等のプロセス条件を把握し、振動充填条件の最適化の検証および評価を行う必要がある。

ii) 端栓溶接方法

加圧抵抗溶接法（PRW法）の溶接条件を検証し、溶接性能の確認および品質管理手法を評価する必要がある。

iii) 粉末飛散防止

ロートからの燃料投下や各機器間の移動において、機器のシール構造およびカバー設置に対する燃料の飛散防止性能に関する評価が必要である。

4) 燃料ピン検査設備

本設備では、気密検査後の燃料ピンの全長測定、重量測定、外観検査、端栓溶接部の非破壊検査、充填密度軸方向分布、およびPu軸方向分布検査を3種類の検査設備を用いて行なう。なお、軸方向分布の検査は大掛かりな遮へい体を必要とすることから、セルの壁近傍で壁を利用して検査する方式とした。また、径ブランケット燃料ピンについてはPu関連の検査は実施しないこととした。

検査設備1では全長測定、真直度測定、重量測定、外観および端栓部溶接非破壊検査を行う。検査設備2では充填密度軸方向分布検査を行う。検査設備3では炉心燃料のPu軸方向分布検査を行なう。一日の必要処理量は検査設備1および2で390ピン/日、検査設備3で336ピン/日（炉心燃料のみ）、プロセス処理時間は全長測定・真直度測定・重量測定・外観検査で各1分/ピン、端栓部非破壊検査で5分/ピン、充填密度軸方向分布検査で10分/ピンおよびPu軸方向分布で15分/ピンと設定した。マテリアルハンドリングを含む処理時間と設備台数は、検査設備1で9分/ピン、3台、検査設備2で10分/ピン、3台、検査設備3で15分/ピン、4台と設定した。燃料ピン検査設備を図 5.2.6に示す。

5) 燃料集合体組立設備

ラッピングワイヤの巻付け後、縦置状態で燃料ピンをエントランスノズル部のノックバ

ーに1本ごとに装荷し、燃料集合体を組み立てる。組み上がった燃料集合体は、各種寸法、重量および外観検査を実施して燃料保管場所へ払い出す。設備の処理時間は2.4集合体/日とした。設備台数は、必要処理量と設備処理時間から、1台とした。集合体組立設備を図5.2.7に示す。

6) 燃料集合体貯蔵、払い出し設備

リサイクル建屋で製造され、乾式キャスクに収納された新燃料は、燃料集合体貯蔵建屋の新燃料貯蔵エリアに搬送し貯蔵する（移送台車による建屋間取合い）。キャスクのサイズはφ2m×H5.2m、施設貯蔵能力は施設処理能力の1年分（キャスク個数で34体）とした。また、新燃料集合体の発熱量は使用済燃料集合体の崩壊熱1.4kWの約4割減程度であることから自然空冷の乾式貯蔵設備（キャスク方式）で保管する。さらに、燃料集合体は天井クレーンにて貯蔵施設から取り出し、輸送用トラックで原子炉サイトへ払い出すものとする。

7) 再処理/燃料製造共通放射性廃棄物処理設備

本設備は、再処理と燃料製造工程から発生するプロセス廃棄物とメンテナンス廃棄物を性状別に分類し、それぞれに適した焼却、溶融、固化処理等を行う放射性廃棄物処理設備である。放射性廃棄物の区分けを行うにあたって、燃料ピン製造セルまでは非密封燃料を取り扱うため、原則として地層処分低レベル放射性廃棄物とし、集合体組立セルは燃料を密封状態（ピン）で扱うため、基本的に汚染はないと考え、クリアランスレベル廃棄物として扱うこととした。

(v) 周辺設備の設計

(a) 分析設備

乾式法においても、臨界管理、計量管理、プロセス管理を目的として迅速、精度の良い分析方法が要求される。燃料製造での分析対象試料は分級後の電解析出物（UO_2、MOX、MA）であり、分析項目は燃料組成、O/M、FP含有量、残留塩化物、粒径分布、密度、重量とする。分析頻度は、分級後のUO_2で9,600回/年、MOXで4,800回/年と評価した。

(b) 保守･補修設備

保守・補修は、主工程セル内のメンテナンスエリアで行うため、マテリアルハンドリング機器としては、主工程セル上部に天井走行クレーン型マニプレータ（PM）、インセルクレーン（IC）を設置し、メンテナンスエリアにマスタースレーブマニプレータ（MSM）を設置することとした。

また、プロセス機器の部品交換を容易にするため、プロセス機器は分解できる構造として、モジュール構成とした。

(c) 除染設備

機器の本格点検で、機器・部品等をプロセスセルからセル外に搬送する際の除染は、プ

ロセスセルに隣接した除染室において、MSMかPMを用いたウエスによるふき取り除染を検討している。

(d) 固体廃棄物処理設備

固体廃棄物処理は減容等の処理を行い、容器に収納し貯蔵する施設内に1年分の固体廃棄物貯蔵庫を設置する。

(e) ユーティリティ設備

プロセス設備、廃棄物処理施設等にユーティリティを供給する各設備別に系統概要、主要機器容量等について示す。

1) 補給水設備

本設備は、補給水移送ポンプ2台、配管、弁等により構成され、ろ過水を脱塩処理した純水を貯蔵する給水処理設備の補給水タンクを水源とし、並列2台の補給水移送ポンプにより内部に放射能を含まない機器、配管、弁等あるいは、内部に放射能を含むが保守点検を頻繁に必要として操作時の被ばく低減から純水を使用するのが好ましい機器、配管、弁等に純水を供給する。

2) 雑用水設備

本設備は、雑用水移送ポンプ2台、配管、弁等により構成され、原水を前処理した雑用水（ろ過水）を貯蔵する給排水処理設備のろ過水タンクを水源とし、並列2台の雑用水移送ポンプにより、放射能汚染がなく水質基準の緩やかな水を必要とする機器、配管および弁類等に雑用水（ろ過水）を供給する。

3) 機器冷却水設備

本設備は、機器冷却水移送ポンプ2台、海水ポンプ2台、熱交換器2基、サージタンク1基、防食剤注入タンク1基、海水ストレーナ2台、配管、弁等で構成する。本冷却系は、各建屋内、付属建屋等に設置される補機の冷却を行い、これらから除熱した熱を最終的な熱の逃がし場である海に放出する。なお、プラント立地条件が未定につき、現時点においては従来軽水炉プラントと同様な海水による冷却方式とした。

4) 所内用圧縮空気設備

本設備は、並列に2列の圧縮機系列を有し、各系列は吸入フィルタ兼消音器、空気圧縮機、アフタークーラ、セパレータおよびそれらを連絡する配管により構成される。各セパレータ以降は合流し、空気貯槽を経て、各使用先へ空気を供給する。

5) 計装用圧縮空気設備

本設備は、並列に2列の圧縮機系列を有し、各系列は吸入フィルタ兼消音器、空気圧縮機、アフタークーラ、セパレータおよびそれらを連絡する配管により構成される。各セパレータ以降は合流し、空気貯槽を経て2基（1基予備）並列に設置した除湿設備から各使用

先へ圧縮空気を供給する。

6) 所内蒸気設備

本設備は、各建屋内および付帯設備等に設置される所内蒸気使用設備に補助ボイラ設備により発生する清浄な蒸気を供給するものである。蒸気の用途は、タンクの加熱用、廃棄物処理系のプロセス用、換気空調系による室内の暖房用等である。補助ボイラの容量は、先行軽水炉プラントにおける所内蒸気負荷と同等と仮定し、30t/時間×3基（内1基は予備）とした。

7) 試薬／ガス供給設備

i) Ar ガス

Arガスは、燃料製造関係では、振動充填端栓溶接の加圧抵抗溶接の際にシールドガスとして使用する。流量は3ℓ/分、溶接時間を1分として、必要量は 1.2m³/日と評価した。

ii) He ガス

Heガスは、振動充填する際に燃料ピンを真空引きした後、燃料顆粒を封入する際に用いる。He置換量は約350cc/ピンとして、必要量は140ℓ/日と評価した。

(f) 建屋・換気・電気設備

酸化物電解法再処理・振動充填法燃料製造施設のリサイクル建屋は地下1階／地上3階（W102m×L58m×H29m）とし、1階に集中配置された再処理・燃料製造セル内で再処理・製造を行うものとした。

換気空調設備は、対象施設の汚染区分、空調方法等を考慮して、管理区域換気空調系、セル排気系および非管理区域換気空調系の3種類に区分した。なお、外気冷却および局所冷却を行う必要があり、空調用冷水系設備を設置して空調用冷水を供給するものとする。

1) 管理区域換気空調系

管理区域換気空調系は、中性能フィルタ、加熱コイル、冷却コイルで構成し、給気ユニットで除塵、加熱及び冷却を行い、温度調節した外気を送風機で建屋内各室に送風する。建屋内のグリーン区域、イエロー区域およびレッド区域（セル）にゾーン区分されており、負圧基準に基づき空気流を制御する。

排気は建屋排気系とセル排気系に区分して、建屋排気系は排気フィルタ（高性能フィルタ内蔵）で除去して排風機により主排気筒から排出する。

2) セル排気系

セル排気系は、放射性物質の閉じ込めを目的として、入気側に入気フィルタ（高性能フィルタ内蔵）を設置して、万一の汚染拡大を防止する設計とした。なお、燃料処理セルは室内発生熱負荷が大きいこと、および非常時冷却が必要なため、入気冷却コイルを設置する。排気は、セル近傍に前置排気フィルタを設置し、後置排気フィルタで放射性物質を低

減し、セル排風機により主排気筒から排出する。

3) 非管理区域換気空調系

非管理区域換気空調系は、外気を中性能フィルタおよび冷却コイルを内蔵する給気ユニットで除塵、冷却して、送風機で建屋内非管理区域エリアに供給する。常用電気品室は、発生熱負荷が大きいため、空調機を設置する。ディーゼル発電機室用に送風機を設置してディーゼル発電機運転時のみ外気を取り入れ送風する。排気は、再循環すると共に、ディーゼルタンク室等は建屋外壁開口より直接排気する。

電気設備について、プラントの通常運転、事故時の電源を確保し、又外部電源喪失時においてもプラントを安全に停止する電源確保のための設計を行った。以下に設計方針を示す。

- プラントの運転、事故時において必要な機器への電力として、外部電源および非常用所内電源を設けるものとする。
- プラントの安全停止に必要な機器への電源は原則として電気的、物理的に分離独立したものとする。
- 非常用電源は単一故障を仮定してもプラントの安全停止に必要な安全機能を失わない設計とする。
- 計測制御用電源を設け、通常および事故時の監視・制御を行える設計とする。

(g) 新燃料貯蔵設備

新燃料貯蔵についてはリサイクル建屋で製造される新燃料集合体（使用済燃料集合体の崩壊熱1.4kWの約4割減程度の発熱量）を乾式キャスクに収納し、自然空冷で貯蔵を行う。キャスクのサイズは、φ2m×H5.2mとし、燃料集合体10体収納できるものとする。また、乾式キャスクは、必要な遮へいおよび放熱機能を有するものとする。

燃料集合体貯蔵建屋はW42m×D47m×H28mで、使用済燃料集合体貯蔵建屋と新燃料集合体貯蔵建屋が隔離壁を挟んで一体となっている。各燃料貯蔵容量は、施設処理能力の約1年分の燃料集合体を貯蔵できるものとする。キャスクの個数で示した場合、34体の貯蔵容量となる。

(vi) 配置検討

(a) 配置設計検討の方針

リサイクル建屋内機器配置計画の設計方針を以下に示す。

・系統・設備の機能要求を満足するように適切な機器配置とする。

・廃棄物搬送容器等の物流動線を考慮し、受入れより払い出し迄、水平或いは上下方向にルートを確保するとともに搬送台車、リフター等を適切に配置する。

・人員アクセスはセルエリアを除き適切なアクセスルートを設定し、必要により階段、エレベータを設置する。

・機器搬出入は管理区域、非管理区域毎に搬出入ルートを確保するものとし、ハッチ開

口、モノレール等を適切に配置する。

・建築物量、掘削物量の低減のため、極力コンパクトな建屋サイズとなるように計画する。

・管理区域内の区分の異なるエリア間の物流動線にはエアロック、人員アクセス動線上にはサブチェンジングエリアを設け、汚染管理を行うものとする。

・万一の地下水の浸透に対して、水を嫌うエリア（プロセスセル等）およびライニング槽はそれらの壁・床が直接外壁・床とならないように二重床・壁等を設けて、地下水の浸透防止およびライニング部の保護を考慮する。

(b) 配置設計結果

燃料製造工程関連機器は燃料ピン製造セルおよび集合体組立セルに設けた炉心とブランケットの各専用のラインに集中配置した。その際、燃料ピンは端栓溶接によって密封される（リーク率ゼロ）という考えに基づき、表面除染設備までを燃料ピン製造セル（非密封セル）に配置し、Heリーク試験設備以降の工程は密封セルの集合体組立セルに配置した。また、セル内にはバッファ（燃料ストック/仮置き場）、メンテナンスエリアを設け、セル内において容器等の仮置きをする場合は臨界管理上、容器設置間隔を容器中心間で500mm以上確保することとした。各セル容積は、燃料ピン製造セルで約3,700m^3（13m×26m×11m）、集合体組立セルで約4,100m^3（13m×29m×11m）とし、セル間の円滑な物質搬出入を考慮して、セルは隣接配置とした。また、通常運転、保守・補修性を考慮したエリアを設け、燃料・廃棄物等の建物間の物流および人員のアクセスを考慮した配置とした。図 5.2.8にリサイクル建屋内機器配置を示す。

1) 燃料の経路

乾式キャスクに収納した使用済み燃料を中間貯蔵施設から、本リサイクル施設内に搬送し、燃料集合体貯蔵建屋の使用済燃料貯蔵エリアで受入れ貯蔵する。その後、リサイクル建屋に搬送し（移送台車による建屋間取合い）、再処理・製造を行い、乾式キャスクに収納した新燃料を燃料集合体貯蔵建屋の新燃料貯蔵エリアに搬送し貯蔵する（移送台車による建屋間取合い）。新燃料は、燃料集合体貯蔵建屋から各FBR発電プラントに搬送する。なお、バイパック燃料の輸送時安定性（顆粒の移動等による密度変化がないこと）は輸送時を模擬した加振を与える試験（UO_2ベースでのデータの取得）で確認済みである。

2) 廃棄物の経路

リサイクル建屋から発生する廃棄物は廃棄物搬出容器に収納された状態で、遮へい機能を有する廃棄物移送容器に収納し搬送台車にて廃棄物処理建屋地下1階に移送する。移送した廃棄物は搬出容器の状態で1階および地下1階の保管エリアに保管後、各処理エリアにて処理を行う。各処理エリアにて処理を行った廃棄物充填ドラム缶は地下1階の廃棄物収納・検査エリアにて検査後、廃棄体収納容器に収納され廃棄体貯蔵建屋にて貯蔵する。

3) 人員のアクセス

各主要機器建屋への人員のアクセスは、基本的に入退域管理設備を設置するサービス建屋から全て行うものと仮定する。非管理区域への人員のアクセスは、リサイクル建屋・廃棄物処理建屋へは建屋間連絡路2階から、補助建屋（補給水設備、消火設備、ボイラ設備を配置）へは建屋間連絡路1階から行うものとした。管理区域への人員のアクセスは、リサイクル建屋･廃棄物処理建屋･廃棄体貯蔵建屋へ建屋間連絡路1階から行うものとした。

4) 屋外設備

排気筒は、再処理との共通設備であり、六ヶ所再処理施設と同等な高さ150mのものを配置した。

各屋外タンクについては補助建屋近傍に配置した。

(vii) 品質管理（Pu 富化度）に関する検討

バイパック燃料製造システムの特徴として主に次の2点が挙げられる。

･MOX共析により得られる原料顆粒のPu含有率は非均質となる可能性があること（図5.2.9）。

･充填密度を高めるための複雑な顆粒混合工程操作を伴うこと。

したがって、製造ロット毎およびロット内のMOX顆粒Pu含有率のバラツキは湿式再処理から得るMOX原料粉体に比べて大きくなると考えられ、振動充填燃料の品質管理において、重要となってくる項目として、次の2点が考えられる。

･燃料ピン内の平均Pu富化度の管理

･燃料ピンのPu軸方向密度分布の管理

(a) 燃料ピン内の平均 Pu 富化度の管理

MOX原料粉の各顆粒が有意なPu富化度値分布を有することから、燃料ピンごとの平均Pu富化度にバラツキを発生させることが考えられる。誤差要因としてサンプリング誤差、秤量誤差及び分析誤差を考慮した場合、平均Pu富化度の許容誤差（相対値、±5%）をクリアするために許容されるサンプリング誤差は0.5wt%以下となる。

バイパック原料粉におけるPu含有率の分布モデルを設定し、顆粒径で５分級された原料粉の切り出し工程における分析サンプリング量（顆粒個数）を試算してみたところ、50個程度のサンプル顆粒が必要との評価結果となった。今後、実際のPu含有率分布データに基づく検討が必要であるが、分析サンプリングの工夫により必要な精度管理が可能であることが分かった。検討の詳細を付録１に記載する。

(b) 燃料ピンの軸方向 Pu 密度分布の管理

燃料ピンの軸方向で発生するPu富化度のバラツキは、Pu富化度の差異を有する5分級の各原料粉同士の混合不良によるものである。5.2.1.1(3)(ii)で述べたように、充填前の混合操作により均一な混合状態が得られること、RIARにおける高除染MOX製造実績から、軸方向のPu密度分布は制限値（Pu富化度の±5%）以内と出来る見通しが得られている。た

だし、低除染TRU燃料を対象とした軸方向Pu密度分布の測定技術の開発が課題として残る。

(2) 技術評価

(i) 安全性にかかわる評価

(a) 臨界安全

燃料製造工程で顆粒燃料を扱うまたはその可能性のある設備および容器類は質量管理によって単一ユニットの臨界安全を担保している。

分級装置から振動充填端栓溶接装置までの顆粒燃料を取扱う工程ではダブルバッチによる質量管理を行い、ピン検査以降では、体数管理を行うこととしている。設備間の燃料の搬送機器は移動経路を固定し、核物質の異常な集積を起こさない設計とした。

複数ユニットの評価については、十分な機器間距離を確保して機器配置を行うことで、臨界安全が確保できるものとした。今後、経済性向上のため、よりコンパクトな機器配置を行う場合、複数ユニットの臨界評価が必要となる。

(b) 火災防止（酸素ゲッター）

金属状態の燃料物質である酸素ゲッターは加熱状態となると発火の可能性があるため、本設計では、燃料崩壊熱を考慮した上で自然放熱のみで過昇温しない容器設計としている。また、酸素ゲッターは表面に安定化膜を施し火災発生を防いでいるが、今後酸素ゲッターの発火特性の詳細な検討および確実な安全性の検証が必要である。

(c) 耐震

固体顆粒粉末は水溶液に比べ、流動性、リーク性等が比較的低いことおよび放射性物質を内包する取扱機器、燃料ピン等は基本的にセル内に設置されていることから、固体顆粒粉末を取扱う機器の破損が直接外部放射につながることはない。このため、製造施設の機器については耐震クラスを全てBと設定した。今後、設備の詳細設計を行う時点で耐震評価が必要となる。

(ii) 経済性の評価

フェーズⅡの検討では、プロセス簡素化として、炉心燃料ピンとブランケット燃料ピンの製造セルの統合、処理速度見直しによる分級装置の台数削減、振動充填設備の機器のコンパクト化等の経済性向上策を実施した。

(a) 建設費

1) 主工程機器台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 5.2.6のリファレンスシステムの欄に示す。

2) 建設費

燃料製造主工程設備費は194億円/年、周辺設備費392億円/年、建屋・電気・換気設備385億円/年となり、建設費は971億円/年となった。建屋費の内訳を表 5.2.7の欄に示す。主工程設備費は上記の台数に基づき、算出した。

(b) 操業費

1) 人員および人件費

燃料製造関係の人員は180人、人件費総額20.03億円/年に設定した。

2) 修繕費、消耗品等諸費

試算の結果、修繕費（機器交換費、定検材料費）が18億円/年、消耗品等諸費（補充U、ユーティリティ等を含む）が14億円/年となった。

3) 操業費（年間総操業費）

上記の人件費および修繕費、消耗品等諸費に以下の事業税および一般管理費を加えた年間総操業費は、61億円/年となった。表 5.2.8のリファレンスシステムの欄に操業費の内訳を示す。

(c) 部材費

ラッパ管や被覆管などの燃料部材費用であり、燃料単価計算の前提条件に従い、製品1kgHMあたり5万円、年間25億円とした。

(d) 燃料製造単価

(a)、(b)および(c)の結果から算出した燃料製造単価を表 5.2.9のリファレンスシステムの欄に示す。

リファレンスシステムの燃料製造単価は、26.0万円/kgHMとなった。

(iii) 環境負荷低減性の評価

(a) 廃棄物発生量

1) 通常運転時の廃棄物

本システムで発生する廃棄物は、各機器の重量とその機器の耐用年数を用いて、年間発生量（機器重量×台数／耐用年数）を求めた。

本システムでは、炉心燃料とブランケット燃料を同一セル内で製造するため、発生する放射性廃棄物は全量地層処分低レベル放射性廃棄物となり、浅地中処分低レベル放射性廃棄物は発生しない。

発生量は地層処分低レベル放射性廃棄物約12t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）約15tと評価した。

2) 廃止措置時の廃棄物

セル内機器重量は機器設計データに基づく。セルライナ量は、配置設計に基づいて算出したセル内表面積にライナ厚さ5mmおよびライナ比重8.0を乗じて算出した。廃棄物発生量は、地層処分低レベル廃棄物約441t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）約12,300t、同（コンクリート）約119,000tとなった。

(b) 廃棄物への移行率

核燃料物質の廃棄物への移行経路としては、交換廃棄される機器類に付着しての移行が考えられる。本システムは微粉を取扱う為、機器類への微粉の付着による核物質ロスが懸念されるが、回収設備および除染設備により廃棄物に移行するU、TRUを0.1%未満に抑えることは可能と考えられる。

(iv) 資源有効利用性

本システムは微粉を取り扱う為、飛散等により、工程からのロスが懸念される。但し、受入れ量に対する製品収率99.9%以上を達成するため、微粉体の飛散防止対策および回収設備開発は可能と考えられる。

(v) 核拡散抵抗性

燃料製造の各プロセスにおいて､PuはUまたはMAとの混合酸化物顆粒として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。よって、Puが単独で存在することはない。

また、本システムは低除染MA含有燃料を取り扱うことから、セル内での製造となり、核物質への難接近性を有しており、核物質防護の観点からは現行システムに比べて有利である。

計量管理および物流管理に関して、以下のような課題がある。

(a) 計量管理

原料顆粒はPuが不均一に分布していると考えられるため、サンプルによる成分分析値と秤量値からのPu量の把握は今後検討する必要がある。

(b) 物流管理

セル内の核物質入出量管理が必要であるが、取扱う燃料のロットが小さく、セル内の物流は複雑となり、評価作業量は膨大となるため、機器毎の核物質量入出量管理が重要となる。

(vi) 運転・保守補修性

バイパック燃料製造設備の遠隔保守対応としては、機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定している。また、保守が必要な機器は両腕型マニプレータまたはPMのアクセス性を考慮した配置とした。今後、マテリアルハンドリング取り合い・秤量等に要する作業時間の検討、機器の故障頻度を考慮したプラント稼働率の検討が

必要である。

(vii) 技術的成立性の評価

(a) プロセス成立性

高除染MOXを対象とした照射燃料製造としての豊富な実績がRIARにあり、比較的簡単なプロセスであるため、プロセス成立の可能性がある。しかしながら、取扱う燃料が、内部組成の不均一な燃料であるため、各状態（顆粒、ピン、集合体）での核物質量を確定するサンプリング方法について、要素技術開発の結果を反映した検討が今後必要である。

(b) 量産設備設計開発

所定の量産目標を達成するため、処理時間等を考慮し機器台数設定を行った。バイパック燃料製造に必要な機器単体能力設定を表 5.2.5に示す。複数ユニットの臨界安全を考慮した機器配置、物質移送等に基づく製造ラインの生産能力の評価が必要である。

今後はマテリアルハンドリング取り合い・秤量等に要する作業時間の検討、機器の故障頻度を考慮したプラント稼働率の検討が必要である。

5.2.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

資源重視型システムおよび経済性重視型システムにおけるそれぞれの燃料仕様と製造内訳を表 5.2.10および表 5.2.11に示す。

(1) システム概念構築

資源重視型システムについては燃料仕様に違いはあるものの、設備構成がリファレンスシステムと同じとなった。このため、機器および施設設計はリファレンスシステムと同一となり、経済性、環境負荷低減性等のシステム評価もリファレンスシステムと同一となる。よって、資源重視型システムについてはリファレンスシステムを参照することとし、以降の検討は割愛する。

経済性システムについてはブランケットを削除し、基本的にリファレンスシステムと同一のプロセス、機器を用いて炉心燃料集合体のみを製造する場合について検討する。

経済性重視型システムにおける燃料製造量は、燃料集合体が内側炉心および外側炉心をあわせて295体/年となる。これはリファレンスシステムにおける炉心燃料集合の約1.1倍である。燃料ピンの製造本数は、内側炉心194本/日、外側炉心183本/日であり、基本システムにおける製造本数とほぼ同数である。燃料顆粒の使用量は、内側炉心燃料用84.4kgHM/日、外側炉心燃料用79.8kgHM/日、軸方向ブランケット燃料用93.3kgHM/日となり、リファレンスシステムと比べて、内側炉心燃料用および外側炉心燃料用でともに約2倍となっている。

(2) 経済性（経済性重視型システム）

(i) 建設費

(a) 主工程機器台数

主工程設備費算定のために設定した燃料製造主工程の主要機器台数を表 5.2.6の欄に示す。

(b) 建設費

燃料製造主工程設備費は179億円/年、周辺設備費392億円/年、建屋・電気・換気設備385億円/年となり、建設費は956億円/年となった。建屋費の内訳を表 5.2.7の欄に示す。主工程設備費は上記の台数に基づき、算出した。

(ii) 操業費

(a) 人員および人件費

燃料製造関係の人員は180人、人件費総額20.03億円/年に設定した。

(b) 修繕費、消耗品等諸費

試算の結果、修繕費（機器交換費、定検材料費）が17億円/年、消耗品等諸費（補充U、ユーティリティ等を含む）が14億円/年となった。

(c) 操業費（年間総操業費）

上記の人件費および修繕費、消耗品等諸費に以下の事業税および一般管理費を加えた年間総操業費は、60億円/年となった。表 5.2.8の欄に操業費の内訳を示す。

(iii) 部材費

ラッパ管や被覆管などの燃料部材費用であり、燃料単価計算の前提条件に従い、製品1kgHMあたり5万円、年間25億円とした。

(iv) 燃料製造単価

(i)、(ii)、および(iii)の結果から算出した燃料製造単価は25.8万円/kgHMとなった。内訳を表 5.2.9に示す。

発電単価に換算すると、資源重視型システムで0.42円/kWh（平均燃焼度80.9GWd/t）、経済性重視型システムで0.33円/kWh（平均燃焼度102.4GWd/t）となる。

(3) 環境負荷低減性（経済性重視型システム）

(i) 廃棄物発生量

(a) 通常運転時の廃棄物

リファレンスシステムと同じ方法で発生量を評価した。発生量は地層処分低レベル廃棄物約11t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）約14tとなった。

ブランケット用の振動充填端栓溶接装置1台とワイヤ巻付装置1台分が削減された結果、リファレンスシステムに比べ、若干減少している。

(b) 廃止措置時の廃棄物

リファレンスシステムと同じ方法で発生量を評価した。廃棄物発生量は、地層処分低レベル廃棄物約439t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）約12,300t、同（コンクリート）約119,000tとなった。

ブランケット用の振動充填端栓溶接装置1台とワイヤ巻付装置1台分が削減された結果、リファレンス型システムに比べ、若干減少している。

5.2.3 技術開発項目

バイパック燃料製造に係わる開発課題を表 5.2.12,表 5.2.13に示す。また、概要を以下に示す。

(1) 技術的成立性に係わる項目

(i) 低除染 MA 燃料棒の軸方向密度、および Pu 軸方向分布の充填特性把握

ピン製造における燃料ピン内Pu軸方向分布測定は、核分裂情報に比例性が高いアクティブγ法による遅発γ線測定が有望と考えられるが、中性子強度や燃料ピン駆動速度に関する装置化の制約条件について詳細検討の必要がある。

(ii) Pu 富化度管理の精度の把握

酸化物電解再処理で得られるMOX顆粒はPu含有率のばらつきが大きい。このため、核物質量の確定技術が重要となる（臨界安全、計量管理、品質管理）。又、ホット試験等を行い、Puスポットの有無の確認を行う必要がある。

(iii) 低除染 MA 添加燃料での機器の安定性

低除染MA燃料からの発熱・放射線量およびそれが設備（特に検査機器類）に及ぼす影響の確認等を行う必要がある。

(iv) 燃料仕様の最適化

上記の①～③を通じて量産性が高く、品質的に優れた燃料を製造可能な燃料仕様を調査する必要がある。

(2) 安全性に係わる項目

(i) 質量制限値による臨界管理

質量管理機器の臨界防止に関しては、2重装荷（ダブルバッチ）を想定した場合でも臨界とならない事を基本としており、核的制限値を14kg-Pufと設定しているが、搬送容器などの複数ユニットの臨界防止は今後詳細な検討が必要である。

(ii) 金属微粒子による火災・爆発防止

金属状態の燃料物質である酸素ゲッターは加熱状態となると発火の可能性があるため、本設計では、燃料崩壊熱を考慮した上で自然放熱のみで過昇温しない容器設計としている。また、酸素ゲッターは表面に安定化膜を施し火災発生を防いでいるが、今後酸素ゲッターの発火特性の詳細な検討および確実な安全性の検証が必要である。

(3) 経済性に係わる項目

(i) セル内遠隔製造技術（機器開発）

保守・補修システムの最適化、検査手法を確立、機器の長寿命化の検討を行い、建設費、操業費低減をはかる必要がある。

(ii) 集合体構成部材の低価格化

被覆管、ラッパ管、エントランスノズル等の集合体構成部材の安価な加工方法を開発する。

(4) 資源有効利用性に係わる項目

本システムは不揃いの顆粒を取扱うシステムであり、核物質ロスが懸念される。発生顆粒の回収率の向上方策を実験室規模で検討する必要がある。

(5) 核拡散抵抗性に係わる項目

(i) 計算による計量管理手法の開発

実際の酸化物電解顆粒燃料の分級後顆粒のPu富化度のバラツキデータを把握し、成分分析値と秤量値を用いて、計算により工程内のPu量の把握・管理を行う技術を開発する必要がある。

(ii) 直接測定による Pu 重量の評価技術開発

計算（成分分析値×秤量値）による評価とは違い、直接計測による各機器内の燃料顆粒滞留量の確認は、保障措置上必要となる技術である。

5.2.4 ホット工学試験施設

(1) 施設概要

50tHM/年規模施設建設に対し、見通しをつける規模であることとし、実機サイズ設備とMA低除染燃料を用いて最終的な確認を行うとする。また、再処理製品を受入れ、MA照射試験用燃料集合体組立に到るまでの一連の製造工程を稼動させ、プロセス実証を行うこととする。処理規模については、簡素化ペレット法と同様に0.3tHM/年規模程度を想定する。

(2) 施設・機器概念

機器については、炉心燃料およびブランケット燃料製造ラインを別々には設けず、１系列とし、また、振動充填装置については2ピン同時処理を単品処理としコスト低減を図った。運転方法については、ブランケット燃料より製造を行い、次に炉心燃料を製造するキャンペーン運転とした。キャンペーン運転終了後は除染を行うが、ブランケット燃料における主な検証事項は充填密度90%TDの達成であり、ここでは完全な除染を検証することを目的としてない。

以下にホット工学試験における検証が特に重要と考えられる項目を挙げる。

・酸素ゲッターを添加する炉心燃料の充填密度が82%TD以上の達成を検証
・本システム特有とされる顆粒のPu分布のばらつきについて、分析装置の検証及びピン検査におけるPu軸方向分布の測定方法の検証
・MAの発熱に対して自然冷却で対応し得ることの検証。
・遠隔マテハン機器の操作性能の検証

(3) 配置検討

本施設はリファレンスシステムでの検討施設をベースに配置設計を行った。建屋容積7万m^3とした。

(4) 経済性

建設費に関する検討を行った結果、主工程設備費約127億円、周辺設備費約98億円、建屋・電気・換気設備費約185億円となり、建設費総額でおよそ410億円となった。これら各費用には工事管理費10%を含むものとする。

(5) 環境負荷低減性

(i) 通常運転時の廃棄物発生量

リファレンスシステムと同様各機器の重量と耐用年数を用いて年間発生量を求めた。その結果、地層処分低レベル廃棄物約6t（2.0m^3）、クリアランスレベル以下の廃棄物約9t（3.0m^3）となった。

(ii) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

固体廃棄物発生量を検討した結果、地層処分低レベル廃棄物は約200t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）で約4,100t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）で約4万tとなった。

[参考文献]

1) 河野他、「乾式リサイクルシステム酸化物燃料の品質評価」JNC TN9400 2000-054 (2000)
2) 「バイパック燃料の振動充填試験」日本原子力学会 2002 年春の年会 N45（発表者：比内浩）
3) S. MATSUYAMA et al., “Vibro-Packing Experiment of Granular UO_2 with Uranium Particles”, GLOBAL2005, Tsukuba, Japan.

表 5.2.1　燃料の概略仕様（リファレンスシステム、50tHM/年）

炉心仕様	単位	内側炉心燃料 集合体	外側炉心燃料 集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ 集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	ヶ月	17		
増殖比	―	1.2		
充填密度	%TD	82.0	82.0	90.0
FP含有率	wt%	1.4	1.4	―
集合体配列ピッチ	mm	179.7		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	316	266	198

燃料集合体仕様	単位	内側炉心 燃料集合体	外側炉心 燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ 集合体
全長	mm	4,370	4,370	4,370
燃料要素の本数	本/体	271	271	127
燃料重量	kgHM/体	149.0	149.0	184.2

燃料要素仕様	単位	内側炉心燃料		外側炉心燃料		径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ 燃料
		炉心燃料	上/下 軸ブランケット	炉心燃料	上/下 軸ブランケット	
全長	mm	2,905		2,905		2,905
被覆管内径	mm	7.50		7.50		11.90
燃料スタック長	mm	800	350/350	800	350/350	1,500
燃料重量	kgHM/本	0.55		0.55		1.45
		0.28	0.27	0.28	0.27	

表 5.2.2 主要機器の臨界管理の基本方針

装置	臨界制限の基本概念	ダブルバッチ想定の有無	想定最大 Pu-f 富化度	臨界質量（酸化物）	安全係数	核分裂性 Pu 取扱制限量（kg-Pu f HM）	通常運転時取扱い量	搬送容器の臨界防止
分級装置	質量管理	ダブルバッチ想定	50%	33.9kg	0.43	14kg	約 8kg	複数のＭＯＸ搬送容器のマテハン時や保管時に対しては、容器間隔が 50cm 以内とならないようにする。また、保管場所については必要に応じてラックに中性子吸収材を使用し中性子遮断対策を行う。
顆粒混合装置	質量管理	ダブルバッチ想定	50%	33.9kg	0.43	14kg	約 8kg	
振動充填・端栓溶接装置	質量管理	ダブルバッチ想定	50%	33.9kg	0.43	14kg	約 8kg	
ピン検査装置	体数管理(燃料ピン単位で取扱い)	—	—	—		１燃料ピン	１燃料ピン	
集合体組立装置	体数管理（集合体単位で取扱い）	—	—	—		１集合体	１集合体	

表 5.2.3　分級顆粒の最適混合比率

分類	粒度	最適混合比
Ⅰ	1000μm以上	燃料として使用しない
Ⅱ	850～1000μm	40%
Ⅲ	425～850μm	18%
Ⅳ	106～425μm	10%
Ⅴ	45～106μm	18%
Ⅵ	45μm以下	14%

・分級は6分級を行い、そのうち1000μm未満の顆粒である5分級分を混合。
・混合比数%程度の違いが充填密度に及ぼす影響は小さい。

表 5.2.4　燃料製造内訳

リファレンスシステム（50tHM/y）

燃料種類	内側炉心用顆粒	外側炉心用顆粒	軸ブランケット用	径ブランケット用
燃料集合体(体/年)	144	121	−	91
燃料ピン(本/日)	195	165	−	56
顆粒(kgHM/日)	48.4	42.6	77.8	81.5

資源重視型システム（50tHM/y）

燃料種類	内側炉心用顆粒	外側炉心用顆粒	軸ブランケット用	径ブランケット用
燃料集合体(体/年)	122	115	−	40
燃料ピン(本/日)	156	147	−	44
顆粒(kgHM/日)	67.9	64.2	79.0	46.4

経済性重視型システム（50tHM/y）

燃料種類	内側炉心用顆粒	外側炉心用顆粒	軸ブランケット用	径ブランケット用
燃料集合体(体/年)	152	143	−	−
燃料ピン(本/日)	194	183	−	−
顆粒(kgHM/日)	84.4	79.8	93.3	−

表 5.2.5　バイパック燃料製造に必要な機器単体能力設定

工程	設計パラメータ	設計値	設計根拠（設定の考え方）
1）分級工程	粉砕方法		
	分級能力（時間/ロット）	1hr/28kg-HMバッチ	時間的な余裕を見込んだ処理時間設定
	/分級方式	振動ふるい（2段）	一般産業の例を参考に設定
	/投入バッチサイズ	28kg-HM/ﾊﾞｯﾁ	臨界安全の設定根拠による
	/分級操作時間	1.5hr/ﾊﾞｯﾁ（ﾏﾃﾊﾝ含む）（移送容器の搬入～分級～容器搬出）	移送容器の搬入から分級、容器搬出までの運転手順を積上げ作業時間を設定した 正味の振動篩時間：60minでり、分級時間設定に問題ないことの確認が必要。
	/分級種類	5分級	・RIARおよび国内試験実績により設定 ・分級後の顆粒を使い切ることが出来るよう、粒径毎の混合割合に尤度を持たせた設定が必要。 ・内部の組成が不均一である顆粒のサンプリング代表性を担保出来る手法に関する検討が必要。
2）顆粒混合工程	組成調整精度	—	富化度調整は事前に分級後の顆粒をサンプリング分析し、所定のPu富化度となるよう計算・計量して混合する。
	組成のロット内均質性	—	MOX顆粒、UO2顆粒とUゲッターが均一に混合されていることの確認が必要。
	・混合/計量能力	0.5hr/28kg-HMバッチ	時間的な余裕を見込んだ処理時間設定
	/混合方式	ダブルコニカル式	一般産業の例を参考に設定
	/混合バッチサイズ	28kg-HM/ﾊﾞｯﾁ	臨界安全の設定根拠による
	/混合操作時間	1.1hr/ﾊﾞｯﾁ（ﾏﾃﾊﾝ含む）（混合容器搬入～混合～搬送容器搬出）	顆粒容器の搬入から混合、搬送容器搬出までの運転手順を積上げ作業時間を設定した。 ・正味の混合時間：12minであり、計量と混合時間設定に問題ないことの確認が必要。
3）振動充填・端栓溶接・ピン組立・検査工程	/端栓溶接方式	加圧抵抗溶接	旧サイクル機構の R&D 成果
	/振動充填時間 /端栓溶接時間	16.1min/ピン（ﾏﾃﾊﾝ含む）（ﾋﾟﾝｶｰﾄﾘｯｼﾞ搬入～軸ブラ／炉心部振動充填～スペーサ取り付け）～端栓溶接～ﾋﾟﾝｶｰﾄﾘｯｼﾞ払出）	ﾋﾟﾝｶｰﾄﾘｯｼﾞ搬入から振動充填、端栓溶接までの運転手順を積上げ、作業時間を設定した。 ・振動充填時間：炉心部5.5min（L=850） ・上部端栓溶接時間：1.0min 振動充填中は顆粒投入ロートで抑え、微粉が飛散しない構造としている。 Heガス置換はRIARを参考に顆粒充填前に行うものとしているが、燃料仕様（封入ガス組成）に問題ないことを確認しておく必要がある。
	・歩留 ・仕様適合性 /スミア密度 /軸方向密度分布 /軸方向Pu分布 （溶接欠陥、表面汚染密度等）	98%	高除染MOXペレット燃料、軽水炉燃料の実績等を参考に設定する。セル内雰囲気（汚染環境）で製造可能な表面汚染密度の設定、ODS鋼被覆管の端栓溶接欠陥等のスペックの設定が重要となる。 スミア密度、軸方向密度分布については旧サイクル機構の R&D 成果結果を参考に、被覆管長さ約 2.9m の振動充填挙動に対する確認が必要。 （設計公差は今後の炉側との取り合い条件と考えている）

表 5.2.6　主工程機器台数の比較

設備名称	リファレンスシステム	経済性重視型システム
分級設備	2	2
混合設備	2	2
振動充填・端栓溶接設備	3	3
燃料要素除染設備	3	2
He リーク試験設備	1	1
ピン検査設備 1	3	3
ピン検査設備 2	3	3
ピン検査設備 3	4	4
ワイヤ巻付設備	3	3
集合体組立設備	1	1
集合体検査設備	1	1

（単位：台数）

＊資源重視型システムについては燃料仕様の違いによる機器台数の変化が生じなかったため、リファレンスシステムと同様の値

表 5.2.7　建設費の比較

項　目	リファレンスシステム	経済性重視型システム
燃料製造主工程設備費	194	179
周辺設備費	392	392
建屋・電気・換気設備	385	385

（単位：億円）

＊資源重視型システムについては燃料仕様の違いによる機器台数の変化が生じなかったため、リファレンスシステムと同様の値

表 5.2.8　操業費の比較

操業費内訳	リファレンスシステム	経済性重視型システム
人件費	20	20
修繕費	18	17
諸費（消耗品費等）	14	14
業務分担費	8	8
事業税	1	1
合計	61	60

（億円/年）

＊資源重視型システムについては燃料仕様の違いによる機器台数の変化が生じなかったため、リファレンスシステムと同様の値

表 5.2.9　燃料製造単価の比較

項　目	リファレンスシステム	経済性重視型システム
燃料製造単価	26.0	25.8
資本費	9.0	8.9
操業費	12.0	11.9
部材費	5.0	5.0

（単位：万円/kgHM）

＊ 資源重視型システムについては燃料仕様の違いによる機器台数の変化が生じなかったため、リファレンスシステムと同様の値

表 5.2.10　燃料の概略仕様（資源重視型システム、50tHM/年）

炉心仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
電気出力	MWe	1,500		
熱出力	MWth	3,570		
運転サイクル長さ	ヶ月	25		
増殖比	－	1.10		
充填密度	%TD	82.0	82.0	85.0
FP含有率	wt%	1.4	1.4	－
集合体配列ピッチ	mm	194.0		
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4	4
集合体数	体	326	308	108

燃料集合体仕様	単位	内側炉心燃料集合体	外側炉心燃料集合体	径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ集合体
全長	mm	4,570	4,570	4,570
燃料要素の本数	本/体	255	255	217
燃料重量	kgHM/体	177.8	177.8	229.3

燃料要素仕様	単位	内側炉心燃料		外側炉心燃料		径方向ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ燃料
		炉心燃料	上/下軸ブランケット	炉心燃料	上/下軸ブランケット	
全長	mm	2,890		2,890		2,890
被覆管内径	mm	8.36		8.36		10.12
燃料スタック長	mm	1,000	300/300	1,000	300/300	1,600
燃料重量	kgHM/本	0.70		0.70		1.06
		0.44	0.26	0.44	0.26	

表 5.2.11　燃料の概略仕様（経済性重視型システム、50tHM/年）

炉心仕様	単位	内側炉心燃料 集合体	外側炉心燃料 集合体
電気出力	MWe	1,500	
熱出力	MWth	3,570	
運転サイクル長さ	ヶ月	25	
増殖比	―	1.03	
充填密度	%TD	82.0	82.0
FP含有率	wt%	1.4	1.4
集合体配列ピッチ	mm	194.0	
燃料交換バッチ数	バッチ	4	4
集合体数	体	326	308

燃料集合体仕様	単位	内側炉心 燃料集合体	外側炉心 燃料集合体
全長	mm	4,570	4,570
燃料要素の本数	本/体	255	255
燃料重量	kgHM/体	174.5	174.5

燃料要素仕様	単位	内側炉心燃料		外側炉心燃料	
		炉心燃料	上/下 軸ブランケット	炉心燃料	上/下 軸ブランケット
全長	mm	2,890		2,890	
被覆管内径	mm	8.36		8.36	
燃料スタック長	mm	1,000	250/300	1,000	250/300
燃料重量	kgHM/本	0.69		0.69	
		0.44	0.25	0.44	0.25

表 5.2.12　技術検討項目

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
技術的成立性	基本プロセスの成立性	Pu富化度管理	非均質顆粒のPu富化度管理	大	燃料製造技術
		燃料のO/Mの調整	ウランゲッターの開発	大	金属粒子燃料の製造技術開発
		燃料粒子の高密度充填	高密度充填のための振動条件最適化	大	振動充填技術
			粒権分布のコントロール	大	振動充填技術
			解析評価技術の開発	大	振動充填技術
	量産性	量産に対応した機器構造	複数ピン同時振動充填の確認	大	振動充填技術
		処理能力の向上	プロセスの合理化	中	システム設計
		品質管理	検査手法の確立	大	システム設計 要素技術
			検査基準の確立	中	システム設計
			燃料仕様最適化	大	システム設計
		自己照射損傷の影響評価		中	低除染・TRU燃料製造技術
	セル内安定操業	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計測制御		小	システム設計
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計量管理技術の開発		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		低除染MA添加燃料での機器の安定性	耐放射線対策	大	システム設計 要素技術
			高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			保守補修対象機器の除染	小	除染技術
安全性	臨界防止	Pu装荷量(質量)制限による単一ユニットの臨界管理	質量管理の高度化	中	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		複数ユニットの臨界管理	設備配置間隔の最適化・臨界隔離壁設置	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			搬送台車の異常接近防止	大	システム設計
	作業員の被ばく低減	遠隔操作・遠隔保守技術	燃料製造自動化技術	大	セル内遠隔製造・保守技術(機器開発)
	高発熱燃料の取り扱い(低除染・TRU燃料)	燃料の冷却	合理的な冷却対策	中	低除染・TRU燃料製造技術
	火災・爆発防止	化学的安全	ウランゲッターの開発	大	金属粒子燃料の製造技術開発
	耐震性	耐震設計		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	安全評価	安全設計方針・判断基準整備		中	システム設計
		安全評価		中	システム設計

大:技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中:技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小:技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

表 5.2.13　技術検討項目

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
経済性	建設費低減	プロセス合理化	機器設計の最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			工程間の核物質移送技術高度化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		機器配置のコンパクト化	系列数、配置等最適化	中	システム設計
			保守・補修システムの最適化	大	システム設計（遠隔保守技術）
	操業費低減	遠隔操作・遠隔保守技術	燃料製造自動化技術	大	セル内遠隔製造技術（機器開発）
		品質保証	検査手法の確立	大	非破壊検査技術（充填密度、Pu濃度分布）
			検査基準の確立	中	検査基準の整備
			燃料仕様最適化	大	燃料設計コード整備及び性能評価
		集合体部材の低価格化		大	システム設計
		機器の長寿命化		大	システム設計
	稼働率向上	保守期間短縮	遠隔保守技術	大	システム設計
		放射線劣化及び発熱対策	遠隔保守技術	中	システム設計（検査機器開発）
	廃止措置費低減	施設のコンパクト化		小	システム設計
資源有効利用	U/TRUのリサイクル	U/TRUの回収率向上	発生粉末の回収率向上	大	低除線・TRU燃料製造技術
	工程ロス低減	U/TRU工程ロスの定量的評価		小	システム設計
環境負荷低減	廃棄物発生量低減	廃止措置時の二次廃棄物量低減	機器の長寿命化	小	システム設計/解体廃棄物量評価
			台数削減	小	システム設計/解体廃棄物量評価
		廃棄物除染技術開発		中	廃棄物発生量低減
		解体廃棄物の削減	プロセスのコンパクト化	小	システム設計/解体廃棄物量評価
		分析廃棄物中に含まれるTRUの低減	分析サンプルサイズ、サンプリング頻度の最適化	小	システム設計
	解体廃棄物の削減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計/解体廃棄物量評価
核拡散抵抗性	保障措置	保障措置技術の高度化		大	保障措置技術（高精度非破壊分析技術） Pu物流管理手法
		核物質の滞留量（ホールドアップ）の確認対策		大	保障措置技術（計量管理、分析技術） Pu物流管理手法
	核物質防護			小	システム設計
運転・保守補修性	運転	遠隔操作・遠隔技術	燃料製造自動化技術	大	システム設計
	保守補修	遠隔操作・遠隔保守技術の確立	モジュール化技術	大	システム設計
			除染技術開発	小	廃棄物発生量低減

大：技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中：技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小：技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

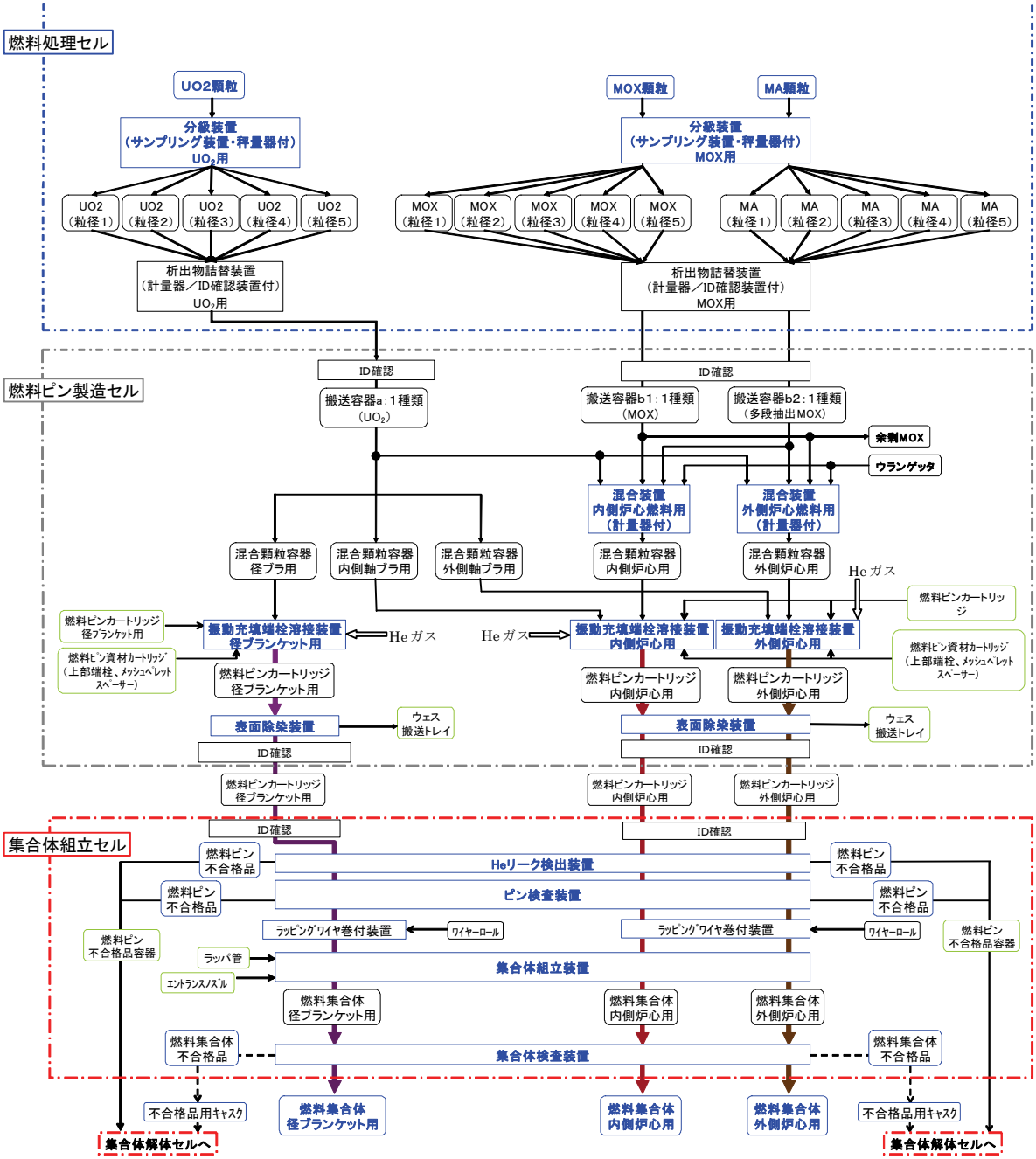


図 5.2.1　プロセスブロックフロー

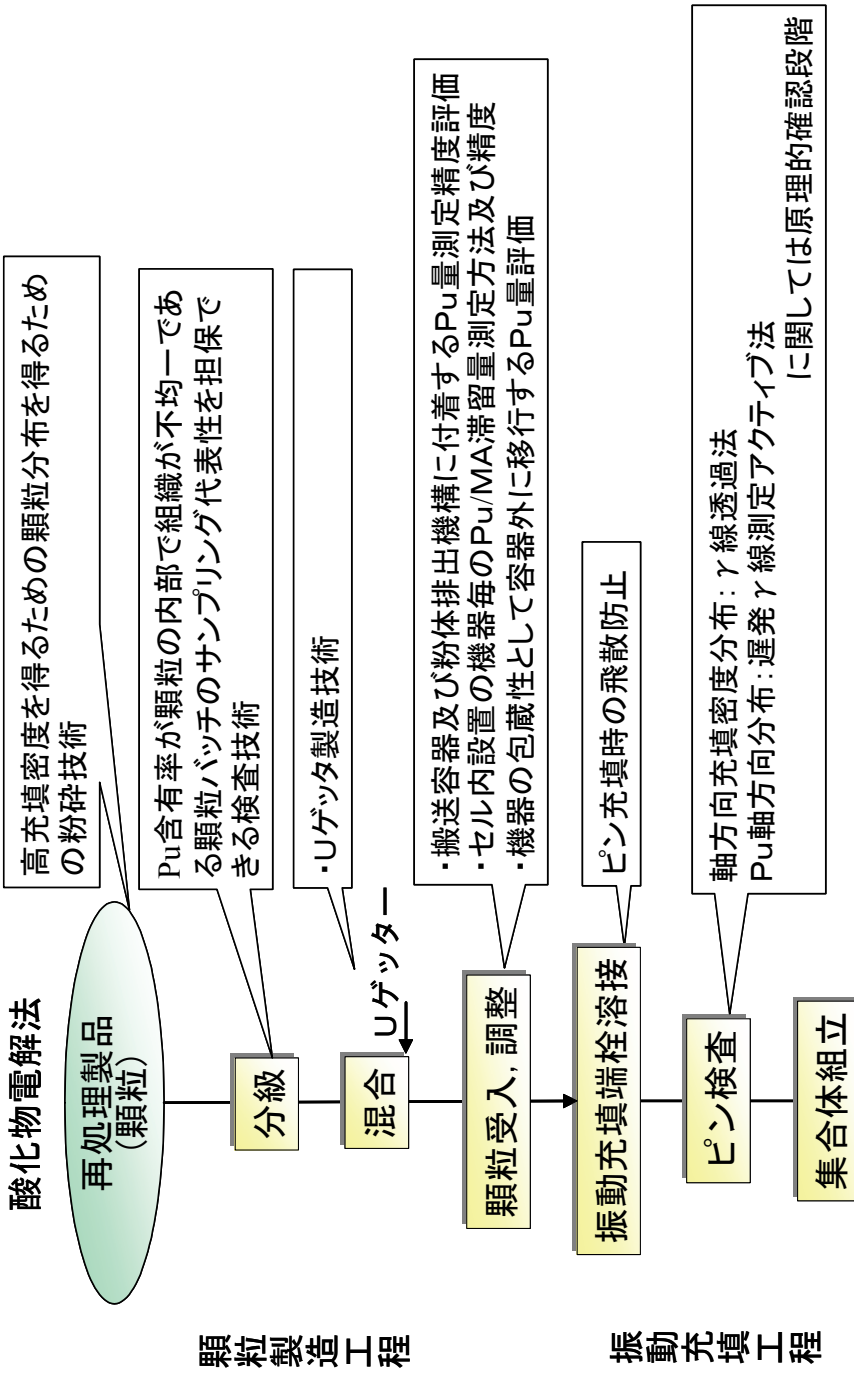


図 5.2.2 燃料製造プロセス成立の前提となる項

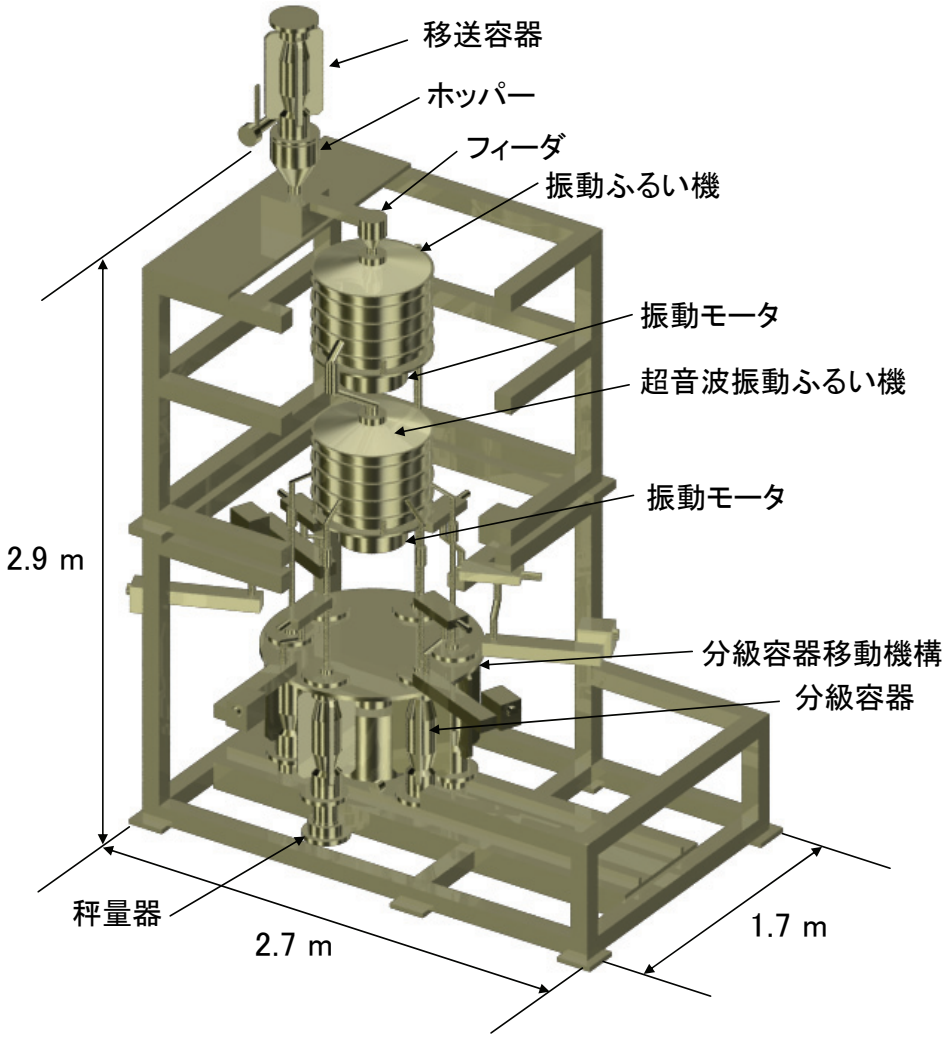

移送容器
ホッパー
フィーダ
振動ふるい機
振動モータ
超音波振動ふるい機
振動モータ
分級容器移動機構
分級容器
2.9 m
秤量器
2.7 m
1.7 m

図 5.2.3　分級設備

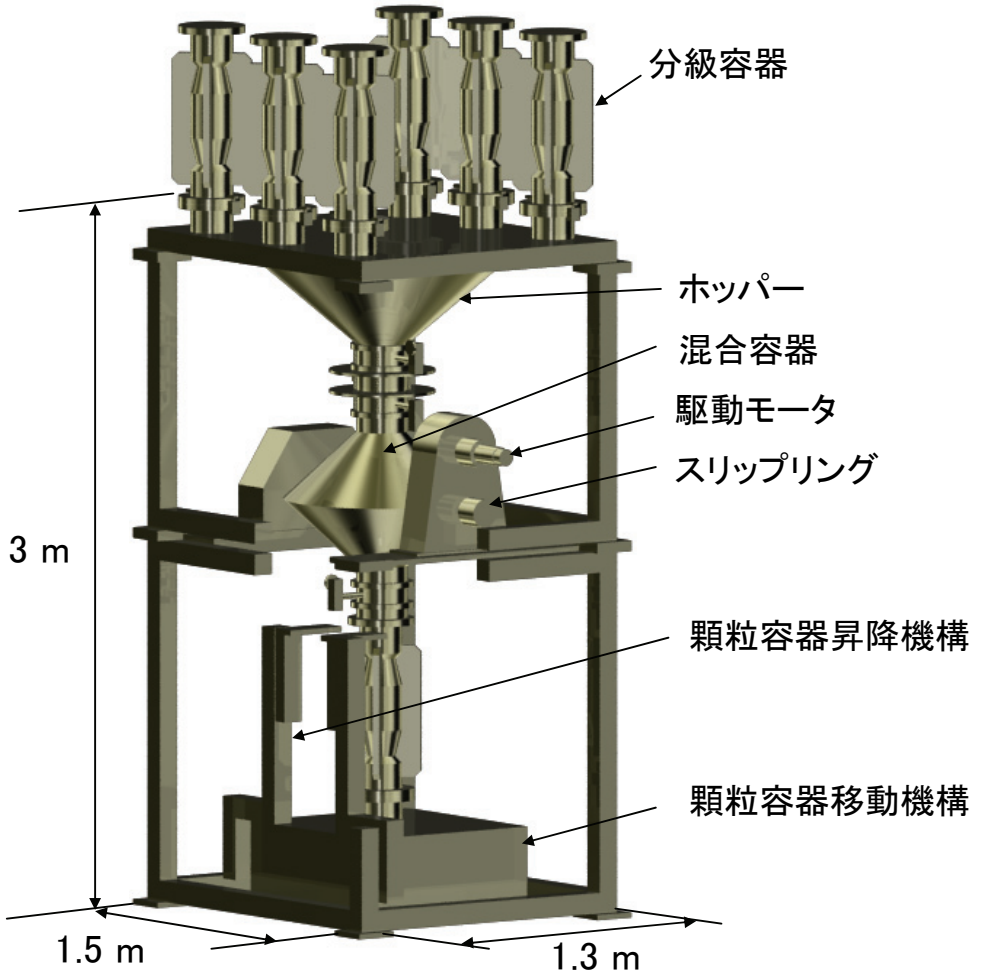


図 5.2.4　顆粒混合設備

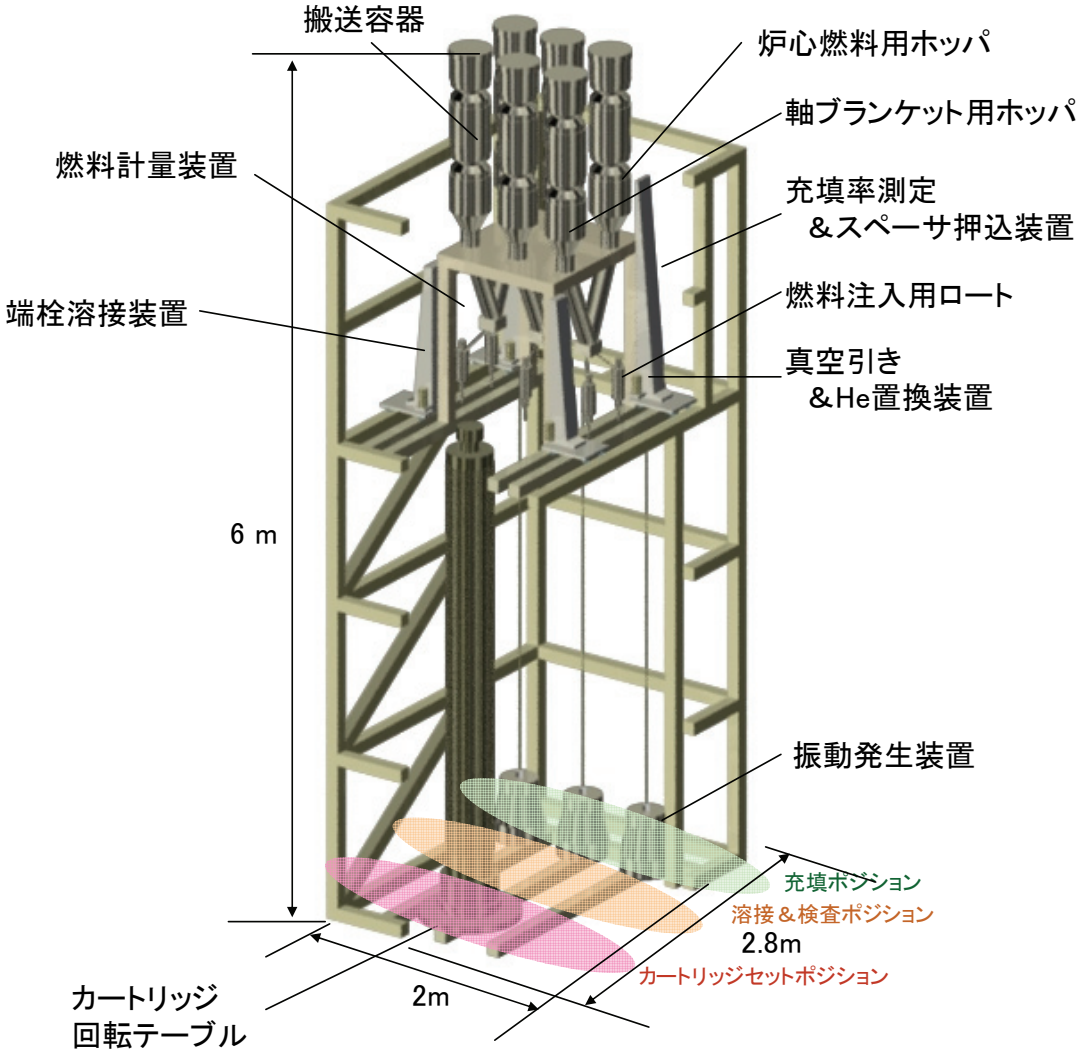


図 5.2.5　振動充填・端栓溶接設

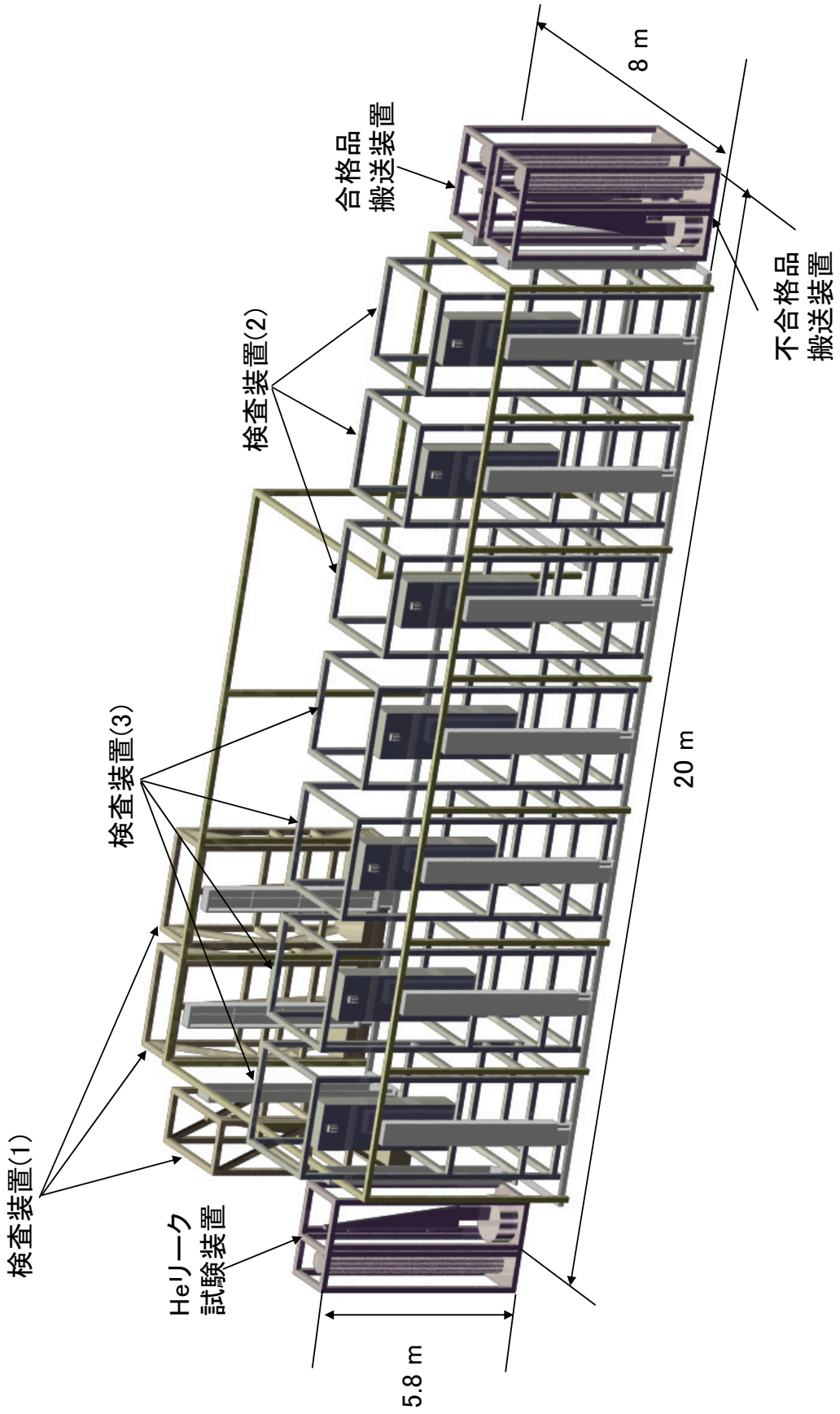


図 5.2.6 燃料ピン検査設備

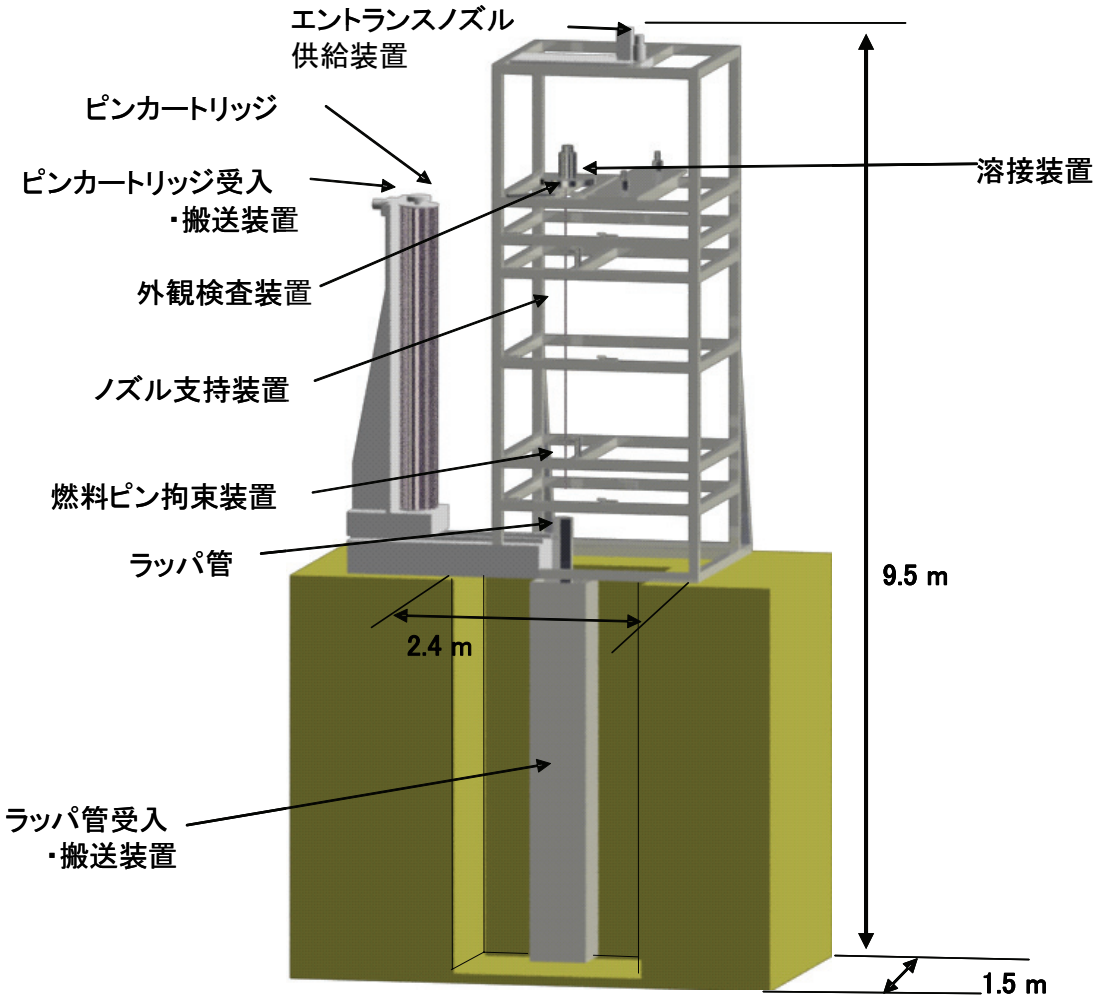

エントランスノズル
供給装置
ピンカートリッジ
ピンカートリッジ受入
・搬送装置
外観検査装置
ノズル支持装置
燃料ピン拘束装置
ラッパ管
ラッパ管受入
・搬送装置
溶接装置
9.5 m
2.4 m
1.5 m

図 5.2.7　集合体組立設

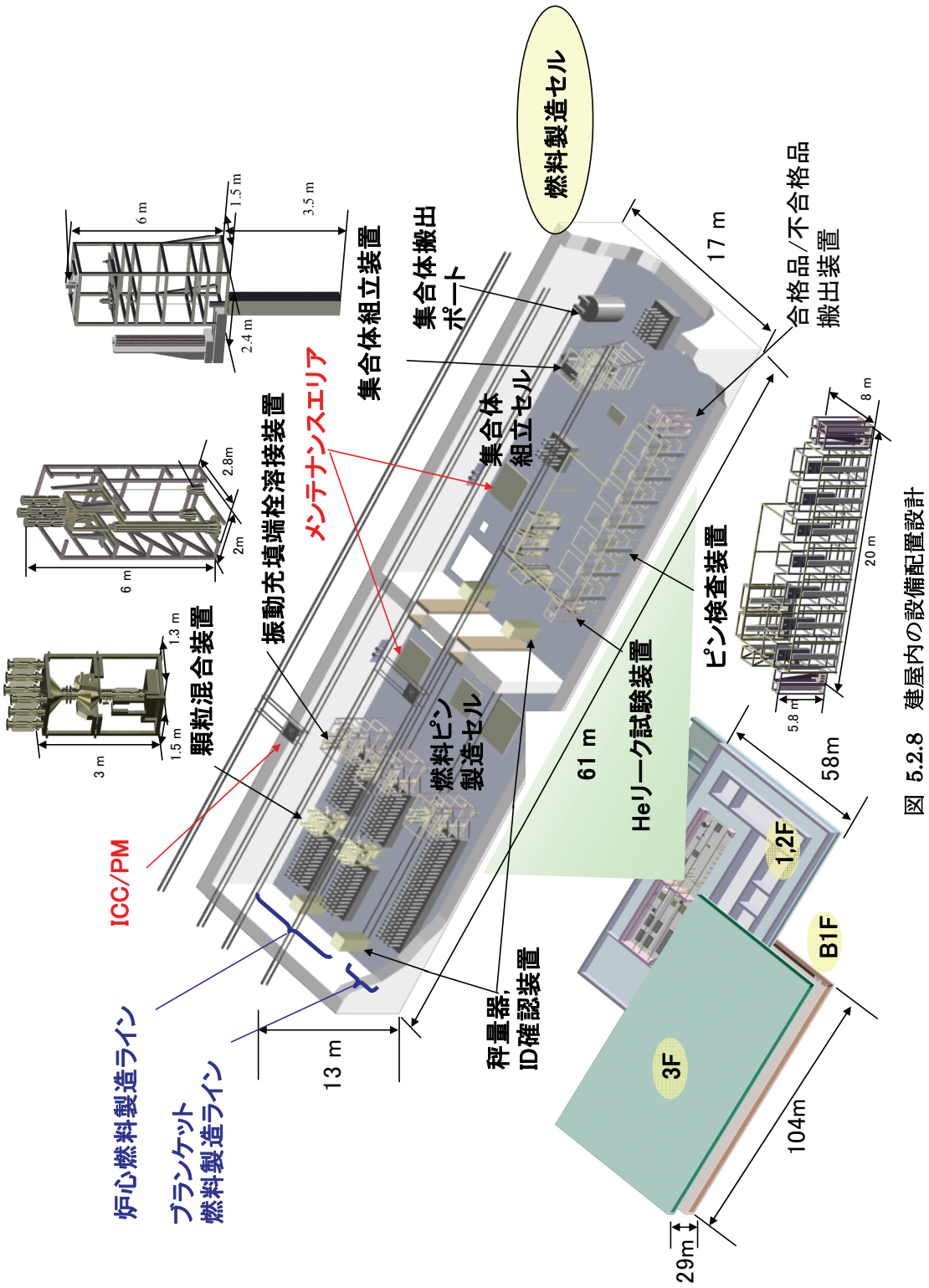
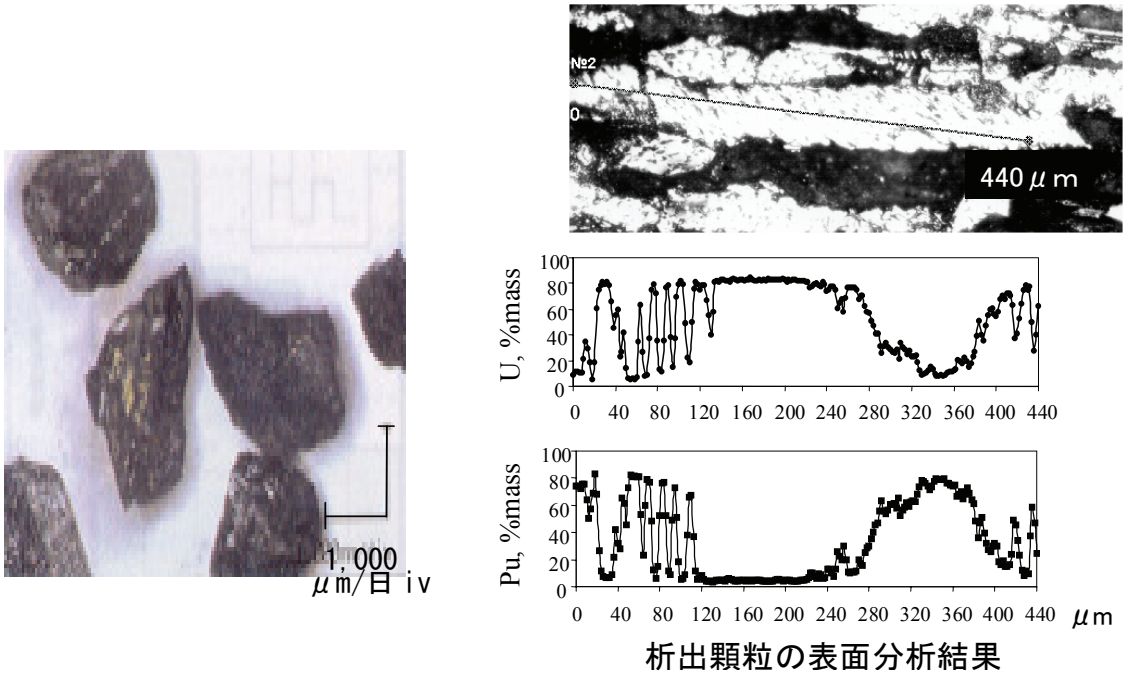


図 5.2.8 建屋内の設備配置設計



酸化物電解法で得られた顆粒　　析出顆粒の表面分析結果

図 5.2.9　酸化物電解法で得られた顆粒と表面分析結果

6. 鋳造法

6.1 金属燃料製造システムの検討

本システムは、乾式再処理法の一つである金属電解法との組み合わせが可能な方式である。金属電解法で得られる金属形態の再処理製品(U-TRU-Zr合金およびU-Zr合金)を組み合わせてPu富化度を調整したのち融解、棒状(燃料スラグ)に成型・加工し、金属Naとともに被覆管に封入して、燃料ピン、燃料集合体に組み立てる。

棒状に金属燃料を成型・加工する方法としては、引き抜き、圧延、鋳造等の様々な方法が考えられるが、臨界安全上の制限から一度に数kgPu(2リットル弱の容量)の燃料合金しか扱えない状況を考慮し、小型で操作性に優れる手法であることが要求される。

フェーズⅠでは、これらの要求事項および燃料の製造実績等を考慮して、米国のアルゴンヌ国立研究所(Argonne National Laboratory，ANL）で開発された射出鋳造法および遠心鋳造法を候補とした。ANLでは、1950年代後半に高速実験炉EBR-I(Experimental Breeder Reactor I)の燃料製造に対して遠心鋳造法が試みられている。また、高速実験炉EBR-IIの燃料製造を行うために射出鋳造法を開発し、1994年のEBR-IIの運転停止までの約30年間に５台の射出鋳造装置を製作、17万本のウラン合金燃料と約600本のPu含有ウラン合金燃料を製造し、EBR-IIおよびFFTF(Fast Flux Test Facility)で照射している。

射出鋳造法および遠心鋳造法の原理を図 6.1.1に示す。

射出鋳造法では、黒鉛るつぼに装荷された燃料合金を真空容器内に配置し、真空中で高周波加熱により融解する。鋳型である片封じの石英管(モールド)を溶融合金に浸漬するとともに、真空容器内にArガスを急速注入、雰囲気を加圧することにより、溶融合金を石英管内に射出し、冷却、固化、脱型する。本方式の利点は、比較的工程が簡単であるため、装置が小型化でき、遠隔操作に向いている、鋳型である石英の熱伝導率が小さいため、長さ50cm程度の鋳造品が得られるなどである。反面、脱型する際に石英管を破砕するため、工程廃棄物の量が多くなる(ただし、廃棄石英は、放射性廃棄物を閉じ込める人工鉱物固化体の副原料として再処理施設側で利用される)、石英に付着した核燃料物質が廃棄物に移行するなどの欠点を有する。

遠心鋳造法では、金型中心を回転軸として湯口(溶融合金の流入口)を設け、湯口の回りに均等に配置された複数のキャビティ(金型内部の空間で、鋳造品の形状を有する空間)に放射状の堰を通して溶融合金を遠心力により加圧注入し、冷却、固化、脱型する。本方式の利点は、遠心力により金型への溶融合金の回りが良くなる、金型を用いることにより冷却速度が高くなり、鋳造品の結晶粒が微細化して機械的特性が向上する、金型の寿命が長い(廃棄物の発生量が少ない)などである。反面、比較的操作手順が多く、装置の小型化が困難である、るつぼから湯口に溶融合金を流し込む際にスプラッシュ(溶融金属が火花となって飛散する現象)が生じ、セル内に核物質が滞留する可能性がある、冷却速度が高いため、径方

向寸法にバラツキが生じやすく長尺の鋳造品を製造することが困難である、金型の張り合わせに沿って、鋳造品にバリが生じるなどが欠点として挙げられる。

フェーズⅠでは、セル内での安定操業が可能であることを前提に、両方式について50tHM/年の生産規模を有する燃料製造システムの主工程設備の概念設計を行ない、技術的成立性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性を評価した。合わせて、るつぼに付着したドロス(射出鋳造法・遠心鋳造法ともるつぼで燃料合金を融解するが、その際るつぼにコーティング材Y_2O_3を塗布し、るつぼ成分の溶融合金への移行を防止する。溶融合金の一部はコーティング材から酸素を奪い、ドロスと呼ばれる酸化物になる。ANLではドロスを廃棄していた。その量は3.2%の工程ロス率に相当する)を回収し、再処理施設のドロス回収工程で金属に還元するプロセスの検討を行った。

結果、技術的成立性に関しては、両方法とも成立性があるが、遠心鋳造法には課題が多いことが示された。経済性に関しては、遠心鋳造装置の設置床面積は射出鋳造装置の約2倍であり、建設費の増額要因(約5%)となることが示された。資源有効利用性および環境負荷低減性に関しては、射出鋳造法に特有の廃棄物として9.2tの石英破砕片が発生し(このうち6.3tは固化体原料として再利用し、残り2.9tが燃料製造施設由来の廃棄物となる)、それに付随して製品重量の0.5wt%の核燃料物質が廃棄物に移行する(これ以外の工程ロスは無視し得るので資源有効利用率は99.5%である)ことが示された。一方、遠心鋳造法に特有の廃棄物としては約2.2m^3の金型鋳型が発生する(付随する核燃料物質は0.1%以下であり、資源有効利用率は99.9%である)ことが示された。核拡散抵抗性に関しては有意な差は無かった。

上記検討結果を受けて、フェーズⅡでは環境負荷低減性・資源有効利用性に課題があるものの、量産性およびセル内での安定操業性(保守補修を含む)に優れ、長年の製造実績がある射出鋳造法を採用することにした。

本システムの特徴を以下に示す。

①形状管理が困難であり、質量管理を行わざるを得ない工程（射出鋳造等）が複数存在する。したがって、燃料の製造は、数kgPu単位のバッチ処理によるバッチ生産方式になる。

②他のシステムと比較して、燃料製造工程が簡易である。そのため、主工程設備機器数が少なくてすむ。

③粉末の状態で核燃料物質を取り扱うことが無いため、機器汚染が少ない。そのため相互汚染しにくく、炉心燃料とブランケット燃料を同一機器で製造することが可能となる。（ただし、ドロス回収時の粉塵飛散対策は必要である。）

④鋳造及びスラグ加工の際に、鋳造残(ヒール)や鋳造品の端部切断片(せん断片)としてスクラップが発生する。これらは他の燃料製造システムのように再処理側には戻されず、リサイクル品として成分調整工程に再投入される。（図 6.1.2参照）

⑤他のシステムと比較して、工程廃棄物およびそれに付随して廃棄物に移行する核燃料物質の量が多い。

これらの特徴は、本システムが数十tHM/年程度の小規模な燃料製造に適したシステムである一方で、マテリアルフローが複雑で、分析・検査等の品質管理上の負荷が大きいことを示している。

以上の特徴および最新の要素技術開発成果・システム検討進捗を踏まえ、フェーズⅡでは基本プロセスの成立性の見通しについて検討するとともに、環境負荷低減および資源有効利用率向上を図る。それらの検討結果に基づき、安全性(臨界安全、耐震、火災・爆発防止)、核拡散抵抗性および運転・保守補修性等の設計要求に配慮した主工程設備の概念設計を行うとともに、保守補修設備等の周辺設備の概念検討を行う。さらに、臨界安全性および物流合理性等に配慮した主工程設備のライン構成およびセル内配置検討を行い、得られた検討結果からセル内での安定操業性の見通しを概略検討する。最後にこれらの検討結果を踏まえ、燃料製造コストや廃棄物発生量を評価し、サイクルシステムの多面的評価に供する評価データを整備する。

6.1.1 リファレンスシステム設計

リファレンスとなる燃料製造システムは、FBRサイクル導入期(増殖比約1.2)のNa冷却大型炉・金属燃料炉心(以下、リファレンス炉心と呼称する)に燃料集合体を供給する施設とし、生産規模は、金属燃料の高燃焼度を考慮して、MOX燃料50tHM/年の発電量に相当する38tHM/年とした。

(1) 施設概念構築

(i) 設計検討の基本方針と前提条件

システム設計検討にあたり、基本方針と前提条件を整理する。

(a) 施設・設備の設計および配置方針

燃料製造施設は、再処理施設との一体化プラントとし、使用済燃料貯蔵設備および新燃料集合体貯蔵設備はそれぞれ別建物とする。主工程設備は原則としてセル内に収納し、遮蔽機能は原則セル壁で担保するものとする。

(b) 保守方針

1) 完全遠隔保守セル内設備に対する保守

本検討燃料製造施設においては、放射性物質を非密封で取扱うセル(原料受け入れ・一時貯蔵工程から表面汚染検査工程までの設備を設置するセル。以下、射出鋳造セルと呼称する。)を完全遠隔保守セルとする。

上記セルに設置された設備および設備保守補修用遠隔操作機器の保守補修は、共に遠隔で行い、作業員がセル内に立ち入ることはない。

2) 遠隔・直接保守併用セル内設備に対する保守

本検討燃料製造施設においては、放射性物質を密封で取扱うセル(超音波検査工程から集合体検査工程までの設備を設置するセル。以下、集合体組立セルと呼称する。）を遠隔・直接保守併用セルとする。

上記セルに設置された通常設備の保守補修は遠隔で行う。ただし、保守頻度の低い設備および設備保守補修用遠隔操作機器の保守補修は、線源の撤去を遠隔で行い、さらに必要に応じて除染を行った後、セル内に作業員が立ち入り直接保守を行うものとする。

3) 直接保守セル内設備に対する保守

本検討燃料製造施設においては、エアロックセルおよび保守セルを直接保守セルとする。

上記セルに設置された設備および上記1）、2）のセルから保守補修のために搬入された設備は、線源の撤去を遠隔で行い、さらに必要に応じて除染を行った後、セル内に作業員が立ち入り直接保守を行うものとする。

(c) 操業条件

操業形態は、５班３交代による24時間連続運転を基本とする。

運転方式は、一つの燃料製造ラインで内側炉心燃料、外側炉心燃料、軸方向および径方向ブランケット燃料を順次製造する方式(以下､ローテーション製造方式と呼称する)を採用し、１週間で一巡するものとする。

(d) 製品燃料条件

製品燃料仕様の前提となるリファレンス炉心の仕様を表 6.1.1に示す。電気出力は1,500MWe、運転サイクル長は20ヶ月、集合体体数は内側炉心燃料276体、外側炉心燃料138体、径方向ブランケット燃料78体、燃料交換バッチ数は炉心燃料および径方向ブランケット燃料とも4バッチである。

この炉心に基づき設定されるリファレンス燃料の基本仕様を表 6.1.2に示す。

(e) スクラップの処理

本システムから発生するスクラップには、以下の種類がある。

①射出鋳造時にるつぼに残った溶融合金が冷え固まったもの(ヒール)
②ヒール・鋳造品の表面及びるつぼ内面に付着した合金の酸化物(ドロス)
③モールド下端部を溶融合金に浸漬させた際に溶融合金が付着し、膜状になって冷え固まったもの
④モールド内面に付着した合金の酸化物(ドロス)
⑤モールドから取り出した鋳造品で長さ不足のもの
⑥鋳造品の長さを切りそろえ、燃料スラグとする際に発生したせん断片
⑦スラグ検査における不合格品
⑧燃料ピン検査における不合格品

①および⑤～⑧は後述するリワーク処理を行った後、リサイクル品として、バッチ毎に

リサイクル品保管庫に収納し、成分分析が終了して組成が確認された後に成分調整工程に再投入する。

②及び③は、酸化物又は異物が混入しているため、再処理施設のドロス回収工程に搬送し、回収処理を行う。(ドロスの主成分は、燃料合金がるつぼ・モールドのコーティング材と反応して生じた合金の酸化物である。また、異物として、コーティング材、モールドから溶け出した石英、モールド砕片や剥離ブラシの毛等を含む。膜状合金も、石英や剥離ブラシの毛等の異物を含むと考えられる。)

④は、モールドとの分離が困難であるため、破砕モールド片とともに再処理施設の高レベル廃棄物処理工程に搬送し、人工鉱物固化体に閉じ込める。

(f) 製造歩留まり

本システムにおいて、各工程に投入された核燃料物質は、

①加工され、あるいは検査の結果合格品になり、次工程に払い出される。

②加工の際に取り除かれ、あるいは検査の結果不合格品となり、スクラップ処理を経てリサイクル品になる。

③分取され、分析設備に払い出される。

④加工あるいはスクラップの処理過程において取り除かれ、再処理施設のドロス還元工程に払い出される。

⑤工程廃棄物とともに廃棄物処理工程に払い出される。

のいずれかの経路をたどる。

現状の要素技術開発成果、ANLにおける金属燃料製造実績および国内MOX燃料の製造実績等の評価結果に基づき、工程ごとに核燃料物質がたどる経路の割合を設定した。結果を以下に示す。

・射出鋳造工程　①0.700、②0.289、④0.011

・モールド除去・せん断工程　①0.794、②0.203、③$1.9\times10^{-5}$、④と⑤の合計0.004

・スラグ検査工程　①0.994、②0.056

・燃料ピン組立・検査工程　①0.980、②0.020

なお、成分調整工程および集合体組立・検査工程では②～⑤の経路はないものとした。

ここで、工程ごとの製造歩留まりを、①の経路の割合と定義する。

成分調整から集合体検査までの工程を通しての製造歩留まりは0.514となり、残りのうち0.473がリサイクル品に、0.013が分析・廃棄物処理あるいは再処理施設送りとなる。ただし、リサイクル品は、成分調整工程に再投入されるため、燃料製造施設全体としての製造歩留まり（製品/受け入れ原料）は0.975となる。(個々の詳細については6.1.1 (1) (iii) プロセス設計を参照)。図 6.1.2に燃料製造時の製造歩留まりをまとめたものを示す。なお、上記の数値は今後の技術開発、設備機器設計により変更される可能性がある。

(g) 製品検査

本システムの検査設備として、スラグ検査設備、燃料ピンのリーク検査、表面汚染検査、

超音波検査、ボンディング検査設備および集合体検査設備を考慮する。また、スラグせん断時に発生するせん断片から分析サンプルを採取し、燃料スラグの成分分析を行うとする。

(ii) 安全設計に係わる検討

システムの安全性として、臨界安全、火災・爆発防止および耐震について検討し、システム設計に際しての設計制約条件を明らかにする。

(a) 臨界安全

原料物質、燃料スラグおよびスクラップを扱う工程には、射出鋳造等、形状管理を適用することが困難な設備が多数存在するため、質量管理を行う。また、燃料ピンを扱う工程では、質量管理の一種である本数管理を行う。一方、保管・貯蔵設備では、臨界質量を越える核燃料物質を収納する必要があるため、臨界計算による寸法管理、中性子吸収材の使用等により、臨界安全を担保するものとする。

1) 質量管理

原料物質、燃料スラグおよびスクラップを扱う設備に対する取り扱い上の質量制限値を以下の評価式を用いて設定する。

取扱制限値＝核燃料物質の最小臨界質量×製造時異常事象等を考慮した安全係数

核燃料物質の最小臨界質量として、^{239}Pu金属球の最小臨界質量である5.6kg^{239}Pu[1)]を用いる。ここで、再処理施設から供給される原料合金のPu同位体組成は使用済燃料の燃焼度・冷却期間等により異なるため、安全側に^{239}Pu100%とした。

軽水炉燃料製造施設等の質量管理では、二重装荷を考慮し安全係数を0.43などとしているが、二重秤量を行うなどして安全管理を徹底することにより、人が介在するグローブボックス製造システムにおいても安全係数を0.7としている施設も存在する。

本システムでは、燃料のハンドリングを完全自動化し、ヒューマンエラーを排除することで、さらに高い安全係数を設定することが可能であると考えられる。

具体的な安全係数を設定するに当たっては、詳細な設備設計および燃料ハンドリングを制御する工程管理システムを設計し、施設の異常事象評価を行う必要があるが、本検討では暫定的に0.8とし、取扱制限値を約4.5kgPuとした。この安全係数を適用するため、以下の安全対策を講じるものとする。

i) 制御系の二重化

工程管理計算機・主工程機器の制御ユニットの故障、またはノイズによる作業指示のエラー発生を防止するため、制御系を回線も含めて二重化し、両者の指示が一致したときのみ、主工程機器が動作する仕様とする。

ii) 臨界管理領域の設定

セル内を必要に応じて複数の臨界管理領域に区分し、領域内には常に質量制限値以下の核燃料物質しか存在しないように計量管理を行う。計量管理を容易にするため、物質の種

類毎に領域への核燃料物質の搬入・搬出経路およびそれにたずさわる機器を一意に定め、それ以外の経路・機器では臨界管理領域への出入りができないように搬送経路を制限する。

iii) 機器構成

領域内には、装置本体、秤量ポートおよび装置－秤量ポート間の搬送機器（複数存在する）が設置されているものとする。設備に核燃料物質等を供給する主搬送路には容器ID読取装置を設置し、領域と主搬送路の間に臨界管理領域をまたぐ搬送機器を設置する。これらの機器を用いてiv)の手順で二重誤装荷を防止する。

iv) 搬入出の管理

バッチ単位で製造を行うため、臨界管理領域での搬入出管理は以下の手順で行う

ａ．バッチ毎に工程管理計算機から、使用する容器のID・重量、収納物重量および収納物中のPu重量のリストを受け取る。リスト中のPu重量の合計が質量制限を越えていないことを確認する。

ｂ．主搬送路を搬送されてきた容器のIDを読み取り、リストと一致した場合、臨界管理領域をまたぐ搬送機器により秤量ポートに移送する。

ｃ．秤量ポートで重量を秤量する。

ｄ．ｃで実測した値が、ａ．のリストの容器重量＋収納物重量に一致することを確認する。

ｅ．装置－秤量ポート間の搬送機器を動作させ、容器を装置まで搬送する。

ｆ．ｅ．の搬送機器の動作を停止する。

（ｂ．～ｆ．を全ての物質に対して繰り返す。加工後の核燃料物質を収納し、搬出するために必要な空容器も、上記の手順にしたがって搬入する。）

ｇ．臨界管理領域をまたぐ搬送機器の動作を停止する。

ｈ．容器から核燃料物質を取り出し、装置に装荷する。

ｉ．核燃料物質の加工を行う。この際、必要に応じて、加工後の核燃料物質・工程廃棄物等を容器に収納する。

ｊ．装置－秤量ポート間の搬送機器を動作させ、容器を秤量ポートまで搬送する。

ｋ．ｊ．の搬送機器の動作を停止する。

ｌ．秤量ポートで重量を秤量する。

ｍ．ｌ．で実測した値とａのリストの容器重量の差を収納物の重量とする。

（ｊ．～ｍ．を全ての物質に対して繰り返す。）

ｎ．ｃ．で秤量した搬入物質重量の合計と、ｌ．で秤量した搬出物質重量の合計を比較し、両者が一致することを確認する。一致していない場合、臨界管理領域内に核燃料物質が滞留している可能性がある。

ｏ．臨界管理領域をまたぐ搬送機器を動作させ、秤量ポート上の容器を主搬送路に移送する。

ｐ．臨界管理領域をまたぐ搬送機器の動作を停止する。

（ｏ．～ｐ．を全ての物質に対して繰り返す。）

上記の各工程において、容器IDの読み取り・秤量・計算結果に異常がある場合は、搬送機器の動作を停止し、中央制御室からの指示が無い限り、復旧しないものとする。

v) 容器 ID の読み取り・秤量の二重化

上記において、容器IDの読み取りを行う際には、異なる２つのセンサーを用いて２回読み取りする。秤量の場合も同様とする。

vi) 核燃料物質を閉じ込め可能な容器の使用

搬送中に核燃料物質が落下することを防止するため、核燃料物質は可能な限り、密閉性の容器に収納して搬送する。

以上の臨界安全に係わるシステム設計方針をまとめたものを表 6.1.3に示す。

2) 本数管理

内側および外側炉心燃料ピンを稠密配列で六角柱状に束ね、外側に厚さ20cmの水反射体を配したモデル(ただし、ピン束の間隙はボイドと仮定)について、臨界計算を実施した。その結果、内側炉心燃料で2977本(146kgPu)、外側炉心燃料で1519本(103kgPu)以下では、未臨界(本検討では、モンテカルロ計算によるk_{eff}の平均値＋3σ＜0.95を未臨界とみなした)であった。これは、製造工程上の燃料ピンの最大取扱本数(集合体組立時の400本)の3.7倍以上の値である。したがって、セル内への水の浸入が可能な限り防止されている状態において、一箇所に400本の燃料ピンを集めても、十分な安全尤度が担保されると考えられるため、一度に取り扱える燃料ピンの本数の上限値を暫定的に400本と設定した。

なお、燃料集合体組立時に400本の燃料ピンを取り扱うとした理由は以下の通りである。

金属燃料製造システムでは、集合体組立セルにおける炉心燃料トレイ１個当りの燃料ピン装荷数を20本、移送台車１台当りの収納トレイ数を5個と設定している。したがって、１回に搬送可能な燃料ピン本数は100本であり、1体の炉心燃料集合体の組立に必要な331本の燃料ピンを搬送するには、4回の台車搬送が必要となる。この状況下において、台車が物理的に搬送可能な最大本数を取り扱い上限値と想定した。

3) 保管・貯蔵設備

後述するように、原料合金および燃料スラグ等を保管・貯蔵する設備の容量は1～２週間分を想定している。１週間分に相当するPu重量は約111kgであるため、保管・貯蔵設備は寸法制限および中性子吸収材の使用等を組み合わせて臨界安全を担保する必要がある。これらの諸量については、設備の耐震設計、TRU核種の崩壊熱に対する除熱設計等も勘案する必要があるため、詳細な検討は今後の課題である。

(b) 火災・爆発防止

セル内では、合金状の核燃料物質および金属Naを使用しているため、火災・爆発に対す

る防止策を講じる。

1) 火災防止

i) 射出鋳造セルにおける対策

金属Naは空気中で発火する恐れがあるため、セル内をArガスで満たし、酸素および水分を排除する。ただし、具体的な制限値の設定については、品質管理上の観点(燃料スラグ表面に生じる酸化膜厚さの許容限度等)も含めて考慮する必要があるため、今後の課題とする。物品の搬入出は、エアロックセルを用いて行い、空気の流入を防止する。また、セル内の機器は圧縮空気による駆動を行わないものとする。加熱設備の冷却もArガスで行うものとし、冷却水を使用しない。万が一、セル内に空気が流入する等して、セル内火災が発生した場合にはArガスの緊急放出システムにより酸素濃度を低下させる設計とし、放水は行わない。

金属または合金状の核燃料物質は、常温では安定しており、空気に触れても穏やかに酸化していくだけである。しかしながら、200℃以上では発熱反応を伴い、酸化速度が上昇して熱を帯び、発火する可能性がある。そこで、万一セルが破損し、空気が流入した場合に核燃料物質が発火することを防止するため、射出鋳造装置については、装置内温度が200℃以上の状態では、装置が開かないように開閉機構にインターロックを設置する。

ii) 集合体組立セルにおける対策

Naおよび合金状の核燃料物質は、燃料ピン内に密封されているため、セル内雰囲気を空気とする。しかしながら、燃料ピン破損により、Naボンディング材が露出・漏洩し、発火する可能性があるため、窒素ガスによる消火設備を設置する。

2) 爆発防止

セル内では可燃性ガス・揮発性の有機溶媒を使用しない。また、水分を可能な限り排除しているため、放射線分解等による水素ガスの発生は考えられず、爆発は起こりえないと考えられる。

(c) 耐震

セルに核燃料物質の閉じ込め機能を持たせるものとする。したがって、セル、セル換気系、およびその電源設備(非常系を含む)は、再処理施設安全審査指針およびMOX加工施設安全審査基準を参考に、耐震Aクラスとする。

一方、質量管理を基本とした臨界管理を行うため、セル内の個々の設備の扱う核燃料物質重量は小さい(保管・貯蔵設備を除く)。また、粉末・微小顆粒等の飛散しやすい形態で核燃料物質を取り扱うことは無い。したがって、セル内の製造設備は耐震Bクラスとする。保管・貯蔵設備については、トン単位で核燃料物質を収納することから耐震Aクラスとする。

(iii) プロセス設計

射出鋳造法のプロセスフローを図 6.1.3に示す。本フローにはプロセス成立性に係わる要素技術開発課題および工学的技術開発課題を要素技術開発成果とともに示している。以下に主要プロセスの概略を述べる。なお、工程および臨界管理領域間の移動の際には計量上および臨界管理上の秤量を行うが、以下の説明では省略する。

(a) 原料受け入れ・一時保管・払い出し

原料として受け入れる諸品を表 6.1.4に示す。

主原料である２種類の合金は、再処理施設側より、表 6.1.4に示す重量の塊として供給される。これらの原料のPu富化度、核分裂性Puの割合等は、再処理側で成分分析され、受け入れ時には明らかになっているものとする。金属UおよびZrについては、必要量を分取しやすいように、100gおよび1kgの小片を外部から購入する。これらの原料は専用の受入容器に収納され、各々専用の保管棚に保管される(U-TRU-Zr合金塊は１容器に１個収納されているが、他の原料物質は１容器に複数個収納されている)。

主原料の保管容量は、燃料製造の１ローテーションが１週間であることから、1週間分とする。金属U及びZrについては、消費量と保管棚の大きさの兼ね合いから２週間分とする。

払い出しの際には、受入容器から必要量だけ収納物を取り出し、物質ごとに原料容器に入れ替える(U-TRU-Zr合金塊が２個要求された場合は1つの原料容器にまとめて入れるなど)ものとする。

(b) 成分調整

上記の原料およびリサイクル品をY_2O_3でコーティングされた黒鉛るつぼに投入し、Pu富化度12.3wt%の内側炉心燃料、同17.2wt%の外側炉心燃料(共にU-TRU-10wt%Zr)と、ブランケット燃料(U-10wt%Zr)に成分調整する。なお、本節におけるwt%の定義は、Pu富化度、MA含有率およびFP混入率については、対象物質重量／(HM重量＋FP重量)とする。一方、Zr濃度については、Zr重量／(HM重量＋Zr重量)とする。

原料のうち、U-TRU-Zr合金塊にはMAおよびFP(RE)が約1.9wt％程度含まれているが、後述するように成分調整(Pu富化度及びZr濃度調整)のために、U-Zr合金、金属U及び金属Zrと混合されるので、MAおよびFP含有率は低減される。なお、金属燃料に対するMAおよびFP(RE)の添加限界の確認試験結果は、以下に示すとおりであり、後工程で問題が生じることはない(合金の溶融時に成分が分離したり、冷却時に偏析が生じたりしない)と考えられる。ただし、それらの試験はアーク溶融－急速冷却によって行われたものであり、誘導加熱－射出鋳造によっても同様の結果が得られるか、確認する必要がある。

・MAを25wt％まで添加しても鋳造可能である。[3)]
・RE濃度5wt%以下ではREは合金中に均一に分散する。[3) 4)]
・MAおよびREを5wt%まで添加しても合金特性に有意な変化はない。[3) 4)]

本工程には質量管理(取扱制限値4.5kgPu以下)を適用する。このとき、１バッチ当りのPu取扱量を決定するにあたり、２通りの考え方を示す。

1) バッチ当りのリサイクル品の発生量と消費量を等しくする方法

あるバッチの燃料製造で発生したリサイクル品の全量を別のバッチの成分調整に使用する方法である。Pu量はリサイクル品中のPu量（燃料種類によって一定濃度）と合金塊中のPu量で決まる。ここで、U-TRU-Zr合金塊の投入量は１個だけである。２個投入すると臨界制限からリサイクル品１バッチ分全量を投入することができない。

この方法による標準的な成分調整例を表 6.1.5に示す。

本方式の長所は、ヒールとせん断片を別々に管理する必要が無いこと、リサイクル品の分取・混合の必要がないためハンドリングおよび秤量作業が容易になること、分取残のせん断片の返送が無いためリサイクル品保管棚が有効に利用できること、それらの結果として計量管理および品質管理が容易になることである。

本方式の短所は、臨界管理上は1バッチ最大4.5kgPu取扱い可能なところを3.8kgPuで運転するため、4.5kgPu取扱い時に比較して、4.5/3.8=1.2倍のバッチ数だけ炉心燃料製造の運転回数が増える(内側炉心燃料で、27.4バッチ/週から32.6バッチ/週になる)ことである。

2) １バッチ当りの Pu 量を常に 4.5kgPu とする方法

成分調整1バッチ当りのPu取扱量を常に4.5kgPuとなるよう運転を行う方法である。

炉心燃料の成分調整後の１バッチ中に含まれるPu量が4.5kgPuであるとき、リサイクル品中のPu量は、製造歩留まりから1.3kgPu(ヒール)＋0.8kgPu(せん断片)となる。

U-TRU-Zr合金塊およびヒールは塊であるが、せん断片は数百本の短尺棒(直径6.5mm×長さ1～3cm程度)からなるため、せん断片を分取して、Pu重量の微調整を行う。

成分調整の手間が複雑になる原料合金塊＋リサイクル品＋補充金属の混合のバッチ数を最小とするため、原料合金塊を含む成分調整を最小回数で処理した後、ヒール、せん断片の順でリサイクル品を処理することとした。

この考えに基づく内側炉心燃料の成分調整例を表 6.1.6に示す。

本方式の長所は、バッチ回数を最小にすることにより、機器台数を最適化できる点にある。

本方式の短所はリサイクル品を分取する必要があるためハンドリングおよび秤量作業に手間がかかる、同じバッチで発生したヒールとせん断片を別個に保管する必要がある、分取残のせん断片を棚に返送するためサイクル品保管棚に一時的に少量の残品が残る、それらの結果として計量管理および品質管理がある程度複雑なものになる等である。

本検討では、計量管理等が複雑になっても製造機器台数を最適化することを重視し、後者の方法で成分調整を行うものとした。

(c) 射出鋳造

成分調整済みの原料が入った黒鉛るつぼを誘導加熱により最高1400℃まで熱して原料を融解すると共に電磁攪拌し、均一な溶融合金とする。系全体を1Torr程度に減圧した後、全長約60cm肉厚0.1cmの上端を閉じた中空の石英モールド(内面をZrO_2コーティング)を液

面に浸け、系内の圧力を急速に常圧に戻すことで、溶融合金をモールド内に射出する。圧力差および液状合金のモールド内での動摩擦抵抗、冷却速度等の要因により、鋳造品の長さは50cm程度が上限となる。本検討では、φ6.5mm×L47.2cmの炉心燃料鋳造品、φ6.5mm×L50.0cmの軸方向ブランケット鋳造品およびφ12.7mm×L42.6cmの径方向ブランケット鋳造品を作るものとしている。なお、ANLおよび国内試験により原料の70%以上が鋳造品になるという結果が得られている[5)6)9)]ことから、本工程の製造歩留まりを70%と想定した。

なお、本工程で使用されたるつぼおよび石英モールドは工程廃棄物になる(ただし、るつぼは焼却処分するため、廃棄物には計上しない)。ANLにおける実績を参考に、るつぼは10バッチ毎に交換するものとする。モールドは鋳造品取り出しの際に破砕するため、バッチ毎に交換する。

(d) モールド除去・せん断

ANLの実績によれば､モールド破砕片とともに最終製品重量の0.5%(年間190kgHM)程度の核燃料物質が廃棄物に移行することになる。その大部分がモールドの下端外面に付着した膜状合金である。モールド内面にはドロスが付着しているが、微量で無視し得る量である。膜状合金に関しては、モールドをブラシ等で研磨することにより剥離・回収することが可能であると考えられる。ANL実績、国内試験等におけるこれらの諸量についての測定・評価データがないため、どの程度の量が回収できるかは明確ではないが、仮に全量回収できるとすれば、本工程における廃棄物への移行率はほぼ0%に低減される。そこで、本検討では、膜状合金を回収する手順を追加することにした。

モールド除去・せん断のプロセスは以下のようになる。

モールド束を解列し、モールドの下端外部に付着した膜状合金をブラシで研磨し、可能な限り剥離・回収した後、ローラーで挟み割り、鋳造品を取り出す。次に、鋳造品の表面をブラシで研磨し、付着しているコーティング材およびドロスを剥離・回収する。

続いて鋳造品の長さを測定し、規定の長さ以上のものについて両端を切り落として所定の長さに加工し、燃料スラグとする。炉心燃料、軸方向ブランケット燃料および径方向ブランケット燃料のスラグ長は42.5cm、15cm、38.3cmとする(軸方向ブランケット燃料については、1本の鋳造品を分割して3本のスラグを得る)。

ここで、鋳造品の両端の切り落としに関しては、ANLの実績[5)8)9)] より、せん断刀を用いて行うこととした。本方式はダイヤモンドカッター等を用いる切断に対し、金属粉が発生しない・所要時間が短い等の利点を有する。

上記工程において回収した膜状合金またはドロスは、再処理施設に搬送して精製・還元され、合金塊として再生される。

本工程における製造歩留まりは、ANL実績およびスラグの寸法仕様を基に以下のように想定した。

①全射出物量の0.4%(最終製品重量の0.5%に相当)が膜状合金として、再処理施設ま

たは廃棄物処理施設へ搬送される。

②鋳造品のうち、11.8%が不良品(長さ不足)になる。

③鋳造品の両端切り落としにより、鋳造品良品の重量の10%がせん断片になり、残りが燃料スラグとなる。

したがって、本工程の製造歩留まりは、(1－ドロス等の割合)×(1－鋳造品不良の割合)×(1－せん断片の割合)＝79.4%となる。

得られた燃料スラグは20本(炉心燃料)、60本(軸方向ブランケット燃料)または10本(径方向ブランケット燃料)単位で容器に収納し、払い出す。

(e) スラグ保管

得られた燃料スラグを燃料スラグ一時保管棚に搬入する。スラグ検査を行うために搬出し、合格品を燃料スラグ保管棚に搬入する。燃料製造の１ローテーション分(１週間分)の合格品スラグがたまった時点で官庁検査(第2章を参照)を受け、燃料ピン組立工程に払い出す。

保管容量は、燃料スラグ一時保管棚が１週間分、燃料スラグ保管棚が１週間分×２式である。

(f) スラグ検査

燃料スラグ全数に対し、重量、全長、外径、真直度および外観の検査を行う。検査方法については、工業的にみて一般的と思われる手法(下記①②③)、または開発状況からみて将来は実用化されるであろう手法(下記④における外観異常の自動認識･判定処理)を採用した。なお、ANLにおける試験結果[5] より、本工程の製造歩留まりを94.4%とした。

1) 重量

電子天秤により重量を計測する。

2) 全長

レーザーマイクロゲージにより全長を測定する。

3) 外径・真直度

軸方向に対し、互いに直角になるよう取り付けられた2個のレーザーマイクロゲージにより、全長にわたり外径および真直度を測定する。

4) 外観

ビデオカメラで得た光学映像等に対し、自動認識処理を行い、肌荒れ、空孔、亀裂等の一次判定を行い、有意な異常が認められた場合、運転員がモニタ映像による目視判定を行うとする。

(g) 燃料ピン組立・溶接部検査

あらかじめ下部端栓が溶接済みのODS鋼製被覆管に、所定量の金属Naおよび燃料スラグを挿入し、上部端栓を溶接する。抵抗溶接法を用いれば、ODS鋼の健全性が損なわれない

ため、本検討では上記方式を採用する。このとき、燃料ピン内部にHeガスを封入する。

次に、抵抗溶接によって発生した溶接部のバリを研削し、外径検査を行って、バリが除去されていることを確認する。製造された燃料ピンを20本(炉心燃料)または10本(径方向ブランケット燃料)単位で横置きトレイに収納し、移送台車に払い出す。

(h) リーク検査

燃料ピンの健全性を確認するため、燃料ピンをチャンバーに挿入して減圧し、Heガスの漏洩の有無を確認する。

(i) 表面除染・汚染検査

燃料ピン表面の除染に際しては、火災・爆発防止の観点から水またはアルコール等の有機溶媒を染ませたろ紙等によるふき取り除染は行わない。代わりに、回転ブラシによるかき取り除染を行うものとする。

汚染検査については国内施設において実績があることから、燃料ピン全面をろ紙でふき取り、スミヤ法により表面汚染検査を行うとともに、上部端栓溶接部をシンチレーションカウンタにより測定し、固着汚染検査を行うものとする。検査は汚染の有無を確認する程度とし、汚染が確認された燃料ピンについては別途汚染の程度を検査し、リワーク工程に送るか合格品と見なすか判定するものとする。

国内MOX燃料における各種燃料ピン検査の実績が本燃料にも適用可能と仮定し、上記(g)～(i) および後述する(k) 項における合計の製造歩留まりを98%とした。

(j) 燃料ピン保管

汚染検査で良品となった燃料ピンをトレイに載せて集合体組立セルに払い出す。燃料ピントレイ交換装置により、燃料ピンを20本(炉心燃料)または10本(径方向ブランケット燃料)単位で縦置きマガジントレイに入れ替えた後、燃料ピン一時保管設備に保管する(集合体組立セルでは基本的に、燃料ピンを縦置き状態で加工・検査・保管する)。下記(xi)～(xiii)の工程を行うために搬出し、合格品を燃料ピン保管設備に搬入する。燃料製造の１ローテーション分(１週間分)の燃料ピン検査合格品がたまった時点で官庁検査を受け、集合体組立工程に払い出す。

保管容量は、燃料ピン一時保管設備が１週間分、燃料ピン保管設備が１週間分×２式である。

(k) 超音波検査

少量の水が入った容器の中に燃料ピンの上部端栓溶接部を浸し、深触子を当てて超音波探傷を行い、溶接欠陥の有無を確認する。

他の燃料製造システムでは、本検査を(g) の燃料ピン組立・溶接部検査の直後に行っているが、本システムでは水の蒸発による品質管理上のトラブルを避けるため、Arセル内では行なわず(Arセルでは、原料合金および金属Naが非密封状態で取り扱われるため、これらの物質が水蒸気と反応して酸化膜を形成する可能性がある)、空気セルで、Naボンディ

ングの前に行うものとした。

なお、水などの媒体を利用しない超音波探傷技術も存在することから、将来の技術開発状況如何では、本検査を燃料ピン組立・溶接部検査の直後に行うことを再検討するものとする。

(l) Na ボンディングおよびボンディング検査

燃料ピンをArガス雰囲気下で400～500℃(ANLでは500℃としているが、370℃以上でNaとスラグ・被覆管との濡れ性が良くなることから400℃程度までは低温化が可能であると思われる)に加熱したのち加振する。これにより、燃料スラグを液状化した金属Na内に沈降させ、燃料スラグと被覆管とのギャップ部を充填する。Na凝固時のひけ巣の発生を防止するため、充填後は燃料ピン下部から冷却する。

冷却終了後、Naの充填高さ、ひけ巣の有無およびスラグ下端浮き上がり高さを渦電流探傷検査およびX線検査により確認する。

本工程において不合格品が発生した場合、再度Naボンディングを行う。したがって、リサイクル品は発生しないものとする。

(m) ワイヤラッピング

燃料ピン表面にらせん状にラッピングワイヤを巻き付け、両端を上下端栓部に溶接する。

(n) 燃料ピン検査

燃料ピン全数に対し、重量、全長、外径、曲がり、ワイヤ巻き付けピッチおよび要素－ワイヤ間隙の検査を行う。検査方法については、国内MOX燃料製造施設において実施されている手法を採用した。

国内MOX燃料製造実績より、本工程における不合格品発生率はきわめて小さく無視し得るとして、製造歩留まりを100%と想定した。

(o) 燃料集合体組立・検査

中性子線量を測定することにより、燃料ピンの種類の最終確認を行った後、燃料ピンを束ね、ダクト、遮蔽、エントランスノズル、ハンドリングヘッドの溶接を行う。完成した集合体に対し、重量、全長、要素ピッチ等の検査を行う。検査方法については、国内MOX燃料製造施設において実施されている手法を採用した。

本工程において不合格品が発生した場合、集合体は解体されるが、回収した燃料ピンは再び集合体組立に利用されリサイクル品としないものとする。

なお、燃料ピン組立・溶接部検査以後の工程では、端栓に付けられた識別IDを読み取ることにより、間接的に燃料ピンの識別を行うが、ここでは最終確認の意味で、燃料ピンの種類を直接識別するものとした。

(p) リワーク

以下に示す複数の工程がある。

1) ヒール除去

射出鋳造の後工程である。

るつぼからヒールを取り出し、ヒール表面に付着したドロスを剥離する。

2) ドロス除去

ヒール除去の後工程である。

るつぼ表面に付着したドロスを剥離する。その後、るつぼにY_2O_3コーティングを施す。

3) 燃料スラグ切断

モールド除去およびせん断の後工程である。

モールド除去・せん断工程で発生した長さ不足鋳造品およびせん断片、スラグ検査工程で不良となったスラグをリサイクル品としてるつぼに投入できる長さ(1～2cm程度)に切断する。

4) 燃料ピン切断

溶接部検査・リーク検査・表面汚染検査・超音波検査の後工程である。

上記の検査工程で不良となった燃料ピンを切断し、燃料スラグおよびボンドNaを取り出す。

5) リサイクル品保管

上記1) および3) で得られたヒール、せん断片を製造バッチ毎に一時保管する。

6) リサイクル品秤量

上記5) で保管しているヒール、せん断片を成分調整指示に従い、必要量だけヒール容器およびせん断片容器に分取し、払い出す。

1) および2) の工程で回収されるドロスの割合は、ANLの実績より、全るつぼ残渣の3.6%と想定されている。したがって、1) および2) を合わせたヒール回収率は96.4%である。

成分調整後の原料の重量の70%が射出物となり、残り30%がるつぼ残渣となることから、ヒール１個の重量は、成分調整１バッチ分の重量の30%×(100%－3.6%)＝28.9%となる。

一方、3) および4) の工程における製造歩留まりは100%であると考えられる(燃料ピンまたは燃料スラグ等のせん断により、核燃料物質が砕片化し、ハンドリングできなくなる可能性はほとんど無いと考えられる)ため、成分調整１バッチ当りに生じるせん断片の重量は、モールド除去・せん断、スラグ検査、各種の燃料ピン検査工程での不良品発生量の和となり、成分調整１バッチ分の重量の18.3%となる。

(q) 成分分析

モールド除去工程で得られたせん断片の一部を切り取り(0.5gHM程度)、成分分析を行う。分析項目・手法については、国内MOX燃料製造施設において実施されている項目・手法を採用した。

1) 前処理(分析試料を調製する工程)

i) 溶解

金属片の一部を溶解液(希硝酸等)に溶かした後、純水で希釈して濃度を調整する。

ii) 同位体分離Ⅰ

i) の希釈液をイオン交換樹脂に通して同位体分離し、分析試料を得る。

iii) 同位体分離Ⅱ

i) の希釈液から溶媒抽出法を用いてU、Puを分離し、MAを含む分析試料を得る。

iv) 熱処理

金属片を高温水蒸気にさらし、熱分解により遊離した塩素を回収して分析試料を得る。

2) 分析

・溶解で得られた分析試料を使用

ａ．電位差滴定法によるU分析

ｂ．クーロメトリ法によるPu分析

ｃ．誘導結合プラズマ発光分光分析法による不純物(FP、Zr等)分析

ｄ．K-edge蛍光X線分析法によるU，Pu分析

ｅ．γスペクトロメトリ法によるγ核種分析

・同位体分離Ⅰで得られた分析試料を使用用

ｆ．同位体希釈質量分析法によるU、Pu、MAの同位体分析

・同位体分離Ⅱで得られた分析試料を使用

ｇ．α線スペクトロメトリ法によるα核種分析

・熱分解で得られた分析試料を使用

ｈ．イオンクロマトグラフィ法によるCl分析

・金属片をそのまま分析に使用

ｉ．融解法によるO、C、N分析

以上の分析に供された試料は、液体または固体廃棄物となる。したがって、年間0.5gHM×射出鋳造回数(約2000回)分の核燃料物質が廃棄物に移行する。最終製品重量に対する割合は、約0.003%である。

(iv) 主工程設備の設計

(a) 必要生産量の検討

年間生産量、製品燃料条件および製造歩留りからマスフローを設定し、必要生産量をまとめた結果を表 6.1.7に示す。年間製造量は、燃料集合体、燃料ピン、スラグおよび鋳造品の製造・検査設備に対し、各々198.4体、60,474本、251,928本および164,940本となる。また、成分調整および射出鋳造バッチ数では1,966バッチとなる。

(b) 設備・機器概念

プロセス設計結果を踏まえ、安全性(臨界安全、火災)、核拡散抵抗性(ホールドアップ)、遠隔保守補修性等の設計要求を満たす主工程設備概念を検討し、概略構造、安全対策、ホールドアップ対策を明示する。また、主要設備単体の１バッチ当りの処理時間について検討し、必要機器台数を求める。

機器の構造・動作の検討にあたっては、ANLの燃料製造設備を参考にした。

なお、本施設は臨界安全性を重視し、１本の送路に沿って機器を並べ、送路上を移動する複数の台車によって核燃料物質の搬送を行うシステムを採用している(後述の配置設計を参照)。この場合、複数の設備が同時に１台の台車に核燃料物質の搬出入を要求する、あるいは１台の台車が核燃料物質の搬出入のため停止している間他の台車はその先に移動できないなどの事象に起因する、待ち時間が生じる可能性が高い。

これを正確に考察するためには、設備のタイムチャートおよび移送台車のダイヤグラムを作成する必要があるが、概念設計の段階では未確定の要素が多いため、本検討では行っていない。それゆえ、台車待ち時間は生じないものとしたときの機器能力(すなわち機器単体での能力)を用いて必要機器台数を算出している。待ち時間の発生を考慮すると、本評価よりも必要台数が多くなる可能性がある。

1) 原料一時保管・秤量設備

本設備は、再処理施設から供給された塊状のU-TRU-Zr合金およびU-Zr合金、成分調整用に外部から搬入した小片状の金属Uおよび金属Zrを保管するための一時保管棚と、成分調整工程に払い出す際に秤量し、必要に応じて分取または混合を行う受入秤量器の計４式からなる。

各原料物質は、専用の受入容器に収納された状態で搬入されるものとする。なお、U-TRU-Zr合金を収納する容器は、合金塊が１個しか入らないように容積を制限するものとする。

これらの容器を収納する一時保管棚は、原料物質を保管するラック、容器搬送のためのクレーン、コンベア等から構成される。ハンドリングミスを防止するため、全ての容器は１度に１個ずつ搬送するものとし、クレーン、コンベア等にはセンサ・インターロックを設置する。また、各種容器の形状を異なるものとしておき、別種の容器が一時保管棚に収納されるのを物理的に防ぐものとする。なお、U-TRU-Zr合金を収納する棚には形状制限を適用する。

受入秤量器は、秤量器、ハンドリングアーム、クレーン、コンベア等から構成され、以下の手順で収納物の払い出しを行う。

①空の原料容器を秤量器AおよびBに載せて二重秤量し、空であることを確認する。
②原料物質が収納された受入容器を棚から出し、秤量器Aに置く。
③ハンドリングアームを用いて、受入容器から原料物質を取り出し、原料容器に入れる。

④秤量器AおよびBの重量変化が一致すること、およびその値が工程管理システムの指示した数値と一致することを確認する。

⑤受入容器を仮置きステージに置く。

⑥原料容器を秤量器Aに載せ換えて秤量し、Bで秤量した数値と一致することを確認する。

⑦原料容器を移送台車に払い出す。

⑧受入容器を秤量器AおよびBに載せて二重秤量し、数値の一致および工程管理システムの指示値とも一致することを確認した後、棚に戻す。

これらの搬送機器においても、全ての容器は１度に１個ずつ搬送するものとし、上述のセンサ・インターロックを設置する。ただし、移送台車はU-TRU-Zr合金、U-Zr合金、金属U、金属Zrの原料容器を各１個ずつ計4個同時に置ける構造とする。

2) 成分調整設備

本設備は、物品の移送を行うハンドリングアーム、原料容器・るつぼの設置台、2台×2組の秤量器から構成される。本設備は、臨界管理領域内に置かれるものとし、臨界安全の項で述べた計量管理、搬入出管理を行う。

成分調整設備全体の概略を図 6.1.4に示す。台車により搬送されてきた原料容器をハンドリングアームで搬入し、専用台の上に置く。台にはID識別用カメラが設置されており、容器IDが確認できるようになっている。１容器ずつ二重秤量して重量を確認した後、るつぼ上方に容器を搬送する。容器は、レバーにより底板が開閉する構造としておき、るつぼ台のアームでレバーを操作し、内容物をるつぼに投入する。全ての燃料物質の投入が終了した後、るつぼを二重秤量して払い出す。

合金塊・リサイクル品・金属の形状および大きさは千差万別であり、またせん断片は１バッチ当り数百本以上投入する必要があるため、アームで１個ずつ掴んで、るつぼ内に積み上げる方法は事実上不可能であると考えられる。

したがって、るつぼのコーティング膜に燃料物質が衝突して剥離する可能性があるものの、暫定的に投入方式を選択した。ただし、今後の研究開発において、コーティング強度の向上または別種の装荷法(例えば、別の容器に燃料物質を投入した後、るつぼを逆さまに被せ、上下反転して容器を引き抜く等)の検討等を行う必要がある。

本設備の処理能力は、以下の仮定を置いて概算した。

①移送台車と装置間の容器の受け渡しにかかる時間は容器当り0.5分。搬出入で計1分。

②複数の台車が搬出入作業を行う場合、台車の入れ替えにかかる時間は２台目以降の台車当り１分。搬出入で計２分。

③容器の二重秤量にかかる時間は、設置台から秤量器Ａまでの搬送に0.5分、Ａでの秤量に0.5分、秤量器Ａから秤量器Ｂまでの搬送に0.5分、Ｂでの秤量に0.5分。これを投入前後で行うから計4分(るつぼの場合、再び設置台に戻すので計5分)

④内容物の投入にかかる時間は秤量器Ｂからるつぼまでの搬送に0.5分、投入に0.5分、るつぼから秤量器Ｂまでの搬送に0.5分で計1.5分。

１台のアームで①③④の作業を行うため、作業時間の重積はない。

射出鋳造１バッチ分の原料の成分調整作業は最大で49分かかると評価した。詳細を表6.1.8に示す。年間では1966回成分調整を行うため、延べ作業時間は最大66.9日となる。したがって、１台設置すれば年間200日の操業期間内に処理が可能となる。

(物品の搬出入・二重秤量に関する上記の仮定は、他の設備でも共通とする。ただし、スラグ収納容器等の平箱形状の容器については、1バッチ分(数箱)を一度に運ぶものとする。また、燃料ピントレイ等の大型の容器については、1度のハンドリングに１分かかるものとする。)

3) 射出鋳造設備

本設備は、成分調整済みの原料を融解・射出鋳造する射出鋳造装置、モールドと固定用円盤を組み合わせるモールドパレット組立装置、るつぼおよびモールドパレット搬送のためのクレーン、コンベア等から構成される。射出鋳造装置および搬送機器は、臨界管理領域内に置かれるものとし、臨界安全の項で述べた計量管理、搬入出管理を行う。

射出鋳造装置本体の概略を図 6.1.5に示す。装置本体は円筒形の圧力容器であり、モールドパレットおよびるつぼを換装できるように、誘導コイル上面で分離可能な構造になっている。ただし、火災・爆発防止の項で述べたように、装置内部が200℃以上ある場合は分離できないよう、インターロックを設置する。

誘導コイルは、原料を電磁誘導により融解・攪拌するために用いられる。万一、液状合金がるつぼからこぼれた時のために、コイル下部にはドリップパンが設置されている。誘導コイル上面高さには、開閉式の熱遮蔽板があり、原料融解時およびモールド冷却時には閉じて、るつぼからのAmの蒸発およびモールドへの熱輻射を遮る。

装置上部にはモールドパレット駆動機構(Arガスシリンダ)が設置されており、射出鋳造時にはモールド下端が液状合金に接するまでモールドパレットを降下させる。また、モールドを冷却するためのArガス給排気管が付いている。

装置の外には、装置内部を1Torr程度に減圧するための真空ポンプおよび急速に常圧に戻すための蓄圧タンクが設置されており、射出鋳造の直前に減圧し、モールドパレット降下後に常圧に復帰する。

上述したように、火災防止対策のため、射出鋳造装置の内部温度が200℃を下回るまでは鋳造品を取り出さない。この冷却時間が、本工程に要する時間の大半を占めると想定される。自然放熱だけでは十数時間程度かかると考えられているが、本検討ではArガスで強制冷却することにより4時間に短縮することを期待した。

１バッチ当りの処理時間は、物品の搬出入および二重秤量にかかる時間を含めて、るつぼおよびモールドの装荷に1.5時間、加熱および射出鋳造に1時間、冷却に４時間、モールドおよびるつぼの取り出しに1.5時間の計8時間と見積もった。年間では1966回射出鋳造を

行うため、延べ作業時間は、655.3日となる。したがって、4台設置することにより、年間200日の操業期間内での処理を可能とする。

次に、モールドパレット組立装置は、モールドを固定用円盤にはめ込み、モールドパレットを作るための組立装置である。モールドを収納するラック、組立用のハンドリングアーム、搬送のためのクレーン、コンベア等から構成される。

固定用円盤は、中心軸で連結された3枚組の円盤からなる。下と中の円盤は中心軸に固定され、同心円上にモールド貫通孔が開いている。上の円盤は中心軸に対してわずかにスライドすることができ、同心円上にだるま穴が開いている。上の円盤をスライドさせた状態で、３枚の円盤を貫通するようにモールドを挿すことができる。モールドの頭部にはくびれがあり、この部分を上の円盤のだるま穴に合わせた状態でスライドを解除するとモールドの頭部がだるま穴の小穴に引っかかり、モールドは固定される。

4) モールド除去設備

本設備は、モールドパレットを解体し、モールドを取り出す解体部、モールドを破砕し、鋳造品を取り出す破砕部、鋳造品の長さを測定し、不合格品を除く測長部および鋳造品を所定の長さに切り揃える切断部、燃料スラグをスラグ収納容器に収める収納部からなるモールド除去装置と、モールドパレット、燃料スラグ等を搬送するクレーン、コンベア等から構成される。本設備は、臨界管理領域内に置かれるものとし、臨界安全の項で述べた計量管理、搬入出管理を行う。

モールド除去装置本体の概略を図 6.1.6に示す。解体部はモールドパレット装荷ボックス、解体用のハンドリングアームと搬送用のコンベアからなる。ボックスに立てて入れられたモールドパレットの上部円盤をスライドさせ、モールドの頭部を円盤に押し込むことにより、円盤からモールドが落下する。ボックスを横に倒し、モールドを１本ずつ破砕部に送る仕様とする。

破砕部は、モールド下端表面に付着した膜状合金を剥離するためのブラシ、剥離片の吸引機、モールド破砕用のローラー、鋳造品搬送兼廃モールド分離用のローラーコンベア、鋳造品の表面に付着したモールド砕片およびドロスを除去するためのブラシ、これらの剥離物の吸引機からなる。

モールド破砕用のローラーは、モールドの軸方向に対し直角に２個配置されており、モールドを挟み割る。破砕されたモールドは、ローラーコンベアの隙間から廃モールド受けに落下し、鋳造品と分離される。

測長部は、鋳造品を測長するレーザーマイクロゲージと搬送用のハンドリングアーム・ローラーからなり、規定の長さ以上であれば切断部へ、長さ不足であれば不合格品受けへ仕分けされる。

切断部は、複数のせん断刃、せん断位置決め機構、搬送用のハンドリングアーム・ローラーからなる。鋳造品はせん断位置決め機構により位置決めされた後、複数のせん断刃により所定の長さに切り分けられる。得られたスラグはスラグ受けに、せん断片はせん断片

受けに仕分けされる。

収納部は、燃料スラグをスラグ収納容器に収めるためのハンドリングアーム、収納容器を置くための台、収納容器を搬送するためのクレーン、コンベア等からなる。

上記に示す作業は、射出鋳造のバッチ単位で物品を搬入した後、１本ずつ連続的に行うものとする。すなわち、処理時間は（破砕・測長・切断・収納の各作業のうちの律速作業時間）×（モールド本数）＋（物品の搬出入・二重秤量にかかる時間）で決定される。本検討では、破砕およびドロスの剥離を律速作業時間とみなし、その時間を1分と仮定した。モールドパレット１個当りのモールド本数は燃料の種類ごとに異なり、約108.4本(内側炉心)、77.5本(外側炉心)、133.4本(軸方向ブランケット)、46.7本(径方向ブランケット)である。物品の搬出入・二重秤量にかかる時間は燃料の種類に依らず24分である。

結果、射出鋳造１バッチ(モールドパレット１個)当りの処理時間は、各々132.4分、101.5分、157.4分、70.7分となる。燃料種別のバッチ数は、年間で784回、548回、337回、297回であるため、延べ作業時間は162.2日となる。したがって、１台設置すれば年間200日の操業期間内に処理が可能となる。

5) 燃料スラグ一時保管および燃料スラグ保管設備

本設備は、スラグ収納容器に収められた燃料スラグを保管する棚、収納容器搬送のためのクレーン、コンベア等からなる。燃料の種類ごとに専用の棚に収納するものとし、炉心燃料棚は、形状制限を適用する。

ハンドリングミスを防止するため、全ての収納容器は１度に１個ずつ搬送するものとし、クレーン、コンベア等にはセンサ・インターロックを設置する。なお、収納容器には暫定的な質量制限値である4.5kgPuに相当する本数(すなわち射出鋳造１バッチ分)のスラグしか収納できないように容積を制限する。

6) スラグ検査設備

本設備は、燃料スラグの重量、全長、外径、真直度および外観の検査を行う検査装置、スラグ収納容器から燃料スラグを取り出し、検査装置に供給するハンドリングアーム、収納容器を搬送するクレーン、コンベア等から構成される。

スラグ検査装置本体の概略を図 6.1.7に示す。検査装置は、重量を秤量する電子天秤、全長・外径・真直度を測長するレーザーマイクロゲージ、外観の光学映像を得るためのビデオカメラ、それらの検査器具の駆動機構および燃料スラグの位置決め・搬送用のハンドリングアーム、コンベア等からなる。燃料スラグは１本ずつ連続的に検査装置に供給されて検査を受けるものとし、各検査工程で不合格品と判定されたスラグは不合格品受けに送られる。

上で述べたは、バッチ単位で物品を搬入した後、１本ずつ連続的に行うものとする。すなわち、処理時間は（律速検査時間）×（スラグ本数）＋（物品の搬出入・二重秤量にかかる時間）で決定される。本検討では、外観検査を律速検査時間とみなし、その時間を1.5分と仮定した。バッチ当りの検査前スラグ本数は燃料の種類ごとに異なり、約101.6本(内

側炉心)、72.7本(外側炉心)、354.2本(軸方向ブランケット)、43.6本(径方向ブランケット)である。物品の搬出入・二重秤量にかかる時間は、内側炉心燃料で17分、その他の燃料は14分である。バッチ当りの処理時間は、各々169.5分、123.0分、545.3分、79.5分となる。燃料種別のバッチ数は、モールド除去設備の項で述べた通りである。したがって、延べ作業時間は283.2日となるため、２台設置することにより年間200日の操業期間内での処理が可能となる。

7) 燃料ピン組立・溶接部検査設備

本設備は、被覆管に燃料スラグを挿入して上部端栓を抵抗溶接するとともに、外径測定を行うことにより溶接部の健全性を確認する燃料ピン組立・溶接部検査装置、スラグ収納容器および燃料ピントレイ等を搬送するクレーン、コンベア類から構成される。本設備は、臨界管理領域内に置かれるものとし、臨界安全の項で述べた計量管理、搬入出管理を行う。

燃料ピン組立・溶接部検査装置本体の概略を図 6.1.8に示す。装置は編成部、挿入部、溶接部、研削部、外径検査部、収納部からなる。

編成部は、スラグ収納容器を積み重ねておき必要に応じて昇降させる収納容器昇降装置、収納容器の蓋を取って払い出す容器移送装置、払い出された容器を傾け、収納されているスラグを供給口に投入するスラグ供給装置、投入されたスラグを秤量器まで移動させるためのスラグ移動用スロープ、スラグを１本ずつ秤量器に載せ、秤量後には移送コンベアまで押し出すためのスラグ移送装置およびスラグ秤量器から構成される。炉心燃料スラグ・軸方向ブランケット燃料スラグ・径方向ブランケット燃料スラグ、炉心燃料用ボンドNa・径方向ブランケット燃料用ボンドNaに対し、上記装置が各１式設置されている（ボンドNa用の秤量器は無いものとする)。

挿入部は、スラグ・ボンドNaを挿入装置まで運ぶ移送コンベア、コンベアからスラグ・ボンドNaを取り込み、下部端栓が溶接済みの被覆管に挿入するための挿入装置、その際に被覆管を保持する被覆管支持架台、被覆管を収納したトレイを置くための台から構成される。

溶接部は、被覆管を固定すると共に通電するための被覆管チャック、上部端栓を被覆管に挿入すると共に通電するための端栓チャック、これらを内包するHeガスチャンバーから構成され、炉心燃料ピン用と径方向ブランケット燃料ピン用の２式が設置されている。

研削部は、溶接の結果生じたバリを研削するグラインダ、発生する研削粉を吸引する吸引機、研削終了後に研削部に付着している研削粉をふき取るふき取り機から構成される。

外径検査部は、レーザマイクロゲージとその駆動機構から構成される。

収納部は、燃料ピンを20本(炉心燃料)または10本(径方向ブランケット燃料)単位で合格品トレイまたは不合格品トレイに収納するためのピンハンドリング機構(被覆管または燃料ピンの搬送全般に使用される)、トレイを搬送するクレーン、コンベア類から構成される。

移送コンベアによって挿入装置まで運ばれたスラグ・ボンドNaは１本ずつ被覆管に挿入される。続いて、被覆管開口部が溶接部のHeガスチャンバーに差し込まれる。減圧操作に

より被覆管内のArガスが脱気された後、今度はチャンバーにHeガスが通気され、被覆管内はHeガスに置換される。次に、上部端栓が被覆管開口部に押しつけられるとともに、端栓および被覆管を固定しているチャックに電流が流され、接触部が抵抗溶接される。研削部では、バリが削り落とされた後、ウエスで表面がふき取られ、研削粉が除かれる。外径検査部では、溶接部前後10mm範囲がレーザマイクロゲージによりらせん状に測定、評価される。

製造された燃料ピンは、組立装置の上に置かれた合格品トレイまたは組立装置の中段に置かれた不合格品トレイ(組立装置の盤面上にスリットが開いており、不合格燃料ピンはそのスリットから斜路を通って不合格品トレイに移動する)に収納され、払い出される。

上記に示す作業は、バッチ単位で物品を搬入した後、1 本ずつ連続的に行うものとする。すなわち、処理時間は（律速作業時間）×（燃料ピン本数）＋（物品の搬出入・二重秤量にかかる時間）で決定される。本検討では、Heガス置換および抵抗溶接を律速作業時間とみなし、その時間を3.5分と仮定した。バッチ当りに製造される燃料ピン本数は燃料の種類ごとに異なり、約48.0本(内側炉心)、34.3本(外側炉心)、13.7本(径方向ブランケット)である。物品の搬出入・二重秤量にかかる時間は、炉心燃料で28分、径方向ブランケット燃料で22分である。バッチ当りの処理時間は、各々195.9分、148.1分、70.1分となる。燃料種別のバッチ数は、モールド除去設備の項で述べた通り。したがって、延べ作業時間は177.4日となるため、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

8) リーク検査設備

本設備は、燃料ピンを真空引きしてHeガスの漏洩の有無を確認するための真空チャンバー、Heガス検知器、真空排気装置、および燃料ピンを搬送するクレーン、コンベア類から構成される。検査には時間がかかるため、10本の燃料ピンを同時に検査することとし、チャンバーおよび検知器を10式設置する。リーク検査装置本体の概略を図 6.1.9に示す。

なお、本設備以降の工程では、燃料ピンを取り扱うため、複数バッチ分をまとめて処理することも不可能ではない(燃料ピンの取り扱い本数制限は400本)。ただし、前設備まではバッチ単位で処理を行っていること、射出鋳造セルには燃料ピンの保管棚がないため、複数バッチ分の燃料ピンを編成し直すのは難しいことから、バッチ単位での処理を継続するものとする。

検査に要する時間を本検討では30分(10本の燃料ピンの装着・取り外しに各2.5分、リーク検査に25分)と仮定した。また、10本未満の本数を検査する場合も、同じ時間がかかるとした。バッチ当りの燃料ピン本数は燃料ピン組立・溶接部検査設備の項で述べた通りである。物品の搬出入にかかる時間は、燃料の種類によらず6分である。

バッチ当りの処理時間は、各々156.0分、126.0分、66.0分となる。燃料種別のバッチ回数は、モールド除去設備の項で述べた通り。したがって、延べ作業時間は144.2日となるため、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

9) 表面除染設備および汚染検査設備

本設備は、燃料ピンを除染する表面除染装置、スミア汚染・固着汚染検査を行う汚染検査装置および燃料ピンを搬送するクレーン、コンベア類から構成される。

表面除染装置本体の概略を図 6.1.10に示す。装置は回転ブラシ、ブラシ駆動機構、燃料ピン回転機構、ファン、フィルタおよび燃料ピンのハンドリングアームからなる。装置は箱状になっており、装置にセットされた３本の燃料ピンを回転ブラシが両側から挟みこんで、表面に付着した汚染をはじき飛ばす。燃料ピン自体も回転し、全面にブラシがあたるようにする。装置内にはじき飛ばされた汚染粒子は、フィルタに捕集される。

除染に要する時間を本検討では10分(3本の燃料ピンの装着・取り外しに各2分、除染作業に6分)と仮定した。また、3本未満の本数を検査する場合も、同じ時間がかかるとした。

バッチ当りの燃料ピン本数は燃料ピン組立・溶接部検査設備の項で述べた通り。物品の搬出入にかかる時間は、燃料の種類によらず4分である。

バッチ当りの処理時間は、各々164.0分、124.0分、54.0分となる。燃料種別のバッチ回数は、モールド除去設備の項で述べた通り。したがって、延べ作業時間は146.5日となるため、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

汚染検査装置は、ふき取りアーム、アーム駆動機構、自動ろ紙供給機構、シンチレーションカウンタ２式器および燃料ピンのハンドリングアームからなる。

スミア検査用のろ紙を付けたふき取りアームで、装置にセットされた１本の燃料ピンの表面をふき、得られた試料を脇に置かれたシンチレーションカウンタにセットして表面汚染密度を測定する。また、燃料ピンを装置にセットしたとき、上部端栓部は凹型のシンチレーションカウンタに差し込まれるようになっており、ふきとりを行っている間に溶接部の固着汚染検査を行う。

国内施設における上記検査(汚染の有無の確認)時間の実績は、各々１分程度であることから、検査に要する時間を本検討では3分(燃料ピンの装着・取り外しに各1分、スミア作業～検出器へのろ紙セットに1分、表面汚染検査は燃料ピンの取り外しと並行して、固着汚染検査はスミア作業～検出器へのろ紙セットと並行して行う)と仮定した。

バッチ当りの燃料ピン本数は燃料ピン組立・溶接部検査設備の項で述べた通り。物品の搬出入にかかる時間は、燃料の種類によらず6分である。

バッチ当りの処理時間は、各々149.9分、108.9分、47.2分となる。燃料種別のバッチ回数は、モールド除去設備の項で述べた通り。したがって、延べ作業時間は132.8日となるため、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

10) セル間搬送装置および燃料ピントレイ交換装置

セル間搬送装置は、射出鋳造セル(Ar雰囲気)から集合体組立セル(空気雰囲気)に燃料ピンを搬送するためのエレベータである。エアロックを介す必要があることから、１回に搬送する燃料ピン本数を可能な限り多くすることとし、一度にトレイ20個(内側炉心燃料6バッチ分、外側炉心燃料および径方向ブランケット燃料10バッチ分)を搬送するものとする。エ

アロックは集合体組立セル側に設置することを想定している。

燃料ピントレイ交換装置は、射出鋳造セルで用いられている横置きトレイから、集合体組立セルで用いられている縦置きマガジントレイ(横置きトレイと同様に、マガジン当り炉心燃料ピン20本、径方向ブランケット燃料ピン10本を収納する)に燃料ピンを収納し直す装置であり、横置きトレイを搬出入するためのコンベア、燃料ピンを１本ずつハンドリングするための移載機構、マガジントレイを直立または水平にするための起倒機構からなる。横置きトレイに装荷された燃料ピン本数が20本(10本)未満の場合は、次の横置きトレイからも燃料ピンを取り出し、可能な限りマガジントレイに空を設けないようにする(マガジントレイは縦置きされるため、重心が片側によらないようにする必要がある)。

11) 燃料ピン一時保管および燃料ピン保管設備、燃料ピン移送台車

保管設備は、マガジントレイに収められた燃料ピンを保管する棚からなる。燃料の種類ごとに専用の棚に収納するものとし、炉心燃料棚は、形状制限を適用する。

移送台車は、マガジントレイを最大５個収納することが可能な容量を有するものとする。

なお、燃料ピントレイ交換装置、保管棚、移送台車間のマガジントレイ搬送には、集合体搬送用またはそれに類する天井走行クレーンを用いるものとする。ハンドリングミスを防止するため、全てのトレイは１度に１個ずつ搬送するものとし、クレーンにはセンサ・インターロックを設置する。

12) 超音波検査装置

本設備は、超音波センサおよび少量の純水を入れた検査装置本体、マガジントレイ仮置き棚、マガジントレイの上下を反転させるための反転装置、台車－仮置き棚－反転装置間のマガジントレイ搬送用ハンドリングアーム、反転装置と検査装置本体間での燃料ピンハンドリング装置等からなる。

容器上部には挿入孔があり、ここに燃料ピンの上部端栓部を差し込む。容器内部には可動式の超音波センサがあり、側方から溶接部に超音波を照射して検査を行う。容器内部は超音波の媒体となる水で満たされているため、検査後の燃料ピンに付着した水を蒸発乾燥させるための温風ファンを反転装置に設置する。

検査に要する時間を本検討では燃料ピン１本当り3.5分(燃料ピンの装着・取り外しに各1分、検査に1.5本)と仮定した。台車１台当りに搬入される燃料ピン本数は炉心燃料で100本、径方向ブランケット燃料で50本であり、物品の搬出入にかかる時間は、燃料の種類に依らず30分(マガジントレイ１個当り１分×２回の反転時間を含む)である。

台車１台分の処理時間は、各々380分、205分となる。燃料種別の燃料ピン本数は、37598本(内側炉心燃料)、18799本(外側炉心燃料)、4077本(径方向ブランケット燃料)であるため、延べ作業時間は160.4日となる。したがって、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

13) Na ボンディング設備

本設備は、燃料ピンを加熱してNaを液状化した後、加振してスラグと被覆管の隙間を充填するNaボンディング装置、燃料ピン固定具仮置き棚、マガジントレイ仮置き棚、マガジンから燃料ピンを取り出し、燃料ピン固定具に装荷するためのハンドリング装置、トレイおよび燃料ピン固定具を搬送するハンドリングアーム等からなる。

Naボンディング装置本体および設備全体の概略を図 6.1.11に示す。装置は円筒状の炉で、側面に回転軸がついており、蓋(天板)がスライドするとともに、半円筒の扉が開閉する構造となっている。扉も含めて円筒内壁には、円周状にヒーターが配置されている。装置架台には、加振用のモーターが設置されており、上下動する振動棒が底板を貫通して装置内に突き出ている。

燃料ピン固定具は、燃料ピンの上部端栓を上方から挟み込み、落下しないように保持するチャッキング機構のついた円盤と、それを貫通する軸棒からなる。軸棒の下端は内ぐりされており、振動棒にはまるようになっている。一方、軸棒の上端は、ボンディング装置の蓋に設置されたガイドチューブにはまるようになっている。炉心燃料ピン用固定具は200本、径方向ブランケット燃料ピン用固定具は100本の燃料ピンを固定できるようになっている。

なお、高温により燃料ピン表面に有色の酸化皮膜が発生することを防止するため、加熱の際にはボンディング装置内にArガスを通気するものとし、ひけ巣の発生を防止するため、冷却の際には燃料下端側のヒーターから停止するものとする。

Naボンディング１回の処理時間として、12時間(米国における実験結果)の値が得られている。ただし、本設備では100～200本単位で処理を行うため、実験用設備よりも加熱・冷却に時間がかかると考えられる。よって、安全側に搬送込みの1回の処理時間を24時間と設定した。したがって、延べ作業時間は322.8日となるため、２台設置することにより、年間200日の操業期間内での処理を可能とする。

14) ボンディング検査設備

本設備は、ボンディング処理された燃料ピンに対し渦電流探傷検査およびX線検査を行う検査装置本体、マガジントレイ仮置き棚、マガジンから燃料ピンを取り出し、検査装置に装荷するためのハンドリング装置、トレイを搬送するハンドリングアーム等からなる。

検査に要する時間を本検討では燃料ピン１本当り3分(燃料ピンの装着・取り外しに各1分、検査に1分)と仮定した。物品の搬出入にかかる時間は24分である。

結果、台車１台分の処理時間は、各々324分、174分となる。燃料種別の燃料ピン本数は、超音波検査装置の項で述べた通り。したがって、延べ作業時間は136.7日となり、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

15) ワイヤラッピング設備、燃料ピン検査設備

国内MOX燃料製造施設で使用されている設備と同等の設備とする。各装置本体の概略を図 6.1.12および図 6.1.13に示す。現行設備能力(共に360本/日・台)から処理能力を換算す

ると、燃料ピン１本当り4分となるが、量産対応による速度向上を期待して、1本当り3分とした。これは、ボンディング検査設備の能力と等しい。物品の搬出入にかかる時間も同じであるため、設備台数は同じ１台となる。

16) 燃料集合体組立・検査設備

これらについても、国内MOX燃料製造施設で使用されている設備と同等の設備とする。各装置本体の概略を図 6.1.14および図 6.1.15に示す。処理能力は、現行設備能力(各々4.8、9.6体/日・台、ただし１体169本)より、燃料ピン331本からなる炉心燃料集合体では約2.4体/日、4.8体/日程度と考えられる(127本からなる径方向ブランケット燃料集合体では約6.4体/日、12.8体/日程度)。

燃料集合体の年間製造量は198.4体/年より１日当り約1体であるため、1台設置すれば年間200日の操業期間内での処理が可能である。

(c) 必要設備・機器数の検討

設備設計より得られた、設備単体処理能力および38tHM/年の製造能力を得るために必要な設備台数を表 6.1.9の「装置単体での評価」欄に示す。ここで、上工程から下工程に順次燃料を加工していく設備グループ全体の処理能力は、律速となる設備の処理能力に等しくなるため、それを考慮した結果を「前後の工程の律速処理能力を考慮した評価」欄に示す。結果は「装置単体での評価」で得られた設備台数と変わらなかった。

以上より、原料の保管棚は物質の種類毎に各１台、燃料スラグおよび燃料ピンの保管棚は、容量が１週間のものと２週間のものを燃料の種類毎に各1台、射出鋳造設備は４台、燃料スラグ検査設備およびNaボンディング設備は２台、その他の製造・検査設備は各１台必要である。

(v) 周辺設備の設計

(a) 分析設備

再処理との共用設備である。本設備では、燃料スラグの組成を明らかにし、品質・計量管理に期することを目的に、成分分析が行われる。射出鋳造時に均一組成の成型体が得られるとの想定に基づき、射出鋳造1バッチ当り１サンプルの試料(0.5gHM程度)を分析するものとする。分析項目リストを表 6.1.10に示す。

プロセス設計の項で示したように、前処理として、試料の溶融・同位体分離等の作業を行う必要があるが、国内MOX燃料製造実績(グローブボックス作業)によれば、十数時間～数日が必要とされている。

本検討では、セル内で遠隔自動運転を行うことにより、前処理時間の短縮が図られるとしているが、それでも溶融に5時間、同位体分離Ⅰ・Ⅱに各々9時間、熱処理に3時間かかるものと考えられている。また、分析自体は１時間程度で済むものと考えられる。年間の分析回数は、1966回であるから、前処理設備(溶融、同位体分離、熱処理)および各分析設備の機器の延べ作業時間は、各々409.6日、737.3日、245.8日、81.9日となり、再処理側の分

析試料を考慮しないとしても、年間200日の操業期間内に処理するためには各設備を各々3、4、2、1台必要とする。

(b) 廃棄物処理・貯蔵設備

燃料製造から発生する工程廃棄物として、黒鉛製の射出鋳造るつぼ、SiO_2製の廃モールドおよびドロス等がある。るつぼは粉砕・焼却処理され、廃モールドは粉砕後、人工鉱物の原料にされる。ドロスは化学処理によりHM成分を回収し、コーティング材等の残渣はセメント固化される。これらの処理を行う設備は、再処理側の廃棄物処理設備と共通であり、燃料製造分を含めた設計がなされている。

その他、燃料製造に関連する廃棄物処理設備としては、オフガス処理設備、Arセル浄化設備、中放射性廃液処理設備(分析廃液用)、低放射性廃液処理設備、極低放射性廃液処理設備、高放射性固体廃棄物処理設備(製造設備の廃棄部品用)、低放射性固体廃棄物処理設備、人工鉱物固化設備、ドロス処理設備があるが、再処理側の廃棄物処理設備と共通であり、燃料製造分を含めた設計がなされている。

関連する廃棄物貯蔵設備についても、再処理側の設備と共通であり、燃料製造分を含めた設計がなされている。

(c) ユーティリティ設備

主工程設備および分析・廃棄物処理等の周辺設備に関連するユーティリティ設備として、ガス製造設備、試薬供給設備、冷却水設備、冷水設備、圧縮空気設備、加湿設備があるが、再処理側のユーティリティ設備と共通であり、燃料製造分を含めた設計がなされている。

(d) 保守補修設備

保守補修作業を実施する場合は、保守頻度、放射能レベル、除染の容易性(除染性)を考慮して保守方式を選択する。表 6.1.11に基本的な考え方を示す。

上記の考え方に基づき、完全遠隔保守セル、遠隔・直接保守併用セルおよび直接保守セルに以下に示す設備を設ける。

1) 完全遠隔保守セル(射出鋳造セル)

主要な機器には、専用のマスタースレーブマニピュレータ(MSM)を設置し、保守を行う。MSMの設置されない機器およびMSMではアクセスできない部位に対する保守は、天井走行式パワーマニピュレータ(PM)で行う。また、現場の状況を確認するため、視聴覚システム(ITV、集音マイク)を設置する。

なお、現場での作業は、基本的に部品交換に限定し、修理は行わない。

現場での保守が不可能であり、修理のために機器を保守セルに搬送する場合、あるいは交換用の部品を搬入出する場合のために、天井走行式インセルクレーン(ICC)を設置する。

2) 遠隔・直接保守併用セル(集合体組立セル)

1) と同じ設備を設置する。また、隣接するアンバー区域の部屋には、作業員がセル内に立

ち入ることを可能とするための設備として、グリーンハウス設置用スペース、呼吸用空気、放射線モニタ、ダストモニタ等を設置する。

3) 直接保守セル(保守セルおよびエアロックセル)

保守補修作業用にMSMを設置し、機器、交換部品、廃棄物収納容器等の搬送用には、ICCを設置する。また、隣接するアンバー区域の部屋には、グリーンハウス設置用スペース、呼吸用空気、放射線モニタ、ダストモニタ等を設置する。

保守セルには、上記に加え、完全遠隔保守セルから搬入した機器を除染するための除染設備を設置する。

(vi) 配置設計

(a) 配置設計検討の方針

全体の配置設計検討にあたり、以下の設計方針のもとに、プロセスの構成、主要機器の寸法、プロセス要求によるセル内雰囲気、保守方針等を考慮して検討を行った。

- 燃料製造設備の各工程のストリームと放射能レベルを考慮し、被ばく安全上適切な構成とゾーニングを行う。
- 主要プロセスの動線は設備配置が合理的になるように最短ルートとする。
- 連続運転と常時監視を必要とする工程は、中央制御室主体で運転操作を行い、特に中央で常時監視と制御を行う必要のない工程は、現場主体の操作とする。
- セルは遮へい窓やITVを通し、PM、ICC等により遠隔操作可能な設計とする。
- セルの形状は、MSMでの操作性を考慮し、セル幅を抑えた長尺セルとする。
- 各セルには保守のためにICCとPMを内部に設置し、遮へい壁には必要箇所にMSMを設置する。
- 保守については、プラント稼働率の向上と、作業員の被ばく低減を目的とし、保守頻度が高いか除染困難で直接保守が容易でない機器を有するセルを遠隔保守とする。具体的には、燃料を非密封で扱う工程を完全遠隔保守セルとし、各セルには上階にICC保守セルを設けるか、隣接してセル内機器用の保守セルを設ける。セル間の取り合いは、遮へい扉を設け、台車またはICCで実施する。
- 射出鋳造セルはAr雰囲気セル、その他は空気雰囲気セルとし、Ar雰囲気セルと空気雰囲気セルとの間には、エアロックセルを設けて雰囲気の流入を防止する。
- 空気雰囲気セルでは、保守時には線源となる燃料ピン、集合体等を隔離遮蔽できるようにして、セル内に人が立ち入れる設計とする。
- 施設の構成は、建屋総面積を抑える観点から、廃棄物処理・貯蔵設備を含む燃料製造/再処理一体型建屋とし、設計条件による新燃料/使用済燃料貯蔵建屋を独立させた他に、主建屋に隣接して、管理棟、非常用発電設備、排気筒、ボイラ設備、燃料タンクを設置する。

(b) 配置設計結果

38tHM/年の燃料製造/再処理一体型施設は、染料製造および再処理を行う主建屋、新燃料および使用済み燃料の貯蔵を行なう燃料貯蔵建屋およびその他の建物・構築物(非常用発電建屋、管理棟、排気筒等)からなる。図 6.1.16に施設の全体構成図を示す。

主建屋は地下１階、地上4階建てで、53.4m×105.0m×地上23.0m、地下10.0mである。ここで、縦×横寸法は建物外壁、地上高さは地表から屋根まで、地下深さは地下階の床面の厚さが2mあるとして、地表から地下階の床下面までである。燃料製造・再処理施設の大部分は地下1階から地上２階にかけて配置され、地上３階以上にはユーティリティ設備、受配電設備、建屋換気空調設備を配置し、中央制御室と出入管理室は４階に配置する。主建屋と燃料貯蔵建屋は地下１階の通路(新燃料用と使用済燃料用の２つの通路がある)を介して結ばれており、台車を用いて燃料の搬送を行う。

燃料製造施設は、地下１階にある70.1m×12.5m×6.0m(セル内壁寸法、以下同じ)の核燃料物質を非密封状態で取り扱う射出鋳造セルおよび地上１階にある40.3m×12.5m×7.5mの核燃料物質を密封状態で取り扱う集合体組立セルからなる。燃料製造施設の主工程設備配置を図 6.1.17に示す。

セル内設備配置は、単一燃料製造ラインによる各種燃料のローテーション生産方式を採用していること、臨界安全上の観点から、核燃料物質の搬送には搬送経路が固定されているレール式の台車を用いるべきであると考えられることから、１本の搬送レールに沿って一列に配置される設計とした。ただし、設備類を直線的に配置すると、きわめて長尺のセルになってしまうことから、搬送レールをセルに外周に沿ってU字状に配置し、その内側に設備を配置した。また、保守補修の際にPMやICCによる解体・組立が容易になるよう、設備同士の間隔を最低1mは空け、エアロック・保守セルに通じる搬送路のそばには、保守補修時や物品搬入時等に仮置きエリアとなる空間を設けた。

原料受け入れ・一時保管設備からリーク検査設備まで(スラグの中間貯蔵も含む)は、Ar雰囲気下に設置する必要がある。また、表面除染・汚染検査設備は、非密封線源を取り扱うセルに設置することが望ましい。よって、上記の設備は、射出鋳造セル内にまとめて配置した。これらの設備は、小型の容器または横置きの燃料ピントレイを搬出入するため、一部の例外(成分調整設備)を除きコンベア類により、搬送台車と物品のやり取りを行う。そこで、搬送台車－設備間を1m空け、コンベア類を配置するものとした。

一方、超音波検査から燃料集合体組立・検査設備までは、空気雰囲気下の密封線源を取り扱うセルに設置することが可能であるから、集合体組立セル内にまとめて配置した。これらの設備は、縦置きの燃料ピンマガジントレイを搬出入するため、ハンドリングアームまたはクレーンにより搬送台車とやり取りを行う。そこで、ハンドリングアームの旋回半径にかかるように設備本体や仮置き台を配置し、それら全体が他の設備と1m以上の距離を置くようにした。したがって、射出鋳造セルに比して、集合体組立セル内の設備配置は、余裕のあるものとなっている。

主建屋自体の容積は、約18.5万m^3であるが、燃料製造が占める容積は約5.6万m^3である(再

処理との共用部分については、使用比率で按分した)。また、燃料貯蔵建屋容積は、約11.8万m^3であるため、燃料製造施設の容積は合わせて約17.5万m^3である。そのうち、燃料製造セルの容積は、Ar雰囲気セルが0.53万m^3、空気雰囲気セルが0.38万m^3である。

6.1.2 技術評価

(1) 安全性

臨界安全、火災・爆発防止、耐震の３項目について、現行指針との対応の可能性を示した。しかしながら、概念設計の段階では未検討の項目も存在する。複数ユニットの臨界安全性、耐震クラス分類の設備設計への反映(設備の構造強度)等については、設備の詳細設計を行う時点で評価する必要がある。

(i) 臨界安全

基本的に製造設備には質量管理およびその変形である本数管理、貯蔵設備には臨界計算による寸法管理を適用することとし、以下の検討を行った。

(a) 質量管理

原料物質、燃料スラグおよびスクラップを扱う設備に対する取り扱い上の質量制限値を以下の評価式を用いて設定した。

取扱制限値＝核燃料物質の最小臨界質量×製造時異常事象等を考慮した安全係数

核燃料物質の最小臨界質量としては、再処理施設から供給される原料合金中のPu組成は使用済燃料の燃焼度・冷却期間等により異なることを考慮し、安全側に^{239}Pu金属球の最小臨界質量である5.6kg^{239}Puを用いた。

製造時異常事象等を考慮した安全係数としては、燃料のハンドリングを完全自動化し、ヒューマンエラーを排除することで、一部のグローブボックス製造システムで適用されている0.7よりも高い値を適用することは可能として、本検討では暫定的に0.8と設定した。ただし、具体的に安全係数を評価・設定するに当たっては、詳細な設備設計および燃料ハンドリングを制御する工程管理システムの設計を行い、施設の異常事象評価を行う必要がある。これは将来の課題である。

以上より、本検討では、原料合金、燃料スラグおよびスクラップを扱う設備に対する取扱制限値を4.5kgPuとした。

また、上記の安全係数を担保するための対策として、臨界管理区域の設定、臨界管理用の機器構成、マテリアルハンドリング手順およびインターロック作動条件設定を主とする搬入出の管理方法、二重秤量等について検討し、計量管理の徹底および装置内への核燃料物質の滞留の防止を図った。これらの安全対策は、成分調整工程および射出鋳造工程で特に重要となる。射出鋳造装置への適用例を図 6.1.18に示す。

(b) 本数管理

内側および外側炉心燃料ピンを三角格子配列で六角柱状に束ね、外側に厚さ20cmの水反

射体を配したモデル(ピン束の間隙はボイドと仮定)に対して臨界計算を行った結果、内側炉心燃料では2977本(146kgPu)以下、外側炉心燃料では1519本(103kgPu)以下で、k_{eff}の平均値＋3σ＜0.95であった。

製造工程上の燃料ピンの最大取扱本数は、集合体組立時の400本であるため、操業上の観点から、一度に取り扱える燃料ピンの本数制限値を暫定的に400本と設定した。

ただし、射出鋳造セルの燃料ピン組立装置、リーク検査装置、表面除染装置、汚染検査装置については物流管理の都合上、合金塊・スラグを取り扱う設備と同じ4.5 kgPuの質量制限(またはそれに相当する本数制限)を適用する。

(c) 寸法管理

各種貯蔵設備では100kgPu単位の核燃料物質を貯蔵する必要があるため、貯蔵棚の寸法、ピッチ、中性子吸収材の使用等を考慮した上で、臨界計算を行い、未臨界となることを確認する必要がある。これらの諸量については、設備の耐震設計、TRU核種の崩壊熱に対する除熱設計等も勘案する必要があるため、詳細な検討は今後の課題である。

以上より、貯蔵設備以外の設備類については基本的に、単一ユニットの臨界安全が確保されていると考えられる。貯蔵設備類については、詳細設計を行う時点で臨界安全性を確認する必要がある。

なお、本検討では、設備間の中性子相互干渉による複数ユニットの臨界安全評価は行っていない。今後、設備の詳細設計を行う時点で評価する必要があるが、その結果、セル内設備配置の見直し(設備間距離の変更・臨界隔離壁の設置等)が生じる可能性がある。

(ii) 火災・爆発防止

燃料製造で使用する火災・爆発に係わる物質は、金属または合金状の核燃料物質およびボンディング用の金属Naである。これらの物質を非密封状態で取り扱う射出鋳造セルはAr雰囲気セルとし、圧縮空気・冷却水を使用しない設計とした。また、射出鋳造装置は、装置内温度が200℃以上の状態では、装置が開かないように開閉機構にインターロックを設置する設計とし、万一セルが破損して空気が流入した場合にも、高温の核燃料物質が空気と接触して自然発火することを防止するものとした。

以上のように、核燃料物質およびNaを空気・水と極力接触させない方策を検討しているため、火災・爆発が生じる可能性は極めて小さいと考えられる。

また、万一火災が生じた場合の対策として、Ar雰囲気セル、空気雰囲気セルとも窒息消火設備を配置する設計とした。ただし、個々のセル容積が大きいため、消火までには時間がかかる可能性がある。

(iii) 耐震

設計方針で述べたように、セルに核燃料物質の閉じ込め機能を持たせるものとした。したがって、セル、セル換気系、およびその電源設備(非常系を含む)は、耐震Aクラスとした。

また、臨界質量未満の核燃料物質物質しか取り扱わない設備は耐震Bクラスに、臨界質量以上の核燃料物質を収納する保管・貯蔵設備は耐震Aクラスとした。

以上より、本設計は指針と同等以上の耐震性を有していると考えられる。ただし、本検討は概念設計段階のため、上記分類による設備のフレーム強度の設計・評価等は行っていない。これらは今後、設備の詳細設計を行う時点で評価する必要がある。

(2) 経済性

(i) 建設費

燃料製造主工程の主要機器台数を表 6.1.12のリファレンスシステムの欄に示す。

主工程設備費は積み上げ方式(設備ごとの単価×台数の和)により算出した。なお、同一設備を複数設置する場合には、２台目以降の機器設計・製作費が低減されると仮定し、設備単価を１台目単価の0.9倍とした。

周辺設備費は、燃料製造および再処理で共用できるもの(廃棄物処理設備等)については使用割合に応じてコストを按分し、専用設備(保守補修設備等)については、主工程設備費と同様に、積み上げ方式により算出した。

建物躯体費(セル内装費含む)、受電・配電設備費・換気空調費に関しては、建電換費として一括して見積もり、国内実績等から建物容積1m^{3}当り13万円と仮定して評価した。また、排気筒、施設外の放射線管理設備・核物質防護設備等のコストは別途見積もり、建電換費に加算した。

以上による建設費は629億円となった。建設費の内訳を表 6.1.13のリファレンスシステムの欄に示す。

(ii) 操業費

年間の操業費は59.7億円/年となった。内訳を表 6.1.14のリファレンスシステムの欄に示す。

(iii) 燃料製造単価

(i) 、(ii) の結果から算出した燃料製造単価は29万円/kgHM、発電単価の燃料製造分は0.30円/kWhとなった。内訳を表 6.1.15に示す。

(a) コストダウンの方向性

表 6.1.15に示すように操業費の負荷が大きい。これを低減するため、人員数の見直しによる人件費の削減、再処理施設側での回収率向上によるZr購入量の低減、および大量生産によるるつぼ・モールドの購入価格低減等による消耗品等諸費の削減が有効であろうと考えられる。また、製造歩留まりおよび設備稼働日数の向上は、機器数の削減および生産量の増加によって資本費の低減に有効である。

(b) コスト削減方策

上記に挙げた項目のうち、具体的な対応が可能であると考えられる項目は、人件費の削

減、機器設計の最適化による製造歩留まりおよび設備稼働日数の向上である。

人件費の削減策の一案を示す。本施設が再処理との一体化施設であって、かつ再処理と比較して設備容積がかなり小さいことを考慮し、廃棄物処理・分析・放射線管理および保守等については、再処理側との合同班を構成することにより、燃料製造側で単独の班を構成するよりも大幅に人数を減らせる可能性がある。さらに、新燃料貯蔵・払い出し業務と再処理側の使用済み燃料搬入・貯蔵業務は、１つの班で兼任することが可能であると考えられ、人数を半減できる。

また、機器設計に際して、最適運転条件を把握して機器の自動制御系に組み込む・モジュール化構造とする・個々のモジュールをメンテナンスフリー化する等を行うことで、製造歩留まりおよび設備稼働日数の向上が可能になると考えられる。

(3) 環境負荷低減性

(i) 廃棄物発生量

3.1.2で述べた廃棄物区分に基づき、燃料製造/再処理一体化プラントにおける燃料製造所掌分について、通常運転時の年間固体廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

工程廃棄物および保守補修に係わる二次廃棄物(不燃性の固体廃棄物)の発生量を表6.1.16のリファレンスシステムの欄に示す。

廃棄物量を低減させるため、主要な工程廃棄物である黒鉛るつぼ(射出鋳造工程から発生)は焼却処理するものとし、モールド破砕片(モールド除去工程から発生)は、再処理側に引渡し、人工鉱物固化体の副原料に利用するものとした。なお、フェーズⅠではモールド破砕片の発生量9.2tのうち、6.3tを引渡し、残り2.9tを製造側廃棄物としていたが、フェーズⅡでの再評価(再処理側：人工鉱物固化体に転用できる石英量の見直しを実施、製造側：モールドの密度を石英の密度である2.66g/cm^{3}から石英ガラスの2.22g/cm^{3}に変えるとともにモールド寸法の一部見直しを実施)の結果、発生量8.6t全量を人工鉱物固化体の副原料として引き渡すことが可能となった。したがって、廃モールドからの実質的な固体廃棄物の発生量は、表 6.1.16に示されているように０となる。なお、表には参考として処理前の量を併記した。

一方、保守補修に係わる二次廃棄物は、機器単体重量×保守補修による交換率(機器の種類により6%/年または2%/年ずつ交換されると想定)×台数により評価し、地層処分低レベル廃棄物6.7t/年、クリアランスレベル以下の廃棄物3.4t/年と評価した。

この他、高レベル固体廃棄物処理、オフガス処理、Arセル浄化、低レベル固体廃棄物処理、人工鉱物固化、ドロス処理の各設備から発生する廃棄物が燃料製造に関係するが、再処理との共通設備であるため廃棄物の区分が明確となっておらず、本検討では評価していない。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

主建屋、燃料貯蔵建屋および非常用発電設備建屋のうち、燃料製造所掌の設備および建屋からの固体廃棄物発生量を表 6.1.17のリファレンスシステムの欄に示す。地層処分低レベル廃棄物386t、浅地中処分低レベル廃棄物107t、クリアランスレベル以下の廃棄物（金属）9,730t、クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）95,100tと評価した。

(ii) 廃棄物への移行率

プロセス設計の項で示したように、燃料製造工程における核燃料物質の工程廃棄物への移行経路および移行量は、

①モールド除去・せん断工程：モールド下端外側に付着した膜状合金(0～190kgHM/年)

②モールド除去・せん断工程：モールド内面に付着したドロス(評価されていないが無視し得る)

③分析工程：使用済み分析試料(1kgHM/年)

である。したがって、核燃料物質の工程廃棄物への移行率は、(0～190＋0＋1)/38000＝0.003%～0.5%程度となる。

①の値に幅があるのはモールド除去設備において、モールド下端部をブラシ等により研磨し、膜状合金を剥離・回収することにしているものの、それらに関する実験データ等が存在しないため、どの程度の量が回収されるかについての定量的な評価は現時点では行えないためである。

一方、本システムは粉末を扱うシステムと比較して、ホールドアップが相対的に少ないと考えられる。よって、機器の除染に特別の困難が伴わなければ、二次廃棄物への核燃料物質の移行率は簡素化ペレット燃料製造システムにおける0.1%未満よりもさらに小さく、工程廃棄物への移行率と比較して無視し得ると考えられる。

したがって、工程廃棄物および二次廃棄物を合わせた核燃料物質の廃棄物への移行率は、0.5%以下と考えられる。なお、廃棄物への移行率0.3%未満との報告例[10)]もあり、膜状合金の回収率如何によっては目標(0.1%以下)を満足する可能性がある。

モールドから膜状合金を効率的に回収するための機器設計、および工学規模ウラン試験により最適な剥離条件を把握することが重要である。

(4) 資源有効利用性

上述したように、工程廃棄物および二次廃棄物を合わせた核燃料物質の廃棄物への移行率は0.5%以下と評価している。この評価と、セル内ホールドアップが極めて少ないシステムと考えられることから、資源有効利用率は99.5%以上と評価でき、設計要求の99%を満足している。

(5) 核拡散抵抗性

単体Puの存在の有無、ホールドアップ、計量管理および物流管理の観点から評価する。

(i) 単体 Pu の存在の有無

本システムにおいて、Puは金属電解法再処理で得られるU-TRU-Zr合金の形態で供給され、Puを単離する工程は存在しない。したがって、Puが単独で存在することはない。

(ii) ホールドアップ

インゴットおよび棒状合金の状態で核燃料物質を取り扱うため、微粉が発生・飛散しにくく、セル内ホールドアップは極めて少ないと考えられる。ただし、るつぼおよびスラグ表面に付着したドロスの剥離時には、吸引機を用いて粉塵の飛散を防止する設備設計としている。また、射出鋳造(特に減圧) 時にAmが蒸散する可能性があるため、射出鋳造装置と真空ポンプの間にはコールドトラップ等を設置する必要がある。

(iii) 計量管理

インゴットおよびスラグ中にはPuが均一に分布していると考えられるため、分析試料による成分分析値と秤量値からPu量の把握は可能である。

ただし、バッチサイズの小ささ、成分調整工程でPu富化度が変化すること、バッチの異なるリサイクル品の混合等により、計量管理に係わる作業量は膨大なものとなる。

また、成分分析に一日弱の時間を要することから、射出鋳造で得られたスラグおよびヒール等のリサイクル品に対する即時の評価が不可能であることが問題点として上げられる。

(iv) 物流管理

バッチサイズの小ささ、各工程でのリサイクル品発生等により、工程内の物流は複雑かつ極めて多数のバッチが存在するものになる。

(v) 核物質防護

本システムは、低除染MA含有燃料を扱うことよりセル内での取り扱いとなることから核物質への難接近性があり、核物質防護の観点からは現行システムに比べ有利である。

以上より、計量・物流管理の負担は大きいが、本システムは核拡散抵抗性に優れたシステムであると言える。ただし、保障措置制度との関連において機器毎のPu量の直接測定を求められた場合には、新たなる技術開発が必要になる。

(6) 技術的成立性

プロセス技術の成立性、量産対応機器設計の実現性、製造ラインの成立性について評価する。

(i) プロセス技術の成立性

アーク溶融－急冷試験により、MAおよびFPを含むU-TRU-Zr合金の溶融・冷却時の均一性が確認されている。また、U-TRU-Zr合金による実験室規模の射出鋳造試験およびU-Zr合金による実規模の射出鋳造試験が行われ、それぞれ数百本の鋳造品が得られている。

以上に示した要素技術開発成果から、低除染TRU燃料に対する射出鋳造法の基本的なプ

ロセス技術の見通しは得られたと考えられる。

ただし、MAおよびFPを含むU-TRU-Zr合金の溶融・冷却時の均一性については、実際のプロセス(誘導加熱－射出鋳造)で同様の結果が得られることを確認する必要がある。また、得られた鋳造品の直径の一様性、曲がり、欠陥(表面の肌荒れ・空孔・クラック等)の有無等について確認し、品質管理をも考慮した製造歩留まりを評価する必要がある。

(ii) 量産対応機器設計の実現性

国内においてU-Zr合金を用いた実規模射出鋳造試験が行われ、スラグ製造に成功している。また、ANLでは低除染TRU燃料に対する小規模な燃料製造設備一式が製作され、数百本の燃料ピンが製造されている。これらの設備設計をもとに、金属燃料製造特有の設備である成分調整装置、射出鋳造装置、モールド除去装置、スラグ検査装置およびNaボンディング装置について、機器の動作機構の検討を実施し、基本構造概念を定めた。上記以外の設備については、Naボンディング検査装置を除き、簡素化ペレット製造システムの機器設計を参照して、設計を進めることとしている。また、遠隔保守に対応するため、機器をモジュール化し、モジュール交換方式による短時間での復旧を想定している。具体的な構造検討は今後の課題とする。

以上より、MSM等のマニピュレータを介した形での遠隔手動運転による量産対応機器設計はなされていると考えられる。ただし、遠隔自動運転対応とするためには、計装制御系の検討が不可欠である。具体的な検討は今後の課題とする。

(iii) 製造ラインの成立性

核燃料物質の工程間の搬送には、移送台車を使用し、左記台車と製造設備間の核燃料物質の搬入出にはコンベア・ハンドリングアーム等を使用することとして、マテリアルハンドリングのような定型の操作については自動化を図る方向で検討している。

設備の保守補修のような不定型の操作に対しては、実績のあるMSM、ICCおよびPMを使用し人が操作するものとした。

ただし、現状では、以下の項目についての検討が未着手であり、量産性および安定操業性を含む製造ラインの成立性の確認には至っていない。

①遠隔保守に対応した機器のモジュール化設計(モジュールの取付け・取外し機構含む)

②マテリアルハンドリング機器・秤量器・各種センサ類の設計検討

③機器の故障頻度を考慮した設備稼働率の検討

④③を考慮した機器台数・配置設計の見直し

本システムは、原料受け入れから燃料ピン組立において、核燃料物質(金属)を質量管理の適用下で取り扱う。結果、取り扱い量は１回当り数kgPuと小さく、多数回のバッチ処理を行うことになる。したがって、ハンドリング機器の動作トラブルを如何に低減させられるかが量産および安定操業を成立させる鍵になると考えられる。

(iv) 結論

プロセス技術の成立性は確認されているものと考えられる。遠隔自動運転を行うための計装制御系および遠隔保守補修に対応するための機械のモジュール化、製造ラインを成立させるためのマテリアルハンドリング機器・秤量器・センサ等の開発などの機器設計・開発が今後の課題になると考えられる。

表 6.1.1　リファレンス炉心の基本仕様

項目		仕様
電気出力		1500MWe
熱出力		3900MWth
炉心概念		2領域均質炉心
運転サイクル長さ		20ヶ月
炉心取出平均燃焼度（目標値）		150GWd/t
増殖比（目標値）		1.2
炉心燃料集合体数	内側炉心	276体
	外側炉心	138体
	径方向ブランケット	78体
主炉停止系		30体
後備炉停止系		7体
集合体配列ピッチ		197.7mm
炉心高さ		85cm
炉心等価直径		440cm
燃料交換バッチ数（炉心/径方向ブランケット）		4/4
U組成（$^{235}U/^{236}U/^{238}U$）		0.3 / - / 99.7 wt%
Pu組成（高速増殖炉多重リサイクル時）		*1
MA組成（高速増殖炉多重リサイクル時）		*2

*1 $^{238}Pu/^{239}Pu/^{240}Pu/^{241}Pu/^{242}Pu$
= 1.0 / 68.0 / 26.0 / 2.5 / 2.5 wt%

*2 $^{237}Np/^{241}Am/^{242m}Am/^{243}Am/^{243}Cm/^{244}Cm/^{245}Cm$
= 13.0 / 52.5 / 1.5 / 18.0 / 0.2 / 12.0 / 2.8 wt%

表 6.1.2　燃料集合体の基本仕様

項目			炉心燃料集合体		径方向ブランケット燃料集合体
			炉心	軸方向ブランケット	
燃料集合体	燃料ピン本数		331本		127 本
	燃料ピン配列ピッチ		9.95 mm		16.02 mm
	全長		4600 mm		4600 mm
	ラッパ管諸元	材質	PNC-FMS		PNC-FMS
		内対面幅	183.7 mm		183.7 mm
		外対面幅	191.7 mm		191.7 mm
		肉厚	4.0 mm		4.0 mm
	スペーサ諸元	型式	ワイヤ		ワイヤ
		材質	PNC-FMS		PNC-FMS
		ワイヤ径	1.39 mm		1.21 mm
		ワイヤ巻付ピッチ	約250 mm		約250 mm
	構造材（概略重量/長さ）	ハンドリングヘッド	15 kg / 220 mm		15 kg / 220 mm
		上部遮蔽体	41.5 kg / 250 mm		41.5 kg / 250 mm
		ラッパ管	55.4 kg / 2730 mm		55.4 kg / 2730 mm
		被覆管・ワイヤ・端栓	104.9 kg / 2670 mm		72.6 kg / 2670 mm
		下部遮蔽体・ｴﾝﾄﾗﾝｽﾉｽﾞﾙ	167.7 kg / 1380 mm		167.7 kg / 1380 mm
		合計	384.5 kg / 4600 mm		352.2 kg / 4600 mm
燃料ピン	全長		2670 mm		2670 mm
	有効長		1150 mm		1150 mm
	スタック長		850 mm	（上部）150 mm （下部）150 mm	1150 mm
	ガスプレナム位置と長さ		上部、1450 mm		上部、1450 mm
	ボンド材と重量		Na、13.3 kg		Na、27.9 kg
	型式		一体密封型		一体密封型
	被覆管諸元	材質	PNC-ODS		PNC-ODS
		外径	8.5 mm		14.8 mm
		内径	7.5 mm		13.8 mm
		肉厚	0.5 mm		0.5 mm
	燃料スラグ諸元	型式	中実スラグ	中実スラグ	中実スラグ
		材質	U-TRU-10wt%Zr合金	U-10wt%Zr合金	U-10wt%Zr合金
		スミア密度	75 %T.D.	75 %T.D.	85% T.D.

表 6.1.3　臨界安全に係わるシステム設計方針

項目	対策
工程管理計算機−設備間の通信データへのノイズ侵入による作業指示ミスの防止	制御ユニットの多重化
(マテリアルハンドリングを含む) 搬送時の核燃料物質の異常接近防止	臨界管理領域の設置(領域毎に質量管理)
	搬送路の固定化(レール式)
	搬送台車の車載エリアを取扱制限値に相当する容器個数分に限定
	近接防止バー・近接センサー連動インターロック
核燃料物質の識別ミスの防止 ・汚れ、センサー劣化等による容器IDの読み取りミス ・対象外の容器の読み取り	容器IDの複数化
	センサーの自己診断・多重化
	搬送路から臨界管理領域への搬出入路を物質の種類毎に指定
搬送路と製造設備の切り離し	臨界管理領域の設置(領域毎に質量管理)
	搬送路と臨界管理領域をマテハン設備で結ぶ
秤量器故障等による秤量ミスの防止	秤量器の自己診断・多重化
核燃料物質の詰まり・走路からの落下による設備内での核燃料物質の滞留防止	機器設計の考慮
	秤量器による管理
マテリアルハンドリング	センサー・秤量器連動インターロックを二重に設置
	異常事象発生時には基本的に全停止

表 6.1.4　原料合金(再処理製品)および補充用金属ウラン・ジルコニウムの仕様

種類	供給元	用途	形状	重量(平均値)
U-TRU-Zr 合金	再処理施設	主原料	塊状	3.2kg (2.0kgPu＋0.8kgU＋0.3kgZr＋0.1kgMA＋0.1kgFP)
U-Zr 合金				5. 8kg(U5.3kg+0.5kgZr)
金属 U	外部(購入)	成分微調整	小片	100g、1kg
金属 Zr		不足量補充		100g

表 6.1.5　成分調整例(バッチ当りのリサイクル品の発生量と消費量を等しくする方法)

成分調整量	内側 炉心燃料	外側 炉心燃料	軸方向 ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ	径方向 ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ
U-TRU-Zr 合金	3.2kg (1 個)	3.2kg (1 個)	－	－
U-Zr 合金	11.6kg (2 個)	5.8kg (1 個)	23.1kg (4 個)	28.9kg (5 個)
金属 U	2.7kg	3.4kg	2.5kg	1.1kg
金属 Zr	0.6kg	0.6kg	0.8kg	0.8kg
リサイクル品	16.1kg	11.5kg	23.6kg	29.2kg
Pu 重量	3.8kg	3.8kg	－	－
全重量	34.2kg	24.5kg	50.1kg	60.1kg

表 6.1.6　成分調整例(１バッチ当りの Pu 量を常に 4.5kgPu とする方法)

バッチ数（注 1）	16	7	4
U-TRU-Zr 合金	2 個	－	－
U-Zr 合金	4 個	－	－
金属 U	5.3kg	－	－
金属 Zr	1.2kg	－	－
ヒール	－	3 個	2 個
せん断片（注 2）	61.3%	72.2%	229.8%
(リサイクル品小計)	4.6kg	40.5kg	40.5kg
Pu 重量	4.5kg	4.5kg	4.5kg
全重量	40.6kg	40.5kg	40.5kg

注１：内側炉心燃料は１週間(燃料製造１ローテーション)当り平均 27.4 バッチ分製造される。バッチ数は 1 週間 27 バッチ分の成分調整の作業回数を示す。

注２：バッチ当りに発生する平均せん断片重量(7.43kg)を 100%として、各バッチにおける分取量を示している。

表 6.1.7　年間燃料製造量(リファレンスシステム)

項目	るつぼ投入重量 (tHM)	モールド射出物重量 (tHM)	射出鋳造品重量 (tHM)	検査前スラグ重量 (tHM)	検査後スラグ重量 (tHM)	検査前ピン重量 (tHM)	検査後ピン重量 (tHM)	集合体重量 (tHM)
歩留まり	1.0	0.7	0.882	0.900	0.944	−	0.980	−
内側炉心	28.5	19.9	17.6	15.8	14.9	20.2	19.8	19.8
外側炉心	14.2	10.0	8.8	7.9	7.5	10.1	9.9	9.9
軸ブラ	15.2	10.6	9.4	8.4	8.0			
径ブラ	16.0	11.2	9.9	8.9	8.4	8.4	8.2	8.2
計	73.9	51.7	45.6	41.1	38.8	38.8	38.0	38.0

項目	成分調整・射出鋳造バッチ数	モールド本数	射出鋳造品本数	検査前スラグ本数	検査後スラグ本数	検査前ピン本数	検査後ピン本数	集合体体数
内側炉心	784	84995	75232	79657	75197	37598	36846	111.3
外側炉心	548	42498	37616	39829	37598	18799	18423	55.7
軸ブラ	337	44997	39829	119486	112795			
径ブラ	297	13855	12263	12956	12231	4077	3995	31.5
計	1966	186345	164940	251928	237820	60474	59265	198.4

表 6.1.8　成分調整装置における作業時間例(最大作業時間ケース)

移送台車の種類	容器種類等	容器数等	作業時間(分)			
			①	②	③	④
原料容器移送台車	U-TRU-Zr 合金	1 容器	1.0		4.0	1.5
	U-Zr 合金	1 容器	1.0		4.0	1.5
	金属 U	1 容器	1.0		4.0	1.5
	金属 Zr	1 容器	1.0		4.0	1.5
ヒール・スクラップ移送台車	ヒール	1 容器	1.0		4.0	1.5
	せん断片	1 容器	1.0		4.0	1.5
るつぼ移送台車	るつぼ	1 個	1.0		5.0	
−	関係台車数	3 台		4.0		
作業時間合計			49.0			

①移送台車と装置間の容器の受け渡しにかかる時間：容器当り 0.5 分。搬出入で計 1 分。
②複数の台車の入れ替えにかかる時間：２台目以降の台車当り 1 分。搬出入で計２分。
③二重秤量にかかる時間：設置台から秤量器Ａまでの搬送に 0.5 分、Ａでの秤量に 0.5 分、秤量器Ａから秤量器Ｂまでの搬送に 0.5 分、Ｂでの秤量に 0.5 分。これを投入前後で行うから計 4 分(るつぼの場合、再び設置台に戻すので計 5 分)
④内容物の投入にかかる時間：秤量器Ｂからるつぼまでの搬送に 0.5 分、投入に 0.5 分、るつぼから秤量器Ｂまでの搬送に 0.5 分で計 1.5 分。

表 6.1.9　必要機器数(リファレンスシステム)

装置名称	燃料種類	年間(200日)製造量		装置単体での評価 作業時間*2		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数	前後の工程の律速処理能力を考慮した評価*1 補正された作業時間		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数
原料一時保管棚	ー														
成分調整装置	内側炉心	784	バッチ/y	0.71	h/バッチ	23.1	58.0	0.29	1	2.21	h/バッチ	72.1	179.4	0.90	1
	外側炉心	548		0.71		16.2				2.00		45.7			
	軸ブラ	337		0.71		10.0				2.62		36.9			
	径ブラ	297		0.71		8.8				2.00		24.7			
射出鋳造装置	内側炉心	784		8.00		261.3	655.3	3.28	4	8.83		288.3	717.5	3.59	4
	外側炉心	548		8.00		182.7				8.00		182.7			
	軸ブラ	337		8.00		112.4				10.49		147.5			
	径ブラ	297		8.00		98.9				8.00		98.9			
モールド除去装置*3	内側炉心	784	バッチ/y	2.21	バッチ/y	72.1	162.2	0.81	1	2.21	バッチ/y	72.1	179.4	0.90	1
	外側炉心	548		1.69		38.6				2.00		45.7			
	軸ブラ	337		2.62		36.9				2.62		36.9			
	径ブラ	297		1.18		14.6				2.00		24.7			
燃料スラグ一時保管棚	ー														
スラグ検査装置*3	内側炉心	784	バッチ/y	2.82	バッチ/y	92.2	283.2	1.42	2	2.82	バッチ/y	92.2	283.2	1.42	2
	外側炉心	548		2.05		46.8				2.05		46.8			
	軸ブラ	337		9.09		127.7				9.09		127.7			
	径ブラ	297		1.32		16.4				1.32		16.4			
燃料スラグ保管棚	ー														
燃料ピン組立・溶接部検査装置*3	内側炉心	784	バッチ/y	3.26	バッチ/y	106.6	177.4	0.89	1	3.26	バッチ/y	106.6	177.4	0.89	1
	外側炉心	548		2.47		56.3				2.47		56.3			
	径ブラ	297		1.17		14.4				1.17		14.4			
リーク検査装置*3	内側炉心	784		2.60		84.9	146.5	0.73	1	3.26		106.6	177.4	0.89	1
	外側炉心	548		2.10		48.0				2.47		56.3			
	径ブラ	297		1.10		13.6				1.17		14.4			
表面除染装置*3	内側炉心	784		2.73		89.3	147.6	0.74	1	3.26		106.6	177.4	0.89	1
	外側炉心	548		2.07		47.2				2.47		56.3			
	径ブラ	297		0.90		11.1				1.17		14.4			
汚染検査装置*3	内側炉心	784		2.50		81.6	132.8	0.66	1	3.26		106.6	177.4	0.89	1
	外側炉心	548		1.82		41.4				2.47		56.3			
	径ブラ	297		0.79		9.7				1.17		14.4			
燃料ピン一時保管棚	ー														
超音波検査装置*4	内側炉心	37598	本/y	6.33	h/100本	99.2	160.4	0.80	1	6.33	h/100本	99.2	169.2	0.85	1
	外側炉心	18799		6.33		49.6				6.33		49.6			
	径ブラ	4077		3.42	h/50本	11.6				6.00	h/50本	20.4			
Naボンディング装置*5	内側炉心	37598		24.00	h/200本	188.0	322.8	1.61	2	25.33	h/200本	198.4	338.4	1.69	2
	外側炉心	18799		24.00		94.0				25.33		99.2			
	径ブラ	4077		24.00	h/100本	40.8				24.00	h/100本	40.8			
ボンディング検査装置*4 ワイヤラッピング装置*4 燃料ピン検査装置*4	内側炉心	37598		5.33	h/100本	83.6	135.0	0.67	1	6.33	h/100本	99.2	169.2	0.85	1
	外側炉心	18799		5.33		41.8				6.33		49.6			
	径ブラ	4077		2.83	h/50本	9.6				6.00	h/50本	20.4			
燃料ピン保管棚	ー														
集合体組立装置 集合体検査装置	内側炉心	111.3	体/y	4.00	h/体	18.6	33.1	0.17	1	4.00	h/体	18.6	33.1	0.17	1
	外側炉心	55.7		4.00		9.3				4.00		9.3			
	径ブラ	31.5		4.00		5.2				4.00		5.2			

注

*1:上工程から下工程に順次燃料を加工していく設備グループ全体の処理能力は、律速となる設備の処理能力に等しい。これは、バッファ(各種の保管設備)で区切られるまで成り立つ。

この考えに基づき、律速となる設備の能力に合わせて、他の設備の処理能力を補正した(本来の作業時間に待ち時間を加えたものを補正された作業時間とした)結果を示している。なお、バッファは太枠で囲まれた設備である。

*2:律速となる設備の能力(処理時間)を網掛けで示す。

*3:これらの装置は、バッチ単位で処理を行う。年間製造バッチ数は、射出鋳造バッチ数に等しい。

*4:これらの装置は燃料ピン移送台車が1回に搬送可能な本数(炉心燃料:100本、径方向ブランケット燃料:50本)単位で処理を行う。

*5:Naボンディング装置は燃料ピン移送台車が2回かけて搬送可能な本数単位で処理を行う。

表 6.1.10　分析項目リスト

分析ポイント	採取試料形態	分析頻度	分析目的	分析項目								分析機器
				U	Pu	MA	γスペクトル	U・Pu同位体	Zr	OCN不純物	その他不純物	
モールド除去工程の直後	スラグせん断片（0.5gHM程度）	射出鋳造1バッチ毎に1回	計量管理	○								電位差滴定装置
					○							クーロメトリ
								○				質量分析計
			HM分析			○						αスペクトロメータ
			FP分析				○					γスペクトロメータ
			品質管理						○		○	ICP-AES
										○		O,C,N計

表 6.1.11　保守方式の基本的な考え方

放射能レベル ＼ 保守頻度	高／中		低	極低
	除染性：難	除染性：易		
大	遠隔保守	遠隔保守	直接保守	直接保守（一般プラントの設備保守に準ず）
中	遠隔保守	遠隔保守	直接保守	
小	遠隔・直接保守併用	直接保守	直接保守	
極小	直接保守	直接保守	直接保守	

備考：

(1) 保守頻度：大は数回／年、中は1回／年、小は1回／数年、極小は1回／施設寿命

(2) 放射能レベル：高は3.7×10^{13}Bq/m^{3}以上、中は3.7×10^{13}Bq/m^3～3.7×10^{10}Bq/m^3、低は3.7×10^{10}Bq/m^3～3.7×10^{7}Bq/m^3、極低は3.7×10^{7}Bq/m^{3}以下

(3) 除染性：難は構造が複雑なもの、易は構造が単純なもの

表 6.1.12　主工程設備台数

設備名称	リファレンスシステム (38tHM/y)	資源重視型炉心対応システム (50tHM/y)		経済性重視型炉心対応システム (50tHM/y)	
		内側炉心燃料	外側炉心燃料	内側炉心燃料	外側炉心燃料
原料一時保管設備	4	4	4	4	4
秤量設備	4	4	4	4	4
成分調整設備	1	1	1	1	1
射出鋳造設備	4	3	2	3	2
モールド除去設備	1	1	1	1	1
スラグ検査設備	2	2	1	2	1
スラグ保管設備（注１）	8	4	4	2	2
燃料ピン組立・溶接部検査設備	1	1	1	1	1
リーク検査設備	1	1	1	1	1
表面除染設備	1	1	1	1	1
汚染検査設備	1	1	1	1	1
超音波検査設備	1	1	1	1	1
Naボンディング設備（注２）	1	2	1	2	1
ボンディング検査設備	1	1	1	1	1
ワイヤラッピング設備	1	1	1	1	1
燃料ピン検査設備	1	1	1	1	1
燃料ピン保管設備（注１）	6	2	2	2	2
集合体組立設備	1	1		1	
集合体検査設備	1	1		1	
リワーク設備	4	4	4	4	4
合計	45	69		65	

注１：スラグおよび燃料ピンの保管設備は燃料の種類ごとに同じものを２式配置するとして台数を評価している。また、一時保管設備はバッファであるため、台数に含めていない。

注２：経済性重視型炉心対応システムの外側炉心燃料製造ラインにおける Na ボンディングの要求処理量は 222 本/日であり、200 本/日の装置を２台設置するのは不経済であるため、12 トレイ分の燃料ピン(240 本)を処理する能力の機器を配置する設計とした。設備費は処理能力に比例するものとして、リファレンスシステムの設備費×(240/200)とした。

なお、資源および経済性重視型炉心対応システム(200tHM/年)の台数については、表の(50tHM/年)の台数を４倍する。

表 6.1.13　建設費

項目	リファレンス システム	資源重視型炉心 対応システム		経済性重視型炉心 対応システム	
	38tHM/y	50tHM/y	200tHM/y	50tHM/y	200tHM/y
主工程設備費	148 億円	225 億円	858 億円	228 億円	868 億円
保守・補修設備費、共通設備費	141 億円	190 億円	684 億円	192 億円	694 億円
建屋・電気・換気設備費	289 億円	331 億円	652 億円	331 億円	652 億円
新燃料貯蔵建屋設備費	52 億円	54 億円	89 億円	54 億円	89 億円
建設費合計	629 億円	801 億円	2283 億円	806 億円	2303 億円

表 6.1.14　操業費

項目		リファレンス システム	資源重視型炉心 対応システム		経済性重視型炉心 対応システム	
		38tHM/y	50tHM/y	200tHM/y	50tHM/y	200tHM/y
直接費	人件費	20.0 億円	20.0 億円	40.1 億円	20.0 億円	40.1 億円
	修繕費（機器交換費）	13.3 億円	19.0 億円	63.5 億円	19.2 億円	64.3 億円
	消耗品等諸費（注）	17.8 億円	25.0 億円	82.7 億円	25.0 億円	82.8 億円
間接費	業務分担費（上記3項目×15%）	7.7 億円	9.6 億円	27.9 億円	9.6 億円	28.1 億円
	事業税（上記4項目×1.5%）	0.9 億円	1.1 億円	3.2 億円	1.1 億円	3.2 億円
操業費合計		59.7 億円	74.8 億円	217.5 億円	75.1 億円	218.5 億円

（注）補充用U、ユーティリティ等を含む。ただし、補充用 Ar ガス、分析試薬等については、詳細検討には至っていないため、本評価には含めていない。

表 6.1.15　燃料製造単価および発電単価

項目	リファレンス システム	資源重視型炉心 対応システム		経済性重視型炉心 対応システム	
	38tHM/y	50tHM/y	200tHM/y	50tHM/y	200tHM/y
燃料製造単価(万円/kgHM)	29.0	28.1	22.1	28.2	22.2
資本費(万円/kgHM)	8.4	8.3	6.3	8.3	6.4
操業費(万円/kgHM)	15.6	14.9	10.8	14.9	10.8
部材費(万円/kgHM)	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
発電単価（円/kWh）	0.30	0.29	0.23	0.26	0.20
全炉心平均取出燃焼度（GWd/t）	94	134		153	

表 6.1.16　通常運転時の固体廃棄物発生量

上段（単位:t/y）
下段（単位:m^3/y）

区分		種類	リファレンスシステム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
			38tHM/y	50tHM/y	50tHM/y
地層処分低レベル廃棄物	工程廃棄物	るつぼ	0.0 0.0		
		[焼却処理量]	3.6 –	3.7 –	3.5 –
		廃モールド	0.0 0.0		
		[再処理引渡し量]	8.6 –	13.7 –	13.6 –
	二次廃棄物	保守補修に係わる廃棄物(注)	6.7 2.2	12.5 4.2	12.3 4.1
クリアランスレベル以下の廃棄物	工程廃棄物	なし			
	二次廃棄物	保守補修に係わる廃棄物(注)	3.4 1.1	4.4 1.5	4.4 1.5

注：セル内に設置されたＩＴＶカメラ等の設備は含まれていない。また、廃棄物処理等の再処理との共通設備からの廃棄物量は評価していない。

なお、資源および経済性重視型炉心対応システム(200tHM/年)の通常運転時の固体廃棄物発生量については、表の(50tHM/年)の数字を４倍する。

表 6.1.17　廃止措置時の固体廃棄物発生量

（単位:t）

区分		リファレンスシステム	資源重視型炉心対応システム		経済性重視型炉心対応システム	
		38tHM/y	50tHM/y	200tHM/y	50tHM/y	200tHM/y
地層処分低レベル廃棄物		386	543	2170	538	2150
浅地中処分低レベル廃棄物		107	141	565	141	565
クリアランスレベル以下の廃棄物	金属	9730	19100	37600	19100	37600
	コンクリート	95100	168000	330000	168000	330000

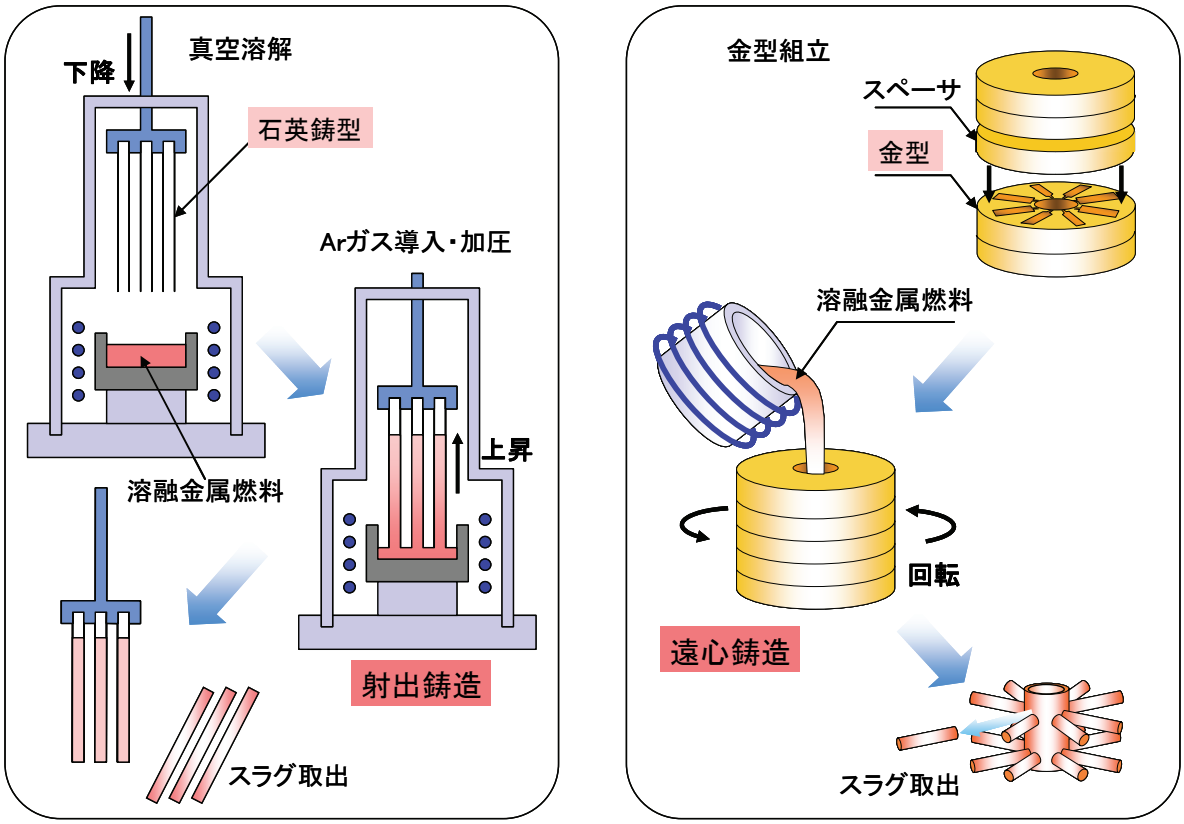


図 6.1.1　射出鋳造法および遠心鋳造法の概要

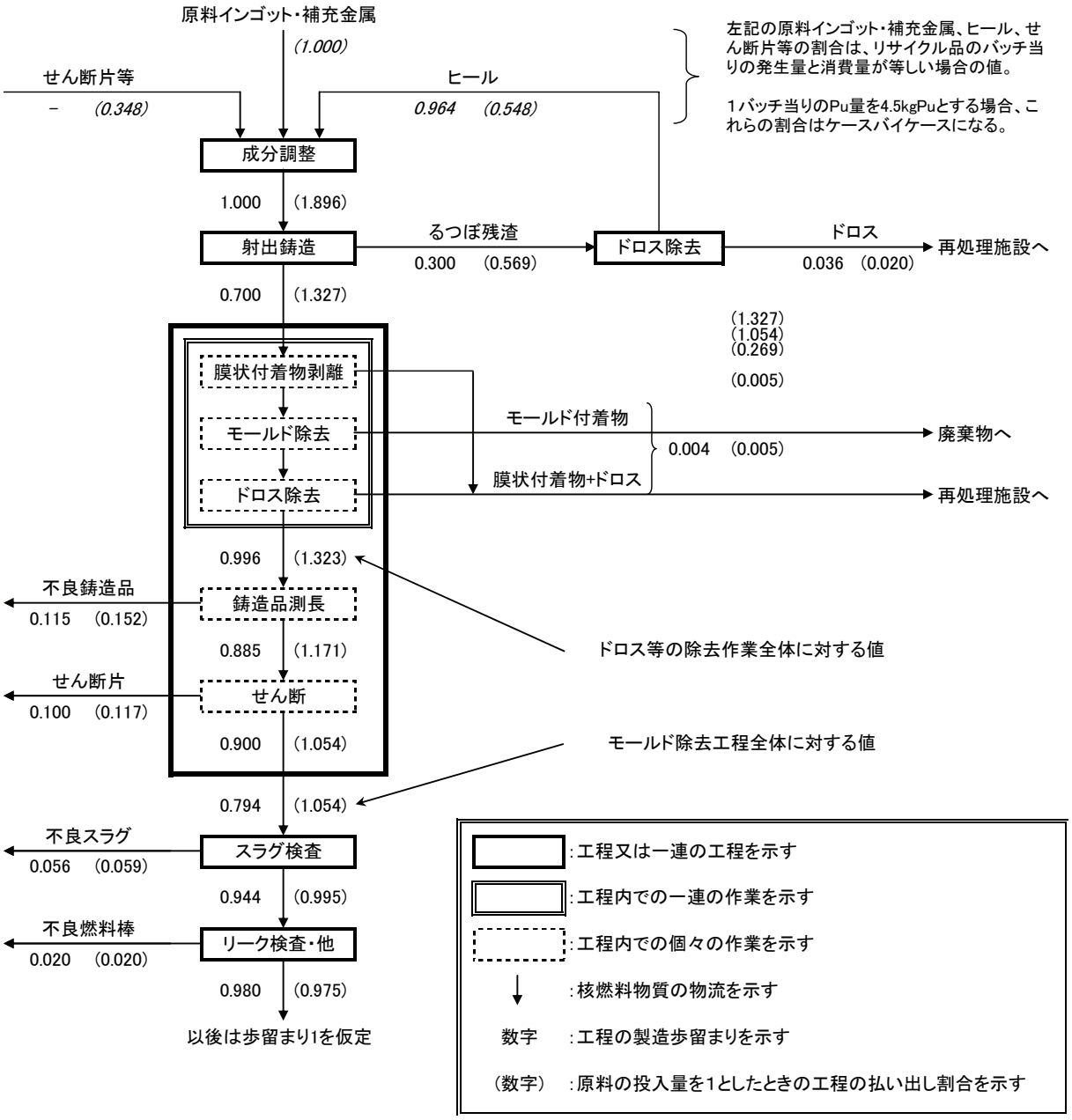

原料インゴット・補充金属
(1.000)
せん断片等
－ (0.348)
ヒール
0.964 (0.548)
左記の原料インゴット・補充金属、ヒール、せん断片等の割合は、リサイクル品のバッチ当りの発生量と消費量が等しい場合の値。
1バッチ当りのPu量を4.5kgPuとする場合、これらの割合はケースバイケースになる。
成分調整
1.000 (1.896)
射出鋳造
るつぼ残渣
0.300 (0.569)
ドロス除去
ドロス
0.036 (0.020)
再処理施設へ
0.700 (1.327)
(1.327)
(1.054)
(0.269)
(0.005)
膜状付着物剥離
モールド除去
モールド付着物
0.004 (0.005)
廃棄物へ
ドロス除去
膜状付着物+ドロス
再処理施設へ
0.996 (1.323)
不良鋳造品
0.115 (0.152)
鋳造品測長
0.885 (1.171)
せん断片
0.100 (0.117)
せん断
0.900 (1.054)
ドロス等の除去作業全体に対する値
モールド除去工程全体に対する値
0.794 (1.054)
不良スラグ
0.056 (0.059)
スラグ検査
0.944 (0.995)
不良燃料棒
0.020 (0.020)
リーク検査・他
0.980 (0.975)
以後は歩留まり1を仮定
:工程又は一連の工程を示す
:工程内での一連の作業を示す
:工程内での個々の作業を示す
:核燃料物質の物流を示す
数字 :工程の製造歩留まりを示す
(数字) :原料の投入量を1としたときの工程の払い出し割合を示す

図 6.1.2 製造歩留まり

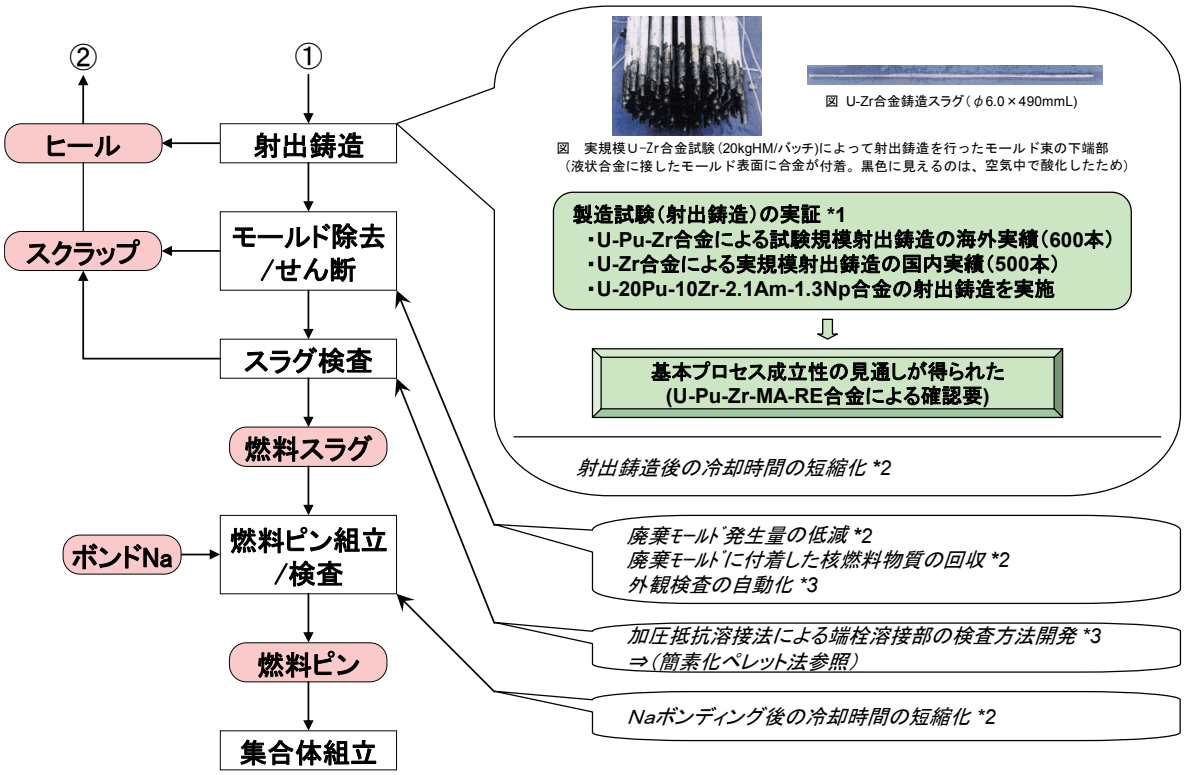


図 6.1.3　プロセスフロー

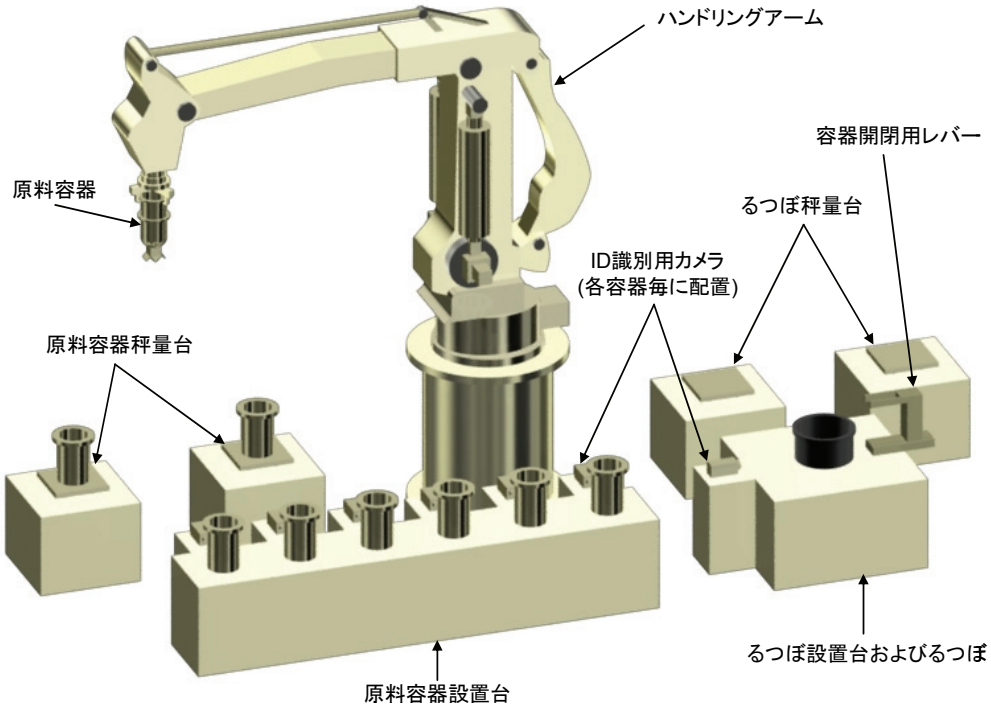


図 6.1.4　成分調整設備

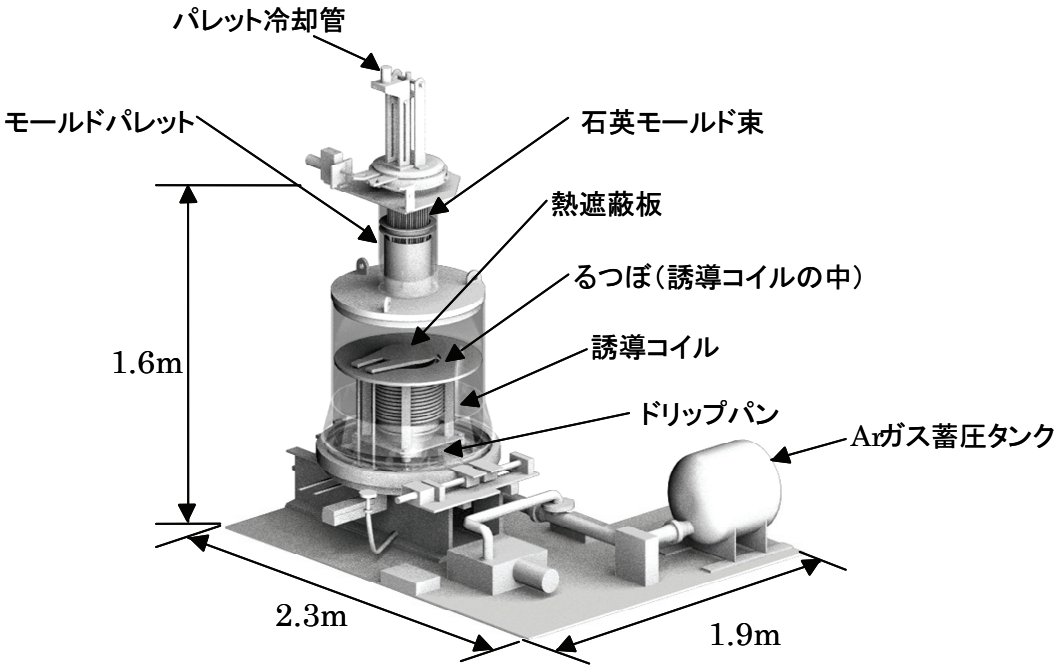


図 6.1.5　射出鋳造装置

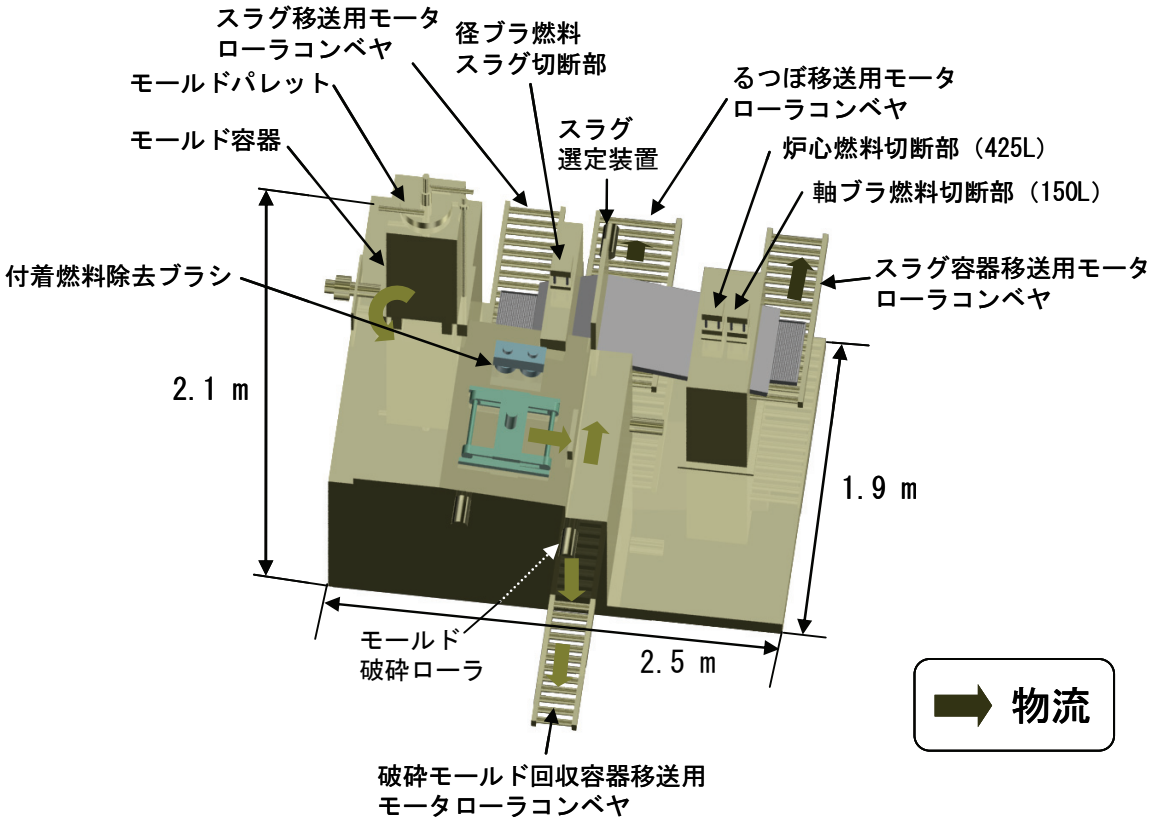


図 6.1.6　モールド除去装置

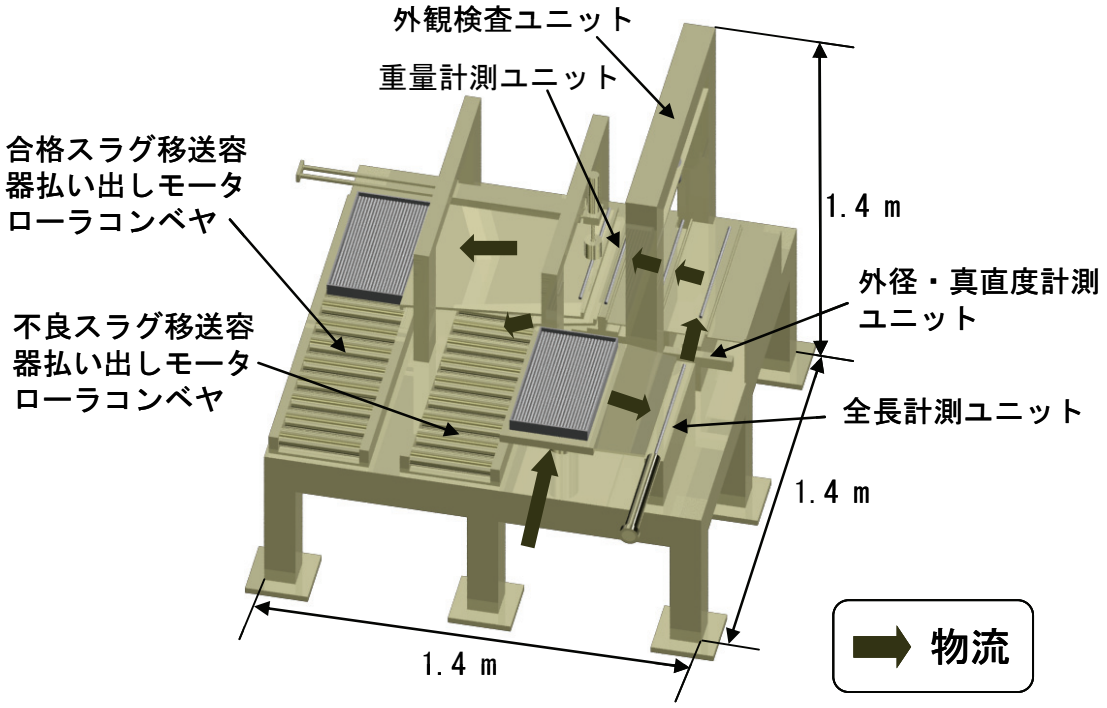


図 6.1.7　スラグ検査装置

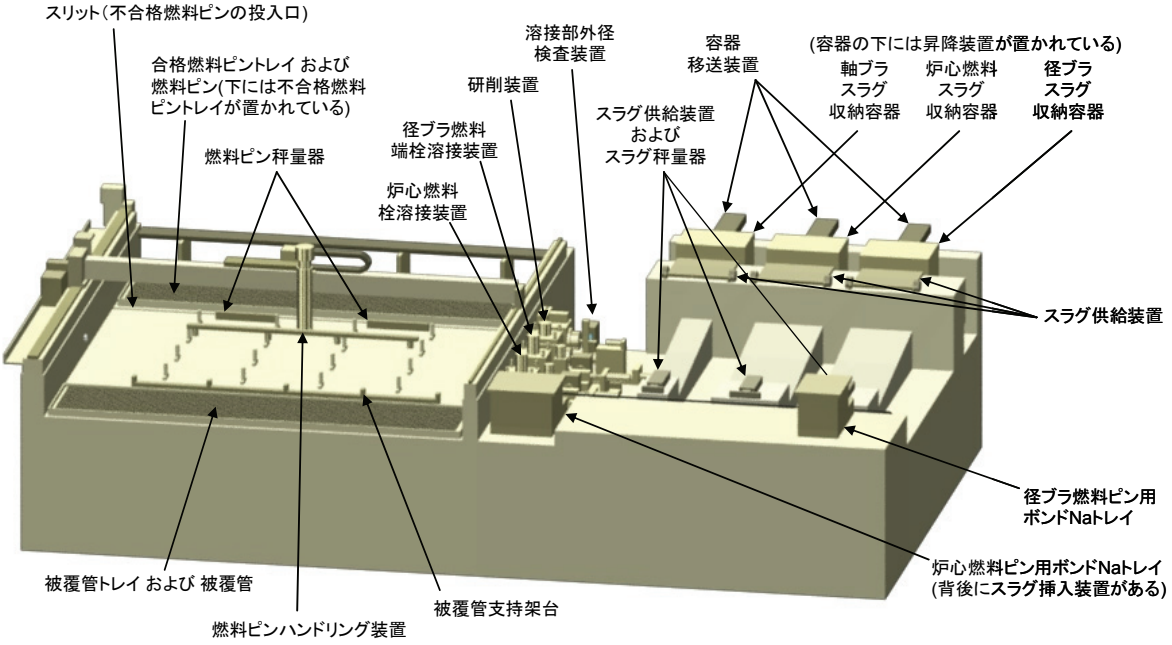


図 6.1.8　燃料ピン組立・溶接部検査装置

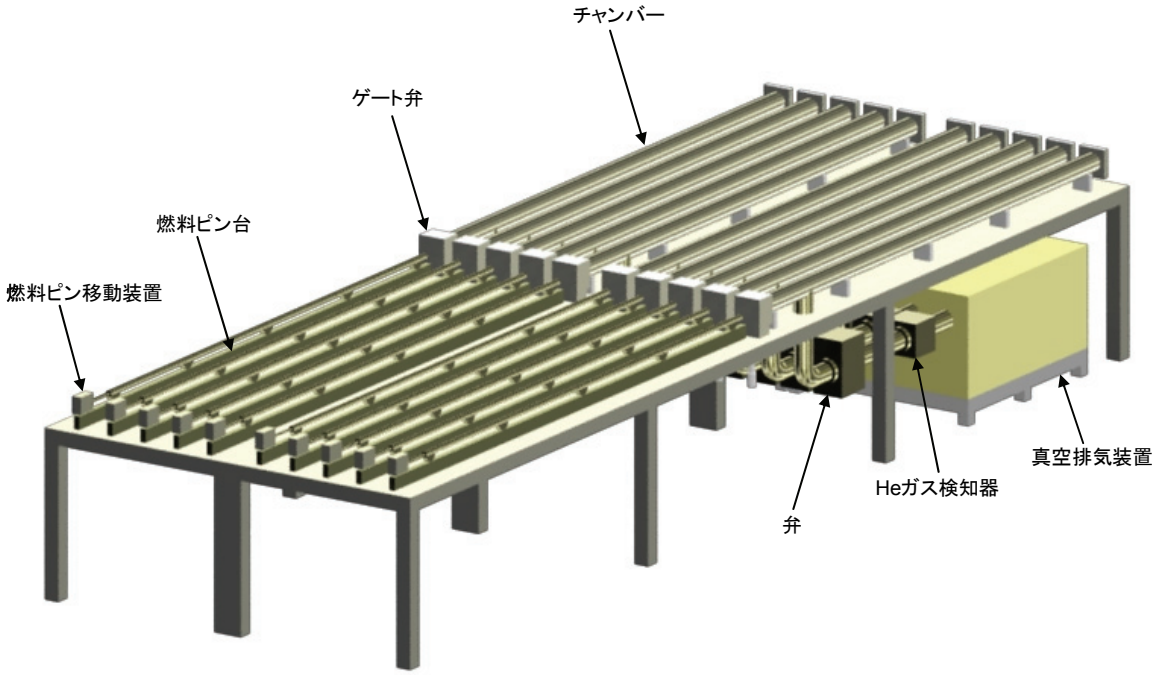


図 6.1.9　リーク検査装置

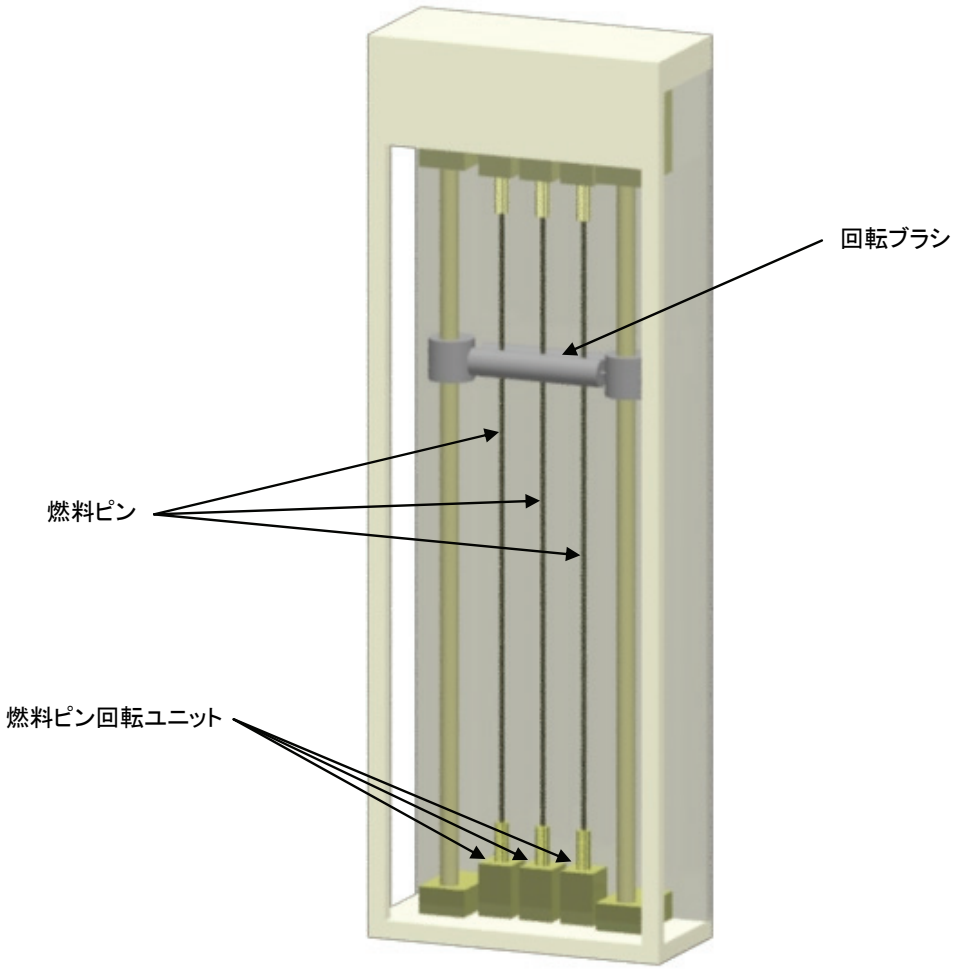


図 6.1.10　表面除染装置

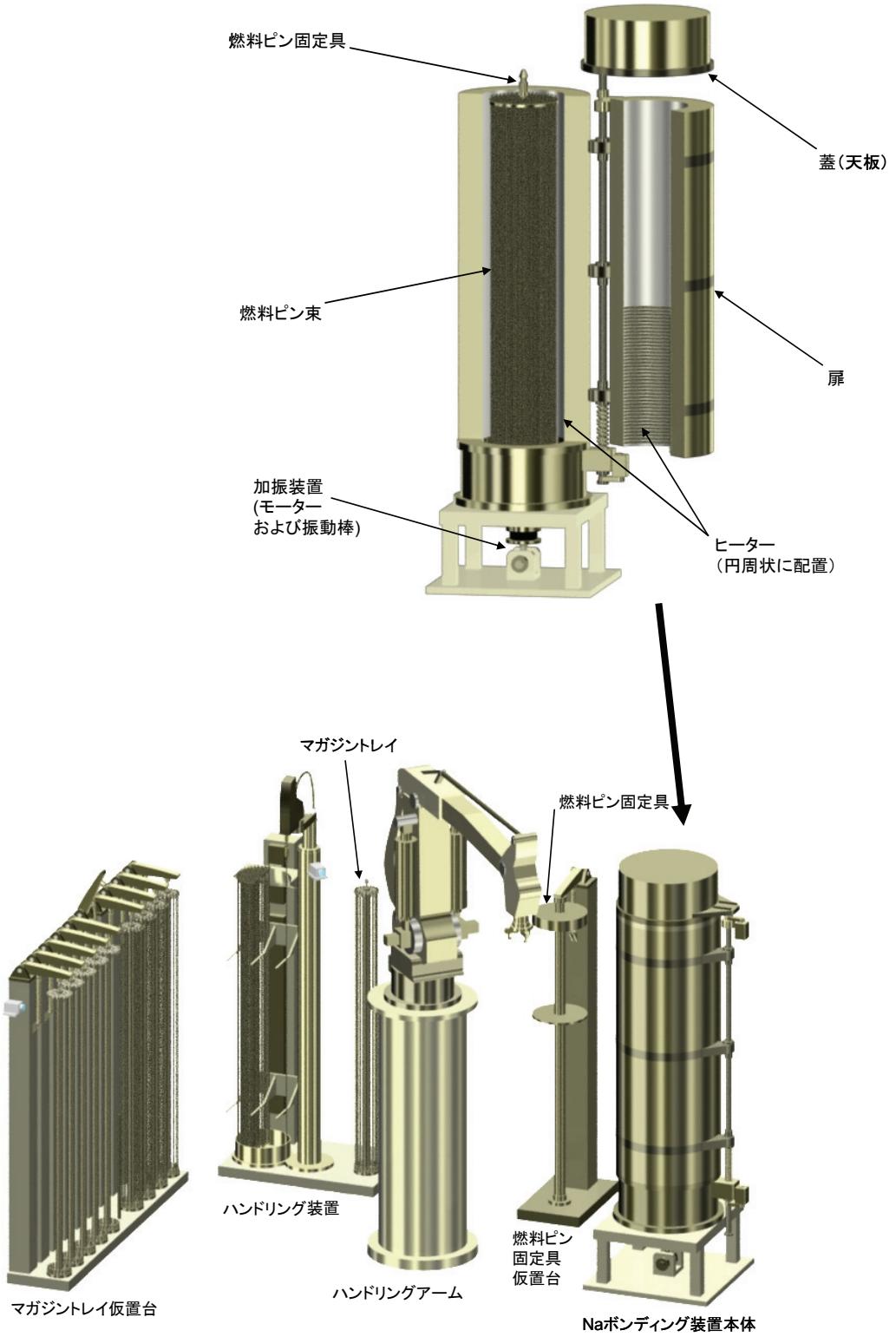


図 6.1.11　Na ボンディング設備

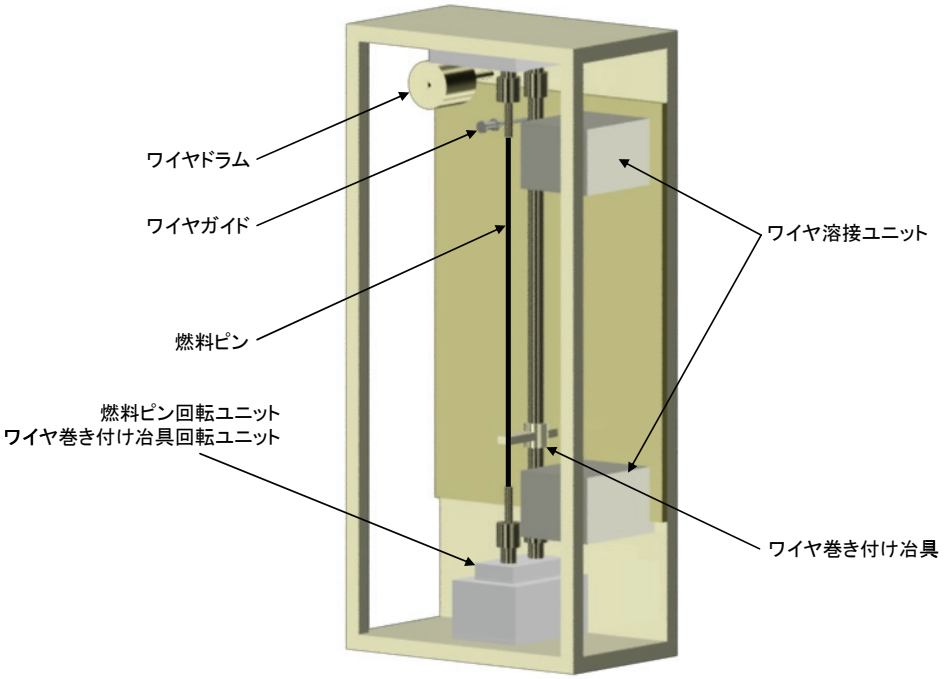


図 6.1.12　ワイヤラッピング装置

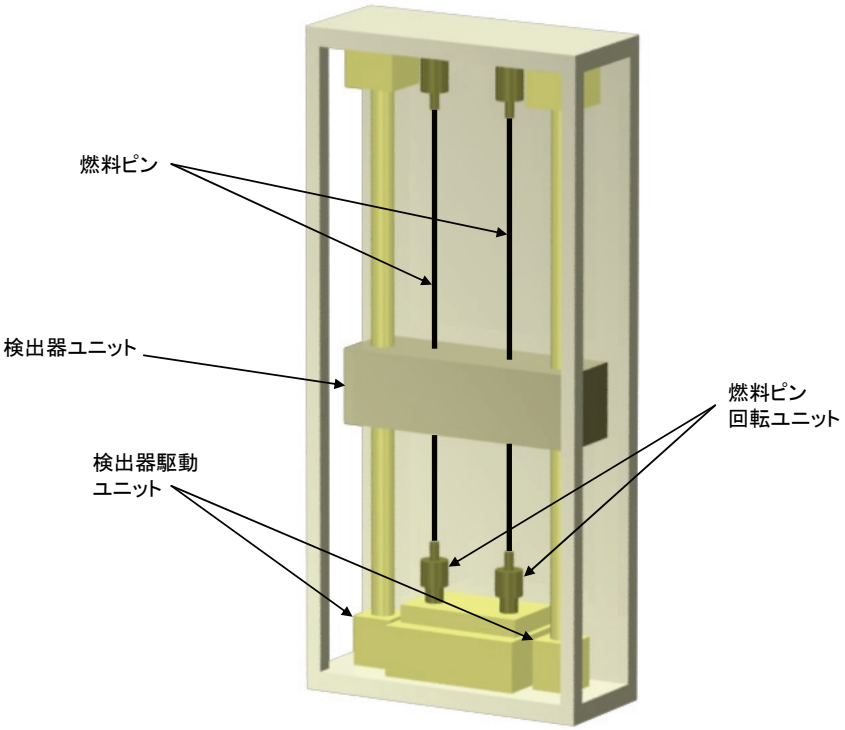


図 6.1.13　燃料ピン検査設備

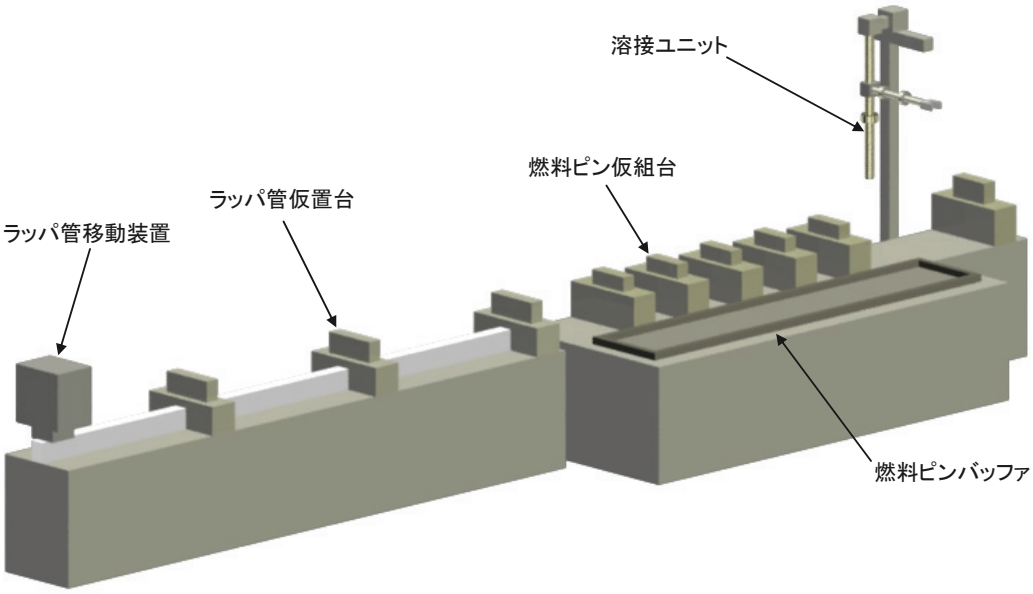


図 6.1.14　燃料集合体組立設備

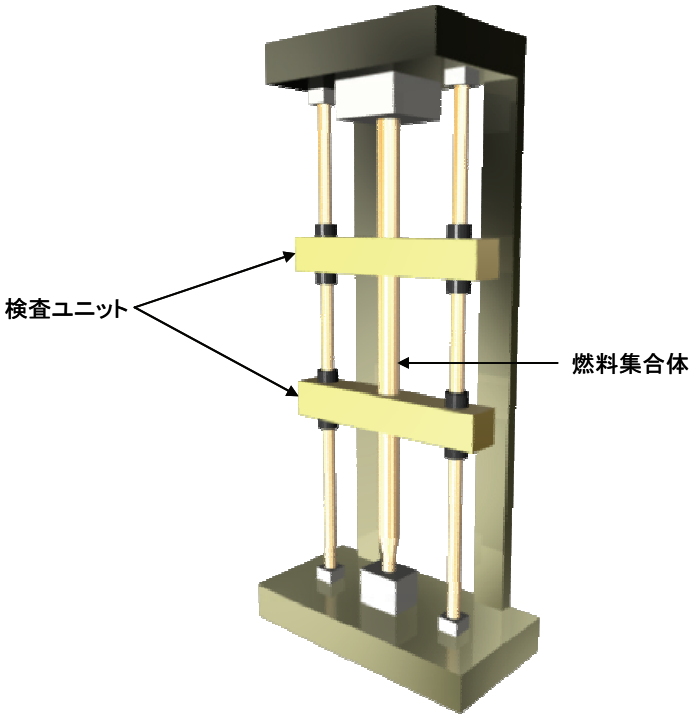


図 6.1.15　燃料集合体検査設備

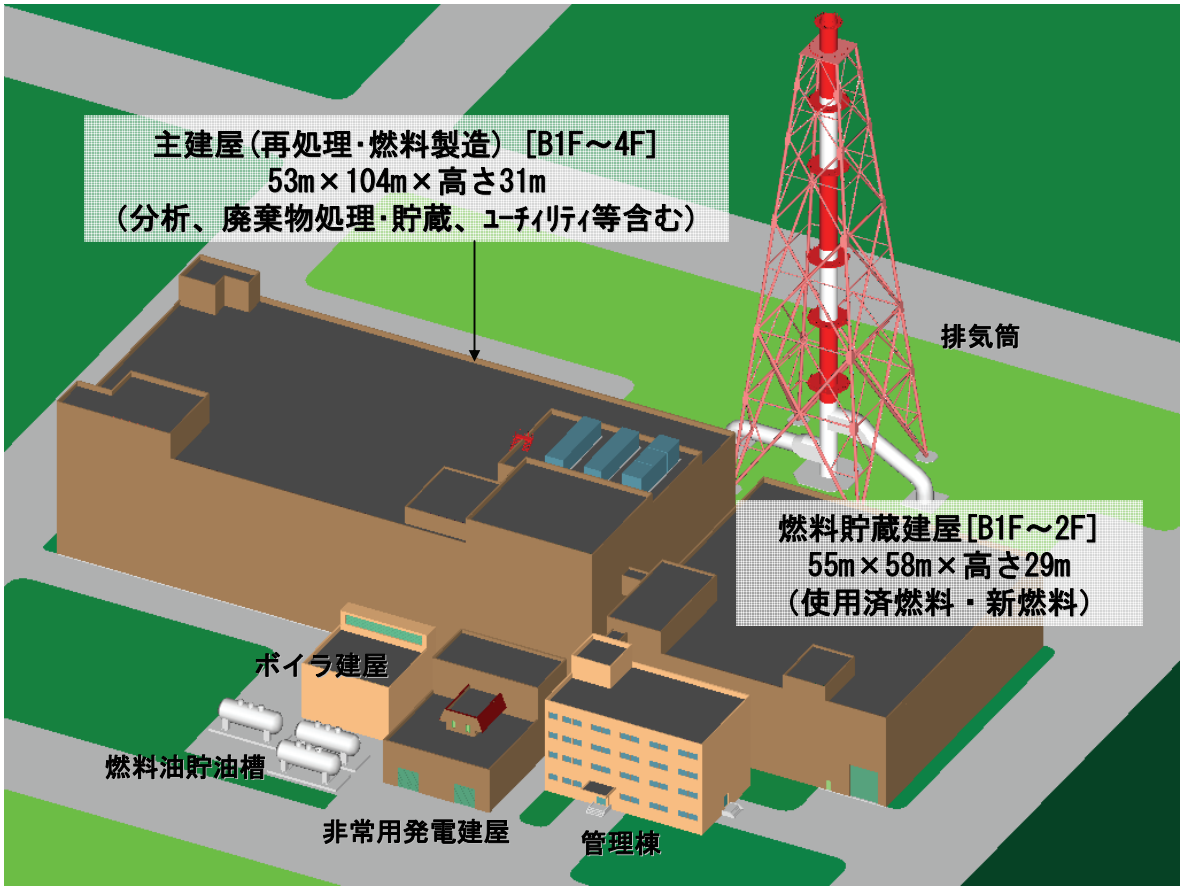


図 6.1.16　施設の全体構成図

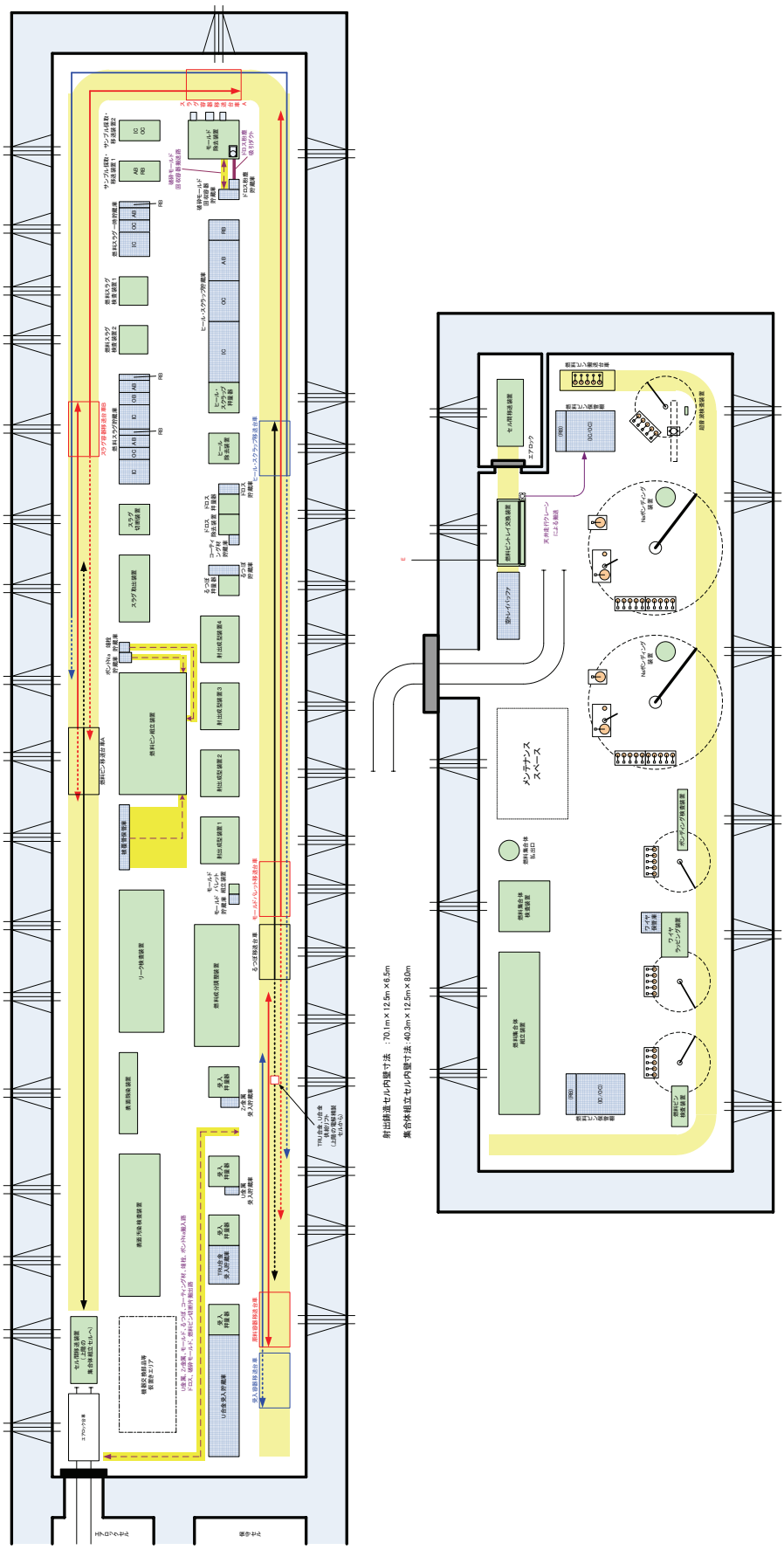


図 6.1.17 燃料製造施設の主工程設備配置

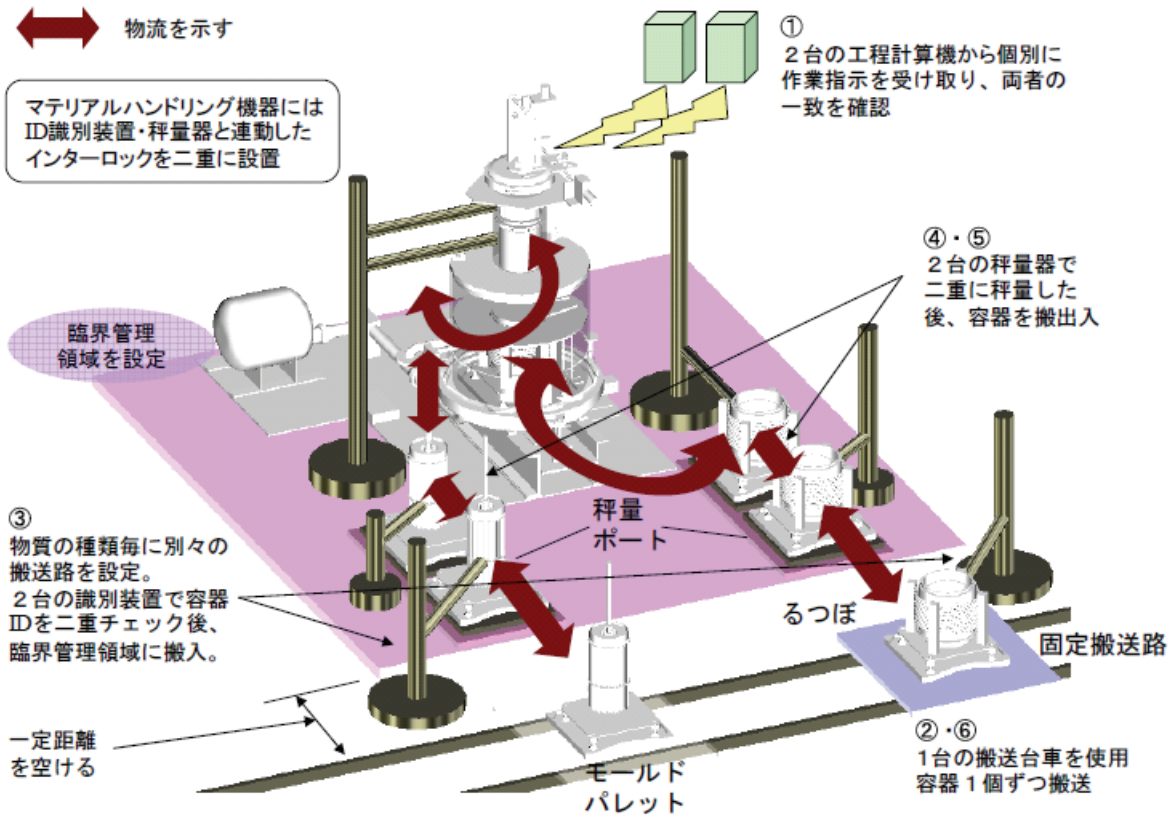


図 6.1.18　射出鋳造装置への適用例

6.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

6.1 節では、FBRサイクル導入期(増殖比約1.2)のNa冷却大型炉・金属燃料炉心に燃料集合体を供給する施設について検討した。

本節ではフェーズⅡで検討された高出口温度型炉心(熱効率の向上およびブランケットの削減により、炉心平均燃焼度を向上させた炉心。増殖比が1.1の資源重視型と増殖比が1.0の経済性重視型の２種類がある。)に燃料集合体を供給する施設について検討する。

また、本節の検討においては、生産規模による他システムとの比較を容易にするため、年間製造量を50tHM/年および200tHM/年とした。

6.2.1 リファレンス炉心設計と高出口温度型炉心設計との比較

高出口温度型炉心設計のうち、燃料仕様に関連する項目で、リファレンス炉心との有意な差がある項目を表 6.2.1および表 6.2.2に示す。

最大の相違点は、高出口温度型炉心設計では径方向ブランケット燃料集合体が無い点にある。これにより、増殖比が低下するものの炉心平均燃焼度が増大し、経済性に優れる炉心となっている。経済性重視型炉心設計では、軸方向ブランケットも削除して、さらなる高燃焼度化が図られている。また、内側炉心燃料および外側炉心燃料のPu富化度を同一(約11wt%とリファレンス炉心設計よりも低減されている)とし、代わりにZr含有率を10wt%および6wt%とする二領域炉心燃料設計を採用している点も大きな相違である。

表 6.2.2に示されるように、Pu富化度、スタック長等が変更されたことにより、燃料スラグの製造に関する諸元も変わる。表 6.2.3に比較結果を示す。リファレンス炉心では85cmであった炉心スタック長が、高出口温度型炉心では100cmに伸長したため、炉心部は42.5cm×2本から40cm×2本＋20cm×1本の3本の炉心燃料スラグで構成する仕様とした。

6.2.2 資源重視型システムおよび経済性重視型システム

資源重視型炉心および経済性重視型炉心に燃料を供給する燃料製造システムについて、経済性および廃棄物発生量の評価を行なった。

設計の基本方針および前提条件については、上記(１)項に示された値以外はリファレンスシステム設計のとおりとする。ただし、簡素化ペレット法などの他の燃料製造システムとの比較を容易にするために、生産規模を50tHM/年および200tHM/年とした。

なお、リファレンスシステムの検討で示したように、製造機器の能力の上限は質量制限値によって限定されており、生産量を増加させるためには機器台数を増やすしか無い。一方、設備配置は、固定搬送路沿いに製造機器を並べるため、台数が増えると移送台車の取り合いになり、個々の設備の稼動率が低下する等の不具合が発生する。よって、必要に応じて、製造ライン数を複数設ける設計とした。具体的には、リファレンスシステムで採用した燃料のローテーション製造方式を一部変更し、内側炉心燃料および軸方向ブランケット、外側炉心燃料および軸方向ブランケットを製造するラインを複数個設けることにより、50tHM/年および200tHM/年の生産規模を確保することにした。

(1) 経済性の評価

(a) 年間製造量

歩留まりを考慮して年間に製造する必要のある燃料ピン本数、燃料スラグ本数等を製造量50tHM/年の施設について、表 6.2.4および表 6.2.5に示した(200tHM/年の施設については、表の値の4倍となる)。

38tHM/年のリファレンスシステムと50tHM/年の高出口温度型炉心システムを比較すると、鋳造品の製造本数が16万本/年から31万本/年に、燃料ピンの製造本数が6万本/年から10～12万本/年になるなど、HM重量が38tHMから50tHMへ1.3倍しか増加していないにも関わらず、本数ではほぼ2倍になった。これは、リファレンスシステムで製造していた径方向ブランケット燃料分のHMが、炉心燃料および軸方向ブランケット燃料製造に回ったことが大きい。(１tHMに相当する燃料ピン本数は、径方向ブランケット燃料で約485本、高出口温度型炉心の資源重視型システム用内側炉心燃料で約2133本)。

さらに、炉心部を構成するスラグ本数が燃料ピン１本当り2本から3本に増えたことから、炉心燃料スラグ本数が12万本/年から36～41万本/年へと3倍強に増えており、HM重量の比率以上に、本数単位での各種中間製品の製造量が増える結果となった。

(b) 必要機器数

表 6.2.4および表 6.2.5に示す燃料を製造するために必要な機器数を求め、表 6.2.6および表 6.2.7に示した。また、システム間の主工程設備台数の比較を表 6.1.12に示す。

前項で示したように中間製品の本数が増加したため、50tHM/年の高出口温度型システムにおいて、大部分の設備の必要機器数が２台以上となった。よって、製造ラインを２つに分けることとし、射出鋳造セルAでは内側炉心燃料スラグおよび軸方向ブランケット燃料スラグ～内側炉心燃料ピンを製造し、射出鋳造セルBでは外側炉心燃料スラグおよび軸方向ブランケット燃料スラグ～外側炉心燃料ピンを製造することとした。一方、集合体組立セルはコの字型とし、集合体組立～払い出しの部分で２つの製造ラインが合流する設計とした。

(c) 建設費

台数および単価が明確な設備(貯蔵を除く主工程設備、周辺設備の保守補修設備、主工程セル)については、積み上げ方式で求め、それ以外の設備(主工程設備の貯蔵設備、周辺設備の廃棄物処理・貯蔵設備、主工程セル以外の建物容積等)については、年間製造能力に依存するとして、リファレンスシステムのコスト×(対象施設の生産規模／リファレンスシステムの生産規模)$^{2/3}$となるものと仮定した。

また、射出鋳造セルA，Bおよび集合体組立セル１式で50tHM/年の生産規模を有するため、200tHM/年のシステムでは上記セルを４式配置するものとし、周辺設備については50tHM/年の４倍の処理能力を有する設備を一式配置するものとした。

以上の評価により、建設費は資源重視型で50tHM/年プラントが801億円、200tHM/年プラントが2283億円、経済性重視型で50tHM/年プラントが806億円、200tHM/年プラントが2303億円となった。建設費の内訳を表 6.1.13に示す。

(d) 操業費

人件費に関しては、3章で定めた経済性評価方法に従い、50tHM/年規模で運転員を150人、200tHM/年規模で300人とした。

修繕費に関しては、リファレンスシステムの評価法と変わるところは無い。

消耗品等諸費に関しては、数量が計算できるものについては直接計算し、それ以外のものについては、年間製造能力または建物容積に比例するとしてリファレンスシステムの値より推定した。

年間の操業費は、資源重視型で50tHM/年プラントが74.8億円/年、200tHM/年プラントが217.5億円/年、経済性重視型で50tHM/年プラントが75.1億円/年、200tHM/年プラントが218.5億円/年となった。内訳を表 6.1.14に示す。

(e) 経済性評価結果

以上の検討の結果から得られた燃料製造単価は、資源重視型で50tHM/年プラントが28.1万円/kgHM、200tHM/年プラントが22.1万円/kgHM、経済性重視型で50tHM/年プラントが28.2万円/kgHM、200tHM/年プラントが22.2万円/kgHMとなった。発電単価の燃料製造分は資源重視型で50tHM/年プラントが0.29円/kWh、200tHM/年プラントが0.23円/kWh、経済性重視型で50tHM/年プラントが0.26円/kWh、200tHM/年プラントが0.20円/kWhとなった。内訳を表 6.1.15に示す。

リファレンスシステムに対し、資源重視型および経済性重視型システムは年間製造能力が大きいため、燃料製造単価は若干割安なものとなっている。

一方、径方向ブランケット燃料の有無により、炉心平均取出燃焼度に大きな差が生じ、それが発電単価の大小を決定している。増殖比を重視したリファレンスおよび資源重視型システムに対し、経済型システムは約4割減の低コスト化を達成している。

(ii) 廃棄物発生量

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

リファレンスシステムと同様の考え方に基づき固体廃棄物発生量を評価した。廃モールドを全量固化体原料として利用することで工程廃棄物の発生は0となった。二次廃棄物として、50tHM/年プラントからは、地層処分低レベル廃棄物が資源重視型で12.5t/年、経済性重視型で12.3t/年、クリアランスレベル以下の廃棄物が資源重視型、経済性重視型ともに4.4t/年と評価した。結果を表 6.1.16に示す。200tHM/年プラントではこの4倍の発生量となる。

燃料スラグの取り扱い本数に応じて主工程設備機器数が増えるため、炉心燃料スラグのみを製造する経済性重視型システムで最も二次廃棄物量が多くなっているが、年間生産能力に比例するほどの増加傾向は示されていない。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

数量が計算できるものについては直接計算し、それ以外のものについては、年間製造能力または建物容積に比例するとしてリファレンスシステムの値より推定した。具体的には、以下のようにした。

①主工程設備および保守補修設備：設備単体重量×台数×換算係数

②①以外の設備：リファレンスシステムの廃棄物量×(50または200)/38

③SUSライナ：セル内全面に5mm厚さで存在するとして計算

④建物躯体：リファレンスシステムの廃棄物量××建物容積の比

地層処分低レベル廃棄物発生量は、資源重視型で50tHM/年プラントが543t、200tHM/年プラントが2,170t、経済性重視型で50tHM/年プラントが538t、200tHM/年プラントが2,150tとなった。

浅地中処分低レベル廃棄物発生量は、資源重視型、経済性重視型ともに50tHM/年プラントが141t、200tHM/年プラントが565tとなった。

クリアランスレベル以下の廃棄物（金属）の発生量は、資源重視型、経済性重視型ともに50tHM/年プラントが19,100t、200tHM/年プラントが37,600tとなった。

クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）の発生量は、資源重視型、経済性重視型ともに50tHM/年プラントが168,000t、200tHM/年プラントが330,000tとなった。

以上の結果を表 6.1.17に示す。

低レベル廃棄物(地層処分並)量は、年間製造能力に応じて増加しており、資源重視型・経済性重視型間での相違も見られるが、放射性物質濃度区分が下がるにつれ年間製造能力および資源・経済性重視の差の影響が小さくなる傾向を示している。

表 6.2.1　炉心設計の相違点

項目		リファレンス炉心設計	高出口温度型炉心設計	
			資源重視型炉心設計	経済性重視型炉心設計
集合体数	内側炉心燃料	276 体	399 体	399 体
	外側炉心燃料	138 体	246 体	246 体
	径ﾌﾞﾗ燃料	78 体	－	－
	合計	492 体	645 体	645 体

表 6.2.2　燃料設計の相違点

項目		リファレンス燃料		高出口温度型炉心	
				資源重視型炉心対応燃料	経済性重視型炉心対応燃料
		炉心	径ブラ	炉心	炉心
集合体全長		4600 mm		4595 mm	4595 mm
燃料要素本数		331 本	127 本	331 本	331 本
燃料要素全長		2670 mm		2970 mm	2820 mm
スタック長		1150 mm		1150 mm	1000 mm
U-Pu-Zr スタック長		850 mm	－	1000 mm	1000 mm
U-Zr スタック長		150 mm(上) 150 mm(下)	1150 mm	150 mm(上) 0 mm(下)	0 mm(上) 0 mm(下)
Pu 富化度	内側	12.3 wt%	－	11.1 wt%	11.6 wt%
	外側	17.2 wt%	－		
Zr 含有率(注)	内側	10.0 wt%		10.0 wt%	10.0 wt%
	外側			6.0 wt%	6.0 wt%

(注)軸方向および径方向ブランケット部の Zr 含有率は燃料の種類によらず、10 wt%。

表 6.2.3　燃料諸元の比較

・原料合金仕様

項目	リファレンス システム		資源重視型炉心 対応システム		経済性重視型炉心 対応システム	
	TRU合金	U合金	TRU合金	U合金	TRU合金	U合金
	1個当り	1個当り	1個当り	1個当り	1個当り	1個当り
合金塊重量(kg)	3.20	5.78	3.64	5.53	3.96	5.37
U重量(kgU)	0.83	5.32	0.98	5.14	1.08	5.00
Pu重量(kgPu)	2.00		2.27		2.45	
MA重量(kgMA)	0.06		0.08		0.09	
Zr重量(kgZr)	0.26	0.46	0.26	0.39	0.28	0.38
FP重量(kgFP)	0.06		0.06		0.06	
U重量比(wt%) [U/(HM+Zr+FP)]	26.0%	92.0%	26.9%	92.9%	27.3%	93.0%
Pu重量比(wt%) [Pu/(HM+Zr+FP)]	62.5%		62.3%		61.8%	
MA重量比(wt%) [MA/(HM+Zr+FP)]	1.8%		2.1%		2.3%	
Zr重量比(wt%) [Zr/(HM+Zr+FP)]	8.0%	8.0%	7.1%	7.1%	7.1%	7.0%
FP重量比(wt%) [FP/(HM+Zr+FP)]	1.8%		1.6%		1.5%	

・燃料スラグ重量組成仕様

項目	リファレンスシステム				資源重視型炉心 対応システム				経済性重視型炉心 対応システム	
	内側炉心 スラグ	外側炉心 スラグ	軸ブラ スラグ	径ブラ スラグ	内側炉心 スラグ	外側炉心 スラグ	内用軸ブラ スラグ	外用軸ブラ スラグ	内側炉心 スラグ	外側炉心 スラグ
集合体1体当りのU重量(kgU)	114.71	108.04	46.73	261.92	119.35	142.77	20.35	21.80	118.68	141.97
集合体1体当りのPu重量(kgPu)	16.29	22.78			15.02	17.96			15.66	18.74
集合体1体当りのMA重量(kgMA)	0.49	0.69			0.46	0.55			0.48	0.58
集合体1体当りのHM重量(kgHM)	131.49	131.51	46.73	261.92	134.82	161.29	20.35	21.80	134.82	161.29
集合体1体当りのZr重量(kgZr)	14.61	14.61	5.19	29.10	14.98	10.29	2.26	2.42	14.98	10.29
集合体1体当りのFP重量(kgFP)	0.49	0.68			0.40	0.41			0.40	0.41
集合体1体当りの総重量(kg)	146.58	146.80	51.93	291.03	150.21	171.99	22.61	24.22	150.21	171.99
Pu富化度(wt%) [Pu/(HM+FP)]	12.3%	17.2%			11.1%	11.1%			11.6%	11.6%
Zr比(wt%) [Zr/(HM+Zr)]	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	6.0%	10.0%	10.0%	10.0%	6.0%
U重量比(wt%) [U/(HM+Zr+FP)]	78.3%	73.6%	90.0%	90.0%	79.5%	83.0%	90.0%	90.0%	79.0%	82.5%
Pu重量比(wt%) [Pu/(HM+Zr+FP)]	11.1%	15.5%			10.0%	10.4%			10.4%	10.9%
MA重量比(wt%) [MA/(HM+Zr+FP)]	0.3%	0.5%			0.3%	0.3%			0.3%	0.3%
Zr重量比(wt%) [Zr/(HM+Zr+FP)]	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	6.0%	10.0%	10.0%	10.0%	6.0%
FP重量比(wt%) [FP/(HM+Zr+FP)]	0.3%	0.5%			0.3%	0.2%			0.3%	0.2%

・鋳造品・スラグ寸法等仕様)

項目	リファレンスシステム				資源重視型炉心 対応システム				経済性重視型炉心 対応システム	
	内側炉心	外側炉心	軸ブラ	径ブラ	内側炉心	外側炉心	内用軸ブラ	外用軸ブラ	内側炉心	外側炉心
平均密度(g/cm3)	15.724	15.748	15.782	15.673	15.75	16.83	15.80	15.80	15.75	16.83
直径(cm)	0.650	0.650	0.650	1.272	0.606	0.627	0.606	0.627	0.606	0.627
鋳造品長さ(cm) (注1)	47.2	47.2	50.0	42.6	44.4	44.4	50.0	50.0	44.4	44.4
スラグ長さ(cm) (注2)	42.5	42.5	15.0	38.3	40.0	40.0	15.0	15.0	40.0	40.0
					20.0	20.0			20.0	20.0

表 6.2.4　資源重視型炉心対応システム　年間製造量（50tHM/年）

項目	るつぼ投入重量（tHM）	モールド射出物重量（tHM）	射出鋳造品重量（tHM）	検査前スラグ重量（tHM）	検査後スラグ重量（tHM）	検査前ピン重量（tHM）	検査後ピン重量（tHM）	集合体重量（tHM）
歩留まり	1.0	0.7	0.882	0.900	0.944	−	0.980	−
内側炉心	48.9	34.2	30.2	27.2	25.7	29.5	28.9	28.9
外側炉心	36.1	25.3	22.3	20.1	18.9	21.5	21.1	21.1
内側軸ブラ	7.4	5.2	4.6	4.1	3.9			
外側軸ブラ	4.9	3.4	3.0	2.7	2.6			
計	97.3	68.1	60.1	54.0	51.0	51.0	50.0	50.0

項目	射出成型バッチ数	モールド射出物本数	射出鋳造品本数	検査前スラグ本数	検査後スラグ本数	検査前ピン本数	検査後ピン本数	集合体体数
内側炉心	1211	188502	166850	222466	189007	63002	61742	186.5
外側炉心	893	116219	102870	137160	116531	38844	38067	115.0
内側軸ブラ	164	25134	22247	66740	63002			
外側軸ブラ	108	15496	13716	41148	38844			
内側小計	1375	213636	189096	289206	252010	63002	61742	186.5
外側小計	1001	131715	116586	178307	155374	38844	38067	115.0
合計	2376	345351	305682	467513	407384	101846	99809	301.5

表 6.2.5　経済性重視型炉心対応システム　年間製造量（50tHM/年）

項目	るつぼ投入重量（tHM）	モールド射出物重量（tHM）	射出鋳造品重量（tHM）	検査前スラグ重量（tHM）	検査後スラグ重量（tHM）	検査前ピン重量（tHM）	検査後ピン重量（tHM）	集合体重量（tHM）
歩留まり	1.0	0.7	0.882	0.900	0.944	−	0.980	−
内側炉心	56.0	39.2	34.6	31.1	29.4	29.4	28.8	28.8
外側炉心	41.3	28.9	25.5	22.9	21.7	21.7	21.2	21.2
計	97.3	68.1	60.1	54.0	51.0	51.0	50.0	50.0

項目	射出成型バッチ数	モールド射出物本数	射出鋳造品本数	検査前スラグ本数	検査後スラグ本数	検査前ピン本数	検査後ピン本数	集合体体数
内側炉心	1445	215688	190912	254550	216266	72089	70647	213.4
外側炉心	1066	132980	117705	156941	133337	44446	43557	131.6
計	2511	348668	308618	411491	349602	116534	114203	345.0

表 6.2.6　資源重視型炉心対応システム　必要機器数（50tHM/年）

①内側炉心燃料製造ライン

装置名称	燃料種類	年間(200日)製造量		装置単体での評価 作業時間*2		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数	前後の工程の律速処理能力を考慮した評価 補正された作業時間		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数
原料一時保管棚	ー														
成分調整装置	炉心	1211	ﾊﾞｯﾁ/y	0.71	h/ﾊﾞｯﾁ	35.7	40.6	0.20	1	2.99	h/ﾊﾞｯﾁ	151.1	171.3	0.86	1
	軸ブラ	164		0.71		4.8				2.95		20.2			
射出鋳造装置	炉心	1211		8.00		403.6	458.3	2.29	3	8.98		453.3	513.8	2.57	3
	軸ブラ	164		8.00		54.7				8.86		60.6			
モールド除去装置	炉心	1211		2.99		151.1	171.3	0.86	1	2.99		151.1	171.3	0.86	1
	軸ブラ	164		2.95		20.2				2.95		20.2			
燃料スラグ保管棚	ー														
スラグ検査装置	炉心	1211	ﾊﾞｯﾁ/y	4.88	h/ﾊﾞｯﾁ	246.0	317.1	1.59	2	4.88	h/ﾊﾞｯﾁ	246.0	317.1	1.59	2
	軸ブラ	164		10.40		71.1				10.40		71.1			
燃料スラグ保管棚	ー														
燃料ピン組立・溶接部検査装置	炉心	1211	ﾊﾞｯﾁ/y	3.50	h/ﾊﾞｯﾁ		176.7	0.88	1	3.50	h/ﾊﾞｯﾁ	176.7	176.7	0.88	1
リーク検査装置				3.10			156.4	0.78	1	3.50		176.7	176.7	0.88	1
表面除染装置				3.07			154.7	0.77	1	3.50		176.7	176.7	0.88	1
汚染検査装置				2.70			136.3	0.68	1	3.50		176.7	176.7	0.88	1
燃料ピン一時保管棚	ー														
超音波検査装置	炉心	63002	本/y	6.33	h/100本		166.3	0.83	1	6.33	h/100本	166.3	166.3	0.83	1
Naボンディング装置				24.00	h/200本		315.0	1.58	2	25.33	h/200本	332.5	332.5	1.66	2
ボンディング検査装置 ワイヤラッピング装置 燃料ピン検査装置				5.33	h/100本		140.0	0.70	1	6.33	h/100本	166.3	166.3	0.83	1

②外側炉心燃料製造ライン

装置名称	燃料種類	年間(200日)製造量		装置単体での評価 作業時間*2		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数	前後の工程の律速処理能力を考慮した評価 補正された作業時間		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数
原料一時保管棚	ー														
成分調整装置	炉心	893	ﾊﾞｯﾁ/y	0.71	h/ﾊﾞｯﾁ	26.4	29.6	0.15	1	4.00	h/ﾊﾞｯﾁ	148.8	166.9	0.83	1
	軸ブラ	108		0.71		3.2				4.00		18.1			
射出鋳造装置	炉心	893		8.00		297.7	333.8	1.67	2	8.00		297.7	333.8	1.67	2
	軸ブラ	108		8.00		36.1				8.00		36.1			
モールド除去装置	炉心	893		2.57		95.6	108.2	0.54	1	4.00		148.8	166.9	0.83	1
	軸ブラ	108		2.78		12.6				4.00		18.1			
燃料スラグ保管棚	ー														
スラグ検査装置	炉心	893	ﾊﾞｯﾁ/y	4.12	h/ﾊﾞｯﾁ	153.4	197.6	0.99	1	4.12	h/ﾊﾞｯﾁ	153.4	197.6	0.99	1
	軸ブラ	108		9.78		44.1				9.78		44.1			
燃料スラグ保管棚	ー														
燃料ピン組立・溶接部検査装置	炉心	893	ﾊﾞｯﾁ/y	3.00	h/ﾊﾞｯﾁ		151.5	0.76	1	3.00	h/ﾊﾞｯﾁ	111.8	111.8	0.56	1
リーク検査装置				2.60			131.2	0.66	1	3.00		111.8	111.8	0.56	1
表面除染装置				2.57			129.5	0.65	1	3.00		111.8	111.8	0.56	1
汚染検査装置				2.27			114.8	0.57	1	3.00		111.8	111.8	0.56	1
燃料ピン一時保管棚	ー														
超音波検査装置	炉心	38844	本/y	6.33	h/100本		102.5	0.51	1	12.00	h/100本	194.2	194.2	0.97	1
Naボンディング装置				24.00	h/200本		194.2	0.97	1	24.00	h/200本	194.2	194.2	0.97	1
ボンディング検査装置 ワイヤラッピング装置 燃料ピン検査装置				5.33	h/100本		86.3	0.43	1	12.00	h/100本	194.2	194.2	0.97	1

③集合体組立ライン

装置名称	燃料種類	年間(200日)製造量		装置単体での評価 作業時間		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数	前後の工程の律速処理能力を考慮した評価 補正された作業時間		延べ作業時間(日/台) 燃料別	延べ作業時間(日/台) 合計	必要台数	設置台数
燃料ピン保管棚	ー														
集合体組立装置 集合体検査装置	内側炉心	186.5	体/y	4.00	h/体	31.1	50.3	0.25	1	4.00	h/体	31.1	50.3	0.25	1
	外側炉心	115.0		4.00		19.2				4.00		19.2			

表 6.2.7　経済性重視型炉心対応システム　必要機器数（50tHM/年）

①内側炉心燃料製造ライン

装置名称	年間(200日)製造量		装置単体での評価					前後の工程の律速処理能力を考慮した評価				
			作業時間*2		延べ作業時間(日/台)	必要台数	設置台数	補正された作業時間		延べ作業時間(日/台)	必要台数	設置台数
原料一時保管棚	ー											
成分調整装置	1445	ﾊﾞｯﾁ/y	0.71	h/ﾊﾞｯﾁ	42.7	0.21	1	2.89	h/ﾊﾞｯﾁ	173.9	0.87	1
射出鋳造装置			8.00		481.8	2.41	3	8.66		521.6	2.61	3
モールド除去装置			2.89		173.9	0.87	1	2.89		173.9	0.87	1
燃料スラグ保管棚	ー											
スラグ検査装置	1445	ﾊﾞｯﾁ/y	4.69	h/ﾊﾞｯﾁ	282.2	1.41	2	4.69	h/ﾊﾞｯﾁ	282.2	1.41	2
燃料スラグ保管棚	ー											
燃料ピン組立・溶接部検査装置	1445	ﾊﾞｯﾁ/y	3.28	h/ﾊﾞｯﾁ	197.3	0.99	1	3.28	h/ﾊﾞｯﾁ	197.3	0.99	1
リーク検査装置			2.60		156.6	0.78	1	3.28		197.3	0.99	1
表面除染装置			2.90		174.6	0.87	1	3.28		197.3	0.99	1
汚染検査装置			2.59		156.2	0.78	1	3.28		197.3	0.99	1
燃料ピン一時保管棚	ー											
超音波検査装置	72089	本/y	6.33	h/100本	190.2	0.95	1	6.33	h/100本	190.2	0.95	1
Naボンディング装置(注)			24.00	h/240本	300.4	1.50	2	30.40	h/240本	380.5	1.90	2
ボンディング検査装置 ワイヤラッピング装置 燃料ピン検査装置			5.33	h/100本	160.2	0.80	1	6.33	h/100本	190.2	0.95	1

②外側炉心燃料製造ライン

装置名称	年間(200日)製造量		装置単体での評価					前後の工程の律速処理能力を考慮した評価				
			作業時間*2		延べ作業時間(日/台)	必要台数	設置台数	補正された作業時間		延べ作業時間(日/台)	必要台数	設置台数
原料一時保管棚	ー											
成分調整装置	1066	ﾊﾞｯﾁ/y	0.71	h/ﾊﾞｯﾁ	31.5	0.16	1	4.00	h/ﾊﾞｯﾁ	177.7	0.89	1
射出鋳造装置			8.00		355.3	1.78	2	8.00		355.3	1.78	2
モールド除去装置			2.48		110.1	0.55	1	4.00		177.7	0.89	1
燃料スラグ保管棚	ー											
スラグ検査装置	1066	ﾊﾞｯﾁ/y	3.96	h/ﾊﾞｯﾁ	176.1	0.88	1	3.96	h/ﾊﾞｯﾁ	176.1	0.88	1
燃料スラグ保管棚	ー											
燃料ピン組立・溶接部検査装置	1066	ﾊﾞｯﾁ/y	2.80	h/ﾊﾞｯﾁ	124.3	0.62	1	2.80	h/ﾊﾞｯﾁ	124.3	0.62	1
リーク検査装置			2.60		115.5	0.58	1	2.80		124.3	0.62	1
表面除染装置			2.40		106.6	0.53	1	2.80		124.3	0.62	1
汚染検査装置			2.18		97.0	0.49	1	2.80		124.3	0.62	1
燃料ピン一時保管棚	ー											
超音波検査装置	44446	本/y	6.33	h/100本	117.3	0.59	1	10.00	h/100本	185.2	0.93	1
Naボンディング装置(注)			24.00	h/240本	185.2	0.93	1	24.00	h/240本	185.2	0.93	1
ボンディング検査装置 ワイヤラッピング装置 燃料ピン検査装置			5.33	h/100本	98.8	0.49	1	10.00	h/100本	185.2	0.93	1

注：200本/バッチ（基準・資源重視型）から240本/バッチに能力アップしている。

③集合体組立ライン

装置名称	燃料種類	年間(200日)製造量		装置単体での評価						前後の工程の律速処理能力を考慮した評価					
				作業時間*2		延べ作業時間(日/台)		必要台数	設置台数	補正された作業時間		延べ作業時間(日/台)		必要台数	設置台数
						燃料別	合計					燃料別	合計		
燃料ピン保管棚	ー														
集合体組立装置 集合体検査装置	内側炉心	213.4	体/y	4.00	体/d	35.6	57.5	0.29	1	4.00	体/d	35.6	57.5	0.29	1
	外側炉心	131.6		4.00		21.9				4.00		21.9			

6.3 技術開発項目

燃料製造に係わる開発課題を表 6.3.1に示す。また、概要を以下に示す。

(1) 安全性に係わる項目

1) 二重識別・秤量による臨界管理、マテリアルハンドリング設備へのインターロックの組込み(移送台車の異常接近防止を含む)

今回示した二重誤装荷を防止するためのシステム設計方針(二重識別・秤量、マテリアルハンドリング設備へのインターロックの組込み等)を個々の工程について具体化し、工程管理手法および機器設計に反映する。

2) 設備配置間隔の最適化・臨界隔離壁設置

複数ユニットの臨界安全を確保するために必要な設備配置間隔について、評価を行う。同様に、臨界隔離壁を設置する場合の壁厚・設置位置について評価を行う。臨界隔離壁を設置しても、運転・保守補修上支障が無い場合は、経済的に有利な方(間隔を取ってセル容積を大きくするか、壁を設けて容積を小さく保つか)を選択し、配置設計を最適化する。

(2) 経済性に係わる項目

1) 製造歩留まりの向上

るつぼ・モールド形状および射出鋳造工程の運転条件の最適化を行い、モールドからるつぼへの鋳込み率の向上、スラグ長に近い均一組成の鋳造品を得る技術を開発する。製造歩留まりの向上は、資本費および操業費の削減につながる。

(3) 核拡散抵抗性に係わる項目

1) 計量管理技術の高度化

成分分析値と秤量値を用いて、計算により工程内のPu量の把握・管理を行う手法について、その高度化を図り、現在用いられている工程内の核燃料物質量を直接測定する手法と同等の信頼性を有する技術にまで高める。

これは、技術的成立性、運転・保守補修性にも係わる課題である。

なお、上記技術の代替技術として、直接計測による機器内のPu重量の評価手法を検討しておく必要がある。

(4) 技術的成立性に係わる項目

1) スラグの均一(分散)性の確認

リファレンスシステムで検討している燃料組成を用いて、実験室規模の射出鋳造試験を実施し、アーク溶融－急速冷却試験と同様の結果が得られることを確認する。同様に、スラグの物性(スラグの切断性等)を確認する。

また、廃モールドへ移行する核燃料物質の割合の評価・低減策の検討(モールド下端部の皮膜除去・モールド洗浄の効果等)を行うことにより、資源有効利用・環境負荷低減に対する基礎的な知見も合わせて得る。

2) スラグ製造実証および製造歩留まりの確認

1）の後に、実規模の射出鋳造試験を実施し、スラグ製造の実証を行う。一度に多数本の射出鋳造を行った場合でも、実験室規模試験と同等のスラグの均一(分散)性・物性が得られることを確認する。また、品質管理の観点から得られたスラグの直径・外観等の評価を行うことにより、量産性に対する知見を得るとともに、製造歩留まりの確認を行う。

さらに、スラグからの発熱・放射線量およびそれが設備（特に検査機器類）に及ぼす影響の確認等を行う。

3) るつぼへのコーティング技術の確立

国内の射出鋳造試験では、Y_2O_3粉末を水で溶き、刷毛を用いてるつぼ内壁に塗布した後、乾燥することによりるつぼへのコーティングを行っているが、この方法には、水の使用および原料投入時のY_2O_3の剥離（試験では原料物質をるつぼ内に積み上げたが、工業的には積み上げるような手間暇はかけられない。可能性が高い方法として、搬送容器から原料物質をるつぼ内に落下させる方法(投入)があるが、その際に原料がるつぼ内壁に接触し、塗布されたY_2O_3を剥ぎ取る可能性がある。）という問題がある。

したがって、水や有機溶媒等を使用せず、原料との接触によって剥離しないようなY_2O_3のコーティング方法を開発する必要がある。

4) 機器設計の最適化(高放射線対策・高発熱対策を含む)

模擬スラグを用いたモックアップ試験および上記1)、2)で得られる知見等を基に、マテリアルハンドリング設備および秤量器を含む機器設計の最適化を行い、高稼働率・低故障率・設備の高寿命化を図ることにより、セル内安定操業を目指す。これは経済性、運転・保守補修性に係わる課題である。

5) 品質検査手法の確立

2）で得られるスラグからの発熱・放射線量およびそれが設備（特に検査機器類）に及ぼす影響等を考慮した、量産に対応した品質検査手法を確立する。

6) 燃料仕様最適化

2）～5）を通じて量産性が高く、品質的に優れた燃料を製造可能な燃料仕様をサーベィする。

表 6.3.1　技術開発項目

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
技術的成立性	基本プロセスの成立性	基準システム燃料組成による射出成型の実証	スラグの均一（分散）性確認	大	要素技術
			スラグ製造・歩留まりの確認	大	要素技術
		検査技術開発	低除染TRU燃料対応の非破壊検査技術開発	中	システム設計 要素技術
		製造工程における発熱対策	集合体の冷却	中	システム設計 要素技術
	量産性	プロセス合理化	機器設計の最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		処理速度の向上	射出成型・Naボンディング装置の冷却時間短縮	小	システム設計 要素技術
		稼働率向上	工程間の核物質移送技術高度化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			分析時間の短縮（新技術開発）	中	分析技術
		品質管理	検査手法の確立	大	システム設計 要素技術
			検査基準の確立	中	システム設計
			燃料仕様最適化	大	システム設計
	セル内安定操業	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計測制御		小	システム設計 要素技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		低除染TRU燃料取扱い下での機器の安定性	高放射線対策	大	システム設計 要素技術
			高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術
安全性	臨界防止	Pu装荷量（質量）制限による単一ﾕﾆｯﾄの臨界管理	二重識別・秤量による臨界管理	大	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			ﾏﾃﾊﾝ設備へのｲﾝﾀｰﾛｯｸの組込み	大	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		複数ﾕﾆｯﾄの臨界管理	設備配置間隔の最適化・臨界隔離壁設置	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			搬送台車の異常接近防止	大	システム設計
	作業員の被ばく低減	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術
	火災・爆発防止	化学的安全	Na・核燃料物質（合金）の火災対策	中	システム設計
		熱的安全	射出成型装置の高温時安全対策	小	システム設計
	耐震性	耐震設計		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	安全評価	安全設計方針・判断基準整備		中	システム設計
		安全評価		中	システム設計

大；技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中；技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小；技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

表 6.3.1 技術開発項目 (2/3)

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
経済性	建設費低減	プロセス合理化	機器設計の最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			工程間の核物質移送技術高度化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		処理速度の向上	射出成型・Naﾎﾞﾝﾃﾞｨﾝｸﾞ装置の冷却時間短縮	小	システム設計 要素技術
	操業費低減	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		集合体構成部材の低価格化		大	要素技術開発
	稼働率向上	機器の長寿命化		中	システム設計 要素技術
		分析時間の短縮(新技術開発)		中	分析技術
	廃止措置費低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		小	システム設計
資源有効利用	U/TRUのリサイクル	U/TRU回収率向上	廃モールド付着物の回収	中	システム設計
			ドロス(U/TRUの酸化物)粉塵の回収	小	システム設計
	U/TRUのロス低減	分析廃棄物への核物質移行量低減	分析サンプルサイズの最適化	小	システム設計 分析技術
			新(乾式)分析技術開発	小	システム設計 分析技術
環境負荷低減	廃棄物発生量低減	工程廃棄物(分析廃棄物)発生量低減	分析サンプルサイズの最適化	小	システム設計 分析技術
			新(乾式)分析技術開発	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物発生量低減	機器の長寿命化	中	システム設計 要素技術
			機器台数削減	中	システム設計
	廃棄物への核種移行量低減	工程廃棄物(分析廃棄物)への移行量低減	廃モールド付着物の回収	中	システム設計
			分析サンプルサイズの最適化	小	システム設計 分析技術
			新(乾式)分析技術開発	小	システム設計 分析技術
		二次廃棄物への移行量低減	機器の除染技術開発	小	除染技術
			ドロス(U/TRUの酸化物)粉塵の回収	小	システム設計
	廃止措置時の固体廃棄物量低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計 要素技術
		施設のコンパクト化		小	システム設計
核拡散抵抗性	保障措置	ホールドアップ対策(発生の抑止)	ドロス(U/TRUの酸化物)粉塵の回収	小	システム設計
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術/(要素技術(注))
	核物質防護			中	システム設計

大:技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中:技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小:技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

注:計算(成分分析値×秤量値)による評価とは異なる、直接計測による機器内Pu量の評価を保障措置上求められた場合は要素技術開発を伴う

表 6.3.1　技術開発項目（3/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
運転・保守補修性	セル内安定操業	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計測制御		小	システム設計 要素技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		低除染TRU燃料取扱い下での機器の安定性	高放射線対策	大	システム設計 要素技術
			高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		計量管理技術の高度化		大	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術/（要素技術(注)）
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			機器の除染技術開発	小	除染技術

大；技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中；技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小；技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

6.4 工学規模ホット試験施設の検討

工学規模ホット試験施設の主要な目的として、実規模設備による燃料製造(組成の均一性・品質・高放射線環境下での機器・センサ類の動作等)の最終確認、計量管理および品質管理システムの有効性確認、照射用低除染MA含有燃料集合体の試作等が挙げられる。そして、上記を通じ、実用プラント建設に向けた許認可申請に耐えうる技術を蓄積する。

6.4.1 施設概要

数tHM/年(連続稼動時：数kgHM/時)の生産規模を有する再処理／燃料製造一体型施設とする。ただし、コスト低減のため、固体廃棄物処理・貯蔵工程は含まない。また、新燃料貯蔵施設は設けない。

(1) 主工程設備

実規模設備を各１台ずつ設置し、単一製造ラインを設けることにより、短時間の量産性確認試験を可能とする。

(2) 周辺設備

生産規模にあわせて設備をスケールダウンするが、固体廃棄物処理・貯蔵設備は設置しない。

(3) 配置構成

基本的な配置構成は実用規模施設と同様に、固定搬送路上に設備を一列に配置し、射出鋳造セル(原料一時保管～燃料ピンの表面汚染検査まで)と集合体組立セル(超音波検査～集合体検査まで)の２セル構成とする。

上記の方針に基づき、検討を行った結果、施設外寸は70m×31.5m×50m(地上5階地下２階建て)、燃料製造セル容積は5400m^{3}とかなり大掛かりな施設となった。なお、試験施設の詳細については、第Ⅱ編再処理システムの設計検討を参照されたい。

[参考文献]

1) C.L.Trybus, et al. : “Casting of metallic fuel containing minor actinide additions”, *J. Nucl. Mater.*, **No.204,** pp.50～55 (1993).
2) M.Tokiwai, et al. : “Development of Fabrication Technology of Metallic Fuel by Injection Casting”, *J. Nucl. Sci. Techno.*, **Suppl. 3**, pp.910～912 (2002).
3) 倉田正輝, 他 : “電力中央研究所報告”, T92005(1992).
4) M.Kurata, et al. : “Proc. Int. Conf. on Future Nuclear Systems ”, Global ’97, Yokohama, Japan ,Oct. 5-10, (1997).
5) C.E.Stevenson : “The EBR- II Fuel Cycle Story”, American Nuclear Society, pp.123～151 (1987).
6) 尾形孝成、他 : “金属燃料の射出鋳造技術の開発－U-Zr 合金の工学規模射出鋳造試験－」、日本原子力学会 2002 年秋の大会 E17、いわき明星大学、2002-9-14～16.
7) 中村勤也、尾形孝成 : “U-TRU-Zr 合金燃料スラグ製造技術開発（I）−模擬合金の射出鋳造試験−”、日本原子力学会 2003 年春の年会 B10、長崎県佐世保市、2003-3-27.
8) N.J.Carson, et al. : “Equipment for the Remote Demolding, Sizing and Ispection of EBR-II Cast Fuel Pins”, *Nucl. Sci. and Eng.*, **12**, 412**,** (1962).
9) J.C.Hesson, et al. : “Description and Proposed Operation of the Fuel Cycle Facility for the Second Experimental Breeder Reactor (EBR-II)”, *ANL-6605*, (1963).
10) D. Vaden, et al. : “MATERIAL ACCOUNTANCY IN AN ELECTROMETALLURGICAL FUEL CONDITIONING FACILITY”, Conf-9606116-40 ANL TDCP, ANS Topical Mtg., DOE Spent Nuclear Fuel and Fissile Material Management, Reno (1996).

7. 被覆粒子法

7.1 被覆粒子燃料製造システムの検討

被覆粒子燃料は、燃料核と呼ばれる直径0.1～1mm程度の微小なセラミック燃料球を窒化チタン(TiN)等で被覆したものであり、Heガス冷却高速増殖炉用の燃料製造方法である。燃料ピンを使用せず、被覆層にFP閉じ込め機能を持たせている点に特徴がある。国内では、旧原研の高温工学試験研究炉(HTTR：High Temperature Engineering Test Reactor)に供するために、直径0.6mmのUO_2燃料核を四層被覆(低密度熱分解炭素(PyC)＋高密度PyC＋炭化ケイ素(SiC)＋高密度PyC)した燃料が製造されている。

一方、FBR向けには、窒化物型が検討されており、旧原研では1980年代にMAを含む直径1.2mmのPuN燃料核を二層被覆(低密度TiN＋高密度TiN)した燃料の検討が行われた。FBRに対応するため、被覆材はPyCおよびSiCからTiNに変更された。

なお、窒化に必要な窒素ガスは、炉内での(n,p)反応により長寿命核種^{14}Cが生成することを防ぐために、天然窒素（^{14}N：99.63%、^{15}N：0.37%）ではなく、濃縮された^{15}Nを使用するものとしている。

フェーズⅠでは、プラントシステムおよび炉心設計の観点から、燃料仕様の検討が行なわれたものの、被覆層の候補物質に対する材料強度・物性データが少ないなどの課題があり、暫定的な被覆粒子燃料仕様を導くにとどまった。したがって、具体的な燃料製造システムについての検討は行われず、上記被覆粒子の製造法の調査および課題の摘出が行われた。

その結果、HTTR燃料製造で採用されている外部ゲル化法による燃料核を製造する場合、工業化は容易であるものの直径1mmを超える燃料核ではクラックを生じやすい、大量の廃液が発生するのでこれらの廃棄物を処理する必要がある、同じくHTTR燃料製造で採用されている熱化学気相蒸着法(熱CVD法：Chemical Vapor Deposition)を用いてTiN被覆を行う場合、形成速度が遅いため量産性に劣る、^{15}Nの濃縮・リサイクル技術の実証が必要である等の課題が摘出された。

そのため、基本的プロセスの成立性については、フェーズⅠでは評価せず、燃料仕様の明確化および被覆材の性能調査等を行った後で、改めて評価するものとした。

上記検討結果を受け、フェーズⅡでは被覆材の要素技術開発を通じて情報の集積に努めたが、高温時特性等については不明確な点も残り、保守的仮定をおいてプラントシステム・炉心設計が行われた。したがって、これらの設計から導き出された燃料仕様には不確定要素・仮定が含まれている。

フェーズⅡで検討された主要な２種類の燃料仕様を以下に示す。

（1）コンパートメント型燃料集合体

直径1.94mm(燃料核：1.50mm)の被覆粒子をアニュラー状SiCセラミック管に収納した構造であり、冷却材はセラミック管を内から外へ横方向に流れ、被覆粒子と直接接する。被覆粒子が破損して冷却材を汚染することが無いよう、被覆は二層構造をしており、50% TDのTiNからなる内層(バッファ層)は、FPガス溜めおよび燃料核スエリングの吸収を担う。100%TDのTiNからなる外層(強度層)は、FPの閉じ込めおよび被覆粒子全体の構造強度を保持する。図 7.1.1に集合体構造、表7.1.2に基本仕様を示す。

本燃料は、フェーズⅠでの暫定燃料仕様を詳細化したものであり、FPの閉じ込めをTiNの強度層に担保させる。しかしながら、集合体１体に装荷される被覆粒子数は炉心部のみでも約一千万個あるため、このような多数の粒子に対し、被覆破損率０を担保するのは困難である。よって、FPの閉じ込め能力の確保が課題とされた。

（2）六角ブロック型燃料集合体

直径1.02mm(燃料核：0.86mm)の被覆粒子を六角ブロック状のSiC固相マトリクス(100%TDの焼結体)中に50vol%の割合で分散した構造であり、冷却材はブロック内部を上下に貫通する多数の冷却管の中を縦方向に流れ、被覆粒子とは接しない。図 7.1.2に集合体構造、表7.1.3に基本仕様を示す。

本燃料は、コンパートメント型で課題となったFPの閉じ込めをSiC固相マトリクスで担うため、被覆はバッファ層のみとしている。

両者を比較検討した結果、六角ブロック型燃料集合体が選択された。主な理由は、個々の被覆粒子よりもSiC固相マトリクスにFPの閉じ込めを行わせる方が、実現性および安全性が高いと考えられたためである。

以上の事柄を踏まえ、本章では窒化物燃料核、被覆、六角ブロック製造プロセスについ述べる。機器構造については概略検討に留め、後述する設計検討の基本方針に基づき、施設概念を示すとともに、基本プロセスの成立性および課題、概略ではあるが、経済性・資源有効利用性・環境負荷低減性・核拡散抵抗性について述べる。

7.1.1 リファレンスシステム設計

本章では、第1章で述べているようなリファレンスシステム(物質収支フロー、機器/設備設計、周辺設備設計、配置設計等の施設全体に対する一連の概念設計を行い、燃料仕様の変更等に対して、部分的な変更・拡張を行うことで対応することを可能とする、基本となるべきシステム)を設定することが困難であるため、一段階低次のシステム(機器構造が概略検討に留まる等)を設計し、リファレンスシステムと呼称する。したがって、リファレンスシステムおよびリファレンスシステムの部分的な変更・拡張により得られた資源重視型・

経済性重視型炉心対応システムの各評価データ(経済性・資源有効利用性・環境負荷低減性・核拡散抵抗性)は、他の章のシステム評価データと比較して、誤差が大きいものとなっている。

リファレンスシステムとなる燃料製造施設は、FBRサイクル導入期のヘリウム冷却炉に燃料集合体を供給する施設とし、生産規模は200tHM/年とする。

(1) 施設概念構築

(i) 設計の基本方針と前提条件

後述する窒化物燃料核製造プロセスにおいて、スフェアパック燃料製造システムと同じ外部ゲル化法を採用したことから、基本方針・前提条件に関して、上記システムに準拠するものとした。

施設設備の設計および配置方針、保守方針および操業条件等についても同様である。

(a) 製品燃料条件

製品燃料仕様の前提となる炉心の仕様を表7.1.1に示す。電気出力は1,500MWe、運転サイクル長は18ヶ月、集合体体数は内側炉心燃料294体、外側炉心燃料258体、径方向ブランケット燃料96体、燃料交換バッチ数は炉心燃料および径方向ブランケット燃料とも6バッチである。Pu富化度については、内側炉心燃料が22.2wt%、外側炉心燃料が24.0wt%である。

原料(再処理製品)は、上記の炉心から全炉心平均燃焼度69.3GWd/tで取り出した使用済み燃料を４年間冷却し、先進湿式法(NEXT法)で再処理したものとする。再処理製品中のHMおよびFP重量組成比を表 7.1.4に示す。MA含有率は内側炉心燃料が1.0wt%、外側炉心燃料が1.1wt%であり、^{238}Pu、^{241}Am、^{243}Cm等のTRUの崩壊に伴って9.4W/kgHMおよび10.1W/kgHMの発熱が生じる。

(b) 製品歩留まり

不良品率を粒子製造工程で8%、被覆工程で1%、六角ブロック製造工程で1%、集合体組立工程で0%とし、燃料製造全体での歩留まりを90%と仮定した。

(c) 製品検査

検査設備として、溶液・燃料核検査設備、被覆粒子検査設備、六角ブロック検査設備、燃料集合体検査設備を考慮する。

燃料仕様およびプロセス仕様(現時点では不確定要因が含まれるため、今後の要素技術開発を通して各種仕様を設定する)を満たすことをサンプル検査または全数検査により確認するものとする。

溶液検査設備は、原料溶液に炭素粉末および各種の添加剤を加えて得られた調整原液を採取、オンライン分析して添加物の濃度を確認する。

燃料核検査設備は、燃料核製造工程の最終段に設置し、サンプル検査で成分分析(残留酸

化物・炭素量などの同定)、比重測定、強度測定、粒径検査(平均粒径・粒径分布等)、外観検査(割れ・欠けなど燃料核の強度に影響を与える事項の確認)等を行う。また、粒径・真球度による選別を全燃料核に対して行う(破片、規格外粒径の燃料核、真球度が低い燃料核に均一な厚さの被覆を行うことは難しいため、予め取り除く)。

被覆粒子検査設備は、サンプル検査で被覆層の比重測定、膜厚測定、粒径検査、外観検査等を行う。真球度による選別を全粒子に対して行う(被覆途中で割れた粒子、被覆むらが生じた粒子を取り除く)。

六角ブロック検査設備は、六角ブロック製造工程の最終段に設置し、寸法検査、X線検査(粒子の充填状態、SiC固相マトリクスの充填不良や焼結不良に起因するブロック内部の空洞の有無等を確認する)、重量検査等を全ブロックに対して行う。

燃料集合体検査設備は、寸法検査、外観検査(六角ブロックと集合体部材の接合状況、傷などの確認)、重量検査、表面汚染検査等を行う。

上記の検査で不良と判定されると、サンプル検査の場合はロット単位、全数検査の場合は個々の該当品がスクラップとして処理される。

(d) スクラップ処理

上記検査でスクラップとされた各物質に対して、以下の処理を行う。

1) 原料溶液

8時間以上静置して、炭素粉末を沈殿除去するとともに溶液の粘度を低下させる。この液を激しく攪拌されているアンモニア水槽中に少量ずつ投入し、粉末状の沈殿(重ウラン酸アンモニウムと水酸化プルトニウムの混合物)を得る。沈殿物をアンモニア水およびアルコールで洗浄して、増粘材等の添加物を除いた後、硝酸で溶解して硝酸ウラニルと硝酸プルトニウムの混合溶液とし、再処理施設のリワーク工程に送液する。

2) 窒化物燃料核、被覆粒子、六角ブロック

窒化物燃料核は^{15}Nを回収するため、酸化物に転換する必要がある。被覆粒子は、被覆層を除去する必要があり、六角ブロックは、SiC固相マトリクス(焼結体)と被覆粒子を解離する必要がある。これらの処理を行うには大掛かりな設備が必要であること、同機能を有する設備を再処理施設で所有していることから、燃料製造施設側ではこれらの処理を行うリワーク設備は設置せず、スクラップ品収納容器に装荷して、再処理施設の各機械的前処理工程に搬送するものとした。

3) 燃料集合体

本検討では、六角ブロックと集合体部材をねじ止め等の機械的手段で接合することを想定している。よって、集合体組立設備で部材の取り外しを行い、六角ブロックに戻した後、上記2) の手順を踏む。

(ii) 安全設計に係わる検討

5.1.節のスフェアパック燃料製造システムに準拠した。ただし、臨界安全および火災・爆発防止に関しては一部相違する事項がある。

(a) 臨界安全

設備機器へ適用する寸法および質量制限値に関しては、モンテカルロ臨界安全解析コード(MNCPおよびJENDL-3.3ベースのMNCP用核データライブラリを使用)を用いて評価した。結果を表 7.1.5に示す。

基本的には、円環厚さ・円筒直径などの形状管理を適用し、炭素熱還元炉や焼結炉のように、平皿に粒子を装荷する設備については、平板厚さによる寸法管理を適用する。被覆生成装置のように形状・寸法管理の適用が困難な設備については質量管理(二重誤装荷を考慮して臨界質量に安全係数0.43を掛けた値を取り扱い制限値とする)を適用する。六角ブロックおよび集合体の製造・検査に関わる設備は、基本的に質量管理の一種である体数管理(一度に取り扱うことのできる六角ブロックまたは集合体の体数を制限する)を適用するものとする。

(b) 火災・爆発の防止

IPA等の可燃性有機溶媒、H_2等の可燃性ガス、硝酸アンモニア等の爆発性物質(炭素粉末の粉塵爆発も含む)に対する安全対策は、スフェアパック燃料製造システムと同一である。

TRU核種の発熱による火災・爆発の防止対策は、以下のとおりである。

TRU核種の崩壊により、炉心燃料では約10W/kgHMの崩壊熱が発生するため、液状の炉心燃料を取り扱う槽類(湿潤ゲル球貯槽含む)については冷却ジャケットを設置し、水冷するものとする。

乾燥ゲル球以降の固体粒子を取り扱う設備のうち、貯槽類(一時的な保管目的で設置され、槽内部での粒子の攪拌が行われないもの)については、蓄熱により高温になるのを防止するため、貯槽の内径を5cmエラー! 参照元が見つかりません。に制限する。(この値は、MOX燃料粒子温度を容器外側からの自然冷却条件で80℃以下に保つための値である。炭素熱還元工程以降では、燃料核はMOXから窒化物にかわるが、本検討では同じ直径制限を適用することとした。)

炭素熱還元炉の前後に設置するバッファについては、バッチ切り替えを速やかに行うため、炉トレイに燃料核を装荷した状態で保管するものとし、必要に応じて強制冷却を行う。

窒化物粒子の空気中における自然発火に対する対策は、以下の通りである。

炭素熱還元工程から被覆工程までは、非密封状態で窒化物粒子を取り扱う。窒化物は空気中の水分・酸素と反応して発熱するため、上記工程のセルを不活性ガス(Ar)で満たし、水分および酸素濃度管理を行うものとする。

(c) 耐震

セルに核燃料物質の閉じ込め機能を持たせるものとする。したがって、セル、セル換気

系、およびその電源設備(非常系を含む)は、再処理施設安全審査指針およびMOX加工施設安全審査基準を参考に、耐震クラスAとする。

また、寸法形状制限を適用しており、破損が生じることにより臨界事故を起こす恐れのある設備、Puを含む溶液を収納する槽類(配管含む)およびそのドリップトレイ等もクラスAとする。

一方、質量制限を適用するなどして、破損が生じることにより臨界事故を起こす恐れのない設備、低レベルの放射性廃液を収納する槽類(配管含む)および放射性物質の漏洩拡大防止に関与する設備でAクラス以外の設備はクラスBとする。

放射性物質を取り扱わない設備あるいはごく少量しか取り扱わない設備でかつ放射性物質の漏洩拡大防止に関与しない設備(保守補修設備、分析設備等)はクラスCとする。

なお、湿潤ゲルは、溶液と見なすものとする。

(iii) プロセス設計

(a) プロセスの選択

フェーズⅡで選定された燃料仕様に基づき、粒子製造、被覆、六角ブロック製造について改めてプロセスの選定を行った。表 7.1.6～表 7.1.8に候補の特徴および比較結果を示す。図 7.1.3には、選定されたプロセスフローを示す。本図にはプロセス成立性に係わる要素技術開発課題を併記している。以下にプロセス候補の概略を述べる。

1) 燃料核

Pu富化度調整済溶液を出発物質にして粒子を形成し、それを炭素熱還元して直径0.9mmの窒化物焼結球を製造するプロセスである。

炭素熱還元を行うためには、炭素粉末が粒子内に均一に分散していることが必要である。また、被覆・六角ブロック製造工程における不良発生率を低減するためには、燃料核の粒径のバラツキの少なさ、真球度および強度が要求される。

ここで、フェーズⅠで外部ゲル化法を選択した場合の課題の１つとして、直径1mmを超える燃料核ではクラックを生じやすいことが挙げられている。

硝酸ウラニルと硝酸プルトニウムの混合液滴をアンモニア水中に滴下すると、下式

$$UO_2(NO_3)_2+3NH_4OH \rightarrow 0.5(NH_4)_2U_2O_7\downarrow +2NH_4NO_3+1.5H_2O$$

に示すように、硝酸ウラニルが重ウラン酸アンモニウムのゲルに変化する(硝酸プルトニウムは水酸化プルトニウムに変化する)が、液滴の外部から内部に向かってゲル化が進行するために、大粒子では層状の構造(シェル構造)が生じやすい。乾燥・焙焼・焼結等の加熱処理時に、シェル構造に起因する内部応力により、クラックが発生することがある。

従って、本検討では、シェル構造が生じにくい内部ゲル化法を候補に加えた。これは、熱により加水分解してアンモニアを発生するヘキサメチレンテトラミン(HMTA)を原料溶液に加え、高温の溶媒中に滴下することにより、液滴を内部からゲル化する方法である。

また、もうひとつの課題として、大量に発生する廃液の処理が挙げられている。これへ

の対応として、MOX粉末から乾式処理により粒子を製造する転動造粒法(複数の候補があったが、内部検討により比較優位とされた)を候補に加えた。

これら３つの製造プロセスについて調査を行い、最も有望なものと考えられた外部ゲル化法を選定した。各プロセスの概要と選定理由を以下に示す。

i) 外部ゲル化法

①純水にポリビニルアルコール(PVA) を溶解し、Pu富化度調整済溶液と混合する。

②テトラヒドロフルフリルアルコール(THFA)に炭素粉末(カーボンブラック)を分散させたものを①液に添加し、調整原液を得る。炭素粉末が凝集しないよう、攪拌する(超音波による加振等)。

③調整原液をアンモニア雰囲気中で滴下し、アンモニア水に着水させる。攪拌により、粒子のゲル化を促進するとともに、粒子が積層して変形するのを防止する。

④粒子を純水(あるいは希アンモニア水)、イソプロピルアルコール(IPA)の順で洗浄し、湿潤ゲル球を得る。

⑤収縮による割れを防止するため、40～80℃程度の温風による乾燥を行い、乾燥ゲル球を得る。

⑥空気雰囲気(あるいは酸素濃度を調整した窒素と酸素の混合気体雰囲気)下で400℃に加熱し、焙焼球(UO_3、PuO_2)を得る。PVA等の急激な熱分解による割れを防止するため、熱分解温度前後(200～300℃)ではゆるやかに昇温する。

⑦還元性雰囲気下で600℃に加熱し、還元球(UO_2、PuO_2)を得る。

⑧窒素ガス雰囲気下で1500℃に加熱し、炭素熱還元球(UN、PuN)を得る。

⑨還元性雰囲気下で1700℃に加熱し、焼結球(UN、PuN)を得る。

上記において、PVAは滴下液の粘度を増強する役割、THFAはPVAの光分解および放射線(β・γ)による劣化を抑制し、全量を滴下する間(２～３時間かかる)、調整原液の物性を一定に保つ役割を担っている[2)3)]。滴下液が着水の衝撃で変形しないよう、アンモニア雰囲気中を落下させ、表面にゲル膜を生じさせる。ゲル化反応で生じた硝酸アンモニア等を除去するため純水(あるいは希アンモニア水)で、粒子内の水分をIPAと置換することにより乾燥工程において粒子同士が固着するのを防止するためIPAによる洗浄を行う。

調整液の粘度は、温度・酸濃度等に依存し、それらの値が高いほど短時間で粘度が低下する。30℃以下・遊離硝酸濃度2N以下が一つの目安と考えられる。

後述するプロセス条件で示すように、焙焼工程における重ウラン酸アンモニウムおよび水酸化プルトニウムから酸化物への変化は熱分解によるものであり、酸素を必要としないが、ゲル球中に含まれるPVAおよびTHFAは酸化して除去しなければならない。よって焙焼の際には、空気または酸素を含む雰囲気ガスを使用する。このとき、ゲル球中の炭素粉末の一部は二酸化炭素となって失われるが、最高でも400℃程度の温度で処理することから、炭素熱還元反応に必要な炭素が全て失われることはないと考えられる。

本方式の利点は、緻密かつほぼ一様な粒径の粒子が得られる、^{238}Pu・^{241}Am・^{242}Cm等の発熱核種が含まれていても、液温を30℃以下に保つことにそれほどの困難さは伴わない等である。

欠点は、ゲル化が粒子の外側から内側に向かって進行するため大粒子ほどシェル構造になりやすく、その際に生じる内部応力により真球度が低下・加熱時に割れやすくなる、引火しやすい物質であるIPAを多量に使用する、多量の廃液が発生しその中には乾燥状態で爆発性の硝酸アンモニウムが含まれている等である。

本方式による粒子製造実績としては、英国核燃料公社(BNFL：British Nuclear Fuels Ltd)によるφ0.71～0.85mm(最大0.93mm)のUO_2粒子の製造[4]、原子燃料工業(株)におけるφ0.8mmのUO_2粒子の製造試験[4]ならびにφ0.6mmのHTTR向けUO_2粒子の工業規模製造(施設規模：400kg/年、製造粒子数：10^9個オーダー)等が存在する。

ii) 内部ゲル化法

①純水にヘキサメチレンテトラミン(HMTA) および尿素を溶解し、0℃前後に冷却する。

②Pu富化度調整済溶液を0℃前後に冷却し、①液と混合したものに炭素粉末(カーボンブラック)を分散させ、調整原液を得る。炭素粉末が凝集しないよう、攪拌する(超音波による加振等)。

③調整原液を約100℃の撥水性熱媒(シリコンオイル等)中に滴下する。

④粒子を有機溶媒(四塩化炭素等)、純水、イソプロピルアルコール(IPA)の順で洗浄し、湿潤ゲル球を得る。

⑤以降は、外部ゲル化法とほぼ同じである（温度条件等が多少異なる)。

上記において、HMTAはアンモニア供給剤、尿素は安定剤(外部ゲル化法におけるTHFAの役割)として働く。HMTAは室温でも容易に熱分解してしまうため、溶液の温度は0℃前後に保つ。また、粒子内部で瞬間的に水が沸騰し、気泡が発生するのを防止するため、シリコンオイルの温度はほぼ100℃に保つ。粒子表面のシリコンオイルを除去するため、四塩化炭素による洗浄を行う。

本方式の利点は、ゲル化反応が粒子内部で均一に起こるため、シェル構造になりにくい、緻密かつほぼ一様な粒径の粒子が得られる等である。

欠点は、発熱核種を含む調整原液の温度を0℃前後に保つために、配管等も含めて装置全体を冷却する必要がある、シリコンオイルや四塩化炭素の廃棄処理が困難である、発生廃液中には乾燥状態で爆発性の硝酸アンモニウムが含まれている等である。

なお、上記工程③において、シリコンオイル中に滴下する代わりに、液滴にマイクロ波を照射し、空中でゲル化する手法も検討されており、粒子内部での気泡発生等の問題が解決されれば、シリコンオイルや四塩化炭素の廃棄物処理は不要となる可能性がある。

本方式による粒子製造実績としては、スイスのポール・シェラー国立研究所(PSI：Paul

Scherrer Institut)によるφ0.784～0.880mmのNp-MOX粒子の製造[4]、旧原研によるUN粒子の製造試験等が存在する。

iii) 転動造粒法

①簡素化ペレットシステムで検討されている脱硝転換装置を用いてPu富化度調整済溶液をMOX粉末に転換する。

②MOX粉末と炭素粉末(カーボンブラック)を混合し、原料粉末とする。

③回転ドラム等の容器に原料粉末を投入し、アセトン等の有機溶媒およびポリビニルブチラール(PVB)からなるバインダを添加しながら容器を回転させる。

④バインダを介して原料粉末同士が会合し、凝集体が成長するので、適切なタイミングでバインダの供給を停止し、凝集体の成長を止める。

⑤以降は、外部ゲル化法とほぼ同じである（温度条件等が多少異なる)。

上記において、PVBは一般的にセラミックスのバインダとして使用される白色粉末状の物質であり300～400℃で熱分解する。凝集体の形状・密度・大きさは、回転速度・滞留時間・バインダの性質および散布量等に依存する。

本方式の利点は、廃液が発生しない、造粒が10分程度で完了するため、原料粉末の発熱・放射線によるバインダの劣化が生じにくい等である。

欠点は、粒径がばらつく、現状ではもろい燃料核しか得られない、粉末の飛散・装置内壁への粉末の付着により計量管理が難しくなる、有機溶媒が揮発するため火災・爆発対策が必要になる等である。

上記３方式のうち、燃料核の強度に関しては内部ゲル化法≧外部ゲル化法(シェル構造が生じるほどではないが、内部応力が発生し真球度が低下する)＞＞転動造粒法の順、工程管理の容易さでは、外部ゲル化法＞内部ゲル化法(温度管理で劣る)＞＞転動造粒法(現状では基本的な製造条件が判明していない)の順となる。保守補修作業の容易さでは、ゲル化法は配管の着脱と液垂れ防止の点で難があり、転動造粒法は装置自体は小型単純であるものの、装置内部に付着した粉末の遠隔除去に難があり、甲乙付けがたい。

したがって、本検討では、総合的にみて優れている外部ゲル化法を採用した。本方式は、真球度の不良率が若干高くなる可能性はあるが、HTTR燃料で豊富な製造実績を有し、原料溶液の温度管理が内部ゲル化法よりも容易であるため、低除染MA含有FBR燃料には適していると考えられる。

なお、製造する燃料核の直径は0.86mm(炉心燃料)および0.93mm(ブランケット)とHTTR燃料核の0.6mmと比較して大きいが、上述したようにウラン酸化物による直径0.9mmまでの製造試験実績があることから製造は十分に可能であると考えられる。また、内部ゲル化法ではあるが炭素粉末を添加したUN粒子の製造実績およびNp-MOX粒子の製造実績も存在することから、多成分系での粒子製造の成立性は高いと考えられる。

2) 被覆

燃料核の表面に低密度(50%TD)のTiN被覆層を形成するプロセスである。

炉内装荷時において、燃料核の熱膨張・スエリングを吸収するため、被覆層は低密度かつ肉厚(炉心燃料：70μm、ブランケット燃料：35μm)であることが要求される。

なお、次工程(六角ブロック製造工程)において、被覆粒子をSiC粉末と共に焼結するに際し、両者の接合性を良くするため、可能であればTiN被覆の外側にSiCの薄層(10μm)を被覆するものとする。

ここで、フェーズⅠで熱CVD法を選択した場合の課題として、TiN被覆層の形成速度の遅さ(1～数μm/h、PyCやSiCと比して遅い)からくる量産性の低さが挙げられている。したがって、本検討では熱CVD法のほかに、代表的な被覆技術である化学気相蒸着法、物理気相蒸着法および溶射法の中から、形成速度が比較的早いと考えられる手法を各1種類ずつ候補に追加した。

これら4つの製造プロセスについて調査を行い、最も有望なものと考えられた熱化学気相蒸着法を選定した。各プロセスの概要と選定理由を以下に示す。

i) 熱 CVD 法

①炉に装荷した燃料核を約1100℃に加熱する。

②混合ガス($TiCl_4$＋$^{15}N_2$＋H_2等)を供給する。ガスが反応して生じたTiNが燃料核表面に蒸着し、始めは多晶質・低密度の被覆層を形成する。

③蒸着を継続すると、柱状晶(晶間には微少な空孔が存在する)の被覆層を形成する。

④混合ガスをCH_3SiCl_3＋H_2+Arに切り替え、SiCの被覆層を形成する。

本方式の利点は、炉の床面から混合ガスを吹き出す流動床構造とすれば、低密度で一様な厚さの層が得られる、炉内全域で反応が生じるため、大量処理が可能である（kg単位の粒子に対する被覆が可能であり、HTTR燃料に対するPyCおよびSiCの被覆方法として実用化されている）等である。

欠点は、層の形成速度が遅い(1～数μm/h程度)、千数百度以上の高温にさらされると被覆層が焼結・高密度化して層厚が減少する可能性がある、ガスの吹き出しノズル部で閉塞が生じやすい等である。

本方式による粒子製造実績としては、原子燃料工業(株)における流動床炉を用いたHTTR向けUO_2粒子へのPyCおよびSiCの四層被覆の工業規模製造等が存在する。また、TiN被覆技術開発の一環として行ったTiN板状基盤へのTiC/TiCN/TiNの繰り返し蒸着試験ならびに蒸着冶具への被覆状況調査により、～500μmの厚さの被覆(冶具への約60回の積層蒸着の結果)が形成された[5]ことが確認されている。

ii) レーザーCVD 法

①炉内を減圧し、燃料核を数百度に余熱する。

②混合ガス($TiCl_4$＋$^{15}N_2$＋H_2等)を燃料核に吹き付けるとともに、燃料核にレーザー

を照射する。ガスが反応して生じたTiNが燃料核表面に蒸着し、柱状晶(晶間には微少な空孔が存在する)の被覆層を形成する。

③混合ガスをCH_3SiCl_3＋H_2+Arに切り替え、SiCの被覆層を形成する。

本方式の利点は、レーザーのエネルギーが層の形成に使用されるため、形成速度が比較的速く(一般的に熱CVD法の数倍程度)、低密度の被覆が得られる、被覆層自体の温度は数百度程度であるため焼結による高密度化が生じない等である。

欠点は、レーザーが照射される部分でしか反応が進行しないため、炉を平たくして照射面積を広く取る必要がある(設置床面積が極めて大きくなる)、燃料核に均一にレーザーを照射するため、平面上で粒子を転動させる必要がある、炉に設けられたレーザー透過窓にTiNが蒸着して透明度が低下するため窓を定期的に交換する必要がある等である。

iii) 電子ビーム物理気相蒸着法(EB-PVD 法：Electron-Beam Physical Vapor Deposition)

①炉内を10^{-7}Torr以下に減圧し、燃料核を数百度に余熱する。

②炉内上方に設置されたTiNインゴットに下から電子ビームを照射し、ガス化させる。TiNガスが拡散して燃料核表面で蒸着し、柱状晶(晶間には微少な空孔が存在する)の被覆層を形成する。なお、TiNの一部は解離してしまうため、燃料核表面にN_2ガスを供給し、Ti単体の蒸着を防止する。

③電子ビームの向きをSiCインゴットの方向に替え、SiCの被覆層を形成する。

本方式の利点は、層の形成速度が速く(一般的に熱CVD法の数十倍以上、電子ビームの出力に依存)、低密度の被覆が得られる、粒子の温度は数百度程度であるため被覆層の焼結による高密度化が生じない等である。

欠点は、TiNガスを効率的に燃料核表面に誘導する手段が現状ではない、レーザー化学気相蒸着法と同様に炉を平たくしてガスに接触する面積を広く取る必要がある(設置床面積が極めて大きくなる)、TiNガスの発生源が点(ビームの焦点)であるため、ガス濃度が場所により異なり、均一な厚さの層を得ることが困難(何らかの方法で粒子を攪拌すれば、均一被覆の可能性はある)、電子ビーム発生装置のメンテナンスの負荷が大きい等である。

iv) 減圧プラズマ溶射法(LPS 法：Low pressure Plasma Spraying)

①燃料核を炉内に装荷し、減圧する。

②溶射ガンに作動ガス(Ar)を通気し、内部の電極で直流アーク放電を行うことによりプラズマジェット流を作る。ジェット流にTiN粉末を投入して溶融微粒子とする。

③ジェット流を燃料核にさらす。燃料核の表面にTiNの溶融微粒子が超高速で衝突し、緻密で空孔の少ない被覆層を形成する。

④投入する粉末をSiCに切り替え、SiCの被覆層を形成する。

本方式の利点は、層の形成速度が極めて速い(一般的に熱CVD法の1000倍程度)、炉の床面からジェット流を吹き出す流動床構造とすれば、一様な厚さの層が得られる可能性がある、大量処理の可能性がある（kg単位の粒子に対する被覆が可能であると考えられる）等である。

欠点は、密度の高い層が形成される、燃料核が超高温にさらされる（ジェット流の温度は約10000℃、ただし、熱量自体は少ないので、流動状態にあれば燃料核への負荷は小さい)、プラズマ吹き出しノズル部にTiNが付着しやすい等である。

上記4方式のうち、層の形成速度に関してはLPS＞＞EB-PVD＞レーザーCVD＞熱CVDの順となるが、低密度被覆の条件をLPSは満たしていない。また、EB-PVDでは粒子間での被覆厚さにバラツキが生じやすい欠点を有している。設備の保守補修性に関しては、LPS、熱CVD(ノズル部の交換)＞＞レーザーCVD(レーザー透過窓の交換および窓の気密維持、レーザーのメンテナンス)＞＞EB-PVD(電子ビーム銃のメンテナンス)の順と考えられる。

したがって、本検討では低密度被覆の条件を満たし、相対的に判断して保守補修にあまり手間がかからないと考えられる熱CVD法を採用した。ただし、被覆層の形成速度の遅さは、量産性および経済性に対する大きな負荷となるので、今後の要素技術開発により、速度向上を図る必要がある。

なお、繰り返し蒸着による結果ではあるが、上述したように70μmの厚さの被覆層の形成が可能であること、材質がPyCおよびSiCであるものの、流動床を用いた粒子への被覆に関し、HTTRでの豊富な製造実績が存在することから、基本的プロセスの成立性はあると考えられる。

3) 六角ブロック

被覆粒子とSiC粉末の混合物を六角ブロック形状に成形、それを焼結し(あるいは平板または三角柱状に成形して焼結した後、六角形状に組み合わせ)、被覆粒子を100%TDのSiC固層マトリクス中に50vol%の割合で分散させた燃料ブロックを得るプロセスである。

冷却材への伝熱が確実に行われるためには、冷却管とマトリクスが密着しているとともに、マトリクスの密度が十分に高くなければならない(一般的に、Al_2O_3等の焼結助剤や金属Siを加えることで焼結密度を向上させられるが、1500～2000℃の高温ではこれらの添加物が軟化・液状化し、ブロックの健全性を損なう可能性がある。炉の設計基準事象評価に準じれば、1600℃までは有意な燃料健全性の劣化があってはならないため、金属Siが残留するプロセスは不可とし、燃焼助剤等の使用量が少ないプロセスを良とする)。また、FPを閉じ込めるためには、ブロック表面が稠密であるとともに、燃料核がブロック表面に露出してはならない。

この条件を満たすための有効な手段として、六角ブロックの外殻を別途SiC材を用いて作成し、この中に焼結ブロックを収納する方法がある。ここで、図 7.1.2および表7.1.3に示されているように、ブロックと集合体のSiC製ラッパ管は密着していることから、ブロック

外殻がそのままラッパ管を兼ねる構造とするのが(製造性はともかく)合理的であると考えられる。

本プロセスについては、フェーズⅠでは検討されていない。よって、一般的なSiC構造物の成形・焼結法を候補とした。ただし、搾り出し成形法や熱間静水圧焼結法(HIP：Hot Isostatic Pressing)等の大きな圧力(100MPa以上)を加える方法は、被覆粒子が破損する恐れがあるため、除外した。

これらの製造プロセスについて調査を行い、最も有望なものと考えられた振動充填法＋反応焼結法の組み合わせを選定した。各プロセスの概要と選定理由を以下に示す。

i) プレス成形法

①転動造粒法を用いて、被覆粒子にSiC粉末をオーバーコートする。その際、バインダ(PVB)および焼結助剤(Al_2O_3など)を添加する。

②鋳型に①の粒子を投入してプレスし、成型する。

③鋳型から成形物を取り出し、脱脂炉に入れて転動造粒時に添加したバインダを蒸発させる。

本方式の利点は、ブロック内に粒子が均一に分散する、ブロック表面に粒子が露出しない等である。

欠点は、被覆粒子の充填率を仕様値である50vol%まで上げることが困難である、一方向から圧縮するため、焼結時の収縮に方向性が生じ、最終製品の寸法精度の維持が困難となる、脱脂の効率が下がるため、ブロック外殻・冷却管とセットでの成形ができない等である。

ii) 射出成形法

①被覆粒子とSiC粉末の混合物に熱可塑性樹脂・潤滑剤等の有機材料および焼結助剤を加える。

②上記物質を射出成型機の中で加熱して流動化し、鋳型に射出する。

③鋳型から成形物を取り出し、脱脂炉に入れて有機材料を蒸発させる。

本方式の利点は、複雑な形状の形成が可能な点である。

欠点は、多量に添加した有機材料の除去に時間がかかる(一般的な工業製品では100～600℃の温度で40～80時間程度かける)、有機材料が蒸発する分収縮する・マトリクスの密度が低下する、ブロック表面に粒子が露出する可能性がある、脱脂の効率が下がるため、ブロック外殻・冷却管とセットでの成形ができない等である。

iii) 振動充填法（反応焼結法と組み合わせる）

①ブロック外殻(冷却管も挿入され、粒子投入用の小孔を除き、密閉されている)に被覆粒子を投入し、粒子が隅々まで充填されるように加振する。

②SiC粉末、SiおよびCの微粉末を追加投入する。被覆粒子が浮き上がらない程度に穏やかに加振してこれらの粉末を被覆粒子の隙間に充填する。

本方式の利点は、有機物や焼結助剤を添加しないため、比較的高温耐性に優れるマトリクス相が形成できる、被覆粒子の充填率を50vol%まで上げることが不可能ではない等である。

欠点は、振動充填法では80%程度の充填率にしかならないため、高密度のマトリクス相が形成できない、加振による衝撃で被覆粒子および被覆層に破損が生じる可能性がある点である。

iv) 反応焼結法

①被覆粒子が振動充填された冷却管つきブロック外殻を焼結炉に入れ、焼結する。添加されたSiがまず溶融して被覆粒子とSiC粒子の隙間を埋め、これとCが反応してSiCになることで一体化する。

②ブロック外殻に開けられている小孔を有機珪素ポリマーを塗布したSiCの端栓で塞ぎ、再加熱する。ポリマー中のSiとCが反応して生じたSiCにより、外殻と端栓が一体化する。

本方式の利点は、iii) で述べた通り。

欠点は、焼結による収縮のため、外殻とブロック本体の間に空隙が生じる可能性があることである。(Si＋C→SiCにより体積が58%膨張する。これは、ブロック全体では3%の体積膨張に相当するが、焼結による収縮は5%弱あると考えられるので、差し引き2%弱の体積減少となる。)

v) 常圧焼結法

①六角ブロック成形体に冷却管を挿入し、それをブロック外殻に収納、天板(空気孔有り)でふたをする。その際、接合部には有機珪素ポリマーを塗布する。

②焼結炉に入れ、焼結する。成形体の焼きしまりおよびポリマー中のSiとCが反応して生じたSiCにより、ブロックと冷却管が一体化する。

③天板の空気孔を有機珪素ポリマーを塗布したSiCの端栓で塞ぎ、再加熱する。ポリマー中のSiとCが反応して生じたSiCにより、外殻と端栓が一体化する。

本方式の利点は、比較的簡単な設備で、ブロックの焼結が可能な点である。

欠点は、ブロックに収縮が生じるため、外殻とブロック本体の間に空隙が生じる可能性がある(反応焼結法よりも空隙は大きい)、焼結助剤を多く必要とするため高温における強度低下が生じるなどである。

vi) 加圧焼結法(成形と焼結を同時に行う方法)

①被覆粒子とSiC粉末の混合物に少量の焼結助剤を加える。

②ブロック外殻(天板なし)に①の物質を投入して、上からプレスした状態のまま、焼結する。

③有機珪素ポリマーを塗布したSiC製の天板をブロックに貼り付け、再加熱する。ポリマー中のSiとCが反応して生じたSiCにより、ブロックと天板が一体化する。

本方式の利点は、焼結助剤の量が常圧焼結法よりも少なくて済むため、比較的高強度で、かつ高温強度の低下の少ない焼結体が得られる、外殻とブロック本体の間に空隙が生じない等である。

欠点は、製造装置が大掛りになる、比較的大きな力でプレスする必要があるため(～50MPa)被覆粒子が破損する可能性がある、一方向から圧縮するため、焼結体に応力が残留するなどである。

vii) 加圧反応焼結法

①六角ブロック成形体に有機珪素ポリマーを塗布した冷却管を挿入し、それをブロック外殻(天板なし、C微粉末を塗布)に収納する。

②焼結炉に入れる。成形体上部にSi薄板および天板を載せ、上方より弱い力でプレスしながら焼結する。成形体の焼きしまりおよびポリマー中のSiとCが反応して生じたSiCにより、ブロックと冷却管が一体化する。また、Siが溶融して成形体と外殻の隙間に充填し、C微粉末と反応して生じたSiCにより、ブロック、外殻、天板が一体化する。

本方式の利点は、外殻とブロック本体の間に空隙が生じない、Siが成形体内部に多少浸透するため、熱伝導率が向上する等である。

欠点は、製造装置が大掛りになる、残留Siによりブロックの高温耐性が劣化するなどである。

冷却管とマトリクスの密着性に関しては、成形時点での冷却管挿入孔の成形精度や焼結時の収縮性(収縮率や収縮方向性など)に依存するため、明確には判断できないが、ブロック外殻および冷却管と一体成形・焼結が可能な振動充填－反応焼結法、加圧焼結法、ならびに金属Siを溶融浸透させる加圧反応焼結法が有利と考えられる。

マトリクス密度に関しては、加圧焼結法および加圧反応焼結法が有利であるが、いずれにしろ燃料仕様の100%TDには届かない(工業的にはSiC自体の焼結密度は60～80%TD程度で、残りを焼結助剤や金属Siで埋めることにより、密度向上を図っている)。

多量の金属Siが残留する可能性があるのは、加圧反応焼結法である。振動充填－反応焼結法については、Cの微粉末量をSiよりも多くして十分時間をかけて反応焼結させることに

より、無視できる程度まで減少可能と考えられる。

燃焼助剤等の使用量の少なさに関しては、振動充填法が最も優れている。

以上より、加圧焼結法および振動充填－反応焼結法が比較優位であると考えられる。ただし、加圧焼結法は焼結設備が大掛かりとなるため、保守補修性に難があり、加圧することによる被覆粒子の破損の可能性も振動充填法より高いと考えられるため、最終的に振動充填法＋反応焼結法の組み合わせを採用した。

なお、冷却管および六角ブロック外殻は、SiC粒子または有機珪素ポリマーを付着させたSiC繊維で板材および管材を成型し、それを電子線照射や熱間等方圧加圧(HIP)法で焼結処理して緻密化・高強度化し、FPの閉じ込め機能を持たせるものとする。これは、現在大学・企業等において研究開発が進められている技術であり、近年中に実用化される可能性が高いと考えられる。これらの工程は、外部施設で行う。

上記以外については、基本的にスフェアパック燃料製造システムをベースとし、窒化物被覆粒子燃料製造に必要なプロセスを追加、見直した。

主な相違点は以下の通りである。

- 滴下液混合設備に原料炭素を混合するラインを追加。
- 還元工程の後、酸化物燃料を窒化するための炭素熱還元炉および再還元炉を追加。
- 被覆設備、六角ブロック製造設備およびそれらの検査設備を追加。
- 集合体組立設備について見直し。(集合体部材は全てSiC製であり、従来の溶接接合が行えないため、ねじ止め等の機械的手段により、集合体を組み立てるため、MOX燃料集合体の組立とは作業内容が全く異なる。)

また、安全設計に係わる検討の項で述べたように、炭素熱還元工程から被覆工程までは窒化物粒子を取扱うため、火災・爆発防止の観点からAr雰囲気とする。

また、窒化物粒子および窒化物の被覆を行う際に使用する窒素に関しては、天然窒素中の存在比が0.36%の^{15}Nを99.9%濃縮したものを使用する、と想定した。

(b) プロセス条件

前項で選択したプロセスについて、使用する試薬の量・反応にかかる温度条件等を以下に示す。

1) 滴下液混合工程

滴下原液を混合する際は、濃度の高いポリビニルアルコール（PVA）水溶液にテトラヒドロフルフリルアルコール(THFA)を混合すると溶液が分離してしまうため、U/Pu混合溶液にPVA水溶液を混合し、その後THFAを加える手順とする。

- 調整液の硝酸(HNO_3)濃度　：0.7モル/リットル(再処理システムより受入)
- PVA添加量　：1.5wt%

・TFHA添加量　　：40vol%

また窒化物燃料で必要となる炭素はこの工程で添加する。炭素の量は炭素熱還元工程での下記に示す反応式より決定される。

・$UO_2+3C+0.5N_2+2H_2 \rightarrow UN+2CO\uparrow+CH_4\uparrow$

・$PuO_2+3C+0.5N_2+2H_2 \rightarrow PuN+2CO\uparrow+CH_4\uparrow$

・炭素添加量　　：必要量の2倍

2) 滴下・熟成工程

滴下ノズルから滴下・熟成槽までの空間は、アンモニアガスを流通しアンモニア雰囲気とする。滴下中の原液はアンモニアガスと反応し、液滴の周囲に薄い重ウラン酸アンモニウム（ADU）の殻を形成する。その殻の存在により、液滴がアンモニア水に落下した際の衝撃でゲル球が変形することを防止する。アンモニア雰囲気ガスと滴下原液との反応量は非常に少ないと考えられている。

滴下・熟成槽中のアンモニア水は、滴下原液を滴下した分だけオーバフローによって排液し、滴下ノズルとアンモニア水の液面との距離を一定に保つ様にする。

・滴下空間中のアンモニア雰囲気ガスの流量：反応必要量の1/5

・滴下・熟成槽中のアンモニア水の液量　　：反応必要量の10倍

（必要反応量の5倍+オーバフロー5倍）

滴下熟成工程での反応は以下の通りである。

・$UO_2(NO_3)_2+3NH_4OH \rightarrow 0.5(NH_4)_2U_2O_7\downarrow+2NH_4NO_3+1.5H_2O$

. $Pu(NO_3)_4+4NH_4OH \rightarrow Pu(OH)_4\downarrow+4NH_4NO_3$

3) 洗浄工程

・洗浄水量　：滴下原液溶液の5倍

・洗浄時間　：約６時間(プロピルアルコール(IPA)および水洗浄含む)

・IPAの容積　：滴下原液溶液の2.5倍

・乾燥設備に払い出されるIPAの量

：湿潤ゲル球を含むゲル粒子のかさ体積の1.5倍

4) 乾燥工程

・乾燥圧力　：0.04MPa(300mmHg)

・乾燥温度　：60℃

・乾燥時間　：約2時間

5) 培焼工程

乾燥工程より受入れた乾燥ゲル球を内壁にらせん状の羽根がついたロータリーキルン型培焼炉に連続的に供給して空気中で培焼し、下記反応によりADUをUO_3に、$Pu(OH)_4$をPuO_2にする。合わせて、PVAおよびTHFAを酸化・除去する。

・$(NH_4)_2U_2O_7 \rightarrow 2UO_3+2NH_3\uparrow+H_2O\uparrow$（熱分解）

・$Pu(OH)_4 \rightarrow PuO_2 + 2H_2O\uparrow$（熱分解）
・$(C_2OH_4)_n + 2.5O_2 \rightarrow 2nCO_2\uparrow + 2nH_2O\uparrow$（PVAの酸化）
・$C_5O_2H_{10} + 6.5O_2 \rightarrow 5CO_2\uparrow + 5H_2O\uparrow$（THFAの酸化）
・供給する空気量　：反応必要量
(PVAおよびTHFAの酸化反応分も含む)の2倍
・培焼温度　：400℃
・培焼温度での保持時間　：2時間（炉内での滞留時間は3時間）
・昇温速度　：約13℃／min

6) 還元工程

培焼工程備より受入れた培焼球（UO_3/PuO_2）をロータリーキルン型培焼炉に連続的に供給して5%H_2-Arガス中で還元し、下記反応により三酸化ウラン(UO_3)を二酸化ウラン(UO_2)に還元する。

・$UO_3 + H_2 \rightarrow UO_2 + H_2O\uparrow$
・供給する5%H_2-Ar量　：反応必要量の2倍
・還元温度　：600℃
・還元温度での保持時間　：2時間（炉内での滞留時間は3時間）
・昇温速度　：約20℃／min

7) 炭素熱還元工程

還元工程より受入れた還元球(UO_2/PuO_2)を水素/窒素(^{15}N)ガス雰囲気中約1500℃にて（UN、PuN）に還元し、炭素熱還元球製品を得る。

・$UO_2 + 3C + 0.5N_2 + 2H_2 \rightarrow UN + 2CO\uparrow + CH_4\uparrow$
・$PuO_2 + 3C + 0.5N_2 + 2H_2 \rightarrow PuN + 2CO\uparrow + CH_4\uparrow$
・供給されている炭素量　：必要量の2倍(滴下液混合工程)
・供給する5%H_2 - 95%・$^{15}N_2$量　：H_2について必要量の5倍$^{15}N_2$については、
H_2を5%に希釈する量（H_2のモル数の19倍)
・炭素熱還元温度　：約1500℃
・炭素熱還元温度での保持時間　：約15時間(炉内滞留時間は 24時間)
・昇温速度　：約20℃／min

8) 再還元工程

炭素熱還元工程より受入れた炭素熱還元球(UN/PuN)の過剰に添加した炭素を確実に除去し燃料核を完成させる。

・$C + 2H_2 \rightarrow CH_4\uparrow$
・供給する5%H_2 - 95%Ar量：H_2について必要量の5倍Arについては、
H_2を5%に希釈する量（H_2のモル数の19倍)
・再還元温度　：約600℃

・再還元温度での保持時間　：約2時間（炉内滞留時間は3時間）
・昇温速度　　：約20℃／min

9) 焼結工程

得られた窒化物燃料を理論密度近くまで焼き固める焼結プロセスである。

供給する焼結ガスは還元工程と同じ5%H_2-Arとし供給量も同量とする。

本プロセスは化学変化を伴わないので、焼結オフガス量及び組成は供給ガスと同じとする。

・供給する5%H_2-Ar量　：還元工程と同量
・焼結温度　　：1700℃
・焼結温度での保持時間：5時間（予熱2時間、焼結5時間、冷却5時間の12時間処理）

10) 被覆工程

被覆層の材質は、高温強度に優れ中性子吸収の小さい$Ti^{15}N$ が想定されている。

TiN被覆層の主な生成反応式は以下の3つが想定される。

① $2TiCl_4 + (2+2/3)NH_3 \rightarrow 2TiN + 8HCl\uparrow + 1/3N_2\uparrow$

② $TiCl_4 + 2H_2 + 0.5N_2 \rightarrow TiN + 4HCl\uparrow$

③ $TiCl_4 + 3CH_4 + 0.5N_2 \rightarrow TiN + 4HCl\uparrow + 3C + 4H_2\uparrow$

上記反応の内、②の反応では、ユーティリティとして窒素ガスを使用するので、^{15}Nの供給については燃料核生成に使用する窒素ガス($^{15}N_2$)系統と共用可能であり、本システムとして採用とする。

上記①に示す反応では、HClが未反応のアンモニア（NH_3）と副反応して塩化アンモニウム(NH_4Cl)が生成され、排気系の低温部に凝固すると考えられることから検討対象より除外とした。

また③の反応では、ユーティリティとして窒素ガスを使用することは②と同様の利点であるが、もう一つの反応ガスであるメタン(CH_4)の爆発下限値が、②で使用する水素とほとんど変わらない状況では、付随して発生する炭素(C)の除去対策が必要と想定される分、②に比べ低い評価とした。

反応ガスとして水素及び窒素を使用する②の反応では、セル内での水素爆発を防止するため還元工程、炭素熱還元工程等と同様に、水素を希釈して供給する。

・$TiCl_4 + 2H_2 + 0.5N_2 \rightarrow TiN + 4HCl\uparrow$
・供給する5%H_2 - 95%N_2量：H_2について必要量の2倍
・N_2については、H_2を5%に希釈する量（H_2のモル数の19倍）
・被覆温度　　：約1100℃（汎用化学反応計算コード（Fact Sage）による最大反応効率温度点）
・被覆温度での保持時間　　：炉心燃料で約19時間(余熱2時間、TiN被覆10時間、余熱1時間、SiC被覆1時間、冷却5時間)

TiNの被覆速度が明確となっていない(1～数μm/h)ため、被覆には10～70時間程度の幅

が生じる。ここでは、要素技術開発による速度向上を期待して、10時間とした。

SiC固相マトリクスとの接合性を良くするため、TiNの外側に被覆するSiCに関しては、HTTR燃料製造で実現されているプロセスを参考とした。

- $CH_3SiCl_3 + H_2 \rightarrow SiC + 3HCl\uparrow + H2\uparrow$
- 供給する5%H_2 - 95%Ar量：H_2(反応制御用)はCH_3SiCl_3と同量
- Arについては、H_2を5%に希釈する量（H_2のモル数の19倍）
- 被覆温度　　：約1600℃
- 被覆温度での保持時間　　：約1時間(TiN被覆込みの炉内滞留時間は19時間)

11) ブロック充填工程

ブロック外殻の内部空間に被覆粒子、SiC小粒子、SiおよびＣの微小粒子を投入し、振動充填するプロセスである。

なお、ブロックに開けられている粒子投入孔は、粒子投入が終了した後、有機珪素ポリマーを塗布したSiC製の蓋でふさぐものとする。

- 被覆粒子：φ1.02mm(TiN＋SiC被覆)、222kgHM/ブロック、内部空間に占める正味の体積割合60%（ラッパ管に相当するブロック外殻側面を除く、正味のブロック体積に対しては50%）
- SiC粒子：φ100μm、10.7kg/ブロック、内部空間に占める正味の体積割合15%
- Si粒子　：　φ10μm、　2.5kg/ブロック、内部空間に占める正味の体積割合　5%
- C粒子　：　φ10μm、　1.1kg/ブロック、内部空間に占める正味の体積割合　5%

12) ブロック焼結工程

粒子投入孔への蓋の接合およびブロックのSiC固相マトリクスを焼結するプロセスである。炉内はArガス雰囲気とする。

有機珪素ポリマーは以下の反応により、SiCとなる。

- $(C_2H_6Si)n \rightarrow nSiC + nCH_4\uparrow + nH_2\uparrow$
- 熱分解温度　　：1000℃
- 熱分解温度での保持時間：1時間（余熱6時間、蓋接合1時間、余熱2時間、焼結1時間、冷却8時間の18時間処理）

振動充填されたSi微粒子およびC微粒子は、以下の反応によってSiCとなり、SiC小粒子、被覆粒子およびブロック外殻間の接合材の役割を果たす。

- 反応焼結温度　　：1450℃
- 反応焼結温度での保持時間：1時間（全工程は18時間）

13) 集合体組立工程

本工程ではねじ止め等の方法により、集合体部材を六角ブロックに機械的に接合し、集

合体に組み立てる。

本工程における試薬類の使用量・温度等のプロセス条件はない。

14) 試薬回収工程

燃料核の製造プロセスでは、大量の液体廃棄物(ゲル化反応廃液、洗浄廃液、乾燥・焙焼等の加熱処理時に発生するオフガスからの復水等)および気体廃棄物(ゲル化反応に使用したアンモニア、上記加熱設備からのオフガス等)が発生する。これらの廃棄物をそのまま廃棄することは、環境負荷低減性および経済性の観点から望ましいことではないため、可能な限り回収し、再利用する。回収対象物は、硝酸、水、IPA、アンモニア、$^{15}N_2$とする。

液体廃棄物は、試薬回収設備に送液し、蒸留、電気透析、膜分離等のプロセスを経て、試薬類と放射性廃液に分離し、廃液については再処理施設の廃液処理設備に送液するものとする。(詳細は、スフェアパックの試薬回収プロセスおよび試薬回収設備の項を参照。)

気体廃棄物は、$^{15}N_2$を含む系(炭素熱還元炉および被覆装置のオフガス)とそれ以外の系に分けて処理を行う。$^{15}N_2$を含む系については、吸着材を用いるなどして不純物(H_2、CO、CH_4、HCl)を除去し、$^{15}N_2$を回収する。それ以外の系については、復水処理・洗浄等を行って水(アンモニア含む)およびIPAを液体として回収し、試薬回収設備に送る。これらの試薬回収プロセスについては、効率的な方法、回収率等不明確な点が多く、今後詳細検討を行う必要がある。

以上のプロセス条件の検討により得られた燃料核製造に関する物質収支計算結果を表7.1.9に、被覆に関する物質収支計算結果を表 7.1.10に示す。

また試薬類の供給及び排出量を表 7.1.11にまとめる。

(c) 機器設計

燃料核製造に関わる設備機器の基本設計は、スフェアパック燃料製造システムの機器設計結果を準用するものとし、具体的な構造・概念図の検討は行っていない。機器に対する要求製造能力や各種の制限条件(臨界安全寸法等)を考慮して形状･寸法を定めるのみとした。

円筒直径・平板厚さなどの寸法形状に関わる臨界制限を設定している機器に関しては、別途モンテカルロ臨界安全解析コード(MNCPおよびJENDL-3.3ベースのMNCP用核データライブラリを使用)を用いて、円筒直径、平板厚さなどを評価している。(表 7.1.5参照)

燃料核製造工程における加熱設備のうち、加熱温度が1000℃に満たないものは円筒直径制限を適用したロータリーキルンとし、1000℃を超えるものは平板厚さ制限を適用したプッシャー炉(平皿トレイに燃料核を収納し、炉の片側からプッシャーを用いてトレイを炉内に押し込む)とした。前者に該当するのは乾燥装置、焙焼炉、還元炉および再還元炉であり、後者に該当するのが炭素熱還元炉および焼結炉である。また、炭素熱還元炉については、窒化物への転換を確実なものとするため、バッチ式炉とすることにした(他の炉は全て連続炉)。このとき、１バッチには24時間かかるため、前後にバッファを設ける必要がある。したがって、バッチ交換にかかる時間の短縮も兼ねて、バッファは平皿トレイの状態で燃料

核を保管するものとし、燃料核の平皿トレイ詰め替え機能を持たせるものとした。なお、焼結炉は連続式(30分ごとに１トレイが搬出入される)であるため、炉前後のプッシャー部に詰め替え機能を持たせる。

燃料核製造工程における縦置き円筒機器は、有効高さを最大でも2m以下とした。これは、自重によって粒子状燃料が破損することを防止するためである。また、炉心燃料に対し、TRU発熱による溶液の沸騰、燃料の変質を防止するため、湿潤ゲル球貯槽を含む液槽については冷却ジャケットを設置し、水冷するものとした。乾燥ゲル球以降の固体粒子の貯槽については内径を5cmに制限し、容器外側からの自然冷却を行う設計とした。一方、ブランケット燃料については、臨界制限および発熱がないため、太径の円筒容器とした。

溶液および粒子の成分分析装置は、国内の再処理施設で使用されているものと同種の機器を想定した。粒子強度等のサンプル検査装置は、HTTR燃料製造で用いられているものと同種の機器を想定した。

全数検査項目である、破片や規格外粒径の粒子を取り除くための選別検査装置は、分球装置(ふるい)を用いるものとした。同じく真球度の選別検査装置は、HTTR燃料製造で用いられているものと同種の機器を想定した。

被覆装置も同様である。なお、燃料核の装荷量、ガス流量、燃料破損率の間には相関関係がある(装荷量に応じて流動ガス速度を増す必要があるため、粒子が破損しやすくなる)と考えられるため、炉心・ブランケットの種類に依らず、装荷できる上限量がある。本検討では、将来の技術開発に期待して、炉心燃料粒子の取り扱い制限値である15.9kgHMを被覆装置１台当りの上限装荷量と仮定した。

その他、ブロック振動充填装置、ブロック焼結装置、ブロック密度検査祖装置、集合体組立・検査装置については、スフェアパック燃料製造システムの類似設備や一般産業界における機器類を参考に、機器１台当りの処理能力および外形寸法を設定した。そして、年間製造量を機器１台当りの処理能力で除することにより、必要機器数を求めている。結果を表 7.1.12に示す。

これらの機器類の具体的な構成、モジュール化構造等については今後の要素技術開発により、プロセス上の課題(プロセス成立性に関するものだけでなく、被覆速度の向上のような工業規模での量産が可能な実用的なプロセスの開発も含む)に目処がついた時点で改めて行うものとする。

(d) 機器配置設計

配置設計条件は以下の通りである。

①施設の構成は、燃料製造施設建屋(再処理施設建屋に隣接する)および新燃料貯蔵建屋、排気筒、ボイラ設備、燃料タンクとする。

②炭素熱還元工程から被覆工程までは、窒化物燃料核を非密封状態で扱うため、アルゴンガス雰囲気セルに配置する。

③異なる富化度の混入を防止するため、内側炉心燃料、外側炉心燃料、ブラケット

燃料用の製造ラインを１ラインずつ計３ライン設ける。集合体組立・検査工程については混入がありえないことから１ラインに集約する。④粒子搬送にはバルク気流搬送法および重力落下法を組み合わせることとし、コストを最小にするよう両者を適宜選択する。(バルク気流搬送法：搬送設備費自体はかさむものの、前後の工程の設備配置の自由度が増しセル容積を削減でき、上階にも搬送できる。重力落下法：搬送設備費自体はかからないが、前後の工程の設備を階の上下に配置する必要があり、階高が大きくなるとともに有効利用できないセル空間が増え、下階にしか搬送できない。詳細はスフェアパック燃料製造システムの設備機器設計を参照)

⑤各製造ラインでは、運転、保守時のマスタスレーブマニプレータ(MSM)、パワーマニプレータ(PM)への接近性確保のため、粒子製造工程の各機器を壁沿いに直線的に配置する。

⑥被覆工程の機器数は、数量が多いため、MSMで補修を行うためには極めて長尺のセルが必要になる。よって、機器単位で保守補修セルに移行してメンテナンスを行うこととし、長方形のセル内に複数列の機器を配置する。

⑦各セルには故障機器を保守補修セルに搬送するためのメンテナンスハッチを設ける。

⑧燃料製造工程で発生するであるオフガス・廃液は、再処理工程で発生するものとは成分が異なるため、再処理施設には送らず、燃料製造建屋内に気体廃棄物処理設備および試薬回収設備を設置して処理処分する。一方、二次廃棄物である機器交換部品および不良粒子・ブロック等のリワーク品に関しては、処理プロセスが同じであることから、燃料製造建屋内には処理設備を設置せず、再処理施設建屋の固体廃棄物処理設備およびリワーク設備に搬送して一括処理する。

⑨保守セルは空気雰囲気セルとし、内側炉心/外側炉心/ブランケットの３つの製造ラインで共用する。Ar雰囲気セル内に設置されている機器を保守セルに搬出入するため、窒化物の除染セルおよびエアロックセルを設ける。

⑩分析設備、Arガス浄化設備、給排気設備、受電配電設備、中央制御室等については、再処理施設との共用は可能であるが、基準となるコストを概略評価するため、燃料製造建屋内に専用設備を配置する。

上記方針に基づく、リファレンスシステムの配置図を図 7.1.4～図 7.1.8に示す。

燃料製造主建屋は、地上3階・地下1階の４階立て(外壁からの寸法で、約90m×79m×高さ40m、地下１階には約53m×26mの張り出しが有る)からなる。また、再処理施設の廃棄物処理処分設備へ故障機器等の廃棄物を搬送するための送路を屋上に設置している。

なお、上記②に従えば、２階の還元炉および地下１階の被覆粒子貯蔵設備は空気雰囲気セルに配置すべき設備であるが、下記理由によりアルゴンガス雰囲気セルに設置することにした。

２階の空気セルには洗浄装置があり、多量のIPAを使用するため、配管の破損に伴うIPA漏洩の可能性がある。したがって、同じセル内に還元炉を置くことは望ましくない。しかし、上下階の機器配置を考慮すると、2階に還元炉専用の空気セルを設置することは困難(上記⑦のメンテナンスハッチを設けるためには、上下階のセルを行一区画分延長する必要があり、経済性に劣る)であるため、還元炉を隣接するアルゴンガス雰囲気セルに配置した。

地下１階の被覆粒子貯蔵セルには炉心燃料貯蔵容器が約700本置かれる。(TRU核種の崩壊熱の影響を避けるため内径を5cmに制限するとともに、自重による粒子の破損を防止するため容器高さを2mに制限している。ゆえに多数の容器に貯蔵することになる。)これらの容器全てを配管で結び、粒子の搬出入を行うのは現実的ではないため、隣接する被覆セルにおいて貯蔵容器に粒子を装荷し、クレーンで貯蔵セルに搬送するものとした。このとき、貯蔵セルが空気雰囲気であれば、容器の粒子投入・排出部がArガスと空気の境界となるが、左記部位に高精度の密封性を持たせるのは困難であると考えられるため、貯蔵セルをArガス雰囲気とすることにした。

7.1.2 技術評価

製造プロセスの評価に重点を置き、機器設計および機器配置設計は概略的なものに留めているため、経済性、環境負荷低減性の評価は他の燃料製造システムと比較して、精度の粗いものとなっている。また、運転・保守補修性については同様の理由により、評価できる段階にない。

(1) 安全性に係わる評価

(i) 臨界安全

モンテカルロ臨界計算コードMCNPおよびJENDL-3.3ベースのMCNP用核定数ライブラリを用いて、機器の臨界制限寸法・質量を評価した(本検討ではk_{eff}の平均値＋3σが0.95となる寸法・質量を最小臨界寸法・質量と見なした。)

機器寸法を求めるに当っては、工程に応じた形状・化学的組成の核燃料物質が無限円環、円筒、平板体系に装荷されるとして臨界寸法を求め、機器の製造公差、腐食等を考慮して10mmの余裕を確保して機器寸法を設定した。一方、粒子の取り扱い制限質量を求めるにあたっては、窒化物燃料核を球状に最密充填格子状に配置したとして、最小臨界質量を求め、二重誤装荷を考慮した安全係数0.43を掛けた値としている。

これらの評価において、安全側となるように、Pu富化度を30wt%(富化度の大きい外側炉心燃料の設計値は24.7wt%)、Puの同位体組成を$^{239}Pu/^{240}Pu/^{241}Pu$=60%/20%/20%(炉心燃料のPu同位体組成の設計値は$^{238}Pu/^{239}Pu/^{240}Pu/^{241}Pu/^{242}Pu$=1%/57%/34%/5%/4%)、乾燥ゲル球以降の粒子について5wt%の水分を含むものとして計算している。

スフェアパック燃料製造工程と比較した、窒化物燃料製造主要機器における臨界安全上

の機器寸法を表 7.1.5に示す。

炭素が添加されることにより減速効果により臨界制限は厳しくなる傾向にあるが、有機溶媒成分がある乾燥ゲル球の場合にはある程度減速された状態であり、炭素の添加による影響は小さい。還元工程以降では添加炭素の影響が大きくなるが水反射体を考慮して臨界評価しており、水反射体の影響が小さい内径の大きな体系で、より大きな炭素の添加効果（臨界制限）が現れている。また炭素熱還元工程以降では、炭素は減少あるいはなくなるが窒化物となることにより重金属密度が大きく、単位体積あたりのウラン・プルトニウム原子数が多いことから、臨界寸法制限は若干厳しくなる。

これらの検討結果を反映し、機器設計を行った。従って、炉心燃料を扱うまたはその可能性のある機器は、形状管理または質量管理により、単一ユニットの臨界安全が担保されていると考えられる。

複数ユニットの評価については、十分な機器間距離を確保して機器配置を行うことで、臨界安全が確保できるものとした。今後、経済性向上のために、よりコンパクトな機器配置を行う場合、複数ユニットの臨界評価が必要となる。

(ii) 火災・爆発防止

IPA等の可燃性有機溶媒、H_2等の可燃性ガス、硝酸アンモニア等の爆発性物質(炭素粉末の粉塵爆発も含む)に対する安全対策は、スフェアパック燃料製造システムと同一である。

TRU核種の崩壊熱対策も、基本的にスフェアパック燃料製造システムと同じであり、湿潤ゲル球貯槽を含む炉心燃料液槽へ冷却ジャケットを設置し水冷する、炉心燃料粒子貯槽の内径を5cmに制限し、自然冷却で粒子温度を80℃以下に保つ、の２つの対策を行っている。

一方、本システムにおける独自の危険項目としては、窒化物の管理が挙げられる。炭素熱還元工程以降では窒化物形態の燃料を取り扱うが、この物質は雰囲気中の水分・酸素と反応して発火する恐れがあることから、炭素熱還元工程から被覆工程までをアルゴン雰囲気セル内に設置し、水分・酸素の管理を行うことにより、火災を防止する。(ただし、機器配置設計の項で述べたように、加熱設備である還元炉を多量のIPAを扱う洗浄装置と同じ空気セル内に配置するのは望ましくないと考え、同じ階の隣接セル(アルゴン雰囲気セル)に配置した。よって、図 7.1.4～図 7.1.8では還元工程から被覆工程までの設備がアルゴン雰囲気セル内に配置されている。

以上より、火災・爆発防止のための対策は可能であると考えられる。

(iii) 耐震

主要設備の耐震分類区分を述べる。

7.1.1 (1) (ii) 安全設計に係わる検討 で述べたように、セルに核燃料物質の閉じ込め機能を持たせているため、セル、セル換気系、およびその電源設備(非常系を含む)を耐震クラスAとした。

燃料核製造設備類のうち、炉心燃料製造ラインにある円環槽、円筒槽、炉は寸法形状制

限を適用しており、かつ核燃料物質の装荷量が臨界質量を超えているためクラスAとする。また、Pu富化度調整済溶液貯槽から乾燥装置に至る配管、ドリップトレイ等もクラスAとした。

また、試薬回収設備のうち、滴下・熟成設備および洗浄設備からの廃液受槽には核燃料物質が誤流入する恐れがあるため、クラスAとした。

被覆設備類は、表 7.1.12に示されるように、臨界質量未満の核燃料物質を取り扱っているため、クラスBとした。

六角ブロック製造設備および集合体組立設備類も、被覆設備と同様に、質量制限の一種である体数制限以下のブロック・集合体を取り扱っているため、クラスBに分類した。

上記廃液受槽を除く試薬回収設備・廃液処理設備は、受槽でオンライン分析または放射線計測等を行い問題が無いことを確認した上で、廃液を受け入れるものとし、クラスBとした。

保守補修設備、分析設備等はクラスCとした。

したがって、本設計は指針と同等以上の耐震性を有していると考えられる。ただし、本検討では分類を示しただけであり、機器構造設計への反映は今後の課題である。

(2) 経済性評価

(i) 建設費

主要機器台数を表 7.1.12に示す。また、設備費および建屋費を表 7.1.13のリファレンスシステムの欄に示す。

燃料製造に関わる設備(主工程設備)費は積み上げ方式(設備ごとの単価×台数の和)により算出した。なお、同一設備を複数設置する場合には、２台目以降の機器設計・製作費が低減されると仮定し、設備単価を１台目単価の0.9倍とした。

廃棄物処理、分析、保守補修、計装・ユーティリティなどの設備(周辺設備)については、フェーズⅠの評価結果や他の燃料製造システムの評価結果をもとに、台数、能力、処理量の相違を考慮し、積み上げ方式や2/3乗則等を適用して概略評価した。

なお、リワーク設備および固体廃棄物処理設備は、再処理施設に設置されている設備を燃料製造側が共有しているため、使用割合に応じてコストを按分した。

建物躯体費(セル内装費含む)、受電・配電設備費・換気空調費に関しては、建電換費として一括して見積もり、国内実績等から建物容積1m^{3}当り13万円と仮定して評価した。また、排気筒、施設外の放射線管理設備・核物質防護設備等のコストは別途見積もり、建電換費に加算した。

(ii) 操業費

人件費、修繕費、消耗品等諸費、業務分担費および事業税を表 7.1.13のリファレンスシステムの欄に示す。

人件費に関しては、運転員数を300人、管理職等をその20%と仮定し、人件費単価を1112.5

万円/人・年と設定した。

修繕費に関しては、損耗の激しい主工程設備、損耗の少ない主工程設備(棚など)、周辺設備、建電換について、各建設費の6%、2%、2%、1%のコストが毎年かかるものとした。なお、定期検査に必要な資材等の評価が済んでいないため、定検材料費は見込んでいない。

消耗品等諸費のうち、警備等の外部委託費は国内実績を参考に人数および単価を設定し、試薬類については、国内での平均的な販売価格を本施設における購入単価として設定した。電力費については、設備消費電力および換気用電力について評価した。ただし、分析用の試薬、空調用の冷暖房費等は詳細が詰まっていないため、見込んでいない。

また、集合体部材(六角ブロック外殻等)については、現在開発途上の材料であり、コスト評価を行うことが不可能であったため、簡素化ペレット燃料と横並びに燃料1kgHM当り5万円と仮定した。

(iii) 燃料製造単価

(i) (ii) の結果から算出した燃料製造単価および発電単価を表 7.1.13のリファレンスシステムの欄に示す。値はそれぞれ22.3万円/kgHMおよび0.37円/kWhである。

(3) 環境負荷低減性

(i) 廃棄物発生量

3.1.2で述べた廃棄物区分に基づき、通常運転時の年間固体廃棄物発生量および廃止措置時の固体廃棄物発生量を求めた。なお、再処理施設のリワーク設備および固体廃棄物処理設備からの発生廃棄物は、コスト評価とは異なり、全量再処理側負担としている。

(a) 通常運転時の廃棄物発生量

製造工程からの排出物発生量を表 7.1.11に示す。$^{15}N_2$ガスおよび試薬類は極力回収・再使用するものとして、外部への廃棄物を減らし環境負荷低減化を図る設計とした。

その他、通常運転時の工程廃棄物として、燃料溶液に含まれるFP元素の内、アルカリ金属、アルカリ土金属元素等の沈殿を形成しない元素がある。これらは滴下・熟成工程および洗浄工程で廃液中に移行するが、その発生量は高レベル廃棄物のガラス固化体相当でともに約0.3本/年（0.05m^3/年）と少量であった。

年間に発生する廃棄物量に関し、保守・補修に伴う発生廃棄物量を表 7.1.14のリファレンスシステムの欄に示す。

(b) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

主建屋、燃料貯蔵建屋および非常用発電設備建屋から発生する廃止措置時の固体廃棄物発生量を表 7.1.15のリファレンスシステムの欄に示す。

(ii) 廃棄物への移行率

本システムにおける核燃料物質の環境への移行経路は、被覆工程を除けばスフェアパック燃料製造システムの経路と基本的に同一であり、移行率も大差はないものと考えられる。

よって、現在の検討レベルではスフェアパック燃料製造システムと同様に、サイクル施設全体として廃棄物への移行率の評価値を0.1%以下とする。

(4) 資源有効利用性

上述したとおり、スフェアパック燃料製造システムと同様に、回収率99.9%程度とする。

(5) 核拡散抵抗性

本項目についても、スフェアパック燃料システムと基本的に同一であり、Puが単離されることはなく、設備のホールドアップは少ないと考えられる。計量管理上も、サンプルによる成分分析値と秤量値からPu量の把握は可能であると考えられる。

(6) 技術的成立性の評価

プロセス技術の成立性についてのみ評価し、量産対応機器設計の実現性、製造ラインの成立性については評価しない。

(i) プロセス技術の成立性

プロセス設計の項で述べたように、φ0.9mmまでのUO_2粒子の製造実績、UN粒子の製造実績、Np-MOX粒子の製造実績等が存在することから、窒化物燃料核製造のプロセス技術の成立性は基本的には確認されたと考えられる。ただし、混入FPやTRUの発熱が粒子製造に及ぼす影響、量産に適した製造条件等の未確認事項も多いため、ホットおよびコールド試験等により、プロセス成立性の確認試験を行うことが重要である。

一方、被覆に関しては、流動床炉を用いることで粒子への被覆の可能性が、繰り返し被覆を行うことで70μm厚の被覆の可能性が、熱CVD法を用いることで低密度被覆の可能性が示された。ただし、現状では被覆層の形成に炉心燃料で10～70時間程度かかることが想定されており、量産性に難がある。また、被覆層への要求事項(FPガス溜めおよび燃料核スエリングの吸収)が満足されるものであるかについての評価を行える段階にはない。よって、現状ではプロセス成立性の可能性はあるが、確認されたとは言えない。要素技術開発を進める必要がある。

六角ブロック製造に関する製造実績は、一般産業界でのSiC構造材の製造例以外は本検討においては得られなかった。上記実績によれば、SiC単体の焼結密度は60～80%TD程度にしか達せず、燃料仕様(100%TD)を満たしていない。また、焼結時に最大10vol%程度収縮することから、ブロックの寸法公差(現時点では設定されていないが、MOX燃料集合体と比して、1mm未満であろうと考えられる)およびブロック全体での熱伝導性に悪影響を及ぼす可能性がある。さらに、ブロックへの要求事項(FPの閉じ込め)を満足する緻密かつ強度のあるブロック外殻および冷却管の製造技術は、現在開発途上にある(ただし、近年中に成果が得られる可能性がある)。よって、現状ではプロセス成立へのハードルは高い。

また、本検討では直接述べてはいないが、^{15}Nの濃縮技術も窒化物燃料の成立性を左右する技術の一つである。これについては、経済性の向上が期待できる圧力スイング吸着法(PSA)に関する試験が産業創造研究所で実施され、分離性能などのデータが得られつつある。

以上より、プロセス技術の成立性は、今後の要素技術開発次第では期待できるものの、現状ではハードルが高いと考えられる。

表 7.1.1　リファレンス炉心の基本仕様

項目		コンパートメント型 燃料集合体炉心	六角ブロック型 燃料集合体炉心
電気出力		1124MWe	1500MWe
熱出力		2400MWth	3203MWth
炉心概念		4領域均質炉心	2領域均質炉心
運転サイクル長さ		20ヶ月	18ヶ月
炉心取出平均燃焼度(目標値)		119GWd/t	121GWd/t
増殖比(目標値)		1.17	1.11
炉心燃料集合体数	内側炉心	303体	294体
	外側炉心	240体	258体
	径方向ブランケット	186体	96体
制御棒本数	主炉停止系	27本	42本
	後備炉停止系	7本	19本
集合体配列ピッチ		222.3mm	241.9mm
炉心高さ		180cm	100cm
炉心等価直径		564cm	629cm
燃料交換バッチ数(炉心/径方向ブランケット)		8/8	6/6
U組成(^{235}U/^{236}U/^{238}U)		0.3 / − / 99.7 wt%	
TRU組成(高速増殖炉多重リサイクル時)		*1	

*1　^{238}Pu/^{239}Pu/^{240}Pu/^{241}Pu/^{242}Pu/^{237}Np/^{241}Am/^{243}Am/^{244}Cm
= 1.1 / 54.1 / 32.1 / 4.3 / 3.9 / 0.5 / 2.0 / 1.0 / 1.0 wt%

表 7.1.2　コンパートメント型燃料集合体の基本仕様

項目			炉心燃料集合体		径方向ブランケット燃料集合体
			炉心	軸方向ブランケット	
集合体	全長		4830 mm		4830 mm
	体積比	燃料(実効)	16.3 (15.4) vol%	22.3 (21.1) vol%	26.6 (25.3) vol%
		構造材	27.5 vol%	21.5 vol%	23.4 vol%
		冷却材	56.2 vol%	56.2 vol%	50.0 vol%
コンパートメント	全長		2500 mm		2500 mm
	スタック長		1800 mm	(上部) 350 mm (下部) 350 mm	2500 mm
	形態		*1		*1
	材質		SiC/SiC複合材料		SiC/SiC複合材料
	寸法諸元 (内径/外径/厚さ)	フリット内管	84 / 92 / 4 mm		58 / 66 / 4 mm
		フリット外管	201 / 209 / 4 mm		206 / 214 / 4 mm
	密度	フリット内管	5 %T.D.	(上部) 4 %T.D. (下部) 4 %T.D.	5 %T.D.
		フリット外管	40 %T.D.	(上部) 60 %T.D. (下部) 40 %T.D.	40 %T.D.
		支持柱	100 %T.D.		100 %T.D.
被覆粒子	形態		*2		*2
	材質	燃料核	$(U,TRU)^{15}N$	$U^{15}N$	$U^{15}N$
		バッファ層	低密度$Ti^{15}N$	低密度$Ti^{15}N$	低密度$Ti^{15}N$
		強度層	高密度$Ti^{15}N$	高密度$Ti^{15}N$	高密度$Ti^{15}N$
	寸法諸元 (外径/肉厚)	燃料核	1.50 / － mm	1.70 / － mm	1.70 / － mm
		バッファ層	1.74 / 0.012 mm	1.82 / 0.006 mm	1.82 / 0.006 mm
		強度層	1.94 / 0.010 mm	1.98 / 0.008 mm	1.98 / 0.008 mm
	密度	燃料核	95 %T.D.	95 %T.D.	95 %T.D.
		バッファ層	50 %T.D.	50 %T.D.	50 %T.D.
		強度層	100 %T.D.	100 %T.D.	100 %T.D.
	充填率		60 vol%	60 vol%	60 vol%

*1 : 内管・外管フリットからなる二重円筒構造＋支持柱により両フリットを固定
*2 : 燃料核をバッファ層および強度層で被覆

表 7.1.3　六角ブロック型燃料集合体の基本仕様

項目			炉心燃料集合体		径方向ブランケット燃料集合体
			炉心	軸方向ブランケット	
集合体	全長		4360 mm		4360 mm
	ラッパ管諸元	材質	SiC		SiC
		内対面幅	231.9 mm		231.9 mm
		外対面幅	237.9 mm		237.9 mm
		肉厚	3.0 mm		3.0 mm
六角ブロック	全長		1500 mm		1500 mm
	スタック長		1000 mm	（上部）250 mm （下部）250 mm	1500 mm
	形態		*1		*1
	冷却管諸元	材料	SiC		SiC
		内径	15.17 mm		15.17 mm
		外径	16.69 mm		16.69 mm
		肉厚	0.76 mm		0.76 mm
		スミア密度	100 %T.D.		100 %T.D.
		本数	61本		61本
		配列	三角ピッチ		三角ピッチ
		配列ピッチ	29.75 mm		29.75 mm
	固相マトリクス諸元	材料	SiC		SiC
		充填率	50 vol%		50 vol%
		スミア密度	100 %T.D.		100 %T.D.
被覆粒子	形態		*2		*2
	材質	燃料核	$(U,TRU)^{15}N$	$U^{15}N$	$U^{15}N$
		バッファ層	低密度$Ti^{15}N$	低密度$Ti^{15}N$	低密度$Ti^{15}N$
	寸法諸元（外径/肉厚）	燃料核	0.86 / － mm	0.93 / － mm	0.93 / － mm
		バッファ層	1.00 / 0.070 mm	1.00 / 0.035 mm	1.00 / 0.035 mm
	密度	燃料核	95 %T.D.	95 %T.D.	95 %T.D.
		バッファ層	50 %T.D.	50 %T.D.	50 %T.D.
	充填率		50 vol%	50 vol%	50 vol%

*1 ： SiC固相マトリクス内に被覆粒子が分散しているブロック構造
　　＋冷却管がブロックを上下に貫通
*2 ： 燃料核をバッファ層で被覆

表 7.1.4 再処理製品中の HM および FP の組成比

重量比＝対象重量/HM 合計重量

	内側炉心 燃料	外側炉心 燃料	ブランケット 燃料(注)
U	76.8%	74.9%	100.0%
Pu	22.2%	24.0%	0.0%
Np	0.1%	0.1%	0.0%
Am	0.7%	0.8%	0.0%
Cm	0.2%	0.3%	0.0%
MA 合計	1.0%	1.1%	0.0%
HM 合計	100.0%	100.0%	100.0%
FP	0.1%	0.1%	0.0%

濃度[g/cm^3]

	内側炉心 燃料	外側炉心 燃料	ブランケット 燃料(注)
UO_2^{2+}	2.77E−01	2.78E−01	2.77E−01
Pu^{4+}	7.46E−02	8.14E−02	0.00E+00
MA^{n+}	3.56E−03	3.88E−03	0.00E+00
FP	9.96E−04	1.01E−03	0.00E+00
HNO_3	4.41E−02	4.41E−02	4.41E−02
NO_3^-	2.10E−01	2.17E−01	1.29E−01
H_2O	8.56E−01	8.56E−01	8.56E−01

注：再処理の晶析工程で得られたU溶液には最大1wt%の Pu が含まれる可能性がある。ブランケット燃料用再処理製品には、その U 溶液が使用されるため、1wt%以下の Pu が混入している可能性があるが、以後の検討では 0wt%として評価した。

表 7.1.5　臨界安全評価結果

対象物質(注1)		形状	代表的機器	臨界下限値(注2)		機器仕様値	備考
				種類	数値		
富化度調整液		円環型(Cd付)	滴下液混合槽	円環幅	85mm	75mm	①
			滴下・熟成槽				
		円筒型(Cd付)	洗浄装置	円筒直径	271mm	260mm	
乾燥ゲル球	$(NH_4)_2U_2O_7$ + $Pu(OH)_4$		乾燥装置	円筒直径	157mm	145mm	
		円筒型	焙焼炉	円筒直径	129mm	115mm	
還元球	UO_2 + PuO_2		還元炉	円筒直径	229mm	215mm	
窒化還元球	UN + PuN	平板型	炭素熱還元炉	平皿トレイ深さ	32mm	20mm	②
		円筒型	再還元炉	円筒直径	118mm	105mm	①
焼結球	UN + PuN	平板型	焼結炉	平皿トレイ深さ	32mm	20mm	②
		円筒型	被覆装置	装荷重量	37.0kgHM	15.9kgHM	③

注1:核燃料物質の仕様は以下の通り
Pu富化度 : 30wt% (=Pu/Pu+U)
Pu同位体組成 : $^{239}Pu/^{240}Pu/^{241}Pu$＝60/20/20
U濃縮度 : 0.3wt%
MA、FP : 無視
また、装置内で物性が変化する場合(例:乾燥装置では、湿潤ゲル球から乾燥ゲル球に変化する)については、変化前後のどちらに対しても、臨界安全が担保される形状・寸法を設定した。
注2:ここでは、モンテカルロ計算コードでkeffの平均値＋3σ=0.95となる寸法・重量を記した。

備考の説明
①:容器の腐食代を考慮して、機器寸法は原則臨界寸法マイナス10mmとした。
②:焼結トレイの加熱による変形を考慮して、機器寸法は原則臨界寸法マイナス10mmとした。
③:二重誤装荷を考慮して安全係数0.43を掛け、装荷重量は15.9kgHMとした。

表 7.1.6 窒化物燃料核製造プロセス(ゲル球製造または造粒まで)の比較

	使用する試薬等	特徴	評価				
			燃料核の強度	工程管理の容易さ	保守補修作業の容易さ	工程廃棄物処理	総合
外部ゲル化法	(原液混合) PVA THFA 炭素粉末 (ゲル化) アンモニア (洗浄) 純水 IPA	・調整原液を30℃以下に管理 ・アンモニア水中で外部からゲル化 (直径1mm以上でシェル構造化しやすい) ・引火しやすいIPAを粒子洗浄で多量に使用 ・多量の廃液が発生(乾燥状態で爆発性の硝酸アンモニウムが含有) ・緻密・ほぼ一様粒径の粒子が得られる	○ (六角ブロック燃料の粒径は0.86mmであるため、シェル構造化による内部応力は小さい)	○ ・物流管理は容易 ・温度管理は容易 ・基本的な製造条件は解明されている	△ ・液だれ防止、フランジの着脱は難あり ・除染はある程度容易	× ・大規模廃液処理(試薬回収)設備が必要	○
内部ゲル化法(注)	(原液混合) HMTA 尿素 炭素粉末 (ゲル化) シリコンオイル (洗浄) 四塩化炭素 純水 IPA	・調整原液を0℃以下に管理 ・100℃で均一にゲル化 (大粒子でもシェル構造化しにくい) ・外部ゲル化法よりは少ないが、多量の廃液が発生(シリコンオイル・四塩化炭素は処分が困難) ・引火しやすいIPAを粒子洗浄で多量に使用 ・緻密・ほぼ一様粒径の粒子が得られる	○	△ ・物流管理は容易 ・温度管理は難あり ・基本的な製造条件は解明されている	× ・配管内でゲル化した時の処理は困難 ・液だれ防止、フランジの着脱は難あり ・(ゲル化していない場合)除染はある程度容易	△ ・外部ゲル化法よりは少ないが、大規模廃液処理(試薬回収)設備が必要 ・一部、処理困難な有機廃液あり	△
転動造粒法	(原液混合) 炭素粉末 (造粒) アセトン PVB	・別途脱硝転換工程が必要 ・引火しやすいアセトンを造粒時に少量使用 ・処理時間は10分程度 ・廃液が発生しない ・現状では粒径がばらつく、もろいなど粒子の品質が劣る ・粉末飛散、装置内壁への粉末付着等により計量管理が困難	×	× ・粒径、粒子強度等を工程管理するのに必要な製造条件が解明されていない	△ ・装置は小型、単純であるため、解体・組立は容易 ・固着粉末の除去は難あり	○ ・廃液処理設備が不要(脱硝転換工程を除く)	×

(注)マイクロ波加熱法を用いれば、シリコンオイル・四塩化炭素を使用しないで済む可能性もある

表 7.1.7 被覆プロセスの比較

方式	使用する試薬等	特徴		評価				
				被覆密度	一様厚さ	被覆速度	保守補修作業の容易さ	総合
熱化学気相蒸着(熱CVD)法	(被覆原料) $TiCl_4$ガス $^{15}N_2$ガス H_2ガス	原理	・原料ガスが熱で化合してTiNが生成する	○	○	×	○ (ノズル交換頻度による) ・装置全体に占める汚染部位(ノズル、反応管、排気バブル)は少ない	○
		長所	・低密度・一様な厚さの被覆層が得られる ・炉内全域で反応が生じるため、kg単位の処理が可能					
		短所	・燃料核を1100℃に加熱 (千数百度以上で、被覆層が焼結・高密度化して層厚が減少する可能性あり) ・被覆形成速度が遅い(1～数μm/h程度) ・ガスの吹き出しノズル部で閉塞が生じやすい					
レーザーCVD法	(被覆原料) $TiCl_4$ガス $^{15}N_2$ガス H_2ガス	原理	・レーザーにより原料ガスが励起、化合してTiNが生成する	○	△	△	△ (レーザー透過窓の交換頻度による) ・装置全体に占める汚染部位(ノズル、反応管、窓、排気バブル)は少ない ・窓交換は気密の確保が困難	△
		長所	・低密度な被覆層が得られる ・燃料核を数百℃に加熱 (被覆層が焼結・高密度化して層厚が減少する可能性は小さい) ・被覆形成速度が比較的速い(熱CVD法の数倍程度)					
		短所	・レーザーが照射される部分でしか被覆層が形成されない ・レーザーを均一照射するため、燃料核を転動させる必要あり ・炉のレーザー透過窓にTiNが蒸着しやすい					
電子ビーム物理気相蒸着(EB-PVD)法	(被覆原料) $Ti^{15}N$インゴット $^{15}N_2$ガス	原理	・電子ビームでインゴットが蒸発、Ti・NイオンおよびTiNガスが燃料核表面で再結合・蒸着する	○	×	○	× (電子ビーム発生装置のメンテナンス頻度による) ・ビーム発生装置を除く装置全体が汚染される ・電子ビーム発生装置のメンテナンスの負荷が大きい	×
		長所	・低密度な被覆層が得られる ・燃料核を高真空下で数百℃に加熱 (被覆層が焼結・高密度化して層厚が減少する可能性は小さい) ・被覆形成速度が速い(熱CVD法の数十倍以上)					
		短所	・TiNガスを燃料核まで効率的に表面に誘導する手段が現状ではない ・炉を平たくしてガスに接触する面積を広く取る必要がある (設置床面積が極めて大きくなる) ・ガスに均一に触れるよう燃料核を転動させる必要がある ・電子ビーム発生装置のメンテナンスの負荷が大きい					
減圧プラズマ溶射(VPS)法	(被膜原料) TiN粉末 (キャリアーガス) Ar	原理	・プラズマにより溶融したTiN微粒子が燃料核に超高速で衝突して融着する	×	○?	◎	△ (ノズル交換頻度による) ・装置全体に占める汚染部位(ノズル、溶射管、排気バブル、減圧装置)の量はCVD法とEB-PVD法の中間	× 低密度被覆が得られない
		長所	・被覆形成速度が極めて速い(熱CVD法の1000倍程度) ・流動床構造とすれば、一様な厚さの被覆が得られる可能性がある ・kg単位の処理の可能性がある					
		短所	・密度の高い層が形成される、 ・燃料核が超高温にさらされる (熱容量は小さいが、プラズマの温度は10000℃)					

表 7.1.8 六角ブロック製造プロセスの比較

方式	使用する試薬等	特徴		評価						
				被覆粒子充填率	マトリクス密度(注1)	ブロックの高温耐性	冷却管とマトリクスの密着性	被覆粒子健全性	保守補修性	総合(注2)
プレス成形法 ＋ 常圧焼結法	(添加材) バインダ (焼結助剤) Al_2O_3等 (SiC助剤) 有機珪素ポリマー	プロセス	①被覆粒子にSiC粉末をオーバーコートしたものを鋳型に投入・プレスして成型する ②成形体を脱脂炉に入れ、バインダを除去する ③ブロック外殻・冷却管・天板(空気穴有り)に有機珪素ポリマーを塗布し、成形体と一体化・焼結する ④空気穴に栓をして再焼結する	×	△	△	×	○ (プレス圧力は粒子を破損させるほどではない)	○ (装置数は多いが、個々の設備は大掛かりにならない)	△
		長所	・ブロック内に粒子が均一に分散する ・ブロック表面に粒子が露出しない ・比較的簡単な設備で、焼結が可能である							
		短所	・粒子を50vol%まで充填することが困難である ・成形時に一方向から圧縮するため焼結時の収縮に方向性が生じ、製品寸法の狂いが生じ易い ・焼結時に外殻とブロック本体の間に空隙が生じる ・焼結助剤により、高温における強度低下が生じる							
プレス成形法 ＋ 加圧反応焼結法	(添加材) バインダ (焼結助剤) Al_2O_3等 (SiC助剤) 有機珪素ポリマー C粉末 Si薄板	プロセス	①被覆粒子にSiC粉末をオーバーコートしたものを鋳型に投入・プレスして成型する ②成形体を脱脂炉に入れ、バインダを除去する ③冷却管に有機珪素ポリマーを塗布し成形体に挿入、ブロック外殻にC粉末を塗布して成形体を収納、Si薄板および天板(空気穴有り)を載せて弱い力でプレスしながら焼結する ④空気穴に栓をして再焼結する	×	○ (100%T.D.には達しない)	× (残留Siがある)	○ (溶融Siが冷却管とブロックの隙間を充填する場合)	○ (プレス圧力は粒子を破損させるほどではない)	△ (プレスしながら焼結するため、炉が大掛かりになる)	×
		長所	・ブロック内に粒子が均一に分散する ・ブロック表面に粒子が露出しない ・外殻とブロック本体の間に空隙が生じない ・Siが成形体内部に多少浸透するため、熱伝導率が向上する							
		短所	・粒子を50vol%まで充填することが困難である ・成形時に一方向から圧縮するため焼結時の収縮に方向性が生じ、製品寸法の狂いが生じ易い ・製造装置が大掛りになる ・残留Siによりブロックの高温耐性が劣化する							
射出成形法 ＋ 常圧焼結法	(添加材) 熱可塑性樹脂 潤滑剤 [多量] (焼結助剤) Al_2O_3等[多量] (SiC助剤) 有機珪素ポリマー	プロセス	①被覆粒子、SiC粉末、添加剤、焼結助剤の混合物を射出機内で加熱・流動化して鋳型に射出する ②成形体を脱脂炉に入れ、バインダを除去する ③ブロック外殻・冷却管・天板(空気穴有り)に有機珪素ポリマーを塗布し、成形体と一体化・焼結する ④空気穴に栓をして再焼結する	△ (被覆粒子、SiC粉末、添加材の配分次第だが、50vol%はかなり厳しい)	×	× (焼結助剤の使用量が多い)	×	○	○ (装置数は多いが、個々の設備は大掛かりにならない)	×
		長所	・複雑な形状の形成が可能である ・比較的簡単な設備で、焼結が可能である							
		短所	・多量に添加した有機材料の除去に時間がかかる ・有機材料が蒸発する分収縮する ・SiCマトリクスの密度が低下する ・焼結時に外殻とブロック本体の間に空隙が生じる ・焼結助剤により、高温における強度低下が生じる							
射出成形法 ＋ 加圧反応焼結法	(添加材) 熱可塑性樹脂 潤滑剤 [多量] (焼結助剤) Al_2O_3等[多量] (SiC助剤) 有機珪素ポリマー C粉末 Si薄板	プロセス	①被覆粒子、SiC粉末、添加剤、焼結助剤の混合物を射出機内で加熱・流動化して鋳型に射出する ②成形体を脱脂炉に入れ、バインダを除去する ③冷却管に有機珪素ポリマーを塗布し成形体に挿入、ブロック外殻にC粉末を塗布して成形体を収納、Si薄板および天板(空気穴有り)を載せて弱い力でプレスしながら焼結する ④空気穴に栓をして再焼結する	△ (被覆粒子、SiC粉末、添加材の配分次第だが、50vol%はかなり厳しい)	○ (100%T.D.には達しない)	× (残留Siがある、焼結助剤の使用量が多い)	○ (溶融Siが冷却管とブロックの隙間を充填する場合)	○ (プレス圧力は粒子を破損させるほどではない)	△ (プレスしながら焼結するため、炉が大掛かりになる)	×
		長所	・複雑な形状の形成が可能である ・外殻とブロック本体の間に空隙が生じない ・Siが成形体内部に多少浸透するため、熱伝導率が向上する							
		短所	・多量に添加した有機材料の除去に時間がかかる ・有機材料が蒸発する分収縮する ・SiCマトリクスの密度が低下する ・製造装置が大掛りになる ・残留Siによりブロックの高温耐性が劣化する							
振動充填法 ＋ 反応焼結法	(添加材) なし (焼結助剤) なし (SiC助剤) 有機珪素ポリマー Si微粉末 C微粉末	プロセス	①ブロック外殻(空気穴有り)に被覆粒子・SiC粒子・SiおよびC微粉末を投入し、振動充填する。 ②上記ブロック外殻を焼結する。 ③空気穴に栓をして再焼結する	○ (計算上は可能)	△	○ (焼結助剤を使用しない、SiとCの微粉末量を調整することにより、残留Siをほぼ0にすることが可能であると考えられる)	○	△ (加振による衝撃で被覆粒子および被覆層に破損が生じる可能性がある)	△ (振動充填装置が大掛かりになる)	○
		長所	・有機物や焼結助剤を添加しないため、比較的高温耐性に優れるマトリクス相が形成できる ・粒子を50vol%まで充填することが不可能ではない							
		短所	・SiCの充填率が80vol%程度にしかならないため、高密度のマトリクス相が形成できない ・加振による衝撃で被覆粒子および被覆層に破損が生じる可能性がある ・焼結による収縮のため、外殻とブロック本体の間に若干の空隙が生じる可能性がある							
加圧焼結法	(添加材) なし (焼結助剤) Al_2O_3等[少量] (SiC助剤) 有機珪素ポリマー	プロセス	①ブロック外殻(天板なし)に被覆粒子・SiC粉末・少量の焼結助剤を投入し、上からプレスして焼結する。 ②有機珪素ポリマーを塗布したSiC製の天板をブロックに貼り付け、再焼結する。	○	○ (100%T.D.には達しない)	△ (焼結助剤の使用量が少ない)	○	× (プレス圧力により被覆粒子および被覆層に破損が生じる可能性がある)	△ (装置数は少ないが、大きな力でプレスしながら焼結するため、装置は大掛かりになる)	△
		長所	・焼結助剤の量が少ないため、比較的高強度で、かつ高温強度の低下の少ない焼結体が得られる ・外殻とブロック本体の間に空隙が生じない							
		短所	・製造装置が大掛りになる ・比較的大きな力でプレスする必要があるため(～50 MPa)被覆粒子および被覆層が破損する可能性がある ・一方向から圧縮するため、焼結体に応力が残留する							

注1：SiC以外の除燃材等の物質も含めた密度とする。

注2：他の項目で勝っていても、ブロックの高温耐性が×のものは×とした。

表 7.1.9 燃料核製造プロセスにおける物質収支計算結果（1 日当たり）

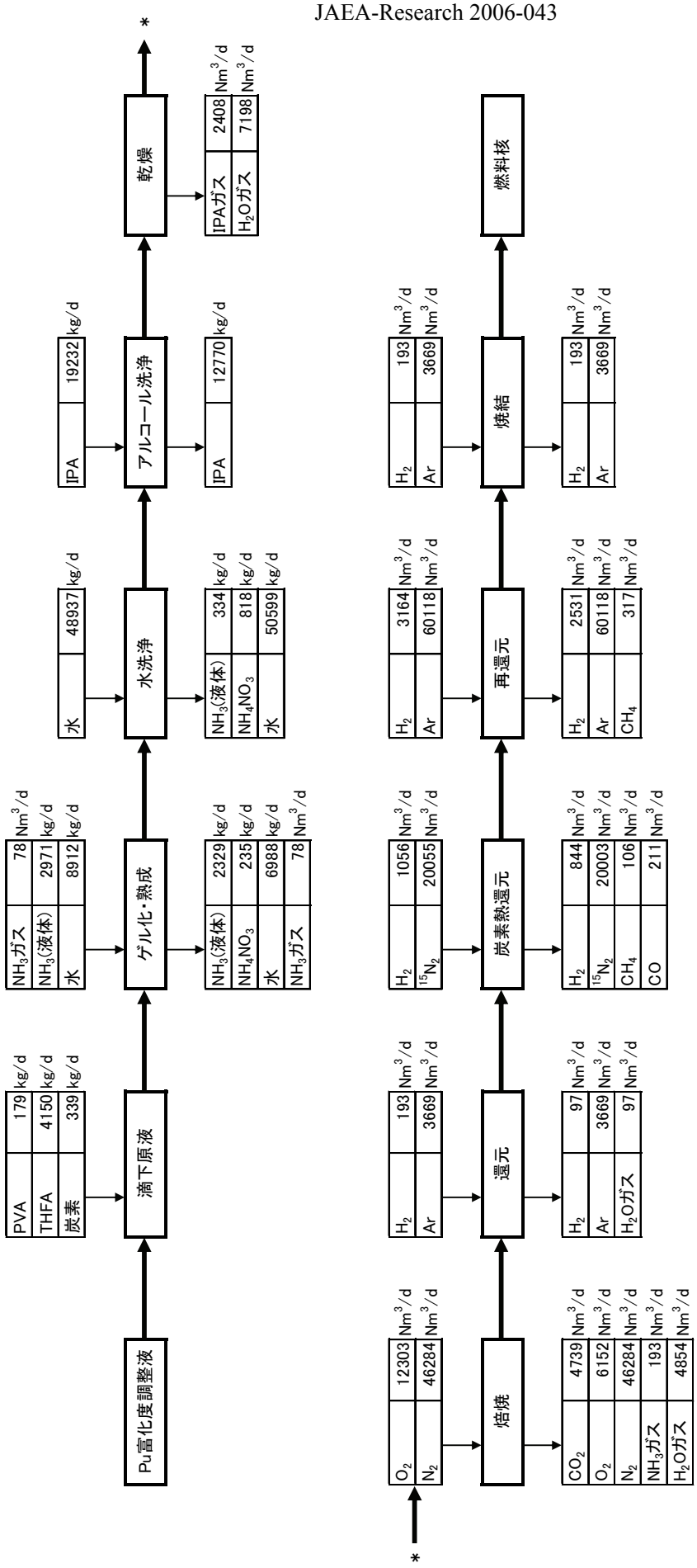


表 7.1.10 TiN／SiC 被覆プロセスにおける物質収支計算結果(1 日当り)

(1) TiN 被覆プロセス

	内側燃料		外側燃料		ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ（径方	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ（軸方	備考
燃料材質	UN	PuN	UN	PuN	UN	UN	
燃料製造量(W) kgHM/d	157.8	48.1	133.3	44.4	335.7	296.8	
燃料製造量(W) kg/d	167.7	51.1	141.7	47.2	356.9	315.5	
燃料核の半径(ri) m	4.30E-04		4.30E-04		4.65E-04		
被覆層までの半径(ro) m	5.00E-04		5.00E-04		5.00E-04		
燃料核の体積(vi) m3	3.33E-10		3.33E-10		4.21E-10		
被覆層の体積(vo) m3	1.91E-10		1.91E-10		1.02E-10		
燃料核の比重(di)	14.32	14.22	14.32	14.22	14.32		
被覆層(TiN)の比重(do)	5.43		5.43		5.43		化学大辞典・共立出版による
燃料核の重量(wi) Kg/個	4.77E-06	4.74E-06	4.77E-06	4.74E-06	6.03E-06		
被覆層の重量(wo) Kg/個	1.03E-06		1.03E-06		5.56E-07		
被覆粒子個数(N) 個/d	3.52E+07	1.08E+07	2.97E+07	9.96E+06	5.92E+07	5.23E+07	
被覆層TiN重量(Wo) Kg/d	36.4	11.2	30.7	10.3	32.9	29.1	
被覆層TiN消費量 Kg/d	150.6						

被覆層生成反応式	$TiCl_4$ ＋ $2H_2$ ＋ $0.5N_2$ → TiN ＋ 4HCl							備考
分子量	$TiCl_4$	H_2	N_2	TiN	HCl	H_2	N_2	
	189.7	2.0	30.0	62.9	36.45	2.0	30.0	
反応モル数 Kモル	2.39	4.8	1.20	2.39	9.6			理論反応量ベース
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Kg/d	454.3	9.7	35.9	150.6	349.2			
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Nm3/d	53.6	107.3	26.8	―	214.6			
被覆層生成反応式	$TiCl_4$ ＋ $4H_2$ ＋ $76N_2$ → TiN ＋ 4HCl ＋ $2H_2$ ＋ $75.5N_2$							水素を窒素に対して5%希釈及び水素を出発物質($TiCl_4$)の4倍[*1]添加
反応モル数 Kモル	2.39	9.6	182.00	2.39	9.6	4.8	180.8	
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Kg/d	454.3	19.3	5460.0	150.6	349.2	9.7	5424.0	
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Nm3/d	53.6	214.6	4076.8	―	214.6	107.3	4050.0	

*1:理論上の反応では出発物質($TiCl_4$)1モルに対し水素2モルを要するので、水素を出発物質の4倍添加することは、理論上反応に必要な水素の2倍を添加することに相当する。

(1) SiC 被覆プロセス

	内側燃料		外側燃料		ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ（径方向）	ﾌﾞﾗﾝｹｯﾄ（軸方向）
燃料材質	UN	PuN	UN	PuN	UN	UN
燃料製造量(W) kgHM/d	157.8	48.1	133.3	44.4	335.7	296.8
燃料製造量(W) kg/d	167.7	51.1	141.7	47.2	356.9	315.5
TiN被覆の半径(ri) m	5.00E-04		5.00E-04		5.00E-04	
SiC被覆層の半径(ro) m	5.10E-04		5.10E-04		5.10E-04	
SiC被覆層の体積(vo) m3	3.20E-11		3.20E-11		3.20E-11	
被覆層(SiC)の比重(do)	3.19		3.19		3.19	
被覆層の重量(wo) Kg/個	1.02E-07		1.02E-07		1.02E-07	
被覆粒子個数(N) 個/d	3.52E+07	1.08E+07	2.97E+07	9.96E+06	5.92E+07	5.23E+07
被覆層SiC重量(Wo) Kg/d	3.6	1.1	3.0	1.0	6.0	5.3
被覆層SiC消費量 Kg/d	20.2					

被覆層生成反応式	CH_3SiCl_3 ＋ H_2 ＋ 19Ar → SiC ＋ 3HCl ＋ H_2 ＋ 19Ar							備考
分子量	CH_3SiCl_3	H_2	Ar	SiC	HCl	H_2	Ar	廃ガス側で水素をArにより5%以下に希釈。水素必要量が不明(水素はMTSの反応制御用)のため、暫定でMTSと同一モル数とした
	150.3	2.0	39.9	40.1	36.45	2.0	39.9	
反応モル数 Kモル	0.50	0.50	9.60	0.50	1.51	0.50	9.60	
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Kg/d	75.5	1.0	383.5	20.2	55.0	1.0	383.5	
ﾕｰﾃｨﾘﾃｨ量・廃棄物量 Nm3/d	11.3	11.3	215.0	―	33.8	11.3	215.0	

表 7.1.11 試薬類の供給および排出量

試薬・ユーティリティ名称	供給量	排出物量	
		回収・再使用分	廃棄分
炭素粉末	350 kg/d		
PVA (ポリビニルアルコール)	250 kg/d		
THFA (ﾃﾄﾗﾋﾄﾞﾛﾌﾙﾌﾘﾙｱﾙｺｰﾙ)	4500 kg/d		
NH_3 (アンモニア)	3 t/d	2.7 t/d	
水	59 t/d	58 t/d	
NH_4NO_3 (硝酸アンモニウム)			1 t/d
IPA (ｲｿﾌﾟﾛﾋﾟﾙｱﾙｺｰﾙ)	20 t/d	20 t/d	
O_2＋N_2 (空気)	60000 Nm^3/d		54000 Nm^3/d
CO_2			5000 Nm^3/d
H_2＋Ar (5%H_2濃度)	21000 Nm^3/d	20000 Nm^3/d	
$^{15}N_2$＋Ar (5%H_2濃度)	32000 Nm^3/d	31000 Nm^3/d	
CO			250 Nm^3/d
CH_4			450 Nm^3/d
$TiCl_4$	150 Nm^3/d		
HCl			850 kg/d

表 7.1.12　機器検討結果

工程	装置名称	物性諸元			処理時間(h)			年間製造量(tHM/y)	1バッチ当りに必要な装置能力・容量				1台(式)当りの装置能力		機器寸法(mm)						必要台数	設置台数	備考(注1)
		重量比	かさ密度	球(液)の	受入	滞留	払出								円環・円筒槽			直方体					
		(HM/球)	(kgHM/L)	充填率	間隔	時間	間隔		kgHM	kgHM/h	L	体	設計値	単位	φ	t	H	W	L	H			
窒化物燃料核製造	富化度調整液受入槽	−	0.323	0.8	連続	～168	3	60.1	2103.1	−	8146.3		8200	L	5400	75	6600				0.99	2	
			0.330					52.7	1845.6		6992.9		7000		5400	75	5700				1.00	2	受槽＋払出槽で必要数の2倍(注2)
			0.245					109.4	3829.1		19566.1		19800		2700	−	3500				0.99	2	
	滴下液混合槽	−	0.138	0.8	3	3	3	60.1	37.6	−	339.5		220		1050	75	1000				1.54	2	
			0.141					52.7	33.0		291.4		220		1050	75	1000				1.32	2	
			0.105					109.4	68.4		815.3		420		740	−	1000				1.94	2	
	滴下液供給槽	−	0.138	0.8				60.1	37.6	−	339.5		61		640	75	460				5.56	6	
			0.141					52.7	33.0		291.4		61		640	75	460				4.78	5	滴下・熟成槽の整数倍
			0.105					109.4	68.4		815.3		110		590	−	460				7.41	8	
	滴下・熟成槽	−	0.138	0.5				60.1	37.6	−	543.1		99		640	75	770				5.49	6	
			0.141					52.7	33.0		466.2		99		640	75	770				4.71	5	
			0.105					109.4	68.4		1304.4		180		550	−	770				7.25	8	
	洗浄装置	−	0.138	0.5	6	6	6	60.1	75.1	−	1086.3		99		260	−	2000				10.97	12	
			0.141					52.7	65.9		932.4		99		260	−	2000				9.42	10	滴下・熟成槽の2倍数
			0.105					109.4	136.8		2608.8		170		340	−	2000				15.35	16	
	洗浄ゲル球貯槽	−	0.138	0.5	3	～3	連続	60.1	37.6	−	543.1		99		260	−	2000				5.49	6	洗浄装置と同サイズ
			0.141					52.7	33.0		466.2		99		260	−	2000				4.71	5	滴下・熟成槽と同数
			0.105					109.4	68.4		1304.4		170		340	−	2000				7.67	8	
	乾燥装置	−	0.138	0.3	連続	1	連続	60.1	12.5	−	301.7		56		145	−	3600				5.39	6	
			0.141					52.7	11.0		259.0		56		145	−	3600				4.62	5	
			0.105					109.4	22.8		724.7		190		265	−	3600				3.81	4	
	培焼炉	0.621	0.621	0.3	連続	3	連続	60.1	37.6	−	201.5		45		115	−	4600				4.48	5	
		0.622	0.622					52.7	33.0		176.7		45		115	−	4600				3.93	4	
		0.619	0.619					109.4	68.4		368.4		190		235	−	4600				1.94	2	
	還元炉	0.671	0.805	0.3	連続	3	連続	60.1	37.6	−	155.4		100		215	−	2900				1.55	2	
		0.672	0.806					52.7	33.0		136.3		100		215	−	2900				1.36	2	
		0.664	0.796					109.4	68.4		286.3		110		225	−	2900				2.60	3	
	炭素熱還元炉	0.695	0.834	0.8	24	24	24	60.1	300.4	−	450.5	−	285					900	1800	40	1.58	2	左記寸法はトレイの内容積合計（炉心：2段、ブランケット3段重ね時）
		0.695	0.834					52.7	263.7		395.3		285					900	1800	40	1.39	2	トレイ1枚の有効容積は300×300×20
		0.694	0.833					109.4	547.0		820.5		425					900	1800	60	1.93	2	なお、上下のトレイ間には臨界防止の空間を設ける
	再還元炉	0.822	1.380	0.3	連続	3	連続	60.1	37.6	−	90.7		29		105	−	3900				3.13	4	
		0.822	1.380					52.7	33.0		79.6		29		105	−	3900				2.74	3	
		0.822	1.380					109.4	68.4		165.1		63		155	−	3900				2.62	3	
	焼結炉	0.938	1.576	0.8	0.5	12	0.5	60.1	150.2	−	119.2		154					400	9600	40	0.78	1	左記寸法はトレイの内容積合計
		0.938	1.576					52.7	131.8		104.5		154					400	9600	40	0.68	1	トレイ1枚の有効容積は40×40×20
		0.938	1.576					109.4	273.5		217.0		230					400	9600	60	0.94	1	30分毎に焼結トレイ1枚を払い出す
	分球装置	0.938	6.566	−	0.5	0.5	0.5	60.1	6.3	12.5	−		25		2000	−	3000				0.50	1	
		0.938	6.567					52.7	5.5	11.0			25		2000	−	3000				0.44	1	
		0.938	6.565					109.4	11.4	22.8			25		2000	−	3000				0.91	1	
	真球度判定装置	0.938	6.566	−	0.5	0.5	0.5	60.1	6.3	12.5	−		0.5	kgHM/h				1000	1000	1000	25.04	28	
		0.938	6.567					52.7	5.5	11.0			0.5					1000	1000	1000	21.97	25	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.938	6.565					109.4	11.4	22.8			0.5					1000	1000	1000	45.58	51	
	分球装置貯槽	0.938	6.566	0.8	0.5	～19	19	55.2	218.4		41.6		3.9	L	50	−	2000				10.66	11	
		0.938	6.567					48.4	191.7	−	36.5		3.9		50	−	2000				9.36	10	発熱を考慮し、炉心燃料を細径化
		0.938	6.565			～12	12	100.5	251.2		47.8		54		190	−	2000				0.89	1	
被覆	被覆装置	0.759	4.028	−	19	19	19	55.2	218.4	11.5			15.9	kgHM/19h	2000	−	3200				13.74	16	
		0.760	4.032					48.4	191.7	10.1	−		15.9		2000	−	3200				12.06	14	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.848	5.105		12	12	12	100.5	251.2	20.9			15.9	kgHM/12h	2000	−	3200				15.80	18	
	被覆球貯槽	0.759	4.028	0.8	19	～19	0.5	55.2	218.4		67.8		3.9	L	50	−	2000				17.38	18	
		0.760	4.032					48.4	191.7	−	59.4		3.9		50	−	2000				15.24	16	発熱を考慮し、炉心燃料を細径化
		0.848	5.105		12	～12		100.5	251.2		61.5		66		210	−	2000				0.93	1	
	被覆粒子真球度判定装置	0.759	4.028	−	0.5	0.5	0.5	55.2	5.7	11.5			0.5	kgHM/h				1000	1000	1000	22.99	26	
		0.760	4.032					48.4	5.0	10.1	−		0.5					1000	1000	1000	20.18	23	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.848	5.105					100.5	10.5	20.9			0.5					1000	1000	1000	41.86	47	
	被覆粒子貯蔵庫(容器)	0.759	4.028	0.8	0.5	～336	6	54.6	3823.8	−	1186.7		3.9	L	50	−	2000				304.28	305	
		0.760	4.032					47.9	3355.6		1040.3		3.9		50	−	2000				266.76	367	
		0.848	5.105				4	99.5	6962.0		1704.9		62		200	−	2000				27.50	28	
六角ブロック製造	ブロック振動充填装置	0.759	4.028	1.1	6	6	6	54.6	68.3	−	−	0.50	1.0	体/6h				2500	1000	2200	0.50	1	
		0.760	4.032					47.9	59.9			0.44	1.0					2500	1000	2200	0.44	1	
		0.848	5.105		4	4	4	34.1	28.4			0.11	1.0	体/4h				2500	1000	2200	0.11	1	
	ブロック焼結装置	0.759	4.028	1.1	20	20	20	54.6	227.6	−	−	1.68	1.0	体/20h				2500	2000	2000	1.68	2	
		0.760	4.032					47.9	199.7			1.47	1.0					2500	2000	2000	1.47	2	
		0.848	5.105					34.1	142.1			0.55	1.0					2500	2000	2000	0.55	1	
	ブロック密度検査装置	0.759	4.028	1.1	4	4	4	54.6	45.5	−	−	0.34	1.0	体/4h				5000	5000	5000	0.74	1	内側炉心＋外側炉心燃料＋径ブラ燃料で共有
		0.760	4.032					47.9	39.9			0.29	1.0					5000	5000	5000			
		0.848	5.105					34.1	28.4			0.11	1.0					5000	5000	5000			
集合体組立・貯蔵	燃料集合体組立検査装置	0.759	4.028	1.1	4	4	4	54.6	45.5	−	−	0.34	1.0	体/4h				7000	4000	4000	0.74	1	内側炉心＋外側炉心燃料＋径ブラ燃料で共有
		0.760	4.032					47.9	39.9			0.29	1.0					7000	4000	4000			
		0.848	5.105					34.1	28.4			0.11	1.0					7000	4000	4000			
	燃料集合体貯蔵庫	0.759	4.028	1.1	4	～600 (4800)	600	54.1	54079.3	−	−	398.37	399	体/y				−	−	−	−	399	
		0.760	4.032					47.5	47458.2			349.59	350					−	−	−	−	350	平均貯蔵期間は600時間(注3)、最大で1年間
		0.848	5.105					34.1	34099.6			131.39	132					−	−	−	−	132	

注1：製造・検査装置の後段に位置する貯槽は、装置内に装荷された核燃料物質が一度に払い出されても収納できる容積を確保する。
注2：貯槽を2式設置し、槽Aを受槽、槽Bを払出槽とする。1週間かけて槽Aを満杯にし、均一濃度とすることにより1ロット分とする。今度は槽Aを払出槽とし、槽Bは受槽とする。
注3：燃料取替バッチ重量は24.6(tHM/バッチ)であるから、200(tHM/y)の製造施設では年間8.1バッチ分の取替燃料を製造する。これが、年間で等間隔に配分されるとすると、1バッチ当りの製造期間は、200(d/y)÷8.1(バッチ/y)≒25(d)≒600(h)

表 7.1.13　経済性評価結果

項目			リファレンスシステム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
建設費	主工程設備費		806億円	806億円	805億円
	周辺設備費(注1)		1018億円	1018億円	1018億円
	建電換費(注2)		849億円	763億円	763億円
	小計		2672億円	2587億円	2587億円
操業費	直接費	人件費	40.1億円	40.1億円	40.1億円
		機器交換費	63.2億円	62.3億円	62.3億円
		消耗品等諸費	66.3億円	66.3億円	66.3億円
	間接費	業務分担費	25.4億円	25.3億円	25.3億円
		事業税	2.9億円	2.9億円	2.9億円
	小計		197.9億円	196.9億円	196.9億円
燃料製造単価			22.3万円/kgHM	22.0万円/kgHM	22.0万円/kgHM
資本費			7.5万円/kgHM	7.2万円/kgHM	7.2万円/kgHM
操業費			14.8万円/kgHM	14.8万円/kgHM	14.8万円/kgHM
部材費			5.0万円/kgHM	5.0万円/kgHM	5.0万円/kgHM
発電単価			0.37円/kWh	0.36円/kWh	0.29円/kWh

注1:新燃料貯蔵建物の貯蔵設備・搬送設備等を含む

注2:新燃料貯蔵建物の建電換費、排気筒の建設費等を含む

表 7.1.14　通常運転時の固体廃棄物発生量

上段（単位:t/y）

下段（単位:m^3/y）

区分	リファレンスシステム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
地層処分低レベル放射性廃棄物	14.0 4.7	14.0 4.7	15.1 5.0
浅地中処分低レベル放射性廃棄物	1.9 0.6	1.9 0.6	2.1 0.7
クリアランス以下の廃棄物	1.1 0.4	1.1 0.4	1.1 0.4
合計	22.3 7.4	22.3 7.4	23.9 8.0

表 7.1.15　廃止措置時の固体廃棄物発生量

（単位：t）

区分		リファレンスシステム	資源重視型炉心対応システム	経済性重視型炉心対応システム
地層処分低レベル放射性廃棄物		2490	2440	2440
浅地中処分低レベル放射性廃棄物		1380	1380	1380
クリアランス以下の廃棄物	金属	52700	46800	46800
	コンクリート	502000	446000	446000
合計		559000	497000	497000

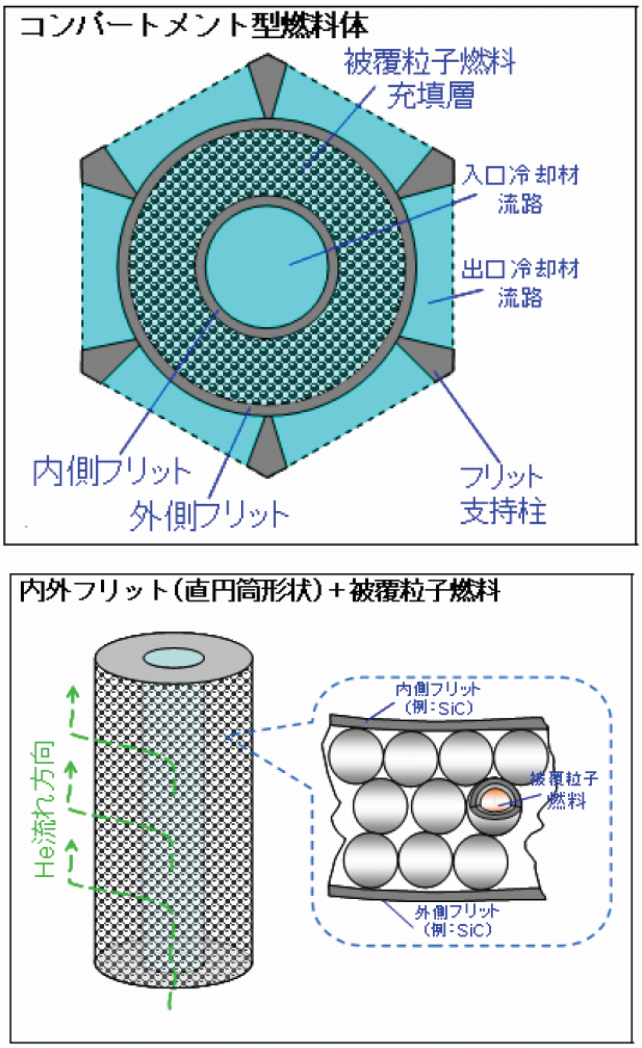


図 7.1.1　コンパートメント型燃料集合体

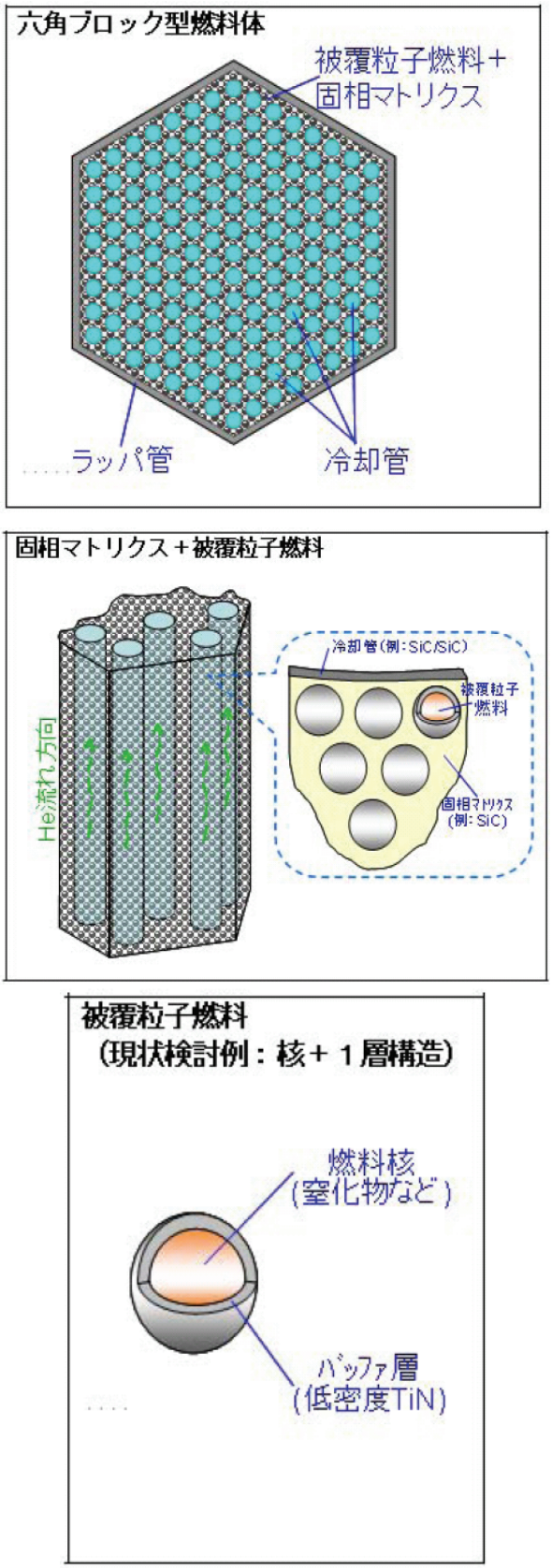


図 7.1.2　六角ブロック型燃料集合体

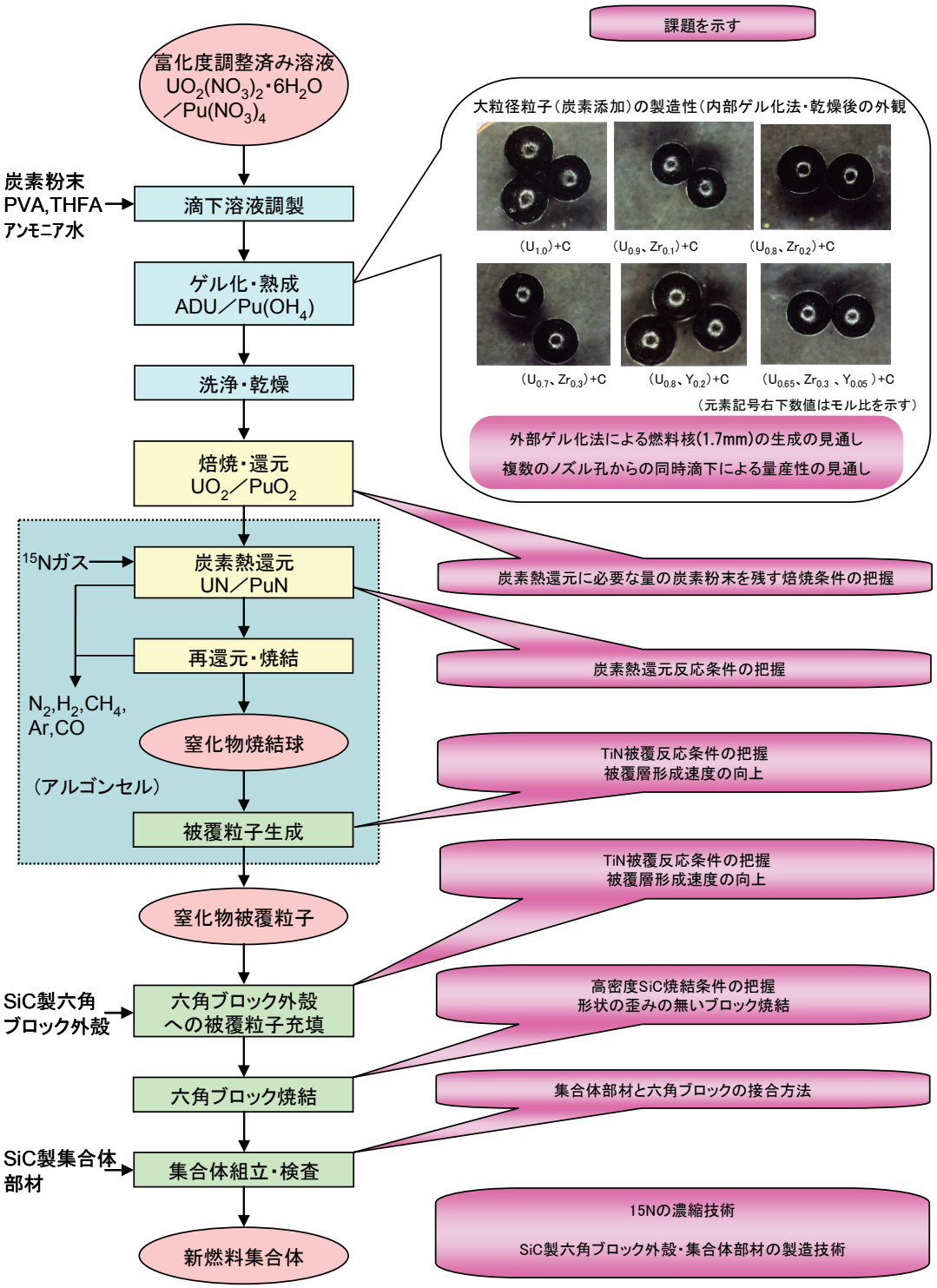


図 7.1.3　プロセスフロー

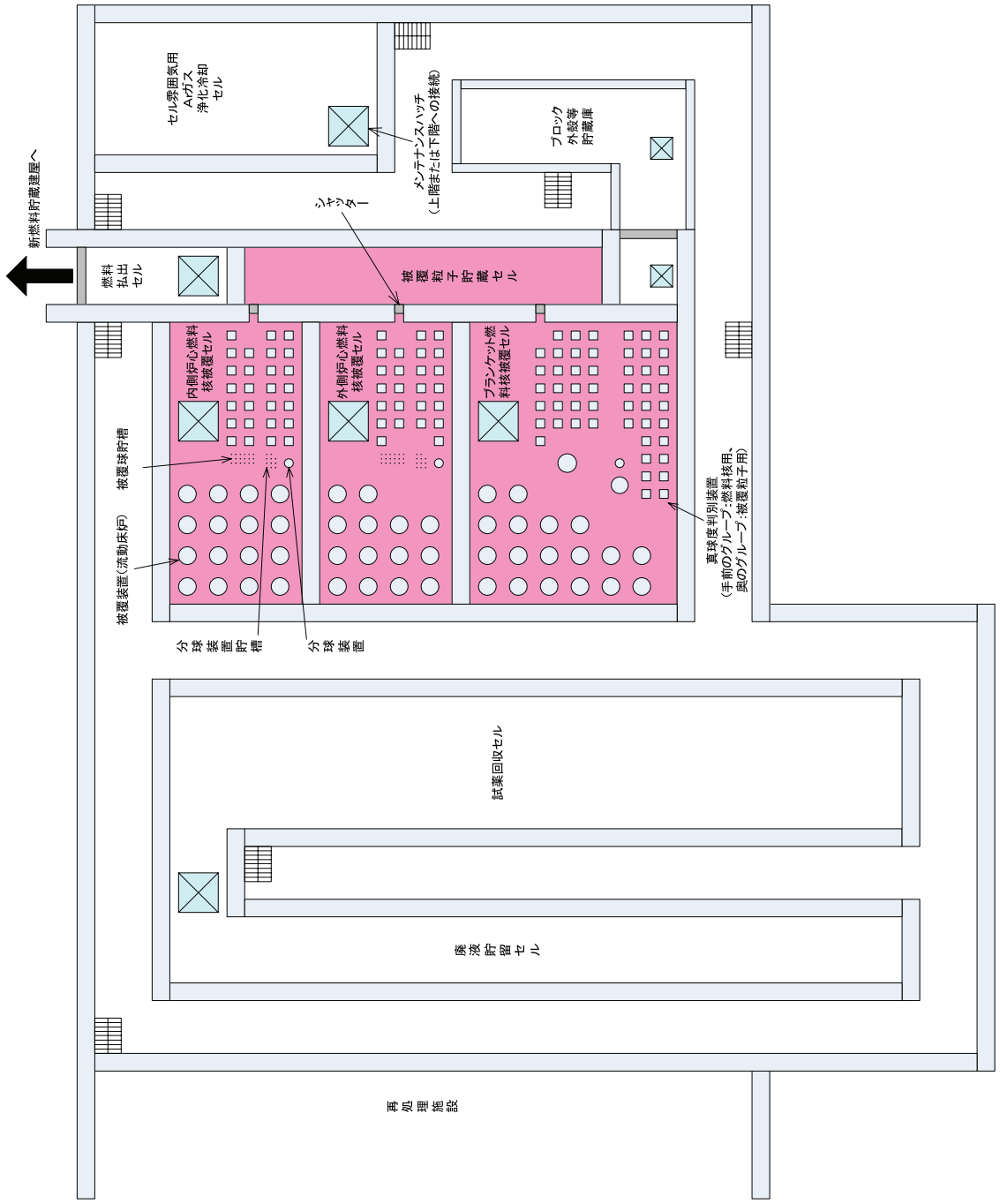


図 7.1.4　リファレンスシステムの配置図（地下１階）

図 7.1.5 リファレンスシステムの配置図（1階）

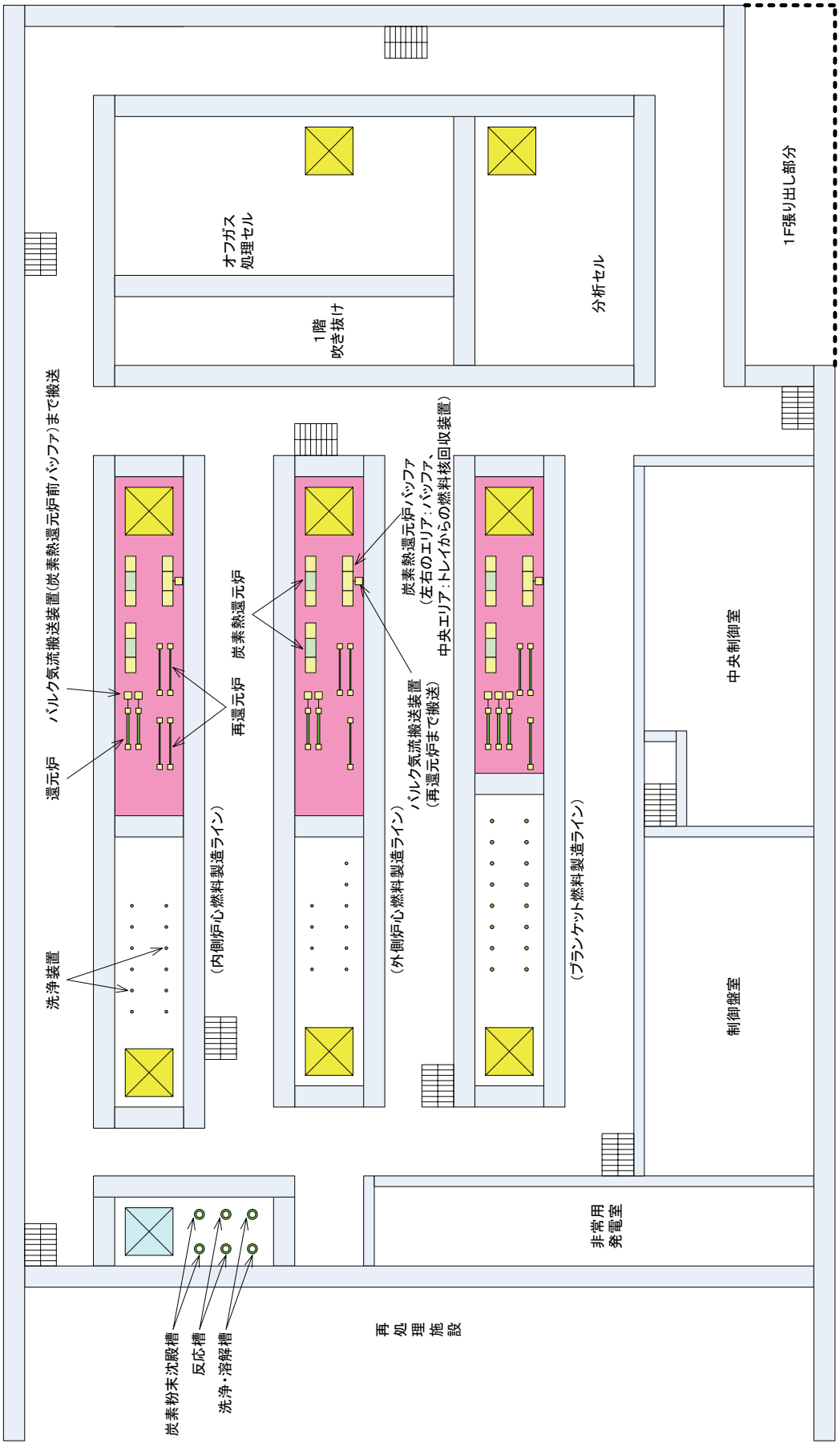


図 7.1.6　リファレンスシステムの配置図（2階）

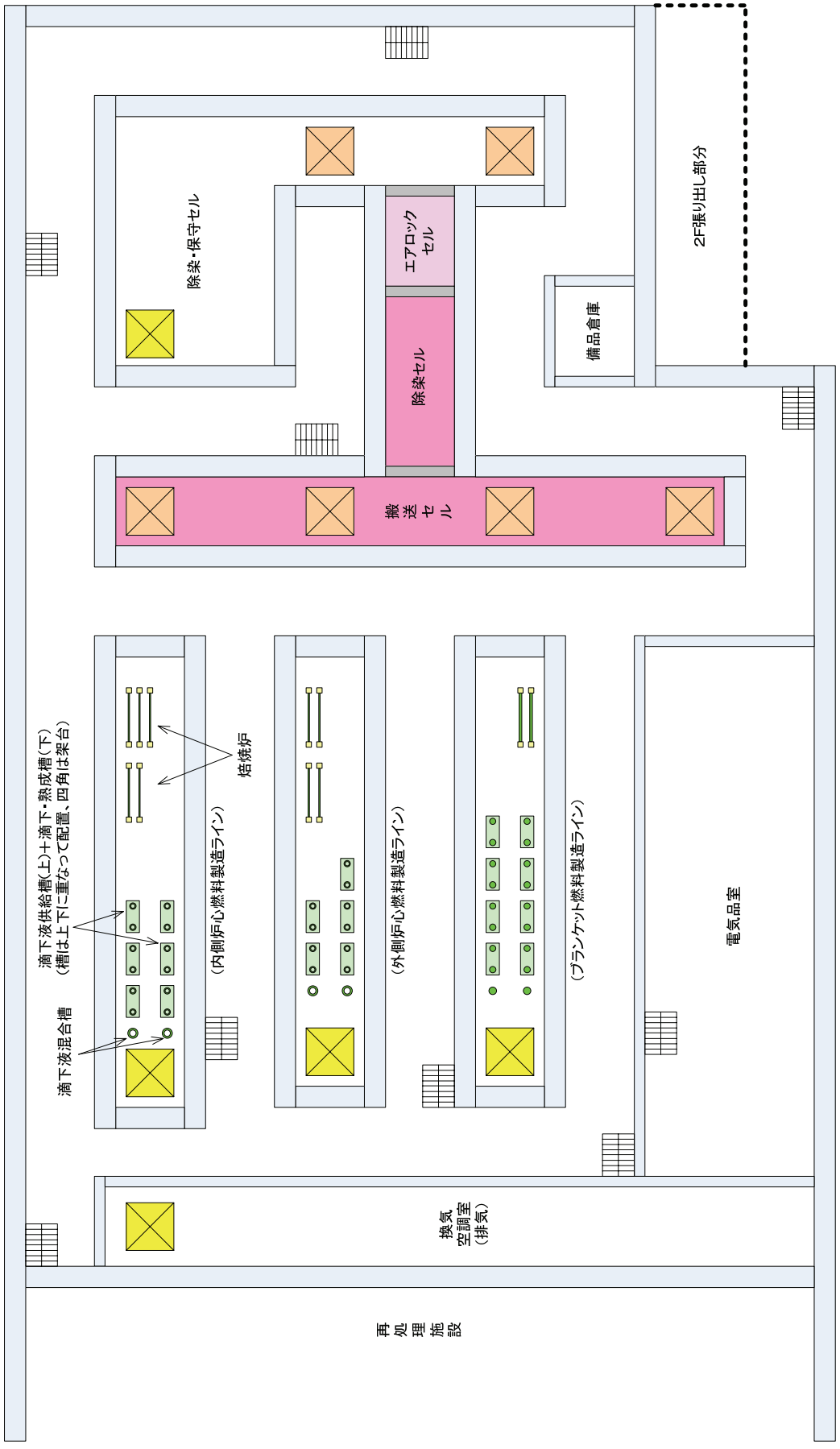


図 7.1.7 リファレンスシステムの配置図（３階）

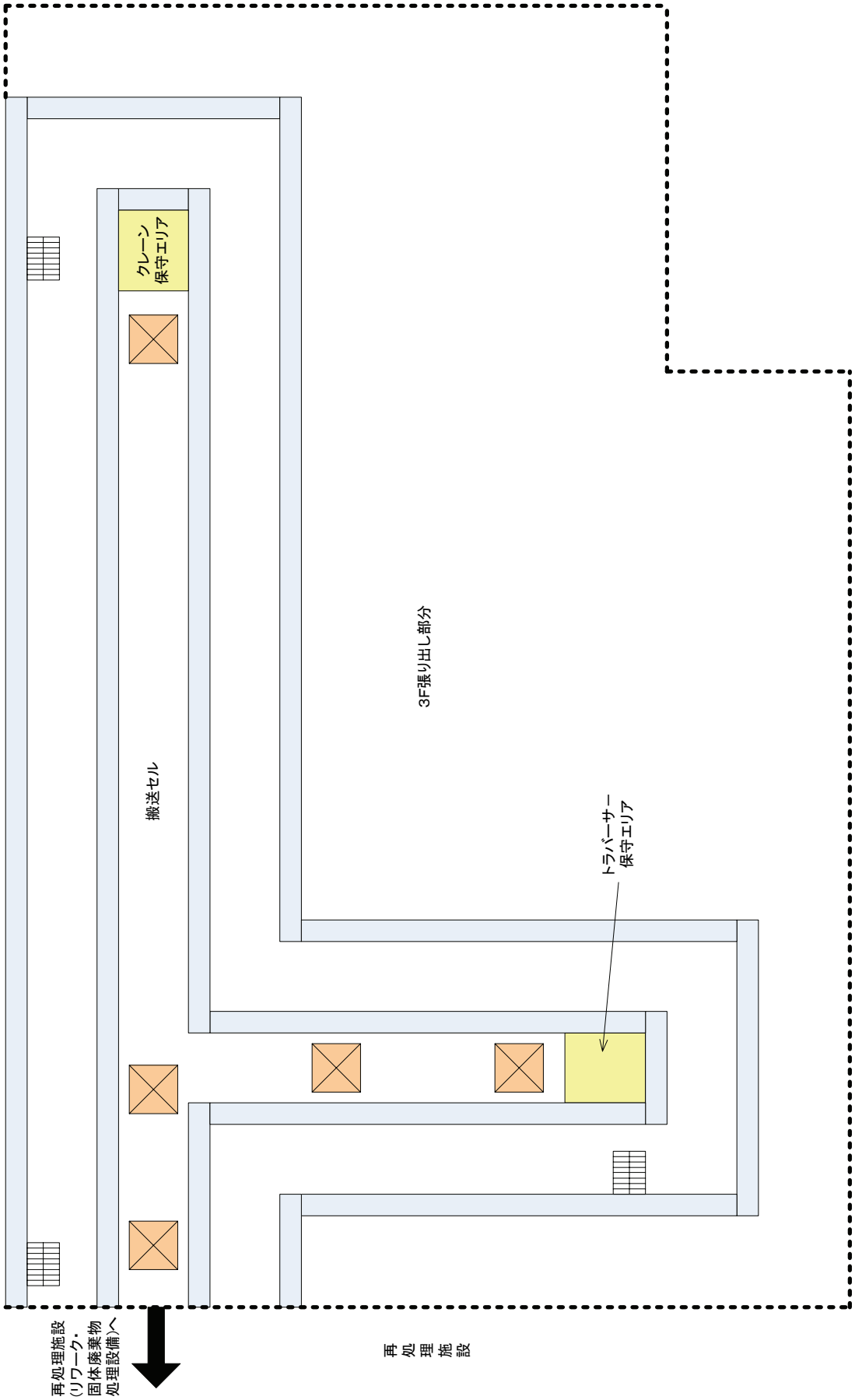


図 7.1.8 リファレンスシステムの配置図（屋上）

7.2 多様な燃料サイクルシナリオへの対応

本節では、FBRサイクル導入期および平衡期のヘリウム冷却炉に燃料集合体を供給する施設を再処理/燃料製造一体化建屋構造で建設した場合の、経済性および環境負荷低減性について検討する。

前者はリファレンスシステムを燃料製造/再処理隣接建屋構造から一体化構造にすることによる影響、後者は燃料の種類による影響を評価する。

なお、本節では燃料を製造/再処理するシステムを以下のように呼称する。FBRサイクル導入期では高増殖比(1.1)を得られる炉心設計としていることから、資源重視型炉心対応システム、平衡期では増殖比をほぼ１とし、代わりに高燃焼度を狙う炉心設計としていることから、経済性重視型炉心対応システムと呼ぶ。

7.2.1 資源重視型炉心対応システム

(1) 設備・建物容積の検討

主工程設備に関しては、建屋を一体化構造としても変わるところはない。周辺設備のうち、試薬回収設備を主とする液体廃棄物処理設備、気体廃棄物処理設備、保守補修設備、計装設備(中央制御室等)等についても同様である。

一方、分析設備、ユーティリティー設備、給排気設備、受電・配電設備、入退域エリア等の核物質防護および放射線管理設備等は一部共有化が可能と考えられる。ただし、具体的な機器構成の検討がなされていない現状では、専用／共用の切り分けが行えず、削減割合が評価できない。よって、本検討では、設備自体の共有化によるコスト削減は見込まないものとした。

ただし、設備としては別であっても、同じセルまたは部屋に設置することにより、設置空間を削減することは可能である(中央制御室を２つ設置するより、大部屋に再処理と燃料製造の２つの制御盤を並べて置いたほうが、部屋周りの通路も含めて建屋容積は小さくなる)。簡素化ペレット法において、燃料製造/再処理隣接構造と一体化構造(主工程設備と保守補修設備は、再処理と燃料製造で同じセル・部屋内には配置できないが、それ以外の設備は、配置できると仮定)で設備配置設計を行い、再処理と燃料製造の周辺設備を一箇所にまとめることによる建屋容積の縮小割合を評価したところ、建屋容積－(主工程セル＋保守補修セル容積)が、79.3%に縮小されるとの評価が得られた。

本節では、燃料製造システムの種類に依らず、上記の数値が適用可能であると仮定した。リファレンスシステムの建物容積42.1万m^3のうち、上記の条件に合致する容積34.5万m^3が一体化構造となることにより27.4万m^3に縮小するため、資源重視型炉心対応システムの燃料製造施設容積は35.0万m^3(リファレンスシステムの83%)になる。

(2) 経済性評価

(i) 建設費

設備費および建屋費を表 7.1.13の資源重視型炉心対応システムの欄に示す。

設備費に関してはリファレンスシステムからの変更は無い。建物容積がリファレンスシステムの83%になったため、建電換費は83%に低減される。

(ii) 操業費

修繕費のうち、建物本体にかかる費用は、建電換費が83%に低減したことに伴い低下する。それ以外の直接操業費についてはリファレンスシステムからの変更は無い。

(iii) 燃料製造単価

(i) (ii) の結果から算出した燃料製造単価および発電単価を表 7.1.13の資源重視型炉心対応システムの欄に示す。値はそれぞれ22.0万円/kgHMおよび0.36円/kWhである。

(3) 環境負荷低減性(通常運転時および廃止措置時の固体廃棄物発生量)

(i) 通常運転時の廃棄物発生量

結果を表 7.1.14の資源重視型システムの欄に示す。リファレンスシステムに対して、製造する燃料の仕様・製造量および使用する機器構成・台数が同一であるため、通常運転時の廃棄物発生量はリファレンスシステムの発生量と同一となった。

(ii) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

結果を表 7.1.15の資源重視型システムの欄に示す。建物容積がリファレンスシステムの83%に低減されたことにより、廃止措置時の固体廃棄物発生量が低下した。内訳は、セル内壁に沿って設置されているステンレスライニング、各種配管・ダクト・保守通路に置かれている機材類、建物駆体を構成する鉄筋およびコンクリート等である。

ライニングについては、共有セル容積がリファレンスシステムの83%に低減され、セル表面積は$0.83^{2/3}$倍に低減されたとして評価した。配管・ダクト・機材類については、床面積に比例するとして、0.83倍に削減した。鉄筋およびコンクリートについては、駆体容積も83%に低減されたと仮定して、0.83倍に削減した。

7.2.2 経済性重視型炉心対応システム

FBRサイクル平衡期では増殖比をほぼ１とし､代わりに高燃焼度を狙う炉心とするため、径方向ブランケット燃料体数を０にするとともに、炉心燃料の軸方向上部のブランケット領域長さが50mm短くした設計としている。内側/外側炉心燃料のPu富化度は、22.2/24.0wt%から22.1/23.6wt%へとごくわずかに低下している。これらの燃料設計変更により、全炉心平均燃焼度は69.3GWd/tから89.2GWd/t(炉心部では121GWd/tから123GWd/t)に向上している。かわりに増殖比は1.11から1.03に低下する。資源重視型炉心・燃

料設計と経済性重視型炉心・燃料設計の比較を表 7.2.1に示す。

(1) 設備・建物容積の検討

機器設計の見直しは行わず、リファレンスシステムで検討した機器の台数を変えて適用した。(出発物質であるPu富化度調整済み溶液およびU溶液貯槽のみ、槽容量を再検討した。) 表 7.2.2に経済性重視型炉心対応システムの主要機器検討結果を示す。

上記燃料設計の変更を受け、内側炉心/外側炉心/ブランケット燃料核の年間製造量は60.1/52.7/109.4tHM/年から75.2/66.0/81.0tHM/年に変わる。このため、主要機器の台数構成は、以下のように変更された。

燃料核製造工程においては、炉心燃料製造設備の負荷が増加した。年間製造量が(75.2＋66.0)/(60.1＋52.7)＝1.25倍になり、機器数は100台から115台(Pu富化度調整済み溶液貯槽から焼結炉までの台数で比較している)へ増加した。

ここで、製造量の増加率ほど機器台数が増えていないのは、リファレンスシステムの機器検討を行った際に、数～十数%程度の能力的余裕を持たせたためである。25%の処理量増加に対して能力的余裕による相殺が行われ、補い切れない工程で機器数が増加した。

逆に、ブランケット燃料製造設備の負荷は減少した。年間製造量が81.0/109.4＝0.74倍になるのに合わせ、機器数は59台から46台へ78%に低下した。

結果、機器数は159台から161台に微増したに留まった。

被覆工程においては、燃料の種類に依らず、1台当り15.9kgHM(被覆装置)、0.5kgHM(真球度判別装置)装荷されるとしているため、台数はほとんど変わらなかった（分球装置、被覆装置、各真球度判別装置の合計は共に251台で変わらない)。

六角ブロック製造工程においては、炉心燃料ブロック製造設備に十分な能力的余裕があったため、製造量が増えても台数の増加は生じなかった一方で、径方向ブランケット燃料ブロックの製造ラインは無くなった。結果として工程全体では11台から9台に減少した。

集合体組立・検査工程においては、もともと１台で炉心燃料および径方向ブランケット燃料を処理する設計となっており、台数の変更は無かった。

周辺設備については、施設全体としての製造能力に変更があるわけではないため、資源重視型システムと有意な差は生じないと想定した。

次に、建物容積について検討した。

内側/外側炉心燃料核製造ラインの工程ごとの機器台数の増分は表 7.1.12および表 7.2.2より1～2台程度であることがわかる。これは、図 7.1.4～図 7.1.8のセル内機器配置図との対比により、セルを数メートル程度長くすることに相当する。一方、リファレンスシステムで検討したセル内配置設計では、セルの端に故障機器の搬出入用のメンテナンスハッチが設置されており、その周囲の空間を数メートル程度空けている。したがって、ハッチの位置を若干セル壁側にずらす、ハッチ周囲の空スペースを若干縮める、セルに隣接する保守通路を若干狭くする等の対策を組み合わせることにより、機器設置床面積は確保可能であると考えられる。六角ブロック製造工程においては、機器台数が減るが、もとも

との設置床面積が小さいため、建物容積への削減効果は無視し得る。

以上より、建物の容積はかわらないとした。

(2) 経済性評価

(i) 建設費

設備費および建屋費を表 7.1.13の経済性重視型炉心対応システムの欄に示す。概要は以下の通りである。

出発物質であるPu富化度調整済み溶液は円環槽に、プランケット燃料用のU溶液は円筒槽に保管する。経済性重視型炉心対応システムでは、資源重視型炉心対応システムと比較して、Pu富化度調整済み溶液の割合が増えるため、約5%槽の設備費が増額になる。ただし、主工程設備費全体に占める増加割合は約0.4%に過ぎない。

燃料核製造に関わる機器はほとんど台数に増減が無いため、設備費の増減もほとんど無かった。

六角ブロック製造に関わる機器は、径方向ブランケット燃料ブロック製造ラインの削減により約7%設備費が低減される。主工程設備費全体に占める低減割合は約0.4%である。

結果、主工程設備費は資源重視型と経済性重視型でほとんど差が生じなかった。

周辺設備費は、施設全体での製造量に依存するものとし、資源重視型と同額と見なした。

建電換費についても、資源重視型と経済性重視型で建物容積が同じであると想定したことにより、同額であると見なした。

(ii) 操業費

操業費を表 7.1.13の経済性重視型炉心対応システムの欄に示す。概要は以下の通りである。

機器構成・台数に大きな変更が無かったため、人件費は資源重視型と同じとした。

同様の理由により、機器交換費も資源重視型とほぼ同額になった。

消耗品等諸費については、炉心燃料とブランケット燃料の仕様に相違(粒径、TiN被覆層厚さ等)があるため、HM重量当りの試薬消費量に若干の差が生じたが、金額的に有意なものではなかった。

結果、操業費は資源重視型と経済性重視型でほぼ同額であった。

(iii) 燃料製造単価

(i) (ii) の結果から算出した燃料製造単価および発電単価を表 7.1.13の経済性重視型炉心対応システムの欄に示す。値はそれぞれ22.0万円/kgHMおよび0.29円/kWhである。

全炉心平均燃焼度が大きくなっているため、資源重視型炉心対応システムと比較して、燃料製造単価はほぼ同じものの発電単価は約20%安くなっている。

(3) 環境負荷低減性(通常運転時および廃止措置時の固体廃棄物発生量)

(i) 通常運転時の廃棄物発生量

結果を表 7.1.14の経済性重視型システムの欄に示す。資源重視型システムに対して、製造する燃料の仕様・製造量が若干異なるものの、工程廃棄物の発生量に有意な差は生じなかった。また、使用する機器構成・台数もほぼ同一であるため、二次廃棄物発生量も資源重視型システムの発生量とほぼ同一となった。

(ii) 廃止措置時の固体廃棄物発生量

結果を表 7.1.15の経済性重視型システムの欄に示す。資源重視型システムに対して、機器構成・台数および建物容積がほぼ同一であるため、発生廃棄物量は資源重視型システムの発生量とほぼ同一となった。

表 7.2.1　資源重視型炉心燃料設計と経済性重視型炉心燃料設計の比較

燃料製造および経済性に関わる項目			資源重視型炉心	経済性重視型炉心
炉心設計関連項目	炉心燃料集合体数	内側炉心	294	294
		外側炉心	258	258
		合計	552	552
	径方向ブランケット燃料集合体数		96	0
	取出平均燃焼度（GWd/t）	炉心	121	123
		全炉心	69.3	89.2
	増殖比		1.11	1.03
燃料設計関連項目	炉心高さ(cm)		100	100
	軸方向ブランケット高さ(cm)	上部	25	20
		下部	25	25
	炉心燃料Pu富化度(wt%)	内側炉心	22.2	22.1
		外側炉心	24.0	23.6
	炉心燃料MA含有率(wt%)	内側炉心	1.0	1.0
		外側炉心	1.1	1.1
	炉心燃料FP混入率(wt%)	内側炉心	0.11	0.11
		外側炉心	0.11	0.11

注：相違点に網掛けした。また、wt%＝[対象物質/HM] である。

表 7.2.2　経済性重視型炉心対応システムの機器検討結果

工程	装置名称	物性諸元			処理時間(h)			年間製造量(tHM/y)	1バッチ当りに必要な装置能力・容量				1台(式)当りの装置能力		機器寸法(mm)							必要台数	設置台数	備考(注1)
		重量比	かさ密度	球(液)の	受入	滞留	払出								円環・円筒槽			直方体						
		(HM/球)	(kgHM/L)	充填率	間隔	時間	間隔		kgHM	kgHM/h	L	体	設計値	単位	φ	t	H	W	L	H				
窒化物燃料核製造	富化度調整液受入槽	−	0.323	0.8	連続	～168	3	75.2	2632.6	−	10197.6		10200	L	5400	75	8200					1.00	2	
			0.330					66.0	2310.3		8753.6		8800		5400	75	7200					0.99	2	受槽＋払出槽で必要数の2倍(注2)
			0.245					81.0	2834.9		14485.6		14700		2700	−	2600					0.99	2	
	滴下液混合槽	−	0.138	0.8	3	3	3	75.2	47.0	−	424.9		220		1050	75	1000					1.93	2	
			0.141					66.0	41.3		364.7		220		1050	75	1000					1.66	2	
			0.105					81.0	50.6		603.6		420		740	−	1000					1.44	2	
	滴下液供給槽	−	0.138	0.8				75.2	47.0	−	424.9		61		640	75	460					6.97	7	
			0.141					66.0	41.3		364.7		61		640	75	460					5.98	6	滴下・熟成槽の整数倍
			0.105					81.0	50.6		603.6		110		590	−	460					5.49	6	
	滴下・熟成槽	−	0.138	0.5				75.2	47.0	−	679.9		99		640	75	770					6.87	7	
			0.141					66.0	41.3		583.6		99		640	75	770					5.89	6	
			0.105					81.0	50.6		965.7		180		550	−	770					5.37	6	
	洗浄装置	−	0.138	0.5	6	6	6	75.2	94.0	−	1359.8		99		260	−	2000					13.74	14	
			0.141					66.0	82.5		1167.1		99		260	−	2000					11.79	12	滴下・熟成槽の2倍数
			0.105					81.0	101.2		1931.4		170		340	−	2000					11.36	12	
	洗浄ゲル球貯槽	−	0.138	0.5	3	～3	連続	75.2	47.0	−	679.9		99		260	−	2000					6.87	7	洗浄装置と同サイズ
			0.141					66.0	41.3		583.6		99		260	−	2000					5.89	6	滴下・熟成槽と同数
			0.105					81.0	50.6		965.7		170		340	−	2000					5.68	6	
	乾燥装置	−	0.138	0.3	連続	1	連続	75.2	15.7	−	377.7		56		145	−	3600					6.74	7	
			0.141					66.0	13.8		324.2		56		145	−	3600					5.79	6	
			0.105					81.0	16.9		536.5		190		265	−	3600					2.82	3	
	培焼炉	0.621	0.621	0.3	連続	3	連続	75.2	47.0	−	252.2		45		115	−	4600					5.61	6	
		0.622	0.622					66.0	41.3		221.2		45		115	−	4600					4.91	5	
		0.619	0.619					81.0	50.6		272.7		190		235	−	4600					1.44	2	
	還元炉	0.671	0.805	0.3	連続	3	連続	75.2	47.0	−	194.6		100		215	−	2900					1.95	2	
		0.672	0.806					66.0	41.3		170.6		100		215	−	2900					1.71	2	
		0.664	0.796					81.0	50.6		211.9		110		225	−	2900					1.93	2	
	炭素熱還元炉	0.695	0.834	0.8	24	24	24	75.2	376.1	−	563.9	−	285					900	1800	40	1.98	2	左記寸法はトレイの内容積合計（炉心：2段、ブランケット3段重ね時）
		0.695	0.834					66.0	330.0		494.8		285					900	1800	40	1.74	2	トレイ1枚は300×300×20
		0.694	0.833					81.0	405.0		607.5		425					900	1800	60	1.43	2	なお、上下のトレイ間には臨界防止の空間を設ける
	再還元炉	0.822	1.380	0.3	連続	3	連続	75.2	47.0	−	113.5		29		105	−	3900					3.91	4	
		0.822	1.380					66.0	41.3		99.6		29		105	−	3900					3.44	4	
		0.822	1.380					81.0	50.6		122.3		63		155	−	3900					1.94	2	
	焼結炉	0.938	1.576	0.8	0.5	12	0.5	75.2	188.0	−	149.2		154					400	9600	40	0.97	1	左記寸法はトレイの内容積合計
		0.938	1.576					66.0	165.0		130.9		154					400	9600	40	0.85	1	トレイ1枚の有効容積は40×40×20
		0.938	1.576					81.0	202.5		160.6		230					400	9600	60	0.70	1	30分毎に焼結トレイ1枚を払い出す
	分球装置	0.938	6.566	−	0.5	0.5	0.5	75.2	7.8	15.7	−		25	kgHM/h	2000	−	3000					0.63	1	
		0.938	6.567					66.0	6.9	13.8			25		2000	−	3000					0.55	1	
		0.938	6.565					81.0	8.4	16.9			25		2000	−	3000					0.67	1	
	真球度判定装置	0.938	6.566	−	0.5	0.5	0.5	75.2	7.8	15.7	−		0.5					1000	1000	1000	31.34	35	
		0.938	6.567					66.0	6.9	13.8			0.5					1000	1000	1000	27.50	31	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.938	6.565					81.0	8.4	16.9			0.5					1000	1000	1000	33.75	38	
	分球装置貯槽	0.938	6.566	0.8	0.5	～19	19	69.1	273.4		52.1		3.9	L	50	−	2000					13.35	14	
		0.938	6.567					60.6	240.0	−	45.7		3.9		50	−	2000					11.71	12	発熱を考慮し、炉心燃料を細径化
		0.938	6.565			～12	12	74.4	186.0		35.4		54		190	−	2000					0.66	1	
被覆	被覆装置	0.759	4.028	−	19	19	19	69.1	273.4	14.4			15.9	kgHM/8h	2000	−	3200					17.20	19	
		0.760	4.032					60.6	240.0	12.6	−		15.9		2000	−	3200					15.09	17	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.848	5.105		12	12	12	74.4	186.0	15.5			15.9		2000	−	3200					11.70	13	
	被覆球貯槽	0.759	4.028	0.8	19	～19	0.5	69.1	273.4		84.9		3.9	L	50	−	2000					21.76	22	
		0.760	4.032					60.6	240.0	−	74.4		3.9		50	−	2000					19.08	20	発熱を考慮し、炉心燃料を細径化
		0.848	5.105		12	～12		74.4	186.0		45.5		66		210	−	2000					0.69	1	
	被覆粒子真球度判定装置	0.759	4.028	−	0.5	0.5	0.5	69.1	7.2	14.4			0.5	kgHM/h				1000	1000	1000	28.78	32	
		0.760	4.032					60.6	6.3	12.6	−		0.5					1000	1000	1000	25.26	28	随時の補修が不可能であるため、代替用に1割分を設置
		0.848	5.105					74.4	7.7	15.5			0.5					1000	1000	1000	30.99	35	
	被覆粒子貯蔵棚(容器)	0.759	4.028	0.8	0.5	～336	6	68.4	4786.6		1485.5		3.9	L	50	−	2000					380.89	381	
		0.760	4.032					60.0	4200.5	−	1302.3		3.9		50	−	2000					333.92	334	
		0.848	5.105					73.6	5154.3		1262.2		62		200	−	2000					20.36	21	
六角ブロック製造	ブロック振動充填装置	0.759	4.028	1.1	6	6	6	68.4	85.5			0.63	1.0	体/6h				2500	1000	2200	0.63	1	
		0.760	4.032					60.0	75.0	−	−	0.55	1.0					2500	1000	2200	0.55	1	
	ブロック焼結装置	0.759	4.028	1.1	20	20	20	68.4	284.9			2.10	1.0	体/20h				2500	2000	2000	2.10	3	
		0.760	4.032					60.0	250.0	−	−	1.84	1.0					2500	2000	2000	1.84	2	
	ブロック密度検査装置	0.759	4.028	1.1	4	4	4	68.4	57.0			0.42	1.0	体/4h				5000	5000	5000	0.79	1	内側炉心＋外側炉心燃料で共有
		0.760	4.032					60.0	50.0	−	−	0.37	1.0					5000	5000	5000			
集合体組立・貯蔵	燃料集合体組立検査装置	0.759	4.028	1.1	4	4	4	68.4	57.0			0.42	1.0	体/4h				7000	4000	4000	0.79	1	内側炉心＋外側炉心燃料で共有
		0.760	4.032					60.0	50.0	−	−	0.37	1.0					7000	4000	4000			
	燃料集合体貯蔵庫	0.759	4.028	1.1	4	～600	600	67.7	67696.4			498.67	499	体/y				−	−	−	−	499	平均貯蔵期間は600時間(注3)、最大で1年間
		0.760	4.032			(4800)		59.4	59407.4	−	−	437.61	438					−	−	−	−	438	

注1：製造・検査装置の後段に位置する貯槽は、装置内に装荷された核燃料物質が一度に払い出されても収納できる容積を確保する。
注2：貯槽を2式設置し、槽Aを受槽、槽Bを払出槽とする。1週間かけて槽Aを満杯にし、均一濃度とすることにより1ロット分とする。今度は槽Aを払出槽とし、槽Bは受槽とする。
注3：燃料取替バッチ重量は25.0(tHM/バッチ)であるから、200(tHM/y)の製造施設では年間8.0バッチ分の取替燃料を製造する。これが、年間で等間隔に配分されるとすると、1バッチ当りの製造期間は、200(d/y)÷8.00(バッチ/y)≒25(d)≒600(h)

7.3 技術開発項目

燃料製造に係わる開発課題を表 7.3.1に示す。

7.1.2項に示した通り、FPの混入・TRUの発熱が粒子製造に及ぼす影響の確認、量産に適した燃料核の製造条件の把握、被覆層形成速度の向上、高SiC密度かつ寸法精度の高いブロック製造技術の開発、^{15}N濃縮技術の開発を行った上で、燃料核・被覆層・六角ブロックが炉心設計で想定した性能および安全性を満たしていることを確認する必要がある。

この他工学的観点から必要な技術開発項目として、遠隔操作による燃料集合体組立手順、膨大な数にのぼる燃料粒子の検査サンプリング評価手法および検査方法の確立等が挙げられる。

[参考文献]

1) 梅村他、「ゲル化顆粒燃料製造ライン構成の調査」JNC TJ9400 2003-002、(2003)
2) G.Brambilla et al., “The SNAM process for the preparation of ceramic nuclear fuel microspheres : laboratory studies” , *Energia Nucleare*, **vol.17, no.4**, p.217(1970)
3) A.G.Facchini, “The SNAM process for the preparation of ceramic nuclear fuel microspheres : continuous production technique” , *Energia Nucleare*, **vol.17, no.4**, p.225(1970)
4) 新開他、「FBR 用窒化物燃料製造に関する検討(1)」JNC TN9400 2002-039、(2002)
5) 永沼他、「高速炉用被覆粒子型燃料の被覆層材特性に関する検討(その２)」JNC TN9400 2002-051、(2002)

表 7.3.1　技術開発項目　(1/3)

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
技術的成立性	基本プロセスの成立性	粒子製造条件の最適化	直径1700μmのゲル球製造技術の開発	大	要素技術
			多成分のゲル化法の確立(除熱対策等)	大	システム設計 要素技術
			炭素熱還元の最適条件の把握	中	要素技術
			多成分系(MA・FP含有)での焼結条件の最適化	大	要素技術
		TiN被覆技術の開発	球面への均一被覆	大	要素技術
			被覆速度の向上	大	要素技術
			被覆密度のコントロール技術の開発	大	要素技術
			クラックの低減	中	要素技術
		高発熱燃料の取扱い	集合体の冷却	中	要素技術
	量産性	量産に対応した機器構造	マルチノズルからの安定滴下	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		処理能力の向上	プロセスの合理化	大	システム設計
		製品の品質保証	ゲル球を変形させない輸送方法	中	物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			低除染TRU燃料対応の非破壊検査技術開発	中	システム設計 要素技術
	セル内安定操業	運転自動化技術の開発		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計測制御		小	システム設計 要素技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計量管理技術の高度化		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		低除染TRU燃料取扱い下での機器の安定性	高放射線対策	大	システム設計 要素技術
			高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			保守補修対象機器の除染	小	除染技術
安全性	臨界防止	質量管理	粒子系・TRU混在を考慮した臨界評価	中	システム設計/Pu物流管理手法
			セル内インベントリの確認方法	中	システム設計/Pu物流管理手法 核燃料物質量測定技術
		複数ユニットの臨界管理		中	システム設計/Pu物流管理手法 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	作業員の被ばく低減	運転自動化技術の開発		大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器の除染技術開発	中	除染技術
		焙焼・焼結時のオフガスへのFP/MA移行の抑制	焙焼・焼結時のオフガスへのFP/MA移行挙動の把握	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	火災・爆発防止	化学的安全	電解透析による硝酸アンモニウムの分解回収	中	システム設計
			IPAの火災・爆発対策	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			高引火点の洗浄用代替溶媒の選定	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			焙焼雰囲気の見直し	中	システム設計
	耐震性	耐震設計		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	安全評価	安全設計方針・判断基準整備		中	システム設計
		安全評価		中	システム設計

大;技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中;技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小;技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

表 7.3.1　技術開発項目　（2/3）

大目標	目標達成の要素	目標達成方策（課題）	課題の細分化	効果	対応する技術（重複して出現）
経済性	建設費低減	合理的な富化度調整プロセスの開発	機器設計の最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		合理的な造粒プロセスの開発	直径1700μmのゲル球製造技術の開発	大	要素技術
			多成分のゲル化法の確立（除熱対策等）	大	システム設計
			炭素熱還元の最適条件の把握	中	要素技術
		合理的な被覆プロセスの開発	球面への均一被覆	大	要素技術
			被覆速度の向上	大	要素技術
			被覆密度のコントロール技術の開発	大	要素技術
		機器配置の合理化	系列数・配置の最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			保守・補修システムの最適化	大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			マテリアルハンドリングの最適化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
	操業費低減	遠隔操作・遠隔保守技術	燃料製造自動化技術	大	システム設計 要素技術
		品質保証	検査手法の確立	大	要素技術
			検査基準の確立	中	システム設計
			燃料仕様最適化	大	システム設計
		機器の長寿命化		大	システム設計
	稼働率向上	保守・補修時間の短縮	遠隔保守技術	大	システム設計 要素技術
		放射線劣化対策	遠隔保守技術	中	システム設計 要素技術
	廃止措置費の低減	プロセスのコンパクト化		小	システム設計
資源有効利用	U/TRUリサイクル	回収率向上	製品収率の確認	小	要素技術
		リワーク	DSからの回収	小	システム設計 要素技術
	U/TRUの工程ロス低減	U/TRUの工程ロスの定量的評価	ゲル化・洗浄廃液への移行量の確認	小	要素技術
			分析ｻﾝﾌﾟﾙｻｲｽﾞ、ｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ頻度の最適化	小	システム設計 分析技術

大；技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中；技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小；技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

表 7.3.1　技術開発項目　(3/3)

大目標	目標達成の要素	目標達成方策(課題)	課題の細分化	効果	対応する技術(重複して出現)
環境負荷低減	廃棄物発生量低減	工程廃棄物発生量低減	廃液処理・リサイクル	大	システム設計 要素技術
		二次廃棄物発生量低減	機器の長寿命化	中	システム設計 要素技術
			機器台数削減	中	システム設計
	廃棄物への核種移行量低減	ゲル化・洗浄廃液への移行量把握		中	要素技術
		分析廃棄物への移行量低減	分析ｻﾝﾌﾟﾙｻｲｽﾞ、ｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ頻度の最適化	中	システム設計 分析技術
		固体廃棄物への核燃料物質付着量低減	固体廃棄物への核燃料物質付着量把握	中	システム設計
			固体廃棄物の除染技術開発	中	システム設計
	解体廃棄物の削減	プロセスのコンパクト化		中	システム設計
核拡散抵抗性	保障措置	核物質の滞留量(ホールドアップ)低減	核物質の残留量の確認手法	中	システム設計
			固体廃棄物の除染技術開発	中	システム設計
		計量管理技術の高度化		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術/(要素技術(注))
	核物質防護			中	システム設計
運転・保守補修性	セル内安定操業	運転自動化技術の開発		大	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計測制御		小	システム設計 要素技術
		工程間の核物質移送技術高度化		中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
		計量管理技術の高度化		中	システム設計/Pu物流管理手法 分析技術
		低除染TRU燃料取扱い下での機器の安定性	高放射線対策	大	システム設計 要素技術
			高発熱対策	大	システム設計 要素技術
		遠隔保守補修技術の確立	機器のモジュール化	中	システム設計 物質移送・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞ技術
			機器の除染技術開発	中	除染技術

大;技術成立性、目標達成に特に大きな効果があると考えられる課題
中;技術成立性、目標達成に効果があると考えられる課題
小;技術成立性確認のためには必要であるが、目標達成に対しての効果はそれほど大きくない課題

注:計算(成分分析値×秤量値)による評価とは異なる、直接計測による機器内Pu量の評価を保障措置上求められた場合は要素技術開発を伴う

8. 燃料製造システムの技術的総括

第4章から第7章まで記載した各燃料製造システム概念について、評価結果を総括する。

8.1 簡素化ペレット法

8.1.1 リファレンスシステム

多様な設計検討の基準とする200tHM/年規模の再処理一体化建家構造のプラント概念を構築し技術評価を実施した。

(1) 安全性

安全設計については、現行の核燃料取扱施設等の安全設計指針の考え方に準拠して設計を行った。

臨界安全設計においては、形状管理を基本とし、プレス機等の核物質の取り扱いが複雑な機器は質量管理を基本とした。核物質の移送等のハンドリングに伴う異常集積を排除するため核物質の搬送経路を確定する設計を行った。

耐震については、設備のクラス区分を実施したが、今後の設備設計の具体化に合せた見直しが必要である。

火災爆発に対する安全設計では、簡素化ペレットは還元ガスとしてN_2-5%H_2を用い、空気中に漏洩しても爆発下限濃度を超えない状態で取り扱う設計とした。

取扱原料の発熱影響対策は、全システムに共通的な課題であるが、簡素化ペレット法システムを代表例に、発熱源が集中する場所での除熱対策について概略検討した。自然空冷による除熱対応が可能な設備が一部あるが、多くの場合強制送風冷却により除熱対応を図る必要がある。適切な除熱対策の付加により対応可能な見込みである。

上記の概念設計により、安全なプラントシステムが基本的に成立することを確認した。

(2) 経済性

プラントを構成する各機器設備仕様を明確化し、ライン設計、配置設計を行い、プラント全体のシステム概念を構築した。このシステムの建設費及び操業費からプラントの経済性を評価した。燃料製造単価は15.9万円/kgHMとなった。

簡素化ペレット法は、従来法に比べ工程数が大幅に簡素化されたことによりコストダウンが図られている。現行法のグローブボックス設備による高除染MOX燃料製造施設をスタート点とし、セル内遠隔製造設備による低除染TRU燃料施設に至るコストダウン展開の試算イメージは図 8.1に示すとおりである。合理化要因として工程の簡略化、燃料ピンの太径化、製造規模の拡大等が寄与している。

(3) 環境負荷低減性

環境負荷低減の観点から、U,TRUの廃棄物への移行を再処理施設と合せたサイクルシステム全体で0.1%以下に抑えることを目標として概念設計を行った。簡素化ペレットシステムでは、現行システムに比べ粉末を取り扱う工程を極力低減すると共に、粉末を取り扱う機器は密閉構造とした。現在のところ、先行するプラントや工学規模の試験データがないため定性的な評価に留まるが、ベルゴニュークリアでのデータを参考にサイクル施設全体で0.1%以下の移行率が達成可能と判断した。

燃料製造システムからの放射性固体廃棄物の発生量の見積もりは、加熱工程における高温劣化及び可動部の摩耗による設備機器の交換対象部品を摘出し、これらを積算した。廃棄物の放射能区分については、非密封状態で燃料を取り扱うセル（燃料ミート製造及び燃料ピン加工のセル）から発生するものについて、炉心燃料製造セルから発生する廃棄物区分を地層処分低レベル放射性廃棄物とし、ブランケットのみを製造する燃料製造セルから発生する廃棄物区分を浅地中処分低レベル放射性廃棄物とした。通常運転時の廃棄物発生量は、深地層処分低レベル放射性廃棄物約24t/年（12m^3/年)、浅地中処分低レベル放射性廃棄物約2.6t/年（0.9m^3/年)、クリアランス以下約9.3t/年となった。また、廃止措置時の固体廃棄物発生量は、地層処分低レベル放射性廃棄物約1,600t、浅地中処分低レベル放射性廃棄物約320t/年（0.9m^3/年)、クリアランス以下(コンクリート以外)約4.5万ｔ、クリアランス以下(コンクリート)約40万tとなった。

簡素化ペレット法プラントから発生する廃棄物量（t/年）を軽水炉用MOX燃料製造プラントから発生する廃棄物量[1)] と比較した結果を図 8.2に示す。目標の1/10には至っていないが、目標に近い結果が得られた。発生量算出の前提が必ずしも一致しておらず、また、FSプラントの機器設備設計が十分でないことから、今後の詳細検討が必要である。

(4) 資源の有効利用性

上記のように廃棄物へのU,TRUの移行率が0.1%以上を達成できること、また、製造時に生じた燃料スクラップ等の回収が可能なシステムとしていることから判断し、９９%以上のU,TRUの回収が可能である。

(5) 核拡散抵抗性

製造工程中のPuは常にU,MA及びFPを同伴し、純粋なPuが単独で存在しないプラントであることを示した。また、低除染燃料は、これまでの高除染燃料と比較してMA,FPの含有量が多く、放射線線量率が高いため、核燃料の盗取は困難になると考えられる。低除染燃料に対応するために燃料製造はセル内で行われることとなり、核物質防護の観点から有利になる。保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。逆に、セル内ホールドアップの測定等線量率の高い核物質の検認技術開発が課題となる。

(6) 運転・保守補修性

セル内での燃料製造を実現するためには遠隔保守補修性の確保が重要な項目である。モジュール化による遠隔部品交換、遠隔除染、グローブボックスによる修理等の保守概念を構築した。機器設備毎のモジュール化は、概念設計研究の中で一部検討しているが、詳細は今後の開発課題である。主な遠隔保守技術の開発は、コールドモックアップによる開発試験により実現可能と考える。

(7) 技術的成立性

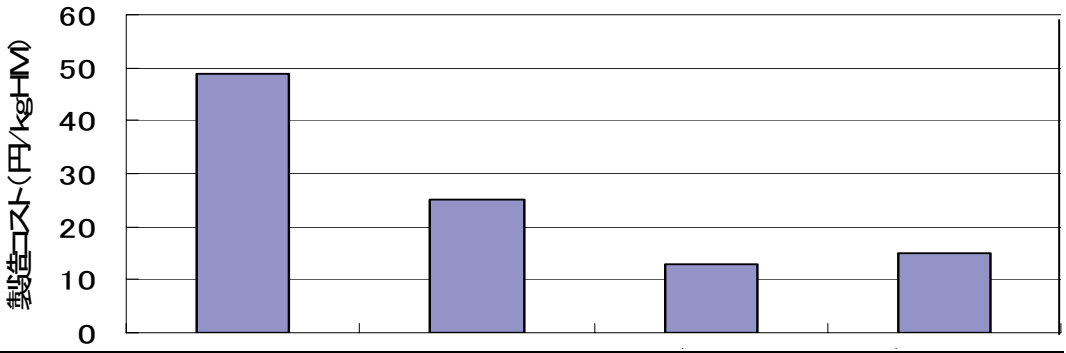
実験室模試験によりシステム設計における基本的プロセスであるMA-MOXペレットの成型、焼結、O/M調整等の技術的成立性の見通しが得られた。実用化に向け、実燃料によるプロセス条件の最適化等の更なるR&Dが必要である。プラントシステムの量産性については、200t/年規模プラン概念設計に基づいた稼働率評価により、要求される生産能力を発揮できることを示した。機器設備開発については、量産機器設備の実用化に向け工学試験レベルのR&Dが今後必要である。

8.1.2 多面的評価用システム

簡素化ペレット法のリファレンスシステムを基準とし、炉心構成（資源重視型、経済性重視型）及びプラント容量（200tHM/年、50tHM/年）をパラメータとしたシステム概念を構築、評価した。物量が変わるため、経済性及び廃棄物発生量が変わるが、その他の項目は、本質的にリファレンスシステムと同じである。

経済性については、200tHM/年規模プラント：16.5万円/kgHM、0.25円/kWh（資源重視型）、16.1万円/kgHM、0.19円/kWh（経済性重視型）；50tHH/年規模プラント：29.8円/kgHM、0.46円/kWh（資源重視型）、29.0円/kgHM、0.35円/kWh（経済性重視型）となった。200tHM/年規模プラントでは目安単価である0.3円/kWhを満足したが、50tHH/年規模プラントでは達成できなかった。

表 8.1に評価結果の一覧を記載する。



対象燃料	高除染 MOX	高除染 MOX	高除染 MOX	低除染 TRU－MOX
施設規模	50 t / y	**200 t / y**	**200 t / y**	**200 t / y**
構成設備	グローブボックス設備	グローブボックス設備	グローブボックス設備	セル設備
製造法	従来法	従来法	**簡素化ペレット法**	**簡素化ペレット法**
ピン径・集合体寸法等	従来寸法	従来寸法	従来寸法	**太径ピン・大規模集合体、その他**

太字：合理化寄与項目

図 8.1　簡素化ペレット法のコストダウン展開試算

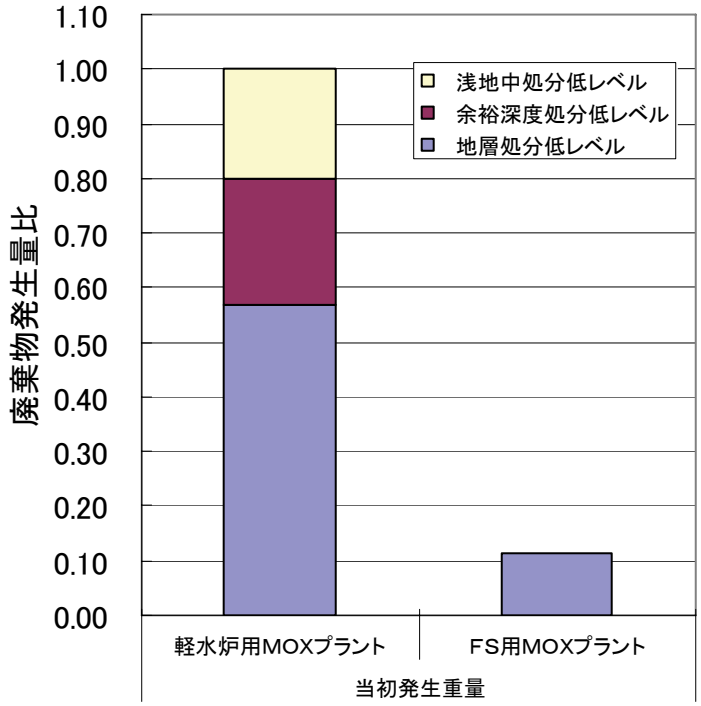


図 8.2　単位発電量あたりの廃棄物発生量比較

8.2 スフェアパック法（湿式再処理対応振動充填法）

8.2.1 リファレンスシステム

200tHM/年規模の独立建家構造のプラント概念を構築し技術評価を実施した。また、経済性に対するプラント容量の効果を明確化するため、50tHM/年規模の独立建家構造のプラント概念を構築、評価した。

(1) 安全性

安全設計については、現行の核燃料取扱施設等の安全設計指針の考え方に準拠して設計を行った。

臨界安全設計については、溶液系のゲル化設備を形状管理とし、ピン組立設備等を質量管理として臨界設計を行った。核物質の移送等のハンドリングに伴う異常集積を排除するため核物質の搬送経路を確定した設計を行った。

耐震については、設備のクラス区分を実施したが、今後の設備設計の具体化に合せた見直しが必要である。

火災爆発に対する安全設計では、爆発性を有する硝酸アンモニウムの生成及び洗浄用アルコールの使用に対する設計対応が必要となる。硝酸アンモニウムに関しては、対象となる工程において硝酸アンモニウムが固体状に析出しない設計とするため、液面を湿り空気でカバーする等の対策をとった。また、生成した硝酸アンモニウムは硝酸とアンモニア水に分解し、回収、リサイクルする設備を設計した。引火点の低い洗浄用アルコールの使用に対しては、着火源に対する防爆対策、ガス検出器の設置及び換気による希釈を設備対応の基本とした。これらによる火災爆発に対する安全対策設計は可能であるが、引火点の低いアルコールの使用に対する安全対策（不活性雰囲気等）を含め、スフェアパックは簡素化ペレットに比べ設備負荷が大きい。

(2) 経済性

プラントを構成する各機器設備仕様を明確化し、ライン設計、配置設計を行い、プラント全体のシステム概念を構築した。このシステムの建設費及び操業費から当該プラントの経済性を評価した。燃料製造単価は25.0万円/kgHMとなった。一方、50tHM/年規模プラントは、建設費で200tHM/年規模プラントの約1/2、製造コストは42.6万円/kgHMとなった。

スフェアパック法は簡素化ペレット法に比べ6割近くのコスト増となった。スフェアパック法は、取扱物質のかさ密度がペレットに比べて小さく工程設備容積が基本的に大きい。さらに、大小二種類の粒子燃料の製造設備、振動充填装置、廃液処理設備の設備負担が大きいなどのコスト圧迫要因があり、良好な経済性が発揮できない結果となった。

(3) 環境負荷低減性

環境負荷低減の観点から、U,TRUの廃棄物への移行を再処理施設と合せたサイクルシステム全体で0.1%以下に抑えることを目標としている。スフェアパックシステムでは、本質的にダスト発生を抑えることが可能であり、BNFLのMOX工場データを参考にサイクル施設全体で0.1%以下の移行率が達成可能と判断した。

製造システムからの放射性固体廃棄物の発生量の見積もり法は、基本的に簡素化ペレット法と同様であり、通常運転時に年間で発生する廃棄物は、地層処分低レベル廃棄物：52.1t(19.7m^3)、浅地中処分低レベル廃棄物4.8(1.6m^3)で、及びクリアランスレベル以下6.7t(2.2m^3)ある。

簡素化ペレット法に比べ、スフェアパックの方が廃棄物の発生量が大きいが、これは、炉心燃料及びブランケット燃料製造ラインを構成する設備機器数の差異によるものである。しかしながら、簡素化ペレット法では、脱硝転換工程及びペレット成型工程でダストを発生する可能性があるが、スフェアパック法では、これらの工程がないことから、セル内の汚染レベルを低く抑え、発生する廃棄物の放射能レベルを低く抑えることができる可能性がある。このことを考慮した場合、地層処分低レベル廃棄物の発生量に関しては、スフェアパックシステムが有利となる可能性がある。

(4) 資源の有効利用性

本システムは、燃料微粉の発生、飛散が非常に少なく、工程からのロスは少ないと考えられる。BNFLにおける工学規模の高除染MOX製造で回収率が99.9%以上との報告があり、本システムにおいても同程度の回収率が可能と判断した。

(5) 核拡散抵抗性

製造工程中のPuは常にU,MA及びFPを同伴し、純粋なPuが単独で存在しないプラントであることを示した。保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。その他、基本的な核拡散性の評価結果は簡素化ペレットと同等であるが、ダスト発生の少ないスフェアパックが、ホールドアップ対策等で有利となる可能性がある。

(6) 運転・保守補修性

セル内での燃料製造を実現するためには遠隔保守補修性の確保が重要な項目であり、概念設計研究の中で一部検討しているが、基本的なモジュール化方法を含め今後の開発課題である。現在のところ基本的に簡素化ペレット法と同等のレベルである。主な遠隔保守技術の開発は、コールドモックアップによる開発試験により実施可能と考える。

(7) 技術的成立性

国内外の製造実績及び小規模試験結果から低除染TRU燃料の粒子製造に係る基本的プロセス成立性の見通しが得られた。プラントシステムとしての成立性については、量産プラントとしての稼働率シミュレーションにより目標稼働率を達成できることを確認した。

機器設備開発については、量産機器設備の実用化に向け工学試験レベルのR&Dが今後必要である。また、機器設備の運転・保守補修性についても、一部概念的な検討を実施したが、今後のR&Dが必要である。

8.2.2 多面的評価用システム

スフェアパック法のリファレンスシステムを基準として、再処理システムとの一体化建家構造を採用し、更に、炉心構成型（資源重視型、経済性重視型）及びプラント容量（200tHM/年、50tHM/年）をパラメータとしたシステム概念を構築し評価した。物量が変わるため、経済性及び廃棄物発生量が変わるが、その他の項目は、本質的にリファレンスシステムと同じである。

200tHM/年規模プラントの経済性については、24.8万円/kgHM、0.39円/kWh（資源重視型）、26.0万円/kgHM、0.33円/kWh（経済性重視型となった。200tHM/年規模プラントでは目安単価である0.3円/kWhを満足できなかった。

表 8.2に評価結果の一覧を記載する。

8.3 バイパック法（酸化物電解対応振動充填法）

8.3.1 リファレンスシステム

50tHM/年規模の再処理一体化プラント概念を構築し、下記の技術評価を実施した。

(1) 安全性

臨界安全設計は、設備の特徴から形状管理が適さないものが多く、二重誤装荷を考慮した質量管理を基本としている。また、核物質の移送等のハンドリングに伴う異常集積を排除するため、核物質の搬送経路を確定する設計とした。ただし、酸化物電解再処理からの原料顆粒は非均質であり、質量管理のための核物質確定方法を検討する必要がある。

耐震については、クラス区分を実施したが、今後の設備設計の具体化に合せた見直しが必要である。

火災爆発に対する安全設計では、金属ウランゲッタの使用に対し、海外情報を参考に使用環境を空気雰囲気としているが、発火条件等の評価が必要である。なお、可燃性ガス・有機溶媒は使用しないため、爆発の恐れは無い。

(2) 経済性

50tHM/年製造プラントにおける各機器設備仕様を明確化し、ライン設計、配置設計を行い、プラント全体のシステム概念を構築した。製造単価は、26.0万円/kgHMとなった。

(3) 環境負荷低減性

バイパックシステムでは、酸化物微小顆粒を取り扱うため、それらの機器を密封構造にする等の設計対応が必要である。簡素な工程であるので、簡素化ペレット法と同様にサイ

クル施設全体で0.1%以下の廃棄物へのTRU移行率の目標は達成可能と考える。

(4) 資源の有効利用性

バイパックシステムでは酸化物微小顆粒を取り扱うため、簡素化ペレット法と比べると核物質の滞留等が発生し易いシステムと考えられるが、粉末回収対策の充実等により回収率99%以上が可能と考える。

(5) 核拡散抵抗性

製造工程中のPuは常にU,MA及びFPを同伴し、純粋なPuが単独で存在しないプラントであることを示した。保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、現段階では酸化物電解法再処理の原料製品にPu偏析の可能性が否定できないことから、Pu分析におけるサンプルの代表性確保等分析・検査技術について開発課題がある。また、バイパックシステムは核燃料の微粉がセル内に飛散することを考慮し、飛散防止対策を確実に実施する必要がある。

(6) 運転・保守補修性

セル内での燃料製造を実現するためには遠隔保守補修性の確保が重要な項目であるが、基本的なモジュール化方法を含め今後の開発課題である。主な遠隔保守技術の開発は、コールドモックアップによる開発試験により実施可能と考える。

(7) 技術的成立性

バイパックシステムの基本的プロセスである酸化物微小顆粒の振動充填技術は、海外における小規模試験からその実現可能性が示されている。

量産規模の製造プラント性能に関し、臨界安全性を考慮した機器配置設計については不十分な部分もあるが、製造システムとして所定の生産能力を発揮するために必要な機器構成を明確にした。原料粉のPu非均質に起因する品質管理（製品検査、分析試料採取方法、分析試料の代表性等）に開発課題が多い。

8.3.2 多面的評価用システム

バイパック法のリファレンスシステムを基準として、炉心構成型（資源重視型、経済性重視型）をパラメータとしたシステム概念を構築し評価した。結果的に、資源重視型炉心構成対応システムのライン構成がリファレンスと同じであるため、資源重視型炉心対応プラントの経済性と廃棄物発生量はリファレンスと同じであった。

製造コストは26.0万円/kgHM、0.42円/kWh（資源重視型）、25.8万円/kgHM、0.33円/kWh（経済性重視型）となった。目安単価である0.3円/kWhを満足できなかった。

その他の項目は、本質的にリファレンスシステムと同じである。

表 8.3に評価結果の一覧を記載する。

8.4 射出鋳造法

8.4.1 リファレンスシステム

38tHM/年規模の再処理建家一体化構造のプラント概念を構築し、下記の技術評価を実施した。

(1) 安全性

安全設計については、現行の核燃料取扱施設等の安全設計指針の考え方に準拠して設計を行った。

臨界安全設計は、質量管理を基本とした。二重装荷は考慮せず、その代わりに二重の秤量を行うことで臨界安全性を担保している。また、セル内製造システムであり、核物質の移送等のハンドリングに伴う異常集積を排除するため、核物質の搬送経路を確定する設計とした。

耐震については、設備のクラス区分を実施したが、今後の設備設計の具体化に合せた見直しが必要である。

火災爆発に対する安全設計では、スラグ加工・燃料要素組立工程でPu/U合金燃料、金属Na等を取り扱うため、Arセルの使用、冷却水や駆動用の圧縮空気を使用しない等の対策を取っている。

なお、可燃性ガス・有機溶媒は使用しないため、爆発の恐れは無い。

(2) 経済性

製造単価は、それぞれ29.0万円/kgHMとなった。

(3) 環境負荷低減性

現状の概念設計状況ではU,Puの廃棄物への移行率を0.5%以下と評価したが、モールドに付着したU,Pu回収の改善努力等により、サイクル施設全体で0.1%の目標達成も可能と思われる。

製造システムからの放射性固体廃棄物の放射能区分については、他のシステムと同様であるが、射出鋳造工程から発生する黒鉛るつぼは焼却処分モールド除除工程から発生するモールド破砕片は再処理側で人口鉱物固化体の副原料に利用する。また、炉心燃料とブランケット燃料の製造ラインは別であるが、同一セル内にあるため通常運転で年間発生する固体廃棄物の浅地中処分低レベル廃棄物は発生せず地層処分低レベル廃棄物のみとなり、6.7t/年であった。

(4) 資源の有効利用性

ダスト発生の少ないためホールドアップは比較的少ないと考えられ、回収率は99.5%以上と考える。

(5) 核拡散抵抗性

製造工程中のPuは常にU,MA及びFPを同伴し、純粋なPuが単独で存在しないプラントであることを示した。保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、リサイクル品が多量に発生するため、分析の合理化が課題となる。

ダスト発生の少ないためホールドアップは比較的少ないと考えられる。

(6) 運転・保守補修性

セル内での燃料製造を実現するためには遠隔保守補修性の確保が重要な項目であるが、基本的なモジュール化方法を含め今後の開発課題である。主な遠隔保守技術の開発は、コールドモックアップによる開発試験により実施可能と考える。

(7) 技術的成立性

射出成型システム設計における基本的プロセスであるU-Pu-MA合金の射出成型の見通しが海外における小規模試験から得られている。

量産規模の製造プラント性能に関し、臨界安全性を考慮した機器配置設計については不十分な部分もあるが、製造システムとして所定の生産能力を発揮するために必要な機器構成を明確にした。

8.4.2 多面的評価用システム

射出鋳造法のリファレンスシステムを基準として、炉心構成型（資源重視型、経済性重視型）及びプラント容量（200tHM/年、50tHM/年）をパラメータとしたシステム概念を構築し評価した。

製造コストは、50ｔHM/年規模プラントで28.1万円/kgHM、0.29円/kWh（資源重視型）、28.2万円/kgHM、0.26円/kWh（経済性重視型）となった。200tHM/年規模プラントで22.1万円/kgHM、0.23円/kWh（資源重視型）、22.2万円/kgHM、0.20円/kWh（経済性重視型）となった。全てのケースにおいて目安単価である0.3円/kWhを満足できた。

その他の項目は、本質的にリファレンスシステムと同じである。

表 8.3に評価結果の一覧を記載する。

8.5 窒化物燃料

8.5.1 窒化物ペレット燃料

簡素化ペレット法燃料製造プラント概念を参考に、窒化物ペレット燃料製造の多面的評価用システムとして200tHM/年規模のプラント概念を構築、評価した。

経済性評価結果は、20.1万円/kgHM、0.29円/kWh（資源重視型）、20.3万円/kgHM、0.24円/kWh（経済性重視型）となった。簡素化ペレット法MOX燃料に比べ窒化物ペレット製造システムは、簡素化MOXペレットシステムに比べ工程数の増大（粉末取扱設備、炭素

熱還元設備等)、製造雰囲気管理（Arセル)、^{15}Nリサイクル等の設備付加、並びに^{15}N濃縮等の付加により製造コストが増大する。また、粉末取り扱いに伴う核物質の廃棄物への移行量が簡素化MOXペレットシステムに比べ多くなる可能性があるが､廃棄物へのU及びTRUの移行率は0.1%以上、回収率99%以上を確保できるものと考える。

概念設計及び評価結果を表 8.1に示す。

8.5.2 窒化物被覆粒子燃料

スフェアパック燃料製造プラントを参考に､窒化物ペレット燃料製造の200tHM/年規模のプラント概念を構築、評価した。

窒化物燃料製造システムについては､そのプロセスの技術的成立性に検討すべき課題が残るが、鉛-ビスマス冷却炉用窒化物ペレット燃料及びガス冷却炉用窒化物被覆粒子燃料について、システムの特徴を踏まえ、技術的見通しについて定性的検討を行った。

窒化物被覆粒子燃料製造システムの検討では基本プロセスを仮定し､経済性等のシステム特性を評価したものである。炭素パウダーを分散したゲル生成等、部分的なプロセスは確認されているが、基本となるTiN被覆粒子生成プロセスの成立性、SiC材料を用いた集合体構成部材の製造については、今後、基礎的な知見を蓄積し、技術的成立性の見通しを得る必要がある。基本的に全てのプロセスについて､低除染TRU燃料を対象とした知見がなく、基盤的な知見の蓄積が今後の課題として残る。

また､技術的成立性以外の評価については､現行の知見による組合せ評価の結果であり、今後、基盤的知見を充実させ見直しを図るべきである。

このような条件での評価の結果､燃料製造コストは、22.0万円/kgHM、0.36円/kWh（資源重視型)、22.0万円/kgHM、0.29円/kWh（経済性重視型）となった。また、U,TRUの廃棄物への移行率及び回収率は､本システムのベースとしたスフェアパック法の値を採用し、移行率0.1%以下、回収率99.9%程度とした。

概念設計及び評価結果を表 8.2に示す。

8.6 LLFP

Tc及びIの消滅処理を目的としたサイクルにおいて､LLFP集合体製造プラント１基で消滅処理用炉心39基の全てにLLFP集合体を供給する。また、LLFP装荷炉心中のMOX燃料の製造プラントは別の200tHM/年規模簡素化ペレット法施設で製造するとの前提で検討した。

8.6.1 LLFP 集合体製造システム

金属Tc粉末を成型、焼結しペレット型要素を製造する。粉末のYI_3を成型しペレット型要素を製造する。Tc要素、YI_3要素及び購入したZr-Hx減速材要素を組み合わせ、LLFP集合体を製造する。

ペレット製造工程の詳細条件については、現状で不明の点が多いがMOXの簡素化ペレット法をベースに工程を組み、製造プラントの概念を構築、評価した。製造コストは8540万円／集合体と見積もった。廃棄物発生量、その他の評価結果を表 8.1に示す。

8.6.2 LLFP 装荷炉心対応用 MOX 燃料集合体製造システム

簡素化ペレット法をベースに、LLFP炉心供給用燃料製造プラント概念を構築、評価した。

燃料製造コストは、16.5万円/kgHM、0.26円/kWhである。廃棄物発生量、その他の評価結果を表 8.1に示す。

8.7 水冷却炉用 MOX ペレット

BWR型水冷却高速炉にMOX燃料集合体を年間807体供給する燃料製造プラント概念を、簡素化ペレット法システムを展開して設計、評価した。燃料製造コストは15.5万円/kgHM、0.54円/kWhであった。棄物発生量、その他の評価結果を表 8.1に示す。

[参考文献]

1)　総合エネルギー調査会・電気事業分科会、第８回コスト等検討小委員会資料

表 8.1　燃料製造システムの技術評価（ペレット法）(1/3)

評価項目			ペレット				
			簡素化ペレット法(MOX)	LLFP		水冷却炉用MOXペレット	窒化物ペレット
				LLFP集合体	LLFP装荷炉心用MOXペレット		
設計要求適合性	安全性	・現行指針類に準拠し、安全上の特徴に配慮した設計（臨界安全、耐震、火災・爆発防止）	臨界安全性 ・主要機器について、形状管理を基本に臨界安全性を担保 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・水素ガスは不活性ガスで5%に希釈したものを使用 MAによる熱的影響対策 ・再酸化防止：ホッパ内雰囲気管理、焼結工程の強制冷却、焼結皿段数制限を考慮 ・表面酸化による燃料要素被覆管の外観不良防止：強制冷却を考慮 ・燃料集合体検査設備の検査誤差拡大防止：強制冷却を考慮 （原料の発熱量上限値は20W/kgHMと暫定設定） 課題 ・ペレット、燃料要素の搬送時における形状管理手段・設備対応の具体化 ・O/M調整炉等の腐食、破損等による水没臨界の対策検討 ・複数ユニットの臨界安全性の検討 （設備配置の最適化、臨界隔離壁の採用等）。 ・耐震クラス分けの機器設計への反映（フレーム強度等）。	（FPは、核燃料物質に要求される厳しい臨界安全／耐震等の安全性要求は必要ないが、簡素化ペレット法MOXに準じるものとして設備構成の検討を行った。） 課題 ・FP特有の安全課題評価とプロセスへの反映は今後の課題である。	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	臨界安全 ・MOX燃料の核的制限値を用い、主要機器について形状管理を基本に臨界安全性を担保 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・水素ガスは不活性ガスで5%に希釈したものを使用 ・UN、PuNは空気中で発火するため、Arセル内で取り扱う （その他は簡素化ペレット法MOXに同じ） 課題 ・MOX燃料（8.8g/cm^3）と窒化物（11g/cm^3）の密度の違いにより、核的制限値の検討が必要となる可能性がある。その他は簡素化ペレット法MOXに同じ。
		評価	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。	・参考となる指針等存在しないため、現時点での評価は不可能	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。
	経済性	・燃料サイクル費：0.3円/kWh（燃料製造分）	・200t/年規模：0.25円/kWh、16.5万円/kgHM（資源重視型）、0.19円/kWh、16.1万円/kgHM（経済性重視型） ・50t/年規模：0.46円/kWh、29.8万円/kgHM（資源重視型）、0.35円/kWh、29.0万円/kgHM（経済性重視型）	・135体/年規模：8,540万円/体	・200t/年規模：　0.26円/kWh、16.5万円/kgHM	・200t/年規模：　0.54円/kWh、15.5万円/kgHM	・200t/年規模：0.29円/kWh、20.1万円/kgHM（資源重視型）、0.24円/kWh、20.3万円/kgHM（経済性重視型）
		・プロセス簡素化、機器のコンパクト化	プロセス簡素化 ・簡素化プロセスの採用で、現行の粉末混合、添加剤混合工程等を削除 ・燃料要素総合検査後の洗浄工程を削除 機器のコンパクト化 ・脱硝転換設備：大型脱硝容器および合理的な核物質の移送機構の採用	・ペレット法にて加工するとしたが、炉心設計上求められるFP物質密度が小さいため、YI_3に関しては、焼結工程を削除。また、O/M調整は不要である。	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	プロセス簡素化 ・Pu富化度調整までは現行の粉末混合、添加剤混合工程等を削除、燃料要素総合検査後の洗浄工程を削除 ・ただし、炭素熱還元工程での炭素混合等、一部の粉末取扱工程は削除不可 機器のコンパクト化 （簡素化ペレット法MOXに同じ）
		評価	・200t/年では0.3円/kWhを満足。 ・50t/年では0.3円/kWhを超過。	（単独では評価しない）	・0.3円/kwhを満足。	・0.3円/kwhを超過している。	・0.3円/kWhを満足。
	資源有効利用性	・U及びTRU回収率：99%以上	・ベルゴニュークリアのMOX製造実績からU,TRUの廃棄物への移行を0.1%以下に抑えられる見込みであるので、ダスト発生が少ない本システムではU,TRUの回収率99%以上が確保できるものと考える。	資源有効利用率の定義をTc、Iの回収率に置き換える。検討のベースとした簡素化ペレット法MOXにて回収率99%以上を達成する見込みを得ていることより、同様に達成の見込みはあると考える。	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	・粉末を取り扱う炭素熱還元工程の追加により、核物質が廃棄物へ移行する可能性は簡素化ペレット法の酸化物よりも増えるものと考えられるが、回収努力等により移行率0.1%以下は確保できるものと見込まれることから、U,TRU回収率99%以上を達成する可能性があると考える。
		評価	・回収率99%以上を達成できるものと考える。	・簡素化ペレット法MOXの例より、Tc及びIの回収率99%以上を達成する可能性はあると考えられるものの、FP物質の物性には未だ不明な点も多く、今後の検討が必要である。	・回収率99%以上を達成できるものと考える。	・回収率99%以上を達成できるものと考える。	・回収率99%以上を達成できるものと考える。

表 8.1　燃料製造システムの技術評価（ペレット法）(2/3)

評価項目			ペレット				
			簡素化ペレット法(MOX)	LLFP		水冷却炉用MOXペレット	窒化物ペレット
				LLFP集合体	LLFP装荷炉心用MOXペレット		
設計要求適合性	環境負荷低減性	・廃棄物発生量評価	通常運転時の二次固体廃棄物推定方法 ・モジュール単位の定期交換頻度とモジュール中の廃棄部品重量から廃棄物重量を推定 廃止措置時の固体廃棄物推定方法 ・機器重量及び建屋躯体体積から推定 通常運転時の固体廃棄物（200t/年規模、資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　30.6t/年、15.3m^3/年／30.6t/年、15.3m^3/年 ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　2.2t/年、0.8m^3/年／0.4t/年、0.1m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　9.3t/年、3.1コンクリート以外m^3/年／7.8t/年、2.6m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物（200t/年規模、資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　1,780t／1,800t ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　270t／170t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　45,530t／44,750t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）410,000t／400,000t 通常運転時の固体廃棄物（50t/年規模、資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　11.0t/年、5.7m^3/年／11.1t/年、5.7m1/年 ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　0.4t/年、0.1m3/年／0.4t/年、0.1m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　4.4t/年、1.5m^3/年／4.0t/年、1.3m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物（50t/年規模、資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　1,110t／990t ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　15コンクリート以外金属）　31,840t／31,390t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）270,000t／270,000t	通常運転時の二次固体廃棄物推定方法 廃止措置時の固体廃棄物推定方法 簡素化ペレット法MOXに同じ。 但し、FPの放射能及び廃棄物への付着量推定より、地層処分低レベル廃棄物の発生は無いとした。 通常運転時の工程廃棄物 ・浅地中処分低レベル廃棄物　7.5t/年、3.4m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　3.9t/年、1.3m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物 ・浅地中処分低レベル廃棄物　920t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　19,410t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　170,000t	通常運転時の二次固体廃棄物推定方法 廃止措置時の固体廃棄物推定方法 （簡素化ペレット法MOXに同じ） 通常運転時の工程廃棄物 ・地層処分低レベル廃棄物　29.6t/年、14.9m3/年 ・浅地中処分低レベル廃棄物　2.2t/年、0.8m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　6.7t/年、2.2m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物 ・地層処分低レベル廃棄物　1,780t ・浅地中処分低レベル廃棄物　270t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　46,040t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　410,000t	通常運転時の二次固体廃棄物推定方法 廃止措置時の固体廃棄物推定方法 （簡素化ペレット法MOXに同じ） 通常運転時の工程廃棄物（200tHM/年規模） ・地層処分低レベル廃棄物　22.6t/年、10.8m^3/年 ・浅地中処分低レベル廃棄物　0.4t/年、0.1m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　7.9t/年、2.6m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物（200tHM/年規模） ・地層処分低レベル廃棄物　1,650t ・浅地中処分低レベル廃棄物　190t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　44,430t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　390,000t	通常運転時の二次固体廃棄物推定方法 ・簡素化ペレット酸化物の算出結果に主工程設備台数比を乗じ推定 廃止措置時の固体廃棄物推定方法 ・機器重量及び建屋躯体体積から推定 通常運転時の固体廃棄物（200t/年規模・資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　49.4t/年、27.1m^3/年／52.0t/年、28.3m^3/年 ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　0.8t/年、0.3m^3/年／0.4t/年、0.1m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　12.0t/年、4.0m^3/年／12.0t/年、4.0m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物（200t/年規模・資源重視型／経済性重視型の順） ・地層処分低レベル放射性廃棄物　2,540t／2,560t ・浅地中処分低レベル放射性廃棄物　240t／170t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　51,750t／51,900t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　470,000t／470,000t
		・U及びTRUの廃棄物への移行率：0.1%以下を目標	・ベルゴニュークリアのMOXペレット燃料製造プラントにおける実績で、サイクル施設全体の核物質の廃棄物への移行を取り扱い原料の0.1%以下に抑えることが可能と考える。簡素化ペレットシステムは脱硝転換工程の合理化及び粉末混合工程の削除により粉末取り扱い工程を削減しており、廃棄物への移行を低減できる可能性がある。	・Tc、Iの廃棄物への移行率に置き換える。簡素化ペレット法MOXに同じと推定した。	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	・簡素化ペレットの酸化物に比べ粉末取扱工程が多く、核物質のロスは多くなる傾向にあるが、棄物への移行率0.1%以下を達成できる可能性があるものと考える。
		評価	・海外実績及び簡素化ペレットシステムの特徴より、廃棄物への移行率0.1%以下を達成できるものと考える。	・簡素化ペレット法MOXの設備ベースで検討を行っており、同様に0.1%以下を達成する可能性はあると考えられるが、FP物質の物性には不明な点もあり、今後の確認課題である。	・海外実績及び簡素化ペレットシステムの特徴より、廃棄物への移行率0.1%以下を達成できるものと考える。	・海外実績及び簡素化ペレットシステムの特徴より、廃棄物への移行率0.1%以下を達成できるものと考える。	・酸化物の粉末取り扱い技術実績より目標達成の可能性があると考えられる。
	核拡散抵抗性	・純粋なPuが単独で存在しない	・PuはUとの混合溶液として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。よってPuが単独で存在することはない。	・Puの取扱は無い。	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	・PuはUとの混合溶液として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。よってPuが単独で存在することはない。
		・保障措置を考慮した設計	ホールドアップ ・成型設備、研削装置など粉末飛散の可能性がある装置については、カバーを行うと同時に集塵システムを設け、局所排気を行うことで、適切に回収する。 計量管理（Pu量測定） ・保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能である。 ・低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。 課題 ・ホールドアップ対策の効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による事前確認試験が必要。 ・ホールドアップを含め等線量率の高い核物質の検認技術開発が課題。 ・保障措置制度負荷軽減策の具体化は今後の課題。	—	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	ホールドアップ ・簡素化ペレット法MOXと同様であるが、工程が付加された分、酸化物ペレットよりホールドアップの可能性は増大する。 課題 （簡素化ペレット法MOXと同様）
		評価	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。	—	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。

表 8.1　燃料製造システムの技術評価（ペレット法）(3/3)

評価項目			ペレット				
			簡素化ペレット法(MOX)	LLFP		水冷却炉用MOXペレット	窒化物ペレット
				LLFP集合体	LLFP装荷炉心用MOXペレット		
設計要求適合性	運転・保守補修性	・フル稼働200日/年以上が可能となるシステム	・簡易シミュレータでシステム稼働率を評価し、年間運転実稼動日数200日で200t-HM/年の生産量が確保できる可能性が得られた。	・簡素化ペレット法MOX製造設備を参考に設計配置	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	・簡素化ペレット法MOXシステムの検討から、稼働率80%以上が可能と推定
		・保守補修性に配慮した設計	・遠隔保守対応として機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定（主要機器の脱硝転換設備については、モジュール構造の具体化を図った）	・機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）
		評価	以下の開発課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発	以下の開発課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・高放射線機器の開発	以下の開発課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発	以下の開発課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発	以下の開発課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発
技術的成立性		・基本プロセス成立性（要素技術開発状況、開発課題）	開発状況 以下の要素試験により、簡素化プロセスによるペレット製造の可能性を確認 ・溶液でのPu富化度調整で目標精度±2.5%を達成 ・転動/流動層造粒法で粉末流動性指数目標値60以上を達成 ・ダイ潤滑成型ペレットの外観、密度、強度は現行法と同等以上であることを確認 ・上記を現行法で焼結し得たペレットの外観、Pu均一性、微細構造は現行法と同等、密度は目標値95%TD以上を達成 また、以下によりMA含有低除染MOXペレット製造の可能性を確認 ・模擬FP含有MOXペレットの焼結試験で、焼結時の温度や酸素分圧制御により所定ペレット製造の見通しを得た ・焼結後の熱処理条件制御により燃料仕様O/M=1.95のペレットを得た ・セル内遠隔手動製造でAm含有MOXペレットの試作に成功 開発課題 ・造粒条件最適化	開発状況 ・旧サイクル機構でYI_3焼結体製造試験の実績あり 開発課題 ・I化合物の化合相手元素選定 ・各工程プロセス実証 ・FPペレット製造性確認	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	開発状況 ・旧原研で窒化物ペレット製造の実績あり 開発課題 ・N-15濃縮技術開発 ・MA含有低除染窒化物ペレットの製造性確認 ・炭素熱還元工程のプロセス実証
		評価	・小規模試験結果から基本プロセス成立性の見通しを得た。 ・実機組成燃料を用いたプロセス実証が必要である。	・基本的なFP物性等の評価試験を通してプロセス成立性を確認する必要がある。	・小規模試験結果から基本プロセス成立性の見通しを得た。 ・実機組成燃料を用いたプロセス実証が必要である。	・小規模試験結果から基本プロセス成立性の見通しを得た。 ・実機組成燃料を用いたプロセス実証が必要である。	・MAなし、高除染での基本プロセス成立性の見通しを得た。 ・MA含有低除染燃料での確認が必要である。
		・量産設備設計開発検討状況	・ロット大規模化による品質管理の簡素化 ・形状管理の適用による工程管理の簡素化 ・脱硝転換設備：臨界制限を考慮した大型脱硝容器採用による生産性向上 ・成型設備：パンチ数増加による成型能力向上（12本） ・燃料要素組立設備：24本同時挿入方式採用による生産性向上 課題 ・大型脱硝容器での脱硝性能把握、成型設備での成型能力・品質確認 ・MA含有低除染燃料の製造歩留まり確認	・成型設備：パンチ数増加による成型能力向上（12本） ・燃料要素組立設備：24本同時挿入方式採用による生産性向上 課題 ・FP物質の製造歩留まり確認 ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・実規模モックアップによる遠隔・補修性の確認 ・耐高放射線機器の開発 ・設備のFP物質取扱への最適化	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	（簡素化ペレット法MOXに同じ）	・炭素熱還元工程設備は旧：原研での試験実績を参考に処理量および処理能力を想定し、台数を算出 ・脱硝転換設備：臨界制限を考慮した大型脱硝容器の採用 ・成型設備：パンチ数増加による成型能力向上（12本） ・燃料要素組立設備：24本同時挿入方式採用による生産性向上 課題 ・炭素熱還元設備の処理量と反応時間の確認および台数最適化 ・炭素混合設備、粉砕設備の処理量と粉砕時間の確認および台数最適化 ・耐高熱/高放射線機器の開発
		評価	・工学試験規模でのプロセス成立性の実証が必要である。	・FP物質取扱性についての確認が必要である。 ・FP集合体製造プロセス成立性の実証が必要である。	・工学試験規模でのプロセス成立性の実証が必要である。	・工学試験規模でのプロセス成立性の実証が必要である。	・炭素熱還元工程の各設備能力の確認が必要である。

表 8.2　燃料製造システムの技術評価（スフェアパック、窒化物被覆粒子）(1/3)

評価項目			粒子燃料	
			スフェアパック	窒化物被覆粒子燃料
設計要求適合性	安全性	・現行指針類に準拠し、安全上の特徴に配慮した設計（臨界安全、耐震、火災・爆発防止）	臨界安全 ・粒子製造工程では形状管理により単一ユニットの臨界安全を担保 ・振動充填工程以降では数量管理とインタロックによるダブルバッチ防止で単一ユニットの臨界安全を担保 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・還元・焼結に使用する水素は不活性ガスで5%に希釈したものを使用 ・PVAは水溶液を受け入れることで、粉塵爆発のおそれを排除 ・硝酸アンモニウム析出防止のため、槽内換気には水蒸気で飽和した空気を用いる。 ・ゲル化工程で生成する硝酸アンモニウムは電気透析・電解透析で分解・回収する。 ・アルコールを使用するセルのセル内設備の接点等は防爆構造とする。 課題 ・複数ユニットの臨界安全評価により、よりコンパクト化を目指した機器配置を目指す。 ・IPAは引火点約11度であり、温度または雰囲気制御による対応が必要となる可能性がある。 ・析出する硝酸アンモニウムの取扱い検討	臨界安全性 ・粒子製造工程設備については、形状制限により単一ユニットの臨界安全性を担保 ・被覆工程以降の設備及び一部のマテハン設備については、質量管理により、二重誤装荷を考慮した単一ユニットの臨界安全性を担保 ・各燃料形態毎に形状制限値及び質量制限値を求め、機器仕様（円環槽の厚さ、容器直径、容器に装荷できる重量等）に反映 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・水素、硝酸アンモニウム及びアルコールについては、酸化物燃料に同じ ・UN、PuNは空気中で発火するため、Arセル内で取り扱う。 課題 ・複数ユニットの臨界安全性の検討 ・IPAの引火防止対策（温度制御等） ・析出する硝酸アンモニウムの取り扱い
		評価	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。
	経済性	・燃料サイクル費0.3円kWh（燃料製造分）	・200t／年規模：0.39円/kWh、24.8万円/kgHM（資源重視型）、0.33円/kWh、26.0万円/kgHM（経済性重視型） ・50t／年規模：0.68円/kWh、42.6万円/kgHM（リファレンスベース）	・200t／年規模：　0.36円/kWh、22.0万円/kgHM（資源重視型）、0.29円/kWh、22.0万円/kgHM（経済性重視型）
		・プロセス簡素化、機器のコンパクト化	・取り扱い量に応じた貯槽、装置等の寸法最適化 ・反応槽への滴下装置の複数配置によるコンパクト化	（ゲル化・スフェアパックに同じ）
		評価	・いずれも0.3円/kWhを超過。	・資源重視型では0.3円/kWhを超過しているが、経済性重視型では満足している。
	資源有効利用性	・U/TRU回収率：99%以上	・燃料を溶液及び顆粒で取り扱うため、微粉の発生、飛散、機器への付着が極めて少ないと考えられる。 ・燃料が飛散しやすいと考えられる振動充填工程では、被覆管口を覆うことで飛散を防止する構造とした。 ・英国での高除染MOXの実績として、原料受入量に対する製品収率99.9%以上であり、飛散の要因となるような低密度のダストは発生しないことが報告されている。 課題 ・定性的には上述の通りであるが、低除染MA含有燃料の実測データがない。工学規模試験やモックアップ試験を通じてデータを得る必要がある。	・燃料を溶液及び顆粒で取り扱うため、基本的に微粉の発生、飛散、機器への付着が極めて少なく、目標を達成できる可能性がある。ただし、被覆工程における飛散率の確認が必要である。 課題 （ゲル化・スフェアパックに同じ）
		評価	・高除染MOXの海外実績より回収率99.9%程度と考える。	・被覆工程における確認が必要であるが、スフェアパックと同じ99.9%程度とする。

表 8.2　燃料製造システムの技術評価（スフェアパック、窒化物被覆粒子）(2/3)

評価項目			粒子燃料	
			スフェアパック	窒化物被覆粒子燃料
設計要求適合性	環境負荷低減性	・廃棄物発生量評価	通常運転時の二次廃棄物 ・簡素化ペレット法（酸化物）と同じ手法により廃棄物重量を推定 廃止措置時の固体廃棄物 ・簡素化ペレット法（酸化物）と同じ手法により廃棄物重量を推定 通常運転時の工程廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性重視型の順) ・中放射性廃液42m^3/d（海洋放出放射能5.3×10^9Bq/年）／中放射性廃液42m^3/d（海洋放出放射能5.3×10^9Bq/年） 通常運転時の二次廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性重視型の順) ・地層処分低レベル廃棄物　52.1t/年、19.7m^3/年／60.1t/年、23.1m^3/年 ・浅地中処分低レベル廃棄物　4.8t/年、1.6m^3/年／1.0t/年、0.3m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　6.7t/年、2.2m^3/年／6.7t/年、2.2m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性重視型の順) ・地層処分低レベル廃棄物　5,350t／6,640t ・浅地中処分低レベル廃棄物　1,020t／1,020t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　81,700t／　87,200t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　700,000t／　744,000t 通常運転時の工程廃棄物（50tHM/年規模、リファレンスベース） ・中放射性廃液　8m^3/d（海洋放出放射能1.3×10^9Bq/年） 通常運転時の二次廃棄物（50tHM/年規模、リファレンスベース） ・地層処分低レベル廃棄物　18.3t/年、6.8m^3/年 ・浅地中処分低レベル廃棄物　2.5t/年、0.8m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　2.7t/年、0.9m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物（50tHM/年規模、リファレンスベース） ・地層処分並レベル廃棄物　2,270t ・浅地中処分低レベル廃棄物 245t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　50,400t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　442,000t	通常運転時の二次廃棄物 ・部品レベルの故障率をもとに設定した定期保守頻度、予防保全を前提とした故障頻度、保守補修によって廃棄される部品重量から廃棄物重量を推定 廃止措置時の固体廃棄物 ・機器重量及び建屋躯体体積から推定 通常運転時の工程廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) ・地層処分低レベル廃棄物　14.0t/年、4.7m^3/年／15.1t/年、5.0m^3/年 ・浅地中低レベル廃棄物　1.9t/年、0.6m^3/年／2.1t/年、0.7m^3/年 ・クリアランスレベル以下の廃棄物　1.1t/年、0.4m^3/年／1.1t/年、0.4m^3/年 廃止措置時の固体廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) ・低レベル廃棄物（地層処分並）　2,440t／2,440t ・低レベル廃棄物（余裕深度処分並）　1,380t／1,380t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート以外）　46,800t／46,800t ・クリアランスレベル以下の廃棄物（コンクリート）　446,000t／446,000t
		・U/TRUの廃棄物への移行率：0.1%以下を目標	・BNFLの製造実績（Pu30%MOX）として、ゲル化・洗浄廃液へのPu移行量は取扱いPu1tあたり5g未満、低密度のダストは生成しないこと、受入量に対する製品収率が99.9%以上であったことが報告されている。	工程廃棄物への移行率 ・酸化物燃料に同じ。ただし、被覆工程については、未検討。 二次廃棄物への移行率 ・酸化物燃料に同じ。ただし、被覆設備については、未検討。
		評価	・BNFL実績を参考に、サイクル施設全体の廃棄物への移行率は0.1%以下を達成可能と考える。	・被覆工程における確認が必要であるが、スフェアパックと同じ0.1%以下とする。
	核拡散抵抗性	・純粋なPuが単独で存在しない	・PuはUとの混合溶液として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。ゲル化工程でもPuはUとともにゲル状沈殿を形成し、単離されることはない。よってPuが単独で存在することはない。	・スフェアパック燃料に同じ。
		・保障措置を考慮した設計	ホールドアップ ・燃料を溶液及び顆粒で取り扱うため、微粉が発生・飛散しにくく、ホールドアップは極めて少ないと考えられる。 計量管理 ・保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能である。 ・低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。 課題 ・ホールドアップ対策の効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による事前確認試験が必要 ・低除染TRU燃料の特徴を活かし、計量管理負担を軽減する保障措置システムの検討が必要	・スフェアパック燃料に同じ。ただし、被覆工程については、未検討。
		評価	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。 ・システムの特徴としてホールドアップが少なく、保障措置性が高いと考える。	・NRTAを含め現行と同程度の保障措置の対応が可能である。低除染MA含有燃料の特性を活かし制度負荷を軽減できる可能性がある。 ・システムの特徴としてホールドアップが少なく、保障措置性が高いと考える。

表 8.2　燃料製造システムの技術評価（スフェアパック、窒化物被覆粒子）(3/3)

評価項目			粒子燃料	
			スフェアパック	窒化物被覆粒子燃料
設計要求適合性	運転・保守補修性	・フル稼働200日/年以上が可能となるシステム	・故障要因、故障頻度を考慮した保守補修頻度を推定し、シミュレーション評価によりフル稼動換算200日で製造量200tHM／年確保の可能性を確認	・被覆装置・真球度判別装置は必要数の20%増しの台数を設置し、故障時に即時に予備機に代替することにより、生産性を維持（冗長性を有するため、経済性・環境負荷低減性に難あり）
		・保守補修性に配慮した設計	・機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定 ・搬送装置の移動速度を考慮した保守補修時間の推定	・機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定している。
		評価	以下の課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発	以下の課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発
技術的成立性		・基本プロセス成立性（要素技術開発状況、開発課題）	開発状況 ・外部照射により滴下溶液が放射線照射に充分耐えることを確認 ・小粒径～70μm、大粒径～900μmの高除染UO2顆粒製造に成功 ・模擬FP含有UO2顆粒製造に成功 ・低除染MA含有MOX粒子の焼結性については、ペレットでの結果から類推 ・HfO2等を用いた振動充填試験で充填率84%を達成（スタック長30cm） ・軸方向、径方向、周方向に密度分布の偏りがない（±2%未満）ことをX線CTで確認 ・模擬粒子と短尺ピンを用いて小粒子の浸透速度を確認 ・端栓溶接・超音波探傷技術開発 ・照射済み燃料および模擬振動充填燃料に対するX線CT撮像の例があり、密度分布測定に適用の可能性がある。 ・高除染のMOX（Pu30%、外部ゲル化、BNFL）及び5%Np含有MOX（Pu30%+Np5%、内部ゲル化、PSI）の振動充填燃料製造の海外実績がある。 課題 ・低除染燃料でのゲル化条件の確認 ・低除染MOX顆粒の焼結条件の確認	開発状況 [ゲル化法燃料核製造技術の開発] ・炭素粉末を均一に分散させたゲル球を製造 ・高除染MOX（外部ゲル化法）及びNp含有MOX（内部ゲル化法）を製造 [被覆技術の開発] ・TiN平板上に22回の繰り返し蒸着を行い、TiN/TiCN/TiCの三層コーティングによる100ミクロンm厚膜を形成（所要期間2ヶ月） 課題 [ゲル化法燃料核製造技術] ・低除染燃料での直径1700μmのゲル球製造 ・上記ゲル球の炭素熱還元の実証 [被覆技術] ・実用速度でのTiN被覆 ・TiNの低密度／高密度二層被覆
		評価	・小規模試験結果から基本プロセス成立性の見通しを得た。 ・実機組成燃料を用いたプロセス実証が必要である。	・現在、プロセス技術の開発中である。
		・量産設備設計開発検討状況	・単体ノズルの最適流量に基づき、所定能力を得るために複数ノズルからの溶液滴下とした。 ・振動充填工程で流れ作業式の並列処理。 ・マテハンを考慮した機器能力、機器台数を設定した。 課題 ・運転手順等の合理化による機器能力向上及び台数削減	[ゲル化顆粒製造] ・処理時間及び形状制限を考慮して得られた機器能力を基に、台数を設定。 [被覆] ・SiC被覆と同等の処理時間で、TiNの2層被覆が可能であるとの仮定の下に、形状制限を考慮した機器能力を想定し、台数を設定。 課題 [ゲル化顆粒製造] ・運転手順等の合理化による機器能力向上及び台数削減被覆 ・プロセス技術開発結果に即した機器の設計
		評価	・工学試験規模でのプロセス成立性の実証が必要である。	・プロセス技術開発に即した機器設計を実施する必要がある。

表 8.3　燃料製造システムの技術評価（バイパック、射出鋳造）(1/3)

評価項目			バイパック（酸化物電解振動充填）	射出鋳造
設計要求適合性	安全性	現行指針類に準拠（臨界安全、耐震、火災・爆発防止）	臨界安全性 ・主工程設備について、質量管理により単一ユニットの臨界安全性を担保 （二重装荷を考慮した臨界安全） 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・火災を生じる可能性のある物質に対して、設備対応	臨界安全性 ・主工程設備について、質量管理により単一ユニットの臨界安全性を担保。（二重秤量とインターロックを組み合わせることにより、二重誤装荷の可能性を排除するものとする） 耐震 ・耐震クラスの分類基準を設定し、機器毎に分類 火災・爆発防止 ・火災を生じる可能性のある物質に対して、設備対応
		・安全上の特徴に配慮した設計	臨界安全性 ・単一ユニットの臨界管理は、顆粒搬送容器が接触しないように間隔を取る（50cm）事により担保 火災・爆発防止 ・酸素ゲッターの発火を考慮し、搬送容器形状制限による容器内燃料の蓄熱の防止 課題 ・複数ユニットの臨界安全性の検討（設備配置の最適化、臨界隔離壁の採用等） ・耐震クラス分けの機器設計への反映（フレーム強度等）	臨界安全性 ・スラグ製造工程設備への燃料搬入出時には二重秤量を実施する。また、インターロックを設置し、二重誤装荷及び装置内への核燃料物質の滞留を防止 火災・爆発防止 ・Na、200℃以上のU合金は空気中で発火する恐れがあるため、Arセル内で取り扱う。 ・Arセル内の設備は、水及び圧縮空気を使用しない。 （1）超音波検査は水を使用する必要があるので、空気セル内で実施（Heリーク検査を先に行う） （2）表面除染は除染液を使用せず、乾式ブラシによる研磨法で行う。 課題 ・マテハン、秤量器或いはインターロック故障時における単一ユニットの臨界安全対応 ・複数ユニットの臨界安全性の検討（設備配置の最適化、臨界隔離壁の採用等） ・耐震クラス分けの機器設計への反映（フレーム強度等）
		評価	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。	・セル構造であり、取扱い物質が異なることから単純比較は出来ないが、現行の安全審査指針の考え方に準拠した設計が出来た。
	経済性	・燃料サイクル費：0.3円/kWh(燃料製造分)	・50t/y規模：　0.42円/kWh、26.0万円/kgHM（資源重視型）、0.33円/kWh、25.8万円/kgHM（経済性重視型）	・50t/y規模：　0.29円/kWh、28.1万円/kgHM（資源重視型）、0.26円/kWh、28.2万円/kgHM（経済性重視型） ・200t/y規模：　0.23円/kWh、22.1万円/kgHM（資源重視型）、0.20円/kWh、22.2万円/kgHM（経済性重視型）
		・プロセス簡素化，機器のコンパクト化	・炉心燃料ピンとブランケット燃料ピンの製造セルの統合 ・機器機能の統合による台数削減（振動充填装置と表面除線装置）	モールド除去工程において、モールド除去とスラグせん断を連続して実施。 工程バッファと中間製品（スラグ・燃料ピン）貯蔵庫を兼用
		評価	・0.3円/kWhを超過している。	50tHM/年規模及び200tHM/年規模で0.3円/kWhを満足。
	資源有効利用性	・U及びTRU回収率：99%以上	・本システムはセル内開放系で微粉を取り扱う為、核物質ロスが懸念されるが、現状のMOX工程に比べ振動充填工程は簡素であること等から粉末飛散防止及び粉末回収対策により現状MOX工程の実績である99%の回収と同等とする可能性があると考えられる。	・0.5%以下が廃棄物に移行するものと想定している。 ・粉末の取扱いがないことからホールドアップの発生はほとんどない。
		評価	・現状の粉体取扱技術の実績から99%以上の回収の可能性があると考えられる。	99.5%以上の回収率が可能と見込まれる。

表 8.3　燃料製造システムの技術評価（バイパック、射出鋳造）(2/3)

評価項目			バイパック(酸化物電解振動充填)	射出鋳造
設計要求適合性	環境負荷低減性	・廃棄物発生量評価	評価方法: 通常運転時の二次廃棄物 機器個別に寿命を定め、一定割合ずつ交換されるとの想定の下に、廃棄物重量を推定 廃止措置時の固体廃棄物 機器重量及び建屋躯体体積から推定 発生量 通常運転時の固体廃棄物(50tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　12t/年、4.0m^3/年／11t/年、3.7m3/年 浅地中処分低レベル廃棄物　なし／なし クリアランスレベル以下の廃棄物　15t/年、5.0m3/年／14t/年、4.7m3/年 廃止措置時の固体廃棄物(50tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　441t／439t 浅地中処分低レベル廃棄物　なし／なし クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート以外)　12,300t／12,300t クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート)　119,000t／119,000t	評価方法: 通常運転時の工程廃棄物 ・主工程の物質収支をもとに、固体廃棄物発生量を評価 通常運転時の二次廃棄物 ・保守補修によって、機器が一定割合(機器の種類により、全重量の6%/年又は2%/年)ずつ交換されるとの想定の下に、廃棄物重量を推定 廃止措置時の固体廃棄物 ・機器重量及び建屋躯体体積から推定 発生量 工程廃棄物(50tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 廃るつぼ　3.7t/年／3.5t/年(いずれも焼却処分されるため、固体廃棄物にはならない) 廃モールド　13.7t/年／13.6t/年(いずれも人工鉱物固化体の原料となるため、固体廃棄物にはならない) 二次廃棄物(50tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　12.5t/年、4.2m^3/年／12.3t/年、4.1m^3 浅地中処分低レベル廃棄物　なし クリアランスレベル以下の廃棄物　4.4t/年、1.5m^3・年／4.4t/年、1.5m^3 廃止時(50tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　543t／538t 浅地中処分低レベル廃棄　141t／141t クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート以外)19,100t／19,100t クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート)　168,000t／168,000t 工程廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 廃るつぼ　14.8t/年／14.0t/年(いずれも焼却処分されるため、固体廃棄物にはならない) 廃モールド　54.8t/年／54.4t/年(いずれも人工鉱物固化体の原料となるため、固体廃棄物にはならない) 二次廃棄物(200tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　50.0t/年、16.8m^3/年／49.2t/年、16.4m^3/年 浅地中処分低レベル廃棄物　なし クリアランスレベル以下の廃棄物　17.6t/年、6.0m^3・年／17.6t/年、6.0m^3/年 廃止時(200tHM/年規模、資源重視型／経済性型の順) 地層処分低レベル廃棄物　2,170t／2,150t 浅地中処分低レベル廃棄　565t／565t クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート以外)37,600t／37,600t クリアランスレベル以下の廃棄物(コンクリート)　330,000t／330,000t
		・U及びTRUの廃棄物への移行率：0.1%以下を目標	・本システムはセル内開放系で微粉を取り扱う為、核物質ロスが懸念されるが、現状のMOX工程に比べ振動充填工程は簡素であること等から粉末飛散防止及び粉末回収対策により、サイクル施設全体で0.1％以下の移行率となる可能性があると考えられる。	・0.5%以下が廃棄物に移行するものと想定している。 ・モールド除去前に、モールド下端外周部に膜状に付着した合金を剥離・回収することで幅な回収率の大幅改善が可能であり、サイクル施設全体で0.1%以下の移行率達成も可能と思われる。
		評価	・廃棄物への移行率が0.1％以下となる可能性があると考えられる。	・現状で0.5％以下の移行率としているが、モールドからのU,TRUの回収努力により0.1％未満の達成も可能と思われる。
	核拡散抵抗性	・純粋なPuが単独で存在しない	・PuはMOX顆粒、MA顆粒として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。よってPuが単独で存在することはない。	・PuはUとの合金として供給され、製造工程中、Puが単離される工程は存在しない。よってPuが単独で存在することはない。
		・保障措置を考慮した設計	ホールドアップ ・燃料を顆粒で取り扱うため微粉が発生・飛散しやすいので、飛散防止、集塵回収対策を実施する。 計量管理 ・秤量と分析による計量管理手法の適用が可能であるが、原料顆粒はPuが不均一に分布していると考えられるため、サンプル代表性の確認手法を今後検討する必要がある。 課題 ・分析サンプルの代表性の検討が必要 ・ホールドアップ対策の効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による事前確認試験が必要 ・ホールドアップの検認技術の開発が必要 ・低除染TRU燃料の特徴を活かし、計量管理負担を軽減する保障措置システムの検討が必要	ホールドアップ ・燃料をインゴット及び棒状合金で取り扱うため、微粉が発生・飛散しにくく、セル内ホールドアップの極めて少ない、保障措置性に優れたシステムである。ただし、るつぼ及びスラグ表面に付着したドロス剥離時には、吸引機を用いて粉塵の飛散を防止する。 計量管理 ・原料インゴット・スラグ中にはPuが均一に分布していると考えられるため、サンプルによる成分分析値と秤量値からPu量の把握は可能である。ただし、ロットサイズの小ささ、成分調整工程でのPu富化度調整、各工程でのリサイクル品発生等により、評価作業量が膨大なものとなる。 物流管理 ・ロットサイズの小ささ、各工程でのリサイクル品発生が多いこと等により、工程内の物流が複雑かつ膨大なものになる。 課題 ・低除染TRU燃料の特徴を活かし、計量管理負担を軽減する保障措置システムの検討が必要 ・ホールドアップ対策の効果を含めた最適化について、モックアップ試験等による確認試験が必要
		評価	・保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、現段階では酸化物電解法再処理の原料製品にPu偏析の可能性が否定できないことから、Pu分析におけるサンプルの代表性確保等分析・検査技術について開発課題がある。	・保障措置システムはNRTAの採用を含む現行の計量管理手法の適用が可能であるが、リサイクル品が多量に発生するため、分析の合理化が課題となる。

表 8.3　燃料製造システムの技術評価（バイパック、射出鋳造）(3/3)

評価項目		バイパック(酸化物電解顆粒振動充填)	射出鋳造
設計要求適合性 運転・保守補修性	・フル稼働200日/年以上が可能となるシステム	・処理時間、臨界管理、マテリアルハンドリングを考慮した機器台数を設定	・処理時間、臨界管理、マテリアルハンドリングを考慮した機器台数を設定
	・保守補修性に配慮した設計	・遠隔保守対応として機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定	・機器をモジュール化し、モジュール交換による短時間での復旧を想定している。
	評価	以下の課題があるが、遠隔による所定の製造能力を確保できる見通し。 ・遠隔保守に対応した、モジュールの開発 ・耐高熱/高放射線機器の開発	現状では遠隔保守に対応した機器のモジュール化設計検討が未着手である。
技術的成立性	・基本プロセス成立性(要素技術開発状況、開発課題)	開発状況 ・φ100μm程度の球形金属Uｹﾞｯﾀの試作に成功 ・UO_2、PuO_2顆粒による燃料ﾋﾟﾝ製造実績(RIAR) ・MOX共析法によるﾋﾟﾝ製造実績(RIAR) ・UO_2顆粒による充填試験 ・燃料ﾋﾟﾝ軸方向密度分布分析開発試験 開発課題 ・低除染MA燃料棒の軸方向密度、およびPu軸方向分布の充填特性把握 ・Pu富化度管理の精度の把握	開発状況 合金の溶解性・冷却時の均一性の確認 ・U-Pu-10Zr-25MA合金及びU-Pu-Zr-10(未満)RE合金が、アーク法により均一に溶解することを確認。 ・アーク法により溶解後急冷したU-Pu-Zr-2MA-2RE合金組織の均一(REは分散)性を確認。 製造試験(射出鋳造)の実証 ・U-Pu-Zr合金による試験規模射出鋳造の海外での照射実績(600本)。 ・U-Zr合金による実規模射出鋳造の国内製造実績(500本)。 ・U-20Pu-10Zr-2.1Am-1.3Np合金の射出鋳造を実施。 開発課題 ・射出鋳造法によるU-Pu-Zr-MA-RE合金スラグ製造実証。 ・製造されたスラグの均一(分散)性確認。
	評価	基本ﾌﾟﾛｾｽは成立する可能性があるが、品質管理に課題が残る。	基本的プロセスの成立性の見通しが得られた。実機組成燃料を用いたプロセス実証が必要。
	・量産設備設計開発検討状況	・処理時間、臨界管理、マテリアルハンドリングを考慮した主要機器設備の概念を設計した。 課題 ・マテハン取り合い・秤量等に要する作業時間の検討、機器の故障頻度を考慮したプラント稼働率の検討	・処理時間、臨界管理、マテリアルハンドリングを考慮した主要機器設備の概念を設計した。 課題 ・搬送ラインと主工程設備との間で、核燃料物資の搬入出を行うマテハン・秤量機器の設計検討 ・マテハン取り合い・秤量に要する作業時間の検討、機器の故障頻度を考慮した稼働率の検討 ・上記結果を反映した実効機器能力に基づく機器台数の設定見直し ・遠隔保守に対応した、モジュールの取付け・取外し機構の検討
	評価	・量産設備の開発は今後の課題である。	・量産設備の開発は今後の課題である。

9. まとめ

フェーズⅡでは低除染TRU燃料製造システムの基本プロセスの成立性について現段階の要素技術開発進捗状況に基づく検討を実施した。施設全体（周辺設備等含む）の概念設計より経済性目標が達成可能なシステム構成を提示し、将来のサイクルシステムのニーズに適合する可能性を示した。

また、各システムに必要な要素技術開発課題とその解決方策について明確化した。

フェーズⅡ以降においては、検討対象システムを重点化し、要素技術開発と密着した設計研究が重要になる。特に遠隔保守補修性を重視した設計検討、発熱対策設計、保証措置システム等共通的な課題に対する更なる検討が必要である。

付録 1. バイパック燃料製造法における分析サンプリング法の検討

バイパック燃料製造法において、原料顆粒のPu含有率の非均質性に起因する燃料ピンごとの平均Pu富化度の誤差発生を考慮し、分析サンプリング法を検討した。

付録 1.1 原料顆粒調整工程

原料顆粒調整工程例を付図 1.1に示す。

製造プロセスでは電極に析出したMOXを粉砕し、酸化物電解顆粒を得る。この酸化物電解顆粒を、顆粒径に応じ5グループに分級する。次に、高充填密度を得るため顆粒グループ毎に所定の量を秤量し混合する。平均Pu含有率を求めるには、各グループの代表Pu含有率と秤量値が必要である。また、各グループの代表Pu含有率はサンプリングと分析から求まる。さらに計算により求まった平均Pu含有率の値から、所定のPu富化度となるようにUを切出し、混合する。

燃料ピンに充填する核燃料の平均Pu富化度は分析値、秤量値に基づく計算値で管理することを想定しており、Pu富化度の精度は各顆粒グループの代表Pu含有率測定誤差（サンプリング誤差、分析誤差)、秤量誤差およびウランの切出し誤差より定まる。

付録 1.2 平均 Pu 富化度変動要因

上記、原料顆粒調整工程において、平均Pu富化度へ影響すると考えられる変動要因について、付図 1.2に示す。

付録 1.3 Pu 富化度変動要因の設定

以上の変動要因を踏まえ、Pu富化度平均予測計算を行った。設定したPu富化度変動要因を付図 1.3に示す。

サンプリング誤差に関しては、顆粒の粒毎にPu含有率は様々であり、どのようなPu含有率分布であるのか知見は得られていない。そこで本検討では、平均Pu富化度に対するサンプリングの誤差の感度解析を行うために、顆粒グループ内のPu含有率は、誤差評価上保守側となる一様分布であるとしたケース（ケース1)、正規分布であるとしたケース（ケース2）の2ケースを想定し、モデル化した。その際、分布の変動幅を仮定した。

また分析誤差と秤量誤差に関しては、これまでの知見により、各々相対値で1%、0.1%とした。

平均Pu富化度の管理目標を付図 1.4に示す。Pu富化度仕様は22.4±1wt%とした。またU切り出しに伴うPu富化度調整誤差は、これまでの知見により、0.5wt%と設定した。それにより、サンプリング誤差等の許容範囲は、Pu富化度公差である±1wt%から0.5wt%を引いた値、すなわち0.5 wt%以下となる。

付録 1.4 顆粒の Pu 含有率モデル

本検討で設定した顆粒のPu含有率モデルを付図 1.5に示す。

ここではMOX顆粒径に応じて、5グループに分級した例を示す。それぞれの粒径に応じたPu含有率は、図中の矢印で示した変動幅（MOX共析実験例）を持つ。

その際、小粒径に関しては、MOX共析実験例よりMOX共析の電解時のPu含有率の平均値が高くなる傾向にあることを考慮してモデルを作成した。

以上の変動幅内に設定したPu含有率の分布形を付図 1.6に示す。

付録 1.5 Pu 含有率への誤差伝播

上記の通り設定した各顆粒グループのPu含有率モデルから、最終的に得られる酸化物電解MOX共析顆粒のPu含有率への誤差の影響を計算した。計算にあたっては、付図 1.7に示すように製造工程にあわせた誤差伝播を模擬した。

顆粒Pu含有率の分布からm個のサンプルのPu含有率の平均とすることで、代表Pu含有率が求まる。次に、この代表Pu含有率に分析と秤量の誤差の伝播を重ね合せる。これまでの計算を同様に他の4つのグループについて行い、加重平均したものが、酸化物電解MOX共析顆粒Pu含有率となる。以上の計算を繰返し行うことで、サンプリング誤差、分析誤差、秤量誤差を考慮したPu含有率の分布が得られる。

付録 1.6 顆粒グループ毎に平均値が異なる Pu 富化度変動予測計算結果

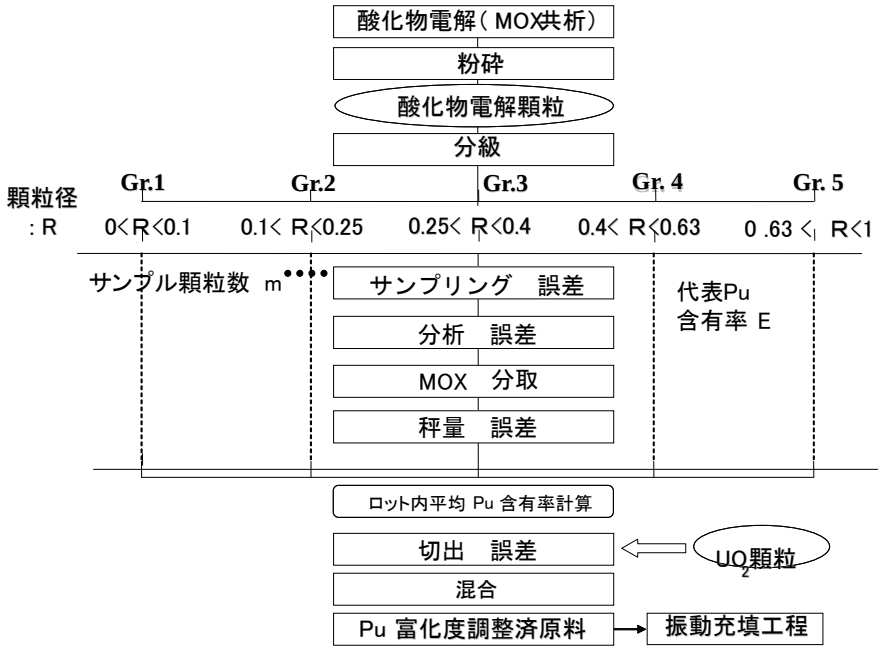
計算によって得られたサンプリング、分析誤差、秤量誤差を考慮したPu富化度分布を付図 1.8に示す。

サンプル顆粒数mと変動幅2σの関係を付図 1.9に示す。

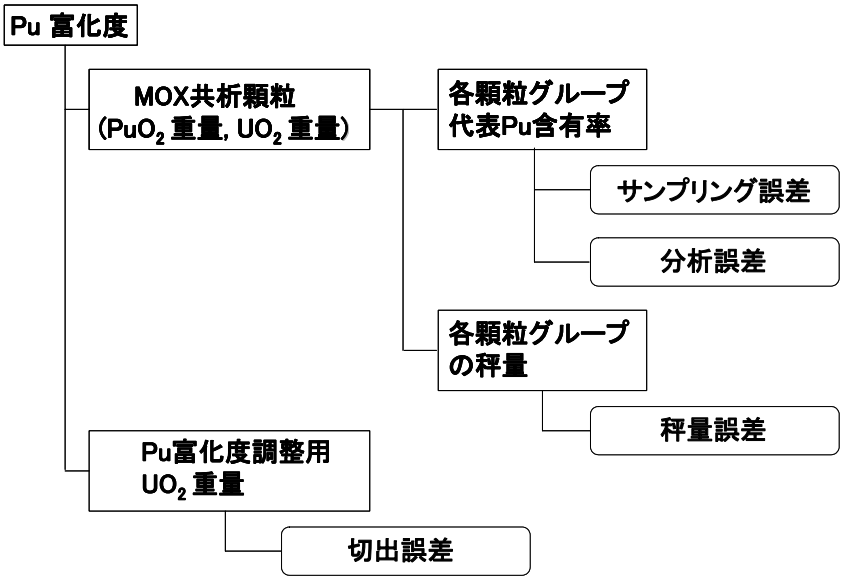
管理目標であるサンプリング等の許容範囲0.5wt%以下とするために必要な各顆粒グループのサンプル顆粒数は、ケース1では50個以上、ケース2では20個以上必要であることを示している。

付録 1.7 まとめ

バイパック燃料製造において平均Pu含有率を求めるための分析に必要な顆粒数は、各顆粒径内のPu含有率の分布形に依存するため、顆粒内のPu含有率の分布を把握することが重要である。



付図 1.1　原料顆粒調整工程の品質管理例



付図 1.2　平均 Pu 富化度変動要因

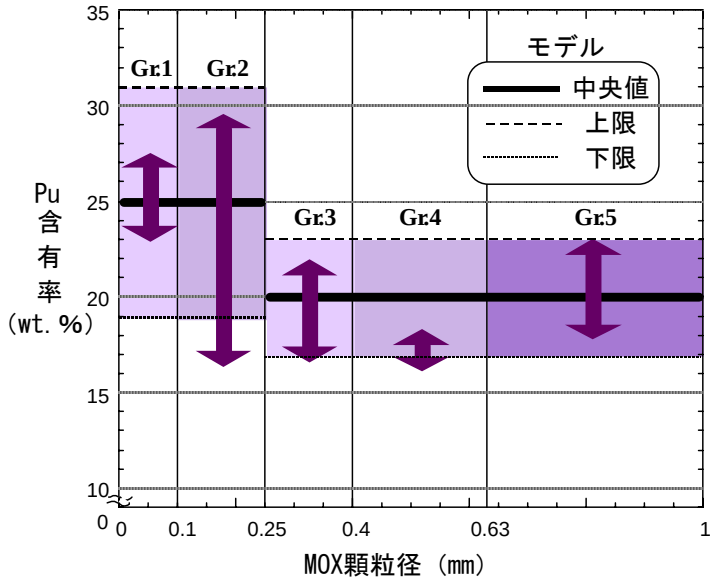
サンプリング誤差	顆粒間　Pu 含有率分布（知見なし） ：顆粒　Gr. 内は一様分布（モデル化）　case 1 正規分布（モデル化）　case 2 変動幅：仮定（実験値参考）
分析誤差	1％（相対誤差）
秤量誤差	0.1％（相対誤差）

付図 1.3　Pu 富化度変動要因の設定

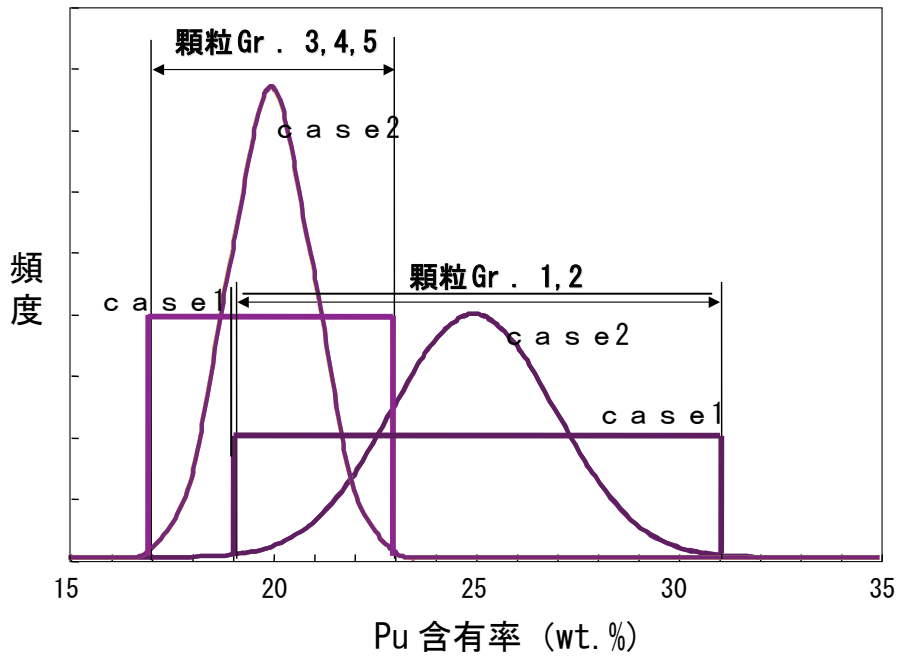
Pu富化度仕様	22.4±1.0 wt.%
Pu富化度調整誤差 （U切出誤差）	0.5 wt.%（設定）

➡ サンプリング誤差等の許容範囲　0.5 wt.%　以下

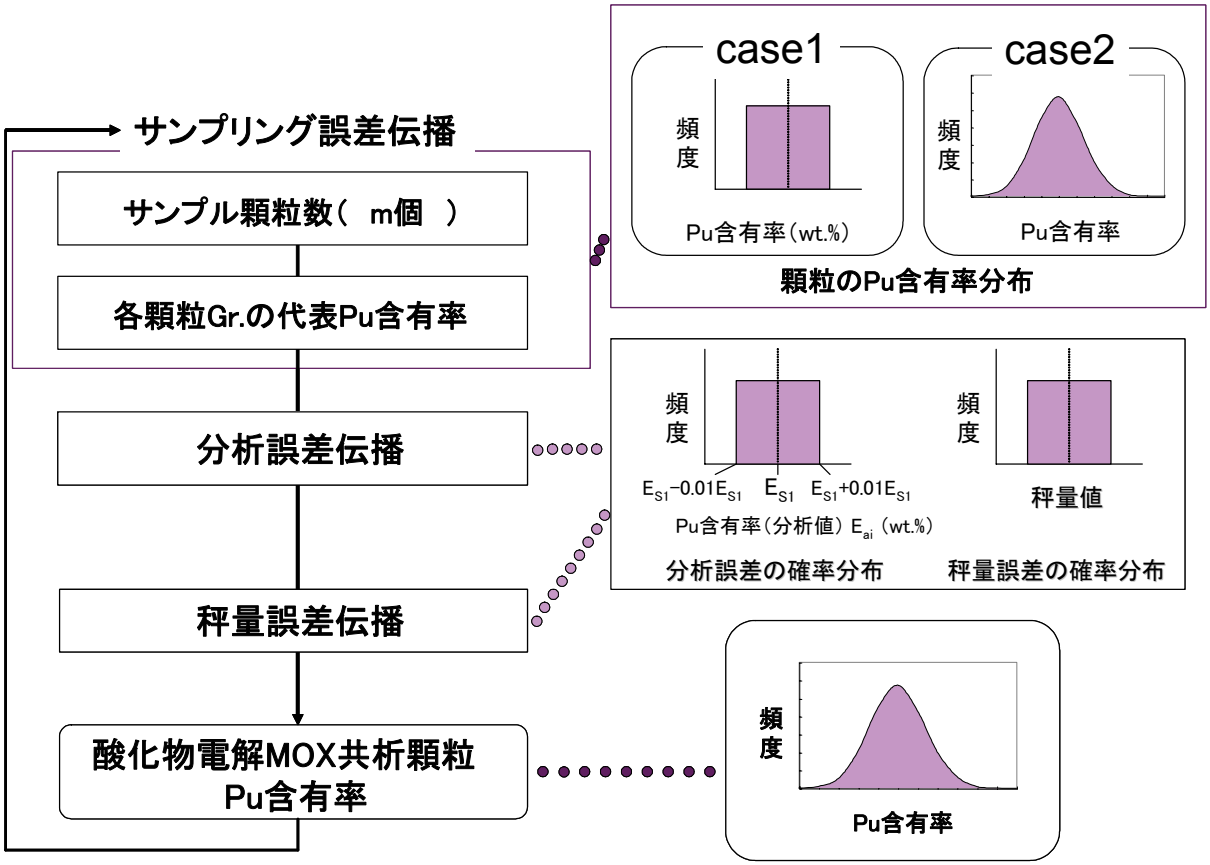
付図 1.4　平均 Pu 富化度の管理目標設定



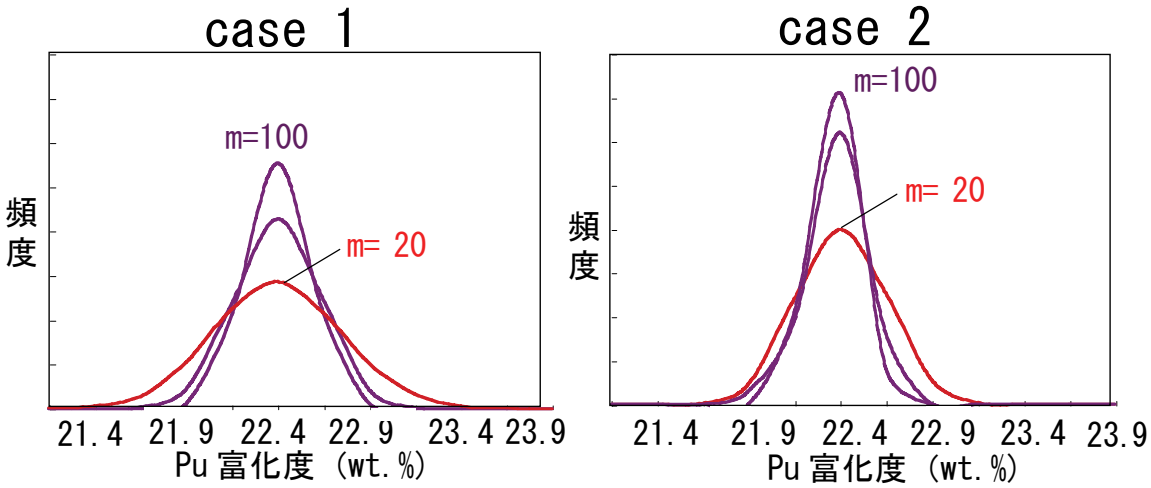
付図 1.5　顆粒の Pu 含有率モデル（分布幅）



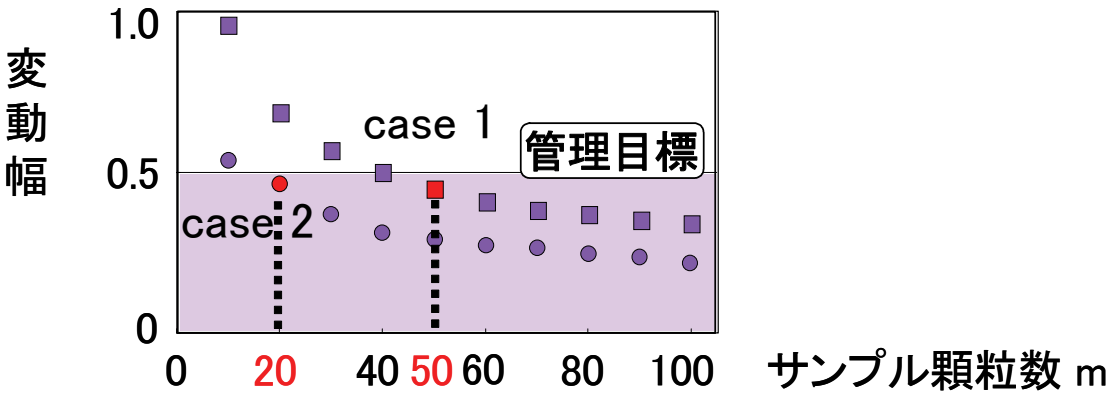
付図 1.6　顆粒の Pu 含有率モデル（分布形）



付図 1.7　Pu 含有率への誤差伝播



付図 1.8　サンプリング誤差/分析誤差/秤量誤差を考慮した Pu 富化度分布



付図 1.9　サンプル顆粒数と変動幅 2σ の関係

第 IV 編

燃料サイクル（再処理+燃料製造）システムの技術評価

(BLANK PAGE)

本章では、再処理システムと燃料製造システムのFBRサイクル候補概念の多面的評価用に提供したデータ、並びに燃料サイクルシステムとしての設計要求への適合性評価と技術総括について示す。

1. FBR サイクル候補概念の多面的評価

1.1 目的

FBRサイクルの実用化戦略調査研究フェーズⅡにおいて、有望なFBRサイクル概念を明確化し、研究開発計画を策定していくにあたり、各候補概念の開発目標（安全性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性、核拡散抵抗性）に対する達成度および技術的成立性、社会的受容性の観点から多面的に評価を行うこととしている。これら7つの評価指標のうち、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性については定量的評価を行った。本項では、評価に用いたデータについて、その算定方法を含めてまとめる。

1.2 多面的評価のためのデータ

多面的評価のためのデータを提示する対象として、以下に示すFBR炉型、炉心型、燃料形態、再処理方法、燃料製造方法およびサイクル統合プラントの処理規模を組み合わせた20ケースの炉・燃料サイクルの候補概念を選定した。

(1) FBR 炉型（4 種）
- ナトリウム冷却大型炉（1500MWe×2 のツインプラント）
- 鉛－ビスマス冷却中型強制循環炉（750MWe×4 のプラント）
- ヘリウム冷却大型炉（1500MWe×2 のツインプラント）
- 水冷却炉（1356MWe×2 のツインプラント）

(2) 炉心型（3 種）
- 資源重視型
- 経済性重視型
- LLFP 回収型

(3) 燃料形態（4 種）
- MOX 燃料（ペレット、振動充填）
- 金属燃料
- 窒化物ペレット燃料
- 窒化物被覆粒子燃料

(4) 再処理方法（6 種）
- 先進湿式法（NEXT 法）
- 窒化物の酸化物転換工程を付加した NEXT 法
- 被覆粒子脱被覆工程 を付加した NEXT 法
- 超臨界直接抽出法

・ 金属電解法
・ 酸化物電解法

(5) 燃料製造方法（4 種）
・ 簡素化ペレット法
・ 振動充填法（ゲル化スフェアパック、バイパック）
・ 射出成型法
・ 被覆粒子法

(6) サイクル統合プラントの処理規模（2 種）
・ 大規模（200tHM/y）および小規模（50tHM/y）

20ケースの候補概念を表 1.1に示す。表 1.1に示した各ケースについて、再処理システム、燃料製造システム、及びこれらを組み合わせたサイクル統合プラントの経済性、資源有効利用性および環境負荷低減性に関するデータをとりまとめた。主要なデータは以下のとおりである。

① 経済性に係るデータ
・ プラント建設費（設備費、建屋費）
・ プラント運転維持費（修繕費、諸費、人件費、業務分担費率）

②資源有効利用性に係るデータ
・ 重金属元素の回収率

③環境負荷低減性に係るデータ
・ 操業中の廃棄物発生量
・ プラント廃止措置に伴い発生する廃棄物量

なお、ケース3-1及び3-2の「先進湿式法再処理と簡素化ペレット法燃料製造の組み合わせ」と、ケース4-1及び4-2の「超臨界直接抽出法再処理と簡素化ペレット燃料製造の組み合わせ」の燃料製造システム側の評価は同一のものである。

1.3 算定方法

1.2において記載した再処理システム及び燃料製造システムの主要なデータの算定方法について以下に示す。

1.3.1 再処理システム

(1) プラント建設費

建設費については、リファレンスシステムにおける検討結果をもとに、各ケースにおける設備の増加、削減に伴う設備費および建屋費の増減について積算し、評価した。

(2) プラント運転維持費

プラント運転維持費を構成する修繕費、諸費、人件費および業務分担費については、第Ⅱ編3.1.(2).(ｖ).(b)において以下のように定義されている。

・修繕費　　：年間運転経費の機器交換費および定期検査費が対象。
・諸費　　：年間運転経費の消耗品等費および委託費が対象。
・人件費　　：年間運転経費の人件費が対象。
・業務分担費　：直接費（人件費+修繕費+諸費）から、業務分担費率（15%）を用いて算出。

これらの各費用については、第Ⅱ編3.1.(2)で述べているように算出した。

(3) 重金属元素の回収率

先進湿式法と超臨界直接抽出法についてはそれぞれ第Ⅱ編4.2及び4.3に記載した設計に基づき、第Ⅱ編4.5.9で述べているように算出した。

酸化物電解法および金属電解法については、第Ⅱ編5.3.3および6.6.2に記載した設計に基づき、物質収支の計算結果から導出した。

(4) 操業中の廃棄物発生量

湿式再処理法ではホウケイ酸ガラスを高レベル廃棄物のマトリックスとするが、ガラス固化体中のFP成分酸化物の濃度を12wt%として発生量を求めた。発熱による制限は2.3kW/本を制限とおいたが、この値以下であった。低レベル廃棄物のうち燃料集合体の構造材料に由来する物は燃料の仕様に基づき算出した。その他の低レベル廃棄物は、原子力機構東海研究開発センターにおいて保有する廃棄物の量を参考として、処理工程の規模を勘案して見積もった。

酸化物電解法については、第Ⅱ編 5.3.3 に記載した設計に基づき、燃料部材、ガラス固化体、貴金属溶融インゴット、交換品廃棄物について評価し、廃棄物発生量を評価した。

金属電解法については、第Ⅱ編6.6.2および6.6.3に記載した方法に基づき廃棄物発生量を評価した。

(5) プラント廃止措置に伴い発生する廃棄物量

プラント廃止措置に伴い発生する廃棄物量については、これを推定するために必要な設計図書（機器リスト、セル内配置図、建屋配置図等）が存在する候補概念について算出を実施し、それ以外の候補概念についてはこれらと同一と仮定、あるいはプラント規模の比較から推定した。すなわち、以下のとおりとした。

① 大規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 1）：

ケース1-1,1-2については第Ⅱ編4.2 に記載した設計の設計図書をもとに積算した。
なお、フェーズⅠ設計データ（使用済燃料貯蔵建屋）も一部使用した。
ケース1-3については、第Ⅱ編4.5.4に記載した検討内容をもとに施設規模を設定して積算し

た。

② 大規模、先進湿式法、振動充填法（ゲル化スフェアパック）（ケース 2）：

①をベースに、燃料製造工程変更に伴う再処理工程のセル規模の増分を考慮して積算した。

③ 小規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 3）：

フェーズⅡにおいて小規模施設の設計を実施していないため、フェーズⅠ設計における処理能力200tHM/yプラントと50tHM/yプラントの比較結果（50tHM/y処理施設は200tHM/y処理施設と比べて、処理能力は25%であるが建設費は約70%）と、上記①の結果をもとに積算した。また、フェーズⅠ設計データ（使用済燃料貯蔵建屋）も使用した。

④ 小規模、超臨界直接抽出法、簡素化ペレット法（ケース 4）：

第Ⅱ編4.3に記載した設計の設計図書及び上記③の結果をもとに積算した。

⑤ 小規模、酸化物電解法、振動充填法（バイパック）（ケース 5）：

第Ⅱ編5.2 に記載した設計の設計図書をもとに積算した。

⑥ 金属電解法、射出成型法（大規模及び小規模）（ケース 6 ,7）：

第Ⅱ編6.2 に記載した設計の設計図書をもとに、処理能力（200tHM/y及び50tHM/y）に応じた規模の増分を考慮して積算した。

具体的には、38tHM/y処理のリファレンスプラントを基に50tHM/yプラントの施設規模を検討し、200tHM/yプラントについては50tHM/yプラントを基に検討した。施設規模の設定は第Ⅱ編6.3.2の考え方に準じた。

⑦ 窒化物燃料、大規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 8）：

処理能力、再処理方式が同様のため、①と同等と仮定して算出した。

⑧ 窒化物被覆粒子燃料、大規模、先進湿式法、被覆粒子法（ケース 9）：

①をベースに、再処理工程の規模の増分を考慮して積算した。

⑨ 水炉、大規模、先進湿式法、簡素化ペレット（ケース 10）：

処理能力、再処理方式が同様のため、①と同等と仮定して算出した。

1.3.2 燃料製造システム

(1) プラント建設費

建設費については、再処理システムと同様、リファレンスシステムにおける検討結果をもとに、表 1.1の各ケースにおける設備の増加、削減に伴う設備費および建屋費の増減について積算し、評価した。

(2) プラント運転維持費

プラント運転維持費を構成する修繕費、諸費、人件費および業務分担費については、第Ⅲ編3.2.1(3)及び(4)において以下のように定義されている。

・修繕費　　：年間運転経費の機器交換費および定期検査費が対象。

・諸費　　：年間運転経費の消耗品等費および委託費が対象。

・人件費　　：年間運転経費の人件費が対象。
　　人件費単価1112.5万円/人年を用いて評価した。
・業務分担費　：直接費（人件費+修繕費+諸費）から、業務分担費率（15%）
　　を用いて算出。
・部材費　　：被覆管等集合体関連部材費を５万円/kgHMと設定。

(3) 重金属元素の回収率

セル方式による燃料製造プラントの先行例がほとんどなく評価データベースが未整備であることから、以下の推定を行った。

・射出鋳造法については、工学規模試験の結果等から具体的な数値を算定した。
・簡素化ペレット法およびゲル化スフェアパック法については、それぞれ海外類似施設での回収率実績を基に推定した。
・被覆粒子法およびバイパック法については、簡素化ペレット法を基準に各々の製造システムの特徴に基づき推定した。

(4) 操業中の廃棄物発生量

燃料製造の各システムでは、操業中廃棄物の発生量は、それぞれの主工程設備数及び構成に依存するため、各燃料製造システムのリファレンスシステムにおける検討結果をもとに、各ケースにおける設備の増加、削減を加味した上でのケース毎施設像を想定した上で、第Ⅲ編3.2.2（1）に記載した方法に基づき廃棄物発生量を評価した。

(5) プラント廃止措置に伴い発生する廃棄物量

燃料製造の各システムについては、リファレンスシステムにおける検討結果をもとに、各ケースにおける設備の増加、削減を加味した上でのケース毎施設像を想定した上で、第Ⅲ編3.2.2（2）に記載した方法に基づき廃棄物発生量を評価した。

① 大規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 1）：

ケース1-1,1-2については、リファレンスとして検討したシステムと指定のシステムとの設備構成の違いを反映して、物量評価を実施した。

ケース1-3については第Ⅲ編4.1.2.3～4に記載した検討内容をもとに、施設規模を設定して検討を実施した。

② 大規模、先進湿式法、振動充填法（ゲル化スフェアパック）（ケース 2）：

リファレンスとして検討したシステムと指定のシステムとの設備構成の違いを反映し、機器設計データに基づいて物量評価を実施した。

③ 小規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 3）：

リファレンスシステムでは200tHM/yプラントとして評価しているため、処理能力縮小（50tHM/y）に伴う施設規模の小型化及び設備構成の違いを考慮して評価検討を実施した。

④ 小規模、超臨界直接抽出法、簡素化ペレット法（ケース 4）：

上記③と処理能力、設備構成、燃料加工方式が同じであるため、廃棄物発生量も同じと

した。

⑤ 小規模、酸化物電解法、振動充填法（バイパック）（ケース 5）：

リファレンスとして検討したシステムと指定のシステムとの設備構成の違いを反映し、機器設計データに基づいて物量評価を実施した。

⑥ 金属電解法、射出成型法（大規模及び小規模）（ケース 6 ,7）：

リファレンス38tHM/yプラントを基に、50tHM/yおよび200tHM/yの処理規模を持つシステムケースについて、施設規模増加を考慮して検討した。

⑦ 窒化物燃料、大規模、先進湿式法、簡素化ペレット法（ケース 8）：

酸化物燃料の簡素化ペレット法をリファレンスとし、炭素熱還元工程等、特有な設備工程の追加分を考慮した。

⑧ 窒化物被覆粒子燃料、大規模、先進湿式法、被覆粒子法（ケース 9）：

リファレンスとして検討したシステムと指定のシステムとの設備構成の違いを反映し、機器設計データに基づいて物量評価を実施した。

⑨ 水炉、大規模、先進湿式法、簡素化ペレット（ケース 10）：

リファレンスとして検討したシステムと指定のシステムとの設備構成の違いを反映し、機器設計データに基づいて物量評価を実施した。

1.4 評価結果

選定した各候補概念の建設費、操業費データ、重金属回収率、操業中の廃棄物発生量および廃止措置に伴う廃棄物量について記載する。再処理と燃料製造を合わせた算出結果を表 1.2および表 1.3に示す。また、以下に各ケースに特徴的な点について記載する。

(1) 建設費

各ケースの建設費をリサイクルプラントの処理規模毎に比較したものを図 1.1および図 1.2に示す。

図 1.1および図 1.2より、建設費について特徴的なのは、大規模(200tHM/y)の場合、先進湿式法（ケース1-1）に比べ、その他のプロセスは同等もしくはそれ以上であるのに対し、小規模(50tHM/y)の場合、先進湿式法（ケース3-1）に比べ、その他のプロセスはそれ以下であるということである。これは、小規模の場合は、超臨界直接抽出法および乾式法が先進湿式法に比べ、再処理工程を簡素にできるという特徴に基づくものと考えられ、大規模の場合は、第Ⅱ編8.4(2)項で述べたように系列数の違いに基づくものと考えられる。

(2) 重金属回収率

再処理単独システムにおける重金属元素の回収率についてはいずれのケースも99.6～99.8wt%である。ただし、回収率の算出根拠である移行率について、主工程における実運転でのデータを有するのはNEXT法のみであり、今後、その他各プロセスの移行率データに関する知見の拡充を図る必要がある。

燃料製造単独システムにおける重金属回収率は、先進湿式対応振動充填法（ケース

2-1,2-2)、射出鋳造法（ケース6-1,6-2,7-1,7-2）および被覆法（ケース9-1,9-2）については99.5wt%以上であり、再処理との組合せケースについても「サイクル施設全体の回収率で99wt%以上」の要求値は満足する。その他のケースについては、1.3.2(3)に述べたように燃料製造システム側がその定性的な推定方法から99wt%以上であり、単純な評価上は99wt%以上の要求値を満足するかどうか判定できない。しかしながら、燃料製造側の推定根拠としているベルゴニュークリア社の燃料製造プラント実績（重金属元素の廃棄物への移行率0.1wt%未満）が極めて小さな数字であること、また、FSで検討している製造システムは、従来法に比べ粉末取扱工程を少なくしているため工程中の核燃料物質の粉末飛散の可能性が少ないこと、さらには、粉末飛散の可能性のある工程機器については重点的に飛散防止、粉末回収対策を実施する設計であるととから、現実的には99wt%台のかなり高い数値を期待できる可能性があり、再処理と合せても、要求値であるサイクル施設全体の重金属回収率が99wt%以上の設計要求を満足できる可能性が十分にある。

(3) 操業中の廃棄物

(i) 高レベル廃棄物：

(a) 再処理システム

先進湿式法及び超臨界直接抽出法（ホウケイ酸ガラス固化体）については、検討用炉心の取出し平均燃焼度や燃料形態の違いなどにより発生量（m^3/y）に差があるものの、単位発電量当たりでみると先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）の50%～60%の発生量である。

酸化物電解法（リン酸ガラス固化体,金属廃棄体）については、燃料形態の違いや固化体の発熱制限を先進湿式法に比べて低めに設定していることなどからやや発生量が多い。単位発電量当たりの発生量でみると、先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）の約70%である。

金属電解法（人工鉱物固化体）については、固化体の廃棄物含有率が他に比べて小さいことなどから発生量が多く、単位発電量当たりの発生量でみると先行軽水炉再処理（六ヶ所再処理施設）の約110%である。ただし、固化体の発熱量は他に比べて低いので、処分への負荷が大きくなるかどうかについては今後精査が必要である。

(b) 燃料製造システム

燃料製造システムにおいては、高レベル廃棄物（ガラス固化体）は発生しない。

(ii) その他の廃棄物

図 1.3のLLWは、地層処分相当と余裕深度処分相当の廃棄物のみを対象とし、浅地中処分相当の廃棄物を除いて整理した。

(a) 再処理システム

プロセス廃棄物については、各ケースとも発生量の大部分はハル・燃料集合体構造材が

占める。雑廃棄物については、現状の評価ではセル内機器の保守、補修により発生するものが支配的である。

(b) 燃料製造システム

簡素化ペレット法に比べスフェアパック法の廃棄物発生量が多いのは、設備負荷の増大に起因する。また、射出鋳造において比較的廃棄物発生量が少ないのは、燃焼度の差によるものである。

図 1.3において、現状のFSシステムからの廃棄物は、セル内機器設備の交換、保守補修を通して発生する金属等廃棄物量（m^3/y）を積算している。一方、先行軽水炉MOX加工施設はグローブボックス設備であり、発生する廃棄物も可燃性から不燃性まで幅広い発生を想定している。浅地中処分廃棄物を除いた廃棄物の単純比較では、1/2～数分の 1 の発生量となっているが、今後の設計の詳細化に基づく評価が必要である。

(4) 廃止措置時の廃棄物

クリアランスレベル以下の廃棄物は、コンクリート及び構造鉄筋を除いたもので整理した。

(i) 年間処理規模 200tHM/y：

(a) 再処理システム

MOX、窒化物ペレット、窒化物被覆粒子燃料処理のケースについてみると、先進湿式法(簡素化ペレット)以外の各ケースは、先進湿式法(簡素化ペレット)に比べて付加的な設備対応が必要となっており、その分、施設規模が大きく廃棄物量も多くなっている。

一方、金属燃料処理の場合は、セル内の主要設備が処理規模にほぼ比例して増加する等の影響で、先進湿式法に比べて地層処分相当および余裕深度処分相当の廃棄物量が増加している。また、全体の発生量も先進湿式法(簡素化ペレット)に比べると多くなっている。

(b) 燃料製造システム

MOX、窒化物ペレット、窒化物被覆粒子燃料処理のケースについてみると、射出鋳造法が施設設備がコンパクトな分、廃棄物発生量が少ない。振動充填法（スフェアパック法）は設備が多く廃棄物量が多い。

(ii) 年間処理規模 50tHM/y

(a) 再処理システム

先進湿式法に関して処理規模50tHM/y と200tHM/yの施設とを比べると、処理規模の増減に比べ施設規模の増減は小さいため、単位処理量あたりの発生量でみると50tHM/yプラントの方が多くなる。

超臨界直接抽出法は先進湿式法に比べるとセル規模がコンパクトであり、施設規模も小さくその分全体的に発生量が少ない。

一方、乾式法についてみると、酸化物電解法は施設全体がコンパクトな設計となっておりこれを反映して全体的に廃棄物発生量が少ない。

金属電解法は建屋規模に占めるセルの比率が比較的高く、これに起因した廃棄物量が多い。

(b) 燃料製造システム

バイパック法及び射出鋳造法は、設備の簡素さ等小規模プラントに向いており、コンパクトな機器設備及び建家となっており、その分湿式法に比べ廃棄物発生量が少ない。

[図 1.3.の参考文献]

1) 電気事業連合会：“再処理施設の操業費用について”，総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第８回委員会資料 1-1, (H15-12-25)

2) 電気事業連合会：“MOX 加工事業費用について”，総合資源エネルギー調査会 電気事業分科会 コスト等検討小委員会 第８回委員会資料 1-3, (H15-12-25)

表 1.1　多面的評価対象の FBR サイクル候補概念

ケース	炉	燃料	湿／乾	処理規模	再処理	燃料製造	炉心
1-1	**Na 大型炉** 1500MWe×2 の ツインプラント	MOX	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式法	簡素化 ペレット法	資源
1-2							経済
1-3							LLFP
2-1						振動充填法 (スフェアパック)	資源
2-2							経済
3-1				小規模 (50t/y)	先進湿式法	簡素化 ペレット法	資源
3-2							経済
4-1					超臨界直接抽出法	簡素化 ペレット法	資源
4-2							経済
5-1			乾式	小規模 (50t/y)	酸化物電解法	振動充填法 (バイパック)	資源
5-2							経済
6-1		金属	乾式	大規模 (200t/y)	金属電解法	射出鋳造法	資源
6-2							経済
7-1				小規模 (50t/y)			資源
7-2							経済
8-1	**PB-Bi 中型炉強制循環** 750Mwe×4 のプラント	窒化物ペレット	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式法	簡素化 ペレット法	資源
8-2							経済
9-1	**He 大型炉** 1500Mwe×2 の ツインプラント	窒化物 被覆粒子	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式法	被覆粒子法	資源
9-2							経済
10	**水炉** 1356Mwe×2 の ツインプラント	MOX	湿式	大規模 (200t/y)	先進湿式法	簡素化 ペレット	

表 1.2　候補概念の主要データ比較（再処理 1/2）

ケース		1-1	1-2	1-3	2-1	2-2	3-1	3-2	4-1	4-2
建設費（億円）		2900	2900	5100	2900	2900	2000	2000	1500	1500
操業費データ	修繕費（億円）	110	110	170	110	110	20	20	20	20
	諸費（億円）	40	40	70	40	40	20	20	20	20
	従業員数（人）	430	430	540	430	430	430	430	430	430
	業務分担費率(直接費に対する割合)(%)	15	15	15	15	15	15	15	15	15
重金属回収率　(%)		99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.5	99.5
操業中の廃棄物	高レベル廃棄物　(m^3/年)	50	70	50	50	60	10	20	10	20
	TRU 廃棄物　(m^3/年)	110	120	120	110	110	30	30	20	20
	高βγ廃棄物　(m^3/年)	110	120	140	100	100	30	30	30	30
	低放射性廃棄物　(m^3/年)	120	120	160	120	120	30	30	20	20
	極低放射性廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
廃止措置に伴う廃棄物	TRU 廃棄物　(t)	500	500	700	500	500	400	400	200	200
	高βγ廃棄物　(t)	1200	1200	2100	1200	1200	900	900	800	800
	低レベル廃棄物（金属）(t)	5200	5200	9400	5200	5200	4600	4600	3900	3900
	低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（金属）(t)	70	70	140	70	70	40	40	30	30
	極低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	非放射性廃棄物（金属）(t)	37000	37000	67000	38000	38000	35000	35000	28000	28000
	非放射性廃棄物（コンクリート）(t)	380000	380000	690000	380000	380000	350000	350000	280000	280000
	二次廃棄物（t）	3800	3800	6900	3900	3900	3300	3300	2700	2700

表 1.2　各候補概念の主要データ比較（再処理 2/2）

ケース		5-1	5-2	6-1	6-2	7-1	7-2	8-1	8-2	9-1	9-2	10
建設費（億円）		1400	1400	4800	4900	1700	1800	3100	3100	4000	4000	3000
操業費データ	修繕費（億円）	60	60	200	210	70	80	110	110	140	140	110
	諸費（億円）	30	30	80	90	20	20	40	40	50	50	40
	従業員数（人）	150	150	440	440	160	160	430	430	450	450	430
	業務分担費率(直接費に対する割合)(%)	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
重金属回収率　(%)		99.8	99.7	99.6	99.6	99.6	99.6	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9
操業中の廃棄物	高レベル廃棄物　(m^3/年)	20	20	140	170	40	40	60	80	40	50	30
	TRU 廃棄物　(m^3/年)	20	20	60	70	20	20	130	140	80	80	210
	高βγ廃棄物　(m^3/年)	20	20	70	90	20	20	160	200	100	100	20
	低放射性廃棄物　(m^3/年)	5	5	20	20	5	5	120	120	120	120	120
	極低放射性廃棄物　(m^3/年)	10	10	10	10	2	2	0	0	0	0	0
廃止措置に伴う廃棄物	TRU 廃棄物　(t)	400	400	2500	2500	700	700	500	500	600	600	500
	高βγ廃棄物　(t)	400	400	3000	3000	900	900	1200	1200	1600	1600	1200
	低レベル廃棄物（金属）(t)	1700	1700	9900	9900	2900	2900	5200	5200	6800	6800	5200
	低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（金属）(t)	200	200	460	460	130	130	70	70	90	90	70
	極低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	非放射性廃棄物（金属）(t)	18000	18000	63000	63000	21000	21000	37000	37000	49000	49000	37000
	非放射性廃棄物（コンクリート）(t)	180000	180000	660000	660000	210000	210000	380000	380000	500000	500000	380000
	二次廃棄物（t）	1500	1500	8800	8800	2500	2500	3800	3800	5100	5100	3800

表 1.3　候補概念の主要データ比較（燃料製造 1/2）

ケース		1-1	1-2	1-3a 注	1-3b 注	2-1	2-2	3-1	3-2	4-1	4-2
建設費（億円）		1900	1800	700	1900	3300	3400	1100	1000	1100	1000
操業費データ	修繕費（億円）	43	40	15	42	77	79	20	20	20	20
	諸費（億円）	25	24	10	25	42	43	15	15	15	15
	従業員数（人）	360	360	360	360	360	360	180	180	180	180
	業務分担費率(直接費に対する割合)(%)	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
重金属回収率　(%)		≧99	≧99	≧99	≧99	99.9	99.9	≧99	≧99	≧99	≧99
操業中の廃棄物	高レベル廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	TRU 廃棄物　(m^3/年)	16	16	3	15	20	23	6	6	6	0
	高βγ廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	低放射性廃棄物　(m^3/年)	1	0	0	1	2	0	0	0	0	0
	極低放射性廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
廃止措置に伴う廃棄物	TRU 廃棄物　(t)	1800	1800	0	1800	5400	6600	1100	990	1100	990
	高βγ廃棄物　(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	低レベル廃棄物（金属）(t)	270	170	920	270	1000	1000	150	150	150	150
	低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（金属）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	非放射性廃棄物（金属）(t)	46000	45000	20000	53000	82000	87000	31000	31000	31000	31000
	非放射性廃棄物（コンクリート）(t)	410000	400000	170000	360000	700000	740000	230000	230000	230000	230000
	二次廃棄物 (t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

注）1-3a：LLFP 集合体製造プラント、1-3b：LLFP 装荷炉心用 MOX 集合体製造プラント

表 1.3　候補概念の主要データ比較（燃料製造 2/2）

ケース		5-1	5-2	6-1	6-2	7-1	7-2	8-1	8-2	9-1	9-2	10
建設費（億円）		970	960	2300	2300	800	810	2500	2600	2600	2600	1700
操業費データ	修繕費（億円）	18	17	64	64	19	19	59	60	62	62	35
	諸費（億円）	14	14	83	83	25	25	41	41	66	66	23
	従業員数（人）	180	180	360	360	180	180	360	360	360	360	360
	業務分担費率(直接費に対する割合)(%)	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
重金属回収率　(%)		≧99	≧99	≧99.5	≧99.5	≧99.5	≧99.5	≧99	≧99	99.9	99.9	≧99
操業中の廃棄物	高レベル廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	TRU 廃棄物　(m^3/年)	4	4	17	16	4	4	27	28	5	5	11
	高βγ廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	低放射性廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	0
	極低放射性廃棄物　(m^3/年)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
廃止措置に伴う廃棄物	TRU 廃棄物　(t)	440	440	2200	2200	540	540	2500	2600	2400	2400	1700
	高βγ廃棄物　(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	低レベル廃棄物（金属）(t)	0	0	570	570	140	140	240	170	1400	1400	190
	低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（金属）(t)	0	0	0	01	0	0	0	0	0	0	0
	極低レベル廃棄物（コンクリート）(t)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	非放射性廃棄物（金属）(t)	12000	12000	38000	38000	19000	19000	52000	52000	47000	47000	44000
	非放射性廃棄物（コンクリート）(t)	120000	120000	330000	330000	170000	170000	500000	470000	450000	450000	390000
	二次廃棄物（t）	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

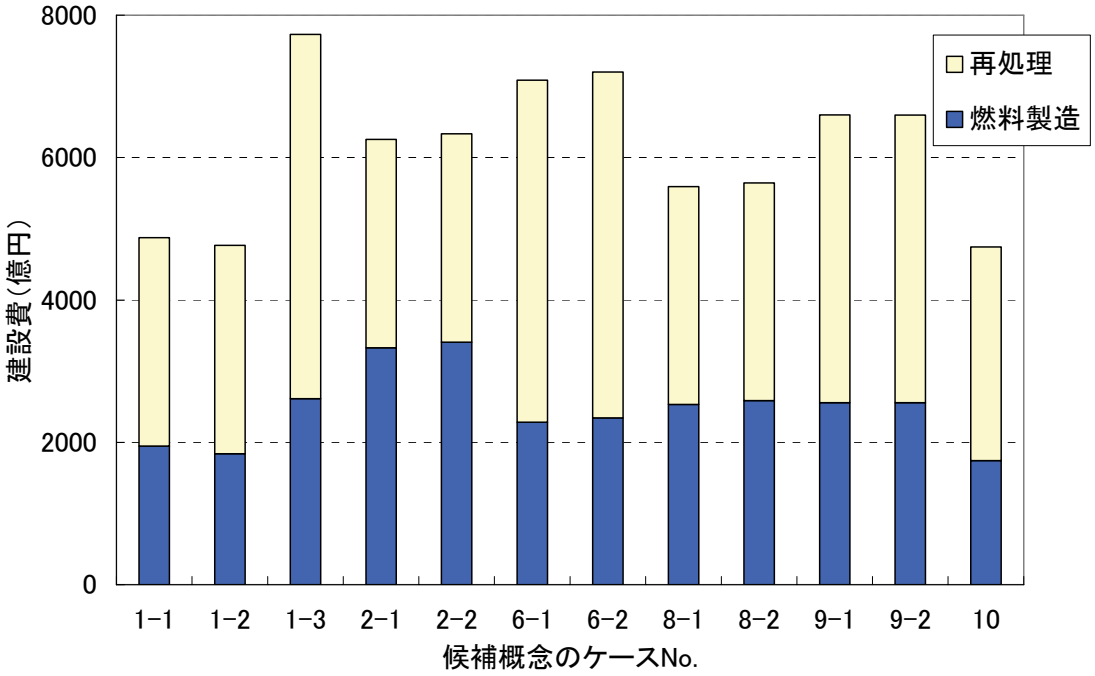


図 1.1　各候補概念の建設費比較（200tHM/y）

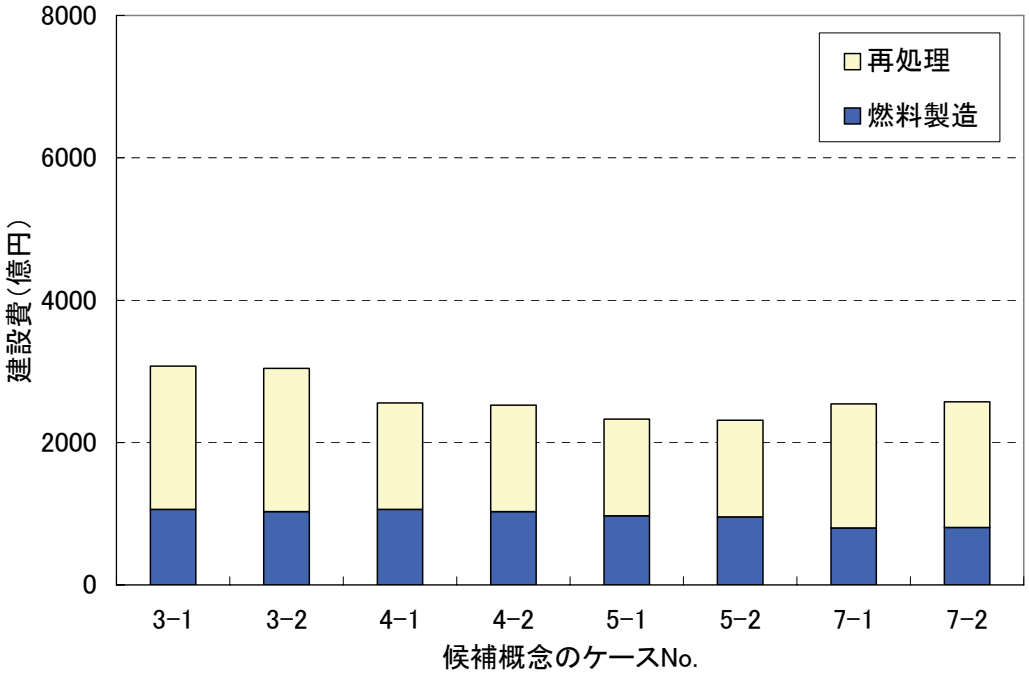
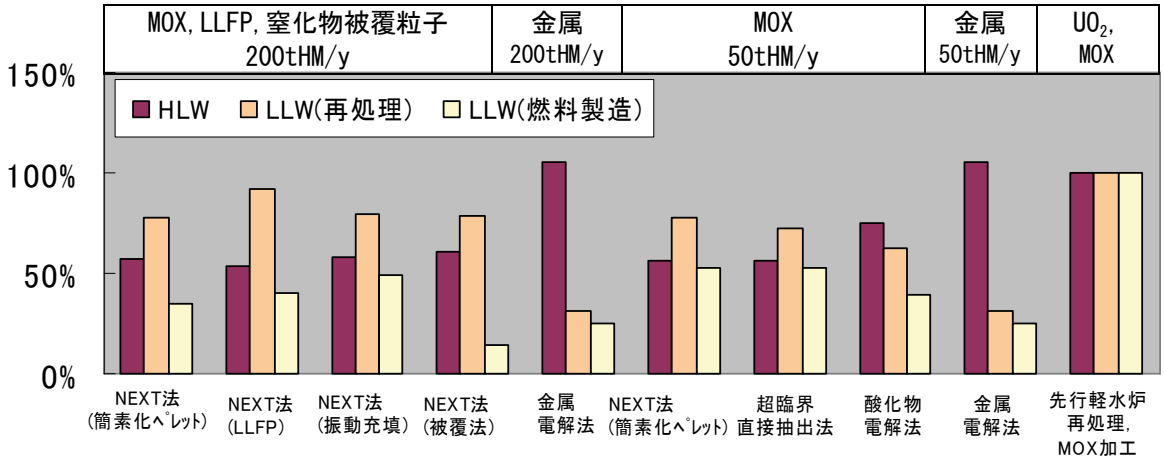
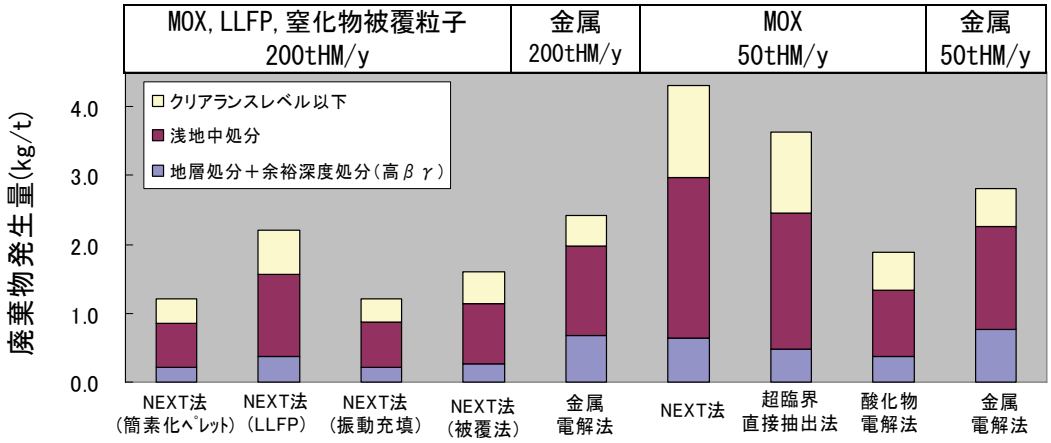


図 1.2　各候補概念の建設費比較（50tHM/y）



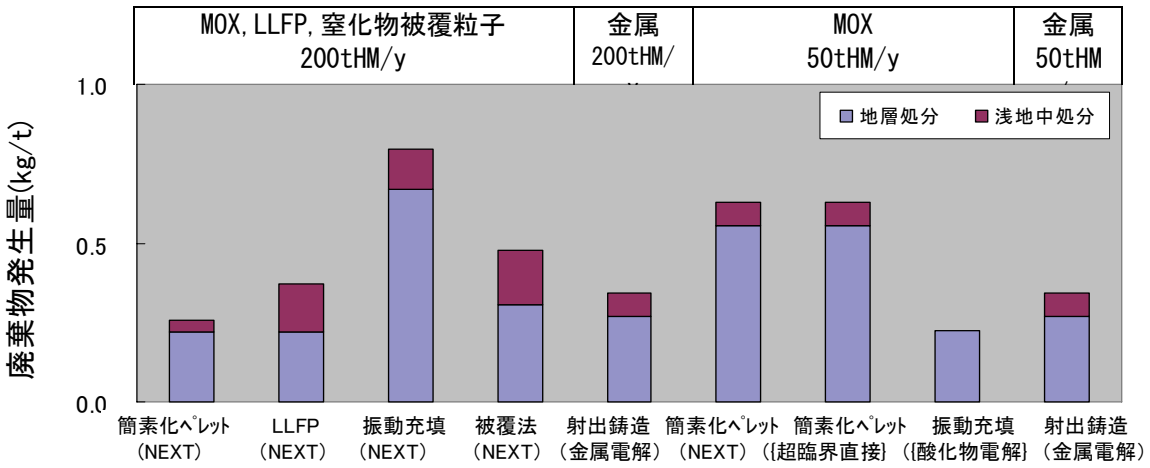
○単位発電量あたり発生量比較(先行軽水炉再処理理,MOX加工施設を 1 とした比較)。
　単位発電量当りの発生量 ＝ 年間発生量／(年間処理量×平均燃焼度×発電効率)
○HLW:高レベル廃棄物
　　*1):ホウケイ酸ガラス、*2):リン酸ガラス＋合金、*3):人工鉱物(ソーダライト結合ガラス)
○LLW:TRU 廃棄物及び高βγ廃棄物の合計
○評価炉心:資源重視型炉心
○先行軽水炉再処理及び MOX 加工施設の発生量は参考文献1)2)から引用または算出
○UO_2 再処理施設の年間処理量は 800tHM/y、MOX 加工施設の年間処理量は 100tHM/y

図 1.3　操業中の廃棄物発生量



○ 累積燃料処理量当りの発生量 ＝ 発生量／(年間処理量×操業期間(40 年))
○ 発生量には建屋コンクリート、鉄筋(非放射性廃棄物)及び二次廃棄物を不含。
○ 区分毎の発生量はセル内主要機器交換廃棄物の傾向及び先行例等から設定。

図 1.4　廃止措置に伴う廃棄物発生量（再処理システム）



○ 累積燃料処理量当りの発生量 ＝ 発生量／(年間処理量×操業期間(40 年))
○ 発生量には非放射性廃棄物及び二次廃棄物を不含。

図 1.5 廃止措置に伴う廃棄物発生量（燃料製造システム）

2. 燃料サイクルシステムの経済性評価

本項では、表 1.1にて示した多面的評価ケースについて、第Ⅱ編再処理システムおよび第Ⅲ編燃料製造システムの各章で評価した経済性データから算出した、燃料製造費（円/kWh）、再処理費（円/kWh）およびその和である燃料サイクル費（円/kWh）の評価結果を述べる。結果を表 2.1および図 2.1、図 2.2に示す。なお、ケース1-3におけるLLFP集合体とドライバーMOX集合体の２つの製造プラントを統合した製造コストは、LLFPサイクルにおける両者の物流量を考慮して算出した。

処理規模が200tHM/yの場合、フェーズⅡの要求値「0.8円/kWh以下」を満足しないのはケース10（水炉と先進湿式法再処理及び簡素化ペレット法燃料製造の組み合わせ）のみで、その他は概ね満足する結果となった。中でもケース1-2（Na大型炉と先進湿式法再処理及び簡素化ペレット法燃料製造の組み合わせ（経済性重視型炉心））については、設計要求値の半分以下であり、経済性に優れる結果となった。

一方、処理規模が50tHM/yの場合、資源重視型炉心で設計要求値を満足するのは金属燃料サイクルのみで、金属燃料サイクルは酸化物燃料サイクルに比べ経済性において優位である結果となった。また、経済性重視型炉心では、ケース3-2（Na大型炉と先進湿式法再処理及び簡素化ペレット法燃料製造）が設計要求値を満足しない結果となった。

結果から明らかなように、燃料サイクルにおいても、処理規模が大きい場合(200tHM/y)は湿式サイクルが経済性に優れ、処理規模が小さい場合(50tHM/y)は乾式サイクルが経済性に優れる結果となった。

表 2.1 燃料サイクルシステムの経済性（多面的評価向仕様） （円/kWh）

評価ケース	処理規模	炉心	燃料	燃料製造費	再処理費	燃料ｻｲｸﾙ費
先進湿式法＋簡素化ペレット法(1-1)	200 (tHM/y)	資源	MOX	0.25	0.22	0.47
先進湿式法＋振動充填法（スフェアパック）(2-1)			MOX	0.39	0.24	0.63
金属電解法＋射出鋳造法(6-1)			金属	0.23	0.28	0.51
先進湿式法＋簡素化ペレット法(8-1)			窒化物	0.29	0.21	0.50
先進湿式法＋被覆粒子法(9-1)			窒化物	0.36	0.32	0.68
先進湿式法＋簡素化ペレット法(1-2)		経済	MOX	0.19	0.17	0.36
先進湿式法＋振動充填法（スフェアパック）(2-2)			MOX	0.33	0.19	0.52
金属電解法＋射出鋳造法(6-2)			金属	0.20	0.25	0.45
先進湿式法＋簡素化ペレット法(8-2)			窒化物	0.24	0.18	0.42
先進湿式法＋被覆粒子法(9-2)			窒化物	0.29	0.26	0.55
先進湿式法＋簡素化ペレット法(1-3)		LLFP	MOX	0.28	0.33	0.61
先進湿式法＋簡素化ペレット法(10)			MOX	0.54	0.52	1.06
先進湿式法＋簡素化ペレット法(3-1)	50 (tHM/y)	資源	MOX	0.46	0.63	1.09
超臨界直接抽出法＋簡素化ペレット法(4-1)			MOX	0.46	0.52	0.98
酸化物電解法＋振動充填法（バイパック）(5-1)			MOX	0.42	0.48	0.90
金属電解法＋射出鋳造法(7-1)			金属	0.29	0.37	0.66
先進湿式法＋簡素化ペレット法(3-2)		経済	MOX	0.35	0.49	0.84
超臨界直接抽出法＋簡素化ペレット法(4-2)			MOX	0.35	0.41	0.76
酸化物電解法＋振動充填法（バイパック）(5-2)			MOX	0.33	0.38	0.71
金属電解法＋射出鋳造法(7-2)			金属	0.26	0.32	0.58

＊( )内は多面的評価ケース No

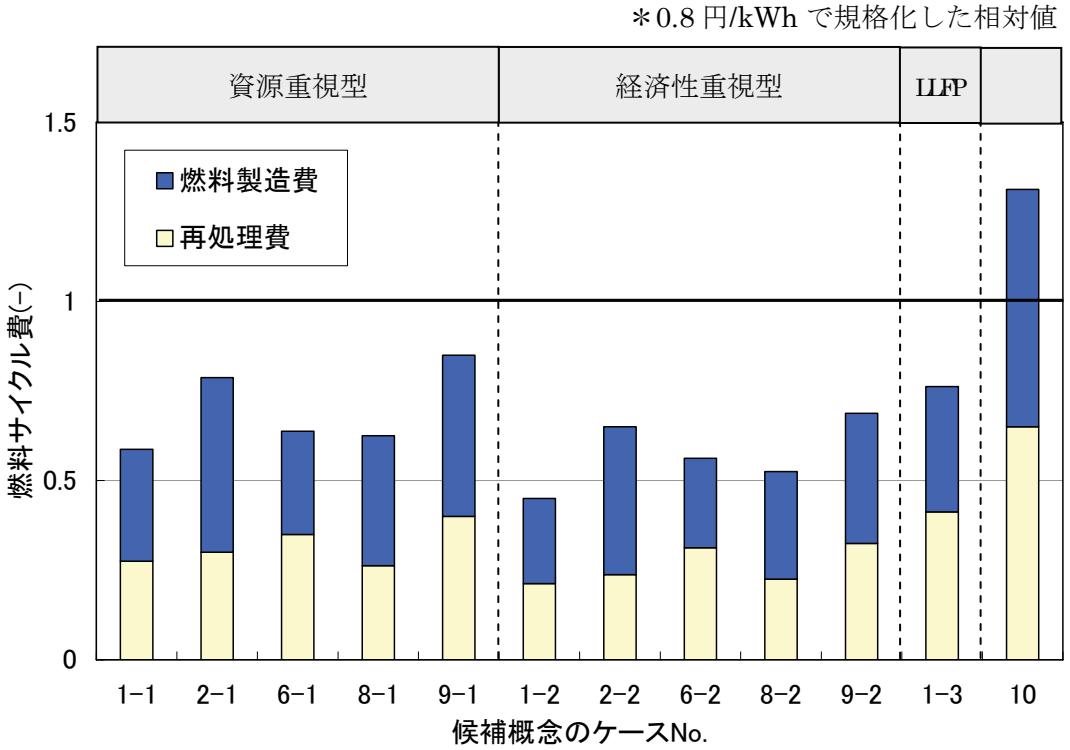


図 2.1　燃料サイクルシステムの経済性（処理規模：200tHM/y）

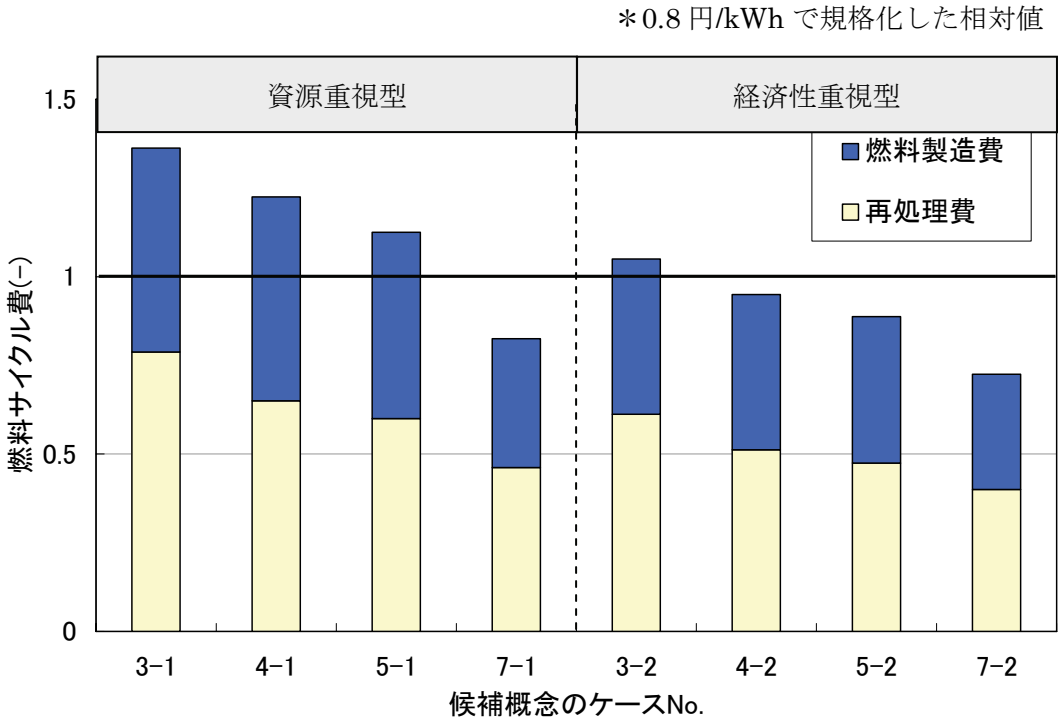


図 2.2　燃料サイクルシステムの経済性（処理規模：50tHM/y）

3. 燃料サイクルシステムの技術総括

湿式および乾式の各再処理サイクルシステム及びこれらの再処理製品を原料とした燃料製造システムの組合せの内、有望概念としてフェーズⅡで詳細評価されたシステムについてプロセス、機器、施設などの施設概念構築を実施し、安全性、経済性、環境負荷低減性などの設計要求に対する技術評価を実施した。

3.1 先進湿式法再処理と簡素化ペレット法燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応）

製品であるMOXペレット燃料へのFP混入率については、晶析やMA回収工程の分離性能を考慮し0.06 wt%と見積もっており、取り合いの目安値0.14wt%以下を満足している。

安全性に関しては、燃料製造施設がセル構造となり、施設設備及び取扱い物質が現行のMOXペレット燃料製造施設と異なるため直接比較は出来ないが、現行の指針類の考え方への対応は可能な見通しである。再処理／燃料製造一体化プラントとしての安全性評価については、基本的に再処理施設における安全性評価に包含されるため、先行プラントと同等の安全性を確保できる見通しである。

経済性に関しては、処理量200tHM/年の場合に燃料サイクル費0.8円/kWhを満足するが、処理量50tHM/年の場合に設計要求の値を超えている。

環境負荷低減性については、再処理はUとTRUの廃棄物への移行率を約0.2 wt%と見積もっているが、さらに改善を図ることにより目標値を達成できると考えられる。また、燃料製造も海外実績を参考に目標達成が見込まれる。サイクル施設全体として目標値の達成が可能であると期待される。

資源有効利用性については、再処理のUとTRU回収率は99.8wt%以上と見積もっており、また、燃料製造を合わせたサイクル施設全体でも設計要求の99wt%以上を満足できる見通しである。

核拡散抵抗性については、工程中にPu単体が存在せず、また、製品にMAやFPが含まれるので転用にはさらなる精製操作が必要であり、設計要求を満足する。核拡散抵抗性は従来に比して高められる。また、既存技術による計量管理の見通しも得られている。

技術的成立性については、先進湿式法要素技術の成立性を損なう知見は得られておらず、現行のPUREX法の技術的基盤を利用することから技術的に成立するものと判断する。また、MOX製造技術も高除染MOXの豊富な実績を基に各プロセス原理を確認しているので十分な成立性見通しが得られている。

3.2 先進湿式法再処理とスフェアパック法燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応）

再処理については3.1と同じである。

製品であるMOX振動充填燃料へのFP混入率については、晶析やMA回収工程の分離性能を考慮し0.06 wt%と見積もっており、取り合いの目安値0.14wt%を満足している。

安全性については、燃料製造については燃料製造施設がセル構造となり、施設設備及び取扱い物質が現行のMOXペレット燃料製造施設と異なるため直接比較は出来ないが、現行の指針類の考え方への対応は可能な見通しである。

経済性については、処理量200tHM/年の場合に燃料サイクル費0.8円/kWhを満足するが、燃料製造側で設備及び施設の建設コスト負荷が大きく、「先進湿式法再処理と簡素化ペレット法の組み合わせシステム」に比べ3～4割高い。

環境負荷低減性については、燃料製造は簡素化ペレット法に比べ粉末飛散の発生原因が少ないことから目標達成が見込まれる。サイクル施設全体としては簡素化ペレット法と同様に目標達成が可能と見込まれる。

資源有効利用性については、簡素化ペレット法と同様に、サイクル施設全体として設計要求を満足できる見通しである。

核拡散抵抗性については、3.1と同様である。

技術的成立性については、燃料製造は高除染MOX体系での実績があり、各プロセスの原理を確認しているので十分な成立性見通しが得られている。

3.3 酸化物電解法再処理とバイパック燃料製造の組み合わせシステム（MOX 燃料対応）

製品である振動充填燃料へのFP混入率の炉側との取り合いについては、要求値として径ブランケットと軸ブランケットを除く炉心燃料に対して1.2wt%以下と設定されているが、資源重視型炉心と経済性重視型炉心の設計結果は、それぞれ1.14wt％と1.23wt%でほぼこれを満足している。

安全性については、先行プラントと同等の安全性を確保できる見通しであるが、再処理では高温融体や塩素ガスの取り扱いを考慮することが重要である。

経済性については、処理量50tHM/年の場合、燃料サイクル費0.8円/kWhを燃焼度の高い経済性重視型炉心では満足するが、資源重視型炉心では10%程度オーバーする。なお、スケールアップ効果や経済性評価の精度の範囲内で満足する可能性もあるが、一層の合理化や機器の処理能力増大によるコストダウンの努力が必要である。

環境負荷低減性については、TRUの廃棄物への移行率が再処理で0.7%であることから、達成目標の0.1%を満足することは難しいと予想される。これは、脱被覆や燃料顆粒を取り扱う工程でのロスが避けられないとの技術的判断によるところが大きく、現状の技術の延長線上では達成が難しい目標である。

資源有効利用性については、UとTRU回収率は、再処理がそれぞれ99.7wt％と99.3wt％である。また、燃料製造では両者とも99wt％台後半の回収率が期待できることから、サイクル施設全体での設計要求99wt%以上をほぼ満足できる見通しである。

核拡散抵抗性については、工程中にPu単体が存在せずMOX製品にも1wt％程度のFPが同伴することから、転用には再精製が必要であり、核拡散抵抗性を有する。また、既存技術による計量管理の見通しも得られている。

技術的成立性については、脱被覆方法、電解槽材料、MA回収方法、廃棄物処理工程に開

発課題が残っており、技術開発と使用済燃料を利用した確認試験が必要であり実用化の見通しを得るにはかなりの時間を要する。

3.4 金属電解法再処理と射出鋳造法燃料製造の組み合わせシステム（金属燃料対応）

製品である金属燃料へのFP混入率の炉側との取り合いについては、要求値としてブランケットを除く炉心燃料に対して1.2wt%以下と設定されているが、資源重視型炉心と経済性重視型炉心の設計結果は、それぞれ0.35wt％と0.33wt%で要求値を満足している。また、取り合いの目安値として設定した0.3wt%以下についてもほぼ満足している。

安全性については、先行プラントと同等の安全性を確保できる見通しであるが、大量のPuインベントリーを有する電解槽の臨界防止や計量管理技術の成立性に開発要素が残っている。

経済性については、処理量50tHM/年と200tHM/年ともに、資源重視型炉心と経済性重視型炉心の両者で燃料サイクル費0.8円/kWhを満足している。

環境負荷低減性については、再処理は設計評価上はTRU移行率0.1wt%以下を満足しているが、その前提となる使用済燃料の溶解率や使用済塩からの向流多段抽出法の分離性能等の確認には時間を要する。燃料製造についてはU,TRUの廃棄物移行率0.5wt％以下であり目標は達成されていないが、移行率が0.3wt％以下との報告例があり廃モールドからの回収努力を図れば目標達成が期待できる。

資源有効利用性については、開発要素による不確定幅を考慮しても設計要求Uおよび TRU回収率の99wt%以上を満足できる見通しである。

核拡散抵抗性については、工程中にPu単体が存在せずU-TRUインゴット製品には合計して2wt％程度のFPとMAが同伴することから、転用には再精製が必要であり、核拡散抵抗性を有する。ただし、既存技術による計量管理を適用するためには、使用済燃料中や電解槽の溶融塩中のPuインベントリーに対して高い測定精度が要求される。

技術的成立性については、再処理はCd陰極によるTRU回収、MA回収方法、廃棄物処理工程に開発課題が残っており、技術開発と使用済燃料を利用した確認試験や工学規模の機器開発が必要である。燃料製造については、一部、工学的な試験結果からプロセスの成立性見通しが得られている。

3.5 先進湿式法再処理と被覆粒子法燃料製造の組み合わせシステム（窒化物燃料対応）

再処理方法は、先進湿式法に窒化物を取り扱うために必要な前処理工程のみを付加したものとなるので、再処理に関する評価は3.1の「先進湿式法再処理と簡素化ペレット法の組み合わせシステム」に基本的に同様となる。

燃料製造の安全性については、燃料製造施設がセル構造となり、施設設備及び取扱い物質も現行のMOXペレット燃料製造施設と異なるため、直接比較は出来ないが、現行の指針類の考え方への対応は可能な見通しである。

経済性については、処理量200tHM/年の場合に燃料サイクル費0.8円/kWhを満足する。

環境負荷低減性については、燃料製造は海外実績等を参考に目標達成が見込まれ、サイクル施設としても達成が可能と見込まれる。

資源有効利用性については、燃料製造は海外の実績から達成できると見込まれ、サイクル施設としても設計要求を満足できる見通しである。

技術的成立性については、再処理は、被覆燃料の脱被覆などの前処理、^{15}N及び^{14}Cの回収に関する研究開発を要する。燃料製造については、粒子被覆工程の量産技術および六角ブロック製作技術のハードルは高い。

フェーズⅡにおいて詳細検討した主な燃料サイクルシステムの設計要求に対する評価結果の概要の一覧を、表3.1及び表 3.2に示す。

表 3.1　フェーズⅡで詳細検討された燃料サイクルシステムの設計要求に対する技術評価のまとめ(湿式法)

燃料サイクルシステム			組み合わせ	先進湿式法＋簡素化ペレット法		先進湿式法＋振動充填法(ゲル化スフェアパック)		超臨界直接抽出法＋簡素化ペレット法		備考
			処理規模	200tHM/y		200tHM/y		50tHM/y		
			炉心	資源炉心	経済炉心	資源炉心	経済炉心	資源炉心	経済炉心	
			平均燃焼度	90GWd/t	114.9GWd/t	82.6GWd/t	103.5GWd/t	90GWd/t	114.9GWd/t	
評価項目	性能	FP除染性能	ｻｲｸﾙ製品(炉心燃料)へのFP混入率 要求値:1.2wt%以下 取り合い目安値: ・先進湿式法　0.14wt%	・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値0.14%以下を満足。 炉心燃料(U/TRU製品中):0.06wt% (U製品中0.05wt%)		・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値0.14%以下を満足。 炉心燃料(U/TRU製品中):0.06wt% (U製品中0.05wt%)		・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値0.14%以下を満足。 炉心燃料(U/TRU製品中):0.06wt% (U製品中0.05wt%)		( )は再処理製品ﾍﾞｰｽ
		MA含有量	ｻｲｸﾙ製品へのMA含有量:最大5wt%	・MA最大5wt%添加燃料の製造の見通し		・MA最大5wt%添加燃料の製造の見通し		・MA最大5wt%添加燃料の製造の見通し		
	安全性		LWR再処理施設･MOX製造施設と同等以上	・サイクル施設全体として、先行施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。		・サイクル施設全体として、先行施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。		・サイクル施設全体として、先行施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。		
	経済性	燃料ｻｲｸﾙ費(再処理費＋燃料製造費)	0.8円/kWh以下	燃料サイクル費:0.47円/kWh 再処理単価:19.3万円/kgHM 燃料製造単価:17.1万円/kgHM	燃料サイクル費:0.36円/kWh 再処理単価:19.3万円/kgHM 燃料製造単価:16.7万円/kgHM	燃料サイクル費:0.63円/kWh 再処理単価:19.3万円/kgHM 燃料製造単価:25.1万円/kgHM	燃料サイクル費:0.52円/kWh 再処理単価:19.3万円/kgHM 燃料製造単価:26.2万円/kgHM	燃料サイクル費:0.98円/kWh 再処理単価:46.3万円/kgHM 燃料製造単価:31.6万円/kgHM	燃料サイクル費:0.76円/kWh 再処理単価:46.3万円/kgHM 燃料製造単価:30.8万円/kgHM	
	環境負荷低減性	環境放出放射能	単位発電量あたり(*1)LWR再処理施設･MOX製造施設と同等以下	・先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。 ・燃料製造については未評価。		・先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。 ・燃料製造については未評価。		・先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。 ・燃料製造については未評価。		
		処分区分毎の廃棄物発生量の合計(*2)		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約60%。		
		U･TRUの廃棄物への移行率	(0.1wt%以下を目標)	・再処理における不溶解残渣からの回収工程付加努力により、サイクル施設全体の目標達成の見通し。		・再処理における不溶解残渣からの回収工程付加努力により、サイクル施設全体の目標達成の見通し。		・再処理で粉末取扱工程からの回収付加努力により、サイクル施設全体の目標達成は可能。		
	資源有効利用性	U･TRU回収率	各99wt%以上	・燃料サイクルシステムとして、99wt%以上回収可能。		・燃料サイクルシステムとして、99wt%以上回収可能。		・燃料サイクルシステムとして、99wt%以上回収可能。		
	核拡散抵抗性		Puが単独で存在しない。回収物はFPやMAを含む。	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。回収物には、FPとMAが同伴する		・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。回収物には、FPとMAが同伴する		・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。		
			保障措置に配慮した設計	・先行のサイクル施設等を参考とした計量管理システム構築。NRTAの適用を考慮。 ・燃料製造については、セル内ホールドアップ検認技術開発が課題。 ・低除染MA含有燃料の特徴を活かした保障措置制度対応軽減化の可能性がある。		・先行のサイクル施設等を参考とした計量管理システム構築。NRTAの適用を考慮。 ・燃料製造については、セル内ホールドアップ検認技術開発が課題。 ・低除染MA含有燃料の特徴を活かした保障措置制度対応軽減化の可能性がある。		・先行のサイクル施設等を参考とした計量管理システム構築。NRTAの適用を考慮。 ・燃料製造については、セル内ホールドアップ検認技術開発が課題。 ・低除染MA含有燃料の特徴を活かした保障措置制度対応軽減化の可能性がある。		
	運転・保守補修性		年間稼働日数200日/年以上となるｼｽﾃﾑ	・所定の処理能力を満足するシステムを構築。 ・燃料製造については、遠隔保守補修技術開発が課題。		・所定の処理能力を満足するシステムを構築。 ・燃料製造については、遠隔保守補修技術開発が課題。		・所定の処理能力を満足するシステムを構築。 ・燃料製造については、遠隔保守補修技術開発が課題。		
			保守補修性に配慮した設	・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。		・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。		・必要なアクセスルート及び保守補修スペースを確保。		
	技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性の向上	・基本は実績のあるPUREX法、ペレット燃料製造法で構成。 ・各プロセスとも原理確認済。 ・晶析装置等の機器開発が必要。 ・比較的早期に技術体系確立の見通し。		基本は実績のあるPUREX法、スフェアパック法で構成。 ・各プロセスとも原理確認済。 ・晶析装置等の機器開発が必要。 ・比較的早期に技術体系確立の見通し。		・原理的な成立性の実証途上(直接抽出、MA回収等)で、基礎データの充足が必要。 ・主要機器の開発が必要。 ・燃料製造の基本は実績のあるペレット製造法		

(*1) プラントの年間再処理量、平均燃焼度、熱効率を考慮。
(*2) 本検討では、設計要求記載の「処分場の負荷による重みを掛けた廃棄物発生量」は対象外。

表 3.2　フェーズⅡで詳細検討された燃料サイクルシステムの設計要求に対する技術評価のまとめ(乾式法)

燃料サイクルシステム			組み合わせ	酸化物電解法＋振動充填法(酸化物燃料対応)		金属電解法＋射出鋳造法(金属燃料対応)		備考
			処理規模	50tHM/y		50tHM/y(38tHM/yより評価)		
			炉心	資源炉心	経済炉心	資源炉心	経済炉心	
			平均燃焼度	80.9Gwd/t	102.4Gwd/t	134Gwd/t	153Gwd/t	
評価項目	性能	FP除染性能	ｻｲｸﾙ製品(炉心燃料)へのFP混入率 要求値:1.2wt%以下 取り合い目安値: ・酸化物電解法:1.4wt%以下 ・金属電解法:0.3wt%以下	・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値1.4wt%を満足する。 炉心燃料中:1.1wt% (MOX共析物中1.23wt%) (U析出物中0.79wt%) (MA回収物中1.7wt%)	・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値1.4wt%を満足する。 炉心燃料中:1.2wt% (MOX共析物中1.31wt%) (U析出物中1.29wt%) (MA回収物中1.29wt%)	・FP混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値0.3wt%を満足する。 炉心燃料中:0.3% (U/TRU合金中1.8wt%(Pu富化度68%)) (U合金中0wt%)	・混入率の要求値1.2wt%以下および取り合い目安値0.3wt%を満足する。 炉心燃料中:0.3% (U/TRU合金中1.9wt%(Pu富化度68%)) (U合金中～0wt%)	( )は再処理製品ﾍﾞｰｽ
		MA含有量	ｻｲｸﾙ製品へのMA混入量:最大5wt%	・MA最大5wt%添加燃料の製造の見通し		・MA最大5wt%添加燃料の製造の見通し		
	安全性		LWR再処理施設･MOX製造施設と同等以上	・サイクル施設全体として、先行施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。		・サイクル施設全体として、先行施設と同等以上の安全性を確保できる見通し。		
	経済性	燃料ｻｲｸﾙ費(再処理費＋燃料製造費)	0.8円/kWh以下	燃料サイクル費:0.90円/kwh 再処理単価:38.0万円/kgHM 燃料製造単価:26.0万円/kgHM FBR熱効率:42.5%	燃料サイクル費:0.71円/kWh 再処理単価:38.0万円/kgHM 燃料製造単価:25.8万円/kgHM FBR熱効率:42.5%	燃料サイクル費:0.66円/kWh 再処理単価:47.0万円/kgHM 燃料製造単価:28.3万円/kgHM FBR熱効率:42.5%	サイクル費:0.58円/kWh 再処理単価:48.0万円/kgHM 燃料製造単価:28.2万円/kgHM FBR熱効率:42.5%	
	環境負荷低減性	環境放出放射	単位発電量あたり(*1)LWR再処理施設･MOX製造施設と同等以下	・先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。 ・燃料製造については未評価。		・先行LWR再処理施設と同等以下を確保できる見通し。 ・燃料製造については未評価。		
		処分区分毎の廃棄物発生量の合計(*2)		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(ﾎｳｹｲ酸ｶﾞﾗｽ固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設の約75%。		高ﾚﾍﾞﾙ廃棄物(人工鉱物固化体)発生量は先行ｻｲｸﾙ施設とほぼ同程度の見通し。(*3) (資源炉心:240体/y(36m^3/y)。 経済炉心:275体/y(42m^3/y))		
		U･TRUの廃棄物への移行率	(0.1wt%以下を目標)	・サイクル施設全体として、達成できる可能性はある。ただし、再処理については、向流多段抽出が期待通りの性能を発揮する必要があり、プロセス全体にかかわるため相当の開発期間が必要。		・サイクル施設全体として達成できる可能性はある。ただし、再処理、燃料製造とも工程廃棄物からの回収率向上等の努力を要する。		
	資源有効利用性	U･TRU回収率	各99wt%以上	・燃料サイクルシステムとして、99wt%以上回収可能。		・燃料サイクルシステムとして、99wt%以上回収可能。		
	核拡散抵抗性		Puが単独で存在しない。回収物はFPやMAを含む。	・全ての工程においてPuはUとの混合物として存在し、Puの単離なし。 ・回収物には、相当量のFPとMAが同伴する。		・全ての工程においてPuはUとMAの混合物として存在し、Puの単離なし。		
			保障措置に配慮した設計	・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。 ・主たる計量管理手法は秤量とｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ。NRTAの適用を考慮。 ・燃料製造については、セル内ホールドアップ検認技術開発が課題。 ・低除染MA含有燃料の特徴を活かした保障措置制度対応軽減化の可能性がある。		・既存施設の設計例を参考にKMP，MBAを設定。 ・主たる計量管理手法は秤量とｻﾝﾌﾟﾘﾝｸﾞ。NRTAの適用を考慮。 ・燃料製造については、多量バッチの分析が課題。 ・低除染MA含有燃料の特徴を活かした保障措置制度対応軽減化の可能性がある。		
	運転･保守補修性		年間稼働日数200日/年以上となるｼｽﾃﾑ	・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。		・ﾏﾃﾘｱﾙﾊﾝﾄﾞﾘﾝｸﾞによるﾊﾞｯﾁ処理を基本とした遠隔自動化ｼｽﾃﾑとして、所定の処理能力を満足するｼｽﾃﾑ構築。		
			保守補修性に配慮した設計	・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。 ・所定の処理能力を満足するシステム構築。 ・燃料製造については、遠隔保守補修技術開発が課題。		・必要なｱｸｾｽﾙｰﾄ及び保守補修ｽﾍﾟｰｽを確保。 ・所定の処理能力を満足するシステム構築。 ・燃料製造については、遠隔保守補修技術開発が課題。		
	技術的成立性		設計根拠の明確化と信頼性の向上	(再処理)・U,Pu回収に関しては使用済燃料で実証済み。 MA回収については、見通しはあるが実証途上。 ・電解槽ルツボ材料の製造性が確認されていない。 ・脱被覆技術について開発課題が残っている。 ・塩廃棄物の処理・処分について開発課題が残っている。 ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。 (燃料製造)・高除染MOX、FP含有低除染MOXの小規模製造の実績がある。 ・密度分布、Pu富化度分布の検査技術開発が必要である。		(再処理)・U回収については、米国でFCFにて、使用済燃料で実証済。 ・Pu、MAについては、Cd陰極、向流多段抽出装置の開発と実証が必要 ・電解処理や塩・Cd蒸留工程の高速化を図る必要がある。 ・塩廃棄物の安定化技術を改良し、減容を図る必要がある ・移行率等の安全評価上のﾃﾞｰﾀの拡充が必要。 ・遠隔操作、高温融体取扱を考慮した機器の開発が必要。 (燃料製造)・ANLにおいてU,U-Pu合金の工学規模での製造実績がある。 ・U-Zr射出鋳造試験で満足するスラグ寸法精度が得られる見通しを得た。		

(*1) プラントの年間再処理量、平均燃焼度、熱効率を考慮。
(*2) 本検討では、設計要求記載の「処分場の負荷による重みを掛けた廃棄物発生量」は対象外。
(*3) 処分体中の発熱密度や比放射能が低いので、一概に処分への負荷が大きくなるかは今後の精査が必要。

4. 実用化に向けた技術的実現性の評価

先進湿式法、酸化物電解法及び金属電解法の再処理と簡素化ペレット法、スフェアパック法、バイパック法及び射出鋳造法の燃料製造の組み合わせシステムについて、実用化に向けた技術的な課題と研究開発計画案を以下に示す。また、これらの燃料サイクルシステムの開発に必要な資金展開の試算を表 4.8に示す。なお、ヘリウムガス冷却炉用の窒化物被覆粒子燃料サイクルについては、「先進湿式法再処理とスフェアパック法振動充填燃料製造法のゲル化法の組合せ」と技術的共通点を有するものの、窒化物燃料特有の開発課題がある。しかし、その開発にあたっては、被覆粒子やその燃料集合体の概念確立等、炉側の今後の開発状況を踏まえて進めることが必要であるため、以下ではその課題等を述べるに留めている。

(1) 先進湿式法再処理と簡素化ペレット法燃料製造の組合せ

先進湿式法再処理及び簡素化ペレット燃料製造に関する研究開発計画をそれぞれ表 4.1及び表 4.2に示す。主な技術的課題としては、大容量化を含む晶析機器の開発、MA回収工程の使用済燃料を用いた実証及び抽出クロマトグラフィ機器開発、簡素化ペレット法による低除染MA含有ペレットの製造の実証、遠隔保守・補修とともに量産化も考慮した脱硝転換・成型・焼結の機器開発などが挙げられる。

先進湿式法の基礎となっている従来の湿式再処理は、軽水炉使用済燃料に対して国内外の豊富な操業実績がある。したがって、オフガス系や廃液処理設備などの周辺工程については、既存プラントのシステムを適用することができる。また、簡素化ペレット法の基礎となっているペレット製造技術には、軽水炉燃料に対する国内外の豊富な実績がある。国際的には、仏国が湿式再処理とペレット製造を中心に開発を進めており、国際協力による技術的実現性の向上が期待できる。これらに加え、使用済燃料やPuを用いた試験により、基本原理を確認しているため、先進湿式法再処理及び簡素化ペレット燃料製造の組合せについては、高い確度で技術的実現性を見通すことができる。なお、晶析技術、抽出クロマトグラフィ、原料粉末調整技術、ダイ潤滑成型法などの革新技術が採用できない場合の代替技術については、経済性の低下に加え、実燃料による確認などの必要性はあるものの、基本的には溶媒抽出法や従来型ペレット製造技術などの既存技術が適用可能な見通しである。

なお、先進湿式法再処理のオプションである超臨界直接抽出の課題としては、直接抽出、MA回収などに関わる基礎的データの充足、高圧機器の開発、粉体化された燃料、FPの取り扱い技術の開発などが挙げられる。

(2) 金属電解法再処理と射出鋳造法燃料製造の組合せ

金属電解法再処理及び射出鋳造法に関する研究開発計画をそれぞれ表 4.3及び表 4.4に示す。主な技術的課題としては、使用済燃料を用いた再処理主要工程（液体Cd陰極による

U/TRU回収など）の確認試験、塩廃棄物固化体の最適化、燃料スラグの均質性確認、遠隔操作性を考慮した機器開発、計量管理手法の検討、システムの特徴を考慮した安全評価手法の開発（指針類の整備、異常時の現象解明・放射性核種の移行率データ取得・臨界管理システムの構築など）などが挙げられる。

米国ANL-W（現INL）における工学規模での使用済U燃料の金属電解法による処理（U回収）、射出鋳造法によるEBR-Ⅱ炉心燃料や照射試験燃料の製造実績に加え、実規模に近い装置によるU-Zr射出試験結果など、フェーズⅡの期間内に得られた成果により、主要プロセスの成立性は確認されていると考えられる。

実用化には工学規模での研究開発へのステップアップが不可欠である。しかし、それには国内での開発施設の整備から始める必要があるため、我が国単独では開発に長期を要する見込みであり、開発を効率的に進めるとともに、技術的実現性をより確かにするためには、開発実績のある米国などとの国際協力が重要である。

(3) 先進湿式法再処理と振動充填法燃料製造（スフェアパック燃料）の組合せ

振動充填燃料製造（スフェアパック）に関する研究開発計画を表 4.5に示す。なお、先進湿式法再処理に関する研究開発計画は表 4.1と同一である。主な技術的課題は、ゲル化工程で発生する硝酸アンモニウムを含む廃液の低減、充填密度の軸方向分布など燃料ピン品質検査技術の開発、セル内遠隔自動化技術・保守補修技術の開発、経済性向上の観点からのプロセス最適化などが挙げられる。

スフェアパック燃料製造については、MA含有燃料粒子製造試験などによりプロセスの原理的成立性は確認されていると考えられる。ペレット法に比べて技術的知見が少ないが、機器開発やプロセス試験の継続によって課題を解決できる見込みであり、高い確度で実現性を見通すことができる。

(4) 酸化物電解法再処理と振動充填法燃料製造（バイパック燃料）の組合せ

酸化物電解法再処理及び振動充填燃料製造（バイパック燃料）に対する研究開発計画を、それぞれ表 4.6及び表 4.7に示す。主な技術的課題としては、電流効率の向上やプロセス条件の最適化（最適化するための因子の同定も必要）、有望なMA回収法の探索とその開発、溶融塩・酸素・塩素に起因する腐食に対する対策、計量管理手法の検討、燃料ピン中のPu均質性確認のための品質検査技術の開発、遠隔操作性を考慮した機器開発、システムの特徴を考慮した安全評価手法の開発（指針類の整備、異常時の現象解明・放射性核種の移行率データ取得など）などが挙げられる。

ロシアRIARで開発された「酸化物電解法再処理とバイパック燃料製造の組合せ」の基本プロセスは、照射燃料製造としてのバイパック燃料の製造実績はあるが、酸化物電解法については工学的な実現性にかかわる技術的課題が多い。このため、研究開発の技術的ハードルが高く、研究開発のための施設も不足している。開発のためのインフラ整備から着手する必要があり、実用化の見通しを得るには30年程度の長期間を要する見込みである。

(5) 窒化物燃料サイクル

窒化物燃料サイクルについては、再処理に関連して、TiN脱被覆技術、使用済燃料の酸化などの前処理方法、再処理製品の窒化、N-15濃縮技術などの開発、被覆粒子燃料製造においては、TiN被覆技術、六角ブロック型燃料集合体の製造技術などの開発が技術課題として挙げられる。

窒化物のペレット製造や粒子製造については、旧原研やスイス・ポールシェラー研究所（PSI）における開発実績があるので、これらの技術開発成果を活用するとともに、国際的な研究開発動向を把握しておくことが重要である。

表 4.1　先進湿式法再処理システムの研究開発計画

実用化戦略調査研究工程	(フェーズⅢ)					(フェーズⅣ)					実用化に向けた開発	
	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	～2020	～2025
						▼チェック＆レビュー					▼技術体系整備	
主工程プロセス開発												
溶解、清澄、晶析、共除染・逆抽出、MA回収	溶解方式（短尺せん断-連続溶解槽/粉体化溶解）の選定 ホット試験データの蓄積: 溶解率、スラッジ挙動、晶析回収率や結晶洗浄効果、低濃度領域の抽出挙動、MA分離など											
主工程機器開発												
解体・せん断、溶解、清澄、晶析、共除染・逆抽出、MA回収	一体型解体せん断機、溶解装置、スラッジ回収機器、晶析装置、遠心抽出器、抽出クロマトグラフィ装置等試験用機器の設計（小型機器の試作・試験を含む）					各試験機器の製作、 性能確認試験（U試験あるいはコールド試験）						
プロセス全般に係る技術開発												
廃液処理	試験廃液の処理試験・廃液二極化に関するデータ取得（ホット試験）、濃縮装置等の機器開発											
設計評価												
プロセスフローシート	溶解方式選定、晶析試験、共除染・逆抽出試験、MA回収技術開発等に基づくフローシート再評価											
実用プラント設計研究	安全設計やシステム設計に基づく概念設計研究					最適化設計研究						
FBRサイクルへの移行検討	プロセスフローシート、必要な設備等の検討											
工学規模ホット試験→実証試験	概念検討／詳細設計／安全審査					設備整備			工学規模ホット試験		設計データ取得、実証試験施設の詳細設計	

表 4.2　簡素化ペレット法燃料製造システムの研究開発計画

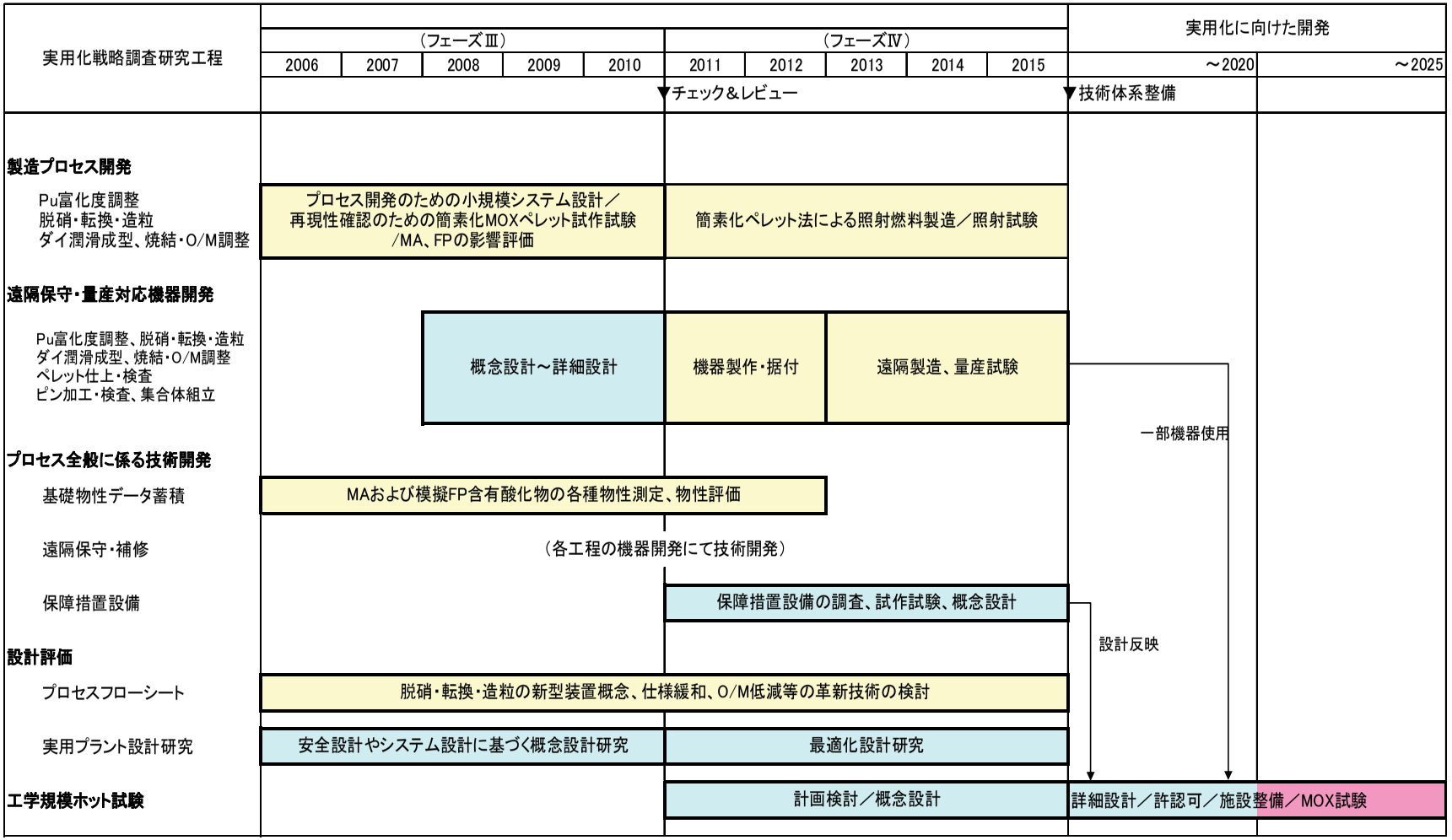


表 4.3　金属電解法再処理システムの技術開発

実用化戦略調査研究工程	（フェーズⅢ）					（フェーズⅣ）					実用化に向けた開発	
	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	～2020	～2025
	▼チェック＆レビュー										▼技術体系整備	
各工程の技術開発												
せん断						せん断刃耐久性試験						
ボンドNa除去			模擬FPとNaIによる除去率確認試験									
電解精製（全般）	サンプリングや電極操作など運転操作性確認					電解槽設計最適化、Cd陰極るつぼ材耐久性試験など機器開発						
（10g規模ホット試験）	照射済金属燃料の電解精製試験（国外）											
TRU還元抽出	処理能力確認	操作性を考慮した機器開発										
固体／Cd陰極処理		連続式の成立性検討、モックアップ機器設計				るつぼ耐久性、処理速度等確認のためのモックアップ試験						
廃棄物処理	基礎試験	固化体製造プロセス試験、塩リサイクル試験他				許認可対応方策検討、浸出率データ取得						
プロセス全般に係る技術開発												
オフガス系	HM・揮発性FP移行率評価、処理設備の具体化											
Arガス純化系						PSA純化方式の性能確認試験						
物質移送	高温融体移送試験											
保守・補修	機器の除染方法の検討、遠隔保守・補修技術開発（機器モジュール化など）、高温融体漏洩対策											
保障措置・工程管理	非破壊分析方法等の検討、各工程でのサンプル代表性検討、他											
設計評価												
安全性	臨界安全設計方針確立、火災等事故対策検討、他											
プロセスフローシート	最適操業条件の検討											
実用プラント設計研究	安全設計やシステム設計に基づく概念設計研究					最適化設計研究						
小規模ホット試験	設計検討					詳細設計／許認可／工事・装置製作					U試験／ホット試験	
工学規模ホット試験						計画検討／概念設計					詳細設計/許認可/工事・装置製作/U試験/ホット試験	

表 4.4　射出鋳造法燃料製造システムの研究開発計画

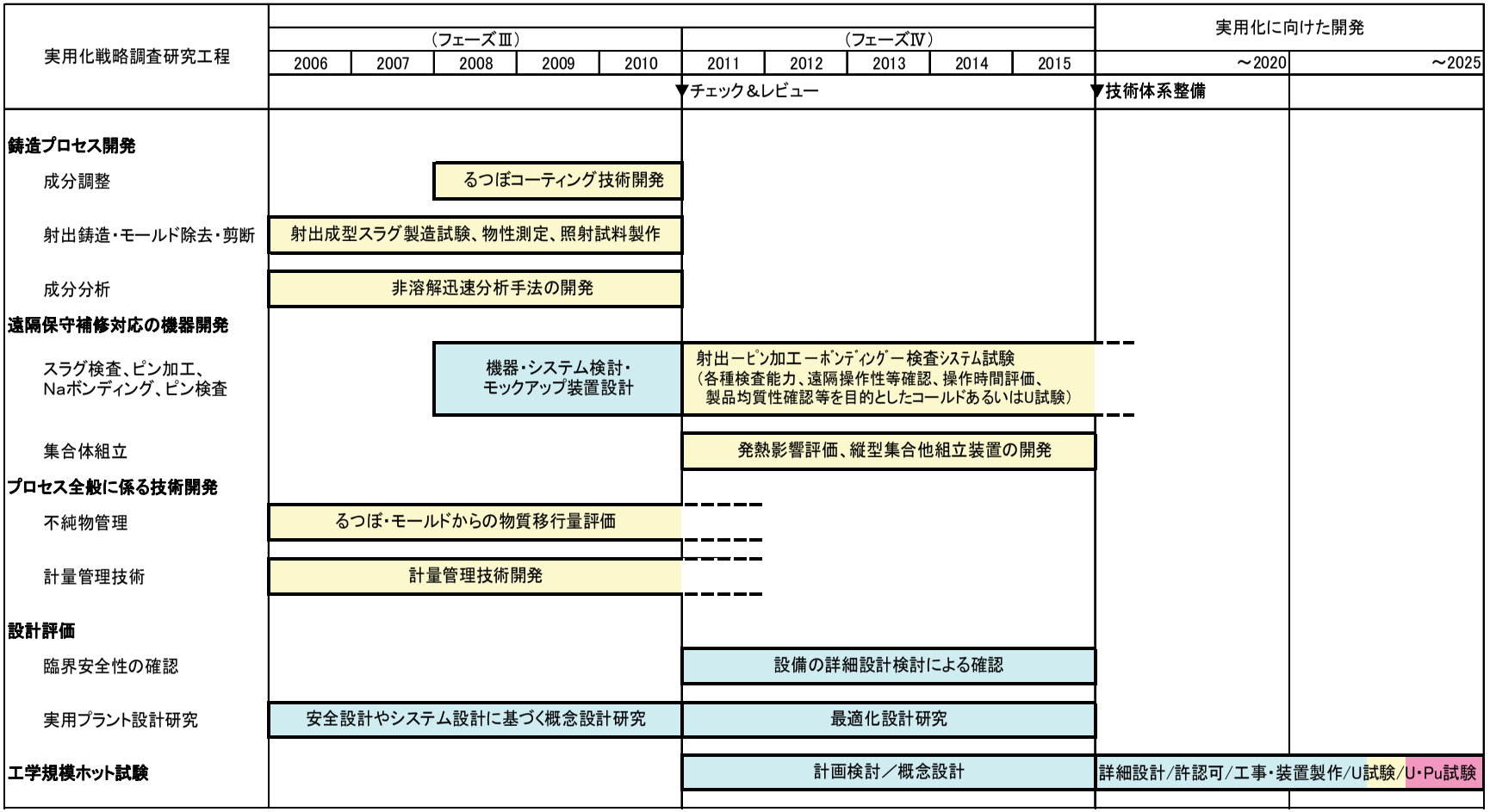


表 4.5　スフェアパック法燃料製造システムの研究開発計画

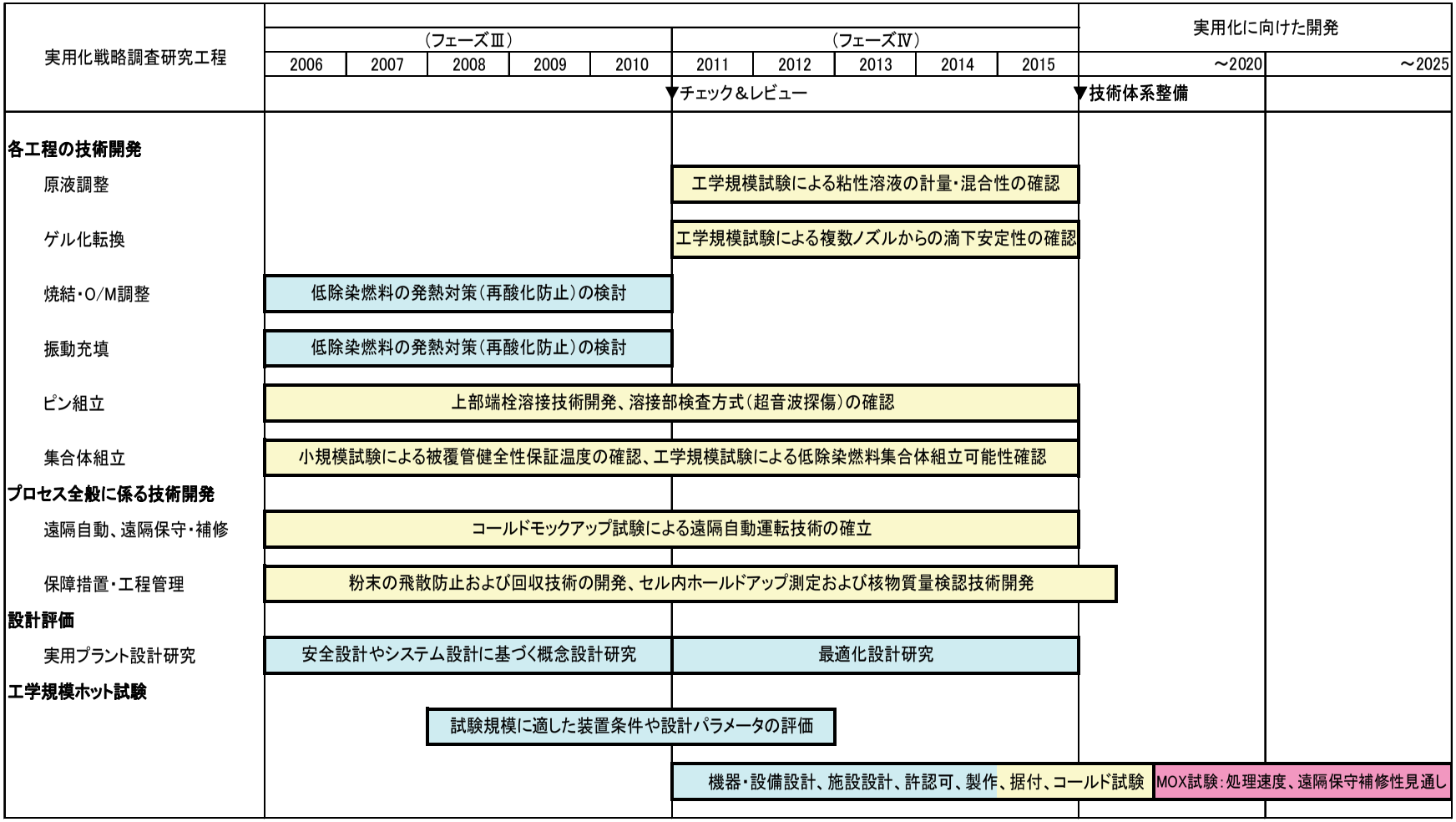


表 4.6　酸化物電解法再処理システムの研究開発計画

実用化戦略調査研究工程	（フェーズⅢ）					（フェーズⅣ）					実用化に向けた開発	
	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	～2020	～2025
					▼チェック&レビュー						▼技術体系整備	
各工程の技術開発												
脱被覆	脱被覆方式選定（ロール矯正法-ハンマ打撃／破砕-磁気分離）					工学規模モックアップ試験						
$ZrCl_4$方式／ハル溶融方式						脱被覆方式も考慮したハル洗浄方式選定→ホット試験					モックアップ試験	
同時電解	材料選定・構造検討→U試験					操作性、保守性のモックアップ試験						
NM分離						耐久性等を考慮したコーティング仕様の検討						
MOX共析	塩リサイクル時のMOX電解除染能力向上					除染能力・処理速度の向上						
MA回収	MA回収方式の選定→ ホット試験					操作性、保守性のモックアップ試験						
溶融塩リサイクル工程					沈殿物，余剰塩の回収方法選定 → 機器開発モックアップ							
プロセス全般に係る技術開発												
陰極回収物の処理						塩含有率制限の設定、塩蒸留法の性能評価 → 機器開発、ホット試験						
リン酸塩，余剰塩の処理	固化マトリクスの選定 → 処分体の安定性等の評価 → 固化装置の開発											
NM陰極析出物						固化方式の選定→処分体の安全性評価→固化装置の開発						
塩素ガスリサイクル						塩素ガスリサイクル装置の開発、安全性確認試験						
物質移送・保守・補修	自動遠隔対応の機器開発（粉体・顆粒取扱，輸送容器等取扱，除染，保守・補修，脱着・交換） → モックアップ試験											
免震装置						免震床構造の具体化 → モックアップ試験						
保障措置・工程管理	サンプリング均一性（誤差）の確認，酸化物電解法に適した分析技術開発，新たな保障措置概念の検討											
設計評価												
安全性	溶融塩・塩素ガス漏洩対策、高温装置の安全性、臨界管理、火災・爆発防止、電源喪失時対策											
プロセスフローシート	前処理法／同時電解／MOX共析／MA回収／機器開発等に基づくフローシート再評価											
工学規模ホット試験	装置概念の具体化					工学規模試験設備の概念設計／詳細設計					許認可	施設整備

表 4.7　バイパック法燃料製造システムの研究開発計画

実用化戦略調査研究工程	（フェーズⅢ）					（フェーズⅣ）					実用化に向けた開発	
	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	～2020	～2025
						▼チェック＆レビュー					▼技術体系整備	
各工程の技術開発												
粉砕	粉砕装置の検討，選定 → 適切な粒度分布を得る粉砕条件把握に関する試験											
分級	最適充填率を得る混合比の確認 → 機器開発											
顆粒混合・振動充填	ブランケット燃料85%TD充填の小規模試験による確認、ゲッタ均一充填技術開発											
端栓溶接	溶接部検査方法の選定、溶接部研削方法の検討											
ピン組立	Pu・充填密度軸方向分布測定技術開発											
プロセス全般に係る技術開発												
発熱対策	制御温度・雰囲気等検討、MA単独原料の貯蔵設備検討、強制冷却方法検討 → 除熱確認試験											
歩留まり	粉砕装置選定後，払出間隔等取合条件検討・歩留評価											
計量管理	現行技術を参考としたセル内ホールドアップの測定技術開発											
遠隔保守・補修	コールドモックアップ試験による遠隔保守補修技術開発											
設計評価												
プロセスフローシート	粉砕装置選定／充填率改良／除熱システム開発／計量管理システム開発等に基づくフローシート再評価											
工学規模ホット試験	試験規模に適した装置条件や設計パラメータの評価											
	機器・設備設計，施設設計，許認可					製作，据付，コールド試験					MOX試験： 処理速度実証、遠隔保守補修性見通し	

表 4.8　実用化までの開発経費の試算

（単位：億円）

		～2015年	～2020年	～2025年	～2030年	～2035年	合　計
先進湿式法＋簡素化ペレット法	要素技術開発費	250					250
	ホット工学試験施設建設費	500		500			1000
	ホット工学試験費			200			200
	維持管理費	850		1050			1900
	小　計	1600		1750			3350
先進湿式法＋スフェアパック法	要素技術開発費	250					250
	ホット工学試験施設建設費	400		600			1000
	ホット工学試験費			200			200
	維持管理費	850		1050			1900
	小　計	1500		1850			3350
酸化物電解＋バイパック	要素技術開発費			400			400
	ホット工学試験施設建設費			50		650	700
	ホット工学試験費					200	200
	維持管理費			1400		950	2350
	放射性廃棄物関連費					250	250
	小　計			1850		2050	3900
金属電解＋射出鋳造	要素技術開発費		350				350
	ホット工学試験施設建設費		50		650		700
	ホット工学試験費				200		200
	維持管理費		1100		950		2050
	放射性廃棄物関連費				250		250
	小　計		1500		2050		3550

維持管理費：既存施設を利用した照射試験等の R&D 費を含む

放射性廃棄物関連費：新たな放射性廃棄物の処分に係る R&D 費用

おわりに

FBRサイクルの実用化戦略調査研究フェーズⅡ（2001～2005年度）の一環として、フェーズⅠ（1999～2000年度）で抽出された再処理技術（先進湿式法、金属電解法、酸化物電解法）及び燃料製造技術（簡素化ペレット法、振動充填法、射出成型法、被覆粒子法）の各技術の特長を活かして両者を組み合わせた燃料サイクルシステムの各候補概念について、炉心平均燃焼度15万MWd/tの酸化物、金属、窒化物燃料FBRを対象に、年間50ｔHM（金属燃料の場合には発電量で等価な38tHM）および年間200tHM規模で燃料を処理する一体型プラントの概念設計検討を行った。

本設計検討においては、新材料や革新技術を積極的に採用して経済性等の向上を図るとともに、低除染のTRU燃料が燃やせるというFBRの特長を活かしたリサイクルシステムの構築による環境負荷低減性、資源有効利用性、核拡散抵抗性向上等を図るよう努めた。また、革新技術等については成立性にかかわる要素試験研究や解析を実施し、それらの成果をシステム設計検討に反映し、炉システムとも整合し各概念が有する能力を最大限に引き出すことが可能な燃料サイクルシステム概念を構築した。検討結果については、安全性、経済性、環境負荷低減性、資源有効利用性、核拡散抵抗性、運転・保守補修性、技術的成立性に係る各設計要求に対する適合性評価を行った。また、各燃料サイクルシステムの技術体系整備に向けた技術課題を摘出した上、2015年頃までの研究開発計画をとりまとめた。

最終報告としての主要な成果は以下のとおりである。

酸化物燃料について、晶析法、簡素化溶媒抽出法およびマイナーアクチニド（MA）回収技術として抽出クロマトグラフィー法を採用した先進湿式法再処理と、粉末混合工程等を合理化した簡素化ペレット法燃料製造を組み合わせたシステムは、すべての設計要求への適合可能性が高く、スケールアップ効果による経済性向上が期待でき、主たる要素技術について実績があり基本プロセスの技術的成立性も高い。本システムは、晶析や抽出クロマトグラフィーの制御技術開発、低除染TRU燃料の製造技術開発等の課題はあるものの、比較的早期に実用化が可能と期待される。なお、超臨界直接抽出法再処理は、先進湿式法の更なる経済性の向上が図れる可能性があるが、今後更に基礎データの充足が必要である。

先進湿式法再処理とゲル化法スフェアパック燃料製造を組み合わせたシステムは、設計要求への適合可能性があり、燃料製造を溶液および顆粒で取り扱うため微粉の飛散が少ない等の利点があるが、多量の工程廃液を処理するため試薬回収設備や廃液処理設備の建設費が増大する。

一方、酸化物電解法再処理と振動充填法燃料製造を組み合わせたシステムは、設計要求への適合可能性があり、特に再処理で回収した顆粒をそのまま振動充填燃料として使える等工程の簡素化による経済性向上が図れる可能性はあるが、MA回収技術などの技術的成立性を左右する基礎的な課題が多い。

金属燃料については、金属電解法再処理と射出成型法燃料製造を組み合わせたシステムが最適であり、設計要求への適合可能性があり、特に比較的小規模での経済性が期待できるが、大量のプルトニウムを取扱う電解槽内での臨界管理手法や計量管理手法の確立、高レベル廃棄物発生量の低減や使用済燃料を用いたTRU回収技術などの実証が必要である。また、金属燃料サイクルを導入するためには、前処理技術（酸化物の金属燃料への還元技術）も開発していく必要がある。

窒化物燃料については、基本的に再処理法では先進湿式法や金属電解法が、燃料製造法では簡素化ペレット法や振動充填法の一部である「ゲル化法」が適用可能であり、設計要求へ概ね適合する可能性があるが、窒化物燃料特有の^{15}N同位体濃縮・回収リサイクル、窒化転換等の枢要技術開発が必要である。また、被覆粒子燃料は、その製造、集合体組立・解体、脱被覆等の技術開発が更に必要となる。

なお、本技術検討書の検討成果は、別途取り纏められている高速増殖炉システム及び統合評価の技術検討書における検討成果とともに、今後重点的に研究開発を進めていくべき有望な高速増殖炉サイクルシステムを絞り込むための総合評価に資するものである。

謝辞

本報告書は、以下に述べるように、原子力機構の関連部署、電気事業者、電中研、メーカ各社・研究機関、大学などの協力、支援を頂いて取り纏めたものである。

原子力機構内においては、旧サイクル機構の東海事業所 環境保全・研究開発センター（現原子力機構の次世代原子力システム研究開発部門 FBR燃料サイクルユニット及び東海研究開発センター 燃料サイクル工学研究所）、プルトニウム燃料センター（現原子力機構のプルトニウム燃料技術開発センター）、建設工務管理部（現原子力機構の東海研究開発センター 核燃料サイクル工学研究所 再処理技術開発センター 再処理施設建設推進室）、再処理センター（現原子力機構の再処理技術開発センター）、及び旧サイクル機構の大洗工学センター 照射施設運転管理センター 燃料材料試験部 照射燃料試験室（現原子力機構の大洗研究開発センター 燃料材料試験部 燃料試験課）、並びに旧原研の大洗研究所エネルギーシステム研究部新型燃料研究グループ（現原子力機構の原子力基礎工学研究部門 燃料・材料工学ユニット 超ウラン元素燃料挙動研究グループ）の各部署の協力、支援を頂いた。

電気事業者（代表は原電）には、原子力機構との間に研究協力協定を締結し、資金・人的支援、技術情報の提供を含めて多大なご協力を頂いた。

電中研には、原子力機構との間に研究協力協定を締結し、金属燃料を用いた金属電解法再処理及び射出鋳造法燃料製造の組合せ概念の技術的検討において、技術情報の提供を含めて多大なご協力を頂いた。

プラント設計・建設や研究開発経験を有するメーカ各社・研究機関（三菱重工㈱、三菱マテリアル株式会社、新型炉技術開発株式会社、㈱東芝、㈱日立、富士電気システムズ㈱、日本エヌ・ユー・エス㈱、東洋エンジニアリング㈱、㈱ペスコ、(財)産創研）には、各種候補概念の設計検討や要素技術開発においてご協力を頂いた。

大学には革新的なアイデアの提案、要素技術開発などにご協力を頂いた。

また、藤岡綱昭、米澤重晃、井上明、定廣大輔、鈴木嘉浩、紫牟田拓志、角田俊哉、小宮山和真、岡本成利の各氏には、フェーズII後半の設計検討作業に加わって、吉氏崇浩、栗田将人の両氏には、本報告書の図表作成においてご尽力頂いた。

さらに、本研究の実施にあたっては、原子力機構内に外部の専門家、有識者を交えた「燃料システム技術検討会」を適宜開催し、研究の進捗状況について報告し、専門的、客観的な立場からコメントなどを頂いた。

これらの本研究の円滑な遂行にご協力頂いた方々に、心から謝意を表したい。

(BLANK PAGE)

燃料サイクル技術検討書　用語説明

用語		説明	類似語/関連語
A	ABLE 型	軸ブランケット削除型燃料集合体（Axial Blanket Elimination）。 炉心損傷事故時の再臨界事象を回避するための方策の一つ。予め燃料集合体の中央部約 37 ピン程度の下部軸ブランケット燃料、あるいは上部軸ブランケット燃料も併せて削除しておく構造。これによって当該部分の熱容量を低減しておき、溶融燃料が被覆材のみを溶融させることによって燃料の炉心部からの流出を早期化することを狙う。内部ダクト付き燃料集合体に比べて燃料の流出には時間を要するものの、炉心部分の燃料割合は従来型集合体と変わらないために炉心性能への影響は小さくできる概念として提案された。	FAIDUS short-FAIDUS
	AGV	無人搬送台車（Auto Guided Vehicle）のこと。 一般に、レールもしくは床下に埋め込まれた信号線（埋設誘導線）に沿って移動する無人の台車。 原子力分野においては低レベル廃棄物貯蔵施設などで使用されている。	無人搬送台車
	ANL	米国アルゴンヌ国立研究所（Argonne National Laboratory）のこと。イリノイ州シカゴ近郊のアルゴンヌ（ANL-east）とアイダホ州（ANL-west）に研究所を持っていたが、近年 ANL-west の方は INL（Idaho National Laboratory）として再編された。	ANL-east ANL-west INL
B	BNFL	British Nuclear Fuels Ltd.（英国原子燃料会社）	
	BSM	バイラテラルサーボマニピュレーター（Bilateral Servo Manipulator）のこと。 電動サーボ方式のパワーマニピュレーターの一種で、電気信号でマスターアームの動作信号を伝送し、それに応じてスレーブアームが動き、かつスレーブ側にかかる力（反力）をマスターアームに電動でフィードバックする機能を持つ。大型セルでの完全遠隔操作のために開発されたもので、TV カメラを搭載したスレーブアームはクレーンもしくは軌道台車に取り付けられてセル内部空間のかなりの部分を自由に移動することが出来る。	MSM パワーマニピュレーター
	BTP R-BTP	ビス（ジアルキルトリアジン）ピリジン 2,6-bis(5,6-dialkyl-1,2,4-triazine-3-yl)-pyridine のこと。 三価アクチニド（Am と Cm）と希土類元素を相互分離するために欧州で開発された抽出剤。窒素を配位子として選択性を高めている。実用化を目指し、化合物の構造を最適化するなどの研究が進められている。	
C	CCIM	コールドクルシブル誘導溶融炉（Cold Crucible Induction Melting）のこと。 高温溶融炉の一種で、るつぼ（crucible）を冷やすことでるつぼ内面に固化した溶融物の層（スカル層という）を形成させて、高温の溶融物とるつぼが直接接触しないようにした溶融炉。るつぼの外から加熱できないため、高周波誘導加熱により溶融物（もしくは内部加熱体）を直接加熱する。	
	Cd プール	金属電解法の電解精製槽において、陽極から漏れ落ちた不溶解物および固体陰極から脱落した金属 U を回収し易くするために設けられた液体 Cd の層。	

用語		説明	類似語/関連語
	CMPO	n-octyl(phenyl)-N, N-diisobutylcarbamoylmethylphospine oxide 三価イオンの抽出剤で TRUEX 法や SETFICS 法で使用される。CMPO 単体では希釈剤（n-ドデカン）に混ざりにくいことから TBP との混合溶媒として用いる。	SETFICS 法 TRUEX 法
	Cyanex 301	Am 及び Cm を希土類元素と分離するために用いる抽出剤。	
	CVD	Chemical Vapor Deposition 目的物質の蒸気（気相）を対象試料上に沈着させる成膜コーティング技術の一つで、気相中もしくは試料表面で生じる化学反応により成膜させる。	PVD
D	DF	除染係数（Decontamination Factor）のこと。	除染係数
	DOG	溶解オフガス（Dissolution Off Gas）のこと。 使用済燃料の溶解工程において発生する気体廃棄物（特にヨウ素化合物）を含む排気で、硝酸への溶解では溶解反応で発生する NOx や蒸気、硝酸ミストが含まれる。	SOG、VOG
	DTPA	ジエチレントリアミン五酢酸（Diethylenetriamine-N, N, N', N", N"-pentaacetic acid）。 pH 2 以上の溶液中で希土類元素に対して Am および Cm と優先的に錯体を形成する性質を持つ水溶性キレート試薬。	SETFICS 法
F	FAIDUS 型	内部ダクト型燃料集合体（Fuel Assembly with Inner Duct Structure）。炉心損傷事故時の再臨界事象を回避するための方策の一つ。予め燃料集合体の内部に溶融燃料排出用ダクトを設けた燃料集合体の構造。集合体中央部の 37 ピン程度を六角のダクトで置換し、下部を高圧または低圧プレナムへ接続して溶融燃料の流出経路とする。全ての燃料集合体に内部ダクトを設けた場合には炉心性能の低下をもたらすものの、炉心損傷の拡大開始以前に燃料流出によって再臨界の可能性を回避することを比較的容易に示すことができる概念として提案された。	ABLE shourt-FAIDUS
	FCCI	燃料－被服管化学相互作用（Fuel Cladding Chemical Interaction）のこと。燃料成分と被服管材料の間で酸化や共晶反応などの化学的反応を生じること。	
	FCF	Fuel Conditioning Facility のことで、INL（旧 ANL-west）にある使用済燃料の処理施設。かつては Fuel Cycle Facility と呼ばれ、IFR 計画において金属燃料の高速増殖実験炉 EBR-II と組み合わせた金属燃料の乾式での燃料サイクル実証試験の中核施設であった。	
	FLUOREX 法	フッ化物揮発法と溶媒抽出法とを組合せたハイブリッド再処理法。使用済の混合酸化物燃料を硝酸に溶解する前にフッ化物揮発法によってウランを粗分離することで、後段の溶媒抽出工程での処理を軽減させることをねらったもの。さらに揮発により回収したウランはガス遠心分離による同位体濃縮に適した化学形態（六フッ化ウラン）であるため、軽水炉からの使用済燃料中に含まれるウランの有効利用（再濃縮）が可能となる。（株）日立製作所を中心に開発が進められている。	
	FP	核分裂生成物（Fission Product）のこと。	
G	GB	グローブボックス 透明のアクリル板等で囲まれた気密の箱で、壁面に予め取り付けられたグローブに手を入れて内部のものを取り扱うことができる。	

用語		説明	類似語/関連語
H	HAN	硝酸ヒドロキシルアミン。NH_3OHNO_3 PUREX 法において Pu の還元剤として使用される。	ソルトフリー
	HEPA フィルター	高効率粒子エア（High Efficiency Particle Air）フィルターのこと。一般に有機繊維とガラス繊維を組み合わせたろ材を使用し、0.3μm の粒子径のエアロゾルに対して99.97%以上の捕集性能を持つものを言う。	
	HFR	Grenoble High Flux Reactor フランス・グリュノーブルにある研究炉。重水減速重水冷却のタンク型炉心部をプール中に設置するいわゆるタンク・プール型炉で、出力は 57MW だが最大熱中性子束は 1.3×10^{15}n/cm^2・s を発揮できる。	
	HIP	熱間等方圧圧縮（Hot Isostatic Press）のことで、不活性ガスを充填した容器の中に加工対象物（セラミクスや金属鋳造材）を入れて加熱し、ガス圧力を高くする（数百 MPa）ことにより、セラミクスの焼結や金属鋳造材の欠陥除去を行う方法。金型を使用しない気体による加圧であるため、複雑な形状面でも均一に加圧することが可能である。	
I	IAEA	International Atomic Energy Agency（国際原子力機構）の略。国際連合により組織された政府間機関で、原子力平和利用に関する国際的機関。	
	IPA	イソプロピルアルコール（iso-propyl alcohol）. $CH_3CH(OH)CH_3$ 両親媒性で可燃性（引火点 11.7℃、発火点 460℃）。	
K	KED	K-edge Densitometer 元素はそのK殻もしくはL殻の電子軌道エネルギーに等しいエネルギーを持つ光子を特に吸収しやすいという特性をもつ。このことを利用して、予め K 殻のエネルギーが分かっている元素を含む試料に、そのエネルギーに近い X 線あるいはγ線を照射してその吸収度合いを観測することにより、その存在量（濃度）を測定する技術。	
	KMP	主要測定点（Key Measurement Point）のことで、MBA の境界／接続点に設けられる核物質計量のための測定点。MBA からの出入りを計量するための F（Flow）KMP と MBA 内の在庫量を計量するための I（Inventory）KMP がある。	
L	LFCM	液体供給式直接通電型セラミックメルター（Liquid Fed Joule-heated Ceramic Melter）のこと。 ガラス固化体を製造する方式の一つで、高レベル放射性廃液を（か焼せずに）液体のまま溶融炉に供給する方式。溶融炉をセラミック（耐火レンガ）で内張することにより長寿命化および大型化をねらったもので、加熱には高温のガラスに直接通電することにより発生するジュール熱を用いる（高温のガラスは電気を通す性質を持つ）。	
	LLFP	長寿命半減期核分裂生成物（Long-Lived Fission Products）のこと。	
	LWR	Light Water Reactor（軽水炉）の略。	
M	MA	マイナーアクチニド（Minor Actinides）のことで、主として Np、Am、Cm を指す。	

用語		説明	類似語/関連語
	MAREC 法	Minor Actinides Recovery from HLLW by Extraction Chromatography の略。産業創造研究所で開発されている MA 回収プロセス。 TRUEX 法や SETFICS 法と同じ抽出剤（CMPO）を使用して Am、Cm を回収するプロセス。TRUEX 法などは液液抽出に基づくのに対し、MAREC では多孔質シリカ担体を用いたクロマトグラフィーによる。	SETFICS 法 TRUEX 法 クロマトグラフィー
	MBA	計量管理のために設けられる物質収支区域（Material Balance Area）のこと。核物質に関して各 MBA 毎に受入量、払出量および在庫量が計量され、核物質が無くなっていないことを確認する。	
	MELOX	フランスのマルクールにある COGEMA 社の軽水炉用 MOX 燃料製造施設。	
	MIMAS 法	MOX 燃料製造プロセスの一つで、フランス COGEMA 社とベルギーのベルゴニュークリア社が採用している MOX 燃料製造プロセスで、ダイに充填するための MOX 粉末の調整を二段階に分けて行う方式。	
	MOX 燃料	U-Pu 混合酸化物（Mixed Oxide）燃料のこと。	
	MSM	マスタースレーブマニピュレーター（Master-Slave Manipulator）のこと。 セル壁を隔てた遠隔操作において、操作員側のマスターアームの動きに応じてセル内のスレーブアームが動く構造のマニピュレーター。機械式、電気式、流体圧式などがある。機械式や流体圧式はマスターアームとスレーブアームを直接繋ぐ必要があるため、設置位置が固定される。	BSM
	MUF	不明物質量（Material Unaccounted For）のことで、ある期間における実在庫量の変化値と、その期間に出し入れした量の収支の間に発生する差。計量値は誤差を伴うため必ずしもゼロとはならず、その不確かさを定量的に表す数値を σ MUF という。	保障措置
N	NEXT 法	Next Extraction System for TRU Recovery の略。先進湿式法とも称す。 旧核燃料サイクル開発機構で提唱された FBR 燃料再処理システム概念であり、「水溶液系での溶媒抽出法」をベースとして U および TRU 元素を回収する。U および Pu のみを回収する従来の PUREX 法に区別して用いられる。	
	NRG	Nuclear Research and Consultancy Group オランダエネルギー研究機構。	
	NRTA	Near Real Time Accountancy プラントを停止することなく、かつ、工程制御データを用いて行う頻繁な処理中の実在庫の測定と、これにより得られた在庫差データの評価を行うための逐次検定分析とを組み合わせた計量管理手段。	

用語		説明	類似語/関連語
O	ODS 鋼	酸化物分散強化（Oxide Dispersion Strengthened）鋼のこと。 母材となる鋼中に微小な酸化物粒子を均一に分散させることにより強度（特に高温におけるクリープ強度）を増加させることをねらったもので、炭化物などを分散させる析出効果型にくらべて分散体が母材中に固溶、拡散し難いため、高温環境下でも安定的に強度を維持できる。ただし、母材中に均一に分散させることが難しく、鋳造や溶接に難があり、一般に粉末冶金法により製造されるため大物の製作が難しい。 高速炉被服管材料としては、元来スウェリング耐性の高いフェライトステンレス鋼を母材としイットリア粒子(Y_2O_3)を分散させて高温強度を強化した ODS 鋼の使用が検討されている。	
	O/M	金属酸化物材料における酸素と金属の元素個数比。 酸化物燃料では、炉内での燃焼に伴い U や Pu が減少し、これらと化合していた酸素が余剰となって被服管材料などとの反応を起こす。これを防止するために、新燃料の状態では若干酸素が少ない状態（還元雰囲気）になるように燃料の製造を行う。	
	O/M ドリフト	酸化物燃料の製造過程において、自己の崩壊熱等による温度変化や周辺雰囲気中の酸素との反応により O/M が自然に変化してしまうこと。	
P	PFD	Process Flow Diagram プラントなどで、全体のプロセスの構成および物質の流れを示す図のこと。	
	PNC-FMS 鋼	高速炉炉心材料用に開発されたステンレス鋼。 スウェリング耐性の高いフェライトステンレス鋼に、Mo、W、V、Nb を添加して高温強度を高めたもの。 Mo、W は固溶強化、V、Nb は析出強化の役割を果たす。	
	PSA 法	圧力スイング吸着（Pressure Swing Adsorption）法のこと。 吸着材に対する気体分子の吸着度合いの差を利用し、加圧して吸着、減圧して脱着を繰り返すことにより吸着しやすい分子と吸着しにくい分子を分離する方法。	
	PSA	確率論的安全性評価（Probabilistic Safety Analysis） 事故の影響の大きさに加えて、事故の発端となる異常事象の発生頻度と異常事象の事故への拡大防止のために設けられている安全設備の故障確率を考慮して施設の安全性を確率論的に評価する手法。	
	PSI	Paul Scherrer Institute スイスの国立研究所。素粒子物理学、生命化学、固体物理、材料化学、原子力および非原子力のエネルギー研究などを行っている。	
	PUREX 法	Plutonium Uranium Extraction 法のことで、使用済燃料から U および Pu を溶媒抽出法（水相と有機相を用いた液液抽出）により分離回収する再処理プロセス。抽出剤として TBP を使用し、使用済燃料の溶解液から U および Pu を相互に分離して回収する。	TBP 共除染 分配 逆抽出

用語		説明	類似語/関連語
	Pu スポット	MOX 燃料において Pu が UO_2 結晶中に均一に分散（固溶）せずに固まっている部分を指す。 大きな Pu スポットは原子炉内で燃焼中に局所的な高発熱部となる。また単体の PuO_2 結晶は沸騰硝酸に対しても溶解し難いために、再処理工程へ持ち込まれると未溶解物としてスラリーの原因となる。	
	PVA	ポリビニルアルコール（Poly-Vinyl Alcohol）。 $(CH_2CHOH)_n$ 分子中に多くの-OH 基があることから親水性が高く、温水に溶解する。	
	PVD	Physical Vapor Deposition。 目的物質の蒸気（気相）を対象試料上に沈着させる成膜コーティング技術の一つで、気化した単体イオンなどを（クーロン力などで）物理的に試料に衝突させて成膜させる。	CVD
R	RIAR	ロシア原子炉科学研究所（Research Institute of Atomic Reactors）のことで、デミトロフグラードに研究所を持つ。	
S	SETFICS 法	Solvent Extraction for Trivalent-f-elements Intra-group Separation in CMPO-complexant System の略で、TRUEX 法を改良して軽希土類の除去を可能にしたプロセス。 抽出剤として CMPO と TBP、錯形成剤として DTPA を使用することにより、高レベル廃液から Am と Cm を希土類元素と粗分離して回収できる。	TRUEX 法
	short FAIDUS	FAIDUS 型集合体をベースに、燃料ピンとほぼ同等の長さの内部ダクトを集合体のコーナ部に設置した集合体	ABLE FAIDUS
	SiC	シリコンカーバイド。	
	SOG	せん断オフガス（Shearing Off Gas）のこと。 脱被覆により燃料－被服管ギャップ部に存在していた気体状の核分裂生成物（Kr、Xe やヨウ素化合物など）が含まれる。	DOG,VOG
	Super-DIREX 法	超臨界二酸化炭素を媒質として用いる使用済燃料の再処理方法。TBP と硝酸を含む混合流体を燃料と接触し、U や Pu を抽出する。	
T	TBP	リン酸トリブチル(Tributylphosphate)のこと。 $(CH_3CH_2CH_2CH_2)_3PO_4$ リン原子に結合した酸素原子が配位元素として働く TBP は四価および六価アクチニドイオンを抽出する。硝酸と金属イオンの溶媒和を抽出するので、硝酸濃度が分配比に影響する。	PUREX 法
	THFA	テトラヒドロフルフリルアルコール（tetla-hydro furfuryl alcohol）	
	TiN	窒化チタン。セラミックスの一種で、ダイヤモンドに次ぐ硬度をもつ高強度材料。	
	TRU	超ウラン元素（Transuranium Element）のことで、U より原子番号の大きな元素の総称である。燃料サイクルでは、一般に Np、Pu、Am、Cm のことをいう。	
	TRUEX 法	TRU Extraction 法のことで、米国 ANL により開発された TRU の溶媒抽出法。抽出剤として TBP と CMPO を用いる。PUREX 法から出る高レベル廃液中から Am と Cm を１サイクルで回収できるが、希土類元素の分離が困難である。 SETFICS 法と組み合わせて用いられる場合には、SETFICS 法で使用される DTPA の洗浄の役割をする。	SETFICS 法

用語		説明	類似語/関連語
	TVF	原子力機構 核燃料サイクル工学研究所 再処理センターにあるガラス固化技術開発施設（Tokai Vitrification Facility）のこと。 特徴として、①LFCM 方式のガラス溶融炉、②完全遠隔保守方式を備えた大型セル、③低風量換気システム、などを備える。高放射性廃液の処理能力は最大 0.35m³/日。	LFCM 低風量換気システム
U	UNH	硝酸ウラニル六水和物(Uranyl Nitrate Hexahydrate)のこと。	
	U ゲッタ	酸化物電解法で得られる MOX を原料とする振動充填燃料製造で使用する金属 U 微粒子のこと。本製造方法には高温還元工程がないため MOX 中の O/M を直接制御することが出来ない。そこで、U 金属の微小粒子を振動充填体に混ぜることによりマクロスケールでの O/M 制御を行っている。	
V	VOG	塔槽類オフガス（Vessel Off Gas）のことで、せん断工程、溶解工程以外の工程の塔槽類から排気されるガスを指す。	SOG、DOG
X	XRD	X-ray diffractmeter X 線回折装置のことで、X 線が結晶格子によって回折されることを利用して、結晶構造を分析する技術。	
Y	YAG レーザー	Yittrium-Aluminium-Garnet レーザーのこと（正式には Nd:YAG レーザーと表記する）。 固体レーザーの一種で、微量の Nd を添加したイットリウムとアルミニウムの複合酸化物結晶（ガーネット構造を持つ単結晶）に強い光を当てるとレーザー光が発振される。出力は数 kW 程度であるが、波長が 1.06μm（近赤外）と石英ガラスの透過域内であるため、光ファイバーによる伝送が可能である。	炭酸ガスレーザー アシストガス
あ	アシストガス	レーザー切断機において、レーザー照射部に高圧で吹き付けられるガスのこと。一般的には、炭酸ガスレーザー切断機ではアルゴンガス、YAG レーザー切断機ではアルゴンと酸素の混合ガスが使用される。 主な役割として、溶融部を吹き飛ばしてレーザーによる切断の効率を上げることと、特に YAG レーザーにおいてはレーザーの出力を補うために溶融した金属とアシストガス中の酸素の反応により生じる酸化熱を利用することで溶融切断を容易にすること、が挙げられる。	YAG レーザー
	一般管理費	企業の全般的な管理業務に要する費用。業務に携わる者の給料・賞与、諸手当、交通・通信費、交際費、租税等。	
	インセルクレーン	セル内に設置される天井走行型クレーンのこと。	I/C ICC
	運転サイクル	サイクル長とも。 原子炉の運転において燃料交換操作を行う間隔。	
	エアータップ充填法	酸化物燃料製造のペレット成型工程において、空気圧を振動させてダイへの粉末の充填性を高める方法。	
	液液抽出法	溶媒抽出操作において、互いに溶け合わない液相間での溶解成分の分配を利用した抽出法。二つの液相には、互いに溶解度が低くかつ比重に差があるものの組み合わせが用いられる。 操作としてはバッチ式（回分式）と連続式があるが、微量元素などの分析にはバッチ式が、工業的な分離精製には連続式が用いられる。	溶媒抽出法
	塩析剤	二相（例えば有機相と水相）での分配平衡において、目的物質の有機相への移行を促進する作用を有する試薬。	

用語		説明	類似語/関連語
か	階高	建屋における各階の高さで、床面からすぐ上の階の床面までの高さを指す。	
	か焼	原料を加熱する（原料の融点以下）ことによって、不純物あるいは添加物を蒸発もしくは揮発させて除去すること。	
	カルコゲン	元素表 6A 族の S, Se, Te, Po の総称。	
	簡素化ペレット法	MOX ペレット型燃料製造方法の一つで、従来の製造方法（JNC 方式）で行われていた粉末混合による Pu 富化度調整（原料秤量、均一化混合、造粒）と潤滑剤混合を削減した方法。ショートプロセスとも言う。 従来は 50%の Pu 富化度の MOX 粉末と UO_2 粉末を、目的とする製品の富化度に合わせて調合していたが、脱硝する前の硝酸溶液の状態で最終製品の Pu 富化度に調整することにより、粉末状態での混合工程を省いた。 また、焼結前のペレット形状に成型する際にダイ（金型）への充填性を良くするために MOX 粉末に混合添加していた潤滑剤を、ダイそのものの表面に直接塗布することにより、潤滑剤混合工程を省いた。	ショートプロセス
	簡素化溶媒抽出法	一般的な PUREX 法に対し、U と Pu を分離する分配工程と、精製度を上げるための精製工程を省き、1 サイクルで U と Pu をともに回収する方法。	単サイクル溶媒抽出法
	希釈剤	溶媒抽出法において、有機相側の抽出剤の濃度を調整するために使用される添加剤。 PUREX 法においては､抽出剤として用いる TBP の比重が水に近いために液相分離に時間がかかることと、重金属を抽出した TBP は粘性が高くなり扱いが難しいことから、適度な濃度に薄めるために希釈剤として TBP との親和性がよく比重の軽いパラフィン類（主にドデカン CH_3-$(CH_2)_{10}$-CH_3）を用いる。	PUREX 法
	逆抽出	抽出操作の逆で、抽出された目的成分を水相側へ分配させる操作。ストリッピングとも言う。	PUREX 法 抽出
	キャンペーン運転	ある期間にわたってプラントを止めることなく一括して同一仕様の原料を処理もしくは製品を製造する運転方式。	
	共除染	PUREX 法において U および Pu とそれ以外の元素を分離する（U および Pu のみを抽出する）工程。 共除染工程では、FP、MA とともに硝酸水溶液中に溶解している U と Pu のみを有機相へ抽出する。U と Pu のみが含まれる有機相は分配工程へ送られる。U と Pu を回収した残りの水相は高レベル廃液として処理工程へ送られる。	PUREX 法 分配
	業務分担比	電力会社における本社経費の原子力発電配賦分のこと。費目としては、本社人件費（企画、総務、広報、研究部門の人件費、退職金等）、諸費（本社ビル、事務所の賃借料、研究関連委託費、文書資料管理等の委託費）、減価償却費（技術開発研究所等の減価償却費）などである。	
	躯体	建屋の構造体のこと。	

用語		説明	類似語/関連語
	クロマトグラフィー	吸着体に対する吸着のし易さの違いを利用した分離方法。吸着体の詰まったカラムに溶液を供給すると、一番先に最も吸着しやすい成分がカラム上部の吸着体に吸着し、その下の吸着体には次に吸着されやすい成分が吸着する、というように上部から順に成分毎に分かれて吸着される。成分の溶解していない液を供給し続けると、吸着された成分は吸着・脱着を繰り返しながら液の流れと共にカラムから出てくるが、始めに出てくるのは最も吸着されにくい成分で、最も吸着され易い成分は最後に出てくる。このことから、カラムから出てくる溶液を時間毎に取り分ければそれぞれの成分しか溶解していない溶液を得ることが出来る。ただし、この様な操作を行うためには混合溶液の供給はバッチ式になるので、液液抽出のような連続給液－連続回収は出来ない。	MAREC 法
	ゲル	流動性が低下したゾルをゲルという。コロイド粒子に対して分散媒（例えば水など）の量が低下した状態で、コロイド粒子同士がファンデルワールス力などで緩やかな結合を形成している。	ゾル
	建電換費	施設建設において、建設、電気設備、換気空調設備にかかる費用を指す。	
	コールドトラップ	気体を冷却することにより、気体中の低沸点・低融点成分を液化もしくは固化して分離除去する装置。	
	コンティンジェンシー	不測の事態のこと。本報告書では経済性を述べる際の評価対象外項目として挙げられているが、ここでいう不測の事態とは、何らかの変動要因により経済性が悪くなるような事態のことである。	
さ	ジルコン	ジルコニウムのケイ酸塩鉱物（$ZrSiO_4$）。	
	焼結	加熱（融点以下）することにより、接触しているだけの固体原料の結晶を（溶融させることなく）結合させる操作。	
	水素化ジルコニウム	水素を吸蔵したジルコニウム金属。ジルコニウム自体の中性子吸収断面積が小さいことと、水素吸蔵能力に優れた特性を持つことを利用し、局所的な中性子減速材として利用が検討されている材料。特に LLFP の核変換を効率的に行うために LLFP ターゲットの周辺に配置される。	Zr-Hx
	スエリング	中性子照射によって材料内部で発生した気体元素が集まって気泡を形成したり、格子原子のはじき出しにより発生した原子空孔が集まってボイドを形成したりすることによって材料全体の体積が増加する現象。前者をバブルスエリング、後者をボイドスエリングという。	
	スクラバ	気体中に水を流下あるいは吹き付けたり、もしくは逆に気体を液体中に吹き込んだりして、気体中に浮遊するエアロゾルや化学成分を捕集、除去する装置。	
	スラッジ	液体を含む湿った微小な固体粒子が固まったもの。	スラリー
	スラリー	微小な固体粒子が液体の中に分散している流動性のある泥状混合物のこと。管内の詰まりや送液装置の不具合の原因となる。また、溶媒抽出工程では第三相の発生要因ともなるため、溶解以降の工程に流さないようにする必要がある。 スラリーを濾過などして（液体成分が少なくなって）流動性が無くなったものをケーキもしくはスラッジという。	スラッジ

用語		説明	類似語/関連語
	スラブ	鉄筋コンクリート躯体において各階の垂直面荷重を受け持つ床面のこと。特に、建屋の最も下部にあって建屋全体を支える基礎の下部にあるスラブ（建屋全体の荷重を適切に分散して地面に伝える部分）を基礎スラブという。	
	ゼオライト	ケイ酸アルミニウムを主成分とする鉱物。結晶格子の間に空孔を持ち、その大きさに一致する原子もしくは分子を選択的に取り込む性質がある。	
	セメントガラス	ケイ酸ナトリウムを母材とし、リン酸ケイ素（硬化剤）、セメントを混ぜたもの。低レベル放射性廃棄物の固化体材料として用いられる。粘性が小さく高い流動性をもっているので注入性に優れ、減容率が高く、化学的に不活性で長期安定性が期待でき、緻密な構造なので放射性物質の浸出防止能力が高い特徴がある。	
	装荷溶媒	溶媒抽出において、目的成分を抽出した状態にある有機相を指す。	
	ソーダライト	天然に存在する鉱物として唯一塩素を含有する。金属電解法では、使用済塩中の FP を吸着したゼオライトにガラスを加え高温で焼結固化させることによりガラス結合ソーダライトとして処分する。	
	除染係数	放射性物質の除染工程の性能を表す係数で、 $\frac{\text{除染前の原料中に含まれる注目元素の放射能濃度}}{\text{除染後の製品中に含まれる注目元素の放射能濃度}}$ と定義される。 再処理では精製という観点から注目元素だけでなくそれ以外の不純物との割合も重要になるため、除染係数の定義を拡張し $\left(\frac{\text{原料中の不純物濃度}}{\text{原料中の注目元素濃度}}\right) \Big/ \left(\frac{\text{製品中の不純物濃度}}{\text{製品中の注目元素濃度}}\right)$ で定義する。もし注目元素にロスが無ければ、不純物濃度が 1/10 になる工程の DF は 10 となる。	DF
	ゾル	コロイド粒子の分散した液体（懸濁液）において、特に粒子が小さく透明度の高いものをゾルという。	ゲル
	ソルトフリー	溶媒抽出法においては溶媒洗浄剤や塩析剤に Na などのアルカリ金属元素を含む試薬が一般に用いられているが、添加された Na は最終的にガラス固化体に混ぜて廃棄する必要がある（二次廃棄物になる）ことから、使用した試薬の量に応じてガラス固化体の量が増加してしまう。そこでこれらの試薬を Na を含まない試薬（HAN やシュウ酸ヒドラジン、炭酸ヒドラジンなど）で代替することにより廃棄物発生量の低減をねらったものをソルトフリーという。	
た	多重防護	Defense-in-depth、深層防護ともいう。 原子力施設における安全設計の基本的考え方であり、異常の発生防止だけに依存せず、発生した場合においても他のより大きな影響の異常へ波及することを防止し、万が一異常が拡大したとしてもその影響を緩和させるための設備を設けることをいう。さらにこういった設備対応だけでなく、運転員操作による回復措置や周辺公衆の避難・救護体制なども含む。	

用語		説明	類似語/関連語
	ダブルバッチ	二重誤装荷とも言う。 バッチ式の工程において、通常の受入量（1 バッチ）に加えて更に 1 バッチ分を誤って装荷する事象。質量管理による臨界管理工程における重大な異常事象候補として扱われる。	
	炭酸ガスレーザー	気体レーザーの一種で、CO_2 の混合ガスに高電圧を印可させたときに励起されて発振されるレーザー。数十 kW の高出力を得ることが出来、かつ電気変換効率も高い。波長が 10.6 μ m であるため石英は透過しない。したがって、石英系の光ファイバーを用いた伝送はできず、反射鏡や ZnS を用いた光学系を組み合わせて伝送する。	YAG レーザー
	炭素熱還元法	酸化物を窒化物に転換するプロセスの一つで、酸化物粉末と炭素粉末の混合物を窒素+水素混合ガス中で加熱することにより、酸化物中の酸素と窒素を置換させる。分離した酸素は水素ガスと反応してメタンガスとなる。	
	抽出	混合物（液体もしくは固体）の中から目的成分のみを別の液相（溶媒）に溶解して分離する操作。 特に水溶液と有機溶媒を用いる液液抽出においては、水溶液中の目的成分を有機溶媒側（有機相）へ移す操作のことをいう。	
	低風量換気システム	セルの換気方式の一種で LFVS（Low Flow Ventilation System）とも言われる。 一般的なセルの換気では、時間当たりの換気回数（セル内の全空気を入れ替える回数）を定めて専用の吸排気系（セル換排気系）から換気する。この方式ではセル容積が大きくなると必要換気風量も増大し、それに伴い排風機やフィルターが巨大な設備となってしまい経済的でない。そこで、専用のセル排気系を持たずに主として塔槽類オフガス系を通してセル雰囲気を間接排気させる方式を低風量換気システムという。ただし、この方式では負圧制御に高度な制御系が必要で、またセル内の除熱に特別な配慮が必要となる。	
	転換	物質の化学形態を変化させるための化学処理工程を指す。 例えば、金属を酸化物にしたり、硝酸溶液を脱硝して酸化物に変える操作など。	
	トラバーサ	レール上を移動する台車などを別のレールへ移し替えるための装置。	
	ドリップトレイ	漏えい液受け皿のこと。	
な	鉛リン酸ガラス固化体	リン酸ソーダ（$NaPO_3$）とリン酸鉛（$Pb(PO_3)_2$）を主成分とするガラスで、希土類の閉じ込め性がよい	
	二次廃棄物	元来原料中に含まれている廃棄物（核分裂生成物や被覆管廃材など）を一次廃棄物と言うのに対し、処理過程で使用した試薬、器具などが汚染されて廃棄物となったものを二次廃棄物という。 処理で使用する試薬・器具類が多いほど、またこれらの試薬と一次廃棄物の分離（除染）が困難なほど二次廃棄物は増加する。	
	入量計量	再処理施で処理する使用済燃料に含まれる核物質の受け入れ量を測定する行為で、高い精度が要求される。	
	延べ床面積	建屋各階の床面積（柱・壁の中心線で囲まれた面積）を合計したもの。	

用語		説明	類似語/関連語
は	焙焼	加熱により固体原料の化学形態を溶融させずに変化させる操作。主に酸化還元操作に用いられる。	
	パイログラファイト	炭化水素を使用した気相合成により生成される高純度グラファイトを繰り返し高温焼鈍することによって得られる、c 軸方位がよく揃った高密度グラファイト結晶。	
	バッファ	工程に供給する原料を一時溜めておくこと。連続する工程において、一部工程の処理能力が一時的に変動したときに、その影響が上流あるいは下流の工程の運転に影響を与えないように設けられる。	
	バッファ層	被覆粒子燃料において、核燃料物質の燃焼に伴い発生するガス状 FP を吸収し、スエリングによる燃料の体積膨張を緩衝するために設けられる低密度の被覆層。	
	はつりコンクリート	施設解体時において、放射性物質が付着している建屋躯体コンクリートの表層部を剥がしたもの。	
	ハル	脱被覆後に残される使用済燃料の被覆管廃材のこと。	
	バルク費	設備を構成する上で、機器以外に必要な物量の費用のこと。(例：配管費、計装費、保温費等)	
	パワーマニピュレーター	電気モーター等により重量物の扱いが可能なマニピュレーター。	P/M MSM BSM
	ヒール	容器内の物質を全て排出した後に残ってしまうもの。移送装置の機能及び配置等によってどうしても払い出せずに容器底部に残ってしまうもの。	
	フツリン酸ガラス固化体	リン酸ガラスにフッ化アルミ（AlF）を添加し、耐水性を改善したガラス、アルカリ金属の閉じ込め性がよい	
	不溶解残渣	使用済燃料の溶解において、硝酸により溶解せずに残る残渣のことで、白金族元素を中心とした Pu-Rh-Pd-Tc-Mo の 5 元系金属間化合物が主で、その他に燃料構造材の微粒子や Zr 錯体、コロイドなどが含まれる。	
	プロジェクト管理費	プロジェクトの責任者が進捗管理や品質管理などに要する、マネジメントに関する費用のこと。	
	分配	二相平衡において、注目成分（溶質）がそれぞれの相に分かれること。 PUREX 法では共除染工程から得られる U と Pu のみを含む有機相から Pu だけを水相へ逆抽出して分離する工程を指し、この工程では適切な還元剤を加えることにより Pu だけを TBP で抽出されにくい Pu(III)に還元することで逆抽出する。	PUREX 法 共除染
	平均階高	建屋体積を延べ床面積で割って得られる平均階高（一階あたりの高さ)。	階高
	ホウケイ酸ガラス固化体	珪酸ガラスにホウ素を加え耐水性、耐酸性、耐熱性等を高めたガラスで湿式再処理で発生する高レベル廃液の処分体として実用化されている。	
	防爆構造	引火性雰囲気中で使用する電気機器において、電気火花や電気機器の加熱によって爆発が生じないようにした構造。	
	ボロキシデーション	使用済酸化物燃料を高温で酸化・還元処理することにより粉体化させるプロセス。 粉体化により燃料中に閉じ込められていた揮発性 FP（湿式法では特に問題となるトリチウム）を放出除去させることにより、溶解工程以降の汚染が低減される。UO_2 が U_2O_3 へ酸化転換する際の体積膨張を利用したプロセスであるため、Pu 富化度の高い燃料では効果が低くなる。	

用語		説明	類似語/関連語
や	溶媒抽出	互いに溶け合わない二つの溶媒を用いて行う抽出操作のことで、一般に水と有機相を用いた液液抽出法を意味する。	液液抽出 PUREX 法 NEXT 法 SETFICS 法 TRUEX 法
ゆ	ユーティリティ	プラントにおいて各工程で使用する一般的な試薬やガス、蒸気、圧力空気、電気を提供する設備。	
ら	ラックシステム	セル内の設備（装置類、塔槽類）を取り外し可能な架台（ラック）に積載して遠隔保守性を高めたシステム。 大規模な設備更新や修復作業においては、装置をラックごとセルから保守区域に運び込み、元の場所には別のラックを付け替えることで保守による施設停止期間を短縮できる。特に直接保守が困難な大型セルに適したシステムである。	
	流動床	固体粒子の詰まった円筒を気体が通り抜けていくタイプの反応装置において、気流により粒子が撹拌されるが気体と共に運ばれることはない状態にある粒子層のこと。	
	理論密度	結晶格子構造、原子間隔と原子重量から計算された無欠陥の結晶固体の密度。	
	臨界安全形状	内包する核燃料物質による意図しない核連鎖反応の発生を防止するために設けられる特殊な形状。具体的には、中性子の体系からの漏れによる損失を増加させるために核燃料物質を入れる容器を薄い平板状あるいは円環形状としたり、細長い円筒状にする。	
	リン酸ガラス固化体	リン酸（P_2O_5）を主成分（70%）とし、アルミナ（Al_2O_3）等を 30%程度添加したガラス	
	炉心交換バッチ	原子炉において使用済燃料を新燃料に交換するときの単位で、全炉心の何分の一を一度に取り換えるかを表す。燃料交換の頻度（何ヶ月毎に行うか）は運転サイクル長さで示される。	