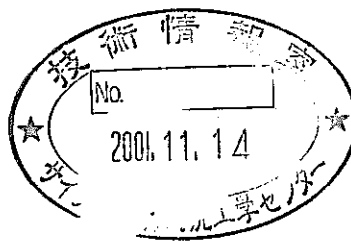


# 再処理システム技術検討書

— 実用化戦略調査研究(フェーズ I)成果報告 —

(研究報告)

2001年4月



核燃料サイクル開発機構  
大洗工学センター

本資料の全部または一部を複写・複製・転載する場合は、下記にお問い合わせください。

〒319-1184 茨城県那珂郡東海村大字村松4-49

核燃料サイクル開発機構

技術展開部 技術協力課

Inquiries about copyright and reproduction should be addressed to :

Technical Cooperation Section,

Technology Management Division,

Japan Nuclear Cycle Development Institute

4-49 Muramatsu, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki, 319-1184

Japan

© 核燃料サイクル開発機構 (Japan Nuclear Cycle Development Institute)

2001

## 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)

田中 博\*<sup>2</sup> 河村 文雄\*<sup>5</sup> 掛樋 勲\*<sup>5</sup> 西村 友宏\*<sup>2</sup> 紙谷 正仁\*<sup>1</sup>  
 米澤 重晃\*<sup>1</sup> 渡部 雅之\*<sup>3</sup> 鍛冶 直也\*<sup>4</sup> 岡村 信生\*<sup>1</sup> 藤井 敬治\*<sup>2</sup>  
 中林 弘樹\*<sup>1</sup> 藤岡 綱昭\*<sup>1</sup>

## 要 旨

1999年7月より開始されたFBRサイクル実用化戦略調査研究フェーズⅠの一環として、2年間にわたり種々の再処理システムについて設計研究を実施した。本研究では、従来の湿式再処理法(PUREX法)の合理化を図った先進湿式法と、3種類の乾式再処理法(酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法)を対象として、新たにシステム概念を構築し、共通の前提条件の下で、経済性を中心とした評価を行うとともに、プロセスおよびシステムの観点からの今後の開発課題を抽出した。本報告書は、その成果を最終報告としてとりまとめたものである。以下に主な成果を示す。

- (1) 従来のPUREX法を合理化した先進湿式リファレンスシステム(酸化物燃料処理対象)は、大幅な経済性向上が図られ、200tHM/y規模のプラントでは経済性目標を達成できる。ただし、TRU回収システムとして採用したSETFICS法の改良が必要である。一方、50tHM/y規模では、経済性目標達成は困難と考えられる。
- (2) 先進湿式リファレンスシステムの代替システムとしてはアミン抽出法と超臨界直接抽出法が、また、TRU回収システムの代替システムとしてはイオン交換法が、経済性向上の可能性を有する。
- (3) 酸化物燃料処理対象の乾式法は、200tHM/y規模のプラントでは経済性目標を達成できる。50tHM/y規模のプラントにおいても、先進湿式リファレンスシステムに比べ高い経済性を有しているが、酸化物電解法、金属電解法の2法では経済性目標を達成するには、処理速度の向上等、さらなる合理化が必要である。
- (4) 新型燃料(金属燃料、窒化物燃料)の処理法としては、金属電解法が優れていると考えられる。

本報告書は、「高速増殖炉システムの実用化戦略調査研究に関する協力協定」に基づき実施したJNCと原電(9電力会社、電源開発株式会社及び原電の代表)との共有成果である。

本報告書には、「核燃料サイクル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及び電中研からの開示技術情報、並びに、「日本原子力研究所と核燃料サイクル開発機構との間の高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究に関する研究協力取り決め」に基づく共同検討の成果及び原研からの開示技術情報を含む。

\*<sup>1</sup> 大洗工学センター システム技術開発部 再処理システムグループ

\*<sup>2</sup> 大洗工学センター システム技術開発部 再処理システムグループ(原電からの派遣者)

\*<sup>3</sup> 東海事業所 環境保全・研究開発センター 先進リサイクル研究開発部 プラントシステム設計グループ

\*<sup>4</sup> 東海事業所 環境保全・研究開発センター 先進リサイクル研究開発部 開発計画グループ

\*<sup>5</sup> 元 大洗工学センター システム技術開発部 再処理システムグループ

## TECHNICAL STUDY REPORT ON REPROCESSING SYSTEMS

-The report of the feasibility study on commercialized FR cycle systems (phase D) -

Hiroshi Tanaka\*<sup>2</sup>, Fumio Kawamura\*<sup>4</sup>, Isao Kakehi\*<sup>4</sup>, Tomohiro Nishimura\*<sup>2</sup>, Masayoshi Kamiya\*<sup>1</sup>, Shigeaki Yonezawa\*<sup>1</sup>, Masayuki Watanabe\*<sup>3</sup>, Naoya Kaji\*<sup>3</sup>, Nobuo Okamura\*<sup>1</sup>,  
Keiji Fujii\*<sup>2</sup>, Hiroki Nakabayashi\*<sup>1</sup>, Tsunaaki Fujioka\*<sup>1</sup>

## Abstract

As a part of the feasibility study (FS) on commercialized fast reactor (FR) cycle systems started on July 1999, the design studies and the technical assessments for various advanced reprocessing systems have been carried out. In this study, plant design for the advanced aqueous system and the three non-aqueous systems (oxide electrowinning method, metal electrorefining method, and fluoride volatility method) has been carried out, and each system has been evaluated mainly from the viewpoint of economics. The future R&D issues on the processes and systems have been also clarified.

This report describes the results of the study for two years as final report of FS phase I.

- (1) The advanced aqueous system, based on the simplified PUREX process, has been shown to be much more economical than the conventional PUREX. The 200tHM/y plant achieves the target of economics, but the 50tHM/y plant can not achieve the target.
- (2) The promising alternative systems replaced for advanced aqueous are the supercritical fluid direct extraction method and amine extraction method from the economical viewpoint. The ion exchange method is promising as the process for minor actinide recovery.
- (3) For reprocessing MOX fuel, all non-aqueous plants with a capacity of 200tHM/y achieve the economical target. For such a small capacity as 50tHM/y, further rationalization of the process is required for the oxide electrowinning method and metal electrorefining method to attain the target, though they are more economical than the advanced aqueous system.
- (4) For metallic and nitride fuel reprocessing, a metal electrorefining system has been shown to be advantageous.

---

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

This report includes the outcome of collaborative study between JNC 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, and also includes the outcome of collaborative study between JNC and Japan Atomic Energy Research Institute (JAERI) in accordance with "the agreement of collaboration about the development of a commercialized fast breeder reactor cycle system" and the technical information offered by JAERI.

\*<sup>1</sup> System Engineering Technology Division (OEC)

\*<sup>2</sup> System Engineering Technology Division (OEC) (attached from JAPC)

\*<sup>3</sup> Waste Management & Fuel Cycle Research Center (Tokai Works)

\*<sup>4</sup> Former System Engineering Technology Division (OEC)

## 目 次

第1章 はじめに	-----	1
第2章 検討対象技術と研究工程	-----	2
2.1 既存技術	-----	2
2.2 検討対象とした技術	-----	4
2.3 研究工程	-----	5
参考文献	-----	6
図表	-----	7
第3章 設計要求事項	-----	9
3.1 設計要求	-----	9
3.2 設計要求への対応	-----	12
参考文献	-----	14
図表	-----	15
第4章 設計検討	-----	17
4.1 前提条件	-----	17
4.1.1 設計検討に対する条件	-----	17
4.1.2 経済性評価手法	-----	20
参考文献	-----	24
図表	-----	25
4.2 湿式再処理技術の検討	-----	34
4.2.1 先進湿式リファレンスシステム	-----	34
(1) 設計検討	-----	34
(2) 経済性評価	-----	49
(3) 経済性以外の観点からの評価	-----	55
(4) 開発課題	-----	60
参考文献	-----	62
図表	-----	63
4.2.2 種々のAm/Cm回収システムの検討	-----	128
(1) 設計検討	-----	128
(2) 各システムの評価	-----	131
(3) 開発課題	-----	132
参考文献	-----	133
図表	-----	135

4.2.3 代替システム	-----	145
(1) イオン交換法	-----	145
(2) アミン抽出法	-----	150
(3) 超臨界直接抽出法	-----	154
(4) 沈殿法 (パイプレスプラント)	-----	159
参考文献	-----	164
図表	-----	165
4.2.4 窒化物燃料への適用性	-----	205
(1) 検討のポイント	-----	205
(2) 先進湿式リファレンスプロセスの適用	-----	206
(3) 建設費評価	-----	209
(4) 開発課題	-----	209
参考文献	-----	212
図表	-----	213
4.2.5 LLFP回収技術	-----	217
(1) ヨウ素	-----	217
(2) Tc	-----	218
(3) Sr/Cs	-----	220
参考文献	-----	222
4.2.6 湿式再処理システムの評価	-----	224
(1) 酸化物燃料再処理	-----	224
(2) 窒化物燃料再処理	-----	225
(3) FP回収技術	-----	225
図表	-----	226
4.3 乾式再処理技術の検討	-----	228
4.3.1 酸化物燃料に対する乾式再処理	-----	228
(1) 酸化物電解法	-----	228
参考文献	-----	244
図表	-----	245
(2) 金属電解法	-----	268
参考文献	-----	288
図表	-----	289
(3) フッ化物揮発法	-----	316
参考文献	-----	331
図表	-----	332
(4) 酸化物燃料の乾式再処理法の評価	-----	352
図表	-----	355

4.3.2 金属燃料に対する乾式再処理	-----	357
(1) 金属電解法	-----	357
(2) 酸化物電解法の適用	-----	372
(3) フッ化物揮発法の適用	-----	374
(4) 金属燃料の乾式再処理法の評価	-----	376
参考文献	-----	378
図表	-----	380
4.3.3 窒化物燃料に対する乾式再処理	-----	423
(1) 金属電解法利用のプロセス	-----	423
(2) 酸化物電解法利用のプロセス	-----	432
(3) フッ化物揮発法の適用	-----	433
(4) 窒化物燃料の乾式再処理法の評価	-----	434
参考文献	-----	436
図表	-----	438
第5章 今後の開発課題	-----	466
5.1 抽出された開発課題	-----	466
5.1.1 湿式法	-----	466
(1) 先進湿式リファレンスシステム	-----	466
(2) 代替システム	-----	466
5.1.2 乾式法	-----	466
(1) 共通技術	-----	466
(2) 酸化物電解法	-----	467
(3) 金属電解法	-----	467
(4) フッ化物揮発法	-----	467
5.2 フェーズⅡにおける設計研究	-----	467
(1) 湿式法	-----	467
(2) 乾式法	-----	467
第6章 おわりに	-----	469
(1) 先進湿式法	-----	469
(2) 乾式法	-----	469

## 図 表

## 一表一

表2. 2-01 燃料形態と再処理技術の検討対象	7
表3. 2-01 放射性廃棄物等の区分	15
表3. 2-02 六ヶ所再処理工場の推定年間放出量	15
表4. 1-01 再処理施設設計検討に対する条件	25
表4. 1-02 使用済酸化物燃料中の重量組成	26
表4. 1-03 使用済金属燃料中の重量組成	27
表4. 1-04 酸化物燃料集合体仕様	28
表4. 1-05 金属燃料集合体仕様	29
表4. 1-06 設備機器の交換頻度設定基準	30
表4. 1-07 再処理単価評価条件一覧	31
表4. 2. 1-01 各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率	63
表4. 2. 1-02 先進湿式リファレンスシステムの回収率(200tHM/y)	64
表4. 2. 1-03 廃棄物への移行率	65
表4. 2. 1-04 廃棄物の分類	66
表4. 2. 1-05 廃棄物発生量(50tHM/y)	67
表4. 2. 1-06 廃棄物発生量(200tHM/y)	68
表4. 2. 1-07 再処理関連設備一覧	69
表4. 2. 1-08 再処理/燃料製造一体化施設のユーティリティ使用量(200tHM/y)	70
表4. 2. 1-09 200tHM/yと50tHM/yにおける主要機器数の比較	71
表4. 2. 1-10 再処理関連設備の槽基数、槽容量および主要機器数合計	74
表4. 2. 1-11 各建屋のセルおよびセル相当室一覧	75
表4. 2. 1-12 先進湿式リファレンス採用一体化プラントのセル体積	76
表4. 2. 1-13 先進湿式リファレンス採用一体化プラントの建屋規模および構造	77
表4. 2. 1-14 運転要員の構成	78
表4. 2. 1-15 先進湿式リファレンスシステムの開発課題 ー工程技術ー	79
表4. 2. 1-16 先進湿式リファレンスシステムの開発課題 ーシステム技術ー	79
表4. 2. 2-01 各方法の主要物質量	135
表4. 2. 2-02 各方法の主要機器数	136
表4. 2. 2-03 各システムの施設規模	137
表4. 2. 2-04 各システムの建設費	138
表4. 2. 2-05 各システムからの廃棄物発生量	139
表4. 2. 2-06 各システムの評価	140
表4. 2. 3-01 イオン交換システムの主分離工程物量	165
表4. 2. 3-02 イオン交換システムの主要機器	166
表4. 2. 3-03 アミン抽出システムの主分離工程物量	167
表4. 2. 3-04 アミン抽出システムの主要機器	168



表4.2.3-05	超臨界直接抽出システムの主分離工程物量	169
表4.2.3-06	超臨界直接抽出システムの主要機器	170
表4.2.3-07	沈殿/パイプレスプラントシステムの主分離工程物量	172
表4.2.3-08	沈殿/パイプレスプラントシステムの主要機器	173
表4.2.6-01	設計要求との対応まとめ	226
表4.3.1-01	酸化物電解法の元素挙動	245
表4.3.1-02	酸化物電解法の物質収支結果(平均マスバランス)	246
表4.3.1-03	酸化物電解法の各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率	247
表4.3.1-04	酸化物電解法による製品の組成	248
表4.3.1-05	酸化物電解法における耐震重要度分類	248
表4.3.1-06	酸化物電解法の主要機器	249
表4.3.1-07	酸化物電解法における50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの比較	250
表4.3.1-08	酸化物電解法の廃棄物発生量	250
表4.3.1-09	酸化物電解法再処理施設の要員数内訳	251
表4.3.1-10	酸化物電解法(酸化物燃料)の開発課題－工程技術	252
表4.3.1-11	酸化物電解法(酸化物燃料)の開発課題－システム技術	253
表4.3.1-12	金属電解法の元素挙動	289
表4.3.1-13	金属電解法の物質収支結果(平均マスバランス)	290
表4.3.1-14	金属電解法の各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率	291
表4.3.1-15	金属電解法による製品の組成	292
表4.3.1-16	金属電解法における耐震重要度分類	292
表4.3.1-17	金属電解法の主要機器	293
表4.3.1-18	金属電解法における50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの比較	294
表4.3.1-19	改良プロセス(塩浴塩素化)とLi還元法採用プロセスの機器比較	295
表4.3.1-20	金属電解法の廃棄物発生量	295
表4.3.1-21	金属電解法再処理施設の要員数内訳	296
表4.3.1-22	金属電解法(酸化物燃料)の開発課題/塩浴塩素化法[Li還元法]－工程技術	297
表4.3.1-23	金属電解法(酸化物燃料)の開発課題－システム技術	298
表4.3.1-24	フッ化物揮発法の元素挙動	332
表4.3.1-25	フッ化物揮発法の物質収支結果(平均マスバランス)	333
表4.3.1-26	フッ化物揮発法の各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率	335
表4.3.1-27	フッ化物揮発法による製品の組成	336
表4.3.1-28	フッ化物揮発法における耐震重要度分類	336
表4.3.1-29	フッ化物揮発法の主要機器	337
表4.3.1-30	フッ化物揮発法における50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの比較	338
表4.3.1-31	フッ化物揮発法の廃棄物発生量	338

表4.3.1-32	フッ化物揮発法再処理施設の要員数内訳	339
表4.3.1-33	フッ化物揮発法(酸化物燃料)の開発課題－工程技术	340
表4.3.1-34	フッ化物揮発法(酸化物燃料)の開発課題－システム技術	341
表4.3.1-35	乾式再処理法の設計要求への対応と評価－酸化物燃料	355
表4.3.2-01	金属電解法の元素挙動(炉心燃料処理時)	380
表4.3.2-02	金属電解法の各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率	381
表4.3.2-03	金属燃料の金属電解法リサイクル施設(50tHM/y)における物質収支評価結果	382
表4.3.2-04	金属燃料の金属電解法による再処理製品とU, TRU回収率(50tHM/y)	383
表4.3.2-05	金属燃料金属電解法の50tHM/y施設と200tHM/y施設の主要機器仕様	384
表4.3.2-06	金属燃料金属電解法の50tHM/y施設と200tHM/y施設のセル・建屋容積の比較	385
表4.3.2-07	50tHM/y施設の発生量と六ヶ所再処理施設の放出量	386
表4.3.2-08	金属燃料金属電解法の廃棄物量	387
表4.3.2-09	金属燃料対応金属電解法再処理施設の要員数内訳	388
表4.3.2-10	金属電解法(金属燃料)の開発課題－工程技术	389
表4.3.2-11	金属電解法(金属燃料)の開発課題－システム技術	390
表4.3.2-12	金属燃料酸化物電解法の廃棄物量	391
表4.3.2-13	金属燃料酸化物電解法の50tHM/y施設の主要機器	392
表4.3.2-14	金属燃料フッ化物揮発法の廃棄物量(年間)	393
表4.3.2-15	金属燃料フッ化物揮発法の50tHM/y施設の主要機器	394
表4.3.2-16	乾式再処理法の総合評価－金属燃料	395
表4.3.3-01	窒化物燃料金属電解法の50tHM/y施設と200tHM/y施設の主要機器仕様	438
表4.3.3-02	窒化物燃料金属電解法の50tHM/y施設と200tHM/y施設の容積	439
表4.3.3-03	窒化物燃料金属電解法の廃棄物量	440
表4.3.3-04	窒化物燃料酸化物電解法の50tHM/y施設主要工程機器の仕様	441
表4.3.3-05	窒化物燃料フッ化物揮発法の50tHM/y施設主要工程機器の仕様	442
表4.3.3-06	乾式再処理法の総合評価－窒化物燃料	443

## - 図 -

図2.3-01 再処理システム設計研究の研究工程	8
図3.2-01 放射性廃棄物等の区分	16
図4.1-01 150万kW級酸化物燃料炉心の炉心概念図と主要特性	32
図4.1-02 150万kW級金属燃料炉心の炉心概念図と主要特性	33
図4.2.1-01 従来湿式法と先進湿式リファレンスシステムの比較	80
図4.2.1-02 晶析法概念	81
図4.2.1-03 リファレンスシステムの概略フローシート(200tHM/y)	82
図4.2.1-04 Am/Cm回収システムの概略フローシート	83
図4.2.1-05 先進湿式リファレンスシステム 全体工程図	84
図4.2.1-06 先進湿式リファレンスシステム物質収支図(50tHM/y)	85
図4.2.1-07 先進湿式リファレンスシステム物質収支図(200tHM/y)	86
図4.2.1-08 先進湿式リファレンスシステムの回収率計算フロー	87
図4.2.1-09 連続溶解槽の外観図	88
図4.2.1-10 晶析装置概念図	89
図4.2.1-11 遠心抽出器の外観図	90
図4.2.1-12 先進湿式リファレンスシステム 建屋間配置概念図	91
図4.2.1-13 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(地下2階)	92
図4.2.1-14 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(地下1階)	93
図4.2.1-15 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(1階)	94
図4.2.1-16 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(2階)	95
図4.2.1-17 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(3階)	96
図4.2.1-18 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)主建屋配置図(ROOF)	97
図4.2.1-19 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(地下2階)	98
図4.2.1-20 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(地下1階)	99
図4.2.1-21 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(1階)	100
図4.2.1-22 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(2階)	101
図4.2.1-23 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(3階)	102
図4.2.1-24 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋配置図(ROOF)	103
図4.2.1-25 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)主建屋断面イメージ図	104
図4.2.1-26 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)MA回収建屋配置図(地下2階)	105
図4.2.1-27 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)MA回収建屋配置図(地下1階)	106
図4.2.1-28 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)MA回収建屋配置図(1階)	107
図4.2.1-29 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)MA回収建屋配置図(2階)	108
図4.2.1-30 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)MA回収建屋配置図(地下2階)	109
図4.2.1-31 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)MA回収建屋配置図(地下1階)	110

図4.2.1-32 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)MA回収建屋配置図(1階)	111
図4.2.1-33 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)MA回収建屋配置図(2階)	112
図4.2.1-34 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(地下2階)	113
図4.2.1-35 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(地下1階)	114
図4.2.1-36 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(1階)	115
図4.2.1-37 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(2階)	116
図4.2.1-38 再処理/燃料製造一体化施設(50tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(3階)	117
図4.2.1-39 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(地下2階)	118
図4.2.1-40 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(地下1階)	119
図4.2.1-41 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(1階)	120
図4.2.1-42 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(2階)	121
図4.2.1-43 再処理/燃料製造一体化施設(200tHM/y)使用済燃料貯蔵建屋配置図(3階)	122
図4.2.1-44 先進湿式リファレンスシステムの建設費内訳	123
図4.2.1-45 再処理費の評価結果	124
図4.2.1-46 設備削減/追加の効果(200tHM/y)	125
図4.2.1-47 転換工程の影響(50tHM/y)	126
図4.2.1-48 転換工程の影響(200tHM/y)	127
図4.2.2-01 DIAMEX+SANEXの工程系統図	141
図4.2.2-02 TRPO+Cyanexの工程系統図	142
図4.2.2-03 DIDPAの工程系統図	143
図4.2.2-04 TALSPEAKの工程系統図	144
図4.2.3-01 イオン交換システムと先進湿式リファレンスシステムの比較	174
図4.2.3-02 イオン交換システムの工程系統図(主分離工程)	175
図4.2.3-03 イオン交換システムの工程系統図(MA回収工程)	176
図4.2.3-04 新型イオン交換体AR-01の構造および性質	177
図4.2.3-05 イオン交換システムの分離スキーム	178
図4.2.3-06 CMP0およびCyanex301の構造	179
図4.2.3-07 イオン交換塔の構造	180

図4.2.3-08	イオン交換システムのセル内配置案	181
図4.2.3-09	イオン交換法の建設費	183
図4.2.3-10	イオン交換法の建設費(MA回収)	184
図4.2.3-11	アミン抽出システムと先進湿式リファレンスシステムの比較	185
図4.2.3-12	アミン抽出システムの工程系統図(主分離工程)	186
図4.2.3-13	アミン抽出システムのセル内機器配置案	187
図4.2.3-14	アミン抽出法の建設費	188
図4.2.3-15	超臨界直接抽出システムと先進湿式リファレンスシステムの比較	189
図4.2.3-16	超臨界直接抽出システムの工程系統図	190
図4.2.3-17	酸化加熱炉の概略機器図	191
図4.2.3-18	直接抽出塔の概略機器図	192
図4.2.3-19	超臨界直接抽出システムのセル内機器配置案	193
図4.2.3-20	超臨界直接抽出法の建設費	194
図4.2.3-21	沈殿／パイプレスプラントシステムの工程系統図	195
図4.2.3-22	A型移動槽およびステーションの概念	196
図4.2.3-23	B型移動槽およびステーションの概念	197
図4.2.3-24	槽の移動システム	198
図4.2.3-25	移動操作の概念図	199
図4.2.3-26	自動配管接続機構案	201
図4.2.3-27	沈殿／パイプレスプラントシステムの概略セル内配置案(平面図)	202
図4.2.3-28	沈殿／パイプレスプラントシステムの概略セル内配置案(立面図)	203
図4.2.3-29	沈殿法(パイプレスプラント)の建設費	204
図4.2.4-01	PSA法の概念	213
図4.2.4-02	PSA装置の基本的な構成例	213
図4.2.4-03	窒化物燃料湿式再処理の概略フロー	214
図4.2.4-04	酸化装置概念図	215
図4.2.4-05	窒化物燃料湿式再処理オフガス処理概略フロー	216
図4.2.6-01	湿式再処理システムの建設費比較	227
図4.3.1-01	酸化物電解法プロセスフロー(RIAR開発プロセスとの比較)	254
図4.3.1-02	酸化物電解法の簡略プロセスフローダイアグラム	256
図4.3.1-03	酸化物電解法の主要機器の概念図	257
図4.3.1-04	酸化物電解法のMBAおよびKMPの設定	261
図4.3.1-05	酸化物電解法の集合体解体セル、電解セルの鳥瞰図(50tHM/y)	262
図4.3.1-06	酸化物電解法の施設の鳥瞰図(50tHM/y)	263
図4.3.1-07	酸化物電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/y)の平面図(地下1階)	264
図4.3.1-08	酸化物電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/y)の平面図(1階)	264
図4.3.1-09	酸化物電解法のプロセス廃棄物	265

図4.3.1-10 酸化物電解法再処理施設の建設費内訳比率	266
図4.3.1-11(a) 酸化物電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	267
図4.3.1-11(b) 酸化物電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	267
図4.3.1-12 金属電解法プロセスフロー(ANL開発プロセスとの比較)	299
図4.3.1-13 金属電解法の簡略プロセスフローダイアグラム	300
図4.3.1-14 金属電解法の主要機器の概念図	301
図4.3.1-15 金属電解法のMBAおよびKMPの設定	304
図4.3.1-16 金属電解法の燃料受入/脱被覆セル(50tHM/yプラント)の鳥瞰図	305
図4.3.1-17 金属電解法の電解精製セル(50tHM/yプラント)の鳥瞰図	306
図4.3.1-18 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の鳥瞰図	307
図4.3.1-19 金属電解法の燃料貯蔵建屋(50tHM/yプラント)の立面図	308
図4.3.1-20 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の平面図(地下2階)	309
図4.3.1-21 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の平面図(地下1階)	310
図4.3.1-22 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の平面図(1階)	310
図4.3.1-23 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図(2階)	311
図4.3.1-24 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図(3階)	311
図4.3.1-25 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図(ROOF)	312
図4.3.1-26 金属電解法のプロセス廃棄物	313
図4.3.1-27 金属電解法再処理施設の建設費内訳比率	314
図4.3.1-28(a) 金属電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	315
図4.3.1-28(b) 金属電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	315
図4.3.1-29 フッ化物揮発法プロセスフロー(既往研究との比較)	342
図4.3.1-30 フッ化物揮発法の簡略プロセスフローダイアグラム	343
図4.3.1-31 フッ化物揮発法の主要機器の概念図	344
図4.3.1-32 フッ化物揮発法のMBAおよびKMPの設定	346
図4.3.1-33 フッ化物揮発法の再処理建屋の鳥瞰図	347
図4.3.1-34 フッ化物揮発法の再処理建屋の平面図(地下1階)	348
図4.3.1-35 フッ化物揮発法の再処理建屋の平面図(1階)	348
図4.3.1-36 フッ化物揮発法の再処理建屋の平面図(2階)	348
図4.3.1-37 フッ化物揮発法のプロセス廃棄物	349
図4.3.1-38 フッ化物揮発法再処理施設の建設費内訳比率	350

図4.3.1-39(a) フッ化物揮発法施設の建設費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	351
図4.3.1-39(b) フッ化物揮発法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	351
図4.3.2-01 金属燃料の金属電解法プロセスフロー(ANL開発プロセスとの比較)	397
図4.3.2-02 金属燃料金属電解法プロセスの全体概略フロー図	398
図4.3.2-03 金属燃料の金属電解法プロセス物質収支フロー図	399
図4.3.2-04 電解精製槽の概略外形図	400
図4.3.2-05 陰極処理装置の概略外形図	401
図4.3.2-06 パイロコンタクタの概略外形図	402
図4.3.2-07 ゼオライトカラムの概略外形図	403
図4.3.2-08 計量管理用物質収支区域(MBA)計画図	404
図4.3.2-09 燃料受入・前処理セル内の主要機器配置図	405
図4.3.2-10 電解分離セル内の主要機器配置図	406
図4.3.2-11 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図	407
図4.3.2-12 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)	408
図4.3.2-13 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)	409
図4.3.2-14 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)	410
図4.3.2-15 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(3階)	411
図4.3.2-16 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(屋上)	412
図4.3.2-17 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図	413
図4.3.2-18 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)	414
図4.3.2-19 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)	415
図4.3.2-20 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)	416
図4.3.2-21 金属燃料金属電解法の固体廃棄物処理フロー図	417
図4.3.2-22 金属燃料の金属電解法のプロセス廃棄物	418
図4.3.2-23 金属燃料対応金属電解法再処理施設の建設費内訳比率	419
図4.3.2-24(a) 金属燃料金属電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	420
図4.3.2-24(b) 金属燃料金属電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合(50tHM/yプラントの場合)	420
図4.3.2-25 金属燃料の酸化物電解法フロー図(酸化物燃料の場合との比較)	421
図4.3.2-26 金属燃料のフッ化物揮発法フロー図(酸化物燃料の場合との比較)	422
図4.3.3-01 窒化物燃料に金属電解法を利用したプロセス概念図	445
図4.3.3-02 窒化物燃料金属電解法プロセスの全体概略フロー図	446

図4.3.3-03 窒化物燃料金属電解法の物質収支図(50tHM/y施設)	447
図4.3.3-04 熱処理によるペレット状窒化物燃料(UN)の粉体化	448
図4.3.3-05 電解精製槽の概略外形図	449
図4.3.3-06 窒化装置の概略外形図	450
図4.3.3-07 窒素回収装置の概略外形図	451
図4.3.3-08 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図	452
図4.3.3-09 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)	453
図4.3.3-10 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)	454
図4.3.3-11 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)	455
図4.3.3-12 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(3階)	456
図4.3.3-13 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(屋上)	457
図4.3.3-14 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図	458
図4.3.3-15 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)	459
図4.3.3-16 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)	460
図4.3.3-17 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)	461
図4.3.3-18 窒化物燃料金属電解法の固体廃棄物処理フロー図	462
図4.3.3-19 窒化物燃料の金属電解法の主要プロセス廃棄物	463
図4.3.3-20 窒化物燃料の酸化物電解法フロー図(酸化物燃料の場合との比較)	464
図4.3.3-21 窒化物燃料のフッ化物揮発法フロー図(酸化物燃料の場合との比較)	465



## 第1章 はじめに

核燃料サイクル開発機構(JNC)は、電力等と協力して、1999年7月より、軽水炉サイクルと比肩する経済性を達成し得る将来のFBRサイクルシステム実用化概念の構築と、実用化に向けた研究開発シナリオの策定を目的とした、実用化戦略調査研究を開始した。

実用化戦略調査研究においては、フェーズⅠとして、1999～2000年度の2年間で実用化候補概念の抽出を行うことを目標としているが、本報告書は、その一環として、種々の再処理システムについて設計検討と技術評価を行った成果を取りまとめたものである。

再処理システムの検討に当たっては、酸化物、金属、窒化物という3種類の燃料の処理システムとして、湿式法、乾式法を含む幅広い技術を対象として、FBR燃料に許される低除染、核拡散抵抗性の観点からのPu非単独回収、廃棄物量の低減等の観点から、独自のプロセスとプラント概念を構築した。

実用化戦略調査研究フェーズⅠにおいては、システム評価の視点として、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項目があげられているが、再処理システムの評価においては、経済性に最も重点が置かれている。なお、システム設計に際しては、可能な限り条件を共通のものとしているが、異なるシステムに対してそのような条件下での評価を行った例はこれまでにないものである。

## 第2章 検討対象技術と研究工程

検討対象とする再処理技術に関しては、既に研究開発が行われている技術を調査した上で、JNC社内での検討、メーカーからの提案、国内外の大学、研究機関、メーカーからのアイデア公募を基に、FBR燃料サイクルにおいては低除染燃料の使用が可能であるという前提と、技術の現状および開発見通し等の観点から検討し、決定した。

処理の対象とする燃料形態は、

酸化物燃料

金属燃料

窒化物燃料

の3種類である。実用化戦略調査研究では被覆粒子燃料の利用も検討されているが、燃料の仕様が明確にされていないため、フェーズI研究においては、処理の対象とはしていない。

### 2.1 既存技術

再処理法は大きく湿式法と乾式法に分類される。処理媒体として水溶液を用いるものを湿式法、それ以外を乾式法と呼んでいる。

#### (1) 湿式法

湿式法としては、抽出剤としてリン酸トリブチル(TBP)を用いたPUREX法が軽水炉燃料の再処理法として実用化されている唯一の方法である。PUREX法は、主たる分離プロセスで水溶液を用い、基本的に連続処理である。

FBR燃料を対象とした湿式再処理技術としては、経済性向上と核拡散抵抗性の観点から、PUREX法のU/Puの精製工程を省略した簡素化溶媒抽出法<sup>(1)</sup>が、旧動燃において開発されてきている。

この他に研究開発が行われている湿式再処理法の例として、高性能イオン交換体を用いたイオン交換法<sup>(2)</sup>、抽出剤としてTBPではなくアミン系の試薬を用いたアミン抽出法<sup>(3)</sup>、TBPを含む超臨界CO<sub>2</sub>を用いた超臨界直接抽出法<sup>(4)</sup>、過酸化物や水酸化物等を用いた沈殿法<sup>(5)</sup><sup>(6)</sup>が挙げられる。

#### (2) 乾式法

乾式法は、システム構成が簡素で施設がコンパクト化されることにより高い経済性が期待されるとともに、使用する溶媒の劣化がないことから、PUREX法と比較して廃棄物量も少ないと言われている。

研究開発実績のある乾式法としては、熔融塩中での電解を利用するものとして、米国アルゴンヌ国立研究所(ANL)が開発した金属電解法<sup>(7)</sup>(熔融塩中で金属イオンとして燃料を溶解し、金属の形で製品を回収することから、以後、金属電解法と呼ぶ)、ロシア原子炉科学研究所(RIAR)が開発した酸化物電解法<sup>(8)</sup>(熔融塩中で酸化物イオンとして燃料を溶解し、酸化物の形で製品を回収することから、以

後、酸化物電解法と呼ぶ)、および1970年頃まで開発が行われたフッ化物の蒸気圧と吸着特性の差を利用するフッ化物揮発法<sup>(9)</sup>があげられる。

金属電解法は、金属燃料に対する再処理技術として、1984年より米国DOEのIFR計画<sup>(7)</sup>として開発が進められた方法であるが、Pu利用に関する米国の政策的判断により、1994年に計画は中止された。しかし、主要工程である電解精製技術については、運転が停止されたEBR-II炉の使用済燃料からのUの回収のために継続して技術の応用が行われている。

酸化物電解法に関しては、BOR-60の燃料を用いた実証試験<sup>(10)</sup>が行われている。

フッ化物揮発法は、フッ化物の揮発挙動の相違によりU、Puを高除染で分離・回収する方法として、1950～60年代に米国、フランス、旧ソ連、日本(原研)等で開発が実施され、10kg/バッチ規模のホット試験<sup>(11)</sup>まで実施されたが、PUREX法が実用化されたこともあり、その後開発が進められてはいない。

乾式法は、湿式法と異なり、いずれもバッチ処理であるが、酸化物電解法と金属電解法が回収した製品を酸化物または金属の固体として機器間を移送するのに対して、フッ化物揮発法は、フッ化物のガスを配管により機器間で移送するシステムである。

## 2.2 検討対象とした技術

冒頭に述べた考え方で検討した結果、以下の技術を検討対象とする。

### (1) 湿式法

湿式再処理法については、軽水炉燃料の再処理法として実績のあるPUREX法に対し、開発目標に合致するようJNCが考案した簡素化溶媒抽出法に、大量に存在するUをあらかじめ粗分離して、後の溶媒抽出工程の負荷を低減する晶析法<sup>(1)</sup>及びTRU回収プロセスとしてSETFICS法<sup>(12)</sup>を組み合わせた方法を先進湿式法のレフアレンスシステムとした。

また、この他、先進湿式法の代替プロセスとして、

- イオン交換法
- アミン抽出法
- 超臨界直接抽出法
- 中和等によりFPを順次沈殿物として分離する沈殿法を前提として、湿式法の特徴である配管系を極力削減することにより経済性向上の可能性があるパイプレスプラント<sup>(13)</sup>の概念

についても検討対象とした。これらの内、イオン交換法及びパイプレスプラントは、アイデア公募による案件である。

### (2) 乾式法

乾式法としては、これまでに開発されてきた実績のある技術を基に、熔融塩中での電解を利用した方法として、前述の酸化物電解法と金属電解法、及び、現在開発活動はなされていないが、過去に開発実績があり、高速炉燃料として低除染が許容されることによる見直しで、経済性向上の可能性が期待されるフッ化物揮発法の3種の方法を検討対象とした。各々の方法については、対象とする燃料形態を考慮するとともに、経済性や廃棄物低減等の観点から、オリジナルの方法の見直しを行った。

燃料形態と上記の技術の組合せは表2.2-01の通りである。

酸化物燃料に対しては、湿式法と3つの乾式法について同じレベルの詳細検討を行った。金属燃料に対しては、湿式法の適用は、金属燃料に用いるNaボンドへの対処、溶解工程を硝酸溶解から混酸溶解にする必要性等の点から、利点がないと考えられるため、検討の対象外とした。乾式法に関しては、元々金属燃料処理のために開発された金属電解法について詳細な検討を行い、他の2法については、相対的な評価を行った。窒化物燃料に関しても同様である。

### 2.3 研究工程

再処理システムの設計研究に関するフェーズⅠの工程を図2.3-01に示す。

基本的な進め方は、1999年度はプロセスの検討と概略の設計検討および経済性評価を行い、2000年度において、その見直しと処理規模の影響評価等を行った上で、各方法の技術評価を行うとともに、技術課題を抽出する、というものである。

[参考文献]

- (1) 山名元、他：エネルギーレビュー、平成8年4月号、p.12、(1996)
- (2) Y.Z.Wei, et al. : “J.A.GREIG, ED.”、SCI、London、p.174、(1996)
- (3) 鴨志田守、他：日本原子力学会「1997年春の年会」予稿集K13、(1997)
- (4) 島田隆、他：日本原子力学会「2000年春の年会」予稿集J14、(2000)
- (5) J.J.Katz, et al. : “The Chemistry of the Actinide Elements, Second Edition”、(1986).
- (6) Y.Asano, et al. : Nucl. Tech.、Vol. 120、p.198、(1997).
- (7) Y.I.Chang: Nucl. Tech.、Vol. 88、p.129 (1989)など
- (8) O.V.Skiba, et al. : Proc. of Global '93、p.934、(1993)など
- (9) 辻村重男：化学と工業、Vol.18、p.835、(1965)など
- (10) A.V.Bychkov, et al. : Proc. of Global '97、p.912、(1997)
- (11) ANL-7175 : Argonne National Lab.、(1966)
- (12) 駒義和、他：動燃技報、No.101、p.87、(1997)
- (13) 半沢正利、他：JNC TJ9400 2000-001、(2000)

表2.2-01 燃料形態と再処理技術の検討対象

再処理技術 燃料形態	湿 式 法		乾 式 法	
	先進湿式法 <sup>(*)</sup>	酸化物電解法	金属電解法	フッ化物揮発法
酸化物燃料	◎	◎	◎	◎
金属燃料	×	○	◎	○
窒化物燃料	○	○	◎	○

(◎：詳細検討、○：◎に対する相対的検討)

(\*：代替技術の対象は酸化物燃料のみ)

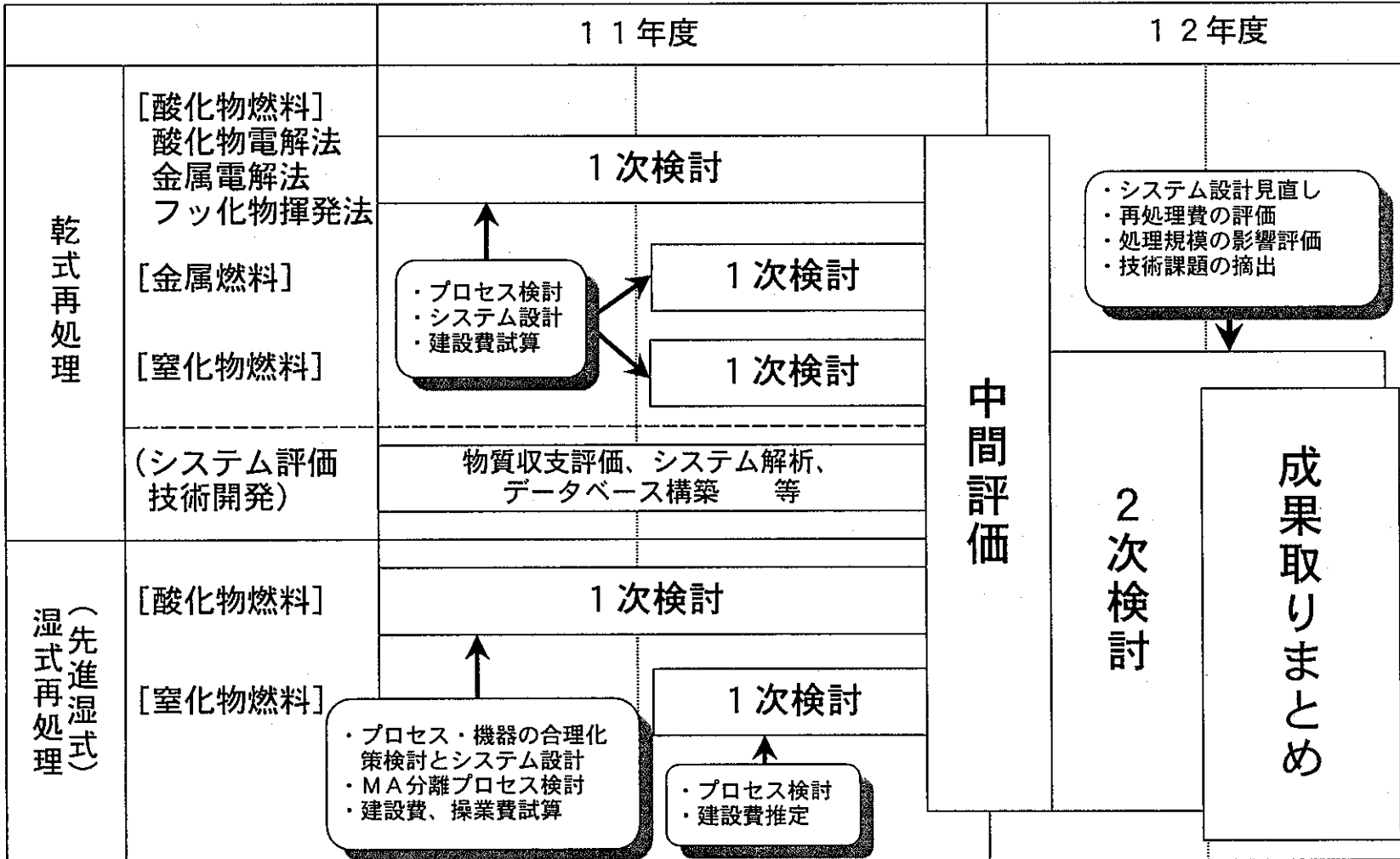


図2.3-01 再処理システム設計研究の研究工程



## 第3章 設計要求事項

### 3.1 設計要求

実用化戦略調査研究においては、各種再処理施設の基本概念の検討にあたり、検討のベースとなるプラント設計に対する要求が設定されている<sup>(1)</sup>。再処理システムの設計および技術評価は、原則としてこの設計要求事項に準拠して行った。設計要求の内容は以下のとおりである。

#### (1) 安全性

- ①原則として、現行の再処理施設に適用される法令、規格、基準、指針類等に準拠した設計であること。ただし、その適用範囲外の設計を行う場合には、新しい指針等の策定のための開発課題及び解決方を合わせて示すこと。
- ②化学的に活性な物質、毒性の強い物質、高温下での物質の取り扱い等においては、その安全上の特徴に十分に配慮した設計であること。
- ③受動的安全機能の導入や、運転操作の簡素化、自動化、運転制御系の高度化により安全裕度を高めること。

#### (2) 経済性

- ①FBRの本格的実用化段階で、FBRリサイクルシステムとして将来の軽水炉と競争可能な経済性を有するような燃料サイクル費を達成していること。
- ②このため、燃料サイクル費については、燃焼度の違いを考慮して、軽水炉と同等となるように、43万円/kgHM(再処理費：27万円/kgHM、燃料製造費：16万円/kgHM)に低減することが目標となる。
- ③この経済性目標を達成するため、プロセスを出来るだけ簡素化し、また設備・機器をコンパクト化するとともに、再処理施設の建設期間の短縮化を図ることにより、建設費の削減を図ること。さらに、遠隔・自動化、高速処理が可能で、機器故障率の十分低い設備・機器を備えた再処理施設とする。
- ④プラント稼働率は、設計及び運転実績に乏しい現状を考慮して、暫定的に200日/yとして設計する。ただし、将来的な稼働率向上方策も合わせて検討すること。
- ⑤経済性評価においては、再処理施設の建設費、運転維持費、及び廃止措置費を算出し、その根拠を明確にすること。

#### (3) 資源の有効利用性

- ①ウラン資源を有効活用できるよう、回収ロス低減を図った再処理施設であること。ここでのU、TRUの回収率(廃棄物側に移行しない割合)としては、99%以上を目標とする。一方、(4)項で述べる環境負荷低減に向けた取り組みとの整合性がとれるよう、U、TRUの回収率向上のための方策とその影響を評価すること。

- ②Pu利用効率の向上のためには、できるだけ冷却期間の短い使用済燃料を再処理でき、システム倍増時間を短縮できるシステムであることが好ましい。このため、炉外冷却期間(4年)の短縮の可能性についても検討すること。
- ③炉内で発生する放射性同位元素や希少金属等の有用資源を経済的に活用できるシステムであることが好ましい。このため、それが可能かどうかについて検討することが望ましい。

(4) 環境負荷低減性

- ①施設からの放射性廃棄物の発生量および放射能の低減と、放射性廃棄物の管理及び処理・処分のし易さに配慮した再処理プロセスであること。
- ②施設からの放射性廃棄物発生量のさらなる低減化と放射能低減等の質的改善に向けて、工程改善を図った場合のMAおよびFPの分離・回収・リサイクル率向上の見通しと、その経済性や2次廃棄物発生への影響を評価すること。対象とするFPについては、平成12年度の実用化戦略調査研究の結果をもとに最終的に選定するが、経済的なリサイクル技術(分離、加工、核変換、保管)の確立の観点から、当面は元素分離の範囲で行えるI、Tc、Cs、Srとする。
- ③別途、軽水炉からのMAをFBRで燃焼した場合にも対応できるよう、使用済燃料中へHMあたり1%、2%および5%のMAが混入した場合の影響についても評価すること。
- ④将来の再処理施設の廃止措置を考慮し、廃止措置のし易さ(解体性)と廃止に伴う廃棄物発生量の少ない設計であることが望ましい。

(5) 核拡散抵抗性

- ①核拡散抵抗性が高いこと。そのため、燃料サイクルの各プロセスにおいて、純粋なPuが単独に存在することがない設計とすること。
- ②核物質防護及び保障措置の対応を考慮した設計とすること。特に、現行の保障措置体系は湿式再処理施設を前提として体系化されたものであるが、湿式再処理施設にあっても保障措置技術の高度化等による保障措置の省力化を図ること。また、乾式再処理施設の場合には、その特徴をも踏まえた保障措置の見直しを行うこと。
- ③査察対応における査察期間の短縮化と、査察の合理化が図れる設計であること。

(6) 運転・保守・補修性

- ①運転・保守・補修性に配慮した設計であること。
- ②保守・補修を要する機器について保守・補修区分を検討し、必要なアクセスルート・スペースを確保するとともに、適切な生体遮蔽等の設計を行うこと。
- ③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こと。

(7) 特記事項

- ①実用化のための技術的開発課題については、その重要度を示すとともに、解決方策、開発スケジュールと開発コストを含む研究開発計画を明確にし、その成立性ポテンシャルを明らかにすること。
- ②再処理された製品の品質を担保するために特有の検査が必要な場合には、検査方法を含めて明らかにすること。
- ③炉心燃料とブランケット燃料の処理方法については、特に指定しない（混合処理あるいは別処理いずれでも可）が、その際には(5)項に述べた核拡散抵抗性にも配慮すること。また、径ブランケット燃料を簡易熱処理して回収した燃料を使用する場合には、比較のために通常再処理により得られた燃料を使用する場合についても検討し、炉心への影響や経済性向上について比較して示すこと。
- ④再処理施設と燃料製造施設および廃棄物処理施設との一体化した設計とする場合には単独立地する場合と対比して、および炉とサイクル施設を近接させたコロケーション型の設計とする場合には集中立地する場合と対比して、その利点、欠点についても評価すること。

### 3.2 設計要求への対応

各再処理技術に関するプロセスの構築および施設設計の考え方と、前述の設計要求との関係を以下に示す。

#### (1) 安全性に関して

現行の再処理施設安全審査指針を基本としてシステムの安全性を検討することとした。特に、臨界、放射性物質の閉じ込め等を考慮するとともに、各再処理法特有の安全上の配慮を十分考慮した設計検討を行うこととした。なお、検討が十分でない、あるいは今後の技術開発が必要な項目については、今後の課題として明確にすることとした。

#### (2) 経済性に関して

軽水炉並の発電単価を達成するためのプロセス・設備・機器・施設の設計検討を実施し、建設費、運転維持費に基づく再処理単価により経済性評価を行うこととした。なお、廃止措置費については、現状では定量的な評価が困難であることから、暫定的に建設費の20%程度と設定した。

ちなみに、FBR再処理単価は、天然ウラン価格が現状レベルを維持した軽水炉と同等の経済性という厳しい条件である27万円/kgHM(酸化物燃料)を目標とした。

#### (3) 資源の有効利用性に関して

U、TRUの回収率99%以上を条件として設計検討を行うこととした。また、回収率の向上に必要な課題や、炉外冷却期間短縮の可能性についても検討することとした。

#### (4) 環境負荷低減性に関して

放射性廃棄物の発生量低減を考慮したプロセスの検討を行い、廃棄物の種類と発生量の評価を行うこととした。また、廃棄物の処理および貯蔵方式については、図3.2-01<sup>(2)</sup> および表3.2-01<sup>(2)</sup> に示した廃棄物区分を考慮して検討することとした。気体廃棄物等の環境放出については、表3.2-02<sup>(3)</sup> に示した六ヶ所再処理工場の放出量以下となるよう設計を行うこととした。

MA回収についての検討、および軽水炉からのMAを添加した燃料を再処理した場合の影響について評価を実施することとした。また、FPの除染性能としては、「FBR燃焼-再処理」の多重リサイクルを繰り返したとしても、製品(新燃料)中へのFP混入率が炉心性能に過大な影響を及ぼさないと考えられる2wt%HMを上回らないことを目標として設定した。

長寿命FP(LLFP)のCs、I、Tc、および発熱量で問題となるSrの4元素の回収については、回収方法の検討を行うこととした。

廃止措置のし易さ(解体性)については、フェーズIIで検討を行うこととした。

#### (5) 核拡散抵抗性に関して

工程中に純粋なPuが単独に存在することのないプロセスとするよう検討を行うこととした。また、核物質防護および保障措置の対応については、現行と同等を

想定して検討することとした。今後の技術開発が必要な項目は、今後の課題として明確にすることとした。

(6) 運転・保守・補修性に対して

設計要求を念頭においた設計検討を行うこととした。

(7) 特記事項に対して

研究開発計画を作成し、実用化に向けた技術的開発課題の解決方策を示すこととした。再処理製品の品質を担保するための検査については、湿式法では従来設備の設置を前提とすることとした。乾式法における検査方法については、フェーズⅡ以降の検討課題とした。

炉心燃料とブランケット燃料の処理方法(混合処理、別処理)については、各々の再処理法で最適と判断された方を採用することとした。

[参考文献]

- (1) “高速増殖炉サイクルの実用化戦略調査研究（フェーズⅠ）中間報告書[詳細編]”、JNC TY1400 2000-004、(2000)
- (2) “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”、原子力委員会バックエンド対策専門部会報告書、(1998)
- (3) “六ヶ所再処理・廃棄物事業所再処理事業指定申請書添付書類一七”

表3.2-01 放射性廃棄物等の区分

	区分	主な要件等	廃棄体種類	処分方式	備考
1	高レベル 廃棄物	再処理廃液等 (発熱制限2.3kW/固化体以下)	ガラス固化体	深地層処分	
2	TRU 廃棄物	$\alpha$ 放射能 $1.11 \times 10^9 \sim 10^{12}$ Bq/t $\beta \gamma$ 放射能 $1.11 \times 10^{15}$ Bq/t未満*1	プラスチック 固化+セメン ト充填固化 体、またはセ メント固化体	深地層処分	*1 未確定
3	高 $\beta \gamma$ 廃棄物	$\alpha$ 放射能 $1.11 \times 10^9$ Bq/t未満 $\beta \gamma$ 放射能 $1.11 \times 10^{13} \sim 10^{15}$ Bq/t*2	プラスチック 固化+セメン ト充填固化 体、またはセ メント固化体	浅地層処分 (50~100m)	*2 未確定
4	低レベル 廃棄物	$\alpha$ 放射能 $1.11 \times 10^9$ Bq/t未満 $\beta \gamma$ 放射能 $1.11 \times 10^{13}$ Bq/t未満*3	セメント固 体化 体	浅地層処分 (数m)	*3 現行政令 濃度上限値
5	非放射性 廃棄物	クリアランスレベル $10^6$ Bq/t 未満*4 (IAEA案 TECDOC-855、1996年)	—	—	*4 IAEAの現 状案であり、 確立されてい ない

注) 高 $\beta \gamma$ 廃棄物: 原子炉施設から発生した低レベル放射性廃棄物のうち現行の政令濃度上限値を超えるもの

表3.2-02 六ヶ所再処理工場の推定年間放出量

核種	推定年間放出量 (Bq/y/tHM)
Kr-85	4.1 E + 14
H-3	2.4 E + 12
C-14	6.5 E + 10
I-129	1.4 E + 07

出典: 六ヶ所再処理・廃棄物事業所再処理事業指定申請書添付書類一七

注) 本設計研究では、自発核分裂によるヨウ素核種の評価は行っていない。

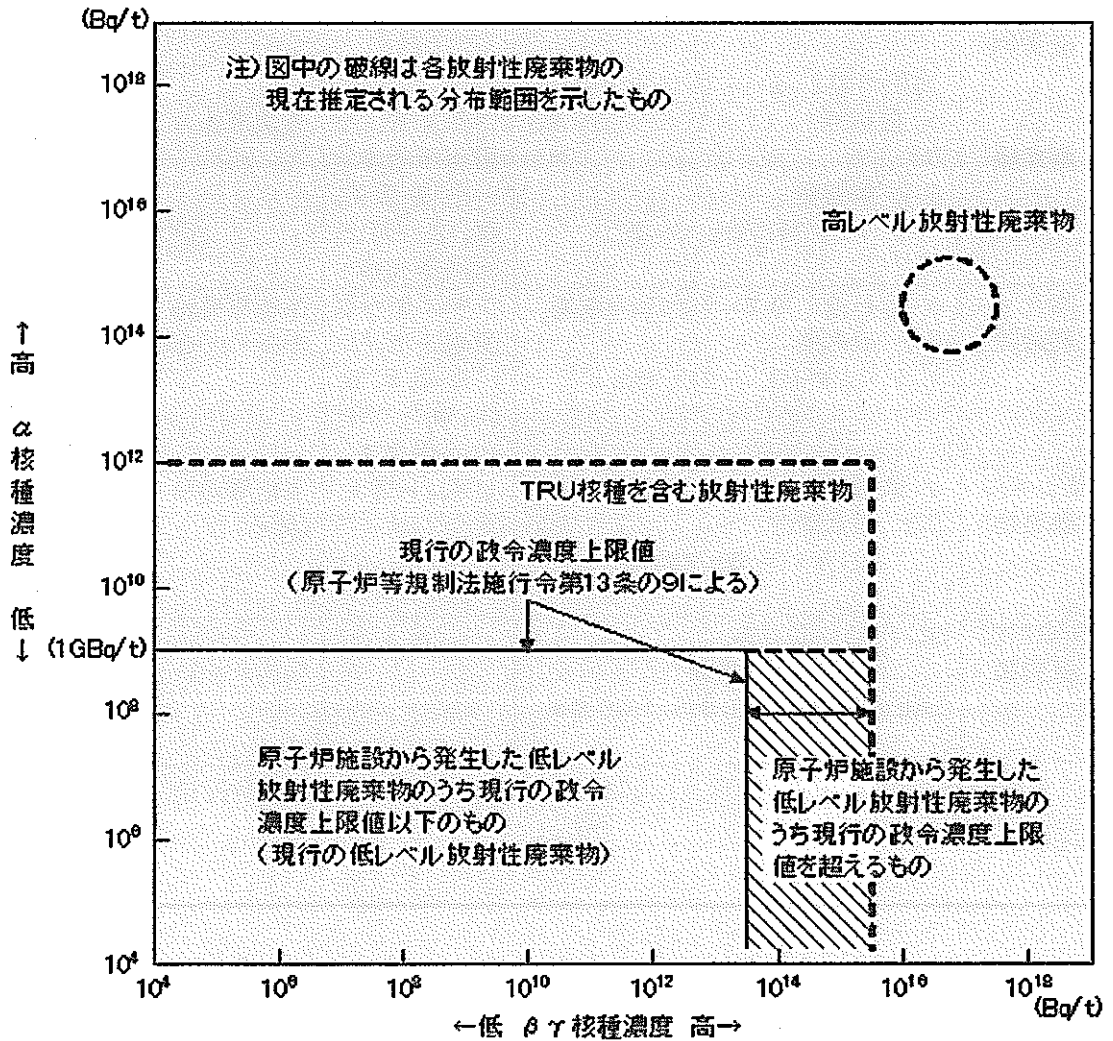


図3.2-01 放射性廃棄物等の区分

出典：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越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」(1998)



## 第4章 設計検討

### 4.1 前提条件

各再処理施設の設計検討は、平成11年度に構築したプロセス<sup>(1)</sup>の見直しを出発点とし、それに基づく物質収支、設備・機器仕様の概略設計検討を行った。その後、施設内の配置設計を行い、施設全体の物量を把握した上で経済性等の評価を行った。

#### 4.1.1 設計検討に対する条件

設計検討を行うにあたり、各再処理施設の比較評価のため、条件を設定した。この条件を表4.1-01に示す。

##### (1) 再処理プラント全体に対する条件

###### (i) プラントおよび処理規模

建屋、ユーティリティ、受電設備等を共有することで、経済性向上の可能性を有する再処理/燃料製造一体化施設を前提とした。処理規模は、スケールメリット評価を考慮して、50tHM/y、および200tHM/yの2タイプについて検討を行った。

プラント稼働率は設計要求に従って、200日/yと設定した。

###### (ii) 建屋区分

再処理主工程を行う建屋を主建屋とする。廃棄物処理・貯蔵は可能な限り主建屋内に配置することと設定した。別建屋とする場合は、主建屋から廃棄物処理建屋への廃棄物の搬送ルート、搬送時の安全確保方策や被ばく量低減方策についても検討した。

使用済燃料貯蔵は主建屋に隣接した別建屋方式と設定した。

廃棄物貯蔵、使用済燃料貯蔵の貯蔵容量はおのおの1年分とし、また、主建屋内には、受入時のバッファとして14日分貯蔵能力を有することとした。

##### (2) 処理対象燃料に対する条件

湿式法は、酸化物燃料、窒化物燃料に対して、また乾式法は、酸化物燃料、金属燃料、窒化物燃料に対して検討を行った。

###### (i) 使用済燃料組成

###### (a) 酸化物燃料

再処理の対象となる使用済FBR燃料のHMおよびFP組成は、出力規模150万kWe級の大型2領域均質炉心を対象として評価した。炉心配置を図4.1-01に示す。また、使用済燃料の炉外冷却期間は4年とした。使用済燃料の重量組成評価結果を表4.1-02に示す。

この炉心の場合、処理規模50tHM/y再処理施設で処理可能な使用済燃料は、FBR2.6基分の年間発生量に相当する。

(b) 金属燃料

再処理の対象となる使用済FBR燃料のHMおよびFPの組成は、酸化物燃料と同じ出力規模150万kWe級の大型2領域均質炉心を対象として評価した。炉心の配置を図4.1-02に示す。また、使用済燃料の炉外冷却期間も酸化物燃料と同じ4年とした。使用済FBR燃料の重量組成評価結果を表4.1-03に示す。

この炉心設計の場合、処理規模50tHM/y再処理施設で処理可能な使用済燃料は、FBR3.6基分の年間発生量に相当する。また、発電電力量で考えると、炉心に装荷するHM量が同じ場合、この設計の金属燃料炉心は酸化物燃料炉心の約1.4倍の電力量を発生する。

(c) 窒化物燃料

再処理の対象となる使用済FBR燃料のHMおよびFP組成は、化学形態を酸化物から窒化物に置き換えることで、使用済酸化物燃料のHMおよびFP組成と同等と設定した。

(ii) 燃料集合体仕様

廃棄物量を評価するために必要となる、燃料集合体の仕様について、酸化物燃料集合体仕様を表4.1-04、金属燃料集合体仕様を表4.1-05に示す。窒化物燃料集合体仕様は酸化物燃料集合体仕様と同等と設定した。

被覆管と燃料のギャップに充填されるボンド材は、金属燃料では金属ナトリウムを、窒化物燃料ではヘリウムと設定した。また、窒化物燃料に用いられる窒素はN-15を99.9%まで濃縮したものと設定した。

(3) 再処理製品に対する条件

(i) U/TRU 回収率

資源有効利用性の観点から、設計要求で示されている通り、U、TRUの回収率はそれぞれに対して99%以上となるようにプロセスを構築した。

(ii) 製品へのFP混入率

新燃料中のFP混入率が2wt%HM程度を上回らない除染性能を有するようにプロセスを構築した。

(4) 機器・施設設計に対する条件

(i) 核的制限値

核的な臨界制限値 $k_{eff}$ は0.95と設定した。

(ii) 安全重要系統

安全重要系統の機器は2系統有することとした。

(iii) 施設設計条件

再処理、高レベル相当の廃棄物の処理・貯蔵セル壁厚は、遮へいを考慮して、2mとした。

セル回りの作業場・通路のスペースは、マスタースレーブマニピュレータ(MSM)の操作エリアを顧慮して、有効幅5mを確保することとした。

保守・補修は、インセルクレーン、パワーマニピュレータ(PM)、セル窓、MSM

を用いて行うこととした。なお、インセルクレーンはクレーンの補修を考慮し、2重化とした。

再処理/燃料製造一体化施設で設計を行ったが、使用済燃料受入ルートと新燃料払出ルートは、保障措置の観点から独立・別ルートとした。

(5) その他

環境負荷低減性の観点から、長寿命元素であるI、Tc、Cs、Srの4元素に対して、元素レベルでの分離・回収技術の検討を行った。

#### 4.1.2 経済性評価手法

建設費、年間運転経費、および再処理単価の算出方法について以下に述べる。

##### (1) 建設費

建設費は、設備費と建屋費で構成される。

##### (i) 設備費

設備費は、設備毎に各再処理システムで設計した機器の費用を積み上げて算出した。また、設備費は以下の費用を含む。

- ・設計費
- ・材料費
- ・工場製作費／加工費
- ・現地工事費
- ・検査費
- ・管理経費

##### (ii) 建屋費

建屋費は、建屋駆体費、電気設備費、換気設備費、および非常用発電設備、放射線管理費などの付帯設備に関する費用である。建屋駆体費(セルライニング費、特殊建具(遮へい窓、埋込金物等)を含む)、電気設備費、換気設備費については、これまでの建設経験に基づく建屋容積単価を参考に算出した。

使用済燃料貯蔵施設は、各再処理法毎に設計検討を行っているが、経済性評価では、共通設備として、同一の設備費、建屋費を設定した。

##### (iii) 再処理・燃料製造共有設備の按分について

本検討は、再処理／燃料製造一体化プラントとした設計で行っているが、このうち再処理部分のみのコストを算出するには、共有設備を再処理と燃料製造に按分する必要がある。以下に本検討で用いた按分の考え方を示す。

- ・オフガス処理設備：オフガスの発生量比
- ・各廃液処理設備：各廃液の発生量比(除染廃液を含む)
- ・高放射性固体廃棄物処理設備／貯蔵設備：高放射性固体廃棄物の発生量比
- ・低放射性固体廃棄物処理設備／貯蔵設備：発生量を再処理：燃料製造=1:1として等分
- ・分析設備／サンプリング設備：分析点数比
- ・ユーティリティ設備：ユーティリティ使用量比
- ・保守設備：再処理設備保守用、燃料設備保守用の機器数に応じて積算
- ・計測制御設備：計測点数比
- ・建屋／電気／換気／その他：主要設備費の合計の比

##### (iv) 検討対象外の費用

本検討では下記の費用は考慮していない。

- ・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)
- ・廃棄物の輸送費および処分費
- ・研究開発に関する費用(開発費、試作費等)

- ・コンテインジェンシーに関する費用

(2) 年間運転経費

年間運転経費は、プラントの運転に必要な費用であり、人件費、定検費、機器交換費、消耗品費等、およびユーティリティ費で構成される。

(i) 人件費

運転に関わる要員数については、各再処理法にそれぞれの特徴(ある方式では必要な設備が他の方式では不要であることや、配管による物質移送系かマテリアルハンドリングによる物質移送系かなど)があるため、各方式が有する設備毎に必要な人員を検討し、その積算で要員数を評価した。人件費単価は900万円/人yと設定した。

対象とする設備を以下に示す。

- ・受入貯蔵設備
- ・前処理設備
- ・主分離設備
- ・電解設備
- ・陰極処理設備
- ・TRU回収設備
- ・転換設備
- ・廃棄物処理設備
- ・分析設備
- ・放射線管理設備
- ・技術保守設備

これらの設備毎に、東海再処理工場における実績を参考にして、以下のように設定し、必要人員を検討した。

- ・クレーン、マニピュレータ等の定常運転操作を必要とする設備については、1班あたり6人(5班3交代制)、および日勤者6人
- ・配管系で構成されており、バルブ操作、ポンプのオンオフ操作が中心となる設備については、運転に使用するソフトウェアによる自動化が容易なことから、1班あたり4人、および日勤者4人
- ・廃棄物処理設備については、日勤対応を主として考え、1班あたり6人、日勤者20人
- ・分析設備については、分析が24時間体制で行われることを考慮し、1班あたり10人、日勤者10人
- ・技術保守設備については、日勤者による対応とし、日勤者30人

(ii) 定検費

定検に関わる費用は、定検期間を80日(非稼働日数165日の1/2程度)、また定検要員(外注分)を50tHM/yプラントでは100人/日、200tHM/yプラントでは300人/日と設定した。外注人件費単価は、10万円/人日と設定した。

(iii) 機器交換費

機器交換費は設備機器の更新に関わる費用であり、交換頻度を下記のように設定した。各設備と設定値の関係については表4.1-06に示す。

- ・腐食の厳しい設備・機械的操作が主体の設備は、操業期間(40年)中に2回更新とし、かつその20%程度を予備費として考慮：年6%(5年で30%更新)
- ・その他の設備は、操業期間で1回更新を考慮：年2%(15年で30%更新)

なお、定検に伴う通常の交換品等は消耗品費等に含まれるものとする。

(iv) 消耗品費等

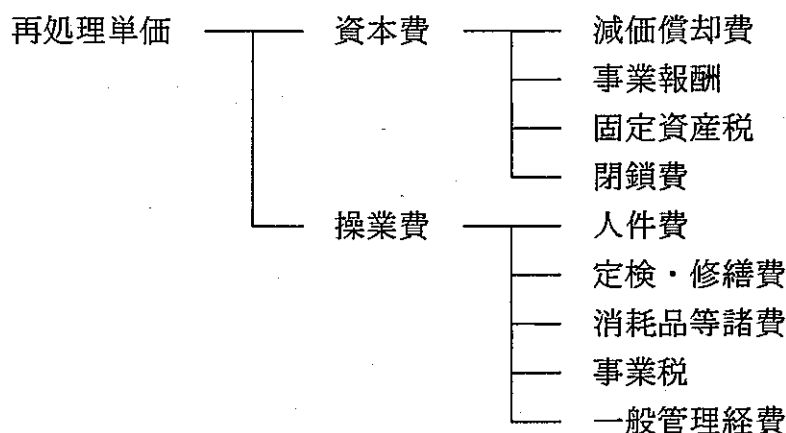
定期交換部品、ガス、薬品等に関わる費用として算出した。

(v) ユーティリティ費

電気代、水道代に関わる費用であり、使用量に従って算出した。

(3) 再処理単価

再処理単価は、使用済燃料を再処理して新燃料1kgHMを製造するのにかかる費用であり、内訳は下記の通りである。



これらの各費用を計算し、資本費、操業費の合計をプラント運転期間(40年)の平均再処理単価として算出した。各費用の計算に用いる諸数値(設定値)を表4.1-07<sup>(2)</sup>に示す。

(i) 資本費

資本費の各費用は、すべて建設費から前述の諸数値を用いて計算されるが、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、許認可助勢費等、プラント所有者側にかかる費用)として、(1)で述べた建設費の10%を加算した値を用いた。

(a) 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、残存価格割合は表4.1-07に示された値を用いた。

(b) 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、事業報酬率は表4.1-07に示された値を用いた。

(c) 固定資産税

固定資産税率は表4.1-07に示された値を用いた。

(d) 閉鎖費

再処理施設の解体費と、解体廃棄物の処理処分費であり、建設費の20%と設定した。また、積立方法、積立期間、積立利率は表4.1-07に示された値を用い

た。

(ii) 操業費

(a) 人件費

年間運転経費の人件費を、新燃料1kgHMあたりに換算したものである。

(b) 定検・修繕費

年間運転経費の定検費、および機器交換費を新燃料1kgHMあたりに換算したものである。

(c) 消耗品等諸費

年間運転経費の消耗品費等、およびユーティリティ費を新燃料1kgHMあたりに換算したものである。

(d) 事業税・一般管理費(業務分担比率に相当)

事業税、一般管理費は、表4.1-07に示された値を用いて算出した。

[参考文献]

- (1) 田中博、他：“再処理システムの技術検討書”、JNC TY9400 2000-025、(2000)
- (2) 平尾和則、他：“総合評価技術検討書”、JNC TN9400 2001-061、(2001)



表4.1-01 再処理施設設計検討に対する条件

項目	設計統一条件	備考
プラント	再処理/燃料製造一体化プラント	
処理規模	50tHM/y および 200tHM/y	スケール効果の評価を行うため
プラント稼働率	200日/y	設計要求
炉心・ブランケット処理方法	各再処理法で検討し、最適な方法を採用	設計要求
U/TRU 回収率	99%以上	設計要求
FP 混入率	2wt%HM 以下	設計要求
核的制限値	$k_{eff}=0.95$	安全性の観点から
セル壁厚	再処理、高レベル廃棄物系のエリアは 2m	遮へいを考慮して
保守・補修性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・インセルクレーン、パワーマニピュレータ、セル窓、マスタースレーブマニピュレータによる保守・補修</li> <li>・セルまわりの作業場・通路スペースは有効幅 5m</li> </ul>	
安全系	安重系は 2 系統	安全性の観点から
リワーク	考慮すること	資源有効利用性の観点から
使用済燃料貯蔵、新燃料貯蔵	<p>主建屋に隣接した独立・別建屋化（貯蔵量 1 年分）</p> <p>かつ、主建屋内に 2 週間分のバッファエリアの確保</p>	
受入ルートと払出ルート	独立・別ルート化（クレーンの共用は可）	保障措置の観点から

表4.1-02 使用済酸化物燃料中の重量組成(kg/新燃料1tHM)  
炉心部平均燃焼度：15万MWd/t 冷却期間：4年

元素	内側炉心		外側炉心		径ブラ	合計
	炉心部	軸ブラ部	炉心部	軸ブラ部		
U	1.81E+02	1.72E+02	9.43E+01	1.00E+02	2.82E+02	8.30E+02
Np	1.91E-01	2.38E-02	1.46E-01	1.34E-02	2.99E-02	4.04E-01
Pu	4.24E+01	8.42E+00	3.00E+01	4.41E+00	1.01E+01	9.54E+01
Am	1.58E+00	8.30E-03	1.38E+00	3.34E-03	7.55E-03	2.98E+00
Cm	5.19E-01	5.74E-06	4.28E-01	1.68E-06	4.29E-06	9.47E-01
HM合計	2.26E+02	1.81E+02	1.26E+02	1.05E+02	2.92E+02	9.30E+02
H	5.65E-05	4.02E-06	3.76E-05	1.87E-06	4.20E-06	1.04E-04
Li	4.16E-07	2.96E-08	2.77E-07	1.38E-08	3.09E-08	7.67E-07
Be	1.62E-07	1.15E-08	1.08E-07	5.36E-09	1.20E-08	2.98E-07
C	2.85E-08	2.03E-09	1.89E-08	9.44E-10	2.11E-09	5.25E-08
Zn	5.25E-11	3.74E-12	3.49E-11	1.74E-12	3.90E-12	9.68E-11
Ga	6.66E-09	4.74E-10	4.43E-09	2.21E-10	4.95E-10	1.23E-08
Ge	1.17E-03	8.32E-05	7.77E-04	3.87E-05	8.68E-05	2.15E-03
As	3.45E-04	2.46E-05	2.30E-04	1.14E-05	2.56E-05	6.37E-04
Se	4.20E-02	2.99E-03	2.79E-02	1.39E-03	3.12E-03	7.74E-02
Br	1.29E-02	9.16E-04	8.56E-03	4.27E-04	9.56E-04	2.37E-02
Kr	2.59E-01	1.85E-02	1.72E-01	8.59E-03	1.93E-02	4.78E-01
Rb	2.27E-01	1.62E-02	1.51E-01	7.54E-03	1.69E-02	4.19E-01
Sr	4.76E-01	3.39E-02	3.17E-01	1.58E-02	3.53E-02	8.77E-01
Y	2.71E-01	1.93E-02	1.80E-01	8.97E-03	2.01E-02	4.99E-01
Zr	2.80E+00	1.99E-01	1.86E+00	9.29E-02	2.08E-01	5.16E+00
Nb	4.44E-06	3.16E-07	2.96E-06	1.47E-07	3.30E-07	8.19E-06
Mo	3.38E+00	2.40E-01	2.25E+00	1.12E-01	2.51E-01	6.23E+00
Tc	8.19E-01	5.83E-02	5.45E-01	2.72E-02	6.09E-02	1.51E+00
Ru	3.11E+00	2.22E-01	2.07E+00	1.03E-01	2.31E-01	5.74E+00
Rh	8.97E-01	6.39E-02	5.97E-01	2.98E-02	6.66E-02	1.65E+00
Pd	2.73E+00	1.95E-01	1.82E+00	9.06E-02	2.03E-01	5.04E+00
Ag	2.45E-01	1.74E-02	1.63E-01	8.11E-03	1.82E-02	4.51E-01
Cd	2.39E-01	1.70E-02	1.59E-01	7.92E-03	1.77E-02	4.40E-01
In	9.63E-03	6.85E-04	6.41E-03	3.19E-04	7.15E-04	1.78E-02
Sn	2.05E-01	1.46E-02	1.36E-01	6.79E-03	1.52E-02	3.78E-01
Sb	4.80E-02	3.42E-03	3.20E-02	1.59E-03	3.57E-03	8.86E-02
Te	6.87E-01	4.89E-02	4.57E-01	2.28E-02	5.10E-02	1.27E+00
I	3.62E-01	2.58E-02	2.41E-01	1.20E-02	2.69E-02	6.67E-01
Xe	4.84E+00	3.44E-01	3.22E+00	1.60E-01	3.59E-01	8.92E+00
Cs	3.85E+00	2.74E-01	2.56E+00	1.28E-01	2.86E-01	7.11E+00
Ba	1.76E+00	1.25E-01	1.17E+00	5.84E-02	1.31E-01	3.25E+00
La	1.24E+00	8.80E-02	8.23E-01	4.10E-02	9.18E-02	2.28E+00
Ce	2.24E+00	1.59E-01	1.49E+00	7.43E-02	1.66E-01	4.13E+00
Pr	1.15E+00	8.19E-02	7.66E-01	3.82E-02	8.55E-02	2.12E+00
Nd	3.80E+00	2.70E-01	2.53E+00	1.26E-01	2.82E-01	7.00E+00
Pm	5.06E-02	3.60E-03	3.37E-02	1.68E-03	3.76E-03	9.33E-02
Sm	1.21E+00	8.62E-02	8.06E-01	4.02E-02	9.00E-02	2.23E+00
Eu	1.17E-01	8.30E-03	7.76E-02	3.87E-03	8.66E-03	2.15E-01
Gd	1.46E-01	1.04E-02	9.69E-02	4.83E-03	1.08E-02	2.69E-01
Tb	8.00E-03	5.69E-04	5.32E-03	2.65E-04	5.94E-04	1.48E-02
Dy	8.42E-03	5.99E-04	5.60E-03	2.79E-04	6.25E-04	1.55E-02
Ho	1.96E-04	1.39E-05	1.30E-04	6.50E-06	1.46E-05	3.61E-04
Er	2.79E-04	1.99E-05	1.86E-04	9.26E-06	2.07E-05	5.15E-04
Tm	1.94E-07	1.38E-08	1.29E-07	6.44E-09	1.44E-08	3.58E-07
Yb	8.11E-08	5.77E-09	5.40E-08	2.69E-09	6.02E-09	1.50E-07
FP合計	3.72E+01	2.65E+00	2.48E+01	1.23E+00	2.77E+00	6.87E+01
総計	2.63E+02	1.84E+02	1.51E+02	1.06E+02	2.95E+02	9.98E+02

\* 装荷した新燃料1tHMあたりから発生する、使用済燃料の各領域（炉心部（内、外側炉心）、軸ブラ部（内、外側炉心）、径ブラ部の計5領域）の元素毎の重量を示す。

表4.1-03 使用済金属燃料中の重量組成(kg/新燃料1tHM)

炉心部平均燃焼度：15万MWd/t 冷却期間：4年

元素	内側炉心		外側炉心		径ブラ	合計
	炉心部	軸ブラ部	炉心部	軸ブラ部		
U	2.71E+02	1.23E+02	1.37E+02	6.24E+01	2.05E+02	7.98E+02
Pu	4.97E+01	8.89E+00	2.86E+01	4.51E+00	8.57E+00	1.00E+02
MA	1.61E+00	4.09E-02	1.12E+00	2.08E-02	2.77E-02	2.82E+00
HM合計	3.22E+02	1.32E+02	1.66E+02	6.69E+01	2.14E+02	9.01E+02
H	9.59E-05	6.20E-06	4.01E-05	3.14E-06	3.88E-06	1.49E-04
Li	7.87E-07	4.88E-08	3.30E-07	2.47E-08	3.02E-08	1.22E-06
BE	2.65E-07	1.64E-08	1.11E-07	8.34E-09	1.02E-08	4.12E-07
C	4.66E-08	2.89E-09	1.96E-08	1.47E-09	1.79E-09	7.23E-08
CO	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
NI	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
CU	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
ZN	1.01E-09	1.02E-11	3.63E-10	5.16E-12	3.85E-12	1.39E-09
GA	9.27E-09	5.28E-10	3.92E-09	2.68E-10	2.92E-10	1.43E-08
GE	1.42E-03	8.72E-05	6.03E-04	4.43E-05	4.92E-05	2.20E-03
AS	3.91E-04	2.54E-05	1.72E-04	1.29E-05	1.47E-05	6.15E-04
SE	8.48E-02	5.33E-03	3.57E-02	2.70E-03	3.26E-03	1.32E-01
BR	2.76E-02	1.77E-03	1.18E-02	9.00E-04	1.12E-03	4.32E-02
KR	4.43E-01	2.83E-02	1.84E-01	1.44E-02	1.82E-02	6.88E-01
RB	3.79E-01	2.45E-02	1.59E-01	1.24E-02	1.58E-02	5.91E-01
SR	7.60E-01	4.89E-02	3.15E-01	2.48E-02	3.15E-02	1.18E+00
Y	4.71E-01	2.80E-02	1.99E-01	1.42E-02	1.82E-02	7.30E-01
ZR	4.62E+00	2.93E-01	1.93E+00	1.48E-01	1.87E-01	7.18E+00
NB	7.15E-06	2.72E-07	2.78E-06	1.38E-07	1.64E-07	1.05E-05
MO	5.49E+00	3.44E-01	2.31E+00	1.75E-01	2.15E-01	8.53E+00
TC	1.35E+00	9.01E-02	5.88E-01	4.57E-02	5.71E-02	2.13E+00
RU	5.24E+00	3.19E-01	2.19E+00	1.62E-01	1.94E-01	8.11E+00
RH	1.56E+00	1.03E-01	6.82E-01	5.23E-02	6.49E-02	2.46E+00
PD	4.28E+00	2.43E-01	1.76E+00	1.23E-01	1.42E-01	6.55E+00
AG	4.32E-01	2.65E-02	1.89E-01	1.34E-02	1.52E-02	6.76E-01
CD	3.11E-01	1.52E-02	1.21E-01	7.71E-03	8.12E-03	4.63E-01
IN	1.78E-02	1.12E-03	7.75E-03	5.69E-04	6.67E-04	2.79E-02
SN	2.24E-01	1.34E-02	9.46E-02	6.80E-03	7.76E-03	3.47E-01
SB	4.88E-02	3.15E-03	2.12E-02	1.60E-03	1.87E-03	7.66E-02
TE	1.12E+00	6.93E-02	4.73E-01	3.52E-02	4.15E-02	1.74E+00
I	5.87E-01	3.83E-02	2.57E-01	1.94E-02	2.32E-02	9.25E-01
XE	8.18E+00	5.07E-01	3.43E+00	2.57E-01	3.12E-01	1.27E+01
CS	6.53E+00	4.13E-01	2.77E+00	2.09E-01	2.56E-01	1.02E+01
BA	2.82E+00	1.63E-01	1.14E+00	8.28E-02	9.75E-02	4.31E+00
LA	2.16E+00	1.24E-01	9.22E-01	6.31E-02	7.75E-02	3.35E+00
CE	4.01E+00	2.31E-01	1.70E+00	1.17E-01	1.44E-01	6.20E+00
PR	1.99E+00	1.16E-01	8.55E-01	5.90E-02	7.29E-02	3.09E+00
ND	6.67E+00	3.85E-01	2.83E+00	1.95E-01	2.43E-01	1.03E+01
PM	1.21E-01	8.95E-03	5.26E-02	4.54E-03	5.58E-03	1.92E-01
SM	1.94E+00	1.11E-01	8.14E-01	5.62E-02	6.91E-02	2.99E+00
EU	2.19E-01	1.30E-02	9.39E-02	6.60E-03	8.09E-03	3.40E-01
GD	2.51E-01	1.23E-02	9.95E-02	6.24E-03	6.83E-03	3.76E-01
TB	1.19E-02	7.76E-04	5.37E-03	3.94E-04	4.63E-04	1.89E-02
DY	1.44E-02	6.53E-04	5.37E-03	3.31E-04	3.18E-04	2.11E-02
HO	4.29E-04	2.12E-05	1.75E-04	1.08E-05	1.24E-05	6.49E-04
ER	5.07E-04	2.40E-05	1.87E-04	1.22E-05	1.11E-05	7.41E-04
TM	1.58E-07	1.76E-09	2.74E-08	8.91E-10	1.99E-10	1.88E-07
YB	6.94E-08	3.06E-10	8.45E-09	1.55E-10	2.64E-11	7.83E-08
FP合計	6.24E+01	3.78E+00	2.63E+01	1.92E+00	2.34E+00	9.67E+01
燃料成分Zr	4.27E+01	1.51E+01	2.14E+01	7.66E+00	2.40E+01	1.11E+02
※ Na	1.29E+01	0.00E+00	6.45E+00	0.00E+00	2.93E+00	2.23E+01
総計	4.40E+02	1.51E+02	2.20E+02	7.65E+01	2.43E+02	1.13E+03

\* 装荷した新燃料1 tHMあたりから発生する、使用済燃料の各領域（炉心部（内、外側炉心）、軸ブラ部（内、外側炉心）、径ブラ部の計5領域）の元素毎の重量を示す。

表4.1-04 酸化物燃料集合体仕様

項目	炉心燃料	径ブランケット燃料
燃料集合体		
燃料要素本数	271本	169本
燃料要素配列ピッチ	9.65mm	12.21mm
全長	4600mm	4600mm
構造材重量	304kg	304kg
ラッパ管		
材質	フェライトマルテンサイト鋼	フェライトマルテンサイト鋼
内対面幅	161.2mm	161.2mm
外対面幅	169.9mm	169.9mm
肉厚	4.35mm	4.35mm
スペーサ		
型式	ワイヤ	ワイヤ
材質	分散強化型フェライト鋼	分散強化型フェライト鋼
ワイヤ径	1.1mm	0.86mm
ワイヤ巻付ピッチ	約200mm	約160mm
燃料要素		
全長	3135mm	3135mm
スタック長		1700mm
炉心燃料	1000mm	—
軸ブラ(上/下)	350/350mm	—
ガスプレナム長(上/下)	285/1050mm	155/1050mm
型式	一体密封型	一体密封型
炉心燃料部		
型式	振動充填	—
材質	フルニウム・ウラン混合酸化物	—
スミア密度	約85%TD	—
O/M比	1.98	—
MA/FP混入率制限値(目安値)	約2/2wt%以下	—
ブランケット部		
型式	振動充填またはペレット	振動充填またはペレット
材質	二酸化ウラン	二酸化ウラン
スミア密度	約85%TD	約85%TD
O/M比	2.00	2.00
MA/FP混入率制限値(目安値)	約2/2wt%以下	約2/2wt%以下
被覆管		
材質	分散強化型フェライト鋼	分散強化型フェライト鋼
外径	8.5mm	11.3mm
内径	7.5mm	10.5mm
肉厚	0.5mm	0.4mm

注) 窒化物燃料集合体仕様も同じとした。

表4.1-05 金属燃料集合体仕様

項目	炉心燃料	径ブランケット燃料
燃料集合体		
燃料要素本数	331本	127本
燃料要素配列ピッチ	9.95mm	16.02mm
全長	4600mm	4600mm
構造材重量	384.5kg	352.2kg
ラッパ管		
材質	フェライトマルテンサイト鋼	フェライトマルテンサイト鋼
内対面幅	183.7mm	183.7mm
外対面幅	191.7mm	191.7mm
肉厚	4.0mm	4.0mm
スペーサ		
型式	ワイヤ	ワイヤ
材質	分散強化型フェライト鋼	分散強化型フェライト鋼
ワイヤ径	1.39mm	1.21mm
ワイヤ巻付ピッチ	約250mm	約250mm
燃料要素		
全長	2670mm	2670mm
スタック長		1150mm
炉心燃料	850mm	—
軸ブラ(上/下)	150/150mm	—
上部ガスプレナム長	1450mm	1450mm
型式	一体密封型	一体密封型
炉心燃料部		
型式	中実スラグ	—
材質	ウラン・プルトニウム・ジルコニウム合金	—
スミア密度	約75.0%TD	—
MA/FP混入率制限値(目安値)	—	—
ブランケット部		
型式	中実スラグ	中実スラグ
材質	ウラン・ジルコニウム合金	ウラン・ジルコニウム合金
スミア密度	約75.0%TD	約75.0%TD
MA/FP混入率制限値(目安値)	—	—
被覆管		
材質	分散強化型フェライト鋼	分散強化型フェライト鋼
外径	8.5mm	14.8mm
内径	7.5mm	13.8mm
肉厚	0.5mm	0.5mm

表4.1-06 設備機器の交換頻度設定基準

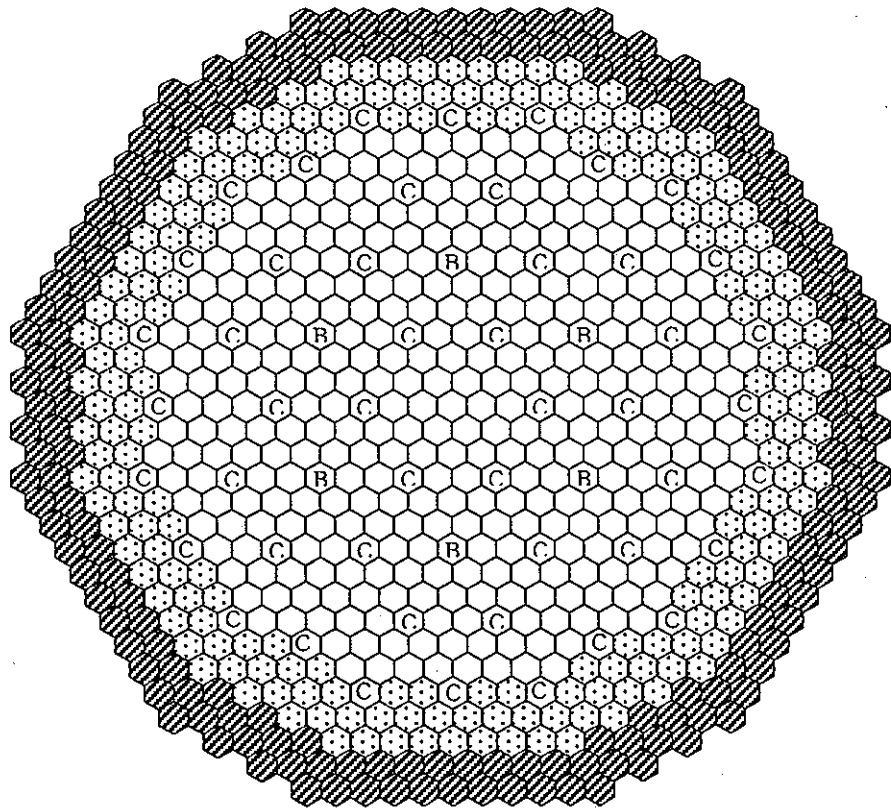
工程名	設備名	対応する プロセス *	更新 年数 (年)	更新 比率 (%)	備考
燃料貯蔵	使用済燃料貯蔵設備	湿酸金フ	5.0	10.0	駆動機器が少ないため、5年で10%更新。
	受入・一時貯蔵	湿酸金フ	5.0	10.0	
受入/ 前処理	解体設備	湿酸金フ	5.0	30.0	セル内の駆動機器のため、5年で30%更新。
	脱被覆設備	湿酸金フ	5.0	30.0	
	ラッパ管等処理	湿酸金フ	5.0	30.0	
再処理	試薬調整	湿酸金フ	5.0	10.0	静的機器が多く、5年で10%更新
	調整設備	湿	5.0	10.0	
	富化度調整設備	湿	5.0	10.0	
	溶解設備	湿	5.0	30.0	セル内の駆動機器のため、5年で30%更新。
	清澄設備	湿	5.0	30.0	
	晶析設備	湿	5.0	30.0	
	抽出設備	湿	5.0	30.0	
	溶媒洗浄設備	湿	5.0	30.0	
	U濃縮設備	湿	5.0	30.0	
	Pu濃縮設備	湿	5.0	30.0	
	電解設備	酸金	5.0	30.0	
	析出物処理設備	酸金	5.0	30.0	
	塩分離設備	酸金	5.0	30.0	
	フッ化・F2リサイクル	フ	5.0	30.0	
	U精製	フ	5.0	30.0	
	凝縮・揮発	フ	5.0	30.0	
	F2製造	フ	5.0	30.0	
	MA回収	湿 フ	5.0	30.0	
加工/ 組立	酸化物転換	金フ	5.0	30.0	
	炉心燃料顆粒調整	酸金フ	5.0	30.0	
廃棄物 処理	ガラス固化系	湿酸金フ	5.0	30.0	低レベル取扱から、5年で10%更新。
	高レベル固化系	湿酸金フ	5.0	30.0	
	低レベル固化系	湿酸金フ	5.0	10.0	5年で10%更新。
	廃液処理系	湿酸金フ	5.0	10.0	
	オフガス処理系	湿酸金フ	5.0	10.0	
	アルゴンセル浄化系	金	5.0	10.0	腐食を考慮し、5年で30%更新。
塩素リサイクル系	酸金	5.0	30.0		
廃棄物 貯蔵	ガラス固化貯蔵	湿酸金フ	5.0	10.0	駆動機器が少ないため、5年で10%更新。
	高レベル固化貯蔵	湿酸金フ	5.0	10.0	
	低レベル固化貯蔵	湿酸金フ	5.0	10.0	
分析	分析	湿酸金フ	5.0	30.0	分析機器の使用頻繁が多いため、5年で30%更新。
	サンプリング	湿酸金フ	5.0	30.0	
ユーティリティ		湿酸金フ	5.0	10.0	5年で10%更新。
保守	保守・補修	湿酸金フ	5.0	30.0	余裕を見て、5年で30%更新。
計装制御	計装制御	湿酸金フ	5.0	10.0	5年で10%更新。

\* 湿：先進湿式法 酸：酸化物電解法 金：金属電解法 フ：フッ化物揮発法

表4.1-07 再処理単価評価条件一覧

評価条件の項目		設定	備 考		
資本費	割引率	3%	MITI99評価同様		
	プラント規模	* tHM/年	設計による		
	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	* 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	3%	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評価同様	
	償却期間	建屋、建物、構築物	40年	国税局耐用年数表における類似設備より推定	
		設備、機器、ユーティリティ	9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	定率法	一般的に使用されている		
	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	運転期間と同様		
積立利率		3%	割引率同様		
事業報酬	事業報酬率	4.4%	MITI99評価同様(償却中金利、利益準備金、配当金、社債発行費用等)		
操業費	直接費	人件費	人件費単価	900万円/人年	労働省発表の電気・ガス事業の全年齢平均賃金に福利厚生などの諸経費(約2割)を加えて設定
		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)	
	消耗品等諸費	消耗品等費 (×建設費)	*%/年	設計による(消耗品費、委託費等)	
	間接費	業務分担費	業務分担費率 (×直接費)	15%/年	
事業税		税率 (×全経費)	1.5%/年	法定値	
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



- 内側炉心燃料集合    ⊗ 主炉停止系制御棒集合体  
 ⊕ 外側炉心燃料集合    ⊕ 後備炉停止系制御棒集合  
 ⊗ 径ブランケット燃料集合

### 主な仕様と特性

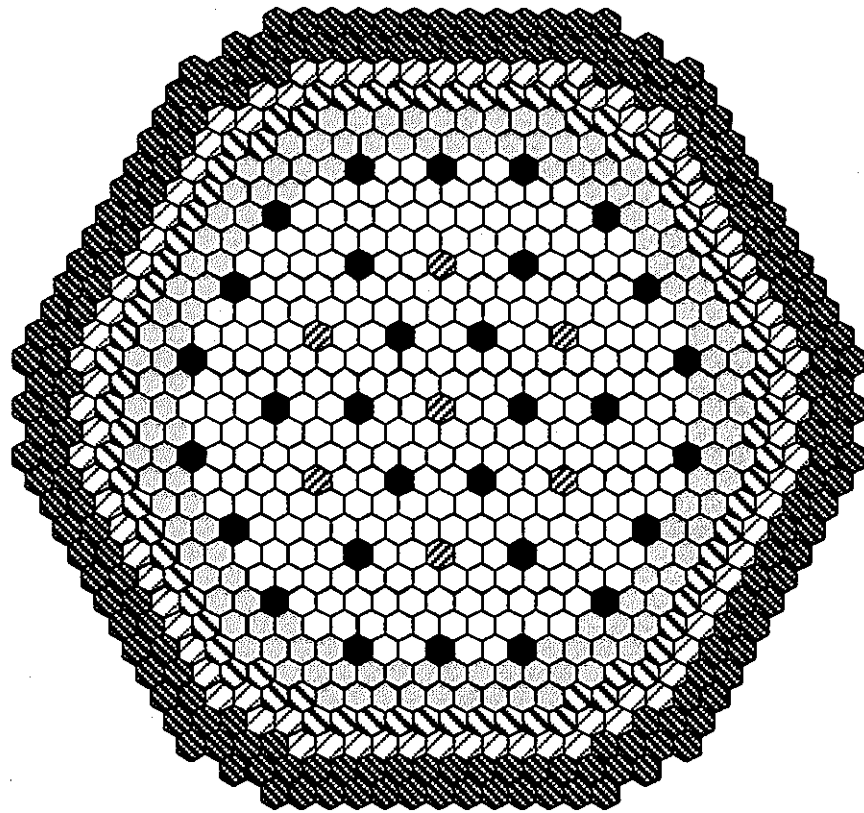
熱出力	3650MWt
運転サイクル長さ	20 ヶ月
燃料交換バッチ数	4
炉心集合体数	541 体
径ブランケット数	186 体
制御棒数	54 体
集合体配列ピッチ	176.4mm
炉心等価直径	452cm
炉心高さ	100cm
燃料ピン外径	8.5mm
TRU 富化度(内/外)	17.0/26.5 wt. %
増殖比	1.21
燃焼反応度	2.3% $\Delta \rho$
炉心平均燃焼度	15 万 MWd/t
平均出力密度	230 W/cc
Na 核分裂反応度(E0EC)	6.3\$

図 4.1-01 150 万 kWe 級酸化物燃料炉心の炉心概念図と主要特性



### 主な仕様と特性

電気出力/熱出力	1500MWe/3900MWt
運転サイクル長さ	20 ヶ月
燃料交換バッチ数	4
炉心集合体数	414 体
径ブランクett数	78 体
制御棒数	37 体
集合体配列ピッチ	197.7mm
炉心等価直径	440cm
炉心高さ	85cm
燃料ピン外径	8.5mm
TRU 富化度(内/外)	12.7/17.7 wt. %
増殖比	1.19
燃焼反応度	-0.1% $\Delta \rho$
炉心平均燃焼度	15 万 MWd/t
平均出力密度	298 W/cc
Na 補 償 反 応 度 (EOEC)	8.7\$



○ (内側炉心)	=276体	● (主炉停止制御棒)	=30体
○ (外側炉心)	=138体	▨ (後備炉停止制御棒)	=7体
▨ (ブランケット)	=78体	▨ (SUS遮蔽体)	=84体
		▨ (B <sub>4</sub> C遮蔽体)	=186体

図 4.1-02 150 万 kWe 級金属燃料炉心の炉心概念図と主要特性

## 4.2 湿式再処理技術の検討

## 4.2.1 先進湿式リファレンスシステム

## (1) 設計検討

## (i) 先進湿式リファレンスシステムの概要

## (a) 先進湿式リファレンスシステム

今日において、軽水炉燃料再処理システムとして唯一実用化されている技術は、使用済燃料を硝酸に溶解し、ドデカン( $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{CH}_3$ )等の希釈剤で希釈したリン酸トリブチル(Tri-butyl Phosphate、TBP)により抽出する溶媒抽出法を基本とした、PUREX法と呼ばれる湿式再処理システムである。JNCでは動燃時代から、PUREX法によるFBR燃料再処理に関する研究開発を実施してきており、これに特有の問題を解決し、かつさらに改良する技術として、解体機、連続溶解槽、遠心抽出器、ソルトフリープロセス等の開発を行ってきた。

本検討の主な対象としては、これまでの研究開発成果を踏襲・採用しつつ、さらにその概念を推し進めた再処理システムである、「先進湿式リファレンスシステム」を実用化戦略調査研究の開発目標を達成しうるシステムとして選定した。このシステムは、以下の特徴をもって定義する。

①簡素化溶媒抽出法<sup>(1) - (4)</sup>の採用

- ・精製工程の削除
- ・U/Pu/Npの共回収
- ・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

## ②晶析法の採用

## ③MA回収システムの追加

また、本検討では、従来の湿式再処理技術との比較を行うが、前述したPUREX法は1つの確定したプロセスではない。そこで、比較の対象としての「従来湿式システム」を、次の特徴をもって定義する。

## ①PUREX法

## ②FBR燃料対象

## ③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サイクルの計5サイクルの溶媒抽出工程で構成

## ④溶媒洗浄等にNaを含む試薬を使用、低レベル濃縮廃液の固化体を製造

## (b) プロセスの概要

従来湿式システムと先進湿式リファレンスシステム(以下リファレンスシステム)の概略フローの比較を図4.2.1-01に示す。

## (i) 受入・貯蔵

輸送キャスクに収められた使用済燃料を再処理施設に受入れ、キャスクから

取り出した後、一時貯蔵される。

#### (ロ) 解体・せん断

使用済燃料集合体をせん断に適した形に解体し、せん断機により集合体ごと数cm程度の長さにせん断する。せん断された燃料ピンは次の溶解工程に送られる。この時発生する気体廃棄物をせん断オフガス(Shearing Off Gas : SOG)という。SOGには空気、ダスト、および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の一部が含まれている。なお、ここまでの工程を機械的前処理工程という。

#### (ハ) 溶解

せん断工程から受入れたせん断片を比較的高い濃度(9~12N)の硝酸に浸漬し、約95℃に加温することで、燃料ミートだけが溶解し、被覆材は溶けないで残る。これはハルと呼ばれ、本工程で分離される。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。また、UおよびPuについても、微量が未溶解のまま残る。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、NOX、およびFPのうちKr、Xe、I等が含まれる。

#### (ニ) 清澄・調整

溶解工程から払い出される溶解液には、前述の不溶解性残渣や燃料の未溶解分および被覆管のせん断粉等が含まれている。これらの固体粒子(スラッジ)を遠心清澄機で除去し、その後調整槽で抽出に好ましい状態に調整する。溶解から清澄・調整工程までを化学的前処理工程という。機械的前処理工程と化学的前処理工程を合わせて単に前処理工程という。

#### (ホ) 晶析

リファレンスシステムでは、溶媒抽出による分離操作の前に、Uの一部を分離する工程を追加する。そのためのプロセスとして、晶析法<sup>(2)(3)(4)</sup>を用いる。その概念を図4.2.1-02に示す。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冷却することで、Uの一部がUNH(硝酸ウラニル)として析出し分離される。この操作により、U/Pu比の粗調整も行う。

これに伴い、抽出工程で扱う溶液量が大幅に減り、またUの一部を分離するための分配段が不要になる。その結果として、抽出工程の物量全体が削減されるとともに、廃液量が削減される。また、晶析で分離されたUNHは再溶解するが、ここで高い濃度のU溶液が得られるため、U濃縮設備が削除できる。

#### (ヘ) 抽出

PUREX法を基本とした湿式再処理の根幹となる技術である。抽出溶媒として

\* 溶解温度は沸騰温度が溶解性上は好ましいが、溶解槽の耐食性等の観点から、沸騰温度よりやや低い温度が採用される。

は、ドデカンで希釈したTBPを用いる。TBPはIV価およびVI価のイオンの抽出に適した抽出剤であり、U(VI)、Pu(IV)の抽出に適している。FPは主としてI～III価のイオンであるため抽出されない。

従来湿式システムでは、まず使用済燃料溶解液からUおよびPuを抽出してFPから分離する(共除染工程)。

次に、U(IV)や硝酸ヒドロキシルアミン(HAN)等を用いてPuをIV価からIII価に還元し、Puを逆抽出することで、UとPuを分離する(分配工程)。

最終的に溶媒中残ったUは希硝酸により逆抽出され硝酸溶液として回収される(逆抽出工程)。

これに対し、リファレンスシステムではNpもVI価に調整することでU、Puとともに抽出する。Npの共抽出性についてはPUREX法の改良に関するこれまでの研究や東海再処理工場での実績等から、抽出条件の制御により特別な試薬等を用いずに、U/Puと共回収できることがわかっている。

また、晶析工程においてU/Pu比の粗調整がすでになされているため、分配は行わず、U/Pu/Npの混合硝酸溶液して逆抽出される。UとPuの分離の際に必要なU回収用の溶媒が削減できることから、抽出工程内の流量の削減が期待できる。リファレンスシステムの概略フローシートを図4.2.1-03に示す。

本工程で分離されたFPおよびAm、Cmを含む抽出残液は、Am/Cm回収設備へと払い出す。使用済み溶媒は溶媒洗浄設備へと払い出す。

このようなU/Pu/Npの共回収として抽出工程を構成することで再処理施設内にPuが単独で存在することはなくなる。

#### (h) 精製

従来湿式システムでは、 $10^7$ 以上の高いDFを得るために、UとPuについてさらに抽出と逆抽出を繰り返すことで精製する。本検討では、3.2節設計要求への対応において、製品へのFP不純物の混入度を2wt%以下とすることと定められているが、これに相当するDFは上記の抽出工程のみで得ることができる。このため、リファレンスシステムでは精製工程を削除した。これに伴い、この工程から発生する廃液、廃溶媒、機器等の廃棄物も削減される。

#### (f) 溶媒洗浄

抽出・精製工程で用いられた溶媒を洗浄試薬により洗浄し、劣化生成物等を除去する。洗浄を行った溶媒は再利用される。

従来湿式システムでは、洗浄試薬として $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 、 $\text{NaHCO}_3$ 等のアルカリ溶液を用いるが、これに含まれるNaが、低レベル廃液固化体が発生する要因の一つとなっている。

リファレンスシステムでは、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。洗浄廃液は中レベル放射性廃液処理設備へ払い出す。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。希釈剤洗浄にお

いて新溶媒を用いるために発生する過剰分は、廃溶媒処理設備に払い出す。

(II) 希釈剤洗浄

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。これが蒸発処理を含む工程まで同伴し、蒸発缶に蓄積した場合、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(ドデカン)と接触させ、有機成分を除去する操作を行う。

(X) Am/Cm回収システム

従来湿式システムでは、回収の対象はUとPuであり、かつこれらを分離して回収していた。実用化戦略調査研究においては、設計要求でTRUの回収が要求されている(3.2節参照)。リファレンスシステムでは、抽出工程でU/Pu/Npを分離せずに共回収し、さらにその抽出残液からAm/Cmを回収する工程を追加した。

Am/Cmの回収法としては、Am、Cmと希土類元素を粗分離するSETFICS\*法と、そこで得られるAm、Cm回収製品の調整(液組成の変換)を行うTRUEX法の組み合わせたシステムを採用した<sup>(5)(6)</sup>。

SETFICS法とTRUEX法を組み合わせたAm/Cm回収システムの概略フローシートを図4.2.1-04に示す。

① SETFICS 法

SETFICS法は、CMPO\*\*とTBPの混合溶媒を抽出剤、DTPA\*\*\*と塩析剤の混合溶液を逆抽出剤として用いて、U/Pu/Np抽出後の抽出残液よりAm、Cmを回収する溶媒抽出法である。本プロセスは、抽出・洗浄工程、硝酸逆抽出工程、Am/Cm逆抽出工程、RE\*\*\*\*逆抽出工程により構成される。

・抽出・洗浄工程

U/Pu抽出後の抽出残液を受入れ、CMPOとTBPの混合溶媒によりAm、CmおよびREを抽出する。

・硝酸逆抽出工程

抽出・洗浄工程においては、無視できない量の硝酸も溶媒に抽出される。Am/Cm逆抽出においては酸濃度について $\text{pH} \approx 2$ であることが必要なため、本工程において硝酸を逆抽出し溶媒から除く。逆抽出液としては、金属を溶媒中に保持したまま硝酸のみを逆抽出できるものとして、 $\text{pH} \approx 2$ に調整した塩析剤を用いる。ここでは塩析材として硝酸ヒドロキシルアミン $\text{NH}_2\text{OHNO}_3$ (HAN)を用いることを想定している。

\* SETFICS : Solvent Extraction for Trivalent - f - elements Intra - group separation in CMPO complexant System

\*\* CMPO : Octyl(phenyl)-N,N-di-isobutylcarbamoylmethylphosphin oxide

\*\*\* DTPA : Diethylenetriamine - N, N, N', N', N' - pentaacetic acid

\*\*\*\* RE : Rare Earth、希土類

・ Am/Cm逆抽出工程

本工程でAm、Cmを溶媒から逆抽出する。逆抽出液には、 $\text{pH} \approx 2$ の条件においてAm、Cmと優先的に錯形成するDTPAと塩析剤の混合溶液を用いる。この塩析剤としては硝酸ナトリウム $\text{NaNO}_3$ を想定している。このとき、重RE\*も逆抽出される。

・ RE逆抽出工程

Am、Cmを逆抽出した後の溶媒には軽RE\*\*が保持されているので、そのままでは再利用できない。そこで、本工程で溶媒から軽REを逆抽出する。逆抽出液としては希硝酸を用いる。REを除去した溶媒は、さらに洗浄したのち再利用する。

② TRUEX 法

SETFICS法の製品にはAm、Cm、重REの他、Na、DTPAが含まれている。TRUEX法はこのNa、DTPAを製品溶液から除去するために付加された工程である。

TRUEX法も溶媒抽出法の一つであり、Am、Cmを再抽出する抽出洗浄工程とその逆抽出工程の2工程で構成される。抽出溶媒としてはSETFICS法と同様にCMPOとTBPの混合溶媒を用いる。逆抽出液には希硝酸を用いる。TRUEX法の製品はAm/Cmの希硝酸溶液となる。

なお、SETFICS法、TRUEX法を通じて重REはAm、Cmと同様の挙動をするため、その大半が製品に同伴するため、設計上は、その全量が製品に移行すると考える。また、その他のREのうちのPm、Sm、EuについてもDFが低い。しかし、簡素化溶媒抽出システムにおける抽出残液中の全FPのうち製品に同伴するのは約0.3wt%であり、設計条件であるFP混入率2wt%以下は達成している。

(j) 製品濃縮

抽出・精製を通して得られるU溶液、Pu溶液(U/Pu/Np混合溶液)は、それぞれ酸化物への転換に適した濃度まで蒸発濃縮され、製品溶液になる。

(7) オフガス処理

放射性気体廃棄物のうち重要なものはSOG、DOGおよび各塔槽類から発生する槽類オフガス(Vessel Off Gas、VOG)からなるプロセスオフガスである。

従来湿式システムでは、SOGは焼結フィルタやHEPAフィルタを通した後、アルカリ洗浄塔で洗浄し、さらにHEPAフィルタと銀ゼオライトフィルタを通して大気放出する。DOGは $\text{NO}_x$ を凝縮器と酸吸収塔で硝酸として回収した後、せん断オフガスと同様にアルカリ洗浄塔、フィルタ類で処理する。VOGは基本的にDOGと同様に処理する。ここで使用するアルカリ洗浄による廃液も低レベル廃液固化体発生の要因の一つである。

リファレンスシステムでは、このアルカリ洗浄を廃止し、水洗浄とすることでソルトフリー化を図る。

\* 重RE：ここではREのうちGd、Tb、Dy、Ho、Er、Tm、Yb、Luを指す。

\*\* 軽RE：ここでは重RE以外のREを指す。

## (7) 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から発生するが、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放射性廃液、中レベル放射性廃液、低レベル放射性廃液、極低レベル放射性廃液の4系統に分けて処理される。廃液の処理は基本的に蒸発濃縮の繰り返しにより、放射能濃度の極めて高いものと極めて低いものに2極化し、最終的に前者はガラス固化、後者は海洋放出することを基本としている。

しかし、従来湿式システムでは、Naを含む廃液が発生することから、濃縮時の $\text{NaNO}_3$ の析出に係る安全上の問題により濃縮処理の繰り返しには限界があり、低レベル濃縮廃液の固化体が発生する。(東海再処理工場では当初アスファルト固化体を採用していたが、今後は無機固化助剤としてホウ酸ソーダを用いた固化体を採用することとしている。)

リファレンスシステムでは、蒸発濃縮による2極化の阻害要因となっているNaを使用しないこと(ソルトフリー)を基本とし、低レベル濃縮廃液固化体が発生しないシステムとする。

また、再処理工程内で発生する廃液の多くは硝酸廃液であることから、硝酸の再利用のため廃液の濃縮処理とあわせて酸回収も行う。回収した硝酸および凝縮水には微量のFPが残留しているために、高DFを前提とする従来湿式システムでは、その再利用が溶解用硝酸等、除染能力に影響しない範囲に限定されていたが、リファレンスシステムでは設計条件が低除染であり、必ずしも新硝酸等で洗浄を行う必要がないことから、回収酸の再利用範囲の拡大と凝縮水の再利用も考慮する。

## (8) 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、ハルおよびスラッジである。このうちハルは、ハル缶と呼ばれる専用容器に水封し、貯蔵される。スラッジは、従来湿式法では高レベル放射性廃液に混合され、最終的にはガラス固化体となるが、リファレンスプロセスでは、清澄スラッジをフィルタで濾過し、フィルタごと容器に封入して固体廃棄物とする。

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各種によりTRU廃棄物、 $\beta$   $\gamma$ 放射性廃棄物、ウラン廃棄物等に、又廃棄物の性状から可燃物・難燃物・不燃物に区分・分類し、それぞれ減容等の処理をした後貯蔵する。

## (9) 廃溶媒処理

従来湿式システムでは、廃溶媒中のノルマルドデカンのみを蒸留して再利用し、残留するTBPを固化処理している。

これに対してリファレンスシステムでは、TBPも蒸留して再利用し、リン酸系の劣化成分のみを固化処理するようにすることで、最終的に廃棄物となる廃

溶媒量を大幅に低減する。

(ii) 物質収支

(a) 物質収支

リファレンスシステムの全体工程系統図を図4.2.1-05に示す。

物質収支の例として、50tHM/yプラントおよび200tHM/yの再処理施設におけるU/Pu/MAおよびFPの全体物質収支の概略をそれぞれ図4.2.1-06、図4.2.1-07に示す。また、各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率を表4.2.1-01に示す。

(b) 回収率

ここでは、本システムにおける核物質の回収率について述べる。まず、回収率の計算方法について述べる。

算出方法：

- 1) 各主要プロセス(設備)の損失率を決める。損失率は以下のように定義する。

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

損失の発生要因としてスラッジへの移行/オフガス系への移行/サンプリングへの移行/その他を考慮して発生量を決め、損失率を求める。

- 2) 以下の式で各主要プロセス(設備)の回収率を求める。

$$\text{回収率}(\%) = 100(\%) - \text{損失率}(\%)$$

- 3) プロセス全体の回収率を図4.2.1-08のシステム全体回収率計算フローにより求める。

回収率の計算はU、Pu、MA(=Np、Am、Cm)、TRU(=Pu、MA)を対象として実施した。

200tHM/yプラントについての評価結果を表4.2.1-02に示す。50tHM/yプラントの場合は、サンプリングによる損失等、処理量への依存性の小さい損失分の全体に対する割合が相対的に増加するため、これより約0.1%低下する。

(c) 製品のDF

抽出工程については、UP3の運転実績<sup>(7)</sup>やJNCのCPF<sup>(8)</sup>における試験結果から、 $10^3 \sim 10^4$ 程度のDFが期待できる。Am/Cm回収システムの製品についても、JNCにおけるコールド試験<sup>(9)</sup>やホット試験<sup>(10)</sup>の結果から、 $10^2 \sim 10^3$ (FP同伴率で約0.3wt%)のDFが期待できる。晶析工程から得られるU製品については、Pu試験やホット試験のデータは無いが、ウラン試験の結果<sup>(11)</sup>等からDFを $10^2$ と想定している。

得られるMOX製品は、抽出工程からのU/Pu/Np製品とAm/Cm回収システムからのAm/Cm製品が混合された後、富化度調整工程において晶析工程からのU製品とも混合されたものである。

したがって、製品のDFは

$$\text{U製品} : \text{DF} \approx 10^2$$



U/Pu/MA製品：DF $\geq 10^2$

となる。なお、核種毎にみると、重REについてはDF=1である。これは、Am/Cm回収システムにおいて重REが全量製品に同伴することによる。

(d) 廃棄物への移行率

それぞれの廃棄物への $\alpha$ 核種および $\beta$   $\gamma$ 核種の移行率を表4.2.1-03に示す。移行率は、廃棄物処分に関する報告書<sup>(12)</sup>に挙げられている廃棄物中の放射能および廃棄物量から算定を行った。

(e) 廃棄物発生量

発生する廃棄物について、文献<sup>(12)</sup>を基に、発生量および廃棄物への移行率の検討を行った。廃棄物の分類を表4.2.1-04に示す。廃棄物発生量を従来湿式システムとの比較で50tHM/yについて表4.2.1-05に、200tHM/yについて表4.2.1-06に示す。

(i) ガラス固化体

ガラス固化体は、発熱量の制限(2.3kW/体)とNa含有量の制限(Na<sub>2</sub>O;10wt%)を考慮して求めた。リファレンスシステムではAm/Cm回収システムで使用するNa量が制限となる。

(ii) 集合体部材

集合体構造部材については、セル内での解体時に汚染するものとして全てTRU廃棄物相当とし、廃棄物ドラム缶200Lあたり500kgを充填するものとした。

(iii) 廃溶媒

廃溶媒は、蒸留処理後の残留分を水熱固化処理するものとした。

なお、従来廃溶媒の発生量を規定してきた主要因は、希釈剤洗浄でのドデカンの添加と、それによる溶媒中のTBP濃度低下を防ぐためのTBPの添加である。これにより、溶媒は過剰分を払い出す必要があり、この際に払い出す溶媒が廃溶媒と呼ばれる。リファレンスプロセスでは、十分な蒸留処理を行うことにより、最終的な廃溶媒固化体の発生量は従来の約1/10に低減される。

(iv) 廃銀吸着剤

使用銀吸着剤としては、AgA(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た。また本設計燃料の場合、単位処理燃料当りのヨウ素の含有量が、軽水炉の約4倍であることから、それに応じた廃銀吸着剤発生量を設定した。

(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、本来施設固有の要素が大きく、推定は困難であるため、比較的処理規模の近い文献<sup>(12)</sup>のJNC再処理施設の数値を基に、従来湿式システムから25%減になるものと設定した。また、廃液の2極化に伴い、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。

(iii) 機器・施設設計

(a) 設計方針

本設計検討は3.2節設計要求への対応、4.1プラント設計の前提条件および以下に述べる設計方針に基づいて実施した。

(イ) 安全対策一般

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

(ロ) 臨界防止に関する方針

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。

(ハ) 火災および爆発の防止に関する方針

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ドデカンにあわせ、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て設計している。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て設計を行った。

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、各機器、槽ごとの水素発生量の評価までは実施していないため、過去の設計例から推定した掃気量を用いた。

(ニ) 漏洩の防止に関する方針

機器、塔槽類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および検査を想定した。

(ホ) 耐震設計

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。

(ヘ) 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置する。

(b) 機器・設備

プロセスフローダイアグラム(PFD)、物質収支に基づき各機器の処理能力や槽類の容量を決定した。さらに、機器リストを作成し、配置検討を実施した。また、これらと並行してユーティリティ集計表、廃棄物発生量リスト、主要計測点リスト、分析項目リスト、電気負荷リストを作成した。

リファレンスシステムに含まれる再処理関連設備を表4.2.1-07に示す。以下では、主要な工程および本プロセスに特有な要素のある付帯工程の各設備・機器について述べる。なお、各設備について臨界制限および機器設計上の制限な

らびに予備系列不要という設計条件等を考慮した上で、設備容量を検討した結果、50tHM/yと200tHM/yの両方のケースについて主工程設備のほとんどは1系列となった。(ただし、処理量200tHM/yの施設における溶解槽についてのみ、処理能力が不足する可能性があるため2系列設置した。)

なお、本施設は2.3節で述べたように再処理/燃料製造\*一体化施設として検討しており、ユーティリティ設備等については再処理と燃料製造で共用する設計となっている。

#### (イ) 使用済燃料貯蔵設備

本設備は、使用済燃料の搬入、移送、貯蔵を行うための一連の設備である。

キャスクの構造はもんじゅ燃料用キャスクと同等のものを想定し、収納集合体数については、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\*\*。また、キャスクの重量は約110tと仮定した。

受入設備は乾式受入を採用した。なお、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、1キャスクあたり6本の集合体とした場合、受入れに約23.5hを要することがわかった。この数値は50tHM/yプラント(処理量:1.42集合体/d)では十分な余裕があるが、200tHM/yプラント(処理量:5.65集合体/d)ではほとんど余裕がないことを示す。

一時貯蔵設備はボールド方式\*を採用した。貯蔵ピットはJNCにおける過去の検討例に基づきピットピッチ750mm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(284体(50tHM/y)、1130体(200tHM/y))とした。

なお、使用済集合体の搬送時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検討を行った。

#### (ロ) 解体・せん断設備

一体型解体・せん断機を採用した。また、付着した燃料粉を回収する装置を設置することで、前処理工程における回収ロスを低減する。

#### (ハ) 溶解

バッチ式溶解槽と連続式溶解槽を比較検討した結果<sup>(1)</sup>、単基あたりの処理能力に優れることなどから、JNCのリサイクル機器試験施設(RETF)で採用したものと同タイプの回転円筒型連続溶解槽を採用することとした。200tHM/y用連続溶解槽の構造を図4.2.1-09に示す。

回転円筒型連続溶解槽の溶解部分の内部は螺旋構造になっており、端部から投入されたせん断片は、この螺旋部分の回転によって移送される。溶解用硝酸はせん断片が投入される反対側の軸部分から供給され、せん断片と向流接触す

\* 燃料製造プロセスはショートプロセス<sup>(13)</sup>を採用している。

\*\* 参考:もんじゅ燃料用キャスクの収納集合体数は17体である。

\* ボールド方式:コンクリート等で作られたボールド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。

る形で溶解が行われる。

この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、内部全体にせん断片と溶解液が充填されるような状態でも未臨界が担保される設計となっている。

50tHM/yプラント用の連続溶解槽はRETF用に開発された10kgHM/hの試験機と同じとした。このとき溶解槽内でせん断片や溶解液の占める割合(内部空間の利用効率)は約20%であり、臨界設計条件に対して効率の悪い運転状態となっている。

200tHM/yプラント用の溶解槽については、以下の点を考慮しこれをスケールアップした設計とした。

①内部の堰構造の改良により、内部空間の利用率を半分程度まで高める

②臨界制限値を変えないよう円環厚みを一定として直径を増加させる

このスケールアップにより1基で200tHM/yの処理能力を持ちうるが、その場合ほとんど能力に余裕がないため、2系列設置し処理量に余裕を持たせることとした。

## (二) 清澄設備

清澄工程については、処理量能力に優れる遠心清澄機を採用した。

## (ホ) 晶析設備

晶析装置に溶解液を受け入れて冷却し、Uの一部を硝酸ウラニル結晶(UNH)の固体で析出させ、その他のPu、MA、FPを含む液から分離・精製するための設備である。ここでUNH側へのUの収率を制御することにより、残留液のPu富化度を30%に整える。生成したUNHは硝酸で洗浄した後水にとかしてU溶液として、富化度調整設備およびU脱硝設備へと払い出す。

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。

本プロセスへの適用を考えた場合、核物質を含んだ溶解液を処理することから、臨界制御が可能な形状であることが必要である。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、円管型晶析装置を採用した。ただしこの装置には、プロセス制御性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として指摘されている。本装置の概念図を図4.2.1-10に示す。

## (ハ) U/Pu/Np 抽出設備

本プラントでは、これまでの開発成果をもとに、従来JNCで開発してきたものの処理量(10kgHM/h)を30%(200tHM/yプラントの場合)増加した遠心抽出器を採用した<sup>(1)</sup>。この抽出器の外観を図4.2.1-11に示す。

## (ト) 溶媒洗浄設備

U/Pu/Np抽出設備と同様の遠心抽出器を採用した。

- (フ) Am/Cm 回収設備  
本設備もU/Pu/Np抽出設備と同じく遠心抽出器を用いた抽出設備の組み合わせで構成する。  
また、Y-90の放射能の減衰を待つ<sup>\*</sup>ため製品の貯留容量を10日分とした。
- (リ) 高レベル放射性廃液処理設備  
ケトル型蒸発缶を中心に構成した。
- (ヌ) 酸回収設備  
カランドリア式蒸発缶、棚段式精留塔を中心に構成した。
- (ロ) 中レベル放射性廃液処理設備  
ソルトフリー試薬を分解するための電解槽、蒸発濃縮処理用のサーモサイフォン式蒸発缶を中心に構成した。
- (ハ) 低レベル放射性廃液処理設備  
蒸発濃縮処理用のサーモサイフォン式蒸発缶を中心に構成した。
- (ヘ) 極低レベル放射性廃液処理設備  
蒸発濃縮処理用のサーモサイフォン式蒸発缶を中心に構成した。
- (コ) ガラス固化設備  
LFCM<sup>\*\*</sup>式ガラス溶融炉、Ru吸着塔、ヨウ素吸着塔を中心に構成した。
- (セ) 固体廃棄物処理設備  
パワーマニピュレータ (PM)、クレーン、ロードセル式計量装置、焼却炉、検査装置等で構成した。
- (タ) 廃溶媒処理設備  
ケトル型蒸発缶、真空蒸留式溶媒蒸留塔、熱分解炉、熱水固化処理装置を中心に構成する。
- (チ) SOG/DOG 処理設備  
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。
- (リ) VOG 処理設備  
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。
- (ニ) 計装制御設備  
制御は、制御室を中心に、補助盤室、現場盤によって行われる。運転制御システムは工程監視制御盤、安重系工程監視制御盤、大型表示盤、安全保護系盤等によって構成する。

<sup>\*</sup> 燃料製造における遮蔽の軽減を目的とし、Y-90 (半減期 64.1h) の減衰を考慮した設定値。本 Am/Cm システムで放射平衡における親核種の Sr-90 (半減期 28.8y) が除かれるため、その後約 10 日間減衰させることで、Y-90 の放射能は 1 桁以上下がる。

<sup>\*\*</sup> 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)

(ネ) 保守設備

主要なセルの保守方式は、4.1節プラント設計の前提条件に基づき、インセルクレーン(I/C)、PM、マスタースレーブマニピュレータ(MSM)を用いたセル壁の遮蔽窓からの視認による遠隔保守とした。PMはセルごとに2基設置し、クレーン故障時(ブリッジ側)にメンテナンス可能な設計とする。

セルとの取合いは、台車およびI/Cにて行う設計とする。(セル側にスライド式遮蔽扉を設ける。)

(ナ) 試薬供給設備

既存のプラントと同様の構成とした。

(ニ) サンプリング/分析設備

既存のプラントと同様の構成とした。

(ム) ユーティリティ/電気設備

使用する主要なユーティリティとしては、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挙げられる。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、積算して合計量を求めた。再処理主要設備および付帯設備で使用するユーティリティの分類、供給条件および使用量について、表4.2.1-08に示す。

電気設備は、特高変電所より6.6kV2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。

(ウ) 処理量の違い(50tHM/y、200tHM/y)についての比較

各設備の主要機器および槽容量を表4.2.1-09に、また再処理関連設備全体の槽基数および槽合計容量、ならびにその他の主要機器数の合計を表4.2.1-10に示す。槽容量は処理容量比例に近いが、主要機器数は50tHM/yと200tHM/yとの間でほとんど変わらない。特に槽類については、基数としては同数が必要となる。ただし、抽出工程の給液槽等、形状管理を必要とし、かつ容量の大きいいくつかの槽については、処理量の変更に伴い(50tHM/y→200tHM/y)槽の種類が平板槽から円環槽に変更される。

(c) 施設設計

前項までのプロセスおよび設備・機器に関する検討、および4.1.1項にある

- ・再処理・燃料製造一体化プラントとする
- ・使用済燃料貯蔵設備・新燃料貯蔵設備は別建屋とする

等の配置にかかる前提条件を踏まえて、処理量50tHM/yと200tHM/yの各々のケースについてセル/設備/建屋の配置を検討した。その結果を以下に述べる。

(イ) 建屋・施設配置

本プラントは、

- ・ 主建屋
- ・ MA回収建屋
- ・ 使用済燃料貯蔵建屋
- ・ 新燃料貯蔵建屋

の4つの建屋と、

- ・ その他の関連設備(排気筒、受変電設備、燃料油貯槽、管理棟)

から構成される。主建屋とMA回収建屋、使用済燃料貯蔵建屋、新燃料貯蔵建屋はトレンチで接続される。これら建屋間の配置に関する概念図を図4.2.1-12に示す。これは、50tHM/y、200tHM/yで共通である。

(ロ) 設備配置設計基本方針

配置設計は、以下に示す配置設計の基本方針に基づいて実施した。

- ・ 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、耐震設計との兼ね合いから、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～地上1階に配置する。例外として、機械的前処理セルは、せん断燃料を化学処理セルの上部から投入するため、地上2階に設置する。

(ハ) 設備配置

再処理に係る主建屋、MA回収建屋、使用済燃料貯蔵建屋の各建屋に配置されるセルおよびセル相当の室を表4.2.1-11に示す。

① 主建屋

主建屋の各階の設備配置図を、50tHM/yプラントについて図4.2.1-13～図4.2.1-18に、200tHM/yプラントについて図4.2.1-19～図4.2.1-24に示す。これらの図から、主建屋はいずれも地下2階、地上3階であり、また、処理量が変わっても基本的な配置設計は変わらないことがわかる。

主要な設備の置かれる再処理セル(A)、(B)は、地下2階から地上1階まで貫通した高いセルになっているが、地上1階部分はI/C、PMが移動する空間であり、それ以外の設備は何も配置されていない。地下2階部分は、溶解槽と槽類が、建築時の設置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階部分に設置されるが、機器間にはかなり余裕のある配置となる。セル面積は地下2階の槽類の配置で決まっている。各機器と槽類との配管の取り合い、および主要機器と槽類の保守頻度の差を考慮して配置設計を行った結果、このような配置となった。主建屋断面のイメージ図を図4.2.1-25に示す。

## ② MA 回収建屋

MA回収建屋の各階の設備配置図を、50tHM/yプラントについて図4.2.1-26～図4.2.1-29に、200tHM/yプラントについて図4.2.1-30～図4.2.1-33に示す。

MA回収セルおよび溶媒洗浄セルについて、主要機器が地下1階に置かれ、その受槽が地下2階に密に配置されているのは、主建屋の再処理セルと同様である。

## ③ 使用済燃料貯蔵建屋

使用済燃料貯蔵建屋の各階の設備配置図を50tHM/yプラントについて図4.2.1-34～図4.2.1-38に、200tHM/yプラントについて図4.2.1-39～図4.2.1-43に示す。

建屋のほぼ中央(地下1階-地上1階)に使用済燃料貯蔵セルが配置される。取合いのあるセル同士は上下に一部重なるように配置され、その重なった部分にピットが設置されている。燃料集合体等はそのピットを通してクレーンによりセル間を移動する。

## (二) セルおよび建屋体積

50tHM/yおよび200tHM/yの各建屋のセル体積を表4.2.1-12に示す。再処理関連セルの体積について処理量の違いの観点で比較すると、50tHM/yに比べて200tHM/yは主建屋で約37%増、施設全体で約43%増であり、処理量の増加(300%増)に対してセル体積の増加は著しく小さい。例として再処理セル(A)の寸法および体積は、次に示すように、処理量が4倍になっても、セル幅および高さは同じままでセル長さが20%増加しているだけである。

50tHM/y : 約13mW×約72mL×約22mH(約2.0万m<sup>3</sup>)

200tHM/y : 約13mW×約88mL×約22mH(約2.4万m<sup>3</sup>)

処理量の増加に伴うセル体積の増加の割合が小さいのは、設備・機器検討で述べたとおり、処理量が変わっても必要な機器数が変わらないことによるところが大きい。

建屋規模を表4.2.1-13に示す。なおこの表で、主建屋における再処理と燃料製造の体積の按分は建設費における再処理と燃料製造の比から決めている。再処理に係る建屋体積で比較すると、200tHM/yプラントは50tHM/yプラントに対して主建屋で約29%増、プラント全体で約30%増となる。

## (d) 保障措置対応に関する検討

本保障措置設計にあたっては、従来湿式システム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、

- ・同等の処理規模の軽水炉燃料再処理施設と比べるとPuインベントリが極めて大きい。
- ・低除染のため、作業性・接近性が低下する。
- ・製品においても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。



## (2) 経済性評価

## (i) リファレンスシステムの経済性

## (a) 建設費

4.1.2項で述べた算出法に従って、必要機器・設備および施設の検討結果から建設費を算出した。リファレンスシステムの各設備および建屋等の費用は以下のように評価された。

	50tHM/y	200tHM/y
使用済燃料貯蔵設備	147~154	277~291
受入・前処理(解体・せん断)	57~60	78~82
主工程(溶解・清澄・晶析・抽出・MA 回収・濃縮・転換)	451~474	688~722
廃液処理・廃棄物処理・貯蔵設備	336~353	563~591
分析設備	93~98	106~111
保守・補修設備	154~162	200~210
計装制御設備	174~183	212~223
ユーティリティ設備	92~97	165~173
建屋等(電気設備・換気設備を含む)	548~575	712~748
建設費合計	2,052~2,155	3,001~3,149

単位[億円]

建設費の合計は50tHM/yプラントでは2,052億円~2,155億円、200tHM/yプラントでは3,001~3,149億円であった。建設費の値の幅は、過去の建設経験から推定した値を考慮して設定した。その幅は約5%である。

50tHM/年プラントと200tHM/年プラントについての内訳を図4.2.1-44に示す。

## (b) 年間運転経費

## (i) 人件費

運転要員数の内訳を表4.2.1-14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については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。その結果、運転員の総数は392人となった。

単価(900万円/人年)より算出した人件費は35.3億円/yとなった。

## (ii) その他の運転経費

人件費以外の運転経費について次表に示す。

	50tHM/y	200tHM/y
機器交換費	68億円/y	98億円/y
定検費	8億円/y	24億円/y
消耗品費等	17億円/y	27億円/y
ユーティリティ費	6億円/y	14億円/y

## (h) 年間運転経費

上記の人件費およびその他の経費に事業税、一般管理経費等を加えた年間操業費は、50tHM/yプラントでは158億円/y、200tHM/yプラントでは238億円/yである。

## (c) 再処理費

(a) (b)の結果から算出した再処理費は、50tHM/yプラントでは56.9~59.7万円/kgHM、200tHM/yプラントでは21.1~22.2万円/kgHMである。この結果を資本費と操業費の内訳とともに図4.2.1-45に示す。50tHM/y、200tHM/yとも操業費の占める割合が50%を超える結果となっている。

再処理費の目標値は27万円/kgHMであり、200tHM/yではこれを満足できるが、50tHM/yでは満足しないという結果となった。

## (ii) 経済性への影響因子

## (a) 処理規模の影響

50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの建設費の比較はすでに示した通りであるが、処理能力が4倍であるにもかかわらず、200tHM/yプラントの建設費は50tHM/yプラントの建設費の1.46倍にしかない。これは処理規模の0.27乗に比例していることになり、スケール効果が大きい結果となっている。

この結果には、湿式リファレンスシステムの場合、50tHM/yプラントも200tHM/yプラントも主要な工程機器は同じ1系列で構成が可能なおこと、塔槽類も容積の変化はあるが、基数の増加は少ないことに起因しており、それは主建屋容積(再処理部分)の増加の小ささ(50tHM/yプラント約33万 $m^3$ →200tHM/yプラント約43万 $m^3$ )にも現れている。

ただし、これは200tHM/y以上の処理規模のプラントにも適用できるとはいえない。その理由としては以下のような点が挙げられる。

200tHM/yプラントの設計では、臨界安全形状の槽類には円環槽を主に採用しているが、その容量は大きなものでは数 $m^3$ に達している。これは軽水炉燃料の大型再処理施設で採用されている円環槽の容量に匹敵ものである。さらに大型の円環槽の製作実績は乏しく、これ以上の処理規模のプラントに対しては、たとえば1基で済んでいた貯留槽が複数基必要となるなど、機器点数の増加割合が大きくなると考えられる。また、建屋内の配置設計において再処理セルの必要設置面積を決定しているのは槽類の配置であるため、槽類の増加はセル容積、

建屋容積の増加につながりやすい。

また、本設計で採用した遠心抽出器は、全濃度臨界安全形状により臨界安全を担保することを前提としてさらに大型化を図っていくには限界があり、大処理量プラントの場合、抽出設備の複数系列化が必要となることも考えられる。

上記の点から200tHM/y程度以上のプラントに対しては、スケールメリットは小さくなっていくものと考えられる。

一方、処理規模が小さくなった場合には、必要な機器点数が大きく変わらず、セル容積、建屋容積の減少割合も小さいことから、建設費の減少割合より処理量の減少割合のほうが大きく、経済性は悪化していくことになる。

目標値である27万円/kgHMを満足させるためには、保守・補修費の低減を考慮しても、建設費としては約700億円で建設する必要がある、これまでの施設建設実績を考慮すると困難と考えられる。したがって、湿式法の50tHM/yプラントでは、経済性の要求を満足させるにはプラントサイズとして小さすぎるといえる。

#### (b) 設備の削減/追加の効果

リファレンスシステムでは、従来のPUREX法の再処理プラントから精製系を削除(簡素化溶媒抽出法)、晶析法の併用、MA回収設備(SETFICS法)の追加を行っている。ここではそれぞれの経済性に与える影響を200tHM/yプラントの建設費について検討した。

従来PUREX、簡素化溶媒抽出法、晶析併用簡素化溶媒抽出法、リファレンスシステムそれぞれの建設費を図4.2.1-46に示す。

##### (i) 従来湿式システムとの比較

従来湿式システムとして、仏国のUP-3のように共除染1サイクル、U精製2サイクル、Pu精製2サイクルの分離工程を有し、廃液処理は従来通り中低放射性濃縮廃液の固化体を発生する再処理施設の建設費を評価し、リファレンスシステムと比較した結果を下記に示す。

	従来湿式	リファレンスシステム	
建設費	4,860～5,103億円	3,001～3,149億円	-37%
再処理費	34.3～35.9万円/kgHM	21.1～22.2万円/kgHM	-38%

大幅な設備の削減合理化を行ったことにより建設費は2/3に低減されるという結果となった。

##### (ii) MA回収設備の影響

MA回収設備を削除した場合とリファレンスシステムとの建設費の差は次の通りである。

	リファレンスシステム	晶析+簡素化溶媒抽出	
建設費	3,001~3,149億円	2,434~2,556億円	-19%
再処理費	21.1~22.2万円/kgHM	17.4~18.2万円/kgHM	-18%

MA回収に伴うコストの増加は約20%であり、経済性を主眼においたシステムとしての建設を想定する場合にはMAを回収しないというオプションをとれば、さらに約20%の建設費および再処理費の低減を図ることができる。

#### (ハ) 晶析法の採用の影響

晶析法を補完技術として採用する場合と採用しない場合の建設費の差は下表の通りである。

	晶析+簡素化溶媒抽出	簡素化溶媒抽出	
建設費	2,434~2,556億円	2,714~2,850億円	+11%
再処理費	17.4~18.2万円/kgHM	19.1~20.0万円/kgHM	+10%

晶析法の採用により、建設費および再処理費は約10%低減する。これは精製系の削除について効果の高いものであり、補完技術として、後述する他の代替システムへの適用例も多く、開発対象として魅力があるものと考えられる。

ただし、晶析法を採用しない場合には、回収されるU製品の除染係数は高くなり(DF:  $10^4 \sim 10^5$ 程度)、グローブボックスでのブランケット燃料製造が可能になることも考えられる。仮にブランケット燃料製造をグローブボックスで行うことができるのであれば、セル内の燃料製造からのコストダウンとの相殺関係が成立する。

現在の設計要求である低除染で、かつMAをリサイクルすることを前提とした場合、グローブボックスでは製造が困難であり、晶析を導入したほうが経済性の面で向上する結果となっている。しかし、Uを中除染あるいは従来並の高除染といった条件を許容した場合には、晶析法の導入の効果について燃料製造整備の影響も合わせた評価が必要である。Uは高除染製品として一般のU燃料加工施設を利用することにより、ブランケット燃料製造ラインを削除するなど、今後のリサイクルシステムの最適化を図るうえでの課題と考えられる。

#### (ニ) 転換工程の影響

リファレンスシステムの再処理費の評価では、一体化プラントの転換工程までを再処理設備としているが、この転換工程はペレット燃料製造を想定して、転換にマイクロ波脱硝を採用したシステムとしている。この転換工程を、振動充填燃料製造を想定したゲル化転換工程に変更した場合の影響について検討する。

この場合、マイクロ波脱硝設備がゲル化転換設備に置き換わり、粉末での

払出しに替わってゲル球を焼結した顆粒を払い出すことになる。また、ゲル化転換工程で発生するアンモニア系廃液の処理設備が追加される。

このような設備の変更追加に伴う建設費および再処理費の変化は以下の通りである。50tHM/yでの比較を図4.2.1-47に、200tHM/yでの比較を図4.2.1-48に示す。

①50tHM/年プラント

	リファレンスシステム	ゲル化転換	
建設費	2,052～2,155億円	2,624～2,755億円	+28%
再処理費	56.9～59.7万円/kgHM	70.3～73.1万円/kgHM	+24%

②200tHM/年プラント

	リファレンスシステム	ゲル化転換	
建設費	3,001～3,149億円	3,566～3,744億円	+19%
再処理費	21.1～22.2万円/kgHM	24.6～25.8万円/kgHM	+17%

ゲル化転換-振動充填システムの場合、MOX転換-ペレットシステムに比べ、再処理に含まれる設備が増える(顆粒製造工程、アンモニア系廃液の処理工程等)ことから、再処理費は20%前後増加する。一方、燃料製造費は低減することになるため、リサイクルシステムとして経済性は合わせて評価する必要がある。

(c) 建中利率および建設期間の影響

4.1.2項に示したように、再処理費の算出において建中利率は3%、建設期間は4年と設定している。しかし、特に利率は建設時期によって大きく変わらうし、また、建設期間も想定値である。そこで、これらが再処理費に与える影響を検討した。

建中利率および建設期間をパラメータにし、200tHM/yのリファレンスシステムについて評価した結果を下表に示す。

		建設期間		
		4年	6年	8年
建中利率	3%	21.1万円/kgHM (1.00)	21.3万円/kgHM (1.01)	21.7万円/kgHM (1.03)
	5%	21.6万円/kgHM (1.02)	22.1万円/kgHM (1.05)	22.6万円/kgHM (1.07)
	7%	22.0万円/kgHM (1.05)	22.8万円/kgHM (1.08)	23.6万円/kgHM (1.12)

(( )内の数値は、リファレンスシステムを1とした場合の相対値)

上記から、リファレンスシステムの再処理費は、ここで変化させた建中利率

および建設期間の範囲内では目標値27万円/kgHMを上回ることはない。

(d) 廃止措置費の影響

再処理費の算出において、廃止措置費は建設費に所有者費用および建中利子を加算した額の20%と設定した。この比率を50%、100%とした場合の再処理費(200tHM/yプラント)への影響は次表の通りである。

比率	再処理費	
20%	21.1万円/kgHM	
50%	21.8万円/kgHM	+3%
100%	23.0万円/kgHM	+9%

このように廃止措置に関して、建設費と同程度の費用が必要となる場合でも、再処理費の増加は10%程度に留まり、目標値27万円/kgHMを上回ることはない。初期の建設費に比べて廃止措置費の影響が小さいのは、運転期間(40年)にわたって積み立てることにより、積み立てた廃止措置費に金利分が加算されることによる。

(e) コスト削減方策

ここで検討したリファレンスシステムは、再処理主工程については構成設備・システムとしての合理化を進めた設計となっているため、これ以上の合理化の幅は大きくないと考える。

これ以上のコスト削減策としては、各採用機器の製造コストの低減、付帯設備の合理化、燃料サイクルとしての最適化が挙げられる。

(イ) 各採用機器の製造コストの低減

各採用機器の製造コストの低減は、単一では建設費への影響は1%に満たない(2~3億円で0.1%である)。単一の機器については、むしろ、所定の稼働率を維持できるか否かが経済性に与える影響が大きいため、耐久性、信頼性を重点に開発を進めることが重要と考えられる。

(ロ) 付帯設備の合理化

これまであまり検討されていない計装設備、ユーティリティ設備、換排気設備といった付帯設備について合理化を検討することが考えられる。

(ハ) 燃料サイクルの最適化

既に述べたように建設費や再処理費だけでなく、燃料製造も含めたサイクル全体のコスト低減を図ることに着目すると、たとえば回収するウランは高除染製品として払出し、ブラケット燃料は軽水炉燃料製造と同様に製造するなど、設計条件を変更した検討も必要と考える。

## (3) 経済性以外の観点からの評価

## (i) 安全性

## (a) 安全対策について

基本的に従来の湿式再処理法で採られている安全対策を踏襲する設計としており、問題はない。

## (b) 安全上の課題

安全上の課題としては、これまで実用例のない溶解液への晶析法の適用に関する部分が挙げられる。本設計では安全性検討結果<sup>(14)</sup>を基にPu硝酸塩の析出を考慮した臨界形状管理を採用しているが、Pu硝酸塩の性状等のデータを整備し、評価の精度を高める必要がある。

## (ii) 資源有効利用性

## (a) 回収率の検討

U/TRUの回収率は下表の通りである。

	U	TRU				全TRU
		Pu	Np	Am	Cm	
回収率	99.75%	99.70%	99.70%	99.84%	99.84%	99.71%

この数値は設計要求である回収率99%以上を満足している。

さらに99.9%以上の回収率を目指す場合には、以下の点を改良したシステムとして設計していくことが必要である。

- ・不溶解残渣の低減
- ・機器(特にせん断機周辺)への付着分の低減及び回収
- ・除染廃液、分析廃液等からのアクチニド回収

## (b) 冷却期間短縮の可能性

## (i) 崩壊熱除去

冷却期間を短縮した場合、湿式再処理において最も問題となるのは、施設内での集合体搬送時および貯蔵時の崩壊熱除去の問題である。

燃焼度が数千MWd/tと低いブランケット燃料については崩壊熱は低く、冷却期間の短縮は容易である。冷却期間が基本条件の4年から1年に短縮した場合でも問題はない。

これに対して、平均燃焼度が15万MWd/tを想定している炉心燃料の崩壊熱の除去に関しては、最大発熱集合体の発熱条件を基に設計がなされるが、その発熱は冷却時間に対して以下のように変化する。

冷却期間	最大発熱集合体の崩壊熱
1年	6.6kW/体(2.9)
2年	3.9kW/体(1.7)
4年(設計条件)	2.3kW/体(1.0)

上記の崩壊熱に対して十分な冷却能力を設備に持たせることが設備上の対応として必要であるが、集合体搬送中の搬送機器故障の際の冷却能力等、集合体の仕様と合わせて評価すべき事項が多く、冷却期間短縮の可能性評価は、集合体仕様の設定を含めて今後検討が必要である。

#### (D) 環境放出放射能

環境への影響としては、処理対象燃料あたりの放射エネルギー増加に伴う環境放出放射エネルギーの増加が挙げられる。環境評価上影響の大きい、 $\alpha$ 核種及びH-3、Kr-85、I-129の放射能を、4年冷却時を1とした相対値でまとめると以下のようになる。

冷却期間	$\alpha$	H-3	Kr-85	I-129
1年	1.93	1.18	1.22	1
2年	1.22	1.12	1.14	1
4年(設計条件)	1	1	1	1

影響の大きい核種としては他にI-131など短半減期の揮発性核種もあるが、これは自発核分裂に伴う発生が主要因であり、その評価を行える段階ではないため除いてある。

H-3、Kr-85、I-129といった揮発性のFPの環境放出量に与える影響は、崩壊熱の影響ほど大きくはない。これに対して $\alpha$ 放射能は、冷却期間が1年の場合は4年に比べ約2倍に増加する。これは主としてCmの影響であり、これによる被曝線量増加の影響評価が必要である。

#### (H) 溶媒の劣化

湿式再処理においては溶媒の劣化も問題ではあるが、本設計では蒸留処理により大部分の溶媒はリサイクル使用し、劣化分だけを廃棄物として処理することにしているため、廃溶媒に起因する廃棄物量は小さく(全廃棄物の内0.1%未満)、全体への影響も小さい。

#### (二) 遮蔽への影響

放出する $\gamma$ 線のエネルギーが高く遮蔽上影響の大きい主な核種としては下記が挙げられる。<sup>(15)</sup>

- ・ Co-60(半減期; 5.3y)
- ・ Sr-90(半減期; 28.8y) - Y-90(半減期; 64.1h)
- ・ Zr-95(半減期; 64d) - Nb-95(半減期; 35d)
- ・ Ru-106(半減期; 374d) - Rh-106(半減期; 131m)
- ・ Ag-110m(半減期; 250d)
- ・ Cs-134(半減期; 2.1y)
- ・ Cs-137(半減期; 30.0y) - Ba-137m(半減期; 2.6m)
- ・ Ce-144(半減期; 285d) - Pr-144(半減期; 17.3m)



・Eu-154(半減期；8.6y)

これらの核種の量は冷却期間の短縮により増加するが、冷却期間を4年から2年に短縮した場合、放射能の増加は2倍弱、1年に短縮した場合は3倍強である。

これらが与える遮蔽への影響は、モデルにもよるが遮蔽厚さ(2m)に対して数%であり、また、それに相当する遮蔽厚さを必要とする箇所も一部に限られるため、建設費への影響は小さい。

(iii) 環境負荷低減性

(a) 環境放出量

大気及び海洋への核種移行率を評価した値は前述の表4.2.1-01に示した。これは従来の再処理プラントと同等の値である。

ただし、本設計ではMAリサイクルの平衡組成を考慮した燃料組成を前提としているため、 $C_m$ の取扱量が多い。自発核分裂数の大きい $C_m$ の増加に伴い、短半減期の揮発性核種(I-131～I-135等)の発生量も増加し、大気放出放射能とそれによる被曝線量が大きくなる。この点については今後設計を詳細化した段階でその評価を行う必要がある。

(b) 廃棄物発生量

リファレンスシステムからの廃棄物発生量の特徴は、前出の表4.2.1-05および表4.2.1-06で示したように、ガラス固化体の発生量が多いこととTRU廃棄物、高 $\beta$   $\gamma$ 廃棄物が少ないことである。

(i) ガラス固化体

ガラス固化体の発生量はMA回収工程で使用するNa量が制限となっているが、これは発熱量制限値2.3kW/本としてFPを固化した場合に比べ約10倍の発生量となっている。(MAとFPの発熱から計算した従来湿式のガラス固化体発生量と比べると約6倍になっている。)

これはMA回収プロセスのソルトフリー化まで開発が進んでいないことから、Naの使用量が過剰になった結果である。対策としては、 $\text{NaNO}_3$ に代替してHAN(硝酸ヒドロキシルアミン)等を使用してソルトフリー化することやNa廃液のリサイクルが挙げられるが、アイディア段階であり、今後のMA回収プロセス改良の課題である。

(ii) TRU 廃棄物・高 $\beta$   $\gamma$  廃棄物

TRU廃棄物は従来に比べ1/5であり、ソルトフリーの効果が現れている。また、高 $\beta$   $\gamma$ 廃棄物についても同様であり、従来の約1/18に低減される。従来湿式システムでは、廃液に起因する廃棄物が多いことが指摘されていたが、工程のソルトフリー化と廃液の2極化(HAWとVLAW)により、こうした廃棄物を大幅に低減できる。

(c) MA 及び FP の回収性

MAの回収についてはMA回収工程の追加により、99%以上の回収が可能であ

る。

LLFPの回収性については、I、Tc、Cs、Srの回収方法について4.2.5項で述べる。

(d) MA 混入量増加の影響

本システムでは、FBR平衡リサイクルの使用済燃料(MA；約1.2wt%)を対象に設計を行っている。LWRからのMAを添加した燃料としてMA含有量2wt%、5wt%の燃料を処理する際に問題となるのは、リファレンスシステムの場合、崩壊熱の除熱とMA回収設備の処理能力の増加である。

崩壊熱の増加に関しては、先の集合体の最大発熱量に対して2%の場合、0.3 kWの増加、5%の場合1.3kWの増加となり、冷却期間の短縮に比べて影響は小さい。

MA回収設備のプロセス物量は、基本的にそこで取り扱うMAおよびREのモル数に比例する。MA約1.2wt%の条件ではREとMAのモル数の比は、約8:1であることから、REの量が変わらないとして、MA含有量2%の場合プロセス物量は約7%の増加、MA含有量5%の場合プロセス物量は約35%の増加となる。

MA回収設備および廃液処理設備については臨界安全上の課題はないため、処理能力の増加に対して機器数はほとんど変わらないと考えられる。そこで先に述べたスケールファクター0.27が適用できるものと想定して建設費の増加を推定した。その結果を以下に示す。

	建設費	相対値
リファレンス(MA1.2wt%)	3,001億円	1
MA2wt%	3,011億円	1.003
MA5wt%	3,048億円	1.016

MAの添加量の増加による建設費への影響は2%未満と評価され、その影響は、MA回収工程付加の影響(約20%)に比べて小さいといえる。

(iv) 核拡散抵抗性

核拡散抵抗上重要な計量管理については従来通りの計量管理手法が適用可能である。また、既存プラントで行われている技術開発の適用も容易である。

製品は低除染であり、近接は容易でなく、また、工程内にPu単独の製品は存在しない。

(v) 保守・補修性

運転性については、基本的に従来PUREXと同程度である。クレーンやマニプレータ類を使用する操作は、運転員が行なうことを前提としている。一般のバルブ、ポンプ類の操作等、定型化された操作に関しては、中央制御での自動化を想定している。これにはソフトウェアの開発も必要となるが、これまでの施設の建設運転経験を反映させることで達成は容易と考えられる。

保守・補修性については、保守頻度が高いと想定される機器類のセルにはI/CおよびPMを設置し、またセル壁には遮蔽窓とMSMを設置した設計とした。これにより従来の直接保守主体のシステムに比べ、保守・補修性は向上しているものとする。

## (4) 開発課題

リファレンスシステムは、これまでJNCで開発を行ってきたPUREX法を基本にした簡素化溶媒抽出法に、晶析法とMA回収法(SETFICS+TRUEX)を追加したシステムである。このシステムにおける主な開発課題を表4.2.1-15および表4.2.1-16に示す。開発課題については、その解決の優先度を2段階で示した。ここで、優先度Aとは、システムの成立性を見極める上で、確認が必須と考えられるもの、即ち、**枢要技術**であり、今後、フェーズIIで確認が必要と考えられるものである。

プロセスについては、基本となっているPUREXの技術的成立性はすでに確認されている。ここでは、追加される晶析プロセスとMA回収プロセスに関連する課題と**新型機器開発**に関する課題について述べる。

## ①晶析法

晶析プロセスについての課題はPu硝酸塩の性状及び挙動の確認である。晶析プロセスで生成する可能性のあるPu硝酸塩の性状は**臨界安全評価**上の重要なデータである。その挙動、特に、U製品へのPuの移行率(設計ではFPのDFと同じ1%)が**過多**となるとU製品側の設計(臨界制限値等)を変更することが必要となる。

## ②MA回収法

リファレンスシステムでは、MA回収法としてSETFICS+TRUEXを基に設計を行った。主工程がソルトフリー化されてNa廃液が発生しないシステムであるのに対し、SETFICS+TRUEXはソルトフリー化まで開発が進んでいないため、Naの使用過剰により、ガラス固体の発生量が増える結果となっている。

この点を改良するため、HAN等の代替試薬を用いたソルトフリー化やNaのリサイクル使用といった改良が必要である。

また、PUREX法に比べて使用試薬類の基礎物性値、使用試薬類の化学的制限値、熱的制限値といった設計上必要なデータが不十分であるため、これらの整備も必要である。

## ③新型機器に関する課題

基本となっているPUREX法の工程機器(前処理機器、遠心抽出器等)は、現在、工学規模試験で実証に耐えうるよう開発が進められている。実用化へ向けた個々の機器の問題点の改良に加え、**運転性**、**スケールアップ**の方策、**機器寿命**／稼働率、**運転手順**(通常運転、異常時の復旧方法等)の技術ノウハウを整備していくことが必要である。

システムとしての課題は以下の通りである。

## ①炉心／ブランケット混合処理

本設計においては、炉心燃料とブランケット燃料の混合方策およびそのときの処理中の組成変動を考慮した設計とするまでに至っていない。これらを具体化した設計に見直す必要がある。

②廃液処理の2極化

廃液処理において、本設計では腐食生成物や蒸発処理時の添加試薬の影響を考慮していない。これらが廃液の2極化処理の適用範囲と廃棄物発生量に与える影響について評価する必要がある。

③晶析装置の安全設計

安全設計上、新規の要素となる晶析装置について、特に臨界に関して異常事象の解析、評価用物性値の整備が必要である。

[参考文献]

- (1) 山名元、他：“先進的MOX燃料リサイクル技術開発”、エネルギーレビュー、平成8年4月号、p.12~17、(1996)
- (2) 小島久雄：“先進的湿式再処理法の概要”、原子力産業新聞、1996年1月5日14面、(1996)
- (3) 紙谷正仁、他：“先進的湿式再処理/MOX燃料製造の概念について”、動燃技報、No.100、p.207~214、(1996)
- (4) 田中博、他：“再処理システムの技術検討書”、JNC TY9400 2000-025、(2000)
- (5) Y.Koma, et al.：“Recover of Minor Actinides in Spent Fuel Reprocessing Based on PUREX Process”、Proc. of RECOD '98、(1998)
- (6) 狩野純一、他：“CMPOを用いた溶媒抽出による三価のアクチニドとランタニドの分離(フローシートの最適化に関するコールド試験)”、PNC TN8410 98-089、(1998)
- (7) D.Alexandre, et al.：“Operational Performance of the Reprocessing Plants of COMEGA La Hague Site”、Proc. of RECOD '94、(1994)
- (8) 滑川卓志、他：“主要核分裂生成物及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)
- (9) 渡部雅之、他：“CMPOを用いた三価アクチニドとランタニドの分離(3)—ランタニド抽出への塩析剤陽イオンの影響—”、日本原子力学会「1998年春の年会」、(1998)
- (10) 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)
- (11) 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)
- (12) 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、(2000)
- (13) 河野秀作、他：“燃料製造システムの技術検討書”、JNC TY9400 2000-026、(2000)
- (14) 柴田淳広、他：“高速炉燃料再処理溶解液への晶析法の適用に関する安全性の検討—原研・サイクル機構共同研究—”、JNC TY8400 99-004、(1999)
- (15) R. B. Firestone：“Table of Isotopes CD-ROM”、8<sup>th</sup> Edition、Ver.1.0、(1996)

表4.2.1-01 各元素の製品・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	
		ウラン製品移行率	TRU製品移行率	大気放出側移行率	海洋放出側移行率	ガラス固化体移行率	深地中並廃棄物移行率
	H			3.0E-01	7.0E-01		
	C			1.0E+00			
ALM	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
ALE	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
	Y	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	La	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Ce	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Pr	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Nd	1.0E-02	1.0E-03	1.0E-13	1.0E-09	0.988	1.0E-03
	Pm	1.0E-02	0.10	1.0E-13	1.0E-09	0.889	1.0E-03
	Sm	1.0E-02	0.30	1.0E-13	1.0E-09	0.689	1.0E-03
	Eu	1.0E-02	0.70	1.0E-13	1.0E-09	0.289	1.0E-03
	Gd	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	Tb	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	Dy	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	Ho	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	Er	1.0E-02	0.988	1.0E-13	1.0E-09	1.0E-03	1.0E-03
	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
	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
CC	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
	Kr			1.0E+00			
	Xe			1.0E+00			
	U	0.9975		1.0E-13	1.0E-09	1.5E-03	1.0E-03
	Np	1.0E-02	0.9870	1.0E-13	1.0E-09	1.5E-03	1.5E-03
	Pu	1.0E-02	0.9870	1.0E-13	1.0E-09	1.5E-03	1.5E-03
	Am	1.0E-02	0.9884	1.0E-13	1.0E-09	8.2E-04	8.2E-04
	Cm	1.0E-02	0.9884	1.0E-13	1.0E-09	8.2E-04	8.2E-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: カルコゲン    HG: ハロゲン    NG: 希ガス    AC: アクチニド

表4.2.1-02 先進湿式リファレンスプロセスの回収率 (200tHM/y)

	各工程の回収率 <sup>*1)</sup>				備考	
	U	Pu	MA <sup>(#2)</sup>	TRU <sup>(#3)</sup>		
受入	100.000%	100.000%	100.000%	100.000%		
解体	100.000%	100.000%	100.000%	100.000%		
せん断	99.900%	99.900%	99.900%	99.900%	セル内飛散+機器付着0.1%未満	
溶解	99.968%	99.968%	99.968%	99.968%		
清澄	99.893%	99.843%	99.979%	99.849%	燃料未溶解分等	
調整	99.997%	99.997%	99.997%	99.997%		
上記合計回収率	HE	99.758%	99.708%	99.844%	99.714%	
晶析 (母液)	CR1	26.616%	99.265%	99.265%	99.265%	サンプリングによる損失等
晶析 (晶析塩)	CR2	73.382%	0.734%	0.734%	0.734%	"
抽出 (U/Pu/MA抽出液)	EX1	99.995%	99.995%	9.336%	96.060%	"
抽出 (抽出残液)	EX2	0.004%	0.004%	90.659%	3.935%	"
MA回収設備	ST	0.000%	0.000%	99.987%	99.999%	"、HAWへの移行等
濃縮	CO	99.999%	99.999%	99.999%	99.999%	サンプリングによる損失
富化度調整	AD	99.999%	99.997%	99.997%	99.997%	サンプリングによる損失
全体回収率 <sup>(#4)</sup>		99.75%	99.70%	99.82%	99.70%	

\*1) 回収率の考え方：自設備の損失率0%場合は回収率100%とする。

\*2) Np, Am, Cm

\*3) Pu, MA

\*4) 全体回収率=HE×{CR1×(EX1+EX2×ST)×CO+CR2}×AD



表4.2.1-03 廃棄物への移行率

			移行率		備考
			$\alpha$	$\beta \gamma$	
		ガラス固化体	1.5E-03	1.0E+00	希ガス, ヨウ素を除く
TRU		ハル・エンドピース	1.0E-03	1.0E-03	
		低レベル濃縮廃液I	1.0E-03	1.0E-03	リファレンスシステムでは発生なし
	焼却灰 溶融体	可燃性廃棄物I	1.0E-05	1.0E-04	
		難燃性廃棄物I			
		廃活性炭等			
		廃銀吸着材	-	9.9E-01	ヨウ素について
		不燃廃棄物I (金属)	1.0E-04	1.0E-04	
	不燃廃棄物I (その他)	1.0E-04	1.0E-04		
高 $\beta \gamma$		廃溶媒	1.0E-08	1.0E-07	
		低レベル濃縮廃液II	1.0E-05	1.0E-05	リファレンスシステムでは発生なし
		可燃廃棄物II	1.0E-07	1.0E-07	
		難燃性廃棄物II	1.0E-08	1.0E-08	
低レベル		不燃廃棄物II (金属)	1.0E-07	1.0E-06	
		不燃廃棄物II (その他)	1.0E-07	1.0E-07	

表 4.2.1-04 廃棄物の分類

分類		対象廃棄物	
高レベル放射性廃棄物		ガラス固化体	
TRU 廃棄物	集合体構造部材	ハル, ラッパ管, エントランスノズル, ハンドリングヘッド	
	低レベル濃縮廃液Ⅰ	オフガス洗浄廃液, 溶媒洗浄廃液, 分析廃液, 除染廃液等	
	焼却灰溶融体	可燃性廃棄物Ⅰ	グローブボックス/セル内で発生する紙, 布, 木片, 酢酸ビニル等
		難燃廃棄物Ⅰ	グローブボックス/セル内で発生するポリエチレン, ゴム手袋等
		廃活性炭	VLOW 処理の油分除去に用いた活性炭
	廃銀吸着材	オフガス中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)	グローブボックス/セル内で発生する配管, 工具, 機器類等	
不燃廃棄物Ⅰ (その他)	グローブボックス/セル内で発生するガラス, コンクリート等		
高βγ廃棄物	廃溶媒	廃溶媒	
	低レベル濃縮廃液Ⅱ	酸回収, MAW 処理時の凝縮水, 床排水等	
	可燃性廃棄物Ⅰ	グローブボックス/セル外で発生する紙, 布, 木片, 酢酸ビニル等	
	難燃廃棄物Ⅰ	グローブボックス, セル外で発生するポリエチレン, ゴム手袋等	
低レベル放射性廃棄物	不燃廃棄物Ⅱ (金属)	グローブボックス, セル外で発生する配管, 工具, 機器類等	
	不燃廃棄物Ⅱ (その他)	グローブボックス, セル外で発生するガラス, コンクリート等	

表4.2.1-05 廃棄物発生量(50tHM/y)

	処理方法	従来		リファレンス		発生場所	備考	例	
		m3/年	本/年	m3/年	本/年				
	ガラス固化体	珪酸ガラス固化体	14.7	98	101.6	678	ガラス固化設備	発熱制限; 2.3kW/体 Na2O; 10wt% FPその他酸化物; 15wt%	ガラス固化体
	ハル・エンドピース	ドラム缶詰, モルタル充填	34.3	171	34.3	171	解体, 剪断, 溶解	500kg/200Lドラム缶	集合体構造部材
T R U 廃棄物	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	76.0	380	0.0	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	2.2	11	1.7	8	運転・保守・補修作業時のセル内	紙布類, 木片, 酢酸ビニル等
		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
		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	0.6	3	2.5	13	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	9.9	50	7.4	37	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	9.9	50	7.4	37	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		98.6	493	19.0	95				
高 β γ 廃棄物	廃溶媒	①蒸留 ②Ca(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	1.3	6	0.1	1	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	65.5	328	0.0	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	4.4	22	3.3	16	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	0.6	3	0.5	2	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		71.8	359	3.8	20			
低レベル廃棄物	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	19.8	99	14.9	74	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	19.8	99	14.9	74	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		39.6	198	29.7	149			

表4.2.1-06 廃棄物発生量(200tHM/y)

	処理方法	従来		リファレンス		発生場所	備考	例	
		m3/y	本/y	m3/y	本/y				
	ガラス固化体	硼珪酸ガラス固化体	58.8	392	406.4	2,709	ガラス固化設備	発熱制限; 2.3kW/体 Na2O; 10wt% FPその他酸化物; 15wt%	ガラス固化体
	ハル・エンドピース	ドラム缶詰, モルタル充填	137.0	685	137.0	685	解体, 剪断, 溶解	500kg/200Lドラム缶	集合体構造部材
TRU 廃棄物	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	304.0	1,520	0.0	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	8.9	45	6.7	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
		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
		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	2.4	12	10.0	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	39.6	198	29.7	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	39.6	198	29.7	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		394.5	1,973	76.1	381				
高βγ 廃棄物	廃溶媒	①蒸留 ②Ca(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	5.1	26	0.4	2	抽出設備		TBP, D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	262.0	1,310	0.0	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	17.4	87	13.1	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	2.5	13	1.9	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		287.0	1,435	15.3	76			
低レベル 廃棄物	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	79.2	396	59.4	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	79.2	396	59.4	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		158.4	792	118.8	594			

表 4.2.1-07 再処理関連設備一覧

主要設備	<p><u>受入／前処理設備：</u> 使用済燃料一時貯蔵設備、受入・貯蔵設備、機械的前処理設備</p> <p><u>再処理設備：</u> 溶解設備、清澄設備、調整設備、晶析設備、抽出設備、溶媒洗浄設備、U/Pu/MA 濃縮設備、富化度調整設備</p> <p><u>Am/Cm 回収設備：</u> 試薬調整設備、溶媒洗浄設備、Am/Cm 回収設備、リワーク設備</p>
付帯設備	<p>高放射性廃液濃縮設備、酸回収設備、ガラス固化設備、ガラス固化体貯蔵設備、廃溶媒処理設備、リワーク設備（再処理）、</p> <p><u>（以下燃料製造設備と共通）</u> オフガス処理設備、高放射性固体廃棄物処理設備、高放射性固体廃棄物貯蔵設備、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、低放射性固体廃棄物処理設備、低放射性固体廃棄物貯蔵設備</p>
共用設備	<p><u>（燃料製造設備と共通）</u> 試薬調整設備、分析設備</p>
ユーティリティ設備	<p>用水製造供給設備、圧空製造供給設備（真空系）</p> <p><u>（以下燃料製造設備と共通）</u> 冷却水／冷水製造供給設備（安全系）、冷却水／冷水製造供給設備（常用系）、蒸気製造供給設備（蒸気／温水系）、蒸気製造供給設備（燃料油系）、圧空製造供給設備（圧空系）、ガス類供給設備</p>

表4.2.1-08 再処理／燃料製造一体化施設のユーティリティ使用量 (200tHM/y) (\*1)

		供給条件	使用量
蒸気		7kg/cm <sup>2</sup> , 170℃	120.00 (kg/h)
		2kg/cm <sup>2</sup> , 132℃	5085.60 (kg/h)
温水	一般系温水	2kg/cm <sup>2</sup> , 70℃	700.00 (kg/h)
	安全系温水	2kg/cm <sup>2</sup> , 70℃	10476.00 (kg/h)
冷水／冷却水	一般系冷却水	32℃	1087.90 (Nm <sup>3</sup> /h)
	安全系冷却水	32℃	2259.40 (Nm <sup>3</sup> /h)
	一般系冷水	8℃	120.40 (Nm <sup>3</sup> /h)
	安全系冷水	8℃	95.95 (Nm <sup>3</sup> /h)
用水	純水		28.85 (Nm <sup>3</sup> /d)
	浄水		251.30 (Nm <sup>3</sup> /d)
圧縮空気	一般用圧空	8kg/cm <sup>2</sup>	2340.40 (Nm <sup>3</sup> /h)
	安全用圧空	8kg/cm <sup>2</sup>	222.70 (Nm <sup>3</sup> /h)
真空	-6m真空	-6mAq	93.70 (Nm <sup>3</sup> /h)
ガス類	NO <sub>2</sub>		4.32 (Nm <sup>3</sup> /h)

(\*1) 再処理主要設備と付帯設備の合計

表4.2.1-09 200tHM/yと50tHM/yにおける主要機器数の比較(1/3)

	主要機器数および槽容量	
	200tHM/y	50tHM/y
使用済燃料 一時貯蔵	貯蔵集合体数:1130体	貯蔵集合体数:284体
受入・貯蔵	主建家内一時貯蔵集合体数:80体	主建家内一時貯蔵集合体数:20体
機械的前処理	一体型解体/せん断機×1 (解体能力85min/集合体) (剪断能力30min/集合体)	一体型解体/せん断機×1 (解体能力85min/集合体) (剪断能力30min/集合体)
溶解	回転ドラム型連続溶解槽×2 (40kgHM/hr相当×2系列) 平板槽×3 円筒槽×2 槽容量小計 約720L	回転ドラム型連続溶解槽 (10kgHM/hr相当×1系列) 平板槽×3 円筒槽×1 槽容量小計 約325L
清澄	遠心清澄機×1 円環槽×1 平板槽×1 槽容量小計 約935L	遠心清澄機×1 平板槽×2 槽容量小計 約252L
調整	円環槽×1 槽容量小計 約800L	平板槽×1 槽容量小計 約200L
晶析	キルン式晶析装置×1 (40kgHM/hr相当) 平板槽×4 槽容量小計 約4,600L	キルン式晶析装置×1 (10kgHM/hr相当) 平板槽×1 槽容量小計 約1,150L
抽出	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) (13kgHM/hr相当×1系列) 円環槽×8 槽容量小計 約6,000L	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) (3kgHM/hr相当×1系列) 平板槽×8 槽容量小計 約1520L
溶媒洗浄	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽×2 槽容量小計 約920L	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽×2 槽容量小計 約240L
U/Pu/MA濃縮	Pu溶液濃縮缶×1 平板槽×6 槽容量小計 約5,830L	Pu溶液濃縮缶×1 平板槽×6 槽容量小計 約1,520L
富化度調整	混合器×2 平板槽×5 円筒槽×3 槽容量小計 約19,600L	混合器×2 平板槽×5 円筒槽×3 槽容量小計 約5,250L
溶媒洗浄 (SETFICS法)	アルカリ洗浄器(遠心抽出器、4段) 希硝酸洗浄器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 炭酸ヒドランジ電解槽×1 円筒槽×12 槽容量小計 約35,600L	アルカリ洗浄器(遠心抽出器、4段) 希硝酸洗浄器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 炭酸ヒドランジ電解槽×1 円筒槽×12 槽容量小計 約9,010L

表4.2.1-09 200tHM/yと50tHM/yにおける主要機器数の比較(2 /3)

	主要機器数および槽容量	
	200tHM/y	50tHM/y
MA回収 (SETFICS法)	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) シュウ酸電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 硝酸逆抽出器(遠心抽出器、16段) HAN電解槽×1 希釈剤洗浄器(4段) Am/Cm逆抽出器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) RE逆抽出器(遠心抽出器、16段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) HAN、DTPA電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品逆抽出器(遠心抽出器、16段) 円筒槽×22 槽容量小計 約78,800L	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) シュウ酸電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 硝酸逆抽出器(遠心抽出器、16段) HAN電解槽×1 希釈剤洗浄器(4段) Am/Cm逆抽出器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) RE逆抽出器(遠心抽出器、16段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) HAN、DTPA電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品逆抽出器(遠心抽出器、16段) 円筒槽×22 槽容量小計 約19,755L
リワーク (SETFICS法)	円筒槽×2 槽容量小計 約16,300L	平板槽×2 槽容量小計 約2,920L
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	酸吸収塔×1 ヨウ素追出塔×1 ヨウ素吸着塔×6 洗浄塔×1 HEPAフィルタ×8
高放射性 廃液濃縮	HAW蒸発缶×1 NOx吸収塔×1 円筒槽×6 槽容量小計 約20,200L	HAW蒸発缶×1 NOx吸収塔×1 円筒槽×6 槽容量小計 約5,400L
酸回収	蒸発缶×1 精留塔×1 円筒槽×7 槽容量小計 約72,400L	蒸発缶×1 精留塔×1 円筒槽×7 槽容量小計 約18,600L
ガラス固化	ガラス溶融炉×1 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×2 槽容量小計 約600L	ガラス溶融炉×1 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×2 槽容量小計 約200L
ガラス固化体貯蔵	キャニスタ500体貯蔵	キャニスタ160体貯蔵
高放射性 固体廃棄物処理		
高放射性 固体廃棄物貯蔵	長ドラム缶300缶、ハル缶他460缶貯蔵	長ドラム缶80缶、ハル缶他140缶貯蔵
中放射性 廃液処理	蒸発缶×1 廃洗浄液電解槽×1 円筒槽×7 槽容量小計 約11,300L	蒸発缶×1 廃洗浄液電解槽×1 円筒槽×7 槽容量小計 約3,400L



表4.2.1-09 200tHM/yと50tHM/yにおける主要機器数の比較(3/3)

	主要機器数および槽容量	
	200tHM/y	50tHM/y
低放射性 廃液処理	蒸発缶×1 円筒槽×5 槽容量小計 約82,000L	蒸発缶×1 円筒槽×5 槽容量小計 約21,300L
極低放射性 廃液処理	蒸発缶×1 円筒槽×5 槽容量小計 約106,200L	蒸発缶×1 円筒槽×5 槽容量小計 約28,400L
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×8 槽容量小計 約2,400L	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×8 槽容量小計 約800L
リワーク(再処理)	円環槽×2 槽容量小計 約2,000L	円環槽×2 槽容量小計 約500L
低放射性 固体廃棄物処理	焼却炉×2 バグフィルタ×1 HEPAフィルタ×2 アルカリスクラバ×1 活性炭吸着塔×2 高圧圧縮装置×1等	焼却炉×1 バグフィルタ×1 HEPAフィルタ×2 アルカリスクラバ×1 活性炭吸着塔×2 高圧圧縮装置×1等
低放射性 固体廃棄物貯蔵	200Lドラム缶120缶貯蔵	200Lドラム缶36缶貯蔵

表4.2.1-10 再処理関連設備の槽基数、槽容量およびその他の主要機器数合計

	50tHM/y	200tHM/y
円環槽基数	2	12
平板槽基数	29	19
円筒槽基数	82	82
槽容量合計(m <sup>3</sup> )	約120	約470
その他の主要機器数 <sup>(*)</sup>	60	65

(\*)槽類含まず

表 4.2.1-11 各建屋のセルおよびセル相当室一覧

<p>主建屋</p>	<p>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）                  前処理セル                  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                  高放射性濃縮液セル                  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処理セル（廃棄物）                  高放射性固体廃棄物一時貯蔵セル（ハル）                  高放射性固体廃棄物一時貯蔵セル（ラッパ管等）                  高放射性固体廃棄物一時貯蔵セル（廃棄物）                  高放射性廃棄物払出セル                  分析セル                  分析廃液受槽セル                  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</p>
<p>MA 回収建家</p>	<p>MA 回収セル                  溶媒洗浄セル                  リワークセル                  保守セル</p>
<p>使用済燃料貯蔵建屋</p>	<p>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→使用済燃料貯蔵セル）                  使用済燃料貯蔵セル                  燃料移送セル（使用済燃料貯蔵セル→主建屋）</p>

表 4.2.1-12 先進湿式リファレンスシステム採用一体化プラントのセル体積

		全体積 (*1) [万 m <sup>3</sup> ]	再処理部分体積 (*2) [万 m <sup>3</sup> ]
50tHM/y	主建屋	約 9.7	約 6.3
	MA 回収建屋	約 1.4	約 1.4
	使用済燃料一時貯蔵建屋	約 1.3	約 1.3
	製品集合体一時貯蔵建屋	約 1.3	—
	合計	約 13.8	約 9.0
200tHM/y	主建屋	約 14.2	約 8.6
	MA 回収建屋	約 1.7	約 1.7
	使用済燃料一時貯蔵建屋	約 2.6	約 2.6
	製品集合体一時貯蔵建屋	約 2.6	—
	合計	約 21.1	約 12.9

(\*1) 全体積 : 各建屋に含まれるセル全ての合計体積

(\*2) 再処理部分体積 : 各建屋に含まれる再処理関連セルの合計体積

表 4.2.1-13 先進湿式リファレンスシステム採用一体化プラントの建屋規模および構造

		幅 [m]	長さ [m]	高さ [m]	全体積 <sup>(*1)</sup> [万 m <sup>3</sup> ]	再処理部分体積 <sup>(*2)</sup> [万 m <sup>3</sup> ]	構造
50tHM/y	主建屋	約 113.2	約 128.2	約 36	約 50.6	約 32.9	地下 2 階・地上 3 階
	MA 回収建屋	約 57.2	約 51.2	約 23	約 6.7	約 6.7	地下 2 階・地上 2 階
	使用済燃料一時貯蔵建屋	約 73.2	約 49.7	約 34	約 12.4	約 12.4	地下 2 階・地上 3 階
	製品集合体一時貯蔵建屋	約 73.2	約 49.7	約 34	約 12.4	—	同上
	合計				約 82.1	約 52.0	
200tHM/y	主建屋	約 130.2	約 137.2	約 36	約 65.8	約 42.8	地下 2 階・地上 3 階
	MA 回収建屋	約 65.2	約 51.2	約 23	約 7.7	約 7.7	地下 2 階・地上 2 階
	使用済燃料一時貯蔵建屋	約 108.2	約 47.7	約 34	約 17.8	約 17.8	地下 2 階・地上 3 階
	製品集合体一時貯蔵建屋	約 108.2	約 47.7	約 34	約 17.8	—	同上
	合計				約 108.5	約 68.3	

(\*1) 全体積 : 各建屋の全体積

(\*2) 再処理部分体積 : 全体積のうち、再処理設備相当部分の体積（建設費評価における再処理と燃料製造の按分比率に基づき全体積から求めたもの）

表 4.2.1-14 運転要員の構成

	日勤	交代勤務	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
化学前処理	6 人	6 人×5 班	36 人
化学処理	4 人	4 人×5 班	24 人
MA 回収	4 人	4 人×5 班	24 人
転換	6 人	6 人×5 班	36 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
			392 人

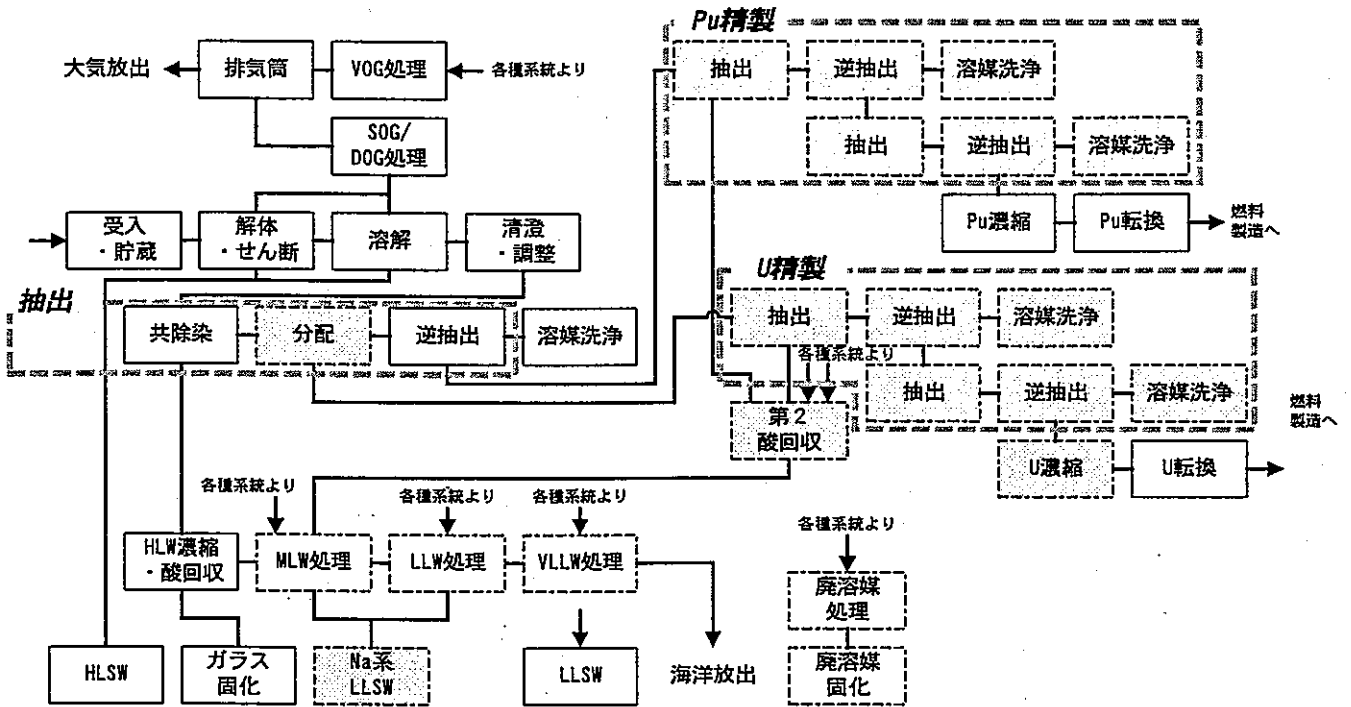
表 4.2.1-15 先進湿式リファレンスシステムの開発課題 - 工程技術 -

工程技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度
機械前処理	機器：コールド工学規模試験	・機器の合理化，耐久性／信頼性の確認	B
溶解	プロセス：小規模ホット試験 機器：U工学規模試験	・連続溶解槽の工学実証，耐久性／信頼性の確認	A
晶析	プロセス：小規模U，Pu試験	・U製品へのPu同伴率の確認，Pu硝酸塩の性状確認 ・臨界対応型晶析装置の開発	A
抽出	プロセス：小規模ホット試験 機器：U工学規模試験	・共回収プロセスの最適化 ・遠心抽出器システムの工学実証，耐久性／信頼性の確認	B A
SETFICS+TRUEX	プロセス：小規模ホット試験	・合理化，ソルトフリー化，Naリサイクル	A

表 4.2.1-16 先進湿式リファレンスシステムの開発課題 - システム技術 -

システム技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度
炉心／ブランケット混合処理	概念検討段階	・混合処理の最適化	A
廃液の2極化処理	TVFの廃液処理システム	・試薬類，腐食生成物等の影響評価	A
晶析装置の安全設計	理論計算段階	・Pu硝酸塩の密度等の確認	B

### 従来湿式法



HLW : 高レベル放射性廃液  
 MLW : 中レベル放射性廃液  
 LLW : 低レベル放射性廃液  
 VLLW : 極低レベル放射性廃液  
 HLSW : 高レベル放射性固体廃棄物  
 LLSW : 低レベル放射性固体廃棄物  
 SOG : せん断オフガス  
 DOG : 溶解オフガス  
 VOG : 槽類オフガス

### 先進湿式リファレンスシステム

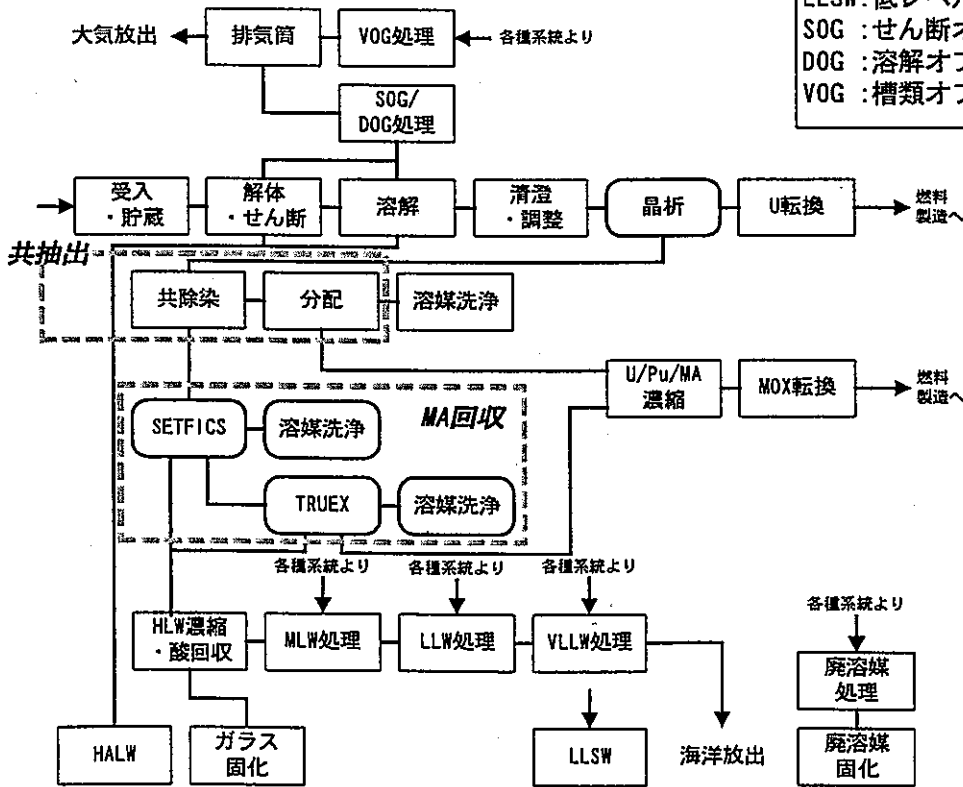
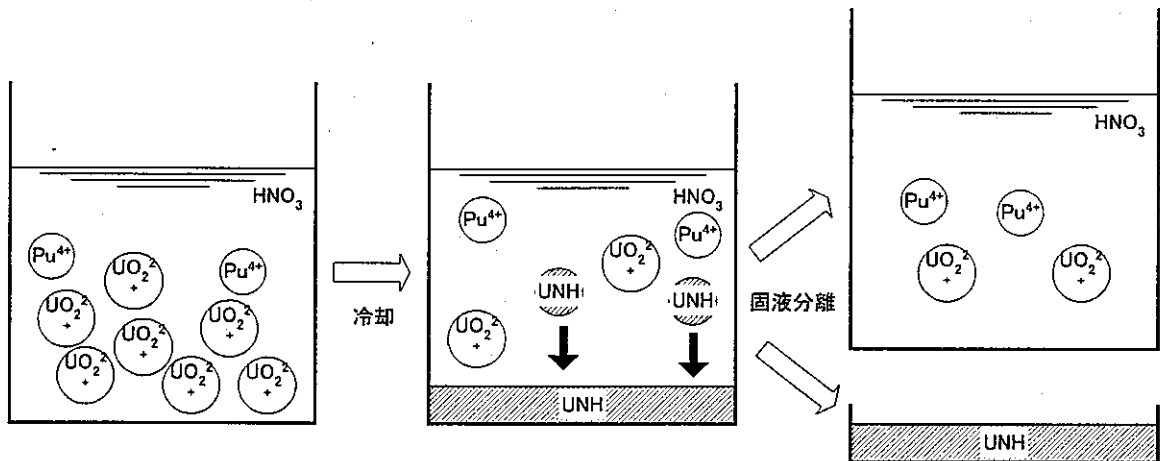


図4.2.1-01 従来湿式法と先進湿式リファレンスシステムの比較





**晶析法とは**

溶液中の目的成分濃度を過飽和とすることにより、結晶として製品を回収する操作である。ここでは、使用済燃料溶解液を冷却することで、Uが過飽和となり硝酸ウラニルの水和物 ( $\text{UNH} : \text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) として析出する。この時4価のPuは過飽和とならず、溶解液中に残る。

図4.2.1-02 晶析法の概念

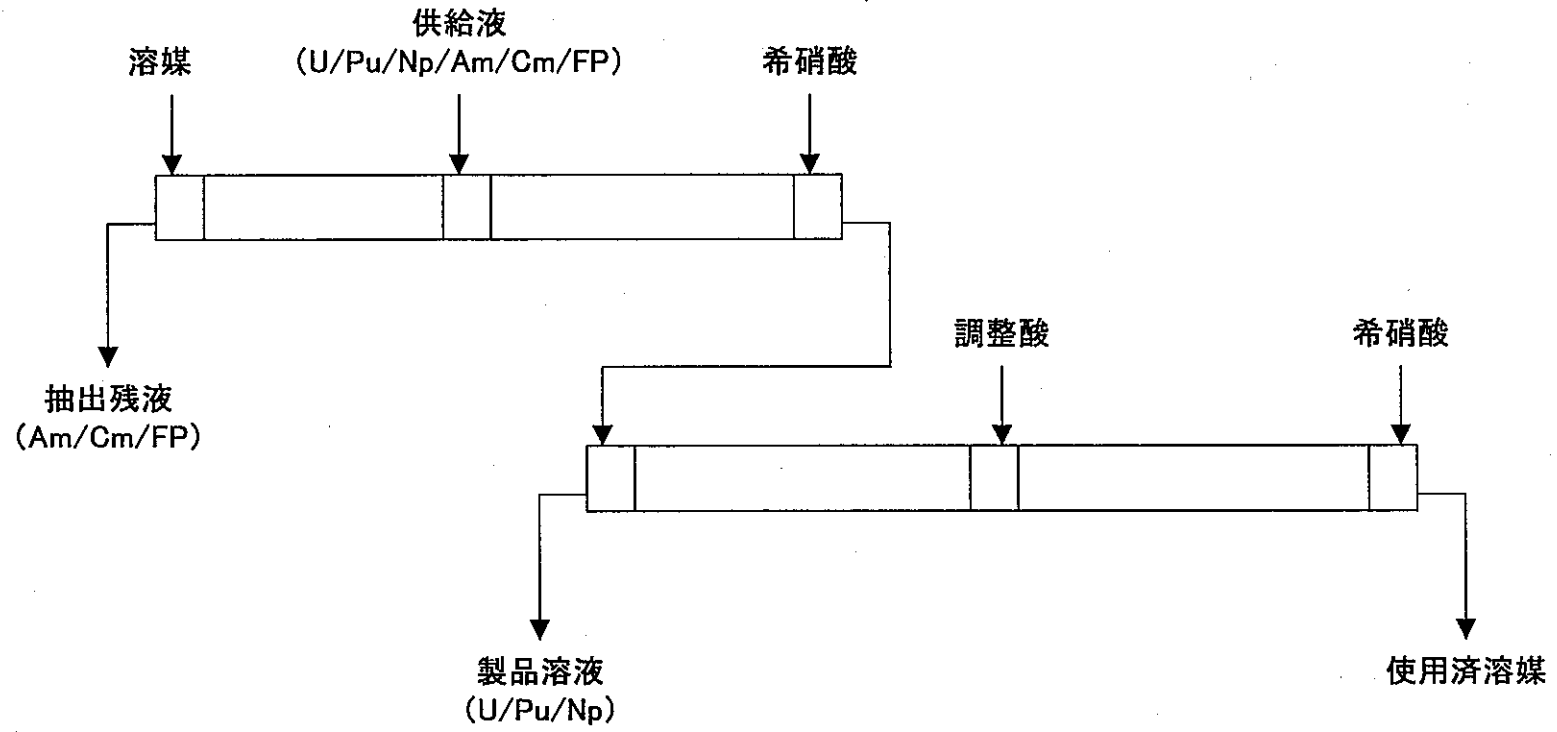


図4.2.1-03 リファレンスシステムの概略フローシート (200tHM/y)

**SETFICS法**

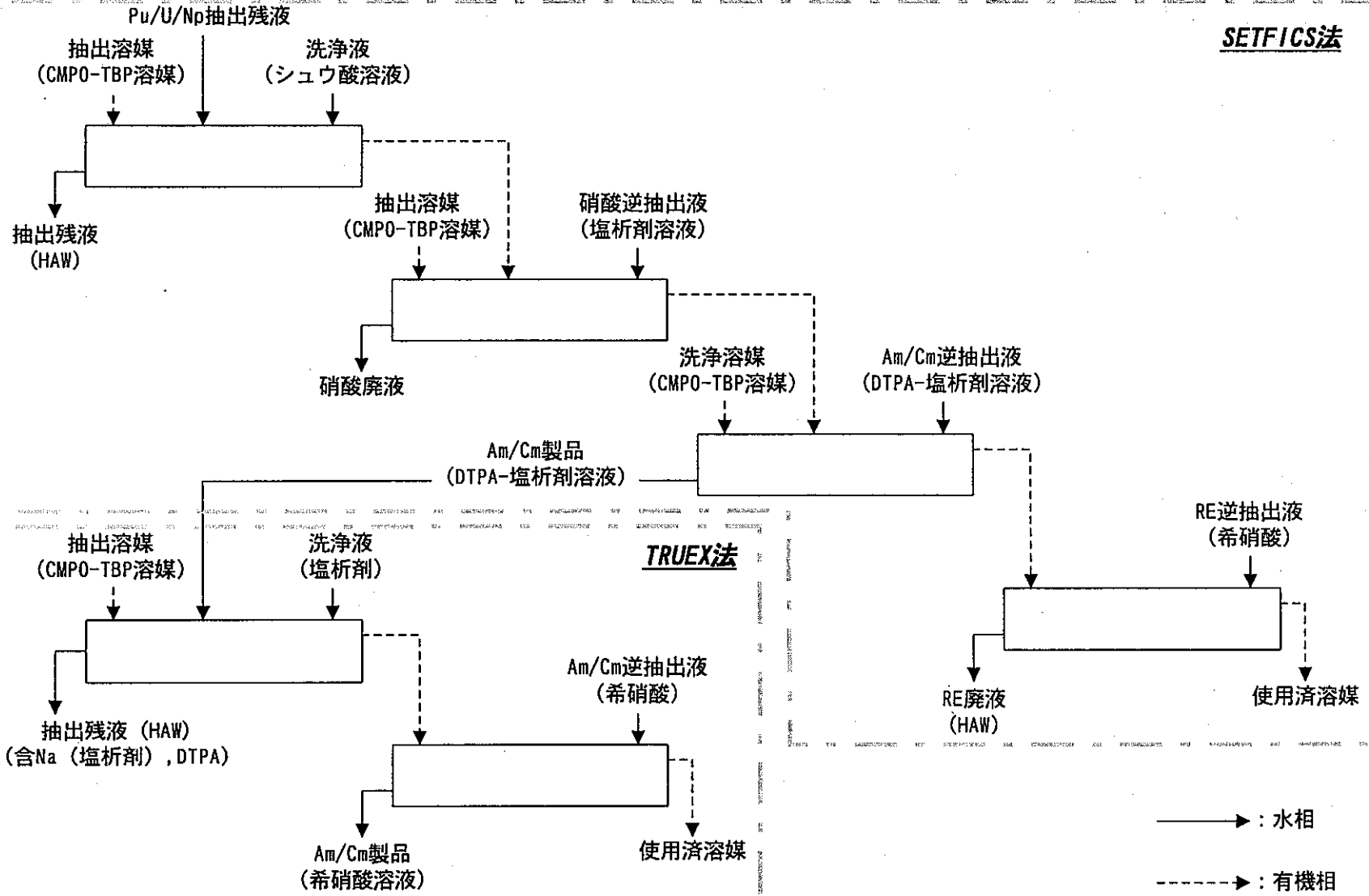


図4.2.1-04 Am/Cm回収システムの概略フローシート

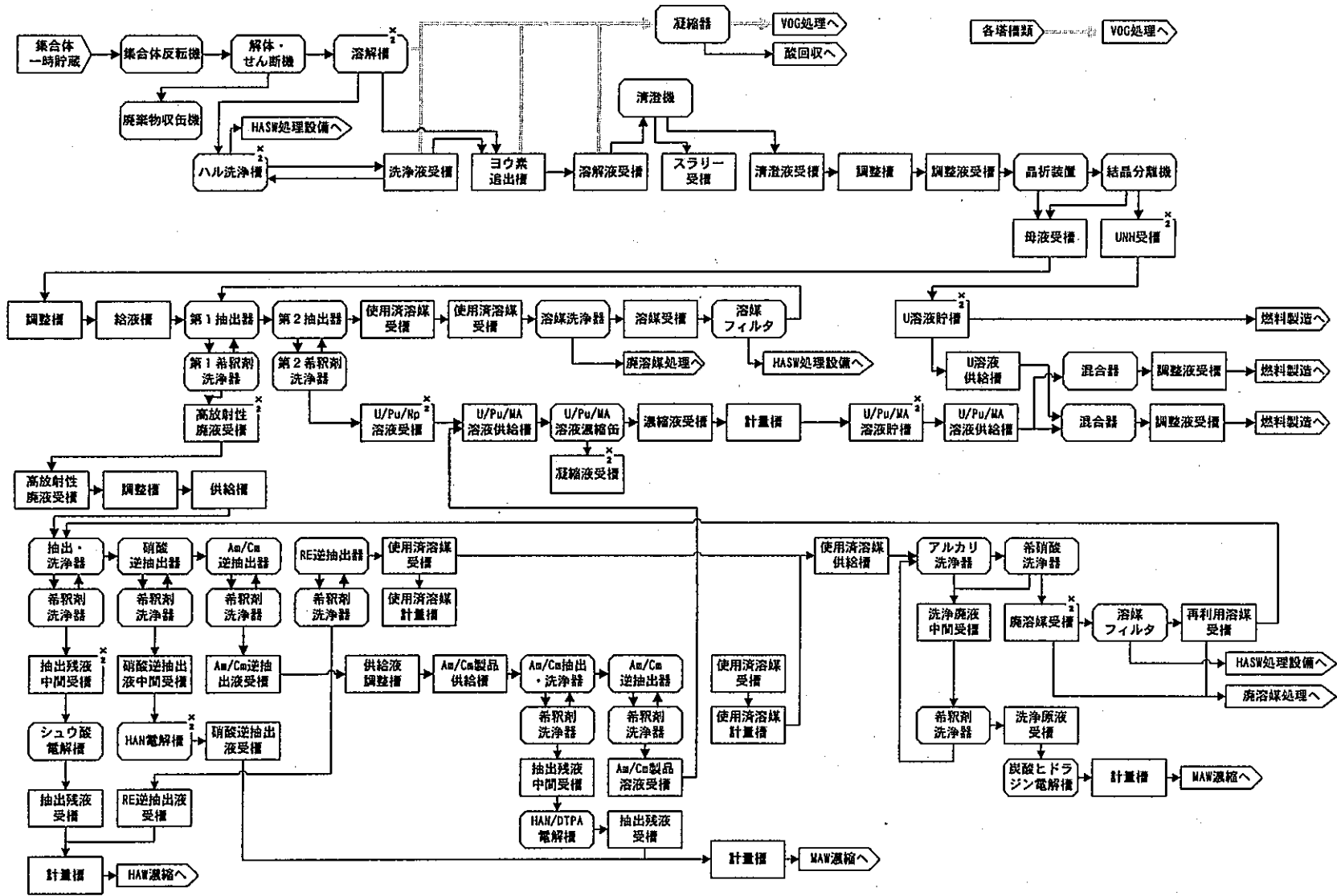
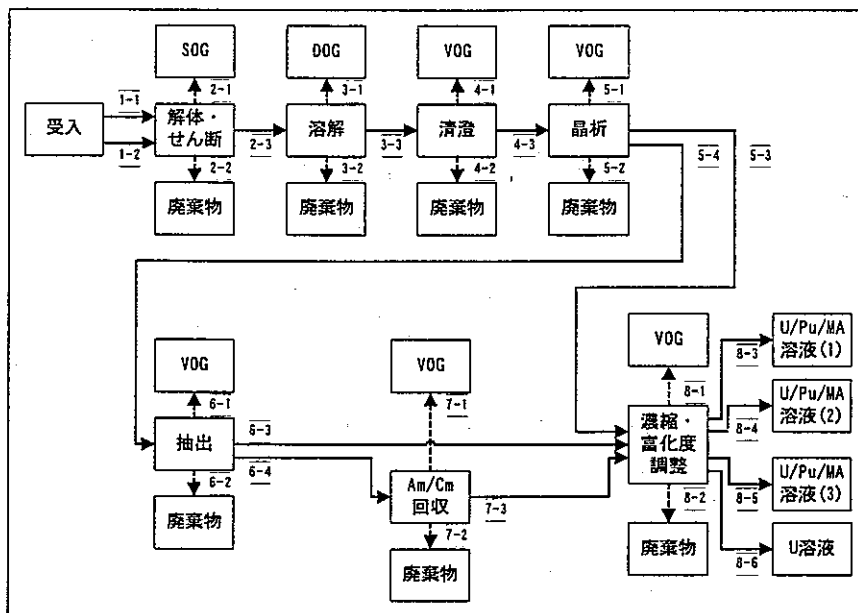


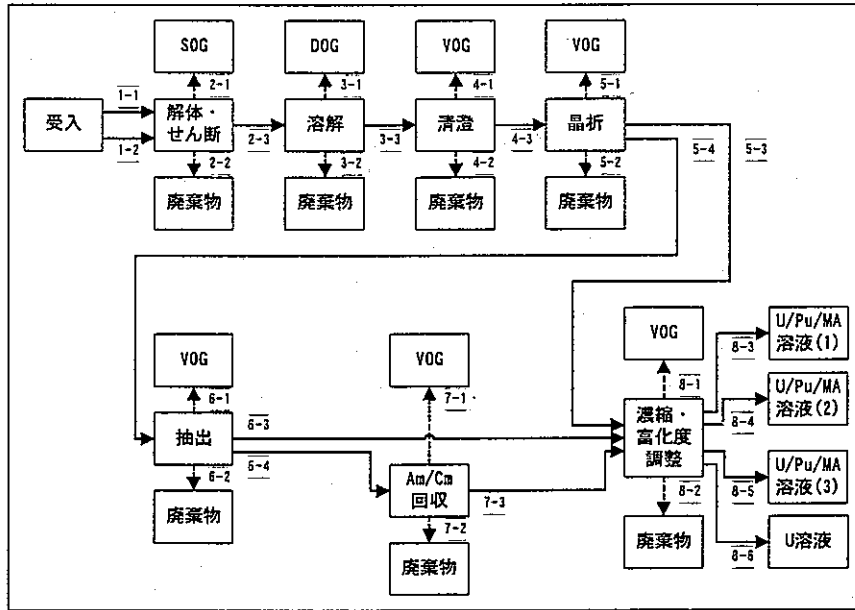
図4.2.1-05 先進湿式リファレンスシステム 全体工程図



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	使用清燃料 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	1.38E+02	0.00E+00	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	0.00E+00
Np	9.40E-02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Am	7.46E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Cm	2.38E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
FP	1.65E+01	0.00E+00	2.52E+00	0.00E+00	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	8-2
成分	使用清燃料 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	7.13E+01	0.00E+00	0.00E+00	2.09E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Pu	2.56E+00	0.00E+00	0.00E+00	3.60E-02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Np	7.54E-03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Am	1.91E-03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Cm	1.08E-06	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
FP	6.99E-01	0.00E+00	0.00E+00	2.64E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.16E+01	0.00E+00
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)内側炉心用
U		2.09E+02	2.09E+02	2.09E+02	1.53E+02	5.55E+01	0.00E+00	6.16E+01
Pu		2.40E+01	2.40E+01	2.39E+01	1.76E-01	2.38E+01	0.00E+00	1.19E+01
Np		1.02E-01	1.02E-01	1.02E-01	7.45E-04	9.07E-02	1.01E-02	5.06E-02
Am		7.47E-01	7.47E-01	7.47E-01	5.48E-03	0.00E+00	7.42E-01	3.73E-01
Cm		2.38E-01	2.38E-01	2.38E-01	1.74E-03	0.00E+00	2.36E-01	1.18E-01
FP		1.72E+01	1.47E+01	1.21E+01	8.86E-02	0.00E+00	4.06E-01	2.23E-01
物流番号					5-4	6-4		8-4
成分					U/Pu/MA溶液	抽出残液		U/Pu/MA溶液 (2)外側炉心用
U					5.55E+01	0.00E+00		3.17E+01
Pu					2.38E+01	0.00E+00		1.07E+01
Np					1.01E-01	1.01E-02		4.56E-02
Am					7.42E-01	7.42E-01		3.35E-01
Cm					2.36E-01	2.36E-01		1.07E-01
FP					1.20E+01	1.20E+01		1.87E-01
物流番号								8-5
成分								U/Pu/MA溶液 (3)余剰分
U								2.64E+00
Pu								1.13E+00
Np								4.79E-03
Am								3.53E-02
Cm								1.12E-02
FP								1.93E-02
物流番号								8-6
成分								U溶液
U								1.13E+02
Pu								1.29E-01
Np								5.48E-04
Am								4.04E-03
Cm								1.28E-03
FP								6.53E-02

(\* ) 単位は全て kg/day

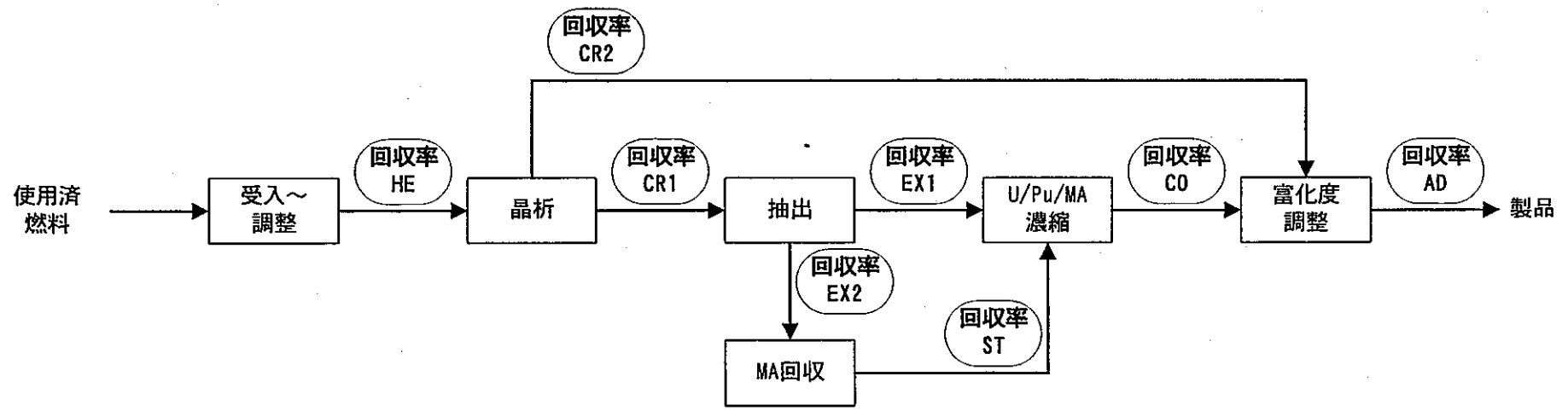
図4.2.1-06 先進湿式リファレンスシステム物質収支図 (50tHM/y)



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	使用清燃料 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	5.48E+02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Pu	8.53E+01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Np	3.75E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Am	2.97E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Cm	9.47E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
FP	6.59E+01	0.00E+00	1.00E+01	0.00E+00	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	8-2
成分	使用清燃料 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	2.82E+02	0.00E+00	0.00E+00	8.30E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Pu	1.01E+01	0.00E+00	0.00E+00	1.43E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Np	2.99E-02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Am	7.55E-03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Cm	4.33E-06	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
FP	2.77E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.05E+01	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	4.61E+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)内側炉心用
U		8.31E+02	8.31E+02	8.30E+02	6.09E+02	2.21E+02	0.00E+00	2.45E+02
Pu		9.55E+01	9.55E+01	9.53E+01	7.00E-01	9.46E+01	0.00E+00	4.73E+01
Np		4.04E-01	4.04E-01	4.04E-01	2.97E-03	3.61E-01	4.01E-02	2.00E-01
Am		2.98E+00	2.98E+00	2.98E+00	2.19E-02	0.00E+00	2.96E+00	1.48E+00
Cm		9.47E-01	9.47E-01	9.47E-01	6.95E-03	0.00E+00	9.40E-01	4.69E-01
FP		6.87E+01	5.87E+01	4.81E+01	3.53E-01	0.00E+00	1.62E+00	8.87E-01
物流番号					5-4	6-4		8-4
成分					U/Pu/MA溶液	抽出残液		U/Pu/MA溶液 (2)外側炉心用
U					2.21E+02	0.00E+00		1.27E+02
Pu					9.46E+01	0.00E+00		4.28E+01
Np					4.01E-01	4.01E-02		1.82E-01
Am					2.96E+00	2.96E+00		1.34E+00
Cm					9.40E-01	9.40E-01		4.26E-01
FP					4.78E+01	4.78E+01		7.50E-01
物流番号								8-5
成分								U/Pu/MA溶液 (3)余剰分
U								1.03E+01
Pu								4.41E+00
Np								1.87E-02
Am								1.38E-01
Cm								4.38E-02
FP								7.57E-02
物流番号								8-6
成分								U溶液
U								4.47E+02
Pu								5.13E-01
Np								2.18E-03
Am								1.60E-02
Cm								5.10E-03
FP								2.59E-01

(\* ) 単位は全てkg/day

図4.2.1-07 先進湿式リファレンスシステム物質収支図 (200tHM/yr)



$$\text{全体回収率} = \text{HE} \times \{ \text{CR1} \times (\text{EX1} + \text{EX2} \times \text{ST}) \times \text{CO} + \text{CR2} \} \times \text{AD}$$

図4.2.1-08 先進湿式リファレンスシステムの回収率計算フロー

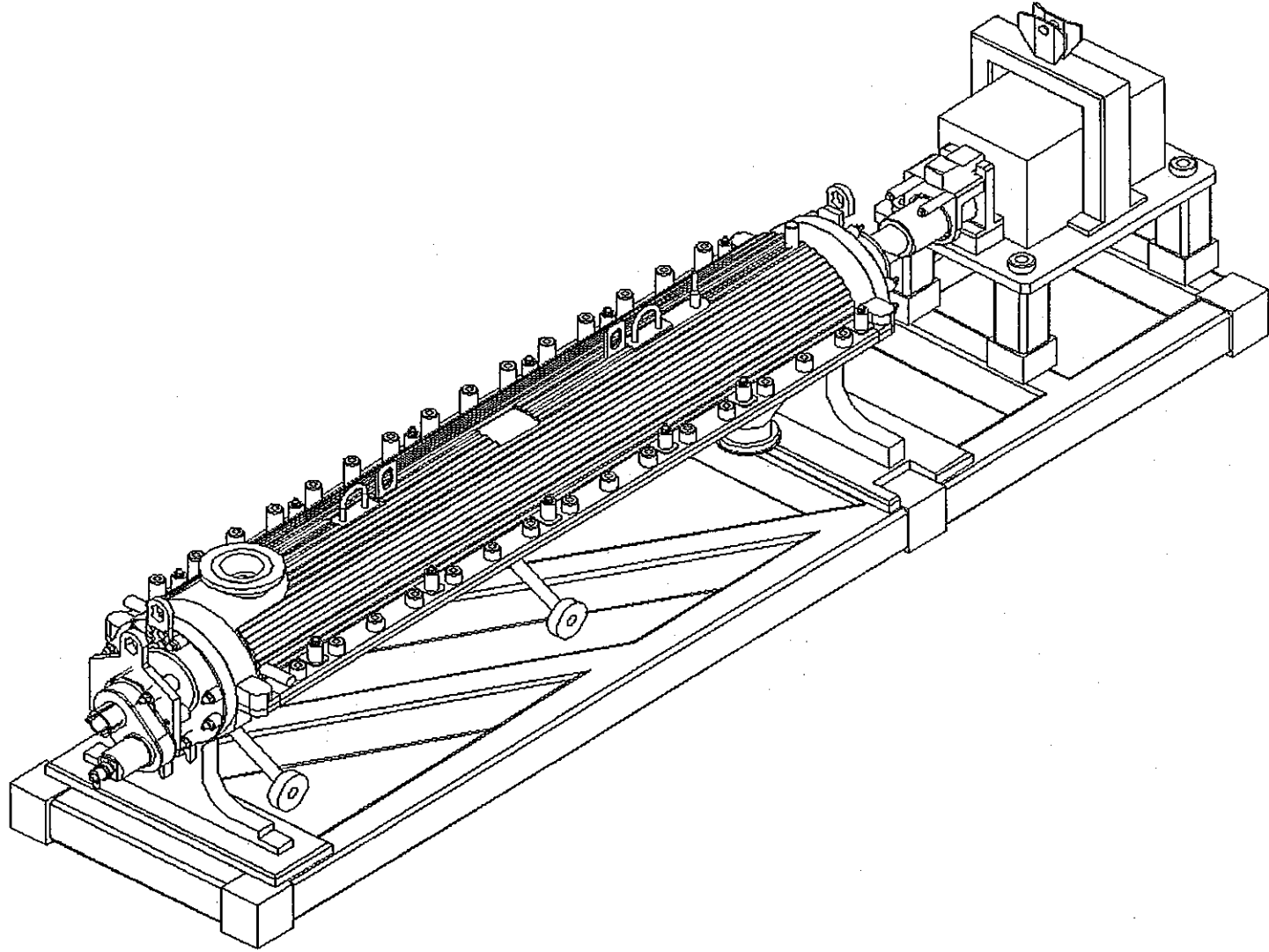


図4.2.1-09 連続溶解槽の外観図



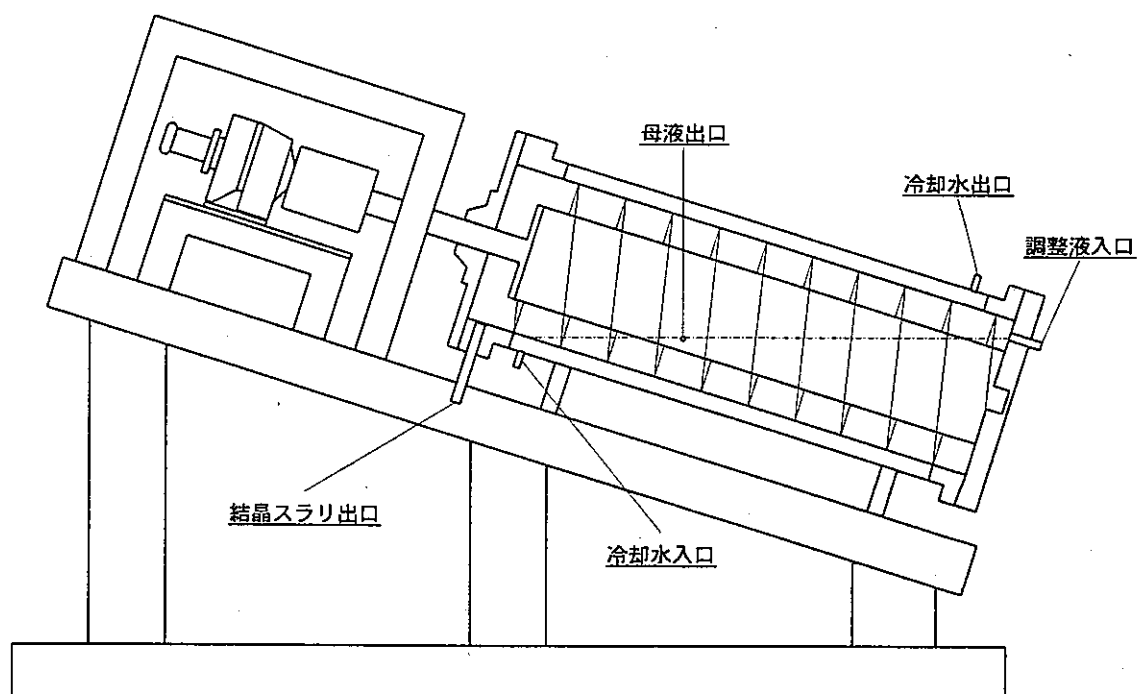


図4.2.1-10 晶析装置の概念図

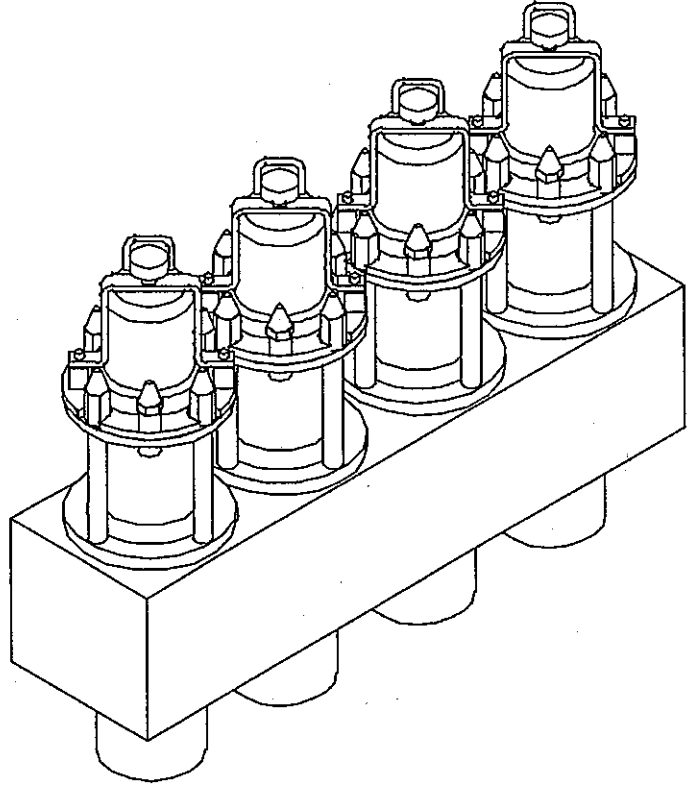


図4.2.1-11 遠心抽出器の外観図

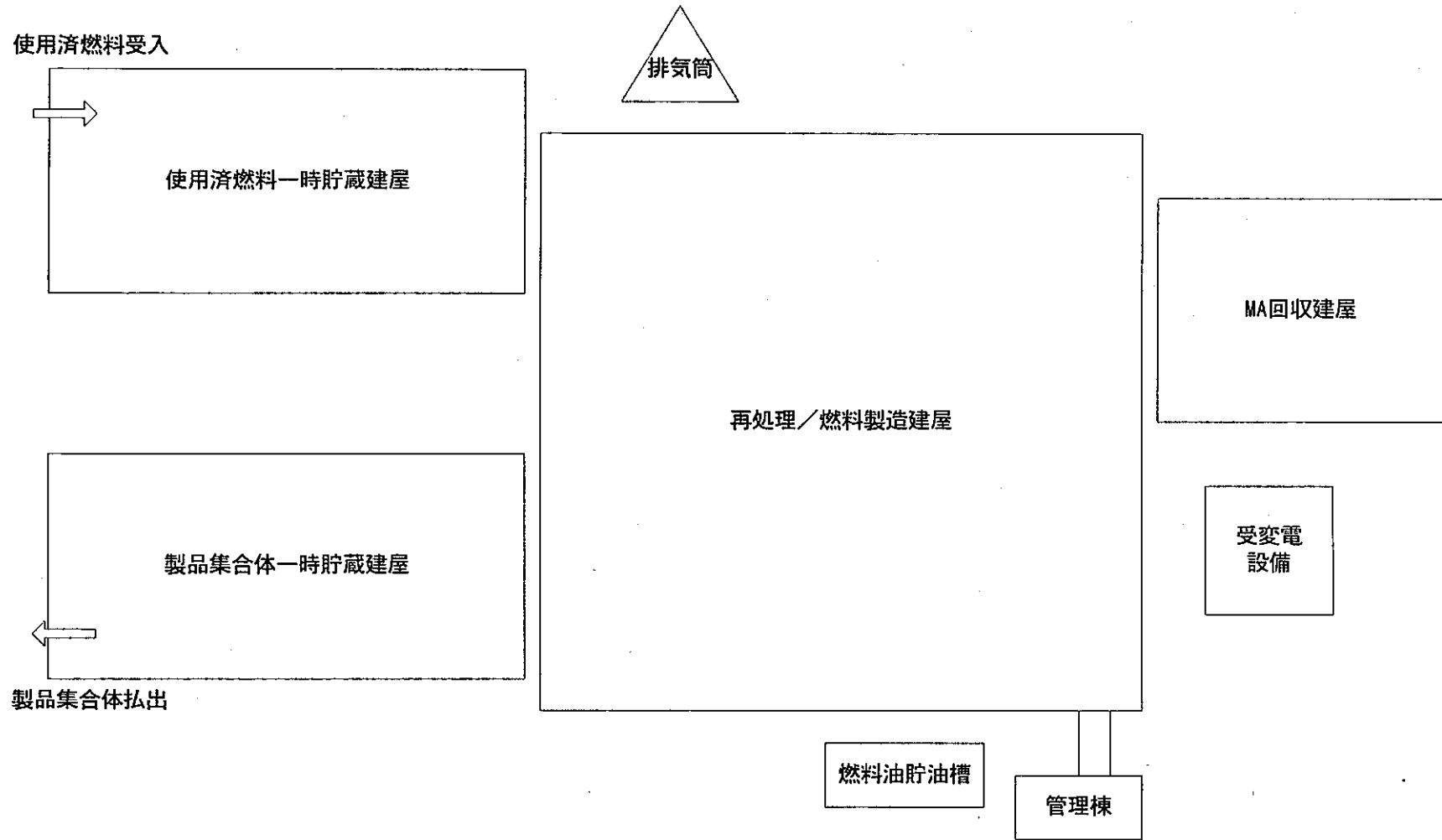


図4.2.1-12 先進湿式リファレンスシステム 建屋間配置概念図

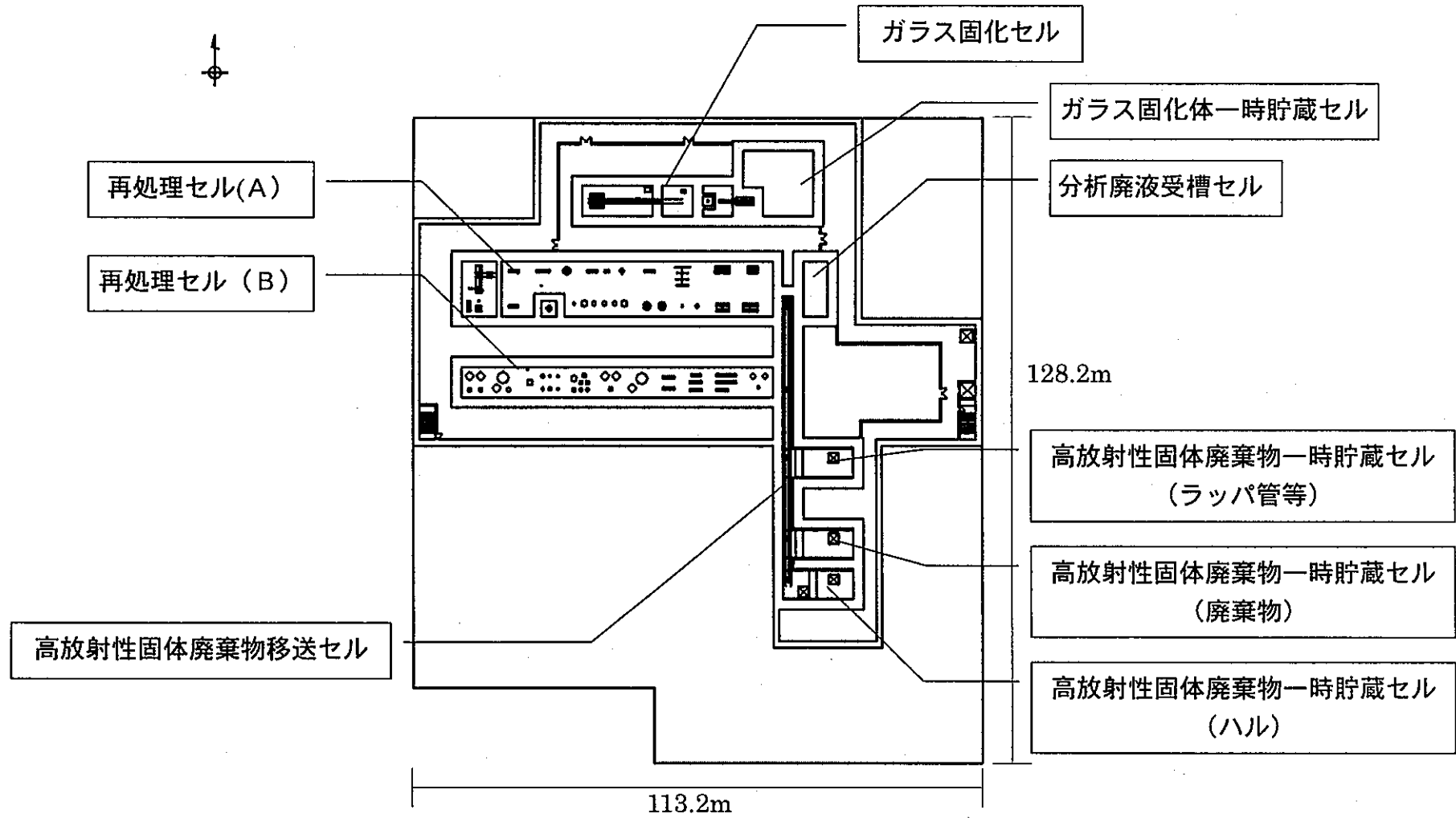


図 4.2.1-13 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 主建屋配置図 (地下2階)

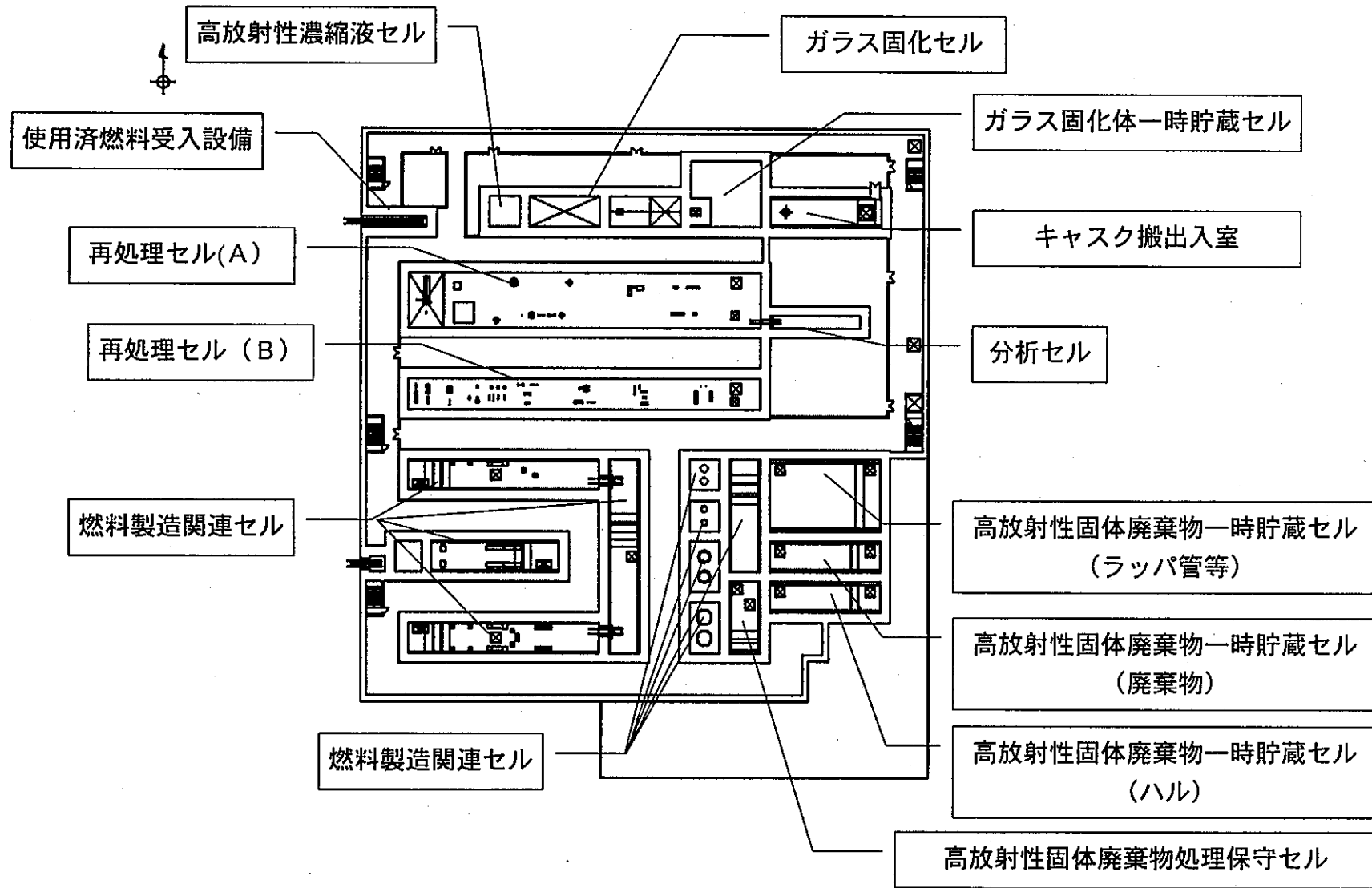


図 4.2.1-14 再処理/燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 主建屋配置図 (地下1階)

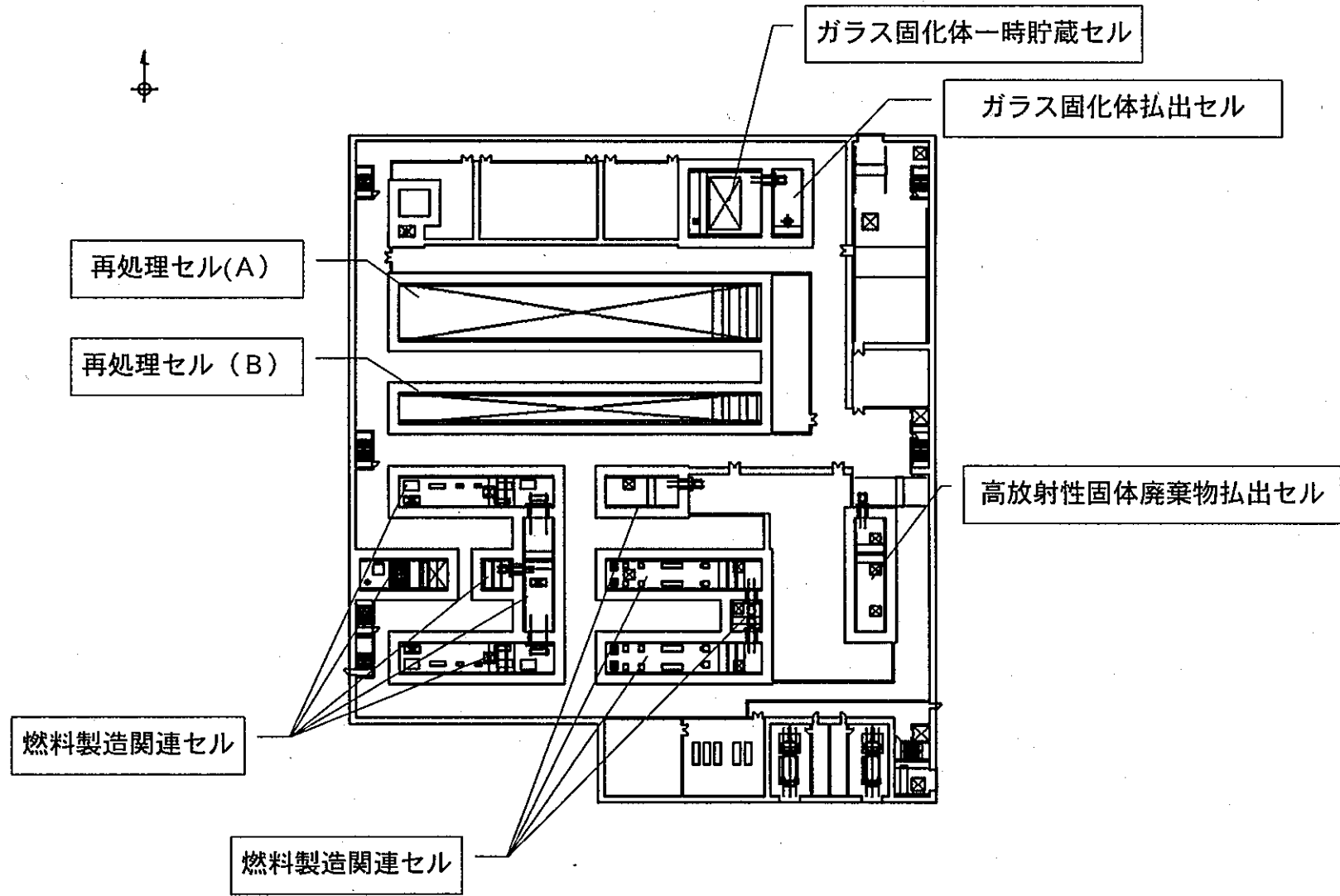


図 4.2.1-15 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 主建屋配置図 (1階)

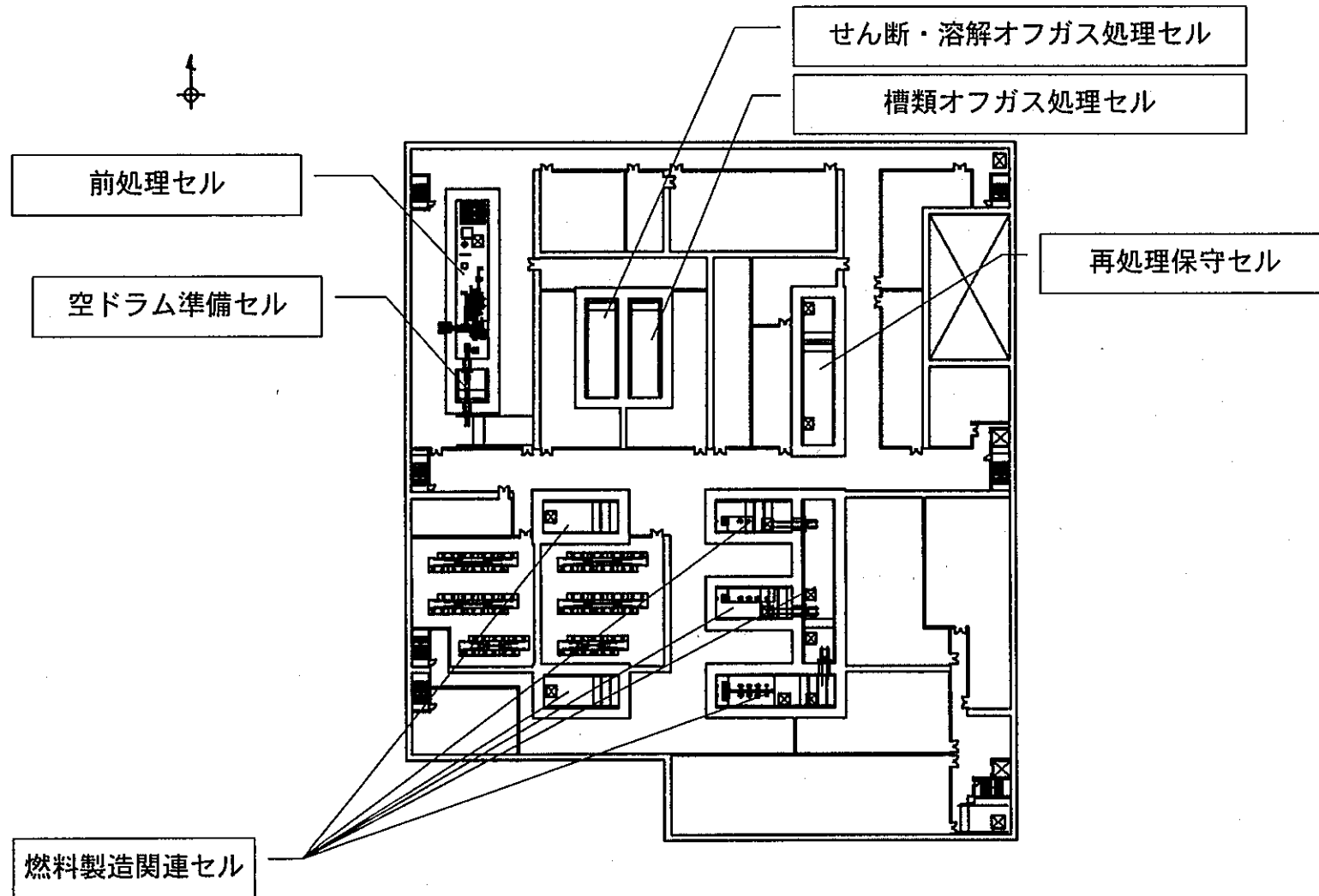


図 4.2.1-16 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 主建屋配置図 (2階)

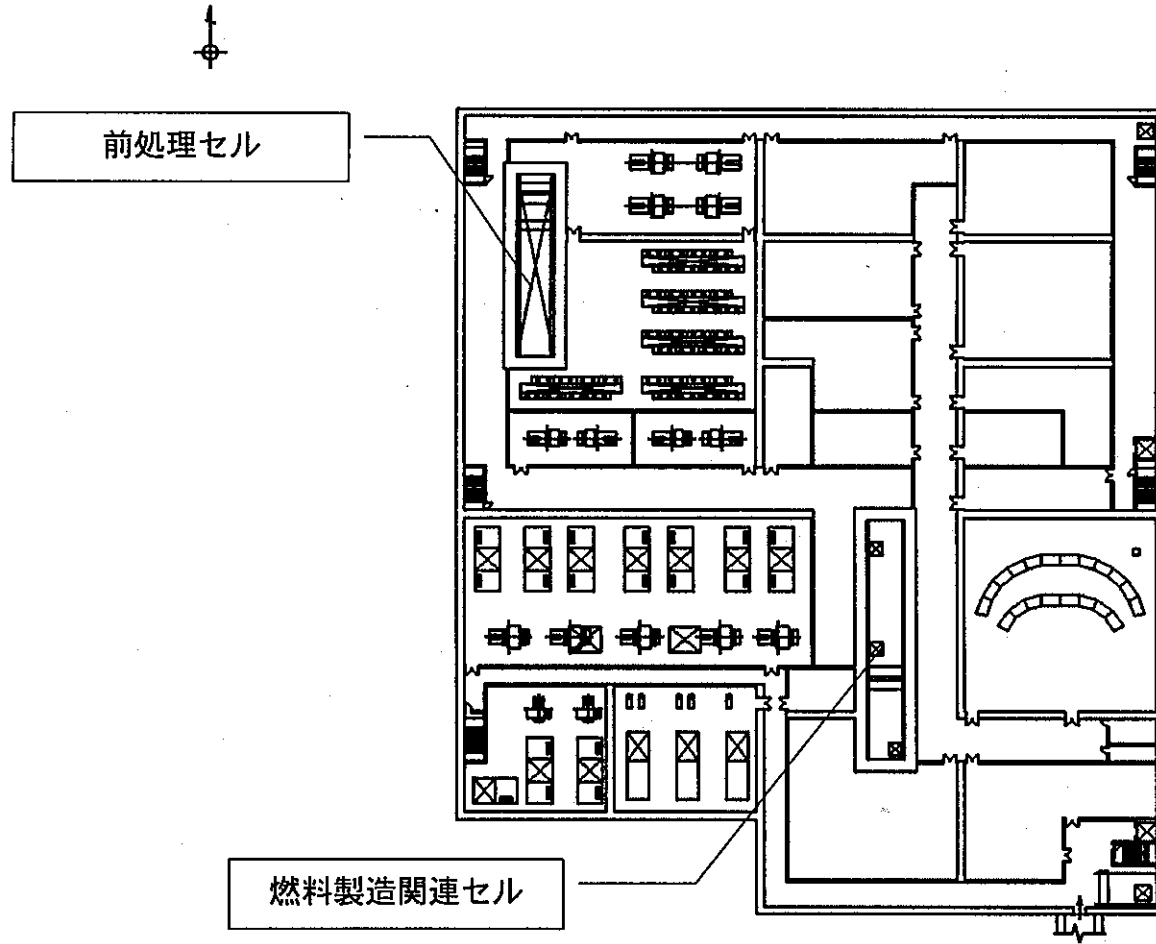


図 4.2.1-17 再処理/燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 主建屋配置図 (3階)



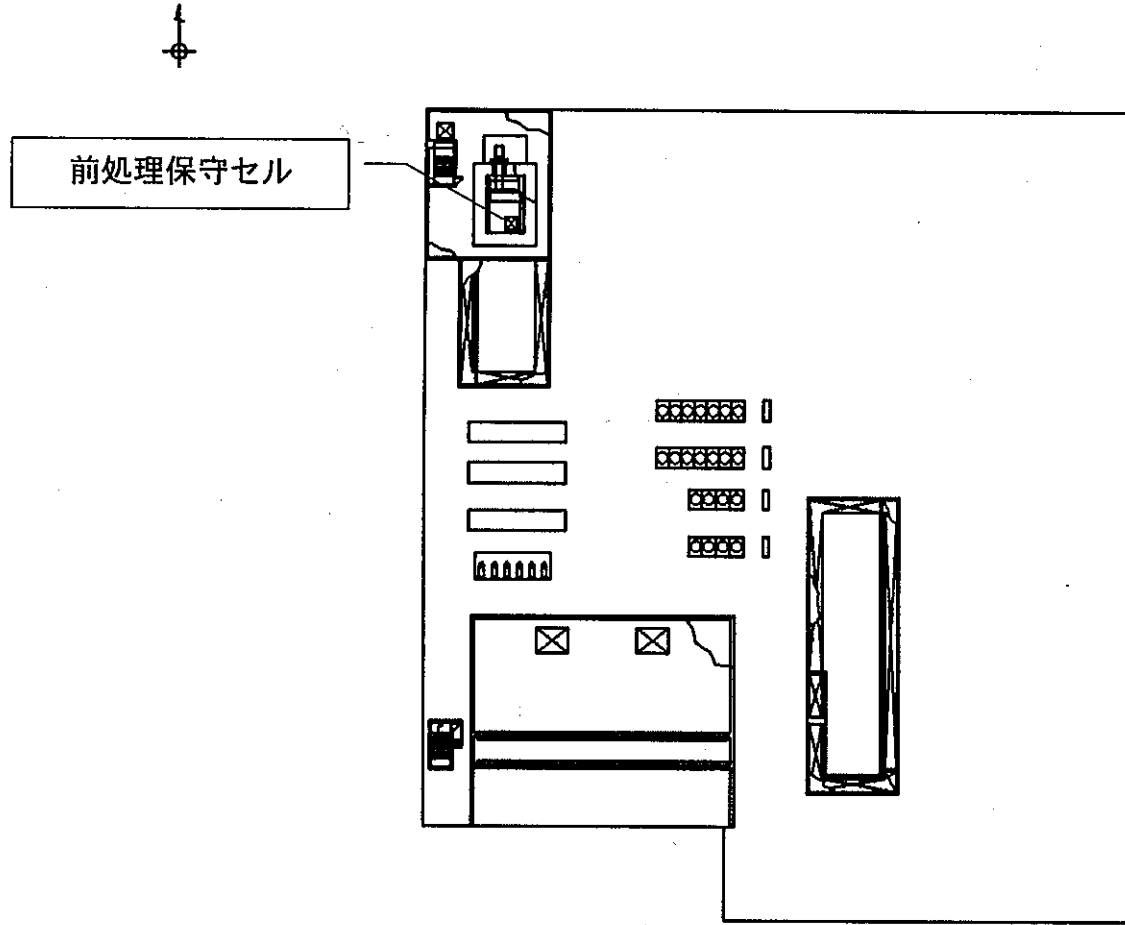


図 4.2.1-18 再処理／燃料製造一体化施設 (50 tHM/y) 主建屋配置図 (ROOF)

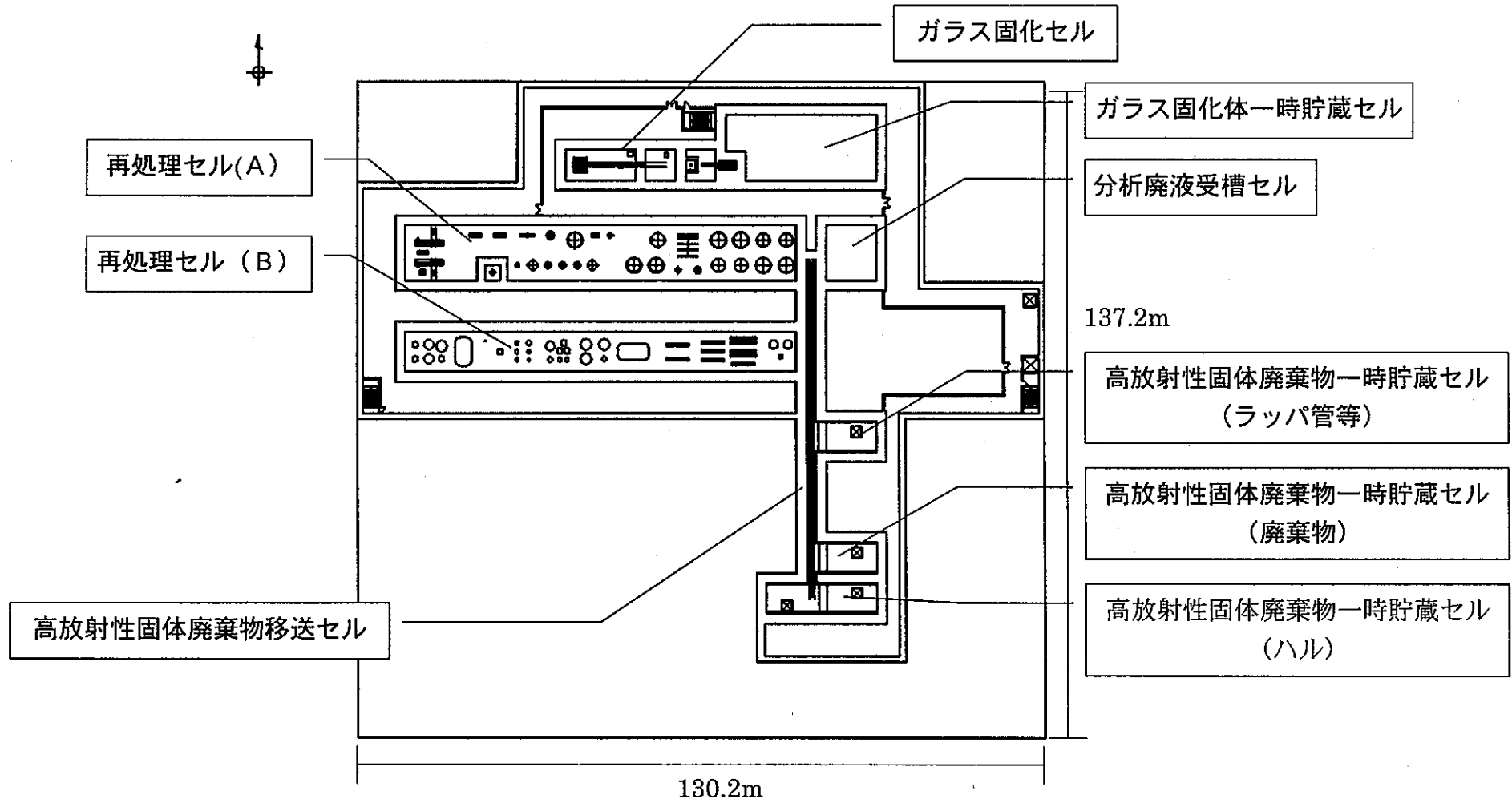


図 4.2.1-19 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (地下 2 階)

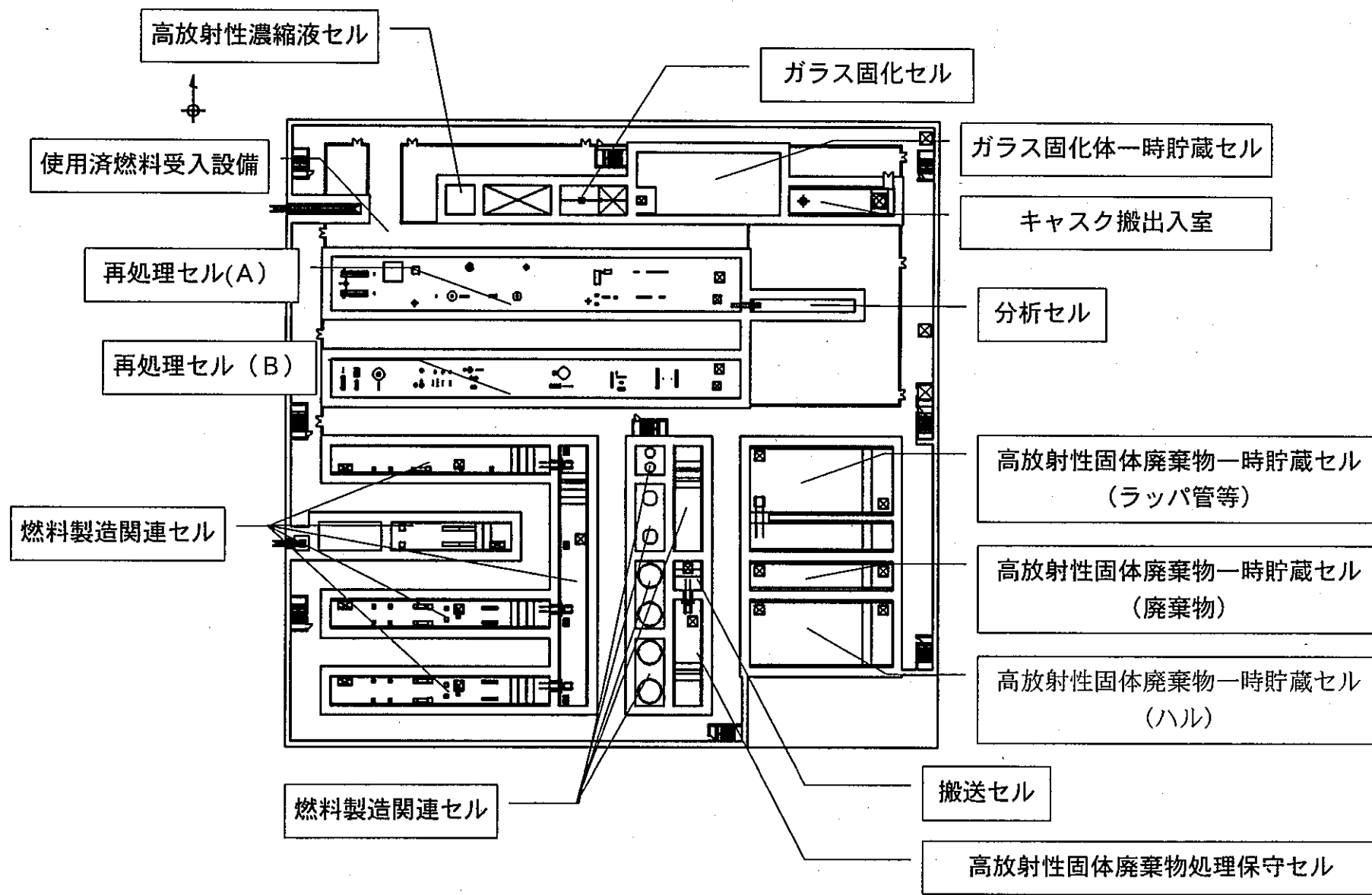


図 4.2.1-20 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (地下1階)

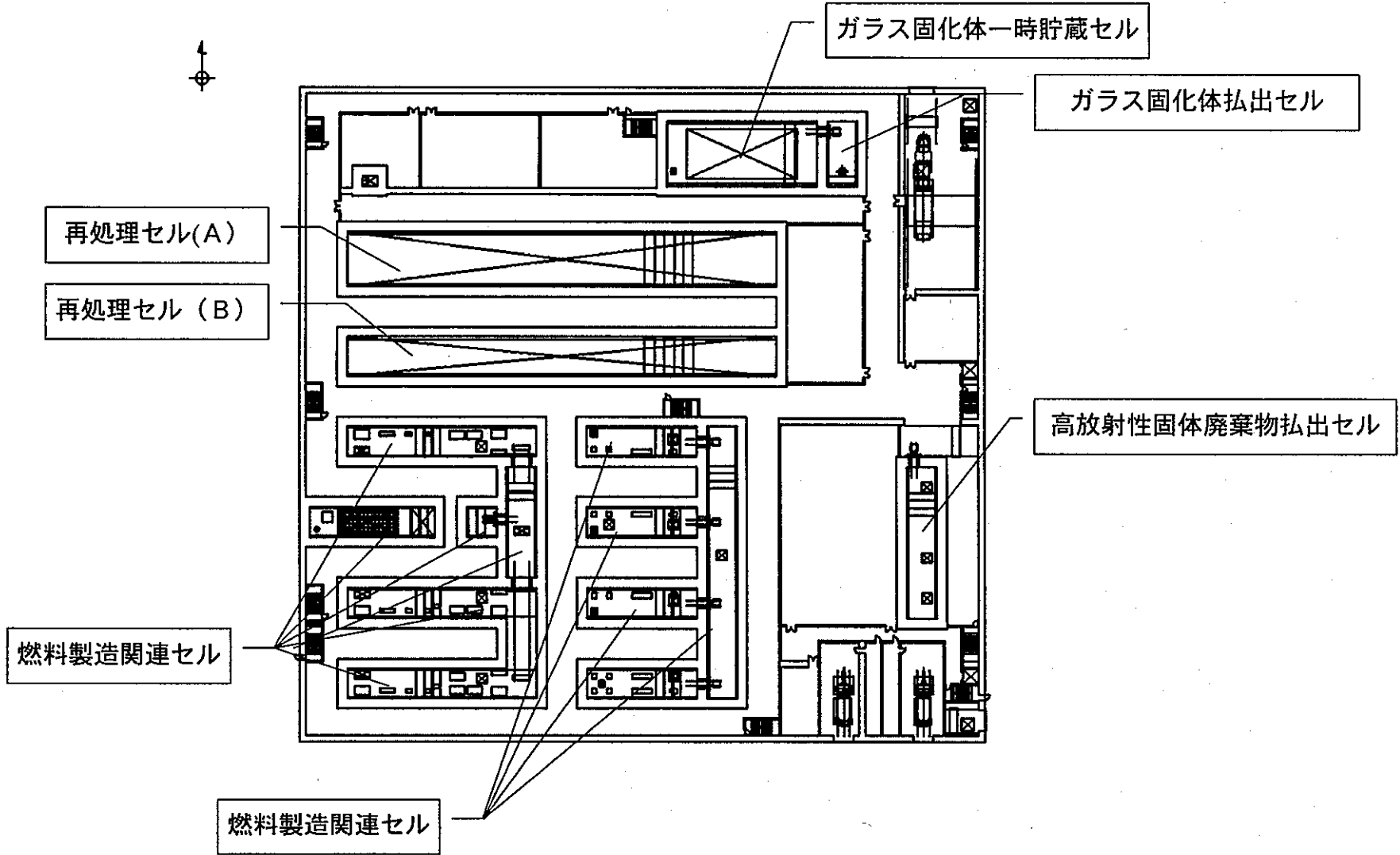


図 4.2.1-21 再処理/燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (1階)

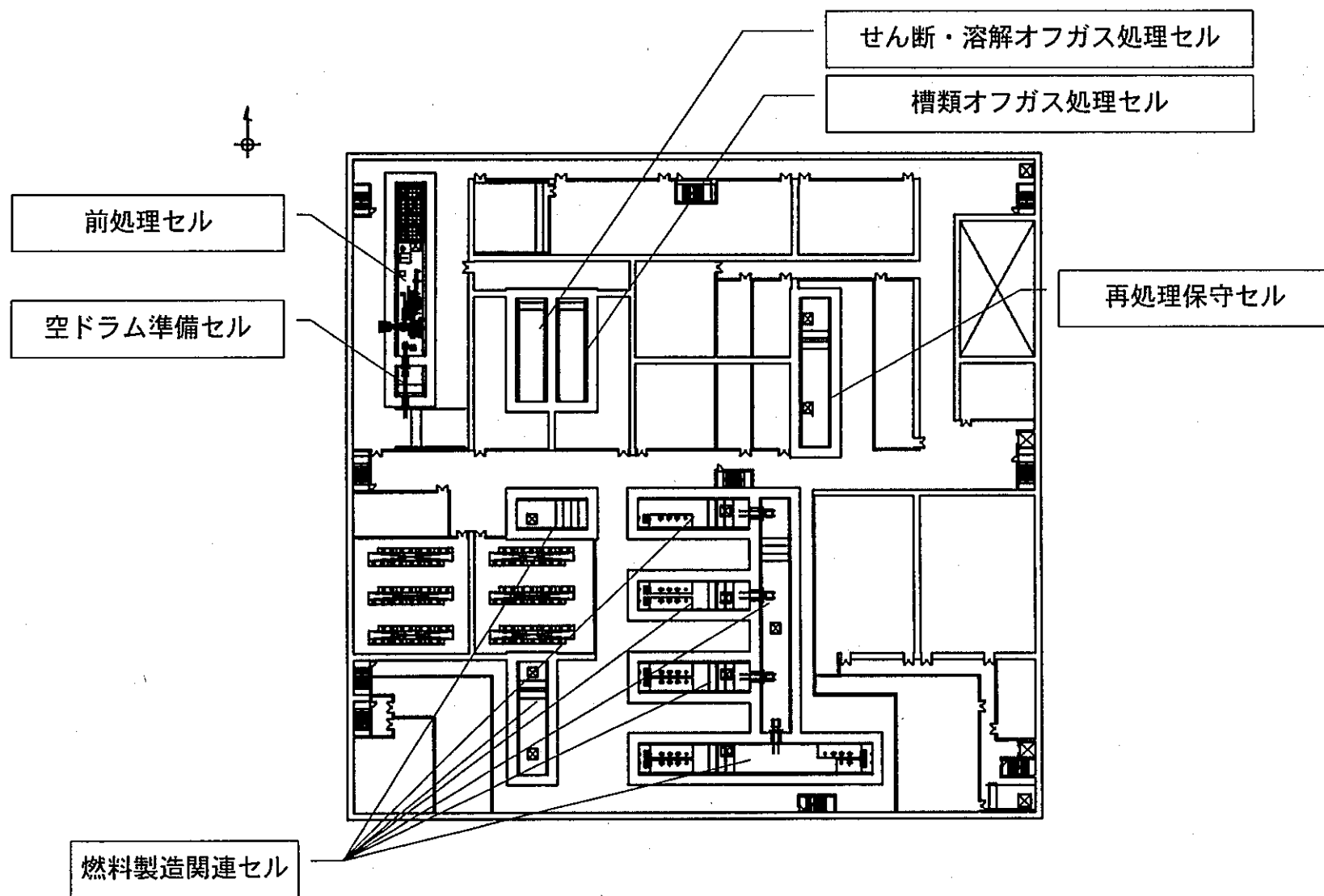


図 4.2.1-22 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (2階)

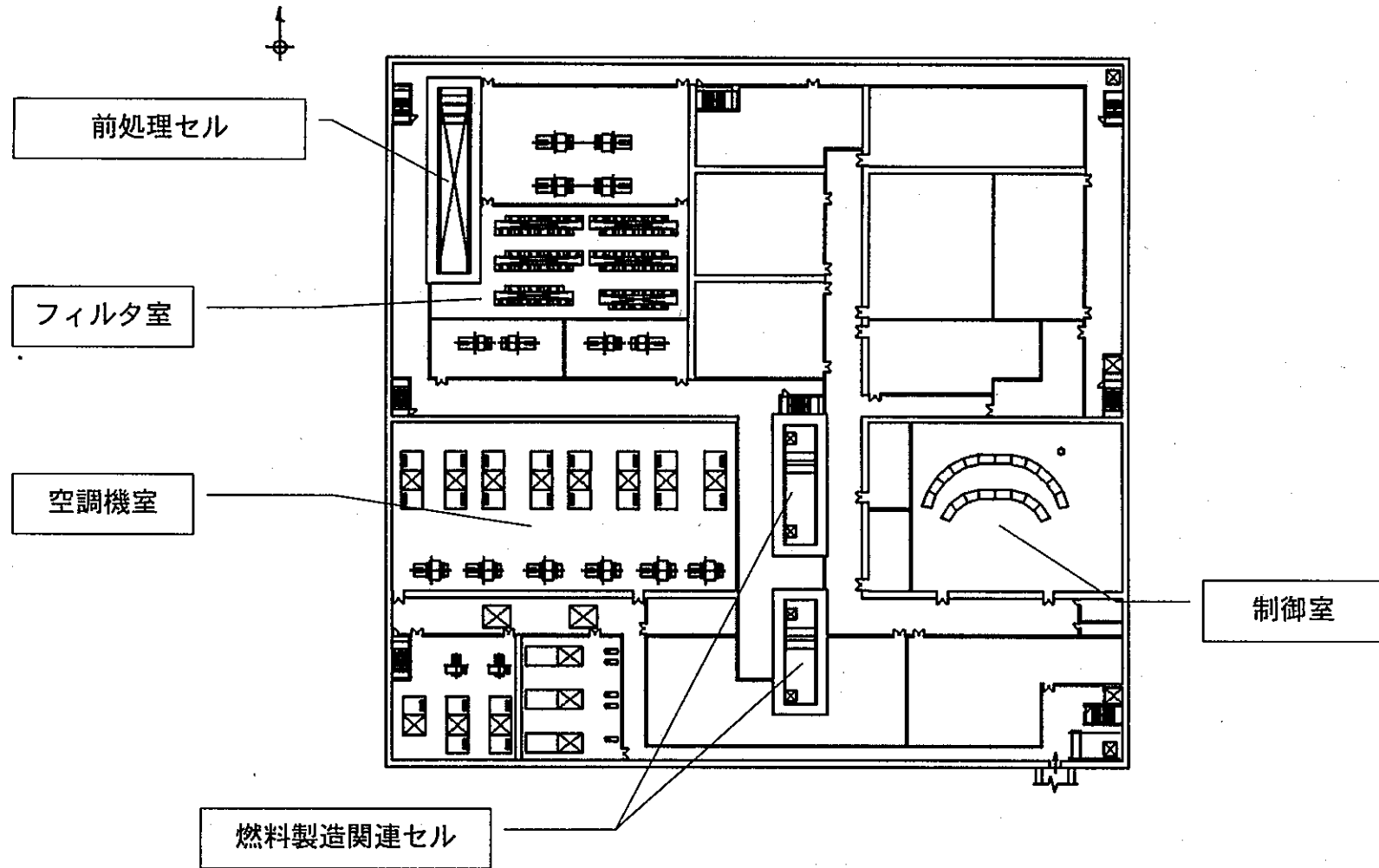


図 4.2.1-23 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (3階)

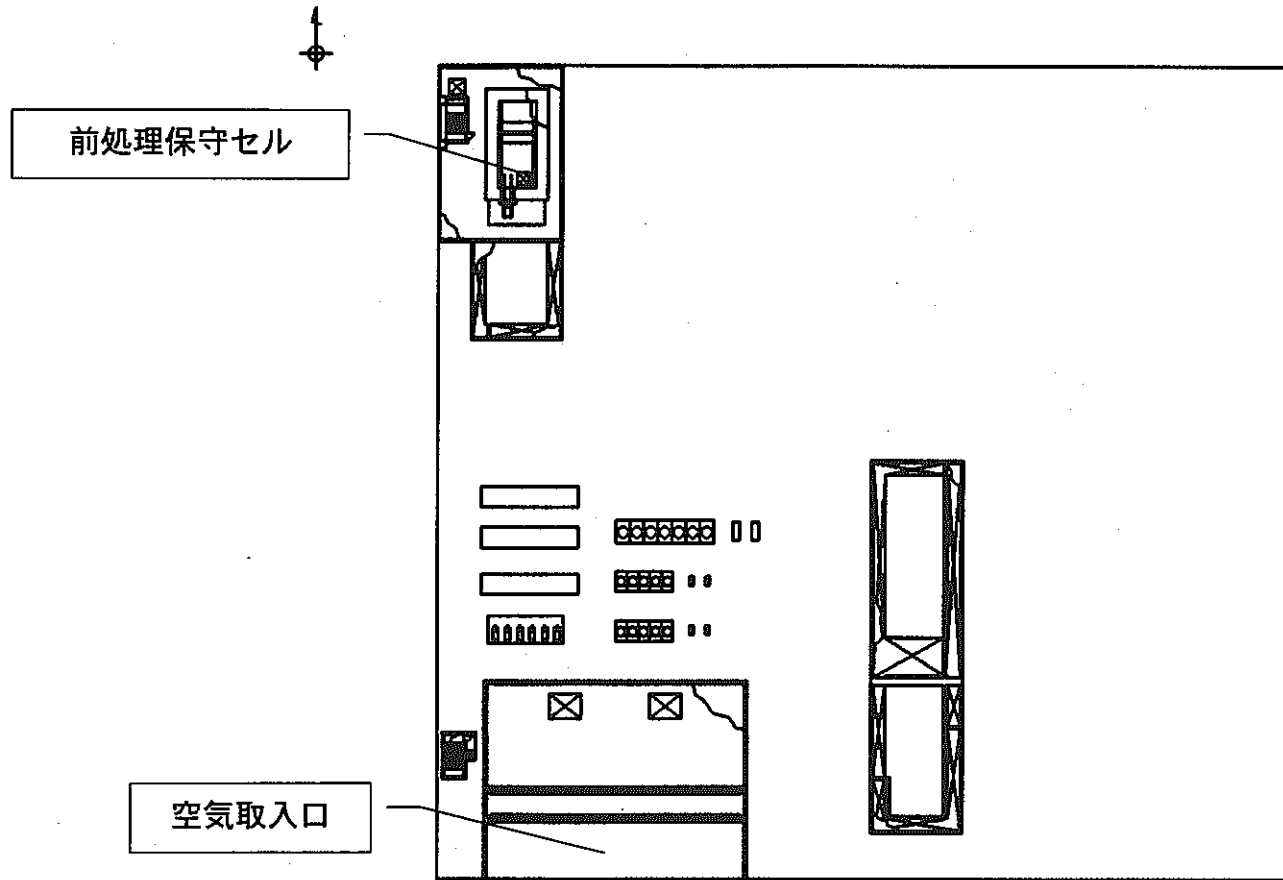


図 4.2.1-24 再処理/燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋配置図 (ROOF)

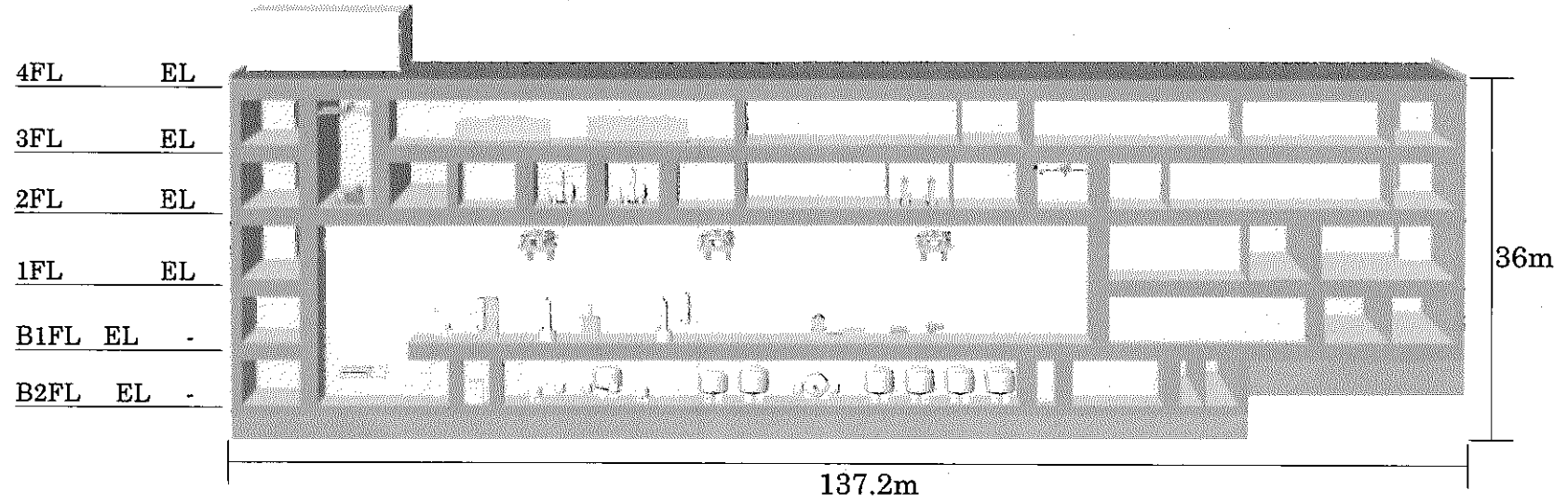


図 4.2.1-25 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 主建屋断面イメージ図



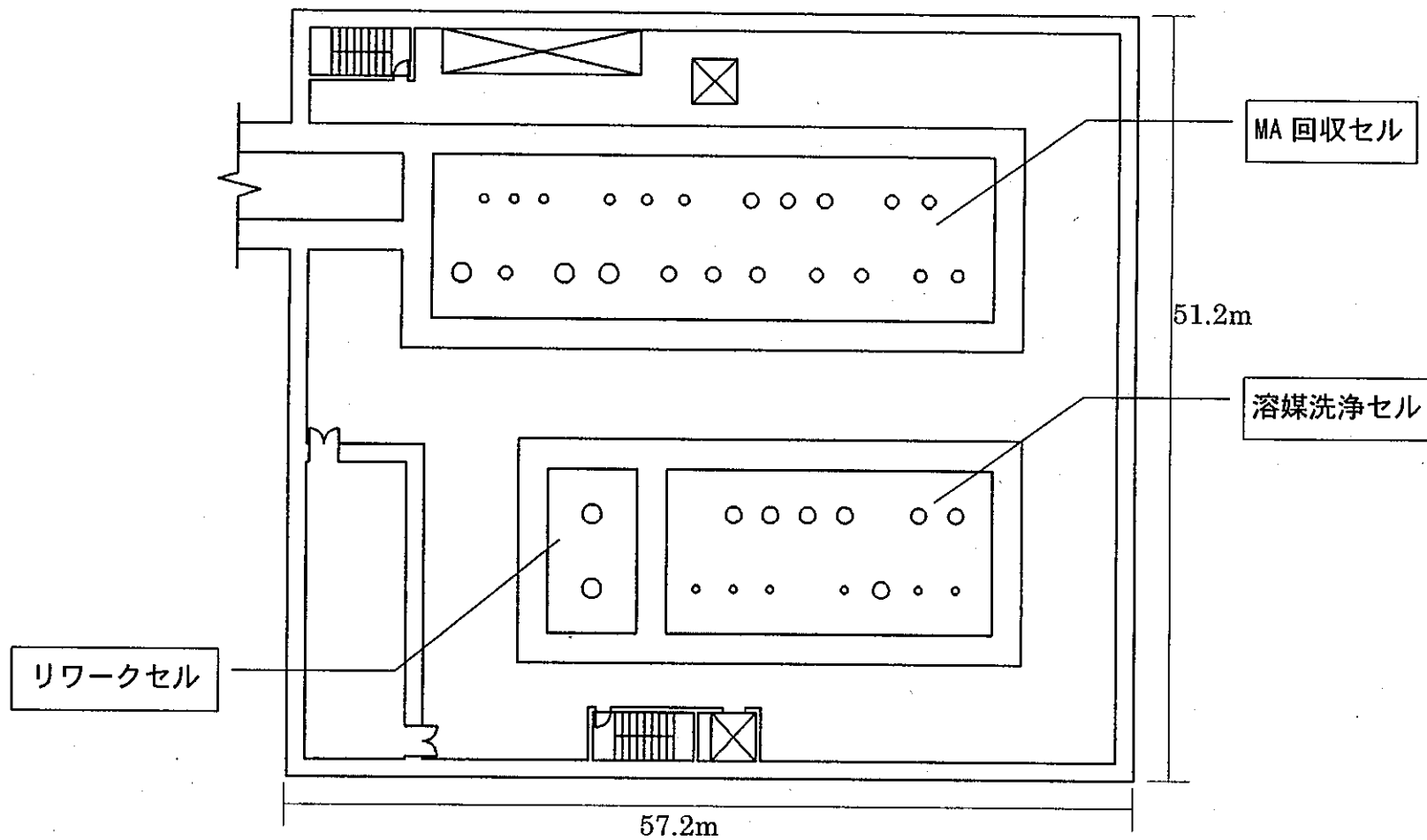


図 4.2.1-26 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) MA 回収建屋配置図 (地下 2 階)

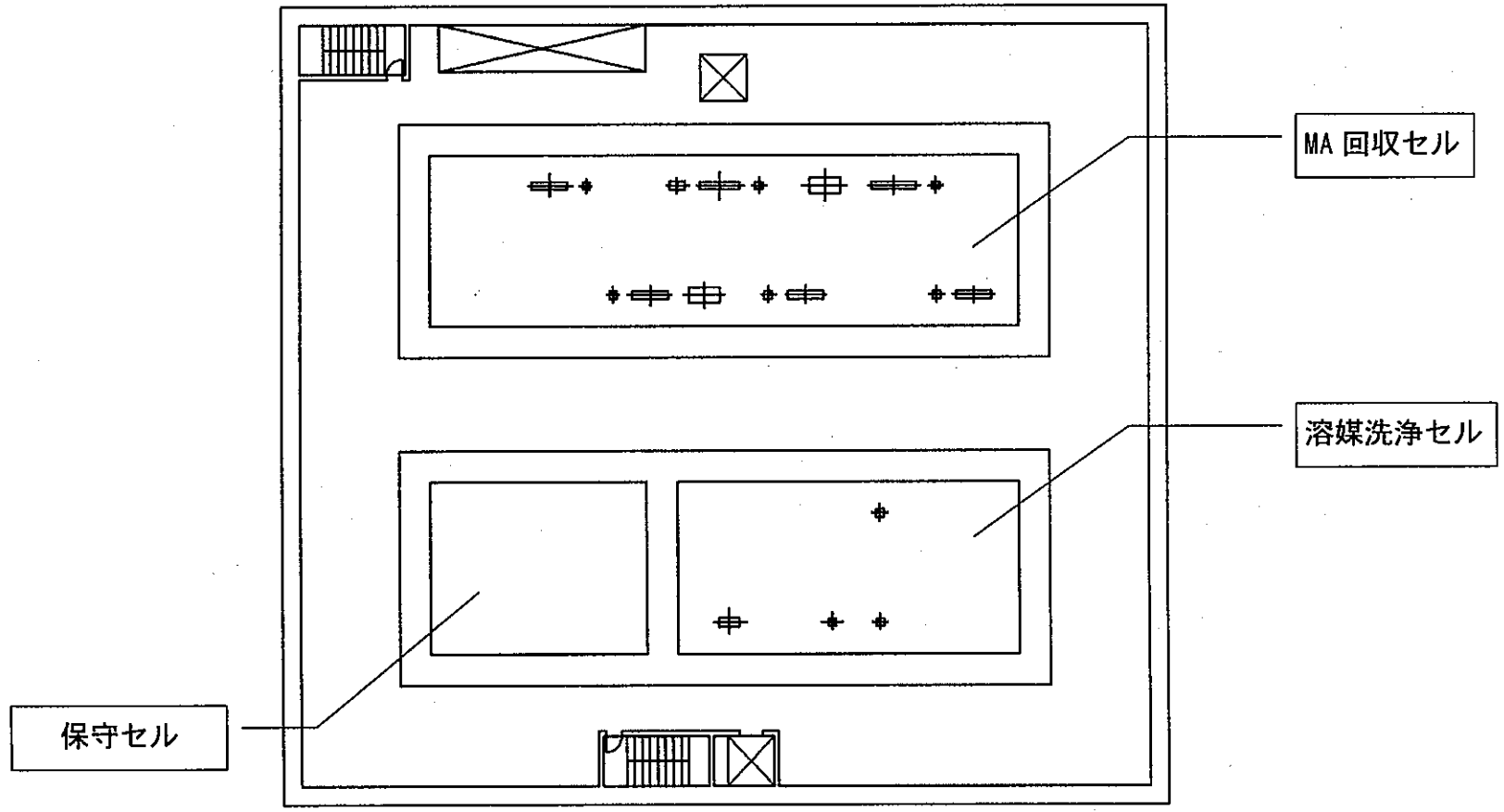


図 4.2.1-27 再処理/燃料製造一体化施設 (50tHM/y) MA 回収建屋配置図 (地下1階)

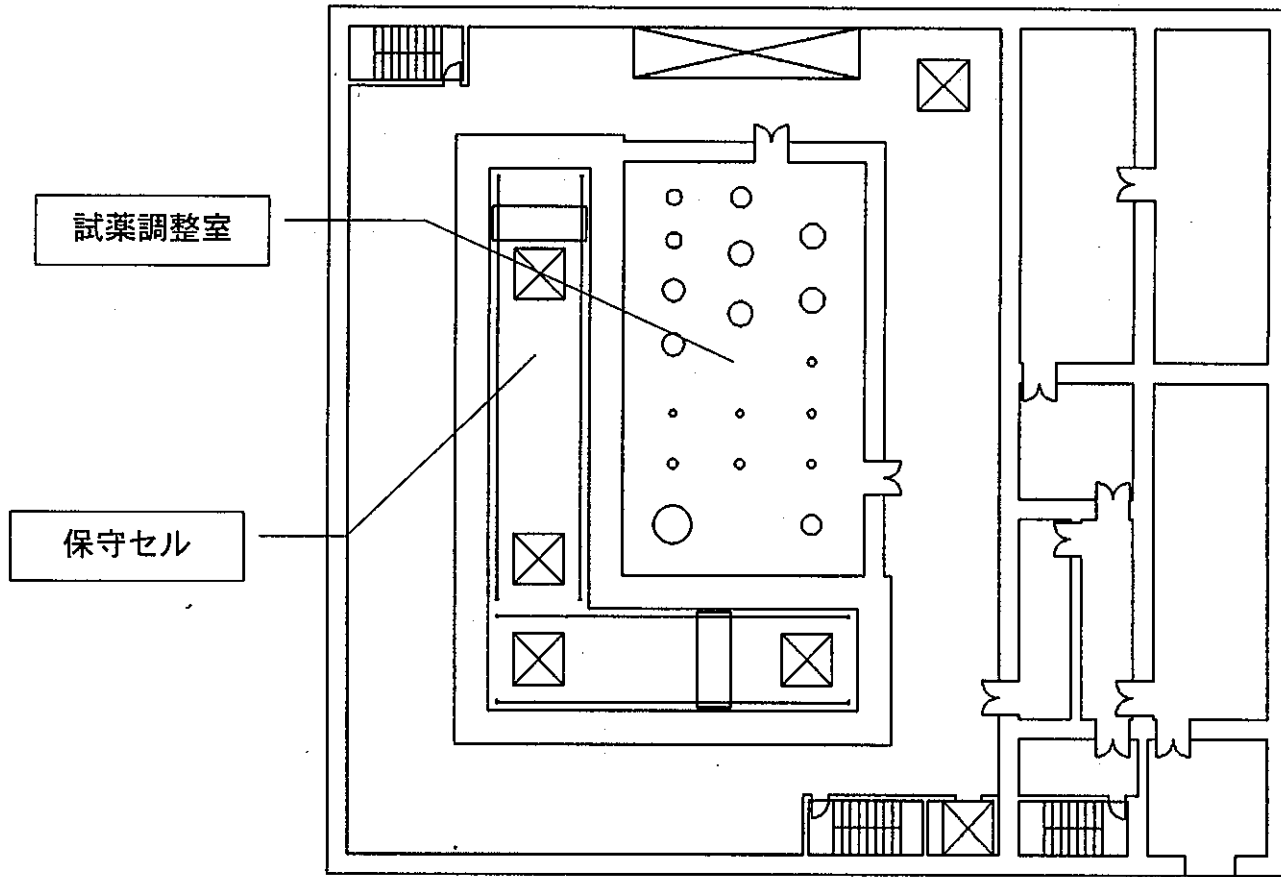


図 4.2.1-28 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) MA 回収建屋配置図 (1 階)

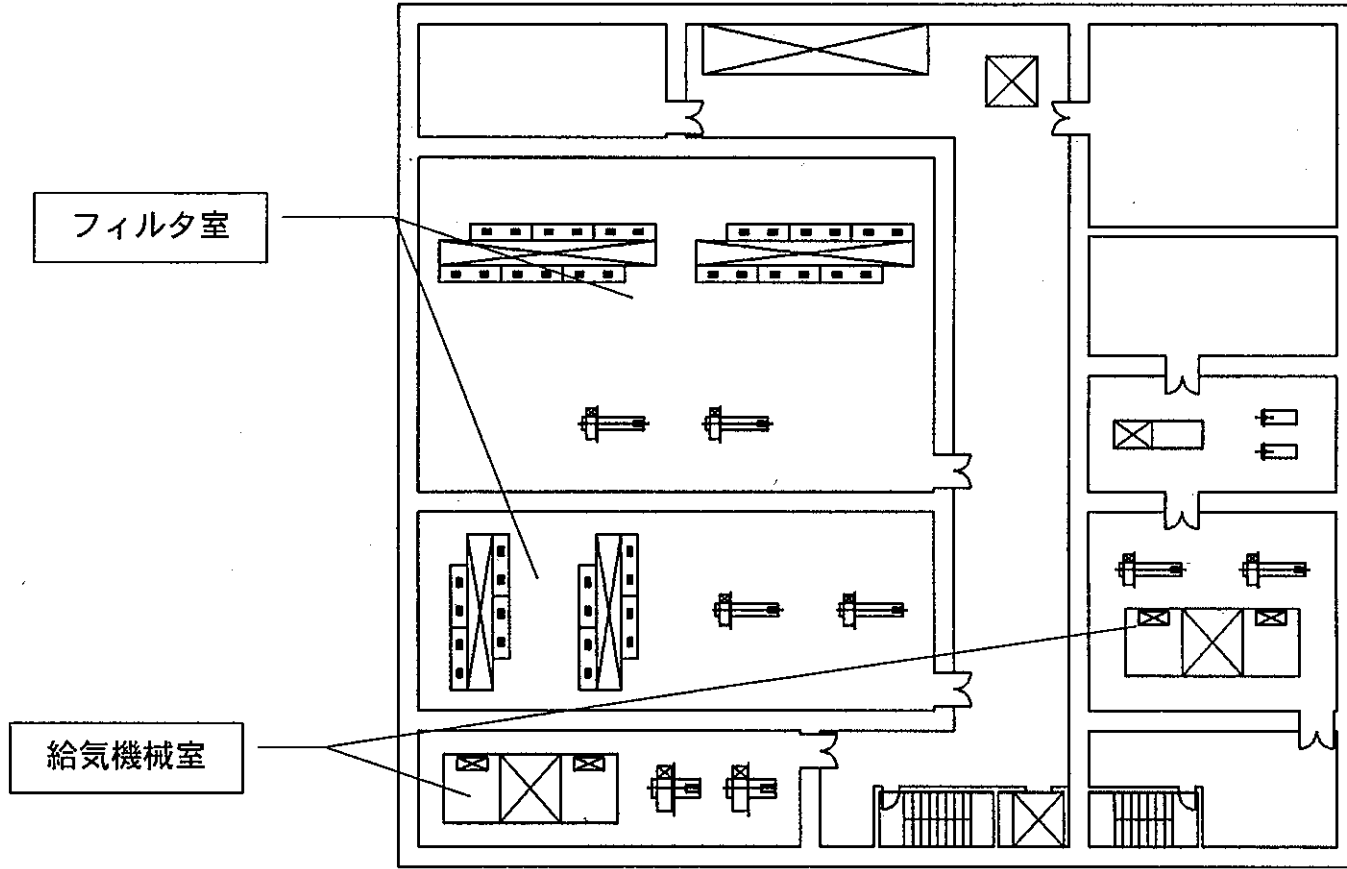


図 4.2.1-29 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) MA 回収建屋配置図 (2階)

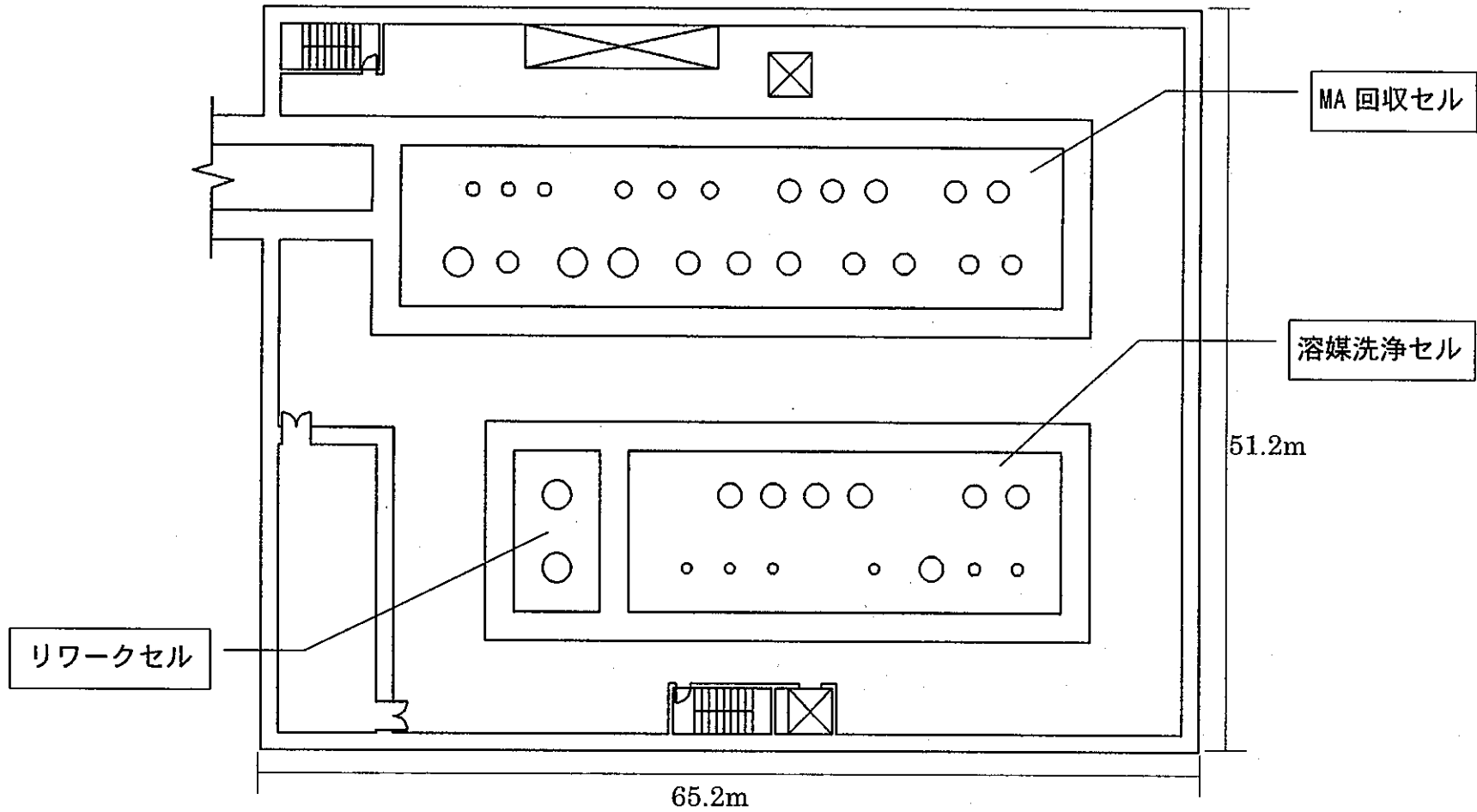


図 4.2.1-30 再処理/燃料製造一体化施設 (200tHM/y) MA 回収建屋配置図 (地下 2 階)

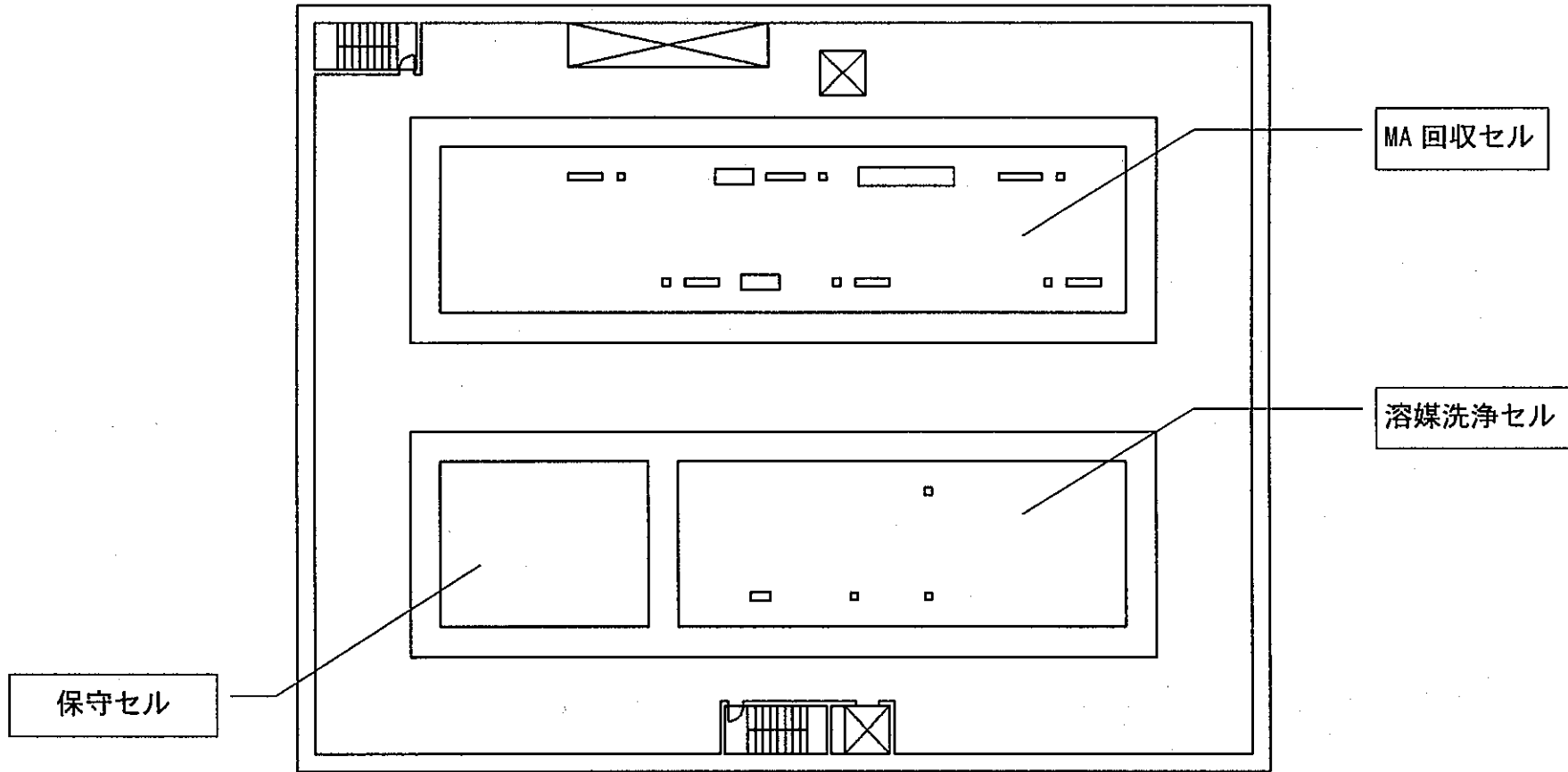


図 4.2.1-31 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) MA 回収建屋配置図 (地下1階)

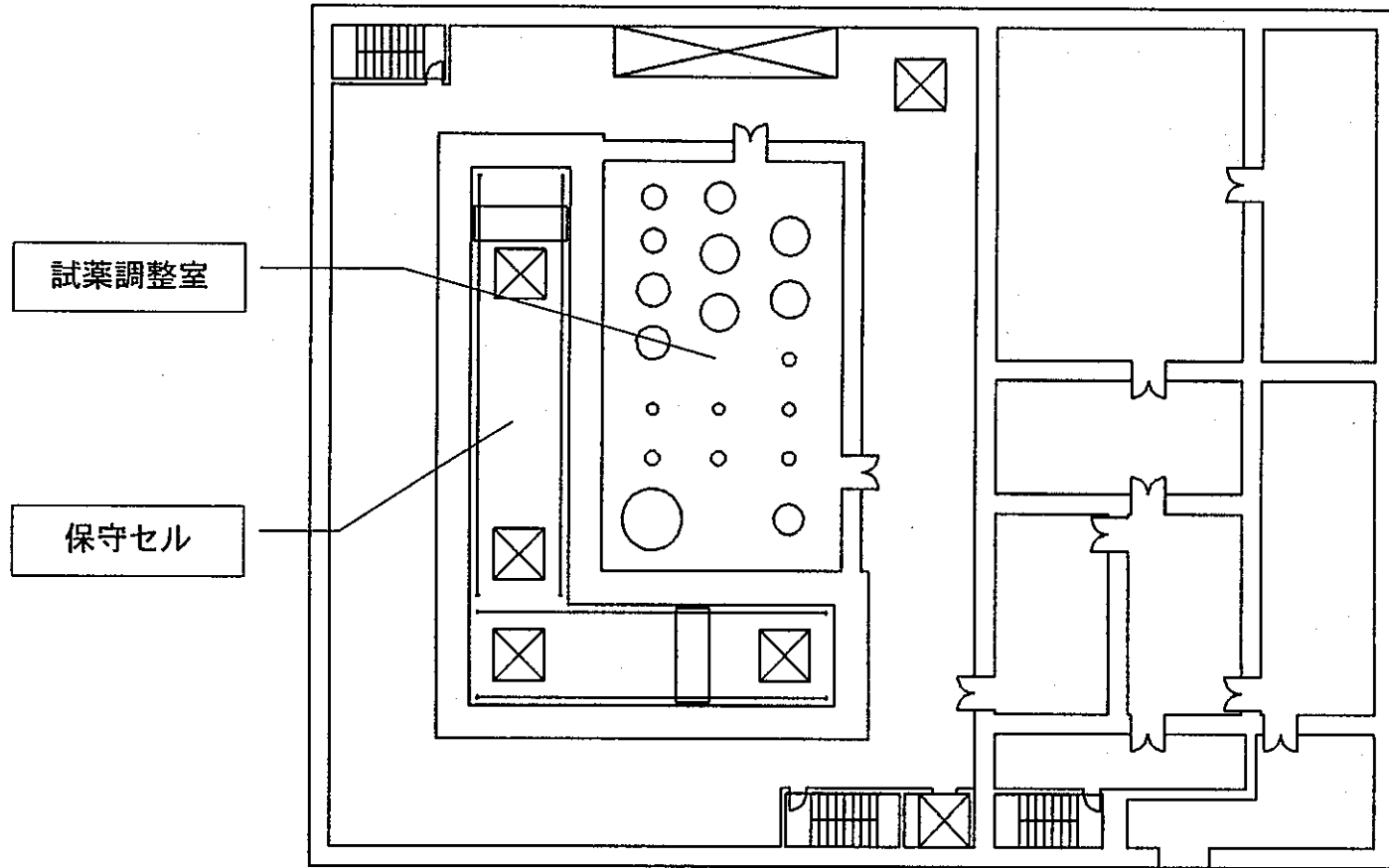


図 4.2.1-32 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) MA 回収建屋配置図 (1 階)

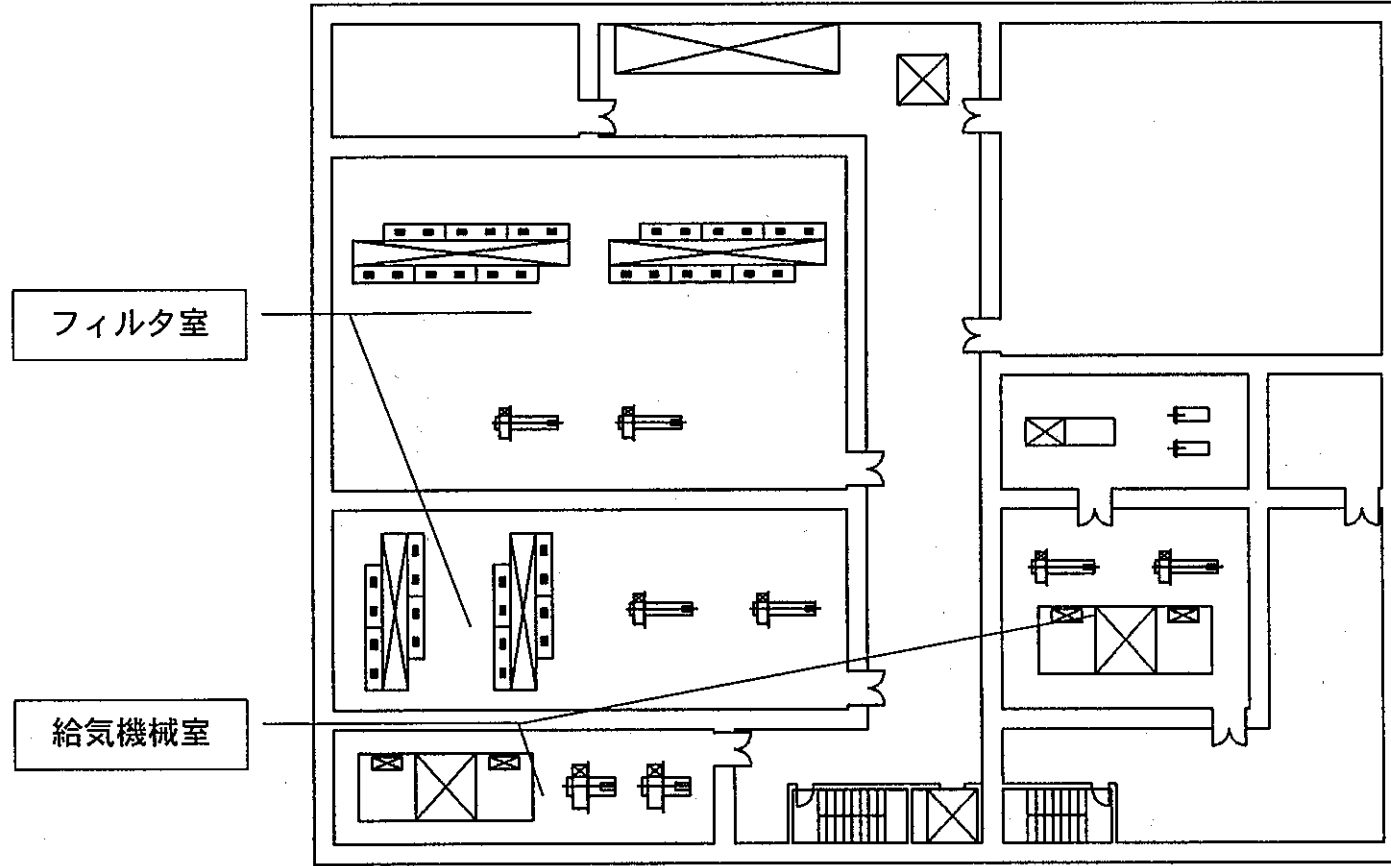


図 4.2.1-33 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) MA 回収建屋配置図 (2階)



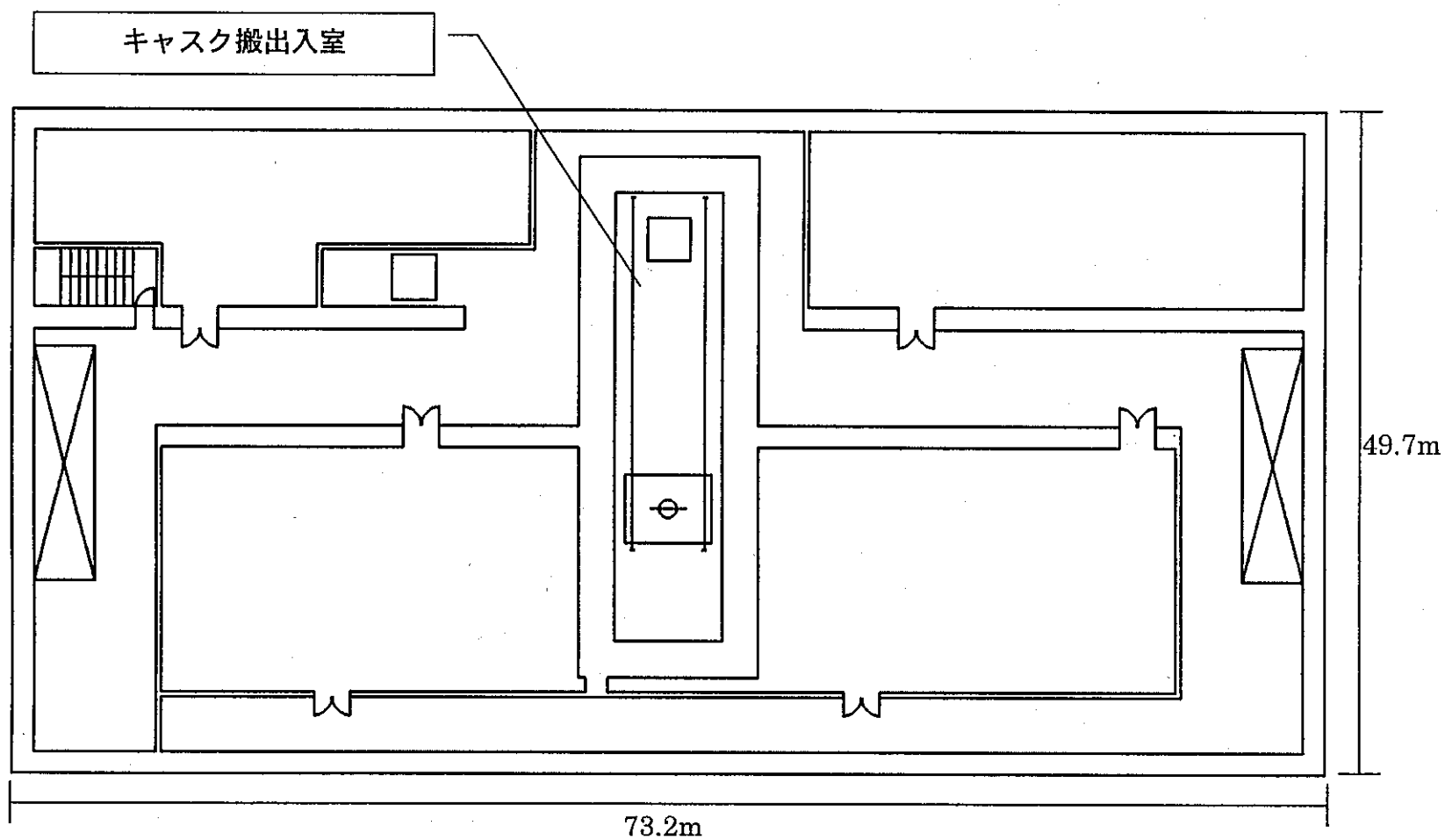


図 4.2.1-34 再処理／燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (地下2階)

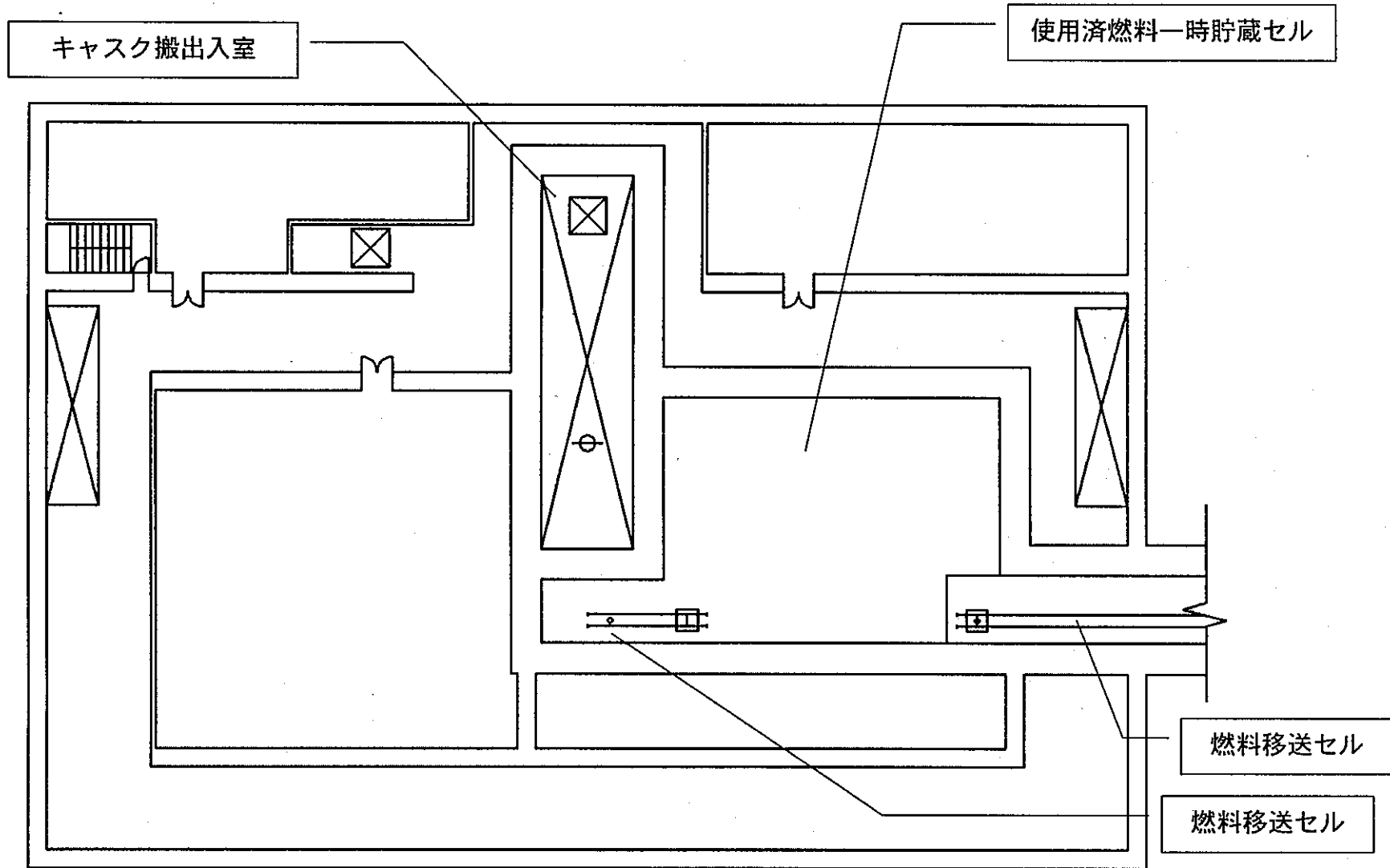


図 4.2.1-35 再処理/燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (地下1階)

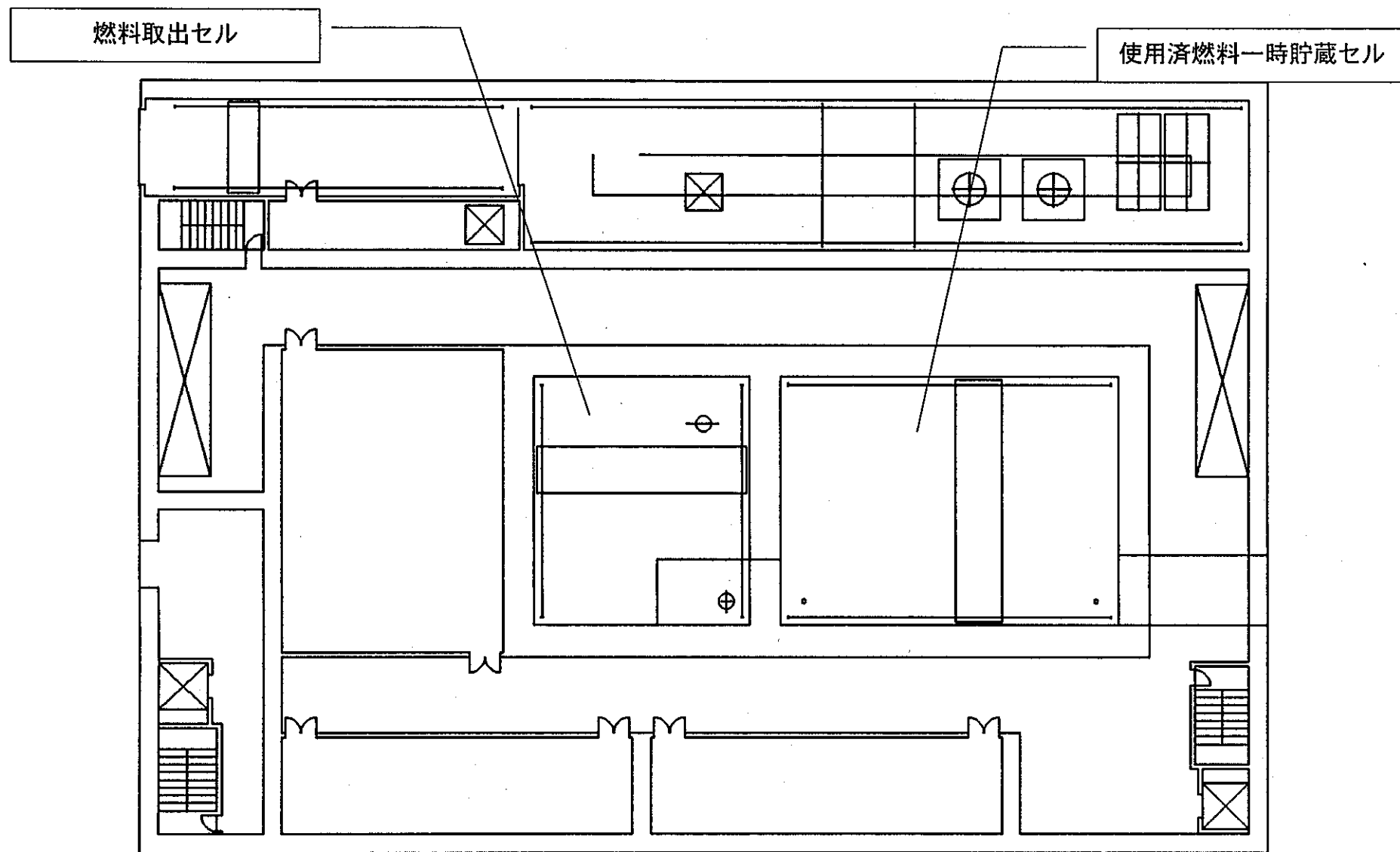


図 4.2.1-36 再処理／燃料製造一体化施設（50tHM/y）使用済燃料貯蔵建屋配置図（1階）

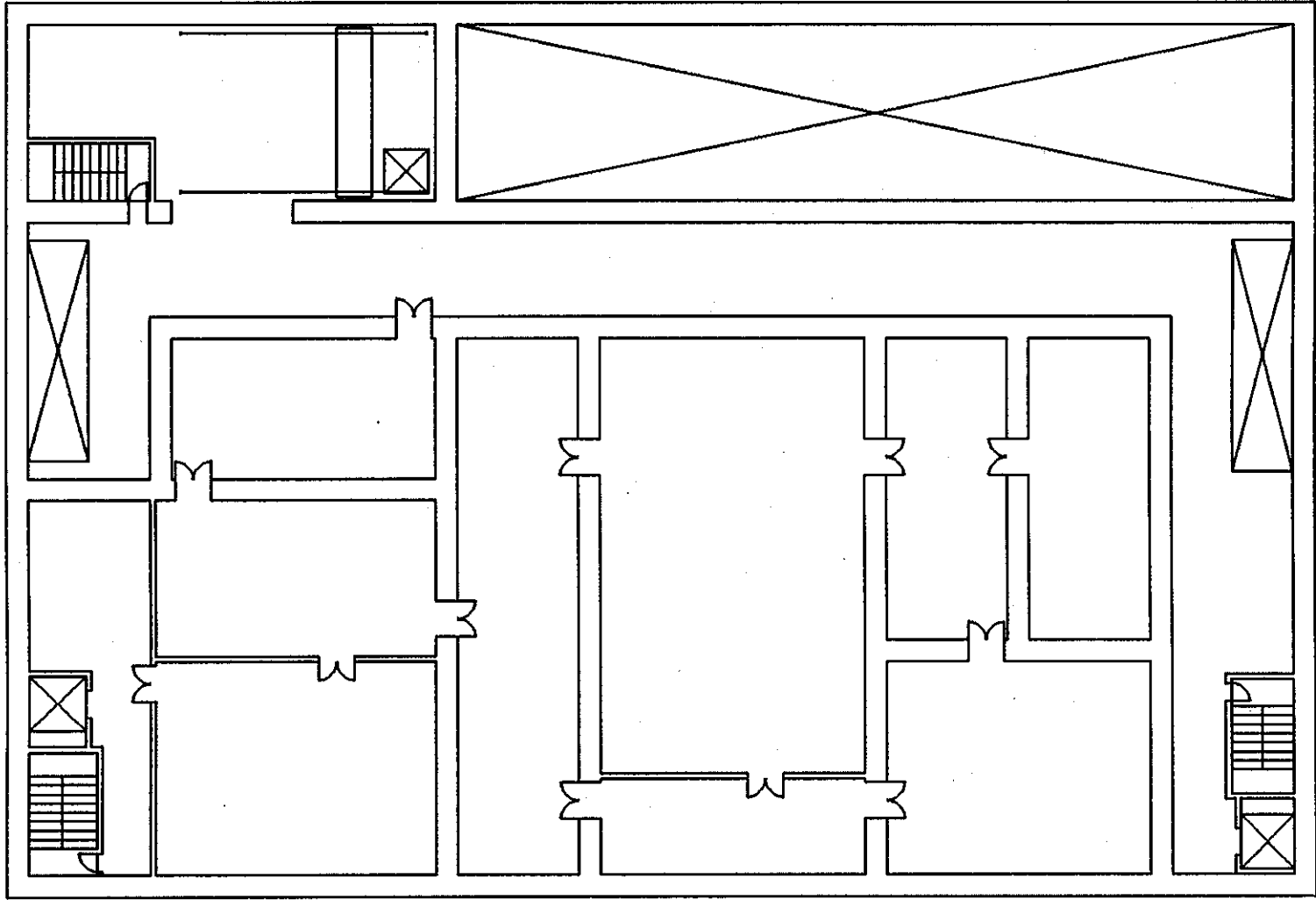


图 4.2.1-37 再处理/燃料製造一体化施設 (50tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (2階)

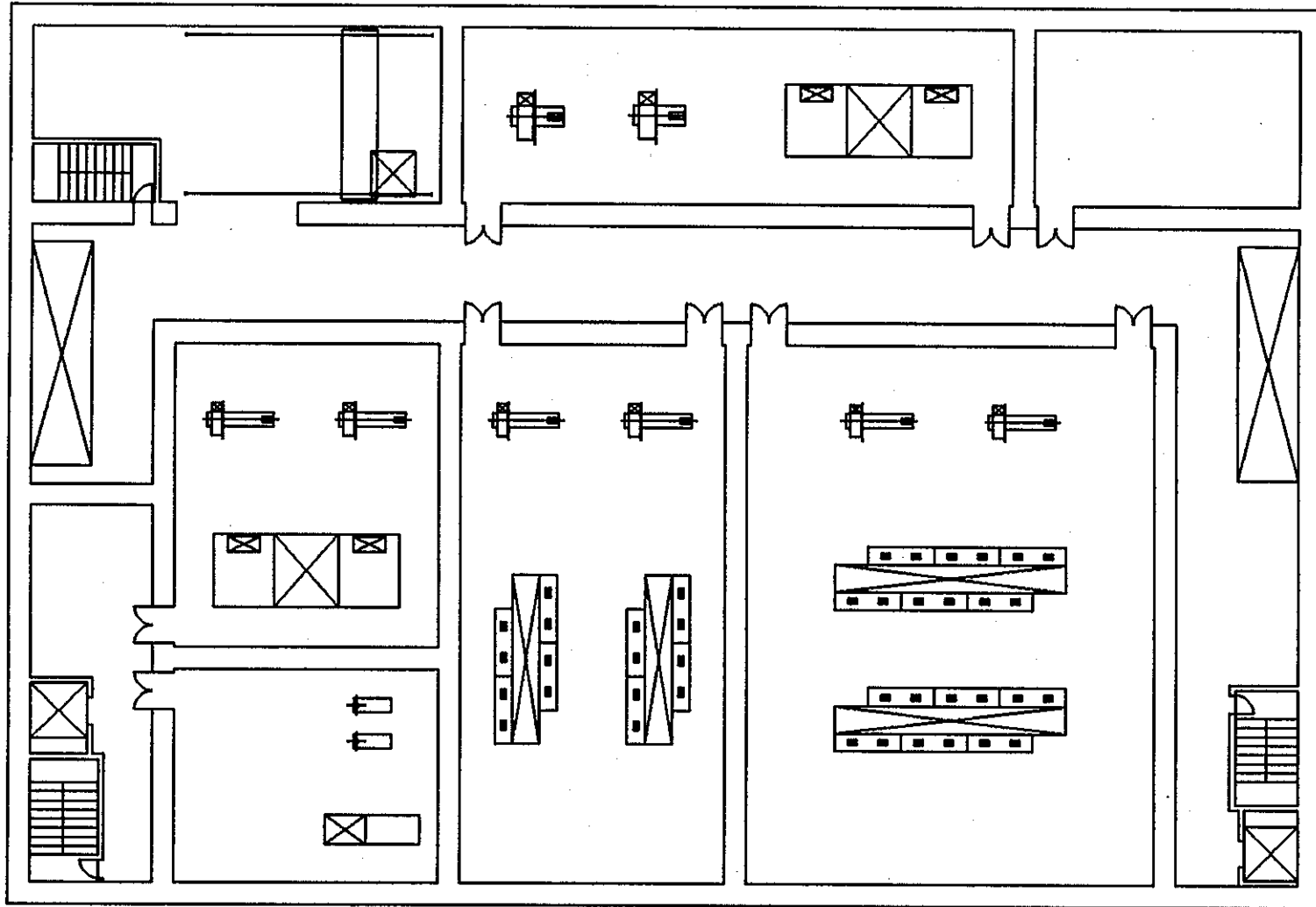


圖 4.2.1-38 再處理／燃料製造一體化施設 (50tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (3階)

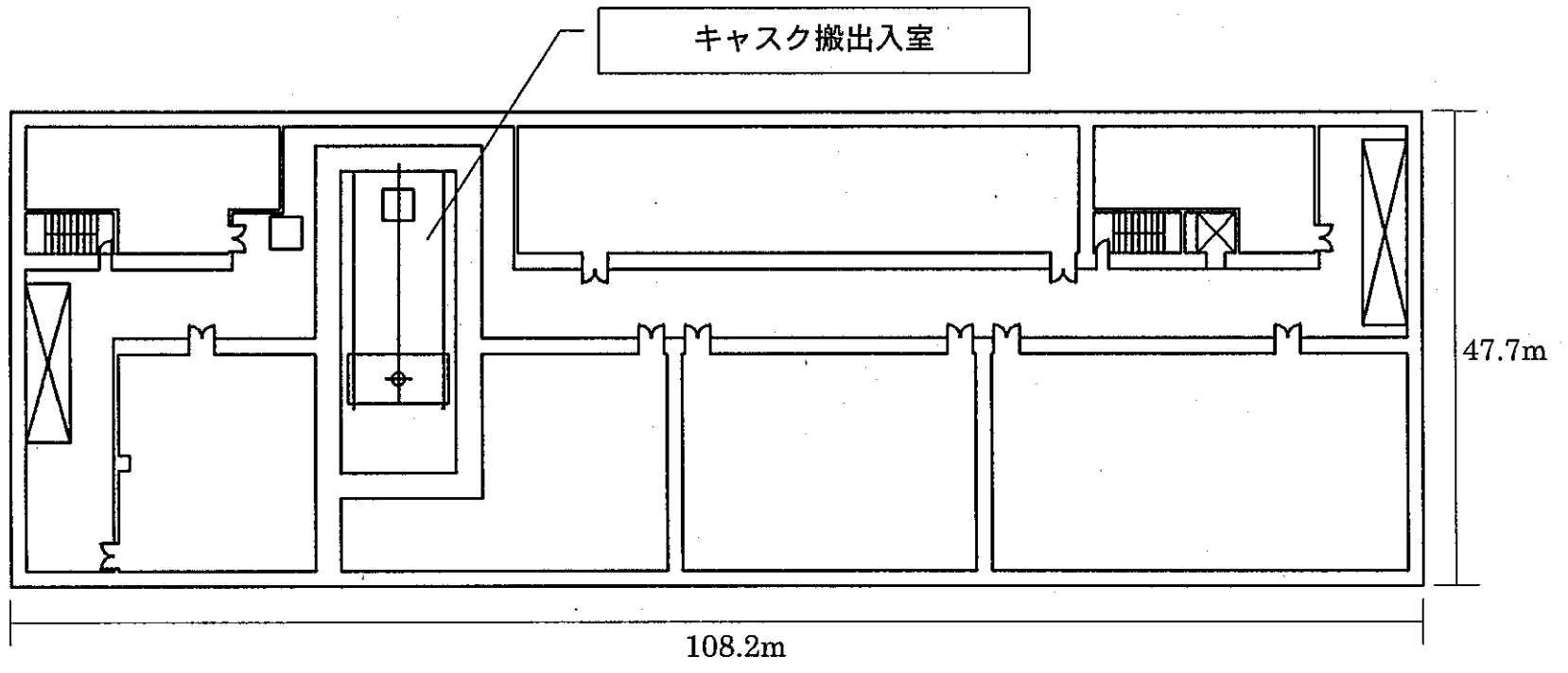


図 4.2.1-39 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (地下2階)

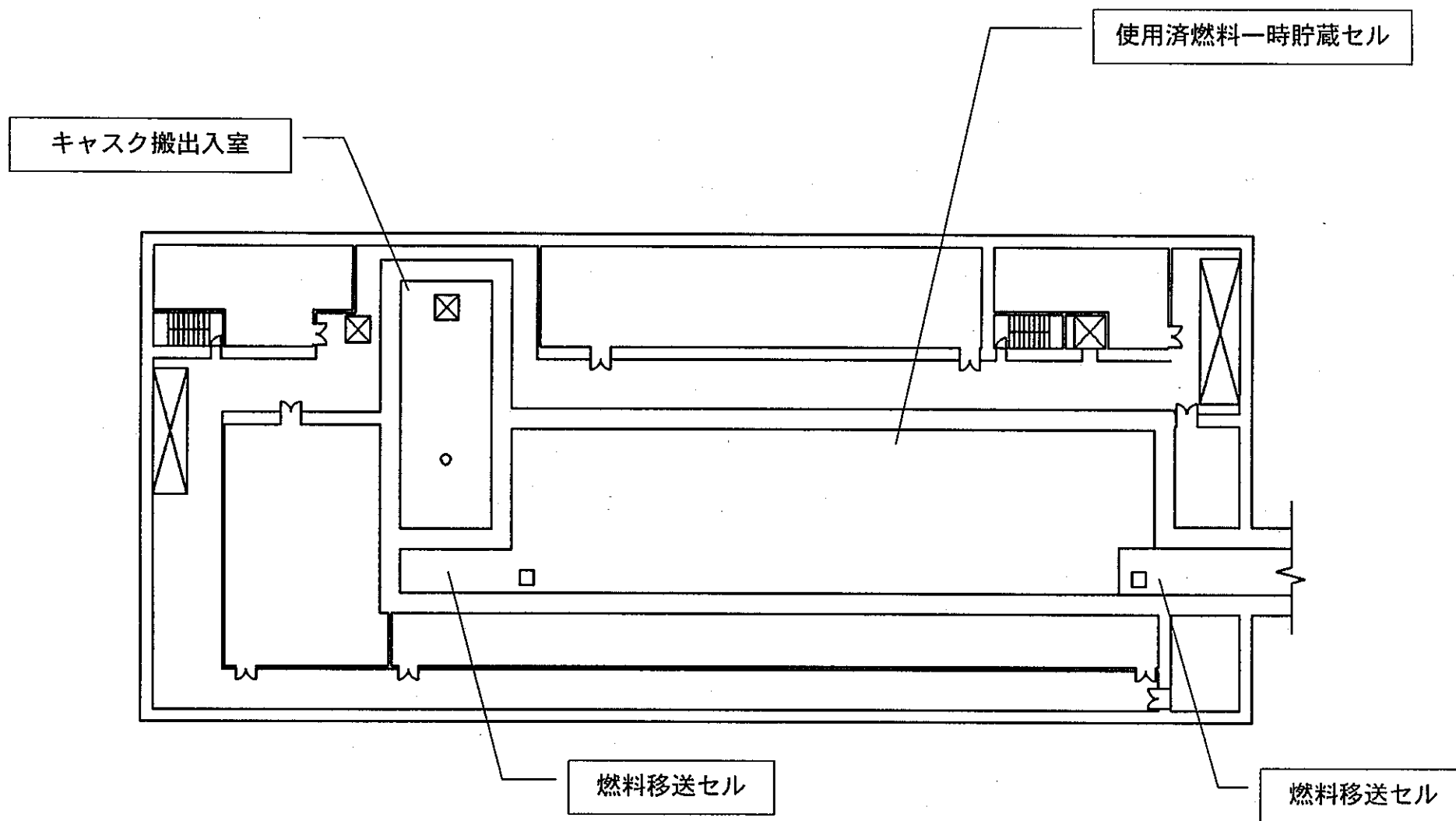


図 4.2.1-40 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (地下1階)

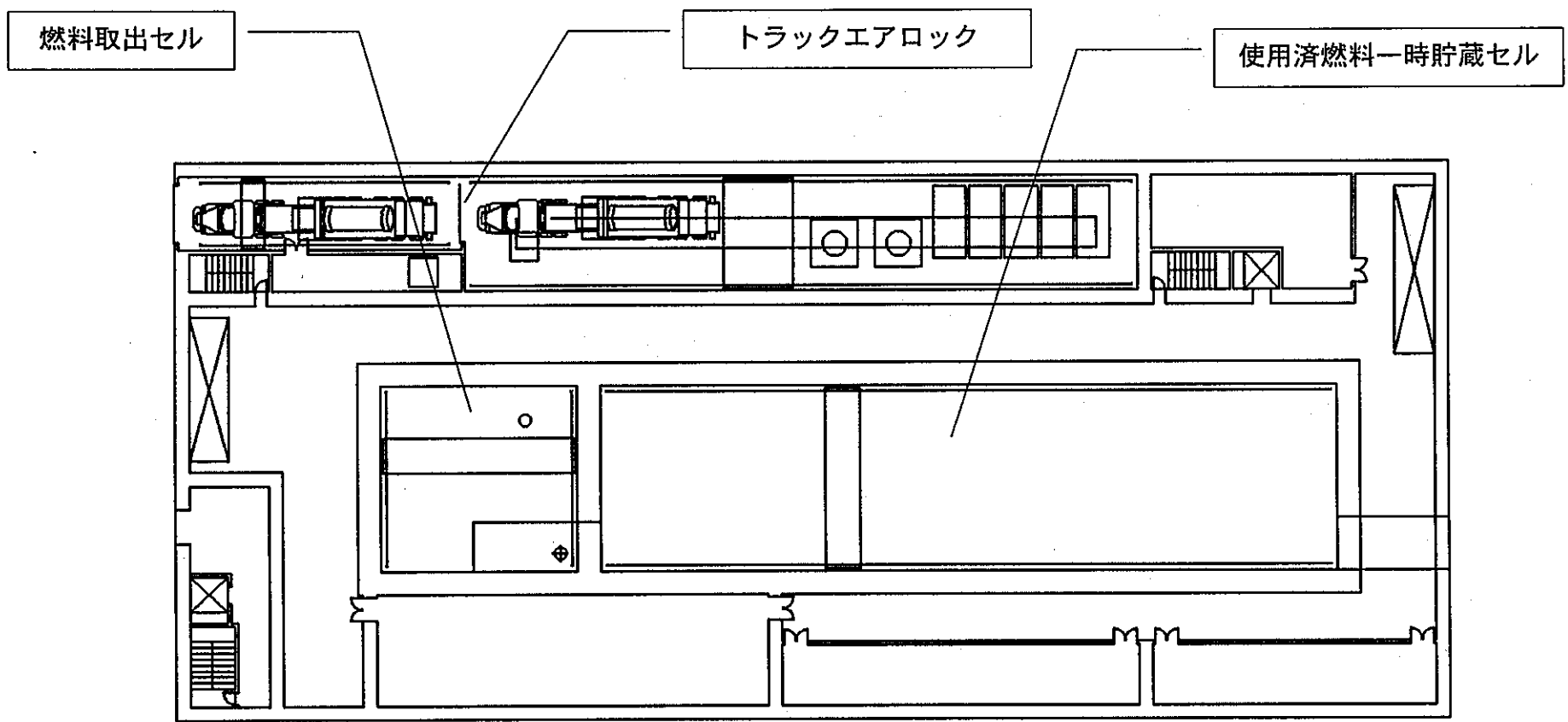


図 4.2.1-41 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (1階)



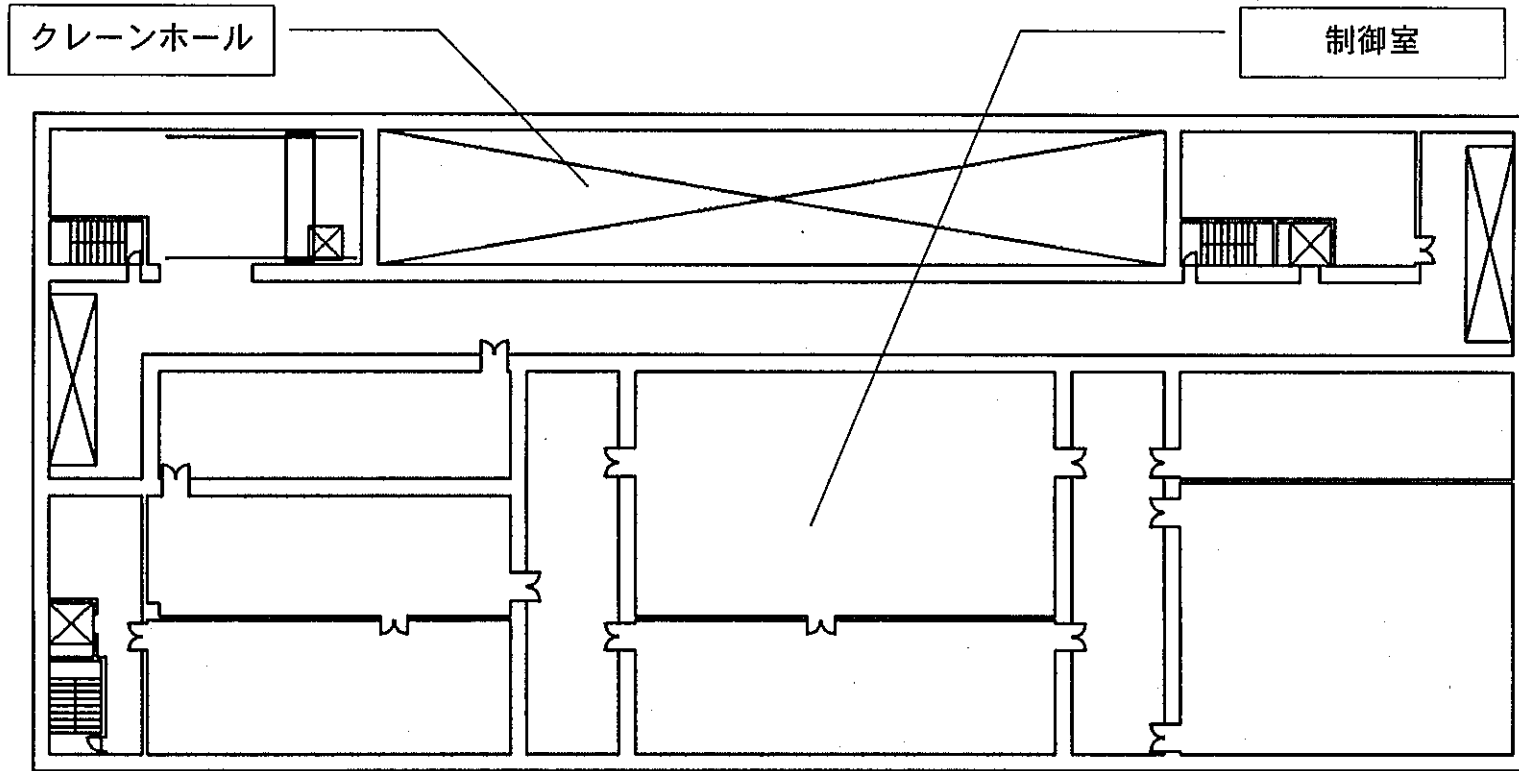


図 4.2.1-42 再処理／燃料製造一体化施設（200tHM/y）使用済燃料貯蔵建屋配置図（2階）

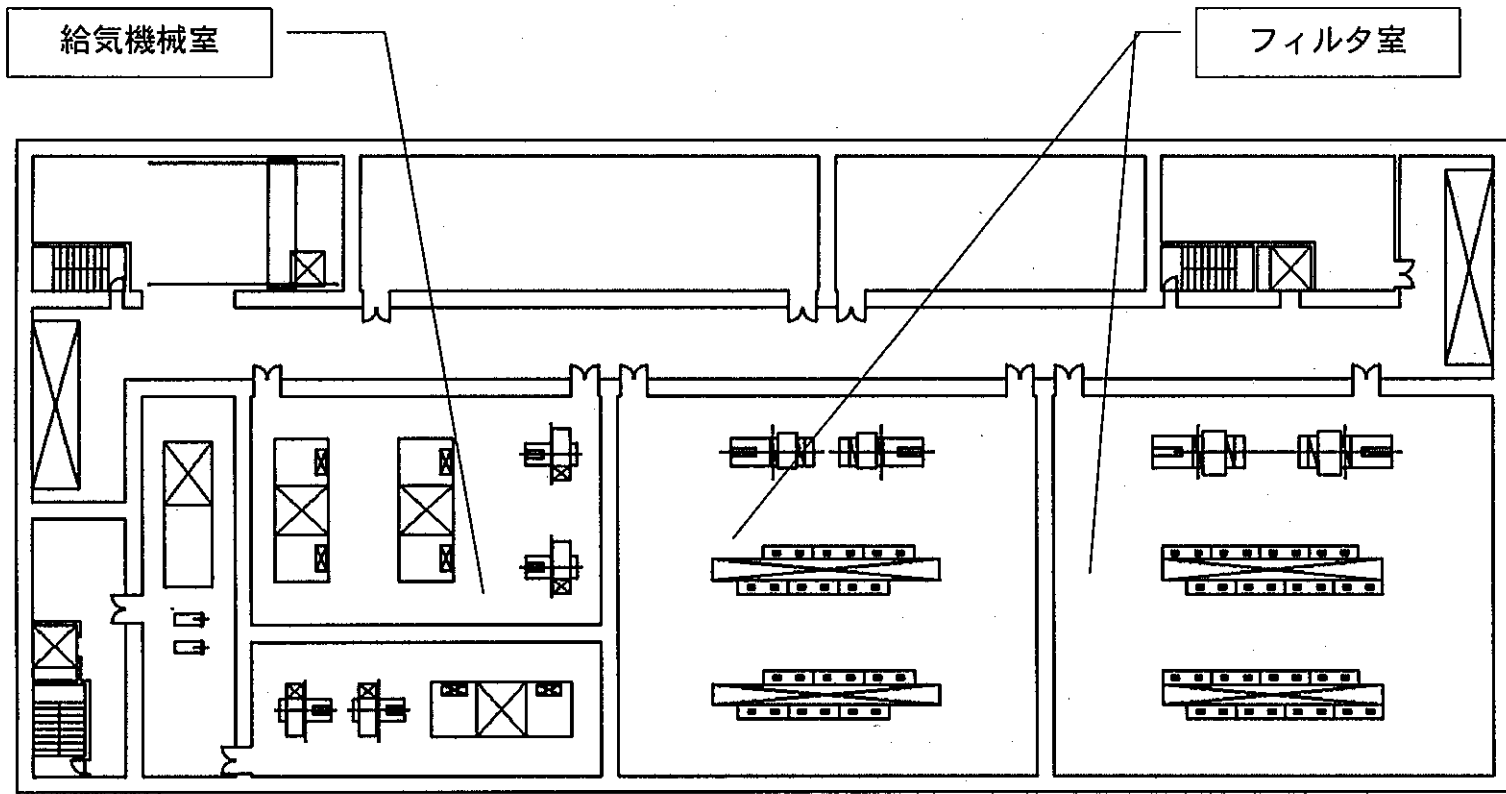
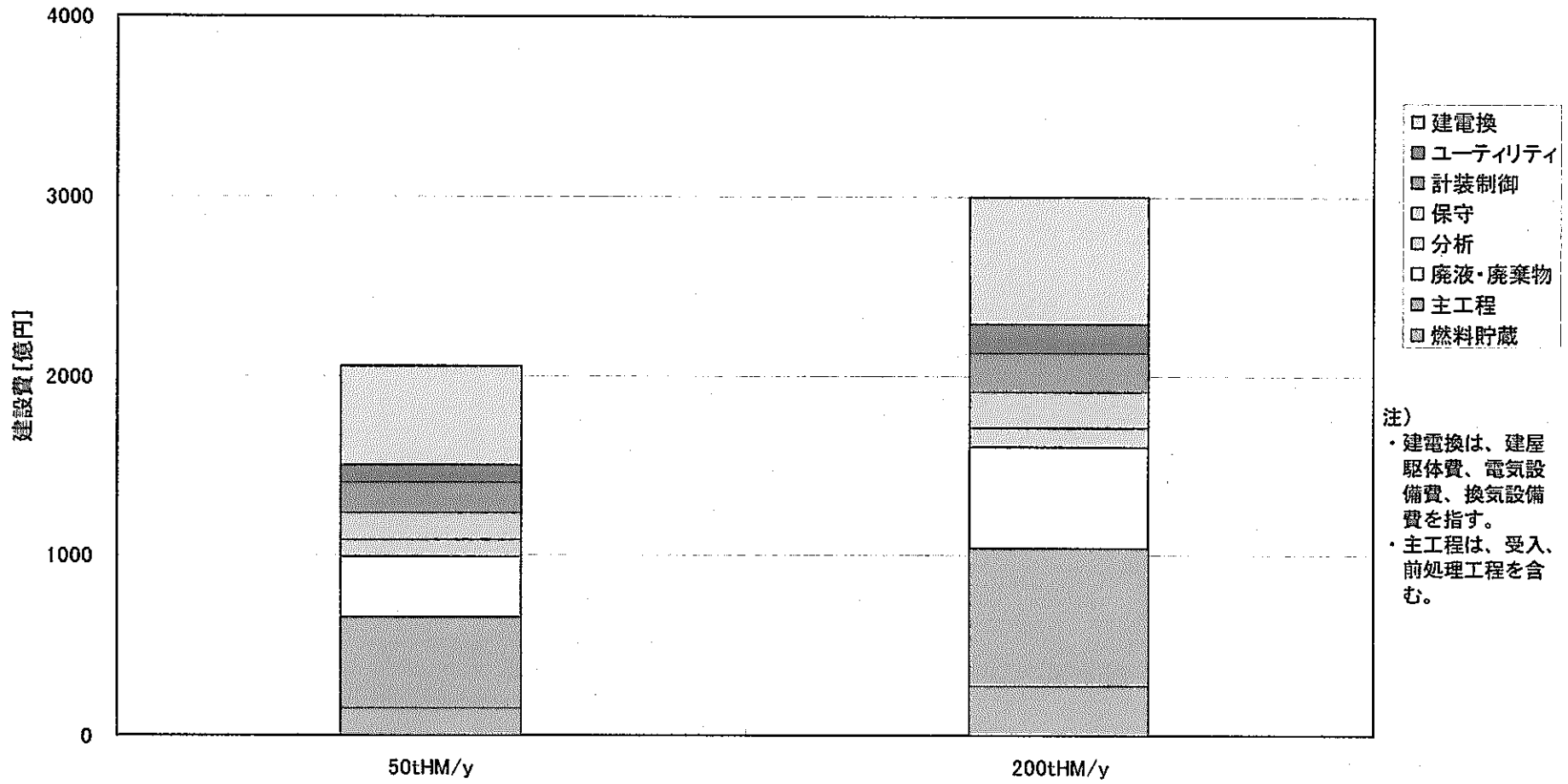


図 4.2.1-43 再処理／燃料製造一体化施設 (200tHM/y) 使用済燃料貯蔵建屋配置図 (3階)



注)  
 ・建電換は、建屋  
 躯体費、電気設  
 備費、換気設備  
 費を指す。  
 ・主工程は、受入、  
 前処理工程を含  
 む。

図4.2.1-44 先進湿式リファレンスシステムの建設費内訳

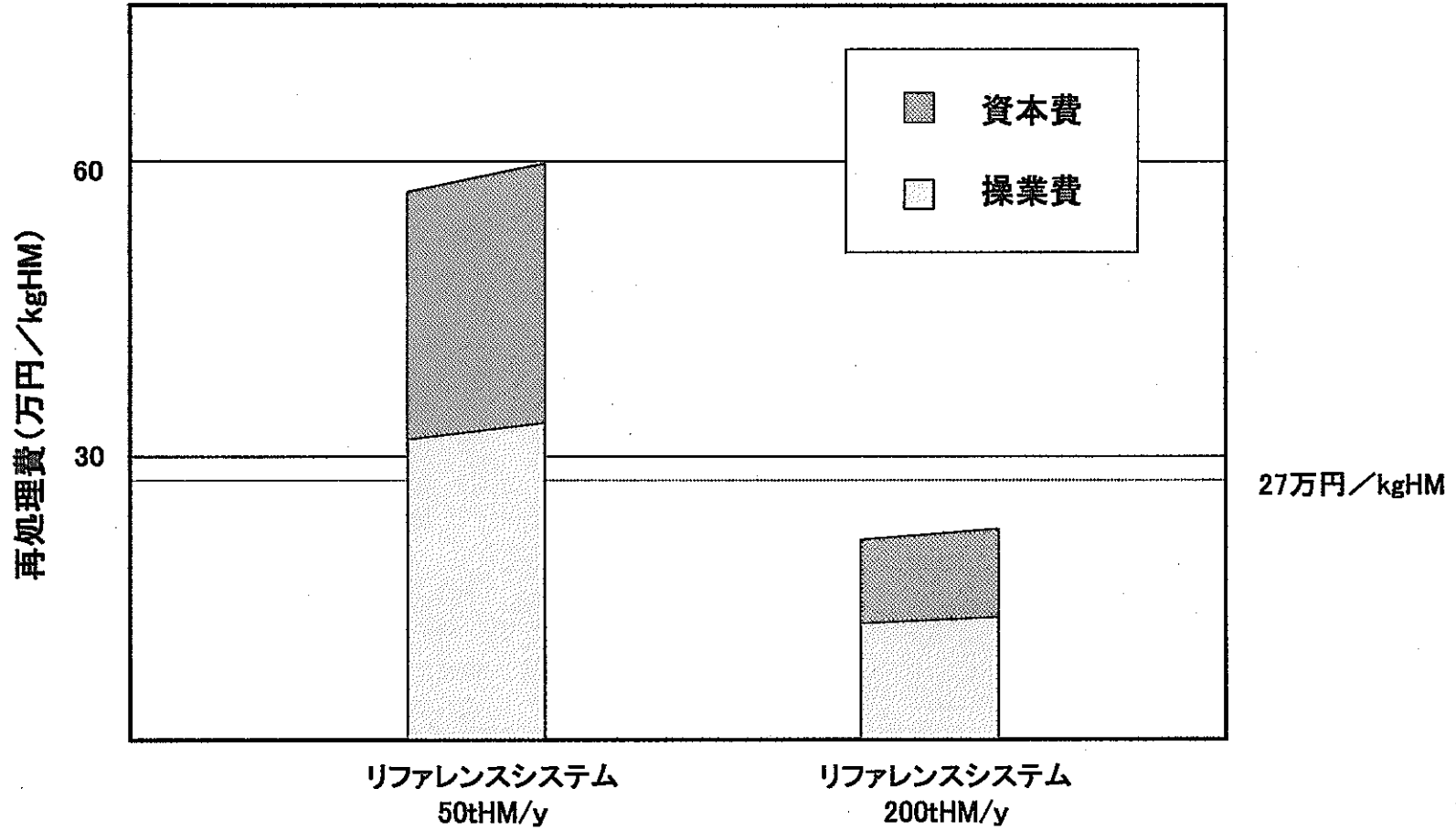


図4.2.1-45 再処理費の評価結果

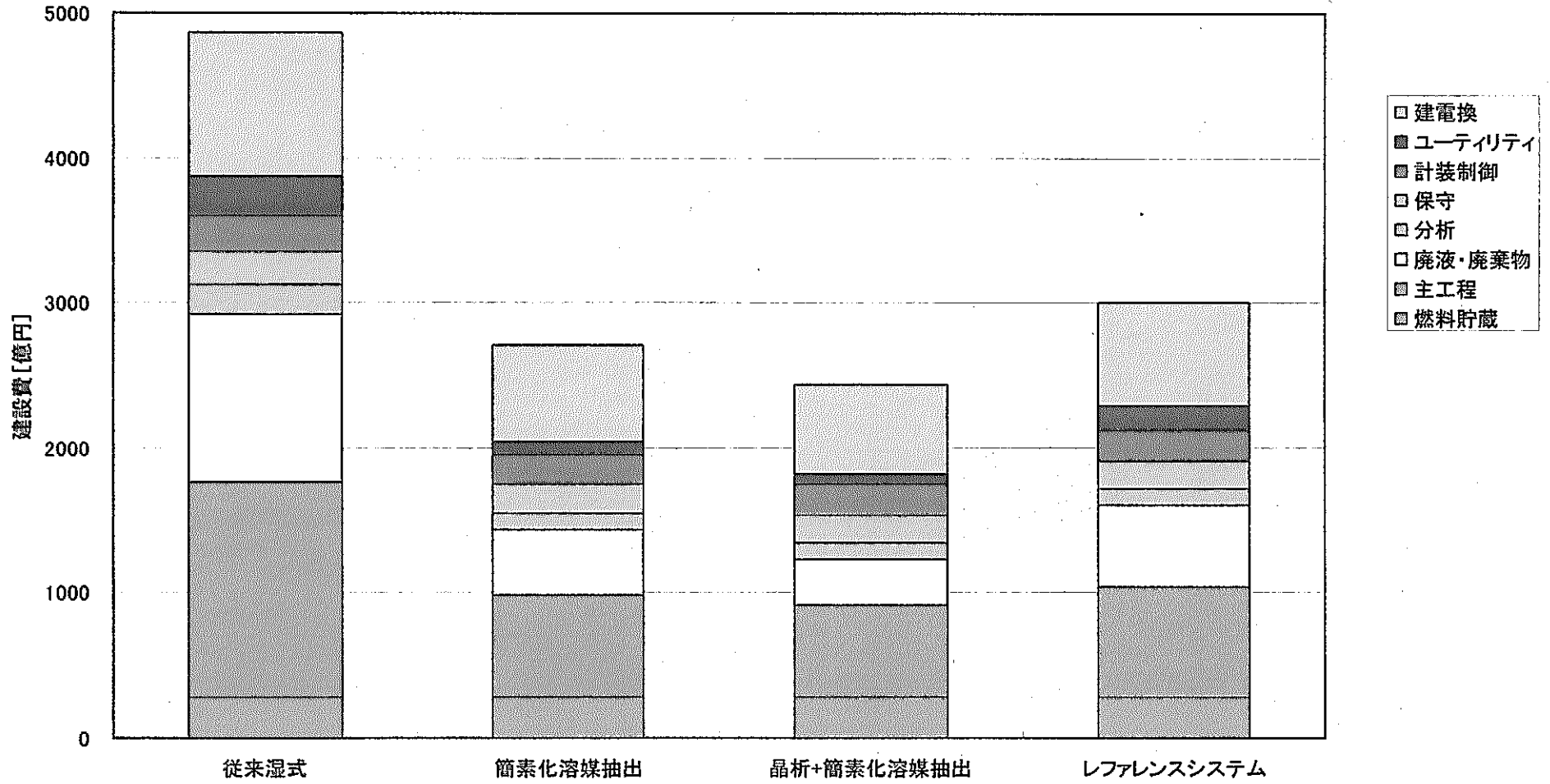


図4.2.1-46 設備削減/追加の効果(200tHM/y)

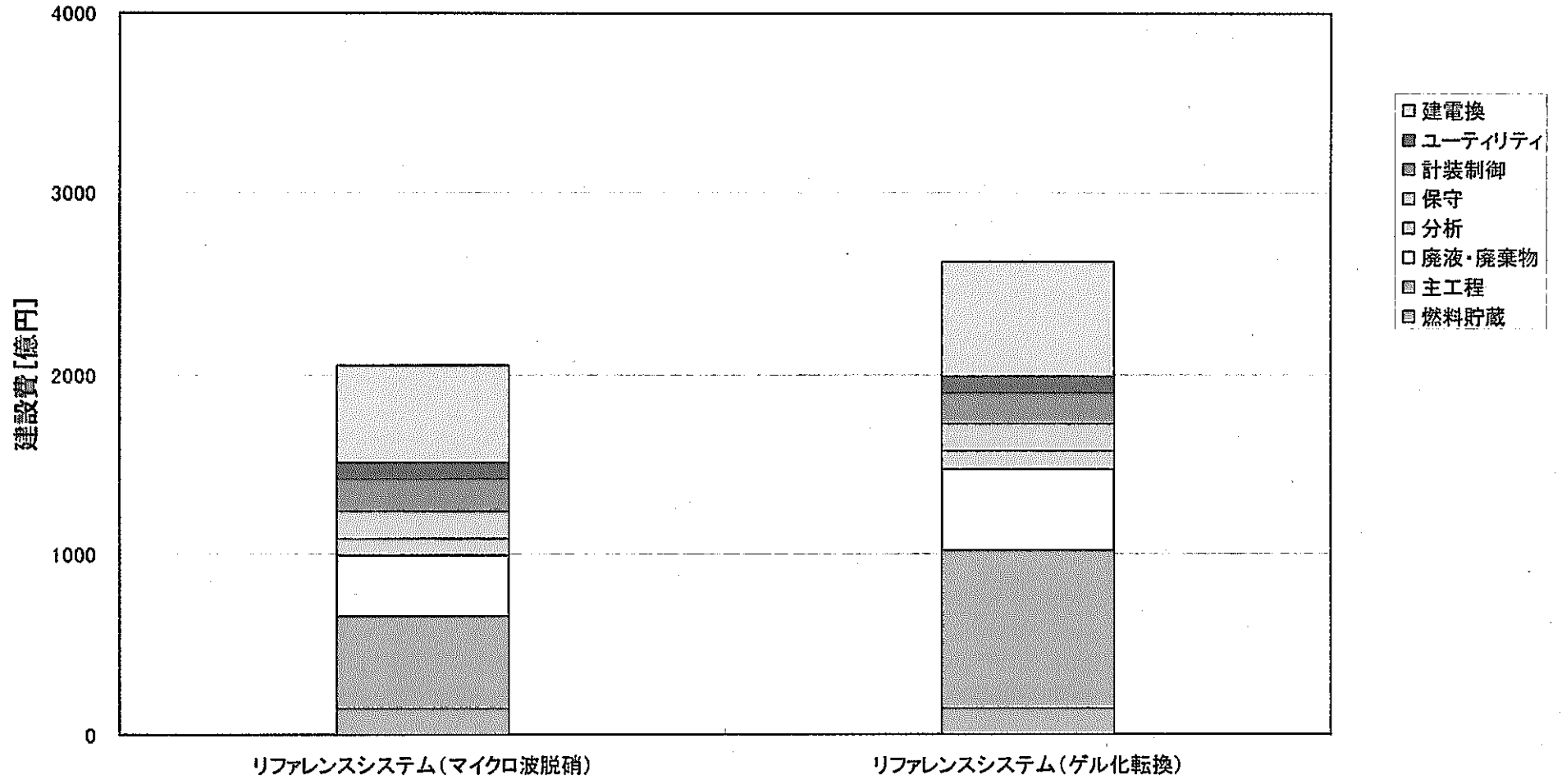


図4.2.1-47 転換工程の影響(50tHM/y)

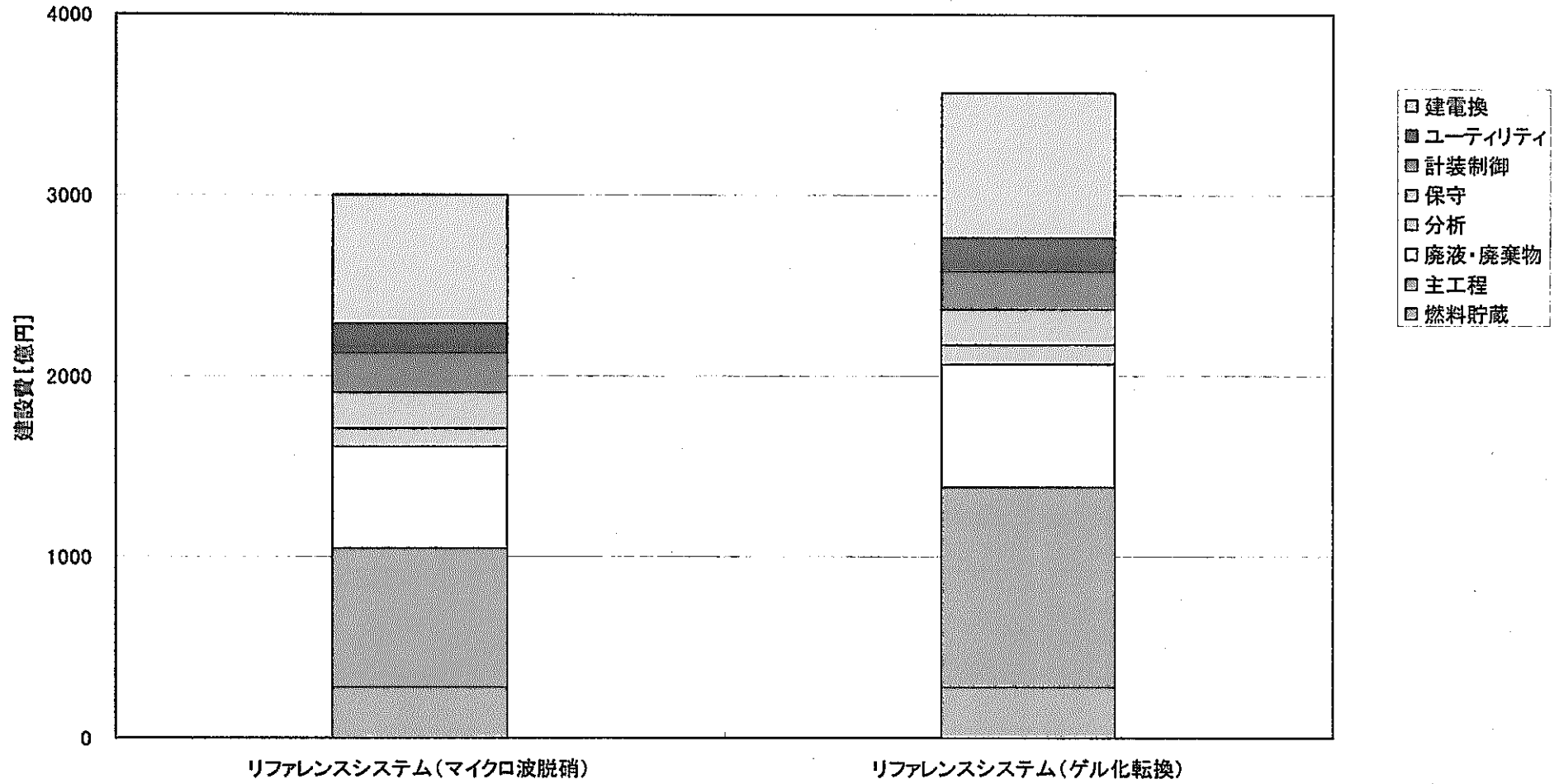


図4.2.1-48 転換工程の影響(200tHM/y)

## 4.2.2 種々の Am/Cm 回収システムの検討

## (1) 設計検討

## (i) プロセスの概要

4.2.1項では、Am/Cmの回収にSETFICS+TRUEXを採用して検討を行った。しかし、Am/Cmの回収方法については、多数の研究機関で、種々の方法の研究開発が実施されている。

本項では、フローシート条件の把握が可能な以下のAm/Cmの回収方法について、概略の施設規模および経済性等の推定を行い、SETFICS+TRUEXと相対的な比較評価を実施した。検討した処理規模は、200tHM/yである。

(a) DIAMEX+SANEX<sup>(1) (2)</sup>

Am/Cm+REとFPを分離するDIAMEX法と、その後、Am/CmとREを分離するSANEX法を組み合わせた方法である。この方法は、仏国CEAで開発が進められている。この工程系統図を図4.2.2-01に示す。

## (i) DIAMEX 法

抽出溶媒として、N,N'-Di-Methyl,N,N'-Di-Butyl Tetradecyl Malonamide(DMDBTDMa)を使用する。抽出されたAm/Cm +REの逆抽出には希硝酸を用いる。また、Mo/Zrを除染するため、シュウ酸を添加する。

## (ii) SANEX 法

抽出溶媒として、bis-Triazinyl-Pyridine(BTP)の一種であるnPr-BTPを使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出には希硝酸を用いる。

(b) TRPO+Cyanex<sup>(3) (4) (5)</sup>

Am/Cm+REとFPを分離するTRPO法と、その後、Am/CmとREを分離するCyanex法を組み合わせた方法である。この方法は、中国で開発が進められている。この工程系統図を図4.2.2-02に示す。

## (i) TRPO 法

抽出溶媒として、trialkyl phosphine oxide(TRPO)を使用する。抽出されたAm/Cm+REの逆抽出には希硝酸を用いる。

## (ii) Cyanex 法

抽出溶媒として、bis(2,4,4-trimethylpentyl)dithiophosphinic acid(HBTMPDTP; Cyanex 301の精製溶媒)を使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出には硝酸(約1N)を用いる。

(c) DIDPA<sup>(6) ~ (11)</sup>

高レベル廃液の酸濃度を調整する前処理(脱硝・ろ過・沈殿処理)、Am/CmとREを分離する抽出処理(DIDPA法)、抽出処理で得られるAm/Cm製品中に含まれるDTPAを除去する製品溶液組成変換処理を組み合わせた方法である。この方法は、原研で開発が進められている。この工程系統図を図4.2.2-03に示す。



(イ) 前処理

高レベル廃液を濃縮後、ギ酸により脱硝する。その後、脱硝液に含まれるMoやZr等の沈殿物をろ過により回収する。このろ過で得られるろ液中には、まだZrが残っているため、モリブデン酸ナトリウムを加えて、残留しているZrと共沈させる。共沈溶液に含まれる沈殿物をろ過により回収する。この2回目のろ過で得られるろ液を次の抽出処理に供給する。また、この前処理で得られる沈殿物は、シュウ酸と硝酸の混合溶液により再溶解し、高レベル廃液とする。

(ロ) 抽出処理(DIDPA法)

抽出溶媒として、Diisodecylphosphoric acid(DIDPA)を使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出にはDTPA-乳酸溶液、REの逆抽出には高濃度(約4N)の硝酸を用いる。

(ハ) 製品溶液組成変換処理

抽出処理と同様の抽出溶媒を使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出には高濃度(約4N)の硝酸を用いる。

(d) TALSPEAK<sup>(12)(13)(14)</sup>

高レベル廃液の酸濃度を調整する前処理、Am/CmとREを分離する抽出処理(TALSPEAK法)、抽出処理で得られるAm/Cm製品中のDTPAを除去する製品溶液組成変換処理を組み合わせた方法である。この方法は、米国ORNL等で開発が行われていた。この工程系統図を図4.2.2-04に示す。

(イ) 前処理

DIDPAと同様である。

(ロ) 抽出処理(TALSPEAK法)

抽出溶媒として、di-2-ethylhexyl phosphoric acid(HDEHP)を使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出にはDTPA-グリコール酸溶液、REの逆抽出には高濃度(約6N)の硝酸を用いる。

(ハ) 製品溶液組成変換処理

抽出処理と同様の抽出溶媒を使用する。抽出されたAm/Cmの逆抽出には硝酸(約1N)を用いる。

(ii) 物質収支

各方法のフローシート条件を定め、主要物質の収支を検討した。回収製品量や高レベル廃液量等の主要物質質量を表4.2.2-01に示す。

高レベル廃液を濃縮するDIDPAおよびTALSPEAKが、他に比べ、液量が少ないことが分かる。

(iii) 機器・設備

前述の各検討結果を基に、必要な機器・設備を検討した。各方法は、溶媒抽出法を基本としていることから、採用機器は、リファレンス方法としたSETFICS+TRUEXと同様のものである。ただし、DIDPAおよびTALSPEAKについては、

前処理において、共沈反応槽等の新規の機器も採用した。主要機器数を表4.2.2-02に示す。

各方法において、主要機器の合計数は120～137と、ほぼ同程度であるが、その特徴に応じ、工程毎での機器数は違っている。DIAMEX+SANEXおよびTRPO+Cyanexでは、溶媒を2種類使用していることから、溶媒洗浄工程の機器数が多くなっている。DIDPAおよびTALSPEAKでは、前処理工程に関する機器数が多いことが分かる。

これらの結果に対し、SETFICS+TRUEXでは、遠心抽出器の数が他よりも多く、主要機器の合計数も178と多くなっている。

#### (iv) 施設設計

前述の各検討結果を基に、各方法に必要な各種タンクのセル内配置規模を検討した。また、この結果を基に、保守区域、電気設備およびユーティリティ設備等の付帯設備を考慮し、各方法を用いたAm/Cm回収システムの概念的な建屋規模を検討した。それぞれの結果を表4.2.2-03に示す。

溶媒洗浄工程が2系統必要なDIAMEX+SANEXおよびTRPO+Cyanex、また、前処理工程が必要なDIDPAおよびTALSPEAKが、SETFICS+TRUEXに比べ、若干大きな施設となるが、各システムともほぼ同程度の施設規模であることが分かる。この結果から、Am/Cm回収システムとして各方法を採用した場合、7万～10万 $m^3$ 程度の建屋が、4.2.1項で述べた再処理-燃料製造一体化プラントの主建屋に追加される。これは、主建屋の約15～20%に相当する。

#### (v) 建設費の推定

前述の各検討結果を基に、各システムの建設費の推定を行った。結果をSETFICS+TRUEXに対する相対値および晶析併用簡素化溶媒抽出システムの建設費に対する割合として表4.2.2-04に示す。

DIAMEX+SANEXの建設費が他に比べ若干高いものの、いずれのシステムもほぼ同程度の建設費であることが分かる。また、各システムを晶析併用簡素化溶媒抽出システムに付加した場合、その建設費は、約20～30%増加する。

#### (vi) 廃棄物発生量

各システムから発生する廃棄物はプロセス廃棄物とその他の雑廃棄物に大別される。

##### (a) プロセス廃棄物

プロセス廃棄物は、ガラス固化体、廃溶媒、その他廃液に大別できる。

##### (イ) ガラス固化体

DIAMEX+SANEXおよびTRPO+Cyanexでは、固化体発熱量制限値2.3kW/本から発生量が規定された。DIDPAおよびTALSPEAKでは、前処理工程でZrの共沈試薬として添加するモリブデン酸ナトリウムが高レベル廃液側へ移行することから、ガラス固化体中のFP含有量の制限値15wt%から発生量が規定された。

(D) 廃溶媒

溶媒使用量に応じて発生することから、SETFICS+TRUEXの溶媒使用量と比較して評価した。

(H) その他廃液

各システムとも、リファレンスシステムと同じく、蒸発濃縮を繰り返すことにより、高レベル廃液(ガラス固化体)と極低レベル廃液(海洋放出)の2極化を図ることとし、低レベル濃縮廃液固化体は発生しないとした。

(b) その他の雑廃棄物

物量の確定が困難なため、発生元となる施設の規模に比例するものとし、各システムの施設規模とSETFICS+TRUEXの施設規模の比較により、それぞれからの雑廃棄物発生量を評価した。

以上を基にした評価結果を、SETFICS+TRUEXの廃棄物発生量と併せて表4.2.2-05に示す。

各システムとも、ほぼ同量の廃棄物が発生するが、特徴として、DIAMEX+SANEXではガラス固化体の発生量に変化はないものの、施設規模の大きさに影響される雑廃棄物が多く発生することが分かる。これに対し、DIDPAおよびTALSPEAKではFP含有量が律速となり、ガラス固化体の発生量が23本/y(3.5m<sup>3</sup>/y)程度増加する。

これらの結果に対し、SETFICS+TRUEXでは、硝酸ナトリウムの使用に伴い、Na<sub>2</sub>Oの制限値10wt%が律速となり、ガラス固化体の発生量が2,460本/y(370m<sup>3</sup>/y)程度増加する。

(2) 各システムの評価

各システムに関し、設計要求項目である安全性・経済性・資源有効利用性および環境負荷低減性の観点から評価した。結果を表4.2.2-06に示す。

(i) 安全性

各システムとも、溶媒抽出法を基本としていることから、晶析併用簡素化溶媒抽出システムと同様に、耐震基準等、現行の指針に基づいた設計が可能である。しかし、火災・爆発等の安全対策については、使用溶媒が晶析併用簡素化溶媒抽出法と異なっていることから、それぞれ調査が必要である。

(ii) 経済性

各方法をAm/Cm回収システムとして、晶析併用簡素化溶媒抽出システムに付加した場合、その建設費は、約20~30%増加するが、再処理全体としての経済性は、設計要求における再処理費の目標値である27万円/kgHMの範囲内になる。

(iii) 資源有効利用性

各方法ともAm/Cmを99%以上回収できる見通しがある。

(iv) 環境負荷低減性

各システムとも、Am/Cmの回収を行わない場合に比べ、廃棄物は増加する。

以上の評価結果から、各方法とも、後述(3)項のような開発課題はあるものの、

基本的には設計要求を満たしており、Am/Cm回収システムとして適用可能である  
と考える。

しかし、各方法でのAm/Cmの回収量が、晶析併用簡素化溶媒抽出法での  
U/Pu/Npの回収量の0.4%程度しかないことを考えると、大きな施設追加となる。  
この原因としては、各方法の使用溶媒の金属装荷度が小さいため、使用溶液量  
が多く設備容量が増加することや、工程数が多く設備数が増加すること等が考  
えられる。

したがって、Am/Cm回収システムの実用化に当っては、SETFICS+TRUEXも含め、  
今回検討の各システムに関し、よりコンパクトに、かつ、より経済的なシステ  
ムとする開発が必要である。また、その他新規の方法、例えば、最近原研にお  
いて開発された新規抽出剤\*等に関する開発も併せて行い、4.2.3項で述べる代  
替システムも含めて、それぞれを比較評価した上で、最終的にAm/Cm回収システ  
ムを選定すべきと考えられる。

\*原研で開発された抽出剤<sup>(15)</sup>

- ①抽出剤名：tetraoctyl-3-oxapentane-1,5-diamide (TODGA；ジグリコ  
ールアミド(DGA)の一種)
- ②特徴
  - ・分配比の硝酸濃度依存性が大きい；逆抽出液量の低減化の可能性
  - ・Am/Cmと重REの分離が可能(SETFICS法の逆)
- ③利用法の一例：SETFICS法の後のTRUEX法の代わりに、この溶媒を使用  
した方法を採用；SETFICS法ではできないAm/Cmと重REの分離およ  
び製品の高濃度化が可能

### (3) 開発課題

#### (i) 基礎データの取得

各方法とも、基礎試験段階であることから、Am/Cmの実際の回収率やFPの挙動  
等の基礎データの取得が必要である。

#### (ii) フローシートの最適化

各方法とも、基礎試験段階であることから、Am/Cmの回収率向上、使用液量の  
削減や工程の合理化等、フローシートの最適化が必要である。

#### (iii) 新規試薬の取り扱い

各方法とも、現行再処理では使用していない試薬を用いることから、それら  
の安全性に関するデータ取得および再利用や処理・処分技術の開発が必要であ  
る。

#### (iv) DIDPA および TALSPEAK 固有の課題

DIDPAおよびTALSPEAKに関しては、高レベル廃液の前処理技術に関し、装置開  
発も含め、技術の成立性を確認する必要がある。

[参考文献]

- (1) Pascal Baron, et al. : "STATE OF PROGRESS OF THE DIAMEX PROCESS"、Proc. of Global '97、(1997)
- (2) Clement Hill, et al. : "TRIVALENT ACTINIDES/LANTHANIDES SEPARATION USING BIS - TRIAZINYL - PYRIDINES"、Proc. of Global '99、(1999)
- (3) Yongjun Zhu, et al. : "Hot Test and Process Parameter Calculation of Purified Cyanex 301 Extraction for Separating Am and Fission Product Lanthanides"、Proc. of Global '97、(1997)
- (4) Song Chongli, et al. : "TREATMENT OF HIGH SALINE HLLW BY TOTAL PARTITIONING PROCESS"、Proc. of Global '97、(1997)
- (5) W. D. BOND, et al. : "Removal of Americium and Curium from High - Level Wastes"、ACTINIDE SEPARATIONS、ACS Symposium Series 117、p.441~453、(1980)
- (6) M. Kubota, et al. : "PRELIMINARY ASSESSMENT ON FOUR GROUP PARTITIONING PROCESS DEVELOPED IN JAERI"、Proc. of Global '97、(1997)
- (7) 森田 泰治、他 : "群分離法の開発 : 群分離プロセス前処理工程におけるコロイドの生成防止及び除去"、JAERI-Research 97-046、(1997)
- (8) T. IZUMIDA, et al. : "Precipitates Formation Behavior in Simulated High Level Liquid Waste of Fuel Reprocessing"、J. Nucl. Sci. Technol.、27[3]、p.267~274、(1990)
- (9) K. SHIRAHASHI, et al. : "Precipitation Behavior of Transuranium Elements during Denitration of High-Level Radioactive Liquid Waste by Formic Acid"、J. Nucl. Sci. Technol.、29(6)、p.559~565、(1992)
- (10) Y. Morita, et al. : "THE FIRST TEST OF 4-GROUP PARTITIONING PROCESS WITH HIGH-LEVEL LIQUID WASTE"、Proc. of Global '99、(1999)
- (11) 近藤 康雄、他 : "群分離法の開発 : 群分離プロセスの化学工学的試験 - 溶媒抽出工程試験装置による連続抽出試験 -"、JAERI-Tech 94-008、(1994)
- (12) G. Persson, et al. : "Hot Test of a Talspeak Procedure for Separation of Actinides and Lanthanides using Recirculating DTPA - Lactic Acid Solution"、Solvent Extraction and Ion Exchange、2(1)、p.89~113、(1984)
- (13) F. MANNONE, et al. : "Actinide Partitioning by HDEHP Solvent Extraction. A Verification of the Process Scheme by Countercurrent Experiments in Hot Cells"、Inorganica Chimica Acta、94、p.179~182、(1984)
- (14) Boyd Weaver, et al. : "TALSPEAK : A NEW METHOD OF SEPARATING AMERICIUM AND CURIUM FROM THE LANTHANIDES BY EXTRACTION FROM AN AQUEOUS SOLUTION OF AN AMINOPOLYACETIC ACID COMPLEX WITH A MONOACIDIC ORGANOPHOSPHATE

JNC TY9400 2001-014

OR PHOSPHONATE” , ORNL-3559, (1964)

- (15) Y. Sasaki, et al. : “ACTINIDE SEPARATION WITH A NOVEL TRIDENTATE LIGAND, DIGLYCOLIC AMIDE FOR APPLICATION TO PARTITIONING PROCESS” , ATLANTE, (2000)

表4.2.2-01 各方法の主要物質質量

プロセス名	Am/Cm製品液量 (m <sup>3</sup> /d)	高レベル廃液量 (m <sup>3</sup> /d)	使用溶媒量 (m <sup>3</sup> /d)	回収率 (%)
DIAMEX+SANEX	8.9	21	23.6	≧99
TRPO+Cyanex	9	22	15.6	≧99
DIDPA	0.4	12	8	≧99
TALSPEAK	0.8	7.8	11	≧99
SETFICS+TRUEX	0.7	29	12.2	≧99

表4.2.2-02 各方法の主要機器数

プロセス名 工程名 機器名	DIAMEX+SANEX					TRPO+Cyanex					DIDPA					
	DIAMEX 工程	SANEX工程	溶媒洗浄工程	リワーク工程	合計数	TRPO工程	Cyanex工程	溶媒洗浄工程	リワーク工程	合計数	前処理工程	DIDPA工程	製品溶液 組成変換工程	溶媒洗浄工程	リワーク工程	合計数
遠心抽出器	37	24	24		85	32	18	24		64		47	22	12		81
主要槽類	8	7	24	2	41	7	9	24	2	42	17	7	6	14	2	46
電解槽	1		2		3			2		2	1		1	1		3
溶媒フィルタ			2		2			2		2				1		1
濃縮缶											1					1
遠心清澄機											2					2
反応装置											2					2
合計数	46	31	52	2	131	39	27	52	2	120	23	54	29	28	2	136

プロセス名 工程名 機器名	TALSPEAK					SETFICS+TRUEX					
	前処理工程	TALSPEAK 工程	製品溶液 組成変換工程	溶媒洗浄工程	リワーク工程	合計数	SETFICS 工程	TRUEX工程	溶媒洗浄工程	リワーク工程	合計数
遠心抽出器		44	24	12		80	84	40	12		136
主要槽類	17	8	6	14	2	47	13	8	14	2	37
電解槽	1	1	1	1		4	2	1	1		4
溶媒フィルタ				1		1			1		1
濃縮缶	1					1					1
遠心清澄機	2					2					2
反応装置	2					2					2
合計数	23	53	31	28	2	137	99	49	28	2	178



表4.2.2-03 各システムの施設規模

プロセス名	各種槽類設置セル容積 (m <sup>2</sup> )	Am/Cm回収建屋容積 (m <sup>3</sup> )
DIAMEX+SANEX	約1,500	約10万
TRPO+Cyanex	約1,300	約8万
DIDPA	約1,300	約8万
TALSPEAK	約1,250	約7.5万
SETFICS+TRUEX	約1,150	約7万

表4.2.2-04 各システムの建設費

プロセス名	SETFICS+TRUEXに対する相対値	晶析併用簡素化溶媒抽出システムの建設費に対する割合 (%)
DIAMEX+SANEX	約1.4	約32
TRPO+Cyanex	約1.2	約28
DIDPA	約0.97	約22
TALSPEAK	約0.92	約21
SETFICS+TRUEX	1	約23

表4.2.2-05 各システムからの廃棄物発生量

廃棄物種類	システムの種類	発生量 (本/y) ; ( ) 内はm <sup>3</sup> /y (MA回収を行わない晶析併用簡素化溶媒抽出システムに対する増加量)					備 考
		DIAMEX+SANEX	TRPO+Cyanex	DIDPA	TALSPEAK	SETFICS+TRUEX	
ガラス固化体*1		—	—	23 (3.5) *3	23 (3.5) *3	2,460 (370) *4	
TRU廃棄物*2	焼却溶融体	6 (1.2)	5 (0.9)	5 (0.9)	4 (0.8)	4 (0.8)	施設規模に比例
	難燃廃棄物	9 (1.7)	7 (1.3)	7 (1.3)	6 (1.2)	6 (1.1)	施設規模に比例
	不燃廃棄物	32 (6.4)	24 (4.7)	24 (4.7)	23 (4.5)	21 (4.2)	施設規模に比例
	小 計	47 (9.3)	36 (6.9)	36 (6.9)	33 (6.5)	31 (6.1)	
高βγ廃棄物*2	焼却溶融体	14 (2.8)	11 (2.1)	11 (2.1)	10 (2)	9 (1.8)	施設規模に比例
	難燃廃棄物	2 (0.4)	2 (0.3)	2 (0.3)	2 (0.3)	2 (0.3)	施設規模に比例
	不燃廃棄物	32 (6.4)	24 (4.7)	24 (4.7)	23 (4.5)	21 (4.2)	施設規模に比例
	廃溶媒	4 (0.8)	3 (0.5)	2 (0.3)	2 (0.4)	2 (0.4)	使用溶媒量に比例
	小 計	52 (10.4)	40 (7.6)	39 (7.4)	37 (7.2)	34 (6.7)	
低レベル廃棄物*2	不燃廃棄物	129 (25.7)	97 (19.3)	97 (19.3)	90 (18)	84 (16.8)	施設規模に比例
合 計		228 (45.4)	173 (33.8)	195 (39.2)	183 (37.3)	2,609 (399.6)	

\*1 : 150L/本で評価

\*2 : 200L/本で評価

\*3 : Zrの共沈試薬 (モリブデン酸ナトリウム) の添加による増加

\*4 : 塩析剤 (硝酸ナトリウム) の使用による増加

表4.2.2-06 各システムの評価

評価項目	システムの種類				
	DIAMEX+SANEX	TRPO+Cyanex	DIDPA	TALSPEAK	SETFICS+TRUEX
安全性	<ul style="list-style-type: none"> <li>耐震性等、現行の指針に基づく設計が可能</li> <li>使用溶媒等の安全性に関する調査が必要</li> </ul>	同左	同左	同左	同左
経済性	<ul style="list-style-type: none"> <li>建設費が32%程度増加</li> <li>再処理費27万円/kgHMの範囲内</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>建設費が28%程度増加</li> <li>再処理費27万円/kgHMの範囲内</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>建設費が22%程度増加</li> <li>再処理費27万円/kgHMの範囲内</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>建設費が21%程度増加</li> <li>再処理費27万円/kgHMの範囲内</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>建設費が23%程度増加</li> <li>再処理費27万円/kgHMの範囲内</li> </ul>
資源有効利用性	Am/Cmを99%以上回収できる見通し	同左	同左	同左	同左
環境負荷低減性	廃棄物発生量が年間228本(45m <sup>3</sup> )程度増加	廃棄物発生量が年間173本(34m <sup>3</sup> )程度増加	廃棄物発生量が年間195本(39m <sup>3</sup> )程度増加(内ガラス固化体が年間23本(3.5m <sup>3</sup> )程度増加)	廃棄物発生量が年間183本(37m <sup>3</sup> )程度増加(内ガラス固化体が年間23本(3.5m <sup>3</sup> )程度増加)	廃棄物発生量が年間2,609本(400m <sup>3</sup> )程度増加(内ガラス固化体が年間2,460本(370m <sup>3</sup> )程度増加)
研究開発の現状	実験室規模(使用済燃料使用)	TRPO: 同左 Cyanex: 実験室規模(トレーサ使用)	実験室規模(使用済燃料使用)	同左	同左

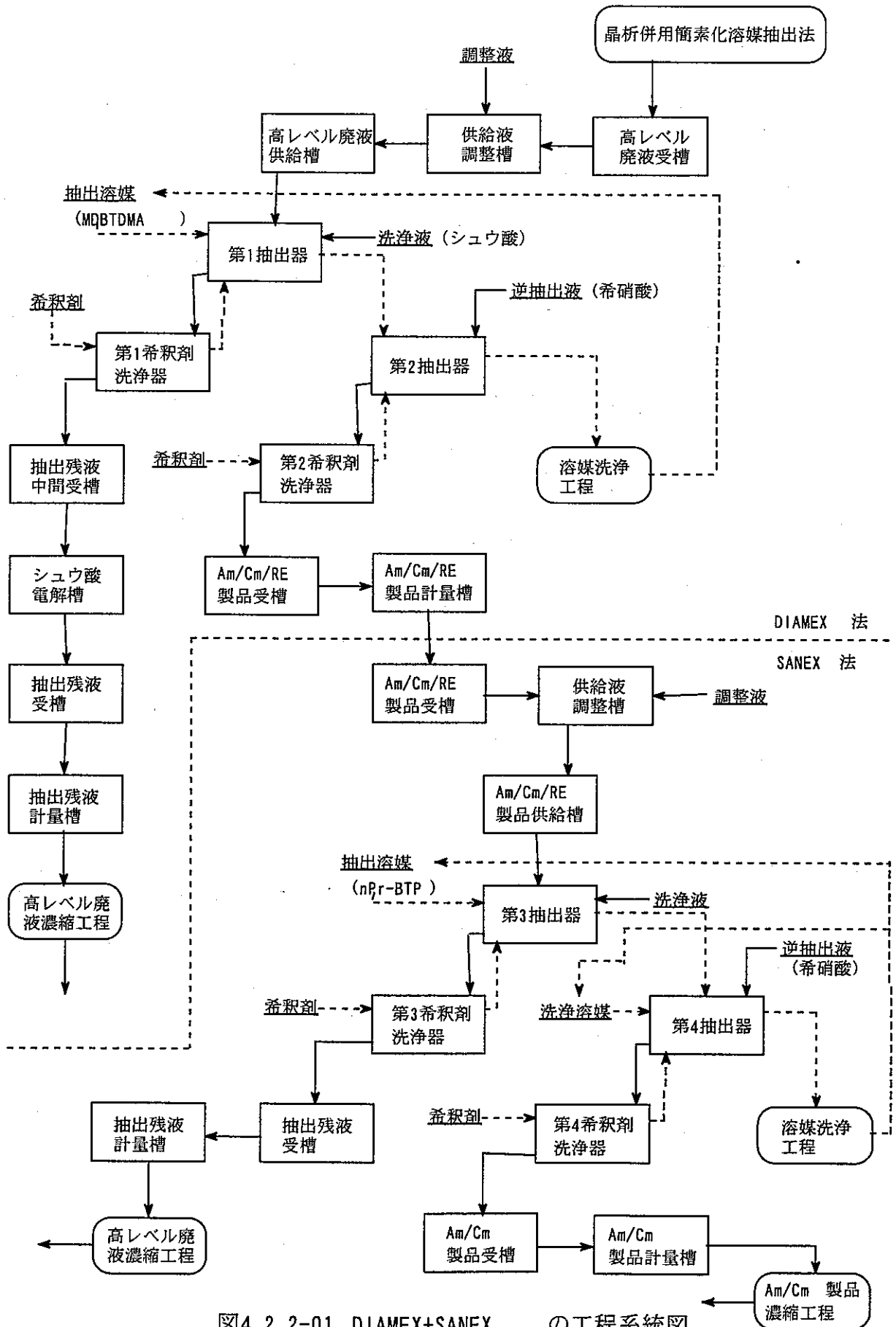


図4.2.2-01 DIAMEX+SANEX の工程系統図

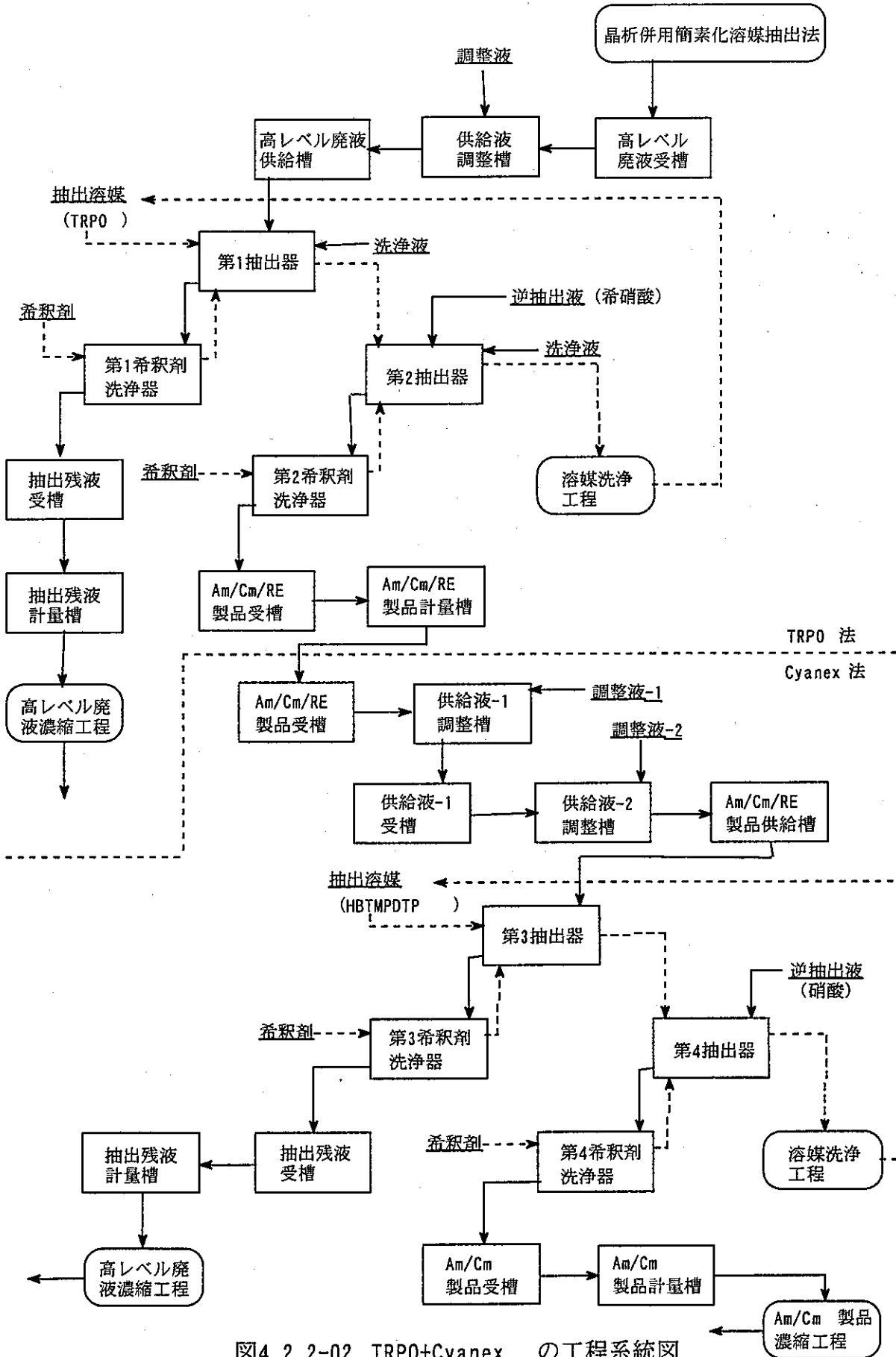


図4.2.2-02 TRPO+Cyanex の工程系統図

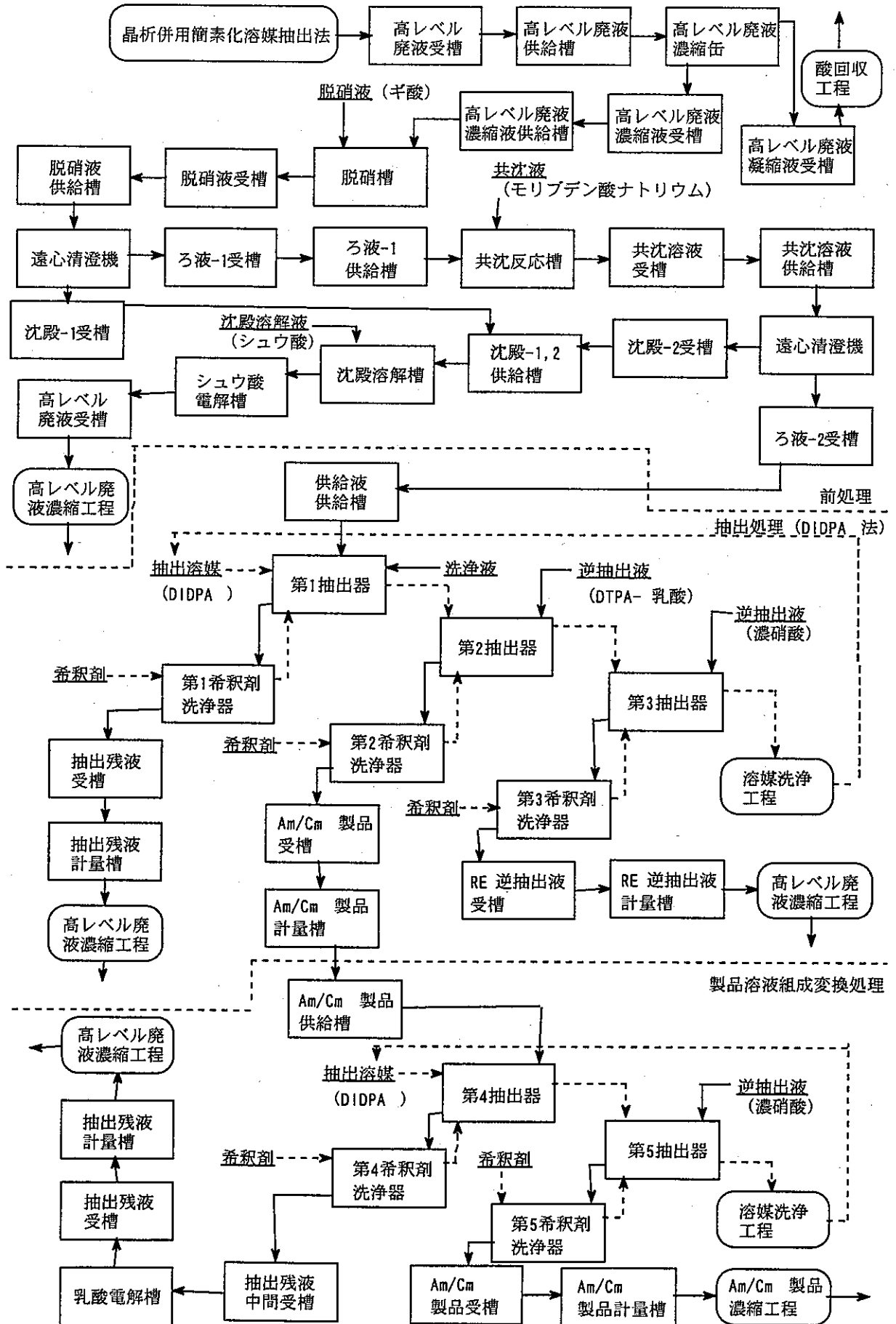


図4.2.2-03 DIDPA の工程系統図

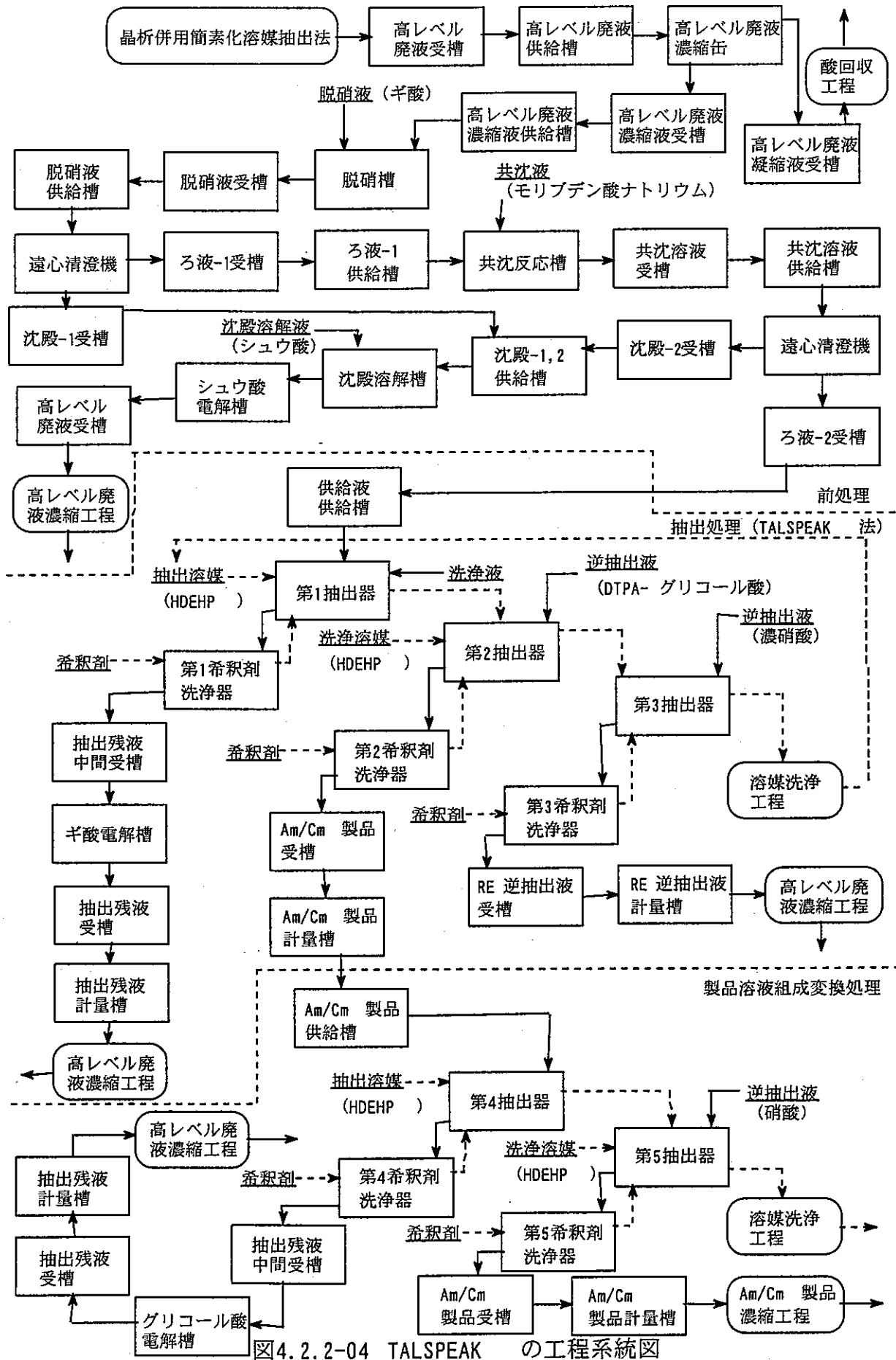


図4.2.2-04 TALSPEAK の工程系統図



## 4.2.3 代替システム

## (1) イオン交換法

## (i) 設計検討

## (a) プロセスの概要

## (イ) イオン交換法

イオン交換法<sup>(1)</sup><sup>(2)</sup><sup>(3)</sup>は、溶媒抽出において抽出-分配-逆抽出-溶媒洗浄の抽出器で構成される部分を一つのイオン交換塔に置き換えて、多段の抽出器に比べ簡素な分離装置とすることができる方法である。また、溶媒を用いないため、廃溶媒の発生がないことが利点としてあげられる。リファレンスシステムと比較したイオン交換法の概略フロー図を図4.2.3-01に示す。

今回設計検討を行ったのは、抽出-分配-逆抽出-溶媒洗浄部分を、イオン交換塔に置き換えた部分であり、その他の前処理工程や廃液処理工程については、リファレンスシステムと同様とし、処理物量の変更を考慮して評価を行った。

イオン交換のシステムはU/Pu/Np回収工程(主分離工程)とAm/Cm回収工程(MA回収工程)に分けられる。イオン交換部分の工程系統図を図4.2.3-02および図4.2.3-03に示す。

イオン交換法の研究は、実験室規模でのPu試験、トレーサ試験まで行なわれている。

## ① U/Pu/Np 回収 (AR-01 交換体)

従来広く利用されてきたポリスチレン系ゲル化イオン交換樹脂に代わって、耐熱性、耐薬品性、耐放射線性が高く、吸脱着速度の高い高性能イオン交換体を用いたプロセスの検討を行った。このイオン交換体は多孔性の無機担体微粒子に芳香族官能基を持つマクロポア型アニオン交換樹脂を保持させたものである。

このプロセスで使用している新型アニオン交換体AR-01の構造および性質を図4.2.3-04に示す。図に示すようにAR-01交換体の交換基は、3級(N3, 約40%)および4級(N4, 約60%)のベンズイミダゾール基により構成されており、U(VI)は主としてN4交換基に吸着される。

AR-01に強い吸着性を示すPd(II)はN3交換基にのみ吸着され、N4に吸着するU(VI)の吸着に影響しないことから、Pd(II)の溶離操作は行わず、交換体に蓄積したPdは交換体の廃棄時に共に廃棄される。

分離操作は、下記の操作を1サイクル15分で行う。

- ・燃料溶解液を硝酸濃度6Nに調整し、カラムに供給する。
- ・6N硝酸を供給してFPの洗浄を行う。
- ・1N硝酸を供給してUの溶離を行う。
- ・2.5Mのギ酸を供給し、U/Pu/Npの溶離を行う。

- ・ 6N硝酸を供給し、Tcの溶離とカラムの洗浄を行う。

各分離操作ではカラム内のクロマト効果を利用しているため、供給している液と排出されている液が1対1では対応しない。なお、6N硝酸は直接再利用し、24時間(96サイクル)に1回交換することとしている。また、ギ酸は回収リサイクルすることを想定している。

イオン交換法の分離スキームを図4.2.3-05に示す。

② Am/Cm回収(CMPO吸着剤/ Cyanex-301吸着剤)

Am、Cmの分離用イオン交換体としては、AR-01と同様の多孔性シリカ粒子の孔内にスチレン・ジビニルポリマーを合成してポリマー/シリカ複合体とし、これにCMPOおよびCyanex301を含浸担持したものをを用いる。CMPOおよびCyanex301の構造を図4.2.3-06に示す。

Am/Cm/REとFPの分離操作は、CMPO吸着剤を用いて、以下の操作を1サイクル15分として行う。

- ・ 高レベル廃液相当の溶液を濃縮した溶液をカラムに供給する。
- ・ 3-6N硝酸を供給してFPの洗浄を行う。
- ・ 水あるいは希硝酸を供給してAm、CmとREの溶離を行う。  
得られた溶液は次にCyanex301吸着剤を用いて、以下の操作を1サイクル15分として処理し、Am/Cm溶液として回収する。
- ・ 前工程で回収したAm/Cm/REの溶液をpH3-4に調整してカラムに供給する。
- ・ pH3-4硝酸を供給してREの洗浄を行う。
- ・ 0.1N硝酸を供給してAm/Cmの溶離を行う。

(ロ) 工程物量の比較

主分離工程におけるリファレンスシステムとイオン交換法の製品溶液量、高放射性廃液量の比較を表4.2.3-01に示す。

リファレンスシステムに比べ、溶媒は使用しなくなるが、洗浄液等に高酸濃度の硝酸を多く使用することから酸回収処理量も多く、また、高放射性廃液量は約4倍となっている。

(ハ) 除染能力

イオン交換法のFPの除染係数は、U製品で $10^3$ 程度、U/Pu製品で $10 \sim 10^2$ と予想される。製品中のFP不純物含有量は1%未満であるが、このシステムでは抽出クロマトの原理を適用しているため、要求される回収率によって除染係数は異なり、その確認が必要である。

(ニ) 回収率

回収率と除染性能は相関関係があるが、設計要求であるU、TRUそれぞれ99%以上は満足できるものと考えられる。

## (b) 機器

## (i) 主要機器

主要機器をリファレンスシステムと比較したものを表4.2.3-02に示す。主分離工程では使用液量が大きいため槽類の容量が大きくなるが、抽出器は削除される。

## (ii) 主分離イオン交換塔

主分離に使用するイオン交換塔の構造は、図4.2.3-07に示すように平板槽を3つ併せた構造である。機能上重要な点は、出口液をそれぞれの受槽に振り分ける自動切替弁の成立性にある。この切替精度とそのキャリブレーションが、回収率やDFを規定することになる。

## (iii) MA分離イオン交換カラム

MAの分離に使用されるカラム部分の概略寸法は下記である。

- ・FP分離カラム(CMPO) ; 200φ×500
- ・MA/Ln分離カラム(Cyanex301) ; 150φ×200

## (c) 配置設計

イオン交換にかかわる設備のセル内配置を図4.2.3-08に示す。施設容積は、主建屋内にMA回収を含めたものとして約46万m<sup>3</sup>と評価した。

## (i) プロセスの評価

## (a) 安全性

## (i) イオン交換体の安全性

イオン交換法は、溶媒抽出法に比べ有機溶媒を使用しないことが利点として挙げられるが、樹脂の硝酸との反応などから、必ずしも火災・爆発の安全性の観点から好ましいとはいえない。

今回検討の対象としたAR-01等のイオン交換体は主成分が無機材質であるため、従来のイオン交換樹脂に比べ化学的安定性は向上しているが、硝酸溶液中での取扱いを想定した安全上の制限値等についての情報は不足しており、今後この点を明らかにしていく必要がある。

## (ii) イオン交換体から遊離する有機成分への対策

イオン交換体からは微量の有機成分が遊離することから、安全上、蒸発濃縮設備へ移行する有機成分を抑える必要がある。その方法としては希釈剤洗浄や有機分を吸着するフィルタ等があるが、その性能について確認が必要である。

## (b) 経済性

リファレンスシステムと比較したイオン交換法を採用した再処理プラント建設費を次表に示す。また主工程とMA回収工程に分けて建設費を比較した図を図4.2.3-09および図4.2.3-10に示す。

## 200tHM/yプラントの建設費

	リファレンスシステム	イオン交換	
主工程	2,434～2,556億円	2,614～2,745億円	+7%
MA回収	568～596億円	194～204億円	-66%
合計	3,001～3,149億円	2,788～2,927億円	-7%

上記のように、主工程では建設費の低減効果はないが、MA回収工程で効果が大きく、施設全体での建設費の低減効果があることが示された。

イオン交換法では、晶析+簡素化溶媒抽出に代替する部分については抽出設備と溶媒処理設備の抽出器はなくなり、イオン交換塔一つに減少する。しかし、そこから払い出される溶液の系統数(高レベル放射性廃液, U製品, U/Pu製品)はかわらないため、槽類の減少は見込めないこと、また、リサイクル分も含めたイオン交換設備内の流量は増加し(槽類の容量も増加)、高放射性廃液の処理量も増加するため、その処理設備の負荷が増加することから、建設費の減少と増加が相殺され、U/Pu/Npの回収を目的とした主分離工程の代替案として大きな効果は期待できないと考えられる。

これに対してAm/Cm回収の代替システムとしては、CMPOを用いたSETFICS系の回収方法に比べ、使用液量も少なく、数分の1のコンパクトな設備となる可能性があり、この部分への適用は有望と考えられる。その場合の建設費は下記の通りである。

## 200tHM/yプラントの建設費

	リファレンスシステム	MA回収部分をイオン交換に代替	
主工程	2,434～2,556億円	2,434～2,556億円	
MA回収	568～596億円	194～204億円	-66%
合計	3,001～3,149億円	2,628～2,759億円	-12%

Am/Cm回収設備が小さくできる主な理由は以下の通りである。

SETFICS等の溶媒抽出による回収プロセスでは、第3相(重有機相)が生成した場合、抽出分離操作が困難であるため、これが生成しない条件でプロセスが組まれている。このことにより、溶媒中の装荷金属濃度が押さえられ数g/L程度の濃度でしか取り扱えない。これに対してイオン交換系では第3相の生成を考慮しなくてもよく、高い濃度で溶液を取り扱えるため、使用液量および設備規模を小さくできるシステムとなる。

## (c) 資源有効利用性

主分離工程より前の工程についてはリファレンスシステムと同じである。イオン交換工程における回収率は、定性的には自動切替弁の制御性に依存するが、適当なリワークを設ければ、簡素化溶媒抽出と同程度の回収率は期待でき

る。

(d) 環境負荷低減性

廃溶媒の発生はなく、代わりに廃樹脂が発生する。廃樹脂の発生量は約0.5m<sup>3</sup>/年と小さい。ただし、リファレンスシステムでも蒸留処理を徹底することで約0.4m<sup>3</sup>/yの廃溶媒固化体の発生量となっていること、廃溶媒固化体の固体廃棄物全体に占める割合は0.1%未満であることから廃棄物低減の効果は期待できない。

(e) 核拡散抵抗性

計量管理については、従来の手法がそのまま適用できるため、特に問題はない。また、U/Puを共回収することにより、施設内にPuが単独で存在することはない。低除染であるため、近接も容易でない。

(f) 運転・保守・補修性

運転・保守・補修性についてはリファレンスシステムと同等と考えられる。

(iii) 開発課題

(a) イオン交換体の安全性

本システムで使用するAR-01交換体の基本的な安全性は、従来のイオン交換体に比べ良好であるが、硝酸溶液系での化学的あるいは熱的制限値は明らかでない。CMP0交換体やCyanex301交換体の安全性や運転時の条件等について確認する必要がある。

(b) 高濃度でのMA回収処理の確認

特にMA回収に関しては、溶媒抽出法に比べ、高濃度で取り扱えることが、経済性向上のポイントになっているが、実際に高濃度でのプロセスとして運転が可能かの確認が必要である。

(c) イオン交換塔(自動切替弁)

イオン交換塔についてはクロマトグラフィーの原理を使用しているため、塔内の流速の均一性が重要である。本来円筒型が望ましいが、臨界上の制約により3重平板槽構造を採用した。この形状において十分な均一性が達成できるかの確認が必要である。

また、本プロセスの除染性や回収率の鍵となるのは、イオン交換塔の自動切替弁の制御である。可動部となる自動切替弁の機器としての耐久性/信頼性はもとより、投入中液と流出中の液は1対1で対応しておらず、切替タイミングのキャリブレーション等のソフト面での対応も必要である。

(d) TRU回収用イオン交換体の安定性

TRU回収用のイオン交換体から官能基部分が比較的流出しやすく、イオン交換体の劣化が早いこと、Cyanex301は精製が難しく、また安定性が悪いことが課題として挙げられる。交換体から溶出した有機成分の処理も含めた研究が必要である。

## (2) アミン抽出法

## (i) 設計検討

## (a) プロセスの概要

## (1) アミン抽出法

## ① TBP の代替溶媒としての特徴

溶媒抽出工程の流量を低下させる案として、TBPによる抽出より高飽和度で使用でき、より高い除染性能を期待できるTBP/TOA(トリオクチルアミン)溶媒を用いるプロセス<sup>(4)</sup><sup>(5)</sup>の導入を検討した。リファレンスシステムと比較したアミン抽出法の概略フロー図を図4.2.3-11に示す。

使用するTBP/TOA溶媒は、30%TBP、10%TOA、10%イソオクチルアルコール、50%ノルマルドデカンの混合溶媒である。

PUREX法で用いられるTBPでは、高飽和条件で使用した場合、UのほうがPuより抽出されやすいためPuの破過が起り、放射性廃液側へのリークが起りやすい。これを防ぐため、溶媒中の飽和度は約80%で運転される。

TOAは4価イオンに対して高い抽出性を持ち、こうしたPuのリークを押さえ、さらに高い飽和度として約90%を期待できることから、使用溶媒の低減が期待できる。

またTBP/TOA混合溶媒は分離係数が高いこと、飽和度が高いためFPが抽出されにくいことから、スクラブなしの条件でも十分なDFが期待できる。スクラブを削除することにより、高放射性廃液発生量の低減も期待できる。

## ② 全アクチニド共回収の可能性

TBP/TOA混合溶媒のもう一つの特徴として4価イオンに対して高い抽出性をもつことから、Am、Cmを4価イオンに調整できれば主工程での回収の可能性がでてくる。この場合、Npは6価になるため、同時に回収も可能である。

Am、Cmはリンタングステン酸等のヘテロポリ酸の存在下で、比較的容易に4価に酸化されること<sup>(6)</sup><sup>(7)</sup><sup>(8)</sup>が知られている。したがって、これを使用することで4価への調整は可能である。

問題としては下記が挙げられる。

- ・Ceも4価に酸化され、同様に抽出される。Ceの核分裂収率は大きい  
ため、マルチリサイクルした場合、燃料中の不純物量2wt%を超える。
- ・高酸化状態での取扱いとなるため、材料についても考慮が必要
- ・リンタングステン酸の挙動および使用量が不確定(製品や廃液へ移行量によっては技術的成立性がなくなる可能性がある)

上記のような問題はあるが、これらが解決できることを前提に設計検討を行った。晶析法の採用を考慮した工程系統図を図4.2.3-12に示す。

リファレンスシステムの共除染、逆抽出の2バンク構成の抽出システムから、U抽出、U/TRU抽出、U/TRU逆抽出、U逆抽出の4バンク構成とやや複雑な抽出システムとなる。U抽出、U逆抽出は、高濃度装荷によりスクラブなしで

高いDFを達成しているため、逆にUのリークが発生することから、その回収用として追加設置される。

(d) 工程物量

主分離工程におけるリファレンスシステムとアミン抽出システムの製品溶液量、高放射性廃液量の比較を表4.2.3-03に示す。

製品液量は双方とも同等であるが、高放射性廃液量は、アミン抽出システムの方が、リファレンスシステムの半分程度に減少することが分かる。

(h) 除染能力

除染能力としてはリファレンスシステムと同様に $10^3$ 以上のDFが期待できる。このときの製品中の不純物は0.1%以下である。ただし、リンタングステン酸の使用量および移行挙動によっては設計要求である2wt%満足できない可能性がある。

(i) 回収率

回収率はリファレンスシステムと工程損失の経路、量は同等と考えられることから同じ値とした。

	U	TRU				
		Pu	Np	Am	Cm	TRU
回収率	99.75%	99.70%	99.70%	99.84%	99.84%	99.71%

(b) 機器

主要機器について、リファレンスシステムと比較したものを表4.2.3-04に示す。採用する機器について、アミン抽出に特別な機器としては酸化のための電解槽がある。その他はリファレンスシステムと同じである。

(c) 配置設計

アミン抽出法を採用した場合のセル内配置案を図4.2.3-13に示す。必要となる設置スペースは、リファレンスシステムの主分離工程と同じである。MA回収を含めた建屋容積は約43万 $m^3$ である。

(ii) プロセスの評価

(a) 安全性

(i) TOA の安全性

新溶媒であるTBP/TOA溶媒には、第3相の生成を回避するためイソオクチルアルコールも含んでいる。TOAおよびイソオクチルアルコールの引火点はそれぞれ196℃および82.2℃であり、ノルマルドデカンの引火点74℃より高く、抽出工程の温度管理は従来通りのもので対応が可能である。

この他、硝酸錯体や劣化生成物の熱分解等、TBP系で考慮されているものと同様の安全上のデータが蒸発缶等の設計に必要となるため、今後採取すべきデータとして挙げられる。

## (d) その他の試薬類の安全性

その他リンタングステン酸のほか、酸化剤等、従来使用していない試薬を採用することになるため、これらの試薬類の安全性データの収集が必要である。

## (b) 経済性

U/Pu/Npを回収する主工程にアミン抽出を採用した場合の建設費をリファレンスシステムの主分離工程である晶析併用簡素化溶媒抽出システムと比較した結果を以下の表に示す。

	晶析+簡素化溶媒抽出	晶析+アミン抽出(主工程)	
建設費	2,434~2,556億円	2,426~2,547億円	-0%

参考のため晶析法を使用しない場合の結果は下記の通りである。

	簡素化溶媒抽出	アミン抽出(主工程)	
建設費	2,714~2,850億円	2,699~2,834億円	-0%

晶析法を採用するしないに関わらず、U/Pu/Npを回収する主工程にアミン抽出を採用する効果はあまりない結果となった。

また、全アクチニド共回収が同様のシステムでできるとした場合の建設費は下表の通りである。リファレンスシステムとアミン抽出法の建設費の比較を図4.2.3-14に示す。

	リファレンスシステム	晶析+アミン抽出(共回収)	
建設費	3,001~3,149億円	2,426~2,547億円	-19%

アミン抽出を採用する場合には、同様の設備で全アクチニドを共回収する可能性を追求することに利点があることが分かる。しかし、プロセス概要で述べたように、全アクチニド共回収とする場合、プロセス成立性の上での課題も多く、技術的に不明確な部分を明らかにすることで実用性の当否をもう一度判断すべきと考えられる。

## (c) 資源有効利用性

リファレンスシステムと同等である。

## (d) 環境負荷低減性

環境放出量はリファレンスシステムと同等と考える。廃棄物発生量は、TRU共回収を行うことでMA回収設備に伴う廃棄物がリファレンスシステムと比べて減少する。



(e) 核拡散抵抗性

リファレンスシステムと同等である。

(f) 運転・保守・補修性

リファレンスシステムと同等である。

(iii) 開発課題

(a) プロセスの成立性

プロセスの成立性に関しての主な問題点として、酸化技術、Ceの分離技術、リタングステン酸の使用量とその挙動が挙げられる。

(i) 酸化技術

Amの酸化は確認されているが、Cmを価数が同定できる量で試験された例がなく、酸化方法を確認する必要がある。

(ii) Ceの除染

本検討では、Ceが全て製品に移行した場合でも設計条件である不純物2%以内を満足するため、Ceの分離は考慮していないが、多重リサイクルを考慮した場合、この除染方法を確立する必要がある。

(iii) リタングステン酸の使用量と挙動

Am、Cmの4価を安定化するため、リタングステン酸の使用を想定しているが、その使用量と移行挙動を明確にし、製品組成や廃棄物の発生量への影響を評価する必要がある。

(b) 材料

本検討では使用材料は通常用いられているステンレス系の材料で対応できるとして設計を行ったが、Am、Cmの酸化処理等では腐食性の高い系で取り扱うことになるため、装置/容器材料の適用性の検討も必要である。

(c) 安全性

各種錯体や劣化生成物の化学的、熱的安定性等についてのデータ採取が必要である。

## (3) 超臨界直接抽出法

## (i) 設計検討

## (a) プロセスの概要

## (イ) 超臨界直接抽出法

超臨界直接抽出法は、従来の硝酸による燃料の溶解等を行わず、燃料粉体から直接U/Puを抽出する方法<sup>(9)~(13)</sup>である。抽出溶媒は、超臨界CO<sub>2</sub>中にTBPを溶解させたものを用いる。超臨界流体から逆抽出した後、U/Puの分配には晶析法を採用する。

超臨界直接抽出法を採用した場合、従来の湿式再処理の溶解、清澄、抽出工程が一体化され、設備の削減が期待できる。また、本検討ではCO<sub>2</sub>超臨界流体を溶媒とした直接抽出操作を円滑に行うため、前処理として熱処理による脱被覆を採用し、ブランケット燃料のバイパス処理による抽出処理量の低減も考慮している。この工程に関する研究は実験室規模のU試験で行なわれている。

超臨界直接抽出法では、FPは高レベル廃液ではなく、スラリー状で回収されると考えられるため、高放射性廃液の濃縮やガラス固化工程、酸回収工程等の低減も期待できる。

MAの回収についてはU/Pu/Npを直接抽出したのち、超臨界CO<sub>2</sub>にTRPO-硝酸錯体を含む溶媒に切り替えてMAおよびREの直接抽出を行う。その後、超臨界CO<sub>2</sub>にCyanex301-硝酸錯体を含むものを用いてMAおよびREを分離する。この工程については概念検討段階である。

リファレンスシステムと比較した超臨界直接抽出法の概略フロー図を図4.2.3-15に示す。また、工程系統図を図4.2.3-16に示す。

超臨界直接抽出法の処理手順および特徴は次の通りである。

## ① 酸化熱処理

燃料ピンを酸化加熱することにより、燃料ミートを被覆管から分離する。この処理を円滑に行うため、集合体解体時にピンにまで解体し、スペーサワイヤを除去する。次に燃料ピンを適当な長さにせん断し、スリットを入れた後、トレイへ収納して酸化加熱炉に送る。

酸化加熱炉では、酸素を供給しながら480℃で3時間加熱処理を行い、UO<sub>2</sub>がU<sub>3</sub>O<sub>8</sub>に変化する際の体積変化を利用して燃料を粉体化する。ただし、Pu富化度が30wt%程度と高い場合には十分に粉体化しないことが考えられるため、処理対象燃料に適した酸化条件の設定が必要である。

粉体化した燃料は、加震器にかけてハルと分離し、燃料粉をヨウ素加熱分離容器に送り、酸素を吹き込みながら約750℃で加熱することにより、ヨウ素を除去する。

## ② U/Pu/Np 直接抽出

直接抽出塔に燃料粉を受入れ、TBP-硝酸錯体を含む超臨界状態のCO<sub>2</sub>を供給

し、燃料粉からU/Puの抽出を行う。FP等は抽出されず、FP、MA等を含む抽出残留物(以下、残滓)として残る。次に超臨界CO<sub>2</sub>に抽出されたU/Pu/Npを希硝酸で逆抽出する。希釈剤洗浄および溶媒洗浄も同様に超臨界CO<sub>2</sub>と水溶液との接触で行うこととした。

これら超臨界CO<sub>2</sub>を用いるプロセスの運転条件は12MPa、40℃である。

直接抽出以外のプロセスは実験例がなく、また、核物質等を装荷した状態の密度等のデータもないため、ここで想定した超臨界CO<sub>2</sub>相と水溶液相の向流接触操作の実用性について試験が必要である。

### ③ U/Pu 分配

U/Pu/Np直接抽出工程で回収したU/Pu/Np溶液から一部Uを除去して適当なU/Pu比の製品を得る技術として晶析法を採用する。回収溶液を直接晶析操作するには濃度が低いため、濃縮操作も追加する。

### ④ MA 回収

MAのうちNpは上記の直接抽出操作によって回収されると考えられるが、AmおよびCmは残滓中に残留する。この残滓からAm/Cmを回収するため、抽出剤を変更した直接抽出法を適用する。

抽出剤としてはTRPOとCyanex301の組み合わせを想定した。まず、残滓からTRPOを含む超臨界CO<sub>2</sub>を用いてAm/Cm/REを抽出、これを逆抽出した溶液にCYANEX301を含む超臨界CO<sub>2</sub>を接触させてAm/Cmを抽出、硝酸にて逆抽出する。

## (D) 工程物量

主分離工程におけるリファレンスシステムと超臨界直接抽出システムの製品溶液量、高放射性廃液量の比較を表4.2.3-05に示す。リファレンスシステムに比べ高放射性廃液量の極端に小さいシステムとなっている。廃液量は1/5、硝酸量は1/100以下と大幅に低減されるため、HAW処理および酸回収の処理付加が大幅に低減される。

### (A) 除染能力

Uと模擬FPを用いた試験結果<sup>(10)(12)</sup>では、DFはNdが10程度と低いが、その他の核種については10<sup>2</sup>~10<sup>3</sup>以上のDFが得られている。希土類FPのDFを10、その他の核種のDFを100とした場合の製品中の不純物濃度は約0.2wt%である。

### (B) 回収率

回収率の評価結果は下表の通りである。

	U	TRU				
		Pu	Np	Am	Cm	全TRU
回収率	99.25%	99.21%	99.21%	98.37%	98.37%	99.18%

熱処理工程での損失分が増加するため、リファレンスシステムの回収率に比べ0.5%低い値となっている。

## (b) 機器

## (i) 主要機器

直接抽出法の主要機器をリファレンスシステムと比較したものを表4.2.3-06に示す。熱処理設備の追加のため前処理機器が増加すること、直接抽出設備は多系列化することが特徴として挙げられる。また、リファレンスシステムの溶解、清澄、抽出設備では連続溶解槽、遠心清澄機、遠心抽出器といった動的機器が中心であるのに対して、塔類を中心とした静的機器が中心となることも特徴的である。

## (ii) 酸化加熱炉

燃料を粉体化するための装置として酸化加熱炉を採用している。その概略機器図を図4.2.3-17に示す。200tHM/yプラントの場合、炉心燃料用2基、ブランケット燃料用1基の計3基が必要となる。

## (iii) 直接抽出塔

直接抽出塔は、燃料粉と超臨界CO<sub>2</sub>を接触させる装置である。装置の形状としては臨界安全形状の円筒型を採用している。直接抽出塔の概略機器図を図4.2.3-18に示す。この装置はバッチ操作で運転され、200tHM/yプラントでは8系列必要となる。

## (c) 配置設計

セル内機器配置検討結果を図4.2.3-19に示す。MA回収を含めた建屋容積は約34万m<sup>3</sup>である。

## (ii) プロセスの評価

## (a) 安全性

## (i) 高圧系での取扱い

高圧(12MPa)が使用条件となるため、機器レベルでの負圧維持は困難である。通常時は機器レベルでの閉じ込めは圧力容器および接続配管系への逆止弁の設置で可能であるが、漏洩等の異常事象時にはセルでの閉じ込めが必要である。具体的には高圧容器の容積、圧力から想定されるセル内圧上昇に対して十分な負圧をあらかじめ設定することが考えられる。

上記の対策は、現行指針にある常時負圧を維持することと整合しないため、安全評価、試験等により対策の妥当性を示す必要がある。

## (ii) TBP/硝酸錯体への対策

熱分解性のTBP/硝酸錯体が発熱体である使用済燃料と直接接触するためニトロ化、レッドオイル爆発が懸念される。また超臨界CO<sub>2</sub>の漏洩時にはCO<sub>2</sub>が気化するため、TBP/硝酸錯体が装置外に飛散する可能性がある。これらに対する対策として分解反応を考慮した熱的制限値以下に管理することが挙げられるが、超臨界状態を含めた制限値の設定が必要である。

## (b) 経済性

リファレンスケースと超臨界直接抽出の建設費の比較を次表及び図4.2.3-20

に示す。

	リファレンスシステム	超臨界直接抽出	
建設費	3,001～3,149億円	2,019～2,120億円	-33%

超臨界直接抽出システムは、他の代替システムに比べ大きな建設費の低減効果が得られた。

これは、径ブランケット燃料を熱処理のみで済ませることで主工程の物量を低減すること、溶解・清澄・抽出の一体化、装置自体が静的機器であること、HAW処理、酸回収も小さくて済むことを併せた効果である。

(c) 資源有効利用性

U、TRUの回収率99%以上という設計要求は満足できる。リファレンスシステムとの相対比較では、回収率は約0.5%悪化する。これは熱処理時の損失の増加が主要因である。また、熱処理に伴って難溶性のPu富化度の高い相が生成した場合にはPu回収率がさらに悪化するため、熱処理条件には注意が必要である。

(d) 環境負荷低減性

経済性の向上とあわせ設備の縮小もなされているため、廃棄物は減少するものと考えられが、定量的な評価は行っていない。

(e) 核拡散抵抗性

計量管理については熱処理後の粉末での入量計量となり、現行の計量槽における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サンプルの代表性や容量等の測定等に留意が必要である。

設計上、Puが単独で存在せず、低除染の製品となるが、直接抽出条件の変更でUとPuの分離が可能か否かの確認はされていない。

(f) 運転・保守・補修性

従来にない熱処理および高圧システムの運転が追加されることから、運転に関して十分な経験を積み、異常時の対策等を明確にしていく必要がある。

(iii) 開発課題

(a) プロセスとしての成立性

現時点で確認されているのはUおよび模擬FPの酸化物から直接抽出が可能なこと程度であり、その制御に関して不明な点が多く、再処理プロセスとしての成立の可否確認が必要である。

(b) 入量計量技術開発

受入の計量管理は分離操作に移る前に行う必要があるが、本システムの場合、粉末での入量計量となる。基本的には重量の測定と攪拌による均一化で対応することになると考えられるが、その信頼性や計量精度について技術開発が必要である。

(c) 熱処理技術

熱処理による脱被覆を採用しているが、Pu富化度が高い場合には酸化脱被覆は困難になることから、酸化脱被覆の適用範囲の確認とともに機械的脱被覆との組み合わせ等、最適化を図る必要がある。

また、酸化熱処理時の揮発性核種の移行率を確認することが重要であるほか、微粉の飛散率の確認および飛散防止対策が必要である。

(d) 高圧容器の適用性

従来 of 再処理指針では想定していない高圧系での取扱いとなることから、逆止弁やセルでの負圧管理を想定したが、その妥当性についてより詳細な検討が必要である。

(e) U/TBP/硝酸錯体の発生

従来、極力単離や蓄積しないように考えられてきたU/TBP/硝酸錯体が高圧容器の破損や超臨界ブレイク工程において多量に発生することが考えられ、これについて安全上の対策が必要である。

(f) MA 回収システムの成立性

ここで採用したAm/Cmの回収法は、プロセス原理の検討段階であり、その成立性については今後確認が必要である。

## (4) 沈殿法(パイプレスプラント)

## (i) 設計検討

## (a) プロセス検討

(イ) パイプレスプラントシステム<sup>(14)</sup> <sup>(15)</sup>

パイプレスプラントシステムは、近年化学工業界で多品種少量生産に起因する問題点(製品コストの上昇、機械化自動化、廃棄物発生量、将来の新製品への変更)に対する解決策として開発されたシステム<sup>(16)</sup> <sup>(17)</sup>である。

連続式のプラントでは、各工程の機器や槽類を配管でつなぎ、それぞれの操作をそれぞれの機器や槽内で行うのに対して、パイプレスプラントシステムでは、処理対象を受け入れた容器(移動槽)をそのまま移動し、接続するユーティリティ等(ステーション; ST以下)をつなぎ変えて同じ容器内で次の操作を行う。

配管は各工程を構成するSTまで接続されているが、各工程間は移動槽で搬送されるため配管が必要ない(このため「パイプレス」と呼ばれる)。このため、多品種少量生産での製品間の汚染防止に伴う洗浄廃液が低減される。また、将来の生産能力や生産品目の変更に対しては最低必要なSTまたは移動槽の増加で対応が可能である。このシステムは、これまで塗料、インク、工業薬品、医薬等で実用化されている。

これまでの湿式再処理システムでは、溶媒抽出法を基本に、連続処理の概念を導入したシステムの検討が中心であった。しかし、FBR燃料再処理においては、低除染等のプロセス要件を考慮した場合、沈殿法等のバッチプロセスの適用の可能性がある。また、従来の連続処理の場合、それに係わる配管が長大化し、建設費に占める配管施工コストの割合も大きい。本検討では、これらのことを考慮し、FBR燃料再処理に前述のパイプレスプラントの概念を導入した場合の建設費等を評価することとした。

本検討では、このシステムに適用する再処理プロセスとして晶析法+沈殿法を想定して設計検討を行った。

沈殿法としては、過酸化物質沈殿法<sup>(18)</sup>、水酸化物沈殿法<sup>(19)</sup> <sup>(20)</sup>、シュウ酸沈殿法などがあるが、工程の簡素さ、Pu単離の困難さ、沈殿後のU/Puの回収の容易さ(再溶解性)から過酸化物質沈殿法を選定して設計検討を行った。

なお、このシステムではMAの回収が考慮されていないため、リファレンスシステムと同じSETFICS+TRUEXによるMA回収を付加するものとして検討を行った。

## (ii) プロセスの概要

基本的な工程系統図を図4.2.3-21に示す。

## ① 乾式熱処理工程

これまでの溶解工程のようにせん断片を直接パイプレスプラントのシステムに持ち込むことは固液分離操作上困難であるため、前もって被覆管を取り

除く必要がある。このための方法として超臨界直接抽出法で採用した方法と同じ乾式熱処理を行う。

この工程で被覆管と燃料粉を分離し、燃料粉は溶解・晶析工程に送る。

## ② 溶解・晶析工程

溶解は、超臨界直接抽出法と同様に乾式熱処理を行ったあとの粉末を受け入れて行う。

過酸化物沈殿法はPuとUの分離能力がないため、燃料に必要なU/Pu製品を得るには別途Uの一部を分離する方法が必要である。その方法として晶析法を採用する。晶析操作は、溶解後、溶解液が貯留された槽を晶析用のステーションに搬送して行う。

晶析操作後、母液を清澄して過酸化物沈殿工程に送る。槽に残る晶析塩は再度溶解したのち、U製品として払い出す。

## ③ 過酸化水素沈殿工程<sup>(18)</sup>

過酸化水素によりPuを沈殿させて分離する方法は、米国ロスアラモス国立研究所でスクラップからのPuの回収に用いられた(400gPu/バッチ規模試験<sup>(21)</sup>)。

この方法は、前処理として硝酸プルトニウムの溶液に過酸化水素を添加して、Puの原子価を4価に調整した後に、Puのモル数の20倍程度の過剰の過酸化水素を添加して過酸化物を生成する。澱物の生成、熟成は温度を10～15℃に冷却して行う。

この方法では、UもPuと同様に沈殿するので、UとPuの分離はできない。

生成した過酸化物は溶液と分離後、硝酸により再溶解して払い出す。

## (A) 工程物量

主分離工程におけるリファレンスシステムと沈殿/パイプレスプラントシステムの製品液量および高レベル廃液量の比較を表4.2.3-07に示す。リファレンスシステムに比べ、沈殿物を再溶解して製品を得ることからU/Pu製品流量は約1/4に減少するが、沈殿物を洗浄する操作が必要なことから高レベル廃液量は約1.3倍になる。

## (二) 除染能力

過酸化物沈殿法ではSr、Ba、Moについては $10^2$ 程度、その他のFPについては $10$ 程度である。製品燃料中のFP不純物を評価すると以下のようになり、設計要求である2%以下を満足できる。

- ・U製品 : 約0.06wt%/HM
- ・U+Pu製品 : 約1.2wt%/HM

## (ホ) 回収率

U、Puの回収率は以下の通りである。

- ・U回収率 : 約99.5wt%
- ・Pu回収率 : 約99.6wt%



なお、MAの回収についてはレファレンスシステムと同じSEFICS+TRUEX法により99%以上が回収できるものと考えられる。

(b) 機器

空間軌条懸垂方式移動槽システム(STTS-spacetrans)をもとにした槽移動方式を採用し、セル内での操作を考慮して槽自動搬送機能、自動配管接続機能を持つものとする。

このシステムは移動槽、ST、搬送台車、配管接続機構からなる。

溶解・晶析工程を構成するA型移動槽(平板型)とSTの概要を図4.2.3-22に、過酸化水素沈殿工程を構成するB型移動槽(円筒型)とSTの概要を図4.2.3-23に示す。

槽の移動システムは図4.2.3-24に示す移動台車によって行われる。移動操作の概念を図4.2.3-25に示す。STに設置された移動槽は図4.2.3-26に示すような自動配管接続機構によって接続される。

主要機器をレファレンスシステムと比較した表を表4.2.3-08に示す。

(c) 配置設計

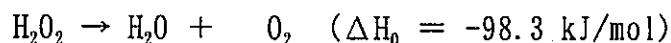
上記で検討した機器の配置案を図4.2.3-27(平面図)、図4.2.3-28(立面図)に示す。この配置では直接設置場所にて保守する場合、保守機器と保守対象機器のアクセスに問題が生じやすいため、ステーション単位で切り離し、別途保守する方式となる。パイプスペースで構成される主工程部分はコンパクトになるもの、保守セル、機械処理セルが大型化するため、主建屋はレファレンスシステムと同じ約43万m<sup>3</sup>、MA回収建屋約8万m<sup>3</sup>と評価した。

(ii) プロセスの評価

(a) 安全性

(i) 過酸化水素の安全性

過酸化水素は下記の反応で分解して酸素を発生する。<sup>(22)</sup>



この反応は発熱反応であり、加温、光、触媒等が影響する。火災爆発事例としては米国Rocky Flatsのプラントにおいて分解に伴う内圧の上昇による爆発事例<sup>(23)</sup>が報告されている。

過酸化水素蒸気の爆発対策として、過酸化水素溶液の取扱いにおける安全上の制限値は65%以下とする。このとき、150℃(沸騰状態)で平衡する気相中の過酸化水素濃度は爆発限界の26%以下となる。

移動槽の温度上昇による急激な過酸化水素分解に対する対策としては、独立2系の冷却水系を想定し、かつ移動槽内に破裂板を設置する。

また下流の廃液処理工程での分解反応を防止するため、過酸化水素沈殿工程内で余剰の過酸化水素の分解処理を行う。

(ii) 閉じ込め機能

本システムは配管の着脱操作を定常的に行うシステムであるが、この継手

部分について、安全審査指針における漏洩しがたい構造といえるか、また、耐震上の必要な強度を得られるか等の点が課題となる。

(ハ) 槽移動中の安全性

槽の移動中の冷却、放射線分解により発生する水素に対する対策は十分検討されており、今後検討を進める際の課題となる。また、耐震上の成立性も課題である。

(b) 経済性

リファレンスケースと沈殿法/パイプレスプラントの建設費の比較を次表および図4.2.3-29に示す。このシステムはMAの回収を考慮していないため、MA回収についてはリファレンスケースと同じSETFICS+TRUEXシステムを追加するものとして建設費の算出した。

	リファレンスシステム	パイプレス	
建設費	3,001~3,149億円	2,914~3,060億円	-3%

主工程での削減効果はあるが、保守設備に分類した槽の移動システム部分が高価であるため、全体としての経済性向上効果は約3%と小さい結果となった。

(c) 資源有効利用性

過氧化物沈殿法の回収率は下記の通りである。

- ・U回収率 : 約99.5wt%
- ・Pu回収率 : 約99.6wt%

SETFICS+TRUEXによる回収設備を追加することでTRU回収率99%以上の達成が可能となる。

(d) 環境負荷低減性

添加する試薬は過酸化水素であり、分解処理を行うためプロセス廃棄物は少ない。

(e) 核拡散抵抗性

熱処理を行うシステムであるが、全量溶解するため、従来通りの計量管理で対応できる。また、原理的にPuとUの分離はできないプロセスである。

(f) 運転・保守・補修性

運転性に関して、槽の搬送と配管の着脱操作が定常運転操作として追加される。これらを従来の運転員の操作で全て行うには問題が多いことから、これらの操作を自動化する必要がある。

また、保守・補修性に関しては保守機器のアクセスに問題を生じると考えられ、保守・補修方法の見直しが必要である。

(iii) 開発課題

(a) 自動配管接続機構

配管の着脱操作が多いことから、その自動化は必須である。またバルブ類の

スラッジによる閉塞や噛込対策も必要となる。

(b) 自動搬送機構

再処理施設で要求される耐震設計を満足できる自動搬送機構の成立性の確認を要する。

(c) 搬送中の安全対策

槽の移動中の冷却、放射線分解により発生する水素に対する措置を講ずる必要がある。

[参考文献]

- (1) Y.-Z. Wei, et al. : "Ion Exchange Developments and Applications" , p.174, J.A.GREIG, ED., SCI, London, (1996)
- (2) 韋悦周、他 : "イオン交換によるFBR燃料再処理の研究"、JNC TJ9400 2000-002、(2000)
- (3) 韋悦周、他 : "イオン交換によるFBR燃料再処理の研究-Ⅱ"、JNC TJ9400 2001-012、(2001)
- (4) 鴨志田守、他 : 日本原子力学会「1997年春の年会」 予稿集K13、(1997)
- (5) 鴨志田守、他 : 日本原子力学会「1999年春の年会」 予稿集L46、(1999)
- (6) B.F.Myasoedov, et al. : J. Less-Common Metals 122、195、(1986)
- (7) M.S.Milyukova, et al. : Sov.Radiochem.、30、312、(1989)
- (8) J.M.Adnet, et al. : Proc. of Global '93、1008、(1993)
- (9) 島田隆、他 : 日本原子力学会「2000年春の年会」 予稿集J14、(2000)
- (10) 高坂祐二、他 : 日本原子力学会「2000年春の年会」 予稿集J15、(2000)
- (11) 小雲信哉、他 : 日本原子力学会「2000年春の年会」 予稿集J16、(2000)
- (12) 小雲信哉、他 : 日本原子力学会「2000年秋の大会」 予稿集I48、(2000)
- (13) 伊藤邦博、他 : 日本原子力学会「2000年秋の大会」 予稿集I49、(2000)
- (14) 半沢正利、他 : "無配管化を目指した湿式再処理プロセスの合理化検討"、JNC TJ9400 2000-001、(2000)
- (15) 半沢正利、他 : "無配管化を目指した湿式再処理プロセスの合理化検討-Ⅱ"、JNC TJ9400 2001-005、(2001)
- (16) 丹羽忠夫 : "パイプレスプロセスと化学工場のFA・CIM化"、石油化学誌、Vol.36、No.2、p.65~72、(1993)
- (17) 丹羽忠夫、他 : "移動槽式バッチプロセスのモデリングとシミュレーション"、化学工学論文集、Vol.24、No.3、p.437~444、(1998)
- (18) J.J.Katz, et.al. : "The chemistry of the Actinide elements, second edition"、(1986)
- (19) 浅沼徳子、他 : 日本原子力学会「1998年秋の大会」 予稿集K17、(1998)
- (20) Y.Asano, et al. : "Study on a nuclear fuel reprocessing system based on the precipitation method in mild aqueous solutions"、Nuclear Technology、Vol.120、DEC.、p.198、(1997)
- (21) E.L.Cheristensen : "Plutonium Processing at the Los Alamos Scientific Labortory"、LA-3542、(1969)
- (22) 日本化学会編 : "化学便覧 応用編"、改訂5版、(1994)
- (23) W.V.Conner : "Hydrogen peroxide safety issue"、RFP-4599、(1993)

表4.2.3-01 イオン交換システムの主分離工程物量

溶液種類	単位	リファレンス	イオン交換
U製品量	m <sup>3</sup> /d	1.5	9.4
U/Pu製品量	m <sup>3</sup> /d	4.7	9.1
高放射性廃液	流量	m <sup>3</sup> /d	11.8
	HNO <sub>3</sub> 量	kmol/d	73

表4.2.3-02 イオン交換システムの主要機器

レファレンスシステム		イオン交換	
晶析	キルン式晶析装置×1 (40kgHM/hr相当) 平板槽×4 槽容量小計 約4,600L		
抽出	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) (20kgHM/hr相当×1系列) 円環槽×8 槽容量小計 約6,000L	イオン交換	三重平板槽型イオン交換塔×2(1基予備) (40kgHM/hr相当) 円環槽×10 円筒槽×6 槽容量合計 約37,000L
溶媒洗浄	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽×2 槽容量小計 約920L		
MA回収 (SETFICS法)	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) シュウ酸電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 硝酸逆抽出器(遠心抽出器、16段) HAN電解槽×1 希釈剤洗浄器(4段) Am/Cm逆抽出器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) RE逆抽出器(遠心抽出器、16段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) HAN、DTPA電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品逆抽出器(遠心抽出器、16段) 円筒槽×22 槽容量小計 約78,800L	イオン交換 (MA回収)	FP分離塔×1 MA/Ln分離塔×1 円筒槽×12 槽容量小計 約1,750L
溶媒洗浄 (SETFICS法)	アルカリ洗浄器(遠心抽出器、4段) 希硝酸洗浄器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 炭酸ヒドラジン電解槽×1 円筒槽×12 槽容量小計 約35,600L		

表4.2.3-03 アミン抽出システムの主分離工程物量

溶液種類		単位	リファレンス	晶析+アミン抽出
U製品量		m <sup>3</sup> /d	1.5	1.5
U/Pu製品量		m <sup>3</sup> /d	4.7	5.1
高放射性廃液	流量	m <sup>3</sup> /d	3.1	1.8
	HNO <sub>3</sub> 量	kmol/d	17.9	10.2

表4.2.3-04 アミン抽出システムの主要機器

レファレンスシステム		アミン抽出	
晶析	キルン式晶析装置 × 1 (40kgHM/hr) 平板槽 × 4 槽容量小計 約4,600L	晶析	キルン式晶析装置 × 1 (40kgHM/hr) 平板槽 × 4 槽容量小計 約4,600L
抽出	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) (20kgHM/hr × 1系列) 円環槽 × 8 槽容量小計 約6,000L	抽出	電解槽 × 1 HAW希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) U/Pu抽出器(遠心抽出器、5段) U/Pu希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) U/Pu逆抽出器(遠心抽出器、4段) U抽出器(遠心抽出器、6段) U逆抽出器(遠心抽出器、9段) U希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) (20kgHM/hr × 1系列) 円環槽 × 8 槽容量小計 約7,540L
溶媒洗浄	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽 × 2 槽容量小計 約920L	溶媒洗浄	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、5段) 溶媒洗浄器(遠心抽出器、4段) 円筒槽 × 2 槽容量小計 約920L
MA回収 (SETFICS法)	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) シュウ酸電解槽 × 1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 硝酸逆抽出器(遠心抽出器、16段) HAN電解槽 × 1 希釈剤洗浄器(4段) Am/Cm逆抽出器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) RE逆抽出器(遠心抽出器、16段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) HAN、DTPA電解槽 × 1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品逆抽出器(遠心抽出器、16段) 円筒槽 × 22 槽容量小計 約78,800L		
溶媒洗浄 (SETFICS法)	アルカリ洗浄器(遠心抽出器、4段) 希硝酸洗浄器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 炭酸ヒドロジン電解槽 × 1 円筒槽 × 12 槽容量小計 約35,600L		



表4.2.3-05 超臨界直接抽出システムの主分離工程物量

溶液種類	単位	リファレンス	超臨界
U製品量	m <sup>3</sup> /d	1.5	0.9
U/Pu製品量	m <sup>3</sup> /d	4.7	1.2
高放射性廃液	流量	m <sup>3</sup> /d	0.6
	HNO <sub>3</sub> 量	kmol/d	0.1

表4.2.3-06 超臨界直接抽出システムの主要機器 (1/2)

レファレンスシステム		超臨界直接抽出	
機械的前処理	一体型解体/せん断機×1 (解体能力85min/集合体) (剪断能力30min/集合体)	機械的前処理	解体機×1(解体能力85min/集合体) スパーサワイヤ除去基×3 (炉心:5hr/集合体×2系列) (ブランケット:3hr/集合体×1系列) 燃料ピン開腹・せん断機×3 (炉心:9hr/集合体×2系列) (ブランケット:6hr/集合体×1系列)
		熱処理	酸化加熱炉×3 (炉心:16kgHM/hr相当×2系列) (ブランケット:13kgHM/hr相当×1系列) 粉体分離機×3 (炉心:40kgHM/hr相当×2系列) (ブランケット:40kgHM/hr相当×1系列)

表4.2.3-06 超臨界直接抽出システムの主要機器 (2/2)

レファレンスシステム		超臨界直接抽出	
溶解	回転ドラム型連続溶解槽×2 (40kgHM/hr相当×2系列) 平板槽×3 円筒槽×2 槽容量小計 約720L		
清澄	遠心清澄機×1 円環槽×1 平板槽×1 槽容量小計 約935L		
調整	円環槽×1 槽容量小計 約800L		
抽出	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) (20kgHM/hr相当×1系列) 円環槽×8 槽容量小計 約6,000L		
溶媒洗浄	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽×2 槽容量小計 約920L		
MA回収 (SETFICS法)	希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) シュウ酸電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 硝酸逆抽出器(遠心抽出器、16段) HAN電解槽×1 希釈剤洗浄器(4段) Am/Cm逆抽出器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) RE逆抽出器(遠心抽出器、16段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品抽出・洗浄器(遠心抽出器、16段) HAN、DTPA電解槽×1 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) Am/Cm製品逆抽出器(遠心抽出器、16段) 円筒槽×22 槽容量小計 約78,800L	直接抽出	ハル洗浄塔×8 直接抽出塔×8 U-Pu逆抽出塔×8 MA抽出塔×8 MA逆抽出塔×8 (処理能力5kgHM/hr×8系列)
溶媒洗浄 (SETFICS法)	アルカリ洗浄器(遠心抽出器、4段) 希硝酸洗浄器(遠心抽出器、4段) 希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 炭酸ヒドラジン電解槽×1 円筒槽×12 槽容量小計 約35,600L		
晶析	キルン式晶析装置×1 平板槽×4 槽容量小計 約4,600L	晶析	キルン式晶析装置×1 平板槽×4 槽容量小計 約2,900L

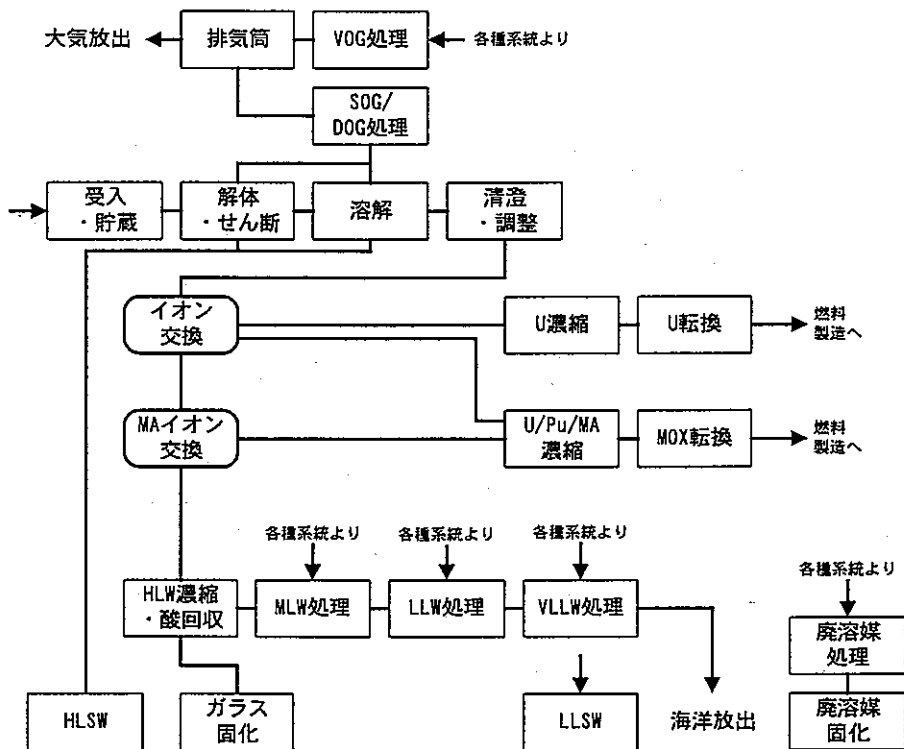
表4.2.3-07 沈殿/パイプレスプラントシステムの主分離工程物量

溶液種類		単位	リファレンス	沈殿/パイプレス
U製品量		m <sup>3</sup> /d	1.5	1.2
U/Pu製品量		m <sup>3</sup> /d	4.7	1.1
高放射性廃液	流量	m <sup>3</sup> /d	3.1	4
	HNO <sub>3</sub> 量	kmol/d	17.9	13.5

表4.2.3-08 沈殿法／パイプレスプラントシステムの主要機器

レファレンスシステム		沈殿法／パイプレスプラント	
機械的前処理	一体型解体／せん断機×1	機械的前処理	解体機×2 スベークワイヤ除去基×3 燃料ピン開腹・せん断機×3
		熱処理	酸化加熱炉×3 粉体分離機×3
溶解	回転ドラム型連続溶解槽×2 平板槽×3 円筒槽×2 槽容量小計 約720L	溶解／晶析	ST×10 A型移動槽×5 搬送台車×2 円環槽×3 槽容量小計 約6,100L
清澄	遠心清澄機×1 円環槽×1 平板槽×1 槽容量小計 約935L	清澄	遠心清澄機×1 円環槽×3 槽容量小計 約4,300L
調整	円環槽×1 槽容量小計 約800L		
晶析	キルン式晶析装置×1 平板槽×4 槽容量小計 約4,600L		
抽出	第1希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第1抽出器(遠心抽出器、17段) 第2希釈剤洗浄器(遠心抽出器、4段) 第2抽出器(遠心抽出器、12段) 円環槽×8 槽容量小計 約6,000L	沈殿工程	ST×24 B型移動槽×16 搬送台車×3 H2O2分解塔×1 円環槽×5 槽容量小計 約11,500L
溶媒洗浄	溶媒洗浄器(遠心抽出器、6段) 円筒槽×2 槽容量小計 約920L		

## イオン交換システム



## 先進湿式リファレンスシステム

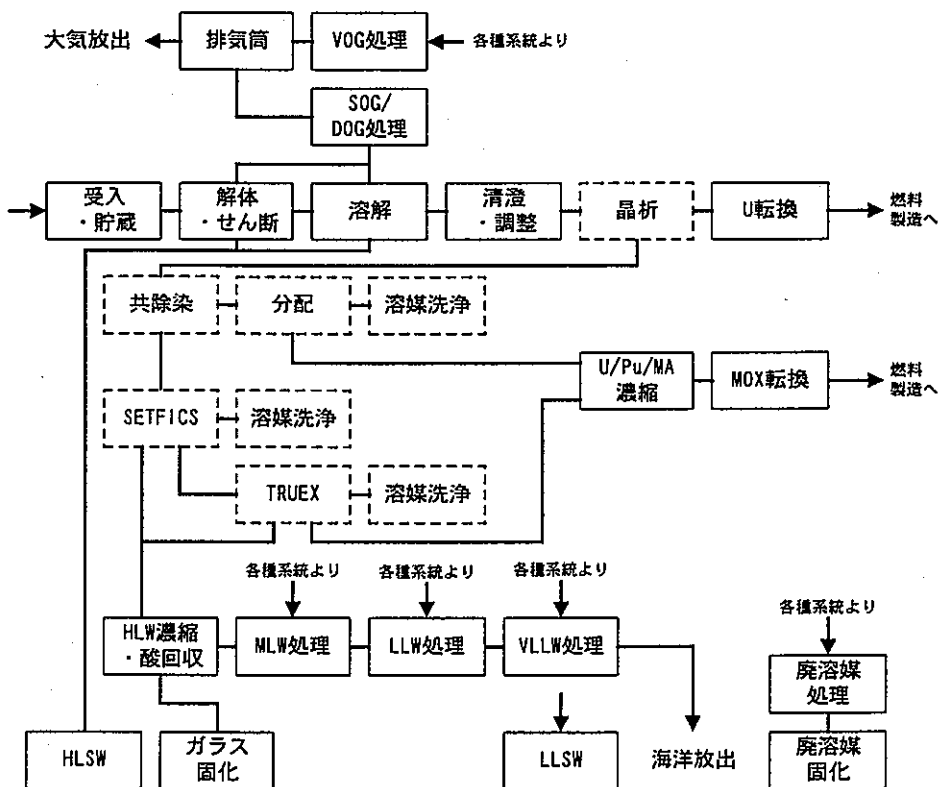


図4.2.3-01 イオン交換システムと先進湿式リファレンスシステムの比較

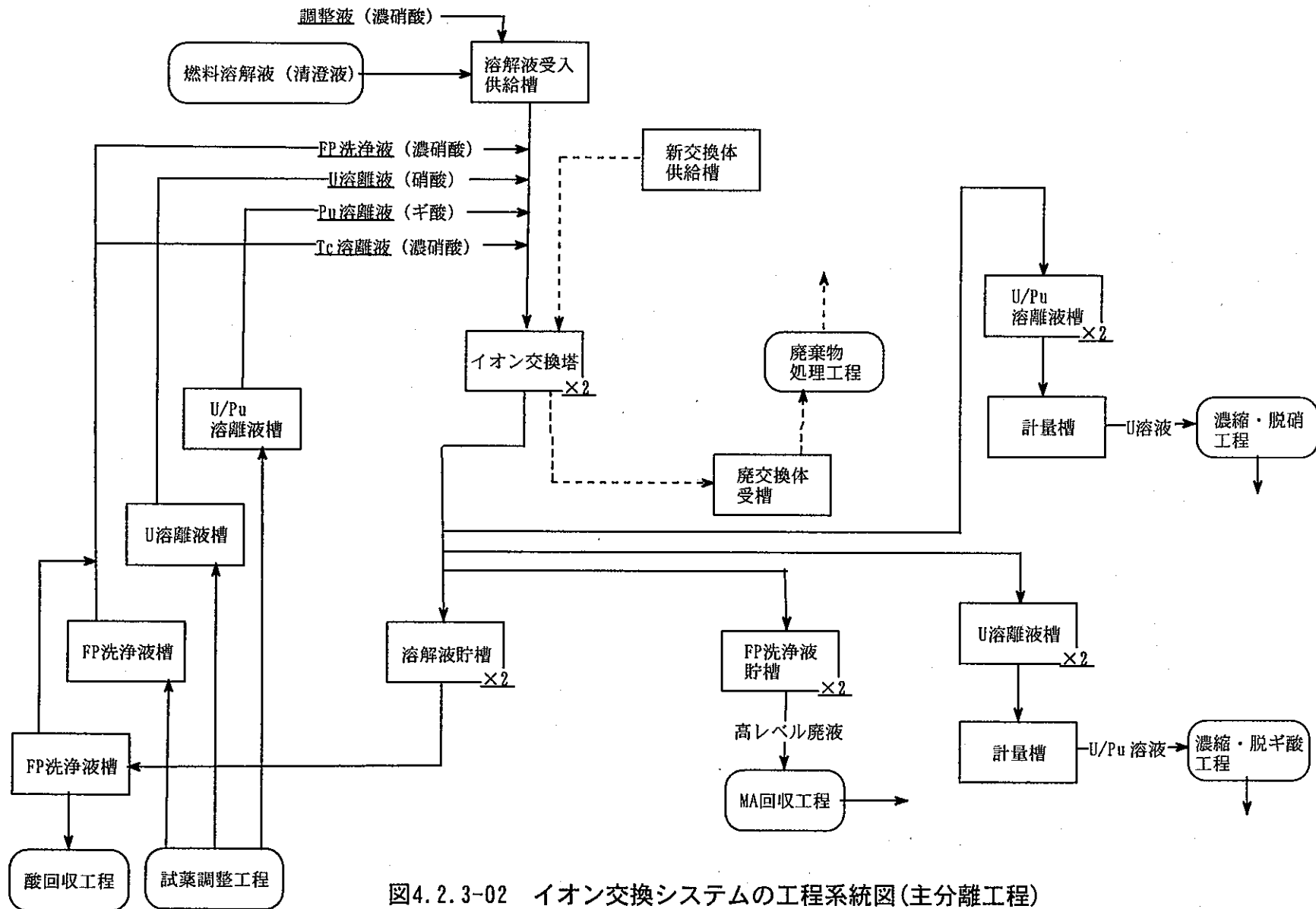


図4.2.3-02 イオン交換システムの工程系統図(主分離工程)

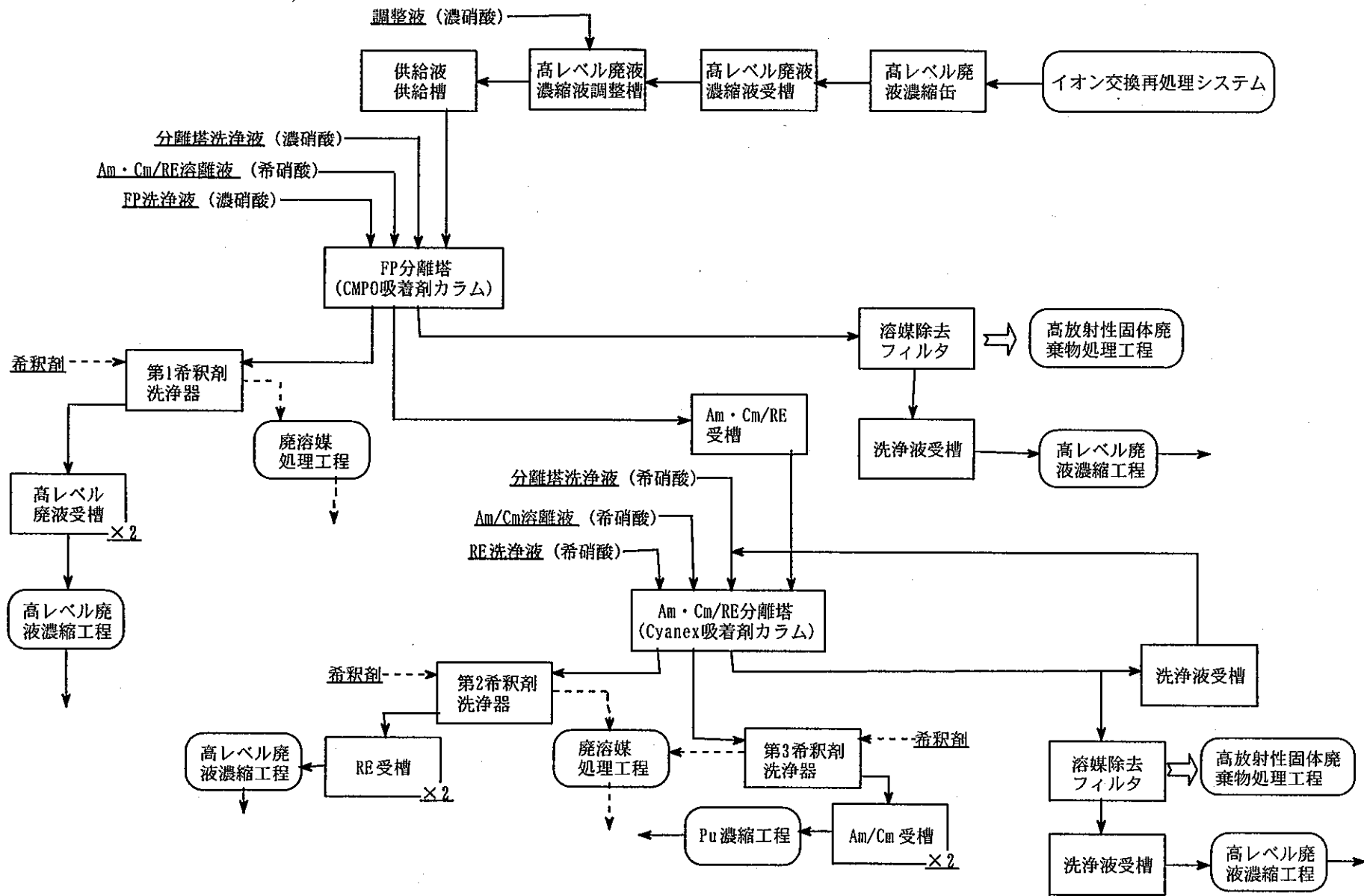


図4.2.3-03 イオン交換システムの工程系統図(MA回収工程)



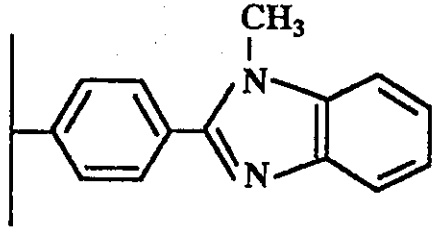
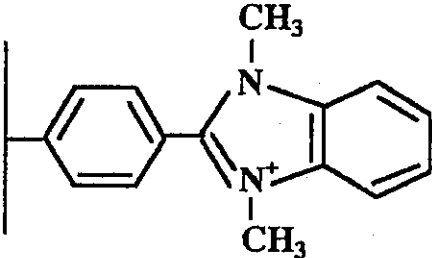
	4-(1-Methylbenzimidazole-2-yl)phenyl	4-(1,3-Dimethylbenzimidazolium-2-yl)phenyl
Functional group		
Carrier bead		Porous SiO <sub>2</sub>
Bead diameter (μm)		40-60
Mean pore size of beads (nm)		600
Pore fraction in beads (-)		0.69
Matrix structure of resin		Macroreticular polystyrene
Resin content (wt%)		24.4
Total capacity (meq/g-resin)		3.4
Quaternary capacity (meq/g-resin)		2.0

図4.2.3-04 新型イオン交換体AR-01の構造および性質

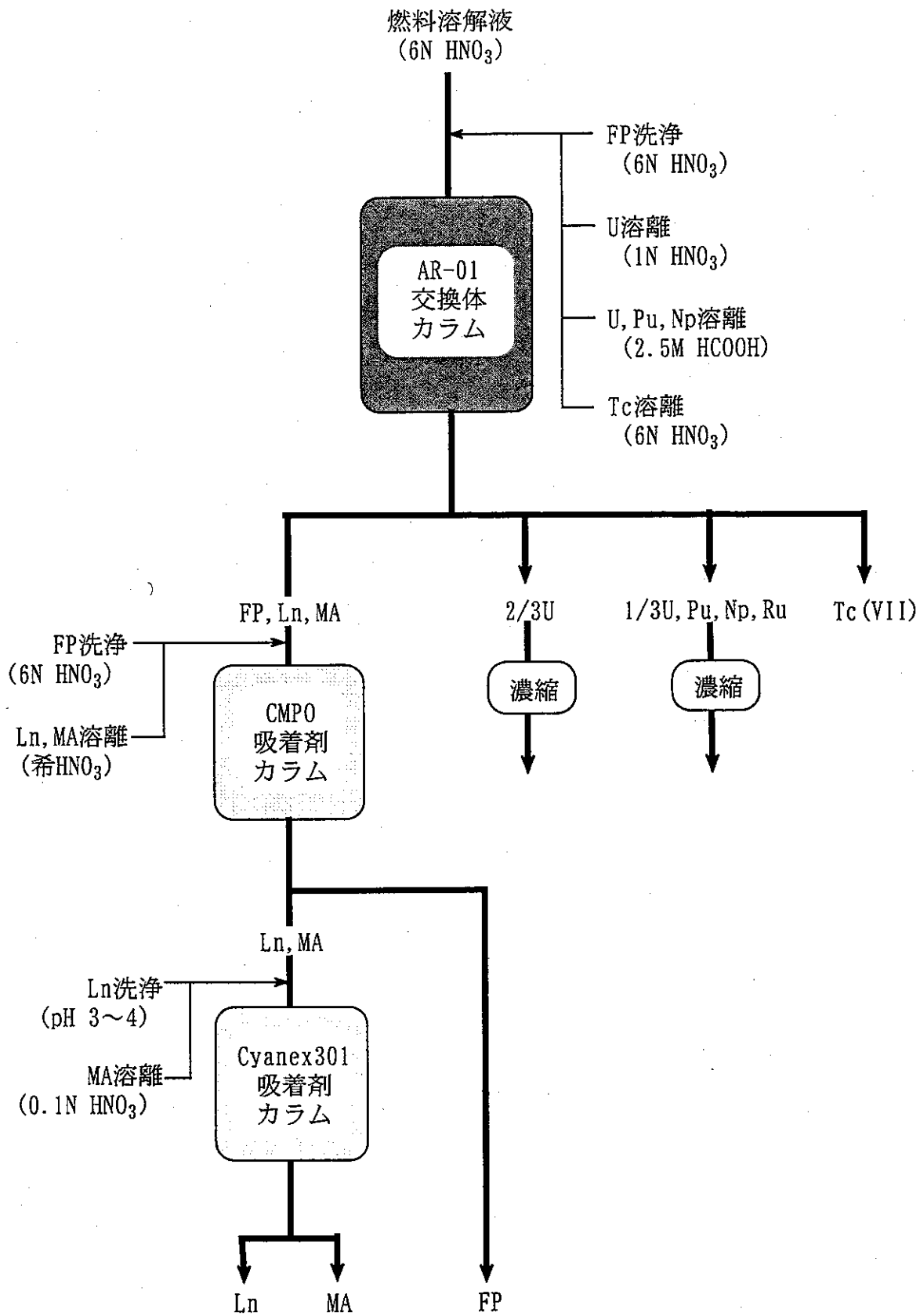
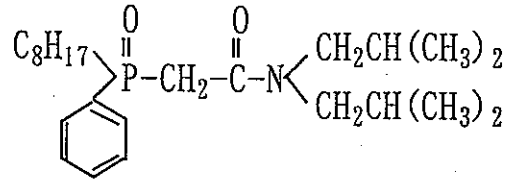
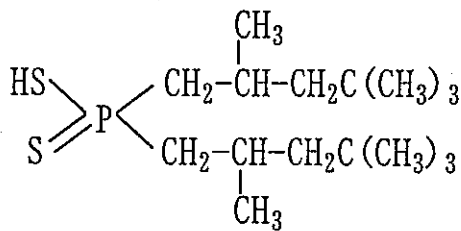


図4.2.3-05 イオン交換システムの分離スキーム

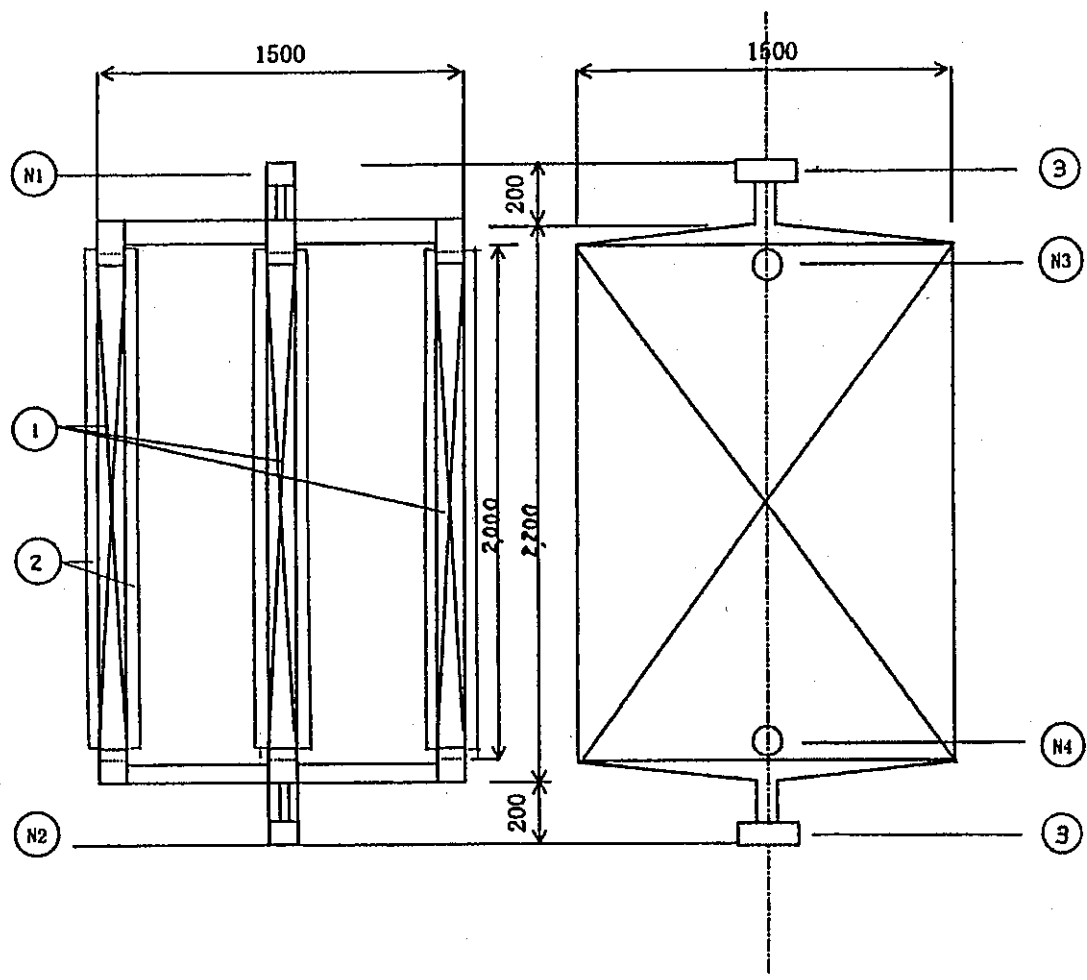


CMPO : Octyl (phenyl)-N,N-diisobutylcarbamoylmethylphosphine Oxide



Cyanex-301 : Bis (2, 4, 4-trimethylpentyl)Dithiophosphinic Acid

図4.2.3-06 CMPOおよびCyanex 301の構造



- 1 : イオン交換体充填部
- 2 : 冷却器
- 3 : 分配器
- N1 : 溶液入口
- N2 : 溶液出口
- N3 : 交換体入口
- N4 : 交換体出口

図4.2.3-07 イオン交換塔の構造

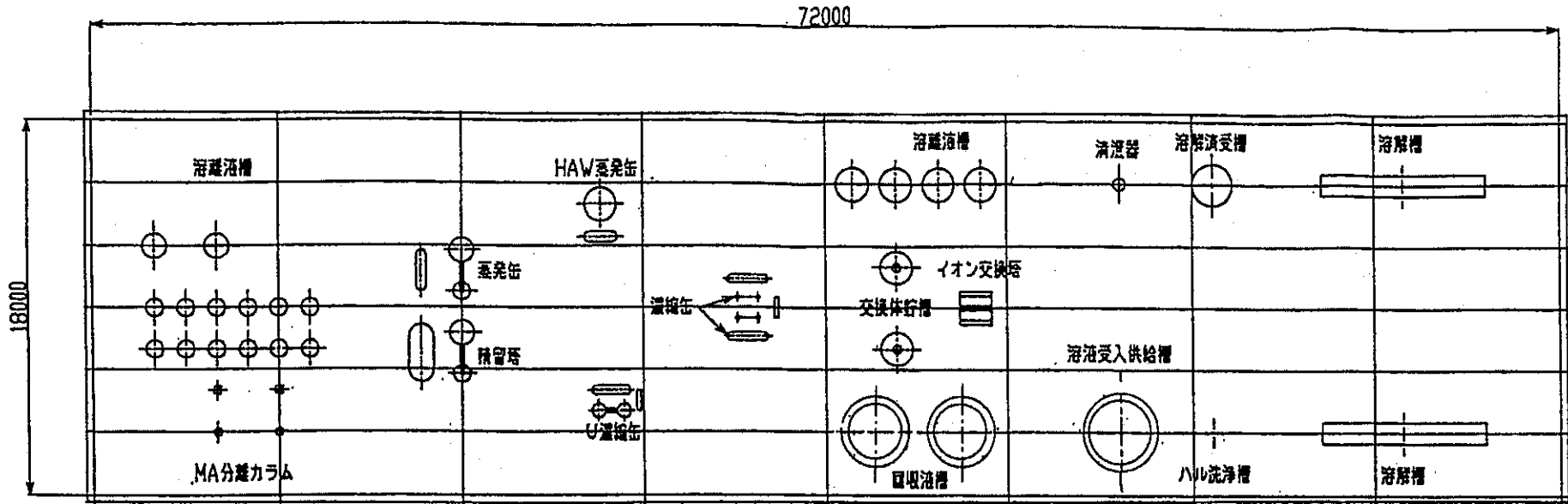


図4.2.3-08 イオン交換システムのセル内配置案(1/2)

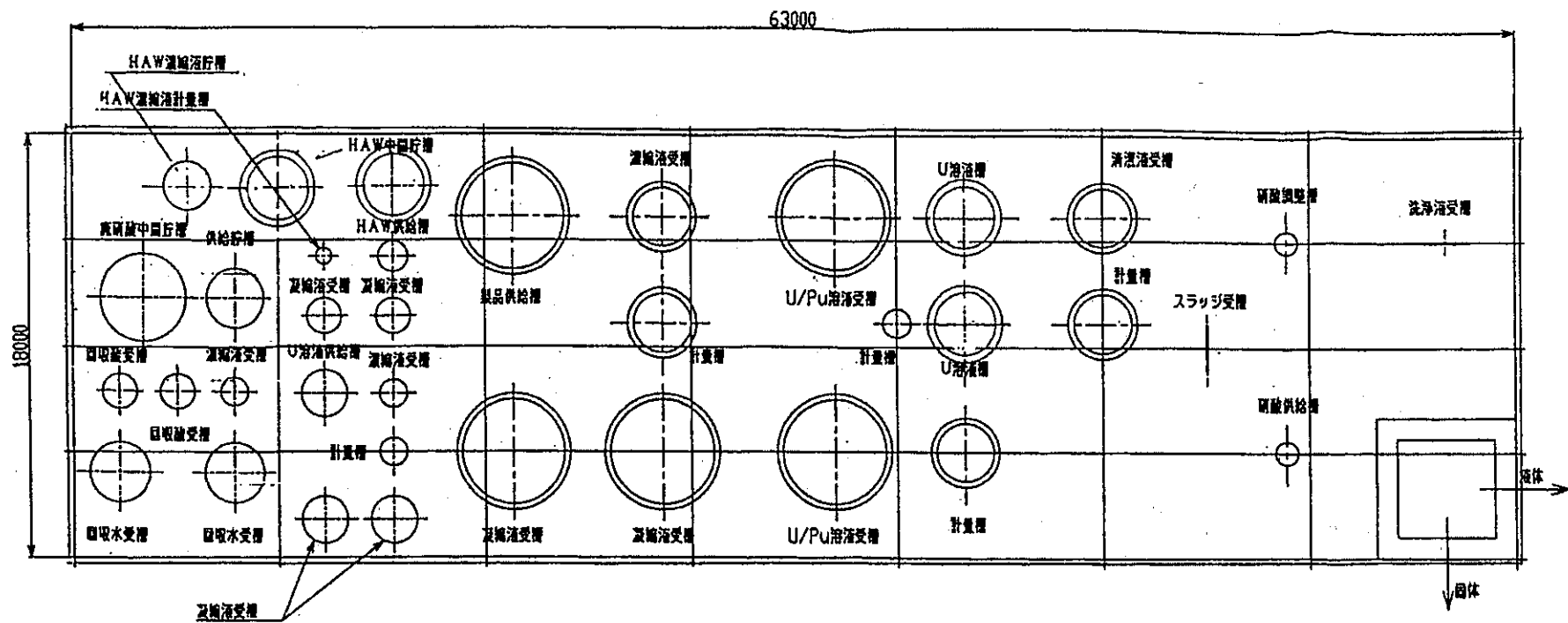


図4.2.3-08 イオン交換システムのセル内配置案(2/2)

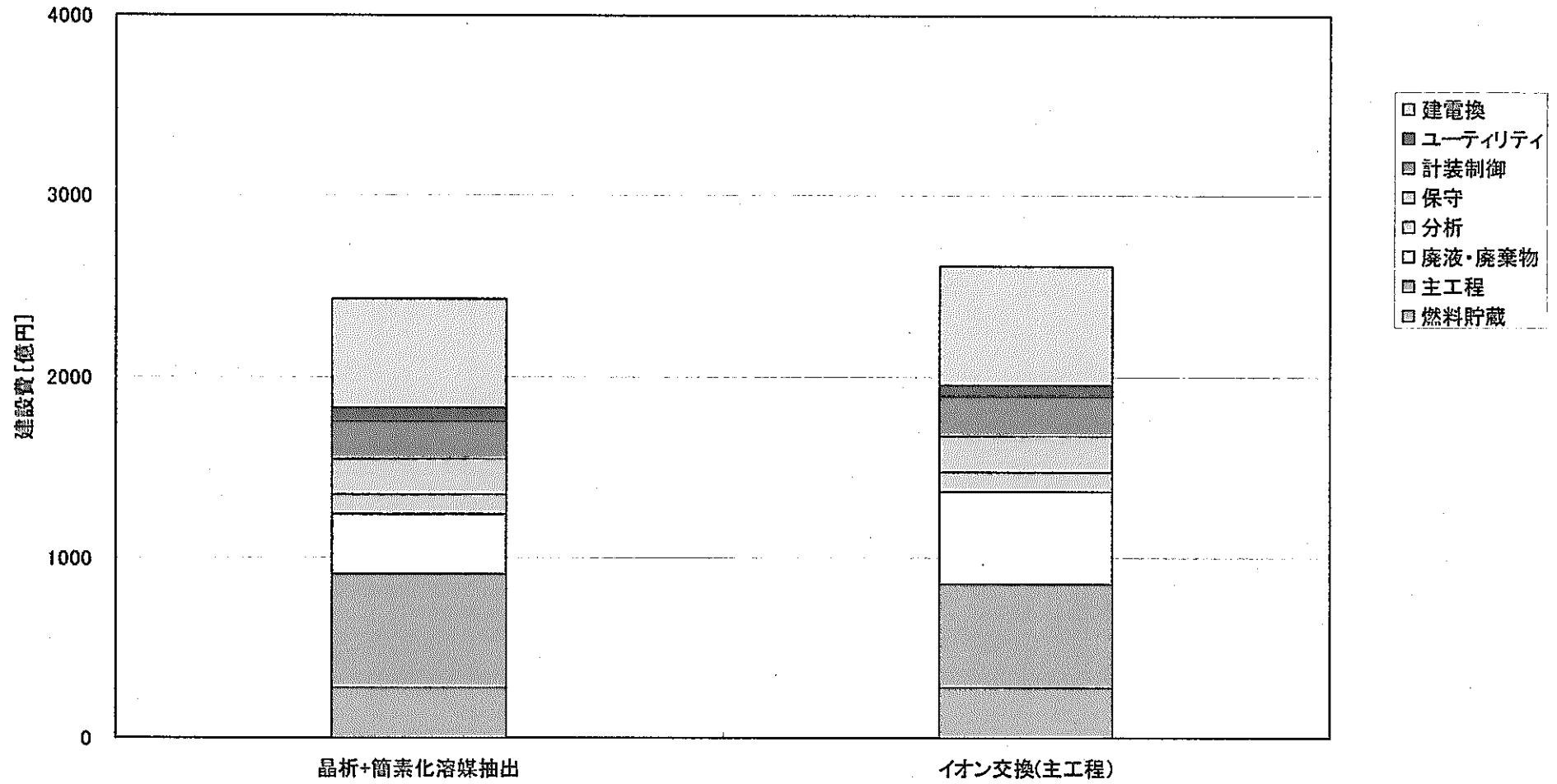


図4.2.3-09 イオン交換法の建設費

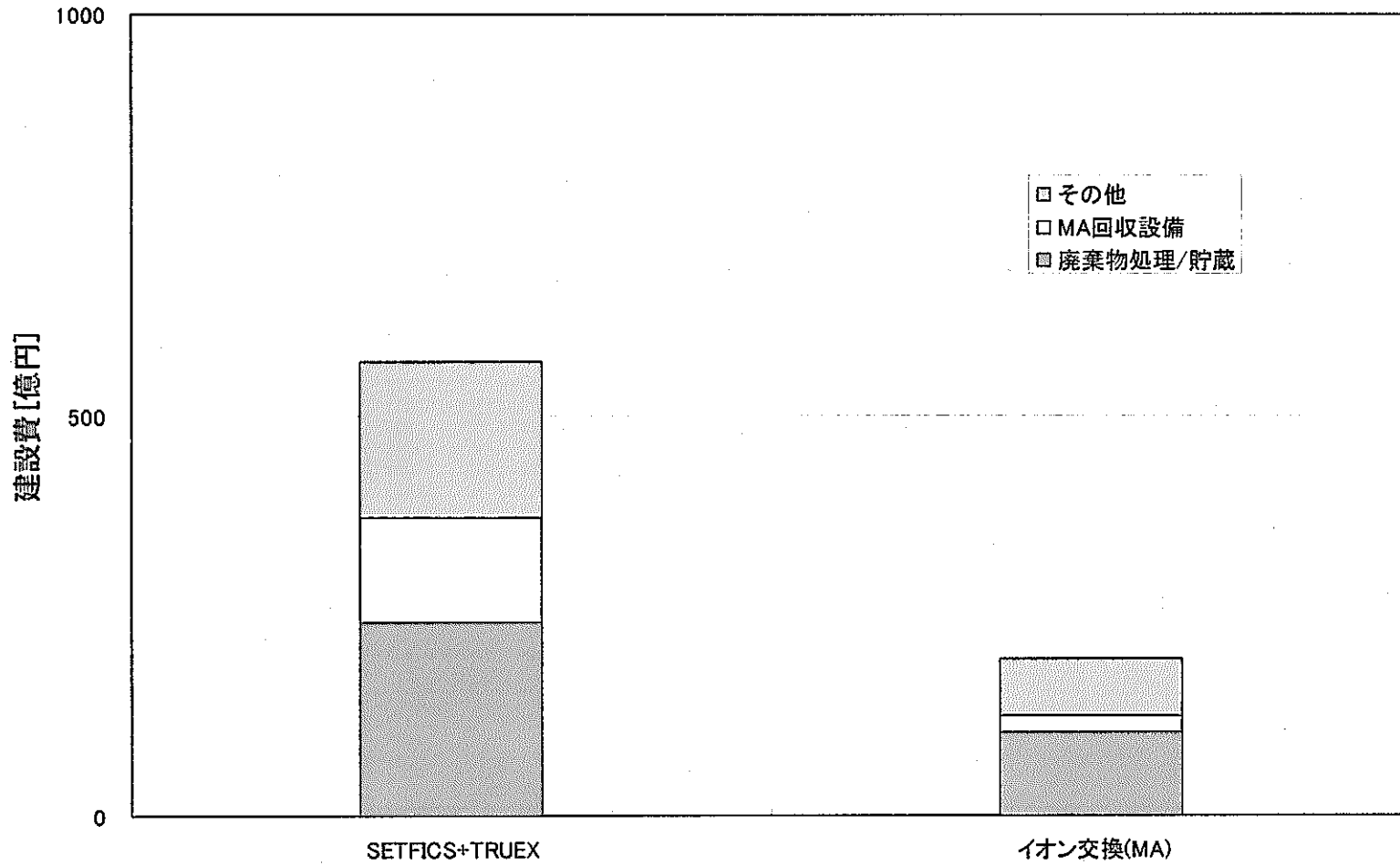
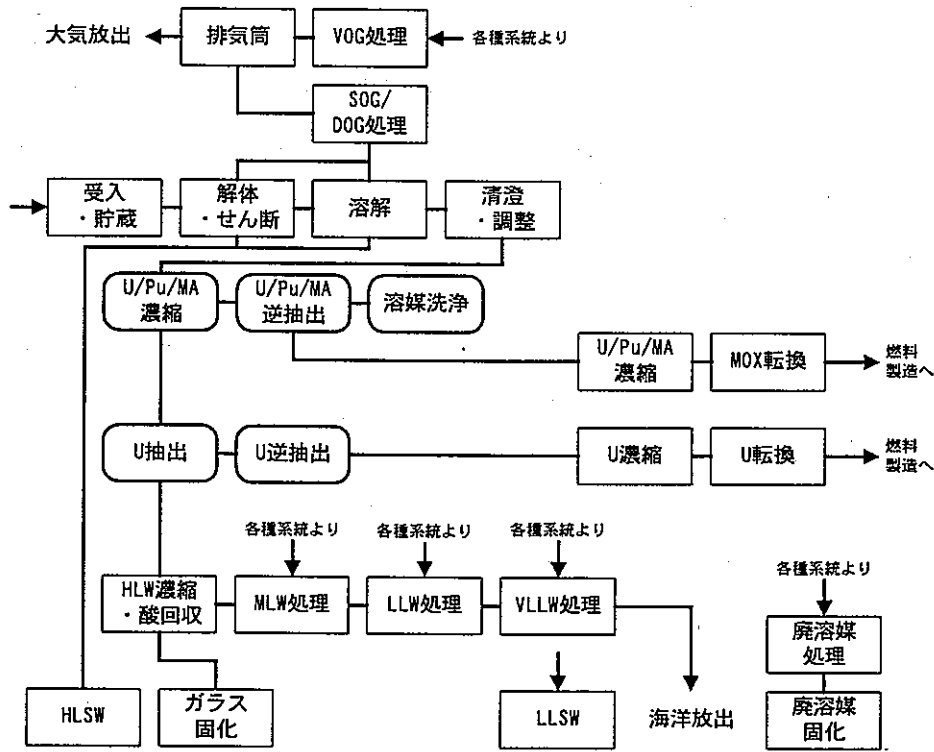


図4.2.3-10 イオン交換法の建設費 (MA回収)



## アミン抽出システム



## 先進湿式リファレンスシステム

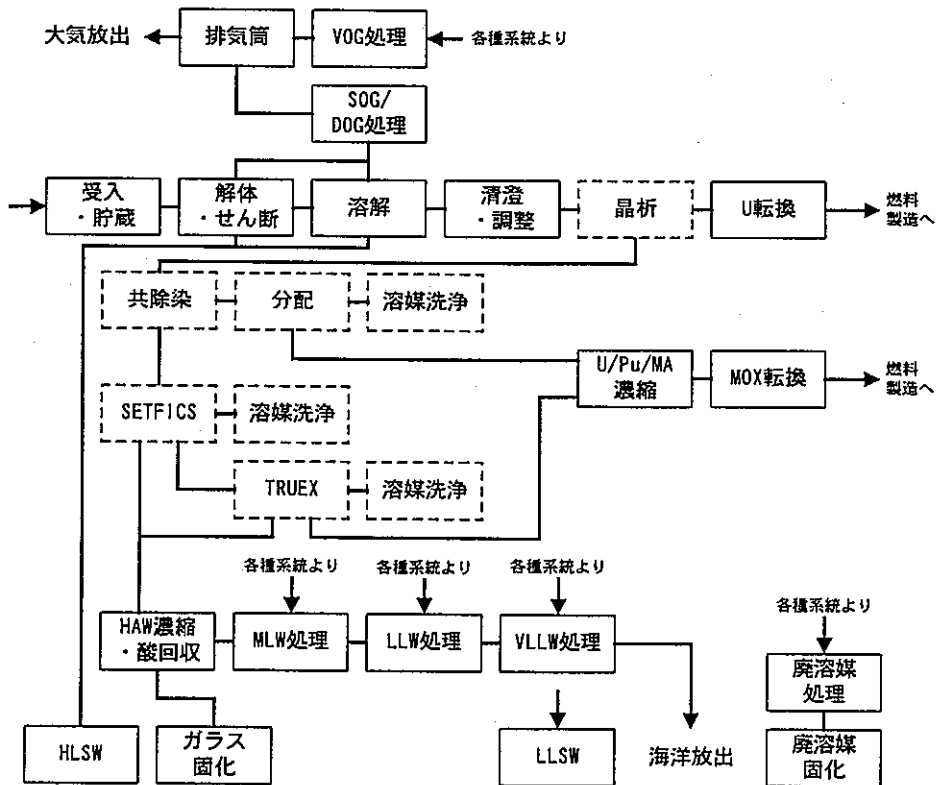


図4.2.3-11 アミン抽出システムと先進湿式リファレンスシステムの比較

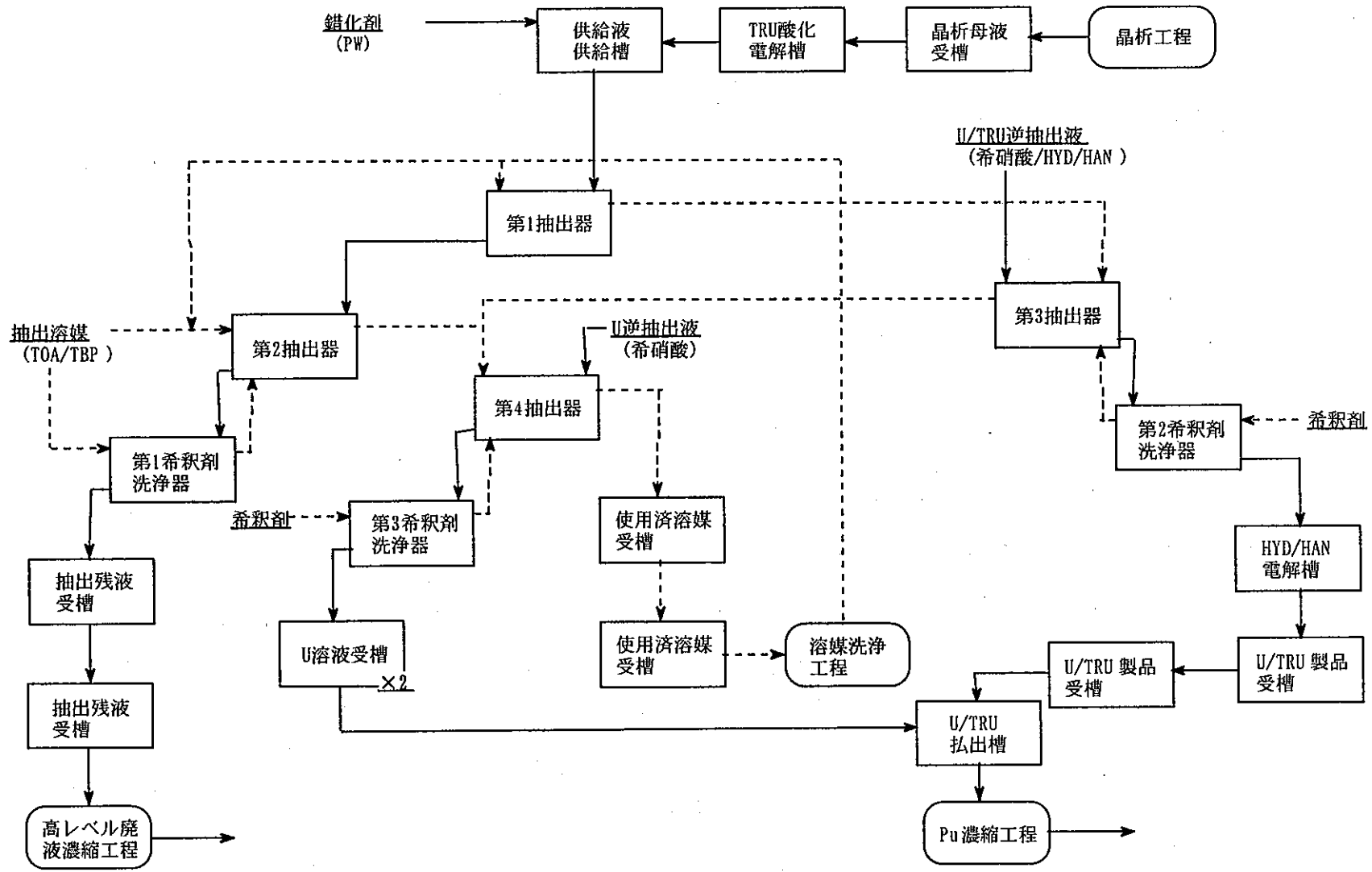


図4.2.3-12 アミン抽出システムの工程系統図(主分離工程)

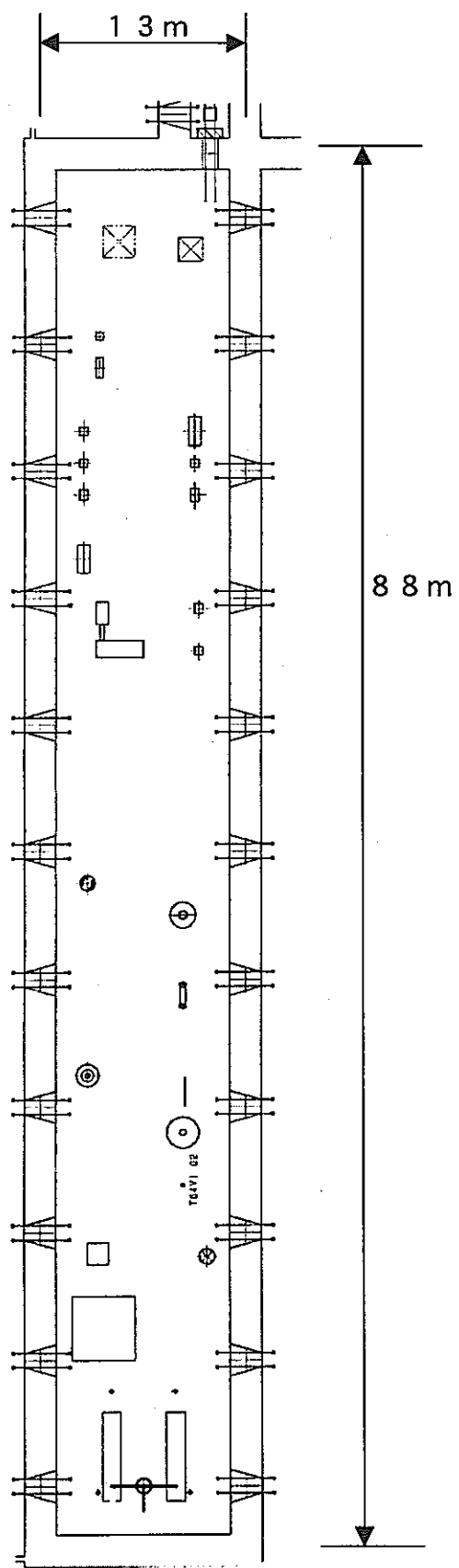


図4.2.3-13 アミン抽出システムのセル内機器配置案

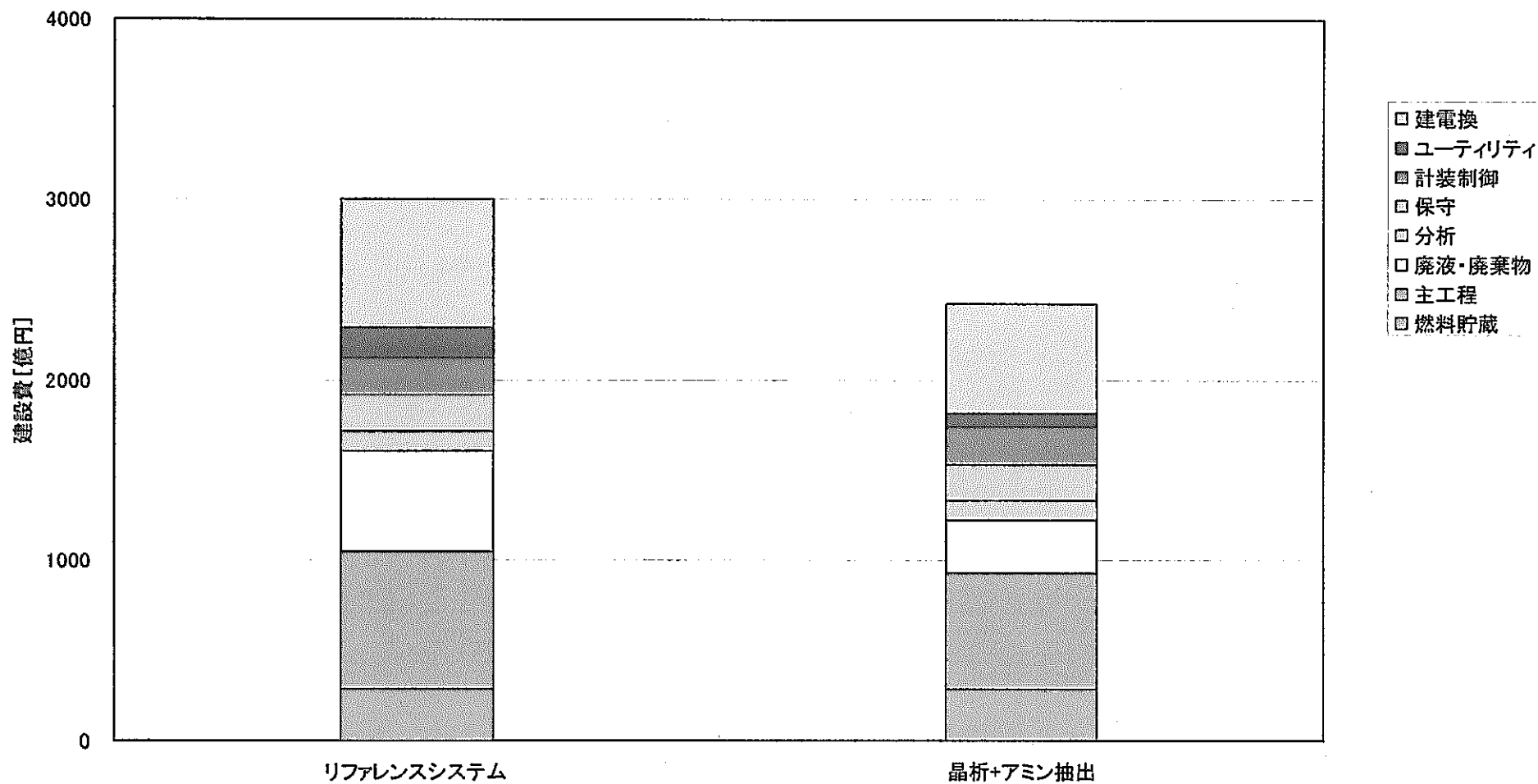
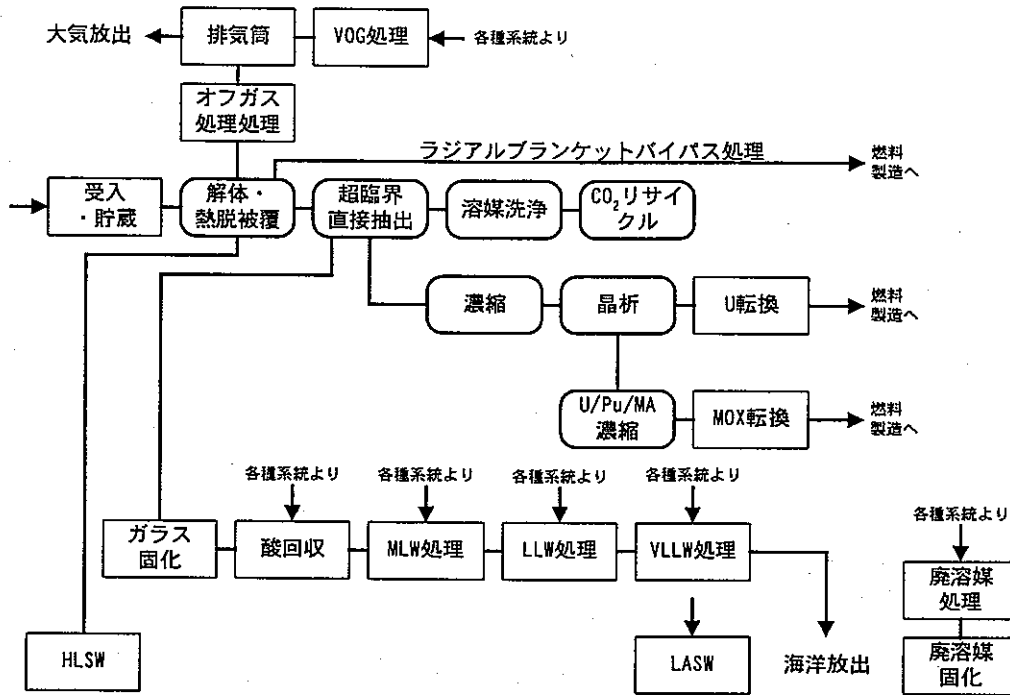


図4.2.3-14 アミン抽出法の建設費

### 超臨界直接抽出システム



### 先進湿式リファレンスシステム

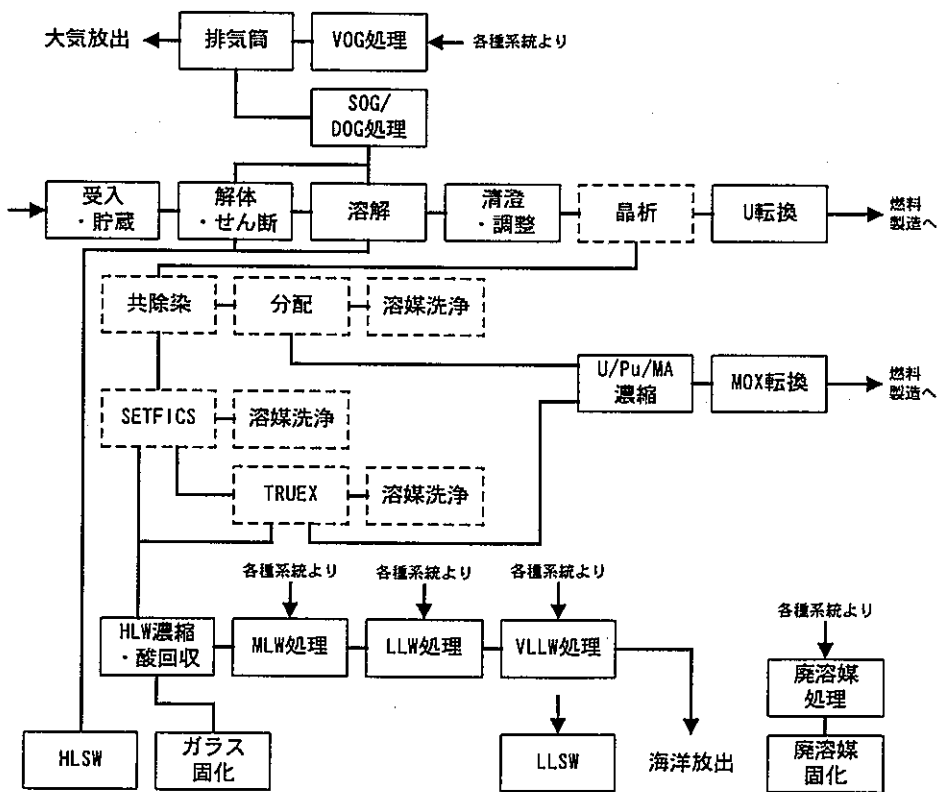


図4.2.3-15 超臨界直接抽出システムと先進湿式リファレンスシステムの比較

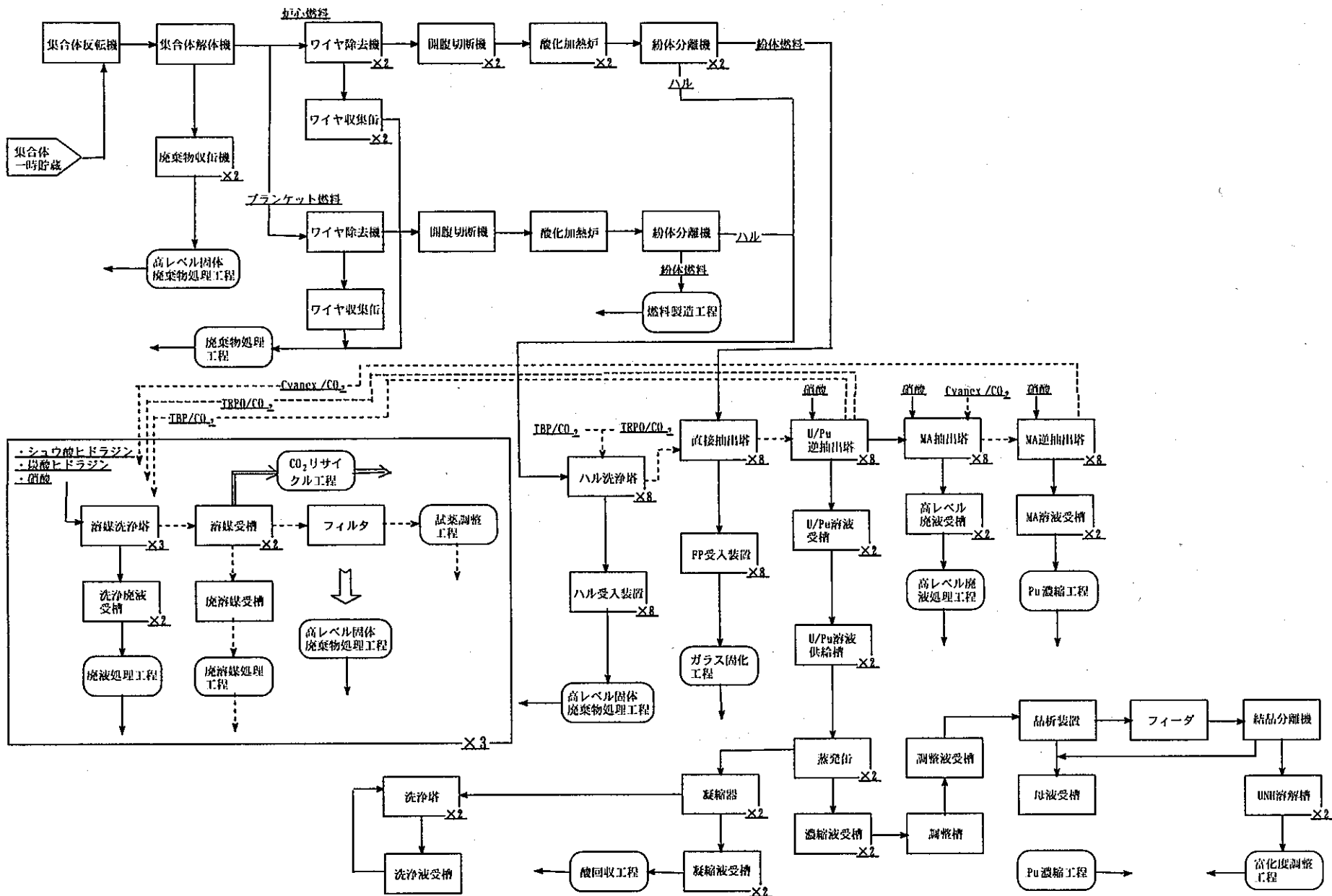


図4.2.3-16 超臨界直接抽出システムの工程系統図

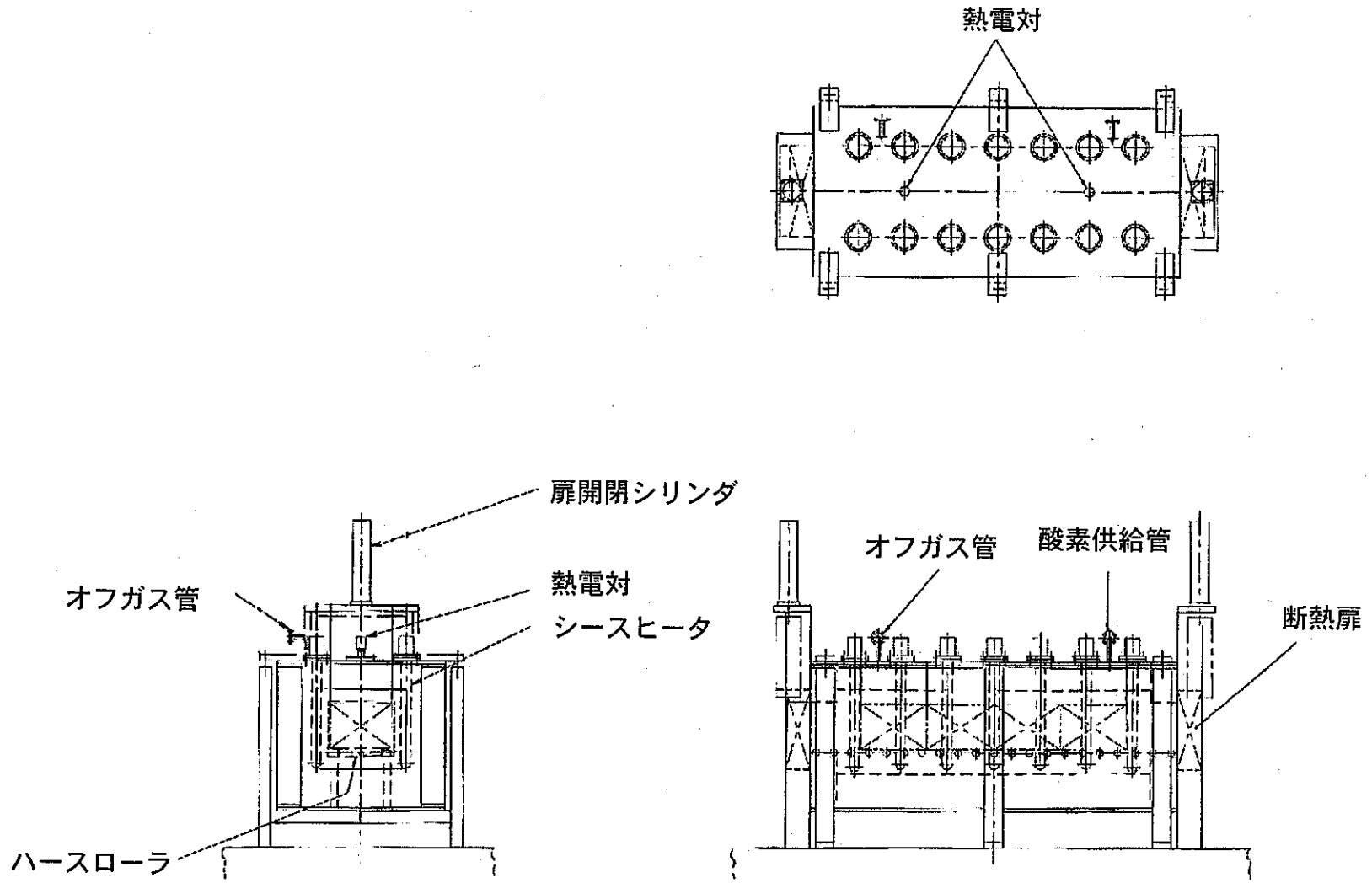


図4.2.3-17 酸化加熱炉の概略機器図

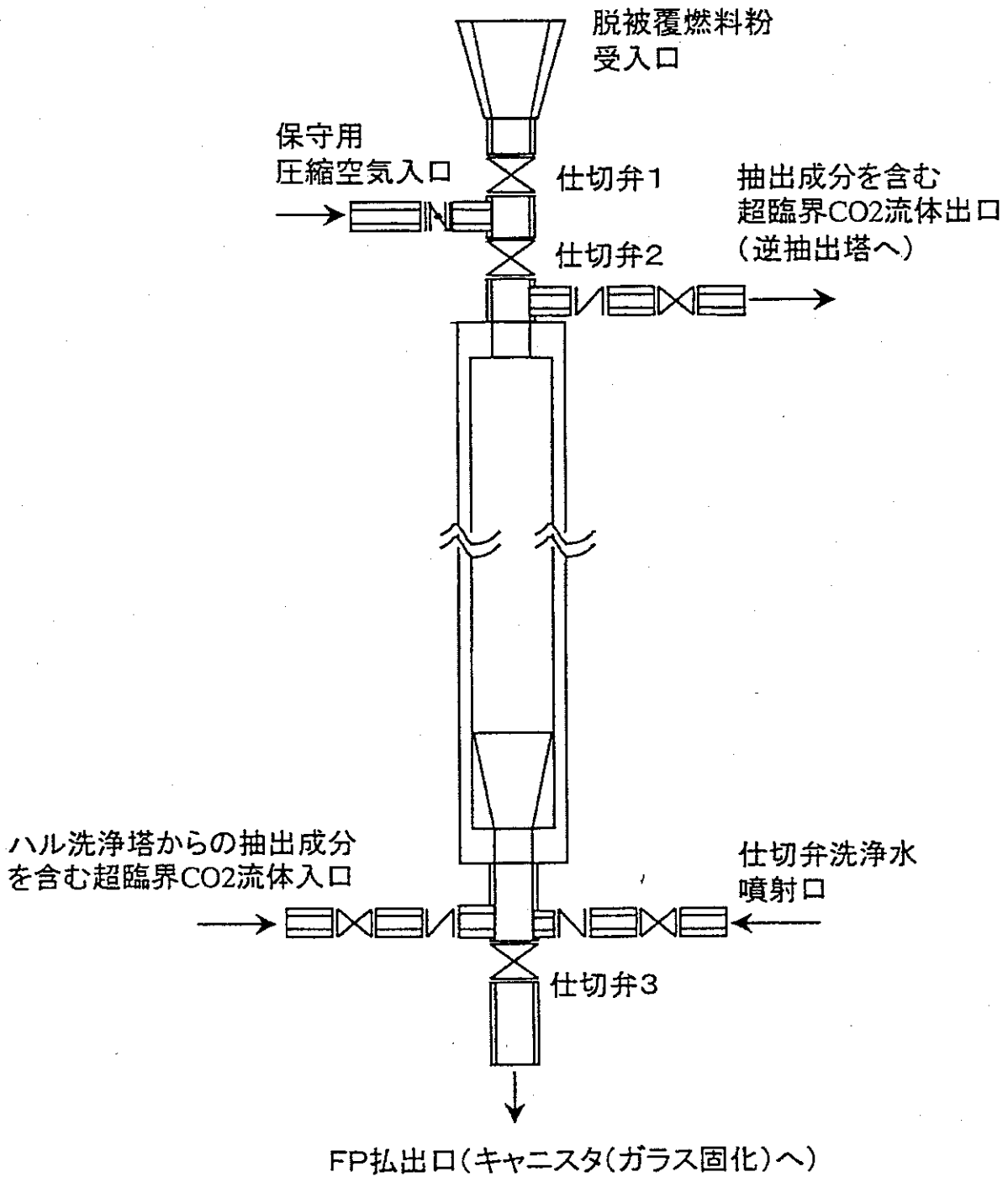


図4.2.3-18 直接抽出塔の概略機器図



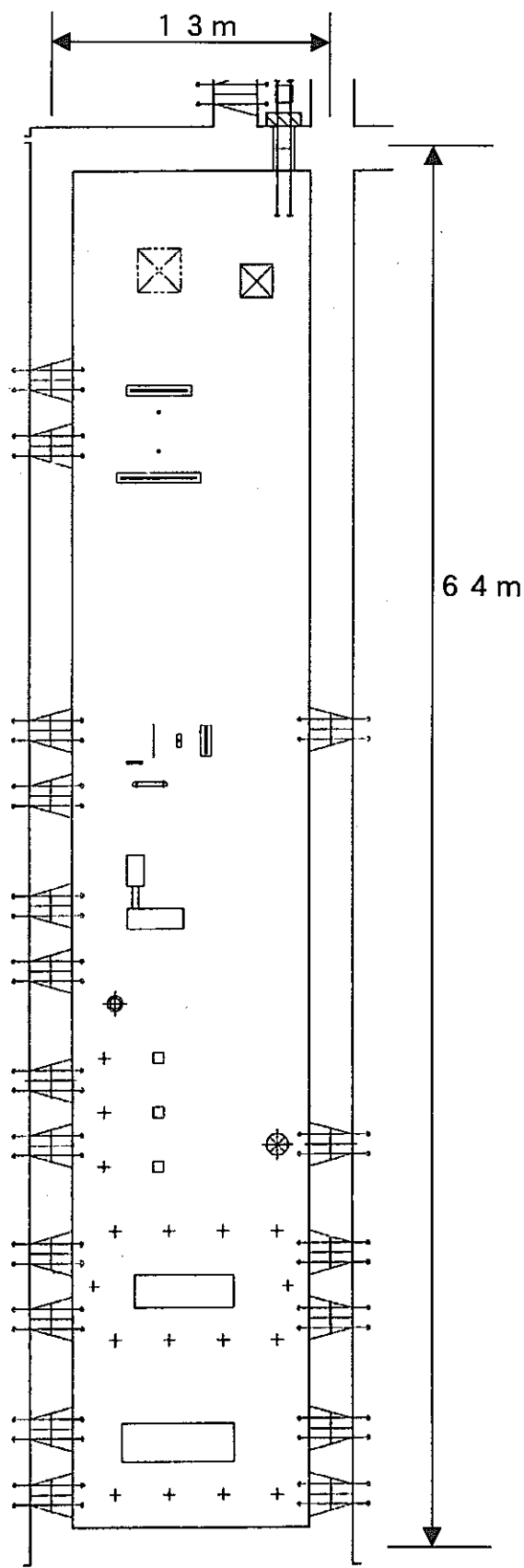


図4.2.3-19 超臨界直接抽出システムのセル内機器配置案

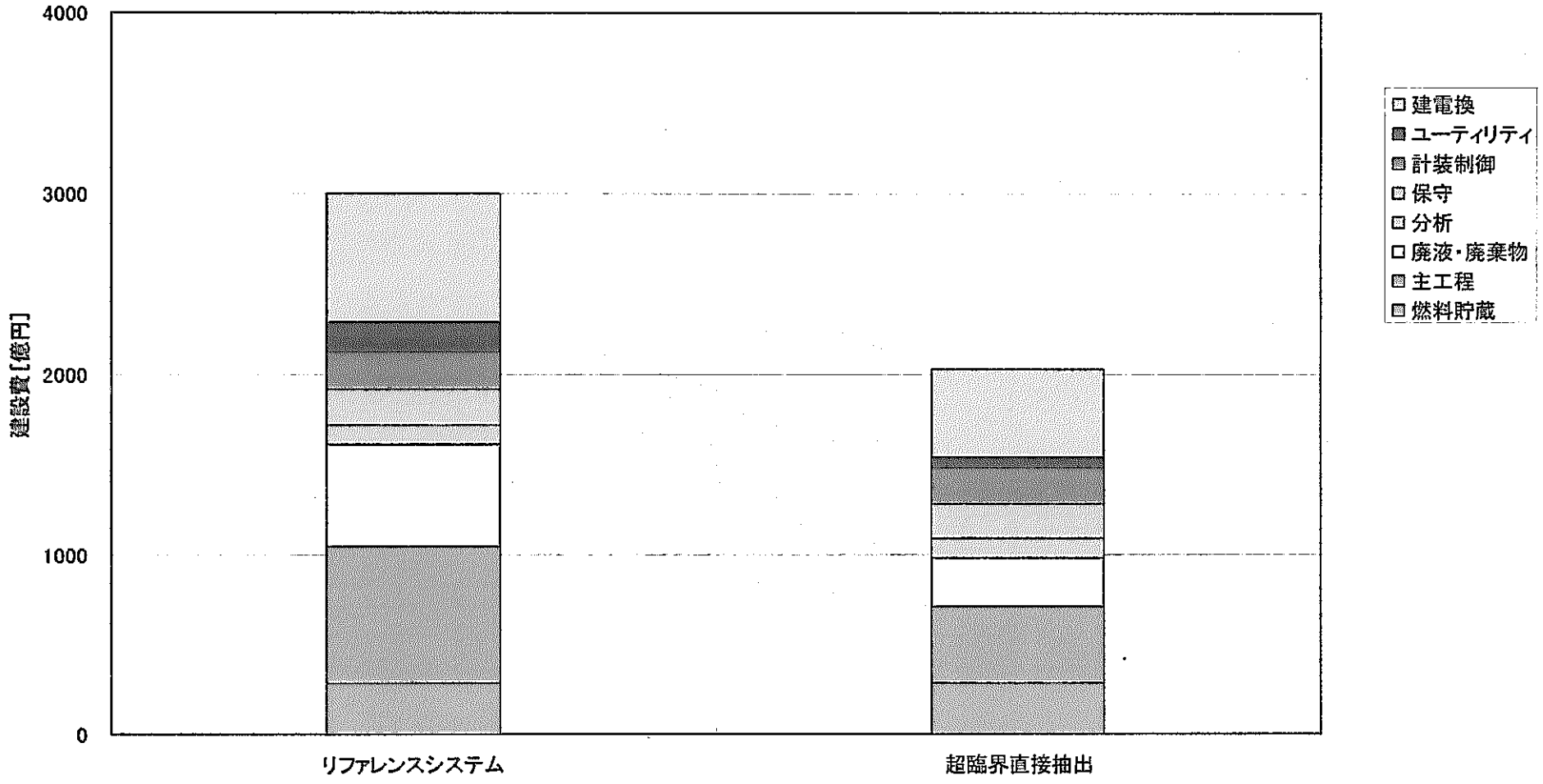


図4.2.3-20 超臨界直接抽出法の建設費

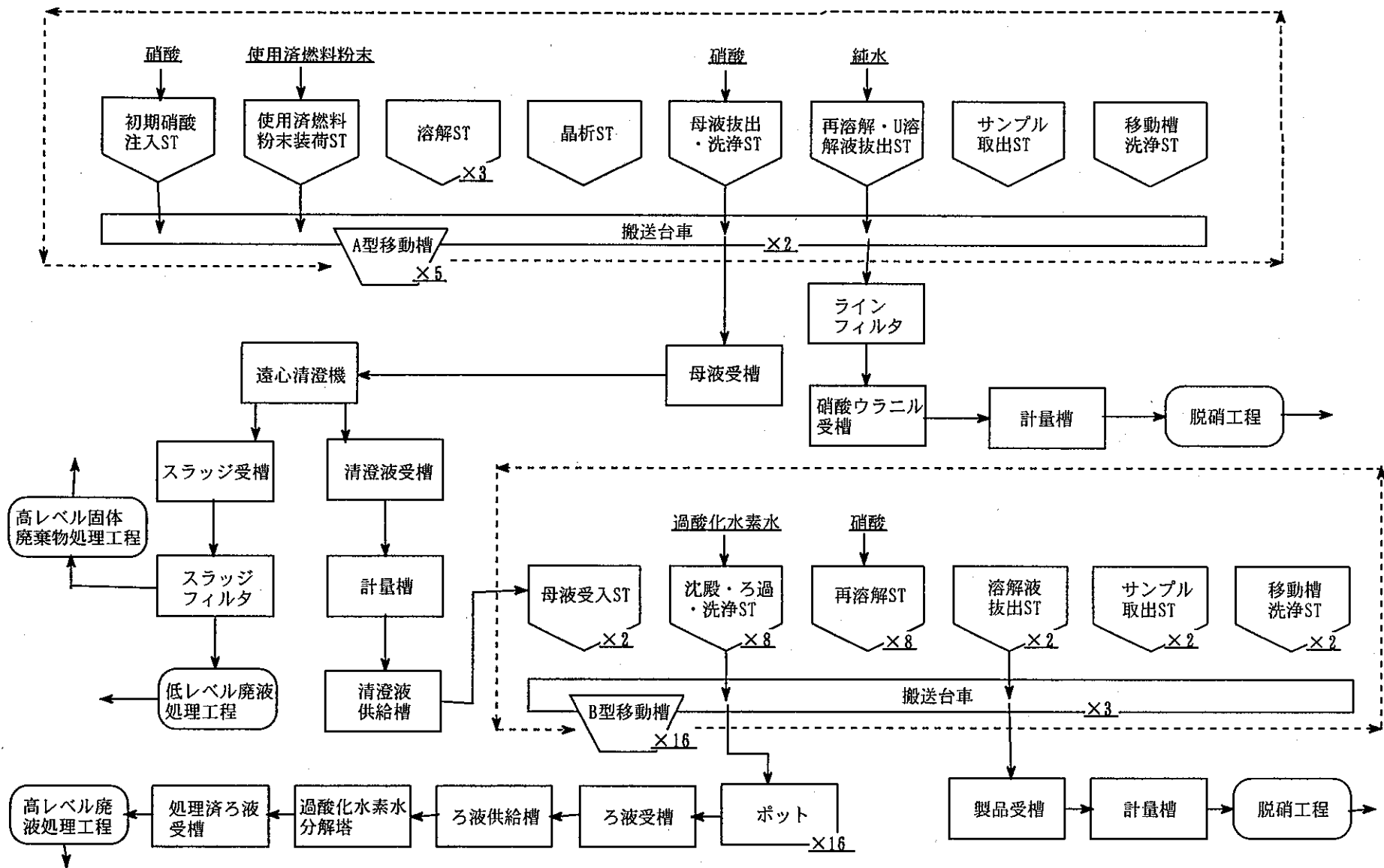
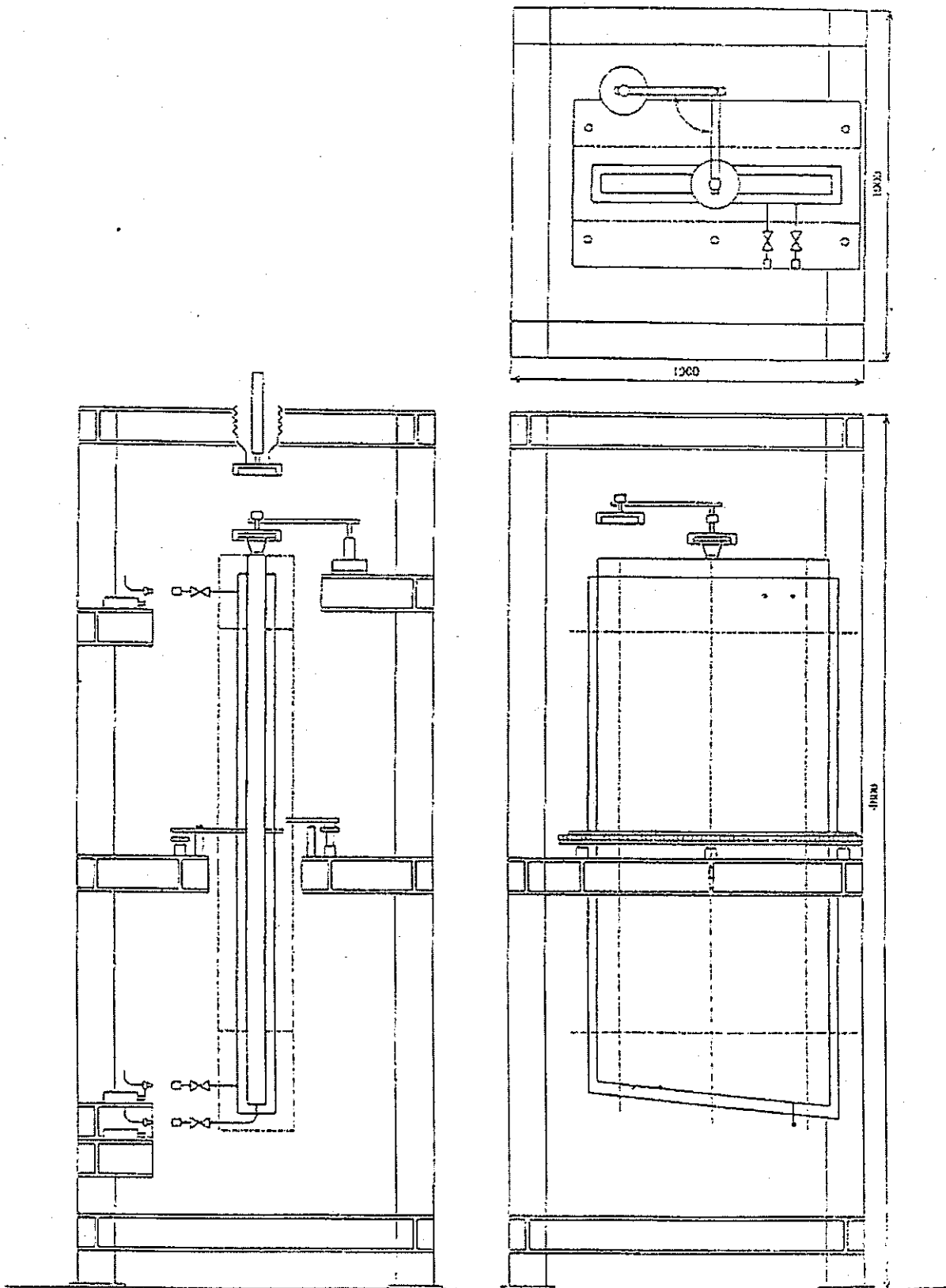
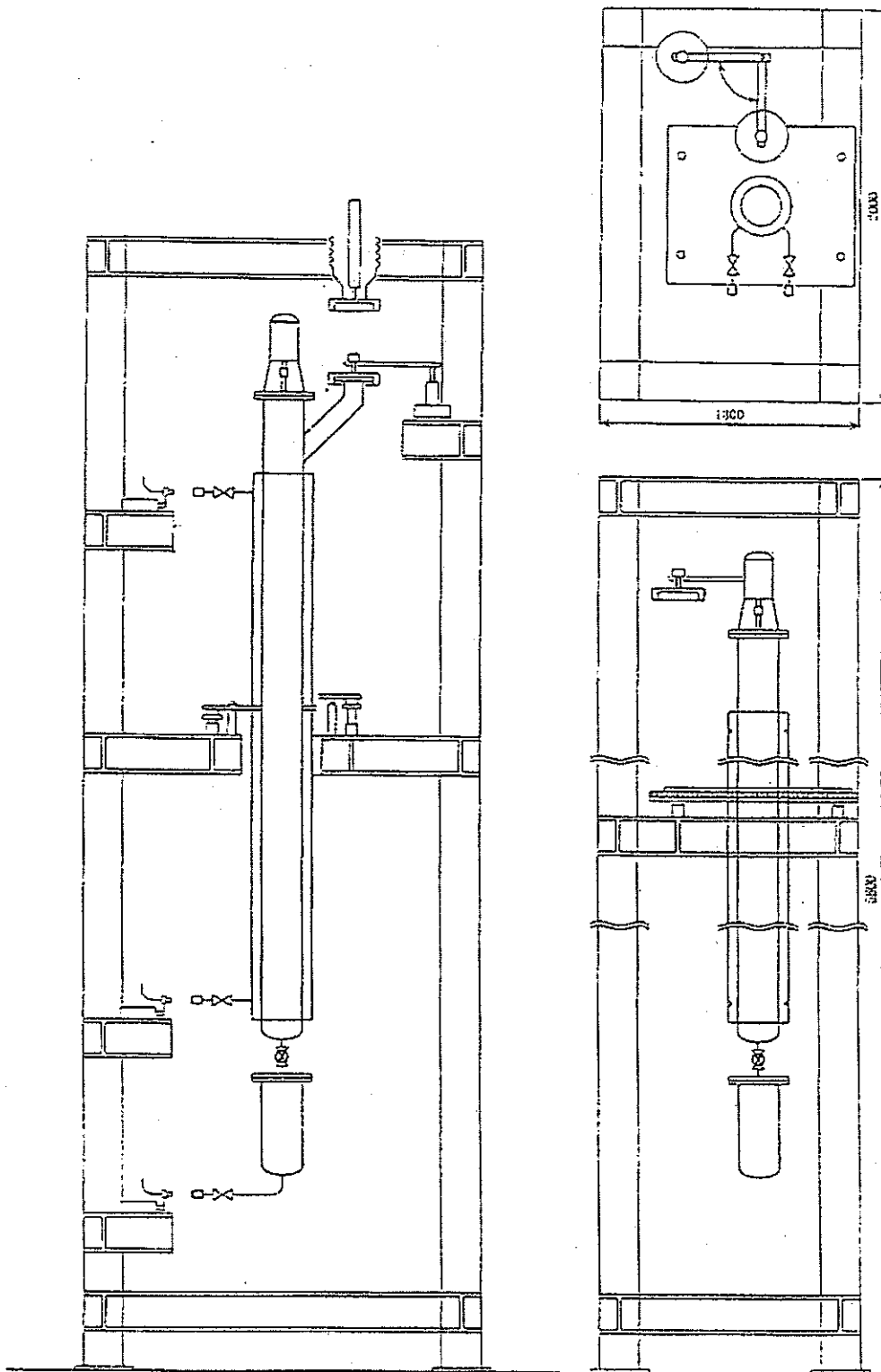


図4.2.3-21 沈殿/パイプレスシステムの工程系統図





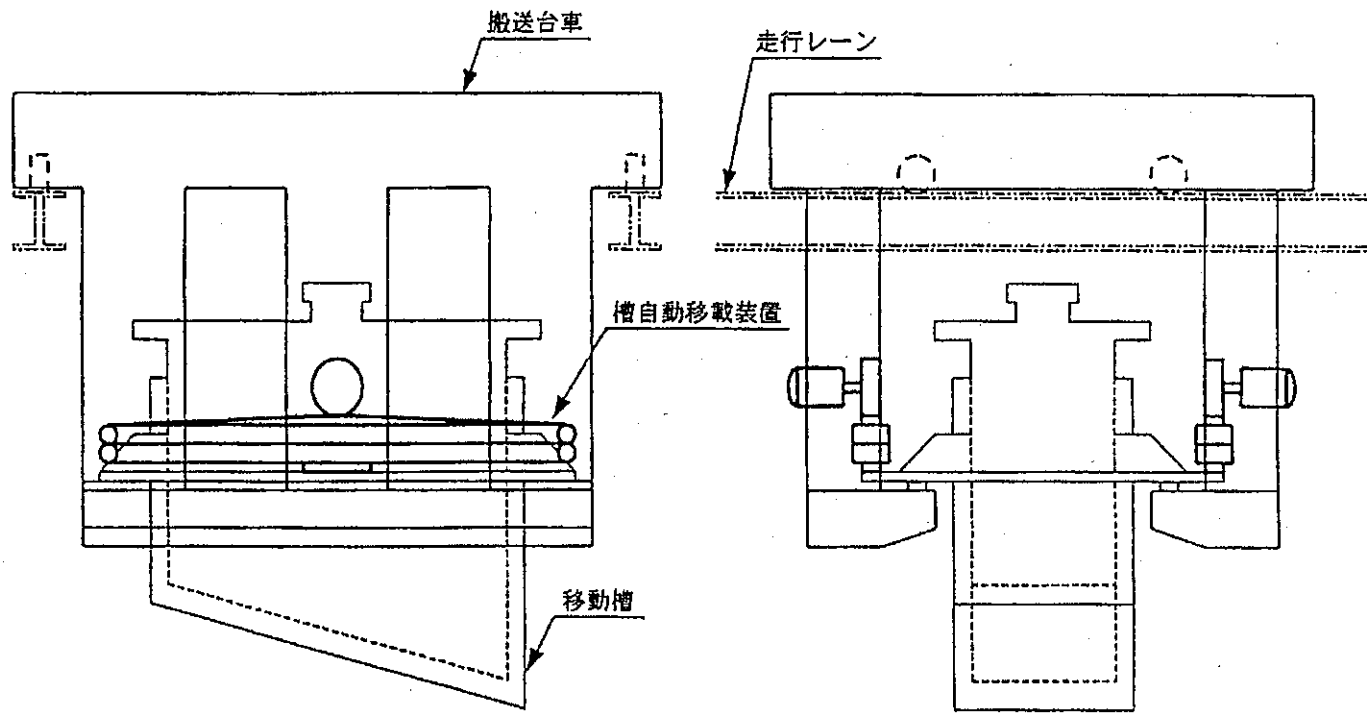
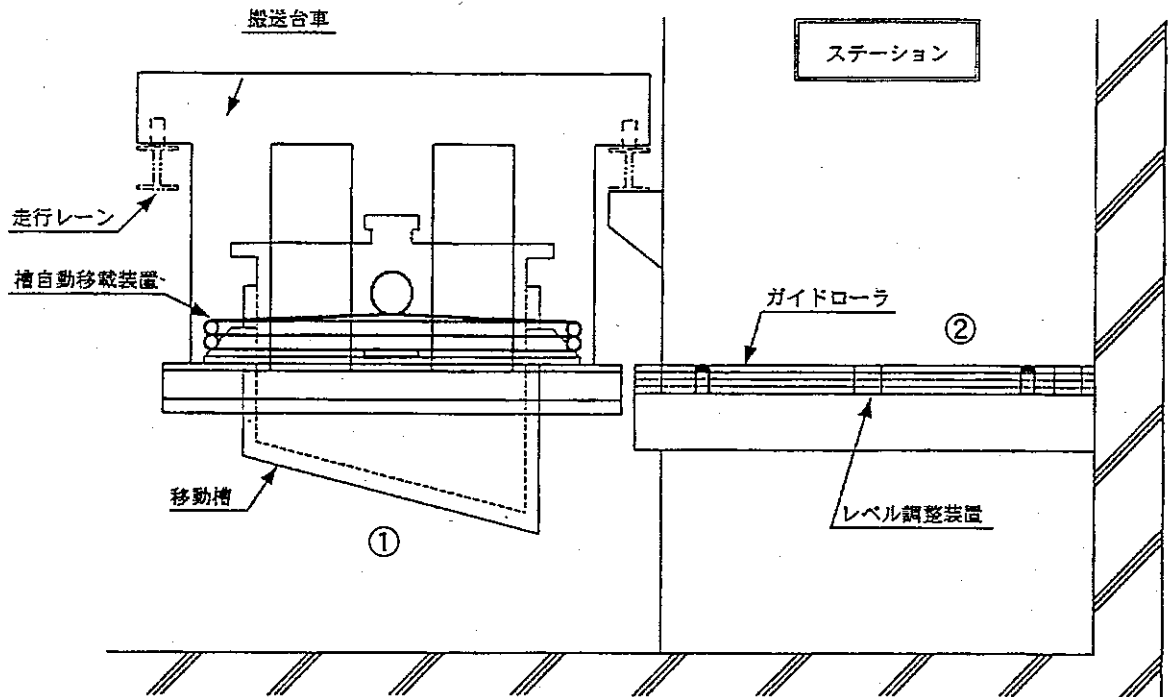
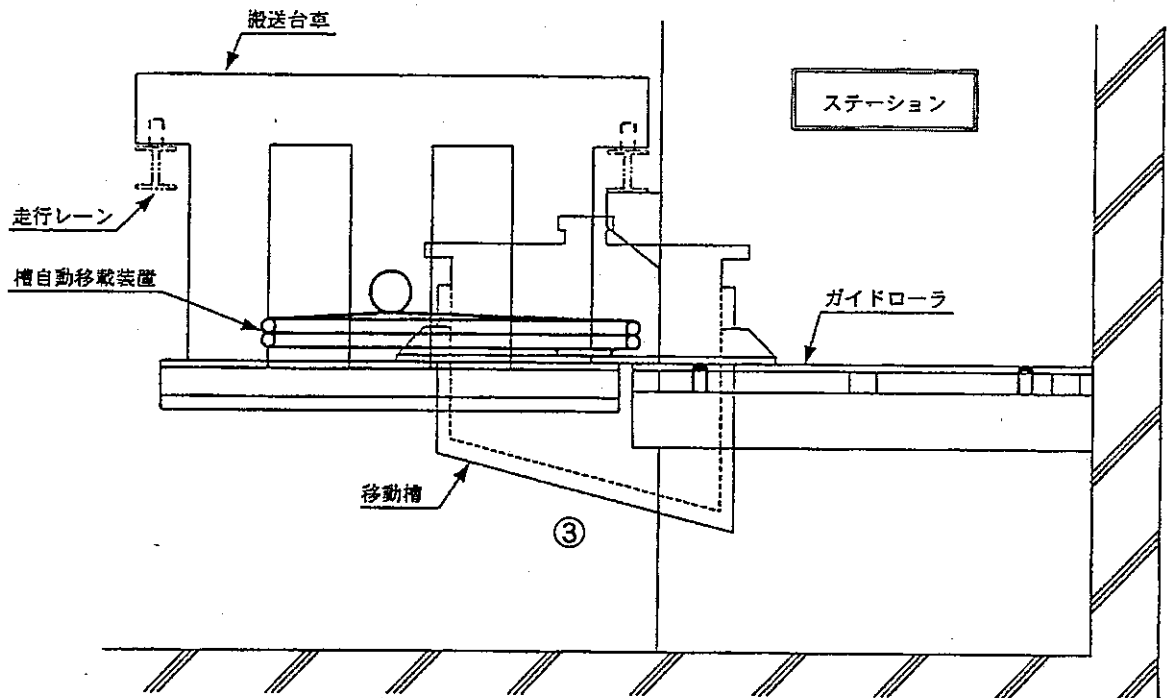


図4.2.3-24 槽の移動システム

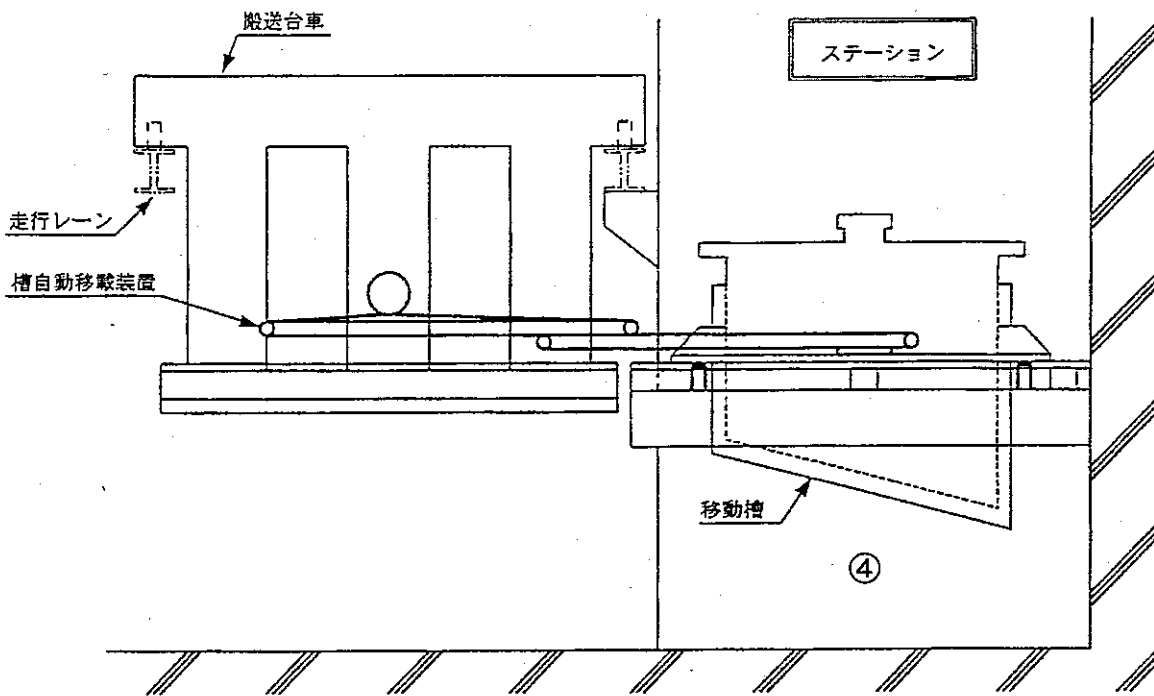


- ①搬送台車による移動
- ②ガイドローラレベル調整

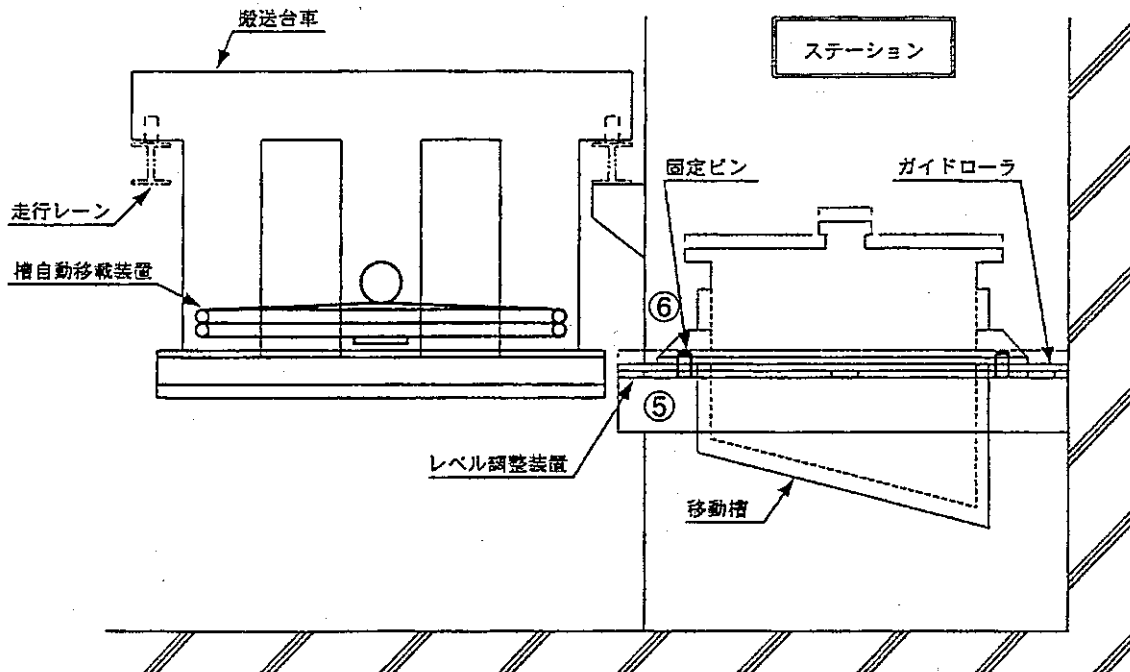


- ③移動槽をスライド

図4.2.3-25 移動操作の概念図(1/2)



④設置位置で停止



⑤レベル降下  
⑥固定ピンにより固定

図4.2.3-25 移動操作の概念図(2/2)



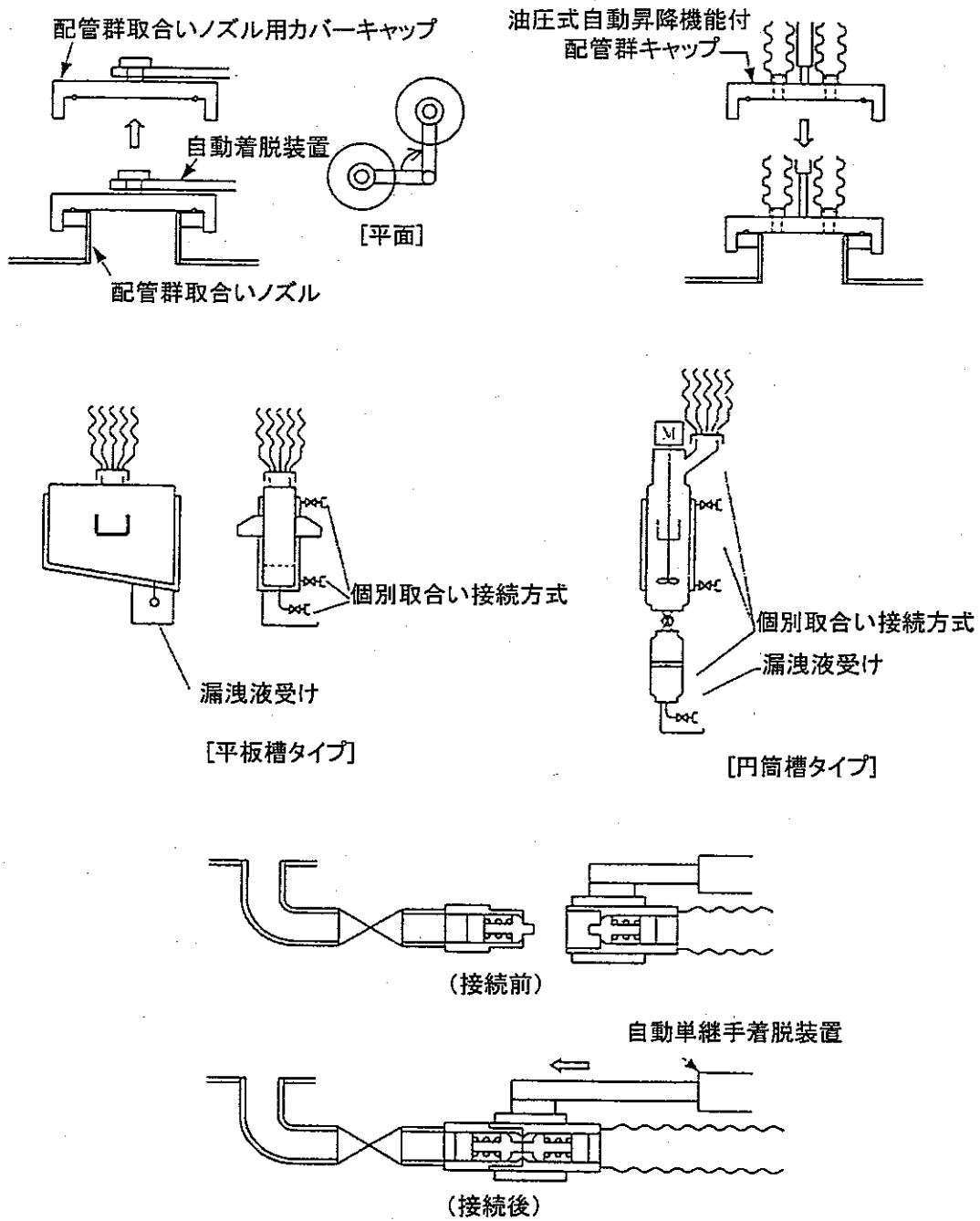


図4.2.3-26 自動配管接続機構案

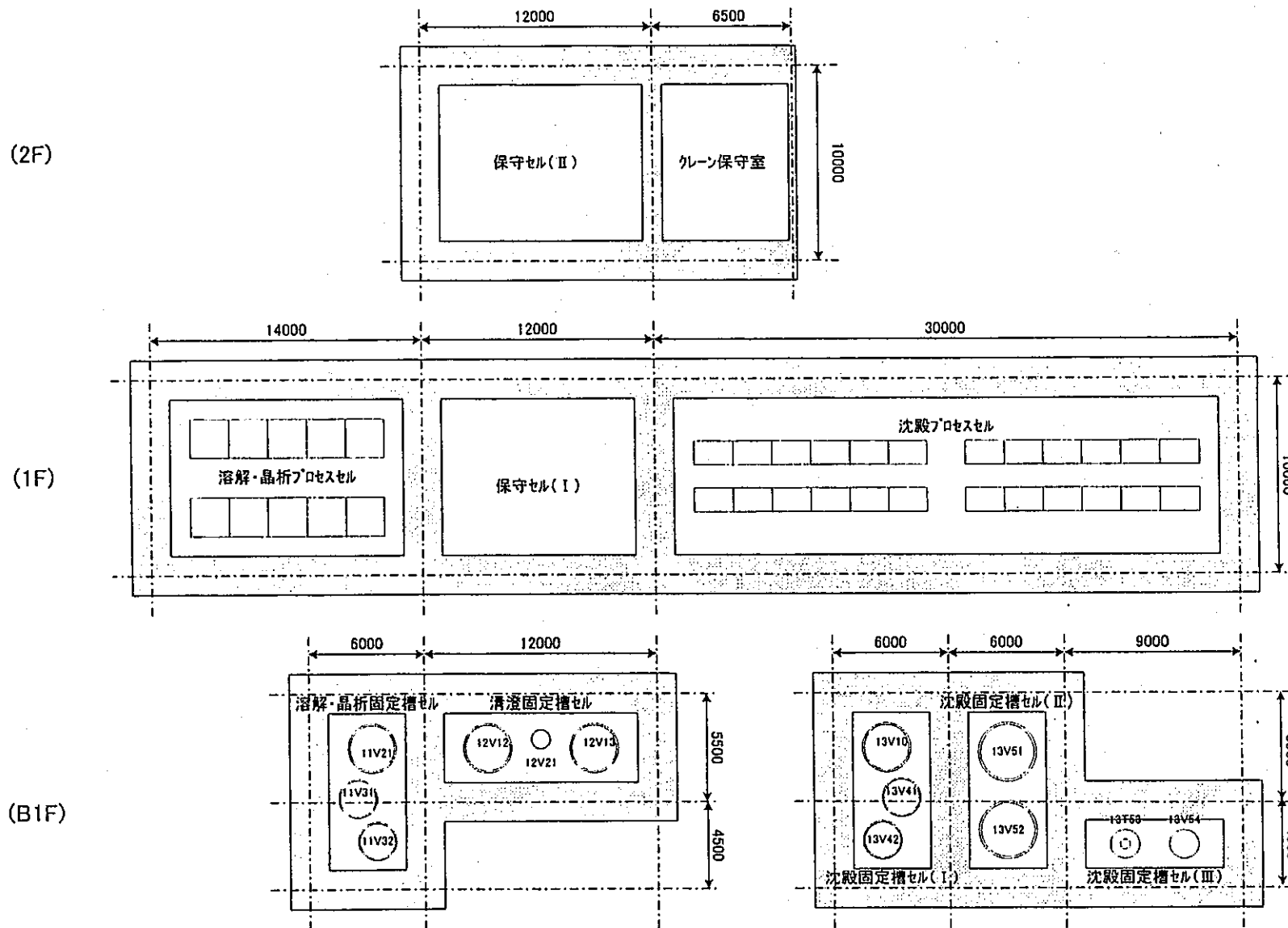


図4.2.3-27 沈殿/パイプレスプラントシステムの概略セル内配置案(平面図)

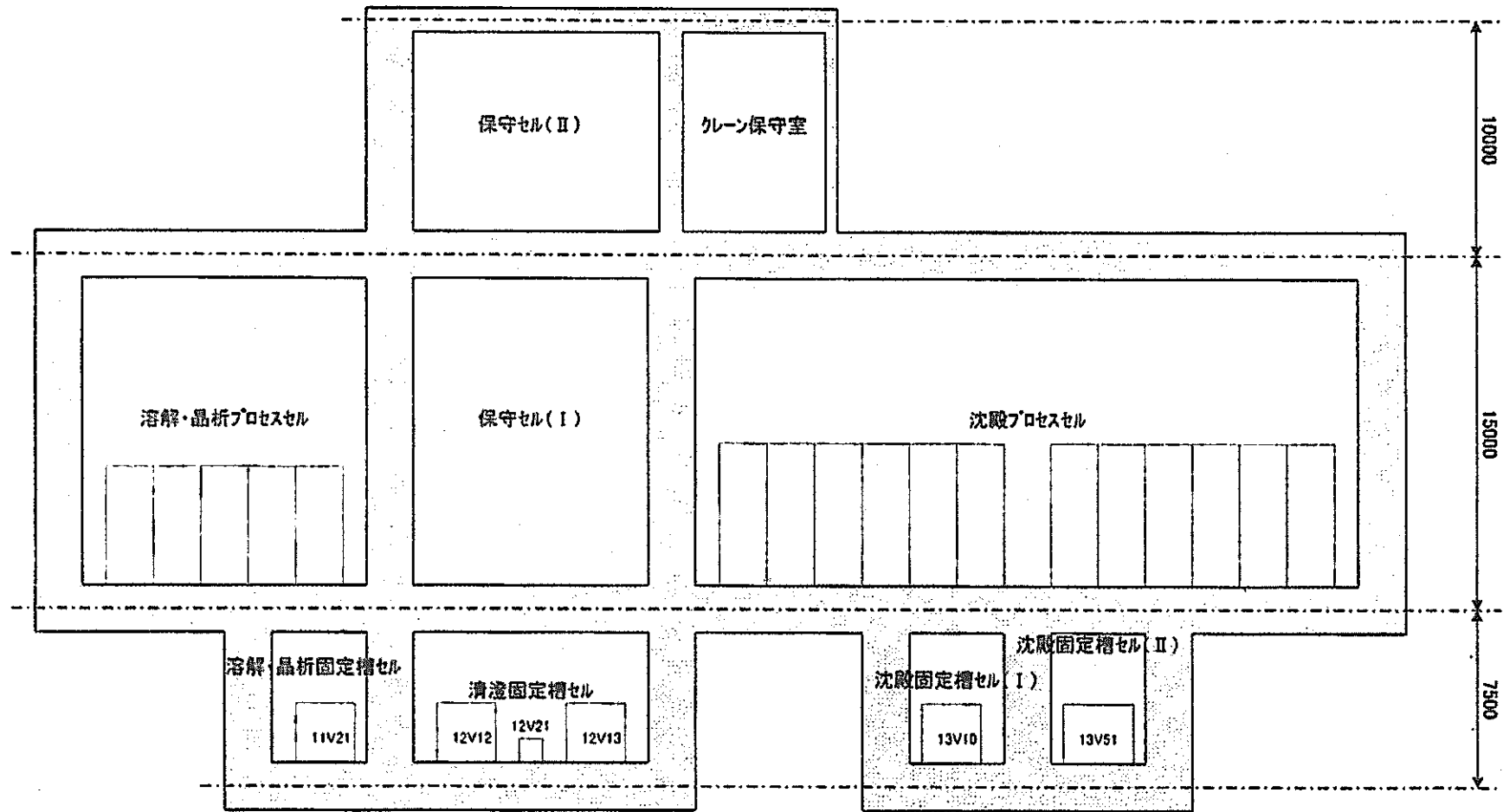


図4.2.3-28 沈殿/パイプレスプラントシステムの概略セル内配置案(立面図)

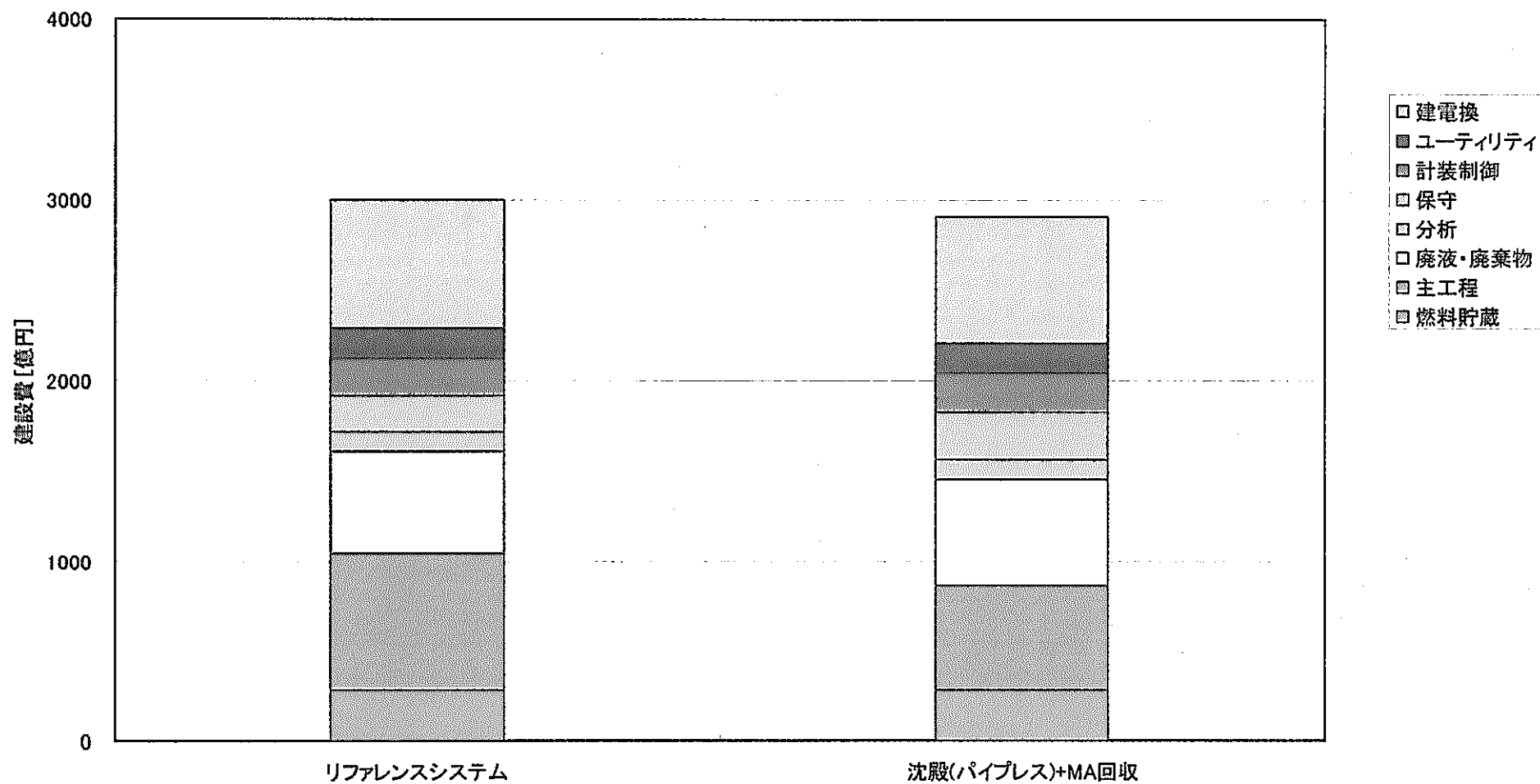


図4.2.3-29 沈殿法(パイプレスプラント)の建設費

## 4.2.4 窒化物燃料への適用性

## (1) 検討のポイント

酸化燃料再処理技術の窒化物燃料への適用性を検討するにあたって、湿式、乾式を問わず考慮する必要のあるポイントとして、(i)N-15の回収、(ii)C-14の回収、(iii)窒化物燃料粉の火災・爆発対策がある。

## (i) N-15 の回収

天然窒素の99%以上を占めるN-14は中性子吸収断面積が大きく、炉内でN-14(n,p)C-14反応によりC-14を発生する。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C-14が再処理施設において大きな問題となる。このC-14の量は環境に放出できる量を大幅に越えており、オフガス処理において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同時に、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、本検討における窒化物燃料は、N-15を99.9%まで濃縮した濃縮窒素を用いることを前提とした。N-15の濃縮技術については別途検討が実施されているが、そのコストはサイクルコスト評価上無視し得ないほど高価になる可能性があることから、可能な限り再処理プロセスにおいて回収し再利用することとしている。そこで、本検討では、使用済燃料中の濃縮窒素を90%回収・再利用し、不足分の10%について新規濃縮窒素を補充すると想定する。

N-15は、湿式法においても乾式法においても $^{15}\text{N}_2$ の形でオフガス中に放出されるため、オフガスからの $\text{N}_2$ を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)法を採用した。PSA法は窒素、酸素、水素等の製造、メタンの濃縮分離、水分の除去等の分野における一般産業で実績のある技術である。その原理は、吸着材の特定成分の選択性にあり、高圧下で吸着成分を大量に吸着させ、低圧下で吸着成分を脱離させて吸着材を再生させるとともに、特定成分を分離濃縮する、というものである。原理の概念を図4.2.4-01に、装置の基本的な構成例を図4.2.4-02に示す。

## (ii) C-14 の回収

ここで設定されたN-15濃縮度99.9%は、C-14による周辺環境への影響が酸化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C-14量と同等となる濃縮度の下限(C-14の放出量では上限に相当)である。酸化燃料再処理の通常運転時は、ここで評価された値よりより小さいC-14の放出量(上限値以下の放出量)となるため、N-15濃縮度99.9%の窒化物燃料を使用してもC-14の放出量が酸化燃料のそれを上回る可能性がある。したがって、本検討では、環境負荷低減の観点から保守的に考え、C-14の回収を行うこととした。

燃料中のC-14は、どのプロセスにおいてもそのほぼ全量が $\text{CO}_2$ の形でプロセス

オフガスに移行する。オフガス系におけるCO<sub>2</sub>の回収には、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の比較的容易なBa(OH)<sub>2</sub>・8H<sub>2</sub>Oの吸着カラムによる乾式回収法を採用した。

### (iii) 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いるため<sup>(1)</sup>、窒化物燃料粉についても火災の危険性を考慮する。このため、窒化物燃料粉が雰囲気中に露出する前処理セルはArセルとする、等の対応が必要となる。

## (2) 先進湿式リファレンスプロセスの適用

(1)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。

### (i) N-15の回収方法

窒化物を硝酸に直接溶解\*すると、N-15と硝酸HNO<sub>3</sub>を構成する天然窒素のN-14との同位体交換反応が起こり、N-15の濃縮度が著しく低下するため、N-15を回収する意義が失われる\*\*。このため、溶解より前の工程で燃料中より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<sub>2</sub>/70% Ar)下で酸化し(2MN+2O<sub>2</sub>→2MO<sub>2</sub>+N<sub>2</sub>↑)、濃縮窒素をN<sub>2</sub>の形で放出させる方法が提案されており<sup>(2)</sup>、ここでもこの酸化法を採用した。この工程で燃料から放出された<sup>15</sup>N<sub>2</sub>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。

問題点と考えられるのは、燃料の酸化がMO<sub>2</sub>で止まらずにさらに進んだ場合に、Puはそれ以上酸化され難いため、Puに富むMO<sub>2</sub>相とUに富むM<sub>3</sub>O<sub>8</sub>相への相分離が起こる可能性があることである。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。このため、酸化工程では、相分離が起こるまで酸化を進ませずに、MO<sub>2</sub>の単一相になるように反応を制御する必要がある。この問題への対応として、酸化状態の制御が比較的容易であるCO<sub>2</sub>/COを酸化ガスとして用いる案もあるが、この場合は次に述べるC-14の回収を目的としたCO<sub>2</sub>回収装置において、この酸化ガスも同時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<sub>2</sub>回収工程)の負荷と廃棄物発生量が著しく増加する。このため、本検討ではO<sub>2</sub>/Arを採用している。

なお、酸化の際に<sup>15</sup>NO<sub>x</sub>が発生する可能性もある。この場合は、N<sub>2</sub>として回収できるようNO<sub>x</sub>を酸化する装置がオフガス工程において必要となる。

### (ii) C-14の回収方法

本プロセスでは先に述べた酸化工程で、大半のC-14がCO<sub>2</sub>としてオフガス中に移行すると考えられる。燃料中に残ったC-14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<sub>2</sub>の形態で移行すると推測される。

\* 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。

\*\* 硝酸にもN-15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、この方法は廃液へ移行するN-15濃縮窒素の量が膨大となり、効果的でない。

このため、C-14の回収方法としては、酸化オフガスおよびDOGからのCO<sub>2</sub>の回収を検討した。

DOG系からのCO<sub>2</sub>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<sub>2</sub>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。

### (iii) 窒化物燃料粉の火災対策

本プロセスにおいて窒化物燃料粉が雰囲気中に露出する範囲は、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。

### (iv) 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4.2.4-03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。

#### (a) 酸化工程

本プロセスは、酸化雰囲気下でせん断した燃料を酸化するという点で、従来ボロキシデーション\*と呼ばれたプロセスや、超臨界直接抽出法および後述の乾式再処理の一つである窒化物燃料金属電解法で、脱被覆法として提案されている酸化熱処理プロセスに類似しており、特に機器については、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。このため、それらとほぼ同様の装置が利用できると考えられる。その中では、窒化物燃料金属電解法で採用されている酸化熱処理装置の検討が進んでいるため、本検討でもそれと同様の装置(酸化加熱炉)を用いることとした。その概念図を図4.2.4-04に示す。

#### (b) 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4.2.4-05に示す。比較のため、窒化物燃料を対象とした先進湿式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、雰囲気ガスが空気ではなくArである他は、窒化物燃料再処理のSOGと同様である。本プロセスでは、せん断と溶解の間に酸化プロセスがあるため、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)と合流して処理する。

酸化オフガスの成分は、酸化ガス(O<sub>2</sub>、Ar)、I、CO<sub>2</sub>(C-14を含む)、H<sub>2</sub>O(H-3を

\* ボロキシデーション法(Voloxidation = Volatilization と Oxidation の組み合わせ)は、過去に窒化物燃料の再処理技術開発において、溶解に先立ってKr, Xe, I, H-3等の揮発性放射性物質を除去する方法として提案されたプロセスである。このプロセスでは、せん断後の燃料片を数100℃の酸化ガス(空気/酸素/CO<sub>2</sub>/CO)で酸化する。UO<sub>2</sub>とU<sub>3</sub>O<sub>8</sub>との密度の違いにより、反応の際に燃料は膨張して破碎され、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。

含む)、それに $^{15}\text{N}_2$ 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、 $\text{CO}_2$ 、ヨウ素の順でFP等を除去した後、窒素(N-15)の回収を行う。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。なお、酸化プロセスで $^{15}\text{NO}_x$ が発生する場合には、これを $\text{N}_2$ に還元する装置が $\text{N}_2$ 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、回収ロス分を補充して、燃料製造設備(炭素熱還元工程)に供給する。ただし、回収までのプロセスで、例えばオフガス処理設備の雰囲気ガス(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N-15濃縮度が落ちるため、再濃縮が必要となる。

なお、燃料製造における炭素熱還元工程のオフガスからもN-15を回収する必要があるため、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も考えられる。このため、オフガス流量を評価した。その結果を以下に示す。

SOG	: 数 $\text{Nm}^3/\text{hr}$
酸化オフガス	: 約 $220\text{Nm}^3/\text{hr}$
炭素熱還元工程のオフガス	: 約 $380\text{Nm}^3/\text{hr}$

この結果より、FP除去に必要な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判断した。このため、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、N-15回収装置のみ共有する設計とした。

$\text{CO}_2$ については、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、その一部は燃料に残留しDOGに移行すると想定する。このため、DOG処理系においても $\text{CO}_2$ 回収の回収を行う。

DOGには硝酸を起源とする $^{14}\text{N}_2$ 、 $^{14}\text{NO}_x$ が含まれることから、N-15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。

なお、本検討では、(1) (i)で述べたように使用済燃料中の濃縮窒素を90%回収し、不足分の10%について新規濃縮窒素を補充する、と想定しているが、これには、回収の際に雰囲気中の $^{14}\text{N}$ がインリークとして混入することによる濃縮度の低下を、10%の新規濃縮窒素の補充により補える程度に抑えることが前提となる。このためには回収する系内にリークする天然窒素の量を極めて小さく抑える必要があるが、インリーク量をこのレベルにコントロールするのは工学的に極めて困難である。これが達成できない場合は、回収した濃縮窒素を再濃縮することを考慮する必要がある。

再濃縮を行う場合、著しく高いDFが得られない限り、回収した $^{15}\text{N}_2$ を管理区域内で取り扱う必要があるため、再濃縮のための設備を管理区域内に置く必要がある。濃縮技術については、現在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扱う方法を採用する場合には、アンモニアとして取り扱う設備から発生する廃液・オフガスを他の硝酸系のオフ



ガスと共に処理することは安全上好ましくないため、再濃縮設備は別建屋とするのが妥当である。

(c) Arセルの範囲

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、ならびにDOG処理系におけるCO<sub>2</sub>除去装置の負荷低減の観点から溶解工程をArセルとするため、Arセルに入れる工程は解体から溶解までの範囲となる。なお、解体から酸化工程までをAr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。

(3) 建設費評価

4.2.1項で検討した処理量200tHM/yの一体化プラントに、前項で述べた窒化物燃料対応のために必要な設備の追加・変更を行った場合の建設費の評価を行った。建設費算出にあたっては、200tHM/yの先進湿式リファレンスシステムの建設費評価値をベースに、工程の変更・追加に伴う設備費の変動の評価を行った。考慮した設備は、追加設備として、

- ・酸化設備
- ・炭素熱還元設備
- ・Arセル冷却浄化設備

変更設備として

- ・オフガス処理設備

である。ただし、これらの設備の追加・変更に伴う建電換、ユーティリティ等の増加分は含まれていない。

その結果、建設費は以下の値となった。

	酸化物燃料再処理	窒化物燃料再処理	
建設費	3,001～3,147億円	3,148～3,294億円	+約5%

(4) 開発課題

(i) システム全体の技術課題

(a) 集合体仕様の決定

本検討では、主に窒化物燃料の化学的特性に着目した検討を行ったが、再処理施設の設計は、集合体の寸法・重量・集合体部材の材料・構造等を始めとする集合体仕様に大きな影響を受ける。このため、今後より詳細な設計および評価を進めるためには、4.1節で述べた酸化物燃料の燃料仕様と同等のものが窒化物燃料についても必要となる。

(b) 臨界安全設計条件の検討

本検討では、燃料を窒化物の状態を取扱う機器についても酸化物相当の臨界制限値を用いているが、実際には窒化物((U,Pu)N)は一般に酸化物よりも若干臨界制限が厳しいため、今後は窒化物の臨界制限値を取り入れた臨界安全設計を行う必要がある。

## (c) 窒化物燃料粉の火災・爆発対策

本検討では、UN粉末の自己発火性からの類推から、窒化物燃料粉の火災・爆発対策として前処理工程全体をArセル内に設置したが、これは施設にとって大きな負担となるため、例えば装置単位での火災・爆発対策を講じることによりセルを空気雰囲気にてできれば、施設全体として有意な合理化となる可能性がある。よって今後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。ただしこの時、Arセルには濃縮窒素の濃縮度低下を防ぐ効果もあることも考慮して、その是非を検討する必要がある。

## (d) N-15の回収に関する課題

オフガス系からのPSA法による $N_2$ の回収についての技術的成立性は高いと考えられるが、回収時の濃縮度の低下が大きい場合には、その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、N-15濃縮コストとのバランスを考える必要がある。

・濃縮コスト > 回収(+再濃縮)コスト

となる場合には回収するメリットがあるが、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(+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。その可能性は低いと考えられるが、その場合には、技術的確度の低い開発課題を削減できる(酸化設備および窒素回収設備が不要になり、酸化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)ことも考慮すべきである。

## (e) C-14の回収に関する課題

本検討では、濃縮度99.9%のN-15濃縮窒素を使用しても、C-14の回収を行う必要があるとの保守的な仮定をおいている。今後検討を進めるにあたっては、窒化物燃料を採用する場合の濃縮度(99.9%を下限として標準値を何%とするか)、その場合の濃縮コスト、C-14の発生量、再処理施設におけるC-14の回収の必要性等を評価する必要がある。

回収の必要がなくなれば、その回収設備が不要になるほか、処分の困難なC-14廃棄物の発生もなくなる。さらに湿式再処理の場合は溶解設備をArセルに入れる必要がなくなることにより、Arセルの範囲を狭めることが可能となる。

C-14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となり、その検討を進める必要がある。

(ii) 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工程とオフガス処理工程であり、これらにおける技術課題について以下で述べる。

(a) 酸化プロセス関連

本プロセスは窒化物燃料再処理プロセスとしての提案例はあるが、開発実績としては基礎試験例がいくつかあるのみである。したがって、まずプロセスの成立性の確認を目的とした基礎試験により、酸化ガスの種類や酸化温度をパラメータに、処理速度、各核種の酸化率、オフガス移行率・移行形態、酸化U/Pu/MAの性状、溶解特性、不溶解残渣移行率、不溶解残渣特性等の確認が必要である。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、特に $NO_x$ になりうるか否か、 $N_2$ に限定できる条件があるかどうかの確認が重要である。

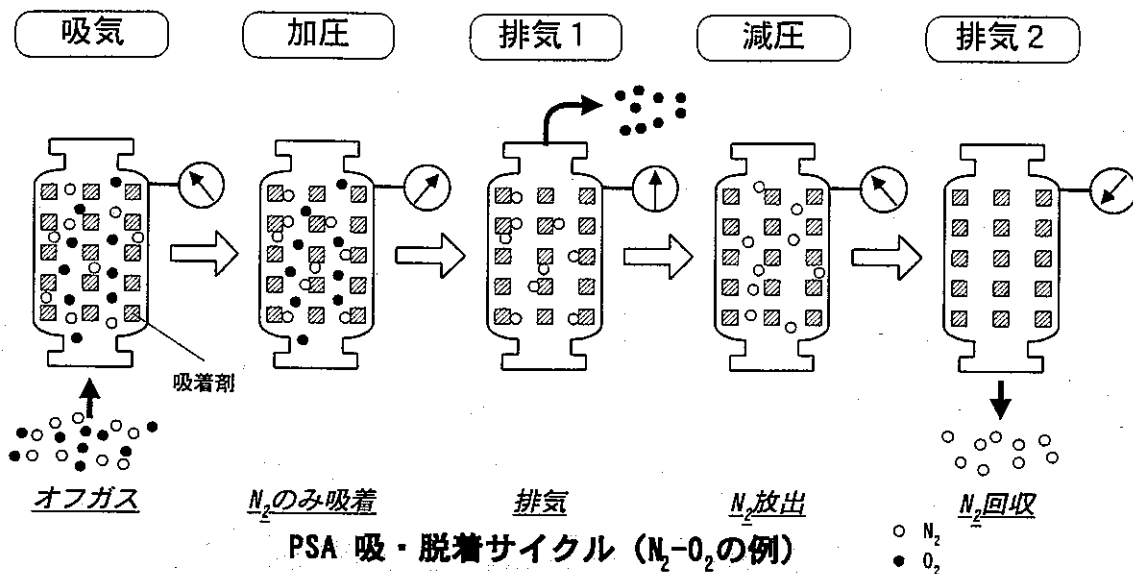
(b) オフガス処理関連

C-14の回収については、本検討では仮に $Ba(OH)_2 \cdot 8H_2O$ 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。 $Ba(OH)_2 \cdot 8H_2O$ による吸着法を採用する場合には、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。

N-15の回収については、回収技術としてPSAを採用しているが、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)を確認する必要がある。

[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、第15巻、第10号
- (2) Hj.Matzke：“Science of Advanced LMFBR Fuels”、p.629～635、Published by North-Holland Physics Publishing、(1986)



**圧力変動吸着 (PSA) 法とは**

圧力変動吸着 (Pressure Swing Adsorption : PSA) 法とは、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。その原理は、吸着材の特定成分の選択性にあり、高圧下で吸着成分を大量に吸着させ、低圧下で吸着成分を脱離させて吸着材を再生させるとともに、特定成分を分離濃縮する、というものである。

図4.2.4-01 PSA法の概念

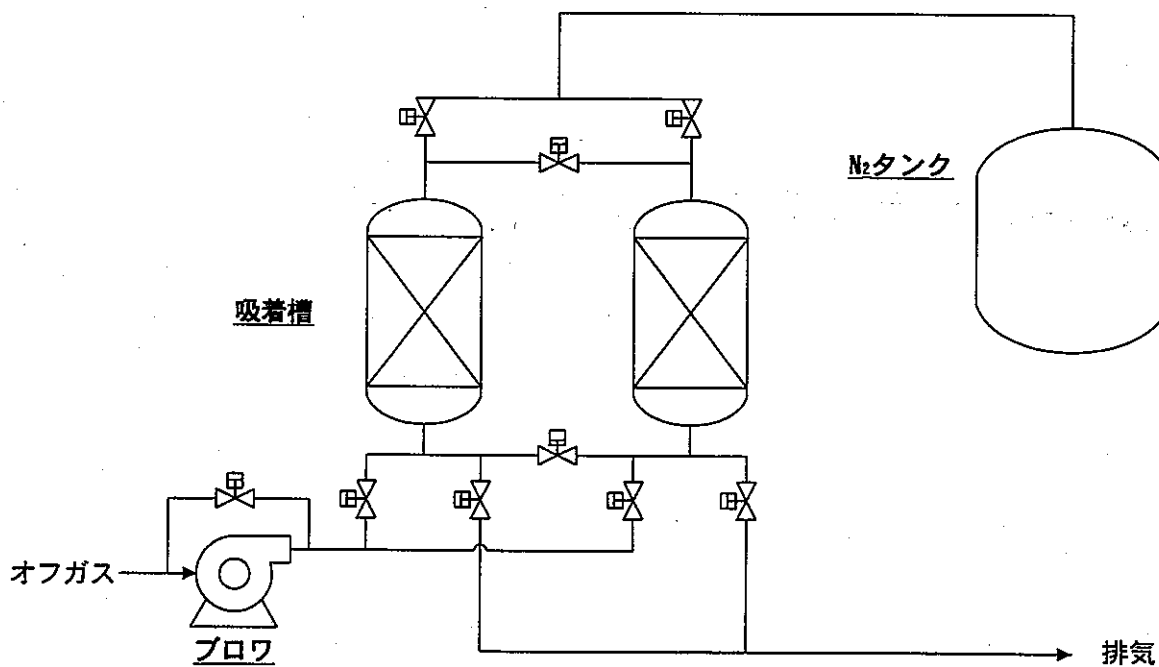
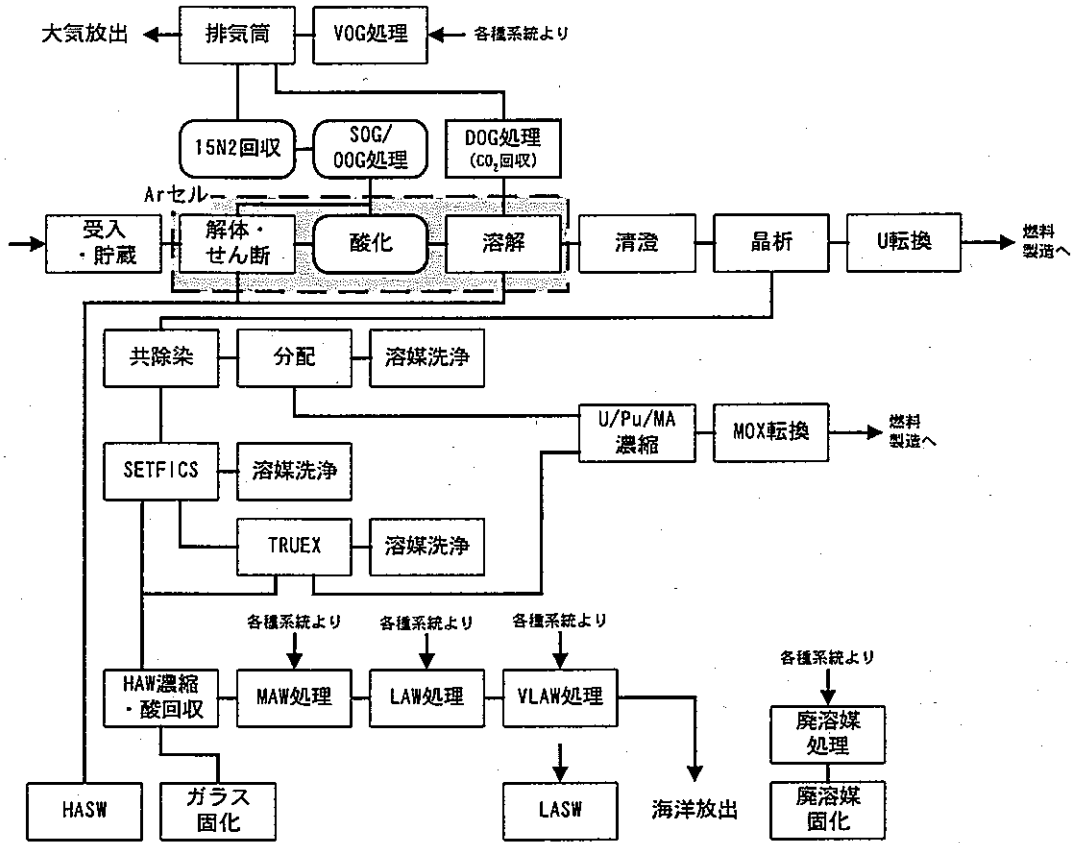


図4.2.4-02 PSA装置の基本的な構成例

**窒化物燃料湿式再処理プロセス**



**(参考) 先進湿式リファレンスシステム**

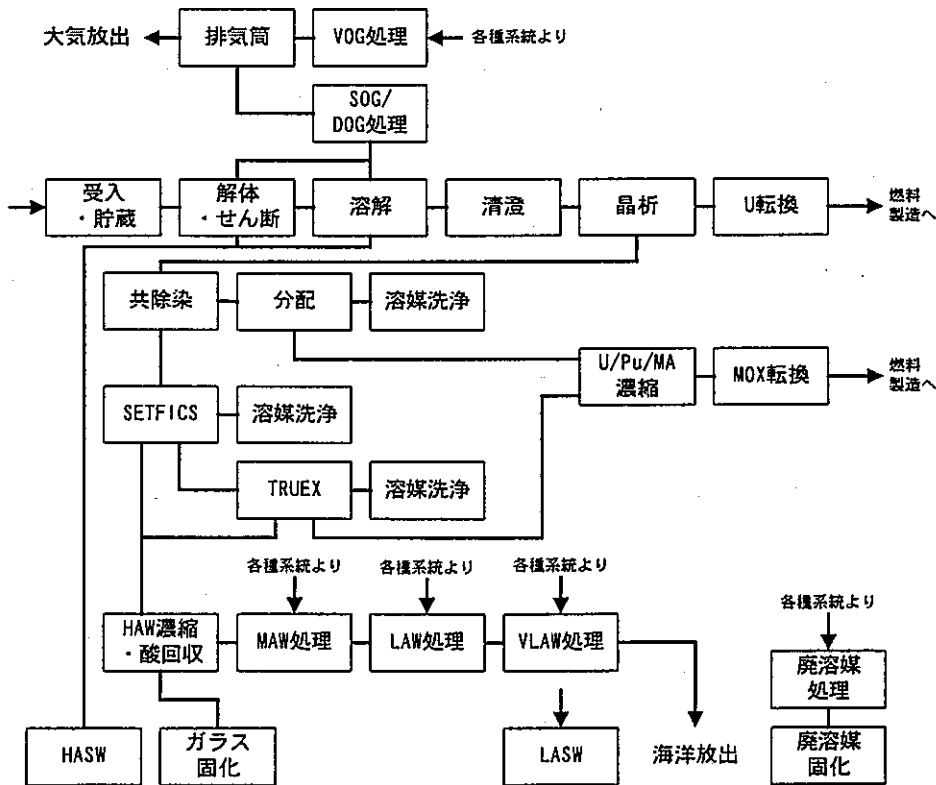


図4.2.4-03 窒化物燃料湿式再処理の概略フロー

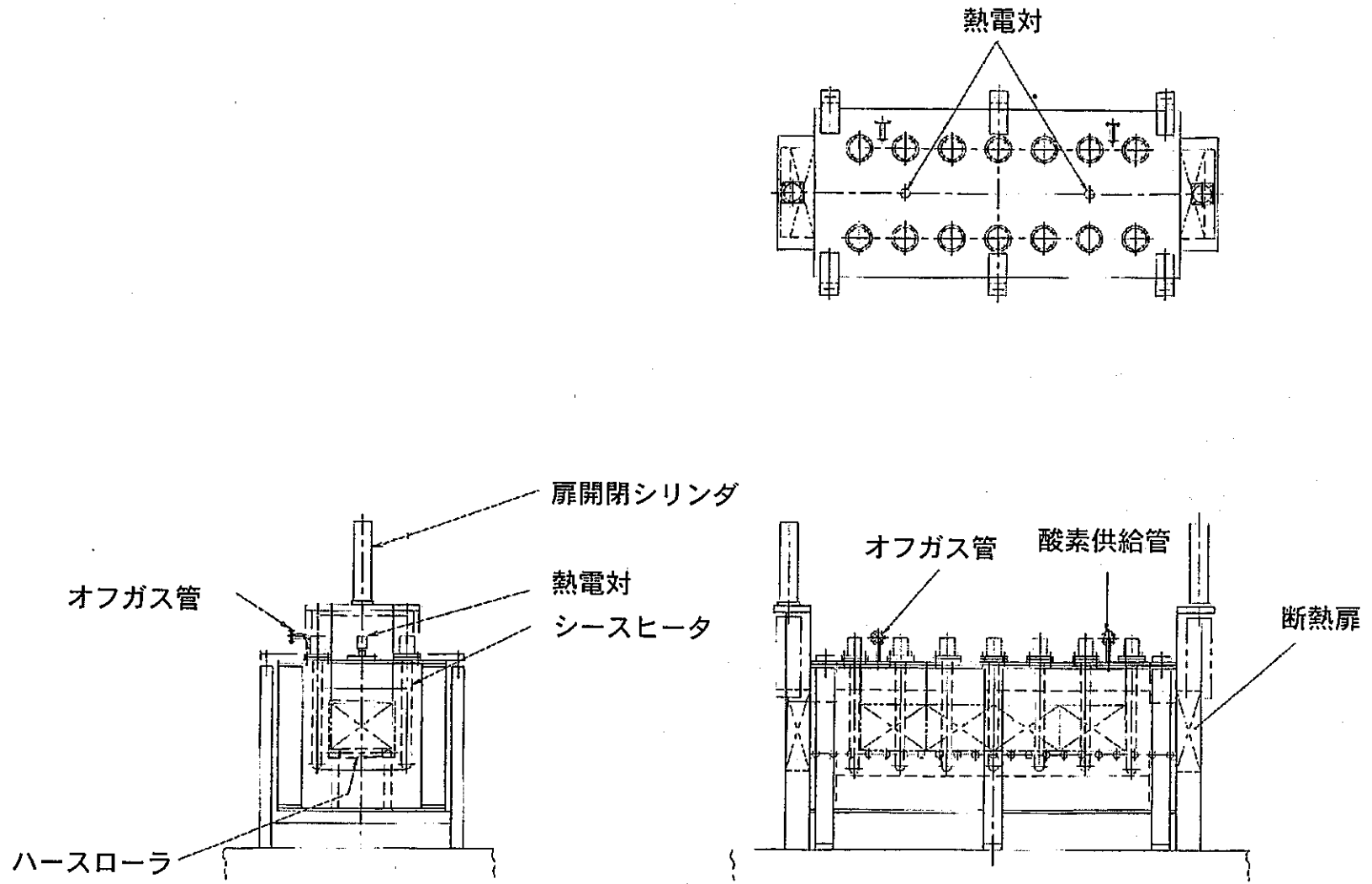
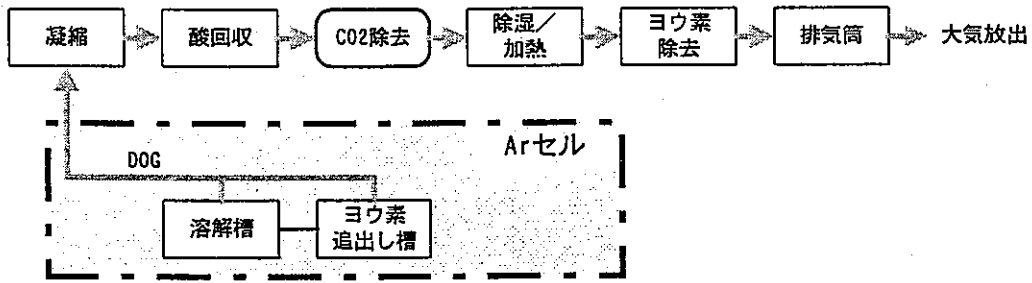
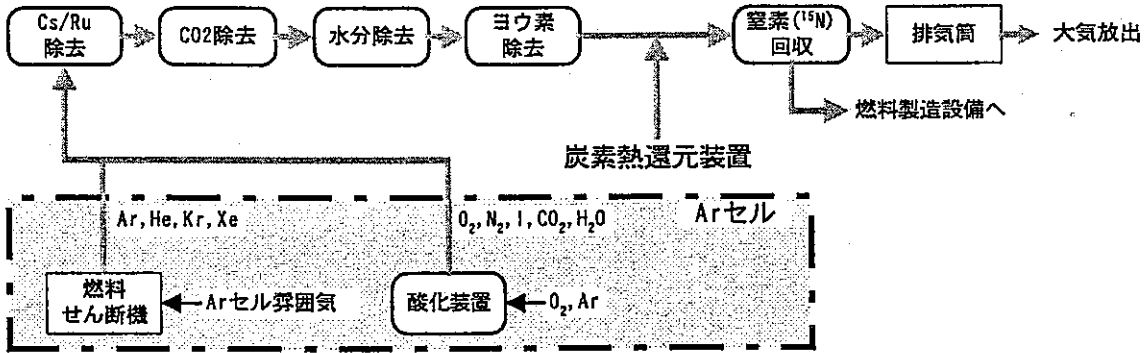


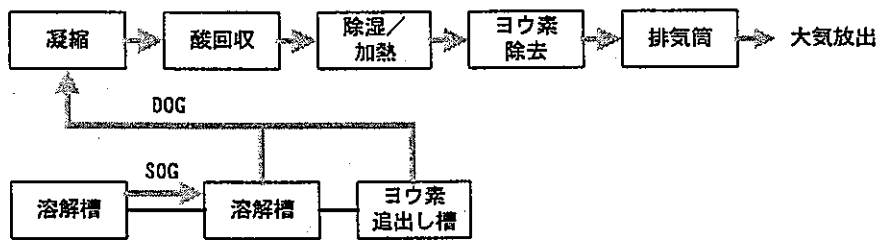
図4.2.4-04 酸化装置概念図



**DOG処理系**



**SOG/OOG処理系**



**(参考) 酸化物燃料湿式再処理SOG/DOG処理系**

図4.2.4-05 窒化物燃料湿式再処理オフガス処理概略フロー



#### 4.2.5 LLFP 回収技術

##### (1) ヨウ素

###### (i) 概要

ヨウ素の回収技術は、ヨウ素をオフガス系へ追い出す技術とオフガスから回収する技術の組み合わせからなる。

ヨウ素をオフガスへ追い出す技術としては、溶解液へのNOX吹き込みが一般的であるが、溶解前に酸化揮発処理するポロキシデーション法の採用も考えられる。

オフガスからの回収技術としては、アルカリスクラブ法が広く用いられたが、ヨウ化メチル等の有機ヨウ素が除去できないこと、除染係数が低いこと、大量の塩廃棄物を発生させることから、現在は銀系吸着剤による回収法が主流となっている。他に濃硝酸による酸化吸収法が挙げられる。

以下に代表的な技術候補について概要を記す。

###### (ii) 候補技術

###### (a) ポロキシデーション

4.2.4項で述べた方法と同じである。せん断片を高温酸化雰囲気中で酸化処理し、ヨウ素、トリチウム等の揮発性FPをオフガスへ分離する。

###### (b) 銀吸着剤<sup>(1) (2) (3)</sup>

再処理施設内において、ヨウ素はオフガス系にて銀系吸着剤にて回収される。銀フィルタは銀を保持担体に含有させたものを使用する。保持担体の種類により、AgA(アルミナ)、AgX(ゼオライト)、AgZ(ゼオライト)、AgP(高分子)等がある。

これらの混合物からヨウ素のみを取り出し、適当なターゲット材に加工するには、熔融して電解処理してヨウ素を回収する等の方法が考えられるが、ヨウ素を含んだ銀や保持担体等の2次廃棄物の発生が予想される。

###### (c) 濃硝酸による酸化吸収法(ODOX法)<sup>(4)</sup>

濃硝酸(20N程度)にヨウ素を酸化吸収させる方法であり、各種化学形のヨウ素が回収でき、試験ではDFにして $10^2 \sim 10^3$ 程度が得られている。硝酸中に回収したヨウ素を取り出す技術としては、薄膜蒸発缶等を利用して固体として取り出すことが考えられる。

この場合、別途回収される硝酸は再利用可能である。したがって、2次廃棄物発生量は少なく、核種変換処理用のヨウ素回収システムとしては銀吸着剤より有効と考えられる。ただし、濃硝酸に耐える構造材料が課題として残されており、装置寿命の観点から機器廃棄物の増加要因となる可能性がある。

## (2) Tc

## (i) 概要

Tcはヨウ素と異なり再処理工程内の移行経路が大きく不溶解残渣と高放射性廃液の2つに分かれる。その割合は数十%ずつであり、さらに99.9%以上の回収率が要求される場合には、抽出工程での製品への同伴率の低減も考慮する必要がある。

従来、高放射性廃液からイオン交換法や沈殿法を用いて分離精製することでTcを回収するのが一般的であるが、核種変換処理に供するには少なくとも90数%以上の回収を行う必要がある。主要な経路である不溶解残渣と高放射性廃液の両方からの回収を想定する必要がある。そこで固体系からの回収、溶液系からの回収の%つの場合について候補と考えられる技術について記す。

## (ii) 候補技術

## (a) 固体系からのTcの回収

ここで想定する回収工程への供給物質は不溶解残渣である。不溶解残渣には、せん断時に発生するステンレス粉の他、Mo/Tc/Ru/Rh/Pdの合金、不溶解性のPuO<sub>2</sub>が含まれる。

固体系からの白金属の回収方法としては鉛抽出法<sup>(5)</sup>が挙げられる。この方法では供給物質にガラス原料、鉛、適当な還元剤を添加して金属相中にRu/Rh/Pd等を回収する。このときTcはこれら白金属に同伴する。この方法は高放射性廃液の仮焼物にも適用可能であり、その他FPはガラスを形成するため、最適化をはかれば、ガラス固化工程と一体化できる可能性がある。また、白金属FPが金属形でガラス固化体と分離されるため、ガラス固化体の発生量の低減という副次効果が期待でき、白金属FPの金属廃棄物としての処分と合わせて検討の余地はある。

しかしながら、ターゲット用に十分な純度のTcに得るには、ここからさらにTcと白金属類の相互分離を行う必要がある。酸化揮発や電解精錬的な追加工程、または溶解して次項で述べる溶液系での回収技術の追加が必要となる。

## (b) 溶液系からのTcの回収

Tcを溶液系に集中させて回収/精製する方法としては、溶媒抽出法、イオン交換法あるいはそれらの組み合わせた方法が用いられる。Tcの抽出剤としてはTBP、TOA、ピリジン等が挙げられる。

例としてTcを0.5~1.0M硝酸溶液から45%TBPにより抽出し、0.005M硝酸にて逆抽出後、陰イオン交換で精製する方法<sup>(6)</sup>が考えられる。

溶液からのTcの回収はRIの精製等で利用されており、分離技術そのものはある程度確立されているとあってよい。

Tcを核種変換処理に供するため、Tcを高放射性廃液に集めるためには、不溶解残渣を適当な酸化剤、あるいは電解等によって溶解すること等が必要である。この場合、耐食材料である白金属元素を溶解するに十分な条件は、構造材料に

も厳しい条件であるため、処理装置は定期交換対象とし、また酸化剤が他工程に影響を及ぼさないよう配慮した工程／装置／設備を構築する必要がある。

## (3) Sr/Cs

## (i) 概要

これまで高放射性廃液からのSr/Csの分離技術として開発されたものの代表的なものを候補技術として挙げる。これはSr/Cs分離法のレビューのある参考文献<sup>(1)</sup><sup>(2)</sup>に今回の調査した結果を追加したものである。

RIとしてCs、Srを高放射性廃液から回収する場合には、Tcと同様に、沈殿、溶媒抽出、イオン交換を組み合わせる方法が採られている。分離技術の候補を以下に示す。

## (ii) 候補技術

## (a) Srの分離法

## (イ) 沈殿法

- ・ Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/Pb(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>を添加、硫酸鉛を担体とする沈殿法<sup>(6)</sup>
- ・ シュウ酸塩沈殿と中和処理による分離法<sup>(8)</sup>

## (ロ) 溶媒抽出法

- ・ DtBuDH18C6\*/TBPによる抽出(SREX)<sup>(9)</sup>
- ・ Crown XVII\*\*/TBP/PEG(ポリエチレングリコール)による抽出<sup>(7)</sup>
- ・ ジカルポリド/NB(ニトロベンゼン)/TCM(トリクロロメタン)による抽出<sup>(7)</sup>
- ・ D2EHPA\*\*\*/TBPによる抽出<sup>(6)</sup>

## (ハ) イオン交換

- ・ ポリアンチモン酸を用いる方法<sup>(6)</sup>
- ・ リンモリブデン酸アンモニウム懸濁液を用いる方法<sup>(7)</sup>

## (b) Csの分離方法

## (イ) 沈殿法

- ・ リンタンゲステン酸による沈殿法<sup>(6)</sup>
- ・ STPB(テトラフェニルボロネートナトリウム)による沈殿法<sup>(10)</sup>
- ・ 金属フェロシアン化物による沈殿法<sup>(6)</sup>
- ・ CsAl(SO<sub>4</sub>)<sub>2</sub>・12H<sub>2</sub>Oとしての沈殿法<sup>(6)</sup>

## (ロ) 溶媒抽出法

- ・ Crown XVII\*\*\*\*/TBPによる抽出<sup>(7)</sup>
- ・ ジカルポリド/NB/TCMによる抽出<sup>(7)</sup>
- ・ BAMBP\*\*\*\*\*による抽出法<sup>(6)</sup>

\* 4',4', (5')-di-(tert-butylidicyclohexo)-18-crown-6

\*\* bis-4,4'(5) [1-hydroxyheptyl] cyclohexo-18-crown-6

\*\*\* di-2-ethylhexylphosphate

\*\*\*\* bis-4,4'(5) [1-hydroxy-2-ethyl-hexyl] benzo-18-crown-6

\*\*\*\*\* 4-sec-butyl-α-methylbenzylphenol

- ・ジピクリルアミンによる抽出法<sup>(6)</sup>
- ・ポリ臭化物による抽出法<sup>(6)</sup>
- ・カリックスアレーンによる抽出法<sup>(11)</sup>

(A) イオン交換

- ・リン酸チタンによるCs吸着法<sup>(6)</sup>
- ・ゼオライトによるCs吸着法<sup>(6)</sup>
- ・有機イオン交換体(Duolite Cs-100)によるCs吸着法<sup>(6)</sup>
- ・アンチモン酸による吸着法<sup>(7)</sup>
- ・モルデナイトによる吸着法<sup>(7)</sup>

(c) Sr/Cs の共回収法

(i) 溶媒抽出法

- ・BAMP/D2EHPAによるCs, Sr, RE共抽出法<sup>(6)</sup>
- ・有機金属抽出剤\*による共抽出法<sup>(12)</sup>
- ・CoDiC(コバルトジカーボライド)とPGPh(リン酸化ポリエチレングリコール)に基づいたユニバーサル抽出混合物を用いる方法<sup>(13)</sup>
- ・クラウンエーテル溶媒\*\*による共抽出法<sup>(14)</sup>

(ii) イオン交換法

- ・モルデナイト/チタン酸による吸着法<sup>(7)</sup>
- ・クリノプチロライトにクロム酸ジルコニウム、フェロシアン化アンチモン、SbSiで修飾した吸着剤を用いる方法<sup>(15)</sup>
- ・DowexHCR-W2を用いたMCBC(多段向流バッチ接触器)イオン交換システムによる分離法<sup>(16)</sup>
- ・フェリエライト及びA型ゼオライトカラム連続吸着による分離法<sup>(17)</sup>
- ・C-SbA(結晶性アンチモン酸)及びHSM(水素形合成モルデナイト)による分離法<sup>(18)</sup>

---

\* Na[Fe( $\eta$ 5-C5H5)( $\eta$ 5-(3)-1,2-C2B9H9(n-C12H25)2)]及び

Na[Fe( $\eta$ 5-C5H5)( $\eta$ 5-(3)-1,2-C2B9H7(n-C12H25)2)-9,12-Br2]

\*\* 0.05M di-t-butylcyclohexano-18-cwron-6/1.2MTBP/5%raulylnitrile/iso-prafinehydrocarbon

[参考文献]

- (1) M. Benedict、他著、清瀬量平訳：“燃料再処理と放射性廃棄物管理の化学工学”、原子力化学工学 第IV分冊、(1983)
- (2) T.Fukasawa, et al.：“Separation Technogy for Radioactive Iodine from Off-Gas Stream of Nuclear Facilities”、J.Nucl.Sci.Technol.、vol.31、No.10、p.1073~1083、(1994)
- (3) 伊藤慎一、他：“再処理工場オフガスからのヨウ素除去用「銀添疎水性吸着材」の開発”、動燃技報、No.98、p.32~42、(1996)
- (4) J.F.Birdwell：“Iodine and NO<sub>x</sub> behavior in the dissolver offgas and IODOX systems in Oak Ridge National Laboratory Integrated Equipment Test facility”、US DOE Rep. CONF-900809-1、(1990)
- (5) 川瀬啓一、他：“有用金属回収・利用技術研究の現状”、動燃技報、No.83、(1992)
- (6) 久保田益充：“群分離法の開発：資源としての高レベル廃液”、JAERI-M-85-30、(1985)
- (7) IAEA：“Feasibility of Separation and Utilization of Cesium and Strontium from High Level Liquid Waste”、TECHNICAL REPORT SERIES、No.356、(1993)
- (8) E.-H.Kim, et al.：“On the Separation of Cesium and Strontium from Oxalate Filtrate by Neutralization”、J. Radional Nucl. Chem.、vol.219、NO.1、p.131~134、(1997)
- (9) Jack D.Law, et al.：“Demonstration of the SREX Process for the Removal of 90Sr from Actual Highly Radioactive Solutions in Centrifugal Contactors”、Proc. of Global '97、vol.2、p.1412~1417、(1997)
- (10) H.Tomiyasu：“New Reprocessing System Based on a Precipitation Method in Mild Aqueous Solutions”、Bull. Res. Lab. Nucl. React.、vol.32、p.37~41、(1997)
- (11) F.D.Jean, et.al.：“New Calix[4]Arene Crown for the Selective Extraction of Cesium”、Proc. of Global '97、vol.2、p.1517~1522、(1997)
- (12) J.F.Clark：“Design and Use of Redox-Recyclable Organometallic Extractants for the Cationic Radionuclides 137Cs<sup>+</sup> and 90Sr<sup>2+</sup> from Waste Solutions”、Environ. Sci. Techol.、vol.33、No.14、p.2489~2491、(1999)
- (13) I.V.Smirnov, et. al.：“Combined reprocessing of HLW by universal solvent on the base of cobalt dicarbollyde and phosphorylated polyethylene glycol.”、Proc. Int. Conf. Decommissioning Decontam. Nucl. Hazard Waste Manag.、vol.1、(1998)
- (14) E.P.Horwitz：“A Combined Cesium-Strontium Extraction/Recovery

- Process”、US DOE Rep. ANL-CHM-CP-84143、p.7、(1996)
- (15) A. И. ПАТЪК、他：“クリノプチロライトに基づいた修飾吸着剤による<sup>137</sup>Csと<sup>90</sup>Srの吸着”、Radiokhimiya、vol.38、No.1、p.66～68、(1996)
- (16) C.M.Park, et al.：“Separation of C-137, Sr-90, and Th-232 in Aqueous Solution by Using a Multistage Countercurrent Batch Contactor Ion-Exchange System.”、Sep. Sci. Technol.、vol.27、No.2、p.223～237、(1992)
- (17) H.Mimura, et al.：“Separation of Heat-Generating Nuclides from High-Level Liquid Wastes through Zeolite Columns”、J. Nucl. Sci. Technol.、vol.31、No.5、p.463～469、(1994)
- (18) 三村均、他：“造粒無機イオン交換体による発熱元素および超ウラン元素の分離”、東北大学素材工学研究所報、vol.55、No.1/2、p.15～21、(1999)

#### 4.2.6 湿式再処理システムの評価

##### (1) 酸化物燃料再処理

晶析併用簡素化溶媒抽出とSETFICS法・TRUEX法を組み合わせたリファレンスシステムとその他の代替システムについて、設計要求との対応でまとめた表を表4.2.6-01に示す。経済性については建設費の比較を図4.2.6-01に示す。

##### (i) 安全性

特に代替システムについて新試薬を用いる場合の安全性の確認が必要な点、超臨界直接抽出法について高圧系での操作となる点が課題として挙げられる。

##### (ii) 経済性

従来技術の延長上にあり技術成立性の高いリファレンスシステムについては処理量200tHM/yという大容量のプラントでは、目標を達成できるとの見通しが得られた。また、代替システムにおいても、200tHM/yプラントであれば、建設費はリファレンスシステムより低減できる可能性が示され、経済性の目標値を達成できると考えられる。

リファレンスシステム全体の代替システムとしての超臨界直接抽出法およびアミン抽出法、MA回収の代替システムとしてのイオン交換法が、経済性の観点からは有利であるとの結果が得られた。

##### (iii) 資源有効利用性

いずれのシステムでも同等であると評価できる。

##### (iv) 環境負荷低減性

リファレンスシステムでは、MA回収時に使用するSETFICS法でのNa使用量の多さによりガラス固化体が増加することが欠点として挙げられ、試薬の改善あるいはイオン交換法等も視野に入れたMA回収システムの改良が必要である。

##### (v) 核拡散抵抗性

粉末での入量計量を必要とする超臨界直接抽出法以外のシステムでは、従来と同じ手法を適用でき、特に問題を生じないと考えられる。

##### (vi) 今後の研究開発の方向性

リファレンスシステムの開発課題については表4.2.1-15および表4.2.1-16に、代替システムの開発課題は4.2.3の各項に述べた。これらから今後の研究開発の方向性について検討した。

全体としてリファレンスシステムは、MA回収に伴う廃棄物の増加という点以外については設計要求を満足でき、かつ新規開発要素も少ない。MA回収法および晶析法を除く枢要技術はすでに工学規模の実証段階に入っており、実現性が高いと判断できる。したがって、フェーズ2以降の湿式再処理システムの開発は、リファレンスシステムを基本に進め、課題の多いMA回収システムの改良を行っていくことが適当と考えられる。

リファレンスシステムの代替システムとしては、超臨界直接抽出法の経済性向上効果が大きく、新規技術の不確実性を考慮しても開発対象としての魅力あ



るものと考えられる。したがって、超臨界直接抽出法についての知見を蓄積することが望ましい。その際には、システムを構成する熱処理技術（含む入量計量）は乾式再処理技術と共通であり、晶析技術はリファレンスシステムと共通であることから、直接抽出部分を中心に検討を進めることが適当と考えられる。

また、リファレンスシステムにおけるMA回収の問題点を解決するためのプロセスとして、下記の組み合わせが考えられる。

- ① SETFICS法の改良(ソルトフリー化)
- ② アミン抽出法(全TRU共回収)
- ③ 晶析併用簡素化溶媒抽出法+イオン交換法(MA回収)

今後、これらのプロセスに関する研究開発により、最適なシステムを構築することが必要である。

## (2) 窒化物燃料再処理

リファレンスシステムを窒化物燃料再処理に変更した場合について、設計要求のうち窒化物燃料再処理に特徴的な安全性、経済性および環境負荷低減性の面について以下にまとめる。

### (i) 安全性

安全上の課題としては、窒化物の臨界制限値、窒化物燃料粉末の火災爆発対策が挙げられる。

### (ii) 経済性

窒化物燃料再処理に変更した場合の建設費の増加は、リファレンスシステムに対して約5%と評価された。

### (iii) 環境負荷低減性

N-15濃縮度99.9%ではC-14回収が必要となる可能性があり、濃縮度とC-14の回収の必要性の関係についてさらに検討が必要である。

## (3) FP 回収技術

I、Tc、Cs、Sr の回収技術については多数の候補技術が存在する。今後、回収する際の仕様(回収率、純度、化学形等)が明らかになれば、それに適したプロセスを選定していくこととなる。

表4.2.6-01 設計要求との対応まとめ

評価項目	技術的成立性	リファレンス	イオン交換	アミン抽出	超臨界直接抽出	過酸化水素沈殿/バイプレス	
設計要求適合性	安全性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 現行指針類に準拠</li> <li>・ 安全上の特徴に配慮した設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 従来は実証のあるPUREX技術で構成</li> <li>・ 晶析法はU試験 (Pu試験実施中)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U/Pu/NdはAR-01交換体によるイオン交換 (実験室規模Pu試験)</li> <li>・ Am/CmはCMPOおよびCYANEX301を含ませた無機交換体によるイオン交換 (トレーサ試験)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ TOA/TBP溶媒による全TRU共回収は概念検討段階</li> <li>・ Amの酸化抽出 (トレーサ試験)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ TBP前駆体を溶解した超臨界CO<sub>2</sub>により燃料粉から直接抽出</li> <li>・ U/Puの分配には晶析法を適用 (実験室規模U試験)</li> <li>・ 燃料粉にするために熱処理を追加 (実験室規模U試験)</li> <li>・ MAの直接抽出は概念検討段階</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ バイプレスプラントシステムの導入 (一般産業)</li> <li>・ 過酸化水素沈殿 (Puスクラップの回収実験)</li> </ul>
	経済性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 目標値: 27万円/kgHM</li> <li>・ プロセス簡素化、機器のコンパクト化</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 50t/yプラント: 57~60万円/kgHM</li> <li>・ 200t/yプラント: 21~22万円/kgHM</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 建設費は主工程部分が7%増</li> <li>・ MA回収部分は66%減</li> <li>・ 全体では7%減 (MA回収システムとして有望)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 溶媒の変更による建設費低減はほとんどない</li> <li>・ TRU共回収の場合、建設費は19%減</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 建設費は33%減</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 建設費は3%減</li> </ul>
	資源有効利用率	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U/TRU回収率: 99%以上</li> <li>・ 冷却期間短縮の可能性</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U: 99.75%</li> <li>・ Pu: 99.70%</li> <li>・ Nd: 99.70%</li> <li>・ Am: 99.84%</li> <li>・ Cm: 99.84%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U: 99%以上</li> <li>・ Pu: 99%以上</li> <li>・ Nd: 99%以上</li> <li>・ Am: 99%以上</li> <li>・ Cm: 99%以上</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U: 99.75%</li> <li>・ Pu: 99.70%</li> <li>・ Nd: 99.70%</li> <li>・ Am: 99.84%</li> <li>・ Cm: 99.84%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U: 99.25%</li> <li>・ Pu: 99.21%</li> <li>・ Nd: 99.21%</li> <li>・ Am: 99.37%</li> <li>・ Cm: 99.37%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U: 99.5%</li> <li>・ Pu: 99.6%</li> <li>・ Nd: 99%以上</li> <li>・ Am: 99%以上</li> <li>・ Cm: 99%以上</li> </ul>
	環境負荷低減性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 廃棄物発生量評価 (200t/y)</li> <li>・ MA回収プロセス</li> <li>・ LLFP回収率</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ ガラス固化体: 2,709本/年</li> <li>・ FPの発熱から決まる量の10倍以上</li> <li>・ MA回収のソルトフリー化等の改良が必要</li> <li>・ TRU (集合体部材を除く): 381本/年</li> <li>・ 従来湿式の約1/5</li> <li>・ 集合体部材: 685本/年</li> <li>・ 高βγ: 75本/年</li> <li>・ 従来湿式の約1/18</li> <li>・ 低レベル: 594本/年</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 廃溶媒発生はなく、廃樹脂が発生</li> <li>・ 両者の発生量は同等であり、全体の廃棄物発生量への影響は小さい (0.1%程度)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ リンタングステン酸の使用量及びその移行挙動により、ガラス固化体またはTRU廃棄物増加の可能性あり</li> <li>・ 別途のMA回収設備の追加はないため不燃廃棄物等の廃棄物発生量は低減</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 設備の削減にともない廃棄物発生量は低減</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ プロセス廃棄物は小さい</li> </ul>
	核拡散抵抗性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ LLFPからのMA添加の影響</li> <li>・ 核種なPuが追放で存在しない</li> <li>・ 保障措置を考慮した設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ MA添加5%で建設費の増加は2%弱</li> <li>・ U/Pu/Ndの共回収</li> <li>・ 従来と同じ計量管理手法を適用可能</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ リファレンスシステムと同じ回収法が適用可能</li> <li>・ 溶解したTcは主分離工程で分離可能</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ Am, Cmも4値に酸化し、TOA/TBP溶媒によりTRU共回収</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 抽出剤をTRPOに切り替えてU/Pu/Ndを抽出後の残液から直接抽出、CYANEX301によるREとの分離</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ SETFICS+TRUEX (溶媒抽出システムの追加) による回収</li> </ul>
	運転・保守・補修性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 運転、保守、補修に配慮した設計</li> <li>・ アクセスルート等の確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ MS, PM, クレーンによる遠隔保守</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 同左</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 同左</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 同左</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ MS, PM, クレーンによる遠隔保守</li> <li>・ 自動搬送/配管接続機構の開発必要</li> </ul>
	その他				<ul style="list-style-type: none"> <li>・ TRU共回収を主目的にした場合はTOAをODAに変更</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ 熱処理によるブランケットバイパス処理</li> </ul>	

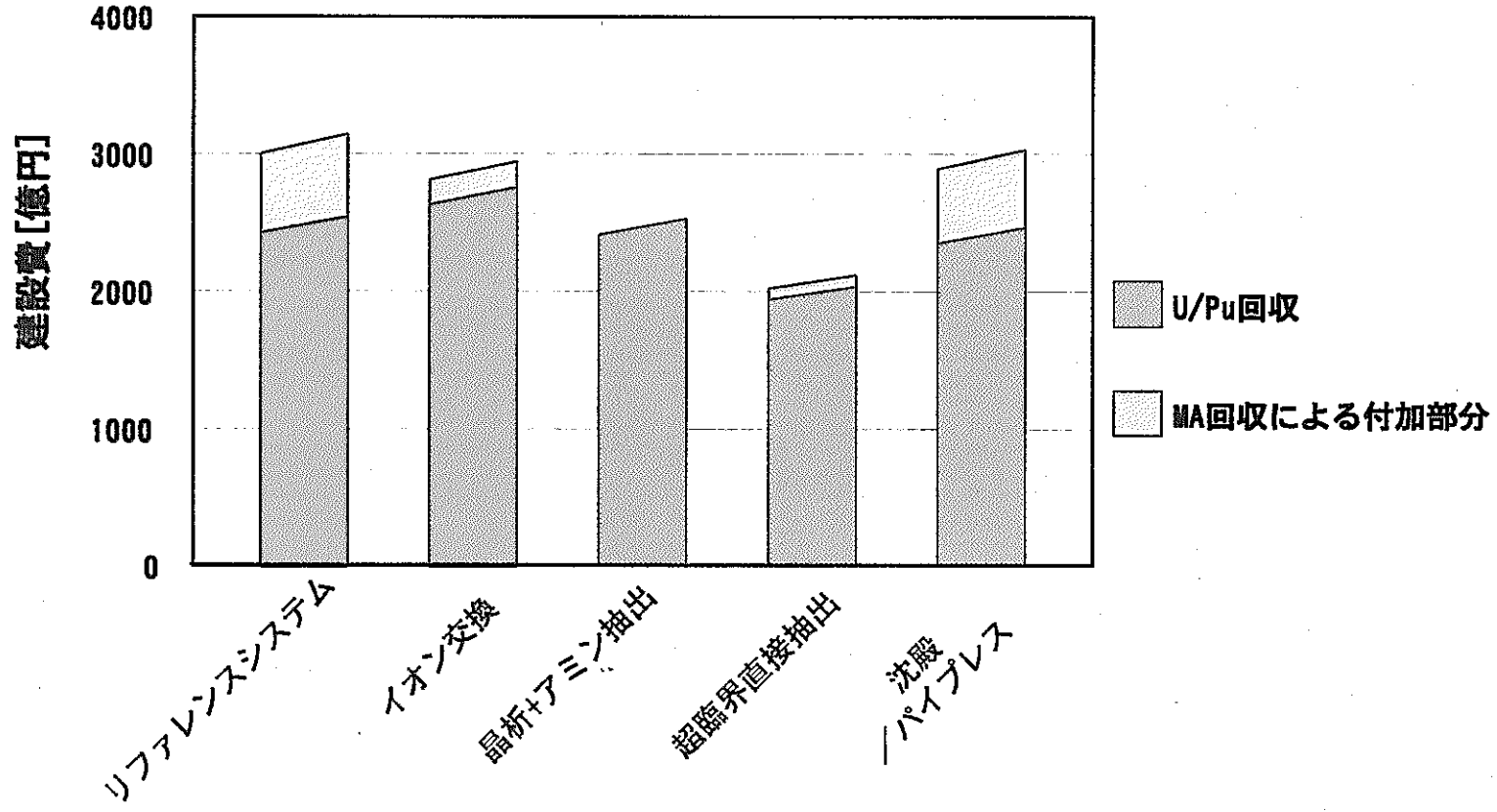


図4.2.6-01 湿式再処理システムの建設費比較

### 4.3 乾式再処理技術の検討崩壊

#### 4.3.1 酸化物燃料に対する乾式再処理

##### (1) 酸化物電解法

##### (i) プロセスの概要

ロシアの原子炉科学研究所(RIAR:Research Institute of Atomic Reactors)で1960年代から開発が進められてきた高温電気化学再処理技術<sup>(1)</sup>をベースに、工業規模での取り扱いや、設計要求を満たす観点から、工程の変更・追加によるプロセス改良を行った。改良プロセスでは、燃料溶解と $UO_2$ 回収を同時に行うことで処理時間を短縮し、 $PuO_2$ 沈殿の単離をMOX電解共析に変更することで、核拡散抵抗性を高めた。ロシアRIAR開発プロセスと改良プロセスとの比較を図4.3.1-01に示す。

以下に改良プロセスについて、改良点や第3章に述べた設計要求への対応などを含めて、概要を述べる。

##### (a) 脱被覆

オフガス系の負担を軽くするため、ロール矯正法<sup>(2)</sup>による機械的脱被覆を採用した。この処理の場合、ハルに燃料が付着したままで残留する可能性があるため、熔融塩中で $ZrCl_4$ を用いて化学的に溶解するハル洗浄工程を設け、ハル付着燃料を回収する。

##### (b) 燃料溶解と $UO_2$ 部分回収(同時電解)

ロシアRIAR開発プロセスでは、燃料を溶解した後、 $UO_2$ 部分回収を行う2段階工程であるが、これを熔融塩中で電流を制御しながら電解することにより、燃料の溶解(陽極溶解)と固体陰極上への $UO_2$ 析出・回収を同時に行う1段工程とする。燃料溶解と $UO_2$ 部分回収が同時に行われるため、処理時間の短縮が期待でき、また、塩素化による燃料溶解を陽極溶解に置き換えることにより、 $Cl_2$ 使用量も低減できる。

なお、MOX共析のためには、Puの酸塩化物を熔融塩中で安定的に存在させる必要があること、および運転温度の低温化のため、浴塩として $NaCl-2CsCl$ 系を選定した。これにより運転温度はロシアRIAR開発プロセスの $700^\circ C$ から低温化でき、 $650^\circ C$ とする。

##### (c) 塩素化溶解

熔融塩中で塩素ガスを用いて残った燃料を全て溶解する。

##### (d) NM除去

電解により貴な金属\*を $UO_2$ の一部とともに陰極上に析出させ回収する。ロシアRIAR開発プロセスではこの回収物は保管するが、本プロセスでは、U資源有効利用のためNM群を除去し $UO_2$ 製品とする。

\* 酸化物電解法では白金族FP(Ru, Rh, Pd, Ag)に類似の挙動を示すZr, Cdを加え1つの核種グループとして扱う。以降、本項ではNM(Noble Metal)群と呼称。

## (e) MOX 電解共析

この工程がロシアRIAR開発プロセスとの最も大きな違いで、設計要求の核拡散抵抗性、振動充填燃料のPuスポット問題解消の観点から、PuをUと一緒にMOXの形態で回収する。熔融塩中に酸素ガスを吹き込むことにより、4価のPu塩化物を6価の酸塩化物にし、これが陰極で還元されてPuO<sub>2</sub>とUO<sub>2</sub>が共析出する。MAやFP元素は、酸化還元電位の違いからMOX回収物には混入せず、MOXの回収と除染が同時に行われる。

(f) UO<sub>2</sub> と MA 回収(絞り電解)

設計要求で要求されているU・TRU回収率99%以上を満足させるため、酸化還元電位の検討に基づき、U・TRUを電解により回収する絞り電解工程を追加した。

## (g) 希土類元素と Sr の除去(リン酸塩沈殿)

本工程はロシアRIAR開発プロセスのリン酸塩沈殿工程に相当するもので、浴塩中に蓄積した希土類元素やSrなどのFPをリン酸塩沈殿として除去し、浴塩をリサイクルする。ここで添加するリン酸塩としては浴塩の組成に合わせてNa<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>-2Cs<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>を用い、リン酸塩の添加に伴う浴塩の増加分は余剰塩として廃棄される。余剰塩の廃棄に伴って熔融塩中に残留する核種が廃棄され、崩壊熱による熔融塩温度の上昇は運転に影響を与えない範囲に収まる。

なお、酸化物電解法では熔融塩中に使用済み燃料を溶解した後、U・TRUおよびNM群の電解回収を20バッチ行い、20バッチ目の最後に絞り電解およびリン酸塩沈殿分離により熔融塩を再生する。

## (h) 塩の除去

電解で回収した析出物に付着している浴塩は、蒸留する場合に比べプロセス温度を低くできること、およびこれまでのロシアRIARにおけるホットセルでの多くの実績を重視し、水洗で除去する。

## (ii) 物質収支

各工程に対して、使用済み燃料中の元素の移行率を設定し、再処理製品および廃棄物の平均マスバランスを評価した。

## (a) 元素挙動と移行率の設定

プロセスの性能評価および機器設計に必要となるマスバランスの評価を行うため、各元素の挙動をa)実験結果、b)実験値が不足する場合は酸化還元電位・蒸気圧等の物性値比較、c)設計要求に起因する制限値、などの情報を基に設定した。この際、化学特性や物性などから類似の挙動をされると思われる元素は、同一の移行率であるものと評価した。

脱被覆時における回収率はハル洗浄を含めて99.9%であり、0.1%がハルに付着して廃棄されるものとして、以降の工程について示す。

- ①Uは、MOXのPu富化度が約30wt%になるように、予め同時電解工程で70%を回収し、熔融塩中のU/Pu比を調整する。続いて、NM除去電解でNM群を析出させる時に6%が付随して析出する。残りはMOX電解共析でPuと

ともに回収する。回収物はそれぞれ塩を除去して製品となる。なお、NpはUと同等の挙動を示す。

- ②Puは、MOX電解共析までは溶融塩中に4価の塩化物で存在しており、酸化還元電位がUやNMに比べ卑であるため析出せず、MOX電解共析においてほぼ全量を回収する。
- ③Am, Cmは酸化還元電位がUやPuに比べ卑であるため、絞り電解までの工程では回収されず、絞り電解工程において、それぞれ99%と95%を回収するまで電解を続ける。残りはFPリン酸塩とともに廃棄する。
- ④NM群は電解析出しやすく、各電解工程で析出するが、同時電解工程で析出する量は少量であり、NM電解時に80%を析出させる。同時電解とMOX電解共析で析出したものは、そのままU製品やMOX製品に混入する。NM電解で回収したものは、貴金属廃棄物となる。
- ⑤希土類元素は酸化還元電位が卑であるため電解では析出せず、20バッチ目まで溶融塩中に徐々に蓄積し、20バッチ目に行われるリン酸塩沈殿工程で全量が回収・廃棄される。
- ⑥酸化還元電位が最も卑であるアルカリ金属元素、アルカリ土類元素は、希土類元素と同様に電解では析出しない。アルカリ土類元素は希土類元素と同じ挙動を示し、全量リン酸塩沈殿として回収・廃棄し、アルカリ金属元素は余剰塩として20バッチ毎に一部を廃棄する。

以上の元素挙動とその設定根拠を表4.3.1-01に示す。なお、表では各元素の挙動を次式で定義される移行率で整理した。

$$\text{移行率(\%)} = \text{任意の経路への出量} / \text{工程への入量} \times 100$$

プロセス概念を基に作成した概略プロセスフローダイアグラム(PFD)を図4.3.1-02に、また平均マスバランス評価結果の概要を表4.3.1-02に示す。各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率を表4.3.1-03に示す。

(b) 回収率および除染係数

(i) U・TRU 回収率

U・TRUの回収率は下記のように評価された。

	U	Pu	Np	Am	Cm
回収率(%)	99.8	99.9	99.8	98.9	95.1

U・TRUの回収率は組成加重平均で99%以上を達成している。

再処理プロセスから得られる製品は、

- ①同時電解析出物
- ②NM除去電解析出物
- ③MOX電解析出物
- ④絞り電解析出物

である。製品中の組成を表4.3.1-04に示す。②では、主にNM群の混入によりFP濃度が2wt%を超える他、④ではMA回収が目的のため、Am、Cm濃度やそれに付随するFPの濃度が高い。

(d) 除染係数評価

使用済燃料の炉心部(内側、外側炉心)、軸ブラ部(内側、外側炉心)、径ブラの計5領域を平均化した入量と再処理製品の出量から、次式で再処理プロセス全体を通しての除染係数を算出した。

$$(\text{除染係数}) = (\text{使用済燃料中の重量}) / (\text{再処理製品中の重量})$$

燃料中に混入する主なFPは希土類元素、NM群であり、除染係数はそれぞれ約7、約5であった。また、全製品平均では約10と評価された。

(iii) 機器・施設設計

(a) 設計の考え方

本設計は、4.1節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。

(i) 安全設計

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、安全上重要な機能の2重化を行う。さらに、塩素ガスの使用、高温下での操業など特有の安全対策も考慮する。

(ii) 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、量に応じて耐震クラス分類を行った設計とした。表4.3.1-05に主要機器・設備に関する耐震分類を示す。

(iii) 臨界設計

基本的に質量管理であるが、水を使用する機器は円環形状容器による全濃度安全形状を適用する。

(iv) 火災・爆発の防止に関する方針

火災への拡大防止の観点から、機器の異常過熱などを防止するよう設計する。現時点では、爆発性物質の取り扱いや発生はないと考えられる。

(v) 閉じこめ機能(漏洩の防止などを含む)

電解精製槽等の放射性核種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択する。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、セル内負圧担保にて閉じ込める設計とする。

(vi) 機器の運転・保守・補修

機器の運転はロボット等による自動運転を基本とする。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配慮する。

(ト) 電源喪失に対する考慮

外部電源の喪失に対し、安全維持に必要な電力を非常用電源系統により確保する。

(b) 機器設計

50tHM/yプラントにおける主要機器の概要を以下に示す。

(イ) 集合体解体装置、脱被覆装置、ハル洗浄装置

前処理工程機器として、集合体解体装置、脱被覆装置、ハル洗浄装置がある。

集合体解体装置では、非接触で切断可能なレーザー切断を用い、ラッパ管の切り離し、燃料ピンノックバー部分からの端栓切断を行い、燃料ピンを回収した後、スパーサワイヤを取り除く。解体した燃料は、1集合体づつ搬送トレーに入れて脱被覆装置に運ぶ。搬送に際しては、装置停止時の衝撃を考慮して速度を5cm/secに制限し、搬送トレーの設置時間を含めてマテリアルハンドリング時間を1時間とする。以降全てのマテリアルハンドリング時間に1時間を適用した。集合体解体装置の概念図を図4.3.1-03に示す。脱被覆装置では、燃料ピンをロール矯正し被覆管内の燃料を粉碎した後、ハンマー打撃によるふるい出しで被覆管から燃料を取り出す。脱被覆後ハル洗浄を行うためハルを細断する。脱被覆装置の概念図を図4.3.1-03に示す。ハル洗浄装置は、切断されたハルを熔融塩中に浸漬して使用済み燃料を溶解する溶解槽と、その熔融塩を電解槽に移送するための熔融塩供給機構からなり、 $ZrCl_4$ を用いるため、別に設けられたArセル内に設置する。運転温度は、熔融塩の融点から650℃と高温であるが、 $Cl_2$ ガスを使用しないため、溶解槽は腐食しにくく、スチール製である。ハル洗浄装置の概念図を図4.3.1-03に示す。

各機器の処理時間は、集合体解体装置が9hr/集合体、脱被覆装置が5.3hr/炉心集合体および4hr/径ブラ集合体、ハル洗浄装置が6hr/集合体であり、全て1基づつで必要な処理能力を満たす。

(ロ) 電解装置

電解装置は陽極を兼ねる電解ルツボに、上部から固体陰極や攪拌器、燃料投入ホッパ等の機器を収納容器を介して装荷する構造となっており、通常運転時はセル内に対して電解ルツボ内を負圧に維持する。電解ルツボ容積は約250Lで、浴塩を約150kg装荷する。電解ルツボと収納容器の間には、熔融塩が雰囲気に対して開放されないようにするためのドアバルブを有する。酸化物電解法は熔融塩中の酸素ポテンシャルが高いことから、耐食性を確保するため、熔融塩と直接接する電解ルツボ、固体陰極およびガス管をパイログラファイト製とする。電解装置は、メンテナンスを考慮してレール上に設置し、通常運転時はレールを固持して固定する。このため、機器毎の免震が不可能であり、免震床を用いる。臨界計算(球形状、かさ密度8.8g/cm<sup>3</sup>、Pu-239等価富化度30wt%の混合酸化物)により、56.1kgHMを推定臨界下限値として定め、1



バッチの処理量はこれを超えないこととした。臨界管理と搬送制御の二重系で過剰装荷を防止する。電解装置の概念図を図4.3.1-03に示す。

処理時間は、電解工程が電極表面積や電流密度から同時電解6時間、NM除去3時間、MOX共析15時間、絞り電解29時間とし、その他の工程はロシアでの実験をもとに塩素化溶解6時間、リン酸塩沈殿4時間とし、合計31.7hr/バッチと定めた。マテハン時間は、工程毎に電極やガス管を交換するため4.2hr/バッチとした。電解工程の処理時間は36hr/バッチとなり、処理能力は37.3kgHM/d (=56kgHM/1.5d)である。必要な装置台数は7基(250kgHM/37.3kgHM)である。

#### (h) 析出物粉碎装置、塩分離装置、NM分離装置

析出物粉碎装置では、析出物をジョウクラッシャーで粒径1mm以下に粉碎する。酸化物電解法の析出物は顆粒状で粉碎は容易であり、処理は短時間で終了する。析出物粉碎装置では二重装荷を考慮し、推定臨界下限値に二重装荷による安全余裕を見込んだ核的制限値28kgHMを臨界制限量として適用する。これに対し、電解装置から1回に回収される析出物はいずれも臨界制限量以下であり、本装置では陰極析出物毎に処理する。析出物粉碎装置の概念図を図4.3.1-03に示す。塩分離装置は、燃料顆粒に水を注入し回転攪拌することで洗浄し塩を除去する装置で、水を使用するため燃料顆粒容器は径方向厚さ50mmの円環状として未臨界を担保し、取扱量制限を28kgHMとして設計した。各陰極析出物の重量が、取扱量制限値以下であるため、処理は陰極析出物毎に行う。洗浄時はヒーター温度を360℃として加熱する。塩分離装置の概念図を図4.3.1-03に示す。NMは $UO_2$ との比重差(NM: 12g/cm<sup>3</sup>、 $UO_2$ : 11g/cm<sup>3</sup>)から分離が可能であるため、NM分離装置は装置や取り扱い機器の共用化を考慮して、塩除去装置に $UO_2$ 回収機構と加振装置を付加して設計した。NM分離装置では、塩を除去した後のNM析出物に水を注入して攪拌・加振し、上層の $UO_2$ を回収する。NM分離装置の概念図を図4.3.1-03に示す。

析出物粉碎装置の処理能力は20バッチ/dで、顆粒の交錯を避けるため、 $UO_2$ /NM析出物用(9.4バッチ/d)とMOX/絞り電解析出物用(5.0バッチ/d)を各1基とする。塩分離装置の処理能力は4.8バッチ/dで、顆粒の交錯を防ぐため $UO_2$ 析出物用(4.7バッチ/d)を1基と、MOX/絞り電解析出物用(5.0バッチ/d)を1基とする。NM分離装置の取扱量は塩除去装置と同じ28kgHM、処理に要する時間は7時間である。1日当たりのNM析出物量は13kgであることから1基で処理できる。

機器の処理能力を表4.3.1-06に示す。

200tHM/yプラントで使用する機器は全て50tHM/yプラントで使用するものと同じとし、200tHM/yプラントに要求される処理能力を50tHM/yプラントで設計された機器の処理能力で除して機器数を求めた。50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの主要機器数を比較して表4.3.1-07に示す。

運転は自動化されており、天井走行クレーン型マニピュレータを用いて、プロセスセル内でのプロセス中のマテリアルハンドリングや、機器メンテナンス

を実施する。高線量環境であること考慮して、天井走行クレーン型マニピュレータの精密機器部(半導体)には必要な遮蔽を施した。なお、通常の運転では人的操作を必要としないが、電解ルツボの交換は、保守・補修と同等の作業と見なして、インセルクレーンやマスタースレーブマニピュレータを用いて作業する。遠隔操作による保守・補修が不可能な場合には、除染した後、セル外に搬出し、セル外補修エリアで人員による作業を行う。

### (c) 施設設計

#### (イ) 計量管理

MBA(Material Balance Area)は、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。

- ・ MBA-1 ; 燃料集合体受入、解体、脱被覆
- ・ MBA-2 ; ハル洗浄、燃料再処理、塩除去
- ・ MBA-3 ; 燃料製造
- ・ MBA-4 ; 新燃料貯蔵

KMP(Key Measurement Point)での計量は、化学測定、重量測定およびNDA(Non-Destructive Assay)の何れか、あるいはそれらの組み合わせによって行う。図4.3.1-04にKMPを含めたMBA計画図を示す。

#### (ロ) セル配置

セル配置設計においては、以下のような点を考慮した。マテリアルハンドリング機器を共用するため、1つのセルに多くの機器を配置すると待ち時間が長くなるため、セルを適切に分割することとし、燃料集合体解体、ハル洗浄、燃料再処理、塩除去の4セルで構成する。特に、回収物から熔融塩を除去する時に水を使用するため、塩除去プロセスはセルを分離することと、ハル洗浄をAr雰囲気で行うためセルを分けるよう配慮した。

なお、200tHM/yプラントでは基本的に50tHM/yプラントの機器配置を踏襲するが、機器数の増加に対応してセル長さを長くする、あるいは複系列化することとした。この結果、再処理に関連するセル容積は50tHM/yプラントの約2.2倍に増加した。50tHM/yプラントと200tHM/yプラントのセル容積を比較して表4.3.1-07に示す。

#### (ハ) 試薬供給・ユーティリティ

以下に、ユーティリティの項目と、その使用目的、使用量(50tHM/yプラント)を示す。

- ① 熔融塩：熔融塩(NaCl-CsCl)は、電解装置とハル洗浄装置の浴塩で、7基の電解装置と2基のハル洗浄装置の初期立ち上げ時に、それぞれ1028kgと1400kg装荷される。塩は浄化して再利用されるため、補給量はゼロとなる。
- ② 塩化ジルコニウム：塩化ジルコニウムはハル洗浄工程でハルに付着している燃料成分(酸化物)を塩化物に転換するのに使用され、年間

使用量は約510kgである。

- ③リン酸塩：リン酸塩(リン酸ナトリウム、リン酸セシウム)はリン酸塩沈殿工程で使用され、年間使用量はそれぞれ約630kgと約3210kgである。
- ④苛性ソーダ：苛性ソーダは、塩素を含んだ排気ガスから塩素を1ppm以下にするために使用されるが、通常運転では深冷分離により塩素ガスは回収リサイクルされるため使用量はゼロである。万一の塩素ガス漏洩時にはセル内換気系の塩素ガス除外装置で175kg使用される。
- ⑤電気：各装置の運転に加え、制御設備、照明等も考慮した。
- ⑥塩素ガス：塩素ガスは、塩素化溶解工程で酸化物を塩化物にするため、およびMOX電解工程で塩素ポテンシャルをコントロールするためにそれぞれ、約11Nm<sup>3</sup>/dと約2Nm<sup>3</sup>/d使用する。
- ⑦酸素ガス：酸素ガスは、MOX電解で浴塩中のPuを酸化プルトニウムイオンにするために使用する。使用した酸素ガスは流用することとしているが、反応に寄与する量だけ約3Nm<sup>3</sup>/d補充する。
- ⑧Arガス：ハル洗浄を高純度Ar雰囲気下で実施する必要があり、ハル洗浄セル内の酸素ガス濃度を低く保つため液体Arを用いた供給系からArガスを450Nm<sup>3</sup>/d供給し、ワンスルーで排気系に排気する。
- ⑨水：洗浄水は塩の除去工程とNM除去工程で使用される。洗浄廃液は基本的にリサイクルし廃棄系に逃げた分を補充する。補充量は塩除去工程で約35L/d、NM除去工程で約15L/dの計50L/dである。
- ⑩液体窒素：液体窒素は、塩素ガスリサイクルのための深冷分離装置で約5m<sup>3</sup>/d使用する。

上記の他に、冷却水、冷水、用水、蒸気、圧空などのユーティリティも考慮した。

## (二) 施設概要

50tHM/yプラントの再処理・燃料製造一体化施設は主建屋(一体化施設)、使用済燃料貯蔵建屋、新燃料貯蔵建屋、廃棄物処理建屋、廃棄体貯蔵建屋の5施設建屋から構成される。集合体解体セル、電解セルの鳥瞰図を図4.3.1-05に、再処理・燃料製造一体化施設の鳥瞰図を図4.3.1-06に、示す。再処理・燃料製造一体化施設は、地下1階、地上3階の4階層で、外法寸法で幅103.5m-奥行79.5m-高さ35m、建屋容積約28.4万m<sup>3</sup>であり、このうち再処理分は約19.7万m<sup>3</sup>となる。地下1階には、分析セル、廃棄物貯蔵庫ならびに資材庫などを配置した(図4.3.1-07参照)。地上1階には、再処理、燃料製造および高レベル廃棄物処理のセルを地上2階までの吹き抜け構造として配置した(図4.3.1-08参照)。地上3階には、制御室、換気系、天井クレーンメンテナンス室などを配置した。

使用済燃料貯蔵施設はキャスク貯蔵方式とし、幅37.8m-奥行41m-高さ27.8m、建屋容積約4.3万m<sup>3</sup>である。廃棄物処理施設では、雑固体廃棄物などを性状や

放射能レベルに合わせて6系統に分けて処理するものとし、施設は幅65.5m-奥行73.5m-高さ27.6m、建屋容積約13.7万 $\text{m}^3$ である。廃棄体貯蔵建屋は1年分の廃棄体を貯蔵する容量を有し、幅21.5m-奥行31.5m-高さ15.5m、建屋容積約1.1万 $\text{m}^3$ である。

200tHM/yプラントでは取扱量の増大に応じて施設容積が大きくなり、再処理・燃料製造一体化施設は、外法寸法で幅110.5m-奥行174.5m-高さ35m、建屋容積約51.9万 $\text{m}^3$ で、50tHM/yプラントに比べて約2.3倍になる。

50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの施設容積を比較して表4.3.1-07に示す。

#### (iv) 廃棄物発生量

##### (a) 環境放出量

H-3、C-14、Kr-85、およびI-129が、使用済み燃料が溶解した時点で全てオフガスとして放出される。これらの核種のうちH-3、C-14およびI-129は、使用済み燃料中の量が六ヶ所再処理工場の基準値を上回っているため、オフガス処理工程において凝縮器等を用いて捕集することにより、環境への放出量を基準値以下にできるものとする。

##### (b) 処理プロセスと廃棄物発生量

廃棄物の発生フローを図4.3.1-09に示す。

##### (i) 高レベル廃棄物

物質収支から評価した高レベル廃棄物に相当するプロセス廃棄物の年間発生量は、電極で回収した貴金属FPが0.8t、浴塩から分離されたFPリン酸塩2.5t、浴塩の余剰塩である塩化物廃棄塩3.9tである。このうち、貴金属FPは熔融して合金固化体(5L規模、発熱量1.5kW/本)に、FPリン酸塩はリン酸ガラス固化体(150L規模、発熱量1.7kW/本)に、塩化物廃棄塩は酸化物に転換した後、ホウケイ酸ガラス固化体(150L規模、発熱量0.55kW/本)とする。年間の発生本数は、それぞれ、15本、40本、146本である。ここでホウケイ酸ガラス固化体中の余剰塩の含有量は、ガラス中のCsの含有量による制限を受ける。いずれの固化体も、固化体1本当たりの発熱量は六ヶ所再処理工場のガラス固化体の制限値2.3kWを下回っている。

##### (ii) TRU 廃棄物

電解ルツボ、陰極等が、毎年3.58t発生し、ルツボ処理系において減容・セメント充填され、減容後の量は200Lドラム缶換算(以下の廃棄体量は200Lドラム缶換算)で21本/yである。

これ以外に再処理に共通な廃棄物として、ハル、ラッピングワイヤ、集合体部材がある。集合体部材は毎年58t発生し、高 $\beta$   $\gamma$ 廃棄物処理系で減容・セメント充填され、減容後の量は130本/yである。ハルは毎年28t発生し、ハル処理系で減容・セメント充填され、減容後の量は78本/yである。毎年定期的に発生する廃棄物量を表4.3.1-08に示す。

## (v) LLFP 回収法の検討

## (a) Cs

LLFP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、ホウケイ酸ガラス固化体に添加される。

Csの分離回収は、浴塩と混合される電解工程の前で行う必要がある。回収した燃料粉末を減圧下で1000℃に加熱して、Csとその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となっている可能性があるため、CsI、Cs(沸点 760℃)が混在した状態で揮発される。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とCsIの揮発率に関する試験等での確認、また、Cs、CsIを効率的に捕集するための装置の形状、構造、材質の選定等が挙げられる。

## (b) I

LLFP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。浴塩中では、浴塩やFPのCsと化合してCsI(沸点 1280℃)の形態で存在し、運転温度が約600～700℃である同時電解では揮発しない。しかし、塩素化溶解で吹き込まれる塩素ガスにより、CsIとなっているIイオンが酸化され揮発する。オフガス処理系へ移行したIには、塩素化溶解に使用された塩素ガスが同伴するため、ヨウ素フィルターによる吸着ではなく、コールドトラップにより回収される。

Iの分離回収方法としては、コールドトラップに捕獲された結晶状態のIを、純水またはヨウ化カリウム溶液によって洗浄し、ヨウ素水として単離することが考えられる。Csを回収する目的で、電解工程の前に熱処理工程を付加した場合には、ほぼ全量のIがCsと共に熱処理工程でオフガス処理系に移行する。この時の課題としては、Cs回収の場合と同様に、Cs、CsIを効率的に捕集するための装置の形状、構造、材質の選定等が挙げられる。

## (c) Tc

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、塩素化溶解でTcは揮発性塩化物(沸点 300℃)となり、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の分離回収を行うためには、コールドトラップを定期的に希硝酸で洗浄して捕獲された揮発性FP塩化物を水溶液として回収した後で、過酸化水素水等でTcを7価の $TcO_4^-$ に変化させて陰イオン交換樹脂カラムを通すことによって、 $TcO_4^-$ を選択的に吸着させることが考えられる。これにより、他の揮発性FPからTcを単離回収することが可能となる。活量の低下により $TcCl_4$ の状態では溶解中に溶解しているものについては、液体Cdによる抽出分離が考えられる。この時、TcはNMと共に、液体Cd中に抽出される。Cdを蒸留した後、酸素雰囲気中で加熱す

ることにより、Tcは蒸気圧の高い $Tc_2O_7$ (沸点 311℃)となり揮発するため、他のNMから酸化物の形態で分離することが可能である。揮発したTcについては、別途コールドトラップを設けることにより回収する。

## (d) Sr

LLFP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リン酸塩として沈殿回収され、リン酸ガラス固化体とする。

金属Srを得る方法として、 $SrCl_2$ とNaClの混合物を融解した後、電解によって分離する方法がある。絞り電解後の浴塩中では、Srの濃度は1%程度と非常に低いが、電解電位をコントロールすることで金属Srの回収は可能である。回収作業の効率を向上させる方策として、回収物の比放射能は低下するが試薬として $SrCl_2$ を投入することが考えられる。回収されたSrに混入しているBaは、回収物が溶融塩から分離されたものであることから湿式の方法を適用して除去する。Srを回収するための電解条件が、今後の研究課題である。

## (vi) 経済性評価

設計検討結果から、4.1.2項に基づいて建設費および年間運転経費を算出し、それをもとに再処理単価を算出した。

## (a) 結果

## (イ) 建設費

設備費の内訳および建屋費を以下に示す。設備費については概略設計レベルであることを考慮して幅をもって評価した。また、内訳を比率で表したものを図4.3.1-10に示す。

設備名	50tHM/y	200tHM/y
使用済燃料貯蔵設備	128～158	271～319
受入・前処理設備	62～ 86	135～170
主工程設備	162～225	525～662
廃棄物処理・貯蔵設備	328～455	527～664
分析設備	17～ 23	56～ 71
保守・補修設備	5～ 6	9～ 11
計装制御設備	18～ 24	50～ 63
ユーティリティ設備	29～ 40	61～ 77
建屋(電気・換気設備を含む)	453	791
合計	1200～1470	2424～2828

単位：億円

以上の結果から、建設費は50tHM/yプラントで1200～1470億円、200tHM/yプラントで2424～2828億円となった。

50tHM/yプラント、200tHM/yプラントとも、主工程設備と廃棄物処理・貯蔵設備が建設費の約1/2を占める。また、廃棄物処理、廃棄物貯蔵が別建屋のため、建屋総容積が大きくなり、このことから建屋費が建設費の約1/3を占める。

## (D) 年間運転経費

## ① 人件費

要員数の内訳を表4.3.1-09に示す。主工程はクレーン・マニピュレータ等の定常運転操作を必要とする設備であり、各設備36名(1班6名×5班+日勤6名)とした。また、50tHM/yプラントでは、処理量、セル容積が縮小されることから、電解設備と陰極処理設備を統括するなど要員配置の合理化や、分析回数の減少による、分析要員の低減を考慮した。その結果、50tHM/yプラントで249人、200tHM/yプラントで320人となった。

これに対応する人件費は、50tHM/yプラントで22.4億円/y、200tHM/yプラントで28.8億円/yである。

## ② その他の運転経費

人件費以外の運転経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
機器交換費	34.6億円/y	76.4億円/y
定期検査費	8.0億円/y	24.0億円/y
消耗品費等	6.3億円/y	25.1億円/y
ユーティリティ費	5.7億円/y	16.7億円/y

## ③ 事業税、一般管理経費

事業税、一般管理経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
事業税	2.6億円/y	5.4億円/y
一般管理費	11.6億円/y	25.7億円/y

## ④ 年間運転経費

以上の結果から、年間運転経費は50tHM/yプラントで91億円/y、200tHM/yプラントで202億円/yとなった。

## (A) 再処理単価結果

上記で算出した建設費および年間運転経費から、資本費、操業費を計算し再処理費の算出を行った。結果は、50tHM/yプラントで31.7~37.5万円/kgHM、200tHM/yプラントで17.0~19.2万円/kgHMとなった。再処理単価の目標値は27万円/kgHMであり、200tHM/yプラントでは目標達成が可能であることが示された。しかし、50tHM/yプラントでは目標が達成されず、今後、コスト削減が必要であることが分かった。

## (b) コストダウンの方策

再処理施設のコストダウンの方策を検討するために、50tHM/yプラントで建設費に対する各設備費の占める割合を図4.3.1-11(a)に、年間運転経費に対す

る各費目の占める割合を図4.3.1-11(b)に示す。

建設費に対して占める割合の大きい設備は廃棄物処理・貯蔵設備、建屋躯体・電気・換気設備であり、ついで主工程設備となっている。また、年間運転経費に対して占める割合の大きい費目は機器交換費であり、ついで人件費となっている。従って、これらの費用の削減を図ることが、さらなる経済性向上のために重要である。

上記のことは、機器数を削減することができれば、設備費、機器交換費が低減化され、経済性向上が期待できることを示している。そのための方策としては、例えば、電解装置の処理速度を上げることや、ガラス固化装置を合理化することが考えられる。機器数削減は、単機当たりの処理容量を大きくすることも可能であるが、乾式法では臨界制限により、機器の大型化あるいは処理容量の増大は困難と考えられる。

廃棄物処理設備に関しては、過大評価している可能性があるため、その見直しが必要である。また、建屋合理化による建屋容積低減や機器寿命の延伸による交換頻度の低減は、それぞれ建屋費、機器交換費に対して有効である。さらに、要員削減については、操業シミュレーションによる人員配置の最適化や、工程自動化により合理化を図ることが可能であると考えられる。

#### (vii) 経済性以外の観点からの評価

##### (a) 安全性

酸化物電解法再処理施設の機器・施設設計は、現行の湿式法を想定した再処理施設安全審査指針及びそれに準拠した六ヶ所再処理工場の考え方をベースに行われたが、(iii)機器・施設設計で述べたように、閉じ込め機能確保のためのセル内負圧維持方策の検討や、異常状態まで考慮した臨界安全設計と臨界安全評価など、今後の設計・検討課題が残されている。

今後、上述の点を含めて、以下に示す課題について設計検討等を行い、安全性が確保できることを示していく必要がある。

- ①酸化物電解法プロセスの特徴を考慮した再処理施設安全審査指針案の検討
- ②酸化物電解法施設の設計基準事象の選定(起因事象と事象進展シナリオの作成を含む)と安全評価基準案の検討
- ③事象の発生・拡大防止と影響緩和とを考慮した、機器・施設の詳細設計と安全解析、安全評価

##### (b) 資源有効利用性

###### (i) 資源有効利用性

酸化物電解法でのUとTRUの回収率は、下記のとおり評価されており、U、TRUの回収率99%以上という設計要求を満足している。ただし、この回収率を保証するためには、AmとCmを用いた電解実験によるAmとCm回収率データの取得が必要である。



	U	TRU				
		Pu	Np	Am	Cm	全TRU
回収率	99.8%	99.9%	99.8%	98.9%	95.1%	99.8%

## (D) 冷却期間短縮の可能性

酸化物電解法システムにおいても、冷却期間を短縮すると、先進湿式リファレンスシステムで述べたとおり、a) 集合体搬送時と貯蔵時の崩壊熱除去への影響、b) 環境放出放射能への影響、c) 遮へいへの影響がある。

また、酸化物電解法システムでは、湿式法の溶媒劣化に相当するものとして、電解工程への影響がある。

以下に、使用済燃料の冷却期間を4年から2年、1年と短縮したときの、電解工程への影響について述べる。なお、最大発熱集合体の崩壊熱は、湿式法のところで述べたとおり、1年冷却で6.62kW、2年冷却で3.90kW、4年冷却で2.30kWである。

電解工程に対しては、電解槽の浴塩の精製・交換のタイミングが浴塩中に蓄積したFP元素とTRU元素からの崩壊熱で決まっているため、4年冷却のときに20サイクルに1回リン酸沈殿していたのが、2年冷却では10サイクルに1回、1年冷却では7サイクルに1回となる。これに伴って、電解設備の基数を、50tHM/yプラントで、4年冷却の7基から、2年冷却、1年冷却ともに8基と、1基増加させる必要がある。リン酸ガラス固化体の発生量は、2年冷却のときは4年冷却のときと同じ本数であるが(50tHM/yプラントで40本/年；ただし、1本当たりの発熱量は、4年冷却のときの約1kWの2.2倍の約2.2kWに増大)、1年冷却の場合はFPの発熱量が制限となって、2.1倍の約84本となる(1本当たりの発熱量は2.3kW)。ホウケイ酸ガラス固化体の発生量は、アルカリ金属FP(Cs)の発熱量の増加に比例して浴塩を捨てる量が増大するため、2年冷却では4年冷却の約1.4倍の約200本/年、1年冷却では4年冷却の約1.8倍の約260本/年となる。

## (c) 環境負荷低減性

## (i) 環境放出量

酸化物電解法サイクル施設からの環境放出放射能は、(iv) 廃棄物発生量と処理法評価で述べたとおり、従来の再処理プラントと同等である。

今後の課題として、先進湿式リファレンスシステムで述べた課題(Cm取扱量の増大に伴う短半減期の揮発性核種の増加の影響の検討)がある。

## (ii) 廃棄物発生量

酸化物電解法施設からの高レベル廃棄物発生量は、前述の表4.3.1-08に示したとおり、50tHM/yプラントで、年間に、ホウケイ酸ガラス固化体とリン酸ガラス固化体とを合わせて約186本と、発熱量制限値2.3kW/本でFPをガラス固化した場合の約62本と比べて、約3倍となっている。また、ガラス固化体の他

に高レベル廃棄物として貴金属FPインゴットが15本、TRU廃棄物としてのつぼ類を詰めたセメント固化体が約8本発生する。

今後の課題として、a) 発生量の多いガラス固化体本数の低減方策の検討、b) リン酸ガラス固化体と貴金属FPインゴットの地層処分時の安全性評価があげられる。

#### (ハ) MA および FP の回収性

MAの回収に関しては、 $UO_2$ とMA回収(絞り電解)工程の追加により、98%以上の回収が可能である。

LLFP(I, Tc, Cs, Sr)の回収方法は、(v)LLFP回収法の検討で述べたとおりであり、酸化物電解法では、I, Tc, Csの分離・回収は可能であるが、Srの分離・回収は困難と考えられる。I, Tc, Csの分離・回収についても、実験による原理確認と各元素の回収率や純度についての定量的な検討が、今後の課題である。

#### (ニ) 軽水炉からのMAを添加したFBR燃料の再処理

酸化物電解法システムにおいても、先進湿式リファレンスシステムで述べたのと同様に、崩壊熱除去への影響がある。この他に、酸化物電解法システムでは、以下に述べるとおり、電解工程への影響がある。なお、平均的な1集合体あたりの崩壊熱は、FBR平衡リサイクルの使用済燃料(新燃料中のMA含有量：約1.2wt%)で1.6kW、LWRからのMAを添加して新燃料中のMA含有量を2wt%とした場合の使用済燃料で1.9kW、5wt%とした場合で2.9kWである。

電解工程に対しては、浴塩の精製・交換のタイミングが浴塩中に蓄積したFP元素とTRU元素からの崩壊熱で決まっている。FBR平衡リサイクル使用済燃料のときに20サイクルに1回リン酸沈殿していたのが、MA含有量2wt%の場合で20サイクルに1回、5wt%の場合で10サイクルに1回にする必要がある。これに伴って、MA含有量5wt%のときに電解槽の基数を、50tHM/yプラントで7基から8基と1基増加する必要が生じる。リン酸ガラス固化体とホウケイ酸ガラス固化体の発生量については、5wt%以下のMA含有量であれば、FPの重量と発熱量はほとんど変わらないので、FBR平衡リサイクル使用済燃料のときと同じである。

#### (ド) 核拡散抵抗性

酸化物電解法では、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。

計量管理に関しては、湿式再処理と同様に、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、a) 脱被覆後の粉末の試料サンプル法などの入量計量手法の開発、b) 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などがある。

#### (エ) 運転・保守・補修性

機器の運転は、天井走行クレーン型ロボット等による自動運転が基本とされ

ている。また、保守・補修についても、ロボットによる機器設置位置での遠隔保守・補修、およびセル内のメンテナンスエリアでの遠隔保守・補修を原則とされている。

今後の課題として、天井走行クレーン型ロボットによる電極の脱着方法、遠隔保守・補修方法、さらにトラブル発生時の対応策など、ロボットによる運転・保守・補修操作の具体化が必要である。特に、1000時間毎にセル内のメンテナンスエリアに電解設備ごと移動させて行う、パイログラファイト製るつぼの交換作業は、200日(4800時間)の通常運転中に、50tHM/yプラントで30回程度、200tHM/yプラントで120回程度あるので、設備稼働率の観点からも、電解設備の移動手順の具体化、遠隔によるるつぼの交換手順などの具体化、交換作業時間の明確化などが必要である。また、電解装置を設置したセル床面の免震構造について、ホットセル内での点検・保守・補修の観点からの検討が必要である。

#### (viii) 開発課題

今回の設計研究の結果に基づき、酸化物電解法の開発課題をプロセスの工程、ならびにシステム全般にかかわるものを表4.3.1-10および表4.3.1-11に示す。表中にはあわせて、設計の根拠となった現状の開発状況を示した。

表4.3.1-10に示した工程毎の要素技術に関する開発課題については、その解決の優先度を二段階で示した。ここで、優先度Aとは、酸化物電解法システムの成立性を見極める上で、確認が必須と考えられるもの、即ち、枢要技術であり、今後、フェーズⅡで確認が必要と考えられるものである。優先度Aとなるのは、システム全体でのU/TRU回収率を律すると考えられる機械的脱被覆法での回収率確保策、未だ確認が不十分と考えられるMOX電解共析法およびMA回収絞り電解法の成立性確認である。また、優先度Bの技術については、引き続きデータの充実、着実な開発・試験が必要であると考えられるものである。

表4.3.1-11中のシステム技術では、システム設計の立場から必要と考えられる開発課題を示した。閉じ込め等、乾式法特有の問題に対処できる安全設計、酸化物電解法で必然的に必要となるバッチ操作に伴うマテリアルハンドリング技術、従来の湿式プロセスと大幅に異なる粉末での入量計量やサンプルの代表性の問題を含む計量管理法の確立などが解決を図って行くべき重要な課題であると考えられる。また、前述の経済性評価でも述べた様に、機器の高性能化や運転保守技術の改善等による経済性目標達成のためのコストダウン方策の検討が必要である。

[参考文献]

- (1) A.V.Bychikov, et.al., Proc. Global '97, p.912~917, (1997)
- (2) K. Hukutome, Kobe Steel Engineering Rep., Vol.38, No.3, (1988)

表4.3.1-01 酸化物電解法の元素挙動

核種 グループ	同時電解		NM除去		MOX電解		絞り電解		リン酸塩沈殿	
	回収物への 移行率(%)	根拠*	回収物への 移行率(%)	根拠*	回収物への 移行率(%)	根拠*	回収物への 移行率(%)	根拠*	回収物への 移行率(%)	根拠*
U	70.0	[1]	20.2	[2]	90.0	[2]	99.9	[2]	93.7	[4]
Pu	0.5	[2]	0.5	[2]	90.0	[2]	99.9	[2]	98.1	[4]
Np	70.0	[3]	20.2	[3]	90.0	[3]	99.9	[3]	100	[4]
Am, Cm	0.1	[2]	0.1	[2]	0.1	[2]	99.0 (Am) 95.0 (Cm)	[2]	99.9	[4]
アルカリ金属	0	[2]	0	[2]	0	[2]	0	[2]	37.5	[4]
希土類	0.1	[2]	0.1	[2]	0.1	[2]	10	[2]	99.7	[4]
白金族	10.0	[2]	95.0	[2]	100	[2]	-	-	-	-

移行率の根拠

- [1] 浴塩のPu富化度を調整するための設定値。
- [2] 酸化還元電位および化学ポテンシャルに基づく設定値。
- [3] NpはUと同じ挙動を示すとした。
- [4] Bychikov A.V., et al., Proc. Global'97, Vol. 2, p912 (1997)などを基にした設定値。

表 4.3.1-02 酸化物電解法の物質収支結果 (平均マスバランス)

(単位: kg/日)

	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩
	受入燃料	脱被覆 燃料	ハル洗浄 回収燃料	ハル 廃棄物	同時電解後 浴塩	同時電解 析出物	白金族FP 除去後浴塩	白金族FP除去 電解析出物	貴金属 廃棄物	MOX電解 共析後浴塩
U	207.49	205.41	1.87	0.21	63.63	148.47	50.78	12.73	0.13	4.82
Np	0.10	0.10	0.00	0.00	0.03	0.07	0.02	0.01	0.00	0.00
Pu	23.85	23.61	0.21	0.02	26.17	0.13	26.04	0.13	0.00	2.47
Am	0.74	0.74	0.01	0.00	14.05	0.01	14.03	0.01	0.00	13.32
Cm	0.24	0.23	0.00	0.00	4.47	0.00	4.46	0.00	0.00	4.23
HM合計	232.42	230.09	2.09	0.23	108.35	148.68	95.33	12.88	0.13	24.84
アルカリ金属	1.88	1.86	0.02	0.00	93.59	0.02	93.57	0.02	0.00	88.87
希土類	4.72	4.67	0.06	0.00	89.32	0.09	89.23	0.09	0.00	84.68
白金族	4.62	4.58	0.04	0.00	4.16	0.46	0.21	0.21	3.74	0.00
その他のFP	5.94	4.03	0.01	0.00	20.42	0.00	20.42	0.00	0.00	19.40
FP合計	17.16	15.14	0.13	0.00	207.49	0.57	203.43	0.32	3.74	192.95

	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱
	MOX電解 析出物	使用済塩	絞り電解後 浴塩	絞り電解 析出物	リン酸 沈殿後浴塩	余剰塩	FP リン酸塩	浴調整後 浴塩
U	45.70	0.25	0.00	0.25	0.00	0.00	0.00	1.87
Np	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Pu	23.43	0.13	0.00	0.13	0.00	0.00	0.00	0.21
Am	0.01	0.70	0.01	0.69	0.00	0.00	0.01	0.01
Cm	0.00	0.22	0.01	0.21	0.00	0.00	0.01	0.00
HM合計	69.16	1.30	0.02	1.28	0.00	0.00	0.02	2.09
アルカリ金属	0.02	4.68	4.68	0.00	2.86	1.82	0.00	2.88
希土類	0.09	4.46	4.01	0.45	0.01	0.00	3.99	0.07
白金族	0.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04
その他のFP	0.00	1.02	1.02	0.00	0.00	0.00	1.02	0.02
FP合計	0.32	10.16	9.71	0.45	2.87	1.82	5.01	3.01

注) MOX 電解後、1/20 が精製工程を経てリサイクルされる使用済塩⑫に、19/20 はそのままリサイクル塩⑱になるものとして評価。

表 4.3.1-03 酸化電解法の各元素の製品・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		その他	
	ウラン製品 移行率	TRU製品 移行率	大気放出側 移行率	海洋放出側 移行率	ガラス固化 体移行率	深地中並廃 棄物移行率		
	H	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	9.90E-01
	C	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
ALM	Rb	4.18E-03	2.29E-03	1.00E-14	1.00E-09	9.93E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Cs	4.18E-03	2.29E-03	1.00E-14	1.00E-09	9.93E-01	1.00E-03	1.00E-05
ALE	Sr	4.18E-03	2.29E-03	1.00E-12	1.00E-09	9.93E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Ba	4.18E-03	2.29E-03	1.00E-12	1.00E-09	9.93E-01	1.00E-03	1.00E-05
RE	Y	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	La	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Ce	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Pr	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Nd	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Pm	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Sm	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Eu	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Gd	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Tb	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Dy	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Ho	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05
Er	2.06E-02	1.07E-01	1.00E-12	1.00E-09	8.71E-01	1.00E-03	1.00E-05	
NM	Zr	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-14	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Mo	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-07	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Tc	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-07	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Ru	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-14	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Rh	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-14	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Pd	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-14	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Ag	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-14	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	Cd	1.45E-01	4.49E-02	1.00E-12	1.00E-09	8.10E-01	1.00E-03	1.00E-05
	In	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Ge	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Sn	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	As	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Sb	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
CC	Se	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
	Te	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
HG	Br	0.00E+00	0.00E+00	9.99E-03	1.00E-09	4.50E-04	9.90E-01	0.00E+00
	I	0.00E+00	0.00E+00	9.99E-03	1.00E-09	4.50E-04	9.90E-01	0.00E+00
NG	Kr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
	Xe	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
AC	U	7.77E-01	2.21E-01	1.00E-12	1.00E-09	1.06E-03	1.00E-03	1.00E-05
	Np	7.77E-01	2.21E-01	1.00E-12	1.00E-09	1.06E-03	1.00E-03	1.00E-05
	Pu	1.10E-02	9.88E-01	1.00E-12	1.00E-09	4.55E-04	1.00E-03	1.00E-05
	Am	2.06E-02	9.68E-01	1.00E-12	1.00E-09	1.01E-02	1.00E-03	1.00E-05
	Cm	2.06E-02	9.30E-01	1.00E-12	1.00E-09	4.88E-02	1.00E-03	1.00E-05

表4.3.1-04 酸化物電解法による製品の組成

製品	U(wt%)	Pu(wt%)	MA(wt%)			FP(wt%)	主な混入 FP
			Np	Am	Cm		
同時電解 析出物	99.5	0.09	0.05	0.01	0.00	0.38	白金族 元素
NM除去電 解析出物	96.4	0.98	0.08	0.08	0.00	2.48	白金族 元素
MOX電解 析出物	65.8	33.7	0.03	0.01	0.00	0.46	希土類 元素
絞り電解 析出物	14.5	7.5	0.00	39.7	12.1	25.9	希土類 元素

表 4.3.1-05 酸化物電解法における耐震重要度分類

設備名	Aクラス	Bクラス	Cクラス
キャスク受入	○		
燃料貯蔵	○		
解体		○	
脱被覆	○		
電解分離	○		
オフガス	○		
セル換気	○		
ガラス固化	○		
TRU 廃棄物		○	



表 4.3.1-06 酸化物電解法の主要機器

機器	処理能力			50tHM/年プラントの基数	運転条件
	処理制限値 取扱単位 (/バッチ)	能力	設定根拠		
集合体解体装置	— (1 集合体)	2.7 集合体/日	ラッパ管切り離し 2hr/体、端栓切断 1hr/体、スパーサワイヤ除去 5hr/体、マテハン 1hr/体。	1	常温 セル内圧力
脱被覆装置	— (1 集合体)	4.5 集合体/日(炉心) 6 集合体/日(径ブラ)	ロール矯正からふるい出しまでの処理速度 0.72min/ピン。ロール矯正装置での搬送トレーの着脱とふるい出し装置での燃料粉容器の交換各 1 時間。	1	常温 セル内圧力
電解装置	56kgHM (56kgHM)	37.3kgHM/日	1 バッチの処理時間は 36hr (マテハンを含む)。同時電解 6hr、塩素化溶解 6hr、NM 除去 3hr、MOX 共析 15hr、絞り電解 29hr、リン酸塩沈殿 4hr	7	650°C -200mmAq (対セル内圧力)
析出物粉碎装置	28kgHM (1 電極析出物)	20 バッチ/日	粉碎 10 分、マテハン 1hr。	1(UO <sub>2</sub> /NM 用) 1(MOX/絞り電解用)	常温 セル内圧力
塩分離装置	28kgHM (1 電極析出物)	4.8 バッチ/日	洗浄 2hr、予備乾燥 2hr、マテハン 1hr	1(UO <sub>2</sub> 用) 1(MOX/絞り電解用)	洗浄 360°C 予備乾燥 540°C セル内圧力
NM 分離	28kgHM (28kg)	3.4 バッチ/日	塩分離 5hr、機械分離 1hr、マテハン 1hr。	1	洗浄 360°C 予備乾燥 540°C セル内圧力

表 4.3.1-07 酸化物電解法における 50tHM/y プラントと 200tHM/y プラントの比較

		50tHM/y プラント	200tHM/y プラント	
			設定	根拠
主要機器数	集合体解体装置	1基	2基	50tHM/y で設計された各機器の処理能力で200tHM/y プラントの要求処理能力を除いて求めた。
	脱被覆装置	1基	2基	
	電解槽	7基	26基	
	析出物粉碎装置	2基	4基	
	塩分離装置	2基	8基	
	NM 分離装置	1基	2基	
	ガラス溶融炉	1基	2基	
セル容積	燃料集合体搬入セル	896m <sup>3</sup>	2,800m <sup>3</sup>	セル内の機器配置は基本的に 50tHM/y プラントを踏襲し、機器数に応じて複系列化した。
	解体脱被覆セル	4,704m <sup>3</sup>	9,408m <sup>3</sup>	
	燃料処理セル	4,032m <sup>3</sup>	13,440m <sup>3</sup>	
	ハル洗浄セル	1,624m <sup>3</sup>	2,240m <sup>3</sup>	
	塩除去セル	2,912m <sup>3</sup>	7,840m <sup>3</sup>	
	ガラス固化セル	4,312m <sup>3</sup>	4,928m <sup>3</sup>	
施設容積	再処理建屋*	約 30 万 m <sup>3</sup>	約 55 万 m <sup>3</sup>	
	使用済み燃料貯蔵建屋	約 4.3 万 m <sup>3</sup>	約 11.4 万 m <sup>3</sup>	

\* 再処理建屋は燃料製造建屋とセル容積などに応じて按分

表4.3.1-08 酸化物電解法の廃棄物発生量

廃棄物分類		1年あたりの発生量		
処分区分	廃棄物名称	生廃棄物	廃棄体容量	廃棄体本数
高レベル廃棄物	FPリン酸ガラス固化体、	2.5t	6.0m <sup>3</sup>	40本
	余剰塩ホウケイ酸ガラス固化体	3.9t	21.9m <sup>3</sup>	146本
	貴金属FPインゴット	0.77t	0.08m <sup>3</sup>	15本
TRU廃棄物	ルツボ類 (ルツボ、陰極など)	3.59t	4.2m <sup>3</sup>	21本

注) 高レベル廃棄物ガラス固化体は150Lキャニスタに収納。貴金属FPインゴットは5L容器に収納。TRU廃棄物は200Lドラム缶に収納。

表 4.3.1-09 酸化物電解法再処理施設の要員数内訳

単位：人

	50tHM/y		200tHM/y		備考
	日勤	交替	日勤	交替	
受入貯蔵	6	20	6	30	マテハン移送系
機械前処理	6	30	6	30	マテハン移送系
化学前処理					不要工程
主分離					不要工程
電解	6	30	6	30	マテハン移送系
陰極処理			6	30	50t/年は電解に含む
T R U回収					電解に含む
酸化物転換					不要工程
廃液処理					廃棄物処理に含む
廃棄物処理	20	30	20	30	
分析	10	25	10	50	
放射線管理	6	30	6	30	
技術/保守	30		30		
合計	249		320		

表 4.3.1-10 酸化物電解法(酸化燃料)の開発課題-工程技術

工程技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度(*)
機械式脱被覆 (ロール矯正法+ハンマー打撃法)	<ul style="list-style-type: none"> <li>アルミナ製模擬ペレットによる脱被覆試験</li> <li>未照射 UO<sub>2</sub> 燃料のピン単位での脱被覆試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>照射済燃料での核物質回収率確認</li> </ul>	A
		<ul style="list-style-type: none"> <li>粉末での入量計量法の開発</li> </ul>	B
燃料溶解+UO <sub>2</sub> 部分回収 (同時電解)	<ul style="list-style-type: none"> <li>U系での実験室規模試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Pu 共存下での試験確認が必要 → ロシア RIAR での試験結果入手</li> <li>電極反応律速段階の定量化</li> </ul>	B
NM(貴金属 F P)除去 (電解析出)	<ul style="list-style-type: none"> <li>U/Rh 系での実験室規模試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>実績少、多元素存在下での確認必要</li> </ul>	B
MOX 電解共析	<ul style="list-style-type: none"> <li>標準電位評価による原理検討</li> <li>精製 U/Pu 系での実験室規模試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>ホット試験による成立性確認、Pu 回収率の確認</li> <li>→ ロシア RIAR での試験結果入手</li> </ul>	A
MA 回収(絞り電解)	<ul style="list-style-type: none"> <li>標準電位評価による原理検討</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>基礎試験(U/MA系)による確認、特に Cm についての確認</li> </ul>	A
ハル洗浄	<ul style="list-style-type: none"> <li>コールド条件での実験室規模試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>抽出塩のハンドリング法</li> <li>脱被覆後、照射済ハルからのHM回収率の確認</li> </ul>	B
リン酸塩固化 (リン酸ガラス固化)	<ul style="list-style-type: none"> <li>ロシア RIAR での固化試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>処分対応性(浸出率評価等)の検討</li> </ul>	B
余剰塩固化 (ホウケイ酸ガラス固化)	<ul style="list-style-type: none"> <li>コールド条件での実験室規模試験</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>固化技術の確立</li> <li>処分対応性(浸出率評価等)の検討</li> </ul>	B
材料	<ul style="list-style-type: none"> <li>ロシア RIAR でのホット試験の実績</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>機器、容器、ルツボ材料の寿命評価(腐食試験による確認)</li> <li>長寿命ルツボ材(ジルコン等)の開発</li> <li>長寿命材料採用によるコストダウン</li> </ul>	B

\*) A: 枢要技術かつシステムの成立性に係わるものでフェーズIIの間に確認が必要なもの

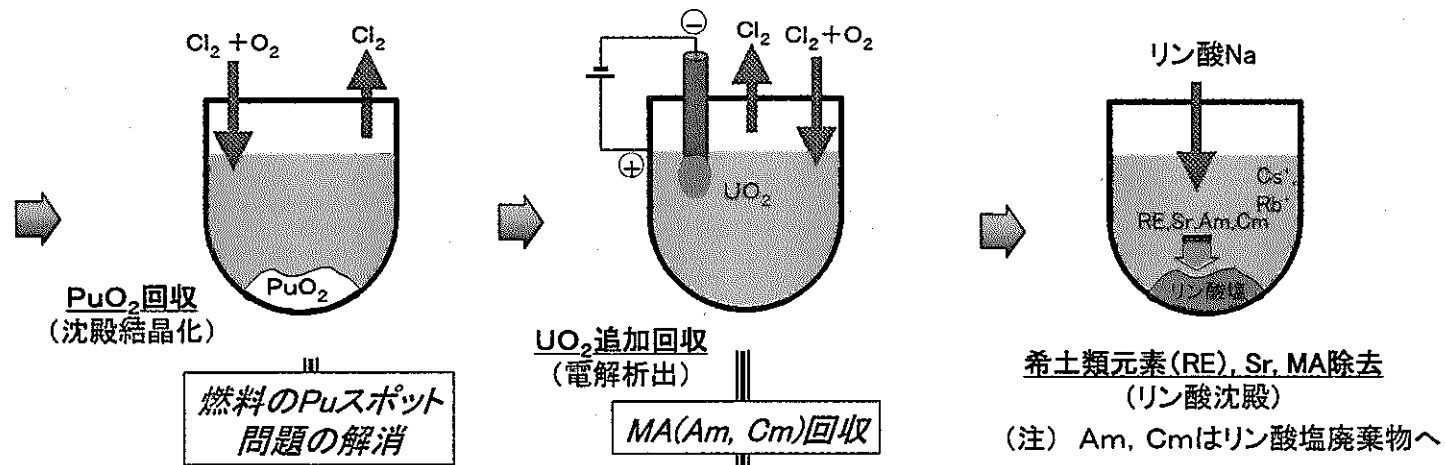
B: データの充実等、着実な開発、試験継続が必要なもの

表 4.3.1-11 酸化物電解法(酸化物燃料)の開発課題－システム技術

システム技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題
溶融塩のリサイクル特性	・原理検討	・溶融塩中のF P蓄積影響(対電解特性)の評価
溶融塩・溶融金属の移送	・概念設計研究段階	・高温融体の供給、抜き出し、移送、閉塞防止システムの確立
安全設計	・概念設計研究段階	・セル内負圧担保(機器レベル負圧維持不可能)での安全ロジック、安全解析、設計対応 ・再処理施設安全審査指針の見直し、新指針概念策定
臨界設計	・概念設計研究段階	・詳細解析による精度向上 ・設計裕度緩和による機器設計の合理化
マテリアルハンドリング・遠隔操作性	・概念設計研究段階	・高温(～700℃)に伴うエンジニアリング上の課題解決 ・マテリアルハンドリング、機器運転操作のモックアップ試験等による確認
計量管理	・概念設計研究段階	・乾式法特有の問題点(サンプルの代表性等)を解決する保障措置体系の検討 ・計量法(試料サンプル法、秤量、定量分析法等)の検討
シミュレーション	・未検討	・全体システムの操業シミュレーション
コストダウン	・未検討	・プロセスデータ蓄積および臨界設計高度化による設計余裕削減 ・高性能材料等による機器高性能化 ・高温融体のマテリアルハンドリング合理化 ・運転保守技術の改善



ロシアRIAR開発プロセス



改良プロセス

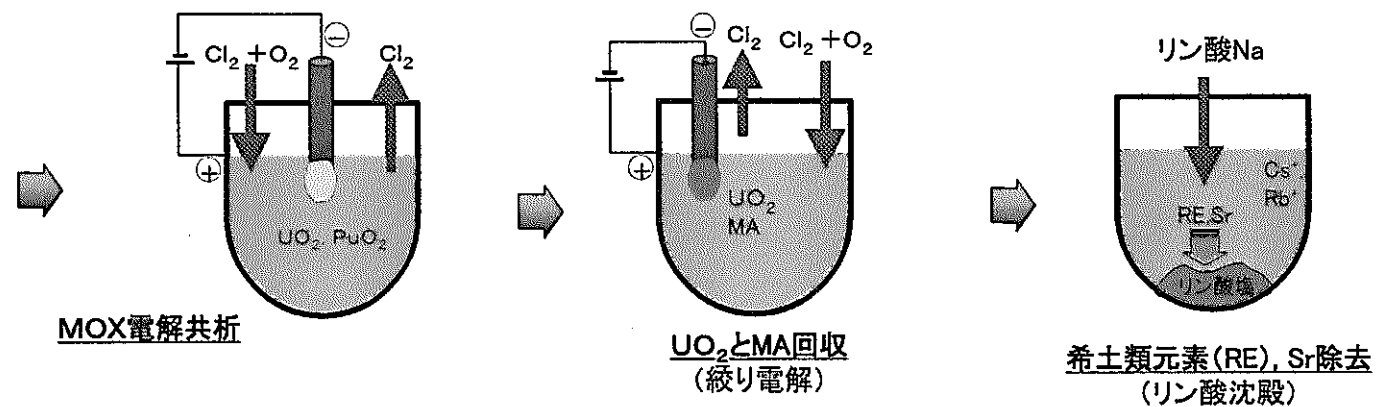


図4.3.1-01 酸化物電解法プロセスフロー (RIAR開発プロセスとの比較) (2/2)

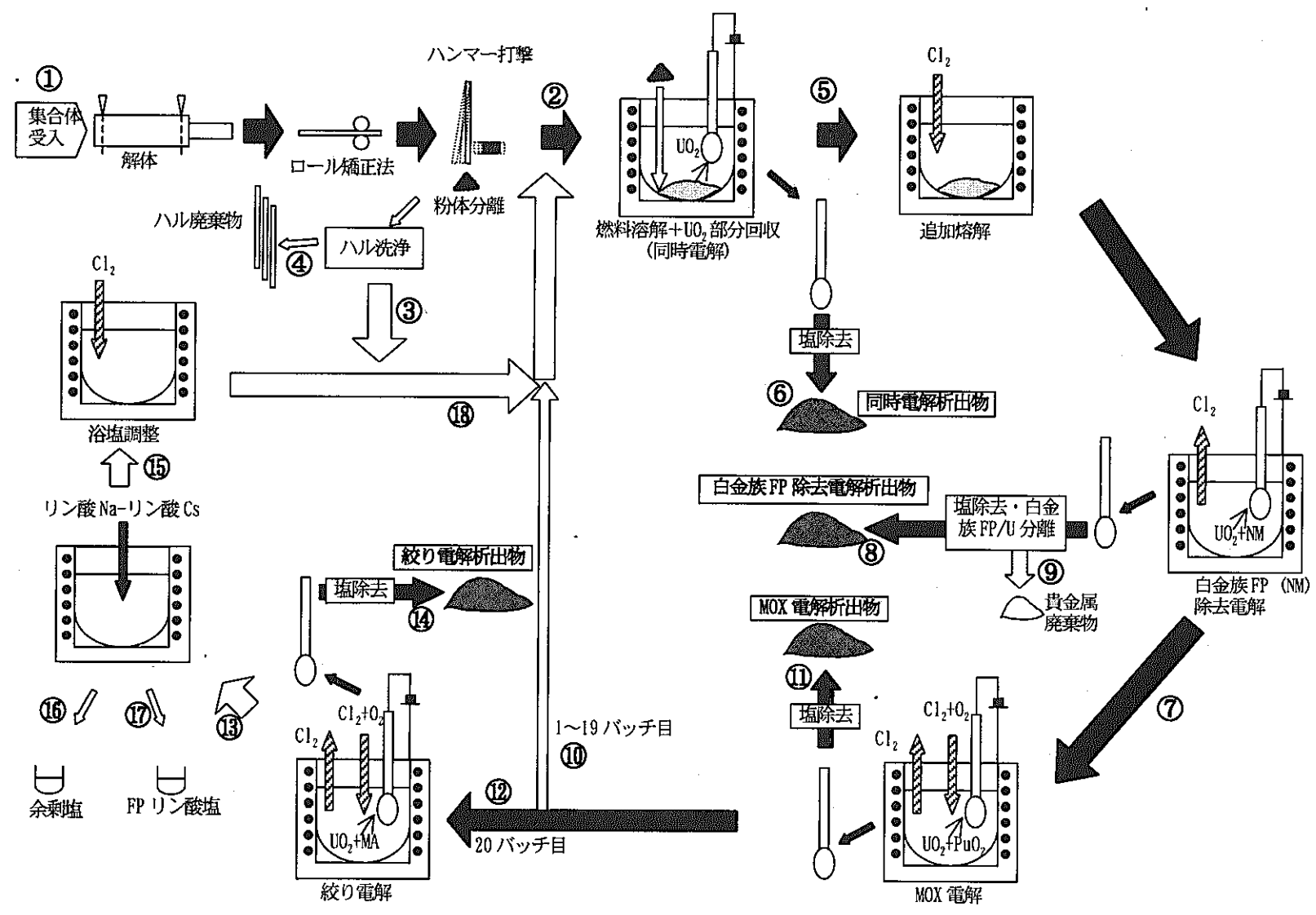
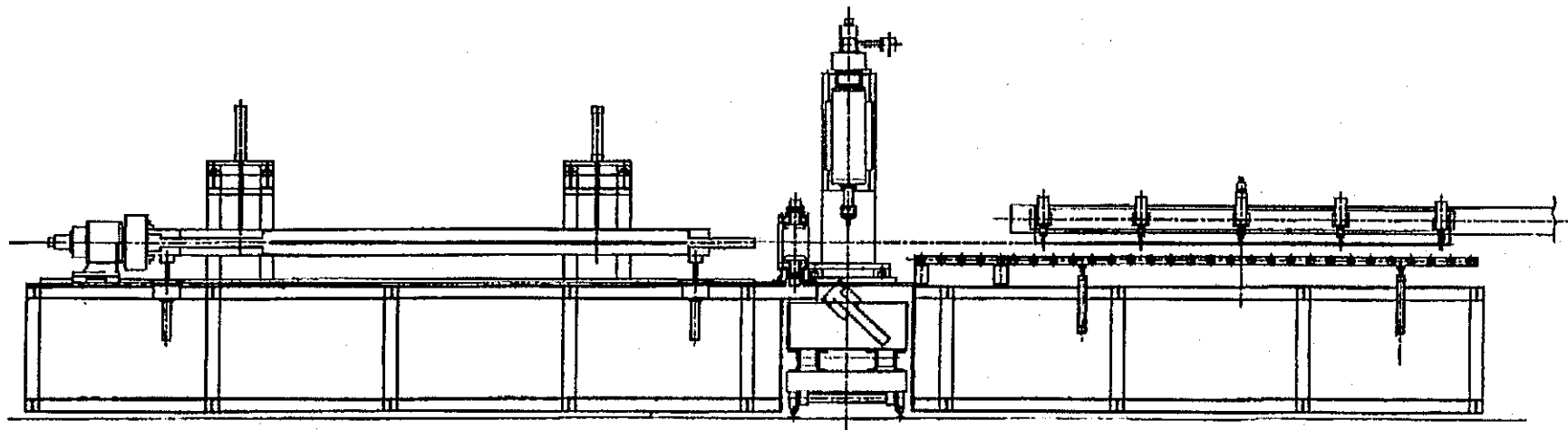
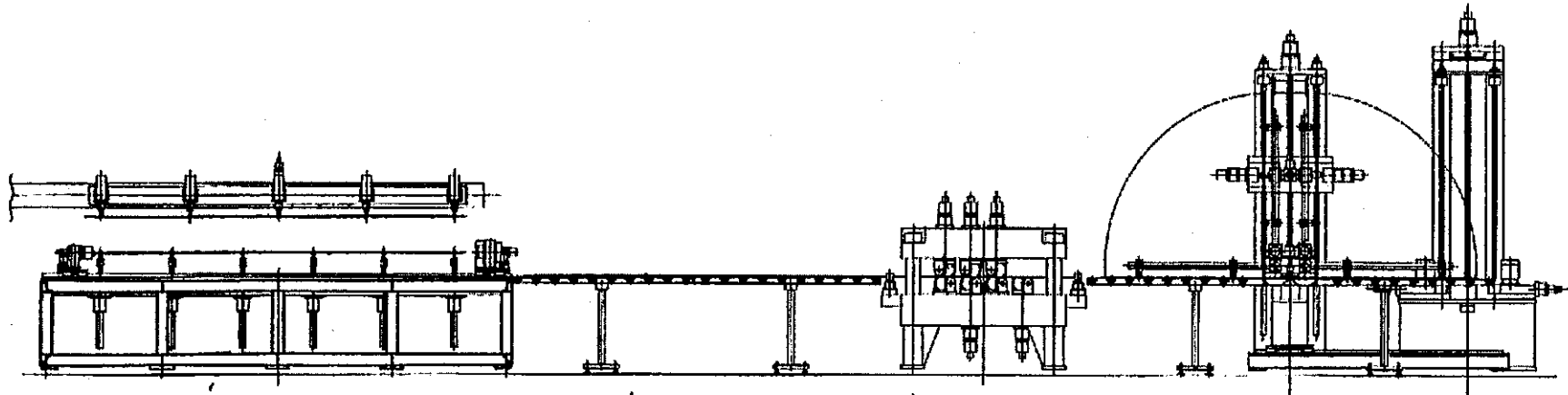


図4.3.1-02 酸化物電解法の簡略プロセスフローダイアグラム



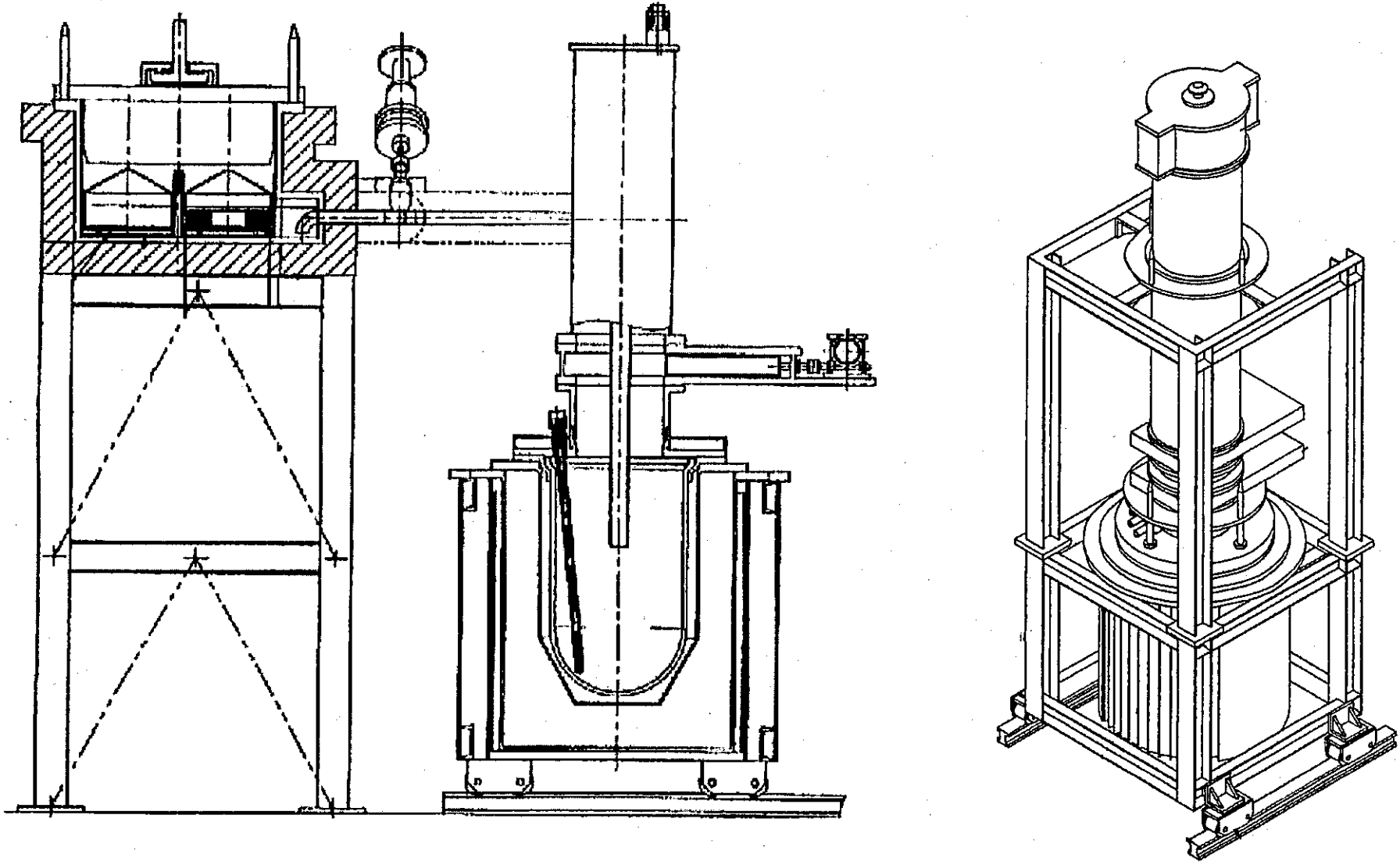


集合体解体装置



脱被覆装置

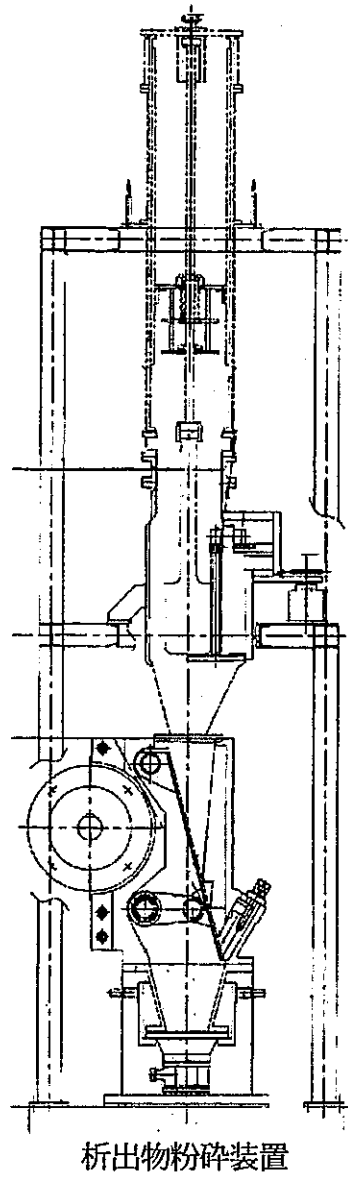
図4.3.1-03 酸化電解法の主要機器の概念図(1/4)



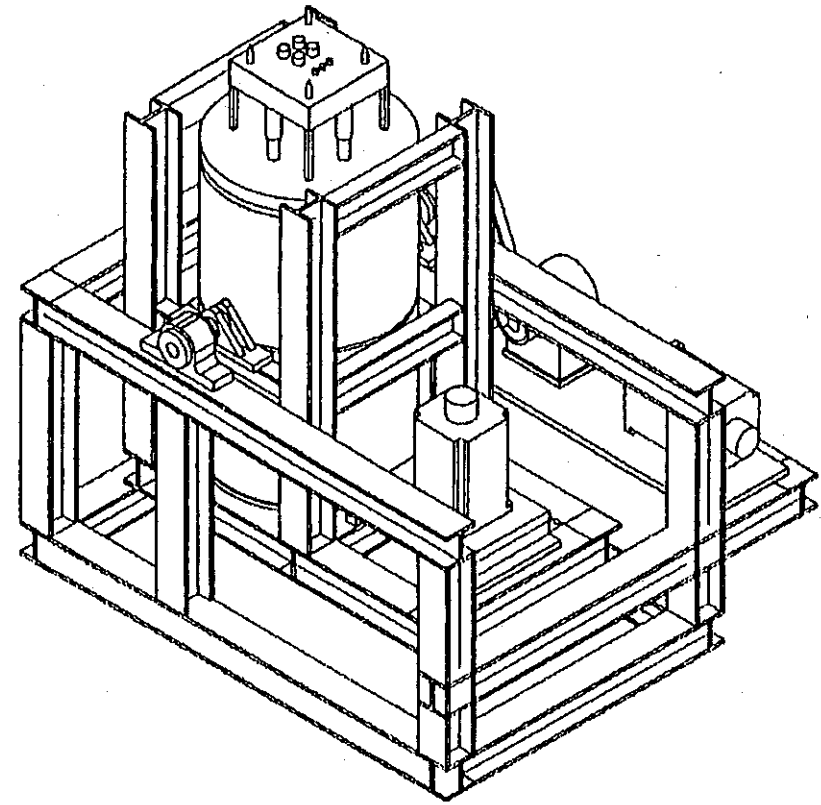
ハル洗浄装置

電解装置

図4.3.1-03 酸化物電解法の主要機器の概念図(2/4)

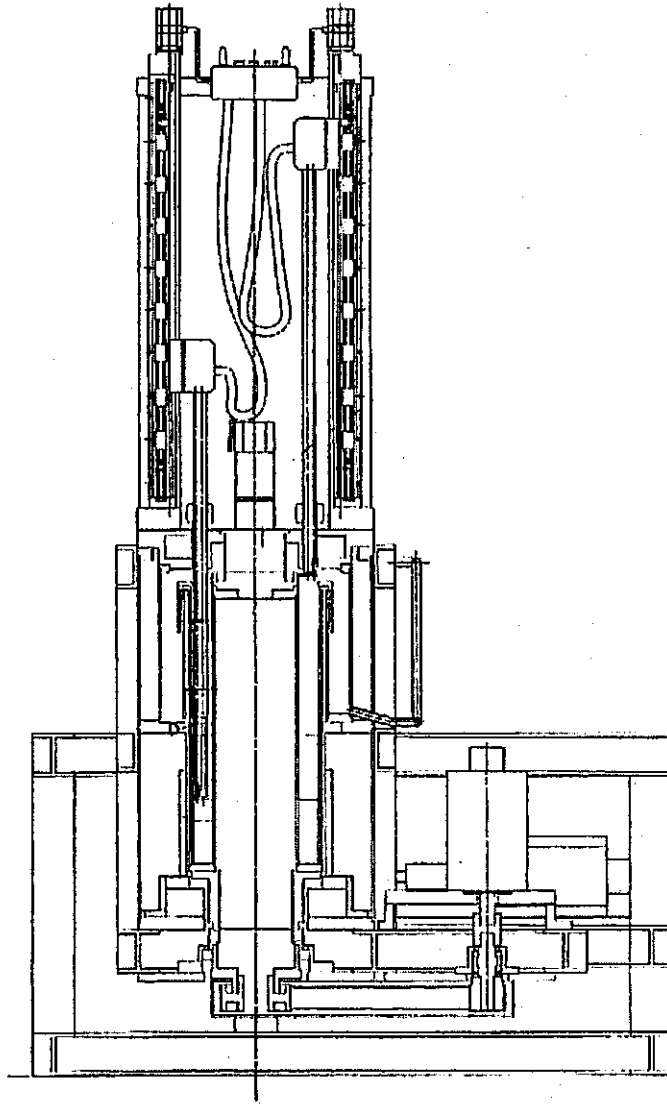


析出物粉碎装置



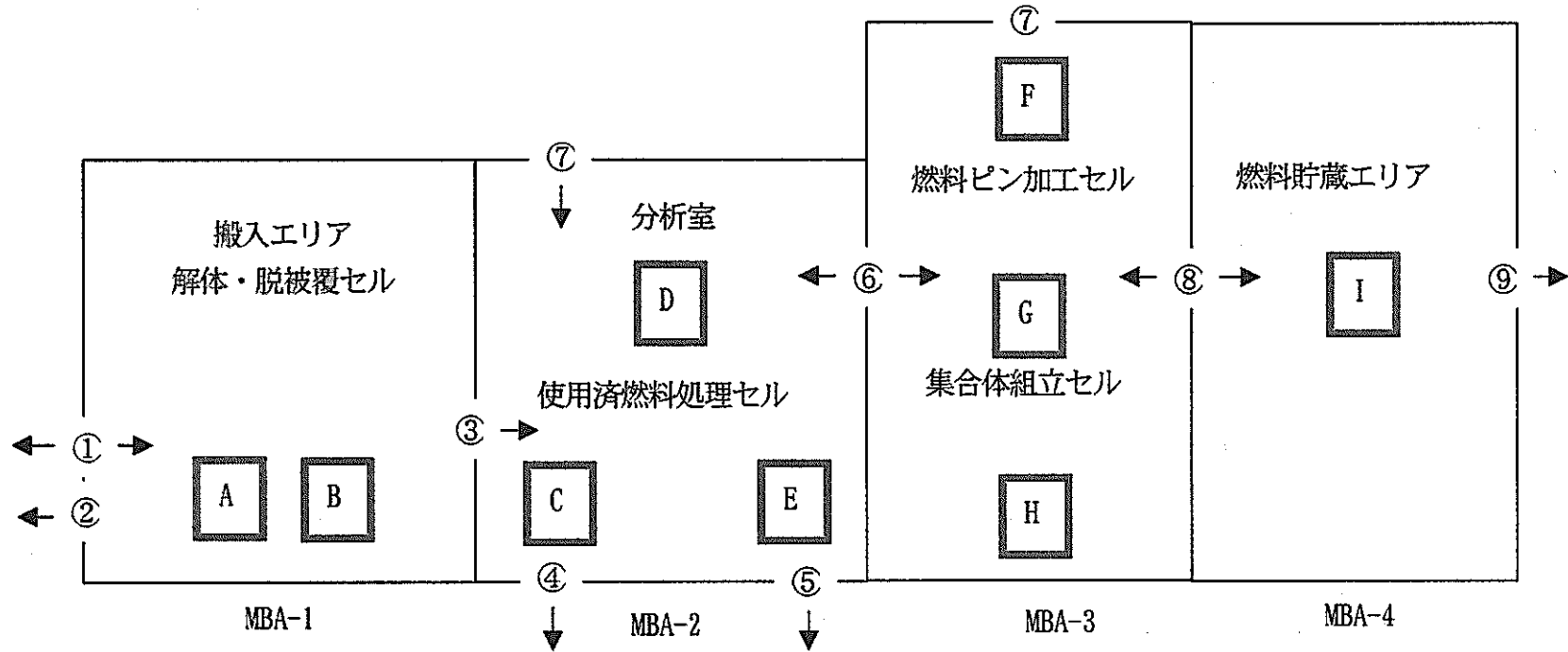
塩除去装置

図 4.3.1-03 酸化物電解法の主要機器の概念図(3/4)



NM 分離装置

図 4.3.1-03 酸化物電解法の主要機器の概念図(4/4)



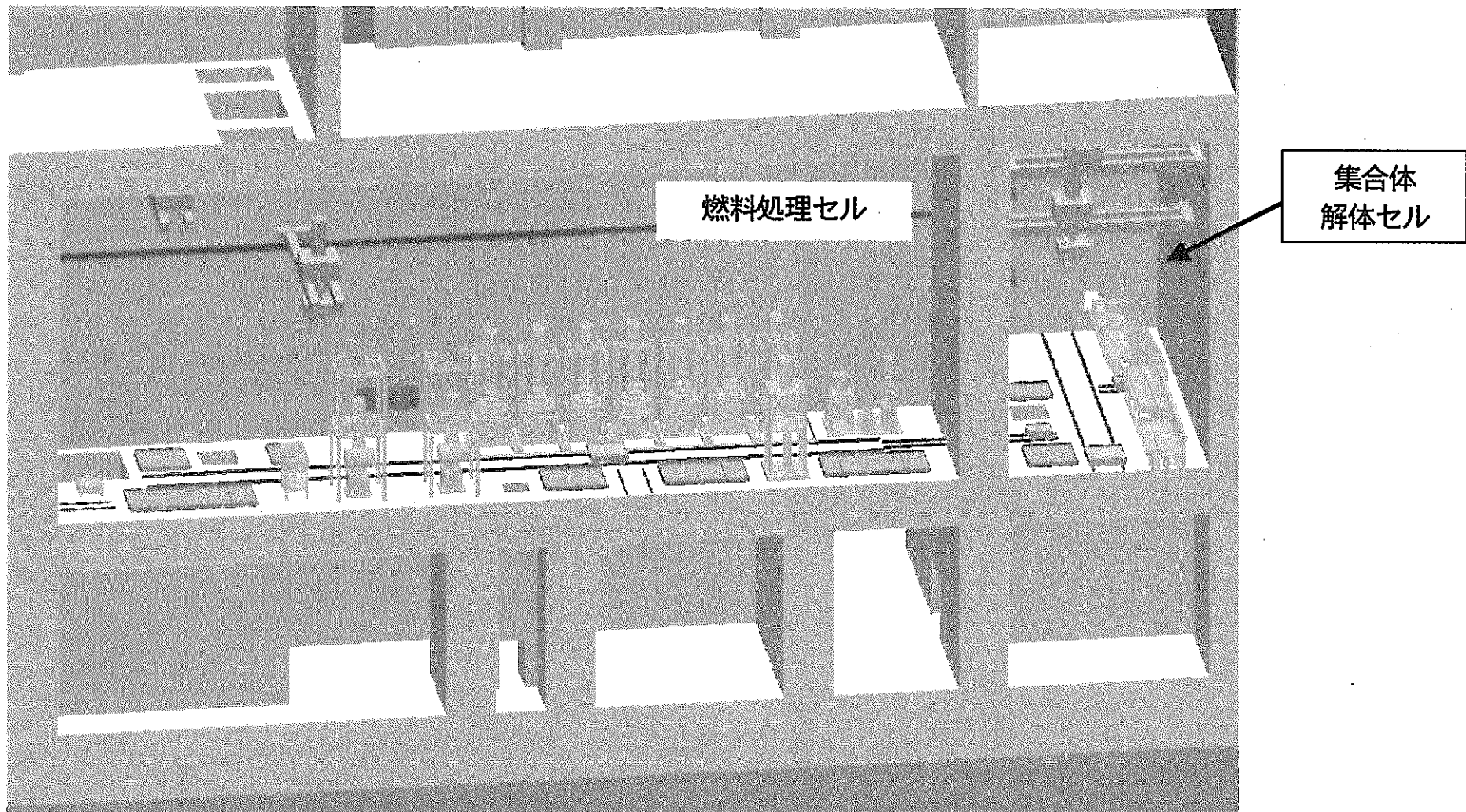
在庫のKMP (Key Measurement Point)

- A 使用済み燃料の在庫、解体、脱被覆の在庫
- B 原料、Pu, U酸化物の在庫
- C 電解、塩分離工程の在庫
- D 分析室の在庫
- E 絞り電解工程の在庫
- F Pu, U酸化物の在庫
- G 分級、振動充填工程の在庫製品
- H 集合体組み立て工程の在庫
- I 新燃料貯蔵庫の在庫

流れのKMP

- ① 使用済み燃料の受け入れおよび返送
- ② 測定済み廃棄物の廃棄
- ③ 粉末Pu, U酸化物など試料の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
- ⑤ 廃棄物貯蔵庫への移動
- ⑥ Pu, U酸化物など試料のMBA-2およびMBA-3間の移動
- ⑦ U酸化物粉末ならびに金属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4.3.1-04 酸化物電解法のMBAおよびKMPの設定



集合体解体セル：幅4.2m—奥行8m—高さ1.4m

燃料処理セル：幅3.6m—奥行8m—高さ1.4m

図4.3.1-05 酸化物電解法の集合体解体セル、電解セルの鳥瞰図(50tHM/y)

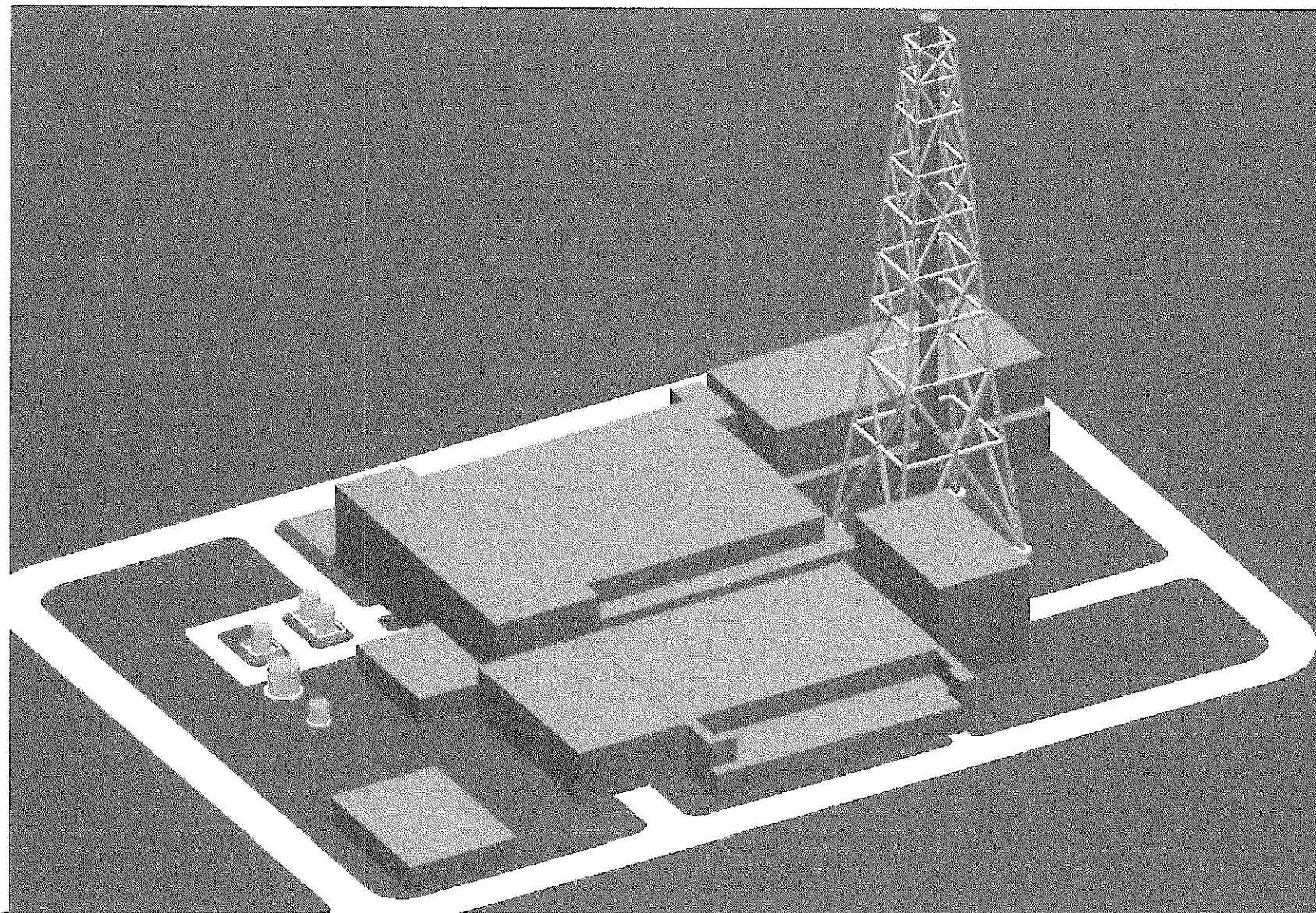


図4.3.1-06 酸化物電解法の施設の鳥瞰図 (50tHM/y)

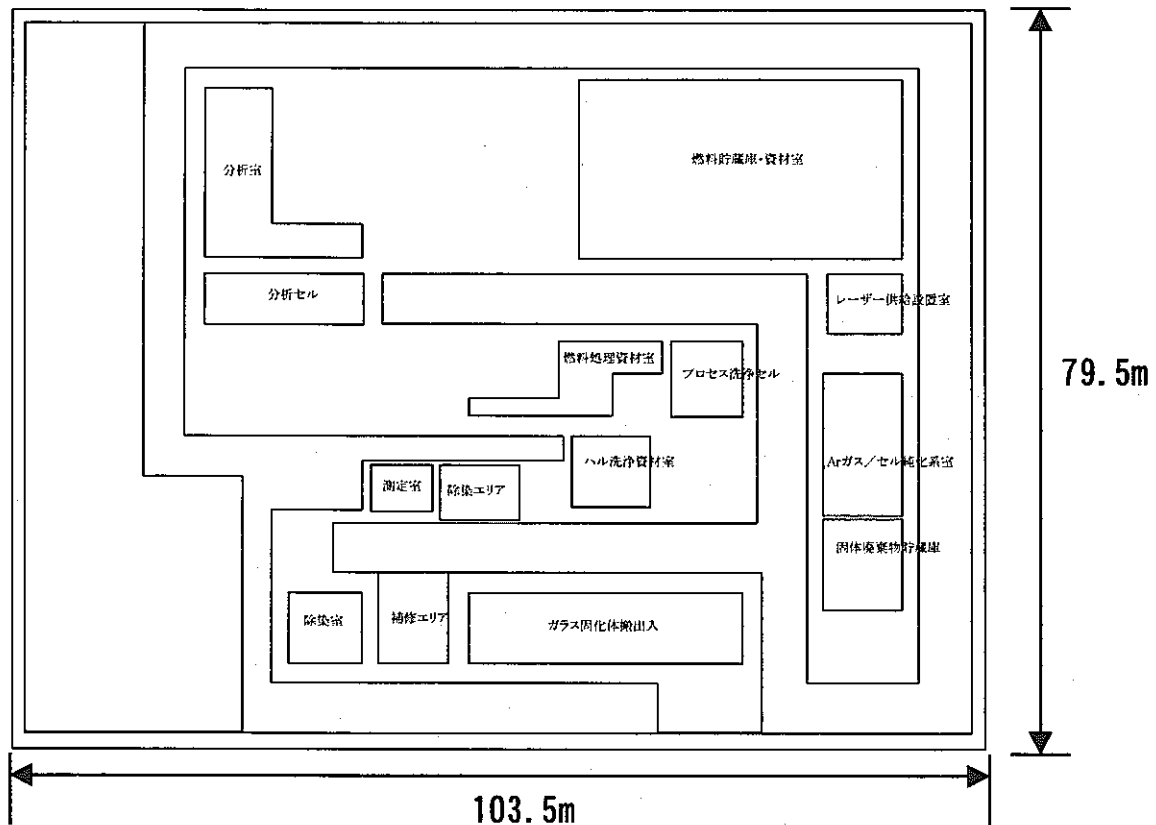


図4.3.1-07 酸化物電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/y)の平面図(地下1階)

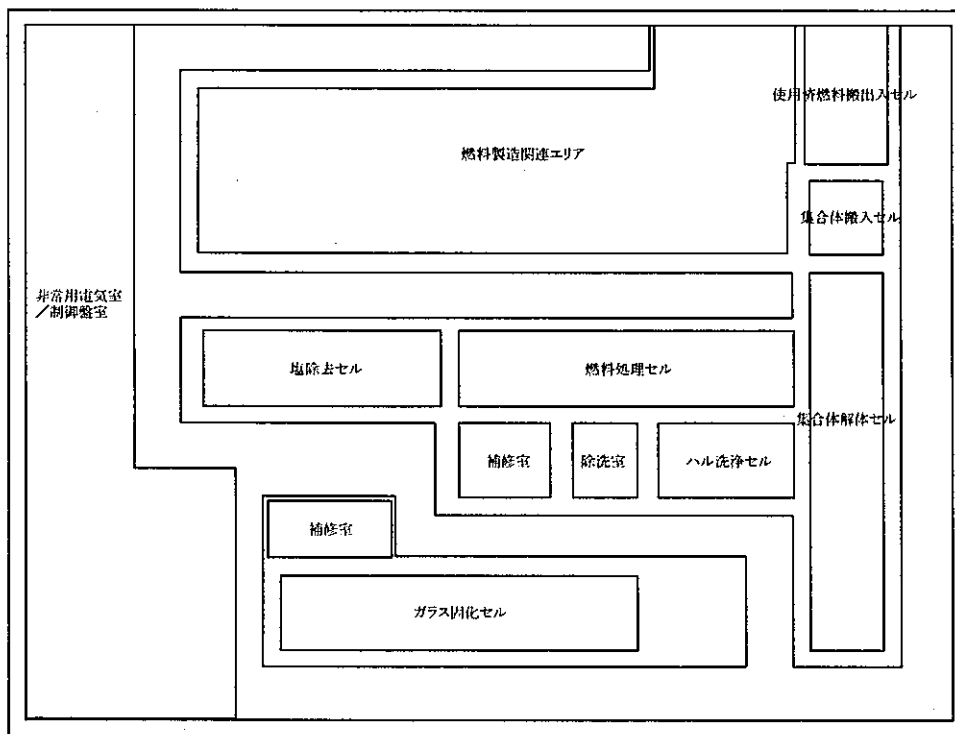


図 4.3.1-08 酸化物電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/y)の平面図(1階)



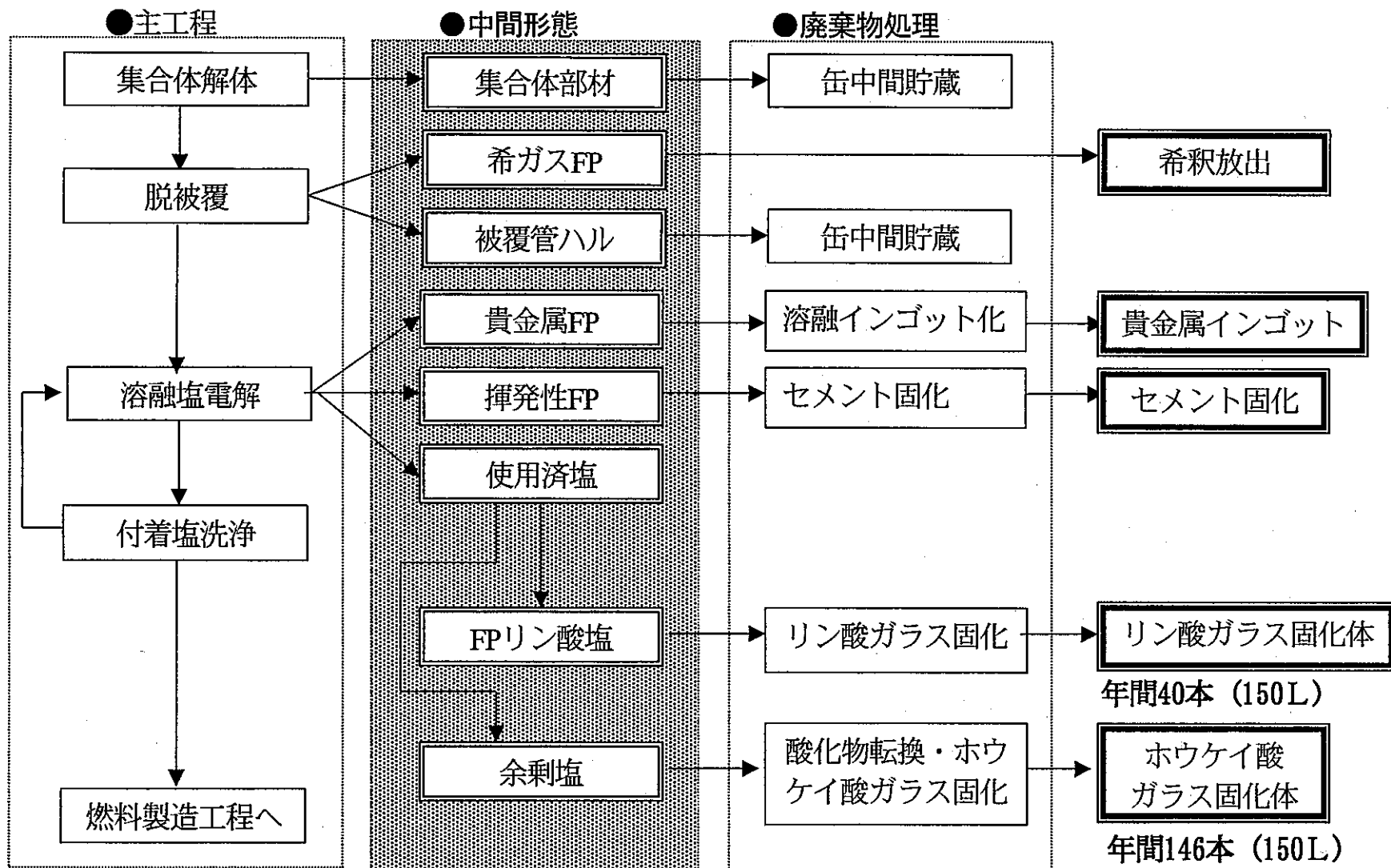


図4.3.1-09 酸化物電解法のプロセス廃棄物

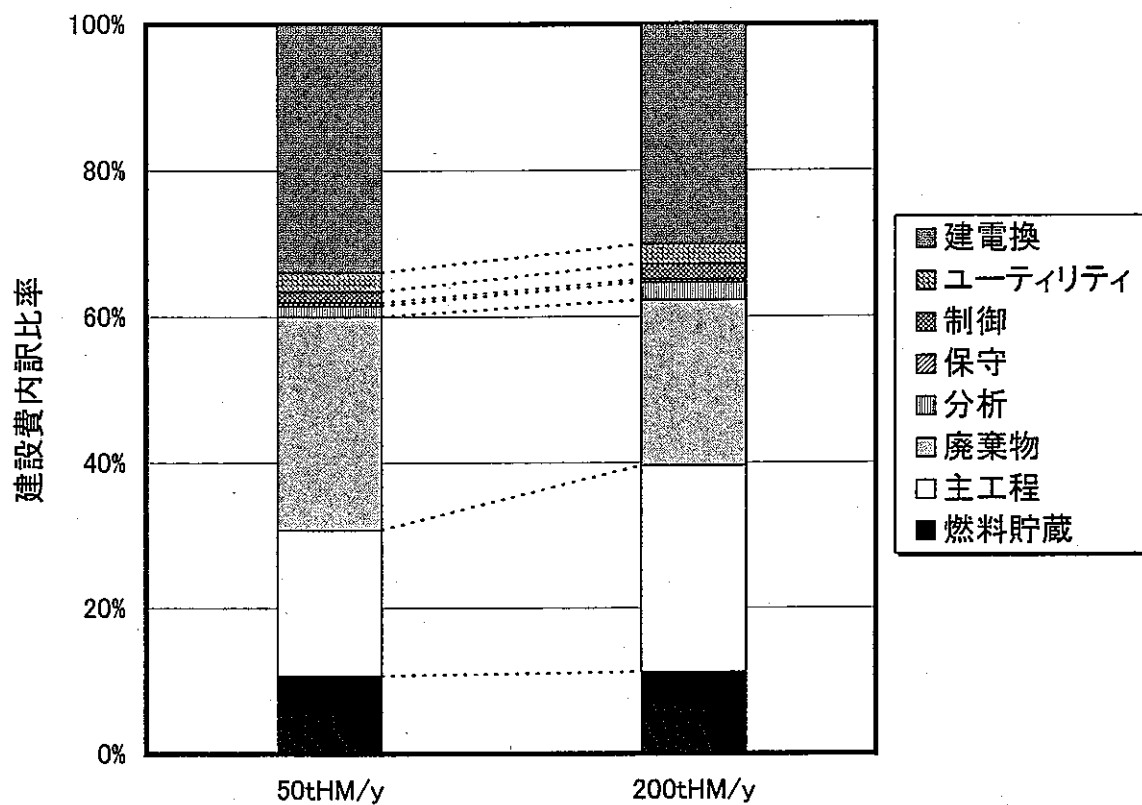


図4.3.1-10 酸化物電解法再処理施設の建設費内訳比率

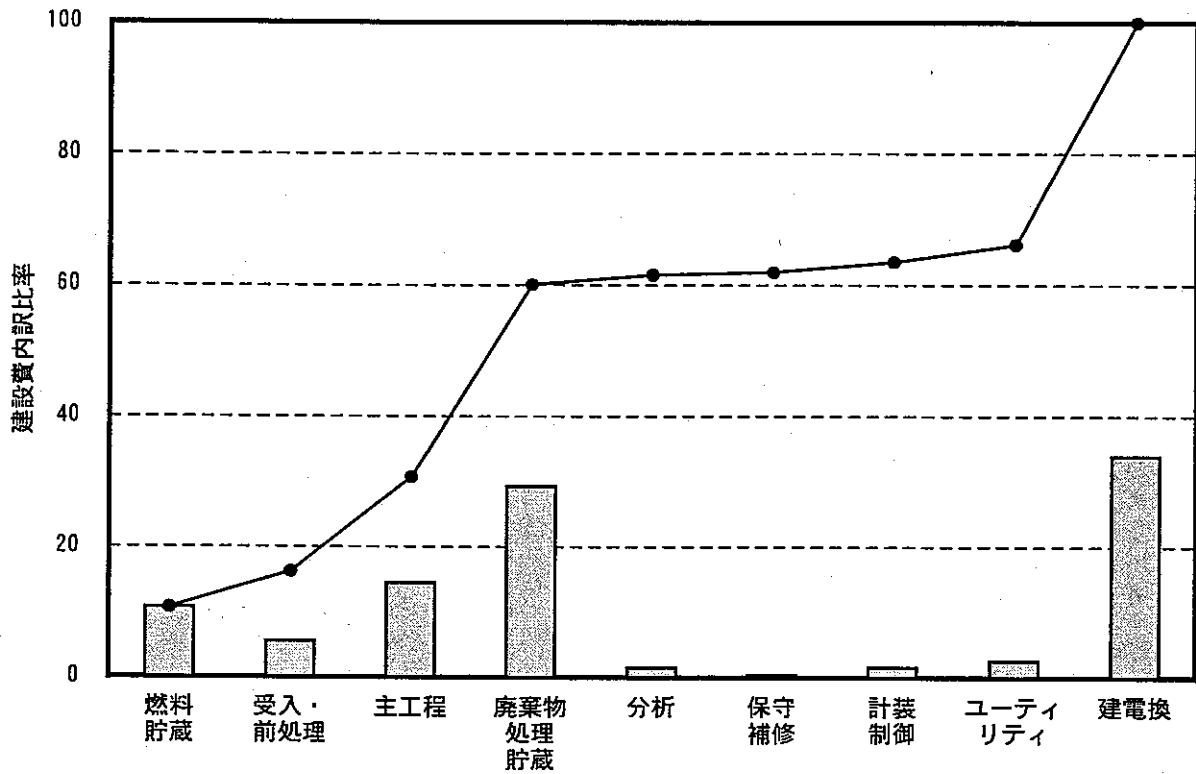


図4.3.1-11(a) 酸化物電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合  
(50tHM/yプラントの場合)

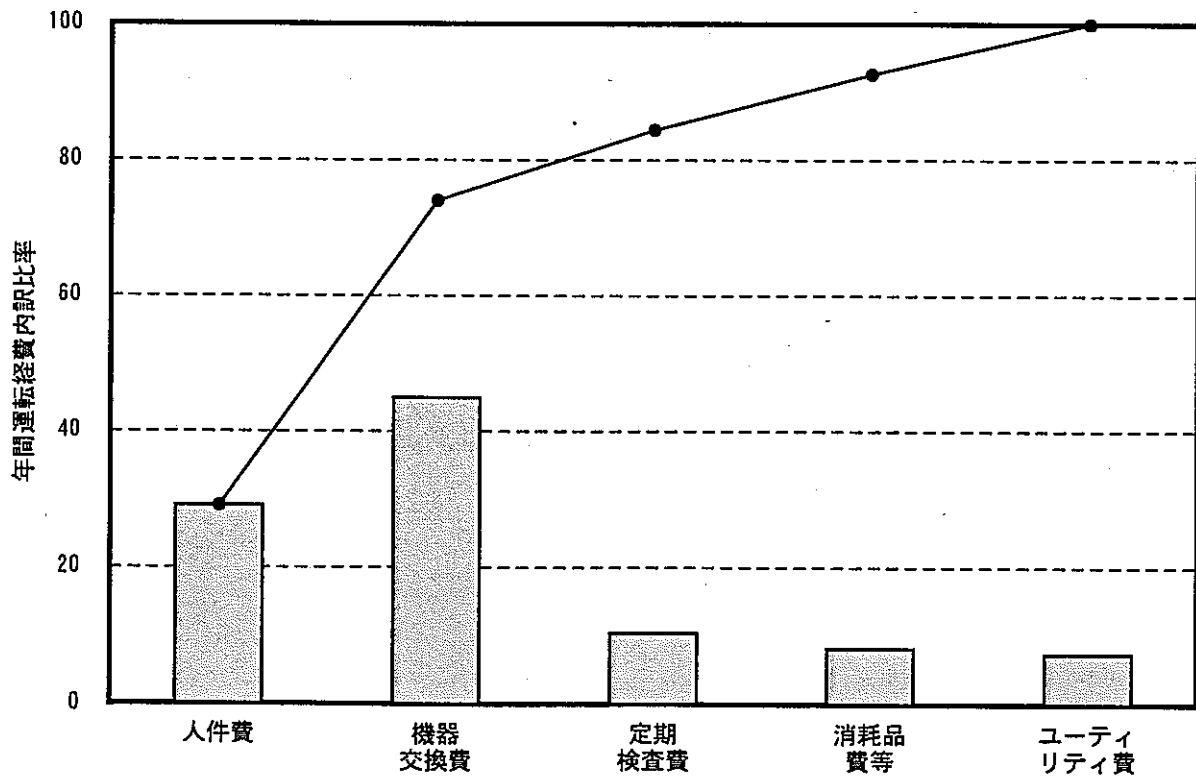


図4.3.1-11(b) 酸化物電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合  
(50tHM/yプラントの場合)

## (2) 金属電解法

## (i) プロセスの概要

米国エネルギー省(DOE:Department of Energy)の統合型高速炉(IFR:Integral Fast Reactor)計画として、米国アルゴンヌ国立研究所(ANL:Argonne National Laboratory)において、1980年代前半から金属燃料の高温電気化学再処理技術<sup>(1)・(2)</sup>の開発が行われてきた。この技術を酸化物燃料処理に適用したANL開発プロセスでは、LiCl浴塩中で金属Liを用いて剪断燃料を酸化物から金属に還元(Li還元)する前処理工程が追加される。この場合、発熱量が大きいFPであるCs、SrをLiClの浴塩中に分離できるため、電解精製装置では発熱量による負担が軽減されるが、Li還元槽と電解精製槽の両方から廃棄塩が発生するため、廃棄塩の量が増大する。

廃棄物量低減の観点から、金属電解法の改良プロセスとして、Li還元の代わりに、塩素ガスを用いて酸化物燃料を熔融塩中に溶解させる塩素化溶解法と、FP塩化物を含む廃棄塩をFPと塩素ガスに電解・分離するPb陰極電解法を採用した。FPは、酸化物に転換した後ホウケイ酸ガラス固化体とする。また、Pb陰極電解で発生する塩素ガスは、オフガス処理系の分離装置で回収し、塩素化溶解工程にリサイクルする。

塩素化溶解との比較のため、Li還元法採用プロセス(50tHM/yプラント)についても同時に検討することとした。なお、金属電解法では、両プロセスともFP含有量が少ない径ブランケットは、熱脱被覆後、電解精製を行わずに約5%水素を含有するArガスを用いて $U_3O_8$ を $UO_2$ に還元し、燃料製造工程(転動造粒)へ移送するバイパス方式により、電解工程等の処理量負担の軽減を図った。

金属電解法の改良プロセスを、酸化物燃料処理用のANL開発プロセスと比較して図4.3.1-12に示す。以下に改良プロセスの各工程について、改良点や第3章に述べた設計要求への対応などを含めて示す。

## (a) 熱脱被覆

塩素化溶解法では、被覆管の除去と燃料の粉体化が不可欠であることから、両者を同時に行うことが可能な熱脱被覆を採用した。

酸化促進のために開腹・剪断した燃料ピンを、酸素雰囲気中において480℃で加熱することにより、 $UO_2$ が $U_3O_8$ に酸化され体積が膨張し、粉体化と脱被覆が行われる。高温で脱被覆を行うため、H-3、C-14、Kr、Xeは除去される。また、ヨウ素などの揮発性の高いFPについても、部分的に除去されることが期待できる。ただし、4.2.3(3)でも述べたように、酸化脱被覆の成立性に及ぼすPu富化度の影響については確認が必要である。

## (b) 燃料溶解(塩素化溶解)

反応速度を上げるために、電解を行う温度の500℃よりも高い700℃で、塩素ガスと炭素還元剤を使用して、酸化物の燃料粉体を還元しながら溶解させる。陽極溶解とは異なり、1バッチに投入される燃料の全量を溶解してから電解を

開始するため、浴塩中のHM濃度は高くなる。また本工程により、電解前の浴塩にUを溶解させる浴調整は不要となる。

(c) Cdによる貴な金属の分離

陽極溶解で電解を行うLi還元法では、貴な金属\*は陽極バスケットで残渣として回収されるが、塩素化溶解では貴な金属を含む全ての元素が塩化物となって浴塩中に溶解する。回収Uや回収U-Pu-MAへのNM群の混入を防ぐため、Cdの還元反応を利用してCdよりも貴な金属であるNM群とSe、Teを液体Cd中へ除去する。この過程で浴塩中に溶出し塩化物CdCl<sub>2</sub>となったCdは、CdCl<sub>2</sub>分解電解により回収してリサイクルする。液体Cdへの還元抽出以外には、塩素化溶解により4価の陽イオンとして溶解したUの全量が、3価に還元される反応が起こる。

(d) U回収

液体Cd陰極を用いたU-Pu-MA回収を行うためにはPu/U比を高める必要があるので、固体陰極を用いてUの電解回収を行う。U系試験結果<sup>(3)</sup>から、固体陰極でUの回収が可能であることは実証されている。U回収は、浴塩中のU濃度の低下により陰極電位が下がり、Puが析出する前に停止させる。溶融塩中のPuと同じモル数になるまでUの回収を行うものと仮定し、その他の元素については、Uよりも標準電位の高い元素(Zr, Cd)のみ全て析出するものと評価した。改良プロセスでは陽極側で塩素ガスが発生するが、これは塩素リサイクル設備により回収される。

(e) U-Pu-MA回収

液体Cd陰極を用いることにより、Pu、MAの標準電位をシフトさせて、Uと同時に電解回収する。液体Cd陰極によるU-Pu-MAの同時回収は、ANLのホット試験結果<sup>(1)</sup>、<sup>(4)</sup>から可能であることは実証されている。Pu/Uの比をある程度高くするため、第2バッチまでは固体陰極によるU回収のみを行い、第3バッチ目から本工程を実施する。陽極で発生する塩素ガスについては、U回収工程と同様の処置をする。希土類元素も液体Cdにより標準電位のシフトが起こるため、部分的に回収される。

(f) TRU還元・抽出

この工程は、Cd-Li合金(Liは還元剤)を用いて、浴塩中に残留しているU、TRUを還元・抽出により回収するものである。電中研のLiCl-KCl/Bi系での試験結果<sup>(5)</sup>から、還元・抽出を多段で行うことによりLiCl-KCl/Cd系においても、希土類元素からU・TRUを分離してCd中に回収することが可能であるとした。温度は、500℃である。

(g) Pb陰極電解

UとTRUを回収した後の浴塩中には、アルカリ金属元素(Rb, Cs)、アルカリ土類金属元素(Sr, Ba)、希土類元素等のFPが残留しているため、Pb陰極電解によ

\* NbからSbまでの元素。4.3.1(2)項では以後、NM群と略記する。

り、浴塩を分解せずに回収できるFPの一部(希土類元素、Sr)とTRU還元・抽出で溶出した還元剤Liを除去してから浴塩をリサイクルする。浴塩については、廃棄物量低減のためにリサイクルを行うが、浴塩の分解を避けては回収が不可能であるCsの残留により、発熱量は増加していく。セル内のArガスの自然対流により電解槽の上面と側面から除去される総熱量を、浴塩の発熱量が超えたときに浴塩は廃棄される。廃棄時には、浴塩の全量をPb陰極電解で分解処理する<sup>(1)</sup>。ここでは、リサイクル過程におけるPb陰極電解を部分Pb陰極電解、浴塩廃棄過程のものを徹底Pb陰極電解と呼び、区別する。各元素の挙動は、Pb陰極を用いたY、Ceと、Cd陰極を用いたBaの試験等から推定した。陽極で発生する塩素ガスについては、U回収工程と同様の処置をする。

Pb陰極電解で回収した廃棄物は、 $B_2O_3$ を添加し酸素ガスを吹き込むことにより、酸化物へ転換<sup>(6)</sup>した後、ホウケイ酸ガラス固化体とする。酸化処理により希土類元素、アルカリ金属元素が、Pb中からスラグへ移行することは、電中研等の試験結果<sup>(7)</sup>から推定した。

なお、Li還元法採用プロセスでは、U、Puの電解を陽極溶解で行う無塩素ガスプロセスであるため、浴塩精製過程で行われる希土類元素除去には、Pb陰極電解ではなく、遠心抽出器(パイロコンタクタ)を採用した。

#### (h) 回収U、回収U-Pu-MA、回収MAの処理

図には示していないが(d)、(e)、(f)で得られた回収物は、加熱し熔融することによって付着している浴塩との相分離が行われ、浴塩はポンプにより吸引して全量が除去される。このとき、U回収の回収物は、電中研等による希土類元素の試験結果<sup>(8)</sup>から、4倍のモル数のCdを加えて溶解するものとした。

浴塩分離後に、800℃で常圧蒸留を行い大部分のCdを分離し、さらに1000℃まで昇温して真空蒸留により残留Cdを除去する。Cdの蒸気圧から、全てのCdが蒸留されるものとした。ここで得られたスポンジ状となった金属U、U-Pu-MA合金、MA合金は、約5%の酸素を含有するArガスを用いて酸化物に転換し、燃料製造工程に移送される。

#### (ii) 物質収支

各工程に対して、使用済燃料中の元素の移行率を設定し、再処理製品および廃棄物の平均マスバランスを評価した。

##### (a) 元素挙動と移行率の設定

プロセスの性能評価および機器設計に必要なマスバランスの評価を行うため、各工程から次工程への移行率を設定した。その設定の根拠は、a)実験結果、b)酸化還元電位、蒸気圧などの物性値の比較、c)設計要求に起因する制限値である。実際には、移行率は各元素毎ではなく、挙動の類似している元素同士を一括したグループ毎に評価した。

熱脱被覆工程では、T、C-14、Kr、Xeはオフガス系へ全量が移行し、その他の元素は0.5%が被覆管に付着し廃棄物となり、残りの99.5%が電解精製工程へ

と移行する。FBR燃料ではPu富化度が高いことを考慮して、ハルからの回収率を設定した。

以下に、脱被覆後の元素グループ毎の挙動について示す。

- ①Uは、塩素化溶解により $UCl_4$ として溶解され、NM群の回収時にCdにより $UCl_3$ に還元される。固体陰極を用いて、浴塩中のモル濃度がPuと同等になるまで回収される。この時、回収物は、Uより標準電位が高いZr、Cd(FP分)を含有した金属Uとなる。同伴するZrは、「(c)Cdによる貴な金属の分離」の $CdCl_2$ 分解電解において、Cdと共に回収されずに浴塩中に残留したものである。この後、Uは、大部分がCd陰極を用いた電解でPu、MAとともに回収される。残留した少量のUは、TRU還元・抽出で回収される。各工程におけるUの挙動は、試験結果<sup>(3)</sup>・<sup>(5)</sup>を基に決定している。
- ②Puは、Cd陰極中にUと同時に回収される。回収物中のPu/Uモル比は、浴塩中のPu/Uモル比と同じ1と想定した。浴塩中に残留したPuは、TRU還元・抽出で回収される。各工程におけるPuの挙動は、試験結果<sup>(3)</sup>・<sup>(5)</sup>を基に決定している。MAも、同様の挙動を示すものと仮定した。
- ③希土類元素は、U-Pu-MA回収とTRU還元・抽出で一部がTRUに同伴するが、大部分は部分Pb陰極電解で浴塩から除去されるものとした。Pb陰極電解での希土類元素の挙動については、Pb陰極を用いたY、Ceと、Cd陰極を用いたBaの試験等から推定した。
- ④NM群、Se、Teは、塩素化溶解を行うため改良プロセスでは全量が浴塩に溶解する。電解によりU、Puの回収を行う前にこのグループの元素は、Cdを用いて抽出されて金属廃棄物となる。
- ⑤アルカリ土類金属元素は、浴塩構成元素と化学的挙動が類似しているため、主要工程では浴塩中に残留する。BaのCd陰極による電解の時の実験結果から、部分Pb陰極電解で全て除去されるものとした。
- ⑥アルカリ金属元素は、浴塩構成元素であるLi、Kと同じ族であることから、化学的な操作では分離されることなく浴塩中に蓄積するものとした。浴塩を廃棄する時に実施される徹底Pb陰極電解で、全量が回収される。
- ⑦Br、Iは、熱脱被覆を行う際に部分的に揮発することが予想されるが、放出に関する詳細なデータがないため、塩素化溶解において全量がオフガスへ移行するものとした。両工程ともオフガス処理設備を共用しているため、この仮定に問題はない。

各元素の移行率については、表4.3.1-12にまとめて示す。プロセス概念を基に作成した簡略プロセスフローダイアグラム(PFD)を図4.3.1-13に、平均マスバランス評価結果の概要を表4.3.1-13に示す。また、各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率について、表4.3.1-14に示す。

## (b) 回収率および除染係数

## (i) U・TRU 回収率、製品組成

U・TRUの回収率は、下記のように評価された。

	U	Pu	Np	Am	Cm
回収率(%)	99.4	99.3	99.2	99.2	99.2

この数値は、設計要求である回収率99%以上を満足している。

再処理プロセスから得られる製品は、

- ①U酸化物
- ②U-Pu-MA酸化物
- ③MA酸化物
- ④径ブランケットの熱処理粉体燃料

である。製品中の組成を、表4.3.1-15に示す。

②、③ではAm、Cmの回収量が多いが、付随する希土類元素の量も多くなった。また、④には熱処理で揮発しないFPが、使用済燃料組成のまま混入することになった。

## (ii) 除染係数

製品中に混入する主なFPは希土類元素、Zrであり、除染係数はそれぞれ約4、7であった。また、全製品平均では約10と評価された。

## (iii) 機器・施設設計

## (a) 設計の考え方

本設計は、4.1節の設計条件および以下に示す設計方針に基づいて実施した。

## (i) 安全設計

基本的には、現状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、安全上重要な機能の二重化を行う。さらに、塩素ガスの使用、高温下での操業など乾式再処理の特有の安全対策も考慮する。

## (ii) 耐震設計

地震に起因する放射線の環境への影響の観点から、再処理施設安全審査指針中の「溶液、液体」を「流体」と読み替えて、設備毎に取り扱う放射性物質の性状、量に応じて、耐震クラス分類を行った設計とする。具体的な分類は、表4.3.1-16に示す。

## (iii) 臨界設計

電解槽など、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、質量管理等を適用する設計とする。具体的には、電解槽では熔融塩に溶けた状態で、それ以外では球形状での金属Puの臨界量をもとに取扱量に制限を課した。燃料受入貯蔵については、形状寸法管理を適用した設計とする。



(二) 火災・爆発の防止に関する方針

金属Uを取り扱う機器、装置等については酸化に伴う火災を防ぐため、空気セルではなく、Arセルにて取り扱う設計とする。

(ホ) 閉じ込めの機能（漏洩の防止等を含む）

電解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、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、セル内負圧担保にて閉じ込める設計とする。

(ハ) 機器の運転・保守・補修

安全上重要な施設は、運転中、停止時とも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。セル内の機器については、遠隔保守・補修を原則としているが、これが困難な場合には、近接保守・補修が可能となるように保守スペースを設置する。

(ト) 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。

(b) 機器設計

50tHM/yプラントにおける主要機器の概要を以下に示す。

(イ) 燃料集合体一時貯蔵ピット

燃料集合体一時貯蔵ピットは、燃料移送台車故障時の復旧時間(14時間)を考慮して20体保管できるものとした。集合体の中心距離を750mmとし、未臨界性を確保した。崩壊熱を除去するために、フロアによる送風設備を設置した。

(ロ) 集合体解体機、ワイヤ除去装置、剪断・開腹装置、酸化加熱炉

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、剪断・開腹装置、酸化加熱炉があり、これらは酸化物状態の燃料を取り扱うことから空気セルに設置する。

集合体解体機は、集合体のエントランスノズル、ハンドリングヘッド部を燃料ピンのガスプレナム部ごと輪切りにして分断し、ラッパ管の上面を縦切りにしてから燃料ピンを油圧シリンダで押し出す。機器の概念図について、図4.3.1-14に示す。ワイヤ除去装置では、ピン開腹時に障害となるスペーサワイヤを機械的に除去する。剪断・開腹装置では、縦方向に開腹後、4分割して45mm程度の剪断片にする。酸化加熱炉では、燃料剪断片をトレイに載せて2時間30分の加熱処理を行う。ハンドリング、昇温処理を考慮して、処理時間を3時間と設定した。電解精製工程で、電解槽を5基使用することから、1集合体を5の倍数である10分割して、それぞれトレイに載せる。効率を上げるため、炉内には2つのトレイが常時存在し、1.5時間ごとに払い出される。炉内は高

温となるため、耐熱材アルミナレンガで覆うものとする。機器の概念図について、図4.3.1-14に示す。

各機器の処理時間は、集合体解体装置が85min/集合体、ワイヤ除去装置が300min/炉心集合体、190min/径ブラ集合体、剪断・開腹装置が550min/炉心集合体、366min/径ブラ集合体、酸化加熱炉が15hr/炉心集合体、19.5hr/径ブラ集合体であり、全て1基ずつで十分に処理が可能である。

#### (ハ) 電解精製装置

③～⑤の工程では、金属Uを取り扱う工程であるため、同一のArセルに機器を設置した。

電解槽は、塩素化溶解で塩素ガスを使用することから耐腐食性を考慮して、グラファイト製とした。電解槽の寿命は、塩素化溶解時に還元剤として電解槽自体が消費されることなどの腐食を考慮して3ヶ月とした。電解の効率を上げるためHMの最大濃度が15wt%となるように運転を行うが、仮にこのHMが全て金属Puであっても臨界になるためには300kg以上のHM(Pu)が必要となる。1炉心燃料集合体当たりHM重量152kg(Pu 20.3kg)であるため、電解槽1基で1集合体を処理しても臨界上の安全は担保される。これより電解槽の容積は、1000Lと設定した。陽極と陰極は、電解速度を上げるために3極ずつ設置される。これ以上、電極本数を増加させることは、電解槽上部のスペースの問題から困難である。機器の概念図について、図4.3.1-14に示す。陰極は、回収物により固体陰極と液体Cd陰極を使い分ける。1極当たりの表面積は、固体陰極が約1700cm<sup>2</sup>、液体陰極が430cm<sup>2</sup>であり、電解時の電流密度は0.2A/cm<sup>2</sup>である。塩素化溶解以外の工程では、電解槽の腐食を抑制するために500℃まで温度を下げて運転を行う。

各工程における処理時間は、1バッチ当たり回収される物質のモル数、電極の表面積、電流密度から、CdCl<sub>2</sub>分解電解が0.5時間、U回収が36時間、U-Pu-MA回収が48時間となる。塩素化溶解については、希土類元素による試験結果<sup>(5)</sup>をもとに、10時間程度で処理が可能であるとした。その他、電解温度である500℃への降温が1時間、Cdによる貴な金属の分離が0.5時間と設定すると、1バッチ当たりの所要時間は105.5時間となる。電極脱着等のマテリアルハンドリング時間を考慮して、1バッチ当たり110時間で完了するものとした。これより、200日間で211集合体を処理するためには、5基の電解精製装置が必要となる。

U回収、U-Pu-MA回収では、電解の途中で陰極を交換する。ANLの実績<sup>(1)</sup>では1本の固体陰極によって10kgのUを回収していることから、2回の交換を行うことで、固体陰極当たり回収量を12.1kgとした。1バッチ当たり回収されるPuは18.2kgであるため、陰極の交換をしないと1体のCd陰極当たり6kgのPuが析出する。これは、球形状での金属Puの臨界量に二重装荷を考慮した4.6kgを超えているため、1回の陰極交換を行うこととした。

設計した電解槽に対して、外形寸法を直径2m、高さ1.4m、アルゴン雰囲気温度を40℃、電解槽上面温度を110℃という条件の下で熱流動解析を行った結果、側面からの伝熱が4.19kW、上面からの伝熱が10.79kWとなった。これより、浴塩中のFP発熱量が、15kWを超えないように操業することとした。

## (二) 陰極処理装置

陰極処理装置は、電解精製工程で回収されたCd-NM、Cd-U-Pu-MA、Cd-MA合金と金属Uの析出物から、浴塩とCdの分離を行う装置である。機器の概念図について、図4.3.1-14に示す。電解精製工程の回収物は、処理量や成分の相違から専用の陰極処理装置で処理される。

第1陰極処理装置では20LのSUS316製ルツボを用いて6kgのNM合金を、第2陰極処理装置では90Lのマグネシア製ルツボを用いて110kgのUを、第3陰極処理装置では20Lのベリリア製ルツボを用いて6kgのU-Pu-MA合金を、第4陰極処理装置では90Lのベリリア製ルツボを用いて4kgのMA合金を1度に処理する。

処理対象物となる合金の成分は、ルツボ材料だけではなく寿命にも影響を及ぼす。第1陰極処理装置のSUS316製ルツボは10年で、他のルツボは3ヶ月で交換する。ルツボ容量は、処理する合金の3倍のかさ容量となるように設定した。

処理時間は、全装置とも、加熱、冷却およびハンドリング時間を含めて22時間と設定した。基本的に、各装置とも1基で処理が可能となるように設計を行っているため、第3陰極処理装置以外は全て機器数は1基である。第3陰極処理装置は、Puを取り扱うため臨界安全上、処理量に制限が生じる。電解精製工程では、1体のCd陰極におけるPu回収量が臨界量を下回るように、1バッチ当たり6体のCd陰極で回収を行っていることから、第3陰極処理装置も同数の6基を設置するものとした。

## (ホ) パイロコンタクタ、Pb陰極電解装置

パイロコンタクタとは、熔融塩相と金属相(Cd)を向流接触させる遠心抽出器であり、浴塩中に残留しているU、TRUを回収するための装置である。直列に接続される機器数を増加させることで、抽出率を上げることができる。改良プロセスでは、設計要求の資源の有効利用性についての条件を満たすため、電解精製工程で廃棄物側へと移行するU、TRU量を0.3wt%以下にする必要がある。これより、抽出段数を4段<sup>(4)</sup>と決定した。装置への供給量については熔融塩が2L/min、Cdが0.1L/minであり、装置内滞留時間が30秒であることから、装置の容量は1Lとした。塩素ガスを使用しないことから、装置はSUS316を使用した。

Pb陰極電解装置は、陽極から塩素ガスが発生するため、電解槽はグラファイト製とした。電解槽の寿命は電解精製装置のものと同じ3ヶ月、容量は1000Lとした。表面積が550cm<sup>2</sup>のPb陰極を4本装備し、電流密度は0.2A/cm<sup>2</sup>で稼働する。

部分Pb陰極電解は、効率を上げるために回収対象物質の濃度を高める必要があるため、10バッチ毎に行われる。54.7molのLi、28.6molの希土類元素、14.4molのSrが回収対象となり、103.1時間を要する。電解槽の昇温時間、マテリアルハンドリング時間を含めて、処理時間を110時間とした。電解精製工程が1バッチ当たり110時間かかることから、1基で処理できる。

徹底Pb陰極電解は、浴塩の発熱量が13.8kWとなり廃棄される60バッチごとに実施される。浴塩の全量を電解するため、11.97molのCs、6720molのLi、9670molのKが電解対象となり、1152.3時間を要する。電解槽の昇温時間、マテリアルハンドリング時間を含めて、処理時間を1200時間とした。必要となる機器数は、2基である。

主な機器の仕様と機器数は、表4.3.1-17に示す通りである。

200tHM/yプラントでは、基本的には、50tHM/yプラントと同じ機器を使用し、各機器の余剰能力と機器数を増やすことで処理量増加に対応した。200tHM/yプラントの主要機器数については、50tHM/yと比較して表4.3.1-18に示す。電解精製装置、陰極処理装置については、臨界制限から機器数のみで、酸化加熱炉については処理能力と機器数を増加することで対処した。また、50tHM/yプラントのLi還元法採用プロセスとの比較については、両者で差異が生じる電解精製工程を中心に、機器数を表4.3.1-19に示す。

機器の運転については、電極の取出し等の定型操作に関しては自動化を行うが、電極の移動の様に周囲の状況にも影響を及ぼす不定型操作は、オペレーターによる人的操作を基本とした。理由は、不定型操作に関しては比較的高度なセンサーや自立判断を行うためのCPUが必要となるが、現状では耐放射線性に優れたものが得難いことによる。

機器等の保守については、遠隔、直接と間接の分類、体系、考え方等の基本方針を検討し保守用機器、保守エリアの設置を行った。保守・補修は機器設置位置で行うことを原則として、マスタースレーブオペレーター（MSM）、天井クレーン等により遠隔保守・補修が可能となるようにした。セル内での保守・補修は、部品等のユニット交換で実施する。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配慮し、プロセスセルの上階に保守セルを設ける。このとき、機器の運搬には、台車、天井クレーンを利用する。電解分離セルは遠隔保守、脱被覆、燃料製造セルは遠隔直接併用保守、それ以外は直接保守を基本とする。

### (c) 施設設計

#### (i) 計量管理

MBA(Material Balance Area)は核物質の適切な閉じ込めを行えるように、各MBAの境界がセルの物理的境界に一致するように設計した。

- ・MBA-1；燃料集合体受入・解体・脱被覆
- ・MBA-2；燃料再処理、燃料製造

・MBA-3；製造された新燃料貯蔵

KMP(Key Measurement Point)での計量は、化学測定、重量測定およびNDA(Non-Destructive Assay)の何れか、あるいはそれらの組み合わせによって行う。図4.3.1-15に、KMPを含めたMBA計画図を示す。

(ii) セルの配置と設計

50tHM/yプラントでは、セルは、脱被覆セル、電解精製セル、顆粒燃料製造セル、燃料集合体組立セル、エアロックセル、保守セル等から構成されている。脱被覆セルと電解精製セルについては、鳥瞰図を図4.3.1-16と図4.3.1-17に示す。電解による回収物が金属状態であるため、電解精製セル、顆粒燃料製造セルの一部はArセルとした。顆粒燃料製造セルでは、電解による回収物を酸化転換するまでの工程がAr雰囲気となっている。保守セルは基本的に各セルに隣接して設けられているが、電解精製セルでは雰囲気がArであるため、エアロックセルを介在させ、空気雰囲気に置換させる。Li還元法採用プロセスでは、Li還元工程をArセルで行う必要があるため、Arセル容積が増加する。

Arガスは、セル内の冷却とArガスの浄化という2つの目的から循環している。電解精製セル内で発熱源となる電解分離設備(221kW)、照明(220kW)等からの発熱量を積算し、セル内の温度を電装系の寿命の観点から、40℃未満に維持できるようにArガスの風量を求めると86400m<sup>3</sup>/hrとなる。これは浄化に必要な風量よりも大きいため、この値をArガスの循環量と設定した。Arセル内雰囲気は、浄化設備を設置することにより、酸素が50ppm、窒素が500ppm、水分が50ppm、塩素が0ppmを管理目標値とした。

200tHM/yプラントでは、基本的には、50tHM/yプラントと同じ位置に各セルは配置されている。電解精製セルは、機器を直列に設置するとセル長が160mと長くなるため、二分割して並列に配置した。廃棄物処理・貯蔵、ガラス固化・貯蔵セル等は、処理量・物量比によりサイズを設定した。

(A) 試薬供給・ユーティリティ

以下に、ユーティリティの項目と、その使用目的、使用量(50tHM/yプラント)を示す。

- ① 熔融塩：熔融塩(LiCl-KCl)は、U、Puの回収を行う電解装置、Pb陰極電解を行う電解装置で使用される。全ての装置が稼働している状態では、8100kgの熔融塩がプラント内に存在することになる。60バッチ毎に廃棄されるため、年間3600kgの補給が必要となる。
- ② 液体カドミウム：液体Cdは、燃料溶解直後に行われる貴な金属の回収の抽出溶媒、U-Pu-MA回収の陰極、TRU還元・抽出の抽出溶媒として使用される。使用量は、1集合体当たり940kgであり、再利用される。

- ③液体鉛：Pb陰極電解工程で陰極として、液体鉛は使用される。1基の電解槽で1回当たりの使用量は165kgであり、再利用される。
- ④還元剤リチウム：TRU還元・抽出で、金属相のCdに還元剤としてLiを溶解させて使用する。使用量は、1集合体当たり0.4kgであり、年間80kgが必要となる。
- ⑤還元剤炭素：塩素ガスを用いた燃料溶解(塩素化溶解)では、還元剤として炭素を使用する。使用量は、1集合体当たり11kgであり、年間2200kgが必要となる。
- ⑥電気：各装置の運転に加え、制御設備、照明等を考慮した。
- ⑦塩素ガス：塩素化溶解を用いた改良プロセスでは、燃料を溶解するために塩素ガスを使用する。使用量は、1集合体当たり118kgであり、リサイクルされる。Li還元法採用プロセスでは、塩素ガスの利用はない。
- ⑧Arガス：主プロセスではU、Puを金属で取り扱うため、脱被覆工程は空気雰囲気で行いが、電解精製工程(セル容積 4030m<sup>3</sup>)ではAr雰囲気で行う必要がある。Arガスは基本的には循環しているため、エアロック操作時以外は排出されない。この排出分については随時、補給する。エアロックによる年間消費量は10,000Nm<sup>3</sup>である。

上記の他に、冷却水、冷水、用水、蒸気、圧空等のユーティリティも考慮した。

## (二) 施設概要

50tHM/yプラントの再処理・燃料製造一体化施設は、地下2階、地上3階で、外法約幅94.2m-奥行98.2m-高さ33m(一部40m)である。鳥瞰図を、図4.3.1-18に示す。この一体化施設内には、廃棄物処理・貯蔵施設は含まれているが、使用済燃料貯蔵施設、新燃料貯蔵施設は別建屋となるため含まれていない。使用済燃料貯蔵施設、新燃料貯蔵施設はプール方式の共用建屋で約幅54.6m-奥行58m-高さ26mであり、その立面図を図4.3.1-19に示す。

これらの建屋で再処理部分が占める容積の総計は、約22万m<sup>3</sup>である。一体化施設では、地下2階には、ガラス固化施設、低放射能廃棄物貯蔵庫を配置した(図4.3.1-20)。地下1階には、燃料製造セル(顆粒製造)、分析セル、高放射能廃棄物貯蔵庫を配置した(図4.3.1-21)。地上1階には再処理セル、燃料製造セル(燃料組立、ピン製造)を配置した(図4.3.1-22)。地上2階には、除湿装置や塩素凝縮装置により構成される塩素リサイクル設備、オフガス処理設備、処理燃料粉末の輸送に重力輸送を利用する燃料受入・脱被覆設備を配置した(図4.3.1-23)。地上3階には、制御室、換気系などを配置した(図4.3.1-24)。屋上には、冷却等、空気取り入れ口を設置した(図4.3.1-25)。この建屋内の再処理部分に相当するセル容積は、約8,000m<sup>3</sup>である。

200tHM/yプラントの再処理・燃料製造一体化施設は、外法約幅115.2m-奥行

152.2m-高さ33m(一部40m)であり、再処理部分が占める容積の総計は、約45万 $\text{m}^3$ である。セル容積、建屋容量については、50tHM/yプラントと比較して表4.3.1-18に示す。

(iv) 廃棄物発生量

(a) 環境放出量

Kr-85、H-3、C-14およびI-129は、使用済燃料の溶解時に全てオフガスとして放出され、オフガス処理工程で処理される。六ヶ所再処理工場の基準を満たすために、以下の方策を採った。Kr-85他希ガスは排気筒から希釈放出、H-3についてはPSA吸着方式による除去装置(DF=10)の設置、C-14についてはゼオライト系吸着剤による吸着塔(DF=10)の設置を行うこととした。Iについては、塩素リサイクル装置でコールドトラップにより分離した後、湿式で実績のある銀系吸着剤充填吸着塔で回収することにより、DF=10を達成させることとした。

(b) 処理プロセスと廃棄物

廃棄物の発生フローを図4.3.1-26に示す。

(i) 高レベル廃棄物

高レベル廃棄物に相当するプロセス廃棄物の年間発生量は、液体Cdにより抽出分離した貴金属FP1.30t、浴塩の精製のためにPb陰極電解により回収・酸化したスラグ2.74t、廃棄するために浴塩の全量をPb陰極電解し、回収・酸化したスラグ6.55tである。貴金属FPは、酸化炉で酸化転換した後、Pb陰極電解によって得られたスラグと同様に、ホウケイ酸ガラス固化体(容量150L、発熱量2.3kW/本)とすることとした。年間の発生本数は発熱制限から57本であり、その内訳は貴金属FP分(金属廃棄物)が13本、スラグ分(酸化物廃棄物)が44本である。スラグの酸化工程で酸化剤として使用する $\text{B}_2\text{O}_3$ と浴塩構成元素のLiをガラス成分と見なし、また、Naの代わりにKが含まれることにより、 $\text{SiO}_2$ 、 $\text{B}_2\text{O}_3$ 、アルカリ金属酸化物の組成は、湿式再処理で発生するホウケイ酸ガラスと同等のものとなっている。

Li還元法採用プロセスでは、高レベル廃棄物の年間発生量は、発熱制限により寿命となった使用済LiCl1.3t、パイロコンタクタで供給された還元剤Liにより余剰となった使用済LiCl-KCl1.3t、陽極バスケットへの残留物2.1t、パイロコンタクタにより回収されたスラグ0.74tである。殆どのCs、SrがLi還元工程でLiCl中へ分離されるため、LiClについてのみ浴塩の発熱量に起因する寿命を設定した。スラグは酸化転換した後、ホウケイ酸ガラス固化体(容量150L、発熱量2.3kW/本)にする。発生本数は、一年間で10本である。使用済塩(塩化物)と陽極バスケットへの残留物は、塩廃棄物として、人工鉱物固化体(ガラス結合型ソーダライト、容量75L、発熱量0.25kW/本)にする。人工鉱物固化体は、塩廃棄物、ゼオライト、ガラスフリットを重量比1:8:3で混合し、HIP処理により製造される。発生本数は、一年間で347本である。人工鉱物固化体へ添加できる塩廃棄物量は、塩廃棄物のゼオライトへの吸蔵率によって

制限される。この制限値はホウケイ酸ガラス固化体へ添加できる廃棄物量よりも低く、また、固化体の容量が小さいということより、人工鉱物固化体で処理を行う方が廃棄体の本数が多くなる。

#### (D) TRU 廃棄物

TRU廃棄物の年間発生量は、電解精製装置からグラファイト製電解槽が6280kg、Pb陰極電解からグラファイト製電解槽が3768kg、第1陰極処理装置からステンレス製ルツボが11.9kg、第2陰極処理装置からマグネシア製ルツボが664kg、第3陰極処理装置からベリリア製ルツボが1058.4kg、第4陰極処理装置からベリリア製ルツボが552kgである。これらは、粉碎してドラム缶に詰められ中間貯蔵する。廃棄時には、全てにセメントガラスを充填して固化体にする。

Li還元法採用プロセスでは、塩素ガスを利用しないため、電解精製工程で使用されるステンレス製電解槽には腐食による寿命の制限はないものとした<sup>(9)</sup>。陰極処理装置のルツボに関しては、ルツボ重量が容量に比例するものと仮定して発生量を見積もると、1年間で2075kgとなる。

これ以外に、乾式再処理の廃棄物に共通なものとして、ハル、ラッピングワイヤ、集合体部材がある。ガスプレナム部のハルは、エントランスノズルとハンドリングヘッドの剪断時に集合体剪断されるため、集合体部材として扱われる。1年間で、集合体部材は73.4t、ハルは12.2t、ラッピングワイヤは1.02tが発生し、缶の状態で中間貯蔵する。最終的には、全てにセメントガラスを充填して固化体にする。工程内の詳細な機器については、プロセス流体と直接触れるものを高レベル放射性廃棄物、それ以外を低レベル放射性廃棄物と分類した。また、機器寿命については一律に10年とした。毎年、定期的に発生する廃棄物量を表4.3.1-20に示す。

#### (v) LLFP 回収法の検討

##### (a) Cs

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、浴塩は60バッチ使用した後、徹底Pb陰極電解で全量が電解される。殆どのCsはこの工程で回収され、浴塩の構成元素であるLi、Kに同伴してホウケイ酸ガラス固化体となる。

徹底Pb陰極電解では、Li、K、Rb、Csの順に回収されやすいという傾向がある。そこで、電解過程の前半と後半でPb陰極を交換することにより、後半のPb陰極中にCsを分離して回収することが考えられる。この方法では、処理速度的には有意な増加はないため、新たな設備の追加の必要はない。しかし、Pb陰極電解の後半ではKClの電解が進むため、後半のPb陰極中の元素組成はKが92.4at%、Pbは0.63at%、Csは7.0at%となる。CsはLiからの分離は可能であるが、Kの同伴は避けられない。

その他の方法として、熱脱被覆時に熱処理を追加し、Csを分離することが考えられる。Csを熱処理で揮発させるには1000℃程度まで昇温させる必要があり、



熱処理のための新たな装置とCs用凝縮器が必要となる。

(b) I

LLFP回収を前提条件としていないプロセスにおいて、既に、Iの環境放出量を六ヶ所再処理工場の放出量の基準値以下にするために、Iの回収設備は付加されている。熱脱被覆工程と塩素化溶解で、Iの全量がオフガスへ移行する。I(沸点 185℃)は、オフガス処理系では塩素化溶解で使用される塩素ガス(沸点 -34℃)と混在していることから、塩素リサイクル設備において室温(40℃)で運転されるI専用コールドトラップを設置して、Clよりも先に回収が行われる。Clから分離されたIは、再度、250℃に加熱し揮発させて、湿式再処理施設で実績のある銀系吸着剤充填吸着塔で回収することによりDF=10を達成している。

環境負荷低減の見地からIの回収率を向上させるためには、銀系吸着剤充填吸着塔の容量または台数を増加すればよい。浴塩中でIがClと置換された場合でも、Pb陰極電解でオフガス系へ移行するため上述の設備で回収される。

(c) Tc

塩素化溶解においてTcは、揮発性塩化物(沸点 300℃)となり揮発する。活量の低下により $TcCl_4$ の状態では溶解塩中に残留しているTcは、他のNMと同様にCdによる貴な金属の分離工程で回収される。LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、Cdの蒸留後、金属廃棄物として処分され、酸化処理を施してからホウケイ酸ガラス固化体とされる。

塩素化溶解で揮発したTcについては、コールドトラップを用いて捕獲することが考えられる。コールドトラップと金属廃棄物中のTcについては、酸化物電解法と同様の方法で単離回収することが可能である。

(d) Sr

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、浴塩は10バッチ使用する毎に、部分Pb陰極電解で希土類元素、Srの除去が行われる。希土類元素、Srは酸化処理後、ホウケイ酸ガラス固化体とする。

部分Pb陰極電解では、軽希土類(La、Ce等)、アルカリ土類金属元素(Sr、Ba)、重希土類(Sm、Eu等)の順に回収されやすいという傾向がある。そこで、電解過程の前半と後半でPb陰極を交換することにより、後半のPb陰極中にSr、重希土類、Liを量の多い軽希土類から、分離して回収することが考えられる。この方法では、処理速度的には有意な増加はないため、新たな設備の追加の必要はない。後半のPb陰極中の元素組成は、Srが3.4at%、Baが8.2at%、Smが5.2at%、Euが0.48at%、Dyが0.03at%、Liが83at%となる。電解速度を考慮すると、これ以上のSrの純度、回収率の向上は困難である。

その他の方法として、熱脱被覆時にSrを熱処理で分離することが考えられる。Srを熱処理で揮発させるには1800℃程度まで昇温させる必要があり、熱処理のための新たな装置とSr用凝縮器が必要となる。この熱処理では、処理温度がCsを揮発させるために必要な温度よりも高いので、Csも同時に分離回収される。

## (vi) 経済性評価

設計検討結果から、4.1.2項に基づいて建設費および年間運転経費を算出し、それをもとに再処理単価を算出した。

## (a) 結果

## (i) 建設費

設備費の内訳および建屋費を以下に示す。設備費については概略設計レベルであることを考慮して幅をもって評価した。また、内訳を比率で表したものを図4.3.1-27に示す。

設備名	50tHM/y	200tHM/y
使用済燃料貯蔵設備	120～147	238～ 277
受入・前処理設備	41～ 57	90～ 113
主工程設備	311～431	1069～1349
廃棄物処理・貯蔵設備	150～208	281～ 355
分析設備	9～ 12	27～ 34
保守・補修設備	68～ 94	137～ 172
計装制御設備	58～ 81	193～ 243
ユーティリティ設備	30～ 42	34～ 43
建屋（電気・換気設備を含む）	302	593
合計	1088～1373	2662～3179

単位：億円

以上の結果から、建設費は50tHM/yプラントでは1088～1373億円、200tHM/yプラントでは2661～3179億円となった。

主工程設備は、設備費の1/3～1/2程度を占める。これは電解精製した金属を酸化物に転換するなど、先に述べた酸化物電解法よりも主工程機器が多いためである。建屋費は建設費の約1/5と他の再処理施設と比較しても小さい。

なお、Li還元法では、塩浴塩素化法に比べてPb陰極処理工程が削除されるが、Li還元工程が付加され、機器数も若干増加する。結果として、建設費への影響は塩浴塩素化法に比べて数%増加すると考えられる。

## (ii) 年間運転経費

## ① 人件費

要員数の内訳を表4.3.1-21に示す。主工程はクレーン・マニピュレータ等の定常運転操作を必要とする設備であり、各設備36名（1班6名×5班+日勤6名）とした。また、50tHM/yプラントでは、処理量、セル容積が縮小されることから、電解設備と陰極処理設備を統括するなど要員配置の合理化や、分析回数の減少による、分析要員の低減を考慮した。その結果、50tHM/yプラントで285人、200tHM/yプラントで356人となった。

これに対応する人件費は、50tHM/yプラントで25.7億円/y、200tHM/yプラ

ントで32.0億円/yである。

② その他の運転経費

人件費以外の運転経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
機器交換費	40.9億円/y	108.7億円/y
定期検査費	8.0億円/y	24.0億円/y
消耗品費等	10.2億円/y	25.0億円/y
ユーティリティ費	4.7億円/y	11.6億円/y

③ 事業税、一般管理経費

事業税、一般管理経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
事業税	2.7億円/y	6.2億円/y
一般管理費	13.4億円/y	30.2億円/y

④ 年間運転経費

以上の結果から、年間運転経費は50tHM/yプラントで106億円/y、200tHM/yプラントで238億円/yとなった。

(A) 再処理単価

上記で算出した建設費および年間運転経費から、資本費、操業費を計算し再処理費の算出を行った。結果は、50tHM/yプラントで32.8~39.3万円/kgHM、200tHM/yプラントで19.2~21.7万円/kgHMとなった。再処理単価の目標値は27万円/kgHMであり、200tHM/yプラントでは目標達成が可能であることが示された。しかし、50tHM/yプラントでは目標が達成されず、今後、コスト削減が必要であることが分かった。

(b) コストダウンの方策

再処理施設のコストダウンの方策を検討するために、50tHM/yプラントで建設費に対する各設備費の占める割合を図4.3.1-28(a)に、年間運転経費に対する各費目の占める割合を図4.3.1-28(b)に示す。

建設費に対して占める割合の大きい設備は主工程設備であり、ついで建屋駆体・電気・換気設備、廃棄物処理・貯蔵設備となっている。また、年間運転経費に対して占める割合の大きい費目は機器交換費であり、ついで人件費となっている。従って、これらの費用の削減を図ることがさらなる経済性向上のために重要である。

上記のことは、機器数を削減することができれば、設備費、機器交換費が低減化され、経済性向上が期待できることを示している。そのための方策としては、例えば電解槽や、陰極処理装置の処理速度を上げることが考えられる。ま

た、機器寿命の延伸による交換頻度の低減も機器交換費に対して有効である。さらに、要員削減については、操業シミュレーションによる人員配置の最適化や、工程自動化により合理化を図ることが可能であると考えられる。

(vii) 経済性以外の観点からの評価

(a) 安全性

金属電解法再処理施設の機器・施設設計も、酸化物電解法と同様に、現行の湿式法を想定した再処理施設安全審査指針及びそれに準拠した六ヶ所再処理工場の考え方をベースに行われた。ただし、(iii)機器・施設設計で述べたように、酸化物電解法と同様、閉じ込め機能確保のためのセル内負圧維持方策の検討や、異常状態まで考慮した臨界安全設計と臨界安全評価など、今後の設計・検討課題が残されている。

今後、上述の点を含めて、以下に示す課題について設計検討等を行い、安全性が確保できることを示していく必要がある。

- ①金属電解法プロセスの特徴を考慮した再処理施設安全審査指針案の検討、
- ②金属電解法施設の設計基準事象の選定（起因事象と事象進展シナリオの作成を含む）と安全評価基準案の検討、
- ③事象の発生・拡大防止と影響緩和とを考慮した、機器・施設の詳細設計と安全解析、安全評価

(b) 資源有効利用性

(i) 資源有効利用性

金属電解法でのUとTRUの回収率は、下記のとおり評価されており、U、TRUの回収率99%以上という設計要求を満足している。

	U	TRU				
		Pu	Np	Am	Cm	全TRU
回収率	99.4%	99.3%	99.2%	99.2%	99.2%	99.3%

U、TRUの回収率の、さらなる向上を目指す場合には、以下の点を改良したシステム的设计・検討が必要である。

- ・脱被覆工程での粉体回収率の向上
- ・機器（特に、脱被覆を行う燃料ピン開腹・剪断装置と酸化加熱装置）への付着分の低減および回収
- ・塩廃棄物からのTRU回収率の向上（例えば、TRU還元・抽出工程で使用するパイロコンタクターの段数の増加）

(ii) 冷却期間短縮の可能性

金属電解法システムにおいても、冷却期間を短縮すると、先進湿式リファレンスシステムで述べたとおり、a)集合体搬送時と貯蔵時の崩壊熱除去への

影響、b)環境放出放射能への影響、c)遮へいへの影響がある。

また、金属電解法システムでは、湿式法の溶媒劣化に相当するものとして、酸化物電解法と同様、電解工程への影響が考えられ、結果として、電解槽基数の増加、浴塩の廃棄量の増大、ガラス固化体発生本数の増大が生じる可能性がある。

(c) 環境負荷低減性

(i) 環境放出量

金属電解法サイクル施設からの環境放出放射能は、(iv)廃棄物発生量と処理法評価で述べたとおり、従来の再処理プラントと同等である。

今後の課題として、先進湿式リファレンスシステムで述べた課題(Cm取扱量の増大に伴う短半減期の揮発性核種の増加の影響の検討)がある。

(ii) 廃棄物発生量

金属電解法(塩浴塩素化)施設からの高レベル廃棄物発生量は、前述の表4.3.1-20に示したとおり、50tHM/yプラントで、年間に、ホウケイ酸ガラス固化体が57本と3つの乾式法の中で最も少ない発生量である。また、希土類FPの一部が再処理製品に同伴する分、発熱量制限値2.3kW/本でFPをガラス固化した場合の約62本よりも少ない結果となっている。TRU廃棄物としては、るつぼ類を詰めたセメント固化体が約25本発生する。

Li還元法による金属電解法施設の場合は、高レベル廃棄物として、50tHM/yプラントで、年間に、人工鉍物固化体が347本(75L)、ホウケイ酸ガラス固化体(150L)が14本と、本数で比較すると、塩浴塩素化の場合の約6倍多い。

今後の課題として、a)塩浴塩素化の場合は、浴塩成分のLiとKを含有したホウケイ酸ガラス固化体の地層処分への影響評価と、るつぼ寿命の長寿命化によるTRU廃棄物発生量の低減が、b)Li還元法の場合は高レベル廃棄物発生量の低減方策の検討と人工鉍物固化体の地層処分への影響評価があげられる。

(iii) MA および FP の回収性

MAの回収に関しては、TRU還元・抽出工程があることにより、99%以上の回収が可能である。

LLFP(I、Tc、Cs、Sr)の回収方法は、(v)LLFP回収法の検討で述べたとおりであり、金属電解法も、酸化物電解法と同様、I、Tc、Csの分離・回収は可能と考えられるが、Srの分離・回収は難しい。I、Tc、Csの分離・回収についても、実験による原理確認と各元素の回収率や純度についての定量的な検討が、今後の課題である。

(iv) 軽水炉からの MA を添加した FBR 燃料の再処理

金属電解法システムにおいても、先進湿式リファレンスシステムで述べたのと同様に、崩壊熱除去への影響がある。この他に、金属電解法システムでは、熱脱被覆に対する影響と、酸化物電解法と同様、電解工程への影響がある。

熱脱被覆の場合、Pu富化度が高くなる（Uの量が減少する）とそれが困難になる可能性があることは既に述べた。このため、MA添加量が多くなるとPu富化度を高くしたのと同じことになり、特に内側炉心では、熱脱被覆が困難になる可能性もある。実験による確認が必要ではあるが、その場合は、脱被覆法を機械式に変更する必要がある。

電解工程に対する影響に関しては、浴塩中に蓄積したFP元素とTRU元素からの崩壊熱で決まる、浴塩の精製・交換のタイミングが、FBR平衡リサイクル使用済燃料のときの60サイクルに1回が、MA含有量が5wt%の場合で50サイクルに1回となる。これに伴い、浴塩の廃棄量が増大する。

#### (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、湿式再処理や酸化物電解法再処理と同様に、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、酸化物電解法と同じく、a)脱被覆後の粉末の試料サンプル法などの入量計量手法の開発、b)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などがある。

#### (e) 運転・保守・補修性

運転性については、電極の取出し等の定型化された操作は自動化し、他の機器の運転などに影響を及ぼす可能性のあるような、人間の判断が必要な不定型の操作は、運転員の判断の下で行うこととされているので、特に問題はないと考える。ただし、今後、運転要員の削減に向けて、耐放射線性に優れたセンサー類の開発、それを用いたロボットの開発等が望まれる。

保守・補修性については、機器設置位置での遠隔保守・補修を原則とし、それが困難な場合は保守セルに運び、除染した後に近接保守・補修とされているので、特に問題はないと考える。ただし、保守セルの床面積が、主工程のセルの床面積を大きく超えており、今後の機器・設備の具体化、詳細化に併せて、保守・補修の必要性や頻度を明確にし、保守エリアを合理化していくことが望まれる。また、塩浴塩素化法の場合は、3ヶ月に1回行われるグラファイト製るつぼの交換作業についても、設備稼働率の観点からも、交換手順などを明確にしていく必要がある。

#### (viii) 開発課題

今回の設計研究の結果に基づき、金属電解法の開発課題をプロセスの工程、ならびにシステム全般にかかわるものを表4.3.1-22および表4.3.1-23に示す。表中にはあわせて、設計の根拠となった現状の開発状況を示した。

表4.3.1-22に示した工程毎の要素技術に関する開発課題については、その解決の優先度を二段階で示した。ここで、優先度Aとは、金属電解法システムの成立性を見極める上で、確認が必須と考えられるもの、即ち、枢要技術であり、

今後、フェーズⅡで確認が必要と考えられるものである。優先度Aとなるものは、システム全体でのU/TRU回収率を律すると考えられる熱脱被覆法での回収率確保策である。金属電解法は米ANLで開発が行われた金属燃料対象の金属電解法が基本となっているため、枢要技術と考えられる多くのものが、既に解決を見ており、優先度Aのものは、前述の酸化物電解法に比べ少ない。また、優先度Bは、引き続きデータの充実、着実な開発・試験の継続が必要であると考えられるものである。

表4.3.1-23中のシステム技術では、システム設計の立場から必要と考えられる開発課題を示した。閉じ込め等、乾式法特有の問題に対処できる安全設計、酸化物電解法で必然的に必要となるバッチ操作に伴うマテリアルハンドリング技術、従来の湿式プロセスと大幅に異なる粉末での入量計量やサンプルの代表性の問題を含む計量管理法の確立などが解決を図って行くべき重要な課題であるとする。また、前述の経済性評価でも述べた様に、機器の高性能化や運転保守技術の改善等による経済性目標達成のためのコストダウン方策の検討が必要である。

[参考文献]

- (1) 「金蔵燃料サイクル技術」研究専門委員会：“第3節 金属燃料の乾式再処理”、金属燃料サイクル技術-その現状と将来の見通し、日本原子力学会、p.73~129、(1995)など
- (2) 「金蔵燃料サイクル技術」研究専門委員会：“5.2節 ANLアクチニドリサイクルについて”、金属燃料サイクル技術-その現状と将来の見通し、日本原子力学会、p.156~165、(1995)など
- (3) 黒田正：“熔融四塩化ウランの電解による高純度金属ウランの製造”、電気化学、p.116~121、(1965)
- (4) Y.Sakamura, et al.：“Studies on Pyrochemical Reprocessing for Metallic and Nitride Fuels: Behavior of Transuranium Elements in LiCl-KCl/Liquid Metal Systems”、Proc. GLOBAL '99、Vol.3、Jackson Hole, WY, USA、Aug. 29-Sept、(1999).
- (5) 電中研総合報告、T57、(1998)
- (6) Y. Ikeda, et al.：“Conversion Reactions of Metal Chlorides into Oxides with Boric Acid. Applicability to the Vitrification of Molten Salt Wastes”、J. Nucl. Sci. Technol.、Vol.32、No.11、p.1138-1145、(1995)
- (7) WM94 論文集、Vol.1、p.775、(1994)
- (8) ICEM99、session7、No.3、p.1128、(1999)
- (9) L. Burris, et al.：“A Proposed Pyrometallurgical Process for Rapid Recycle of Discharged Fuel Materials from the Integral Fast Reactor”、Proc. Fuel Reprocessing and Waste Management、Vol.2、p.257、Jackson, Wyoming, August 26-29、(1984)



表4.3.1-12 金属電解法の元素挙動

元素グループ	Cdによる貴な金属の分離		U回収		U-Pu-MA回収		TRU還元・抽出		Pb陰極電解	
	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*
U	0.0	[1]	84.5	[3]	90.0	[5]	80.6	[6]	100.0	[7]
Np	0.0	[1]	0.0	[4]	90.0	[5]	97.0	[6]	100.0	[7]
Pu	0.0	[1]	0.0	[4]	90.0	[5]	97.0	[6]	100.0	[7]
Am, Cm	0.0	[1]	0.0	[4]	90.0	[5]	97.0	[6]	100.0	[7]
希土類	0.0	[1]	0.0	[4]	10.0	[5]	11.1	[6]	100.0	[7]
Zr	90.0	[2]	100.0	[4]	-	-	-	-	-	-

移行率の根拠

- [1] Cdよりも標準電位が低いため、還元されずに浴塩中へ残留すると設定。
- [2] CdCl<sub>2</sub>電解時に陰極電位が低下しUが析出することを防ぐため、Zrの回収率に上限を設定。
- [3] 浴塩中のUとPuが同モル数になるまで回収を行うという操業条件。
- [4] Uよりも標準電位が高いもののみが析出すると設定。
- [5] 設定値。
- [6] 電中研総合報告 T57(1998)
- [7] WM94 論文集 Vol.1(1994) P775

表 4.3.1-13 金属電解法の物質収支結果 (平均マスバランス)

(単位: kg/集合体)

	① 受入炉心 燃料	② 脱被覆 燃料	③ ハル 廃棄物	④ 白金族FP 分離後浴塩	⑤ 金属 廃棄物	⑥ U回収後 浴塩	⑦ U酸化物	⑧ U-Pu-MA 回収後浴塩	⑨ U-Pu 酸化物	⑩ TRU還元・ 抽出
U	130.40	129.70	0.70	129.70	0.00	20.05	109.65	2.01	18.05	0.39
Np	0.09	0.09	0.00	0.09	0.00	0.09	0.00	0.01	0.08	0.00
Pu	20.29	20.19	0.10	20.19	0.00	20.19	0.00	2.02	18.17	0.06
Am	0.71	0.70	0.00	0.70	0.00	0.70	0.00	0.07	0.63	0.00
Cm	0.23	0.22	0.00	0.22	0.00	0.22	0.00	0.02	0.20	0.00
HM合計	151.71	150.91	0.81	150.91	0.00	41.26	109.65	4.13	37.13	0.45
希土類	4.31	4.29	0.02	4.29	0.00	4.29	0.00	3.86	0.43	3.43
Zr	1.18	1.17	0.01	0.12	1.06	0.00	0.12	0.00	0.00	0.00
その他のFP	10.19	8.01	0.04	2.66	5.19	2.65	0.01	2.65	0.00	2.65
FP合計	15.68	13.47	0.07	7.06	6.25	6.94	0.13	6.51	0.43	6.08

	⑪ U-Pu-MA 酸化物	⑫ Pb陰極電解後 浴塩	⑬ スラグ	⑭ 受入径ブラン ケット燃料	⑮ 粉体燃料	⑯ ハル 廃棄物
U	1.62	0.00	0.39	195.34	194.38	0.96
Np	0.01	0.00	0.00	0.02	0.02	0.00
Pu	1.96	0.00	0.06	7.02	6.99	0.04
Am	0.07	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00
Cm	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HM合計	3.67	0.00	0.45	202.39	201.40	0.99
希土類	0.43	0.00	3.43	0.53	0.52	0.00
Zr	0.00	0.00	0.00	0.14	0.14	0.00
その他のFP	0.00	1.71	0.94	1.24	0.98	0.00
FP合計	0.43	1.71	4.37	1.91	1.64	0.01

注 1) ①～⑬は炉心燃料の処理プロセス、⑭～⑯は径ブランケットの処理プロセスを示す。

注 2) ⑩～⑬は 10 バッチ毎に行われる。

表 4.3.1-14 金属電解法の各元素の製品・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		その他	
	ウラン製品 移行率	TRU製品 移行率	大気放出側 移行率	海洋放出側 移行率	ガラス固化 体移行率	深地中並廃 棄物移行率		
	H	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-01	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	9.00E-01
	C	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
アルカリ 金属	Rb	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Cs	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
アルカリ 土類金属	Sr	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ba	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
希土類	Y	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	La	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ce	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Pr	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Nd	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Pm	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Sm	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Eu	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Gd	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Tb	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Dy	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ho	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06
Er	4.07E-02	1.91E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.63E-01	5.00E-03	1.00E-06	
貴金属	Zr	1.36E-01	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	8.59E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Mo	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-08	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Tc	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-08	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ru	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Rh	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Pd	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ag	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Cd	4.07E-02	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	In	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Ge	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Sn	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	As	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Sb	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
カルコ ゲン	Se	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
	Te	4.07E-02	0.00E+00	9.95E-06	1.00E-09	9.54E-01	5.00E-03	1.00E-06
ハロゲン	Br	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	0.00E+00	9.90E-01	0.00E+00
	I	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	0.00E+00	9.90E-01	0.00E+00
希ガス	Kr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
	Xe	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
アクチ ニド	U	8.93E-01	9.98E-02	1.00E-13	1.00E-09	1.97E-03	5.00E-03	1.00E-06
	Np	9.59E-01	3.55E-02	1.00E-13	1.00E-09	1.07E-04	5.00E-03	1.00E-06
	Pu	3.62E-04	9.92E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.98E-03	5.00E-03	1.00E-06
	Am	2.08E-03	9.90E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.98E-03	5.00E-03	1.00E-06
	Cm	0.00E+00	9.92E-01	1.00E-13	1.00E-09	2.99E-03	5.00E-03	1.00E-06

表4.3.1-15 金属電解法による製品の組成

製品	U(wt%)	Pu(wt%)	MA(wt%)			FP(wt%)	主な混入FP
			Np	Am	Cm		
U酸化物	99.88	0.00	0.00	0.00	0.00	0.12	Zr, Cd
U-Pu-MA 酸化物	48.04	48.38	0.21	1.69	0.54	1.14	希土類元素
MA酸化物	39.39	47.74	0.21	1.66	0.53	10.46	希土類元素
径プラ熱処 理粉体燃料	95.74	3.44	0.01	0.00	0.00	0.81	熱脱被覆で 揮発しないFP

表4.3.1-16 金属電解法における耐震重要度分類

設備名	Aクラス	Bクラス	Cクラス
キャスク受入	○		
燃料貯蔵	○		
解体		○	
熱脱被覆	○		
電解精製	○		
オフガス	○		
セル換気	○		
アルゴンリサイクル	○		
ガラス固化	○		
塩廃棄物処理(*)	○		
TRU 廃棄物処理		○	

(\*) Li 還元法採用プロセスの場合

表 4.3.1-17 金属電解法の主要機器

機器	処理能力			50tHM/y プラントの 基数	運転条件
	処理制限値 (取扱単位/バッチ)	能力	設定根拠		
集合体 解体装置	— (1 集合体)	16.9 集合体/日	集合体固定からラッパ管の開腹まで 40.4 min/体。燃料ピンの取り出し 22.5min/体。余裕時間 20min/体。	1	室温 室内圧
ワイヤ除去 装置	— (7 ピン)	4.8 集合体/日(炉心) 7.6 集合体/日(径ブラ)	ピン装荷 1min/本。 ワイヤ除去 4000mm/min。	1	室温 室内圧
開腹・剪断 装置	— (7 ピン)	2.6 集合体/日(炉心) 3.9 集合体/日(径ブラ)	ピン装荷 0.5min/バッチ。開腹 300mm/min。剪断 0.5min/cut。ハンドリング 1min。	1	室温 室内圧
酸化加熱 装置	— (最大 28 ピン)	1.9 集合体/日(炉心) 1.5 集合体/日(径ブラ)	酸化処理時間 2hr/バッチ。ハンドリング 0.5hr/バッチ。炉内には 2 バッチ分が存在し、1.5hr 毎に 1 バッチが払い出される。	1	460°C -0.02Mpa
電解槽	Pu 濃度 15wt%以下 (1 集合体)	0.2 集合体/日	塩浴塩素化 10hr。降温 1hr。Cd 抽出 0.5hr。CdCl <sub>2</sub> 電解 10hr。U 回収 36hr。U-Pu 回収 48hr。ハンドリング時間込みで 1 バッチ当たり 110hr。	5	500~700°C セル内圧
陰極処理 装置	Pu 4.6kg 以下 (1 集合体分。 U-Pu-MA のみ 1 電極析出物。)	6.5kg/日(NM 合金用) 120kg/日(U 合金用) 6.6kg/日(U-Pu-MA 合金用) 3.9kg/日(MA 合金用)	セル内温度 40°C から運転温度まで 3°C/min で昇温するように各陰極処理装置毎にヒータ出力を設定。マテリアルハンドリングを含めて 22hr で作業を終了。	1(NM 合金用) 1(U 合金用) 6(U-Pu-MA 合金用) 1(MA 合金用)	1000°C セル内圧
パイロ コンタクタ	— (塩流量 2L/min)	28.8 集合体/日	10 集合体の電解精製処理後に実施する。浴塩流量 2L/min。Cd 流量 0.1L/min。装置内滞留時間 30sec。	1(4 段)	500°C セル内圧
Pb 陰極 電解槽	— (10 バッチ使用後 の浴塩 1013kg)	2.2 集合体/日(部分) 1.2 集合体/日(徹底)	陰極(550cm <sup>2</sup> )を 4 本装備。 電流密度 0.2A/cm <sup>2</sup> 。	1(部分) 2(徹底)	700°C セル内圧

表4.3.1-18 金属電解法における50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの比較

		50tHM/y プラント	200tHM/y プラント	
			設定	根拠
主要機器数	集合体解体装置	1基	1基	余剰能力
	ワイヤ除去装置	1基	3基	余剰能力と機器数増加
	開腹・剪断装置	1基	3基	余剰能力と機器数増加
	酸化加熱装置	1基	3基	処理量と機器数増加
	溶融塩電解槽	5基	20基	機器数増加
	陰極処理装置	9基	36基	機器数増加
	パイロコンタクタ	1基	2基	余剰能力と機器数増加
	Pb 陰極電解槽	3基	11基	余剰能力と機器数増加
	酸化転換装置	2基	4基	余剰能力と機器数増加
	還元装置	1基	3基	余剰能力と機器数増加
セル容積	燃料受入/脱被覆セル	1,930m <sup>3</sup>	4,480m <sup>3</sup>	処理量・物量比
	電解精製セル	4,030m <sup>3</sup>	14,100m <sup>3</sup>	2系列化
	酸化転換・還元セル	2,920m <sup>3</sup>	6,160m <sup>3</sup>	処理量・物量比
	ガラス固化設備セル	2,150m <sup>3</sup>	2,670m <sup>3</sup>	処理量・物量比
建屋容積	再処理建屋*	約18.1万m <sup>3</sup>	約38.2万m <sup>3</sup>	
	使用済燃料貯蔵建屋	約4.1万m <sup>3</sup>	約6.5万m <sup>3</sup>	

\* 再処理建屋は燃料製造建屋とセル容積に応じて案分

表 4.3.1-19 改良プロセス(塩浴塩素化)とLi還元法採用プロセスの機器比較

機器名称	改良プロセス(塩浴塩素化)		Li還元法採用プロセス	
	仕様	数量	仕様	数量
Li還元槽	—	—	250L	3
溶融LiCl供給槽	—	—	1500L	2
Li <sub>2</sub> O洗浄槽	—	—	750L	1
Li再生槽	—	—	1500L	2
電解精製槽	1000L	5	1000L	5
パイロコンタクタ	4段	1	4段	1
第2パイロコンタクタ	—	—	1段	1
Cd-Li供給槽	35L	1	150L	2
Cd-Li調整槽	35L	1	150L	1
Cd-HM受槽	35L	1	25L	1
Cd-RE受槽	—	—	100L	1
Pb陰極電解槽	1000L	3	—	—
Pb陰極酸化装置	25L	1	—	—
溶融Pb供給槽	35L	1	—	—
第1陰極処理装置	20L	1	95L	3
第2陰極処理装置	95L	1	80L	1
第3陰極処理装置	20L	6	15L	6
第4陰極処理装置	95L	1	95L	1

表4.3.1-20 金属電解法の廃棄物発生量

処分区分	廃棄物分類 廃棄体	1年当たりの発生量	
		生廃棄物	廃棄体本数
高レベル廃棄物	ホウケイ酸ガラス固化体(貴金属FP)	1.30t	13本
	ホウケイ酸ガラス固化体(スラグ)	9.37t	44本
TRU廃棄物	セメント固化体(電解槽)	10.0t	25本
	セメント固化体(ルツボ)	2.29t	

注1) ガラス固化体の容量は150L。

注2) 電解槽、ルツボは200Lドラム缶に500kgずつ収納するものとした。

表 4.3.1-21 金属電解法再処理施設の要員数内訳

単位：人

	50tHM/y		200tHM/y		備考
	日勤	交替	日勤	交替	
受入貯蔵	6	20	6	30	マテハン移送系
機械前処理	6	30	6	30	マテハン移送系
化学前処理					不要工程
主分離					不要工程
電解	6	30	6	30	マテハン移送系
陰極処理			6	30	50t/年は電解に含む
TRU回収					電解に含む
酸化物転換	6	30	6	30	マテハン移送系
廃液処理					廃棄物処理に含む
廃棄物処理	20	30	20	30	
分析	10	25	10	50	
放射線管理	6	30	6	30	
技術/保守	30		30		
合計	285		356		



表 4.3.1-22 金属電解法(酸化燃料)の開発課題/塩浴塩素化法[Li還元法]-工程技術

工程技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度(*)
熱脱被覆	・ U/Ce(Pu 模擬)系による実験室規模試験	・ 照射済燃料での核物質回収率確認 ・ Pu 富化度依存性 ・ 揮発性、半揮発性核種の挙動把握	A
		・ 粉末での入量計量法の開発	B
燃料溶解 (塩浴塩素化溶解)	・ U系での実験室規模試験 ・ 関連技術(乾式核種分離技術)での試験結果	・ Pu 試験による溶解条件確認 ・ 別法である Li 還元法との定量的優劣比較評価	B
U/Pu 回収電解 (液体 Cd 陰極)	・ 米 ANL での 100gPu 規模 Pu 試験	・ ホット試験によるデータ蓄積と最適化条件把握	B
酸化物転換	・ 金属 U の酸化物転換技術	・ 使用済燃料回収製品(U/Pu 合金)による確認 ・ 生成酸化物粉末の性状確認	B
T R U還元抽出 (パイロコンタクター)	・ 米 ANL での小型パイロコンタクターによる U/R E系試験	・ パイロコンタクターの開発 ・ パイロコンタクターの運転特性把握	B
Pb 陰極電解 (使用済塩からの F P 回収)	・ 関連産業技術からの評価	・ F P 回収率の確認 ・ 電解条件の最適化	B
Cd 蒸留 (回収 H M との分離)	・ 米 ANL でのホット試験	・ システム、機器の最適化	B
Li 還元 [Li 還元法の場合]	・ 米 ANL での実験室規模 U/M A 系試験	・ ホット試験による還元率、還元速度向上策の確認	B
材料	・ 米 ANL、ロシア RIAR でのホット試験の実績	・ 機器、容器、ルツボ材料の寿命評価(腐食試験による確認)	B

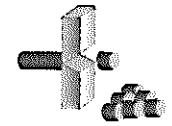
\*) A : 概要技術かつシステムの成立性に係わるものでフェーズ II の間に確認が必要なもの  
B : データの充実等、着実な開発、試験継続が必要なもの

表 4.3.1-23 金属電解法(酸化燃料)の開発課題-システム技術

システム技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題
熔融塩のリサイクル特性	・原理検討	・熔融塩中のF P蓄積影響(対電解特性)の評価
熔融塩・熔融金属の移送	・概念設計研究段階	・高温融体の供給、抜き出し、移送、閉塞防止システムの確立
安全設計	・概念設計研究段階	・セル内負圧担保(機器レベル負圧維持不可能)での安全ロジック、安全解析、設計対応 ・再処理施設安全審査指針の見直し、新指針概念策定
臨界設計	・概念設計研究段階	・詳細解析による精度向上 ・設計裕度緩和による機器設計の合理化
マテリアルハンドリング・ 遮隔操作性	・概念設計研究段階	・高温(~1000℃)に伴うエンジニアリング上の課題解決 ・マテリアルハンドリング、機器運転操作のモックアップ試験等による確認
計量管理	・概念設計研究段階	・乾式法特有の問題点(サンプルの代表性等)を解決する保障措置体系の検討・計量法(試料サンプル法、秤量、定量分析法等)の検討
シミュレーション	・未検討	・全体システムの操業シミュレーション
コストダウン	・未検討	・プロセスデータ蓄積および臨界設計高度化による設計余裕削減 ・高性能材料による機器高性能化 ・高温融体のマテリアルハンドリング合理化 ・運転保守技術の改善

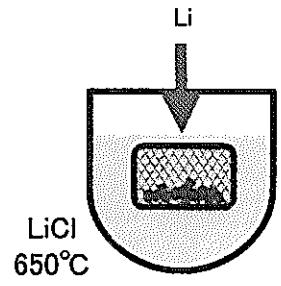
### ANL開発プロセス

使用済燃料



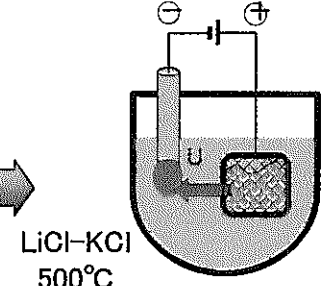
機械式せん断

ハルごと



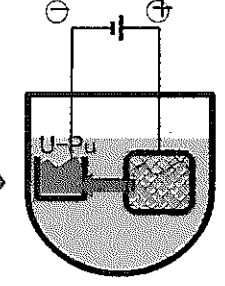
LiCl  
650°C

Li還元



LiCl-KCl  
500°C

陽極溶解・U回収  
(固体陰極)



陽極溶解・  
U-Pu-MA回収  
(液体Cd陰極)



TRU還元・抽出  
(遠心抽出器)

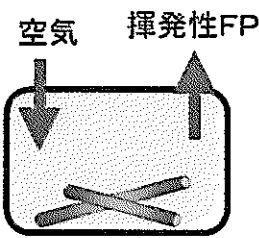


ゼオライト吸着

塩廃棄物の削減

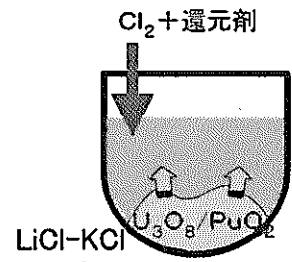
### 改良プロセス

使用済燃料



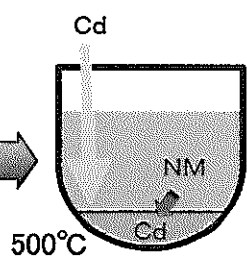
空気 揮発性FP

熱脱被覆



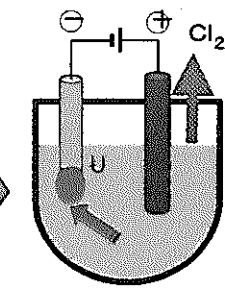
LiCl-KCl  
700°C

燃料溶解  
(塩素化溶解)

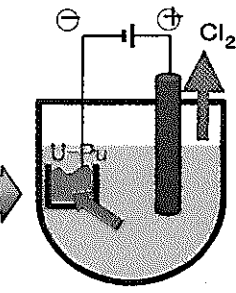


500°C

Cdによる白金族FP  
(NM)の分離



U回収  
(固体陰極)



U-Pu-MA回収  
(液体Cd陰極)



TRU還元・抽出  
(遠心抽出器)



Pb陰極電解

図4.3.1-12 金属電解法プロセスフロー (ANL開発プロセスとの比較)

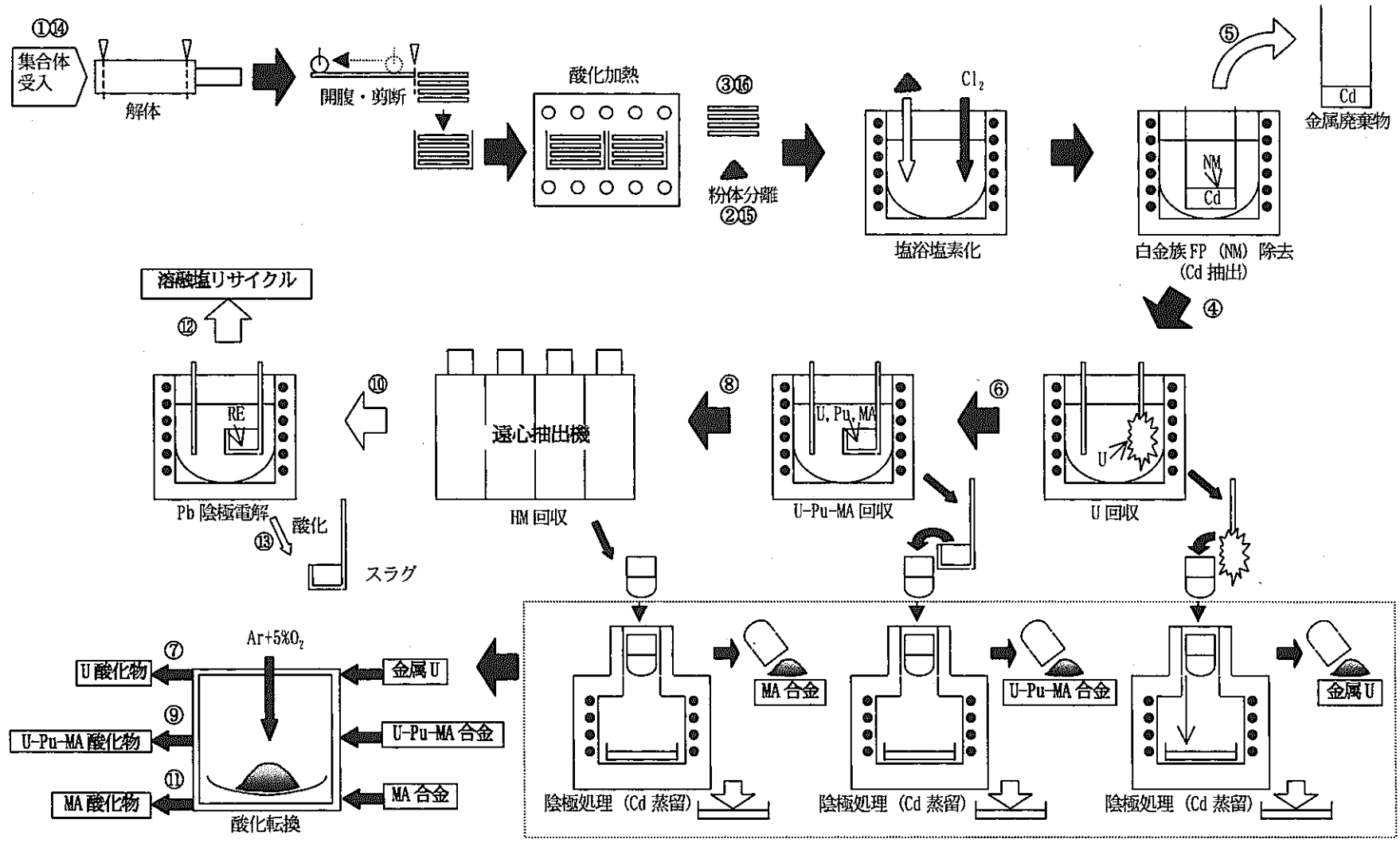
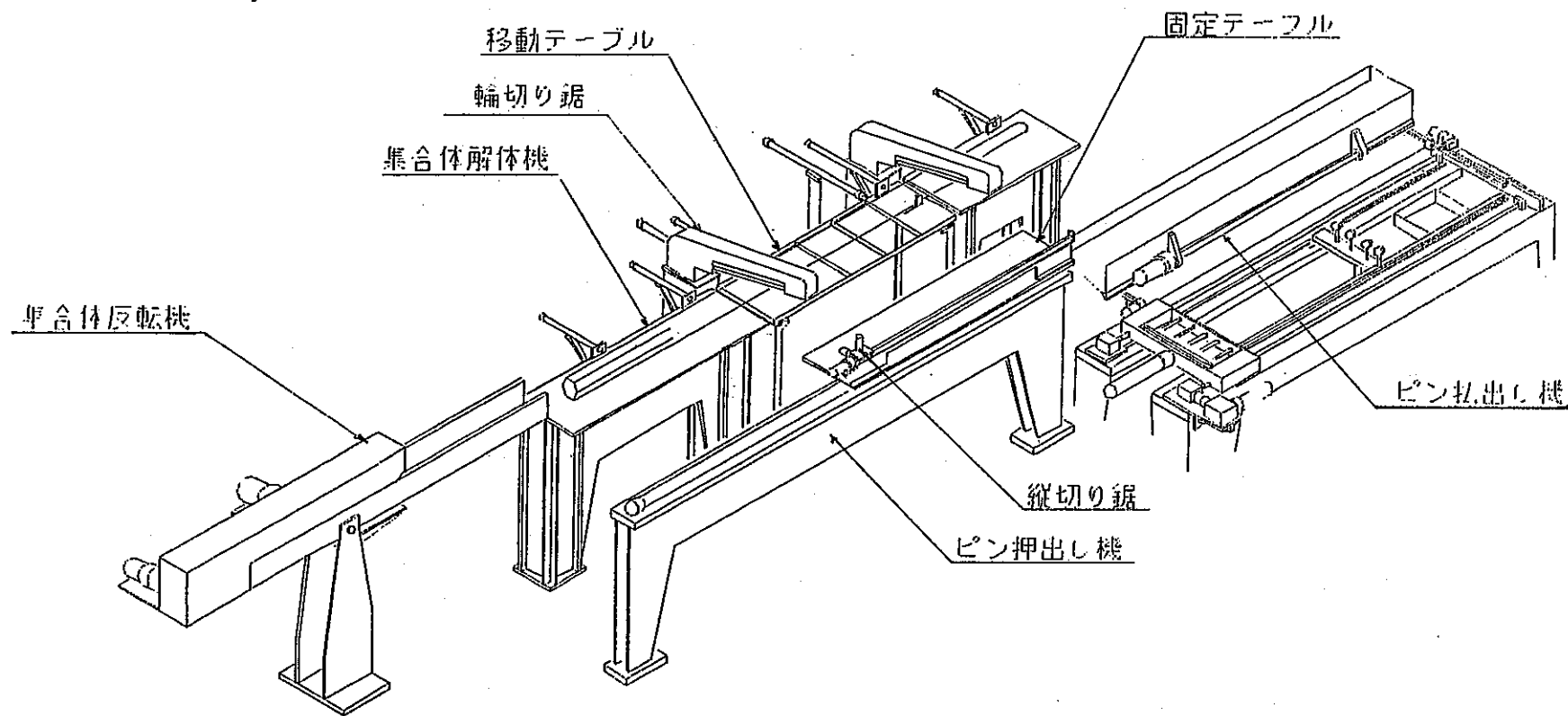


図4.3.1-13 金属電解法の簡略プロセスフローダイアグラム



集合体解体機

図4.3.1-14 金属電解法の主要機器の概念図(1/3)

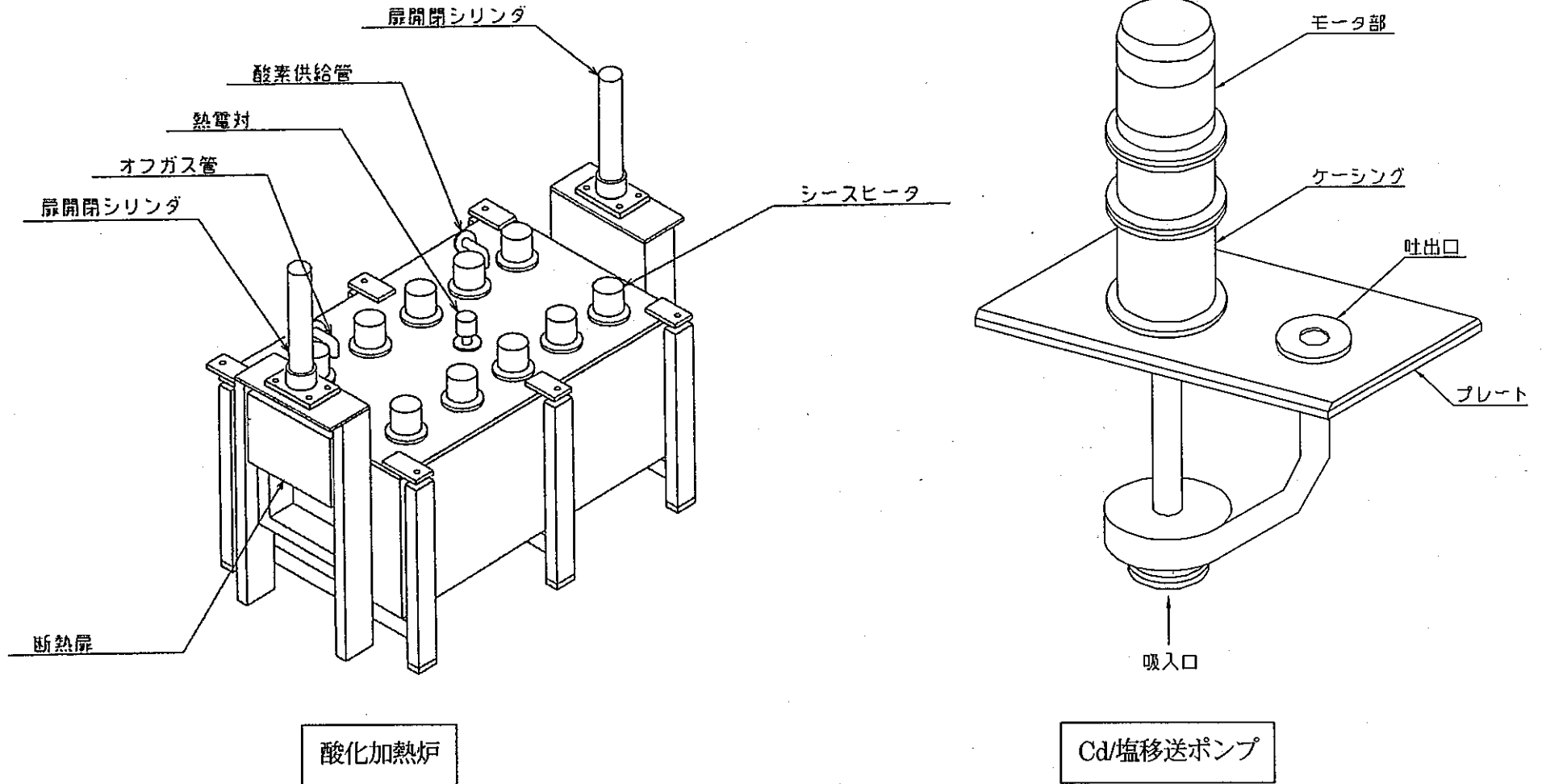


図4.3.1-14 金属電解法の主要機器の概念図(2/3)

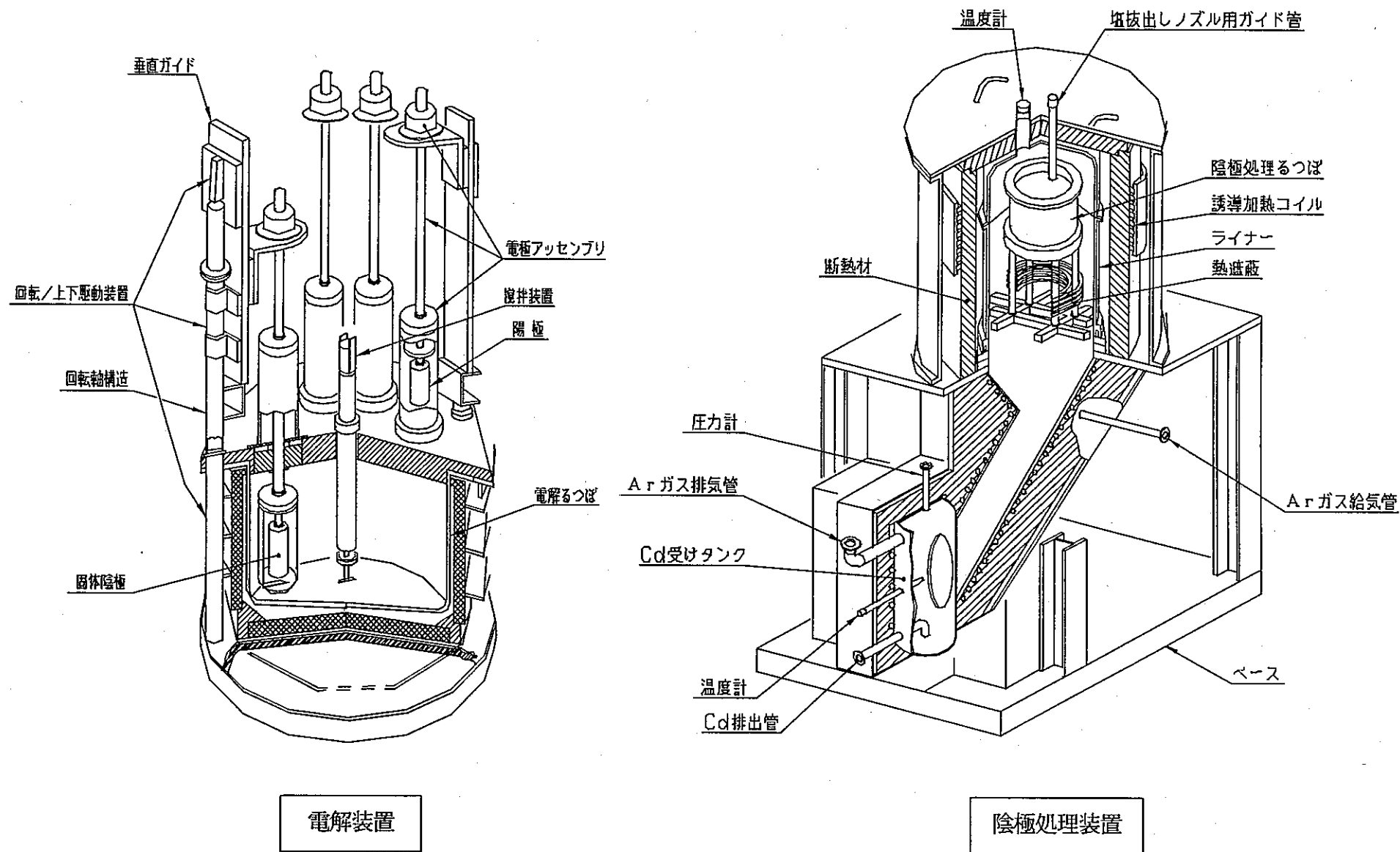
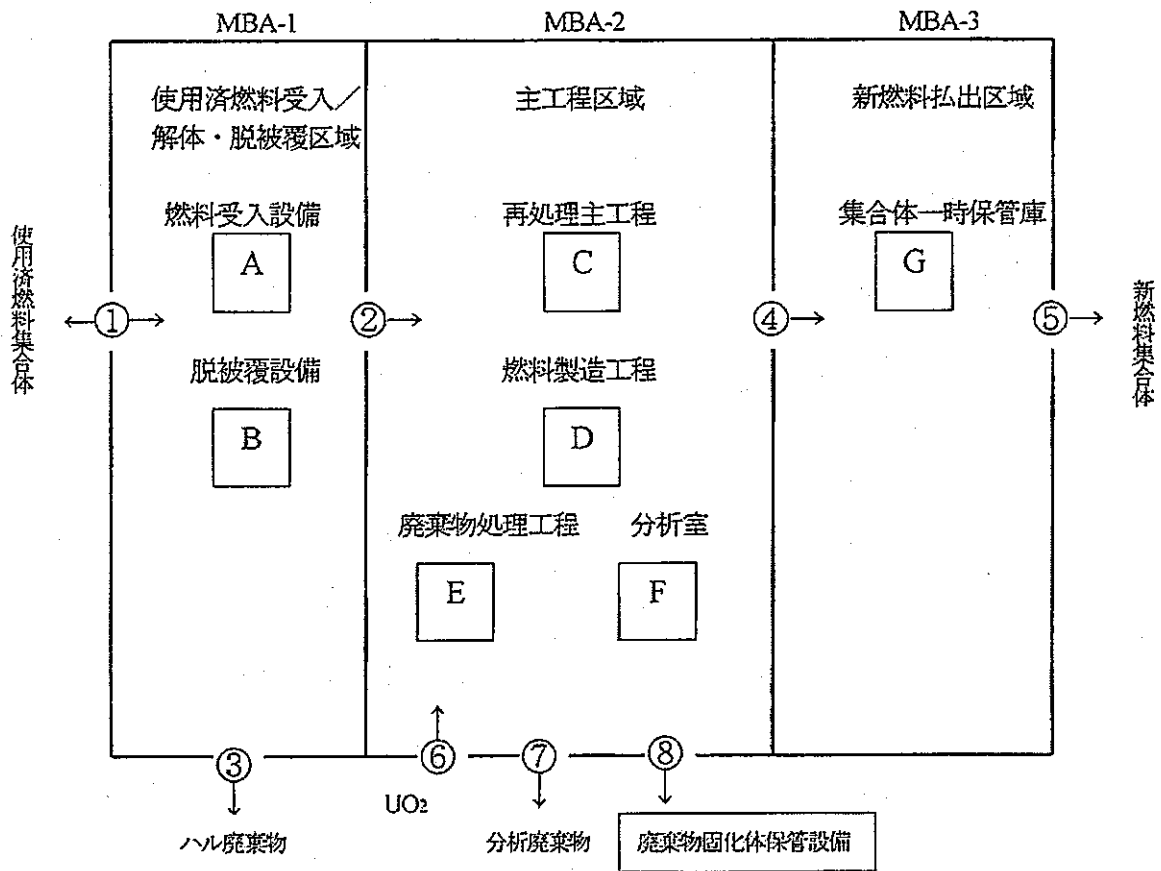


図4.3.1-14 金属電解法の主要機器の概念図(3/3)



FKMP(流れの KMP)

- ①使用済燃料の受入及び払い出し
- ②脱被覆粉体の計量と主工程区域への移動
- ③ノルの廃棄
- ④新燃料集合体の払出区域への移動
- ⑤新燃料集合体の払い出し
- ⑥新燃料成分調整用原料の受入
- ⑦分析済試料(核物質)の払い出し
- ⑧廃棄物固化体の払い出し

IKMP(在庫の KMP)

- A 使用済燃料貯蔵区域の在庫
- B 脱被覆設備に含まれる核物質
- C 再処理主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4.3.1-15 金属電解法のMBAおよびKMPの設定



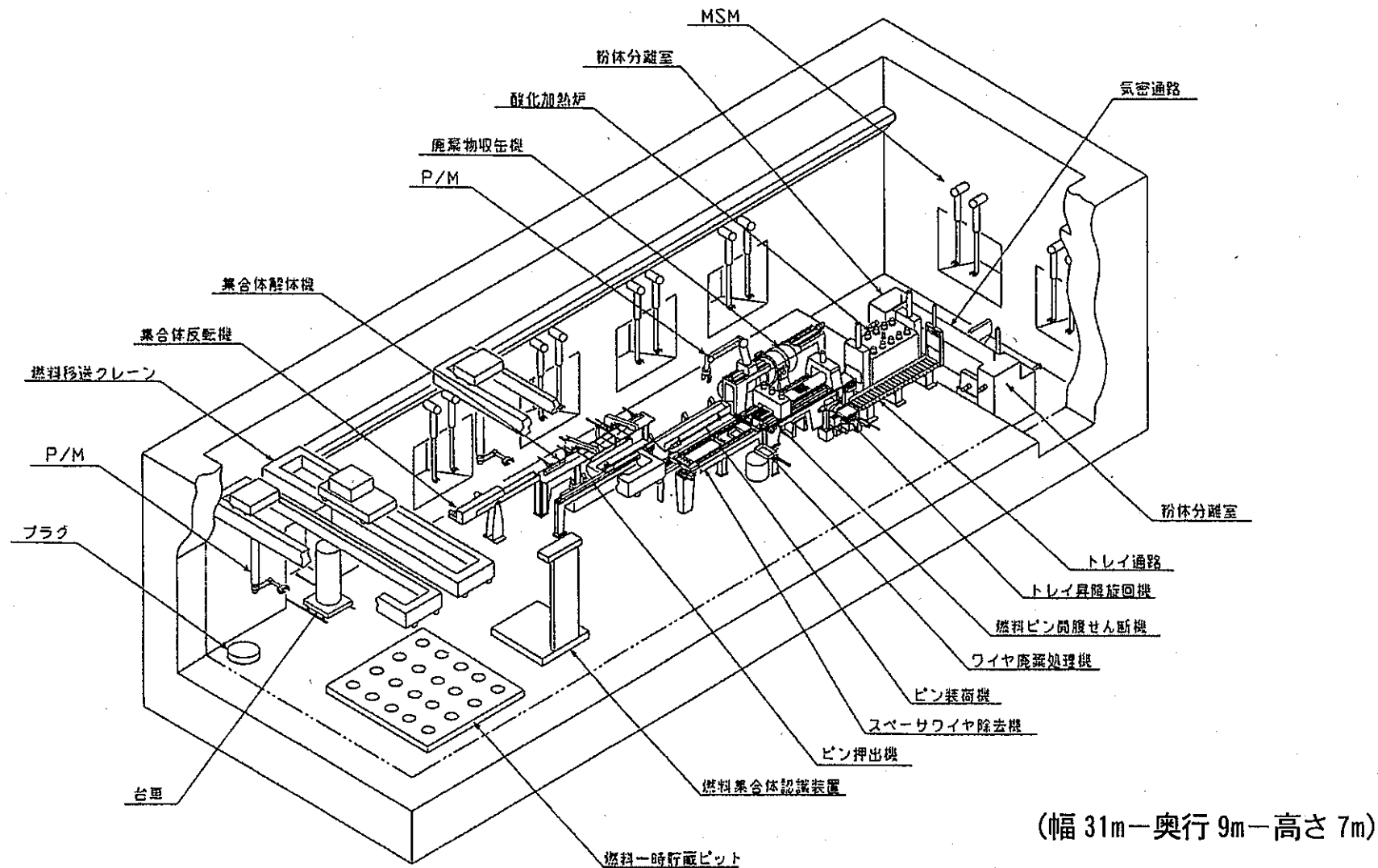
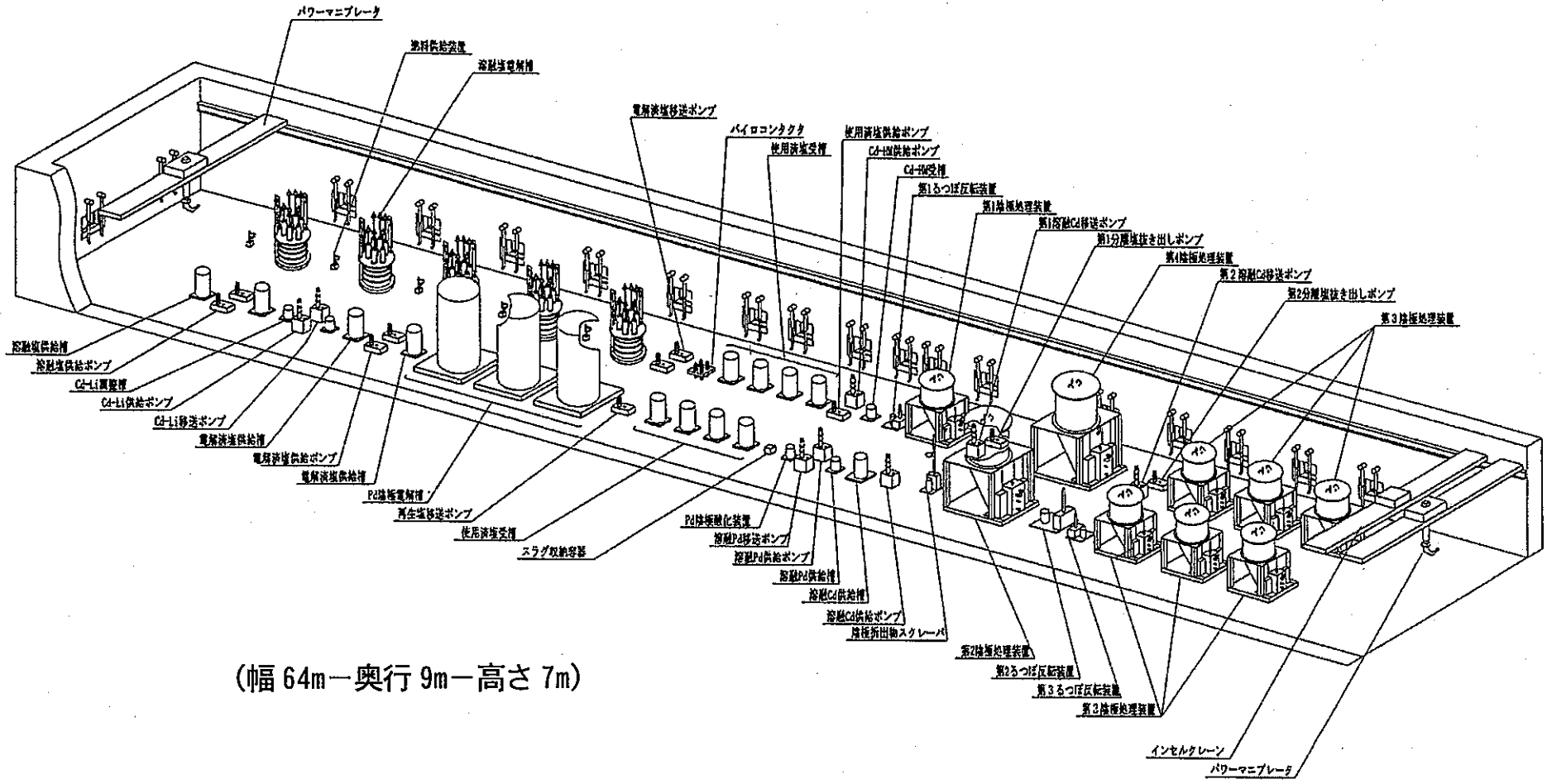
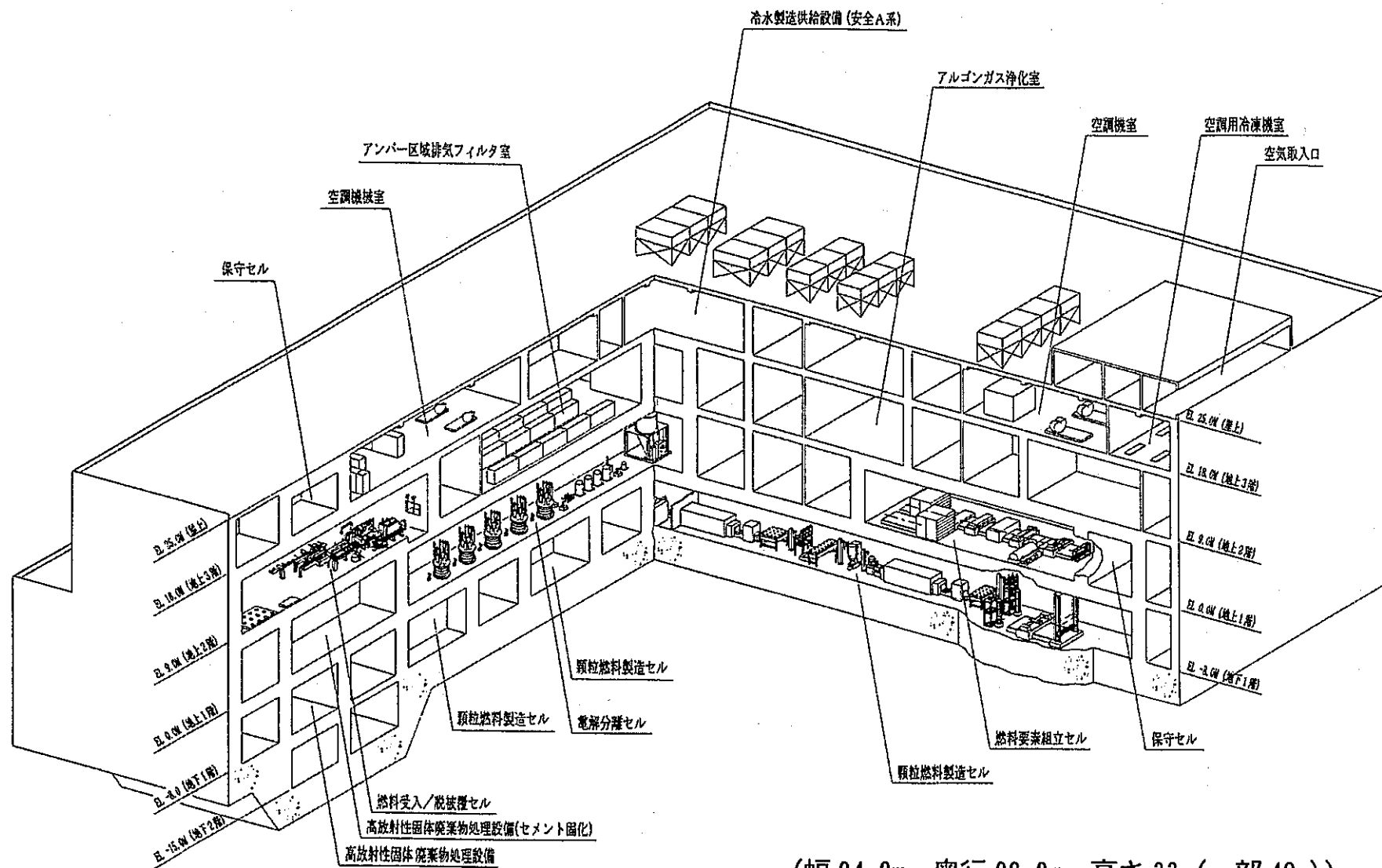


図4.3.1-16 金属電解法の燃料受入/脱被覆セル(50tHM/yプラント)の鳥瞰図



(幅 64m—奥行 9m—高さ 7m)

図4.3.1-17 金属電解法の電解精製セル(50tHM/yプラント)の鳥瞰図



(幅 94.2m—奥行 98.2m—高さ 33m(一部 40m))

図4.3.1-18 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の鳥瞰図

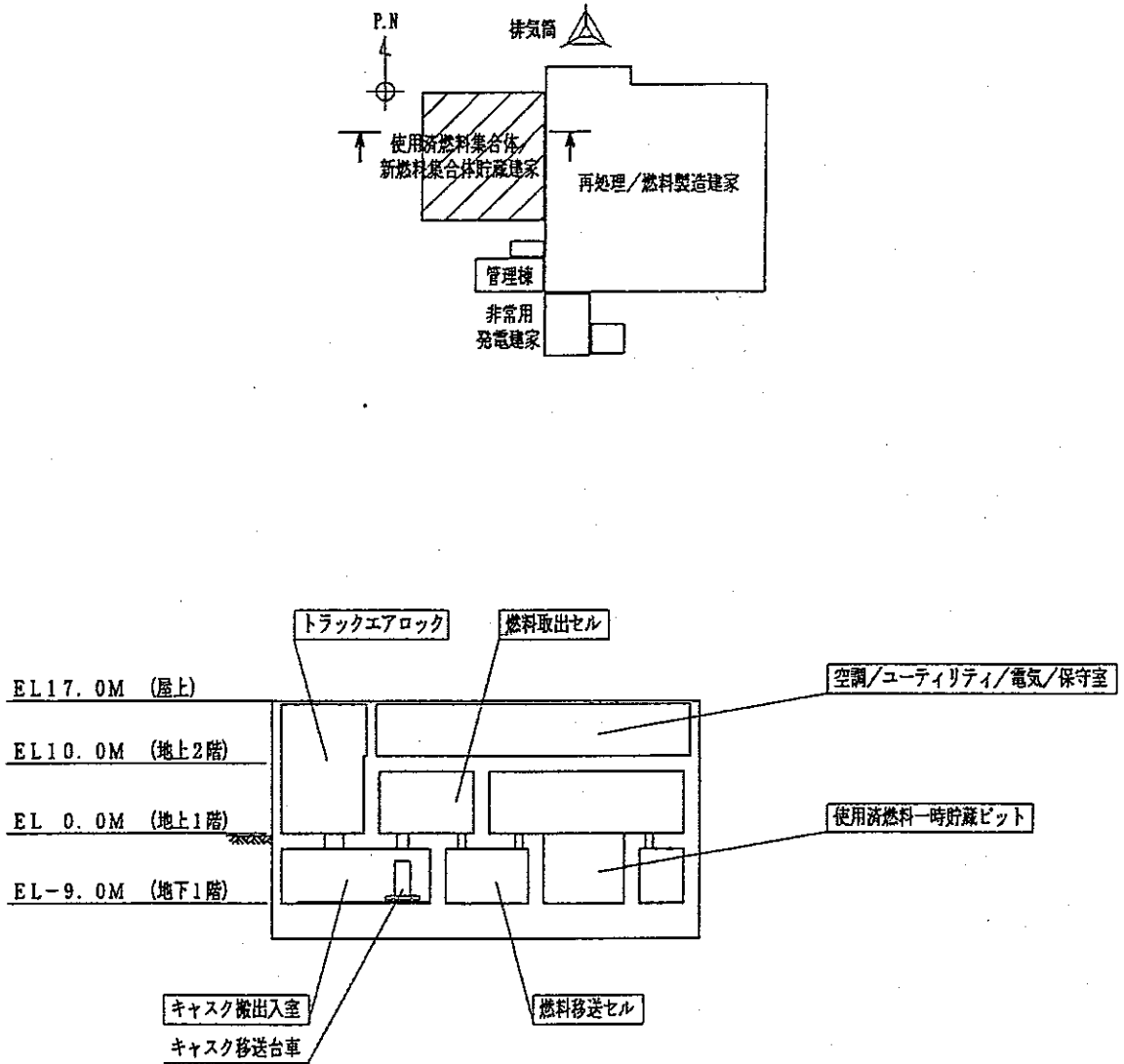


図4.3.1-19 金属電解法の燃料貯蔵建屋(50tHM/yプラント)の立面図

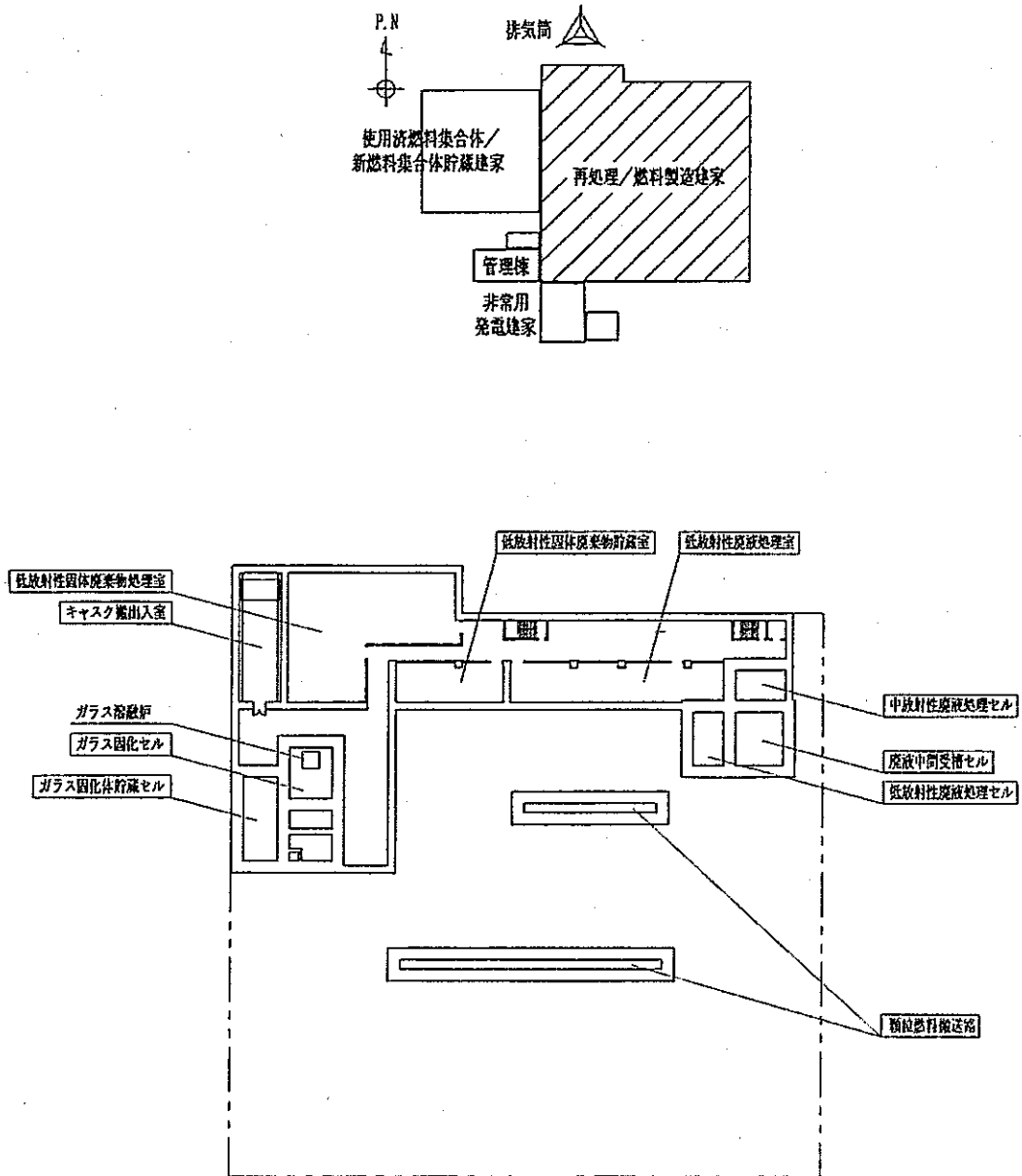


図4.3.1-20 金属電解法の再処理・燃料製造建屋(50tHM/yプラント)の平面図(地下2階)

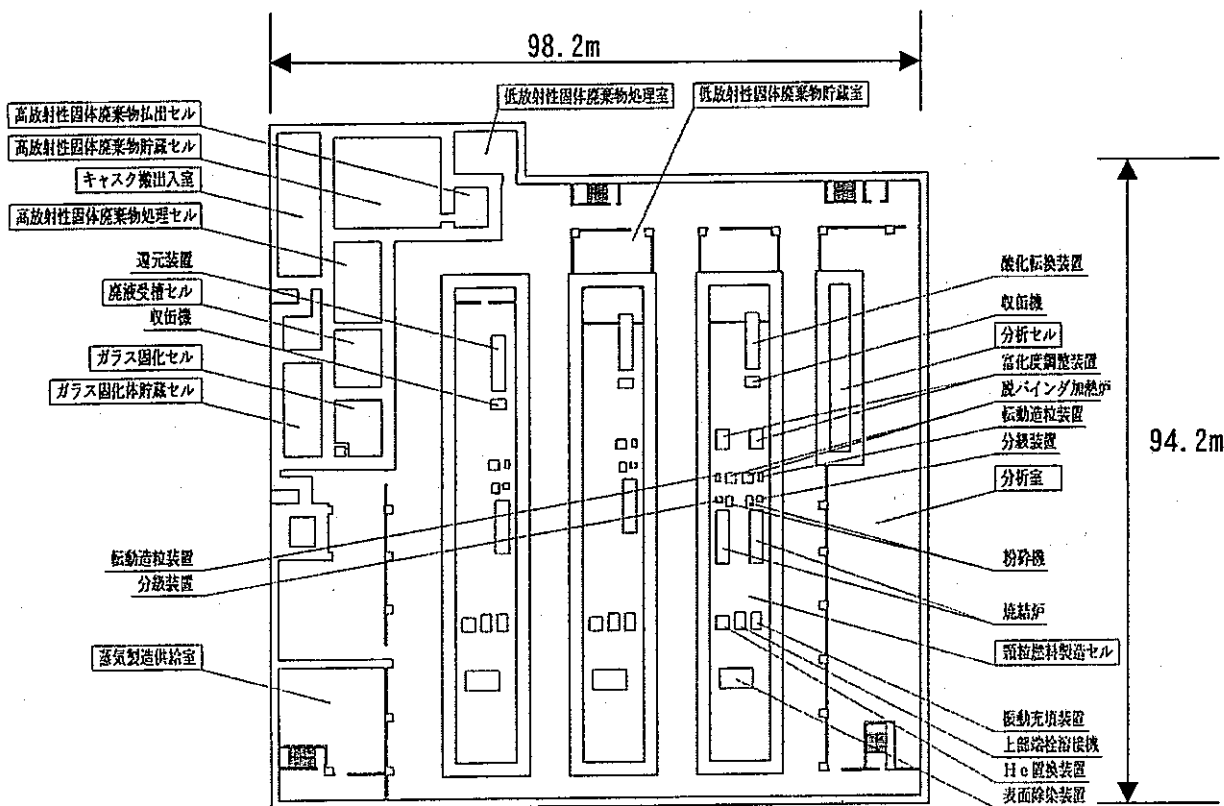


図4.3.1-21 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図（地下1階）

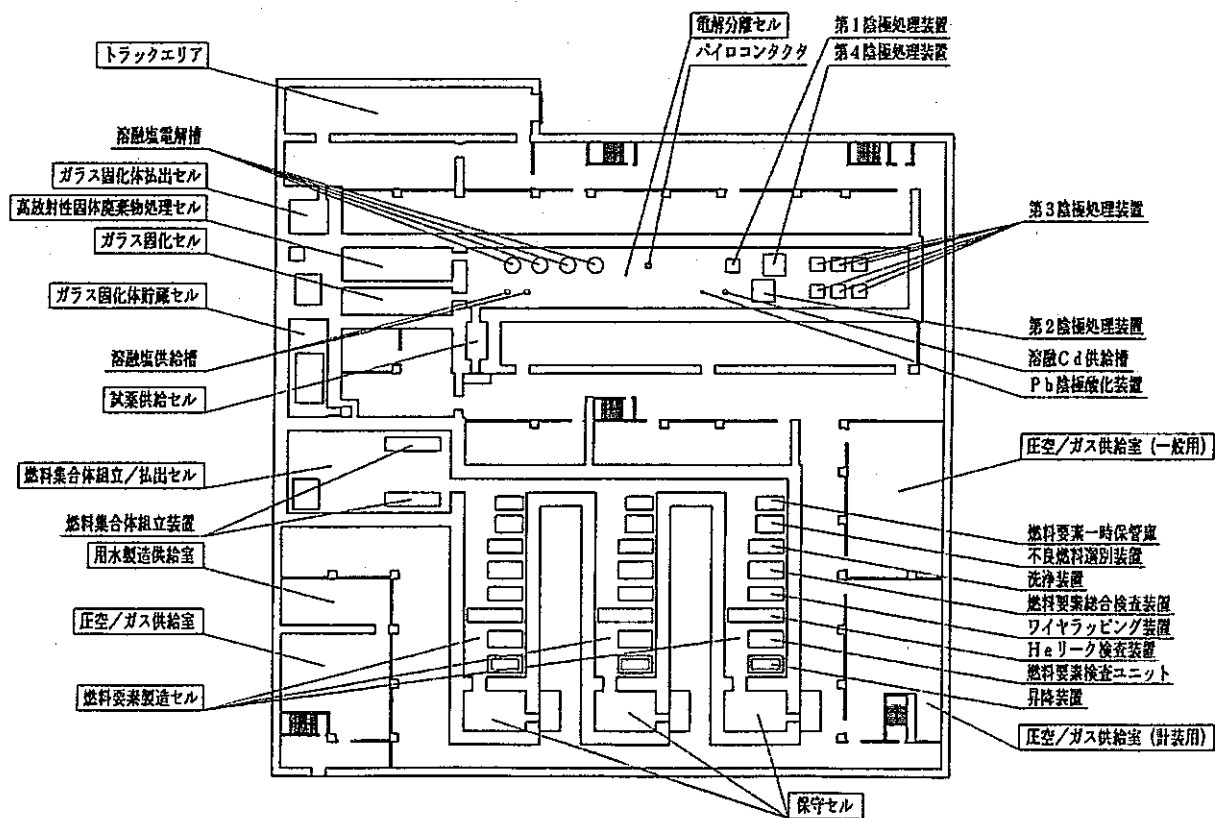


図4.3.1-22 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図（1階）

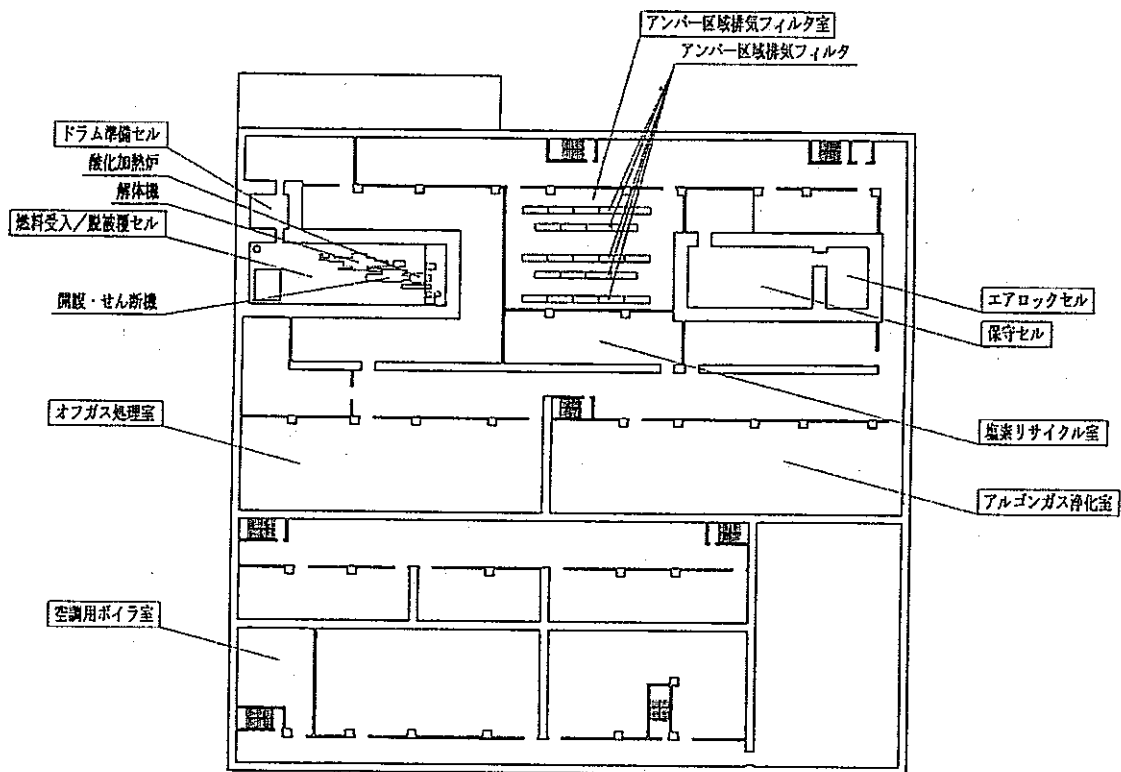


図4.3.1-23 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図 (2階)

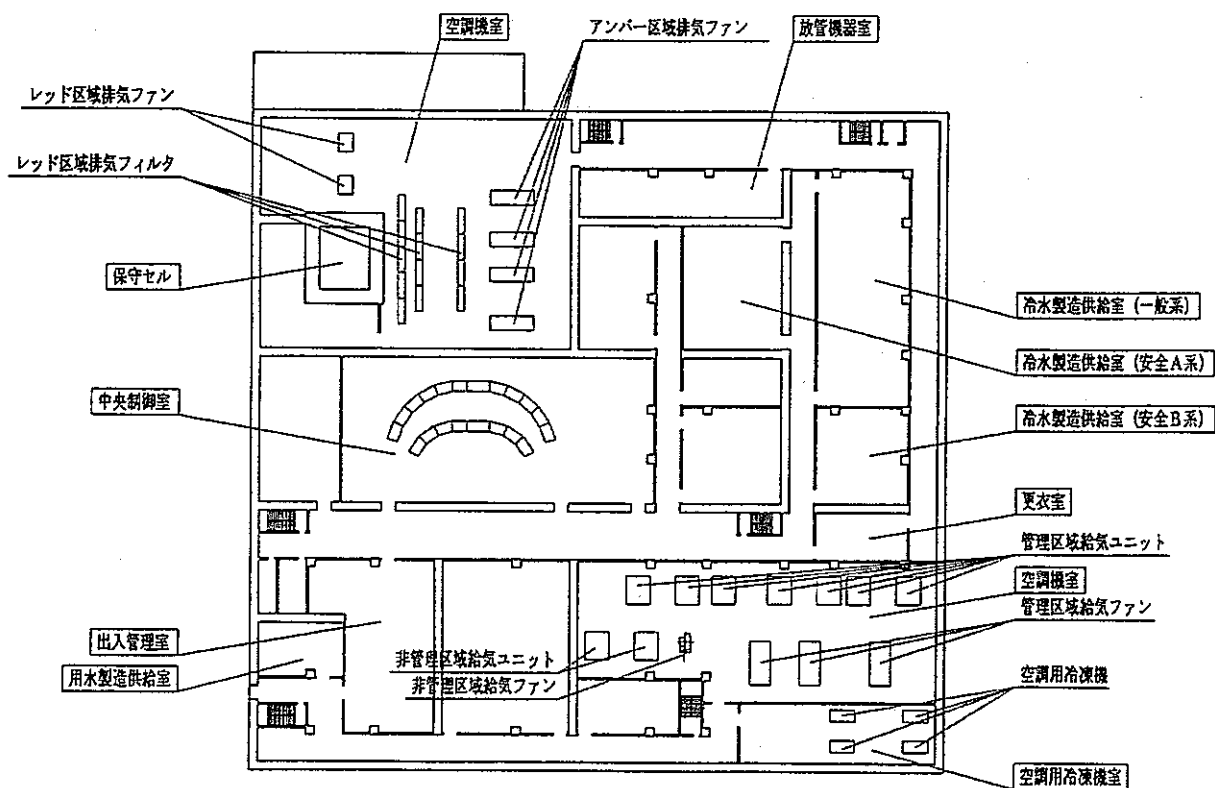


図4.3.1-24 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図 (3階)

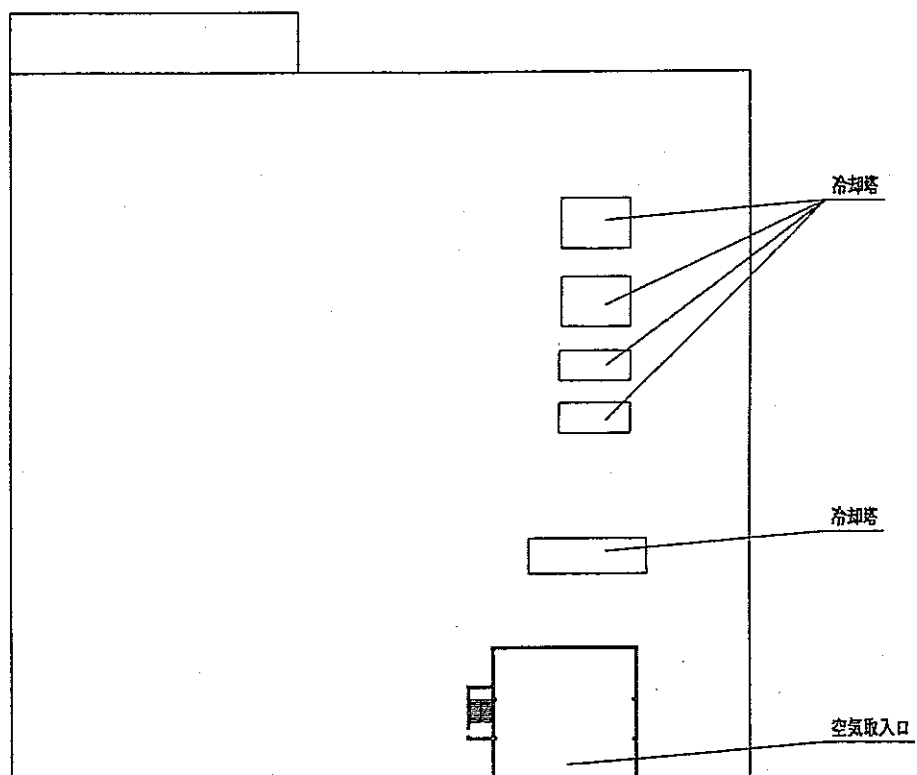


図4.3.1-25 金属電解法の再処理・燃料製造建屋の平面図 (ROOF)



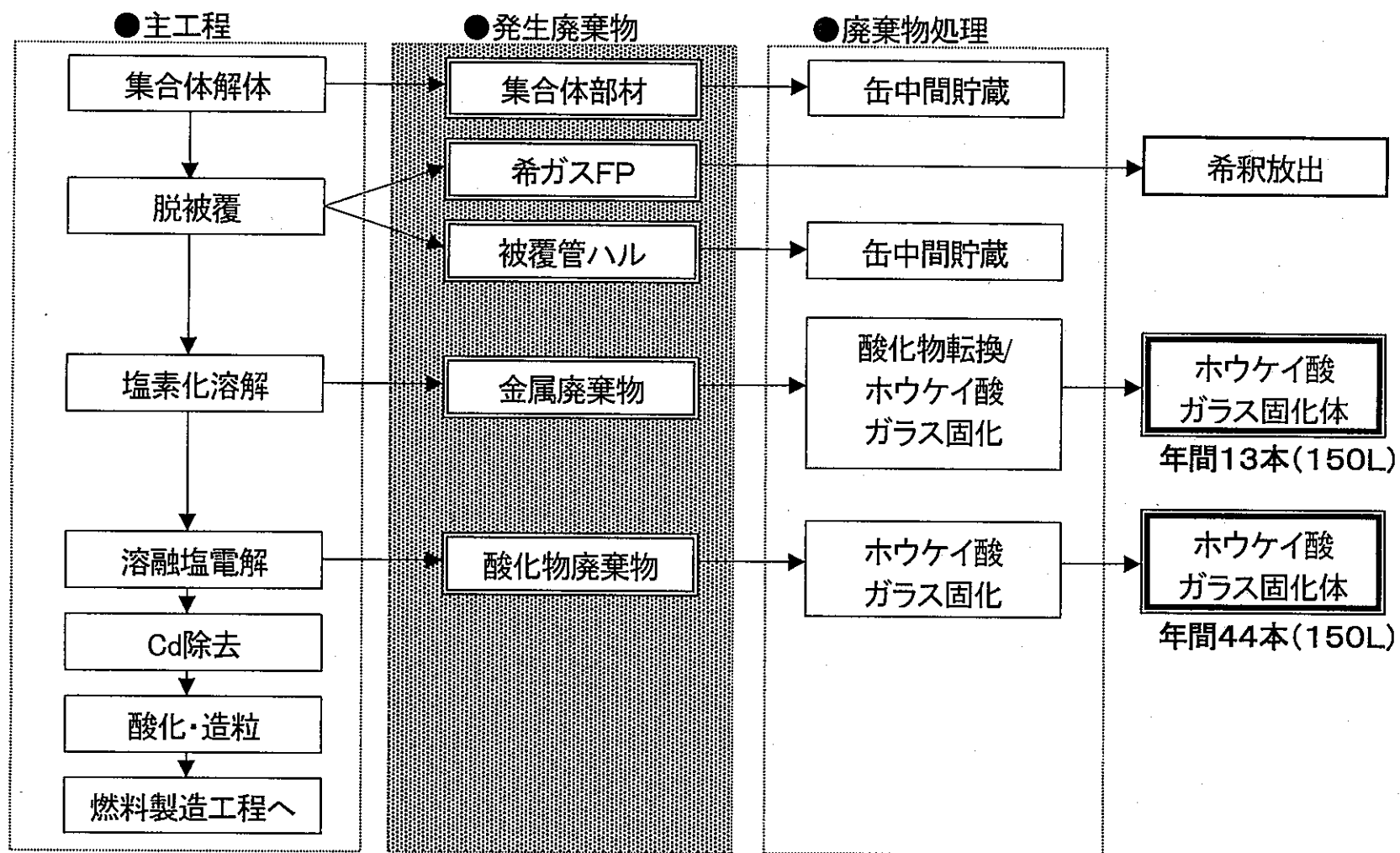


図4.3.1-26 金属電解法のプロセス廃棄物

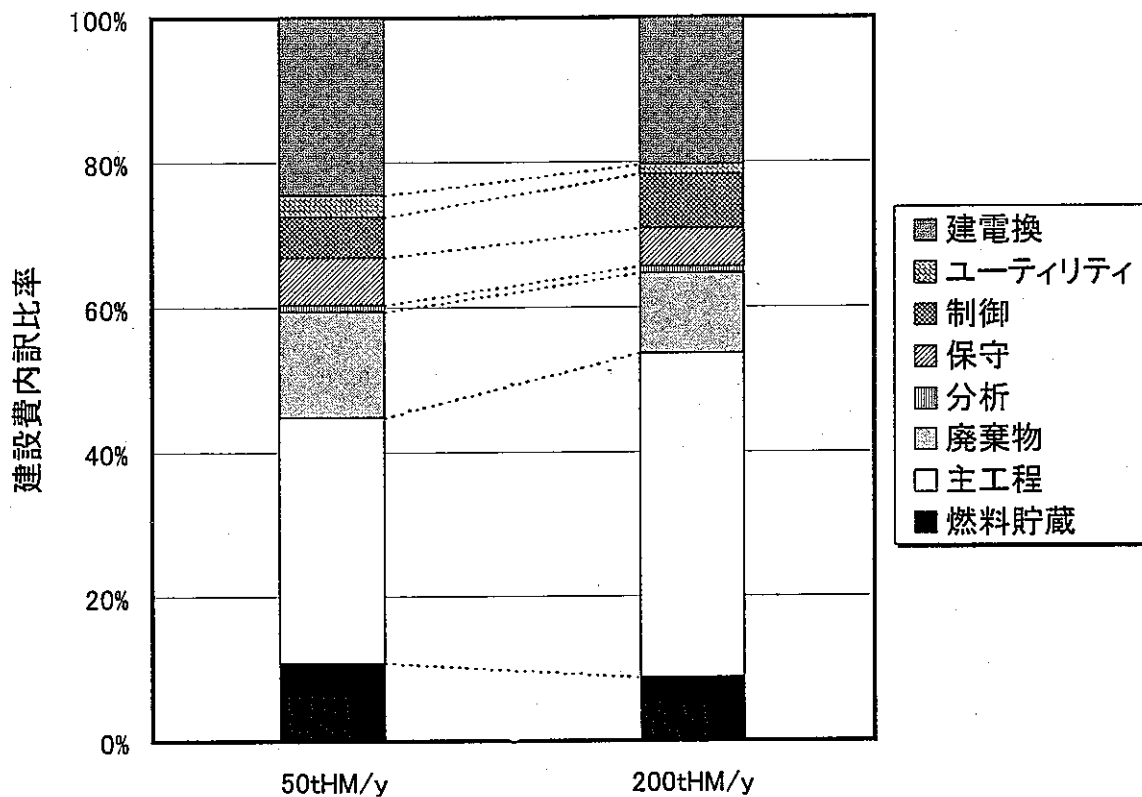


図4.3.1-27 金属電解法再処理施設の建設費内訳比率

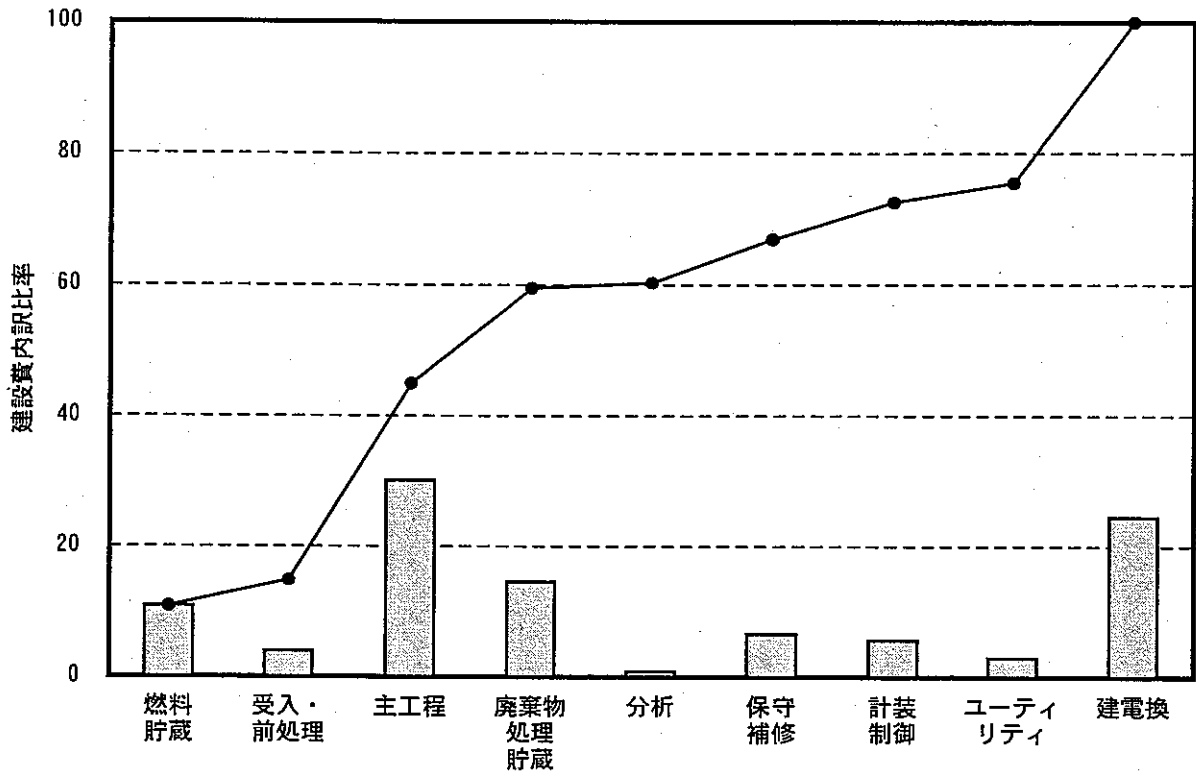


図4.3.1-28(a) 金属電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合 (50tHM/yプラントの場合)

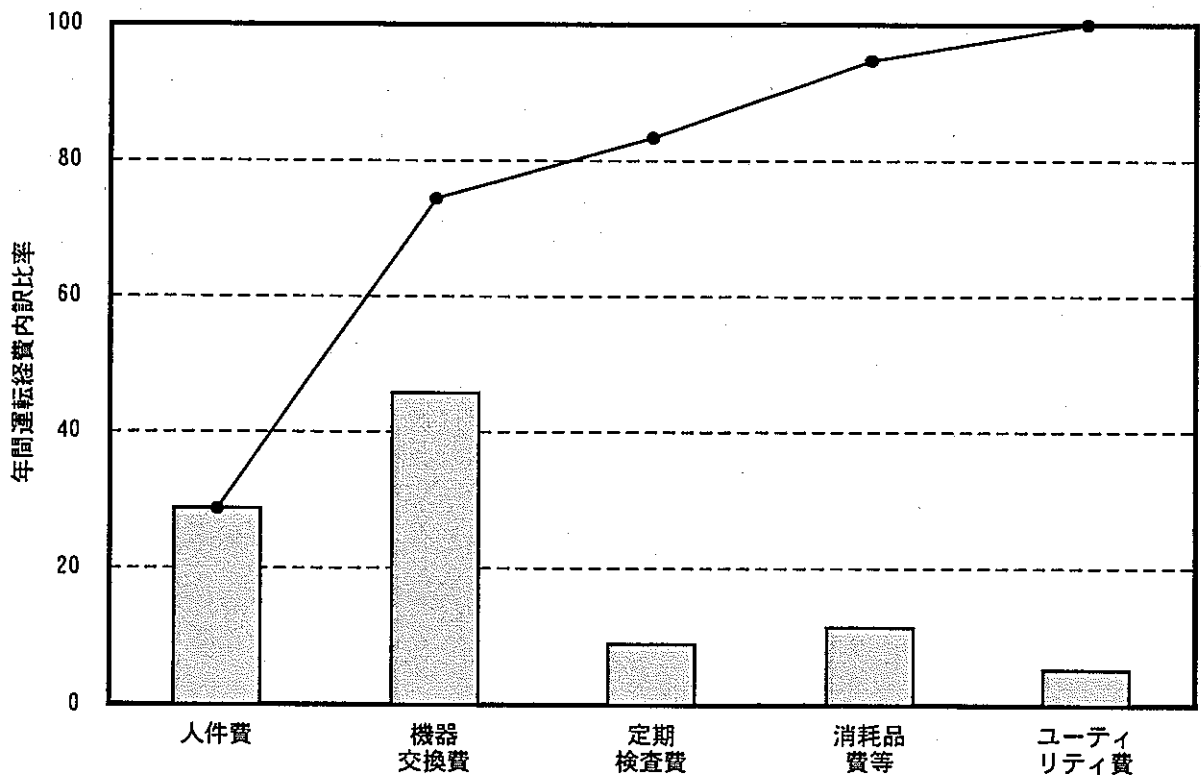


図4.3.1-28(b) 金属電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合 (50tHM/yプラントの場合)

## (3) フッ化物揮発法

## (i) プロセスの概要

1950～1980年代に米国、仏国、旧ソ連、日本原子力研究所などで研究開発が行われた、フッ化物の揮発性の差やNaFなどへの化学吸着性の差などを利用した再処理技術（一般的にフッ化物揮発法と呼ばれている）をもとに、ANL（Argonne National Laboratory）の300tHM/yプラント設計例<sup>(1)</sup>などを参考に、核拡散抵抗性向上や環境負荷低減を目的としてプロセスの改良を図った。本報告書で設計した改良プロセスでは、核不拡散抵抗性を高めるため、既往研究では別々に行っていたUとPuのフッ化を、1つのフッ化塔を用いてフッ化揮発し、MOXとして回収するようにした。またMAを回収する工程を追加し、環境負荷の低減を図った。フッ化物揮発法の改良プロセスを、既往研究と比較して図4.3.1-29に示す。以下にプロセスについて、改良点や第3章に述べた設計要求への対応などを含めて、概要を述べる。

## (a) 脱被覆

切断・開腹した燃料ピンを大気中において380℃に加熱することにより、 $UO_2$ が $U_3O_8$ に酸化することに伴う体積膨張を利用して脱被覆し、燃料の粉碎および揮発性FPの除去を行う。ここでは燃料の回収率および揮発性FP除去率の向上を目的として、酸化処理の後、10%の $H_2$ ガス中において600℃で還元処理を行い、再度、酸化処理を行う。ただし、酸化脱被覆の成立性に及ぼすPu富化度の影響に関する確認が必要なことは、金属電解法の項で述べたのと同様である。

## (b) Uフッ化

フッ化塔内で濃度20%の $F_2$ ガスを反応させて、Uの一部をフッ化して $UF_6$ に転換し、気体としてU精製系に送る。Uフッ化工程では高温で反応させるとプルトニウムがFPと化合物を形成し、次のU-Puフッ化工程でのPu回収率が低下するおそれがあるため<sup>(2)</sup>、350℃でフッ化する。ここで用いるフッ化剤としては、供給・回収系の負担を軽減するため、UとPuに共通のフッ化剤である $F_2$ ガスを用いる。フッ化物が揮発性であるFPはここで揮発するが、FP元素の大部分は、フッ化物が揮発性でないため流動層に残る。

## (c) U精製

Uフッ化工程で生成したガスを順にLiF、NaF、 $MgF_2$ を充填した吸着塔に通し、 $UF_6$ 以外の不純物（PuやNpのアクチニドならびにMo、RuなどFP元素のフッ化物）を吸着・除去する。LiFはPuに対する吸着の選択性が高いので、まずLiFでPuを吸着し、次にNaFでRuとNbを吸着し、最後に $MgF_2$ でMo、Tc、Sbを吸着する。目的とする不純物のみを吸着するため、吸着剤の温度に対する解離圧がORNL等の基礎試験<sup>(3)</sup><sup>(4)</sup>から得られており、それぞれ、LiF吸着塔では吸着300℃、脱離550℃、NaF吸着塔では400℃、 $MgF_2$ 吸着塔では120℃である。

## (d) U-Pu フッ化

既往研究では、UとPuを高い除染係数で回収することを目的とし、別々に回

収していたのに対して、改良プロセスでは、設計要求で求められている核拡散抵抗性の向上を目的として、PuをUと一緒に回収するようにした。U-Puフッ化工程では、Uフッ化工程後の燃料に濃度90%のF<sub>2</sub>ガスを反応させ、UとPuをフッ化物として揮発させる。この際Uが焼結することを防ぐため、流動床の温度を制御して先に揮発しやすいUを400℃で揮発させ、次に500℃でPuを揮発させる。揮発したPuは先に揮発したUを溜めてある凝縮・揮発反応器に直接送られるため、Pu単離の可能性を回避できるものと考えられる。また、PuF<sub>6</sub>の熱分解によりPuF<sub>4</sub>となって配管等に付着するという問題を避けるために、U-Puフッ化工程を出た後のガスを100℃以下に冷却する。低温の方がPuF<sub>6</sub>の分解速度は小さくなるが、UF<sub>6</sub>の析出しない温度も考慮して、フッ化塔から凝縮・揮発反応器までの配管温度を30℃に保つ設計とした。

(e) 凝縮・揮発

UF<sub>6</sub>ガス、PuF<sub>6</sub>ガスとF<sub>2</sub>ガスの混合物を、コールドトラップ（凝縮塔）を用いて-80℃に冷却して凝縮させることでF<sub>2</sub>ガスを分離する。凝縮されたUF<sub>6</sub>とPuF<sub>6</sub>は再度加熱し揮発する。揮発時の温度は、U、Puの昇華点よりも高く、かつPuF<sub>6</sub>の熱分解を避けるため80℃とした。

(f) 酸化物転換

UF<sub>6</sub>とPuF<sub>6</sub>に650℃以上で水素と水蒸気を反応させて、高温加水分解反応によりUO<sub>2</sub>顆粒あるいはMOX顆粒に転換する。

(g) MA回収

設計要求で求められているTRU回収性能の確保を目的として、揮発せずにFPとともにアルミナ流動層に残るAmとCmを回収する工程を付加する。MAおよびFPの付着した廃アルミナをLiF-NaF熔融塩に添加すると、FPのみ熔融塩中に溶解しMAはアルミナ表面に酸化物として残るので、アルミナを回収して硝酸でMAを溶解させる。

(ii) 物質収支

各工程に対して使用済燃料中の元素の移行率を設定し、再処理製品、および廃棄物の平均マスバランスを評価した。

(a) 元素挙動と移行率の設定

プロセスの性能評価及び機器設計に必要なマスバランスの評価を行うため、各工程から次工程への核種の移行挙動をa) 実験結果、b) 実験値が不足する場合は蒸気圧等の物性値比較、c) 設計要求に起因する制限値、などの情報をもとに設定した。また、化学特性や物性などから類似の挙動をされると思われる元素は、同一の移行率であるものと評価した。

脱被覆時における回収率は99.9%<sup>(5)</sup>であり、核種の0.1%がハルに付着して廃棄されるものとして、以降の工程について示す。

①Uは、U-Puフッ化工程でPu富化度16.4%（内側炉心燃料製造用処理の場合）のU-Pu混合フッ化物を得るため、Uフッ化工程で41.4%をフッ化し

- UO<sub>2</sub>製品とする。残りはU-Puフッ化工程でフッ化させ、MOX製品になる。
- ②Puは、U-Puフッ化工程でフッ化し、炉心燃料用のMOX製品とする。Uフッ化工程でフッ化揮発し、U精製工程のLiFトラップに捕捉されたものも<sup>(6)</sup>、脱離してMOX用の凝縮・揮発工程に合流させる。なお、Puは、フッ化塔内の濃度が下がるとフッ化速度が下がるため、約3%のPuを残した状態で次のバッチを繰り返す。外側炉心用処理の場合、毎バッチの装荷量23.9kg-Puに対して、ホールドアップ量は0.6kg-Puで、連続9バッチの処理を行なったときの、Puの平均回収率は99.7% ( $= (23.9 \times 9 - 0.6) / (23.9 \times 9)$ ) になる。NpはUフッ化工程とU-Puフッ化工程で50%づつ揮発し、Uフッ化工程で揮発したものを脱離し、MOX製造の系統に合流させることで全てMOX製品となる。
- ③Am、Cmは、フッ化工程では揮発しないためアルミナ媒体中に残り、MA回収工程で99%を回収する。
- ④U、Puと共に揮発するNb、Mo、Tc、RuのFPは、Uフッ化で90%が揮発し<sup>(1)</sup>、U精製工程の吸着剤に吸着される。これらのうちTcはNpの脱離時に随伴してMOX製品に混入し、それ以外は廃棄物となる。Uフッ化、U-Puフッ化で揮発しないFPはMA回収工程を経て廃棄物となる。

以上のことを表4.3.1-24に示す。

プロセス概念をもとに作成した簡略プロセスフローダイアグラム (PFD) を図4.3.1-30に、また平均マスバランス評価結果の概要を表4.3.1-25に示す。平均マスバランス評価は、内側炉心用と外側炉心用でプロセスは同じであるが、Pu富化度の違いにより、U-Puフッ化工程に移行する量が異なってくるため、内側炉心用と外側炉心用の2つの評価結果を示した。各元素の製品・環境放出・廃棄物への移行率を表4.3.1-26に示す。

(b) 回収率および除染係数

(i) U・TRU 回収率

U・TRUの回収率は下記のように評価された。

	U	Pu	Np	Am	Cm
回収率(%)	99.9	99.8	99.4	99.2	99.2

U・TRUの回収率はいずれも設計要求で目標とされた99%以上を達成している。

再処理プロセスから得られる製品は、

- ①内側炉心用ウラン製品、
- ②内側炉心用MOX製品、
- ③外側炉心用ウラン製品、
- ④外側炉心用MOX製品、
- ⑤Am、Cm製品

である。製品中の組成を表4.3.1-27に示す。フッ化物揮発法では、原理的にフッ化物が揮発性である一部のFP以外はUO<sub>2</sub>製品やMOX製品には混入しないため、

不純物の少ない製品が得られる。

(D) 除染係数評価

燃料中に混入するFPはNb、Mo、Tc、Ruであり、除染係数はそれぞれ約10、約9、約1、約5であった。また、全製品平均では19と評価された。

(iii) 機器・施設設計

(a) 設計の考え方

本設計は、4.1章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。

(イ) 安全設計一般

現状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、フッ素ガスの取り扱いに対する安全対策も考慮する。

(ロ) 耐震設計

再処理施設安全審査指針及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、耐震重要度分類を設定した。表4.3.1-28に主要機器・設備に関する分類を示す。

(ハ) 臨界設計

フッ化塔は質量管理も考慮した形状寸法管理、それ以外のプロセスにはMOXを想定した質量管理を適用した。

(ニ) 火災・爆発の防止に関する方針

不燃性または難燃性の材料の使用を原則とする。フッ化物揮発法は、水素、フッ素を使用し、これらによる爆発を避けるため、水素を取り扱う工程では酸素およびフッ素との混触を避ける設計とする。

(ホ) 閉じこめ機能（漏洩の防止などを含む）

放射性物質を内包する系統および機器は、内部流体の性状に応じて適切な強度・耐食性を持った材料を使用する。万一の漏洩に対しては多重閉じ込めを確保する。

(ヘ) 機器の運転・保守・補修

フッ化物揮発法は主工程が配管で接続されているため、保守・補修等の特殊な場合を除き通常運転時にはマテハンが不要である。保守方式は、基本的に東海再処理工場の保守方式を踏襲するものとし、保守設備としても同様の設備を備えることとした。

(ト) 外部電源喪失

外部電源が喪失した場合に各種機能の一時喪失が「運転時の異常な過渡変化」を越える事象に波及・拡大することを防止するため、安全上重要な設備については非常用電源から給電する設計とする。

(b) 主要機器

50tHM/yプラントにおける主要機器の概要を以下に示す。

## (イ) 使用済み燃料一時貯蔵設備

燃料集合体一時貯蔵設備は、約17日分の使用済み燃料を貯蔵でき、燃料収納ピッチは、臨界安全性および崩壊熱除去の冷却空気路等を加味して1mとした。

## (ロ) 集合体解体装置、燃料ピン剪断装置、脱被覆装置

前処理工程機器として集合体解体装置、燃料ピン剪断装置、脱被覆装置がある。

集合体解体装置では、燃料集合体のエントランスノズル部およびハンドリングヘッド部を、CO<sub>2</sub>ガスレーザーで輪切り切断し、ラッパ管から燃料ピンを押し出す。剪断装置では、剪断刃を用いて燃料ピン下端部を切断後、スパーワイヤを巻き取り、燃料ピンを含む部分を2.5cm/ピッチで剪断する。この際、後続工程の脱被覆を容易にするため、被覆管は回転刃を用いて縦方向にも線条切開される。剪断装置はANLのFCF (Fuel Cycle Facility) の剪断装置<sup>(7)</sup>を参考に設計した。剪断刃の寿命はFCFの仕様では7000回以上とされ、ピン本数と剪断ピッチから計算した剪断刃の寿命は、2.04集合体分(炉心燃料)および3.28集合体分(ブランケット燃料)となり、保守側に評価して2集合体分の処理毎に交換する。脱被覆装置は4段のロータリーキルンで構成され、順に酸化、還元、酸化、冷却を行う。処理は臨界管理上4バッチに分けて行い、酸化処理には80分、還元処理には30分を要し、ロータリーキルン間での燃料供給速度は、全て80kgHM/hrとする。脱被覆装置の概念図を図4.3.1-31に示す。

各機器の処理時間は、集合体解体が3hr/集合体、燃料ピン剪断装置が剪断刃の交換も含めて15.5hr/炉心集合体および10.8hr/径ブラ集合体、脱被覆装置がハル分離・計量に要する時間も含めて250kgHM/d以上となり、全て1基で処理できる。

## (ハ) フッ化塔、U精製用吸着塔

フッ化塔は、既往研究における実績が多く<sup>(2) (8) (9)</sup>、内部温度の均一性が良いことから流動床方式とする。材料は耐フッ素性の観点から、転換施設等で実績のあるNiを用い、流動床部の腐食速度を10mm/yとして、フッ化塔は1年ごとに交換する。フッ化塔は臨界制限値を超える量を取り扱うため、形状により未臨界を担保する必要があり、ANLで過去に行われた臨界設計<sup>(1)</sup>をもとに、10cm×50cmの断面の直方体とした。またこの形状のフッ化塔における、PuF<sub>4</sub>の凝固による臨界可能性を排除するため、流動層へのPu装荷量を50kg-Puに制限する。アルミナ流動層媒体の重量を1日の処理量と同じ250kgとすると、体積は98L(使用済み燃料24L+アルミナ74L)、流動層高さは約200cmとなる。フッ化塔の概念図を図4.3.1-31に示す。

吸着塔には、Uフッ化工程からのフッ化物ガスから不純物を除去するため、LiF、NaF、MgF<sub>2</sub>トラップを充填する。吸着塔は、それぞれのトラップ量を飽和吸着量に対して保守的に評価して求め、直径をANLの概念設計<sup>(1)</sup>に従うこ



とで設計した。

フッ化速度は球減少モデルにより記述され<sup>(10)</sup>、外側炉心燃料用処理の場合、Uフッ化に9.4時間、U-Puフッ化に約4.4時間の計13.8時間、内側炉心燃料用処理の場合、Uフッ化に5.8時間、U-Puフッ化に約5.1時間の計10.9時間である。吸着塔の処理に要する時間はフッ化処理に一致する。従って全て1系統で処理できる。

## (二) 凝縮・揮発装置

凝縮・揮発装置は、温度制御が可能なコールドトラップで、これはANLの概念設計<sup>(11)</sup>にも採用された技術である。凝縮・揮発装置ではPuF<sub>6</sub>が蓄積するが、密度の点から安全側になるよう、PuF<sub>6</sub>が蓄積するものとして臨界安全性を評価した結果、フッ化塔でのPu装荷制限値50kg-Pu以下を確保する限り、凝縮・揮発装置での臨界安全は担保される。凝縮・揮発装置の概念図を図4.3.1-31に示す。

処理に要する時間は、凝縮ではフッ化工程と同等、揮発では全行程において暫定値として10時間とした。従って全て1系統で処理できる。

## (ホ) 酸化物転換塔

酸化物転換塔は、ANLの概念設計<sup>(11)</sup>で採用された流動層型反応器と同一の設計とした。650℃以上で反応させるため、高温に耐えられるようインコネル製とする。酸化物転換塔の概念図を図4.3.1-31に示す。

必要な処理能力は、U用酸化物転換塔では154kgHM/d、U-Pu用酸化物転換塔では160kgHM/dである。処理能力は15kgHM/hrであり、分級に要する時間（酸化物転換の半分）と不良品率（10%）を見込んだ処理時間は、U酸化物転換およびU-Pu酸化物転換とともに約16時間以内となり、全て1系統で処理できる。

主要機器の処理能力を表4.3.1-29にまとめる。

50tHM/yプラントでは、原則的に各工程機器を1基づつとして、1系統につないで処理している。200tHM/yプラントでは、処理量に応じた設備が必要になるが、主要機器は、処理効率や臨界安全性、装置規模などの観点から、50tHM/yプラントと同じ機器を利用し、4系統でプロセスを構築する。表4.3.1-30に50tHM/yプラントと200tHM/yプラントの機器数を比較して示す。

機器は通常運転時にはマテハンが不要である。保守方式は、機械的な操作が主体となる工程設備に対しては遠隔保守方式とし、それ以外の工程設備に対しては直接保守方式を採用する。遠隔保守方式をとる作業・設備としては、フッ化塔のアルミナ交換や、各種吸着剤の交換、固体廃棄物処理工程のハル取り扱い箇所等が挙げられる。また、セル内で取り扱う機器は、基本的に遠隔操作によりアクセスが可能なものとし、適当な大きさのアセンブリ単位で取り外しできるものとする。

## (c) 施設設計

## (i) 計量管理

MBA (Material Balance Area) は、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。

- ・MBA-1；燃料集合体受入、解体、脱被覆
- ・MBA-2；燃料再処理、燃料製造
- ・MBA-3；新燃料貯蔵

KMP (Key Measurement Point) での計量は、化学測定、重量測定およびNDA (Non-Destructive Assay) の何れか、あるいはそれらの組み合わせによって行う。

図4.3.1-32にKMPを含めたMBA計画図を示す。

## (ii) セル配置の概要

50tHM/yプラントの処理プロセス毎にセルを設定することを原則とし、燃料集合体解体、脱被覆・フッ化、ウラン精製・凝縮・揮発、酸化物転換、MA回収の主プロセスセル、フッ素製造、ハル洗浄、ガラス固化、オフガス処理、ガラス固化体貯蔵、ハル貯蔵のセルから構成する。フッ化物揮発法では、通常運転時にはマテハンが不要であることから、各セルの周囲に操作エリアを設けず、それぞれのセルが隣接する設計となっている。

200tHM/yプラントでは、50tHM/yプラントと同じ主要機器を用いて4系列で処理するため、セル構成を50tHM/yプラントと同じにすると、一つのセルに納められる機器数が多くなり、マテハンや計量管理など様々な面で困難が生じる。これを避けるため、セル内機器配置は基本的に50tHM/yプラントを踏襲するが、機器数の増加に対応して、セルを複系列化することとした。解体剪断から酸化物転換に至る一連の再処理主工程のセル容積は、50tHM/yプラントの約1.4倍に増加する。

## (iii) 試薬供給・ユーティリティ

以下に、ユーティリティの項目と、その使用目的、使用量 (50tHM/yプラント) を示す。

- ①フッ素ガス：フッ素ガスは使用済み燃料のフッ化に用いられ、使用量は約80m<sup>3</sup>/dである。
- ②酸素ガス：酸素ガスは脱被覆時にU<sub>2</sub>O<sub>7</sub>をU<sub>3</sub>O<sub>8</sub>に酸化するために用いられ、使用量は約130m<sup>3</sup>/dである。
- ③水素ガス：水素ガスは脱被覆時に還元のために用いられ、使用量は約130m<sup>3</sup>/dである。水素ガスはまた、酸化物転換工程においてUF<sub>6</sub>とPuF<sub>6</sub>を高温加水分解反応によりUO<sub>2</sub>顆粒あるいはMOX顆粒に転換する際に用いられ、使用量は約330m<sup>3</sup>/dである。
- ④窒素ガス：窒素ガスはキャリアガスとして用いられ、使用量はそれぞれ脱被覆工程において約1,700m<sup>3</sup>/d、フッ化工程において約150m<sup>3</sup>/d、

酸化物転換工程において約3,000m<sup>3</sup>/dである。

- ⑤電気：各装置の運転に加え、制御設備、照明等も考慮した。
- ⑥水：水は、酸化物転換工程において、UF<sub>6</sub>とPuF<sub>6</sub>を高温加水分解反応によりUO<sub>2</sub>顆粒あるいはMOX顆粒に転換するために用いられ、使用量は約40m<sup>3</sup>/dである。
- ⑦フッ化物溶融塩：フッ化物溶融塩は、MA回収工程で廃アルミナからFPを溶解させるために用いられ、使用量は6,660kg/y (=300kg×22バッチ/y) である。

また、上記の他に、冷水、純水、圧空などのユーティリティも考慮した。

## (二) 施設概要

50tHM/yプラントの再処理施設について以下に述べる。フッ化物揮発法では、配管等へのPu沈着といった問題を極力避けるために、機器をつなぐ配管長を短くする必要があり、再処理に関連した機器やセルの集中配置が望ましい。また、再処理セルと燃料製造セルとで必要なフロア高さが異なることも考慮して、再処理建屋と燃料製造建屋を隣接した別建屋とすることとした。

再処理施設の鳥瞰図を図4.3.1-33に示す。再処理建屋は、地下1階、地上3階の4階層で、外法寸法で約幅67.5m-奥行98m-高さ34.5m、建屋容積は約19万m<sup>3</sup>となる。再処理主工程の各セルは、建屋の地下1階から地上2階の各階にまたがってマテハンを考慮しながら配置されている。地下1階には、脱被覆・フッ化セル、オフガス処理セル、ガラス固化セル、MA回収セル、廃棄物貯蔵庫がある。(図4.3.1-34参照) 地上1階には、U精製・U-Pu凝縮揮発セル、酸化物転換セル、トラックエリアなどがある。(図4.3.1-35参照) 地上2階には、解体剪断セル、電気室、制御室、HVAC給・排気室を配置した。(図4.3.1-36参照) 地上3階には、HVAC排気室を配置した。

使用済燃料貯蔵施設はボルト方式で、W53.5m×L67.5m×H26m(施設容積約9.3万m<sup>3</sup>)である。

200tHM/yプラントでは、取扱量の増大に伴い施設容積が大きくなり、再処理建屋は、外法寸法で幅75.5m-奥行132m-高さ43m、建屋容積約36万m<sup>3</sup>で、再処理建屋は約2倍になる。50tHM/yプラントと200tHM/yプラントについて、それぞれのセル容積、施設容積を比較して表4.3.1-30に示す。

## (iv) 廃棄物発生量

### (a) 環境放出量

H-3、C-14、Kr-85、およびI-129が、脱被覆時に全てオフガスとして放出され、脱被覆オフガス処理工程で処理される。これらの核種のうちH-3、C-14およびI-129は、使用済み燃料中の量が六ヶ所再処理工場の基準値を上回っているため、脱被覆オフガス処理工程において、触媒酸化・吸着によりH-3を、またヨウ素吸着剤を用いてI-129を捕集する。除染係数はそれぞれ10<sup>2</sup>と10<sup>3</sup>であり、環境放出の基準値を満たすことができる。

## (b) 処理プロセスと廃棄物

廃棄物の発生フローを図4.3.1-37に示す。

## (i) 高レベル廃棄物

高レベル廃棄物に相当するプロセス廃棄物としては、MA回収工程から発生するFP元素を含むフッ化物溶融塩、フッ化塔等の流動床からの廃アルミナ流動媒体、U精製系やオフガス処理系からの各種廃吸着剤計17.8tが1年間に発生する。これらは、一括してホウケイ酸ガラス固化体（150 L規模、発熱量2.1kW/本）にする。この際、ガラス溶融に先立って、ホウケイ酸ガラス自体の性能を維持するため、フッ素をできるだけ除去する必要があり、フッ化物は $B_2O_3$ を用いて酸化物に転換する。廃棄物にアルミナが含まれるが、低融点のガラスを適用するため、溶融せずにガラス中に分散させたフィラーガラスとする。年間の発生本数は68本である。

## (ii) TRU 廃棄物

放射能レベルが高い廃棄物は、一括してガラス固化されて高レベル廃棄物となり、TRU廃棄物に分類されるプロセス廃棄物は発生しない。酸化物電解法や、金属電解法のルツボに相当するものとして、使用済み燃料をフッ化するフッ化塔の流動床内張が毎年 $0.1m^3$ 発生する。

この他に集合体部材が毎年57.5t、ハルが毎年28.2t発生し、キャニスタ保管される。

毎年定期的に発生する廃棄物量を表4.3.1-31に示す。

## (v) LLFP 回収法の検討

## (a) Cs

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、熱脱被覆後のフッ化工程で不揮発性のCsFとなり、Csは廃アルミナ媒体に同伴し、ガラス固化体に添加される。

Csの金属や酸化物の蒸気圧が高いという特性を利用して、Csの分離回収のためには、熱脱被覆工程に熱処理サイクル（1250℃）を追加することが考えられる。これにより、Csの94%<sup>(12)</sup>が揮発して、オフガスへと移行する。オフガス処理系の入口に凝縮工程を設けて300℃に冷却することにより、オフガス中のCsを同時にオフガス中に移行したRu（揮発率50%と仮定）とともに100%回収する。この場合、熱処理サイクルのための新たな装置とCs用凝縮器の追加が必要となる。

## (b) I

熱脱被覆においてIは揮発し、銀吸着剤により100%が回収される。その後、吸着剤からのAgIの揮発回収<sup>(13)</sup>を行い、AgIガラス固化により処理される。Iの回収については、LLFP回収を前提条件としていないプロセスで既に実施されているため、新たな設備付加の必要はない。

## (c) Tc

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、90%がUフッ化工程で9.1%がU、Puフッ化工程で $TcF_6$ となり揮発する。Uフッ化工程で揮発したもののうち99%は $MgF_2$ に吸着されるが、残りの $TcF_6$ は再処理製品へと移行する。

$MgF_2$ に吸着されているTcを回収することにより、Tcの回収率を99%以上とすることが考えられる。クリーンアップ工程で使用される $F_2$ を $MgF_2$ トラップに通すことによりTcの回収を行うため、新たな設備付加はない。 $MgF_2$ トラップからの回収率は、99.8%<sup>(4)</sup>である。

## (d) Sr

LLFP回収を前提条件としていないプロセスでは、熱脱被覆後のフッ化工程で不揮発性の $SrF_2$ となり、廃アルミナ媒体に同伴し、ガラス固化体に添加される。

Srの分離回収に関しては、熱脱被覆工程の最後に熱処理サイクル(1800℃)を追加することにより、揮発させて回収する方法が考えられる。この熱処理サイクルでは、Csの99%<sup>(14)</sup>、Srの90%<sup>(14)</sup>が揮発して、オフガスへと移行する。オフガス処理系の入口に凝縮工程を設けて300℃に冷却することにより、オフガス中のCs、Sr、Ru(揮発率 90%<sup>(14)</sup>)の100%を回収する。熱処理サイクルのための新たな装置とCs、Sr用凝縮器の追加が必要となる。

## (vi) 経済性評価

設計検討結果から、4.1.2項に基づいて建設費および年間運転経費を算出し、それをもとに再処理単価を算出した。

## (a) 結果

## (i) 建設費

設備費および建屋費を以下に示す。設備費については概略設計レベルであることを考慮して幅をもって評価した。また、内訳を比率で表したものを図4.3.1-38に示す。

設備名	50tHM/y	200tHM/y
使用済燃料貯蔵設備	147~184	277~327
受入・前処理設備	73~102	219~276
主工程設備	92~128	362~457
廃棄物処理・貯蔵設備	150~208	329~415
分析設備	17~ 24	44~ 55
保守・補修設備	11~ 15	33~ 41
計装制御設備	27~ 37	68~ 86
ユーティリティ設備	6~ 8	14~ 18
建屋(電気・換気設備を含む)	308	546
合計	830~1014	1891~2220

単位：億円

以上の結果から、建設費は50tHM/yプラントでは830～1014億円、200tHM/yプラントでは1891～2220億円であった。

50tHM/yプラントの主工程設備は、設備費の約1/5と小さい。これは主工程機器が他の再処理法と比較して少ないためである。しかし、200tHM/yプラントの主工程設備は、設備費の約1/3を占める。これは機器の性能上、機器数が50tHM/yプラントのほぼ4倍となるためである。

(ロ) 年間運転経費

① 人件費

要員数の内訳を表4.3.1-32に示す。主工程のうち、主分離工程は配管系で構成されており、バルブ操作、ポンプのオンオフ操作が中心なる設備であり、各設備24名（1班4名×5班＋日勤4名）とした。その他の主工程（TRU分離、酸化転換）工程はクレーン・マニプレータ等の定常運転操作を必要とする設備であり、各設備36名（1班6名×5班＋日勤6名）とした。また、50tHM/yプラントでは、分析回数の減少による、分析要員の低減を考慮した。その結果、50tHM/yプラントで309人、200tHM/yプラントで344人となった。

これに対応する人件費は、50tHM/yプラントで27.6億円/y、200tHM/yプラントで30.8億円/yである。

② その他の運転経費

人件費以外の運転経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
機器交換費	25.0億円/y	65.9億円/y
定期検査費	8.0億円/y	24.0億円/y
消耗品費等	3.1億円/y	12.5億円/y
ユーティリティ費	0.1億円/y	0.5億円/y

③ 事業税、一般管理経費

事業税、一般管理経費は下記の通りである。

	50tHM/y	200tHM/y
事業税	2.0億円/y	4.2億円/y
一般管理費	9.6億円/y	20.1億円/y

④ 年間運転経費

以上の結果から、年間運転経費は50tHM/yプラントで75億円/y、200tHM/yプラントで158億円/yとなった。

(ハ) 再処理単価

上記で算出した建設費および年間運転経費から、資本費、操業費を計算し再処理費の算出を行った。結果は、50tHM/yプラントで24.3～28.4万円/kgHM、

200tHM/yプラントで13.2～15.1万円/kgHMとなった。再処理単価の目標値は27万円/kgHMであり、200tHM/yプラントでは目標達成が可能であることが示された。50tHM/yプラントについても、目標達成の可能性があることがわかった。

(b) コストダウンの方策

再処理施設のコストダウンの方策を検討するために、50tHM/yプラントで建設費に対する各設備費の占める割合を図4.3.1-39(a)に、年間運転経費に対する各費目の占める割合を図4.3.1-39(b)に示す。

建設費に対して占める割合の大きい設備は建屋躯体・電気・換気設備であり、ついで主工程設備、廃棄物処理・貯蔵設備が同程度となっている。また、年間運転経費に対して占める割合の大きい費目は人件費、機器交換費となっている。従って、これらの費用の削減を図ることが、さらなる経済性向上のために重要である。

主工程設備に関しては、フッ化物揮発法は主要機器が1基で対応しているので、機器数の削減による経済性向上は期待できない。しかし、オフガス処理セルの合理化による建屋容積低減、機器寿命の延伸による交換頻度の低減、操業シミュレーションによる人員数の最適化により、経済性向上を図ることは可能であると考えられる。

(vii) 経済性以外の観点からの評価

(a) 安全性

フッ化物揮発法再処理施設の機器・施設設計も、酸化物電解法および金属電解法と同様に、現行の湿式法を想定した再処理施設安全審査指針及びそれに準拠した六ヶ所再処理工場の考え方をベースに行われた。ただし、(iii)機器・施設設計で述べたように、ガス状のPu ( $\text{PuF}_6$ ) の取扱いに関する安全性の検討や、酸化物電解法等と同様、閉じ込め機能確保のためのセル内負圧維持方策の検討や、異常状態まで考慮した臨界安全設計と臨界安全評価など、今後の設計・検討課題が残されている。

今後、上述の点を含めて、以下に示す課題について設計検討等を行い、安全性が確保できることを示していく必要がある。

- ①フッ化物揮発法プロセスの特徴を考慮した再処理施設安全審査指針案の検討、
- ②フッ化物揮発法施設の設計基準事象の選定（起因事象と事象進展シナリオの作成を含む）と安全評価基準案の検討、
- ③事象の発生・拡大防止と影響緩和とを考慮した、機器・施設の詳細設計と安全解析、安全評価

(b) 資源有効利用性

(i) 資源有効利用性

フッ化物揮発法でのUとTRUの回収率については、下記のとおり評価されており、UとTRUの回収率99%以上という設計要求を満足している。ただし、ガス

状のPuF<sub>6</sub>がPuF<sub>4</sub>になって、配管等に付着し、それがロス分となる可能性が考えられるので、99%以上という高回収率の確保の観点から、配管等に付着したPuF<sub>4</sub>の回収方法を検討し、確立しておく必要がある。

	U	TRU				全TRU
		Pu	Np	Am	Cm	
回収率	99.9%	99.8%	99.4%	99.2%	99.2%	99.8%

#### (b) 冷却期間短縮の可能性

フッ化物揮発法システムにおいても、冷却期間を短縮すると、先進湿式リファレンスシステムで述べたとおり、a) 集合体搬送時と貯蔵時の崩壊熱除去への影響、b) 環境放出放射能への影響、c) 遮へいへの影響がある。

また、フッ化物揮発法システムでは、湿式法の溶媒劣化に相当するものとして、フッ化工程への影響がある。

以下に、使用済燃料の冷却期間を4年から2年、1年と短くしたときの、フッ化工程への影響について述べる。なお、最大発熱集合体の崩壊熱は、湿式法のところで述べたとおり、1年冷却で6.62kW、2年冷却で3.90kW、4年冷却で2.30kWである。

発熱量の増大に伴い、フッ化工程では、フッ化の連続処理バッチ数を4年冷却時の9バッチから低減する必要が生じ、アルミナ流動媒体の年間使用量が発熱量にほぼ比例して増加する。また、フッ化の連続処理バッチ数の低減に伴って、MA回収の回数が増加し、その結果、MA回収で使用される溶融塩の使用量が発熱量にほぼ比例して増加する。ガラス固化処理する廃アルミナ流動媒体と廃溶融塩の量の増加により、ガラス固化体本数が増加する。なお、FPの発熱量も大きくなっており、この点からもガラス固化体本数の増加が考えられるが、廃アルミナ流動媒体と廃溶融塩を数年間一時貯蔵してからガラス固化すれば、その影響は無くすることができる。

#### (c) 環境負荷低減性

##### (i) 環境放出量

フッ化物揮発法サイクル施設からの環境放出放射能は、(iv) 廃棄物発生量と処理法評価で述べたとおり、従来の再処理プラントと同等である。

今後の課題として、先進湿式リファレンスシステムで述べた課題（Cm取扱量の増大に伴う短半減期の揮発性核種の増加の影響の検討）がある。

##### (ii) 廃棄物発生量

フッ化物揮発法から発生する高レベル廃棄物発生量は、前述の表4.3.1-31に示したとおり、50tHM/yプラントで、年間に、ホウケイ酸ガラス（フィルターガラス）固化体が68本発生する。これは、高レベル廃棄物発生量の最も少ない金属電解法（塩浴塩素化）や、発熱量制限値2.3kW/本でFPをガラス固化し



た場合の約62本とほぼ同じである。

今後の課題として、均質な固化体でないホウケイ酸ガラス（フィラーガラス）固化体の地層処分時の安全性評価があげられる。

(ハ) MA および FP の回収性

MAの回収に関しては、MA回収工程の追加により、99%以上の回収が可能である。

LLFP (I, Tc, Cs, Sr) の回収方法は、(v)LLFP回収法の検討で述べたとおりであり、I, Tc, Csの分離・回収は可能と考えられるが、Srは1800℃以上の高温が必要ということであり、分離・回収は難しい。I, Tc, Csの分離・回収についても、実験による原理確認と各元素の回収率や純度についての定量的な検討が、今後の課題である。

(ニ) 軽水炉からの MA を添加した FBR 燃料の再処理

フッ化物揮発法システムにおいても、先進湿式リファレンスシステムで述べたのと同様に、崩壊熱除去への影響がある。この他に、フッ化物揮発法システムでは、フッ化工程への影響と、金属電解法と同様、熱脱被覆に対する影響がある。

フッ化工程への影響については、発熱量の増加によって、フッ化の連続処理バッチ数を低減する必要が生じ、年間のアルミナ流動媒体の使用量も増加する。更に、フッ化の連続処理バッチ数の低減に伴って、MA回収の年間処理回数が増加し、その結果、熔融塩の使用量が増加する。そして、ガラス固化処理する廃アルミナ流動媒体と廃熔融塩の量の増加により、ガラス固化体本数が増加する。

(d) 核拡散抵抗性

フッ化物揮発法では、PuをUと一緒にMOXとして回収するように施設設計が行われるので、工程内に純粋なPuが単独に存在することはない。また、Pu製品は低除染であるため、近接は容易でない。

計量管理は、湿式再処理と同様に、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、a) 酸化物電解法や金属電解法と共通の課題である脱被覆後の粉末の試料サンプル法などの入量計量手法の開発に加えて、b) フッ化物揮発法に特有のものとして、配管等へのPuF<sub>4</sub>の付着による在庫差（MUF）の増大に対する対応策の検討などがある。

(e) 運転・保守・補修性

フッ化物揮発法では通常運転時のマテハンは不要であるため、熔融塩を用いた乾式再処理法と比較して、マテハン上のトラブルはないものと考えられる。

保守・補修性については、高線量場で使用される機器は、流動媒体による減肉やフッ素ガスによる腐食が想定されるフッ化塔などを除いて、プラント寿命期間中に保守が不要となるように設計されている。また、保守・補修が必要な機器は遠隔保守・補修ができるようにされているうえに、遠隔保守・補修が困

難な場合を考慮して保守セルを隣接設置した設計となっている。ただし、保守セルの床面積が、主工程のセルの床面積と同程度と大きいので、今後、機器・設備の具体化、詳細化に併せて、保守・補修の必要性や頻度を明確にし、保守エリアを合理化していくことが望まれる。

(viii) 開発課題

今回の設計研究の結果に基づき、フッ化物揮発法の開発課題をプロセスの工程、ならびにシステム全般にかかわるものを表4.3.1-33および表4.3.1-34に示す。表中にはあわせて、設計の根拠となった現状の開発状況を示した。

表4.3.1-33に示した工程毎の要素技術に関する開発課題については、その解決の優先度を二段階で示した。ここで、優先度Aとは、フッ化物揮発法システムの成立性を見極める上で、確認が必須と考えられるもの、即ち、枢要技術であり、今後、フェーズIIで確認が必要と考えられるものである。優先度Aとなるのは、システム全体でのU/TRU回収率に影響を与える熱脱被覆での回収率確保策、過去にロシア等で試験が行われているが、データ量として不十分と考えられるU、Puフッ化時におけるPuF<sub>6</sub>の安定性確保策の再確認、およびMA回収法の確認である。フッ化物揮発法ではU系に係わるものについては、実規模もしくは商用施設としてのU転換やU濃縮等での実績により解決が図られており、優先度Aとなるものは実規模での経験が無いPu系でのものに限られる。また、優先度Bは、引き続きデータの充実、着実な開発・試験が必要であると考えられるものである。

表4.3.1-34中のシステム技術では、システム設計の立場から必要と考えられる開発課題を示した。これまで多くの経験がある低線量場でのU転換等とは異なる高線量場での粉末取扱技術、および従来の湿式プロセスと大幅に異なる粉末での入量計量の問題を含む計量管理法の確立などが解決を図って行くべき重要な課題であると考えられる。また、フッ化処理において、流動床方式のフッ化塔にかわり、フッ化処理速度を大幅に向上できると考えられるフレーム炉方式を採用することも経済性向上等の観点から有効であると考えられる。

[参考文献]

- (1) N.M.Levitz, et al. : "A Conceptual Design Study of a Fluoride-Volatility Plant for Reprocessing LMFBR Fuel"、ANL-7583、(1969)
- (2) A.A.Jonke, et al. : "Volatility and Fluidization Process"、ANL-7175、(1966)
- (3) M.J.Stephenson, et al. : "Removal of Impurities from Uranium Hexafluoride by Selective Sorption Techniques"、K-1713、(1967)
- (4) W.R.Golliher, et al. : "Separation of Technetium-99 from Uranium Hexafluoride"、TID-18290、(1960)
- (5) J.G.Asquith, L.F.Grantham : "A Low Decontamination Approach to a Proliferation-Resistant Fuel Cycle"、Nucl. Tech. 41、p.137、(1978)
- (6) D.E.Ferguson, et al. : "Fluoride-Volatility Processing"、ORNL-4145、(1967)
- (7) K.M.Goff, et al. : "Proc. Embedded Topical Meeting on DOE Spent Nuclear Fuel & Fissile Material Management"、Nevada、p.137~143、(1996)
- (8) L.F.Grantham, et al. : "AIROX Dry Pyrochemical Processing of Oxide Fuels A Proliferation-Resistant Reprocessing Method"、ACS Symp.、Ser.117、p.220、(1980)
- (9) R.C.Vogel, et al. : "Chemical Engineering Division Semiannual Report"、January-June 1964、ANL-6900、(1964)
- (10) 辻野毅他 : "乾式再処理における F<sub>2</sub>二段階フッ素化法の開発"、JAERI-M6393、(1976)
- (11) Irving E.Knudsen, et al. : "Engineering Development of Fluid-Bed Fluoride Volatility Processes / part6 Preparation of Dense Uranium Dioxide Particles from Uranium Hexafluoride in a Fluidized Bed"、ANL-6902、(1964)
- (12) G.E.Brand, E.W.Murbach : "Pyrochemical Reprocessing of UO<sub>2</sub> by AIROX Summary Report"、NAA-SR-11389、(1965)
- (13) H.Fujiwara, et al. : "Mat. Res. Soc. Symp. Proc."、vol.556、p.375、(1999)
- (14) T.R.Thomas : "AIROX Nuclear Fuel Recycling and Waste Management"、Proc. Global '93、vol.2、p.722、(1993)

表4.3.1-24 フッ化物揮発法の元素挙動

(内側炉心用処理)

	Uフッ化工程		根拠	U精製工程*		U凝縮・揮発工程		U-Puフッ化工程			MA回収工程	
	移行率(%)			吸着率(%)	根拠	オフガス処 理への移行 率(%)	根拠	移行率(%)		根拠	MA回収物へ の移行率(%)	根拠
	U精製工程 へ	U-Puフッ 化へ						凝縮工程 へ	MA回収へ			
U	41.4	58.6	[1]	0	[4] [5]	0.0	[1]	100	0	[1]	99.3	[7]
Pu	0.6	99.4	[1]	97.5	[2] [4]	100	[1]	100	0	[1]	99.3	[7]
Np	50.0	50.0	[1]	100	[4]	100	[1]	99.0	1.0	[1]	99.3	[7]
Am, Cm	0	100	[3]	-	-	-	-	0	100	[3]	99.3	[7]
Nb, Mo, Tc, Ru	90.0	10.0	[1]	99.4	[4]	5.5	[1]	100	0	[1]	-	-
その他のFP	0	100	[3]	-	-	-	-	0	100	[3]	1.0	[8]

\*U精製工程で吸着されたPuとNpは脱離してU-Pu凝縮・揮発工程に合流する。

移行率の根拠

[1] ANL7583、あるいはこれに基づく評価

[2] J. phys. Chem., 65, p398 (1961)

[3] フッ化物蒸気圧に基づく設定

[4] ORNL-4145

[5] Inorg. chem., 5, p. 666 (1966)

[6] ANL6902

[7] Radiokhimiya, 18, p109 (1976) を元に評  
価

[8] V. V Ignativ, et.al., Proc. Global'99

表 4.3.1-25 フッ化物揮発法の物質収支結果 (平均マスバランス) (1/2)

内側炉心燃料用

(単位: kg/日)

	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨
	受入燃料	脱被覆燃料	ハル廃棄物	Uフッ化	アルミナ流動床	LiF脱離	PuF <sub>6</sub> 脱離	NaF吸着	MgF <sub>2</sub> 吸着
U	207.49	207.28	0.21	85.82	121.47	85.82	0.00	85.78	85.74
Np	0.10	0.10	0.00	0.05	0.05	0.05	0.00	0.05	0.00
Pu	23.85	23.83	0.02	0.14	23.69	0.01	0.12	0.01	0.00
Am	0.74	0.74	0.00	0.00	0.74	0.00	0.00	0.00	0.00
Cm	0.24	0.24	0.00	0.00	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00
HM合計	232.42	232.19	0.23	86.00	146.19	85.88	0.12	85.83	85.74
Nb, Mo, Tc, Ru	3.43	3.42	0.00	3.10	0.32	2.97	0.13	1.80	0.15
その他のFP	14.03	11.46	0.01	0.33	11.13	0.33	0.00	0.32	0.31
FP合計	17.45	14.88	0.01	3.43	11.45	3.30	0.13	2.12	0.46

	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱
	Np, Tc脱離	U・Puフッ化	アルミナ廃棄物	FP分離	FP抽出後溶融塩	廃アルミナ	U製品	MOX製品	Am, Cm製品
U	0.03	121.35	0.12	0.00	0.00	0.00	85.73	121.37	0.12
Np	0.05	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00
Pu	0.12	23.63	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	23.75	0.07
Am	0.00	0.00	0.74	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.74
Cm	0.00	0.00	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.23
HM合計	0.20	145.03	1.17	0.01	0.01	0.00	85.73	145.22	1.16
Nb, Mo, Tc, Ru	0.47	0.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.07	0.79	0.00
その他のFP	0.01	0.02	11.11	0.11	11.00	0.00	0.00	0.00	0.11
FP合計	0.48	0.34	11.11	0.11	11.00	0.00	0.07	0.79	0.11

表 4.3.1-25 フッ化物揮発法の物質収支結果 (平均マスバランス) (2/2)

外側炉心燃料用

(単位: kg/日)

	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨
	受入燃料	脱被覆燃料	ハル廃棄物	Uフッ化	アルミナ流動床	LiF脱離	PuF <sub>6</sub> 脱離	NaF吸着	MgF <sub>2</sub> 吸着
U	207.49	207.28	0.21	138.05	69.23	138.05	0.00	138.01	137.98
Np	0.10	0.10	0.00	0.05	0.05	0.05	0.00	0.05	0.00
Pu	23.85	23.83	0.02	0.22	23.61	0.02	0.20	0.01	0.01
Am	0.74	0.74	0.00	0.00	0.74	0.00	0.00	0.00	0.00
Cm	0.24	0.24	0.00	0.00	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00
HM合計	232.42	232.19	0.23	138.32	93.87	138.12	0.20	138.07	137.98
Nb, Mo, Tc, Ru	3.43	3.42	0.00	3.11	0.31	2.98	0.13	1.81	0.15
その他のFP	14.03	11.46	0.01	0.34	11.12	0.34	0.00	0.33	0.32
FP合計	17.45	14.88	0.01	3.45	11.43	3.32	0.13	2.14	0.47

	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱
	Np, Tc脱離	U・Puフッ化	アルミナ廃棄物	FP分離	FP抽出後溶融塩	廃アルミナ	U製品	MOX製品	Am, Cm製品
U	0.03	69.16	0.07	0.00	0.00	0.00	137.96	69.13	0.07
Np	0.05	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00
Pu	0.20	23.52	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	23.72	0.07
Am	0.00	0.00	0.74	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.74
Cm	0.00	0.00	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.23
HM合計	0.29	92.74	1.14	0.01	0.01	0.00	137.96	92.95	1.11
Nb, Mo, Tc, Ru	0.47	0.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.78	0.00
その他のFP	0.01	0.01	11.11	0.11	11.00	0.00	0.00	0.00	0.11
FP合計	0.48	0.32	11.11	0.11	11.00	0.00	0.02	0.78	0.11

表 4.3.1-26 フッ化物揮発法の各元素の製品・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		その他	
	ウラン製品 移行率	TRU製品 移行率	大気放出側 移行率	海洋放出側 移行率	ガラス固化 体移行率	深地中並廃 棄物移行率		
	H	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	9.90E-01
	C	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
ALM	Rb	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Cs	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
ALE	Sr	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Ba	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
RE	Y	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	La	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Ce	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Pr	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Nd	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Pm	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Sm	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Eu	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Gd	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Tb	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Dy	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Ho	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Er	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	NM	Zr	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03
Mo		2.99E-02	7.84E-02	6.23E-09	1.00E-09	8.29E-01	1.02E-04	6.23E-02
Tc		0.00E+00	9.88E-01	9.14E-12	1.00E-09	8.99E-03	1.01E-04	1.43E-04
Ru		8.09E-04	1.91E-01	1.01E-14	1.00E-09	8.08E-01	1.00E-04	1.01E-05
Rh		0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
Pd		0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
Ag		0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
CC	Cd	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	In	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Ge	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Sn	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	As	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Sb	0.00E+00	0.00E+00	2.78E-11	1.00E-09	1.00E+00	1.11E-04	2.83E-04
HG	Se	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	Te	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-11	1.00E-09	1.00E+00	1.11E-04	1.00E-04
NG	Br	0.00E+00	9.98E-03	9.99E-10	1.00E-09	9.89E-01	1.00E-03	9.99E-07
	I	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	1.00E-09	0.00E+00	9.99E-01	0.00E+00
AC	Kr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
	Xe	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
	U	5.33E-01	4.67E-01	5.85E-11	1.00E-09	2.00E-04	1.00E-04	8.67E-05
	Np	0.00E+00	9.96E-01	3.66E-11	1.00E-09	2.20E-04	2.05E-04	2.39E-03
	Pu	0.00E+00	9.98E-01	2.76E-10	1.00E-09	5.76E-04	2.95E-04	5.35E-05
AC	Am	0.00E+00	9.92E-01	9.93E-08	1.00E-09	7.09E-03	1.00E-03	9.93E-05
	Cm	0.00E+00	9.92E-01	9.93E-08	1.00E-09	7.09E-03	1.00E-03	9.93E-05

表4.3.1-27 フッ化物揮発法による製品の組成

製品	U(wt%)	Pu(wt%)	MA(wt%)			FP (wt%)	主な混入FP
			Np	Am	Cm		
内側炉心用 UO <sub>2</sub> 製品	100	0.00	0.00	0.00	0.00	0.08	Nb, Mo, Ru
内側炉心用 MOX製品	83.1	16.3	0.07	0.00	0.00	0.54	Nb, Mo, Tc, Ru
内側炉心用 Am, Cm製品	9.4	5.5	0.06	58.1	18.5	8.73	希土類元素
外側炉心用 UO <sub>2</sub> 製品	100	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	Nb, Mo, Ru
外側炉心用 MOX製品	73.8	25.3	0.11	0.00	0.00	0.84	Nb, Mo, Tc, Ru
外側炉心用 Am, Cm製品	5.7	5.7	0.08	60.6	19.3	9.10	希土類元素

表 4.3.1-28 フッ化物揮発法における耐震重要度分類

設備名	Aクラス	Bクラス	Cクラス
キャスク受入	○		
燃料貯蔵	○		
解体		○	
脱被覆	○		
フッ化～酸化転換	○		
オフガス	○		
セル換気	○		
ガラス固化	○		
TRU 廃棄物処理		○	



表 4.3.1-29 フッ化物揮発法の主要機器

機器	処理能力			50tHM/年プラントの基数	運転条件
	処理制限値 取扱単位 (/バッチ)	能力	設定根拠		
集合体解体装置	— 1 集合体	8 集合体/日	解体 2hr/体、マテハン 1hr	1	大気中 常温
剪断装置	— 燃料ピン 8 本	1.5 集合体/日 (炉心) 2.2 集合体/日 (径 ブラ)	装荷 0.05hr、スパーサワイヤ巻き取り 0.02hr、剪断 0.3hr (以上 FCF の実績値を 参考)、剪断歯の交換や装置点検 3hr (作 業は 2 日に 1 回)	1	大気中 常温
脱被覆装置	約 63kgHM	1.4 集合体/日以上	各ロータリーキルンでの滞留時間は、そ れぞれ 1.3hr、0.5hr、1.3hr、1.3hr、燃 料供給速度は、全て 80kgHM/hr。	1	酸化；大気中、 380℃ 還元；H <sub>2</sub> 、600℃
フッ化塔	臨界は質量管理を考 慮した形状管理	1.4 集合体/日以上	フッ化速度 14.7kgU/hr (U フッ化工程)	1	F <sub>2</sub> +N <sub>2</sub> 500℃ (U-Pu フッ 化)
U 精製装置	—	フッ化塔に一致	フッ化塔に一致	LiF, NaF, MgF <sub>2</sub> 吸着塔各 1	N <sub>2</sub> LiF ; 550℃ NaF ; 400℃ MgF <sub>2</sub> ; 120℃
凝縮・揮発装置	フッ化塔での処理量 で制限		凝縮時間はフッ化工程に一致。揮発時間 は、全行程において暫定値として 10hr。	1 (UO <sub>2</sub> 用) 1 (MOX 用)	N <sub>2</sub> -80~80℃
酸化物転換塔		15kgHM/hr (ANL 概念設計)	U 酸化物転換は、外側炉心燃料製造時で 154kg (=138.2kg/0.9) を処理。U、Pu 酸化 物転換は、内側炉心燃料製造時で 160kg (=145.5kg/0.9) を処理。分級には酸 化物転換の半分の時間がかかると仮定。	1 (UO <sub>2</sub> 用) 1 (MOX 用)	H <sub>2</sub> 、H <sub>2</sub> O 650℃

表 4.3.1-30 フッ化物揮発法における 50tHM/y プラントと 200tHM/y プラントの比較

		50tHM/y プラント	200tHM/y プラント	
			設定	根拠
主要機器数	集合体解体装置	1基	4基	主工程の主要機器は全て 50tHM/y プラントで設計されたものを用い、4系列化する。
	脱被覆装置	1基	4基	
	フッ化塔	1基	4基	
	吸着塔 (LiF, NaF, MgF <sub>2</sub> )	各1基	各4基	
	U凝縮・揮発装置	1基	4基	
	U, Pu凝縮・揮発装置	1基	4基	
	ガスブレンダ	1基	4基	
	U酸化物転換装置	1基	4基	
	U, Pu酸化物転換装置	1基	4基	
セル容積	解体剪断セル	2,048m <sup>3</sup>	4,128m <sup>3</sup>	セル内の機器配置は基本的に 50tHM/y プラントを踏襲し、複系列化（解体セルとフッ化セルは2系列、U精製セルは4系列）した。
	脱被覆・フッ化セル	1,500m <sup>3</sup>	3,000m <sup>3</sup>	
	U精製・凝縮・揮発セル	975m <sup>3</sup>	4,576m <sup>3</sup>	
	酸化物転換セル	650m <sup>3</sup>	2,600m <sup>3</sup>	
	MA回収セル*	650m <sup>3</sup>	1,950m <sup>3</sup>	
施設容積	再処理建家	約19万m <sup>3</sup>	約36万m <sup>3</sup>	
	使用済み燃料貯蔵建家	約10.3万m <sup>3</sup>	約17.0万m <sup>3</sup>	

表4.3.1-31 フッ化物揮発法の廃棄物発生量

廃棄物分類		1年あたりの発生量		
処分区分	廃棄物名称	生廃棄物	廃棄体容量	廃棄体本数
高レベル廃棄物	廃溶融塩、廃アルミナ、廃吸着剤（これらは一括ガラス固化される）	17.8t	10m <sup>3</sup>	68本

注) 高レベル廃棄物ガラス固化体は150Lキャニスタに収納。

表 4.3.1-32 フッ化物揮発法再処理施設の要員数内訳

単位：人

	50tHM/y		200tHM/y		備考
	日勤	交替	日勤	交替	
受入貯蔵	6	20	6	30	マテハン移送系
機械前処理	6	30	6	30	マテハン移送系
化学前処理					不要工程
主分離	4	20	4	20	配管移送系
電解					不要工程
陰極処理					不要工程
T R U回収	6	30	6	30	マテハン移送系
酸化物転換	6	30	6	30	マテハン移送系
廃液処理					廃棄物処理に含む
廃棄物処理	20	30	20	30	
分析	10	25	10	50	
放射線管理	6	30	6	30	
技術/保守	30		30		
合計	309		344		

表 4.3.1-33 フッ化物揮発法(酸化物燃料)の開発課題-工程技術

工程技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度(*)
熱脱被覆 (AIROX 法)	・照射済 UO <sub>2</sub> 燃料による工学規模試験	・照射済 MOX 燃料での核物質回収率確認 ・ Pu 富化度依存性 ・ 揮発性、半揮発性核種の詳細挙動把握	A
		・粉末での入量計量法の開発	B
U、Pu フッ化	・ コールド Pu による小規模試験 ・ 使用済燃料によるパイロット小規模試験 ・ 米 ANL の 300t/yr プラント概念設計結果	・ Pu 回収率向上と PuF <sub>6</sub> 分解回避条件の再確認 (高温、余剰フッ素存在下でのフッ化、PuF <sub>6</sub> ガスの冷却)	A
Pu(U混合物)凝縮・揮発	・ Pu 系での実験室規模試験	・ Pu 試験での再確認	B
酸化物転換	・ U系は再転換、燃料製造施設での実績 ・ Pu 系はホット小規模試験	・ 混合フッ化物からの MOX 顆粒の最適生成条件把握	B
MA回収	・ 関連基礎実験結果からの評価	・ MA 試験での成立性確認	A
廃アルミナ・廃吸着剤固化 (ホウケイ酸ガラス固化)	・ コールド条件での実験室規模試験	・ 固化技術の確立 ・ 処分対応性(浸出率評価等)の検討	B

\*) A: 枢要技術かつシステムの成立性に係わるものでフェーズIIの間に確認が必要なもの

B: データの充実等、着実な開発、試験継続が必要なもの

表 4.3.1-34 フッ化物揮発法(酸化燃料)の開発課題-システム技術

システム技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題
粉体取扱	・連続処理に伴う粉体移送・取扱はU転換施設等での実績	・高線量場(多量FP共存下)でのエンジニアリング上の課題への対応
安全設計	・概念設計研究段階	・安全ロジック、安全解析、設計対応 ・再処理施設安全審査指針の見直し、新指針概念策定
臨界設計	・概念設計研究段階	・詳細解析による精度向上 ・設計裕度緩和による機器設計の合理化
遠隔操作性	・概念設計研究段階	・高温(~600℃)に伴うエンジニアリング上の課題解決 ・機器運転操作のモックアップ試験等による確認
計量管理	・U系についてはU転換、U濃縮で実績 ・Pu系については概念設計研究段階	・乾式法特有の問題点(サンプルの代表性等)を解決する保障措置体系、計量法(試料サンプル法、秤量、定量分析法等)の検討
フッ化塔	・実績データの多い流動床方式を選定	・フレーム炉方式(経済性向上が期待できる)と流動床方式の比較評価
シミュレーション	・未検討	・全体システムの操業シミュレーション
コストダウン	・未検討	・プロセスデータ蓄積による設計余裕削減 ・フレーム炉方式による処理速度向上、機器小型化

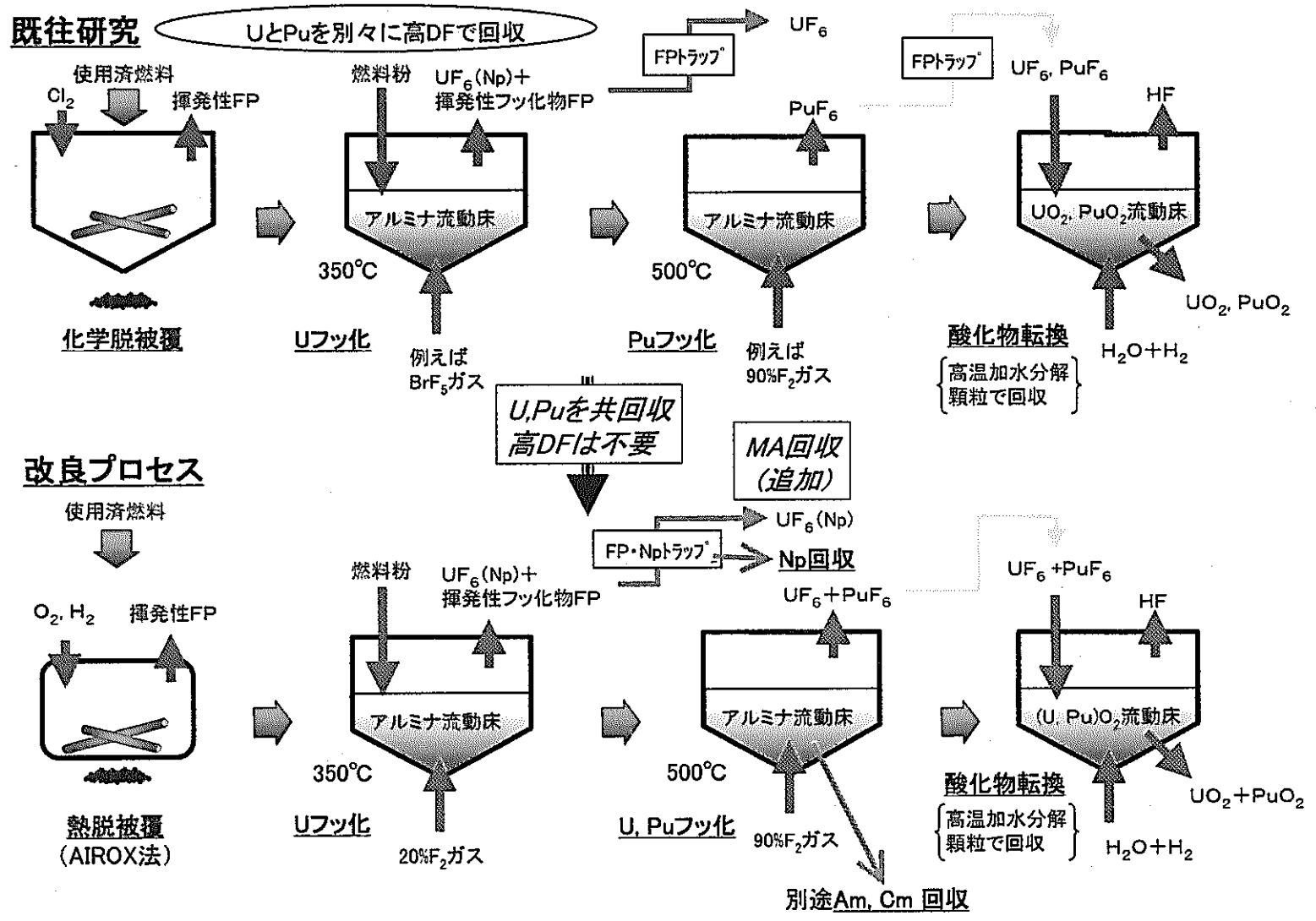


図4.3.1-29 フッ化物揮発法プロセスフロー (既往研究との比較)

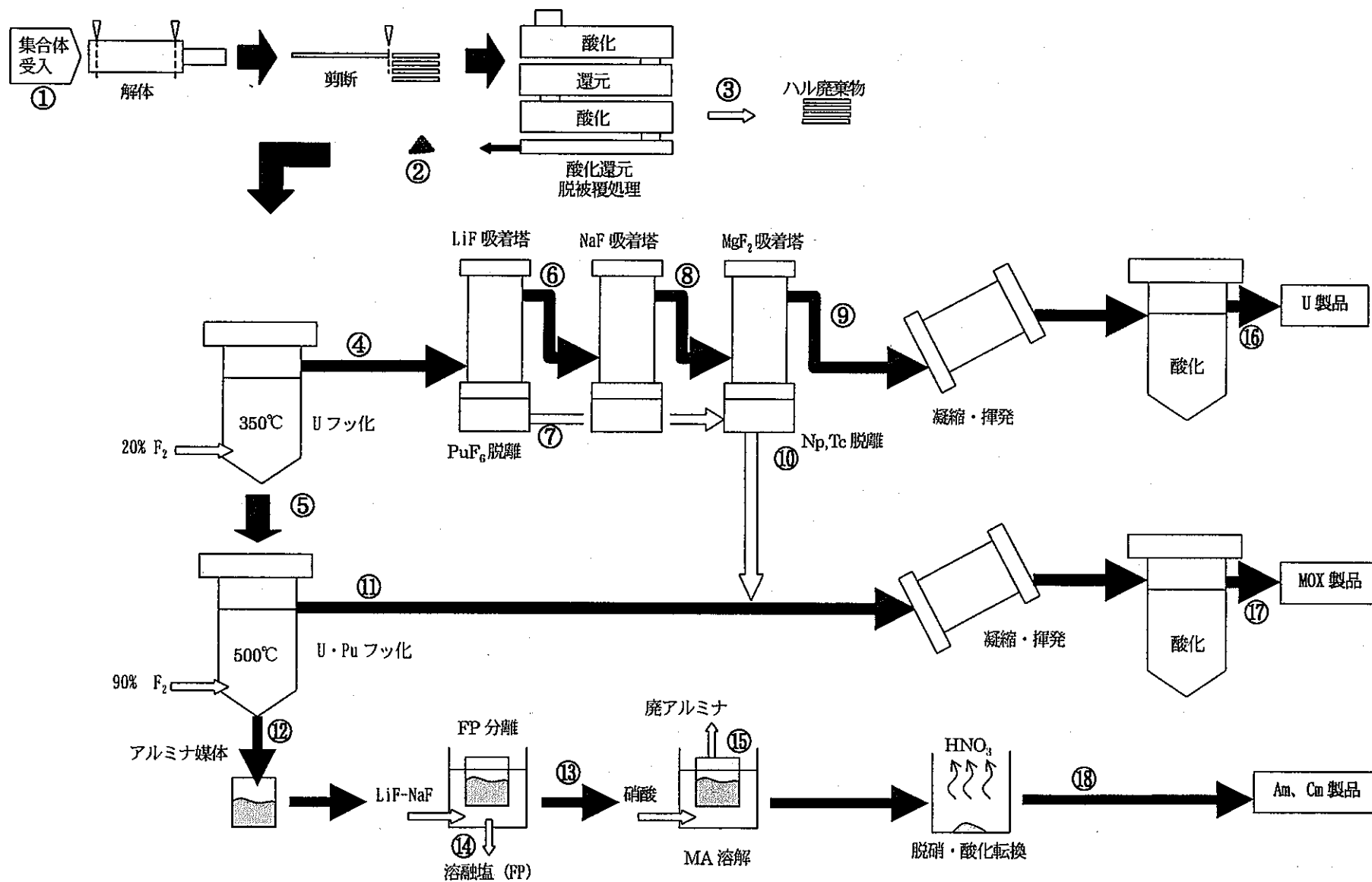
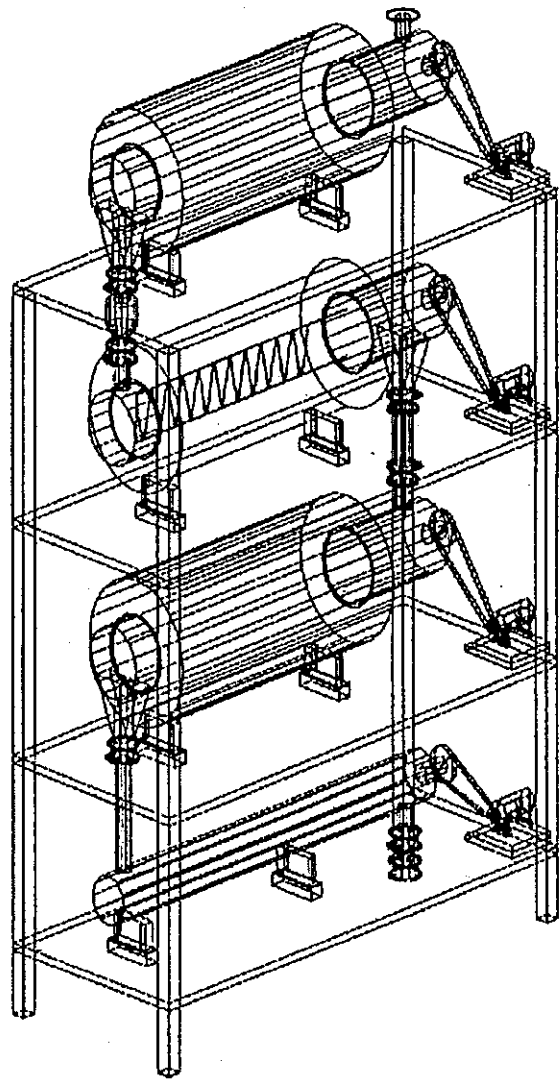
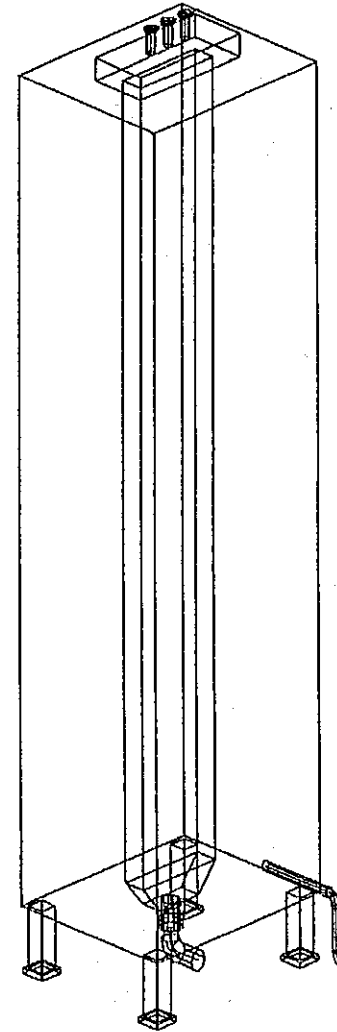


図 4.3.1-30 フッ化物揮発法の簡略プロセスフローダイアグラム



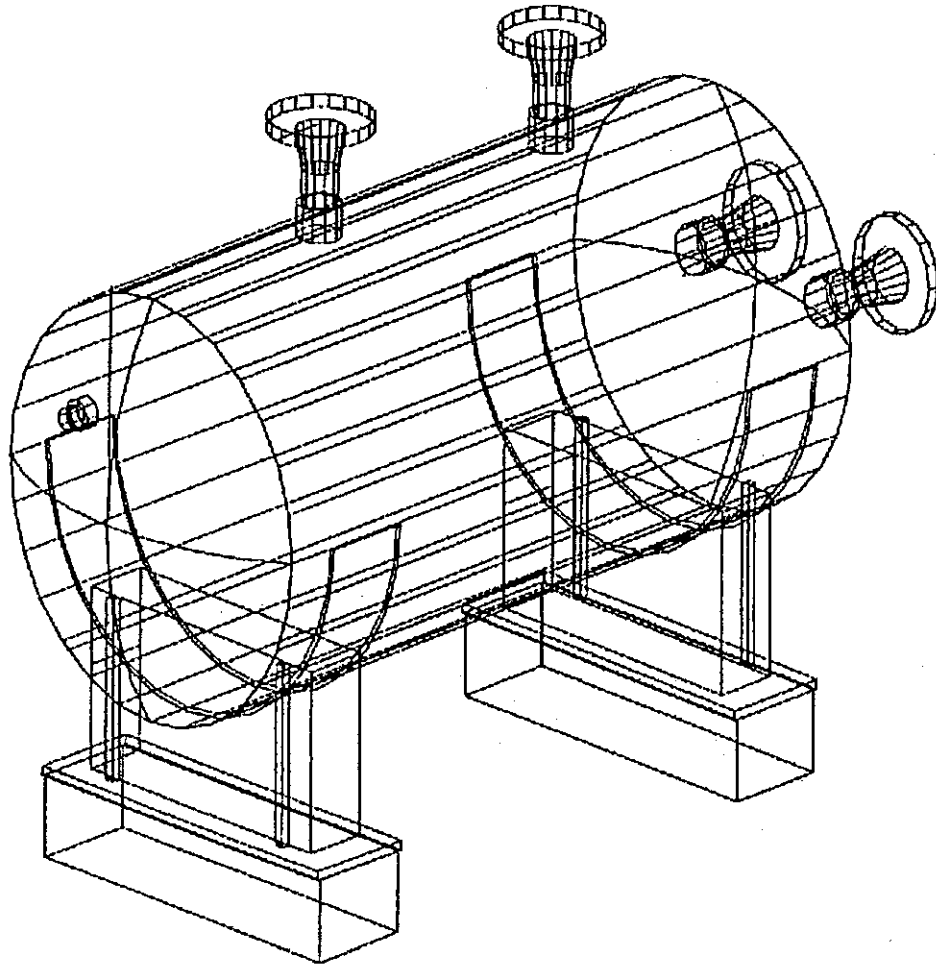
脱被覆装置



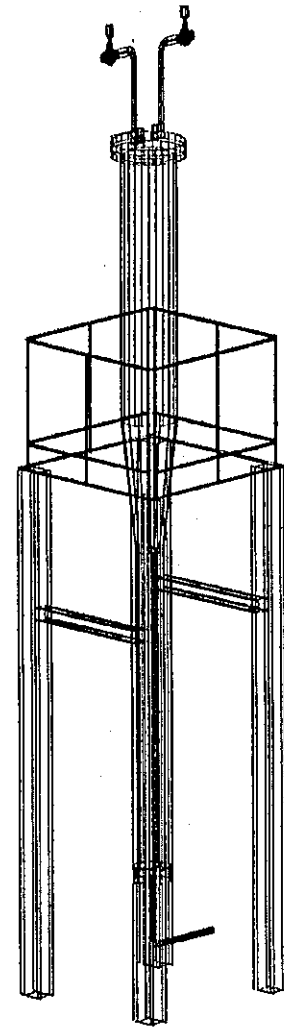
フッ化塔

図4.3.1-31 フッ化物揮発法の主要機器の概念図(1/2)



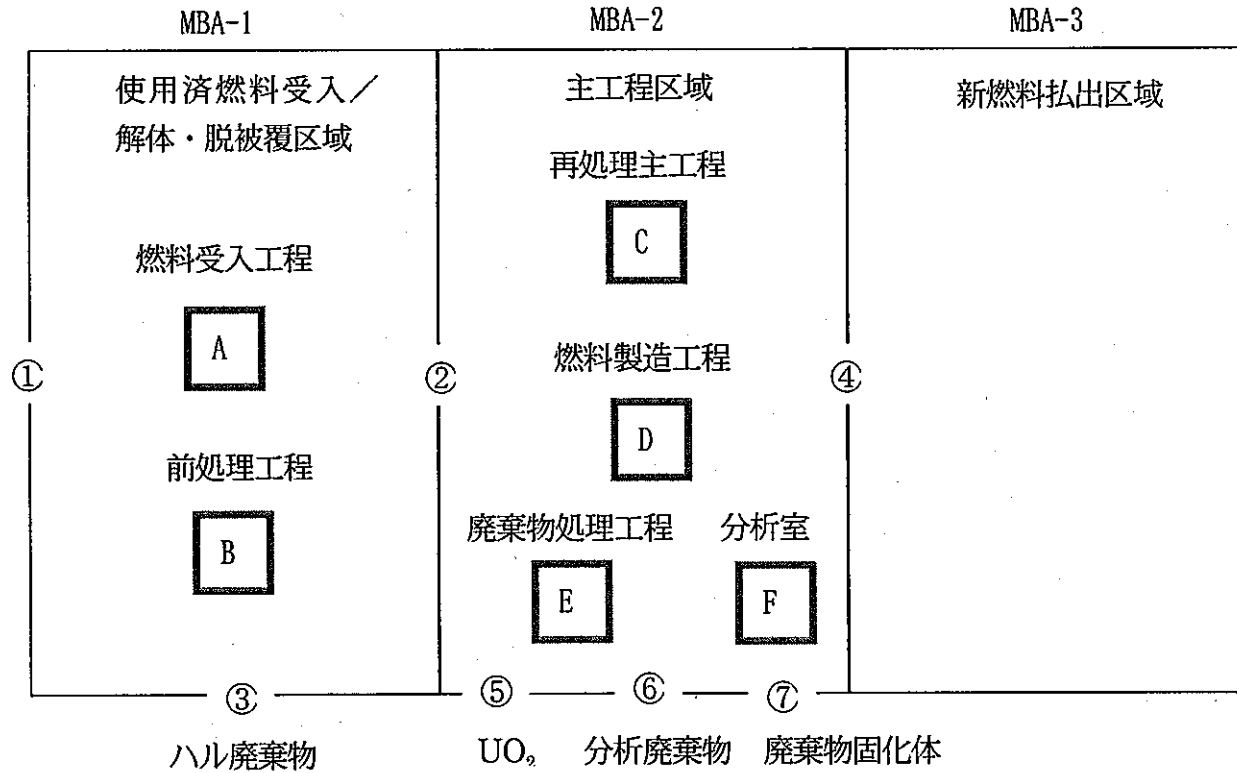


凝縮・揮発装置



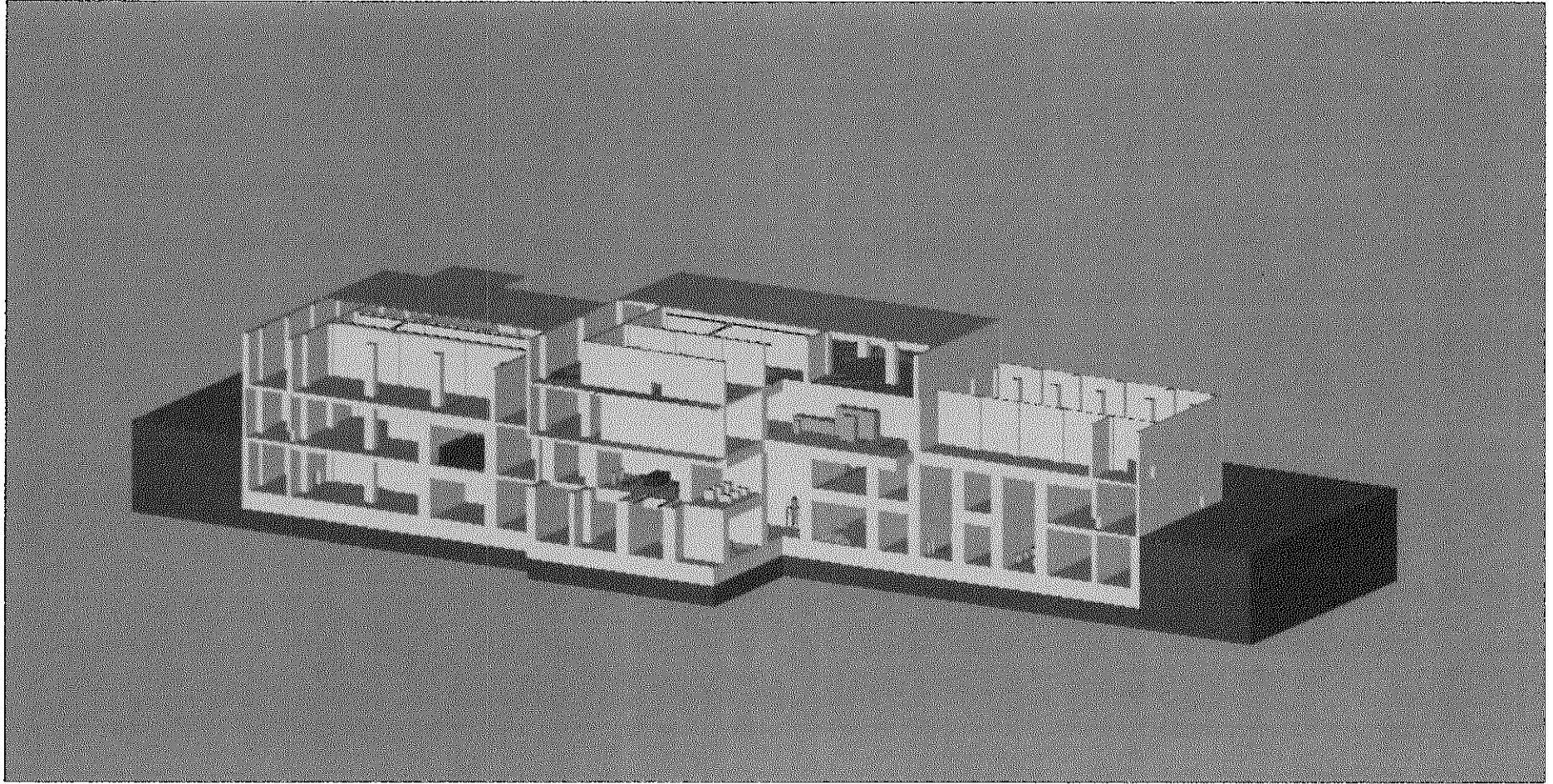
酸化物転換塔

図4.3.1-31 フッ化物揮発法の主要機器の概念図(2/2)



FKMP	IKMP
① 使用済み燃料の受け入れおよび払い出し	A 使用済み燃料貯蔵区域の在庫
② 脱被覆粉体の計量と主工程区域への移動	B 脱被覆設備に含まれる核物質
③ ハルの廃棄	C 再処理主工程に含まれる核物質
④ 新燃料集合体払い出し区域への移動	D 燃料製造工程に含まれる核物質
⑤ 新燃料成分調整用原料の受け入れ	E 廃棄物処理工程に含まれる核物質
⑥ 分析済み試料 (核物質) の払い出し	F 分析室内の核物質
⑦ 廃棄物固化体の払い出し	

図4.3.1-32 フッ化物揮発法のMBAおよびKMPの設定



(幅67.5m—奥行98m—高さ34.5m)

図4.3.1-33 フッ化物揮発法の再処理建屋の鳥瞰図



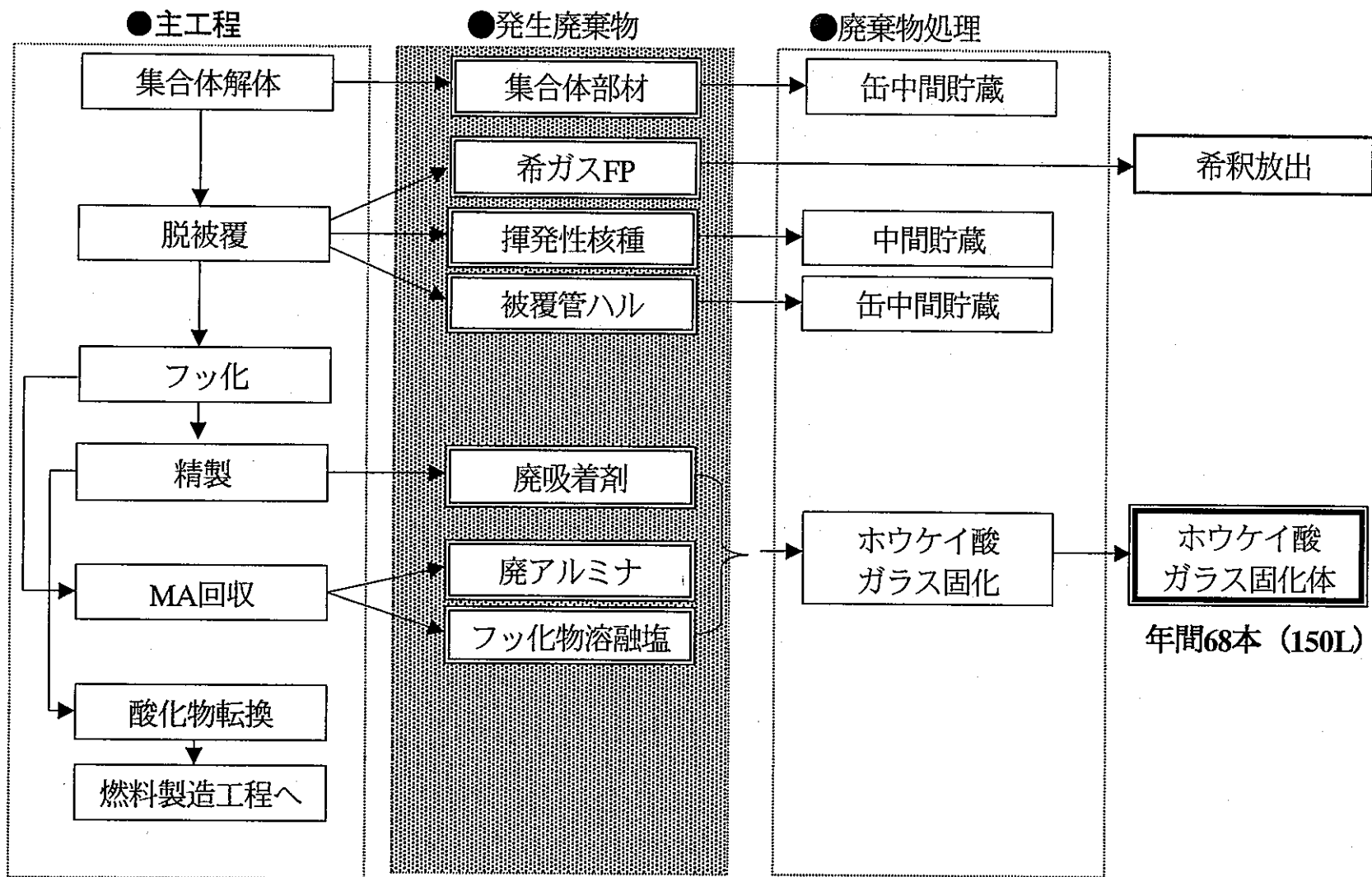


図4.3.1-37 フッ化物揮発法のプロセス廃棄物

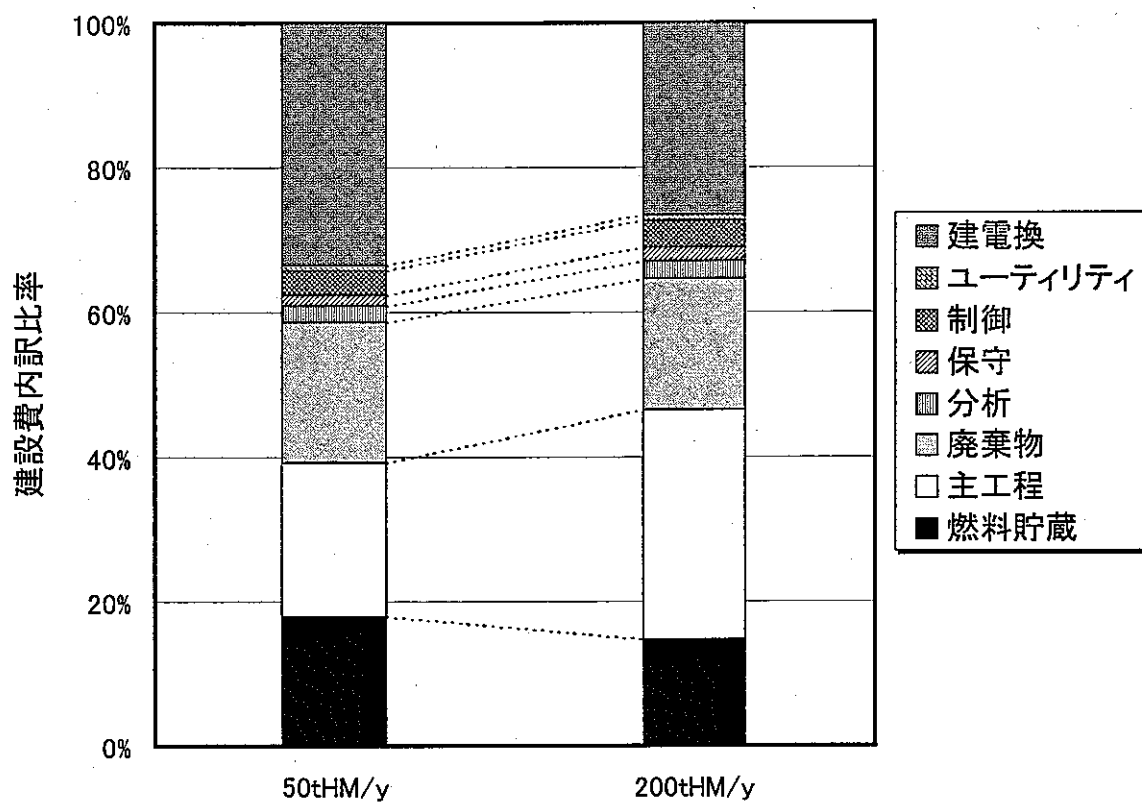


図4.3.1-38 フッ化物揮発法再処理施設の建設費内訳比率

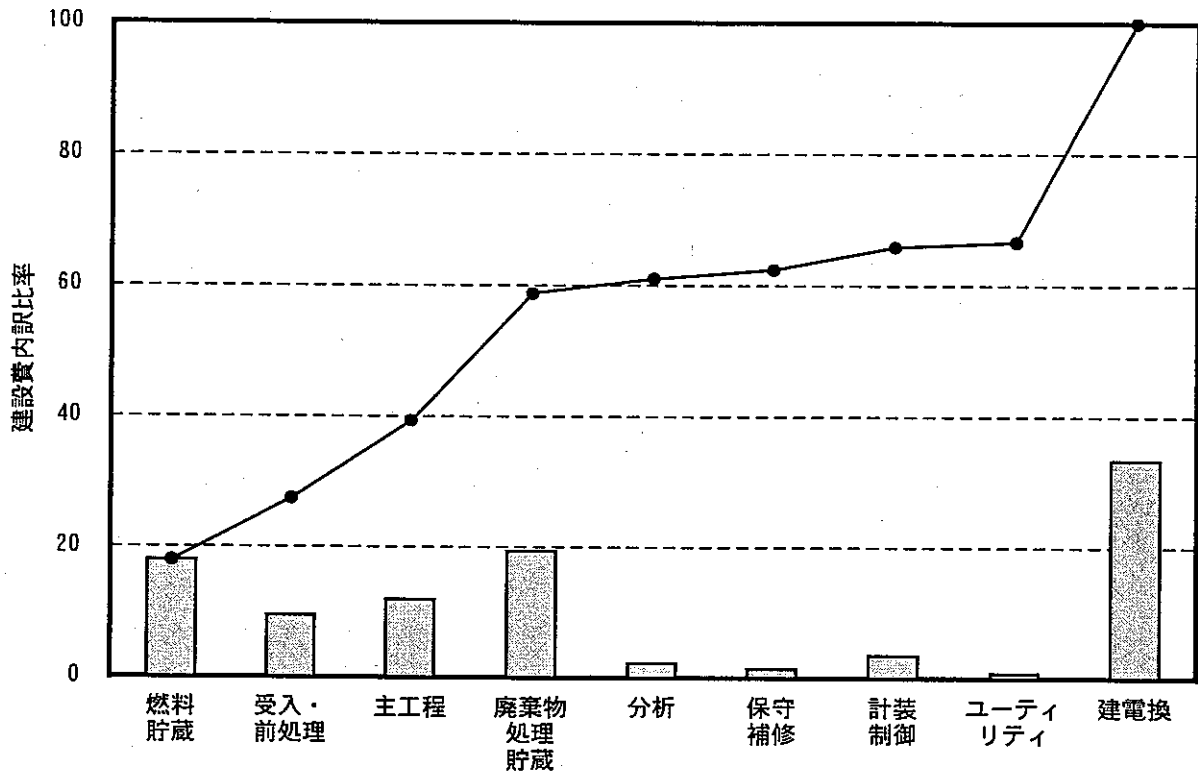


図4.3.1-39(a) フッ化物揮発法施設の建設費に対する各費目の占める割合 (50tHM/yプラントの場合)

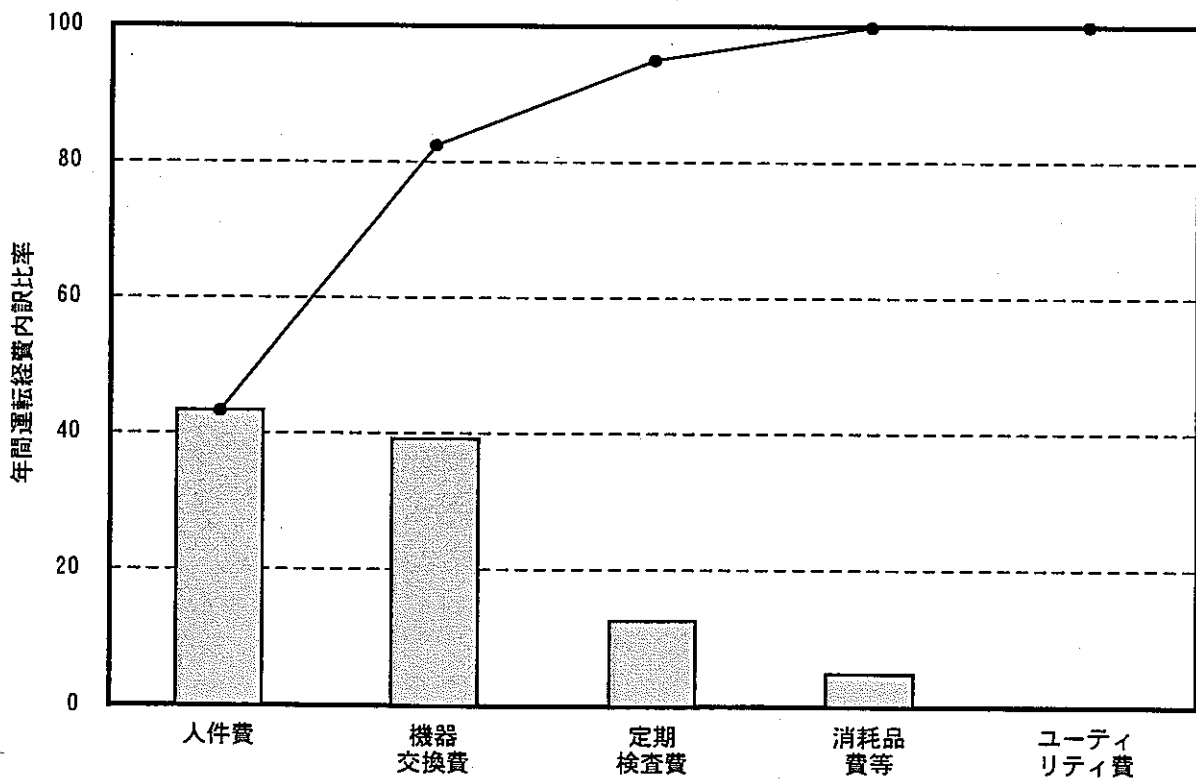


図4.3.1-39(b) フッ化物揮発法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合 (50tHM/yプラントの場合)

## (4) 酸化物燃料の乾式再処理法の評価

上記までで検討した、酸化物燃料に対する3つの乾式再処理法について、技術的成立性および設計要求（第3章参照）に対する適合性の観点から比較評価した結果を、表4.3.1-35に示した。

## (i) 技術的成立性

前述までのように、三方式（酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法）とも成立性の確認が必要な課題が複数存在するが、いずれも今後のR&Dで解決を図っていくことが可能と考えられ、技術的成立性の点では有意差はないと考えられる。

## (ii) 設計要求6項目に対する適合性

全体的に見て、三方式とも明らかに非適合と考えられる項目はないが、今後、解決を図っていく必要がある事項があり、以下に設計要求項目毎に述べる。

## (a) 安全性

湿式法を対象とした現行指針（再処理施設安全審査指針）では、機器レベルでの常時負圧維持などの点で厳密に指針に適合することは出来ず、セル内負圧維持で適合と判断するか、あるいは例外事項とするかなど指針への適合性上問題と考えられる点があり、今後、乾式サイクル施設を対象とした新たな指針の策定が必要になるものとする。特に、酸化物電解法、金属電解法では主工程において、バッチ処理毎に容器蓋開閉操作が多発するので、バウンダリ確保の方策、安全ロジックの確立が必要である。また、三法とも数百度以上の高温の流体（熔融塩、熔融金属、粉末、ガス）取扱いや腐食性に富むハロゲンガス（塩素、フッ素）取扱いがあり、概念設計段階としての設計対応はなされているが、今後、その具体化、有効性、安全解析を明確にする必要がある。

## (b) 経済性

## (i) 再処理コスト

200tHM/yプラントは三法とも目標値である再処理コスト27万円/kgHM以下をクリアしているが、50tHM/yプラントは目標値を達成出来ず、今後、設計合理化等が必要である。また、三方式の中では、酸化物電解法、金属電解法が目標を数万円以上上回っているが、フッ化物揮発法は高々1万円上回る程度で、前二法に比べ経済性に優れている結果となった。

## (ii) スケールメリット

50tHM/yから200tHM/yプラントへのスケールアップ効果については、建設費比で2.0~2.4となり、一般産業プラントでの、スケールアップ則として知られている、所謂2/3乗則の2.52よりも小さな値を示しており、湿式法の場合の1.5に比べ大きいとはいえ、乾式プラントにおいても一応のスケールメリットを有していることがわかった。特に、酸化物電解法、金属電解法のようにバッチ処理主体のプロセスであり、かつ機器数が処理容量規模にほぼ比例して増加する方式においても、一応のスケールメリット性があることがわかった。



(A) 今後の合理化によるコストダウンの可能性について

50tHM/yプラントでは、三法ともその差に違いはあるが、再処理コスト27万円/kgHM以下の目標値を達成出来ておらず、今後、合理化等によりコストダウンを図る必要がある。

各法の経済性評価の項で述べた様に、いずれの方法においても主工程機器の削減、廃棄物処理工程の適正化、機器交換費、人件費の削減、建屋費の低減を行うことが効果的であることが判明している。これらの項目は相互に密接に関連しており、方式毎で、効果に差があることが考えられるが、今後、設計研究を進め、これらの項目を適正化していくことで合理化の達成は可能であると考えられる。

(c) 資源有効利用性

三方式ともU/TRU回収率は目標に適合する結果が得られているが、物質収支から回収率を算定するにあたり、必ずしも全ての工程において実験値や実績値に基づいているわけではなく、理論的評価値や設計判断に基づいている値も多く利用しており、その精度、有効性については、今後確認が必要であることに留意する必要がある。

(d) 環境負荷低減性

高レベル廃棄物の固化体としては、これまで湿式法再処理で検討され、我国で最終処分体として検討が進められているホウケイ酸ガラス固化体を主体としているが、酸化物電解法の様に、リン酸ガラス系のガラス固化体や合金インゴット固化体が含まれていたり、フッ化物揮発法での廃アルミナ微細粒固化のように含有物の形態が、これまで行われている使用済燃料溶解液の抽出残液である高レベル硝酸廃液をガラス固化する場合と異なる点があり、今後、固化法そのものを実証していくとともに、固化体の浸出率評価等の処分シナリオへの対応性を検討していく必要がある。ガラス固化体発生量については、酸化物電解法のように他法に比べて多いものもあるが、今後、固化体組成や固化条件の最適化が進めば、いずれの方法においても、50tHM/yプラントでの年間発生量は、含有FPの発熱制限により、150リッター規模のガラス固化体で60本内外になるものと予想される。

MA回収プロセスは、液体Cd陰極で90%程度がPuと共に受動的に回収される金属電解法を除き、プロセス上確認されていない点が残っており、今後の開発が必要である。また発熱量が大きく、後工程（燃料製造等）に影響の多いCmをどのようにリサイクルするかも残された課題である。

LLFP回収については酸化物電解法、金属電解法のヨウ素、フッ化物揮発法のヨウ素、Tcを除くと、現状いずれもアイデア段階に近いもので、LLFP回収の必要性とあわせて今後の更なる検討が必要である。

(e) 核拡散抵抗性

三法とも、Puは、低除染かつUとの混合物で回収されるので核拡散抵抗性を

有すると判断できる。保障措置、計量管理については、従来の湿式法と異なり均一な溶液でなく粉末あるいは塊状での入量計量が必要になること、サンプルの代表性、計量秤量法、迅速定量分析法などに乾式法特有の課題があり、今後、従来の湿式法とは異なる、乾式法に適した計量法や閉じ込めを主体とする保障措置体系を考えていく必要がある。

(f) 運転・保守・補修性

配管接続でなく、バッチ操作である酸化物電解法および金属電解法では通常運転時にマテリアルハンドリングが必須となる。また、三方式とも高温、腐食性ガス雰囲気であるため、定期的な機器の保守、補修、交換等が必要と考えられ、遠隔操作法の確立が必要である。

以上の技術的成立性、6項目の設計要求の評価結果から、三方式とも今後のR&Dによる着実な課題解決を図ることで実用化への道筋を描くことが出来るものと判断する。

表4.3.1-35 乾式再処理法の設計要求への対応と評価-酸化燃料 (1/2)

評価項目		酸化物電解法	金属電解法	フッ化物揮発法
技術的成立性		RIAR法に対して改良した技術について ・脱被覆、MOX電解共析、MA回収絞り電解については試験による成立性確認が必要 ・高温融体の移送、遠隔操作等、高温(~700℃)に伴うエンジニアリング上の課題有り ・ルツボ材料等の寿命定量化と長寿命化(現状のルツボ寿命1000時間)	ANL法に対して改良した技術について ・脱被覆については試験による成立性確認が必要 ・高温融体の移送、遠隔操作等、高温(~1000℃)に伴うエンジニアリング上の課題有り ・ルツボ材料等の寿命定量化	・過去に高除染Puの回収を試みた際に問題となったPuF6の不安定性については低除染Pu回収では回避可能と考えられるが、その回避策の実証が必要 ・U転換等中線量場でのエンジニアリング経験が反映できるが、高線量場での課題への対応が必要
設計要求適合	安全性	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能→セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能→セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・機器レベルでの常時負圧維持を原則とするが、MA回収設備についてはバッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため常時負圧維持は不可能→セル内負圧で担保
	安全上の特徴に配慮した設計	・高温融体、塩素ガス使用 →耐高温、耐塩素材料としてグラファイト系使用。セル内耐食性ライニング。塩素ガス処理設備設置 ・臨界設計は基本的には質量管理	・高温融体、塩素ガス使用、金属U/Pu取扱 →耐高温、耐塩素材料としてグラファイト系等使用。Ar雰囲気セル。塩素ガス理設備設置 ・臨界設計は基本的には質量管理	・高反応性のフッ化物、フッ素ガス使用 →耐フッ素材料としてNi系合金使用。フッ素ガス処理設備設置 ・臨界設計は基本的には形状管理、一部機器は質量管理
経済性	目標値：27万円/kgHM	・50tHM/yプラント：32~38万円/kgHM ・200tHM/yプラント：17~19万円/kgHM	・50tHM/yプラント：33~39万円/kgHM ・200tHM/yプラント：19~22万円/kgHM	・50tHM/yプラント：24~28万円/kgHM ・200tHM/yプラント：13~15万円/kgHM
	プロセス簡素化、機器コンパクト化	同時電解法の採用によるプロセス簡素化	塩浴塩素化溶解法による廃棄物量低減	元々工程簡素
資源有効利用性	U/TRU回収率：99%以上	・U=99.8% Pu=99.8%, Np=99.8%, Am=98.9%, Cm=95.1% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。工程ロス率、移行率等確認が必要な値がある	・U=99.2% Pu=99.2%, Np=99.2%, Am=99.2%, Cm=99.2% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。工程ロス率、移行率等確認が必要な値がある	・U=99.9% Pu=99.8%, Np=99.7%, Am=99.3%, Cm=99.3% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。工程ロス率、移行率等確認が必要な値がある
	冷却期間短縮の可能性	崩壊熱増加に伴い、冷却設備の増強が必要。塩使用量増加による廃棄物量の増加。	崩壊熱増加に伴い、冷却設備の増強が必要。塩使用量増加による廃棄物量の増加。	崩壊熱増加に伴い、冷却設備の増強が必要。廃アルミナ等廃棄物量の増加。
環境負荷低減性	・放射性廃棄物発生量評価 固体容量 固化体：150L/本 合金固化体：5L/本 TRU廃棄物：200L/本	・同時電解法の採用により塩素使用量低減を図った設計 ・高レベル廃棄物： ホウケイ酸ガラス固化体(湿式並仕様) 146本/年[0.5kw/本] リン酸ガラス固化体(処分評価要) 40本/年[1.0kw/本] 合金固化体(処分評価要) 15本/年[1.8kw/本] ・TRU廃棄物：8本/年	・塩浴塩素化溶解法の採用等により塩廃棄物量の低減を図った設計 ・高レベル廃棄物： ホウケイ酸ガラス固化体(湿式並仕様) 57本/年[2.3kw/本] ・TRU廃棄物：25本/年	・フッ素ガスのリサイクル利用、機器寿命長(流動床~1年)のため運転に伴う廃棄物量が少ない設計 ・高レベル廃棄物： ホウケイ酸ガラス固化体(処分評価要) 68本/年[2.1kw/本] ・TRU廃棄物：<1本/年

表4.3.1-35 乾式再処理法の総合評価-酸化燃料 (2/2)

評価項目		酸化物電解法	金属電解法	フッ化物揮発法	
設計要求適合性	環境負荷低減性	<ul style="list-style-type: none"> <li>MA回収プロセス</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>NpはUと共析出回収。Am,Cmは絞り電解で回収。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>MA回収はパイロコンタクター(向流型抽出器)による還元抽出。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>NpはU精製系トラップから回収。Am,Cmは廃アルミナ流動媒体からフッ化物熔融塩でFP除去後回収</li> </ul>
		<ul style="list-style-type: none"> <li>LLFP分離・回収の可能性</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Iは同時電解工程、Tcは塩素化溶解工程で回収の可能性あり</li> <li>Csは脱被覆工程に熱処理付加で可能性あり</li> <li>Srは絞り電解を想定するが困難視</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>I,Csは熱脱被覆工程、Tcは金属廃棄物の揮発蒸留で回収の可能性あり</li> <li>SrはPb陰極電解工程での回収を想定するが困難視</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>I,Tcは基本工程で回収。</li> <li>Cs,Srは熱脱被覆の高温化で回収の可能性あり</li> <li>Sr回収は高温(1800℃)が必要なため困難視</li> </ul>
		<ul style="list-style-type: none"> <li>LWRからのMA添加の影響</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>前処理工程での冷却能力増強が必要</li> <li>廃棄物量の増加</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>前処理工程での冷却能力増強が必要</li> <li>廃棄物量の増加</li> <li>熱脱被覆が困難になる可能性あり</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>前処理工程での冷却能力増強が必要</li> <li>廃棄物量の増加</li> <li>熱脱被覆が困難になる可能性あり</li> </ul>
	核拡散抵抗性	<ul style="list-style-type: none"> <li>純粋Puが単独存在しない設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Puは低除染のU/Pu混合物で回収</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Puは低除染のU/Pu/MA混合物で回収</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Puは低除染のU/Pu混合物で回収</li> </ul>
		<ul style="list-style-type: none"> <li>保障措置を考慮した設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>粉末による入量計量が必要</li> <li>バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>粉末による入量計量が必要</li> <li>バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>粉末による入量計量が必要</li> </ul>
	運転・保守・補修性	<ul style="list-style-type: none"> <li>運転、保守、補修に配慮した設計。アクセスルート等の確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>マテリアルハンドリングは原則自動運転</li> <li>保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>アクセスルート確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>マテリアルハンドリング中、定型操作(電極取出し等)は自動化、不定型操作(電極の次工程への移動等)は人的操作を基本</li> <li>保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>アクセスルート確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>配管接続プロセスのため通常運転時は原則マテリアルハンドリング不要</li> <li>保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>アクセスルート確保</li> </ul>
その他			<ul style="list-style-type: none"> <li>径ブランケット燃料はバイパス処理(脱被覆後、燃料製造工程へ)</li> </ul>		

## 4.3.2 金属燃料に対する乾式再処理

## (1) 金属電解法\*

## (i) プロセスの概要

金属燃料(U-Pu-Zr炉心燃料およびU-Zrブランケット燃料)の乾式再処理法としては、金属電解法が米国ANLにおいて開発(数百g規模の試験から10kg工学的規模の試験を実施)<sup>(1)</sup>されてきた。EBR-II(Experimental Breeder Reactor-II)の使用済燃料を廃棄物として処分するためのFCF(Fuel Conditioning Facility)<sup>(1)</sup><sup>(2)</sup>は、このプロセスを適用して、許認可後、U回収等の運転をしている。

本検討では、ANLで開発されたプロセスに対して、廃棄物低減の観点から、電解前燃料中ボンドNaの除去、径方向ブランケット燃料と炉心燃料毎の電解処理、浴塩中Li/K比相当の還元剤使用、Cdリサイクルなど、プロセスの一部に改良を図った。この改良プロセスとANL開発プロセスとの比較を図4.3.2-01に、また、改良プロセスの全体フロー図を図4.3.2-02に示す。

改良プロセスの各工程について、改良点や第3章に述べた設計要求への対応などを含めて以下に述べる。

(a) ボンドNa除去<sup>(3)</sup>

金属燃料のボンド材として用いられているNaによる電解精製槽の浴塩の汚れ、すなわち廃棄浴塩量の低減のため、電解前に、減圧下の高温(500℃)の条件で燃料中Naを粗分離するプロセスを採用した。

## (b) 径方向ブランケット燃料と炉心燃料の別々の電解精製

本プロセスは、酸化物燃料の金属電解法プロセスのように、径方向ブランケット燃料のバイパス処理は行わないが、径方向ブランケット燃料と炉心燃料(炉心燃料と軸方向ブランケット燃料)とをそれぞれ専用の電解精製槽を使用することにより、径方向ブランケット燃料電解精製処理用浴塩の汚染を少なくし、塩廃棄物を低減することとしている。

(c) 陽極溶解・U回収<sup>(1)</sup><sup>(4)</sup><sup>(5)</sup>

ANL開発プロセスと同じプロセスで、熔融塩としてLiCl-KClを使用し、この共晶熔融温度360℃より高い約500℃での電解により、燃料の溶解(陽極溶解)と固体陰極でのU回収を同時に行う。酸化物燃料の場合、貴な金属FP(NM)は溶解するので、U回収前にCd抽出するNM回収工程が必要であるが、金属燃料の場合は、各元素の塩化物生成自由エネルギーの差によって、電位を適切にコントロールすることにより、貴な金属FP(NM)を溶解させずに陽極バスケットに被覆管ハルとともに残留させる。

今回、U、TRU回収率の向上の観点から、被覆管ハルにU、TRUを残さないようにするため、U、TRUに加えてZrも溶解する電位で行うこととした。なお、Zrは金属燃料の成分の一つなので、回収Uなどに混入しても問題にならない。

\* (財)電力中央研究所との共同研究の成果をまとめたものである。

(d) 陽極溶解・U-Pu-MA 回収<sup>(1) (6) (7)</sup>

ANL開発プロセスと同じプロセスである。(c)陽極溶解・U回収にて、電解精製槽内の塩中U濃度を上げた後、塩中のUとPuの濃度比を約1:4とし、温度約500℃のLiCl-KCl浴塩中で、電解により燃料の溶解(陽極溶解)と液体Cd陰極でのU-Pu-MA回収を同時に行い、塩中のUとPuの濃度比の比率で析出物を回収することとしている。また、本プロセスも、陽極溶解・U回収工程と同様に、U、TRUに加えてZrも溶解する電位で行うこととした。

(e) TRU 還元・抽出、廃棄物処理<sup>(8) (9) (10) (11)</sup>

ANL開発プロセスと同じプロセスである。この工程では、酸化物燃料の場合、還元剤はLiであり、抽出されたU、Pu、TRUは、Cd蒸留除去後、燃料製造側に送られるが、金属燃料の場合、還元剤をLi-Kとし、これらを溶解のCdと浴塩中に残っているU、Pu、TRUとを向流接触させ、還元抽出して回収する。

廃棄物低減の観点から、Cd、Liリサイクルのプロセスが考えられる。Cdリサイクルの場合、多くの廃Cd発生量が抑えられるので、このプロセスを採用することとした。Liリサイクルの場合、セル内に還元剤電解設備と、この設備から発生する塩素ガスのリサイクル、ヨウ素除去の設備を設ける必要があること、およびLiのリサイクルをしなくても、還元剤を塩浴構成の共晶塩化物のLi/K比と同じLi-Kとすることにより、抽出後の塩浴中LiCl-KCl塩組成がほぼ一定に保たれ、廃Li発生量を抑えられることから、Li-Kを還元剤とし、Liリサイクルは採用しないこととした。

Cd中に得られた重金属は、CdCl<sub>2</sub>を含む塩化物と接触させ、再酸化し、塩化物の形にして、電解精製側に戻す。

U、Pu、TRUを回収・除去した後の浴塩は、Csなどのアルカリ金属FP、Srなどのアルカリ土類金属FP、REの塩化物が蓄積している。酸化物燃料の場合、使用済塩をPb陰極電解処理されるが、金属燃料の場合、これらをカラムに詰めたゼオライトに吸着・吸蔵させることにより、浴塩を再生して、リサイクルする。

FP塩化物を吸着・吸蔵したゼオライトは、熱間静水圧成型(Hot Isostatic Press)により、高温高圧にて人工鉱物固化体(ガラス結合ソーダライト)にする。

(f) 回収U、回収U-Pu-MA の処理<sup>(12)</sup>

電解精製後の回収U、回収U-Pu-MAは、酸化物燃料の場合、浴塩を吸い取った後、真空蒸留法によりCdを除去し、スポンジ状として酸化転換処理後、燃料製造側に送られるが、金属燃料の場合、真空蒸留法(～約1000℃、真空)によりCd除去、浴塩除去を行い、さらに高温の約1400℃で回収U、回収U-Pu-MAを熔融しインゴットにする。陰極処理後のこれらのインゴットは、燃料製造工程に送られる。

## (ii) 物質収支評価

構築したプロセス概念をもとにプロセスフローダイアグラム(PFD)を作成し、物質収支を評価した。作成したPFDを簡略化したブロックフローを図4.3.2-03

に示す。

(a) 移行率の設定と根拠

固体陰極、液体Cd陰極、TRU還元・抽出での各元素の分離挙動について、各元素の塩化物生成自由エネルギー<sup>(13)</sup>や溶融塩/Cd系での分離係数<sup>(14)</sup><sup>(15)</sup><sup>(16)</sup>などに基づいて、アクチニドはU、Np、Pu、Am+Cmの4つに、FPは挙動の似ているものを7つのグループに分けて、物質収支を評価した。

真空蒸留法による陰極処理工程で、回収Uに付着している浴塩や、U-Pu-MA-Cd合金のCdを除去するとき、グラファイト製するつば表面にコーティングしたZrO<sub>2</sub>とUとが反応してドロス(Uの酸化物など)ができる。物質収支評価では、ドロスの発生量を約3%としたが、ドロス中のUはドロス処理工程で塩化物にして電解精製槽に戻されるので、廃棄物とはならない。

以下に元素グループごとの挙動を述べる。

①Uは、陽極溶解でUCl<sub>3</sub>となって溶けだす。まず固体陰極に金属Uとして回収し、残りはPuやMAと一緒に液体Cd陰極に回収する。若干のUが使用済浴塩に残るが、それはTRU還元・抽出装置で回収され、最終的には製品として回収する。

②Puは、浴塩中のPu/U比が約4となった状態で、液体Cd陰極に回収する。このときの析出物中のPu/U比も約4になると想定して、物質収支を評価した。

③Np、Am+Cm、および一部のREは、液体Cd陰極でU-Pu回収時にU-Pu回収物に混入する。混入量は、分配試験データや電解試験の結果をもとに分離係数(Uを基準とした値)を算出して<sup>(14)</sup><sup>(15)</sup><sup>(16)</sup>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。

Np : 1

Am+Cm : 2.6

REのうちY, Sm, Eu(アルカリ土類金属と似た挙動)

: 物質移動は無いものとする(U-Pu回収物に随伴しない)。

REのうちLa, Gd : 100

REのうちCe, Pr, Nd, Pmなど : 30

④Se、Nb、Mo、Tcなどの貴な金属FPは、陽極側に金属の状態で残留して、廃棄物となる。NMの中で、Zrは80%が塩中に溶解して、固体陰極と液体Cd陰極で回収されるものとした。

⑤アルカリ金属FP、アルカリ土類金属FP、アルカリ土類金属と似た挙動をするY, Sm, Eu、およびハロゲンFPは、一部がボンドNa除去槽でボンドNaとともに除去されて廃棄物となる。残りは塩化物になって電解精製槽の浴塩中に蓄積していき、最終的には使用済浴塩処理系のゼオライトカラムで除去され、廃棄物となる。

金属電解法の主な核種挙動を表4.3.2-01にまとめた。また、環境への主な核種の放出挙動について表4.3.2-02にまとめた。

(b) 物質収支と除染係数

炉心燃料の処理と径方向ブランケット燃料の平均マスバランス評価結果を表4.3.2-03に示す。再処理回収製品は、固体陰極で回収されるU金属と、液体Cd陰極で回収されるU-Pu-MA合金の2種類である。回収製品に混入する不純物は、金属燃料を構成するZrを除くと、Ce、Pr、Nd、PmなどのREで、それらの除染係数は20以上である。物質収支評価結果から求めた再処理製品の重量とFP混入率（金属燃料を構成するZrは除く）、UとTRUの回収率は表4.3.2-04に示すとおりで、FP混入率は設計要求の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。

(iii) 機器・施設設計

(a) 設計方針

本設計は、4.1章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。

(i) 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2重化を考慮する。

(ii) 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して、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。

(iii) 臨界設計

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容器、装置については、質量管理等を適用する設計とする。燃料受入貯蔵については、形状寸法管理を適用した設計とする。

(iv) 火災・爆発の防止に関する方針

Naや粉末金属燃料を扱う機器、装置等については、Arセル内にて取り扱う設計とする。

(v) 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。

(vi) 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。



## (ト) 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。

## (b) 機器設計

50tHM/y施設の設備機器設計の検討にあたり、前処理は、径方向ブランケット燃料と炉心燃料の共用の1系列の設備機器、電解精製は、径方向ブランケット燃料専用設備機器と炉心燃料専用設備の2系列の設備機器とした。

定期的に運転するTRU還元抽出、ゼオライト処理は、1系列の設備機器とした。

50tHM/y施設の場合の主な機器等の仕様と基数は、表4.3.2-05に示す通りであり、200日稼働をベースに機器1基あたりの処理容量と処理時間、ならびに1日あたりに処理する必要がある処理量に基づき算出した。

50tHM/y施設ベースの機器等の概要について以下に説明する。

## (イ) 燃料集合体一時貯蔵ピット

燃料受入工程の燃料集合体一時保管ピットは、集合体20体分を一時貯蔵する容量の設計を行った。このピットの寸法は、正方格子配列等の臨界計算モデルを作成し、配置ピッチを評価し、 $K_{eff}=0.95$ となる配置ピッチを考慮して、設定した。臨界安全上、金属燃料の場合の方が酸化物燃料の場合より厳しくなる。ピットの材質は、ステンレス鋼としている。

## (ロ) 集合体解体機、ワイヤ除去装置、せん断機、ボンドNa除去装置

前処理工程の主要機器として、集合体解体機、ワイヤ除去装置、せん断機、ボンドNa除去装置がある。金属燃料およびボンドNaの酸化・燃焼防止のために、これらの機器はArセル内に設置する。

集合体解体方式に関しては、アシストガスとして酸素を用いるレーザー方式では、集合体解体時に誤って燃料ピンを破損させた場合にボンドNaの発火が考えられるため、その防止のため機械方式とした。

ワイヤ除去装置は、酸化物燃料金属電解法と同様のものである。せん断機では、燃料ピンを陽極バスケットに装荷でき、電解速度が速くなるように、燃料ピンせん断長さを従来の25~35mmから10mm程度<sup>(17)</sup>に短くしている。ボンドNa除去装置は、真空、温度約500℃の運転で、ボンドNaを回収し、ボンドNaが熔融塩に添加されることによる熔融塩融点の上昇を抑える。

これらの機器の本体材質は、ステンレス製としている。

集合体解体機、せん断機(ワイヤ除去含む)、ボンドNa除去装置の処理時間は、それぞれ、2hr/体、14.3hr/体、5hr/バッチであり、この時間は、せん断燃料入り陽極バスケットを電解精製側で受け入れる時間(炉心燃料の場合、5体/2日以内、径方向ブランケットの場合、3体/2日以内)を満足している。

## (ハ) 電解精製槽

電解分離工程の主要機器としては、電解精製槽、陰極処理装置がある。

炉心燃料用電解精製槽は、槽底部にはCdプールを設け、その上に塩が装荷

される。電解精製槽本体の材質は、鉄と熔融塩との化学反応による腐食はほとんど無視できる<sup>(13)</sup>と考えられ、FCFの電解精製槽において実績のあるクロムモリブデン鋼製<sup>(18)</sup>とした。炉心燃料用電解精製槽の槽内には、陽極バスケット(3極)、陰極(3極)を設ける構造とし、7基(3極/基・日×7基×200日/年稼動)設けている。固体陰極は鉄製の棒で、液体Cd陰極はBeO製のるつぼにCdを装荷したものである。電極数は、ANLのFCFでは1基あたり陽極バスケット2極、陰極2極であるが、1基あたりの処理量を増大させ、基数を削減するために、陽極バスケット3極、陰極3極とした。電解精製槽は、約 $1.4 \times 10^{-2}$ MPa、温度約500℃で運転される。この温度は、熔融塩LiCl-KClの共析熔融温度約360℃に、Na混入やFPによる融点の上昇および電解速度を考慮し、余裕をみた値に設定<sup>(1)</sup>している。陽極バスケットにはせん断燃料(約10kgHM/極)を装荷し、固体陰極では1極あたり約10kgのUを、液体Cd陰極では、最大約5.8kgのU-Pu-MAを回収する設計とした。

電解精製槽の臨界に関しては、Pu-239の臨界質量(無反射：約10kg、コンクリート反射：約4.6kg)を参考にし、さらに、3次元モンテカルロコードMCNP4Bを用いて臨界計算を行い、電解精製槽(槽内陽極3極、陰極3極)の臨界モデルを作成し、万一、誤操作にて液体Cd陰極のCdの全量がPuCd<sub>6</sub>になった(約17.8kg/極×3極/基)と想定しても、 $K_{eff}=0.58$ であることを確認している。

ANLのFCFの機器概念図<sup>(1)</sup>を参考にして概略機器の検討を行い、主要部の寸法を決定した。炉心燃料用電解精製槽の概略図を図4.3.2-04に示すが、この電解精製槽は、3つの陽極バスケット、3つの陰極アセンブリー、攪拌装置等が入るように直径約2.4mとし、Cd層、熔融塩層(固体陰極の析出部の高さ考慮)、カバーガスの気相部、遮蔽蓋、電極ハウジング、回転/上下駆動装置の高さを考慮して、高さ約4mとしている。ANLと同様に、陽極バスケット下部にU析出物が堆積し、槽側などに電気短絡が生じないように、陽極バスケット下部などには堆積物除去用のスクレーパ<sup>(19)</sup>を設置している。

径方向ブランケット燃料用電解精製槽は、炉心燃料用電解精製槽と同様の構造としている。径方向ブランケット燃料用電解精製槽は、2基(3極/基・日×2基×160日/年稼動)としている。この電解精製槽の概略図を図4.3.2-04に示すが、炉心燃料用電解精製槽と同様の寸法である。

なお、固体陰極へのU回収時の電流効率は $400 \sim 600 \text{A} \cdot \text{hr} / \text{kgU}$ <sup>(1)</sup>(理論値 $338 \text{A} \cdot \text{hr} / \text{kgU}$ )、液体Cd陰極へのPu回収速度は約 $280 \text{gPu} / \text{h} / \text{陰極}$ <sup>(7)</sup>(Pu100%回収の陰極電流密度約 $40 \text{mA} / \text{cm}^2$ <sup>(7)</sup>ベース)である。

炉心燃料用電解精製槽と径方向ブランケット燃料用電解精製槽の処理時間は、次の通りで、それぞれ200日間、160日間の並列運転を行う。

・炉心用電解精製槽：

電解精製1キャンペーン運転期間：4日間

Uの回収運転：3日間/キャンペーン

- U-Pu-MA回収：1日間/キャンペーン
- ・径方向ブランケット用電解精製槽：
  - 電解精製1キャンペーン運転期間：10日間
  - U回収運転9日間/キャンペーン
  - U-Pu-MA回収運転1日間/キャンペーン

## (二) 陰極処理装置

金属燃料の場合、酸化物燃料の場合と異なり、陰極処理装置は、インゴットを製作するために、燃料物質を熔融させるまで高温処理する必要がある。この陰極処理装置の概略図を図4.3.2-05に示す。液体Cd陰極処理装置では、各電解精製槽で得られるCdとの混合物に塩が付着した液体Cd陰極るつぼから、Cd蒸留、塩蒸留、燃料物質熔融を行い、インゴットを得る。Cd蒸留は、温度約600℃、圧力約30torr、塩蒸留は、温度約950℃、圧力約10torr、燃料物質熔融は、温度1000℃、圧力約600torrで行う。このるつぼは、臨界安全制限値として、5.5Kg(Pu-239臨界質量)を設定し、1基あたりの処理能力は約6kgHM(1極分)/バッチ・日で、基数は電解精製槽から装荷される液体Cd陰極るつぼ数を考慮し、6基としている。

固体陰極処理装置では、各電解精製槽で得られる陰極析出物をるつぼに装荷し、塩蒸留、燃料物質熔融を行い、インゴットを得る。このるつぼはグラファイトで、使用前にZrO<sub>2</sub>コーティングを施したものである。塩蒸留は温度約950℃、圧力約10torrで、燃料物質熔融は温度約1400℃、圧力約600torrで行う。1基あたりの処理能力は約60kgHM(6極分)/バッチ・日で、基数は電解精製槽から装荷される固体陰極数を考慮し、4基とした。

これらの機器本体の材質は、非Niステンレス鋼製としている。

液体Cd陰極処理装置と固体陰極処理装置の処理時間は、陰極処理のほかに、装荷、昇温、冷却、取出しも考慮し、1日/バッチとしている。

## (ホ) TRU還元抽出器(パイロコンタクタ)、ゼオライトカラム

電解後の塩からのTRUを還元抽出する遠心抽出器をパイロコンタクタと呼ぶ。パイロコンタクタは電解精製槽の浴塩量を考慮して、抽出段数を3段とした。パイロコンタクタの概略図を図4.3.2-06に示す。

この機器本体の材質は、ステンレス鋼製としている。

ゼオライトカラムは、容量276Lで、連続通液処理するものである。酸化物燃料の場合に塩化物の酸化物への転換に使用しているPb陰極電解槽と比較して、コンパクトなものである。カラムはゼオライトを充填した吸着塔で直列3段とし、ゼオライトカラムの概略図を図4.3.2-07に示す。約500℃<sup>(11)</sup>にてTRU抽出済塩を通液し、塩中のCsなどのアルカリ金属、Srなどのアルカリ土類および希土類FPを選択的に吸蔵させ、除去するものである。ゼオライトカラムは、電解精製槽の浴塩量を考慮して、3バッチ分処理できる容量のものを1基設けている。

TRU還元抽出、ゼオライトカラム処理は、電解精製槽のFP蓄積による発熱を抑えるために、炉心燃料の電解精製7キャンペーン運転毎に1回の頻度で行う。処理時間は、次の通り合計2日である。

- ・TRU抽出時間：約17hr/バッチ（再酸化時間：約5hr/バッチ）
- ・ゼオライトカラム処理時間：19hr/バッチ

200tHM/y施設の場合は、2系列前処理工程－2系列再処理工程の構成のプロセスとし、機器設計を行った。主要な機器等の仕様と機器数は、表4.2.2-05に示す通り、50tHM/yの施設と同じ機器を使用し、機器余剰能力と機器数増加で処理量増加に対応させた。電解精製槽、陰極処理装置などは、臨界制限から機器数のみで対処した。

機器の運転、保守、補修に関しては、酸化物処理と同様の考えで、基本的には、定型操作は自動化、不定型操作はマンピュレータによる手動操作としている。

### (c) 施設設計

#### (イ) 計量管理とセル区分

物質収支区域(Material Balance Area : MBA)として、次の3つに分け、核物質の適切な閉じ込めが行えるように、各MBAの境界がセルの物理的境界に一致するように設計した。

- ・MBA-1：使用済燃料受入区域(燃料集合体受入れ、解体・せん断)
- ・MBA-2：主工程区域(熔融塩電解、陰極析出物の処理、TRU抽出/塩処理等の再処理主工程、燃料製造工程、廃棄物処理、分析室等)
- ・MBA-3：新燃料払出区域(新燃料集合体の一時保管庫)

主要測定点(Key Measurement Point : KMP)における計量は、化学分析、重量測定および非破壊測定の内いずれか、あるいはこれらの組合せにより行う。KMPを含めたMBA計画図を図4.3.2-08に示す。

湿式再処理施設の場合、入量計量は、燃料が均一に溶解した計量槽内液をサンプリング、分析することで行われるが、乾式再処理施設の場合、システム上、均一に溶解した液がないことから、独自の入量計量法を検討する必要がある。代表サンプル採取などの入量計量法の問題に対応できる保障措置の確立、計量法の検討を行っていく必要がある。

#### (ロ) セル内機器配置

再処理関係のセルは、集合体解体装置とせん断機の入った燃料受入・前処理セル(Arセル)、再処理設備(ボンドNa除去、使用済塩処理の設備を含む)の入った電解分離セル(Arセル)、保守セル、エアロックセル等から成る。

燃料受入・前処理セル、電解分離セルのセル内機器配置をそれぞれ、図4.3.2-09、図4.3.2-10に示す。図に示す通り、保守性に関しては、各セル内にインセルクレーン(IC)とパワーマンピュレータ(PM)を設置し、また遮蔽壁

には主要プロセス機器ごとに窓とマスタースレーブマニピュレータ(MSM)を設置し、単独または協調作業にて保守することで設計している。

Arセル内雰囲気は、浄化装置により、酸素100ppm以下、水分100ppm以下、窒素1000ppm以下に制限する<sup>(1)</sup>とともに、セル内の機器等の発熱による温度上昇を抑えるために、Arセル外に設置した冷却器によりセル内Arを循環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。

200tHM/y施設の電解分離セルの設計においては、50tHM/y施設の電解分離セルをユニットと考え、このユニットを4つ設ける設計としている。

#### (A) 試薬供給・ユーティリティ

金属燃料の金属電解法再処理設備に特徴的な試薬・ユーティリティとして、以下のものがある。以下に、ユーティリティの項目とその使用目的、使用量(50tHM/yプラント)を示す。

- ①溶融塩：溶融塩(LiCl-KCl)は、9基の電解精製槽などに使用される。年間使用量は、KCl約1,150Kg、LiCl約1,640Kgである。
- ②金属Li-K：パイロコンタクタの還元剤として使用する。年間使用量は、約340Kgである。
- ③グラファイトるつぼ：消耗品として使用される。年間使用量は、約12.7tonである。
- ④ゼオライト：1式(3基シリーズ設置)のゼオライトカラムの使用済ゼオライトは排出し、新ゼオライトを補給する。年間使用量は、約20tonである。
- ⑤電気：電気・制御設備、照明用等について考慮した。
- ⑥Arガス：主プロセスである前処理や電解精製を行う機器のセルは、火災防止のためにArセルとしており、これらのArセル内雰囲気の冷却・浄化のために、Arセル外に冷却・浄化設備を設置し、Arセル内Arガスを再循環させ、酸素、水分、窒素の濃度を管理する設計としている。Arセルのエアロック開閉による消費等によりセル内の酸素、水分、窒素の濃度が管理値まで上昇した場合に、Arガスをセル内に補給する。年間使用量は、約510tonである。

また、リサイクル施設の設計では、上記のほかに、冷却水、冷水、用水、蒸気、圧空などのユーティリティも考慮した。

#### (二) 施設概要

50tHM/y施設の全体配置イメージを図4.3.2-11に、建家レイアウトを図4.3.2-12～図4.3.2-16に示す。50tHM/y施設の場合、一体型の主建屋の寸法、容積は、それぞれ、約52.5m×101m×31mH(地下1階、地上3階)、約16.4万m<sup>3</sup>となり、セル容積は、受入・前処理セル3,100m<sup>3</sup>、電解分離セル5,300m<sup>3</sup>で、合計約8,400m<sup>3</sup>となる。使用済燃料・新燃料貯蔵設備は、1年分すなわち262本の使用済燃料集合体および新燃料集合体を乾式貯蔵するもので、この寸法、容積は、

約56m×58m×26mH、約8.2万m<sup>3</sup>となる。

200tHM/y施設の全体配置イメージを図4.3.2-17に、建家の主要なレイアウトを図4.3.2-18～図4.3.2-20に示す。200tHM/y施設の一体型建屋の寸法、容積は、それぞれ約132.5m×110m×31mH(地下1階、地上3階)で、50tHM/y施設の約3倍の約45万m<sup>3</sup>となった。セル容積は、受入・前処理セル10,400m<sup>3</sup>、電解分離セル21,100m<sup>3</sup>で、合計約31,500m<sup>3</sup>となった。使用済燃料・新燃料貯蔵設備は、1年分すなわち1044本の使用済燃料集合体および新燃料集合体を乾式貯蔵するもので、この寸法、容積は、約56m×96m×26mH、約14万m<sup>3</sup>となる。

以上の50tHM/y施設と200tHM/y施設の主な機器の基数とArセル容積、建屋の容積を表4.3.2-06に示す。

#### (iv) 廃棄物発生量

##### (a) 環境放出量

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(H-3)を除去した後に、排気塔から放出される。燃料中のIは、酸化物燃料の場合、電解精製槽溶融塩中に塩素ガスを吹き込むために、ほとんどのIがオフガス側に移行すると考えられるが、金属燃料の場合、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Kr-85、C-14、H-3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(3章の表3.2-2参照)との比較を表4.3.2-07に示す。Kr-85、C-14とも同程度であり、除去設備は不要とした。H-3は、HMトンあたりの放出量を同程度にする場合、除去設備が必要となる。

##### (b) 処理プロセスと廃棄物発生量

50tHM/y施設の固体廃棄物処理フローを図4.3.2-21に示す。また、施設から発生する高レベル廃棄物相当の生プロセス廃棄物の量と固化体/中間貯蔵体の量を図4.3.2-22に示す。

3章の表3.2-01、図3.2-01に示す放射性廃棄物の区分(案)に基づく50 t HM/y施設主工程の主な廃棄物発生量を表4.3.2-08に示す。なお、陰極処理装置などの廃るつばは、粉碎処理後、焼却することとしており、この廃棄物は発生しないとした。

##### (i) 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)とボンドNaは、生廃棄物としてそれぞれ、約22.8t/y、約1.0 t/y発生する。これらを一括して、最大温度850℃、最大圧力100MPaにて人工鉱物固化<sup>(11)</sup>するものとし、固化体として、約14.5m<sup>3</sup>/y(150L缶として97本/y)発生する。

Cd蒸留残渣は、生廃棄物として約1.88t/y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、約0.19m<sup>3</sup>/y(200ドラム缶1本/y)発生する。

(d) TRU を含む放射性廃棄物

ZrO<sub>2</sub>、Y<sub>2</sub>O<sub>3</sub>のドロスは、生廃棄物として2.62t/y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約1.05m<sup>3</sup>/y(200Lドラム缶6本/y)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、せん断プレナム(金属燃料の場合はNa付着)があり、生廃棄物として、それぞれ、生廃棄物として約4.36t/y、約73.0t/y、約16.8t/y発生する。これらはセメント固化するものとしたが、セメント固化体としては、それぞれ、200Lドラム缶6本/y、200Lドラム缶92本/y、200Lドラム缶21本/y発生する。これらの発生量の合計は、200Lドラム缶119本/yである。

(v) LLFP 回収法の検討

酸化物燃料の場合、Csは、その前工程に乾式熱処理法を設け、酸化加熱処理で揮発除去できるが、金属燃料の場合、Iと同様に、電解精製槽の塩中に残ると考えられ、ゼオライトカラムにて吸着される。また、陰極処理装置において、1100℃程度の高温処理することにより揮発除去することも考えられる。万一、電解精製槽からオフガス処理系に移行した場合には、Csの沸点より低い温度で、Cs/Ru吸着塔にて吸着される。

Iは、酸化物燃料の場合、電解精製槽内塩中に塩素ガスを吹き込んでいるために、オフガス処理側に移行する。さらにその前工程に、酸化加熱処理する場合揮発除去もある程度期待できる。金属燃料の場合、その挙動が明確でなく、ほとんどのIは、電解精製槽の塩中に残存すると考えられ、下流のゼオライトカラムにて吸着できると考えられる。

Tcは、電解精製槽内のCdプールに抽出されるので、これをCd抽出し、高温蒸留することにより、Tcの回収は可能であると考えられる。

Srは、Cs同様、電解精製槽の塩中に残ると考えられ、ゼオライトカラムにて吸着される。万一、電解精製槽からオフガス処理系に移行した場合には、Srの沸点より低い温度で、Cs/Ru吸着塔にて吸着される。

(vi) 経済性評価

設計検討結果から、4.1.2項に基づいて建設費および年間運転経費を算出し、それをもとに再処理単価を算出した。

(a) 結果

(i) 建設費

設備費の内訳および建屋費を次頁に示す。設備費については概略設計レベルであることを考慮して幅をもって評価した。また、内訳を比率で表したものを図4.3.2-23に示す。

設備名	50tHM/y	200tHM/y
使用済燃料貯蔵設備	120～147	238～ 277
受入・前処理設備	43～ 60	76～ 96
主工程設備	226～313	963～1215
廃棄物処理・貯蔵設備	167～232	440～ 555
分析設備	9～ 12	27～ 34
保守・補修設備	45～ 62	97～ 122
計装制御設備	58～ 81	193～ 243
ユーティリティ設備	30～ 42	34～ 43
建屋（電気・換気設備を含む）	180	410
合計	877～1128	2478～2995

単位：億円

以上の結果から、建設費は50tHM/yプラントでは877～1128億円、200tHM/yプラントでは2478～2995億円であった。

主工程設備は、設備費の1/3～1/2程度を占める。これは酸化物燃料処理の金属電解法の場合と同じ比率であるが、これは、酸化物燃料対応では必要であった、金属を酸化物に転換するための機器が不要となる一方で、バイパス処理していた径ブランケット燃料を金属燃料処理では電解精製するため、電解槽、陰極処理装置台数等の主工程機器が多くなり、これらが相殺するためである。また、建屋容積が酸化物燃料処理の場合より小さくなっていることにより、建屋費は建設費の約1/8である。

#### (D) 年間運転経費

##### ① 人件費

要員数の内訳を表4.3.2-09に示す。主工程はクレーン・マニピュレータ等の定常運転操作を必要とする設備であり、各設備36名(1班6名×5班+日勤6名)とした。また、50tHM/yプラントでは、処理量、セル容積が縮小されることから、電解設備と陰極処理設備を統括するなど要員配置の合理化や、分析回数の減少による、分析要員の低減を考慮した。その結果、50tHM/yプラントで249人、200tHM/yプラントで320人となった。

これに対応する人件費は、50tHM/yプラントで22.4億円/y、200tHM/yプラントで28.8億円/yである。

##### ② その他の運転経費

人件費以外の運転経費は下記の通りである。

運転経費	50tHM/y	200tHM/y
機器交換費	34.5億円/y	107.4億円/y
定期検査費	8.0億円/y	24.0億円/y
消耗品費等	9.0億円/y	25.0億円/y
ユーティリティ費	4.7億円/y	11.6億円/y



## ③ 事業税および一般管理費

事業税、一般管理経費は下記の通りである。

年間操業経費	50tHM/y	200tHM/y
事業税	2.3億円/y	5.9億円/y
一般管理費	11.8億円/y	29.5億円/y

## ④ 年間運転経費

以上の結果から、年間運転経費は50tHM/yプラントで93億円/y、200tHM/yプラントで232億円/yとなった。

## (A) 再処理単価

上記で算出した建設費および年間運転経費から、資本費、操業費を計算し再処理費の算出を行った。結果は、50tHM/yプラントで27.8～33.4万円/kgHM、200tHM/yプラントで18.3～21.3万円/kgHMとなった。

再処理単価の目標値は27万円/kgHMであるが、4.1.1項でも述べたとおり、本検討で前提とした金属燃料炉心は、酸化物燃料炉心に比べて、単位HM量の発電電力量が約1.4倍大きい。FBRサイクルとしての経済性評価は発電単価で評価するため、このことを考慮すると、金属燃料再処理の目標値は、酸化物燃料処理に関する値の1.4倍の38万円/kgHMと考えることができる。この場合、50tHM/yプラント、200tHM/yプラントとも目標達成が可能であることが示された。

## (b) コストダウンの方策

再処理施設のコストダウンの方策を検討するために、50tHM/yプラントで建設費に対する各設備費の占める割合を図4.3.2-24(a)に、年間運転経費に対する各費目の占める割合を図4.3.2-24(b)に示す。

建設費に対して占める割合の大きい設備は主工程設備である。また、年間運転経費に対して占める割合の大きい費目は機器交換費であり、ついで人件費となっている。従って、これらの費用の削減を図ることが、さらなる経済性向上のために重要である。

上記のことは、酸化物燃料処理の場合と同様、機器数を削減することができれば、設備費、機器交換費が低減化され、経済性向上が期待できることを示している。そのための方策としては、例えば、電解槽や、陰極処理装置の処理速度を上げることが考えられる。また、機器寿命の延伸による交換頻度の低減も機器交換費に対して有効である。さらに、要員削減については、操業シミュレーションによる人員配置の最適化や工程自動化により合理化を図ることが可能であると考えられる。

## (vii) 経済性以外の観点からの評価

## (a) 安全性(現行法令への適用性を含む)

金属燃料処理用の金属電解法再処理施設の設計も、酸化物燃料処理の場合と同様に、現行の湿式法を想定した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考え方をベースとして行った。酸化物燃料処理の場合と同様に、閉じ込め機能確保のためのセル内負圧維持方策の検討や、異常状態まで考慮した臨界安全設計と臨界安全評価など、今後の検討課題が残されている。

今後、上述の点を含めて、以下に示す課題について検討を行い、安全性の確保が可能であることを示す必要がある。

- ① 金属電解法プロセスの特徴を考慮した安全審査指針案の検討
- ② 設計基準事象の選定(起因事象と事象進展シナリオの作成を含む)と安全評価基準案の検討
- ③ 事象の発生・拡大防止と影響緩和とを考慮した機器・施設の詳細設計と安全解析、安全評価

## (b) 資源有効利用性

U資源有効利用性については、U、TRUの回収率は、(ii)物質収支で述べた通り、次の通りであり、(使用済燃料の核種を100%とした場合)それぞれ99%以上と評価されており、金属燃料の金属電解法は、資源有効利用性を有すると考えられる。

$$U=99.5\%$$

$$Pu=99.8\%$$

$$Np=99.85\%$$

$$Am=99.4\%$$

$$Cm=99.4\%$$

U、TRUの回収率を更に向上させる方策は、パイロコンタクタの段数の増加、ハル洗浄装置の設置が考えられる。但し、現行のパイロコンタクタの段数を増加させても、これらの回収率は、大幅に向上するものではないと考えられる。

## (c) 環境負荷低減性

## (i) 環境放出量

本施設から環境へ放出される放射性物質 I、Kr-85、C-14、H-3の量は、(iv)廃棄物発生量で述べた通り、六ヶ所再処理工場の値(HM重量換算)と同程度である。

## (ii) 廃棄物

本施設から発生する高レベル廃棄物発生量は、(iv)廃棄物発生量で述べた通り、50tHM/y施設で、人工固化体(150L缶)として、97本/y、セメント固化(200ドラム缶)1本/y発生する。また、TRUを含む放射性廃棄物として、セメント固化体(200Lドラム缶)6本/y発生する。

今後の課題として人工鉍物固化の実用化、廉価な人工鉍物固化技術開発お

よび人工固化体の地層処分評価の検討が上げられる。

(h) MA および FP の回収性

MAの回収率は、99%以上と評価された。

LLFP(I, Cs, Sr, Tc)回収法に関しては、(v)LLFP回収法の検討で述べた通り、I, Tc, Csの分離回収は可能と考えられるが、Srの分離回収は難しい。I, Tc, Csの分離回収についても、今後の課題として、酸化燃料の金属電解法と同様に、実験による原理確認と各元素の回収率や純度についての定量的な検討が必要である。

(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、酸化燃料処理の場合と同様に、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、a)金属燃料の入量計量手法の開発、b)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などがある。

(e) 運転、保守、補修性

運転、保守において、定型の操作に対しては、自動化を図り、また、不定型の操作に対しては、実績のあるマスタースレーブマニピュレータ、インセルクレーン、インセルパワーマニピュレータを使用し、人間が確実に操作することとしており、主な機器、装置については、保守、補修のスペースを設けていることから、設備、機器の運転、保守・補修性を有すると考えられる。

(viii) 開発課題

今回の設計研究の結果に基づき、金属電解法の開発課題をプロセスの工程、ならびにシステム全般にかかわるものを表4.3.2-10および表4.3.2-11に示す。表中にはあわせて、設計の根拠となった現状の開発状況を示した。

工程毎の要素技術に関する開発課題を表4.3.2-10に示す。表中の優先度は、これまでの開発課題に関するものと同様AとBに区分されるものであるが、ここでの金属電解法は、米ANLで開発が行われたオリジナルの方法とほぼ同様のシステムであるため、枢要技術と考えられる多くのものが既に解決を見ており、優先度Aのものはないと考える。優先度Bは、引き続きデータの充実、着実な開発・試験が必要であると考えられるものである。表4.3.2-11中のシステム技術では、システム設計の立場から必要と考えられる開発課題を示した。閉じ込め等、乾式法特有の問題に対処できる安全設計、金属電解法で必然的に必要となるバッチ操作に伴うマテリアルハンドリング技術、従来の湿式プロセスと大幅に異なる塊状での入量計量やサンプルの代表性の問題を含む計量管理法の確立などが解決を図って行くべき重要な課題であると考えられる。また、前述の経済性評価でも述べた様に、機器の高性能化や運転保守技術の改善等による経済性目標達成のためのコストダウン方策の検討が必要である。

## (2) 酸化物電解法の適用

## (i) プロセスの概要

主なプロセスの概略フローを図4.3.2-25に示す。

使用済金属燃料集合体を解体した後、燃料ピンをArガス気流中でせん断し、せん断燃料を真空中で加熱することにより、ボンドNaを除去する。ボンドNaを除去したせん断片は、熱脱被覆処理装置(加熱酸化)へ送られ、酸素を20%程度含有するArガス気流中で温度500℃で約7時間加熱することにより、金属表面から最終的に $U_3O_8$ まで酸化され、粉体化される<sup>(20)</sup>。

次に、粉体燃料を被覆管から分離し、粉体燃料を酸化物燃料再処理プロセスと同様に、電解槽に装荷し、電解する。

電解析出 $UO_2$ 、あるいは、MOX顆粒に析出物に付着している塩を、酸化物燃料再処理プロセスと同様に、析出物塩除去装置により除去する。

この酸化物析出物を還元するために、Li還元法<sup>(21)</sup>を採用する。塩除去後の $UO_2$ 、あるいは、MOX顆粒は、Arセル内に移送され、Li還元装置に装荷され、還元処理し、金属U、金属U、Puが生成される。Li塩再生のためにLi塩再生装置を設置している。

Li還元後の金属U、Puは、真空蒸留による塩蒸留分離装置に送られ、真空中で温度最大1300℃まで加熱し、金属に付着したLi塩を蒸留分離する。

その後、塩蒸留分離された金属U、Puは、燃料製造側へ送られる。

## (ii) 廃棄物発生量

主な廃棄物は、燃料中のボンドNaの除去により発生する廃Naや塩除去後のLi還元処理において発生する廃Li塩などである。これらの廃棄物(酸化物燃料の場合からの追加分)を表4.3.2-12に示す。酸化物燃料の場合からの追加分の廃Na(高レベル廃棄物)、廃Li塩(高レベル廃棄物)、ドロス(TRU廃棄物)は、200Lドラム缶で生のまま貯蔵するものとした場合、それぞれ、約12本/y、約14本/y、約12本/yとなる。なお、これらの廃棄物は、今後、処分対応の固化処理を考慮する必要がある。

## (iii) 酸化物燃料処理との相違点

金属燃料再処理プロセスと酸化物燃料再処理プロセス(酸化物電解法)とを比較した結果を表4.3.2-13に示す。金属燃料再処理プロセスは、酸化物燃料再処理プロセスに、前処理工程のせん断装置、Na除去装置、熱脱被覆装置、再処理工程のLi還元装置、Li塩再生装置、塩蒸発分離装置、その他の工程のArセル増設とこれに関連するArセル冷却・浄化設備などの設備機器を追加する必要がある。

## (iv) 経済性

酸化物電解法は、金属電解法に、前処理工程の熱脱被覆装置、再処理工程のLi還元装置、Li塩再生装置、塩蒸発分離装置などの追加設備が必要となる。したがって、酸化物電解法施設の建設費は金属電解法と比べて若干増加すると考

JNC TY9400 2001-014

えられる。

## (3) フッ化物揮発法の適用

## (i) プロセスの概要

主なプロセスは、前処理工程、フッ化工程、U精製工程等<sup>(22)</sup><sup>(23)</sup>からなる。概略のフロー図を図4.3.2-26に示す。

酸化物燃料のフッ化物揮発法の場合レーザ方式であるが、金属燃料集合体の解体は、金属を取り扱うので、機械方式で行う。酸化物燃料の場合と同様、燃料集合体から、燃料ピンを取り出し、せん断機にて、せん断した後、Na除去装置にて、減圧加熱し、金属燃料中Naを分離する。その後、酸化物燃料の場合のような脱被覆(熱処理)はしないで、せん断片はそのままフッ化工程に送られる。

フッ化工程においては、せん断片のまま流動層型フッ化反応器に装荷し、Uフッ化過程にてフッ化し、揮発させて、U精製工程へ送る。残りのUとPuは、U-Puフッ化過程で揮発させて、U-Pu凝縮・揮発工程に送られる。

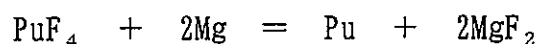
Puの回収は、酸化物燃料処理と同様に、スループット方式(0.6kgPu/1バッチスループット量)により、4バッチのフッ化処理(酸化物燃料の場合は9バッチ)の後、フッ化装置内蓄積のFPを流動媒体であるアルミナとともにMA回収工程へ送る。Puのフッ化回収率は、酸化物燃料の場合、99.7%であるが、金属燃料の場合、99.4%となる。

酸化物燃料では、9バッチスループットのフッ化処理(9バッチフッ化処理毎に廃アルミナ発生)としているが、金属燃料の場合、4バッチスループットのフッ化処理(4バッチフッ化処理毎に廃アルミナ発生)なので、その分、フッ化設備のF<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>供給量、アルミナの交換頻度が増加する。

U精製工程、U凝縮・揮発工程、U-Pu凝縮・揮発工程、クリーンアップ工程は、酸化物燃料の場合と同様である。

MA回収工程においては、熔融塩処理、硝酸溶解、脱硝までは、酸化物燃料の場合と同様であるが、その後、Uフッ化/U-Puフッ化の再転換処理を行う必要がある。これらの処理のために、F<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>供給量、廃熔融塩、アルミナ溶媒、凝縮廃液が酸化物燃料の場合より増加する。

転換工程は、酸化物燃料の場合、高温加水分解方式であるが、金属燃料の場合、乾式還元方式としている。この方式は、UF<sub>4</sub>、PuF<sub>4</sub>-UF<sub>4</sub>をそれぞれ650-700℃で水素還元し、顆粒とした後、UF<sub>4</sub>は、直接、還元処理し、PuF<sub>4</sub>-UF<sub>4</sub>は、MA回収工程のAm、Cmとともに還元処理する。これらの還元は、約1500℃の高温でフッ化物金属を次式の反応によりMg還元処理することにより金属に還元するものである。還元後、約1500℃の高温でMgを蒸発除去する。



高レベル廃棄物処理工程は、酸化物燃料の場合と同様、ガラス固化方式であるが、脱被覆せずにフッ化するので、被覆管成分のFe等の不揮発成分が高レベル廃棄物へ移行するために、ガラス固化体数は約2.2倍に増加する。

(ii) 廃棄物発生量

おもな廃棄物の発生量を表4.3.2-14に示す。ガラス固化体の年間発生本数は、酸化物燃料の場合の67本から227本に増加する。

(iii) 酸化物燃料処理との相違点

金属燃料再処理プロセスと酸化物燃料再処理プロセス(フッ化物揮発法)とを比較した結果を表4.3.2-15に示す。金属燃料再処理プロセスは、酸化物燃料再処理プロセスに、前処理工程のNa除去装置、転換工程のフッ化塔、水素還元炉、廃棄物処理工程のガラス固化装置の増強、その他の工程のArセル増設とこれに関連するArセル冷却・浄化装置等などの設備機器を追加する必要がある。

(iv) 経済性

フッ化物揮発法は、金属電解法に、転換工程のフッ化塔、水素還元炉などの追加設備や廃棄物処理工程のガラス固化装置の増強が必要となる。したがって、フッ化物揮発法施設の建設費は金属電解法と比べて若干増加すると考えられる。

## (4) 金属燃料の乾式再処理法の評価

上記までで検討した、金属燃料に対する3の乾式再処理法について、技術的成立性および設計要求(3章参照)に対する適合性の観点から比較評価した結果を、表4.3.2-16に示した。

## (i) 技術的成立性

金属電解法は、元々金属燃料を対象に米国ANLで開発された方法であり、いくつかの課題が存在するが、技術的成立性は見通せると考えられる。

酸化物電解法は、プロセス中では酸化物で取扱うため、前処理および製品を得る段階で金属を酸化物に、酸化物を金属に転換する工程が必要になり、工程が複雑になり金属電解法にくらべて特段のメリットが無いと判断する。フッ化物揮発法は、1950年代の開発当初、金属燃料を対象に開発に着手された経緯があり、金属燃料の処理が可能であり、基本的には、前述の酸化物燃料処理用のフッ化物揮発法と大差はないが、脱被覆の際、被覆管も主工程に持ち込まれるため高レベル廃棄物量が増大するデメリットがある。

## (ii) 設計要求の6項目に対する適合性

基本的には酸化物燃料の場合と同様である。以下に設計要求項目毎に述べる。

## (a) 安全性

湿式法を対象とした現行指針(処理施設安全審査指針)は、機器レベルでの常時負圧維持などの点で指針適合上問題と考えられる点があり、今後、乾式サイクル施設を対象とした新たな指針が必要になると考える。バッチ処理毎に容器蓋開閉操作が多発するので、バウンダリ確保の方策、安全ロジックの確立が必要である。また、1000℃程度の高温の流体(融塩、熔融金属)扱いがあり、概念設計段階としての設計対応はなされているが、今後、その具体化、有効性、安全解析を明確にする必要がある。

## (b) 経済性

金属電解法は、50tHM/yプラント、200tHM/yプラントとも、想定される目標値である再処理コスト約38万円/kgHMをクリア出来る。酸化物電解法およびフッ化物揮発法は、詳細な経済性評価は実施していないが、酸化物電解法は、工程が増えることから酸化物燃料処理の場合に比べ経済性の悪化が予想される。また、フッ化物揮発法は酸化物燃料処理の場合と大差ないものとする。

## (c) 資源有効利用性

U/TRU回収率は目標に適合する結果が得られているが、物質収支から回収率を算定するにあたり必ずしも全ての工程において実験値や実績値に基づいておらず、理論的評価値や設計判断に基づいている値も多く利用しており、その精度、有効性については、今後確証が必要であることに留意する必要がある。

## (d) 環境負荷低減性

金属電解法では、高レベル廃棄物の固化体としては、これまで湿式法再処理



で検討され、我国で最終処分体として検討が進められているホウケイ酸ガラス固化体でなく、全く新たな形態である人工鉱物固化体であるため、これまで行われている高レベル硝酸廃液をガラス固化する場合と大きく異なる点があり、今後、固化法そのものを実証していくとともに、浸出率評価等の処分シナリオへの対応性を検討していく必要がある。酸化物電解法では、ホウケイ酸ガラス固化体以外に、リン酸ガラス系のガラス固化体や合金インゴット固化体が含まれており、また、フッ化物揮発法ではホウケイ酸ガラス固化体ではあるが、廃アルミナ微細粒固化のように含有物の形態が、これまで行われている使用済燃料溶解液の抽残液である高レベル硝酸廃液をガラス固化する場合と異なる点があり、いずれも今後、固化法そのものを実証していくとともに、固化体の浸出率評価等の処分シナリオへの対応性を検討していく必要がある。

MA回収プロセスは、金属電解法では、液体Cd陰極で90%度がPuと共に受動的に回収される。酸化物電解法とフッ化物揮発法は、酸化物燃料処理の場合と同様である。

LLFP回収についてはヨウ素を除くと、現状いずれもアイデア段階に近いもので、LLFP回収の必要性とあわせて今後の更なる検討が必要である。

#### (e) 核拡散抵抗性

Puは、低除染かつUとの混合物で回収されるので核拡散抵抗性を有すると判断できる。保障措置、計量管理については、従来の湿式法と異なり均一な溶液でなく塊状での入量計量が必要になること、サンプルの代表性、計量秤量法、迅速定量分析法などに乾式法特有の課題があり、今後、従来の湿式法とは異なる、乾式法に適した計量法や閉じ込めを主体とする保障措置体系を考えていく必要がある。

#### (f) 運転・保守・補修性

配管接続でなく、バッチ操作である金属電解法と酸化物電解法では通常運転時にマテリアルハンドリングが必須となる。また、三方式とも高温雰囲気であるため、定期的な機器の保守、補修、交換等が必要と考えられ、遠隔操作法の確立が必要である。

[参考文献]

- (1) J.E.Herceg, K.J.Belcher, et al. : "Engineering and Acquisition of Equipment for Electrometallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel", Proc. ICONE8, ICONE-8541 (2000).
- (2) C.E.Stevenson : "The EBR-II Fuel Cycle Story", USA (1987).
- (3) 河西善充ほか : "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構築)", JNC TN9400 98-003 (1998) pp4-5-4-13
- (4) R.Ahluwalia, et al. : "Behavior of Uranium and Zirconium in Direct Transport Tests with Irradiated EBR-II fuel", Nuclear Technology, Vol.126 (1999) pp289~302.
- (5) E.C.Gay, et al. : "Plant-Scale Anodic Dissolution of Unirradiated IRF Fuel Pins", Proc. GLOBAL'93, (1993) pp1086~1093.
- (6) H.F.Mcfarlane, et al. : "The IFR Cycle Demonstration", Progress in Nuclear Energy, Vol.31, No.1/2 Proc. Intl. Conf. (1997) pp155~173.
- (7) 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—液体カドミニ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(2000) pp16~17.
- (8) L.S.Chow, et al. : "Continuous Extraction of Molten Chloride Salts with Liquid Cadmium Alloys", Proc. GLOBAL'93 (1993) pp1080~1085.
- (9) 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. (1997) pp141-154.
- (10) 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, (2000) pp153~158.
- (11) 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, (2000) pp58~64.
- (12) A.R.Brunsvold, et al. : "Design and Development of a Cathode Processor for Electrometallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel", Proc. ICONE8, ICONE-8702 (2000).
- (13) 常磐井守泰 ほか : "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 (1987) pp66-79.
- (14) 井上正 ほか : "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).
- (15) K.M.Goff, et al. : "Simulated First Operating Campaign for the Integral Fast Reactor Fuel Cycle Demonstration", Proc. GLOBAL'93, (1993) pp1180-

1185.

- (16) T.Koyama, M. Iizuka, 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 (1997) pp384-393.
- (17) E.J. Karell, et al.: "Electro-metallurgical Treatment of Oxide Spent Fuels", Proc. GROBAL'99 (1999).
- (18) G.R. Choppin et al.: "Electrometallurgical Techniques for DOE Spent Fuel Treatment final report" Distribution of Actinides between Molten Chloride Salt/ Cadmium Metal Systems", J. Alloys and Compounds, (2000) pp28-37.
- (19) S.X. Li, D. Vaden, et al.: "Experimental Observation on the Roles of the Cadmium Pool in Mark-IV ER", J Proc. of the Embedded Topical Meeting on DOE Spent Nuclear Fuel and Fissile Material Management, (2000) pp167~176.
- (20) 藤田玲子 ほか: "金属Uのばい焼酸化プロセスの検討"、日本原子力学会1997年秋の大会、K54 (1997).
- (21) 麻生雅美 ほか: "乾式法による酸化物使用済み燃料からのTRU回収-(5)リチウムプロセスの評価試験-"、日本原子力学会1995年春の大会、K40 (1995).
- (22) J.T. Holmes, et al.: "Engineering Development of Fluid-Bed Fluoride Volatility Processes Part8.", ANL-6973 (1965).
- (23) A.A. Chilenskas, et al.: "Engineering Development of Fluid-Bed Fluoride Volatility Processes Part10", ANL-6994 (1966).

表 4.3.2-01 金属電解法の元素挙動(炉心燃料処理時)

元素グループ	ボンドNa除去		陽極溶解・U回収		陽極溶解・U-Pu-MA回収		浴塩精製工程	
	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*	回収物への移行率(%)	根拠*	ゼオライトカラムへの移行率(%)	根拠*
U	0.0	[1]	96.03	[2]	88.70	[6]	0.0	[7]
Np	0.0	[1]	0.0	[3]	99.85	[5]	0.11	[7]
Pu	0.0	[1]	0.0	[3]	99.79	[6]	0.17	[7]
Am, Cm	0.0	[1]	0.0	[3]	99.41	[5]	0.35	[7]
ALM	50.0	[1]	0.0	[3]	0.0	[3]	95.48	[7]
ALE	10.1	[1]	0.0	[3]	0.0	[3]	95.48	[7]
希土類1	0.0	[1]	0.0	[3]	0.0	[5]	95.96	[7]
希土類2	0.0	[1]	0.0	[3]	1.05	[5]	93.29	[7]
希土類3	0.0	[1]	0.0	[3]	4.54	[5]	68.95	[7]
NM	3.8	[1]	0.0	[4]	-	-	-	-
HG	50.0	[1]	0.0	[3]	0.0	[3]	100.00	[7]
ボンドNa	90.0	[1]	0.0	[3]	0.0	[3]	9.66	[7]
Zr	0.0	[1]	67.76	[3]	37.96	[3]	-	-

## 移行率の根拠

- [1] 希ガス、揮発性等、性状毎に分岐率を設定。
- [2] 浴塩中で U:Pu=1:4 となるように U 回収量を設定。
- [3] 標準電位の比較。
- [4] NM は、貴であるため溶解せずに、陽極バスケットに残留するか Cd プールへと落下する。
- [5] Cd 陰極中で Pu が  $\text{PuCd}_6$  を生成し、且つ、その他の元素が固相としては析出しない場合と、全元素が液体 Cd 中で分配するとしたときの分離係数を平均した値をもとに移行率を算出。
- [6] 作業上の設定値。
- [7] アクチニドと希土類の一部は、パイロコンダクタによりバイパスされる。ゼオライトでは、3 価(アクチニドと希土類)が 98%、2 価(ALE と Sm、Eu)および Cs、Rb が 95%吸着されると設定した。

表 4.3.2-02 金属電解法の各元素の製品・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		その他
	プラント製品 移行率	TRU製品 移行率	大気放出側 移行率	海洋放出側 移行率	ガラス固化 体移行率	深地中並廃 棄物移行率		
H	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-01	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	9.00E-01	
C	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	
ALM	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Cs	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Sr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.50E-01	5.00E-02	1.00E-06	
Ba	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	9.50E-01	5.00E-02	1.00E-06	
Y	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-06	
La	0.00E+00	2.34E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.77E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Ce	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Pr	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Nd	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Pm	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Sm	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-06	
Eu	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-06	
Gd	0.00E+00	2.34E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.77E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Tb	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Dy	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Ho	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Er	0.00E+00	7.83E-02	1.00E-13	1.00E-09	9.22E-01	0.00E+00	1.00E-06	
Zr	6.96E-01	1.04E-01	1.00E-15	1.00E-09	1.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Mo	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-07	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Tc	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-07	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Ru	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Rh	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Pd	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Ag	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-15	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Cd	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-13	1.00E-09	8.50E-01	1.50E-01	1.00E-06	
In	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	8.60E-01	1.40E-01	1.00E-06	
Ge	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Sn	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
As	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Sb	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	9.00E-01	1.00E-01	1.00E-06	
Se	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	8.50E-01	1.50E-01	1.00E-06	
Te	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-05	1.00E-09	8.50E-01	1.50E-01	1.00E-06	
HG	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	5.67E-01	4.30E-01	0.00E+00	
I	0.00E+00	0.00E+00	1.00E-02	1.00E-09	5.67E-01	4.30E-01	0.00E+00	
Kr	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	
Xe	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00	1.00E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	
U	9.63E-01	3.24E-02	1.00E-13	1.00E-09	1.13E-06	5.00E-03	1.00E-06	
Np	0.00E+00	9.87E-01	1.00E-13	1.00E-09	1.17E-02	1.00E-03	1.00E-06	
Pu	0.00E+00	9.98E-01	1.00E-13	1.00E-09	7.56E-04	1.00E-03	1.00E-06	
AC	0.00E+00	9.62E-01	1.00E-13	1.00E-09	3.74E-02	1.00E-03	1.00E-06	

注) ALM:リチウム金属 ALE:リチウム類金属 RE:希土類 NM:貴金属 CC:カリウム HG:セシウム NG:バリウム AC:ヨウ素

表 4.3.2-03 金属燃料の金属電解法リサイクル施設 (50tHM/y) における物質収支評価結果 (単位: kg/日)

No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
機器名		ホント Na 除去槽	電解精製槽				陰極処理装置			電解 精製槽	塩処理系	ゼオライト カラム
形態	使用済 燃料	ボンド Na	浴塩調整 用 UCl <sub>3</sub> *	固体陰極 析出物	液体 Cd 陰 極 析出物	廃棄物 (ハル、 その他)	金属 U	U-TRU 合金	ドロス* (酸化物)	使用済 浴塩	再生浴塩 (電解精 製槽へ)	塩吸蔵 ゼオライト
U	199.96	-	15.07	207.74	6.27	1.00	201.51	5.94	6.56	4.26	4.26	-
Np	0.10	-	-	-	0.10	-	-	0.99	0.01	0.05	0.05	-
Pu	25.13	-	-	-	25.08	0.03	-	24.33	0.75	12.00	11.98	0.02
Am+Cm	0.61	-	-	-	0.60	-	-	0.58	0.02	0.86	0.86	-
ALM	2.70	1.35	-	-	-	-	-	-	-	1.41	0.06	1.35
ALE	1.38	0.14	-	-	-	-	-	-	-	1.30	0.06	1.24
希土類 1	1.02	-	-	-	-	-	-	-	-	1.06	0.04	1.02
希土類 2	0.93	-	-	-	0.01	-	-	0.01	-	0.99	0.06	0.92
希土類 3	4.98	-	-	-	0.24	-	-	0.23	0.01	6.00	1.26	4.74
NM	7.83	0.30	-	-	-	7.52	-	-	-	-	-	-
HG	0.24	0.12	-	-	-	-	-	-	-	0.12	-	0.12
ホント Na	5.58	5.02	-	-	-	-	-	-	-	5.12	4.56	0.56
Zr	27.77	-	-	19.32	2.90	5.56	18.74	2.81	0.67	-	-	-

\* ドロス処理工程で U を UCl<sub>3</sub> で回収し、電解精製槽に浴塩調整用 UCl<sub>3</sub> として戻す。

希土類 1 : Y, Sm, Eu (アルカリ土類金属と似た挙動をする希土類元素)

希土類 2 : La, Gd

希土類 3 : Ce, Pr, Nd, Pm 他

表 4.3.2-04 金属燃料の金属電解法による再処理製品と U, TRU 回収率  
(50tHM/y)

再 処 理 製 品	製品重量 (FP 混入率*)
U-TRU 合金	6.5 t (FP~0.8 wt%)
金属 U	41.5 t (FP~0 wt%)
U、TRU の回 収 率	
U**	99.5 %
TRU	99.8 %
TRU の回収率の詳細	
Np	99.4 %
Pu	99.8 %
Am	99.4 %
Cm	99.4 %

\*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 4.3.2-05 金属燃料金属電解法の 50 t HM/y 施設と 200tHM/y 施設の  
主要機器仕様

機器名	50 t/y 施設 機器数 (処理容量×処理時間)	200t/y 施設 機器数 (処理容量×処理時間)	備考
集合体解体機	1 基 (集合体単位×2h/体)	1 基 (集合体単位×2h/体)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の余剰能力にて対応
ピンせん断機	1 基 (50m/ℓ/分)	2 基 (50m/ℓ/分)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の余剰能力と基数増加にて対応
ポンド Na 除去槽	1 基 (7 陽極/ℓ/分× 5h/ℓ/分)	2 基 (7 陽極/ℓ/分× 5h/ℓ/分)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の余剰能力と基数増加にて対応
ドライバー燃料用 電解精製槽	7 基 (3 陽極・3 陰極/バッチ× 4 日サイクル運転)	28 基 (3 陽極・3 陰極/バッチ× 4 日サイクル運転)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の基数増加にて対応
径方向フラット用 電解精製槽	2 基 (3 陽極・3 陰極/ℓ/分× 10 日サイクル運転)	8 基 (3 陽極・3 陰極/ℓ/分× 10 日サイクル運転)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の基数増加にて対応
固体陰極処理装置	4 基 (60kgU/ℓ/分× 1 ℓ/分/日)	16 基 (60kgU/ℓ/分× 1 ℓ/分/日)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の基数増加にて対応
Cd 液体陰極処理装置	6 基 (6kgHM/ℓ/分× 1 ℓ/分/日)	24 基 (6kgHM/ℓ/分× 1 ℓ/分/日)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の基数増加にて対応
TRU 抽出器 (パイロコンタクタ)	1 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量× 17h/ℓ/分)	4 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量× 17h/ℓ/分)	50 t/y 施設ではセルに 1 基設けており、200t/y 施設では 4 つセルとしたため、各セル毎に、50 t/y 施設の機器を 1 基/セル設け、合計 4 基とした。
ゼオライトカラム	1 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量× 19h/ℓ/分)	4 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量× 19h/ℓ/分)	200t/y 施設は 50 t/y 施設機器の基数増加にて対応



表 4.3.2-06 金属燃料金属電解法の 50tHM/y 施設と 200tHM/y 施設の  
セル・建屋容積の比較

セル、建屋		50 t HM/y 施設 容積 (m <sup>3</sup> )	200tHM/y 施設 容積 (m <sup>3</sup> )	備考
セル	燃料受入・前 処理セル	3,100	10,400	処理量と物量比にて 設計している。
	電解分離セル	5,300	21,100	200tHM/y 施設のセル は 50tHM/y 施設のセル を 4 つ設ける設計 としている。
	主要セルの 容積の合計	8,400	31,500	
建屋の体積 (主建屋)		250,000 (164,000)	590,000 (450,000)	建屋容積は、再処理、 燃料製造、廃棄物処 理・貯蔵、使用済燃 料集合体貯蔵、新燃 料集合体貯蔵。

(注記) セルは内法、建屋は外法

表 4.3.2-07 50tHM/y 施設の発生量と六ヶ所再処理施設の放出量

核種	金属燃料金属電解法 50tHM/y 施設の FP 発生量 (Bq/y・H Mt)	六ヶ所再処理施設 FP 放出量 (注記 1) (Bq/y・H Mt)	備考
Kr-85	$6.0 \times 10^{14}$	$4.1 \times 10^{14}$	50tHM/y 施設の FP 発生量は、冷却期間 4 年ベース
C-14	$4.2 \times 10^{10}$ (注記 2)	$6.2 \times 10^{10}$	
H-3	$2.9 \times 10^{13}$ (注記 3)	$2.4 \times 10^{12}$ (排気側)	
	—	$2.3 \times 10^{13}$ (海洋放出側)	

(注記 1) 出典：六ヶ所再処理工場事業指定申請書 添付書類一七（3 章参照）

(注記 2) 金属燃料中の不純物窒素量はごく少ないので、酸化物燃料リサイクル施設の 1/10 とした。

(注記 3) RETF 安全審査同様、発生するトリチウムの半分は、再処理されるものと仮定。

表4.3.2-08 金属燃料金属電解法の廃棄物量

廃棄物処分の観点からの廃棄物		廃棄物量 (m <sup>3</sup> /y)	
処分区分	分類廃棄物 (例)	生廃棄物 (t/y)	固化体 (m <sup>3</sup> /y)
高レベル廃棄物	廃ボンドNa	1.0	14.5 (97本/y)
	塩吸蔵ゼオライト	22.8	
	Cd蒸留残渣 (NM)	1.88	0.188 (1本/y)
TRU廃棄物	ドロス	2.62t	1.05 (6本/y)
備考	下記は、他のプロセスも同様に発生するものである。 ・集合体部材 ・ハル ・剪断プレナム	73.0t 4.359t 16.8t	18.3 (92本/y) 1.1 (6本/y) 4.2 (21本/y)

- ・廃ボンドNa、塩吸蔵ゼオライトは一括して人工鉱物固化体にする。
- ・Cd蒸留残渣、ハルはセメントと共に容器へ封入する。
- ・TRU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。
- ・人工鉱物固化体の容量は150リットル、セメント封入のドラム缶は200リットル。
- ・ハルは浴塩中へ投入するため高レベル扱い。

表 4.3.2-09 金属燃料対応金属電解法再処理施設の要員数内訳

単位：人

	50t-HM/年		200t-HM/年		備考
	日勤	交替	日勤	交替	
受入貯蔵	6	20	6	30	マテハン移送系
機械前処理	6	30	6	30	マテハン移送系
化学前処理					不要工程
主分離					不要工程
電解	6	30	6	30	マテハン移送系
陰極処理			6	30	50t/年は電解に含む
T R U回収					電解に含む
酸化物転換					不要工程
廃液処理					廃棄物処理に含む
廃棄物処理	20	30	20	30	
分析	10	25	10	50	
放射線管理	6	30	6	30	
技術/保守	30		30		
合計	249		320		

表4.3.2-10 金属電解法(金属燃料)の開発課題-工程技術

工程技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題	優先度(*)
陽極溶解・U/Pu/MA回収 (液体Cd陰極)	・米ANLでの100gPu規模Pu試験	・ホット試験によるデータ蓄積と最適化条件把握	B
TRU還元抽出 (パイロコンタクター)	・米ANLでの小型パイロコンタクターによる U/RE系試験	・パイロコンタクターの開発 ・パイロコンタクターの運転特性把握	B
塩再生 (ゼオライトカラム処理)	・米ANLでの小規模試験	・工学規模での確認	B
人工鉱物固化 (ガラス結合ソーダライト固化)	・米ANLでの小規模試験	・固化技術の確立 ・処分対応性(浸出率評価等)の検討	B

表4.3.2-11 金属電解法(金属燃料)の開発課題－システム技術

システム技術	設計の根拠・現状の開発状況	開発課題
熔融塩のリサイクル特性	・原理検討	・熔融塩中のFP蓄積影響(発熱、対電解特性)の評価
熔融塩・熔融金属の移送	・概念設計研究段階	・高温融体の供給、抜き出し、移送、閉塞防止システムの確立
安全設計	・概念設計研究段階	・セル内負圧担保(機器レベル負圧維持不可能)での安全ロジック、安全解析、設計対応 ・再処理施設安全審査指針の見直し、新指針概念策定
臨界設計	・概念設計研究段階	・詳細解析による精度向上 ・設計裕度緩和による機器設計の合理化
マテリアルハンドリング・遠隔操作性	・概念設計研究段階	・高温(~1000℃)に伴うエンジニアリング上の課題解決 ・マテリアルハンドリング、機器運転操作のモックアップ試験等による確認
計量管理	・概念設計研究段階	・乾式法特有の問題点(サンプルの代表性等)を解決する保障措置体系の検討・計量法(試料サンプル法、秤量、定量分析法等)の検討
シミュレーション	・未検討	・全体システムの操業シミュレーション
コストダウン	・未検討	・プロセスデータ蓄積および臨界設計高度化による設計余裕削減 ・高性能材料等による機器高性能化 ・高温融体のマテリアルハンドリング合理化 ・運転保守技術の改善

表4.3.2-12 金属燃料酸化物電解法の廃棄物量  
(酸化物燃料の場合からの追加分)

廃棄物処分の観点からの廃棄物		廃棄物量* (m <sup>3</sup> /y)	
処分区分	分類廃棄物 (例)	生廃棄物 (t/y)	固化体 (m <sup>3</sup> /y)
高レベル廃棄物	廃ボンドNa	1.24	2.26 (12本/y)
	廃Li塩	2.8	2.7(14本/y)
TRU廃棄物	ドロス	7.0	2.4(12本/y)
備考	下記は、他のプロセスも同様に発生するものである。 ・ 集合体部材 ・ ハル ・ 剪断プレナム		

\*上記の生廃棄物は、生のまま200リットルドラム缶に貯蔵するものとした廃棄物で、処分対応の固化処理までは考慮していない。

表 4.3.2-13 金属燃料酸化物電解法の 50tHM/y 施設の主要機器  
(酸化物燃料の場合からの追加、変更機器分)

機器名	機能	主要な機器 (性能)	備考
ピンせん断機	Ar セル内で燃料ピンをせん断する。	1 基 (530 本/日・基 ×160S/1 ピン)	
ポンド Na 蒸発 分離装置	金属燃料中ポンド Na を約 10mmHg、約 550℃ で加熱蒸発分離する。	1 基 (300KgHM/日・基× 24h/バッチ))	
熱脱被覆装置 (加熱酸化)	せん断片を 20%酸素含有 Ar 雰囲気中で 500℃ 程度に加熱し、UN を U <sub>3</sub> O <sub>8</sub> の粉末まで酸化する。	5 基 (17kgHM/バッチ× 滞留時間 7h))	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ハルの燃料残留量の確認が必要である。</li> <li>・粉体金属燃料の火災・爆発等の安全性確認が必要である。</li> </ul>
Li 還元装置	電解精製析出の酸化物燃料粉を約 650℃ で Li 還元処理し、金属燃料とする。	7 基 (17KgHM/バッチ ×10h/バッチ)	U 用と MOX 用は、別にする。
Li 塩再生装置	電解還元で、Li <sub>2</sub> O を約 650℃ で金属 Li に還元し、塩と Li を Li 還元工程にて再使用できるように再生する。	7 基 (Li 還元装置 2 バッチ分/ 日・基 × 12h/バッチ)	
塩蒸発分離装置	Li 還元で生成した金属 U 及び金属 HM 付着塩を 1~10mmHg、約 1300℃ で加熱し、蒸発分離させる。	1 基 (800KgHM/日・基 ×24h/バッチ)	



表4.3.2-14 金属燃料フッ化物揮発法の廃棄物量(年間)

廃棄物分類		年間廃棄物量	
処分区分	廃棄物名称	生廃棄物 (kg/y)	廃棄体 (m <sup>3</sup> /y)
高レベル廃棄物* <sup>1)</sup>	廃溶融塩、廃アルミナ媒体、 廃吸着剤LiF、NaF、MgF <sub>2</sub> (一括ガラス固化と想定)	48,620	34 【227本/y】
TRU廃棄物* <sup>2)</sup>	AgS (ヨウ素吸着剤)	342	0.005 【1本/y】
高βγ廃棄物* <sup>2)</sup>	モレキュラシーブ (H-3吸着)	4	0.8 【4本/y】
低レベル廃棄物* <sup>2)</sup>	廃液	156	0.2 【1本/y】
極低レベル廃棄物* <sup>2)</sup>	活性アルミナ (F <sub>2</sub> 吸着)	29,903	12.1 【60本/y】
	HF吸着剤	802	0.3 【2本/y】
規制外	—	—	—
合計		79827	48 【294本/y】

- \* 1) 高レベル廃棄物ガラス固化体は150%キャニスタに収納。
- \* 2) 高レベル以外は200%ドラム缶に収納ものとして評価した。
- \* 3) ハルおよび集合体解体部材は、本表から除いている。
- \* 4) 酸化熱燃料処理から金属燃料処理とすることで、主な増減廃棄物量は、次の通りである。
  - ・ 高レベル廃棄物は、酸化熱燃料処理の場合、68本であるが、金属燃料処理の場合、159本増加。
  - ・ 低レベル廃棄物は、酸化熱燃料処理の場合、3本であるが、金属燃料処理の場合、2本減少。

表 4.3.2-15 金属燃料フッ化物揮発法の 50tHM/y 施設の主要機器  
(酸化物燃料の場合から追加変更した機器等)

工 程	酸化物燃料の場合の 主要機器	主要機器 (追加変更分)	備 考
解体・せん断	レーザ式解体装置	機械式解体装置 ボンド Na 除去装置 (揮発 Na 回収)	火災・爆発防止対策のためにレーザ式解体装置を機械式解体装置に変更
脱被覆	熱脱被覆用 ロータリーキルン	なし	
Uフッ化 U・Puフッ化	流動層方式(被覆管を除き、燃料のみ処理) 9 バッチスループット処理	流動層方式(被覆管ごと処理) 4 バッチスループット処理	Pu 回収率は、酸化物燃料の場合 99.7%であるが、金属の場合 99.4%となる。
U精製	—	酸化物燃料と同じ	
凝縮・揮発	—	酸化物燃料と同じ	
クリーンアップ	—	酸化物燃料と同じ	
MA 回収 (アルミナ共沈法)	溶融塩処理装置 硝酸溶解装置 脱硝・転換装置	左記にフッ化物再転換 設備追加 水素還元炉 Mg 還元炉 Mg 蒸発器	酸化物燃料の場合より 廃溶融塩等が次の 通り増加。 ・廃溶融塩 6.7t/y→15 t/y ・アルミナ媒体 5.6t/y→12.5 t/y ・凝縮廃液 0.01t/y→0.05 t/y
転換	(高温加水分解方式)	(乾式還元方式) 水素還元炉、Mg 還元 炉、Mg 蒸発器の追加	
ガラス固化	ガラス固化装置、固化 貯蔵	ガラス固化装置、固化 貯蔵の容量増加 (約 2 倍)	固化体 68 本/年から 227 本/年に増加
オフガス処理	H <sub>2</sub> ガス燃焼器 凝縮器 活性アルミナ吸着塔 HF 脱水反応槽	なし	
その他	—	Ar セル、Ar 冷却・浄化 装置の変更追加  換気空調設備関係の 増加	火災・爆発防止対策の ために、空気セルを Ar セ ルとし、Ar 循環システムと する。 FP 増加に伴う崩壊熱 増加により、換気空調 設備増加

表4.3.2-16 乾式再処理法の総合評価－金属燃料（1/2）

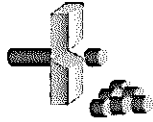
評価項目		金属電解法	酸化物電解法	フッ化物揮発法
技術的成立性		ANL法に対して改良した技術について ・ボンドNa除去については確認は必要であるが成立性は見通せる ・高温融体の移送、遮隔操作等、高温(~1000℃)に伴うエンジニアリング上の課題有り ・ルツボ材料等の寿命定量化	酸化物燃料処理からのプロセス変更点 ・前処理工程－ボンドNa減圧加熱除去、熱脱被覆法による金属の酸化、粉体化 ・金属転換－酸化物をLi還元	酸化物燃料処理からのプロセス変更点 ・熱脱被覆→剪断、ボンドNa減圧蒸留除去、非脱被覆(被覆管もフッ化) ・酸化物転換→フッ化物から金属への乾式還元(H <sub>2</sub> ,Mg還元)
計 要 求 適 合 性	安全性	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・機器レベルでの常時負圧維持を原則とするが、MA回収設備についてはバッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保
		・安全上の特徴に配慮した設計	・高温融体、金属U/Pu取扱 →対高温材料使用。Ar雰囲気セル ・臨界設計は基本的には質量管理	・高温融体、金属U/Pu取扱 →対高温材料使用。金属取扱部分はAr雰囲気セル ・臨界設計は基本的には質量管理
	経済性	・目標値： 約38万円/kgHMを想定	・50tHM/yプラント：28~33万円/tHM ・200tHM/yプラント：18~21万円/tHM	—
		・プロセス簡素化、 機器コンパクト化	・ボンドNa処理工程追加により塩廃棄物量低減	—
	資源有効利用性	・U/TRU回収率：99%以上	・U=99.5% Pu=99.8%,Np=99.8%,Am=99.4%,Cm=99.4% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。 工程ロス率、移行率等確認が必要な値がある	・U=99.9% Pu=99.8%,Np=99.7%,Am=99.3%,Cm=99.3% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。 工程ロス率、移行率等確認が必要な値がある
		・冷却期間短縮の可能性	・崩壊熱増加に伴い、冷却設備の増強が必要。 塩使用量増加による廃棄物量の増加	—
環境負荷低減性	放射性廃棄物発生量評価	・ボンドNa処理採用等により塩廃棄物量の低減を図った設計 ・高レベル廃棄物： 人工鉱物固化体(処分評価要) 97本/年[0.9kw/本] ・TRU廃棄物： 6本/年		・高レベル廃棄物： ホウケイ酸ガラス固化体(処分評価要) 227本/年[0.9kw/本] ・TRU廃棄物： <1本/年
	MA回収プロセス	・MA回収はパイロコンタクター(向流型抽出器)による還元抽出、Cd陰極回収	・NpはUと共析出回収。Am,Cmは絞り電解で回収。Am,Cmについては基礎試験による成立性の確認が必要	・NpはU精製系トラップから回収。Am,Cmは廃アルミナ流動媒体からフッ化物溶融塩でFP除去後回収
	LLFP分離・回収の可能性	・Iは前処理工程での熱処理、TeはCdプールから抽出、Cs、Srはゼオライトカラムで回収の可能性あり	—	—

表4.3.2-16 乾式再処理法の総合評価－金属燃料（2/2）

評価項目		金属電解法	酸化電解法	フッ化物揮発法	
設計要求適合性	環境負荷低減性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・LWRからのMA添加の影響</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・前処理工程での冷却能力増強が必要</li> <li>・廃棄物量の増加</li> </ul>	—	
	核拡散抵抗性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・純粋Puが単独存在しない設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・Puは低除染のU/Pu/MA混合物で回収</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・Puは低除染のU/Pu混合物で回収</li> </ul>	
		<ul style="list-style-type: none"> <li>・保障措置を考慮した設計</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・塊状金属による入量計量が必要</li> <li>・バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・粉末による入量計量が必要</li> <li>・バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・Puは低除染のU/Pu混合物で回収</li> <li>・Pu単独回収を試みても低除染(DF~800)Puしか得られない</li> <li>・塊状金属による入量計量が必要</li> </ul>
	運転・保守・補修性	<ul style="list-style-type: none"> <li>・運転、保守、補修に配慮した設計。アクセスルート等の確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・マテリアルハンドリング中、定型操作(電極取出し等)は自動化、不定型操作(電極の次工程への移動等)は人的操作を基本</li> <li>・保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>・アクセスルート確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・マテリアルハンドリングは原則自動運転</li> <li>・保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>・アクセスルート確保</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・配管接続プロセスのため通常運転時は原則マテリアルハンドリング不要</li> <li>・保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守</li> <li>・アクセスルート確保</li> </ul>
	その他				

# ANL開発プロセス

使用済燃料



機械式せん断

ハル、  
ボンドNaごと

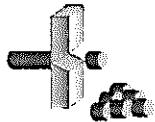


塩廃棄物の低減



# 改良プロセス

使用済燃料



機械式せん断

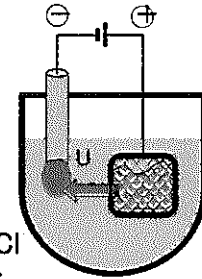


500°C  
ボンドNa除去

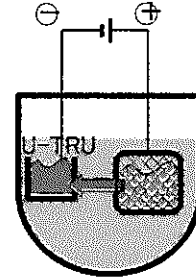
ハルごと



LiCl-KCl  
500°C



陽極溶解・U回収  
(固体陰極)



陽極溶解・  
U-Pu-MA回収  
(液体Cd陰極)



TRU還元・抽出  
(遠心抽出器)

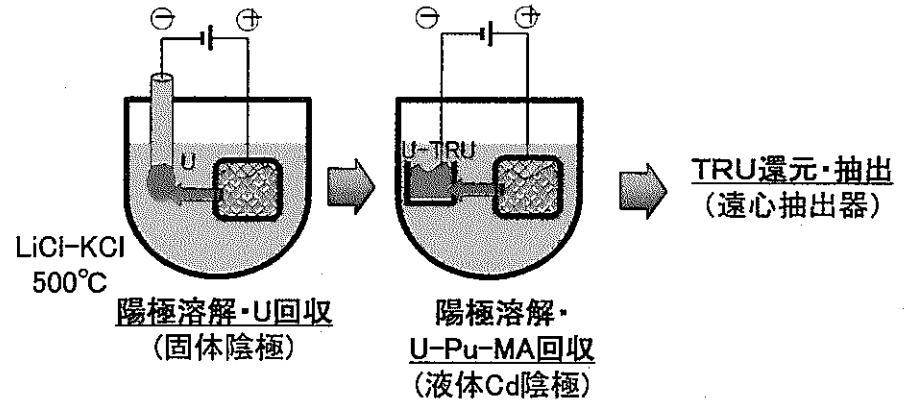
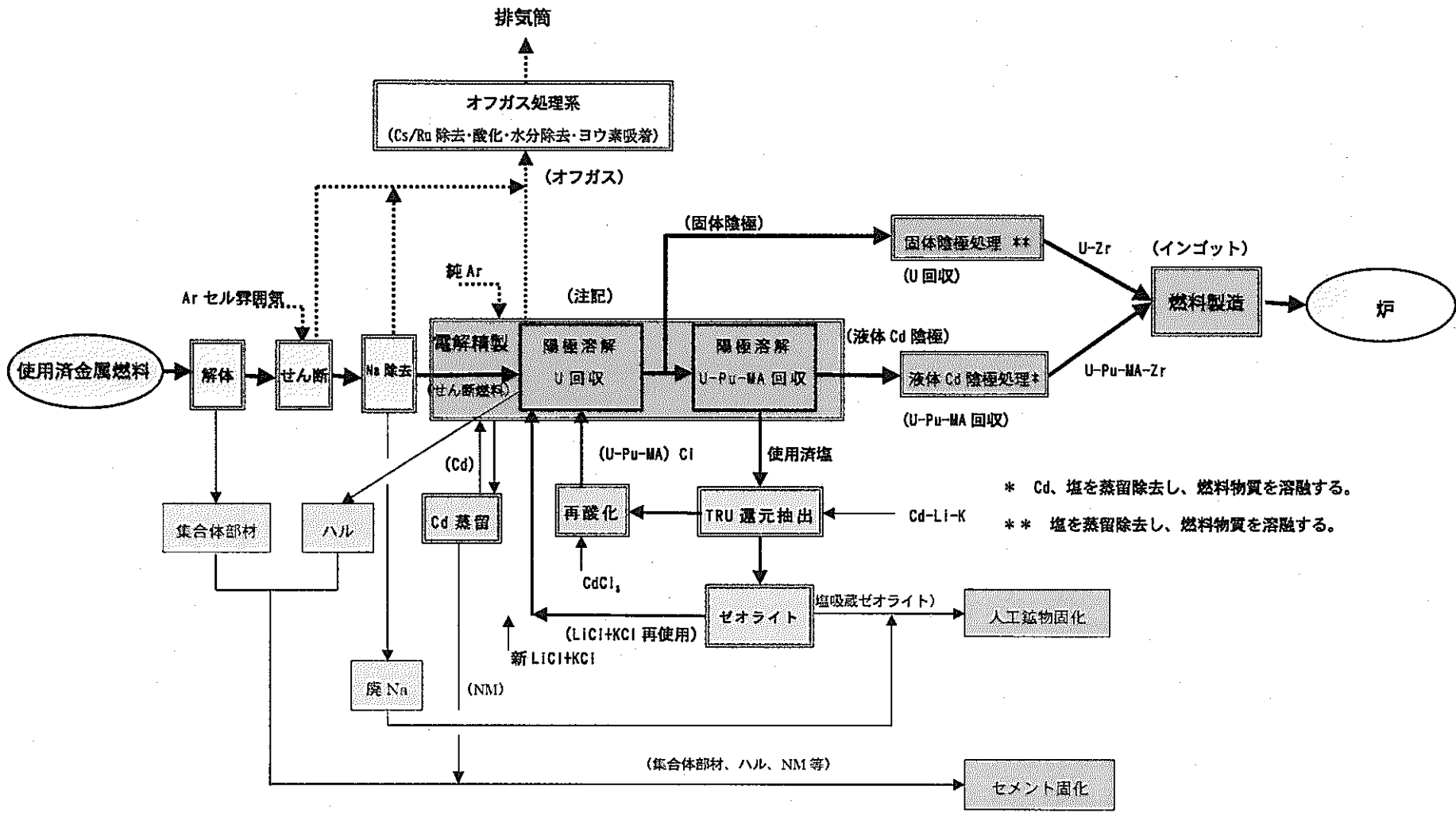


図4.3.2-01 金属燃料の金属電解法プロセスフロー (ANL開発プロセスとの比較)



(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。

図 4.3.2-02 金属燃料金属電解法プロセスの全体概略フロー図

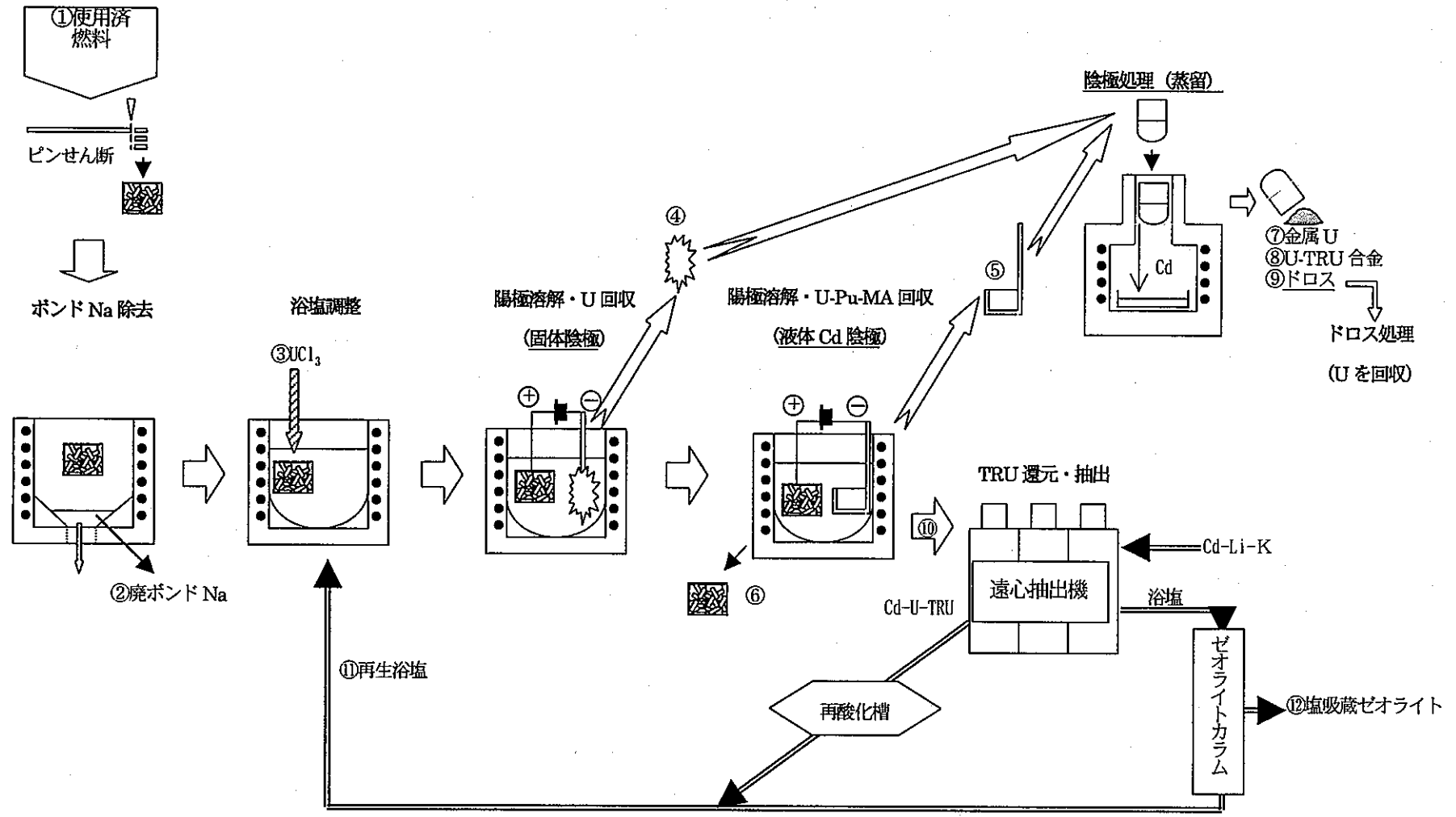


図4.3.2-03 金属燃料の金属電解法プロセス物質収支フロー図

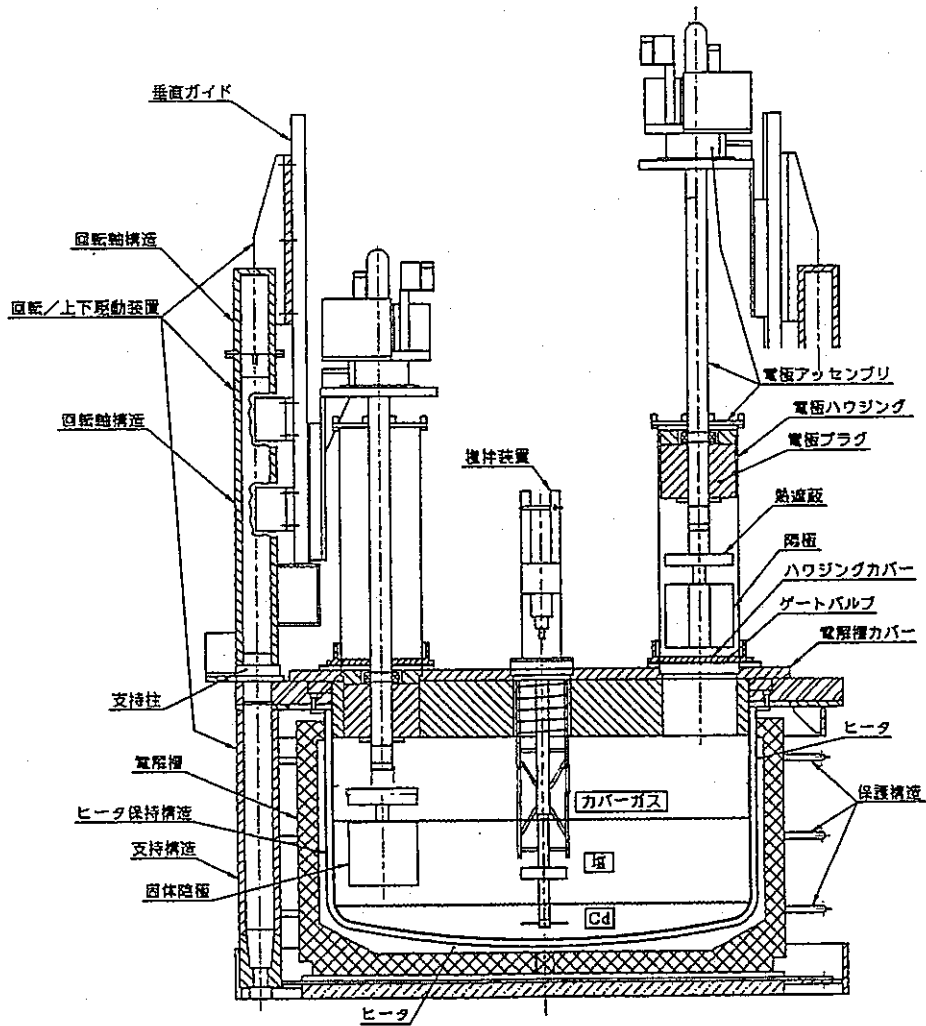


図4.3.2-04 電解精製槽の概略外形図



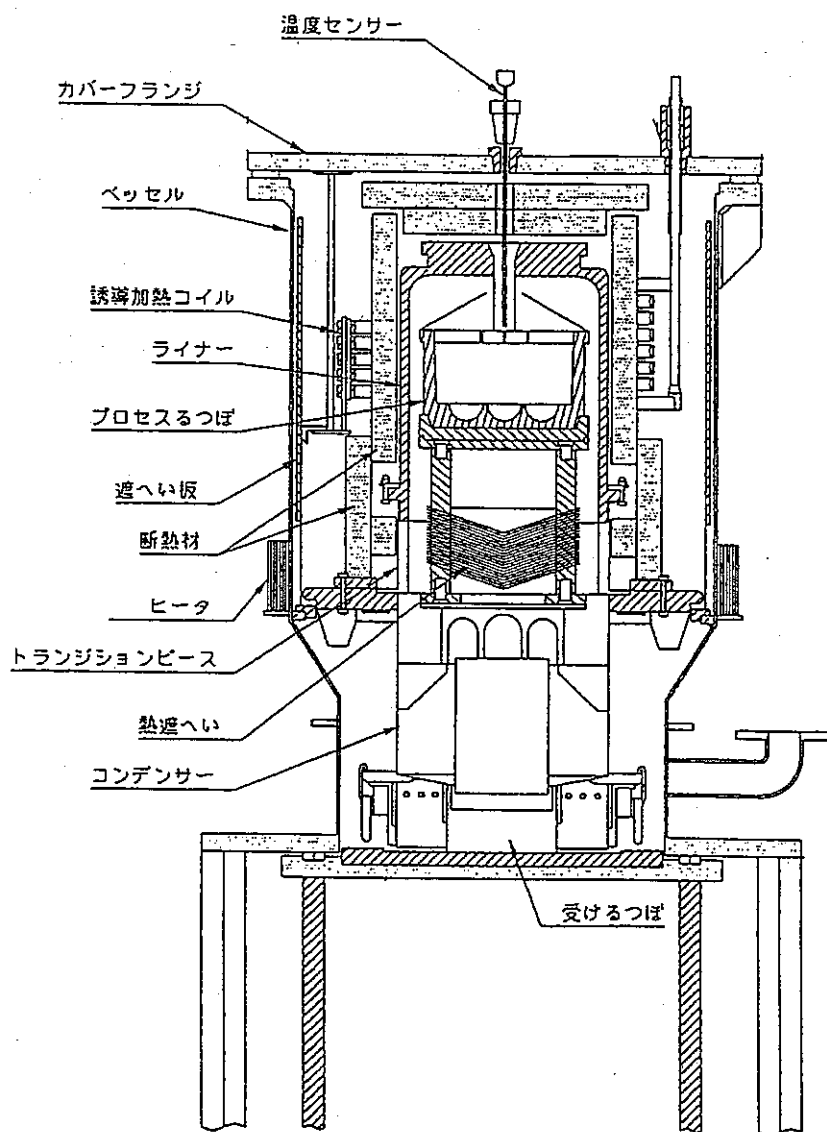


図4.3.2-05 陰極処理装置の概略外形図

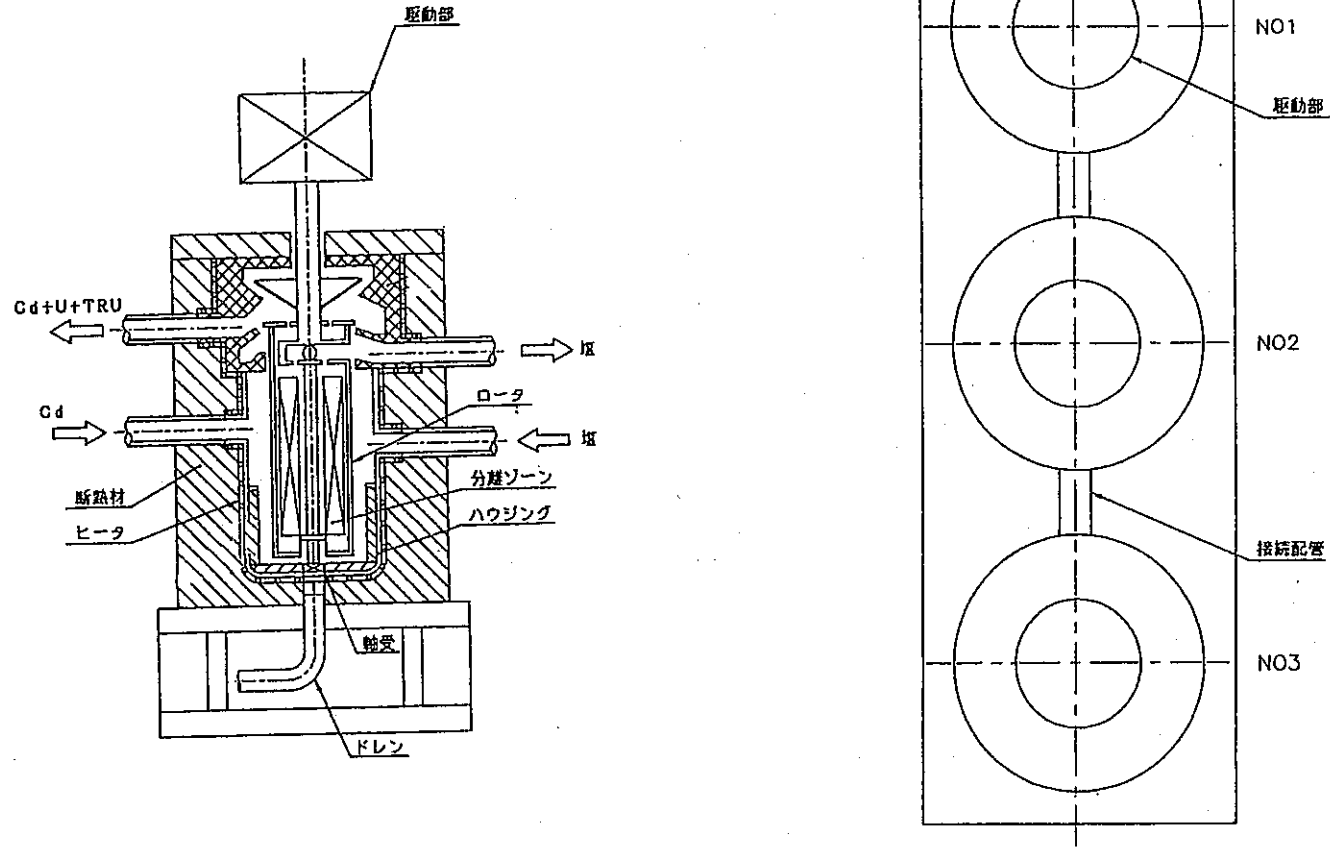


図4.3.2-06 パイロコンタクトの概略外形図

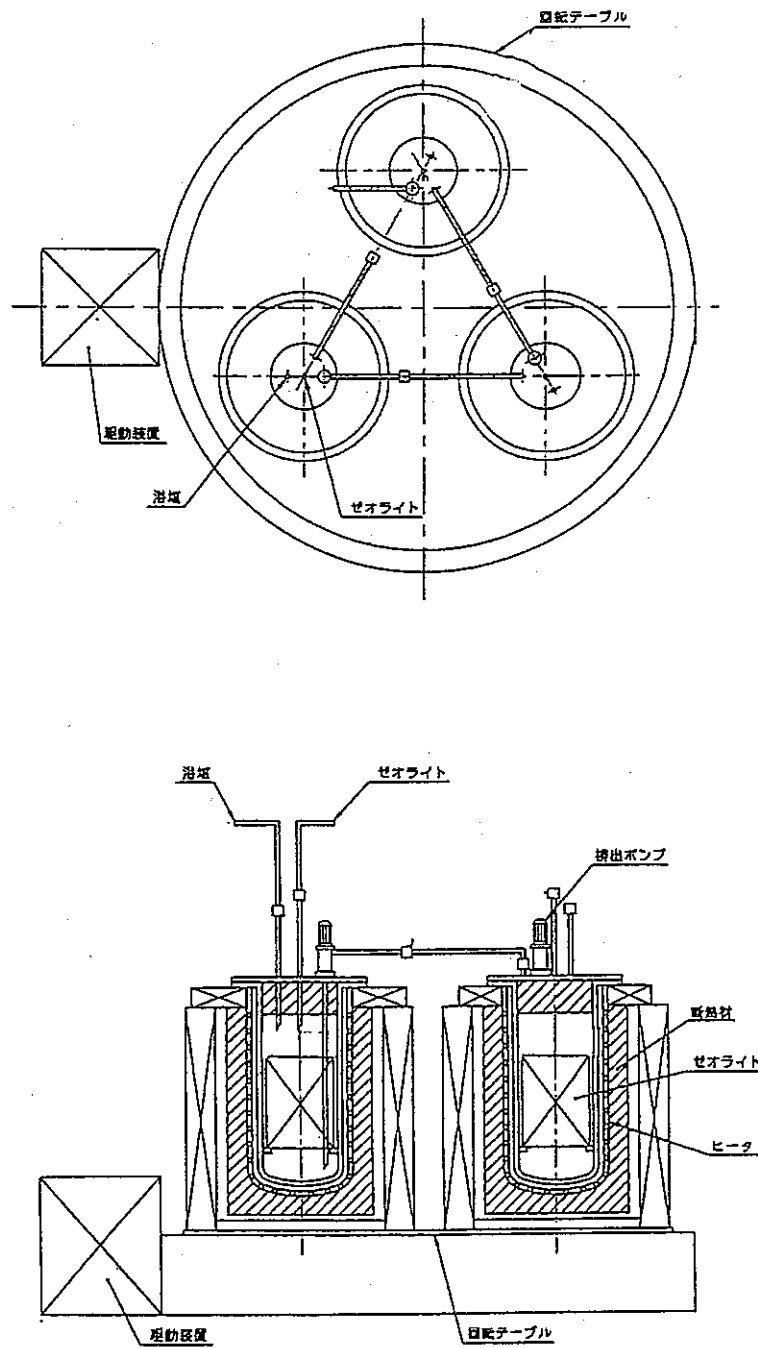
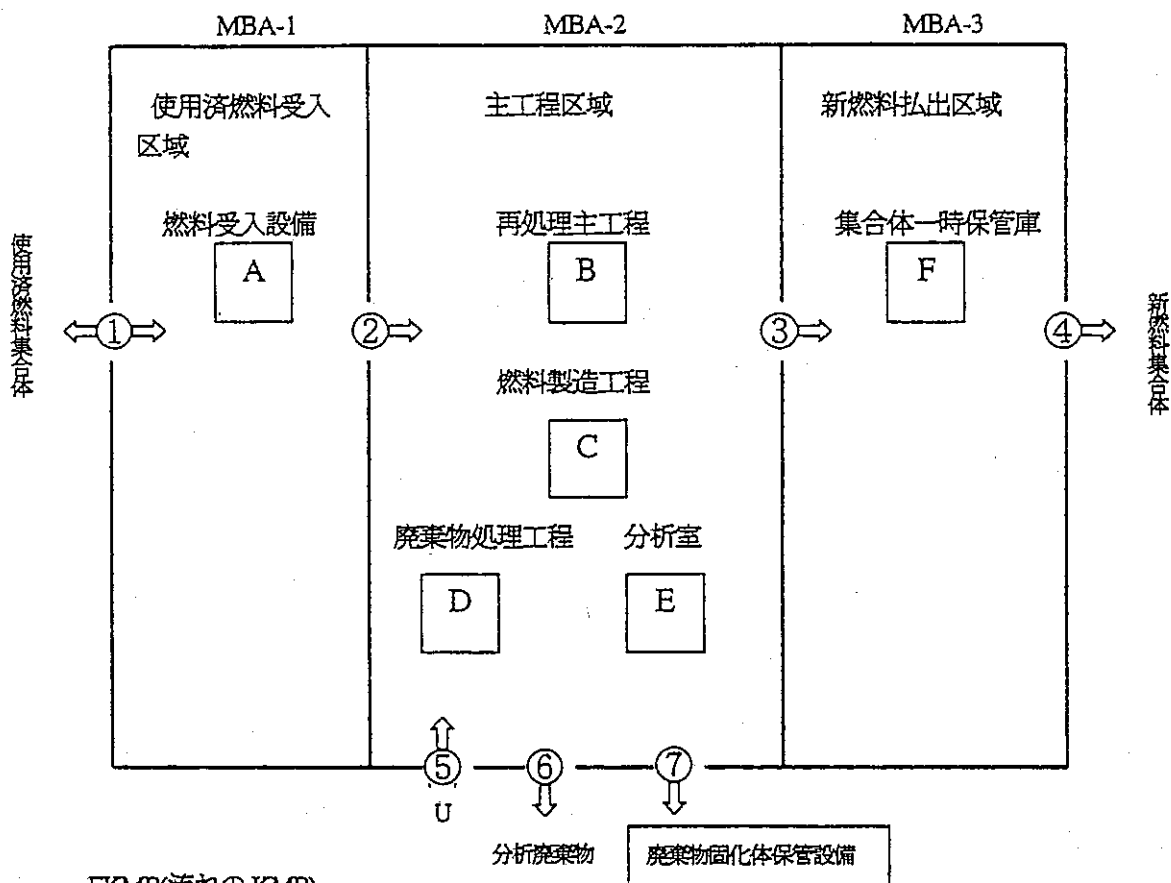


図4.3.2-07 ゼオライトカラムの概略外形図



FKMP(流れの KMP)

- ①使用済燃料の受入及び払い出し
- ②使用済燃料集合体の計量と主工程区域への移動
- ③新燃料集合体の払出区域への移動
- ④新燃料集合体の払い出し
- ⑤新燃料成分調整用原料の受入
- ⑥分析済試料(核物質)の払い出し
- ⑦廃棄物固化体の払い出し

IKMP(在庫の KMP)

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

図4.3.2-08 計量管理用物質収支区域(MBA)計画図

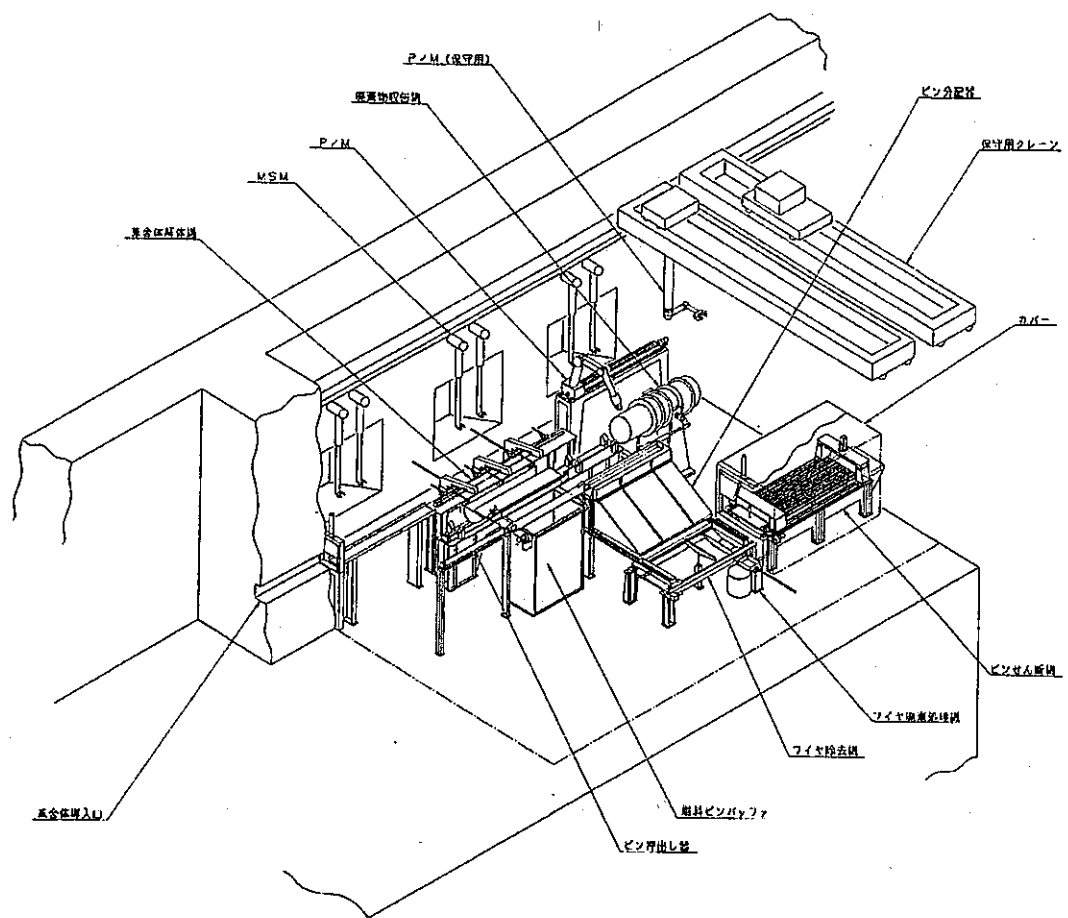


図4.3.2-09 燃料受入・前処理セル内の主要機器配置図



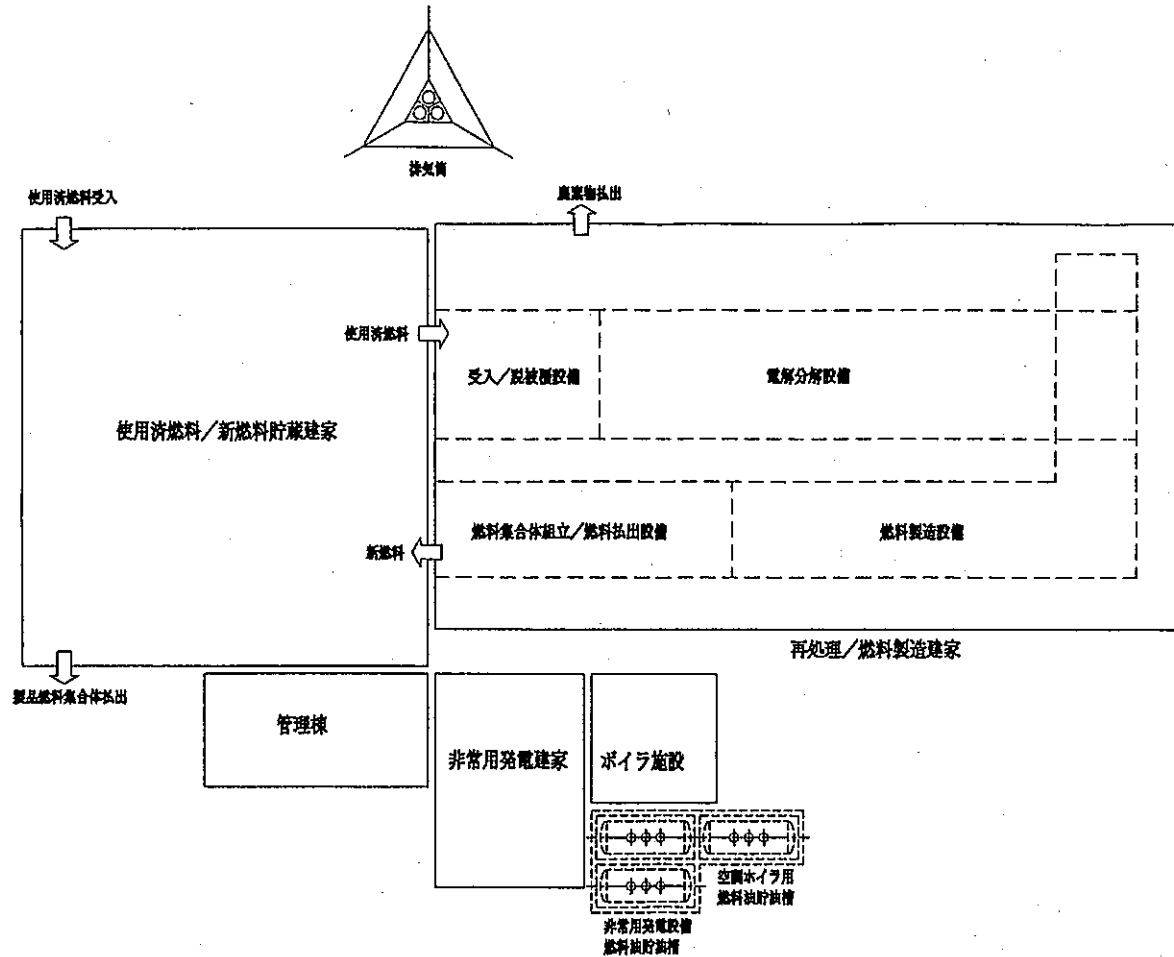


図4.3.2-11 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図





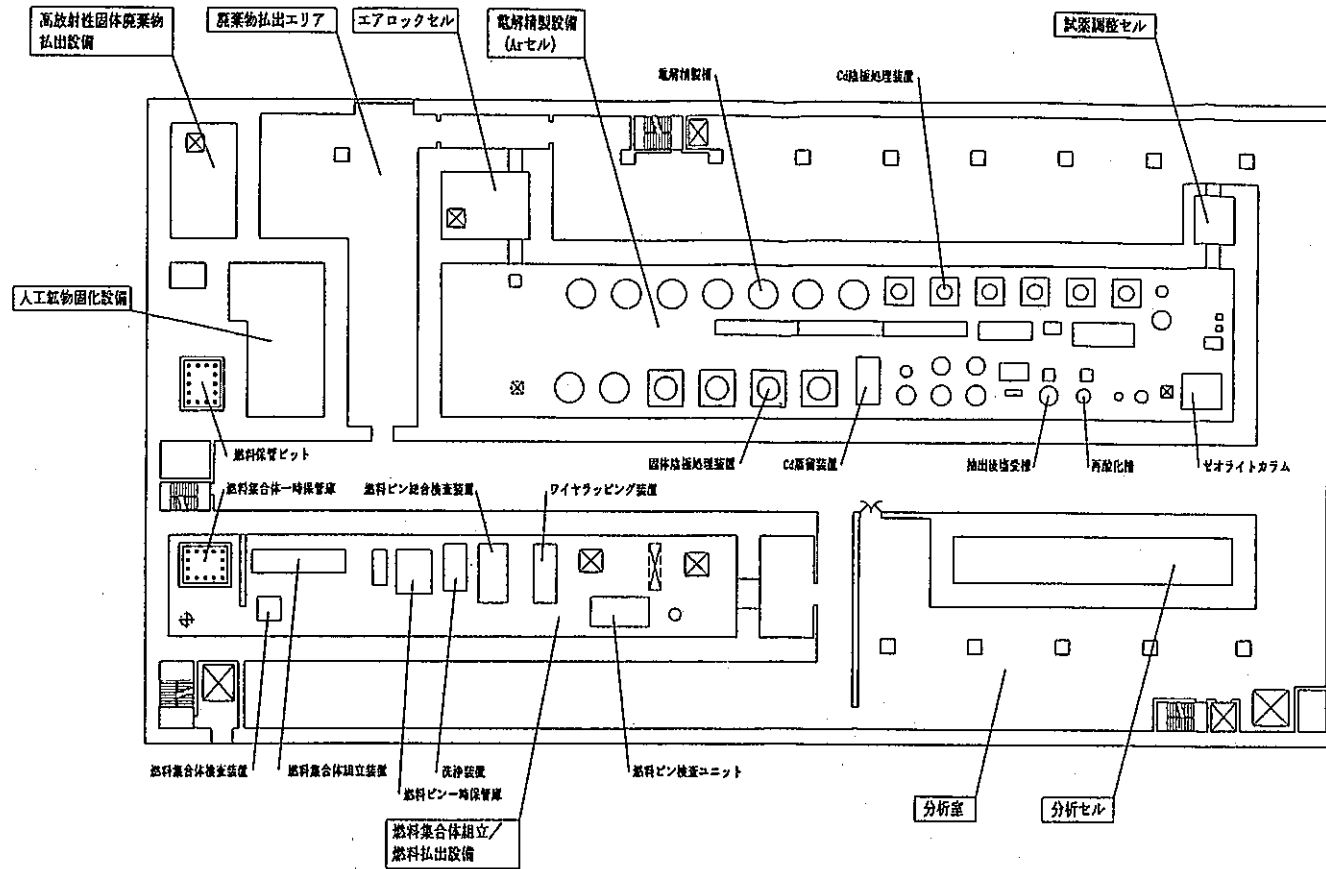


図4.3.2-13 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)

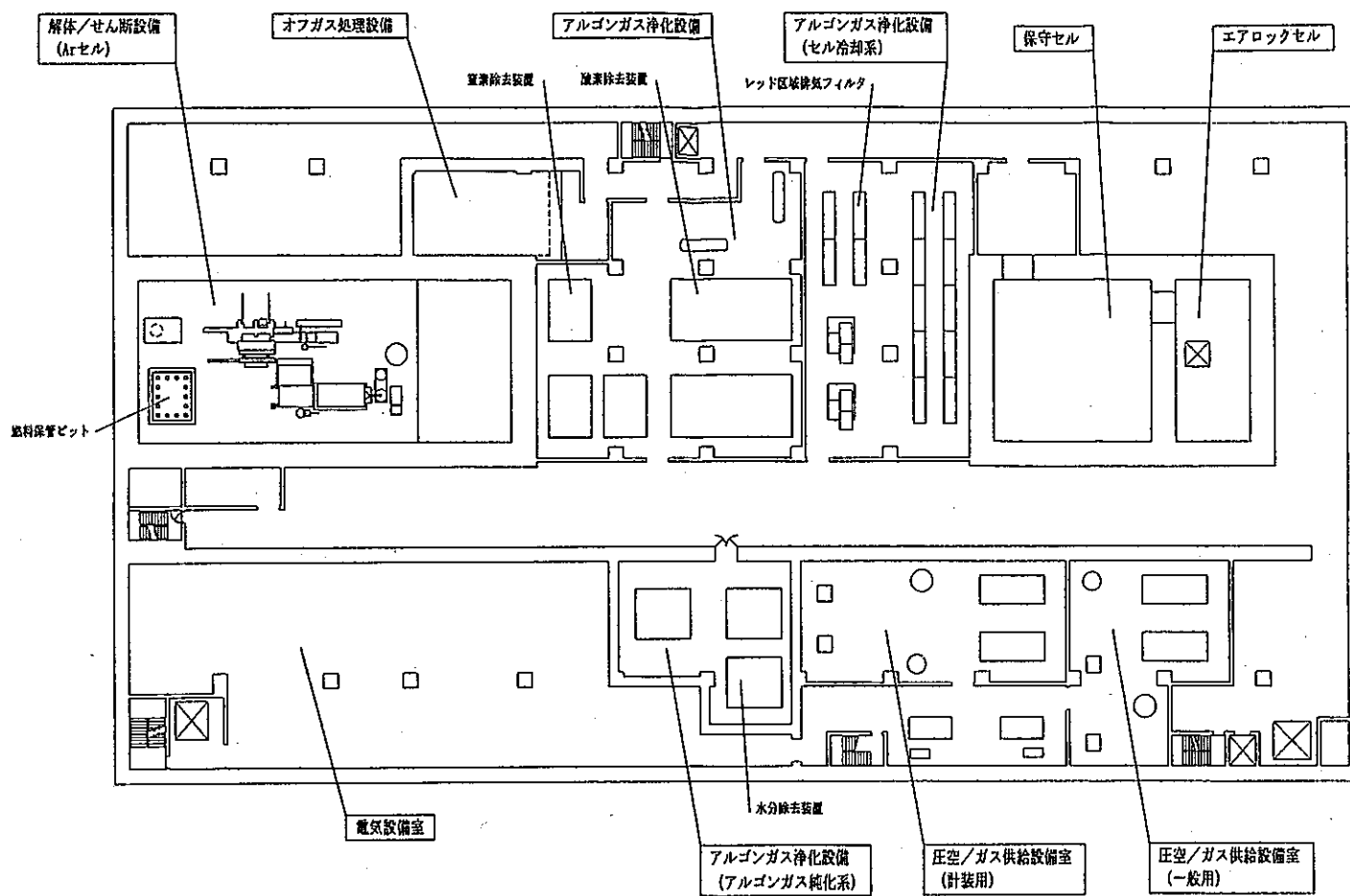


図4.3.2-14 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)

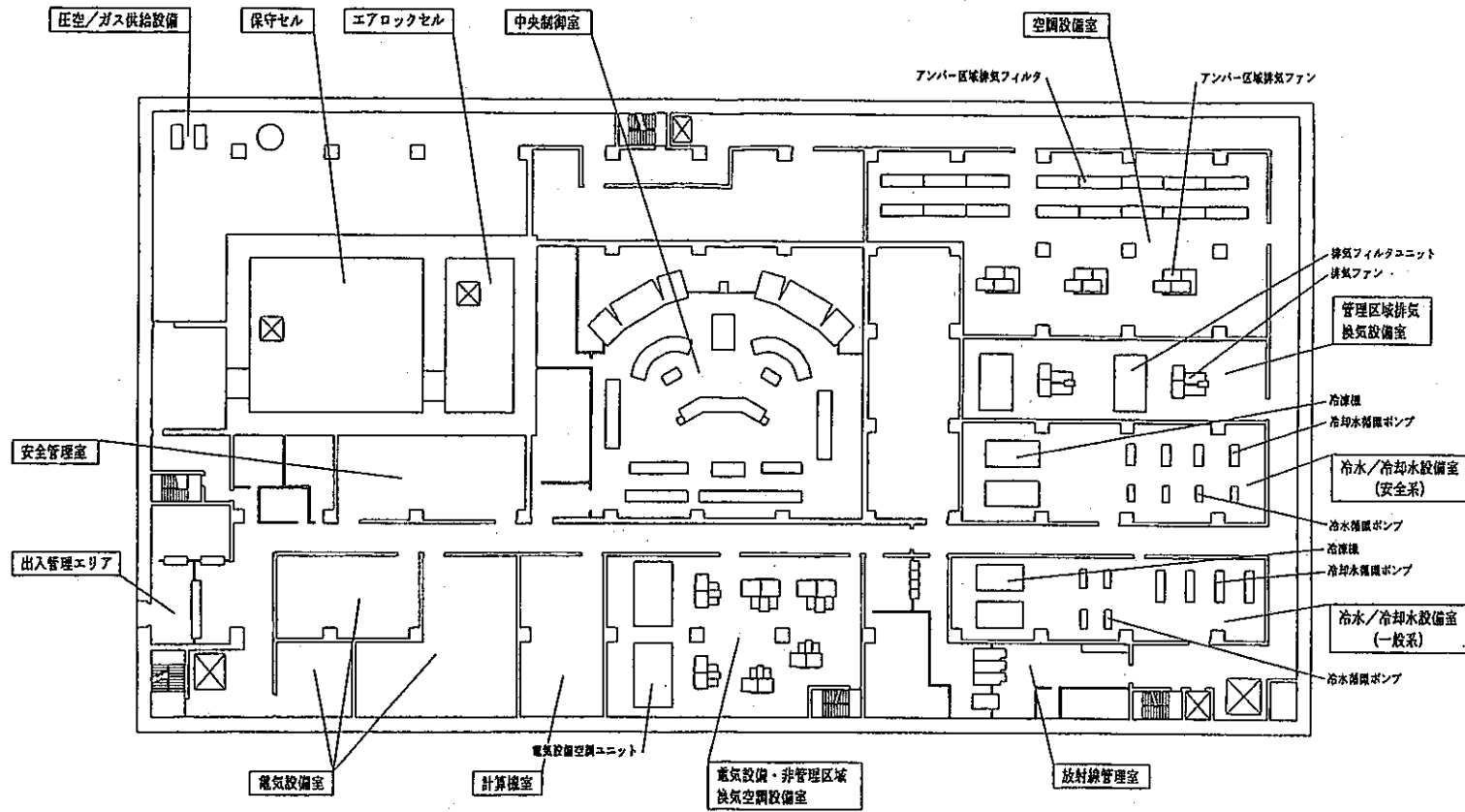


図4.3.2-15 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(3階)

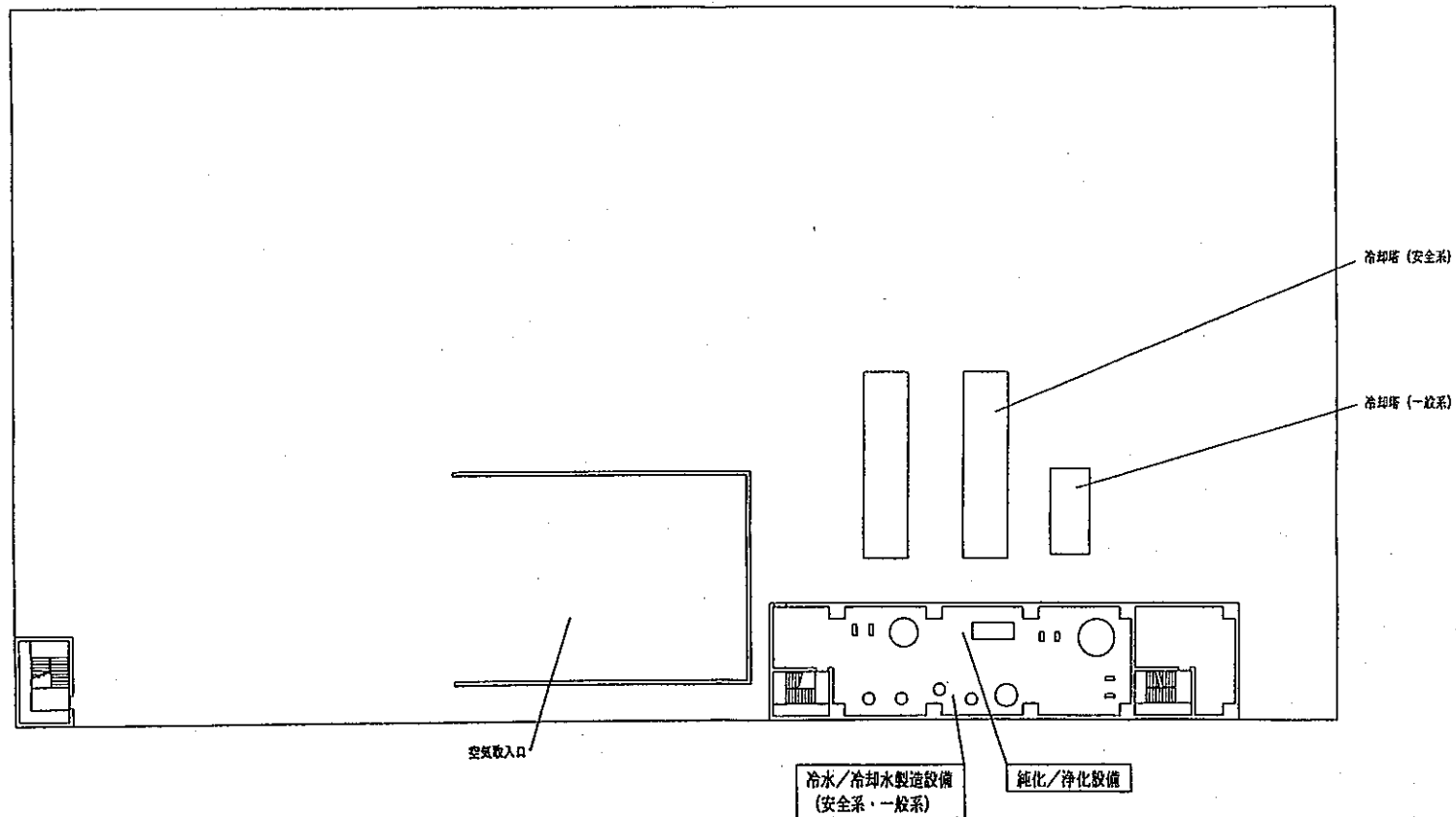


図4.3.2-16 金属燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(屋上)

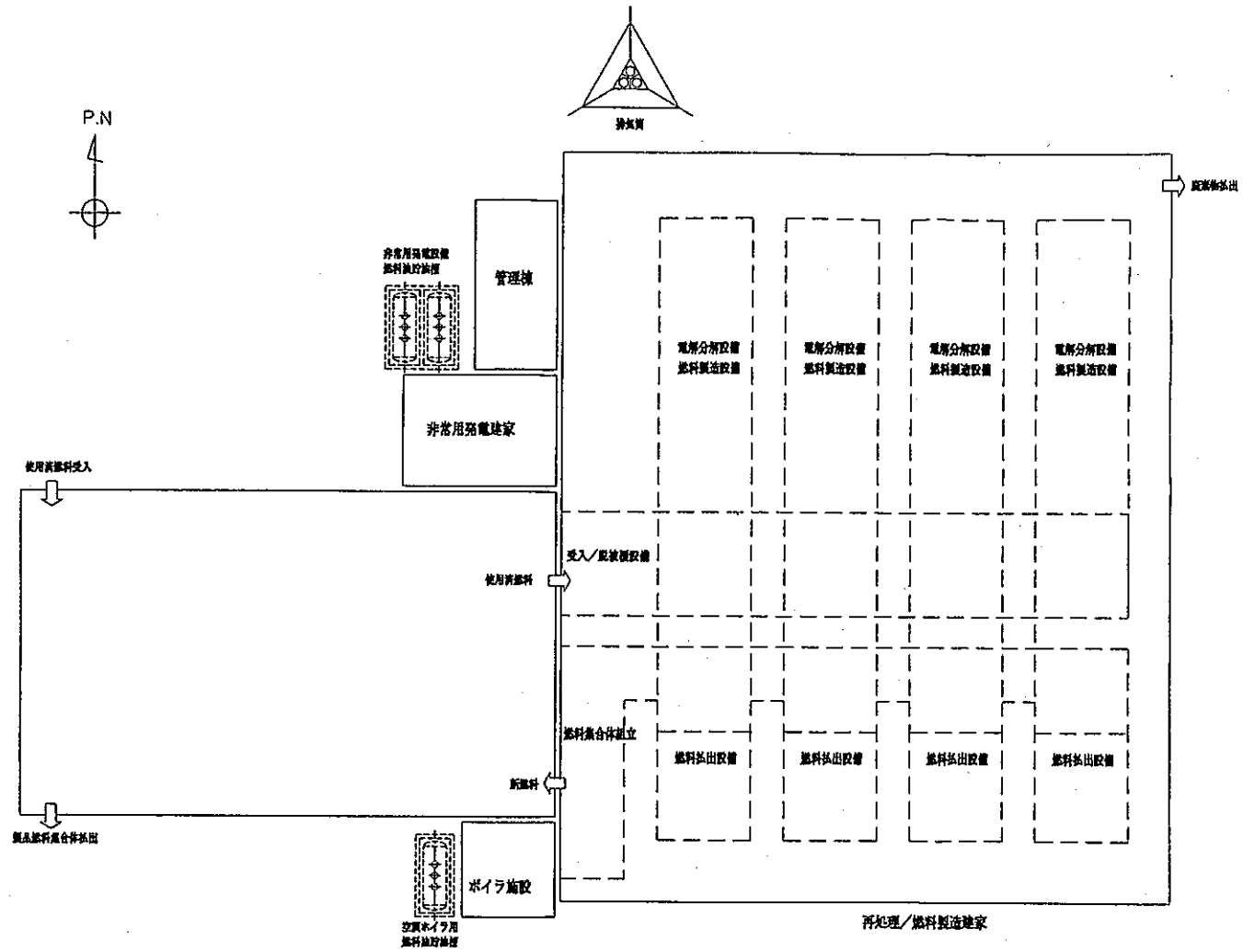


図4.3.2-17 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図

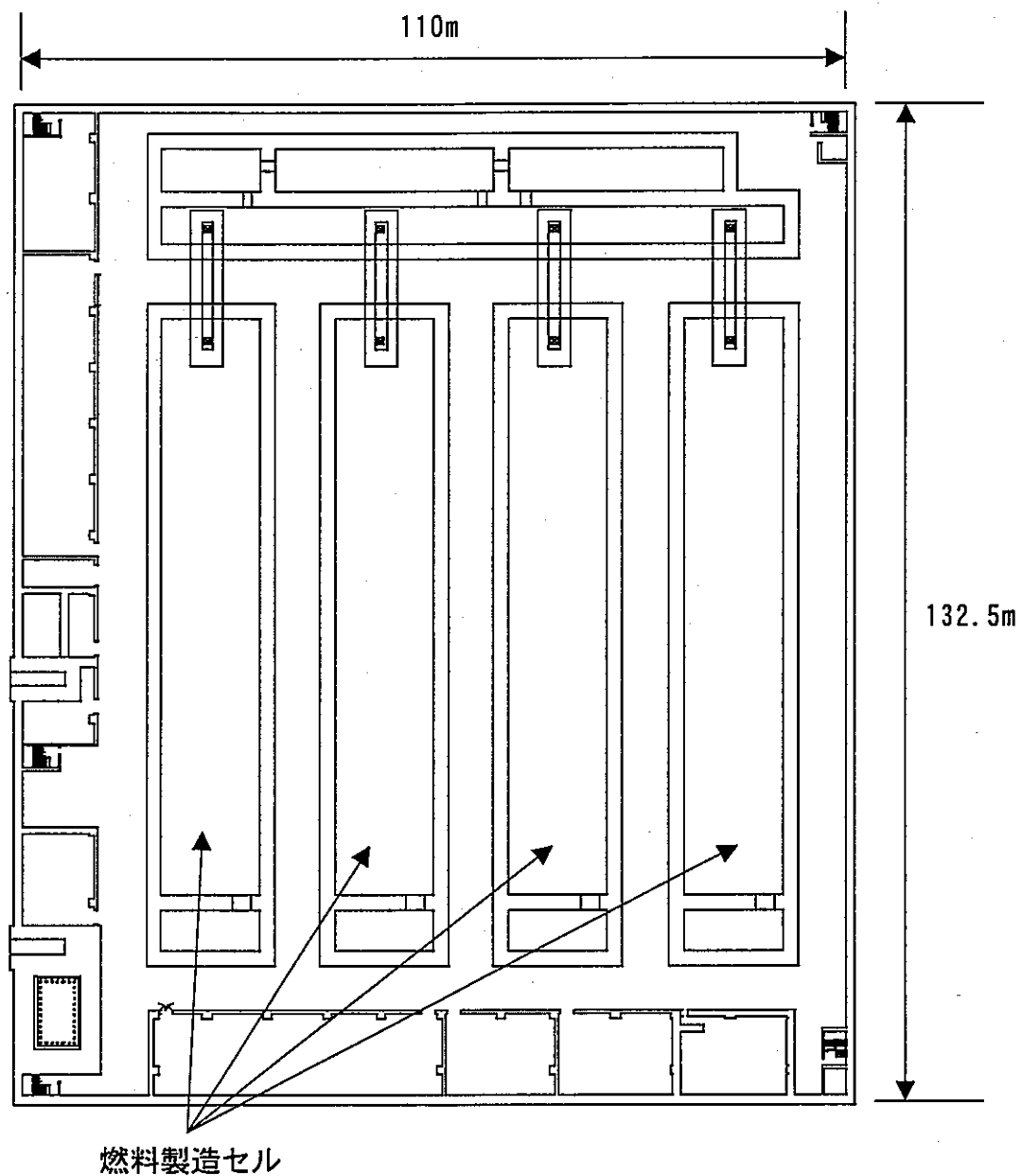


図4.3.2-18 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)

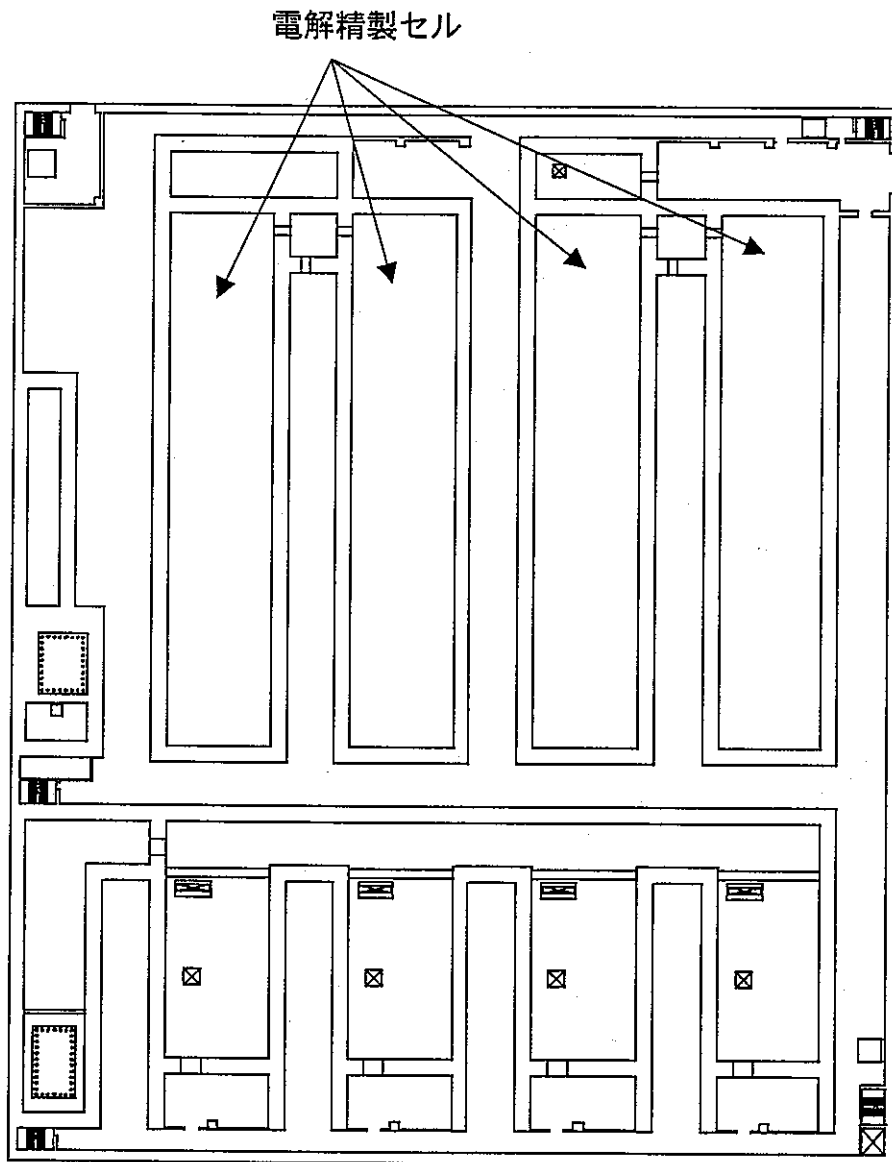


図4.3.2-19 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)

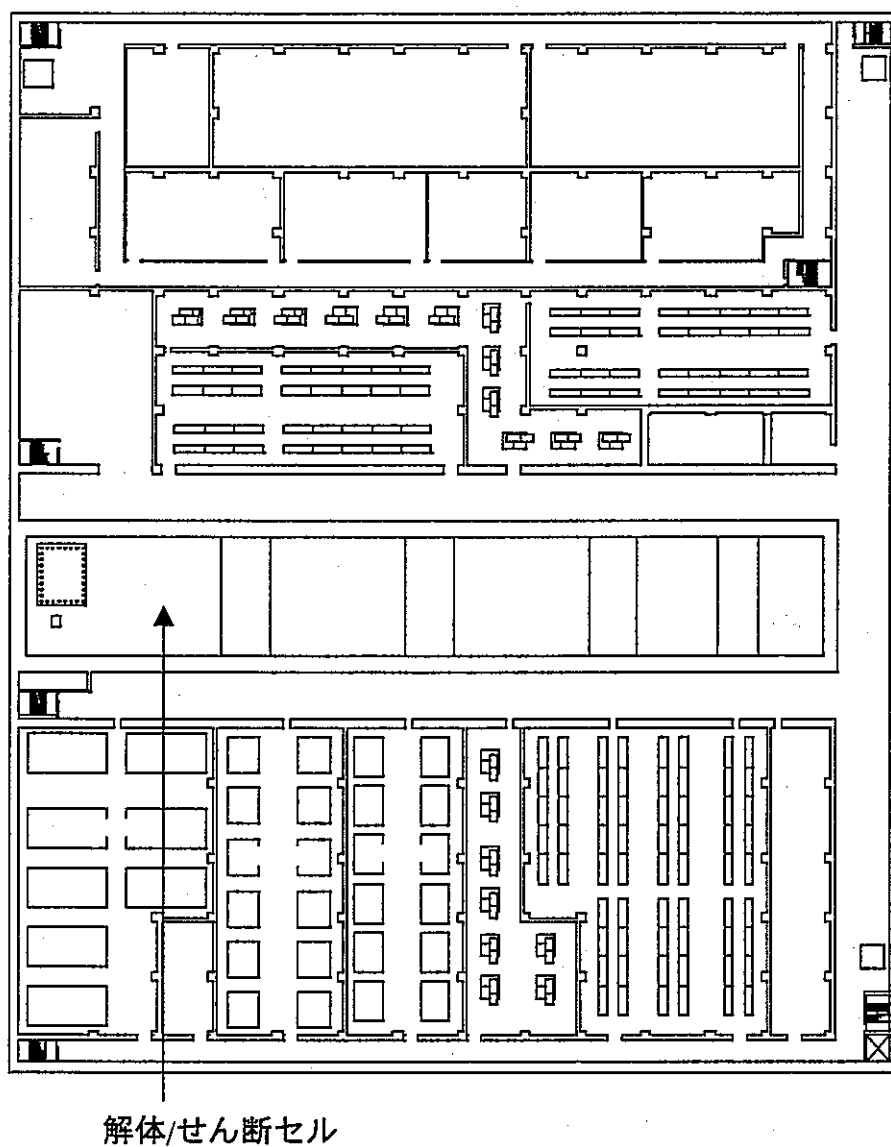
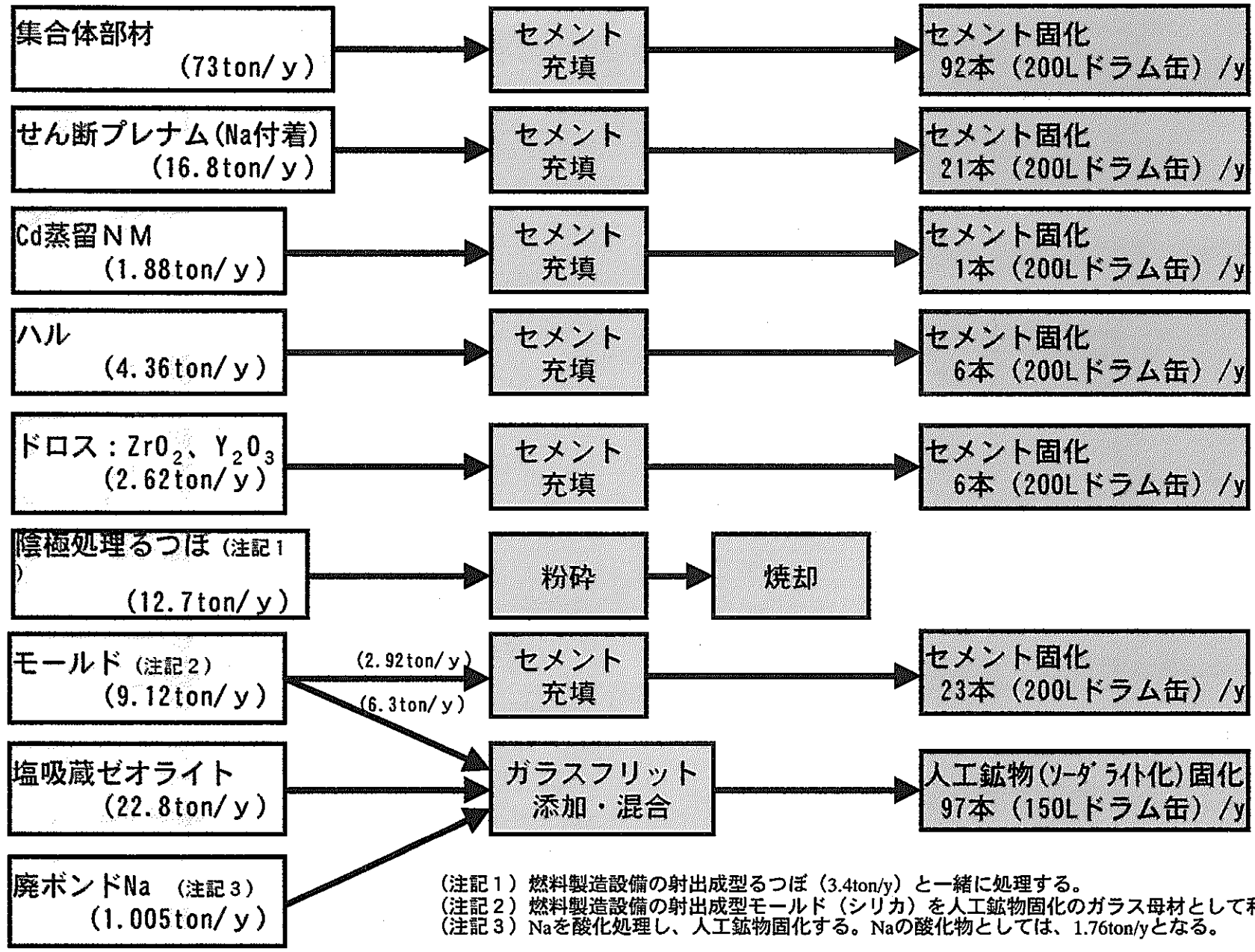


図4.3.2-20 金属燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)





(注記1) 燃料製造設備の射出成型るつぼ(3.4ton/y)と一緒に処理する。  
 (注記2) 燃料製造設備の射出成型モールド(シリカ)を人工鉱物固化のガラス母材として利用。  
 (注記3) Naを酸化処理し、人工鉱物固化する。Naの酸化物としては、1.76ton/yとなる。

図4.3.2-21 金属燃料金属電解法の固体廃棄物処理フロー図

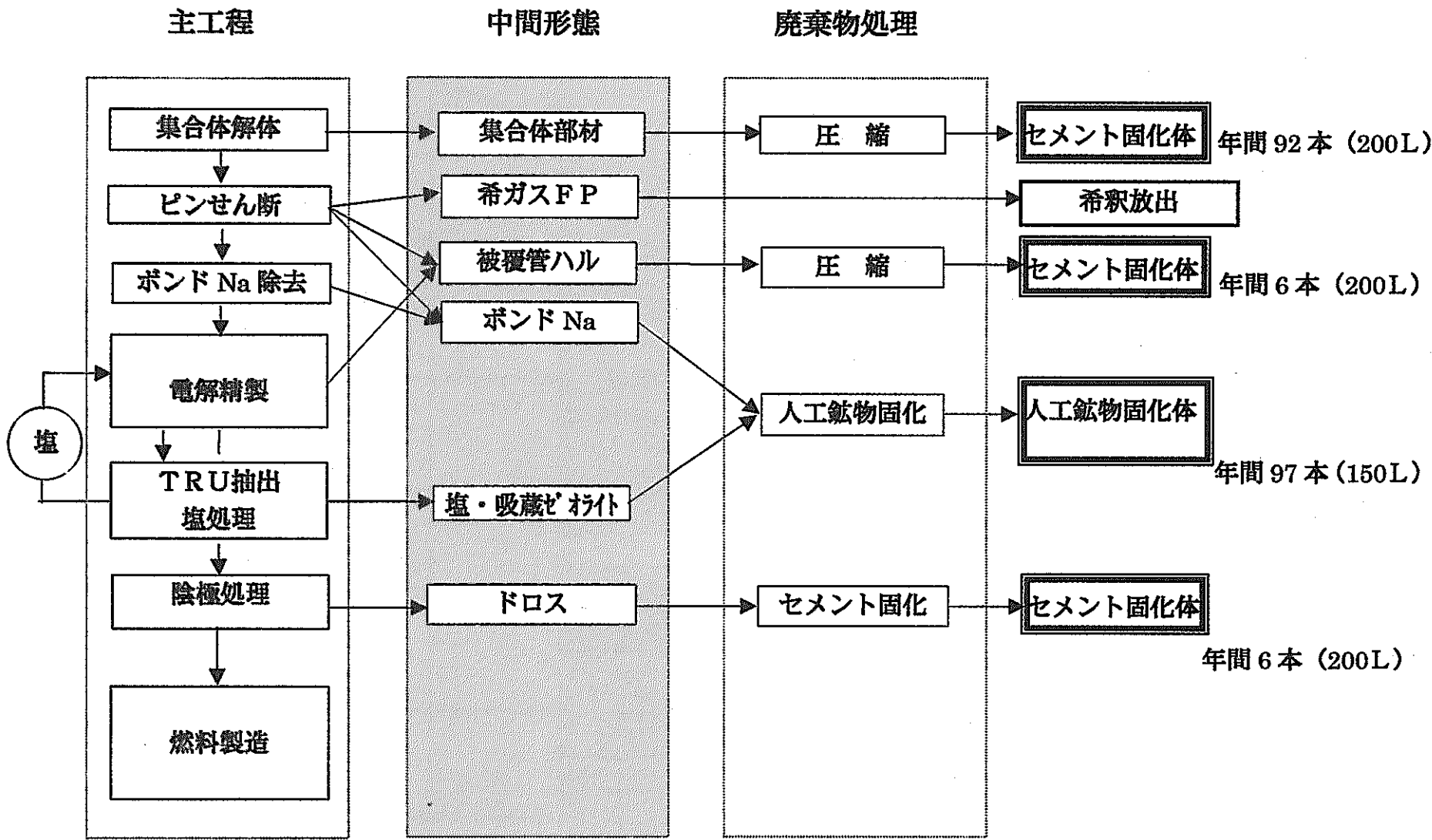


図 4.3.2-22 金属燃料の金属電解法のプロセス廃棄物

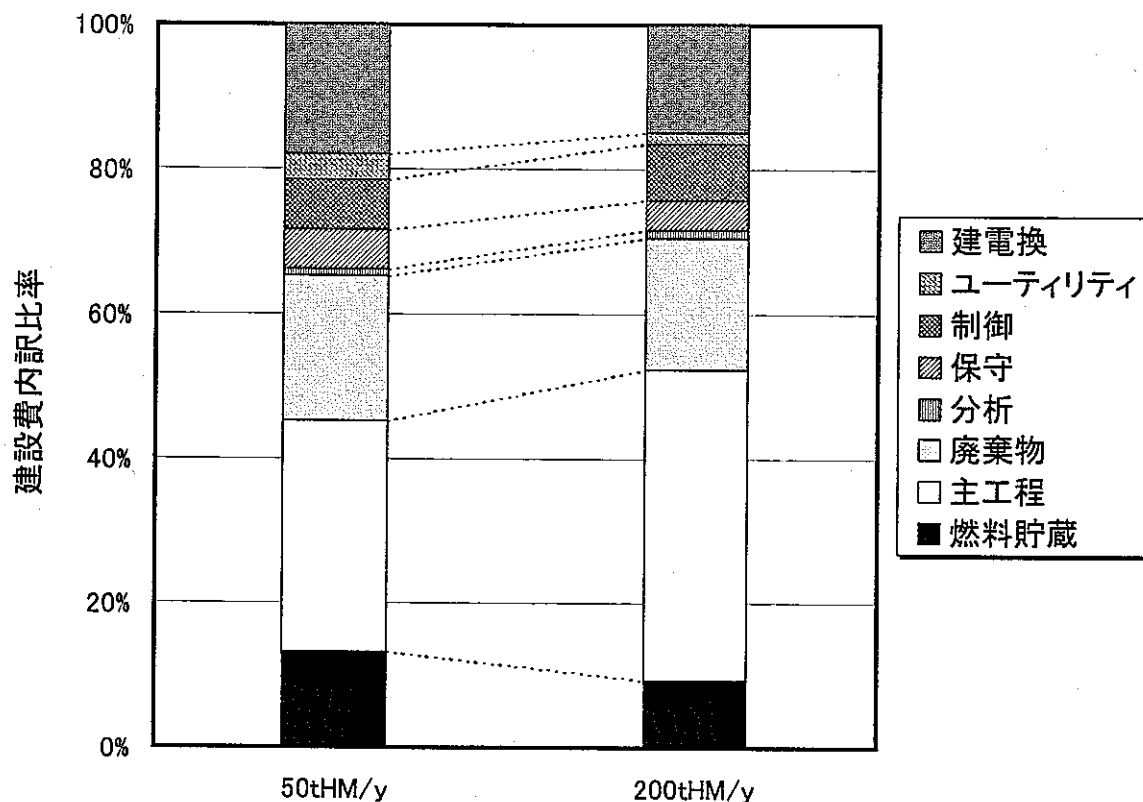


図4.3.2-23 金属燃料対応金属電解法再処理施設の建設費内訳比率

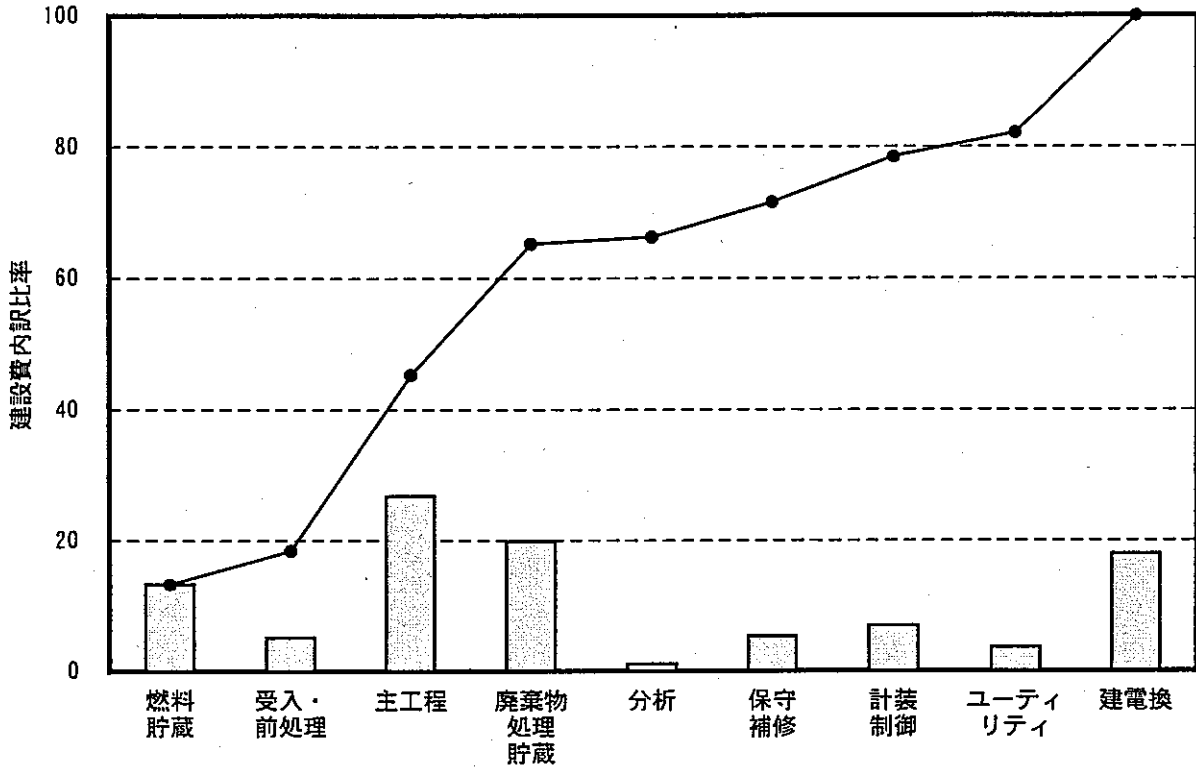


図4.3.2-24(a) 金属燃料金属電解法施設の建設費に対する各費目の占める割合  
(50tHM/yプラントの場合)

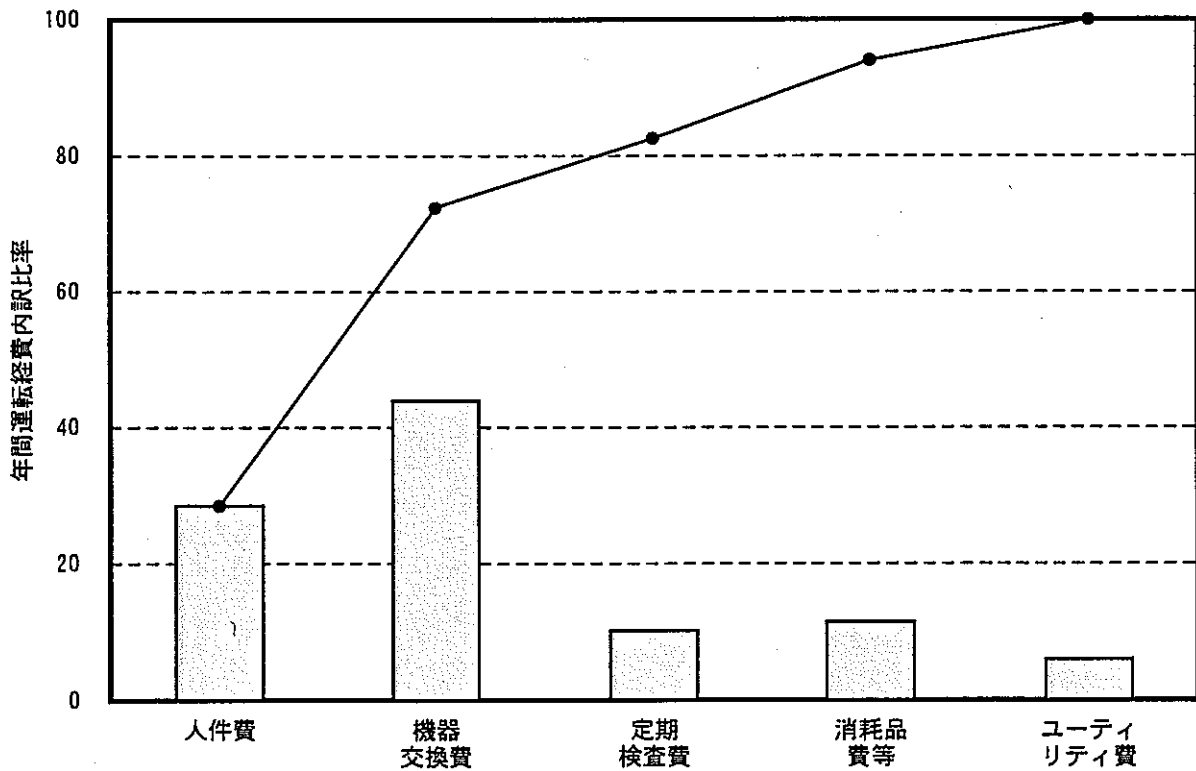


図4.3.2-24(b) 金属燃料金属電解法施設の年間運転経費に対する各費目の占める割合  
(50tHM/yプラントの場合)

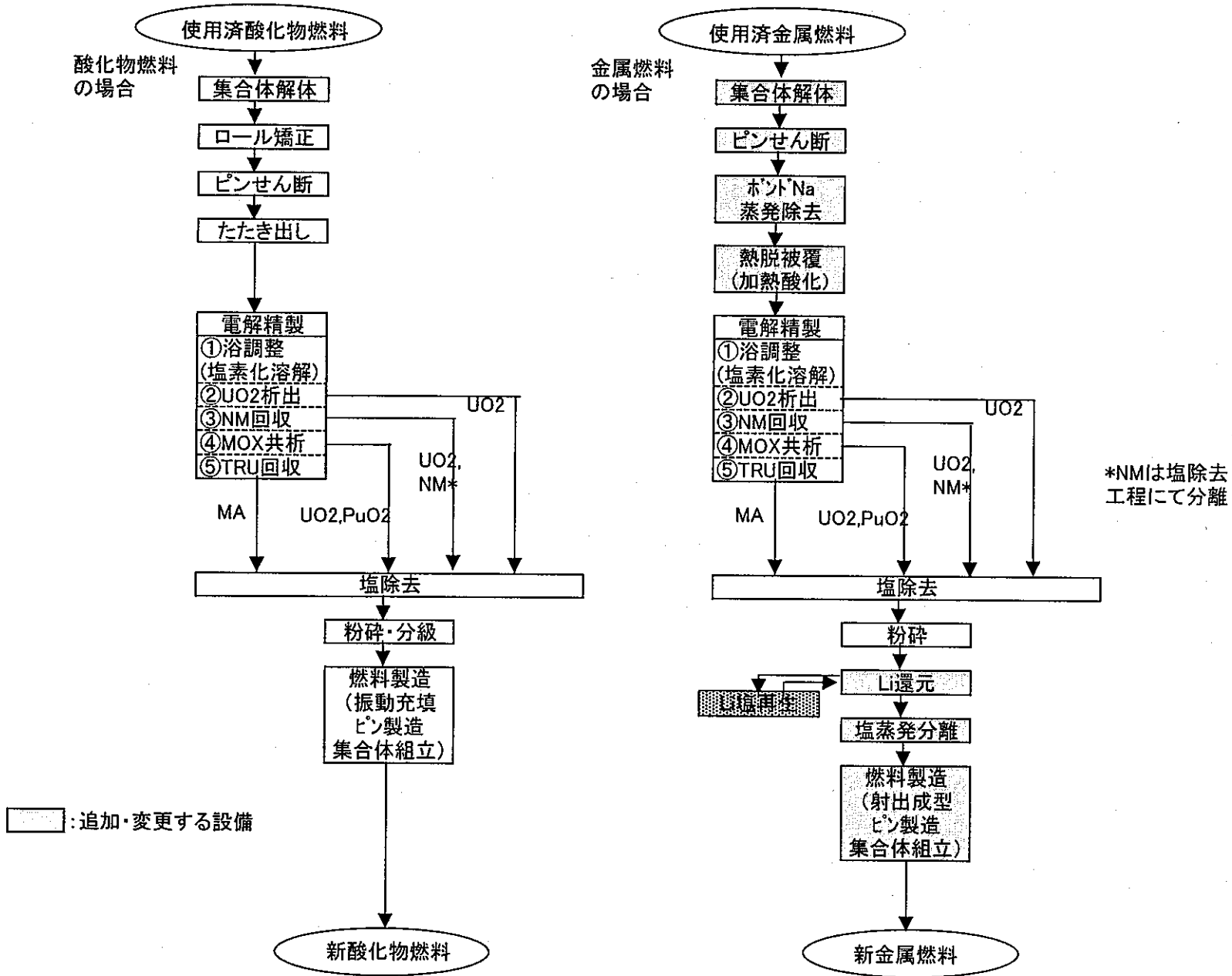


図4.3.2-25 金属燃料の酸化物電解法フロー図 (酸化物燃料の場合との比較)

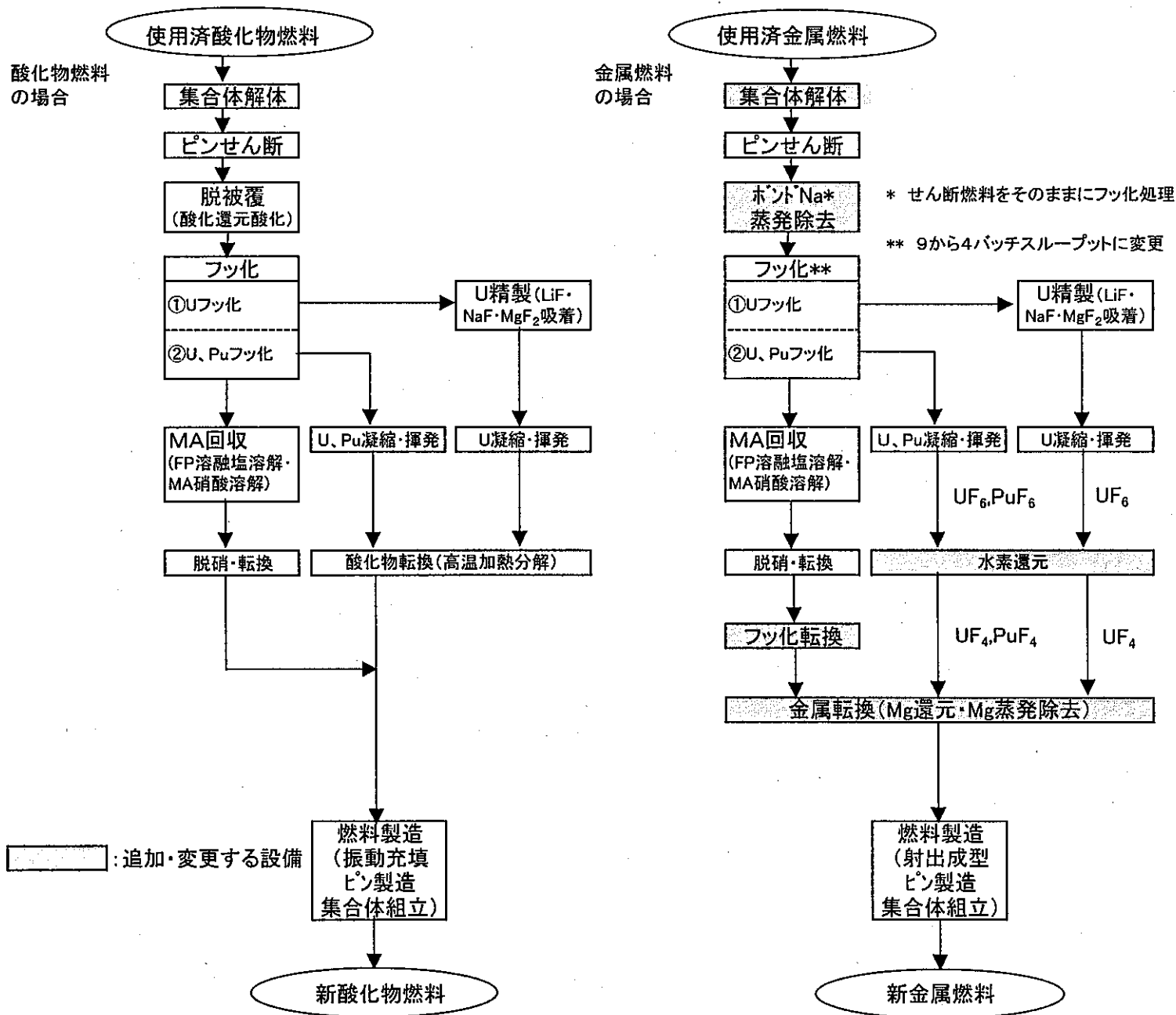


図4.3.2-26 金属燃料のフッ化物揮発法フロー図 (酸化物燃料の場合との比較)

## 4.3.3 窒化物燃料に対する乾式再処理

## (1) 金属電解法利用のプロセス

## (i) プロセスの概要

窒化物燃料の乾式再処理技術は、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。特に、日本原子力研究所、電力中央研究所、JNCなどにおいては、U、Pu、MA窒化物の小規模(gオーダー)融塩(LiCl-KCl)電解試験を、またロシアにおいては、窒化物燃料の融融塩(LiCl-KCl)電解試験(約500g as U)を実施してきている。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<sup>(1)~(7)</sup>について検討した。湿式再処理と共通事項であるN-15の回収・再利用技術、C-14の除去による環境被曝低減化などに加えて、窒化物燃料の溶解・金属回収、電解精製後の金属窒化の技術が重要となる。

窒化物燃料の主要な再処理プロセスの概念図を図4.3.3-01示す。また、全体概略フロー図を図4.3.3-02に示す。このフローは、4.3.2項の金属燃料の金属電解法プロセス<sup>(6)(8)(9)</sup>をベースに検討したものである。

以下に、本プロセスの各工程について、金属燃料の金属電解法との主な相違点や第3章に述べた設計要求への対応などを含めて概要を説明する。

## (a) 前処理

4.3.2(1)の金属燃料処理の場合と同様、Arセル内において、燃料集合体を機械的に解体し、燃料ピンをせん断する。ただし、本研究の窒化物燃料のボンド材は、Heのために、金属燃料のようにボンド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(燃料は粉体化される)とする場合は、酸化物燃料の金属電解法と同様に加熱炉が必要となる。

## (b) 陽極溶解・U回収・窒化

融融塩(LiCl-KCl)電解により、窒化物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。

## (c) 陽極溶解・U-Pu-MA回収・窒化

融融塩(LiCl-KCl)電解により、窒化物U-Pu-MAを液体Cd陰極にU-Pu-MA合金として回収し、Cd中に窒素ガスを吹き込み、U-Pu-MA合金を窒化するプロセスが必要である。

## (d) 回収U、回収U-Pu-MAの処理

窒化物燃料の場合、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、高温の~約1400℃での燃料物質熔融処理は必要なく、約1000℃以下の温度でCd除去処理、塩除去処理できる。これらの処理装置は、上記(b)、(c)の窒化処理との共用が可能である。

## (e) 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(N-15)ガスが発生するので、窒化回収装置にて処理し、窒素ガスを再使用する必要がある。

## (ii) 物質収支評価

構築したプロセス概念をもとにプロセスフロー図を作成し、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、窒化物燃料は、基本的には、4.3.2項の金属燃料の金属電解法と同じである。

(b) 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図4.3.3-03に示す。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。物質収支評価の結果から求めた再処理製品の重量とFP混入率、UとTRUの回収率は、金属燃料の金属電解法と同様に、FP混入率は設計要求の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。

(iii) 機器・施設設計

(a) 設計方針

本設計は4.1節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。

(イ) 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。

(ロ) 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。

(ハ) 臨界設計

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。

(ニ) 火災・爆発の防止に関する方針

粉末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、Ar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、Arセル内に設置する。

(ホ) 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。

(ヘ) 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。



## (ト) 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。

## (b) 機器設計

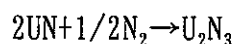
50tHM/y施設の主要な機器の機器数等は、金属燃料の金属電解法に基づき検討した。50tHM/y施設の再処理に必要な機器基数は、金属燃料の金属電解法プロセスと同様に、機器1基あたりの処理容量と処理時間、ならびに1日あたりに処理しなければならない処理量に基づいて決めた。ここで、予備機は設けない設計としている。主要な機器の機器数等を表4.3.3-01に示す。

以下に、主要な機器の概要について説明する。

## (イ) 集合体解体機、ワイヤ除去装置、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、Ar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ボンドNa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供給する場合は、加熱炉を追設し、加熱炉内のガスは空気(酸素)の代わりに窒素とする。加熱炉内に窒素(N-15)を供給し、パージさせ、パージガスは窒素回収系に送られる。(パージ窒素は、窒素回収系から再循環使用)。大気圧、窒素ガス雰囲気中において、650~750℃程度<sup>(10)</sup>で脱被覆と粉体化を行う。大気圧、窒素ガス雰囲気中で、ペレット状窒化物燃料(UN)を熱処理した場合の燃料重量変化を図4.3.3-04<sup>(11)</sup>に示すが、650~750℃程度で、ペレット状の窒化物燃料UNは、



の反応により、速やかに粉体化し、高次の $\text{U}_2\text{N}_3$ となることを示している。

## (ロ) 電解精製槽

金属燃料の場合と同様に、クロムモリブデン製の電解精製槽を9基設ける。電解精製槽の外形図を図4.3.3-05に示すが、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である。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、熔融塩電解処理し、固体陰極棒にデントライト状析出Uを、Cd陰極にPu-U-MAを回収する。窒化物燃料の場合、せん断燃料の粉末が熔融塩上に浮遊する可能性があるため、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、これら窒素-Arの混合ガスとして、オフガス処理系へ送る設計としている。また、槽内Cd層から蒸発するCdは、オフガス処理系へ移行しないように、槽内出口側にCd蒸気トラップを設けCdを除去する設計としている。

窒化物燃料UNの電解精製の性能に関しては、ロシアの試験データがある。窒化物燃料電解の電流密度は、電流密度 $0.25\text{A}/\text{cm}^2$ の条件において、温度約500℃で、約62%(370Ahr/kg)、温度約600℃では84%(350Ahr/kg)である。一方、

金属燃料の場合、Uの電流効率は、4.3.2項に述べるように500℃で約56%(600Ahr/kg<sup>(13)</sup>)である。

したがって、Uの電解処理の場合、温度約500℃での窒化物燃料の1極対当たりの電解時間は、電流300A<sup>(13)</sup>(電流密度0.25A/cm<sup>2</sup>)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：(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、熔融塩の温度は、金属燃料の場合と同様に約500℃としている。

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。窒化物燃料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。

粉体の燃料を電解精製する場合、日本原子力研究所にてAmNを模擬した粉末のDyN(ジスプロシウム窒化物)の電解試験<sup>(14)</sup>が行われているように、窒化物DyNは、温度約500℃程度の電解塩(LiCl-KCl)に溶解し、溶解反応物の窒素N<sub>2</sub>が99%程度放出され、Dyの回収率が約99%であった。このことからAmNなど粉体化燃料の電解は、熔融塩温度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などのデータを取得していく必要がある。

臨界安全の観点から、電解精製槽は、窒化物燃料を金属として回収することから、金属燃料の場合の電解精製槽と同程度の寸法とした。

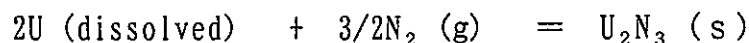
#### (ハ) 窒化装置

窒化装置は、電解精製槽からの金属のU、U-Pu-MAを窒化および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同様、炭素鋼製のU窒化装置、U-Pu-MA窒化装置をそれぞれ4基、6基設ける。

窒化装置の概略機器図を図4.3.3-06に示す。窒化装置内において、~600℃にて窒化する時、Cdが蒸発するので、蒸発Cdをリサイクルするために凝縮させ、ポンプで窒化処理部へ再循環させる構造としている。

電解精製槽と窒化装置とを一体化させる装置も考えられるが、ここでは、電解精製させた金属を確実に窒化させることを考慮して、電解精製槽とこの窒化装置とを分離させる設計としている。

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。



日本原子力研究所では、Cd中Uの窒化試験において、温度500℃、600℃の窒化処理でUからU<sub>2</sub>N<sub>3</sub>への転換率がそれぞれ78.3%、91.5%であることを確認<sup>(15)</sup>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、UN<sub>3</sub>を生成しており、ほとん

どのUがUNに転換したことを確認<sup>(7)</sup> <sup>(16)</sup>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N<sub>2</sub>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-Pu-MA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。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、U-Pu-MA窒化装置で、窒化後、温度600℃、圧力約30torrでCd蒸留を、温度950℃、圧力約10torrで塩蒸留を行い、窒化燃料中のCd、塩を除去し、窒化物を回収する。金属燃料の陰極処理の場合、燃料物質の熔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。

臨界に関しては、窒化装置も金属燃料の陰極処理装置と同程度の寸法としたが、Pu金属、PuNの臨界Pu重量は、Pu球1個(反射体なし)の簡易モデルで、それぞれ、10.5kg、17.6kg<sup>(17)</sup>であることから、U-Pu-MA窒化装置は、窒化物Puを取り扱う量がPu金属より大きくできるために、処理量を増加させ、装置数を削減できる可能性があると考えられる。今後、臨界計算等にて詳細な検討を行う必要がある。

## (二) 窒素回収装置等

電解精製槽、窒化装置等からカバーガスのArのほかに、窒素ガスが発生するので、窒素回収装置にて、処理し、N<sub>2</sub>を再使用する必要がある。せん断機からのArリッチパージガスの処理量も考慮した場合、窒素回収装置の容量が増加する。

- ・電解精製槽：陽極溶解時発生する窒素ガス量 約2,360Nm<sup>3</sup>/y

- ・窒化装置：金属を窒化するのに必要な窒素ガス量

約2,360Nm<sup>3</sup>/y(化学量論値)以上

湿式法の場合と同様、オフガス中N-15の回収・再使用のためのゼオライト系吸着剤を用いたPSA(Pressure Swing Adsorption)方式の窒素回収装置を設ける。窒素回収装置の概略機器図を図4.3.3-07に示す。

また、4.2.4で述べた湿式法の場合と同様、窒化物燃料には99.9%の濃縮N-15を使用しているために、N-14は約0.1%と少なく、主に<sup>14</sup>N(n,p)<sup>14</sup>C反応により発生するC-14量は天然窒素(N-14は99.63%)の場合より大幅に減少する<sup>(18)</sup>が、若干のC-14が発生するので、C-14除去装置を設ける設計としている。

せん断機からのArリッチパージガス、電解精製槽からのAr-N<sub>2</sub>混合パージガス、窒化装置からのN<sub>2</sub>リッチパージガス等のオフガスを、それぞれCs/Ru吸着塔、CO<sub>2</sub>除去塔、ヨウ素吸着塔にて処理し、Cs/Ru、CO<sub>2</sub>、ヨウ素などを除去する。その後窒化回収装置で処理し、N<sub>2</sub>は再使用され、Arは排気筒へ送られる。

オフガス中にN-14等が混入し、工程ロスによるN-15の減損分については、N-15補給ポンベにより、充填される。オフガス処理系内へのインリークは想定しなかったが、インリーク等を考慮する場合は、系内の濃縮N-15のN-14による希釈が考えられるので、系内にN-14等がほとんど混入しないと考えられる純Ar供給の電解精製槽、窒化装置のオフガスと系内にN-14等の混入が考え

られるArセル内Ar吸排気のせん断機のオフガスとを分け、電解精製槽、窒化装置側オフガス処理系に窒素回収装置を設けることで対応可能である。また、窒素回収装置の下流側にN-15を濃縮させるためのN-15再濃縮装置を設ける対策も考えられる。

50tHM/y施設を200tHM/y施設へスケールアップした施設の主要機器の機器数を表4.3.3-01に示す。基本的には、50tHM/y施設と同じ機器を使用し、機器余剰能力と機器数の増加で処理量の増加に対応させた。電解精製槽、窒化装置などは、臨界制限から機器数のみで対処した。

### (c) 施設設計

#### (イ) 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、各MBAの境界がセルの物理的境界に一致するように設計している。

#### (ロ) 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(Ar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(Ar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浄化と冷却のために、セル外にAr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、Ar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。

200tHM/y施設の電解分離セルの設計においては、金属燃料の場合と同様に、50tHM/y施設では、マテリアルハンドリングを考慮すれば現設置の機器を増加することが困難なため、この50tHM/yの電解分離セルを4つ設ける設計とした。

#### (ハ) 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、その項目、使用目的、使用量(50tHM/yプラント)を示す。

- ・ N-15濃縮窒素(濃縮度99.9%)

電解精製後の金属の窒化用として、窒素回収装置を含むオフガス処理系の循環ループにてN-15濃縮窒素(濃縮度99.9%)を循環使用しているが、その10%を補給するものと想定し、240Nm<sup>3</sup>/y(320kg/y)以上使用する。

### (ニ) 施設の概要

50tHM/y施設の全体イメージ図を図4.3.3-08に示す。また、建屋の配置図を図4.3.3-9～図4.3.3-13に示す。

50tHM/y施設の場合、主要セル(Arセル)の容積は、受入れ・前処理セル約3,200m<sup>3</sup>、電解分離セル約6,400m<sup>3</sup>で、合計約9,600m<sup>3</sup>なる。セル容積は、基本的には、金属燃料の場合と同程度のセル容積となるが、燃料製造設備側の階高に合わせたなどにより、大きくなっている。また、一体型の主建屋の寸法、容積は、約89m×104m×32mH(地下1階、地上3階)、約30万m<sup>3</sup>となる。主建屋容積

は、金属燃料の場合より、かなり大きくなっている。これは、例えば、50t金属燃料の場合、燃料製造設備をキャンペーン運転方式として金属を扱うために雰囲気中での相互汚染は生じないとし、1系列の1セルとしているのに対して、窒化物燃料の場合、燃料製造設備を振動充填式と想定し、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ために、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ているためである。また、Ar浄化設備、窒素回収装置等による影響もある。

セル容積、建屋容積を表4.3.3-02に示す。使用済燃料・新燃料貯蔵設備の寸法、容積は、約56m×86m×26mH、約14万m<sup>3</sup>となる。

200tHM/y施設の全体イメージ図を図4.3.3-14に示す。また、主要な建屋の配置図を図4.3.3-15～図4.3.3-17に示す。200tHM/y施設の場合、主要セル(Arセル)の容積は、受入れ・前処理セル約8,100m<sup>3</sup>、電解分離セル約29,100 m<sup>3</sup>で合計約37,200m<sup>3</sup>なる。また、一体型の主建屋の寸法、容積は、約131m×148m×32mH(地下1階、地上3階)となり、50tHM/yプラントの約2倍の約62万m<sup>3</sup>となる。使用済燃料・新燃料貯蔵設備の寸法、容積は、約56m×96m×26mH、約8.2万m<sup>3</sup>となる。以上の主建屋のセル容積、建屋容積を表4.3.3-02にまとめて示す。

50tHM/yから200tHM/yへスケールアップした施設のセル容積、建屋容積を表4.3.3-02に示している。

#### (iv) 廃棄物発生量

##### (a) 環境放出量

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(H-3)を除去した後に、排気塔から放出される。燃料中のIは、金属燃料の場合、熔融塩中に塩素ガスを吹き込まないために、ほとんどのIは熔融塩中に存在し、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Kr-85、C-14、H-3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(3章の表3.2-2参照)と比べて、Kr-85、C-14、H-3とも六ヶ所再処理施設HMトンあたりの放出量を越えており、Kr-85は希釈放出、C-14、H-3は除去装置を設けることとしている。

##### (b) 廃棄物処理プロセスと発生量

50tHM/y施設の廃棄物処理フロー図を図4.3.3-18に、また、高レベル廃棄物相当の生プロセス廃棄物の量と固化体/中間貯蔵体の量を図4.3.3-19に示す。

3章の表3.2-01、図3.2-01に示す放射性廃棄物の区分(案)をベースにした50tHM/y施設の主工程の主な廃棄物発生量を表4.3.3-03に示す。なお、C-14の回収に使用した廃CO<sub>2</sub>吸着剤(水酸化バリウム)は、生廃棄物として142kg/y、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/y程度発生する。

##### (i) 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/y発生する。これらを一括して、最大温度850℃、最

大圧力100MPa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/y発生する。

Cd蒸留残渣は、生廃棄物として約1.3t/y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/y発生する。

(d) TRU を含む放射性廃棄物

ZrO<sub>2</sub>のドロスは、生廃棄物として1.57t/y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/y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、酸化燃料の場合とほぼ同じである。

(v) LLFP 回収法の検討

LLFPとして、I、Cs、Sr、Tcの4核種の回収法については、金属燃料の場合と同様である。

(vi) 経済性評価

窒化物燃料再処理施設の建設費は、金属燃料の場合と比較して、次の(a)、(b)の通りであり、ほとんど同程度であることがわかった。なお、操業費については、試薬代である補給濃縮N-15と補給Arのうち、補給濃縮N-15の費用(系からの濃縮N-15の10%ロスと想定し、そのロス分を補給するとして、補給濃縮N-15量を設定)の影響が大きいことがわかった。また、酸化燃料との比較では、酸化燃料転換設備が不要なため、コストダウンとなる。

(a) 50tHM/y 施設の場合

窒化物燃料の場合、金属燃料の場合と比較して、次の通り、設備機器の変更、追加があるが、電解精製関係は主な機器の追加はない。これによる建設費の増加は、金属燃料の場合の2%程度である。なお、ここでは、燃料製造側の影響により、Arセル容積増加に伴うAr浄化・冷却設備は考慮していない。

①金属燃料の場合設置したNa除去装置は削除。

②電解精製関係の主な機器の数は、金属燃料の場合と等価

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

(b) 200tHM/y 施設の場合

窒化物燃料の場合、金属燃料の場合と比較して、上記(a)と同等の設備機器の変更、追加がある。これによる建設費の増加は、金属燃料の場合の3%程度である。

(vii) 経済性以外の観点からの評価

(a) 安全性

現行の安全審査指針「再処理施設安全審査指針(昭和61年2月20日 原子力安全委員会決定)」に準拠した設計を行った。

安全性に関して、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、a)高温の熔融塩の使用、b)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、c)質量管理による臨界安全の確保、d)金属による火災・爆発が上げられ、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。この他に、窒化物燃料の金属電解法の特徴的なものとしては、c)質量管理による臨界安全の確保と、e)粉体化窒化物による火災・爆発が上げら

れる。c) 質量管理による臨界安全の確保については、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。e) 粉体化窒化物による火災・爆発の対応については、粉体化窒化物の火災防止のために、粉体化窒化物が雰囲気と接触する設備は、Arセル内に設置している。

(b) 資源有効利用性

U、Pu、TRUは、金属燃料の金属電解法プロセスから見て、99%以上回収可能と考えられ、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、プロダクト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%

Pu=99.8%

Np=99.5%

Am=99.4%

Cm=99.4%

U、TRUの回収率を更に向上させる方策として、パイロコンタクターの段数の増加、ハル洗浄装置の設置が考えられる。

(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Kr-85、C-14、H-3は、六ヶ所再処理工場からの放出量以下とするために、Kr-85は希釈、C-14、H-3は除去設備を設けて対応している。

(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、a) 窒化物燃料の入量計量手法の開発、b) 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などがある。

(e) 運転、保守、補修性

金属燃料の金属電解法と同様に、運転、保守において、定型の操作に対しては、自動化を図り、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、インセルクレーン、インセルパワーマニプレータを使用し、人間が確実に操作することとしている。また、主な機器等は、保守、補修のスペースを設けていることから、設備、機器の運転、保守・補修性を有すると考えられる。

(viii) 開発課題

金属電解法を利用したプロセス、機器の詳細な設計に当たっては、今後、さらに試験等にてデータを取得していく必要があり、今後の研究課題としては、次の通りである。

①前処理については、せん断時の燃料の粉化率は、溶融塩中の燃料の溶

解速度に影響すると考えられ、せん断時燃料粉化率データの取得が重要である。

- ②脱被覆技術を採用する場合、電解工程への受け渡し条件が $U_2N_3$ の場合、650～750℃程度の熱処理となる。UNとする場合は、さらに約1400℃の高温熱処理が必要となる。窒素雰囲気による窒化物燃料の熱処理試験にて、窒化物挙動を明らかにすることが重要である。
- ③U、Pu、Npの窒化物の溶解・金属としての回収、Uの窒化については基礎試験にて実証しているが、Am、Cm等の窒化物の溶解・金属としての回収、Pu、Np、Am、Cm等の窒化を確認する必要がある。
- ④窒化物燃料の溶解技術：窒化物燃料は陽極溶解が可能なのはわかっているが、ペレット状燃料、粉体燃料の陽極溶解速度の定量的なデータはなく、取得する必要がある。(ペレット状燃料、粉体燃料の溶解速度の比較)
- ⑤ $U_2N_3$ 電解技術：乾式熱処理法を採用する場合、650～750℃の熱処理にて脱被覆、燃料粉体化が可能であるが、この場合、UNは $U_2N_3$ となるので、この粉体 $U_2N_3$ の電解データを取得する必要がある。
- ⑥金属の窒化技術：金属(U、Pu、MA)の窒化に必要な窒素ガス量、窒化時間等のデータの取得、最適な窒化方法(UN、 $U_2N_3$ の窒化生成物のコントロール等)を見出す必要がある。
- ⑦燃料製造設備との取合い条件：金属への窒素吹込みによる窒化生成物( $U_2N_3$ またはUN)、粉体性状等の最適条件を見出す必要がある。
- ⑧オフガス処理技術は、PSA等による窒素(N-15)回収技術、二酸化炭素除去技術(C-14固定化技術含む)など、湿式再処理と同様の課題がある。
- ⑨オフガス処理等検討のために、電解精製装置等からオフガス側への核種等の移行率データが必要となる。

なお、原研では、オフガス処理設備にあまり負担をかけない $Li_3N$ 添加による金属窒化のLINEX法<sup>(19)</sup>も開発されており、ロシアにおいてもLINEX法の電解試験等を行っていることから、今後、LINEX法プロセスの設計も行い、金属電解法プロセスとの比較評価を行うことも重要である。

## (2) 酸化物電解法利用のプロセス

### (i) プロセスの概要

プロセスの概略フローを図4.3.3-20に示す。

使用済窒化物燃料集合体を解体した後、燃料ピンをArガス気流中でせん断する。窒化物燃料は、比較的、容易に酸化物燃料に転換されることが知られており、せん断片は、熱脱被覆処理装置へ送られ、酸素を20%程度含有するArガス気流中、温度500℃で加熱することにより、燃料表面から酸化されていき、最終的に、 $U_3O_8$ まで酸化され、粉体化される。熱脱被覆処理技術は、U基礎試験が行われ、酸化することを確認しているが、一部粉末状となった金属の火災・爆発の対策が必要となる。

電解、析出物塩除去、Pu富化度調整、混合は、酸化物燃料の場合と同じであ



る。混合調整された顆粒は、炭素粉末と混合して、粉碎する。その後、 $N_2-H_2$ 中で約 $1700^{\circ}C$ に加熱処理し、低密度の窒化物焼結粉末を得て、燃料製造側に送られる。電解槽から得られた析出酸化物燃料は、結晶状であり、これを粉体化し、窒化転換できるか否か確認する必要がある。

(ii) 廃棄物発生量

新たな廃棄物の発生はほとんど生じないと考えられる。

(iii) 酸化物燃料処理との相違点

酸化物燃料の再処理プロセスから追加、変更となった窒化物燃料の再処理プロセスの主要工程機器を表4.3.3-04に示す。

窒化物燃料の再処理プロセスの主要工程機器は、酸化物燃料の再処理プロセスの工程機器と比較して、前処理工程のせん断装置、熱脱被覆装置（加熱酸化）、再処理工程（酸化物転換含む）の粉碎装置、炭素熱還元装置、オフガス処理工程の窒素回収装置等、その他の工程としてArセル増設およびArセル増設に伴うArセル冷却・浄化設備等などの機器が追加となる。

(iv) 経済性

酸化物電解法は、金属電解法に、前処理工程の熱脱被覆装置、再処理工程の粉碎装置、炭素熱還元装置などの追加設備が必要となる。したがって、酸化物電解法施設の建設費は金属電解法と比べて若干増加すると考えられる。

(3) フッ化物揮発法の適用

(i) プロセスの概要

UN等の窒化物をフッ化する研究に関する公開文献は、見当たらない。しかしながら、熱力学的な検討においては、窒化物燃料は、フッ化時の発熱が酸化物燃料より大きく、フッ化反応は容易に進むと考えられる。

主なプロセスは、前処理工程、フッ化工程、U精製工程等からなる。

概略のフロー図を図4.3.3-21に示す。

前処理工程においては、燃料集合体を解体した後、燃料ピンを取り出し、せん断機にて、せん断する。その後、せん断片を機械的粉碎機により粉碎し、被覆管と燃料とを分離する。粉碎した燃料は、フッ化工程に送られる。ただし、せん断片を機械的粉碎機によりどの程度粉碎できるか、また被覆管と燃料との分離性について確認が必要である。

フッ化物工程、U精製工程、U凝縮・揮発工程、クリーンアップ工程、MA回収工程は、酸化物燃料の場合と同様である。

U転換工程及びU-Pu転換工程においては、酸化物の場合、 $650^{\circ}C$ 程度で、水素と水蒸気を使って、加水分解させるが、UやPuの六フッ化物の窒化物への転換は、酸化物転換工程を経由した炭素熱還元法を採用する。酸化物転換工程およびMA回収工程から受け入れた酸化物粉末と黒鉛を混合し、約 $1500^{\circ}C$ の窒素・水素雰囲気で窒化物に転換する。

オフガス処理工程においては、脱被覆オフガス、 $F_2$ オフガスおよび転換オフガスの処理を行うが、新たに、窒化オフガス処理系を設けて、 $H_2$ 、 $CH_4$ ガス燃焼器、凝縮器、窒素回収装置にて、処理する必要がある。ただし、脱被覆オフガ

ス処理系の水素ガス燃焼器、凝縮器は、削除できる。

(ii) 廃棄物発生量

ガラス固化体などの年間発生本数は、酸化燃料の場合と同程度である。

(iii) 酸化燃料処理との相違点

酸化燃料再処理プロセスから追加、変更となった窒化物燃料の再処理プロセスの主要工程機器を表4.3.3-05に示す。

窒化物燃料の再処理プロセスの主要工程機器は、酸化燃料の再処理プロセスの工程機器と比較して、酸化燃料の再処理プロセスの工程機器に、前処理工程の被覆管破砕機、転換工程のU窒化物転換塔、U-Pu窒化物転換塔、か焼・粉砕機、オフガス処理工程の窒化オフガス処理設備、窒素(N-15)再使用のために窒素回収装置、その他の工程のArセル増設およびArセル増設に伴うArセル冷却・浄化装置等などの機器が追加となる。

(iv) 経済性

フッ化物揮発法は、金属電解法に、転換工程のU窒化物転換塔、U-Pu窒化物転換塔などの追加設備が必要となる。したがって、フッ化物揮発法施設の建設費は金属電解法と比べて若干増加すると考えられる。

(4) 窒化物燃料の乾式再処理法の評価

上記までで検討した、窒化物燃料に対する3つの乾式再処理法について、技術的成立性および設計要求(3章参照)に対する適合性の観点から比較評価した結果を、表4.3.3-06に示した。

(i) 技術的成立性

金属電解法は、日本原研等で原理的検討が進められており、それらの結果から、技術的成立性は見通せると考えられる。

酸化電解法は、プロセス中では酸化物で取扱うため、前処理および製品を得る段階で窒化物を酸化物に、酸化物を窒化物に転換する工程が必要になり、工程が複雑になり、金属電解法にくらべて特段のメリットが無いと判断する。

フッ化物揮発法は、ロシアにおいて、窒化物燃料を対象に開発に着手されており、窒化物燃料の処理が可能であり、かつ、プロセス上も基本的には酸化燃料対象の場合と大きな相違はない。

(ii) 設計要求の6項目に対する適合性

基本的には金属燃料の場合と同様である。以下では、比較的詳細に検討を行った金属電解法を対象に設計要求項目毎に述べる。

(a) 安全性

湿式法を対象とした現行指針(再処理施設安全審査指針)では、機器レベルでの常時負圧維持などの点で指針適合上検討が必要と考えられる点があり、今後、乾式サイクル施設を対象とした新たな指針が必要になると考える。バッチ処理毎に容器蓋開閉操作が多発するので、バウンダリ確保の方策、安全ロジックの確立が必要である。また、500℃～1000℃程度の高温の流体(熔融塩、熔融金属)取扱いがあり、概念設計段階としての設計対応はなされているが、今後、その具体化、有効性、安全解析を明確にする必要がある。

## (b) 経済性

三法とも詳細な経済性評価を実施していないが、相対評価の結果より、金属電解法は、金属燃料処理の場合と同程度の見通しである。また酸化物電解法は、工程が増加するため、酸化物燃料処理に比べ経済性が低下する見通しである。フッ化物揮発法の場合は、酸化物燃料処理の場合と同程度と予想される。

## (c) 資源有効利用性

U/TRU回収率は目標に適合する結果が得られているが、物質収支から回収率を算定するにあたり必ずしも全ての工程において実験値や実績値に基づいているわけではなく、理論的評価値や設計判断に基づいている値も多く利用しており、その精度、有効性について今後確証が必要であることに留意する必要がある。

## (d) 環境負荷低減性

金属電解法では、高レベル廃棄物の固化体としては、これまで湿式法再処理で検討され、我国で最終処分体として検討が進められているホウケイ酸ガラス固化体でなく、全く新たな形態である人工鉱物固化体であるため、これまで行われている高レベル硝酸廃液をガラス固化する場合と大きく異なる点があり、今後、固化法そのものを実証していくとともに、浸出率評価等の処分シナリオへの対応性を検討していく必要がある。酸化物電解法では、ホウケイ酸ガラス固化体以外に、リン酸ガラス系のガラス固化体や合金インゴット固化体が含まれており、また、フッ化物揮発法ではホウケイ酸ガラス固化体ではあるが、廃アルミナ微細粒固化のように含有物の形態が、これまで行われている使用済燃料溶解液の抽残液である高レベル硝酸廃液をガラス固化する場合と異なる点があり、いずれも今後、固化法そのものを実証していくとともに、固化体の浸出率評価等の処分シナリオへの対応性を検討していく必要がある。

MA回収プロセスは、金属電解法では、液体Cd陰極で90%程度がPuと共に受動的に回収される。酸化物電解法とフッ化物揮発法は酸化物燃料処理の場合と同様である。

## (e) 核拡散抵抗性

Puは低除染かつUとの混合物で回収されるので核拡散抵抗性を有すると判断できる。保障措置、計量管理については、従来の湿式法と異なり均一な溶液でなく塊状での入量計量が必要になること、サンプルの代表性、計量秤量法、迅速定量分析法などに乾式法特有の課題があり、今後、従来の湿式法とは異なる、乾式法に適した計量法や閉じ込めを主体とする保障措置体系を考えていく必要がある。

## (f) 運転・保守・補修性

配管接続でなく、バッチ操作である金属電解法と酸化物電解法では通常運転時にマテリアルハンドリングが必須となる。また、三方式とも高温雰囲気であるため、定期的な機器の保守、補修、交換等が必要と考えられ、遠隔操作法の確立が必要である。

[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, 第三分冊, 日本原子力学会「2000年春の年会」, (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 (1999) 376-377.
- (3) 岩井孝, 白井理, 塩沢健一, 鈴木康文, 坂村義治, 井上正, : “塩化物溶融塩中におけるプルトニウム窒化物の電解”, 日本原子力学会「1998春の年会」予稿 (1998) K21.
- (4) 岩井孝, 白井理, 塩沢健一, 鈴木康文, 飯塚政利, 井上正, : “塩化物共晶塩中におけるネプツニウム窒化物の電解”, 日本原子力学会「1998秋の大会」予稿 (1998) K36.
- (5) O. Shirai, T. Iwai, K. Shiozawa, Y. Suzuki, Y. Sakamura, T. Inoue, : “Electrolysis of Plutonium Nitride in LiCl-KCl Eutectic Melts, Journal of Nuclear Materials”, vol. 277 (2000) pp226-230.
- (6) T. Inoue, H. Tanaka, : “Recycling of Actinides Produced in LWR and FBR Cycles by Applying Pyrometallurgical Process”, Proc.Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL93 (1993) pp646-652.
- (7) Y. Kasai et al., : “Design Study on Advanced Nuclear Fuel Recycling System”, Proc.Intl. Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL99 (1999).
- (8) 常磐井守泰ほか, : “乾式再処理プロセスと廃棄物処理”, 原子力工業, 第35巻 第9号, (1989) pp43-55.
- (9) T. Inoue, T. Yokoo, T. Nishimura, : “Assessment of Advanced Technologies for the Future Nuclear Fuel Cycle”, Proc. Intl. Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL99 (1999).
- (10) T. Fujioka, Y. Kosaka, Y. Enokida, T. Kawakita, : “Development of Fuel Recycles System Based on Dry Pyrochemical Processing Technology”, Proc. RECOD98(1998) pp125-133.
- (11) 高坂裕二, 飯塚達哉, 伊藤邦博, 藤岡綱昭, 黒田貞臣, : “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”, 日本原子力学会「1997秋の大会」予稿 (1997) K58.
- (12) B.D. Rogozkin, O.N. Dubrovin, L. I. Arseenkov, et al., : “Properties and Synthesis and Reprocessing Technology of Mononitride Fuel for Inherently Safe Reactors”, American Nuclear Society, 1994 (1994) pp. 382-389.
- (13) J.E. Herceg, et al. : “Engineering and Acquisition of Equipment for Electrometallurgical Treatment of Spent Nuclear Fuel”, Proc. ICONE8, ICONE-8541, pp.1~16 (2000).
- (14) F. Kobayashi, T. Ogawa, M. Takano, M. Akabori, A. Itoh, and K. Minato, : “Dissolution of Metal Nitrides in LiCl-KCl Eutectic Melts”, Proc. Intl. Conf. Future Nuclear Systems (GLOBAL '99) (1999).
- (15) M. Akabori, A. Itoh, T. Ogawa, : “Nitridation of Uranium and Rare-Earth Metals in Liquid Cd, Journal of Nuclear Materials”, vol. 248, (1997)

pp338-342.

- (16) 掛樋勲, 白井信行, 波多野守ほか: "先進的核燃料リサイクルシステムの設計研究 (熔融塩を用いたリサイクルシステムの概念検討)", PNC TN9410 97-015 (1996) pp2.1-1-2.1-13
- (17) 中林弘樹ほか: "乾式リサイクルシステムの安全性検討", JNC TN9400 2000-51 (2000) ppⅢ2-1-Ⅲ2-1-23
- (18) K. Ikeda, et al.,: "Feasibility Study of Nitride Fuel Core and Recycle System Toward Self-Consistent Nuclear Energy System", Proc.Intl. Conf. Future Nuclear Systems GLOBAL97 (1997) pp1038-1043.
- (19) T.Ogawa, M.Akabori, Y.Suzuki, F.Kobayashi,: "Nitride Fuel Cycles on Pyrochemistry", Proc. Intl. Conf. Future Nuclear Systems (GLOBAL '97) (1997) pp. 812-815.

表 4.3.3-01 窒化物燃料金属電解法の 50tHM/y 施設と 200tHM/y 施設の  
主要機器仕様

機器名	50 tHM/y 施設 機器仕様 (基数等)	200 tHM/y 施設 機器仕様 (基数等)	備考
集合体解体機	1 基 (集合体単位×2h/体)	1 基	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の余 剰能力にて対応
ピンせん断機	1 基 (50m/2日)	2 基	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の余 剰能力と基数増加に て対応
炉心燃料用 電解精製槽	7 基 (3 陽極・3 陰極/バッチ ×4 日サイクル運転)	28 基 (3 陽極・3 陰極/バツ チ×4 日サイクル運転)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応
径ブランク用 電解精製槽	2 基 (3 陽極・3 陰極/バッチ ×10 日サイクル運転)	8 基 (3 陽極・3 陰極/バッチ ×10 日サイクル運転)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応
U 窒化装置	4 基 (60kgU/バッチ× 1バッチ/日)	16 基 (60kgU/バッチ× 1バッチ/日)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応 本装置は Cd 溶解、塩 -Cd 蒸留除去機能含 む。
U-Pu-MA 窒化装 置	6 基 (6kgHM/バッチ× 1バッチ/日)	24 基 (6kgHM/バッチ× 1バッチ/日)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応 本装置は塩-Cd 蒸留除 去機能含む。
パイロコンタクタ	1 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量 ×17h/バッチ)	4 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量 ×17h/バッチ)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の余 剰能力にて対応
ゼオライトカラム	1 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量 ×19h/バッチ)	4 基 (電解槽 1/3 基分浴塩量 ×19h/バッチ)	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応
その他	N-15 回収装置等を 含むオフガス処理 設備 一式 Ar セル冷却/浄化設 備 一式	N-15 回収装置等を 含むオフガス処理 設備 一式 Ar セル冷却/浄化設 備 一式	200tHM/y 施設は 50tHM/y 施設機器の基 数増加にて対応

表 4.3.3-02 窒化物燃料金属電解法の 50tHM/y 施設と 200tHM/y 施設の容積

セル、建屋		50tHM/y 施設 容積 (m <sup>3</sup> )	200tHM/y 施設 容積 (m <sup>3</sup> )	備考
セル	燃料受入・ 前処理セル	3,200	8,100	処理量と物量比にて 設計している。
	電解分離 セル	6,400	29,100	200tHM/y 施設のセル は 50tHM/y 施設のセル を 4 つ設ける設計 としている。
	再処理関係 の主要セル 合計容積	9,600	37,200	
建屋体積の合計 (主建屋)		380,000 (300,000)	760,000 (620,000)	建屋容積は、再処理、 燃料製造、廃棄物処 理・貯蔵、使用済燃 料・新燃料貯蔵。

(注記) セルは内法、建屋は外法。

表4.3.3-03 窒化物燃料金属電解法の廃棄物量

廃棄物処分の観点からの廃棄物		廃棄物量 (m <sup>3</sup> /y)	
処分区分	分類廃棄物 (例)	生廃棄物 (t/y)	固化体 (m <sup>3</sup> /y)
高レベル廃棄物	塩吸蔵ゼオライト	22.8	人工固化体 12.7 (85本/y)
	Cd蒸留残渣 (NM)	1.3	セメント固化 0.2(1本/y)
TRU廃棄物	ドロス	1.57t	0.63(4本/y)
備考	CO <sub>2</sub> 吸着剤 (水酸化バリウム) 下記は、他のプロセスも同様に発生するものである。 ・集合体部材 ・ハル ・剪断プレナム	0.142	0.11(1本/y) *

- ・Cd蒸留残渣、ハルはセメントと共に容器へ封入する。
  - ・TRU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。
  - ・人工鉱物固化体の容量は150リットル、セメント封入のドラム缶は200リットル。
  - ・ハルは浴塩中へ投入するため高レベル扱い。
  - ・塩-Cd蒸留るつぼ (グラファイト) は、生廃棄物として約12.7t/y発生するが、粉碎、焼却するので、固化体はなしとし、本表には載せていない。
- \* 処分対応の固定法は未定であるが、ドラム缶200リットルに固定すると想定



表 4.3.3-04 窒化物燃料酸化物電解法の 50tHM/y 施設主要工程機器の仕様  
(酸化物燃料の再処理施設からの追加変更の工程機器)

工 程	主要工程機器の 機能・性能	主要機器仕様	備考
集合体解体	Ar セル内で燃料集合体を機械式で解体する。	機械式解体装置 1 基	酸化物燃料の場合は、レーザー式解体装置
せん断機	Ar セル内で燃料ピンを機械式でせん断する。	機械式せん断機 1 基 (1.5 集合体/日・基)	酸化物燃料の場合は、ロール矯正・ピンせん断・ピンたたき
熱脱被覆 (加熱酸化)	窒化物燃料せん断片を 20%の酸素を含む常圧 Ar 雰囲気中で 500℃程度に加熱(滞留時間約 7 時間)し、UN を $U_3O_8$ の粉末まで酸化する。	熱脱被覆装置 2 基 (50kgHM/バッチ)	実績がないので、金属燃料とほぼ同じと想定。今後、確認等が必要。ハル付着率等も金属燃料と同等の課題がある。
電解精製	酸化燃料と同じ		
塩除去			
調整・混合			
窒化物転換	電解槽からの析出顆粒状酸化物を常圧、常温で、炭素粉末と混合して粉碎する。	粉碎装置 6 基 (25kgHM/バッチ× 10h/バッチ)	実績はある。
	上記で得られた酸化物と炭素の混合粉末を窒素-水素の常圧、1700℃の気流中で炭素熱還元し、窒化物の低密度焼結粉末を製造する。	炭素熱還元装置 6 基 (25kgHM/バッチ× 10h/バッチ)	課題として、 $UO_2$ や UC が残留する可能性がある。
オフガス処理	窒素回収装置等のオフガス処理設備	オフガス処理設備 一式	
その他	Ar セル Ar セル冷却設備 Ar セル浄化設備	Ar セル関係設備 一式	

表 4.3.3-05 窒化物燃料フッ化物揮発法 50tHM/y 施設の主要工程機器の仕様  
(窒化物燃料の再処理施設から追加変更した主要な機器)

工 程	主要工程機器の 機能・性能	主要機器仕様	備 考
解体装置	Ar セル内で、燃料集 合体を解体する。	機械式解体装置	
せん断機	Ar セル内で、燃料ピ ンをせん断する。	機械式せん断機	
脱被覆装置	Ar セル内で、被覆管 を破碎する。	機械式被覆管破碎機	
フッ化 (Uフッ化、 U・Puフッ化)	流動層方式	窒化物燃料と同じ	
U精製	化学吸着方式 (LiF、 NaF、MgF <sub>2</sub> )		
凝縮・揮発	コールドトラップ 方式		
クリーンアップ	F <sub>2</sub> 脱離方式		
MA 回収	アルミナ共沈方式		
転換	U窒化物への転換	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ U 窒化物転換塔</li> <li>・ U-Pu 窒化物転換塔</li> <li>・ か焼／粉碎機</li> </ul>	
オフガス処理	窒素回収装置 H <sub>2</sub> 、CH <sub>4</sub> ガス焼却器等のオフ ガス処理設備	オフガス処理設備 一式	
その他	Ar セル Ar セル冷却設備 Ar セル浄化設備	Ar セル関係設備 一式	

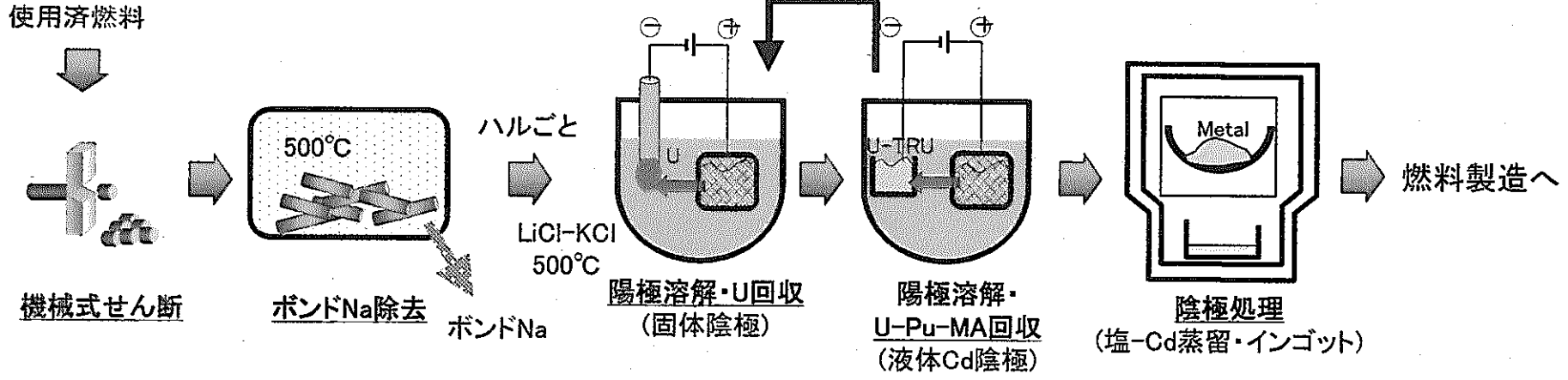
表4.3.3-06 乾式再処理法の総合評価－窒化物燃料 (1/2)

評価項目		金属電解法	酸化物電解法	フッ化物揮発法
技術的成立性		金属燃料処理からのプロセス変更点 ・ポンドNa除去設備不要 ・N-15回収リサイクル設備追加	酸化物燃料処理からのプロセス変更点 ・前処理工程－熱脱被覆法による窒化物の酸化、粉体化 ・窒化転換－酸化物を炭素熱還元 ・N-15回収リサイクル設備追加	酸化物燃料処理からのプロセス変更点 ・熱脱被覆→機械式脱被覆(非天然窒素雰囲気) ・酸化物転換→酸化物転換+窒化転換 ・N-15回収リサイクル設備追加
設計要適合性	安全性	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・バッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため機器レベルでの常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保	・再処理施設安全審査指針に準拠した設計 ・機器レベルでの常時負圧維持を原則とするが、MA回収設備についてはバッチ操作に伴う容器蓋開閉操作が必要なため常時負圧維持は不可能 →セル内負圧で担保
	安全上の特徴に配慮した設計	・高温融体、金属U/Pu取扱 →耐高温材料使用、Ar雰囲気セル ・臨界設計は基本的には質量管理	・高温融体、塩素ガス使用 →耐高温、耐塩素材料としてグラファイト系使用。セル内耐食性ライニング。塩素ガス処理設備設置 ・臨界設計は基本的には質量管理	・高反応性のフッ化物、フッ素ガス使用 →耐フッ素材料としてNi系合金使用。フッ素ガス処理設備設置 ・臨界設計は基本的には形状管理
経済性	目標値：	・50tHM/yプラント：金属燃料処理の2%増 ・200tHM/yプラント：金属燃料処理の0.1%増	—	—
	プロセス簡素化、機器コンパクト化	—	—	—
資源有効利用性	U/TRU回収率：99%以上	・U=99.5% Pu=99.8%, Np=99.5%, Am=99.4%, Cm=99.4% ・実績値や評価値に基づき物質収支から評価。工程ロス率、移行率等確証が必要な値がある	—	—
	冷却期間短縮の可能性	—	—	—
環境負荷低減性	放射性廃棄物発生量評価	・高レベル廃棄物： 人工鉱物固化体 85本/年 ・TRU廃棄物： 4本/年	—	・高レベル廃棄物 ホウケイ酸ガラス固化体(処分評価要) 68本/年[2.1kw/本] ・TRU廃棄物： <1本/年
	MA回収プロセス	・MA回収はパイロコンタクター(向流型抽出器)による還元抽出、Cd陰極回収	・NpはUと共析出回収。Am, Cmは絞り電解で回収。Am, Cmについては基礎試験による成立性の確認が必要	・NpはU精製系トラップから回収。Am, Cmは腐アルミナ流動媒体からフッ化物溶融塩でF/P除去後回収
	LLFP分離・回収の可能性	—	—	—
	LWRからのMA添加の影響	—	—	—

表4.3.3-06 乾式再処理法の総合評価－窒化物燃料 (2/2)

評価項目		金属電解法	窒化物電解法	フッ化物揮発法
核拡散抵抗性	・ 純粋Puが単独存在しない設計	・ Puは低除染のU/Pu/MA混合物で回収	・ Puは低除染のU/Pu混合物で回収	・ Puは低除染のU/Pu混合物で回収 ・ Pu単独回収を試みても低除染(DF~800)Puしか得られない
	・ 保障措置を考慮した設計	・ 粉末による入量計量が必要 ・ バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応	・ 粉末による入量計量が必要 ・ バッチ操作のため核物質片の移動があるがセル内閉じ込めで対応	・ 粉末による入量計量が必要
運転・保守・補修性	・ 運転、保守、補修に配慮した設計。アクセスルート等の確保	・ マテリアルハンドリング中、定型操作(電極取出し等)は自動化、不定型操作(電極の次工程への移動等)は人的操作を基本 ・ 保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守 ・ アクセスルート確保	・ マテリアルハンドリングは原則自動運転 ・ 保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守 ・ アクセスルート確保	・ 配管接続プロセスのため通常運転時は原則マテリアルハンドリング不要 ・ 保守・補修は機器設置位置またはセル内保守エリアでの遠隔保守 ・ アクセスルート確保
その他				

### 金属燃料再処理プロセス



### 窒化物燃料再処理プロセス

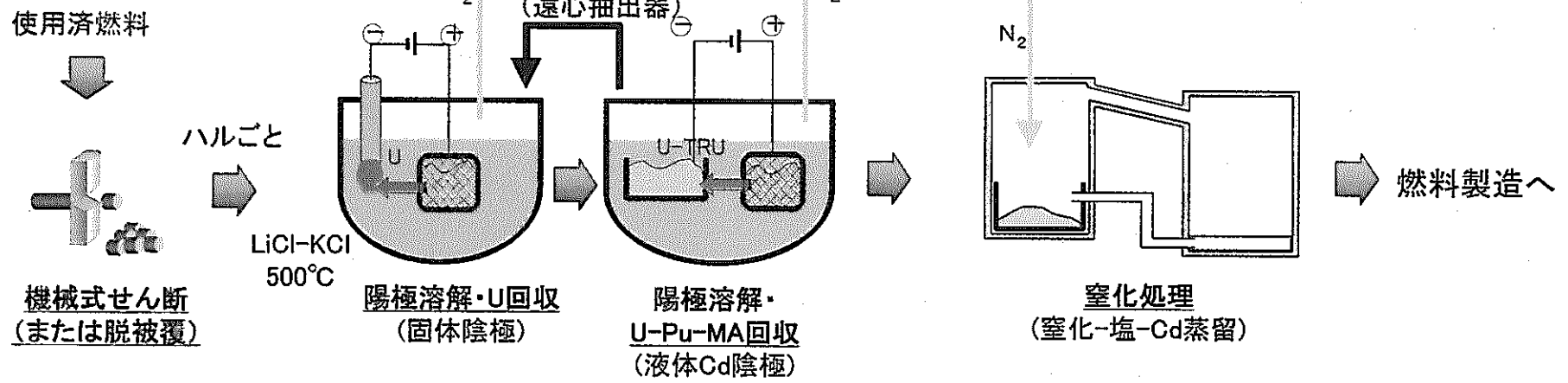


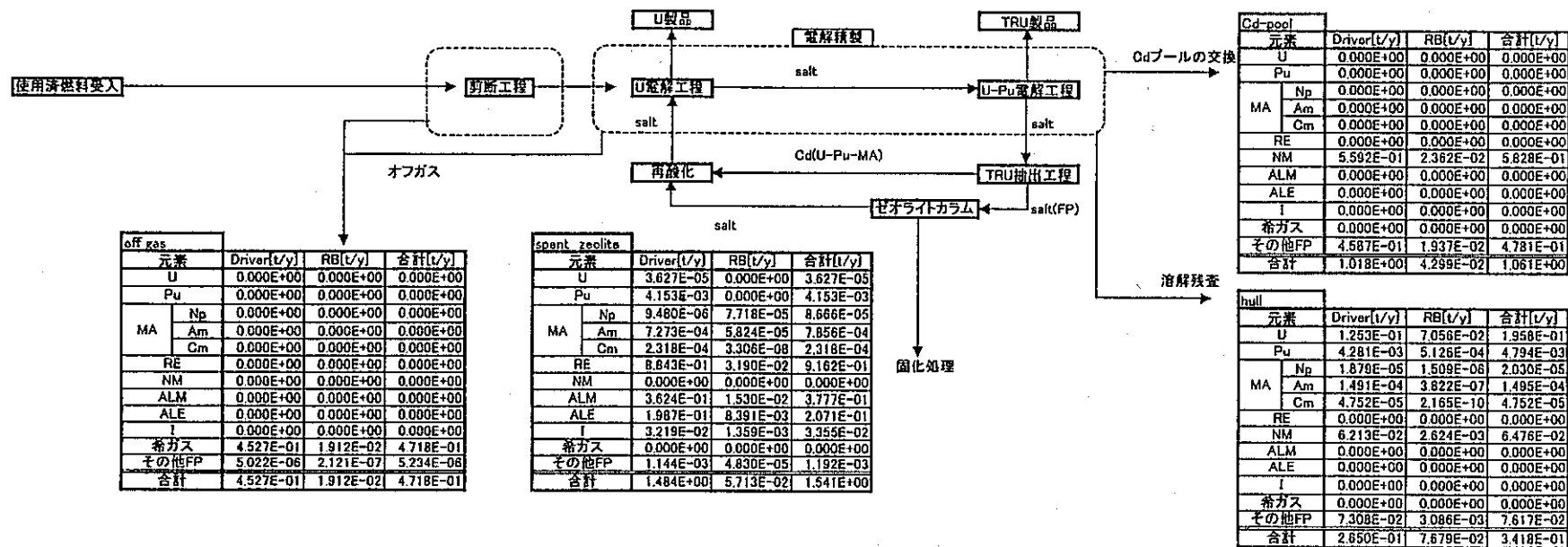
図4.3.3-01 窒化物燃料に金属電解法を利用したプロセス概念図



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	4.273E+00	5.121E-01	4.785E+00	
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	



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	

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	

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	

図 4.3.3-03 窒化物燃料金属電解法の物質収支図(50tHM/y 施設)

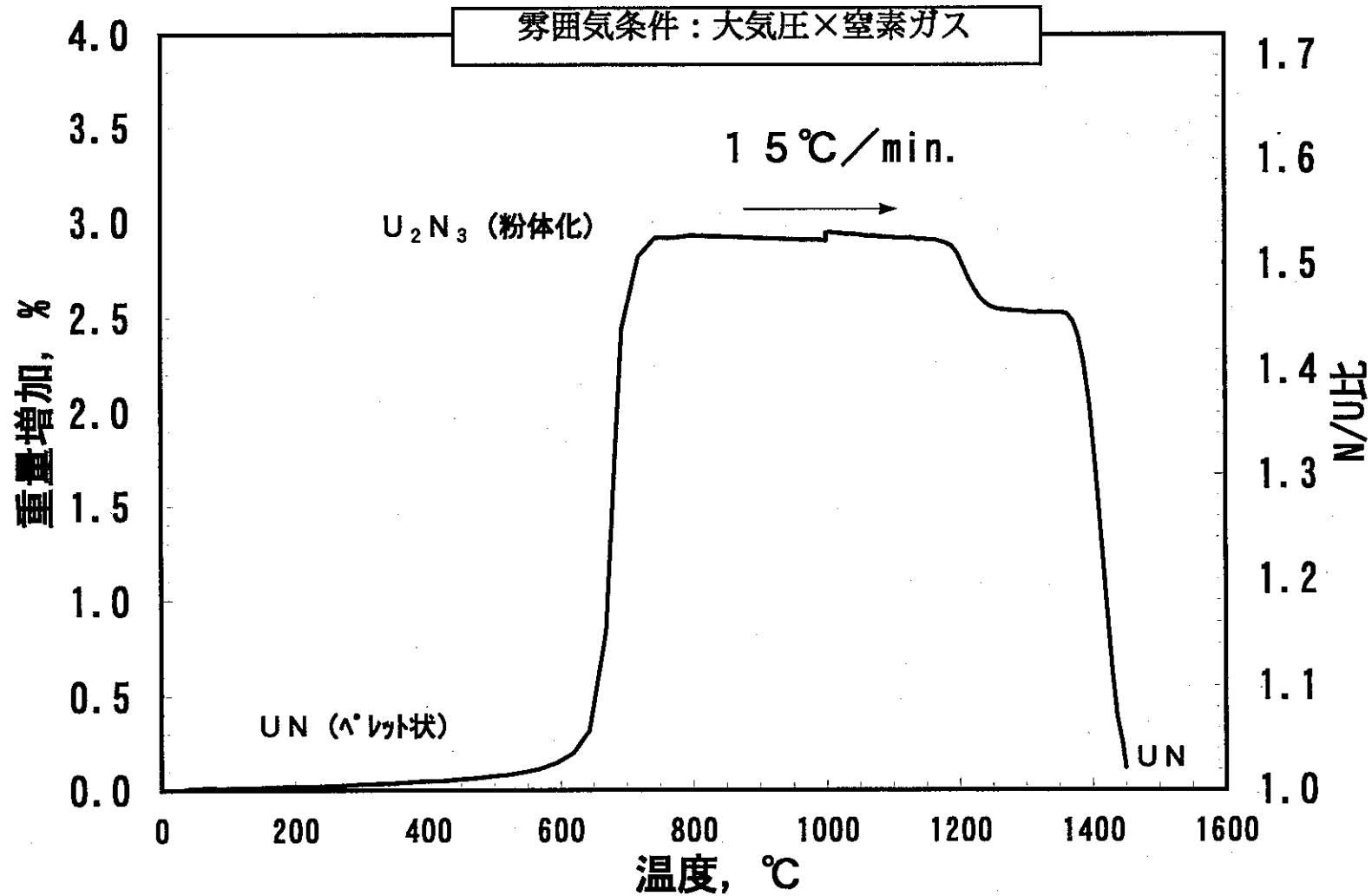


図4.3.3-04 熱処理によるペレット状窒化物燃料 (UN) の粉体化



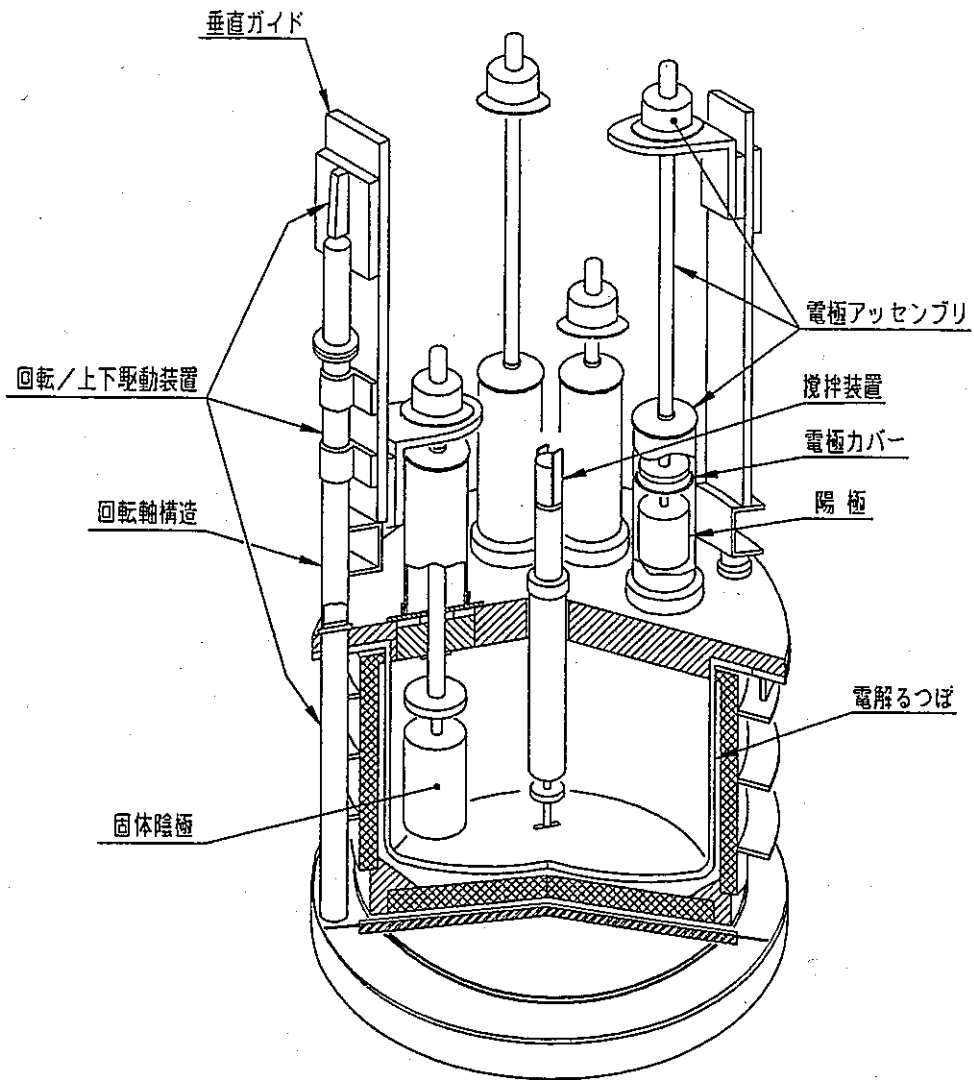


図4.3.3-05 電解精製槽の概略外形図

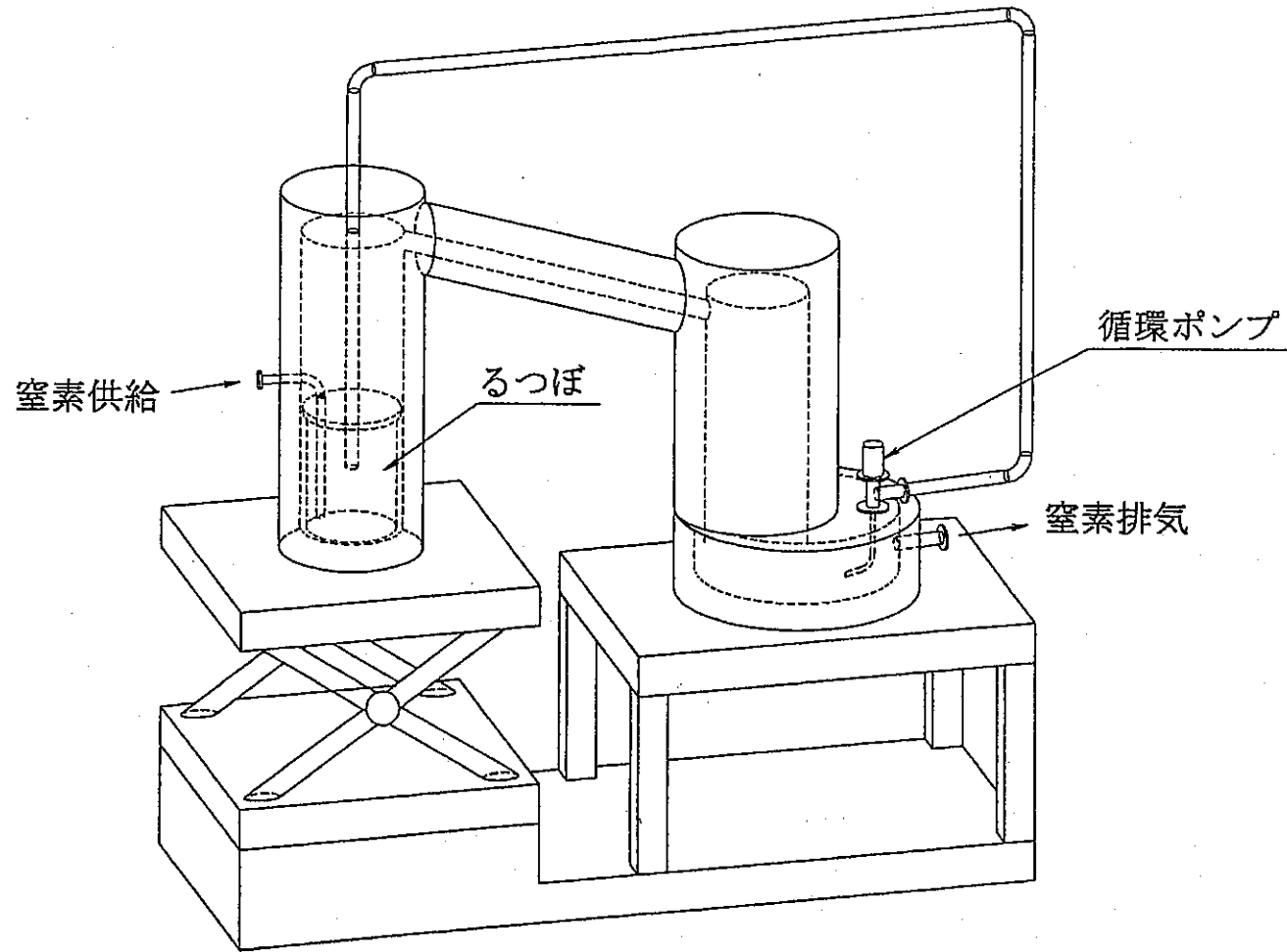


図4.3.3-06 窒化装置の概略外形図

型式	PSA方式
処理量	20Nm <sup>3</sup> /h
主要材質	SUS304
運転温度	60℃
運転圧力	0.5MPa

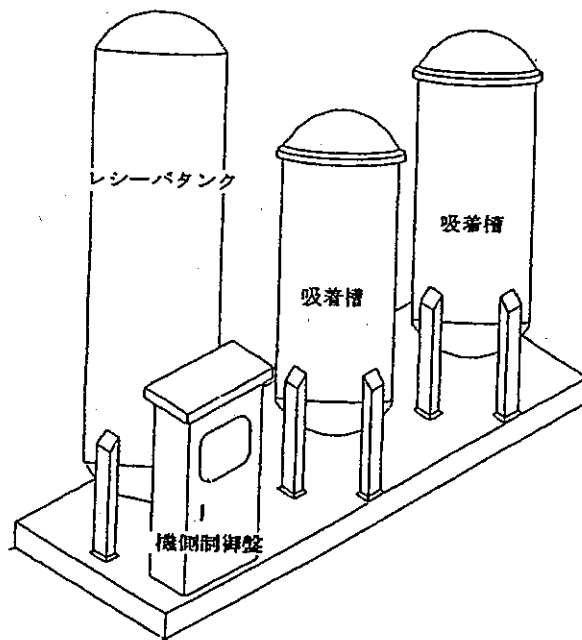


図4.3.3-07 窒素回収装置の概略外形図

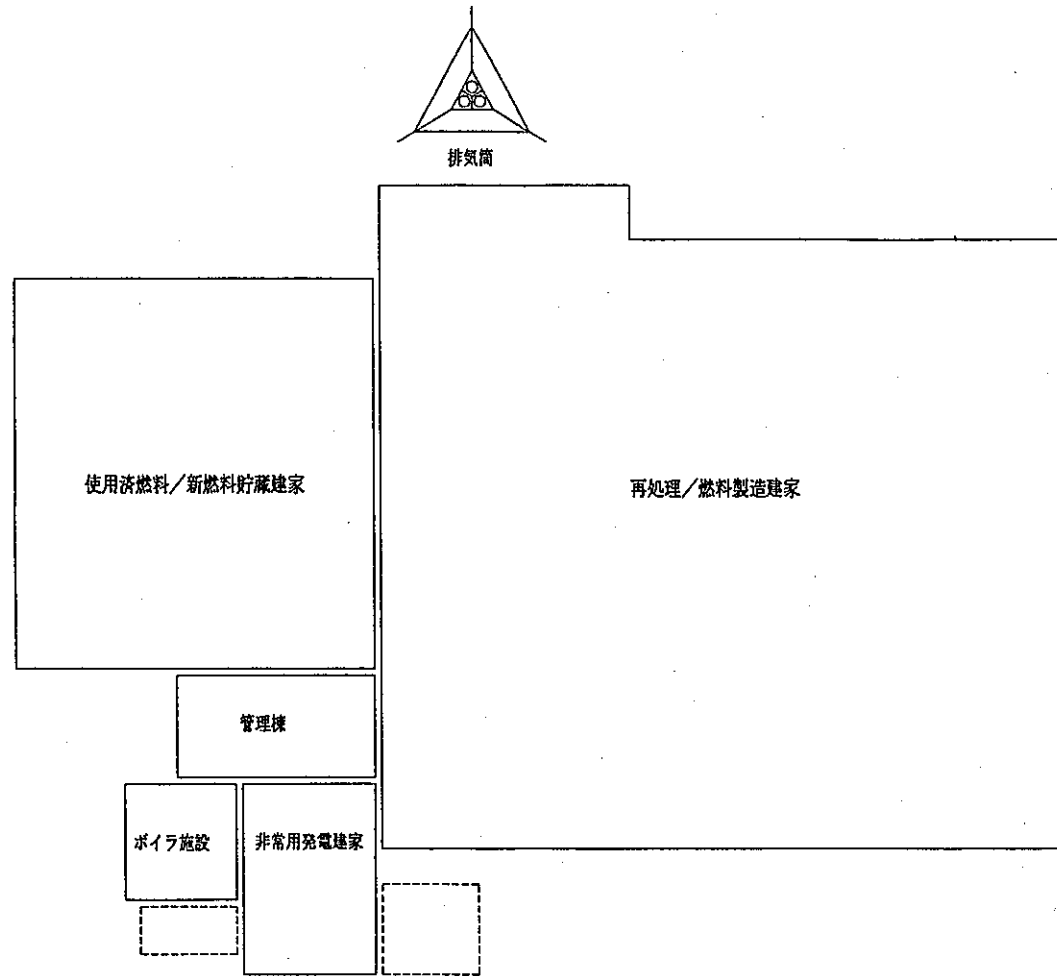


図4.3.3-08 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図

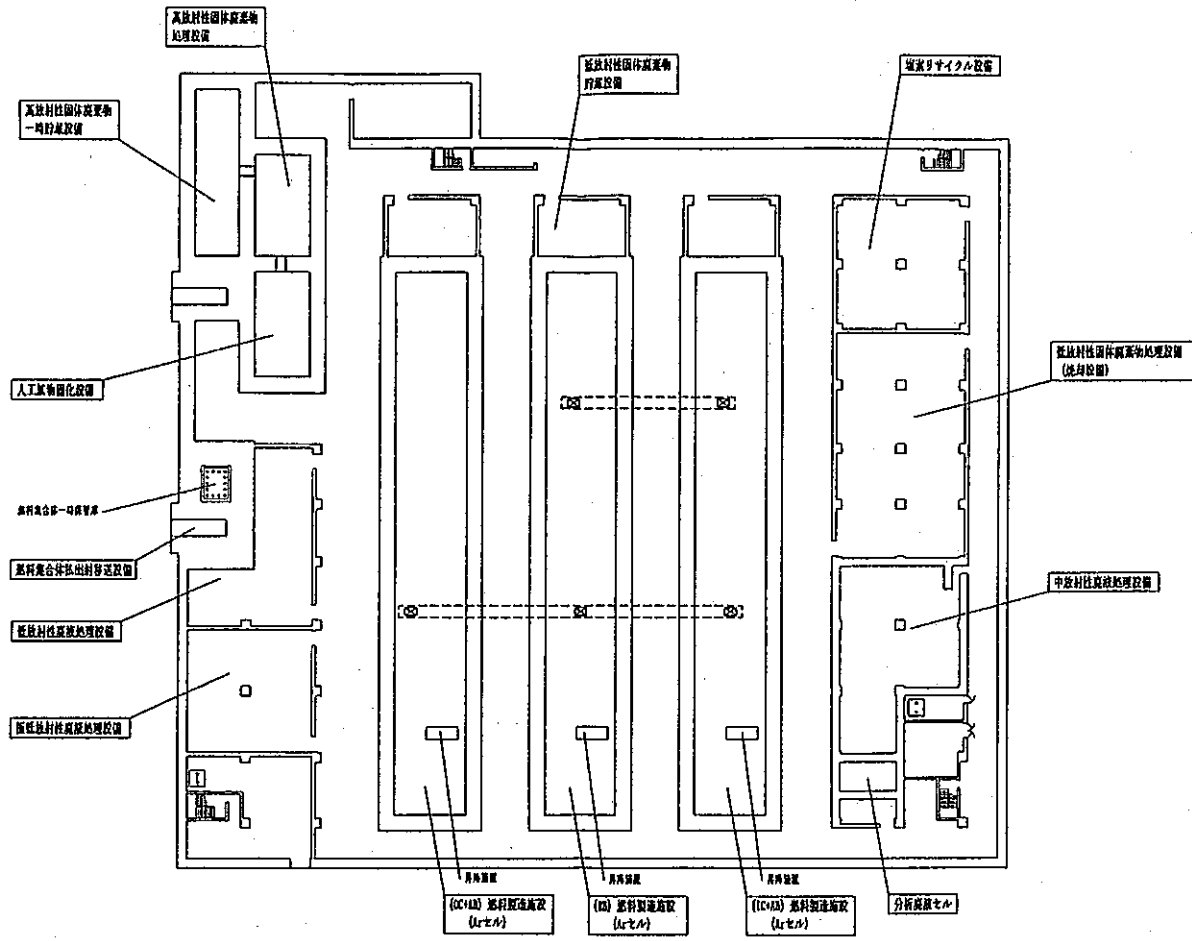


図4.3.3-09 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(地下1階)

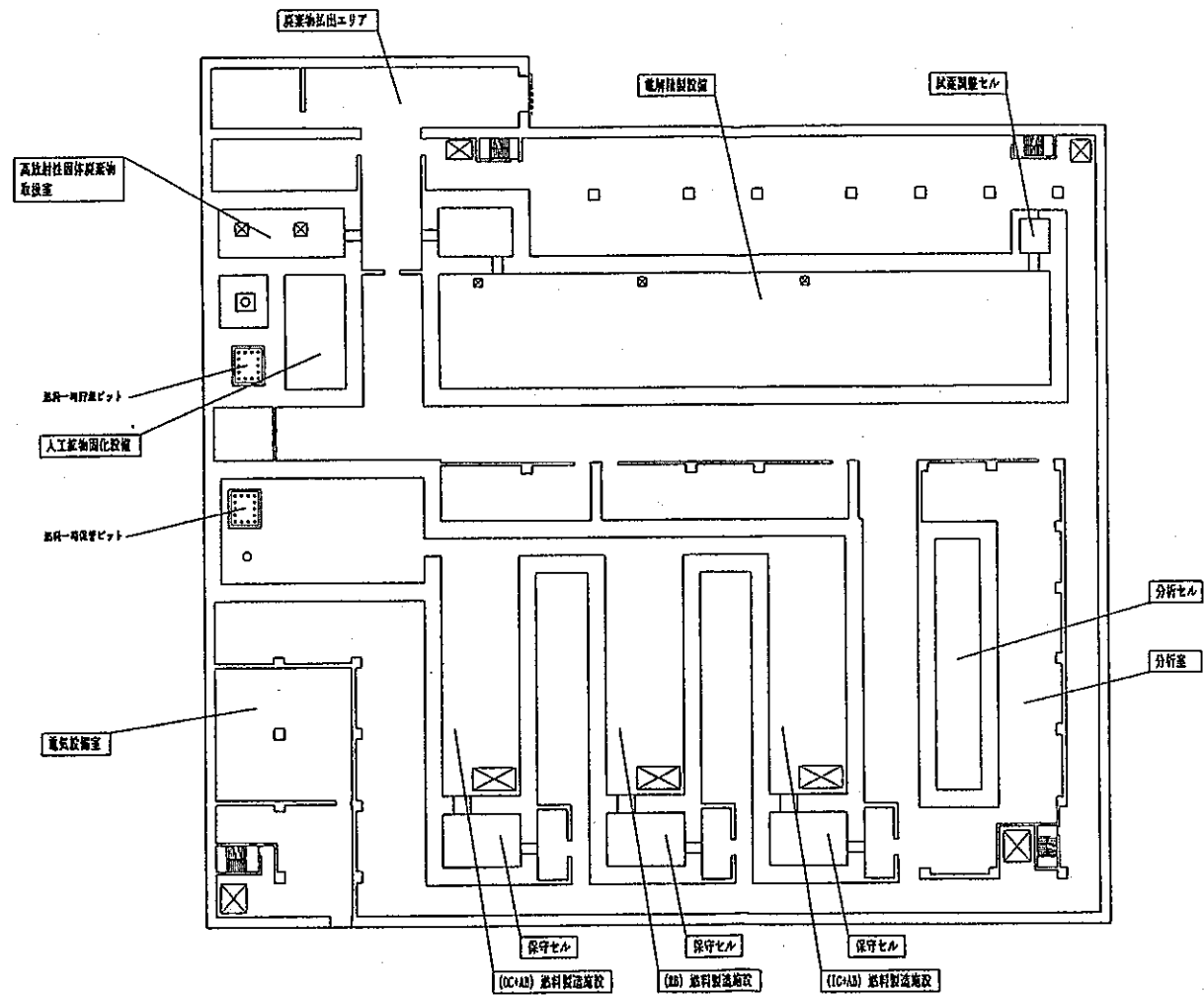


図4.3.3-10 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(1階)

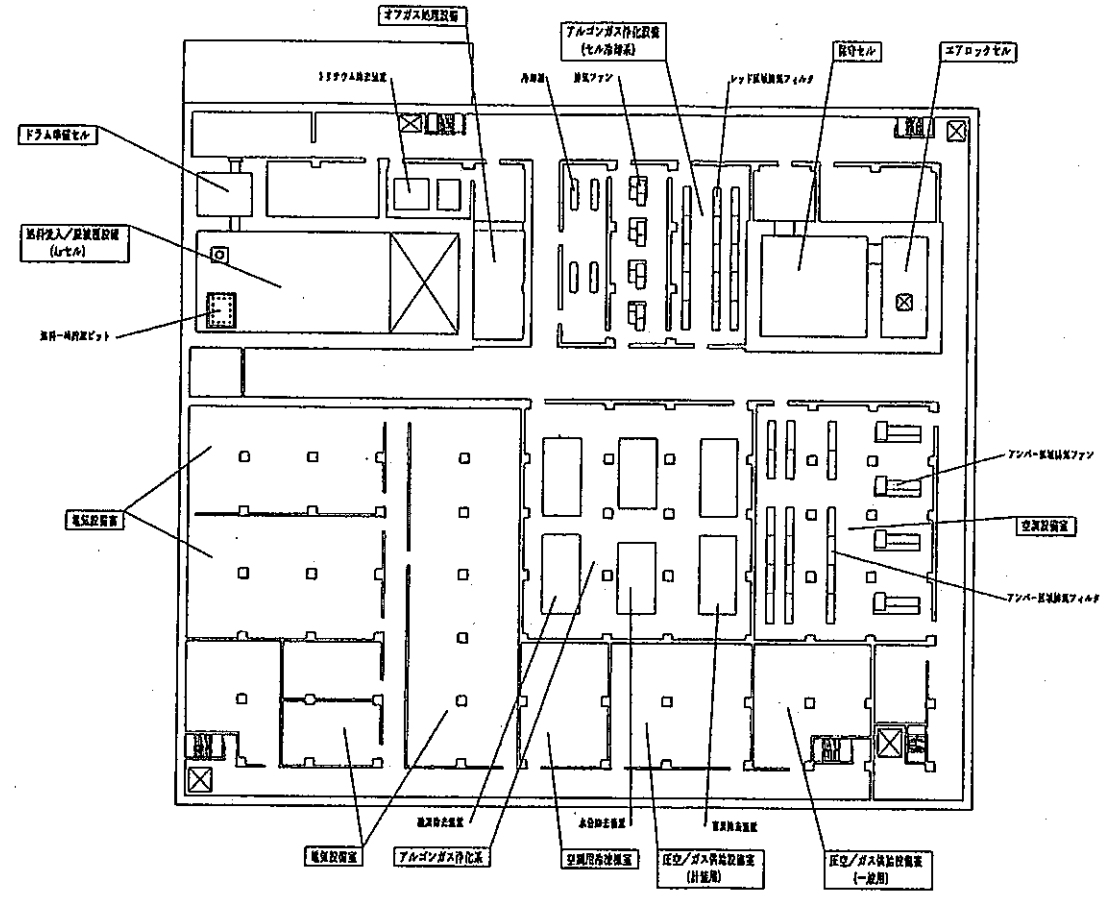


図4.3.3-11 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(2階)

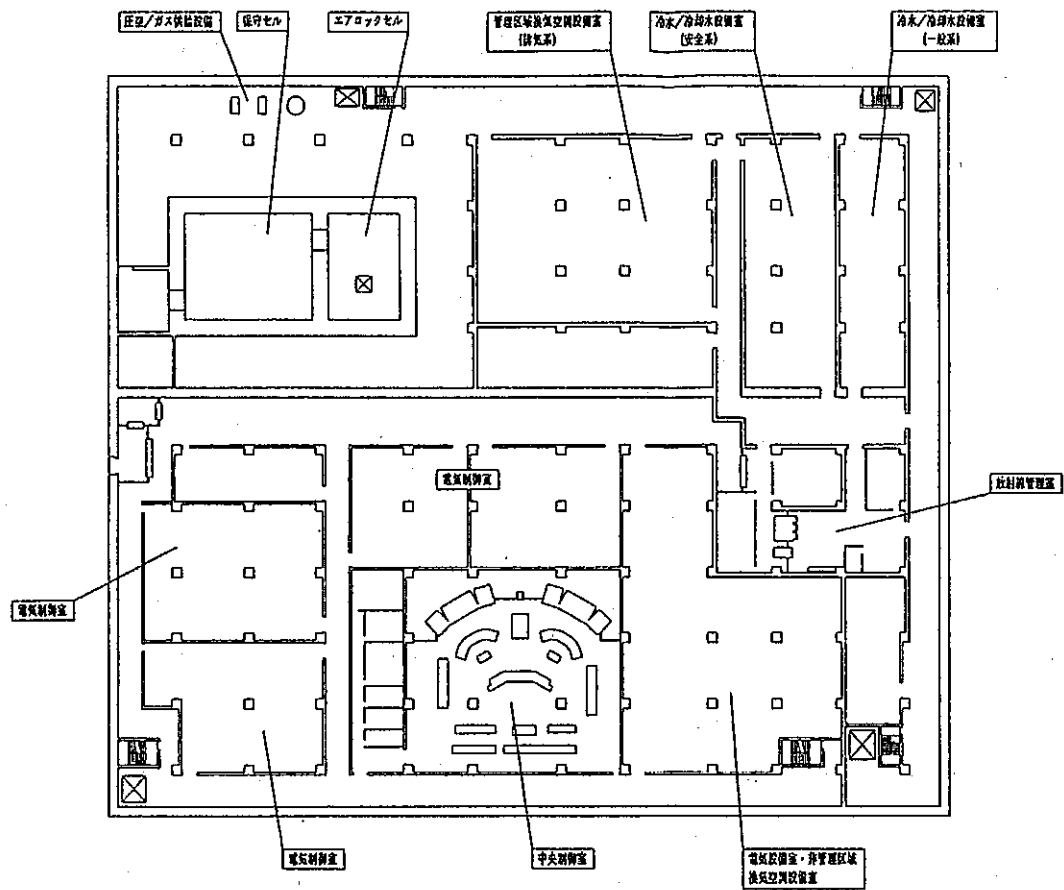


図4.3.3-12 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(3階)



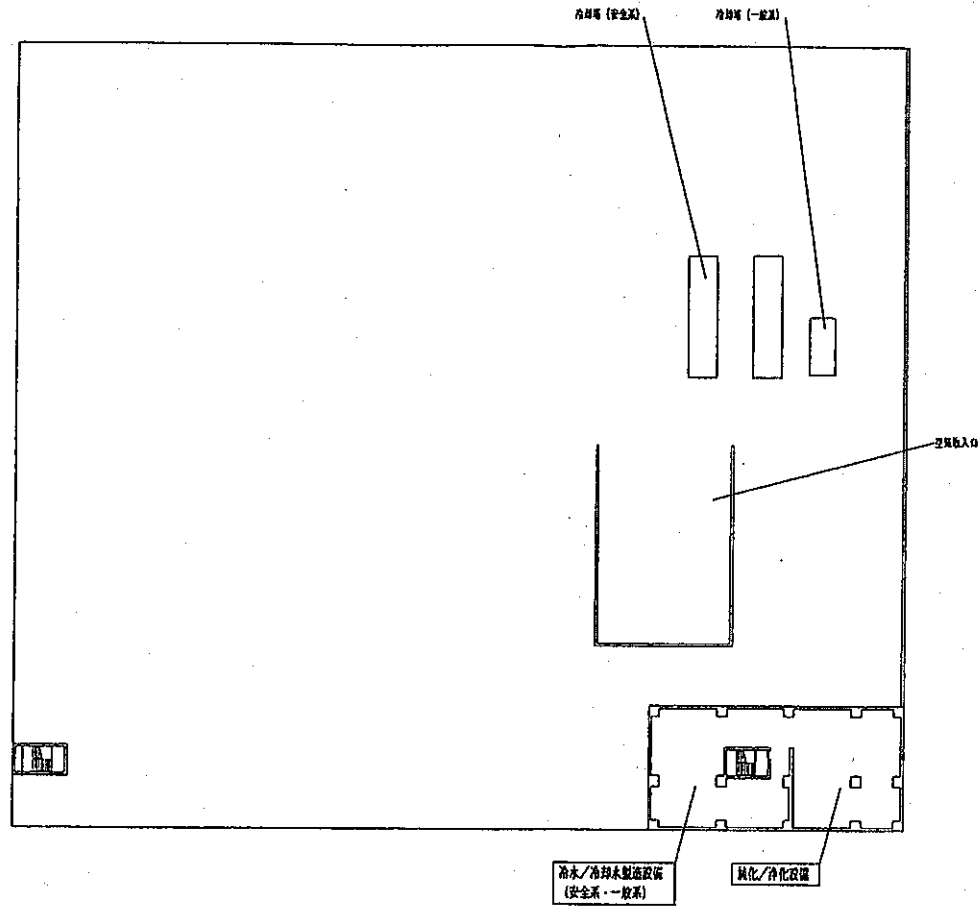


図4.3.3-13 窒化物燃料金属電解法50tHM/yリサイクル施設のレイアウト(屋上)

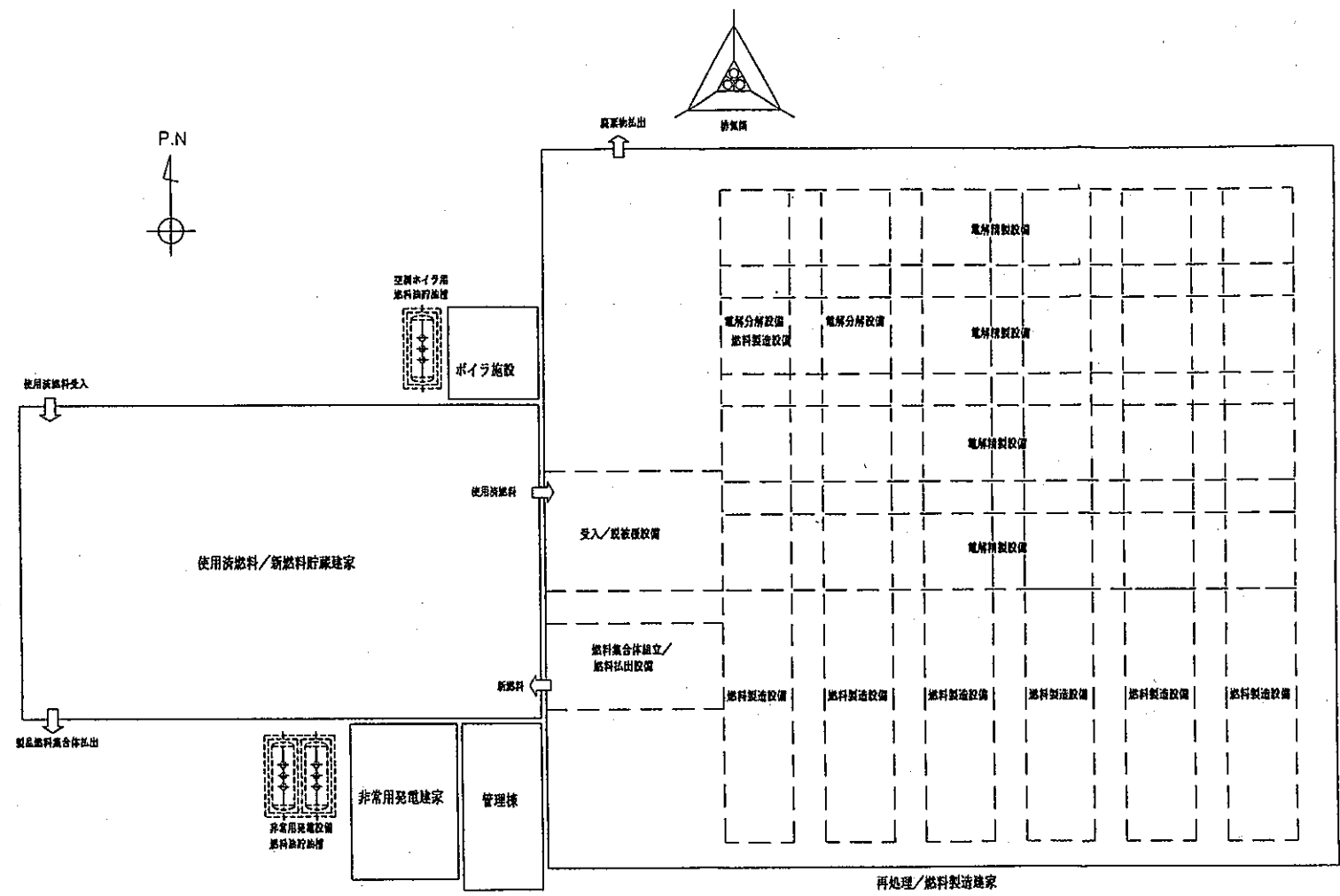


図4.3.3-14 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設の全体配置イメージ図

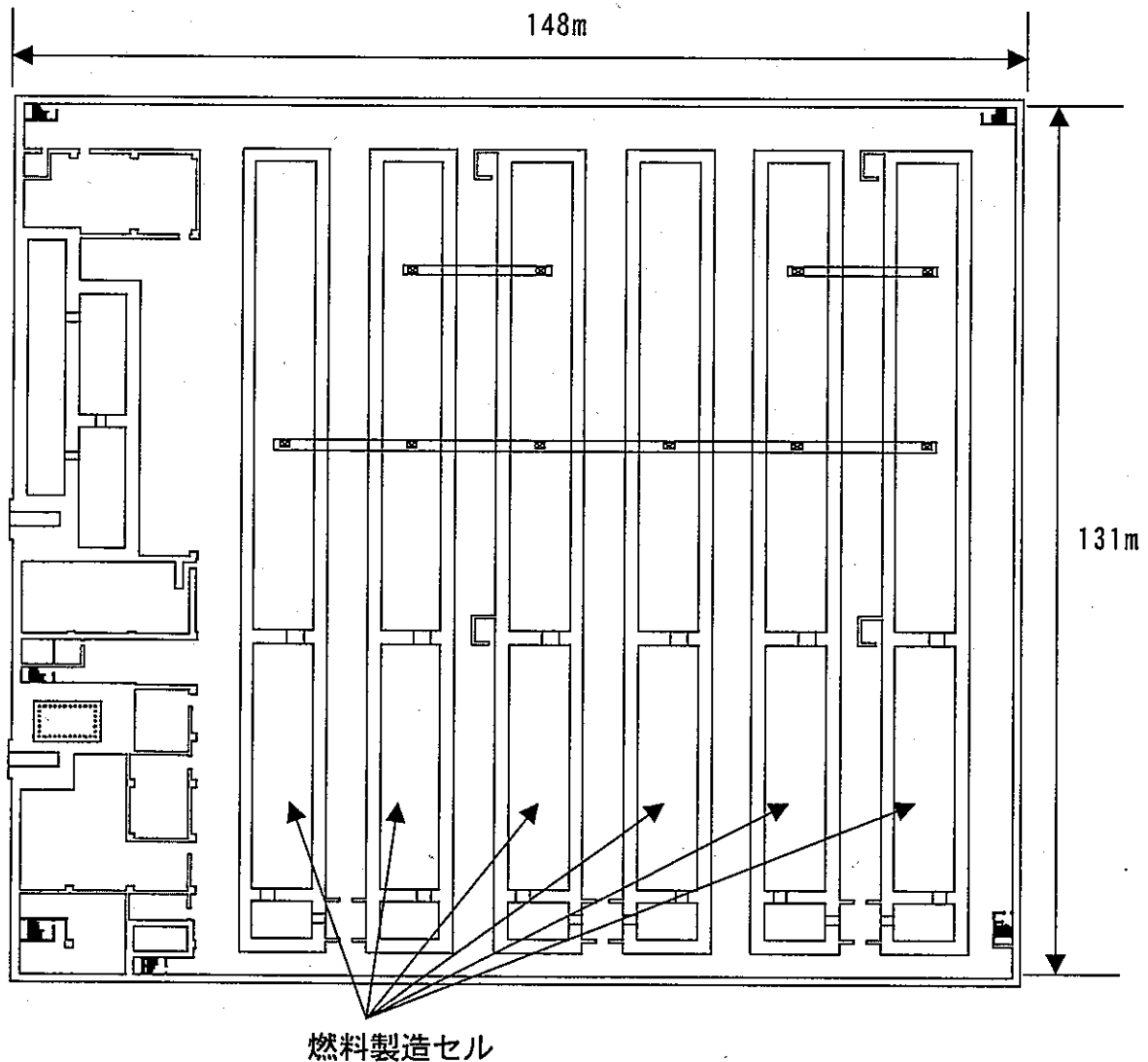


図4.3.3-15 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト  
(地下1階)

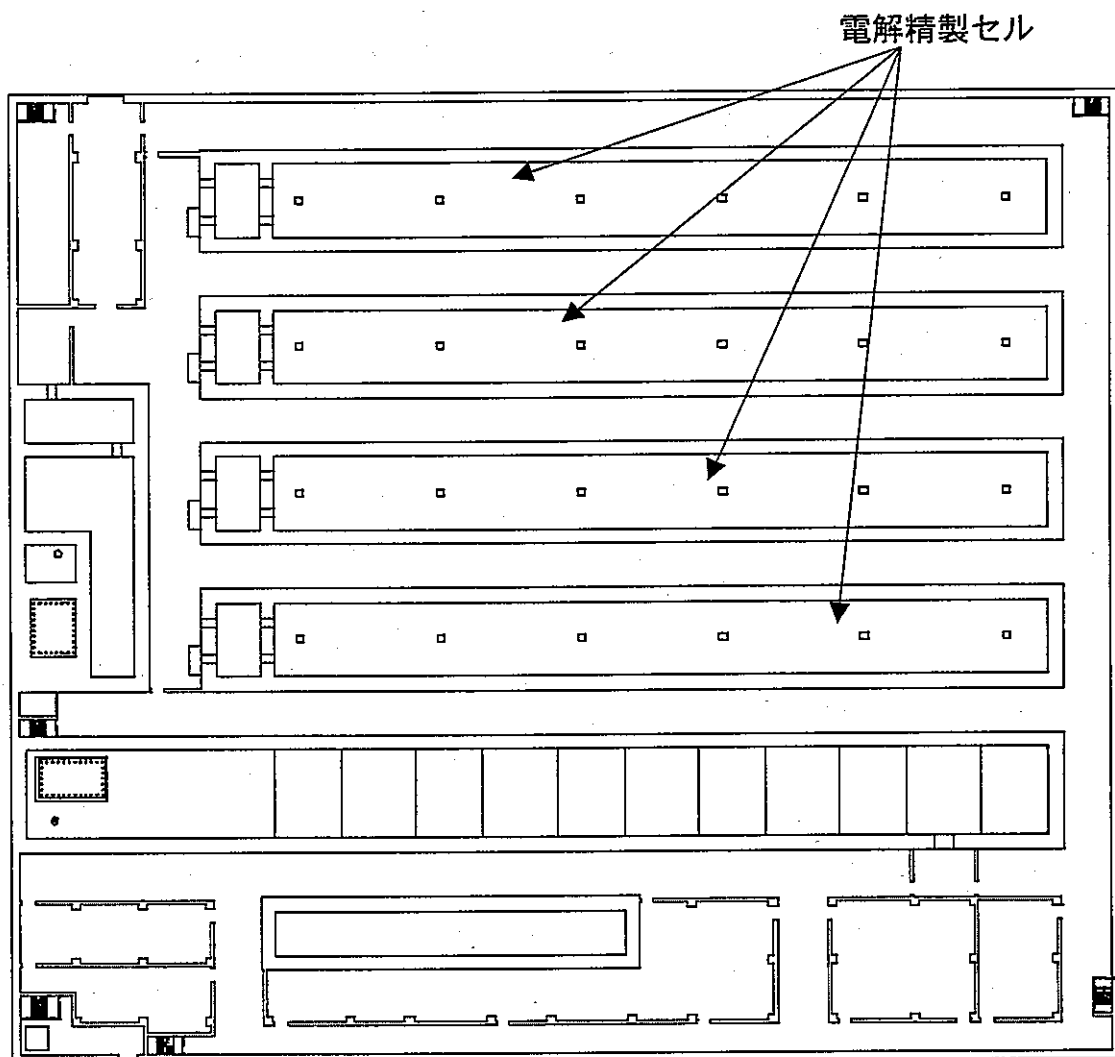


図4.3.3-16 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト  
(1階)

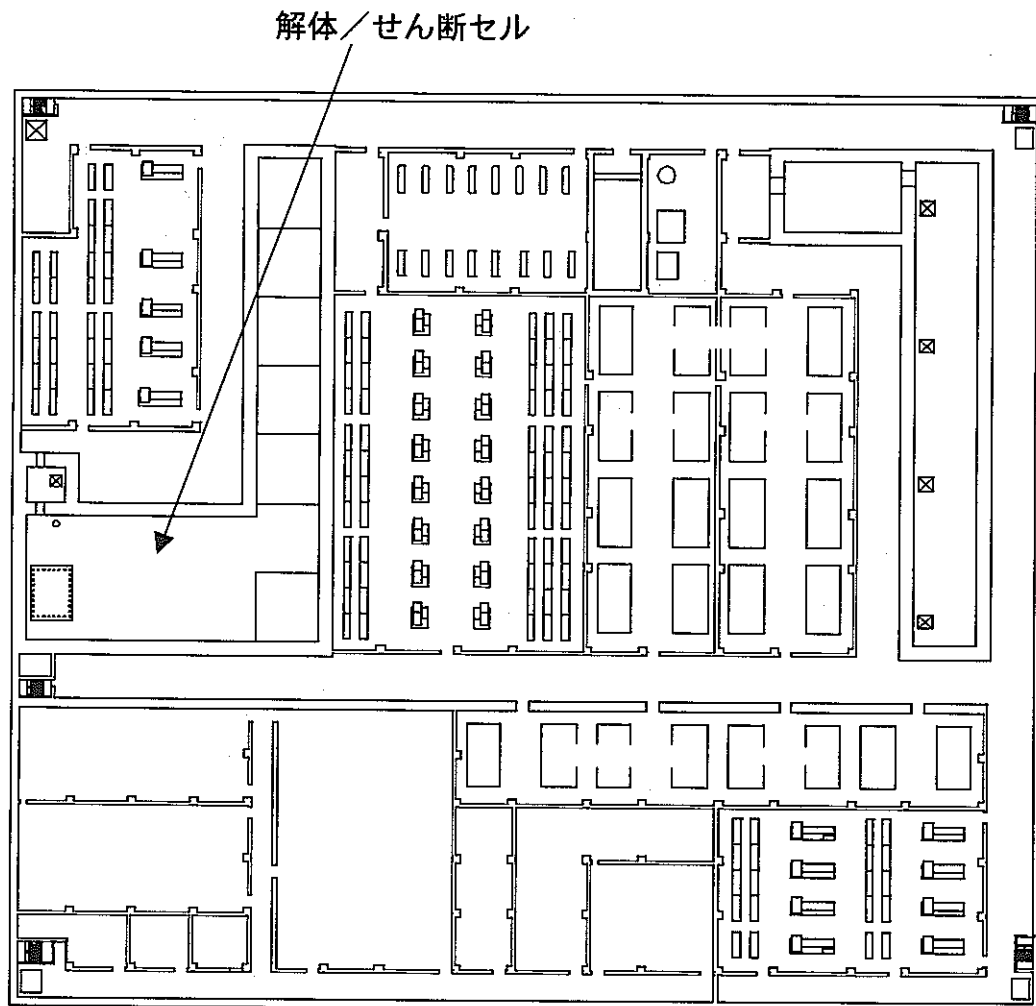


図4.3.3-17 窒化物燃料金属電解法200tHM/yリサイクル施設のレイアウト  
(2階)

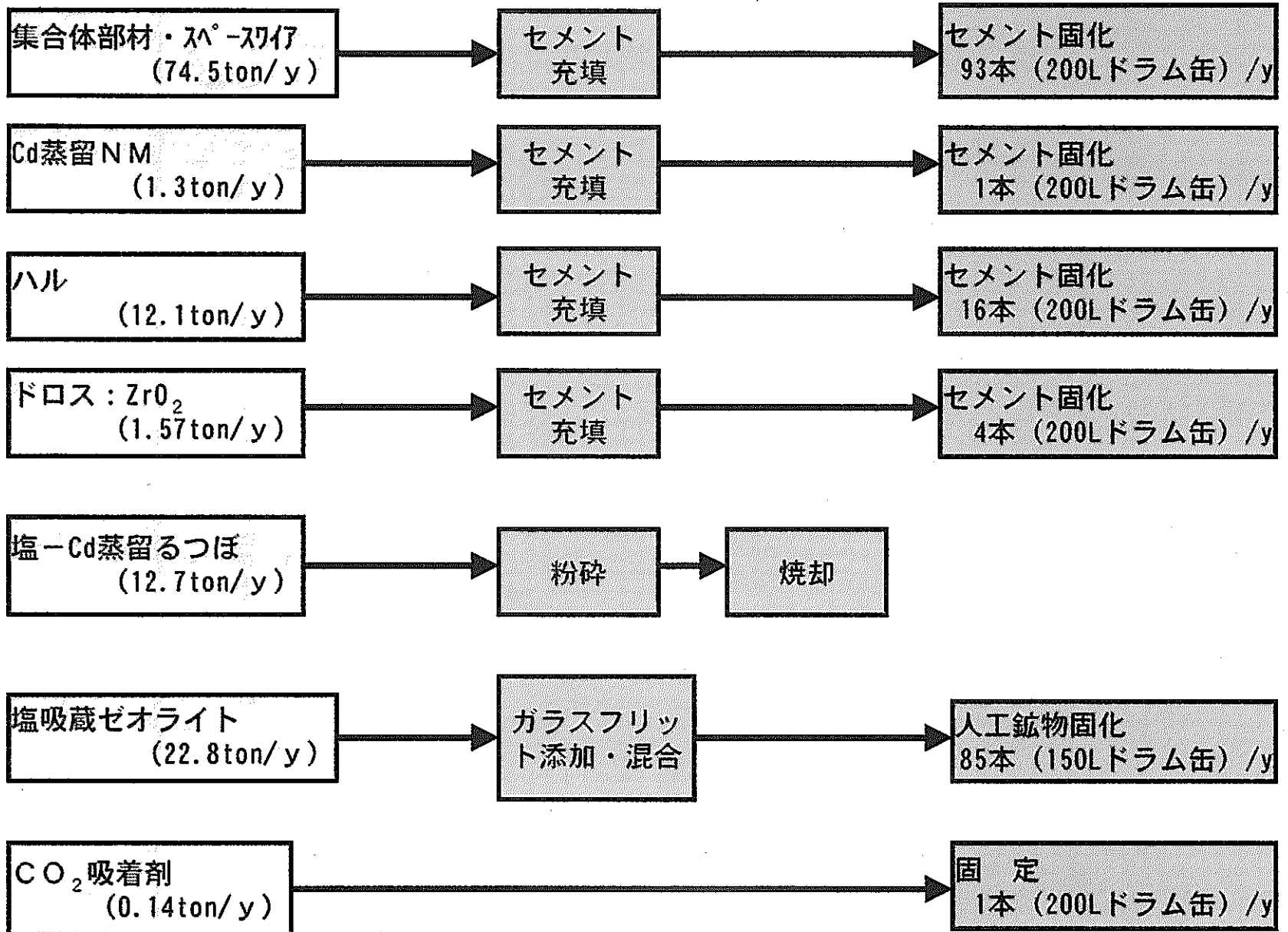


図4.3.3-18 窒化物燃料金属電解法の固体廃棄物処理フロー図

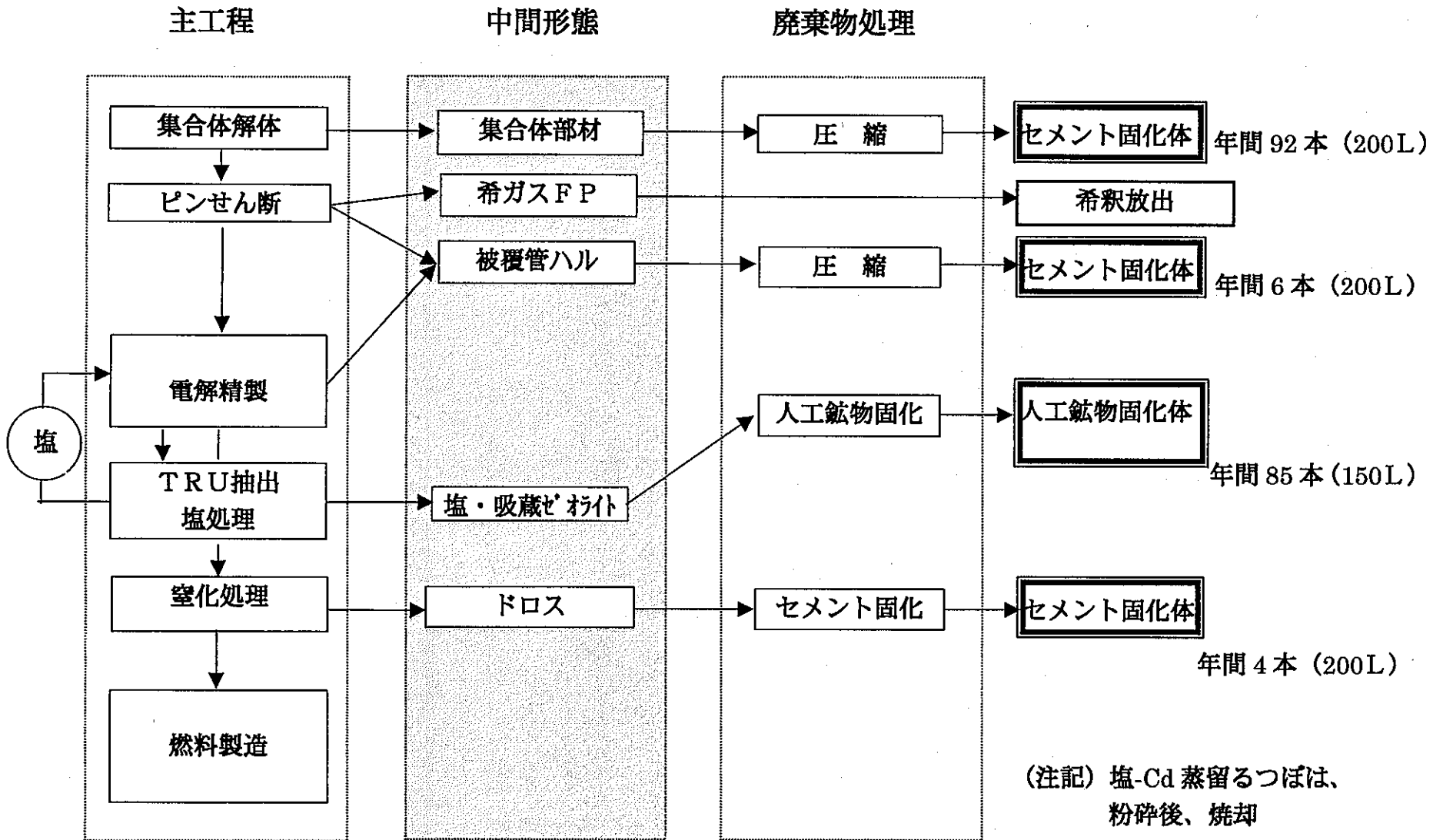


図 4.3.3-19 窒化物燃料の金属電解法の主要プロセス廃棄物

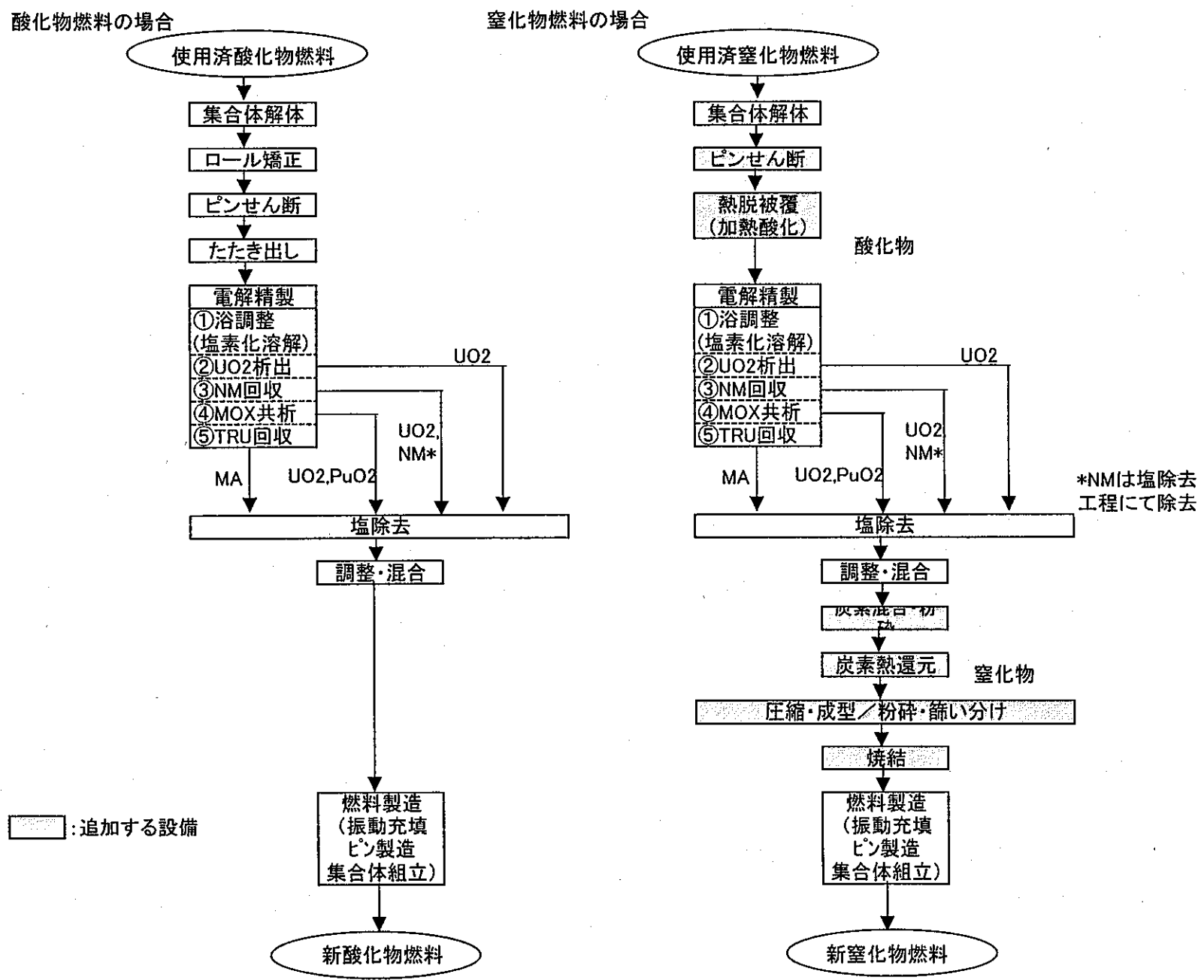


図4.3.3-20 窒化物燃料の酸化物電解法フロー図 (酸化物燃料の場合との比較)



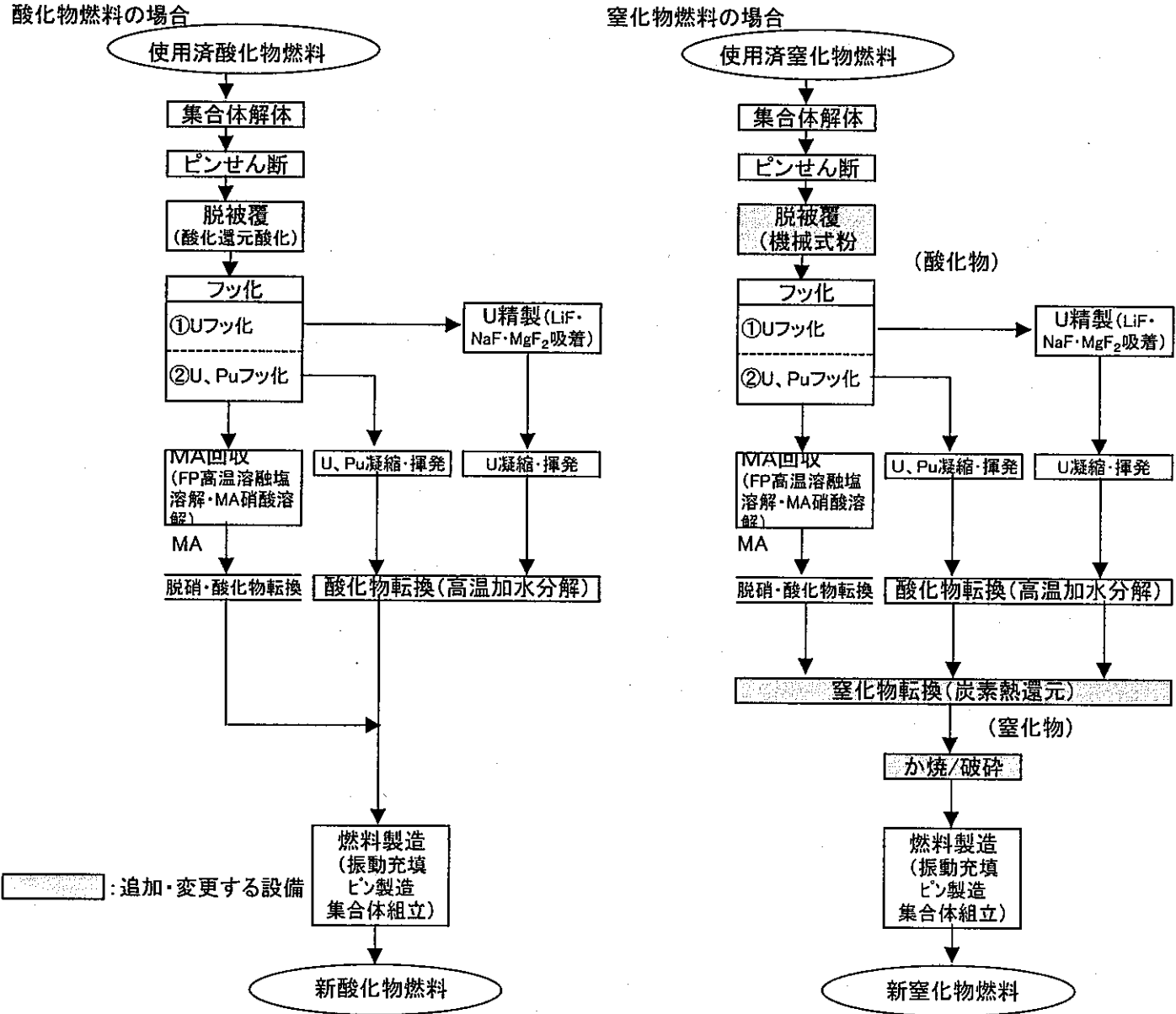


図4.3.2-21 窒化物燃料のフッ化物揮発法フロー図 (酸化物燃料の場合との比較)

## 第5章 今後の開発課題

### 5.1 摘出された開発課題

第4章において、各技術に関する開発課題を示したが、その中で優先度の高い主要な開発課題をあらためて列挙すると、下記のとおりである。

#### 5.1.1 湿式法

##### (1) 先進湿式リファレンスシステム

基本的なプロセスの成立性は示されており、その最適化、および機器開発が今後の課題である。

###### ① 工程技术(要素技術開発的課題)

- ・ 連続溶解槽の実証
- ・ 晶析法における、U製品へのPu同伴率の確認と晶析法装置の開発
- ・ 遠心抽出システムの実証
- ・ SETFICS法におけるソルトフリー化あるいはNaのリサイクル

###### ② システム技術(設計研究的課題)

- ・ 炉心・ブランケット混合処理における処理燃料の組成変動の影響評価(実運転条件における最適化)
- ・ 主工程における廃液処理の最適化(試薬類、腐食生成物等の影響評価)

##### (2) 代替システム

###### ① イオン交換法

- ・ イオン交換体の安定性、安全性評価

###### ② アミン抽出法

- ・ Ceとリンタンゲステン酸の製品への移行量評価

###### ③ 超臨界直接抽出法

- ・ 高圧システムの安全対策
- ・ Pu富化度の熱脱被覆への影響評価

###### ④ 過氧化物沈殿法/パイプレスプラント

- ・ 機器開発、搬送中の安全対策

#### 5.1.2 乾式法

##### (1) 共通技術

###### ① 工程技术

- ・ 脱被覆における回収率の評価

###### ② システム技術

- ・ 安全ロジックの構築
- ・ 計量管理の方法の開発

(2) 酸化物電解法

① 工程技術

- ・ MOX共析の成立性
- ・ MA回収電解の成立性

② システム技術

- ・ 処理速度向上等による機器数の削減
- ・ るつぼの長寿命化
- ・ マテリアルハンドリングシステム・機器の開発

(3) 金属電解法

① 工程技術

- ・ TRU回収装置(パイロコンタクタ)の開発
- ・ 塩廃棄物の固化技術(人工鉍物固化の場合)

② システム技術

- ・ 酸化物電解法と同じ

(4) フッ化物揮発法

① 工程技術

- ・  $\text{PuF}_6$ の安定性評価
- ・ MA回収法の成立性

② システム技術

- ・ 粉体、Puガスの取扱い

5.2 フェーズⅡにおける設計研究

上記の課題の内、設計研究で実施すべき課題はシステム技術としてあげられている。フェーズⅡにおける設計研究の中でそれらの課題の解決を図っていくことは当然であるが、当面、特に重点を置いて実施するものは下記のとおりと考えられる。

(1) 湿式法

先進湿式法については、処理燃料の組成変動の影響等、実際の運転条件を想定したシステムの合理化可能性を中心に検討を行う。また、代替システムについては、経済性向上効果に見込みのある方法として、超臨界直接抽出法の高圧対策の検討、およびアミン抽出法におけるリタングステン酸の移行量の評価を行い、システムの成立性を明らかにする。

(2) 乾式法

- ① 酸化物電解法と金属電解法について、処理速度向上等の検討により、システムの経済性向上の可能性を明らかにする。
- ② 乾式法共通の課題として、システムの成立性に不可欠な、安全ロジック、事象と安全性評価、安全指針等、安全性に関する検討を行う。

- ③ 酸化物電解法と金属電解法については、物質移送およびマテリアルハンドリングが機器配置等に影響を及ぼすため、そのシミュレーションシステムを作製し、施設設計に反映させる。

## 第6章 おわりに

酸化物、金属、窒化物の3種類の燃料に対して、湿式、乾式による再処理プロセスを構築し、システム設計の結果を基に、経済性評価を中心として、実用化戦略調査研究における視点からの技術評価を行った結果を述べた。

湿式、乾式の両方法について、可能な限り共通の条件の下で検討した例は今回が初めてと思われるが、その結果明らかになったことを含めて、本研究における主要な成果をあらためて示すと下記のとおりである。

### (1) 先進湿式法

- ①高除染U-Pu回収を目的とした従来のPUREX法に対して、今回対象としたリファレンスシステム(簡素化溶媒抽出+晶析+SETFICS/TRUEX)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。しかし、50tHM/y規模のプラントでは軽水炉サイクル並みの経済性は期待できない。
- ②リファレンス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。
- ③MA回収のためのSETFICS法では、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、イオン交換法の適用が、経済性上の効果が最も高い。
- ④リファレンスシステムの代替システムとしては、各々解決すべき課題はあるが、超臨界直接抽出法とアミン抽出法が経済性向上の点から魅力のある技術である。

### (2) 乾式法(酸化物電解法、金属電解法、フッ化物揮発法)

- ①50tHM/y程度の小規模プラントでも、先進湿式法に比べて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、軽水炉サイクル並みの経済性目標を達成するには、さら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。
- ②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が必要となることも考えられる。
- ③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と考えられる。

これらのことから、小規模プラントについては技術的課題は多いが乾式法が有

利であること、また大規模プラントについては湿式法も乾式法と同程度の経済性を有することがあらためて示された。ただし、技術の選択においては、今後の炉の開発シナリオとの関係で考えることも必要である。

また、湿式法と乾式法を比較する場合、その技術レベルと今後の改善の余地を考慮することも重要である。

湿式法は国内でも20年以上の実績を持ち、今回の検討においても、そのシステムは豊富な知見に基づき、具体的な概念の下に合理化が図られたものである。このことは、観点を変えれば、今回のリファレンスシステムに関しては、実現性は高いがこれ以上の大幅な合理化の可能性は低いといえることができる。今後の方向性としては、機器開発を含めた簡素化溶媒抽出法の実証、MA回収システムの改善、代替システムの検討等があげられる。

それに対して、乾式法は工学的知見が十分ではない段階である。湿式法に関しては、従来PUREX法の経験を下に大幅な合理化を図った先進湿式法が生み出されたように、その実用化が20年以上先であることを考えれば、乾式法も今後の研究開発と経験を蓄積することにより、湿式法の場合と同様な合理化が図れる可能性を秘めている。そのような観点からは、フェーズⅡからⅢにかけては、乾式法に従来以上の重点を置いて、本報告書中で摘出したような要素技術およびシステム技術両面での研究開発を進めることが必要と考えられる。

3種類の乾式法については、そのプロセス自体に決定的な優劣はないといえることができるが、その一方、時間、予算、インフラ等のリソースが限られた中で、各々の技術開発を同時並行的に進めることは現実的とはいえ、技術開発による合理化の可能性、および国内外における開発情報入手の可能性等の要因を考慮した上で技術の選択を行うことが必要であると考えられる。