

先進湿式プラント設計研究（Ⅲ）

1998年3月

動力炉・核燃料開発事業団
東 海 事 業 所

複製又はこの資料の入手については、下記にお問い合わせ下さい。

〒319-1194 茨城県那珂郡東海村大字村松 4-33

動力炉・核燃料開発事業団 東海事業所

技術開発推進部・技術管理室

Inquiries about copyright and reproduction should be addressed to :
Technology Management Section Tokai Works Power Reactor and
Nuclear Fuel Development Corporation Tokai 4-33, Muramatsu,
Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-1194, Japan

動力炉・核燃料開発事業団 (Power Reactor and Nuclear Fuel Development
Corporation) 1998

先進的湿式プラント設計研究(III)

紙谷 正仁*, 篠田 佳彦*, 小島 久雄*

要旨

先進湿式MOXプラントは、動燃事業団が、高速炉燃料サイクルコストの大幅な低減を目指して検討を進めているプラントである。本プラントは、晶析法と改良型PUREX法を中心とした高速炉 MOX燃料の再処理工程と、ゲル化転換・振動充填法による燃料加工工程を合わせ持つ一体型のプラントを想定している。

本設計研究は、1996年の「先進的湿式プラントの設計研究」の成果をもとに、更に詳細な検討を行うことを目的としてメーカの協力を得て実施した「先進的湿式プラントの設計研究(II)」を事業団にて再整理、再検討を加えてまとめたものである。

再検討の結果の要点を以下にまとめる。

(1) 前処理工程について

- ・剪断機のみ2系列化が最も妥当との評価結果を得た。
- ・炉心燃料のみと炉心燃料とブランケットの混合処理の2モードを考慮すべきとの考察結果を得た。

(2) 主分離工程について

- ・除染係数について諸工場のフローシートとともに整理した。
- ・精製系の有無を考慮し、各ケースを比較整理した。

(3) 燃料製造工程について

- ・燃料粒子を3成分系とした製造工程設備を検討した。
- ・3成分系は2成分系と比較すると粒子製造個数から滴下ノズル数を低減できるが、粒径の篩分機や振動充填装置への粒子供給装置の構造が肥大化するなど正負の要因が絡み決定できなかった。
- ・異なる粒径のものを一括して製造し、かつ加熱工程を1台のロータリキルン式の密閉式加熱炉を採用したことにより、設備規模を小さくすることができた。
- ・ブランケット燃料を粉末による充填燃料方式と簡素化ペレット方式の2通りについて検討し、簡素化ペレットで工程規模を抑えることができる可能性を示した。

(4) 廃液・廃棄物処理工程について

- ・ゲル化転換に付随するアンモニア廃液の処理工程の他、各種廃液処理法について比較評価した。

(5) 再処理・燃料製造施設一体化の得失評価について

- ・全体としては一体化により経済性の向上が期待できる。
- ・試薬供給設備、ユーティリティについては一体化の効果は小さい。

目 次

1.はじめに	1
2.前処理工程の検討	2
2.1 検討の前提条件	2
2.2 各処理ケースの検討	5
2.3 各処理ケースの特徴	10
2.4 各処理ケースの比較	12
3.主分離工程の検討	43
3.1 除染係数の調査	43
3.2 主分離工程の検討	59
3.3 主分離プロセスに関する各ケースの検討	63
3.4 除染係数の計算結果と文献値の比較	88
4.燃料製造工程の検討	91
4.1 検討の前提	91
4.2 設備機器検討	91
4.3 ブランケット燃料製造	95
4.4 充填工程	97
4.5 設備機器の概要	98
別添(1) 燃料製造に伴う遠隔保守化技術開発の方向性に対する提案	120
別添(2) 粒子燃料の高充填率化に要求される粒子燃料径の選定について	127
5.廃液・廃棄物処理工程の検討	134
5.1 前回の設計研究での課題	134
5.2 中放射性廃液処理工程	134
5.3 低レベル・極低レベル廃液処理工程の検討	135
5.4 低放射性固体廃棄物処理工程の検討	137
6.再処理・燃料製造施設一体化の得失評価	151
6.1 設備の合理化	151
6.2 規制上の課題	154
6.3 その他の課題	154
6.4 一体化の得失のまとめ	155

1. はじめに

先進湿式MOXプラントは、動燃事業団が、高速炉燃料サイクルコストの大幅な低減を目指して検討を進めているプラントである。本プラントは、晶析法と改良型PUREX法を中心とした高速炉 MOX燃料の再処理工程と、ゲル化転換・振動充填法による燃料加工工程を合わせ持つ一体型のプラントを想定している。

本設計研究は、1996年の「先進的湿式プラントの設計研究」の成果をもとに、更に詳細な検討を行うことを目的としてメーカの協力を得て実施した下記の設計研究を再整理、再検討を加えてまとめたものである。

先進湿式プラントの設計研究(II)

(1) 再処理・燃料製造施設一体化の検討 (三菱マテリアル(株)：PNC ZJ8211 97-002)

- ・再処理・燃料製造施設一体化の得失評価
- ・前処理工程の検討

(2) 主分離工程の構成検討 (住友金属鉱山(株)：PNC ZJ8010 97-001)

- ・除染係数の調査
- ・主分離工程の検討

(3) 遠隔燃料製造技術調査 (原子燃料工業(株)：PNC ZJ8005 97-001)

- ・粒径分布の影響評価
- ・プランケット燃料を簡素化Uペレットとした場合の評価
- ・各設備をモジュール化及び密閉化した場合の概念設計及び評価

2. 前処理工程の検討

2.1 検討の前提条件

2.1.1 目的

高速炉サイクルの特徴として炉心で消費されるフィッサイルをプランケットで生産することが挙げられる。この場合、プランケットで生産されるPuはフィッサイル率90%以上の兵器級の組成を持つことになる。

核不拡散の観点から、こうした兵器級Puを分離するような工程は望ましくないため、前処理工程の段階で炉心燃料とプランケット燃料を混合し、Puの組成を原子炉級に落として以後の主分離工程へ送ることを想定している。

昨年度の設計研究では、炉心燃料とプランケット燃料を別系統の剪断・溶解工程で処理、溶解槽の出口で混合し、以降の清澄・調整工程を経て主分離工程へ払い出すことを前提条件として検討を行った。

本検討では、前処理工程内で炉心燃料とプランケット燃料を混合し、Puの組成を原子炉級に落として以後の主分離工程へ送るという方針は変更しないで、前処理工程内の混合方法についてケースを設定し、比較評価を行う。比較評価の項目としては経済性、運転性、安全性、実証性の観点からとした。

この比較評価をもとに今後設計研究を進めていく際の標準ケースとなる前処理工程を設定することが本検討の目的である。

2.1.2 処理対象燃料及び処理能力

検討の前提となる処理対象燃料及び処理能力は、昨年度の設計研究において使用した設計条件と同じく以下のように設定した。

(1) 処理対象燃料

使用済燃料の基本仕様を設定するために想定した高速炉（1.3GWe級振動充填燃料高速炉）の炉心の基本仕様を表2.1.2-1に示す。また、この基本仕様をもとに燃焼計算コードORIGEN2で計算した使用済燃料の炉心、軸方向プランケット、径方向プランケットそれぞれの基準燃料組成を表2.1.2-2～表2.1.2-4に示す。再処理開始までの冷却期間は炉取出し後3年とした。

表2.1.2-2～表2.1.2-4は炉1基当たり1年当たりの装荷燃料基準で規格化してある。

①炉心燃料	; 5.528 tHM／基・年 (66.9体／基・年)
②軸方向プランケット燃料	; 4.136 tHM／基・年 (同上)
③径方向プランケット燃料	; 3.469 tHM／基・年 (20.4体／基・年)

また、各集合体当たりの重金属重量は以下の通りである。

①炉心燃料	; 82.63 kgHM／体
②軸方向プランケット燃料	; 61.81 kgHM／体
③径方向プランケット燃料	; 170.1 kgHM／体

(2) 年間処理能力

施設の年間処理量及び運転日数は以下の通りとした。

①年間処理量；100tHM（装荷燃料基準）

②年間運転日数；200日

炉心、軸方向プランケット、径方向プランケット燃料の払い出し比率に年間処理量100tHMを分配すると年間あたりの処理量及び集合体数は以下のようになる。

①炉心燃料	; 42.092 tHM／基・年 (509.4体／基・年)
②軸方向プランケット燃料	; 31.493 tHM／基・年 (同上)
③径方向プランケット燃料	; 26.415 tHM／基・年 (155.3体／基・年)

これは想定した高速炉（1.3GWe級振動充填燃料高速炉）の7.6基分の処理能力にあたる。

(3) 1日当たりの処理能力

年間処理量と年間運転日数から1日あたりの処理量は500kgとなる。これの内訳も炉心、軸方向プランケット、径方向プランケット燃料の払い出し比率で分配すると1日あたりの処理量及び集合体数は以下の

のようになる。

- ①炉心燃料 ; 210.46 kgHM／日 (2.55体／日)
- ②軸方向ブランケット燃料 ; 157.47 kgHM／日 (同上)
- ③径方向ブランケット燃料 ; 132.07 kgHM／日 (0.78体／日)

上記の1日あたりの処理量に対する使用済燃料の組成、放射能及び発熱をそれぞれ表2.1.2-5、表2.1.2-6及び表2.1.2-7に示す。

2.1.3 検討対象工程と要素技術

検討対象とする前処理工程の範囲は、集合体の解体工程から主分離工程へ送るまえの調整工程とする。これに含まれる工程及び要素技術として以下のものを想定する。また、本検討においては稼働率確保のための予備機、予備系列は考慮しない。

(1) 解体工程

① 解体機

1日あたりの処理集合体数は約3.3体と少ないため、炉心燃料、ブランケット燃料とともに1機のレーザ解体機で処理するものとする。レーザ解体機の方式はRETFと同じ集光部移動式を想定する。

② ピン中間貯蔵及びピン取扱装置

ピン混合剪断を行う場合には、解体後、ピンを中間貯蔵する設備及びピンを混合し、剪断工程へ装荷する装置が必要となる。

(2) 剪断工程

① 剪断機

炉心燃料用剪断機、ブランケット燃料用剪断機、両用剪断機、ピン剪断機の4種類を想定。

② 剪断片中間貯蔵及び剪断片投入装置

剪断片もしくは剪断片の溶解槽への投入時に炉心燃料とブランケット燃料を混合する場合、剪断片を中間貯蔵する設備と剪断片を溶解槽へ投入する装置が必要となる。

(3) 溶解工程

① 溶解液の濃度

溶解槽出口液 ; 300gHM/L, 3.0N

調整後清澄液 ; 270gHM/L, 3.0N

② 溶解槽

炉心燃料用溶解槽、ブランケット燃料用溶解槽、混合燃料用溶解槽の3種類を想定する。また、一つの溶解槽を炉心燃料用とブランケット燃料用に使い分けることは想定しない。

溶解槽の形式はRETFと同じ回転ドラム型連続溶解槽を想定する。溶解槽への剪断片の装荷は30毎の断続供給として行う (RETFと同じ)。

③ 溶解液受槽

不溶解残渣の移行経路を極力限定するため、受槽1基で受槽機能、中間貯槽機能、清澄機への供給槽機能を持つものとする。容量は溶解液1日分 + α とする。

(4) 清澄工程

① 遠心清澄機

RETFと同形式の遠心清澄機を想定する。運転モードは12時間サイクルとし、その内訳は清澄運転10時間とスラッジ洗浄・排出運転2時間とする。また、遠心清澄機の後にフィルタを設置し、微細粒子の捕集を行う。

② 清澄液受槽

清澄液受槽は遠心清澄機の受槽機能とヨウ素追い出し機能を持つ。清澄液受槽は、遠心清澄機の運転モードと合わせ12時間サイクルで受槽機能とヨウ素追い出し機能を使い分け、調整工程へヨウ素追い

出し済の清澄液を送液する。したがって清澄液受槽の容量は12時間分+ α とする。

(5) 調整工程

① 計量・調整槽

調整槽は、バッチ式とし、計量槽を兼ねる。計量・調整終了後の調整液は主分離工程へ送液される。調整槽の容量は1日分+ α とする。

2.1.4 処理方式及び処理ケース

炉心燃料とブランケット燃料の混合について以下のケースがある。

- ・剪断片
- ・溶解液
- ・清澄液

剪断片による混合は更に以下のようなケースに分けられる。

- ・剪断片を中間貯蔵し、溶解槽へ適当な比率で投入する。
- ・炉心燃料集合体とブランケット燃料集合体を同時に適当量剪断し、シート部で混合、溶解槽へ投入する。
- ・燃料ピンを適当な比率で混合したものを剪断し、溶解槽へ投入する。

上記のようなケース分けを考慮して以下の検討ケースを設定した。また、各ケースのプロックフローを図2.1.3-1に示す。

(1) ケース 1

1基の剪断機で炉心燃料集合体及びブランケット燃料集合体の剪断を行い、剪断片を中間貯蔵する。中間貯蔵した炉心燃料剪断片及びブランケット燃料剪断片を適当な比率で混合燃料用溶解槽に投入する。以降1系列の前処理工程で処理する。

(2) ケース 2

炉心燃料集合体用及びブランケット燃料集合体用の2基の剪断機で剪断し適当な比率で混合燃料用溶解槽に投入する。以降1系列の前処理工程で処理する。

(3) ケース 3

燃料集合体を解体後ピン単位での取扱とし、炉心燃料ピンとブランケット燃料ピンを適当な比率で混合して剪断機に装荷する。剪断片は混合燃料用溶解槽に投入し、以降1系列の前処理工程で処理する。

(4) ケース 4

炉心燃料集合体用及びブランケット燃料集合体用の2基の剪断機で剪断し、それぞれ炉心燃料用及びブランケット燃料用溶解槽に投入する。投入する比率は炉心燃料とブランケット燃料の処理比率とする。溶解槽の出口液を1つの溶解液受槽に受け、以降1系列で処理する。

(5) ケース 5

炉心燃料及びブランケット燃料を清澄工程まで個別の系列で処理し、調整工程で混合する。

2.2 各処理ケースの検討

2.2.1 概略物質収支

各ケースの概略の物質収支を表2.2.1-1に示す。

2.2.2 主要設備・機器

(1) 臨界安全設計

① 同位体組成

処理燃料中のU, Puの同位体組成は、臨界安全設計対象の体系の反応度に大きく影響を与える。本検討では、前回の設計研究と同様に、臨界安全設計上の同位体組成を以下のように設定した。

U ; 天然組成比

Pu ; ^{239}Pu : ^{240}Pu : ^{241}Pu = 60:20:20

② Pu富化度

Pu富化度も臨界安全設計上の大きな因子である。本検討ではPu富化度100%のほか、炉心燃料を想定した25%，プランケット燃料を想定した10%について核的制限値を求める。

③ 主要な核的制限値

(a) 溶液系機器（槽類）

一次元輸送計算コードANISN-JR及びMGCL-137群ライブラリを使用して無限円筒、無限平板及び無限円環に関して、実効増倍率(k_{eff})と寸法（円筒直径、平板厚及び円環厚）とU+PuまたはPu濃度との関係を計算した。

溶液は硝酸溶液（遊離硝酸は保守的に無視）とし、「臨界安全ハンドブック」の記載式で組成を計算した。また、反射条件は水全反射条件（厚み30cm）とした。なお、円環の内側の空間は水密度を変化させた計算を行い、真空の場合が最も厳しいことを確認している。（PNC ZJ1449 96-009 先進的湿式プラントの設計研究）

計算結果を図2.2.2-1～図2.2.2-14に示すとともに、それに基づき設定した核的制限値を表2.2.2-1に示す。なお、本検討においては、核的制限値として計算誤差を考慮し、 $k_{\text{eff}}=0.94$ における値を設定した。また、機器の設計寸法としては、腐食代、製作公差を考慮し、核的制限値から5mm差し引いた値以下とする。

(b) 解体・剪断工程

解体・剪断工程では、原則として、燃料集合体を同時に2体以上取り扱わぬこととして、臨界安全を担保する。同時に2体以上を扱うことが必要な場合には、機械的な隔離（近接防止）及び必要に応じて固定中性子毒の併用等により、臨界安全を担保する。

また、燃料剪断片の中間貯蔵を考慮する場合には中間貯槽（豎型円筒槽を想定）の核的制限値（円筒直径）を求めるために、MOX系における実効増倍率(k_{eff})と寸法の関係を、一次元輸送計算コードANISN-JR及びMGCL-137群ライブラリを使用して計算した。

計算条件は下記の通り。

・計算体系

剪断片中間貯槽には水分の混入はないものとして均質MOX系・無限円筒として計算する。

・燃料密度

MOXの理論密度（臨界安全ハンドブックの記載式）とする。

・減速材

空気中の水分として60°Cにおける飽和水蒸気を考慮する。

・反射条件

厚み30cmの水全反射条件とする。

計算結果を図2.2.2-15及び図2.2.2-16に示すとともに、それに基づいて設定した核的制限値を表

2.2.2-2に示す。なお、本検討においては核的制限値として槽類と同様に、計算誤差を考慮して $k_{eff} = 0.94$ における値を設定した。また、機器の設計寸法としては、腐食代、製作公差を考慮し、核的制限値から5mm差し引いた値以下とする。

(c) 連続溶解槽

連続溶解槽に関しては、RETFの連続溶解槽の核的制限値を使用する。RETFの連続溶解槽は円環型であり、中心部に中性子吸収材としてB4Cを使用しており、核的制限値は円環の厚み11.5cm、B4Cの厚み7.8cmである。なお、RETFではPu富化度30wt%（Pu同位体組成は本設計研究と同じ）、U濃縮度1.6wt%であり本設計研究より保守的である。

連続溶解槽は、RETF機からのスケールアップを想定する必要がある。スケールアップの方式として連続溶解槽の内径を拡大することを想定し、臨界制限値については上記のRETF機の値を使用する。

(2) 主要設備・機器の概略

① 解体機

解体機は、RETFと同じく集光部移動式のレーザ解体機とする。

解体機に要求される処理能力は1日平均3.3体（炉心燃料集合体2.55体とプランケット燃料集合体0.78体）である。RETFのレーザ解体機の場合、もんじゅ燃料集合体1体を解体ために必要な時間は2時間以内であり、能力的には十分である。したがって、解体機は処理ケースによらず、炉心燃料集合体及びプランケット燃料集合体共用の解体機1基とする。

解体機のサイズは以下である。

5,300mmL×9,100mmW×4,300mmH

上記の解体機のサイズは機器設置のための架構も含まれているため設置面積も同様であり、設置面積として約48m²を必要とする。

② 燃料ピン中間貯蔵設備

燃料ピン中間貯蔵設備として具体的な候補、機器イメージは現段階ではないため、機器設置スペースとして解体機と同様の約48m²を必要とするものとする。

③ 剪断機

(a) 集合体剪断機（炉心用、プランケット用、共用）

RETFに採用している剪断機と同様の水平シリンダ・油圧押し切り型（燃料集合体横置き）とする。30分毎の溶解槽への装荷を考慮した場合、処理量から計算すると30分毎の剪断長さは以下のようになる。

炉心燃料集合体 ; 8.66cm (2~3カット)

プランケット燃料集合体 ; 2.65cm (1カット)

剪断に必要な時間は1~2分と考えられる。集合体の剪断を終えて、次の集合体の剪断を開始するまでに要する時間は、約10~20分程度と考えられ、30分毎の溶解槽への装荷に支障はないものと考えられる。

共用の剪断機の場合は上記の剪断長さ毎に溶解槽へ装荷できるよう配慮して中間貯蔵する。

剪断機1基の大きさは前回の設計研究と同じく以下の通りとする。

6,000mmL×7,500mmW×3,200mmH

設置面積としては45m²を必要とする

(b) ピン剪断機

ピン剪断機としてはピン1本毎に処理する方式と数本のピンをまとめて処理する方式が考えられる。30分毎の溶解槽への装荷を考慮した場合、処理量から計算すると30分毎の剪断ピン本数は以下のようになる。

炉心燃料ピン ; 17.58本

プランケット燃料ピン ; 2.75本

実際の剪断時にはピン本数は整数であることが望ましい。したがって以下のような処理パターンが考えられる。

パターン1；炉心：プランケット=17：3

パターン2；炉心：プランケット=19：2

パターン1：パターン2=3：1

このパターンで処理した場合平均の30分毎の剪断ピン本数は以下のようになる。

炉心燃料ピン ; 17.50本

プランケット燃料ピン ; 2.75本

若干炉心燃料ピンに余剰が生じるため適宜パターン2を挿入することで調整する。

上記のように30分毎に処理すべき燃料ピン本数は20本または21本と考えられる。溶解槽への装荷の時間差は、溶解時間の担保の観点から少ないほうが望ましいため、燃料ピン1本毎の処理よりは最大21本を同時処理できるピン剪断機のほうがよいと考えられる。

したがって本設計研究でのピン剪断機は最大21本の燃料ピンをマガジン等に固定して処理するピン剪断機を想定する。

取扱い対象の長さは集合体とほぼ同じと考えられるため、機器寸法、設置面積ともに集合体剪断機と同じとする。

④ 剪断片中間貯槽

剪断片中間貯槽は炉心燃料とプランケット燃料の1回の溶解槽への装荷分を1つの容器に受ける堅型円筒槽とし、円筒直径の最大値をPu富化度25%の臨界制限値に見合う180mmとする。

1回の溶解槽への装荷分は以下の通りである。

炉心燃料剪断片；7.67kg

プランケット燃料剪断片；2.76kg

合計；10.43kg

剪断片の嵩密度を2.0kg/Lとすると堅型円筒槽の容積は約5.2L必要である。二重装荷時（炉心燃料剪断片またはプランケット燃料剪断片）にも剪断片が溢れないことを考慮して容積に100%の裕度を持たせるとすると容器の高さは410mm必要となる。

したがって堅型円筒槽の形状は以下のように設定する。

180mm φ ×410mmH

また、中間貯槽を必要とするケースでは剪断機基数は1基を想定していることから、燃料集合体1体分を受け入れられるだけの中間貯槽数が必要となる。必要基数は、貯槽1基あたりの量の少ないプランケット燃料集合体が基準となる。

プランケット集合体1体当たりの重金属重量は170.1kg、中間貯槽1基中のプランケット燃料剪断片は上記のように2.76kgであるから、

$$170.1/2.76 = 61.5$$

となり、62基の中間貯槽が必要となる。この他、端部の剪断片等の処置も考慮し、70機の中間受槽を想定する。

中間貯槽の配置には相互干渉を含めた臨界安全管理が必要であるが、中間貯槽1基あたりに必要な設置面積を以下のように仮定する。

$$500\text{mmL} \times 500\text{mmW} = 0.25\text{m}^2$$

中間貯槽数は70基であるからすべてを同一平面に配置するには約18m²の設置面積が必要である。搬送機器、搬送経路も含めて約2倍の必要設置面積としても約35m²となる。これに対して剪断機1基に必要な設置面積は45m²であるから、必要な設置面積としては有利と考えられる。

⑤ 溶解槽

溶解槽に関しては、 RETFと同様の回転ドラム型の連続溶解槽とし、 臨界制限値も同じ値とする。スケールアップ・ダウンについては、 環状部（剪断片及び溶解液の入る部分）の内径を変化させること（環状部液厚は一定）によって環状部の断面積を処理量に比例させ、 対応をとる。

溶解槽の概念図を図2.2.2-17に示すとともに各処理ケース毎の溶解槽の環状部寸法を表2.2.2-3 に示す。必要設置面積は架構の設置を考慮して溶解槽の長手方向及び幅方向ともに400mmを加えた投影面積とした。

(a) 炉心燃料用

処理能力；46L/h

機器寸法；900mm $\phi \times 4,000\text{mm L}$

設置面積；5.7m²

(b) ブランケット燃料用

処理能力；19L/h

機器寸法；430mm $\phi \times 2,000\text{mm H}$

設置面積；3.7m²

(c) 共用

処理能力；65L/h

機器寸法；1,210mm $\phi \times 4,000\text{mm L}$

設置面積；7.1m²

⑥ 清澄機

RETFと同じく円筒型スラッジ回分排出式の遠心清澄機とする。

遠心清澄機は処理ケースに応じて以下の3種類が考えられる。なお、必要な設置面積は、架構部分を考慮し、遠心清澄機直径の4倍の辺の長さの正方形を想定した。

(a) 炉心燃料用

処理能力；55L/h

機器寸法；450mm $\phi \times 2,000\text{mm H}$

設置面積；3.2m²

(b) ブランケット燃料用

処理能力；25L/h

機器寸法；200mm $\phi \times 2,000\text{mm H}$

設置面積；0.6m²

(c) 共用

処理能力；80L/h

機器寸法；600mm $\phi \times 2,000\text{mm H}$

設置面積；5.8m²

⑦ 受槽類

前処理工程における主要な受槽としては、 溶解液受槽、 清澄液受槽及び計量・調整槽がある。

これらの受槽類の形式は、 設置スペースの低減と臨界形状を考慮して平板槽とし、 容量が1,000Lを超える場合には2重平板槽とする。

受槽の容量は、 必要な有効容量を100L単位に切り上げ、 機器寸法としては、 槽上部の空間の容積を槽全体の2割程度とすることを前提とした。

受槽の設置面積は、 架構、 中性子吸収剤等を考慮して受槽の長手方向に400mm、 幅方向に400mm、 2重平板槽の場合は幅方向に更に400mmを加えた投影面積とした。

(a) 溶解液受槽

不溶解残渣の移行経路を極力限定するため、 受槽1基で受槽機能、 中間貯槽機能、 清澄機への供給槽機能を持つものとする。容量は溶解液1日分とする。

(i) 炉心燃料用

形状；2重平板槽

有効容量；1,200L

機器寸法；93mmW×2,500mmL×3,200mmH×2

設置面積；2.9m²

(ii) プランケット燃料用

形状；平板槽

有効容量；500L

機器寸法；122mmW×2,000mmL×2,600mmH

設置面積；1.3m²

(iii) 共用

形状；2重平板槽

有効容量；1,600L

機器寸法；93mmW×3,400mmL×3,200mmH×2

設置面積；3.7m²

(b) 清澄液受槽

清澄液受槽は遠心清澄機の受槽機能とヨウ素追い出し機能を持つ。清澄液受槽は、遠心清澄機の運転モードと合わせ12時間サイクルで受槽機能とヨウ素追い出し機能を使い分け、調整工程へヨウ素追い出し済の清澄液を送液する。容量は溶解液12時間分とする。

(i) 炉心燃料用

形状；平板槽

有効容量；700L

機器寸法；93mmW×3,400mmL×3,000mmH

設置面積；1.9m²

(ii) プランケット燃料用

形状；平板槽

有効容量；300L

機器寸法；122mmW×1,700mmL×1,800mmH

設置面積；1.1m²

(iii) 共用

形状；平板槽

有効容量；900L

機器寸法；93mmW×3,400mmL×3,500mmH

設置面積；1.9m²

(c) 計量・調整槽

調整槽は、バッチ式とし、計量槽を兼ねる。計量・調整終了後の調整液は主分離工程へ送液される。調整槽の容量は1日分とする。

形状；2重平板槽

有効容量；1,800L

機器寸法；93mmW×3,400mmL×3,000mmH×2

設置面積；3.7m²

2.3 各処理ケースの特徴

2.3.1 ケース 1 の特徴

(1) 概要

1基の剪断機で炉心燃料集合体及びプランケット燃料集合体の剪断を行い、剪断片を中間貯蔵する。中間貯蔵した炉心燃料剪断片及びプランケット燃料剪断片を適当な比率で混合燃料用溶解槽に投入する。中間貯蔵と溶解槽への投入の方式は、剪断片中間貯槽の項で述べた通りである。炉心燃料とプランケット燃料との混合は中間貯槽内で行われる。溶解槽への以降は1系列の前処理工程で処理する。

(2) 利点

- ・同時に剪断することはないため、剪断オフガス中の放射能濃度の変動が小さい。
- ・剪断機が2基の場合より剪断機1基+中間貯蔵のほうが機器設置面積が小さい。
- ・溶解槽への投入経路が簡素。
- ・溶解槽以降は1系列と簡素。

(3) 課題

- ・剪断片の中間貯蔵設備の開発が必要。
- ・剪断工程（中華貯蔵を含む）での臨界管理。
- ・中間貯槽への誤装荷対策。
- ・溶解槽へ投入される剪断片中のU/Pu比の変動が大きい。

2.3.2 ケース 2 の特徴

(1) 概要

炉心燃料集合体用及びプランケット燃料集合体用の2基の剪断機で剪断し適当な比率で混合燃料用溶解槽に投入する。炉心燃料とプランケット燃料の混合は溶解槽へのシート部で行われる。溶解槽以降1系列の前処理工程で処理する。

(2) 利点

- ・2体同時に剪断するため、剪断オフガス中の放射能濃度の変動が大きい。
- ・従来型の機器のみで構成されるため開発要素が少ない。
- ・溶解槽以降は1系列と簡素。

(3) 課題

- ・剪断機が2基必要となり、設置面積的に不利。
- ・溶解槽へ投入される剪断片中のU/Pu比の変動が大きい。
- ・シート部で混合されるため、詰まり対策、剪断機から溶解槽までの高低差が必要。

2.3.3 ケース 3 の特徴

(1) 概要

燃料集合体を解体後ピン単位での取扱いとし、炉心燃料ピンとプランケット燃料ピンを適当な比率で混合して剪断機に装荷する。剪断片は混合燃料用溶解槽に投入し、以降1系列の前処理工程で処理する。

(2) 利点

- ・最大21ピン毎に剪断するため、剪断オフガス中の放射能濃度の変動が各処理ケースの中で最も小さい。
- ・溶解槽へ投入される剪断片中のU/Pu比の変動が小さい。
- ・溶解槽以降は1系列と簡素。

(3) 課題

- ・解体後、燃料ピン毎に取り扱うための新設備が必要。
- ・ピン剪断機の開発が必要。

2.3.4 ケース 4 の特徴

(1) 概要

炉心燃料集合体用及びプランケット燃料集合体用の 2 基の剪断機で剪断し、それぞれ炉心燃料用及びプランケット燃料用溶解槽に投入する。投入する比率は炉心燃料とプランケット燃料の処理比率とする。溶解槽の出口液を 1 つの溶解液受槽に受け、以降 1 系列で処理する。

(2) 利点

- ・プランケット用溶解槽の臨界制限値の緩和。
- ・溶解槽単機が小型化できる。

(3) 課題

- ・剪断機、溶解槽が各 2 基必要。
- ・燃料集合体の誤装荷防止。

2.3.5 ケース 5

(1) 概要

炉心燃料及びプランケット燃料を清澄工程まで個別の系列で処理し、調整工程で混合する。

(2) 利点

- ・プランケット用系列の臨界制限値の緩和。
- ・各機器・受槽類単機の小型化が可能。

(3) 課題

- ・清澄機液受槽まで 2 系列必要。
- ・燃料集合体の誤装荷防止。

2.4 各処理ケースの比較

2.4.1 経済性

経済性の観点から建設費と運転費について考察する。

建設費は建屋の建設費と内装設備費（製作・現地工事費）がある。建屋の建築費については基本的に設置面積の小さい方が有利である。各処理ケースにおける機器の設置に必要な面積を以下に示す。

ケース1 ; 152m²

ケース2 ; 162m²

ケース3 ; 165m²

ケース4 ; 164m²

ケース5 ; 166m²

最大と最小の差は1割未満であり、ピンや剪断片の中間貯蔵設備の見積もりの不確かさを考慮すると各ケースの必要な設置面積の差はほとんどないと考える。

内装設備の製作・現地工事費（据付け、配管・配線工事等）は、機器の大きさよりもむしろ機器点数や配管・配線といった要素が大きく影響する。したがって設備・機器の系列数・基数の少ないケースのほうが優れている。また、設備・機器の系列数・基数は計装制御設備や試薬供給設備費にも影響し、この面からも少ないほうがよく、核燃料サイクル施設では、建屋の建設費よりも内装設備費の占める割合が大きいこともあり、設備・機器の系列数・基数の少ないケースのほうが優れている。

運転費としては、機器の保守・補修費、ユーティリティ費、試薬費等が考えられる。試薬費は系列数・基数に余り影響されないが、保守・補修費、ユーティリティ費は系列数・基数に応じて大きくなる。また、工程管理の面からも系列数・基数の増加は計装点数、サンプル数の増加につながり運転費の増加を招く。したがって、運転費の観点からも系列数・基数は少ないほうが望ましい。

建設費、運転費の両観点ともに系列数・基数は少ないほうが優れていると判断される。

また新規に開発が必要となる設備には当然研究開発費も必要であり、そのことも経済性の面に含まれる。これらのこと考慮すると各ケースを経済性の面から順位付けすると以下のようになる。

ケース2

ケース1, 3

ケース4

ケース5

2.4.2 運転性

運転性として本検討では、運転員への負荷（必要とされる人工数、判断回数等）の観点から考察する。

運転員への負荷の1つとして運転時における判断の回数が挙げられる。将来の核燃料リサイクル施設の運転は自動運転が主となるが、作業員の確認・判断を必要とする作業も依然として残るものと考えられる。当然ながら、自動化される範囲は広いほどよい。自動化の範囲は、技術レベルに応じて変化しうるが、同一の技術レベルにおいては、システムや操作手順が簡素であるほうが自動化の範囲は広いと考えられる。

人工数の観点からは、工程管理や保守を考慮した場合、機器点数（計装点数）や分析サンプル数が少ないことが望ましい。

システム、操作手順の簡素さは系列数・基数に影響を受けやすいため、系列数・基数の少ないほうが運転性についても優れていると判断される。本検討で想定している処理ケースでは、多数の要素を機械的に取扱う燃料ピンあるいは剪断片の中間貯蔵も検討の対象としているが、これらは操作は運転性を悪化させると考えられる。

この他、運転性に関しては異常時への対応の容易さも考えねばならないがこれまでの概念検討の段階ではそこまで言及できないため、この検討では留意しない。

機械的な取扱の煩雑さと必要な人工数等の関係は直接比較できないため、運転性に関する順位付けを以下のようにした。

ケース2

ケース 1, 3, 4, 5

2.4.3 安全性

本検討では燃料ピン中間貯蔵や燃料ピン中間貯蔵といった新たに臨界安全管理システムの構築・評価を必要とする設備があるケースがあり、臨界安全管理の容易性に差が出てくる。

また、炉心燃料専用機器とブランケット燃料専用機器が併存するケースでは、核燃料のPu富化度を想定した機器寸法を設定している。この場合、ブランケット燃料専用機器で炉心燃料が処理されないことを担保する必要があり、安全性の観点からは炉心燃料の臨界安全を想定した機器すべて処理するほうが望ましい。

また、機器の故障や破損、不良による事故を防止するという観点から維持管理の対象は少ないほうがよい。この面でも設備は簡素で基数が少ないうことが望ましい。

これらのこと考慮すると各ケースを安全性の面から順位付けすると以下のようになる。

ケース 2

ケース 1, 3

ケース 4

ケース 5

2.4.4 実証性

この設計研究で想定している施設の建設時期は数十年後であるため、新たな機器開発を行い実証する期間があるとすると実証性については同等とする。

2.4.5 まとめ

上記の比較検討の結果を表2.4.5-1にまとめた。

比較の結果、ケース 2 が最も妥当であると考えられる。したがって、今後の検討においてはケース 2 (剪断機のみ 2 系列) を基準にすることを提案する。

これまでの検討を踏まえた今後の課題を以下に述べる。

本設計研究では、炉から排出される燃料の重量をもとに一定の割合で処理することを前提に検討を行った。また、炉心燃料集合体は外炉心と内炉心の平均の組成として取り扱っている。実際には、集合体毎の取扱となることが想定されるべきであり、さらに実際の施設の運転を考えた場合、炉心燃料集合体とブランケット燃料集合体の受入体数は一定とならない。

したがって、設計上の運転モードとしては、炉燃料集合体(炉心燃料と軸方向ブランケット燃料)のみを処理するモード、炉心燃料集合体とブランケット燃料集合体を 1 : 1 で処理するモードの 2 モードを設定するほうが工程管理上の容易さを得ることができると考えられる。これに加えて外炉心と内炉心ごとのモードにも踏み込む必要がある。

また、剪断機での送り幅で投入比率を調整することは 1 つの集合体の剪断の初期では比較的容易と考えられるが、末期においては燃料ミートのずれもあり困難である。溶解以降の調整までの工程はバッチ的であるため、必ずしも溶解が連続である必要性は低い。計量管理方針と合わせた視点から前処理工程の連続一バッチ式の比較評価も再度行うべきである。

表2.1.2-1 想定した高速炉炉心の基本仕様

項目		単位	コア燃料	軸方向ブランケット燃料	径方向ブランケット燃料
炉心	集合体数	体	426 (内炉心 216, 外炉心 210)		78
	集合体ピッチ	mm	173.9		173.9
炉心運転	熱出力 *1	W	2.946E+09	2.162E+08	4.637E+07
	出力分担率*2	%	91.8	6.7	1.4
	取替バッチ数	—	5		3
	取替体数/バッチ	体/B	85.2		26
	取替体数/年	体/y	66.9		20.4
	運転パターン	日	396日運転, 69日停止		
	燃焼日数	日	1,980		1,188
	燃焼度	MWd/t	165,000	16,300	4,160
炉1基当たりの使用済燃料 *3					
	U+Pu重量	g/年	4.550E+06	4.055E+06	3.450E+06
	fissile重量	g/年	5.954E+05	2.371E+05	1.178E+05
注 *1) 熱出力 全炉心合計 3.199E+09 [W] *2) 全炉心合計 100% *3) 全炉心合計 U+Pu重量 1.206E+07 [g/年] fissile重量 9.502E+05 [g/年]					

表2.1.2-2 使用済み燃料の基本仕様 (1/3) コア燃料

コア燃料 : 5.528 MTHM当たり (炉装荷燃料ベース) 集合体数 : 66.9 体

冷却期間 : 3.0 年

	5.528 MTHM当たり				1.0 MTHM当たり				集合体1体当たり				
	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	
U	3.53E+06	1.45E+02	5.36E+12	6.07E-01	6.39E+05	2.62E+01	9.69E+11	1.10E-01	5.28E+04	2.16E+00	8.01E+10	9.08E-03	
Pu	1.02E+06	5.88E+06	2.17E+17	1.56E+04	1.84E+05	1.06E+06	3.93E+16	2.82E+03	1.52E+04	8.78E+04	3.25E+15	2.33E+02	
Np	2.90E+03	3.61E+03	1.33E+14	8.89E+00	5.24E+02	6.52E+02	2.41E+13	1.61E+00	4.33E+01	5.39E+01	1.99E+12	1.33E-01	
Am	4.48E+04	1.12E+05	4.16E+15	3.09E+03	8.11E+03	2.03E+04	7.52E+14	5.60E+02	6.70E+02	1.68E+03	6.21E+13	4.62E+01	
Cm	4.57E+03	3.77E+05	1.40E+16	1.33E+04	8.26E+02	6.82E+04	2.52E+15	2.41E+03	6.83E+01	5.64E+03	2.09E+14	1.99E+02	
アクチニド計	4.60E+06	6.37E+06	2.36E+17	3.20E+04	8.32E+05	1.15E+06	4.26E+16	5.79E+03	6.87E+04	9.52E+04	3.52E+15	4.78E+02	
F	Kr	6.16E+03	1.25E+05	4.61E+15	1.86E+02	1.11E+03	2.25E+04	8.33E+14	3.37E+01	9.20E+01	1.86E+03	6.89E+13	2.79E+00
	Xe	1.18E+05	1.77E-08	6.56E+02	3.25E-11	2.14E+04	3.21E-09	1.19E+02	5.88E-12	1.77E+03	2.65E-10	9.81E+00	4.86E-13
P	希ガス計	1.24E+05	1.25E+05	4.61E+15	1.86E+02	2.25E+04	2.25E+04	8.33E+14	3.37E+01	1.86E+03	1.86E+03	6.89E+13	2.79E+00
	ヨウ素	8.72E+03	1.12E+00	4.16E+10	5.20E-04	1.58E+03	2.03E-01	7.52E+09	9.41E-05	1.30E+02	1.68E-02	6.22E+08	7.78E-06
Mn	8.03E+04	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.45E+04	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.20E+03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	
Tc	1.99E+04	3.39E+02	1.25E+13	1.70E-01	3.61E+03	6.13E+01	2.27E+12	3.08E-02	2.98E+02	5.07E+00	1.88E+11	2.54E-03	
Ru	7.65E+04	1.97E+06	7.27E+16	1.17E+02	1.38E+04	3.55E+05	1.32E+16	2.11E+01	1.14E+03	2.94E+04	1.09E+15	1.75E+00	
Rh	2.19E+04	1.97E+06	7.27E+16	1.89E+04	3.96E+03	3.56E+05	1.32E+16	3.41E+03	3.27E+02	2.94E+04	1.09E+15	2.82E+02	
Pd	6.82E+04	6.10E+00	2.26E+11	3.61E-04	1.23E+04	1.10E+00	4.08E+10	6.54E-05	1.02E+03	9.11E-02	3.37E+09	5.40E-06	
白金族計	2.67E+05	3.93E+06	1.45E+17	1.90E+04	4.83E+04	7.11E+05	2.63E+16	3.43E+03	3.99E+03	5.88E+04	2.17E+15	2.84E+02	
Sr	1.15E+04	8.88E+05	3.29E+16	1.03E+03	2.08E+03	1.61E+05	5.95E+15	1.87E+02	1.72E+02	1.33E+04	4.91E+14	1.54E+01	
Cs	9.56E+04	3.69E+06	1.37E+17	1.52E+04	1.73E+04	6.68E+05	2.47E+16	2.74E+03	1.43E+03	5.52E+04	2.04E+15	2.27E+02	
Sr/Cs計	1.07E+05	4.58E+06	1.70E+17	1.62E+04	1.94E+04	8.29E+05	3.07E+16	2.93E+03	1.60E+03	6.85E+04	2.53E+15	2.42E+02	
その他	3.98E+05	7.59E+06	2.81E+17	2.48E+04	7.19E+04	1.37E+06	5.08E+16	4.48E+03	5.94E+03	1.13E+05	4.20E+15	3.70E+02	
F P合計	9.05E+05	1.62E+07	6.01E+17	6.01E+04	1.64E+05	2.94E+06	1.09E+17	1.09E+04	1.35E+04	2.43E+05	8.98E+15	8.99E+02	

表2.1.2-3 使用済み燃料の基本仕様 (2/3) 軸方向ブランケット燃料

軸方向ブランケット燃料 : 4.136 MTHM当たり (炉装荷燃料ベース) 集合体数 : 66.9 体

冷却期間 : 3.0 年

	4.136 MTHM当たり				1.0 MTHM当たり				集合体1体当たり				
	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	
U	3.80E+06	3.93E+00	1.45E+11	4.21E-02	9.19E+05	9.50E-01	3.51E+10	1.02E-02	5.68E+04	5.87E-02	2.17E+09	6.29E-04	
Pu	2.56E+05	1.23E+05	4.55E+15	6.85E+02	6.18E+04	2.97E+04	1.10E+15	1.66E+02	3.82E+03	1.84E+03	6.80E+13	1.02E+01	
Np	5.78E+02	8.29E-01	3.07E+10	1.35E-02	1.40E+02	2.00E-01	7.41E+09	3.27E-03	8.64E+00	1.24E-02	4.58E+08	2.02E-04	
Am	2.70E+02	9.28E+02	3.44E+13	3.05E+01	6.52E+01	2.24E+02	8.31E+12	7.37E+00	4.03E+00	1.39E+01	5.13E+11	4.55E-01	
Cm	1.90E-01	8.42E+01	3.12E+12	3.09E+00	4.59E-02	2.04E+01	7.53E+11	7.46E-01	2.84E-03	1.26E+00	4.66E+10	4.61E-02	
アクチニド計	4.06E+06	1.24E+05	4.59E+15	7.19E+02	9.81E+05	3.00E+04	1.11E+15	1.74E+02	6.06E+04	1.85E+03	6.80E+13	1.07E+01	
希ガス計	Kr	6.08E+02	1.19E+04	4.39E+14	1.77E+01	1.47E+02	2.87E+03	1.06E+14	4.29E+00	9.09E+00	1.77E+02	6.56E+12	2.65E-01
	Xe	1.03E+04	7.68E-11	2.84E+00	1.41E-13	2.48E+03	1.86E-11	6.87E-01	3.40E-14	1.54E+02	1.15E-12	4.24E-02	2.10E-15
	ヨウ素	1.09E+04	1.19E+04	4.39E+14	1.77E+01	2.63E+03	2.87E+03	1.06E+14	4.29E+00	1.63E+02	1.77E+02	6.56E+12	2.65E-01
F	Mo	7.22E+03	0.00E+00	0.00E+00	1.74E+03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.26E+01	1.59E-03	5.90E+07	7.37E-07	
	Tc	1.86E+03	3.15E+01	1.16E+12	1.58E-02	4.49E+02	7.60E+00	2.81E+11	3.81E-03	1.08E+02	0.00E+00	0.00E+00	
	Ru	6.46E+03	1.40E+05	5.19E+15	8.34E+00	1.56E+03	3.39E+04	1.26E+15	2.02E+00	9.65E+01	4.70E-01	1.74E+10	2.36E-04
	Rh	2.02E+03	1.40E+05	5.19E+15	1.35E+03	4.89E+02	3.39E+04	1.26E+15	3.25E+02	3.02E+01	2.10E+03	7.76E+13	1.25E-01
	Pd	4.97E+03	4.60E-01	1.70E+10	2.73E-05	1.20E+03	1.11E-01	4.12E+09	6.59E-06	7.43E+01	6.88E-03	2.54E+08	4.08E-07
	白金族計	2.25E+04	2.81E+05	1.04E+16	1.35E+03	5.45E+03	6.79E+04	2.51E+15	3.27E+02	3.37E+02	4.19E+03	1.55E+14	2.02E+01
Sr/Cs計	Sr	1.15E+03	8.89E+04	3.29E+15	1.03E+02	2.79E+02	2.15E+04	7.95E+14	2.50E+01	1.72E+01	1.33E+03	4.92E+13	1.54E+00
	Cs	8.41E+03	2.00E+05	9.62E+15	7.22E+02	2.03E+03	6.29E+04	2.33E+15	1.75E+02	1.26E+02	3.89E+03	1.44E+14	1.08E+01
	Sr/Cs計	9.56E+03	3.49E+05	1.29E+16	8.25E+02	2.31E+03	8.44E+04	3.12E+15	2.00E+02	1.43E+02	5.22E+03	1.93E+14	1.23E+01
その他	3.56E+04	6.81E+05	2.52E+16	2.10E+03	8.62E+03	1.65E+05	6.10E+15	5.07E+02	5.33E+02	1.02E+04	3.77E+14	3.14E+01	
F P合計	7.95E+04	1.32E+06	4.90E+16	4.30E+03	1.92E+04	3.20E+05	1.18E+16	1.04E+03	1.19E+03	1.98E+04	7.32E+14	6.42E+01	

表2.1.2-4 使用済み燃料の基本仕様 (3/3) 径方向ブランケット燃料

径方向ブランケット燃料 : 3.469 MTHM当たり (炉装荷燃料ベース) 集合体数 : 20.4 体

冷却期間 : 3.0 年

	3.469 MTHM当たり				1.0 MTHM当たり				集合体1体当たり			
	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]	組成 [g]	放射能 [Ci]	放射能 [Bq]	発熱量 [W]
U	3.33E+06	1.58E+00	5.85E+10	3.11E-02	9.60E+05	4.56E-01	1.69E+10	8.97E-03	1.63E+05	7.75E-02	2.87E+09	1.53E-03
Pu	1.19E+05	2.48E+04	9.18E+14	2.73E+02	3.42E+04	7.15E+03	2.65E+14	7.86E+01	5.81E+03	1.22E+03	4.50E+13	1.34E+01
Np	2.90E+02	2.21E-01	8.19E+09	6.30E-03	8.36E+01	6.38E-02	2.36E+09	1.81E-03	1.42E+01	1.09E-02	4.02E+08	3.09E-04
Am	3.50E+01	1.20E+02	4.45E+12	3.98E+00	1.01E+01	3.47E+01	1.28E+12	1.15E+00	1.71E+00	5.90E+00	2.18E+11	1.95E-01
Cm	5.00E-03	4.88E+00	1.81E+11	1.79E-01	1.44E-03	1.41E+00	5.20E+10	5.17E-02	2.45E-04	2.39E-01	8.85E+09	8.79E-03
アクチニド計	3.45E+06	2.49E+04	9.22E+14	2.77E+02	9.95E+05	7.19E+03	2.66E+14	7.98E+01	1.69E+05	1.22E+03	4.52E+13	1.36E+01
F	Kr	1.48E+02	3.17E+03	1.17E+14	4.75E+00	4.27E+01	9.14E+02	3.38E+13	1.37E+00	7.25E+00	1.55E+02	5.75E+12
	Xe	2.52E+03	5.36E-12	1.98E-01	9.83E-15	7.27E+02	1.55E-12	5.72E-02	2.83E-15	1.24E+02	2.63E-13	9.73E-03
P	希ガス計	2.67E+03	3.17E+03	1.17E+14	4.75E+00	7.69E+02	9.14E+02	3.38E+13	1.37E+00	1.31E+02	1.55E+02	5.75E+12
	ヨウ素	2.12E+02	2.68E-02	9.93E+08	1.24E-05	6.12E+01	7.74E-03	2.86E+08	3.58E-06	1.04E+01	1.32E-03	4.87E+07
P	Mo	1.76E+03	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	5.07E+02	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	8.62E+01	0.00E+00	0.00E+00
	Tc	4.67E+02	7.92E+00	2.93E+11	3.97E-03	1.35E+02	2.28E+00	8.45E+10	1.14E-03	2.29E+01	3.88E-01	1.44E+10
P	Ru	1.40E+03	4.36E+04	1.61E+15	2.60E+00	4.03E+02	1.26E+04	4.65E+14	7.48E-01	6.86E+01	2.14E+03	7.92E+13
	Rh	4.80E+02	4.36E+04	1.61E+15	4.19E+02	1.38E+02	1.26E+04	4.65E+14	1.21E+02	2.35E+01	2.14E+03	7.92E+13
P	Pd	1.08E+03	1.03E-01	3.82E+09	6.12E-06	3.12E+02	2.98E-02	1.10E+09	1.76E-06	5.31E+01	5.06E-03	1.87E+08
	白金族計	5.19E+03	8.73E+04	3.23E+15	4.21E+02	1.50E+03	2.52E+04	9.31E+14	1.21E+02	2.54E+02	4.28E+03	1.58E+14
P	Sr	3.03E+02	2.36E+04	8.71E+14	2.73E+01	8.74E+01	6.79E+03	2.51E+14	7.88E+00	1.49E+01	1.15E+03	4.27E+13
	Cs	2.11E+03	5.93E+04	2.20E+15	1.21E+02	6.07E+02	1.71E+04	6.33E+14	3.49E+01	1.03E+02	2.91E+03	1.08E+14
P	Sr/Cs計	2.41E+03	8.29E+04	3.07E+15	1.48E+02	6.94E+02	2.39E+04	8.84E+14	4.28E+01	1.18E+02	4.06E+03	1.50E+14
	その他	8.65E+03	2.08E+05	7.70E+15	6.04E+02	2.49E+03	6.00E+04	2.22E+15	1.74E+02	4.24E+02	1.02E+04	3.78E+14
FP合計		1.91E+04	3.82E+05	1.41E+16	1.18E+03	5.51E+03	1.10E+05	4.07E+15	3.40E+02	9.38E+02	1.87E+04	6.92E+14
												5.77E+01

表2.1.2-5 1日当たりの処理量に対応する使用済燃料の組成

1日当たりの処理量

コア (Core) 燃料 : 210.46 kgHM/d
軸方向ブランケット (A-Bla) 燃料 : 157.47 kgHM/d
径方向ブランケット (R-Bla) 燃料 : 132.07 kgHM/d

	1.0 MTHM当たりの組成 [g]			1日当たりの組成 [g/日]		
	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料
U	6.39E+05	9.19E+05	9.60E+05	1.34E+05	1.45E+05	1.27E+05
Pu	1.84E+05	6.18E+04	3.42E+04	3.86E+04	9.73E+03	4.52E+03
Np	5.24E+02	1.40E+02	8.36E+01	1.10E+02	2.20E+01	1.10E+01
Am	8.11E+03	6.52E+01	1.01E+01	1.71E+03	1.03E+01	1.33E+00
Cm	8.26E+02	4.59E-02	1.44E-03	1.74E+02	7.22E-03	1.91E-04
アクチニド計	8.32E+05	9.81E+05	9.95E+05	1.75E+05	1.54E+05	1.31E+05
Kr	1.11E+03	1.47E+02	4.27E+01	2.34E+02	2.32E+01	5.63E+00
Xe	2.14E+04	2.48E+03	7.27E+02	4.50E+03	3.91E+02	9.60E+01
希ガス計	2.25E+04	2.63E+03	7.69E+02	4.73E+03	4.14E+02	1.02E+02
ヨウ素	1.58E+03	2.03E+02	6.12E+01	3.32E+02	3.20E+01	8.08E+00
F	1.45E+04	1.74E+03	5.07E+02	3.06E+03	2.75E+02	6.69E+01
P	3.61E+03	4.49E+02	1.35E+02	7.59E+02	7.06E+01	1.78E+01
Mo	1.38E+04	1.56E+03	4.03E+02	2.91E+03	2.46E+02	5.33E+01
Tc	3.96E+03	4.89E+02	1.38E+02	8.33E+02	7.70E+01	1.83E+01
Ru	1.23E+04	1.20E+03	3.12E+02	2.60E+03	1.89E+02	4.13E+01
Rh						
Pd						
白金族計	4.83E+04	5.45E+03	1.50E+03	1.02E+04	8.58E+02	1.98E+02
Sr	2.08E+03	2.79E+02	8.74E+01	4.37E+02	4.39E+01	1.15E+01
Cs	1.73E+04	2.03E+03	6.07E+02	3.64E+03	3.20E+02	8.01E+01
Sr/Cs計	1.94E+04	2.31E+03	6.94E+02	4.08E+03	3.64E+02	9.17E+01
その他	7.19E+04	8.62E+03	2.49E+03	1.51E+04	1.36E+03	3.29E+02
FP合計	1.64E+05	1.92E+04	5.51E+03	3.44E+04	3.02E+03	7.28E+02

表2.1.2-6 1日当たりの処理量に対する使用済燃料の放射能

1日当たりの処理量

コア (Core) 燃料 : 210.46 kgHM/d
軸方向ブランケット (A-Bla) 燃料 : 157.47 kgHM/d
径方向ブランケット (R-Bla) 燃料 : 132.07 kgHM/d

	1.0 MTHM当たりの放射能 [Bq]			1日当たりの放射能 [Bq/日]		
	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料
U	9.69E+11	3.51E+10	1.69E+10	2.04E+11	5.53E+09	2.23E+09
Pu	3.93E+16	1.10E+15	2.65E+14	8.28E+15	1.73E+14	3.49E+13
Np	2.41E+13	7.41E+09	2.36E+09	5.08E+12	1.17E+09	3.12E+08
Am	7.52E+14	8.31E+12	1.28E+12	1.58E+14	1.31E+12	1.70E+11
Cm	2.52E+15	7.53E+11	5.20E+10	5.31E+14	1.19E+11	6.87E+09
アクチニド計	4.26E+16	1.11E+15	2.66E+14	8.97E+15	1.75E+14	3.51E+13
Kr	8.33E+14	1.06E+14	3.38E+13	1.75E+14	1.67E+13	4.47E+12
Xe	1.19E+02	6.87E-01	5.72E-02	2.50E+01	1.08E-01	7.55E-03
希ガス計	8.33E+14	1.06E+14	3.38E+13	1.75E+14	1.67E+13	4.47E+12
ヨウ素	7.52E+09	9.54E+08	2.86E+08	1.58E+09	1.50E+08	3.78E+07
F	Mo	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
P	Tc	2.27E+12	2.81E+11	8.45E+10	4.78E+11	4.43E+10
	Ru	1.32E+16	1.26E+15	4.65E+14	2.77E+15	1.98E+14
	Rh	1.32E+16	1.26E+15	4.65E+14	2.77E+15	1.98E+14
	Pd	4.08E+10	4.12E+09	1.10E+09	8.59E+09	6.48E+08
白金族計	2.63E+16	2.51E+15	9.31E+14	5.54E+15	3.95E+14	1.23E+14
Sr	5.95E+15	7.95E+14	2.51E+14	1.25E+15	1.25E+14	3.32E+13
Cs	2.47E+16	2.33E+15	6.33E+14	5.20E+15	3.66E+14	8.36E+13
Sr/Cs計	3.07E+16	3.12E+15	8.84E+14	6.45E+15	4.92E+14	1.17E+14
その他	5.08E+16	6.10E+15	2.22E+15	1.07E+16	9.60E+14	2.93E+14
FP合計	1.09E+17	1.18E+16	4.07E+15	2.29E+16	1.86E+15	5.37E+14

表2.1.2-7 1日当たりの処理量に対応する使用済燃料の発熱量

1日当たりの処理量

コア (Core) 燃料 : 210.46 kgHM/d
軸方向ブランケット (A-Bla) 燃料 : 157.47 kgHM/d
径方向ブランケット (R-Bla) 燃料 : 132.07 kgHM/d

	1.0 MTHM当たりの発熱量 [W]			1日当たりの発熱量 [W/日]		
	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料	Core燃料	A-Bla燃料	R-Bla燃料
U	1.10E-01	1.02E-02	8.97E-03	2.31E-02	1.60E-03	1.18E-03
Pu	2.82E+03	1.66E+02	7.86E+01	5.94E+02	2.61E+01	1.04E+01
Np	1.61E+00	3.27E-03	1.81E-03	3.38E-01	5.15E-04	2.40E-04
Am	5.60E+02	7.37E+00	1.15E+00	1.18E+02	1.16E+00	1.51E-01
Cm	2.41E+03	7.46E-01	5.17E-02	5.06E+02	1.17E-01	6.83E-03
アクチニド計	5.79E+03	1.74E+02	7.98E+01	1.22E+03	2.74E+01	1.05E+01
Kr	3.37E+01	4.29E+00	1.37E+00	7.10E+00	6.75E-01	1.81E-01
Xe	5.88E-12	3.40E-14	2.83E-15	1.24E-12	5.35E-15	3.74E-16
希ガス計	3.37E+01	4.29E+00	1.37E+00	7.10E+00	6.75E-01	1.81E-01
ヨウ素	9.41E-05	1.19E-05	3.58E-06	1.98E-05	1.88E-06	4.73E-07
F	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Tc	3.08E-02	3.81E-03	1.14E-03	6.47E-03	6.00E-04	1.51E-04
Ru	2.11E+01	2.02E+00	7.48E-01	4.45E+00	3.18E-01	9.88E-02
Rh	3.41E+03	3.25E+02	1.21E+02	7.18E+02	5.12E+01	1.59E+01
Pd	6.54E-05	6.59E-06	1.76E-06	1.38E-05	1.04E-06	2.33E-07
白金族計	3.43E+03	3.27E+02	1.21E+02	7.22E+02	5.16E+01	1.60E+01
Sr	1.87E+02	2.50E+01	7.88E+00	3.93E+01	3.93E+00	1.04E+00
Cs	2.74E+03	1.75E+02	3.49E+01	5.78E+02	2.75E+01	4.61E+00
Sr/Cs計	2.93E+03	2.00E+02	4.28E+01	6.17E+02	3.14E+01	5.65E+00
その他	4.48E+03	5.07E+02	1.74E+02	9.43E+02	7.99E+01	2.30E+01
FP合計	1.09E+04	1.04E+03	3.40E+02	2.29E+03	1.64E+02	4.48E+01

表2.2.1-1 概略物質収支

	組成等	単位	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
① CO燃料剪断片	U	kg/d	134.00	134.00	134.00	134.00	134.00
	Pu	kg/d	38.60	38.60	38.60	38.60	38.60
	合計	kg/d	172.60	172.60	172.60	172.60	172.60
② AB燃料剪断片	U	kg/d	145.00	145.00	145.00	145.00	145.00
	Pu	kg/d	9.73	9.73	9.73	9.73	9.73
	合計	kg/d	154.73	154.73	154.73	154.73	154.73
③ RB燃料剪断片	U	kg/d	127.00	127.00	127.00	127.00	127.00
	Pu	kg/d	4.52	4.52	4.52	4.52	4.52
	合計	kg/d	131.52	131.52	131.52	131.52	131.52
④ 溶解用硝酸	酸濃度	N	7.79	7.79	7.79	8.15	8.15
	液量	L/d	1449.67	1449.67	1449.67	1017.66	1017.66
⑤ 溶解用硝酸 (RB)	硝酸濃度	N				6.94	6.94
	流量	L/d				432.65	432.65
⑥ 溶液	U	kg/d	406.00	406.00	406.00	306.60	306.60
	Pu	kg/d	52.85	52.85	52.85	183.60	183.60
	合計	kg/d	458.85	458.85	458.85	490.20	490.20
	U濃度	g/L	265.45	265.45	265.45	255.71	255.71
	Pu濃度	g/L	34.55	34.55	34.55	44.29	44.29
	酸濃度	N	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
⑦ 溶液 (RB)	流量	L/d	1529.50	1529.50	1529.50	1091.10	1091.10
	U	kg/d				127.00	127.00
	Pu	kg/d				4.52	4.52
	合計	kg/d				131.52	131.52
	U濃度	g/L				289.69	289.69
	Pu濃度	g/L				10.31	10.31
⑧ 洗浄用硝酸	酸濃度	N	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
	液量	L/d	109.25	109.25	109.25	109.25	77.94
⑨ 洗浄用硝酸 (RB)	硝酸濃度	N					3.00
	流量	L/d					31.31
⑩ 清澄液	U	kg/d	406.00	406.00	406.00	433.60	306.60
	Pu	kg/d	52.85	52.85	52.85	188.12	183.60
	合計	kg/d	458.85	458.85	458.85	621.72	490.20
	U濃度	g/L	247.75	247.75	247.75	247.75	217.38
	Pu濃度	g/L	32.25	32.25	32.25	32.25	62.62
	酸濃度	N	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
⑪ 清澄液 (RB)	流量	L/d	1638.75	1638.75	1638.75	1638.75	1169.04
	U	kg/d					127.00
	Pu	kg/d					4.52
	合計	kg/d					131.52
	U濃度	g/L					289.69
	Pu濃度	g/L					10.31
⑫ 調整酸	酸濃度	N	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
	流量	L/d	60.69	60.69	60.69	60.69	60.69
⑬ 調整液	U	kg/d	406.00	406.00	406.00	433.60	433.60
	Pu	kg/d	52.85	52.85	52.85	188.12	188.12
	合計	kg/d	458.85	458.85	458.85	621.72	621.72
	U濃度	g/L	238.90	238.90	238.90	238.90	238.90
	Pu濃度	g/L	31.10	31.10	31.10	31.10	31.10
	酸濃度	N	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
⑭ 調整液	流量	L/d	1699.44	1699.44	1699.44	1699.44	1699.44

表2.2.2-1 溶液系の核的制限値

形状	Pu富化度 Pu/(U+Pu)	核的制限値 (keff=0.94)	備考
無限円筒	100wt%	直径 18.6cm	
	25wt%	直径 22.3cm	
	10wt%	直径 26.8cm	
無限平板	25wt%	液厚 9.8cm	内径1mで計算。したがって内径 1m以上の円環槽に適用。
	10wt%	液厚 12.7cm	
無限円環	25wt%	液厚 5.5cm	内径1mで計算。したがって内径 1m以上の円環槽に適用。
	10wt%	液厚 7.0cm	

表2.2.2-2 均質MOX系・無限円筒の核的制限値

Pu富化度 Pu/(U+Pu)	核的制限値 (keff=0.94)	備考
25wt%	直径 18.5cm	
10wt%	直径 39.2cm	

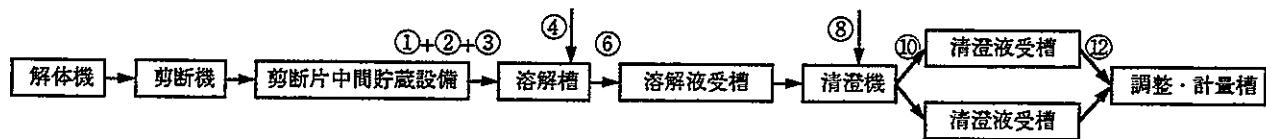
表2.2.2-3 各処理ケースの溶解槽の環状部（溶解部）の寸法

処理ケース	溶解槽 I			溶解槽 II		
	処理量 kgU+Pu/d	外径 [mm]	内径 [mm]	処理量 kgU+Pu/d	外径 [mm]	内径 [mm]
昨年度設計研究	327.3	900	670	131.5	900	670
ケースA	458.8	1,210	980			
ケースB	458.8	1,210	980			
ケースC	458.8	1,210	980			
ケースD	458.8	1,210	980			
ケースE	458.8	1,210	980			
ケースF	458.8	1,210	980			
ケースG	458.8	1,210	980			
ケースH	458.8	1,210	980			
ケースI	327.3	900	670	131.5	430	200
ケースJ	172.6	530	300	286.3	800	570
ケースK	327.3	900	670	131.5	430	200
ケースL	172.6	530	300	286.3	800	570

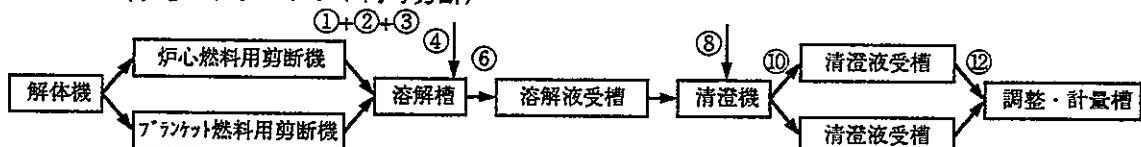
表2.4.5-1 各ケースの比較結果

	経済性		運転性	安全性	実証性
	設置面積	系列数・基数	運転性	安全性	実証性
ケース 1	同等	○	△	○	同等
ケース 2		◎	○	◎	
ケース 3		○	△	○	
ケース 4		△	△	△	
ケース 5		×	△	×	

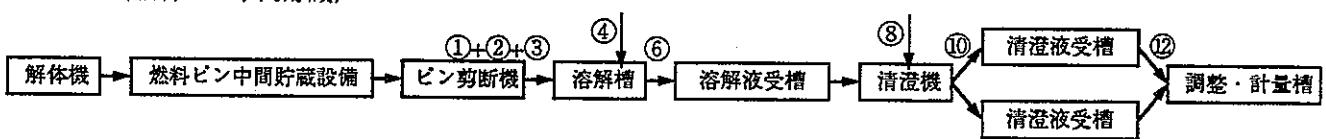
ケース1（剪断片中間貯蔵）



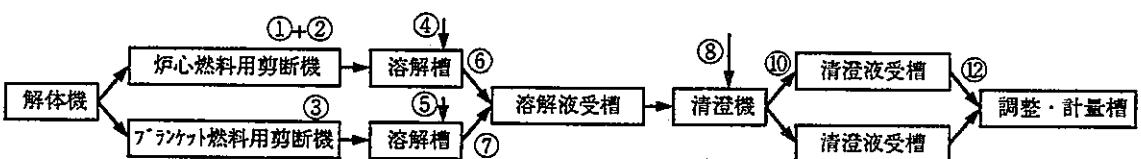
ケース2（炉心・プランケット同時剪断）



ケース3（燃料ピン中間貯蔵）



ケース4（溶解液混合）



ケース5（清澄液混合）

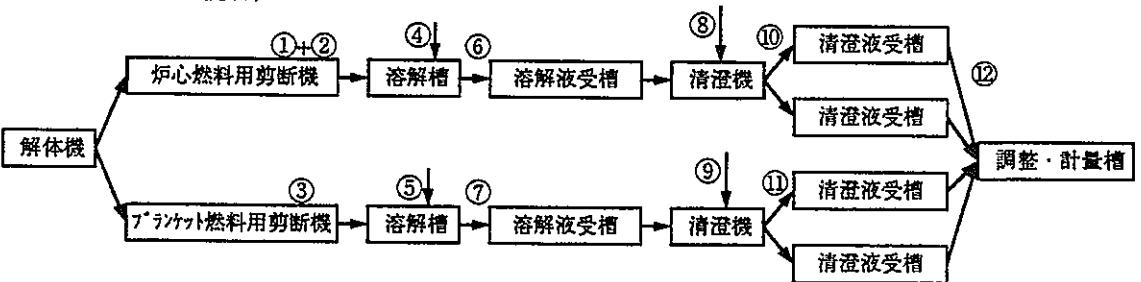


図2.1.3-1 各ケースのブロックフロー図

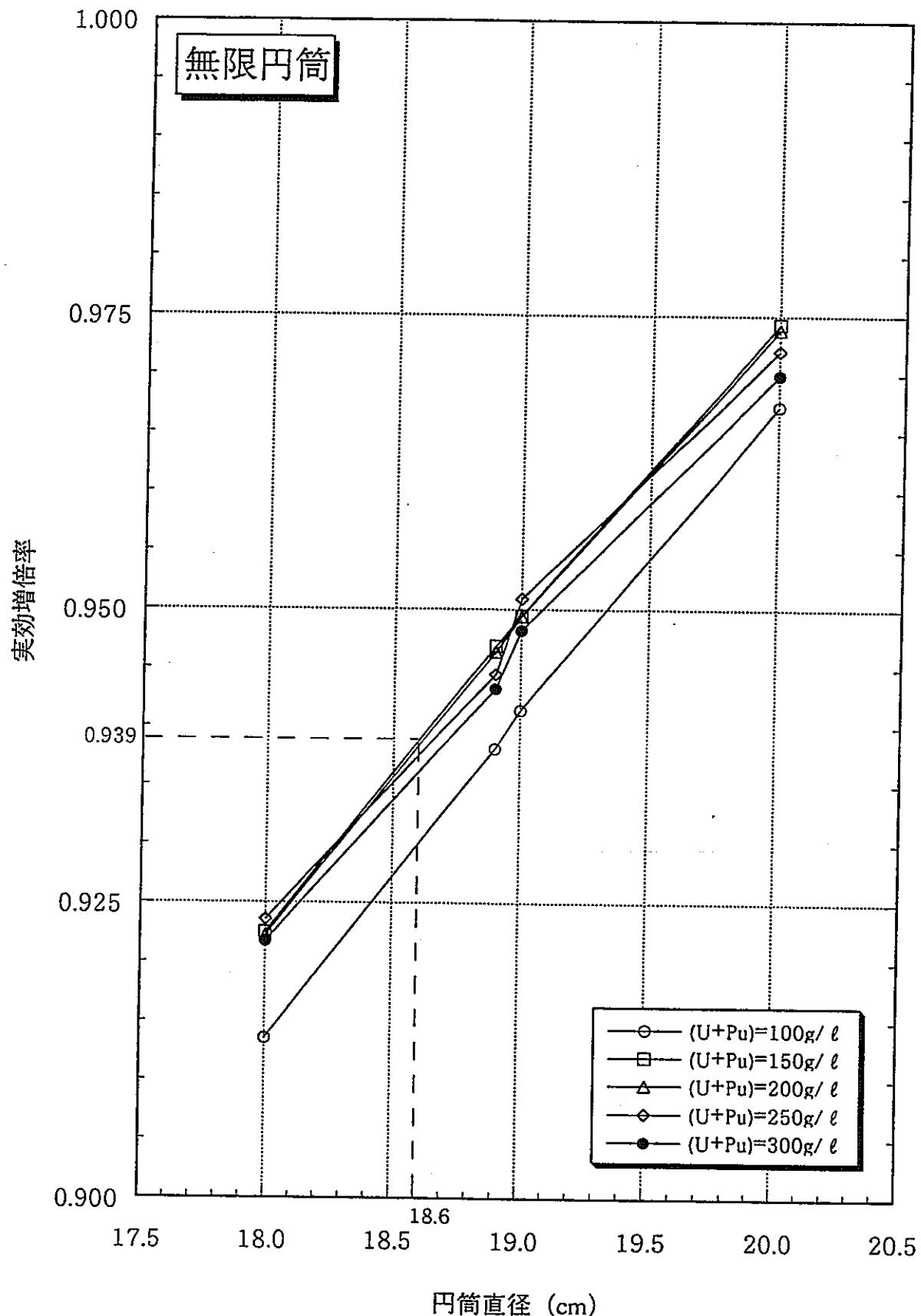


図2.2.2-1 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度100wt%)

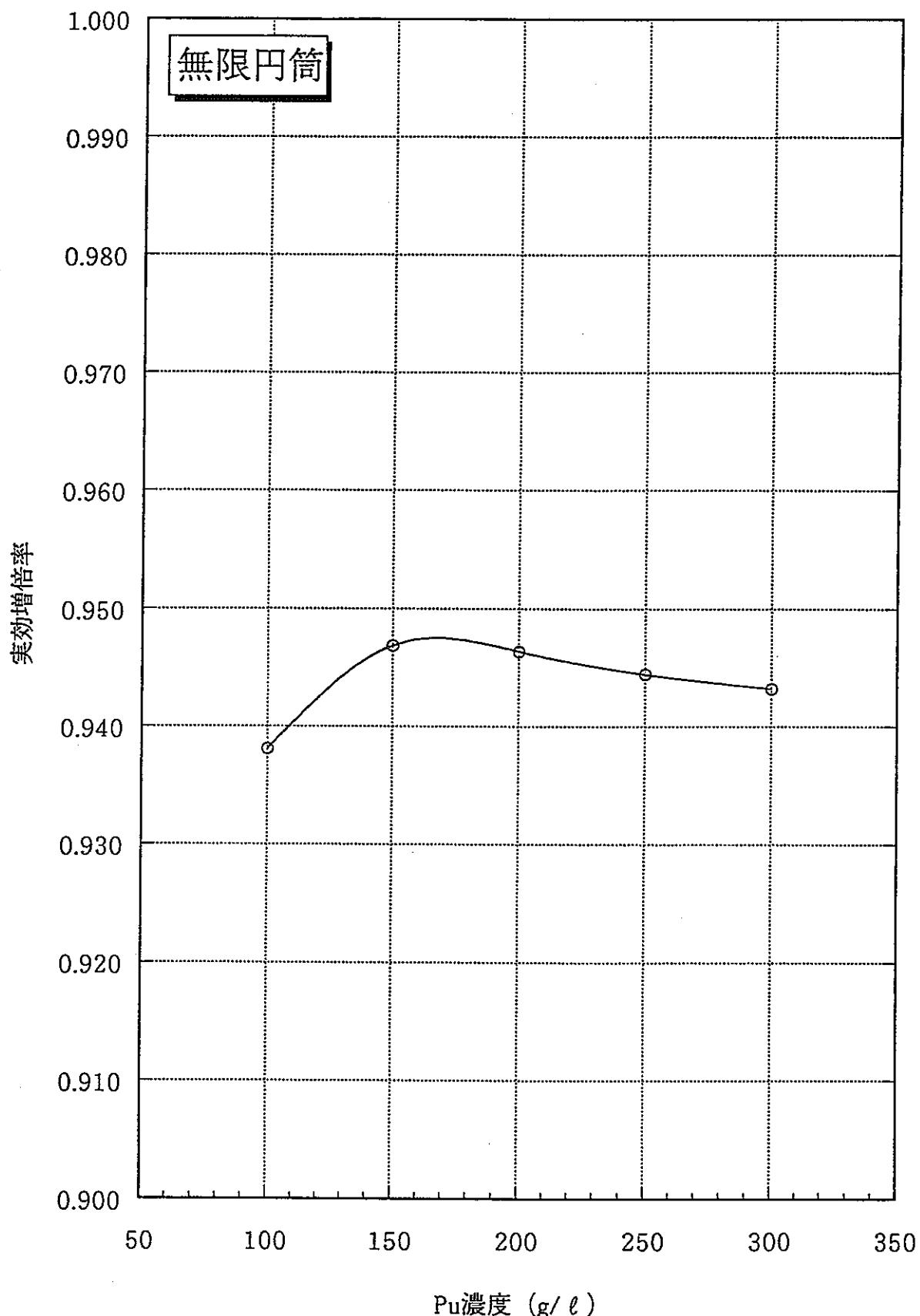


図2.2.2-2 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度100wt%, 円筒直径18.9cm)

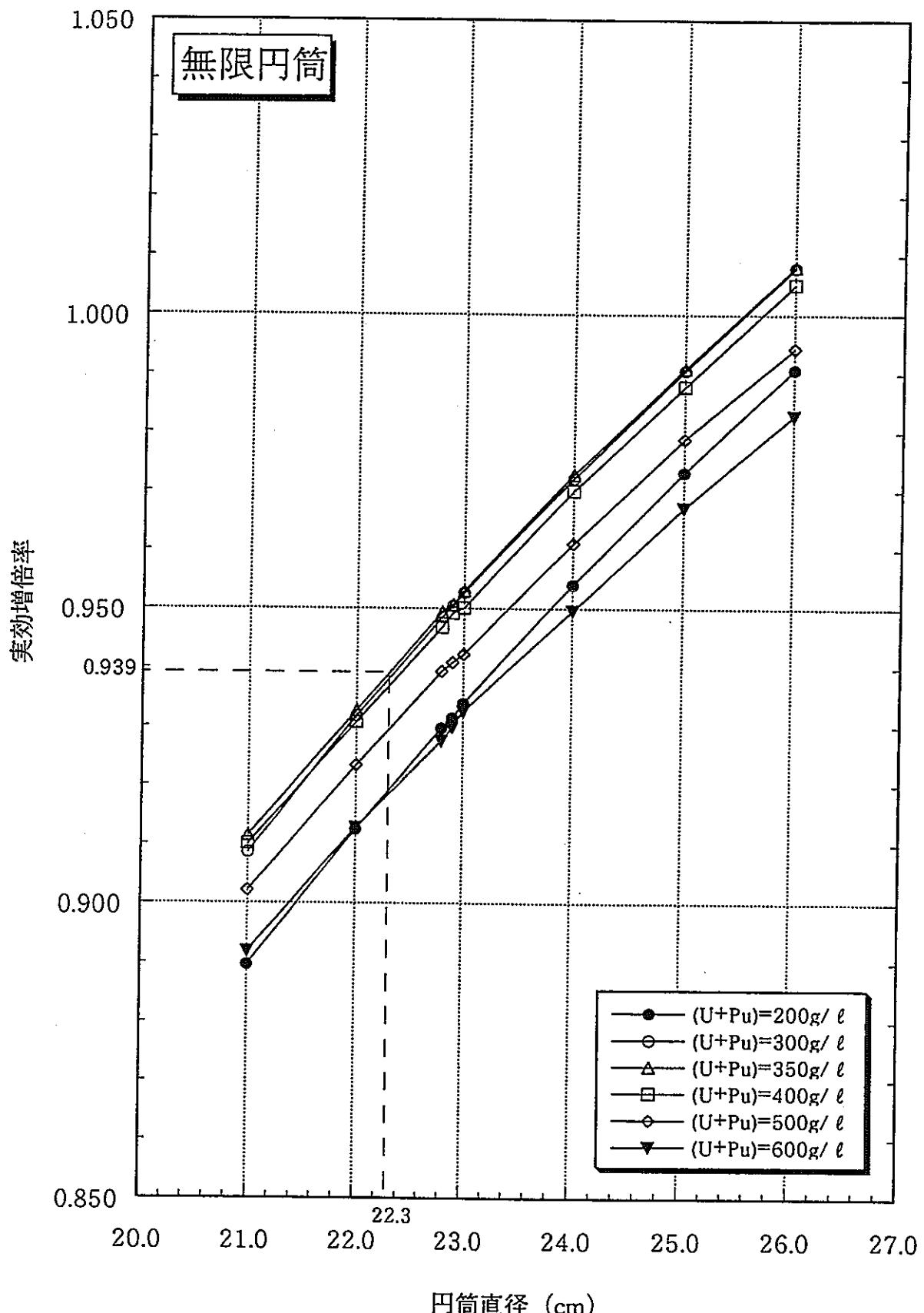


図2.2.2-3 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%)

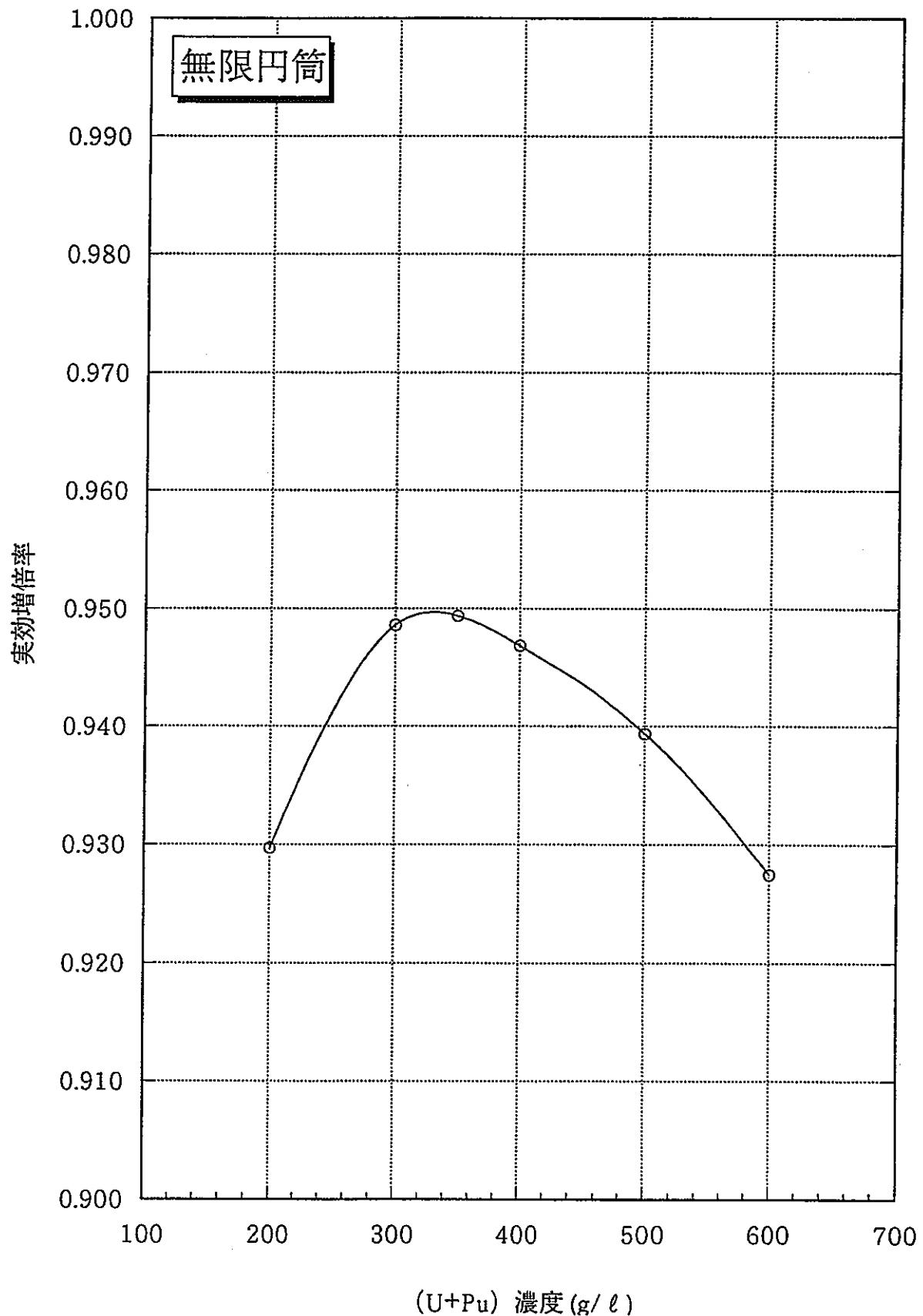


図2.2.2-4 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%, 円筒直径22.8cm)

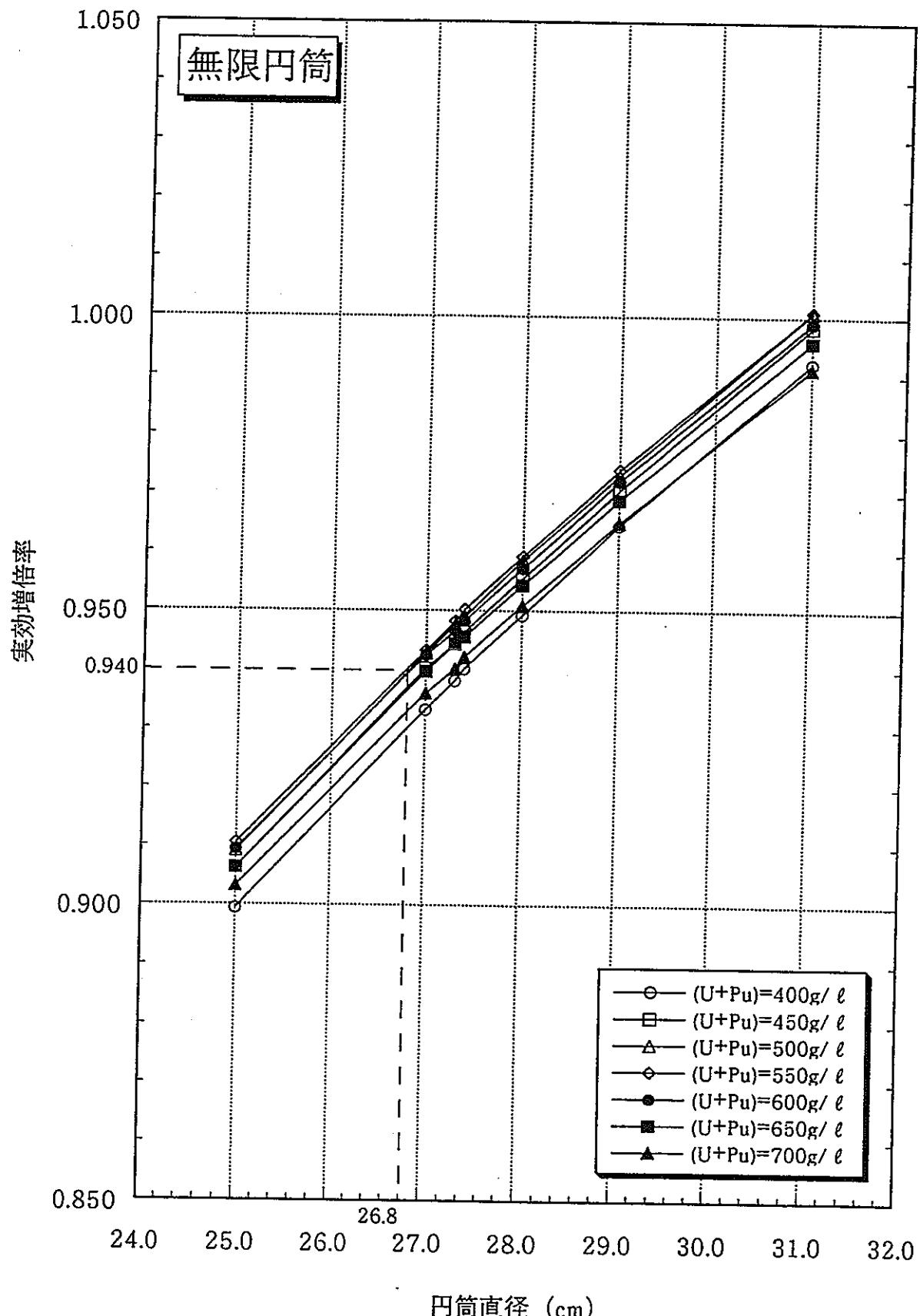


図2.2.2-5 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%)

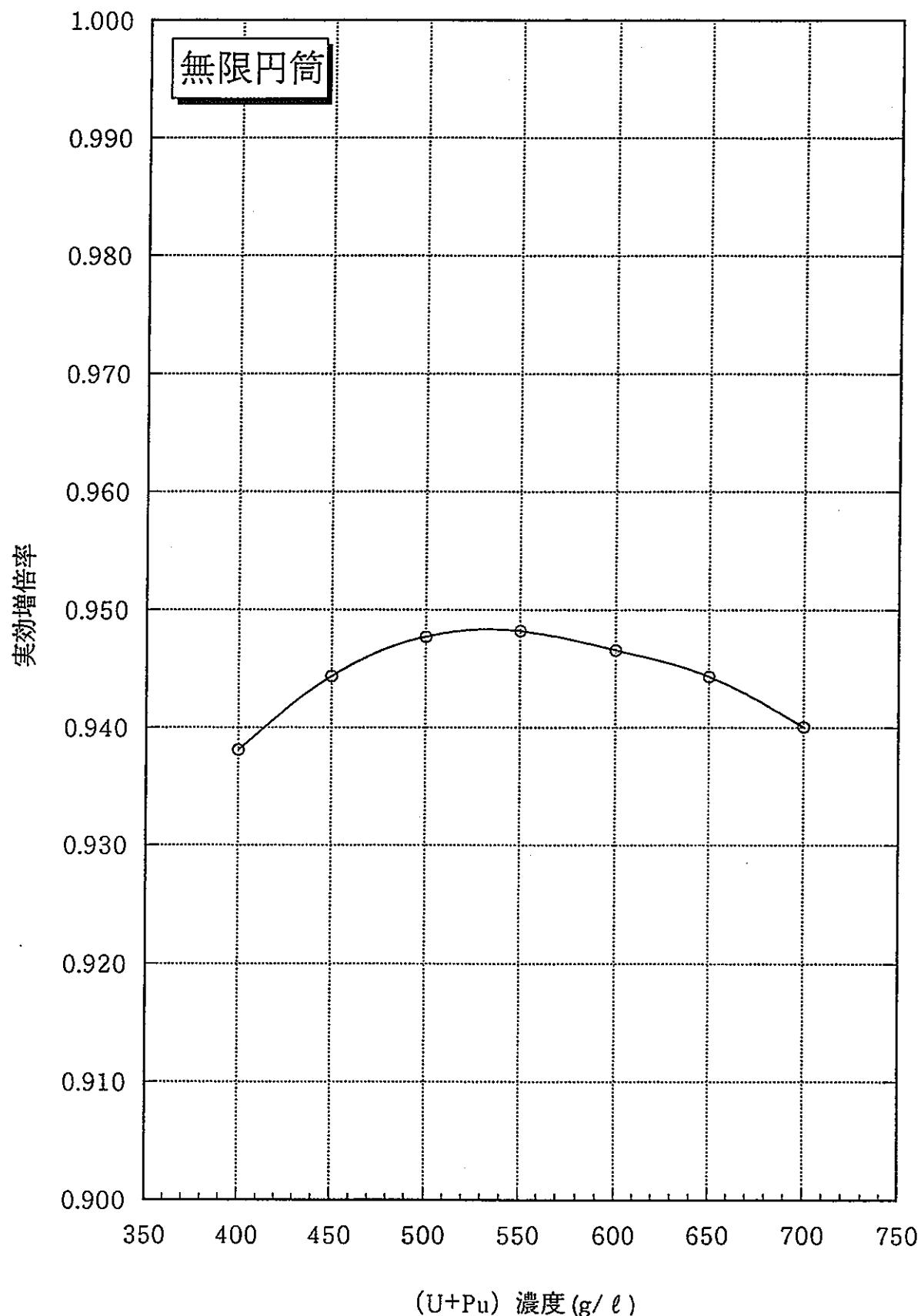


図2.2.2-6 無限円筒の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%,円筒直径27.3cm)

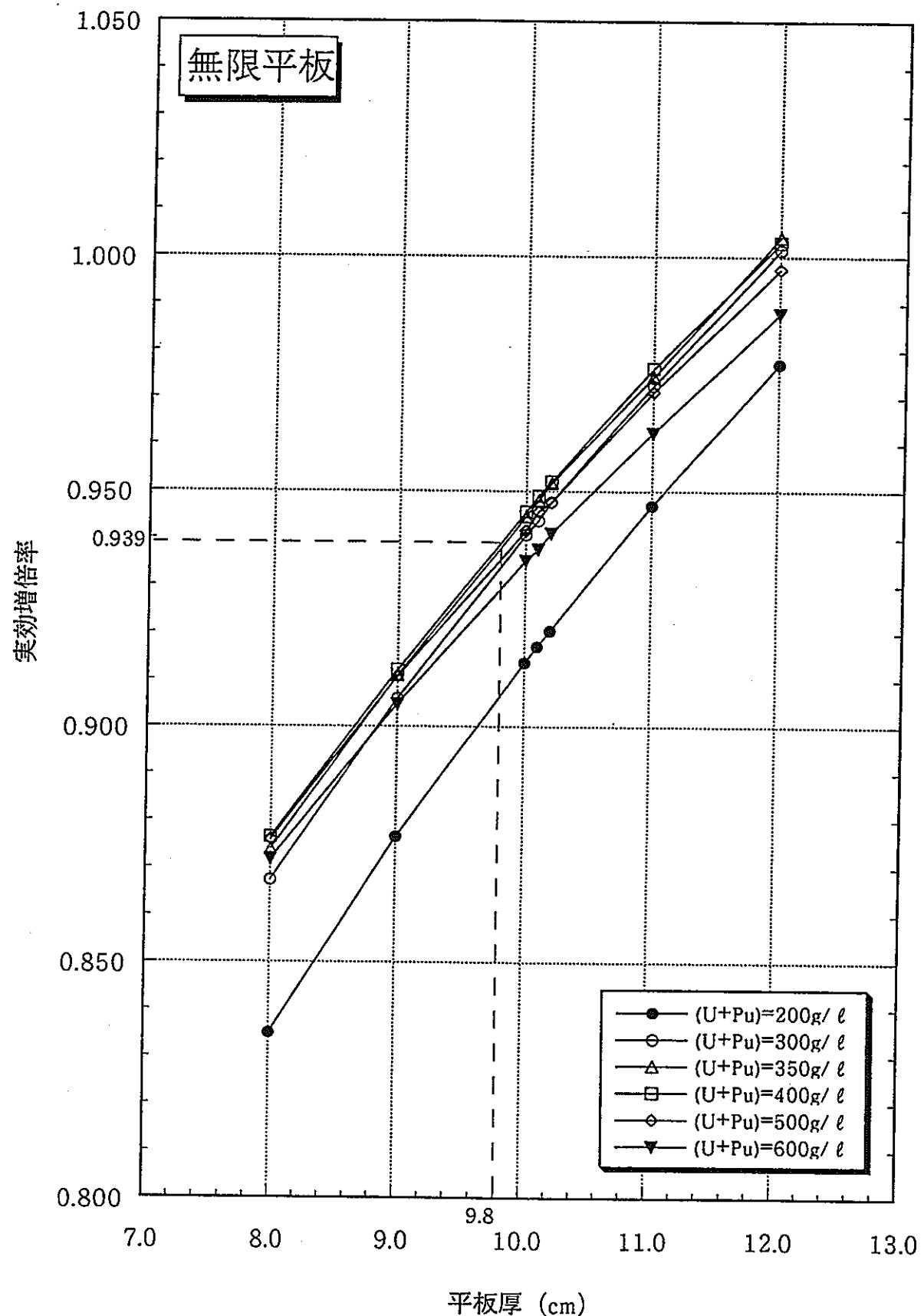


図2.2.2-7 無限平板の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%)

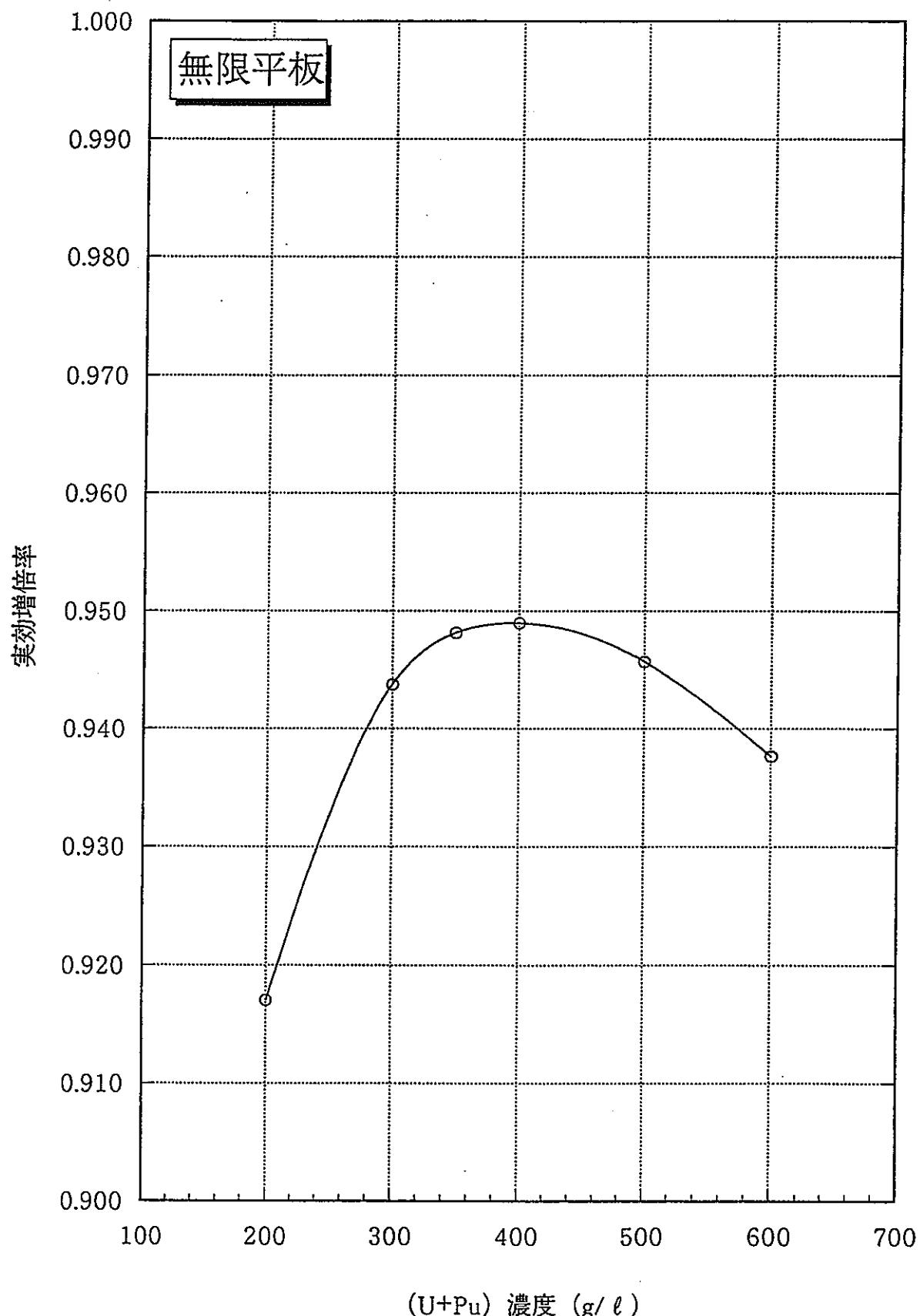


図2.2.2-8 無限平板の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%,平板厚10.1cm)

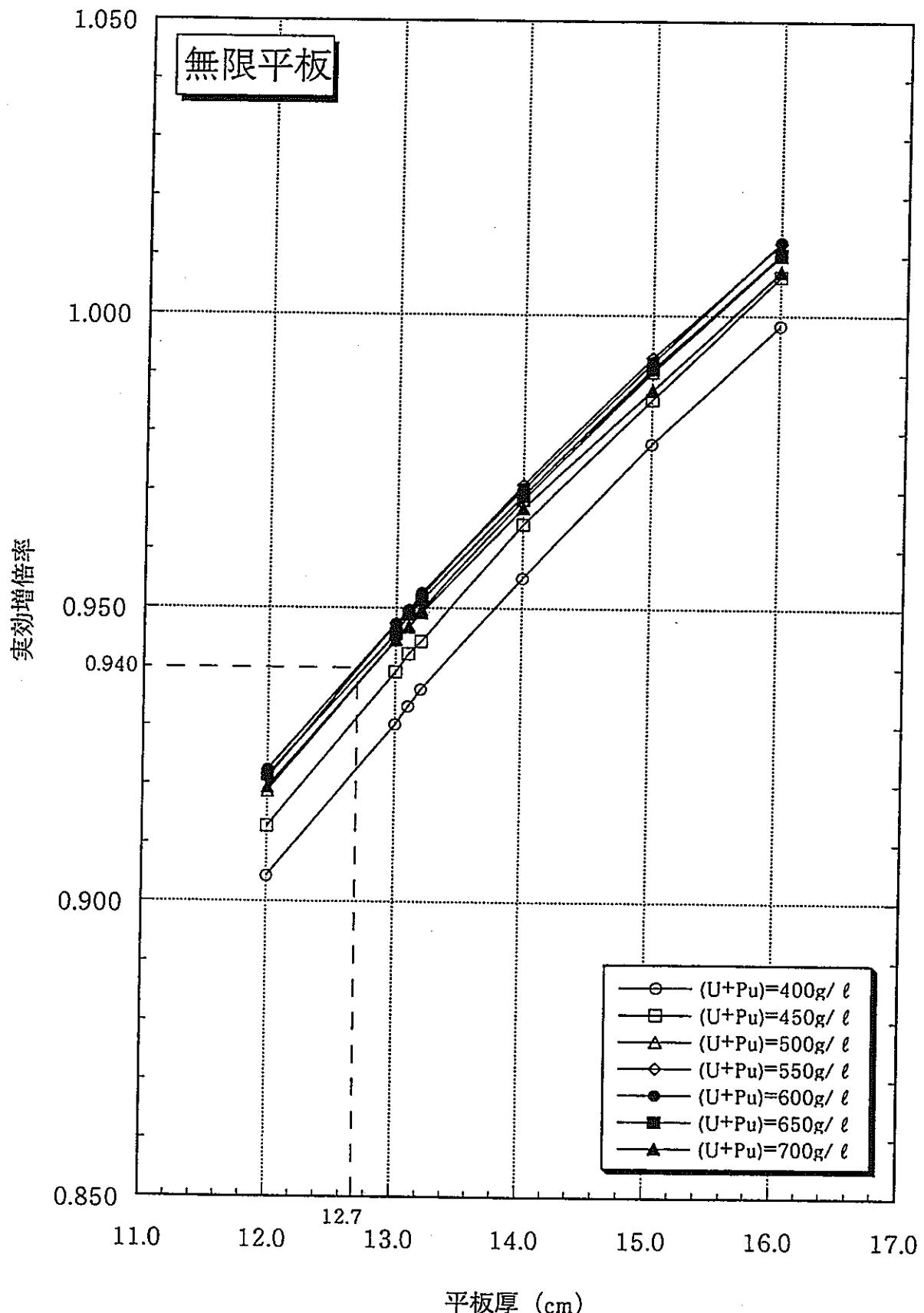


図2.2.2-9 無限平板の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%)

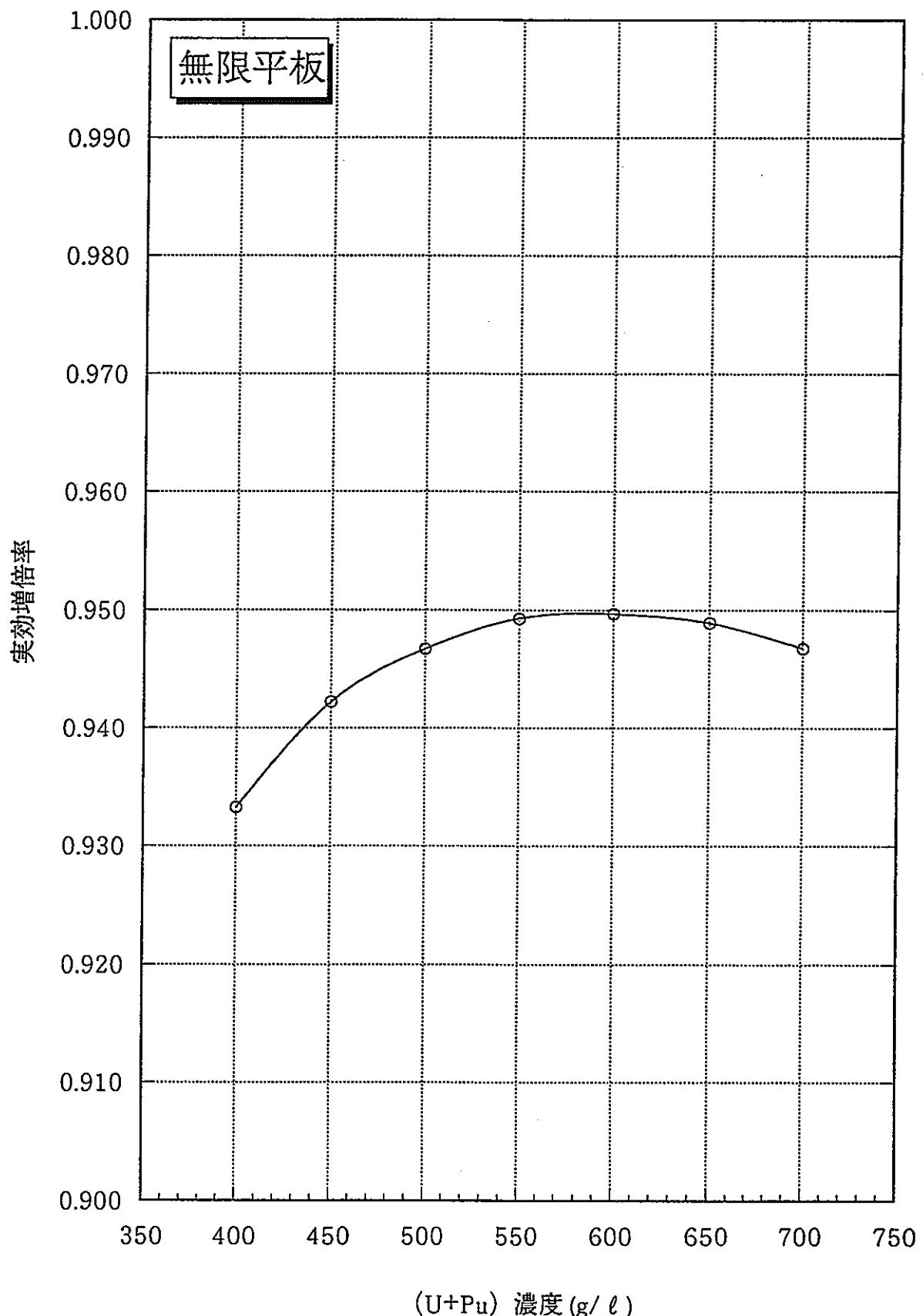


図2.2.2-10 無限平板の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%,平板厚13.1cm)

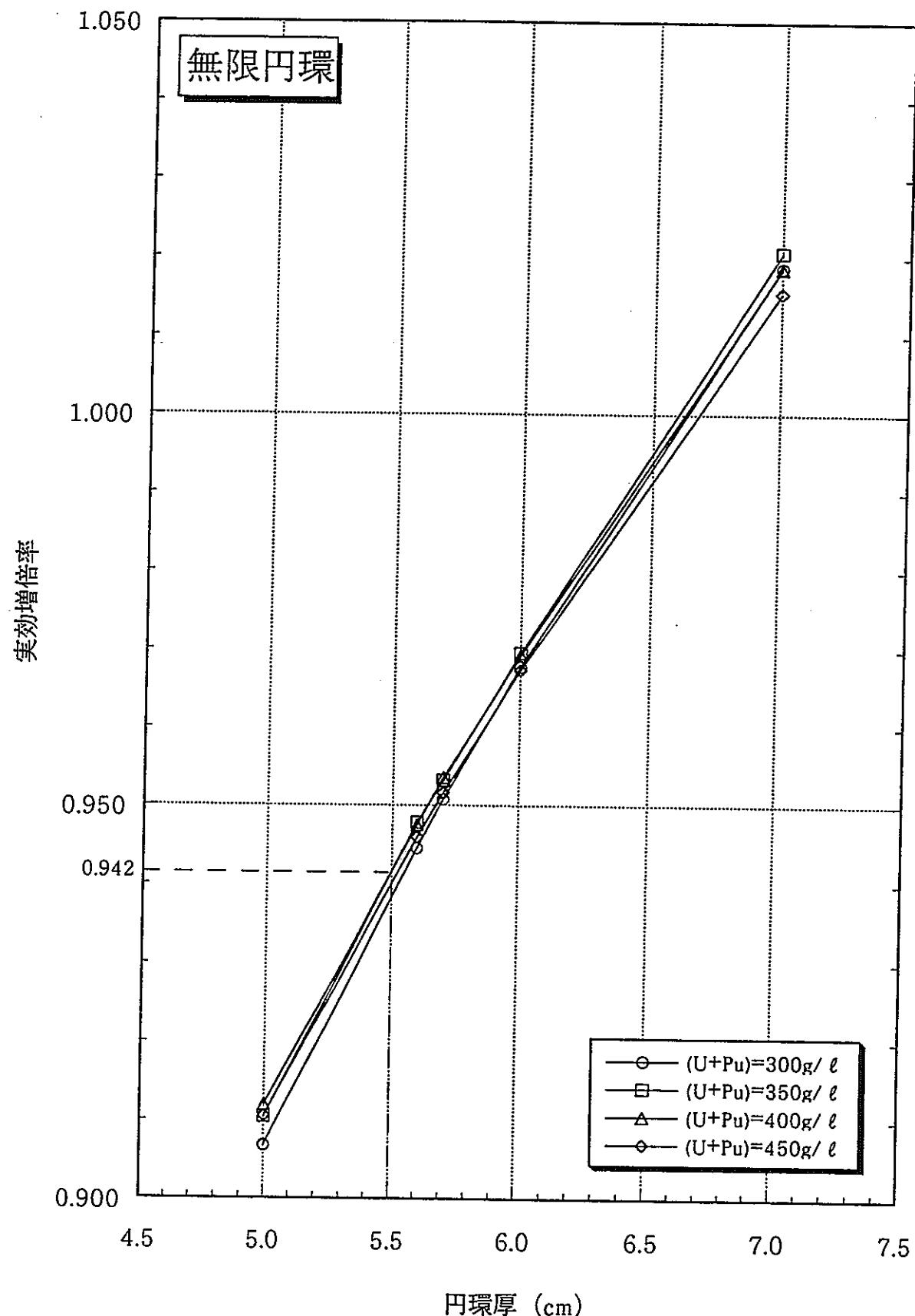


図2.2.2-11 無限円環の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%,内径1m)

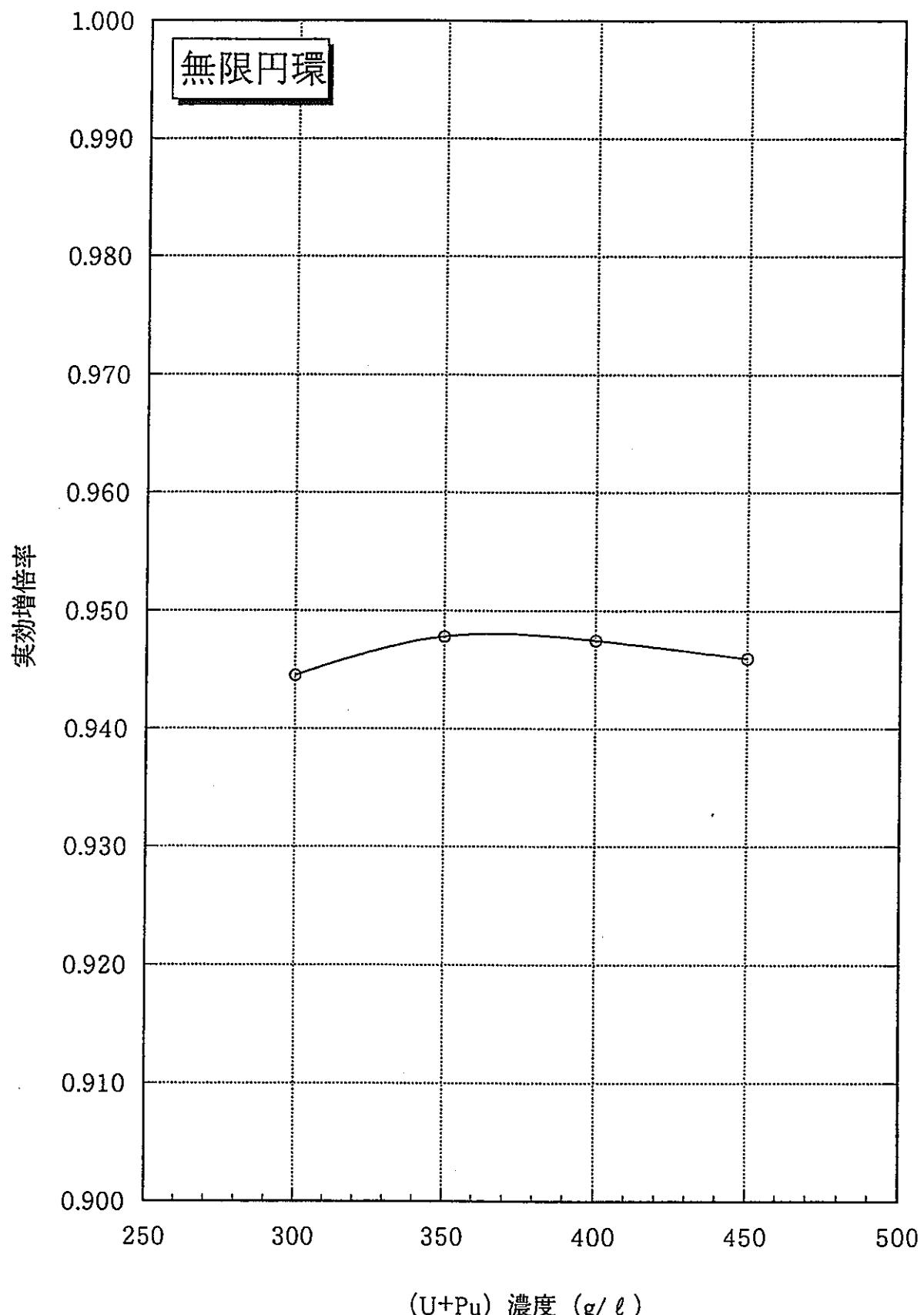


図2.2.2-12 無限円環の臨界計算結果 (Pu富化度25wt%, 内径1m, 円環厚5.6cm)

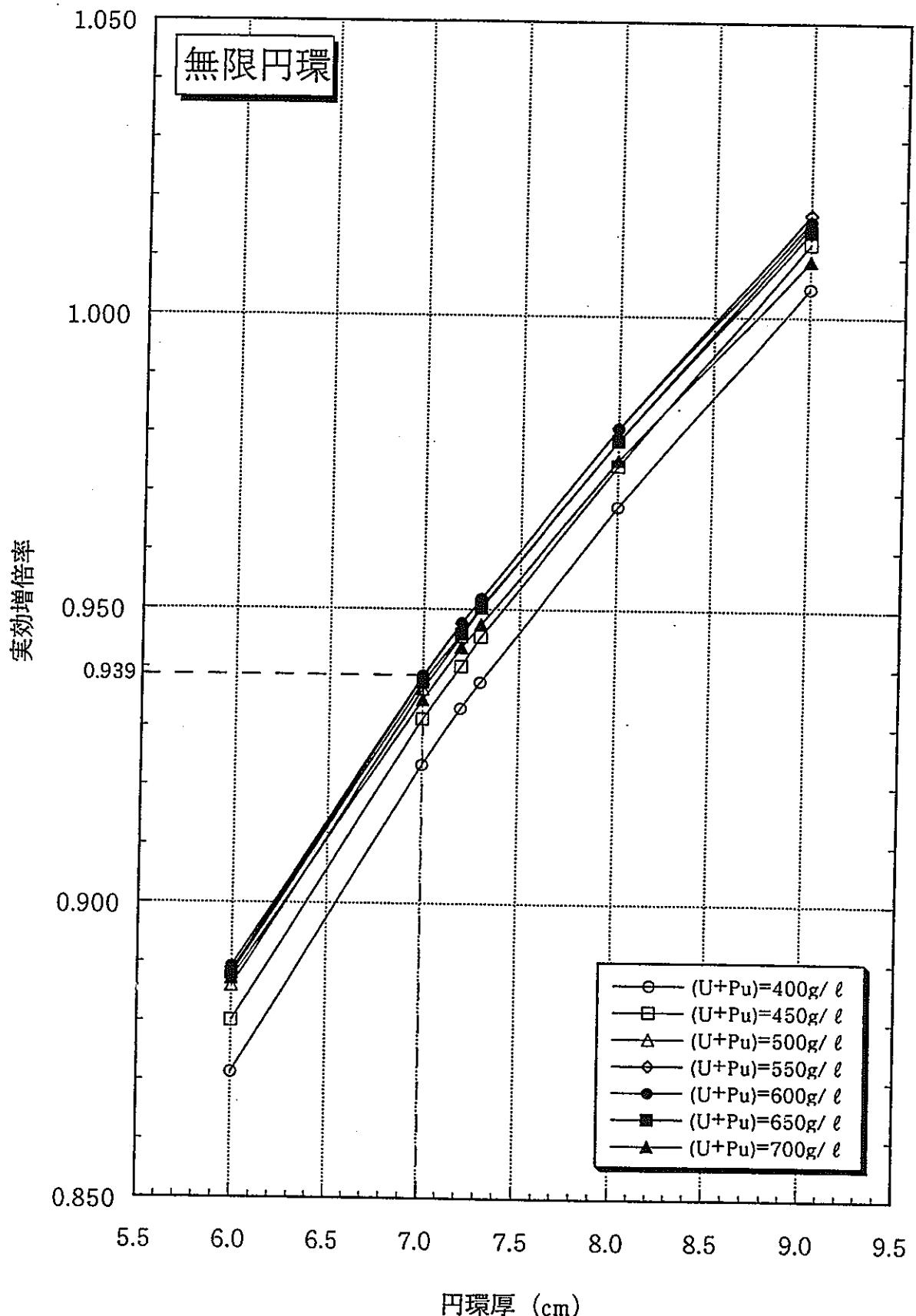


図2.2.2-13 無限円環の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%,内径1m)

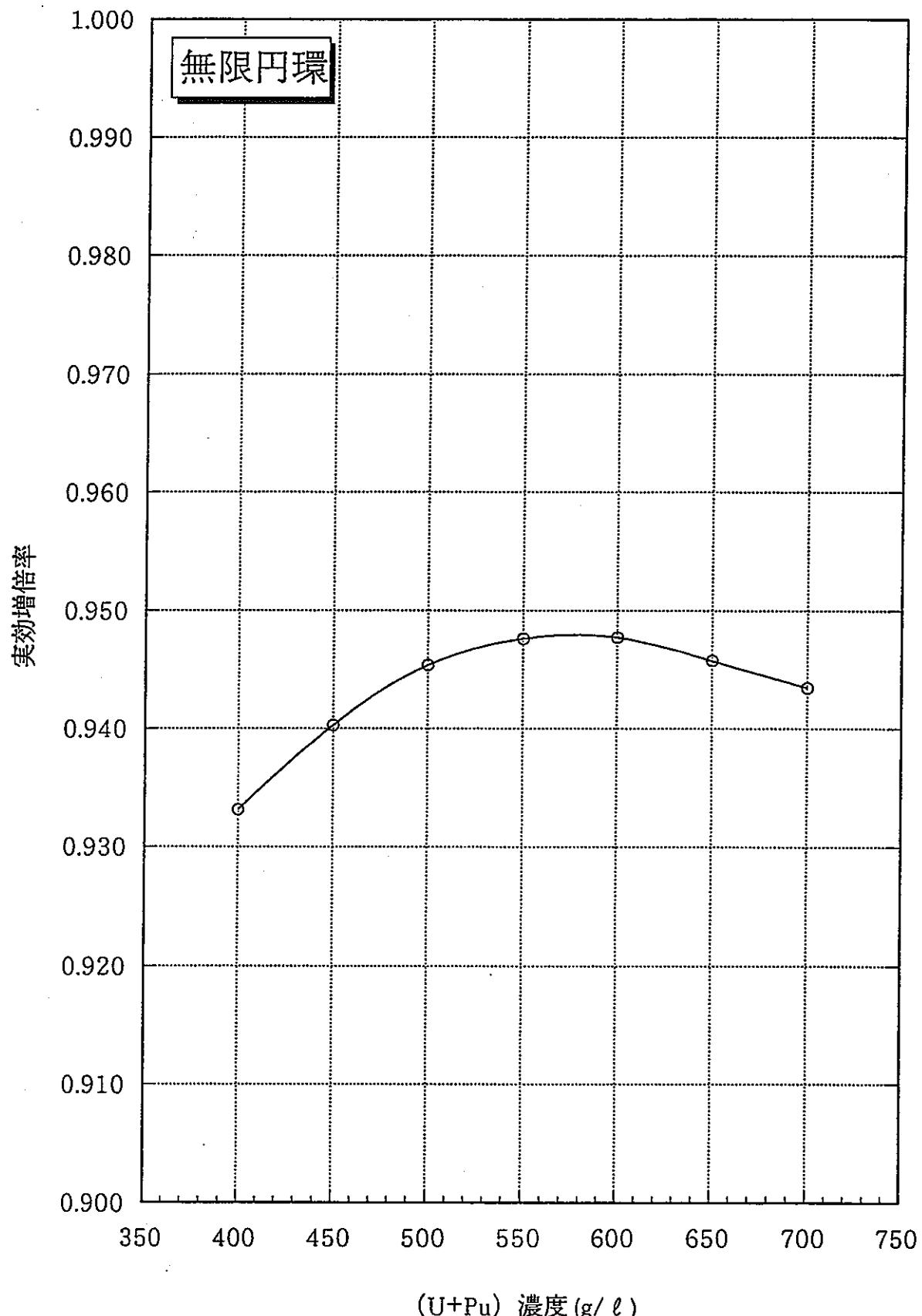


図2.2.2-14 無限円環の臨界計算結果 (Pu富化度10wt%, 内径1m, 円環厚7.2cm)

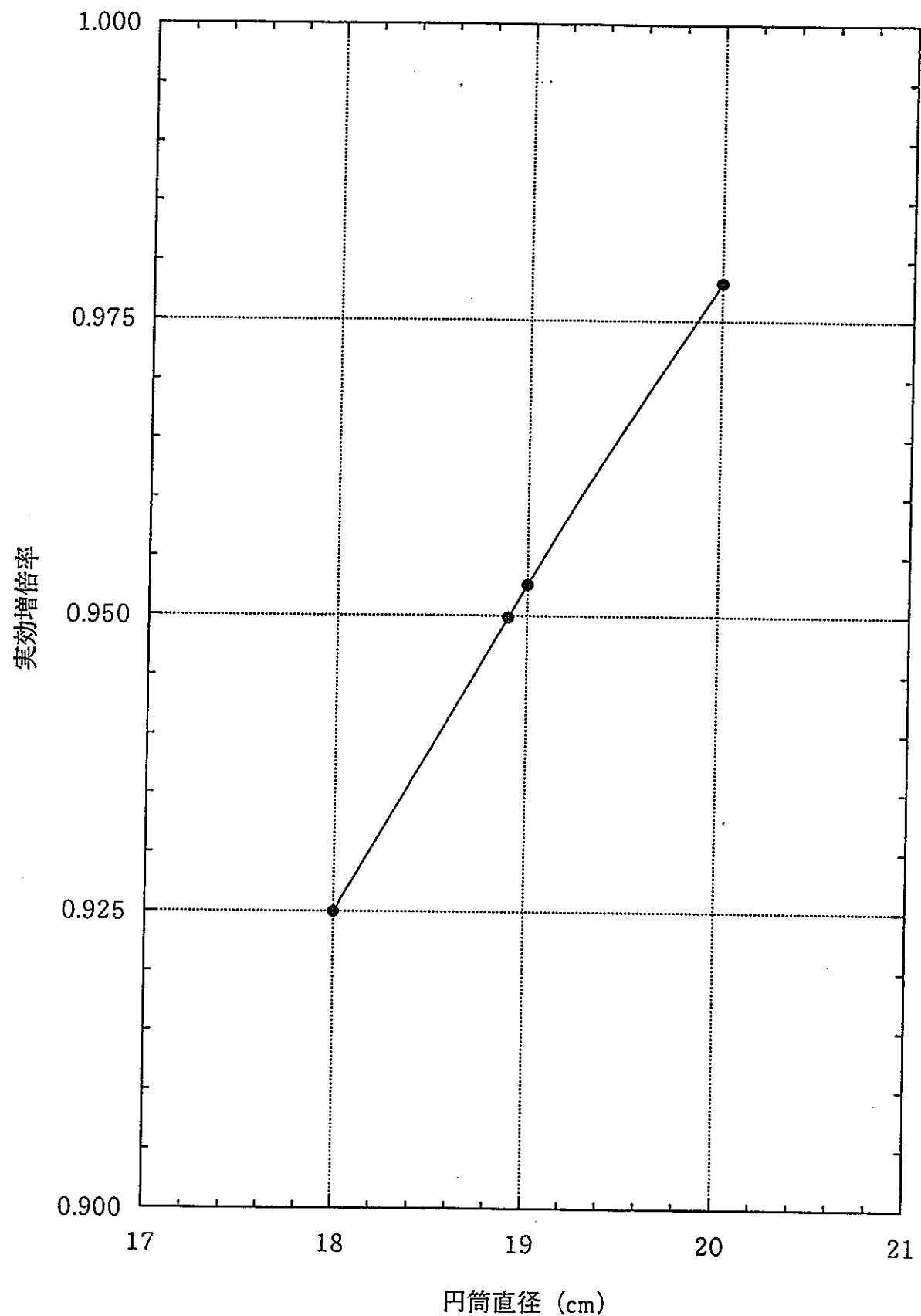


図2.2.2-15 混合酸化物系の臨界計算結果（無限円筒,Pu富化度25%）

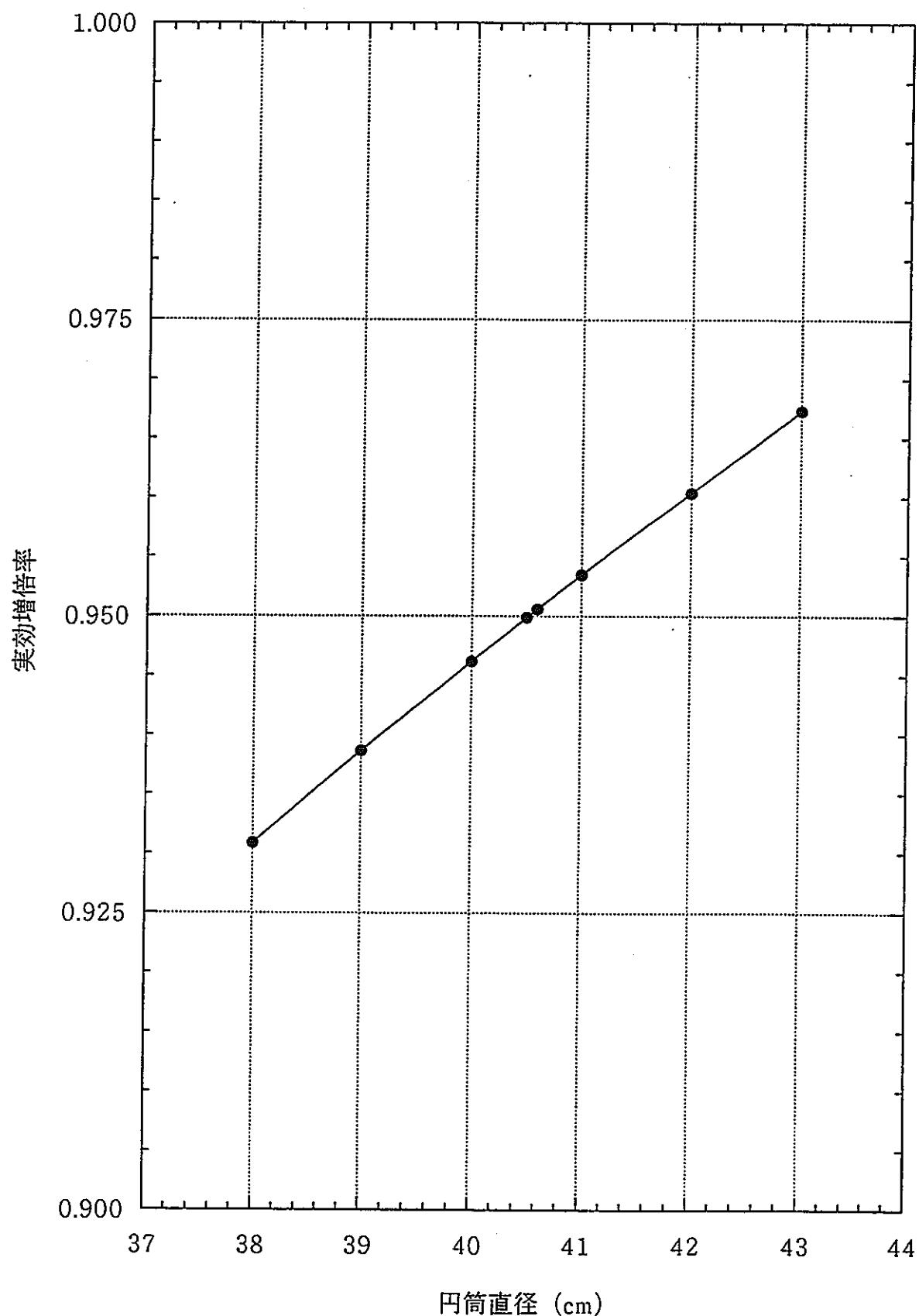
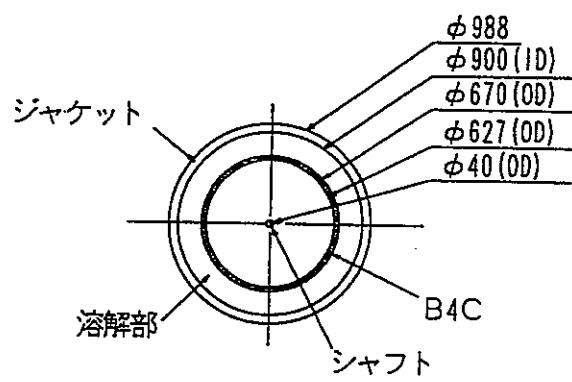
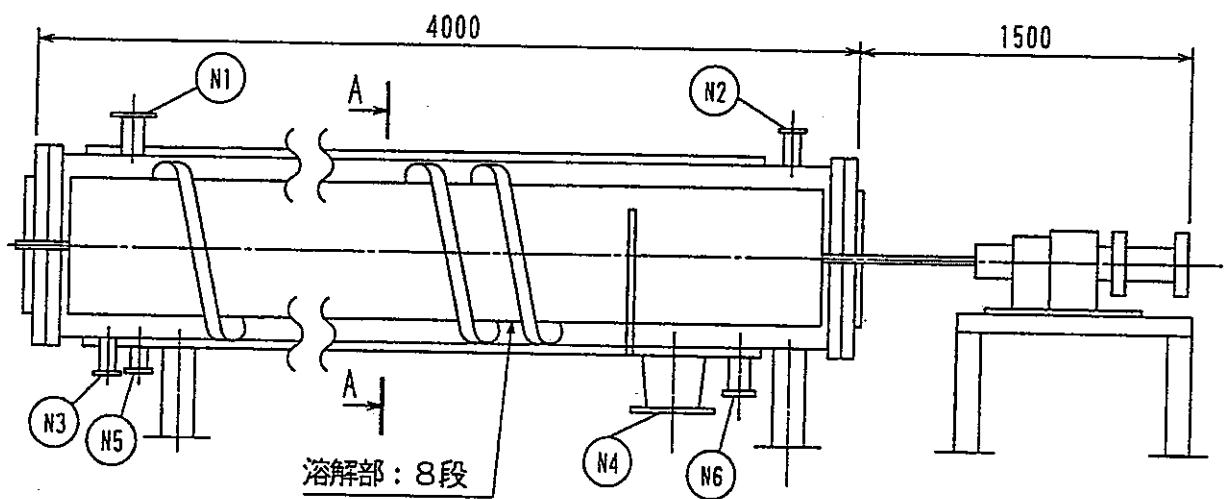


図2.2.2-16 混合酸化物系の臨界計算結果（無限円筒,Pu富化度10%）



A-A 断面

図-2.2.2-17 溶解槽概念図

3. 主分離工程の検討

3.1 除染係数の調査

3.1.1 Barnwell再処理工場

Barnwell再処理工場[1]は1997年に実際上完成したが、米国における民間再処理の無期限停止の決定により、運転されることなくそれ以降の作業は中止された。この工場は、民間のLWR使用済燃料を処理するために設計されており、最高燃焼度は35GWd/tHMとされている。図3.1.1-1にBarnwell再処理工場のフローシートを、表3.1.1-1にフローシート上の各点における液中核分裂生成物含有量（設計推定値）を示す。この表から、各工程における除染係数を求めた結果を表3.1.1-2に示す。これらの値は、設計推定値であるが、Zr/Nb及びRu/Rhについて抽出器単位に比較的細かく除染係数値が設定されている。

3.1.2 東海再処理工場

東海再処理工場（以下TRP）は、LWR燃料を処理する工場である。この工場では、共除染工程と分配工程が別々の抽出サイクルで構成されている。Yamanaら[2]は、TRPにおけるRu及びZrの除染係数の実験値を報告している。図3.1.2-1にRu及びZrの工程内分布を、図3.1.2-2に各抽出工程に対する除染係数を示す。これらの値は、工程の実績値と設計値などの違いがあるが、Barnwell再処理工場の推定値と比較すると大きな除染係数が得られている。

3.1.3 SAP再処理工場

SAP(Marcoule)再処理工場は、FBR燃料を処理するために建設された。図3.1.3-1にこの工場のフローシートを示す。TRPと同様に、この工場は、共除染工程と分配工程が別々の抽出サイクルで構成されている。

この工場で1979～1983にPhenix のFBR燃料を再処理した際の、核分裂生成物（Zr, Nd, Ru/Rh及び全 β 核種）の除染係数の実績値（平均値）が工程毎に報告されている[3]。表3.1.3-1にその報告値を示す。FBR燃料とLWR燃料の違いはあるものの、SAP再処理工場の除染係数の実績値は、東海再処理工場のそれと比較的近い値である。

3.1.4 OTL試験

日本原燃サービス(株)（現日本原燃(株)）と動燃事業団と共同で実施した、東海再処理工場小型試験設備（OTL）におけるホット試験では、LWR使用済燃料を用いて溶媒抽出工程の試験が行われた。抽出器としては小型ミキサセトラ及びパルスカラム（高さ2.5m）が使用された。フローシート（図3.1.4-1～図3.1.4-3）は六カ所再処理工場のフローを基本としたが、設備の制約等から工程全体を通じた試験ではなく、分割試験という形で行われ、試験の結果は公開されている[4]。実液試験で得られた第1サイクル（共除染・分配）のRu及び全FPの除染係数値を表3.1.4-1に、U精製サイクルにおけるPu, Np, Ru及び全FPの除染係数値を表3.1.4-2に、Pu精製サイクルにおけるRu, Cs及びCeの除染係数値を表3.1.4-3に示す。

これらの結果で興味深いのは、U精製サイクルの還元剤の種類が、Pu及びNpの除染係数に影響を及ぼすことである。

3.1.5 Eurochemic再処理工場

Eurochemic再処理工場は1974年まで運転された再処理工場である。1967～1968にかけて欧洲のMTR燃料の再処理が行われた時のFPの挙動について報告されている[5]。表3.1.5-1にこの期間中の第1U抽出工程のZr, Ru, α 核種及び β 核種についての除染係数値を、また、表3.1.5-2に第2及び第3U精製サイクルのZr, Ru, Np及びPuの除染係数値を示す。なお、表中のH.E.Uは高濃縮Uの意味である。

3.1.6 La Hargue再処理工場

La Hargue再処理工場には、UP2及びUP3の2つの再処理プラントがある。UP2は1966年に運転を開始し、LWR燃料やFBR燃料等様々な燃料の再処理を行い、1994年に処理能力を増強した。一方、UP3は1989年に運転を開始した。UP3における除染係数の設計値及び実績値を表3.1.6-1に示す[6]。

3.1.7 まとめ

以上の調査の結果を表3.1.7-1にまとめた。表中では工程の名称を「第1サイクル」などと表記しているが、各再処理施設で設備構成や運転条件が異なることに注意しなければならない。また、この項の参考文献を以下に示す。

- [1] 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、日刊工業新聞社(1984), p59
- [2] H.Yamana, et. al., "Result of ^{106}Ru and ^{95}Zr Decontamination Studies in the Co-decontamination Cycle of the Tokai Reprocessing Plant", ISEC'90 (1990)p657-662.
- [3] M.M.Charvillat, et. al., "A Five Years Experience of Pulse Columns Extraction Cycles for the Reprocessing of Fast Breeder Reactor Fuels at the Marcoule Pilot Plant(SAP)", EXTRACTION'84 (1984)p1-17
- [4] 三菱重工(株)他、「再処理施設のせん断処理、溶解、分離、精製並びに酸及び溶媒の回収施設におけるFPの挙動」JNFS R-91-002 (1991)
- [5] C.J.Joseph, et.al., "The Reprocessing Campaings for Highly Enriched Uranium During 1967 and 1968 at Eurochemic," ETR-238, Sept.1969
- [6] D.Alexandre, et. al., "Operational Performance of the Reprocessing Plants of COGEMA La Hague Site," RECOD'94 (1994)

表3.1.1-1 Barnwell 再処理工場の液中核分裂生成物含有量（設計推定値）

Barnwell 再処理工場の液中核分裂生成物含有量（設計推定値）†

液流番号 (図10.11)	AGNS記号	ルテニウム-ロジウム	ジルコニウム-ニオブ	全核分裂生成物
		供給ウラン 1 kg 当り Ci†		
3 A	HAF 製品	1650	1150	5980
3 B	HSR	12.2	9.6	24.6
3	HAF	1660	1160	6010
5	HAW	1650	1150	5980
6	HAP	16.4	15.4	34.6
8	HSP	4.16	5.82	10.0
9	POR	0.0128	0.0175	0.0303
11	1 BU	1.61	2.32	4.00
13	1 CW	0.805	1.16	2.00
14	1 CU	0.805	1.16	2.00
24	2 E 製品	1.93E-4	1.06E-3	1.26E-3
27	U 製品	4.80E-5	3.37E-5	9.68E-5
34	2 AW	2.53	3.47	6.00
35	2 AP	0.0252	0.0348	0.0602
37	2 BW	0.0127	0.0174	0.0301
38	2 BP	0.0127	0.0174	0.0301
42	3 AW	0.0126	0.0173	0.0299
43	3 AP	1.26E-4	1.74E-4	3.01E-4
45	3 BW	6.30E-5	8.70E-5	1.50E-4
47, 55	3 BP, 3 PC	6.30E-5	8.70E-5	1.50E-4
製品ウラン 1 g 当り μCi				
27	U 製品	0.048	0.034	0.097
プルトニウム 1 g 当り μCi				
35	2 AP	2460	3400	5880
38	2 BP	1280	1750	3030
43	3 AP	12.8	17.7	30.7
47, 55	3 BP, 3 PC	6.4	8.8	15.2

† データは Buckham [B 21] および Murbach [M 10] からとった。

†† 時間当たりの量に換算するには供給ウラン量 208 kg/h を乗ずればよい。

表3.1.1-2 Barnwell 再処理工場における核分裂生成物の除染係数（設計推定値）

項目		液流番号	Ru / Rh	Zr / Nb	FP Total
除染 分配 U第1 サイクル	HA(遠心)	3 / 6	101.2	75.7	173.7
	HS塔	6 / 8	3.9	2.6	3.5
	1B塔	(8+9) / 11	2.6	2.5	2.5
	1C塔	11 / 14	2.0	2.0	2.0
	Total(U)	3 / 14	2.1×10^3	1.0×10^3	3.0×10^3
U第2 サイクル	2D&2E	14 / 24	4.2×10^3	1.1×10^3	1.6×10^3
ウラン製品		3 / 24	8.6×10^6	1.1×10^6	4.8×10^6
		3 / 27	3.5×10^7	3.4×10^7	6.2×10^7

表3.1.3-1 SAP 再処理工場における各工程の除染係数

DECONTAMINATION FACTORS (average results during high activity feed extraction)
(activities in mCi.l⁻¹)

	Feed	Sortie 1st cycle	FD 1d cycle	Sortie U 2d cycle	FD U 2d cycle	Sortie Pu 2d cycle	FD Pu 2d cycle	Sortie U 3d cycle	FD U 3d cycle	FD Pu total	FD U total
U	118,2	51		30		<5.10 ⁻³		40			
Pu	27,8	12		5.10 ⁻⁶		14		< 10 ⁻⁷			
⁹⁵ Zr	2000	0,1	6.10 ³	<10 ⁻⁴	> 600	6.10 ⁻³	20	-		1,2.10 ⁵	
⁹⁵ Nb	800	0,05	5.10 ³	2.10 ⁻⁴	150	6.10 ⁻³	10	-		5.10 ⁴	
¹⁰⁶ Ru.Rh	24000	0,66	1,1.10 ⁴	2,4.10 ⁻³	160	0,01	80	5.10 ⁻⁴	6	8,8.10 ⁵	1,05.10 ⁷
¹²⁵ Sb	2000	-		-		-		-			
¹³⁴ Cs	7300	-		-		-		-			
¹³⁷ Cs	28000	-		-		-		-			
¹⁴⁴ Ce.Pr	170000	-		-		-		-			
β TOTAL	235000	0,85	8,6.10 ⁴	2,7.10 ⁻³	180	0,022	45	5.10 ⁻⁴	6	3,9.10 ⁶	9,3.10 ⁷

表3.1.4-1 第1サイクルのFP等の除染係数(OTL試験)

		除染係数の試験値	
ウランに対して	^{106}Ru	1600～2000	
	全FP	15000～18000	
プルトニウムに対して	^{106}Ru	860～920	
	全FP	7800～8300	

表3.1.4-2 U精製サイクルのFP等の除染係数(OTL試験)

		Run1	Run2	Run3	Run4
U 精 製 第 2 サ イ ク ル	還元剤	なし	ウラス & ヒト・ラジン	ヒト・ラジン	HAN + ヒト・ラジン
	Pu	-	> 67	1.6	1.9
	Np	9	5	> 84	> 72
	^{106}Ru	50	> 120	-	-
	全FP	130	> 300	-	-
U 精 製 第 3 サ イ ク ル	還元剤	HAN + ヒト・ラジン	HAN + ヒト・ラジン	ウラス & ヒト・ラジン	HAN + ヒト・ラジン
	Pu	> 47	> 88	> 41	> 62
	Np	> 130	> 33	> 78	> 62
	^{106}Ru	41	16	-	-
	全FP	41	16	-	-

表3.1.4-3 Pu精製サイクルのFP等の除染係数 (OTL試験)

		¹⁰⁶ Ru	¹³⁷ Cs	¹⁴⁴ Ce
Run1	抽出部	34	> 1500	> 130
	FP洗浄部	2.0	> 1.4	> 7.6
	合計	68	-	-
Run2	抽出部	31	> 180	120
	FP洗浄部	1.9	-	> 5.7
	合計	59	-	-

表3.1.5-1 第1ウラン抽出工程におけるFPの除染係数 (Eurochemic再処理工場)

核種	⁹⁵ Zr		¹⁰³⁺¹⁰⁶ Ru		β	α
	年	1967	1968	1967	1968	
HAF/HAP	10~1000	10~90	60~500	60~170		
HAF/HSP	500~8000	70~400	400~200	300~800		
HAF/BXP	500~8000	200~1000	1000~6000	800~3000		
HAF/2AFU	2×10^5	1×10^4	2×10^4	5×10^3	5×10^4	50

表3.1.5-2 Eurochemic再処理工場における精製サイクルの除染係数

AVERAGE DECONTAMINATION FACTORS OBTAINED DURING H.E.U. 1967 AND 1968 CAMPAIGN IN
2nd EXTRACTION CYCLE AND SILICAGEL COLUMN.

BATCH 2 AP	kg. URANIUM	H.E.U. 2nd EXTRACTION CYCLE				RECYCLED EXTRACTION				SILICAGEL COLUMN			
		2 AF / 2 BP				2 BP / 2 BP (rec.)				2 BP (rec.) / 2 UP			
		Pu	Np-237	Zr-95	Ru-103 106	Pu	Np-237	Zr-95	Ru-103 106	Pu	Np-237	Zr-95	Ru-103 106
H.E.U. 1967													
100-500*	54	5****	-	90	60	1.5	1.3	0.5	12	1	13	1.3.10 ³	2.3
600-1000	69	2.10 ²	2	2-3	2.10 ²	5.7	1	1	>1.5	0.03	≥2.5	2.10 ⁴	25
1000-1400**	38	8.10 ²	≥10	5-6	5.10 ²	-	-	-	-	0.3	≥1	3.8.10 ³	7
Rinsing 1st cycle equipment	3.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H.E.U. 1968													
100-1600	99	3.0.10 ²		30	1.10 ²	2.1	30	10		1	38	16	

* In recycling batch 100-500, the Np flowsheet of figure 9 was used.

** Batch 1000-1400 has not been recycled.

*** Low DF_{Pu} due to cross contamination via ventilation system.

**** Low DF_{Pu} due to traces Pu from previous LEU campaign.

表3.1.6-1 La Hargue再処理工場における除染係数実績値と設計値 (UP3)

T2 1 CUPu	<i>DF $\beta\gamma$</i> <i>U-Pu separation</i>	<i>Uranium : > 2 10⁵</i> <i>Plutonium : < 8 10⁴</i> <i>< 10 $\mu gPu/kgU$</i>	<i>Design values</i> <i>DF U : 2 500</i> <i>DF Pu : 1 250</i> <i>1 mgPu/kgU</i>
T3 2CU 3CU unused most of the time	<i>DF Neptunium</i> <i>DF Plutonium</i> <i>DF $\beta\gamma$</i>	<i>100 - 250</i> <i>non-significant</i> <i>100 - 200</i> <i>< 2 $\mu Ci/kgU$</i>	<i>Uranium specifications</i> <i>$\beta\gamma < 25 \mu Ci/kgU$</i> <i>$\alpha$ (others than U) < 15 000 dpm/gU</i>
T4	<i>DF $\beta\gamma$</i>	<i>100 - 1 600</i> <i>< 1 $\mu Ci/gPu$</i> <i>outlet 3 CPu</i>	<i>Plutonium specifications</i> <i>$\beta\gamma < 8 \mu Ci/kgU$</i>
OWT	<i>DF $\beta\gamma$</i>	<i>Residue rate : 1%</i> <i>$\beta\gamma < 0,2 mCi/l$</i> <i>$\alpha = 2 10^{-4} mCi/l$</i>	<i>Design values</i> <i>Residue rate : 5%</i> <i>$\beta\gamma < 18 mCi/kgU$</i> <i>$\alpha < 10^{-2} mCi/l$</i>

表3.1.7-1 除染係数調査結果のまとめ

核種	施設	Uに対するDF				Puに対するDF			備考
		第1サイクル	U精製1	U精製2	U Total	第1サイクル	Pu精製	Pu Total	
Ru	Barnwell	2,100	4,200	-	8.6E+6	-	-	-	軽水炉燃料（設計推定値）
	東海	7,600	220	4.1	7.0E+6	7,600	110×44	3.5E+7	第1サイクルは共除染のみ
	SAP	1.1E+4	160	6	1.1E+7	-	80	8.8E+5	FBR燃料
	OTL試験	1.6E+3～2.0E+3	50～>120	16～41	-	860～920	59～68	-	軽水炉燃料・小規模試験
	Eurochemic	5.0E+3～2.0E+4	60～500	-	-	-	-	-	MTR燃料
Zr	Barnwell	1.0E+3	1,100	-	1.1E+6	-	-	-	
	東海	800	2.0E+3	> 6	>1.0E+7	800	200×>200	>3.0E+6	
	SAP	6.0E+3	> 600	-	-	-	20	1.2E+5	
	Eurochemic	1.0E+4～2.0E+5	2～90	-	-	-	-	-	
β	Barnwell	3.0E+3	1,600	-	4.8E+6	-	-	-	FP Total の値
	SAP	8.6E+4	180	6	9.3E+7	-	45	3.9E+6	
	OTL試験	1.5E+4～1.8E+4	130～>300	16～41	-	7.8E+3～8.3E3	-	-	
	Eurochemic	5.0E+4	-	-	-	-	-	-	
	UP3	> 2.0E+5	100～200	-	-	-	100～1,600	-	実績値の方を記入した
Pu	OTL試験	-	1.6～>67	>41	-	-	-	-	
	Eurochemic	-	200～800	-	-	-	-	-	
	UP3	<0.01mgPu/KgU	non-significant	-	-	-	> 8.0E4	-	
Np	OTL試験	-	5～>84	>33	-	-	-	-	
	Eurochemic	-	2～>10	-	-	-	-	-	
	UP3	-	100～250	-	-	-	-	-	

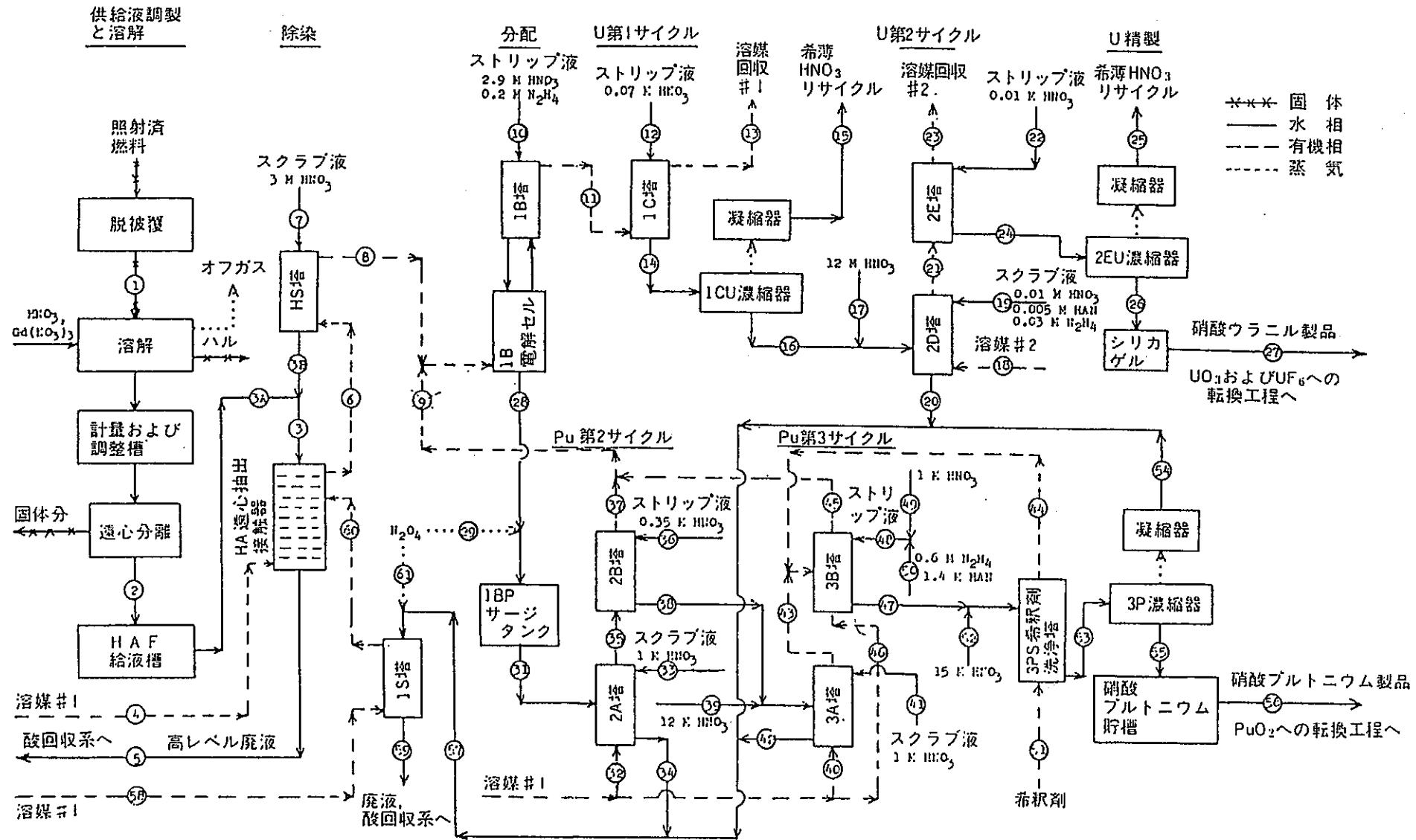


図3.1.1-1 Barnwell 再処理工場の溶媒抽出部フローシート

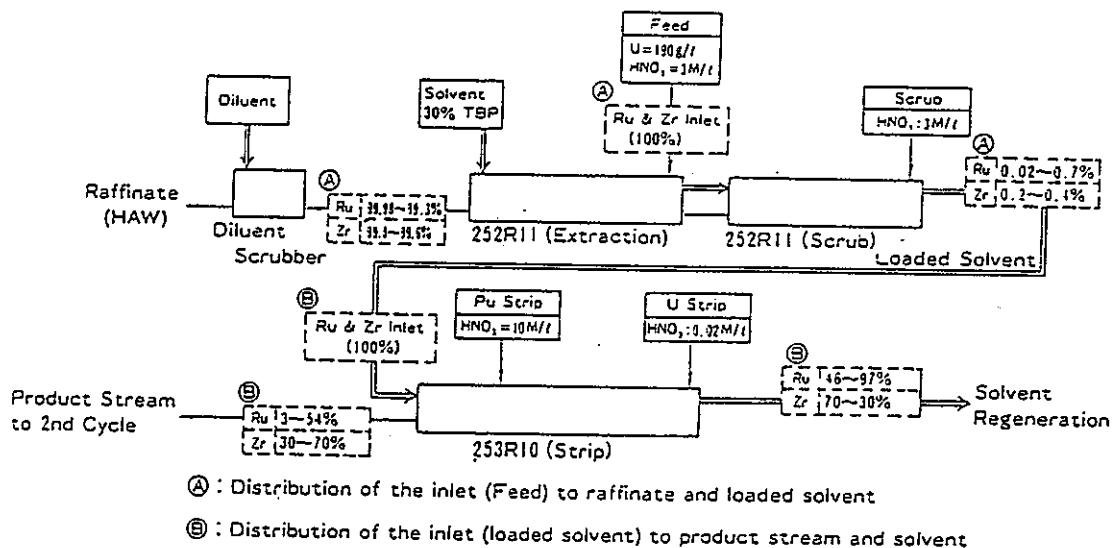


図3.1.2-1 東海再処理工場におけるRu及びZrの抽出工程内分布

	2nd Extraction Cycle			U-Purification Cycle			Gross DF for U	
	for	Ru	2.2×10^2	Ru	4.1	Zr	>6	Ru
Co-decontamination Cycle	U	Zr	2.0×10^3					7.0×10^5
	Ru	7.6×10^3						Zr $>1.0 \times 10^7$
	Zr	8.0×10^2		2nd Extraction Cycle			Gross DF for Pu	
	for	Ru	1.1×10^2	Ru	4.4×10	Zr	$>2.0 \times 10^2$	Ru 3.5×10^7
	Pu	Zr	2.0×10^2					Zr $>3.0 \times 10^7$

図3.1.2-2 東海再処理工場の溶媒抽出工程でのRu及びZrの除染係数

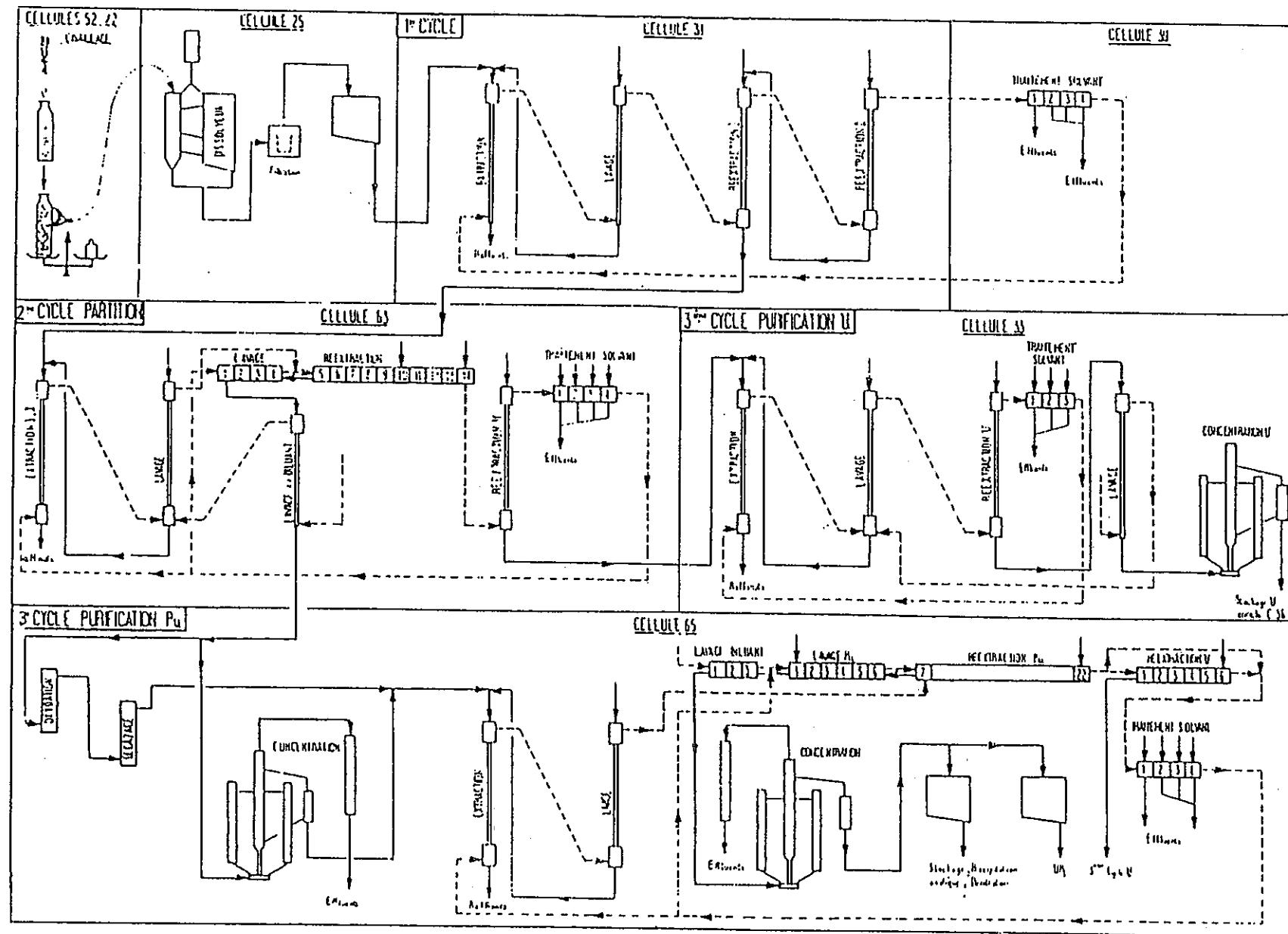


図3.1.3-1 SAP再処理工場の概略フローシート

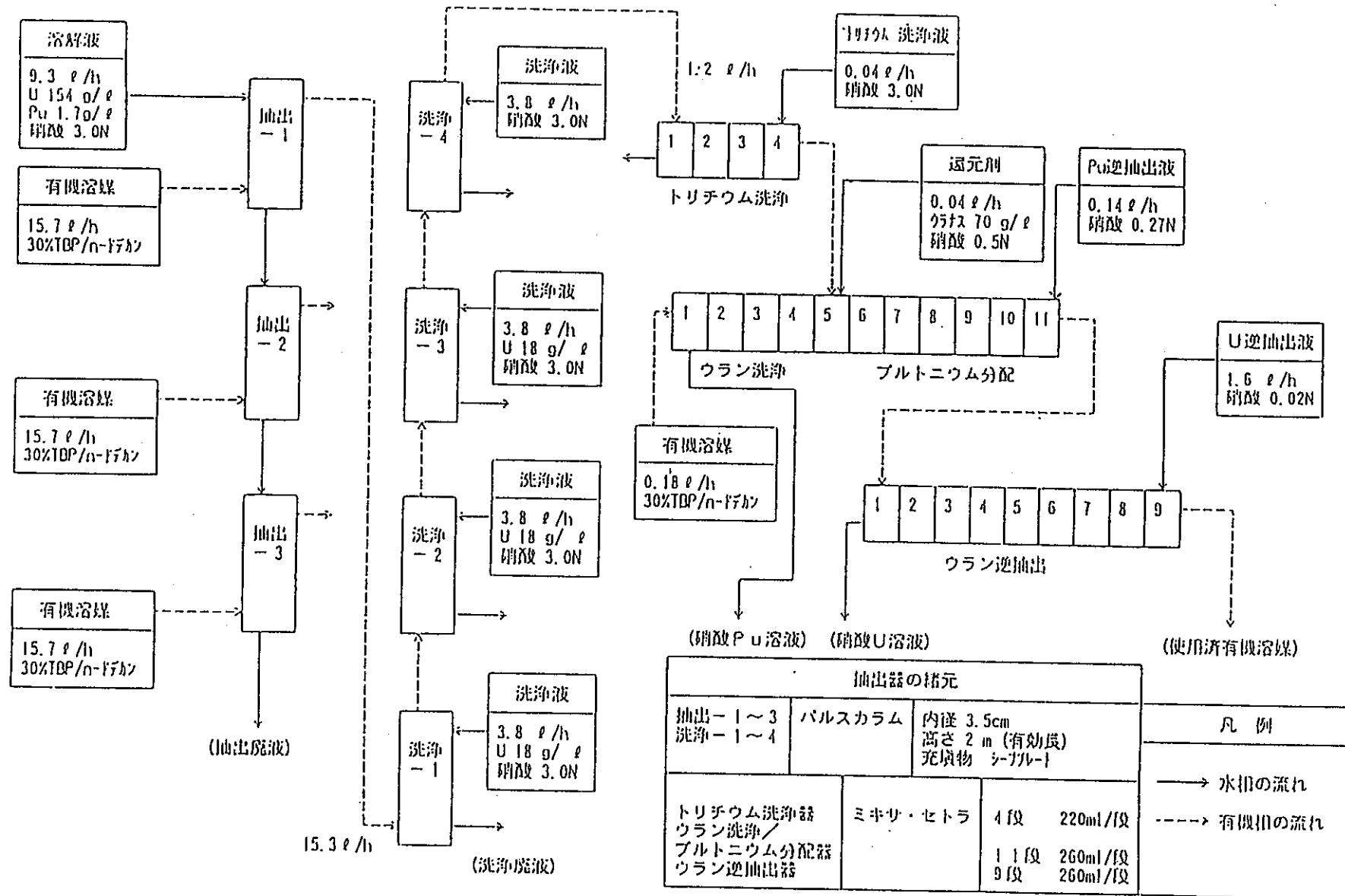
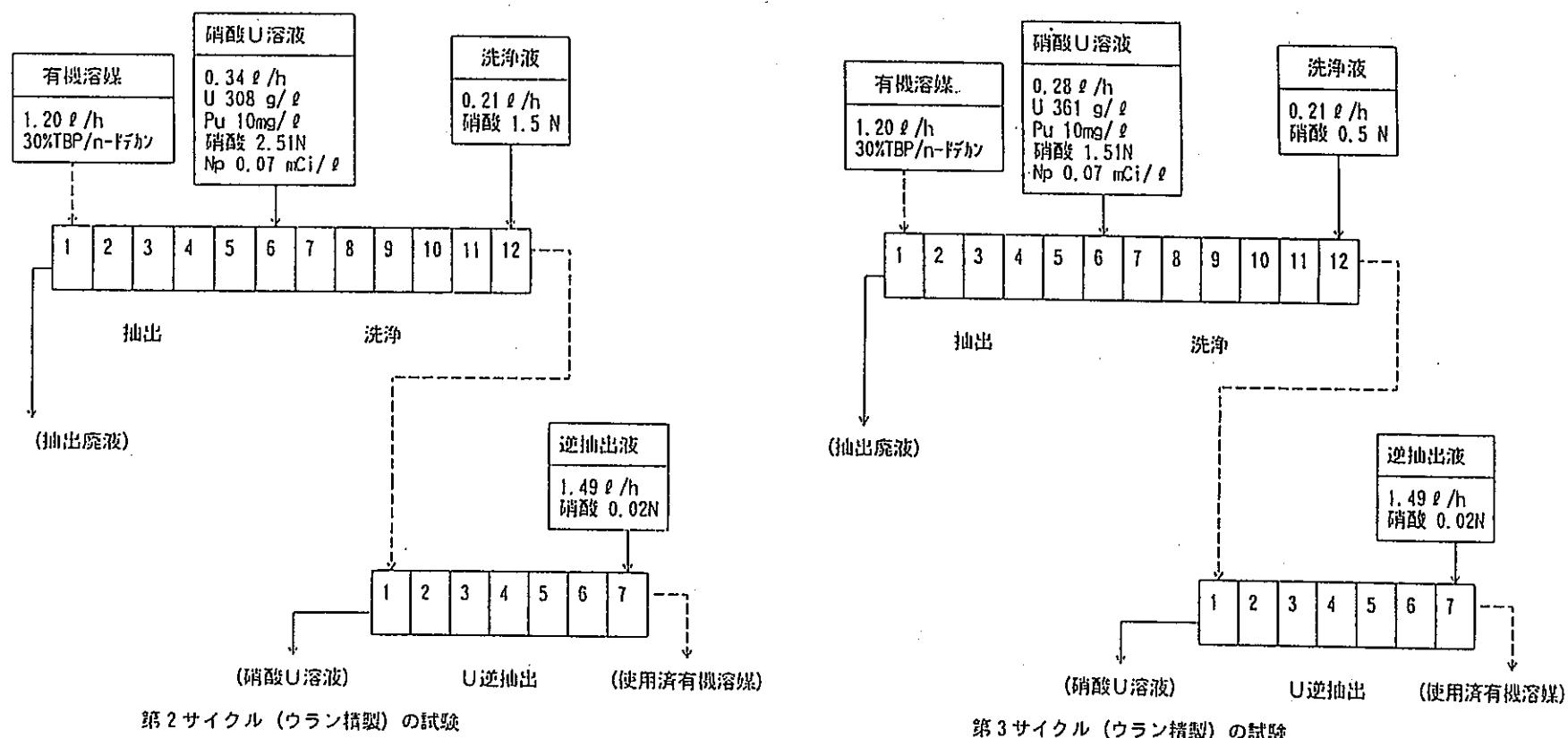


図3.1.4-1 OTLホット試験のフロー図（第1サイクル）



第2サイクル(ウラン精製)の試験

第3サイクル(ウラン精製)の試験

凡 例	抽出器の諸元		
→ 水相の流れ	抽出／洗浄器	ミキサ・セトラ	12段 260ml/段
---> 有機相の流れ	U逆抽出器		7段 260ml/段

図3.1.4-2 OTLホット試験のフロー図(U精製サイクル)

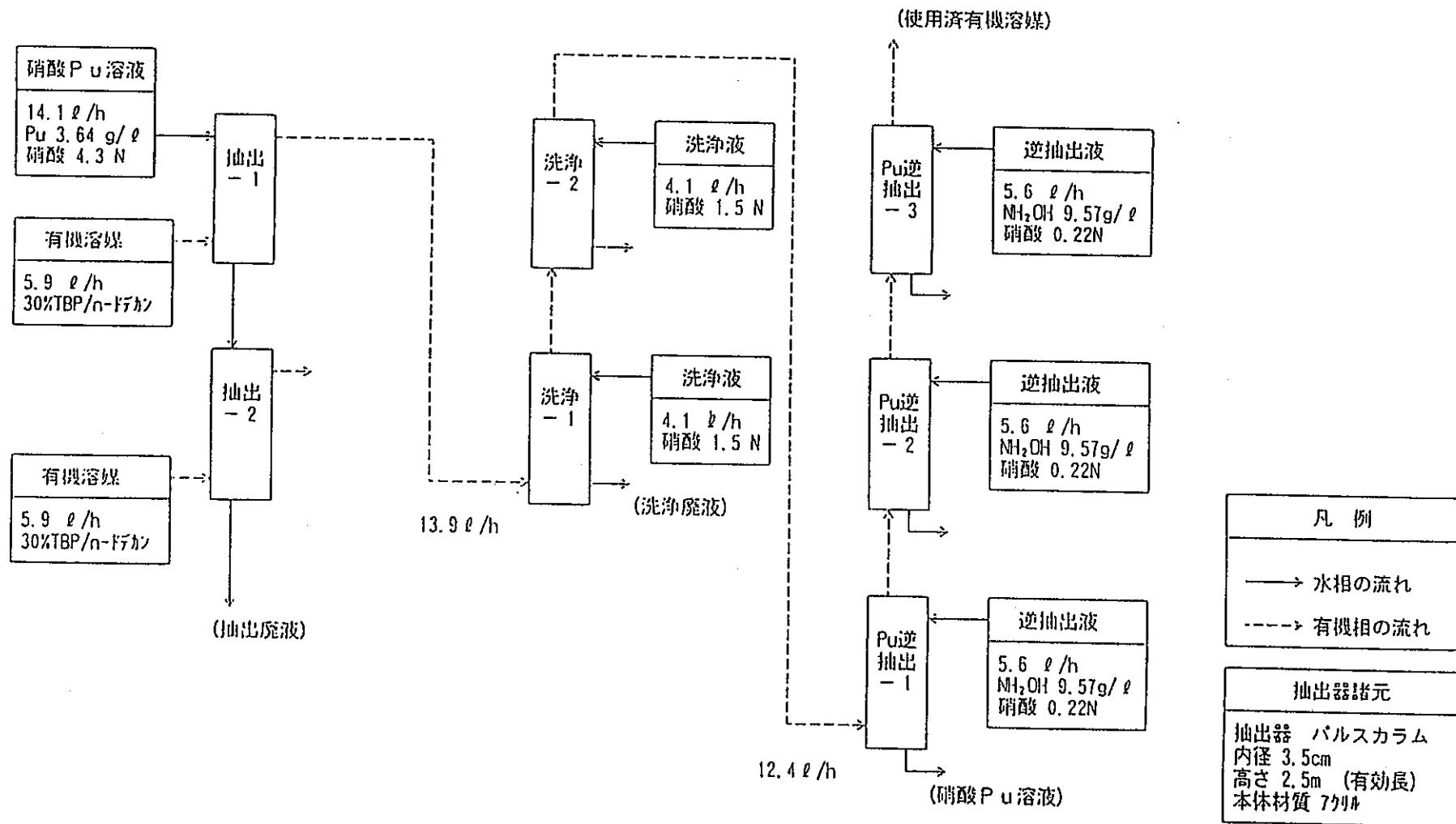


図3.1.4-3 OTLホット試験のフロー図 (Pu精製サイクル)

3.2 主分離工程の検討

3.2.1 検討条件

主分離工程（調整～抽出～濃縮～転換工程への払出）について除染の程度やU/Puの分離を可変要素とし、工程の設備構成、必要な試薬流量、溶媒流量、製品蒸発処理量、廃液蒸発処理量、貯槽容量を比較する。抽出工程の評価には、抽出計算コードMIXSETを用い、U, Puの分離回収性能、主要なFP、アクチニドの除染係数を計算する。

検討の対象としたプロセスは以下の通りである。

(1) U/Pu共回収プロセス

- ① 共除染・分配、U精製、U/Pu精製
- ② 共除染・分配、U精製
- ③ 共除染・分配

(2) U/Pu分離回収プロセス

- ④ 共除染・分配、U精製、U/Pu精製
- ⑤ 共除染・分配、U精製
- ⑥ 共除染・分配

(3) 晶析併用プロセス

- ⑦ 共除染

(4) その他のプロセス

- ⑧ U先行抽出プロセス
- ⑨ スクラブ削除型単サイクルプロセス

計算の初期条件となる溶解液及び晶析母液の組成を表3.2.1-1に示す。表中の「供給液」は抽出工程に供給する際の調整後の組成であり、原料となる溶解液や晶析母液を硝酸または純水で希釈することを想定した。

晶析を行わない溶解液は、酸濃度が2.0Mであるが図3.2.1-1に示すようにこの濃度領域ではPuの分配係数が低くなる[7]こと、U濃度が高い(400g/L)ため温度によってはUが析出し、配管閉塞等を起こす恐れがあることなどから、硝酸で希釈し、酸濃度3M、U濃度200g/Lとした溶液を供給液とした。一方、晶析工程からの晶析母液は硝酸濃度が5.9Mと高い。このことが核物質の抽出に特に大きな影響を与えるとは考えられないが、国内外の再処理工場では5Mを超える酸濃度で再処理が行われた例がないため、純水で若干希釈して5Mまで酸濃度を下げた溶液を供給液とした(この操作で増える抽出廃液量は、約150L/dである)。

抽出工程のフローシートは、既存のPUREXプロセスを基本とし、溶媒は全て30%TBP/n-ドデカンを使用した。各抽出器の段数、試薬の組成、試薬の供給流量等のフローシート条件の設定にあたっては、次の点を設定基準とした。

- (1) 抽出器段数は廃液側へ漏洩する核物質濃度が1mg/Lを下回ってさらに2～3段の余裕をとる。
- (2) Puポリマー生成条件になる点が存在しない。
- (3) 抽出廃液量及び溶媒洗浄廃液量の低減化を考慮する。
- (4) FP洗浄段数は8段とする。
- (5) 洗浄液等の流量は、既存のPUREXプロセスの知見をもとに溶媒流量との関係から設定する。
- (6) 段効率は0.95とする。(ただし、化学反応含む分配段は1.0とする)
- (7) 溶媒洗浄部は一律5段とする。

ここで、FP等の除染係数は、上記の設定基準から決まるフローシート条件の従属変数とし、FP等の除染係数をフローシート条件に反映させることはしない。

抽出計算コードMIXSETを使用したため、抽出器はミキサセトラ相当となるが、遠心抽出器の場合でも計算結果には大きな差はない。MIXSETでは、使用する主要成分(硝酸、U, Pu)の分配係数の相関式として、KfK型相関式とHanford型相関式が選択できるが、本作業ではKfK型相関式を選択する。

共除染／分配工程においてPuを還元分配する際の還元剤としてはHAN(硝酸ヒドロキシルアミン)を使用する。このときNpも6価から5価に還元されるものとする。ただし、MIXSETではこのNpの還元反

応は計算できないため、収支計算上の考慮をすることとする。

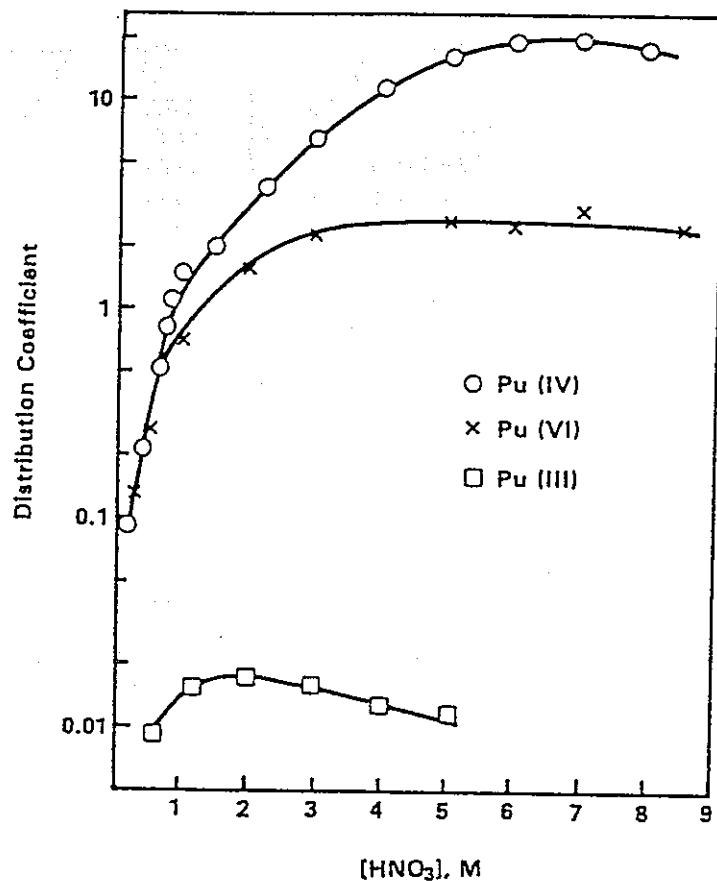
3価に還元されたPuを精製工程へ供給する際には4価に揃える必要がある。このPuの再酸化の際にNpも全量6価に再酸化されるものとする。

転換工程の派出条件は300gHM/L一定とする。その調整のため濃縮操作が必要となるが、蒸発缶への供給液の温度は30°C、上記の入口温度及び出口温度はそれぞれ130°C及び110°Cとして計算する。なお、蒸気量の計算は概略値であり、供給液の密度あるいは比熱等の物性値には水の値を用いることとする。

表3.2.1-1 原料溶液及び供給液の組成

原料液 流量	溶解液 (晶析無し)		一括晶析(Pu富化度25%)	
	42.3 L/h	33.9 L/h	g/day	g/L
組成				
U	4.06E+05	4.00E+02	1.58E+05	1.94E+02
Pu	5.29E+04	5.21E+01	5.29E+04	6.50E+01
Np	1.43E+02	1.41E-01	1.43E+02	1.76E-01
Am	1.72E+03	1.69E+00	1.72E+03	2.11E+00
Cm	1.74E+02	1.71E-01	1.74E+02	2.14E-01
Sr	4.93E+02	4.86E-01	4.93E+02	6.06E-01
Zr	2.65E+03	2.61E+00	2.65E+03	3.26E+00
Tc	8.48E+02	8.35E-01	8.48E+02	1.04E+00
Ru	3.21E+03	3.16E+00	3.21E+03	3.95E+00
Cs	4.04E+03	3.98E+00	4.04E+03	4.97E+00
硝酸	2.00 M		5.90 M	
希釈液 流量	42.3 L/h		6.1 L/h	
組成	4.00 M-HNO ₃		0.00 M-HNO ₃	
供給液 流量	84.6 L/h		40.00 L/h	
	組成	g/day	g/L	
U	4.06E+05	2.00E+02	1.58E+05	1.65E+02
Pu	5.29E+04	2.61E+01	5.29E+04	5.51E+01
Np	1.43E+02	7.04E-02	1.43E+02	1.49E-01
Am	1.72E+03	8.47E-01	1.72E+03	1.79E+00
Cm	1.74E+02	8.57E-02	1.74E+02	1.81E-01
Sr	4.93E+02	2.43E-01	4.93E+02	5.14E-01
Zr	2.65E+03	1.31E+00	2.65E+03	2.76E+00
Tc	8.48E+02	4.18E-01	8.48E+02	8.83E-01
Ru	3.21E+03	1.58E+00	3.21E+03	3.34E+00
Cs	4.04E+03	1.99E+00	4.04E+03	4.21E+00
硝酸	3.00 M-HNO ₃		5.00 M-HNO ₃	

※不溶解残さ及び晶析 (U以外) への移行量は考慮していない



Extraction of plutonium in the III, IV, and VI valency states by 20% tributyl phosphate. (From McKay, H. A. C., and Woodgate, P. R., The extraction of plutonium by tributyl phosphate. I. U.K. At. Energy Res. Establishment Rep. AERE-C/R 994, Her Majesty's Stationery Office, London, England, 1952. With permission.)

図-3.2.1-1 Puの分配係数の硝酸濃度依存性

3.3 主分離プロセスに関する各ケースの検討

3.3.1 U/Pu共回収プロセス

通常の溶解液を供給してU製品とPu富化度25%のU/Pu混合製品を得るプロセスについて検討した。プロセスの概念フローを図3.3.1-1に示す。

計算の結果得られた共除染・分配部、U精製部及びPu精製部のケミカルフローシートをそれぞれ図3.3.1-2、図3.3.1-3及び図3.3.1-4に示す。また、このプロセスの諸条件及び除染係数を表3.3.1-1及び表3.3.1-2にまとめた。

U精製工程への供給液は、概念フローのように通常蒸発濃縮を行ってU及び酸濃度を高めるが、ここでは硝酸濃度を調整する方法とした。これにより、蒸発濃縮に必要な設備及び蒸気の必要はなくなるが、使用する硝酸量とU精製工程からの抽出廃液量は増加する。これにより廃液の濃縮処理や酸回収工程の負荷が増加することになるが、ここでは検討していない。

U/Pu製品の精製工程への供給液は、NOXガスを吹き込むことにより、Puの再酸化及び酸濃度調整を行う。

抽出プロセスから得られるU製品溶液中のU濃度は69.1g/L、U/Pu製品中のU/Pu濃度はそれぞれ32.3g/L及び10.9g/Lである。転換工程への払出条件(300gHM/L)への蒸発濃縮に必要な熱量は73,000kcal/h、U/Pu製品溶液で110,000kcal/hであり、それぞれに必要な蒸気流量は3,600kg/h及び5,300kg/hとなる。

フローシート上の課題として前年度の設計研究からU/Pu逆抽出液の流量が100L/h増加していることから、以降Pu精製工程の流量が大きくなっている。U/Pu逆抽出液の流量は極力下げる事が望ましいため、Pu富化度の調整は最終的な調整にゆだねるとしてU洗浄段を必要としない範囲でPuがU逆抽出段ヘリーケしない最小のU/Pu逆抽出液の流量とする方向で今後見直すことが必要である。

表3.3.1-1 U/Pu共回収プロセスの諸条件一覧

共除染・分配		U精製		Pu精製	
抽出	8 段	抽出	8 段	U/Pu抽出	8 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
FP洗浄	8 段	FP洗浄	8 段	FP洗浄2	8 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
Pu分配	10 段				
ミキサ部	4 L				
セトラ部	20 L				
U逆抽出	10 段	U逆抽出	10 段	U/Pu逆抽出	12 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒洗浄	3 段	溶媒洗浄	3 段	溶媒洗浄	3 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒流量(30%TBP)	240 L/h	溶媒流量(30%TBP)	140 L/h	溶媒流量(30%TBP)	220 L/h
硝酸供給量*1	17.5 kg/h	硝酸供給量*2	55.6 kg/h	硝酸供給量	4.66 kg/h
HAN供給量	4.46 kg/h	HAN供給量	- kg/h	HAN供給量	- kg/h
HYD供給量	0.86 kg/h	HYD供給量	- kg/h	HYD供給量	- kg/h
蒸気供給量	- kg/h	蒸気供給量	- kg/h	蒸気供給量	- kg/h
NOx供給量	- kg/h	NOx供給量	- kg/h	NOx供給量	64 kg/h
抽出廃液流量	105 L/h	抽出廃液流量	304 L/h	抽出廃液流量	291 L/h
洗浄廃液流量	12 L/h	洗浄廃液流量	7 L/h	洗浄廃液流量	11 L/h

*1 供給液の希釀用硝酸を含む

*2 U精製供給液の酸濃度調整用硝酸を含む

表3.3.1-2 U/Pu共回収プロセスの除染係数一覧

	共除染分配		U精製	U/Pu精製	Total	
	U溶液	U/Pu溶液			U製品	U/Pu製品
U	-	-	-	-	-	-
Pu	6.69E+17	-	1.01E+03	-	6.78E+20	-
Np	9.86E+07	2.15E+00	1.08E+00	1.38E+01	1.07E+08	2.96E+01
Am	-	1.05E+17	-	5.19E+13	-	5.47E+30
Cm	-	9.51E+17	-	3.54E+14	-	3.37E+32
Sr	-	5.95E+26	-	-	-	-
Zr	5.93E+27	1.26E+14	-	1.36E+13	-	1.71E+27
Tc	1.08E+03	1.44E+00	1.26E+01	2.74E+01	1.36E+04	3.95E+01
Ru	1.59E+03	9.46E+01	6.57E+02	1.95E+01	1.05E+06	1.84E+03
Cs	-	9.07E+22	-	-	-	-

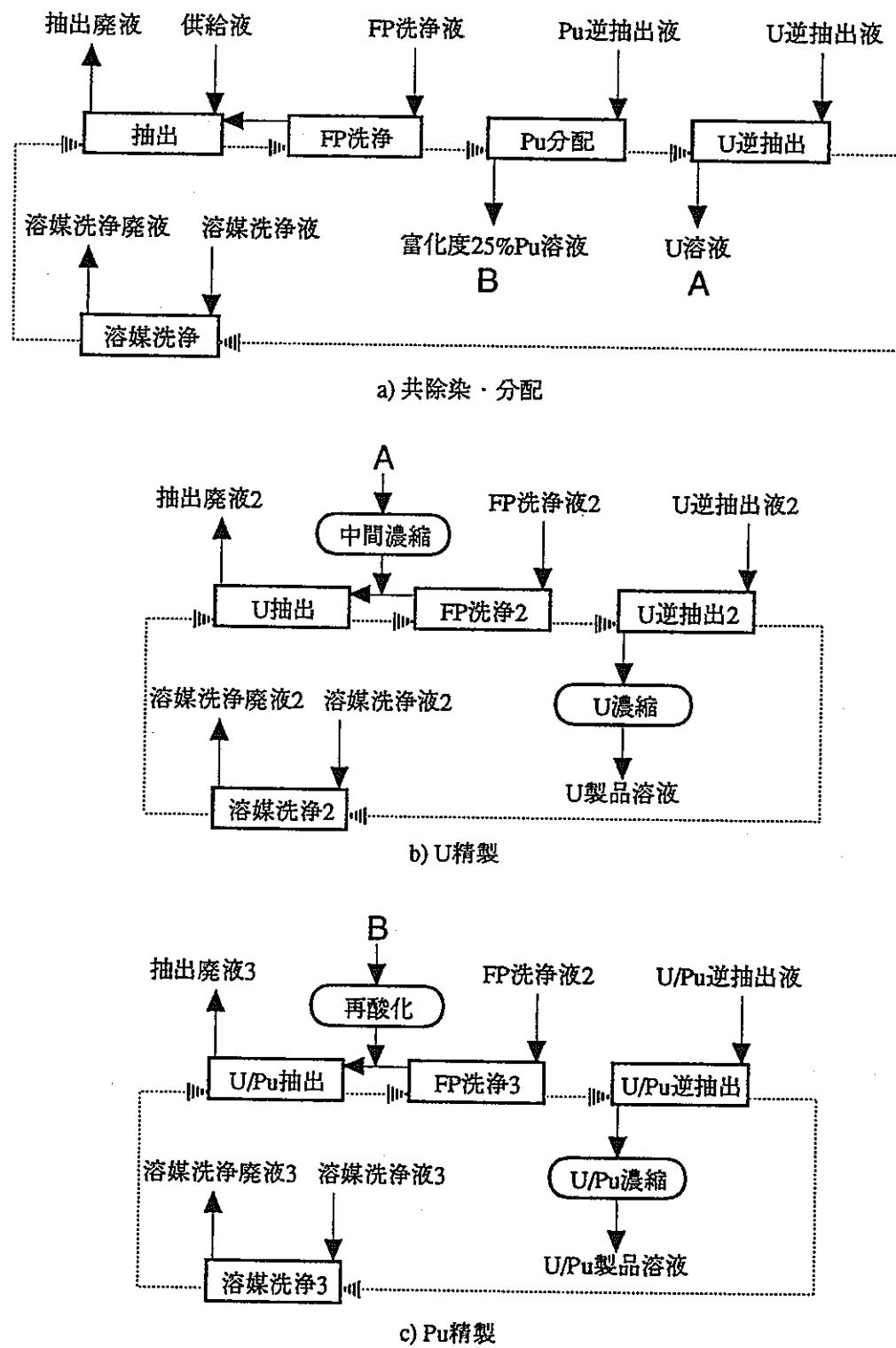
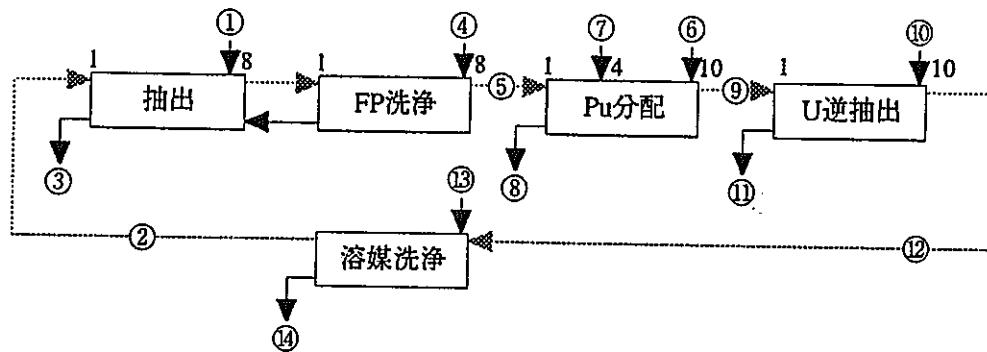
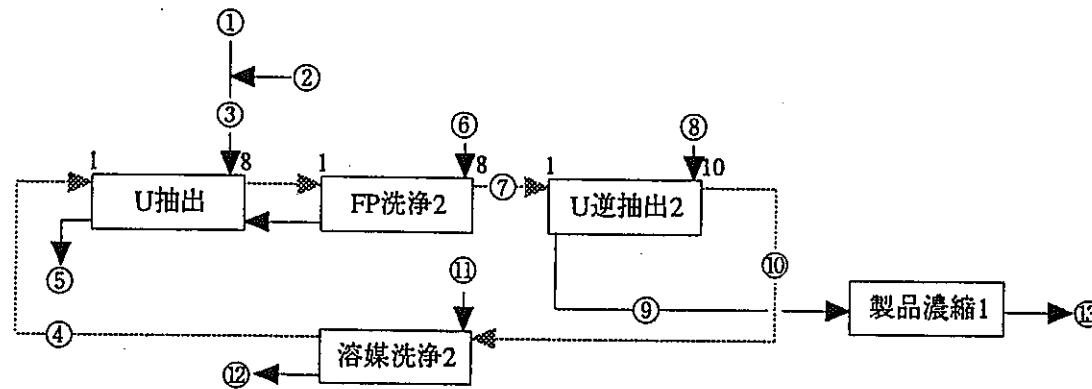


図3.3.1-1 U/Pu共回収プロセスの概念フロー図



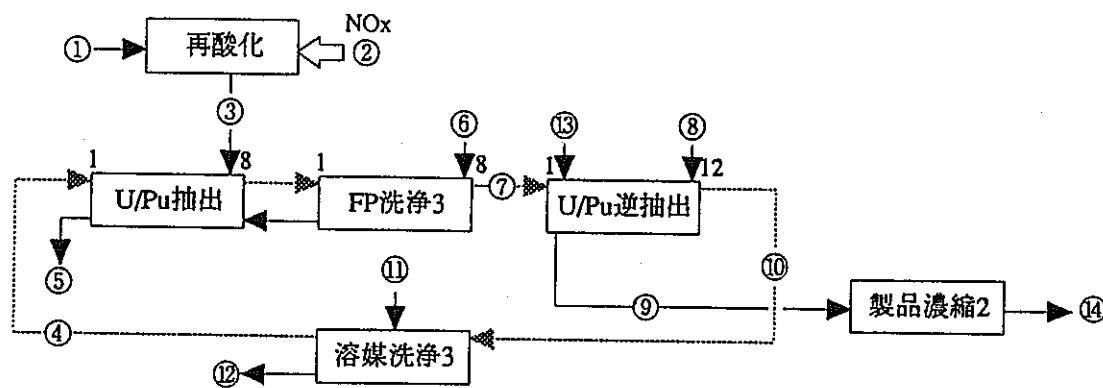
番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
流体名	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗浄液	装荷溶媒	Puストリップ [®]	調整酸	U/Pu溶液	装荷溶媒	逆抽出液	U溶液	溶媒	洗浄液	洗浄廃液
流量	84.6 l/h	240 l/h	104.6 l/h	20 l/h	240 l/h	270 l/h	1 l/h	271 l/h	200 l/h	200 l/h	200 l/h	240 l/h	12 l/h	12 l/h
温度(°C)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	60	60	60		
硝酸(M)	3.0	-	2.4	2.0	0.171	0.2	10	0.427	0.0299	0.02	0.0554	0.000413		
U(g/L)	200	-	1.46e-7	-	70.5	-	-	24.2	43.2	-	51.8	8.92e-7		
Pu(g/L)	26.1	-	7.07e-8	-	9.20	-	-	8.15	<1e-10	-	1.01e-17	<1e-10		
Np(g/L)	7.04e-2	-	4.51e-2	-	5.17e-3	-	-	4.68e-3	1.55e-10	-	1.85e-10	1.57e-12		
Am(g/L)	8.47e-1	-	6.85e-1	-	1.29e-18	-	-	1.15e-18	0	-	0	0		
Cm(g/L)	8.57e-2	-	6.93e-2	-	1.45e-20	-	-	1.29e-20	0	-	0	0		
Sr(g/L)	2.43e-1	-	1.97e-1	-	6.60e-29	-	-	5.84e-29	0	-	0	0		
Zr(g/L)	1.31e+0	-	1.06e-1	-	1.68e-15	-	-	1.49e-15	4.44e-29	-	5.72e-29	0.00e+0		
Tc(g/L)	4.18e-1	-	2.30e-1	-	4.69e-2	-	-	4.15e-2	9.42e-5	-	1.00e-4	1.07e-5		
Ru(g/L)	1.58e+0	-	1.24e+0	-	1.62e-2	-	-	2.39e-3	1.35e-2	-	2.57e-4	1.32e-2		
Cs(g/L)	1.99e+0	-	1.61e+0	-	3.54e-24	-	-	3.14e-24	0	-	0	0		
HAN(g/L)	-	-	-	-	-	1.65e+1	-	1.54e+1	-	-	-	-		
HYD(g/L)	-	-	-	-	-	3.20e+0	-	3.19e+0	-	-	-	-		
備考	供給液	30%TBP			30%TBP			30%TBP			30%TBP		アルカリ廃液	

図3.3.1-2 U/Pu共回収プロセスケミカルフローシート（共除染・分配工程）



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
流体名	U溶液	調整酸	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗净液	装卸溶媒	逆抽出液	精製U	溶媒	洗净液	洗净廃液	精製U
流量	200 l/h	84.1 l/h	284.1 l/h	140 l/h	304.1 l/h	20 l/h	140 l/h	150 l/h	150 l/h	140 l/h	7 l/h	7 l/h	34.6 l/h
温度(℃)	60	30	30	30	30	30	30	60	60	60			-
硝酸濃度(M)	0.0554	10	3.0	-	2.85	2.0	0.189	0.02	0.196	0.000413			0.85
U濃度(g/L)	51.8	-	36.5	-	8.20e-6	-	74.1	-	69.1	1.93e-9			300
Pu濃度(g/L)	1.01e-17	-	7.1101e-18	-	6.66e-17	-	1.42e-20	-	1.33e-20	1.18e-31			5.77e-20
Np濃度(g/L)	1.85e-10	-	1.3023e-10	-	8.87e-12	-	2.45e-10	-	2.28e-10	1.68e-13			9.90e-10
Am濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Cm濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Sr濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Zr濃度(g/L)	5.72e-29	-	4.0267e-29	-	3.76e-29	-	0	-	0	0			-
Tc濃度(g/L)	1.00e-4	-	7.03977e-5	-	6.60e-5	-	0.0000117	-	0.0000106	3.44e-7			4.60e-5
Ru濃度(g/L)	2.57e-4	-	1.80922e-4	-	1.66e-4	-	8.38e-6	-	5.22e-7	7.88e-6			2.27e-8
Cs濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
HAN濃度(M)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-
HYD濃度(M)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-
備考				30%TBP			30%TBP			30%TBP		アルカリ廃液	

図3.3.1-3 U/Pu共回収プロセスケミカルフローシート (U精製工程)



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
流体名	Pu溶液	NOxガス	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗浄液	装荷溶媒	逆抽出液	精製Pu	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	調整酸	精製Pu
流量	271 l/h	64 kg/h	271 l/h	220 l/h	291 l/h	20 l/h	220 l/h	200 l/h	200 l/h	220 l/h	11 l/h	11 l/h	3 l/h	28.8 l/h
温度(℃)	30	-	30	30	30	30	30	30	60	60			30	-
硝酸濃度(M)	0.427	-	3.0	-	2.7	2.0	0.342	0.02	0.538	0.000413			10	3.7
U濃度(g/L)	24.2	-	24.2	-	2.29e-7	-	29.8	-	32.3	1.63e-9			-	224
Pu濃度(g/L)	8.15	-	8.15	-	1.42e-6	-	10.0	-	10.9	1.42e-10			-	75.7
Np濃度(g/L)	4.68e-3	-	4.68e-3	-	4.83e-12	-	4.82e-4	-	4.54e-4	6.28e-5			-	0.00315
Am濃度(g/L)	1.15e-18	-	1.15e-18	-	2.07e-21	-	2.73e-32	-	2.96e-32	0			-	2.06e-31
Cm濃度(g/L)	1.29e-20	-	1.29e-20	-	1.51e-23	-	4.48e-35	-	4.86e-35	0			-	3.38e-34
Sr濃度(g/L)	5.84e-29	-	5.84e-29	-	1.05e-32	-	0	-	0	0			-	-
Zr濃度(g/L)	1.49e-15	-	1.49e-15	-	3.04e-17	-	1.34e-28	-	1.46e-28	0			-	1.01e-27
Tc濃度(g/L)	4.15e-2	-	4.15e-2	-	2.14e-2	-	1.91e-3	-	2.02e-3	4.81e-5			-	0.14
Ru濃度(g/L)	2.39e-3	-	2.39e-3	-	1.28e-2	-	1.89e-3	-	1.64e-4	1.74e-3			-	0.00134
Cs濃度(g/L)	3.14e-24	-	3.14e-24	-	9.70e-28	-	0	-	0	0			-	-
HAN濃度(M)	1.54e+1	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-	-
HYD濃度(M)	3.19e+0	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-	-
備考		NOxガス		30%TBP			30%TBP			30%TBP				

図3.3.1-4 U/Pu共回収プロセスケミカルフローシート (U/Pu精製工程)

3.3.2 U/Pu分離回収フローシート

通常の溶解液を供給してU製品とPu製品を得るプロセスについて検討した。プロセスの概念フローを図3.3.2-1に示す。

計算の結果得られた共除染・分配部、U精製部及びPu精製部のケミカルフローシートをそれぞれ図3.3.2-2、図3.3.2-3及び図3.3.2-4に示す。また、このプロセスの諸条件及び除染係数を表3.3.2-1及び表3.3.2-2にまとめた。

U精製工程への供給液は、概念フローのように通常蒸発濃縮を行ってU及び酸濃度を高めるが、ここでは硝酸濃度を調整する方法とした。

Pu製品の精製工程への供給液は、NOXガスを吹き込むことにより、Puの再酸化及び酸濃度調整を行う。

抽出プロセスから得られるU製品溶液中のU濃度は67.1g/L、Pu製品中のPu濃度はそれぞれ31.1g/Lである。転換工程への払出条件(300gHM/L)への蒸発濃縮に必要な熱量は120,000kcal/h、U/Pu製品溶液で39,000kcal/hであり、それぞれに必要な蒸気流量は6,100kg/h及び2,000kg/hとなる。

表3.3.2-1 U/Pu分離回収プロセスの諸条件一覧

共除染・分配		U精製		Pu精製	
抽出	8 段	抽出	8 段	抽出	8 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
FP洗浄	8 段	FP洗浄	8 段	FP洗浄	8 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
Pu分配	18 段				
ミキサ部	4 L				
セトラ部	20 L				
U逆抽出1	10 段	U逆抽出2	10 段	Pu逆抽出	10 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒洗浄	3 段	溶媒洗浄	3 段	溶媒洗浄	3 段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒流量(30%TBP)	315 L/h	溶媒流量(30%TBP)	220 L/h	溶媒流量(30%TBP)	113 L/h
硝酸供給量*1	16.5 kg/h	硝酸供給量*2	82.8 kg/h	硝酸供給量	3.24 kg/h
HAN供給量	1.1 kg/h	HAN供給量	- kg/h	HAN供給量	- kg/h
HYD供給量	0.7 kg/h	HYD供給量	- kg/h	HYD供給量	- kg/h
蒸気供給量	- kg/h	蒸気供給量	- kg/h	蒸気供給量	- kg/h
NOx供給量	- kg/h	NOx供給量	- kg/h	NOx供給量	- kg/h
抽出廃液流量	105 L/h	抽出廃液流量	447 L/h	抽出廃液流量	113 L/h
洗浄廃液流量	16 L/h	洗浄廃液流量	11 L/h	洗浄廃液流量	4 L/h

*1 供給液の希釈用硝酸を含む

*2 U精製供給用の酸濃度調整用硝酸を含む

表3.3.2-2 U/Pu分離回収プロセスの除染係数一覧

	共除染・分配		U精製	Pu精製	Total	
	U溶液	Pu溶液			U製品	Pu製品
U	-	3.13E+05	-	1.00E+00	-	3.13E+05
Pu	1.30E+11	-	1.20E+06	-	1.56E+17	-
Np	7.52E+02	4.83E+00	1.03E+00	4.53E+00	7.78E+02	2.18E+01
Am	-	2.30E+17	-	3.18E+15	-	7.31E+32
Cm	-	2.07E+18	-	4.18E+16	-	8.65E+34
Sr	-	1.30E+27	-	-	-	-
Zr	1.53E+27	2.75E+14	-	6.77E+14	-	1.86E+29
Tc	1.09E+01	4.51E+00	1.05E+01	1.94E+10	1.15E+02	8.75E+10
Ru	9.48E+02	3.99E+03	6.25E+02	2.11E+02	5.92E+05	8.40E+05
Cs	-	4.81E+19	-	-	-	-

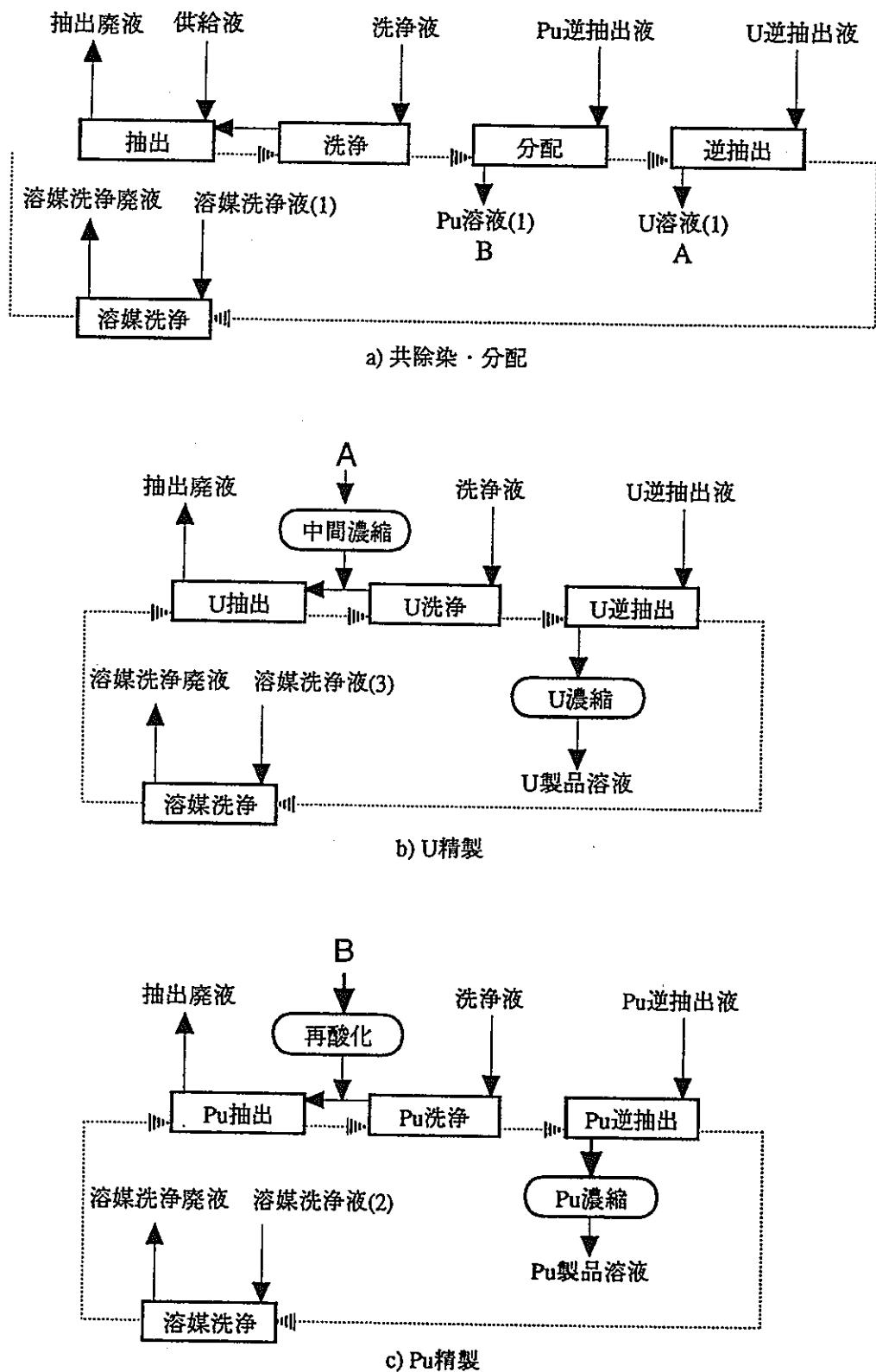
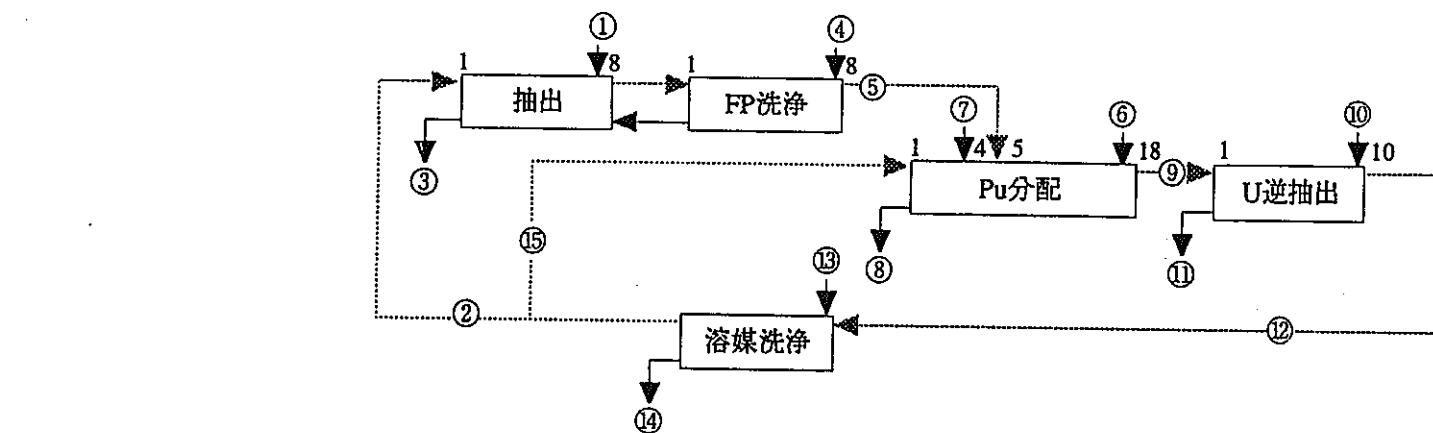
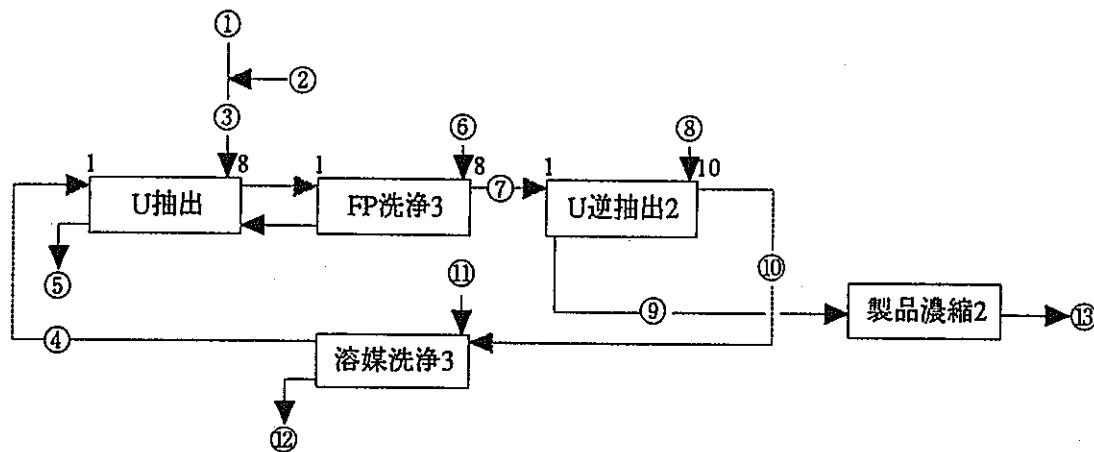


図3.3.2-1 U/Pu分離回収プロセスの概念フロー図



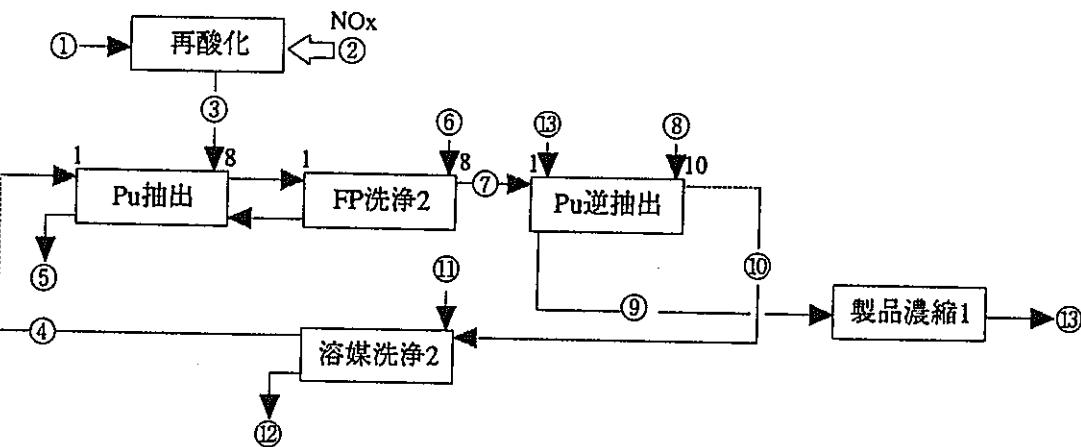
番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
流体名	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗浄液	装荷溶媒	Puストリップ*	調整酸	Pu溶液	含U溶媒	逆抽出液	U溶液	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	補助溶媒
流量	84.6 l/h	240 l/h	104.6 l/h	20 l/h	240 l/h	110 l/h	3 l/h	113 l/h	315 l/h	300 l/h	300 l/h	315 l/h	16 l/h	16 l/h	75 l/h
温度(℃)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	60	60	60			30
硝酸(M)	3	-	2.42	2	0.171	0.15	10	0.926	0.0178	0.02	0.0383	0.000413			-
U(g/L)	200	-	1.46e-7	-	70.5	-	-	0.000477	53.7	-	56.4	6.23e-10			-
Pu(g/L)	26.1	-	7.07e-8	-	9.20	-	-	19.5	5.39e-11	-	5.66e-11	<1e-20			-
Np(g/L)	7.04e-2	-	4.51e-2	-	5.17e-3	-	-	1.09e-2	2.53e-5	-	2.64e-5	1.28e-7			-
Am(g/L)	8.47e-1	-	6.85e-1	-	1.29e-18	-	-	2.75e-18	0.00e+0	-	0	0			-
Cm(g/L)	8.57e-2	-	6.93e-2	-	1.45e-20	-	-	3.09e-20	0.00e+0	-	0	0			-
Sr(g/L)	2.43e-1	-	1.97e-1	-	6.60e-29	-	-	1.40e-28	1.12e-31	-	0	0			-
Zr(g/L)	1.31e+0	-	1.06e+0	-	1.68e-15	-	-	3.56e-15	2.11e-16	-	2.41e-28	0e+0			-
Tc(g/L)	4.18e-1	-	2.30e-1	-	4.69e-2	-	-	6.92e-2	2.40e-3	-	1.08e-2	6.75e-4			-
Ru(g/L)	1.58e+0	-	1.24e+0	-	1.62e-2	-	-	2.96e-4	1.27e-2	-	4.70e-4	1.18e-2			-
Cs(g/L)	1.99e+0	-	1.61e+0	-	3.54e-24	-	-	3.09e-20	5.33e-27	-	0	0			-
HAN(g/L)	-	-	-	-	-	9.90e+0	-	6.49e+0	-	-	-	-			-
HYD(g/L)	-	-	-	-	-	6.40e+0	-	5.88e+0	-	-	-	-			-
備考	供給液	30%TBP			30%TBP				30%TBP			30%TBP		アセチル酸	30%TBP

図3.3.2-2 U/Pu分離回収プロセスケミカルフローシート（共除染・分配工程）



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
流体名	U溶液	調整酸	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗浄液	装荷溶媒	逆抽出液	精製U	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	精製U
流量	300 l/h	127 l/h	427 l/h	220 l/h	447 l/h	20 l/h	220 l/h	250 l/h	250 l/h	220 l/h	11 l/h	11 l/h	56.3 l/h
温度(℃)	60	30	30	30	30	30	30	60	60	60			-
硝酸濃度(M)	0.0383	10	3.0	-	2.86	2.0	0.187	0.02	0.184	0.000413			8.17e-1
U濃度(g/L)	56.4	-	39.6	-	6.70e-6	-	76.9	-	67.6	9.7e-11			3.00e+2
Pu濃度(g/L)	5.66e-11	-	3.9765e-11	-	3.8e-11	-	6.4e-17	-	5.64e-17	2.56e-29			2.50e-16
Np濃度(g/L)	0.0000264	-	1.85e-5	-	6.28e-7	-	1.91e-6	-	0.0000306	0.0000076			1.36e-4
Am濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Cm濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Sr濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
Zr濃度(g/L)	2.41e-28	-	1.6932e-28	-	1.61e-29	-	1.83e-30	-	0	0			-
Tc濃度(g/L)	1.08e-2	-	7.59e-3	-	6.53e-3	-	1.36e-4	-	1.23e-3	1.03e-3			5.46e-3
Ru濃度(g/L)	4.70e-4	-	3.30e-4	-	3.09e-4	-	0.0000764	-	9.02e-7	0.0000135			4.00e-6
Cs濃度(g/L)	0	-	0	-	0	-	0	-	0	0			-
HAN濃度(M)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-
HYD濃度(M)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			-
備考				30%TBP			30%TBP			30%TBP		7M効率液	

図3.3.2-3 U/Pu分離回収プロセスケミカルフローシート (U精製工程)



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
流体名	Pu溶液	NOxガス	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗浄液	装卸溶媒	逆抽出液	精製Pu	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	調整酸	精製Pu
流量	113 l/h	65 kg/h	113 l/h	70 l/h	133 l/h	20 l/h	70 l/h	70 l/h	71 l/h	70 l/h	3.5 l/h	3.5 l/h	1 l/h	7.4 l/h
温度(℃)	30	-	30	30	30	30	30	30	60	60				30
硝酸濃度(M)	0.926	-	3.0	-	2.7	2.0	0.332	0.02	0.487	0.000457				10
U濃度(g/L)	0.000477	-	0.000477	-	1.92e-11	-	7.71e-4	-	7.60e-4	2.56e-13				4.7
Pu濃度(g/L)	19.5	-	19.5	-	2.54e-5	-	31.5	-	31.1	1.29e-12				7.33e-3
Np濃度(g/L)	1.09e-2	-	1.09e-2	-	2.89e-9	-	1.76e-2	-	3.84e-3	1.37e-2				3.00e+2
Am濃度(g/L)	2.75e-18	-	2.75e-18	-	2.34e-18	-	1.40e-33	-	1.38e-33	0				3.70e-2
Cm濃度(g/L)	3.09e-20	-	3.09e-20	-	2.62e-20	-	1.20e-36	-	1.18e-36	0				1.33e-32
Sr濃度(g/L)	1.40e-28	-	1.40e-28	-	1.19e-28	-	0	-	0	0				1.14e-35
Zr濃度(g/L)	3.56e-15	-	3.56e-15	-	3.04e-15	-	8.51e-30	-	8.39e-30	0				8.09e-29
Tc濃度(g/L)	6.92e-2	-	6.92e-2	-	5.88e-2	-	5.77e-12	-	5.69e-12	3.99e-16				5.49e-11
Ru濃度(g/L)	2.96e-4	-	2.96e-4	-	2.29e-4	-	4.37e-5	-	2.24e-6	4.14e-5				2.16e-5
Cs濃度(g/L)	3.09e-20	-	3.09e-20	-	6.39e-24	-	0	-	0	0				-
HAN濃度(M)	6.49e+0	-	-	-	-	-	-	-	-	-				-
HYD濃度(M)	5.88e+0	-	-	-	-	-	-	-	-	-				-
備考		NOxガス		30%TBP			30%TBP			30%TBP		7Mガラ廃液		

図3.3.2-4 U/Pu分離回収プロセスケミカルフローシート (Pu精製工程)

3.3.3 晶析併用プロセス

晶析プロセスを併用し、Pu富化度を25%となるようUを前もって回収したのち、晶析母液を抽出処理してU/Pu製品を回収する。プロセス概念図を図3.3.3-1に示す。

計算の結果得られた共除染部のケミカルフローシートを図3.3.3-2、に示す。また、このプロセスの諸条件及び除染係数を表3.3.3-1及び表3.3.3-2にまとめた。

逆抽出部では、還元剤としてHANを使用した。HANは逆抽出部の最終段から供給する計算も行ったが、MIXSETの計算では最終段にHANを供給すると逆抽出性能が悪く、有機相の供給段に近い位置に入れることとした。最終段にHANを供給すると逆抽出性能の悪化はHANの塩析材としての効果によるとも考えられるが、今後、CPFでの試験結果等を合わせてMIXSETの信頼性についても検討を加える必要がある。

抽出プロセスから得られるU/Pu製品溶液中のU濃度は62.9g/L、Pu濃度は21.0g/Lである。転換工程への排出条件（300gHM/L）への蒸発濃縮に必要な熱量は110,000kcal/h、蒸気流量は5,500kg/hとなる。

表3.3.3-1 晶析母液抽出プロセスの諸条件一覧

共除染	
抽出	8 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
FP洗浄	8 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
U/Pu逆抽出	10 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
溶媒洗浄	3 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
溶媒流量(30%TBP)	105 L/h
硝酸供給量	5.41 kg/h
HAN供給量	0.33 kg/h
HYD供給量	0.06 kg/h
蒸気供給量	- kg/h
NOx供給量	- kg/h
抽出廃液流量	60 L/h
洗浄廃液流量	5.25 L/h

表3.3.3-2 晶析母液抽出プロセスの除染係数一覧

	共除染工程
	U/Pu製品
U	-
Pu	-
Np	5.00E+00
Am	8.78E+22
Cm	1.93E+24
Sr	2.74E+31
Zr	3.65E+18
Tc	6.59E+00
Ru	3.23E+03
Cs	1.18E+27

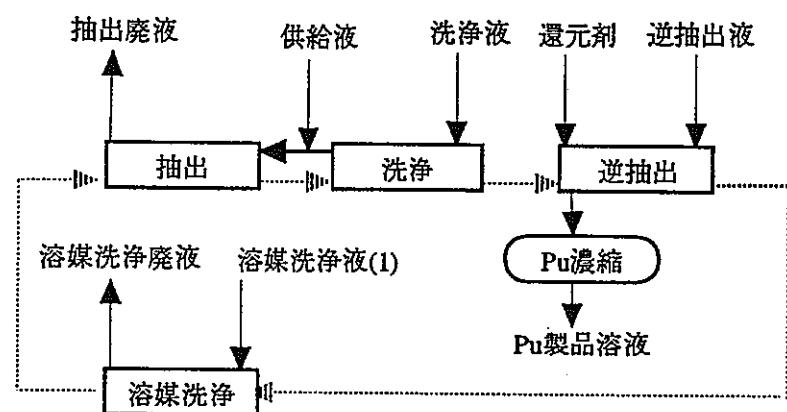
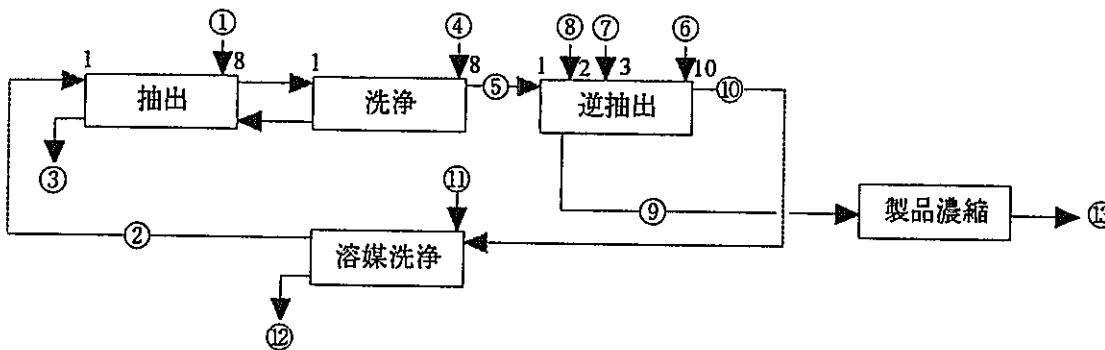


図3.3.3-1 晶析母液回収プロセスの概念フロー図



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
流体名	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗净液	装荷溶媒	逆抽出液	調整酸	調整酸	U/Pu溶液	溶媒	洗净液	洗净廃液	U/Pu溶液
流量	40 l/h	105 l/h	60 l/h	20 l/h	105 l/h	190 l/h	10 l/h	5 l/h	205 l/h	105 l/h	12 l/h	12 l/h	29 l/h
温度(℃)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30			-
硝酸(M)	5.0	-	3.6	1.5	0.12	0.02	0.2	10	0.39	4.5688e-4			2.7
U(g/L)	165	-	2.1276e-7	-	62.86	-	-	-	10.75	1.3153e-18			75.1
Pu(g/L)	55.1	-	1.8276e-7	-	20.99	-	-	-	32.2	2.2925e-10			224.9
Np(g/L)	1.49e-1	-	7.93e-2	-	1.14e-2	-	-	-	5.81e-3	7.30e-6			4.06e-2
Am(g/L)	1.79e+0	-	1.19e+0	-	7.77e-24	-	-	-	3.98e-24	0			2.78e-23
Cm(g/L)	1.81e-1	-	1.21e-1	-	3.57e-26	-	-	-	1.83e-26	0			1.28e-25
Sr(g/L)	5.14e-1	-	3.43e-1	-	7.14e-33	-	-	-	3.66e-33	0			2.56e-32
Zr(g/L)	2.76e+0	-	1.84e+0	-	2.88e-19	-	-	-	1.47e-19	0			1.03e-18
Tc(g/L)	8.83e-1	-	4.99e-1	-	5.11e-2	-	-	-	2.61e-2	3.89e-5			1.83e-1
Ru(g/L)	3.34e+0	-	2.22e+0	-	3.92e-3	-	-	-	2.02e-4	3.53e-3			1.41e-3
Cs(g/L)	4.21e+0	-	2.81e+0	-	1.35e-27	-	-	-	6.93e-28	0			4.84e-27
HAN(g/L)	-	-	0	-	0	-	3.30e+1	-	6.85e-1	0			4.79e+0
HYD(g/L)	-	-	0	-	0	-	6.40e+0	-	3.10e-1	0			2.16e+0
備考	供給液	主溶媒	抽出廃液	洗净液		逆抽出液	還元剤		Pu溶液	使用済溶媒			アルカリ廃液

図3.3.3-2 晶析母液抽出プロセスケミカルフローシート（共除染工程）

3.3.4 U先行抽出プロセス

その他のプロセスとして、U先行抽出プロセスについて検討した。U先行抽出プロセスは通常の供給液に還元材(HAN)を添加し、Puの価数を3価に調整した上で抽出工程への供給液とする。これにより、通常の共除染抽出部でPuを抽出廃液側へ追い出し、Uだけを選択的に回収し(U回収部)、抽出廃液からPuを回収する(Pu回収部)。

U回収部では、溶媒中のU装荷度(飽和度)を高めることにより、除染性能を高める。Pu回収部では選択的に再酸化されたPuを回収する。このプロセス概念図を図3.3.4-1に示す。

計算の結果得られた共除染・逆抽出部のケミカルフローシートをそれぞれ図3.3.4-2、図3.3.4-3に示す。また、このプロセスの諸条件及び除染係数を表3.3.4-1及び表3.3.4-2にまとめた。

抽出プロセスから得られるU製品溶液中のU濃度は84.6g/L、Pu製品溶液中のPu濃度は27.6g/Lである。転換工程への払出条件(300gHM/L)への蒸発濃縮に必要な熱量はU製品溶液で92,000kcal/h、Pu製品溶液で45,000kcal/h、必要な蒸気流量はそれぞれ4,600kg/h、2,200kg/hとなる。

表3.3.4-1 U先行回収プロセスの諸条件一覧

U回収部		Pu回収部	
抽出・分配	8段	抽出	8段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
FP洗浄	8段	FP洗浄	8段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
U逆抽出	10段	Pu逆抽出	8段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒洗浄	3段	溶媒洗浄	3段
ミキサ部	4 L	ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L	セトラ部	20 L
溶媒流量(30%TBP)	178 L/h	溶媒流量(30%TBP)	75 L/h
硝酸供給量*	13.4 kg/h	硝酸供給量	1.4 kg/h
HAN供給量	1.2 kg/h	HAN供給量	- kg/h
HYD供給量	0.2 kg/h	HYD供給量	- kg/h
蒸気供給量	- kg/h	蒸気供給量	- kg/h
NOx供給量	- kg/h	NOx供給量	- kg/h
抽出廃液流量	104.6 L/h	抽出廃液流量	115 L/h
洗浄廃液流量	8.9 L/h	洗浄廃液流量	3.75 L/h

* 供給液の希釀用硝酸を含む

表3.3.4-2 U先行抽出プロセスの除染係数一覧

	分配・U精製		Pu 精製	Total	
	Pu溶液	U溶液		Pu製品	U製品
U	5.01E+08	-	1.00E+00	5.01E+08	-
Pu	-	1.41E+14	-	-	1.41E+14
Np	1.11E+00	9.98E+00	1.14E+03	1.27E+03	9.98E+00
Am	1.00E+00	5.25E+22	1.37E+11	1.37E+11	5.25E+22
Cm	1.00E+00	4.27E+23	5.36E+11	5.36E+11	4.27E+23
Sr	9.97E-01	1.23E+31	4.50E+24	4.48E+24	1.23E+31
Zr	9.99E-01	9.62E+17	1.39E+12	1.39E+12	9.62E+17
Tc	1.37E+00	3.75E+00	1.44E+08	1.97E+08	3.75E+00
Ru	9.98E-01	6.37E+03	1.83E+02	1.83E+02	6.37E+03
Cs	9.99E-01	7.72E+25	1.32E+23	1.32E+23	7.72E+25

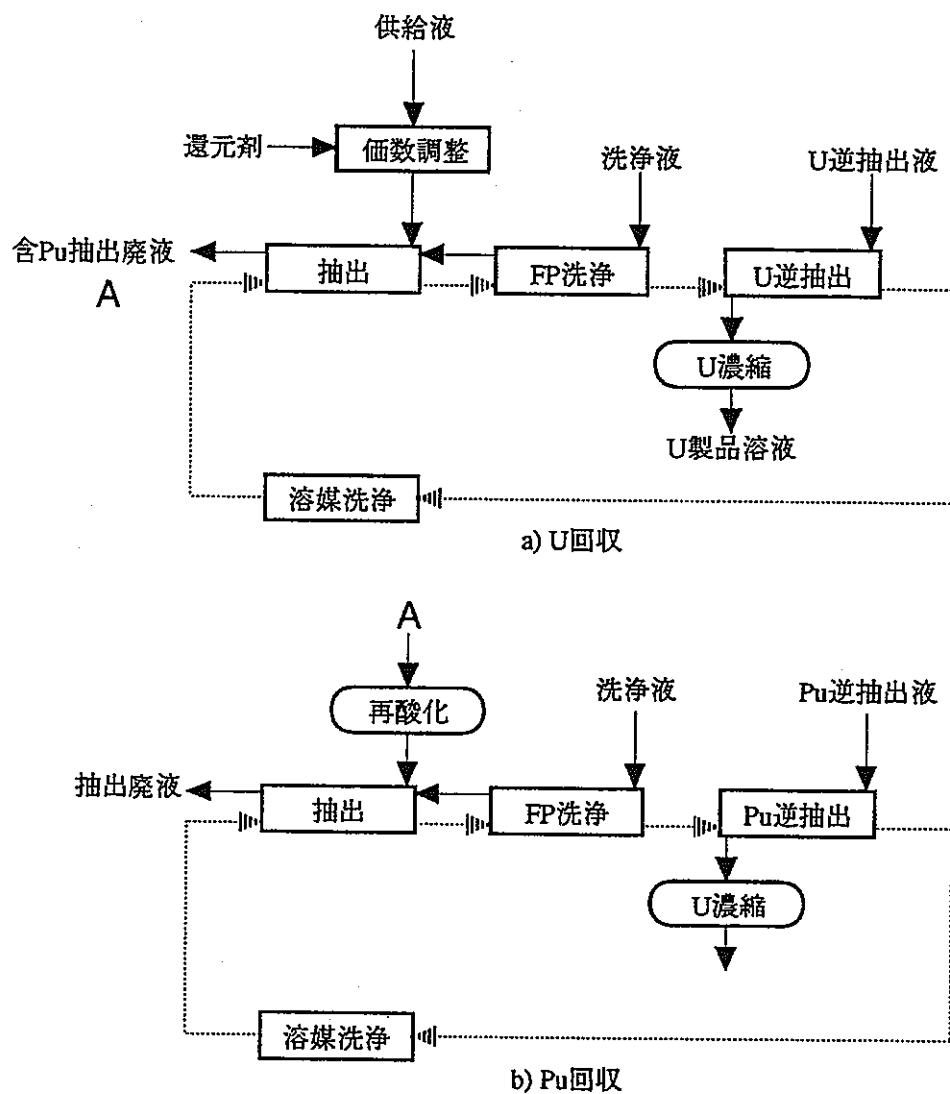
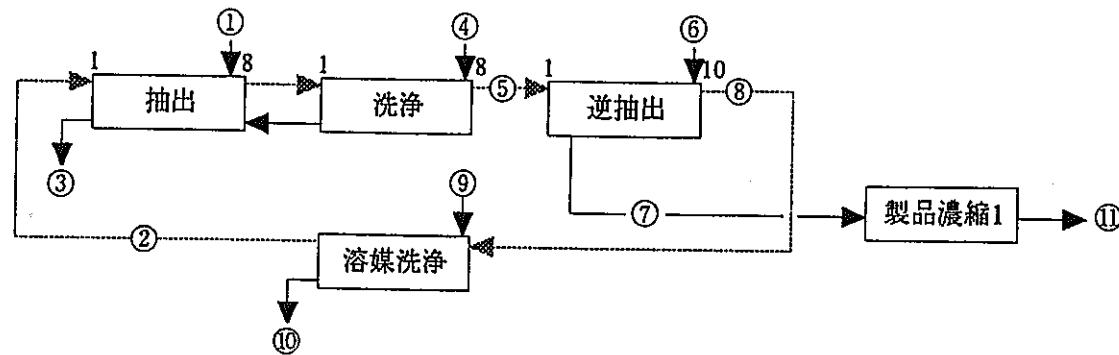
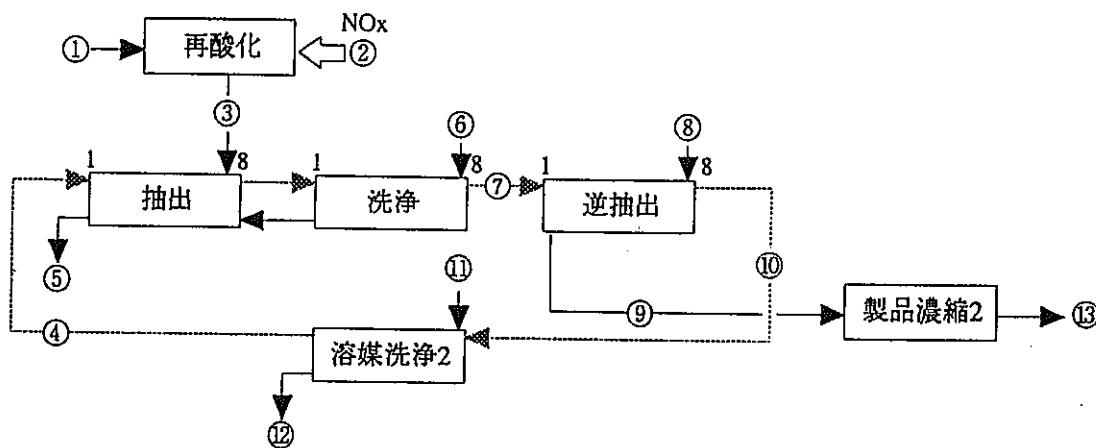


図3.3.4-1 U先行抽出プロセスの概念フロー図



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
流体名	供給液	供給溶媒	含Pu廃液	洗浄液	装荷溶媒	逆抽出液	U溶液	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	U溶液
流量	84.6 l/h	178 l/h	104.6 l/h	20 l/h	178 l/h	200 l/h	200 l/h	178 l/h	12 l/h	12 l/h	56.4 l/h
温度(℃)	30	30	30	30	30	30	60	60			-
硝酸(M)	3.0	-	2.6	-	0.12	0.02	0.13	0.0004			0.46
U(g/L)	200	-	3.23e-7	-	95.1	-	84.6	1.23e-9			300
Pu(g/L)	26.1	-	21.1	-	8.81e-14	-	7.84e-14	0			2.78e-13
Np(g/L)	7.03e-2	-	5.12e-2	-	3.35e-3	-	2.98e-3	1.01e-6			1.06e-2
Am(g/L)	8.47e-1	-	6.85e-1	-	7.68e-24	-	6.83e-24	0			2.42e-23
Cm(g/L)	8.57e-2	-	6.93e-2	-	9.53e-26	-	8.49e-26	0			3.01e-25
Sr(g/L)	2.43e-1	-	1.97e-1	-	9.43e-33	-	8.39e-33	0			2.98e-32
Zr(g/L)	1.31e+0	-	1.06e+0	-	6.47e-19	-	5.76e-19	0			2.04e-18
Tc(g/L)	4.18e-1	-	2.46e-1	-	5.43e-2	-	4.72e-2	1.24e-3			1.67e-1
Ru(g/L)	1.58e+0	-	1.28e+0	-	1.59e-3	-	1.05e-4	1.47e-3			3.72e-4
Cs(g/L)	1.99e+0	-	1.61e+0	-	1.22e-26	-	1.09e-26	0			3.87e-26
HAN(g/L)	1.44e+1	-	1.16e+1	-	0	-	0	0			-
HYD(g/L)	2.80e+0	-	2.26e+0	-	0	-	0	0			-
備考	供給液	主溶媒	Pu溶液	洗浄液		逆抽出液	U溶液	使用済溶媒	7Mガリ廃液		

図3.4-2 U先行抽出プロセスケミカルフローシート (U回収)



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
流体名	含Pu廃液	NOxガス	供給液	供給溶媒	抽出廃液	洗净液	装荷溶媒	逆抽出液	Pu溶液	溶媒	洗净液	洗净廃液	Pu溶液
流量	104.6 l/h	50 kg/h	104.6 l/h	75 l/h	114.6 l/h	10 l/h	75 l/h	80 l/h	80 l/h	75 l/h	11 l/h	11 l/h	7.4 l/h
温度(℃)	30	-	30	30	30	30	30	30	30	30			-
硝酸濃度(M)	2.6	-	2.8	-	2.49	2.0	0.371	0.02	3.68e-4	4.57e-4			0.004
U濃度(g/L)	3.23e-7	-	3.23e-7	-	1.98e-15	-	4.5e-7	-	4.22e-7	6.22e-15			4.59e-6
Pu濃度(g/L)	21.1	-	21.1	-	1.89e-6	-	29.4	-	27.6	2.97e-10			300
Np濃度(g/L)	5.12e-2	-	5.12e-2	-	4.67e-2	-	6.24e-5	-	5.85e-5	5.81e-24			6.36e-4
Am濃度(g/L)	6.85e-1	-	6.85e-1	-	6.25e-1	-	6.99e-12	-	6.56e-12	0			7.13e-11
Cm濃度(g/L)	6.93e-2	-	6.93e-2	-	6.33e-2	-	1.80e-13	-	1.69e-13	0			1.84e-12
Sr濃度(g/L)	1.97e-1	-	1.96e-1	-	1.79e-1	-	6.12e-26	-	5.73e-26	0			6.23e-25
Zr濃度(g/L)	1.06e+0	-	1.06e+0	-	9.67e-1	-	1.07e-12	-	1.00e-12	6.32e-31			1.09e-11
Tc濃度(g/L)	2.46e-1	-	2.46e-1	-	2.24e-1	-	2.39e-9	-	2.24e-9	8.57e-13			2.43e-8
Ru濃度(g/L)	1.28e+0	-	1.28e+0	-	1.07e+0	-	1.43e-1	-	9.14e-3	1.32e-1			9.93e-2
Cs濃度(g/L)	1.61e+0	-	1.61e+0	-	1.47e+0	-	1.69e-23	-	1.59e-23	0			1.73e-22
HAN濃度(M)	1.16e+1	-	1.16e+1	-	1.06e+1	-	0	-	0	0			-
HYD濃度(M)	2.26e+0	-	2.26e+0	-	2.07e+0	-	0	-	0	0			-
備考		NOxガス		30%TBP	抽出廃液	洗净液		逆抽出液	Pu溶液	使用済溶媒		アカリ廃液	

図3.3.4-3 U先行抽出プロセスケミカルフローシート (Pu回収)

3.3.5 スクラブ削除型単サイクルプロセス

他のプロセスとして、スクラブ削除型単サイクルプロセスについて検討した。このプロセス概念図を図3.3.5-1に示す。このプロセスでは、通常供給液の抽出部の後段に設置されるFP洗浄部を削除している。

計算の結果得られたケミカルフローシートをそれぞれ図3.3.5-2に示す。また、このプロセスの諸条件及び除染係数を表3.3.5-1及び表3.3.5-2にまとめた。

抽出プロセスから得られるU/Pu製品溶液中のU濃度は24.2g/L, Pu濃度は8.1g/Lであり、Pu製品溶液中のU濃度は49.4g/Lである。転換工程への派出条件(300gHM/L)への蒸発濃縮に必要な熱量はU/Pu製品溶液で110,000kcal/h, Pu製品溶液で150,000kcal/h, 必要な蒸気流量はそれぞれ5,500kg/h, 7,500kg/hとなる。

表3.3.5-1 スクラブ削除型単サイクルプロセスの諸条件一覧

共除染	
抽出	8 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
Pu分配	10 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
U逆抽出	10 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
溶媒洗浄	3 段
ミキサ部	4 L
セトラ部	20 L
溶媒流量(30%TBP)	240 L/h
硝酸供給量*	15.0 kg/h
HAN供給量	4.46 kg/h
HYD供給量	0.86 kg/h
蒸気供給量	- kg/h
NOx供給量	- kg/h
抽出廃液流量	84.6 L/h
洗浄廃液流量	12 L/h

* 供給液の希釀用硝酸を含む

表3.3.5-2 スクラブ削除型単サイクルプロセスの除染係数一覧

	共除染	
	U製品	U/Pu製品
U	-	-
Pu	6.05E+17	-
Np	1.04E+08	1.23E+00
Am	7.06E+29	1.34E+03
Cm	3.51E+31	1.05E+03
Sr	5.95E+40	1.86E+04
Zr	1.74E+16	7.00E+02
Tc	8.31E+02	2.46E+00
Ru	6.34E+03	4.20E+02
Cs	2.42E+38	3.51E+03

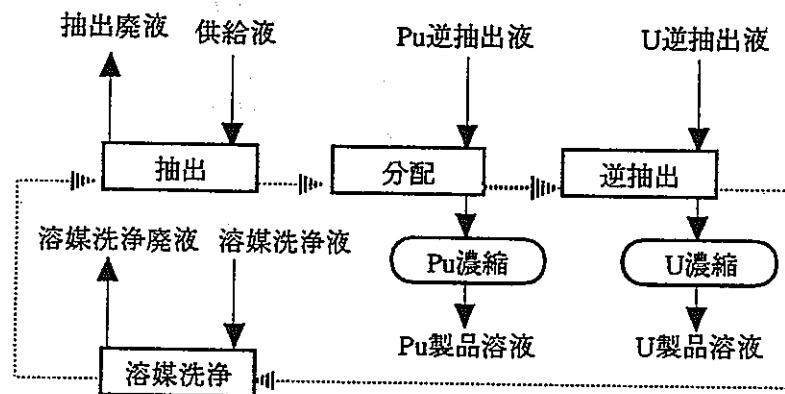
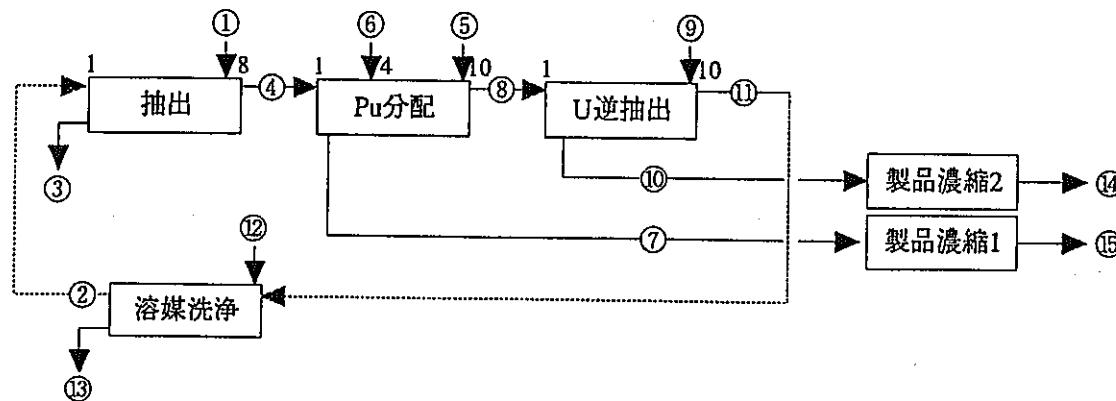


図3.3.5-1 スクラップ削除型単サイクルプロセスの概念フロー図



番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
流体名	供給液	供給溶媒	抽出廃液	装荷溶媒	Puストリップ°	調整酸	U/Pu溶液	装荷溶媒	逆抽出液	U溶液	溶媒	洗浄液	洗浄廃液	U溶液	U/Pu溶液
流量	84.6 l/h	240 l/h	84.6 l/h	240 l/h	270 l/h	1 l/h	271 l/h	240 l/h	210 l/h	210 l/h	240 l/h	12 l/h	12 l/h	34.6 l/h	29.2 l/h
温度(℃)	30	30	30	30	30	30	30	30	60	60	60			-	-
硝酸(M)	3.0	-	2.5	0.18985	0.2	10	0.44	0.03	0.02	0.05	4.1307e-4			0.33	4.11
U(g/L)	200	-	1.1371e-7	70.5	-	-	24.2	43.2	-	49.4	2.2155e-9			300	224
Pu(g/L)	26.1	-	3.5543e-8	9.2	-	-	8.1	9.3262e-18	-	1.0658e-17	1.4448e-31			6.473e-17	76
Np(g/L)	7.04e-2	-	1.32e-2	2.02e-2	-	-	1.79e-2	1.48e-10	-	1.67e-10	1.69e-12			1.01e-9	0.17
Am(g/L)	8.47e-1	-	8.46e-1	2.22e-4	-	-	1.97e-4	2.59e-31	-	2.96e-31	0			1.80e-30	1.83e-3
Cm(g/L)	8.57e-2	-	8.56e-2	2.89e-5	-	-	2.56e-5	5.28e-34	-	6.04e-34	0			3.67e-33	2.37e-4
Sr(g/L)	2.43e-1	-	2.43e-1	4.61e-6	-	-	4.08e-6	8.83e-43	-	1.01e-42	0			6.13e-42	3.79e-5
Zr(g/L)	1.31e+0	-	1.31e+0	6.59e-4	-	-	5.84e-4	1.63e-17	-	1.86e-17	0			1.13e-16	5.42e-3
Tc(g/L)	4.18e-1	-	2.48e-1	5.99e-2	-	-	5.30e-2	1.20e-4	-	1.24e-4	1.09e-5			7.54e-4	4.92e-1
Ru(g/L)	1.58e+0	-	1.57e+0	4.79e-3	-	-	1.17e-3	3.46e-3	-	6.15e-5	3.41e-3			3.74e-4	1.09e-2
Cs(g/L)	1.99e+0	-	1.99e+0	2.00e-4	-	-	1.77e-4	1.78e-39	-	2.03e-39	0			1.23e-38	1.64e-3
HAN(g/L)	0	-	0	0	1.65e+1	-	1.54e+1	0	-	0	0			-	
HYD(g/L)	0	-	0	0	3.20e+0	-	3.19e+0	0	-	0	0			-	
備考	供給液	主溶媒	抽出廃液		Pu抽出液		Pu溶液		U逆抽出液	U溶液	使用済溶媒	アカリ廃液			

図3.3.5-2 スクラブ削除型単サイクルプロセスケミカルフローシート（共除染工程）

3.4 除染係数の計算結果と文献値の比較

3.3章で検討した各プロセスの諸条件を比較して表3.4-1に示す。また、MIXSETの計算で得られる除染係数の一覧を3.2章で調査した文献値と合わせては表3.4-2に示す。除染係数については文献値が存在する核種が限られているため、計算結果と比較可能なデータは少ないが、Zr, RuあるいはNpとについては一部比較ができる。

第1サイクルにおけるZrの除染係数は、Eurochemicの 10^5 という高い値を除いては実績値で800～6,000程度の値が報告されている。MIXSETの計算結果の場合、従来のPUREX法と特に違ひのないU/Pu分離回収プロセスでは 10^{14} ～ 10^{27} と極めて高い除染係数が得られている。精製工程についても、文献値では概ね 10^2 ～ 10^3 のオーダーの除染係数が報告されているが、計算の結果は 10^{14} 以上の値が得られる。Zrは溶媒劣化生成物であるDBPが存在する系では分配係数が高くなることが知られているが、MIXSET内ではこうした不純物を考慮していないことが原因と考えられる。

Ruの除染係数は、第1サイクルで 10^3 ～ 10^4 のオーダーの実績値が報告されている。MIXSETの計算結果でもこれと同じオーダーの除染係数が得られた。MIXSETによる計算ケースのうち第1サイクルの除染係数が最も高いプロセスはU先行抽出プロセスであった。これは、共除染部で溶媒に対するUの飽和度を高くした結果、Ruの抽出に寄与するフリー-TBP濃度が低下し、Ruの抽出が抑制されたと考えられる。溶媒中のU飽和度を高める手法はIMPUREX等でも利用され、高い除染係数を目的とする場合に有効であるが、反面プロセス流量の変動に敏感であるという工程管理上の課題も有する。精製工程におけるRuの除染係数は、文献値ではBarnwellの設計推定値を除いて 10^0 ～ 10^2 であるのに対して、計算結果では 10^1 ～ 10^2 の値が得られた。Ruの除染係数は（抽出プロファイルでの比較ではないが）実績値と計算値が比較的良く一致している。

Npの除染係数は、第1サイクルに対する文献値は調査した中にはなかった。MIXSETによる計算値は 10^0 ～ 10^7 の極めて広い範囲の値が得られた。しかし、試薬流量や濃度などに多少の違いがあったとしても、これほど大きな差違が表れることは考えにくい。感度解析や実験値等の比較からMIXSETに組み込まれている相関式を見直す必要がある。

これら以外の核種の除染係数については、文献値はないが、 β_γ あるいはFP Totalとしての除染係数として報告されている。このようなFP全体での除染係数の実績値は、第1サイクルで 10^3 ～ 10^5 、U精製工程で 10^2 、Pu精製工程で 10^0 ～ 10^2 の値が報告されている。これに対してMIXSETの計算結果では第1サイクルについてはCs, Sr等について除染係数 10^{10} 以上、Tcに対して 10^0 ～ 10^3 が得られた。

晶析併用プロセスの除染係数は、従来のプロセスで得られる除染係数に比べて概ね1～2桁小さい値となった。また、スクラップ削除型単サイクルプロセスでは、U製品については比較的高い除染係数が得られるものの、U/Pu製品の除染係数は 10^0 ～ 10^3 と低い値となる。

Tc, Zr, Ruは除染係数が低い核種と知られており、計算値と実績値を比較した場合にもこれらの核種の除染係数がFP全体の除染係数に大きく影響するため、その挙動を計算でシミュレートできるようになれば、抽出工程の設計の検討に大きく寄与すると考えられる。

表3.4-1 各プロセスの諸条件の比較

プロセス名	項目 工程	抽出器 段数	溶媒流量 30%TBP	硝酸 供給量*1	HAN 供給量	HYD 供給量	蒸気 供給量	NOx 供給量	抽出廃液 流量	洗浄廃液 流量
		-	L/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	L/h	L/h
U/Pu共回収 プロセス	共除染・分配	39	240	17.5	4.46	0.86	-	-	105	12
	U精製	29	140	55.6	-	-	3600	-	304	7
	U/Pu精製	31	220	4.66	-	-	5300	64	291	11
	合計	99	600	77.76	4.46	0.86	8900	64	700	30
U/Pu分離回収 プロセス	共除染・分配	47	315	16.5	1.1	0.7	-	-	105	12
	U精製	29	220	82.8	-	-	6100	-	447	11
	U/Pu精製	29	113	3.24	-	-	2000	65	113	4
	合計	105	648	102.54	1.1	0.7	8100	65	665	27
晶析母液抽出 プロセス	共除染	29	105	5.41	0.33	0.06	5500	-	60	5.3
U先行抽出 プロセス	U回収	29	178	13.4	1.2	0.2	4600	-	105	8.9
	Pu回収	27	75	1.4	-	-	2200	50	115	3.8
	合計	56	253	14.8	1.2	0.2	6800	50	220	12.7
スクラップ削除 型単サイクル プロセス	共除染・分配	31	240	15	4.46	0.86	13000	-	84.6	12

表3.4-2 各プロセスの除染係数の比較

			U	Pu	Np	Am	Cm	Sr	Zr	Tc	Ru	Cs	$\beta \gamma$ 等
U/Pu共回収 プロセス	共除染・分配	U溶液	-	6.7E+17	9.9E+07	-	-	-	5.9E+27	1.1E+03	1.6E+03	-	
		U/Pu溶液	-	-	2.2E+00	1.1E+17	9.5E+17	6.0E+26	1.3E+14	1.4E+00	9.5E+01	9.1E+22	
	U精製		-	1.0E+03	1.1E+00	-	-	-	-	1.3E+01	6.6E+02	-	
	U/Pu精製		-	-	1.4E+01	5.2E+13	3.5E+14	-	1.4E+13	2.7E+01	1.9E+01	-	
	合計	U製品	-	6.8E+20	1.1E+08	-	-	-	-	1.4E+04	1.0E+06	-	
		U/Pu製品	-	-	3.0E+01	5.5E+30	3.4E+32	-	1.7E+27	4.0E+01	1.8E+03	-	
U/Pu分離回収 プロセス	共除染・分配	U溶液	-	1.3E+11	7.5E+02	-	-	-	1.5E+27	1.1E+01	9.5E+02	-	
		Pu溶液	-	-	4.8E+00	2.3E+17	2.1E+18	1.3E+27	2.7E+14	4.5E+00	4.0E+03	4.8E+19	
	U精製		-	1.2E+06	1.0E+00	-	-	-	-	1.1E+01	6.2E+02	-	
	Pu精製		-	-	4.5E+00	3.2E+15	4.2E+16	-	6.8E+14	1.9E+10	2.1E+02	-	
	合計	U製品	-	1.6E+17	7.8E+02	-	-	-	-	1.1E+02	5.9E+05	-	
		Pu製品	-	-	2.2E+01	7.3E+32	8.7E+34	-	1.9E+29	8.8E+10	8.4E+05	-	
晶析母液抽出 プロセス	共除染		-	-	5.0E+00	8.8E+22	1.9E+24	2.7E+31	3.7E+18	6.6E+00	3.2E+03	1.2E+27	
U先行抽出 プロセス	U回収	含Pu廃液	5.0E+08	-	1.1E+00	1.0E+00	1.0E+00	1.0E+00	1.0E+00	1.0E+00	1.0E+00	1.0E+00	
		U溶液	-	1.4E+14	1.0E+01	5.2E+22	4.3E+23	1.2E+31	9.6E+17	3.7E+00	6.4E+03	7.7E+25	
	Pu回収		1.0E+00	-	1.1E+03	1.4E+11	5.4E+11	4.5E+24	1.4E+12	1.4E+08	1.8E+02	1.3E+23	
	合計	Pu製品	5.0E+08	-	1.3E+03	1.4E+11	5.4E+11	4.5E+24	1.4E+12	2.0E+08	1.8E+02	1.3E+23	
		U製品	-	1.4E+14	1.0E+01	5.2E+22	4.3E+23	1.2E+31	9.6E+17	3.7E+00	6.4E+03	7.7E+25	
スクラップ削除 型単サイクル	U製品		-	6.0E+17	1.0E+08	7.1E+29	3.5E+31	5.9E+40	1.7E+16	8.3E+02	6.3E+03	2.4E+38	
	Pu製品		-	-	1.2E+00	1.3E+03	1.0E+03	1.9E+04	7.0E+02	2.5E+00	4.2E+02	3.5E+03	
Barnwell	第1サイクル U側		-	-	-	-	-	-	1.0E+03	-	2.1E+03	-	3.0E+03
	U精製		-	-	-	-	-	-	1.1E+03	-	4.2E+03	-	1.6E+03
	合計		-	-	-	-	-	-	1.1E+06	-	8.6E+06	-	4.8E+06
東海	第1サイクル		-	-	-	-	-	-	8.0E+02	-	7.6E+03	-	-
	U精製 1		-	-	-	-	-	-	2.0E+03	-	2.2E+02	-	-
	U精製 2		-	-	-	-	-	-	>6	-	4.1E+00	-	-
	Pu精製 1		-	-	-	-	-	-	2.0E+02	-	1.1E+02	-	-
	Pu精製 2		-	-	-	-	-	-	>200	-	4.4E+01	-	-
	合計	Pu製品	-	-	-	-	-	-	>3.00E+6	-	3.5E+07	-	-
		U製品	-	-	-	-	-	-	>1.00E+7	-	7.0E+06	-	-
SAP	第1サイクル		-	-	-	-	-	-	6.0E+03	-	1.1E+04	-	8.6E+04
	U精製 1		-	-	-	-	-	-	>600	-	1.6E+02	-	1.8E+02
	U精製 2		-	-	-	-	-	-	-	-	6.0E+00	-	6.0E+00
	Pu精製		-	-	-	-	-	-	2.0E+01	-	8.0E+01	-	4.5E+01
	合計	Pu製品	-	-	-	-	-	-	1.2E+05	-	8.8E+05	-	3.9E+06
		U製品	-	-	-	-	-	-	-	-	1.1E+07	-	9.3E+07
OTL試験 (平均値)	共除染・分配	U溶液	-	-	-	-	-	-	-	-	1.8E+03	-	1.7E+04
		Pu溶液	-	-	-	-	-	-	-	-	8.9E+02	-	8.1E+03
	U精製 1		-	3.4E+01	4.5E+01	-	-	-	-	-	8.5E+01	-	2.2E+02
	U精製 2		-	>41	>33	-	-	-	-	-	2.9E+01	-	2.9E+01
	Pu精製		-	-	-	-	-	-	-	-	6.4E+01	-	-
	合計		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Eurochemic (平均値)	第1サイクル		-	-	-	-	-	-	1.1E+05	-	1.3E+04	-	5.0E+04
	U精製		-	5.0E+02	6.0E+00	-	-	-	4.6E+01	-	2.8E+02	-	-
UP3 (平均値)	共除染・分配	U溶液	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	>2.0E5
		Pu溶液	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	>8.0E4
	U精製		-	-	1.8E+02	-	-	-	-	-	-	-	1.5E+02
	Pu精製		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8.5E+02

4. 燃料製造工程の検討

4.1 検討の前提

4.1.1 工程と物量

- ・低除染煙再処理設備からの製品を基に被ばく対策のためセル内製造とする。
- ・ゲル化転換および振動充填方式を中心とした酸化物粒子燃料製造とする。
- ・炉心燃料は、外部ゲル化法による顆粒を振動充填する。
- ・プランケット燃料に関してはUO₂粉末を造粒し、振動充填する方法（平成7年度検討）と研削工程を省略した簡素化ペレット法（平成8年度検討）の2つとおりを考慮する。
- ・炉心燃料は再処理側からPu富化度25%の硝酸溶液を受け入れ、21.4%と24.1%の富化度の製品を製造する。
- ・炉心燃料用に1日あたり、52.9Kg-Puを含んだ原料溶液（金属濃度300g/l）を受け入れたものを処理する。（1日の対象処理量は、211.6Kg-HM、705l）
- ・プランケット燃料は再処理側からの回収製品と不足分(96.18Kg-U/day)を補い、1日あたり、軸方向プランケット燃料で157.47Kg-HM/d=177.94Kg-UO₂/dを径方向プランケット燃料で132.07Kg-HM/d=149.24Kg-UO₂/d処理する。合計289.54Kg-HM/dを扱う。
- ・図4.1.1に工程の概略を示す。

4.1.2 製造設備設計の範囲、方針

- ・原料の受け入れ、調整、ゲル化転換、焼結、振動充填燃料製造までの範囲を今年度の検討する。燃料組立以降の工程は前年度と同一とする。
- ・径の異なる粒子燃料を同一製造系列で振動充填混合比に合った比率で一括して製造する。
- ・スミヤ密度（平成7年度は76%程度に設定し、製造工程の簡素化を狙った）を高める対応を検討する。
- ・滴下処理以降の工程はバッチ処理を基本とし、前年度は、焙焼、還元、焼結、再還元をそれぞれ個別の回転式加熱炉（ロータリキルン）にて連続供給、取り出しによる方式を採用したが、加熱炉の肥大化を懸念し、焙焼、還元、焼結、再還元の4工程をひとつの加熱炉にてバッチ式で行うことを検討する。
- ・設備、機器は設計当初から完全自動化を考慮したものとし、操作系も設備設計に含める。
- ・操作系は定まった行為のみを確実に行うものを原則とし、設備機器設置後に汎用ロボットアームやマニピュレーションなどによる追加的な遠隔、自動化操作機構は採用しない。
- ・融通性を確保した操作系への依存度を弱める。
- ・遠隔保守性を高めるため、以下の点を重視する。（遠隔化概念について、詳細は別添1を参照されたい。）

- *機器の交換を保守の原則とするが、頻度を低下させる対策（故障率の低下、交換部位の限定化など）を十分行う。
- *機器の独立性を高め、機器移動を容易にする。
- *機器のモジュール化を進め、交換作業の容易化、交換部位の低減化を図る。
- *核物質は機器或いはモジュール内に閉じこめる。
- *異常時の核物質の抜き取り保管行為の確実性を担保する。
- *想定した保守は自動操作で行うことを原則とする。

4.2 設備機器検討

4.2.1 平成7年度の検討との差異

平成7年度は、製造設備の簡素化を重視し、2成分径粒子（バイモダル）0.1mm及び0.5mmの粒子径にてスミヤ密度76%としたが、スミヤ密度上昇を目指し、3成分径粒子（トリモダル）化及び製造性を検討する。

4.2.1 コア燃料用滴下装置

ここでは、富化度調整後の原料溶液の供給を受け、外部ゲル化法にてゲル球を得るところまでを一つの装置単位として検討する。1日あたりの処理量はPu換算で52.85Kgであり、処理量が大きくなる富化度21.4%（内側炉心用）では、247Kg-HMを扱うことになる。そこにPVAとTHF（テトラハイドロフルフリルアルコール）の混合水溶液を加えて一定の搬送量で滴下槽へ送る。流量を調整された混合液は滴下槽上部の振動ノズルにて滴下され、液滴となり滴下槽中のアンモニア水中に落下し、ゲル球となる。滴下装置は形状管理により臨界管理され円環構造とする。形状管理であるので核物質量的には無制限であるが設定した一定量流入させ、一定量のゲル球が生成したところで次工程へバッチ的に送られる。供給された燃料原液は、PVAやTHFにより希釈され、U+Pu濃度が $0.143\text{g}/\text{cm}^3$ に調整する。したがって、1日あたりの処理液量は最大で 1.729m^3 となる。

4.2.2 熟成・洗浄・乾燥装置

滴下装置で生成され蓄積したゲル球をゲル球生成に伴い生成する硝酸アンモニウム水溶液とともに混在して一定量供給される。溶液系であり、形状管理により臨界管理を行う。臨界管理は富化度25%について行うことにより厳しく評価できる。この条件で無限平板では液厚101mmで核的制限値($k_{eff}=0.95$)となるので内側厚さ100mmのスラブタンクとした。このとき、装置の大きさは厚さ100mmに対して幅は内部に供給される量により決定される。このスラブタンクを回転させながら熟成し、硝酸アンモニウム水溶液の排出、水洗浄及び100度の加熱空気を吹き込み乾燥させることで乾燥ゲル球を得る。この間に10時間ほどかかる。乾燥を完了したゲル球は装置を停止し、抜き出されて次工程の加熱工程へ送られる。

4.2.3 焼焼・還元・焼結・再還元装置

加熱装置は、4工程を1台の装置にてバッチ的に行うものとした。最高温度が1100度程度であり、加熱中の反応をスムースに行うこと及び粒子同士の融合を防ぐために高純度アルミニナチューブによる回転型加熱装置（ロータリーキルン）を用いる。加熱工程中の4工程とも温度と雰囲気条件が異なるが1バッチでは4工程を連続して温度制御と雰囲気制御を同時にを行い、温度上昇、降下課程を減らすことで処理時間の短縮が図れる。これにより約23時間で処理することができる。この工程の処理時間が全工程中で最大であり、ここで1台の装置の取扱量により検討している全工程の装置台数が決定される。この工程を経て燃料粒子を得ることができる。工程終了後に装置を停止して粒子を抜き取り、次工程の篩分工程へ搬送する。

4.2.4 篩分装置

得られた粒子燃料を設計時の許容径範囲内以外のものを選別する。前工程で生成した粒子燃料の1装置分の供給を受け、異なる径成分を同時に選別する。設定粒子の径は各径での許容範囲を考慮した径範囲に対して十分に異なり分布の重なりがないので同時に選別することができる。粒子の供給後密閉され、多段の篩にケーシングをほどこし、振動を加えることで選別し、それぞれ製品粒子ホッパに蓄積される。操作終了後、次工程の振動充填装置へホッパごと移送される。ここでの処理時間は前工程の処理時間23時間に對しては十分短いものである。

4.2.5 各装置の規模の決定要件

これまで記述した工程装置の規模を決定する場合には製造する粒子径の設定が重要になる。粒子径と充填率の関係を把握することが重要となる。実際に実験的に確認することが急務ではあるが、現状ではArgonne National LaboratoryのJ. E. Ayerらが実験的に鋼球を用いて求めた関係式を用いる。ピン内径をD0とし、粒子径を大きな順からd1, d2, ..., dnとすれば、各充填率は

$$P_0=0.635-0.216 \exp(-0.313 D_0/d_1)$$

$$P_n=0.635-0.737 \exp(-0.201 d_n/d_{n+1})$$

で示される。ここで、 P_n はn番目の粒子充填後に残された空間に対する(n+1)番目の粒子の充填率である。したがって、バイモダルの場合では、1番目の粒子（大径粒子）によりピン内空間に対する充填率P0と2番目の粒子（小径粒子）が大径粒子が充填したとの残された空間(1-P0)に対して充填率p1で充填されるの

で、総計での充填率は、

$$P = P_0 + (1-P_0)P_1$$

で求めることができる。設定したピン内径は6.8mmであり、前年度に設定したバイモダル条件($d_1=0.5\text{mm}$, $d_2=0.1\text{mm}$)では充填率76%程度に計算される。

実際にこの関係式の正当性、ある程度成立する球径範囲を実験的に把握せねばならないが、この関係式より、最大充填率はある程度の径比で変化せず86%程度が限度であることが示される。最大径の球径 d_1 はピン内径 D_0 に対して、 $D_0/d_1=10$ 程度以降で上限に達しており、 D_0/d_1 を大きくしても（粒子径を小さくしても）充填率に対する効果は少ない。最大粒子径を小さくしすぎると以降の径の粒子の径比もそれと同様にせねばならず、製造上不利益となる。最小粒子径が小さくなることは微粉を扱わないで製造可能である検討中のこのプロセスの利点を損なう。ただ最小粒子はそれ以上の径で構成されている構造のすきまを十分に通過できるほど小さいことが好ましい。そのためには最小粒子と次に小さい粒子の径比を6.5から7程度とすることが好ましいとR.M. McGaheyの報告がある。したがって、最小粒子があまり小さくならない範囲で各粒径を決定せねばならない。最小径をパラメータに最大径と充填率の関係を図4.2.1に示す。この条件では最小径0.03mm、最大径0.85mmで最大充填率86%を得られる。最大径0.85mmは現在実績のある高温ガス炉用燃料（製造 原子燃料工業）より大きく、実際の粒子製造にあたり、径が大きくなると問題が生じる。0.85mmのゲル球を得るためにには実績値から約3.2mmの滴下球を製造し落下させることになる。このとき、落下した液滴がアンモニア水面に着水するときの衝撃で球形形状が変化する恐れがある。さらに、アンモニア水中にて粒子の蓄積により下部粒子の変形が考えられる。そのため、ノズルと着水面距離や落下中の界面気制御による表面ゲル化の推進（ただし、程度を越すと表面のみゲル化した殻構造の粒子を生じる可能性がある。）やゲル化粒子の破碎強度の向上などの対策を施す必要があるが、十分に達成しようと判断し、最大径0.85mmを選定した。一方、最小径はある範囲で小さな方が充填率は上がる。しかし、微粉末を扱わないことが利点であるこのプロセスを考え、0.03mmを設定した。この設定は最も充填率を上げた場合のもので設計時の充填率をこれ以下にすれば当然設定粒子径は異なる。

トリモダルの場合でも最大径は大きく、最小径は小さな方が充填率は上がる。充填率自体はバイモダルでもトリモダルでも最適化したもの達成値はあまり変わらない。トリモダル化の最大のメリットは、最小粒子製造個数の減少によるノズル本数の減少にある。中間粒子の径は、Ayerの関係式では大きな依存性はなく広い範囲で高い充填率を確保できる。しかし、実際に振動充填法によりこの関係式の充填率を得るためにには、大きな粒子の隙間に小さな粒子が入り込むことが重要であり、最小粒子径比(d_2/d_3)は6.5以上、望ましくは7程度であることで大径粒子で構成されている構造体中を自由に通過できる。これにより、中間粒子は0.22mm程度と選定される。大径粒子と中間粒子の径比は $0.85/0.22=3.8$ 程度であり、比較的大きな径の粒子での比であり、振動充填を効果的に行えば所定の充填率を得られると考えられる。ここでは、最小径と中間径の比を7程度にすることを優先する。当然、実験で確認せねばならない。

以上より、これまで記述した設備機器をバイモダルでは粒子径を0.85mmと0.03mmにトリモダルでは0.85mm, 0.22mm, 0.03mmと設定し、設備規模を算出する。

滴下装置において、1日あたりに処理する量は、1.729m³であり、それぞれの粒子は粒子の存在比率で分配すればそれぞれの粒子に必要な処理量がでる。これまでの粒子径は全て焼結後の燃料粒子径であったが、焼結粒子径は、液滴径のウランでの製造工程を参考に実績値で0.26倍寸法変化することとし、粒子ごとの処理量を液滴体積で割れば単位時間あたりの生産粒子数が推定される。液滴を生産するノズルの振動数を設定すれば、滴下装置に必要なノズル本数が算出できる。ここでは、ノズルの振動数は粒子サイズで異なり、850mm径で80/sec、220mm径で105/sec、30mm径で2500/secとした。振動ノズルの周波数についてはさらに上昇させることは十分可能であるがここでは、実績を重視し決定した。実際に滴下試験や理論解析を行い、滴下球が着水し、次の滴下球が着水するまでの現象を把握すれば最高振動数が決定でき、機械的振動数の目標が定まる。なお、振動ノズルは微小な孔より振動を利用して液滴を生成するもので、一つの振動装置に格子上に孔を配すれば1ユニットで多数の振動ノズルをもつことができる。孔の間隔は互いに生じた液滴が干渉せず、かつ全ての孔にかかる液圧の変動が生じない範囲で狭隘化できる。ここでは、850mm径で3、220mm径で25、30mm径で81とした。結果を表4.2.1に示す。トリモダルの中間粒子の存在により、ノズル数が半減したことがわかる。

滴下処理以降は基本的にバッチ処理である。バッチ数は臨界制限と工程のなかで最も装置内滞留時間の長い焼結装置の台数がバッチ数となる。1HあたりのPu取扱量は52.85Kgであり、半乾燥系臨界質量制限値16.9Kg-Puから最低4バッチが要求される。バッチ数、ここでは加熱装置数は、工程上はできるだけ少ないほうが好ましいが、遠隔保守性を考慮するとある程度台数が多いほうが保守時間を稼げる。装置台数と加熱装置の形状（長さ）の関係を表4.2.2に示す。ここでは、加熱用の高純度アルミナチューブの内径を規格製品から200mmとし、1台の加熱管の中に入れうる粒子量から長さを算出した。装置を肥大化させない範囲で長さ2000mmでは11～12台（バッチ）になる。12バッチとすれば加熱チューブ内には1バッチで4.41kg-Puを取り扱うことになる。チューブ内に完全に核物質が詰まることを想定しても2.26倍の11.8Kg-Puが流入でき、臨界上の安全性も担保できる。

同様に、乾燥装置は、厚さ100mmで12バッチのとき、幅が2000mmのスラブタンクとなる。このとき、処理時間の関係で乾燥装置は6台で済うことができる。

12バッチとしたことで、滴下槽では1バッチ分は111の処理液量1.729m³の12分の1を取り扱うことになる。滴下槽の台数を1台とすれば2時間で1バッチ分を処理することになる。1台でも十分に構成できるが、ここでは処理時間の拡張と保守性の向上、稼働率確保から2台を採用することとした。計算したノズル本数を2台の滴下槽に均等にわけ、同一のものを2台とする。これにより、1バッチに要する時間は4時間となり、次工程である乾燥工程へゲル球を移送する時間を30分見込んでも実稼働時間は1日あたり21時間となり、実質的な1時間あたりの処理粒子数は増加するが十分に対応可能である。

粒子仕様とバッチ数を決定することで各装置規模が決定できる。これら一連の関係式はプログラム化されており、条件設定を変えることで容易に装置規模の変更が行えるシステムを整えた。装置規模の決定の詳細とこのシステムの構成を別添2に記す。

4.2.6 バイモダルとトリモダルの比較

高い充填率が必要でなく、前年度の設定のように75%前後の充填率の確保で十分であればバイモダルシステムで簡素化された設備機器類を得ることができる。しかし、可能なまでに充填率の上昇を図る場合には、状況が異なる。充填率を限界近くまで高める場合には最大径を大きく、最小径を小さくすることが求められる。このとき、バイモダルでもトリモダルでも最大及び最小径の粒子径は変わらない。異なる粒子径を異なる製造ラインで製造する場合にはトリモダル化することで1系列増加してしまうが、同一ラインで一括して異なる粒子径を製造しうる本検討の場合では系列数自体の増加はない。滴下装置では、トリモダルの場合中間粒子径を適当に選定することで最小粒子製造個数がバイモダルより圧倒的に少なく、非常に有効である。一方、篩分装置ではトリモダルの場合には3径を選別するため装置の複雑化を招く。さらに、篩分された粒子を振動充填装置へ供給する場合も供給ラインが1系列増加する。この増加がノズル数の減少に対してインパクトを持つか否かは現状では判断しにくいが、振動充填装置への供給ラインの増加はさほどの影響を持たず、篩分装置のトリモダル化対応が課題となると考えられる。さらに、この篩分課程で各粒子径で合格率が異なれば、そのままでは振動充填装置へ供給する粒子比率が設定値を保てなくなってしまう。合格率があまりにも大きく異なれば、調整用の粒子を別ラインで製造するかあるいは、滴下時に比率を調整することになる。調整用に別系列で粒子を製造することはここでの検討での一括粒子製造方式と矛盾し、意味がなくなる。したがって、製品比率と合格率を考慮した比率で滴下時に粒子を製造する比率を調整することになり、これにより必要ノズル仕様などが異なることも考えられる。現時点では、ここまでデータはなく、この調整はできない。

検討せねばならない項目が多くあり、現状では決定的に判断できないが、充填率を高める場合にはノズル個数の減少による滴下装置の簡素化からトリモダルが有利と思われる。したがって、充填率を上げることを要求されない場合はバイモダルで、充填率を上げることを要求されるのであればトリモダルが好ましいと判断できる。

4.3 ブランケット燃料製造

ブランケット燃料として、前年度検討した造粒振動充填法と簡素化ペレット法の2つおりの製造方式を考える。

4.3.1 造粒振動充填法

造粒振動充填法に関しては前年度報告書に詳細が記述されているのでここでは概要を述べる。原料となる U_3O_8 粉末を再処理回収分と外部供給分を混合器にて均一化する。それを5% H_2/Ar 中にて約600度にて加熱し、 UO_2 に転換する。得られた UO_2 にPVA水溶液を吹き付けながら混合し、湿粒子を生成し、混合を継続しながら熱風を吹き付け乾燥粒子を得る。このとき、振動充填に必要な粒径を粒子を所定比率で製造する。得られた粒子を篩分される。篩分で排除された粒子は微粉碎し、再度原料 UO_2 に混合し利用する。

次に得られた UO_2 粉末を焼結・再還元を行い、篩分により所定の粒度の粒子を得る。乾燥粒子は微量酸素雰囲気で約1100度にて加熱し、焼結 UO_2 とする。酸素比を調整するため5% H_2/Ar 中にて約600度にて加熱しO/U比を2とするために再還元する。この再還元炉では異なった粒子が括して加熱されているので、加熱終了後、篩分装置により分球する。ここまで工程でブランケット用振動充填燃料が製造できる。これを炉心燃料の場合には、軸ブランケットとしてMOX部分の上下に振動充填され、径ブランケットでは、ピン全部で振動充填される。

したがって、この工程では、混合器、還元炉、造粒装置、篩分装置、焼結炉、再還元炉、篩分装置が必要となる。設定した規模ではそれぞれ2、1、2、2、1、1台が必要であった。

4.3.2 簡素化ペレット法

まず、製造すべきペレットの仕様を決定する。軸ブランケットの径は6.7mm、径ブランケットの径は10.27mmと前年度想定した炉仕様を踏襲する。ペレット製造工程では外径のばらつきを厳しく制限していることから外周研磨処理が行われている。この工程はセンタレス研磨機を用いた湿式及び乾式法があるが、どちらも煩雑な工程であり、今回のようなセル内製造が必須である製造では様々な問題が生じ、燃料工程の簡素化要求との兼ね合いもあり、成立性の薄い工程と位置付けられ、前年度はペレット方式を採用しなかった。しかし、ブランケット燃料であることから、ウラン燃料製造のこれまでの膨大な実績の蓄積と要求仕様の緩和が見込まれることから研磨工程を省いた簡素化ペレットの採用を検討する。採用の是非は、この簡素化ペレットの成形時の品質のばらつきと炉の要求精度の相対関係で決まるものだが、ここでは採用できる前提で装置仕様を決定する。

UO_2 粉末を得るまでは、造粒振動充填法と同一となる。造粒工程は、前述の方法と異なり、1種類の粒径を得るもので粒体のハンドリング性と粒径コントロール性を向上させるために圧力スイング方式の造粒法を採用する。ここでのポイントは流動性に優れた粉末を得ることである。得られた乾燥粉末はプレス機へ送られ軸と径用の異なる径のペレットに成形される。径が異なればペレット成形圧力などの製造条件が異なるため1台のプレス機で同時に製造できない。異なる径のペレットを製造する場合には通常2種類のプレス機が必要となるが、稼働率や装置スペースを考慮し、1台のプレスでカナ型を交換して、異なる径のペレットを製造する。プレスはロータリープレスを採用し、外周と内周で異なるカナ型を用い、逐次的に時間分割し、それぞれのペレットを製造する。

ペレットの場合、径と厚さの比(L/D)が成形上の重要な因子となる。ここでは、未研磨ペレットで生じやすい鼓型(中央が端部より膨れた形状)を生じさせないためにできるだけL/Dを小さくすることと、成形個数を増やしすぎないことを考慮して、L/D=1を選定する。その結果、ペレット製造個数は1日あたり、軸ブランケットで85915個、径ブランケットで20008個となる。また、ペレットの体積はそれぞれ 0.24cm^3 と 0.85cm^3 になり、造粒粉末を一定量プレス機に供給して軸と径を逐次的に成形する場合には、カナ型個数比は、体積比の逆数(一定量の供給粉末で成形できるペレット個数)となり、15.6:4.3を得る。ここでは、20個のカナ型ステージを軸:径=16:4とし、軸用カナ型を外周に径用カナ型を内周に配置すし、1日のうち12.4時間を軸ペレットの製造に、11.6時間を径ペレットの製造に割り振る。したがって、一方のカナ型を使用してペレットを成形している場合にもう一方のカナ型を使用しない機構が必要となるが、機械式プレスを採用すれば簡単な機構で対応できる。但し、機械式プレスの場合充填量に依存せずに成形するため成

形密度にばらつきを生じる懼れがあり、装置開発課題となる。

成形後に焼結炉にて焼結させる。ペレット焼結であるので従来のプッシャ型連続高温雰囲気炉を採用できる。粒子燃料の場合には粒子飛散対策などからロータリキルン式の炉が必要であり、かつ高温処理が行えないため低温焼結を採用せざるをえず、複数の加熱炉を用いざるをえなかつたために多大なスペースを占有してしまったが、ペレット方式では大幅な省スペース化と工程の簡素化が図れる。

焼結されたペレットは機械操作により、移載されビンに詰められる。径プランケットの場合には、下部のペレットを装填し、MOX燃料球を供給し振動充填を行い、上部ペレットを装填する。ただし、炉心燃料ビンの場合には様々な構造が考えられ、ここで検討しているプランケットをペレット、中心部をMOX粒子燃料とする場合でも一体型とセグメント型に大別できる。それぞれに利点、欠点があるがここでは工程上簡単な一体型を採用する。下部のプランケットペレットの装填方法や振動充填時の下部ペレットの破損の懼れなど問題点もある。

径プランケットの場合には成形したペレットをローディングし、端線溶接するまでを1台の装置で行うことができる。粒子燃料に対して、装置個数も減り、省スペース化できる。

4.4 充填工程

製造された炉心用粒子燃料と簡素化ペレットを充填する。構造は一体構造を採用する。充填から端線溶接、外周研磨及び密度測定まで可能なかぎりピン移動を少なくすることを想定し、装置仕様を決定する。

まず、下部プランケットペレットと仕切板を挿入する。この作業で立てたピンに下部ペレットを自由落下にて充填可能であれば、振動充填装置にて行う。この場合、ペレットの破損や途中でのスタッキングが問題となる。今回は、これらを懸念し、横置きのピンに挿入する方式を採用する。この場合、径プランケットペレット挿入装置と共に用する。1台のローディング装置を時間分割し、径プランケットペレットの挿入と軸プランケットの下部ペレットの挿入を行う。下部ペレットと仕切板を挿入したピンは振動充填装置に継置きされる。ここでは、2x4本の燃料ピンを1単位のカセットとし、同時に作業を行う。粒子燃料製造工程で製造され、篩分された各粒子径の燃料を所定の比率で混合し、ある程度均等化したものを供給し、加振と供給を所定の充填率と量を満たすまで繰り返す。或いは、篩分された粒子を別々に供給できる設備を設け、充填課程で個々の粒子供給を調整しながら加振、充填を繰り返さねばならない場合には充填装置に個々の粒子ごとに供給装置を設けることになる。実際に試験を行わないことには判断が付かず、今回は個別に供給装置を設けることにする。充填が終了したカセットは仕切板挿入台へ移送し、仕切板を挿入する。その後、軸プランケットペレットの上部部分を挿入する。この場合もペレットの破損の懸念し、ペレットを垂直状態のまま落下させることを避ける場合には、粒子が充填されているために横置きにはできないことから、落下で破損しない、かつ充填粒子の状態が変化しない範囲で傾けて挿入することになる。ここでは、この傾斜角度を45度程度となるような上部軸プランケット燃料ローディング装置を設置する。この装置で上部ペレットと内挿物を挿入した後、端線溶接装置へ移送し、抵抗溶接にて端線溶接をする。外周研削装置へ移送し、抵抗溶接により生じたバリを除去する。ここまでをカセット単位で行う。カセットを一部解体し、密度測定装置にてスミヤ密度を直交2方向から測定する。測定終了後、カセットを解体し、各燃料ピンごとに表面汚染の測定を行い、セル外に搬出し、燃料組立工程へ移送する。ここまで工程を図4.4.1に示す。前年度に検討した振動充填プランケット燃料方式に比較して、ペレットの落下時の破損の懼れから上部軸プランケット燃料ローディング装置を設置した分の増加があるが、全体を考えると設備は簡略化し、設置面積も小さくなつた。

4.5 設備機器の概要

4.5.1 装置概要

これまでの検討に基づき個々の装置の概要を求めた。図4.5.1に全体概要を示す。各装置間の連結は間接的な接続を基本とする。密閉格納移送容器による移送を考え、必要に応じて容器内に格納された重量などを測定する。4.5.2から4.5.8までが炉心燃料関連で以降がブランケット燃料製造装置である。炉心燃料要素に含まれる軸ブランケット用燃料は、ブランケット燃料製造設備で製造され充填装置に供給される。

4.5.2 原料受入、調整槽

再処理側から生じるPu富化度25%の硝酸ウラン・プルトニウム混合溶液を3日分受入、1日分を富化度調整貯槽に移す。1日分の処理液量は、 0.705m^3 である。貯蔵能力は再処理と燃料加工を結ぶ中間バッファとして倍の6日分の規模とする。臨界形状を考慮した両槽ともSUS製の環状タンクである。図面を図4.5.2に示す。別に同規模の富化度調整用の硝酸ウラン溶液についても3日分を受入るタンクを設ける。保守頻度は少ないと考えられるが、ラック方式とし、一括交換式の保守を想定する。液はポンプにて供給する。ポンプの保守は交換を前提としたものとする。富化度の調整が重要である。

4.5.3 滴下槽

富化度を調整された硝酸溶液にPVA水溶液とTHFを混合して、2基の滴下槽へ供給する。PVA, THFで希釈された溶液量は、U-Pu濃度が 0.143g/cm^3 であることから、 1.729m^3 を1日で取り扱う。これを12バッチで処理する。従って、1台あたり、1バッチが4時間で $1/12$ の処理を行う。実際には、移送時間があることから、3.5時間で滴下処理を行うものとする。従って、送液量は、 $4.117\text{e-2m}^3/\text{時}$ となる。2台の滴下槽は2時間ずらして交互に稼働するので、2時間おきに1バッチ分の湿ゲル球が滴下槽に蓄積される。このとき、適切に流量調整された液を異なる径用のノズルに供給し、同時に1槽に滴下するので、蓄積された湿ゲル球は、設定した全ての成分の球径粒子が含まれている。ただし、処理量は減るが、径を選択して1成分のみを作り出すことも可能としておく。送液系は、粘度などを一定に保つため液温調整され、確実に一定量を振動ノズルに供給することが重要である。滴下槽は、臨界形状を考慮した円環構造とする。図4.5.3に図面を記す。振動ノズルで滴下された液滴がアンモニア水面に達するまでの空間はアンモニアガスでカバーされる。槽内のアンモニア水溶液は液面を一定とするためオーバフロー式とし、蓄積していくゲル球の変形を防ぐため常時流動させる。所定量の滴下終了後、ゲル球を次工程機器へ移送する。アンモニア水溶液ごと下部ドレンからゲル球を抜き出し、移送容器へ格納する。移送容器と滴下槽の液の取り合い系は確実に接合、遮断ができる、液の飛散などはあり得ないものとすることが重要である。ゲル球が格納された容器は密閉され、熟成・洗浄・乾燥装置へ送られる。容器の移送はロボットアームなどによる移送でなく、専用の移送装置を設け、この装置も工程機器としてとらえ、同一の保守概念のもとに設計する。ただし、移送装置と前後の工程装置は容器のみで接合され、高い次元で独立性を保たねばならない。また、容器は核物質が格納された状態でも異常時の待避場所へ確実に移動できねばならない。

振動ノズルは定期的に交換すべき部材となるであろう。

4.5.4 熟成・洗浄・乾燥装置

熟成・洗浄・乾燥装置は、臨界形状を考慮したスラブ回転型とする。回転数は今後の実験で決定せねばならない。厚さ100mmのスラブタンクの幅は、充填される粒子の空間を占める体積により決定できる。ここでは、簡単に最大径粒子の処理液量から、空間率60%を想定し、粒子の空間体積を求める。この粒子空間体積がタンクの40%程度の充填率とすれば、タンク容積が決定でき、幅が求まる。最大径を0.85mmとした場合には、幅は2000mmとなる。図面を図4.5.4に示す。タンクは強度を十分有するようにリブを入れる。タンクには移送容器との取り合いのために角部に供給・排出口を設け、供給の場合は上方で位置決めし、排出の場合は下方で回転を停止する。容器は接続することで開口する機構を設ける。回転はモータ駆動とするが、モータとタンクは直結せず、遠隔操作で取り外せねばならない。また、軸受けは無潤滑化し、場合によってはモータと共にした磁気軸受けなどの採用も考慮する。

4.5.5 焙焼・還元・焼結・再還元装置

焙焼・還元・焼結・再還元装置は、高純度のアルミナチューブをベースとした回転式加熱炉（ロータリキルン）とする。霧開気管理が必要であるので密閉式霧開気炉とする。1台の装置で1バッチ分の量を取り扱う。1バッチ分の取扱量はPu換算で4.4Kgである。チューブ内に格納される粒子の空間体積から容積が求められる。チューブの内径を一般工業製品として手に入る最大の径200mmとすれば、長さは2000mmである。アルミナチューブ製の反応管をチャンバで囲い、チャンバ内も密閉構造とし、反応管内の霧開気制御を行う。燃料粒子は反応管内から外部へ漏洩しない構造をとる。反応管にはシールされた粒子の供給・排出口があり、乾燥工程で製造されたゲル球を容器で受けたものを受入れ、加熱工程終了後に生成した燃料粒子を排出する。このとき、反応管を傾斜させるなどの排出を確実にする機構が必要になる。図面を図4.5.5に示す。ここでも回転駆動用モータと軸受けに工夫が必要となる。反応管自体も定期交換部材となるので遠隔交換できるように十分な機構開発が必要となる。

4.5.6 篩分装置

ここまで処理では、バイモダル、トリモダルのどちらの場合でも全ての径の粒子を同時に同装置で一括して製造する。従って、滴下槽、乾燥装置、加熱炉に入る粒子は異なる径の粒子を所定の割合で含んでいる。振動充填での充填率を確保するために設定した径の許容範囲外の粒子を選別する。ここでは、バイモダルの場合は2段、トリモダルの場合は3段の振動篩分装置を組み合わせ、選別する。加熱工程で得られた粒子燃料を容器に格納し、振動篩分装置上部にセッティングし、供給する。選別された粒子は径ごとに別容器へ格納される。ここでも粒子が装置外部へ漏洩しない機構を設ける。これで、粒子燃料の最終製品を得ることができる。図面を図4.5.6に示す。径ごとに選別の合格率が異なる場合には選別後の径の存在比が設計比になるように前工程までの径比を調整する。この調整でも最終製品の径ごとの存在比が設定値と異なる場合には、適当な1バッチで品薄となる径の粒子のみを生産する。これは、滴下装置で液をその径用のノズルのみに供給するだけよい。また、径比を制御するためバッチごとで最初に製造するゲル球の存在比を調整することで最終製品のスタックの径比を一定に保つこともできる。そのため、選別された粒子燃料は篩分装置で容器ごとに格納され重量を測定し、そのバッチでの径存在比を把握する。その後、適当な一定量を貯蔵できる径ごとの貯蔵タンクにて蓄積される。

4.5.7 燃料要素充填装置

振動充填装置は、燃料ピンを数本束ねてカセット化して操作を行う。燃料ピンは炉心用で1日あたり844.05本、径プランケット用で131.82本製造する。ここでは、2X4構造のカセットを採用していくと約10分に一つのカセットを処理すればよい。プランケット燃料を粒子燃料かペレット燃料のどちらを選択するかでこの装置以降の機構が異なる。まず、ペレット型の場合では、あらかじめ、径プランケットペレット用のローディング装置で下部のプランケット燃料と仕切板を挿入したピンを束ねカセット化し装置へ搭載する。この中に炉心用MOX粒子燃料を供給する。供給と振動を繰り返し所定の充填率まで充填していく。このとき、供給前に異なる径の粒子を所定割合で混合したものを挿入する場合と径ごとに個別に供給する場合が想定されるが、ここでは、最小粒子を充填工程の後半に多めに供給することで充填率を高める対策を想定して個別供給機構を設けるものとする。従って、バイモダルでは2系列、トリモダルでは3系列の粒子供給機構が必要となる。図面を図4.5.7に示す。粒子燃料の充填が終了後、仕切板を挿入し、上部プランケット燃料ローディング装置へカセットを移動し、ペレットの破損防止のためピンを傾けてペレットを穂やかに挿入する。恐らく、プランケット燃料のペレット化では縦置きのピンにペレットを自由落下にて装填できなければ利点はないと考えられるので、この装置の必要性を少なくせねばならない。

プランケット燃料も粒子燃料化する場合には、酸化ウラン粒子供給装置を振動充填装置に設置することになる。

4.5.8 上部プランケット燃料ローディング装置

プランケット燃料をペレット型にした場合、上部軸プランケットペレットを充填するために振動充填装置とは別の装置を付加せねばならないかもしれない。図面を図4.5.8に示す。プランケット燃料も粒子燃料

とした場合には不要である。

4.5.9 径プランケット充填装置

径プランケットが粒子燃料である場合には、2種類の径の酸化ウラン粒子を製造し、振動充填する。ここでは、ピン径が炉心用より太いため2x3本のピンをカセット化し、充填する。大小の粒子燃料を同時に供給し、振動充填し、内挿物を挿入し、燃料ピン組立工程へ送る。

ペレット型の場合には、横置き型のローデング装置を用いる。径プランケットと軸プランケットの下部部分を充填する。径プランケットの場合には充填後、端栓溶接まで行う。軸プランケットの場合、処理量が844.05本／日と多いため2x4のカセットを12x12積載したものを収納し、順次充填する。図面を図4.5.9に示す。径プランケットの場合、このローデング装置で充填から端栓溶接まで行えるため、粒子燃料での振動充填装置と端栓溶接装置の2装置で行わねばならない工程を1装置で行える。

4.5.10 プランケット燃料製造設備

粒子燃料の場合では、混合器、還元炉、造粒装置、篩分装置、焼結炉、再還元炉、篩分装置がそれぞれ2、1、2、2、1、1台が必要であった。詳細は、前年度の報告書を参照されたい。

ペレット型の場合、粉末を得るまでの工程は同一であるが、それ以降の工程は基本的に現行技術が適用できる。

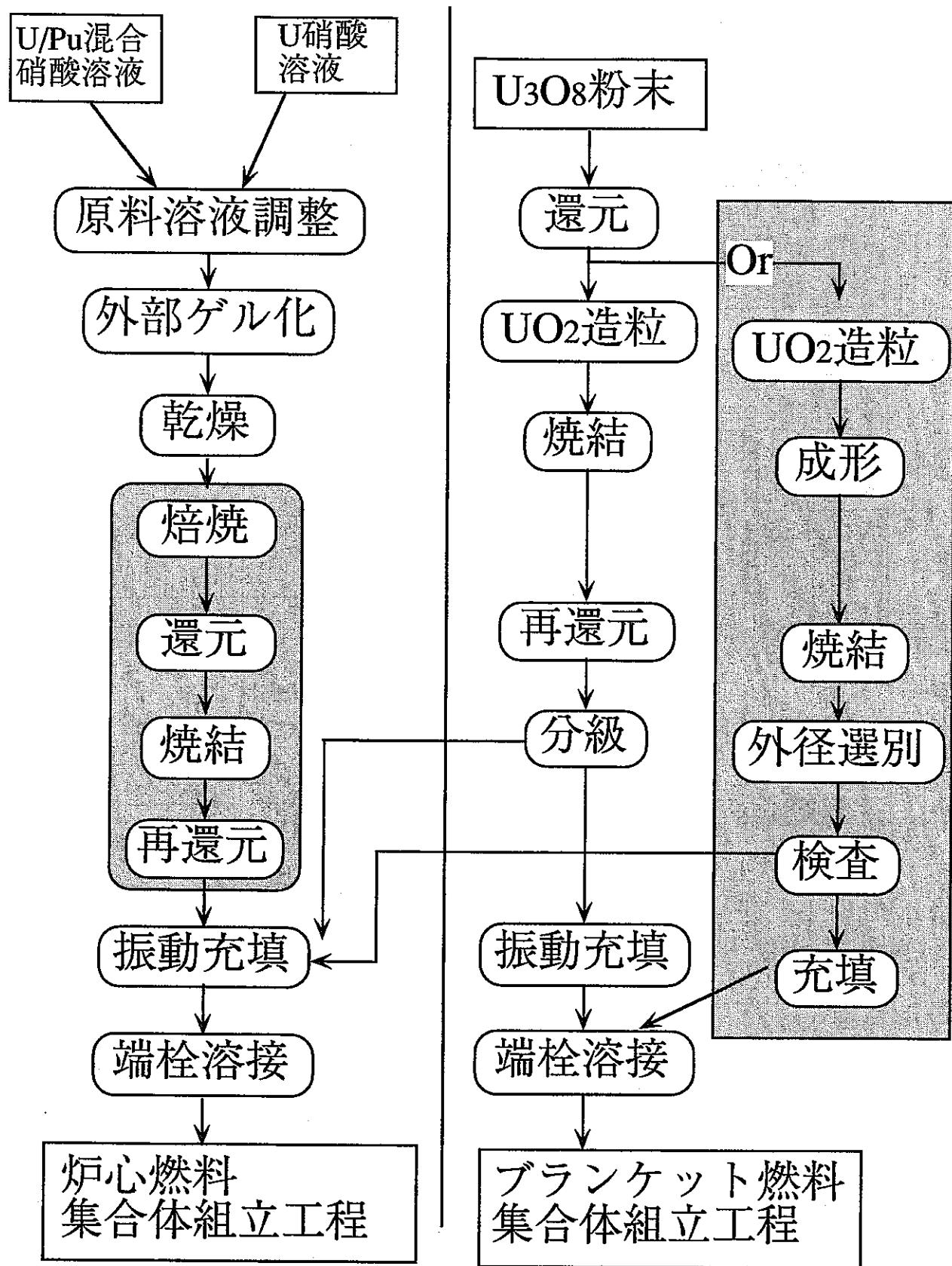


図4.1.1 燃料製造工程（炉心用及ぶブランケット用）

トリモダルの場合の滴下槽仕様

滴下装置ノズル仕様				total
粒子径 μm	850	220	30	
粒子体積 cm^3	3.21E-04	5.57E-06	1.41E-08	
粒子質量 g	3.54E-03	6.13E-05	1.55E-07	
選定滴下球径 μm	3.20E+03	8.29E+02	1.13E+02	
滴下球体積 cm^3	1.72E-02	2.98E-04	7.57E-07	
充填率	0.72	0.13	0.15	1
処理量 cm^3/day	1.25E+06	2.29E+05	2.54E+05	1.73E+06
粒子数 N/day	7.24E+07	7.66E+08	3.35E+11	3.36E+11
粒子数 N/sec	9.58E+02	1.01E+04	4.43E+06	4.44E+06
振動ノズル周波数	80	105	2500	
ノズル個数	12	97	1774	1883
UNIT内ノズル個数	3	25	81	
UNIT数	4	4	22	30

バイモダルの場合の滴下槽仕様

滴下装置ノズル仕様				total
粒子径 μm	850		30	
粒子体積 cm^3	3.21E-04		1.41E-08	
粒子質量 g	3.54E-03		1.55E-07	
選定滴下球径 μm	3.20E+03		1.13E+02	
滴下球体積 cm^3	1.72E-02		7.57E-07	
充填率	0.72		0.28	1
処理量 cm^3/day	1.24E+06		4.87E+05	1.73E+06
粒子数 N/day	7.22E+07		6.43E+11	6.44E+11
粒子数 N/sec	9.54E+02		8.51E+06	8.51E+06
振動ノズル周波数	80		2500	
ノズル個数	12		3405	3418
UNIT内ノズル個数	3		81	
UNIT数	4		43	142

表4.2.1 滴下槽仕様（ノズル数など）

表4.2.2 加熱装置台数と装置（反応管）長さの関係

炉半径cm	10
粒子層断面積 高さcm	8

2球系成分の場合

粒子径 1 μm	850					
粒子径 2 μm	30					
加熱炉台数	4	6	8	10	12	14
反応管長さcm	520.28	346.86	260.14	208.11	173.43	148.65

3球系成分の場合

粒子径 1 μm	850					
粒子径 2 μm	220					
粒子径 3 μm	30					
加熱炉台数	4	6	8	10	12	14
反応管長さcm	522.21	348.14	261.11	208.89	174.07	111.46

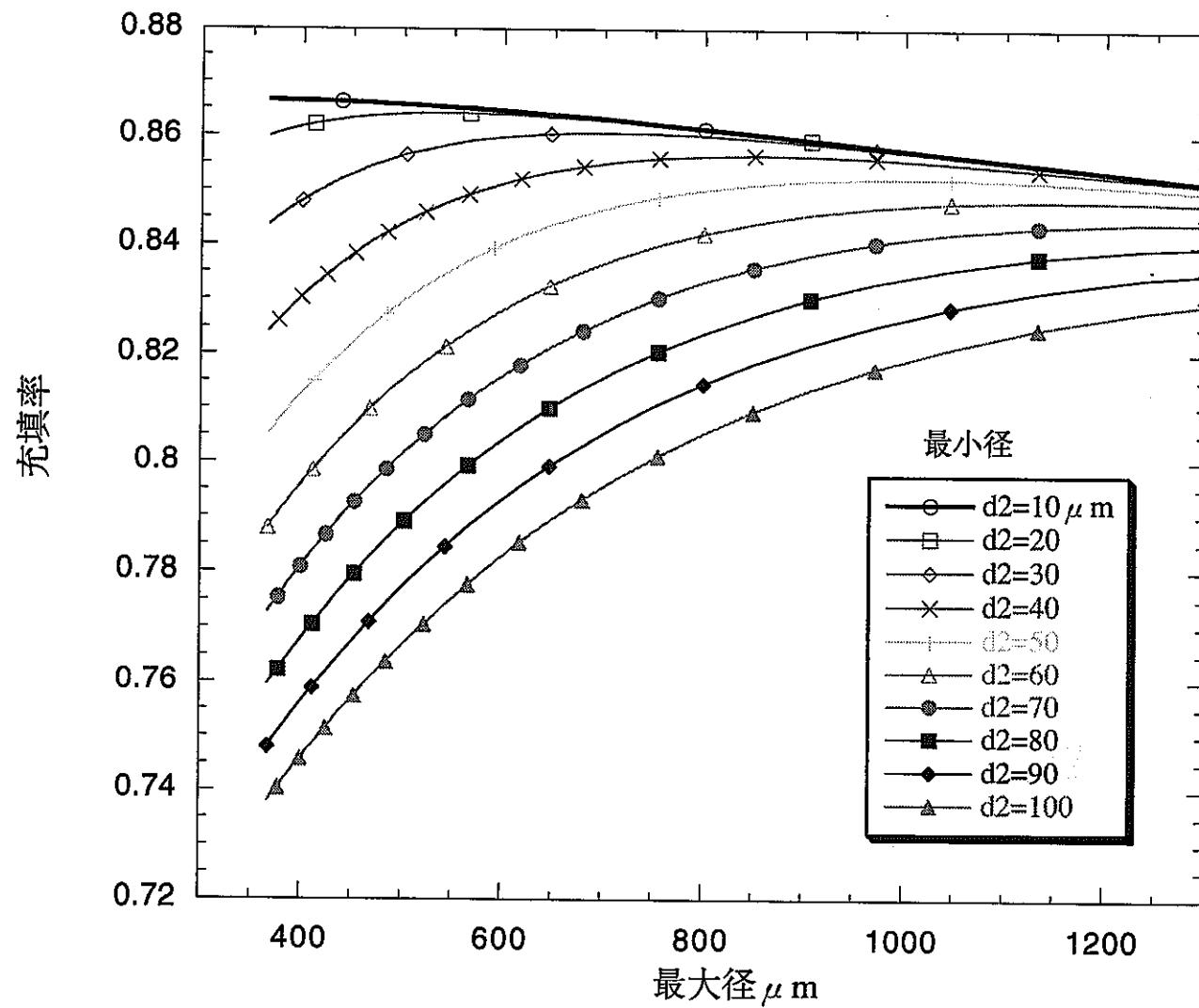


図4.2.1 バイモダルでの球径と充填率の関係

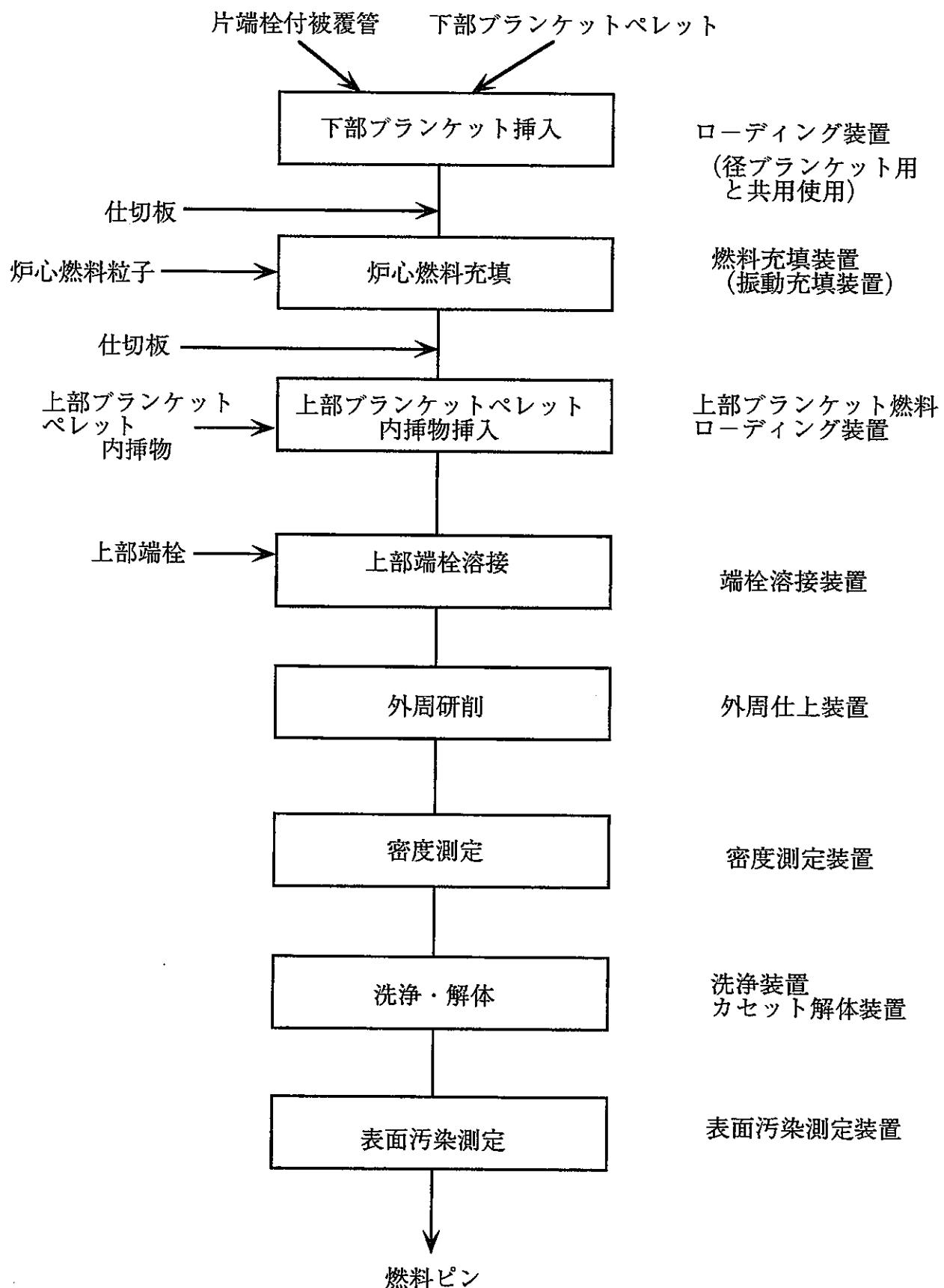


図4.4.1 炉心燃料要素組立工程

コア燃料ゲル化転換工程

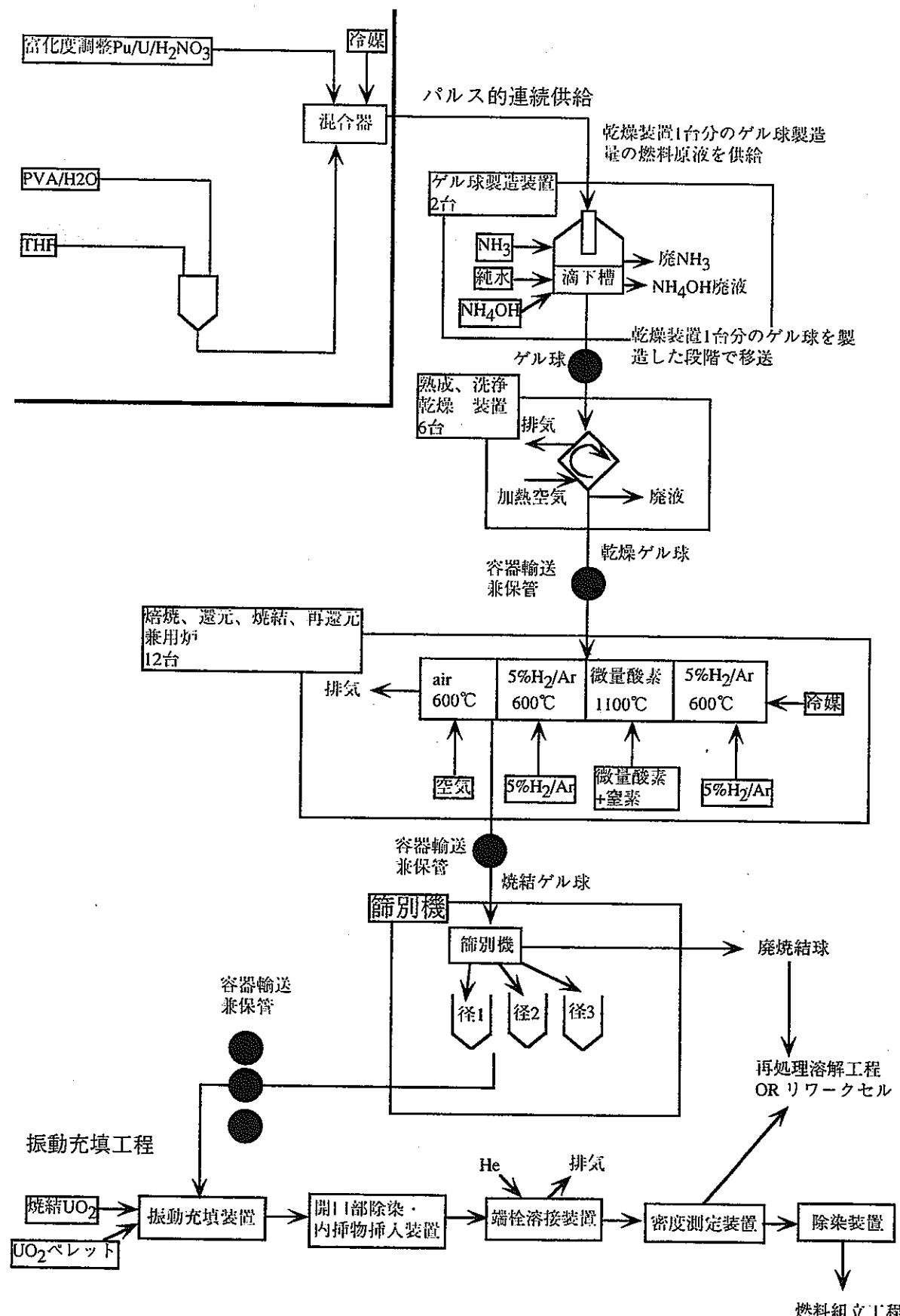


図4.5.1 炉心燃料製造設備

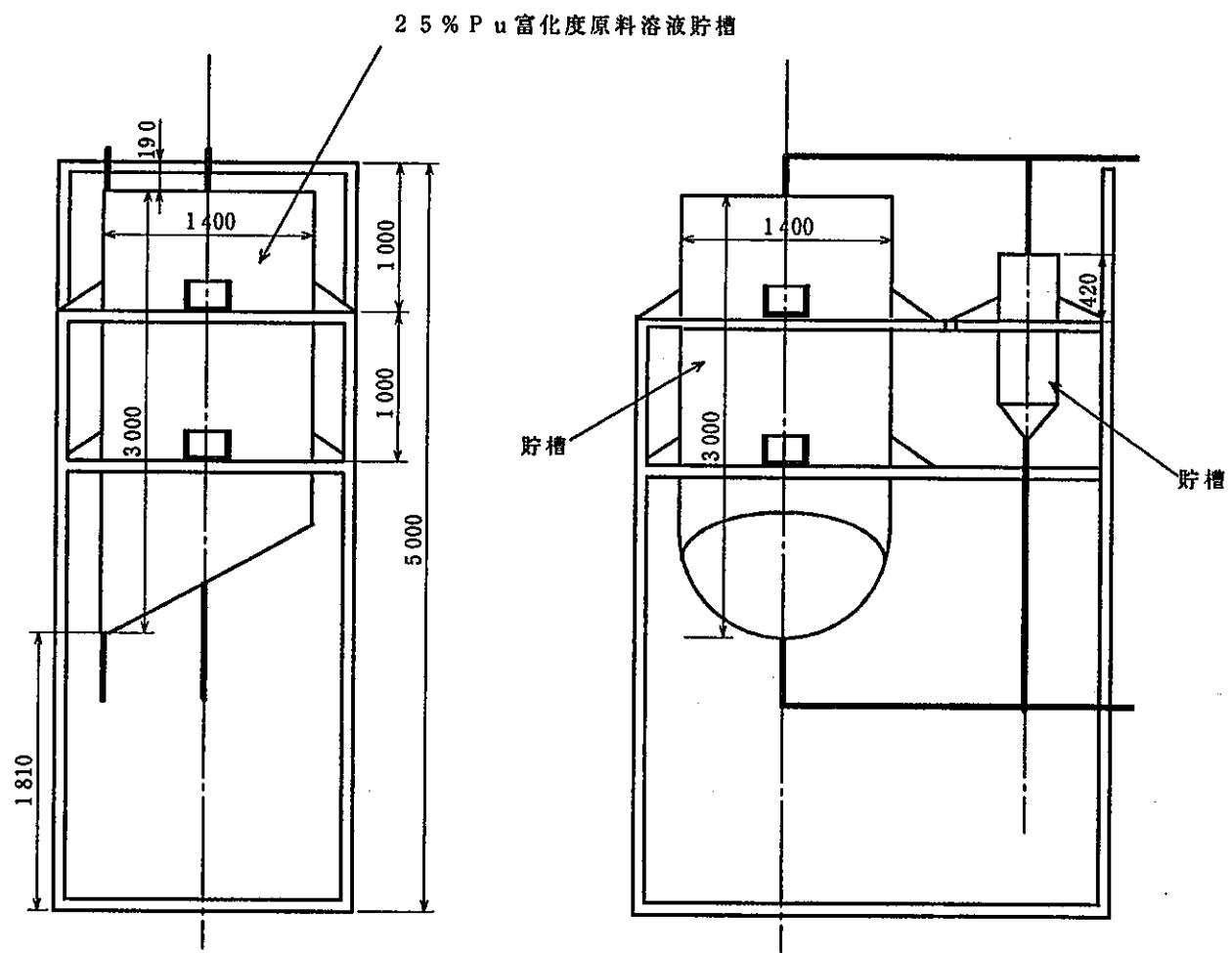
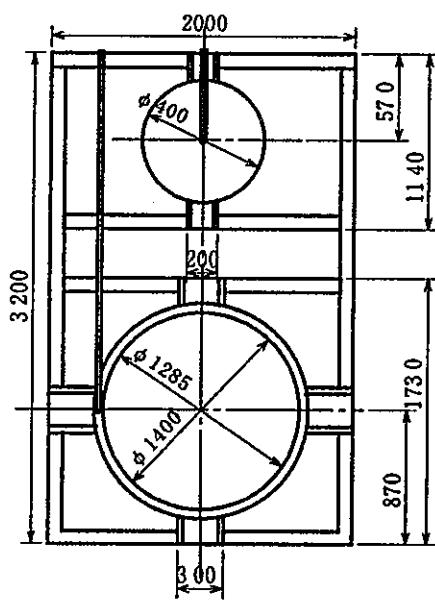


図 4.5.2 原料受け入れ、調整槽

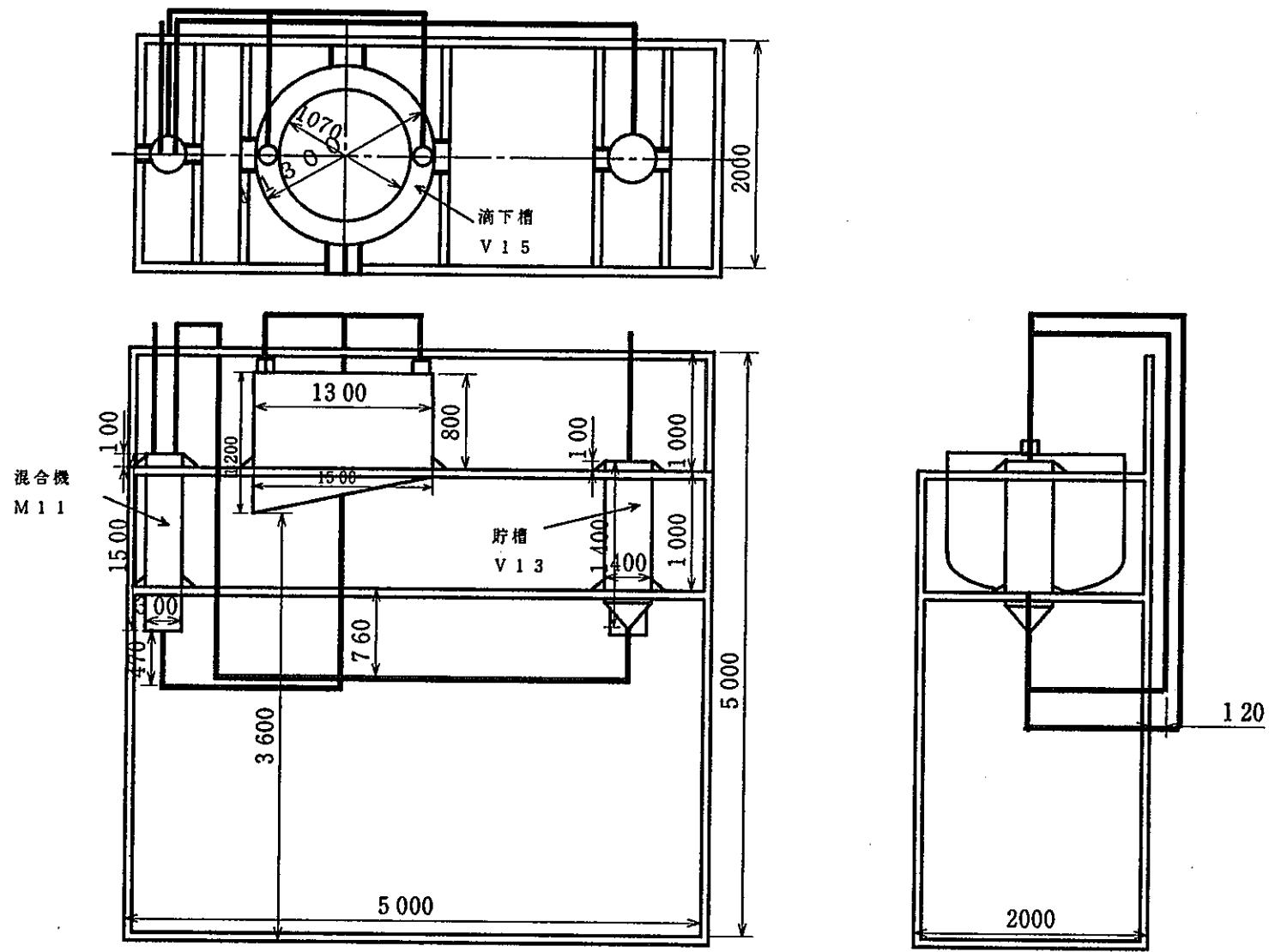
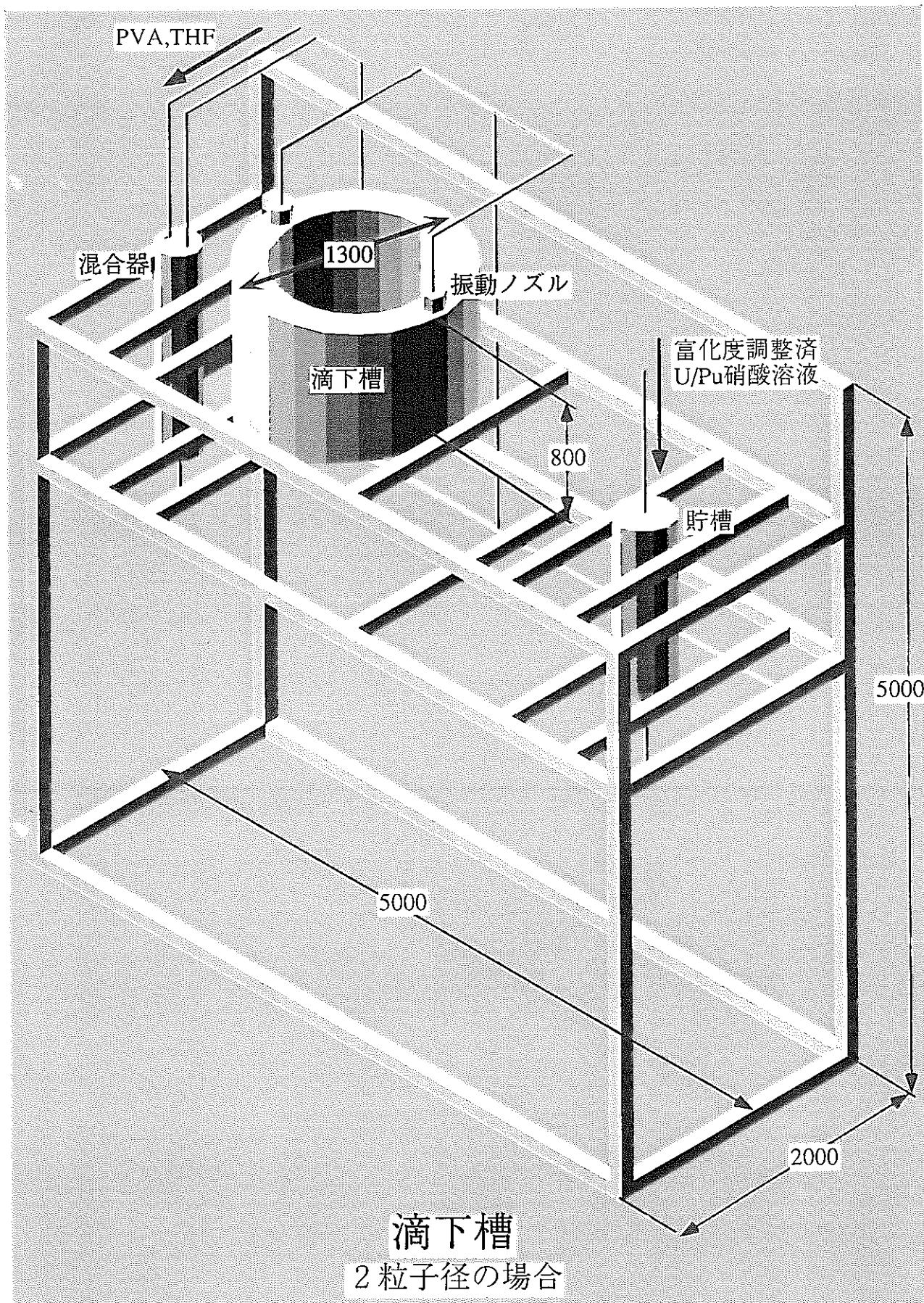


図 4・5・3 滴下槽



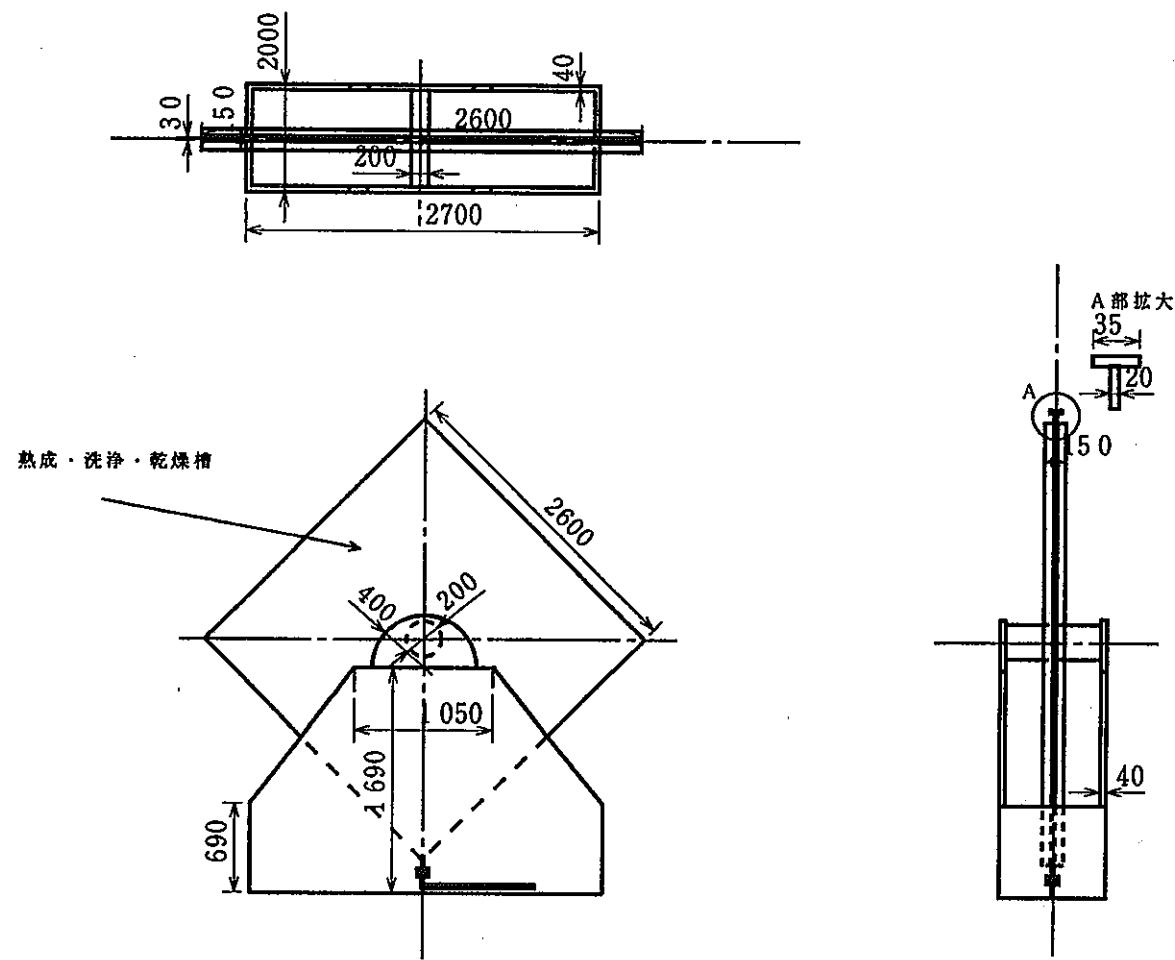
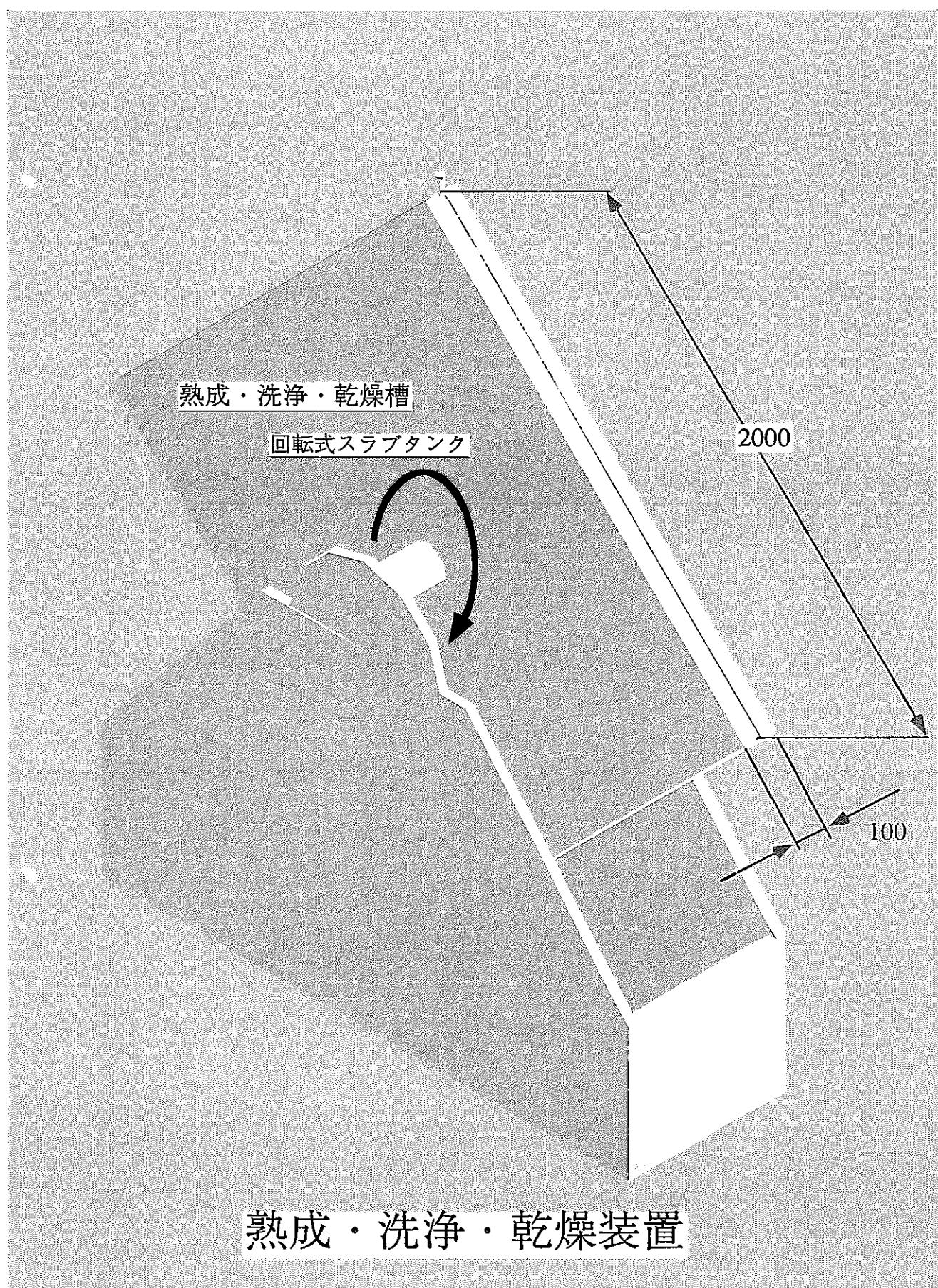


図 4.5.4 熟成・洗净・乾燥装置



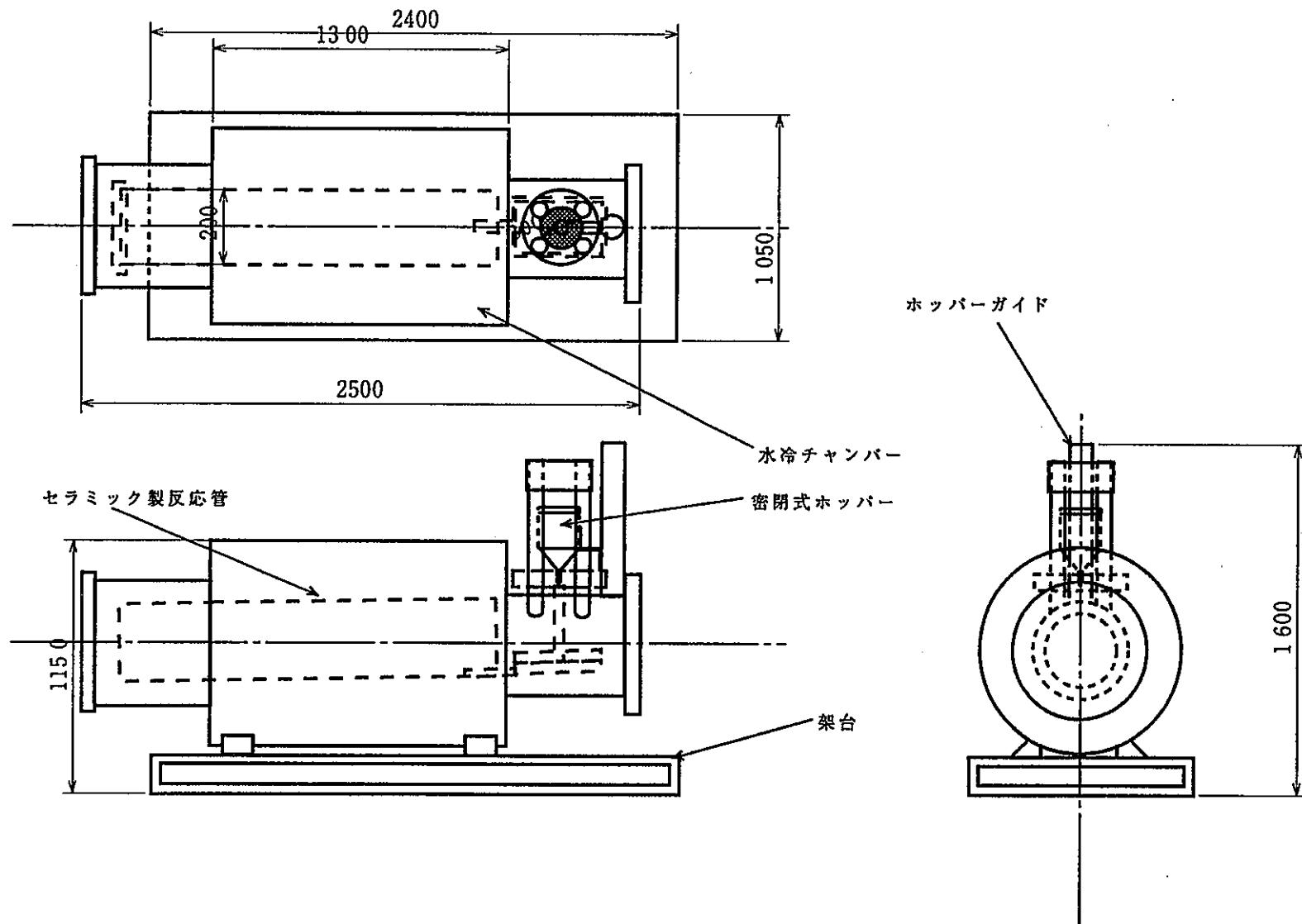
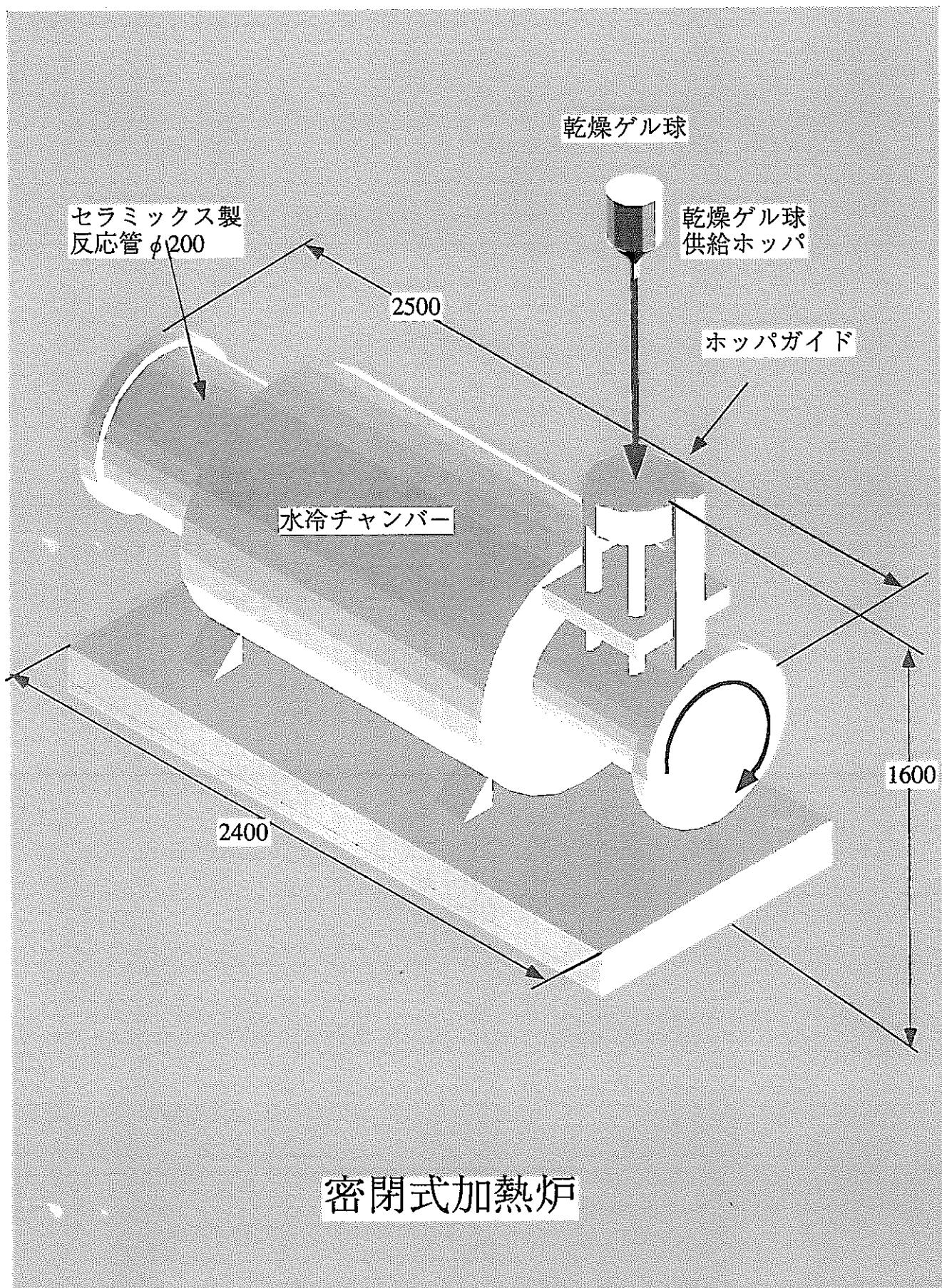


図4.5.5 密閉式霧囲気炉



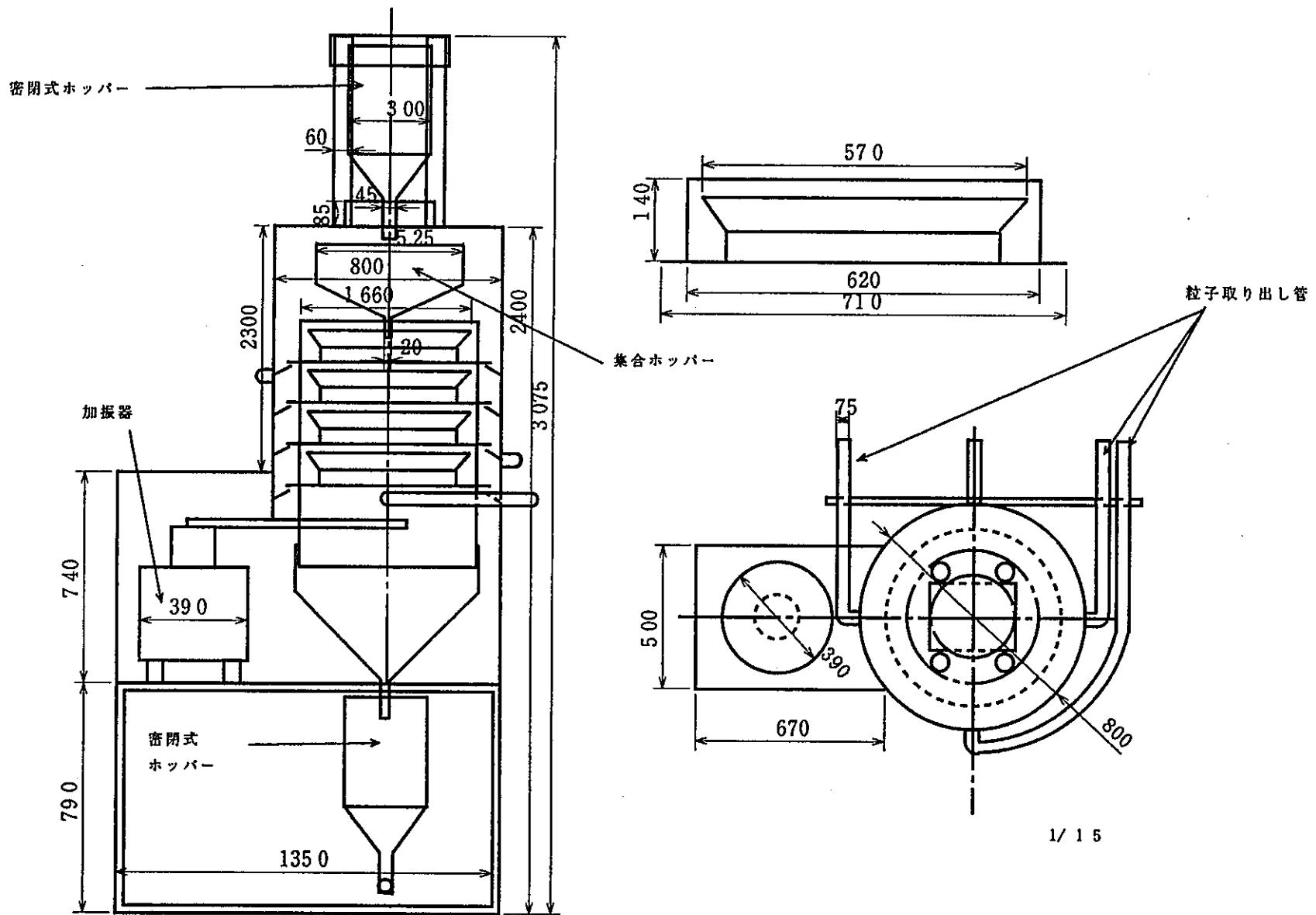
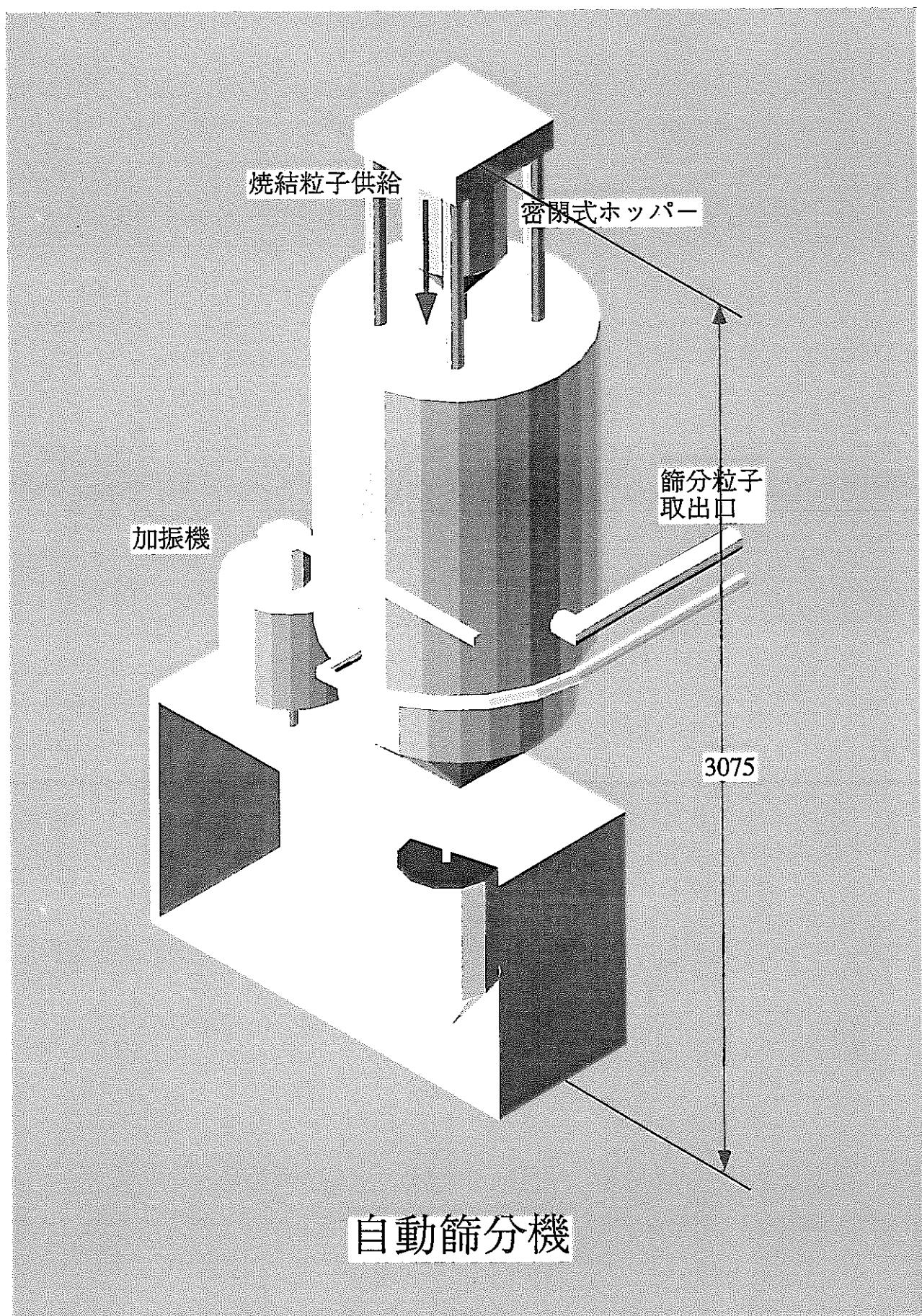


図4・5・6 篩分装置



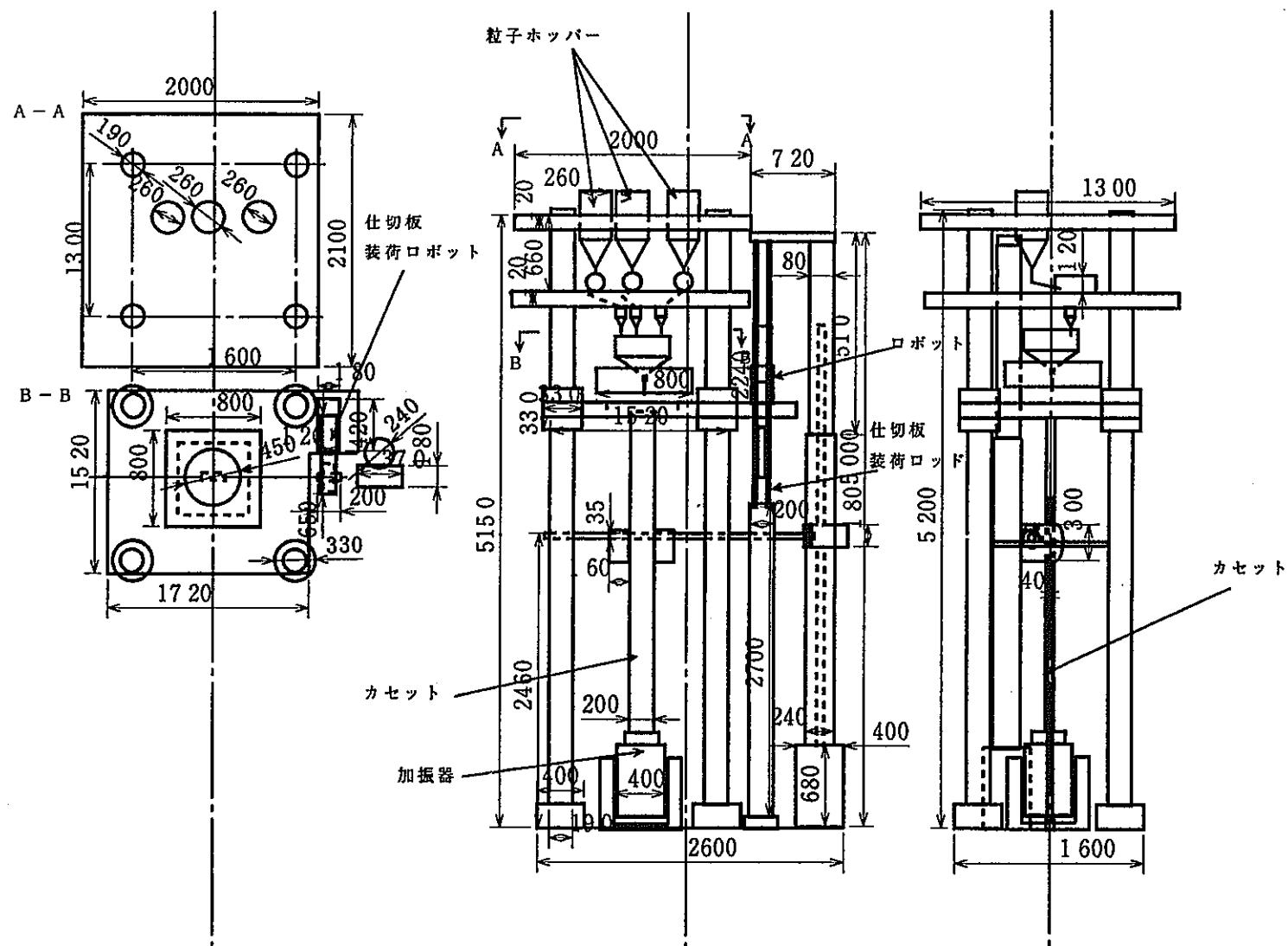
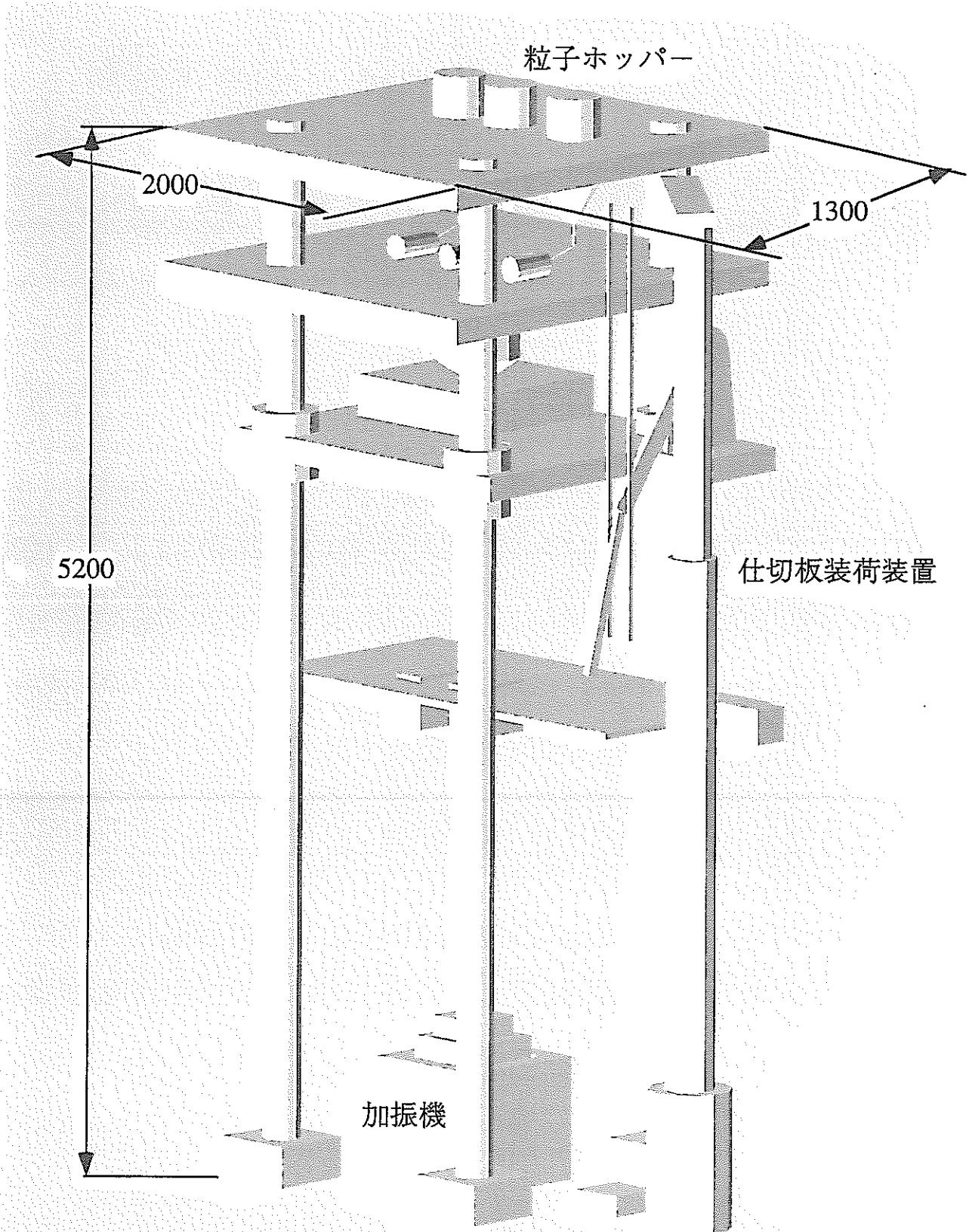


図 4. 5. 7 燃料要素充填装置



燃料要素充填装置

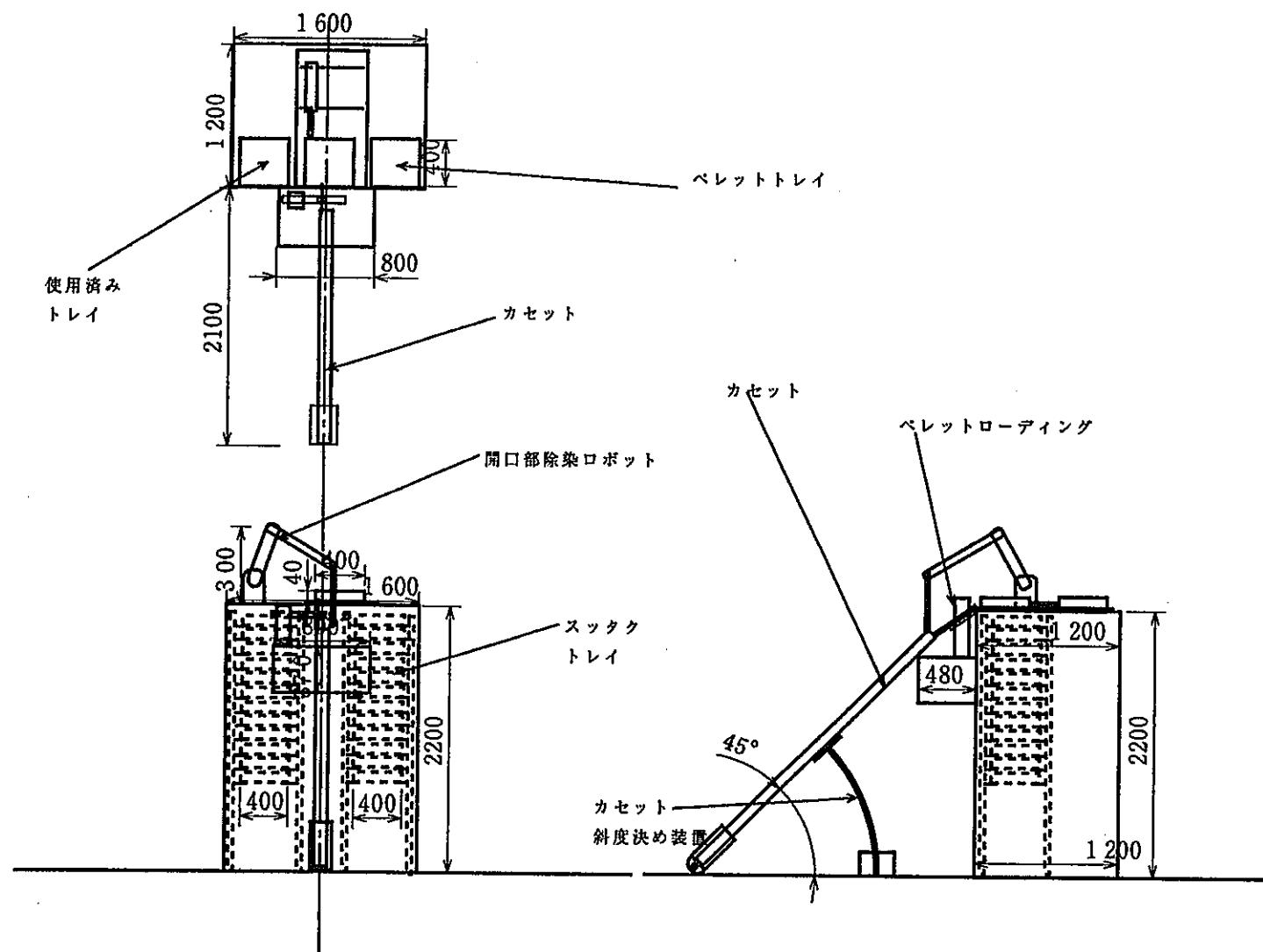


図 4.5.8 上部軸方向ブランケット燃料
ローディング装置

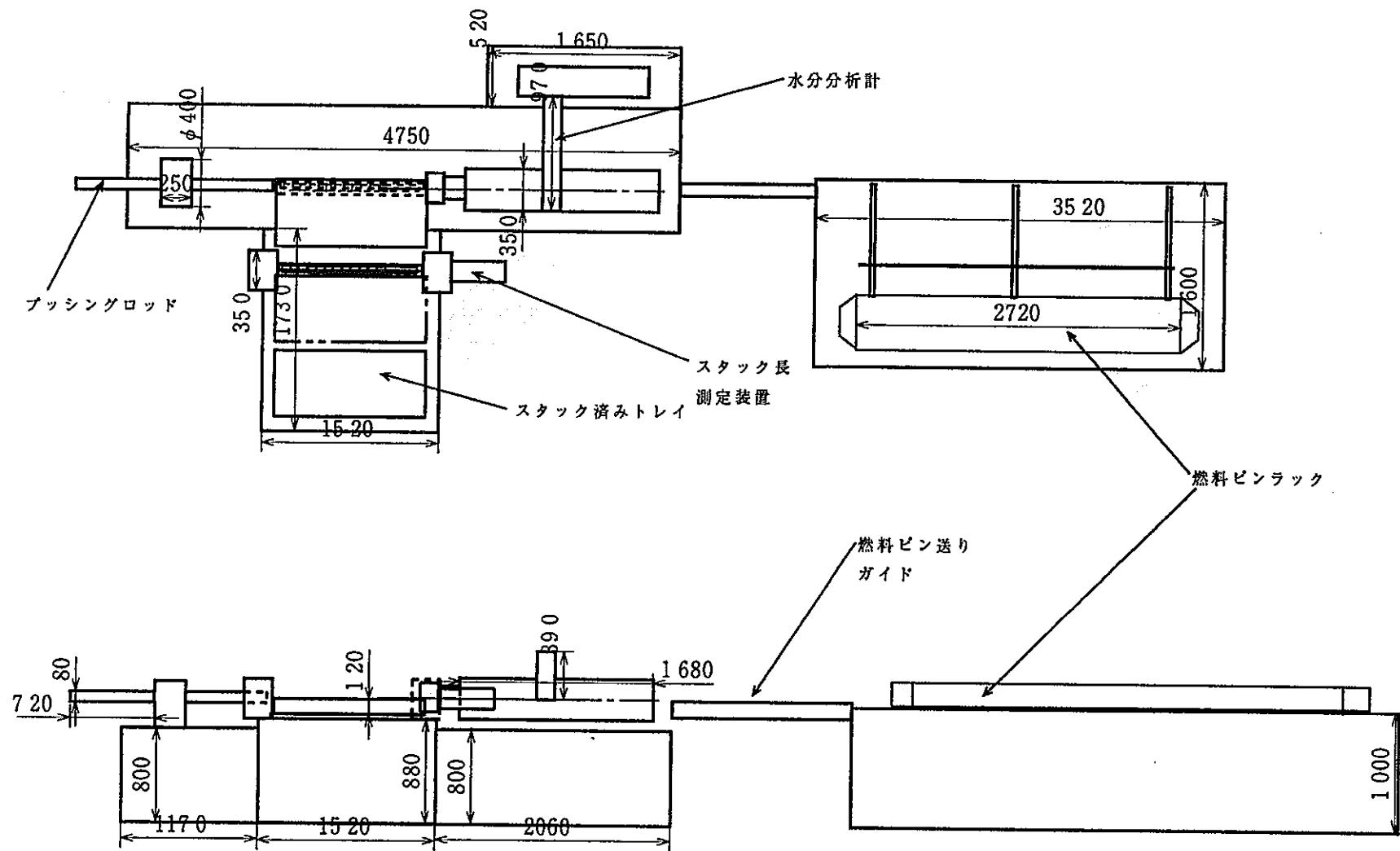


図 4 . 5 . 9 ローディング装置

燃料製造に伴う遠隔保守化技術開発の方向性に対する提案（別添1）

篠田 佳彦 *1

検討中の先進湿式 MOX プラント構想において、低除染単サイクル再処理から生じる FP を含有した燃料原液を使用する製造プラントでは重遮蔽セル環境での燃料製造が要求される。セル内での操作は全て遠隔化せねばならず、運転時操作、異常時の保守操作について、マニピュレータ型とは別角度の新しい概念の設計思想についてまとめた。

Key Words: 燃料製造、低除染、重遮蔽セル、自動化、遠隔保守

1 はじめに

これまで、開発してきた核燃料サイクルの再処理、燃料製造においては、それぞれ独立した施設として設計され、再処理では Pu/U を高精製し含まれる FP 濃度を極小化していた。燃料製造においては放射線レベルが十分低く、グローブボックス越しでの操作が可能であり、高品質のペレット燃料を製造するものであった。

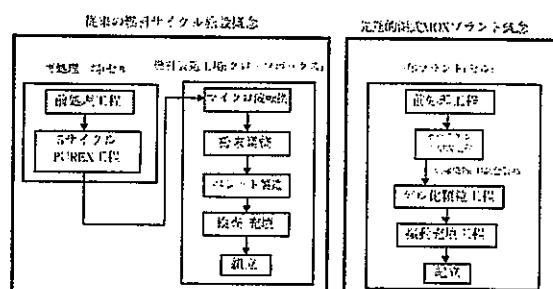


図 1 先進湿式 MOX 概念

先進的湿式 MOX プラント構想は、再処理側の負荷低減の観点から、Pu/U の高精製を行わずに性能で許される範囲で FP を含んだ Pu/U 製品を作り出し、さらに両施設を一つの施設にまとめた一体化施設を提案し、オフガス処理系などの共有化を図り健家設計を効率化することを目指すものである。両者の差異を図 1 と図 2 に示す。

その結果、燃料製造側では、取り扱う物質の放射線レ

* 平成 10 年 3 月 20 日
*1 技術開発推進部 ARG

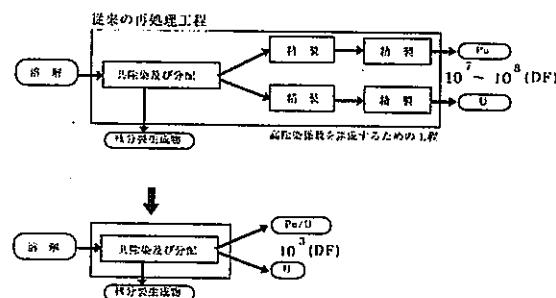


図 2 再処理簡素化

ベルが上昇し、重遮蔽セル環境下での製造が求められる。重遮蔽セル内の燃料製造は操作、機器保守など全て遠隔操作にて行うことになる。同時に、これまでの製造プロセスを考慮し、工程の短縮化を目指し、自動化、遠隔化を大幅なコスト上昇なしに達成させることが肝心となる。プロセスは従来どおりのペレット製造法がセル内で行えれば確実であるが、ここでは、工程の短縮化と微粉末を生成しないプロセスとして、ゲル化振動充填工程を考える。微粉末を取り扱わないプロセスは、粉末対策が必要でなく、保守などの面で有効である。

図 3 に示すように、提案する新しいプロセスとして、MH 転換による酸化物粉末製造の代わりにゲル化プロセスによる顆粒状の酸化物を生成させる。さらに顆粒のまま加熱し、焼結させ顆粒状の酸化物焼結体を得る。この焼結体は、 $20\mu\text{m} \sim 800\mu\text{m}$ 程度の径の球状を目指す。これをピン内に挿入し、振動を加えることで緻密に充填させ、そのまま燃料ピンとする。この工程をゲル化振動充填工程と呼ぶ。特徴として、微粉末の発生、取り扱い工程がな

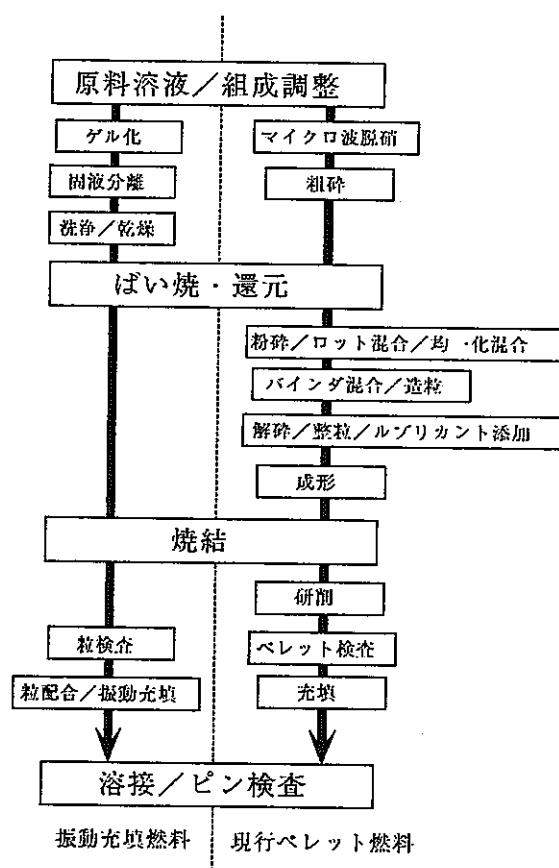


図 3 炉心燃料製造比較

く、かつ工程自体も削減されており、製造コストの低減が期待できる。しかし、ペレット法に比較して、顆粒をピンに詰めるため充填密度に限界があり、炉心燃料として制約を受けることが考えられ、新たに照射試験を行い、特性を把握せねばならないなど開発項目は多い。

ここでポイントとして、遠隔化を前提に行いやすいプロセスとしてゲル化振動充填プロセスを選定したわけではなく、製造プロセスの簡素化を主体としたものである。当然、工程の削減、核物質取り扱い性の向上などは、製造設備の自動化、遠隔化には有利に作用する。以下では、このプロセスに対する製造、保守の遠隔化に対応するための基本方針をまとめた。なお、ここで述べる概念は、当然現行のペレット製造法にも適用できる。以下で述べる概念により現行ペレット製造技術が重遮蔽セル内で見える見通しによつては、ゲル化振動充填プロセスとペレット製造プロセスとは、単にプロセス工程とか心成立性の評価で行うことになる。

2 遠隔設計思想

重遮蔽のセル内で燃料製造を行うためには、運転操作も保守・調整行為も遠隔化で行わねばならない。

	遠隔化	自動化
運転操作	必須	必然
保守・調整	必須	生産性?

これまで、セル内の操作は、高性能なマニピュレータやセル内汎用動作ロボットにて操作を行うことを前提に議論がなされている。そのため、セル内で操作できるか?、接触できるか?、直せるか?などを事細かに評価していた。操作系の高性能化が要求され、さらに装置側にも細かな対応が求められた。当然、セル内の操作範囲は限定され、セル構造、配置に大きな制約を与えるなど遠隔化を困難なものとしている。

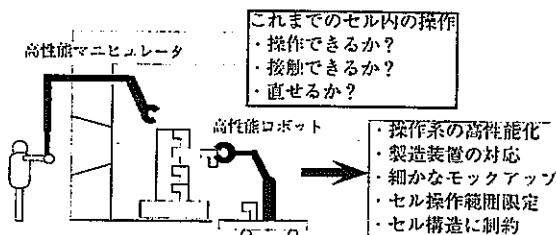


図 4 これまでの遠隔操作

一方、運転操作の自動化(無人化)は、経済性、省力化、低被ばく対策などから必然的な帰着として求められる。この自動化技術においても人手による操作を前提にした装置の操作をロボットが行うもの、言い換えれば自動化ロボットが付加的なものと装置と操作ロボットが一体化した最初から自動化を前提に設計した機器で達成するものに分類できる。一般産業界では、製造ラインに後から産業用ロボットを操作系として組み込むことが多く、そのために必要な産業用ロボットアームが活躍し開発されており、様々な操作が可能となってきている。しかし、操作系の開発の困難度に対して、当然後者の方が有効である。すなわち、これから製造ラインを設計し、自動化を目指すのであれば、装置と操作系が一体となった後者を目指すことがポイントとなる。運転操作の自動化は、行うべき行為が予め設定でき、操作が限定できるので、動作を絞った操作系の開発で目的が達成できる。ここまで

は、必然であり、達成することは十分に可能である。

一方、保守の遠隔化に関しても”現在のマニピュレーション技術及びその延長上での遠隔操作化”ということでは、ラックシステムという方策があり、有効に機能している。しかし、この方法でも

- (1) ラックの大型化
- (2) クレーン、マニピューレタなどの遠隔保守用機器の大型化
- (3) 保守時の作業動線・物流確保のための見かけの無駄空間の増大化
- (4) ラック化すべき対象の制約
- (5) 遠隔保守作業の作業性悪化、操作者の限定

のような問題点が上げられる。これを解決するためには、視覚システムの高度化、ハンドリング装置の高度化などがある。

そこで、保守行為も機器設置場所において自動化できるようにしたらどうか？運転も保守も自動化を最初から前提に設計しないか？という提案である。これが、実現できれば、上記の問題の多くはなくなるし、保守時間が大幅に短縮可能となり、生産性も究極まで高められる。しかも、開発の方向を自動化に絞ることができる。ただし、動作が限定できる運転操業と様々な操作を要求されるであろう保守行為では自動化の要求レベルが異なる。

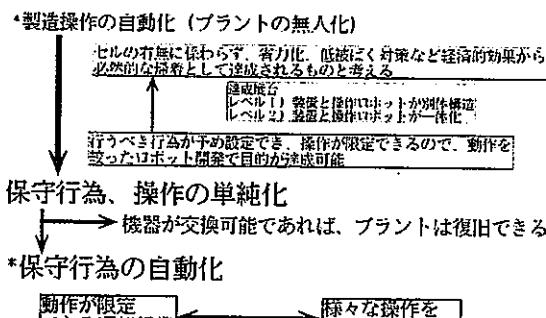


図 5 保守自動化

保守行為を自動化するためには、器用で力強い、何でもできる汎用的なロボットを開発せねばと考えがちであるが、ここでは保守行為を簡略化かつ特定化し、その結果として保守用のロボットの動作も限定することで保守用操作系の開発を容易にする。

これまでの保守系機器の設計では、セル構造、配置などセル外操作が必要なことで著しい制約を受けた。しか

し、この Automatic maintenance 概念の導入で、外部からは、信号のみを受けるのでセル構造による固定機器の制約から各機器の設置空間に対する極めて柔軟な制約となることが大きな利点である。保守用の機器は、マニピュレーションとは異なり、自動化された全体システムに適合するものであればよい。このとき、この装置はできるだけ単純なものとする。装置の複雑化は、故障頻度の上昇につながる。

保守の簡略化と自動化

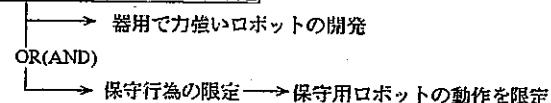


図 6 保守の自動化の方策

当然、本当に限定した保守動作で様々なプラント異常に十分な対応が可能であるかということが懸念される。まず、正常時の運転行為と定期点検、交換を含め、保守行為として部品、機器の一部、機器全体の交換と移動及び機器の不動作時の核物質の抜き取り、保管という行為までを設計時の考慮対象とし、機器設置場所での自動化達成レベルとする。全体の保守設計の基本は、

事象αの発生	→ 設備機器 A の部品 a を交換（交換された部品 a は廃棄）
事象βの発生	→ 設備機器 B から核物質を抜き出し、待避
⋮	⋮
事象ωの発生	→ 設備機器 Z を交換（交換された機器 Z は廃棄）
その他の事象の発生	設備機器を交換 → 最大保守行為

当然、全ての異常事象を想定することはできないので、全ての異常事象には完全に対応してはいない。だが、想定外の事象でも設備機器（保守機器を含む）をそのまま交換することほとんどが対応できるはずである。それでも、対応しえない事象の発生時には、そのとき対応策が打ちやすい方策を施しておくこととする。

今回の対象プロセスは、機器同士の連結性が弱く、核

物質を容器輸送するなどで機器の独立性を確保しやすく、かつ1ライン内の工程機器が複数台存在し、それぞれの規模を小さくすることができる。これが、ゲル化振動充填製造のセールスポイントでもあり、これまでの発想はこのプロセスであるから成り立つとも言える。特にこの点は、この概念の要求事項として機器単独及びプラントとしての信頼性、故障率を的確に把握しておけばならないことがあるが、機器同士の独立性が強いので機器単独の故障率評価でプラントとしての故障率を把握できることが重要となる。

工程概念図を図7に示す。^[1]

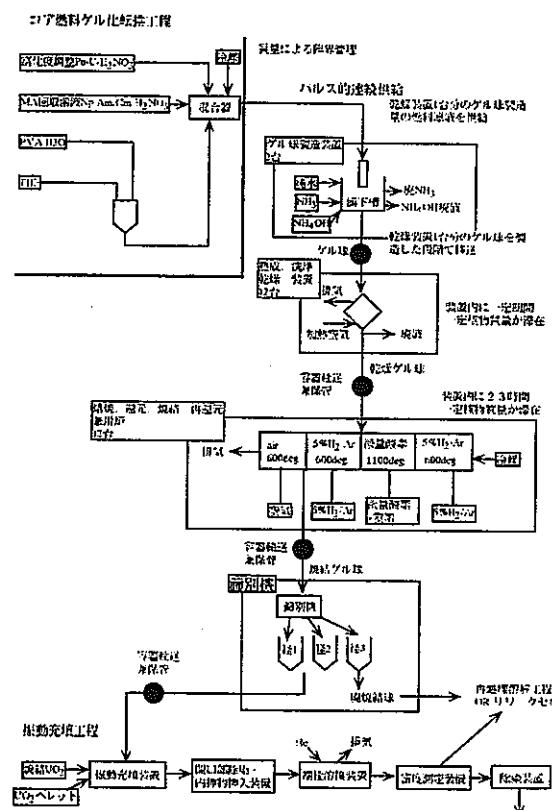


図7 ゲル工程

製造ラインに複数台の同一機器があり、それらの独立性が高い。機器も比較的単純な動作であり、複雑な機構はさほど有しない。機器間の原料物質の移動も密閉容器などを専用搬送装置にてバッチ輸送する。この搬送装置自体も設備機器であり、同様の保守概念対象となる。それで、機器が移動・交換できれば対応しうるというかなり大胆な圖式が成り立つものと見込んでいる。このとき、機器の移動・交換の確実性を移動方法と取り付け部の確実

な接合、容易な取り外しという相反する機能を十分に開発せねばならない。特に、取り付け部の取り付け、取り外しにも人間の手作業に相当するマニピュレーションからオートチェンジャー的専用機に近い単純なものとしたい。図8にポイントを示す。

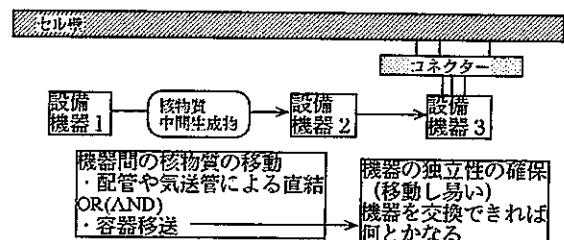


図8 保守ポイント

しかしながら、故障した機器を交換、廃棄ばかりしていたのでは、プラントの経済性は成り立たないし、廃棄物も多くなってしまう。そこで、プラントの経済性を確保するためには、機器の交換頻度とその機器のコストを設計時から考慮せねばならない。交換頻度を下げるためには、当然ながら、故障率を下げればよいのだが限界がある。そこで、機器全体を交換せずに修復できる範囲を増やし、機器全体の交換頻度を下げる。つまり、交換対象部を限定化し、低コスト化を図り、頻繁に交換せねばならない部位の価格と規模を抑える。これには、交換部位の限定が重要である。そのために、機器の設置場所での部品或いは機器の一部の交換で対応できる範囲を可能な限り広げる。当然、この交換操作は自動で単純な操作で機器設置場所で行えねばならない。また、交換後移動した故障機器、部品は原則は減容廃棄するが、簡単な修理は保守セルでマニピュレータ操作でも行う。保守セルでの主目的は、機器の解体、減容であるが、このレベルの行為を行うだけの設備を保守セルに設けるので当然、いくらかの修理もできる。ただし、保守セルで行うこととは、解体、減容がメインであり、設計時は解体、減容行為を行えることを担保し、これを直せる、これをどうやって直すかという事は2次的なものとしてとらえるが、行える修理行為の範囲は抑えておくことも重要である。概念を図9に示す。

そのため、機器が故障した場合に、迅速な対応を取るためにも何らかの診断機能が必要となり、部品交換で対応可能な故障か、保守セルに移動後マニピュレータ操作で簡単な修理で直る故障か或いは、修理不能で機器交換

プラントの経済的な成立の確保

- 機器設計がポイント（交換頻度と機器コスト）
- 故障率を下げる
- 部品交換で対応できる範囲を増やす
- 診断機能により、対応を選別できる機能
(早い対応を図れる機能)
 - I) 部品或いは機器の一部の交換で対応できる故障
 - II) 保守セルで指定時間内で直せる程度の故障
 - III) 交換し、廃棄する故障
- 機器の細部の情報をオンライン計測
- 計測系の複雑化、計測系の故障が機器の故障
- OR
- 通常は、機器のオンライン計測は必要最低限に限定し、故障時にオフラインの診断機構を機器に接続し、データ採取し、診断を行う、
→技術的に可能か？

図 9 保守と経済性

後廃棄すべきかを機器設置場所で判定することが必要となる。一般にこの要求に対しては機器の細かな情報をセンシングし、オンラインでリアルタイム計測するのだが、計測系が複雑化し、セル内装置が複雑化し新たな故障の種となってしまう。そこで、技術的な挑戦として、通常のオンライン計測は必要最低限に絞り、故障時にのみ診断機構を機器に接続し、データを採取し、中央に情報を送り、診断する。このような技術とそれが可能な機器が重要であろう。

なお、保守から見たこれが確実に行えればプラントは修復、稼働できるようになる絶対担保条件は、機器の交換行為と核物質の抜き取り行為である。この2つを高い信頼性或いは2重安全性などから十分な確実性を与えるべならない。概念を図10に示す。

保守の方法

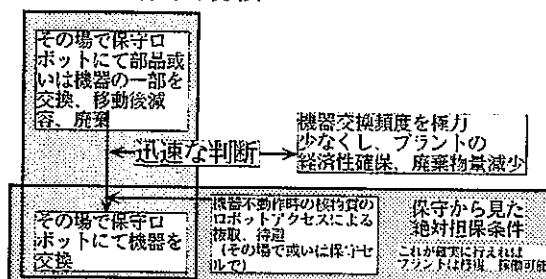


図 10 保守の方法、手順

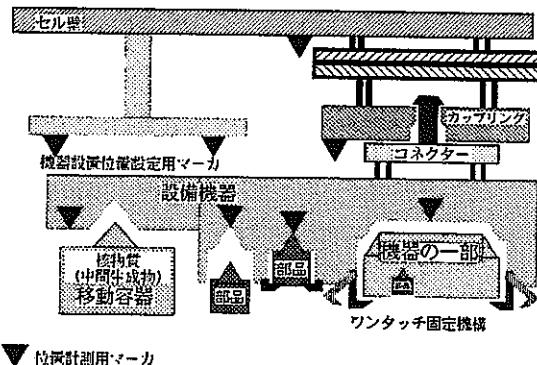
また、ここで提案しているプロセスにおいて、各機器の独立性はかなり確保できるものの固定部との配管類、電気類などの取り合いは必ずあるし、機器間における核物質輸送時にも輸送容器の取り合いが生じる。これまで、このように交換などの保守時に位置決め精度が要求されるものに対しては装置及び据えつけ時に過大な設定精度が

要求されたり、或いは画像処理などによる操作系の位置制御などで対応することが多かったが、ここではより単純にセルや機器にそれぞれ固有の位置決めマーカを配置し、それらの相対変位で位置決めすることで設定精度と操作系の位置決め精度を簡単かつ確実に確保することができる。概念を図11に示す。

機器の移動や部品交換機能における設計のポイント

①位置決め精度、方法

- ・機器のセル内の配置位置
- ・部品、機器の一部の機器に対する設置位置
- ・核物質中間移送（容器式の場合）の容器取り付け口の位置



位置測定機構

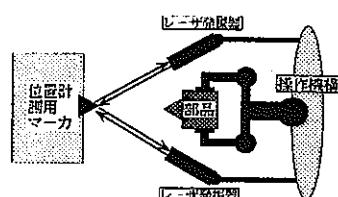


図 11 位置決め制御の確保と方法

3まとめ

これまで述べた保守設計思想は、通常の考え方とは異なるものであり、容易に受け入れがたいものであろうが、画期的な性能向上の可能性を秘めていると考える。ポイントをまとめると

- (1) 想定した保守は全自動で行う。
- (2) 自動化した保守行為は装置を含めできるだけ単純なものにする。
- (3) 保守行為は機器の交換、廃棄に代表される。
- (4) 機器交換頻度を落とすため部品交換で対応できる部位を増やす。

- (5) 保守は、機器交換、部品交換、移動後マニピュレータによる修理に分け、設置場所で対応方法の判断を付ける機構を設ける。
- (6) 保守行為を単純化するため機器設計時から対応を図る。
- (7) 機器設計の対応は、機器、部品などを交換しやすくすることにある。

設計全体を考えると通常のものよりも幾多の開発ポイント、熟慮ポイントが多い。しかしながら、設計ポイントは明らかに明確化されている。保守機構開発が自動化開発に置き換わる。製造ラインの自動化設計と同様に設計開始時点から製造の自動化とある程度の保守の自動化を進める。したがって、ポイントは、この概念に適合した個々の機器設計とそれらを組み合わせた全体ライン設計を並行して行うことであり、しかもプロセス側からの機器設計と自動化側からの機器設計を同時に進める。このとき、両者は互いに要求項目が相反することが多く生じると考えられるが、プロセス性能低下を避けることは前提だが、妥協的な遠隔対応となることも避けなければならない。

なお、ここで述べた設計思想は別プロセスによる燃料製造ラインや機械的な操作の多い乾式再処理においても十分な基本思想として十分な機能を与えるものと確信している。ただし、ここでの技術開発は装置固有の技術となりがちで、高性能マニピュレータ開発などのような他分野への適用性が少なくこれだけに特化したものとなると思われ、開発メーカーの負担度は大きい。

付録 セル内製造設備の考え方

ここで、議論している燃料製造は全て重遮蔽のセル内で行なうことが前提である。そのため、通常の製造工程と定期点検や異常時の保守などの全操作を遠隔で行わねばならない。

まず、通常の製造操作は当然、自動化を行う。マニピュレーションによる手動遠隔化でも目的は達成されるが、製造の効率化、省力化から完全全自动を指向する。この場合においても人手による操作を前提とした設備機器に附加的にマニピュレーション機能やロボットアーム的産業用ロボットを用いる設備とからなるロボットが別体化した遊離構造から脱却し、設計時から完全に自動化を指向した設備機器を目指すものとする。（自動化機器を附加的に配置した設備ではない。）製造操作は、設計時に設

定できるので操作が必要な場合には専用のハンドリング機構を持たせることで設備、ロボットが一体化したシステムを指向する。これは、後述する遠隔保守にも有効に機能する。生産管理、品質保証、それに必要な検査なども製造工程管理の一環として、計算機による集中制御が行われる。いわゆる、運転員業務は監視を中心となるが、判断機構もできるだけ計算機管理とすることを指向する。

設備機器は定期点検を含めて、必ず保守せねばならない。これまで、遠隔保守というとマニピュレーションによる遠隔操作型を連想していた。言うなれば、人手のかわりに作業員がマニピュレーションすることだけが通常の保守、修理と異なる。マニピュレーションでは、操作範囲や操作精度が著しく制限を受けるため様々な対応が取られている。その解決策として、ラックシステムがあり、この概念での遠隔保守システムの究極的な姿である。

一方、保守や調整行為を単純化かつ特定化して、この操作も製造操作と同レベルの自動化を施す。保守行為を単純化するため、定期交換を含む設備機器、部品の交換作業と核物質の抜き取り待避行為を操作の中心に据える。これを全自動のプログラム操作で行う。これにより、保守設計が自動化設計となり、保守用のロボットやマニピュレーションは自動化概念と同様に保守専用機器、設備に変わる。これを実現するためには設備機器の故障率がポイントとなる。保守が必要とないレベルまで故障率を下げることは、絶対安全を宣言するがごとくの行為であり、決して達成できるレベルではない。ここでのポイントは、設備機器の故障対策として、故障後、ただちに交換、廃棄の因果が成立するレベルまで故障率を低下させることにある。経済的、或いは廃棄物発生量的に故障=交換が成立するレベルまで設備機器の信頼性を確保することを目指す。また、故障率の低下対策と共に交換部位の限定（交換部位の最小化）による保守対策が重要となる。即ち、故障率の高い機器、部位はその範囲を限定し、交換部位の低価格化、廃棄物量低減化を故障率低下と合わせて志向するものである。

全体の保守設計の基本は、

事象αの発生	→ 設備機器 A の部品 a を交換（交換された部品 a は廃棄）
事象βの発生	→ 設備機器 B から核物質を抜き出し、待避
⋮	⋮
事象ωの発生	→ 設備機器 Z を交換（交換された機器 Z は廃棄）
その他の他事象の発生	設備機器を交換→最大保守行為

参考文献

- [1] 原子燃料工業、先進的湿式プラントの設計研究(II)、96年度委託研究報告書

これらの設計思想の実現性を高めるために設備機器の要求仕様として、以下を目指す。

- ・装置の独立性確保（装置の切り放し易さ確保、設備機器交換の確実性確保）
- ・交換部位の限定化（可能な限り故障部位のみ交換）
- ・核物質の抜き取りの確実性確保（核物質のバッチ的容器移送）

これらを考慮して、個々に設計された設備機器をセル内に配置した1例を図12に示す。

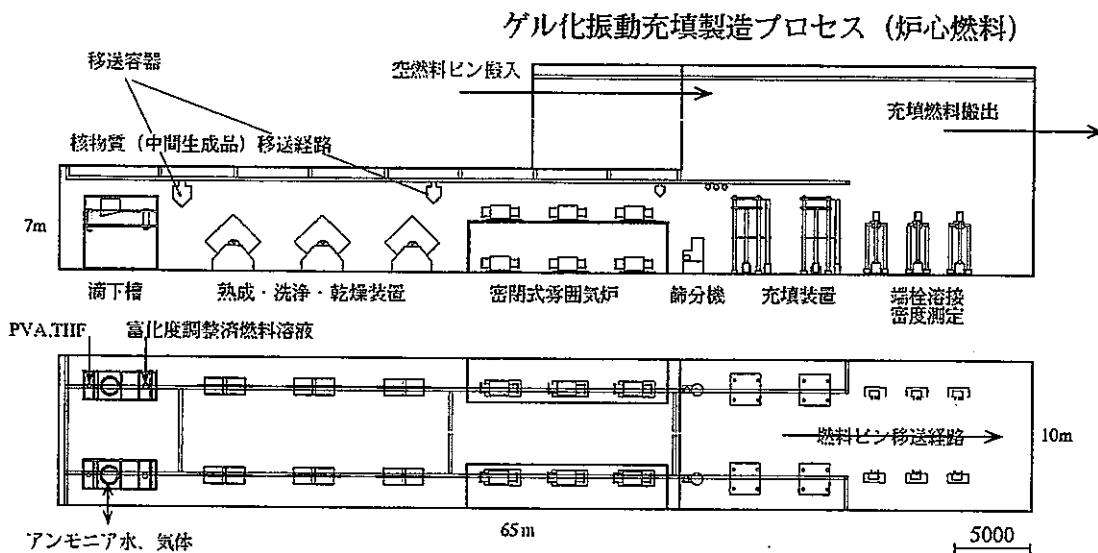


図 12 セル内製造設備レイアウト例

粒子燃料の高充填率化に要求される粒子燃料径の選定について*

篠田 佳彦^{*1}

先進湿式 MOX プラント構想において、燃料製造技術として検討されている粒子燃料の充填率を高めるために必要な粒子径について検討した。

Key Words: Advanced Fuel Cycle, Oxide Particle Fuel, Vibration Compaction, Particle Diameter

1 緒言

先進湿式 MOX プラント構想において検討している球燃料の充填技術に関して、充填率を高めることは炉の性能向上から重要なことである。球を充填する場合に球の径を適切に選定することが充填率を確保するために重要であり、今回、解析及び、これまでの実験結果をもとに球径が充填率に及ぼす関係を把握し、最適な球径設計を行った。^[1]

2 燃料球径の決定

燃料球を製造し、振動充填法にて稠密に充填する場合、高密度充填技術を確立することがポイントとなる。そのためには、燃料球の径を適切に選定し、それに適合する設備機器を設計せねばならない。球径の選定にあたり、充填率確保から要求される球径分布と製造や粉末飛散、付着防止などから球径に制約を受ける。大きな球は、HTTR 被覆燃料球などの製造実績から $1000\mu m$ 程度が上限となる。それ以上は、ゲル球製造時の滴下の段階で破損する恐れが高い。小さな球は、微粉末現象の回避、製造個数の適切化、充填時の球としての移動性の確保などから、実験的に決まることになる。現在、実験を行うまでには至らず、限度値は明らかではないが、目安として $30\mu m$ を設定する。図 1 参照。

管内に同一の径の球を詰めた場合の実験的解析を McGeary [2] が行っており、管内径に対して、球径がほぼ $1/10$ 以下から充填率は 62.5% の一定値に漸近することを示している。一方、White らが幾何学的に無限空間に同一の球が規則的に配置された場合の充填率を求めている。^[3] 球が規則的に配置された場合、図 2 に示すように 5 通りの

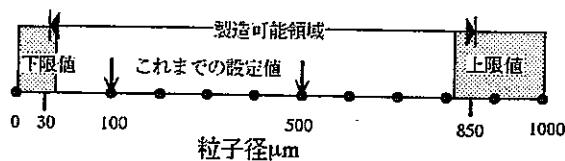


図 1 球範囲

形態が想定できる。どの場合も近接する 4 つの球の中心を結んだ 6 面体を考えれば、その中に必ず球が 1 個分だけ含まれることから、6 面体の体積と球の体積から全体の充填率を求めることができる。

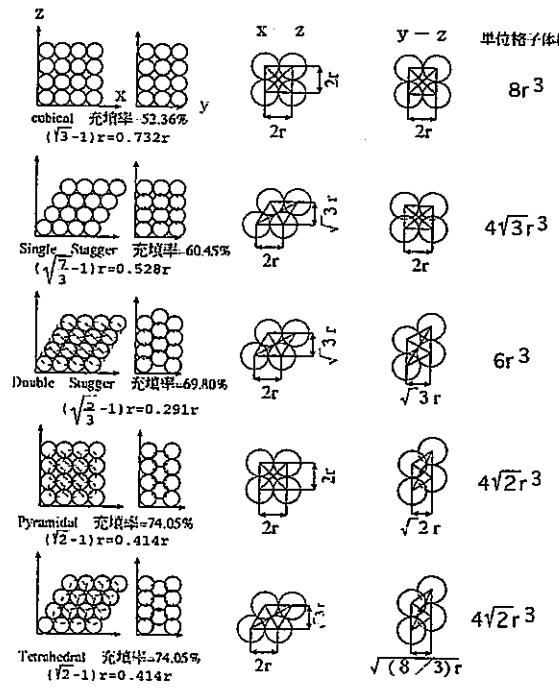


図 2 充填形態

このとき、各充填形態による充填率の値と McGeary の実験による管内での最大充填率 62.5% から、管壁との無

* 原稿 平成 9 年 10 月 31 日
*1 技術開発推進部 ARG

隙間を考慮すれば、Double Stagger の状態が想定できる。配置された球の隙間を考慮すれば、各充填形態での球の隙間に入りうる最も大きな球径を決定することができる。この Double Stagger の状態が、隙間に入りうる球径が一番小さい。従って、この 2 点より、管内に十分に充填された状態を Double Stagger 形態で充填されているとして、隙間に入りうる次の大きさの球径を検討することが好ましい。このとき、半径 r の球が充填された状態での隙間に入りうる最も大きな球径は、図 3 より、

$$\left(\sqrt{\frac{5}{3}} - 1 \right) = 0.291r \quad (1)$$

となる。

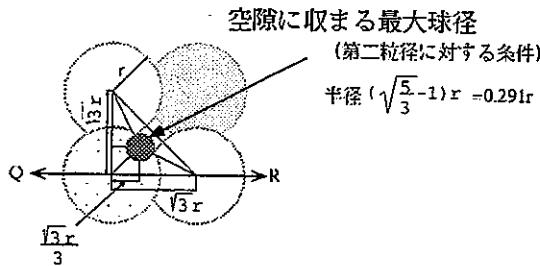


図 3 隙間粒子径の決定

一方、多くの径の球による充填率の実験関係式が、鋼球による実験で得られている。^{[4] [5]} Argonne National Laboratory の J. E. Ayer らが得た実験式は、

$${}_0 P_e = 0.635 - 0.216 e^{-0.313 D_0/d_1} \quad (2)$$

$${}_n P_e = 0.635 - 0.737 e^{-0.201 d_n/d_{n+1}} \quad (3)$$

で表される。

ここで、 D_0 は管内径、球の径を大きい順に $d_1 > d_2 > \dots > d_n > d_{n+1} \dots$ を表している。 ${}_n P_e$ は、 n 番目の球が充填後に残された空間に対する $(n+1)$ 番目の球の充填率を示している。従って、 n 番目までの球が充填された場合の管内空間に対する充填率 ${}_n P_a$ は、 ${}_0 P_a = 0$ と置けば、

$$\begin{aligned} n=1 & \quad {}_1 P_a = {}_0 P_a + (1 - {}_0 P_a) {}_1 P_e \\ n=2 & \quad {}_2 P_a = {}_1 P_a + (1 - {}_1 P_a) {}_2 P_e \\ n=3 & \quad {}_3 P_a = {}_2 P_a + (1 - {}_2 P_a) {}_3 P_e \\ & \vdots & \vdots \\ n=n & \quad {}_n P_a = {}_{n-1} P_a + (1 - {}_{n-1} P_a) {}_n P_e \end{aligned} \quad (4)$$

と求められる。 ${}_n P_a$ が n 成分の球形を有した場合の総充填率となる。各球の全球量に対する比は、

$${}_m P_s = \frac{(1 - {}_{m-1} P_a) {}_{m-1} P_e}{{}_n P_a} \quad (5)$$

で表される。ここで、 $m = 1 \dots n$ である。ここでの関係式では、径の大きな球から順次残された空間に十分満たすものとしている。

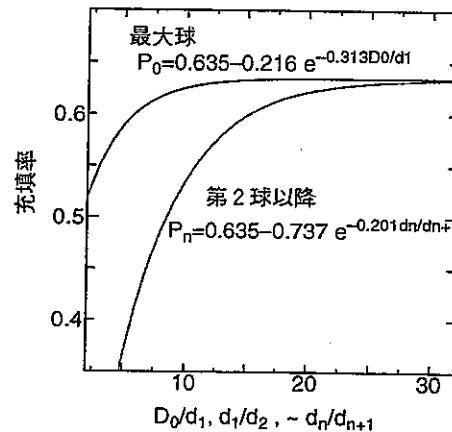


図 4 球径と空間充填率の関係

式 (2) と (3) を図示すると図 4を得る。最大球の充填率は McGeary の実験結果を踏襲している。第二球以降は一定値に漸近するのに第一球径比より大きな値をとらねばならない。球比を大きくした場合、その球の充填率は 63.5% に漸近することより、球径成分数ごとの最大充填率は、

$$A_n = 1 - (1 - 0.635)^n \quad (6)$$

で与えられる。 n は球径数である。この場合では、2 球径のもので 86.7%、3 球径のもので 95.1%、4 球径のもので 98.2% まで充填することができる。ただし、この場合には、各球ごとの径の比を大きくとらねばならない。

2.1 2 球径成分の場合

球の径を 2 種類とした場合について解析する。図 5 に示すようにピアノ径 6.8mm の場合について、第一球（最大球）と第二球（最小球）と充填率の関係を上記関係式より求めた。この図より、第二球径を固定すると充填率が最大値をもつ第一球径が存在する。これは、第一球を大きくしすぎると、ピアノ内での第一球の充填率が低くなることと第一球を小さくしすぎると第一球の充填率は最大値に近づくが、隙間が狭くなり、第二球のその隙間への充填率が低下することによる。このことは、式 (4)において、第二球径 d_2 を固定し、第一球径 d_1 で微分するこ

とでも容易に表現できる。式(4)を d_1 で微分したものを0と置き、そのときの充填率が図5での第二球径を固定した場合の最大充填率になる。結果を図6に示す。これより、2球径成分の場合では、第二粒子を小さくしても充填率は一定値に漸近する。ピン径が6.8mmの場合では第二球径を30 μm 以下にしても充填率の向上に対する効果が薄れる。ピン径を拡大しても充填率の向上に寄与する第二球径の最小値が大きくなるが、充填率自体の向上はない。ピン径6.8mmにおける球径と最大充填率の関係を表1に示す。第二球径を固定した場合での最大充填率とその充填率を得るための第一球径を表している。第二球径を大きくしすぎず、かつ第二球径を小さくしすぎない条件で第二球径を30 μm ～40 μm とし、第一球径を700 μm ～850 μm の範囲で設定することが妥当と考えられる。

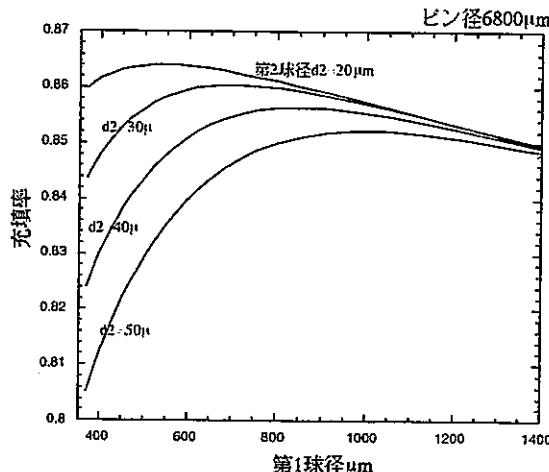


図5 第一球径と充填率関係

表1 2球径成分における球径と最大充填率

第2球径 μm	第1球径 μm	最大充填率
10	363.4	0.866
15	458.9	0.865
20	544.8	0.864
25	625.3	0.862
30	702.6	0.86
35	778.1	0.858
40	852.5	0.856
45	926.7	0.854
50	1001.1	0.852

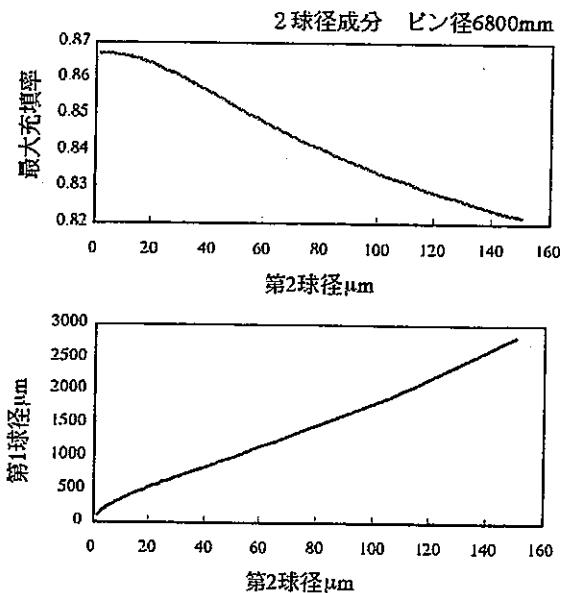


図6 2球径最大充填率と第二球径

2.2 3球径成分の場合

球径数を2成分から3分化することで最も多く製造せねばならない最小球径の製造個数を半減することができる。

2球径での標準値 (850, 40 μm 管径6800 μm)

	全体充填率	製造粒子数比率
第一球径 μm	850	0.617
第二球径 μm	40	0.239
		3716
		0.856

	全体充填率	製造粒子数比率
第一球径 μm	850	0.617
第二球径 μm	220	0.119
第三球径 μm	40	0.105
		1637
		0.842

半減化

図7 3球径成分の利点 最小球製造個数の半減

図7に前節で定めた2球径での標準値 (850, 40 μm) での各球ごとの製造数を最大球径のもので正規化した結果を示す。中間球径として第一球径850 μm から式(1)より求められる中間球の最大値と各球ごとの径の比ができるだけ大きくとることから、中間球径を220 μm と定めたときの最小球製造個数は、2球径の場合に比べて44%になる。ただし、充填率は1.4%ほど低下する。これは、設定した標準値は2球径で最適化したもので3球径での最適な球径配分ではないことによる。

先に示した解析では、2球径の場合、最小球径を小さくしても充填率向上に及ぼす寄与は薄れることを示したが、3球径成分の場合では、充填率向上に影響を及ぼさ

ない最小球径がより小さくなるため、このピン径でも最小球を $30\mu m$ 以下にすることで充填率を図 8 に示すように高めることができる。

	全体充填率	製造粒子数比率
第1球径 μm	850	0.617
第2球径 μm	220	0.113
第3球径 μm	10	0.169
		167801
		0.899

図 8 3 球径成分の利点 充填率の向上

例えば、最小球を $10\mu m$ とすることで 90% の充填率を確保できる。ただし、最小球の製造個数は飛躍的に大きくなってしまう。従って、最小球径を小さくせずに充填率を 2 球径の場合よりも高めるためには、表 2 に示すように各径の比を大きく、すなわち第 2 球と第 1 球をより大きくせねばならない。第 1 球が大きくなるので、その分ピン内径も拡大することが求められる。2 球径成分の場合では、ピン内径を拡大することは直接的に充填率向上には繋がらず、充填率が一定値に落ちつく最小球径を大きくすることであったが、3 球径ではピン内径拡大で充填率を向上させることができる。

表 2 3 球径成分における充填率

ピン内径	第 1 球径	第 2 球径	第 3 球径	充填率
6800	850	220	10	0.899
6800	850	220	20	0.880
6800	850	220	30	0.856
6800	850	220	40	0.836
9600	1400	400	20	0.892
9600	1400	400	30	0.882
9600	1400	400	40	0.868
9600	1200	350	20	0.891
9600	1200	350	30	0.878
9600	1200	350	40	0.862

内径、球径の単位は μm

ただし、ピン内径は熱伝導度により決定されるもので、充填率が向上すればそれだけ熱伝導度はほぼ線形で上昇するが、現在充填率と熱伝導度の関係を導く解析コードを PSI との研究で作成しているところであり、充填率が 90% 程度まで向上した場合にどれだけピン内径を拡大できるか定量的に評価できない。ピン内径拡大は、再処理する燃料構造材が減少でき好ましい方向となる。

3 製造設備機器の設計

球径の決定を受けてより心燃料に関して各製造機器の使用を決定する。設備機器設定での前提を以下とする。

- (1) 年間使用済燃料を 100tonHM 処理する再処理施設に併設した燃料製造設備
- (2) 取り扱う HM 量は、247.2KgHM/Day (Pu 富化度 21.4%, Pu 取扱量 52.9Kg/day)
- (3) 低除染再処理による数 100ppm の FP 不純物の混入した U/Pu 燃料溶液及び、Np, Am, Cm などを添加した MA 含有燃料溶液を扱うために重遮蔽セル内の製造
- (4) セル内製造基本方針は付録参照 (完全自動、機器交換保守)

燃料球粒子製造プロセスは外部ゲル化法とし、工程と設備機器を図 9 のように割り振る。1 日に取り扱う処理原液のメタル濃度が $0.143 g/cm^3$ であるとき、体積は $V = 0.173 \times 10^6 cm^3/Day$ となる。ここでは、異なる径の燃料

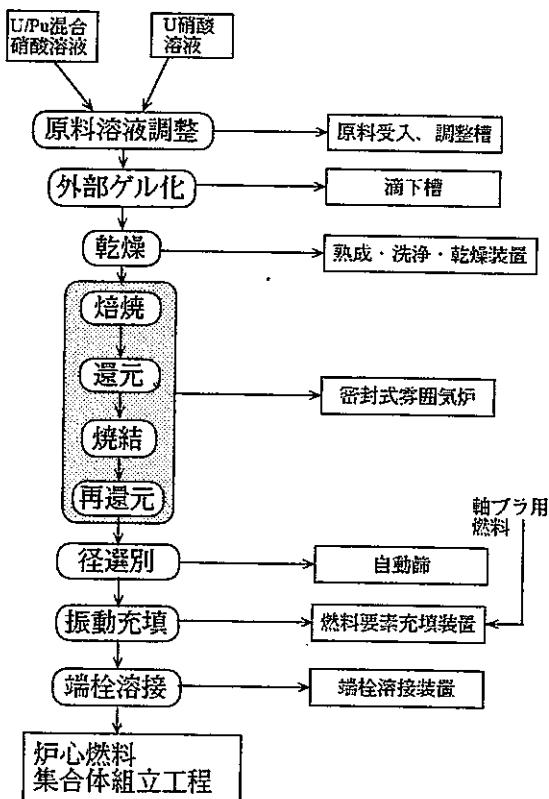


図 9 炉心粒子燃料製造プロセスフロー

粒子を滴下から加熱工程までを一括して行い、焼結燃料粒子を自動篩分器により、設定径に選別する。径が設定

から外れたものは再処理の溶解工程へ戻される。したがって、各径での不良率を考慮して、設計した粒子比率になるように製造設備、特に滴下ノズルの仕様が重要となる。図 10 に図 9 で示した全体工程における滴下によるゲル球製造方法を示すように異なる径のゲル球を同時に滴下する方式でのノズル仕様を示す。

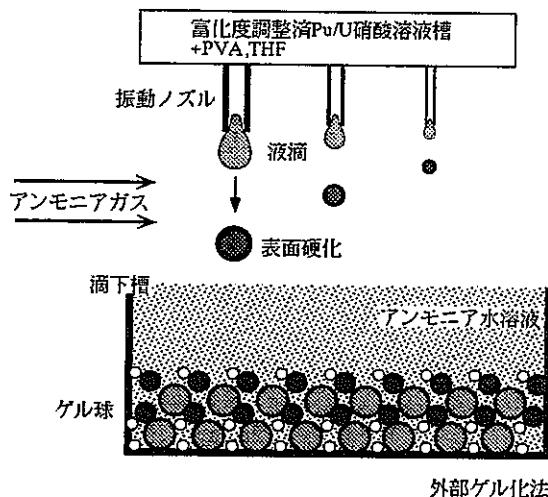


図 10 滴下によるゲル球製造方法

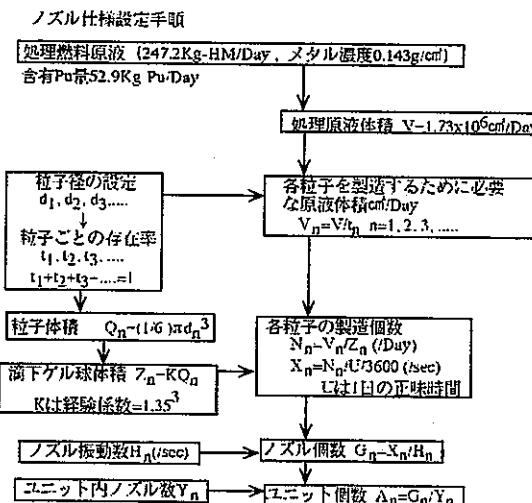


図 11 ノズル仕様設定手順

粒子の径を大きな順に $d_1, d_2, d_3, \dots, d_m$ とする。 $m = 2$ で 2 径成分の場合を $m = 3$ で 3 径成分の場合を表す。このとき、粒子ごとの存在率は、式 (5) で決まり、 $t_1, t_2, t_3, \dots, t_m$ とする。ここで、 $t_1+t_2+t_3+\dots+t_m = 1$ である。従って、 n 番の粒子を製造するために必要な原液体積は、1 l あたりで $V_n = V/t_n \text{ cm}^3/\text{Day}$ ($n = 1, 2, 3, \dots, m$) となる。一方、径が d_n の粒子の体積は焼結

した時点のもので $Q_n = (1/6)\pi d_n^3$ であるが、液滴として滴下する場合には、焼結粒子の径の 1.35 倍になることが、ウラン粒子燃料製造実績から示されるので、体積変化率 $K = 1.35^3$ を定義し、 n 番の粒子を製造するために滴下する液滴の体積は、 $Z_n = KQ_n$ となる。これより、粒子の製造個数は、1 日あたりで $N_n = V_n/Z_n$ (/Day) となり、1 日あたりの正味の滴下時間を U (hour) とすれば、1 秒間では、 $X_n = N_n/U/3600$ (/sec) と求めることができる。 U は、滴下槽に蓄積した湿ゲル球を次工程へ移送する時間から決定できる。ここでは、 $U = 21 \text{ hour}$ とする。 n 番粒子を製造するための振動ノズル個数は、周波数を H_n (/sec) とすれば、 $G_n = X_n/H_n$ で与えられる。粒子の径によっては、ノズルを正方格子に組み合わせて複数のノズルをユニット化する。1 つのユニットにおけるノズル個数を Y_n とすれば、ユニット数は、それぞれ $A_n = G_n/Y_n$ となる。前提の規模で仕様を決定すると、2 径成分で、図 12 となる。2 径成分では、大小の径をそれぞれ $850, 40 \mu\text{m}$

管内径 μm	6800		6800	
	第一粒子	第二粒子	第一粒子	第二粒子
粒子径 μm	850	30	850	40
粒子数 N/sec	9.7E+02	8.6E+06	9.7E+02	3.6E+06
振動ノズル周波数	80	2500	80	2500
ノズル個数	13	3452	13	1444
UNIT内ノズル個数	6	100	6	100
UNIT数	3	35	3	15

図 12 ノズル個数

とする組み合わせで充填率の確保とノズル設備数の適切化を燃料粒子が製造可能な範囲で図ることができる。

粒子径を 3 成分化することで 2 つの利点がある。1 つは、最も多く製造する最小粒子の製造個数を半減でき、2 径成分での $850, 40 \mu\text{m}$ での組み合わせにおいて、幾何学的解析より決定した、中間粒子径 $220 \mu\text{m}$ を選定することで図 13 となる。

管内径 μm	6800		
	第一粒子	第二粒子	第三粒子
粒子径 μm	850	220	40
粒子数 N/sec	9.9E+02	1.1E+04	1.6E+06
振動ノズル周波数	80	102	2500
ノズル個数	13	104	652
UNIT内ノズル個数	6	49	100
UNIT数	3	3	7

図 13 3 径成分でのノズル個数

ほぼ同一の充填率で 2 径成分か 3 径成分かの選択は難しい。ここでは、滴下以降の工程、熟成、洗浄、乾燥、精

焼、還元、焼結、再還元までを異なる径の粒子を一括して処理することを想定するので、この工程機器は径成分数の影響は受けない。焼結粒子を振動式篩にて、質量で径を選別する自動篩分装置では、3径分化で若干煩雑化する。径選別を受けてのちに振動充填装置に供給するが、3径成分では、供給部が3系列必要となる。しかし、最も活動頻度の高い振動ノズル数が半減する効果は、これらの損失を上回る可能性が高い。現状では、検討不足でこの選定はできないが、ここではビン内径 $6800\mu m$ に対して、2径成分、3径成分でそれぞれ、 $850, 40\mu m$, $850, 220, 40\mu m$ を径の候補として以降の検討をすることが好ましい。

4 まとめ

振動充填燃料開発において重要な高充填技術に関して、適切な粒子径を選定する根拠を算出した。その結果、充填率86%程度を確保することが可能な設備仕様を選定した。燃料粒子自体の密度を90数%程度まで確保できれば、この条件で少なくとも現行のもんじゅみのスミヤ密度約80%を確保できる。ただし、ここでの解析は、径の分布や真球度*を一切考慮していない。これらは充填率を低下させる方向に作用する可能性が高く、今後の製造プロセス試験で確認していかねばならない。また、振動充填技術を径選別決定法を含めて早急に検討せねばならない。

付録 セル内製造設備の考え方

ここで、議論している燃料製造は全て重遮蔽のセル内で行うことが前提である。そのため、通常の製造工程と定期点検や異常時の保守などの全操作を遠隔で行わねばならない。

まず、通常の製造操作は当然、自動化を行う。マニピュレーションによる遠隔化でも目的は達成されるが、製造の効率化、省力化から完全自動化を目指す。この場合においても人手による操作を前提とした設備機器に付加的にマニピュレーション機能やロボットアーム的産業用ロボットを用いる設備とロボットが別体化した遊離構造から脱却し、設計時から完全に自動化を目指した設備機器を目指すものとする。製造操作は、設計時に設定できるので操作が必要な場合には専用のハンドリング機構を持たせることで設備、ロボットが一体化したシステムを目指す。これは、後述する遠隔保守にも有効に機能す

*HTTRの被覆燃料粒子の真球度はかなり高い

る。生産管理、品質保証、それに必要な検査なども製造工程管理の一環として、計算機による自動制御が行われる。いわゆる、運転員業務は監視が中心となるが、判断機能もできるだけ計算機管理とすることを指向する。

設備機器は定期点検を含めて、必ず保守せねばならない。これまで、遠隔保守というとマニピュレーションによる遠隔操作型を連想していた。言うなれば、人手のかわりに作業員がマニピュレーションすることだけが通常の保守、修理と異なる。マニピュレーションでは、操作範囲や操作精度が著しく制限を受けるため様々な対応が取られている。その解決策として、ラックシステムがあり、この概念での遠隔保守システムの究極的な姿である。

一方、保守や調整行為を単純化、限定化して、この操作も製造操作と同レベルの自動化を施す。保守行為を単純化するため、定期交換を含む設備機器、部品の交換作業と核物質の抜き取り待避行為を操作の中心に据える。これを全自动のプログラム操作で行う。これにより、保守設計が自動化設計となり、保守用のロボットやマニピュレーションは保守専用機器、設備に変わる。これを実現するためには設備機器の故障率がポイントとなる。保守を必要としないレベルまで故障率を下げるとは、絶対安全を宣言するがごとくの行為であり、決して達成できるレベルではない。ここでのポイントは、設備機器の故障対策として、故障後、ただちに交換、廃棄の図式が成立するレベルまで故障率を低下させることにある。経済的、或いは廃棄物発生量的に故障=交換が成立するレベルまで設備機器の信頼性を確保することを目指す。また、故障率の低下対策と共に交換部位の限定（交換部位の最小化）による保守対策が重要となる。即ち、故障率の高い機器、部位はその範囲を限定し、交換部位の低価格化、廃棄物量低減化を故障率低下と合わせて志向するものである。

これらの設計思想の実現性を高めるために設備機器の要求仕様として、以下を目指す。

- ・ 装置の独立性確保（装置の切り放し易さ確保、設備機器交換の確実性確保）
- ・ 交換部位の限定化（可能なかぎり故障部位のみ交換）
- ・ 核物質の抜き取りの確実性確保（核物質のバッチ的容器移送）

これらを考慮して、個々に設計された設備機器をセル内に配置した1例を図14に示す。

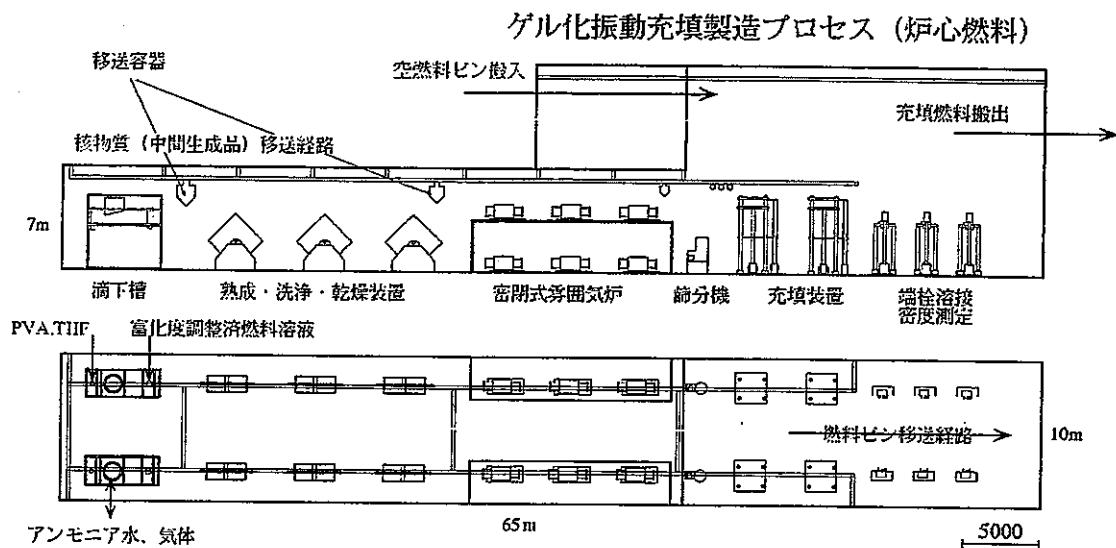


図 14 セル内製造設備レイアウト例

参考文献

- [1] 先進的湿式プラントの設計研究 (II) (3) 遠隔自動化燃料製造技術調査 原子燃料工業 1997,3
- [2] Mechanical Packing of Spherical Particles J. Am. Ceram. Soc. 44(1965)4 R. K. McGahey
- [3] Particle Packing and Particle Shape J. Am. Ceram. Soc. 20(1937)5 H. E. White S. F. Walton
- [4] Vibration Compaction II : Compaction of Spherical Shapes J. Am. Ceram. Soc. 48(1965)4 J. E. Ayer and F. E. Soppet
- [5] The Packing of Fueled Spheres CONF- 700502 (1970) J. E. Ayer

5. 廃液・廃棄物処理工程の検討

5.1. 前回の設計研究での課題

前回の設計研究（先進的湿式プラントの設計研究）における廃液処理工程の設備構成を図5.1.1-1～図5.1.1-3に示す。今回の設計研究では以下の点に関して再検討を行った。

- ① 中放射性廃液処理工程のアンモニア系処理フロー
- ② 低放射性・極低放射性廃液処理工程の廃液からの油分除去法
- ③ 低放射性・極低放射性廃液処理工程の廃液処理方法
- ④ 低放射性固体廃棄物処理工程の設備構成

5.2. 中放射性廃液処理工程

5.2.1 アンモニア系廃液処理工程

(1) アンモニア系廃液の処理フロー

前回の設計研究では、この工程に除染機能が考慮されていなかったため、イオン交換等の方法でFPを吸着除去することを想定して処理フローを構成した。また2基あった蒸留塔を1基に統合した再検討を行った。アンモニア系廃液の処理フローを図5.2.1-1に示す。

アンモニア系廃液処理工程へ送られる廃液は、ゲル化工程で発生するアンモニア廃液及びゲル球の洗浄廃液である。

アンモニア廃液は、濾過機により固形分等を濾過した後、有機物除去塔に通し、次に蒸留塔にてアンモニアを蒸発分離する。蒸発分離されたアンモニアは冷却器にて凝縮され、アンモニア溶液として回収される。蒸留塔には硝酸アンモニウム溶液が濃縮されて残留する。この濃縮液をFP吸着塔にてアルカリ金属、アルカリ土類金属等のFPを除去する。FPを除去したアンモニア溶液を電解透析槽にかけアンモニア溶液、硝酸溶液及び脱塩水に分離する。電解透析槽で回収されたアンモニア溶液は、吸着カラムを通して蒸留塔ヘリサイクルする。回収された硝酸溶液は試薬調整設備へ、また脱塩水はゲル球の洗浄廃液と混合して濾過機、有機物除去塔及びFP吸着塔に通し、低レベル廃液処理工程へ送る。

FP吸着塔の洗浄液は高レベル廃液処理工程へ送る。また、フィルタ等の固体廃棄物は低レベル固体廃棄物として取り扱う。

(2) 処理フロー上の課題

この処理フローで中レベル廃液の除染の観点からは、濾過と吸着塔がその機能を持つことになる。

濾過の方法としては単なるフィルタリングから限外濾過や逆浸透まで考えられるが、硝酸アンモニウムやアンモニアは以降の工程で分離回収するため、これらの成分の移行を妨害しないことが必要である。廃液中のFPの性状が不明であるため濾過については固体成分の分離を想定する。

吸着塔も塩基性溶液中において効率的にFP吸着する吸着剤の候補も未定である。

したがって、この工程については未解決な点が多く、廃液の性状の調査、除染機能の確保も含めさらに詳細な検討が必要である。

(3) 硝酸アンモニウムの防爆対策

アンモニア系廃液の処理過程で硝酸アンモニウムが生成される。この硝酸アンモニウムは発火燃焼性物質であり、その防爆対策について以下に述べる。

法制上は以下の物質に該当する。

- ① 消防法；第2条、危険物第1類硝酸塩類第3種酸化性固体
- ② 労安法；施行令別表1危険物（酸化性のもの）

硝酸アンモニウムの危険性を以下に列記する。

- ① 加熱、衝撃により爆発する。
- ② 可燃物と混合すると可燃物を燃えやすくする。
- ③ 紙屑、木材等の有機物との混合物を加熱すると爆発する。
- ④ 強酸類との混合物は衝撃により爆発する。

- ⑤ 油等の可燃性液体が混入したものは発火しやすい。
- ⑥ 金属（亜鉛、アルミニウム、スズ等が混入したものは発火しやすい。
- ⑦ 硫酸アンモニウムとの混合物は爆発の可能性有り。

したがって、硝酸アンモニウムの防爆対策としては、上記に挙げた物質との接触を避けることが必要となり、容器を密閉し、換気の良い冷所に保管するのが良いとされる。なお、硝酸アンモニウムが爆発性を有するのは固体の状態であり、水溶液として取り扱う場合には爆発の危険はない。

中レベル廃液処理工程内で硝酸アンモニウムが発生する可能性のある箇所は以下である。

- ① 蒸発缶底部
- ② 濃縮液受槽
- ③ 電解透析槽
- ④ オフガス系

このうち①～③は水溶液系での取扱であるため、通常は防爆対策を施す必要はない。ただし、保守時に槽内の液をドレンした場合や漏洩が発生した場合には乾固や析出のおそれがある。乾固や析出を防止するためには、ドレン時には槽内を十分に洗浄したのちに保守を実施することで槽内への残留をなくす。また、漏洩が生じた場合には直ちに検知できる設計とし、乾固や析出を防ぐ必要がある。

④の場合、アンモニア系のヒュームと硝酸系のヒュームが混合、管内に付着、乾固する可能性があるため、配慮が必要である。特に電解透析槽のオフガスについて取扱法を検討が必要と考える。

5.3 低レベル・極低レベル廃液処理工程の検討

5.3.1 廃液処理における微量油分の除去法

廃液処理における微量油分の除去法としては以下が挙げられる。

(1) サンドフィルタ

粒状濾材（サンド）に処理対象廃液を通すことで油分除去する。濾材は水及び空気の逆洗浄により再利用が可能である。10～20ppmの油分を含む廃液を処理すると2～5ppm程度に低減できる。

処理後の廃液中の油分が高い場合には濾材を交換する。交換された濾材は低放射性固体廃棄物としてドラム缶に充填し、貯蔵、保管する。交換頻度は廃液の性状にもよるが、一般的に2～3年に1度である。

この方法を使用する場合の欠点としては廃濾材の減容が困難であることが挙げられる。

サンドフィルタの装置概念を図5.3.1-1に示す。

(2) 活性炭吸着

活性炭に処理対象廃液を通すことで油分除去する。サンドフィルタと同様に、水及び空気の逆洗浄により再利用が可能である。処理後の廃液中の油分が高い場合には活性炭を交換する。交換された活性炭は低放射性固体廃棄物処理設備で焼却減容したのち低放射性固体廃棄物としてドラム缶に充填し、貯蔵、保管する。交換頻度は廃液の性状にもよるが、一般的に2～3年に1度である。

この方法を使用する場合、廃活性炭は焼却処理し、焼却灰は金属溶融体またはスラグ溶融体等の固化体として低放射性固体廃棄物として処分する。

(3) 活性汚泥法

微生物等による油分の分解を利用した処理法。微生物を取り扱うことから処理環境の管理が重要であり、処理時間も比較的長く、大量処理を想定した場合の装置のモジュール化に難点がある。

(4) 膜分離法

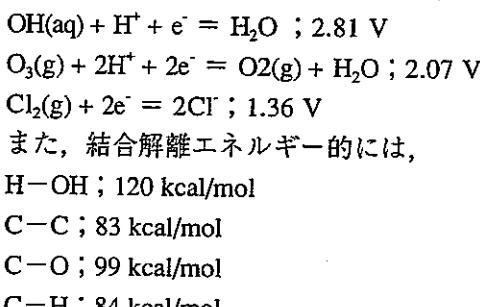
膜分離法とは、精密濾過(MF)、限外濾過(UF)、逆浸透(RO)の総称であり、省エネルギーな処理方法として注目されている。膜分離法については5.3.2項で述べる。

(5) 光触媒法

光触媒法とはある種の触媒の存在下で光を照射し、化学物質を分解するものであり、環境浄化に利用

可能な技術として台頭してきた方法である。光触媒としては二酸化チタン(TiO_2)が使用される。

TiO_2 に光を照射したときに生成する正孔が水及び酸素と反応し、非常に強い酸化力を持つOHラジカルを生成する。これは塩素やオゾンよりも強い酸化力を持つ。参考に標準電極電位を示す。(電気化学便覧 第4版 電気化学協会編 1993)



であり、有機物内のほとんど結合を容易に切断、分解が可能である。

反応時に必要な光としては蛍光灯のような弱い光でも十分であることが明らかになり、実用化が急速に近づいているとされる。

R&D事例としては次のような報告がある。

- ・田中 啓一 他：有機ハロゲン化合物の光触媒分解、用水と廃水、38(4), 1996
- ・田中 修三 他：水中におけるフェノール類の光触媒分解に及ぼす浮遊物質の影響、用水と廃水、38(5), 1996
- ・A. Wold : Photocatalytic Properties of TiO_2 Chem. Mater., 5, 280-283, 1993
- ・藤島 昭 他；酸化チタン光触媒が活躍する、ファインケミカル、25(8), 1996

先進的湿式プラントの設計研究では、当面、実績のあるサンドフィルタと活性炭吸着を併用した図5.3.1-2に示す処理工程を想定している。

湿式再処理プラントにおいては蒸発缶に供給するための前処理として油分除去が必要な箇所が多数あるため、環境放出のための油分除去のみならず、工程内での有機物分解の観点から、光分解法についても検討を行うことは有用であり、今後の検討項目としたい。

5.3.2 低放射性・極低放射性廃液の処理方法の検討

廃液処理方法の主なものとして以下が挙げられる。

(1) 蒸発濃縮法

再処理における廃液の処理方法として一般的な方法。除染能力が高く、減容効果も大きい。ただし、減容効果については沈殿の生成条件と整合をとる必要があり、例えば東海再処理工場のようにNaを大量に添加した廃液を処理する場合には減容効果が小さくなる。

この方法の欠点としては、安全面での制約から加熱媒体の温度が低く抑えられ、エネルギー効率が悪いこと、これに起因して蒸気の使用量の増加、ひいては運転費が増加すること、一般に長尺機器となること、高酸化数イオンを含む硝酸溶液系でかつ使用温度が高いため材料の腐食環境として厳しいこと等が挙げられる。

耐食性の観点から材料としてTi-5TaやZrといったものが開発されており、すでに採用されている。

(2) 膜分離法

膜分離法とは、精密濾過(MF)、限外濾過(UF)、逆浸透(RO)の総称であり、省エネルギーな処理方法として注目されている。図5.3.2-1に膜分離法の分離対象を示す。

図5.3.2-1からわかるように逆浸透法は膜分離法の中では、水溶液中の最小溶解成分であるイオンや有機物を分離することが可能である。逆浸透法の原理図を図5.3.2-2に示す。また、表5.3.2-1に海水淡水化プラントでの必要エネルギーの比較を示すが、逆浸透法は分離に係るエネルギー効率の観点から優れた方法といえる。機器としては約100mm ϕ × 約1,000mmLのエレメントで約5m³/dの処理ができる、蒸発缶に

比べてかなりコンパクトである。エレメントの寿命は処理廃液の性状にもよるが、一般的に約3年程度である。

逆浸透法の利点をまとめ次の通りである。

- i) 溶解塩類の除去が可能
- ii) 省エネルギー型の分離方法
- iii) 有価物の回収・濃縮が可能（非加熱操作）
- iv) 装置がコンパクト
- v) 運転管理・メンテナンスが容易

逆浸透法の欠点としては、膜の機能の維持の観点から懸濁粒子を含む溶液への適用は不適であること、同様に付着物による性能低下があること、膜の劣化のため定期的に交換が必要なことが挙げられる。

膜分離の原子力産業界への適用例（R&Dを含む）としては以下のものがある。

- i) 及川安夫：限外濾過／逆浸透膜フィルタの廃液処理への適用, FAPIG, 126, 42-46, 1990

膜分離技術として限外濾過と逆浸透膜フィルタについて、放射性廃液の処理システムとして適用する際に課題となる各々の処理法の除染性能や処理性能等を評価・検討した。その結果、高い除染性能（DF=100～1,000）が得られた。

- ii) W.T.Bourns : Reserve Osmosis Plant to Process CRNL Low Level Radioactive Liquid Wastes, Proc. Annu. Conf. Can. Nucl. Soc., 2, 406-412, 1981

CRNLに建設中（1981年当時）の廃棄物処理センターに30,000m³/yの希釈廃液を処理するための逆浸透工程があり、逆浸透法の実験結果と共に同プラントの概要を紹介。

(3) イオン交換法

イオン交換法は廃液処理法としては一般的なものである。除染性能としてはDF=10～1,000程度が得られる。イオン交換樹脂は、交換吸着能力（交換容量）を失った場合、元のイオン型にするための再生を必要とする。再生廃液は濃縮固化後廃棄する。

また、一部に無機のイオン交換体もあるものの有機のイオン交換樹脂が一般的であり、これらは耐放射線性に難点があり、廃樹脂が固体廃棄物となる。

(4) 凝集沈殿法

廃液処理方法としてごく一般的な方法であり一般産業界での廃液処理に広く利用されている。この方法では、廃液に適当な凝集剤を投入し、対象物を沈殿分離する。利点としては、大量の廃液の処理に向いていること、懸濁液やスラッジを含む廃液の処理に向いていることが挙げられる。欠点としては、凝集沈殿物が多量に発生するため、その処理が必要であること、それにより2次廃棄物発生量が大きくなることが挙げられる。

各廃液処理法の長所、短所、建設費、運転費を概略比較評価したものを表5.3.2-2に示す。

当面の設計研究においては、スチームの消費量が多く、エネルギー効率の観点から問題はあるが、除染性能、実績の観点から蒸発濃縮法を基本に検討を行うが、エネルギー効率の向上、設備のコンパクト化の観点から逆浸透法も視野に入れることとする。

今後検討を進めるにあたって、逆浸透法については原子力分野における実績が少ないため、一般工業界における知見を更に収集することが必要である。

5.4 低放射性固体廃棄物処理工程の検討

5.4.1 $\alpha/\beta\gamma$ 廃棄物処理系統の統合

前回の設計研究では、 α 系及び $\beta\gamma$ 系の2系統独立の廃棄物処理工程を設置することを想定した。しかしながら、検討対象の一体化プラントでは廃棄物からTRUを積極的に分離回収する工程を想定していないため、 α 系として取り扱うべき廃棄物が大半であると考えられる。したがって $\beta\gamma$ 系を α 系に統合し、全

て α 系廃棄物として取り扱うものとする。これにより、設備の設置スペースは前回の設計研究に比べほぼ半減する。

低放射性固体廃棄物の処理フローを図5.4.1-1に示す。

5.4.2 焼却溶融に対する閉じ込めの配慮

焼却溶融に対する閉じ込めの配慮としては、オフガス系への移行と装置本体の閉じこめ機構の2つを配慮する必要がある。基本的にはガラス固化処理工程のガラス溶融炉と同じである。

(1) オフガス系への移行

核物質及びFPのオフガス系への移行分は、適切なガス冷却系及びフィルタシステム等の捕集設備で回収除去する。水スクラブ及びHEPAフィルタで構成する焼却溶融炉のオフガス処理設備例のブロックフロー図を図5.4.2-1に示す。

図5.4.2-1に示したブロックフロー図ではヨウ素フィルタは想定していないが、焼却溶融設備へ供給される廃棄物中に無視できない量のヨウ素が含まれる場合には、追加する必要がある。

(2) 装置本体の閉じ込め性

焼却溶融炉の構造は基本的に一般金属産業で用いられている方式と同様であり、加熱方式として、誘導加熱やプラズマ加熱等が考えられる。また、通常運転時においては炉内の溶融物等は漏洩することはない構造とすることで、核物質やFPの飛散を防ぐ。一部オフガス系への移行が考えられるが、これについて前項で述べたように対応できる。

通常時の装置本体の閉じ込め性の他、破損時も考慮した場合の対応については、装置の構造及び設置環境がある程度詳細化された段階で別途検討が必要である。

5.4.3 Ag電解酸化法による除染処理

環境への影響の低減や保障措置上の要求から廃棄物へ同伴するPuの量を低減することは重要である。その1つの方法として開発が進められているAg電解酸化法について述べる。ここでは固体廃棄物の焼却灰や金属廃棄物からPuを回収する方法としてAg電解酸化法を想定した。

Ag電解酸化法によるPu回収工程の概念図を図5.4.3-1に示す。

装置は、銀イオンを酸化する電解部、溶液中に対象物を混合あるいは浸漬させ、液の循環を行う混合部、溶解液からPuを回収する抽出部／逆抽出部からなる。

電解部では、硝酸溶液中に溶けている Ag^+ は Ag^{2+} に酸化される。この Ag^{2+} は酸化力が強く、これをメディエータとしてPuを酸化、溶解させる。硝酸溶液中に溶けだしたPuは不溶解残渣と分離後、溶媒抽出により分離回収される。残渣は乾固し、固体廃棄物として処理する。

Ag電解酸化法は有機物の分解法としても研究されているが、 Ag^{2+} の酸化力が強いため、構造材には耐食材料を使用する必要がある。

表5.3.2-1 海水淡水化技術におけるエネルギー比較

(単位: kWh/m³)

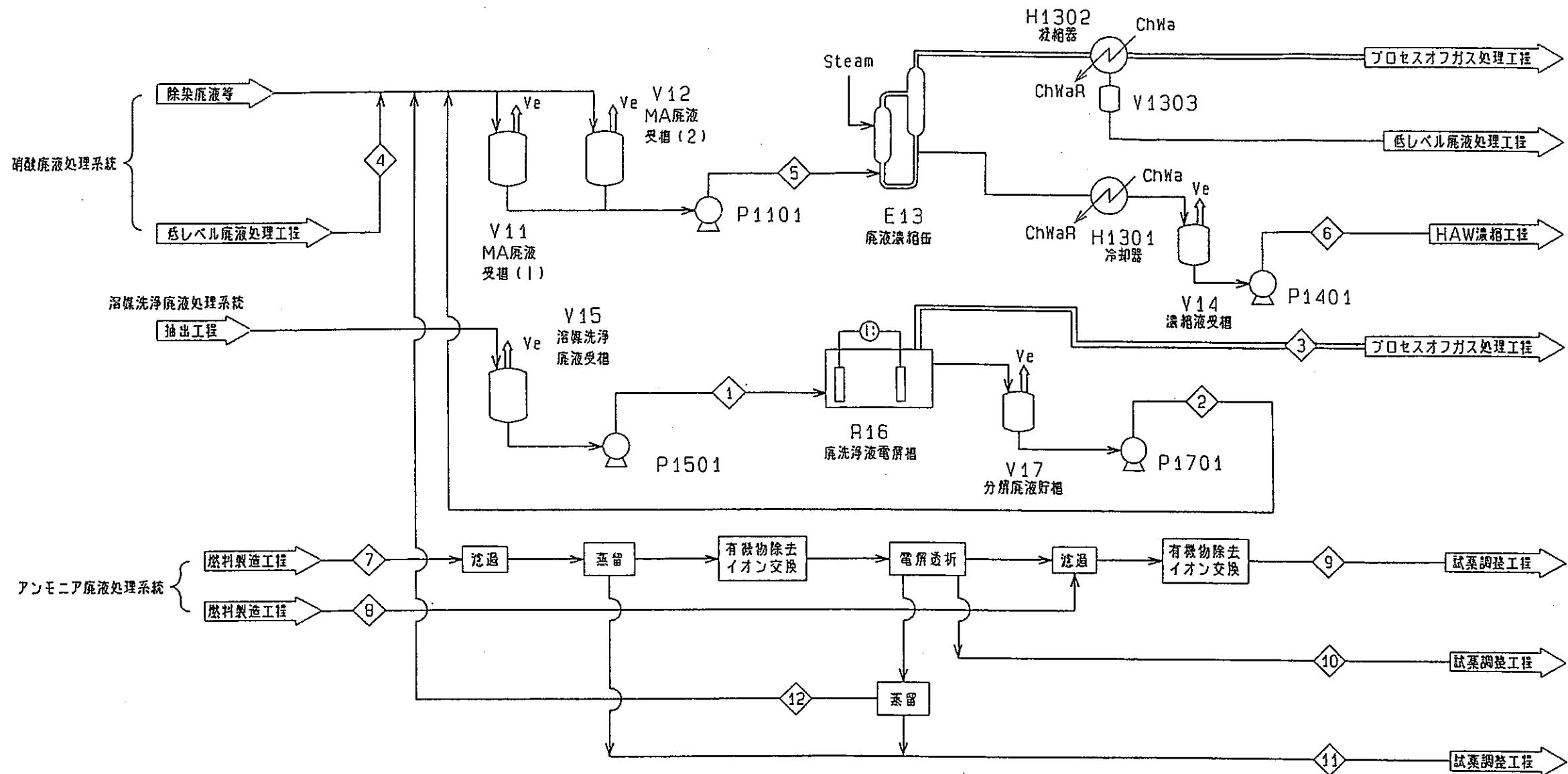
プロセス	所要エネルギー
理論値	0. 79
逆浸透法	3. 69
冷凍法	7. 93
電気透析法	35. 9
蒸発法	64. 2

出典: 鵜飼哲雄他, 燃料および燃焼, 47 (11), 865, (1980)

表5.3.2-2 主な廃液処理方法の比較

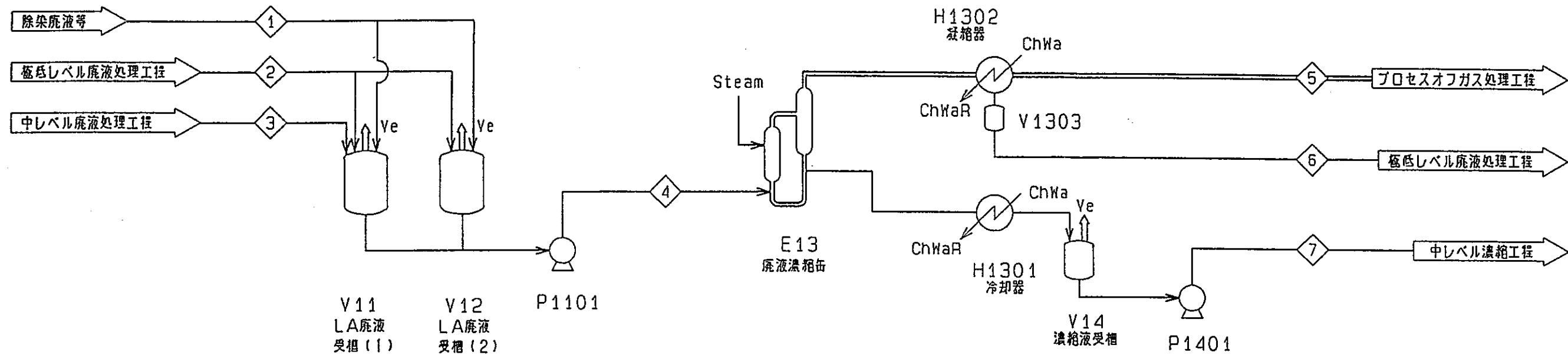
比較項目	蒸発濃縮	逆浸透	限外ろ過	イオン交換	凝集沈殿	希釀
長 所	・DFが大きい ・非イオン核種にも適用	・溶解塩を除去 ・装置がコンパクト ・運転が容易 ・省エネルギー	・溶解塩を除去 ・装置がコンパクト ・運転が容易 ・省エネルギー	・適度なDF	・前処理に適用 ・大量の低レベル廃液に適用 ・懸濁粒子を含む廃液に最適	・放出前の最終的な処理法
短 所	・運転費が高い	・懸濁粒子を含む廃液に不適 ・膜の劣化(耐久性) ・付着物によるフアリング	・懸濁粒子を含む廃液に不適 ・膜の劣化(耐久性) ・付着物によるフアリング	・樹脂の再生又は廃棄が必要 ・樹脂が高価 ・塩又はSSを含む廃液には不適	・沈殿物の処理が必要(ろ過/脱水を含む)	・放出量の増大
DF	$10^4 \sim 10^5$	(~ 10 ¹)	(~ 10 ¹)	$10^1 \sim 10^3$	~ 10 ¹	~ 1
設置ベース	中	小	小	小	大	大
建設費	中	小	小	中	小	小
運転費	駆動動力 交換品等	大 —	小 中	小 大	小 中	小 小

(* 1) : 単位処理量当たりとして概略評価



主要機器一覧

図5.1.1-1 中レベル廃液処理工程プロセスフローダイアグラム



主要物流一覧

物流番号	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
物流名称	除染廃液等	極低レベル	中レベル	供給液	オフガス	凝縮液	濃縮液
流量 (t/d)	1.18E+04	7.98E+02	6.05E+03	1.86E+04	0	1.83E+04	3.67E+02
HNO ₃ 濃度(N)	6.30E-03	0.27	—	0.02	—	—	0.79
U濃度(g/t)	—	—	—	—	—	—	—
Pu濃度(g/t)	—	—	—	—	—	—	—
スラッジ量(kg/ハッチ)	—	—	—	—	—	—	—
備考	NaNO ₃ 1.03E+01			NaNO ₃ 1.03E+01		極低レベルへ NaNO ₃ 1.03E+01	中レベルへ NaNO ₃ 1.03E+01

主要機器一覧

機器番号	V11、V12	E13	V14
機器名称	LA廃液受槽	廃液濃縮缶	濃縮液受槽
主要仕様	堅置円筒型	垂直サモ	堅置円筒型
	10m ³	サイフォン型	500 t
		伝熱面積 26m ²	
主要材質	SUS304L	SUS304L	SUS304L
基 数	2	1	1
備考			

図5.1.1-2 低レベル廃液処理工程プロセスフローダイアグラム

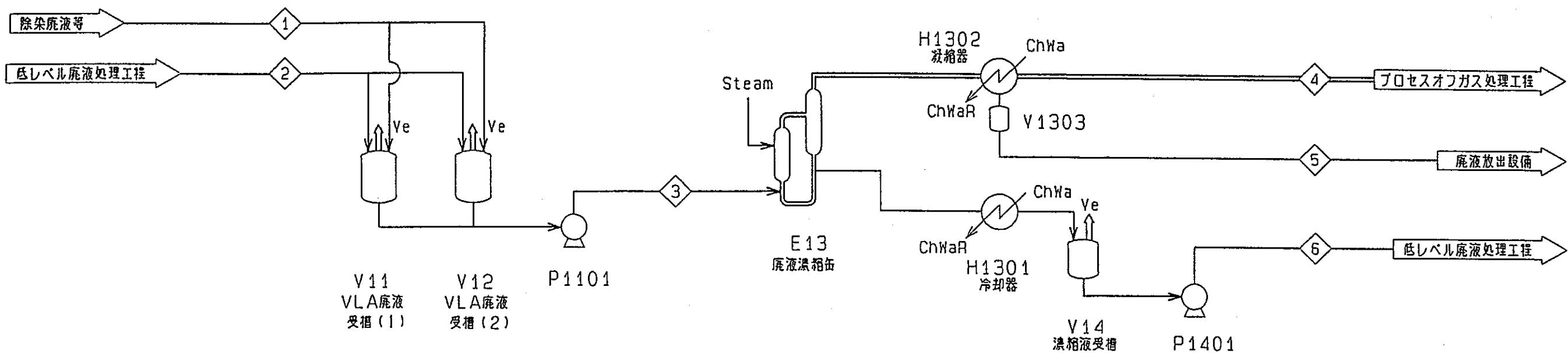


図5.1.1-3 極低レベル廃液処理工程プロセスフローダイアグラム

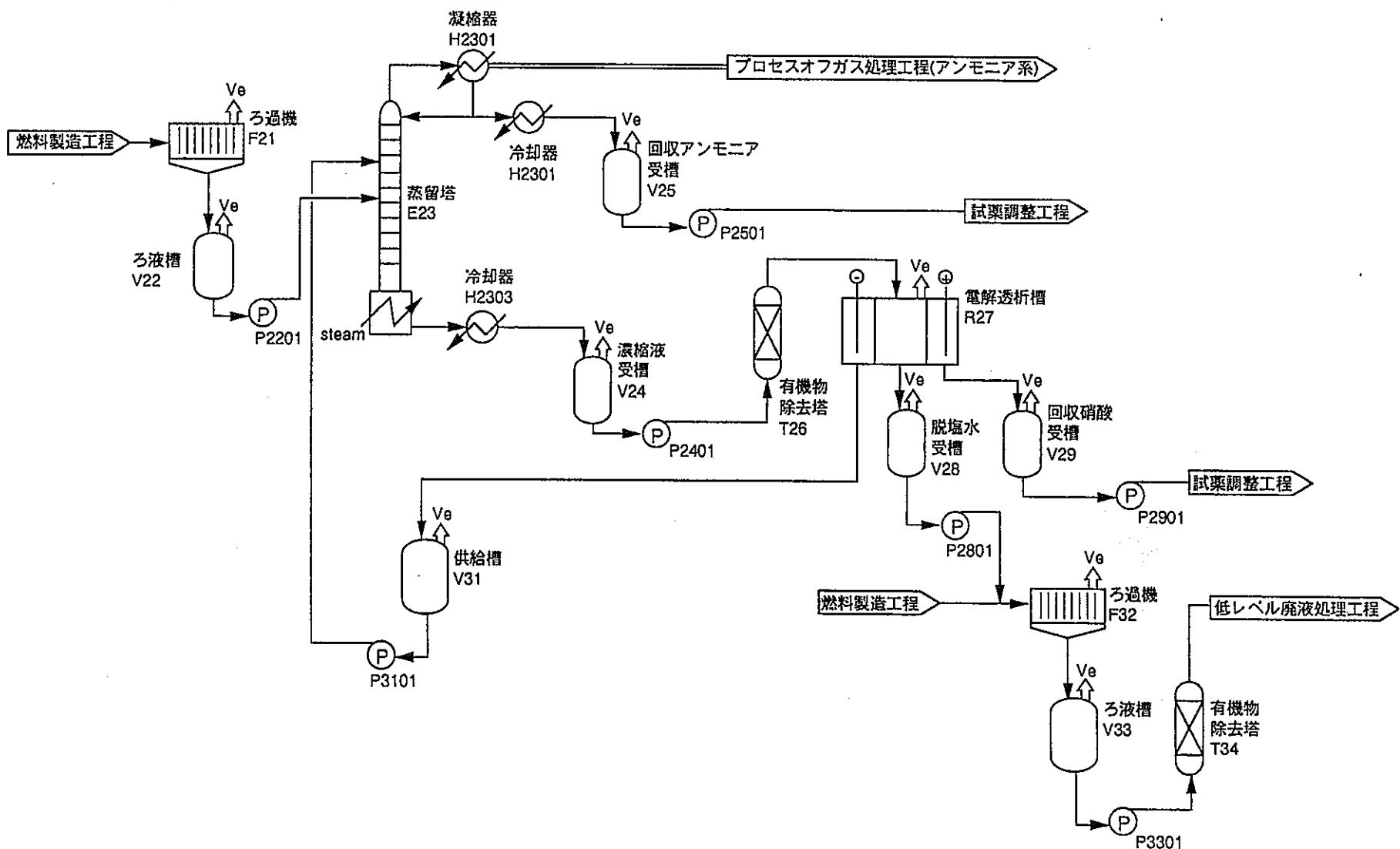


図5.2.1-1 アンモニア廃液処理系統プロセスフローダイアグラム

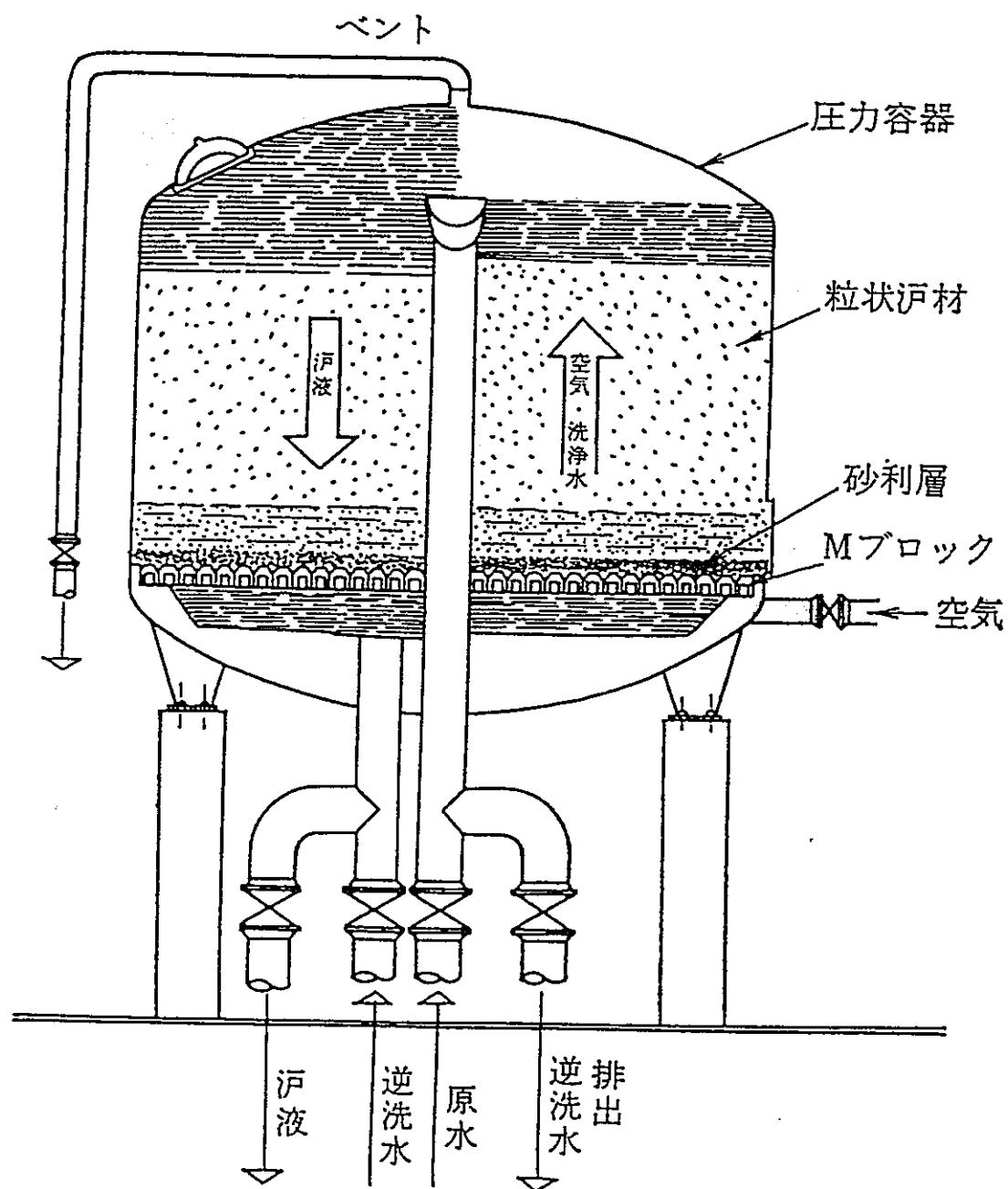
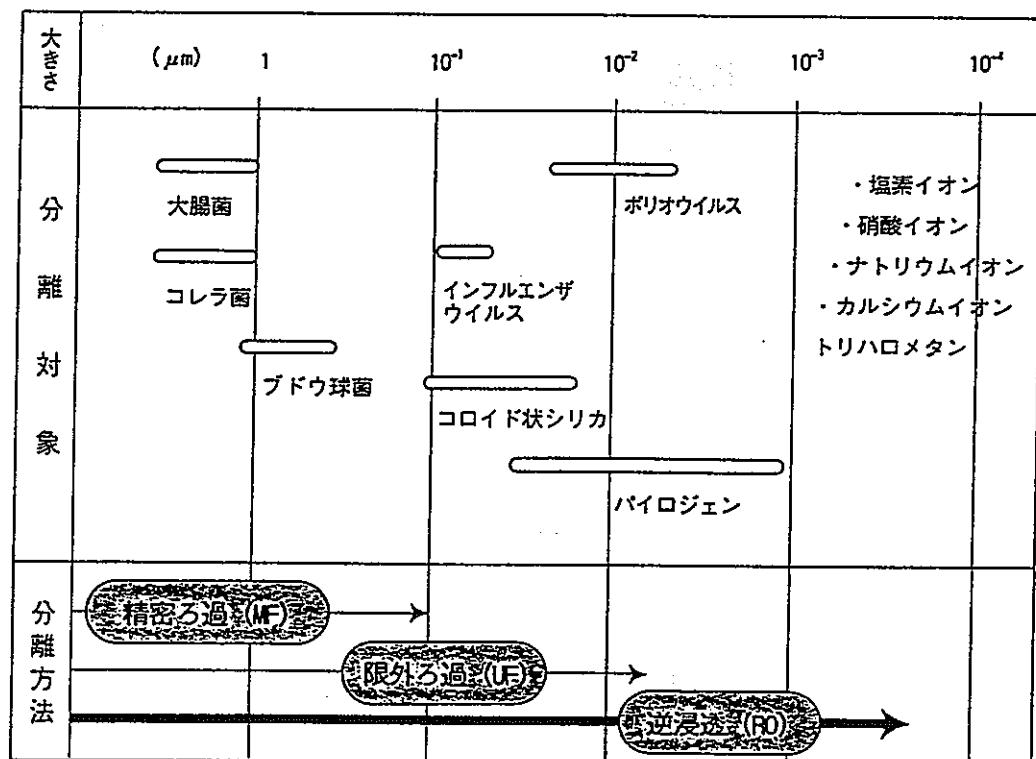
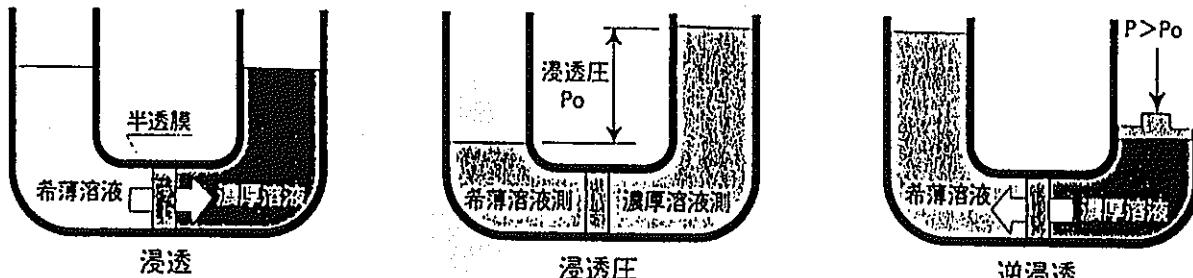


図5.3.1-1 サンドフィルタの概念図



※1 μm は千分の1ミリメートル。

図5.3.2-1 膜分離法とその分離対象



浸透

半透膜をへだてて希薄溶液と濃厚溶液とが接するとき、希薄溶液側の溶媒(水)が、濃厚溶液側へ移動する現象を「浸透」と呼びます。

浸透圧

浸透が平衡に達したとき、両液間に生じる圧力差を「浸透圧」と呼びます。

逆浸透

一方、濃厚溶液側に浸透圧より大きい圧力をかけると、浸透現象とは逆方向に溶媒が移動します。この現象を「逆浸透」(Reverse Osmosis: 略してR.O.)と呼びます。

図5.3.2-2 逆浸透の原理

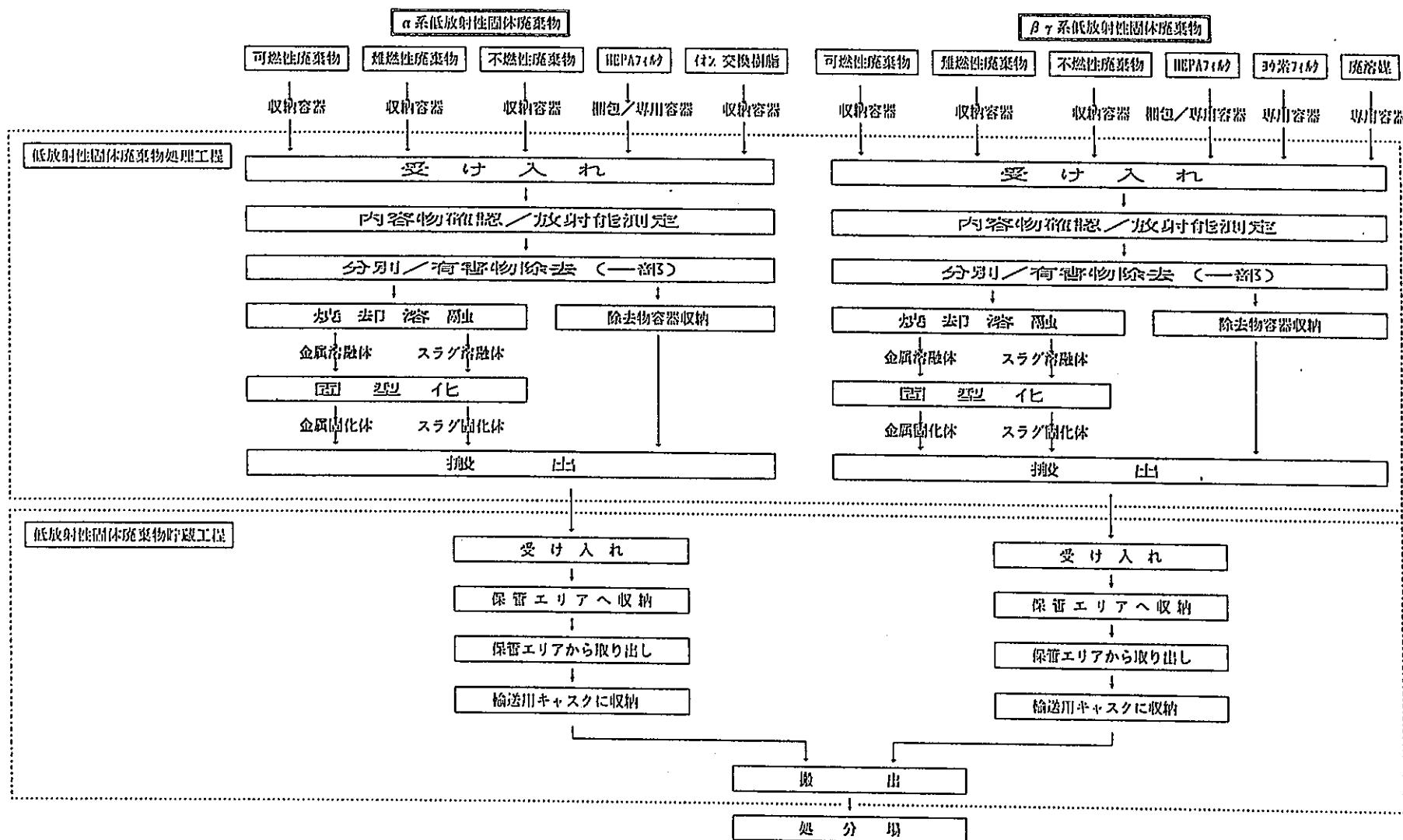


図5.4.1-1 低放射性固体廃棄物処理フロー

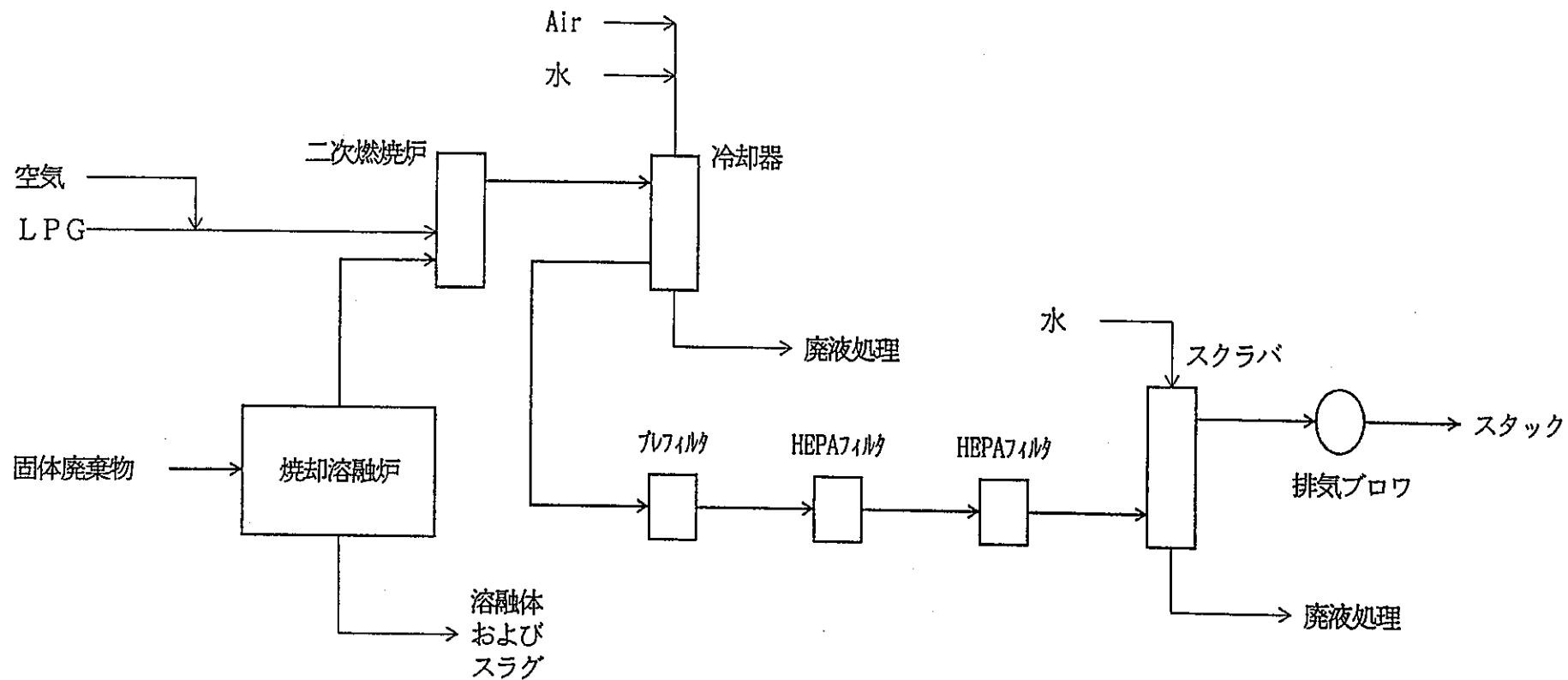


図5.4.2-1 焼却溶融炉オフガス系のブロックフロー

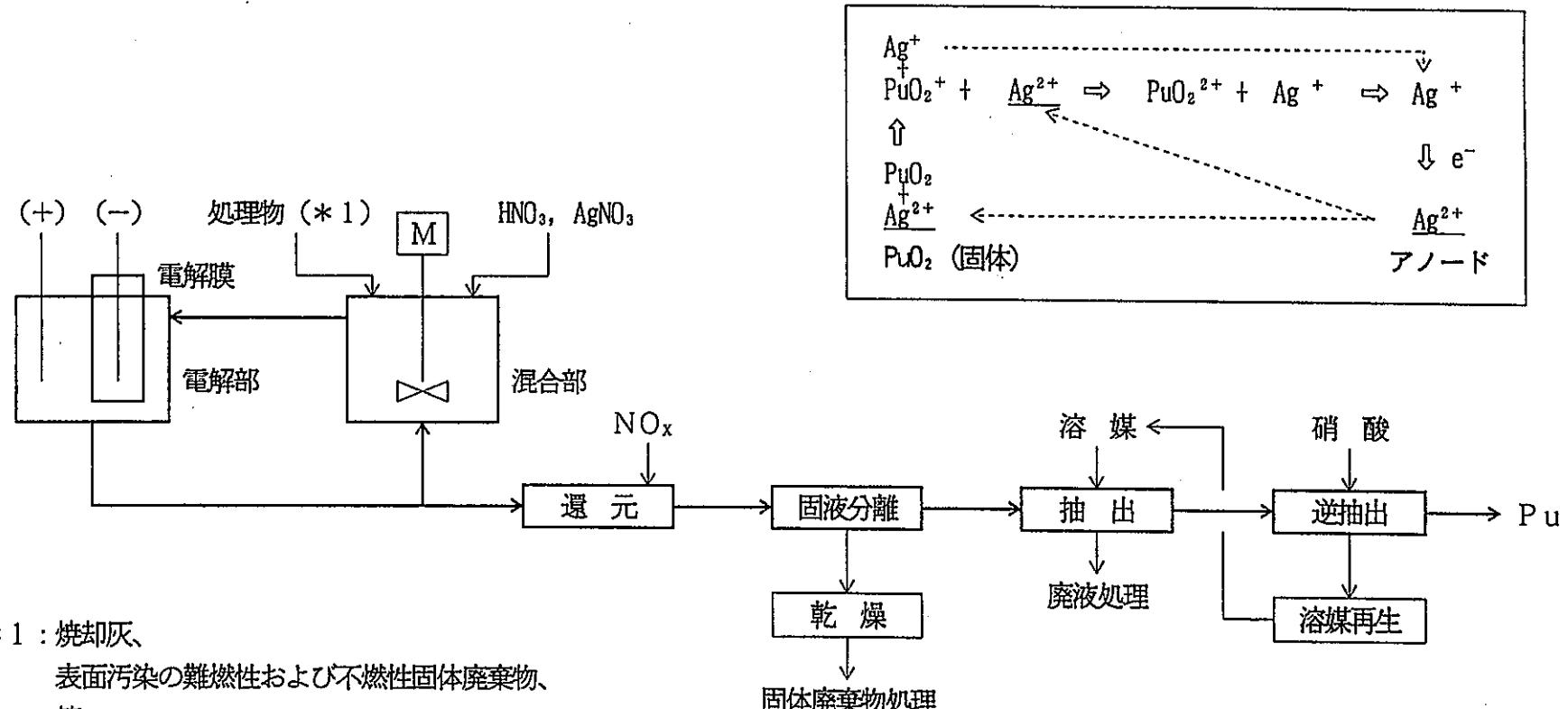


図5.4.3-1 Ag 電解酸化法の概念図

6. 再処理・燃料製造施設一体化の得失評価

6.1 設備の合理化

6.1.1 検討対象設備

再処理・燃料製造施設を一体化する際の得失評価をする上で、共有あるいは統合による合理化の可能性のある設備、工程等として次のものについて定性的見解を示した。比較する対象としては別サイトにそれぞれ再処理施設と燃料製造施設が存在する場合を想定した。この場合の別サイトとは付属施設等を共有できない場所に設置されているということである。

- (1) 使用済燃料受入設備と燃料払出設備、機器・廃棄物搬出入
- (2) 再処理工程と燃料製造の規格外品等の回収処理工程
- (3) 保守設備
- (4) 廃液処理設備
- (5) プロセスオフガス処理設備
- (6) 試薬調整設備
- (7) サンプリング・分析設備
- (8) 計装制御設備
- (9) 建屋換排気設備
- (10) セル・グローブボックス系換気設備
- (11) 低放射性固体廃棄物処理設備
- (12) 低放射性固体廃棄物設備
- (13) ユーティリティ設備
- (14) 電気設備
- (15) 放管設備
- (16) 廃液放出設備
- (17) 核物質防護設備
- (18) 建屋等

6.1.2 設備各論

一体化の効果については、ないもの、小さいもの、あるものの3段階に分類した。分類の基準は、当該設備の機能を統合することができないもの、一部統合可能なものの、ほぼ全てを統合できるものとした。各設備についての一体化の効果について以下に述べるとともに表6.1.2-1に結果をまとめた。

(1) 使用済燃料受入設備と燃料払出設備、機器・廃棄物搬出入

使用済燃料受入設備と燃料払出設備では、トラックロック、クレーンホール等の設備の共有が可能である。これにより設置スペースの削減が見込める。先進湿式プラントの年間の受入集合体数は約90体、払出集合体数は約100体（増殖比が新炉心燃料が多くなる。）である。受け払い出し操作の頻度は、使用するキャスクの仕様にもよるが、年間10数回と考えられ、操作タイムチャートの整合を取れば共有可能と考えられる。

トラックロック、クレーンホール等の設備は、大型機器の搬入や廃棄物の搬出にも共用可能であるが、機器の搬入経路、廃棄物の搬出計画やその他計画外事象への対応等を考慮する必要がある。

今後検討を深める余地はあるものの、この設備に関しては一体化の効果があると考える。

(2) 再処理工程と燃料製造の規格外品等の回収処理工程

燃料製造工程における規格外品や回収した核物質は、再処理工程と同様の湿式回収プロセスを経て再利用される。再処理施設と燃料製造施設が別の場合、この回収プロセスが燃料製造施設に必要となるが、施設の一体化をする場合には、再処理工程の適切な部分にリサイクルすることで処理が可能となる。これにより、湿式回収用の設備が削減できる。

留意点としては、リサイクルされる核物質量が、通常再処理工程で処理される核物質量に対して有為である場合、再処理工程の処理能力をそれに合わせて増加させる必要があることが挙げられる。このことによる設備の増強を抑えるためには、燃料製造工程の歩留まりを向上させることが重要である。

(3) 保守設備

再処理設備と燃料製造設備を同一のセル内に配置できれば、保守用のクレーン、BMS（バイラテラル・サーボ・マニプレータ）を共用することにより、保守設備の合理化が図ることが考えられる。

しかしながら、これまでの設計研究の結果、遠隔保守対象の燃料製造設備の占有面積は再処理のそれより大きく、同一セル内に配置するには100mを優に超える長大なセルが必要となる。このような長大なセルを1系列の保守設備で賄うのは現実的でなく、適度な区分で分割し、それぞれのセルに保守設備を設置することが妥当と考えられる。

したがって、一体化による保守設備の共用化の効果はないと考えられる。

(4) 廃液処理設備

先進湿式プラントではオフガスのスクラブにアルカリ溶液を使用しないことを想定しているため、再処理工程で発生する廃液は基本的に硝酸系である。これに対して、燃料製造工程で発生する主要な廃液はアンモニア系の廃液である。

硝酸系とアンモニア系の廃液の混合は、安全管理上望ましくないため、再処理工程と燃料製造工程とを一体化してもプロセス廃液の処理工程を合理化することはできない。合理化が可能とすれば、機器の除染廃液等の非定常の発生廃液の処理工程と考えられる。

上記のような観点から一体化の効果は小さいと考えられる。

(5) プロセスオフガス処理設備

再処理工程で発生するプロセスオフガスは基本的に硝酸ヒューム系である。これに対して、燃料製造工程で発生する主要なプロセスオフガスはゲル化転換工程のアンモニアヒューム系と焼結工程以降のドライ系である。

硝酸系とアンモニア系のオフガスの混合は、配管中の硝酸アンモニウムの析出、蓄積が考えられ安全管理上望ましくないため、ヒューム系のオフガス処理は別工程となると考えられる。ドライ系も含めた最終的な排出のためのフィルタリングは統合できると考えられるが、これらの設備規模は基本的に換気風量に依存するため実質的な合理化には至らない。

したがってプロセスオフガス処理設備に関しては一体化の効果はないと考えられる。

(6) 試薬調整設備

再処理工程及び燃料工程で使用される試薬を表6.1.2-2に示す。この表から分かるように再処理工程と燃料製造工程で共通の試薬はない。したがって一体化の効果はない。

(7) サンプリング・分析設備

サンプリング設備に関しては、工程管理上や核物質管理上の要求からサンプリング箇所、頻度が決定されるため、一体化の効果はありません。強いて挙げるとすれば個別の施設の場合の再処理の払出計量と燃料製造の受入槽でのサンプリングを統合できるという点くらいである。

分析設備に関しては、主として湿式分析を行う項目に関しては分析機器の共用が考えられる。しかしながら、分析のための試料調整等の前処理、分析サンプルの検体数、分析所要時間により、同一の分析機器を複数必要とする場合も想定されるため、一体化の効果は小さいと考えられる。

(8) 計装制御設備

安全管理、工程管理等の要請上必要となる計装点数は、一体化しても基本的に変更はない。それらの

計装点数からの信号を処理する中央制御室は物理的には統合可能である。制御システムについては統合の効果を活かせるよう工夫する必要がある。

建設費の観点からは計装点数の削減をともなわないため、中央制御室の合理化に留まり、全体で見た場合、一体化の効果は小さいと考えられる。

(9) 建屋換排気設備

一体化に伴い削減できる部分としては排気スタックとそれに付随するダクト等が考えられる。また、再処理施設と燃料製造施設を一体化することで共有される種々の空間が削減されるため、換気風量の低減、排風機やフィルタユニットの統合、空調設備能力の低減等の効果が期待される。

(10) セル・グローブボックス系換気設備

一体化を行った場合でも、必要となるセル容積、グローブボックス容積はほぼ同じと考えられる。したがってセル・グローブボックス系換気設備について、一体化の効果はない。

(11) 低放射性固体廃棄物処理設備

低放射性固体廃棄物は、可燃物、難燃物及び不燃物に大別されるが、これらの減容処理については再処理施設と燃料製造施設での差違はないと考えられる。したがって一体化に伴い処理設備は統合可能であり、効果はあるといえる。

(12) 低放射性固体廃棄物保管設備

廃棄物の保管に必要な空間の体積は基本的に変わらない。廃棄物の受払出設備等は統合できるが、一体化の効果は小さい。

(13) ユーティリティ設備

再処理工程及び燃料工程で使用されるユーティリティを表6.1.2-3に示す。再処理工程と燃料製造工程で共通のユーティリティは純水、圧空及び冷媒の3種類である。施設で必要なユーティリティ全体からみた場合、一体化の効果は小さい。

(14) 電気設備

受変電設備、分電設備等を統合することにより合理化が可能。ケーブル類の削減も期待でき、一体化の効果はある。

(15) 放管設備

施設を一体化することによりエリアモニタ等の削減ができる。また、その情報管理のための設備や出入時の放射線管理設備を統合ができることもあり一体化の効果が期待できる。

(16) 廃液放出設備

最終的な廃液の放出のための廃液処理及び海洋放出管の統合することで一体化の効果が期待できる。

(17) 核物質防護設備

核物質防護のための監視設備、出入管理設備は統合でき一体化により合理化の効果がある。

(18) 建屋等

上記のような部分の共有合理化により削減される空間があるため、建屋の延床面積、建築容積は削減される。また、付属する事務管理棟や敷地、道路等も統合できることから一体化の効果はある。

6.2 規制上の課題

6.2.1 許認可

現状の法体系に照らし合わせた場合、一体化した燃料サイクル施設は、再処理規則と燃料加工規則の両方の適用を受けることになると考えられる。また、燃料製造で取り扱われる核物質は低除染となることから、燃料製造設備についても機器の基準の厳しい再処理規則と同等の仕様の適用を要求されることも考えられる。

再処理と燃料製造での設備、施設の区分も明確にならない部分が出てくることも予想されるが、再処理と燃料製造で個別に安全審査を行う場合でも、環境放出放射能や事故時の評価等、施設全体としての評価の必要なものもあり、審査上の評価・解析作業の複雑化や作業量の増大が考えられる。

また、施設の運転開始後、各種記録類の提出する際に再処理と燃料製造を区別することは、便宜上はあり得るかもしれないが、現実問題として不可能と考えられる。

このような施設と法制上の矛盾は、現行法制が、一体化した燃料サイクル施設を想定していないことに起因する。さらに現行法制では想定していない再処理、燃料製造プロセスも導入も考えているため、法体系の整備が希望される。

6.2.2 臨界安全管理・計量管理・保障措置

臨界安全管理・計量管理・保障措置はそれぞれ独立ではなく、工程管理も含めてお互いを兼ね合う形で実施される。本施設のように再処理と燃料製造の両者を一体化した施設は前例はないが、実際の計量管理は現行の再処理と燃料製造で行われている溶液系／粉体系のものを使用することが基本となると考えられる。

再処理工程においては臨界安全管理は濃度管理と形状管理が中心となり、計量管理・保障措置では濃度と液量の測定から核物質量を確定する。これらは従来通りの方法である。

これに対して燃料製造工においては、現在のグローブボックス毎の質量管理で行っており、大型遠隔保守セル内に設備を配置した場合にそのまま適用できないことも考えられる。ゲル化転換工程以降、燃料製造工は新型の設備となるため、臨界安全管理・計量管理・保障措置も考慮した場合の概念についてさらに検討を要する。

臨界安全管理・計量管理・保障措置に関しては再処理と燃料製造を一体化するかしないかによらず特に燃料製造において検討を要する。査察手続き等に一つの施設となることより、合理化される部分もあり得るが効果としてはほぼないものと考えられる。

6.3 その他の課題

本検討では、FBRが広く普及していることを前提に検討を行っている。この前提条件の中では、増殖比分だけ余剰に生産される炉心燃料及びそれに見合うブランケット燃料は、新規のFBR用に供給される。新規供給先がない場合には、増殖比を下げて調整を行うことで整合をとる。

このような体系であれば再処理は燃料製造のための前処理工程とも考えられ、FBRの使用済燃料が原料とみることができる。

しかしながら近い将来の実際の核燃料リサイクル施設を想定した場合、FBRの運転開始時の初装荷燃料はLWR再処理から供給される。LWRとFBRが共存している時代を想定した場合には、FBR燃料製造の原料としては、まず、LWR使用済燃料であり、その後FBR燃料に移っていく。この場合、まず必要となるのはLWR再処理で得られるPuからFBR燃料を製造する施設であり、FBR使用済燃料から製造する施設ではない。FBR燃料が製造され、炉に装荷、冷却後再処理されるまでには数年の時間がかかる。したがってFBR燃料製造施設とFBR再処理施設との間には必要とされる時期に差があることになり、まず、FBR燃料製造施設を建設し、FBR再処理施設を後で増設、または別途建設するほうが経済的にあるいは耐用年数の整合の観点から有利という判断もあり得る。

実際の導入シナリオについては、Puサーマル計画も考慮して今後検討をする必要があるが、一体化施設として建設することが不利となることも考えられる。

6.4 一体化の得失のまとめ

全体として効果があると考えられる項目が多く、一体化することで経済性を改善できることが期待される。ただし、前項で述べたように実際の導入シナリオを含めた検討が、今後必要となる。

表6.1.2-1 一体化の効果

	効果あり	一部効果あり	効果なし	備考
使用済燃料受入設備と燃料払出設備、機器・廃棄物搬出入	○			
再処理工程と燃料製造の規格外品等の回収処理工程	○			
保守設備			○	
廃液処理設備		○		
プロセスオフガス処理設備			○	
試薬調整設備			○	
サンプリング・分析設備		○		
計装制御設備		○		
建屋換排気設備	○			
セル・グローブボックス系換気設備			○	
低放射性固体廃棄物処理設備	○			
低放射性廃棄物保管設備		○		
ユーティリティ設備		○		
電気設備	○			
放管設備	○			
廃液放出設備	○			
核物質防護設備	○			
建屋等	○			

表6.1.2-2 本施設の試薬

試薬名	再処理	燃料製造	試薬名	再処理	燃料製造
硝酸	○		n-ト"デ"カン	○	
HAN	○		アンモニア		○
N ₂ H ₄	○		ホルマリン	○	
炭酸ナトリウム	○		PVA		○
炭酸ヒド"ラジン	○		THF		○
TBP	○		リン酸	○	

表6.1.2-3 本施設のユーティリティ

試薬名	再処理	燃料製造	試薬名	再処理	燃料製造
冷却水	○		冷媒	○	○
冷水	○		アンモニアガス		○
純水	○	○	アルゴンガス		○
温水	○		窒素		○
蒸気	○		ヘリウムガス		○
圧縮空気	○	○	LPGガス		○