

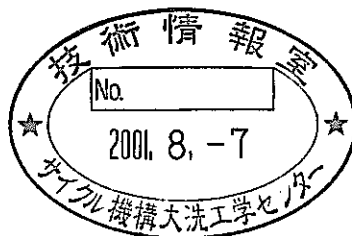
公開資料

JNC TJ 9400 2001-012

# イオン交換法による FBR 燃料再処理の研究-Ⅱ

(平成 12 年度)

(核燃料サイクル開発機構 研究委託内容報告書)



2001 年 3 月

財団法人 産業創造研究所

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

〒319-1184 茨城県那珂郡東海村村松 4 番地 49

核燃料サイクル開発機構

技術展開部 技術協力課

Inquiries about copyright and reproduction should be addressed to :

Technical Cooperation Section,

Technology Management Division,

Japan Nuclear Cycle Development Institute

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

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

2001

## イオン交換法による FBR 燃料再処理の研究-II

(核燃料サイクル開発機構 研究委託内容報告書)

章 悦周\*、新井 剛\*、熊谷幹郎\*

### 要 旨

本研究は、革新的技術アイデアにより経済性の高い高速炉燃料（MOX燃料）再処理プロセスを構築することを目標に、溶媒抽出法以外の湿式分離法として、イオン交換法による再処理プロセスの成立可能性を検討することを目的としている。

そのため、これまでの基礎研究で得られている知見及び平成 11 年度の委託研究成果を基に、イオン交換分離及び抽出クロマト分離を組み合わせた FBR 燃料再処理プロセスに関し、工学的観点からの定量的検討を行い、また、具体的なプラント概念検討及び建設費の推定、適用可能性評価を実施した。

昨年度に策定したプロセスについて、使用溶液量および処理廃液量の低減、MA 分離用吸着剤の性能改善を図るための合理化検討を行った。策定したプロセスを基に、主要工程における物質収支評価（含廃棄物発生量評価等）、工程系統図の作成、主要機器の概念検討および主要機器リストの作成を実施した。また、イオン交換再処理プラント概念を検討し、セル内概略機器配置図、概略設備配置図、概略施設平面図及び概略施設立面図を作成した。これらの成果を基に、イオン交換法を用いた湿式再処理プラントの建設費を推定し、PUREX プラントとの得失比較を行った。さらに、イオン交換法を導入した場合の特有的な技術課題を摘出し、その解決方策を提示した。

---

本報告書は、財団法人産業創造研究所が核燃料サイクル開発機構の委託により実施した研究成果に関するものである。

機構担当課：大洗工学センター システム技術開発部

再処理システムグループ

\* (財) 産業創造研究所 柏研究所 原子力化学工学センター

## A Study on the Reprocessing of Spent FBR-Fuel by Ion Exchange - II

Yuezhou Wei\*, Tsuyoshi Arai\* and Mikio Kumagai \*

### ABSTRACT

In order to develop an economically efficient wet separation process other than solvent extraction for reprocessing spent FBR-fuel (MOX fuel), we have investigated the possibility of an advanced ion exchange process.

Based on the results of fundamental research and the fruits of this research in last year, the proposed FBR-fuel reprocessing process which consists of anion exchange separation and extraction chromatography separation has been studied quantitatively from the engineering aspect. The plant concept, construction cost, applicability of this process were investigated and preliminarily evaluated.

The proposed process was improved to reduce the amounts of operation solution and waste generation, and to enhance the properties of the impregnation adsorbents for MA separation. The mass balance including waste generation in main processes was evaluated. The operation flow sheets for each process were drawn. The main machines were conceptually designed. Furthermore, conceptual design for the reprocessing plant using ion exchange and extraction chromatography was executed and the installation layouts of the machines, equipment and facilities were examined and designed. Based on the research results, the construction cost for the reprocessing plant was estimated and compared with the existing PUREX plant. Finally, the subjects resulted from the introduction of the ion exchange process were extracted and the considerations for solving these subjects were also indicated.

---

This work was performed by Institute of Research and Innovation (IRI) under the contract with Japan Nuclear Cycle Development Institute (JNC).

JNC Liaison: Reprocessing System Engineering Group, System Engineering Technology  
Division, O-arai Engineering Center.

\*Nuclear Chemistry and Chemical Engineering Center, Kashiwa Laboratory

## 目 次

1. 緒言 .....	1
1. 1 研究目的 .....	1
1. 2 研究内容 .....	1
2. イオン交換法を用いた湿式再処理法のプロセスフローの合理化検討 .....	3
2. 1 プロセスの合理化に関する最新研究成果の調査 .....	3
2. 2 プロセスフローの合理化検討 .....	6
3. 物質収支評価及び主要機器検討 .....	27
3. 1 設計条件と方針 .....	27
3. 2 物質収支評価 .....	30
3. 3 主要機器検討 .....	30
3. 4 MA分離プロセスの物質収支と主要機器 .....	32
4. イオン交換法を用いた湿式再処理プラント概念の検討 .....	60
4. 1 イオン交換湿式再処理プロセスのフロー .....	60
4. 2 イオン交換湿式再処理プラントのレイアウト .....	61
5. イオン交換法を用いた湿式再処理プラントの建設費の推定 .....	78
6 開発課題の抽出及びその解決方策 .....	82
参考文献 .....	83

## 表 目 次

表2.1	アニオン交換体AR-01の構造および性質 .....	8
表2.2	HNO <sub>3</sub> 溶液におけるPd(II)吸着前後の交換容量の測定結果.....	9
表2.3	振とう実験におけるEt-BTP/SiO <sub>2</sub> -P吸着剤からのEt-BTP溶出量測定結果 ..	21
表2.4	イオン交換再処理プロセスの合理化検討内容 .....	22
表2.5	イオン交換塔の主工程設計仕様 .....	23
表2.6	イオン交換塔の流入液と流出液の収支 .....	25
表2.7	硝酸回収装置と廃液濃縮装置での廃液処理量 .....	26
表3.1	対象使用済み燃料の重量組成 .....	34
表3.2	臨界安全上の核的制限値 .....	35
表3.3	各区域区分での線量当量率 .....	35
表3.4	イオン交換処理設備主要機器リスト(1/2).....	42
表3.5	イオン交換処理設備主要機器リスト(2/2).....	43
表3.6	製品濃縮設備主要機器リスト(1/2).....	44
表3.7	製品濃縮設備主要機器リスト(2/2).....	45
表3.8	HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(1/3).....	46
表3.9	HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(2/3).....	47
表3.10	HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(3/3) .....	48
表3.11	前処理設備主要機器リスト(1/3).....	49
表3.12	前処理設備主要機器リスト(2/3).....	50
表3.13	前処理設備主要機器リスト(3/3).....	51
表3.14	せん断／溶解オフガス処理設備主要機器リスト.....	52
表3.15	イオン交換塔設備の臨界安全検討.....	53
表3.16	MA分離カラムの設計仕様 .....	55
表3.17	MA回収設備機器リスト(1/2).....	58
表3.18	MA回収設備機器リスト(2/2).....	59
表5.1	イオン交換導入による影響とコスト評価の考え方 .....	79
表5.2	イオン交換処理設備主要機器リスト .....	80

表5.3 MA回収設備機器リスト.....	81
-----------------------	----

## 目 次

図2.1 Pd(II)を吸着したAR-01交換体の交換容量とPd(II)吸着量との関係.....	10
図2.2 硝酸溶液におけるU(VI)吸着性とAR-01交換体の4級交換基率との関係....	11
図2.3 AR-01交換体によるU(VI)吸着量に及ぼすPd(II)吸着の影響.....	12
図2.4 MA分離用キレート吸着剤の分子構造.....	13
図2.5 R-BTP系キレート吸着剤の合成反応.....	14
図2.6 シリカ担体の電子顕微鏡写真.....	15
図2.7 シリカ／ポリマー複合担体 (SiO <sub>2</sub> -P) の調製工程.....	16
図2.8 含浸担持法によるキレート吸着剤の調製工程.....	17
図2.9 Et-BTP/SiO <sub>2</sub> -P 吸着剤によるAm(III)とLn(III)吸着に及ぼす 硝酸イオン濃度の影響.....	18
図2.10 Et-BTP/SiO <sub>2</sub> -P 吸着剤によるAm(III)とLn(III)吸着の経時変化.....	19
図2.11 振とう試験における吸着剤からの含浸溶媒の溶出挙動.....	20
図2.12 イオン交換再処理法主工程のクロマト分離操作.....	24
図3.1 イオン交換再処理のプロセスフローダイアグラム.....	36
図3.2 イオン交換法再処理設備全体の物質収支.....	37
図3.3 イオン交換塔設備の主要機器データシート.....	38
図3.4 HAW濃縮設備主要機器データシート.....	39
図3.5 酸回収設備主要機器データシート.....	40
図3.6 酸回収設備主要機器データシート.....	41
図3.7 空間水分密度をパラメータにした場合のイオン交換塔設備計算結果.....	54
図3.8 Pu割合をパラメータにした場合のイオン交換塔設備計算結果.....	54
図3.9 マイナーアクチニド(MA)分離工程の分離操作.....	56
図3.10 マイナーアクチニド分離工程のプロセスフロー.....	57
図4.1 イオン交換法再処理設備全体のプロセスフローダイアグラム.....	62

図4.2	せん断／溶解オフガス処理設備プロセスフローダイヤグラム .....	63
図4.3	溶解設備プロセスフローダイヤグラム .....	64
図4.4	U/Pu濃縮設備プロセスフローダイヤグラム .....	65
図4.5	U濃縮設備プロセスフローダイヤグラム.....	66
図4.6	HAW濃縮設備のプロセスフローダイヤグラム .....	67
図4.7	HAW濃縮設備の物質収支 .....	68
図4.8	酸回収設備のプロセスフローダイヤグラム .....	69
図4.9	酸回収設備の物質収支 .....	70
図4.10	建屋鳥かん図.....	71
図4.11	主建屋立面配置構成図.....	72
図4.12	主建屋配置図（地下1F） .....	73
図4.13	主建屋配置図（地下2F） .....	74
図4.14	イオン交換再処理の配置計画図(1/2).....	75
図4.15	イオン交換再処理の配置計画図(2/2).....	76
図4.16	イオン交換再処理プロセスの処理液の系統.....	77



## 1. 緒言

### 1. 1 研究目的

FBR サイクル実用化戦略調査研究では、安全性を前提とし、経済性向上、資源の有効利用、環境負荷低減および核拡散抵抗性向上のそれぞれを満足し、且つ原子炉システムと調和の取れた FBR サイクルシステムの開発を目標としている。この目標の達成のためには、従来からの知見にとらわれることなく、新規の情報を積極的に活用した大胆なブレークスルーを図る必要がある。

現在、燃料再処理に関して、より経済性の高いプロセスの構築を目指し、PUREX 法の改良や乾式再処理プロセスの検討等を実施している。しかし、湿式法については、溶媒抽出法の範囲内での改良に留まっており、湿式法の合理的なプロセスの可能性について十分に検討しているとは考えられない。

本研究では、上述の目標達成のため、より幅広い技術の選択肢を提供することを目指し、高速炉燃料 (MOX 燃料) 再処理プロセスにおいて、溶媒抽出法以外の湿式分離法も考慮した新しいプロセスの可能性の検討を実施することを目的とする。具体的には、イオン交換法による FBR 燃料再処理に関する研究を行う。

### 1. 2 研究内容

本委託研究では、これまでの基礎研究で得られている知見及び平成 11 年度の委託研究成果<sup>1)</sup>を基に、イオン交換分離及び抽出クロマト分離を組み合わせたイオン交換法の FBR 燃料再処理に関し、工学的観点からの詳細検討により、定量的、且つ、具体的なプラント概念及び建設費の推定等を行い、その適用の可能性を評価するため、以下のことを実施する。

なお、本委託研究の実施に当たっては、核燃料サイクル開発機構より提供された「H12 年度湿式リサイクルプラント設計条件」に定められている事項を考慮するものとする。

#### (1) イオン交換法を用いた湿式再処理法のプロセスフローの合理化検討

イオン交換分離及抽出クロマト分離を組み合わせたイオン交換再処理法に関し、

平成 11 年度に策定したプロセスのフローシートについて、最新のデータを基に、その合理化検討を行う。特に、Am、Cm の回収プロセスについては、分離挙動や含浸溶媒の溶出率等の調査を行い、その合理化を実施する。

#### (2) 物質収支評価および主要機器検討

上記(1)で策定したプロセスフローを基に、主要工程に於ける物質収支評価（含、廃棄物発生量評価等）、工程系統図の作成、必要となる主要機器の概念検討及び主要機器リストの作成を実施する。

なお、主要機器の検討においては、臨界安全性の検討を反映した機器概念を提示するとともに、耐震性等も考慮する。また、イオン交換法の機器に特有の機能についても検討する。

#### (3) イオン交換法を用いた湿式再処理プラント概念の検討

上記(1)、(2)の成果を基に、前述した「設計条件」を考慮した主要機器の大きさ及び数量を検討し、セル内概略機器配置図（含、セル寸法）、概略設備配置図、概略施設平面図及び概略施設立面図を作成する。

なお、この検討では、予備率や保守に関する検討も行い、その結果を機器配置等に反映する。また、主要工程以外の周辺工程に関しても検討し、イオン交換法を導入した場合に、PUREX 法の工程から削除される工程及び新たに付加される工程を抽出し、付加工程の設備や大きさ等を検討し、その結果を機器配置等に反映する。

#### (4) イオン交換法を用いた湿式再処理プラントの建設費の推定

上記(2)、(3)の成果を基に、イオン交換法を用いた湿式再処理プラントの建設費の概略の推定を実施する。また、イオン交換法を導入した場合に、PUREX 法の周辺工程以外に新たに付加される周辺工程についても、その建設費の推定を行う。

なお、この検討では、それぞれの推定根拠及び内訳も併せて示すものとする。

#### (5) 開発課題の抽出及びその解決方策

イオン交換法を導入した場合に生じる特有の技術的な開発課題を抽出するとともに、その課題の解決方策を検討する。

本研究は株式会社日立製作所の御協力のもとで行われた。

## 2. イオン交換法を用いた湿式再処理法のプロセスフローの合理化検討

### 2. 1 プロセスの合理化に関する最新研究成果の調査

昨年度では、それまでの基礎研究で得られた知見を基に、FBR燃料の特徴を踏まえてイオン交換法によるU、Pu等の分離および抽出クロマト法によるMA分離を組み合わせた再処理プロセスを策定した。策定したプロセスについて、物質収支評価及び主要機器検討、プロセスの概念検討を行い、また簡素化PUREXプロセスとの概略比較を実施した。本年度において、イオン交換分離工程では分離操作に使用する溶液の種類や液量の低減、MA分離工程では含浸吸着剤の性能向上等の観点から、最新の試験研究成果に関する調査を行い、プロセスの合理化検討を実施した。なお、試験成果の調査では、主としてイオン交換分離におけるPd溶離剤としてのチオ尿素削除の可能性、及びMA分離用新規キレート吸着剤による分離挙動や含浸溶媒の溶出率の調査を実施した。

#### (1) Pd 溶離剤としてのチオ尿素削除の可能性

Pd は AR-01 交換体に強い吸着性を示し、硝酸溶液による溶離ができず、これまでは錯化剤チオ尿素による溶離が必要であった<sup>2)3)</sup>。これにより後処理が困難なチオ尿素含有廃液が発生される。そこで、チオ尿素削除の可能性に関する試験調査を行った。

表 2.1<sup>4)</sup>に示してあるように、AR-01 交換体の交換基として3級 (N3、約4割) および4級 (N4、約6割) のベンズイミダゾール基より構成されている。表 2.2 および図 2.1 の試験結果から、Pd(II)はN3交換基のみに吸着されていることが分かる<sup>5)</sup>。一方、図 2.2 より U(VI)は逆に主としてN4交換基に吸着されている。また、図 2.3 より、Pd(II)を先に吸着させた後、U(VI)の吸着量はPd(II)吸着によって全く影響されないことが認められた。

このような結果により、AR-01 交換体カラムによる分離主工程では、吸着したPdを溶離する必要がなく、N3交換基に飽和吸着させた後、次からカラムに流入するPdは他の非吸着性FPと同様に吸着されずに流出することになると考えられる。ま

た、吸着した Pd は U(VI)吸着量を低下させないため、U 等の分離挙動には影響しないものと推察される。したがって、Pd 溶離剤としてのチオ尿素を削除することができると考えられる。今後、さらに AR-01 交換体を充填したカラムによる Pd と U の吸着-溶離試験や模擬燃料溶解液を用いた分離試験を実施して、これを確証する必要がある。

## (2) MA 分離用キレート吸着剤による分離挙動および含浸溶媒の溶出挙動

本研究委託では、分離主工程で発生される Am や Cm といった長寿命マイナーアクチノイド核種を分離するため、含浸型キレート吸着剤を用いる抽出クロマト法による分離プロセスを検討している。高レベル放射性廃液からの MA 分離プロセスにおいて、液・液抽出（溶媒抽出）法に比べ、抽出クロマト法は次のような特徴があると考えられる。

- 1) 吸着剤が固相、流体相が水溶液であり、有機溶媒の使用量が最小限であるため、有機廃棄物が非常に少ない。
- 2) 吸着・溶離の過程で多種類物質の系統的な分離が可能である。
- 3) 一段（平衡分離段）の高さが小さく、コンパクトな多段分離装置が容易に実現できる。
- 4) MA(Am、Cm)のインベントリーが U と Pu の数百分の一程度であり、大型な分離装置やプラントが不要である。
- 5) 分離プロセスの連続操作が比較的困難である。
- 6) 従来分析手法として確立されているが、工業分離プロセスへの応用実績が少なく、運転経験がやや不足である。

キレート吸着剤として、CMPO や Cyanex-301 等のキレート抽出剤を粒径約  $50\mu\text{m}$  のシリカ/ポリマー複合担体 ( $\text{SiO}_2\text{-P}$ ) に含浸担持したものを使用する。図 2.4 に本研究で検討している MA 分離用抽出剤の分子構造を示す。昨年度までの研究では、主として CMPO/ $\text{SiO}_2\text{-P}$  および Cyanex-301/ $\text{SiO}_2\text{-P}$  吸着剤について検討してきた。Cyanex-301/ $\text{SiO}_2\text{-P}$  吸着剤は Am(III)/Ln(III)の分離特性が優れているものの、化学的安定性および耐放射線性が乏しいことが認められた<sup>6)9)</sup>。そこで、今年度では Bis-

Triazinyl Pyridine (R-BTP) 系新規吸着剤を検討した。R-BTP 抽出剤は近年ヨーロッパで開発され、Am(III)に対する吸着選択性が比較的高く、また分子中に C,H,N しか含まれず、化学的安定性が優れており、さらに使用後の焼却による処理処分が容易であると報告されている<sup>10-12</sup>。本研究では、R-BTP のアルキル基の長さが異なる数種類の R-BTP 抽出剤の合成を試みた<sup>13)14)</sup>。

図 2.5 に R-BTP の合成反応および手順を、図 2.6 に担体用のシリカ粒子の写真を、図 2.7 にシリカ/ポリマー複合担体 (SiO<sub>2</sub>-P) の調製工程<sup>9)</sup>を、図 2.8 に含浸担持法によるキレート吸着剤の調製工程<sup>9)</sup>をそれぞれ示す。これらの調製法により、抽出剤担持量約 0.5g/g SiO<sub>2</sub>-P の Me-BTP/SiO<sub>2</sub>-P、Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P、nPr-BTP/SiO<sub>2</sub>-P の 3 種の新規 R-BTP 系吸着剤が得られた。

図 2.9<sup>14)</sup>の吸着試験結果により、Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤は pH 約 1 の硝酸イオン溶液において Am(III)に対する吸着性が非常に強いのに対し、Ln(III)の吸着が極めて弱いのが認められた。硝酸イオン濃度の増加にともなって Am(III)/Ln(III)の分離係数が上昇し、3~4M の硝酸イオン溶液では数十程度のかかなり大きな分離係数が示された。なお、図 2.10<sup>14)</sup>に示す吸着の経時変化測定結果からも、Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤の Am(III)に対する高い吸着選択性が確認された。一方、Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P による吸着速度が比較的遅く、今後さらに改善を図る必要があると考えられる。

図 2.11 および表 2.3 にバッチ振とう試験による種々の含浸担持型吸着剤の溶出挙動について調べた結果を示す。図 2.11 により、振とう試験における CMPO/SiO<sub>2</sub>-P、Cyanex-301/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤からの含浸溶媒の溶出率が 0.3%以下と僅少である。一方、Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤の場合、含浸溶媒の溶出率が溶液中の酸濃度に強く依存し、H<sup>+</sup>濃度が 0.1M では溶出率が約 3-4%であり、3M の高酸濃度では溶出率が約 75%になることが認められた。Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤の溶出は「H<sup>+</sup>付加反応」という特異な反応によるものと考えられる<sup>11)</sup>。現在、本研究では R-BTP のアルキル基の炭素原子数を増やして、さらに吸着性能および酸性溶液への溶出問題の改善を図っている。

なお、本研究で検討している吸着剤の含浸担持量 (0.5g/gSiO<sub>2</sub>-P)、カラムにおける充填密度 (0.6g/ml)、吸着反応式<sup>9)</sup> (配位数=3 として仮定) より試算した飽和吸着量 (最大吸着量) は次のとおりである。

CMPO/SiO<sub>2</sub>-P: MA (Am,Cm) = 40 mg/ml; Lns (La,Nd,Eu 等) = 23 mg/ml

Cyanex-301/SiO<sub>2</sub>-P: MA (Am,Cm) = 50 mg/ml

Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P: MA (Am,Cm) = 46 mg/ml

これらのシリカベースの吸着剤を充填したカラムにおける通液圧損が極めて小さく、充填高さ 50cm で線流速 5cm/min の場合、圧損が 2kg/cm<sup>2</sup> 以下である。したがって、多段クロマト分離カラムの充填吸着剤として適していると考えられる。今後、さらに分離性能の定量的な測定評価、耐熱性・耐硝酸性・耐放射線性の測定評価、さらにホット試験、工学的試験による分離プロセスへの適合性評価を実施して、高レベル廃液からの MA 分離プロセスを確立する必要がある。

## 2. 2 プロセスフローの合理化検討

プロセスフローの合理化検討では、2.1 節に述べた最新研究の調査結果を踏まえて、廃液処理量低減の観点から、U と Pu 分離の主工程ではイオン交換操作での溶離液の低減を、MA 分離工程では処理量の低減を主体に検討した。検討項目とその効果を表 2.4 に示す。主工程では下記の項目を検討した。

- 1) Pd の溶離液に用いるチオ尿素液の削減
- 2) Tc 溶離液に用いる 6M-HNO<sub>3</sub> 量の減少
- 3) Pu 溶離液に用いるギ酸濃度の低下
- 4) 6M-HNO<sub>3</sub> 再生液の使用回数の増大

一方、MA 分離工程では、昨年度の試算におけるイオン交換操作からの FP 含有液の処理量の大幅低減が可能な高レベル廃液濃縮缶からの濃縮液を処理する方式を検討した。

これらの検討項目の中で、1)の Pd の溶離液に用いるチオ尿素の削減では、2.1 節の調査結果より、U と Pd ではイオン交換体への吸着サイトが異なりお互いに吸着量に影響しないことによるものである。したがって Pd は飽和吸着した後では非吸着性 FP として他の FP 成分とともに流出させることになる。3)の Pu 溶離液に用いるギ酸濃度では、必要濃度の最適化検討から昨年度の 2.5M から 1.5M に低下させたものである。ギ酸の必要量は U と Pu との反応物である UO<sub>2</sub>(COOH)<sub>2</sub> と Pu(COOH)<sub>4</sub> に消費

される量が約 30%であり、残りの 70%が遊離のギ酸である。4)の 6M-HNO<sub>3</sub> 再生液の使用回数の増大では、再生液は基本的には何度でも使用できるが、純度の低下があり、その限度の設定から 96 回まで再使用できるようにした。

検討結果については、表 2.5 にイオン交換塔の主工程の設計仕様、図 2.12 にイオン交換再処理法主工程のクロマト分離操作、表 2.6 にイオン交換塔の流入液と流出液の収支、表 2.7 に硝酸回収装置と高レベル廃液濃縮装置での廃液処理量の比較において示した。なおマイナーアクチニド (MA) 分離工程の合理化検討結果は後述の 3.4 節で述べる。

表 2.5 に示すイオン交換塔の主工程の設計仕様では、溶離液量の低減によりイオン交換塔での流通時の圧力損失が昨年度より 1-2kg/cm<sup>2</sup> 小さくなり、押し込み圧力 3-4kg/cm<sup>2</sup>G になるものと予想される。

図 2.12 に示すイオン交換再処理法主工程のクロマト分離操作では、溶離液の種類と量の減少に伴う 5 つのクロマト分離操作でのイオン交換体の吸着帯の移行を示している。

表 2.6 に示すイオン交換塔の流入液と流出液の収支では、6M-HNO<sub>3</sub> 再生液の使用回数の増大により、硝酸回収装置での廃液処理量を低減させている。

表 2.7 に示す硝酸回収装置と高レベル廃液濃縮装置での廃液処理量では、簡素化ピュレックス法との比較を行っており、高レベル廃液の処理量は約 2 倍近くなるが、硝酸回収の処理量では逆に 1/2 になっている。

表2.1 アニオン交換体AR-01の構造および性質.

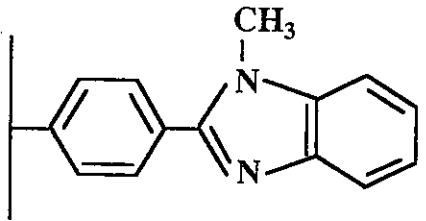
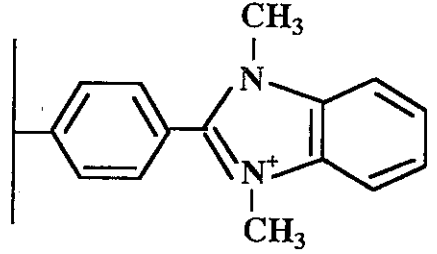
	4-(1-Methylbenzimidazole-2-yl)phenyl	4-(1,3-Dimethylbenzimidazolium-2-yl)phenyl
Functional group		
Carrier bead		Porous SiO <sub>2</sub>
Bead diameter (μ m)		40-60
Mean pore size of beads (nm)		600
Pore fraction in beads (-)		0.69
Matrix structure of resin		Macroreticular polystyrene
Resin content (wt%)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



表2.2 HNO<sub>3</sub>溶液におけるPd(II)吸着前後の交換容量の測定結果.

(注：AR-01のResin量は24.4wt%、AR-01RはSiO<sub>2</sub>担体なし)

交換体	全交換容量EC mmol/g (EC=N3+N4)	四級交換容量N4 mmol/g	四級化率 N4 %
AR-01	0.84	0.49	58.2
	0.77	0.49	63.9
	0.88	—	—
AR-01-Pd	0.77	0.50	64.4
	0.76	0.51	67.2
Pd吸着量(mmol/g)： 0.13, 0.15			
AR-01R	2.84	1.14	40.5
	2.50	1.07	42.8
AR-01R-Pd	2.31	1.13	49.0
	—	—	55.3
Pd吸着量(mmol/g)： 0.46			

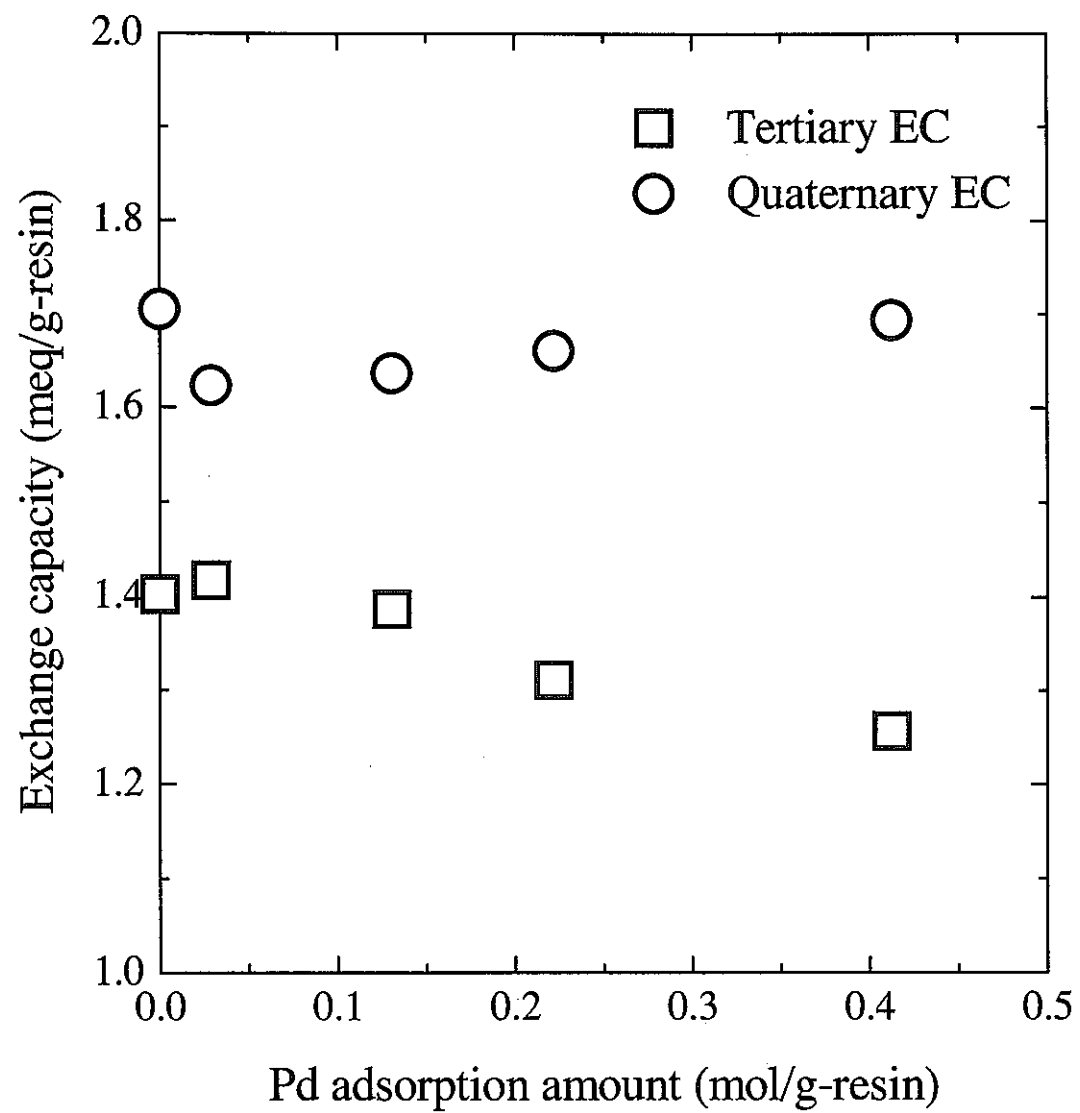
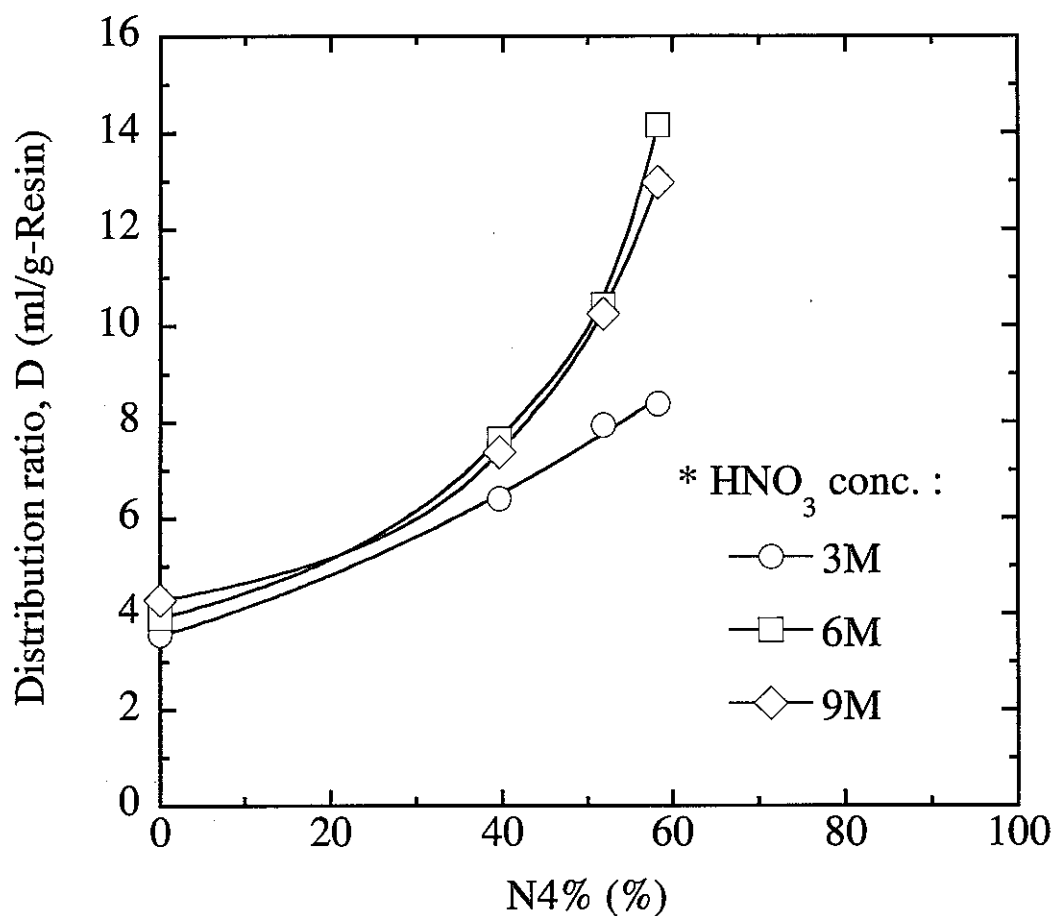


図2.1 Pd(II)を吸着したAR-01交換体の交換容量とPd(II)吸着量との関係。

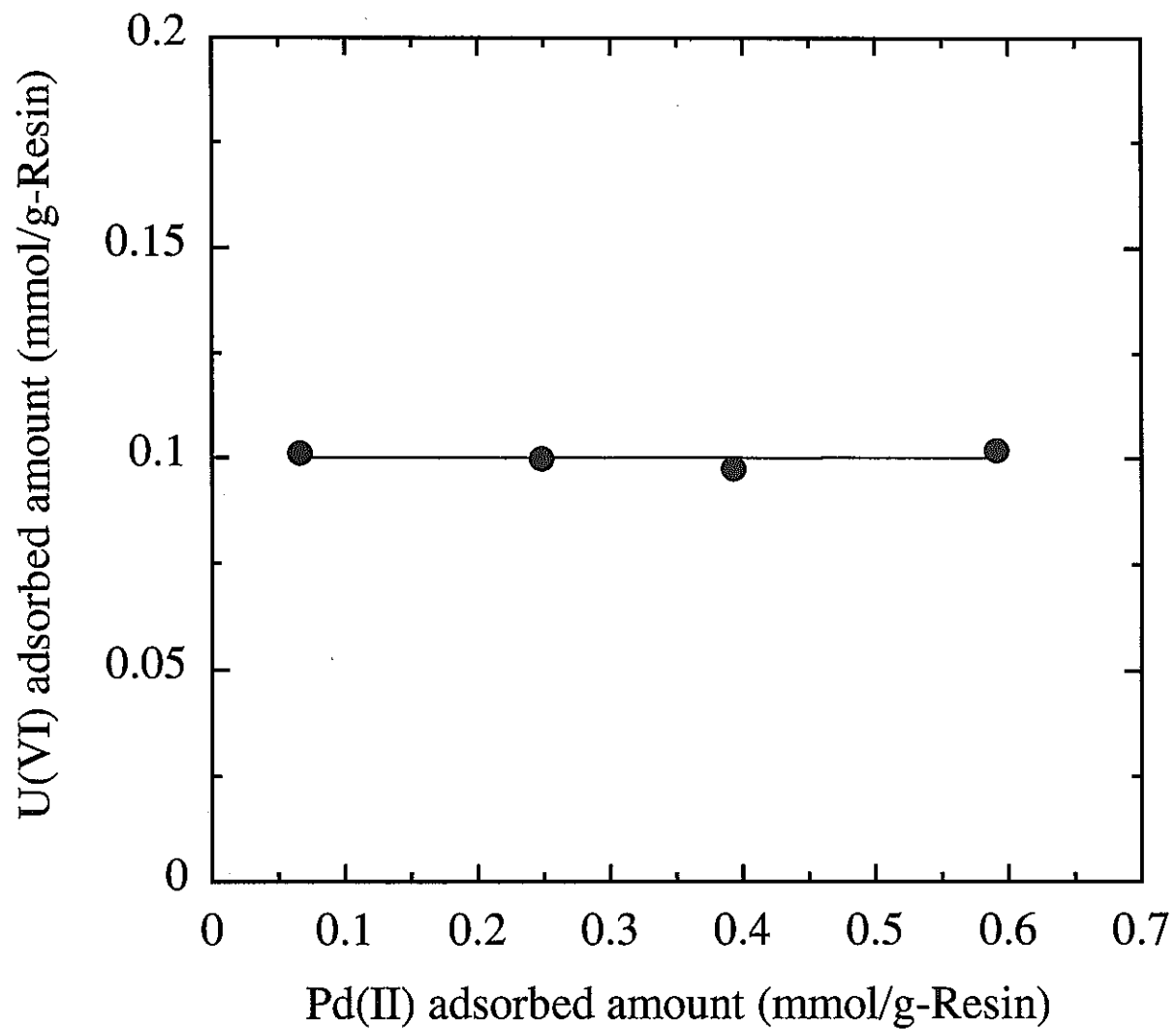


Feed conc. of U(VI) : 5mM,

Solution volume : 20ml, Resin volume:2.2ml

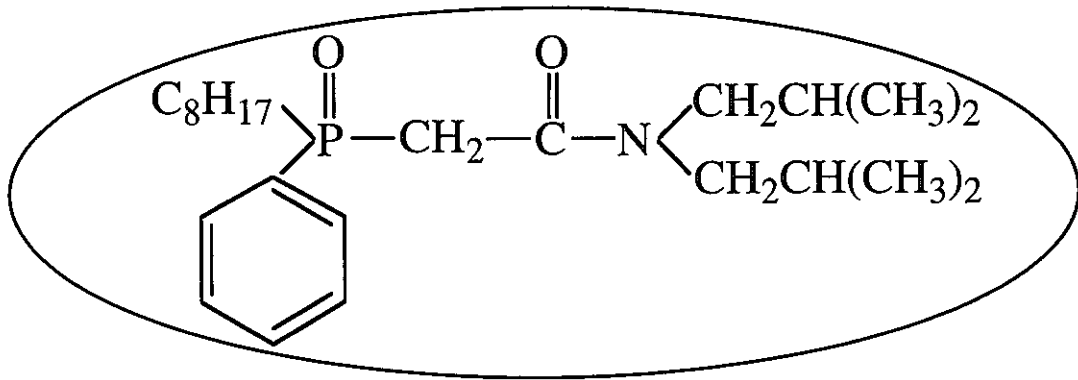
Contact time : 2hr, Reaction temp. : 60°C

図2.2 硝酸溶液におけるU(VI)吸着性とAR-01交換体の4級交換基率との関係.

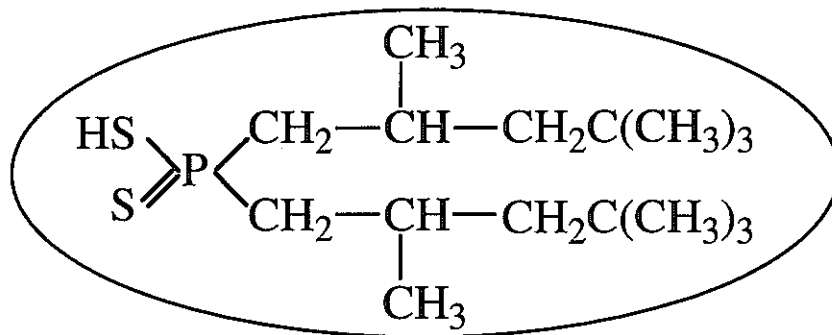


U(VI) Conc. : 10mM, HNO<sub>3</sub> Conc. : 6M, Resin : AR-01, Temp. : 25°C

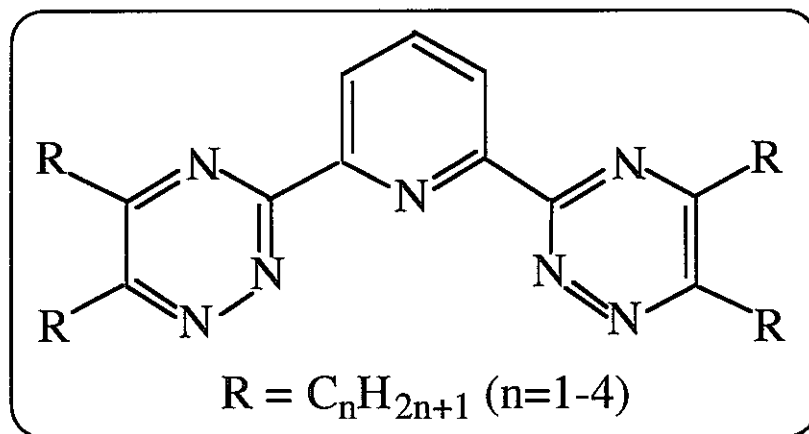
図2.3 AR-01交換体によるU(VI)吸着量に及ぼすPd(II)吸着の影響



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



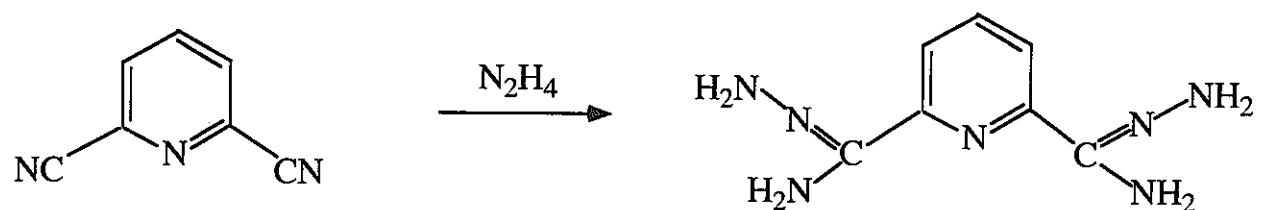
**CYANEX-301 (Bis(2,4,4-trimethylpentyl) Dithiophosphinic Acid)**



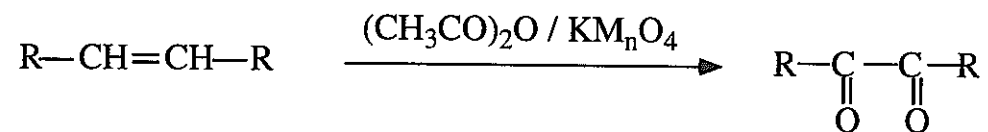
**R-BTP (2,6-bis-(5,6-dialkyl-1,2,4-triazine-3-yl)-pyridine)**

図2.4 MA分離用キレート吸着剤の分子構造

(1) Synthesis of 2,6-pyridinedicarboxamide dihydrazone



(2) Synthesis of  $\alpha$ -diketone (4,5-n-octanedione)



(3) Synthesis of 2,6-bis-(5,6-dialkyl-1,2,4-triazine-3-yl)-pyridine (R-BTP)

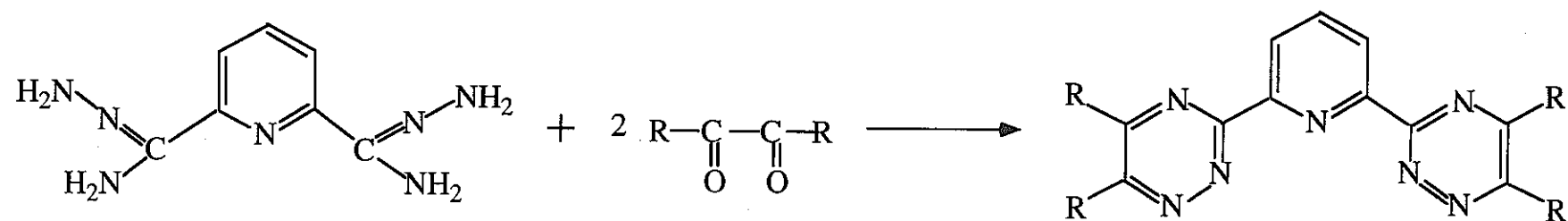
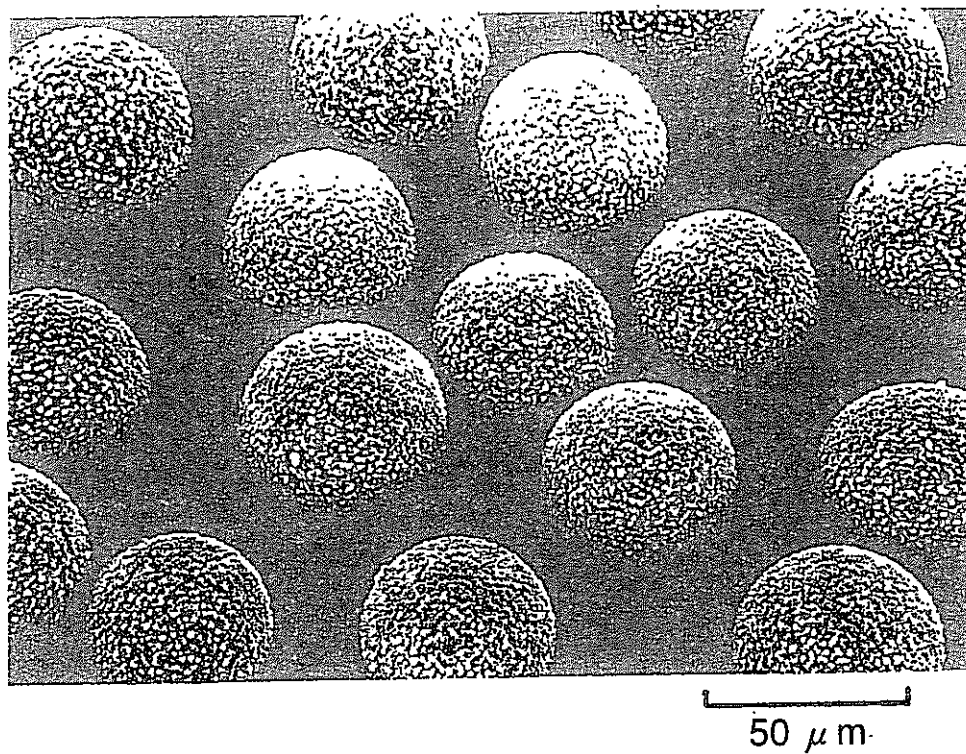
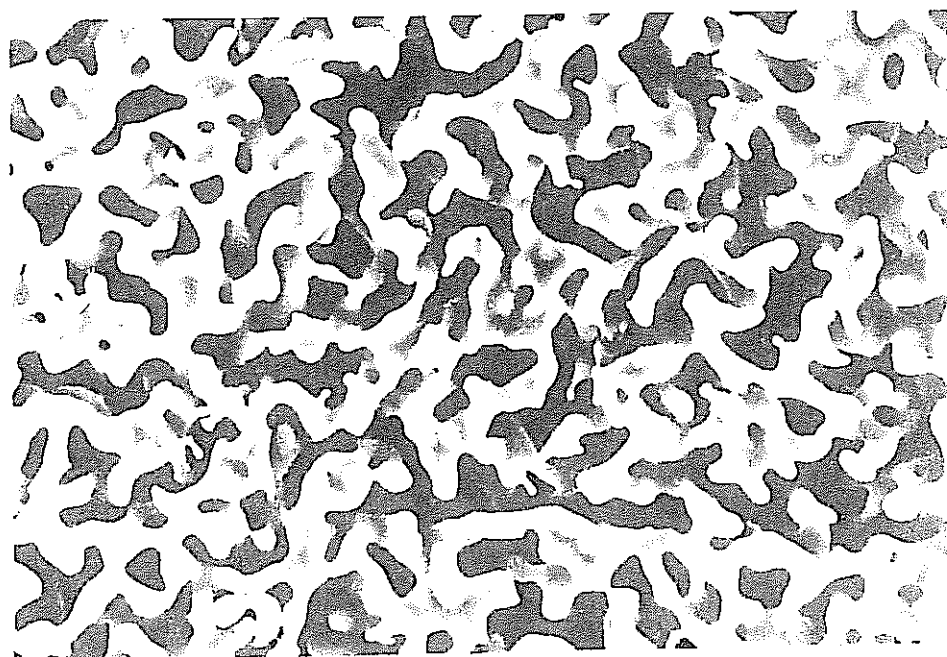


図2.5 R-BTP系キレート吸着剤の合成反応



(a) 粒子の外観



(b) 粒子の内部

図2.6 シリカ担体の電子顕微鏡写真

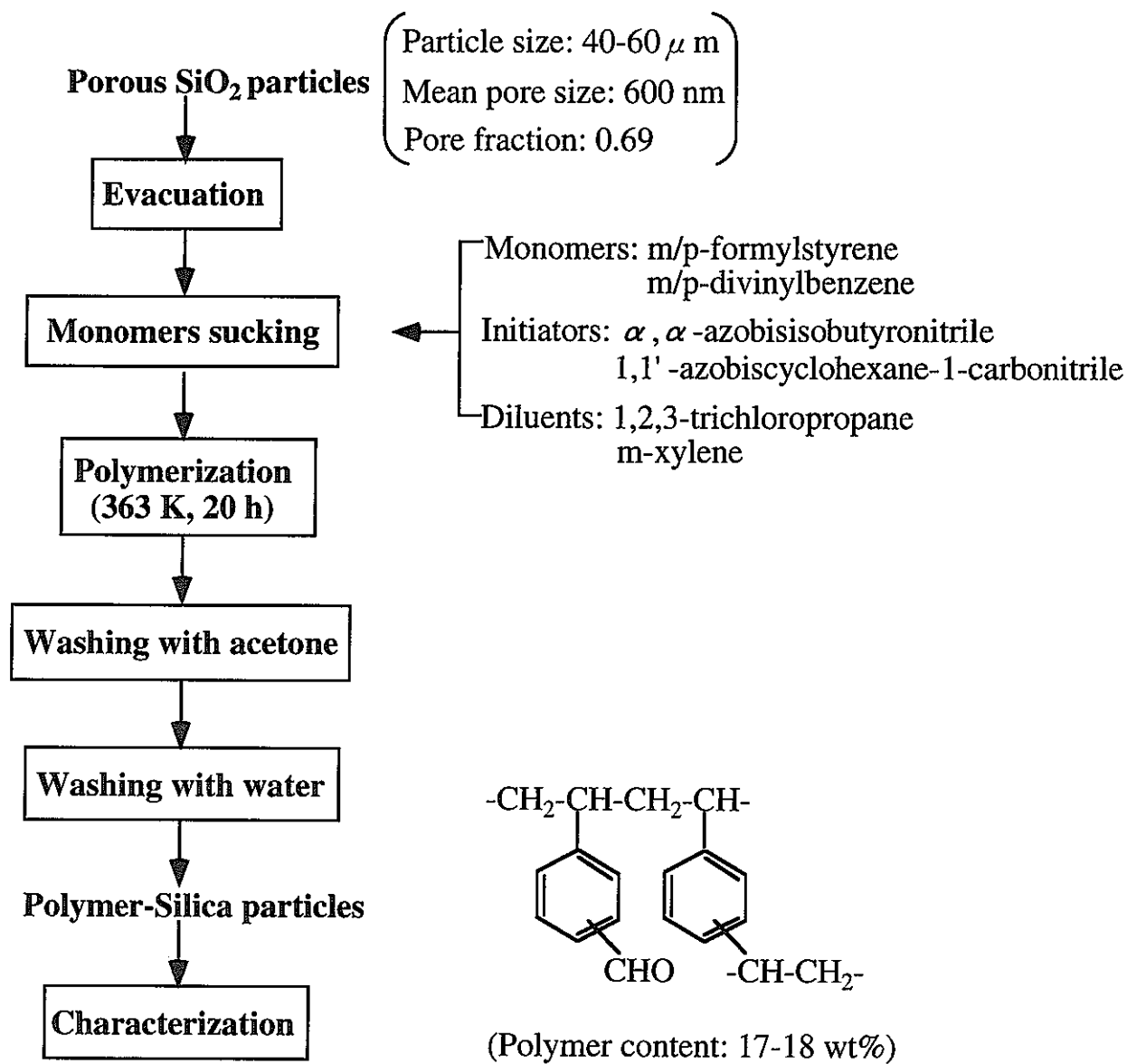


図2.7 シリカ/ポリマー複合担体 (SiO<sub>2</sub>-P) の調製工程



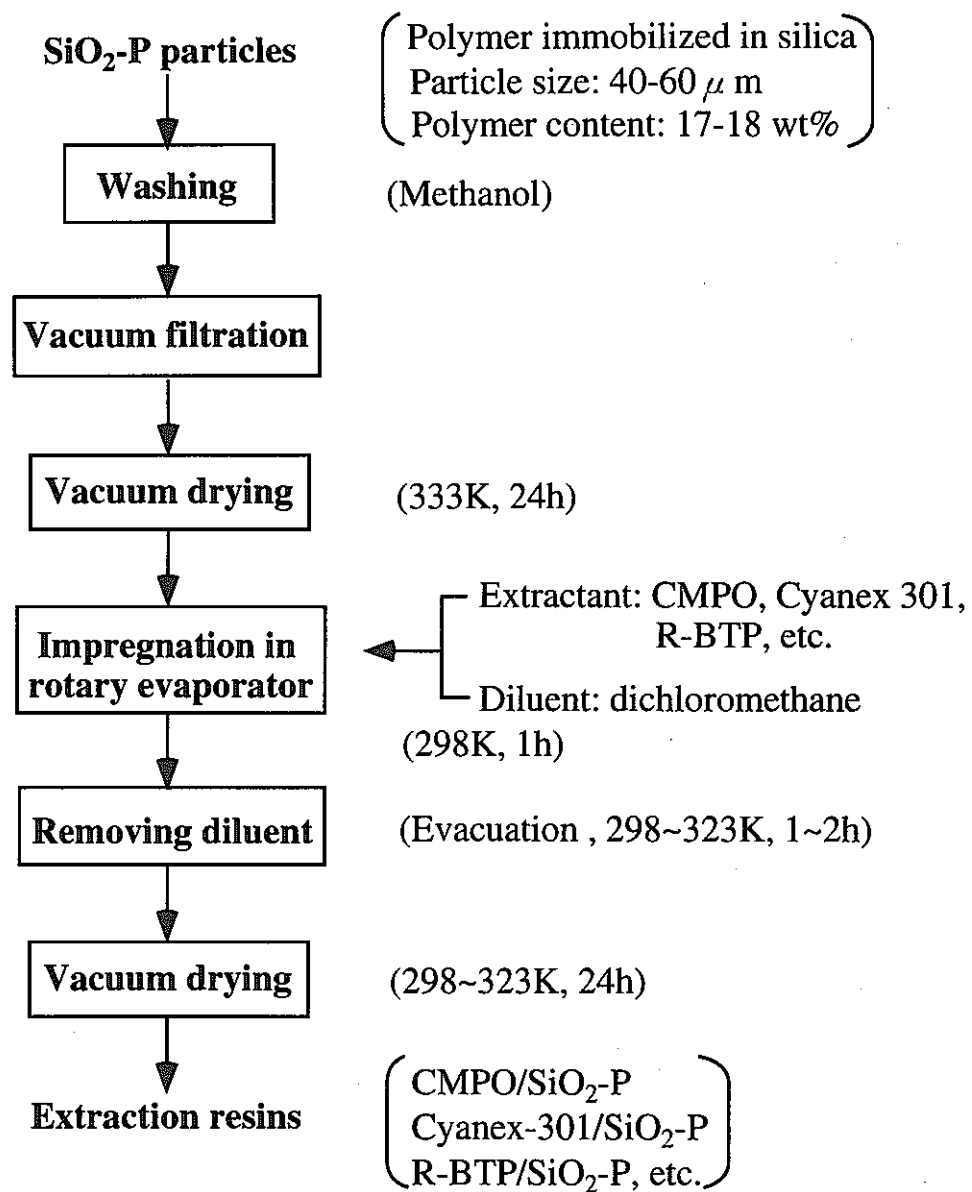
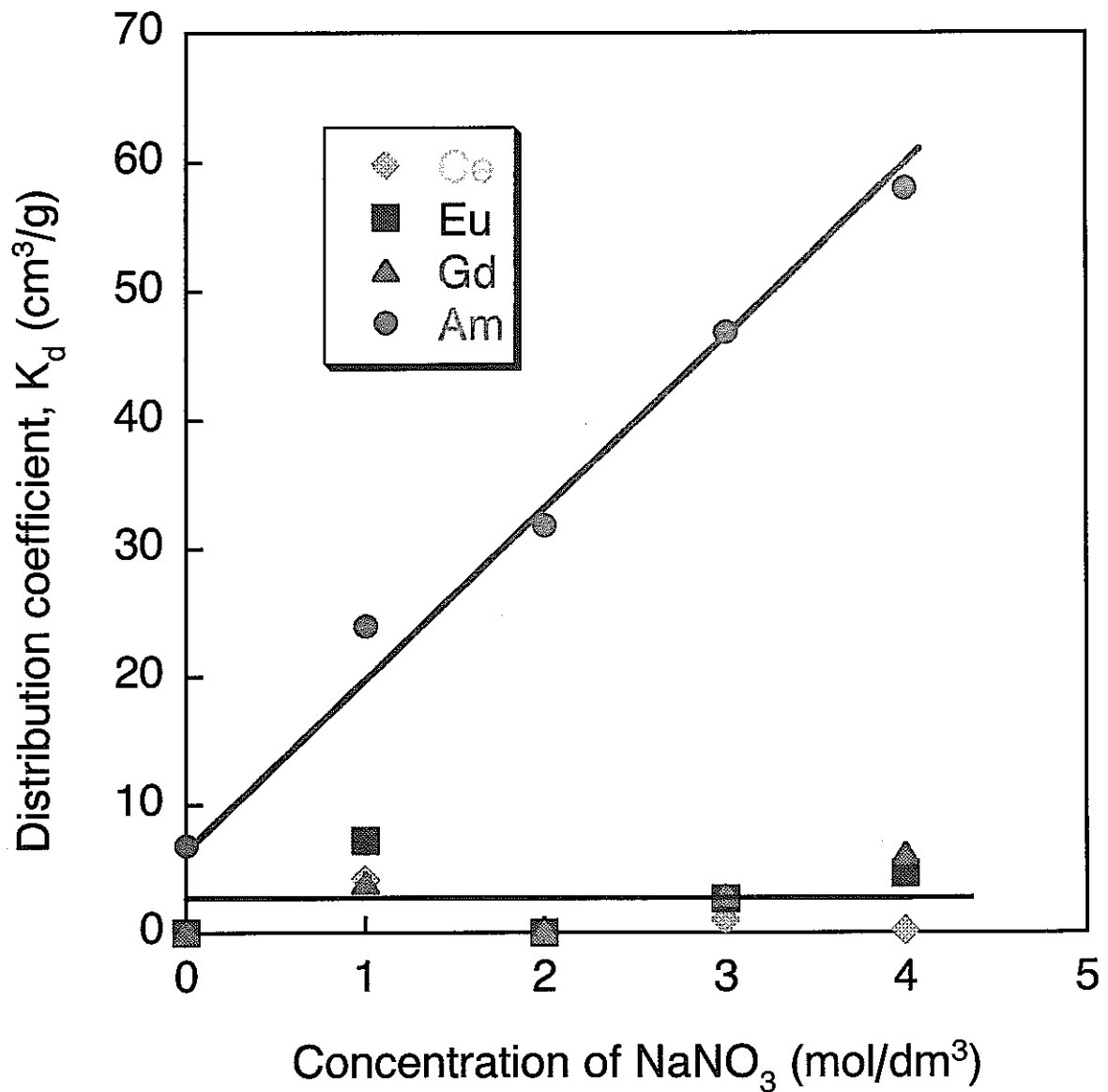
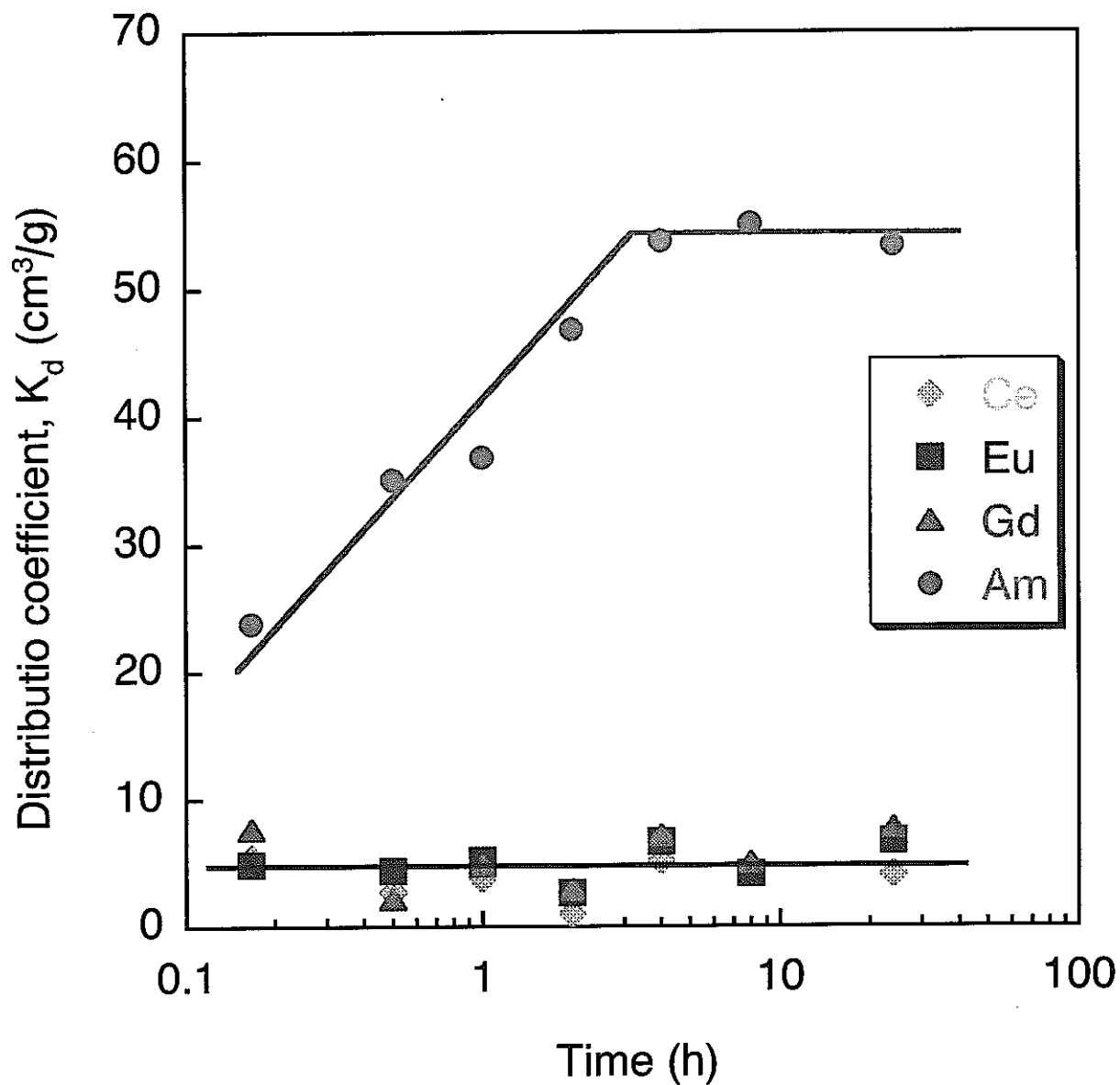


図2.8 含浸担持法によるキレート吸着剤の調製工程



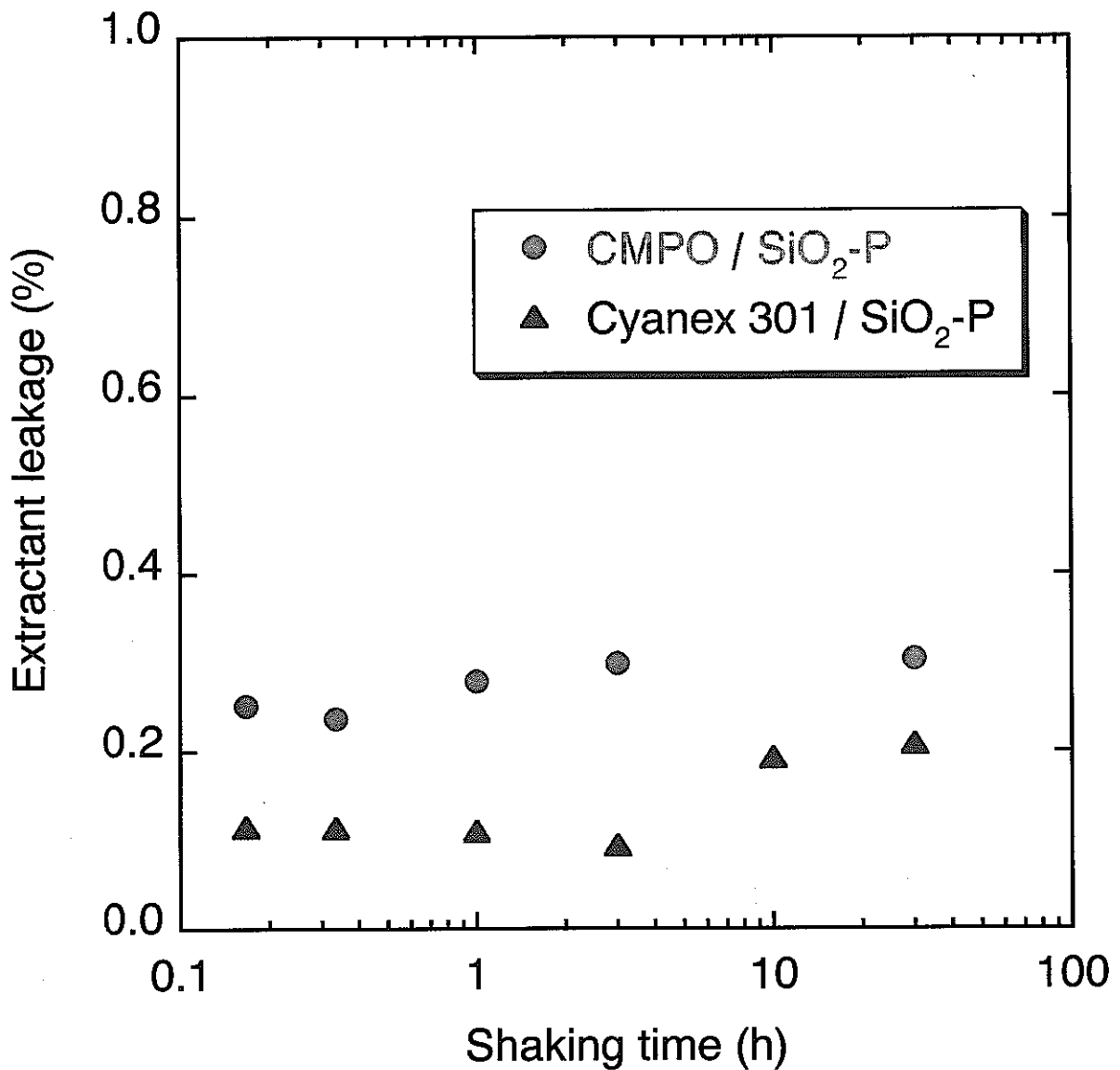
25°C; 2 h; pH 1.18-0.58; 0.50 g Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P

図2.9 Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤によるAm(III)とLn(III)吸着に及ぼす硝酸イオン濃度の影響.



25°C;  $[\text{NaNO}_3]=3 \text{ M}$ ; pH 0.66-0.68; 0.50 g Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P

図2.10 Et-BTP/SiO<sub>2</sub>-P 吸着剤によるAm(III)とLn(III)吸着の経時変化.



3.0 M HNO<sub>3</sub> (0.50 g CMPO / SiO<sub>2</sub>-P)  
 1.0 M NaNO<sub>3</sub>; pH 3.38 (0.50 g Cyanex 301 / SiO<sub>2</sub>-P)  
 25°C

図2.11 振とう試験における吸着剤からの含浸溶媒の溶出挙動

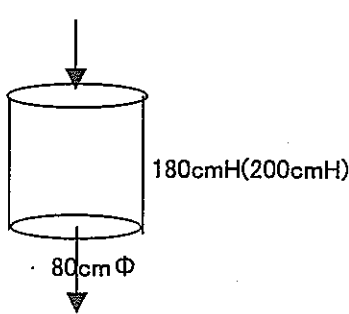
表2.3 振とう実験におけるEt-BTP/SiO<sub>2</sub>-P吸着剤からのEt-BTP溶出量測定結果  
(25°C、2時間振とう)

硝酸濃度 (M) 溶出量	10 <sup>-3</sup> (pH3.17)	10 <sup>-2</sup> (pH2.42)	0.1 (pH1.09)	0.1 (U,Fe,etc)	1.0 (U,Fe,etc)	2.0 (U,Fe,etc)	3.0 (U,Fe,etc)	0.1 (pH1.11) 20 hs	0.1 (pH1.08) SiO <sub>2</sub> -P
溶出TOC濃度 (ppm)	161.8	175.3	205.9	498	3864	3952	4079	214.9	16.2
Et-BTP溶出率 (%)	2.95	3.20	3.70	9.15	70.9	72.6	74.9	3.82	

表2.4 イオン交換再処理プロセスの合理化検討内容

検討内容	効 果	備 考 (根拠等)
(1) 主工程		
① Pd溶離液の削減 (0.1Mチオ尿素 ; 0.4Kmol/d → 0)	<ul style="list-style-type: none"> <li>・チオ尿素薬剤の削減 -80 Kmol/年</li> <li>・高レベル廃液の低減 -4 m<sup>3</sup>/日</li> <li>・溶離液槽、廃液貯槽の減少 -2 槽</li> </ul>	* 吸着Pdを溶離しないで交換体と共に廃棄できる方法を実験から把握
② Tc溶離液の減少 (6MHNO <sub>3</sub> ; 100ℓ → 50ℓ)	<ul style="list-style-type: none"> <li>・使用HNO<sub>3</sub>量の低減 (6MHNO<sub>3</sub>) -4.8 m<sup>3</sup>/d</li> <li>・高レベル廃液の低減 -4.8 m<sup>3</sup>/日</li> </ul>	* Tcの溶離特性から必要量を推定
③ Pu溶離液濃度の低下 (ギ酸 ; 2.5M → 1.5M)	<ul style="list-style-type: none"> <li>・使用ギ酸量の低減 -9.6 Kmol/日</li> </ul>	* Puの溶離特性から必要量を推定
④ 再生液の再使用回数の増大 (6MHNO <sub>3</sub> ; 24回 → 96回)	<ul style="list-style-type: none"> <li>・使用HNO<sub>3</sub>量の低減 (6MHNO<sub>3</sub>) -45 m<sup>3</sup>/日</li> <li>・酸回収廃液の低減 -138 Kmol/日</li> </ul>	* 再生液中不純物濃度の下限値から推定
⑤ ①, ②溶離液量の減少 ( 950ℓ → 820ℓ )	<ul style="list-style-type: none"> <li>・流通時の操作圧力の低下 -1~2 kg/cm<sup>2</sup> ↓ 3~4 kg/cm<sup>2</sup>G</li> </ul>	* 液流速低下からの圧力損失試算による
(2) MA分離工程		
① MA含有高レベル廃液 (分離液 → 濃縮廃液)	<ul style="list-style-type: none"> <li>・MA専用濃縮器の削減</li> </ul>	* 再処理プロセス全体の適正化による

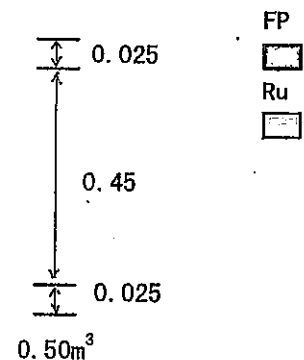
表2.5 イオン交換塔の主工程設計仕様

1 設定条件	<ul style="list-style-type: none"> <li>・溶解液 : 135 l/h HNO<sub>3</sub> :3M</li> <li>・溶解液の調整 3M液を11.5M・HNO<sub>3</sub>液で6M液に濃度アップ</li> <li>・調整液 215 l/h HNO<sub>3</sub> :6M</li> </ul> <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 30%;">HNO<sub>3</sub></td> <td style="width: 20%;">6 M</td> <td style="width: 30%;"></td> <td style="width: 20%;"></td> </tr> <tr> <td>U</td> <td>161 g/l</td> <td>U</td> <td>: 34.6Kg/h      UO<sub>2</sub>(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub></td> </tr> <tr> <td>Pu</td> <td>19 g/l</td> <td>Pu</td> <td>: 4.0Kg/h      Pu(NO<sub>3</sub>)<sub>4</sub></td> </tr> <tr> <td>Np</td> <td>0.1 g/l</td> <td>Np</td> <td>: 0.02Kg/h</td> </tr> <tr> <td>Am+Cm</td> <td>0.7 g/l</td> <td>Am+Cm</td> <td>: 0.16kg/h    Am:Cm=3:1</td> </tr> <tr> <td>FP</td> <td>12.3 g/l</td> <td>FP</td> <td>: 2.65Kg/h</td> </tr> <tr> <td>Ru</td> <td>1.2g/l</td> <td>Ru</td> <td>: 0.25Kg/h</td> </tr> </table>	HNO <sub>3</sub>	6 M			U	161 g/l	U	: 34.6Kg/h      UO <sub>2</sub> (NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	Pu	19 g/l	Pu	: 4.0Kg/h      Pu(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub>	Np	0.1 g/l	Np	: 0.02Kg/h	Am+Cm	0.7 g/l	Am+Cm	: 0.16kg/h    Am:Cm=3:1	FP	12.3 g/l	FP	: 2.65Kg/h	Ru	1.2g/l	Ru	: 0.25Kg/h				
HNO <sub>3</sub>	6 M																																
U	161 g/l	U	: 34.6Kg/h      UO <sub>2</sub> (NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>																														
Pu	19 g/l	Pu	: 4.0Kg/h      Pu(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub>																														
Np	0.1 g/l	Np	: 0.02Kg/h																														
Am+Cm	0.7 g/l	Am+Cm	: 0.16kg/h    Am:Cm=3:1																														
FP	12.3 g/l	FP	: 2.65Kg/h																														
Ru	1.2g/l	Ru	: 0.25Kg/h																														
2 運転仕様	<ul style="list-style-type: none"> <li>・運転サイクル 15min/サイクル(c)</li> <li>・処理量 55 l /サイクル(c)</li> </ul> <ul style="list-style-type: none"> <li>・調整液 HNO<sub>3</sub> 6 M</li> </ul> <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 30%;">U</td> <td style="width: 20%;">161 g/l</td> <td style="width: 30%;"></td> <td style="width: 20%;">U : 9 Kg/c</td> </tr> <tr> <td>Pu</td> <td>19 g/l</td> <td>Pu</td> <td>: 1 Kg/c</td> </tr> <tr> <td>Np</td> <td>0.1 g/l</td> <td>Np</td> <td>: 5 g/c</td> </tr> <tr> <td>Am+Cm</td> <td>0.7 g/l</td> <td>Am+Cm</td> <td>: 40g/c</td> </tr> <tr> <td>FP</td> <td>12.3 g/l</td> <td>FP</td> <td>: 0.66 kg/c</td> </tr> <tr> <td>Ru</td> <td>1.2g/l</td> <td>Ru</td> <td>: 6.3g /c</td> </tr> </table>	U	161 g/l		U : 9 Kg/c	Pu	19 g/l	Pu	: 1 Kg/c	Np	0.1 g/l	Np	: 5 g/c	Am+Cm	0.7 g/l	Am+Cm	: 40g/c	FP	12.3 g/l	FP	: 0.66 kg/c	Ru	1.2g/l	Ru	: 6.3g /c								
U	161 g/l		U : 9 Kg/c																														
Pu	19 g/l	Pu	: 1 Kg/c																														
Np	0.1 g/l	Np	: 5 g/c																														
Am+Cm	0.7 g/l	Am+Cm	: 40g/c																														
FP	12.3 g/l	FP	: 0.66 kg/c																														
Ru	1.2g/l	Ru	: 6.3g /c																														
3 塔設計仕様	<ul style="list-style-type: none"> <li>・イオン交換体量 0.9 m<sup>3</sup> U(VI)吸着量 : 10 g/l → 交換体量 : 0.9 m<sup>3</sup></li> <li>・液保持量 0.45 m<sup>3</sup> 充填層空隙率 : 50 % → 空隙部 : 0.45m<sup>3</sup></li> </ul> <ul style="list-style-type: none"> <li>・塔構造 充填塔形式 (臨界安全から、円塔、円環、平板型を選択)</li> <li>・塔寸法 80cmφ X 200cmH A: 0.50m<sup>2</sup></li> <li>・充填層 80cmφ X 180cmH 充填物: イオン交換体AR-01</li> <li>・空隙部 上: 10cm、下: 10cm</li> </ul> <ul style="list-style-type: none"> <li>・液流速 7 cm/min</li> <li>・圧力損失 3-4 Kg/cm<sup>2</sup></li> </ul> <table style="width: 100%; border-collapse: collapse; margin-top: 10px;"> <tr> <td style="width: 20%;">・処理時間 (1)溶解液</td> <td style="width: 15%;">1.5min</td> <td style="width: 15%;">( 55l)</td> <td style="width: 50%;"></td> </tr> <tr> <td>(1サイクル) (2)洗浄液</td> <td>1.1min</td> <td>( 40l)</td> <td></td> </tr> <tr> <td>(3)溶離液</td> <td>2.1min</td> <td>( 75l)</td> <td></td> </tr> <tr> <td>(4)溶離液</td> <td>2.8min</td> <td>( 100l)</td> <td></td> </tr> <tr> <td>(5)再生液</td> <td>2.6min</td> <td>( 550l)</td> <td></td> </tr> <tr> <td>切替え時間</td> <td>4.9min</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td colspan="2"><hr/></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>合計</td> <td>15min</td> <td></td> <td></td> </tr> </table> <div style="text-align: right; margin-top: 20px;">  <p style="text-align: center;">80cmφ 180cmH(200cmH)</p> </div>	・処理時間 (1)溶解液	1.5min	( 55l)		(1サイクル) (2)洗浄液	1.1min	( 40l)		(3)溶離液	2.1min	( 75l)		(4)溶離液	2.8min	( 100l)		(5)再生液	2.6min	( 550l)		切替え時間	4.9min			<hr/>				合計	15min		
・処理時間 (1)溶解液	1.5min	( 55l)																															
(1サイクル) (2)洗浄液	1.1min	( 40l)																															
(3)溶離液	2.1min	( 75l)																															
(4)溶離液	2.8min	( 100l)																															
(5)再生液	2.6min	( 550l)																															
切替え時間	4.9min																																
<hr/>																																	
合計	15min																																

イオン交換塔 (1)

- ・充填量 : 0.9m<sup>3</sup>
- ・空隙率 : 50%
- ・液保持量 : 0.45m<sup>3</sup>
- ・空間部 : 0.05m<sup>3</sup>

U(VI) 吸着量 : 10 g U/l



サイクル時間 : 15min

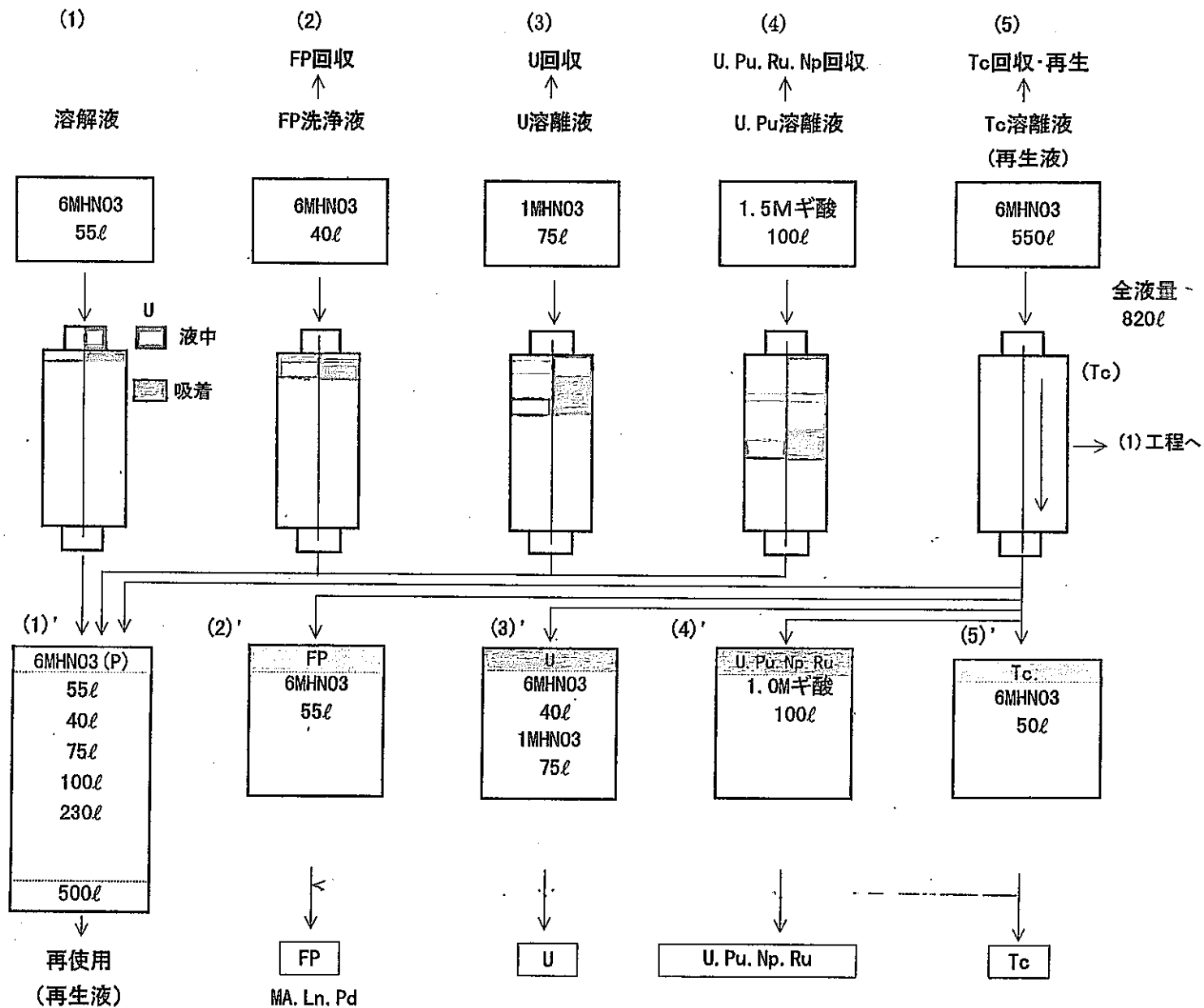


図2.12 イオン交換再処理法主工程のクロマト分離操作



表2.6 イオン交換塔の流入液と流出液の収支

流入液(1サイクル当り)		流出液	HNO <sub>3</sub> 液		高レベル廃液 (1)	U 溶液 (1)	U,Pu,Np,Ru溶液 (1)	Tc溶液 (1)
			6M (1)	1-0.5M (1)				
(1)溶解液	6MHNO <sub>3</sub> 55l	(1),(2),(3),(4) (5)	500					
(2)FP洗浄液	6MHNO <sub>3</sub> 40l	(5)			55,FP(6MHNO <sub>3</sub> )			
(3)U溶離液	1MHNO <sub>3</sub> 100l	(5)				40,(6MHNO <sub>3</sub> ) 75,(1MHNO <sub>3</sub> )		
(4)U,Pu溶離液	1.5Mキ'酸 100l						100(2Mキ'酸)	
(5)Tc溶離液	6MHNO <sub>3</sub> 550l	(5)						50,Tc(6MHNO <sub>3</sub> )
合計	(l/サイクル)		500	0	55	115	100	50
発生量(96サイクル)	(m <sup>3</sup> /日)		48	0	5.3	11	9.6	4.8
再利用サイクル数			96	0	0	0	0	0
発生量	(m <sup>3</sup> /日)		0.5	0	5.3	11	9.6	4.8
HNO <sub>3</sub> 発生量	(Kmol/日)		3	0	32	—	(キ'酸 9.6)	29
			酸回収へ		高レベル廃液処理へ	濃縮、脱硝へ	濃縮、脱キ'酸へ	高レベル廃液処理へ

表2.7 硝酸回収装置と廃液濃縮装置での廃液処理量

- 1) 高レベル廃液濃縮装置
- ・高レベル廃液を処理して濃縮液と凝縮液に分離
  - ・濃縮液→ガス固化へ
  - ・凝縮液→酸回収装置へ

イオン交換法		簡素化Purex	
	処理量 (m <sup>3</sup> /d) (Kmol/d)		処理量 (m <sup>3</sup> /d) (Kmol/d)
⑦ イオン交換FP含有液 (6M, HNO <sub>3</sub> )	10 60	⑦ 抽出廃液 (2.4M, HNO <sub>3</sub> )	4.5 11
⑭ 酸回収装置残留液 (8M, HNO <sub>3</sub> )	1.8 13	⑭ 酸回収装置残留液 (6.6M, HNO <sub>3</sub> )	1.7 11.2
		⑮ 溶媒洗浄廃液 (1M, HNO <sub>3</sub> )	1.1 1.1
合計	11.8 73		6.2 22.3

- 2) 硝酸回収装置
- ・HNO<sub>3</sub>廃液を精留製処理して11.5MHNO<sub>3</sub>を回収→再使用
  - ・残留液→高レベル廃液濃縮装置へ
  - ・凝縮水→低レベル廃液濃縮装置へ

イオン交換法		簡素化Purex	
	処理量 (m <sup>3</sup> /d) (Kmol/d)		処理量 (m <sup>3</sup> /d) (Kmol/d)
⑧ イオン交換HNO <sub>3</sub> 廃液 (6M, HNO <sub>3</sub> )	0.5 3	⑨ 濃縮工程廃液 (3M, HNO <sub>3</sub> )	20.7 1.9
⑩ 濃縮工程HNO <sub>3</sub> 廃液 (3M, HNO <sub>3</sub> )	9.6 19	⑲ U脱硝凝縮水 (2.7M, HNO <sub>3</sub> )	1.8 4.8
⑳ 高レベル装置凝縮液 (6M, HNO <sub>3</sub> )	10 67	⑳ 高レベル装置凝縮液 (1.4M, HNO <sub>3</sub> )	14 19.2
㉑ U脱硝凝縮水 (2.7M, HNO <sub>3</sub> )	2 5		
合計	22 94		36.5 25.9

### 3. 物質収支評価及び主要機器検討

#### 3. 1 設計条件と方針

本研究を実施する上での設計仕様と対応方針を次に示す。

##### (1) 処理規模

200tHM/y

##### (2) 処理対象燃料

(JNC) より提示された使用済み FBR-MOX 燃料を用いた、表 3.1 に燃料の重量組成を示す。

##### (3) 臨界安全

###### 1) 単一ユニットの臨界安全

表 3.2 に示す核的制限値を用いて単一ユニット機器特に溶液槽の設計するものとして、単一故障や誤操作によっても臨界にならないようにする。無限円環の場合、Pu 富化度が wt25%を越えても 5.6cm を用いる。なおイオン交換塔の設計では平板槽を用いたが、臨界安全性に対する検討は 3.3 節で検討する。

###### 2) 相互干渉

形状管理機器間の相互干渉についての制限条件としては、各制限値となっている方向に対して 50cm 以上の間隔をとり、その間に中性子吸収材を 30cm の厚さで配置することにする。

##### (4) 閉じ込め/換排気設計

###### 1) 放射線管理上の区域区分を以下のように設定する。

ホワイト区域；汚染のない区域

グリーン区域；操作区域等、通常運転時には汚染のない区域

アンバー区域；保守作業が一部工程を含む区域で、若干の汚染が想定される区域

レッド区域；セル内区域で汚染が想定される区域

## 2) 標準温度

ホワイト/グリーン/アンバー区域の標準温度は 25℃とする。

レッド区域の標準温度は 40℃以下とする。

## 3) 負圧

各区域に以下の負圧を与えうるものとする。

ホワイト区域；設定せず

グリーン区域；-1 ～ -5 mmH<sub>2</sub>O

アンバー区域；-6 ～ -14 mmH<sub>2</sub>O

レッド区域；-15 ～ -40 mmH<sub>2</sub>O

## 4) 換気風量

換気風量については建築基準法に要求される換気量と上記の温度、負圧を満足できる風量の評価を行なって推定するものとする。

排気設備は 100%能力の予備機を考慮するものとする。

## (5) 遮蔽設計

各区域区分の線量当量率は表 3.3 とし、十分な遮蔽を考慮する

なお放射能収支に基づく遮蔽計算は行わないものとする。炉心燃料を基準として各セル・湿で取り扱う放射能の最大濃度（DF に換算）に対して、12.5 μSV/h 以下にできる重コンクリート遮蔽厚さとして、下記の値を設定する。

DF = 1 相当 ; 1.9m

DF = 10 相当 ; 1.7m

DF = 1 E2 相当 ; 1.5m

DF = 1 E3 相当 ; 1.3m

DF = 1 E4 相当 ; 1.1m

DF = 1 E5 相当 ; 0.9m

DF = 1 E6 相当 ; 0.7m

DF = 1 E7 相当 ; 0.5m

DF = 1 E8 以上相当 ; 機器構造物、距離で十分に遮蔽効果があるものと

してコンクリート遮蔽厚さを設定しない

施設の壁厚としては、耐震郷土上の必要性から考えられる一般的な壁厚保と上記遮蔽厚さを比較し、安全側の値とする。

#### (6) 耐震設計

本設計研究において耐震設計(解析等)は必要としないものとするが、下記の耐震設計上の重要度分類に対して一般的な構造を採用することとする。

Aクラス：以下に示す機能を有する施設であって、環境への影響、効果の大きいものの。

- 1) 自ら放射性物質を内臓しているが、または内臓している施設に直接関係しており、その機能喪失により、放射性物質を外部に放散する可能性のあるもの。
- 2) 放射性物質を外部に放散する可能性のある自体を防止するために必要なもの。
- 3) 上記のような事故発生の際に、外部に放散される放射性物質による影響を低減させるために必要なもの。

Bクラス：上記において影響、効果が比較的小さいもの。

Cクラス：Aクラス、Bクラス以外であって、一般産業施設と同等の安全性を保持すればよいもの。

#### (7) 一般安全設計

- 1) 安全上重要な設備については独立2系統とする。
- 2) 不燃性、難燃性の材料の使用を基本とする。
- 3) 可燃性、熱分解性物質等を使用する。または生成する機器は、着荷源の排除、異常な温度上昇の防止対策、可燃性物質の漏洩防止対策、混入防止対策等を講じるものとする。
- 4) 万一の火災時に、火災の拡大を防止するために、適切な検知・警報系統及び消火設備を設ける。また、火災による影響を低減するための適切な対策を講ずるものとする。
- 5) 放射性物質の施設内の移動に際して、移動する放射性物質の形態・形状に応じ

て、衝突・落下防止対策を講じるものとする。

### 3. 2 物質収支評価

先のプロセス合理化検討の結果を反映してイオン交換プロセスのフローとイオン交換再処理全体プロセスの物質収支を試算した。

図 3.1 にイオン交換プロセスのフローを示す。また図 3.2 にイオン交換再処理プロセス全体の物質収支を示す。図 3.1 のイオン交換プロセスフローでは、まずイオン交換塔への溶解液は  $\text{HNO}_3$  濃度を 3M から 6M に高められる。1 サイクル当たり 3M の溶解液 135L に 11.5M- $\text{HNO}_3$  を 80L 添加して 6M の  $\text{HNO}_3$  溶解液に調整する。イオン交換塔では、溶解液を流入した後に、FP 洗浄液、U 溶離液、U+Pu 溶離液、Tc 溶離液(再生液)の順に流入する。塔からの流出液は、6M- $\text{HNO}_3$ 、FP 含有  $\text{HNO}_3$ 、U 含有  $\text{HNO}_3$ 、U+Pu+Np+Ru 含有ギ酸（以降 U+Pu 含有液として記す）、Pd+Tc 含有  $\text{HNO}_3$  が順次流出してこれを回収する。ここで U 含有液と U+Pu 含有液での U の分配には U 溶離液量の調整から含有量を決めることになり、今回の試算では MOX 燃料の組成を考慮して U 含有液と U+Pu 含有液の U 比率を 2:1 に設定した。図 3.2 には分離液の各成分の濃度を示しており、FP 含有液は FP ; 2.65 kg/h、U 含有液は U ; 23kg/h、U+Pu 含有液では、U ; 11.6kg/h、Pu ; 4.0kg/h、Np ; 20g/h、Ru ; 0.25kg/h、Pd+Tc 含有液では合計 0.27kg/h 回収する。

なお U 含有液と U+Pu 含有液での除染係数(DF)については、U 含有液で  $10^3$  程度、U+Pu 含有液で  $10 \sim 10^2$  程度と予想される。

一方、本プロセスで必要とする薬剤は、 $\text{HNO}_3$  とギ酸である。 $\text{HNO}_3$  は、分離操作で FP 洗浄液と再生液に用いた後の廃液を硝酸回収装置で 95%以上回収する。ギ酸については、U と Pu と反応して消費されるが、残った 70%のギ酸は U/Pu 濃縮装置で蒸発から凝縮させてほぼ全量がギ酸として回収される。なお U 並びに Pu と反応したギ酸は脱ギ酸装置で分解して排気される。この分は損失となり新たに補給することになる。

### 3. 3 主要機器検討

再処理工程での主要機器の構成とリストを示す。主要機器の構成については、イオン交換塔設備、高レベル廃液濃縮設備（HAW）、酸回収設備について図 3.3 から図 3.6 に示す。機器リストには、イオン交換塔設備、製品濃縮設備（U、U/Pu 濃縮）、HAW 濃縮/酸回収設備、前処理設備（解体・せん断、溶解、清澄・調整）、せん断/溶解オフガス処理設備に関係する機器について表 3.4 から表 3.15 に示す。なお、主工程の U、Pu、FP 成分の流通系統の機器では臨界安全性、計量管理、さらには FP 成分の発熱による冷却機構の設置を考慮した。

次に、主要機器の構成について述べる。

本プロセスで中心になるイオン交換塔設備の構成を図 3.3 に示す。イオン交換塔には臨界安全性を考慮した平板の 3 つのイオン交換体充填槽で構成している。イオン交換体の充填量は  $0.9\text{m}^3$  である。各平板槽には冷却器を備えている。また、イオン交換塔の上部と下部には各溶離液を切り替えできる自動切り替え弁が設置されている。

高レベル廃液濃縮設備（HAW）の構成を図 3.4 に示す。設備は減圧方式による蒸発装置であり、蒸発缶内に加熱コイルを内蔵し、気相配管部にはデミスタを設置している。

操作については、廃液を一定量流入して、減圧下の缶内圧力で沸騰蒸発させて 40～50 倍に濃縮する。この減圧方式の特徴は、廃液を低温度( $50\sim 60^{\circ}\text{C}$ )で操作することから、構造剤の腐食が軽減でき、さらに不溶性の析出物を抑制できる点にある。

酸回収設備の構成について図 3.5 と図 3.6 に示す。図 3.5 は蒸発装置であり、加熱部と蒸発部が分離されたサーモサイホン式のそうちである。操作は減圧で蒸発沸騰させて硝酸蒸気を次の精留塔に送る。図 3.6 は精留塔であり、5 段の棚段で減圧蒸留により高濃度の硝酸(12M)を回収する。

各工程での機器リストについて述べる。機器には溶液を移送させるのに必要な槽が大部分である。槽の設計では、材料、臨界安全性、計量管理及びフリップフロップ化（二重化）を考慮して決定した。

なおイオン交換塔の臨界安全検討について述べる。イオン交換塔は、厚さ 10cm

の平板槽を間隔をあけて3槽並べる構造とした。計算条件を表3.15に示す。計算から、Puの富化度をパラメータにして実行増倍係数(Keff)の変化とPuの富化度100%での空間の水分密度をパラメータにした実行増倍係数(Keff)の変化を算出した。結果を図3.7と図3.8に示す。図3.7からPu富化度が100%において平板間隔49cmと59cmでともにKeffの制限値0.95より低い値となり、臨界安全を満足した。一方、図3.8からす異聞密度の影響は密度0.1(含有率;10%)で最大値を示すが、これでも2つの間隔でKeffが0.95を下回り、安全上問題のないことが判った。したがって、現状検討している平板槽タイプのイオン交換塔は臨界安全上問題がないと考える。

### 3.4 MA分離プロセスの物質収支と主要機器

先の合理化検討を反映したMA分離プロセスについて、表3.16にMA分離カラムの設計仕様を、図3.9にMA分離工程の分離操作を、図3.10にMA分離工程のプロセスフローを示す。また、表3.3.2にはMA回収設備の機器リストを示す。

MAの分離操作と物質収支については、表3.16の設計仕様と図3.9の吸着カラム特性から検討した。吸着カラムではCMPO吸着材カラムによるFP成分の分離とその後Cyane-301吸着材カラムによるランタニド(Lns)とMAの分離を行う。ここで用いる廃液は、昨年度検討したイオン交換塔からの分離液ではなく高レベル廃液を濃縮した液である。

カラムの構成には、CMPO吸着材カラムがLns並びにMAを各50g/l吸着でき、Cyane-301吸着材カラムがMAを50g/l吸着できる仕様で設計した。したがって、CMPO吸着材カラムでは直径15cmで高さ50cm、Cyane-301吸着材カラムは直径15cmで高さ20cmの小さなカラムでよいことになる。

この2つの分離カラムにおいて、CMPO吸着材カラムでは吸着しているLnsとMAをpH3程度の酸性水で流出させる。その後Cyane-301吸着材カラムでLnsを流出させて、吸着しているMAを0.1~1MのHNO<sub>3</sub>溶離液で流出させる。ここで用いる溶離液並びに洗浄液は5L程度の少ない液量でよい。

表3.17と表3.18に示すMA回収設備の機器では、2つの吸着材カラムと各槽で構



成しており、他に吸着材カラムからの吸着成分が溶出した場合の対策として活性炭カラムを備えている。

表3.1 対象使用済み燃料の重量組成

(炉心燃焼度15万MWd/t、全体平均燃焼度7万MWd/t、冷却期間4年)

核種	重量(kg)	Wt%	重量(ton)/200tHM/y
U-234	2.9		
U-235	45		
U-236	9.7		
U-238	26652.9		
小計	26710.5	83.0369633	165.991878
Np-237	13	0.04041409	0.08078824
Pu-238	33.4		
Pu-239	1929.8		
Pu-240	893.8		
Pu-241	108.9		
Pu-242	104.7		
小計	3070.6	9.54580782	19.0821834
Am-241	63.9		
Am-242m	3.8		
Am-243	28.1		
Cm-242	0		
Cm-243	0.3		
Cm-244	25.4		
Cm-245	4.5		
Cm-246	0.3		
小計	126.3	0.39263842	0.78488887
FP	2246.6	6.98417633	13.9614516 RE=3.836 Pd=1.023 Ru=1.166
合計	32167	100	199.90119 Tc=0.307

表3.2 臨界安全上の核的制限値

・溶液系

形状	Pu/ (U+Pu)			
無限円筒 直径	30wt%	17.6cm (非均質) 21.1cm (均質)	全濃度	Pu 組成 ; 239/240/241=60/20/20wt% U 組成 ; 235/238=1.6/98.4wt%
	100wt%	15.5cm (均質)	全濃度	Pu-239 ; 100wt%
無限平板 厚さ	30wt%	6.9cm (非均質) 9.1cm (均質)	全濃度	Pu 組成 ; 239/240/241=60/20/20wt% U 組成 ; 235/238=1.6/98.4wt%
	100wt%	5.4cm (均質)	全濃度	Pu-239 ; 100wt%
無限円環 厚さ	25wt%	5.6cm (均質)	全濃度	Pu 組成 ; 239/240/241=60/20/20wt% 内径 1 m 以上

表3.3 各区域区分での線量当量率

	線量当量率 ( $\mu\text{Sv/h}$ )	
ホワイト区域	<6.25	
グリーン区域	$\leq 12.5$	
アンバー区域	$\leq 25.0$	作業頻度の高い箇所
	$\leq 500$	立ち入る可能性の極めて少ない箇所
レッド区域	>500	

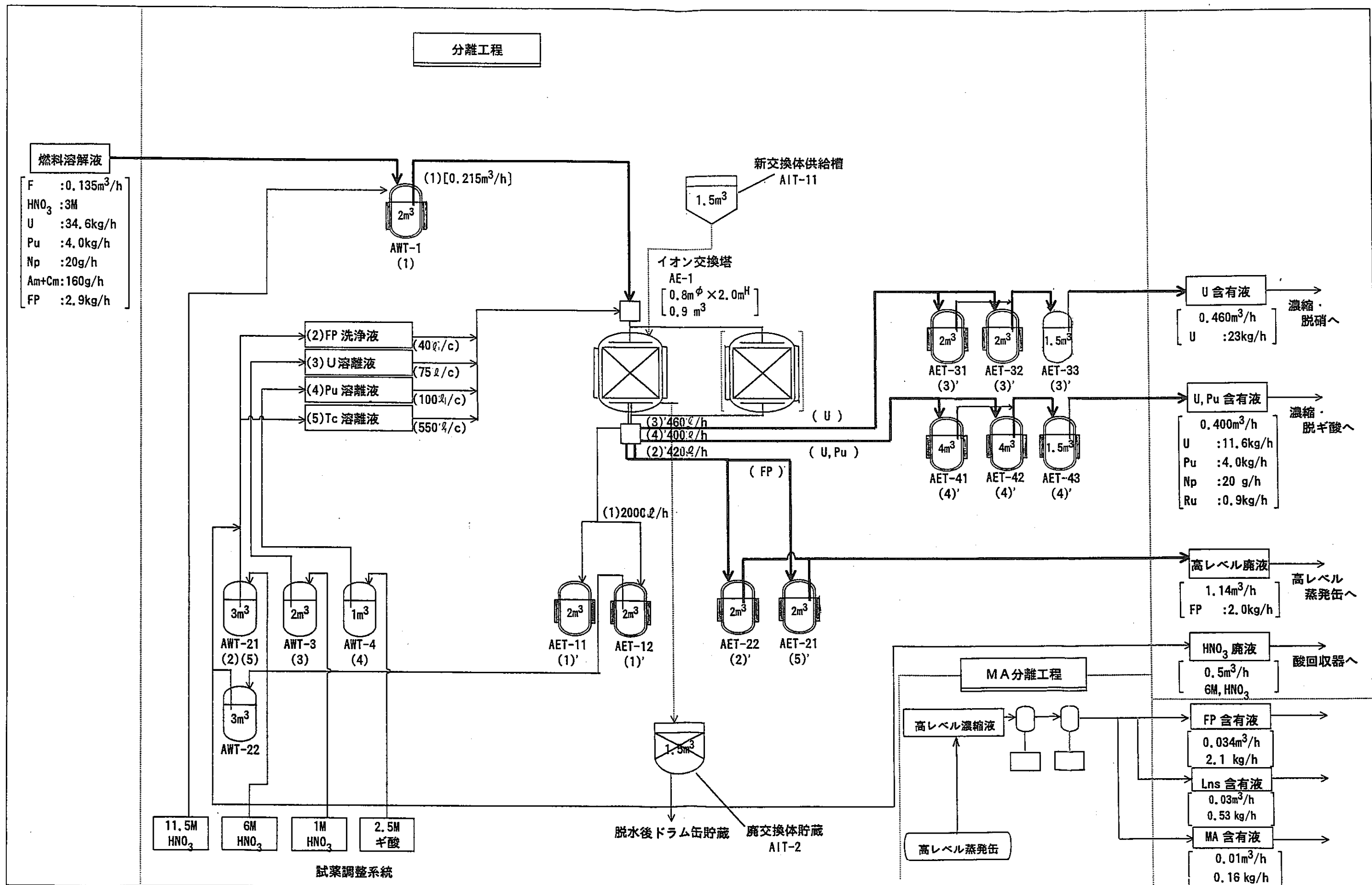
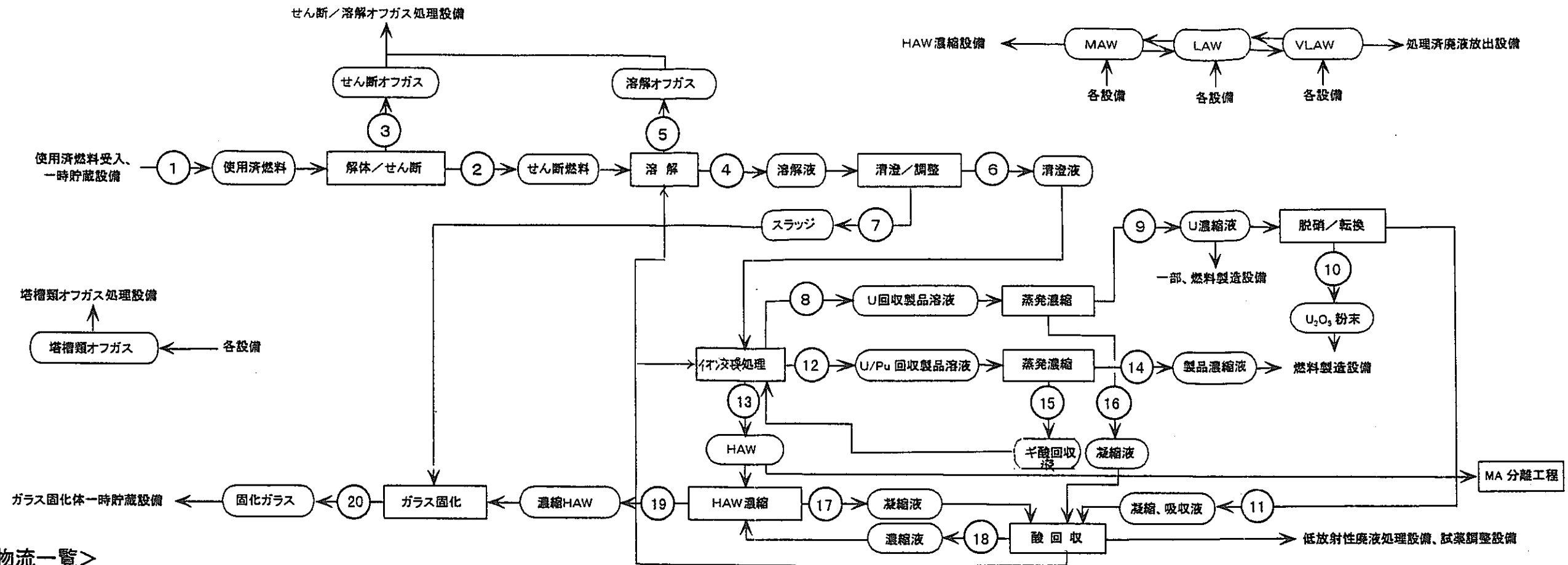


図3.1 イオン交換再処理のプロセスフローダイアグラム

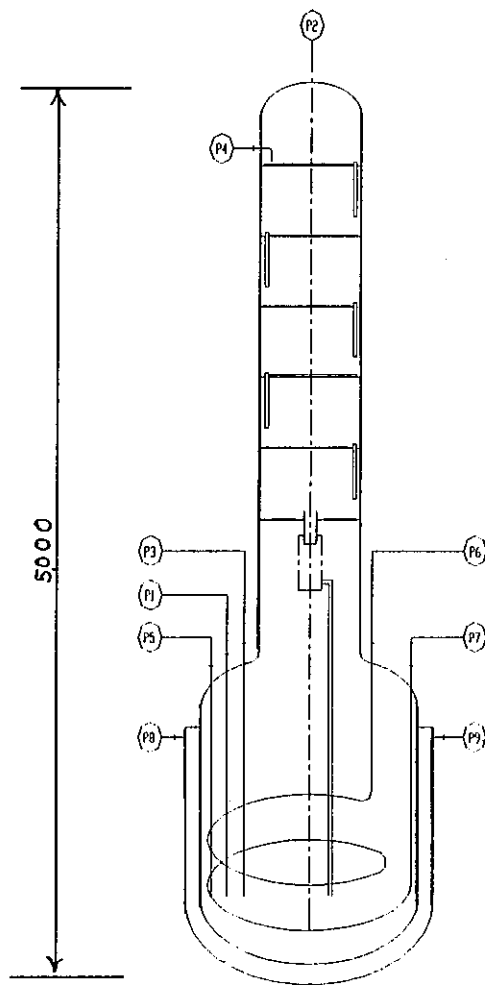


<主要物流一覧>

物流番号		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
物流名称																						
成分	単位																					
U	kg/d	8.30E+02	8.30E+02	—	8.30E+02	—	8.30E+02	—	5.53E+02	5.53E+02	5.53E+02	—	2.77E+02	8.30E-02	2.77E+02	2.77E-02	5.53E-02	8.30E-06	8.30E-02	1.66E-01	1.66E-01	
Pu	kg/d	9.54E+01	9.54E+01	—	9.54E+01	—	9.54E+01	—	9.54E-03	9.54E-03	9.54E-03	—	9.54E+01	9.54E-03	9.54E+01	9.54E-03	9.54E-07	9.54E-07	9.54E-03	1.91E-02	1.91E-02	
MA	kg/d	4.33E+00	4.33E+00	—	4.33E+00	—	4.33E+00	—	—	—	—	—	—	4.33E+00	—	—	—	4.33E-04	4.33E-04	4.33E+00	4.33E+00	
希ガス	kg/d	9.55E+00	9.55E+00	—	—	9.55E+00	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
ヨウ素	kg/d	6.79E-01	6.79E-01	—	6.79E-01	—	6.79E-01	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
白金族	kg/d	2.05E+01	2.05E+01	—	2.05E+01	—	1.02E+01	1.03E+01	—	—	—	—	—	1.02E+01	—	—	—	1.02E-03	1.02E-03	1.02E+01	2.05E+01	
Sr+Cs	kg/d	8.11E+00	8.11E+00	—	8.11E+00	—	8.11E+00	—	—	—	—	—	—	8.11E+00	—	—	—	8.11E-04	8.11E-04	8.11E+00	8.11E+00	
その他FP	kg/d	3.10E+01	3.10E+01	—	3.10E+01	—	3.10E+01	—	—	—	—	—	(硝酸)	3.10E+01	(硝酸)	—	—	3.10E-03	3.10E-03	3.10E+01	3.10E+01	
HNO <sub>3</sub>	kg/d	—	—	—	5.86E+02	—	6.51E+02	3.24E-01	1.87E+01	6.36E+01	—	3.03E+02	8.83E+03	3.78E+03	2.11E+02	1.07E+02	1.09E+01	4.22E+03	8.19E+02	9.07E+02	—	
H <sub>2</sub> O	kg/d	—	—	—	2.48E+03	4.84E+02	2.81E+03	1.03E+01	1.19E+04	1.53E+03	—	1.90E+03	8.70E+02	8.20E+03	1.24E+03	1.20E+04	8.64E+03	6.20E+03	1.12E+03	2.53E+02	—	
全体	kg/d	1.13E+03	1.13E+03	—	4.74E+03	6.24E+02	5.13E+03	2.09E+01	1.19E+04	2.16E+03	7.14E+02	2.20E+03	9.60E+03	1.20E+04	1.45E+03	1.21E+04	8.65E+03	1.04E+04	1.94E+03	3.44E+03	6.81E+02	
液体	l/d	—	—	—	3.10E+03	—	3.44E+03	—	—	1.49E+03	—	—	9.14E+03	1.00E+04	9.20E+0	1.21E+04	—	—	1.60E+03	1.60E+03	—	
流量	カ <sup>2</sup> Nm <sup>2</sup> /d	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
固体	kg/d	1.13E+03	1.13E+03	9.60E+02	—	6.80E+02	—	2.09E+01	9.40E+03	—	7.14E+02	1.75E+03	—	—	—	—	8.65E+03	1.40E+04	—	—	6.81E+02	
密度	(g/cc)	—	—	—	1.53	—	1.49	—	1.07	1.50	—	1.09	1.05	1.20	1.58	1.00	1.00	1.04	1.21	2.15	—	
備考		全体物流は燃料ミート	全体物流は燃料ミート		300gHM/l 3.0M HNO <sub>3</sub>		270gHM/l 3.0M HNO <sub>3</sub>	固形分/H <sub>2</sub> O =1/1 付着 HNO <sub>3</sub> : 0.5M	58.8gU/l 0.055M HNO <sub>3</sub>	354gU/l 0.46M HNO <sub>3</sub>	高密度 3g/cc	2.7M HNO <sub>3</sub>	25.0gU/l 8.61gPu/l 0.75M HNO <sub>3</sub>	2.4M HNO <sub>3</sub>	235gU/l 81.0gPu/l 6.0M HNO <sub>3</sub>	0.14M HNO <sub>3</sub>	0.02M HNO <sub>2</sub>	1.4M HNO <sub>3</sub> NO <sub>x</sub> 吸収液 含む	6.8M HNO <sub>3</sub>	4.0M HNO <sub>3</sub>	固化体ミート キャニスター込: 8.63E+02 kg/d	

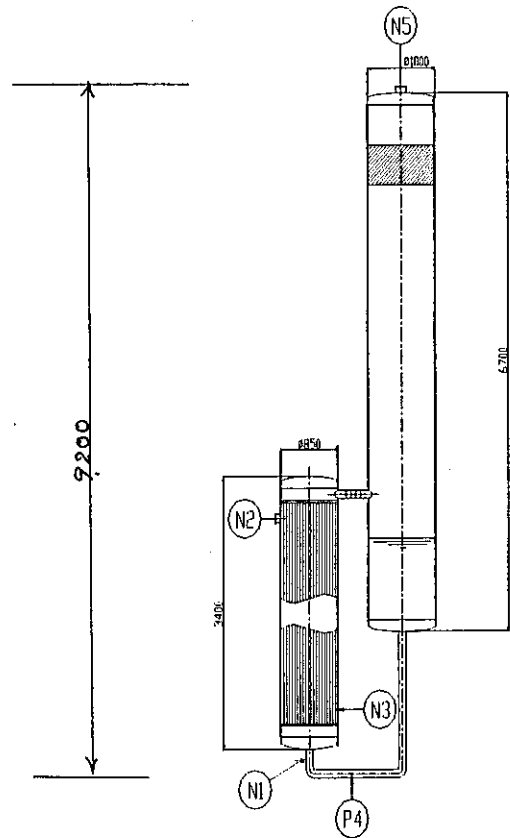
図3.2 イオン交換法再処理設備全体の物質収支





基 数	1		
機器型式	ケトル型		
取扱対象物	HAW廃液		
使用圧力	減圧		
使用温度	55℃		
主要部材質	Ti合金等		
主要仕様	伝熱面積 : 15 m <sup>2</sup>		
	缶部 : φ 1800 × H2000		
	塔部 : φ 850 × H3000		
	処理液量 : 325L/h		
主要ノズル一覧表			
No.	用 途	サイズ	備 考
N1	HAW入口		
N2	硝酸蒸気出口		
N3	濃縮液出口		
N4	洗浄水入口		
N6	蒸気入口		
N7	凝縮水出口		
N8	蒸気入口		
N9	凝縮水出口		
機器番号	E02		
機器名称	HAW蒸発缶		

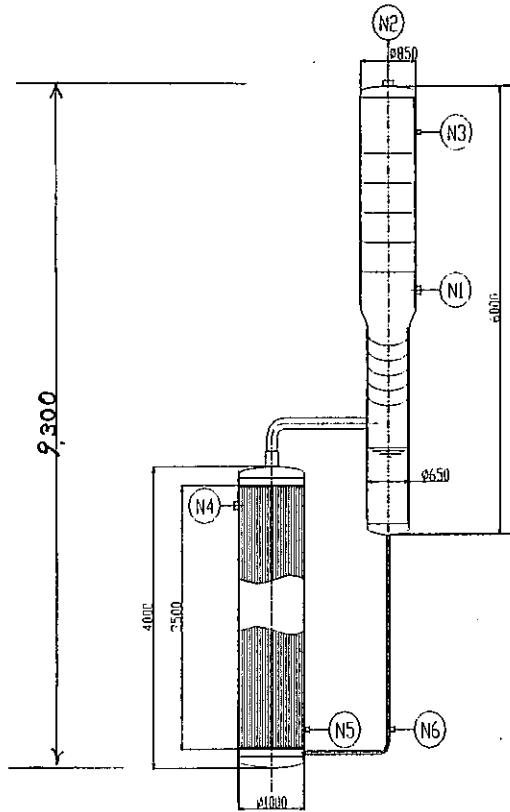
図3.4 HAW濃縮設備主要機器データシート



基数	1		
機器型式	サーモサイホン式		
取扱対象物	IIAW廃液		
使用圧力	減圧		
使用温度	70℃		
主要部材質	Ti合金等		
主要仕様	気液分離部：φ1200×H6700		
	伝熱面積：60m <sup>2</sup>		
	φ550×3-100		
	伝熱管：φ25.4×L2800×260本		
主要ノズル一覧表			
No.	用途	サイズ	備考
N1	硝酸廃液入口		
N2	加熱蒸気入口		
N3	凝縮水出口		
N4	濃縮液出口		
N5	硝酸蒸気出口		
機器番号	E02		
機器名称	酸回収蒸発缶		

図3.5 酸回収設備主要機器データシート





基 数	1		
機器型式	棚段塔式		
取扱対象物	HAW廃液		
使用圧力	減圧		
使用温度	60°C		
主要部材質	Ti合金等		
主要仕様	塔部：φ650(回収部：φ500)×H5000		
	段間隔 500×8段 (供給段：上から5段目)		
	伝熱面積：100m <sup>2</sup> , φ1000×L2500 伝熱管：φ25.4×L3500×35本		
主要ノズル一覧表			
No.	用 途	サイズ	備 考
N1	硝酸蒸気入口		
N2	蒸気(回収水)出口		
N3	還流水入口		
N4	加熱蒸気入口		
N5	凝縮水出口		
N6	回収酸出口		
機器番号	E0-I		
機器名称	酸回収精留塔		

図3.6 酸回収設備主要機器データシート

表3.4 イオン交換処理設備主要機器リスト(1/2)

設備番号	設備名称 イオン交換処理設備							
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力	温度(°C)	
AWT-1	溶解液受入供給槽	1	円環型	容量:約 2m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ × 4200mmH (50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
P-101	ポンプ	1	ダイヤフラム式	250 l/h	SUS304L	静水頭	室温	
AE	イオン交換塔	2	充填塔	容量:約 0.9m <sup>3</sup> 800mmφ × 2000mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温	
AWT-21/22	FP洗浄液槽 1, 2	2	堅置円筒型	容量:約 3m <sup>3</sup> 1500mmφ × 1800mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温	
AWT-3	U溶離液槽	1	堅置円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> 1500mmφ × 1200mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温	
AWT-4	U/Pu溶離液槽	1	堅置円筒型	容量:約 1m <sup>3</sup> ギ酸 1000mmφ × 1500mmH	SUS304L	加圧 500KPa	室温	
AET-11/12	溶解液貯槽	2	堅置円筒型	容量:約 3m <sup>3</sup> 冷却器付 1500mmφ × 1800mmH (50t)	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
AET-21/22	FP洗浄液貯槽 1,2	2	堅置円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ × 4200mmH (50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
AWT-31/32	U溶離液槽	2	堅置円筒型	容量:約 4m <sup>3</sup> 1500mmφ × 2500mmH (50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
AET-33	計量槽	1	堅置円筒型	容量:約 1m <sup>3</sup> 1000mmφ × 1500mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
AWT-41/42	U/Pu溶離液槽	2	円環型	容量:約 4m <sup>3</sup> 冷却器付 4600mmφ × 5600mmH (50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm

表3.5 イオン交換処理設備主要機器リスト(2/2)

設備番号		設備名称 イオン交換処理設備						
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力	温度(°C)	
AET-43	計量槽	1	円環型	容量:約1.5m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ×3000mmH(50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
AIT-1	新交換体供給槽	1	堅置円筒型	容量:約2m <sup>3</sup> イオン交換体 1500mmφ×1500mmH	SUS304L	静水頭	室温	
AIT-2	廃交換体受槽	1	堅置円筒型	容量:約2m <sup>3</sup> イオン交換体 1500mmφ×1500mmH	SUS304L	静水頭	室温	
P-102	ポンプ	1	ダイヤフラム式	500 l/h 硝酸	SUS304L	静水頭	室温	
P-103	ポンプ	1	ダイヤフラム式	400 l/h ギ酸	SUS304L	静水頭	室温	
								機器 設備

表3.6 製品濃縮設備主要機器リスト(1/2)

設備番号	151	設備名称	製品濃縮設備(U/Pu製品蒸発濃縮設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V01	製品供給槽	1	円環型	容量:約4m <sup>3</sup> 5000mmφ×5200mmH(50mmt)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
E02、03	製品濃縮缶	2	垂直サーモサイフォン型	伝熱面積 12m <sup>2</sup> φ200×H4500	Ti合金等	大気圧	130	臨界形状管理 円筒径:φ211mm
H0201	冷却器	1	二重管式	伝熱面積 0.35m <sup>2</sup> φ200×L1000	SUS304L	静水頭	30	
H0202	凝縮器	1	横置多管円筒型	伝熱面積 6m <sup>2</sup> φ400×L2000	SUS304L	静水頭	30	
H0301	凝縮器	1	横置多管円筒型	伝熱面積 6m <sup>2</sup> φ400×L2001	SUS305L	静水頭	31	
V04	濃縮液受槽	1	円環型	容量:約1.5m <sup>3</sup> 3000mmφ×3300mmH(50mmt)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V05	計量槽	1	円環型	容量:約1.5m <sup>3</sup> 3000mmφ×3300mmH(50mmt)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V06	凝縮液受槽(1)	1	円環型	容量:約4m <sup>3</sup> 5000mmφ×5200mmH(50mmt)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V07	凝縮液受槽(2)	1	円環型	容量:約4m <sup>3</sup> 5000mmφ×5200mmH(50mmt)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V08	洗浄塔	1	充填塔	φ100×H1200	SUS304ULC	大気圧	室温	
V0801	洗浄液貯槽	1	縦置円筒型	容量:約100L 500mmφ×600mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 平板厚さ:91mm
P0802	洗浄液循環ポンプ	1	ダイヤフラム式	2L/h	SUS304ULC	静水頭	室温	

表3.7 製品濃縮設備主要機器リスト(2/2)

設備番号	152	設備名称	製品濃縮設備(U蒸発濃縮設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V01	U溶液供給槽	1	堅置円筒型	容量:約4m <sup>3</sup> 2000mmφ×2600mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
E02	U濃縮缶	1	垂直サーモサイフォン型	伝熱面積 18.5m <sup>2</sup> φ700×H4000	SUS304ULC	大気圧	130	
H0201	冷却器	1	二重管式	伝熱面積 0.4m <sup>2</sup> φ250×L1000	SUS304L	静水頭	30	
H0202	凝縮器	1	横置多管円筒型	伝熱面積 7m <sup>2</sup> φ450×L2000	SUS304L	静水頭	30	
V03	濃縮液受槽	1	堅置円筒型	容量:約2m <sup>3</sup> 1200mmφ×2000mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
V04	計量槽	1	堅置円筒型	容量:約2m <sup>3</sup> 1200mmφ×2000mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
V05	凝縮液受槽(1)	1	堅置円筒型	容量:約4m <sup>3</sup> 2000mmφ×2600mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
V06	凝縮液受槽(2)	1	堅置円筒型	容量:約4m <sup>3</sup> 2000mmφ×2600mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	
V07	洗浄塔	1	充填塔	φ100×H1200	SUS304ULC	大気圧	室温	
V0701	洗浄液貯槽	1	堅置円筒型	150L φ500×H800	SUS304ULC	静水頭	室温	
V0702	洗浄液循環ポンプ	1	ダイヤフラム式	2L/h	SUS304ULC	静水頭	室温	

表3.8 HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(1/3).

設備番号	231	設備名称	HAW廃液濃縮／酸回収設備(HAW廃液濃縮設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V01	HAW中間貯槽	1	縦置円筒型	13m <sup>3</sup> , φ2500×H3000	SUS304L	静水頭	室温	供給液:31日分
V0101	HAW供給槽	1	縦置円筒型	1600L, φ1300×H1500	SUS304L	静水頭	室温	供給液:3.5h分
E02	HAW蒸発缶	1	ケトル型	伝熱面積 15m <sup>2</sup> 缶部: φ1800×H2000 塔部: φ850×H3000	SUS304ULC	減圧	60°C	処理液量:500L/h
H0201	凝縮器	1	横置多管式	伝熱面積 16m <sup>2</sup> φ500×L1700 伝熱管: φ25.4×L1400×144本	SUS304L	減圧	30°C	凝縮液量:480L/h
H0202	濃縮液冷却器	1	二重管式	伝熱面積 0.43m <sup>2</sup> 50A×L2200×3列 伝熱管: φ25.4×L2000×3本	SUS304L	静水頭	40°C	濃縮液拔出し量: 20L/h
V03 V04	凝縮液受槽	2	縦置円筒型	3.6m <sup>3</sup> , φ1500×H2300	SUS304L	静水頭	30°C	凝縮液:7h分
V05	HAW濃縮液貯槽	1	縦置円筒型	13m <sup>3</sup> , φ2500×H3000 冷却コイル伝熱面積 44m <sup>2</sup> 伝熱管:80A×コイル径φ2300×25巻	SUS304L	静水頭	60°C	濃縮液:52日分
V06	HAW濃縮液計量槽	1	縦置円筒型	300L, φ700×H950 冷却コイル伝熱面積:15m <sup>2</sup> 伝熱管:50A×コイル径φ450×6巻	SUS304L	静水頭	60°C	濃縮液:1日分
P0701	循環液ポンプ	1	遠心ノンシール	1.7m <sup>3</sup> /h×揚程30m	SUS304L		室温	
H0702	循環液冷却器	1	縦置多管式	伝熱面積 1.3m <sup>2</sup> φ200×L1300 伝熱管: φ19×L900×24本	SUS304L	3.00E+05	室温	3kg/cm <sup>2</sup> G

表3.9 HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(2/3).

設備番号	232	設備名称	HAW廃液濃縮／酸回収設備(酸回収設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V01	廃硝酸中間貯槽	1	縦置円筒型	47m <sup>3</sup> , φ3700×H4800	SUS304L	静水頭	室温	供給液:2日分
V0101	供給槽	1	縦置円筒型	12m <sup>3</sup> , φ2500×H2500	SUS304L	静水頭	室温	供給液:12h分
E02	蒸発缶	1	サーモサイホン型	気液分離部: φ1200×H6700 伝熱面積 96m <sup>2</sup> φ550×3400 伝熱管: φ25.4×L2800×430本	SUS304ULC	減圧	60°C	処理液量:0.92m <sup>3</sup> /h
H0201	蒸発缶濃縮液冷却器	1	二重管式	伝熱面積 0.16m <sup>2</sup> 50A×L1,300×2列 伝熱管: φ25.4×L1100×2本	SUS304L	減圧	30°C	濃縮液量:35L/h
V03	濃縮液受槽	1	縦置円筒型	1.7m <sup>3</sup> , φ1200×H1600	SUS304L	減圧	30°C	濃縮液:2日分
E04	精留塔	1	棚段塔式	塔部: φ650(回収部:φ500)×H5000 段間隔 500×8段 (供給段:上から5段目) 伝熱面積 100m <sup>2</sup> φ1,000×L2500 伝熱管: φ25.4×L3500×350本	SUS304ULC	減圧	70°C	処理液量:0.9m <sup>3</sup> /h相当
H0401	回収水凝縮器	1	横置多管式	伝熱面積 170m <sup>2</sup> φ1200×L2800 伝熱管: φ25.4×L2500×852本	SUS304L	減圧	30°C	凝縮液量:0.85m <sup>3</sup> /h
H0402	回収酸凝縮器	1	横置多管式	伝熱面積 10m <sup>2</sup> φ500×L2000 伝熱管: φ25.4×L1800×70本	SUS304L	減圧	30°C	凝縮液量:100L/h
H0403	精留塔濃縮液冷却器	1	二重管式	伝熱面積 0.96m <sup>2</sup> 50A×L800×2列 伝熱管: φ25.4×L600×2本	SUS304L	静水頭	30°C	濃縮液量:30L/h

表3.10 HAW濃縮／酸回収設備主要機器リスト(3/3)

設備番号	232	設備名称	HAW廃液濃縮／酸回収設備(酸回収設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V05,06	回収水受槽	2	縦置円筒型	20m <sup>3</sup> , φ2600×H4000	SUS304L	静水頭	30°C	回収水:24h分
P0501	回収水ポンプ	1	遠心ノンシール	28m <sup>3</sup> /h×揚程 30m	SUS304L		室温	
V07,08	回収酸受槽	2	縦置円筒型	2.8m <sup>3</sup> , φ1500×H1600	SUS304L	静水頭	30°C	回収酸:26h分
P0701	回収酸ポンプ	1	遠心ノンシール	5m <sup>3</sup> /h×揚程 30m	SUS304L		30°C	
								機器設備



表3.11 前処理設備主要機器リスト(1/3)

設備番号	131	設備名称	前処理設備(解体/せん断設備)					
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
M01,02	燃料反転機	2	---	W1500×L2400×H5700	SUS304	大気圧	室温	
M03,04	解体機	2	CO <sub>2</sub> レーザ式 トーチ移動型	W4000×L9100×H3400	SUS304	大気圧	室温	
M05	せん断機	1	シリンダ水平型 ねじ送り式	W5500×L7500×H3000 Core燃料用	SUS304	大気圧	室温	
M06	せん断機	1	シリンダ水平型 ねじ送り式	W5500×L7500×H3000 Blanket燃料用	SUS304	大気圧	室温	
M07,08	燃料回転機	2	走行クレーン	吊り下げ重量 5t	SUS304	大気圧	室温	
M09,10	廃棄物容器取扱装置	2	パワーマニプレータ	吊り下げ重量 1t	SUS304	大気圧	室温	
M11,12	廃棄物切断機	2	CO <sub>2</sub> レーザ式 トーチ移動型	W4000×L9100×H3400	SUS304	大気圧	室温	
M13,14	廃棄物内缶回転装置	2	---	吊り下げ重量 5t	SUS304	大気圧	室温	
M15,16	廃棄物内缶計量装置	2	天秤	計量重量 5t以下	SUS304	大気圧	室温	

表3.12 前処理設備主要機器リスト(2/3)

設備番号	設備名称	前処理設備(溶解設備)						
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
R01.02	溶解槽	2	回転連続式	1000mmφ × 8000mmL	Ti合金等	静水頭	90	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
H0101 H0201	加熱器	2	二重管式	交換熱量 2.46 × 10 <sup>4</sup> kJ/h	SUS304L	静水頭	90	
F0102 F0202	フィルタ	2	円筒型	容量:約36L 150mmφ × 2000mmH	Ti合金等	静水頭	90	臨界形状管理 円筒径:φ176mm
V03	ハル洗浄槽	1	平板型	容量:約200L 80mmW × 1000mmL × 2500mmH	SUS316Nb	静水頭	室温	臨界形状管理 平板厚さ:91mm
V04	洗浄液受槽	1	平板型	容量:約400L 80mmW × 2000mmL × 2500mmH	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 平板厚さ:91mm
V05	硝酸調整槽	1	円筒型	容量:約1800L 1000mmφ × 2400mmL	SUS304ULC	静水頭	室温	攪拌機付き
V06	硝酸供給槽	1	円筒型	容量:約1800L 1000mmφ × 2400mmL	SUS304ULC	静水頭	室温	
P0501	ポンプ	1	遠心式	2000L/h	SUS304L	静水頭	室温	
P0601 P0602	ポンプ	2	遠心式	2000L/h	SUS304L	静水頭	室温	
V07	ヨウ素追出槽	1	平板型	容量:約400L 80mmW × 2000mmL × 2500mmH	Ti合金等	静水頭	90	臨界形状管理 平板厚さ:91mm
X0301	ハルモニタ	1	γ/α線計測	1500mmW × 2000mmL × 2000mmH	炭素鋼	大気圧	室温	
M08	充填・搬送装置	1	走行クレーン	吊り下げ重量 1t	炭素鋼	大気圧	室温	
								機器設備

表3.13 前処理設備主要機器リスト(3/3)

設備番号	設備名称	前処理設備(清澄/調整設備)						
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考
						圧力(PaG)	温度(°C)	
V01	溶解液受槽	1	円環型	容量:約1m <sup>3</sup> 2000mmφ×3500mmH(50mmt)	SUS316ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
F02	清澄器	1	遠心式	処理容量:200L/h φ600×H2400	SUS316ULC	大気圧	室温	臨界形状管理 液厚:56mm
V03	清澄液受槽	1	円環型	容量:約2m <sup>3</sup> 3000mmφ×4500mmH(50mmt)	SUS316ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V04	計量槽	1	円環型	容量:約2m <sup>3</sup> 3000mmφ×4500mmH(50mmt)	SUS316ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm
V05	スラッジ受槽	1	平板型	容量:約400L 80mmD×2000mmW×2500mmH	SUS316L	静水頭	室温	臨界形状管理 平板厚さ:91mm
F0502	スラッジフィルタ	1	円筒型	容量:約36L 150mmφ×2000mmH	Ti合金等	静水頭	室温	臨界形状管理 円筒径:φ176mm
								機器 設備

表3.14 せん断／溶解オフガス処理設備主要機器リスト

設備番号	21	設備名称	せん断／溶解オフガス処理設備						
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考	
						圧力(PaG)	温度(°C)		
T01	NO <sub>x</sub> 吸収塔	1	充填塔	320mmφ × 4000mmH	SUS304ULC	静水頭	室温		
H0101	凝縮器	1	多管式		SUS304L	静水頭	10		
V02	吸収液受槽	1	円筒型	容量:約400L 600mmφ × 1600mmH	SUS304ULC	静水頭	室温		
T03	ヨウ素追出塔	1	バブリング式	上部: 80mmφ × 1000mmH 下部: 600mmφ × 2200mmH	SUS310Nb	静水頭	室温		
H04	加熱器	1	電気加熱式	5kW 200mmφ × 3400mmH	SUS304L	大気圧	150		
F05 F06	HEPAフィルタ	2	円筒型 (グラスファイバ)	600mmφ × 2000mmH	SUS304L	大気圧	150	1基は予備	
F07 F08	ヨウ素フィルタ	2	円筒型 (銀系吸着材)	600mmφ × 2000mmH	SUS304L	大気圧	150	1基は予備	
F09 F10	ヨウ素フィルタ	2	円筒型 (銀系吸着材)	600mmφ × 2000mmH	SUS304L	大気圧	150	1基は予備	
F11 F12	HEPAフィルタ	2	円筒型 (グラスファイバ)	600mmφ × 2000mmH	SUS304L	大気圧	150	1基は予備	
K13 K14	排風機	2	ルーツ式	600 Nm <sup>3</sup> /h	SUS304L	大気圧	室温	1基は予備	
V0102	ヨウ素追出槽	1	バブリング式	容量:約400L 600mmφ × 1600mmH	SUS310Nb	静水頭	室温		
F1101	冷却器	1	水冷式		SUS304L	大気圧	150→室温		

表3.15 イオン交換塔設備の臨界安全検討

計算条件

(1) 使用断面積ライブラリ及び計算コード

使用断面積ライブラリは、SCALE 4 システム内蔵の CSRL(Criticality Safety Reference Library)27 群セットを、計算コードは、臨界安全解析シーケンス CSAS(BONAMI,NITAWL,KENO-V.a)を使用する。

(2) 判断基準

$k_{eff} + 3\sigma \leq 0.95$  を判断基準とする。

(3) KENO-V.a 計算パラメータ

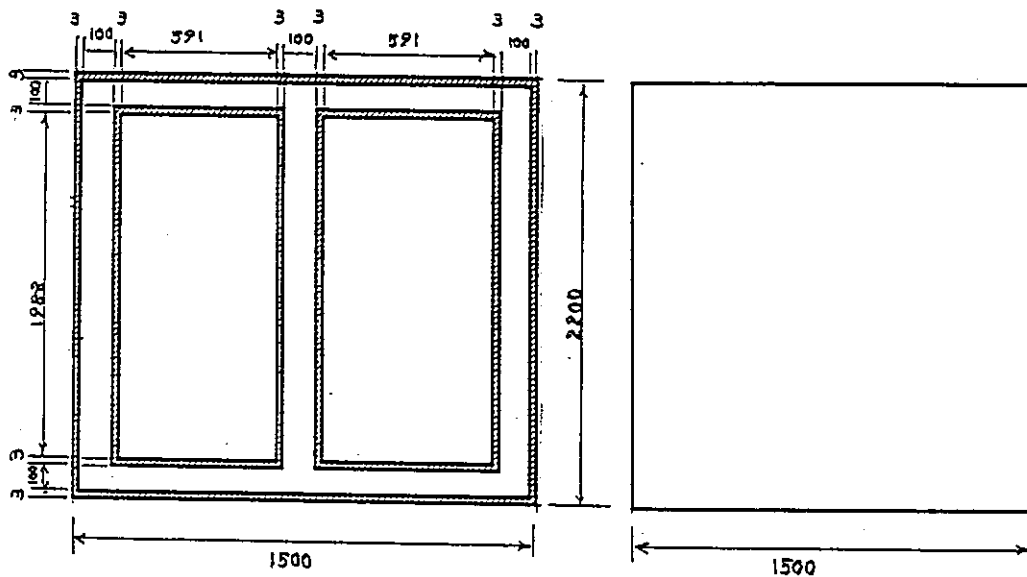
KENO-V.a による臨界計算におけるパラメータ設定は、全ケース下記とする。

- ・ 世代当たりの中性子発生数 : 300
- ・ 総世代数 : 103
- ・ スキップ世代数 : 3 (30000 ヒストリーに対応)
- ・ 初期中性子発生数 : 平坦分布

(4) 計算モデル

計算モデルは、下記 に示すようにモデル化し、単一ユニットとする。

- ① 平板槽内は、硝酸ウラニル-硝酸プルトニウム混合水溶液 ( $UO_2(NO_3)_2$ - $Pu(NO_3)_4$ ) で満たされているとする。
- ② 構造材は、SUS304L のみとする。
- ③ 平板槽と平板槽のギャップは、水分 (密度パラメータ) とする。
- ④ イオン交換塔の周囲(前後左右上下)は、30cm 厚さの水反射体とする。



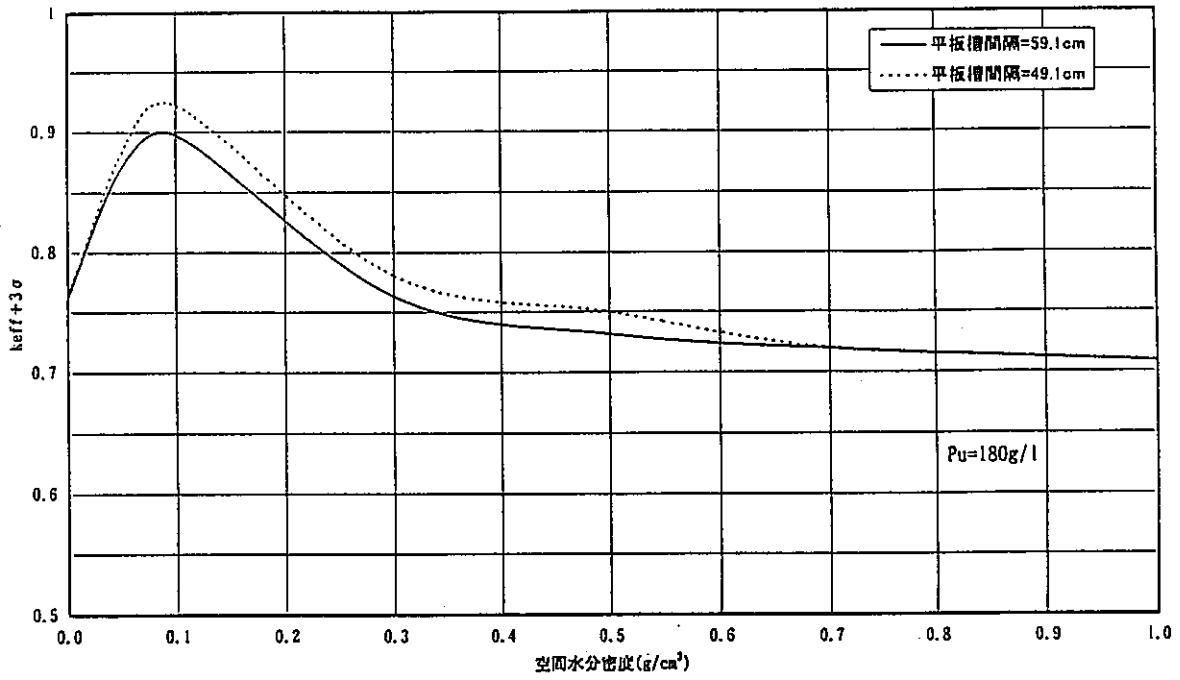


図3.7 空間水分密度をパラメータにした場合のイオン交換塔設備計算結果

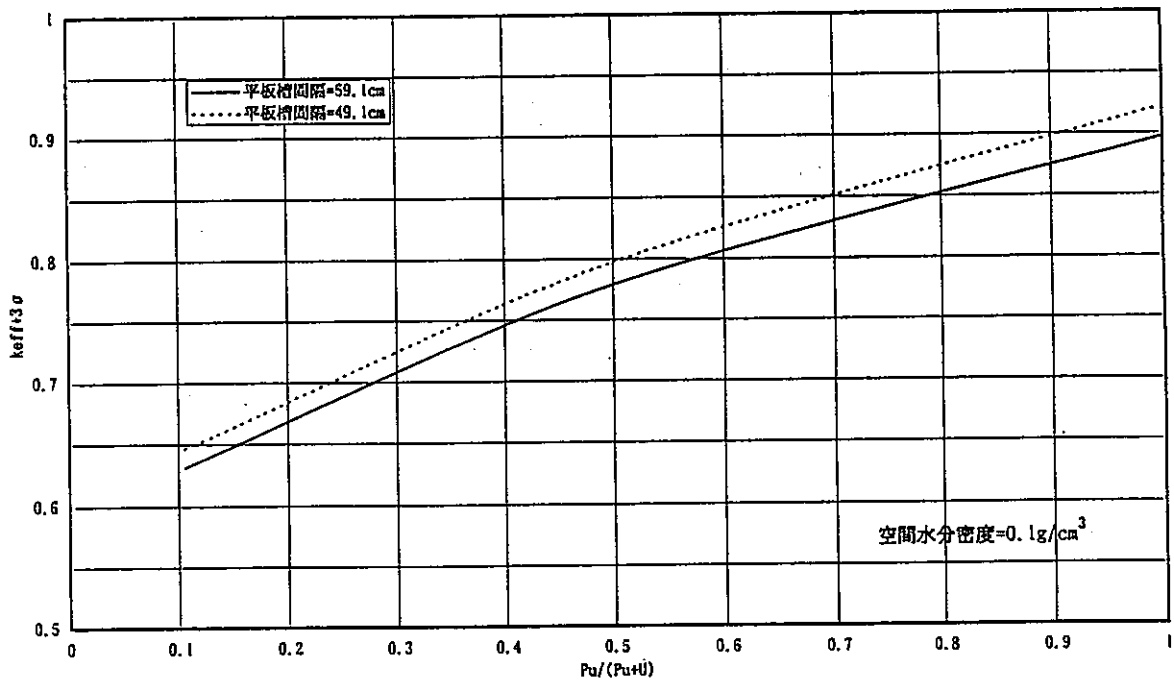
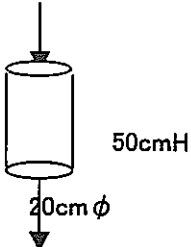
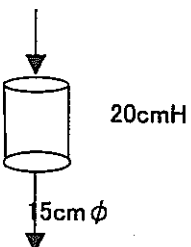


図3.8 Pu割合をパラメータにした場合のイオン交換塔設備計算結果

表3.16 MA分離カラムの設計仕様

<p>1 設定条件</p>	<p>・高レベル濃縮液(45倍濃縮,HNO<sub>3</sub>;12M, 6 l/h)→2.5倍水希釈→ HNO<sub>3</sub>;6M, 15l/hで処理する。          ・濃縮液 15l /h HNO<sub>3</sub>; 6M          8l /1 cycle(30min) *FP液にPd, Tc溶離液含まず。          ・組成          (1) 3個MA (Am,Cm) (2) 3個ランタニド Lns (La,Nd, Eu )          Am 120g/h 60g/1 cycle Lns 0.53Kg/h 0.27Kg/1 cycle          Cm 40g/h 20g/1 cycle * LnsはFPの1/5とする          (3) FP 2.65Kg/h 1.3Kg/1 cycle(Lnsを含む)          ・吸着剤          (1)CMPO吸着剤 Lns, MA飽和吸着量 40mg-MA/m<sup>2</sup>,23mg-Lns/ml          (2)Cynex吸着剤 MA飽和吸着量 50mg/ml</p>	
<p>2 塔設計仕様</p>	<p>(1) FP分離カラム(CMPO吸着剤)          ・吸着剤量 (12l) 15 l MA;40g, Lns;270gは飽和吸着量の約1.3倍          ・カラム寸法 20cmφ x50cmH A : 314cm<sup>2</sup>          ・空隙部 7.5l 空隙率: 50 %          ・液流速 3cm/min          ・処理時間 (1)濃縮液 8.5min ( 8 l)          (1 cycle) (2)洗浄液 5.3min ( 5 l)          (間欠操作) (3)溶離液 5.3min ( 5 l)          (4)再生液 5.3min ( 5 l)          切替え時間 5.6min  <hr/>         合計 30min</p>  <p>(2) MA,Lns分離カラム(Cyanex吸着剤)          ・吸着剤量 (0.8l) 3.5 l MA;40gは飽和吸着量の約4倍          ・カラム寸法 15cmφ x20cmH A : 177cm<sup>2</sup>          ・空隙部 1.8l 空隙率: 50 %          ・液流速 .5cm/min          ・処理時間 (1)溶離液 11.2min ( 5 l)          (1 cycle) (2)洗浄液 5.6min ( 5 l)          (間欠操作) (3)溶離液 5.6min ( 5 l)          (4)再生液 5.6min ( 5 l)          切替え時間 2.0min  <hr/>         合計 30min</p> 	

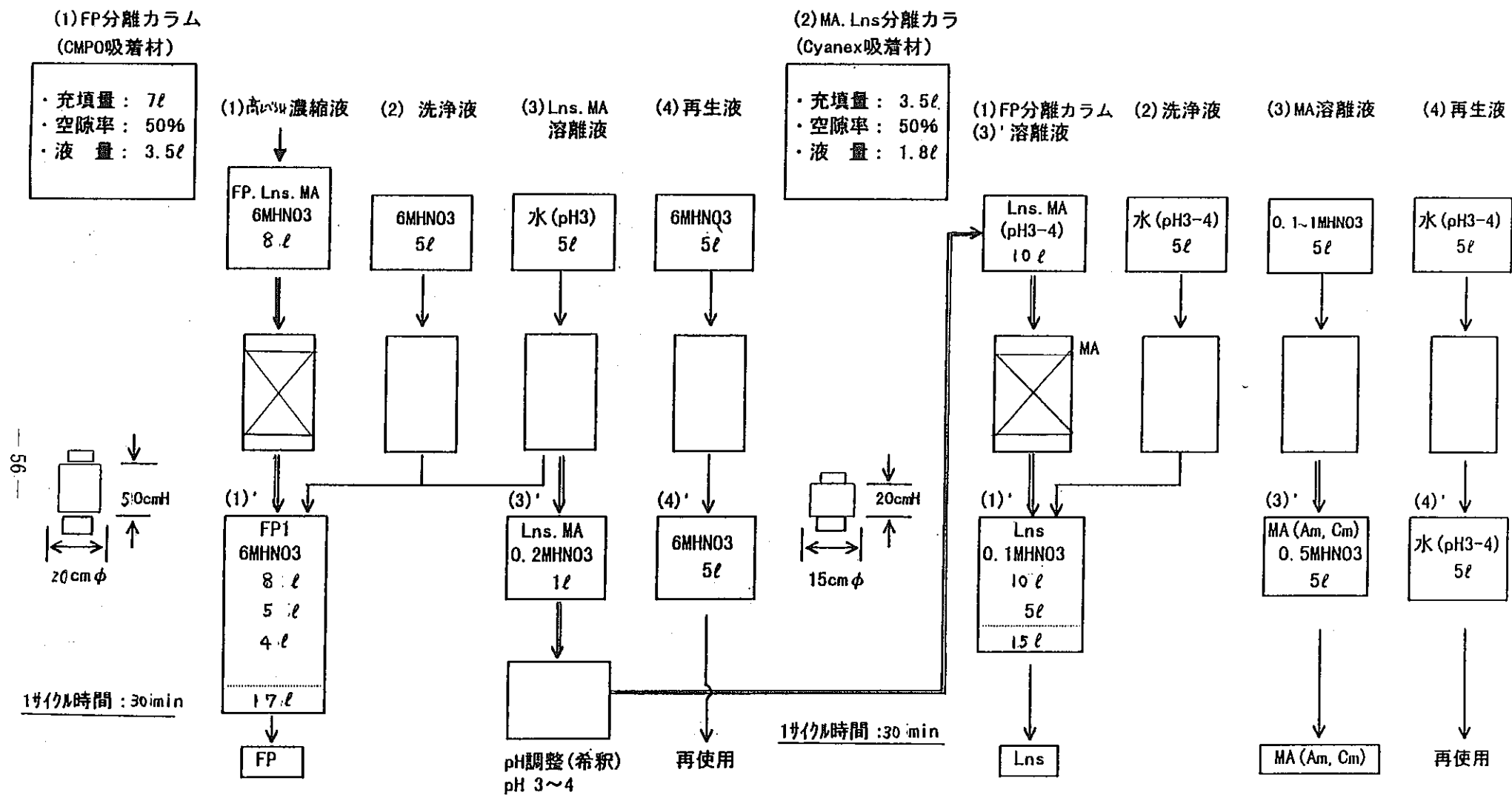


図3.9 マイナーアクチニド(MA)分離工程の分離操作



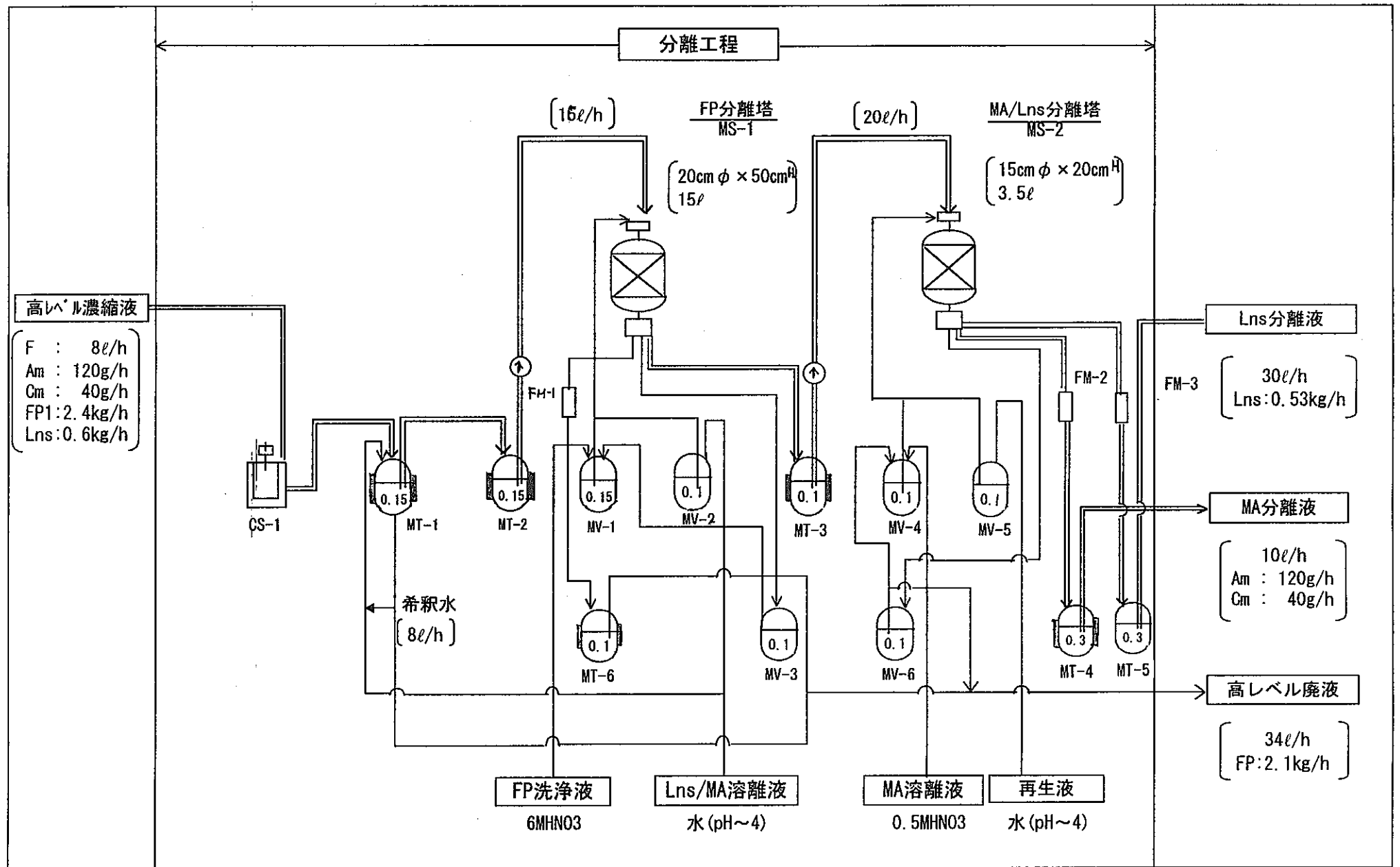


図3.10 マイナーアクチニド分離工程のプロセスフロー

表3.17 MA回収設備機器リスト(1/2)

設備名称：MA回収設備

No.	機器番号	員数	機器名称	型式	仕様 (概略寸法, 主要性能)	容量 (%)	重量 (Kg)	主要材質	運転温度 [°C]	運転圧力 [-]	耐震 重要度	備考
1	MT-1	1	受入・調整槽	縦置円筒槽	φ600×H600 冷却器(コイル)付	150	50	SUS304L	室温	静水頭	B	
2	MT-2	1	供給槽	縦置円筒槽	φ600×H600 冷却器(コイル)付	150	50	SUS304L	室温	静水頭	B	
3	MT-3	1	MA/Lns受槽	縦置円筒槽	φ500×H600 冷却器(コイル)付	100	50	SUS304L	室温	静水頭	B	
4	MT-4	1	MA受槽	縦置円筒槽	φ700×H600 冷却器(コイル)付	300	50	SUS304L	室温	静水頭	B	
5	MT-5	1	Lns受槽	縦置円筒槽	φ700×H600	300	50	SUS304L	室温	静水頭	B	
6	MT-6	1	高レベル廃液受槽	縦置円筒槽	φ700×H800 冷却器(コイル)付	300	80	SUS304L	室温	加圧	B	
8	MV-1	1	洗浄液供給槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
9	MV-2	1	Lns/Ma分離液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
10	MV-3	1	再生液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
11	MV-4	1	MA分離液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
12	MV-5	1	洗浄液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
13	MV-6	1	再生液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B	
14	MS-1	1	FP分離塔	充填塔	φ200×H500	16	50	SUS304L	室温	加圧	B	・CMPO吸着材の充填塔 ・カートリッジ型で適宜交換
15	MS-2	1	MA/Lns分離塔	充填塔	φ150×H300	5	50	SUS304L	室温	加圧	B	・Cyanex吸着材の充填塔 ・カートリッジ型で適宜交換

表3.18 MA回収設備機器リスト(2/2)

設備名称：MA回収設備

No.	機器番号	員数	機器名称	型式	仕様 (概略寸法, 主要性能)	容量 (%)	重量 (Kg)	主要材質	運転温度 [°C]	運転圧力 [-]	耐震 重要度	備考
16	MF-1	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状)活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換
17	MF-2	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状)活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換
18	MF-3	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状)活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換
19	MP-1	1	ポンプ	ダイヤフラム式	20 L/h	-	10	SUS304L	室温	加圧	B	
20	MP-2	1	ポンプ	ダイヤフラム式	20 L/h	-	10	SUS304L	室温	加圧	B	
21	CS-1	1	遠心清澄機	遠心式	400 L/h, rpm:3000 φ300×H800	5	50	SUS304L	室温	静水頭	B	

## 4. イオン交換法を用いた湿式再処理プラント概念の検討

### 4. 1 イオン交換湿式再処理プロセスのフロー

イオン交換再処理プロセスのフローを示す。図 4.1 に全体のプロセスフローを、図 4.2 にせん断・溶解オフガス処理設備のプロセスフローを、図 4.3 に溶解設備のプロセスフローを、図 4.4 に U/Pu 濃縮設備のプロセスフローを、図 4.5 に U 濃縮設備のプロセスフローを、図 4.6 と図 4.7 に HAW 濃縮設備のプロセスフローと物質収支を、図 4.8 と図 4.9 に酸回収設備のプロセスフローと物質収支を示す。

再処理プロセスのフローは、大きく再処理工程と廃液・排ガス処理工程の 2 つに分けられる。再処理工程では使用済み燃料はせん断工程から硝酸による溶解・清澄工程を経て燃料溶解液となり、次のイオン交換塔での分離・分配工程から U 含有  $\text{HNO}_3$ 、U+Pu 含有ギ酸、FP 含有  $\text{HNO}_3$  及び再利用  $\text{HNO}_3$  の 4 つの分離液に分けられる。U 含有  $\text{HNO}_3$  は濃縮から脱硝工程を経て U 酸化物が回収される。U+Pu 含有ギ酸液は U 含有液と同じく濃縮から脱ギ酸工程を経て U と Pu の混合酸化物として回収される。一方、廃液処理工程において、FP 含有  $\text{HNO}_3$  液は高レベル廃液蒸発缶で濃縮して、濃縮液と  $\text{HNO}_3$  凝縮水に分けられる。濃縮液はガラス固化から固化体の貯蔵施設へ送られる。

$\text{HNO}_3$  凝縮水は酸回収装置で 11.5M 程度の  $\text{HNO}_3$  を回収する。再利用  $\text{HNO}_3$  液については、純度が低下した時点で酸回収装置で  $\text{HNO}_3$  を回収する。ギ酸の回収については、U+Pu 含有液の濃縮工程で 1.5M 程度のギ酸が回収され、さらにギ酸回収装置で 2.5M 程度のギ酸が回収される。なお、低レベル廃液はイオン交換分離操作からの発生はなく、酸回収装置の凝縮水と再処理施設以外の他施設からの廃液が該当するものと考えられる。なお排ガス処理については、イオン交換分離操作からの排ガスの発生はなく、せん断、溶解、脱硝、ガラス固化設備等から発生する。

本プロセスの全体工程での物質収支については、使用済み燃料中の各成分が燃料溶解液となり、次のイオン交換塔での分離・分配工程から 4 つの分離液となる。U 含有液、U+Pu 含有液及び FP 含有液がそれぞれ全量回収される。 $\text{HNO}_3$  廃液については、高レベル廃液蒸発缶と硝酸回収装置で 95%以上の  $\text{HNO}_3$  が回収される。ギ酸

については、濃縮装置とギ酸回収装置で投入ギ酸の70%前後を回収する。

図 4.6 と図 4.7 に示す高レベル廃液濃縮設備のプロセスフローでは、イオン交換 FP 含有液と酸回収設備からの残留廃液が貯槽及び供給槽を経て蒸発缶で濃縮される。濃縮廃液は貯槽及び計量槽を経てガラス固化設備に送られる。一方、凝縮液は酸回収設備に送液される。濃縮は減圧下で 280h で 40~50 倍に濃縮される。

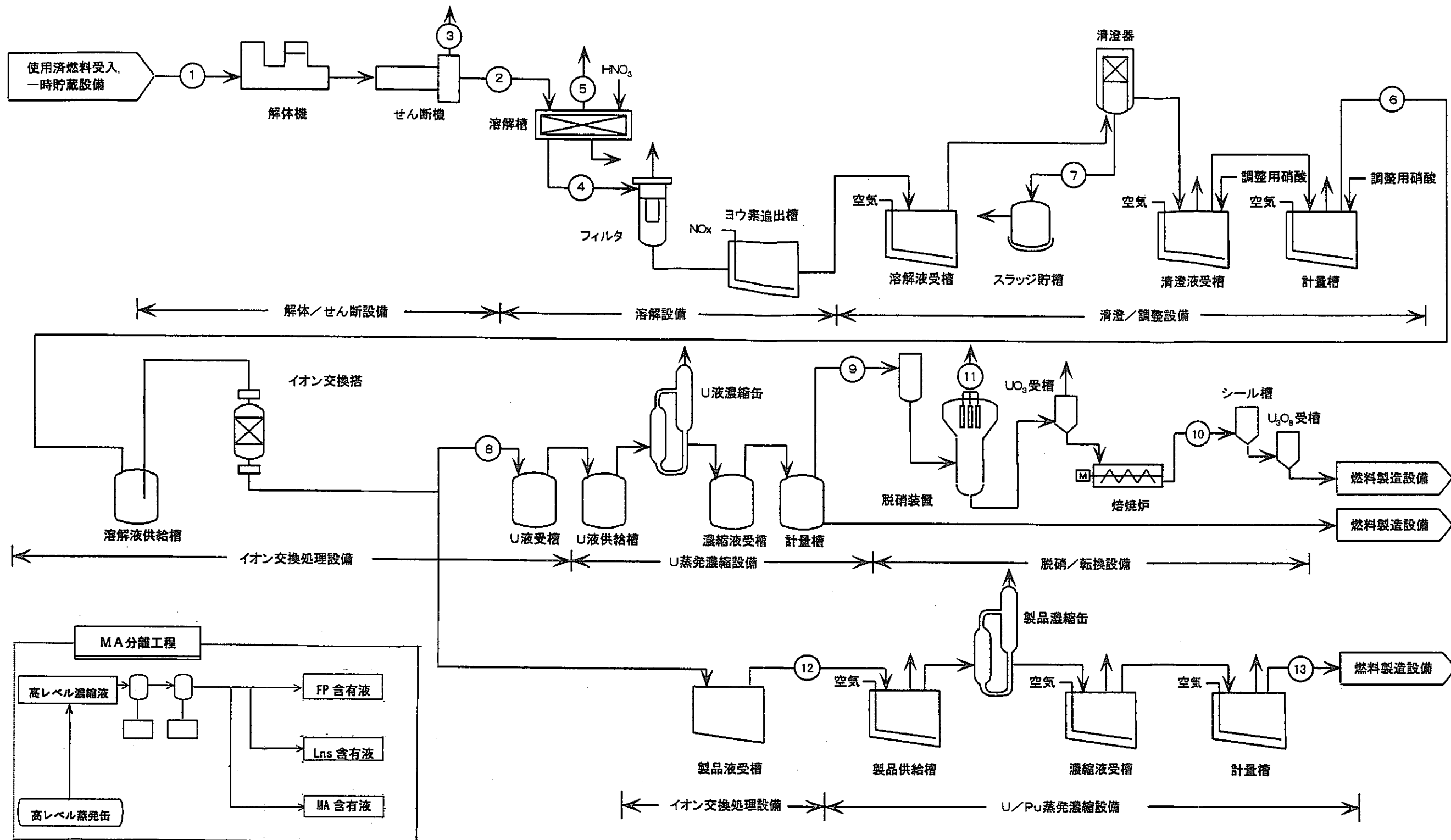
図 4.8 と図 4.9 に示す硝酸回収設備のプロセスフローでは、イオン交換  $\text{HNO}_3$  廃液、濃縮工程廃液、高レベル廃液濃縮設備からの凝縮液を主体に主体にした廃液が、貯槽及び供給槽を経て、蒸発缶と精留塔に送液されて高濃度  $\text{HNO}_3$  と極低濃度  $\text{HNO}_3$  に分離される。高濃度  $\text{HNO}_3$  はイオン交換溶離液と燃料溶解槽で再使用される。一方、極低濃度  $\text{HNO}_3$  は低レベル廃液濃縮設備に送られる。

#### 4. 2 イオン交換湿式再処理プラントのレイアウト

湿式再処理プラントの建家と再処理工程のレイアウトについて検討した。建屋は燃料製造加工セルを含むものである。これらを図 4.10~図 4.13 に示す。図 4.14 と図 4.15 に再処理工程の機器配置と貯槽のレイアウトを示す。なお U と U+Pu の処理系統での機器の配置では、臨界安全性の観点から機器間で 50cm の間隔をおき、さらに必要に応じて中性子吸収材を設置するものとする。なお、図 4.16 には再処理工程での処理液と貯槽での系統を示す。

再処理工程の機器配置と貯槽のレイアウトでは、機器を地下一階の 18mx72m のホットセルに収納し、関連する槽を地下二階の 18mx63m のホットセルに収納する。機器の配置では、溶解槽、清澄器、ハル洗浄器、イオン交換塔、U/Pu 濃縮器、U 濃縮器、高レベル廃液(HAW)蒸発缶、硝酸回収蒸発缶・精留塔が順次配置される。さらに MA 分離工程に必要な分離カラムも設置される。なおイオン交換塔と MA 分離カラムでは各溶離液の貯槽も配置する。一方、地下二階のホットセルでの貯槽は大型の貯槽並びに計量管理用の槽等で構成している。

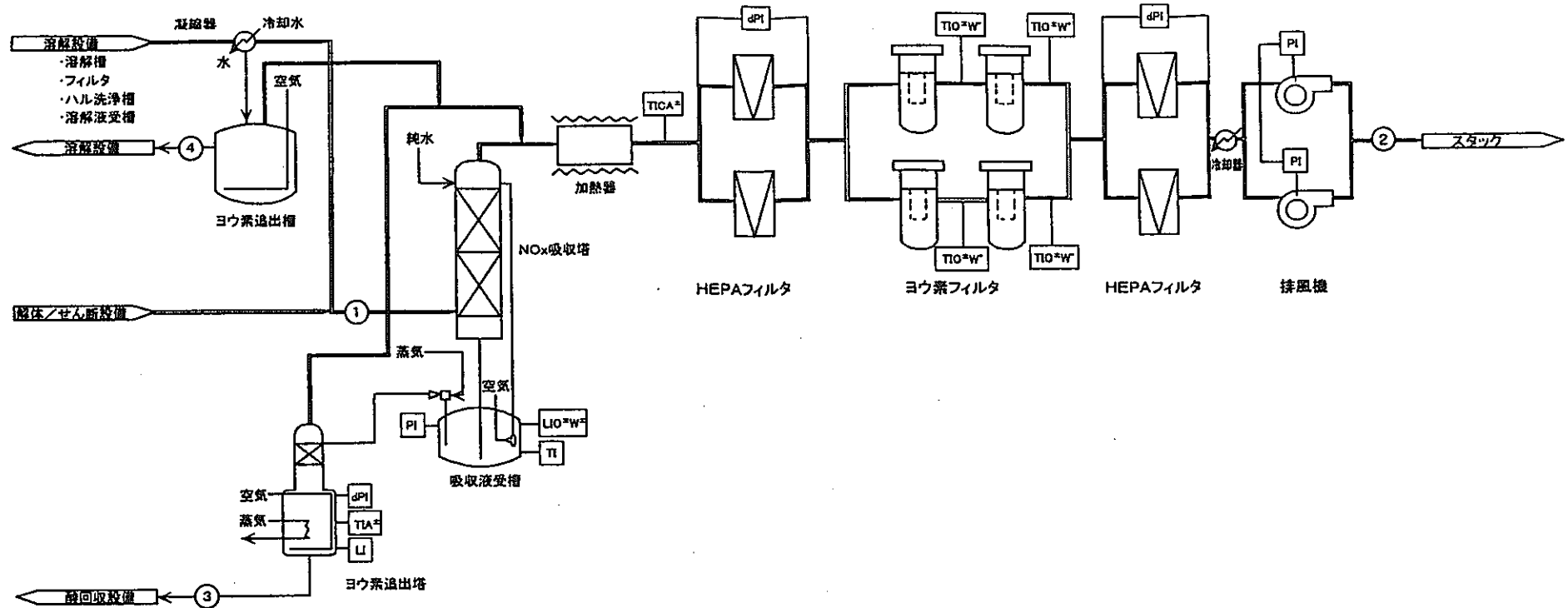
図 4.16 に示した再処理工程での処理液と貯槽での液の移動系統では、U/Pu 混合液系統、U 含有液系統、高レベル廃液系統、硝酸回収系統について 4 色で分けて示している。



主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
物流名称	使用済燃料	せん断燃料	せん断オフガス	溶解液	溶解オフガス	調整済溶液	スラッジ	U溶液	U濃縮液	U <sub>3</sub> O <sub>8</sub> 粉末	脱硝オフガス	U/Pu回収製品溶液	U/Pu製品濃縮液
流量	2.85E+03 kg/d	2.85E+03 kg/d	9.60E+02 Nm <sup>3</sup> /d	3.10E+03 l/d	6.80E+02 Nm <sup>3</sup> /d	3.44E+03 l/d	2.09E+01 kg/d	9.40E+03 l/d	1.56E+03 l/d	7.14E+02 kg/d	5.20E+02 Nm <sup>3</sup> /d	1.11E+04 l/d	1.18E+03 l/d
備考				300gHM/l 3.0M/IHNO <sub>3</sub>		270gHM/l 3.0M/IHNO <sub>3</sub>		58.8gU/l 0.055M HNO <sub>3</sub>	354gU/l 0.4M HNO <sub>3</sub>			25.0gU/l 8.61gPu/l 0.75M HNO <sub>3</sub>	235gU/l 81.0gPu/l 6.0M/IHNO <sub>3</sub>

図4.1 イオン交換法再処理設備全体のプロセスフローダイヤグラム



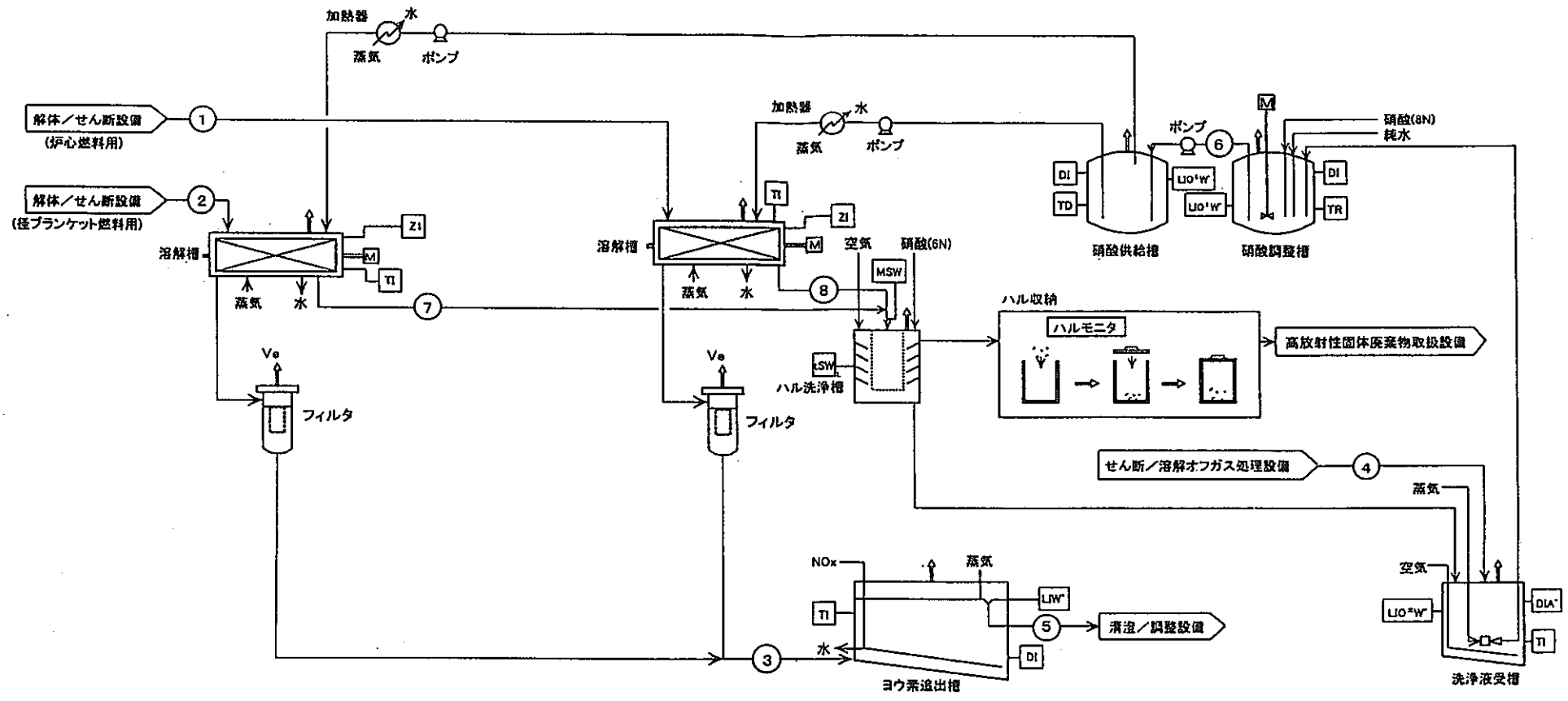
主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4
物流名称	オフガス	オフガス	回収酸	凝縮液
流量(l/d)	—	—	372	340
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	—	—	4.0	5.8
U濃度(g/l)	—	—	—	—
Pu濃度(g/l)	—	—	—	—
スラッジ量(kg/バッチ)	—	—	—	—
備考	Nm <sup>3</sup> /d	Nm <sup>3</sup> /d		

主要機器一覧

機器番号	T01	V02	T03	H04	F05/F06	F07/F08	F11/F12	K13/K14	V0102
機器名称	NOx吸収塔	NOx吸収塔液受	ヨウ素追出塔	加熱器	HEPAフィルタ	ヨウ素フィルタ	HEPAフィルタ	排風機	ヨウ素追出槽
主要仕様	充填塔	円筒型 容量: 約0.4m <sup>3</sup>	ハブリック式	空気加熱式	円筒型	円筒型 (銀系 吸着材)	円筒型	ルーツ式	円筒型 400l
主要材質	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS310Nb	SUS304L	SUS304L	SUS304L	SUS304L	SUS304L	SUS310Nb
基数	1	1	1	1	2	4	2	2	1
備考					1基は予備	2基は予備	1基は予備	1基は予備	

図4.2 せん断/溶解オフガス処理設備プロセスフローダイアグラム



主要物流一覧

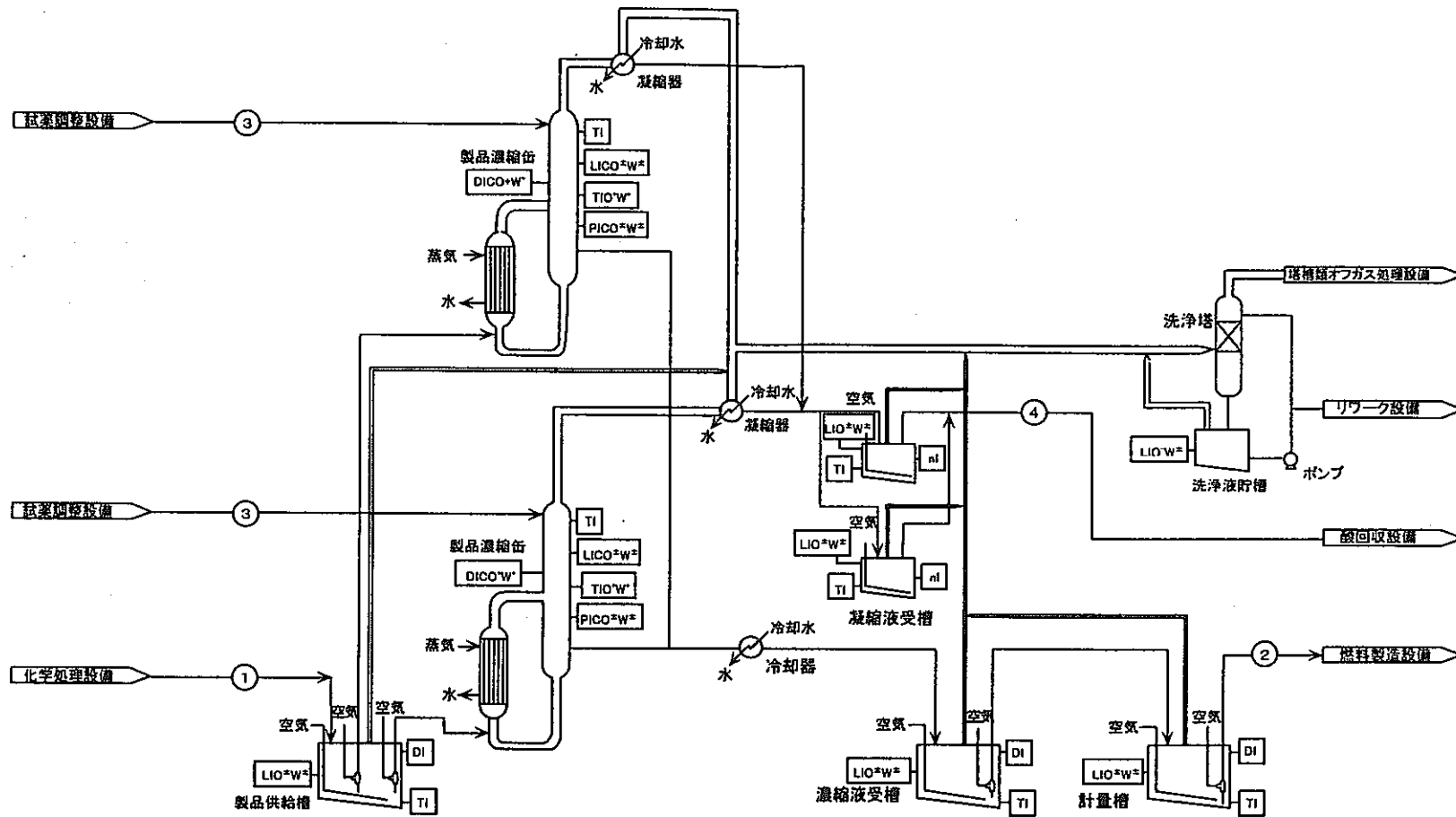
物流番号	1	2	3	4	5	6	7	8
物流名称	せん断片	せん断片	溶解液	凝縮液	溶解液	脱硝	ハル	ハル
流量(l/d)	—	—	3100	209	2818	3242	—	—
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	—	—	3.0	4.8	3.3	7.0	—	—
U 濃度(g/l)	—	—	2.68E+02	—	2.95E+02	—	—	—
Pu 濃度(g/l)	—	—	3.10E+01	—	3.40E+01	—	—	—
スラグ量(kg/h <sup>2</sup> )	—	—	—	—	—	—	—	—
備考	8.418E+02 kg/d	2.89E+02 kg/d	300gHM/l				2.05E+02 kg/d	4.97E+01 kg/d

主要機器一覧

機器番号	R01/R02	X03	V04	V05	V06	V07
機器名称	溶解槽	ハル洗浄槽	洗浄液受槽	硝酸調整槽	硝酸供給槽	ヨウ素抽出槽
主要仕様	回転連続式	スラブ型 容量:約 0.2m <sup>3</sup>	スラブ型 容量:約 0.4m <sup>3</sup>	円筒型 容量:約 1.8m <sup>3</sup>	円筒型 容量:約 1.8m <sup>3</sup>	スラブ型 容量:約 0.4m <sup>3</sup>
主要材質	Ti 合金等	SUS316Nb	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC	Ti 合金等
基数	2	1	1	1	1	1
備考						NO <sub>x</sub> ガス吸込み 2h分

図4.3 溶解設備プロセスフローダイヤグラム





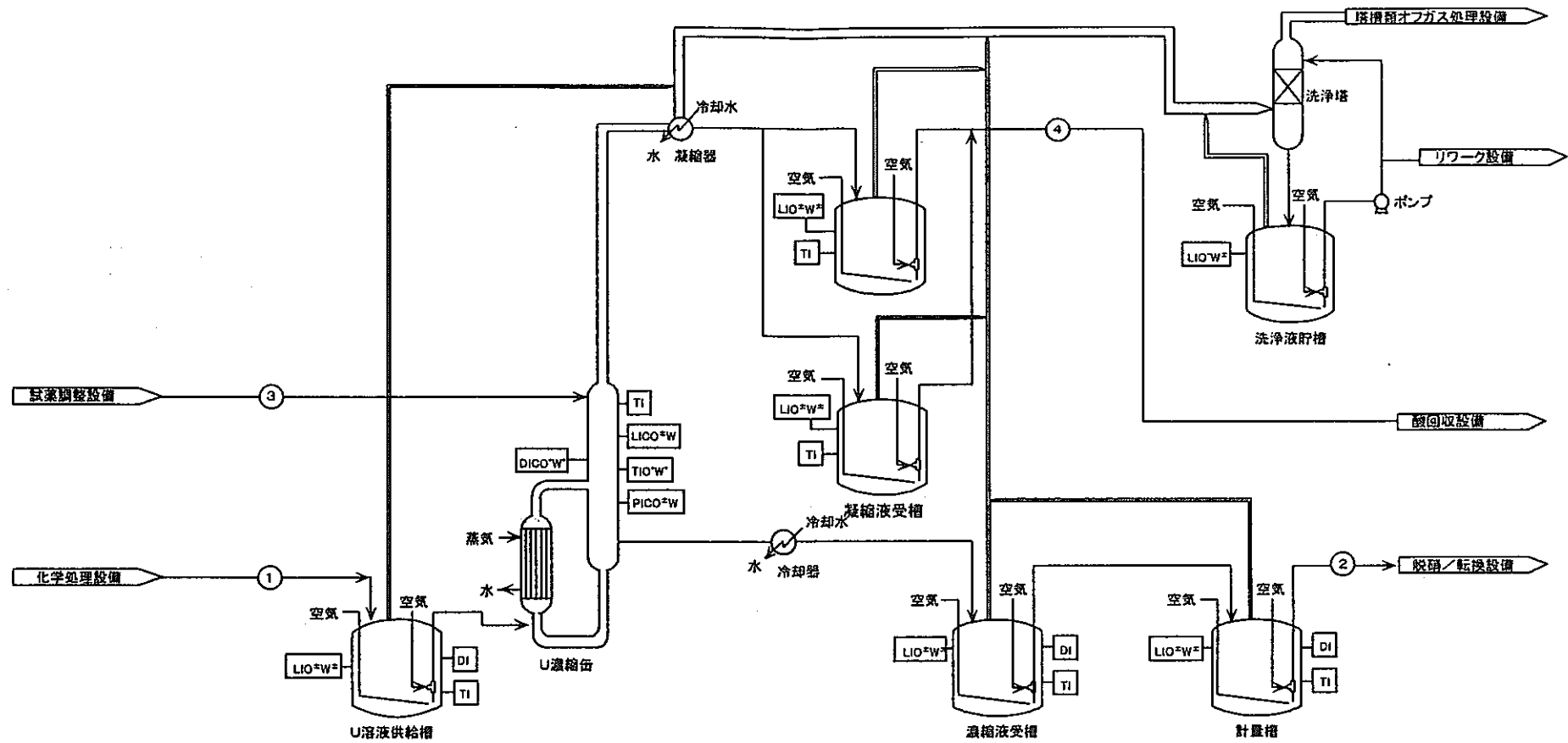
主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4
物流名称	製品溶液	濃縮液	洗浄液	凝縮液
流量(l/d)	1.11E+04	1.18E+03	1.69E+03	1.21E+04
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	0.75	6.0	0.27	0.14
U濃度(g/l)	2.50E+01	2.35E+02	—	2.29E-03
Pu濃度(g/l)	8.6	8.10E+01	—	7.88E-04
スラッジ量(kg/バッチ)	—	—	—	—
備考				

主要機器一覧

機器番号	V01	E02/E03	V04	V05	V06/V07	T08
機器名称	製品供給缶	製品濃縮缶	濃縮液受槽	計量槽	凝縮液受槽	洗浄塔
	円環型 4.0m <sup>3</sup>	垂直サイロ ン型 伝熱面積 12m <sup>2</sup>	円環型 1.5m <sup>3</sup>	円環型 1.5m <sup>3</sup>	円環型 4.0m <sup>3</sup>	充填塔 φ100×H1200
主要材質	SUS304ULC	Ti合金等	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC
基数	1	2	1	1	2	1
備考						

図4.4 U/Pu濃縮設備プロセスフローダイヤグラム



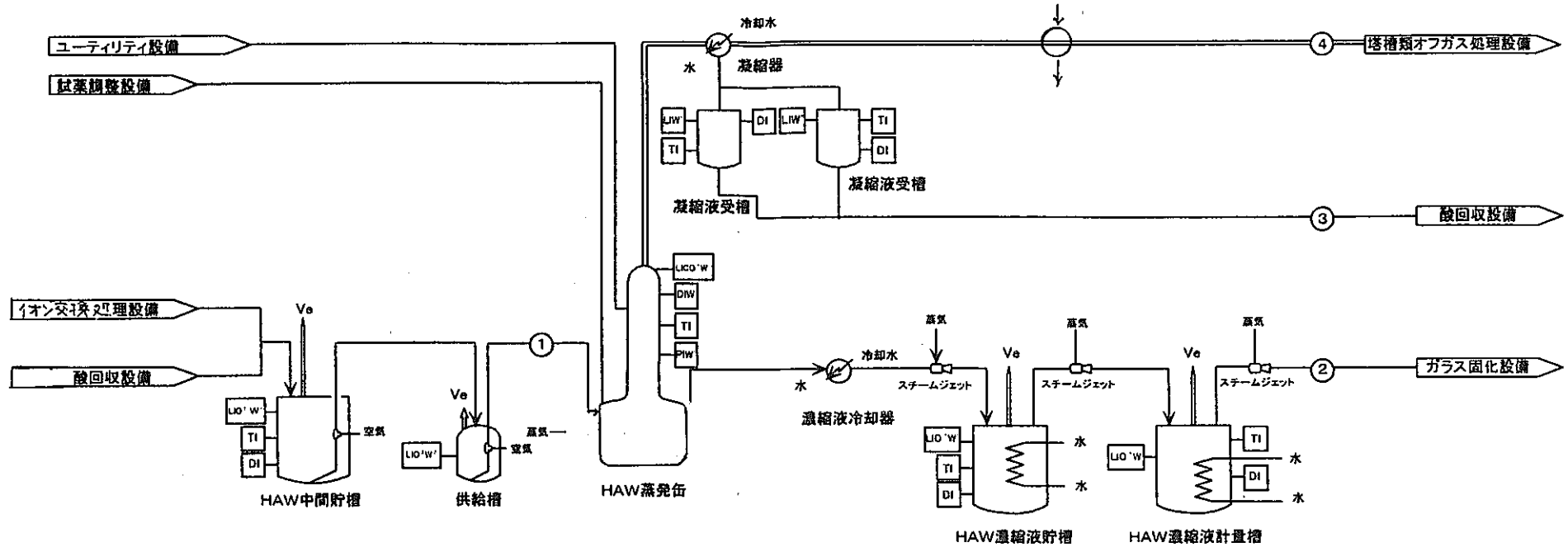
主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4
物流名称	U溶液	U濃縮液	洗浄液	凝縮液
流量(l/d)	9.40E+03	1.56E+03	9.24E+02	8.65E+03
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	0.055	0.46	0.41	0.02
U濃度(g/l)	5.90E+01	3.54E+02	—	6.39E-03
Pu濃度(g/l)	1.03E-03	6.11E-03	—	1.10E-07
スラッジ(kg/バッチ)	—	—	—	—
備考				

主要機器一覧

機器番号	V01	E02	V03	V04	V05/V06	T07
機器名称	U溶液供給槽	U濃縮缶	濃縮液受槽	計量槽	凝縮液受槽	洗浄塔
	堅壁円筒型 4.0m <sup>3</sup>	垂直サイフォン 型 伝熱面積 18.5m <sup>2</sup>	堅壁円筒型 2.0m <sup>3</sup>	堅壁円筒型 2.0m <sup>3</sup>	堅壁円筒型 4.0m <sup>3</sup>	充填塔 φ100×H1200
主要材質	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC	SUS304ULC
基数	1	1	1	1	2	1
備考						

図4.5 U濃縮設備プロセスフローダイアグラム



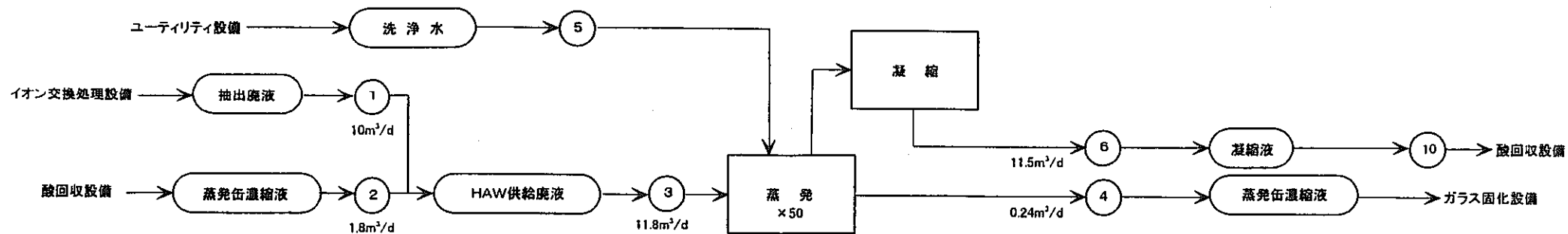
主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4
物流名称	高純度供給液	HAW濃縮液	酸回収抽出液	オフガス
流量(t/d)	6260	137	14000	7070
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	3.55	4.00	1.04	—
U濃度(g/l)	2.65E-02	1.21	—	—
Pu濃度(g/l)	30.5E-03	1.39E-01	—	—
備考				流量単位: Nm <sup>3</sup> /d

主要物流一覧

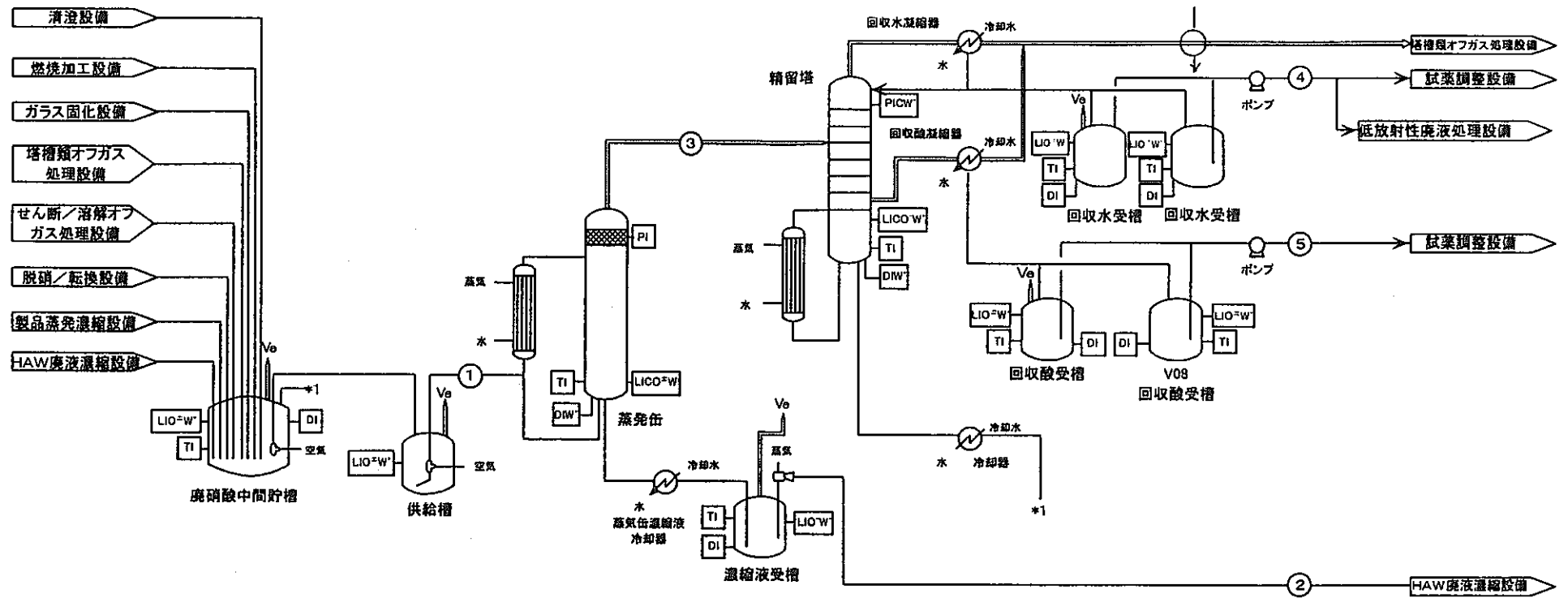
機器番号	V01	E02	V03,V04	V05	V06
機器名称	HAW 中間貯槽	HAW蒸発 缶	凝縮液受槽	HAW 濃縮液貯槽	HAW 濃縮液計量 槽
主要 仕様	縦置円筒槽 容量:7.0m <sup>3</sup> (3日分)	ケトル型 伝熱面積 15 m <sup>2</sup>	縦置円筒槽 容量:3.6m <sup>3</sup> (7hr分)	縦置円筒槽 容量:13m <sup>3</sup> (2日分)	縦置円筒槽 公称容 量:300ℓ (1日分)
主要材料	SUS304L	SUS304uIC	SUS304L	SUS304L	SUS304L
基数	1	1	1+1	1	1
備考				冷却コイル 付	冷却コイル 付

図4.6 HAW濃縮設備のプロセスフローダイヤグラム



物流番号		1	2	3	4	5	6
物流名称		イオン交換工程 廃液	酸回収工程 濃縮液	HAW 供給廃液	HAW 濃縮液	洗浄水	蒸発缶 凝縮液
成分	単位						
U	kg/d	8.30E-02	8.30E-02	1.66E-01	1.66E-01		
Pu	kg/d	9.54E-03	9.54E-03	1.91E-02	1.91E-02		
MA	kg/d	4.33E+00	4.33E-04	4.33E+00	4.33E+00		
稀ガス	kg/d						
ヨウ素	kg/d						
白金族	kg/d	1.02E+01	1.02E-03	1.02E+01	1.02E+01		
Sr-Ca	kg/d	8.11E+00	8.11E-04	8.11E+00	8.11E+00		
その他FP	kg/d	3.10E+01	3.10E-03	3.10E+01	3.10E+01		
ガス成分	kg/d						
HNO <sub>3</sub>	kg/d	3.78E+03	9.17E+02	4.01E+03	3.8E+02		2.18E+03
NaNO <sub>3</sub>	kg/d			3.28E+00			
H <sub>2</sub> O	kg/d	8.22E+03	1.27E+03	8.97E+03	1.12E+02	8.50E+02	1.02E+03
合計	kg/d	1.20E+04	2.2E+03	1.39E+04	8.0E+02	8.50E+02	1.23E+04
液体 l/d		1.0E+04	1.8E+03	1.8E+04	8.0E+02	8.50E+02	1.15E+04
揮発ガス Nm <sup>3</sup> /d							
固体 kg/d							
密度(g/cc)		1.20	1.21	1.18	1.30	1.00	1.07
備考		HNO <sub>3</sub> 5.0M	HNO <sub>3</sub> 8.0M	HNO <sub>3</sub> 7.0M	HNO <sub>3</sub> 1.0M		HNO <sub>3</sub> 3.0M

図4.7 HAW濃縮設備の物質収支



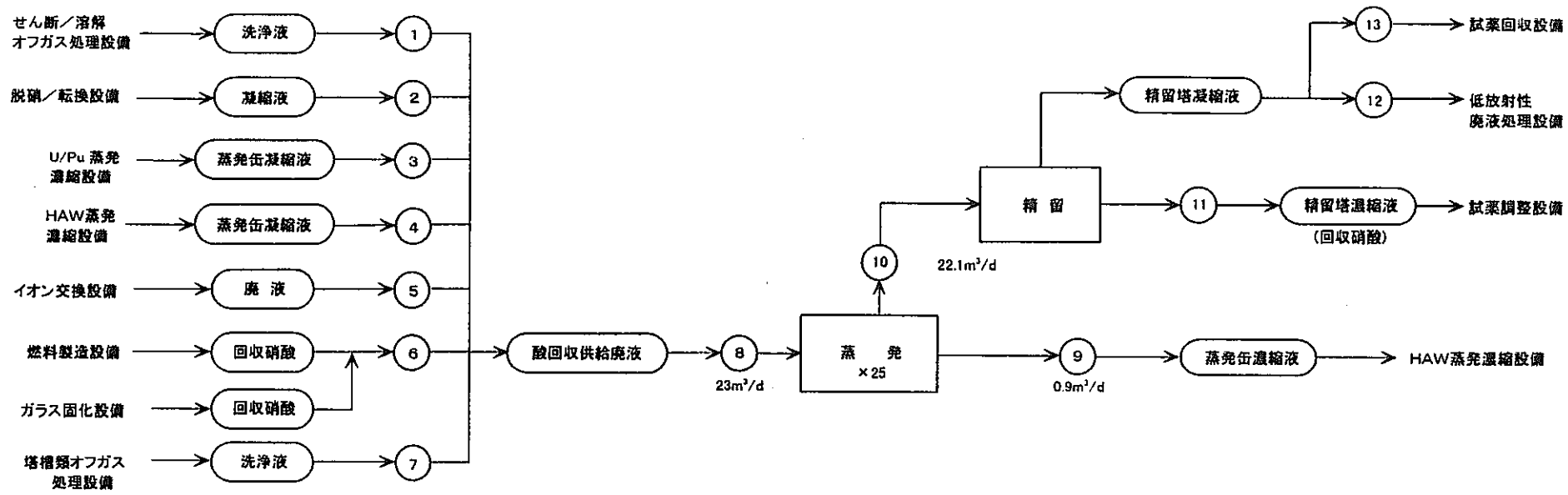
主要物流一覧

物流番号	1	2	3	4	5
物流名称	蒸発缶供給液	蒸発缶濃縮液	蒸発缶蒸気	精留塔濃縮液	精留塔濃縮液
流量(l/d)	42500	1650	50200	36180	4860
HNO <sub>3</sub> 濃度(mol/l)	4.00	6.84	1.03	0.01	8.0
U 濃度(g/l)	-	-	-	-	-
Pu 濃度(g/l)	-	-	-	-	-
備考			流量単位: kg/d HNO <sub>3</sub> 濃度は 蒸発時濃度	回収水	回収硝酸

主要機器一覧

機器番号	V01	E02	V03	E04	V05,V06	V07,V08	
機器名称	廃硝酸 中間貯槽	蒸発缶	濃縮液受槽	精留塔	回収水受槽	回収酸受槽	
主要 仕様	参照 プロセス	縦置円筒槽 容量:47m <sup>3</sup> (2日分)	サーモシフト型 伝熱面 積:36m <sup>2</sup>	縦置円筒槽 容量:1.7m <sup>3</sup> (2日分)	棚板塔式 段数:10段 伝熱面 積:150m <sup>2</sup>	縦置円筒槽 容量:20m <sup>3</sup> (24hr分)	縦置円筒槽 容量:2.8m <sup>3</sup> (26hr分)
主要材質	SUS304L	SUS304ULC	SUS304L	SUS304ULC	SUS304L	SUS304L	
基数	1	1	1	1	1+1	1+1	
備考							

図4.8 酸回収設備のプロセスフローダイアグラム



物流番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
物流名称	SO <sub>2</sub> /DO <sub>2</sub> 洗浄液	脱硝工程 凝縮液	製品蒸発 凝縮液	HAW 凝縮液	イオン交換 廃液	燃料工程 回収硝酸	オフガス 洗浄液	酸回収 供給液	蒸発缶 濃縮液	蒸発缶 蒸気	精留塔 濃縮液	精留塔 凝縮液	精留塔 凝縮液	
成分	単位	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	
U	kg/d													
Pu	kg/d													
MA	kg/d													
糖が入	kg/d													
ヨウ素	kg/d													
白金族	kg/d													
Sr-Ce	kg/d													
その他FP	kg/d													
ガス成分	kg/d													
HNO <sub>3</sub>	kg/d	1.28E+02	3.15E+02	1.20E+02	4.81E+03	1.90E+01	8.42E+02	4.84E+02	5.82E+03	2.27E+02	2.38E+03	2.38E+03	1.39E+01	4.41E+00
NaNO <sub>3</sub>	kg/d													
H <sub>2</sub> O	kg/d	4.42E+02	1.82E+03	5.10E+03	7.50E+03	3.95E+02	2.94E+03	1.69E+03	1.82E+04	8.80E+02	3.98E+04	3.49E+03	2.90E+04	7.18E+03
合計	kg/d	5.70E+02	2.14E+03	5.22E+03	1.17E+04	5.85E+02	3.78E+03	2.18E+03	2.40E+04	1.09E+03	4.20E+04	5.85E+03	2.90E+04	7.18E+03
液体 l/d		5.06E+02	2.0E+03	4.75E+03	1.0E+04	5.0E+02	3.34E+03	1.92E+03	2.31E+04	9.0E+02		4.68E+03	2.90E+04	7.18E+03
流量ガス Nm <sup>3</sup> /d											5.02E+04			
固体 kg/d														
密度(g/cc)		1.13	1.07	1.10	1.17	1.17	1.13	1.13	1.04	1.21		1.25	1.00	1.00
備考		HNO <sub>3</sub> 4.02M	HNO <sub>3</sub> 2.74M	HNO <sub>3</sub> 4.02M	HNO <sub>3</sub> 2.75M	HNO <sub>3</sub> 8.69M 5.0	HNO <sub>3</sub> 1.37M	HNO <sub>3</sub> 0.75MM	HNO <sub>3</sub> 4.00M	HNO <sub>3</sub> 4.00M	HNO <sub>3</sub> 1.03M	(回収硝酸) HNO <sub>3</sub> 8.00M	低レベル 廃液へ HNO <sub>3</sub> 0.01M	(回収水) 試薬調整へ HNO <sub>3</sub> 0.01M

図4.9 酸回収設備の物質収支

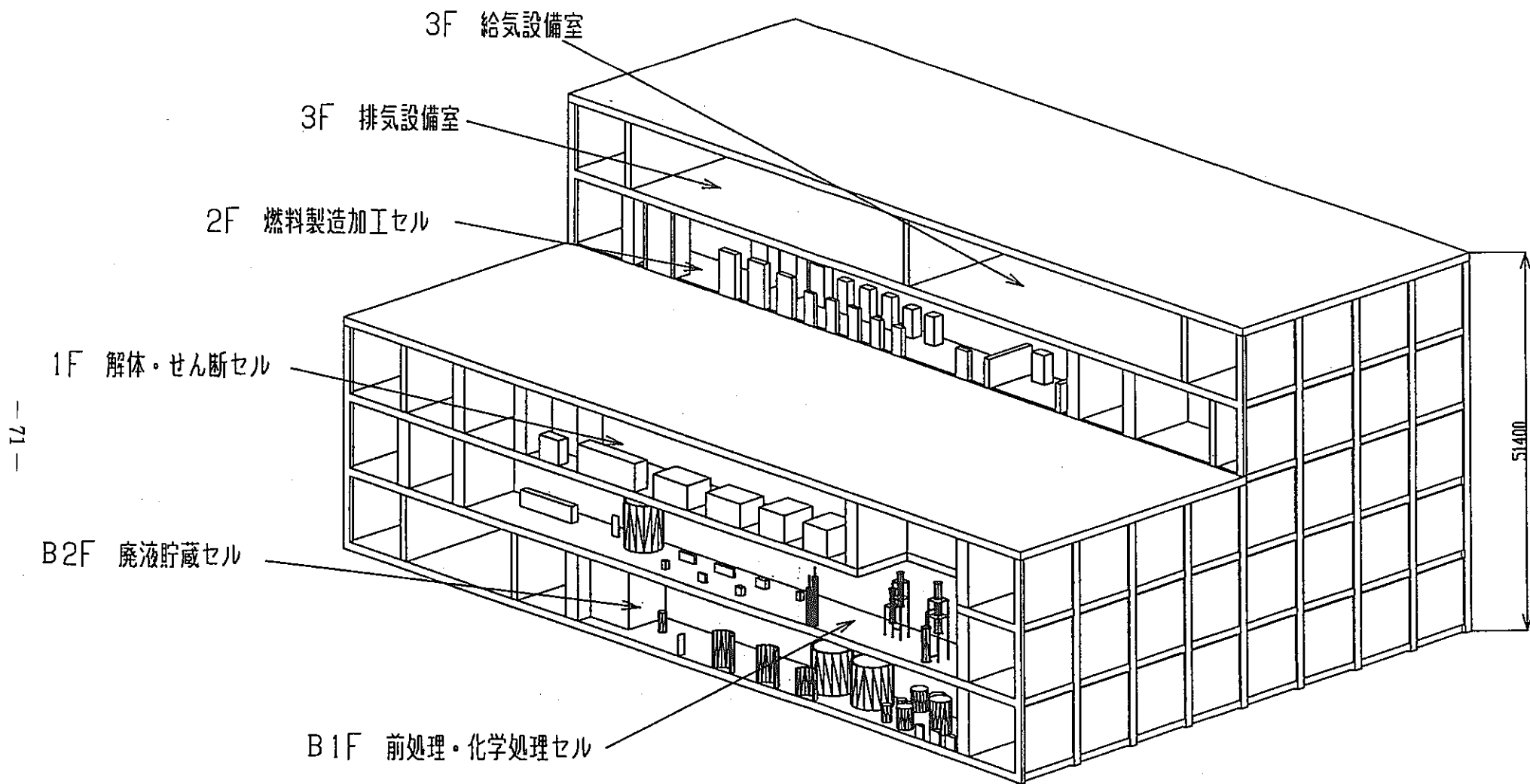


図4.10 建屋鳥かん図

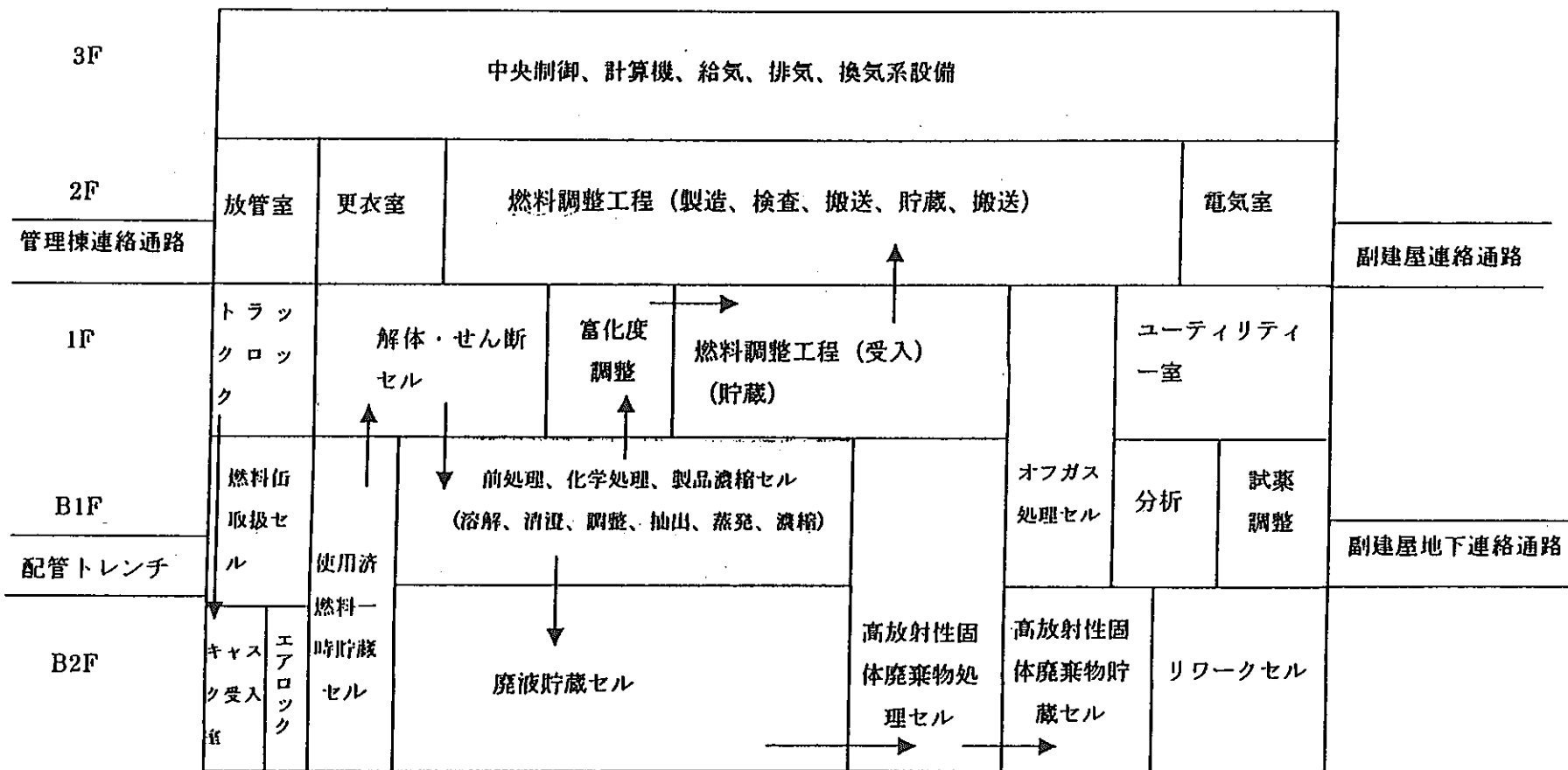


図4.11 主建屋立面配置構成図



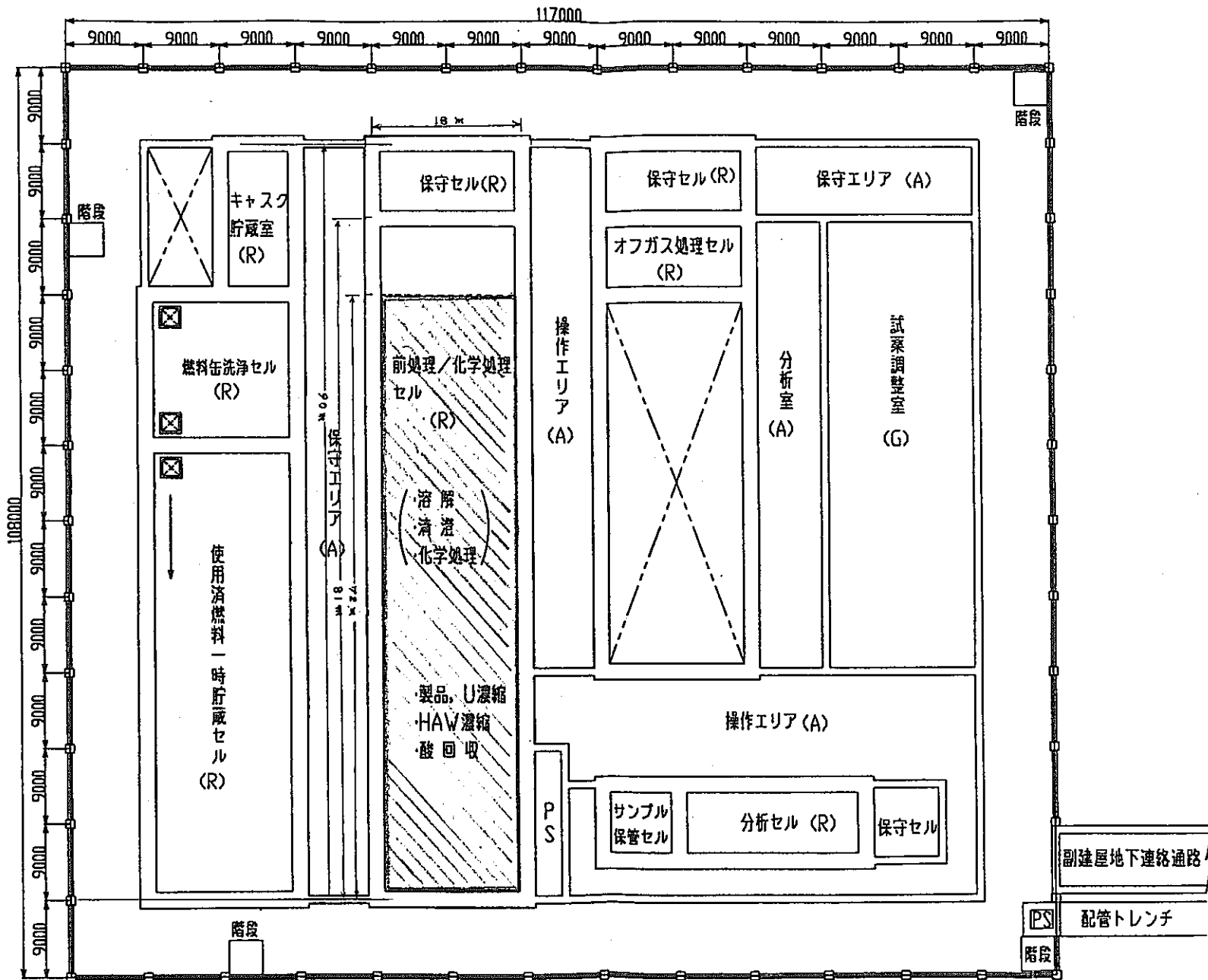


図4.12 主建屋配置図 (地下1F)

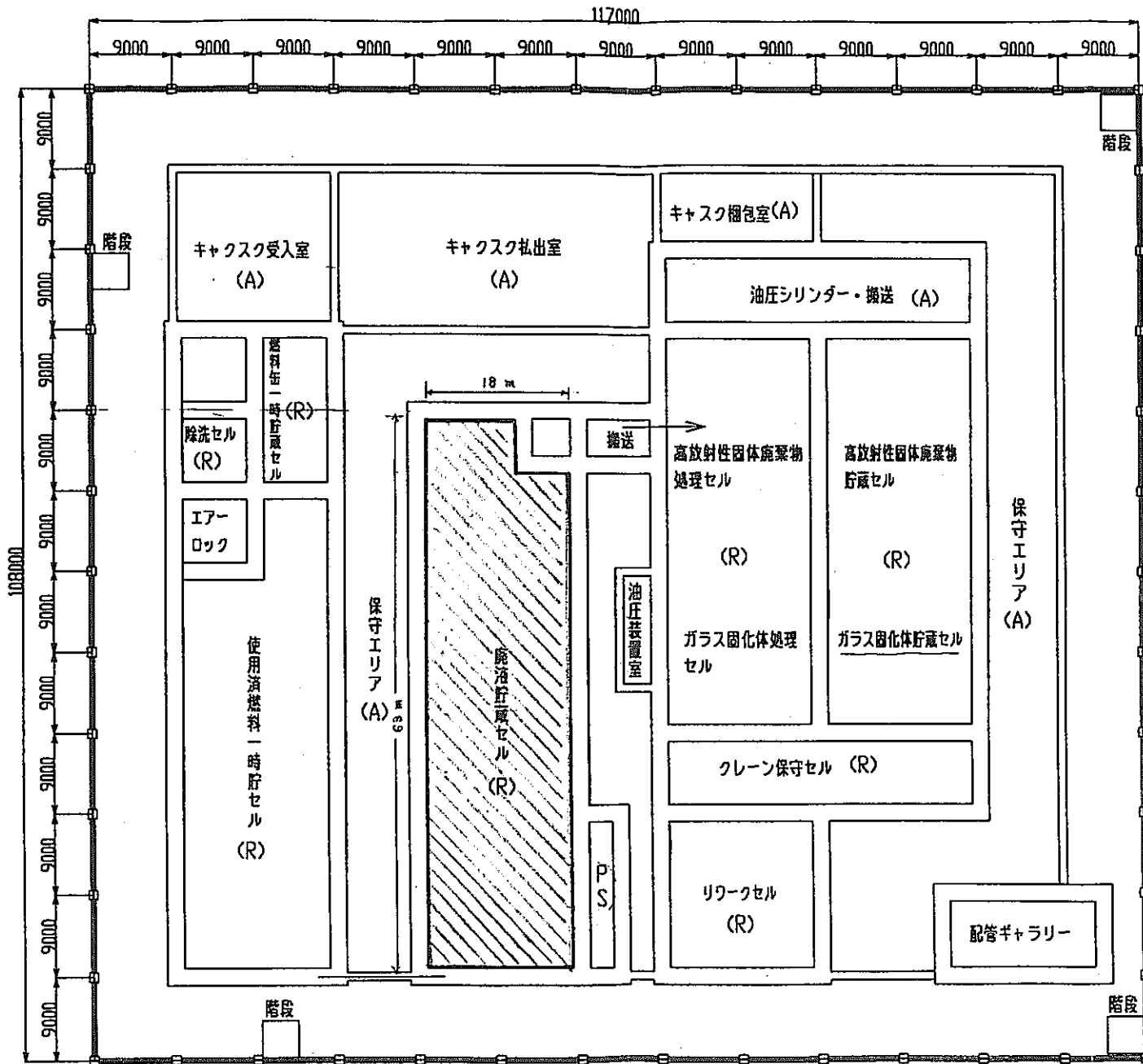


図4.13 主建屋配置図 (地下2F)

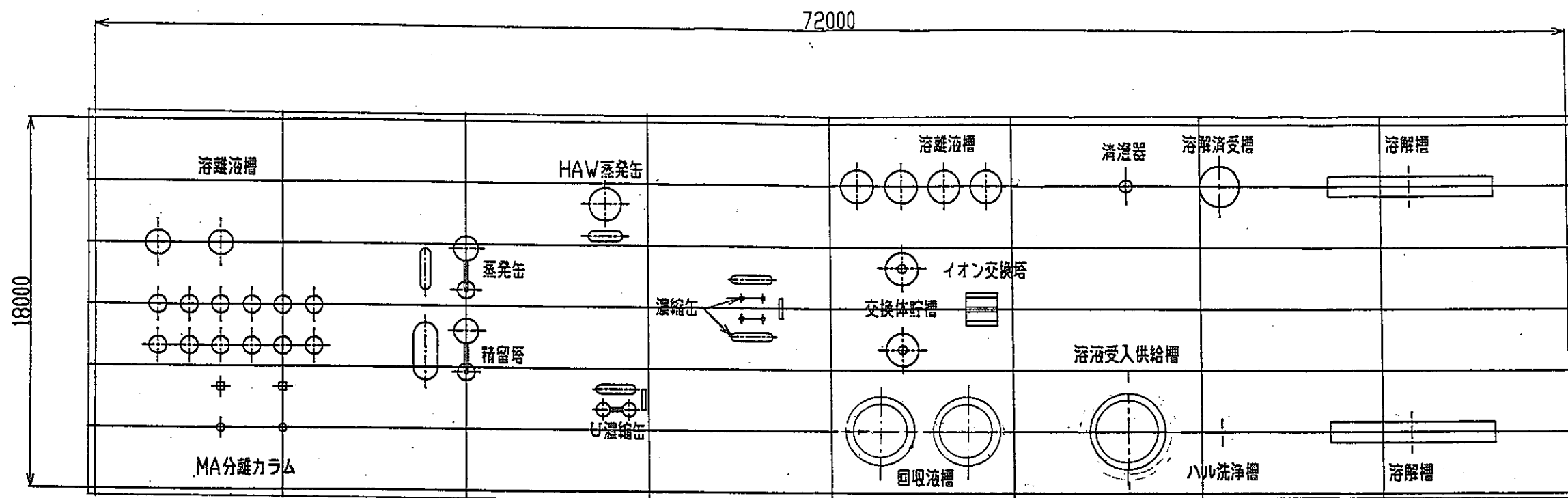


図4.14 イオン交換再処理の配置計画図(1/2)



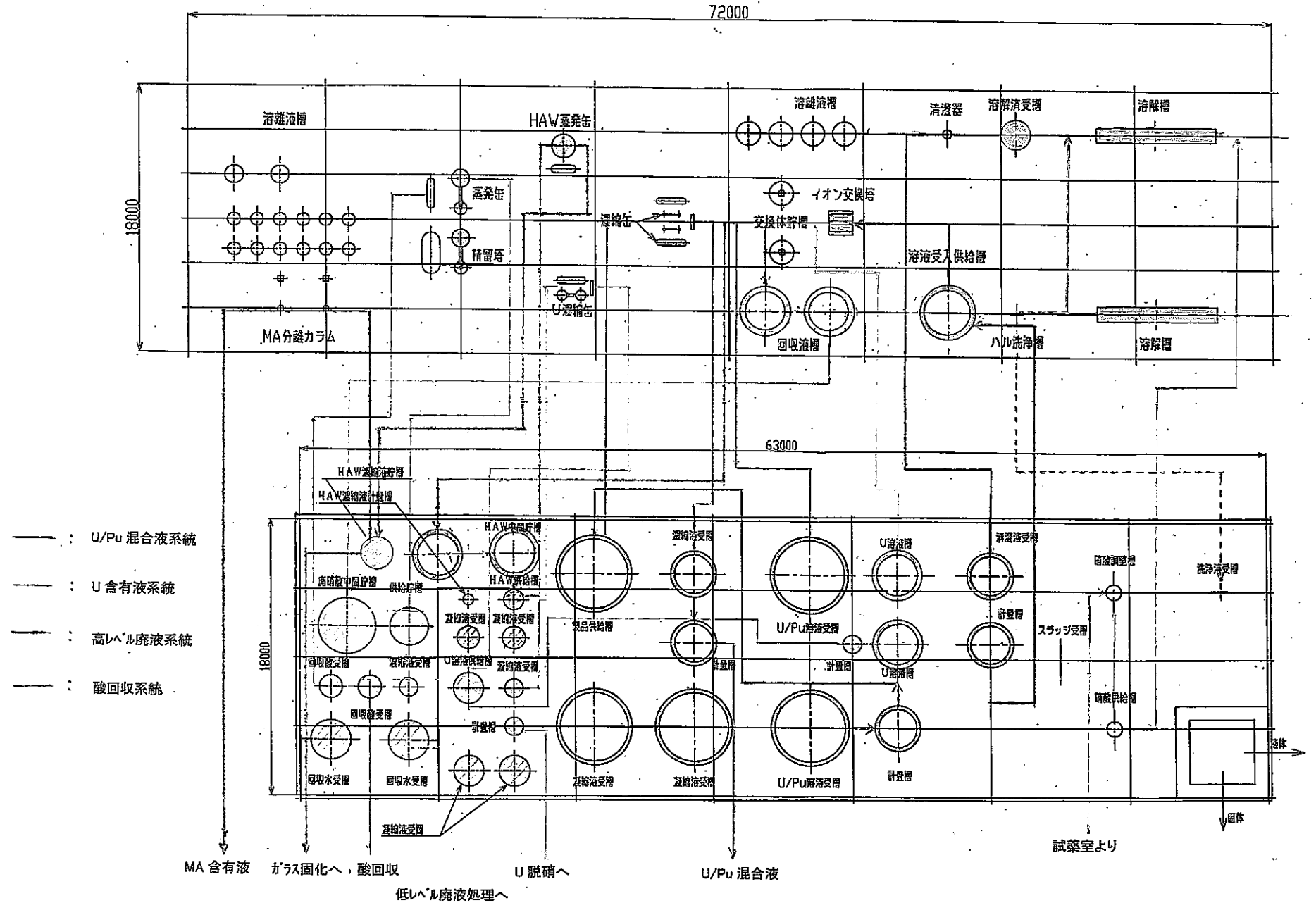


図4.16 イオン交換再処理プロセスの処理液の系統

## 5. イオン交換法を用いた湿式再処理プラントの建設費の推定

イオン交換法湿式再処理プラントの建設費に関する資料をまとめた。表 5.1 にはイオン交換法導入による影響とコスト評価の考え方を示す。表 5.2 にはイオン交換再処理設備の主要機器の機器コストと設備コストを示す。表 5.3 には MA 回収設備の機器コストと設備コストを示す。

表 5.1 に示したイオン交換法の導入による影響とコスト評価の考え方では、簡素化ピュレクス法を基準にしてイオン交換法での変更とその影響を示している。したがって、大きい変更は、分離・分配工程において抽出法からイオン交換法に置き換わっている部分である。

表 5.2 に示すイオン交換再処理設備の主要機器の機器コストと設備コストについては、設備コストは機器コストの 4 倍として試算した。また表 5.3 に示す MA 回収設備の機器コストと設備コストについてもイオン交換再処理設備の主要機器と同じ算出法によった。ここでは MA 回収に用いる廃液が高レベル廃液濃縮装置からの濃縮液を用いており、処理液量が少ないのが吸着カラムと各貯槽の容積を小さくして、これが設備コストに反映している。

表5.1 イオン交換導入による影響とコスト評価の考え方

工程	設備	イオン交換導入による影響	コスト評価の考え方	備考		
受入・前処理	受入	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	使用済燃料一時貯蔵	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[140]	
	前処理 (新規追加設備)	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用	解体/せん断	[100]	
	(新規追加設備)				0	
再処理主工程	溶解	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		56	
	澄清・調整	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		26	
	分離・分配	・削除	・不要		0	
	U濃縮	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		17	
	Pu濃縮	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		62	
	DOG・SOG	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	VOG	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[100]	
	リワーク	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[25]	
	試薬調整	・設備構成の変更あり (溶媒、還元剤、Alカリ等不使用、新規薬剤として $\gamma$ 酸必要)	・暫定的に従来PUREXの試算値を使用			[50]
	イオン交換(新規) (新規追加設備) (新規追加設備)	・新規追加 ・イオン交換塔、交換体貯槽、溶離液貯槽等	・新規に試算 ・機器と設備費を推算			57 0 0
廃棄物処理	高放射性廃液濃縮	・減圧蒸発方式により設備構成、規模に変更あり	・従来PUREXの試算値を参考にして試算(材料、規模)		18	
	酸回収	・減圧蒸発方式により設備構成、規模に変更あり	・従来PUREXの試算値を参考にして試算(材料、規模)		42	
	ガラス固化	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[160]	
	中放射性廃液処理	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	低放射性廃液処理	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	極低放射性廃液処理	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[100]	
	廃溶媒処理	・削除	・不要		0	
	高放射性固体廃棄物処理	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	低放射性固体廃棄物処理 (新規追加設備)	・従来PUREXからの変更無し ・なし	・従来PUREXの試算値を使用 ・なし		[80] 0	
	(新規追加設備)	・なし	・なし		0	
廃棄物貯蔵	ガラス固化体一時貯蔵	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	高放射性固体廃棄物一時貯蔵	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	低放射性固体廃棄物一時貯蔵 (新規追加設備)	・従来PUREXからの変更無し ・なし	・従来PUREXの試算値を使用 ・なし		[260] 0	
	(新規追加設備)	・なし	・なし		0	
分析	サンプリング・分析 (新規追加設備)	・従来PUREXからの変更無し ・なし	・従来PUREXの試算値を使用 ・なし		[200]	
	ユーティリティ	純水・浄水	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		
冷水・冷却水		・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
蒸気・温水		・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
圧空		・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
真空 (新規追加設備)		・従来PUREXからの変更無し ・なし	・従来PUREXの試算値を使用 ・なし		[100]	
計装制御		計装制御 (新規追加設備)	・従来PUREXからの変更無し ・なし	・従来PUREXの試算値を使用 ・なし		[200]
	保守	保守(イオン交換専用)	・イオン交換体の交換作業	・従来PUREXの試算値を使用		
保守(共用)		・従来PUREXからの変更無し			[200]	
建家	建家	・MA分離工程の追設により、セル・室構成の変更が考えられる 建屋規模は変わらず	・新規追加工程・設備に係るコストを新規に試算 ・従来PUREXの試算値を基に建家建設費を試算		[800]	
その他	非常用発電	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用			
	放射線管理 その他	・従来PUREXからの変更無し	・従来PUREXの試算値を使用		[300]	
合計					2993	

表5.2 イオン交換処理設備主要機器リスト

設備番号		設備名称 イオン交換処理設備								
機器番号	機器名称	基数	型式	機器概略仕様 (容量・寸法等)	材質	使用条件		備考	金額 (億)	
						圧力	温度(°C)			
AWT-1	溶解液受入供給槽	1	円環型	容量:約 2m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ × 4200mmH (50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	1.2	
P-101	ポンプ	1	ダイヤフラム式	250 l/h	SUS304L	静水頭	室温		0.02	
AE	イオン交換塔	2	充填塔	容量:約 0.9m <sup>3</sup> 800mmφ × 2000mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温		0.6	
AWT-21/22	FP洗浄液槽1, 2	2	堅直円筒型	容量:約 3m <sup>3</sup> 1500mmφ × 1800mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温		0.3	
AWT-3	U溶離液槽	1	堅直円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> 1500mmφ × 1200mmH	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温		0.2	
AWT-4	U/Pu溶離液槽	1	堅直円筒型	容量:約 1m <sup>3</sup> 硝酸 1000mmφ × 1500mmH	SUS304L	加圧 500KPa	室温		0.2	
AET-11/12	溶解液貯槽	2	堅直円筒型	容量:約 3m <sup>3</sup> 冷却器付 1500mmφ × 1800mmH(50t)	SUS304ULC	加圧 500KPa	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	2.4	
AET-21/22	FP洗浄液貯槽1,2	2	堅直円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ × 4200mmH(50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	2	
AWT-31/32	U溶離液槽	2	堅直円筒型	容量:約 4m <sup>3</sup> 1500mmφ × 2500mmH(50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	2.8	
AET-33	計量槽	1	堅直円筒型	容量:約 1m <sup>3</sup> 1000mmφ × 1500mmH	SUS304ULC	静水頭	室温		0.3	
AWT-41/42	U/Pu溶離液槽	2	円環型	容量:約 4m <sup>3</sup> 冷却器付 4800mmφ × 5600mmH(50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	2.8	
AET-43	計量槽	1	円環型	容量:約 1.5m <sup>3</sup> 冷却器付 3200mmφ × 3000mmH(50t)	SUS304ULC	静水頭	室温	臨界形状管理 円環厚さ:56mm	0.8	
AIT-1	新交換体供給槽	1	堅直円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> イオン交換体 1500mmφ × 1500mmH	SUS304L	静水頭	室温		0.3	
AIT-2	廃交換体受槽	1	堅直円筒型	容量:約 2m <sup>3</sup> イオン交換体 1500mmφ × 1500mmH	SUS304L	静水頭	室温		0.3	
P-102	ポンプ	1	ダイヤフラム式	500 l/h 硝酸	SUS304L	静水頭	室温		0.02	
P-103	ポンプ	1	ダイヤフラム式	400 l/h 硝酸	SUS304L	静水頭	室温		0.02	
								機器	14.26 億	
								設備(機器X100/25)	57.0 億	



表5.3 MA回収設備機器リスト

№	機器番号	員数	機器名称	型式	仕 (概略寸法, 主要性能)	容量 (ℓ)	重量 (Kg)	主要材質	運転温度 [°C]	運転圧力 [-]	耐震 重要度	備考	価額 [M*]
1	MT-1	1	受入調整槽	縦置円筒槽	φ600×H600 冷却器(34ℓ)付き	150	50	SUS304L	室温	静水頭	B		5.0
2	MT-2	1	供給槽	縦置円筒槽	φ600×H600 冷却器(34ℓ)付き	150	50	SUS304L	室温	静水頭	B		5.0
3	MT-3	1	MA/Lns受槽	縦置円筒槽	φ500×H600 冷却器(34ℓ)付き	100	50	SUS304L	室温	静水頭	B		5.0
4	MT-4	1	MA受槽	縦置円筒槽	φ700×H600 冷却器(34ℓ)付き	300	50	SUS304L	室温	静水頭	B		8
5	MT-5	1	Lns受槽	縦置円筒槽	φ700×H600	300	50	SUS304L	室温	静水頭	B		8
6	MT-6	1	高レベル廃液受槽	縦置円筒槽	φ700×H800 冷却器(34ℓ)付き	300	80	SUS304L	室温	加圧	B		8
8	MV-1	1	洗浄液供給槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
9	MV-2	1	Lns/MA溶解液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
10	MV-3	1	再生液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
11	MV-4	1	MA溶解液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
12	MV-5	1	洗浄液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
13	MV-6	1	再生液槽	縦置円筒槽	φ500×H600	100	50	SUS304L	室温	加圧	B		4.0
14	MS-1	1	FP分離塔	充填塔	φ150×H500	16	50	SUS304L	室温	加圧	B	・GMPO吸着材の充填塔 ・カートリッジ型で適宜交換	10.0
15	MS-2	1	MA/Lns分離塔	充填塔	φ150×H300	5	50	SUS304L	室温	加圧	B	・Cyanex吸着材の充填塔 ・カートリッジ型で適宜交換	10.0
16	MF-1	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状) 活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換	4.0
17	MF-2	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状) 活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換	4.0
18	MF-3	1	除去装置	充填塔	φ100×H300	5	5	SUS304L	室温	加圧	B	・充填物：粒状(繊維状) 活性炭 ・カートリッジ型で適宜交換	4.0
19	MP-1	1	ポンプ	ダイヤフラム式	20 L/h	-	10	SUS304L	室温	加圧	B		2.0
20	MP-2	1	ポンプ	ダイヤフラム式	20 L/h	-	10	SUS304L	室温	加圧	B		2.0
21	CS-1	1	遠心分離機	遠心式	10 L/h, rpm:3000 φ150×H500	50	150	SUS304UC	室温	大気圧	B		18.0
												機器	117
												設備(機器X100/25)	468

## 6. 開発課題の抽出及びその解決方策

これまでの研究成果を踏まえて、今後の実用化プロセスとしての成立性を確立するために、さらに検討を要する開発課題を抽出し、その改善策について述べる。

### (1) イオン交換体や吸着剤の耐久性評価

イオン交換体や吸着剤の耐放射線性、耐硝酸性、耐熱性を定量的に評価し、FBR 燃料再処理プロセスにおける寿命評価を行う。

### (2) カラム分離操作の分析・制御技術

カラム分離操作における供給液、溶離液のオンライン分析手法や制御技術を検討し、製品品質を確保するとともに、遠隔操作性の向上を図る。

### (3) プロセスの安全性検討

プロセスの安全性（特に異常な反応による発熱やガス発生に起因する安全性の問題）、および臨界安全性を検討し、安全性向上を図るための機器・設備の設計を行う。

### (4) MA 分離用吸着剤の改良

CMPO 吸着剤は吸着イオンの溶離が比較的難しく、効率的な溶離法の開発や代替吸着剤の検討を行う必要がある。また、新規 R-BTP 系吸着剤は開発途中であり、さらに諸特性の試験評価および改善を図る必要がある。

### (5) 工学試験および確証試験

模擬燃料溶液を用いる工学試験、並びに実燃料溶液を用いる確証試験を実施し、イオン交換法による FBR 燃料再処理プロセスの成立性を確証する必要がある。

### (6) プロセスの構築・評価

研究開発の成果を基に、プロセスの詳細な構築・設計を行う。また、安全性、経済性、資源有効利用性、環境負荷低減性および核拡散抵抗性の観点からプロセスの成立性を総合的に評価する。

<参考文献>

- 1) 財団法人産業創造研究所, 『イオン交換法による FBR 燃料再処理の研究』, (核燃料サイクル開発機構 研究委託内容報告書), JNC TJ 9400 2000-002, 2000 年 2 月
- 2) Y.-Z. Wei *et al.*, "A Study on the Application of a Newly Developed Ion-Exchange Process to Spent-Nuclear- Fuel Reprocessing" in "Ion Exchange Developments and Applications", p. 174, J. A. GREIG Ed., SCI, London (1996)
- 3) Y.-Z. Wei *et al.*, "Studies on the Application of an Advanced Ion Exchange Process to Reprocessing Spent Nuclear Fuels (I)", *J. Nucl. Sci. Technol.*, 35, 357 (1998)
- 4) 韋 悦周, 中澤竜一, 熊谷幹郎, 池田泰久, 高島洋一, 武田邦彦, 「還元剤によるアニオン交換体からの金属錯体の還元溶離に関する研究」, 日本化学会誌, 1997, No.4, 235 (1997)
- 5) Y.-Z. Wei, M. Kumagai, K. Takeda, T. Arai and Y. Takashima, "Ion-Exchange Equilibrium of Chloro-Complex Ions of Platinum Group Metals", Proc. Inter. Conf. Ion Exch., 4-6 December, 1995, Takamatsu
- 6) G. Modolo and R. Odoj, "Inference of the Purity and Irradiation Stability of Cyanex 301 on the Separation of Trivalent Actinides from Lanthanides by Solvent Extraction", *J. Radioanal. Nucl. Chem.*, 228, 83 (1998)
- 7) J. Chen, R. Jiao and Y. Zhu, "A Study on the Radiolytic Stability of Commercial and Purified Cyanex 301", *Solvent Extr. Ion Exch.*, 14, 555 (1996)
- 8) 小沢正基, C. Hill, C. Madic, 「有機チオホスフィン酸によるマイナーアクチニド及びランタニドの分離(II) – 中性の有機配位子による抽出協同効果」, 日本原子力学会, 1998 年秋の大会要旨集 J 65
- 9) Y.-Z. Wei, M. Kumagai, Y. Takashima, G. Modolo and R. Odoj, "Studies on the Separation of Minor Actinides from High-Level Wastes by Extraction Chromatography Using Novel Silica-Based Extraction Resins", *Nucl. Technol.*, 132, 413 (2000)
- 10) Z. Kolarik, "Current European Research on the Separation of Actinides from High-Level

Radioactive Wastes”, *J. Nucl. Fuel Cycle Envi.*, 5, 21 (1998).

- 11) Z. Kolarik, U. Müllich and F. Gassner, “Selective Extraction of Am(III) over Eu(III) by 2,6-ditriazolyl- and 2,6-ditriazinylpyridines”, *Solvent Extr. Ion Exch.*, 17, 23 (1999)
- 12) Z. Kolarik, U. Müllich and F. Gassner, “Extraction of Am(III) and Eu(III) Nitrates by 2,6-di-(5,6-dipropyl-1,2,4-triazin-3-yl-)pyridines”, *Solvent Extr. Ion Exch.*, 17, 1155 (1999)
- 13) 財団法人産業創造研究所, 「平成 11 年度新湿式再処理システム技術開発等」, (科学技術庁委託事業 成果報告書), p.231, 平成 12 年 3 月
- 14) Y.-Z. Wei, K.N. Sabharwal, M. Kumagai, T. Asakura, G. Uchiyama and S. Fujine, "Preparation of Novel Silica-Based Nitrogen Donor Extraction Resins and Their Adsorption Performance for Trivalent Americium and Lanthanides", *J. Nucl. Sci. Technol.*, 37, 1108 (2000)