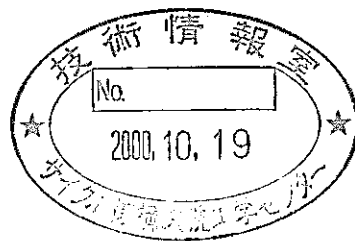


Am、Cm回収システムの検討

— 平成11年度報告 —

(研究報告)

2000年7月



核燃料サイクル開発機構

大洗工学センター

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

〒319-1184 茨城県那珂郡東海村大字村松4-49

核燃料サイクル開発機構

技術展開部 技術協力課

Inquiries about copyright and reproduction should be addressed to :

Technical Cooperation Section,

Technology Management Division,

Japan Nuclear Cycle Development Institute

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

Japan

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

2000

Am、Cm 回収システムの検討

— 平成 1 1 年度報告 —

(研究報告書)

渡部 雅之* 紙谷 正仁* 駒 義和** 田中 博*

要 旨

核燃料サイクル開発機構で進めている実用化戦略調査研究の一環として、高レベル放射性廃液からの Am、Cm 回収システムに関し、SETFICS 法を基本とする方法について、プロセスフローダイアグラムの作成等を行い、その設備規模や経済性等の概略的な評価を実施した。その結果、本システムの設備規模、経済性及び廃棄物発生量は、簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設と燃料製造施設の一体化プラントに対し、それぞれ約 17 %、約 15 %及び約 10 %相当になることが分かった。

また、その他 4 種の Am、Cm 回収システムを調査し、概略のフローシート作成を行い、比較評価した結果、各プロセスとも設備規模等が同等であると判断された。

以上より、今回検討の各システムが Am、Cm 回収システムとして適用可能と考えられる。しかし、これらの結果は、各システムでの回収元素 (Am、Cm) 量が少ないことを考えると、大きな設備追加となることを示している。

したがって、Am、Cm 回収システムとしていずれの方法を適用するとしても、そのシステムをよりコンパクトに、かつ、経済的に確立するための開発が必要であろうと考えられる。

* 大洗工学センター システム技術開発部 再処理システム Gr.

** 東海事業所 環境保全・研究開発センター 先進リサイクル研究開発部 先進再処理技術開発 Gr.

Investigation of recovery system for Am and Cm

— Results in 1999 —

Masayuki Watanabe* Masayoshi Kamiya* Yoshikazu Koma** Hiroshi Tanaka*

Abstract

In JAPAN NUCLEAR CYCLE DEVELOPMENT INSTITUTE, the feasibility study has been carried out in order to evaluate various methods of FBR cycle technology and to propose candidate concepts of practical technology. As a part of this, we investigated material balance and a process flow diagram of SETFICS process for the recovery system of Am and Cm from high level radioactive liquid waste, and we preliminarily evaluated the equipment scale, the cost and waste generation rate of this system. As a result, it was obtained that these values are about 17, 15 and 10 %, respectively, of the recycle plant based on the simplified PUREX process.

In addition, we investigated preliminary flowsheets of 4 recovery systems for Am and Cm, and compared each to each of them. It was evaluated that the equipment scale of any process was also equivalent.

From these results, each system is applicable as the recovery system of Am and Cm. But these results suggest that the facility may be much larger than the PUREX plant, in spite of small contents of the recovery materials in each system.

Therefore, whichever method is applied to the recovery system of Am and Cm, we need to develop the process in order to make the system more compact and economical.

* Reprocessing System Engineering Group, System Engineering Technology Division, O - arai Engineering Center

** Recycle Process Technology Group, Advanced Fuel Recycle Technology Division, Waste Management and Fuel Cycle Research Center, Tokai Works

目 次

1. はじめに	1
2. 検討する Am、Cm 回収システムの選定	1
3. Am、Cm 回収システムの検討における設定条件	4
4. 物質収支の検討及びフローシートの策定	7
5. Am、Cm 回収システムに関する必要工程の PFD の作成及び主要機器の検討	9
6. Am、Cm 回収システムに関する設備規模、経済性及び廃棄物発生量の評価	10
7. 検討した Am、Cm 回収システムに関する今後の開発課題	12
8. その他の Am、Cm 回収システムとの比較	13
9. まとめ	18
10. 参考文献	19
参考資料 - 1 — SETFICS 工程における物質移行の設定根拠 —	73
参考資料 - 2 — Am、Cm 回収システムに関する物質収支計算書 —	76
参考資料 - 3 — 各 Am、Cm 回収システムの条件等の統一計算及び仮定 —	99

表 目 次

表 1.	SETFICS 法と TALSPEAK 法の比較評価	22
表 2.	HLLW 中の主要元素の 1 日当たりの処理量及び Am に対する重量比	23
表 3.	SETFICS 工程における物質移行の仮定	24
表 4.	SETFICS 法のフローシート条件	25
表 5.	TRUEX 法のフローシート条件	26
表 6.	炭酸沈澱法のフローシート条件	27
表 7.	陽イオン交換法のフローシート条件	28
表 8.	SETFICS 工程における物質収支	29
表 9.	TRUEX 工程における物質収支	30
表 10.	Am(V) 炭酸沈澱工程における物質収支 (1 バッチ/d)	31
表 11.	陽イオン交換工程 (置換展開法) における物質収支 (1 バッチ/d)	32
表 12.	主要機器の図示記号	33
表 13.	SETFICS 工程の主要機器一覧	34
表 14.	TRUEX 工程の主要機器一覧	35
表 15.	溶媒洗浄工程の主要機器一覧	36
表 16.	リワーク工程の主要機器一覧	37
表 17.	試薬調整工程の主要機器一覧	38
表 18.	Am, Cm 製品濃縮工程の主要機器一覧	39
表 19.	HLLW 濃縮工程の主要機器一覧	40
表 20.	簡素化溶媒抽出法と Am, Cm 回収システム (SETFICS 法 + TRUEX 法) の比較 (排出液量及び主要設備)	41
表 21.	Am, Cm 回収システムからの廃棄物発生量 (簡素化溶媒抽出法との比較)	42
表 22.	各 Am, Cm 回収プロセスの比較 (排出液量、廃棄物量及び主要設備)	43
表 23.	各 Am, Cm 回収プロセスの比較 (開発課題等)	44
表 24.	各 Am, Cm 回収プロセスの比較項目毎の評価	45

目 次

図 1.	選定した Am、Cm 回収システムの基本概略フロー	46
図 2.	SETFICS 法と TALSPEAK 法の違い	47
図 3.	簡素化溶媒抽出法のフローシート	48
図 4.	SETFICS 工程フローシート	49
図 5.	TRUEX 工程フローシート	50
図 6.	Am(V) 炭酸沈澱工程フローシート	51
図 7.	陽イオン交換法（置換展開法）フローシート	52
図 8.	SETFICS 工程の PFD	53
図 9.	TRUEX 工程の PFD	54
図 10.	溶媒洗浄工程の PFD	55
図 11.	リワーク工程の PFD	56
図 12.	試薬調整工程の PFD	57
図 13.	Am, Cm 製品濃縮工程の PFD	58
図 14.	HLLW 濃縮工程の PFD	59
図 15.	各種槽類のセル内配置図	60
図 16.	TRU 回収一体化プラント概略建家図	61
図 17.	仏（CEA）における Am, Cm 回収プロセスの全体概略フロー	62
図 18.	DIAMEX プロセスのフローシート（仏 - CEA）	63
図 19.	SANEX プロセスのフローシート（仏 - CEA）	64
図 20.	SESAME プロセスの概略フロー（仏 - CEA）	65
図 21.	中国における HLLW 処理プロセス（TP プロセス）の全体概略フロー	66
図 22.	TRPO プロセスによる Am, Cm 回収フローシート（中国）	67
図 23.	Cyanex プロセスによる Am, Cm 回収フローシート（中国）	68
図 24.	原研（日本）における Am, Cm 回収プロセス（4 群分離法）の全体概略フロー	69
図 25.	DIDPA プロセスのフローシート（日 - 原研）	70
図 26.	TALSPEAK プロセスのフローシート（米 - ORNL 等）	71
図 27.	各 Am, Cm 回収プロセスの比較（ブロックフローによる比較）	72

1. はじめに

現在、核燃料サイクル開発機構（JNC）では、高速増殖炉（FBR）サイクル技術の実用化に向けた研究開発として、幅広い技術的選択肢の評価を行い、実用化の候補概念を抽出するため、実用化戦略調査研究（FS）を実施している⁽¹⁾。

FS では、安全性を前提に、経済性の向上等を実現可能な技術開発を目標としているが、再処理システムに関する設計要求として、資源の有効利用や環境負荷低減の観点から、TRU の回収率を 99 % 以上等としている⁽¹⁾。

この FS の設計要求の内、経済性向上を達成可能な再処理システムの検討の 1 つとして、PUREX 法を基本とした簡素化溶媒抽出法について、別途 JNC にて設計研究を実施しているが、この方法では、U、Pu、Np は回収されるが、Am、Cm は高レベル放射性廃液（HLLW）中へ移行する。また、Am、Cm が HLLW 中へ移行するため、TRU の回収率も 99 % 以上を達成できない⁽¹⁾。したがって、この簡素化溶媒抽出法に、HLLW 中からの Am、Cm の回収システムを付加した場合の経済性等に及ぼす影響等を定量的に評価する必要がある。

今回、この HLLW 中からの Am、Cm の回収システムとして、JNC で開発を進めているシステムについて、物質収支計算やプロセスフローダイアグラム（PFD）の作成を行い、その設備規模や経済性の概略的な評価を実施した。また、その他の Am、Cm 回収システムの調査及び比較評価を実施したので、それぞれの結果について報告する。

2. 検討する Am、Cm 回収システムの選定

今回検討する Am、Cm 回収システムとしては、現在、JNC にて研究開発を進めている SETFICS*法を基本としたシステムを選定した。選定したシステムの基本概略フローを図 1. に示す^{(2), (3)}。

本システムは、Am、Cm と希土類元素（RE）を粗分離する SETFICS 法、そこで得られる Am、Cm 回収製品の液組成を変換するための TRU EX 法、さらに、Am と Cm を分離・回収するための炭酸沈澱法または、陽イオン交換法の 3 法の組み合わせにより構成される。

選定したシステムの選定経緯、選定の妥当性及びシステムの概要をそれぞれ以下に示す。

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

(1) Am、Cm 回収システムの選定経緯⁽⁴⁾

Am、Cm 回収システムの選定経緯として、CMPO 溶媒を選定した経緯について述べる。

TRU の回収技術開発に関しては、20 数年前より、国内では、日本原子力研究所（原研）及び動力炉・核燃料開発事業団（動燃；現 JNC）において基礎研究が行われていた。原研では、Diisodecylphosphoric acid（DIDPA）を独自に開発し、現在も開発を継続中である。動燃では、

Dibutylbutylphosphonate (DBBP) 等を用いた研究をしていたが、開発開始から数年後に開発を中止した。

しかし、1988年のオメガ計画の発足に伴い、TRU回収が必要との認識が高まり、動燃においても、再び研究開発に着手することとなった。その際、このTRU回収方法について、以下の観点で調査を行った。

- ・既存技術(PUREX法)の知見の利用及び連続操作性
- ・TRU分離/回収性能
- ・PUREX工程からのHLLWの直接処理(PUREX法との整合性)

その結果、既存技術の利用と連続操作の点で溶媒抽出法を、分離/回収性能の点で二座配位型の抽出剤を、また、PUREX法との整合性の点で、酸性抽出剤の場合、HLLWを希釈または脱硝する必要があり、溶液量の増加や沈澱の生成等の問題が生じるため、中性抽出剤を用いることがTRU回収方法として有利であろうと判断された。

そこで、これらの要件に適合する抽出剤を調査した結果、アメリカで開発されたCMPOとフランスで開発されたDiamideが候補となった。その後、これら2種類の抽出剤に関し、詳細を調査した結果、CMPOは分析廃液からのTRU回収に実績があったのに対し、Diamideは基礎研究段階(1991年以降、日本のオメガ計画同様、フランスにおいてもSPIN計画の中で本格的にDiamideの研究が開始)であった、リン使用のCMPOの方が窒素使用のDiamideよりも抽出能が大きい等のことが分かり、これらのことを総合的に判断し、CMPOをTRU、特にAm、Cmを対象に、その回収のための抽出剤として選定した。

なお、この抽出剤の選定当時、TBPでリンを使用していることから、CMPOのリンは特に問題にならなかった。また、動燃独自の抽出剤開発に関しても、オメガ計画の時間的余裕から、本格的に行なわなかった(ただし、大学委託研究等により、新規抽出剤の開発を少しずつ行っている)。

(2) Am、Cm回収システム選定の妥当性

Am、Cmの回収方法としては、溶媒抽出法、イオン交換法、沈澱法等、種々研究開発されているが、ここでは、溶媒抽出法を選定していること、過去の実績及び使用試薬の類似性(逆抽出にDTPAを使用)の観点より、SETFICS法^{[2]、[3]}とTALSPEAK法^[5]を比較し、本法をAm、Cm回収システムとして選定したことの妥当性を示す。

各法の違いは以下の通りであり、それぞれに特徴を有している。

- ・TALSPEAK法では、脱硝操作が必要なため、析出固体のろ過操作等の問題が発生することからSETFICS法が有利である。
- ・CMPO抽出剤系ではTBP濃度を増加して装荷能力を上げることが可能だが、TALSPEAK法で用いる酸性抽出剤では、装荷限度が低い上に、Feを良く抽出するため、REの抽出が阻害される可

能性があり、SETFICS 法（CMPO 使用）が有利である。

- SETFICS 法では、pH = ~ 2 程度で分離操作を行うが、TALSPEAK 法では、pH を 3 に、厳密に調整／制御する必要があるため、分離操作上、pH の調整／制御の点で SETFICS 法が容易である。
- 三価アクチニドとランタニドの分離性能は、SETFICS 法が、原理的に三価アクチニドとランタニドの完全分離が不可能であり、三価アクチニド製品中に必ず一部のランタニドが混入するため、TALSPEAK 法が良好である。
- SETFICS 法の回収製品の溶液組成は DTPA - 硝酸塩系であるのに対し、TALSPEAK 法の回収製品の溶液組成は DTPA - カルボン酸系であることから、廃液処理の点（金属イオンの有無の点）で、TALSPEAK 法が容易である。
- RE 廃液の溶液組成は、SETFICS 法が 0.1 M 以下の希硝酸であるのに対し、TALSPEAK 法では、高酸濃度の溶液となることから、廃液処理（濃縮操作）上、SETFICS 法が良好である。

以上の各特徴を総合的に判断すると、Am、Cm に一部の RE の混入が許容される条件（FS の設計要求が達成可能な範囲）においては、SETFICS 法が有利であり、Am、Cm の回収方法として、SETFICS 法の選定は妥当であると考えられる。SETFICS 法と TALSPEAK 法の違いを示した比較図と、上記の各特徴毎の比較評価表をそれぞれ図 2. 及び表 1. に示す。

ここで、三価アクチニドを純粋に回収する場合、SETFICS 法の後に更に分離工程が必要となる。現在、JNC では、その方法として、炭酸沈澱法、または、イオン交換法を候補としているが、SETFICS 法を行わずに、直接 HLLW からそれぞれの方法により三価アクチニドを分離することも考えられる。しかし、その場合、RE の量が三価アクチニドに比べ非常に多いため、処理量が膨大になることが予想されることから、予め、SETFICS 法により、大部分の RE を三価アクチニドから分離した後、炭酸沈澱法、または、イオン交換法により、三価アクチニドを純粋に回収した方が、工学規模では、より現実的と考えている。

なお、種々の三価アクチニドとランタニドの分離法に関しては、後述するその他の Am、Cm 回収システムとの比較の節において説明する。

(3) Am、Cm 回収システムの概要^{(2), (3)}

SETFICS 法は、Am、Cm 及び RE の抽出・洗浄工程、Am、Cm 逆抽出工程中の pH を安定化させるために溶媒中の硝酸を除去する硝酸逆抽出工程、Am、Cm 逆抽出工程及び RE 逆抽出工程の 4 工程で構成されている。抽出溶媒には、Octyl(phenyl) - N, N - diisobutylcarbamoylmethylphosphine oxide (CMPO) と tributyl phosphate (TBP) の混合溶媒を用いる。硝酸逆抽出液には、溶媒中の金属を保持したままで硝酸のみを逆抽出させることから、pH を調整した塩析剤溶液を用いる。Am、Cm 逆抽出液には、pH 領域で Am、Cm と優先的に錯形成する Diethylenetriamine - N, N, N', N'', N' - pentaacetic acid (DTPA) と塩析剤の混合溶液を用いる。RE 逆抽出液には、希硝酸を用いる。

TRUEX 法は、SETFICS 法で回収された Am、Cm 製品を再抽出する抽出・洗浄工程及び Am、Cm の逆抽出工程の 2 工程で構成されている。抽出溶媒は、SETFICS 法と同様に CMPO - TBP 混合溶媒を用いる。Am、Cm 逆抽出液には、希硝酸を用いる。なお、この TRUEX 法は、燃料製造工程や、この後の工程（炭酸沈澱工程または陽イオン交換工程）を考慮し、SETFICS 法の回収製品溶液に含まれる Na、DTPA を除去するために付加している工程である。

炭酸沈澱法は、Am の酸化・沈澱工程、Am 沈澱のろ過・再溶解工程、Cm 沈澱工程及び Cm 沈澱のろ過・再溶解工程の 4 工程で構成されている。Am の酸化にはオゾン、Am の沈澱生成及び沈澱ろ過には炭酸カリウム溶液、沈澱の溶解には硝酸をそれぞれ用いる。Cm の沈澱生成及び沈澱ろ過には硝酸及び水酸化ナトリウム溶液、沈澱の溶解には硝酸をそれぞれ用いる。

陽イオン交換法は、各元素の吸着工程及びそれぞれの元素への溶離工程の 2 工程より構成されている。吸着工程では、TRUEX 回収製品をそのまま供給する。吸着元素の溶離には DTPA 溶液を用いる。

なお、今回の検討における FS の設計要求では、回収製品への核分裂生成物 (FP) の混入率は、2 wt % 以下となっており⁽¹⁾、Am、Cm 回収システムとして、SETFICS 法のみで 0.3 wt % 程度まで FP 量を削減可能であり、この条件を達成できることから、経済性等の詳細検討は、図 1. 中の TRUEX 法までとし、炭酸沈澱法及び陽イオン交換法については、フローシートの検討までとした。

3. Am、Cm 回収システムの検討における設定条件

Am、Cm 回収システムの検討に当り、以下のような条件を設定した。

(1) 処理対象燃料⁽¹⁾

- ・ 燃焼度：15 万 MWd / tHM
- ・ 冷却期間：取り出し後 4 年（炉心、軸方向ブランケット、径方向ブランケット）

(2) 処理規模⁽¹⁾

- ・ 年間処理能力：200 tHM / y
- ・ 年間運転日数：200 日
- ・ 運転時間：24 時間連続運転

(3) 処理形式⁽¹⁾

- ・ 炉心 / 軸方向ブランケット / 径方向ブランケット混合処理
- ・ 簡素化溶媒抽出法からの HLLW 処理
- ・ HLLW 中の主要元素の 1 日当たりの処理量及び Am に対する重量比を表 2. に示す

(4) 簡素化溶媒抽出法の設定条件⁽¹⁾

- ・ U、Pu を共回収
- ・ 回収率：99 %以上
- ・ FP 除染係数： 10^3 以上
- ・ 製品仕様：Pu 富化度 ≥ 30 %
- ・ フローシートを図 3. に示す

* 簡素化溶媒抽出法からの HLLW (Am、Cm 回収プロセスに供給する HLLW) の条件；

HLLW：2.92 M - 硝酸、 < 10 mg/L - U、 < 0.5 mg/L - Pu、300.6 L/hr

(5) Am、Cm 回収プロセスの設定条件

- ・ 便宜上、HLLW 中では U、Pu、Np は無視 (プロセス上どこに移行するかは検討)
- ・ Am、Cm、FP は全量 HLLW 中に移行
- ・ Am、Cm 回収率：99.9 %以上 (この値は、本プロセスのみでの回収率であり、他のプロセスでのロス率は考慮しない)
- ・ 希ガス (Kr、Xe 等) 及びヨウ素は全量簡素化溶媒抽出工程においてオフガス系に移行しているとして、HLLW 中では無視
- ・ 腐食による Fe、Ni の HLLW 中への混入は無視 (TRUEX 溶媒による分配比は低い、溶媒の金属装荷量が小さいので、多量に HLLW 中に存在すれば無視できなくなる可能性あり)

各工程における設定条件は、以下の通りである。

① SETFICS 工程

- ・ Pm、Sm、Eu はそれぞれ 10 %、30 %、70 %が Am、Cm 製品側へ移行^{(2)、(3)}
- ・ Pm よりも軽い RE (Y を除く) は全量 RE 廃液に移行^{(2)、(3)}
- ・ Eu よりも重い RE は全量 Am、Cm 製品へ移行^{(2)、(3)}
- ・ Y：定量的評価ができないため全量製品側へ移行^{(2)、(3)} (硝酸逆抽出工程にて廃液側に移行の可能性あり)
- ・ Ru：10 %が溶媒に移行⁽⁶⁾/残留⁽⁷⁾ (本条件設定の根拠については、参考資料 - 1 に示す)
- ・ Tc：10 %が溶媒に移行/硝酸逆抽出工程にてその全量が硝酸廃液側に移行⁽⁸⁾ (本条件設定の根拠については、参考資料 - 1 に示す)
- ・ SETFICS 工程での各元素の物質移行の仮定を表 3. に示す
- ・ 各工程から排出される廃液は、便宜上、全て HLLW とする
- ・ U の挙動⁽⁷⁾：溶媒に移行/残留 (本条件設定の根拠については、参考資料 - 1 に示す)

- ・Puの挙動⁽⁷⁾：Pu(VI)はUと同挙動、Pu(IV)はAm、Cm製品中へ移行／次TRUEX工程にてAm、Cm製品から分離（本条件設定の根拠については、参考資料-1に示す）
- ・Npの挙動⁽⁷⁾：抽出されたNpはUと同挙動（本条件設定の根拠については、参考資料-1に示す）

② TRUEX工程^{(2), (3)}

- ・製品の酸濃度調整：必要
- ・装荷溶媒中の酸除去（スクラブ溶液供給）：必要（硝酸塩溶液使用）
- ・製品中の三価金属は、全量再回収（抽出残液及び廃溶媒への移行は無視）

③ 炭酸沈澱工程⁽²⁾

- ・TRUEX製品溶液：20倍濃縮
- ・Am炭酸沈澱への他金属の混入及びろ液へのAmの損失：無視
- ・Am製品の原子価調整：無し（V価のまま製品とする）
- ・ろ液：硝酸中和後、NH₄OHにより水酸化物沈澱が生成
- ・水酸化物沈澱のろ液への損失：無視
- ・Amは全量Am製品へ移行
- ・Cm及びREは全量Cm製品へ移行
- ・1バッチ/d

④ 陽イオン交換工程⁽²⁾

- ・TRUEX製品溶液調整：無し
- ・三価金属吸着段階では、吸着カラムと展開カラムの接続無し
- ・吸着カラム樹脂が三価金属で置換された段階で、水洗後、置換カラムと接続
- ・溶離液量（DTPA溶液供給量）：全カラム容積の12倍（コールド試験結果より）
- ・Amは全量Am製品へ移行
- ・Cmは全量Cm製品へ移行
- ・REは全量RE廃液へ移行
- ・1バッチ/d

(6) その他の設定条件

- ・臨界設計／耐震設計／計量管理等安全設計の検討は除外
- ・廃棄物処理工程等、Am、Cm回収の主工程以外の周辺工程については、簡素化溶媒抽出工程との

共用は考慮せずに、Am、Cm 回収プロセス内で閉じると仮定して、必要な検討を実施（物質収支の検討はせず、必要な設備／機器の検討のみ実施）

- ・本プロセス特有の廃棄物に関しては、処理方法が未定であるため、そのまま廃棄と仮定
- ・ユーティリティの検討は除外
- ・本システムに必要な主要設備／機器については、容量／必要数までの検討とし、寸法／材質の検討は除外

4. 物質収支の検討及びフローシートの策定

上記の設定条件を基に、Am、Cm 回収システムに関する主要物質の収支の検討及びフローシートの策定を行った。

(1) フローシート条件

SETFICS 法、TRUEX 法、炭酸沈澱法及び陽イオン交換法のフローシート条件を表 4. ～ 表 7. にそれぞれ示す。それぞれの条件は、基本的に文献 (2)、(3) を参考に決定した。ここで、表中の物流番号は、後述の物質収支計算結果の表及びフローシートの図に対応している。

なお、表中の流量比、各種溶液濃度及び遠心抽出器の段数等の各条件の設定において参考とした各文献 (2)、(3) は、JNC 内部のコールド及びホット基礎試験の結果、シミュレーションコードによる硝酸挙動の計算結果及び過去の海外の実験結果を基にした値を示している。また、本検討では、前述の文献に示されていない条件として、Tc の除染を考慮したダブルスクラブの条件を文献 (8) を参考に決定し示している。さらに、溶媒洗浄に関するフローシート条件についても、簡素化溶媒抽出法の条件⁽¹⁾を参考に決定し示している。したがって、今後の研究開発の進捗によっては、それぞれの条件が大幅に変更となる可能性もあるが、現状で得られる各条件の情報としてそれらを参考に、以後の検討におけるフローシート条件とした。

(2) 主要物質の収支の検討

① 物質収支の計算条件

物質収支の検討においては、以下の計算条件を設定した。

- ・物質収支の単位：kg/h で表示
- ・各物質濃度 (g/l または mol/l) と流量 (l/h) から質量流量 (kg/h) に変換
- ・水相／有機相：H₂O 及びノルマルドデカン (n-DD) の質量流量 (kg/h) も算出
- ・各物質の分子量は文献 (9) の元素の周期表を参考に決定
- ・各物質の化学形態は、下記の通り仮定 (M：各金属元素)

* Am、Cm、RE ; M(NO₃)₃ * Zr⁰⁰ ; ZrO₄⁴⁺ * Mo⁰⁰ ; MoO₄⁻ * Tc⁰⁰ ; TcO₄⁻

* Ru ; RuNO(NO₃)₃ * その他 FP ; M(NO₃)₂ (便宜上)

・ TRUEX 溶媒の密度及び各種溶液の密度は文献 (4)、(11)、(12) をそれぞれ参考に決定

② 物質収支の計算方法

各物質の収支の計算方法は下記の通りとした。

・ H₂O, n - DD 以外の成分

$$W_i = M_i \times V_i \times 10^{-3} \quad (\times w_i; M \text{ が mol/l の場合})$$

・ H₂O (n - DD も同様)

ρ が分かる場合 (新規に供給する溶液)

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = \rho \times V - \sum W_i \quad (W_i: \text{H}_2\text{O} \text{ 以外の } W_i \text{ の合計})$$

ρ が分からない場合 (前工程からの流入溶液)

前工程の入量から W_{H₂O} を算出

この場合の ρ は

$$\rho = TW / V \quad (TW: \text{全成分の合計})$$

* 物質収支計算における密度に関する基本的考え方

新規に供給する溶液 (調整液等) ; 既知の溶液密度を使用して水量を算出

前工程からの継続溶液 (供給液等) ; 前工程からの水量を使用して全体重量を求めてから
密度を算出

・ 記号 :

W = 質量流量 (kg/h)

V = 容積流量 (l/h ; 流量)

ρ = 密度 (g/cc = kg/l)

M = モル量 (mol) / モル濃度 (mol/l) / 質量濃度 (g/l)

i = 各成分

w = 分子量 (≒ g/mol)

③ 物質収支計算結果

本節(1)及び(2)の①、②を基に、SETFICS法、TRUEX法、炭酸沈澱法及び陽イオン交換法に関する物質収支の計算を行った。その結果を表8.～表11.にそれぞれ示す。

ここで、密度算出における全体の質量流量の算出の際には、各物質の化学形態分の重量を考慮している。

$$* \text{表中 (全体 - 2)} = (\text{全体 - 1}) + (\text{各元素の化学形態分重量})$$

なお、各々の物質収支の詳細な計算については、参考資料-2に示している。

(3) フローシートの策定

本節(1)及び(2)の③を基に、SETFICS法、TRUEX法、炭酸沈澱法及び陽イオン交換法に関するフローシートを策定した。策定したフローシートを図4.～図7.にそれぞれ示す。

5. Am、Cm回収システムに関する必要工程のPFDの作成及び主要機器の検討

これまでの検討により得られたAm、Cm回収システムに関する物質収支計算結果及び策定したフローシートを基に、簡素化溶媒抽出法での検討結果⁽¹⁾を参考として、必要となる工程のPFDを作成した。作成したPFDは、Am、Cm回収の主工程となるSETFICS工程、回収されるAm、Cm製品の溶液組成変換のためのTRUEX工程及び付随する周辺工程として、溶媒洗浄工程/リワーク工程/試薬調整工程/製品濃縮工程/HLLW濃縮工程に関するものである。作成したそれぞれのPFDを図8.～図14.に示す。また、図中で使用した主要機器の図示記号を表12.に示す。なお、炭酸沈澱法及び陽イオン交換法に関しては、2.節で述べた通り、FSの設計要求の観点⁽¹⁾から、本節のPFD作成以降、経済性等の詳細検討は実施していない。

また、作成したPFD、これまでの検討により得られたAm、Cm回収システムに関する物質収支計算結果及び策定したフローシートを基に、簡素化溶媒抽出法での検討結果⁽¹⁾を参考として、各工程の主要機器の容量等を検討した。検討結果を、主要機器一覧表として、それぞれ表13.～表19.に示す。主要機器の検討に当たっては、以下の点を考慮している。

- ・分析時間を4時間、エアリフトの送液能力を最大で $1 \text{ m}^3/\text{hr}$ 程度と仮定し、各種タンク容量を設定
- ・試薬調整工程について、試薬原料用の各貯槽は1週間程度の裕度、調整槽/供給槽は1日(24時間)程度の裕度をそれぞれ考慮し、容量を設定
- ・HLLW濃縮工程について、簡素化溶媒抽出法では、HLLWの濃縮度を～10倍程度していることから⁽¹⁾、本システムから排出されるHLLWの液量が簡素化溶媒抽出法の約6倍程度となっていることを考慮し、蒸発缶の能力としては、最大で100倍程度の濃縮能力と設定

なお、ここでの PFD の作成及び主要機器の検討では、付随する周辺工程に関しては、物質収支計算及びフローシートの策定は行わずに、簡素化溶媒抽出法での検討結果⁽¹⁾及び Am、Cm 回収の主工程である SETFICS 工程及び TRUEX 工程からの排出液量を参考に、それぞれ検討した。また、簡素化溶媒抽出法との設備の共有や、各機器の実際の処理能力（例えば、電解槽での試薬分解能力や蒸発缶での蒸発能力等）を考慮した機器数の設定をしていないため、今後の詳細な設計検討においては、機器数の増減等の変更が有り得る。

6. Am、Cm 回収システムに関する設備規模、経済性及び廃棄物発生量の評価

Am、Cm 回収システムに関するこれまでの検討結果を基に、その設備規模、経済性及び廃棄物発生量の評価を行った。評価に当たっては、本検討が、各設備機器の配置設計等、設備規模や経済性等を定量的に評価可能となるような詳細なものとなっていないため、簡素化溶媒抽出法の検討結果⁽¹⁾を参考に、それと相対的に比較評価した。

(1) 設備規模の評価

設備規模の評価のため、各設備機器の大きさを評価する。各設備機器の大きさは、流入する液量に応じて概略的に決まることから、流入液量を簡素化溶媒抽出法と Am、Cm 回収システムで比較することで、それを評価する。それぞれのプロセスにおける排出液量及び主要設備を表 20. に示す。それぞれの比較結果は以下の通りである。

- ・製品液量：簡素化溶媒抽出法と比較して、SETFICS 法で半分程度、最終製品では約 1/30 程度⁽¹⁾
- ・水相廃液：簡素化溶媒抽出法と比較して、約 5 倍発生⁽¹⁾
- ・水相排出液量（製品液量 + 水相廃液）：約 1.5 倍⁽¹⁾
- ・廃溶媒：同程度⁽¹⁾
- ・設備：簡素化溶媒抽出法と比較して、遠心抽出器の台数が約 2 倍、また、特殊廃液処理設備が必要⁽¹⁾

これらの比較結果より、Am、Cm 回収の主工程（SETFICS 工程 + TRUEX 工程）の大きさは、簡素化溶媒抽出工程より若干大きく、また、付随する周辺工程は ~ 1.5 倍程度と考えられる。しかし、本システムでは、臨界管理を特に必要としないことから、円筒槽等の単純構造で、かつ、容量を自由に設定可能な設備機器の配置が可能であることから、それを考慮した場合、簡素化溶媒抽出工程のメインセル（溶解、清澄、抽出分離及び製品濃縮工程）と同規模の大きさで、本システムの設置が可能と考えられる。

以上の考え方及び作成した主要機器一覧表を基に、本システムに必要な各種タンクの配置平面図を検討・作成した。その結果、それぞれのタンクは、14 m × 46 m の面積で設置可能であった。作成した配置図を図 15. に示す。また、この平面図及びこれまでに検討した PFD 等を基に、本システムの概念

的な建家の立面図を検討・作成した。その結果、本システムの設備規模は、簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設と燃料製造施設の一体化プラントの建家容積⁽¹⁾の約 17 %相当となった。作成した立面図を図 16. に示す。

なお、立面図の作成に当っては、地下 2 階に各種タンクを含む主要機器、地下 1 階にクレーン等の保守機器、地上 1 階に試薬供給設備、地上 2 階にユーティリティ設備及び地上 3 階に換排気・電気設備をそれぞれ配置する地上 3 階、地下 2 階の建家を考えた。また、立面図では、大きさとして本システムの配置平面積と同程度となる保守区域も考慮した。

(2) 経済性の評価

前節 5. の PFD、主要機器の検討結果及び前述 6. (1) の設備規模の評価結果を基に、簡素化溶媒抽出工程の経済性の評価方法と同様の考え方⁽¹⁾で、本システムの経済性の評価を行った。評価に当っては、詳細の分からない部分について、以下のような仮定をおいた。

- ・各槽類：m³ 数で単純比例
- ・CMPO 貯槽（試薬調整工程）：5 t = 5 m³ 相当と仮定
- ・HLLW 濃縮工程：液量等から簡素化溶媒抽出工程と同等の設備が必要と仮定
- ・保守設備：工程／機器数等から RETF と同等の設備が必要と仮定
- ・VOG 設備：液量等から簡素化溶媒抽出工程と同等の設備が必要と仮定
- ・サンプリング装置：全工程合計で RETF と同等の設備が必要と仮定
- ・建／電／換／計装／ユーティリティ設備：設備規模の評価結果から簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設と燃料製造施設の一体化プラントの約 20 %相当と仮定
- ・主要機器以外の設備（配管等）：その他付属品として各主要設備の 50 %相当と仮定

以上の仮定及び表 13. ～ 表 19. の主要機器一覧を基に、経済性の評価を行った結果、本システムの建設費は、簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設⁽¹⁾の約 25 %相当であり、この再処理施設に燃料製造施設を加えた一体化プラントの建設費⁽¹⁾に対しては、約 15 %相当となった。

(3) Am、Cm 回収システムからの廃棄物発生量の評価

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

プロセス廃棄物としては、ガラス固化体、廃溶媒、その他廃液に大別できる。ガラス固化体の量は、今回の検討では、基本的に FP 量で決めていることから、簡素化溶媒抽出法での検討結果⁽¹⁾と同様とする。廃溶媒は、本システムでの溶媒使用量が簡素化溶媒抽出法と同程度であることから、それぞれ同量の廃溶媒が発生するものとする。その他廃液については、蒸発濃縮を繰り返すことにより、高レベル廃液（ガラス固化体）と極低レベル廃液（海洋放出）の 2 極化を図るため、低レベル濃縮廃液固化体は発生しないものとする。

その他の雑廃棄物に関しては、その物量の確定が困難なため、簡素化溶媒抽出法の廃棄物発生量の考え方⁽¹⁾と同様に、発生元となる施設の設備規模等に比例するものとする。したがって、本システムの設備規模が、前述 6. (1) の設備規模の評価結果より、簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設と燃料製造施設の一体化プラントの建家容積の約 20 %相当となることから、その他の雑廃棄物の発生量もその 20 %相当と仮定し評価することとした。

以上の考え方及び仮定に基づき、廃棄物発生量を評価した結果、本システムからの廃棄物発生量は、簡素化溶媒抽出法での全廃棄物発生量の約 10 %相当であった。評価結果を、簡素化溶媒抽出法の廃棄物発生量⁽¹⁾と併せて表 21. に示す。

7. 検討した Am、Cm 回収システムに関する今後の開発課題

前節までの SETFICS 法を中心とした Am、Cm 回収システムの検討には、このシステムの開発レベルが基礎試験段階であることから、多くの仮定が含まれている。したがって、今後、このシステムをより詳細に検討していく上では、以下のような開発課題がある。

物質収支及びフローシート等の評価精度向上のための基礎データの取得として、

- ・ Am、Cm の実際の回収率データ
- ・ 回収製品への実際の RE 混入率データ
- ・ U、Pu、Np の挙動データ
- ・ Zr、Mo、Tc、Ru、Fe、Ni 等の挙動データ 等

設備規模及び経済性等の評価精度向上のための付随する周辺工程の技術開発として、

- ・ Am、Cm、RE 等のリアルタイム分析技術の開発（含、装置開発）
- ・ 特殊廃液（シュウ酸/HAN/DTPA-NaNO₃ 廃液、CMPO 系廃溶媒）の再利用技術及び処理/処分技術の開発（含、装置開発） 等

また、このシステムをより合理的に構築する上で、フローシートを最適化するための開発課題として、

- ・ Am、Cm の回収率向上
- ・ 回収製品への RE 混入率低減
- ・ 溶媒の金属装荷度向上
- ・ 遠心抽出器の段数削減
- ・ U、Pu、Np の回収方法の策定
- ・ Zr、Mo、Tc、Ru、Fe、Ni 等の除染方法の策定

等がある。

さらに、今後の FS の設計要求等によるが、上記以外の課題として、Am、Cm をより純粋（不純物を含まず）に回収する場合、炭酸沈澱法または陽イオン交換法に関しても、実廃液を使用した基礎データの取得等、上記と同様の開発課題がある。

8. その他の Am、Cm 回収システムとの比較

前節まで、JNC で開発を進めているシステムについて検討を行ってきた。しかし、Am、Cm の回収システムについては、多数の研究機関により、種々の方法について研究開発が実施されている。そこで、数種類の Am、Cm 回収システムについて調査し、それぞれを比較評価した。調査対象としては、これまでの検討が溶媒抽出法であることから、第一に溶媒抽出法であることを前提に、フローシート条件が把握可能なシステムを選定した。

なお、調査した各システムのフローシート策定において、条件等を統一するために行った各々の詳細な計算や仮定については、参考資料-3 に示している。

(1) 仏 - CEA における Am、Cm 回収システムの調査

仏 - CEA では、Am、Cm 回収システムとして、3 種のプロセスの組み合わせを考えている¹³⁾。DIAMEX 法による Am、Cm + RE と FP の分離、SANEX 法または PALADIN 法による Am、Cm と RE の分離及び SESAME 法による Am と Cm の分離である。仏 - CEA における Am、Cm 回収システムの全体概略フローを図 17. に示す。なお、後述するそれぞれのシステムの比較では、FS の前提条件及びこれまでの検討との整合性の観点より、図中の 3 法の内、DIAMEX 法と SANEX 法までのシステムとした。

① DIAMEX 法の調査

Am、Cm、RE 回収プロセスとして、DIAMEX 法について調査し、そのフローシートを策定した¹⁴⁾。策定したフローシートを図 18. に示す。

このプロセスでは、抽出溶媒として、N, N' Di - Methyl, N, N' Di - Butyl Tetradecyl Malonamide (DMDBTDMA) という二座配位型の中性抽出剤を使用している。抽出された Am、Cm 及び RE の逆抽出には希硝酸を用いている。また、Mo、Zr の除染を考慮し、シュウ酸を添加している。

② SANEX 法の調査

Am、Cm と RE の分離プロセスとして、SANEX 法について調査し、そのフローシートを策定した¹⁵⁾。策定したフローシートを図 19. に示す。

このプロセスでは、抽出溶媒として、bis - Triazinyl - Pyridine (BTP) の一種である nPr - BTP

という抽出剤を使用している。抽出された Am、Cm の逆抽出には希硝酸を用いている。

③ SESAME 法の調査

Am と Cm の分離プロセスとして、SESAME 法について調査し、その概略のフローを策定した¹⁶⁾。策定した概略フローを図 20. に示す。

このプロセスでは、供給液にリンタングステン酸 (PW) を添加後、Am(III) を Am(VI) に酸化する。その溶液を bis (2, 6 - dimethyl - 4 - heptyl) phosphoric acid (HD (DiBM) P) 溶媒を含浸させた抽出クロマト装置に供給し、Am(VI) を選択的に吸着 (抽出) させ、Cm と分離する。吸着された Am(VI) の溶離には、硝酸と過酸化水素の混合溶液を用いている。

ここで、本プロセスは基礎試験段階であり、文献には、詳細なフローシートが示されていなかったため、図は、文献記載の試験方法を参考にした概略フローとなっている。

(2) 中国における Am、Cm 回収システムの調査

中国では、Am、Cm 回収システムとして、2 種のプロセスの組み合わせを考えている¹⁷⁾。TRPO 法による Am、Cm + RE と FP の分離、Cyanex 法による Am、Cm と RE の分離である。中国における Am、Cm 回収システムの全体概略フローを図 21. に示す。

① TRPO 法の調査

Am、Cm、RE 回収プロセスとして、TRPO 法について調査し、そのフローシートを策定した¹⁷⁾。策定したフローシートを図 22. に示す。

このプロセスでは、抽出溶媒として、trialkyl phosphine oxide (TRPO) という抽出剤を使用している。抽出された Am、Cm 及び RE の逆抽出には希硝酸を用いている。

② Cyanex 法の調査

Am、Cm の回収プロセスとして、Cyanex 法について調査し、そのフローシートを策定した^{18), 19)}。策定したフローシートを図 23. に示す。

このプロセスでは、抽出溶媒として、bis (2, 4, 4 - trimethylpentyl) dithiophosphinic acid (HBTMPDTP ; Cyanex 301 の精製溶媒) という抽出剤を使用している。

なお、参考文献 (18)、(19) では、溶媒に抽出された Am、Cm の逆抽出について記載がなかったため、種々ある同種の溶媒抽出／逆抽出試験の文献等を参考に、図のように逆抽出工程を予想した。

(3) 日本 - 原研における Am、Cm 回収システムの調査

日本 - 原研では Am、Cm 回収システムとして、4 群分離法の中で、DIDPA 法による Am、Cm と

RE の分離を考えている⁽²⁰⁾。日本 - 原研における Am、Cm 回収プロセスを含む 4 群分離法の全体概略フローを図 24. に示す。

① DIDPA 法の調査

Am、Cm 回収プロセスとして、DIDPA 法について調査し、そのフローシートを策定した⁽²¹⁾。策定したフローシートを図 25. に示す。

このプロセスでは、抽出溶媒として、DIDPA という抽出剤を使用している。抽出された Am、Cm の逆抽出には DTPA - 乳酸溶液、RE の逆抽出液には高濃度（4 M 程度）の硝酸を用いている。

(4) 上記 3 法以外の Am、Cm 回収システムの調査

上記 3 法以外の Am、Cm 回収システムとして、TALSPEAK 法による Am、Cm 回収システムについて、調査・検討した。本プロセスは、1960 年代に ORNL で開発されたが、その後は、多数の機関で試験が実施されている。

① TALSPEAK 法の調査

Am、Cm 回収プロセスとして、TALSPEAK 法について調査し、そのフローシートを策定した⁽⁵⁾⁽²¹⁾、⁽²²⁾。策定したフローシートを図 26. に示す。なお、調査した範囲の文献では、抽出・洗浄工程から、製品の溶液転換及び RE 逆抽出工程までの一連の工程を記載しているものがなかったため、下記の 3 文献を参考に、それぞれの工程を連結して、図のフローシートを作成した。

- ・抽出／洗浄工程及び Am、Cm 逆抽出工程；文献 (21) を参考
- ・RE 逆抽出工程；文献 (22) を参考
- ・Am、Cm 再抽出／再洗浄工程及び Am、Cm 再逆抽出工程（製品の溶液組成の転換工程）；文献 (5) を参考

このプロセスでは、抽出溶媒として、di - 2 - ethylhexylphosphoric acid (HDEHP) という抽出剤を使用している。抽出された Am、Cm の逆抽出には DTPA - グリコール酸溶液、RE の逆抽出液には高濃度（6 M 程度）の硝酸を用いている。

(5) 各プロセスの比較

SETFICS 法を基本とする Am、Cm 回収システムの検討結果及び上記 (1) ~ (4) で検討した結果について、それぞれの排出液量や開発課題等に関する比較評価を行った。

比較評価したプロセスは、以下の 5 つの方法である。

- ・SETFICS 法 + TRUEX 法（日本 - JNC、ST 法と省略）
- ・DIAMEX 法 + SANEX 法（フランス - CEA、DS 法と省略）

- ・TRPO 法 + Cyanex 法 (中国、TC 法と省略)
- ・DIDPA 法 (日本 - 原研、DI 法と省略)
- ・TALSPEAK 法 (米 - ORNL 等、TA 法と省略)

各 Am、Cm 回収プロセスの比較として、排出液量、廃棄物量及び主要設備を表 22. に、ブロックフローでの比較図をトータルでの排出液量 (製品、HLLW、使用済溶媒) の記載も含め図 27. に、また、各プロセスの課題等を表 23. にそれぞれ示す。

① 排出液量の比較

- ・回収製品は、ST 法及び TA 法がその他のプロセスに比べ、1/10 程度の少量の液量となり、これら 2 法がその他 3 法より、製品濃縮工程の規模を小さくできる
- ・HLLW 量は、ST 法、DS 法及び TC 法でほぼ同量の液量であり、DI 法及び TA 法では、溶媒抽出工程部分からはその 1/10 程度と少ない液量となり、HLLW の濃縮工程の規模を小さくできる可能性がある。しかし、DI 法及び TA 法には、沈澱処理工程があり、そこからの排出液量が未定 (表及び図中では $X \text{ m}^3/\text{d}$ と表記) のため、実際にどれだけ規模を縮小できるか分からない。したがって、HLLW の処理に関して、ここでは、どの方法も同等と評価する。
- ・使用済溶媒量は、DI 法が最も少なく、DS 法が最も多い。しかし、使用済溶媒は、再利用することから、この量だけで単純に比較評価はできなく、各溶媒の耐放性等を考慮した上で、最終的にどれだけの量を廃溶媒とするかで比較する必要がある。また、今回の各プロセスの検討では、各溶媒の金属装荷度が未定であるため、溶媒の供給量を同じ条件 (金属装荷度の限界値条件) で正確に評価していない。したがって、今回は、使用済溶媒量での比較は特に行わない。
- ・DI 法のみ脱硝操作により、凝縮水が $Y \text{ m}^3/\text{d}$ (操作方法の詳細が未定のため、凝縮水量は $Y \text{ m}^3/\text{d}$ としている) 発生することから、このプロセスのみ、凝縮水の処理設備が余分に必要となる。なお、TA 法も脱硝操作を伴うが、このプロセスでは、脱硝操作の際に、濃縮は特に行わないフローを考えているため、凝縮水は発生しないものとしている。

以上より、排出液量のみで比較すると、ST 法及び TA 法が他のプロセスよりも優れていると考えられる。

② 工程数の比較

工程数としては、DS 法、TC 法及び DI 法が 4 工程と少なく、ST 法及び TA 法が 6 工程と多い。しかし、DI 法では、製品の液性転換工程 (DTPA - 乳酸溶液を硝酸溶液に転換する工程) がないため、この工程を付加すると工程数は増加する。また、DI 法及び TA 法では、脱硝/ろ過/沈澱処理工程の詳細が分からないため一括で表記しているが、実際の工程を考えると、工程数は増加するものと予想される。したがって、工程数のみで比較すると、DS 法及び TC 法が他のプロセスよりも優れ

ていると考えられる。

③ 主要設備の比較

主要設備として、遠心抽出器については、どのプロセスもほぼ同数必要となる。TC 法以外のプロセスでは、特殊廃液処理設備が必要となるが、DS 法はシュウ酸の処理だけなのに対し、ST 法、DI 法及び TA 法については、DTPA - 塩析剤／緩衝剤溶液等、種々の特殊廃液の処理設備が必要になる。DI 法及び TA 法では、供給液となる HLLW の酸濃度を pH 領域の溶液とするため、脱硝／沈澱／ろ過の各設備を必要とする。TC 法では、濃縮／酸分解装置が必要となる。その他、各プロセスとも、TBP 以外の溶媒を使用するため、その処理設備も必要である。

以上より、主要設備のみで比較すると、DS 法及び TC 法が他のプロセスよりも優れていると考えられる。

④ 廃棄物の比較

DI 法及び TA 法に関しては、他のプロセスにはない特別な廃棄物として、沈澱フィルターが発生する。そのため、この廃棄物の処理／処分の設備も新たに必要となる。したがって、廃棄物発生観点から比較すると、ST 法、DS 法及び TC 法が DI 法及び TA 法よりも優れていると考えられる。

⑤ 設備機器の大きさの比較

各プロセスにおける設備機器の大きさは、流入する液量に応じて概略的に比較評価する。

今回比較対象としたプロセスの中では、HLLW を脱硝／濃縮する DI 法が他のプロセスに比べ各種供給液の液量が最も少なく、設備機器の大きさをコンパクトにでき、優れていると考えられる。ただし、濃縮操作における凝縮水の液量や沈澱処理操作における廃液発生量の詳細な検討ができていないため、どれだけコンパクトにできるかの定量的な評価は今回はしていない。

⑥ 開発課題等の比較

いずれのプロセスに関しても、実験室レベルの段階であることから、フローシートの最適化及び工学レベルでのプロセスの実証が必要である。また、特殊廃液の再利用や処理技術の開発も共通する課題である。ただし、ST 法、DI 法及び TA 法に関しては、特殊廃液の再利用や処理技術の開発として、DTPA - 塩析剤／緩衝剤等に関する処理技術の開発が更に必要となる。

各プロセス特有の開発課題としては、ST 法及び DS 法では特にないが、TC 法では Am の逆抽出技術、DI 法では回収製品の液性転換技術及び沈澱処理技術、TA 法では沈澱処理技術の確立がそれぞれ必要となる。

また、TC 法では回収製品、DI 法では RE 廃液、TA 法では回収製品及び RE 廃液がそれぞれ高酸

濃度であり、それぞれの溶液の濃縮操作への負担が大きくなるという問題がある。

以上より、開発課題等で比較すると、ST 法及び DS 法が他のプロセスよりも優れていると考えられる。

⑦ 製品組成の比較

各プロセスの製品組成を比較すると、FS での設計要求である不純物の混入 2 wt % 以内の達成に関しては、いずれのプロセスもその要件を満たしている。しかし、Am、Cm の純度としては、DS 法、TC 法、DI 法及び TA 法が高く、ST 法はそれらに比べて純度が若干低くなる。したがって、製品組成の観点からは、DS 法、TC 法、DI 法及び TA 法が ST 法よりも優れていると考えられる。

以上、7 項目の観点から各システムを比較した。その結果を、優・良・可 (◎: 優、○: 良、△: 可をそれぞれ示している) の評価として表 24. に示す。各項目毎の判断は、上記の各項目毎の比較において優れていると考えられるプロセスを優 (◎) の基準とし、それに比べて明らかに劣っていると考えられるプロセスを可 (△)、それ以外のプロセスを良 (○) とすることとした。

今回比較評価した 5 つのプロセスは、いずれも一長一短があり、現段階で Am、Cm 回収プロセスとしてどれがいいと判断するのは難しく、今回の検討範囲では、いずれの方法も同様に、Am、Cm 回収システムとして適用可能であり、また、設備規模的にも同等であると判断するのが妥当と考えられる。ただし、DI 法及び TA 法では、沈澱生成に伴う処理工程が必要となるため、沈澱操作の工学的な成立性や、沈澱への Am、Cm の損失を押さえるなど、他のプロセスにはない技術開発が、適用を左右する重要な課題であると考えられる。

9. まとめ

FBR サイクル技術の実用化に向けた FS 中の再処理システムの検討の 1 つとして、PUREX 法を基本とした簡素化溶媒抽出法について、別途 JNC にて設計研究を実施しているが、この方法だけでは FS の設計要求である TRU の回収率 99 % 以上等を達成することができない¹⁾。そこで、今回、簡素化溶媒抽出法に HLLW 中からの Am、Cm 回収システムを追加した場合の概略的な影響評価として、JNC で開発を進めている SETFICS 法を基本とした Am、Cm 回収システムに関し、物質収支計算や PFD の作成を行い、その設備規模や経済性の概略的な評価を実施した。その結果、本システムの設備規模、経済性及び廃棄物発生量は、簡素化溶媒抽出法を基本とした再処理施設と燃料製造施設の一体化プラント¹⁾に対し、それぞれ約 17 %、約 15 % 及び約 10 % 相当になることが分かった。また、この結果を基に、本システムを簡素化溶媒抽出法に付加した場合の経済性を別途評価したところ、FS の設計要求の経済性を達成可能であると推定され¹⁾、本システムが、Am、Cm 回収システムとして適用可能であることが分かった。

また、JNC で開発している方法以外の Am、Cm 回収システムに関しても、溶媒抽出法を基本とする 4

種の方法 (DIAMEX 法 + SANEX 法 ; フランス - CEA、TRPO 法 + Cyanex 法 ; 中国、DIDPA 法 ; 日本 - 原研、TALSPEAK 法 ; 米 - ORNL 等) について調査し、概略のフローシートの作成を行い、それぞれのシステムにおける液量等を比較評価した。その結果、いずれのシステムも JNC で開発しているシステムと同等の設備規模であり、Am、Cm 回収システムとして適用可能であると判断できた。

しかし、これらの結果は、今回検討の各システムでの回収元素 (Am、Cm) 量が、簡素化溶媒抽出工程での回収元素 (U、Pu 回収) 量の 0.4 % 程度しかないこと⁽¹⁾を考えると、非常に大きな設備の追加となると考えられる。この原因は、各システムで使用する溶媒の金属装荷度が小さいこと等のため、回収元素量が少ないけれども、逆抽出液量等が多くなってしまい、使用液量等は簡素化溶媒抽出法と同等程度となることにあると考えられる。

以上より、JNC で開発を進めている SETFICS 法を基本とした Am、Cm 回収システムやその他、今回調査・比較評価した 4 種の Am、Cm 回収システムのいずれの方法を、Am、Cm 回収システムとして簡素化溶媒抽出法に追加した場合でも、FS の設計要求を満たすことが可能と推定され⁽¹⁾、それぞれを Am、Cm 回収システムとして適用できると考えられる。しかし、いずれのシステムも、大きな設備追加となることから、その適用に当っては、これらのシステムをよりコンパクトに、かつ、より経済的にする必要があると考えられる。そのためには、溶媒の供給量を減少させる、つまり、溶媒の金属装荷度を向上させる開発や金属装荷度の大きい溶媒の開発等、使用溶液量をより少なくできるシステムの開発が必要と考えられる。

Am、Cm 回収システムに関しては、今後とも、今回検討の各プロセスの開発状況や、新たなプロセスの情報等を加えて、比較評価を継続し、最終的にいずれかのシステムを選定すべきと考えられる。

10. 参考文献

- (1) 田中 博 他, 「再処理システムの技術検討書」, JNC TY9400 2000 - 025 (2000)
- (2) Y. Koma, T. Koyama, Y. Tanaka, "Recovery of Minor Actinides in Spent Fuel Reprocessing Based on PUREX Process", RECOD' 98
- (3) 狩野 純一, 駒 義和 他, 「CMPO を用いた溶媒抽出による三価のアクチニドとランタニドの分離 (8) (フローシートの最適化に関するコールド試験)」, PNC TN8410 98 - 089, 1998
- (4) 小沢 正基, 根本 慎一, 河田 東海夫, 「二座配位型抽出剤による再処理高レベル廃液中のアクチニド元素の湿式分離研究」, 動燃技報, No. 82, 1992
- (5) Boyd Weaver and F. A. Kappelmann, "TALSPEAK : A NEW METHOD OF SEPARATING AMERICIUM AND CURIUM FROM THE LANTHANIDES BY EXTRACTION FROM AN AQUEOUS SOLUTION OF AN AMINOPOLYACETIC ACID COMPLEX WITH A MONOACIDIC ORGANOPHOSPHATE OR PHOSPHONATE", ORNL - 3559, 1964
- (6) George F. Vandegrift, Ralph A. Leonard, Martin J. Steindler, E. Phillip Horwitz, Louis J.

- Basile, Herbert Diamond, Dale G. Kaline, Louis Kalian, "TRANSURANIC DECONTAMINATION OF NITRIC ACID SOLUTIONS BY THE TRUEX SOLVENT EXTRACTION PROCESS - - PRELIMINARY DEVELOPMENT STUDIES" ANL - 84 - 45, 1984
- (7) Masaki Ozawa et al., "Separation of actinides and fission products in high - level liquid wastes by the improved TRUEX process" , Journal of Alloys and Compounds, 271 - 273 (1998) 538
- (8) Mitsuo TAKEUCHI, Satoru TANAKA et al., "Numerical Modeling for Coextraction of Tc(VII) with U(VI) by n - octyl (phenyl) - N, N - diisobutylcarbamoylmethylphosphine Oxide from Nitric Acide Solution" , Journal of Nuclear Science and Technology, 32[5], 450 - 455, 1995
- (9) 好野 雄, 好野 則夫 共著, 「有機化学」, 丸善発行, 1987
- (10) 大木 道則 他編, 「化学辞典」, 東京化学同人発行, 1994
- (11) 日本化学会編, 「化学便覧 基礎編 II 改訂 3 版」, 丸善発行, 1984
- (12) PUREX TECHNICAL MANUAL, HW - 31000, 1975
- (13) M. Viala, M. Salvtores, H. Mounney, "THE SPIN PROGRAM - ASSETS AND PROSPECTS" , Global' 97
- (14) Pascal Baron, Laurence Berthon, Marie - Christine Charbonnel, Christine Nicol, "STATE OF PROGRESS OF THE DIAMEX PROCESS" , Global' 97
- (15) Clement Hill, Xavier Heres, Jean - Noel Calor, Denis Guillaneux, Bernard Mauborgne, Beatrice Rat, Patrick Rivalier and Pascal Baron, "TRIVALENT ACTINIDES/LANTHANIDES SEPARATION USING BIS - TRIAZINYL - PYRIDINES" , Global' 99
- (16) J. M. Adnet, D. Chartier, P. Bros, N. Faure, Ph. Brossard, "THE DEVELOPMENT OF THE SESAME PROCESS" , Global' 97
- (17) Song Chongli, Wang Jianchen, Lian Junfu, "TREATMENT OF HIGH SALINE HLLW BY TOTAL PARTITIONING PROCESS" , Global' 97
- (18) Yongjun Zhu, Jing Chen, Rongzhou Jiao, "Hot Test and Process Parameter Calculation of Purified Cyanex 301 Extraction for Separating Am and Fission Product Lanthanides" , Global' 97
- (19) G. Modolo, R. Odoj, "Influence of the purity and irradiation stability of Cyanex 301 on the separation of trivalent actinides from lanthanides by solvent extraction" , Journal of Radioanalytical and Nuclear Chemistry, Vol. 228, Nos 1 - 2 (1998) 83 - 88
- (20) M. Kubota and Y. Morita, "PRELIMINARY ASSESSMENT ON FOUR GROUP

PARTITIONING PROCESS DEVELOPED IN JAERI” , Global’ 97

- (21) F. MANNONE, G. KOEHLI and M. LECOMTE, “Actinide Partitioning by HDEHP Solvent Extraction. A Verification of the Process Scheme by Countercurrent Experiments in Hot Cells” , *Inorganica Chimica Acta*, 94 (1984) 179 - 182
- (22) W. D. BOND and R. E. LEUZE, “Removal of Americium and Curium from High - Level Wastes” , *ACTINIDE SEPARATIONS*, ACS Symposium Series 117, p 441 - 453, 1980

表 1. SETFICS 法と TALSPEAK 法の比較評価

比較の観点 Am、Cm 回収方法	HLLW の前処 理	溶媒の金属装 荷度	Am、Cm 逆 抽出操作性	Am、Cm と RE の分離性 能	Am、Cm 回 収製品の液性	RE 廃液の液 性	総合評価 (Am、Cm 製品 に一部 RE の混入 が許容される条件)
SETFICS 法	○	○	○	×	×	○	○
TALSPEAK 法	×	×	×	○	○	×	×

表 2. HLLW 中の主要元素の 1 日当たりの処理量及び Am に対する重量比

元 素	1 日当たりの処理量		Am に対する重量比
	[kg/d]	[mol/d]	
Am	2.98E+00	1.23E+01	1.0000
Cm	9.47E-01	3.83E+00	0.3176
Am + Cm	3.92E+00	1.61E+01	1.3168
Y	4.97E-01	5.59E+00	0.1669
La	2.27E+00	1.64E+01	0.7628
Ce	4.12E+00	2.94E+01	1.3821
Pr	2.12E+00	1.50E+01	0.7102
Nd	6.98E+00	4.84E+01	2.3420
Pm	9.30E-02	6.41E-01	0.0312
Sm	2.23E+00	1.48E+01	0.7475
Eu	2.14E-01	1.41E+00	0.0720
Gd	2.68E-01	1.70E+00	0.0899
Tb ~ Lu	3.11E-02	1.93E-01	0.0104
RE 合計	1.88E+01	1.34E+02	6.3149
Zr	5.15E+00	5.64E+01	1.7279
Mo	6.21E+00	6.47E+01	2.0828
Tc	1.51E+00	1.52E+01	0.5056
Ru	5.73E+00	5.66E+01	1.9213
RE + (Zr, Mo, Tc, Ru)	3.74E+01	3.27E+02	12.5525
その他 FP	2.09E+01	1.78E+02	7.0134
FP 合計	5.83E+01	5.05E+02	19.5659
(Am, Cm) + RE + (Zr, Mo, Tc, Ru)	4.13E+01	3.43E+02	13.8693

* ORIGEN 2 により計算

表 3. SETFICS 工程における物質移行の仮定

元 素	仮 定
Am, Cm, Y, Gd, Tb ~ Lu	全量 Am, Cm 製品溶液に移行
La, Ce, Pr, Nd	全量 RE 廃液に移行
Pm	10 %が Am, Cm 製品溶液に移行 (残りは RE 廃液に移行)
Sm	30 %が Am, Cm 製品溶液に移行 (残りは RE 廃液に移行)
Eu	70 %が Am, Cm 製品溶液に移行 (残りは RE 廃液に移行)
Zr, Mo	全量抽出残液に移行 (シュウ酸添加による)
Ru	10 %が溶媒に抽出、溶媒洗浄廃液に移行 (残りは抽出残液に移行)
Tc	10 %が溶媒に抽出、硝酸逆抽出廃液に移行 (残りは抽出残液に移行)
上記以外の FP	全量抽出残液に移行

表 4. SETFICS 法のフローシート条件

物流番号	流量	各元素移行率	各溶液量								密度	
			硝酸	シュウ酸	HAN	NaNO ₃	DTPA	炭酸ヒドラジン	CMPO	TBP		
S 1	簡素化溶媒抽出工程より	簡素化溶媒抽出工程より	簡素化溶媒抽出工程より	-	-	-	-	-	-	-	-	簡素化溶媒抽出工程より
S 2	S 1 : S 2 = 7 : 1	-	0.01 M	Mo, Zr 量の 1.2 倍	-	-	-	-	-	-	-	0.15 M シュウ酸
S 3	S 1 + S 2	S 1 と同	S 1 + S 2	S 2 と同	-	-	-	-	-	-	-	-
S 4	S 3 : S 4 = 4 : 1	-	1 M	Mo, Zr の 10% 量の 1.2 倍	-	-	-	-	-	-	-	1 M 硝酸
S 5	S 3 : S 5 = 12 : 1	-	9 M	-	-	-	-	-	-	-	-	9 M 硝酸
S 6	金属装荷度 0.02 M	-	-	-	-	-	-	-	0.2 M	30%	-	30 % TBP
S 7	S 3 + S 4 + S 5	前提条件通り	S 3 + S 4 + S 5 - S 8	S 3 + S 4	-	-	-	-	-	-	-	-
S 8	S 6	前提条件通り	SEPHIS により計算	-	-	-	-	-	S 6	S 6	-	-
S 9	S 6 : S 9 = 5 : 1	-	-	-	-	-	-	-	0.2 M	30%	-	30 % TBP
S 10	装荷溶媒流量の 1.3 倍	-	0.01 M	-	0.4 M	-	-	-	-	-	-	0.4 M NH ₄ NO ₃
S 11	S 10	前提条件通り	S 8 + S 10 - S 12	-	S 10	-	-	-	-	-	-	-
S 12	S 8 + S 9	前提条件通り	SEPHIS により計算	-	-	-	-	-	S 8 + S 9	S 8 + S 9	-	-
S 13	S 12 : S 13 = 6 : 1	-	-	-	-	-	-	-	0.2 M	30%	-	30 % TBP
S 14	O/A = 1.25	-	0.01 M	-	-	2 M	0.05 M	-	-	-	-	2 M NaNO ₃
S 15	S 14	前提条件通り	S 12 + S 14 - S 16	-	-	S 14	S 14	-	-	-	-	-
S 16	S 12 + S 13	前提条件通り	SEPHIS により計算	-	-	-	-	-	S 12 + S 13	S 12 + S 13	-	-
S 17	O/A = 2	-	0.01 M	-	-	-	-	-	-	-	-	1.00 と仮定
S 18	S 17	前提条件通り	S 16 + S 17 - S 19	-	-	-	-	-	-	-	-	-
S 19	S 16	前提条件通り	SEPHIS により計算	-	-	-	-	-	S 16	S 16	-	-
S 20	O/A = 25	-	-	-	-	-	-	0.4 M	-	-	-	0.4 M Na ₂ CO ₃
S 21	S 20	前提条件通り	S 19	-	-	-	-	S 20	-	-	-	-
S 22	S 19	-	-	-	-	-	-	-	S 19	S 19	-	-
S 23	O/A = 25	-	0.1 M	-	-	-	-	-	-	-	-	1.00 と仮定
S 24	S 23	-	S 23	-	-	-	-	-	-	-	-	-
S 25	S 22	-	-	-	-	-	-	-	S 22	S 22	-	-

表 5. TRUEX 法のフローシート条件

物量番号	流量	各元素移行率	各溶液量							密度
			硝酸	HAN	NaNO ₃	DTPA	炭酸ヒドラジン	CMPO	TBP	
T1	SETFICS 工程より	SETFICS 工程より	SETFICS 工程より	-	SETFICS 工程より	SETFICS 工程より	-	-	-	SETFICS 工程より
T2	T3の硝酸濃度が0.2 M	-	9 M	-	-	-	-	-	-	9 M 硝酸
T3	T1+T2	T1と同	T1+T2	-	T1	T1	-	-	-	-
T4	T3:T4=6:1	-	0.01 M	0.4 M	-	-	-	-	-	0.4 M NH ₄ NO ₃
T5	金属装荷度 0.02 M	-	-	-	-	-	-	0.2 M	30%	30 % TBP
T6	T3+T4	前提条件通り	T3+T4-T7	T4	T3	T3	-	-	-	-
T7	T5	T3と同	SEPHIS 荷より計算	-	-	-	-	T5	T5	-
T8	O/A=2	-	0.01 M	-	-	-	-	-	-	1.00 と仮定
T9	T8	前提条件通り	T7+T8-T10	-	-	-	-	-	-	-
T10	T7	前提条件通り	SEPHIS 荷より計算	-	-	-	-	T7	T7	-
T11	O/A=25	-	-	-	-	-	0.4 M	-	-	0.4 M Na ₂ CO ₃
T12	T11	-	T10	-	-	-	T11	-	-	-
T13	T10	-	-	-	-	-	-	T10	T10	-
T14	O/A=25	-	0.1 M	-	-	-	-	-	-	1.00 と仮定
T15	T14	-	T14	-	-	-	-	-	-	-
T16	T13	-	-	-	-	-	-	T13	T13	-

表 6. 炭酸沈澱法のフローシート条件

物流番号	流量	各元素移行率	各溶液量							密度	
			硝酸	K ₂ CO ₃	KNO ₃	NaNO ₃	NaOH	CO ₂	オゾン		
P 1	TRUEX 工程より	TRUEX 工程より	TRUEX 工程より	-	-	-	-	-	-	-	TRUEX 工程より
P 2	20 倍濃縮	P 1 と同	P 1	-	-	-	-	-	-	-	Pu の密度式
P 3	水量/密度	水のみ移行	-	-	-	-	-	-	-	-	1.00 と仮定
P 4	P6のK ₂ CO ₃ 濃度が3.5M	-	-	5 M	-	-	-	-	-	-	5 M K ₂ CO ₃
P 5	1×10 ⁻⁴ M Amで50ml/分	-	-	-	-	-	-	-	-	1%	-
P 6	P 2 + P 4	P 2 と同	-	3.5 M	反応分	-	-	反応分	-	-	-
P 7	P 6 の 10 %	-	-	3.5 M	-	-	-	-	-	-	3.5 M K ₂ CO ₃
P 8	P 6 + P 7	前提条件通り	-	P 6 + P 7 - P 9	P 6 + 反応分	-	-	-	-	-	-
P 9	-	前提条件通り	-	P6-Amの2当量	反応分がP8へ移行	-	-	-	-	-	-
P 10	Am の 5 倍当量	-	3 M	-	-	-	-	-	-	-	3 M 硝酸
P 11	P 10	P 9 と同	P10-Amの4当量	-	Amの3当量	-	-	Amの2当量	-	-	-
P 12	P 8 の中和反応相当	-	9 M	-	-	-	-	-	-	-	9 M 硝酸
P 13	P14のNaOHが0.1M	-	-	-	-	-	10 M	-	-	-	10 M NaOH
P 14	P 8 + P 12 + P 13	P 8 と同	-	-	反応分	反応分	0.1 M	反応分	-	-	-
P 15	P 14	-	-	-	P 14	P 14	P 14	-	-	-	-
P 16	-	P 14 と同	-	-	-	-	-	-	-	-	-
P 17	含元素の 5 倍当量	-	3 M	-	-	-	-	-	-	-	3 M 硝酸
P 18	P 17	P 16 と同	P17-含元素の3当量	-	-	-	-	-	-	-	-

表 7. 陽イオン交換法のフローシート条件

物流番号	流量	各元素移行率	各溶液量			密度	備考
			硝酸	DTPA	樹脂		
I1	-	-	-	-	含元素の3倍分の吸着能力	-	-
I2	TRUEX 工程より	TRUEX 工程より	TRUEX 工程より	-	-	TRUEX 工程より	-
I3	吸着樹脂量と同量	-	-	-	-	1.00 と仮定	水のみ
I4	I2 + I3	-	I2 + 吸着反応分	-	-	-	-
I5	-	-	-	-	I1 の 2 倍	-	-
I6	樹脂容積の 12 倍	-	-	0.05 M	-	1.00 と仮定	-
I7	I6	I2 と同	-	I6	-	-	-
I8	$I6 \times 3/4$	-	-	$I7 \times 3/4$	-	-	-
I9	$I6 \times (1/4) \times \text{Cm}$ のモル比	Cm のみ	-	$I7 \times \text{Cm}$ のモル比	-	-	-
I10	$I6 \times (1/4) \times \text{Am}$ のモル比	Am のみ	-	$I7 \times \text{Am}$ のモル比	-	-	-
I11	$I6 \times (1/4) \times \text{RE}$ のモル比	RE のみ	-	$I7 \times \text{RE}$ のモル比	-	-	-
I12	カラム容積と同量	-	-	-	-	1.00 と仮定	水のみ
I13	I12	-	-	-	-	-	-
I14	I12	-	-	-	-	-	-

表 8. SETFICS 工程における物質収支

工程名称 物質番号	抽出・洗浄工程							輸送抽出工程				Am, Cm 抽出工程				RE 抽出工程			溶解洗浄工程					備考					
	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22	S23		S24	S25			
物質名称	10LLW	M33液	供給液	洗浄液-1	洗浄液-2	抽出液	抽出液	供給液	洗浄液	酸液	硝酸液	供給液	洗浄液	Am, Cm 抽出液	Am, Cm 製品	供給液	RE 抽出液	RE 液	使用液 液	液	溶解洗浄 液	使用液 液	液	洗浄液-1 液	液	液			
成分	単位																												
Am	kg/h	1.24E-01		1.24E-01				1.24E-01				1.24E-01			1.24E-01													全量 Am, Cm 製品	
Cm	kg/h	3.95E-02		3.95E-02				3.95E-02				3.95E-02			3.95E-02													全量 Am, Cm 製品	
Y	kg/h	2.07E-02		2.07E-02				2.07E-02				2.07E-02			2.07E-02													全量 Am, Cm 製品	
La	kg/h	9.46E-02		9.46E-02				9.46E-02				9.46E-02			9.46E-02			9.46E-02										全量 RE 液	
Ce	kg/h	1.72E-01		1.72E-01				1.72E-01				1.72E-01			1.72E-01			1.72E-01										全量 RE 液	
Pr	kg/h	8.83E-02		8.83E-02				8.83E-02				8.83E-02			8.83E-02			8.83E-02										全量 RE 液	
Nd	kg/h	2.91E-01		2.91E-01				2.91E-01				2.91E-01			2.91E-01			2.91E-01										全量 RE 液	
Pm	kg/h	3.88E-03		3.88E-03				3.88E-03				3.88E-03			3.88E-03	3.49E-03		3.49E-03										10% Am, Cm 製品	
Sm	kg/h	9.29E-02		9.29E-02				9.29E-02				9.29E-02			2.79E-02	6.50E-02		6.50E-02										30% Am, Cm 製品	
Eu	kg/h	8.92E-03		8.92E-03				8.92E-03				8.92E-03			6.24E-03	2.68E-03		2.68E-03										70% Am, Cm 製品	
Gd	kg/h	1.12E-02		1.12E-02				1.12E-02				1.12E-02			1.12E-02													全量 Am, Cm 製品	
Tb ~ Lu	kg/h	1.30E-03		1.30E-03				1.30E-03				1.30E-03			1.30E-03													全量 Am, Cm 製品	
Zr	kg/h	2.15E-01		2.15E-01			2.15E-01					2.15E-01																全量抽出液	
Mo	kg/h	2.59E-01		2.59E-01			2.59E-01					2.59E-01																全量抽出液	
Tc	kg/h	6.29E-02		6.29E-02			6.29E-02	6.29E-03			6.29E-03																	10% 抽出液	
Ru	kg/h	2.39E-01		2.39E-01			2.15E-01	2.39E-02			2.39E-02				2.39E-02													10% 溶解洗浄液	
その他 TP	kg/h	8.71E-01		8.71E-01			8.71E-01				8.71E-01					2.39E-02						2.39E-02		2.39E-02				全量抽出液	
HNO ₃	kg/h	5.91E+01	2.71E-02	5.91E+01	5.29E+00	1.59E+01	6.86E+01	1.17E+01	2.69E-01	1.18E+01	1.12E-01	3.12E-01	2.10E-02	3.53E-01	1.45E-01	3.94E-01	3.91E-03	3.91E-03	-	1.13E-01	1.13E-01	-	1.13E-01	1.13E-01	-			溶解液 (SETFICS)	
H ₂ O	kg/h	2.72E+02	1.26E+01	3.15E+02	8.11E+01	1.97E+01	1.16E+02		4.29E+02	4.29E+02			3.36E+02	3.36E+02		2.30E+02	2.30E+02					1.78E+01	1.78E+01		1.78E+01	1.78E+01			
シュウ酸	kg/h		5.81E-01	5.81E-01	7.56E-02		6.57E-01																						
HAN (塩析剤)	kg/h									1.64E+00	1.41E+00																		
NaNO ₂ (塩析剤)	kg/h												6.20E+01	6.20E+01															
DTVA	kg/h												7.21E+00	7.21E+00															
炭酸ヒドラジン	kg/h																					9.08E-01	9.08E-01						
CMPO	kg/h					2.67E+01		2.67E+01	5.38E+00			3.21E+01	5.38E+00			3.75E+01						3.75E+01					3.75E+01		
TBP	kg/h					8.01E+01		8.01E+01	1.61E+01			9.62E+01	1.61E+01			1.12E+02						1.12E+02					1.12E+02		
n-DI	kg/h					1.60E+02		1.60E+02	3.23E+01			1.93E+02	3.23E+01			2.25E+02						2.25E+02					2.25E+02		
全体-1	kg/h	3.34E+02	4.32E+01	3.77E+02	8.65E+01	3.56E+01	2.67E+02	4.86E+02	2.80E+02	5.38E+01	4.31E+02	4.43E+02	3.22E+02	5.38E+01	4.06E+02	4.06E+02	3.76E+02	2.30E+02	2.31E+02	3.75E+02	1.87E+01	1.87E+01	3.75E+02	1.80E+01	1.80E+01	3.75E+02			
全体-2	kg/h	3.37E+02		3.80E+02			4.88E+02	2.81E+02				4.43E+02	3.23E+02		4.07E+02	3.77E+02						2.32E+02	3.75E+02		1.88E+01				
濃度	g/l	300.6	41.0	343.6	81.0	28.0	327.7	455.6	327.7	66.0	427.0	427.0	393.7	65.0	368.0	368.0	459.7	230.0	230.0	459.7	18.0	18.0	459.7	18.0	18.0	459.7			
密度	g/cc	1.12	1.01	1.11	1.03	1.27	0.82	1.07	0.86	0.82	1.01	1.04	0.82	1.10	1.10	0.82	1.00	1.01	0.82	1.04	1.04	0.82	1.00	1.00	0.82	1.00	1.00	0.82	化学形態考慮
備考		Harex 物質収支 計算値	0.15 M シュウ酸 密度使用		1 M 硝酸 密度使用	9 M 硝酸 密度使用	30 % TBP 密度使用		金属 密度使用	30 % TBP 密度使用	0.4 M NH ₄ NO ₃ 密度使用			30 % TBP 密度使用	2 M NaNO ₂ 密度使用		密度を 1.00 と設定					0.1 M Na ₂ CO ₃ 密度使用		硝酸移行 無し	密度を 1.00 と設定		硝酸移行 無し		
O/A			327.7/455.6 = 0.719						393.7/427 = 0.922				459.7/368 = 1.249				459.7/230 = 1.999			459.7/18 = 25.539									

* 濃度については、有効数字以降の桁を四捨五入しているため、計算が合わない場合がある

表 9. TRUEX 工程における物質収支

工程名称		抽出・洗浄工程						逆抽出工程			溶媒洗浄工程						備考	
物流番号		T 1	T 2	T 3	T 4	T 5	T 6	T 7	T 8	T 9	T 10	T 11	T 12	T 13	T 14	T 15		T 16
物流名称		Am, Cm 製品	調整液	供給液	洗浄液	抽出溶媒	抽出残液	装荷溶媒	逆抽出液	Am, Cm 製品	使用済 溶媒	溶媒 洗浄液-1	溶媒洗浄 液-1	使用済 溶媒	溶媒 洗浄液-2	溶媒洗浄 液-2		廃溶媒
成分	単位																	
Am	kg/h	1.24E-01		1.24E-01				1.24E-01		1.24E-01								全量 Am, Cm 製品
Cm	kg/h	3.95E-02		3.95E-02				3.95E-02		3.95E-02								全量 Am, Cm 製品
Y	kg/h	2.07E-02		2.07E-02				2.07E-02		2.07E-02								全量 Am, Cm 製品
Pm	kg/h	3.88E-04		3.88E-04				3.88E-04		3.88E-04								全量 Am, Cm 製品
Sm	kg/h	2.79E-02		2.79E-02				2.79E-02		2.79E-02								全量 Am, Cm 製品
Eu	kg/h	6.24E-03		6.24E-03				6.24E-03		6.24E-03								全量 Am, Cm 製品
Gd	kg/h	1.12E-02		1.12E-02				1.12E-02		1.12E-02								全量 Am, Cm 製品
Tb ~ Lu	kg/h	1.30E-03		1.30E-03				1.30E-03		1.30E-03								全量 Am, Cm 製品
HNO ₃	kg/h	2.10E-02	4.54E+00	4.56E+00	3.97E-02		4.58E+00	2.33E-02	1.89E-02	4.17E-02	5.19E-04		5.19E-04	-	1.58E-02	1.58E-02	-	溶媒濃度;SEPIHIS
H ₂ O	kg/h	3.36E+02	5.65E+00	3.42E+02	6.12E+01		4.03E+02		3.00E+01	3.00E+01		2.47E+00	2.47E+00		2.48E+00	2.48E+00		
HAN (塩析剤)	kg/h				2.42E+00		2.42E+00											
NaNO ₃ (塩析剤)	kg/h	6.26E+01		6.26E+01			6.26E+01											
DTPA	kg/h	7.24E+00		7.24E+00			7.24E+00											
炭酸ヒドラジン	kg/h											1.26E-01	1.26E-01					
CMPO	kg/h					4.97E+00		4.97E+00			4.97E+00			4.97E+00				4.97E+00
TBP	kg/h					1.49E+01		1.49E+01			1.49E+01			1.49E+01				1.49E+01
n-DD	kg/h					2.98E+01		2.98E+01			2.98E+01			2.98E+01				2.98E+01
全体-1	kg/h	4.06E+02	1.02E+01	4.16E+02	6.36E+01	4.97E+01	4.80E+02	4.99E+01	3.00E+01	3.03E+01	4.97E+01	2.60E+00	2.60E+00	4.97E+01	2.50E+00	2.50E+00	4.97E+01	
全体-2	kg/h	4.06E+02		4.17E+02				5.01E+01		3.05E+01								含化学形態重量
流量	L/h	368.0	8.0	376.0	63.0	61.0	439.0	61.0	30.0	30.0	61.0	2.5	2.5	61.0	2.5	2.5	61.0	化学形態考慮
密度	g/cc	1.10	1.27	1.11	1.01	0.82	1.09	0.82	1.00	1.01	0.81	1.04	1.04	0.81	1.00	1.00	0.81	
備考		SEPIFICS 物質収支 計算値	9 M 硝酸 密度使用	0.19 M 硝酸	0.4 M NH ₄ NO ₃ 密度使用	30 %TBP 密度使用		金属 装荷濃度 0.02 M	密度を 1.00 と仮定			0.4 M Na ₂ CO ₃ 密度使用		硝酸移行 無し	密度を 1.00 と仮定		硝酸移行 無し	
O/A			61.0/439.0 = 0.139					61/30 = 2.033				61/2.5 = 24.4			61/2.5 = 24.4			

* 濃度については、有効数字以降の桁を四捨五入しているため、計算が合わない場合がある

表 10. Am(V) 炭酸沈澱工程における物質収支 (1 バッチ / d)

工程名称		濃縮工程			Am 酸化・沈澱工程			Am ろ過・再溶解工程					水酸化物沈澱工程			Cm ろ過・再溶解工程				備考		
物流番号		P 1	P 2	P 3	P 4	P 5	P 6	P 7	P 8	P 9	P 10	P 11	P 12	P 13	P 14	P 15	P 16	P 17	P 18			
物流名称		Am・Cm 製品	濃縮液	凝縮液	調整液	酸化剤	供給液	洗浄液	ろ液	Am 沈澱	Am 溶解液	Am 製品	沈澱液-1	沈澱液-2	供給液	廃液	Cm 沈澱	Cm 溶解液	Cm 製品			
成分	単位																					
Am	kg/d	2.98E+00	2.98E+00				2.98E+00			2.98E+00		2.98E+00									全量 Am 製品	
Cm	kg/d	9.48E-01	9.48E-01				9.48E-01		9.48E-01						9.48E-01		9.48E-01		9.48E-01		全量 Cm 製品	
Y	kg/d	4.97E-01	4.97E-01				4.97E-01		4.97E-01						4.97E-01		4.97E-01		4.97E-01		全量 Cm 製品	
Pm	kg/d	9.31E-03	9.31E-03				9.31E-03		9.31E-03						9.31E-03		9.31E-03		9.31E-03		全量 Cm 製品	
Sm	kg/d	6.70E-01	6.70E-01				6.70E-01		6.70E-01						6.70E-01		6.70E-01		6.70E-01		全量 Cm 製品	
Eu	kg/d	1.50E-01	1.50E-01				1.50E-01		1.50E-01						1.50E-01		1.50E-01		1.50E-01		全量 Cm 製品	
Gd	kg/d	2.69E-01	2.69E-01				2.69E-01		2.69E-01						2.69E-01		2.69E-01		2.69E-01		全量 Cm 製品	
Tb ~ Lu	kg/d	3.12E-02	3.12E-02				3.12E-02		3.12E-02						3.12E-02		3.12E-02		3.12E-02		全量 Cm 製品	
HNO ₃	kg/d	1.00E+00	1.00E+00				-				3.88E+00	7.80E-01	5.77E+01		-	-				5.29E+00	2.11E+00	
H ₂ O	kg/d	7.20E+02	3.10E+01	6.89E+02	7.09E+01		1.02E+02	1.09E+01	1.13E+02		1.85E+01	1.90E+01	7.19E+01	6.96E+00	2.00E+02	2.00E+02				2.53E+01	2.62E+01	
K ₂ CO ₃	kg/d				6.17E+01		6.06E+01	6.05E+00	6.33E+01	-					-	-						
KNO ₃	kg/d						1.61E+00		2.85E+00			3.73E+00			9.26E+01	9.26E+01						
NaNO ₃	kg/d														4.28E+00	4.28E+00						
NaOH	kg/d													3.00E+00	9.80E-01	9.80E-01						
CO ₂ (気体)	kg/d						3.49E-01					1.08E+00			2.02E+01	-						
オゾン (酸化剤)	kg/d						1.02E+02															
全体 1	kg/d	7.27E+02	3.75E+01	6.89E+02	1.33E+02	1.02E+02	1.70E+02	1.70E+01	1.81E+02	2.98E+00	2.24E+01	2.65E+01	1.30E+02	9.96E+00	3.00E+02	2.98E+02	2.57E+00	3.06E+01	3.09E+01			
全体 2	kg/d	7.32E+02	4.29E+01				1.76E+02		1.85E+02	6.29E+00		2.76E+01			3.01E+02		3.43E+00		3.41E+01		含化学形態重量	
流量 (液体)	L/d	720.0	36.0	689.0	89.3		125.3	12.5	137.8		20.5	20.5	101.8	7.5	247.1	247.1			28.0	28.0		
流量 (気体)	Nm ³ /d					70.7	0.178								10.261							
流量 (固体)	kg/d									6.288							3.431				化学形態考慮	
密度	g/cc	1.01	1.19	1.00	1.49	1.41E-03	1.40	1.36	1.34	-	1.09	1.35	1.27	1.33	1.22	1.20	-	1.09	1.22		化学形態考慮	
備考		TRUEX 物質収支計算値	20 倍濃縮 Pu 密度式使用	水のみ移行と仮定	5 M K ₂ CO ₃ 密度使用	1% - O ₂ 理想気体	反応式考慮 全体重量に CO ₂ 含まず	3.5M K ₂ CO ₃ 反応式考慮 密度使用	反応式考慮	反応式考慮	3 M 硝酸 密度使用	反応式考慮 全体重量に CO ₂ 含まず	9 M 硝酸 密度使用	10M NaOH 密度使用	反応式考慮 全体重量に CO ₂ 含まず	反応式考慮	反応式考慮	反応式考慮	3 M 硝酸 密度使用	反応式考慮		

* 端数については、有効数字以降の桁を四捨五入しているため、計算が合わない場合がある

表 11. 陽イオン交換工程（置換展開法）における物質収支（1 バッチ / d）

工程名称		吸着工程					カラム接続	溶離展開工程								備考	
物流番号		11	12	13	14	15	16	17	18	19	110	111	112	113	114		
物流名称		吸着樹脂 充填	Am・Cm 製品	洗浄水-1	洗液-1	展開樹脂 充填	溶離液	供給液-1	溶離液	Cm 製品	Am 製品	RE 液	洗浄水-2	供給液-2	廃液-2		
成分	単位																
Am	kg / d		2.98E+00					2.98E+00			2.98E+00						全量 Am 製品
Cm	kg / d		9.48E-01					9.48E-01		9.48E-01							全量 Cm 製品
Y	kg / d		4.97E-01					4.97E-01				4.97E-01					全量 RE 製品
Pm	kg / d		9.31E-03					9.31E-03				9.31E-03					全量 RE 製品
Sm	kg / d		6.70E-01					6.70E-01				6.70E-01					全量 RE 製品
Eu	kg / d		1.50E-01					1.50E-01				1.50E-01					全量 RE 製品
Gd	kg / d		2.69E-01					2.69E-01				2.69E-01					全量 RE 製品
Tb ~ Lu	kg / d		3.12E-02					3.12E-02				3.12E-02					全量 RE 製品
HNO ₃	kg / d		1.00E+00		6.50E+00			-									
H ₂ O	kg / d		7.20E+02	5.00E+01	7.70E+02		1.76E+03	1.76E+03	1.32E+03	5.81E+01	1.86E+02	1.97E+02	1.50E+02	1.50E+02	1.50E+02		
DTPA	kg / d						3.54E+01	3.54E+01	2.66E+01	1.16E+00	3.74E+00	3.95E+00					
吸着樹脂 (乾燥)	kg	20															
展開樹脂 (乾燥)	kg					40											
全体-1	kg / d	20	7.27E+02	5.00E+01	7.77E+02	40		1.81E+03	1.35E+03	6.02E+01	1.93E+02	2.02E+02	1.50E+02	1.50E+02	1.50E+02		
全体-2	kg / d		7.32E+02					1.82E+03		6.17E+01	1.98E+02	2.07E+02					含化学形態重量
流量 (液体)	L / d		720.0	50.0	770.0		1800.0	1800.0	1350.0	59.2	190.2	200.6	150.0	150.0	150.0		
流量 (固体)	kg	20				40											
密度	g / cc	-	1.01	1.00	1.01	-	1.00	1.01	1.00	1.04	1.04	1.03	1.00	1.00	1.00		化学形態考慮
備考		Dowex 50w 4.4meq/g	TRUIEX 物質収支 計算値	密度を1.00 と仮定 全カラム容積 と同量供給		Dowex 50w 4.4meq/g 吸着長の2倍		密度を1.00 と仮定 全カラム容積 の12倍供給					密度を1.00 と仮定 全カラム容積 と同量供給				

*端数については、有効数字以降の桁を四捨五入しているため、計算が合わない場合がある

表 12. 主要機器の図示記号


記号	名称	備考	記号	名称	備考
	溶液タンク (槽類)			ポット	・送液用 ・オーバーフロー用
	溶液タンク (槽類)	粉末投入口付		エアリフト	
	粉末タンク (槽類)	粉末投入取出口付		エアスパージャ	
	電解槽			エア供給装置	
	遠心分離器	xx: 段番号		サンプリング装置	
	蒸発缶			攪拌機	モータ付
	粉末秤量装置			液位計	
	相分離器			スチームジェット	
	溶媒フィルタ			スチーム供給装置	
	加熱/冷却装置			物流表示	xx: 物流番号
	ダネード	流量制限装置		出入工程表示	〇〇: 工程名称
	デミスタ	気液分離用		水相流	オーバーフロー流については、水相/有機相が未定のため、実線で表示
	ポンプ			有機相流	
	配管冷却装置				

表 13. SETFICS 工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数値	主要材質	付随機能/必要能力	分析項目	備考	
HJAW 供給工程	HJAW 受槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能			
	供給配管受槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能			
	HJAW 供給槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能	酸濃度/シュウ酸濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し	
	デミスタ	10 L	1 個	SUS 304 系				
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 343.6 L/hr に制限			
	供給液ポット	10 L	2 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)			
	エアリフト		3 個	SUS 304 系	350 L/hr ~ 1 m ³ /hr			
	サンプリング装置		1 式					
	その他付属品		1 式					
	抽出・洗浄工程	遠心抽出器 (抽出・洗浄部)	2 L	16 段	SUS 304 系			
遠心抽出器 (希釈洗浄部)		2 L	1 段	SUS 304 系				
抽出液緩衝槽		3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能			
シュウ酸分解槽		3 m ³ (7 時間相当)	1 式	SUS 304 系	冷却機能、0.7 kg/hr のシュウ酸分解能力		2 種タンク、臨界対応無し	
配管冷却装置			1 式	SUS 304 系	冷却機能			
抽出液緩衝槽		3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能			
抽出液緩衝槽		3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/シュウ酸濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し	
オーバーフロー用ポット		10 L	4 個	SUS 304 系				
遠流用ポット		10 L	3 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)			
デミスタ		10 L	2 個	SUS 304 系				
ダネード			1 個	SUS 304 系	流量を 455.6 L/hr に制限			
エアリフト			5 個	SUS 304 系	15 L/hr ~ 1 m ³ /hr			
サンプリング装置			1 式					
その他付属品			1 式					
前処理抽出工程	遠心抽出器 (前処理抽出部)	2 L	16 段	SUS 304 系				
	遠心抽出器 (希釈洗浄部)	2 L	1 段	SUS 304 系				
	前処理抽出液中間受槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能			
	HAN 電解槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 式	SUS 304 系	冷却機能、1.7 kg/hr の HAN 分解能力		2 種タンク、臨界対応無し	
	配管冷却装置		1 式	SUS 304 系	冷却機能			
	前処理抽出液受槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能			
	前処理抽出液緩衝槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/HAN 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し	
	オーバーフロー用ポット	10 L	4 個	SUS 304 系			2 種タンク、臨界対応無し	
	遠流用ポット	10 L	3 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)			
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系				
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 427 L/hr に制限			
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	10 L/hr ~ 1 m ³ /hr			
	サンプリング装置		1 式					
	その他付属品		1 式					
Am, Cm 逆抽出工程	遠心抽出器 (Am, Cm 逆抽出部)	2 L	20 段	SUS 304 系				
	遠心抽出器 (希釈洗浄部)	2 L	1 段	SUS 304 系				
	Am, Cm 逆抽出液受槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し	
	Am, Cm 逆抽出液緩衝槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/DTPA 濃度/NaNO ₂ 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し	
	オーバーフロー用ポット	10 L	4 個	SUS 304 系				
	遠流用ポット	10 L	3 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)			
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系				
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 459.7 L/hr に制限			
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	10 L/hr ~ 1 m ³ /hr			
	サンプリング装置		1 式					
	その他付属品		1 式					
	RE 逆抽出工程	遠心抽出器 (RE 逆抽出部)	2 L	16 段	SUS 304 系			
		遠心抽出器 (希釈洗浄部)	2 L	1 段	SUS 304 系			
		RE 逆抽出液受槽	1 m ³ (5 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
RE 逆抽出液緩衝槽		1 m ³ (5 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し	
オーバーフロー用ポット		10 L	4 個	SUS 304 系				
デミスタ		10 L	1 個	SUS 304 系				
エアリフト			4 個	SUS 304 系	10 L/hr ~ 1 m ³ /hr			
サンプリング装置			1 式					
その他付属品			1 式					

表 14. TRUEX 工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容積	数量	主要材質	付属機能/必要能力	分析項目	備考
Am, Cm 製品供給工程	Am, Cm 製品受槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	供給液調整槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/DTPA 濃度/NaNO ₂ 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品供給槽	2 m ³ (6 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	デミスタ	10 L	1 個	SUS 304 系			
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 376 L/hr に制限		
	供給液ポット	10 L	2 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)		
	エアリフト		3 個	SUS 304 系	380 L/hr ~ 1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				
Am, Cm 製品抽出・洗浄工程	遠心抽出器 (抽出・洗浄部)	2 L	16 段	SUS 304 系			
	遠心抽出器 (希釈液洗浄部)	2 L	4 段	SUS 304 系			
	抽出液貯留調整槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	HAN 溶解槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 式	SUS 304 系	冷却機能、2.5 kg/hr の HAN 分解能力		
	配管冷却装置		1 式	SUS 304 系	冷却機能		
	抽出液貯留槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	抽出液貯留槽	3 m ³ (7 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/DTPA 濃度/NaNO ₂ 濃度/HAN 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	オーバーフロー用ポット	10 L	4 個	SUS 304 系			
	送液用ポット	10 L	3 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)		
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系			
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 439 L/hr に制限		
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	15 L/hr ~ 1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				
Am, Cm 製品逆抽出工程	遠心抽出器 (Am, Cm 製品逆抽出部)	2 L	16 段	SUS 304 系			
	遠心抽出器 (希釈液洗浄部)	2 L	4 段	SUS 304 系			
	Am, Cm 製品貯留調整槽	0.5 m ³ (16 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品貯留調整槽	0.5 m ³ (16 時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパーージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	酸濃度/DTPA 濃度/NaNO ₂ 濃度/HAN 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	オーバーフロー用ポット	10 L	4 個	SUS 304 系			
	デミスタ	10 L	1 個	SUS 304 系			
	エアリフト		4 個	SUS 304 系	1 L/hr ~ 120 L/hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				

表 15. 溶媒洗浄工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数量	主要材質	付属機能/必要能力	分析項目	備考
使用済溶媒供給工程	使用済溶媒受槽 (SETPICS 用)	3 m ³ (7時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		
	使用済溶媒受槽 (TRUEX 用)	0.5 m ³ (6時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	使用済溶媒計量槽 (SETPICS 用)	3 m ³ (7時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	使用済溶媒計量槽 (TRUEX 用)	0.5 m ³ (6時間相当)	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能、リワーク工程ライン	Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	使用済溶媒供給槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	デミスタ	10 L	3 個	SUS 304 系			
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 546.7 L/hr に制限		
	溢流槽ポット	10 L	2 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)		
	エアリフト		7 個	SUS 304 系	300 L/hr ~ 1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		2 式				
	その他付属品		1 式				
使用済溶媒洗浄工程	遠心抽出器 (アルカリ洗浄部)	2 L	4 段	SUS 304 系			
	遠心抽出器 (希酸洗浄部)	2 L	4 段	SUS 304 系			
	オーバーフロー溶媒供給槽	0.5 m ³	2 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	オーバーフロー用ポット	10 L	4 個	SUS 304 系			
	溢流用ポット	10 L	1 個	SUS 304 系			
	エアリフト		2 個	SUS 304 系	10 L/hr		
	その他付属品		1 式				
洗浄溶媒処理工程	遠心抽出器 (希酸洗浄部)	2 L	4 段	SUS 304 系			
	洗浄溶媒中間受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		
	炭酸ヒドラジン処理槽	0.5 m ³	1 式	SUS 304 系	冷却機能、1.1 kg/hr の炭酸ヒドラジン分解能力		2 種タンク、臨界対応無し
	配管冷却装置		1 式	SUS 304 系	冷却機能		
	オーバーフロー溶媒供給槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	洗浄溶媒受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	洗浄溶媒計量槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	濃度/炭酸ヒドラジン濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	オーバーフロー用ポット	10 L	2 個	SUS 304 系			
	溢流用ポット	10 L	2 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (1 個のみ)		
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系			
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 41 L/hr に制限		
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	2 L/hr ~ 500 L/hr		
	サンプリング装置		1 式				
その他付属品		1 式					
洗浄溶媒処理工程	廃溶媒受槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、廃溶媒処理工程ライン		2 種タンク、臨界対応無し
	再利用溶媒受槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、サンプリング機能、廃溶媒処理工程ライン	CMPO 濃度/TBP 濃度/硝酸濃度/主要 FP (Ru, Tc 等) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	再利用溶媒供給槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ		2 種タンク、臨界対応無し
	溶媒フィルタ		1 式		流量を 1 m ³ /hr に保持		2 種タンク、臨界対応無し
	溢流用ポット	10 L	6 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (4 個)		
	デミスタ	10 L	5 個	SUS 304 系			
	ダネード		1 個	SUS 304 系	流量を 61 L/hr ~ 327.7 L/hr に制限		
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				

表 16. リワーク工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数量	主要材質	付属機能/必要能力	分析項目	備考
SETFICS リワーク工程	リワーク受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液受槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/各試薬濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液受槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/各試薬濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液供給槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液供給槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	相分離器		1 式	SUS 304 系			
	デミスタ	10 L	3 個	SUS 304 系			
	ダネード		2 個	SUS 304 系	流量を 300 L/hr に制限		
	供給液ポット	10 L	4 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (2 個)		
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	300 L/hr ~ 1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		2 式				
	その他付属品		1 式				
TRUEX リワーク工程	リワーク受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液受槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/各試薬濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液受槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/各試薬濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液供給槽	3 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	リワーク溶液供給槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	相分離器		1 式	SUS 304 系			
	デミスタ	10 L	3 個	SUS 304 系			
	ダネード		2 個	SUS 304 系	流量を 60 L/hr ~ 300 L/hr に制限		
	供給液ポット	10 L	4 個	SUS 304 系	オーバーフロー戻りライン (2 個)		
	エアリフト		5 個	SUS 304 系	60 L/hr ~ 1 m ³ /hr		
	サンプリング装置		2 式				
	その他付属品		1 式				

表 17. 試薬調整工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数量	主要材質	付随機能/必要能力	分析項目	備考
原液貯槽	純水貯槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系			
	硝酸貯槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系			
	シュウ酸貯槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系			
	HAN 貯槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系			
	NaNO ₃ 貯槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系			
	DTPA 貯槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系			
	炭酸ヒドラジン貯槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系			
	TBP 貯槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系			
	n-ドデカン貯槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系			
	CMPO 貯槽	5 t	1 個	SUS 304 系	パッチによる投入/抽出機能		粉末対応
	ポンプ		9 個		1 m ³ /hr ~ 5 m ³ /hr 程度		
	計量装置		1 式		800 Kg の秤量機能		粉末計量
	その他付属品		1 式				
各溶液調整工程	0.15 M シュウ酸 - 0.01 M 硝酸調整槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	シュウ酸濃度/硝酸濃度	
	0.01 M シュウ酸 - 1 M 硝酸調整槽	2 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	シュウ酸濃度/硝酸濃度	
	9 M 硝酸調整槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	硝酸濃度	
	0.1 M HAN - 0.01 M 硝酸調整槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	HAN 濃度/硝酸濃度	
	0.05 M DTPA - 2 M NaNO ₃ - 0.01 M 硝酸調整槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	DTPA 濃度/NaNO ₃ 濃度/硝酸濃度	
	0.01 M 硝酸調整槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	硝酸濃度	
	0.1 M 硝酸調整槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	硝酸濃度	
	0.1 M 炭酸ヒドラジン調整槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能	炭酸ヒドラジン濃度	
	0.2 M CMPO - 30 % TBP - n-ドデカン調整槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能、サンプリング機能、液位測定機能、溶液濃度微調整機能、粉末投入機能、加熱機能	CMPO 濃度/TBP 濃度	30 °C ~ 40 °C
	ポンプ		9 個		1 m ³ /hr ~ 5 m ³ /hr 程度		
	攪拌機		9 式				
	溶液濃度微調整ポット	10 L	9 個	SUS 304 系			
	液位計		9 式				
	サンプリング装置		9 式				
	その他付属品		1 式				
各溶液供給工程	0.15 M シュウ酸 - 0.01 M 硝酸供給槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.01 M シュウ酸 - 1 M 硝酸供給槽	2 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	9 M 硝酸供給槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.1 M HAN - 0.01 M 硝酸供給槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.05 M DTPA - 2 M NaNO ₃ - 0.01 M 硝酸供給槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.01 M 硝酸供給槽	6 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.1 M 硝酸供給槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.1 M 炭酸ヒドラジン供給槽	1 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	0.2 M CMPO - 30 % TBP - n-ドデカン供給槽	9 m ³	1 個	SUS 304 系	攪拌機能		
	n-ドデカン供給槽 (希釈剤洗浄用)	2 m ³	1 個	SUS 304 系			
	ポンプ		24 個		1 L/hr ~ 500 L/hr 程度		
	攪拌機		9 式				
	その他付属品		1 式				

JNC TN9400 2000-084

表 18. Am, Cm 製品濃縮工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数量	主要材質	付属機能/必要能力	分析項目	備考
製品供給工程	Am, Cm 製品受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品供給槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系			
	エアリフト		2 個	SUS 304 系	～ 500 L/hr		
	その他付属品		1 式				
製品濃縮工程	Am, Cm 製品濃縮槽		1 式	Ti - 5 Ta	加熱機能、5 倍濃縮程度		2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品濃縮液受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品濃縮液貯槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品抽出計量槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	Am, Cm 製品凝縮液受槽	0.5 m ³	1 個	SUS 304 系			2 種タンク、臨界対応無し
	配管冷却装置		1 式	SUS 304 系	冷却機能		
	デミスタ	10 L	4 個	SUS 304 系			
	エアリフト		4 個	SUS 304 系	～ 500 L/hr		
	スチームジェット		1 式	SUS 304 系	～ 500 L/hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				

表 19. HLLW 濃縮工程の主要機器一覧

工程名	機器名	容量	数量	主要材質	付属機能/必要能力	分析項目	備考
HLLW 供給工程	HLLW 受槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		
	HLLW 供給槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	デミスタ	10 L	2 個	SUS 304 系			2 種タンク、臨界対応無し
	エアリフト		2 個	SUS 304 系	~ 1 m ³ /hr		
	その他付属品		1 式				
HLLW 濃縮工程	HLLW 濃縮缶		1 式	Ti-5 Ta	加熱機能、~ 100 倍濃縮程度		
	HLLW 濃縮液受槽	2 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	HLLW 濃縮液貯槽	2 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	HLLW 供給槽	2 m ³	1 個	SUS 304 系	エアスパージャ、冷却機能、サンプリング機能	酸濃度/DTPA 濃度/NaNO ₂ 濃度/Pu, U, Am, Cm, RE, 主要 FP (Mo, Zr, Ru, Tc, Fe, Ni, Cr) 濃度	2 種タンク、臨界対応無し
	HLLW 凝縮液受槽	15 m ³	1 個	SUS 304 系			2 種タンク、臨界対応無し
	配管冷却装置		1 式	SUS 304 系	冷却機能		2 種タンク、臨界対応無し
	デミスタ	10 L	4 個	SUS 304 系			
	エアリフト		4 個	SUS 304 系	~ 1 m ³ /hr		
	スチームジェット		1 式	SUS 304 系	~ 2 m ³ /hr		
	サンプリング装置		1 式				
	その他付属品		1 式				

表 20. 簡素化溶媒抽出法と Am, Cm 回収システム (SETFICS 法 + TRUEX 法) の比較 (排出液量及び主要設備)

プロセス名	製品				廃液 (水相)				使用済溶媒			設備				
	種類	U/Pu	U	合計	種類	HLLW			合計	種類	TBP 溶媒	合計	種類	遠心抽出器		
簡素化溶媒抽出法	液量 (m ³ /d)	6.6	14.1	20.7	液量 (m ³ /d)	7.2			7.2	液量 (m ³ /d)	12.5	12.5	数量	16 段 × 2		
	液性	1.06 M 硝酸	0.02 M 硝酸		液性	2.92 M 硝酸				液性	30 % TBP				12 段 × 1	
SETFICS 法	種類	Am, Cm			種類	抽出残液	硝酸廃液	RE 廃液		種類	CMPO - TBP 混合溶媒		種類	遠心抽出器	特殊廃液処理設備	
	液量 (m ³ /d)	8.8		8.8	液量 (m ³ /d)	10.9	10.2	5.5	26.6	液量 (m ³ /d)	11	11	数量	20 段 × 1	未定	
	液性	DTPA - 塩析剤			液性	含シュウ酸	含塩析剤	0.01 M 硝酸		液性	0.2 M CMPO - 30% TBP				16 段 × 3	
TRUEX 法 (製品液性転換工程)	種類	Am, Cm			種類	抽出残液				種類	CMPO - TBP 混合溶媒		種類	遠心抽出器	特殊廃液処理設備	
	液量 (m ³ /d)	0.7		0.7	液量 (m ³ /d)	10.5			10.5	液量 (m ³ /d)	1.5	1.5	数量	16 段 × 2	未定	
	液性	0.01 M 硝酸			液性	DTPA - 塩析剤				液性	0.2 M CMPO - 30% TBP					
	総量 (m ³ /d)			0.7	総量 (m ³ /d)				37.1	総量 (m ³ /d)		12.5				

表 21. Am、Cm 回収システムからの廃棄物発生量（簡素化溶媒抽出法との比較）

廃棄物種類	システムの種類	廃棄物発生量		備考
		発生量 (m ³ /年)		
		Am、Cm 回収システム	簡素化溶媒抽出法	
ガラス固化体		-	60	同量
TRU 深地層相当	ハルハードウェア	0	90	
	焼却溶融体	1.1	5.6	
	難燃廃棄物	1.6	0.8	
	不燃廃棄物	6	30	
	廃銀吸着剤	0	10	
	小計	8.7	136	約 6 % 増
TRU βγ相当	焼却溶融体	2.6	13	
	難燃廃棄物	0.4	1.9	
	不燃廃棄物	6	30	
	廃溶媒	0.4	0.4	
	小計	9.4	45	約 20 % 増
TRU 低レベル相当	不燃廃棄物	24	120	
	廃活性炭	0	0.3	
	小計	24	120	約 20 % 増
合計		42	361	約 10 % 増

表 23. 各 Am, Cm 回収プロセスの比較 (開発課題等)

プロセス名 (国名 - 開発機関)	開発課題等
SETFICS 法 + TRUEX 法 (日本 - JNC)	<ul style="list-style-type: none"> ・フローシートの最適化 (Am, Cm 回収率向上、RE 混入率低減、溶媒の金属装荷度の向上、段数削減等) ・特殊廃液の再利用及び処理技術の開発 (シュウ酸/HAN/DTPA - NaNO₃ 廃液、CMPO 廃溶媒) ・工学レベルでのプロセスの実証 <p style="text-align: right;">等</p>
DIAMEX 法 + SANEX 法 (フランス - CEA)	<ul style="list-style-type: none"> ・フローシートの最適化 (供給液量の低減等) ・特殊廃液の再利用及び処理技術の開発 (シュウ酸廃液、DMDBTDMMA/BTP 廃溶媒) ・工学レベルでのプロセスの実証 <p style="text-align: right;">等</p>
TRPO 法 + Cyanex 法 (中国)	<ul style="list-style-type: none"> ・フローシートの最適化 (Am 逆抽出工程の確立等) ・特殊廃液の再利用及び処理技術の開発 (TRPO/HBTMPDTP 廃溶媒) ・工学レベルでのプロセスの実証 ・Am, Cm 製品が高酸濃度 (~ 1 M 硝酸 (予想)) <p style="text-align: right;">等</p>
DIDPA 法 (日本 - 原研)	<ul style="list-style-type: none"> ・フローシートの最適化 ・特殊廃液の再利用及び処理技術の開発 (過酸化水素/乳酸/DTPA 廃液、DIDPA 廃溶媒) ・Am, Cm 製品溶液の液性転換工程の開発 (DTPA - 乳酸溶液系を硝酸溶液系に転換) ・沈澱処理工程の開発 (含装置開発) ・工学レベルでのプロセスの実証 ・RE 廃液が高酸濃度 (~ 4 M 硝酸) <p style="text-align: right;">等</p>
TALSPEAK 法 (米 - ORNL 等)	<ul style="list-style-type: none"> ・フローシートの最適化 (段数の確定、連続工程の開発等) ・特殊廃液の再利用及び処理技術の開発 (ギ酸/グリコール酸/DTPA 廃液、HDEHP 廃溶媒) ・沈澱処理工程の開発 (含装置開発) ・工学レベルでのプロセスの実証 ・Am, Cm 製品及び RE 廃液が高酸濃度 (製品 ; ~ 1 M 硝酸、RE 廃液 ; ~ 6 M 硝酸) <p style="text-align: right;">等</p>

表 24. 各 Am, Cm 回収プロセスの比較項目毎の評価

比較項目 プロセス	排出液量	工程数	主要設備	廃棄物	設備機器の 大きさ	開発課題等	製品組成
SETFICS 法 + TRUEX 法 (日本 - JNC)	◎	○	○	◎	○	◎	○
DIAMEX 法 + SANEX 法 (フランス - CEA)	△	◎	◎	◎	○	◎	◎
TRPO 法 + Cyanex 法 (中国)	○	◎	◎	◎	○	○	◎
DIDPA 法 (日本 - 原研)	○	○	△	△	◎	△	◎
TALSPEAK (米 - ORNL 等)	◎	△	△	△	○	△	◎

◎: 優 ○: 良 △: 可

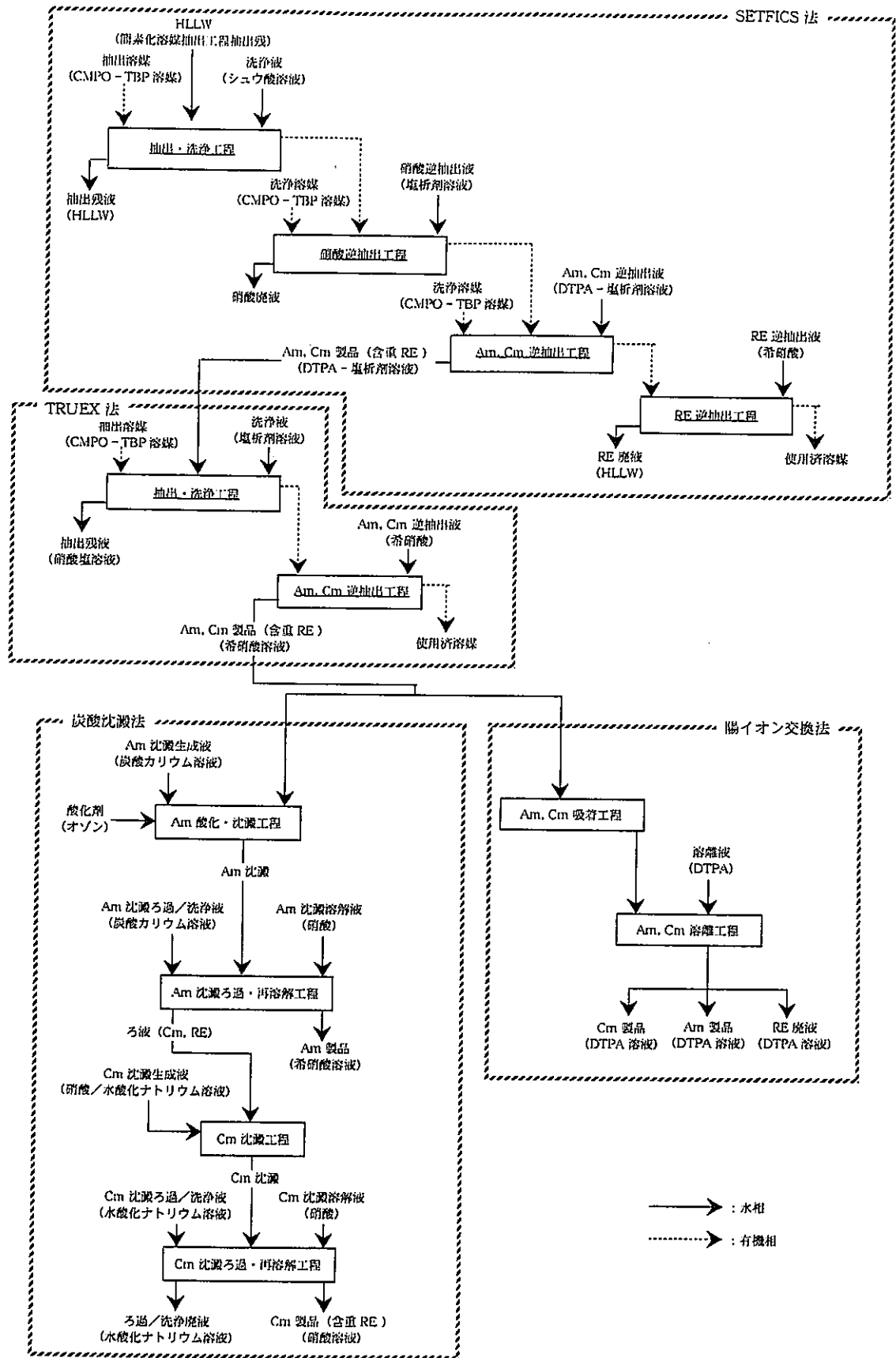


図 1. 選定した Am、Cm 回収システムの基本概略フロー

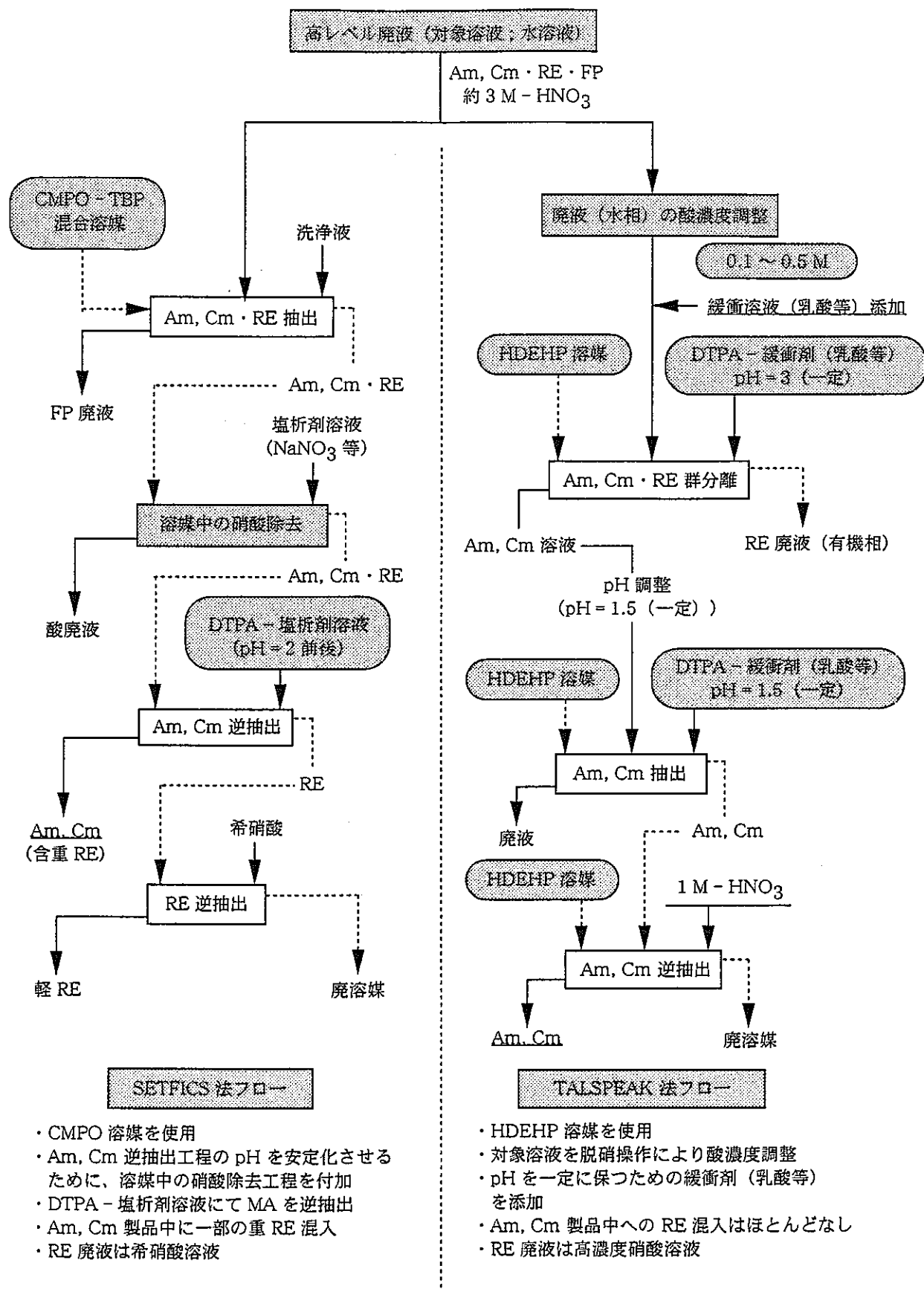


図 2. SETFICS 法と TALSPEAK 法の違い

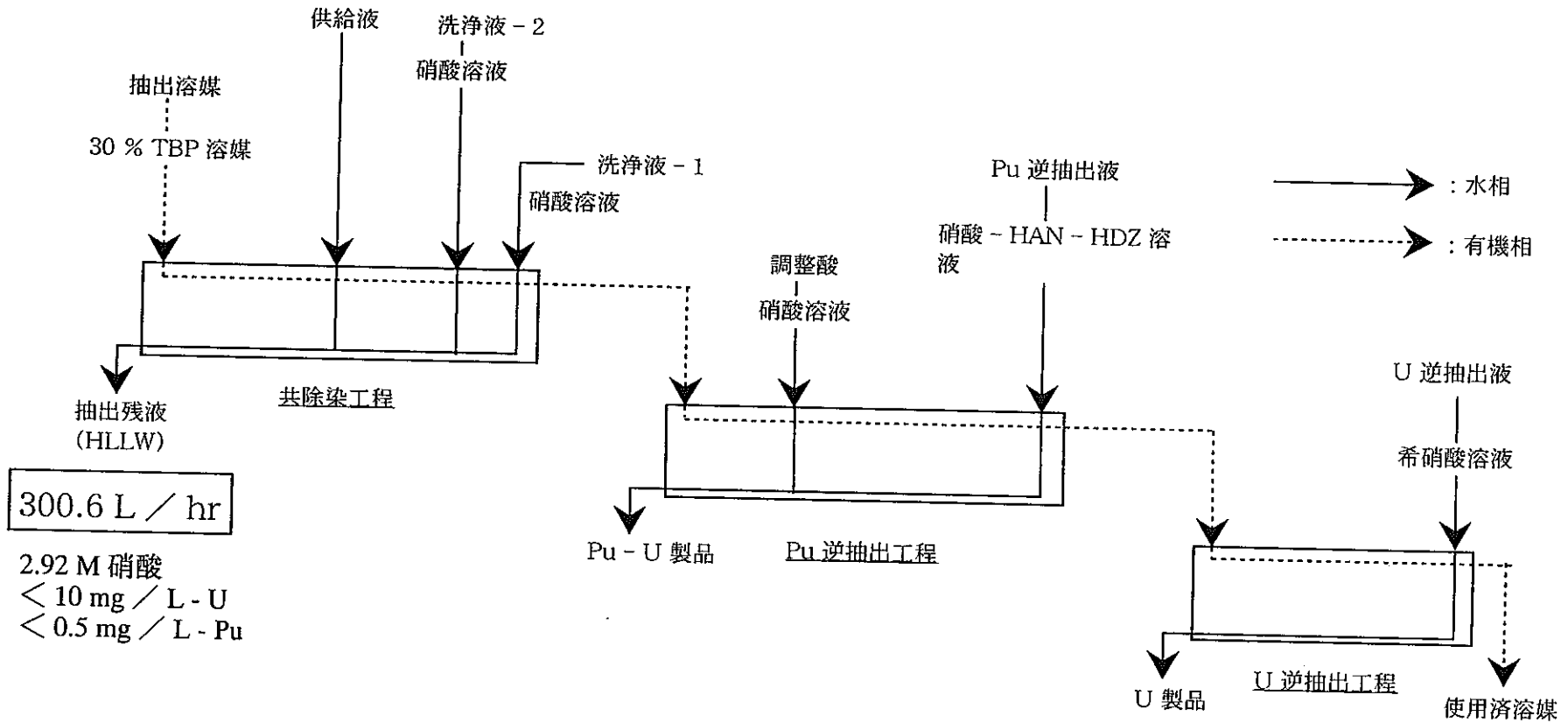


図 3. 簡素化溶媒抽出法のフローシート

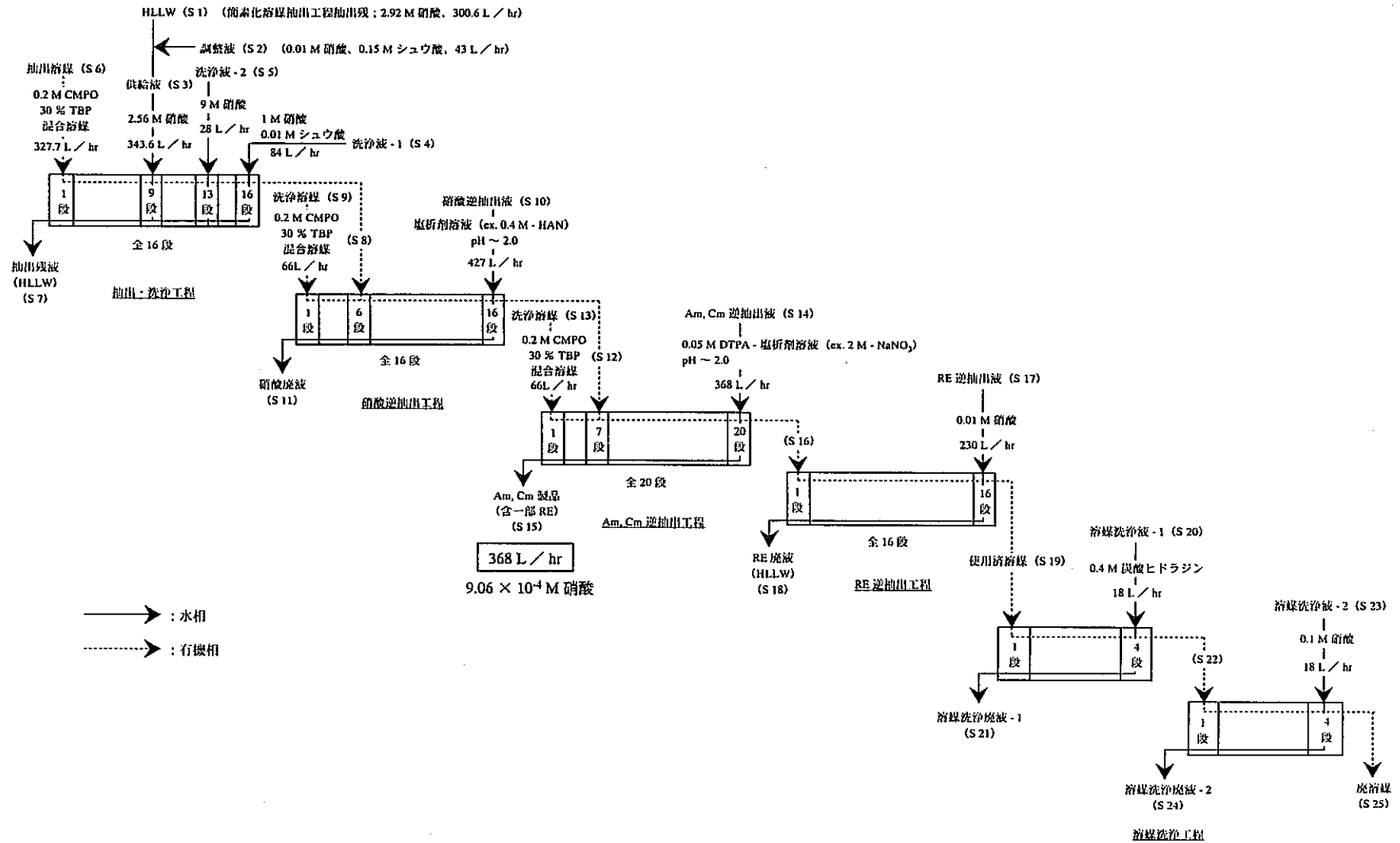


図 4. SETFICS 工程フローシート

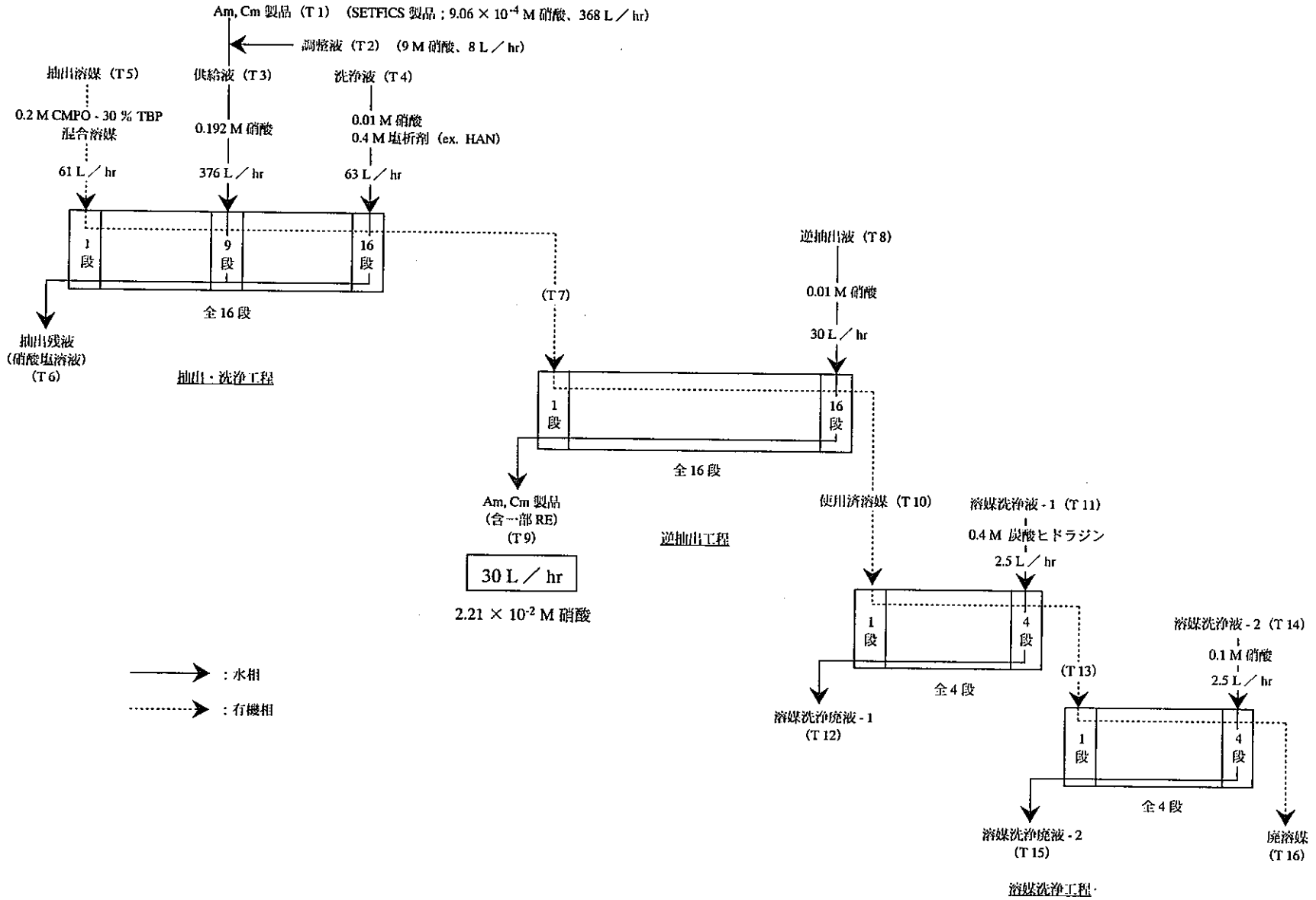
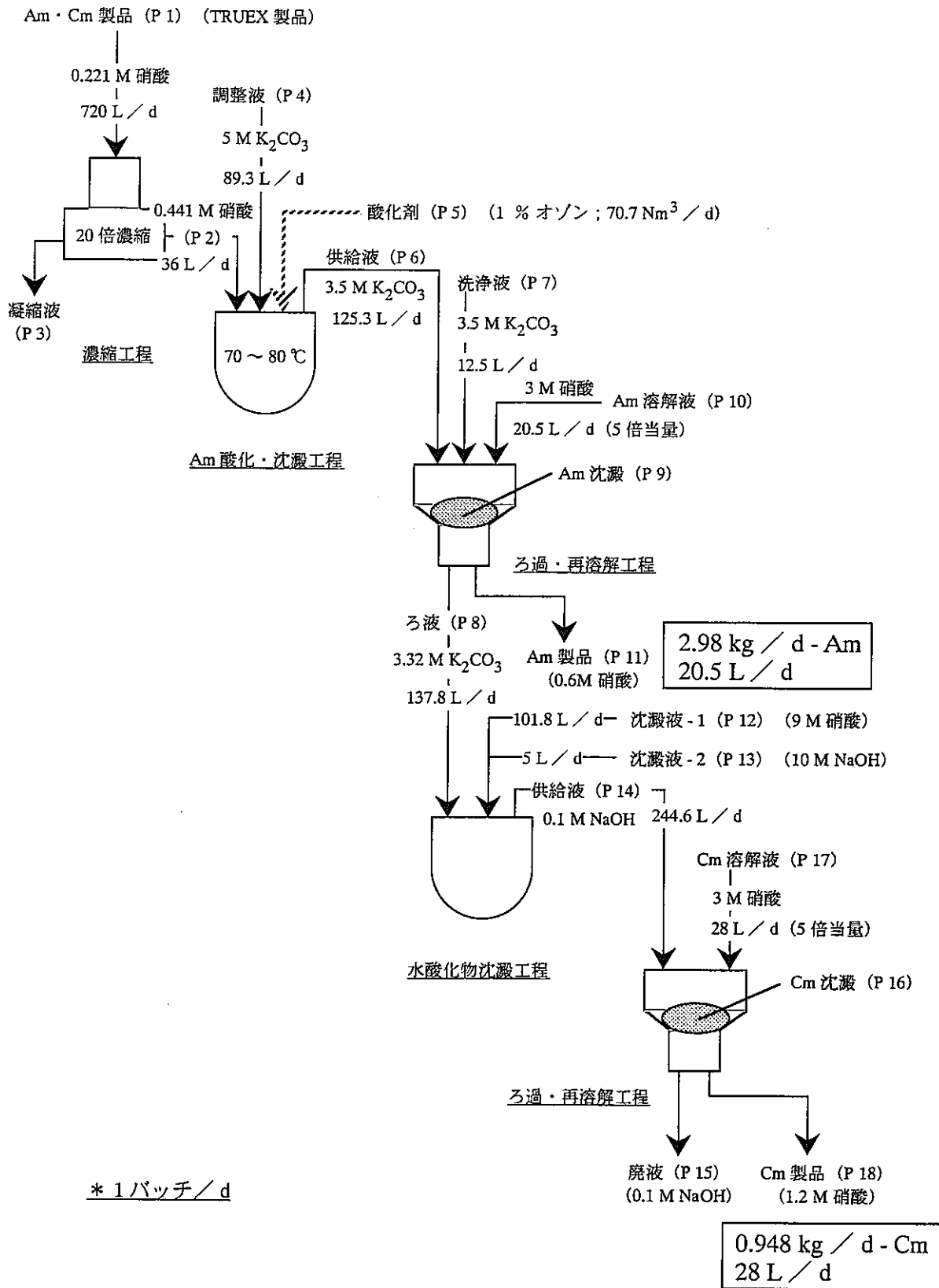


図 5. TRUEX 工程フローシート



* 1 バッチ / d

図 6. Am(V) 炭酸沈澱工程フローシート

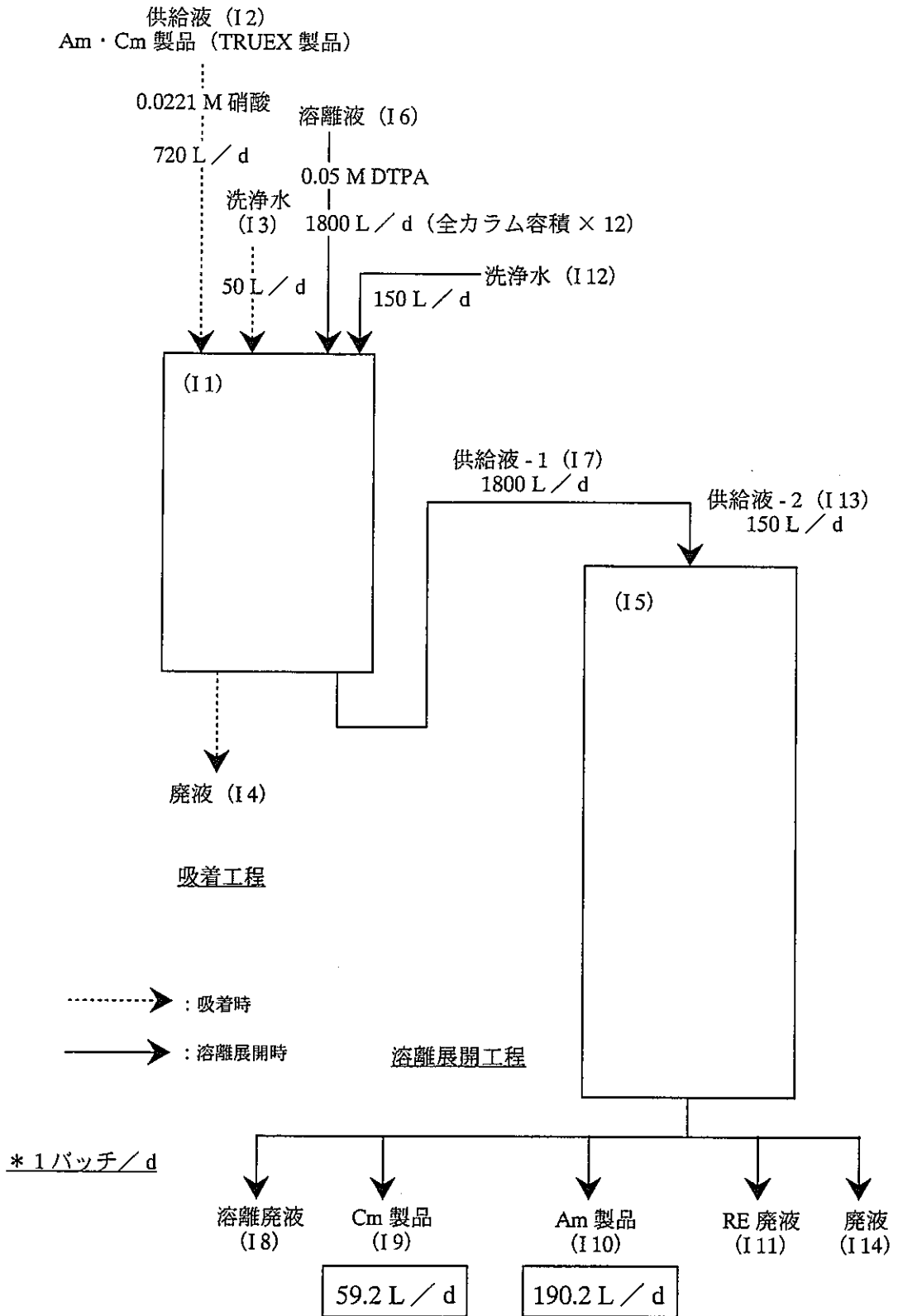


図 7. 陽イオン交換法（置換展開法）フローシート

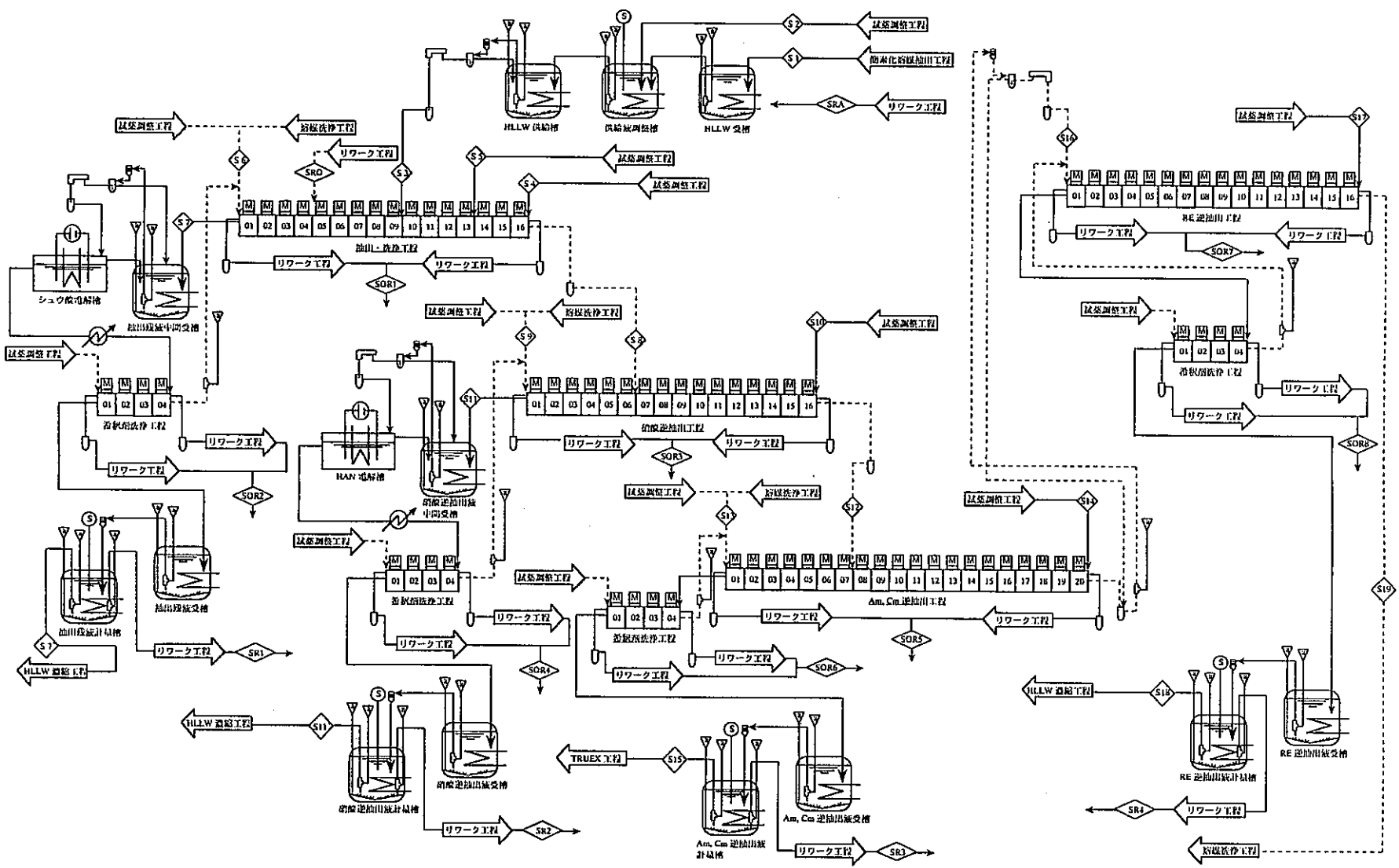
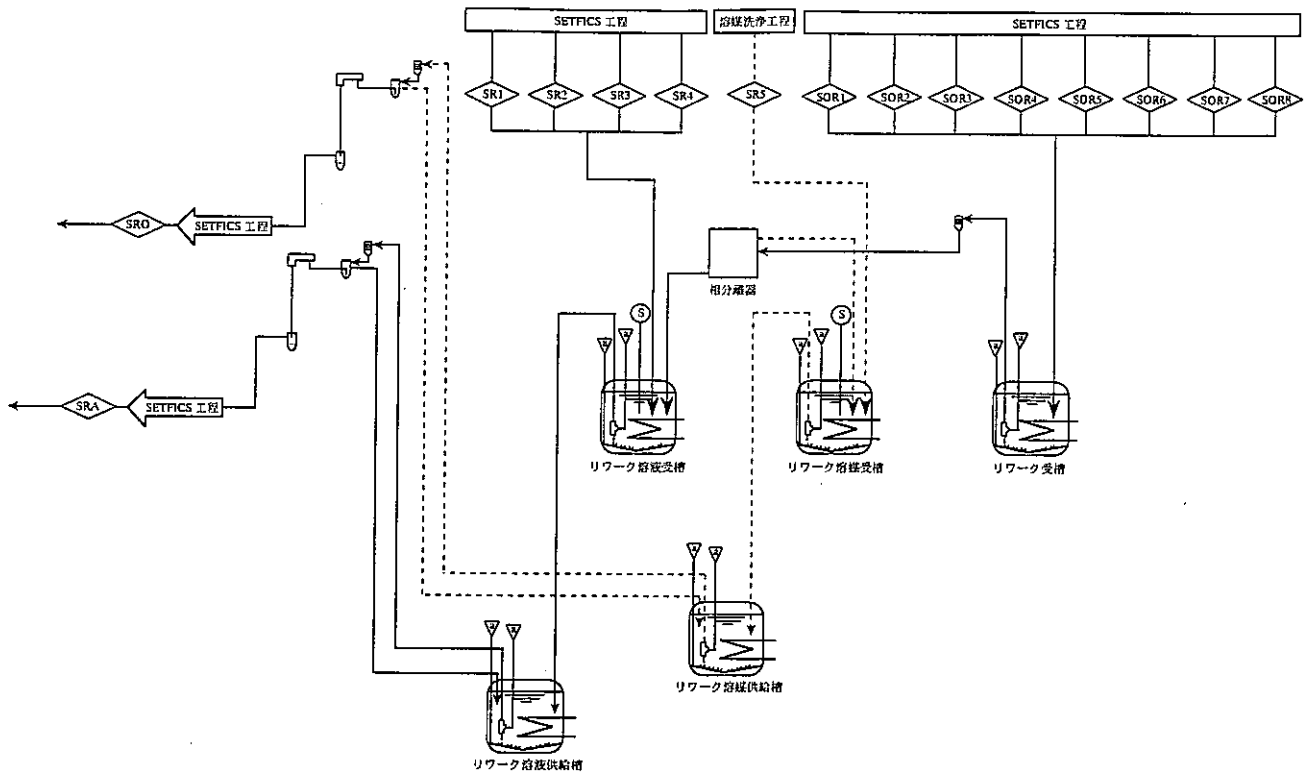
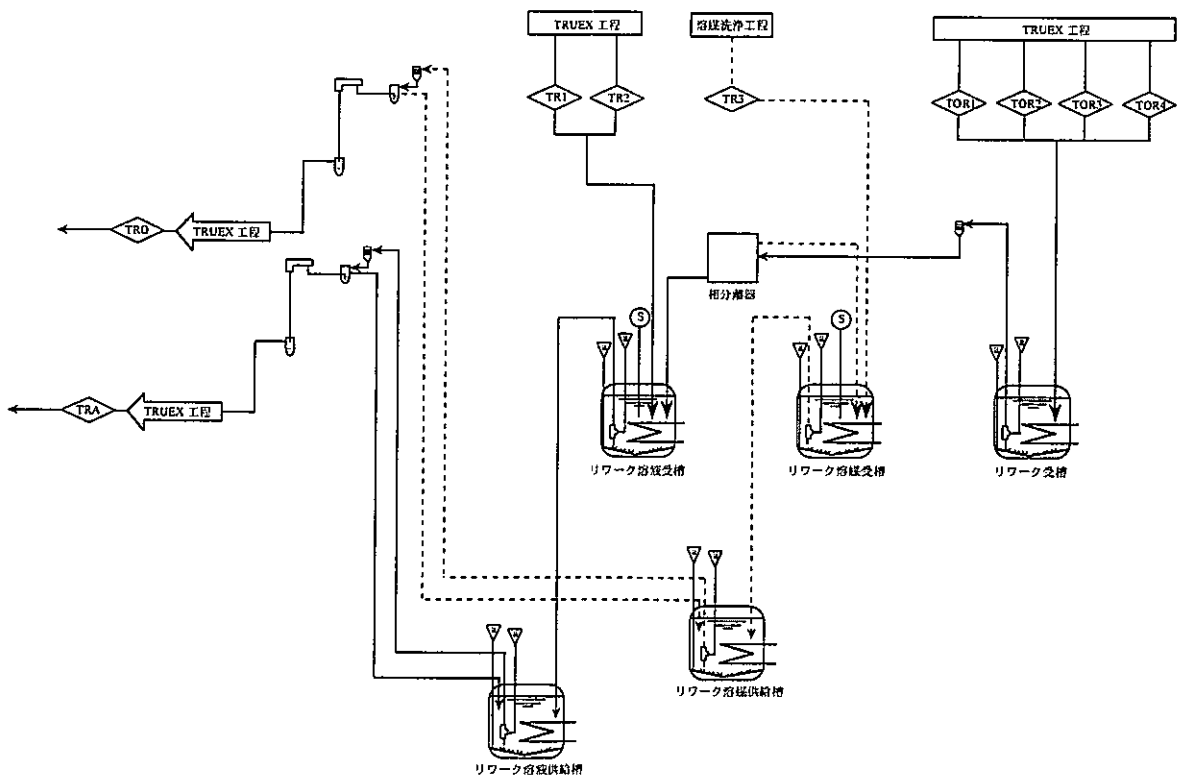


図 8. SETFICS 工程の PFD



* SETFICS 工程のリワーク



* TRUEX 工程のリワーク

図 11. リワーク工程の PFD

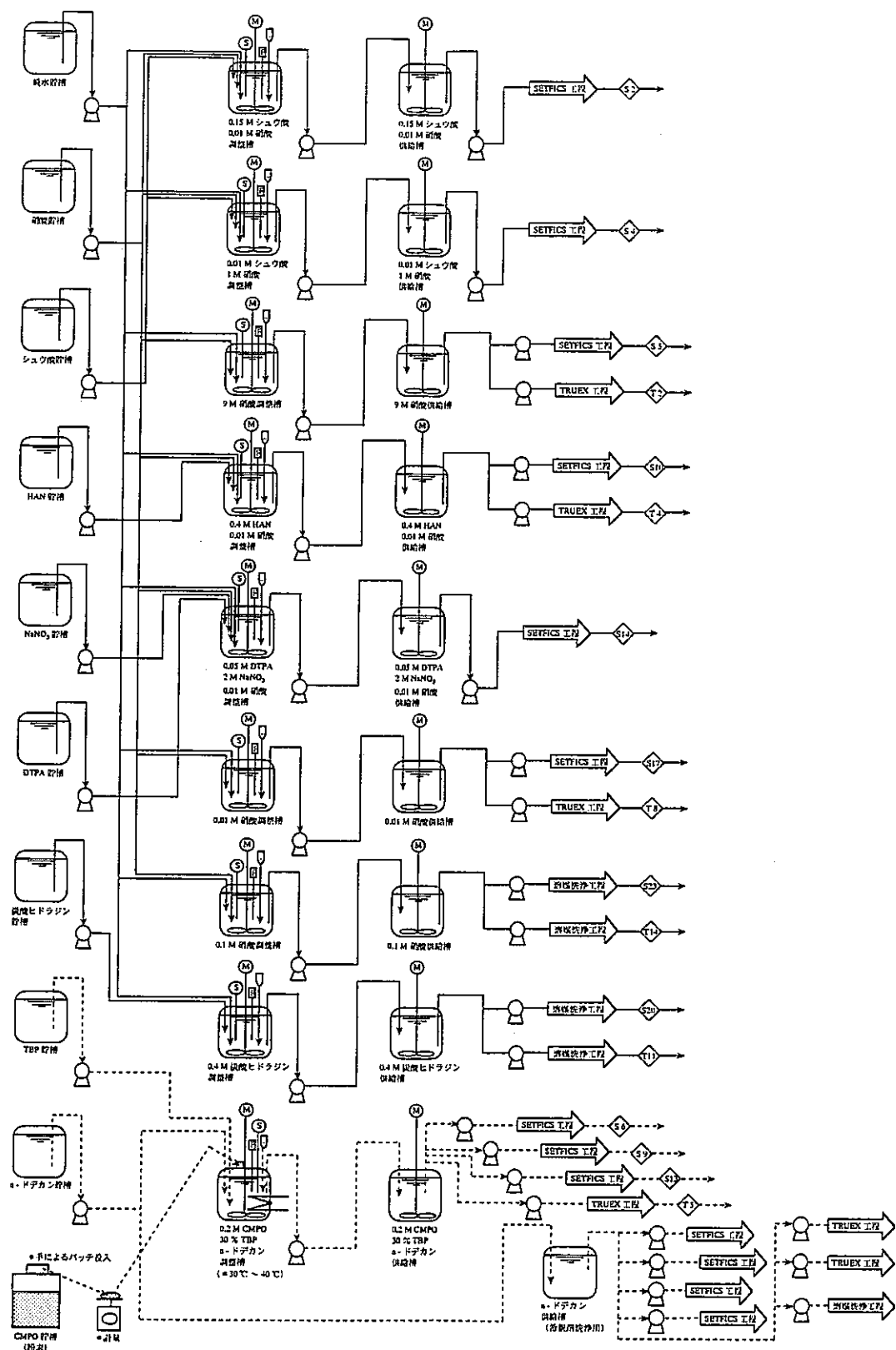


図 12. 試薬調整工程の PFD

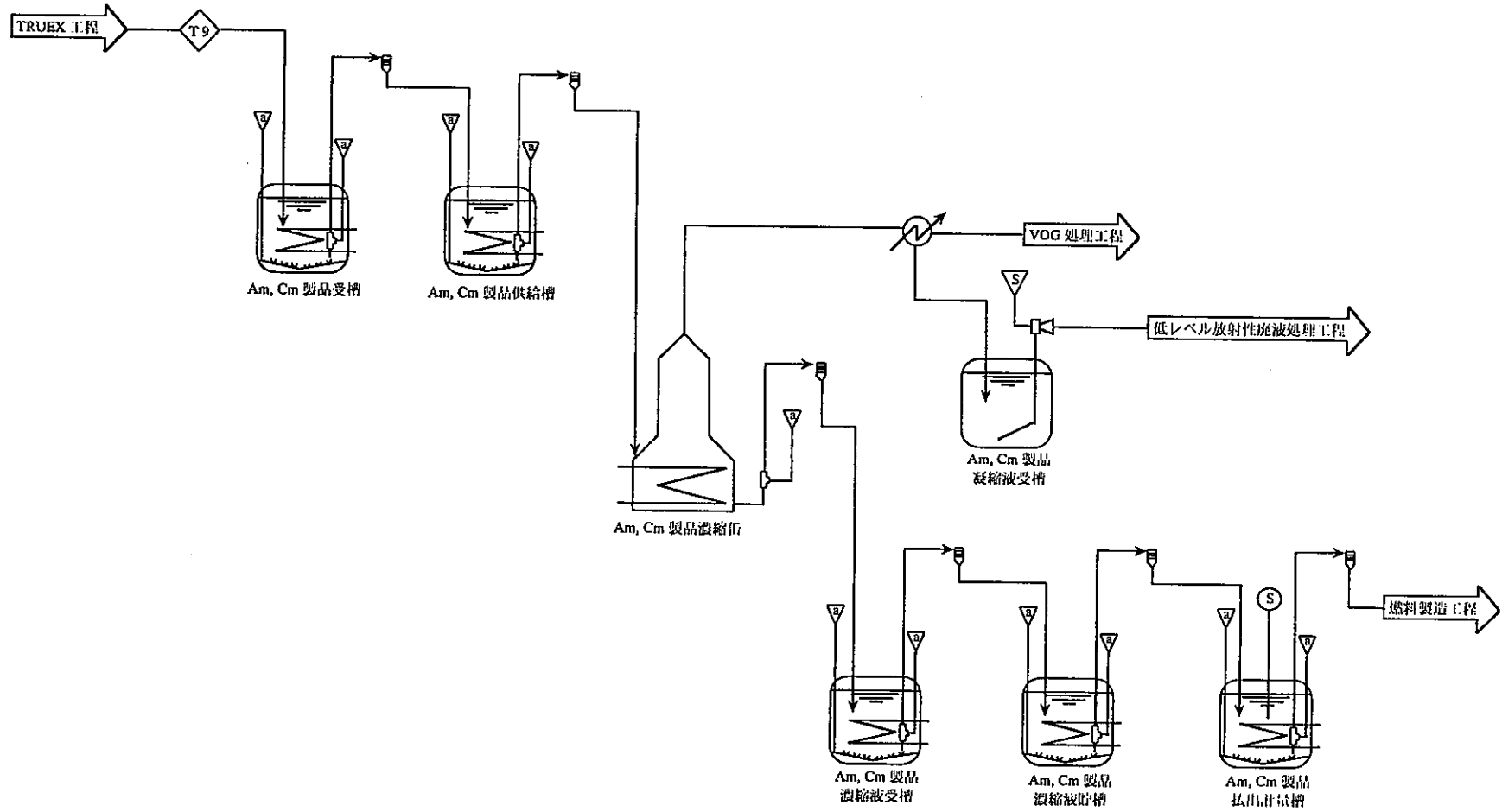


図 13. Am, Cm 製品濃縮工程の PFD

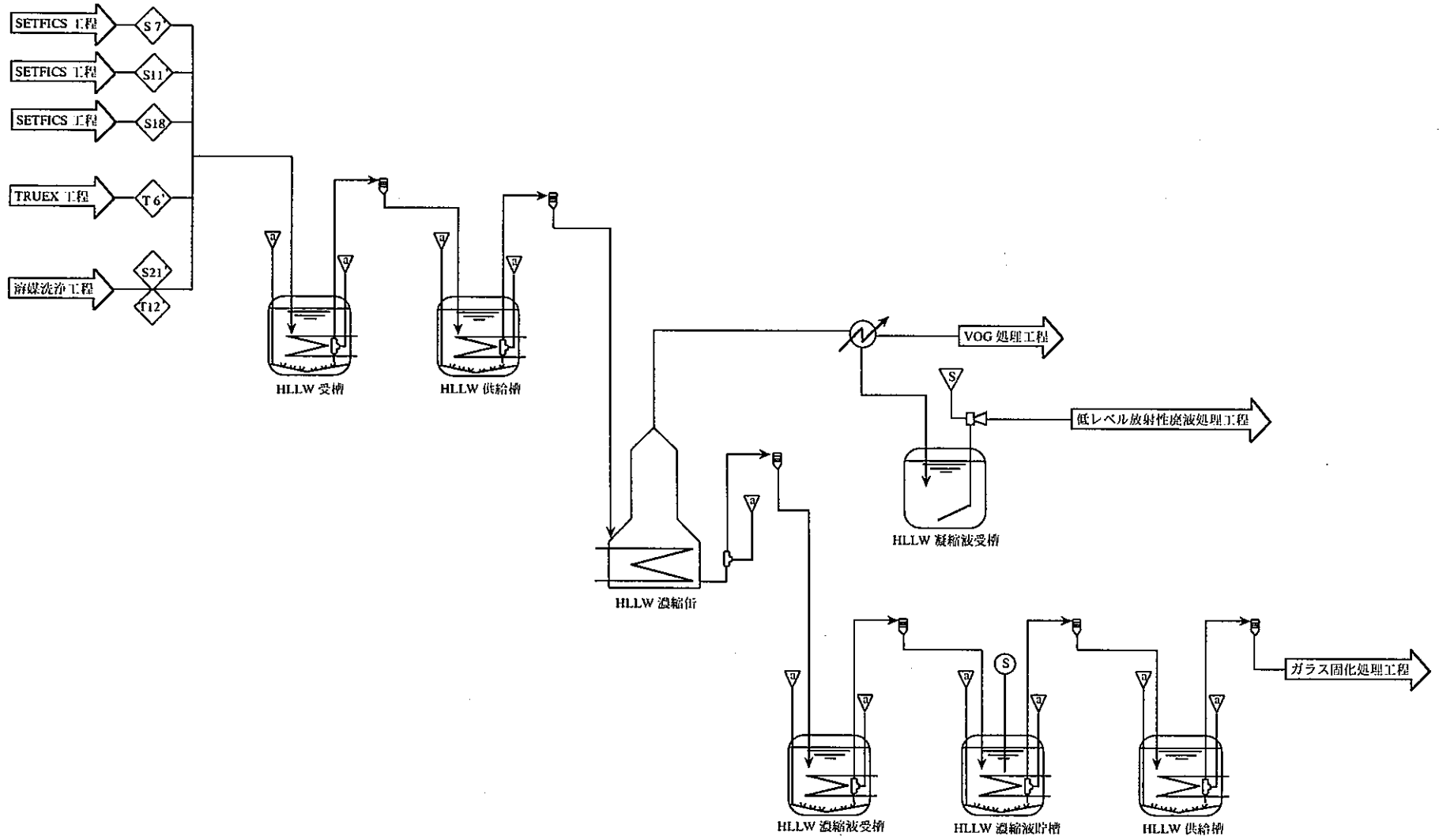


図 14. HLLW 濃縮工程の PFD

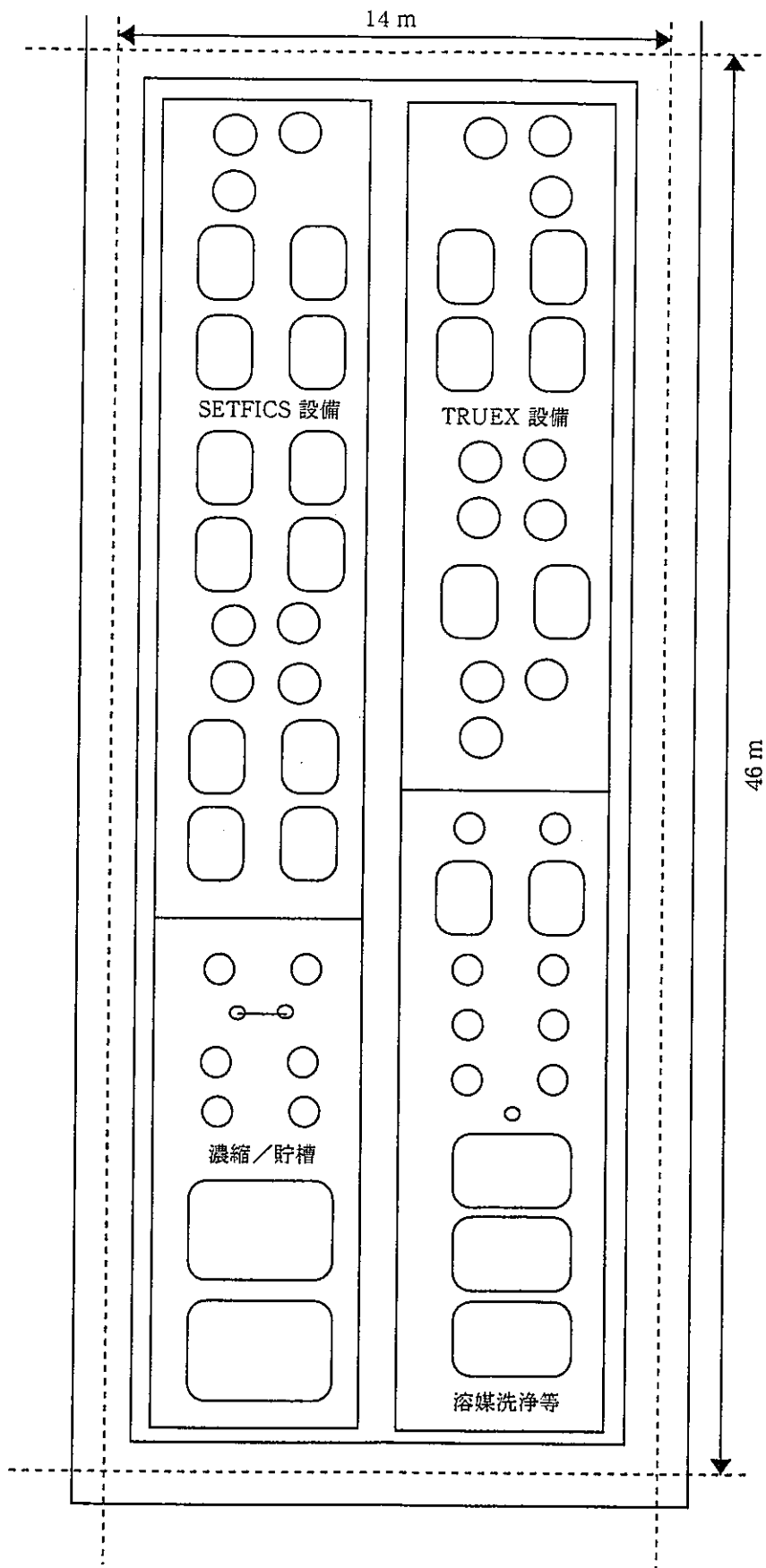


図 15. 各種槽類のセル内配置図

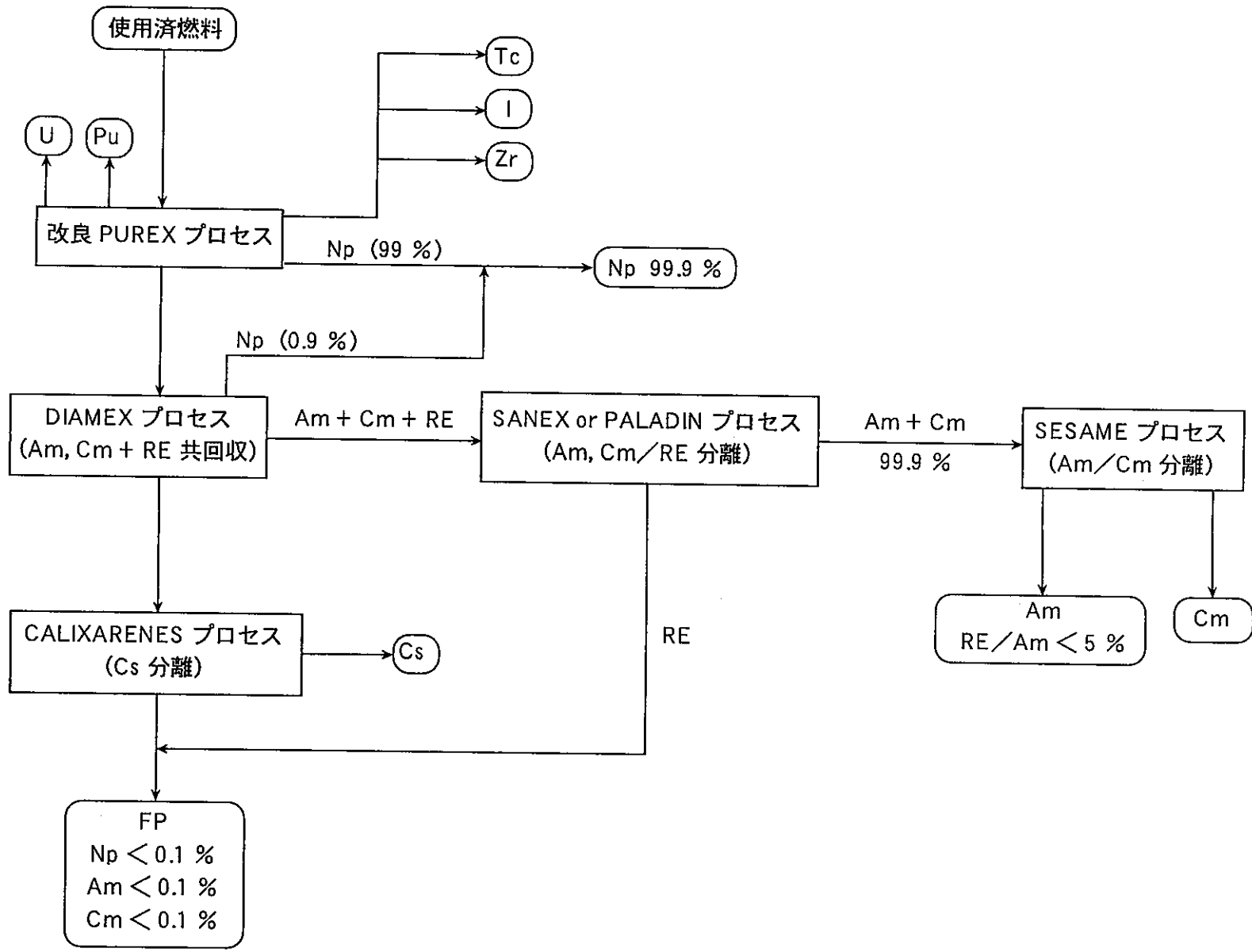


図 17. 仏 (CEA) における Am, Cm 回収プロセスの全体概略フロー

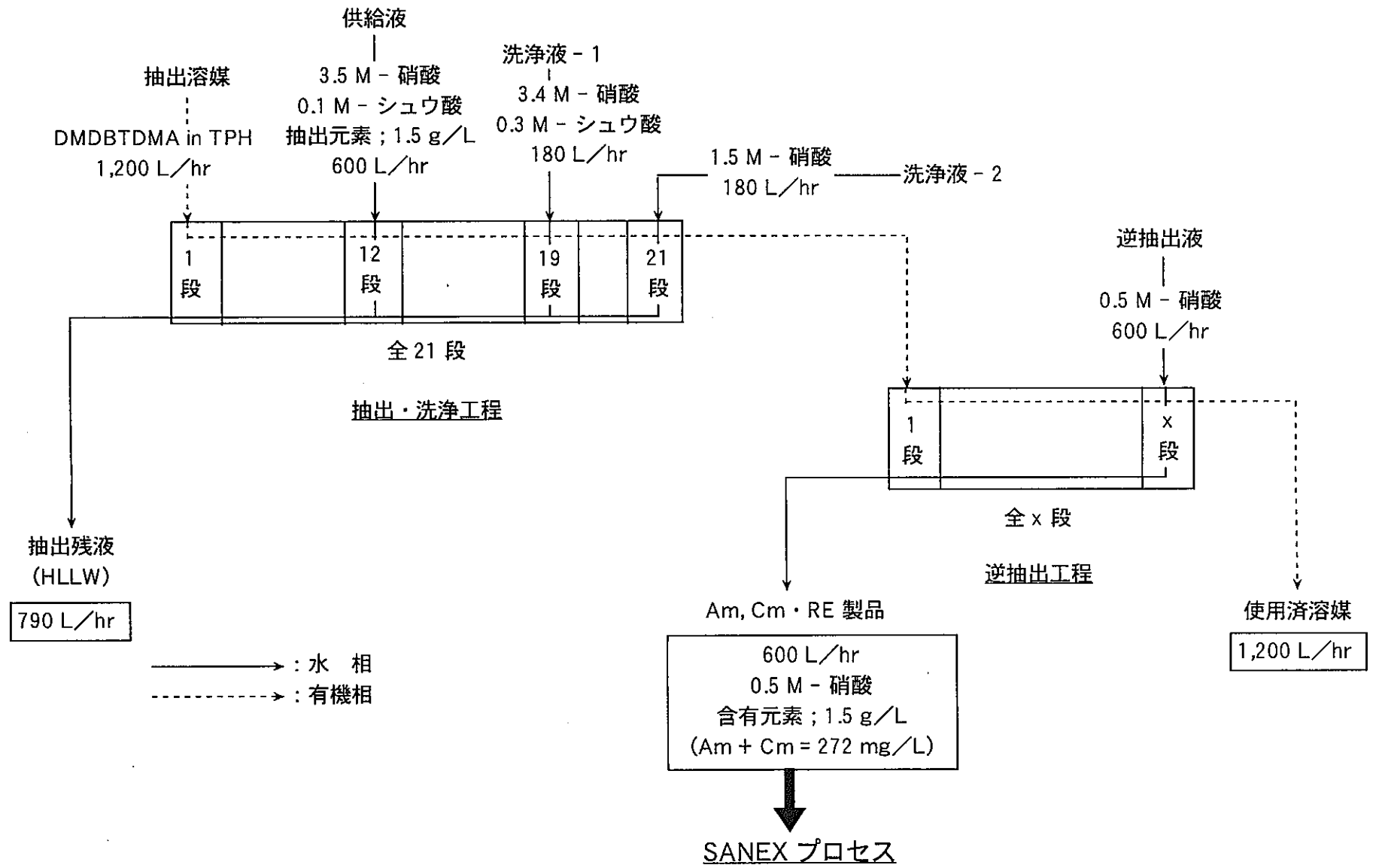


図 18. DIAMEX プロセスのフローシート (仏 - CEA)

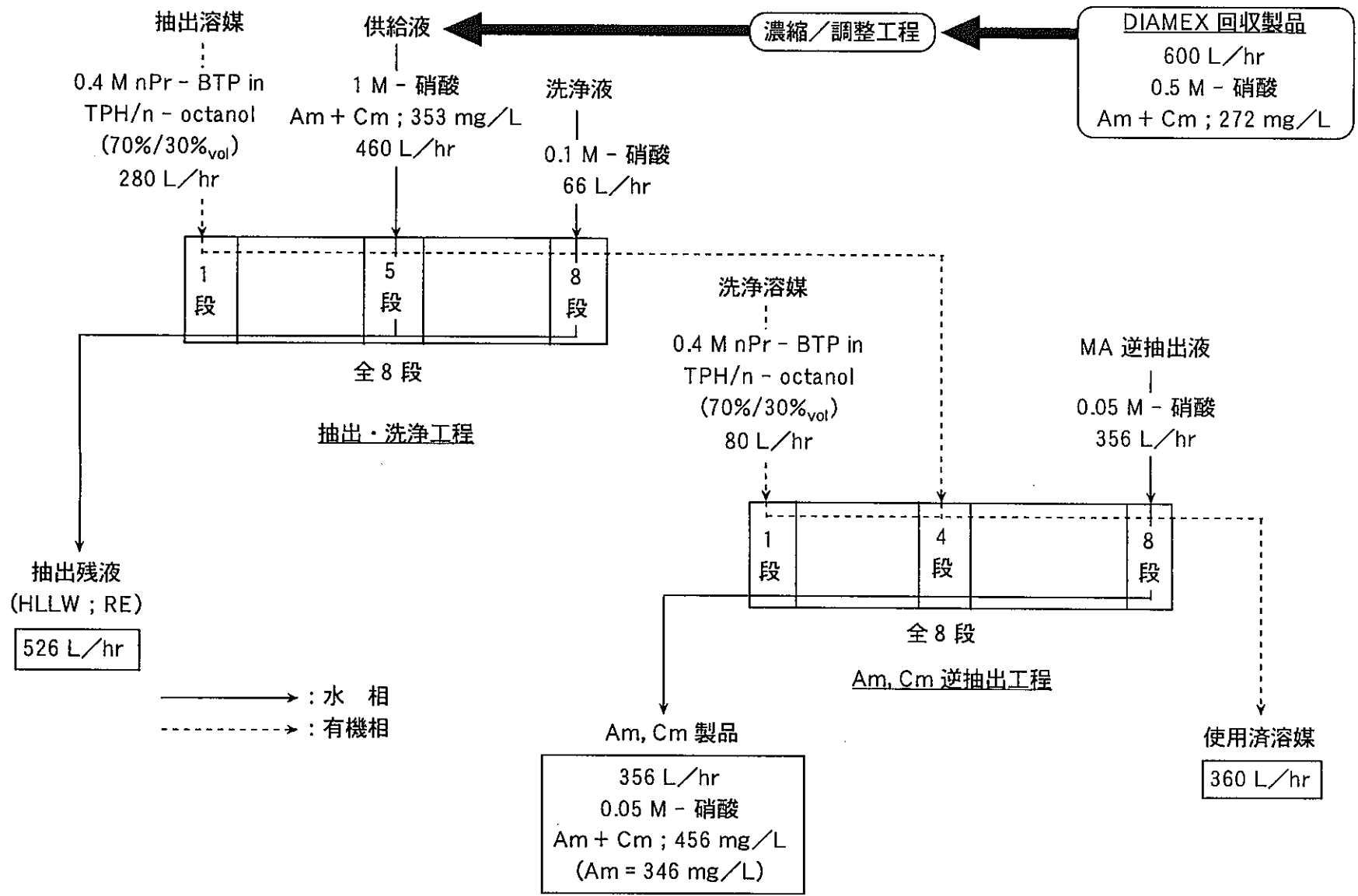


図 19. SANEX プロセスのフローシート (仏 - CEA)

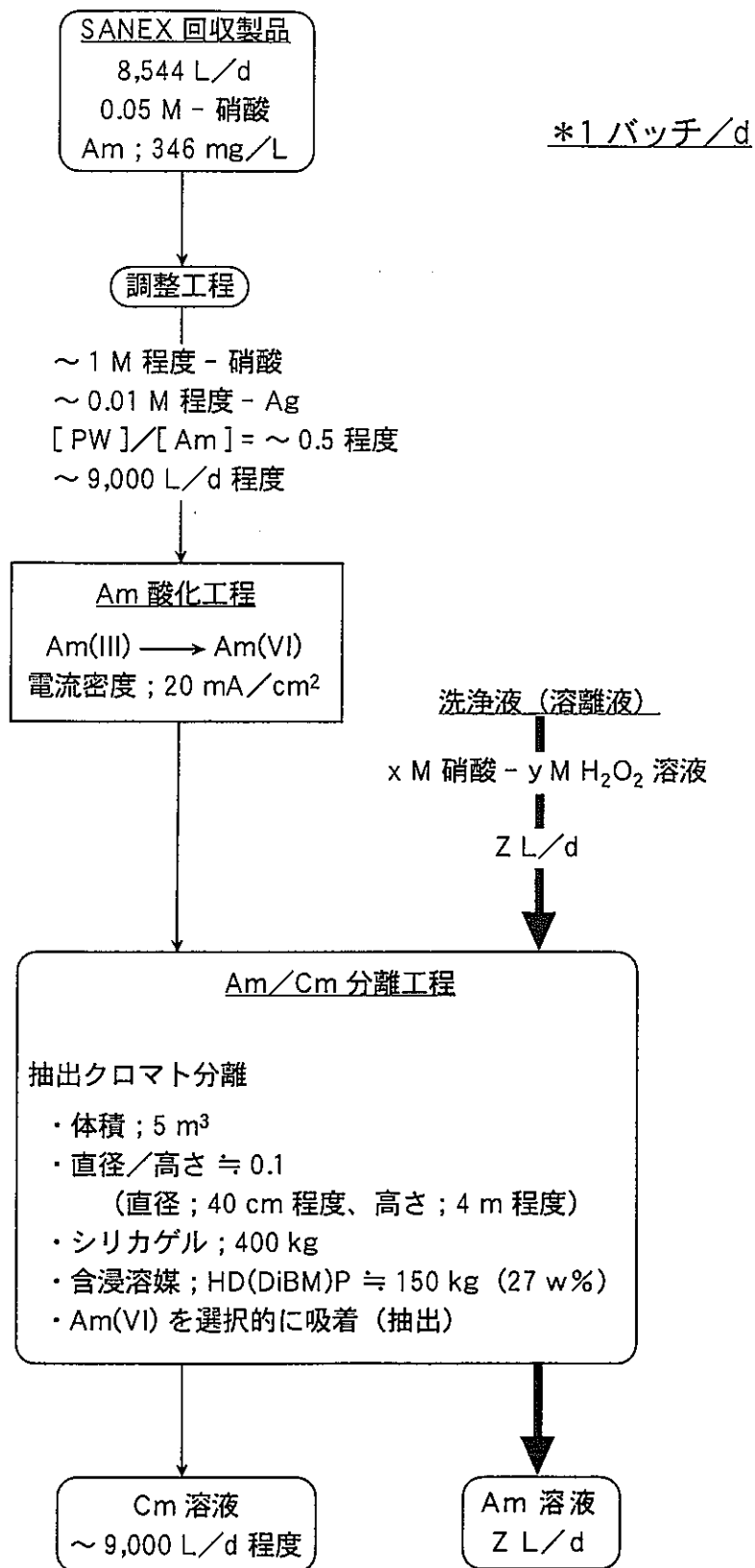


図 20. SESAME プロセスの概略フロー (仏 - CEA)

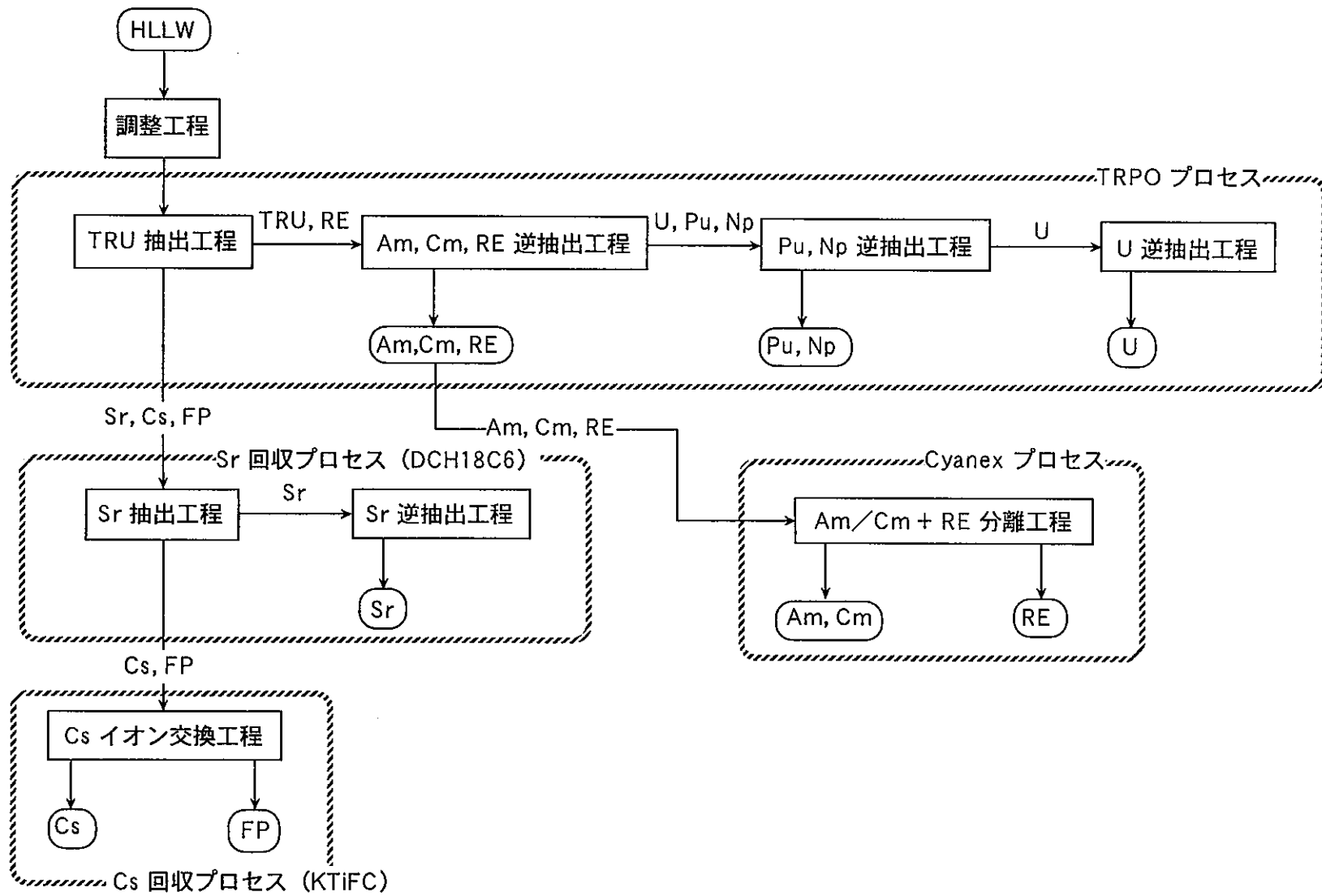


図 21. 中国における HLLW 処理プロセス (TP プロセス) の全体概略フロー

(TP プロセス : Total Partitioning Process)

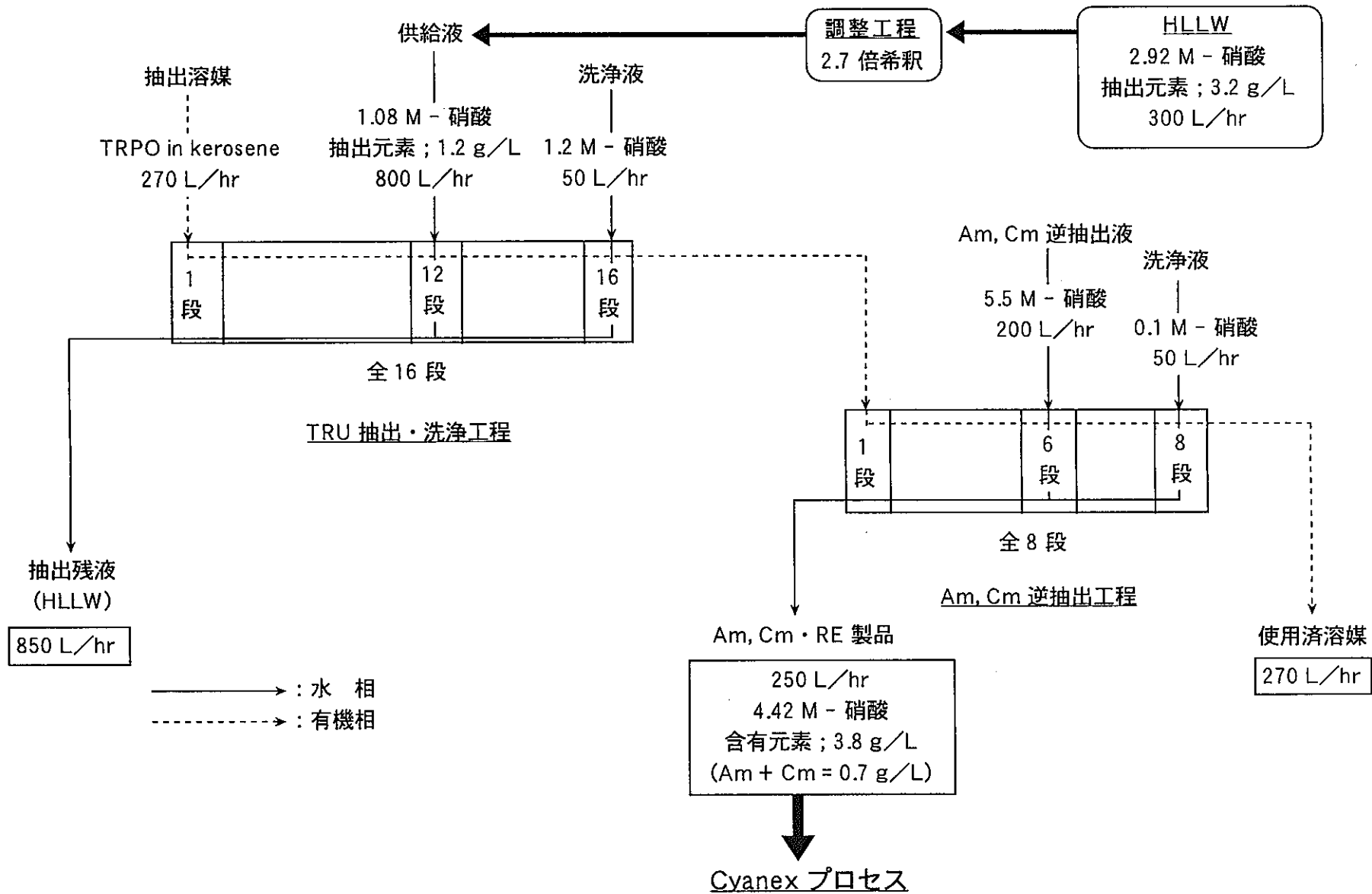


図 22. TRPO プロセスによる Am, Cm 回収フローシート (中国)

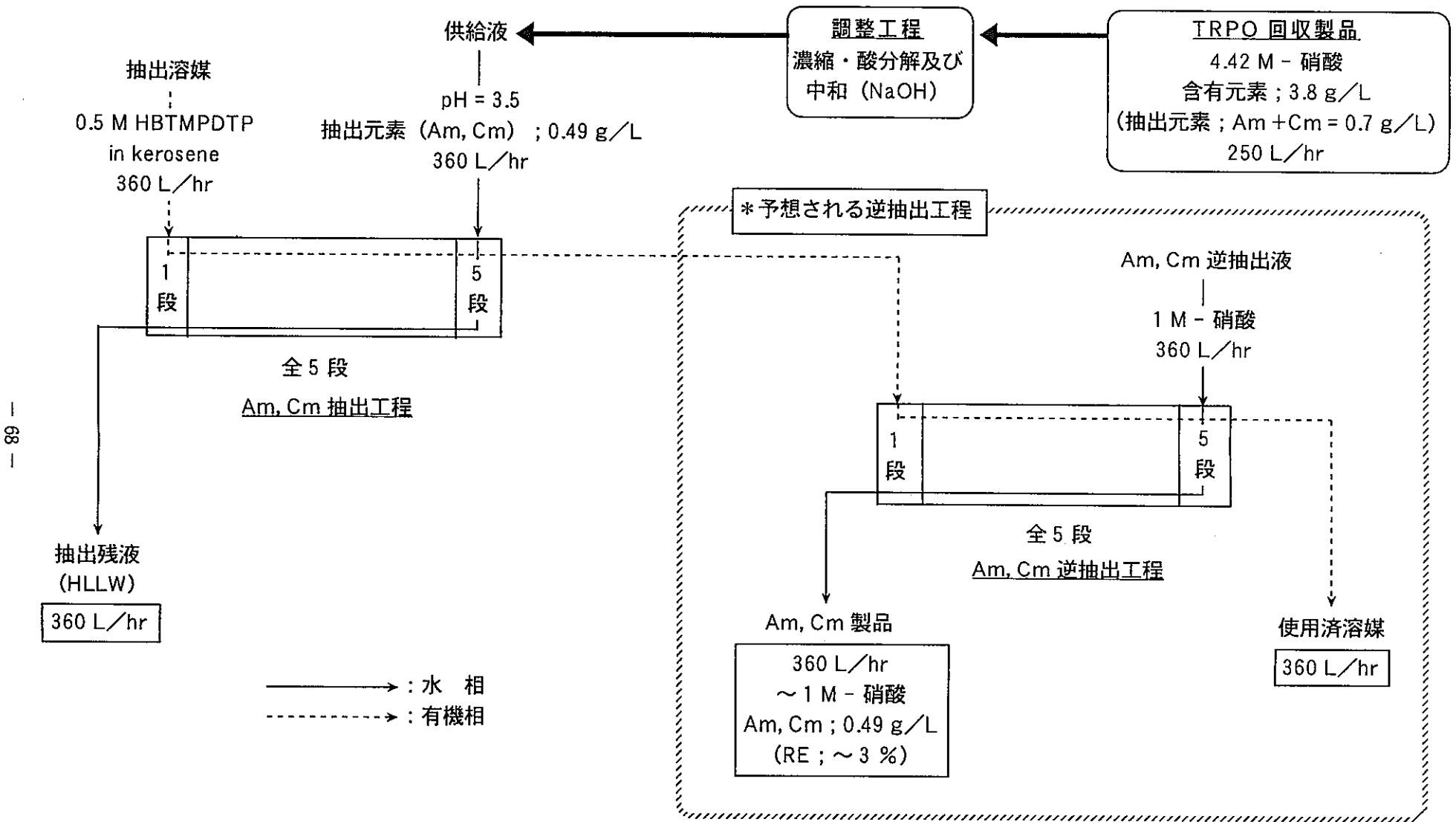


図 23. Cyanex プロセスによる Am, Cm 回収フローシート (中国)

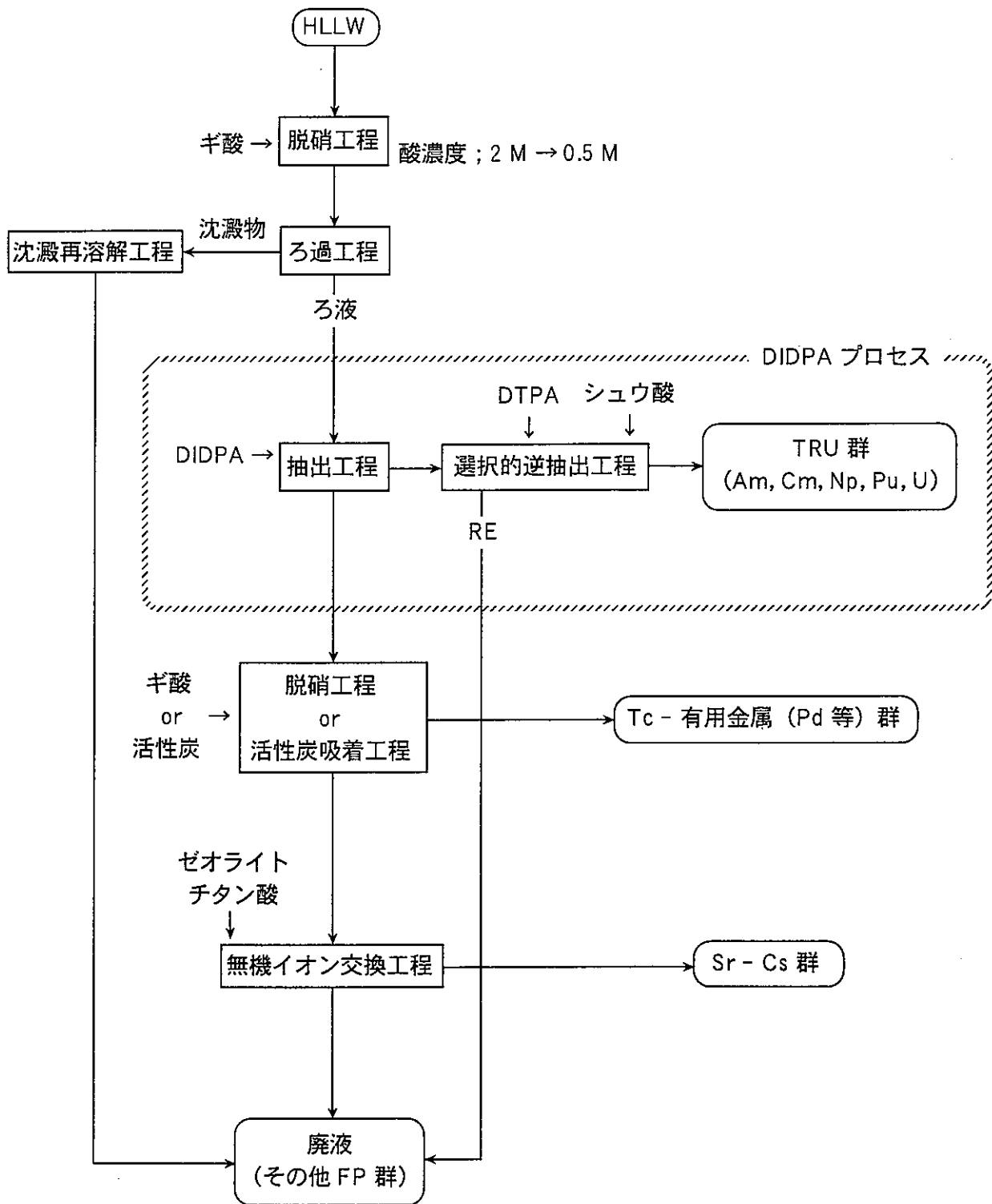


図 24. 原研（日本）における Am, Cm 回収プロセス（4 群分離法）の全体概略フロー

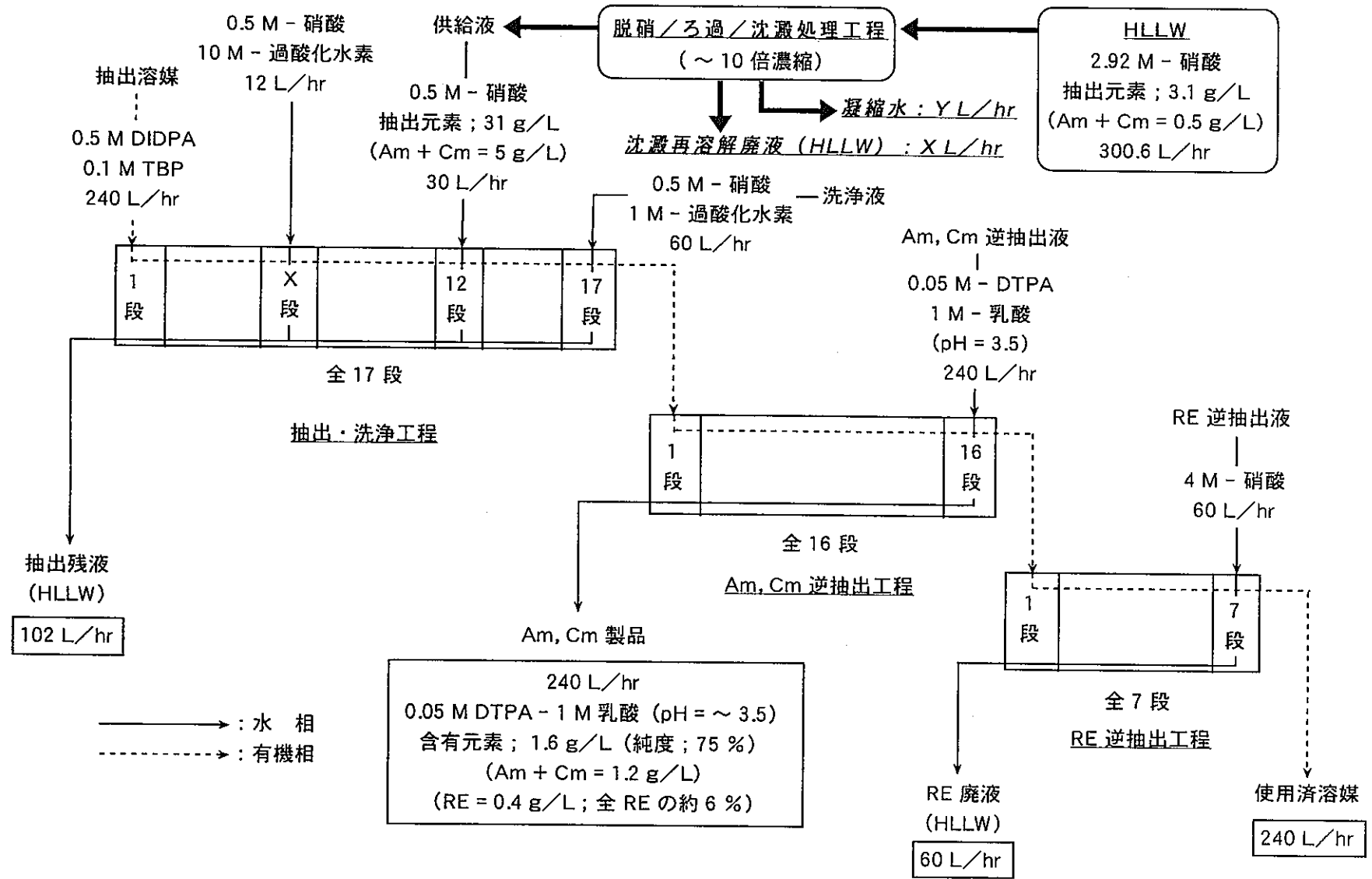


図 25. DIDPA プロセスのフローシート (日 - 原研)

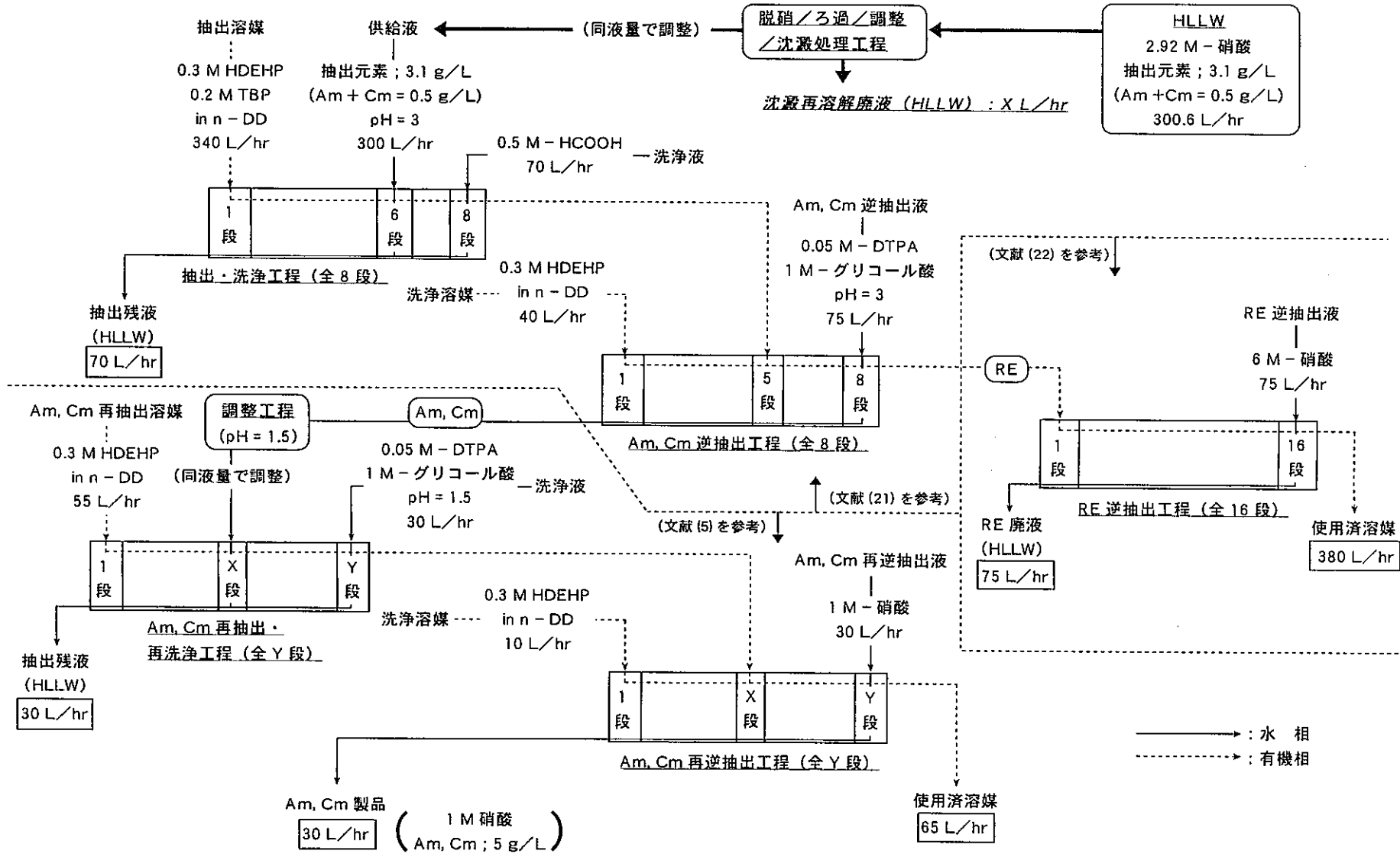


図 26. TALSPEAK プロセスのフローシート (米 - ORNL 等)

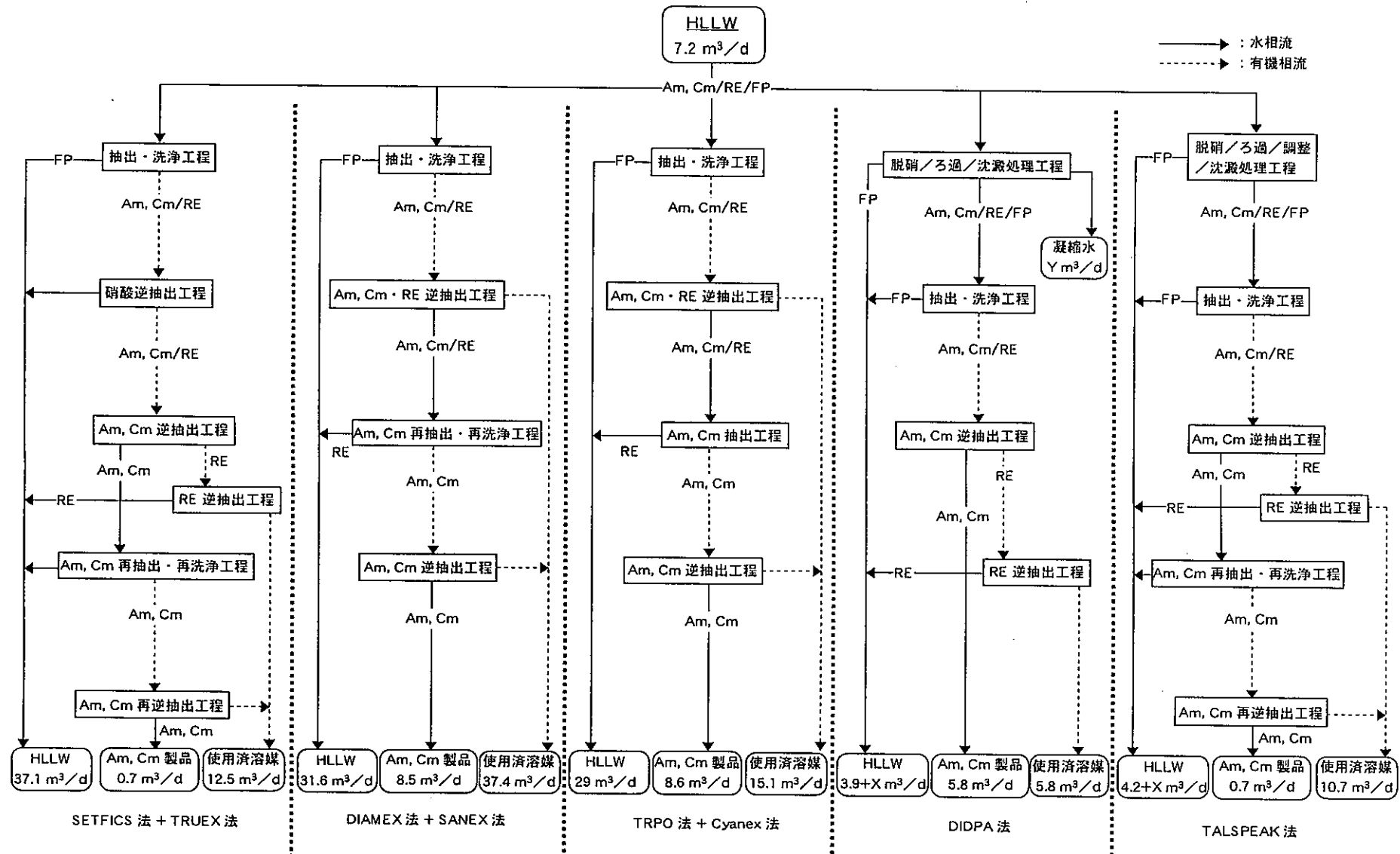


図 27. 各 Am, Cm 回収プロセスの比較 (ブロックフローによる比較)

参考資料 - 1

— SETFICS 工程における物質移行の設定根拠 —

参考 -1 - 1. Ru の移行について：10 %が溶媒に移行⁽⁶⁾／残留⁽⁷⁾の根拠

文献 (6) より、硝酸濃度が 1 ～ 1.5 M 程度では約 25 %が抽出されるが、JNC の高レベル放射性物質研究施設 (CPF) における試験結果では、硝酸濃度が 4 ～ 7 M で 5 ～ 10 %程度抽出されることが分かっており、酸濃度の増加に伴い、抽出率が低下するものと考えられる。本工程では、硝酸濃度を 3 M 前後と考えていることから、移行率を 10 %と仮定する。また、抽出 (移行) した Ru に関しては、DTPA により逆抽出されるとは考えられない (これまでの SETFICS 法の基礎試験結果より、DTPA との錯安定度定数が 10^{22} 程度ないと逆抽出されないと考えられる^{(2), (3)}) ことから、そのまま、溶媒中に残留するものと仮定する。残留した Ru は、文献 (7) を参考に、簡素化溶媒抽出法の溶媒洗浄工程と同様の条件で、炭酸ヒドラジンにて洗浄可能と仮定する。

参考 -1 - 2. Tc の移行について：10 %が溶媒に移行／硝酸逆抽出工程にてその全量が硝酸廃液側に移行⁽⁸⁾

これまでの SETFICS 法ではシングルスクラブとしている^{(2), (3)}が、文献 (8) より、硝酸濃度が 3 M 程度のときの Tc の分配比が 0.5 程度であることから、ダブルスクラブにより、硝酸濃度が 3 M 程度の洗浄段を 4 段程度設けることで、Tc の抽出 (移行) 率を 10 %と仮定する (分配比より単純計算すると、4 段では 1 %程度の抽出であり、有機相 (O) と水相 (A) の流量比 $O/A=3$ 程度を考慮すると、移行率を 3 %としてもいいが、文献データを参考としていることから、移行率を約 3 倍の 10 %と仮定)。また、移行した Tc に関しては、文献 (8) より、硝酸濃度が 0.01 M で、分配比が 0.8 程度であり、10 段程度で十分逆抽出可能と考えられることから、硝酸逆抽出工程にて、その全量が硝酸廃液側に移行すると仮定する (分配比より単純計算すると、 $O/A=1$ 程度で 1 %程度が溶媒に残留するが、ここでは、無視)。ここで、硝酸逆抽出工程では、溶媒中の 3 価金属が逆抽出されないように、塩析剤 (硝酸塩) を供給するが、Tc の抽出反応には硝酸根の有無は影響しない⁽⁸⁾ことから、Tc の硝酸廃液側への移行は妥当と考えられる。なお、抽出／洗浄工程をシングルスクラブからダブルスクラブへ変更することによる、溶媒中への硝酸の抽出挙動は、どちらも同様であることを、計算 (SEPHIS MOD 4, Ver. 2. 11. を TRUEX 法の硝酸濃度計算用に改良したコード) により確認しており、ダブルスクラブに変更したことによる、硝酸挙動の次工程以降への影響はないものと考えられる。

参考 -1 - 3. U の移行について：溶媒に移行／残留⁽⁷⁾の根拠

TRUEX 溶媒にて抽出されるが、 UO_2^{2+} イオンとして存在するため、DTPA との錯安定度定数が小

さいと考えられ、Am、Cm 製品への移行はなく、Ru と同様に、溶媒中に残留すると予測できる。溶媒中に残留した U については、シュウ酸ヒドラジン及び炭酸ヒドラジンにて逆抽出が可能である⁽⁷⁾。

参考 -1 - 4. Pu の移行について : Pu(VI) は U と同挙動、Pu(IV) は Am、Cm 製品中へ移行 / 次
TRUEX 工程にて Am、Cm 製品から分離⁽⁷⁾の根拠

Pu(VI) に関しては、上記 U と同様の挙動をするものと考えられる。しかし、Pu(IV) に関しては、DTPA との錯安定度定数が大きいと予測されることから、Am、Cm 製品中に移行するものと考えられる。ただし、本工程で得られる Am、Cm 製品は、溶液組成の変換のため、TRUEX 工程を経ることから、その工程において Am、Cm 製品からの分離が可能である (TRUEX 法では、U と同様の挙動をする)⁽⁷⁾。

参考 -1 - 5. Np の移行について : 抽出された Np は U と同挙動⁽⁷⁾の根拠

TRUEX 溶媒による抽出はほとんどないと予測されるが、抽出された Np に関しては、上記 U と同様の挙動をするものと考えられる⁽⁷⁾。

以 上

参考資料 - 2

— Am、Cm 回収システムに関する物質収支計算書 —

参考-2-1. SETFICS 法の物質収支計算

(1) HLLW (S 1) ; 簡素化溶媒抽出法の物質収支計算値を使用

(2) 調整液 (S 2)

① 流量 ; フローシート条件より $S 1 : S 2 \cong 1 : 7$

・流量 = $300.6 \text{ (L/h)} / 7 \cong 43 \text{ (L/h)}$

② シュウ酸 ; フローシート条件より Mo、Zr 量の 1.2 倍程度が目安

・Zr $2.35 \text{ (mol/h)} + \text{Mo } 2.7 \text{ (mol/h)} = 5.05 \text{ (mol/h)}$

・シュウ酸濃度 = $5.05 \text{ (mol/h)} \times 1.2 \text{ (倍)} / 43 \text{ (L/h)} \cong 0.14 \text{ (mol/L)} * 0.15 \text{ (mol/L)}$ に調整

・シュウ酸量 = $0.15 \text{ (M)} \times 43 \text{ (L/h)} \times 90.04 \text{ (g/mol ; 分子量)} \times 10^{-3} \text{ (単位換算)}$

$\cong 5.81 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$ * 以後、下線部分省略

③ 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 0.01 M

・硝酸量 = $0.01 \text{ (M)} \times 43 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} \cong 2.71 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)}$

④ 水 ; 0.15 (M) シュウ酸の密度 ($\rho = 1.0056$) を使用して算出

・水量 = $1.0056 \text{ (kg/L)} \times 43 \text{ (L/h)} - (0.581 + 0.0271) \text{ (kg/h)} \cong 4.26 \times 10 \text{ (kg/h)}$

* シュウ酸 ; $\text{HOOC} - \text{COOH} \cong 90.04$

(3) 供給液 (S 3)

① 流量 ; $S 1 + S 2 = 300.6 + 43 = 343.6 \text{ (L/h)}$

② 各元素量 ; S 1 と同

③ 硝酸量 ; $S 1 + S 2 = 5.91 \times 10 + 2.71 \times 10^{-2} = 5.91 \times 10 \text{ (kg/h)}$

・硝酸濃度 = $(2.92 \text{ (M)} \times 300.6 \text{ (L/h)} + 0.01 \text{ (M)} \times 43 \text{ (L/h)}) / (300.6 + 43) \text{ (L/h)} \cong 2.56 \text{ (M)}$

④ シュウ酸量 ; $S 2 = 5.81 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$

⑤ 水量 ; $S 1 + S 2 = 2.72 \times 10^2 + 4.26 \times 10 = 3.15 \times 10^2 \text{ (kg/h)}$

⑥ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(4) 洗浄液 - 1 (S 4)

① 流量 ; フローシート条件より $S 3 : S 4 \cong 4 : 1$

・流量 = $343.6 \text{ (L/h)} / 4 \cong 84 \text{ (L/h)}$

② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 1 M

・硝酸量 = $1 \text{ (M)} \times 84 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.29 \text{ (kg/h)}$

③ シュウ酸 ; Zr, Mo の溶媒への移行を 10 % と仮定 (金属装荷度としては無視)、その洗浄に必要な量を供給 (1.2 倍量)

* $(\text{Zr } 2.35 \text{ (mol/h)} + \text{Mo } 2.7 \text{ (mol/h)}) \times 0.1 = 0.505 \text{ (mol/h)}$

・シュウ酸濃度 = $0.505 \text{ (mol/h)} \times 1.2 \text{ (倍)} / 84 \text{ (L/h)} \cong 0.0072 \text{ (mol/L)} * 0.01 \text{ (mol/L)}$ に調整

・ シュウ酸量 = $0.01(\text{M}) \times 84(\text{L/h}) \times 90.04(\text{g/mol}) \times 10^{-3} \approx 7.56 \times 10^{-2} (\text{kg/h})$

④ 水 ; 1 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.0296$) を使用して算出

・ 水量 = $1.0296(\text{kg/L}) \times 84(\text{L/h}) - (5.29 + 7.56 \times 10^{-2})(\text{kg/h}) \approx 8.11 \times 10(\text{kg/h})$

(5) 洗浄液 - 1 (S 5)

① 流量 ; フローシート条件より $S 3 : S 5 \approx 12 : 1$

・ 流量 = $343.6 (\text{L/h}) / 12 \approx 28 (\text{L/h})$

② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 9 M

・ 硝酸量 = $9 (\text{M}) \times 28 (\text{L/h}) \times 63.01 (\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 1.59 \times 10 (\text{kg/h})$

③ 水 ; 9 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.2732$) を使用して算出

・ 水量 = $1.2732(\text{kg/L}) \times 28(\text{L/h}) - 1.59 \times 10 (\text{kg/h}) \approx 1.97 \times 10 (\text{kg/h})$

* S 4, S 5 について

流量 ; $S 3 : (S 4 + S 5) = 3 : 1$ (文献フローより)

$$(S 4 + S 5) = 343.6 (\text{L/h}) / 3 \approx 112 (\text{L/h})$$

硝酸濃度 ; $S 4 = 1 \text{ M}, S 5 = 9 \text{ M}, S 4 + S 5 = 3 \text{ M}$

流量 ; $S 4 : S 5 = 3 : 1, S 5 = 112 / 4 = 28 (\text{L/h}), S 4 = 28 \times 3 = 84 (\text{L/h})$

(6) 抽出溶媒 (S 6)

① 流量 ; フローシート条件より 金属装荷度 0.02 M を絶対量で計算

・ 供給液中の金属量 (抽出元素)

$$= (16.1(\text{Am} + \text{Cm}) + 134(\text{RE}) + 15.2 \times 0.1(\text{Tc}) + 56.6 \times 0.1(\text{Ru}))(\text{mol/d}) / 24(\text{h}) = 6.5533 (\text{mol/h})$$

・ 流量 = $6.5533 (\text{mol/h}) / 0.02 (\text{mol/l}) \approx 327.7 (\text{L/h})$

② CMPO ; フローシート条件より 濃度は 0.2 M

・ CMPO 量 = $0.2(\text{M}) \times 327.7(\text{L/h}) \times 407.58(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 2.67 \times 10 (\text{kg/h})$

③ TBP ; フローシート条件より 濃度は 30 % (30 % - TBP 密度 $\rho = 0.815$)

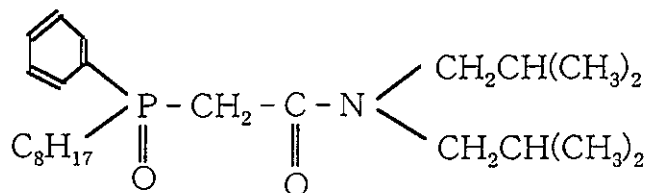
・ TBP 量 = $0.815(\text{kg/L}) \times 0.3 \times 327.7(\text{L/h}) = 8.01 \times 10 (\text{kg/h})$

・ TBP 濃度 = $0.815(\text{kg/L}) \times 0.3 \times 10^3 / 266.32(\text{g/mol}) = 0.92 (\text{M})$

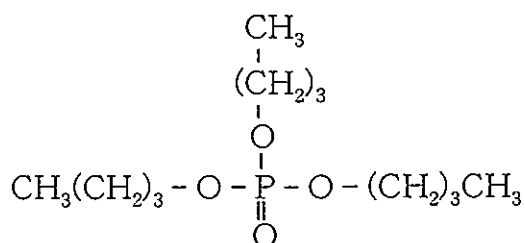
④ n - DD ; 30 % TBP の密度 ($\rho = 0.815$) を使用して算出

・ n - DD 量 = $0.815(\text{kg/L}) \times 327.7(\text{L/h}) - (26.7 + 80.1)(\text{kg/h}) \approx 1.6 \times 10^2(\text{kg/h})$

* CMPO ; Octyl(phenyl)-N,N-diisobutylcarbamoylmethylphosphin oxide



*TBP ; リン酸トリブチル $C_{12}H_{27}O_4P \cong 266.32$



*n-DD ; ノルマル - ドデカン $C_{12}H_{26} \cong 170.34$ $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{CH}_3$

(7) 抽出残液 (S 7)

- ① 流量 ; $S 3 + S 4 + S 5 = 455.6 \text{ (L/h)}$
- ② 含元素 ; Zr, Mo, その他 FP は S 3 と同、 Tc, Ru は $S 3 \times 0.9$
- ③ 硝酸量 ; $S 3 + S 4 + S 5 - S 8$ (装荷溶媒への移行量) $= 6.86 \times 10 \text{ (kg/h)}$
 ・ 硝酸濃度 $= 6.86(\text{kg/h}) \times 10^3 / (63.01(\text{g/mol}) \times 455.6(\text{L/h})) = 2.39 \text{ (M)}$
- ④ シュウ酸量 ; $S 3 + S 4 = 6.57 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$
- ⑤ 水量 ; $S 3 + S 4 + S 5 = 4.16 \times 10^2 \text{ (kg/h)}$
- ⑥ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(8) 装荷溶媒 (S 8)

- ① 流量 ; $S 6 = 327.7 \text{ (L/h)}$
- ② 含元素 ; Am, Cm, RE は S 3 と同、 Tc, Ru は $S 3 \times 0.1$
- ③ 硝酸 ; SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 $= 0.569 \text{ (mol/L)}$
 ・ 硝酸量 $= 0.569(\text{M}) \times 327.7(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 1.17 \times 10 \text{ (kg/h)}$
- ④ TRUEX 溶媒 ; S 6 と同
- ⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(9) 洗浄溶媒 (S 9)

- ① 流量 ; フローシート条件より $S 6 : S 9 \cong 5 : 1$
 ・ 流量 $= 327.7 \text{ (L/h)} / 5 \cong 66 \text{ (L/h)}$
- ② CMPO ; フローシート条件より 濃度は 0.2 M
 ・ CMPO 量 $= 0.2(\text{M}) \times 66(\text{L/h}) \times 407.58(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 5.38 \text{ (kg/h)}$
- ③ TBP ; フローシート条件より 濃度は 30 % (30 % - TBP 密度 $\rho = 0.815$)
 ・ TBP 量 $= 0.815 \text{ (kg/L)} \times 0.3 \times 66 \text{ (L/h)} = 1.61 \times 10 \text{ (kg/h)}$
- ④ n-DD ; 30 % TBP の密度 ($\rho = 0.815$) を使用して算出
 ・ n-DD 量 $= 0.815 \text{ (kg/L)} \times 66(\text{L/h}) - (5.38 + 16.1)(\text{kg/h}) \cong 3.23 \times 10(\text{kg/h})$

(10) 硝酸逆抽出液 (S 10)

- ① 流量；フローシート条件より 装荷溶媒流量の約 1.3 倍
 ・流量 = $327.7 \text{ (L/h)} \times 1.3 \text{ (倍)} \approx 427 \text{ (L/h)}$
- ② HAN；フローシート条件より 濃度は 0.4 M (硝酸ヒドロキシルアミン； $\text{NH}_3\text{OHNO}_3 \approx 96.04$)
 ・HAN 量 = $0.4 \text{ (M)} \times 427 \text{ (L/h)} \times 96.04 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.64 \text{ (kg/h)}$
- ③ 硝酸；フローシート条件より 濃度は 0.01 M (pH = 2)
 ・硝酸量 = $0.01 \text{ (M)} \times 427 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 2.69 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$
- ④ 水；0.4 (M) NH_4NO_3 の密度 ($\rho = 1.0099$) を使用して算出
 ・水量 = $1.0099 \text{ (kg/L)} \times 427 \text{ (L/h)} - (1.64 + 0.269) \text{ (kg/h)} \approx 4.29 \times 10^2 \text{ (kg/h)}$

(11) 硝酸廃液 (S 11)

- ① 流量；S 10 = 427 (L/h)
- ② 含元素；Tc は S 8 と同 = $6.29 \times 10^{-3} \text{ (kg/h)}$
- ③ HAN；S 10 = 1.64 (kg/h)
- ④ 硝酸；S 8 + S 10 - S 12 = $11.7 + 0.269 - 0.142 = 1.18 \times 10 \text{ (kg/h)}$
 ・硝酸濃度 = $11.8 \times 10^3 / (63.01 \times 427) = 0.44 \text{ (M)}$
- ⑤ 水；S 10 = $4.29 \times 10^2 \text{ (kg/h)}$
- ⑥ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出

(12) 装荷溶媒 (S 12)

- ① 流量；S 8 + S 9 = $327.7 + 66 = 393.7 \text{ (L/h)}$
- ② 含元素；S 8 と同
- ③ 硝酸；SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 = $5.72 \times 10^{-3} \text{ (mol/L)}$
 ・硝酸量 = $5.72 \times 10^{-3} \text{ (M)} \times 393.7 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 0.142 \text{ (kg/h)}$
- ④ TRUEX 溶媒；S 8 + S 9
- ⑤ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出

(13) 洗浄溶媒 (S 13)

- ① 流量；フローシート条件より S 12 : S 13 $\approx 6 : 1$
 ・流量 = $393.7 \text{ (L/h)} / 6 \approx 66 \text{ (L/h)}$
- ② CMPO；フローシート条件より 濃度は 0.2 M
 ・CMPO 量 = $0.2 \text{ (M)} \times 66 \text{ (L/h)} \times 407.58 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.38 \text{ (kg/h)}$
- ③ TBP；フローシート条件より 濃度は 30 % (30 % - TBP 密度 $\rho = 0.815$)
 ・TBP 量 = $0.815 \text{ (kg/L)} \times 0.3 \times 66 \text{ (L/h)} = 1.61 \times 10 \text{ (kg/h)}$
- ④ n-DD；30 % TBP の密度 ($\rho = 0.815$) を使用して算出

$$\cdot n - DD \text{ 量} = 0.815(\text{kg/L}) \times 66(\text{L/h}) - (5.38 + 16.1)(\text{kg/h}) \approx 3.23 \times 10 \text{ (kg/h)}$$

(14) Am, Cm 逆抽出液 (S 14)

① 流量 ; フローシート条件より $O/A = 1.25$ *O ; 有機相 (organic) 、 A ; 水相 (aqueous)

$$\cdot \text{流量} = (393.7 + 66) \text{ (L/h)} / 1.25 \approx 368 \text{ (L/h)}$$

② DTPA ; フローシート条件より 濃度は 0.05 M

$$\cdot \text{DTPA 量} = 0.05 \text{ (M)} \times 368 \text{ (L/h)} \times 393.35 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 7.24 \text{ (kg/h)}$$

③ NaNO_3 ; フローシート条件より 濃度は 2 M

$$\cdot \text{NaNO}_3 \text{ 量} = 2 \text{ (M)} \times 368 \text{ (L/h)} \times 85 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 6.26 \times 10 \text{ (kg/h)}$$

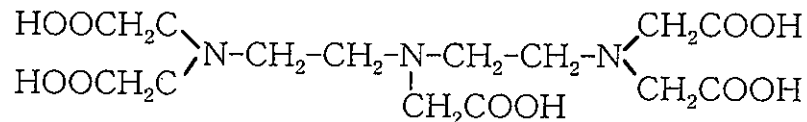
④ 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 0.01 M (pH = 2)

$$\cdot \text{硝酸量} = 0.01 \text{ (M)} \times 368 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 2.32 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$$

⑤ 水 ; 2 (M) NaNO_3 の密度 ($\rho = 1.1043$) を使用して算出

$$\cdot \text{水量} = 1.1043(\text{kg/L}) \times 368(\text{L/h}) - (7.24 + 62.6 + 0.232)(\text{kg/h}) \approx 3.36 \times 10^2(\text{kg/h})$$

*DTPA ; ジエチレントリアミン五酢酸 $\text{C}_{14}\text{H}_{23}\text{N}_3\text{O}_{10} \approx 393.35$



(15) Am, Cm 製品 (S 15)

① 流量 ; S 14 = 368 (L/h)

② 含元素 ; Am, Cm, Y, Gd~Lu は S12 と同、Pm は $S12 \times 0.1$ 、Sm は $S12 \times 0.3$ 、Eu は $S12 \times 0.7$

③ DTPA ; S 14 = 7.24 (kg/h)

④ NaNO_3 ; S 14 = 6.26×10 (kg/h)

⑤ 硝酸 ; S 12 + S 14 - S 16 = $0.142 + 0.232 - 0.353 = 2.1 \times 10^{-2}$ (kg/h)

$$\cdot \text{硝酸濃度} = 2.1 \times 10^{-2}(\text{kg/h}) \times 10^3 / (368(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol})) = 9.06 \times 10^{-4}(\text{M})$$

⑥ 水 ; S 14 = 3.36×10^2 (kg/h)

⑦ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(16) 装荷溶媒 (S 16)

① 流量 ; S 12 + S 13 = $393.7 + 66 = 459.7$ (L/h)

② 含元素 ; La, Ce, Pr, Nd 及び Ru は S12 と同、Pm は $S12 \times 0.9$ 、Sm は $S12 \times 0.7$ 、Eu は $S12 \times 0.3$

③ 硝酸 ; SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 = 1.22×10^{-2} (mol/L)

$$\cdot \text{硝酸量} = 1.22 \times 10^{-2}(\text{M}) \times 459.7(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 0.353(\text{kg/h})$$

④ TRUEX 溶媒 ; S 12 + S 13

⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(17) RE 逆抽出液 (S 17)

- ① 流量；フローシート条件より $O/A = 2$
 ・流量 = $459.7 \text{ (L/h)} / 2 \approx 230 \text{ (L/h)}$
- ② 硝酸；フローシート条件より 濃度は 0.01 M
 ・硝酸量 = $0.01 \text{ (M)} \times 230 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.45 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$
- ③ 水；密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出
 ・水量 = $1.00 \text{ (kg/L)} \times 230 \text{ (L/h)} - 0.145 \text{ (kg/h)} \approx 2.3 \times 10^2 \text{ (kg/h)}$

(18) RE 廃液 (S 18)

- ① 流量；S 17 = 230 (L/h)
- ② 含元素；RE のみ S 16 と同
- ③ 硝酸；S 16 + S 17 - S 19 = $0.353 + 0.145 - 0.00391 = 4.94 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$
 ・硝酸濃度 = $4.94 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)} \times 10^3 / (230 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)}) = 3.41 \times 10^{-2} \text{ (M)}$
- ④ 水；S 17 = 230 (kg/h)
- ⑤ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出

(19) 使用済溶媒 (S 19)

- ① 流量；S 16 = 459.7 (L/h)
- ② 含元素；Ru のみ S 16 と同
- ③ 硝酸；SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 = $1.35 \times 10^{-4} \text{ (mol/L)}$
- ④ 硝酸量 = $1.35 \times 10^{-4} \text{ (M)} \times 459.7 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 3.91 \times 10^{-3} \text{ (kg/h)}$
- ⑤ TRUEX 溶媒；S 16 と同
- ⑥ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出

(20) 溶媒洗浄液 - 1 (S 20)

- ① 流量；フローシート条件より $O/A = 25$
 ・流量 = $459.7 \text{ (L/h)} / 25 \approx 18 \text{ (L/h)}$
- ② 炭酸ヒドラジン；フローシート条件より 濃度は 0.4 M ($(\text{H}_3\text{NNH}_2)_2\text{CO}_3 \approx 126.1$)
 ・炭酸ヒドラジン量 = $0.4 \text{ (M)} \times 18 \text{ (L/h)} \times 126.1 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 9.08 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$
- ③ 水；0.4 (M) Na_2CO_3 の密度 ($\rho = 1.0381$) を使用して算出
 ・水量 = $1.0381 \text{ (kg/L)} \times 18 \text{ (L/h)} - 0.908 \text{ (kg/h)} \approx 1.78 \times 10 \text{ (kg/h)}$

(21) 溶媒洗浄廃液 - 1 (S 21)

- ① 流量；S 20 = 18 (L/h)
- ② 含元素；Ru のみ S 19 = $2.39 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)}$

- ③ 炭酸ヒドラジン ; $S_{20} = 9.08 \times 10^{-1}$ (kg/h)
- ④ 硝酸 ; $S_{19} = 3.91 \times 10^{-3}$ (kg/h) (溶媒中の硝酸全量が移行と仮定)
 - ・ 酸濃度 ; 無し (全量中和 ; 溶液はアルカリ性)
- ⑤ 水 ; $S_{20} = 1.78 \times 10$ (kg/h)
- ⑥ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(22) 使用済溶媒 (S 22)

- ① 流量 ; $S_{19} = 459.7$ (L/h)
- ② 含元素 ; trace
- ③ 硝酸 ; trace
- ④ TRUEX 溶媒 ; S_{19} と同
- ⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(23) 溶媒洗浄液 - 2 (S 23)

- ① 流量 ; フローシート条件より $O/A = 25$
 - ・ 流量 = 459.7 (L/h) / $25 \approx 18$ (L/h)
- ② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 0.1 M
 - ・ 硝酸量 = 0.1 (M) $\times 18$ (L/h) $\times 63.01$ (g/mol) $\times 10^{-3} = 1.13 \times 10^{-1}$ (kg/h)
- ③ 水 ; 密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出
 - ・ 水量 = 1.00 (kg/L) $\times 18$ (L/h) - 0.113 (kg/h) $\approx 1.79 \times 10$ (kg/h)

(24) 溶媒洗浄廃液 - 2 (S 24)

- ① 流量 ; $S_{23} = 18$ (L/h)
- ② 硝酸 ; $S_{23} = 1.13 \times 10^{-1}$ (kg/h) (溶媒への硝酸の移行は無しと仮定)
 - ・ 硝酸濃度 = 1.13×10^{-1} (kg/h) $\times 10^3 / (18$ (L/h) $\times 63.01$ (g/mol)) = 9.96×10^{-2} (M)
- ③ 水 ; $S_{23} = 1.79 \times 10$ (kg/h)
- ④ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(25) 廃溶媒 (S 25)

- ① 流量 ; $S_{22} = 459.7$ (L/h)
- ② 硝酸 ; trace
- ③ TRUEX 溶媒 ; S_{22} と同
- ④ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

参考 - 2 - 2. TRUEX 法の物質収支計算

(1) Am, Cm 製品 (T 1) ; SETFICS 法の物質収支計算値を使用

(2) 調整液 (T 2)

- ① 流量 ; フローシート条件より T3 (供給液) の酸濃度が0.2M程度になるように9M硝酸を添加
 * ベースとなるSETFICS製品中には NaNO_3 が2M程度含まれていることから、酸濃度が低くとも各元素は溶媒に抽出される。本調整液は、SETFICS製品中の金属とDTPAとの錯形成を解くために酸濃度を調整する目的で添加することから、DTPAの解離定数 $\text{pk}_1=1.68$ を考慮し、T3 (供給液) の酸濃度が0.2M程度で金属とDTPAとの錯形成が十分解かれると考えられる
 SETFICS 製品の酸濃度が 9.06×10^{-4} (M) , 流量が 368 (L/h) より
 流量を x とすると $(9.06 \times 10^{-4} \times 368 + 9 \times x) / (368 + x) = 0.2$ $x \approx 8$ (L/h)
- ② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 9 M
 ・硝酸量= $9(\text{M}) \times 8(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol}) \times 10^{-3} \approx 4.54$ (kg/h)
- ③ 水 ; 9 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.2732$) を使用して算出
 ・水量= $1.2732(\text{kg/L}) \times 8(\text{L/h}) - 4.54(\text{kg/h}) \approx 5.65(\text{kg/h})$

(3) 供給液 (T 3)

- ① 流量 ; $T 1 + T 2 = 368 + 8 = 376$ (L/h)
- ② 各元素量 ; T 1 と同
- ③ 硝酸量 ; $T 1 + T 2 = 0.021 + 4.54 = 4.56$ (kg/h)
 ・硝酸濃度= $4.56(\text{kg/h}) \times 10^3 / (376(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol})) \approx 0.192$ (M)
- ④ NaNO_3 ; $T 1 = 6.26 \times 10$ (kg/h)
 ・ NaNO_3 濃度= $62.6(\text{kg/h}) \times 10^3 / (376(\text{L/h}) \times 85(\text{g/mol})) \approx 1.96$ (M)
- ⑤ DTPA ; $T 1 = 7.24$ (kg/h)
 ・DTPA 濃度= $7.24(\text{kg/h}) \times 10^3 / (376(\text{L/h}) \times 393.35(\text{g/mol})) \approx 0.049$ (M)
- ⑥ 水量 ; $T 1 + T 2 = 3.36 \times 10^2 + 5.65 = 3.42 \times 10^2$ (kg/h)
- ⑦ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(4) 洗浄液 (T 4)

- ① 流量 ; フローシート条件より $T 3 : T 4 \approx 6 : 1$
 ・流量 = 376 (L/h) / 6 ≈ 63 (L/h)
- ② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 0.01 M (pH = 2)
 ・硝酸量= $0.01(\text{M}) \times 63(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol}) \times 10^{-3} \approx 3.97 \times 10^{-2}$ (kg/h)
- ③ HAN ; フローシート条件より 濃度は 0.4 M (溶媒中の硝酸除去を考慮)
 ・HAN 量 = $0.4(\text{M}) \times 63(\text{L/h}) \times 96.04(\text{g/mol}) \times 10^{-3} \approx 2.42$ (kg/h)

④ 水 ; 0.4 (M) NH_4NO_3 の密度 ($\rho = 1.0099$) を使用して算出

$$\cdot \text{水量} = 1.0099(\text{kg/L}) \times 63(\text{L/h}) - (2.42 + 3.97 \times 10^{-3})(\text{kg/h}) \doteq 6.12 \times 10(\text{kg/h})$$

(5) 抽出溶媒 (T 5)

① 流量 ; フローシート条件より 金属装荷度 0.02 M を絶対量で計算

$$\begin{aligned} \text{供給液中の金属量 (抽出元素)} &= (16.1(\text{Am} + \text{Cm}) + 5.59(\text{Y}) + 0.641 \times 0.1(\text{Pm}) + 14.8 \times 0.3(\text{Sm}) \\ &+ 1.41 \times 0.7(\text{Eu}) + 1.7(\text{Gd}) + 0.193(\text{Tb} \sim \text{Lu}))(\text{mol/d}) / 24(\text{h}) = 1.211 (\text{mol/h}) \end{aligned}$$

$$\cdot \text{流量} = 1.211 (\text{mol/h}) / 0.02 (\text{mol/l}) \doteq 61 (\text{L/h})$$

② CMPO ; フローシート条件より 濃度は 0.2 M

$$\cdot \text{CMPO 量} = 0.2(\text{M}) \times 61(\text{L/h}) \times 407.58(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 4.97 (\text{kg/h})$$

③ TBP ; フローシート条件より 濃度は 30 % (30 % - TBP 密度 $\rho = 0.815$)

$$\cdot \text{TBP 量} = 0.815(\text{kg/L}) \times 0.3 \times 61(\text{L/h}) = 1.49 \times 10 (\text{kg/h})$$

④ n - DD ; 30 % TBP の密度 ($\rho = 0.815$) を使用して算出

$$\cdot \text{n - DD 量} = 0.815(\text{kg/L}) \times 61(\text{L/h}) - (4.97 + 14.9)(\text{kg/h}) \doteq 2.98 \times 10(\text{kg/h})$$

(6) 抽出残液 (T 6)

① 流量 ; T 3 + T 4 = 439 (L/h)

② 含元素 ; 前提条件より 無し (全量抽出)

③ 硝酸量 ; T 3 + T 4 - T 7 = 4.58 (kg/h)

$$\cdot \text{硝酸濃度} = 4.58(\text{kg/h}) \times 10^3 / (63.01(\text{g/mol}) \times 439(\text{L/h})) = 0.166 (\text{M})$$

④ HAN ; T 4 = 2.42 (kg/h)

$$\cdot \text{HAN 濃度} = 2.42(\text{kg/h}) \times 10^3 / (439(\text{L/h}) \times 96.04(\text{g/mol})) \doteq 0.057 (\text{M})$$

⑤ NaNO_3 ; T 3 = 6.26 $\times 10$ (kg/h)

$$\cdot \text{NaNO}_3 \text{ 濃度} = 6.26(\text{kg/h}) \times 10^3 / (439(\text{L/h}) \times 85(\text{g/mol})) \doteq 1.68 (\text{M})$$

⑥ DTPA ; T 3 = 7.24 (kg/h)

$$\cdot \text{DTPA 濃度} = 7.24(\text{kg/h}) \times 10^3 / (439(\text{L/h}) \times 393.35(\text{g/mol})) \doteq 0.042 (\text{M})$$

⑦ 水量 ; T 3 + T 4 = 4.03 $\times 10^2$ (kg/h)

⑧ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(7) 装荷溶媒 (T 7)

① 流量 ; T 5 = 61 (L/h)

② 含元素 ; T 3 と同

③ 硝酸 ; SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 = 6.05 $\times 10^{-3}$ (mol/L)

$$\cdot \text{硝酸量} = 6.05 \times 10^{-3}(\text{M}) \times 61(\text{L/h}) \times 63.01(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 2.33 \times 10^{-2}(\text{kg/h})$$

④ TRUEX 溶媒 ; T 3 と同

⑤ 密度；（全体 - 2） / （流量） にて算出

(8) 逆抽出液 (T 8)

① 流量；フローシート条件より $O/A = 2$

・流量 = $61 \text{ (L/h)} / 2 \doteq 30 \text{ (L/h)}$

② 硝酸；フローシート条件より 濃度は 0.01 M

・硝酸量 = $0.01 \text{ (M)} \times 30 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.89 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)}$

③ 水；密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出

・水量 = $1.00 \text{ (kg/L)} \times 30 \text{ (L/h)} - 1.89 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)} \doteq 3 \times 10 \text{ (kg/h)}$

(9) Am, Cm 製品 (T 9)

① 流量；T 8 = 30 (L/h)

② 含元素；T 7 と同

③ 硝酸；T 7 + T 8 - T 10 = $4.17 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)}$

・硝酸濃度 = $0.0417 \text{ (kg/h)} \times 10^3 / (30 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)}) = 2.21 \times 10^{-2} \text{ (M)}$

④ 水；T 8 = 30 (kg/h)

⑤ 密度；（全体 - 2） / （流量） にて算出

(10) 使用済溶媒 (T 10)

① 流量；T 7 = 61 (L/h)

② 含元素；前提条件より 無し（全量回収）

③ 硝酸；SEPHIS による計算結果から 硝酸濃度 = $1.35 \times 10^{-4} \text{ (mol/L)}$

・硝酸量 = $1.35 \times 10^{-4} \text{ (M)} \times 61 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.19 \times 10^{-4} \text{ (kg/h)}$

④ TRUEX 溶媒；T 7 と同

⑤ 密度；（全体 - 2） / （流量） にて算出

(11) 溶媒洗浄液 - 1 (T 11)

① 流量；フローシート条件より $O/A = 25$

・流量 = $61 \text{ (L/h)} / 25 \doteq 2.5 \text{ (L/h)}$

② 炭酸ヒドラジン；フローシート条件より 濃度は 0.4 M

・炭酸ヒドラジン量 = $0.4 \text{ (M)} \times 2.5 \text{ (L/h)} \times 126.1 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.26 \times 10^{-1} \text{ (kg/h)}$

③ 水； 0.4 (M) Na_2CO_3 の密度 ($\rho = 1.0381$) を使用して算出

・水量 = $1.0381 \text{ (kg/L)} \times 2.5 \text{ (L/h)} - 0.126 \text{ (kg/h)} \doteq 2.47 \text{ (kg/h)}$

(12) 溶媒洗浄廃液 - 1 (T 12)

- ① 流量 ; T 11 = 2.5 (L/h)
- ② 炭酸ヒドラジン ; T 11 = 1.26×10^{-1} (kg/h)
- ③ 硝酸 ; T 10 = 5.19×10^{-4} (kg/h) (溶媒中の硝酸全量が移行と仮定)
 - ・ 酸濃度 ; 無し (全量中和 ; 溶液はアルカリ性)
- ④ 水 ; T 11 = 2.47 (kg/h)
- ⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(13) 使用済溶媒 (T 13)

- ① 流量 ; T 10 = 61 (L/h)
- ② 硝酸 ; trace
- ③ TRUEX 溶媒 ; T 10 と同
- ④ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(14) 溶媒洗浄液 - 2 (T 14)

- ① 流量 ; フローシート条件より $O/A = 25$
 - ・ 流量 = $61 \text{ (L/h)} / 25 \approx 2.5 \text{ (L/h)}$
- ② 硝酸 ; フローシート条件より 濃度は 0.1 M
 - ・ 硝酸量 = $0.1 \text{ (M)} \times 2.5 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.58 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)}$
- ③ 水 ; 密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出
 - ・ 水量 = $1.00 \text{ (kg/L)} \times 2.5 \text{ (L/h)} - 0.0158 \text{ (kg/h)} \approx 2.48 \text{ (kg/h)}$

(15) 溶媒洗浄廃液 - 2 (T 15)

- ① 流量 ; T 14 = 2.5 (L/h)
- ② 硝酸 ; T 14 = 1.58×10^{-2} (kg/h) (溶媒への硝酸の移行は無しと仮定)
 - ・ 硝酸濃度 = $1.58 \times 10^{-2} \text{ (kg/h)} \times 10^3 / (2.5 \text{ (L/h)} \times 63.01 \text{ (g/mol)}) \approx 0.1 \text{ (M)}$
- ③ 水 ; T 14 = 2.48 (kg/h)
- ④ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(16) 廃溶媒 (T 16)

- ① 流量 ; T 13 = 61 (L/h)
- ② 硝酸 ; trace
- ③ TRUEX 溶媒 ; T 13 と同
- ④ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

参考 - 2 - 3. 炭酸沈澱法の物質収支計算 (1 バッチ/d)

(1) Am, Cm 製品 (P1) ; TRUEX 法の物質収支計算値を使用

- ① 流量 ; $30 \text{ (L/h)} \times 24 \text{ (h/d)} = 720 \text{ (L/d)}$
- ② 含元素 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)}$ にて算出
- ③ 硝酸 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)} = 4.17 \times 10^{-2} \times 24 \doteq 1.00 \text{ (kg/d)}$
 ・硝酸濃度 $= 1 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 720 \text{ (L/d)}) = 2.21 \times 10^{-2} \text{ (M)}$
- ④ 水 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)} = 30 \times 24 \doteq 720 \text{ (kg/d)}$
- ⑤ 密度 ; TRUEX 製品 = 1.01 (g/cc)

(2) 濃縮液 (P2) ; *本濃縮工程では、硝酸の蒸発は無しと仮定 (便宜上)

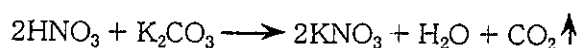
- ① 流量 ; フローシート条件より 製品 (P1) を 20 倍濃縮
 ・流量 = $720 \text{ (L/d)} / 20 = 36 \text{ (L/d)}$
- ② 含元素 ; P1 と同
- ③ 硝酸 ; P1 = 1.00 (kg/d)
 ・硝酸濃度 $= 1 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 36 \text{ (L/d)}) = 4.41 \times 10^{-1} \text{ (M)}$
- ④ 水 ; Pu の密度式を使用して密度を求めて算出 (含元素を便宜上 Pu と同等と見なす)
 ・Pu 密度式 ; $\rho_{L25^\circ\text{C}} = 1.0012 + 0.22C_{\text{Pu(NO}_3)_4} + 0.03096C_{\text{HNO}_3}$ (C ; 濃度 (M))
 ・含元素濃度 = $29.0741 \text{ (mol/d)} / 36 \text{ (L/d)} = 0.808 \text{ (M)}$
 ・ $\rho_{L25^\circ\text{C}} = 1.0012 + 0.22 \times 0.808 + 0.03096 \times 0.441 \doteq 1.193 \text{ (g/cc)}$
 ・水量 = $1.193 \text{ (kg/L)} \times 36 \text{ (L/d)} - (\text{含元素重量 ; 化学形態分重量考慮}) - (\text{硝酸})$
 $= 42.948 - (5.55 + 5.41) - 1.00 \doteq 31 \text{ (kg/d)}$

(3) 凝縮液 (P3) ; 水のみ移行と仮定

- ① 水量 ; $P1 - P2 = 720 - 31 = 689 \text{ (kg/d)}$
- ② 密度 ; $\rho = 1.00$ と仮定
- ③ 流量 ; フローシート条件より 水量 / 密度
 ・流量 = $689 \text{ (kg/d)} / 1 \text{ (kg/L)} = 689 \text{ (L/d)}$

(4) 調整液 (P4) ; 供給液 (P6) の K_2CO_3 濃度が 3.5 M になるように 5 M - K_2CO_3 を供給

*濃縮液 (P2) 中の硝酸と以下の反応

(硝酸 2 当量に対し 1 当量の K_2CO_3 を消費)

- ① 硝酸量 = $P2 = 0.441 \text{ (mol/L)} \times 36 \text{ (L/d)} = 15.876 \text{ (mol/d)}$
- ② K_2CO_3 消費量 = $15.876 / 2 = 7.938 \text{ (mol/d)}$
- ③ 流量 ; x とする

$$(5(M) \times x(L/d) - 7.938(\text{mol/d})) / (x + 36)(L/d) = 3.5(M) \quad x \approx 89.3 (L/d)$$

④ K_2CO_3 ; フローシート条件より 濃度は 5 M

$$\cdot K_2CO_3 \text{ 量} = 5(M) \times 89.3(L/d) \times 138.19(g/mol) \times 10^{-3} = 6.17 \times 10 \text{ (kg/d)} \quad * K_2CO_3 \approx 138.19$$

⑤ 水; 5 (M) K_2CO_3 の密度 ($\rho = 1.4851$) を使用して算出

$$\cdot \text{水量} = 1.4851(\text{kg/L}) \times 89.3(L/d) - 6.17 \times 10(\text{kg/d}) \approx 7.09 \times 10(\text{kg/d})$$

(5)酸化剤 (P 5)

① 流量; フローシート条件より 1×10^{-4} M の Am に対し 1 % - O_3 in O_2 を 50 mL O_2 /min で供給

$$Am \text{ 濃度} = 12.3(\text{mol/d}) / (89.3 + 36)(L/d) = 9.82 \times 10^{-2} (M)$$

$$\text{流量} = 9.82 \times 10^{-2}(M) \times 50(\text{mL/min}) / 1 \times 10^{-4}(M) = 49100(\text{mL/min})$$

$$\text{流量} = 49100(\text{mL/min}) \times 60(\text{min/h}) \times 24(\text{h/d}) \times 10^{-6} = 70.7 \text{ (Nm}^3/\text{d)}$$

② O_3 in O_2 量; フローシート条件より O_3 濃度は 1 %

$$O_3 \text{in} O_2 \text{ を理想気体と仮定すると 1 mol 当たりの体積は } 22.4 \times 10^{-3} \text{ Nm}^3$$

$$1\% - O_3 \text{in} O_2 \text{ 量} = 70.7(\text{Nm}^3/\text{d}) / (22.4 \times 10^{-3}) (\text{Nm}^3/\text{mol}) = 3.16 \times 10^3 \text{ (mol/d)}$$

$$1\% - O_3 \text{in} O_2 \text{ 量} = 3.16 \times 10^3(\text{mol/d}) \times 32.148(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 1.02 \times 10^2(\text{kg/d})$$

$$* 1\% - O_3 \text{in} O_2 = 0.01 \times 47.9982 + 0.99 \times 31.988 \approx 32.148(\text{g/mol})$$

③ 密度; $1.02 \times 10^2(\text{kg/d}) / (70.7(\text{Nm}^3/\text{d}) \times 10^3) = 1.443 \times 10^{-3}(\text{g/cc})$

(6) 供給液 (P 6)

① 流量; $P 2 + P 4 = 36 + 89.3 = 125.3 (L/d)$

② 含元素; P 2 と同

③ 硝酸; 無し (P 2 と P 4 の中和反応による)

④ K_2CO_3 ; 濃度 $= (5(M) \times 89.3(L/d) - 7.938(\text{mol/d})) / (89.3 + 36)(L/d) \approx 3.5(M)$

$$\cdot K_2CO_3 \text{ 量} = 3.5(M) \times 125.3(L/d) \times 138.19(g/mol) \times 10^{-3} = 6.06 \times 10 \text{ (kg/d)}$$

⑤ KNO_3 ; 硝酸と K_2CO_3 の中和反応により生成 P 2 の硝酸と同モル生成

$$\cdot KNO_3 \text{ 量} = 0.441(M) \times 36(L/d) \times 101.1(g/mol) \times 10^{-3} = 3.49 \times 10^{-1} \text{ (kg/d)} \quad * KNO_3 \approx 101.1$$

⑥ 水; 硝酸と K_2CO_3 の中和反応による生成分が加算 P 2 の硝酸の 1/2モル分加算

$$\cdot \text{水量} = P 2 \text{ (水)} + P 4 \text{ (水)} + P 2 \text{ (硝酸)} / 2$$

$$= 31 + 70.9 + 0.441(M) \times 36(L/d) \times 18(g/mol) \times 10^{-3} / 2 \approx 1.02 \times 10^2 \text{ (kg/d)}$$

⑦ CO_2 (気体); 硝酸と K_2CO_3 の中和反応により生成 P 2 の硝酸の 1/2モル生成 (理想気体と仮定)

$$\cdot CO_2 \text{ 量} = 0.441(M) \times 36(L/d) \times 44(g/mol) \times 10^{-3} / 2 \approx 3.49 \times 10^{-1} \text{ (kg/d)} \quad * CO_2 \approx 44$$

$$\cdot CO_2 \text{ 流量} = 0.441 (M) \times 36 (L/d) \times 22.4 \times 10^{-3} (\text{Nm}^3/\text{mol}) / 2 \approx 1.78 \times 10^{-1} (\text{Nm}^3/\text{d})$$

⑧ 密度; (全体 - 2) / (流量) にて算出 (全体重量に CO_2 は含まず (CO_2 は全量放出のため))

(7) 洗浄液 (P 7)

① 流量；フローシート条件より 供給液 (P 6) の 10 %

・流量 = $P 6 \times 0.1 = 125.3 \times 0.1 = 12.5$ (L/d)

② K_2CO_3 ；フローシート条件より 濃度は 3.5 M

・ K_2CO_3 量 = $3.5(M) \times 12.5(L/d) \times 138.19(g/mol) \times 10^{-3} = 6.05$ (kg/d)

③ 水；3.5 (M) K_2CO_3 の密度 ($\rho = 1.3593$) を使用して算出

・水量 = $1.3593(kg/L) \times 12.5(L/d) - 6.05(kg/d) \approx 1.09 \times 10$ (kg/d)

(8) ろ液 (P 8)

① 流量； $P 6 + P 7 = 125.3 + 12.5 = 137.8$ (L/d)

② 含元素；Am 以外の元素が P 6 と同 (Cm, Y, Pm, Sm, Eu, Gd, Tb ~ Lu)

③ K_2CO_3 ； $P 6 + P 7 - P 9$ (Am の沈澱反応消費分；Am の 2 倍モル)

= $60.6 + 6.05 - 2 \times 12.3(\text{mol/d ; Amモル量}) \times 138.19(g/mol) \times 10^{-3} = 6.33 \times 10$ (kg/d)

・ K_2CO_3 濃度 = $63.3(kg/d) \times 10^3 / (137.8(L/d) \times 138.19(g/mol)) \approx 3.32$ (M)

④ KNO_3 ；Am の沈澱反応による生成分が加算 Am と同モル分加算

・ KNO_3 量 = $P 6 + \text{Am同モル分} = 1.61 + 12.3(\text{mol/d ; Amモル量}) \times 101.1(g/mol) \times 10^{-3} = 2.85$ (kg/d)

⑤ 水量； $P 6 + P 7 = 101 + 10.9 \approx 1.12 \times 10^2$ (kg/d)

⑥ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出

(9) Am 沈澱 (P 9)

* Am の K_2CO_3 による沈澱反応は以下の通り



Am 1 当量に対し 2 当量の K_2CO_3 が消費され 1 当量の KNO_3 が生成 (KNO_3 はろ液 (P 8) へ移行)

① 含元素；P 6 の Am = 2.98 (kg/d)

・Am モル量 = $2.98(kg/d) \times 10^3 / 241(g/mol) = 12.3$ (mol/d)

② K_2CO_3 消費量 (沈澱含有量)； $2 \times 12.3(\text{mol/d}) \times 138.19(g/mol) \times 10^{-3} = 3.4$ (kg/d)

③ KNO_3 生成量 (ろ液 (P 8) への移行量)； $12.3(\text{mol/d}) \times 101.1(g/mol) \times 10^{-3} = 1.24$ (kg/d)

④ 流量；沈澱重量と同

・流量 = $\text{Am重量} + \text{Am沈澱化学形態重量} = 2.98 + 12.3(\text{mol/d}) \times 269.3(g/mol) \times 10^{-3} = 6.29$ (kg/d)

* 化学形態； $K_3O_2(\text{CO}_3)_2 \approx 269.3$

⑤ 密度；体積未定のため算出不可

(10) Am 溶解液 (P 10)

① 硝酸；フローシート条件より 3 M 硝酸を Am の 5 倍当量供給

・硝酸モル量 = $12.3(\text{mol/d}) \times 5 = 61.5$ (mol/d)

・硝酸量 = $61.5(\text{mol/d}) \times 63.01(g/mol) \times 10^{-3} = 3.88$ (kg/d)

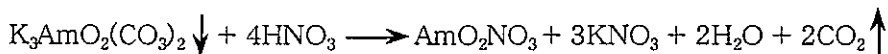
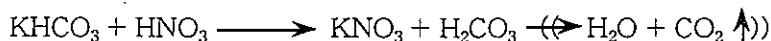
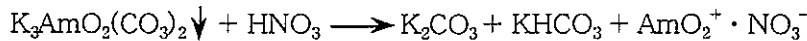
② 流量 ; x とする $3 \text{ (mol/L)} \times x \text{ (L/d)} = 61.5 \text{ (mol/d)}$ $x \doteq 20.5 \text{ (L/d)}$

③ 水 ; 3 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.094$) を使用して算出

・水量 = $1.094 \text{ (kg/L)} \times 20.5 \text{ (L/d)} - 3.88 \text{ (kg/d)} \doteq 1.85 \times 10 \text{ (kg/d)}$

(1) Am 製品 (P 11)

* Am 沈澱の硝酸による溶解反応は以下の通り



Am 1 当量に対し 4 当量の硝酸が消費され、3 当量の KNO_3 及び 2 当量の H_2O , CO_2 が生成

① 流量 ; P 10 = 20.5 (L/d)

② 含元素 ; P 9 の Am = 2.98 (kg/d)

・ Am モル量 = $2.98 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / 241 \text{ (g/mol)} = 12.3 \text{ (mol/d)}$

③ 硝酸 ; P 10 - Am の 4 倍当量 (消費分)

= $3.88 \text{ (kg/d)} - 4 \times 12.3 \text{ (mol/d)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 3.88 - 3.1 \doteq 0.78 \text{ (kg/d)}$

・硝酸濃度 = $0.78 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 20.5 \text{ (L/d)}) \doteq 0.6 \text{ (M)}$

④ K_2CO_3 ; 無し (反応による)

⑤ KNO_3 ; Am 沈澱の硝酸による溶解反応により Am の 3 倍当量生成

・ KNO_3 量 = $3 \times 12.3 \text{ (mol/d)} \times 101.1 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 3.73 \text{ (kg/d)}$

⑥ 水 ; Am 沈澱の硝酸による溶解反応により Am の 2 倍当量分加算

・水量 = P 10 + Am の 2 倍当量 = $18.5 + 2 \times 12.3 \text{ (mol/d)} \times 18 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 18.9 \text{ (kg/d)}$

⑦ CO_2 (気体) ; Am 沈澱の硝酸による溶解反応により Am の 2 倍当量生成 (理想気体と仮定)

・ CO_2 量 = $2 \times 12.3 \text{ (mol/d)} \times 44 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1.08 \text{ (kg/d)}$

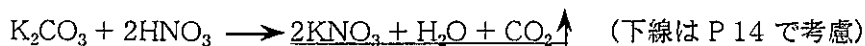
・ CO_2 流量 = $2 \times 12.3 \text{ (mol/d)} \times 22.4 \times 10^{-3} \text{ (Nm}^3\text{/mol)} \doteq 0.551 \text{ (Nm}^3\text{/d)}$

⑧ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出 (全体重量に CO_2 は含まず (CO_2 は全量放出のため))

(12) 沈澱液 - 1 (P 12) ; 以降は Cm 製品の溶液組成変換工程 (K_2CO_3 溶液を HNO_3 溶液に変換)

* ろ液 (P 8 ; K_2CO_3 溶液) を硝酸により中和

* 中和反応は以下の通り



K_2CO_3 1 当量に対し 2 当量の硝酸が必要

* ろ液 (P8) 中の K_2CO_3 量 ; $63.3 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / 138.19 \text{ (g/mol)} = 458 \text{ (mol/d)}$

① 硝酸必要量 ; $2 \times 458 \text{ (mol/d)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.77 \times 10 \text{ (kg/d)}$

・硝酸濃度；フローシート条件より 濃度は 9 M

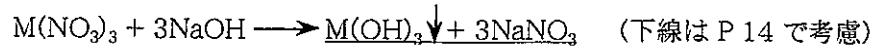
② 流量；x とする $9 \text{ (M)} \times x \text{ (L/d)} = 2 \times 458 \text{ (mol/d)} \quad x \doteq 101.8 \text{ (L/d)}$

③ 水；9 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.2732$) を使用して算出

・水量 = $1.2732 \text{ (kg/L)} \times 101.8 \text{ (L/d)} - 57.7 \text{ (kg/d)} \doteq 7.19 \times 10 \text{ (kg/d)}$

(13) 沈澱液 - 2 (P 13) ; 含元素の水和物沈澱化

* 沈澱反応は以下の通り



含元素 1 当量に対し 3 当量の NaOH が必要

* フローシート条件より 添加後 0.1 M - NaOH 溶液になるように供給

① 含元素；P 8 = 2.57 (kg/d)

・含元素モル量 = 16.8 (mol/d)

② NaOH 必要量； $3 \times 16.8 \text{ (mol/d)} \times 40 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 2.02 \text{ (kg/d)}$

・NaOH 濃度；フローシート条件より 濃度は 10 M *NaOH $\doteq 40$

③ 流量；x とする $10 \text{ (M)} \times x \text{ (L/d)} = 3 \times 16.8 \text{ (mol/d)} \quad x \doteq 5 \text{ (L/d)}$

* 添加後供給液(P14)が0.1M-NaOH溶液になるには10M-NaOHを更に2.5(L/d)必要(P14参照)

・流量 = $5 + 2.5 = 7.5 \text{ (L/d)}$

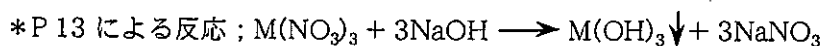
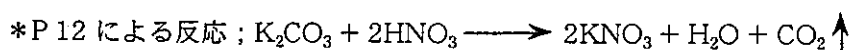
④ NaOH 量 = $10 \text{ (M)} \times 7.5 \text{ (L/d)} \times 40 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 3 \text{ (kg/d)}$

⑤ 水；10 (M) NaOH の密度 ($\rho = 1.3279$) を使用して算出

・水量 = $1.3279 \text{ (kg/L)} \times 7.5 \text{ (L/d)} - 3 \text{ (kg/d)} \doteq 6.96 \text{ (kg/d)}$

(14) 供給液 (P 14)

① 含元素；P 8 と同



* $2\text{KNO}_3, \text{H}_2\text{O}, 3\text{NaNO}_3$ は廃液 (P15)、 M(OH)_3 は Cm 沈澱 (P16) へ移行

* CO_2 は気体として放出

② 流量；x とする

・流入量 = P 8 + P 12 + P 13 = $137.8 + 101.8 + 5 = 244.6 \text{ (L/d)}$

フローシート条件より 10M-NaOHによる水酸化物沈澱反応後、本溶液のNaOH濃度は0.1M

$$(10 \text{ (M)} \times x \text{ (L/d)}) / (244.6 + x) \text{ (L/d)} = 0.1 \text{ (M)} \quad x = 2.5 \text{ (L/d)}$$

・流量 = $244.6 + 2.5 = 247.1 \text{ (L/d)}$

③ HNO_3 ；無し (中和反応による)

④ K_2CO_3 ；無し (中和反応による)

⑤ NaOH；P 13 - (沈澱反応分；沈澱必要量) = $3 - 2.02 = 0.98 \text{ (kg/d)}$ (P 13 参照)

- ・ NaOH 濃度 = $0.98(\text{kg/d}) \times 10^3 / (40(\text{g/mol}) \times 247.1(\text{L/d})) \approx 0.099 \text{ (M)}$
- ⑥ KNO_3 ; P 8 の K_2CO_3 の 2 倍
 - ・ KNO_3 量 = $2 \times 63.3(\text{kg/d}) \times 101.1(\text{g/mol}) / 138.19(\text{g/mol}) = 9.26 \times 10 \text{ (kg/d)}$
- ⑦ NaNO_3 ; P 8 の金属量の 3 倍
 - ・ NaNO_3 量 = $3 \times 16.8 \text{ (mol/d)} \times 85 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 4.28 \text{ (kg/d)}$ * $\text{NaNO}_3 \approx 85$
- ⑧ 水; P 8 + P 12 + P 13 + (P 8 の K_2CO_3 と同モルの水)
 - ・ 水量 = $113 + 71.9 + 4.62 + 63.3(\text{kg/d}) \times 18(\text{g/mol}) / 138.19(\text{g/mol}) = 113 + 71.9 + 4.62 + 8.25$
 $\approx 1.98 \times 10^2 \text{ (kg/d)}$
- ⑨ CO_2 (気体); P 8 の K_2CO_3 と同モル生成 (理想気体と仮定)
 - ・ CO_2 量 = $63.3(\text{kg/d}) \times 44(\text{g/mol}) / 138.19(\text{g/mol}) = 2.02 \times 10 \text{ (kg/d)}$
 - ・ CO_2 流量 = $(20.2 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / 44 \text{ (g/mol)}) \times 22.4 \times 10^{-3} \text{ (Nm}^3/\text{mol}) \approx 1.028 \times 10 \text{ (Nm}^3/\text{d)}$
- ⑩ 密度; (全体 - 2) / (流量) にて算出 (全体重量に CO_2 は含まず (CO_2 は全量放出のため))
 - * $(\text{OH})_3 \approx 51.02$; 全体 - 2 重量中の化学形態

(15) 廃液 (P 15)

- ① 流量; P 14 = 247.1 (L/d)
- ② 含元素; 無し
- ③ KNO_3 ; P 14 = $9.26 \times 10 \text{ (kg/d)}$
- ④ NaNO_3 ; P 14 = 4.28 (kg/d)
- ⑤ NaOH; P 14 = 247.1 (kg/d)
- ⑥ 水; P 14 = 0.98 (kg/d)
- ⑦ CO_2 ; 無し (供給液の段階でオフガスへ移行)
- ⑧ 密度; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(16) Cm 沈澱 (P 16)

- ① 含元素; P 14 と同 (化学形態; $\text{M}(\text{OH})_3 \downarrow$, $(\text{OH})_3 \approx 51.02$)
- ② 流量; 沈澱重量と同
 - ・ 流量 = 含元素単体重量 + 含元素沈澱化学形態分重量
 $= 2.57 + 16.8 \text{ (mol/d)} \times 51.02 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 3.43 \text{ (kg/d)}$
 - * 単体重量 = $0.948(\text{Cm}) + 0.497(\text{Y}) + 0.00931(10\%\text{Pm}) + 0.67(30\%\text{Sm})$
 $+ 0.15(70\%\text{Eu}) + 0.269(\text{Gd}) + 0.0312(\text{Tb}\sim\text{Lu}) = 2.57 \text{ (kg/d)}$
 - * 単体モル量 = $3.83(\text{Cm}) + 5.59(\text{Y}) + 0.0641(10\%\text{Pm}) + 4.44(30\%\text{Sm})$
 $+ 0.987(70\%\text{Eu}) + 1.7(\text{Gd}) + 0.193(\text{Tb}\sim\text{Lu}) = 16.8 \text{ (mol/d)}$
- ③ 密度; 体積未定のため算出不可能

(17) Cm 溶解液 (P 17)

①硝酸；フローシート条件より 3 M 硝酸を Cm の 5 倍当量供給

$$\cdot \text{硝酸モル量} = 16.8 \text{ (mol/d)} \times 5 = 84.02 \text{ (mol/d)}$$

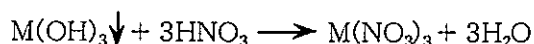
$$\cdot \text{硝酸量} = 84.02 \text{ (mol/d)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.29 \text{ (kg/d)}$$

②流量；x とする $3 \text{ (mol/L)} \times x \text{ (L/d)} = 84.02 \text{ (mol/d)}$ $x \approx 28 \text{ (L/d)}$ ③水；3 (M) 硝酸の密度 ($\rho = 1.094$) を使用して算出

$$\cdot \text{水量} = 1.094 \text{ (kg/L)} \times 28 \text{ (L/d)} - 5.29 \text{ (kg/d)} \approx 2.53 \times 10 \text{ (kg/d)}$$

(18) Cm 製品 (P 18)

* Cm 沈澱の硝酸による溶解反応は以下の通り

含元素 1 当量に対し 3 当量の硝酸が消費され、3 当量の H₂O が生成

① 流量；P 17 = 28 (L/d)

② 含元素；P 16 と同 = 2.57 (kg/d)

$$\cdot \text{含元素モル量} = 16.8 \text{ (mol/d)}$$

③ 硝酸；P 17 - 含元素の 3 倍当量 (消費分)

$$= 5.29 \text{ (kg/d)} - 3 \times 16.8 \text{ (mol/d)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 5.29 - 3.18 \approx 2.11 \text{ (kg/d)}$$

$$\cdot \text{硝酸濃度} = 2.11 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 28 \text{ (L/d)}) \approx 1.2 \text{ (M)}$$

④ 水；Cm 沈澱の硝酸による溶解反応により 含元素の 3 倍当量分加算

$$\cdot \text{水量} = \text{P17} + \text{含元素の 3 倍当量} = 25.3 + 3 \times 16.8 \text{ (mol/d)} \times 18 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 26.2 \text{ (kg/d)}$$

⑤ 密度；(全体 - 2) / (流量) にて算出 * (NO₃)₃ ≈ 186.01 ；全体 - 2 重量中の化学形態

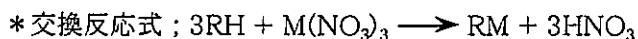
参考 - 2 - 4. イオン交換法の物質収支計算 (1 バッチ/d)

(1) 吸着樹脂充填 (I 1)

① 使用樹脂；Dowex 50W - X12 H⁺ 型

② 仕様；架橋度 12、 交換基 スルホン酸、

③ 交換容量 4.4 mmol/g (乾燥) , 1.8 mmol/mL (湿潤)

④ 含元素モル量の 3 倍の樹脂量が必要；RMは供給液 (I 7) 、HNO₃ は廃液 (I 4) へそれぞれ移行

⑤ 含元素；I 2 と同

$$\cdot \text{含元素量} = 12.3(\text{Am}) + 3.83(\text{Cm}) + 5.59(\text{Y}) + 0.0641(10\%\text{Pm}) + 4.44(30\%\text{Sm}) + 0.987(70\%\text{Eu})$$

$$+ 1.7(\text{Gd}) + 0.193(\text{Tb} \sim \text{Lu}) = 12.3(\text{Am}) + 3.83(\text{Cm}) + 12.97(\text{RE}) = 29.1 \text{ (mol/d)}$$

⑥ 樹脂量 (乾燥) ；x とする $4.4 \text{ (mmol/g)} \times x \text{ (kg)} \times 10^3 = 3 \times 29.1 \text{ (mol)} \times 10^3$ $x \approx 20 \text{ (kg)}$

(2) Am, Cm 製品 (I 2) ; TRUEX 法の物質収支計算値を使用

- ① 流量 ; $30 \text{ (L/h)} \times 24 \text{ (h/d)} = 720 \text{ (L/d)}$
- ② 含元素 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)}$ にて算出
- ③ 硝酸 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)} = 4.17 \times 10^{-2} \times 24 \cong 1.00 \text{ (kg/d)}$
 ・硝酸濃度 $= 1 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 720 \text{ (L/d)}) = 2.21 \times 10^{-2} \text{ (M)}$
- ④ 水 ; TRUEX 製品 (kg/h) $\times 24 \text{ (h/d)} = 30 \times 24 \cong 720 \text{ (kg/d)}$
- ⑤ 密度 ; TRUEX 製品 = 1.01 (g/cc)

(3) 洗浄水 - 1 (I 3)

- ① 流量 ; フローシート条件より 吸着樹脂と同量の水を供給
 交換容量 4.4 mmol/g (乾燥) , 1.8 mmol/mL (湿潤) より
 乾燥樹脂は 1/2.5 倍 (4.4/1.8) の吸着量の湿潤樹脂となる
 ・流量 = $20 \times 2.5 = 50 \text{ (L/d)}$
- ② 水 ; 密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出
 ・水量 = $1.00 \text{ (kg/L)} \times 50 \text{ (L/d)} = 50 \text{ (kg/d)}$

(4) 廃液 - 1 (I 4)

- ① 流量 ; $I 2 + I 3 = 720 + 50 = 770 \text{ (L/d)}$
- ② 含元素 ; 無し (全量吸着)
- ③ 硝酸 ; $I 2 + (\text{含元素の吸着反応分} ; I 2 \text{ の含元素モル量の } 3 \text{ 倍})$
 $= 1 \text{ (kg/d)} + 3 \times 29.1 \text{ (mol/d)} \times 63.01 \text{ (g/mol)} \times 10^{-3} = 1 + 5.5 = 6.5 \text{ (kg/d)}$
 ・硝酸濃度 $= 6.5 \text{ (kg/d)} \times 10^3 / (63.01 \text{ (g/mol)} \times 770 \text{ (L/d)}) \cong 0.134 \text{ (M)}$
- ④ 水 ; $I 2 + I 3 = 720 + 50 = 770 \text{ (kg/d)}$
- ⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(5) 展開樹脂 (I 5)

- * 吸着バンド長の 3 倍 (含、吸着樹脂長) で溶離可能 (過去の試験結果より)
- * 展開樹脂長は吸着樹脂長の 2 倍分必要
- ① 樹脂量 (乾燥) ; $I 1 \times 2 = 20 \times 2 = 40 \text{ (kg)}$ * 湿潤樹脂 ; $40 \times 2.5 = 100 \text{ (L)}$
- ② 吸着カラムと展開カラム接続

(6) 溶離液 (I 6)

- ① 流量 ; フローシート条件より 全カラム内の樹脂容積の 12 倍供給
 * 樹脂容積 ; $(I 1 + I 5) \times 2.5 = (20 + 40) \times 2.5 = 150 \text{ (L)}$
 ・流量 = $150 \times 12 = 1800 \text{ (L/d)}$

② DTPA ; フローシート条件より 濃度 0.05 M

・ DTPA 量 = $0.05(\text{M}) \times 1800(\text{L/d}) \times 393.35(\text{g/mol}) \times 10^{-3} = 3.54 \times 10 (\text{kg/d})$

③ 水 ; 密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出

・ 水量 = $1.00 (\text{kg/L}) \times 1800 (\text{L/d}) - 35.4 (\text{kg/d}) = 1.76 \times 10^3 (\text{kg/d})$

(7) 供給液 - 1 (I7) ; 溶離反応式 ; $\text{RM} + \text{H}_5\text{DTPA} \longrightarrow \text{RH}_3 + \text{MH}_2\text{DTPA}$

① 流量 ; I6 = 1800 (L/d)

② 含元素 ; I2 と同

③ 硝酸 ; 無し

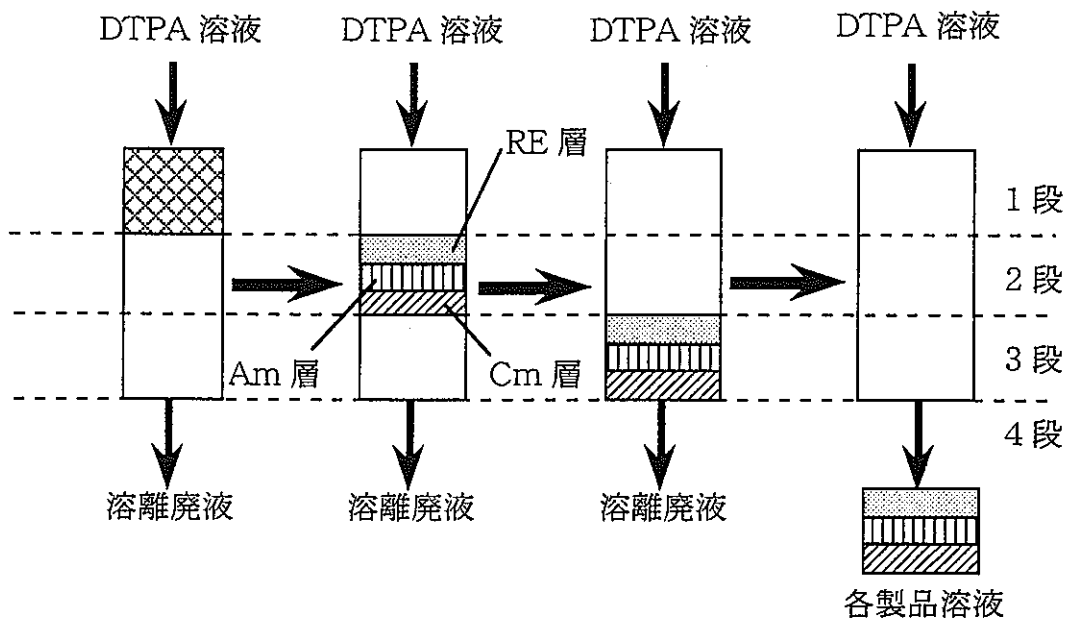
④ DTPA ; I6 = 35.4 (kg/d)

⑤ 水 ; I6 = 1760 (kg/d)

⑥ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出 ($\text{H}_2\text{DTPA} \approx 186.01$; 全体 - 2 重量中の化学形態)

(8) 溶離廃液 (I8)

* 溶離反応を以下のように仮定



* 移動バンド幅は全て同じ * カラム容積は吸着量の 3 倍

* 全元素が溶離 (排出) されるのにカラム容積の 12 倍の溶離液が必要

* 吸着から展開 / 溶離まで 4 段とすると 1 段の移動にカラム容積の 3 倍の溶離液が必要

① 流量 ; 3 段分 = (カラム容積) \times (12/4) \times 3 = $150 \times 9 = 1350 (\text{L/d})$

* カラム容積 ; 50 (L) (吸着カラム) + 100 (L) (展開カラム) = 150 (L)

② 含元素 ; 無し

③ DTPA ; $I7 \times 1350 / 1800 = 35.4 (\text{kg/d}) \times 0.75 = 26.55 (\text{kg/d})$

④ 水 ; $I7 \times 1350 / 1800 = 1760 (\text{kg/d}) \times 0.75 = 1320 (\text{kg/d})$

⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(9) Cm 製品 (I 9)

① 流量 ; (溶離液の1段分=カラム容積の3倍量) × (Cm モル数) / (含元素モル数)

$$= 150 \text{ (L/d)} \times 3 \times 3.83 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)} = 59.2 \text{ (L/d)}$$

② 含元素 ; (I 7 の Cm) = 0.948 (kg/d)

③ DTPA ; $I7 \times ((\text{Cm モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 35.4 \text{ (kg/d)} \times (3.83 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 1.16 \text{ (kg/d)}$$

④ 水 ; $I7 \times ((\text{Cm モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 1760 \text{ (kg/d)} \times (3.83 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 58.1 \text{ (kg/d)}$$

⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(10) Am 製品 (I 10)

① 流量 ; (溶離液の1段分=カラム容積の3倍量) × (Am モル数) / (含元素モル数)

$$= 150 \text{ (L/d)} \times 3 \times 12.3 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)} = 190.2 \text{ (L/d)}$$

② 含元素 ; (I 7 の Am) = 2.98 (kg/d)

③ DTPA ; $I7 \times ((\text{Am モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 35.4 \text{ (kg/d)} \times (12.3 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 3.74 \text{ (kg/d)}$$

④ 水 ; $I7 \times ((\text{Am モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 1760 \text{ (kg/d)} \times (12.3 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 186 \text{ (kg/d)}$$

⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(11) RE 製品 (I 11)

① 流量 ; (溶離液の1段分=カラム容積の3倍量) × (RE モル数) / (含元素モル数)

$$= 150 \text{ (L/d)} \times 3 \times 12.97 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)} = 200.6 \text{ (L/d)}$$

② 含元素 ; I 7 の全 RE

③ DTPA ; $I7 \times ((\text{RE モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 35.4 \text{ (kg/d)} \times (12.97 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 3.95 \text{ (kg/d)}$$

④ 水 ; $I7 \times ((\text{RE モル数}) / (\text{含元素モル数})) \times ((\text{溶離液の1段分}) / (\text{溶離液量}))$

$$= 1760 \text{ (kg/d)} \times (12.97 \text{ (mol/d)} / 29.1 \text{ (mol/d)}) \times (450 \text{ (L/d)} / 1800 \text{ (L/d)}) = 197 \text{ (kg/d)}$$

⑤ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(12) 洗浄水 - 2 (I 12)

① 流量 ; フローシート条件より 全カラム容積と同量の水を供給

$$* \text{カラム容積 ; } 50 \text{ (L)} \text{ (吸着カラム)} + 100 \text{ (L)} \text{ (展開カラム)} = 150 \text{ (L)}$$

② 流量 = 150 (L/d)

③ 水 ; 密度を $\rho = 1.00$ と仮定して算出

$$\cdot \text{水量} = 1.00 \text{ (kg/L)} \times 150 \text{ (L/d)} = 150 \text{ (kg/d)}$$

(13) 供給液 - 2 (I 13)

① 流量 ; I 12 = 150 (L/d)

② 水 ; I 12 = 150 (kg/d)

③ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

(14) 廃液 - 2 (I 14)

① 流量 ; I 12 = 150 (L/d)

② 水 ; I 12 = 150 (kg/d)

③ 密度 ; (全体 - 2) / (流量) にて算出

以 上

参考資料 - 3

— 各 Am、Cm 回収システムの条件等の統一計算及び仮定 —

参考 - 3 - 1. DIAMEX プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

(1) 文献 (14) のフローシートでは、供給液中の抽出元素が約 1.5 g/L であり、SETFICS 法を基本としたシステムの検討での HLLW の前提条件では、抽出元素が約 2.8 g/L であることから、それぞれの供給液中の抽出元素量を同一とするように、DIAMEX プロセスでの供給液量を 600 L/hr とした

* SETFICS 法を基本としたシステムの検討での HLLW 前提条件 ; 343.6L/hr, 抽出元素約 2.8g/L

* DIAMEX プロセスでの供給液条件 (文献値) ; 抽出元素約 1.5 g/L

DIAMEX プロセスでの供給液量を X L/hr とすると

$$X \text{ (L/hr)} \times 1.5 \text{ (g/L)} = 343.6 \text{ (L/hr)} \times 2.8 \text{ (g/L)} \quad X \cong 600 \text{ (L/hr)}$$

(2) 溶媒、洗浄液、逆抽出液の供給量は文献 (14) のフローシートの比率から、それぞれ比例計算により算出した

(3) 抽出元素としては、Am、Cm、RE のみを考慮した

(4) 文献 (14) では、溶媒の金属装荷度の記載がないため、溶媒流量は文献の比率のみで算出した

(5) 使用溶媒について :

DMDBTDMA ; N, N' Di - Methyl, N, N' Di - Butyl Tetradecyl Malonamide



TPH ; Hydrogenated Tetra - Propylene (Complex mixture of branched dodecanes ; 希釈剤)

* n - ドデカンより第三相が生成しにくい

参考 - 3 - 2. SANEX プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

(1) 文献 (15) のフローシートでは、供給液中の抽出元素 (Am + Cm) が約 350 mg/L であり、SETFICS 法を基本としたシステムの検討での HLLW の前提条件では、抽出元素 (Am + Cm) が約 270 mg/L であることから、それぞれの供給液中の抽出元素量を同一とするように、SANEX プロセスでの供給液量が 460 L/hr となるよう、DIAMEX 回収製品 (600 L/hr) を濃縮 / 調整する中間工程を付加するフローとした

* DIAMEX 回収製品条件 ; 600 L/hr, 抽出元素 (Am + Cm) 約 270 mg/L

* SANEX プロセスでの供給液条件 (文献値) ; 抽出元素 (Am + Cm) 約 350 mg/L

SANEX プロセスでの供給液量を X L/hr とすると

$$X \text{ (L/hr)} \times 350 \text{ (mg/L)} = 600 \text{ (L/hr)} \times 270 \text{ (mg/L)} \quad X \cong 460 \text{ (L/hr)}$$

(2) 溶媒、洗浄液、洗浄溶媒、Am、Cm 逆抽出液の供給量は文献 (15) のフローシートの比率から、それ

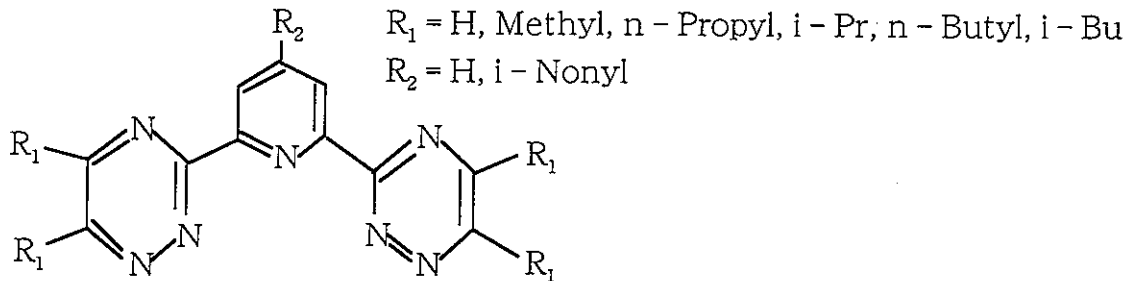
ぞれ比例計算により算出した

(3) 抽出元素としては、Am、Cm のみ考慮した

(4) 文献 (15) では、溶媒の金属装荷度の記載がないため、溶媒流量は文献の比率のみで算出した

(5) 使用溶媒について：

BTP ; bis - Triazinyl - Pyridine



TPH ; Tetra - hydrogenated - propylen (Complex mixture of branched dodecanes ; 希釈剤)
n - octanol ; $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_6\text{CH}_2\text{OH}$

参考 - 3 - 3. SESAME プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

(1) SANEX 回収製品 (図 19. 参照) を 1 バッチ/d の処理と仮定

- ① 液量 = $356 \text{ L/hr} \times 24 \text{ hr/d} = 8,544 \text{ L/d}$
- ② 硝酸, Am 濃度は図の通り

(2) 供給液の調整

- ① 1 M 程度の硝酸溶液になるように硝酸を添加
- ② メディエーターとして Ag を 0.01 M 程度になるように添加
- ③ Am(VI) の安定剤 (錯化剤) として Am モル量の半量程度のリンタングステン酸 (PW) を添加 (タングストケイ酸 (SiW) でも可)
- ④ 供給液を所定の濃度に調整するため各試薬を添加することになるため、調整後の液量は $\sim 9,000 \text{ L/d}$ 程度と仮定した

(3) Am の酸化

Am(III) を電流密度 20 mA/cm^2 で Am(VI) に酸化 (これ以外の情報は文献からは得られなかった)

(4) Am/Cm 分離 ; 文献による基礎試験の条件は以下の通り

* 供給液 ; $A_m = 3 \times 10^{-3} \text{ M}$, 50 mL

* カラムの大きさ ; 直径 = 0.9 cm, 高さ = 10 cm, 体積 $\approx 6.4 \text{ cm}^3$

* シリカゲル ; 5 g

* 含浸溶媒 ; 27 w% - HD (DiBM) P

- ① 文献の基礎試験の供給液中の A_m 量と SANEX 回収製品中の A_m 量の比率からそれぞれの量を参考値として算出

・ 文献での A_m 量 ; $3 \times 10^{-3} \text{ M} \times 50 \text{ mL} = 1.5 \times 10^{-4} \text{ mol/バッチ}$

・ SANEX 回収製品の A_m 量 ; $(346 \text{ mg/L} \div 241) \times 8,544 \text{ L/d} = 12 \text{ mol/d}$

SANEX 回収製品の処理量を文献での試験量の x 倍とすると

$$1.5 \times 10^{-4} \times x = 12 \quad x = 8 \times 10^4 \text{ 倍}$$

- ② 供給液 ; $A_m = 12 \text{ mol/d}$, $\sim 9,000 \text{ L/d}$ 程度
 ③ カラム大きさ ; 体積 $\approx 6.4 \text{ cm}^3 \times 8 \times 10^4 \approx 0.5 \text{ m}^3$
 ④ 直径/高さ ≈ 0.1 より、高さを x とすると

$$3.14 \times (x/20)^2 \times x = 0.5 \quad x \approx 4 \text{ m} \quad \text{直径} \approx 40 \text{ cm, 高さ} \approx 4 \text{ m 程度のカラム管}$$

- ⑤ シリカゲル ; $5 \text{ g} \times 8 \times 10^4 = 400 \text{ kg}$

- ⑥ 含浸溶媒 ; HD (DiBM) P の重量を $x \text{ kg}$ とすると 27 w% の条件より

$$x / (x + 400) = 0.27 \quad x \approx 150 \text{ kg}$$

(含浸溶媒は TBP でも可 ; HD (DiBM) P は回収率が悪いが A_m の純度が高く、TBP では回収率がいいが A_m の純度が低い)

- (5) 吸着 (抽出) 元素としては、 A_m のみ考慮

- (6) 文献 (16) では、シリカゲル量と含浸溶媒量の関係や最大吸着 (抽出) 能等が記載されていないため、シリカゲル量と含浸溶媒量は文献の比率のみで算出した

- (7) 使用試薬について :

PW ; リンタグステン酸 $\text{P}_2\text{W}_{17}\text{O}_{61}^{10-}$

SiW ; タングストケイ酸 $\text{SiW}_{11}\text{O}_{39}^{8-}$

HD (DiBM) P ; bis (2, 6 - dimethyl - 4 - heptyl) phosphoric acid

$(\text{C}_9\text{H}_{19}\text{O})_2\text{PO}(\text{OH})$

参考 - 3 - 4. TRPO プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

- (1) 文献 (17) のフローシートでは、調整工程を経た供給液中の抽出元素が約 1.8 g/L であり、SETFICS 法を基本としたシステムの検討での HLLW の前提条件では、調整工程により 2.7 倍希釈 (文献 (17)

での調整条件)すると、抽出元素が約 1.2 g/L となり、それぞれの供給液中の抽出元素量が異なってしまう。そこで、同一の抽出元素量となるように希釈率を文献での条件と変えると (1.8 倍希釈)、硝酸濃度が 1.6 M となってしまう、1.08 M の硝酸濃度条件と違ってしまうことから、希釈率は文献と同様にし、抽出元素量の減少分に応じて、抽出溶媒の供給量を減少させることで、条件を見かけ上同一とした

* SETFICS 法を基本としたシステムの検討での HLLW 前提条件 ;

300.6 L/hr, 抽出元素約 3.2 g/L, 2.92 M - 硝酸

2.7 倍希釈により

供給液量 = $300.6 \times 2.7 \approx 800$ L/hr

抽出元素量 = $3.2 / 2.7 \approx 1.2$ g/L

硝酸濃度 = $2.92 / 2.7 \approx 1.08$ M

* TRPO プロセスでの供給液及び抽出溶媒量条件 (文献値) ;

供給液 - 77 mL/hr, 抽出元素約 1.8 g/L, 1.08 M - 硝酸, 抽出溶媒量 - 40 mL/hr

TRPO プロセスでの抽出溶媒量を X L/hr とすると

$X(\text{L/hr}) = (40(\text{mL/hr}) \times 800(\text{L/hr}) / 77(\text{mL/hr})) \times (12(\text{g/L}) / 18(\text{g/L}))$ $X \approx 270(\text{L/hr})$

* 文献では、希釈率に関する記述が 2 通り (文中では、1.7 倍希釈と記載、表中では、2.7 倍希釈と記載) あったが、希釈後の酸濃度が 1.08 M (文中及び表中で共通) となるのは、希釈率が 2.7 倍の場合であることから、希釈率は 2.7 倍とした

(2) 洗浄液、Am、Cm 逆抽出液の供給量は文献 (17) のフローシートの比率から、溶媒流量に合わせて、それぞれ比例計算により算出した

(3) 抽出元素としては、Am、Cm、RE のみ考慮した

(4) 文献 (17) では、溶媒の金属装荷度の記載がないため、溶媒流量は文献の抽出元素量をベースに算出した

(5) 使用溶媒について :

TRPO ; trialkyl phosphine oxide $(C_nH_{2n+1})_3P=O$

kerosene ; 灯油

参考 - 3 - 5. Cyanex プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

(1) フローシート条件等の参考に使用した文献 (18) では、Am に関する試験結果のみ記載していたが、ここでは、他の文献 (19) の試験結果も参考に、化学形態の類似性を考慮して、Cm も Am と同様の挙動

を示すと仮定した

(2) 文献 (18) では、調整工程（濃縮・酸分解及び NaOH による中和）を経た供給液中の抽出元素（Am）が約 0.0018 M（pH = 3.5）であることから、本検討における ② の TRPO プロセスで得られた製品中の Am + Cm 濃度（約 0.0026 M、4.42 M - 硝酸）が約 0.0018 M（pH = 3.5）となるように調整することとして、調整後の供給液量を 360 L/hr とした。

* TRPO 回収製品 ; 250 L/hr, 抽出元素 (Am, Cm) 約 0.7 g/L, 4.42 M - 硝酸

Am \approx 0.5 g/L (0.0018 M), Cm \approx 0.2 g/L (0.0008 M)

* Cyanex プロセスでの供給液条件（文献値） ;

抽出元素 (Am) 約 0.0018 M, pH = 3.5

Cyanex プロセスでの供給液量を X L/hr とすると

$$0.0026 \text{ (M)} \times 250 \text{ (L/hr)} / X \text{ (L/hr)} = 0.0018 \text{ (M)} \quad X \approx 360 \text{ (L/hr)}$$

(3) 抽出溶媒の供給量は、文献 (18) の試験例で、供給液量と抽出溶媒量を同量としていたことから、360 (L/hr) とした

(4) 抽出元素は、Am、Cm のみとした

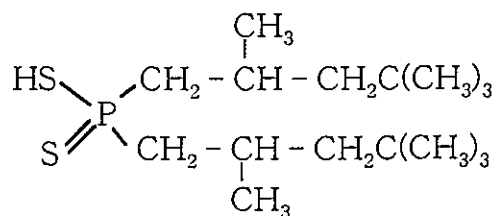
(5) 文献 (18) では、溶媒の金属装荷度の記載がないため、溶媒流量は文献の比率と同等とした

(6) 参考文献 (18) では、溶媒に抽出された Am、Cm の逆抽出について記載がなかったため、以下の観点から、図のように逆抽出工程を予想した。

- ・ 抽出溶媒が酸性抽出剤（低酸濃度 ; pH 領域での抽出）であることから、他の酸性抽出剤の性質と同様に、高酸濃度で逆抽出が可能と仮定し、逆抽出液を 1 M 硝酸溶液とした
- ・ 段数及び逆抽出液量については、種々ある同種の溶媒抽出／逆抽出試験の文献等を参考に、抽出工程と同段数及び抽出溶媒と同量の液量で十分と仮定、それぞれ 5 段、360 (L/hr) とした

(7) 使用溶媒について :

HBTMPDTP (Cyanex301の精製溶媒) ; bis (2,4,4-trimethylpentyl) dithiophosphinic acid



kerosene ; 灯油

参考 - 3 - 6. DIDPA プロセスに関する条件等の統一計算及び仮定

- * 文献のフローシート前提条件：燃焼度 = 33,000 MWd/t, 1 t 処理
- * JNC の検討における前提条件：平均燃焼度 \approx 7 万 MWd/t, 処理量 = 1 t/d

(1) 文献 (20) のフローシートと JNC の検討における前提条件を見かけ上同一とするため、以下のような仮定により、それぞれの液量を算出した

- * JNC の検討における HLLW 前提条件；300.6 L/hr, 抽出元素約 3.2 g/L, 2.92 M - 硝酸
- * 文献での供給液条件；30 L/hr, 0.5 M - 硝酸
- * 脱硝／ろ過／沈澱処理工程により HLLW を \sim 10 倍濃縮すると仮定し、供給液を 30 (L/hr) とした
- * 供給液中の抽出元素量の見かけ上の同一化
JNC の検討における抽出元素量； $(Am + Cm) + RE \approx 3.9 + 18.8 \approx 23 \text{ kg/t}$
文献の前提条件による抽出元素量； $(Am + Cm) + RE \approx 1.2 + 10 \approx 11.2 \text{ kg/t}$
燃焼度により Am, Cm の量が違うことから燃焼度 = 33,000 MWd/t により近い計算値として、燃焼度 = 45,000 MWd/t, 5 年冷却の値を参照
 $Np + Am + Cm \approx 1.2 \text{ kg/t}$
RE の量に関しては、燃焼度にほぼ比例するものとして、燃焼度 = 33,000 MWd/t が JNC の検討での平均燃焼度 \approx 7 万 MWd/t の半分として、 $RE \approx 10 \text{ kg/t}$ と仮定
- * 供給液中の抽出元素量が文献フローシート条件の約 2 倍となることから、供給する抽出溶媒量を文献フローシート条件の 2 倍量とした
- * 文献フローシートでの抽出溶媒供給量：供給液の 4 倍
溶媒供給量 = $(30 \text{ (L/hr)} \times 4 \text{ (倍)}) \times 2 \text{ (倍)} = 240 \text{ (L/hr)}$

(2) 洗浄液、Am、Cm 逆抽出液、RE 逆抽出液の供給量は、文献 (20) の溶媒流量との比率に合わせて、それぞれ比例計算により算出した

(3) 抽出元素としては、Am、Cm、RE のみとした

(4) 文献 (20) では、溶媒の金属装荷度の記載がないため、溶媒流量は抽出元素量をベースに算出した

(5) 本プロセスでは、脱硝により沈澱が生じ、その再溶解工程が追加されるが、文献 (20) では、その詳細が不明のため、図中では、その廃液量を X L/hr とおいた。また、本法では、濃縮操作も同時に行

RE の量に関しては、燃焼度にほぼ比例するものとして、燃焼度 = 32,544 MWd/t が JNC の検討での平均燃焼度 \approx 7 万 MWd/t の半分として、RE \approx 10 kg/t と仮定

* 文献と JNC 検討の HLLW 量を同一とすることから、供給液中の抽出元素量を L 当たりの g 数に換算

JNC の検討条件；抽出元素量 = 3.1 g/L (Am, Cm = 0.5 g/L)

文献の条件；抽出元素量 = 0.56(kg/t) / 3,840(L/t) (Am, Cm) + 10(kg/t) / 3,840(L/t) (RE)
 $= 0.15 + 2.6 = 2.75$ (g/L)

* 文献のフローシート条件にて供給する抽出溶媒量を上記の抽出元素濃度の比率で換算

溶媒供給量 = 300 (L/hr) \times 3.1 (g/L) / 2.75 (g/L) \approx 340 (L/hr)

* 洗浄液、Am、Cm 逆抽出液、溶媒洗浄液の供給量は、文献(21)の溶媒流量との比率に合わせて、それぞれ比例計算により算出した

* 文献(21)では、洗浄溶媒に関し、濃度、希釈剤等の記載が無かったが、抽出／洗浄工程との整合性から、濃度は 0.3 M、希釈剤は n-DD と仮定した

* 文献(21)では、Am、Cm 逆抽出液に関し、pH の記載が無かったが、他の文献(5)、(22)の例から、ここでは、pH = 3 と仮定した

* 抽出元素としては、Am、Cm、RE のみとした

* 本プロセスでは、脱硝により沈澱が生じ、その再溶解工程が追加されるが、文献(21)では、その詳細が不明のため、図中では、その廃液量を X L/hr とおいた

(2) RE 逆抽出工程に関して、文献と今回の検討での装荷溶媒の供給条件が違うため、それぞれの条件を見かけ上同一とするため、以下のような仮定により、RE 逆抽出液量を算出した

* 文献の RE 装荷量；0.033 M (Nd 換算)

RE 量 = 0.033 M \times 144 (Nd 原子量) \approx 4.8 (g/L)

* 文献の溶液の比率； RE 含有装荷溶媒：RE 逆抽出液 = 1.5 : 0.67

* 本検討における RE 装荷量；

RE 量 = (3.1 - 0.5) (g/L) \times 300(L/hr) / (340 + 40) (L/hr) \approx 2.1 (g/L)

* 本検討における RE 含有装荷溶媒量；340 + 40 = 380 (L/hr)

* RE 逆抽出量の算出；装荷溶媒中の RE 量の比率に合わせて算出

RE 逆抽出量 = 380 \times (0.67 / 1.5) \times (2.1 / 4.8) \approx 75 (L/hr)

(3) Am, Cm 再抽出／再洗浄工程及び Am, Cm 再逆抽出工程に関し、文献では、トレーサ量の元素での試験であったため、Am・Cm 再抽出工程での抽出溶媒供給量は、上流工程の抽出・洗浄工程の比を参考に、抽出元素量の比例計算で算出

* 調整工程後の供給液条件；流量 = 75 L/hr

抽出元素 (Am + Cm) 量 = 0.5(g/L) \times 300(L/hr) / 75(L/hr) = 2(g/L)

* 文献での条件；抽出元素量 = 2.75 (g/L) , 供給液：抽出溶媒 = 1 : 1

$$\text{抽出溶媒供給量} = 75 \text{ (L/hr)} \times 2 \text{ (g/L)} / 2.75 \text{ (g/L)} \approx 55 \text{ (L/hr)}$$

* 調整工程では、液量が Am、Cm 逆抽出工程からの回収液量と同じになるようにしながら、pH を 1.5 に調整すると仮定

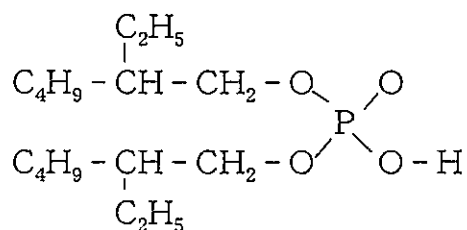
* 洗浄液、Am、Cm 再逆抽出液、溶媒洗浄液の供給量は、文献 (5) の溶媒流量との比率に合わせて、それぞれ比例計算により算出した

(4) 洗浄液に関し、文献では、1 M 乳酸を使用しているが、本検討では、上流の工程との整合性の観点から、1 M グリコール酸とした（これらの試薬は、溶液の pH を安定させるために加える緩衝剤であることから、濃度が同じであれば、試薬の種類を変えても、その効果は同じであると考え、試薬の種類を変えても本抽出反応には、特に影響しないと判断した）

(5) 各文献では、溶媒の金属装荷度が記載されていないため、溶媒流量は抽出元素量をベースに算出しているため、図中の溶媒供給量は、絶対的な供給量とは異なる（図中の HDEHP 濃度は 0.3 M で共通しているが、各文献では、0.5 M, 0.8 M の試験の実施例も示されており、その場合、水相と有機相の比率が図中の比率とは異なっていた）

(6) 使用試薬について：

HDEHP ; di - 2 - ethylhexylphosphoric acid



TBP ; リン酸トリブチル (tributyl phosphate) , $(\text{C}_4\text{H}_9\text{O})_3\text{P} = \text{O}$

n - DD ; n - ドデカン, $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{CH}_3$

DTPA ; ジエチレントリアミン五酢酸

グリコール酸 ; $\text{CH}_2(\text{OH})\text{COOH}$

ギ酸 ; HCOOH

以 上