

### 3. 生産工程面に関する近代化計画

本章では対象5品目の製造設備および南京化工廠内各製造設備共通の付帯設備の近代化計画について述べる。

なお、近代化計画に関わる諸価格（設備費、原料費、用役費等）は南京化工廠との合意に基づき、1985年5月時点の日本における価格を採用する。

#### 3.1 各製造設備共通の付帯設備

南京化工廠は11製造課により33品目の製品・副産物を生産する大化学工場であり、各製造設備と共通付帯設備（用役・貯蔵および各種処理設備等）とは密接な相関を保有している。したがって、各製造設備単独の対策では対応不可能な近代化項目も多い。

ここでは対象5品目（レゾルシン・ $\beta$ -ナフトール・吐氏酸・J酸・周位酸）の製造設備近代化計画作成に際し、特に影響の大きい以下の共通付帯設備の近代化について提案をしたい。なお、共通付帯設備の合理化・近代化はその特性上、経済性のみでの判断は不適當であることを付言しておきたい。

##### (1) 蒸気設備

- 蒸気供給・消費システムの合理化。

##### (2) 窒素設備

- 設備・装置のクローズ化と不活性ガス導入。

##### (3) プロセス水処理設備

- 長江の河水の用途別（ボイラー給水・プロセス水・冷却水）処理システムの導入。

##### (4) 電解設備

- カ性ソーダ中のNaCl濃度の低減。

##### (5) 廃水処理設備

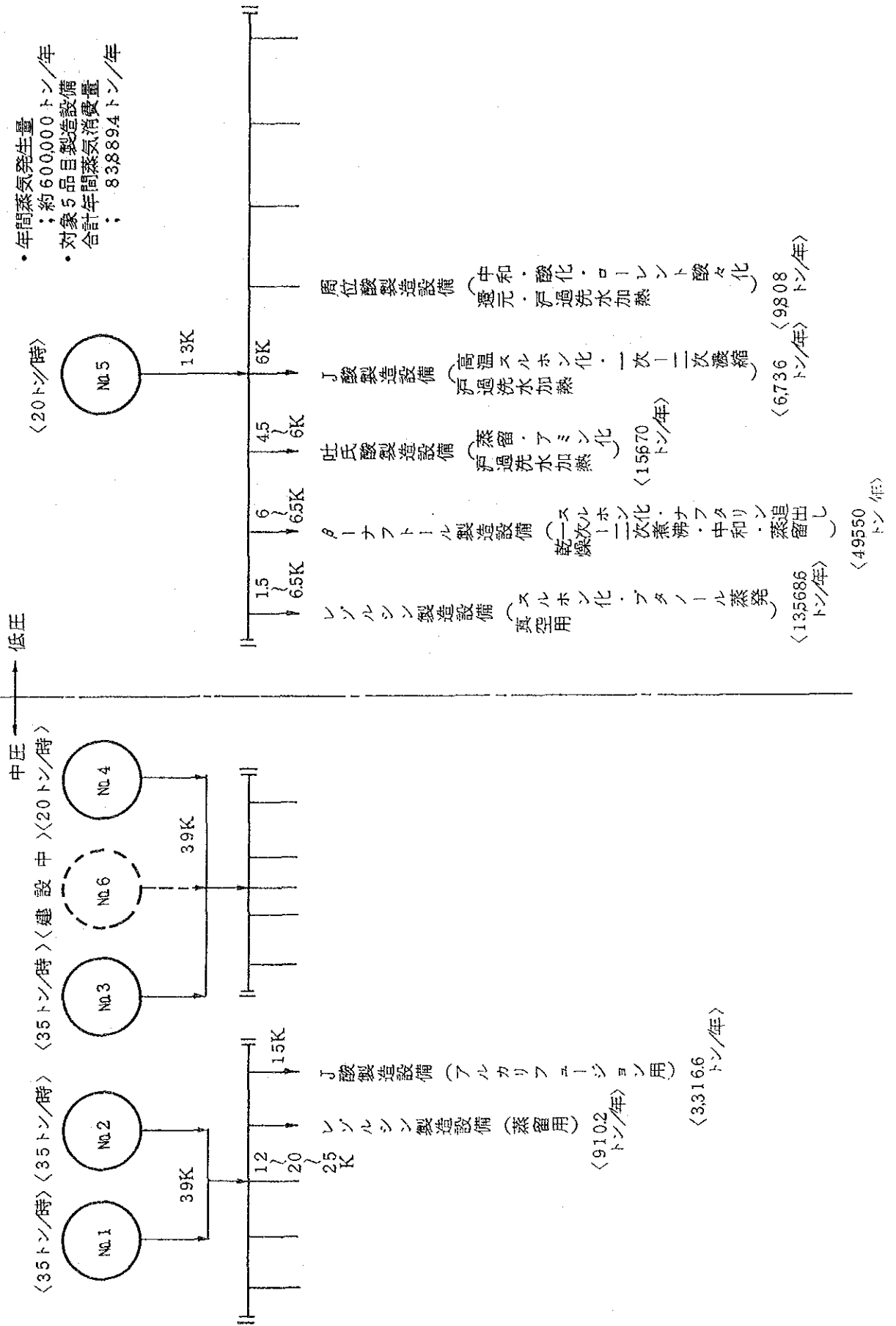
- 製造設備ごとに、廃水の第1次処理設備の設置
- 廃水の生物（活性汚泥）処理装置の能力増強。

#### 3.1.1 蒸気設備

南京化工廠の蒸気系統は図V-6に示すとおり中圧蒸気系統が2系列、低圧蒸気が1系列でおのおの分離されている。

近代化すべき項目は以下のとおりである。

図 V-6 南京化工廠蒸氣系統圖



(1) 蒸気発生・消費システムのネットワーク化

- 各製造設備は回分操作であるため消費変動が大きく現状設備では、各ボイラーの負荷調整頻度が高いと考える。
- 現在の3系列をそれぞれ連結すれば、消費系統が多くなるため、消費変動が平準化される。

(2) 蒸気圧力の段階区分の設定

- 消費系統での必要圧力に差異があるので、以下3段階に区分するのが合理的と考える。

中高圧蒸気 ; 39 kg/cm<sup>2</sup>G

中低圧蒸気 ; 13 kg/cm<sup>2</sup>G

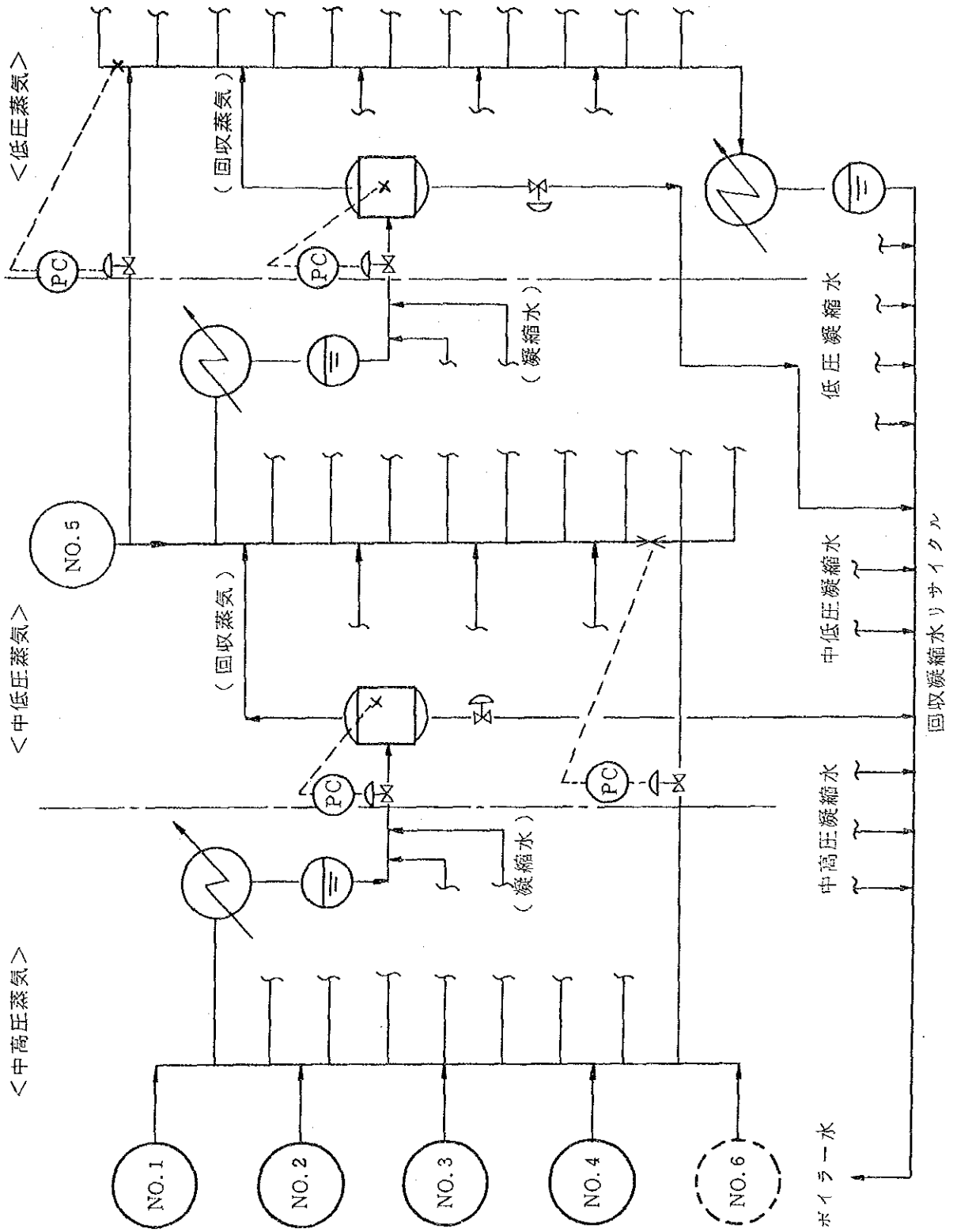
低圧蒸気 ; 3 kg/cm<sup>2</sup>G

(3) 加熱用蒸気使用後の凝縮熱水の回収

- 加熱用蒸気は主として凝縮潜熱が利用され、使用後には当該圧力における飽和温度の凝縮熱水となっている。この熱水は減圧（フラッシュ）すれば容易に、より低圧の蒸気として回収される。また最終的に凝縮水はボイラー水に再循環使用する。

以上の(1)~(3)項目を達成するために蒸気圧力の制御システム、減圧ドラム等の設備が必要である。なおこれらを模式的に表わすと図V-7のとおりとなる。

図V-7 南京化工廠蒸気系統の近代化



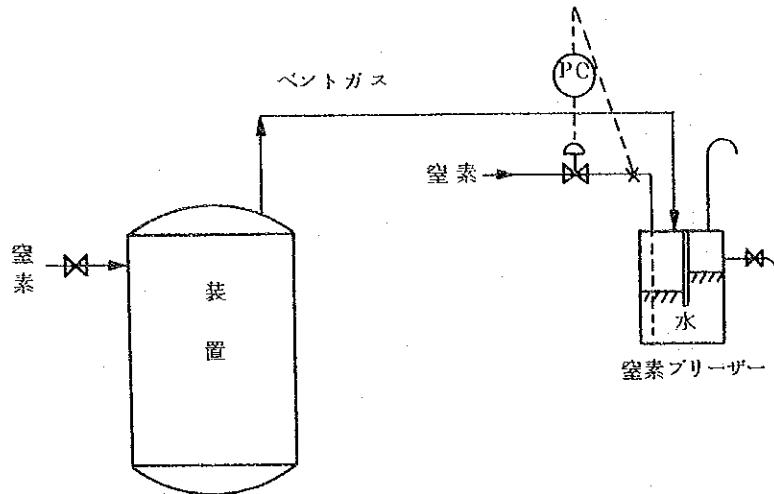
### 3.1.2 窒素設備

有機物，特に炭化水素は可燃物および有害物質であるので，これらを取扱い製造設備は装置を密閉式にして空気への放出あるいは接触を回避する必要がある。

またレゾルシン等の製品は高温で空気酸化により品質が劣化するので，その意味からも密閉化することが望ましい。密閉化のために通常は不活性ガスである窒素を導入している。

#### (1) 装置の窒素シール方式

代表的な窒素シール方式を以下に示す。



#### (2) 窒素発生設備

窒素発生設備には大別して以下の2とりの方法がある

1) 空気深冷分離法 … 空気を圧縮冷却して液体酸素を分離して窒素を得る。通常は大規模設備に適している。

2) 吸着分離法 … 空気中の窒素と酸素の吸着特性の差異を利用して窒素を分離する方式で，圧力変動式吸着分離装置 (P.S.A) が代表的である。

通常は小規模設備に適している。

以上より吸着分離法の各製造設備への設置を前提とし，能力別に建設費を参考例として次に示す。

##### 1) 設備前提

- 窒素発生能力 ;  $200\text{Nm}^3/\text{時}$  および  $500\text{Nm}^3/\text{時}$
- 窒素圧力 ;  $5\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$
- 窒素純度 ;  $99\text{vol}\%$
- 設置方式 ; 基台上に一式工場で製作，現地は基台の据付けと配管および配線の接続工事のみとする。

## 2) 設備フロー

概略フローシフトを図 V-8 に、詳細フローシフトを図 V-9 に示す。設備は空気圧縮機、冷却器、吸着塔、真空ポンプ等により構成されている。

## 3) 設備費

- 200 N $\cdot$ m<sup>3</sup>/時設備 ; 49,000 千円
- 500 N $\cdot$ m<sup>3</sup>/時設備 ; 78,000 千円

### 3.1.3 プロセス水処理設備

(1) 南京化工廠で使用している用水は長江の河水を沈澱池および凝集剤による処理を実施し、ボイラー給水・プロセス水・冷却水に共通使用している。その水質は以下のとおりである。

- 濁度 ; 15PPm 以下
- 硬度 ; 2.0 mg-N/ $\ell$
- アルカリ度 ; 1.7 mg-N/ $\ell$

(他は未測定のため不明)

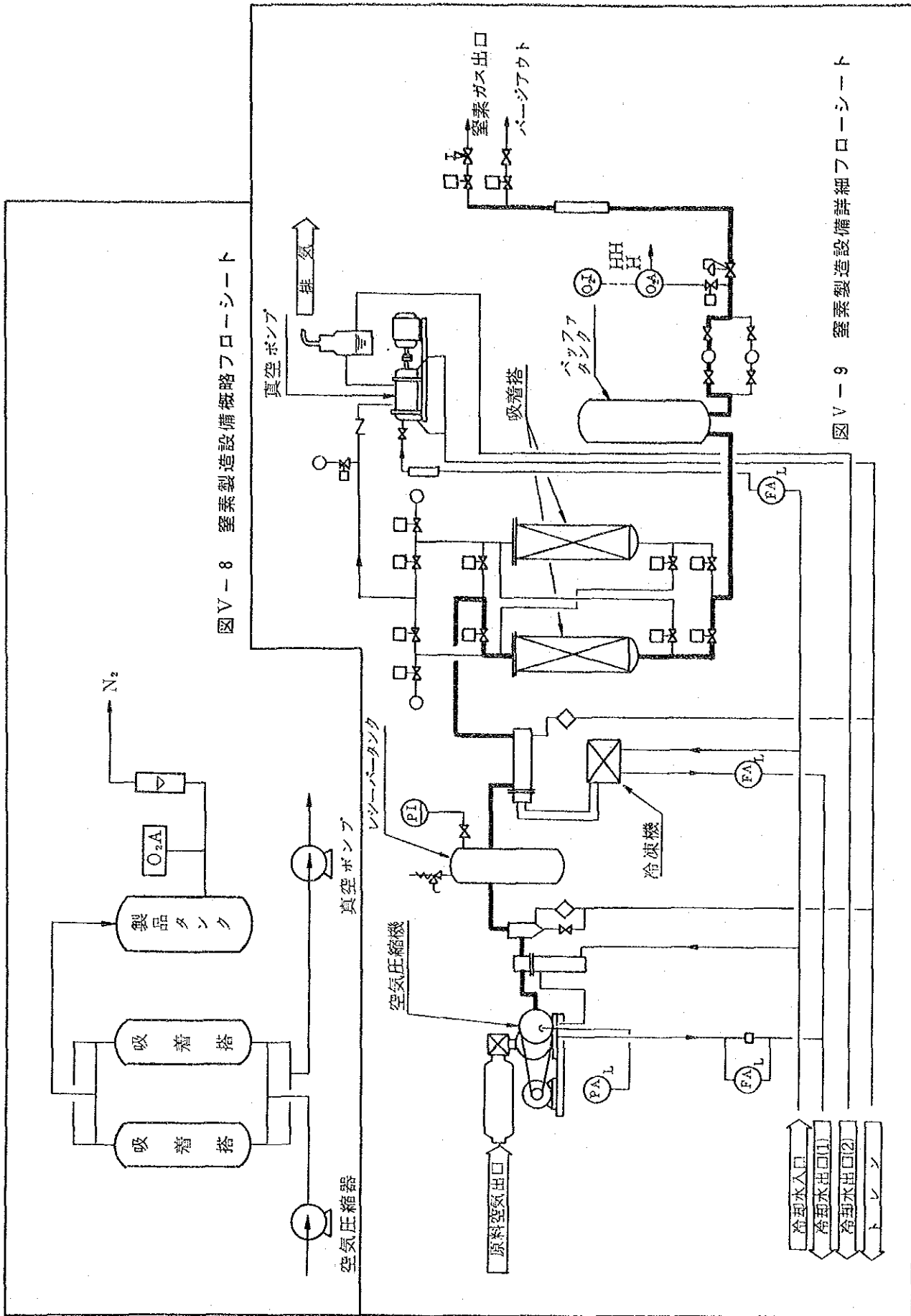
(2) 各用水の水質要求

通常の化学プラントで要求される用水別の水質は以下のとおりである。

1) ボイラー給水

- PH 値 (25 °C) ; 8.0-9.0
- 硬度 (CaCO<sub>3</sub>) ; 0 PPm
- 油脂分 ; 0.5 PPm 以下
- 溶存酸素 (O) ; 0.03 PPm 以下
- 全鉄分 (Fe) ; 低く保つ

以上より、最低限の処理として濁度、硬度の低下が必要である。



図V-8 窒素製造設備概略フローシート

図V-9 窒素製造設備詳細フローシート

ボイラー給水の処理方法の一例として以下を参考用に示す。

- 塩素注入；微生物を含む有機物を分解するために塩素ガスまたは次亜塩素酸ナトリウム ( $\text{NaClO}$ ) を原水に注入する。
- 凝集沈降；凝集剤 PAC ( $\text{Al}_n(\text{OH})_m \text{Cl}_{3n-m}$ ) 等を使用する。
- 濾過；重力式急速濾過で濾過池・砂利層・下部集水装置より構成される。
- イオン交換；水の軟化による硬度成分除去を主体とし、H型強酸性樹脂塔—脱炭酸塔—OH型強塩基性樹脂塔の組合せが最も広く用いられている。

## 2) プロセス水

- PH値 ; 8—8.2
- 濁度 ; 2PPm 以下
- 全硬度 ; 2.0—2.86 mg-N/l
- $\text{Cl}^-$  ; 9.57—12 mg/l
- $\text{SO}_4^-$  ; 2.4—3.5 mg/l
- $\text{SiO}_2$  ; 1.24—1.5 mg/l
- アルカリ度 ; 1.72—2.3 mg-N/l

以上より濁度の低下が必要であり現状の凝集沈降・濾過装置の改善が必要と考える。

(ボイラー給水と共用可能)

## 3) 冷却水

- PH値 ; 6.7—7.5
- 濁度 ; 50 mg/l 以下
- $\text{KMnO}_4$  消費量 ; 6.0 mg/l 以下
- 蒸発残留物 ; 150 mg/l 以下
- 全硬度 ; 50 mg/l 以下
- 鉄分 (Fe) ; 0.5 mg/l 以下
- マンガン (Mn) ; 0.5 mg/l 以下
- 塩素 ; 30 mg/l 以下

以上より現状で特に問題ないと思われる。したがってボイラー給水とプロセス水の凝集沈降・濾過の改善、ボイラー給水のイオン交換処理が必要であり用途別の配管分離が必要である。



### 3.1.4 電解設備

現在南京化工廠では隔膜法で20,000トン/年のカ性ソーダ製造設備を保有している。カ性ソーダ中には2%のNaClが含まれており、通常の化学プラントで使用されているカ性ソーダ中のNaCl濃度(0.4%以下)に比較して非常に高い。NaClが高濃度であると、アルカリフュージョン装置等の腐食・損傷の原因となり、また製品品質の劣化の一因ともなると考えられるので、製法転換が必要と考える。製法としては無公害・省エネルギー型のイオン交換膜法が適している。イオン交換膜法による経済諸元等は以下のとおりである。

#### (1) 設備フロー

イオン交換膜法の概略フローシートを図V-10に示す。設備は原塩処理-電解-蒸発装置により構成されている。

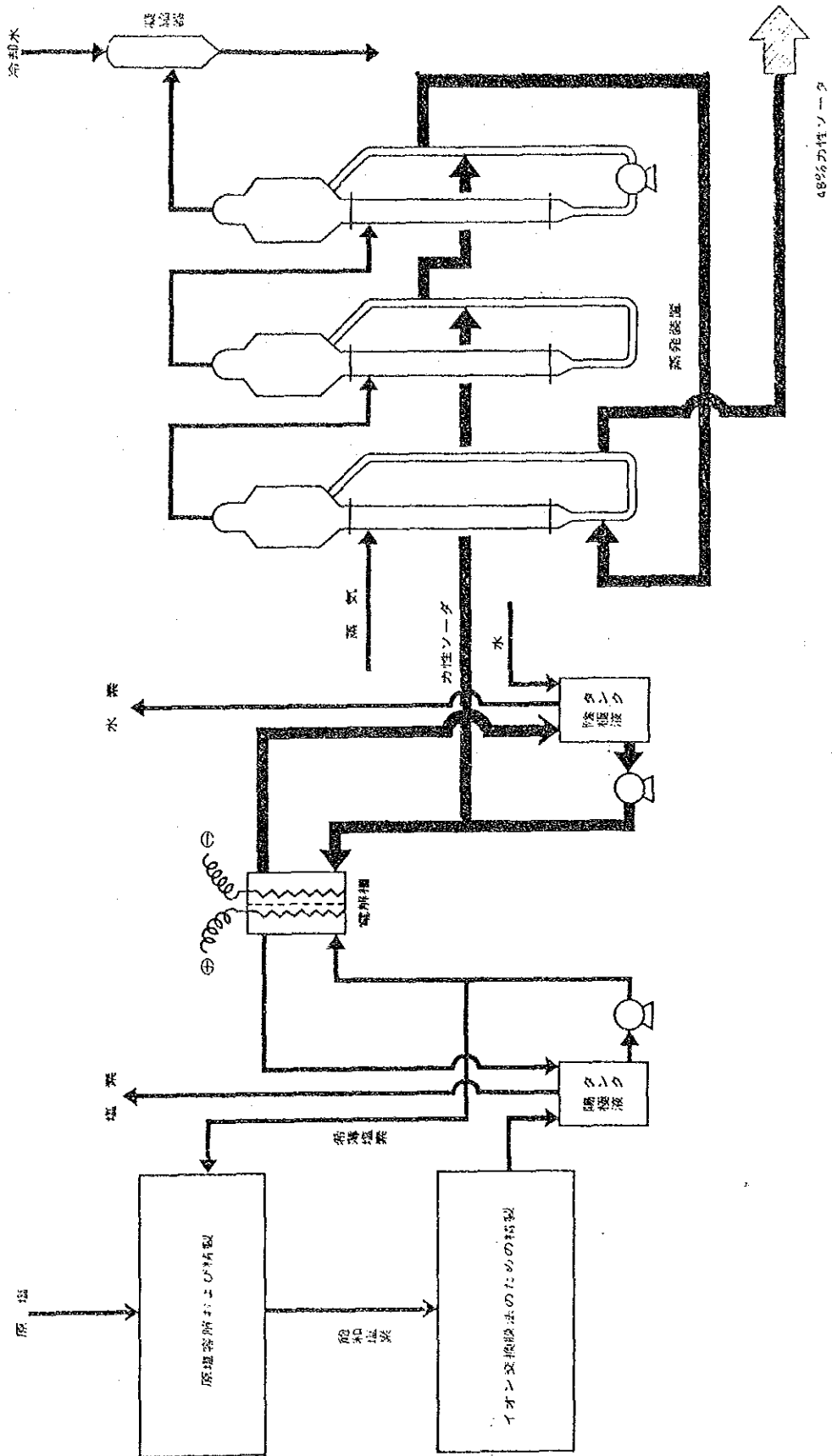
#### (2) 品質・消費原単位

##### 1) 品質

○ イオン交換膜法と隔膜法および水銀法との比較を下表に示す。イオン交換膜法によりNaCl濃度は要求を満足できる。

(NaOH)	イオン交換膜法	隔膜法	水銀法
NaOH	50%	50%	50%
NaCl	0.005-0.01%	1-1.2%	0.003%
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	200-400 ppm	900-1200 ppm	200-300 ppm
NaClO <sub>3</sub>	10-20 ppm	500-800 ppm	10 ppm以下
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10 ppm以下	100-200 ppm	10-100 ppm
Hg	0.002 ppm	0.002 ppm	0.1-0.2 ppm
(Cl <sub>2</sub> )			
Cl <sub>2</sub>	97-99.4 vol %	97-97.5 vol %	99-99.5 vol %
O <sub>2</sub>	0.1-2.5 "	1-2 "	0.1 "
H <sub>2</sub>	<0.1 "	0.1-2 "	0.1-0.3 "
CO <sub>2</sub>	<0.5 "	0.1-0.2 "	0.2-0.5 "
N <sub>2</sub>	<0.2 "	0.1-0.2 "	0.1-0.2 "
水素純度	99.8-99.9 vol %	99.8-99.9 vol %	>99.9 vol %

図 V-10 イオン交換膜法電解設備 概略フローシート



2) 原材料・副産物・用役原単位

イオン交換膜法と隔膜法および水銀法との比較を下表に示す。

イオン交換膜法は原料塩原単位は悪いが、用役原単位は優れている。

品 目		イオン交換膜法	隔 膜 法	水 銀 法
原 材 料	NaCl	2.126T/T	1.518T/T	1.530T/T
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.030 "	—	0.035 "
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (98%換算)	0.008 "	0.008T/T	0.008 "
	HCl	0.010 "	0.050 "	0.036 "
	イオン交換膜	146cm <sup>2</sup> /T	—	—
	水 銀	—	—	0.000003T/T
	CCl <sub>4</sub>	—	0.00001T/T	—
	CaCl <sub>2</sub>	—	0.011 "	0.013T/T
	Na <sub>2</sub> S	—	—	0.0001 "
副 産 物	Cl <sub>2</sub>	△0.875T/T	△0.887T/T	△0.894T/T
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (65%換算)	△0.008 "	△0.008 "	△0.008 "
	H <sub>2</sub>	△279.2Nm <sup>3</sup> /T	△279.8Nm <sup>3</sup> /T	△280.0Nm <sup>3</sup> /T
用 役	冷 却 水	133m <sup>3</sup> /T	61.4m <sup>3</sup> /T	186m <sup>3</sup> /T
	蒸 気	0.778T/T	2.15T/T	1.8T/T
	プロセス水	3.22m <sup>3</sup> /T	0.008m <sup>3</sup> /T	0.02m <sup>3</sup> /T
	電 気	2,460KWH/T	2,500KWH/T	3,210KWH/T

3) 概略設備費

イオン交換膜法によるカ性ソーダ年産2万トンおよび4万トンの製造設備の概略設備費は以下のとおりである。

	2万トン/年	4万トン/年
B/L内製造設備	2,849百万円	4,892百万円
B/L外付帯設備	996百万円	1,626百万円
合 計	3,845百万円	6,518百万円

なお前述の数値はSRI PEPレポートNo61C (Dec, 1982)をもとに算出した。

### 3.1.5 廃水処理設備

南京化工廠では1時間当り 3,560トンの用水を長江より取水し,同量の廃水を長江に放流している。

このうち 生物(活性汚泥)処理装置で処理可能な廃水は200トン/時であり,内訳は製造設備よりの第2次廃水40トン/時,第1次廃水160トン/時で廃水の処理比率が低い。

廃水処理設備について以下のとおりの近代化計画を提案したい。なお現状と改善後の状況を模式的に図V-11に示す。

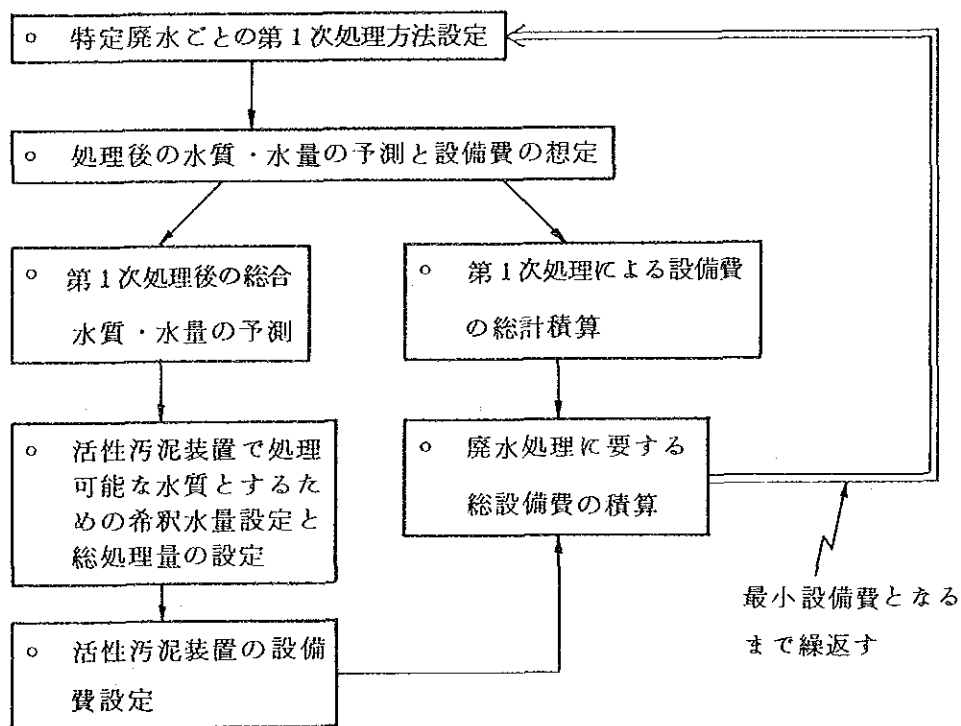
#### (1) 廃水の第1次処理設備の設置

一般的に炭化水素等の有機物質,金属分,塩類,酸類,アルカリ類その他固形物等を含有しており廃水処理が必要である。廃水処理システムの構成は油水分離,固形物分離,P H調整,生物処理等であるが,各製造設備あるいは特定装置で廃水々質に応じた第1次処理を実施し,ある程度の水質に合わせたものを総合処理すべきである。

#### (2) 生物処理装置の能力増強

第1次廃水系統とは分離された第2次廃水系統で個別に第1次処理をした後の廃水を全量処理する必要がある。この時,第1次処理後の水質によっては清水による希釈が必要となって処理水量が増大するので次のような最適化による処理能力の設定が必要である。また活性汚泥処理についての一般的留意事項についても参考までに述べる。

##### 1) 廃水処理方法の最適化方法



## 2) 活性汚泥処理の一般的留意事項

生物による処理であるので生物が十分に生育し、活動する条件を満足させる必要があり、それらの条件のうち代表的なものを以下に示す。

- 栄養；CとNとPの栄養補給が必要であり，Cの代わりにBODを採用するとBOD : N : P = 100 : 5 : 1程度が好適である。
- 温度；非常に低温であったり高温の廃水は適さない  
一般に20-30℃の範囲が望ましい。
- 酸素；除去BOD量と廃水処理に関与する生物の呼吸作用に必要な酸素量の二つに分けて考えると次式となる

$$O_2 = a \text{BOD rem} + bP$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{BOD rem ; 除去BOD量 (kg/日)} \\ P \quad \quad ; \text{処理に活動する生物量 (kg)} \\ a, b \quad \quad ; \text{係数} \end{array} \right.$$

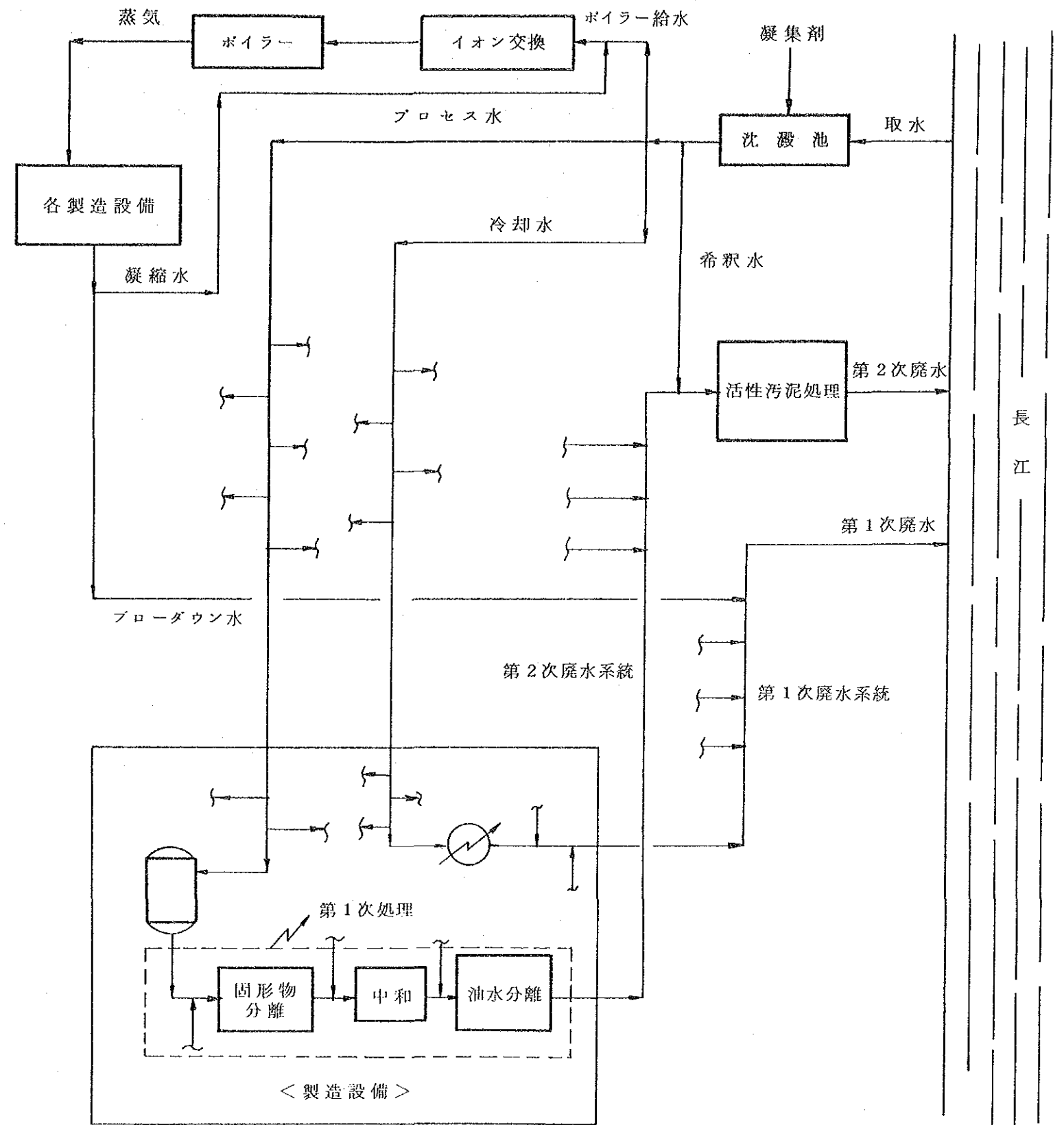
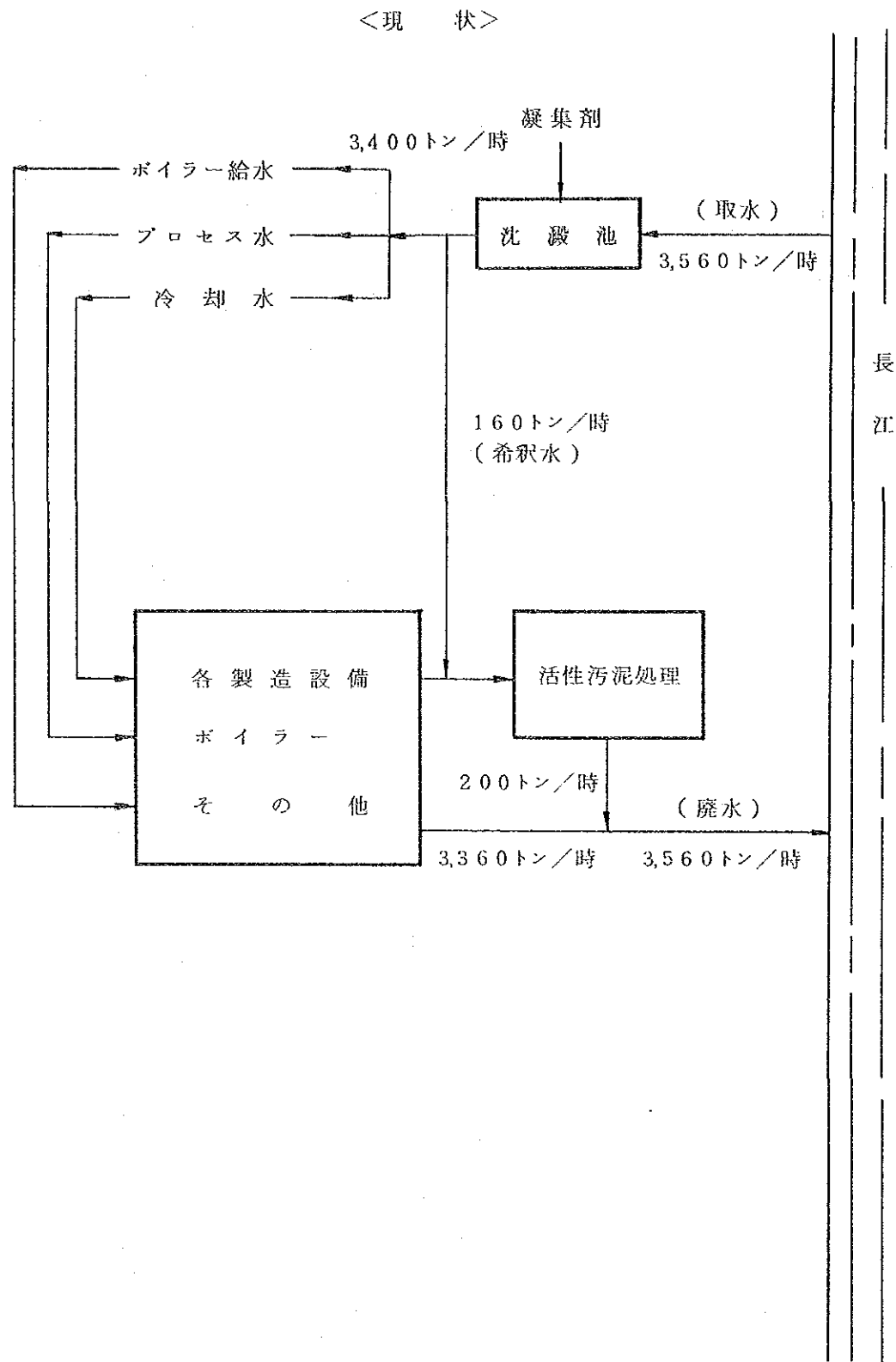
- 空間；処理方法と活動する生物の種類によって相違がある。また同一の処理方法，生物群でも操作条件によって大幅な変化があるので実験によって確認する必要がある。
- 生物保持物質；廃水中に懸垂する生物で処理すると，一般に処理効率が低いので，効果的な生物処理のためには生物が密集して活動できる場（活性汚泥フロック）が必要である。これは空間と密接な関係を持つ。
- 接触；処理生物と廃水中の汚染物が均等かつ適当な頻度で接触することが望ましく攪拌が有効な手段となる。
- 生物量；廃水中の有機物質量は処理生物にとって栄養量に相当するので両者間には平衡関係が次式に示すように成立する必要がある。

$$P = a + b \text{BOD}$$

$$P ; \text{生物量}, \quad a \cdot b ; \text{係数}$$

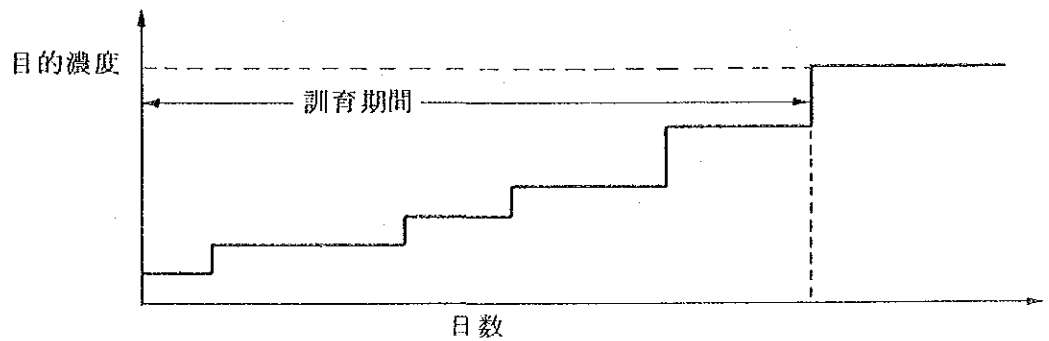
- 処理原液；PH7近辺の中性が好ましい。また無機塩の濃度，懸濁固体濃度等にも上限がある。
- 訓育；生物処理であり，特定の有機物質に適した菌の汚泥中での生育が必要である。そのためには廃水中の特定有機物質（たとえばナフタリン）を低濃度から徐々に時間をかけて増加し訓育することが必要である。











訓育期間は目的濃度の絶対値の大小にもよるが2週間～1ヶ月間が一般的である。

### 3.2 レゾルシン製造設備

#### 3.2.1 前提

近代化の目標および解決すべき問題点は以下のとおりである。

##### (1) 近代化の目標

- 1) スルホン化ユニットの合理化
- 2) アルカリフュージョン装置の合理化
- 3) 蒸留ユニットの合理化
- 4) 原材料（ベンゼンモノスルホン酸，カ性ソーダ，塩酸等）原単位の向上
- 5) 製品々質の向上
- 6) 生産能力の拡大（目標 1,000～1,500トン／年）
- 7) 環境改善（廃気・廃水処理の合理化）
- 8) 省力化・作業環境の改善

##### (2) 解決すべき問題点

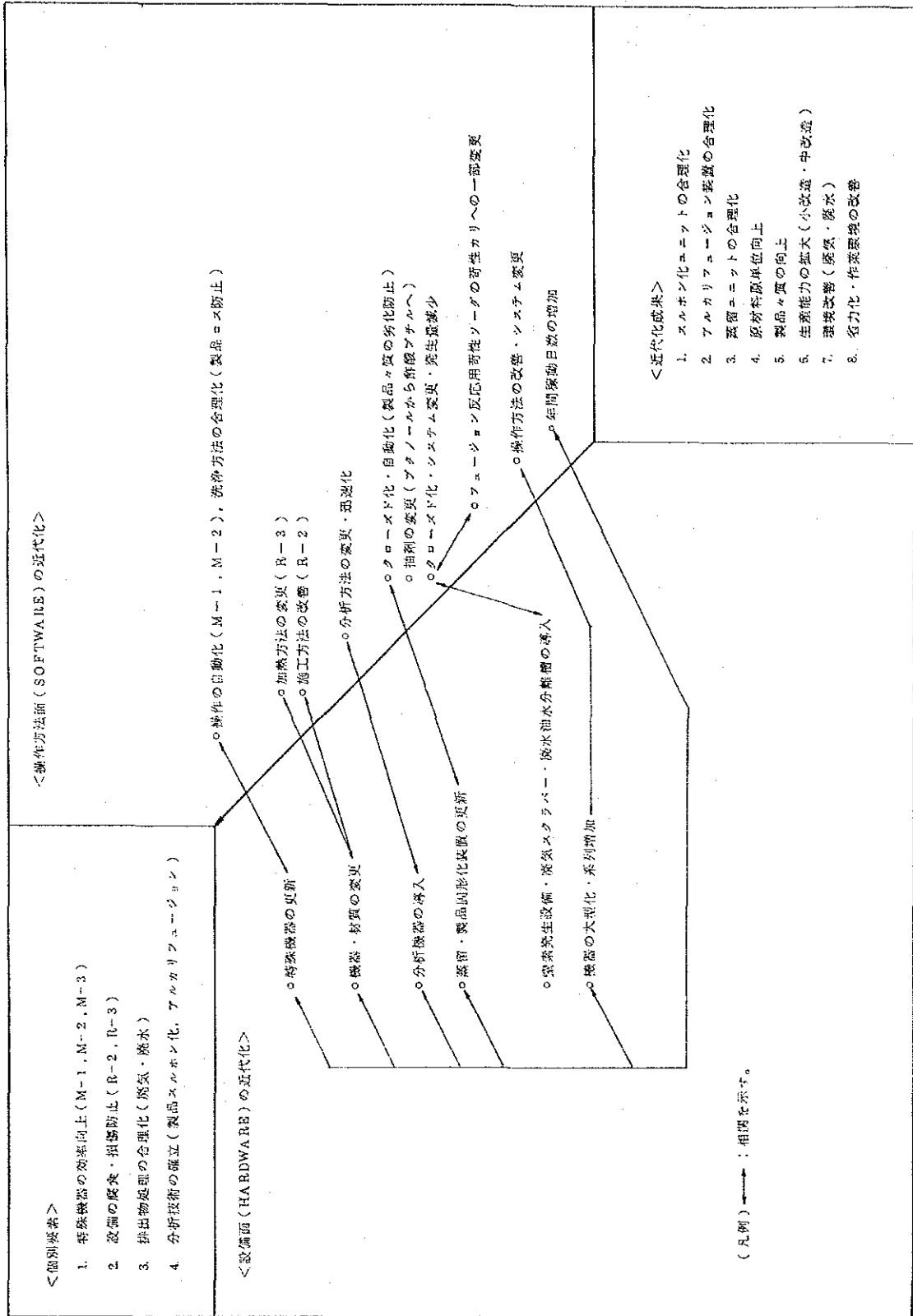
- 1) 特殊機器（芒硝濾過・亜硫酸濾過・製品固形化装置）の効率向上
- 2) 設備の腐食・損傷防止（中和・アルカリフュージョン装置）
- 3) 廃気・廃水の減少および処理システムの確立
- 4) 分析技術の確立（製品，スルホン化・アルカリフュージョン生成物）

(1)・(2)項と近代化手法との相関は図V-12に示すとおりであるが、相互に密接な関連があるので個別検討のみでは不十分であり総合的な検討を必要とする。

ここでは小改造・中改造・大改造を次のような基本前提の下にケース設定し検討を取進める。

##### (3) 小改造

図 V-12 レゾルシン製造設備近代化検討フロー



- 1) 生産能力を550トン/年とする。
- 2) 改造は最小限とし、芒硝濾過・亜硫酸濾過・製品蒸留・製品固形化装置のみとする。
- 3) 抽剤の変更、アルカリフュージョン用カ性ソーダ原単位向上のための助剤変更等システムの變更および上記以外の装置・システムは現状設備を利用するものとして改造を考慮しない。
- 4) 改造する装置については中改造時点における二重投資を避けるために中改造(1,000トン/年)に見合い能力とする。

#### (4) 中改造

- 1) 生産能力を1,000トン/年とする。
- 2) 近代化の目標を織込む。したがって全面的な改造となる。
- 3) 各素反応を変更するためには基礎研究段階から検討する必要があり、長期間を要する。したがって原則としては現状の素反応によるものとする。

#### (5) 大改造

- 1) 図IV-5に示したとおり1,000トン/年以上への能力拡大は、希釈装置を除く全装置で能力不足となるため、現状設備を利用する改造は現実的でなく、設備の新設が必要である。
- 2) 新設は本近代化計画の対象外であるが、参考用に設備費を文献等より算出する。
- 3) 生産能力は2,000トン/年とする。

#### (6) 設備費策定の前提条件

- 1) 設備費として含めた範囲は次のとおりである。
  - 機器購入費
  - 工事費
  - 機器据付、工事等に伴なりスーパバイジング費尚 試運転に必要な触媒、助剤、用役、原料等の費用は上記設備費の範囲には含まれていない。
- 2) 設備費は1985年5月時点の日本ベースとして算出した。

### 3.2.2 小改造

#### (1) 改造フロー

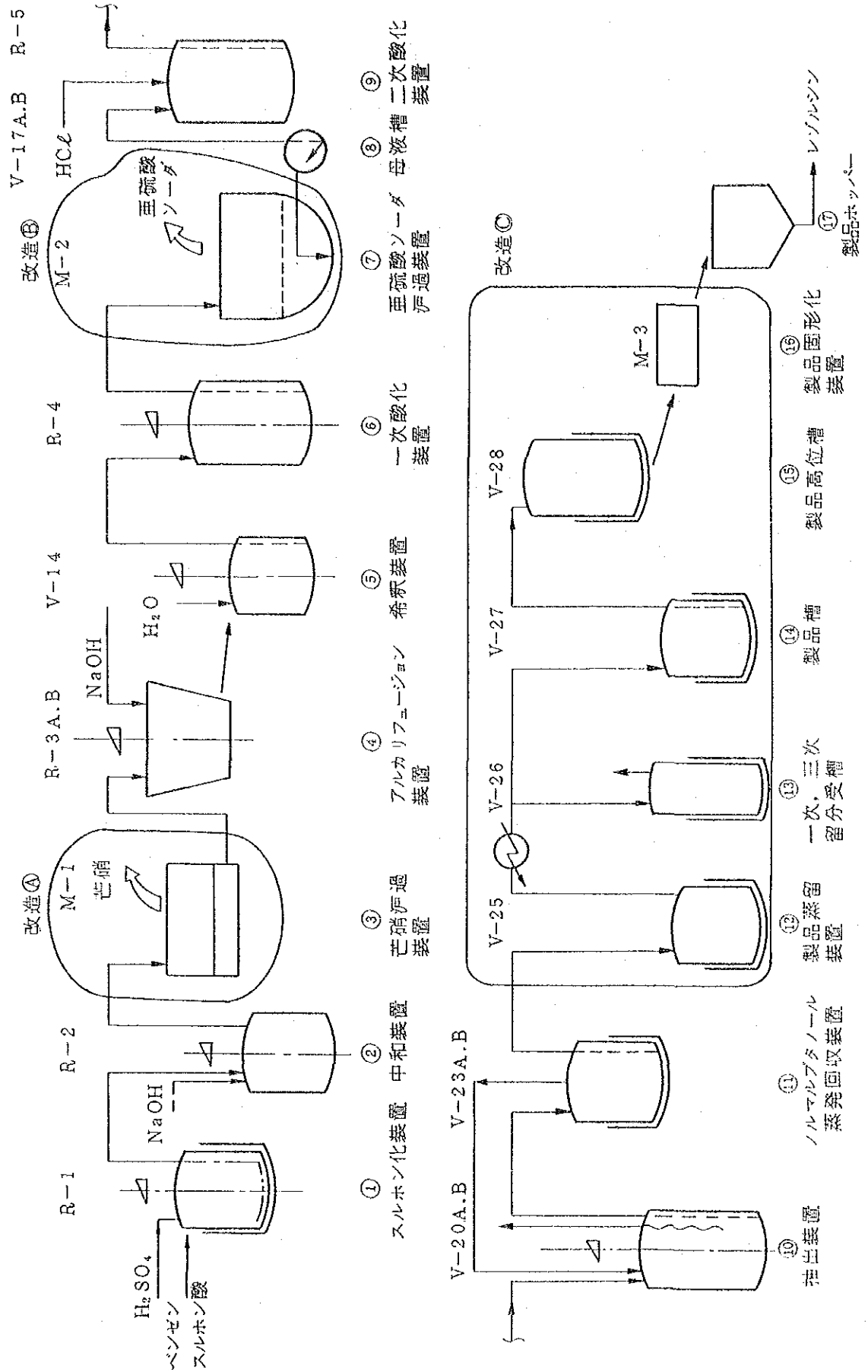
図V-13に示すとおり芒硝濾過装置(M-1)、亜硫酸ソーダ濾過装置(M-2)、製品蒸留装置(V-25)―製品固形化装置(M-3)の更新を行なう。

#### (2) 改造の概要

##### 1) 改造 ④

芒硝濾過装置を吸引濾過方式から遠心分離方式に変更し、操作を自動化する。

図 V-13 レゾルシン製造設備 小改造フロー



## 2) 改造 ㊸

亜硫酸ソーダ濾過装置を吸引濾過方式から遠心分離方式に変更し、操作を自動化する。

## 3) 改造 ㊹

製品槽・製品高位槽を廃止し、製品蒸留装置と製品固形化装置を直結する。

### (3) 改造の詳細

#### 1) 芒硝濾過装置 (M-1) の更新

図V-14, 図V-15に示す横型バスケット式自動遠心分離機を導入する。その主要諸元は以下のとおりである。

- 能力；レゾルシン生産能力1,000トン/年に対応し、原液2,350kg/時、濾過ケーキ500kg/時とする。
- 仕様；バスケット内径630mm, 容量44ℓ, 濾過面積0.63m<sup>2</sup>, 最高回転数2400rpm, 最大遠心効果2,000G, 所要動力11-22KW, 機械重量1.35トン, 材質ステンレススチール
- 操作方法；全自動式, 1サイクル所要時間4分間程度(実運転によりタイマー設定の変更は可能)
- 効率；現状のロス(7.3%)を70%低減する。
- 設備費

遠心分離機本体および付属機器一式 ; 3,4500千円

原液および洗浄液ヘッドタンクその他機器一式 ; 3,000千円

土木・据付・配管・電気・計装工事一式 ; 1,2000千円

---

(合計) ; 49,500千円

#### 2) 亜硫酸ソーダ濾過装置 (M-2) の更新

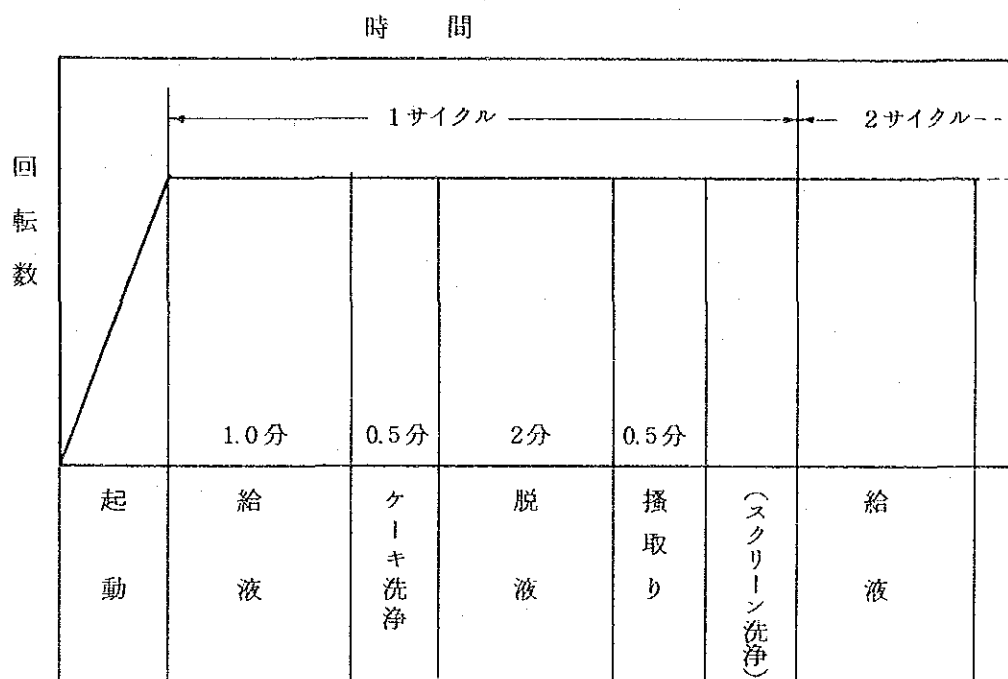
図V-14, 図V-15に示す横型バスケット式自動遠心分離機を導入する。その主要諸元は以下のとおりである。

- 能力；レゾルシン生産能力1,000トン/年に対応し、原液4,400kg/時、濾過ケーキ1,150kg/時とする。
- 仕様；バスケット内径800mm, 容量88ℓ, 濾過面積1.0m<sup>2</sup>, 最高回転数1,800rpm, 最大遠心効果1,440G, 所要動力15-30KW, 機械重量2.6トン, 材質ステンレススチール
- 操作方法；全自動式, 1サイクル所要時間4分間程度(実運転によりタイマー設定の変更は可能)

- 効率；現状のロス（1.7%）を70%低減する。
- 設備費

遠心分離機本体および付属機器一式	； 41,500千円
原液および洗浄液ヘッドタンクその他機器一式	； 3,600千円
土木・据付・配管・電気・計装工事一式	； 14,400千円
(合計)	
	； 59,500千円

なお 自動遠心分離機の操作は以下のとおりであり、横型バスケット方式では回転数の変更は不要である。

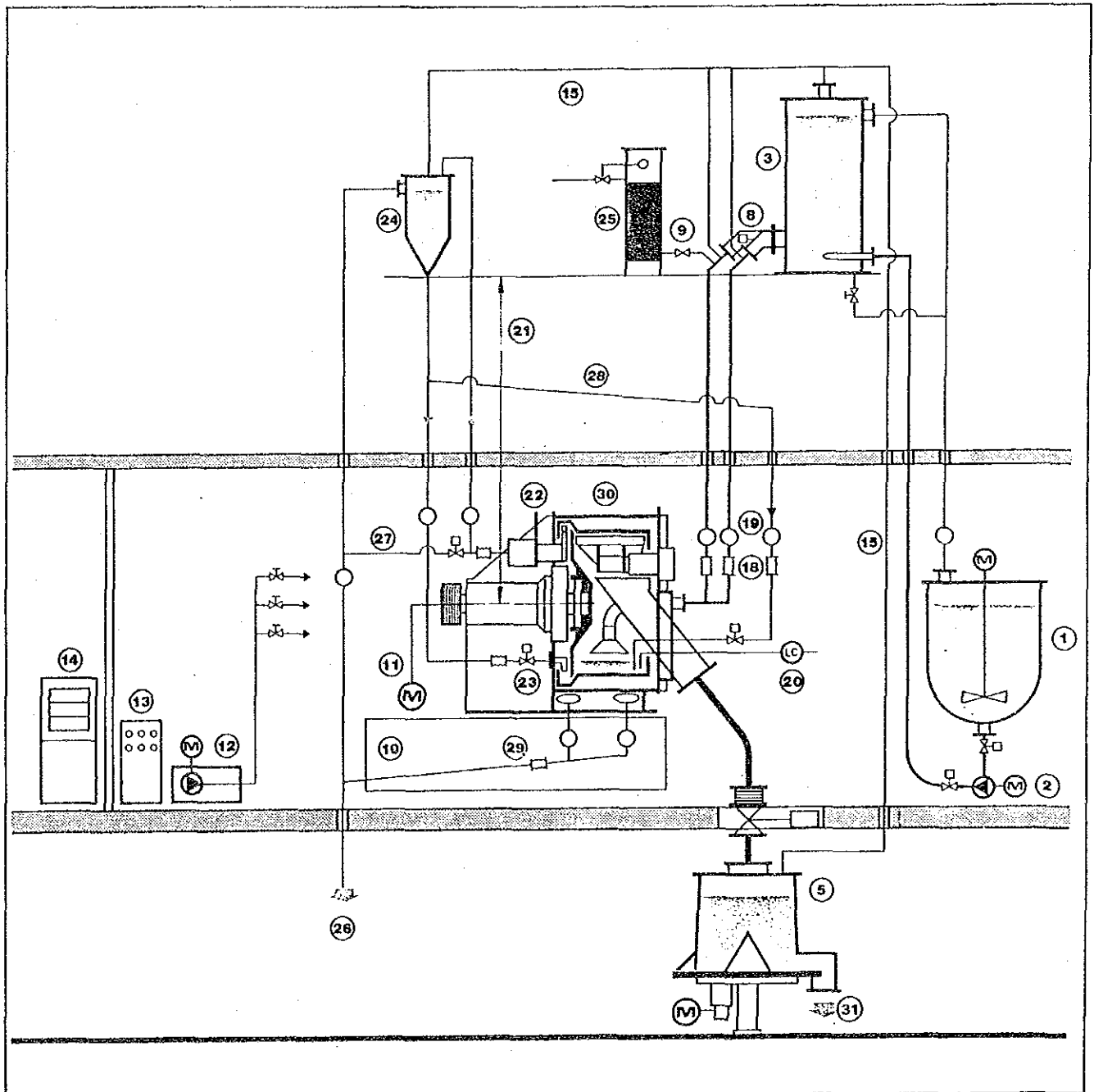


また各操作（給液・洗浄等）は自動開閉バルブで行ない、スクリーン洗浄は数十サイクルに1回でよい。

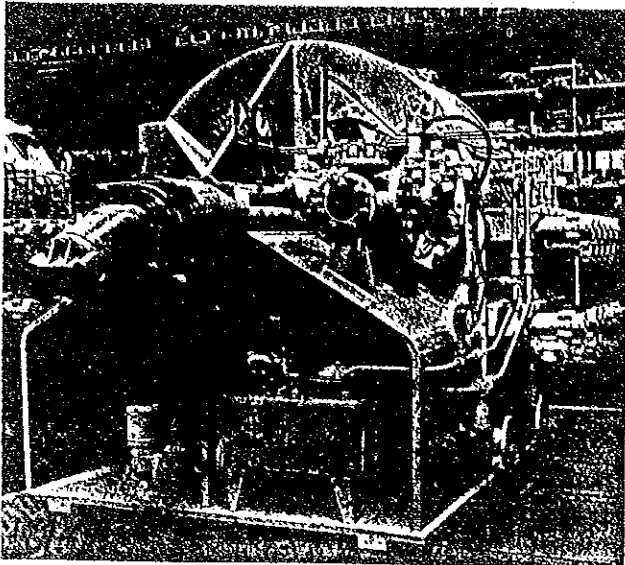
代表的な1サイクル所要時間を上図に示したが、このサイクルはシーケンスプログラマーにより制御され、実運転による分離効率を確認しながらタイマーを設定変更することが可能である。

図 V-14 遠心分離機フローシート

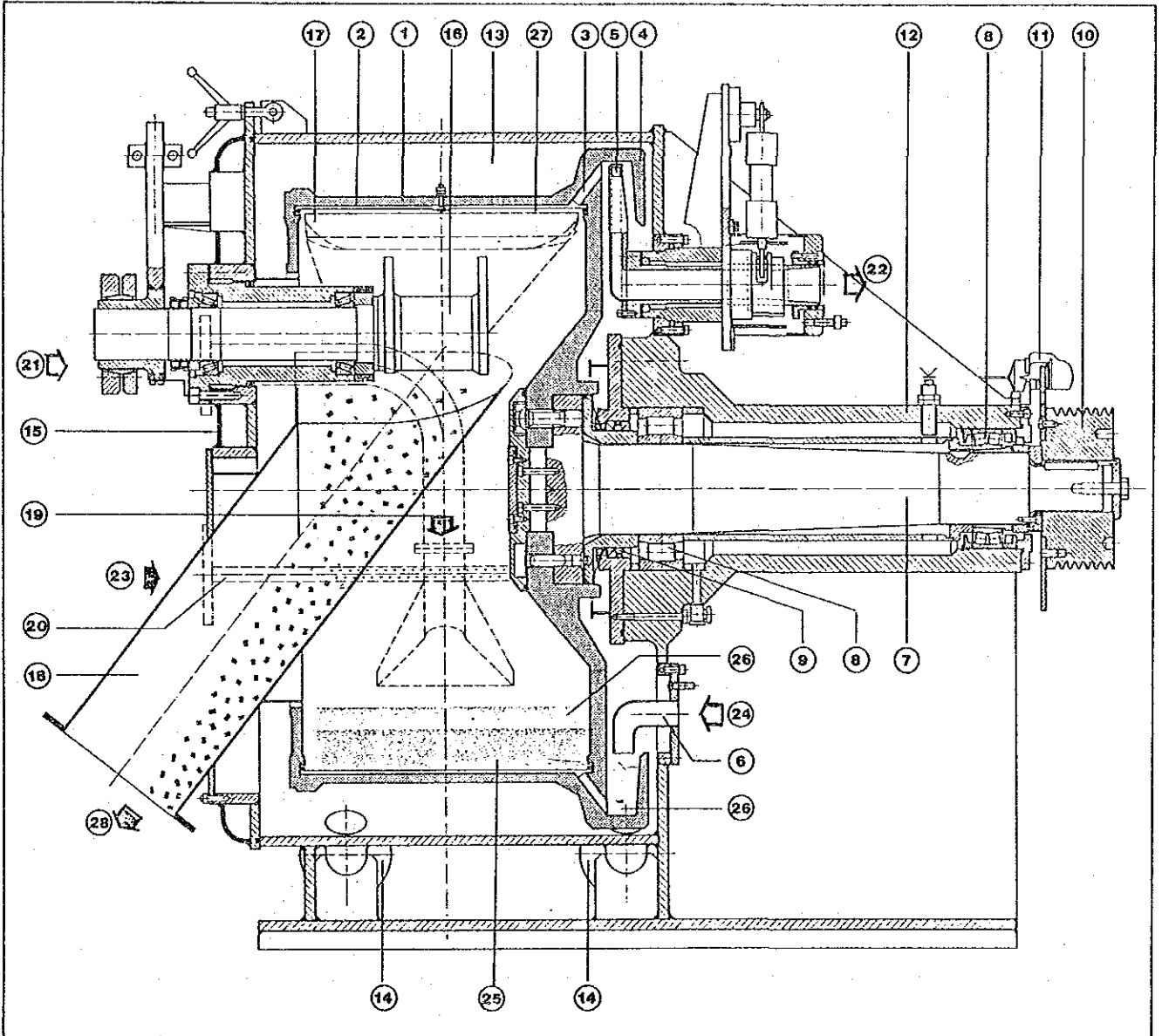
- |                  |                                      |                             |
|------------------|--------------------------------------|-----------------------------|
| 1. スラリータンク       | 13. 現場操作盤 (防爆仕様) → 今回不要              | 25. 洗浄液タンク                  |
| 2. スラリー循環ポンプ     | 14. 制御盤 (計器室又は、非防爆地域に設置)             | 26. 排出液                     |
| 3. ヘッドタンク        | 15. 連通配管                             | 27. サイホンパイプから排出される液 (ポンプ不要) |
| 4. ビーラーセントリフュージ  | 16. N <sub>2</sub> 供給配管 (防爆用) → 今回不要 | 28. スリットスクリーン (ろ材の下網) の洗浄液  |
| 5. 定量フィーダー       | 17. O <sub>2</sub> 量測定計器 (防爆用)       | 29. オーバーフロー                 |
| 6. 回収ボックス        | 18. フレキシブル配管                         | 30. サイホンビーラーセントリフュージ        |
| 7. ろ液/洗浄液別回収用バルブ | 19. サイトグラス                           | 31. 固形分                     |
| 8. 給液バルブ         | 20. フィードコントロール装置                     |                             |
| 9. 洗浄バルブ         | 21. ヘッドタンク迄の高さ(2~3m)                 |                             |
| 10. コンクリートブロック   | 22. サイホンパイプ                          |                             |
| 11. 駆動装置         | 23. 給水管                              |                             |
| 12. 油圧ユニット       | 24. 給水タンク                            |                             |



図V-15 遠心分離機の構造



- |               |                 |
|---------------|-----------------|
| 1. サイホンバスケット  | 16. 掻取装置        |
| 2. ろ材         | 17. 掻取ナイフ       |
| 3. サイホン孔      | 18. 固形分排出シュート   |
| 4. サイホン室      | 19. 給液管         |
| 5. サイホンパイプ    | 20. 洗浄管         |
| 6. 給水管        | 21. スラリーの供給     |
| 7. 主軸         | 22. ろ液・洗浄液の排出   |
| 8. ベアリング      | 23. 洗浄液の供給      |
| 9. オイルシール     | 24. 呼び水、逆洗浄水の供給 |
| 10. Vプーリ      | 25. 固形分ケーキ層     |
| 11. ディスクブレーキ  | 26. ろ液          |
| 12. ベアリングケース  | 27. 基礎層         |
| 13. ケーシング     | 28. 固形分の排出      |
| 14. オーバーフロー出口 |                 |
| 15. 扉         |                 |





### 3) 製品蒸留および製品固形化装置の更新

図 V - 16 に示すシステムを導入し、製品固形化装置は図 V - 17 に示す回転式真空冷却器に更新する。

その主要諸元は以下のとおりである。

- 能力；レジルシン生産能力 1,000 トン/年に対応し、原液 315 kg/時、製品 175 kg/時とする。
- 製品蒸留装置仕様  
内容量 4 m<sup>3</sup>、攪拌機・スチームジャケット (20 kg/cm<sup>2</sup>G)、精密器・ストップバルブ付、材質ステンレスチール
- 製品固形化装置仕様  
真空回転冷却器、入口部スチームジャケット (5 kg/cm<sup>2</sup>G)・下部ダクトに切換ダンパー付、ローター外径 1,250 mm、ローター長さ 1,000 mm、材質ステンレスチール
- 操作方法；手動方式、蒸留および製品固形化所要時間 16 時間、クローズド化 (真空度 -750 mmHg) 方式、初留によりブタノール・水分等除去する。その間ストップバルブにより製品固形化装置と縁切りしておく。初留完了後ストップバルブを開とし固形化開始する。フレーク形状・色を見ながら正規製品が製出すればダンパーにより初留・後留受器から製品受器に切換える。
- 設備費

製器蒸留装置本体および付属機器一式	；	6,360千円
真空回転冷却器本体および付属機器一式	；	4,800千円
その他機器類一式	；	5,220千円
土木・据付・配管・計装・電気等諸工事一式	；	7,910千円

( 合 計 ) 67,490千円

### (4) 経済性

小改造による経済性の向上効果には以下の2点がある。

- 合理化効果  
ロス低減等により生産能力は一定であっても原料等の原単位が向上し、変動費が低下する。
- 能力増強効果  
生産能力増強により販売数量増大が可能となる。  
各々の経済性向上効果を次のとおり算出する。

図 V - 16 製品蒸留・固形化装置フローシート

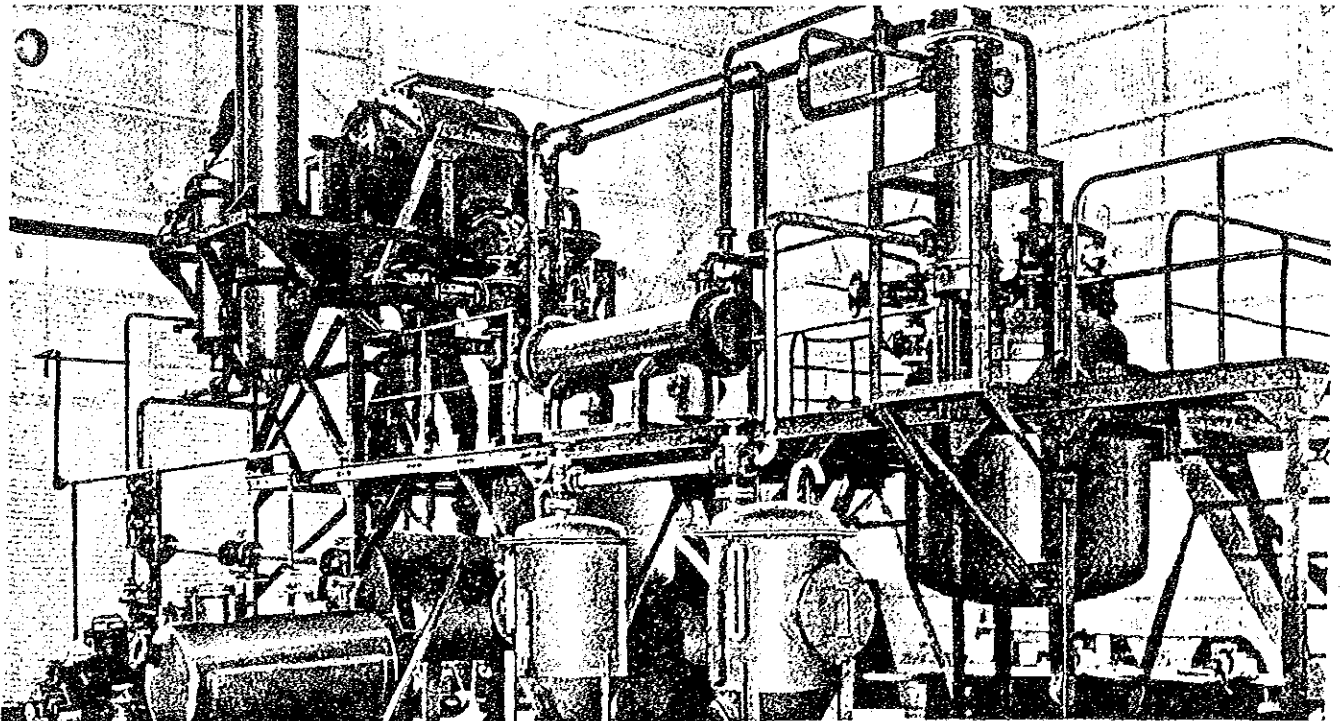
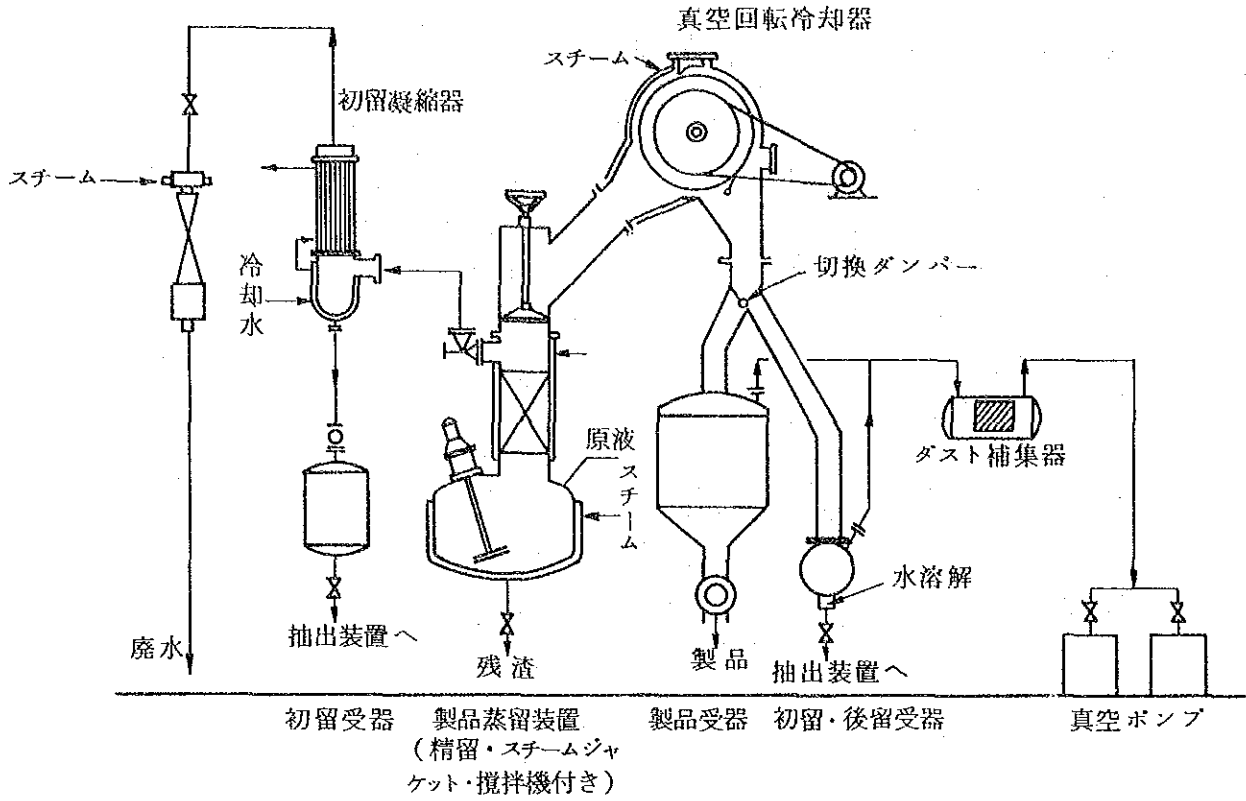
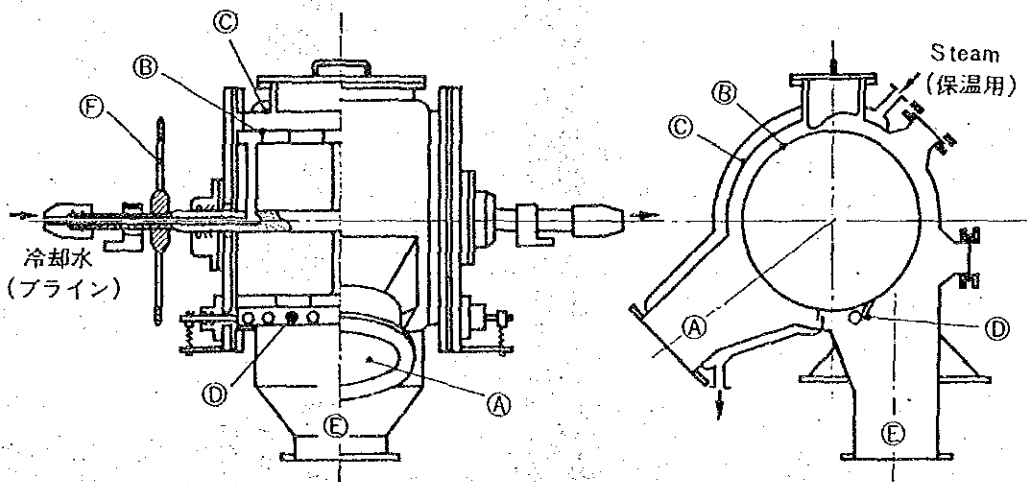
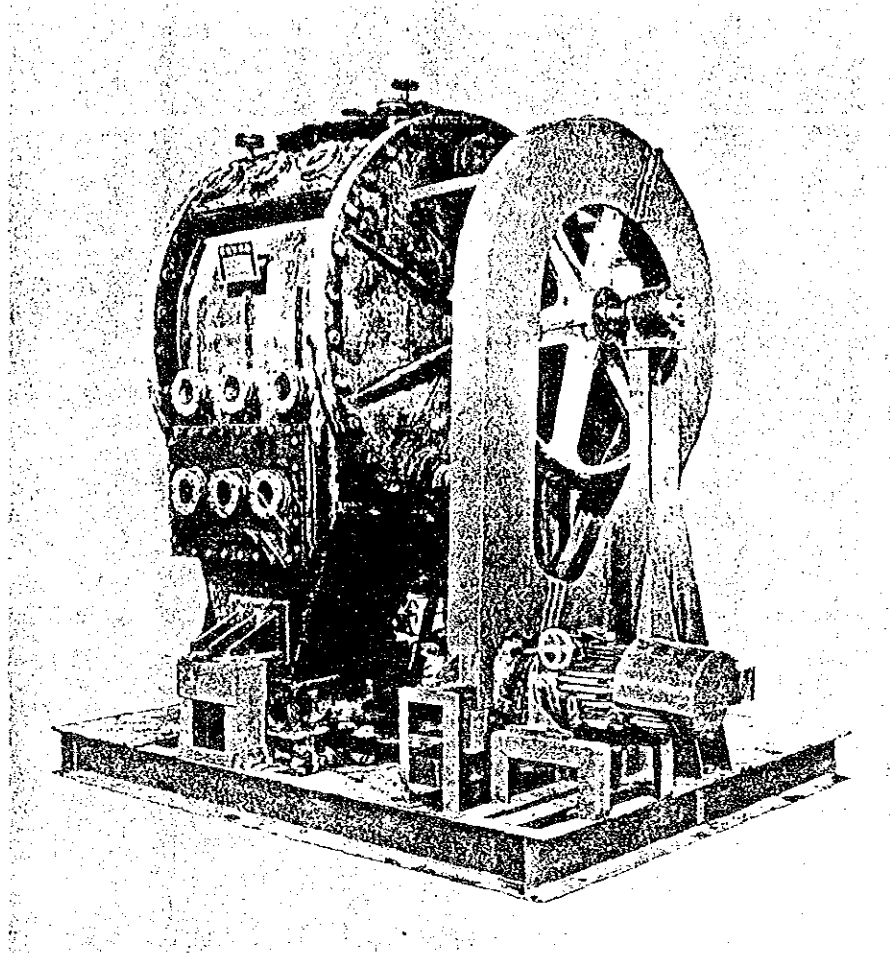


図 V - 17 回転式真空冷却器の構造



- |                  |                   |                |
|------------------|-------------------|----------------|
| ① 留出蒸気導管(ジャケット付) | ③ ケーシング(一部ジャケット付) | ⑤ 粉末フレーク導管     |
| ② 回転凝縮ドラム(ロータ)   | ④ スクレーバ           | ⑥ チェイン sproケット |

## 1) 合理化効果

### ① 前提

- 芒硝分離のロス(現状37.5kg/バッチ)が70%低減し11.3kg/バッチとなる。
- 亜硫酸分離のロス(現状7kg/バッチ)も同様2.1kg/バッチとなる。
- 蒸留ボトムロス(現状21.3kg/バッチ)が30%低減し14.9kg/バッチとなる。
- 用役は芒硝分離・亜硫酸分離で電気を新たに使用するが、現状の真空濾過で使用しているエネルギーと同一と考える。

したがって原料原単位の向上に反比例して用役原単位等が低下する。

### ② 改造後の原単位

総合収率は現状58.0%から64.6%に向上するので、ベンゼンモノスルホン酸の原単位は現状2.469から2.217に向上する。

### ③ 改造後の変動費利益は表V-4, 5の結果より次式で算出する。

$$(1,125.27 - 1,010.48) \text{円/kg.レゾルシン} \times 450 \text{トン.レゾルシン/年} \\ = 51,656 \text{千円/年}$$

## 2) 能力増強効果

### ① 前提

- 100トン/年の増産は全量販売可能とする。
- 原単位は小改造後の原単位とし、製品価格と変動費の差が利益源となる。

### ② 変動費利益

変動費は表V-5のとおり1,010.48円/kgである。

一方製品価格は1,400円/kgであるので次式により変動費利益は38,952千円/年となる。

$$(1,400 - 1,010.48) \text{円/kg.レゾルシン} \times 100 \text{トン.レゾルシン/年} = 38,952 \\ \text{千円/年}$$

## 3) 経済性

小改造による変動費利益および設備費は以下のとおりである。

### ① 変動費利益

合理化効果と能力増強効果の合計90,608千円である。

### ② 設備費

改造④-⑥の合計17,690千円である。

### ③ 投下資本回収期間(P.O.T)

$$\text{P.O.T} = \frac{\text{(設備費)}}{\text{(変動費利益) - (限界的固定費増)}}$$

ここで限界的固定費増とは金利・保全費・保険費の合計で、設備費の10.99%に相当する。なおこの場合人員増減はないので人件費の変化はない。

したがって

$$\text{P.O.T} = \frac{17,6490}{90,608 - 17,6490 \times 0.1099} = 2.48 \text{年}$$

経済性は良好である。

表V-4 (レゾルシン) 現 状 変動費計算書

<1985年5月;日本価格ベース>

	単 価	変 動 費		備 考
		原単位	原単価	
1. 原材料費	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) ベンゼンスルホン酸	168.5*1	2.469	416.03	100%換算
(2) 塩 酸	6.7	9.130	61.17	濃度≥31%
(3) 硫酸ナトリウム	55.8	0.052	2.90	濃度≥97%
(4) 65%発煙硫酸	36.9	2.490	91.88	
(5) カ性ソーダ	69.0	6.560	452.64	100%換算
(6) 工業用ブタノール	202.5	0.170	34.43	
(小 計)			(1,059.05)	*1;想定値
2. 副産物控除	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) 亜硫酸	30.3	△5.405	△163.77	含有量50%
(2) 硫酸ナトリウム	40.3	△2.369	△95.47	含有量70%
(小 計)			(△259.24)	
3. 用 役 費			(円/kg)	
(1) 重 油	48.9円/kg	2.752kg/kg	134.57	
(2) 中圧スチーム	5.3円/kg	2.050kg/kg	10.87	
(3) 低圧スチーム	4.9円/kg	3.056kg/kg	149.74	
(4) 電 気	15.5円/KWH	1.383KWH/kg	21.44	
(5) 工 水	5.5円/T	1,608kg/kg	8.84	
(小 計)			(325.46)	
変動費合計			1,125.27円/kg	
製品価格			1,400円/kg	

表V-5 (レゾルジン  
小改造後) 変動費計算書

<1985年5月;日本価格ベース>

	単 価	変 動 費		備 考
		原単位	原単価	
1. 原材料費	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) ベンゼンスルホン酸	168.5 <sup>*1</sup>	2.217	373.56	100%換算
(2) 塩 酸	6.7	8.198	54.93	濃度 $\geq$ 31%
(3) 硫酸ナトリウム	55.8	0.047	2.62	濃度 $\geq$ 97%
(4) 65%発煙硫酸	36.9	2.236	82.51	
(5) カ性ソーダ	69.0	5.890	406.41	100%換算
(6) 工業用ブタノール	202.5	0.153	30.98	
(小 計)			(951.01)	*1;想定値
2. 副産物控除	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) 亜硫酸	30.3	$\Delta$ 4.853	$\Delta$ 147.05	含有量50%
(2) 硫酸ナトリウム	40.3	$\Delta$ 2.127	$\Delta$ 85.72	" 70%
(小 計)			( $\Delta$ 232.77)	
3. 用 役 費			(円/kg)	
(1) 重 油	48.9円/kg	2.471kg/kg	120.83	
(2) 中圧スチーム	5.3円/kg	1.841kg/kg	9.76	
(3) 低圧スチーム	4.9円/kg	2.744kg/kg	134.46	
(4) 電 気	15.5円/KWH	1.242KWH/kg	19.25	
(5) 工 水	5.5円/T	1.444kg/kg	7.94	
(小 計)			(292.24)	
変動費合計			1,010.48円/kg	
製品価格			1,400円/kg	

### 3.2.3 中改造

#### (1) 改造フロー

図V-18に示すとおり希釈装置と小改造に織込んだ芒硝過装置・製品蒸留および固形化装置以外の全装置が対象となる。

#### (2) 改造の概要

レゾルシン生産能力1,000トン/年、原単位および品質の向上、環境改善、作業環境の改善を目標に総合的改造を実施する。各装置ごとの改造の概要は以下のとおりである。

##### 1) 改造① (スルホン化装置)

スルホン化の収率は、他国の数値と比較して遜色ないので能力増強(装置の大容量化または系列増加)を主体とする。

##### 2) 改造② (中和装置)

耐酸タイルの剥離防止および能力増強を主体とする。

##### 3) 改造③ (アルカリフュージョン装置)

カ性ソーダ原単位の低減、腐食・損傷の防止、能力増強を対象とする。

##### 4) 改造④ (一次酸化装置)

能力増強を対象とする。

##### 5) 改造⑤ (二次酸化装置)

能力増強を対象とする。

##### 6) 改造⑥ (抽出装置)

抽剤の変更による効率の向上と能力増強を対象とする。

##### 7) レゾルシン製造設備共通の改造

- ① 窒素ソールによるクローズド化
- ② 廃気(ベントガス)スクラバーの改善
- ③ 廃水処理(油水分離槽等)の改善
- ④ 分析方法の改善

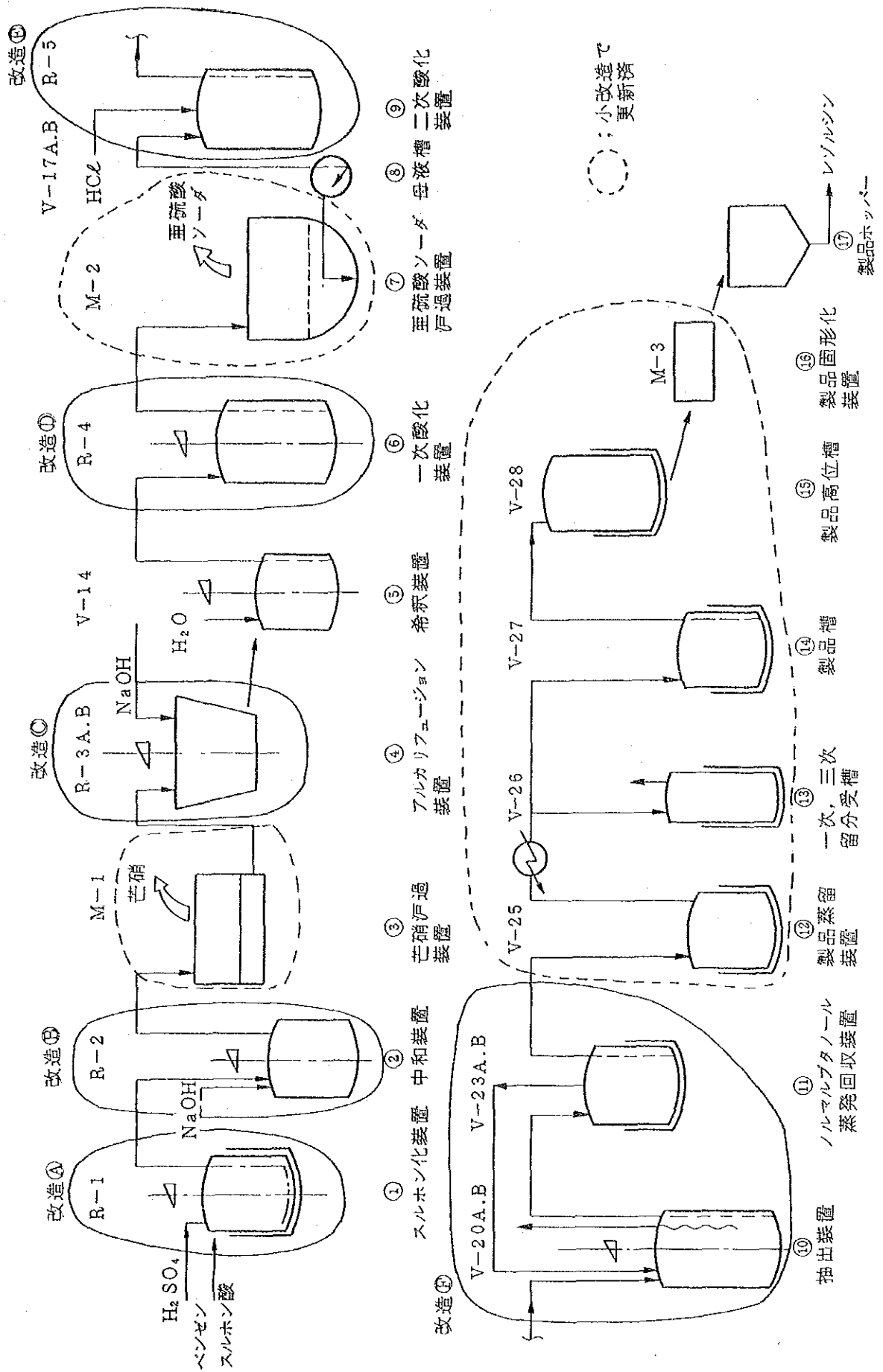
#### (3) 改造の詳細

##### 1) スルホン化装置

- 現状のレゾルシン換算生産能力は75.2kg/時(541トン/年)であり、レゾルシン1,000トン/年を達成するためには能力1.85倍が必要である。ただし中改造の結果ロスが低減するので、総合収率の向上を約20%(58%→70%に向上)と考えると1.54倍の能力増とすればよい。現状の容量は3m<sup>3</sup>であるので5m<sup>3</sup>の装置に相当する。



図 V-18 レゾルシン製造設備中改造フロー



○ 改造仕様

現状と同一仕様のを1基追加するか、または容量(5 m<sup>3</sup>)を除き同一仕様のものに更新する。その仕様は以下のとおりである。

1基追加：容量3 m<sup>3</sup>，寸法φ1,600×1,685×32mm

鍋式攪拌機・加熱冷却ジャケット(伝熱面積8.3 m<sup>2</sup>)付，設計温度160℃，設計圧力(本体)3 kg/cm<sup>2</sup>G，(ジャケット)6.5 kg/cm<sup>2</sup>G，材質(本体)鋳鉄，ジャケット炭素鋼。

大容量に更新；容量5 m<sup>3</sup>，寸法・伝熱面積を除き現状(上記)と同一仕様。

○ 設備費

1基追加；

本体および攪拌機等機器一式；	6,000千円
据付・配管・土木・電気・計装工事等一式；	2,850千円
(合計)	8,850千円

大容量に更新

本体および攪拌機等機器一式；	7,800千円
据付・配管・土木・電気・計装工事等一式；	1,560千円
(合計)	9,360千円

なお上記2ケースのいずれかを採用するかは設備費のみではなく、設置スペースの有無・工事の難易度・2系列となるための操作の複雑性を総合判断して決定する必要がある。ここでは大容量に更新することを提案したい。

○ スルホン生成の抑制には次の方法がある。

① 一次スルホン化温度の低下；現在ベンゼンモノスルホン酸の製造はレゾルシン製造設備外の製造設備で気相法(9.25%硫酸により170-175℃の反応温度)により実施されているが、スルホン生成抑制のためには10-20℃低下することが望ましい。

② 芒硝添加量の増加；可能であれば一次スルホン化装置に添加することが望ましいが気相法であり効果が少ないことが予想される。二次スルホン化(R-1)生成物中には現状約1.5%の芒硝が残存するが、残存量を5%程度まで増加することが有効である。

○ 二次スルホン化生成物中の残存硫酸の低減には以下の方法がある。

① 無水硫酸の使用；一次/二次スルホン化で100%SO<sub>3</sub>を使用すれば硫酸は残存しないが、大量のスルホンが副生し、かつ高価な助剤を必要とし現実的でない。

- ② 残存硫酸の蒸発分離；二次スルホン化生成物から真空薄膜蒸発器により硫酸を蒸発分離し、回収された硫酸を一次スルホン化装置その他で有効利用する。

本方式はコッパース社特許であり特殊な装置および高級材質と特殊な熱媒体システムを必要とする。

中改造には織込まず大改造の中で簡単に述べることにしたい。

- ③ 二次スルホン化温度の上昇；反応温度を上昇すれば過剰なSO<sub>3</sub>必要量が減少する。一方スルホン生成を助長することとなるので前述のスルホン生成抑制効果と総合的に判断しなければならない。このためには実験室または、実際の装置（一次スルホン化および二次スルホン化）で確認実験をする必要がある。

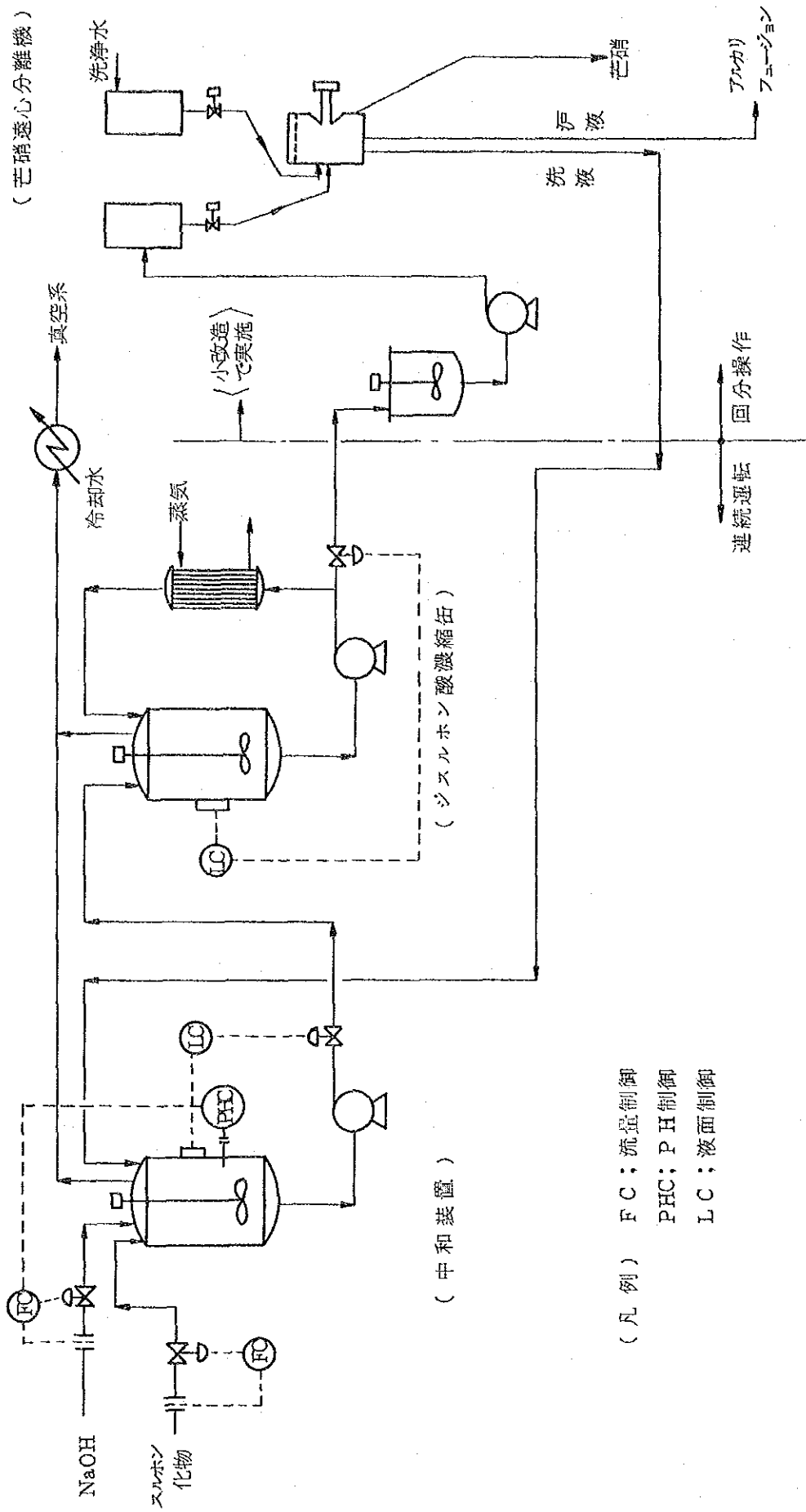
## 2) 中和装置

- 小改造で織込んだ芒硝ろ過装置の更新に加え、耐酸タイルの剥離対策および能力増強とジスルホン酸の濃縮によるアルカリフュージョン装置の合理化のため、図V-19に示すシステムに変更する。
- 改造の要点は以下のとおりである。
  - ① システムは中和装置・ジスルホン酸濃縮缶・芒硝遠心分離機およびこれら装置の付属機器により構成される。
  - ② 中和装置はカ性ソーダ・スルホン化生成物の同時滴下方式とし連続運転とする。
  - ③ ジスルホン酸濃縮缶も連続運転とする（濃度；50%）
  - ④ 芒硝遠心分離機は回分操作であるが自動化されている。
- 改造仕様
  - ① 中和装置；内容量3m<sup>3</sup>，耐酸レンガ・耐酸セメントによる内張り，プロペラ式攪拌機付き，カ性ソーダおよびジスルホン酸の連続滴下のための制御装置（流量・PHコントロール），連続抜出しのための液面制御装置とポンプ付き。また装置内を減圧化する。
  - ② ジスルホン酸濃縮缶；内容積3m<sup>3</sup>，炭素鋼製，圧力-60mmHg，温度102℃，プロペラ式攪拌機付き，連続抜出しのための液面制御装置とポンプ付き，蒸気加熱器付き。
  - ③ 芒硝遠心分離機；小改造で実施済。

## ○ 設備費

中和装置本体および付属機器一式；	；	5,760千円
その他機器一式	；	1,260千円
土木・据付・配管・電気・計装工事一式	；	3,912千円
（合計）		5,748千円

図 V-19 中和装置廻り改造フロー



(凡例) FC: 流量制御  
 PHC: PH制御  
 LC: 液面制御

### 3) アルカリフュージョン装置

○ 現状のレゾルシン換算生産能力は101.2kg/時(729トン/年)でありレゾルシン1,000トン/年を達成するためには1.37倍の能力増が必要である。ただし中改造において、ジスルホン酸の濃縮(現状42%→50%に変更)、カ性カリの使用によるアルカリ消費量の低減(現状モル比8.9→6.0に低減可能)、総合収率の約20%向上および腐食・損傷防止対策による年間稼働日数の増加を織込むと装置容量は現状のままでよい。

○ 改造の要点は以下のとおりである。

- ① カ性ソーダをカ性ソーダ/カ性カリ=4の混合アルカリ液に変更する。この時アルカリ/ジスルホン酸のモル比は現状の8.9から6.0程度に低減可能である。
- ② アルカリフュージョン装置を更新する。
- ③ 重油燃焼加熱炉のバーナーを改造し、直火の当りを回避するとともに底部ノズルの保護対策を実施する。

○ 改造仕様

- ① アルカリフュージョン装置；内容積 $3\text{ m}^3 \times 2$ 基，材質鑄鉄，内寸 $1,600\text{ }\phi \times 1,880 \times 45-55\text{ mm}$ ，錨式攪拌機付  
なお概形図を図V-20に示す。
- ② 加熱炉；前燃焼室を設置，空気噴霧式バーナーを2本設置，底部拔出しノズル保護のため耐火レンガの被覆を実施する。
- ③ カ性カリの導入を含むアルカリフュージョン装置廻りの改造フローを図V-21に示す。

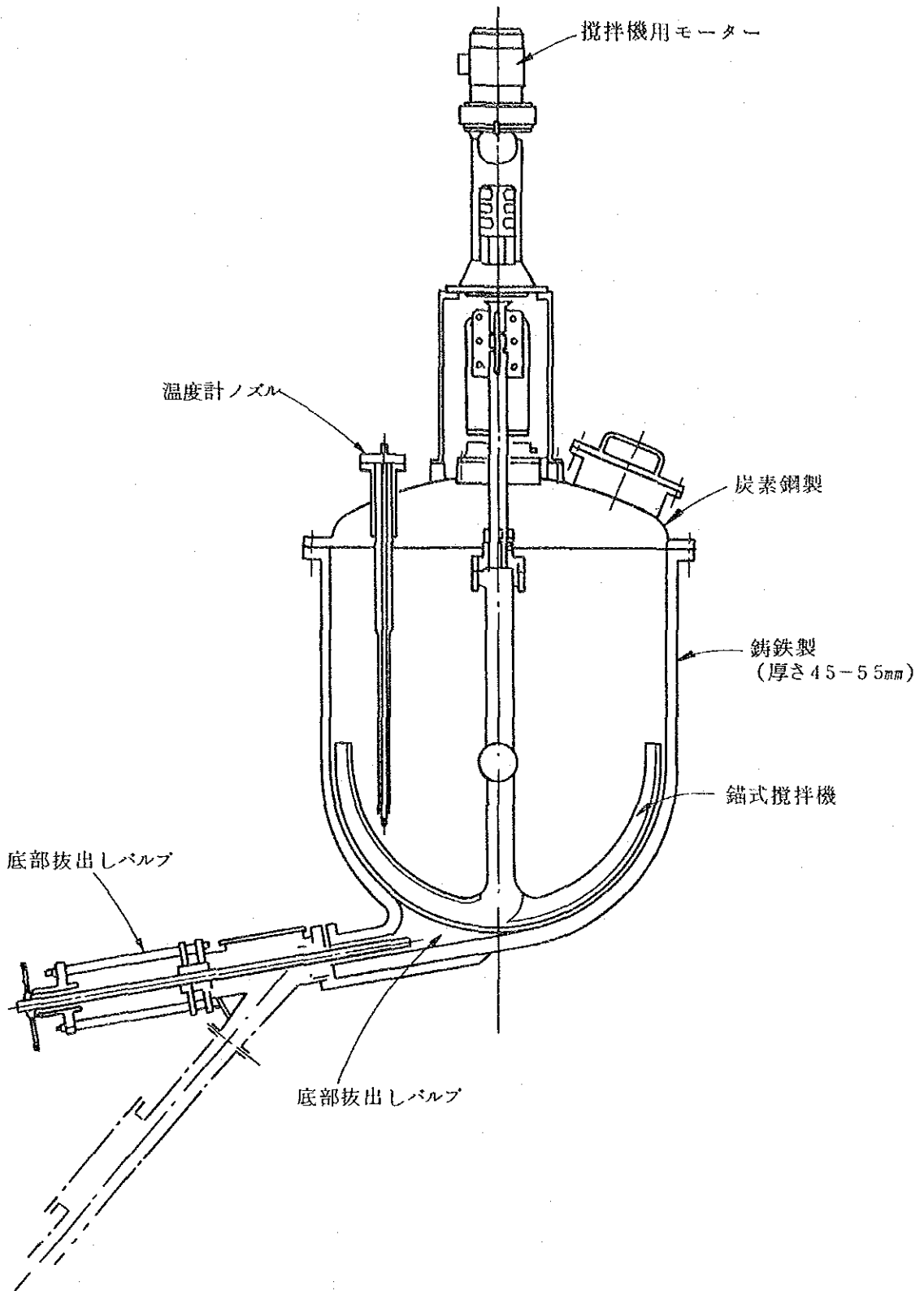
○ 設備費

アルカリフュージョン装置機器本体2基	22,000千円
その他機器	1式； 4,400千円
土建・配管・計装・電気・据付工事	1式； 7,900千円
加熱炉改造工事	2式； 10,600千円
(合計)	44,900千円

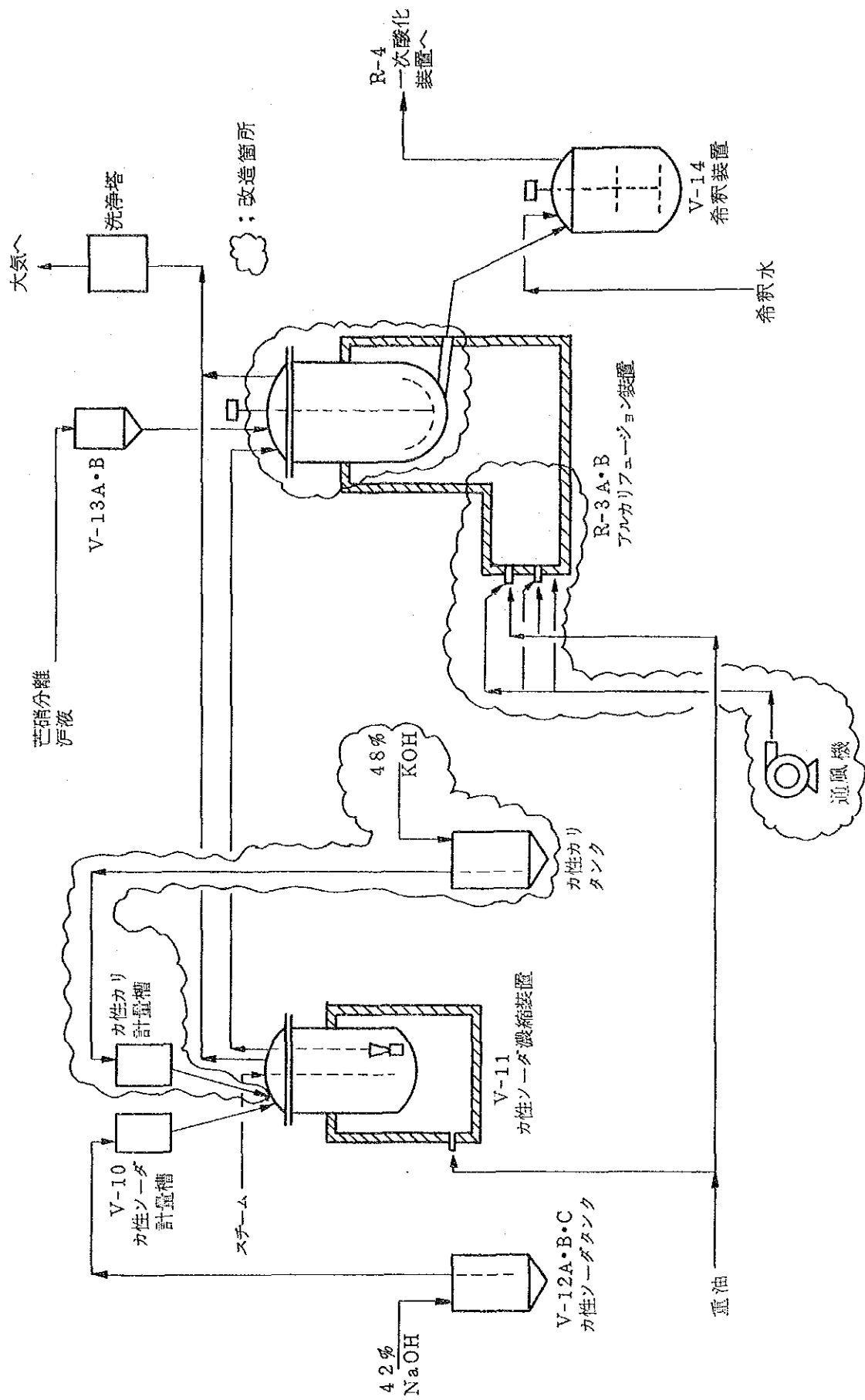
### 4) 一次酸化装置

○ 現状のレゾルシン換算生産能力は80.3kg/時(578トン/年)でありレゾルシン1,000トン/年を達成するためには，1.73倍の能力が必要である。ただし中改造においてジスルホン酸の濃縮・カ性カリの使用によるアルカリ消費量の低減および総合収率の約20%向上を織込むと約1.2倍の能力とすればよい。  
現状の容量は $8\text{ m}^3$ であるので $10\text{ m}^3$ の装置に相当する。

図 V - 20 アルカリフュージョン装置外形図



図V-21 アルカリフュージョン装置廻り改造フロー



○ 改造仕様

容量を除き現状と同一仕様のものに更新する。容量 $10\text{ m}^3$ ，鍋式攪拌機・水冷ジャケット付，設計温度 $140^\circ\text{C}$ ，設計圧力 $3\text{ kg/cm}^2\text{G}$ ，材質炭素鋼  
なお，一次酸化生成物は小改造で織込んだ亜硫酸ソーダ遠心分離機へ導かれる。

○ 設備費

一次酸化装置本体および付属機器一式 ; 9,000千円

据付・土木・配管・電気・計装工事一式 ; 1,800千円

(合計) ; 10,800千円

5) 二次酸化装置

- 現状のレゾルシン換算生産能力は $119.6\text{ kg/時}$ ( $861\text{ トン/年}$ )であり中改造による総合収率の向上等を考慮すれば現状の容量( $8\text{ m}^3$ )で十分であり，装置の更新は不要である。
- 攪拌効果を持たせるために現状は圧縮空気によるバブリングを実施しているが，製品の酸化による品質劣化の原因となる。窒素に変更すべきである。

6) 抽出装置

- 抽出溶剤としてノルマルブタノールを使用しているが水溶性が大きく，ロス原因となる。水溶性が小さく日本における実績のある酢酸ブチルに変更する。
- 抽出装置廻りの改造フローを図V-22に示す。

抽出装置(V-20A・B)本体の更新は不要であるが抽剤蒸発回収廻りは全面的更新となる。

○ 改造仕様

① 抽出溶剤蒸留回収装置

容積 $6\text{ m}^3$ ，スクリュウ式攪拌機，スチーム熱交換器内蔵，材質炭素鋼

② その他機器

- ・ 抽出補助貯槽 ; 容積 $12\text{ m}^3$ ，材質炭素鋼
- ・ 凝縮器 ; 伝熱面積 $10\text{ m}^2$ ，材質炭素鋼
- ・ 溶剤分離槽 ; 容積 $6\text{ m}^3$ ，材質炭素鋼
- ・ 廃水貯槽 ; 容積 $4\text{ m}^3$ ，材質炭素鋼
- ・ 溶剤貯槽 ; 容積 $4\text{ m}^3$ ，材質炭素鋼
- ・ エジェクター補助槽およびスチームエジェクター
- ・ 電気伝導度計
- ・ その他





○ 設備費

抽出溶剤蒸留回収装置本体および付属機器一式	7,800千円
その他機器一式	6,660千円
土木、据付、配管・電気・計装工事一式	24,180千円
(合計)	38,640千円

7) レゾルシン製造設備共通の改造

① 窒素シールによるクローズド化

製品々質劣化防止のため、アルカリフュージョン装置以降は窒素によるクローズド化を実施する。対象装置およびセット数は以下のとおりである。

○ アルカリフュージョン装置	2セット
○ 希釈装置	1セット
○ 一次酸化装置	1セット
○ 二次酸化装置	1セット(窒素バブリング実施)
○ 抽出装置	4セット
○ 抽出溶剤蒸留回収装置	2セット
○ 製品蒸留・固形化装置	1セット
(合計)	12セット

○ 窒素シール方法は第V編 3.1.2項で記述した方式とし、窒素発生設備は500 N<sup>m</sup>³/時の能力とする。

○ 設備費

窒素シール	12セット×2,000千円/セット=24,000千円
窒素発生設備	500N <sup>m</sup> ³/時 7,800千円

(合計) 102,000千円

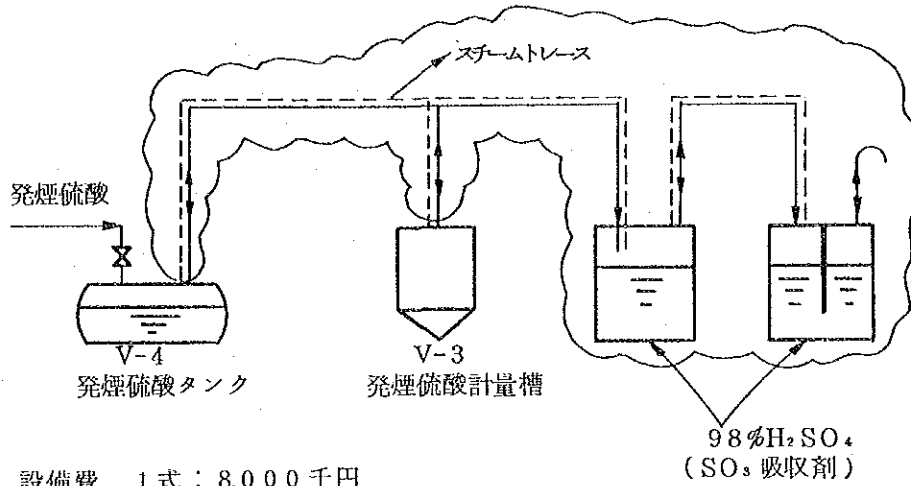
② 廃気スクラバーの改善

第IV編 1.8項で述べたとおり12ヶ所で10種類の廃気を排出している。これらの廃気は個別に処理すべきものと集合処理が可能なものがあり、次の4系統が必要である。アルカリフュージョン系統のみアルカリ性で他の3系統は酸性である。

- 発煙硫酸系統；発煙硫酸タンクおよび計量槽の廃気(酸性)
- ベンゼンモノスルホン酸系統；ベンゼンモノスルホン酸タンクおよび計量槽、スルホン化装置の廃気(酸性)
- アルカリフュージョン系統；アルカリフュージョン・カ性ソーダ濃縮・希釈装置の廃気(アルカリ性)
- 一次酸化系統；一次酸化装置の廃気(酸性)

。 発煙硫酸系統

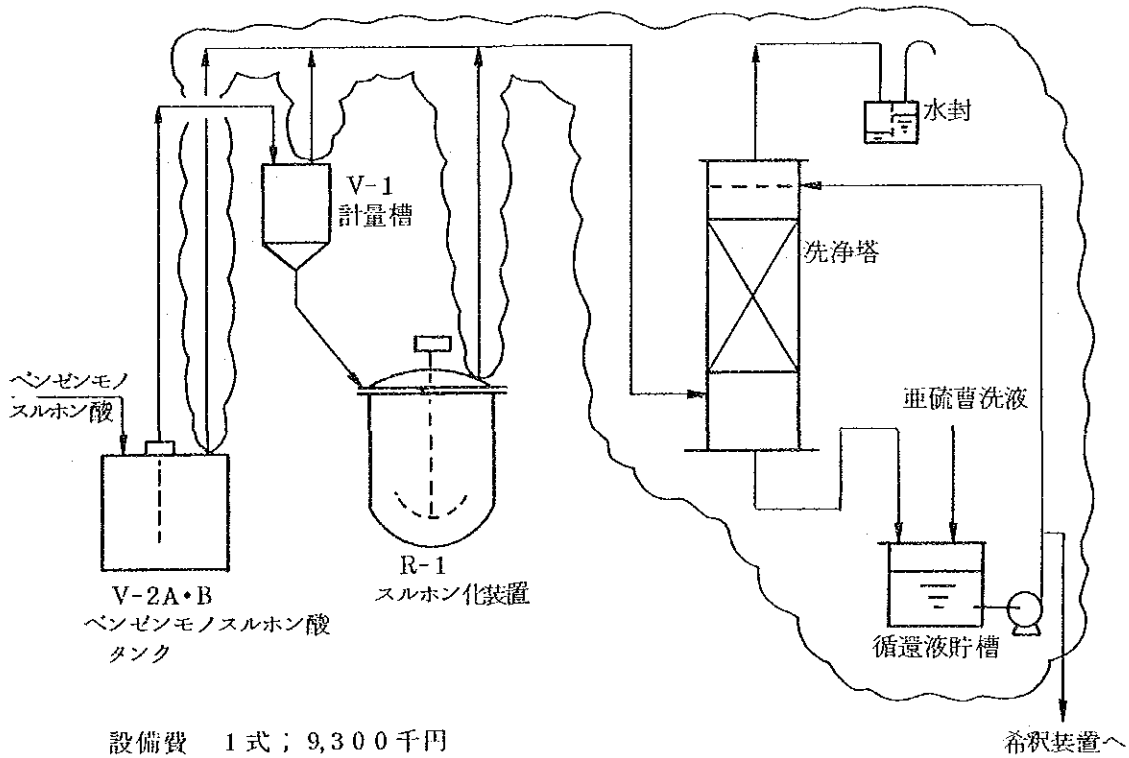
廃気処理設備は下図のとおりであり、SO<sub>3</sub>を回収する。



設備費 1式 ; 8,000 千円

。 ベンゼンモノスルホン酸系統

廃気処理設備は下図のとおりであり、回収物を有効利用する。



設備費 1式 ; 9,300 千円

○ アルカリフュージョン系統

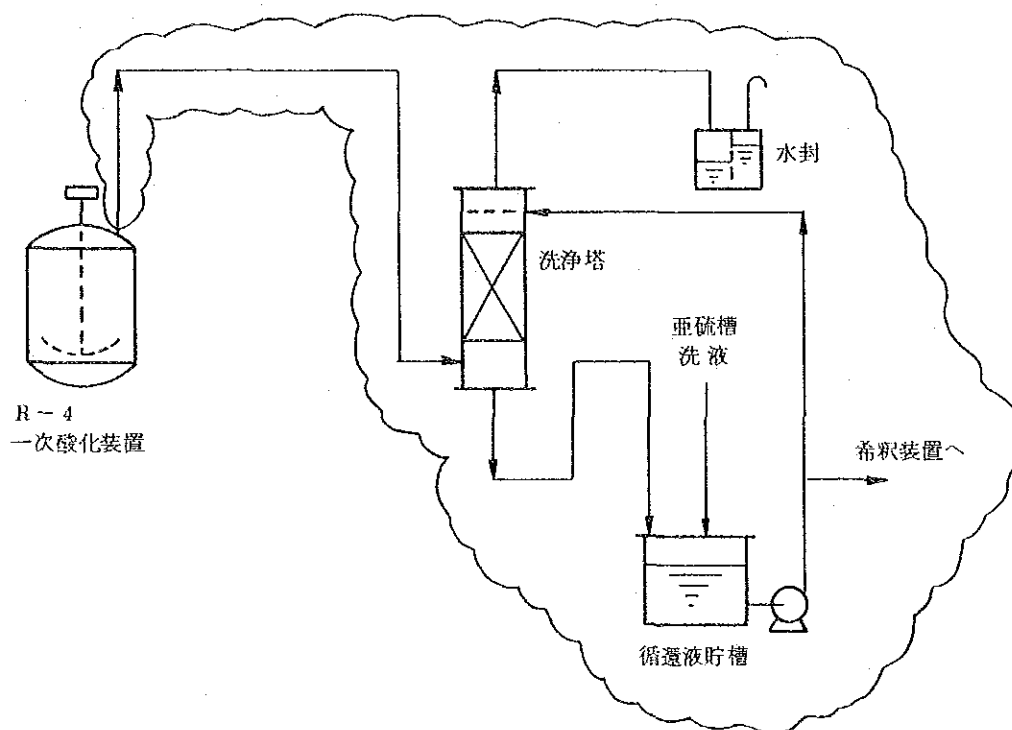
廃気処理設備を図V-23に示す。

回収物は中和装置または亜硫酸ケーキ洗水として有効利用される。

設備費 1式 ; 26,380千円

○ 一次酸化系統

廃気処理設備は下図のとおりであり回収物を有効利用する。



設備費 1式 ; 8,820千円

③ 廃水処理

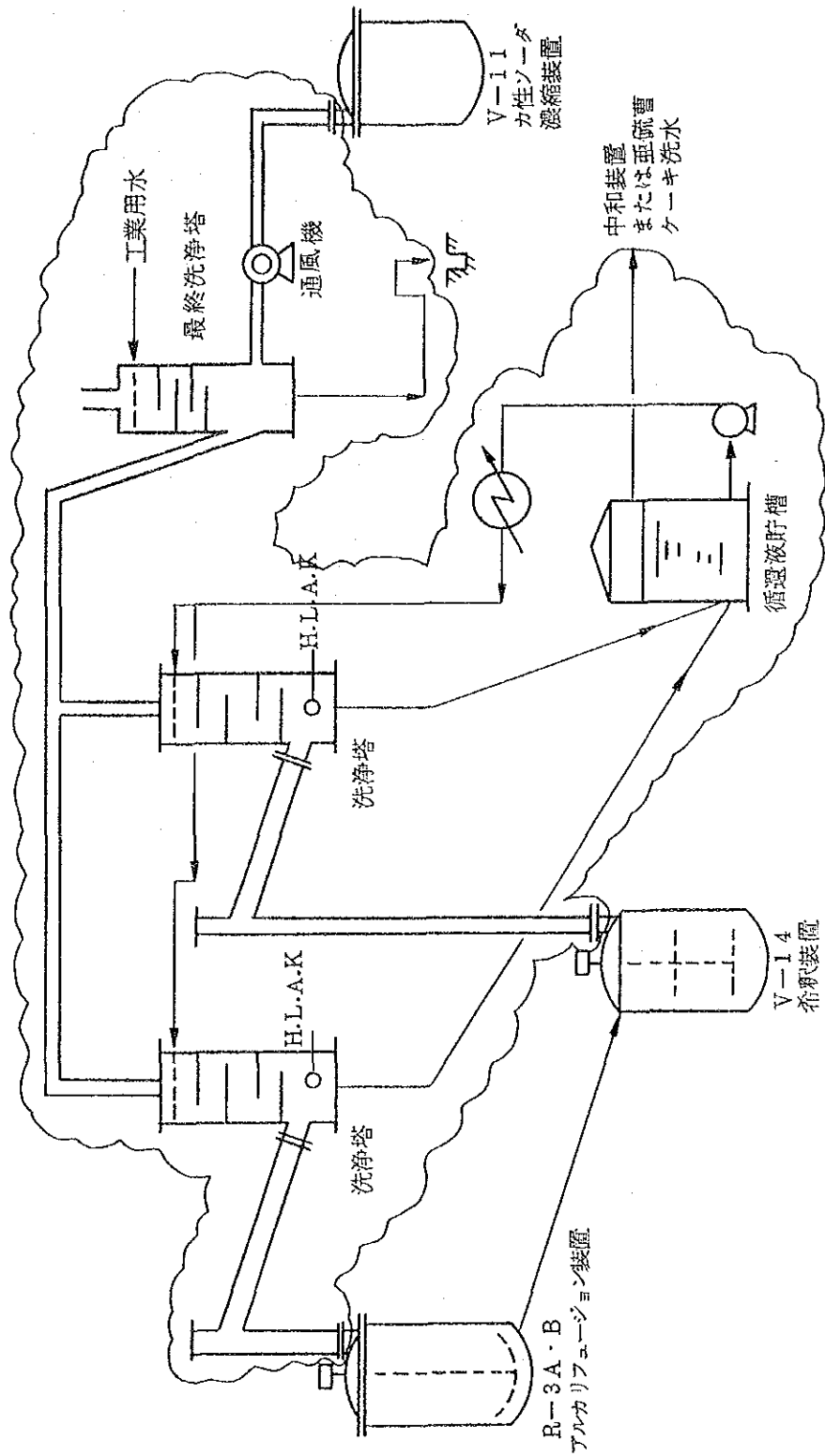
現状は活性汚泥処理 (20トン/トン, レゾルシン; 抽出槽廃水)

未処理 (0.38トン/トン, レゾルシン; 蒸留槽廃水および20トン/時; アルカリフュージョン水洗塔廃水)の内訳である。

中改造により発生する廃水ヶ所は以下のとおりである。

- 製品蒸留装置廃水 (真空発生系; 含油水)

図 V-23 アルカリフュージョン系統廃気処理設備



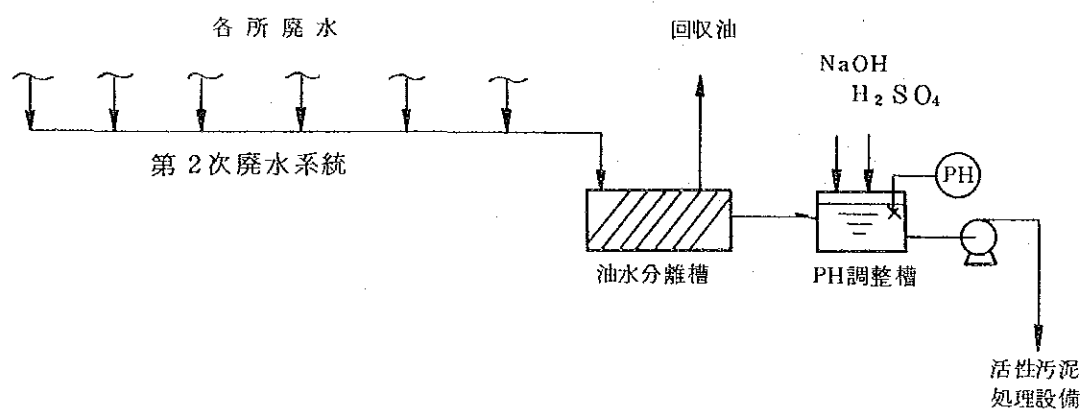
(凡例) H.L.A.K.; 高液面警報およびインタローック

☁; 改造部分

- 中和装置廃気凝縮水（真空発生系；酸性）
- 2次抽出下層廃水（含油水）
- 抽出溶剤蒸留回収装置廃水（含油水）
- 抽出溶剤蒸留回収装置廃水（真空発生系；含油水）
- アルカリフュージョン系統最終洗浄塔廃水（アルカリ性）

以上の廃水の水量および水質の設定には詳細検討が必要であり現時点では不明であるが、各所で回収有効利用等実施しているので数量は現状と同程度と考える。

なお、含油水、酸性水、アルカリ性水等が混在するので処理設備は以下のとおりとなる。



#### ○ 設備費

現状の廃水系統の詳細が不明である。また第2次廃水系統は一般に埋設配管となるが地下埋設物等の状況も不明である。したがって現状では設備費の算出は不可能である。

#### ④ 分析方法の改善

分析の高度化、迅速化による品質管理方法の向上のため各中間生成物および製品の分析方法を以下のとおり提案する。ただし提案内容は公定機関が制定または認定したものではなく、検討段階の内容である。

したがって南京化工廠において、さらに最適条件確立のための検討取進めを希望する。

なお製品の品質管理に関する日本工業規格（JIS）を別添資料-8に添付する。

#### ○ 原料（ベンゼンスルホン酸）の分析

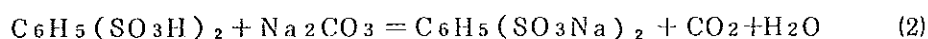
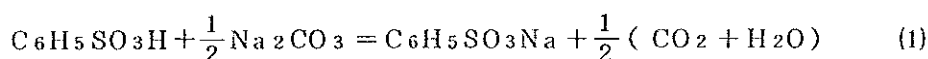
- ・ ベンゼンスルホン酸濃度は図V-24のとおり液体クロマトグラフによる分

析適用例があり、これに準拠すれば濃度分析は可能と考えられる。

またスルホン酸量はスルホン酸と硫酸とを全酸としてアルカリ滴定で定量し、次に塩化バリウム重量法で硫酸を定量した後、両者の差より求めることも可能と考える。

- 硫酸量は塩化バリウム重量法か過塩素酸バリウム容量法により定量可能と考える。
- 水分は通常のカールフischer試薬による容量滴定法で定量可能と考える。
- スルホン化生成物の分析
  - スルホン酸異性体は図V-25のとおり液体クロマトグラフの分析例がある。これによればベンゼンスルホン酸は他の不純物のピークと重複しているため精度は悪いが定量可能と考える。またベンゼンジスルホン酸はそれと推定されるピークがあるがベンゼンジスルホン酸の標準物質が入手できないため現状では定性分析、定量分析とも不可能と考える。
  - 硫酸ナトリウムは原子吸光光度計によりナトリウム分を分析し、硫酸ナトリウム量に換算することにより定量可能と考える。
  - 文献によれば混合物中のモノおよびジスルホン酸の量比（スルホン化度）はスルホン酸をナトリウム塩とするのに必要な炭酸ナトリウム量から求める方法がある。

化学量論的關係により連立方程式を解いて百分比を以下のとおり計算する。



$\text{Na}_2\text{CO}_3$  はモノスルホン酸1モルに対し53g、ジスルホン酸に対し106gが必要である。

混合物中のモノおよびジスルホン酸の中和に要する炭酸ナトリウムの量をそれぞれ  $x$ 、 $y$  (g) とし、 $m$  を炭酸ナトリウム消費量とすれば以下のとおり求められる。

$$\left. \begin{array}{l} x + y = m \\ 2x + y = 106 \end{array} \right\} \longrightarrow \begin{cases} x = 106 - m \\ y = 2m - 106 \end{cases}$$

- アルカリフェージョン生成物の分析
  - カ性ソーダおよび亜硫酸ナトリウムは図V-26のとおり電位差滴定による

分析適用例があるのでこれに準拠すれば濃度分析は可能と考える。

- 水分はカ性ソーダおよび亜硫酸ナトリウムの妨害を防ぐため水分気化装置で前処理した後、カールフィシャー試薬による容量滴定法から求めることが可能と考える。
- メタベンゼン酸化ナトリウムは図V-27のとおり液体クロマトグラフの分析例がある。

しかしながらメタベンゼン酸化ナトリウムの標準物質が入手できないため現状では定性分析、定量分析とも不可能と考える。

○ 製品中の不純物の分析

図V-28のとおりガスクロマトグラフにより純度分析することは可能であるが、現状では不純物の成分を確認することは困難である。

なお中改造の結果、製品の純度は向上するものと期待できるが、製品の異臭についてはスルホン化反応を利用したレゾルシン特有のものであり、抑制は困難と思われる。

○ 最終製品の日本工業規格

別添資料-8のとおりである。

○ 分析方法の改善に必要な分析機器

• 高速液体クロマトグラフ

データ処理装置付 1台 2,000千円-6,000千円

• ガスクロマトグラフ(水素炎検出器型)

データ処理装置付 1台 1,000千円-2,000千円

• 電位差自動滴定装置

1台 1,500千円-2,000千円

• カールフィシャー水分計(自動滴定型)

水分気化装置付 1台 1,700千円-2,000千円

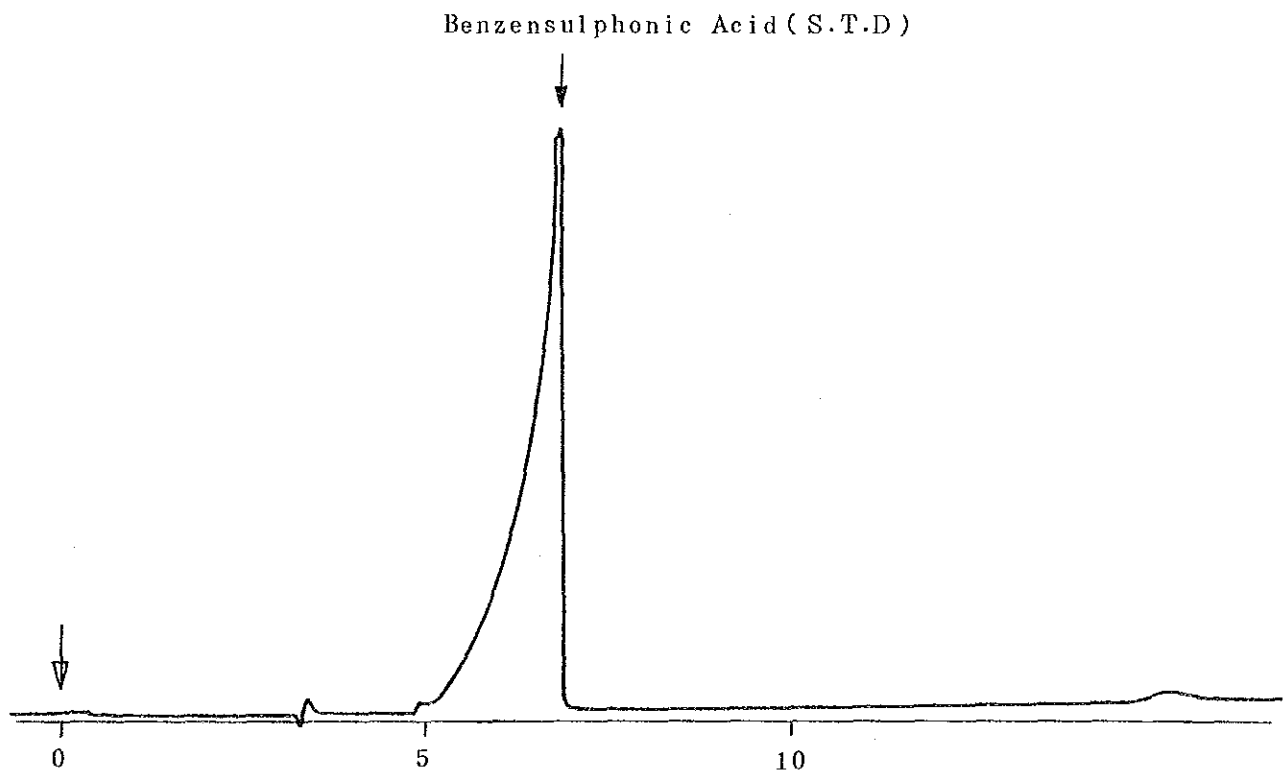
合 計

6,200千円-12,000千円



図 V-24 ベンゼンスルホン酸標準試薬分析結果(その1)

装 置	液体クロマトグラフ
クロマト管	0.46 × 25 cm
充填剤 固定相	Fine Pack SIL C <sub>18</sub>
試料量	
カラム圧力・温度	40 Kg/cm <sup>2</sup> , 35°C
移動相	Methanol/0.005M Tetra-n-butylammonium Nitrate
流速又は線速度	1.0 ml/min
検出器	UV Photometer, 254 nm



図V-24 原料中のベンゼンスルホン酸分析結果(その2)

(V-2A・Bサンプル)

装 置	液体クロマトグラフ
クロマト管	0.46 × 25 cm
充填剤 固定相	Fine Pack SIL C'18
試料量	
カラム圧力・温度	40 Kg/cm <sup>2</sup> , 35℃
移動相	Methanol/0.005M Tetra-n-butylammonium Nitrate
流速又は線速度	1.0 ml/min
検出器	UV Photometer, 254 nm

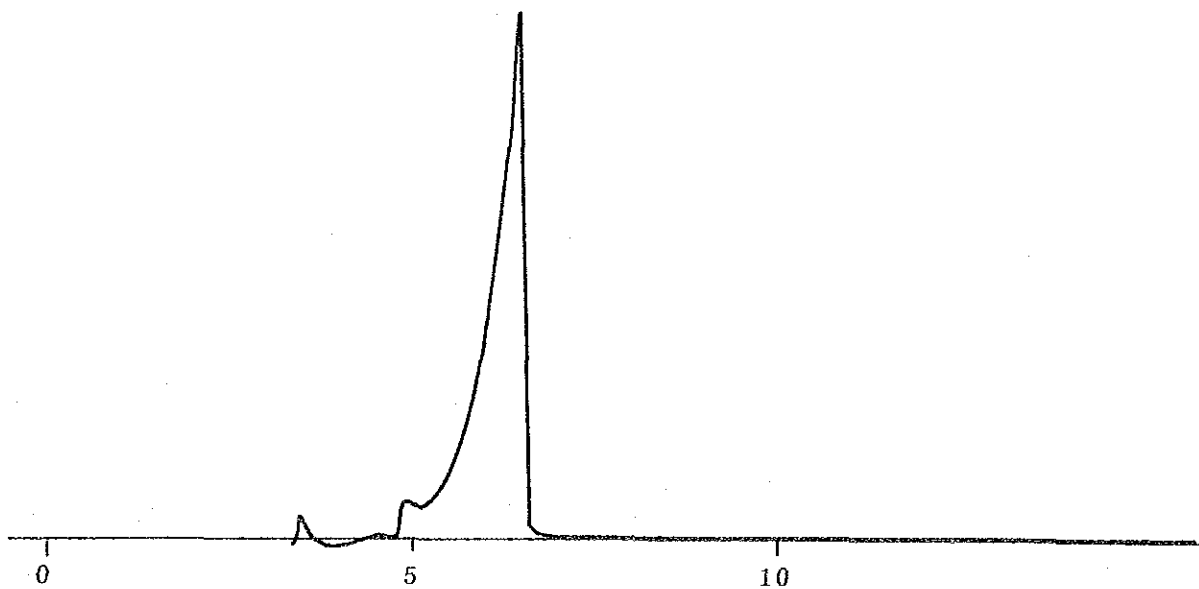


図 V-25 スルホン化生成物分析結果

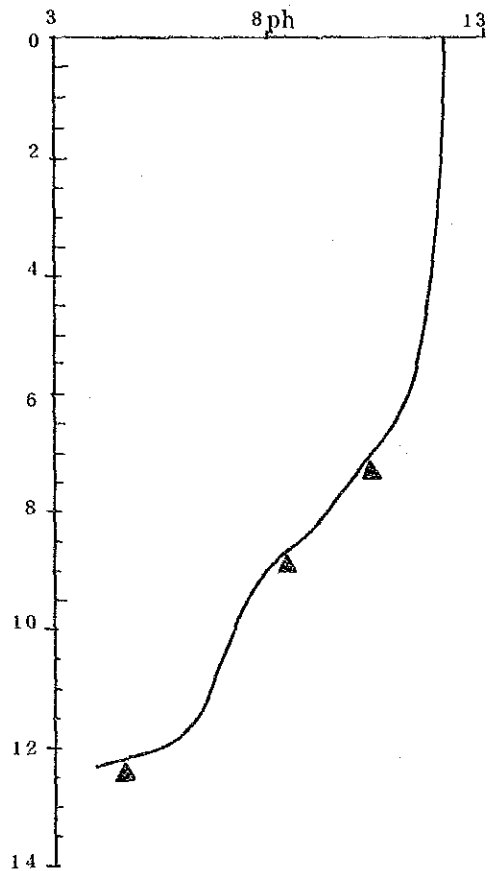
装 置	液体クロマトグラフ
クロマト管	0.46 × 25 cm
充 填 剤 固 定 相	Fine Pack SIL C'18
試 料 量	
カラム圧力・温度	40 Kg/cm <sup>2</sup> , 35℃
移 動 相	Methanol/0.005M Tetra-n-butylammonium Nitrate
流速又は線速度	1.0 ml/min
検 出 器	UV Photometer , 254 nm



図V-26 電位差滴定法によるアルカリフェージョン生成物分析結果

DATE 85年4月12日 17:08

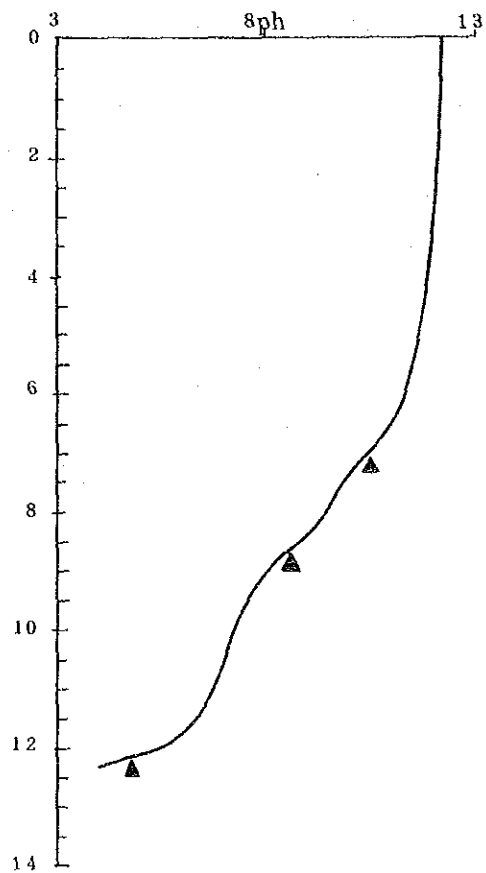
SAMPLE № 10



INITIAL	12.14PH
EP1 A	10.35 PH 7.0681 ml
EP2 A	8.50 PH 1.6153 ml
EP3 A	4.72 PH 3.4951 ml

DATE 85年4月12日 17:28

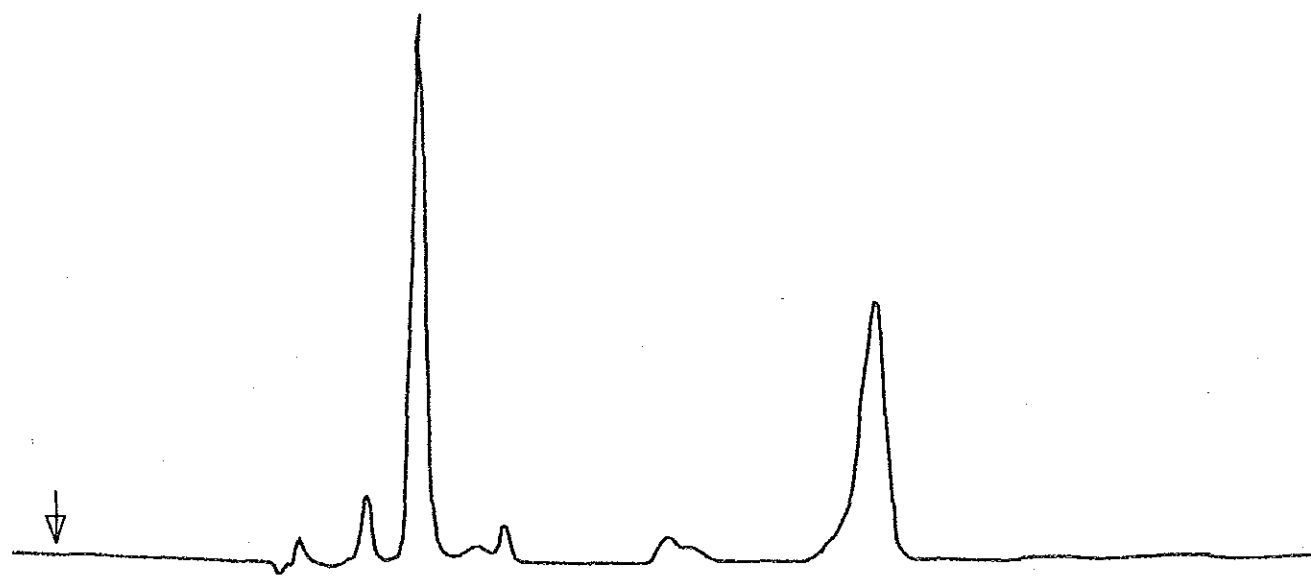
SAMPLE № 11



INITIAL	12.23 PH
EP1 A	10.38 PH 7.0333ml
EP2 A	8.52 PH 1.6167ml
EP3 A	4.68 PH 3.5199ml

図 V-27 アルカリフュージョン生成物分析結果

装 置	液体クロマトグラフ
クロマト管	0.46 × 25 cm
充填剤 固定相	Fine Pack SIL C <sub>18</sub>
試料量	
カラム圧力・温度	40 Kg/cm <sup>2</sup> , 35℃
移動相	Methanol/0.005M Tetra-n-butylammonium Nitrate
流速又は線速度	1.0 ml/min
検出器	UV Photometer , 254 nm



図V-28 製品レゾルシン分析結果

中国レゾルシン アセチル化物

柳本G3800型

データ処理 日立834-30型

カラ A PEG 20M20%

φ3mm×3mガラス

温度 200°C

Injection 250°C

キャリアーガス N<sub>2</sub>

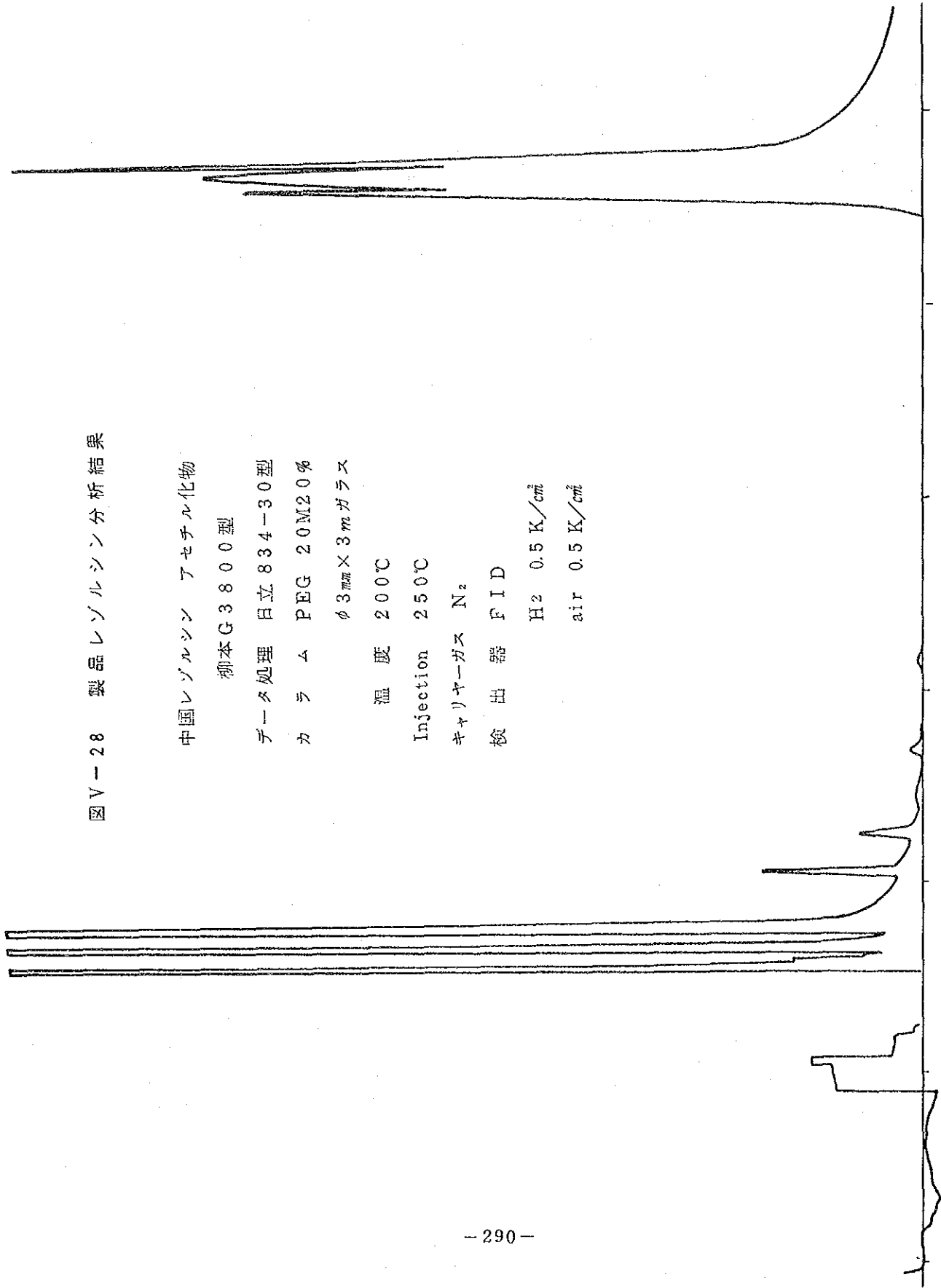
検出器 FID

H<sub>2</sub> 0.5 K/cm<sup>2</sup>

air 0.5 K/cm<sup>2</sup>

RT	AP
9	222
104	148
119	16515089
182	25788
224	20796430
324	17218853
642	169498
841	91325
1043	11359
1276	37054
1494	4062
1733	28059
1896	198
2066	0
2256	10428
2494	699
2720	0
2894	285
3010	632
3345	24858
3636	167
4782	12126487

ID	RT	CONC
9	9	0.000
104	104	0.000
119	119	0.000
182	182	0.000
224	224	0.000
324	324	0.000
642	642	1.355
841	841	0.730
1043	1043	0.090
1276	1276	0.296
1494	1494	0.032
1733	1733	0.224
1896	1896	0.001
2066	2066	0.000
2256	2256	0.083
2494	2494	0.005
2720	2720	0.000
2894	2894	0.002
3010	3010	0.005
3345	3345	0.198
3636	3636	0.001
4282	4282	96.972



10000  
10000

#### (4) 経済性

中改造は総合的改造であり、原単位の向上等直接経済性の向上につながるものと、排出物処理の合理化等経済性評価の困難な要素が併存している。ここでは前者（改造項目④～⑩）のプロセスのみを対象とした経済性（MIN. ケース）と前者に加え窒素シールによるクローズド化および廃気スクラバーの改善を含めたMAX. ケースに分けて示す。尚この経済性は小改造を実施後中改造を実施した場合の中改造部分の経済性であり、小改造を実施せずに、中改造を実施した場合の経済性は後述する。

##### 1) MIN. ケース

小改造の場合と同様、合理化効果（原単位向上）と能力増強効果（販売増加）があり、各々の経済効果を以下のとおり算出する。

##### ① 合理化効果

###### ○ 前提

- ・ 芒硝分離のロスが小改造結果より更に50%低下する。
- ・ アルカリフュージョンの収率は現状（86.1%）から90%に上昇する。
- ・ 亜硫酸分離のロスが小改造結果より更に50%低下する。
- ・ 抽出・製品蒸留・製品固形化装置の総合収率は現状（84.8%）から92%に上昇する。
- ・ アルカリフュージョン装置用のカ性アルカリ（現状カ性ソーダ；モル比8.9）はカ性ソーダ（モル比4.8）、カ性カリ（モル比1.2）の合計モル比6.0に低減する。
- ・ 一次酸化・二次酸化用の塩酸はカ性カリの減少に対応して低減する。
- ・ 抽出溶剤のロス（現状；ブタノール0.170トン/トン、レゾルシン）は溶剤およびシステム変更により70%低減し0.05トン/トン、レゾルシン（酢酸ブチル）となる。
- ・ 用役はアルカリフュージョン装置の加熱方法改善その他の合理化により低下の方向にあるが、その定量化は現状では不可能なため、変化しないものとする。ただし、原料原単位の向上に反比例して低下する。

###### ○ 改造後の原単位

- ・ 総合収率は、小改造後の64.6%から、71.3%に向上するのでベンゼンモノスルホン酸の原単位は小改造後の2.217から2.009に向上する。
- ・ カ性ソーダの原単位は、現状の原料原単位と同一基準で6.560トン/トン、レゾルシンから、4.421トン/トン、レゾルシンに低下する。
- ・ カ性カリの原単位は現状の原料原単位と同一基準で0.877トン/トン、レゾルシン

ンになる。

- 塩酸の原単位は現状の原料原単位と同一基準で 9.130 トン/トン、レゾルシンから、3.887 トン/トン、レゾルシンに低下する。
- 酢酸ブチルの原単位は現状の原料原単位と同一基準で 0.05 トン/トン、レゾルシンとなる。
- 硫酸ナトリウムの原単位は現状の原料原単位と同一基準で 0.052 トン/トン、レゾルシンから 0.173 トン/トン、レゾルシンになる。

○ 改造後の変動費利益

表V-6および表V-7の結果より次式で算出する。

$$(1,010.48 - 878.69) \text{ 円/kg.レゾルシン} \times 550 \text{ トン.レゾルシン/年} \\ = 72,485 \text{ 千円/年}$$

② 能力増強効果

○ 前提

- 450 トン/年の増産は全量販売可能とする。
- 原単位は本改造後の原単位とし、製品価格と変動費の差が利益源となる。

○ 変動費利益

変動費は表V-7のとおり 878.69 円/kgである。一方製品価格は 1,400 円/kg であるので次式により変動費利益は 234,590 千円/年となる。

$$(1,400 - 878.69) \text{ 円/kg.レゾルシン} \times 450 \text{ トンレゾルシン/年} \\ = 234,590 \text{ 千円/年}$$



表V-6 (レゾルシン小改造後) 変動費計算書

<1985年5月;日本価格ベース>

	単 価 (円/kg)	変 動 費		備 考
		原 単 位 (kg/kg)	原 単 価 (円/kg)	
1. 原材料費				
(1) ベンゼンスルホン酸	168.5*1	2.217	373.56	100%換算
(2) 塩 酸	6.7	8.198	54.93	濃度 ≥ 31%
(3) 硫酸ナトリウム	55.8	0.047	2.62	濃度 ≥ 97%
(4) 65%発煙硫酸	36.9	2.236	82.51	
(5) カ性ソーダ	69.0	5.890	406.41	100%換算
(6) 工業用ブタノール	202.5	0.153	30.98	
(小 計)			(951.01)	*1; 想定値
2. 副産物控除				
(1) 亜硫酸	30.3	△4.853	△147.05	含有量 50%
(2) 硫酸ナトリウム	40.3	△2.127	△ 85.72	" 70%
(小 計)			(△232.77)	
3. 用役費			(円/kg)	
(1) 重 油	448.9円/kg	2.471kg/kg	120.83	
(2) 中圧スチーム	5.3円/kg	1.841kg/kg	9.76	
(3) 低圧スチーム	4.9円/kg	27.44 kg/kg	134.46	
(4) 電 気	15.5円/KWH	1.242KWH/kg	19.25	
(5) 工 水	5.5円/T	1.444kg/kg	7.94	
(小 計)			(292.24)	
変動費合計			1,010.48円/kg	
製品価格			1,400 円/kg	

図V-7 (レゾルシン中改造後) 変動費計算書

<1985年5月;日本価格ベース>

	単 価	変 動 費		備 考
		原 単 位	原 単 価	
1. 原材料費	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) ベンゼンスルホン酸	168.5*1	2.009	338.52	100%換算
(2) 塩 酸	6.7	3.163	21.19	濃度≥31%
(3) 硫酸ナトリウム	55.8	0.141	7.87	濃度≥97%
(4) 65%発煙硫酸	36.9	2.026	74.76	
(5) カ性ソーダ	69.0	3.597	248.19	100%換算
(6) カ性カリ	170.0	0.714	121.38	100%換算
(7) 酢酸ブチル	315.0	0.041	12.92	
(小 計)			(824.83)	*1 想定値
2. 副産物控除	(円/kg)	(kg/kg)	(円/kg)	
(1) 亜硫酸	30.3	△4.398	△133.26	含有量50%
(2) 硫酸ナトリウム	40.3	△1.928	△77.70	" 70%
(小 計)			(△210.96)	
3. 用役費			(円/kg)	
(1) 重 油	48.9円/kg	2.239kg/kg	109.49	
(2) 中圧スチーム	5.3円/kg	1.668kg/kg	8.84	
(3) 低圧スチーム	4.9円/kg	24.87 kg/kg	121.86	
(4) 電 気	15.5円/KWH	1.125KWH/kg	17.44	
(5) 工 水	5.5円/T	1.308kg/kg	7.19	
(小 計)			(264.82)	
変動費合計			878.69円/kg	
製品価格			1,400円/kg	

### ③ 経済性

本改造による変動費利益および設備費は以下のとおりである。

- 変動費利益  
合理化効果と能力増強効果の合計 307,075 千円/年である。
- 設備費  
改造④-⑩までの合計費用 161,180 千円である。
- 投下資本回収期間 (P.O.T)

$$= \frac{(\text{設備費})}{(\text{変動費利益}) - (\text{限界的固定費増})}$$

ここで限界的固定費増は金利・保全費・保険費の合計で設備費の 10.99% に相当する。なおこの場合人員増減はないので人件費の変化はない。

したがって

$$\begin{aligned} \text{P.O.T} &= \frac{161,180}{307,075 - 161,180 \times 0.1099} \\ &= 0.56 \text{ 年} \end{aligned}$$

経済性は非常に良好である。

### 2) MAX . ケース

- 窒素シールによるクローズド化により製品品質の劣化防止・安全性および作業環境の向上が期待できる。
- 廃気スクラバーの改善により、回収物の有効利用・環境保全および作業環境の向上が期待できる。

ただし、現時点で以上 2 点の改造による経済効果を定量化することは困難である。但し MIN ケースで述べた経済効果は確保できるので MAX ケースについて以下のとおり算出する。

#### ① 合理化効果

- 前提
  - ・ プロセス固有の原単位等は MIN . ケースで述べた数値と同一とする。
  - ・ 窒素シールによるクローズド化での窒素発生設備用の用役を加算する。
  - ・ 廃気スクラバーの改善による用役消費増はないものとする。
- 改造後の原単位
  - ・ 窒素発生設備では、225KWH/H の電力を消費し、31m<sup>3</sup>/H の冷却水を使用する。平均稼働率を 50% とすると年間消費量 (7200 時間稼働) は電力 810,000 KWH/年、冷却水 111,600 トン/年となる。

レゾルシン 1 kg当りは各々 0.81KWH, 0.112トンとなる。

・ その他の原単位は単独経済性で述べた数値と同一とする。

○ 改造後の変動費利益

用役原単位増加は 1 3.1 8円/kgの変動費増加となる。

(改造後の変動費：89 1.87円/kg)

次式により変動費利益は 6 5,2 3 6 千円/年となる。

$$(1,010.48 - 89.187) \text{円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 550 \text{トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 65,236 \text{千円/年}$$

② 能力増強効果

○ 前提

単独経済性の項と同一とする。

○ 変動費利益

変動費は前述のとおり 89 1.87円/kgである。一方製品価格は 1,400円/kgで、次式により変動費利益は 2 28.6 5 9 千円/年となる。

$$(1,400 - 89.187) \text{円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 450 \text{トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 228,659 \text{千円/年}$$

③ 経済性

本改造による変動費利益および設備費は以下のとおりである。

○ 変動費利益

合理化効果と能力増強効果の合計 2 9 3,8 9 5 千円/年である。

○ 設備費

改造④-⑩までの費用および窒素シールによるクローズド化と廃気スクラバーの改善の費用合計 3 1 5.6 8 0 千円である。

○ 投下資本回収期間 (P.O.T)

窒素発生設備の運転要員として各直 1 名 (計 4 名) の人員増を見込む。他は、MIN. ケース算出時と同様とすると

$$P.O.T = \frac{315,680}{293,895 - (315,680 \times 0.1099 + 108 \times 4)} \\ = 1.22 \text{年}$$

経済性は非常に良好である。

(5) 中改造の経済性

ここでは小改造および中改造を同時に実施した場合の経済性について述べる。

1) 小改造および中改造MIN. ケース

① 合理化効果

現状の変動費 1,125.27 円/kg が 878.69 円/kg に低減する。

したがって合理化効果は次式により 110,961 千円/年となる。

$$(1,125.27 - 878.69) \text{ 円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 450 \text{ トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 110,961 \text{ 千円/年}$$

② 能力増強効果

変動費と製品価格との差が利益源となり、次式から能力増強効果は 286,721 千円/年となる。

$$(1,400 - 878.69) \text{ 円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 550 \text{ トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 286,721 \text{ 千円/年}$$

③ 経済性

本改造による変動費利益および設備費は以下のとおりである。

○ 変動費利益

合理化効果と能力増強効果の合計 397,682 千円/年である。

○ 設備費

小改造設備費 (176,490 千円) と中改造 MIN. ケース設備費 (161,180 千円) の合計 337,670 千円である。

○ 投下資本回収期間 (P.O.T)

前述の計算方法と同様に以下算式で計算する。

$$P.O.T = \frac{337,670}{397,682 - 337,670 \times 0.1099} = 0.94 \text{ 年}$$

経済性は非常に良好である。

2) 小改造および中改造 MAX. ケース

① 合理化効果

現状の変動費 1,125.27 円/kg が 891.87 円/kg に低減する。

したがって合理化効果は次式により 105,030 千円/年となる。

$$(1,125.27 - 891.87) \text{ 円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 450 \text{ トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 105,030 \text{ 千円/年}$$

② 能力増強効果

変動費と製品価格との差が利益源となり、能力増強効果は次式により、279,472 千円/年となる。

$$(1,400 - 891.87) \text{ 円/kg} \cdot \text{レゾルシン} \times 550 \text{ トン} \cdot \text{レゾルシン/年} \\ = 279,472 \text{ 千円/年}$$

### ③ 経済性

本改造による変動費利益および設備費は以下のとおりである。

○ 変動費利益

合理化効果と能力増強効果との合計 384,502 千円/年である。

○ 設備費

小改造設備費(176,490千円)と中改造MAX. ケース設備費(315,680千円)の合計 492,170 千円である。

○ 投下資本回収期間(P.O.T)

窒素発生設備の人員増(計4名)を織込み前述の計算方法と同様に以下算式で計算する。

$$P.O.T = \frac{492,170}{384,502 - (492,170 \times 0.1099 + 108 \times 4)} = 1.49 \text{ 年}$$

経済性は非常に良好である。

### 3.2.5 大改造

新設を前提とし、SRI PEP REPORT №79 DIHYDROXYBENZENS (SEP, 1972)を参考に記述する。

(1) プロセスフロー

図V-29に示す連続運転操作の年産2,000トンのプロセスである。

(2) プロセスの概要

1) モノスルホン化

ユニオンカーバイド社特許に基づく2段スルホン化方式である。スルホン化剤には、ジスルホン化反応後の回収硫酸、2段スルホン化では水分除去のためベンゼン蒸気を通入している。

2) ジスルホン化

モンサント社およびコッパース社特許に基づき5%の芒硝存在下で30%発煙硫酸を使用している。生成物から真空薄膜蒸発器により硫酸を分離している。

3) 中和

亜硫酸ナトリウムのスラリーを使用し、亜硫酸ナトリウムは $\text{NaHSO}_3$ に転化された後、アルカリフュージョン生成物の中和に使用されている。

4) 冷却

中和生成物は減圧冷却され芒硝を遠心分離する。

母液はドラム乾燥機で固形化されアルカリフュージョン装置に移送される。

### 5) アルカリフュージョン

コッパース社特許に基づくニードラー型反応器を採用している。72%カ性ソーダは蒸発器により熔融カ性ソーダとなり、固形化されたジスルホン酸とともに反応器に導かれ固体反応が起る。反応生成物は急冷・中和槽に投入され大量の $\text{NaHSO}_3$ 溶液と反応した後、亜硫酸ソーダ溶液中に粗レゾルシンが含まれ製品回収系に移送される。

### 6) 製品回収

抽出溶剤としてジエチルエーテルを使用し抽出液を3塔より構成される蒸留塔に導いて製品を分離する。分離製品液は不活性ガスシールの製品固形化装置で固形化され包装貯蔵される。

### (3) 設備上の特徴

腐食性の強い物質を取扱うため以下のとおり特殊材質が使用されている。

- ・ ガラスライニング ; 1段・3段スルホン化, ジスルホン酸中和
- ・ レンガラライニング ; 2段スルホン化, ソーダ洗浄塔
- ・ ハステロイ-B, グラファイト ; 真空薄膜蒸発器およびその凝縮器
- ・ ニッケルクラッド銅 ; 73%カ性ソーダタンク
- ・ インコネル ; カ性ソーダ蒸発系およびアルカリフュージョン反応器
- ・ SUS316 ;  $\text{SO}_2$ または $\text{NaHSO}_3$ の存在する箇所
- ・ SUS304 ;  $\text{Na}_2\text{SO}_3$ 溶液の存在する箇所の大部分
- ・ SUS316 ; コロージョン, 製品色劣化防止のため製品蒸留系製品ハンドリング系に使用

### (4) 原単位

#### 1) 原材料原単位 (レゾルシン1トン当り)

- ベンゼン ; 0.830トン
- 72%カ性ソーダ ; 1.654トン (100%換算)
- 30%発煙硫酸 ; 2.090トン
- エチルエーテル ; 0.016トン

#### 2) 副産物原単位 (レゾルシン1トン当り)

- 亜硫酸ソーダ(96%) ; 2.381トン (100%換算)
- 芒硝(4%) ; 0.099トン (100%換算)

3) 用役原単位 (レゾルシン1トン当り)

○冷却水	; 679.0トン
○プロセス水	; 21.28トン
○スチーム(15K)	; 26.81トン
○電気	; 418.9KWH
○天然ガス	; 639.9Nm <sup>3</sup>
○不活性ガス	; 29.34Nm <sup>3</sup>

総合エネルギー原単位; 3.145 × 10<sup>7</sup> Kcal/トン

4) 排出物原単位 (レゾルシン1トン当り)

○廃水	; 0.549トン
○廃気	; 15.65トン
○残渣	; 0.288トン

(5) 設備費

各ユニット別の設備費の内訳は表V-8に示すが概要は以下のとおりである。

(単位; 百万円)

	B/L内	B/L外	合計
○スルホン化系	307	43	350
○中和・アルカリフュージョン系	772	81	853
○製品回収系	707	225	932
総計	1,786	349	2,135

なお、大改造の項で記述した原単位および設備費は、SRIが設定した架空のプロセスに基づくものであり、実際の新設に対しては商業ベースでの検討取進めが必要である。





図 V-29

レゾルシンプロセスフロー (1)

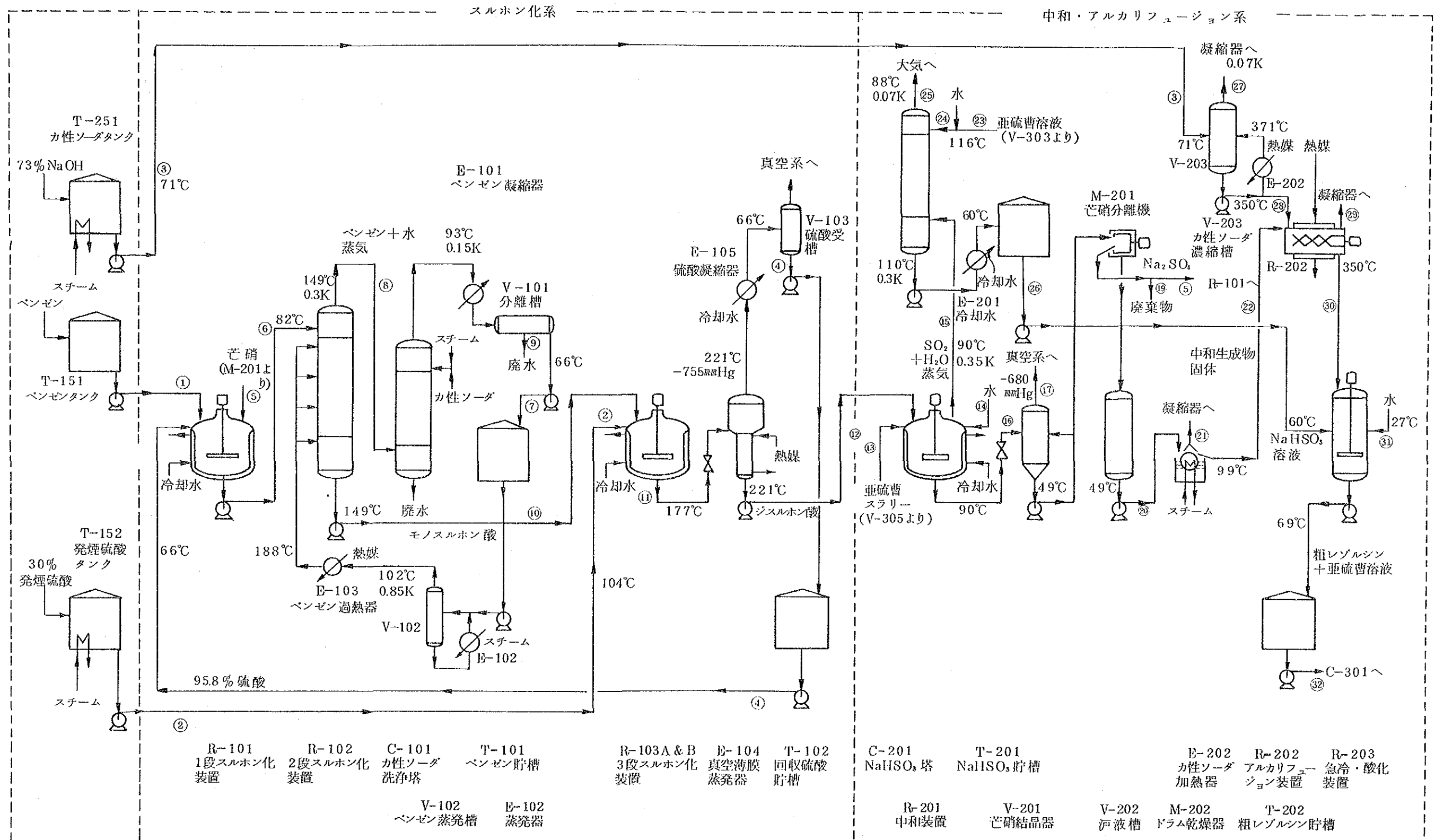
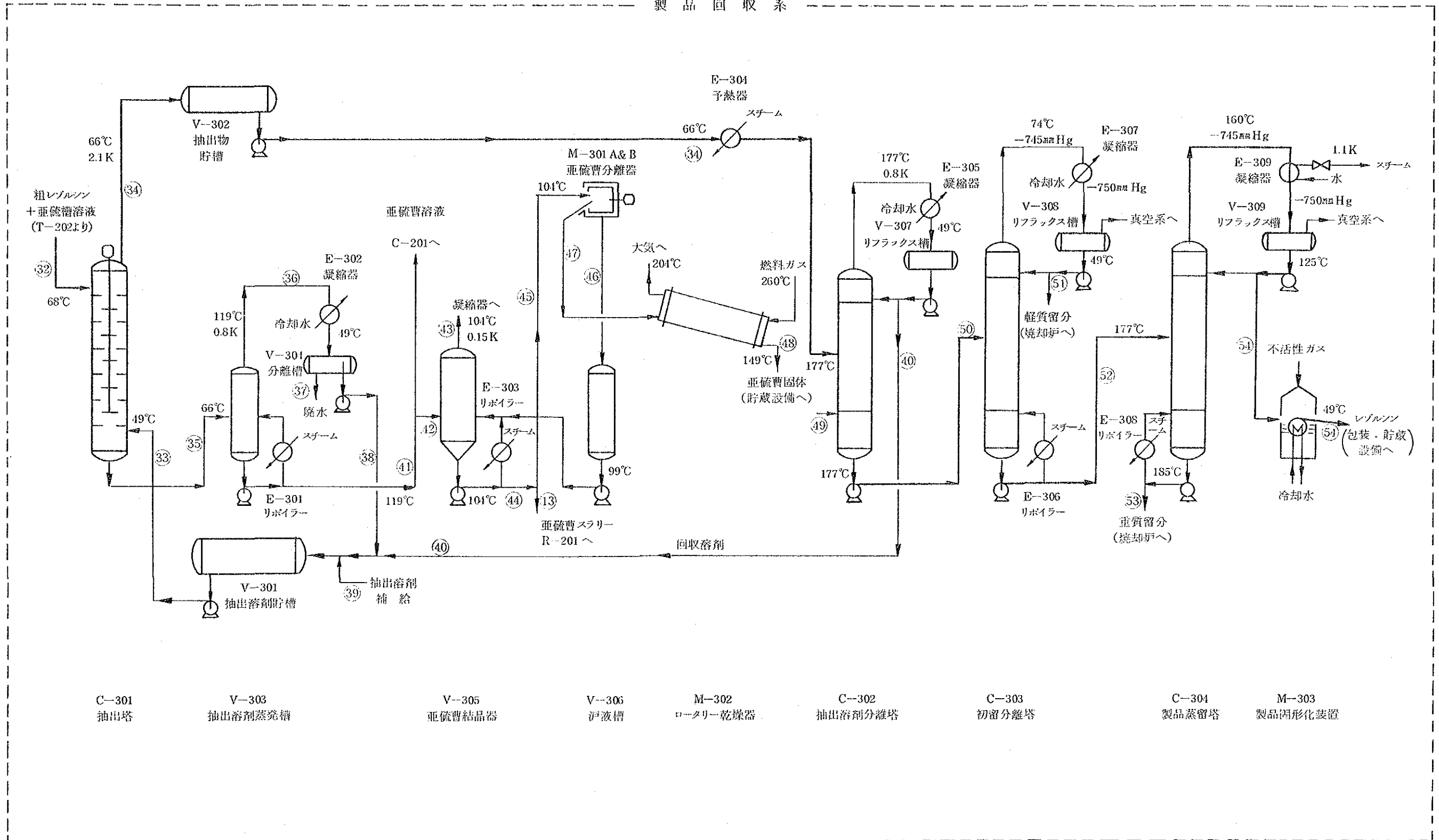


図 V-29

レゾルシンプロセスフロー(2)

製品回収系



C-301  
抽出塔

V-303  
抽出溶剤蒸発槽

V-305  
亜硫酸結晶器

V-306  
汚液槽

M-302  
ロータリー乾燥器

C-302  
抽出溶剤分離塔

C-303  
初留分離塔

C-304  
製品蒸留塔

M-303  
製品固形化装置



表V-8 新設レゾルシン設備費

(1985年日本ベース, 単位:千円)

項目	ユニット区分	スルホン化系	中和・アルカリフュージョン系	製品回収系	合計
B/L 内 機 器	反応器類	3,402.4	66,886	-	100,910
	塔類	7,207	10,878	36,415	54,500
	槽およびタンク類	6,251	27,630	32,307	66,188
	熱交換器類	41,819	9,363	26,507	77,689
	熱媒体システム	-	13,566	-	13,566
	ポンプ類	93,883	26,912	28,598	149,393
その他機器 (小計)		-	53,290	55,104	108,394
		(183,184)	(208,525)	(178,931)	(570,640)
B/L 内 工 事	土建・掘付・配管 計装・電気等工事	123,842	563,601	528,163	1,215,606
	<B/L内設備計>	<307,026>	<772,126>	<707,094>	<1,786,246>
B/L 外 設 備	冷却水設備	15,059	20,713	45,176	80,948
	プロセス水設備	43	1,457	43	1,543
	蒸気設備	7,525	10,034	67,771	85,330
	不活性ガス設備	-	-	4,641	4,641
	タンク設備	11,346	31,974	-	43,320
	倉庫	-	-	61,226	61,226
	(小計)	(33,973)	(64,178)	(178,857)	(277,008)
工事	8,831	16,492	46,187	71,510	
<B/L外設備計>	<4,280.4>	<80,670>	<225,044>	<348,518>	
総計	349,830	852,796	932,138	2,134,764	

### 3.3 $\beta$ -ナフトール製造設備

#### 3.3.1 前 提

近代化の目標および解決すべき問題点は以下のとおりである。

##### (1) 近代化の目標

- 1) 生産設備の維持費の低減
- 2) 環境改善（廃気・廃水処理の合理化）
- 3) 省力化・作業環境の改善

なお、現状の $\beta$ -ナフトール製造の変動費内訳を表V-9に示す。

##### (2) 解決すべき問題点

- 1) 特殊機器（ $\beta$ -ナフタリンスルホン酸ソーダ濾過装置・ $\beta$ -ナフトール回収濾過装置）の効率向上
- 2) 装置の腐食・損傷防止（加水分解装置・アルカリフュージョン装置）
- 3) 廃気・廃水処理システムの確立

#### 3.3.2 改 造

##### (1) 改造フロー

図V-30に示すとおり $\beta$ -ナフタリンスルホン酸ソーダ濾過装置・ $\beta$ -ナフトール回収濾過装置・加水分解装置・アルカリフュージョン装置・アルカリフュージョン廃気処理設備の更新を行なうとともにナフタリン回収塔廃水の処理設備と $\beta$ -ナフトール回収濾過器廃水の処理設備を新設する。

##### (2) 改造の概要

###### 1) 改造 ㉠

ナフタリン回収廃水のナフタリン回収フィルターを新設する。

###### 2) 改造 ㉡

加水分解装置の内張材料をセラミックタイルから耐熱・耐酸レンガに取り替える。

###### 3) 改造 ㉢

$\beta$ -ナフタリンスルホン酸ソーダ濾過装置を吸引濾過方式から遠心分離方式に変更する。

###### 4) 改造 ㉣

アルカリフュージョン装置を損傷を少なくする構造に変更する。

###### 5) 改造 ㉤

アルカリフュージョン系統の廃気処理設備を吸収効率の高い方式に変更する。

###### 6) 改造 ㉥

$\beta$ -ナフトール回収濾過装置を耐食性の材料を使用したフィルタープレスに取替える。

###### 7) 改造 ㉦

$\beta$ -ナフトール回収濾過装置の廃水から亜硫酸ソーダを分離する設備を新設する。

表V-9  $\beta$ -ナフトール変動費計算書

<1985年5月;日本価格ベース>

	単 価	変 動 費		備 考
		原 単 位	原 単 価	
1. 原材料費				
(1) ナフタリン	218 円/kg	1.148 kg/kg	250.26円/kg	
(2) 硫 酸	17.4 "	1.170 "	20.36 "	含有量 $\geq$ 98%
(3) カ性ソーダ	6.9 "	0.800 "	55.20 "	100%換算
(小 計)			(325.82)円/kg	
2. 副産物控除				
(小 計)			(0)	
3. 用役費				
(1) 重 油	48.9 円/kg	0.488kg/kg	23.86円/kg	
(2) 低圧スチーム	4.9 "	10.760 "	52.72 "	
(3) 電 気	15.5 円/kWh	0.114kWh/kg	1.77 "	
(4) 水	5.5 円/T	711kg/kg	3.91 "	
(小 計)			(82.26)円/kg	
変動費合計			408.08円/kg	
製品価格			650 円/kg	

(3) 改造の詳細

1) ナフタリン回収廃水中のナフタリン回収フィルター新設

図V-31に示すフィルタープレスを新設し廃水中のナフタリン粒子を除去する。清澄液は活性汚泥設備に送りケーキはβ-ナフトールの原料として再使用する。その主要諸元は以下のとおりである。

○ 数量 1台

○ 能力

原水；水量 6トン/バッチ(2時間)

組成 個体ナフタリン最大1%，他の成分は水

ケーキ；水分80%，ナフタリン20%

○ 仕様

濾過面積  $27 m^2$

濾板  $800 \times 800 mm \times 30$  室

材質 濾板ポリプロピレン，濾布ポリエステル

○ 操作方法

全自動式，1サイクル2時間

(実運転によりシーケンスコントローラーの設定変更可能)

○ 濾過助剤

ナフタリン粒子は細いが濾布上に付着したケーキによって更に細い粒子を捕捉する効果(ケーキ濾過という)によって濾過できる。しかし実際にテストをして濾液中に混入するナフタリン粒子が多い場合は濾過助剤を用いて濾布に予備被膜(プレコート)を付着させる。その方法は以下のとおりである。

予備被膜用助剤 ; 珪藻土

珪藻土付着厚土 ; 3mm

珪藻土供給量 ; 濾過面積  $1 m^2$ ，厚さ3mm当り1Kg(固形分換算)

珪藻土スラリー濃度 ; 15%

○ 設備費

フィルタープレス本体と付属機器1式 ; 45,600千円

原液および洗浄液タンク・付属ポンプ

およびベルトコンベアー1式 ; 4,900千円

土木・据付・配管・電気・計装工事

一式 ; 17,000千円

---

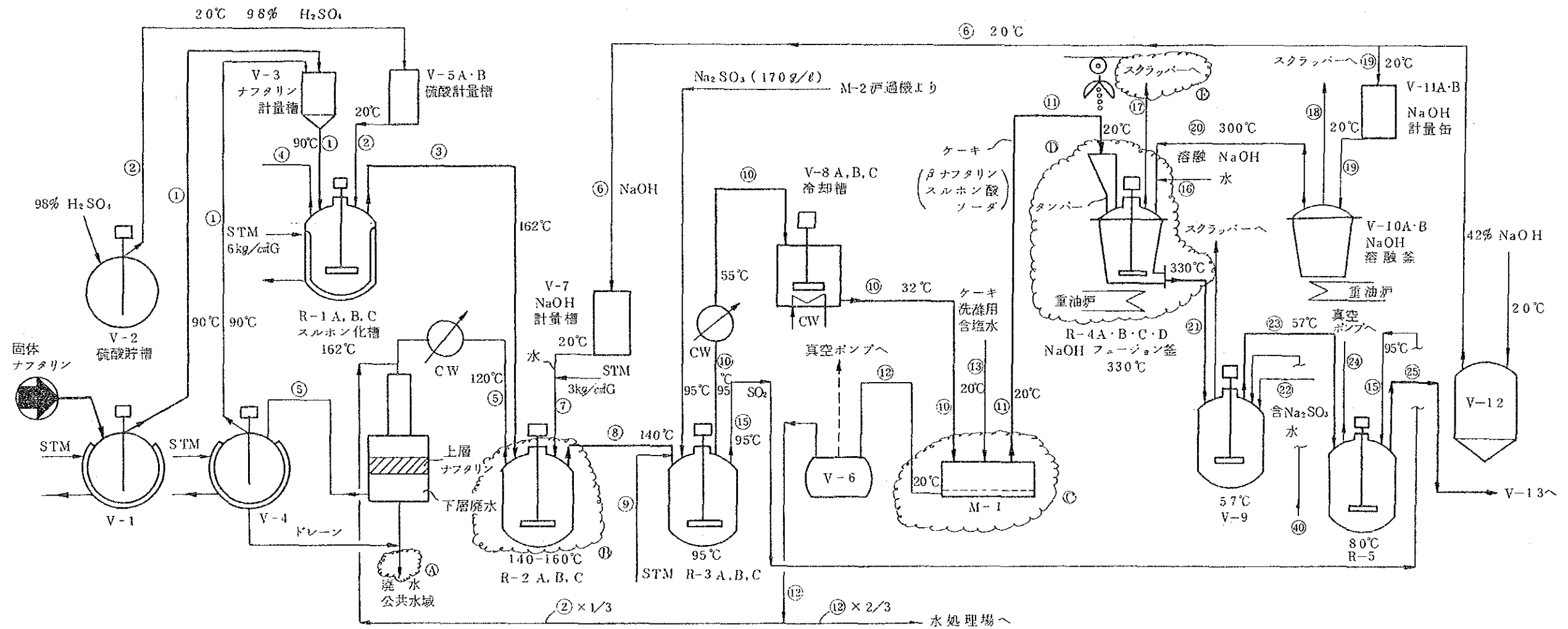
(合計) 67,500千円





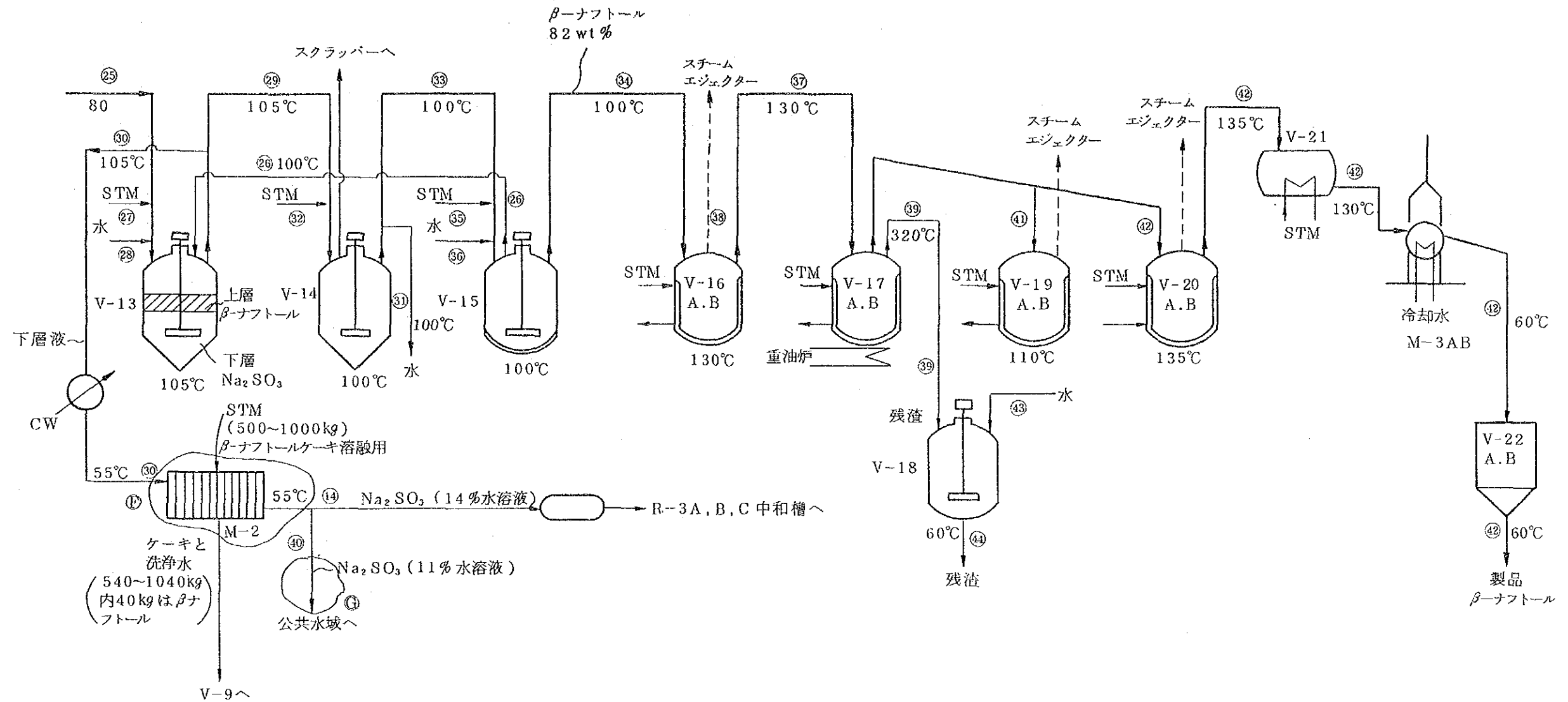
図V-30

β-ナフトール製造設備  
改造フロー (その1)



- |               |               |             |                   |           |             |                        |           |         |              |
|---------------|---------------|-------------|-------------------|-----------|-------------|------------------------|-----------|---------|--------------|
| V-1           | V-4           | T-1 A·B·C·D | R-2 A·B·C         | R-3 A·B·C | V-6 A·B·C·D | M-1 A·B·C·D            | V-9 A·B·C | R-5 A·B | V-12 A·B·C·D |
| 精製ナフタリン<br>貯槽 | 回収ナフタリン<br>貯槽 | ナフタリン回収塔    | 加水分解・ナフタリン<br>追出槽 | 中和槽       | 母液洗水槽       | β-ナフタリンスルホン酸ソーダ<br>ろ過器 | 希釈槽       | 酸化槽     | カ性ソーダ貯槽      |

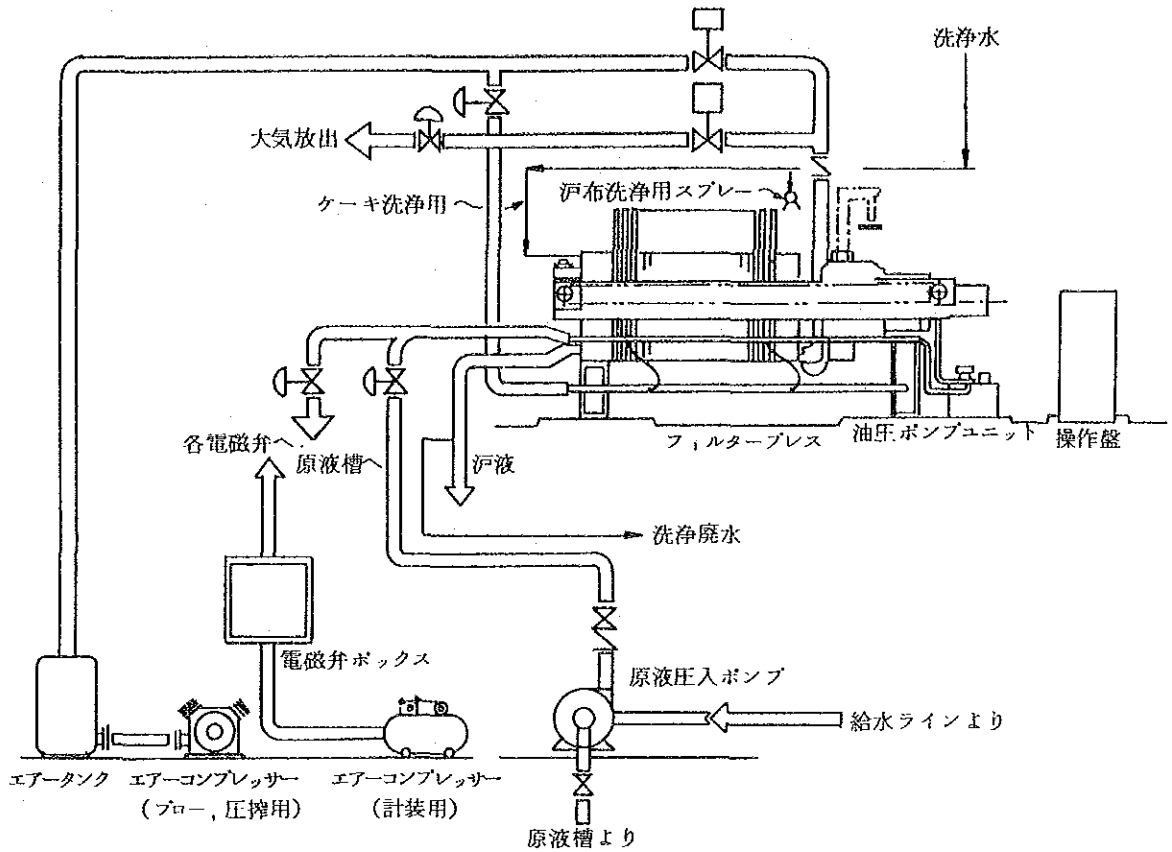
図V-30  
β-ナフトール製造設備  
改造フロー(その2)



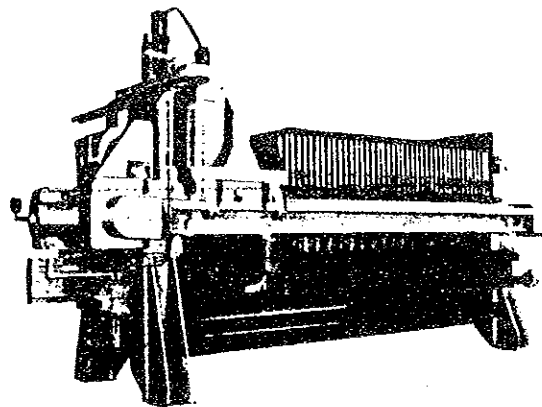
- |                              |               |               |                  |                |                     |                 |               |                |                 |
|------------------------------|---------------|---------------|------------------|----------------|---------------------|-----------------|---------------|----------------|-----------------|
| V-13A,B<br>第一煮沸釜             | V-14<br>第二煮沸釜 | V-15<br>第三煮沸釜 | V-16A,B<br>真空乾燥機 | V-17A,B<br>蒸留釜 | V-19A,B<br>初留, 後留受槽 | V-20A,B<br>製品受槽 | V-21<br>製品高位槽 | M3A,B<br>フレーカー | V-22A,B<br>製品貯槽 |
| M-2A,B,C<br>β-ナフトール回収<br>ろ過器 |               |               |                  | V-18<br>排渣缶    |                     |                 |               |                |                 |



図V-31 フィルタープレスのフローシートと構造



フィルタープレスのフローシート



フィルタープレスの構造

## 2) 加水分解装置 (R-2A, B, C) の内張材料の変更

現在の内張材料はセラミックタイルであるが、槽への液注入時の急激な加熱または冷却により膨張または収縮し剝離し易いので、これを耐熱・耐熱レンガに取替える。その仕様は以下のとおりである。

### ○ レンガの寸法

槽の胴部用；210×100×60mm

槽の鏡板用；曲率を鏡板に合わせた異形材

### ○ レンガの種類

耐熱・耐熱レンガを使用する。これは内部に気孔が多く熱伝導度が低いので、耐酸磁気レンガに比べて温度変化に強い。

### ○ レンガの積み方

槽の内壁に対してレンガの厚さが100mmになるように積む。

### ○ 鉄板保護

鉛ライニング・ゴムライニング・ガラスクロス強化ポリエステル樹脂ライニングの何れかを、槽の鉄板面に施工する。レンガ目地材は浸透性があるので、レンガの下にこのような保護膜を形成する必要がある。

### ○ レンガの日地剤 (接着材)

フラン系 (フルフラール系) の接着材を使用する。耐酸セメント (磁粉と珪酸ソーダを混合したもの) はフラン系に劣るので望ましくない。

### ○ 設備費

硬質ゴムライニング費 (槽3基分) ; 1,200千円

レンガ積み費 ( " ) ; 19,800千円

---

(合計) 21,000千円

レンガ積みによる内容積の減少が問題となる場合は別途槽を大きくするための設備費を加える必要がある。

## 3) $\beta$ -ナフタリンスルホン酸ソーダろ過装置 (M-1A, B, C, D) の更新

図V-32, 図V-33に示す横型バケット式自動遠心分離機を導入する。

その主要元は以下のとおりである。

○ 数 量 1 台

○ 能 力 原液 9,110kg/4時間, ろ過ケーキ 2,599kg/4時間

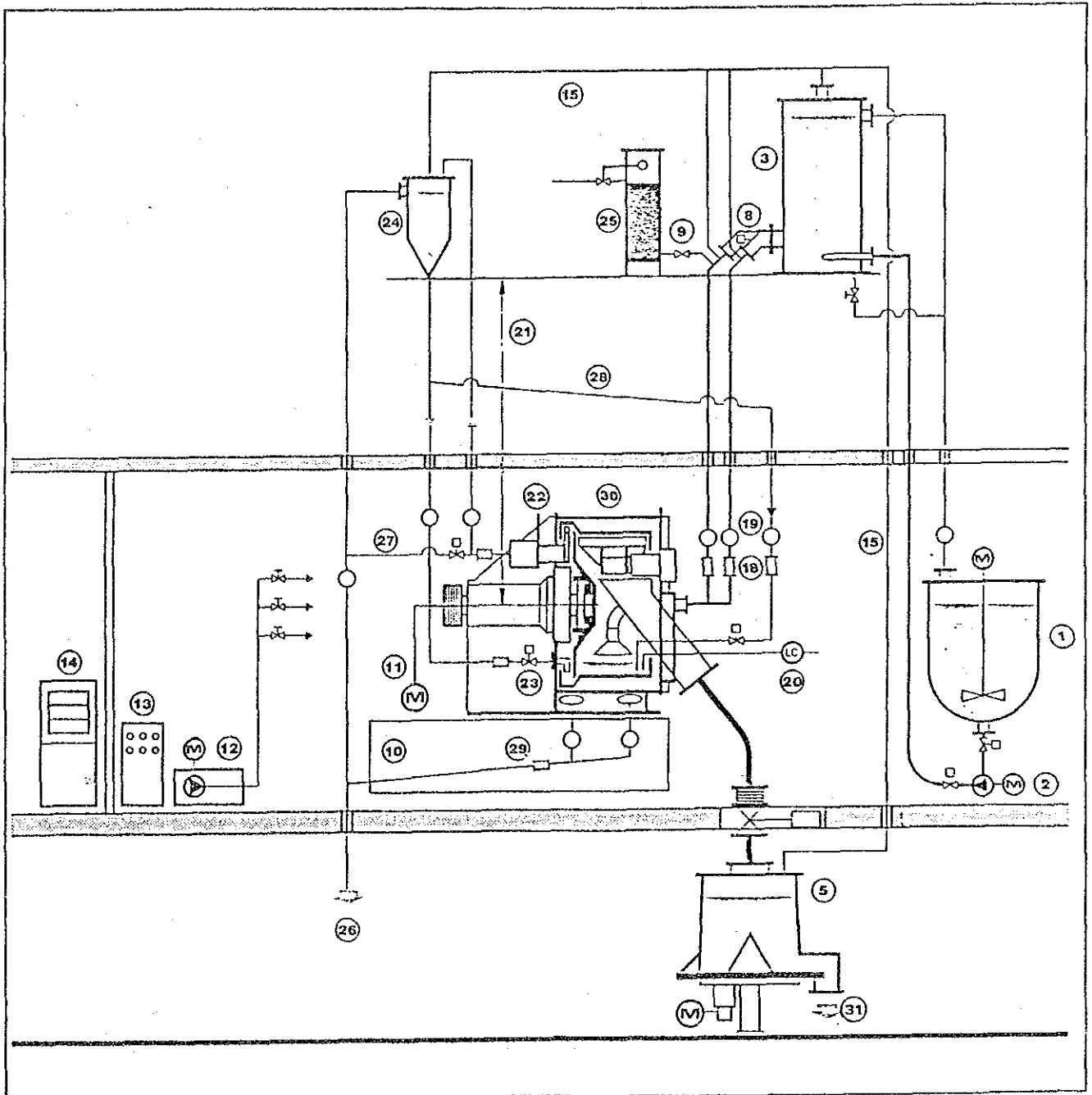
○ 仕 様

ドラム内径1600mm, 容量700ℓ, ろ過面積4.0m<sup>2</sup>

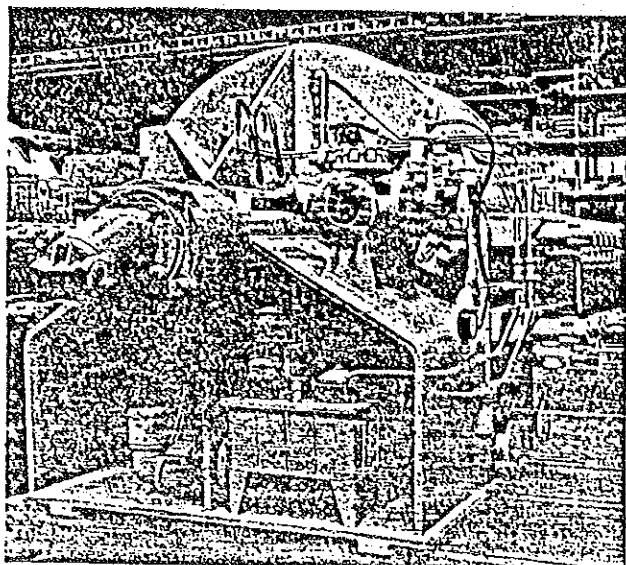
最高回転数900r.p.m, 最大遠心効果720G, 主駆動用電動機75KW

図 V - 3 2 遠心分離機フローシート

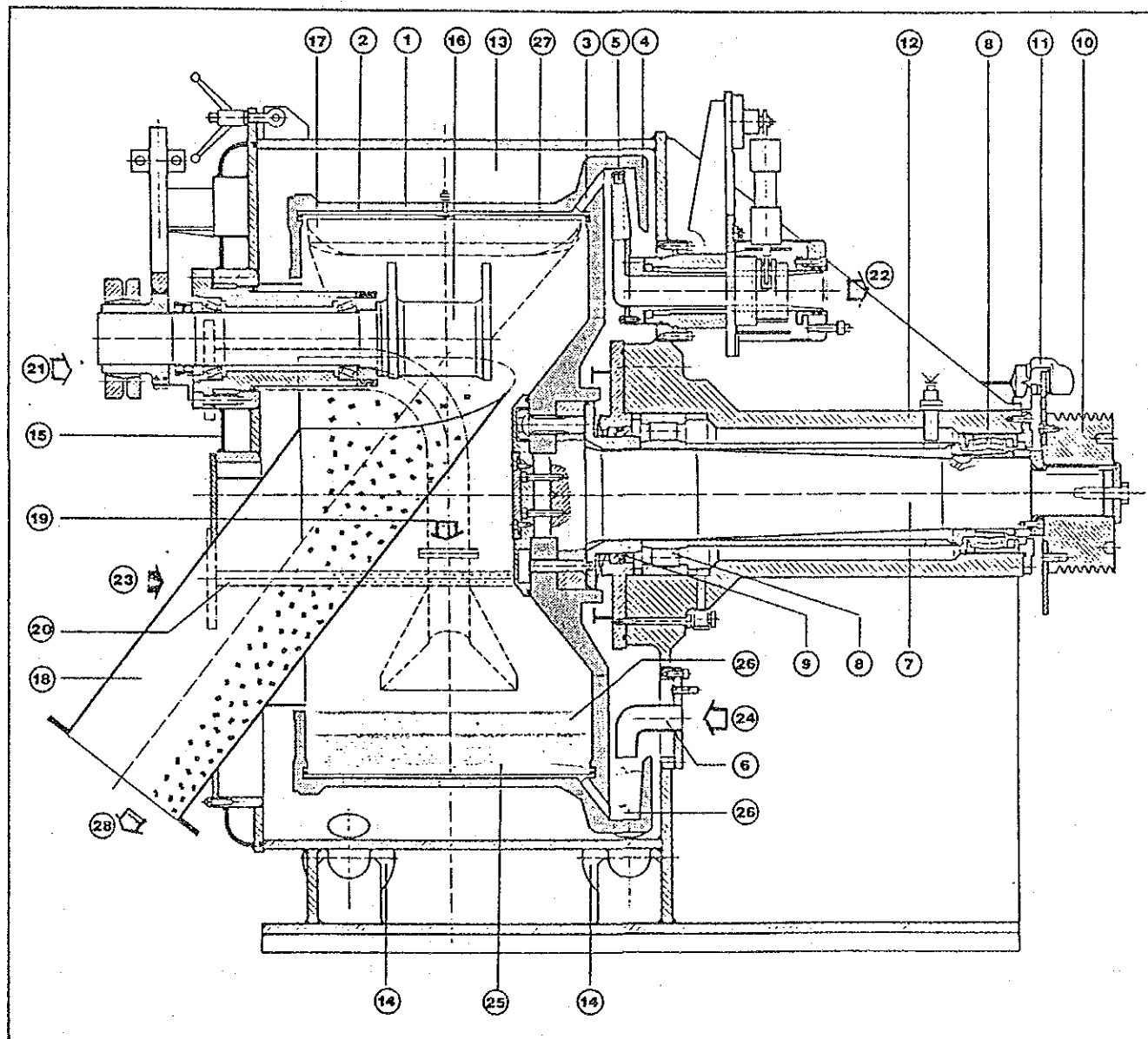
- |                  |                                     |                            |
|------------------|-------------------------------------|----------------------------|
| 1. スラリータンク       | 13. 現場操作盤(防爆仕様) → 今回不要              | 25. 洗浄液タンク                 |
| 2. スラリー循環ポンプ     | 14. 制御盤(計器室又は、非防爆地域に設置)             | 26. 排出液                    |
| 3. ヘッドタンク        | 15. 連通配管                            | 27. サイホンパイプから排出される液(ポンプ不要) |
| 4. ビーラーセントリフュージ  | 16. N <sub>2</sub> 供給配管(防爆用) → 今回不要 | 28. スリットスクリーン(ろ材の下網)の洗浄液   |
| 5. 定量フィーダー       | 17. O <sub>2</sub> 量測定計器(防爆用)       | 29. オーバーフロー                |
| 6. 回収ボックス        | 18. フレキシブル配管                        | 30. サイホンビーラーセントリフュージ       |
| 7. ろ液/洗浄液別回収用バルブ | 19. サイトグラス                          | 31. 固形分                    |
| 8. 給液バルブ         | 20. フィードコントロール装置                    |                            |
| 9. 洗浄バルブ         | 21. ヘッドタンク迄の高さ(2~3m)                |                            |
| 10. コンクリートブロック   | 22. サイホンパイプ                         |                            |
| 11. 駆動装置         | 23. 給水管                             |                            |
| 12. 油圧ユニット       | 24. 給水タンク                           |                            |



図V-33 遠心分離機の構造



- |               |                 |
|---------------|-----------------|
| 1. サイホンバスケット  | 16. 掻取装置        |
| 2. ろ材         | 17. 掻取ナイフ       |
| 3. サイホン孔      | 18. 固形分排出シュート   |
| 4. サイホン室      | 19. 給液管         |
| 5. サイホンパイプ    | 20. 洗浄管         |
| 6. 給水管        | 21. スラリーの供給     |
| 7. 主軸         | 22. ろ液・洗浄液の排出   |
| 8. ベアリング      | 23. 洗浄液の供給      |
| 9. オイルシール     | 24. 呼び水、逆洗浄水の供給 |
| 10. Vブーリ      | 25. 固形分ケーキ層     |
| 11. ディスクブレーキ  | 26. ろ液          |
| 12. ベアリングケース  | 27. 基礎層         |
| 13. ケーシング     | 28. 固形分の排出      |
| 14. オーバーフロー出口 |                 |
| 15. 扉         |                 |





機械重量 1.2 トン

材 質 本 体；ステンレス鋼でライニングした炭素鋼  
ドラム；ステンレス鋼

○ 操作方法

全自動式、1 サイクル所要時間 4 分間程度、ケーキ水洗可能  
(実運転によりシーケンスコントローラで設定の変更は可能)

○ 効 果

現状の手動汚過方式と較べて省力化できる。

○ 設備費

遠心分離機本体および付属機器 1 式；	8,400 千円
原液および洗浄液のヘッドタンクその他機器 1 式；	8,600 千円
土木・据付・配管・電気・計装工事；	17,000 千円
(合 計)	106,000 千円

4) アルカリフュージョン装置の更新

アルカリフュージョン装置を更新するとともに加熱炉を改造し、フュージョン装置の損傷を防止する。

○ 改造仕様

① アルカリフュージョン装置；内容積  $3 m^3 \times 4$  基，材質鋳鉄

内寸 =  $1,600 \phi \times 1,880 \times 45 \sim 55 mm$ ，錨式攪拌機付，錨式攪拌機とフュージョン槽底部との隙間は  $10 \sim 15 mm$  とする。概形図を図 V-34 に示す。

② 加熱炉；前燃焼室を設置，短炎型空気噴霧式バーナー 2 本設置，底部拔出シノズル保護のため耐火レンガで被覆する。省エネルギーのため煙道ダンパーと燃焼用空気 1 次，2 次ダンパーを設け過剰空気率の調節ができるようにする。

○ 設備費

アルカリフュージョン装置機器本体	4 式；	44,000 千円
その他機器	4 式；	8,800 千円
土建・配管・計装・電気・据付工事	4 式；	15,800 千円
加熱炉改造工事	4 式；	21,200 千円
(合 計)		89,800 千円

5) アルカリフュージョン系統の廃気処理設備の更新

アルカリフュージョン系統の廃気処理設備を吸収効率の高い設備に更新する。その方法を図 V-35 に示す。

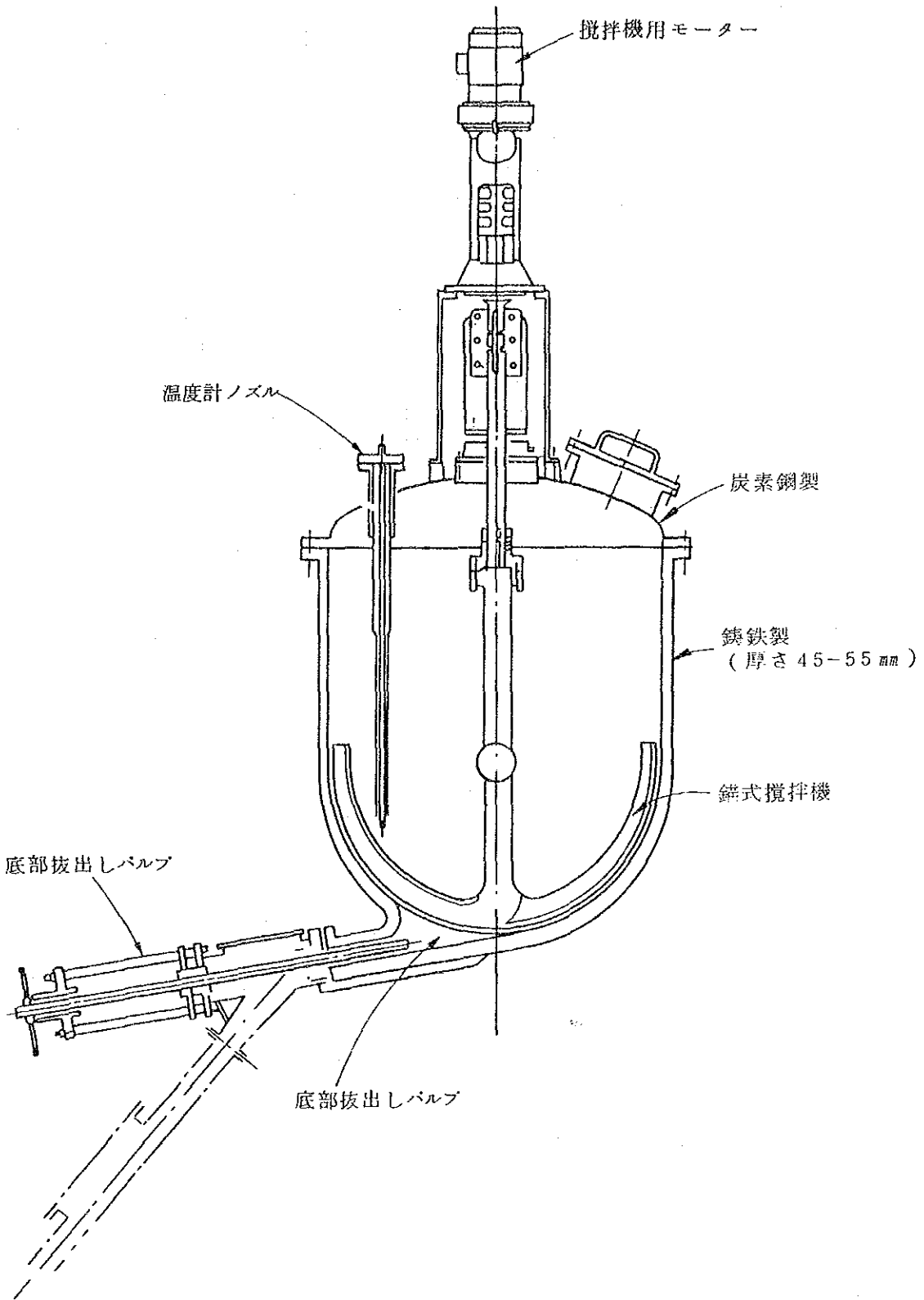
○ 仕様・数量

洗浄塔	シーブトレー内蔵, 炭素鋼製	3基
循環液貯槽	炭素鋼製	1基
循環液ポンプ	炭素鋼製	1台
通風機		1台

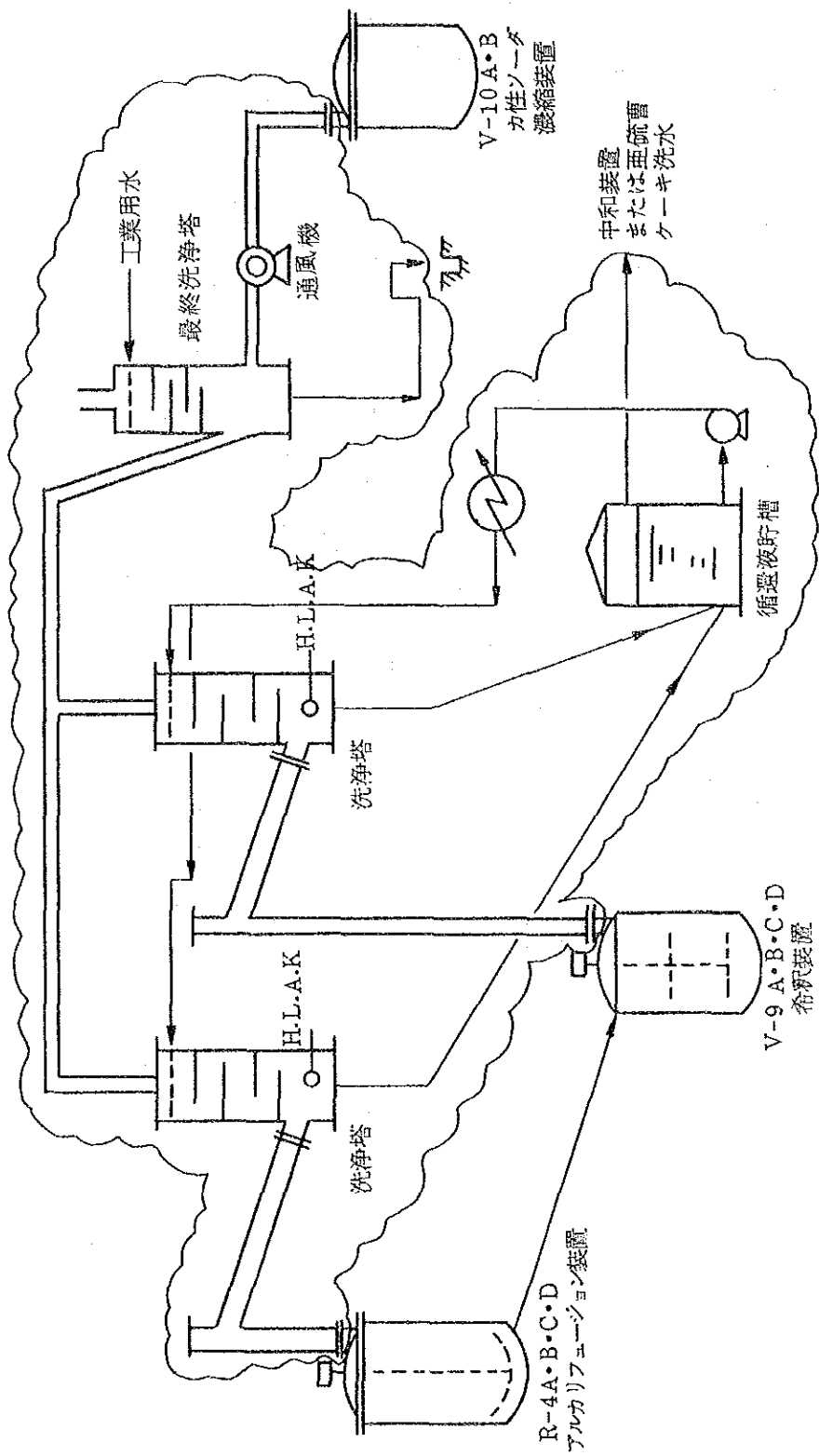
○ 設備費

洗浄塔	4基	9,000千円
その他付属機器		6,000千円
土木・据付・配管・計装・電気工事		12,000千円
(合計)		27,000千円

図V-34 アルカリフュージョン装置外形図



図V-35 アルカリファュージョン系統廃気処理設備



(凡例) H.L.A.K.; 高液面警報およびインターロック

☁️ ; 改造部分

6)  $\beta$ -ナフトール回収濾過装置 (M-2A, B, C) の更新

$\beta$ -ナフトール回収濾過装置3台を耐食性のフィルタープレス2台に取替える。その方法を図V-36に示す。

主要諸元は以下のとおりである。

- 数量 2台
- 能力 原水；水量 11,445kg/バッチ (2時間)  
ケーキ水分 15%
- 仕様 濾過面積 90m<sup>2</sup>  
濾板 1,250×1,250mm×37室  
材質 濾板ポリプロピレン, 濾布ポリエステル

○ 操作方法

全自動式, 1サイクル 2時間

(実運転によりシーケンスコントローラーの設定変更可能)

○ 設備費

フィルタープレス本体と付属機器	2式	；	96,500千円
原液および洗浄液タンク・付属ポンプ	2式	；	8,600千円
ケーキ溶解槽	2式	；	4,800千円
土木・据付・配管・電気・計装工事	2式	；	26,000千円

---

(合計) 135,900千円

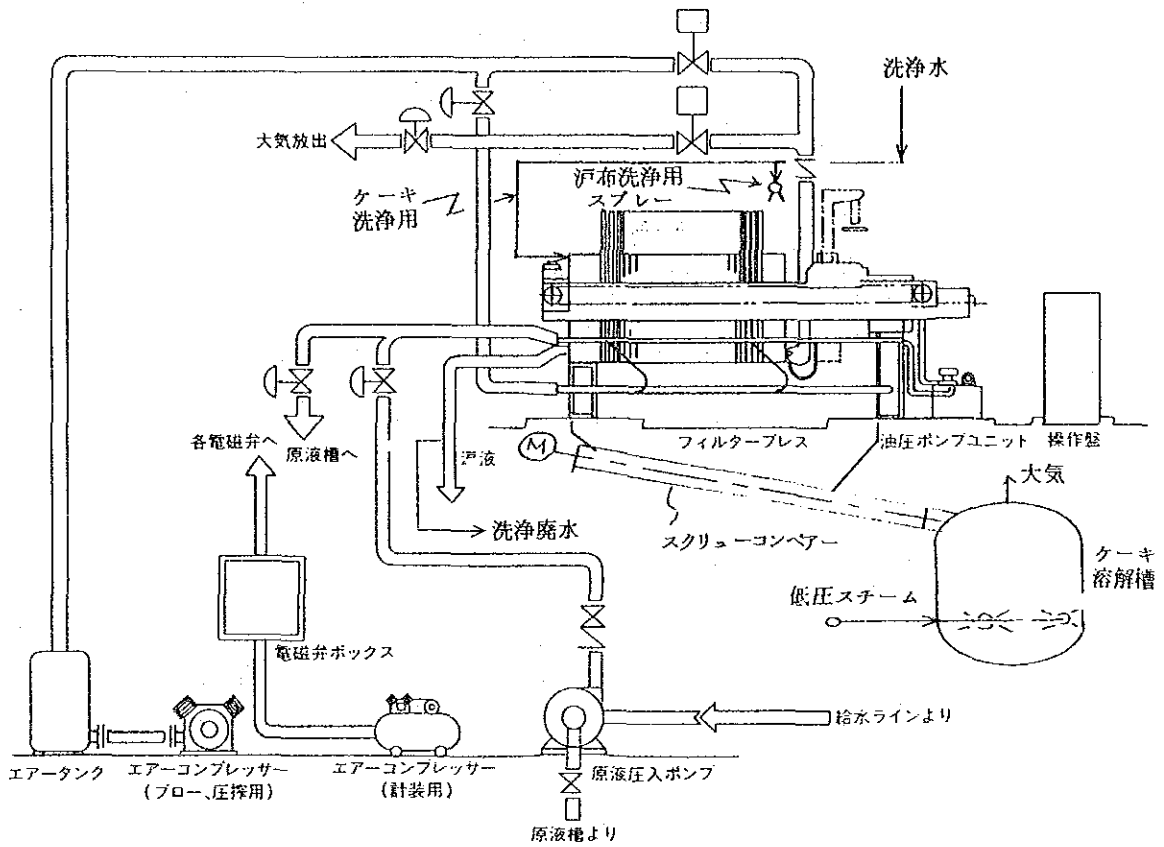
7)  $\beta$ -ナフトール回収濾過装置 (M-2A, B, C) の廃水から亜硫酸ソーダを分離する設備を新設

$\beta$ -ナフトール回収濾過装置の廃水に含まれる亜硫酸ソーダを結晶として分離するため晶析装置と遠心分離機を各1台新設する。分離した亜硫酸ナトリウムは出荷し、濾液は活性汚泥設備で処理する。その方法を図V-37に示す。その構成は以下のとおりである。

○ 構成

晶析機	ステンレス鋼製	1台
加熱器	ステンレス鋼製	1台
直接接触式凝縮器	ステンレス鋼	2台
エジェクター	鋳鉄	2台
加熱器循環ポンプ	ステンレス鋼	1台
濃縮器	ステンレス鋼	1台

図V-36 フィルタープレスとケーキ溶解設備

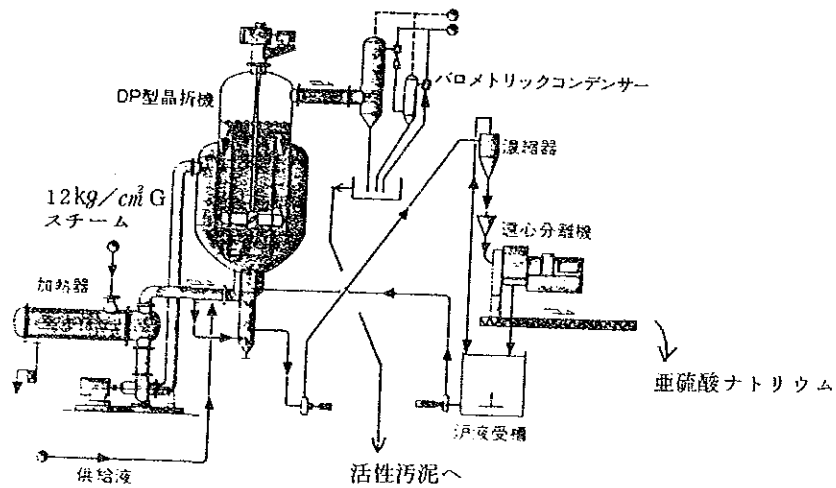


遠心分離機	ステンレス鋼	1 台
汚液受槽	ステンレス鋼	1 台
ベルトコンベアー		1 台

○ 設備費

晶析機	1 式	32,000千円
遠心分離器	1 式	36,000千円
土木・据付・配管・計装・電気		
保温・塗装工事	1 式	21,000千円
( 合 計 )		89,000千円

図V-37 晶析設備フローシート



(4)  $\beta$ -ナフトール製造設備の近代化設備費

近代化設備費の合計は以下のとおり536,200千円となる。

① ナフタリン回収廃水中のナフタリン回収フィルター新設一式；	67,500千円
② 加水分解装置の内張材料の変更	一式； 21,000千円
③ $\beta$ -ナフタリンスルホン酸ソーダ濾過装置の更新	一式； 106,000千円
④ アルカリフュージョン装置の更新	一式； 89,800千円
⑤ アルカリフュージョン系統の廃気処理設備の更新	一式； 27,000千円
⑥ $\beta$ -ナフトール回収濾過装置の更新	一式； 135,900千円
⑦ $\beta$ -ナフトール回収濾過装置廃水中の亜硫酸分離	一式； 89,000千円
(合計)	； 536,200千円

なお、レゾルシン製造設備と同様、以下のシステムの導入を検討することを提案する。

- アルカリフュージョン装置以降の窒素シールによるクローズド化。
- 第2次廃水系統の分離と $\beta$ -ナフトール製造設備内での油水分離槽等による廃水処理。



### 3.4 吐氏酸製造設備

#### 3.4.1 前提

近代化の目標および解決すべき問題点は以下のとおりである。

##### (1) 近代化の目標

- 1) 製品品質の改善
- 2) 設備維持費の低減

なお現状の吐氏酸製造の変動費内訳を表V-10に示す。

##### (2) 解決すべき問題点

- 1) 特殊機器（遠心分離機・気流乾燥機）の効率向上
- 2) 装置の腐食損傷防止（蒸留装置・蒸留装置の凝縮器・遠心分離機）

#### 3.4.2 改造

##### (1) 改造フロー

図V-38に示すとおり蒸留装置・蒸留装置の凝縮器・遠心分離機を改造するとともに、気流乾燥機のテストを行なう。

##### (2) 改造およびテストの概要

###### 1) 改造 (A)

蒸留装置の内面に内張り（ライニング）する。

###### 2) 改造 (B)

蒸留装置の凝縮器の材質を変更する。

###### 3) 改造 (C)

遠心分離機を更新する。

###### 4) テスト (D)

気流乾燥機のテストを行ない改善のためのデータを得る。

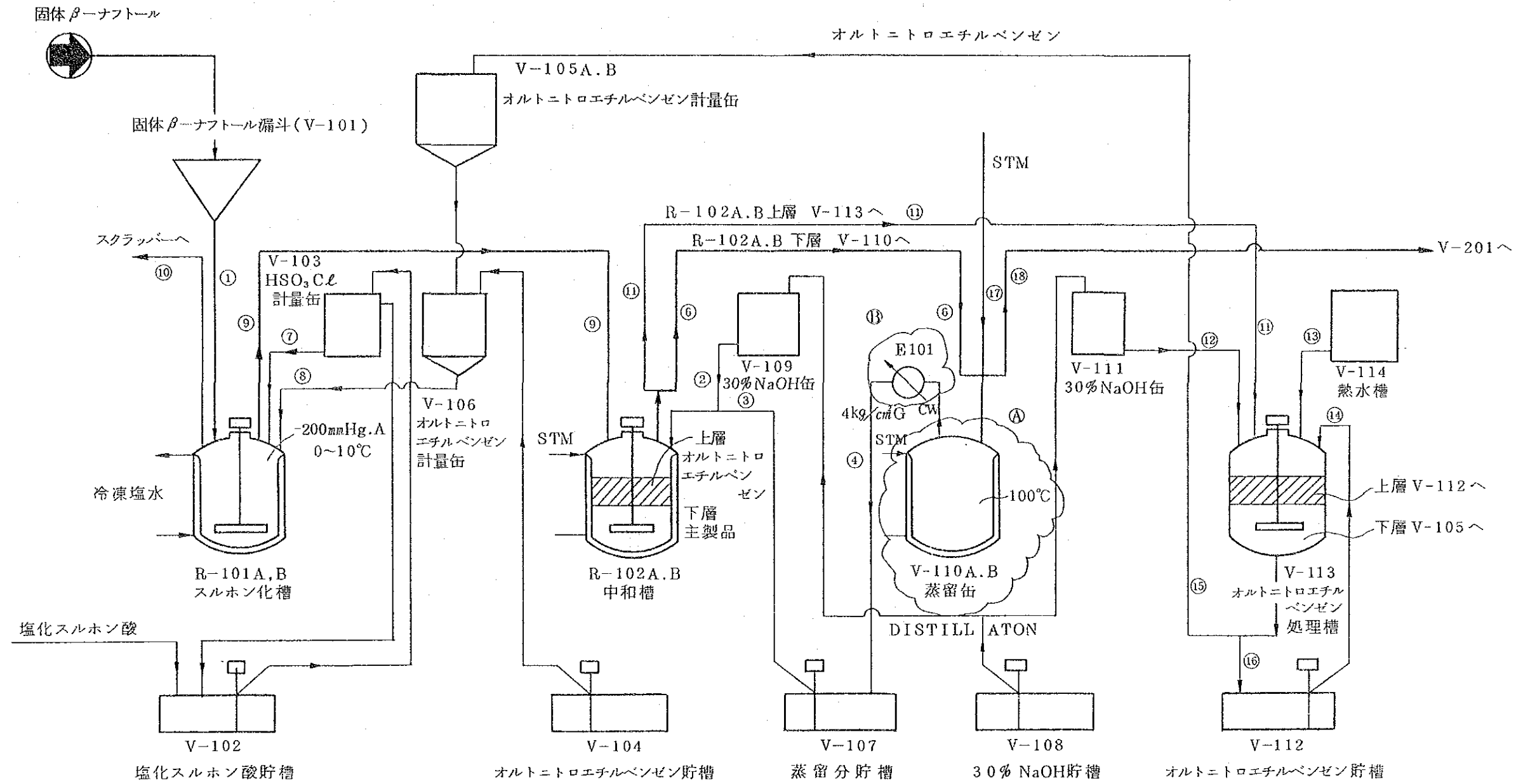
表V-10 吐氏酸変動費計算書

<1985年5月；日本価格ベース>

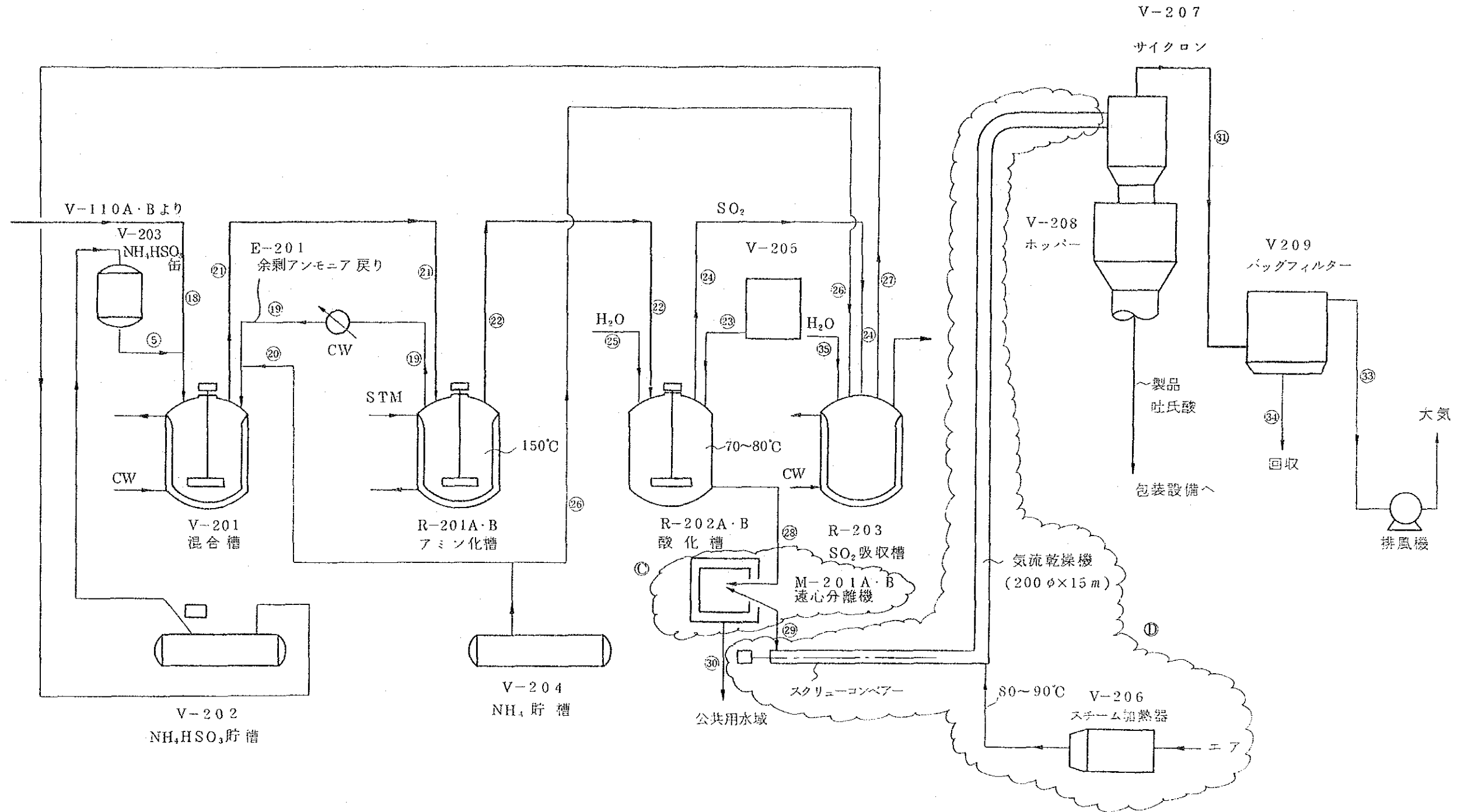
	単 価	変 動 費		備 考
		原 単 位	原 単 価	
1. 原 材 料 費				
(1) $\beta$ -ナフトール	650円/kg	0.765kg/kg	497.25円/kg	
(2) 塩化スルホン酸	825 "	0.690 "	56.93 "	
(3) カ性ソーダ	69 "	0.345 "	23.81 "	100%換算
(4) オルソニトロエチルベンゼン	500 "※	0.085 "	42.50 "	※(価格は想定値)
(5) 塩 酸	6.7 "	2.000 "	13.40 "	含有量 $\geq$ 31%
(6) 液体アンモニア	125 "	0.349 "	43.63 "	
(小 計)			(629.9)円/kg	
2. 副産物控除				
(小 計)			( 0 )	
3. 用 役 費				
(1) 低圧スチーム	4.9円/kg	1.23 kg/kg	60.27円/kg	
(2) 電 気	15.5円/KWH	0.234KWH/kg	3.63 "	
(3) 工 水	5.5円/T	6.49 kg/kg	3.57 "	
(小 計)			(67.47)円/kg	
変動費合計			697.37円/kg	
製品価格			1,250 円/kg	



図V-38  
吐氏酸製造設備  
改造フロー(その1)



図V-38  
吐氏酸製造設備  
改造フロー(その2)





### (3) 改造の詳細

#### 1) 蒸留装置 (V-110A, B) 内面の内張り (ライニング)

- 予め銅・304Lステンレス鋼・316Lステンレス鋼・ハステロイ-Bの試験片を蒸留装置内に長期間浸漬して腐食速度を測定する。試験片には溶接線を加え、応力腐食割れの有無も確認する。
- 腐食速度が満足でき、応力腐食割れも生じない材料の内、最も安価な材料で槽内面を内張りする。
- ハステロイ-Bの内張りを要する場合は材料が高価であるから0.2mm程度の薄板の内張りを考慮する。(日本国での薄板内張り工法の商標の一例はサンゼットRである。)

#### ◦ 設備費

各種材料の内張り費

銅板	槽2基	1,800千円
304ステンレス材	槽2基	1,700千円
316ステンレス材	槽2基	2,400千円
ハステロイ-B(サンゼットR工法の場合)	槽2基	4,600千円

#### 2) 蒸留装置の凝縮器 (E-101) の材質の変更

- 予めアルミ黄銅・304Lステンレス鋼・316Lステンレス鋼の試験片を凝縮器入口と出口部に長期間浸漬して腐食速度を測定する。試験片には溶接線を加え、腐力腐食割れの有無も確認する。
- 腐食速度が満足でき、応力腐食割れも生じない材料の内、最も安価な材料で槽内面を内張りする。

#### ◦ 設備費

各種材料の凝縮器価格

管, 管板 アルミ黄銅, 胴炭素鋼	熱交2基	12,000千円
管, 管板 304ステンレス鋼, 胴炭素鋼	熱交2基	14,400千円
管, 管板 316ステンレス鋼, 胴炭素鋼	熱交2基	18,600千円

#### 3) 遠心分離機 (M-201A, B) の更新

図V-39, 図V-40に示す横型バスケット式自動遠心分離機1台に取替える。その主要諸元は以下のとおりである。

- 数量 1台

- 能力

原液 7,776 kg / 3.5時間, 濾過ケーキ 876 kg / 3.5時間

- 仕様

ドラム内径 1,250 mm, 容量 335 ℓ, 濾過面積 2.46 m<sup>2</sup>, 最高回転数 900 RPM, 最大

遠心効果 920G, 主電動機 45KW, 機械重量 7.5トン,  
材質 本体; ハステロイ- C ライニングの炭素鋼  
ドラム; ハステロイ- C ライニングの炭素鋼

○ 操作方法

全自動式, 1サイクル所要時間 30分間程度  
(実運転によりタイマー設定の変更は可能)

○ 効果

現状のケーキ中の水分 8% を 5% に低減する。

○ 設備費

遠心分離機本体および付属機器	1式;	106,800千円
原液ヘッドタンクその他機器	1式;	5,600千円
土木・据付・配管・電気・計装工事	1式;	18,000千円

---

(合計) 130,400千円

4) 気流乾燥機のテスト

気流乾燥機の点検とテストを行なった上で, 設備改善を行なう。

○ スクリューコンベアーの点検

スクリューコンベアーの稼動中スクリュー上部に粉体が充満しているか否か調べる。充満しておれば問題ないが充満していなければ冷い大気をこの上部空間から気流乾燥機に吸引し乾燥温度を下げ乾燥効果を低減する。

○ 気流乾燥機のテスト

① 気流乾燥機の始端・終端・ホッパー内の粉体層部分に温度計(内部差し込み型)を取付ける。

② 通常運転時の上記3点の温度を計測する。

終端(空気)とホッパー(粉体)の温度差が小さければ粉体の水分と空気中の水分が平衡に達している。大きければ改善できる。

○ スクリューコンベアーの改善

スクリューコンベアーの上部の空間をなくすためには次の方法がある。いずれもスクリューコンベアーメーカーと相談して実行すべきである。

① スクリューコンベアーを 5° 傾けてスクリューコンベアー終端を始端より高くする。所要動力は増加する。

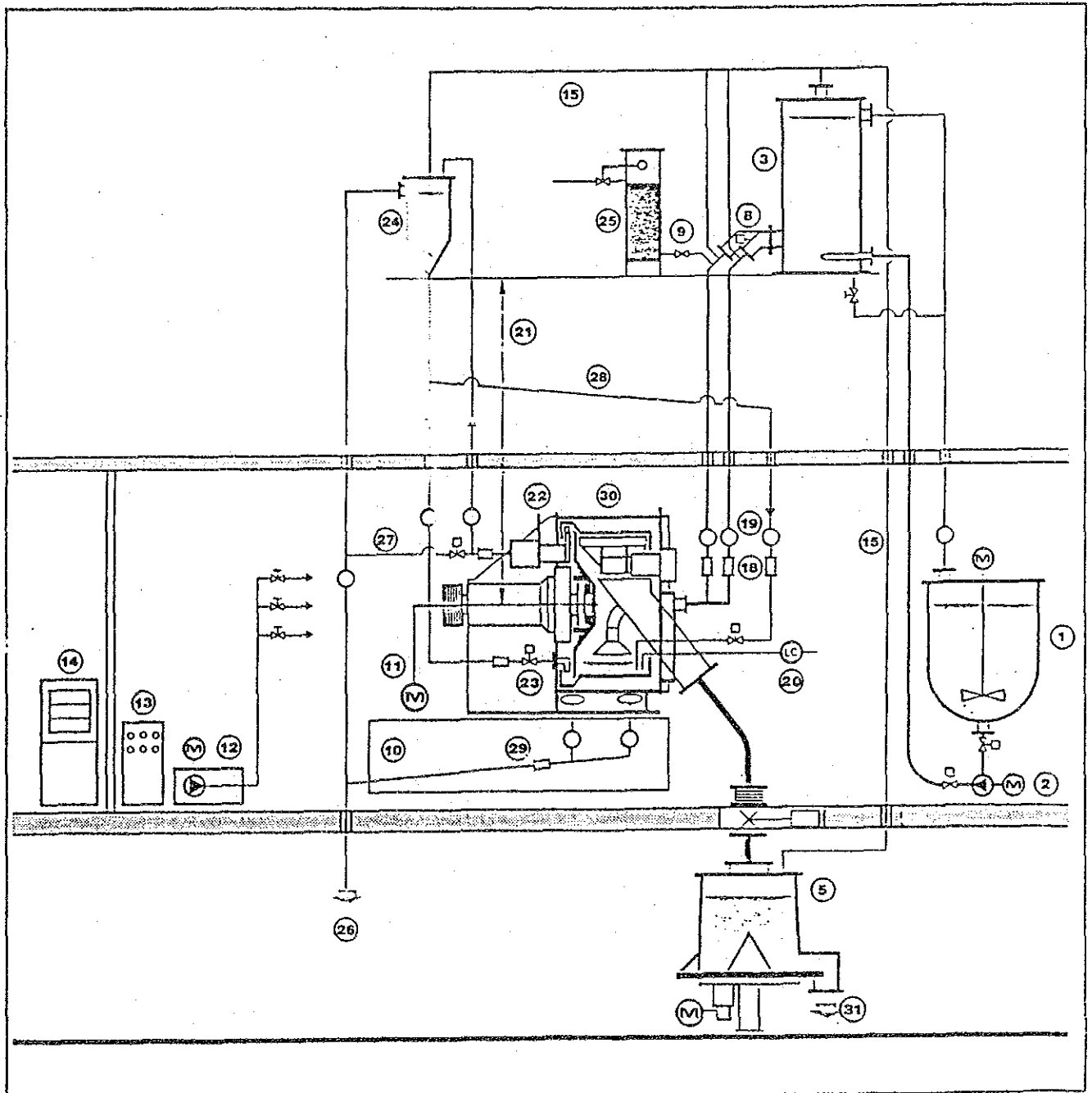
② スクリューコンベアーの内部スクリューの中間に, スクリューのない不連続部を設ける。所要動力は増加する。

○ 気流乾燥機の改善

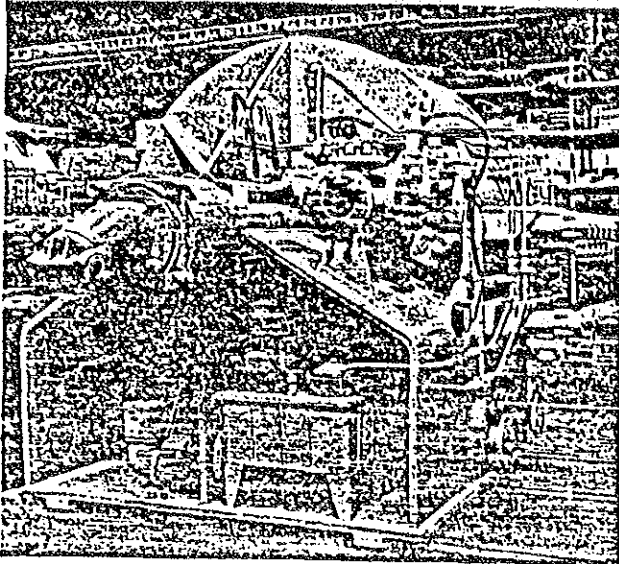


図 V-39 速心分離機フローシート

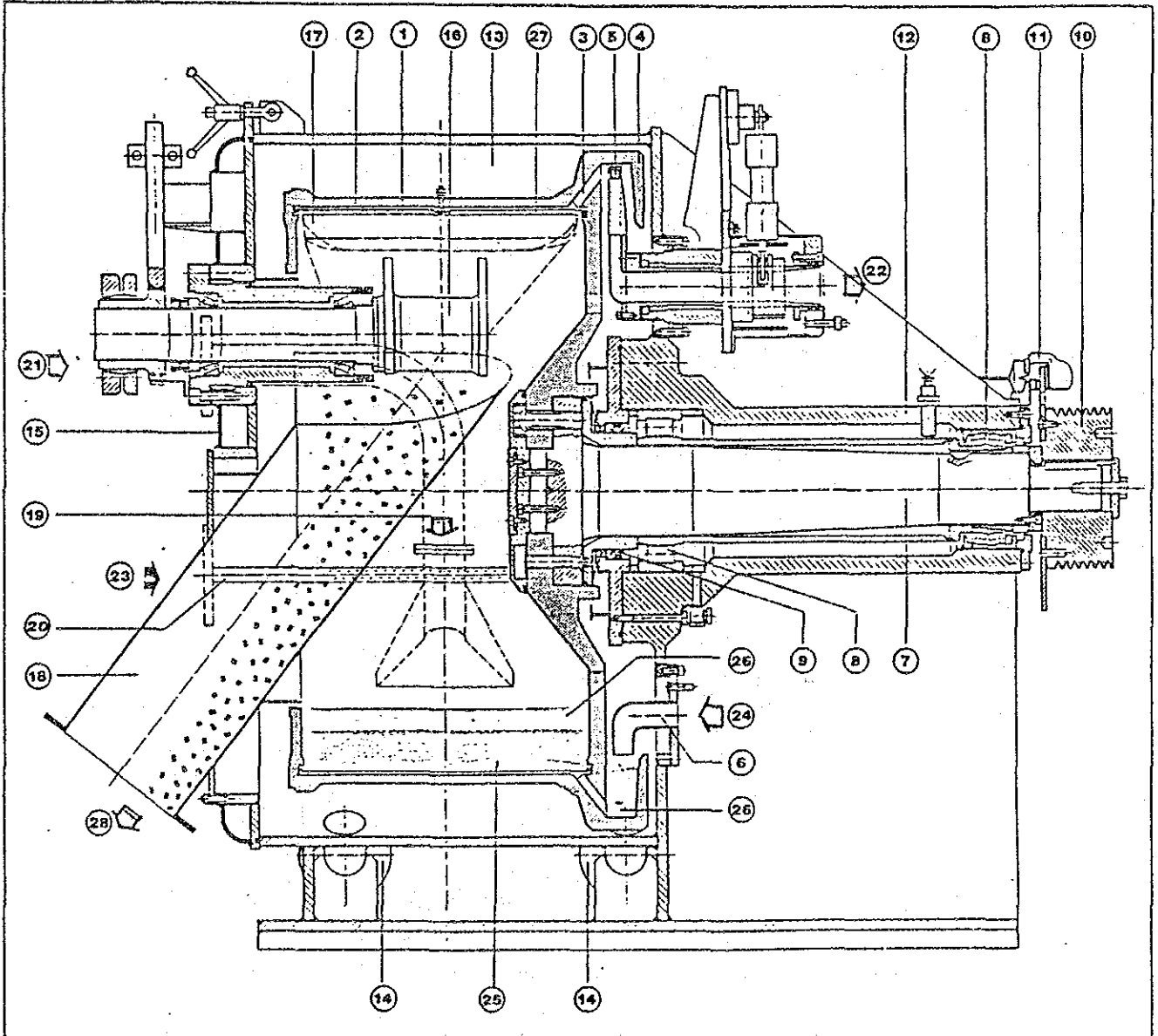
- |                  |                                     |                            |
|------------------|-------------------------------------|----------------------------|
| 1. スラリータンク       | 13. 現場操作盤(防爆仕様) → 今回不要              | 25. 洗浄液タンク                 |
| 2. スラリー循環ポンプ     | 14. 制御盤(計器室又は、非防爆地域に設置)             | 26. 排出液                    |
| 3. ヘッドタンク        | 15. 連通配管                            | 27. サイホンパイプから排出される液(ポンプ不要) |
| 4. ビーラーセントリフュージ  | 16. N <sub>2</sub> 供給配管(防爆用) → 今回不要 | 28. スリットスクリーン(ろ材の下網)の洗浄液   |
| 5. 定量フィーダー       | 17. O <sub>2</sub> 量測定計器(防爆用)       | 29. オーバーフロー                |
| 6. 回収ボックス        | 18. フレキシブル配管                        | 30. サイホンビーラーセントリフュージ       |
| 7. ろ液/洗浄液別回収用バルブ | 19. サイトグラス                          | 31. 固形分                    |
| 8. 給液バルブ         | 20. フィードコントロール装置                    |                            |
| 9. 洗浄バルブ         | 21. ヘッドタンク迄の高さ(2-3m)                |                            |
| 10. コンクリートブロック   | 22. サイホンパイプ                         |                            |
| 11. 駆動装置         | 23. 給水管                             |                            |
| 12. 油圧ユニット       | 24. 給水タンク                           |                            |



図V-40 遠心分離機の構造



- |               |                 |
|---------------|-----------------|
| 1. サイホンバスケット  | 16. 掻取装置        |
| 2. ろ材         | 17. 掻取ナイフ       |
| 3. サイホン孔      | 18. 固形分排出シュート   |
| 4. サイホン室      | 19. 給液管         |
| 5. サイホンパイプ    | 20. 洗浄管         |
| 6. 給水管        | 21. スラリーの供給     |
| 7. 主轴         | 22. ろ液・洗浄液の排出   |
| 8. ベアリング      | 23. 洗浄液の供給      |
| 9. オイルシール     | 24. 呼び水、逆洗浄水の供給 |
| 10. Vブーリ      | 25. 固形分ケーキ層     |
| 11. ディスクブレーキ  | 26. ろ液          |
| 12. ベアリングケース  | 27. 基礎層         |
| 13. ケーシング     | 28. 固形分の排出      |
| 14. オーバーフロー出口 |                 |
| 15. 扉         |                 |



- ① 気流乾燥機の終端で空気と粉体の温度が接近していなければ気流乾燥管の長さを約 18 m 伸ばす。(室内には 6 m × 6 m × 6 m の角形ループを造って乾燥管長さを伸ばす空間がある。)
- ② サイクロンの差圧(圧力損失)は風量の 2 乗に比例して変化するので、この差圧を一定になるように調節すればバグフィルターの詰まりによる風量の低下を防止できる。
- ③ 気流乾燥機の終端で空気と粉体の温度が接近し、かつ粉体温度が低い場合は熱風温度を製品品質上許容される上限まで上げるか、風量を増し気流乾燥管の長さを約 18 m 伸ばす。
- ④ 前記の改善によっても粉体中の水分が 2% に達しない場合は、水分減率域の保持時間律速となるので、流動層や攪拌型のドライヤーを気流乾燥機の下流に付加する必要がある。
- ⑤ 所要乾燥時間の測定は実験室で次の方法で行なうことができる。

- 恒温槽に試料を入れる。
- 熱風で換気しつつ 80℃ 保持
- 30 分毎に試料の水分を測定
- 次に別の新しいサンプルで熱風温度を変え毎時間試料のサンプルを測定
- 測定した水分と時間の関係をグラフ上にプロットする
- 乾燥後乾燥温度による製品品質への影響を調べる

○ 設備費

気流乾燥管を 18 m 伸ばした場合                      360 千円

(4) 吐氏酸製造設備の近代化設備費

近代化設備費の合計は以下のとおり    144,460—153,960 千円となる。

- |               |     |         |            |
|---------------|-----|---------|------------|
| ① 蒸留装置の内張り変更  | 一式； | 1,700—  | 4,600 千円   |
| ② 蒸留装置の凝縮器の変更 | 一式； | 12,000— | 18,600 千円  |
| ③ 遠心分離機の更新    | 一式； |         | 130,400 千円 |
| ④ 気流乾燥管の延長    | 一式； |         | 360 千円     |

(合計)；144,460—153,960 千円

なおレゾルシン製造設備と同様、以下のシステムの導入を検討することを提案する。

- 窒素シールによるクローズド化(J酸と共通)
- 第2次廃水系統の分離と吐氏酸・J酸製造設備共通の油水分離槽等による廃水処理。

### 3.5 J酸製造設備

#### 3.5.1 前 提

近代化の目標および解決すべき問題点は以下のとおりである。

##### (1) 近代化の目標

- 1) 省力化，作業環境の改善
- 2) 環境改善（廃水処理の合理化）
- 3) 品質管理方法の改善

なお，現状のJ酸製造の変動費内訳を表V-11に示す。

##### (2) 解決すべき問題点

- 1) 特殊機器（加水分解物濾過装置・製品ペースト吸引濾過装置・製品濾過装置・製品乾燥装置）の効率向上
- 2) 廃水処理システムの確立
- 3) 分析方法の確立

表V-11 J酸変動費計算書

(1985年5月;日本価格ベース)

	単 価	変 動 費		備 考
		原 単 位	原 単 価	
1. 原材料費				
(1) 吐氏酸	1,250円/kg	1.525kg/kg	1,906.25円/kg	
(2) 20%発煙硫酸	25.5 "	7.250 "	184.88 "	
(3) カ性ソーダ	69 "	1.600 "	110.40 "	100%換算
(小 計)			(2,201.53)	
2. 副産物控除				
(小 計)			( 0 )	
3. 用 役 費				
(1) 中圧スチーム	5.3円/kg	5.15kg/kg	27.30円/kg	
(2) 低圧スチーム	4.9 "	1.046 "	51.25 "	
(3) 電 気	15.5円/KWH	0.98KWH/kg	15.19 "	
(4) 工 水	5.5円/T	539kg/kg	2.96 "	
(小 計)			(96.70)	
変 動 費 合 計			2,298.23円/kg	
製 品 価 格			2,750円/kg	

### 3.5.2 改 造

#### (1) 改造フロー

図V-41に示すとおり加水分解物濾過装置・製品ペースト吸引濾過装置・製品濾過装置・製品乾燥装置を改造するとともに、加水分解物濾過装置廃水中の硫酸回収装置を新設する。

#### (2) 改造の概要

##### 1) 改 造 ㊶

加水分解物濾過装置を真空葉状濾過方式からフィルタープレス方式に変更する。

##### 2) 改 造 ㊷

加水分解物濾過装置廃水中の硫酸を回収するため二段式真空濃縮装置を新設する。

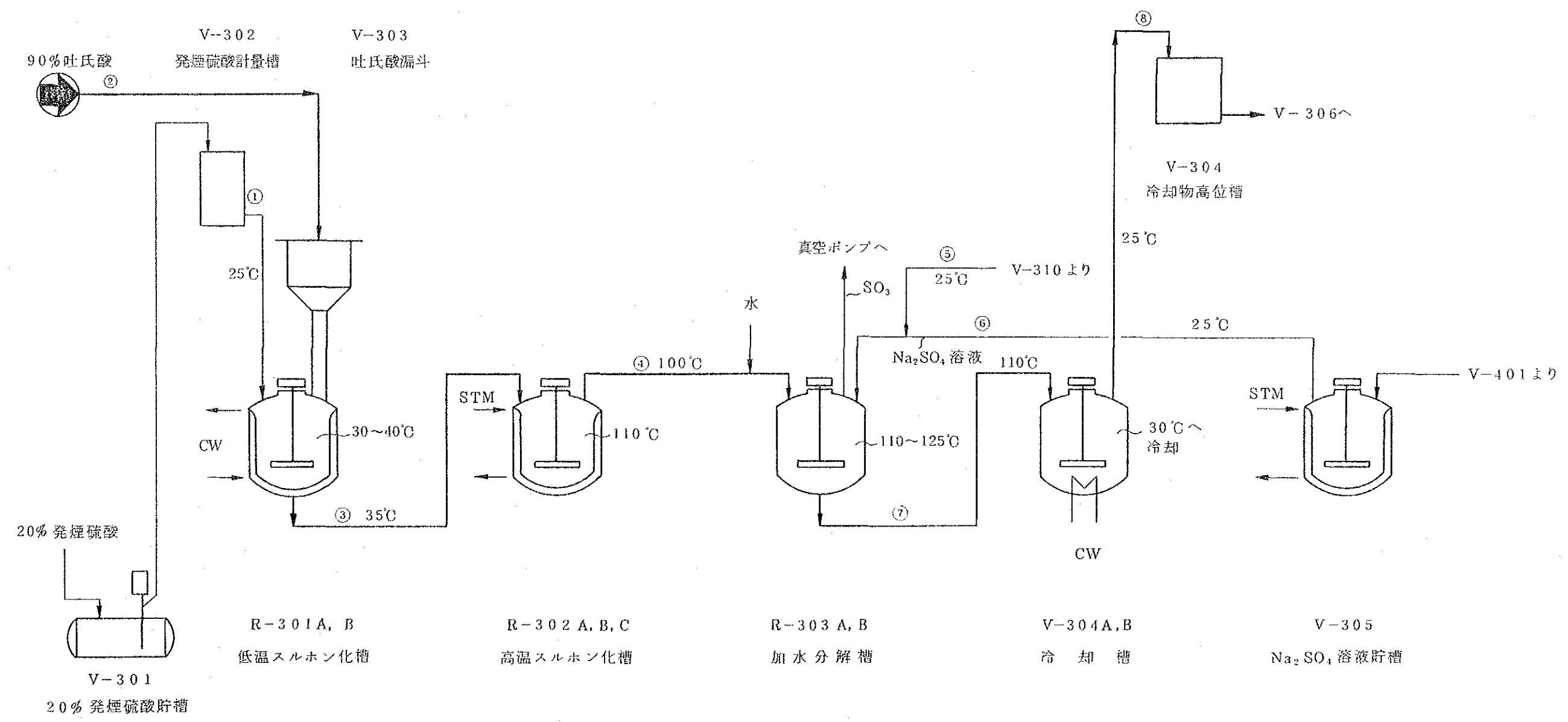
##### 3) 改 造 ㊸

製品ペースト吸引濾過装置（真空葉状濾過）と製品濾過装置（吸引濾過）の2段階の濾過方式をフィルタープレスの1段階の濾過方式に変更する。



図V-41  
J酸 製造設備  
改造フロー(その1)

スルホン化工程-1

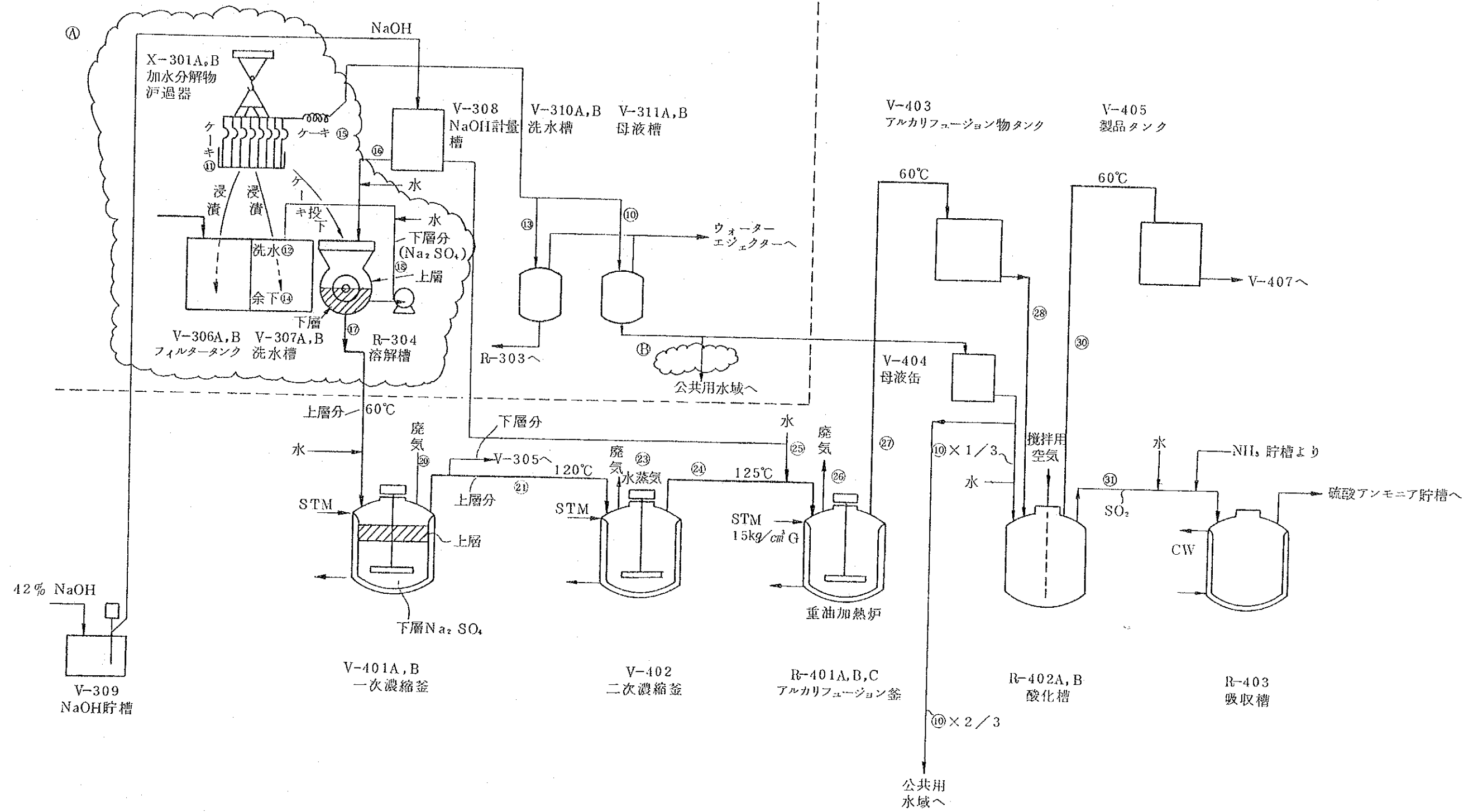




図V-41  
J酸 製造設備  
改造フロー(その2)

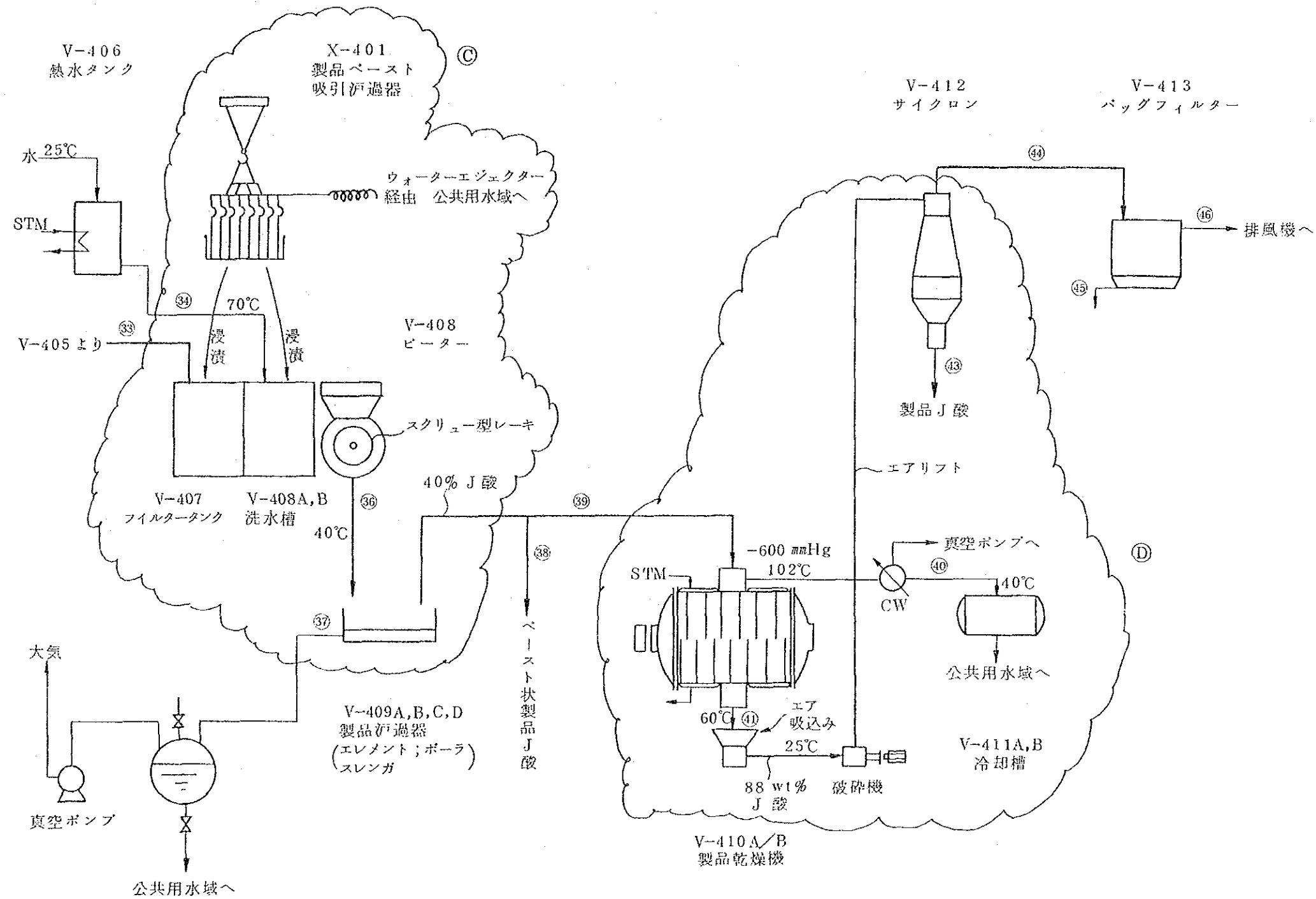
スルホン化工程-2

アルカリフュージョン工程-1



図V-41  
J酸 製造設備  
改造フロー(その3)

アルカリフュージョン工程-2





#### 4) 改 造 ①

製品乾燥装置をパドルドライヤー方式からスプレードライヤー方式に変更する。

#### (3) 改造の詳細

##### 1) 加水分解物汚過装置の更新

図 V-42 に示すフィルタープレスを導入して溶解槽と下層液貯槽と洗浄液ポンプを設置する。その主要諸元は以下のとおりである。

##### ○フィルタープレス

数 量	1 台
原 液 量	1,238 kg / 4.5 時間 (2,497 kg/時)
	ケーキ中の水分 40%
汚過面積	39 m <sup>2</sup>
汚 板	1,250 × 1,250 mm × 16 室
全自動式	1 サイクル 120 分

(実運転によりシーケンスコントローラーの設定変更可能)

##### ○ケーキ溶解槽

数 量	1 台
内 容 量	4 m <sup>3</sup> , 鋼製, 耐酸レンガ内張り, 攪拌装置付

##### ○下層液貯槽

数 量	1 台
内 容 積	4 m <sup>3</sup> , 鋼製, 耐酸レンガ内張り

##### ○設 備 費

フィルタープレス本体と付属機器	1 式	;	43,800 千円
ケーキ溶解槽・下層液貯槽・ポンプ	1 式	;	19,500 千円
土木・据付・配管・電気・計装工事	1 式	;	21,000 千円
( 合 計 )			84,300 千円

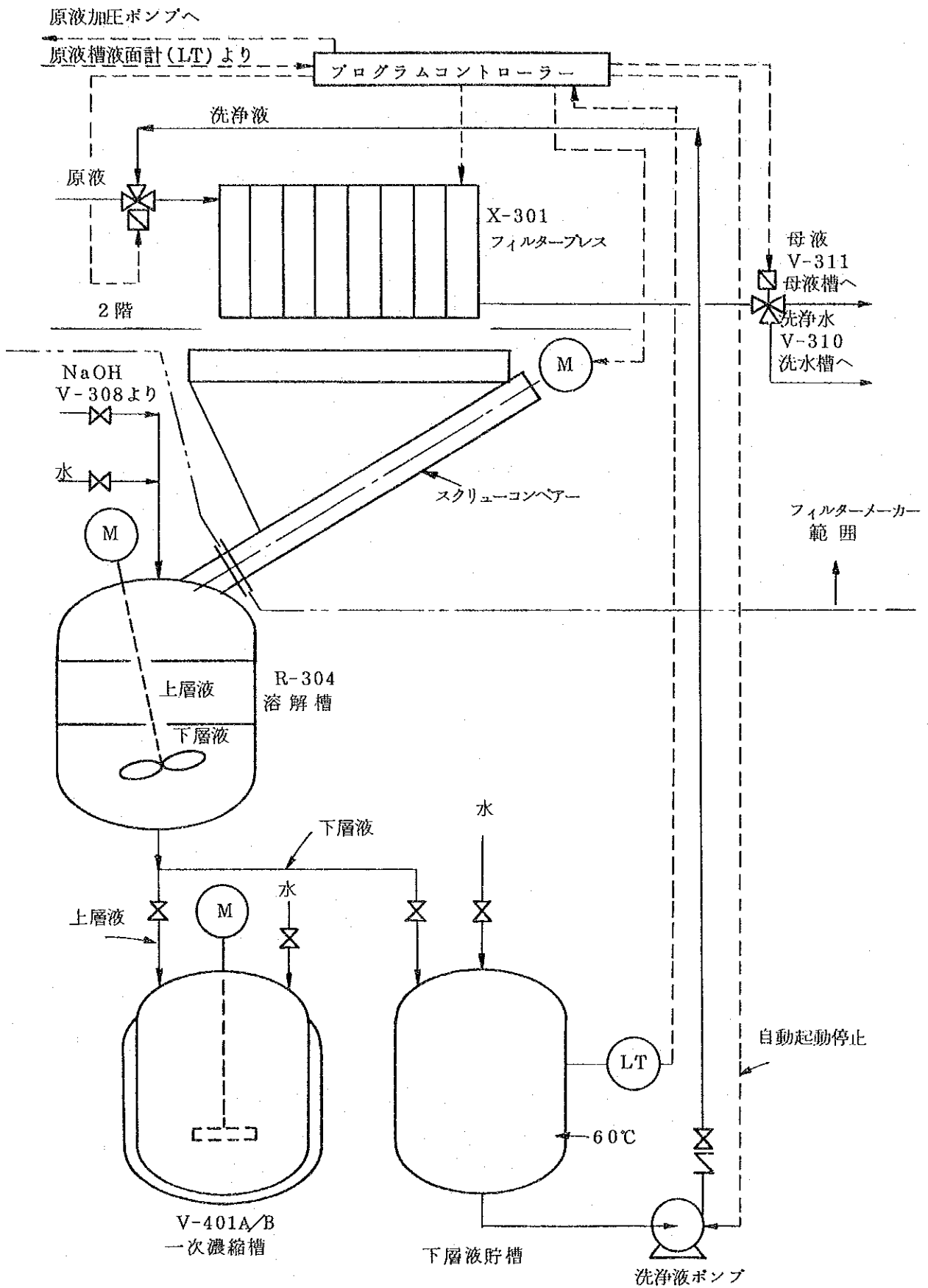
##### 2) 酸性汚水中の酸回収

##### ① 現状および改善目標

##### ○現状の水量・水質

J 酸製造設備の加水分解生成物は吸引汚過により目的成分は汚過ケーキとして分離される。汚液はその 1/3 が酸化剤として酸化装置で有効利用され、2/3 は公共水域に放流されている。その水量・水質は以下のとおりである。

図V-42 加水分解物ろ過装置（フィルタープレス）



成分	数量(バッチ当り)	濃度(重量%)
水	2,339.3kg	45.3%
硫酸(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	2,527.3	48.9
食塩(NaCl)	12.0	0.2
芒硝(Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	246.0	4.8
アミン類	39.3	0.8
合計	5,163.9kg	100.0%

○改善目標

硫酸を回収・有効利用するため現状の水と硫酸の比45.3:48.9を5:95とする様に濃縮する。水および硫酸以外は現状のままの数量とすると改善後の数値は以下のとおりとなる。

成分	数量(バッチ当り)	濃度(重量%)
水	133.0kg	4.5%
硫酸(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	2,527.3	85.5
食塩(NaCl)	12.0	0.4
芒硝(Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	246.0	8.3
アミン類	39.3	1.3
合計	2,957.6kg	100.0%

② 改善方法

硫酸の濃縮方法には大別して蒸発濃縮とイオン交換膜法がある。後者は高濃度硫酸の回収および不純物含有量の大きい原水には適していないため、蒸発濃縮方式を採用する。

また、95%まで濃縮するために2段式真空濃縮装置を前提とし、そのプロセスフローを図V-43に示す。

③ 処理能力および用役原単位

- 酸性汚水処理量 ; 650kg/時 (硫酸濃度 48.9wt%)
- 1段濃縮缶出口流量 ; 435kg/時 ( " 73.1wt%)
- 回収硫酸量 ; 372kg/時 ( " 85.5wt%)
- スチーム消費 ; 2トン/トン・H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>
- 冷却水消費 ; 57m<sup>3</sup>/トン・H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

④ 設備費

機器類	一式	;	58,920 千円
諸工事	一式	;	66,420 千円
(合計)			125,340 千円

⑤ 経済性

○ 硫酸回収の変動費利益

$$\left\{ \begin{array}{l}
 \bullet \text{ 回収硫酸量 (98\% 換算) ; } 372 \text{ kg/時} \times \frac{0.855}{0.98} \times 7,200 \text{ 時/年} = 2,336.8 \text{ トン/年} \\
 \bullet \text{ スチーム消費量 ; } 2 \text{ トン/トン} \cdot \text{H}_2\text{SO}_4 \times 2,336.8 \text{ トン/年} = 4,673.6 \text{ トン/年} \\
 \bullet \text{ 冷却水消費量 ; } 57 \text{ m}^3 \text{/トン} \cdot \text{H}_2\text{SO}_4 \times 2,336.8 \text{ トン/年} = 133,197.6 \text{ m}^3 \text{/年} \\
 \bullet \text{ 電気消費量 ; } 16 \text{ KWH/時} \times 7,200 \text{ 時/年} = 115,200 \text{ KWH/年}
 \end{array} \right.$$

$$(\text{変動費利益}) = (\text{回収硫酸価値}) - (\text{用役費増加})$$

$$\begin{aligned}
 \text{変動費利益} &= 2,336.8 \text{ トン} \cdot \text{H}_2\text{SO}_4 \text{/年} \times 17.4 \text{ 円/kg} \cdot \text{H}_2\text{SO}_4 - (4,673.6 \text{ トン} \cdot \text{スチーム/年} \\
 &\quad \times 5,500 \text{ 円/トン} \cdot \text{スチーム} + 133,197.6 \text{ m}^3 \cdot \text{水/年} \times 5.5 \text{ 円/m}^3 + 115,200 \\
 &\quad \text{KWH/年} \times 15.5 \text{ 円/KWH}) = 12,437 \text{ 千円/年}
 \end{aligned}$$

○ 設備費は、 125,340 千円である。

○ 限界的固定費増

金利・保全費・保険（建設費の10.99%）および各直1名（合計4名）の運転要員増である。

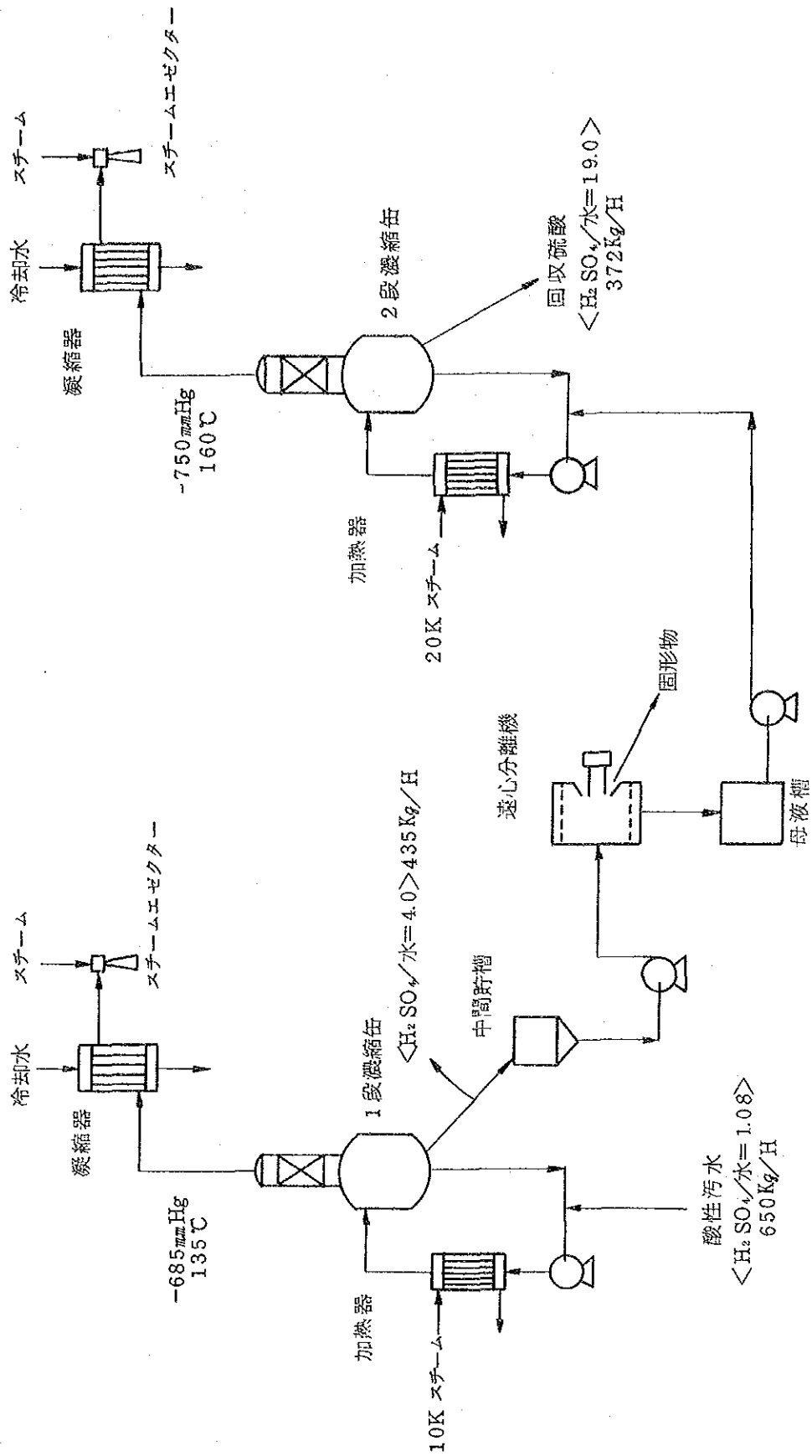
$$\begin{aligned}
 (\text{限界的固定費増}) &= 125,340 \times 0.1099 + 108 \times 4 \\
 &= 14,207 \text{ 千円/年}
 \end{aligned}$$

○ 経済性

限界的固定費増（14,207 千円/年）が変動費利益（12,437 千円/年）を上廻り、経済性は成立しない。

したがって本方式は採用不可能であり、原液を中和剤または酸化剤（J酸製造設備外の設備も含め）として有効利用すべきである。

図V-43 硫酸回収設備フローシート





### 3) 製品ペースト吸引濾過装置と製品濾過装置の更新

現在の真空葉状濾過（ムーア式）と吸引濾過（ヌッチェ）の2段階濾過方式をフィルタープレス1段階濾過方式に変更する。

○数量	1台		
○能力	原液	16,940 kg / 5.5時間	(3,080 kg / 時)
	ケーキ中の水分	50%	
○仕様	濾過面積	132 m <sup>2</sup>	
	濾板	1,250 × 1,250 mm × 54室	
	材質	濾板ポリプロピレン, 濾布ポリエステル	
○操作方法	全自動式, 1サイクル	3時間45分	
		(実運転によりシーケンスコントローラーの設定変更可能)	
○設備費	フィルタープレス本体と付属機器	1式	56,400千円
	洗浄液タンクおよび付属ポンプ	1式	9,800千円
	土木・据付・配管・電気・計装工事	1式	16,000千円
	(合計)		82,200千円

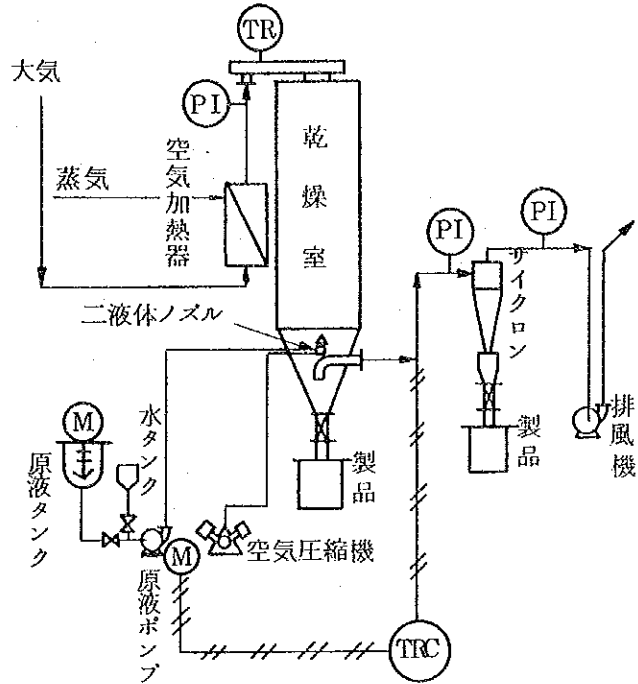
### 4) 製品乾燥装置の更新

現在のパドルドライヤー方式をスプレードライヤー方式に変更する。

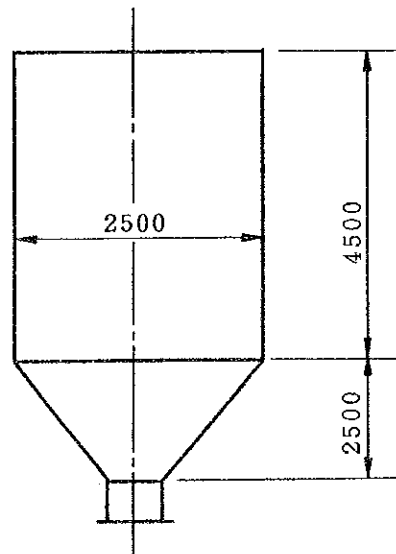
その方法は図V-44に示す。

○数量	1台		
○能力	原料	1,880 kg / 20時間	, 水分50%
	乾燥品	水分3%	
○仕様	熱風温度	120℃	
	排風温度	80℃	
	乾燥室	2,500φ × (4,500 + 2,500) mm,	
○材質	304ステンレス鋼		
○設備費	スプレードライヤー, 付属機器	1式	63,600千円
	原料希釈装置	1式	7,200千円
	土木・据付・配管・電気・計装工事	1式	9,800千円
	(合計)		80,600千円

図V-44 スプレードライヤーフローシートと構造



フローシート



乾燥室構造

### 3.5.3 品質管理方法の改善

分析の高度化による品質管理方法の向上のため、各中間生成物および製品の分析方法を以下のとおり提案する。ただし提案内容は公定機関が制定または認定したものではなく検討段階の内容である。また分析が不可能な事項も多い。

したがって、南京化工廠において、さらに最適条件確立のための検討取進めが望ましい。

#### (1) スルホン化生成物の分析

各異性体の標準物質が入手できないため、現状では定性分析・定量分析とも不可能と考える。

#### (2) フェージョン生成物の分析

各異性体の標準物質が入手できないため現状では定性分析・定量分析とも不可能と考える。

#### (3) 加水分解物ろ過器廃水（母液槽，V-311A・B出口）の分析

○硫酸は図V-45のとおり電位差滴定による分析適用例があるのでこれに準拠すれば濃度分析は可能と考える。

○塩化ナトリウムも図V-46のとおり電位差滴定による分析適用例があるので、これに準拠すれば濃度分析は可能と考える。

○水分はカルフィッシャー試薬による容量滴定法で求めることが可能と考える。

#### (4) 硫酸ナトリウムは原子吸光度計によりナトリウム分を分析し硫酸ナトリウム量に換算することによって定量は可能と考える。

この場合、塩化ナトリウムの含量は僅少であるため、塩化ナトリウムのナトリウム分の補正は特に考慮の必要はないと考える。

#### (5) J酸中の不純物の分析

図V-47のとおり液体クロマトグラフの分析例がある。

これによればJ酸のピークが不純物のピークと重複しているため、さらに分析条件などの検討が必要であり、また不純物の標準物質が入手できないため、現状では定性分析・定量分析とも不可能と考える。なお参考までにJ酸の日本工業規格は別添資料--8のとおりである。

#### (6) 分析方法の改善に必要な分析機器設備費

○電位差自動滴定装置 1台；1,500千円—2,000千円

○カルフィッシャー水分計 1台；1,700千円—2,000千円

（自動滴定型・水分気化装置付）

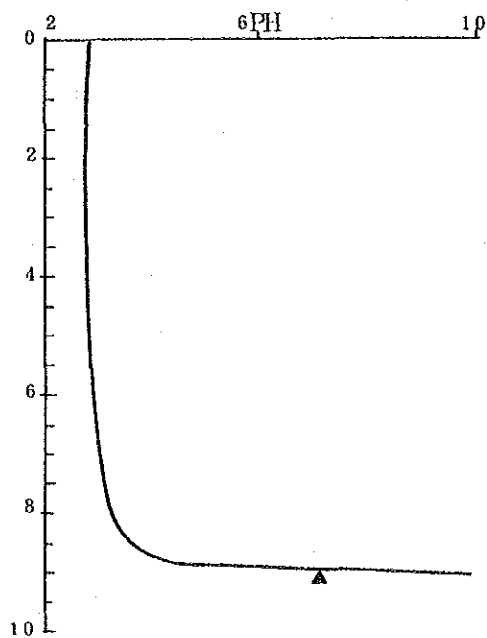
---

（合計）；3,200千円—4,000千円

図 V-45 加水分解物ろ過器廃水中の硫酸分析結果

DATE 85年4月13日 10:19

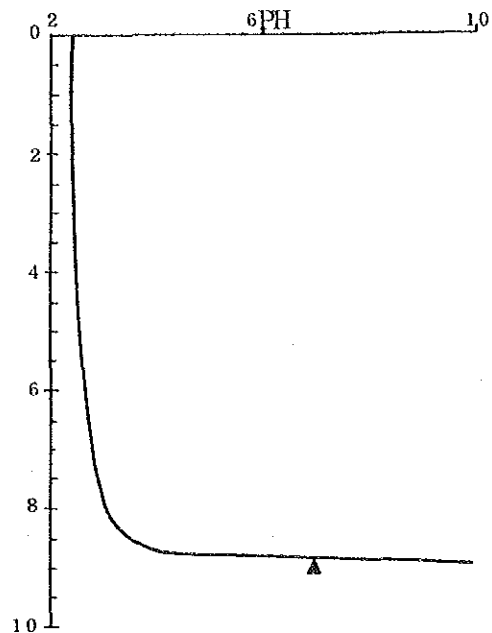
SAMPLE № 5



INITIAL 2.75 PH  
 EP1 A 7.04 PH 8.8772 ml  
 CONC1 44.905 %

DATE 85年4月13日 10:29

SAMPLE № 6



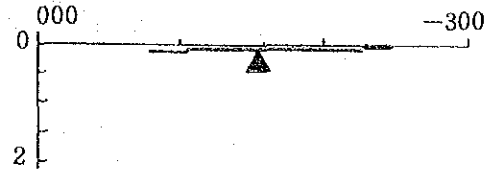
INITIAL 2.40 PH  
 EP1 A 6.87 PH 8.8367 ml  
 CONC1 44.700 %

図V-46 加水分解物 過器廃水中の塩化ナトリウム分析結果

MASTER 3 FILE 3  
 EDIT FILE 3  
 1. CONDITION 3  
 2. MODE 5  
 3. CONSTANT 3  
 4. UNIT % 2  
 CONDITION 3  
 1. METHOD AUTO 1  
 2. END SENS 100.00  
 3. CP 0.0000 ml  
 4. DP 0.0000 ml  
 5. EP -160 mV  
 7. MAX VOL 50.000 ml  
 MODE 5  
 1. PRE INT TIME 0 sec  
 2. DEL K 5  
 3. DEL SENS 0 mV  
 4. INT TIME 5 sec  
 5. INT SENS 3 mV  
 6. BURET SPEED 2  
 7. PULSE 10  
 CONSTANT 3  
 1. K 58.453  
 2. FACTOR 0.99110  
 3. NORMAL 0.010000  
 4. BLANK 0.0000 ml  
 5. SIZE 0.0000  
 SIZE 0.094300

DATE 85年4月13日 13:17

SAMPLE NO 10



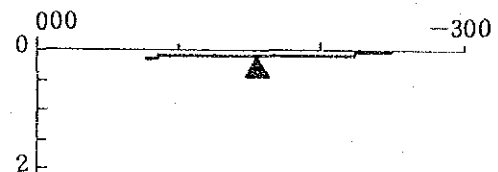
INITIAL -248 mV

EP1 A -153 mV 0.12207 ml

CONC 1 0.074993%

DATE 85年4月13日 13:25

SAMPLE NO 11



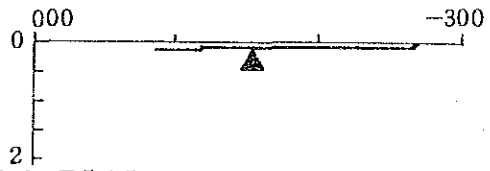
INITIAL -250 mV

EP1 A -153 mV 0.10905 ml

CONC 1 0.066995%

DATE 85年4月13日 13:32

SAMPLE NO 12



INITIAL -256 mV

EP1 A -142 mV 0.12863 ml

CONC 1 0.078965%

図 V-47 J 酸中の不純物の分析結果

装 置	液体クロマトグラフ
クロマト管	0.46 × 25 cm
充填剤 固定相	Fine Pack SIL C18
試料量	
カラム圧力・温度	40 Kg/cm <sup>2</sup> , 35℃
移動相	Methanol/0.005M Tetra-n-butylammonium Nitrate
流速又は線速度	1.0 ml/min
検出器	UV Photometer , 254 nm

