第 Ⅳ 編

生 産 管 理

第Ⅳ編　生　産　管　理

1.　工場管理

1.1　工場管理組織

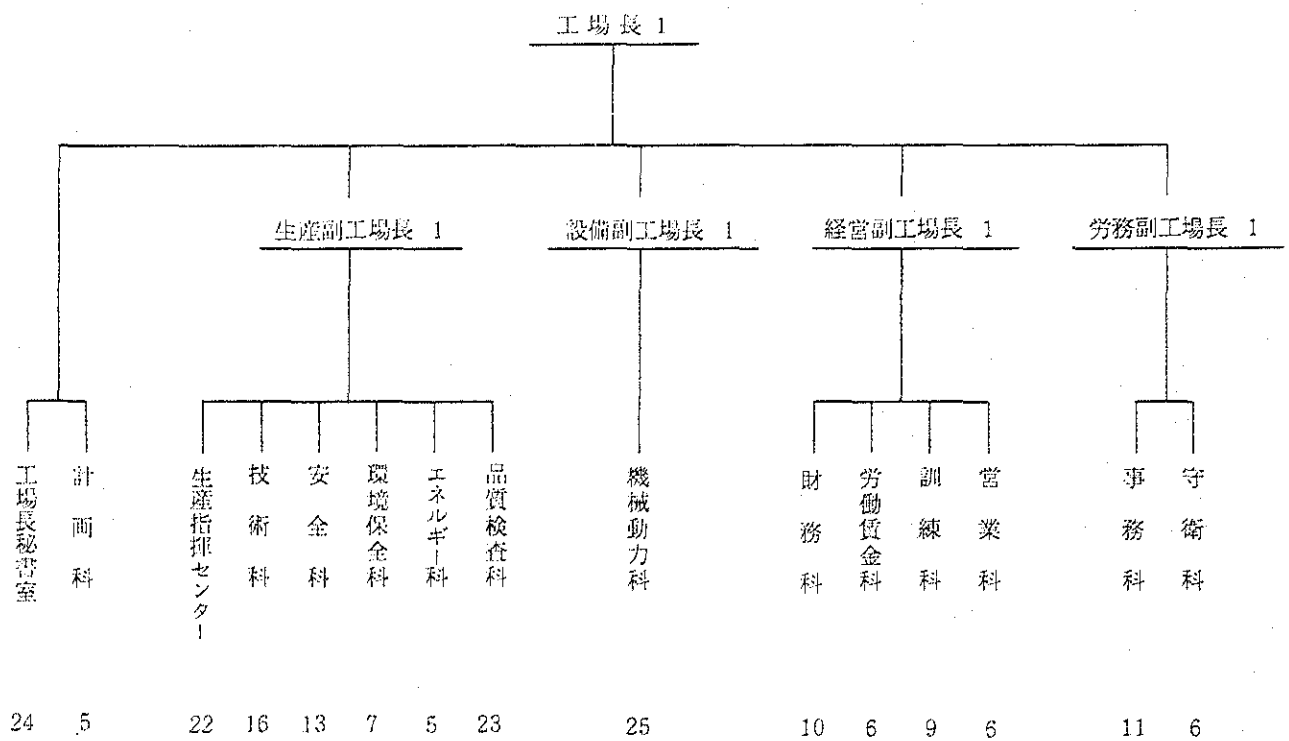
現状分析

(1)　大冶冶金工場の工場管理組織を図21に示す。

工場長の下に4つの部門が分かれており，各部門に副工場長がいる。4つの部門内と工場長付の科が15科ある。管理部門の総人員は193人である。

問題点

(1)　今後の生産増強および技術の進歩に伴ない，職種が多様化するので組織的に責任分担を明確にするために管理組織を見直す必要がある。



(総人員 193人)

図 21 工場管理組織図

2. 生産管理

2.1 生 産 計 画

現状分析

(1) 生産計画には年間計画，季間（3ケ月）計画，月間計画の3種類がある。

(2) 生産計画は，有色金属公司の指令と市場や工場の状況を考慮して立案される。

(3) 年間計画は，作業員の代表大会に通達してから実行される。

問 題 点

(1) 特に月間計画については，工場の設備面などの状況を十分考慮に入れるために，副工場長や現場の担当者の意見も十分組込んだ計画を立てる必要がある。

2.2 生産工程管理

現状分析

(1) 各職場の操業記録，日報，品質検査科の分析報告書をもとにして，計画科の統計係が審査し，報告書（生産日報）にして翌日報告する。

(2) 生産日報は，工場長，生産副工場長，各生産関係の科と各職場に配る。工場長は，週に一度，有色金属公司へ報告する。

(3) 工場で，トラブルがあれば，ただちに責任者へ連絡をし，工場長に連絡が伝わる。工場長はすぐ，公司へ報告し，公司から北京の総公司へ連絡がいく。

問 題 点

(1) 生産日報作成についても、人手による書写しのために多くの労力と時間を費している。

2.3 生産性向上のための施策

現状分析

(1) 生産性向上のための工場の方針は次のとおりである。

- 管理部門の強化と設備部門の強化を図る。
- 合理化提案の活動を積極的に広め，プロセスや設備の改善改良を進める。さらに先進技術の導入も積極的に行なう。

(2) 生産性向上のための作業者への対応は次のとおりである。

- 作業者の思想教育の強化と責任感の教育に努める。
- 作業者の仕事ぶりや貢献度によって，表彰を行なったり，昇給を行なったりする。
- 作業者の生活福利を向上させる。

問題点

(1) 作業者からの改善提案制度をさらに広めるべきである。

3. 調達および在庫管理

現状分析

(1) 担当する部門は，経営部門の営業科であり，計量，統計，倉庫の管理を行なっている。

(2) 1985年1月末の原材料用資金総額は72.72万元であり，各種材料の在庫は，以下のとおりである。

- 非鉄金属材料　1.43 t
- 鉄鋼材料　175.74 t
- 燃料と建材は管理範囲外である。
- 化工原材料
- 機械電気製品
- その他（労働保健用品，小物金属製品，雑材料等）

(3) 在庫量の掌握方法は，人手で，実物を棚卸しをし，カードに記入した後，倉庫材料明細帳や倉庫材料明細報告表，倉庫材料統計報告表に転記する。

(4) 粗銅と硫酸は中国国内で販売し，販売先は，主として上海，瀋陽等の地域である。

(5) 硫酸は，1983年より現在まで滞貨が出てきており，今後2年間は依然として滞貨問題が存在すると考えられている。

問題点

(1) 予備品については，これまで不足した事がないとの事で，十分すぎるほど在庫がある様で，過大在庫となっている様である。

4. 技術管理

現状分析

(1) 技術管理の情報収集および交流は，工場の技術科と公司の資料室が担当している。

(2) 設計は，国家，部または地方関係部門の責任者から許可された設計計画任務書に従って，国家の基準と規格および関係設計書により行なう。

(3) 設計そのものは，大冶工場では行なわず，設計の専門のところへ依頼する。ただし，規模の小さいものについては，大冶工場で設計する事もある。

(4) 生産開発研究の課題は，公司の研究所と科学技術所から提出され，社長が同意した後に行なわれる。工場には研究開発部門がない。

問題点

(1) 工場に研究開発部門がないと，現場に密接な研究開発や改善がおろそかになる恐れがある。

(2) 工場に，設計部門がない事も改善改造が遅れる原因になる。

(3) 技術資料の公開が底辺層まで行き届いていない。

(4) 図面の活用面が不十分である。

5. 品質管理

5.1 組　　織

現状分析

(1) 1982 年より品質管理システムが始まり，図22に示す体制で行なっている。

(2) 工場長の下に全体品質管理分会があり，事務局は，品質検査科が行なっている。

(3) 年に一度品質管理報告会を行なっており，毎年9月を品質管理月間としている。

問題点

特になし。

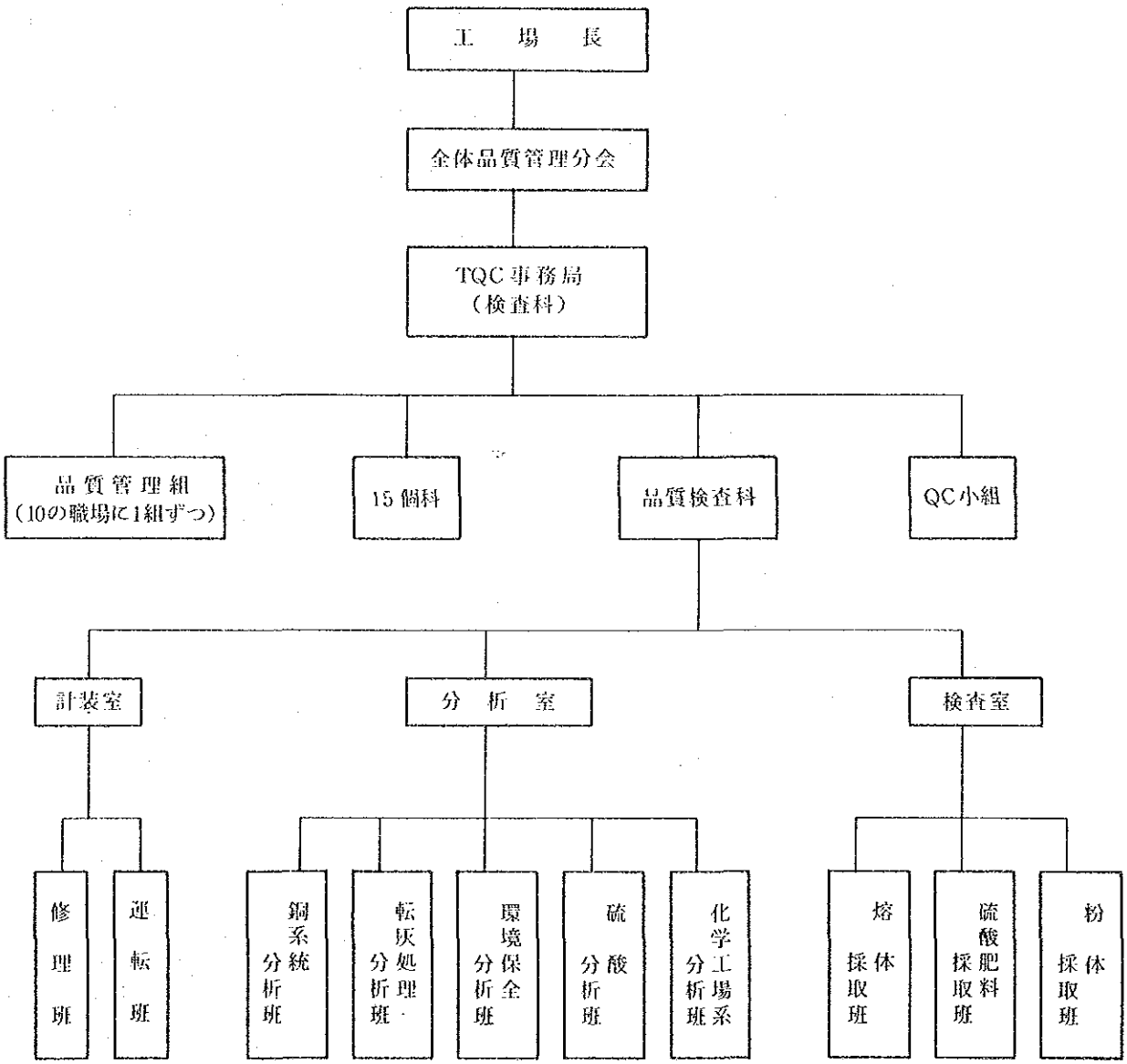


図 22　品質管理体制

5.2 規格・標準化

現状分析

(1) 粗銅の品質基準は，Cu 99.3 %以上である。99.3 % 以下の場合は，2つのケースが考えられ，1つは転炉での空気吹込不足であり，この場合は，送風を続ける。もう1つは，転炉での過剰吹込みであり，この場合は，熔体の温度が高い時は，鉈の冷剤を入れて処理し，温度が高くない時は鉈の熔体を入れて処理する。

粗銅の品位は，最終的には分析を行なっての判定であるが，現場での措置の判断は肉眼による経験的なもので行なっている。

(2) 硫酸の品質基準は，純度93%以上の製品と98%以上の製品の2種類がある。それぞれ，1級品と2級品があり，これは，不純物や色度等によって区分され，現在の硫酸は2級品として販売されている。93%の純度が確保できない場合は，98%の濃硫酸を混合させる事もある。

問題点

(1) 硫酸の1級品が製造できていないのは，主として硫酸工場のガス精製系で，ガス中の不純物が除去されず製品中に混入しているためである。

5.3 計装機器概要

現状分析

プロセス設計にもとづき，温度，圧力，流量，液位，成分分析の計測および自動制御を行なっている。

(1) 計器精度

電子式	0.5 級（フルスケールの 0.5 %）
バイメタル式	1.0 級
ダイヤフラム式圧力計	1.0 級
ブルドン管式圧力計	1.5 級
流量，分析計の発信器	5.0 級

(2) 大冶冶金工場の計装設備は，有色公司分野のうちで中程度の水準にある。なお，この設備は集中管理制御をしていないため，転炉，反射炉，原料，動力，硫酸等の各工場に，計7箇所の計器室を設け，別々に計測制御を行なっている。

(3) 計測点数

表76 計 測 点 数 表

計器室＼測定項目	温度 T	圧力 P	流量 Q	液位 H	成分分析 A	温度検出部
転炉	3	3	3			輻射高温計
反射炉	11	3	2			熱電対 PR，CA
原料	47	18				熱電対CA 測温抵抗体
動力 ＊1.	109	29	2			熱電対CA 測温抵抗体
硫酸	151	97	2	5	8	熱電対CA 測温抵抗体
反射炉ボイラー	10	17	6	4		熱電対CA
タービン ＊2.	92	109	11	2	5	熱電対CA 測温抵抗体
合計	423	276	26	11	13	

＊1. 反射炉排風機，転炉送風機，圧縮機，コットレル関係の設備。

＊2. 純水装置，脱気器を含む。

問題点

(1) 真空管式の大型計器が多く，かなり老朽化している。

(2) 計器用記録紙は，1日分用の円形タイプであり，日常の運転管理が繁雑となる。

(3) 発信器関係の精度が低い。

(4) 各計器室のある程度の集約化を行ない，運転管理の効率化を図る必要がある。

6. コスト管理

現状分析

(1) コスト管理の担当部門は，経営部門の財務科が担当している。

(2) コストは，変動費と固定費に分けて定義している。

(3) 変動費は，生産量が変わればそれに伴なって変わるコストを定義している。

ユーティリティ関係，つまり，石炭，水，電力，硅石，石灰石，耐火物については，粗銅部門と硫酸部門で原単位を決めて使用している。原材料のうち銅精鉱については，Ｃu品位とＳ品位で価格が決まっており，その他の材料，燃料，電力，製品の価格は公司の内部価格を採用している。

(4) 固定費は，生産量が変っても変化しない費用であり，これには，労務費，福利厚生費，職場経費，管理費が含まれている。

(5) 生産コストの計算方法は，製品種類をコスト計算対象とし，コストを計算する方法，すなわち，品種法で各製品のコストを計算する。

問題点

(1) 原価の要素別の把握を十分に行ない，原価低減に結びつける体制が弱いと感じられる。

(2) コンピューターを利用し，原価管理面のシステムを強化する必要がある。

7. 教育訓練

現状分析

(1) 教育訓練は，公司の指導を受けて経営部門の訓練科が行なっている。

訓練科は，1982年に従業員の教育訓練を開始し，現在，教育訓練用敷地330㎡および教師4名，担当者1名，技術資料管理者1名を有している。

(2) 教育訓練は，1クラス30～40人で年に2～3クラスの規模で行なわれている。

(3) 教育内容は3段階に分かれている。

- 副科長以上の幹部や，技師以上の技術者は公司の研修を受ける。この研修内容は，一般的な技術講座と経験や情報等の交流活動を主としている。
- 中学卒業程度の者は，工場単位の教育を受ける。
- 小学卒業程度の者は，職場単位の教育を受ける。

これらの教育では，文化教養や一般常識の講義や技術訓練が行なわれる。

(4) 作業標準訓練としては以下の様なものがある。

- 新入社員は，入社時に中学卒業程度の筆記試験を受ける。

その後，熟練工として半年間の習熟期間を要する。2～3年の実習期間後，先輩について勉強し，試験を受け，技術工種を選定する。不合格者は，さらに3～6ケ月の実習の後，再試験を受け，これでも不合格の場合，職場から離される。

- 新設の工程への配属や職場転換の場合は，まず訓練を行ない，次に試験を行なって，合格者を当該職場に従事させる。この訓練は普通3～6ケ月である。
- 重要な職種や技術工種，例えば発電設備や制御設備の操作工，電気工，トラック運転手，高圧容器工等に対しては，年に1回試験を実施し，操作免許証を発給する。不合格者には操作免許証の発給は行なわず，操作もさせない。

(5) 資格試験は次の様に行なっている。

- 4半期毎に1回，技術等級操作基準に基づいた競技会を行ない，労働組合の組織で評定する。
- 工場では，年に1～2回技術等級訓練を行ない，5年に1回，統一試験を行なう。これは，1979年に始まり，試験は，筆記試験と現場操作の両方で行なわれる。
- 職場では，技術者が月1回，技術操作基準について，講習，現場指導，あるいは業務外の質疑応答を行なっている。

問題点

(1) 教育訓練についてはよく行なわれている様であるが，作業員の志気向上のために資格試験の実施回数を増した方がよい。

8. 設備保全管理

8.1 体　　制

現状分析

(1) 設備保全管理の組織図を図23に示す。

設備副工場長の下に設備保全職場と機械動力科と生産職場担当に分かれている。

問題点

(1) 将来，近代化計画の実施後は設備改善や設備の新設により修繕箇所が大幅に減少すると考えられるので，現在3交代で実施している生産職場担当の保全班は日勤とする方向で検討した方がよいだろう。

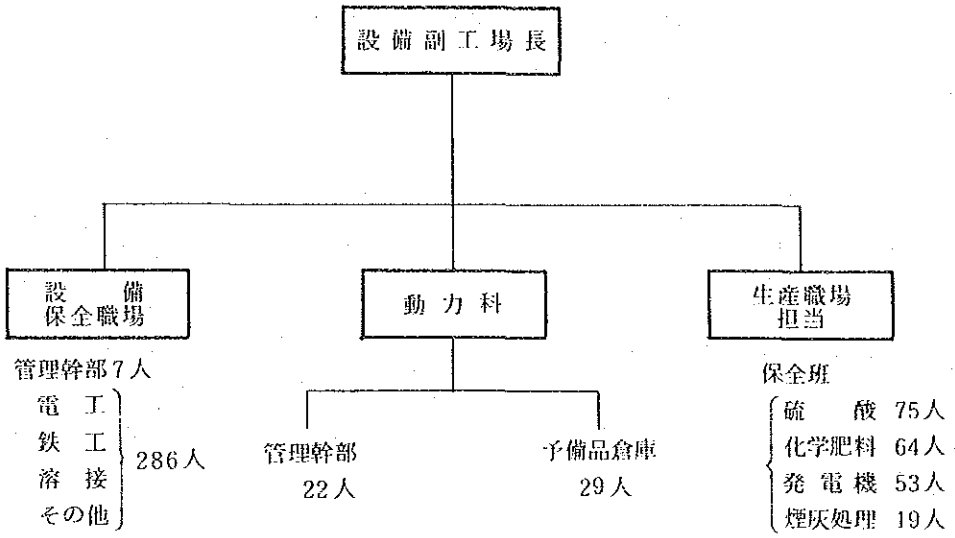


図23　設備保全管理組織図

8.2 生産設備の保全標準

現状分析

(1) 大型または重要な設備には，予備設備と非常用電源を持っている。

(2) 定期的に検修を実施することにより，設備の円滑な運転を確保している。

(3) 軸受の上限温度や回転体の最大振幅値が保全基準として定められている。

問題点

特になし。

8.3 生産設備の更新と新設の基準

現状分析

(1) 工場の設備構造は比較的旧式で，主要機電設備のうち，1950年代の製品が38%，60年代が10%，70年代が38%，80年代が14%を占めている。

(2) 中国の技術政策に準拠した設備更新の基準は，必要な生産を満足するという前提の下に，中国の国情に適合した設備を採用し，老朽設備を更新することにある。新設備の条件は，効率が高い事，エネルギー消費量が少ない事，信頼度が高い事，必要な計量監視装置を備えている事，労働条件が良く自動化の程度が高い事である。

問題点

特になし。

8.4 設備定期修理

現状分析

(1) 工場では，計画予防保全を主として，予備のない設備は，年1回の定修時期に合わせて修理を行なう。

(2) 修理計画は，月間計画と年間計画がある。

各職場で修理の必要なものを機械動力科に報告させ，機械動力科は設備使用状況，予備品手配状況および保全人員を考慮し，総合的に月間と年間の修理計画を作成する。

問題点

(1) コンピューターを利用し，各機器の修理履歴の整理を行ない，過去のデータより修理時期を予測し，積極的に予防保全を行なうことが望ましい。

8.5 設備検査方法および検査計器

現状分析

(1) 設備検査方法は，分解して目視点検によるものと幾つかの測定機器により行なうものとがある。温度検査は，水銀温度計，バイメタル式温度計および携帯温度計を使用している。

振動測定は，トランジスター振動計を採用し，接触式非連続測定を行なっている。

溶接シームや部品の内部欠陥は，超音波およびX線探傷で行なうことができ，また金属組織分析も行なうことができる。

問題点

(1) タービン発電機等重要回転機器については，振動の連続記録測定器および上限警報装置を取り入れることが望ましい。

9. 環境管理

9.1 全　　般

現状分析

(1) 排ガスについては，工場では測定していない。年に1～2回，公司の管理局が測定に来るだけである。

(2) 排水については，工場で月に2～3日（1日に3回）サンプリングして分析している。ただし，硫酸のイリゲーション冷却水（循環水）についてはpH計で連続測定を行なっている。

問題点

(1) 排ガス関係，排水関係ともに管理体制が弱く，全面的に考えなおす必要がある。

9.2 放煙排ガス

大冶冶金工場の放煙排ガスのガス量，汚染対象物排出量および，国の基準値を表77に示す。

9.2.1 反射炉排ガス

現状分析

(1) 反射炉排ガス中のSO_2は濃度が低く，直接硫酸製造ができないために，そのまま大気放煙されている。

(2) SO_2量で2856 kg/h（1000 Nm³/h）の放出量であり，国家基準値の700 kg/h（245 Nm³/h）を越えている。

(3) 昨年，国に対して40元/t－SO_2つまり毎月7万元の罰金を払った。この罰金は，黄石市の管理局が年に1度測定した時の測定値で決まる。

(4) 管理局からも反射炉排ガスのSO_2低減要請が強く出されている。

(5) ばいじんについては，電気集塵器（コットレル）を設けてあり，現在は基準値を何とか満足しているが十分とは言えない。

問題点

(1) 環境保全の最大の問題は，反射炉排ガスのSO_2であり，これについては第1に対策を考えなければならない事項である。

(2) ばいじんについても，現状のままではいずれ問題になると考えられ，SO_2対策と同時に対策を検討すべきである。

表77　各排ガスの汚染対象物排出量と基準値（1984年）

排ガス	煙突高さ	排ガス量	SO_2			ばいじん			F			硫酸ミスト		
	m	10^4Nm³/y	kg/h	基準 kg/h	t/y	kg/h	基準 kg/h	t/y	kg/h	基準 kg/h	t/y	mg/Nm³	基準 mg/Nm³	t/y
反射炉排ガス	130	220,964	2855.5	700	23240	199.58	200	1623.8						
鉱石ドライヤー排ガス	28	14,436	30.92	52	169.2	45.6		249.5						
微粉炭バグフィルター排ガス	25	14,227				50.7		346.8						
Pb-Bi反射炉排ガス	35	1,174				2.22		5.9						
硫酸排ガス	75	75,442	950	150	7706.4							494.8	600	201
燐鉱石ボールミル排ガス	25	6,782				185.8		700						
肥料工場混化吸収排ガス	46	1,843							0.063	4.1	0.147			
工場蒸気ボイラー排ガス	20	3,099			9.79			1.22						
生活蒸気ボイラー排ガス	20	301			5.16			0.65						
計		338,268			31020.55			2927.87			0.147			201

9.2.2　硫酸排ガス

現状分析

(1)　転炉の排ガスから硫酸製造を行なっているが，既設の硫酸工場は，転炉排ガスの冷却用の空気侵入が多くSO_2濃度が低いためにシングルコンタクト方式である。このため硫酸工場の排ガスSO_2濃度が3000 ppm程度あるが，そのまま排出している。

(2)　SO_2量で950 kg/h（333 Nm³/h）の放出量で，国家基準値を越えているが，現在は罰金を取られていない。

(3)　硫酸ミストは495 mg/Nm³ で，現在は基準値以下であるが，新しい基準値ができつつある。

(4)　2系列ある硫酸工場のうち1系硫酸工場の排ガス処理として図24に示すアンモニア水吸収により液体SO_2を製造する排脱設備を昨年つくった。しかし，アンモニア水中の不純物が液体SO_2に入り，製品が売れず，現在は稼動していない。

問題点

(1)　硫酸排ガス中のSO_2については，完全に稼動できる排脱設備が必要であり，基準値が150 kg/h（53 Nm³/h）であれば400 ppm以下にすべきである。

(2)　硫酸ミストについても，排脱設備で同時に検討すべきである。

9.2.3　その他排ガス

現状分析

(1)　鉱石ドライヤーの排ガスの集塵効率が悪く，構内の粉塵問題となっている。現在は，サイクロンと水沫塔の2段捕集を行なっているが効率が悪く，銅の実収率低下の原因にもなっている。

(2)　微粉炭のバグフィルターの排ガスのばいじん濃度も高いが，これはバグフィルターの穴あきによるものである。

問題点

(1)　鉱石ドライヤーの排ガスについては，集塵装置の問題であり，集塵効率の良い装置を検討すべきである。

(2)　微粉炭のバグフィルターは保全管理上の問題である。

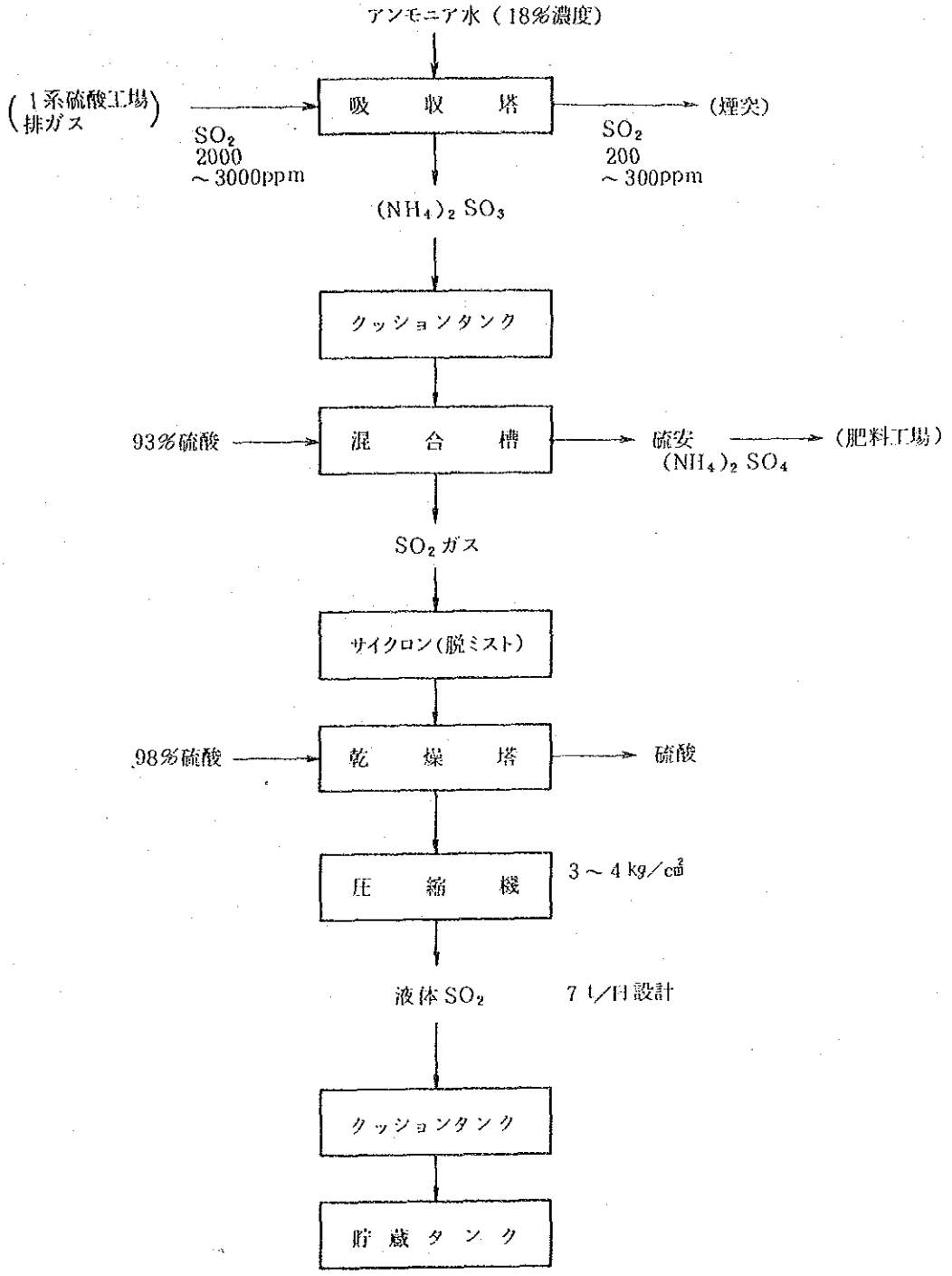


図 24　安水吸収液体SO_2製造排脱のフローシート

9.3　作業環境

作業環境のSO_2濃度の国の基準値は15mg/Nm³である。

現状分析

(1)　昨年，公司の管理局が測定した作業環境のSO_2濃度を表78に示す。

表 78　作業環境 SO_2 濃度（mg／N㎥）

反射炉装入口　（風下）	28 ～ 137
〃　鈹口　（〃）	1,190 ～ 1,856
〃　鋳口　（〃）	0.97 ～ 33.47
転炉炉前	8 ～ 23
〃　羽口付近	2 ～ 27
〃　建屋下部　（床）	10 ～ 24
〃　上部　（クレーン付近）	80 ～ 113
硅石12号ベルト付近	21 ～ 67
〃　15号　〃	1 ～ 67
〃　16号　〃	54 ～ 230
建屋　（風下）	169

(2)　漏煙ガスの吸引は，鈹抜きレードル上より吸引するフードだけがあるが使われていない。

問題点

(1)　反射炉と転炉を用いた銅製錬プロセスでは，漏煙は避けられず，吸引設備がなければ，作業環境の SO_2 の国家基準値15mg／N㎥を満足するのは困難と考えられる。さらに，この漏煙は，作業環境のみならず，低煙源として周辺地域への影響も考慮しなければならない問題である。

9.4　硫黄固定率

現状分析

図25に，硫黄物質収支を示す。

$$S固定率 = \frac{硫酸中S + 石膏中S}{鉱石中S + 石炭中S} \times 100$$

と，定義する時（以下同じ）S固定率は56％となっている。

問題点

(1)　反射炉排ガスを，処理していないため，S固定率が低い。

(2)　転炉建屋からの漏煙が多く，作業環境が非常に悪い。

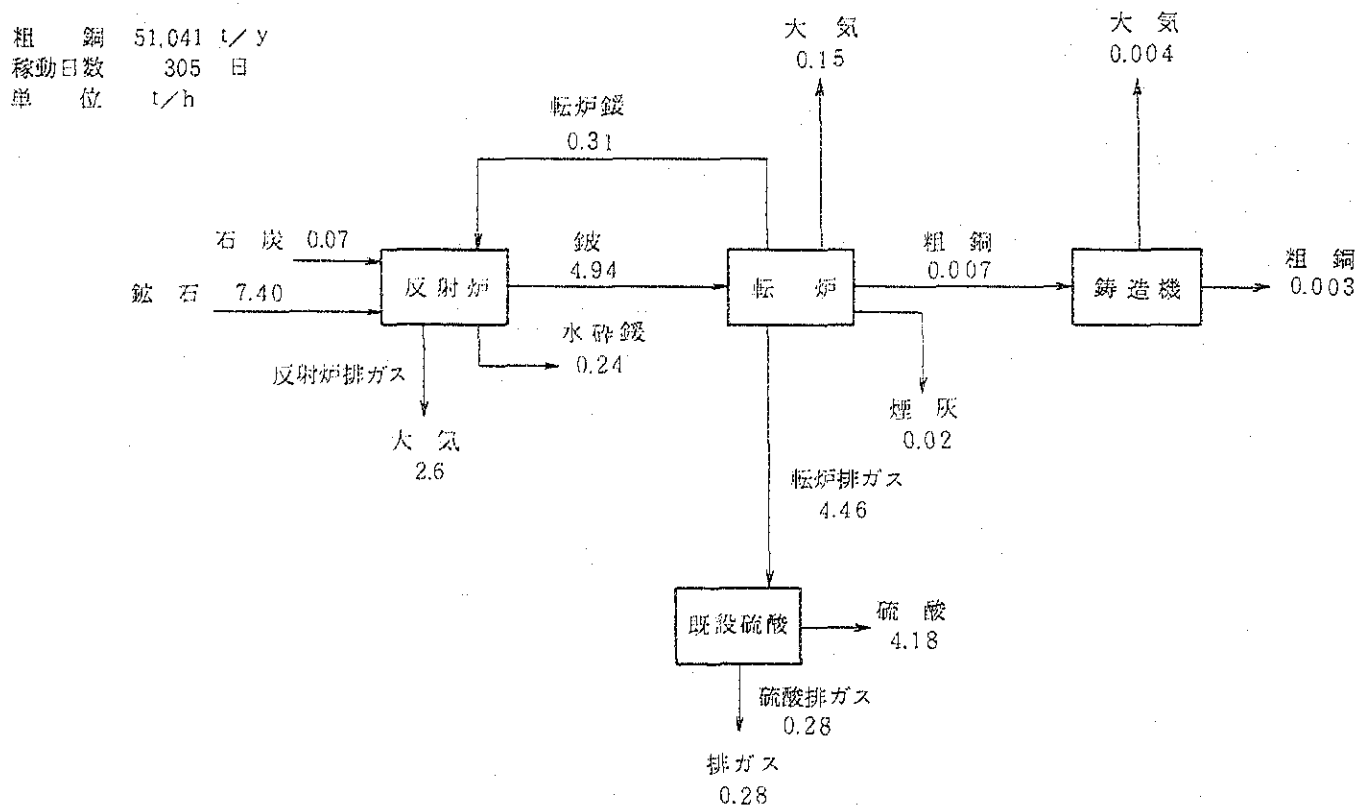

粗　銅　51,041 t／y
稼動日数　305 日
単　位　t／h
石　炭 0.07
鉱　石 7.40
反射炉
反射炉排ガス
大　気
2.6
水砕鍰
0.24
鈹
4.94
転炉鍰
0.31
転　炉
大　気
0.15
転炉排ガス
4.46
煙　灰
0.02
粗　銅
0.007
既設硫酸
硫　酸
4.18
硫酸排ガス
0.28
排ガス
0.28
鋳造機
大　気
0.004
粗　銅
0.003

図 25　物質収支（硫黄）

10. 安全管理

現状分析

(1) 安全管理の体制を図26に示す。

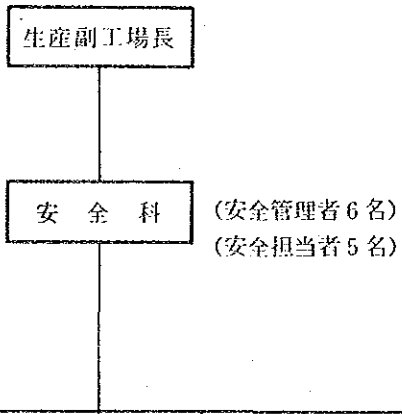
生産副工場長を長として，安全科には，専任の6名の安全管理者と3交替の安全担当者が5名いる。さらに各職場には，主任または，副主任の責任者がおり，その下に作業兼務の安全担当者がいる。

(2) 毎年，5月は全国安全月間で，安全教育や安全検査，異常箇所の整備を行なう。さらに4半期毎に，工場では安全検査を行なう。各職場では「100日無事故」を目標として安全競争をしている。週に1度，従業員が安全の日の活動を行ない，1週間の安全状況を総括し，問題点があれば指摘し，工場に報告書を出す。

問題点

(1) 現状の安全管理だけでなく，更に従業員の自発的な安全意識の向上を図る活動をすべきであろう。

(2) 安全帽，安全靴，保護メガネ等を作業員全員に支給することが望ましい。



職場	転炉	反射炉	調合	発電	硫酸	炉修	保全	動力	転灰
責任者	副主任	副主任	副主任	副主任	副主任	主任	主任	副主任	主任
安全担当者数※	5	6	11	9	11	12	12	9	8

※ 作業兼務

図26 安全管理組織図

第 V 編

近代化計画

第V編　近代化計画

1. 近代化計画の対象と内容

1.1　概　　要

第Ⅱ編の工場概要，第Ⅲ編の生産工程および第Ⅳ編の生産管理で，大冶冶金工場における現在の生産工程面と生産管理面からの現状分析と問題点を述べた。一方，大冶冶金工場では，第Ⅰ編の序論で述べたように，国家の要請により1990年までに現在の粗銅生産量の倍増にあたる粗銅年産量 100,000 t の生産能力増強計画を有している。銅製錬に採用するプロセスについては，既存設備の改造による工場近代化計画であるので，新プロセスのスタディについては計画から除外し，反射炉改造を前提とした近代化計画を作成する。粗銅の精製を行い，電気銅 50,000t / 年の計画については既存設備がないので本計画の範囲外とする。

計画の内容は以下の 4 項目からなる。

(1) 現状生産能力で環境保全の改善，省力化，自動化等を採用した生産工程の近代化計画（計画A）

(2) 生産能力の近代化として現状設備を極力利用し，現在のグリーンチャージ方式の反射炉からカルサインチャージ方式の反射炉に改造し，生産能力を粗銅 75,000t/ 年に増強する近代化計画（計画B）

(3) 中国側の要請する粗銅 100,000t/年に増強するためカルサインチャージ方式の反射炉を現在の反射炉とは別の場所に新設する近代化計画（計画C）

(4) 生産管理の近代化

1.2　基本的な考え方

「第Ⅰ編 3.　中国側の要請」に関連させながら以下に述べる。

(1) 生産能力の近代化

生産能力の近代化計画にはプロセスとしては，「1.1 概要」で述べたように新プロセスは採用せず，反射炉法に限定した計画とする。現行のグリーンチャージ方式の反射炉法から流動焙焼炉を採用したカルサインチャージ方式の反射炉法に変更し，極力現状設備およびレイアウトを温存した粗銅 75,000t / 年の計画Bと，中国側の要請する粗銅 100,000t / 年の計画Cを作成する。

これら 2 つの計画は 1990年の推定銅精鉱組成に基づき作成するが，日本の製錬所で使用している各種硫化銅鉱を主体とする銅精鉱に比較し，大冶冶金工場で 1990年に使用する銅精鉱は，孔雀石 $CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$ を 9.2 %，磁鉄鉱 Fe_3O_4 を 5.7 %，赤鉄鉱 Fe_2O_3

を6.6％含有する酸化物の多い特殊な銅精鉱である。1990年以降の銅精鉱中の酸化物は減少する見込みであるとのことであるので，今後，中国側で具体的に設計する場合は，鉱物組成の経時変化を見極めた上で行うことが重要である。

(2) 銅の実収率の向上

銅精鉱乾燥工程での集塵能力の向上対策と，転炉鍰の浮選設備の新設等により実収率を98％以上にする。

(3) 硫黄の固定率の向上

計画Aでは，転炉排ガスは硫酸工場および硫酸排煙脱硫設備で処理し，反射炉排ガスは直接排煙脱硫工場で処理する。

計画B，Cでは，流動焙焼炉，反射炉および転炉の各排ガスは硫酸工場および硫酸排煙脱硫設備で処理する。

さらに計画A，B，C共に漏煙は局所排気処理設備で処理する。これらの処理により硫黄の固定率を93％以上にする。

(4) エネルギー原単位

流動焙焼炉とカルサインチャージの反射炉法の採用により，燃料原単位の低下を図る。

(5) 工場環境保全の改善

排煙に関しては，(3)で述べたとおりである。製錬排水に関しては排水処理設備を新設する。

局所排気処理設備の設置により漏煙および粉塵が減少し，作業環境が改善される。

(6) 転炉煙灰中の有価物回収率の向上

湿式系の設備の更新および計装強化により回収率の向上を図る。

(7) 自動化，計装化

新設および改造設備の自動化および計装化については現在の日本の銅製錬所で使用しているものを採用する。その他に，転炉のメカニカルパンチャー，口取機，転炉クレーンへの秤量器等の採用をする。

(8) 生産管理の近代化

中国大冶側の要請は特にないが，直島製錬所や小名浜製錬所の組織，調達在庫および設備保全管理，環境管理，生産管理，品質管理，コスト管理，安全管理を参考にして生産管理の近代化について述べる。

2. 近代化計画作成にあたっての中国側との合意事項

(1) 既存設備の改造による近代化計画作成であるので，新プロセスのスタディについては調査対象から除外し，反射炉改造を前提とした近代化計画を作成する。したがって，銅電解工場のスタディも除外される。

(2) 近代化計画作成にあたり次の点に留意する。

- 現有設備を極力利用すること
- 生産に影響が少ないこと
- 投資金額が少ないこと
- 改造期間が短いこと
- 経済効率が高いこと

(3) 大冶は1984年度には既に51,000 t/年の粗銅生産を達成し，85年度の目標は54,000 t/年であるので，45,000～50,000 t/年および50,000～60,000 t/年のグリーンチャージの反射炉法の計画案は不採用とするよう要請された。具体的には，粗銅60,000～70,000 t/年および100,000 t/年の2つのケースの流動焙焼炉を採用したカルサインチャージの反射炉法への改造を近代化計画の骨子とすることに合意した。帰国後，種々検討した結果，粗銅60,000～70,000 t/年は75,000 t/年と称することに変更した。これが計画Bに相当し100,000 t/年が計画Cに相当する。現状生産能力での近代化計画を参考のため計画Aとして作成することとした。このため，計画Aについては中国側との合意事項に基づき作成するものでないため，以下の合意事項と合致しない場合がある。

(4) 硫黄固定化優先順位

銅精鉱中および反射炉燃料石炭中の硫黄の固定優先順位は，98％硫酸，76％硫酸，石膏の順とする。ただし，76％硫酸生産量は100％硫酸換算で，4,000 t/月以下とする。

(5) 硫黄固定率

硫黄固定率93％以上の定義は下記の式による。

$$\frac{\text{硫酸および石膏中の硫黄量} \times 100}{\text{銅精鉱および反射炉燃料石炭中の硫黄量}} \geqq 93\%$$

上記式の分子には，粗銅，水砕鍰，転炉煙灰，反射炉および転炉の局所排気中の硫黄を含まないので93％としているが，それらを含めると98.5～99％に達する値となろう。

(6) 硫酸工場

流動焙焼炉，反射炉および転炉排ガスの全量を既設および新設の硫酸工場で処理する。

(7) 排煙脱硫設備

硫黄固定率93％以上に関係なく，環境上の問題から硫酸工場排ガスの脱硫を実施する。

(8) 転炉煙灰処理工場

湿式系は全面的に更新し，乾式系は能力があるので既設設備を利用する。

(9) 漏煙防止

作業環境対策として局所排気処理設備を設置する。

(10) 排水処理

硫酸工場のガス精製系より発生する弱酸と，現在問題となっている銅精鉱貯鉱舎の地下水を処理する。

(11) 自動化および計装化

新設プラントの計装については，現在の日本の銅製錬所で使用しているものを採用する。

転炉のメカニカルパンチャーを設置する。

(12) 近代化計画実施スケジュール

日本ベースで作成する。

(13) 近代化計画に要する経費

日本ベースで作成する。必要あれば，ライセンス料，ノウハウ料，教育訓練費を含める。

3. 生産工程の近代化

現状の生産能力で環境保全の改善，省力化，自動化等の近代化を行う場合の計画案を以下に述べる。

3.1 計画の概要（計画A）

4章の「計画B」，5章の「計画C」は増産案であるとともに，生産工程の近代化も含んでいる。両計画をよりよく理解するため，現状の生産能力での生産工程の近代化について改造や新設設備について説明し，この近代化に要する経費も示す。

現状の概略系統図を図27に，計画Aの概略系統図を図28に示す。

現在大冶では，反射炉排ガスは全量大気中に放出しており，硫黄の固定率は約60%である。この固定率を93%以上にするため，反射炉排ガスは直接排煙脱硫工場で処理するとともに，反射炉，転炉の漏煙については局所排気処理設備で処理する。省力化，自動化，計装化としては転炉のメカニカルパンチャー，口取機，転炉クレーンへの秤量器を採用する。

銅の実収率向上対策として，ロータリードライヤー排ガスの集塵強化のため，サイクロンの後にコットレルを新設する。

現在の反射炉ボイラーの稼動は，年間約240日である。反射炉排ガスを常時直接排煙脱硫工場で処理する必要があるので，既設のボイラーを撤去し，新たにボイラー2基を設置する。転炉排ガスのSO_2濃度を向上させ，ガス量を減少させるためダストチャンバーを撤去し，転炉ボイラーを新設する。これにより転炉排ガス量が減少した分だけ反射炉排ガスの一部を既設硫酸工場で処理することができる。転炉コットレルは既存設備が老朽化しているので使用せず新設とする。既設硫酸工場のガス精製系は湿式に改造し，イリゲーションクーラーはテフロンクーラーに改造する。硫酸工場排ガスは硫酸排煙脱硫設備で処理する。転炉煙灰処理工場は湿式系を改造する。乾式系は既存設備を利用する。硫酸工場のガス精製系の排水と銅精鉱貯鉱舎の地下水を新設の排水処理設備で処理する。

3.1.1 熔　　錬

(1) 計画条件

1) 操業日数　　330日/年

2) 粗銅生産量　　50,000 t/年

3) 銅精鉱品位

	Cu	Fe	S	SiO_2	CaO
%	21.42	29.85	24.06	7.2	2.23

4) その他の条件については，大冶冶金工場より提出された，83年実績値を主として使用する。

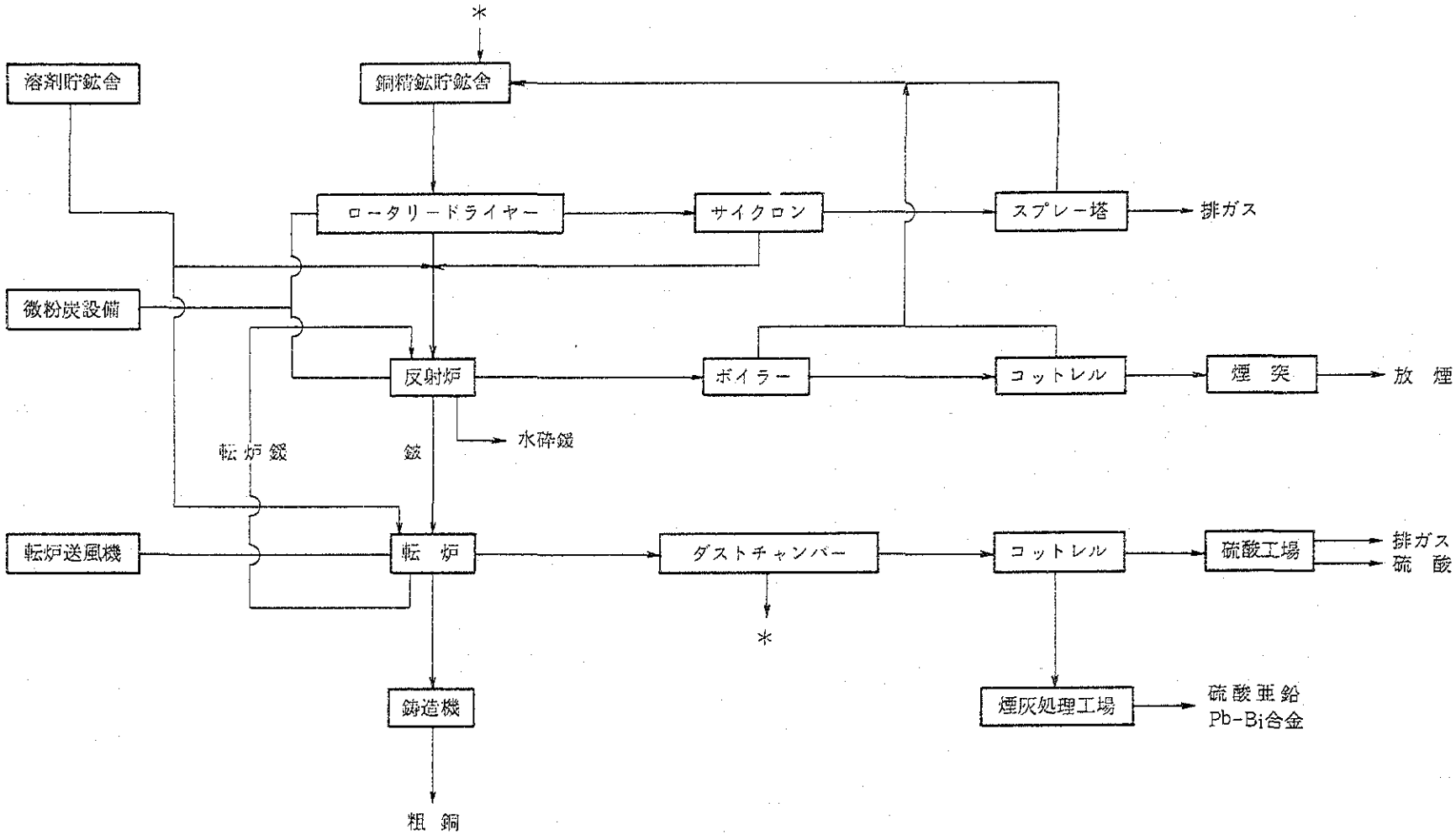

*
溶剤貯鉱舎
銅精鉱貯鉱舎
ロータリードライヤー
サイクロン
スプレー塔
排ガス
微粉炭設備
反射炉
ボイラー
コットレル
煙突
放煙
水砕鍛
転炉鍛
鍛
転炉送風機
転炉
ダストチャンバー
コットレル
硫酸工場
排ガス
硫酸
*
鋳造機
煙灰処理工場
硫酸亜鉛
Pb-Bi合金
粗銅

図27 概略系統図（現状）

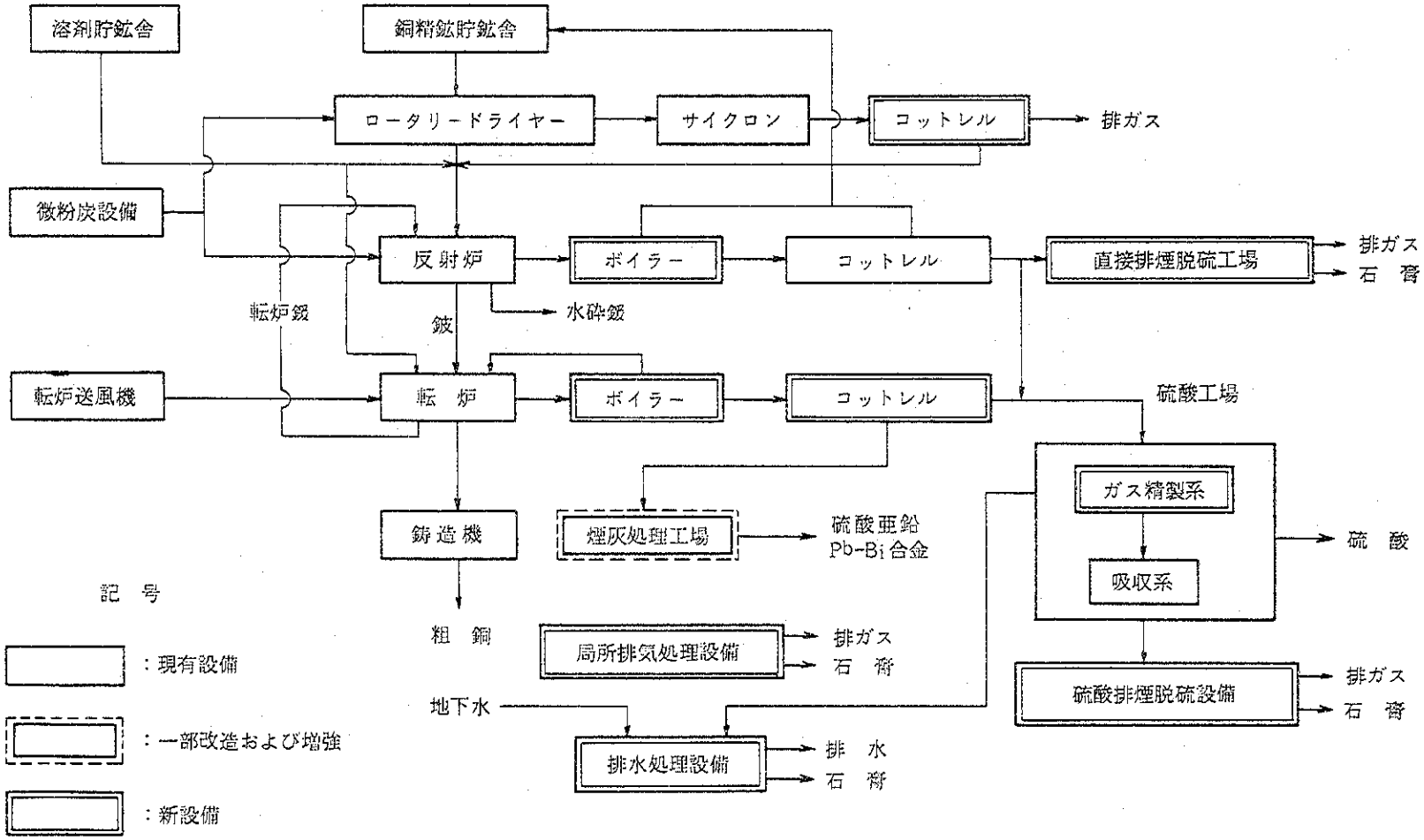


図28　概　略　系　統　図（計画A）

(2) 系 統 図

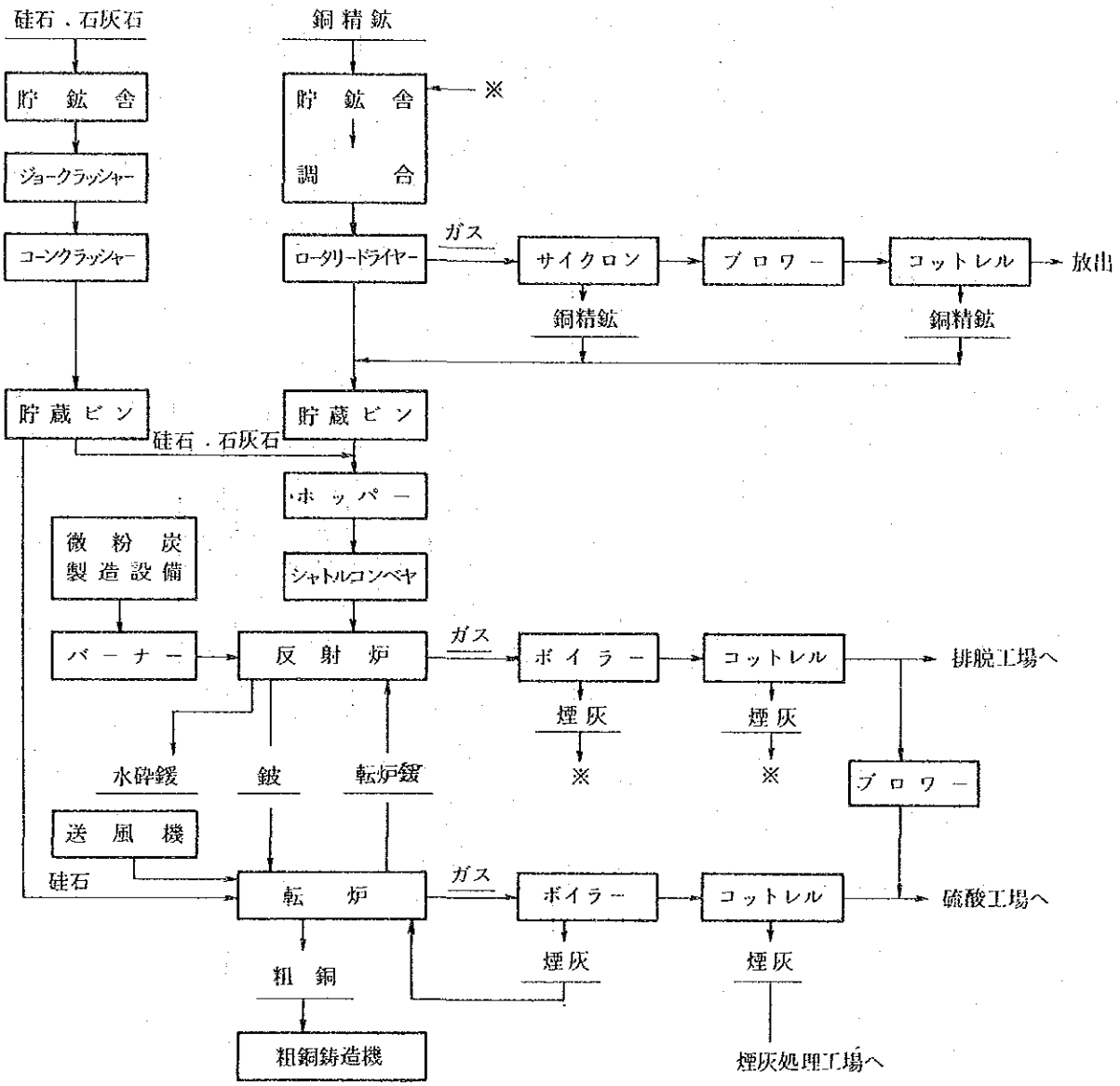


図29 熔 錬 系 統 図

(3) 改造内容

1) 鉱石乾燥

鉱石乾燥工程では，乾燥炉排ガス中の集塵効率を良くするためにコットレルを新設する。バッグフィルターは現状のスプレー塔入口の温度が 165 ℃と高いため使用できない。既設サイクロンは集塵効率を上げるために使用する。

2) 反射炉

反射炉については特に改造を行わない。このために，年間約 1 ケ月の反射炉炉修が必要である。反射炉ボイラーについては，既設ボイラーの運転日数が約 240 日と少ないために，新設することとする。この場合に，反射炉ガスの大気放出を行わないためおよび，熱効率を効率的に行うために，ボイラーは 2 基設置する。反射炉コットレルは既設を使用する。反射炉排ガス用のブロワーは吸引量が多すぎるので撤去し，排煙脱硫工場で吸引することとする。

3) 転炉

転炉については，リークを減らすために，転炉ボイラーを設置する。また，既設転炉コットレルもリークが多いので新設とする。転炉では更に，自動化，計装化として，メカニカルパンチャー，口取機の設置，クレーン秤量器の設置を行う。

主要改造設備の運転仕様は以下のようである。

1) 乾燥炉コットレル

ガス量	833 N㎥/min
入口温度	165 ℃
入口ダスト濃度	4.2 g/N㎥
出口ダスト濃度	0.03 g/N㎥

2) 反射炉ボイラー

蒸発量	41.3 t/h
蒸気性状	40 kg/㎠G， 400 ℃
給水温度	120 ℃

3) 転炉ボイラー

蒸発量	9.35 t/h・2 基
蒸気性状	40 kg/㎠G， 250 ℃（飽和蒸気）
給水温度	120 ℃

(4) 物質収支，熱収支

大冶冶金工場で作成した表33 ～ 表36 および表44 ～ 表47 を参照のこと。

(5) ユーティリティ

1) 石炭

現状と同じ

2) 電　　力

原　料	677 kW
反射炉	216
転　炉	80
動　力	2715
その他	74
	3762 kW

◦動力には転炉コットレルを含む。

◦反射炉排風機の動力は現状の650kWから反射炉ガスの一部を硫酸工場用に吸引するため150 kWとなる。反射ガスを直接排煙脱硫工場へ吸引する排風機の動力は3.1.3排ガス処理で述べる。

3) 水

転炉ボイラー給水　　9.4 t/h

◦これにより転炉チャンバー水冷壁用の冷却水は不用になる。その他は現状どおりである。

3.1.2 硫　　酸

(1) 計画条件

1) 概　　要

(a) 硫黄固定率向上対策として以下の処理を行う。

i) 反射炉排ガス全量処理

ii) 漏煙処理用局所排気処理

iii) 硫酸工場排ガスの排煙脱硫処理

(b) 硫酸工場

i) 反射炉排ガス全量硫酸工場処理は，水収支，熱収支上不可能なため，ほとんどのガスを排煙脱硫処理する。

ii) 転炉排ガスリーク減少対策を実施する。

iii) 硫酸工場の新設は行わない。

2) 設計条件

i) 操業日数　　305 日/年

ii) ガス条件

反射炉　　2,118 N㎥/分，　SO_2　0.85 %

転　炉　　958 N㎥/分，　(最大 1,140)

SO_2　5.4 %　　(最大 6.4)

iii) 気温20℃，湿度80％とする。

iv) 冷却水温度

ガス冷却用水，乾燥塔酸冷却水，製品酸冷却水は，直接水とし，最高温度30℃とする。

吸収塔酸冷却水，その他洗浄水は，循環水とし，最高温度35℃とする。

v) 硫黄固定率　　93％以上

vi) 製品硫酸品質は，中国国家基準一級に適合するようにする。ただし，有機物による着色およびNOx対策については範囲外とする。

vii) 76％硫酸生産量は，4,000t/月以下とする。

viii) 既設硫酸吸引ガス量は，750N㎥/分・系（系内リーク　75N㎥/分・系を含む）で2系とする。

ix) 熱収支平衡SO_2濃度は，3.5％以上とする。

x) 吸収塔循環酸濃度は98.3±0.2％とする。

(2) 系　統　図

排ガス処理フローシートを図30に，硫酸工場フローシートを図31に示す。

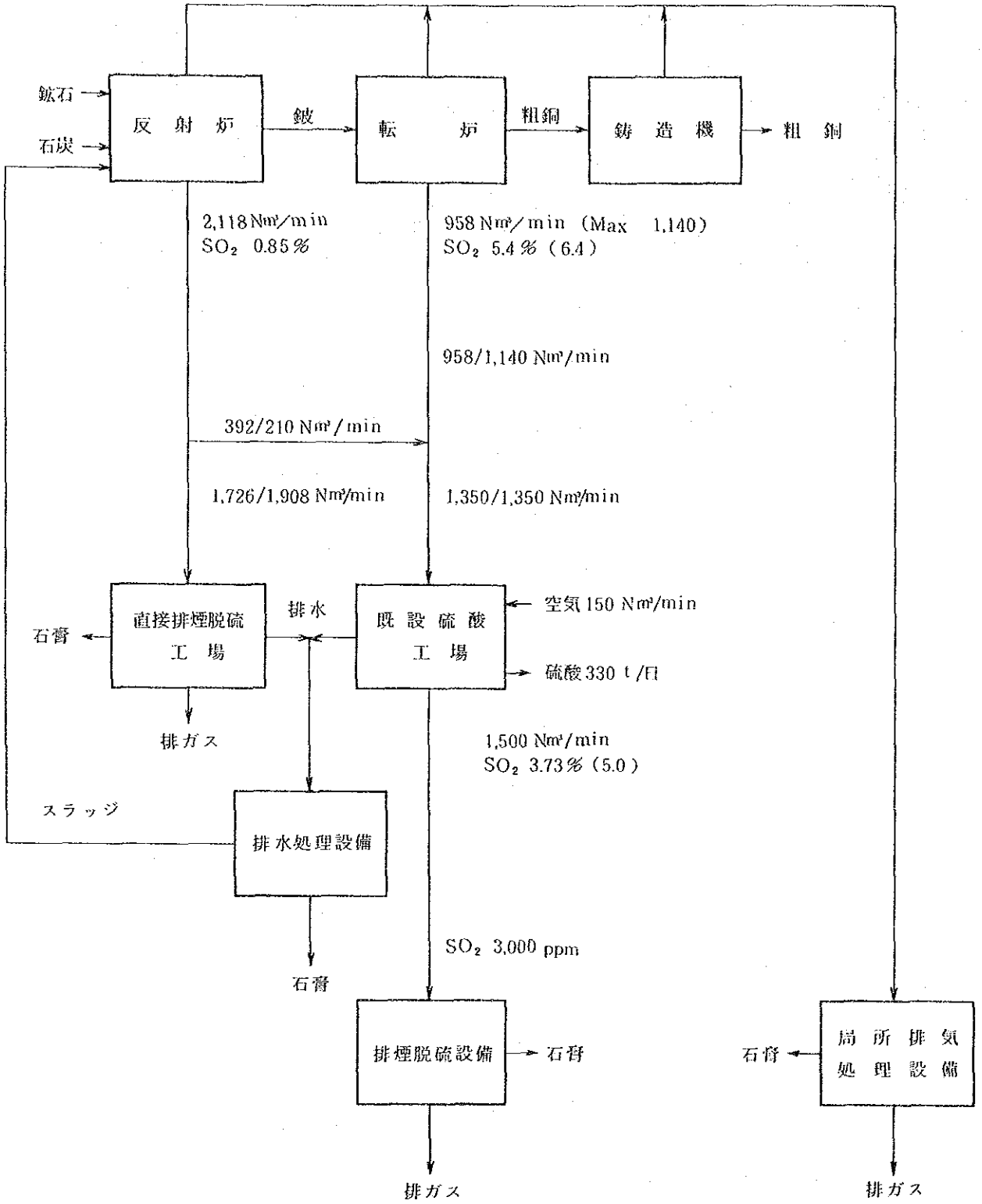


図30　排ガス処理フローシート（計画A）

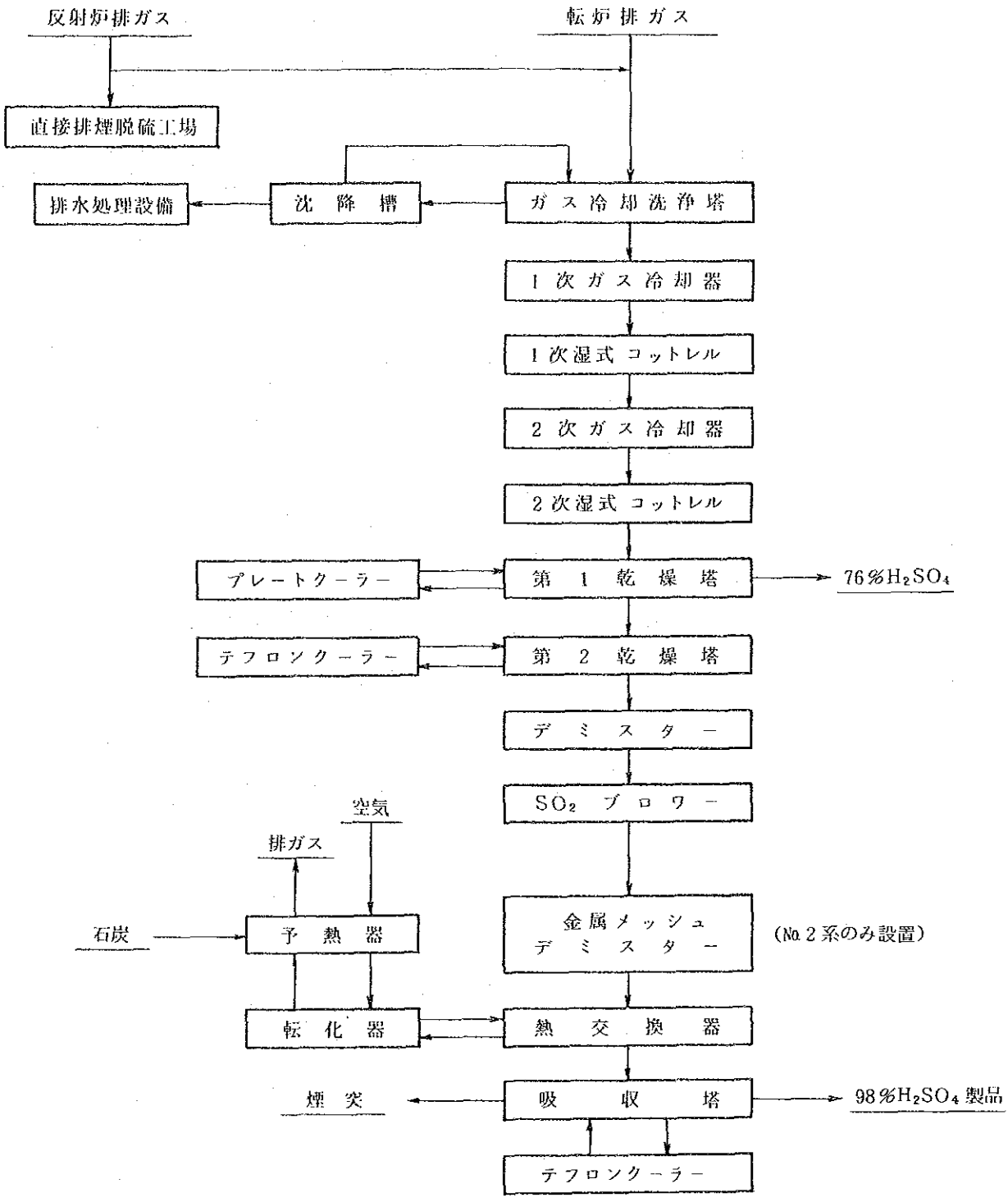


図31　硫酸工場フローシート（計画A）

(2) 改造内容

1) 反射炉排ガス

ボイラーは，既設を撤去し，2基新設する。コットレルは既存設備を使用する。ブロワーは，硫酸工場送ガス用の小型送風機を新設する。以上改造を実施することにより，現状1.1のリーク率を0.45まで減少させ，処理ガス量を減少させることができる。

2) 転炉ガス

ボイラーを3基新設する。転炉排ガスブロワーは撤去し，コットレルは更新する。転炉排ガスの硫酸工場への送ガスは，硫酸工場SO_2ブロワーにて吸引する方式に変更する。以上の改造を実施することにより，現状リーク率1.9を1.0まで減少させることができる。

3) 硫酸工場

転炉排ガス全量と，反射炉排ガスの一部を処理して硫酸を製造する。

既設硫酸工場の改造は以下のようである。

i) ガス精製工程を更新する。

ii) 乾燥塔2段直列使用に変更する。

iii) 乾燥塔および吸収塔のイリゲーションクーラーをテフロンクーラーに変更する。

(a) ガス精製工程

硫酸工場2系列合計で1,500 N㎥/分（乾量）吸引時，硫酸工場入口ガス圧力は−100 ㎜H_2O，ガス精製乾燥工程圧力損失は800 ㎜H_2O以下とする。

ガス精製工程は1系列にまとめ，第2乾燥塔以降の工程は既存設備を利用する。

硫酸工場原ガスは，ベンチュリースクラバーにて除塵および断熱冷却される。循環液は硫酸濃度5％以下で，不純物の濃縮を防止する目的で酸沈降槽の，アンダーフローより203 ㎥/日抜き出され，排水処理工場にて処理される。

ガス冷却器は，冷却水が夏期最高温度の30℃のときガス温度を1次ガス冷却器で46℃まで冷却し，その後2次ガス冷却器にて33℃まで冷却する。冷却器ドレンは，排液タンク経由でベンチュリースクラバーに送液される。

湿式コットレルの集塵効率は，入口ミスト濃度20㎎/N㎥以下で各々90％以上の性能を有しており2段直列使用によって99％以上の集塵効率となる。コットレルガイ子保護のため，清浄な加温空気を42 N㎥/分使用する。コットレルは定期的に内部水洗を実施し，その排液は排液タンク経由でベンチュリースクラバーに送液される。

図32にガス精製工程メカニカルフローシートを示す。

ガス冷却水は直接水を，各機器洗浄水は循環水を使用する。ただし，循環水温度30℃以下の場合は，ガス冷却用に循環水を使用可能となる。

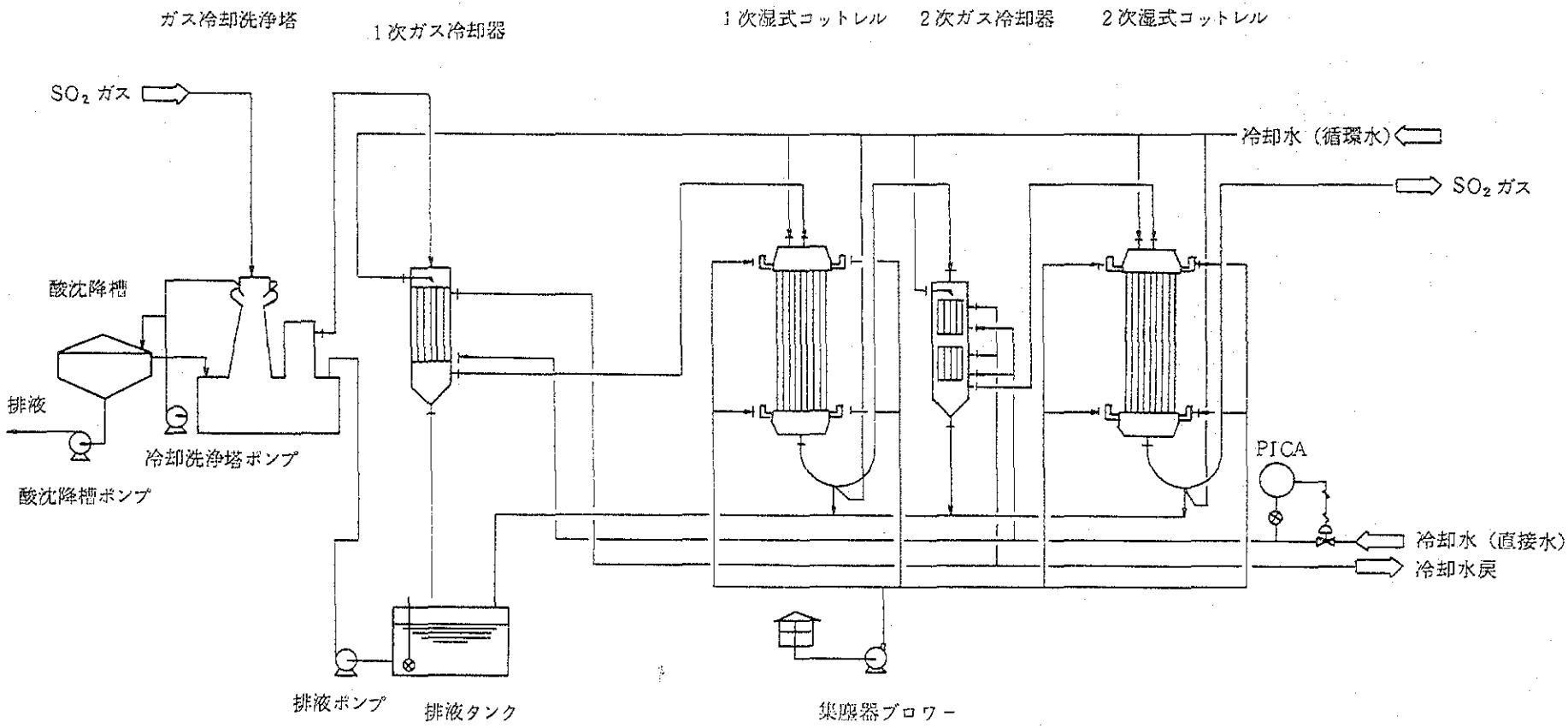


図 32　ガス精製工程メカニカルフローシート（計画A）

(b) ガス乾燥工程

ガス精製工程で精製されたガスは，ガス乾燥工程でガス中の水分を除去される。乾燥塔は2段直列使用とし，循環酸濃度は第1乾燥塔で76%，第2乾燥塔で95%に制御される。

98.5%硫酸製造水相当量以下に，第1乾燥塔出口ガス中の水分を制御するために，第1乾燥塔通煙量は373N㎥/分とし，残りの1,127N㎥/分は直接第2乾燥塔に導入する。第1乾燥塔酸冷却器は，金属プレートクーラーを使用する。76%硫酸は67t/日生産される。第2乾燥塔本体は，既設を転用して酸冷却器をイリゲーションクーラーより，テフロンクーラーに変更する。既設硫酸工場ガス乾燥工程水収支を図33，ガス乾燥工程メカニカルフローシートを図34に示す。酸冷却水は，直接水を使用する。ただし循環水温度30℃以下の場合は，酸冷却水に循環水使用可能となる。

（硫酸量は100％換算値）

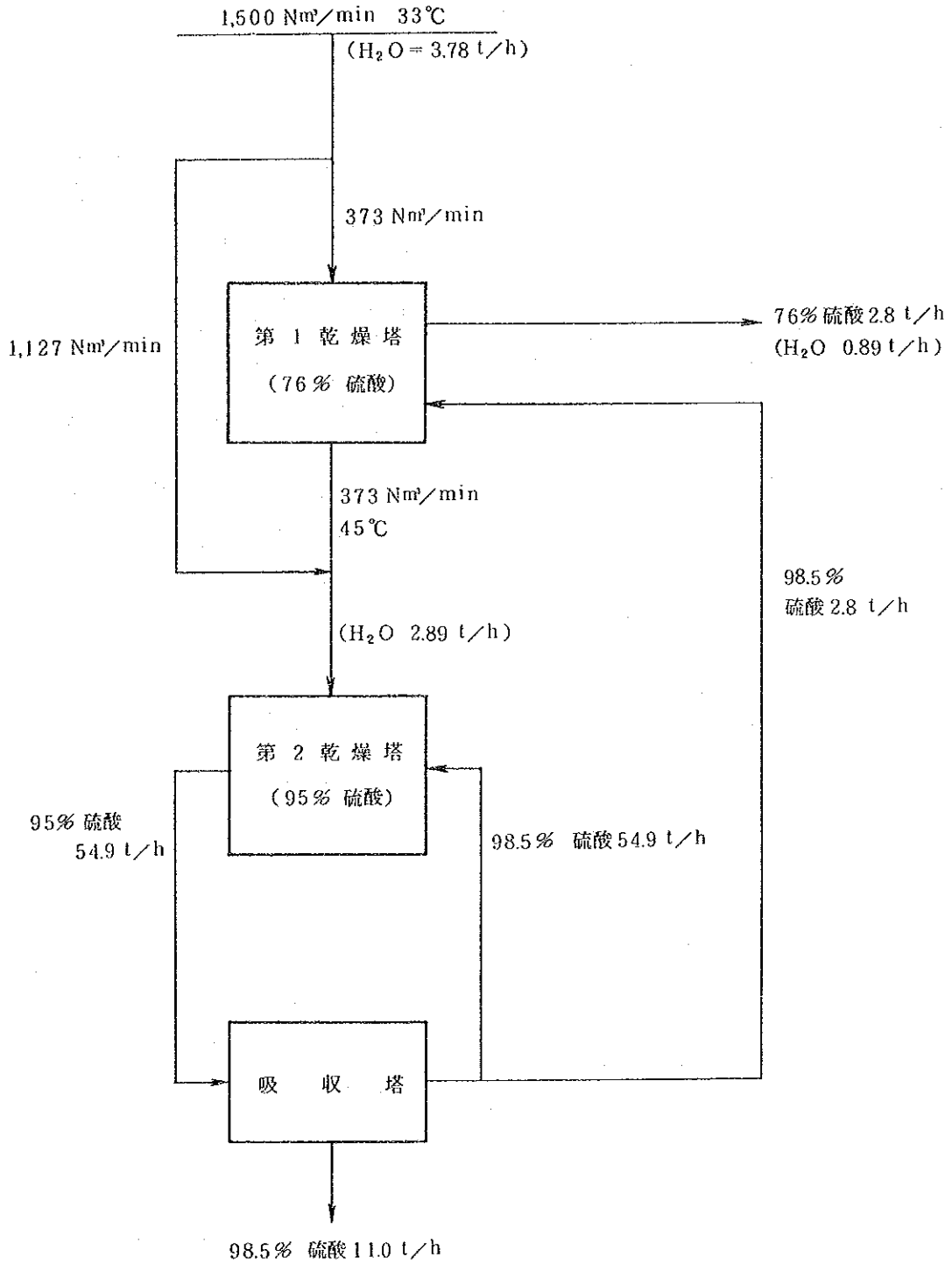


図33　既設硫酸工場ガス乾燥工程水収支（計画A）

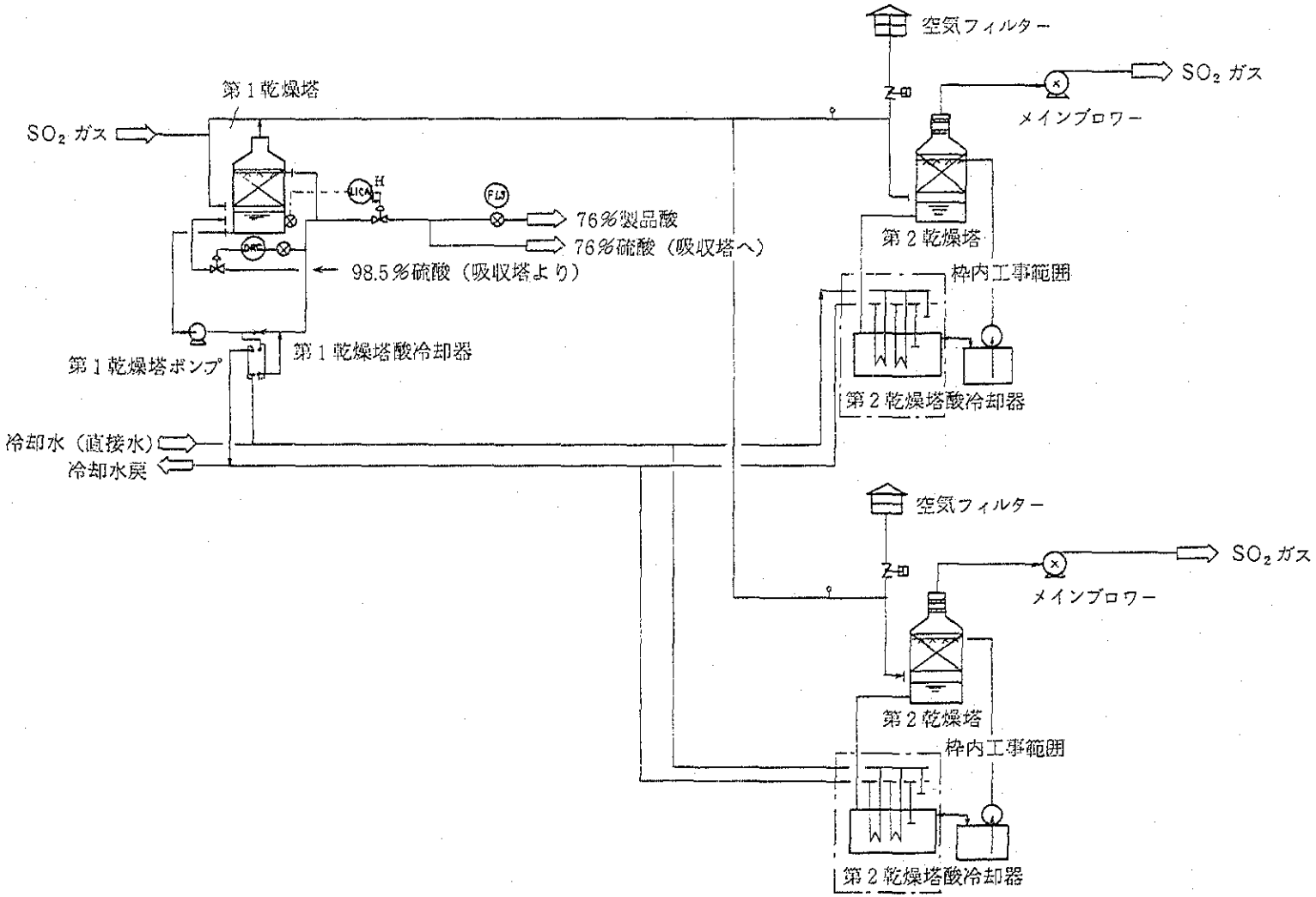


図34　ガス乾燥工程メカニカルフローシート（計画Ａ）

(c) 吸 収 工 程

吸収塔本体は，既存設備を利用し，酸冷却用イリゲーションクーラーをテフロンクーラーに変更する。

製品酸の冷却用イリゲーションクーラーも，テフロンクーラーに変更する。

吸収工程メカニカルフローシートを図35に示す。

吸収塔酸冷却水は循環水，製品酸冷却水は直接水を使用する。ただし，循環水温度30℃以下の場合は，製品酸冷却用に循環水が使用可能となる。

製品酸温度は50℃以下とする。

製品酸品質は，硫酸濃度，灼熱残渣，鉄，砒素は中国国家基準一級を満足することができる。透明度，色度については，原料および製錬工程操業方法により大きく左右される。

(4) 硫 黄 収 支

硫黄収支を図36に示す。

硫黄固定率は95.4%となり，硫黄固定率93 %以上を満足する。

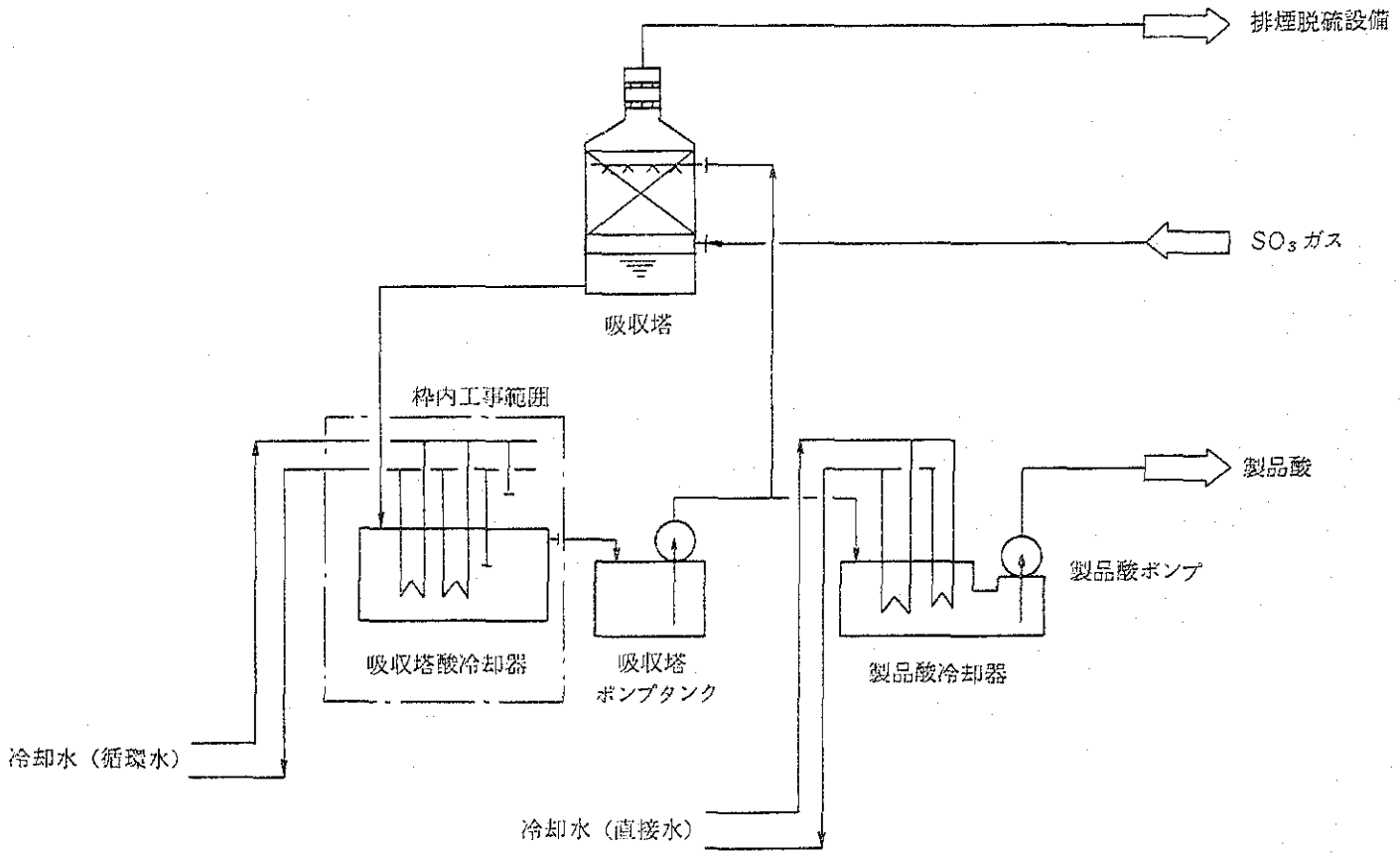


図35　吸収工程メカニカルフローシート（計画A）

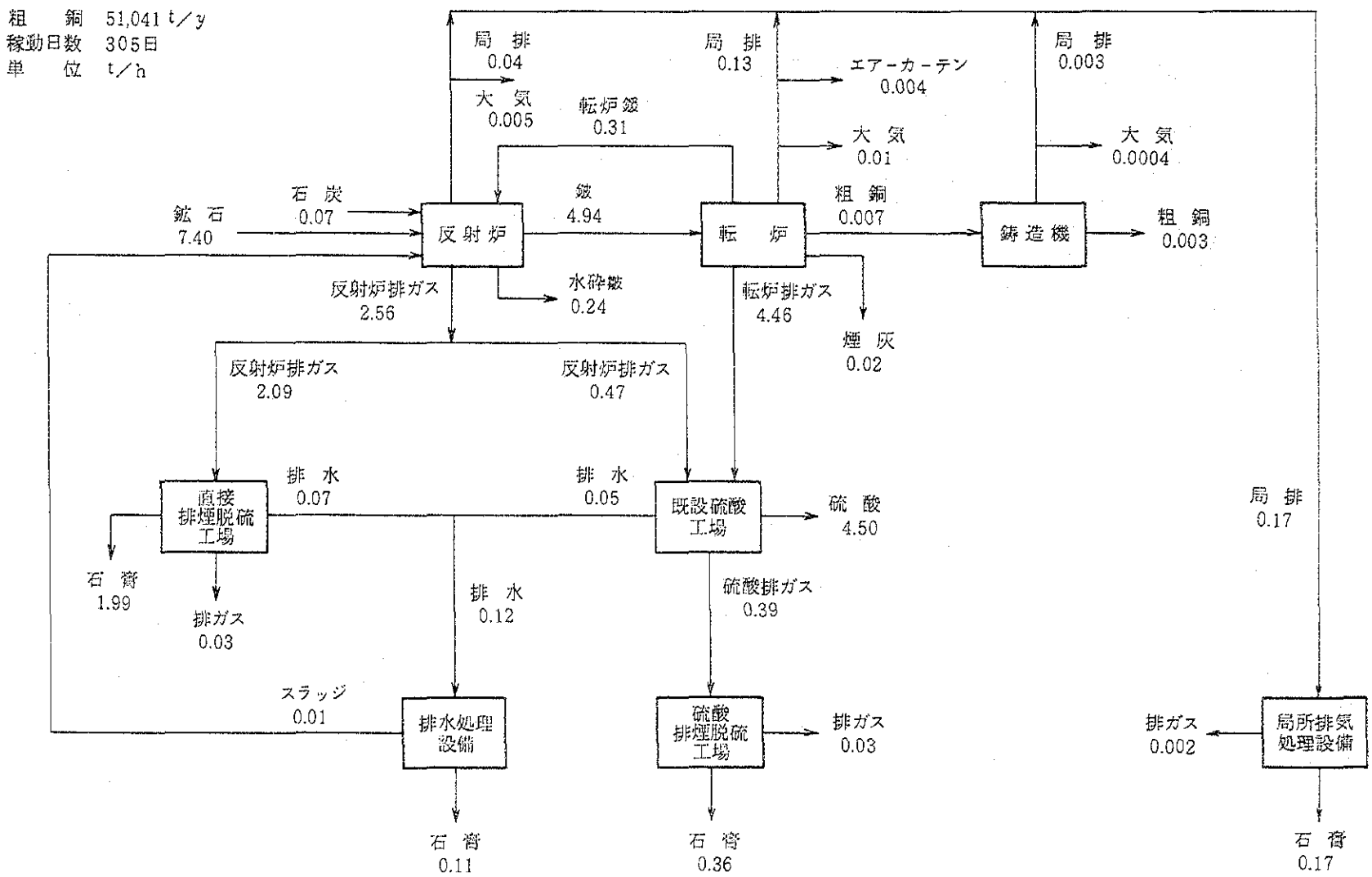

粗　銅　51,041 t/y
稼動日数　305日
単　位　t/h
局　排
0.04
大　気
0.005
転炉鍛
0.31
局　排
0.13
エアーカーテン
0.004
大　気
0.01
局　排
0.003
大　気
0.0004
石　炭
0.07
鉱　石
7.40
反射炉
鍛
4.94
転　炉
粗　銅
0.007
鋳造機
粗　銅
0.003
反射炉排ガス
2.56
水砕鍛
0.24
転炉排ガス
4.46
煙　灰
0.02
反射炉排ガス
2.09
反射炉排ガス
0.47
直接
排煙脱硫
工場
排　水
0.07
排　水
0.05
既設硫酸
工場
硫　酸
4.50
局　排
0.17
石　膏
1.99
排ガス
0.03
排　水
0.12
硫酸排ガス
0.39
スラッジ
0.01
排水処理
設備
硫酸
排煙脱硫
工場
排ガス
0.03
排ガス
0.002
局所排気
処理設備
石　膏
0.11
石　膏
0.36
石　膏
0.17

図36　硫　黄　収　支（計画A）

(5) ユーティリティ

1) 冷 却 水

既設硫酸工場改造後の冷却水使用量を表79に示す。

改造後直接水は，3,500 ㎥/時，循環水は 410 ㎥/時，計 3,910 ㎥/時が必要となり，現状より 2,400 ㎥/時使用量が増加する。

2) 電力使用量

既設硫酸工場改造後の電力使用量を表80に示す。電力使用量は 2,600 kWh/時で，ほぼ現状と同じである。

表79 冷却水使用量（計画A）

分 類	機 器 名	使用量〔t/h〕
直接水（河川水）	一次ガス冷却器	900
	二次ガス冷却器	1,800
	乾燥塔酸冷却器	500
	製品酸冷却器	50
	＊ SO_2 ブロワー	250
	計	3,500
循環水	吸収塔酸冷却水	400
	浄化工程洗浄水	10
	計	410
合 計		3,910

＊現状推定値

$$\frac{3,261,668\ t/y}{330日 \times 24h} = 286\ t/h$$

内訳 SO_2 ブロワー冷却水 250 t/h
製品酸冷却水 35
硫酸製造水 1

表80 電力使用量（計画A）

工 程	使用電力量 kWh/h
改造部分電力	310
＊ 乾燥・吸収	500
＊ 転 化	1,700
その他	90
合 計	2,600

＊既設現状実績

3.1.3 排ガス処理

(1) 計画条件

1) 概　　要

(a) 転炉ボイラーを新設し漏れこみ空気を減少させることで転炉排ガスの量が減少し，既設硫酸工場に吸引余力ができる。その吸引余力の分だけ反射炉排ガスを吸引する。

(b) 反射炉排ガスについては，ボイラーを新設し，既設排ガスブロワーを撤去することで侵入空気を減少させ，一部を既設硫酸工場へ送り，残りを直接排煙脱硫工場のブロワーにて吸引し，SO_2の回収を行う。

(c) 既設硫酸工場の排ガスについては，硫酸排煙脱硫設備（以下硫酸排脱と称する）でSO_2の回収を行う。

(d) 反射炉の鈹抜き時および鍰抜き時，返鍰時の漏煙や転炉の漏煙，さらに鋳造機からの漏煙については局所排気処理設備（以下局排排脱と称す）で吸引し排煙脱硫処理（以下排脱と称す）を行いSO_2の回収を行う。

(e) 転炉のフード上部からの漏煙は，エアーカーテン方式で吸引し，このガスはバグフィルターで除塵を行う。

2) ガ　ス　源

ガス源として下記の排ガスを処理する。

(a) 反射炉排ガス

(b) 硫酸工場排ガス

(c) 局所排気

(d) 転炉エアーカーテン排気

3) 排ガス処理設備設計条件

(a) 反射炉直接排脱工場

入口排ガス量	2,100 N㎥/分
入口排ガス温度	300 ℃
入口排ガス SO_2濃度	1.41 %
出口排ガス SO_2濃度	200 ppm 以下

(b) 硫酸排脱設備

入口排ガス量	1,650 N㎥/分
入口排ガス温度	80 ℃
入口排ガス SO_2濃度	3,000ppm
出口排ガス SO_2濃度	200 ppm

(c) 局排排脱設備

入口排ガス量	5,000 N㎥/分
入口排ガス温度	30 ～ 40 ℃

入口排ガスSO_2濃度　　800ppm

出口排ガスSO_2濃度　　10ppm 以下

(d) エアーカーテン排気処理設備

入口排ガス量　　1,000Nm³/分

入口排ガス温度　　30 ～ 40 ℃

4) 排脱用原料

(a) 種類　石灰石（$CaCO_3$）

(b) 粒度　25㎜以下

(c) 純度　97%

5) 排脱製品石膏

(a) 純度　95%以上

(b) 水分　10%以下

(c) pH　5.8 ～ 8

(2) 系　統　図

排ガス処理の系統図を図37に示す。

(3) 設 備 内 容

1) 反射炉直接排脱工場

(a) 反射炉排ガスはコットレル出口で約300℃で，ダスト濃度も0.1 ～ 1.0 g/Nm³ あるので，まず冷洗塔でスプレーを行いガス冷却洗浄を行う。

(b) SO_2の吸収効率を上げるため，更にガスクーラーでガス冷却を行う。

(c) 吸収塔では石灰スラリー（$CaCO_3$）を循環させ，ガス中SO_2を亜硫酸カルシウムとして固定させる。

(d) 吸収後排ガスは，ミストコットレルにて，ミストおよびSO_3を除去後放煙される。

(e) 吸収塔にてSO_2を吸収し生成した亜硫酸カルシウムは，酸化塔へ送られ空気酸化されて硫酸カルシウム（石膏）となる。

(f) 石膏スラリーは，遠心分離機で脱水され，製品石膏となる。沪液は原乳（石灰）乳化系へ繰返し利用される。

(g) 排脱用の原乳は石灰石を粉砕し325メッシュ程度にして乳化して吸収用として使う。

以上の反射炉直接排脱工場を新設する。このうち石灰石粉砕乳化設備と酸化脱水設備の液系は，硫酸工場排脱設備と局排排脱設備と共用とする。

2) 硫酸工場排脱設備

(a) 既設硫酸工場の排ガス中のSO_2を回収するために吸収塔で石灰スラリーを循環させ亜硫酸カルシウムを生成させる。この亜硫酸カルシウムを酸化塔へ送る。

(b) 吸収後排ガスは，ミストコットレルにて，ミストおよびSO_3を除去後放煙される。

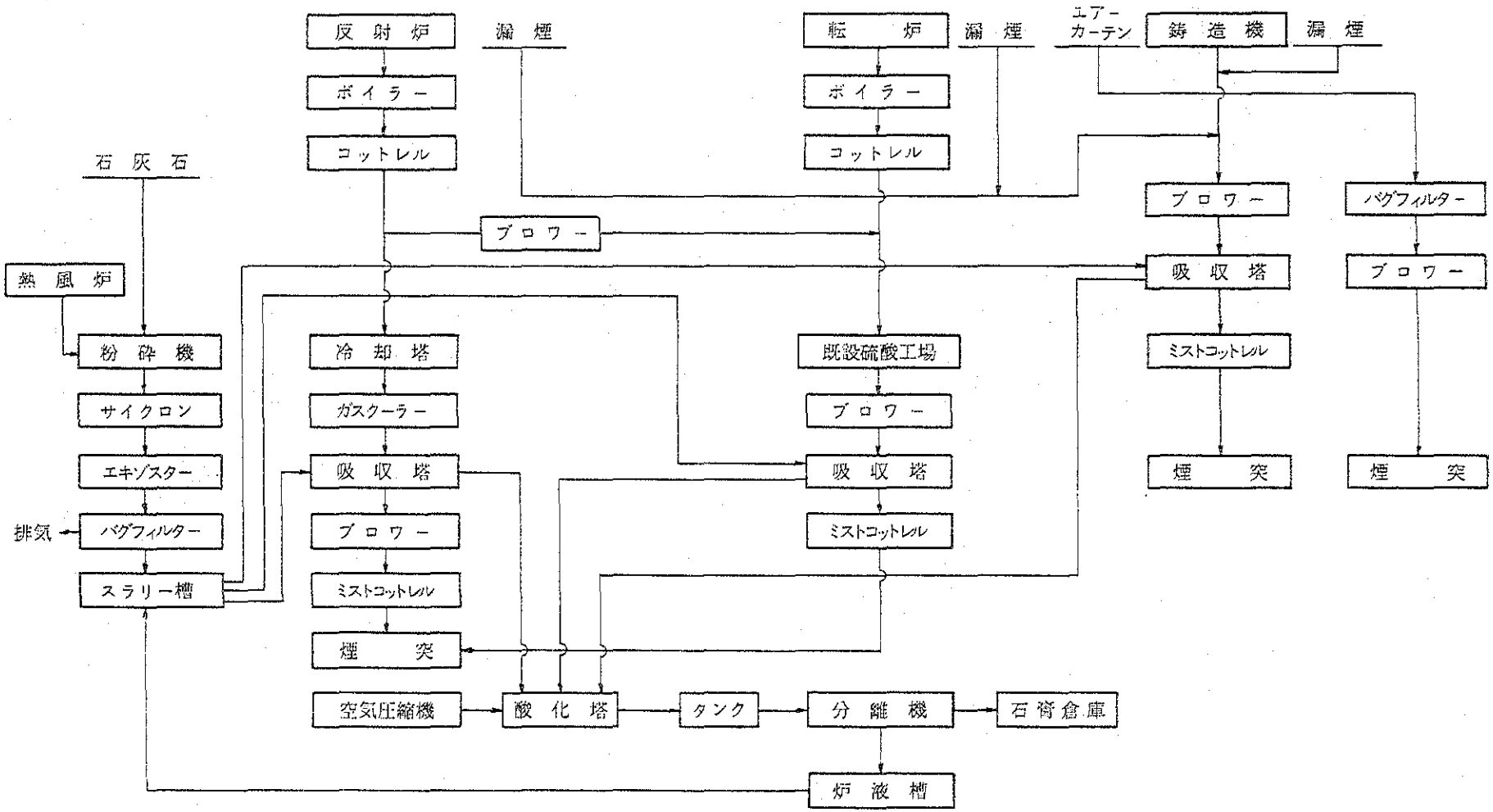


図37　排ガス処理系統図（計画A）

3) 局排排脱設備

(a) 反射炉の鈹抜きの樋およびレードル，鍰抜きの樋，返鍰口にフードを設け，漏煙を吸引する。

(b) 転炉はクレーン操作に支障のないような囲いを設け，上部後方より漏煙を吸引(後部吸引）する。

(c) 粗銅鋳造時のレードルおよび鋳造機付近にフードを設け，漏煙を吸引する。

(d) 上記の各所の局所排気を集めて，吸収塔にて石灰スラリーでSO_2を固定し,亜硫酸カルシウムとする。亜硫酸カルシウムは酸化塔へ送られる。

(e) 吸収後排ガスは，ミストコットレルにて，ミストを除去し放出される。

4) 酸化脱水設備

直接排脱，硫酸排脱，局排排脱から送られる亜硫酸カルシウムは，酸化塔で空気酸化され，硫酸カルシウム（石膏）となり，遠心分離機で脱水され製品石膏となる。沪液は石灰乳化用として繰返される。

5) エアーカーテン排気設備

(a) 転炉の囲いの上部でクレーンが出入りする部分は，エアーカーテン方式として漏煙を片方へ吸引させる。

(b) エアーカーテン排気はSO_2濃度が低いのでSO_2回収の排脱は行わずに，バグフィルターで集塵のみ行う。

以上のようなガス処理設備を設置するが，反射直接排脱と硫酸排脱の排ガスSO_2は200 ppm以下としてあり，局排排脱の排ガスSO_2は10 ppm 以下としている。一方，転炉エアーカーテンの排ガスは脱硫を行っていない。この考え方は小名浜製錬(株)小名浜製錬所の排ガス処理をモデルとして考えているので，このような排ガス条件とした。小名浜製錬所の場合，排出SOx基準が84 N㎥/時以下であるので，局排の排ガスの脱硫も必要となっている。

大冶冶金工場の場合，この計画Aでは局排の排脱を行って総排出SO_2が43N㎥/時であり，局排の排脱を行わなければ総排出SO_2は 165N㎥/時となる。

したがって，局排の排脱設備については，建設費と，SO_2罰金も含めた運転費と，環境保全の考え方を考慮に入れて検討すべきものである。また，この場合，局排排脱の出口SO_2を10 ppm 以下とせずに，濃度を上げれば建設費は安くなる。

(4) 物 質 収 支

排ガス処理の物質収支を図38に示す。

(5) ユーティリティ

(a) 電力　　3,300 kWh/ 時

（石灰粉砕，反射炉直接排脱，硫酸排脱，局排排脱，酸化脱水）

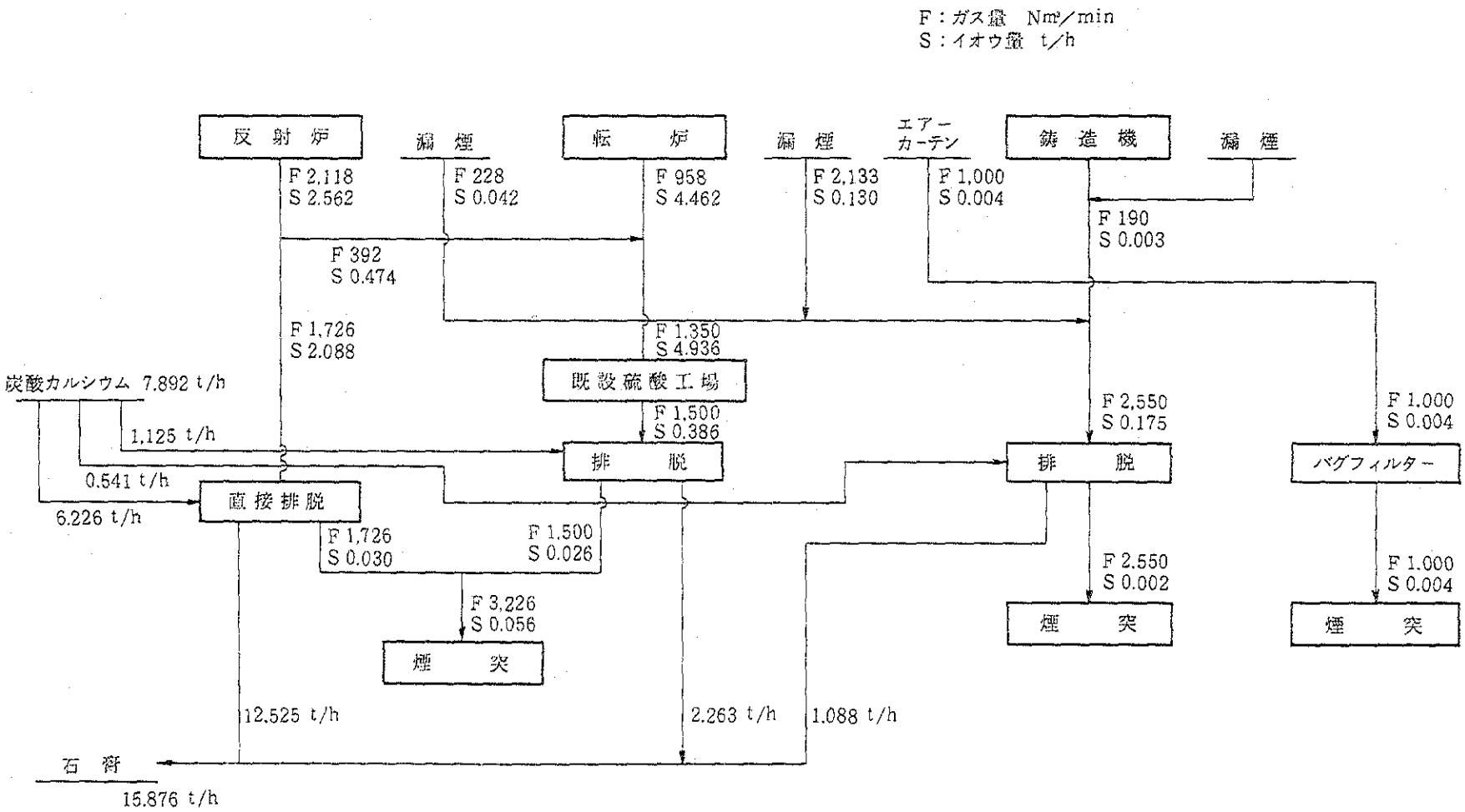


図38 排ガス処理物質収支（計画A）

(b) 水

∘プロセス水　　17t/時

（補給水，他）

(c) 炭酸カルシウム　8.2 t/時

3.1.4 排水処理

(1) 計画条件

1) 概　　要

(a) 反射炉排ガスの直接脱硫工場のガス洗浄設備より排出される排水を処理する。

(b) 転炉排ガスと反射炉排ガスの一部を吸引する，既設硫酸工場のガス精製系より排出される排水を処理する。

以上2種類の排水を硫酸原水と称することとする。

(c) 調合鉱舎の地下水と煙灰処理系統から排出される排水（副産原水と称する）を処理する。

(d) 硫酸原水は2段中和方式，副産原水は1段中和方式とする。

2) 排　水　源

(a) 直接排脱工場のガス洗浄水

(b) 既設硫酸工場のガス精製系洗浄水

(c) 調合鉱舎の地下水

(d) 煙灰処理工場の沪布洗浄水他

3) 設計条件

以下の数値は直島製錬所の実績より推定算出した。

(a) 処理水量

硫酸原水　　19.3 ㎥/時

副産原水　　7.1 ㎥/時

(b) 硫酸原水中 H_2SO_4 濃度　18.6 g/ℓ

(c) 石膏生産量　　371 kg/時（乾量），水分10%

(d) 2次スラッジ生産量　　316 kg/時（乾量），水分60%

(e) 原　　料

∘1次中和用炭酸カルシウムスラリー　　濃度34%

（排脱原乳を利用する）

∘2次中和用生石灰スラリー　　濃度10%

（12㎜以下の生石灰を粉砕，消和して製造する）

(2) 系　統　図

排水処理の系統図を図39に示す。

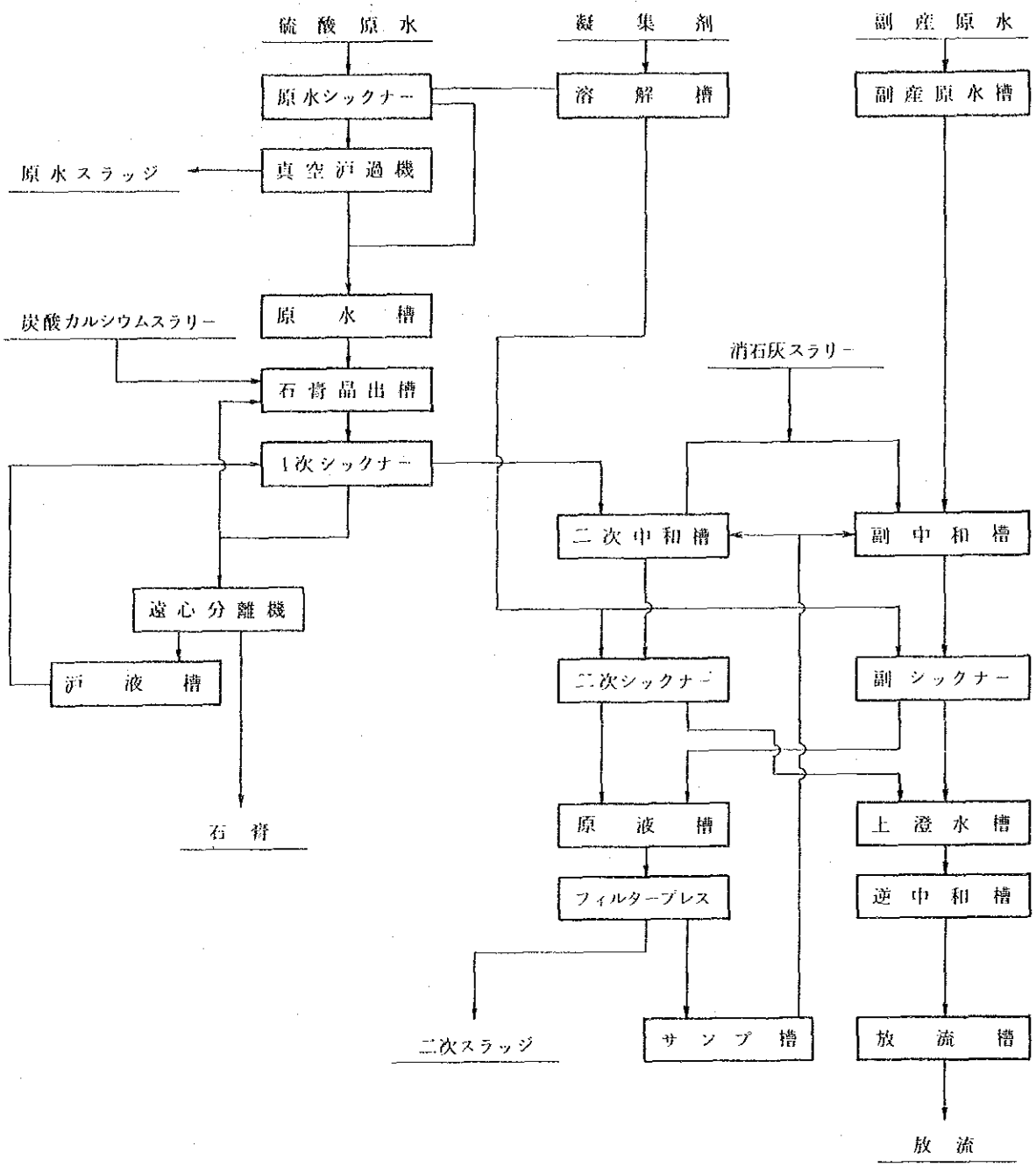


図 39　排水処理設備系統図（計画A）

(3) 設備内容

(a) 硫酸原水には，鉛や水銀などの固形浮遊物（SS）が含まれているので,これを除去するために，原水シックナーで濃縮し，底抜きを真空沪過機で沪過しスラッジを取り除く。

(b) SSを除去した原水に，炭酸カルシウム（$CaCO_3$）を加え原水中の硫酸と反応させ石膏（$CaSO_4 \cdot 2H_2O$）を生成させ，1次シックナーで濃縮し遠心分離機で沪過し製品石膏とする。沪液は2次中和槽へ送る。

(c) 2次中和槽では消石灰（$Ca(OH)_2$）を加え，排水中の重金属を水酸化物として除去する。

(d) 副産原水については，硫酸根が含まれていないので直接消石灰を加え，重金属を水酸化物として除去する。

(e) 硫酸原水および副産原水の重金属水酸化物はフィルタープレスで沪過し，2次スラッジとして反射炉へ繰返し処理する。沪液は中和槽へ戻す。

(f) 2次シックナーおよび副シックナーのオーバーフロー液は，pHが11～12と高いので硫酸にて逆中和し放流する。

(4) 物質収支

排水処理の物質収支を図40に示す。

(5) ユーティリティ

(a)	電力	245kWh/時
(b)	水	10t/時
(c)	炭酸カルシウム	214kg/時
(d)	生石灰	111kg/時
(e)	凝集剤	0.22kg/時
(f)	75%硫酸	2.5kg/時

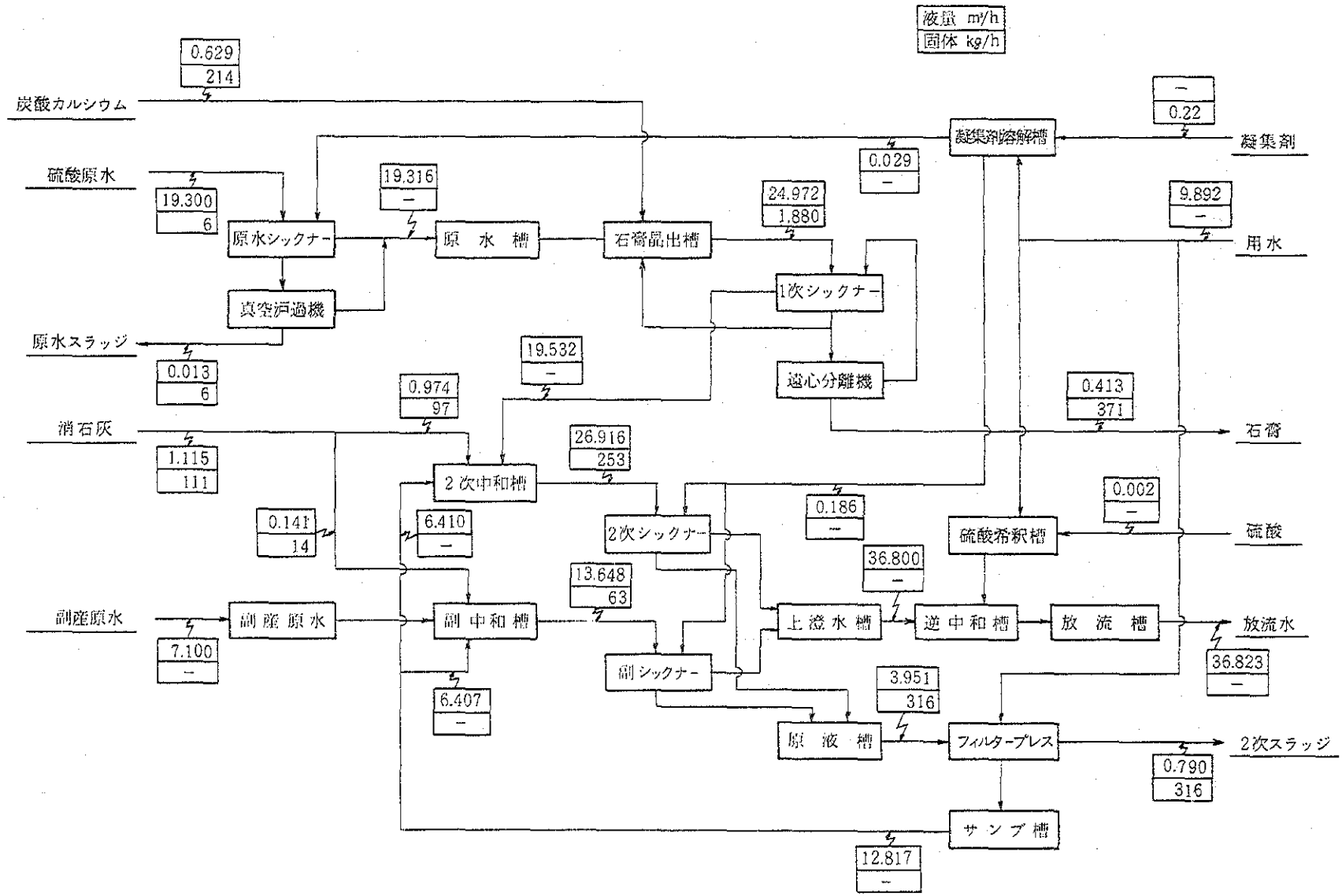


図40　排水処理設備物質収支（計画A）

3.1.5 転炉煙灰処理

(1) 計画条件

1) 概　　要

(a) 転炉コットレルから浸出系への煙灰輸送は，スラリー輸送とする。

(b) 浸出は硫酸を用いて，2段浸出とし，さらに鉛澱物の洗浄を行う。

(c) 鉛澱物の乾燥は，ロータリーキルンにて行う。

(d) 浄液は，まずH_2O_2と$KMnO_4$で砒素を酸化し，$Fe_2(SO_4)_3$と$Ca(OH)_2$で脱砒素を行う。次に亜鉛末を用いて，脱銅を行い，最後に亜鉛末で脱カドミウムを行う。

(e) 浄液後の液を，加熱と真空蒸発で濃縮し，これを真空冷却して，硫酸亜鉛($ZnSO_4 \cdot 2H_2O$)を晶出させ，さらに脱水，乾燥して梱包する。

(f) 乾燥後の鉛澱物の処理については，従来どおり鉛－ビスマス反射炉で処理し，鉛－ビスマス合金を生産する。

2) 設計条件

(a) 処理煙灰量

1983年の実績より

煙灰量　　1165.4 t/年

稼動日数　　305.15日/年

したがって，処理煙灰量　3.919 t/日

(b) 鉛澱物量

処理煙灰の60％（大冶実績）とし，2.351 t/日（乾量），水分　乾燥前35％，乾燥後1％以下とする。

(c) 浸出液量

直島実績より煙灰の1.042倍　4.084 ㎥/日

(d) As Fe澱物量

石膏分は遊離硫酸（FA50 g/ℓ）見合分とし，残りは直島実績値より砒素量比例とする。

澱物濃度は199 g/ℓとなり，澱物量0.813 t/日（乾量）で，水分は50％となる。

(e) 沈澱銅量

直島実績より亜鉛とカドミウムと銅で61.85％とする。

沈澱銅量は0.078t/日（乾量）で，水分は30％である。

(f) 海綿カドミウム量

直島実績より亜鉛とカドミウムで58.57％とする。

海綿カドミウム量は0.017t/日(乾量）で水分は30％である。

(g) 硫酸亜鉛製造設備

原液液量　　3.231 ㎥/日

原液亜鉛濃度	80 g/ℓ
〃 温度	20℃
濃縮液亜鉛濃度	220 g/ℓ
〃 温度	50℃
晶出温度	23℃
脱水後結晶水分	5 %
乾燥後結晶水分	0.1 %以下
硫酸亜鉛生産量	1.142 t/日

(2) 系 統 図

転炉煙灰処理の系統図を図41に示す。

(3) 改 造 内 容

(a) 新設転炉コットレルの近くにパルプ槽を設け煙灰を装入する。パルプ槽には2次（酸性）浸出液が張ってあり，煙灰をスラリー化し，これを1次（中性）浸出槽へ送る。

(b) 中性浸出後，浸出液は浄液工程に送り，澱物は酸性浸出槽へ送る。

(c) 酸性浸出槽には，その後の澱物の洗浄液が張ってあり，これに澱物を装入し，硫酸を50 g/ℓ相当分だけ添加し酸性浸出を行う。その後，沪過し，沪液はパルプ槽へ送り，プレス内に残った澱物を温水洗浄する。この洗浄水を酸性浸出槽へ送る。澱物はロータリーキルンへ送り乾燥後反射炉で処理し，鉛－ビスマス合金を生産する。

(d) 浸出液は，まず第1浄液として，脱砒素を行う。

これは，H_2O_2と$KMnO_4$を用いてⅢ価の砒素をⅤ価の砒素とし，$Fe_2(SO_4)_3$と$Ca(OH)_2$を加えて澱物として砒素を除去する。澱物は沪過して反射炉へ返し，沪液は第2浄液工程へ送る。

(e) 第2浄液は，亜鉛末を添加し脱銅を行う。沈澱銅は反射炉へ返し，沪液は第3浄液工程へ送る。

(f) 第3浄液は，亜鉛末を添加し脱カドミウムを行う。海綿カドミウムは金属カドミウム工程へ送り，沪液は硫酸亜鉛製造工程へ送る。

(g) 硫酸亜鉛製造工程の原液は亜鉛濃度が低いので，加熱と真空蒸発にて濃縮し220g/ℓ程度にする。次に，真空冷却を行い，$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$の結晶を晶出させる。これを脱水し，さらに気流乾燥後，梱包する。

(4) 物 質 収 支

転炉煙灰処理の物質収支を図42に示す。

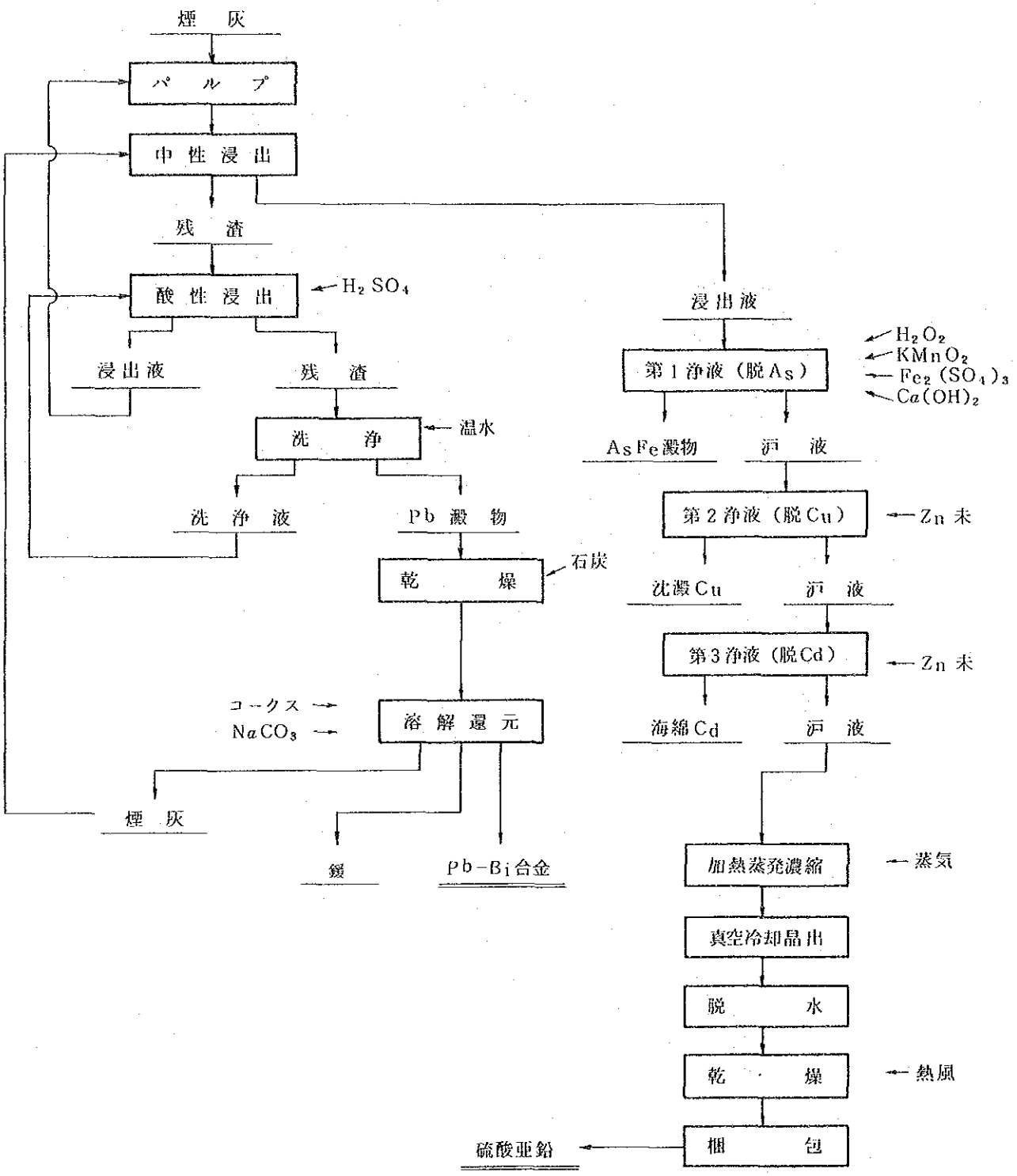


図41　転炉煙灰処理系統図（計画A）

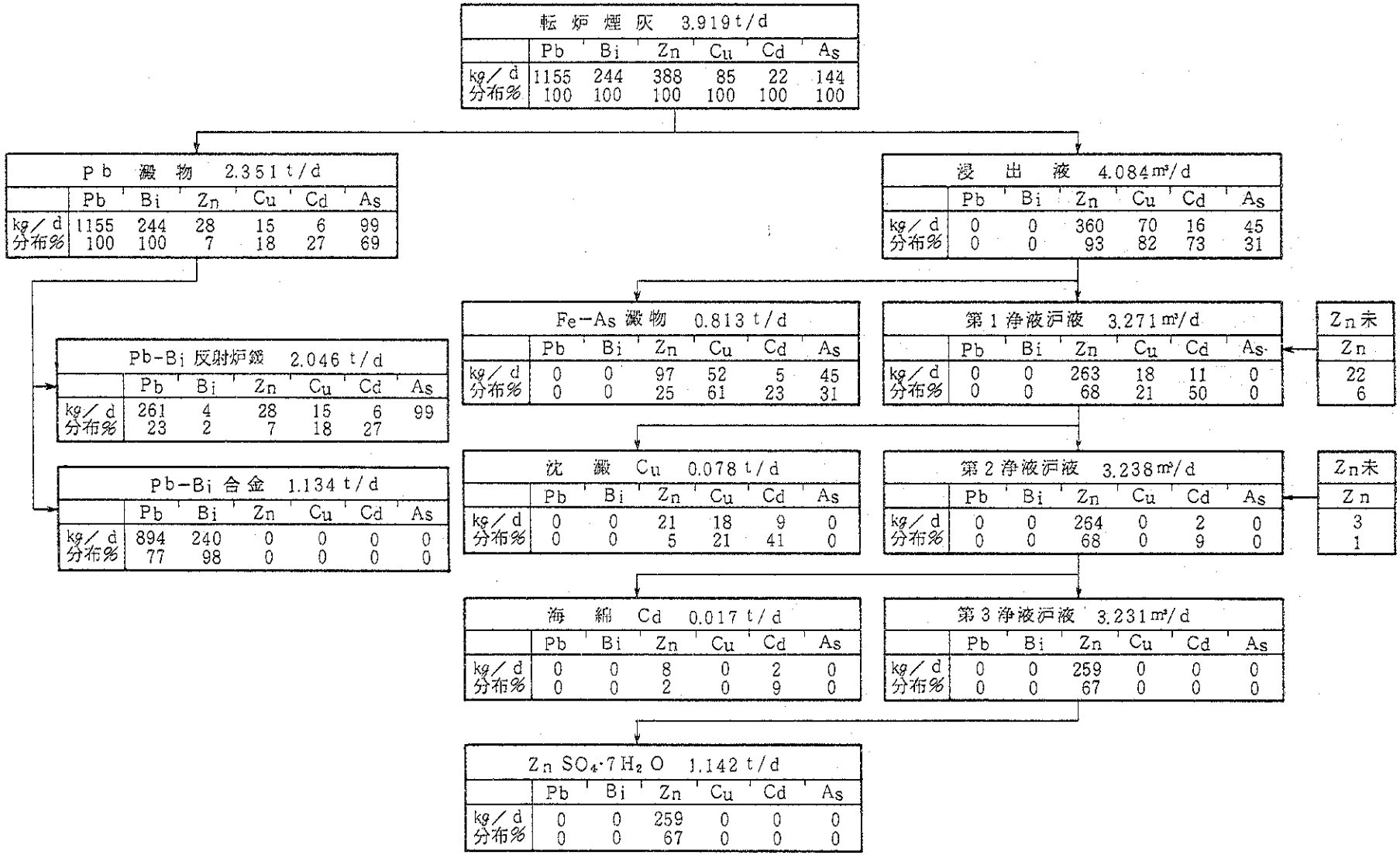


図42　転炉煙灰処理物質収支（計画A）

(5) ユーティリティ

(a) 電力　760kWh/日

(b) 水　9 ㎥/日　（浸出，沪布洗浄用）

(c) 蒸気　4 t/日　（浸出，浄液，硫酸亜鉛製造用）

(d) 石炭　0.5 t/日　（ロータリーキルン用）

(e) 生石灰　70 kg/日

(f) 35％ H_2O_2　24 ℓ/日

(g) $KMnO_4$　8 kg/日

3.2 ユーティリティおよび操業物品

計画Aのユーティリティおよび操業物品を表81に示す。

表81 ユーティリティおよび操業物品（計画A）

種類＼工程	熔錬	硫酸製造	排ガス処理	排水処理	煙灰処理	合計
電力 (kWh/h)	3,800	2,600	3,300	245	32	9,977
用水 (t/h)	410	3,500	17	10	0.4	3,937.4
	250	410				660
石炭 (t/h)	10.8				0.02	10.82
炭酸カルシウム (kg/h)			8,200	214		8,414
生石灰 (kg/h)				111	2.92	113.92
凝集剤 (kg/h)				0.22		0.22
75％硫酸 (kg/h)				2.5		2.5
35％H_2O_2 (ℓ/h)					1.0	1.0
$KMnO_4$ (kg/h)					0.33	0.33
蒸気 (t/h)					0.17	0.17

＊用水の上段は直接水
下段は循環水

3.3　計画図（計画A）

計画Aの計画図を参考のために以下に示す。

表82　計画図リスト（計画A）

(1)　全体配置図 …… 167

(2)　鉱石乾燥炉コットレルの図 …… 169

(3)　反射炉排ガス系統図 …… 171

(4)　反射炉ボイラー改造配置図 …… 173

(5)　ボイラー給水蒸気配管系統図 …… 175

(6)　転炉ボイラー新設の図 …… 177

(7)　転炉口取機の図 …… 179

(8)　転炉メカニカルパンチャーの図 …… 181

(9)　既設硫酸工場改造系統図 …… 183

(10)　既設硫酸工場改造配置図 …… 185

(11)　排煙脱硫設備系統図 …… 187

(12)　直接排脱および硫酸排脱工場配置図 …… 189

(13)　局所排気系統図 …… 191

(14)　局所排気（排脱）配置図 …… 193

(15)　局所排気（バックフィルター）の図 …… 195

(16)　煙灰処理硫酸亜鉛製造設備系統図 …… 197

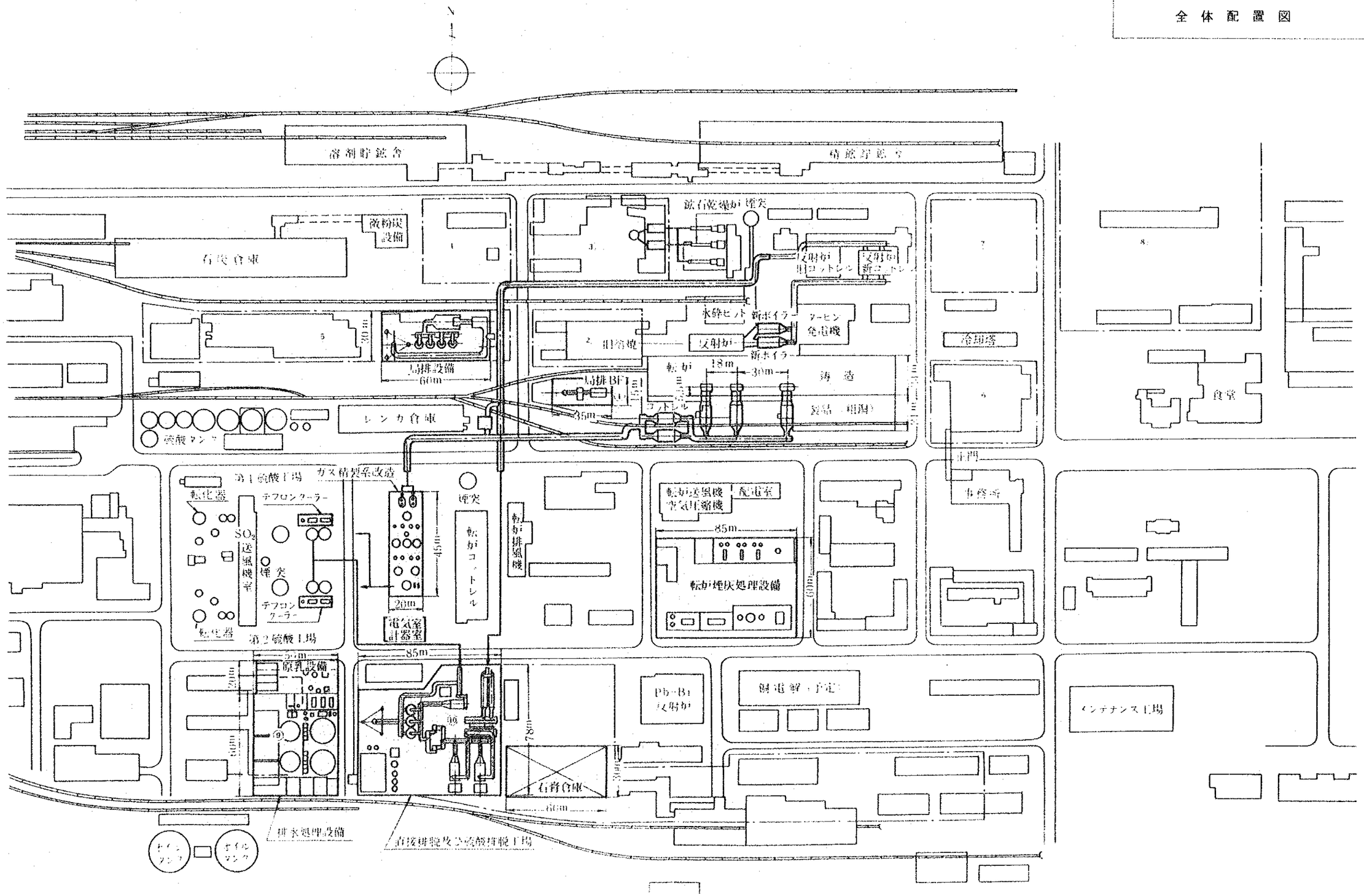
(17)　排水処理設備配置図 …… 199

(18)　反射炉計装線図 …… 201

(19)　転炉ボイラー計装線図 …… 203

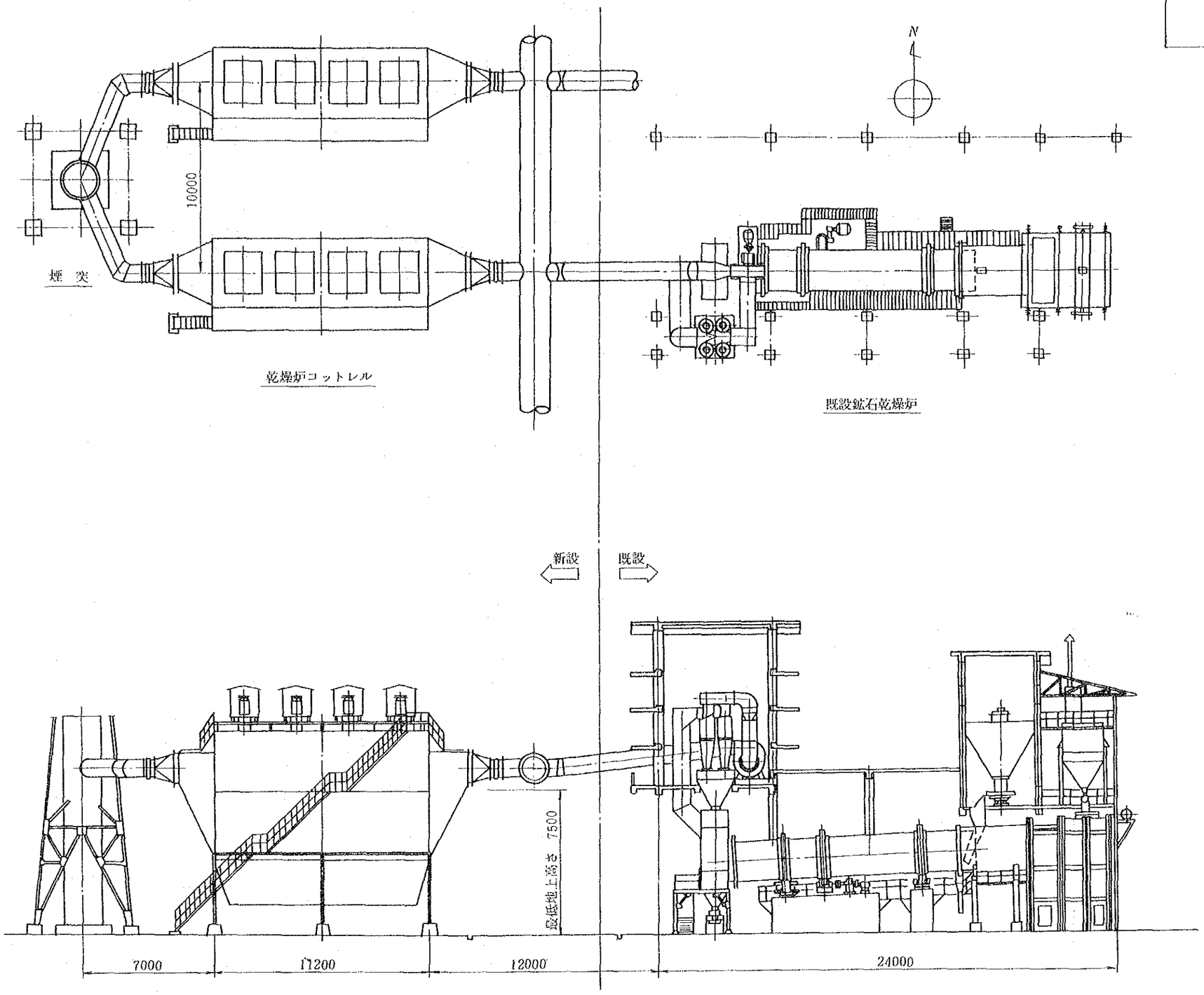
計画A（現状改善）

全体配置図



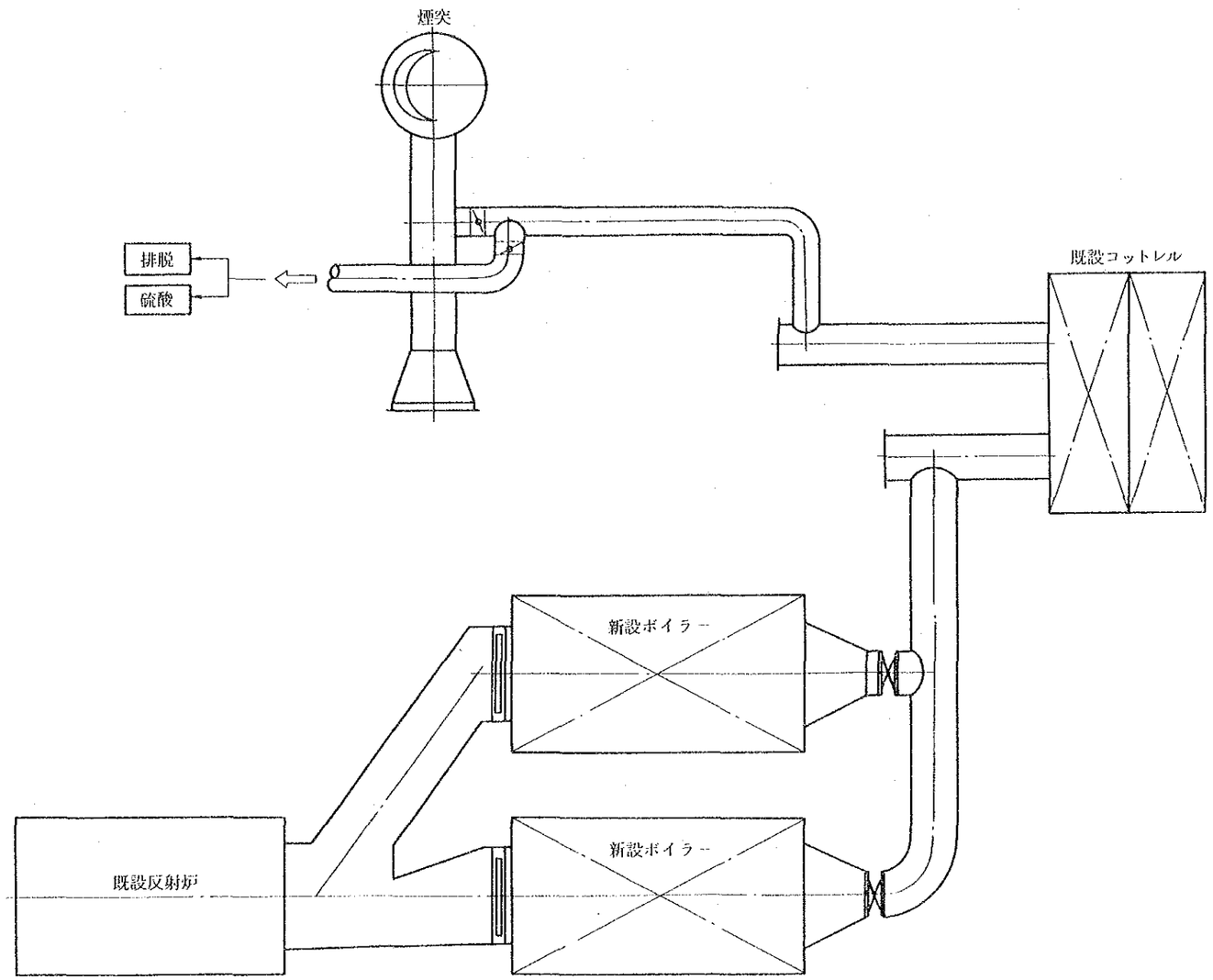
計画Ａ（現状改善）

鉱石乾燥炉コットレル之図

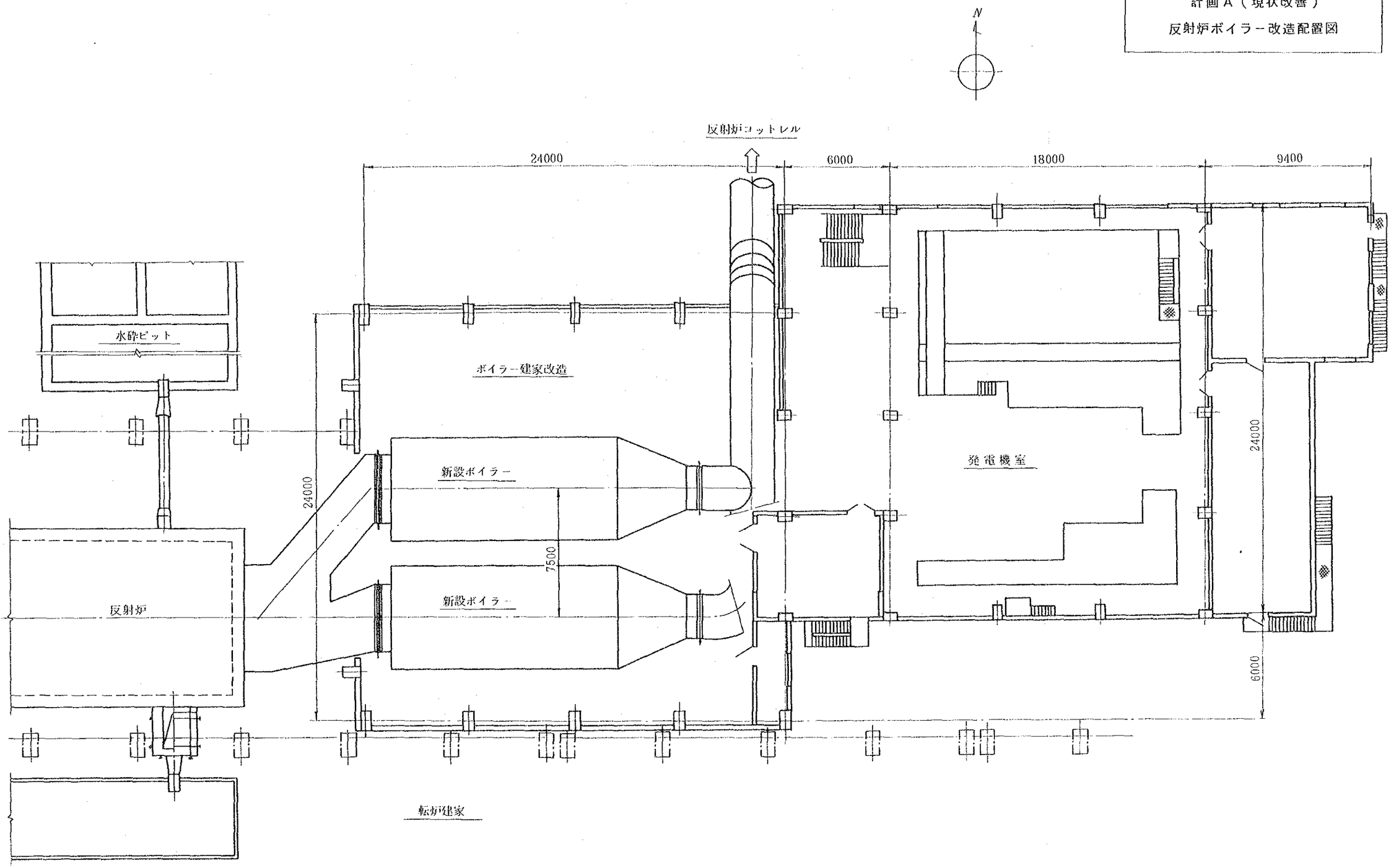


計画Ａ（現状改善）

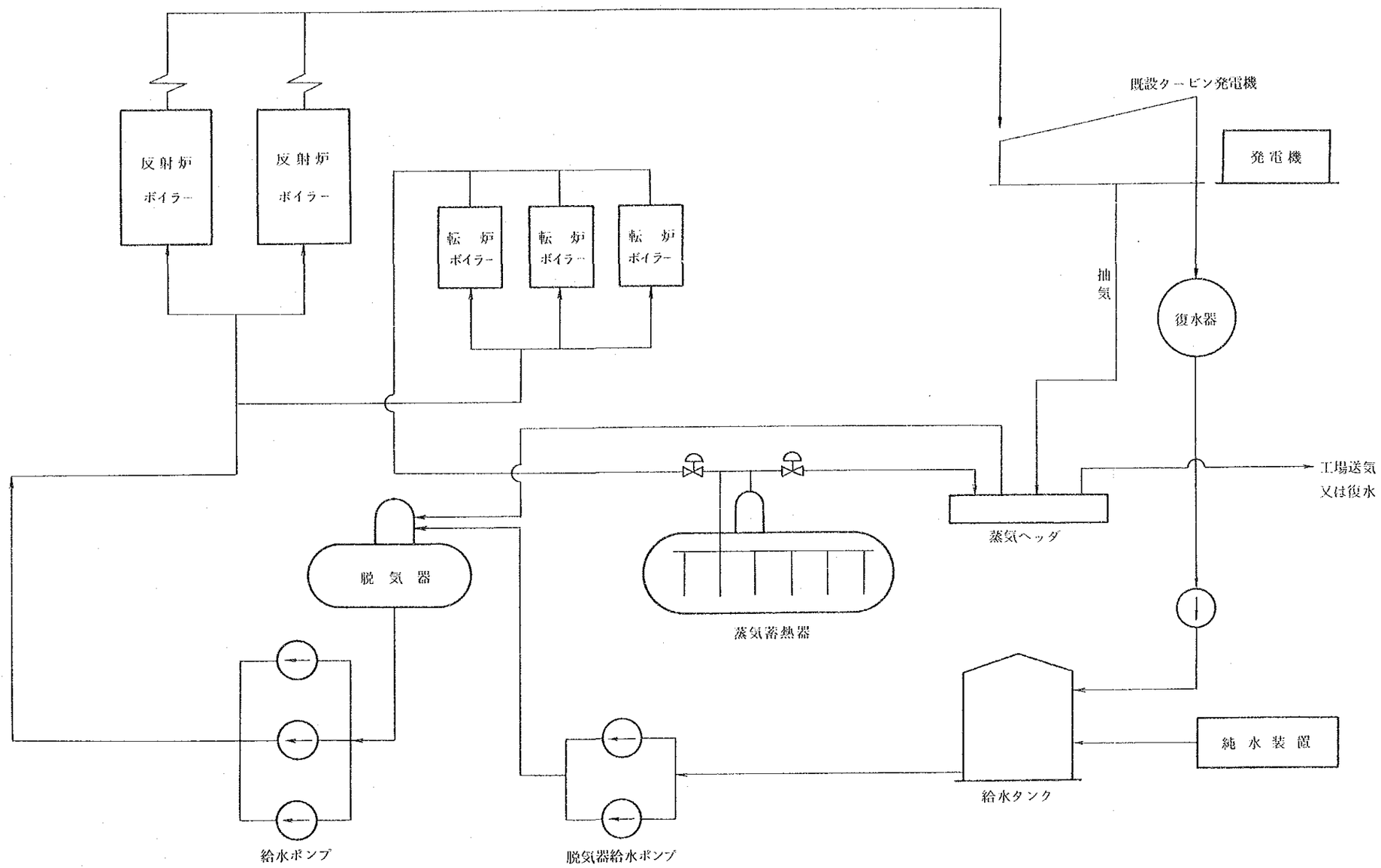
反射炉排ガス系統図



計画Ａ（現状改善）
反射炉ボイラー改造配置図

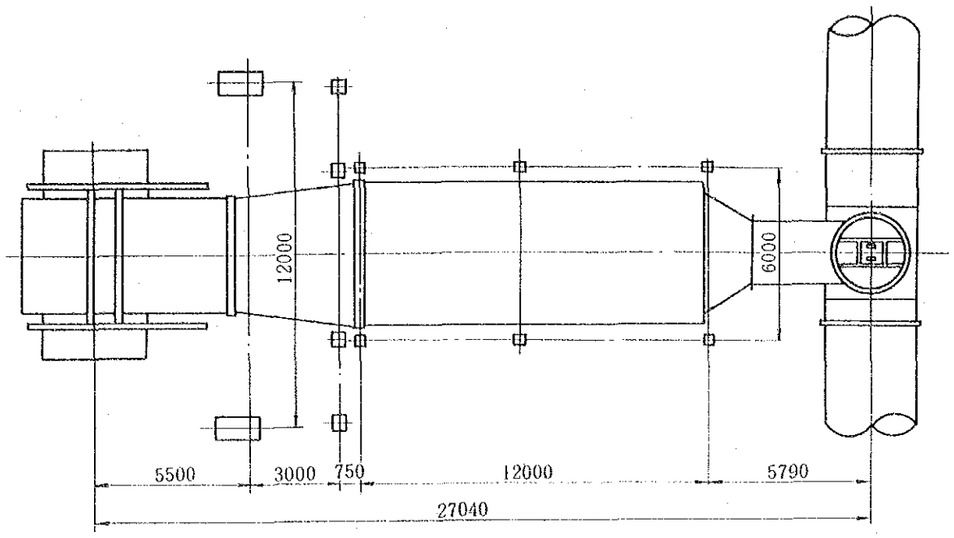


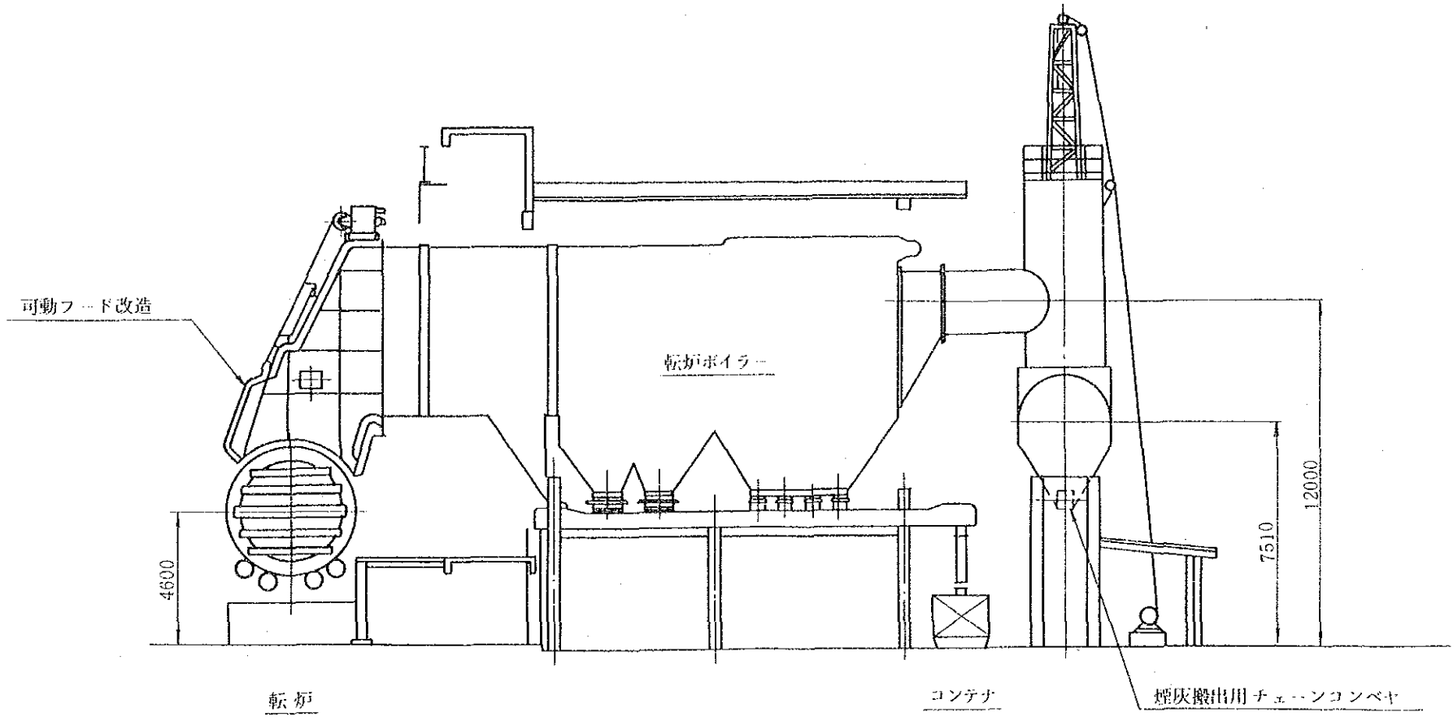
計画Ａ（現状改善）
ボイラー給水蒸気配管系統図



計画Ａ（現状改善）

転炉ボイラー新設之図



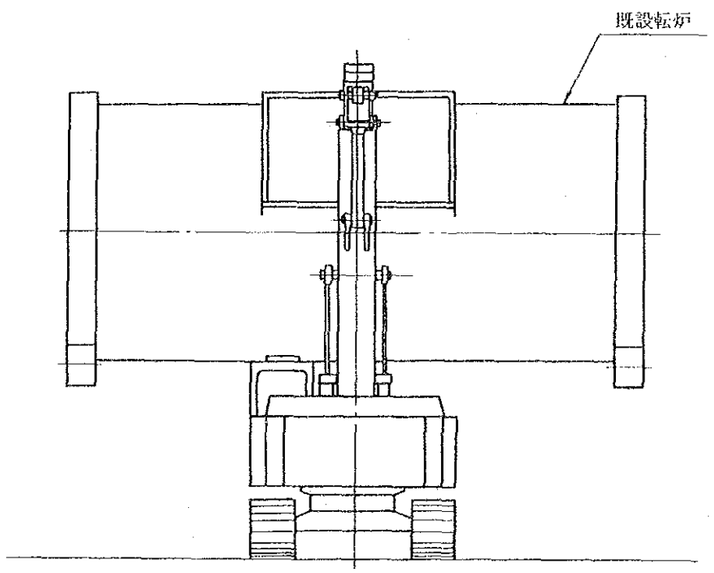


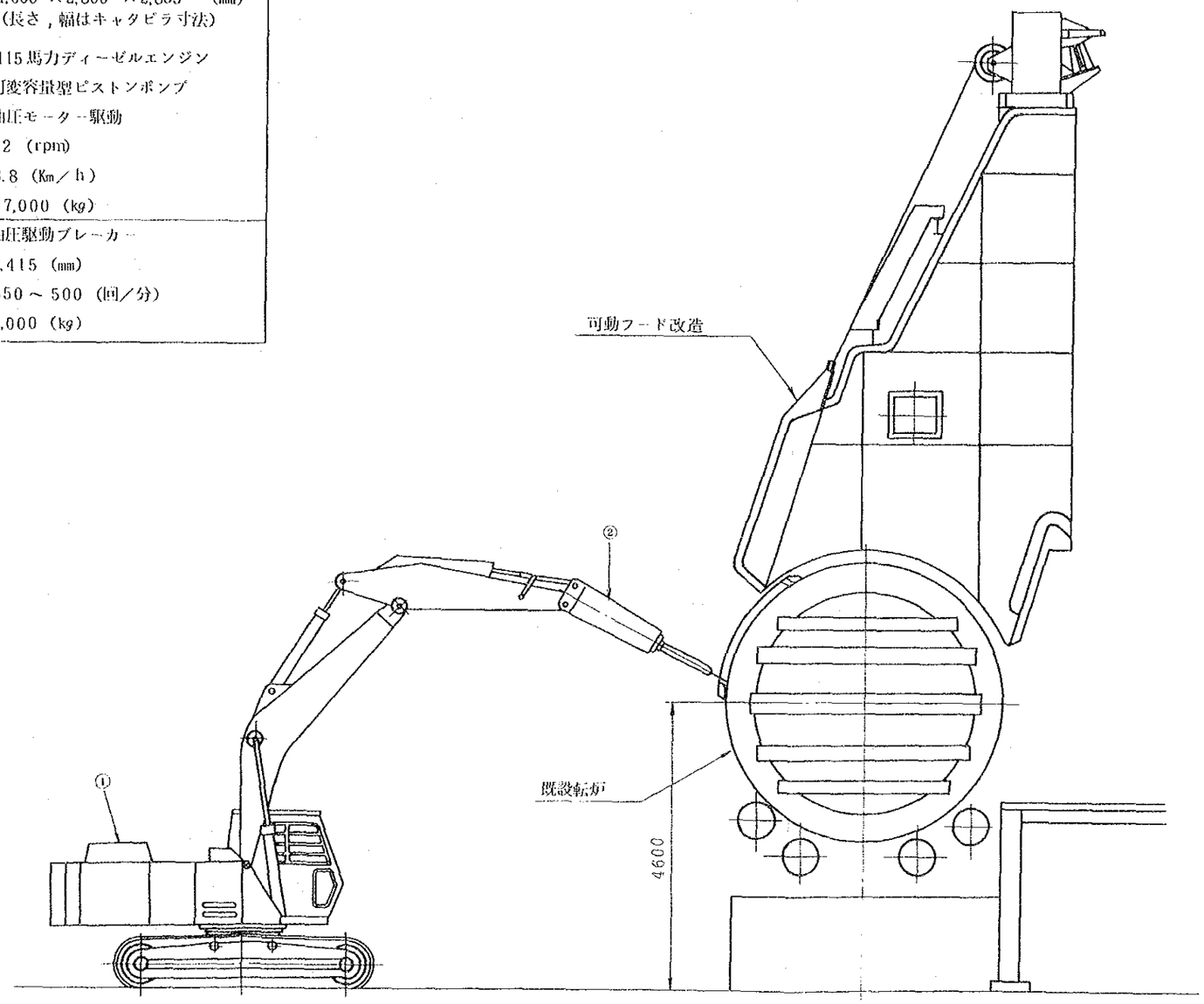
計画Ａ（現状改善）

転炉口取機之図

機　器　仕　様

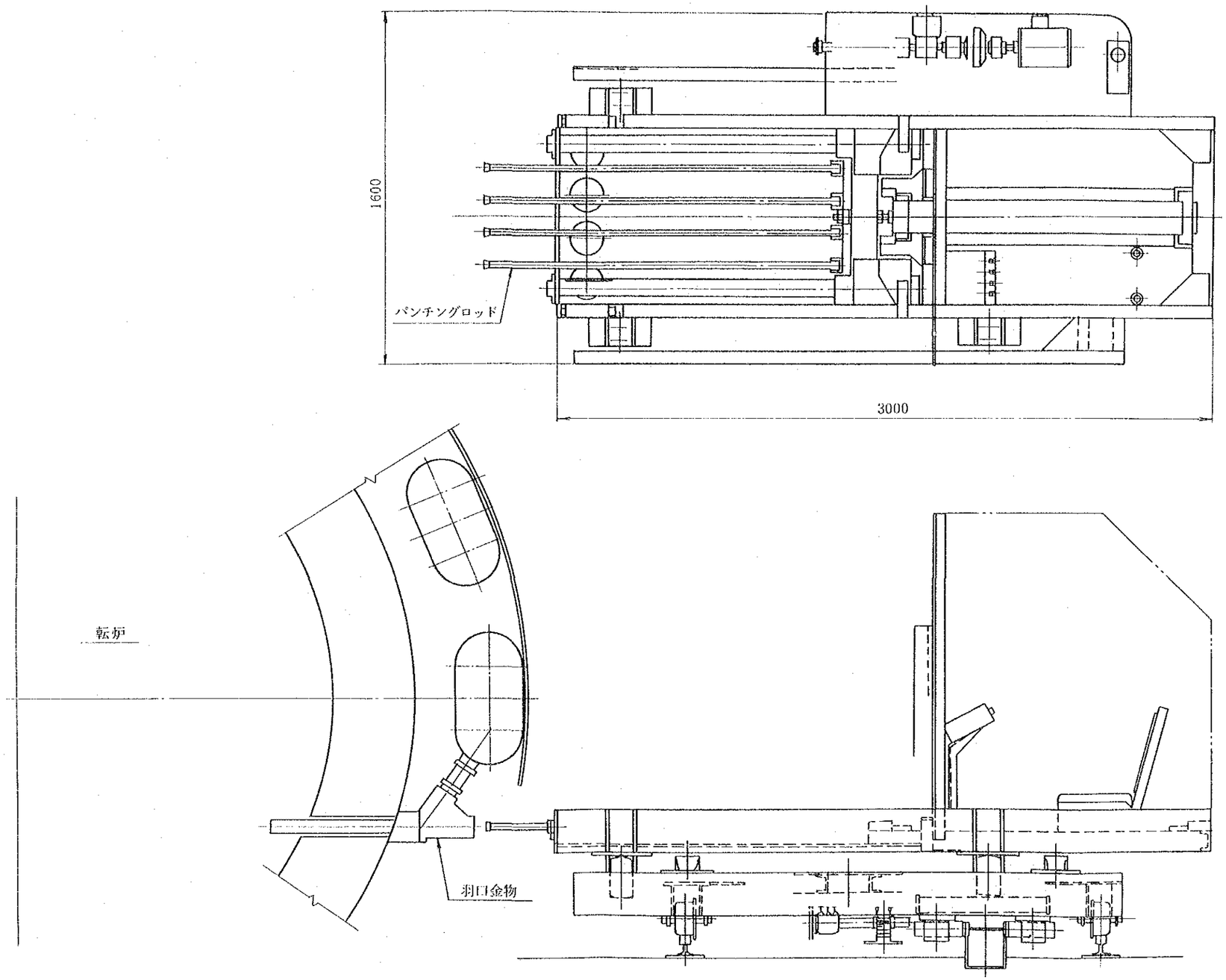
NO	名　称	数量	仕　様
①	ショベルローダー	1	型　式：キャタピラ走行式 寸　法：4,000^{L}×2,800^{W}×2,835^{H} (mm) ；（長さ，幅はキャタピラ寸法） 原動機：115馬力ディーゼルエンジン 油圧ポンプ型式：可変容量型ピストンポンプ 旋回・走行方式：油圧モーター駆動 旋回速度：12 (rpm) 走行速度：3.8 (Km／h) 総重量：17,000 (kg)
②	インパクトパイルハンマー	1	型　式：油圧駆動ブレーカー 機　長：2,415 (mm) 打撃数：350～500 (回／分) 重　量：1,000 (kg)





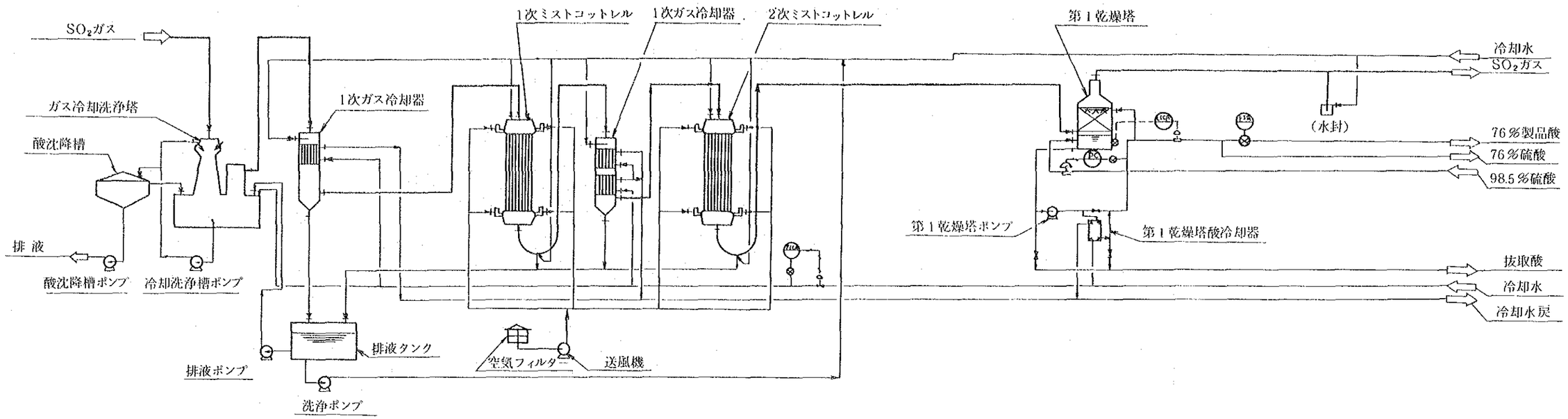
計画Ａ（現状改善）

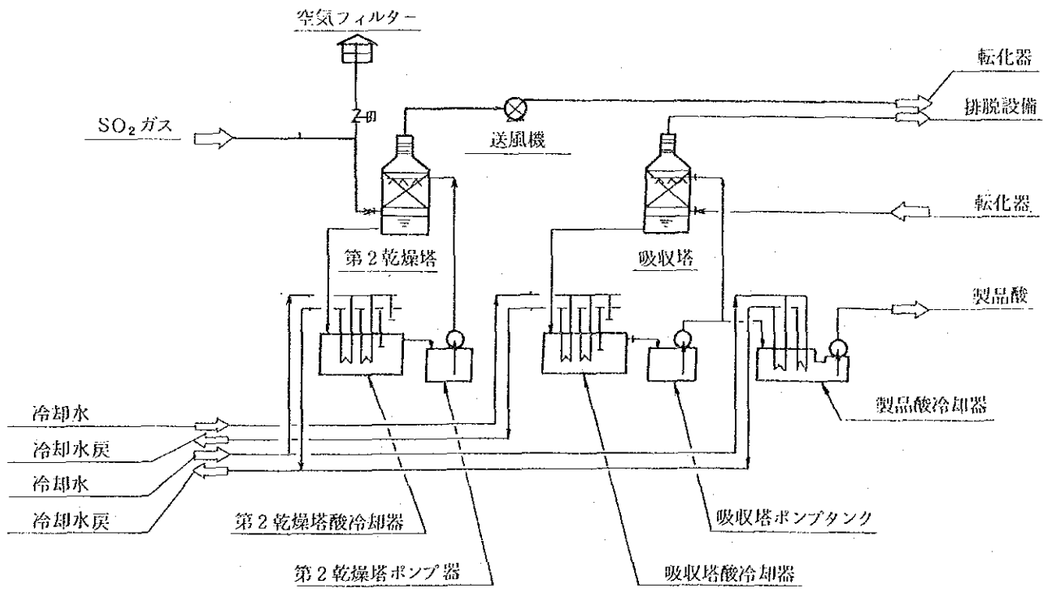
転炉メカニカルパンチャー之図



計画A（現状改善）

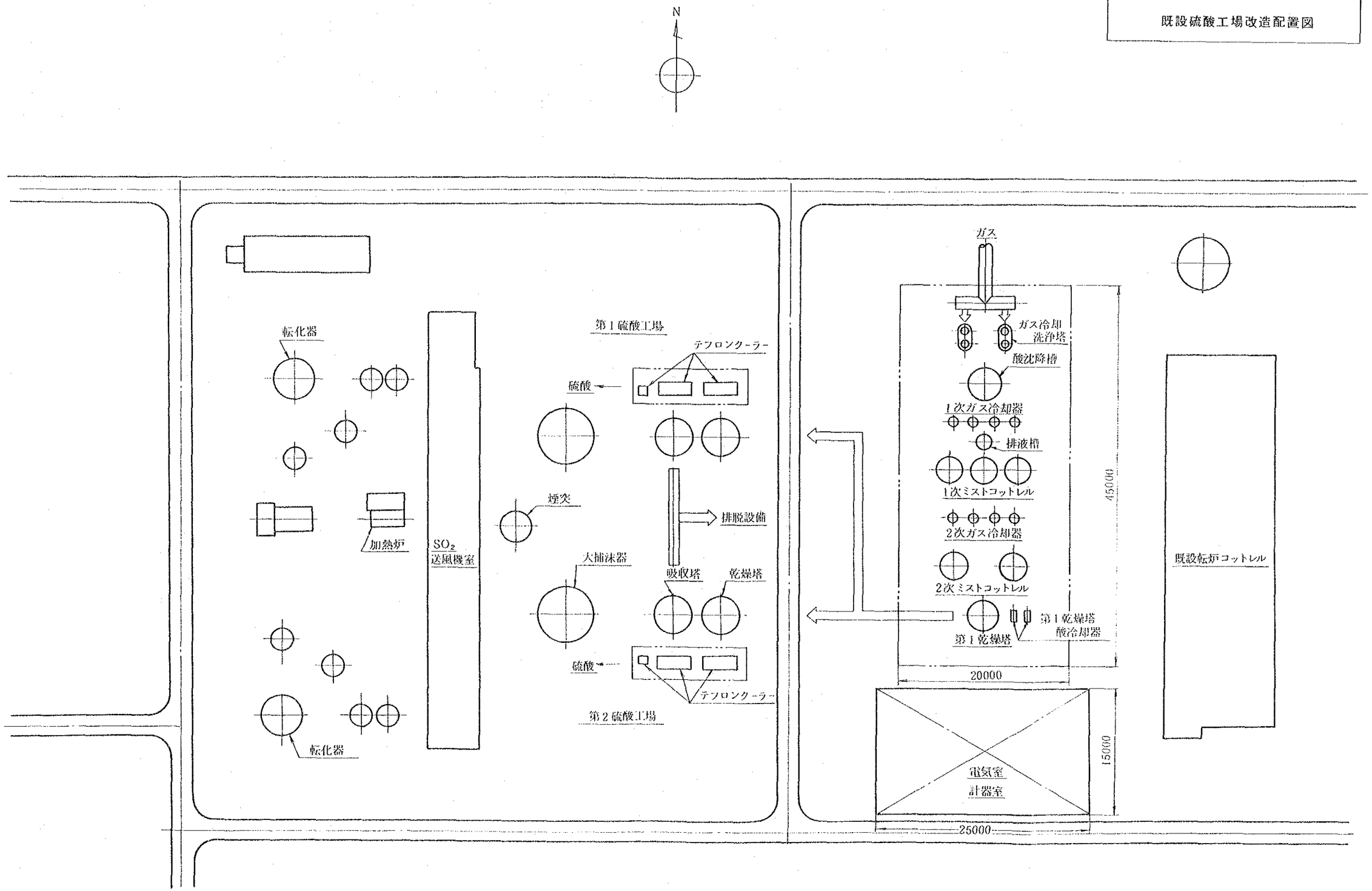
既設硫酸工場改造系統図





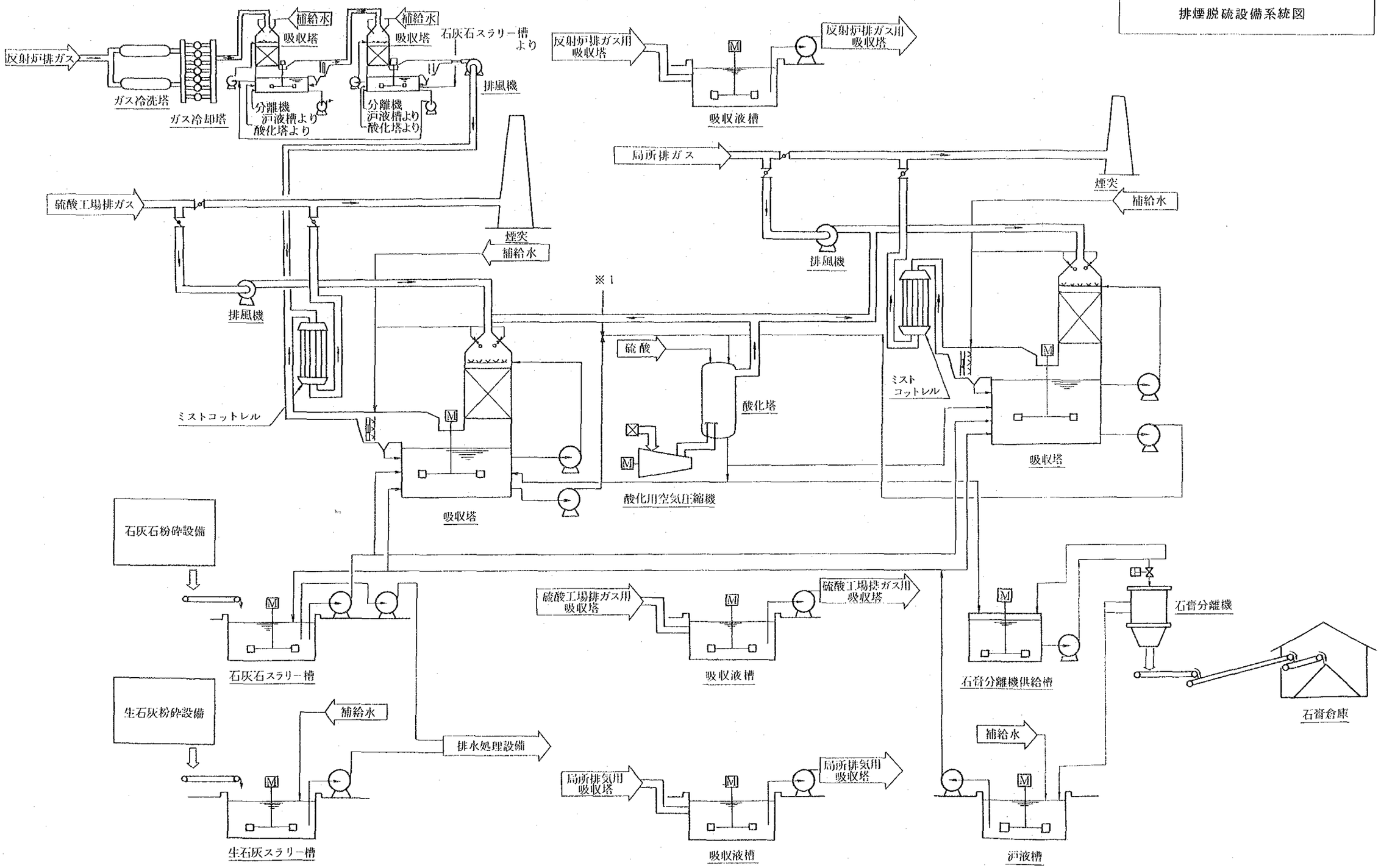
計画A（現状改善）

既設硫酸工場改造配置図



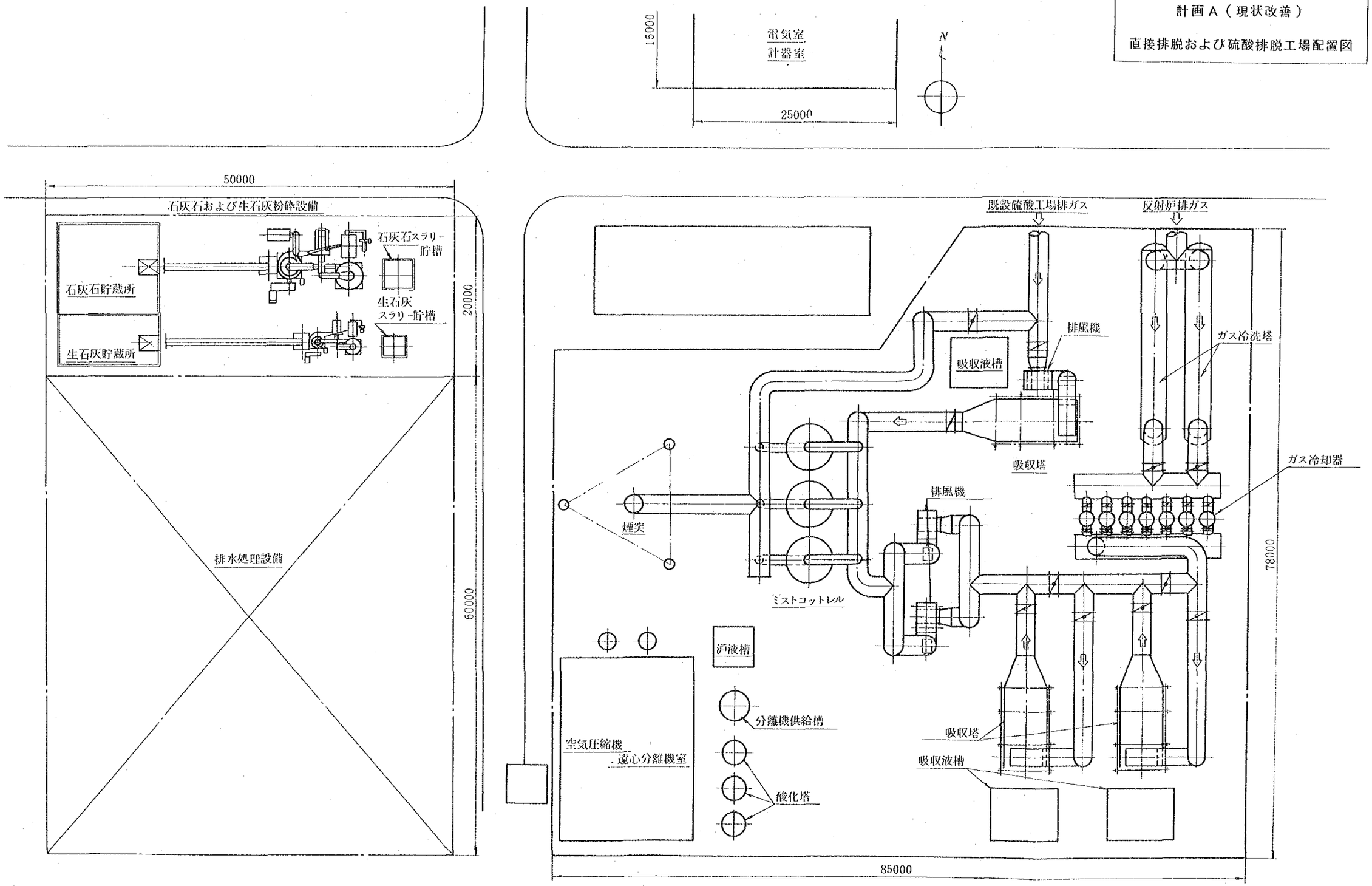
計画Ａ（現状改善）

排煙脱硫設備系統図

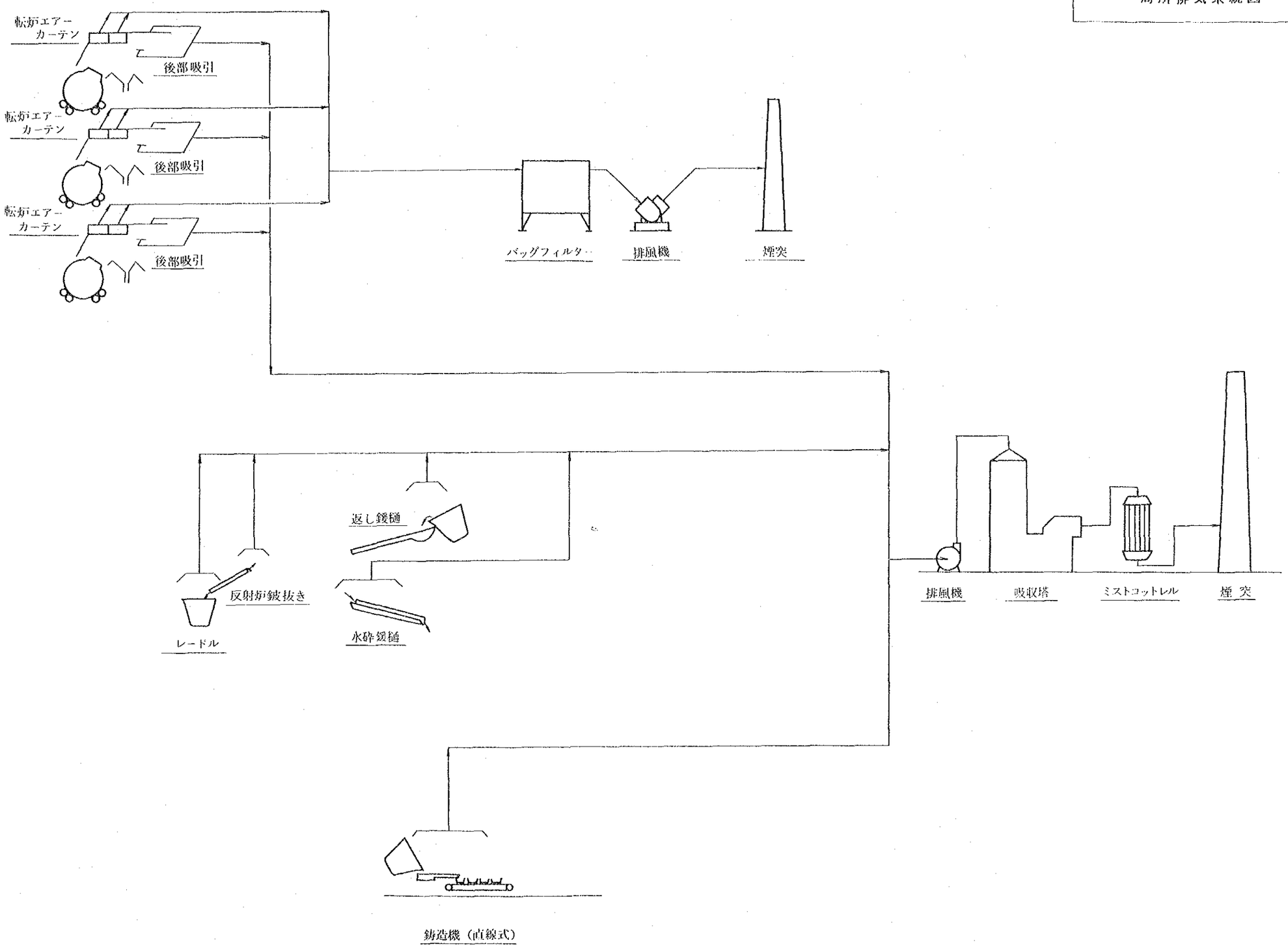


計画A（現状改善）

直接排脱および硫酸排脱工場配置図

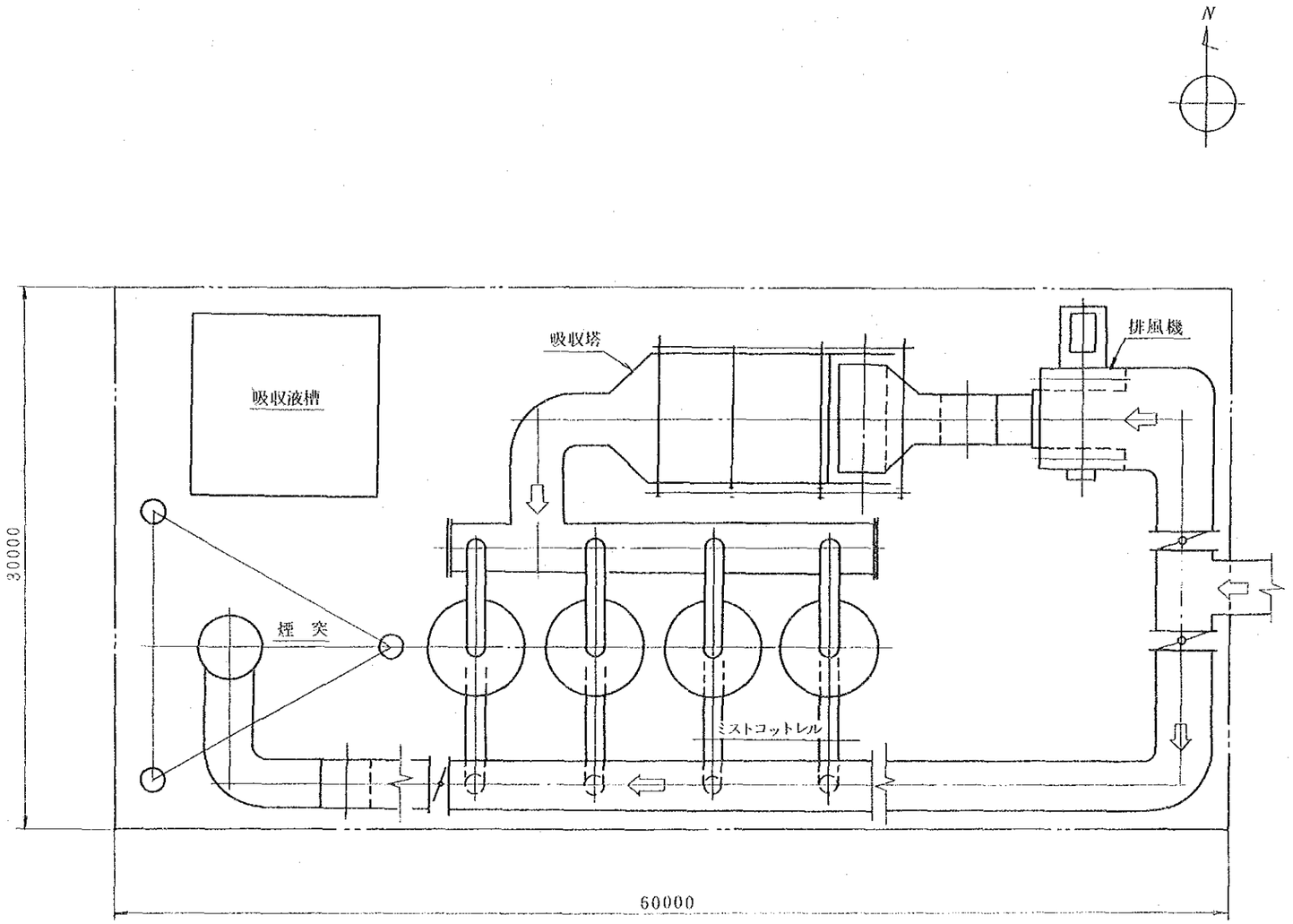


計画A（現状改善）
局所排気系統図



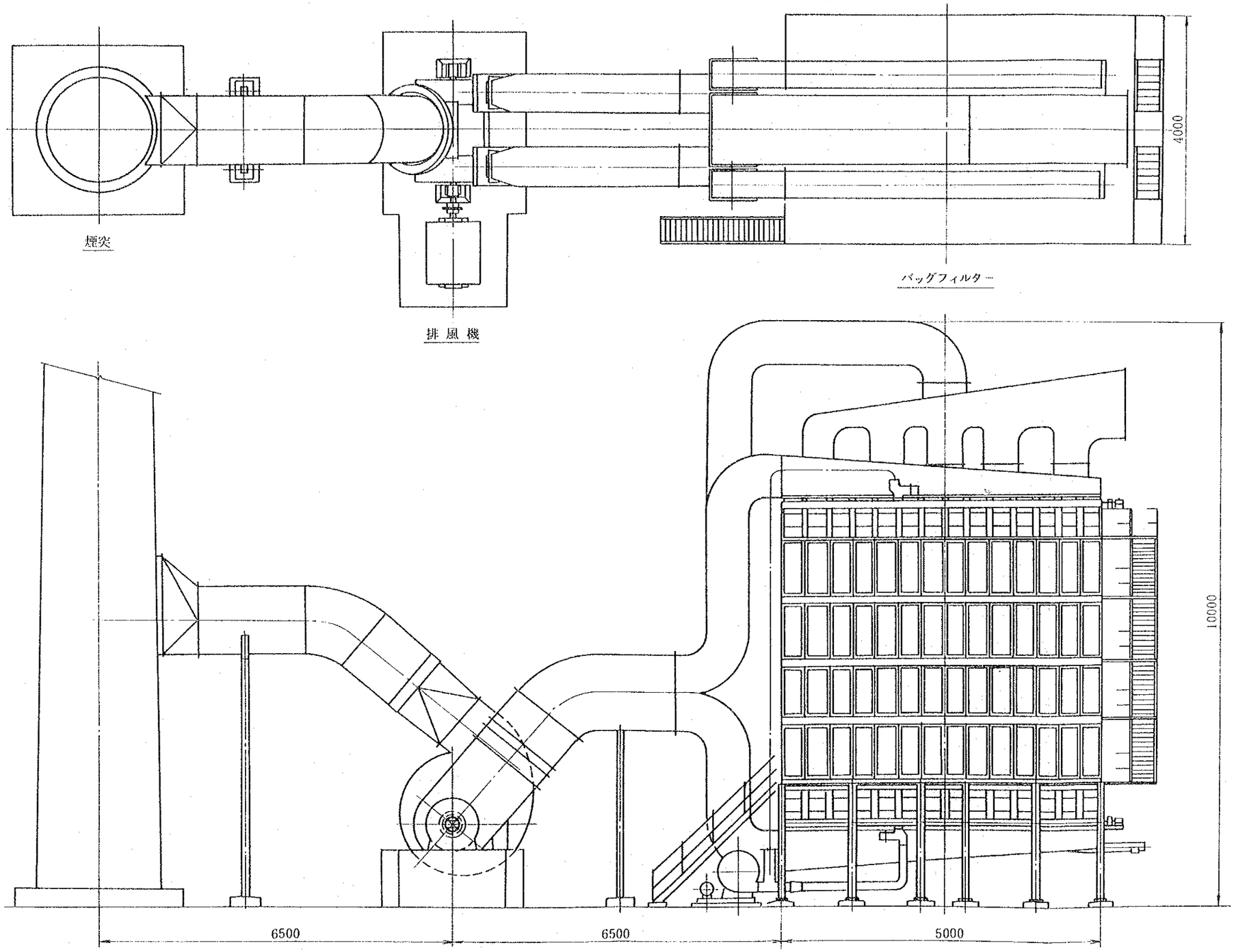
計画Ａ（現状改善）

局所排気（排脱）配置図



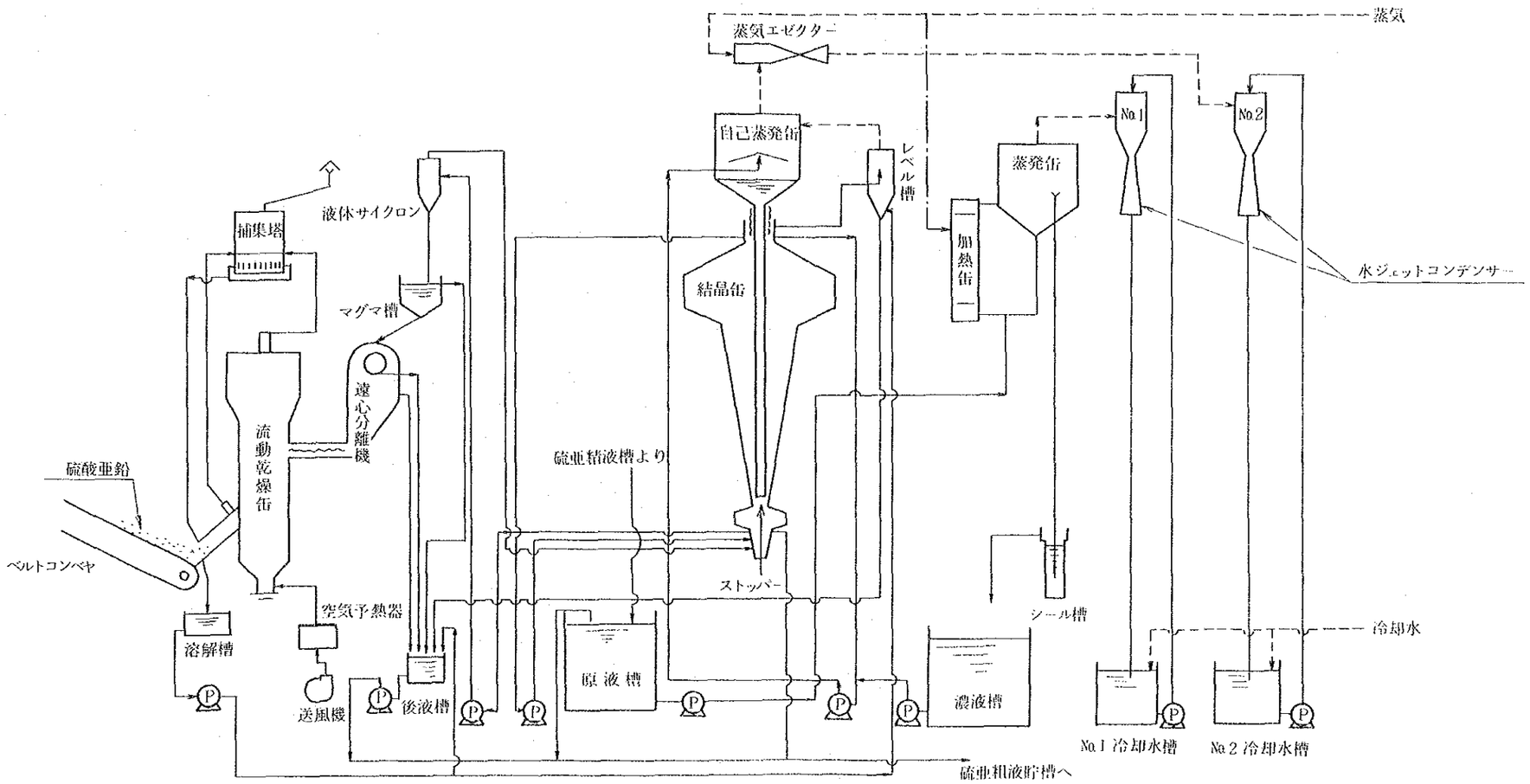
計画Ａ（現状改善）

局所排気（バッグフィルター）之図

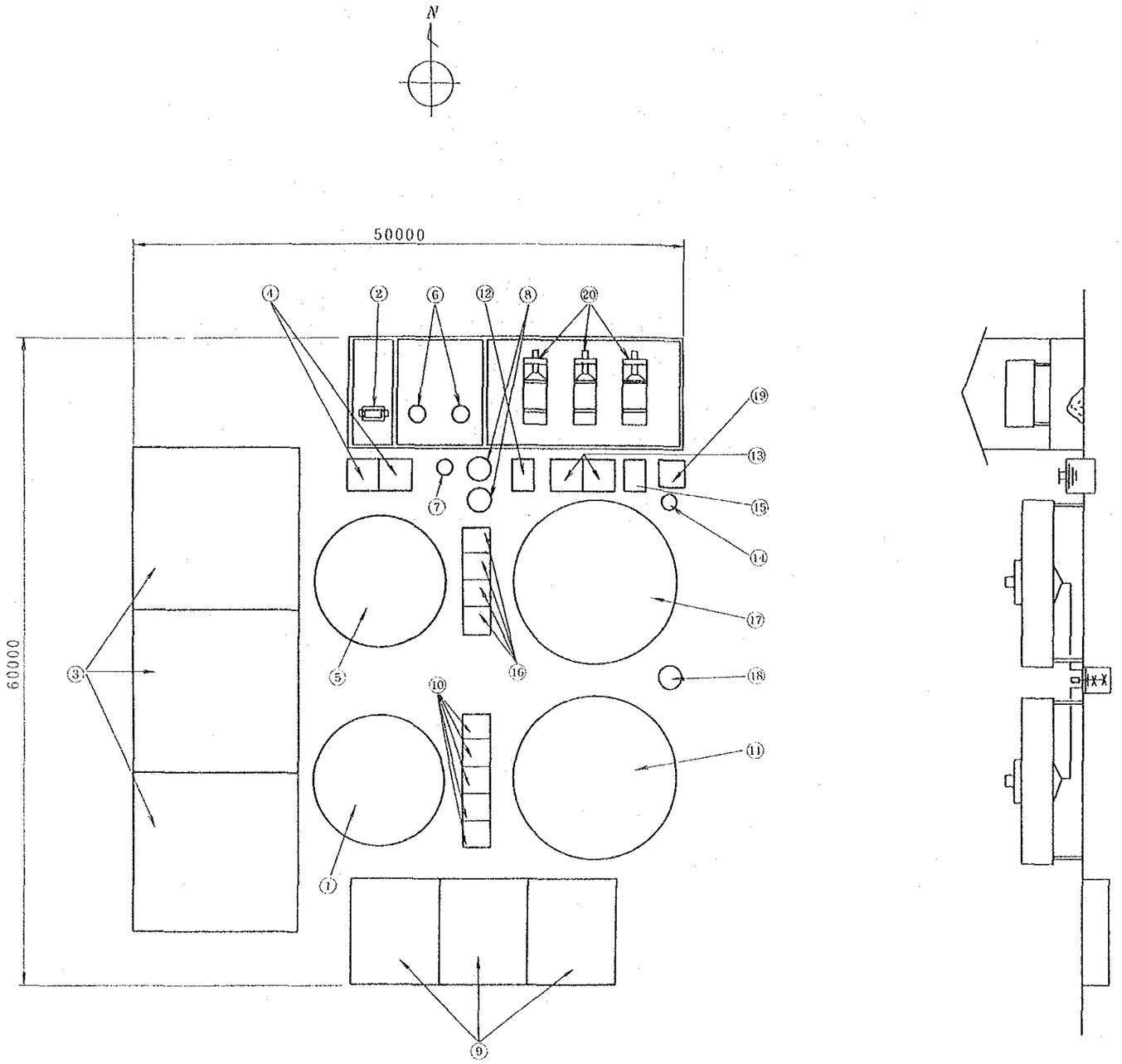


計画A（現状改善）

煙灰処理　硫酸亜鉛製造設備系統図



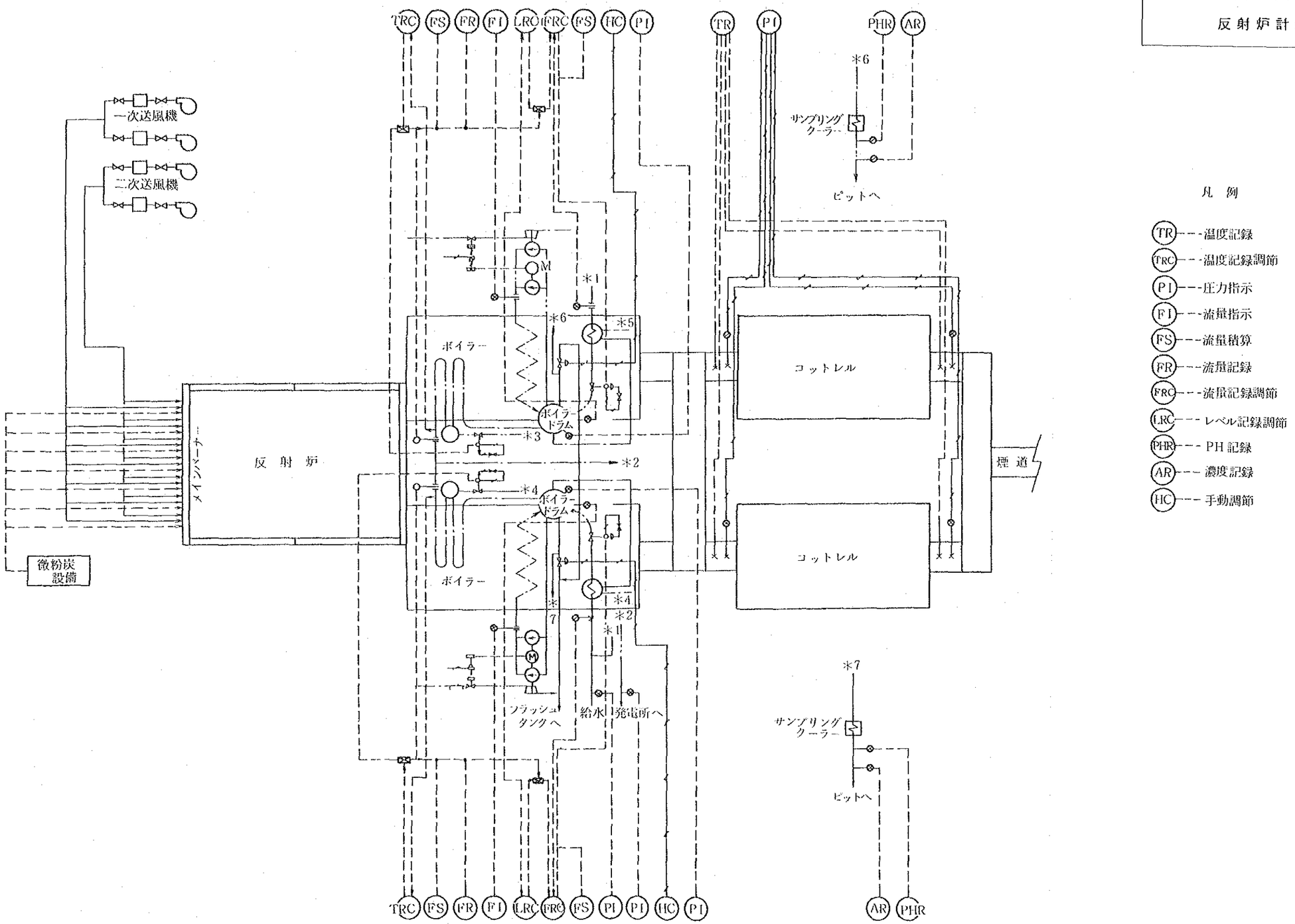
計画Ａ（現状改善）
排水処理設備　配置図



20	フィルタープレス
19	サンプ
18	原液槽
17	副産シックナー
16	副産中和槽
15	放流槽
14	硫酸希釈槽
13	逆中和槽
12	上澄水槽
11	二次シックナー
10	二次中和槽
9	副産原水槽
8	凝集剤溶解槽
7	沪水受槽
6	遠心分離機
5	一次シックナー
4	石膏晶出槽
3	硫酸原水槽
2	真空沪過機
1	硫酸原水シックナー

計画A（現状改善）

反射炉計装線図

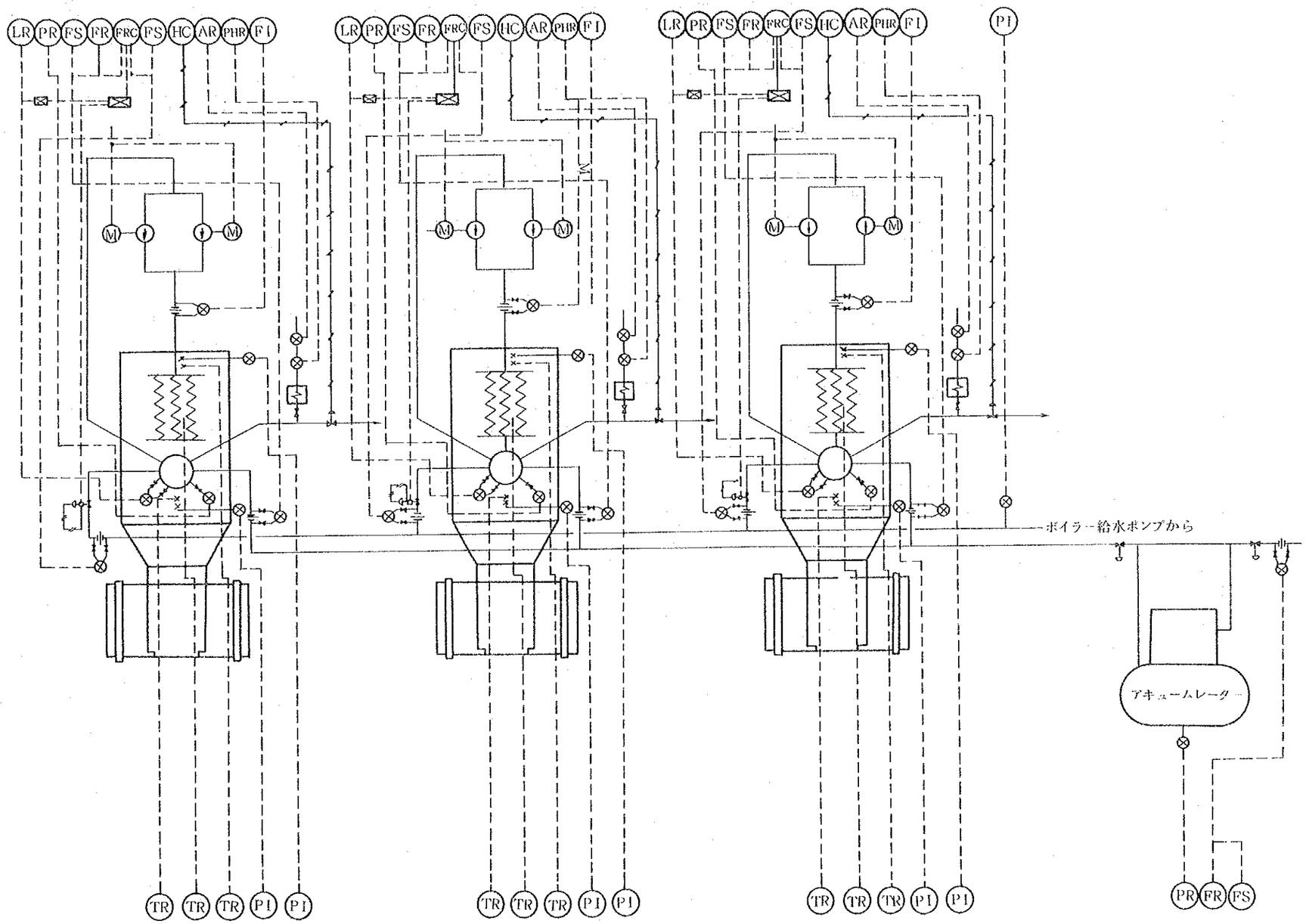


凡例

- TR---温度記録
- TRC---温度記録調節
- PI---圧力指示
- FI---流量指示
- FS---流量積算
- FR---流量記録
- FRC---流量記録調節
- LRC---レベル記録調節
- PHR---PH記録
- AR---濃度記録
- HC---手動調節

計画Ａ（現状改善）

転炉ボイラー計装線図



凡　例

- TR---温度記録
- PI---圧力指示
- PR---圧力記録
- FI---流量指示
- FR---流量記録
- FS---流量積算
- FRC---流量記録調節
- LR---レベル記録
- PHR---PH記録
- AR---濃度記録
- HC---手動調節

3.4 主要設備仕様（計画A）

計画Aの主要設備仕様を表83に示す。

表83 主要設備仕様（計画A）
（改造または新設部のみ）

設備名	項目	仕様
1. 銅精鉱貯鉱舎	建家増築 貯鉱量 バケットクレーン	――――
2. 溶剤貯鉱舎	建家増築 貯鉱量	――――
3. 鉱石乾燥炉設備	鉱石乾燥炉増設 コットレル 煙突	―――― 625 Nm³/min 2基 1,200ø×40 mH（鋼板）
4. 調合鉱舎設備	建家 リクレーマー トリッパー＆スタッカーコンベヤ	――――
5. 鉱石気流乾燥設備	鉱石乾燥炉 ケージミル バッグフィルター 排風機 煙突	――――
6. 流動焙焼炉設備	流動焙焼炉 ボイラー コットレル 空気予熱器 排風機 放煙用煙突	――――
7. 反射炉設備	反射炉 ボイラー コットレル 排風機 給鉱設備 放煙用煙突	―――― 更新 4.5 t/h 2缶 ―――― 不要 既設煙突利用
8. 転炉設備	転炉増設 ボイラー コットレル アキュムレーター	―――― 8 t/h 3缶 更新 660 N m³/min 2基 40 m³×40ata 1基

設　備　名	項　目	仕　様
	メカニカルパンチャー 口取機 クレーン秤量機 可動フード 排風機	自走式　3台 インパクトパイルハンマー式 1台 50t，15t，15t スケール　3台 既設改造　3基 不　要
9. 保温炉、鋳造機設備	保温炉 鋳造機 建　家	――――
10. 転炉鍖浮選設備	鍖モールドコンベヤ ジョークラッシャー コーンクラッシャー ボールミル 浮選機 シックナー 真空沪過機	――――
11. 既設硫酸工場改造	ガス精製系改造 ガス冷却洗浄塔 ガス冷却器（1,2次） ミストコットレル（1,2次） 第1乾燥塔 接触系酸冷却器更新	1,500 Nm³/min.　1式 竪型ベンチュリー式　2基 竪型鉛製多管式　8基 鋼板製円筒形　5基 竪型充填式　1基 テフロンクーラー 132m² 6基
12. 硫酸工場新設	ガス精製系 ガス冷却洗浄塔 ガス冷却器（1,2次） ミストコットレル（1,2次） 第1乾燥塔 接触系 第2乾燥塔 吸収塔 酸冷却器 SO_2送風機 転化器 熱交換器群	――――
13. 排煙脱硫設備	反射炉排ガス排脱 ガス冷洗塔 ガス冷却器 吸収塔 排風機 硫酸排ガス排脱 排風機 吸収塔 ミストコットレル（反射と共用） 煙　突　（　〃　） 酸化塔　（共　通）	2,100 Nm³/min.（SO_2　1.41 %） FRP製　2基 竪型円筒多管式　7基 グリッド充填式　2基 2,100 Nm³/min.× 1,000mm/Aq 2台 1,650 Nm³/min.（SO_2 3,000 ppm） 1,650 Nm³/min.× 440mm/Aq 1台 グリッド充填式　1基 円筒形チューブ式　3基 2,500 ø× 70mH（FRP） 竪型円筒式　3基

設　備　名	項　目	仕　様
	遠心分離機	竪置バスケット式　9台
	局排排脱	5,000 Nm³/min（SO_2 800 ppm）
	排風機	5,000 Nm³/min × 530mm/Aq 1台
	吸収塔	グリッド充填式　1基
	ミストコットレル	円筒形チューブ式　4基
	煙突	2,700φ × 70mH（FRP）
	原乳設備	石膏　460t/日
	石灰石粉砕系	17 t/h　1式
	生石灰　〃	0.5 t/h
	石膏倉庫	60 mL× 30mW
14. 局所排気処理設備	局排排脱	5,000Nm³/min
	吸収塔関係は上記に示す	
	煙源フード	転炉，反射炉，保温炉他
	局排バッグフィルター	1,000Nm³/min
	バッグフィルター	1,000 m²　1基
	排風機	1,000Nm³/min × 600mm/Aq 1台
	煙突	1,000φ×40mH（鋼板）
	煙源フード	転炉エヤーカーテン　3基
15. 転炉煙灰処理設備	浸出および浄液設備	3.9 t/日　1式
	硫酸亜鉛製造設備	1.2 t/日　1式
	鉛滓物乾燥炉	0.6 t/h　1基
16. 排水処理設備	硫酸系排水処理	30m³/h　1式
	副産系　〃	15m³/h　1式

3.5　近代化計画に要する経費

近代化計画に要する経費は以下のようである。

設　備　費	18,765 百万円
教育訓練費	129
ノウハウ料	94
基本設計費	98
計	19,086

設備費の内訳を表84に示す。

詳細設計は中国側で実施されると想定し，その費用は計上していない。

詳細設計期間中の監督費および建設中の監督費は設備費に含む。

表84 設備費内訳（計画A）

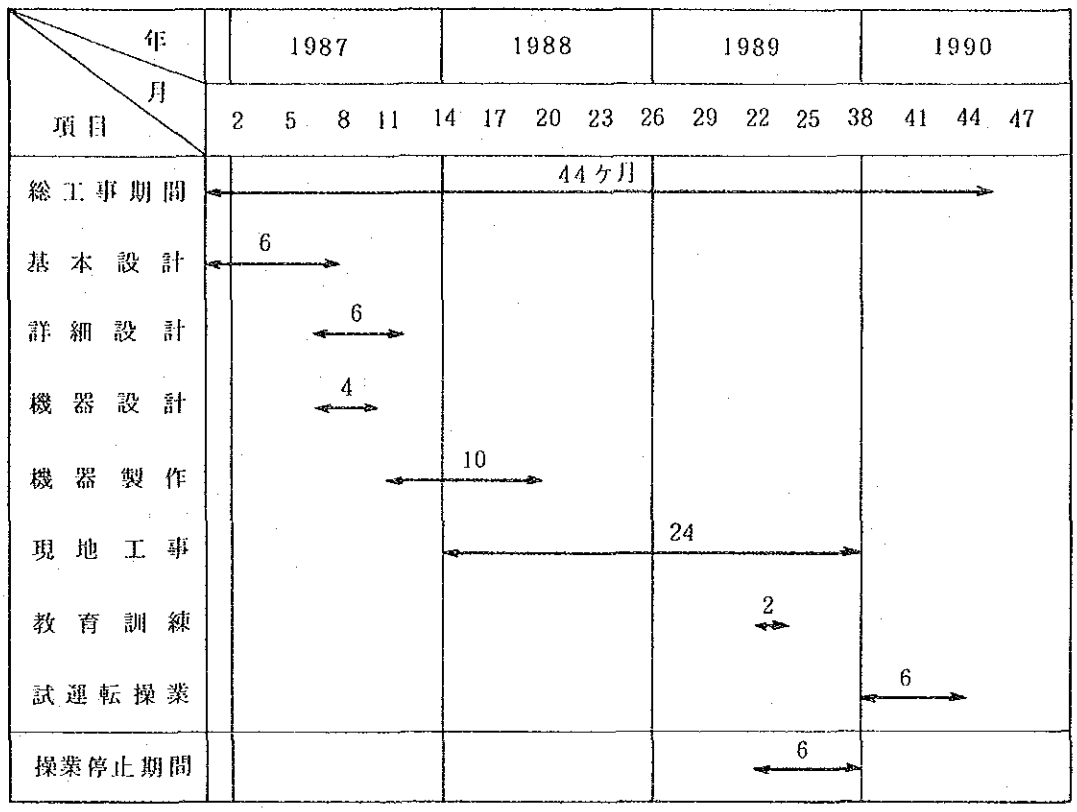
千円

工場区分	設備大要			計画A（現状改善）設備費		
				機械・電気	土建	合計
1. 熔錬工場	鉱石乾燥炉コットレル	625 Nm³/min	2基	5,114,000	265,000	5,379,000
	反射炉ボイラー更新	45 t/h	2缶			
	転炉ボイラー	8 t/h	3缶			
	転炉コットレル	660 Nm³/min	2基			
2. 硫酸工場	既設硫酸改造	1,500 Nm³/min	1式	1,811,000	180,000	1,991,000
3. 排脱工場	反射炉排脱設備	2,100 Nm³/min	1式	8,690,000	662,000	9,352,000
	硫酸 〃	3,200 Nm³/min	1式			
	局所排気 〃	5,000 Nm³/min	1式			
	原乳設備		1式			
4. その他	局所排気バッグフィルター	1,000 Nm³/min	1式	1,343,000	466,000	1,809,000
	転炉煙灰処理設備	3.9 t/日	1式			
	排水処理設備	45 m³/h	1式			
	石膏倉庫	60 mL×30 mW				
5. 詳細設計中の監督費						32,000
6. 建設中の監督費						202,000
合計				16,958,000	1,573,000	18,765,000

3.6 工 程 表

工事工程表を表85に示す。

表85 工事行程表（計画A）



＊操業停止期間

主たる理由は既設硫酸工場ガス精製改造のための硫酸停止による。

上記の行程表は日本ベースの場合である。

3.7 留意事項

3.7.1 熔　　錬

(1) ボイラー発生蒸気の性状は，反射炉ボイラー発生蒸気40kg/cm²G，400℃，転炉ボイラー発生蒸気40kg/cm²G 250℃とした。給水温度は120℃としたが，給水加熱のための熱源をみていない。蒸気の使用箇所および使用量を決めた上で，蒸気の発生および使用の流れ図を作成する必要がある。

3.7.2 硫　　酸

製品酸の品質のうち，透明度と色度については原料および製錬工程操業方法により，大きく左右される。

3.7.3　排ガス処理

(1)　SO_2を吸収する原料は，石灰石（$CaCO_3$）だけで考えているが，これの純度や反応性が非常に重要な点である。純度が悪ければ製品石膏の純度に影響を及ぼし，反応性が悪ければ使用量やSO_2吸収率，さらに製品石膏の純度にも影響する。

従って，排脱や局排で石灰石を使用する際は，この点を十分検討する必要がある。

(2)　石灰石の原料で，粒度25㎜以上のものがあれば予備破砕の必要がある。

(3)　局排のSO_2回収については，添付資料に詳細を示してあるが，設備費，運転費ともにかなりの費用を要するものであり，SO_2回収の必要性についても十分検討する必要がある。

(4)　局排の各吸引口からの吸引量については，小名浜製錬所の実績から推定したものであり，実際にどれだけ吸引量が必要かについては，現場テストが必要と考えられる。

(5)　排脱や局排の吸収塔出口には，ミストコットレルを設ける事で考えているが，これは設備費が比較的大きい割にその効果が不明確である。

小名浜製錬所の場合，公害防止上の余裕を考えてミストコットレルを設置してある。従って，大冶冶金工場の場合に，この必要性についても検討する必要がある。

(6)　各煙突は，SO_2接地濃度と他の建築物の高さを考慮し，余裕をみた高さにしてあるが，これについても検討する必要がある。

3.7.4　排水処理

(1)　硫酸原水の処理量は，直島製錬所の実績より推定しているが，実際には，不純物の物量平衡や硫酸の品質等を考慮して決める必要がある。また，副産原水の量についても，煙灰処理系からの排出量も明確に決める必要がある。

(2)　生石灰の原料は12㎜以上のものがあれば，予備破砕の必要がある。

3.7.5　転炉煙灰処理

(1)　大冶冶金工場の煙灰処理の方法は，水浸出にもかかわらず，固液比を1：3と大きくとってあることや反応時間を十分とってあることで，銅，亜鉛，カドミウムの浸出率が非常に良い。これは，煙灰の組成でも大きく変化するものであり，鈹組成の変化や転炉ボイラーの設置，転炉コットレルの設置場所等でこの組成がかなり変化すると考えられる。

今回，提案している方式は，直島方式であるが，浄液工程と硫酸亜鉛製造工程の設備を考慮し，固液比1：1として硫酸浸出を考えている。銅，亜鉛，カドミウムの浸出率については，実際の煙灰を用いてテストを行う必要がある。

今回の物量平衡は，直島の実績値を用いてあるので浸出率は大冶のそれよりも低い。

(2) 鉛とビスマスの回収率については，沪布の材質，管理，さらに2次澱物の乾燥方法で100%近くまで上げることが可能と考えられる。

(3) 浄液工程の脱銅，脱砒素については，砒素澱物の処理方法によって直島方式にするか，大冶方式にするかわかれるところである。砒素澱物を反射炉返しとすることを前提として，砒素澱物量の少ない直島方式を提案した。

(4) 脱銅，脱カドミウム工程ではアルシンガスの発生の危険性があるので，液の分析頻度を上げ，亜鉛末の適量添加に配慮すること，換気を十分行い，検知紙を用いて検知する等の配慮も必要である。

(5) 鉛澱物はロータリーキルンで水分1%以下に乾燥するが，これを鉛－ビスマス反射炉へ輸送するには，粉塵問題があるため，コンテナ輸送等を検討する必要がある。また鉛－ビスマス反射炉の装入方法も検討する必要がある。また，鉛－ビスマス反射炉休止の場合は，乾燥せずに貯蔵することを考えなければならない。

3.7.6 機　　械

(1) 鉄道線路の敷設は範囲外とする。

(2) 微粉炭の供給は範囲外とする。

(3) 構内搬送用車輌（トラック，フォークリフト等）は範囲外とする。

(4) 反射炉ボイラー迂回煙道は撤去する。

(5) 転炉炉体改造（メカニカルパンチャー採用時）は範囲外とする。

(6) 転炉ボイラー蒸気（40kg/cm²G × 250℃）の使用先および方法については範囲外とする。

(7) 硫酸工場の製品酸輸送配管は範囲外とする。

(8) 原乳設備（石灰石，生石灰粉砕設備）への給鉱は範囲外とする。またその粒度については石灰石は25mm以下，生石灰は12mm以下のサイズのものの供給を前提とする。

(9) 石膏倉庫からの石膏の搬出については範囲外とする。

(10) 反射炉および硫酸工場の煙突は非常時の放煙用として残すこととする。

3.7.7 電気・計装

(1) 受配電設備

既設の第一，第二配電所の設備を極力使用することとするが，建家の増築および設備の増強が必要となる。各工程の総使用電力量の平均は，約10,000kWh/時となり，必要電力は，約14,000kWになる。

(2) 計　　装

1) 熔 錬 関 係

反射炉ボイラー，転炉ボイラー以外の計装については，現状どおりとする。

2) 硫酸関係

電気室，計器室は，既設改造程度で計画する。

3) 排煙脱硫関係他

排煙脱硫設備，排水処理設備の電気室，計器室を統合し，集中運転監視方式とする。

4. 生産能力の近代化（その１）

現状設備およびレイアウトを極力温存し，現在の反射炉を現行のグリーンチャージ方式から流動焙焼炉を採用したカルサインチャージ方式に変更し生産能力を現行の粗銅約50,000 t / 年から75,000 t / 年に増強する計画を以下に述べる。

4.1　計画の概要（計画Ｂ）

計画Ｂの概略系統図を図43に示す。

直島製錬所はカルサインチャージ方式の反射炉法を採用し，順調な操業を実施している。反射炉の炉幅は９ｍで，炉長は30ｍでありほぼ大冶の反射炉と同寸法である。そこで，大冶冶金工場の改造のモデルとして，直島製錬所のカルサインチャージ方式の反射炉を採用することとする。

大冶の現状反射炉の炉幅（9.3 ｍ）と炉長（31ｍ）はそのままとし，カルサインチャージ方式の反射炉に改造する。大冶の銅精鉱を使用し日本ベースで粗銅生産量を推定すると約75,000 t/年となる。日本の銅製錬所の銅精鉱は，ほとんどすべてが硫化銅鉱であるのに対し，大冶の銅精鉱は孔雀石，磁鉄鉱，赤鉄鉱を約20％含有する特殊な硫化銅鉱である。このため流動焙焼炉へ装入の銅精鉱水分を１％以下に減少させ，送風空気は約350℃に予熱する必要がある。反射炉鈹品位は約47％と想定している。1990年以降，銅精鉱中の孔雀石，磁鉄鉱，赤鉄鉱の割合が減少し，硫化銅鉱のみとなれば，銅精鉱水分は７～８％で空気の予熱も必要がなくなると考えられる。

以下，現状および「計画Ａ」と異なる主な設備について述べることとする。

流動焙焼炉，反射炉，転炉の操業を安定させるため，銅精鉱の調合を現行よりも，より厳密にするため調合鉱舎を新設する。銅精鉱水分を１％以下に減少させるため，フラッシュドライヤーを新設する。生産量増強のため流動焙焼炉を新設し，反射炉はカルサインチャージ方式に改造する。転炉は鈹品位上昇のため炉負荷が減少するので，炉本体および転炉送風機は現有設備で操業可能である。反射炉炉床対策および銅実収率向上対策として，転炉鏇の浮選工場を新設する。粗銅生産量の増加および大型インゴット鋳造のために，保温炉および鋳造機を新設する。硫酸排煙脱硫設備，局所排気処理設備，排水処理設備は粗銅75,000 t/年に対応した設備を新設する。処理量増に対応し，銅精鉱貯鉱舎，溶剤貯鉱舎は増設する。煙灰処理工場の湿式系は改造し，乾式系は既存設備を利用する。流動焙焼炉，反射炉，転炉の排ガスを処理するため，硫酸工場を増設する。微粉炭設備，ロータリードライヤーとサイクロン，反射炉コットレル，前述の転炉本体と送風機，既設硫酸工場の吸収系等は，現有設備を利用する。

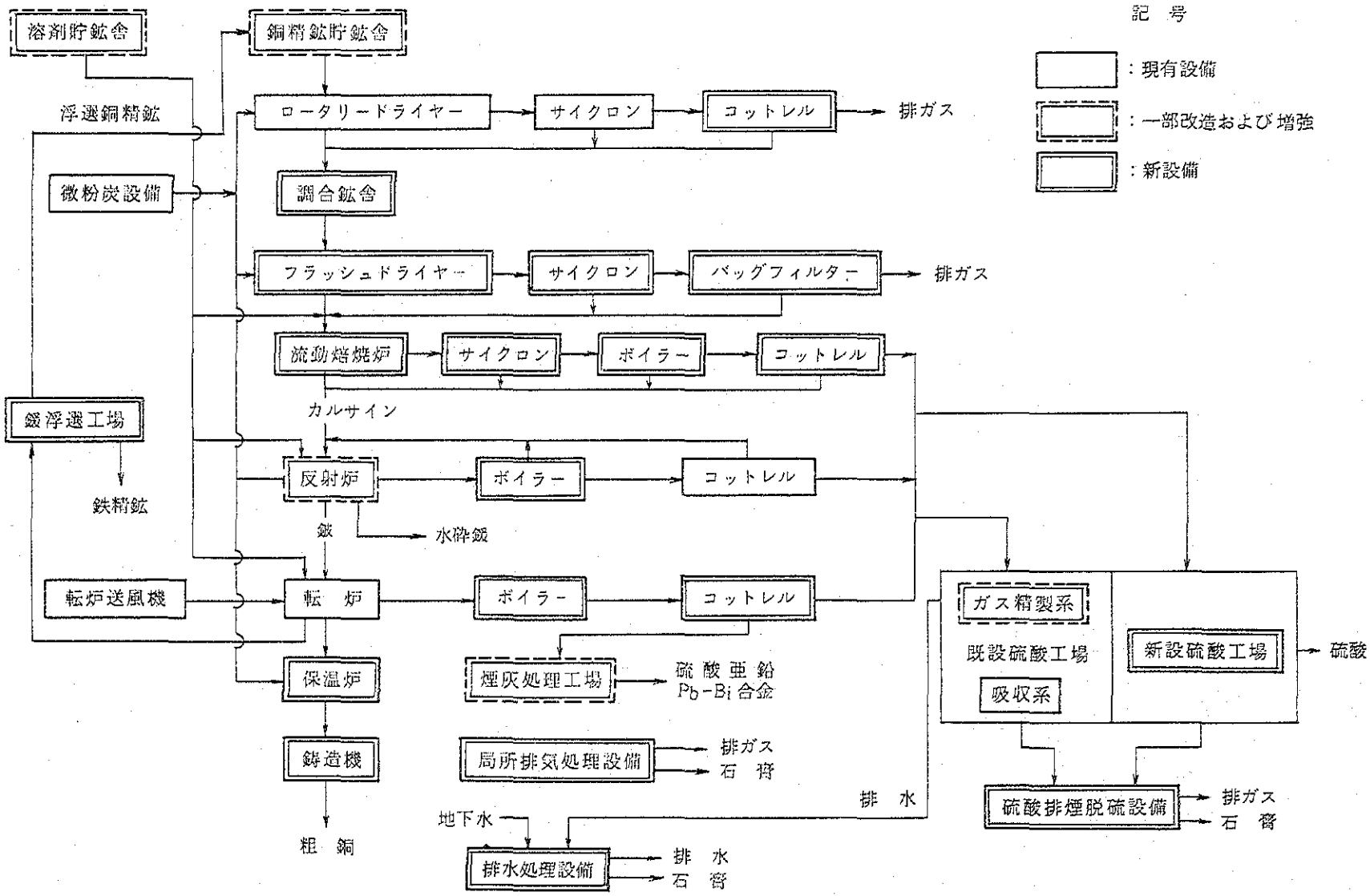


図43　概略系統図（計画B）

4.1.1 熔　　錬

(1) 計画条件

1) 操業日数　　352日/年

稼動日数　　319.2日/年　（100%稼動の日数）

2) 粗銅生産量　　75,000 t/年

3) 原　料

(a) 銅精鉱

i) 品　位

銅精鉱品位を表86に示す。

表86 銅精鉱品位（%）

Cu	Fe	S	SiO_2	CaO	Pb	Zn	Cd	As	Bi	水分
23.78	27.92	24.97	9.68	2.53	0.1	0.55	0.0045	0.378	0.094	15

ii) 鉱物組成：1990年予想鉱物組成を表87に示す。

iii) 粒　度：－200メッシュ　85%以上

iv) 真比重：　4.6～5.0 g/cm³

(b) 硅　　石　　(%)

SiO_2	CaO	Fe	水分
85	3	4	6

(c) 石灰石　　(%)

SiO_2	CaO	Fe	水分
4	48	1	6

4) 製　　品

一号粗銅：銅99.3%以上

二号粗銅：銅99.0%以上

表87　1990年予想鉱物組成

鉱物組成	分子式	%
黄銅鉱	$CuFeS_2$	30
黄鉄鉱	FeS_2	20.465
銅藍	CuS	7.275
輝銅鉱	Cu_2S	2.63
赤銅鉱	Cu_2O	1.125
孔雀石	$CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$	9.19
磁黄鉄鉱	Fe_7S_8	1
磁鉄鉱	Fe_3O_4	5.66
赤鉄鉱	Fe_2O_3	6.55
金属銅	Cu	0.1
閃亜鉛鉱	ZnS	0.8
合計		84.795　%

5)　反射炉

立上り排ガス中酸素濃度　　1 %

炉放散熱　　8,000 Mcal/時

6)　転　炉

稼動率　　最　大　82～85%/炉

送風量　　300 Nm³/分

パンチングロス　5 %

酸素効率　　造鍰期　98%

製銅期　94%

炉放散熱　　造鍰期　2,000　Mcal/時

製銅期　2,000　Kcal/時

(2)　系　統　図

熔錬系統図を図44に，鍰浮選系統図を図45に示す。

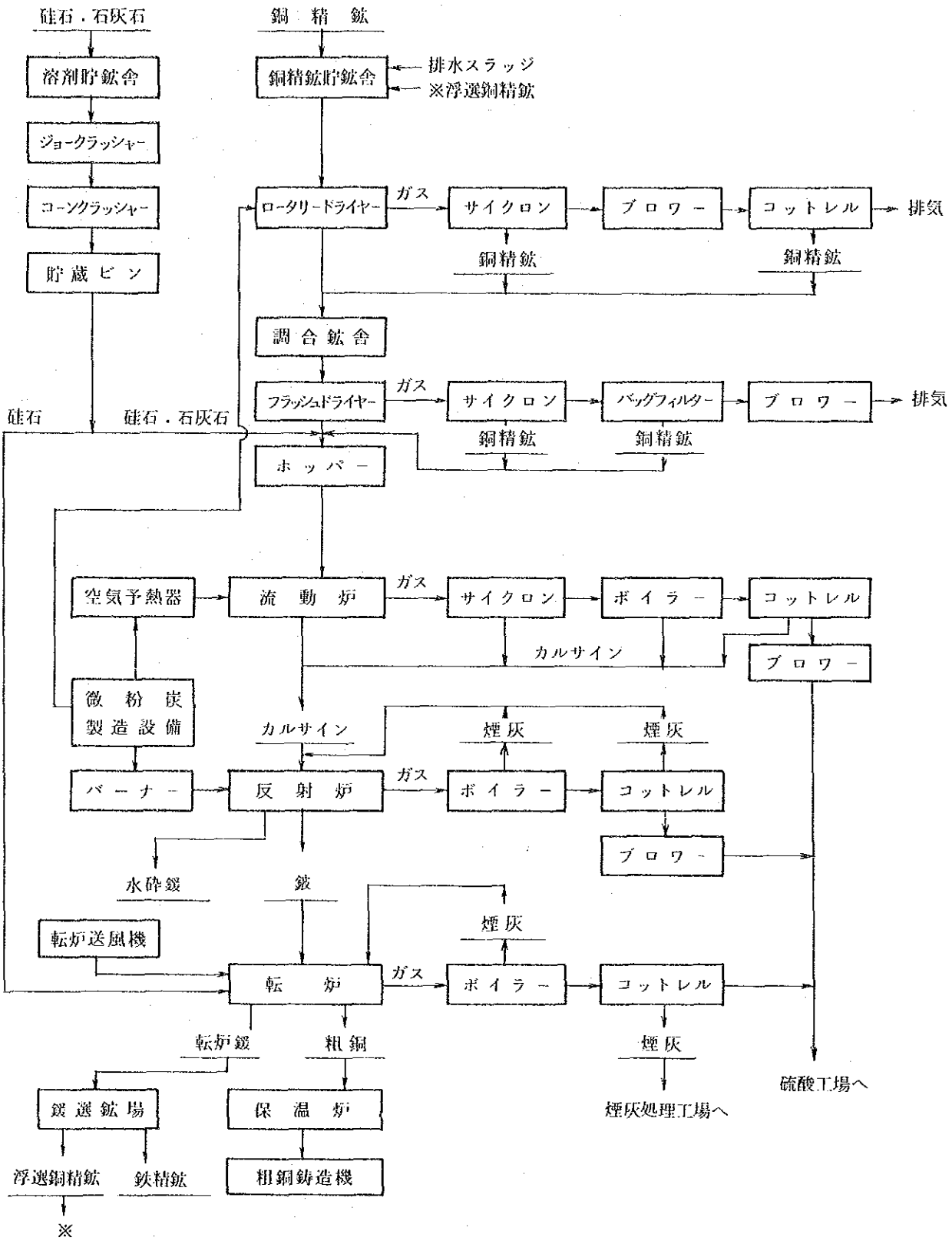

硅石・石灰石
銅精鉱
溶剤貯鉱舎
銅精鉱貯鉱舎
排水スラッジ
※浮選銅精鉱
ジョークラッシャー
コーンクラッシャー
ロータリードライヤー
ガス
サイクロン
ブロワー
コットレル
排気
貯蔵ビン
銅精鉱
銅精鉱
調合鉱舎
フラッシュドライヤー
ガス
サイクロン
バッグフィルター
ブロワー
排気
硅石
硅石・石灰石
銅精鉱
銅精鉱
ホッパー
空気予熱器
流動炉
ガス
サイクロン
ボイラー
コットレル
カルサイン
ブロワー
微粉炭製造設備
カルサイン
煙灰
煙灰
バーナー
反射炉
ガス
ボイラー
コットレル
ブロワー
水砕鈹
鈹
煙灰
転炉送風機
転炉
ガス
ボイラー
コットレル
転炉鈹
粗銅
煙灰
硫酸工場へ
鈹選鉱場
保温炉
煙灰処理工場へ
浮選銅精鉱
鉄精鉱
粗銅鋳造機
※

図44 熔錬系統図

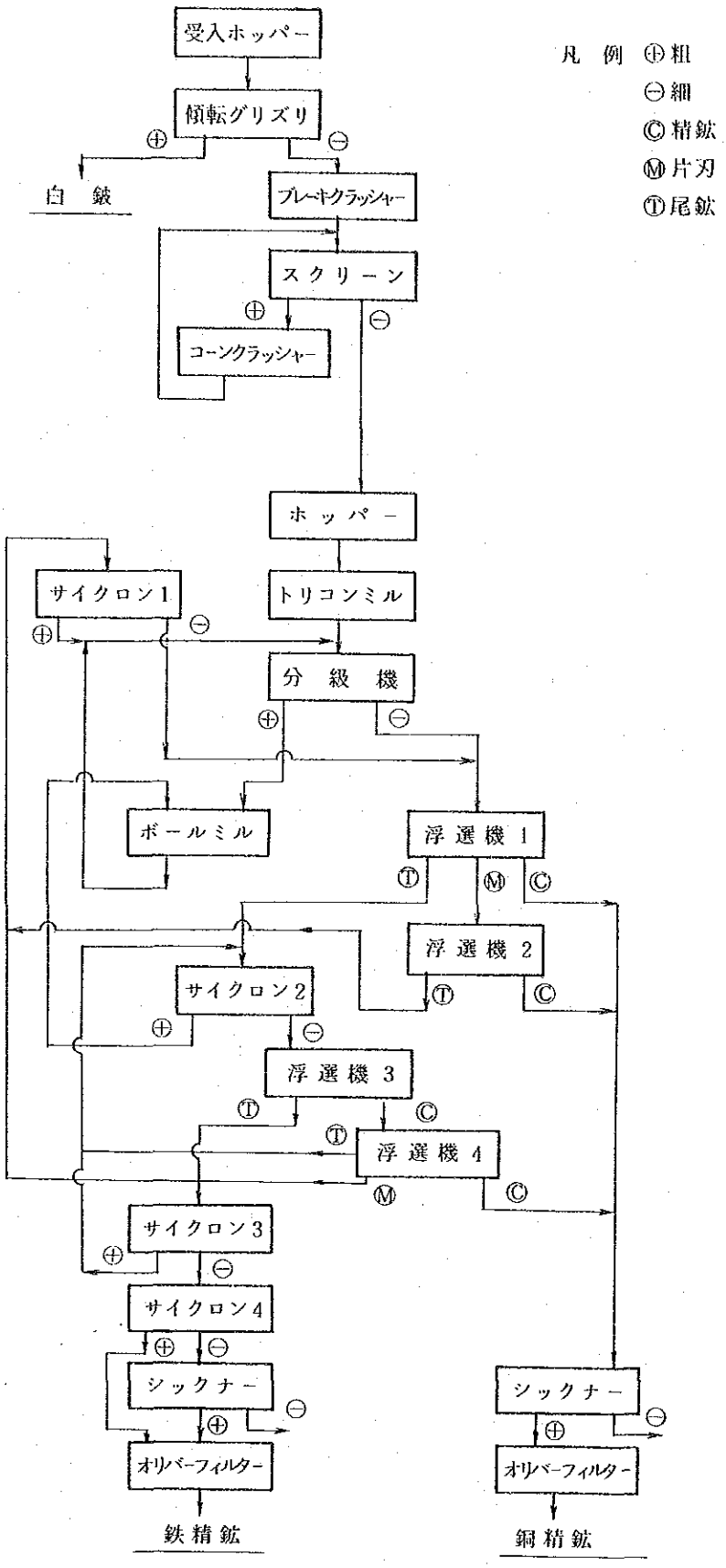

受入ホッパー
傾転グリズリ
白 鍬
ブレーキクラッシャー
スクリーン
コーンクラッシャー
ホッパー
トリコンミル
サイクロン1
分級機
ボールミル
浮選機 1
浮選機 2
サイクロン2
浮選機 3
浮選機 4
サイクロン3
サイクロン4
シックナー
オリバーフィルター
鉄精鉱
シックナー
オリバーフィルター
銅精鉱
凡 例 ⊕粗
⊖細
Ⓒ精鉱
Ⓜ片刃
Ⓣ尾鉱

図45 鍰 浮 選 系 統 図

(3) 改造内容

1) 原料受入・調合

銅精鉱貯鉱舎は，能力が足りないので別棟の建築を行う。硅石，石灰石用の溶剤貯鉱舎も能力が足りないので，延長を行うとともに屋根を設ける。

2) 鉱石乾燥

ドライヤーにはコットレルを設置して，排ガス中の銅精鉱を捕集し，銅損失を減少させる。

3) 原料調合

調合鉱舎を新設する。現状では調合が綿密に行われていないが，流動炉の安定操業のためには，綿密な調合が必要である。調合鉱舎は1ベッド約1日分として2ベッドの広さを有し，操業は1ベッドが調合中，1ベットが払出中というように交互に行う。払出はリクレーマーを使用する。

4) 流動焙焼炉

流動焙焼炉を新設し，鉱石の部分焙焼を行う。流動焙焼炉は炉床羽口からの空気により，鉱石を流動かつ焙焼させるもので，流動焙焼炉を使用することで，(a)高濃度のSO_2ガスを安定して得ること，(b)鉱石を酸化することにより鈹品位を上げること，(c)反射炉への水分持込量を減らしたり，原料の温度を上げること等により反射炉の熱負荷を少くすること等ができる。計画Bでは鉱石の鉱物組成により，反応熱が少いので，鉱石の水分1％以下への乾燥と羽口空気の350℃への予熱が必要である。このために，気流乾燥機と空気予熱器が設置される。流動炉の操業は600℃で行われ，焙焼された銅精鉱はカルサインとなり，大部分はガスと一緒にキャリーオーバーとなるので，一次サイクロン，二次サイクロン，ボイラー，コットレルで回収される。回収されたカルサインは，チェーンコンベヤで反射炉に送られる。またカルサインを除かれた後のガスはブロワーで硫酸工場に送られる。

5) 反射炉

反射炉は，側壁，天井，立上り部をカルサイン用に改造する。天井は熱間の補修が容易なように，現状のアーチ式から平担な吊構造とする。側壁には直接熔体が接触するので，ジャケットを設置する。反射炉ボイラーについては既設の稼動率が低いので，二基新設とする。既設の排ガスブロワーは能力が大きすぎて使用できないので新設する。反射炉コットレルは，既設を使用する。

6) 転　炉

転炉については，漏込み空気を減らすために転炉ボイラーを設置する。また既設コットレルも漏込み空気が多いので新設する。転炉では，自動化，計装化として，メカニカルパンチャー，口取機の設置，クレーン秤量器の設置を行う。

7) 鍖浮選

転炉鍖の浮選設備を新設する。これは現在行っている転炉鍖の反射炉への繰返しをやめ，浮選処理を行うことであり，(a)反射炉へのマグネタイトの装入を少なくして炉床の上昇をおさえ炉の寿命を長くすること，(b)反射炉鍖の減少による銅損失の減少，(c)反射炉への全装入量の減少による鉱石の増処理等の効果が期待できる。操業系統の概略は以下のようである。

(a) 受入，破砕

転炉鍖をスラグコンベヤに鋳造，徐冷した後，傾転グリズリにて白鈹を除き，ブレーキクラッシャーとコーンクラッシャーおよびスクリーンの組合せで，約9㎜に破砕し，ホッパーに貯える。

(b) 磨　鉱

1次磨鉱は，トリコンミルとスパイラル分級機の閉回路で，分級機のオーバーフローは1次浮選に，サンドは浮選の片刃を分級するサイクロン2のアンダーフローとともに，シリンドリカルミルで再磨鉱する。サイクロン2のオーバーフローは，2次浮選に給鉱する。

(c) 浮　選

スパイラル分級機のオーバーフローは，浮選機1に給鉱され，そのフロス中トップの2セルのフロスは直接銅精鉱に，残りの6セルのフロスは浮選機2で精選し銅精鉱とする。

サイクロン2のオーバーフローは，浮選機3に給鉱し，そのフロスは浮選機4で精選し，銅精鉱とするが，シンクスはサイクロン3で分級し，そのオーバーは鉄精鉱とする。なお，サイクロン2の給鉱は，浮選機1のシンクスとサイクロン3のアンダーフローである。

(d) 精鉱処理

銅精鉱および鉄精鉱は，それぞれシックナーとサイクロンで濃縮後，オリバーフィルターで濃縮する。

シックナーのオーバーフローは全量浮選用水として再使用する。従って，用水のバランスは精鉱の付着水分として持出す見合い量を補充し，場外への流出はない。

8) 保温炉，鋳造

保温炉および鋳造設備を新設する。保温炉は粗銅鋳造時の温度を一定に保つために必要である。現状はレードルより鋳造しているために製銅期終了時の温度を高くする必要があり，これは転炉の寿命を短くしていると思われる。新設鋳造機は，現状の50㎏インゴットから500㎏インゴットへの変更のために必要である。

主要改造設備の運転仕様は，以下のようである。

(a) 乾燥炉コットレル

ガス量　1,250 Nm³/min

入口温度　165℃

入口ダスト濃度　4.2 g/Nm³

出口ダスト濃度　0.03 g/Nm³

(b) 流動炉

銅精鉱量　41.79t/h

吹込空気量　225 Nm³/min

操業温度　600℃

カルサイン量　42.72 t/h

排ガス

	Nm³/min	%
SO_2	47.98	20.96
CO_2	6.48	2.83
N_2	174.45	76.21
乾量計	228.91	(100.00)
H_2O	27.19	10.62
湿量計	256.10	(100.00)

(c) 流動炉ボイラー

蒸発量　1.09 t/h

蒸気性状　40 kg/cm² G，250℃（飽和蒸気）

給水温度　120℃

(d) 反射炉

カルサイン量　42.72 t/h

石炭焚量　6.30 t/h

反射炉鈹量　21.67 t/h

反射炉鍰量　22.07 t/h

鈹品位　47 %

鍰中銅品位　0.59 %

温度　鈹　1,200℃

　　鍰　1,250℃

　　排ガス　1,300℃

排ガス

	Nm³/min.	%
SO_2	13.39	1.53
O_2	8.71	1.00
CO_2	144.92	16.56
N_2	708.20	80.91
乾量計	875.22	(100.00)
H_2O	71.83	7.58
湿度計	947.05	(100.00)

(e) 反射炉ボイラー

蒸発量　26.16 t/h

蒸気性状　40kg/cm²G，400 ℃

給水温度　120 ℃

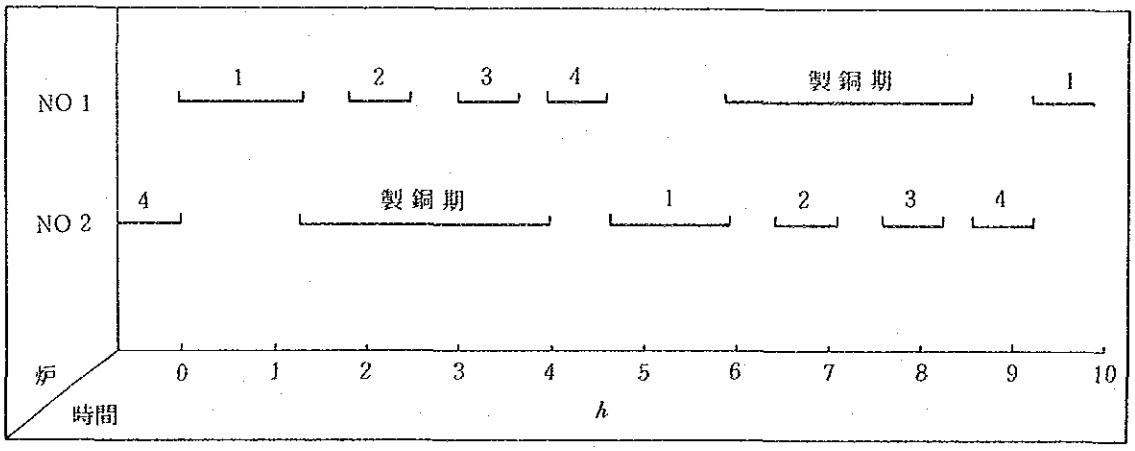
(f) 転　炉

鈹　量　21.67 t/h, 100 t/1 サイクル

吹込空気量　300 Nm³/min. 炉

転炉1炉当り送風時間率　64.8 %（2炉稼動）

サイクル



注）数字は造鍞期を示し，各造鍞期の鈹レードル杯数は下記のとおりである。

第1造鍞期　2 杯

第2～4造鍞期　各1杯

排ガス（炉出口）

造鍞期

	Nm³/min	%
SO_2	39.36	15.01
O_2	1.18	0.45
N_2	221.77	84.54
乾量計	262.31	(100.00)
H_2O	6.27	2.33
湿量計	268.58	(100.00)

製銅期

	Nm³/min	%
SO_2	53.41	19.16
O_2	3.54	1.27
N_2	221.77	79.57
乾量計	278.72	(100.00)
H_2O	4.28	1.51
湿量計	283.00	(100.00)

(g) 転炉ボイラー

蒸発量　7.81 t/h

蒸気性状　40 kg/cm²G，250 ℃（飽和蒸気）

給水温度　120 ℃

(h) 鋳造機

粗銅量　235 t/日

鋳造時間　約 4.7 h/日

(i) 鍞浮選

取扱鍞量　10.29 t/h

浮選銅精鉱　1.17 t/h

鉄精鉱　9.12 t/h

銅回収率　約93%

(4) 物質収支，熱収支

熔錬成分表を表88に示す。

物質収支を図46から図50に示す。

流動炉，反射炉，転炉の熱収支を表89から表92に示す。

表88 熔　錬　成　分　表

(%)

	Cu	Fe	S	Pb	Zn	As	SiO_2	CaO	備　考
銅　精　鉱	23.78	27.92	24.97	0.1	0.55	0.378	9.68	2.53	
石　灰　石		1					4	48	$CaCO_3$ 85.67%
硅酸鉱（流動炉）		4					85	3	
〃（転　炉）		4					85	3	
排水スラッジ	1.24	1.36	3.70	2.22	6.52	15.1		34.0	
カルサイン	24.15	28.58	15.06	0.12	0.61	0.48	17.15	4.48	
石　炭			0.75						アッシュ 10.64%
鈹	47.0	23.66	24.00	0.21	0.68	0.20	0.15	0.20	
水　砕　鈹	0.59	32.46	0.59	0.02	0.48	0.59	34.35	8.84	
反射炉ボイラー煙灰									
〃　コットレル煙灰									
粗　銅	99.48	0.0125	0.048	0.04	0.003	0.08			
転　炉　鈹	3.91	50.75	0.98	0.17	1.10	0.032	20.64	1.14	
転炉ボイラー煙灰									
転炉コットレル煙灰	3.42	1.58	16.74	11.63	10.89	11.37			
浮選銅精鉱	32.14	32.31	8.09	0.14	0.48	0.0068	9.52	0.95	
鉄　精　鉱	0.30	53.13	0.071	0.17	1.18	0.035	22.07	1.16	
石炭アッシュ		13					43	12	

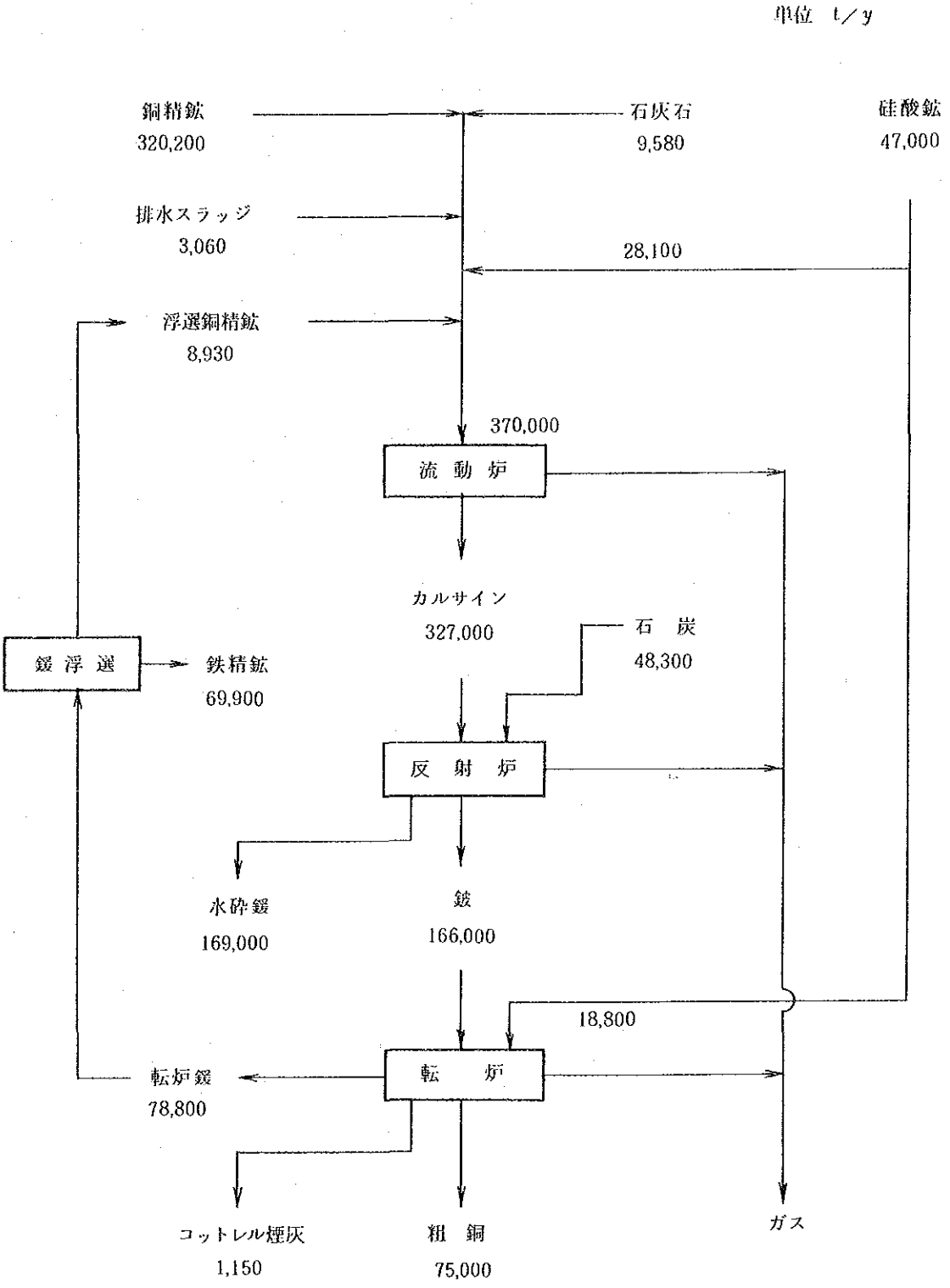


図46 物質収支（t/y）（計画B）

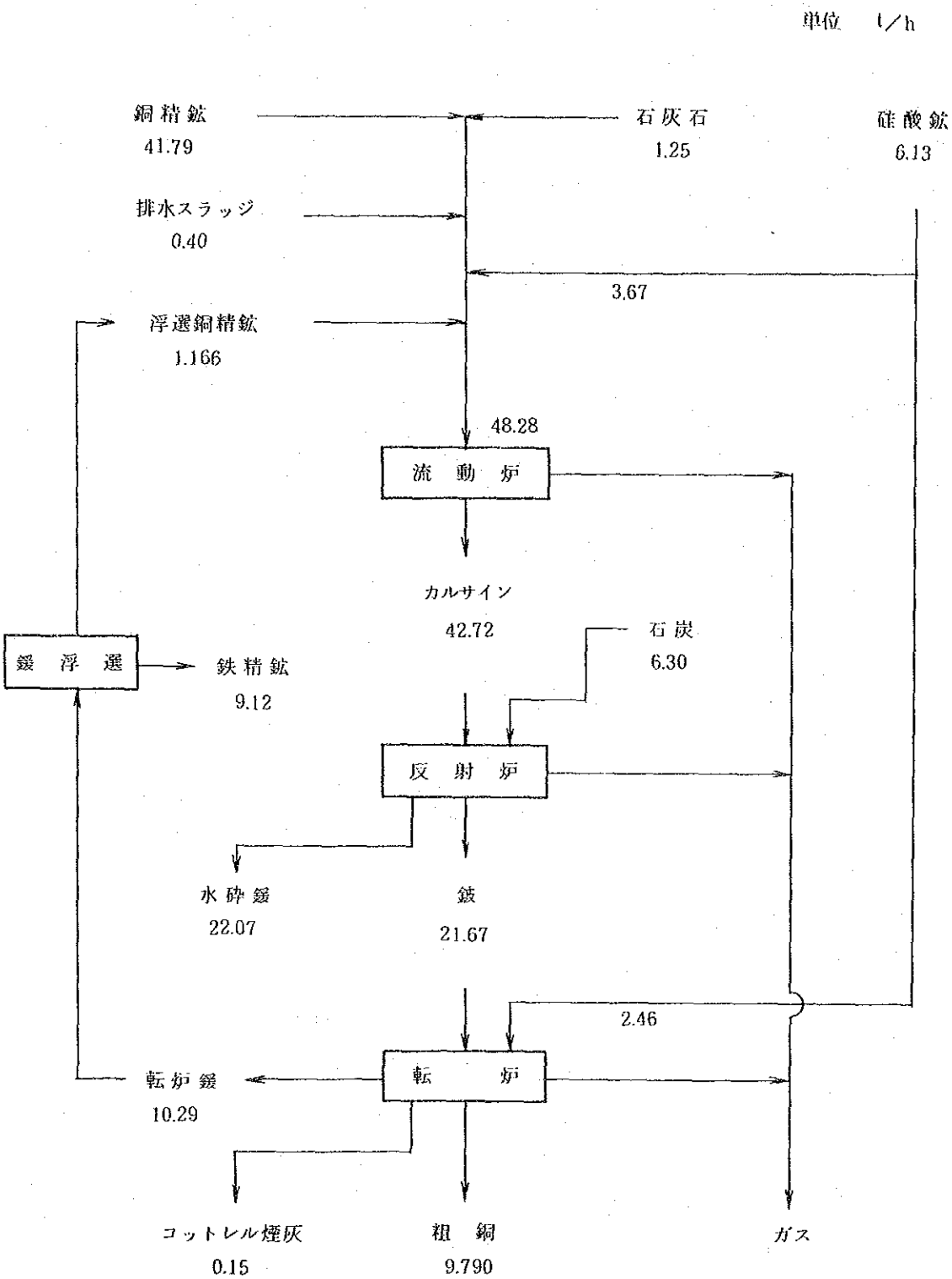


図47　物質収支（t/h）（計画B）

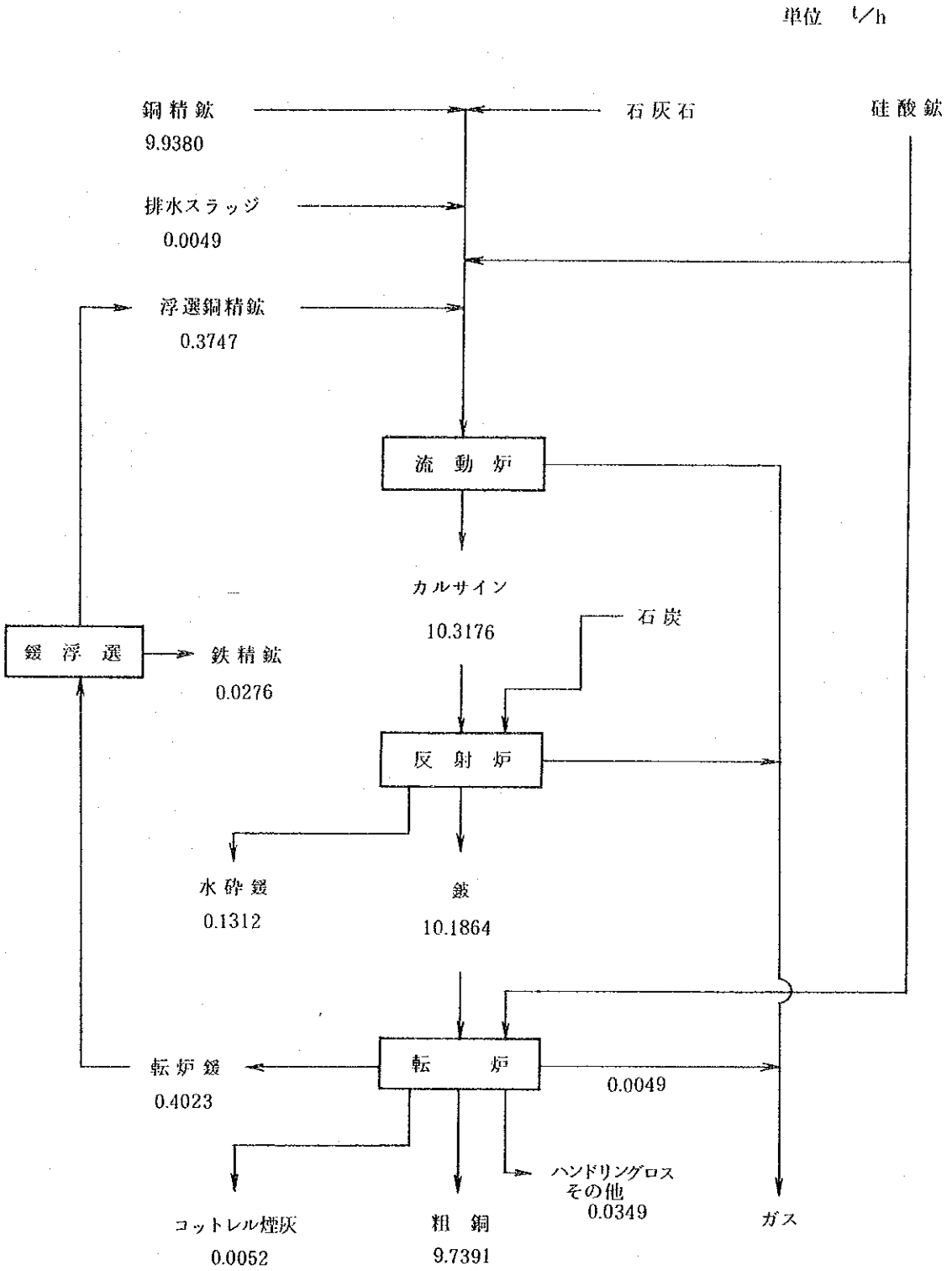


図48 物質収支（Cu）（計画B）

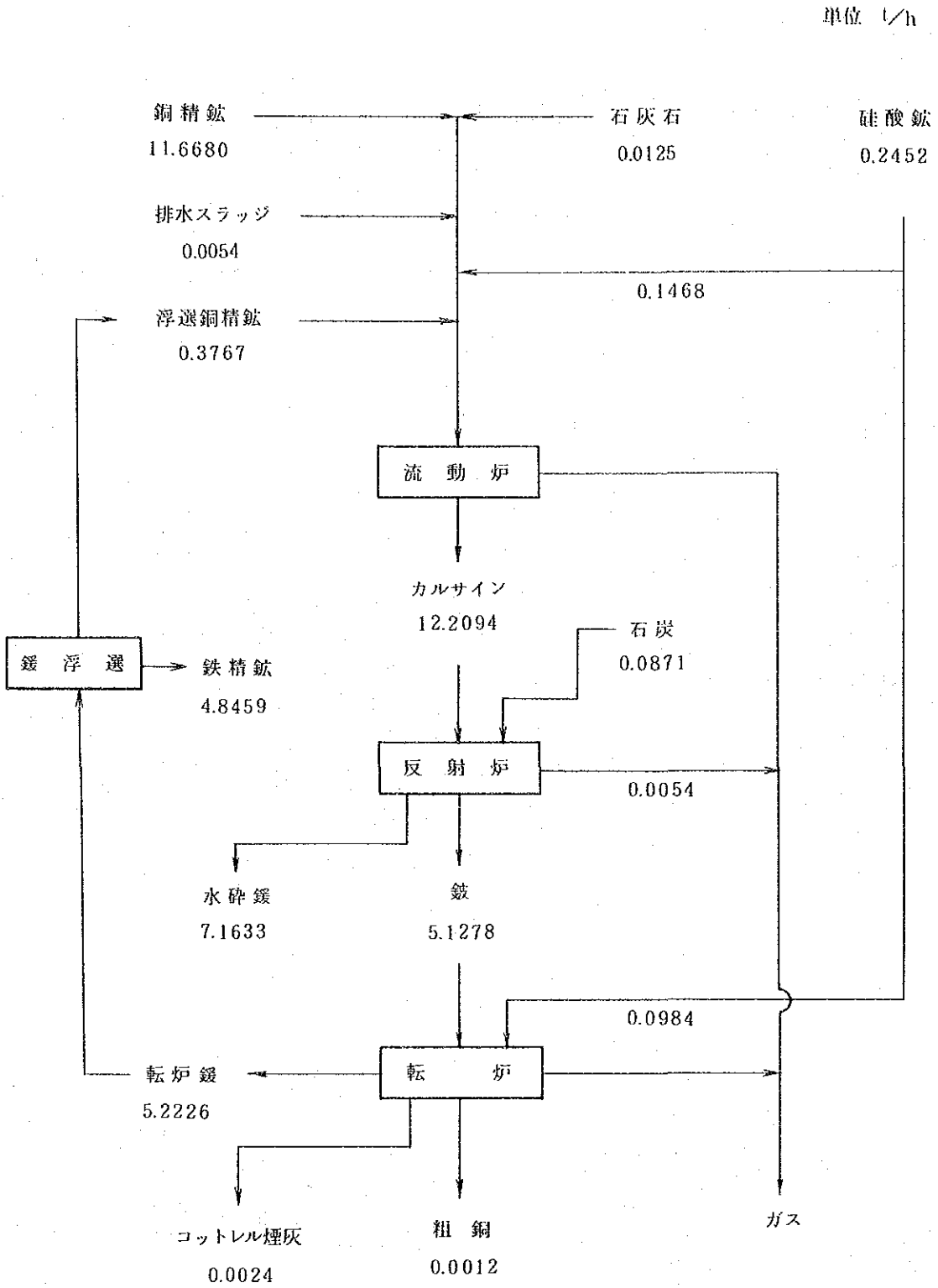


図49 物質収支（Fe）（計画B）

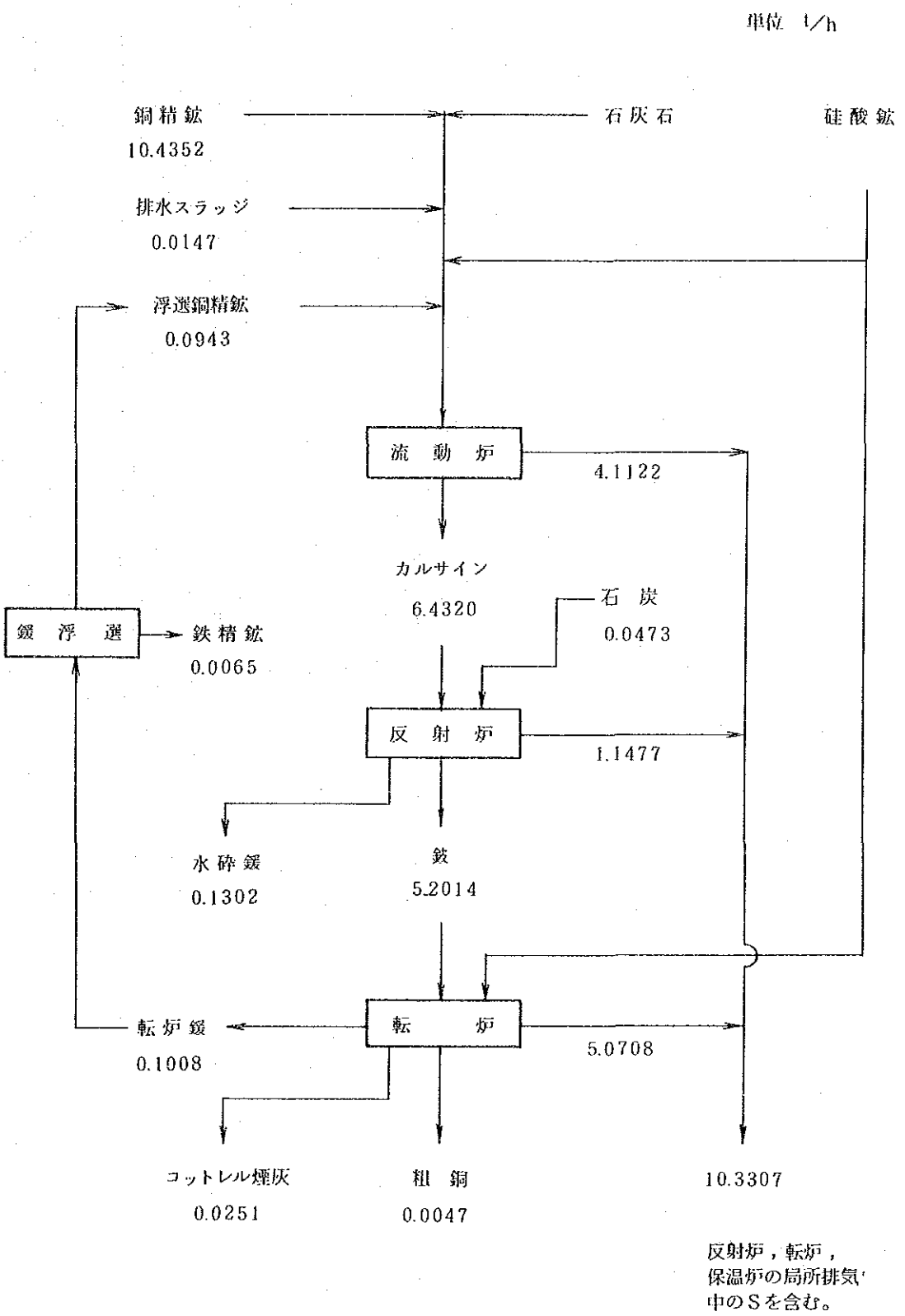


図50 物質収支（S）（計画B）

表89　流動炉熱収支（計画B）

項目		Mcal/h	備考
入熱	反応熱	6,353	
	熱風持込熱	1,401	350 ℃
	計	7,754	
出熱	カルサイン	4,024	600 ℃
	ガス持去熱		600 ℃
	SO_2	862	47.98 Nm³/min
	CO_2	110	6.48
	N_2	1,932	174.45
	H_2O	736	27.19
		3,640	256.10 Nm³/min
	放散熱	90	
	計	7,754	

表90　反射炉熱収支（計画B）

項目		Mcal/h	備考
入熱	カルサイン	2,563	400 ℃
	反応熱	3,019	
	石炭燃焼熱	42,430	6.30 t/h × 6,735
	計	48,012	
出熱	鈹	4,876	1,200 ℃
	錫	7,173	1,250 ℃
	ダスト	234	
	ガス SO_2	575	13.36 Nm³/min 1,300℃
	O_2	241	8.71
	CO_2	6,131	144.92
	N_2	18,529	708.20
	H_2O	2,258	71.83
		27,734	947.05 Nm³/min
	放散熱	8,000	
	計	48,017	

表91　転炉造鍞期熱収支（計画B）

項目		Mcal/h	備考
入熱	鈹	5,465	1,150 ℃
	送風	138	75 ℃
	反応熱	8,847	
	計	14,450	
出熱	白鈹	2,767	1,246 ℃
	転炉鍞	4,231	1,246 ℃
	ガス	5,452	1,198 ℃
	放散熱	2,000	
	計	14,450	

表92　転炉製銅期熱収支（計画B）

項目		M cal/h	備考
入熱	白鈹	4,749	1,246 ℃
	送風	167	75 ℃
	反応熱	7,696	
	計	12,612	
出熱	粗銅	2,805	1,172 ℃
	鍞	801	1,172 ℃
	ガス	7,006	1,172 ℃
	放散熱	2,000	
	計	12,612	

(5)　ユーティリティ

1)　石　炭

ロータリードライヤー	1.11 t/h
気流乾燥機	0.65
空気予熱器	0.34
反射炉	6.30
保温炉	0.27
合計	8.67 t/h

2) 電　力

原　料	1,356 kW
流動炉	351
反射炉	323
転　炉	89
保温炉，鋳造機	80
鍰浮選	794
動　力	3,248
その他	111
計	6,352 kW

◦動力には，反射炉排風機，ボイラー給水ポンプ，流動炉コットレル，反射炉コットレル，転炉コットレルを含む。

3) 水

(a) 循環水

水砕鍰用	450 t/h（鍰切り時 800 t/h）
反射炉ジャケット水冷却用 転炉ジャケット水冷却用	475 t/h
鋳造用	40 t/h（鋳造時 200 t/h）

注）反射炉ジャケットには 200 t/h，転炉ジャケットには，10 t/h の純水が循環されており，この純水を冷却する水量が 475 t/h である。

(b) 純　水

流動炉，反射炉，転炉ボイラー用　17.5 t/h

注）ボイラー給水35.1 t/h の½とした。

4.1.2 硫　　酸

(1) 計画条件

1) 概　要

(a) 硫黄固定率向上対策

硫黄固定率向上対策として以下の処理を行う。

i) 新設流動炉排ガス全量処理

ii) 反射炉排ガス全量処理

iii) 漏煙処理用局所排気処理

iv) 硫酸工場排ガスの排煙脱硫処理

(b) 硫酸工場

i) 流動炉，反射炉および転炉排ガスは，硫酸工場にて全量処理する。

ii) 転炉排ガスへの漏込み空気減少対策を実施する。

2) 設計条件

i) 実操業日数　319.2日/年

ii) ガス条件

流動焙焼炉	389 N㎥/分	SO_2	12.33％
反射炉	1,059Nm³/分	SO_2	1.22 ％
転炉	778 N㎥/分	（最大 1,200）	
	SO_2 7.53％	（最大 7.73）	

iii) 気温20℃　湿度80％とする。

iv) 冷却水温度

ガス冷却用水，乾燥塔酸冷却水，製品酸冷却水は，直接水とし最高温度30℃とする。

v) 硫黄固定率　93％以上

vi) 製品硫酸品質は，中国国家基準一級に適合するようにする。ただし，有機物による着色およびNOxについては範囲外とする。

vii) 76％硫酸生産量は，4,000 t/月以下とする。

viii) 既設硫酸工場吸引ガス量は，750 Nm³/分・系（系内漏込み空気75 Nm³/分・系を含む）で2系とし，吸収塔出口SO_2濃度は，3,000ppm以下とする。

ix) 新設硫酸工場

吸収ガス量（SO_2ブロワー出口）は，

{（製錬排ガス－1,350）＋100 }×1.1 Nm³/min とする。

ガス精製系漏込み空気は，100 Nm³/min とする。

吸収塔出口SO_2濃度は，2,500 ppm以下とする。

x) 硫黄固定率に関係なく，硫酸工場排ガスの脱硫を実施する。排煙脱硫装置出口SO_2濃度は，200ppm以下とする。

xi) 熱平衡SO_2濃度は，既設3.5％，新設5％とする。

xii) 吸収塔循環酸濃度は，98.3±0.2％とする。

(2) 系統図

排ガス処理フローシートを図51に示す。

既設硫酸工場フローシートを図52に示す。

新設硫酸工場フローシートを図53に示す。

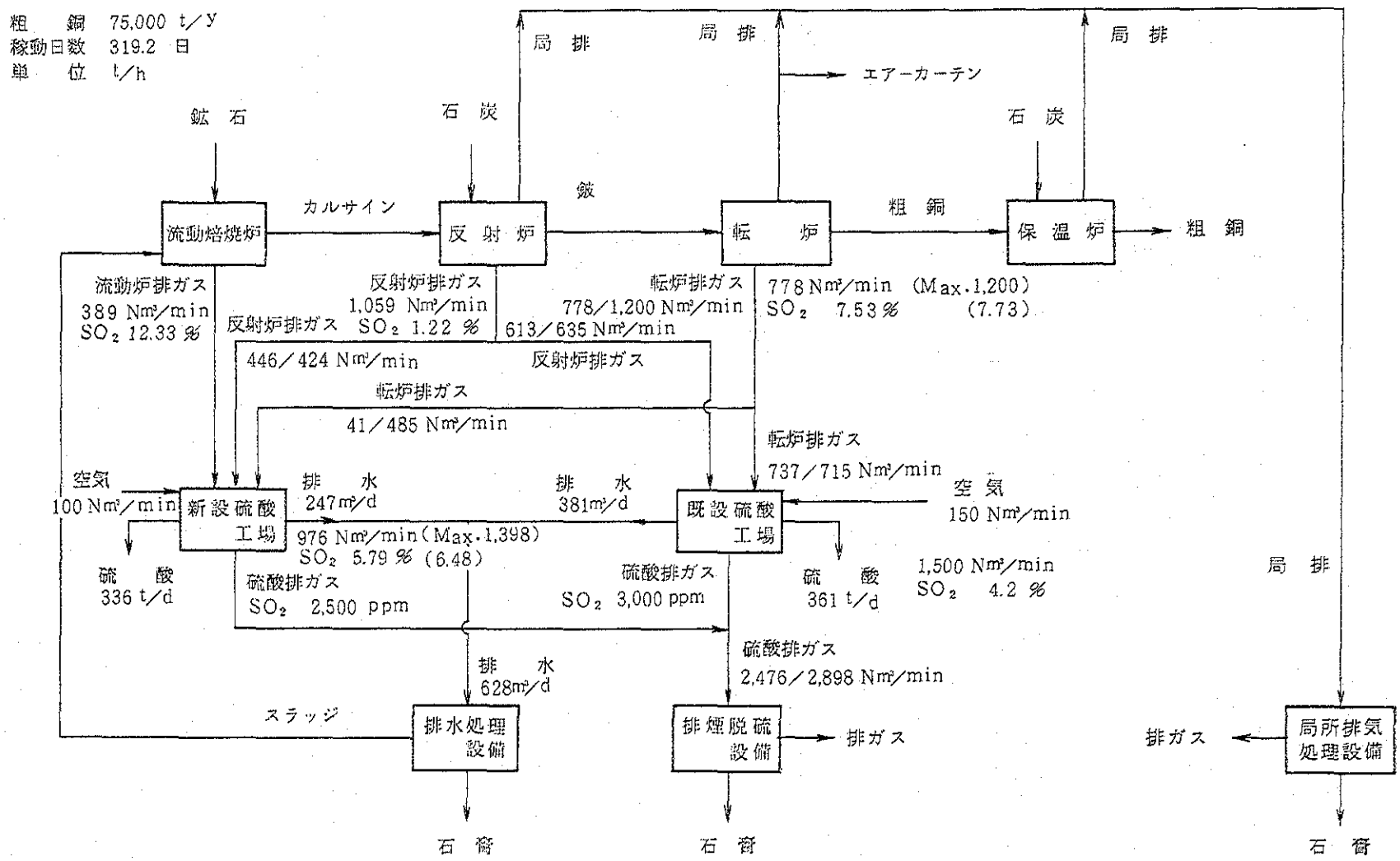


図51　排ガス処理フローシート（計画B）

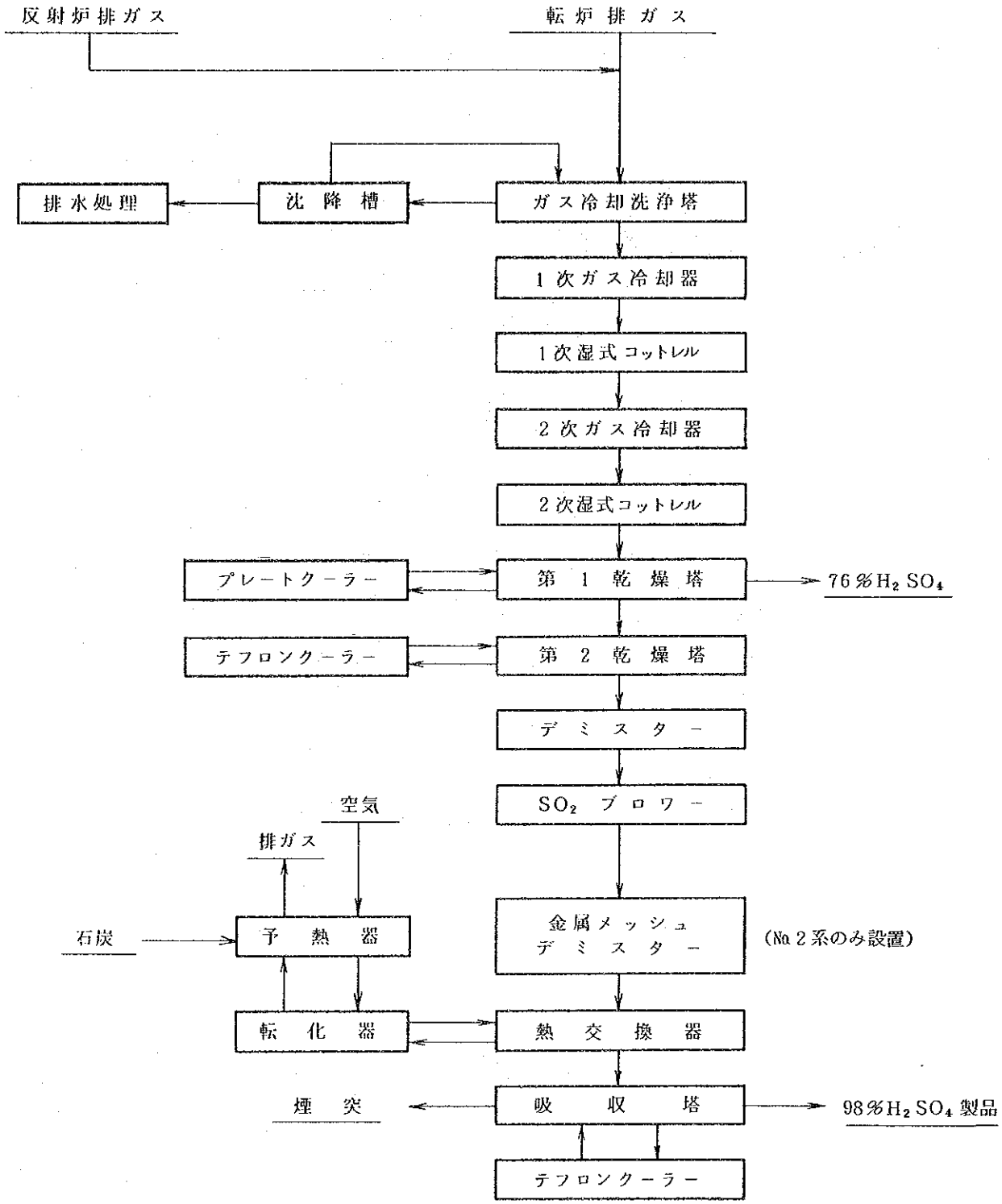


図52　既設硫酸工場フローシート（計画B）

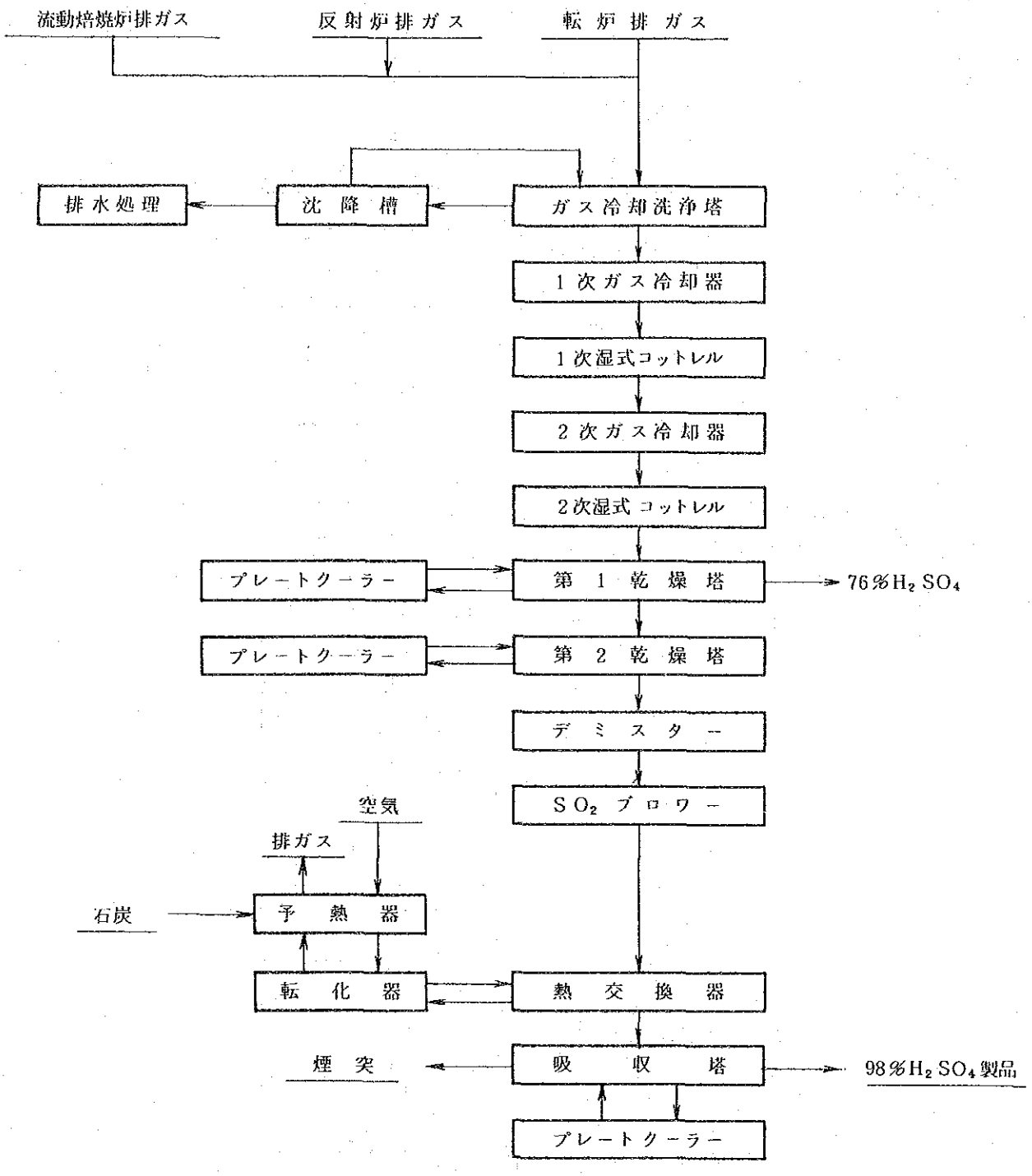


図53　新設硫酸工場フローシート（計画B）

(3) 改造内容

1）流動焙焼炉排ガス

新設流動焙焼炉排ガスを新設硫酸工場にて全量処理する。ボイラー，コットレルおよび排ガスブロワー等が全て新設のため，リーク率は少なく0.7以下となる。

2）反射炉排ガス

反射炉は改造し，ボイラーは2基新設し，ブロワーは新設する。コットレルは既存設備を使用する。以上の改造を実施することにより，現状1.1のリーク率を0.21まで減少させ，処理ガス量を大幅に減少させることができる。

3）転炉ガス

ボイラーを3基新設し，コットレルを新設する。転炉排ガスブロワーは撤去し，硫酸工場SO_2ブロワーにて吸引する方式に変更する。以上の改造により，リーク率を1.0下にすることができる。

4）硫酸工場

既設硫酸工場は，転炉排ガスと反射炉排ガスを処理し，新設硫酸工場は，流動焙焼炉排ガス，反射炉排ガスおよび転炉排ガスを処理して硫酸を製造する。既設硫酸工場の改造は，計画Aと同じで次の様である。

① ガス精製工程を更新する。

② 乾燥塔2段直列使用に変更する。

③ 乾燥塔および吸収塔のイリゲーションクーラーをテフロンクーラーに変更する。

新設硫酸工場は，シングルコンタクト式で，吸引ガス量1,550 Nm³/分とする。（系内漏込み空気100 Nm³/分を含む）

(a) ガス精製工程

新設硫酸工場吸引量1,550 Nm³/分，既設硫酸工場2系列合計の吸引量1,500 Nm³/分のとき，両工場とも硫酸工場入口圧力は－100 mmH_2O，ガス精製乾燥工程圧力損失は800 mmH_2O以下とする。

ガス精製工程は，既設および新設各々一系列とし，計画Aと同一方式とする。

硫酸工場原ガスは，ベンチュリースクラバーにて除塵および断熱冷却される。循環液は硫酸濃度5％以下で，不純物の濃縮を防止する目的で酸沈降槽の，アンダーフローより抜き出し排水処理にて処理され，排水処理工場送液量は，既設分381 m³/日，新設分247 m³/日，合計628 m³/日である。

ガス冷却器は，2段直列接続とする。冷却水温度が夏期最高の30℃のとき，2次ガス冷却器出口ガス温度は，既設33℃，新設35℃とする。冷却器ドレンは，排液タンク経由でベンチュリースクラバーに送液される。

湿式コットレルの集塵効率は，入口ミスト濃度20 mg/Nm³以下で，各々90％以上の性能を有しており，2段直列使用により99％以上の集塵効率となる。コットレルガ

イ子保護のため，清浄な加温空気を42Nm³/分使用する。コットレルは定期的に内部水洗を実施し，その排液は，排液タンク経由でベンチュリースクラバーに送液される。

図54にガス精製工程メカニカルフローシートを示す。

(b) ガス乾燥工程

ガス精製工程で精製されたガスは，ガス乾燥工程でガス中の水分を除去される。乾燥塔は2段直列使用とし，循環酸濃度は，第1乾燥塔で76％，第2乾燥塔で95％に制御される。98.5％硫酸製造水相当量以下に，第1乾燥塔出口ガス中の水分を制御するために，既設では，220Nm³/分第1乾燥塔を通煙させる必要があるが，新設硫酸工場では，第1乾燥塔は製錬工程の一時休転時に，硫酸工場水収支の悪化を防止する目的で設置される。

第2乾燥塔酸冷却器は，既設はテフロンクーラーとし，新設はプレートクーラーとする。

既設および新設ガス乾燥工程水収支を図55，図56に示す。既設硫酸工場の余剰水は0.52t/時で，76％硫酸として抜き出すが，新設硫酸工場では0.64t/時不足する。したがって，既設硫酸工場より76％硫酸を新設硫酸工場吸収工程の補給水として使用すると，真夏でも通常運転時は，76％硫酸は発生しない。新設乾燥塔循環ポンプはインライン型ポンプとする。

図57に既設硫酸工場ガス，乾燥工程メカニカルフローを，図58に新設硫酸工場ガス乾燥および，吸収工程メカニカルフローシートを示す。

酸冷却水は，新設，既設共に直接水を使用する。ただし，循環水温度30℃以下の場合は，酸冷却器に循環水使用可能となる。

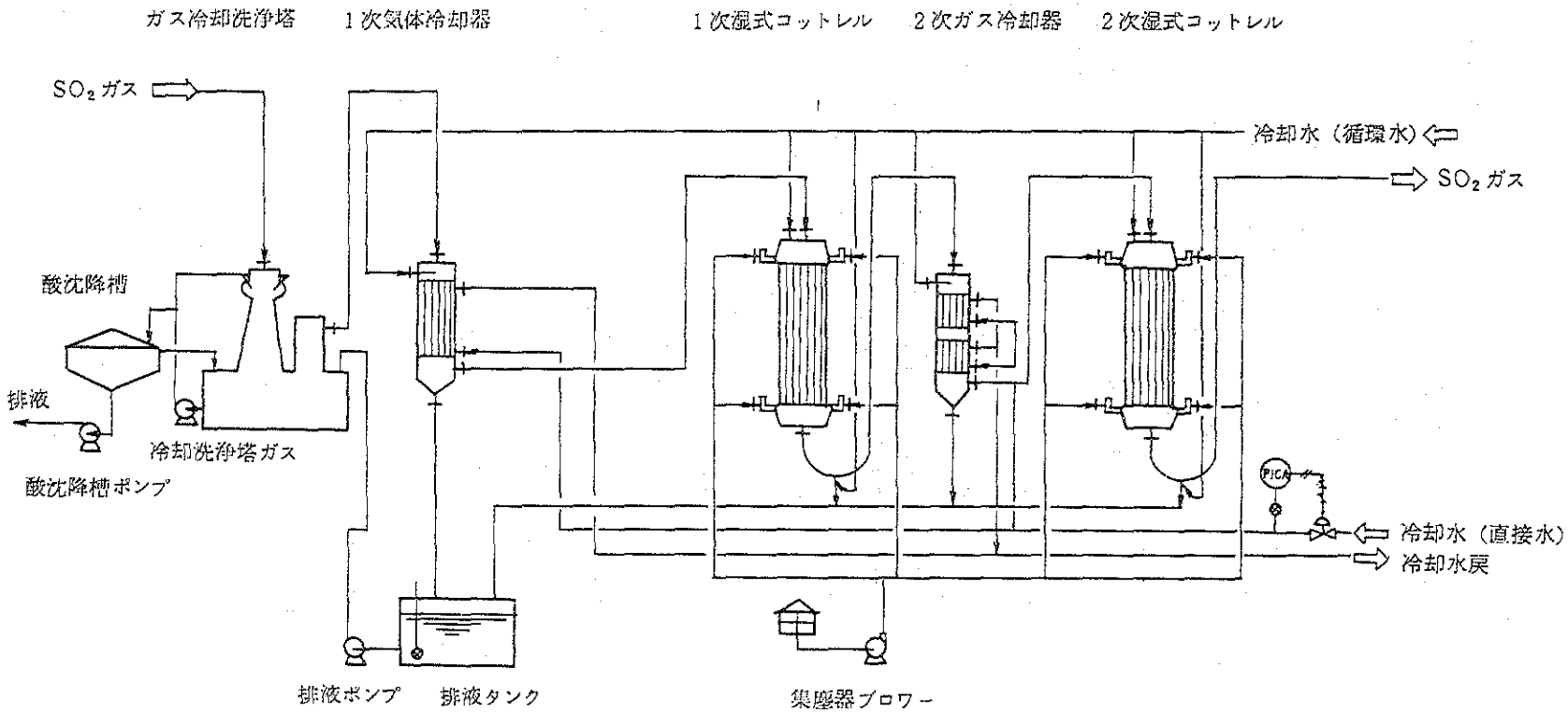


図54　ガス精製工程メカニカルフローシート（計画B）

（硫酸量は 100 %換算値）

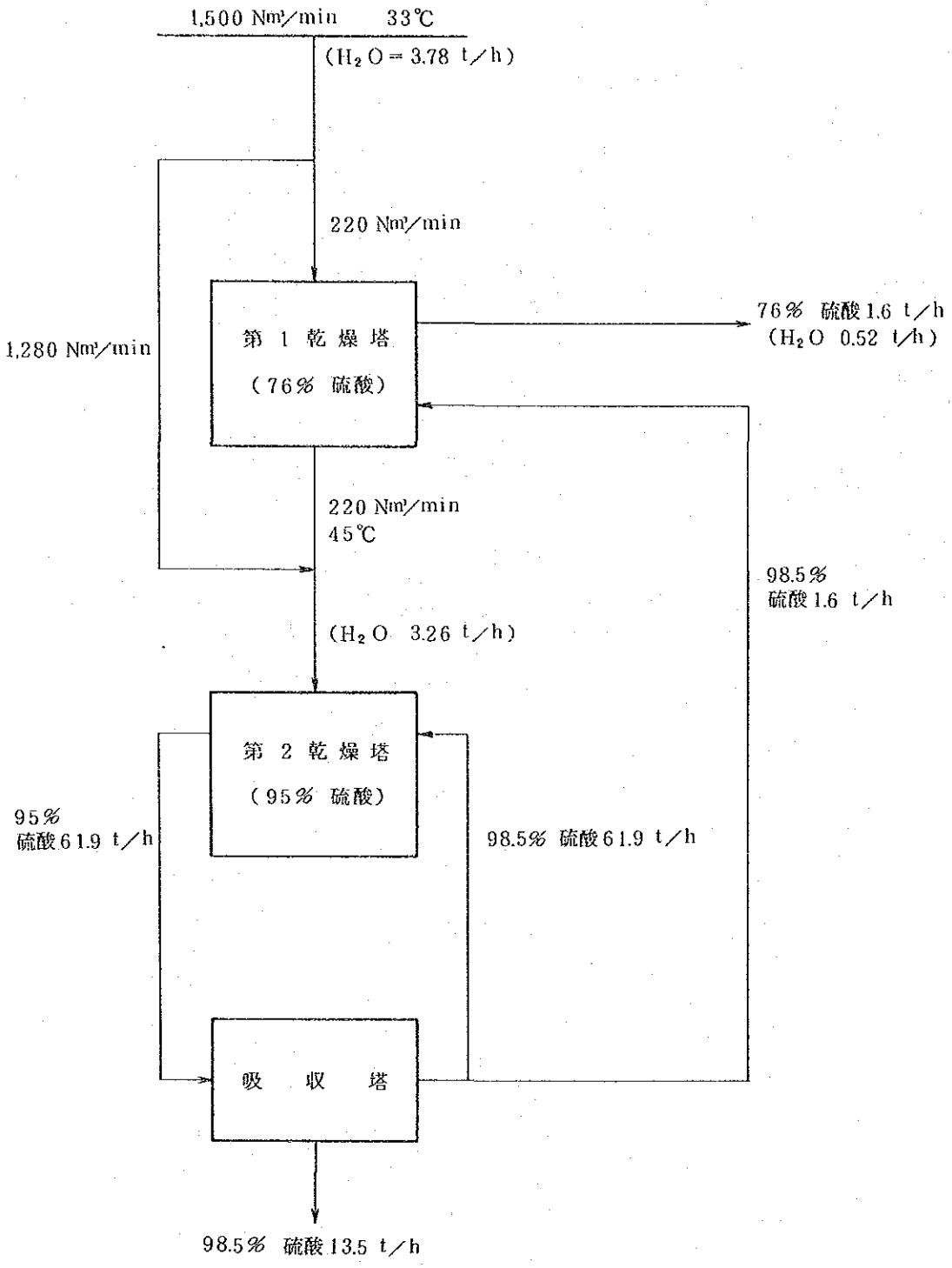


図55　既設硫酸工場ガス乾燥工程水収支（計画B）

（硫酸量は 100 %換算値）

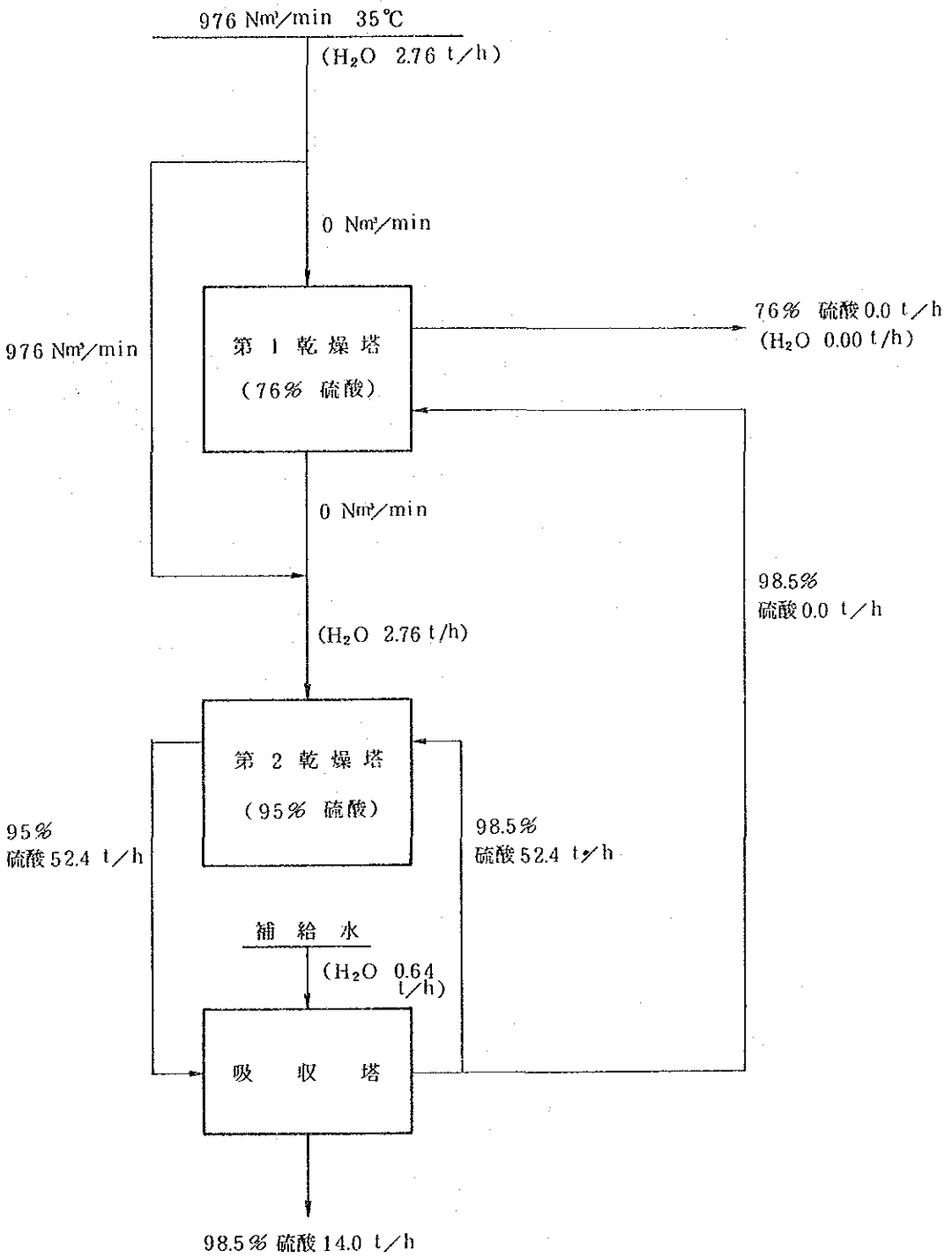


図56　新設硫酸工場ガス乾燥工程水収支（計画B）

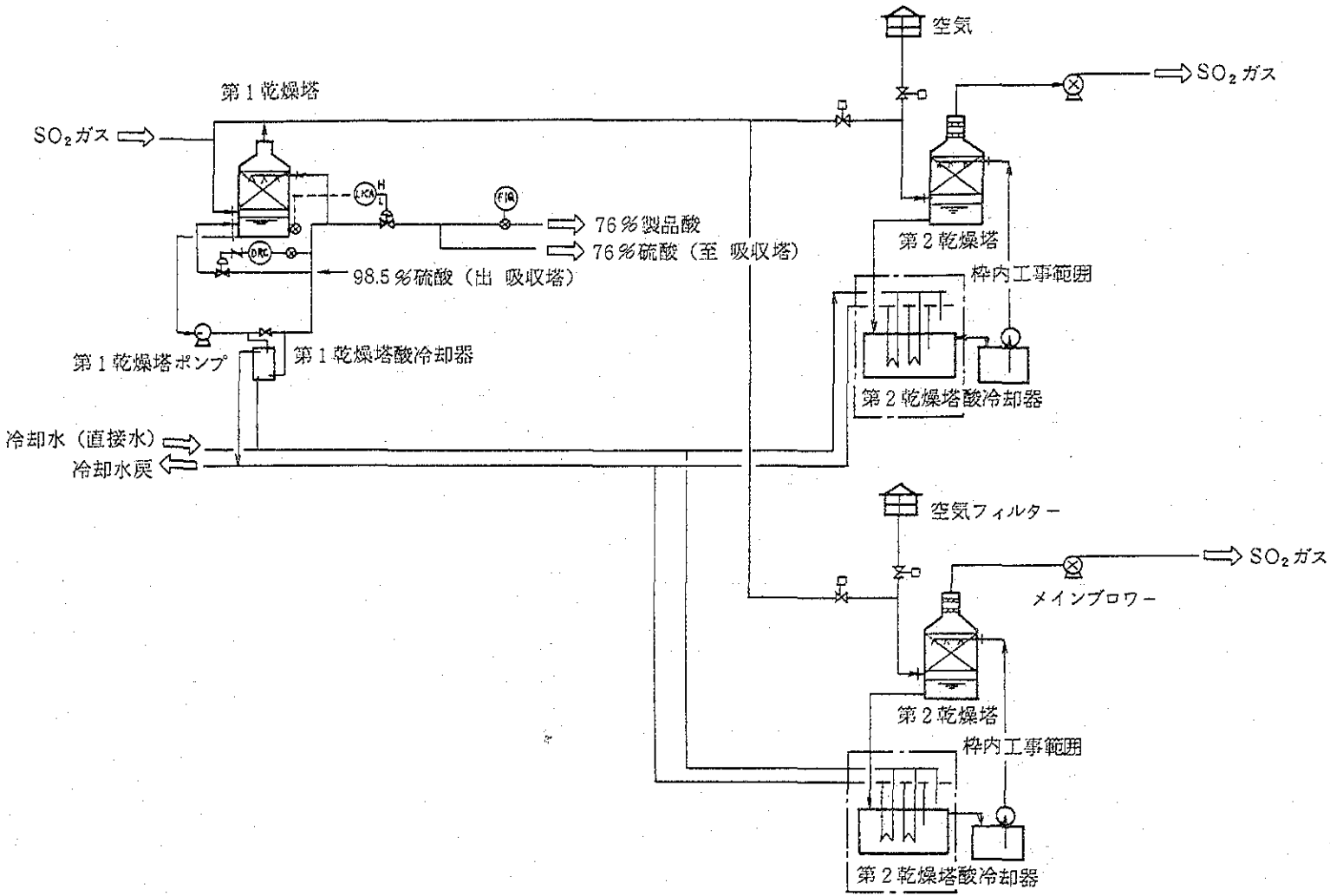


図57　既設硫酸工場ガス乾燥工程メカニカルフローシート（計画B）

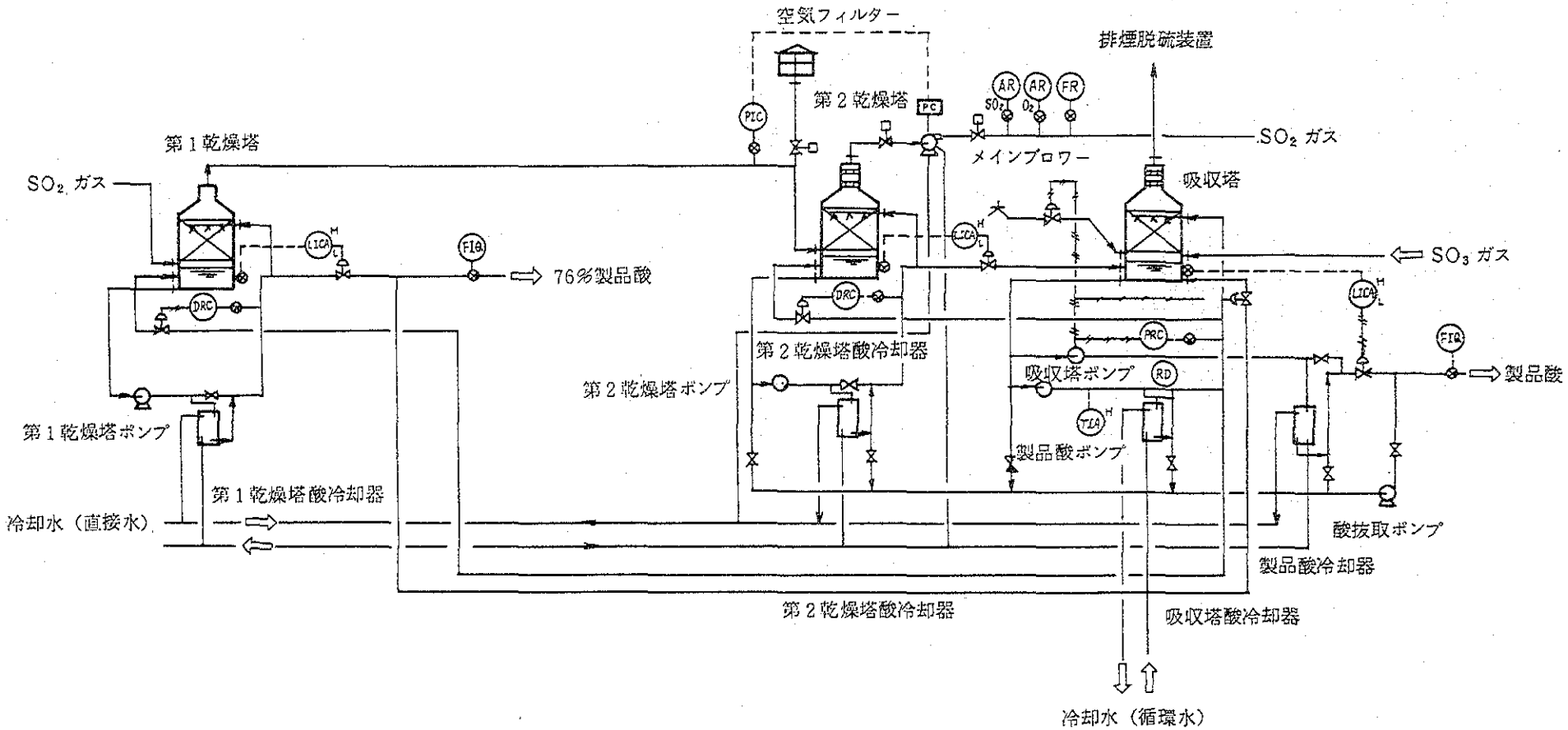


図58　新設硫酸工場ガス乾燥および吸収工程メカニカルフローシート（計画B）

(c) 転化工程

新設硫酸工場転化工程は，乾燥工程までで精製乾燥されたガスを第1～第3熱交換器にて転化ガスにより加熱した後，転化器に導入し，ガス中SO_2をSO_3に転化する。余剰熱除去のため，転化器3,4層間に中間冷却器，吸収塔入口にSO_3冷却器を設置し，空気にて冷却する。

運転開始等の熱量不足時の補熱用として，予熱器を設置する。予熱器用熱風は，温度550℃，圧力250mm H_2Oで，600 Nm³/分必要である。

転化器各層入口設定温度は，1層440℃，2層470℃，3層450℃，4層430℃とし，触媒はリング触媒を使用する。SO_2転化率は，97%以上とする。

転化工程メカニカルフローシートを図59に示す。

(d) 吸収工程

吸収塔および製品酸冷却器は，既設硫酸工場はテフロンクーラー，新設硫酸工場はプレートクーラーを採用する。新設吸収塔循環ポンプおよび製品酸抽出ポンプはインライン型ポンプとする。

既設硫酸工場吸収工程メカニカルフローシートを図60に示す。

新設硫酸工場吸収工程メカニカルフローシートを図58に示す。

新設，既設共吸収塔酸冷却水は循環水，製品酸冷却水は直接水を使用する。ただし，循環水温度30℃以下の場合は製品酸冷却用に循環水の使用が可能となる。製品酸抽出温度は50℃以下とする。

製品酸品質は，硫酸濃度，灼熱残渣，鉄，砒素は，中国国家基準一級を満足することができる。透明度，色度については，原料および製錬工程操業方法により大きく左右される。

(4) 硫黄収支

硫黄収支を図61に示す。

硫黄固定率は97.7%となり，硫黄固定率は93%以上を満足する。

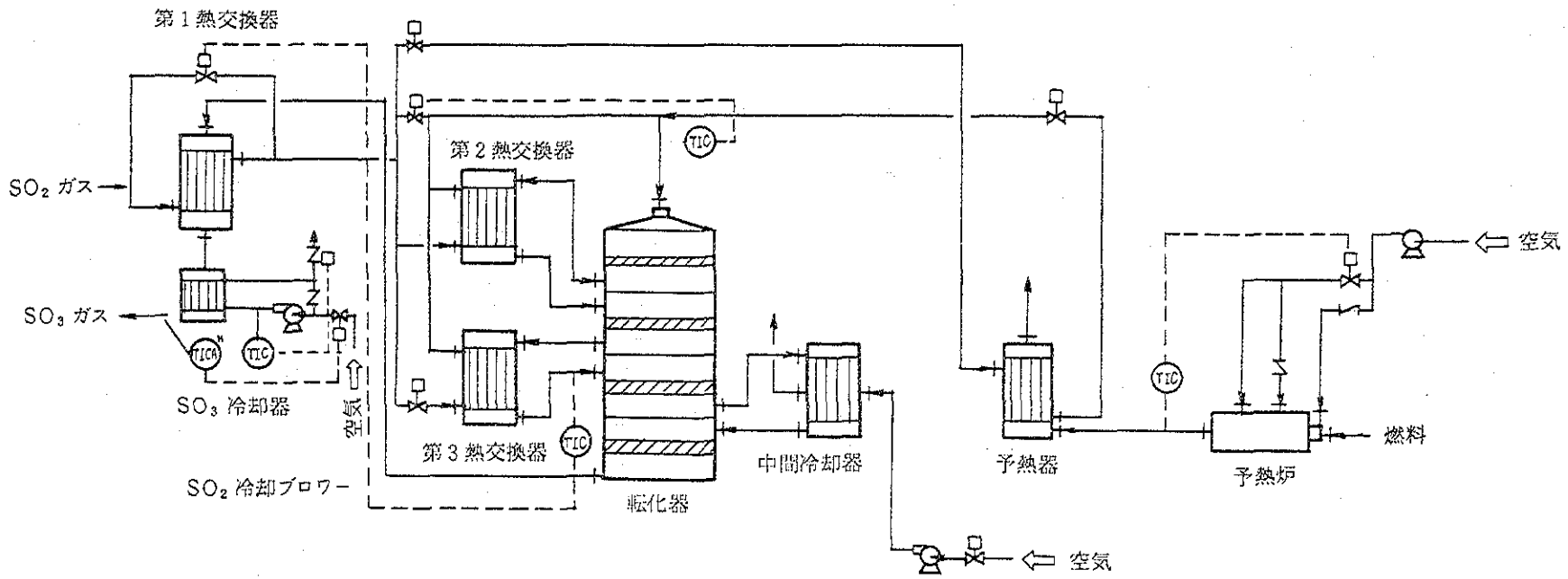


図59　転化工程メカニカルフローシート（計画B）

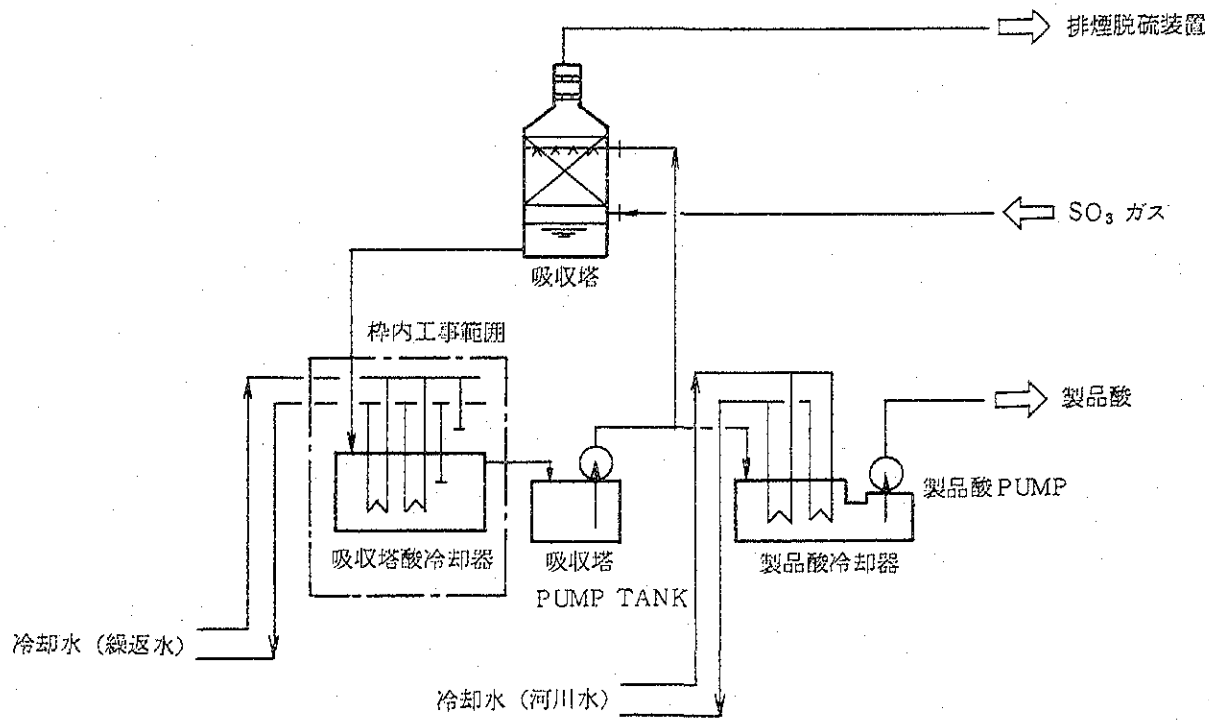


図60　既設硫酸工場吸収工程メカニカルフローシート（計画B）

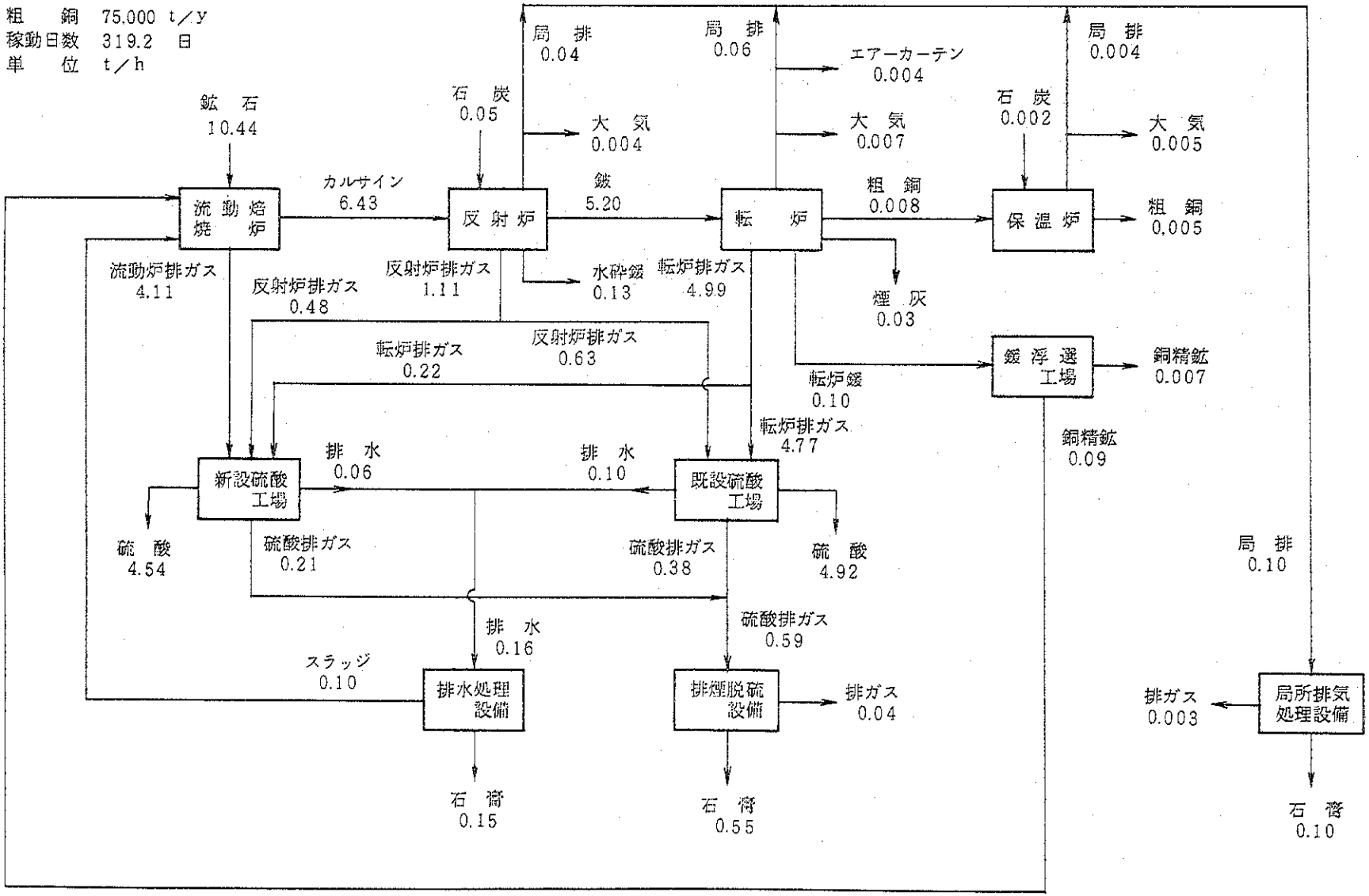

粗　銅　75.000 t／y
稼動日数　319.2　日
単　位　t／h
鉱　石
10.44
流動焙焼炉
カルサイン
6.43
石　炭
0.05
反射炉
局　排
0.04
大　気
0.004
鈹
5.20
転　炉
局　排
0.06
エアーカーテン
0.004
大　気
0.007
粗　銅
0.008
石　炭
0.002
保温炉
局　排
0.004
大　気
0.005
粗　銅
0.005
流動炉排ガス
4.11
反射炉排ガス
0.48
反射炉排ガス
1.11
水砕鍰
0.13
転炉排ガス
4.99
煙　灰
0.03
転炉排ガス
0.22
反射炉排ガス
0.63
鍰浮選工場
銅精鉱
0.007
転炉鍰
0.10
転炉排ガス
4.77
銅精鉱
0.09
新設硫酸工場
排　水
0.06
排　水
0.10
既設硫酸工場
硫　酸
4.54
硫酸排ガス
0.21
硫酸排ガス
0.38
硫　酸
4.92
局　排
0.10
排　水
0.16
硫酸排ガス
0.59
スラッジ
0.10
排水処理設備
排煙脱硫設備
排ガス
0.04
排ガス
0.003
局所排気処理設備
石　膏
0.15
石　膏
0.55
石　膏
0.10

図 61　硫黄収支（計画 B）

(5) ユーティリティ

1）冷却水

冷却水使用量を表93に示す。

計画Bでは，直接水 5,060 ㎥/時，循環水 930 ㎥/時，合計 5,990 ㎥/時 冷却水が必要となり，現状より 4,500 ㎥/時使用量が増加する。

2）電力使用量

電力使用量を表94に示す。

電力使用量は，4,000kWh/時で，現状より 1,400kWh/時増加する。

表93　冷却水使用量（計画B）

分　類	機　器　名	使用量 t/h		
		既　設	新　設	合　計
直接水（河川水）	一次ガス冷却器	900	610	1,510
	二次ガス冷却器	1,800	450	2,250
	乾燥塔酸冷却器	500	370	870
	製品酸冷却器	50	50	100
	SO_2ブロワー冷却器	250	80	330
	計	3,500	1,560	5,060
循環水（30℃以下）	吸収塔酸冷却水	400	500	900
	浄化工程洗浄水	20	10	30
	計	420	510	930
合　計		3,920	2,070	5,990

表94　電力使用量（計画B）

工　場	使用電力量 kWh/h
既　設	2,600
新　設	1,400
計	4,000

4.1.3　排ガス処理

(1) 計画条件

1）概　要

(a) 流動焙焼炉および反射炉，転炉の排ガスは，新設硫酸工場と既設硫酸工場でSO_2は硫酸として回収されるが，各硫酸工場の排ガス中には2,500㎥，3,000㎥のSO_2が残

っており，これの排煙脱硫（以下排脱と称す）を行ない，SO_2を200㏙以下として放出する。

(b) 反射炉および転炉の漏煙や保温炉の排ガス，鋳造機の漏煙については，局所排気処理を行ない，排脱後に放出する。

以上の排脱は石灰ー石膏法によりSO_2を石膏として固定する。

(c) 転炉のフード上部からの漏煙についてはエアーカーテン方式で吸引し，バグフィルターでダストを捕集後放出する。

2）ガス源

(a) 新設硫酸工場排ガスと既設硫酸工場排ガスをまとめて，硫酸工場排ガス排脱設備（以下硫酸排脱と称す）に吸引する。

(b) 反射炉の鈹抜き，鍰抜き時の漏煙と転炉の漏煙，保温炉の排ガス，鋳造時の漏煙，鍰浮選のスラグコンベヤ注湯時の漏煙を局所排気排脱設備（以下局排排脱と称す）に吸引する。

(c) 転炉のエアーカーテンの吸引ガスをバグフィルターへ吸引する。

3）排ガス処理設備設計条件

(a) 硫酸排脱設備

入口排ガス量　3,200 Nm³/min

入口排ガス温度　80℃

入口排ガスSO_2濃度　2,800㏙

出口排ガスSO_2濃度　200㏙以下

(b) 局排排脱設備

入口排ガス量　5,000 Nm³/min

入口排ガス温度　30～40℃

入口排ガスSO_2濃度　350㏙

出口排ガスSO_2濃度　10㏙以下

(c) エアーカーテン排気処理設備

入口排ガス量　1,000 Nm³/min

入口排ガス温度　30～40℃

4）排脱用原料

(a) 種類　石灰石（$CaCO_3$）

(b) 粒度　25㎜以下

(c) 純度　97％以上

5）排脱製品石膏

(a) 純度　95％以上

(b) 水分　10％以下

(c) pH　5.5～8

(2) 系統図

排ガス処理の系統図を図62に示す。

(3) 設備内容

1）硫酸排脱設備

(a) 新設硫酸工場と既設硫酸工場の排ガスをブロワーにて吸引し，排ガス中SO_2を回収するために，吸収塔で石灰スラリーを循環させ，亜硫酸カルシウムを生成させる。この亜硫酸カルシウムを酸化塔へ送る。

(b) 吸収後排ガスは，ミストコットレルにて，ミストおよびSO_3を除去後放出される。

2）局排排脱設備

(a) 反射炉の鈹抜きの樋およびレードル，鍰抜きの樋にフードを設け，漏煙を吸引する。

(b) 転炉はクレーン操作に支障のない様な囲いを設け，上部後方より漏煙を吸引（後部吸引）する。

(c) 保温炉排ガスおよび漏煙を吸引する。

(d) 上記の各所の局排排気を集めて，吸収塔にて石灰スラリーでSO_2を固定し，亜硫酸カルシウムとする。亜硫酸カルシウムは酸化塔へ送られる。

(e) 吸収後排ガスは，ミストコットレルにて，ミストを除去し放出される。

3）酸化脱水設備

硫酸排脱および局排排脱より送られてきた亜硫酸カルシウムは酸化塔で空気酸化され，硫酸カルシウム（石膏）となり，遠心分離機で脱水され製品石膏となる。沪液は石灰乳化用として繰返される。

4）エアーカーテン排気設備

(a) 転炉の囲いの上部でクレーンが出入りする部分は，エアーカーテン方式として漏煙を片方へ吸収させる。

(b) エアーカーテン排気はSO_2濃度が低いので，SO_2回収の排脱は行なわずにバグフィルターで集塵のみを行なう。

以上の様なガス処理設備を設置するが，硫酸排脱の排ガスSO_2は200㏙以下としており，局排排脱の排ガスSO_2は10㏙以下としている。この考え方は小名浜製錬(株)小名浜製錬所をモデルとしているためである。小名浜製錬所は排出SO_x基準が84 Nm³/時以下となっており，局排の排脱も必要である。この計画Bでも，局排の排脱をする場合としない場合とでは総排出SO_2量は3倍以上の差が出る。したがって，局排の排脱設備については，建設費と，SO_2罰金を含めた運転費，環境保全の考え方を考慮に入れて検討すべきである。

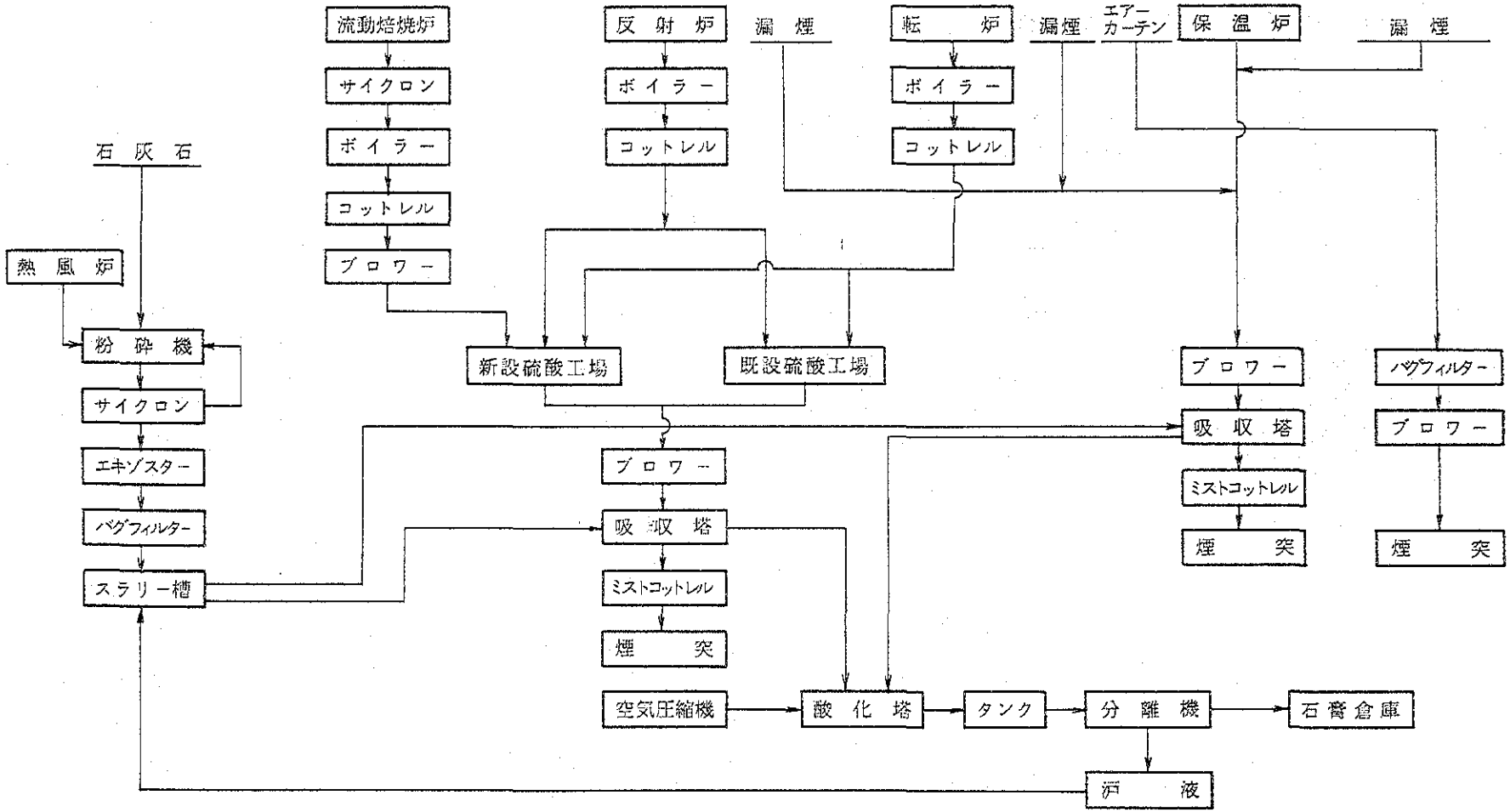


図62 排ガス処理系統図（計画B）

(4) 物質収支

排ガス処理の物質収支を図63に示す。

(5) ユーティリティ

(a) 電力　1,700kWh/h

（石灰粉砕，硫酸排脱，局排排脱，酸化脱水）

(b) 水　23t/h

（補給水，他）

4.1.4 排水処理

(1) 計画条件

1）概　要

(a) 新設硫酸工場および既設硫酸工場のガス精製系より排出される排水（以下硫酸原水と称す）を処理する。

(b) 調合鉱舎の地下水と煙灰処理系統から排出される排水（以下副産原水と称す）を処理する。

(c) 硫酸原水は2段中和方式，副産原水は1段中和方式とする。

2）排水源

(a) 新設硫酸工場のガス精製系洗浄水

(b) 既設硫酸工場のガス精製系洗浄水

(c) 調合鉱舎の地下水

(d) 煙灰処理工場の沪布洗浄水

3）設計条件

以下の数値は直島製錬所の実績より推定算出した。

(a) 処理水量

硫酸原水　26.2 m³/h

副産原水　9.6 m³/h

(b) 硫酸原水中H_2SO_4濃度　18.6 g/ℓ

(c) 石膏生産量　504kg/h（乾量），水分10%

(d) 2次スラッジ生産量　429kg/h（乾量），水分60%

(e) 原料

- 1次中和用炭酸カルシウムスラリー　34%濃度

（排脱原乳を利用）

- 2次中和用生石灰スラリー　10%濃度

（12mm以下の生石灰を粉砕，消和して製造する）

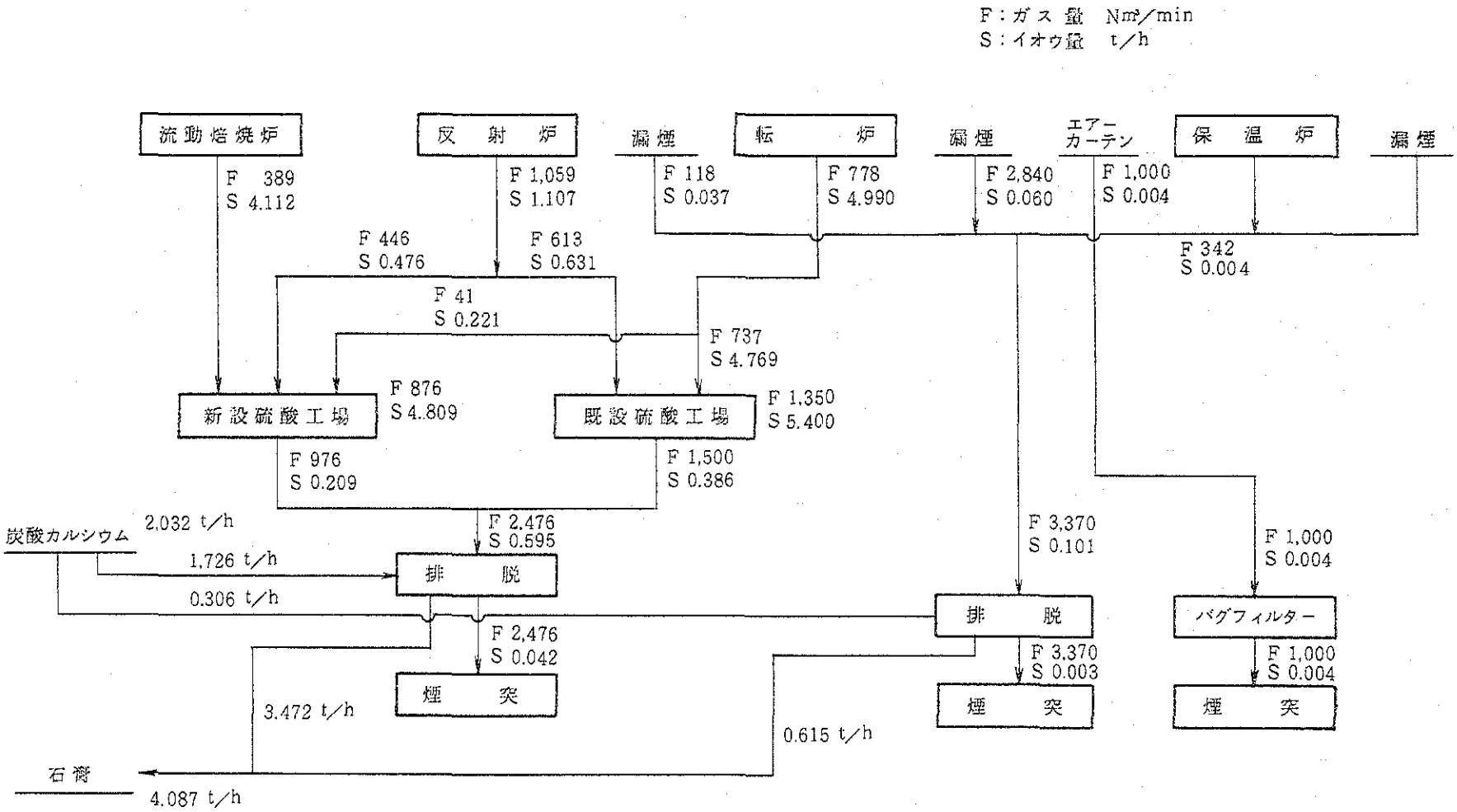


図63 排ガス処理物質収支（計画B）

(2) 系統図

排水処理の系統図を図64に示す。

(3) 設備内容

(a) 硫酸原水には，鉛や水銀などの固形浮遊物（SS）が含まれているので，これを除去するために，原水シックナーで濃縮し，底抜きを真空沪過機で沪過しスラッジを取り除く。

(b) SSを除去した原水に炭酸カルシウム（$CaCO_3$）を加え，原水中の硫酸と反応させ石膏（$CaSO_4 \cdot 2H_2O$）を生成させ，1次シックナーで濃縮し遠心分離機で沪過し製品石膏とする。沪液は2次中和槽へ送る。

(c) 2次中和槽では消石灰（$Ca(OH)_2$）を加え，排水中の重金属を水酸化物として除去する。

(d) 副産原水については，硫酸根が含まれていないので直接消石灰を加え重金属を水酸化物として除去する。

(e) 硫酸原水および副産原水の重金属水酸化物はフィルタープレスで沪過し，2次スラッジとして反射炉へ繰返し処理する。沪液は中和槽へ戻す。

(f) 2次シックナーおよび副シックナーのオーバーフロー液は，pHが11～12と高いので硫酸で逆中和し放流する。

(4) 物質収支

排水処理の物質収支を図65に示す。

(5) ユーティリティ

(a)	電力	268kWh/h
(b)	水	14t/h
(c)	炭酸カルシウム	290kg/h
(d)	生石灰	151kg/h
(e)	凝集剤	0.29kg/h
(f)	75%硫酸	3.4kg/h

4.1.5 転炉煙灰処理

(1) 計画条件

1）概　要

(a) 転炉コットレルから浸出系への煙灰輸送はスラリー輸送とする。

(b) 浸出は硫酸を用いて，2段浸出とし，さらに鉛澱物の洗浄を行なう。

(c) 鉛澱物の乾燥は，ロータリーキルンにて行なう。

(d) 浄液は，まずH_2O_2と$KMnO_4$で砒素を酸化し，$Fe_2(SO_4)_3$と$Ca(OH)_2$で脱砒素を行なう。次に，亜鉛末を用いて脱銅を行ない，最後に亜鉛末で脱カドミウムを行なう。

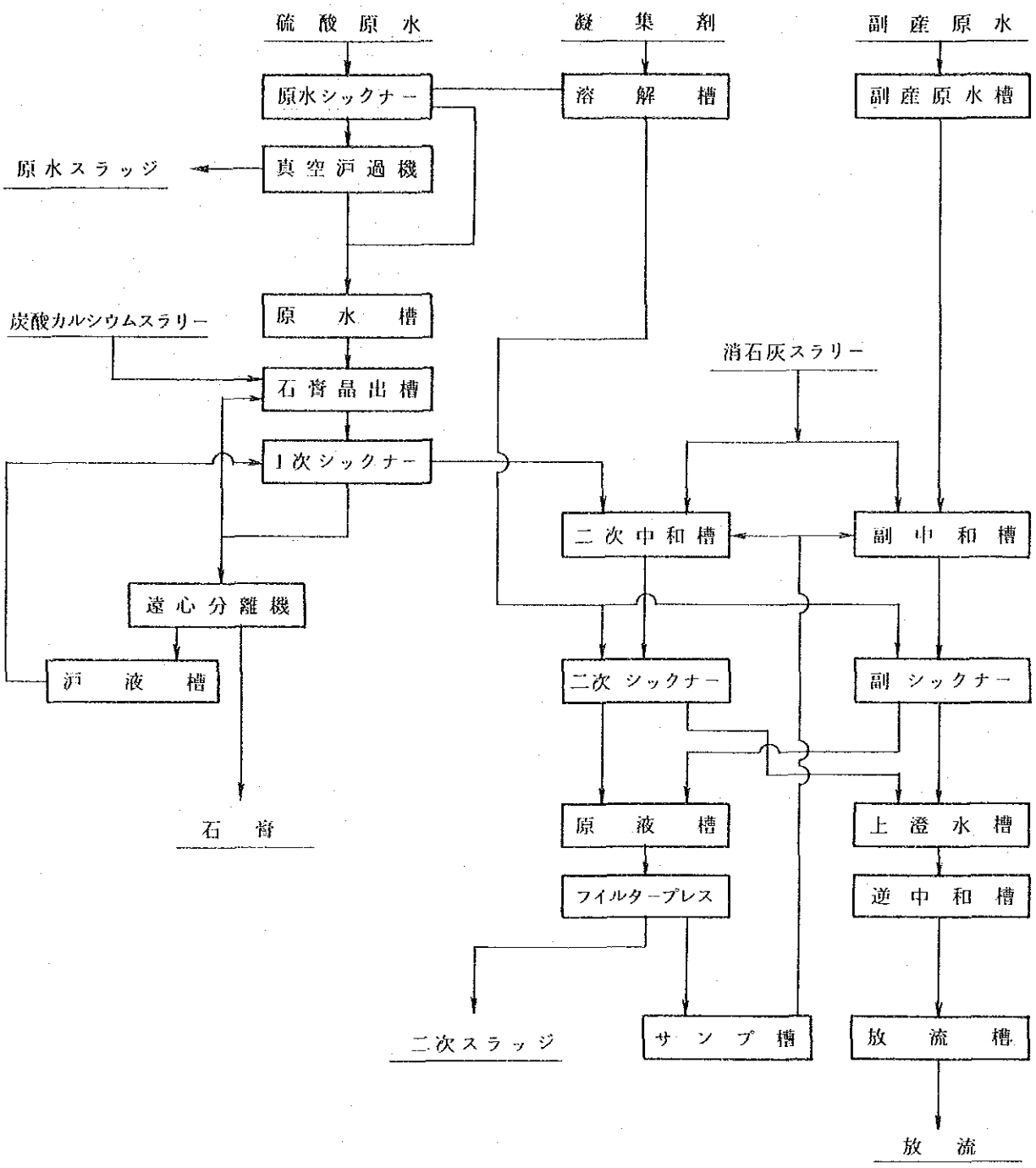


図64　排水処理設備系統図（計画B）

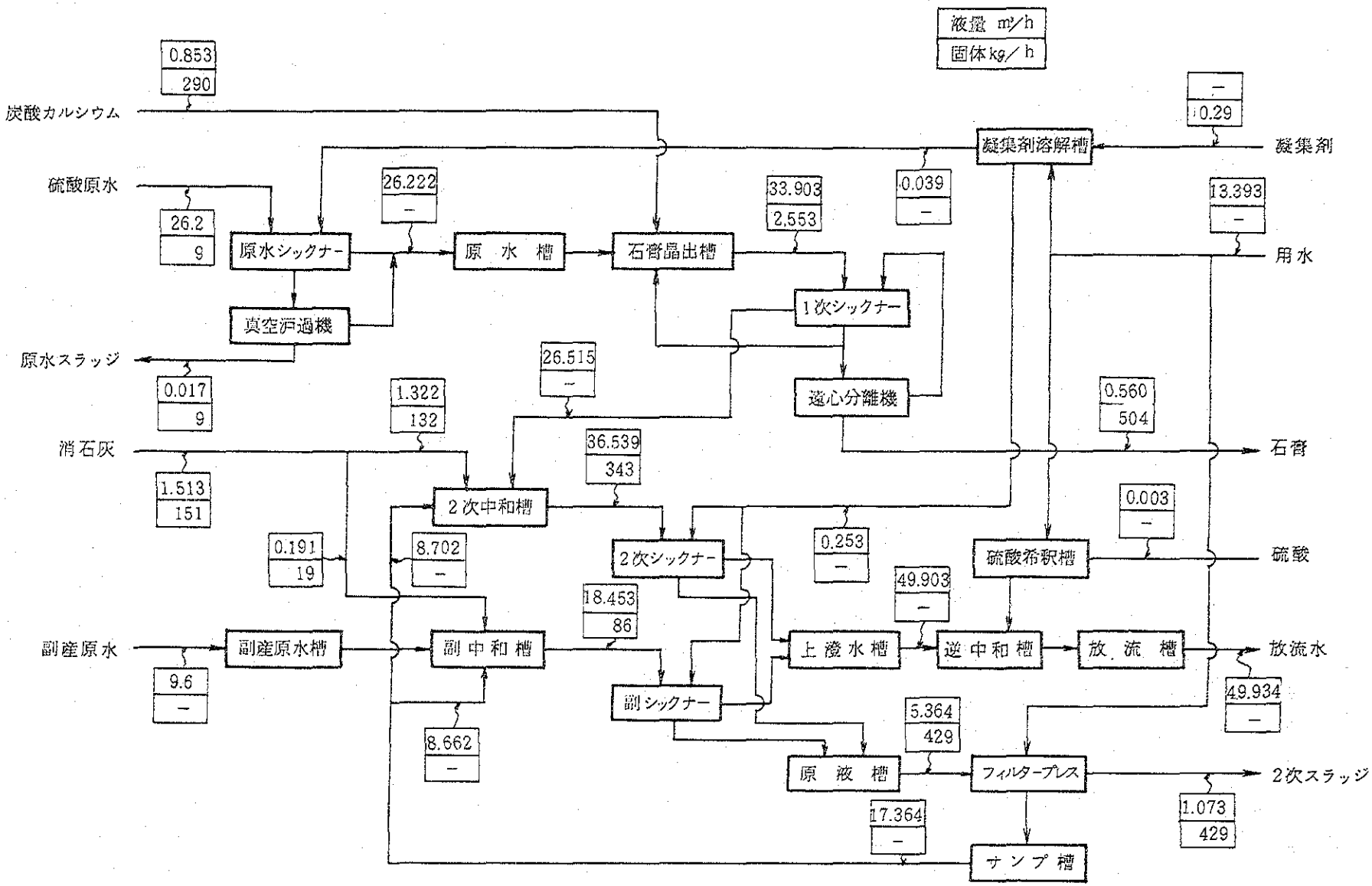


図65　排水処理設備物質収支（計画B）

(e) 浄液後の液を，加熱と真空蒸発で濃縮し，これを真空冷却して硫酸亜鉛（$ZnSO_4 \cdot 2H_2O$）を晶出させ，さらに脱水，乾燥して梱包する。

(f) 乾燥後の鉛澱物の処理については，従来通り鉛－ビスマス反射炉処理し，鉛－ビスマス合金を生産する。

2）設計条件

(a) 処理煙灰量

現状の煙灰量　3.919t/日

現状の鉱石処理量　30.82t/h ＝ 739.68t/日

鉱石処理当りの煙灰量　0.005298t－煙灰/t－鉱石

計画Bの鉱石処理量　41.79t/h ＝ 1002.96t/日

鉱石処理量に比例として煙灰量　5.314t/日

（組成は現状組成と同じと考える。）

(b) 鉛澱物量

煙灰の60％として　3.188t/日（乾量）

水分　乾燥前35％　乾燥後1％以下

(c) 浸出液量

直島実績より煙灰の1.042倍　5.538 m³/日

(d) As Fe 澱物量

澱物濃度は199 g/ℓとなり，澱物量は1.102t/日（乾量）で水分は50％となる。

(e) 沈澱銅量

直島実績より亜鉛とカドミウムと銅で61.85％とする。

沈澱銅量は0.107t/日（乾量）で水分30％である。

(f) 海綿カドミウム量

直島実績より亜鉛とカドミウムで58.57％とする。

海綿カドミウム量は0.022t/日（乾量）で水分は30％である。

(g) 硫酸亜鉛製造設備

原液液量　4.381 m³/日

原液亜鉛濃度　82 g/ℓ

原液温度　20℃

濃縮液亜鉛濃度　220 g/ℓ

濃縮液亜鉛温度　50℃

晶出温度　23℃

脱水後結晶水分　5％

乾燥後結晶水分　0.1％

硫酸亜鉛生産量　1.539t/日

(2) 系統図

転炉煙灰処理の系統図を図66に示す。

(3) 改造内容

(a) （新設）転炉コットレルの近くにパルプ槽を設け煙灰を装入する。パルプ槽には2次（酸性）浸出液が張ってあり，煙灰をスラリー化し，これを1次（中性）浸出槽へ送る。

(b) 中性浸出後，浸出液は浄液工程に送り，澱物は酸性浸出槽へ送る。

(c) 酸性浸出槽には，その後の澱物の洗浄液が張ってあり，これに澱物を装入し，硫酸を50 g/ℓ 相当分だけ添加し酸性浸出を行なう。その後，沪過し，沪液はパルプ槽へ送り，プレス内に残った澱物を温水洗浄する。この洗浄水を酸性浸出槽へ送る。澱物はロータリーキルンへ送り乾燥後鉛－ビスマス反射炉で処理し，鉛－ビスマス合金を生産する。

(d) 浸出液は，まず第1浄液として，脱砒素を行なう。これは，H_2O_2と$KMnO_4$を用いてⅢ価の砒素をⅤ価の砒素とし，$Fe_2(SO_4)_3$と$Ca(OH)_2$を加えて澱物として砒素を除去する。澱物は沪過し反射炉へ返し，沪液は第2浄液工程へ送る。

(e) 第2浄液は，Zn末を添加し脱銅を行なう。沈澱銅は反射炉へ返し，沪液は第3浄液工程へ送る。

(f) 第3浄液は，亜鉛末を添加し脱カドミウムを行う。海綿カドミウムは金属カドミウム工程へ送り，沪液は硫酸亜鉛製造工程へ送る。

(g) 硫酸亜鉛製造工程の原液は亜鉛濃度が低いので，加熱と真空蒸発にて濃縮し220 g/ℓ 程度にする。次に，真空冷却を行ない，$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$の結晶を晶出させる。これを脱水し，さらに気流乾燥後梱包する。

(4) 物質収支

転炉煙灰処理の物質収支を図67に示す。

(5) ユーティリティ

(a)	電力	1,000kWh/日	
(b)	水	13 ㎥/日	（浸出，沪布洗浄用）
(c)	蒸気	5t/日	（浸出，浄液，硫酸亜鉛製造用）
(d)	石炭	0.7t/日	（ロータリーキルン用）
(e)	生石灰	90kg/日	
(f)	35％H_2O_2	32 ℓ/日	
(g)	$KMnO_4$	11kg/日	

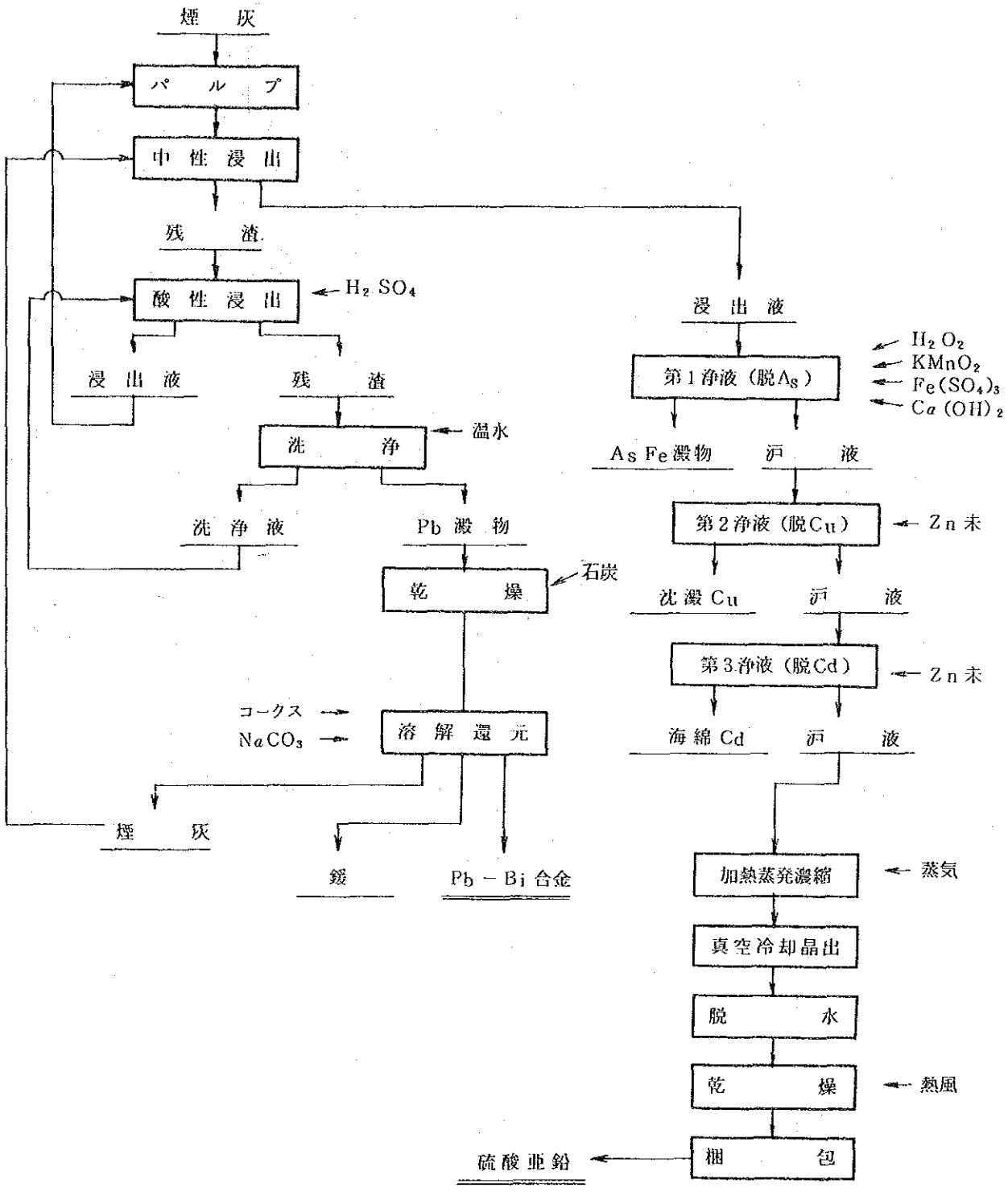


図66　転炉煙灰処理系統図（計画B）

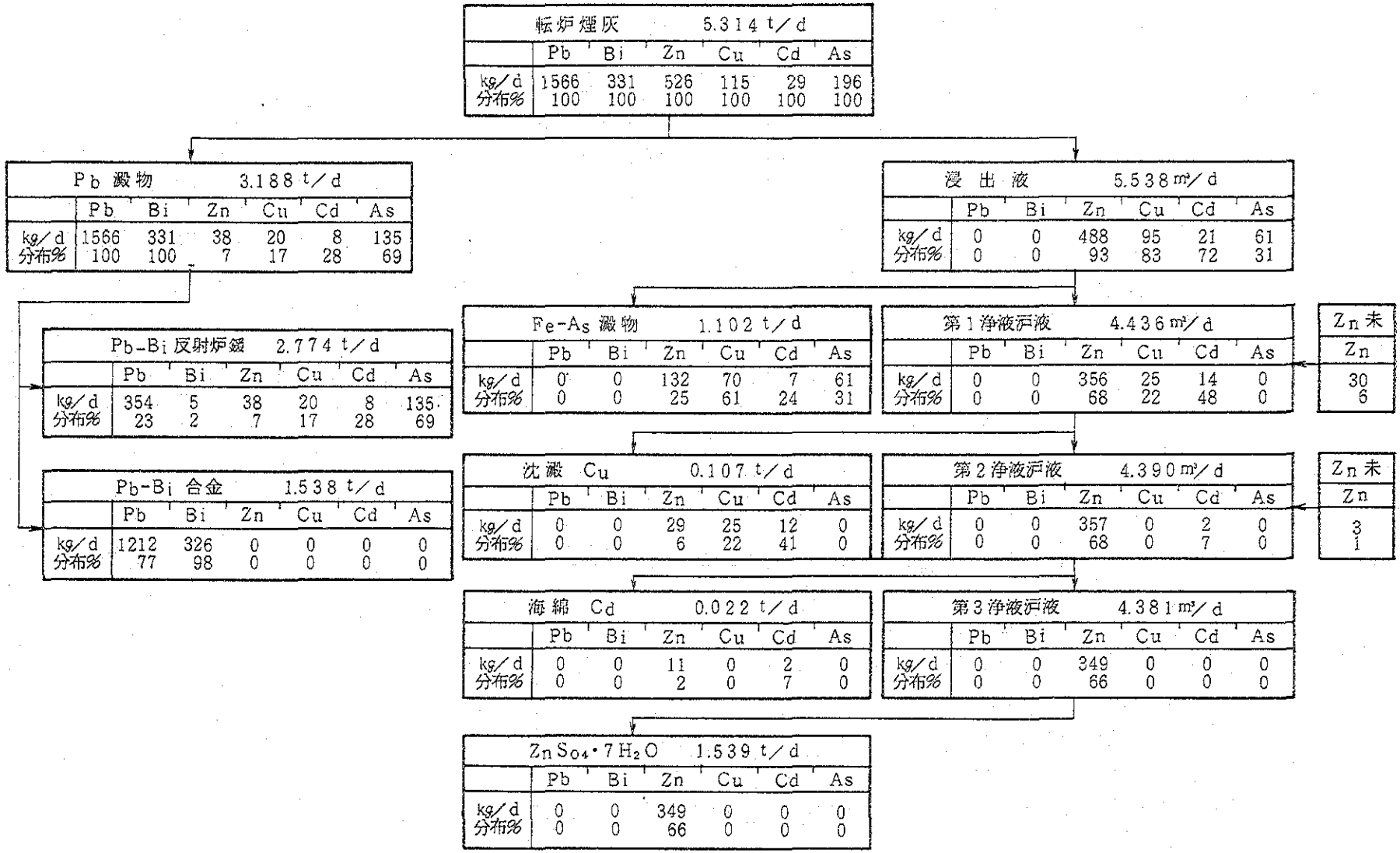


図67 転炉煙灰処理物質収支（計画B）

4.2　ユーティリティおよび操業物品

計画Bのユーティリティおよび操業物品を表95に示す。

表95　ユーティリティおよび操業物品（計画B）

種類＼工程	熔　錬	硫　酸	排ガス処理	排水処理	煙灰処理	合　計
電　力(kwh/h)	6,400	4,000	1,700	268	42	12,410
用　水(t/h)	450	5,060	23	14	0.5	5,547.5
	960	930				1,890
石　炭(t/h)	8.67				0.03	8.7
炭酸カルシウム(kg/h)				290		290
生　石　灰(kg/h)				151	3.75	154.75
凝　集　剤(kg/h)				0.29		0.29
75%　硫　酸(kg/h)				3.4		3.4
35% H_2O_2　(ℓ/h)					1.33	1.33
$KMnO_4$　(kg/h)					0.46	0.46
蒸　気(t/h)					0.21	0.21

※用水の上段は，直接水
　　下段は，循環水