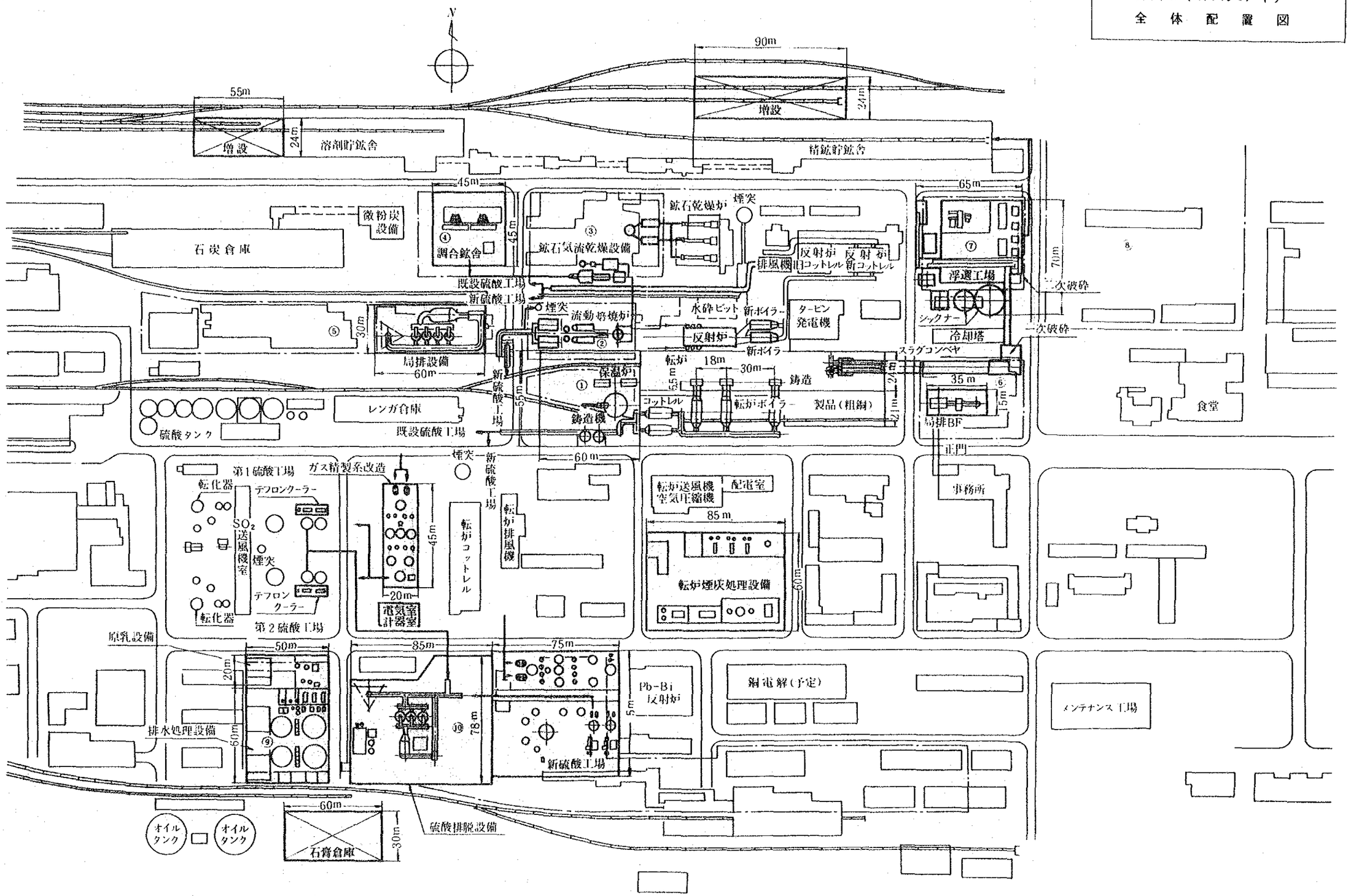
4.3　計画図（計画B）

計画Bの計画図を参考のために以下に示す。

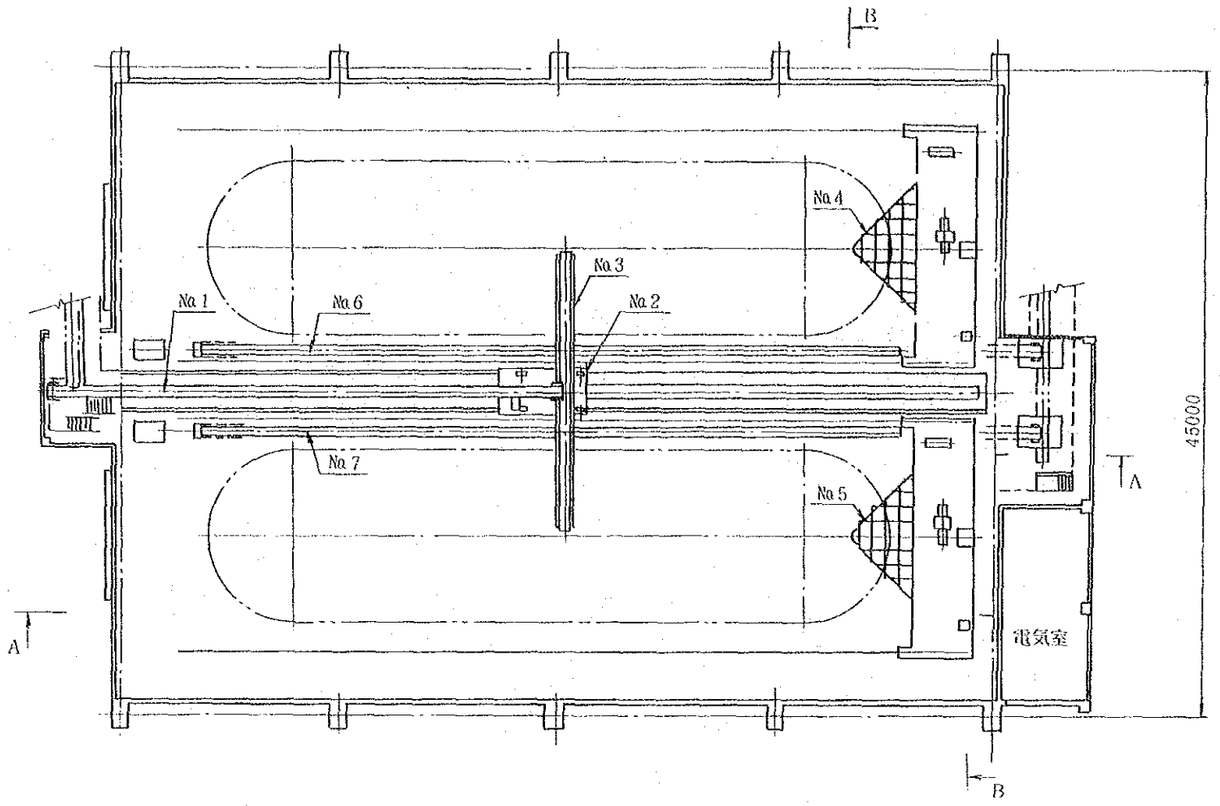
表96　計画図リスト（計画B）

	ページ
1）全体配置図	263
2）調合鉱舎設備の図	265
3）熔錬工場配置図	267
4）鉱石乾燥炉コットレルの図	269
5）流動焙焼炉系統図	271
6）流動焙焼炉平面図	273
7）流動焙焼炉側面図	275
8）反射炉改造（カルサインチャージ）の図	277
9）反射炉排ガス系統図	279
10）反射炉ボイラー改造配置図	281
11）ボイラー給水蒸気配管系統図	283
12）転炉ボイラー新設の図	285
13）転炉口取機の図	287
14）転炉メカニカルバンチャーの図	289
15）粗銅鋳造設備配置図	291
16）鍰浮選系統図	293
17）スラグコンベヤおよび一次破砕配置図	295
18）二次破砕および浮選工場配置図	297
19）既設硫酸工場改造系統図	299
20）既設硫酸工場改造配置図	301
21）新設硫酸工場系統図	303
22）新設硫酸工場配置図	305
23）排煙脱硫設備系統図	307
24）硫酸排脱設備配置図	309
25）局所排気系統図	311
26）局所排気（排脱）配置図	313
27）局所排気（バッグフィルター）の図	315
28）煙灰処理硫酸亜鉛製造設備系統図	317
29）排水処理設備配置図	319
30）流動焙焼炉計装線図	321
31）反射炉計装線図	323
32）転炉ボイラー計装線図	325

計画B（7.5万t／年）
全体配置図

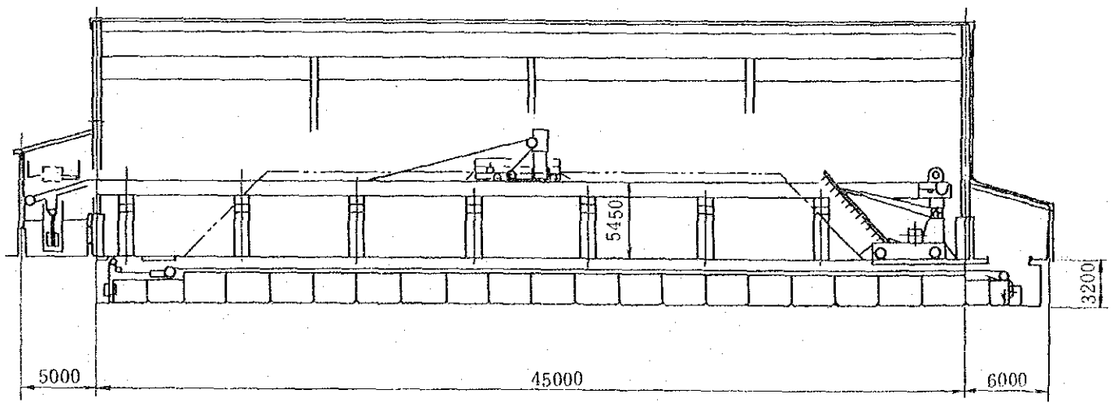


計画B（7.5万t／年）
調合鉱舎設備之図

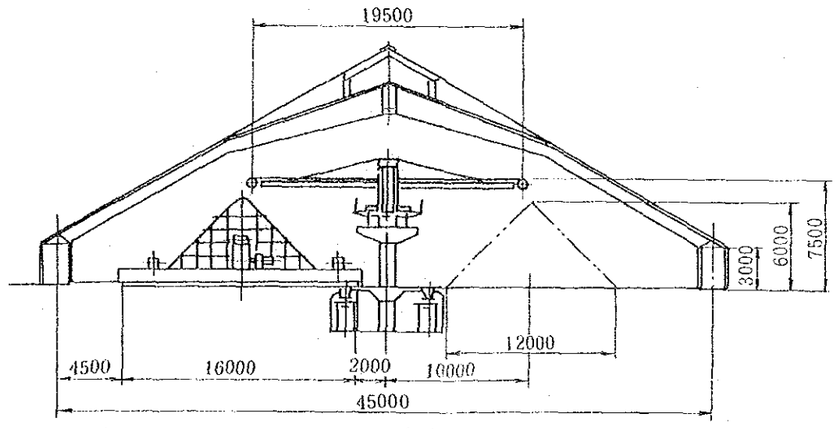


機器仕様

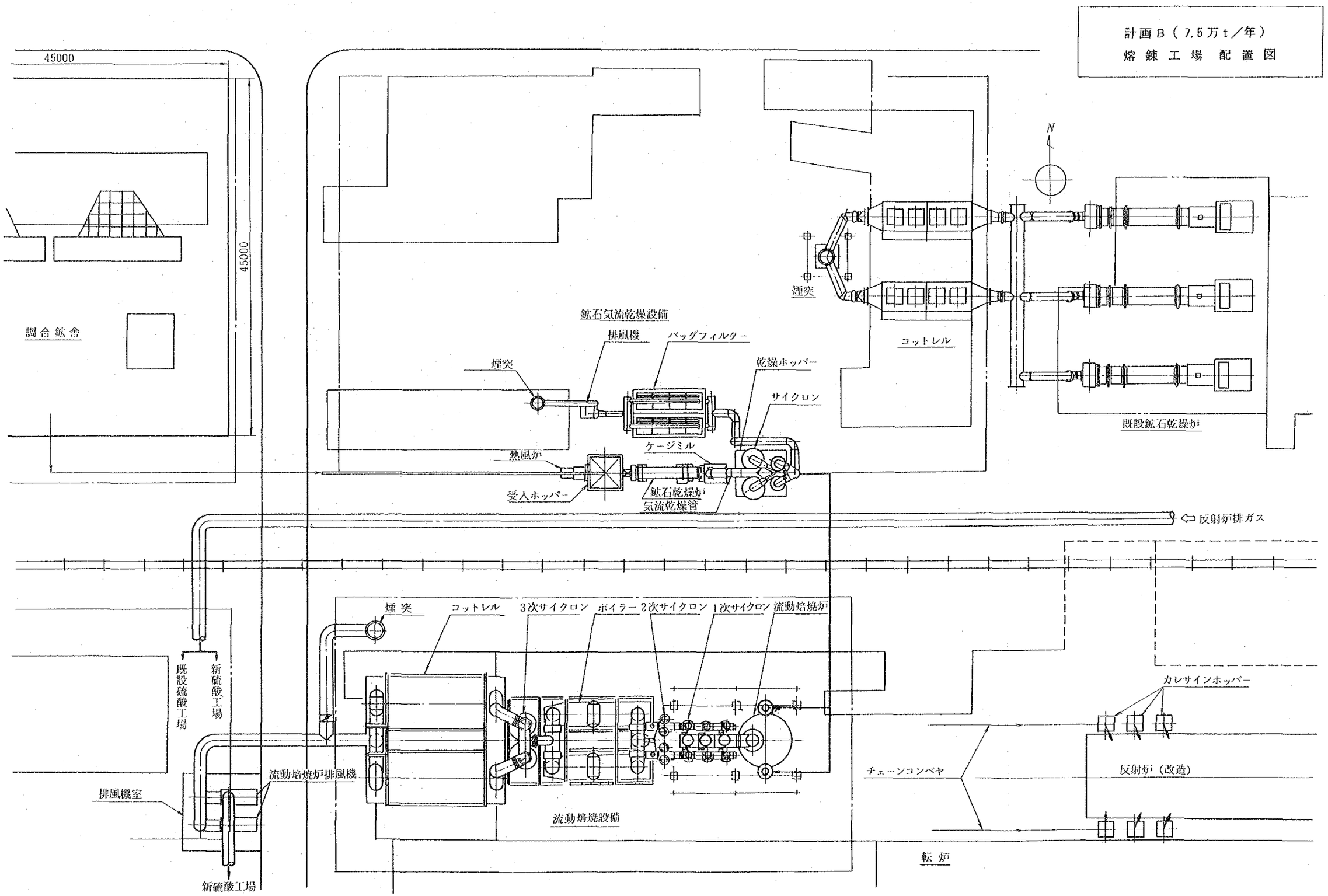
No	名称	輸送量	ベルト巾	前進速度	備考
1	ベルトコンベヤ	300t/h	750mm	85m/min	
2	調合トリッパ	〃	〃	85	
3	〃 スタッカ	300	750	90	
4	リクレーマ	100	--	2.3m/h	逆行 レールスパン 5m/min 16m
5	〃	〃	--	2.3m/h	逆行 レールスパン 5m/min 16m
6	ベルトコンベヤ	〃	600	50	
7	〃	100	600	50	



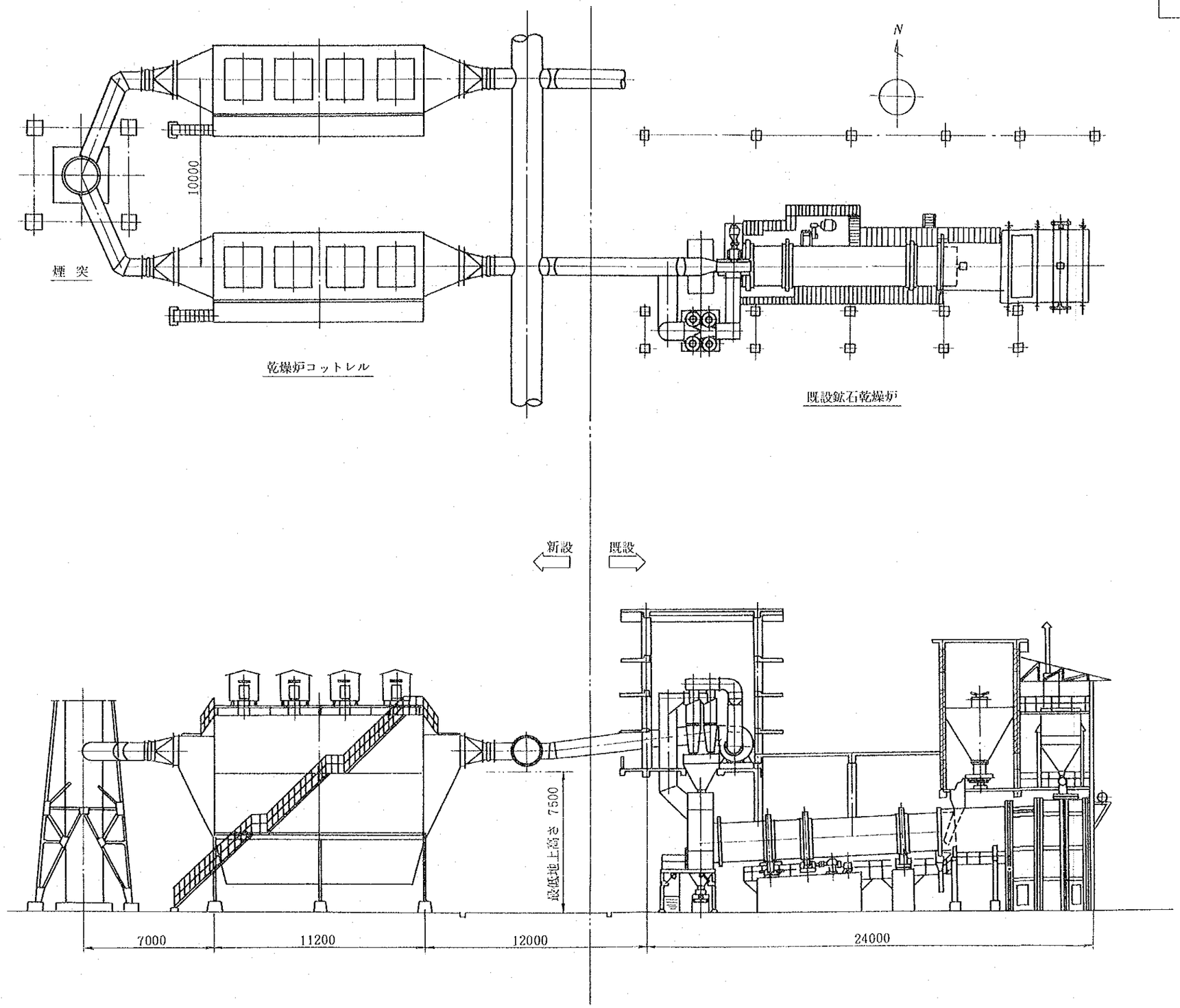
A--A 矢視



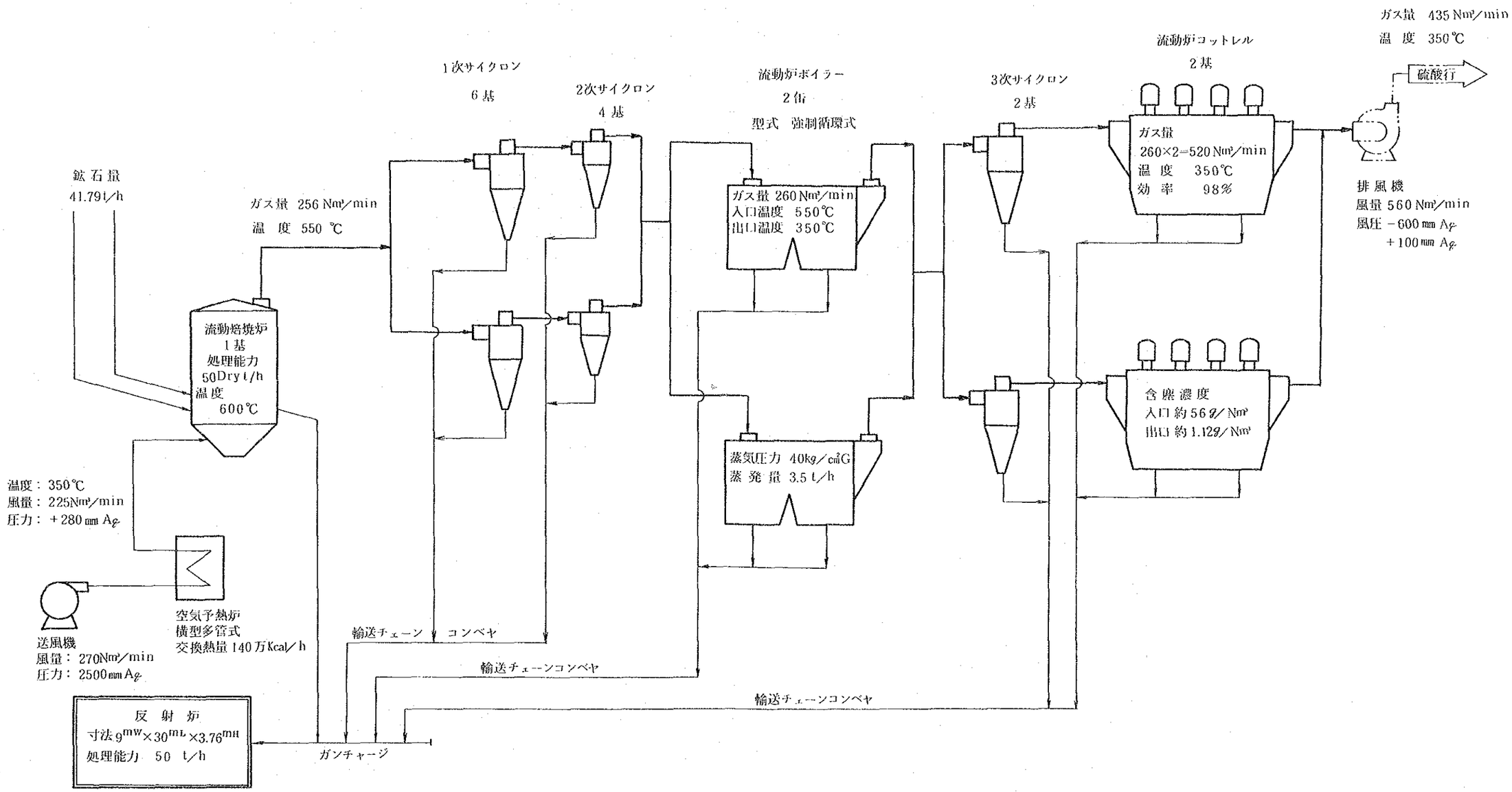
B-B 矢視


計画B（7.5万t／年）
熔錬工場配置図
45000
45000
調合鉱舎
N
煙突
コットレル
既設鉱石乾燥炉
鉱石気流乾燥設備
排風機
バッグフィルター
煙突
乾燥ホッパー
サイクロン
ケージミル
熱風炉
受入ホッパー
鉱石乾燥炉
気流乾燥管
反射炉排ガス
煙突
コットレル
3次サイクロン
ボイラー
2次サイクロン
1次サイクロン
流動焙焼炉
既設硫酸工場
新硫酸工場
カレサインホッパー
流動焙焼炉排風機
排風機室
チェーンコンベヤ
反射炉（改造）
流動焙焼設備
転炉
新硫酸工場

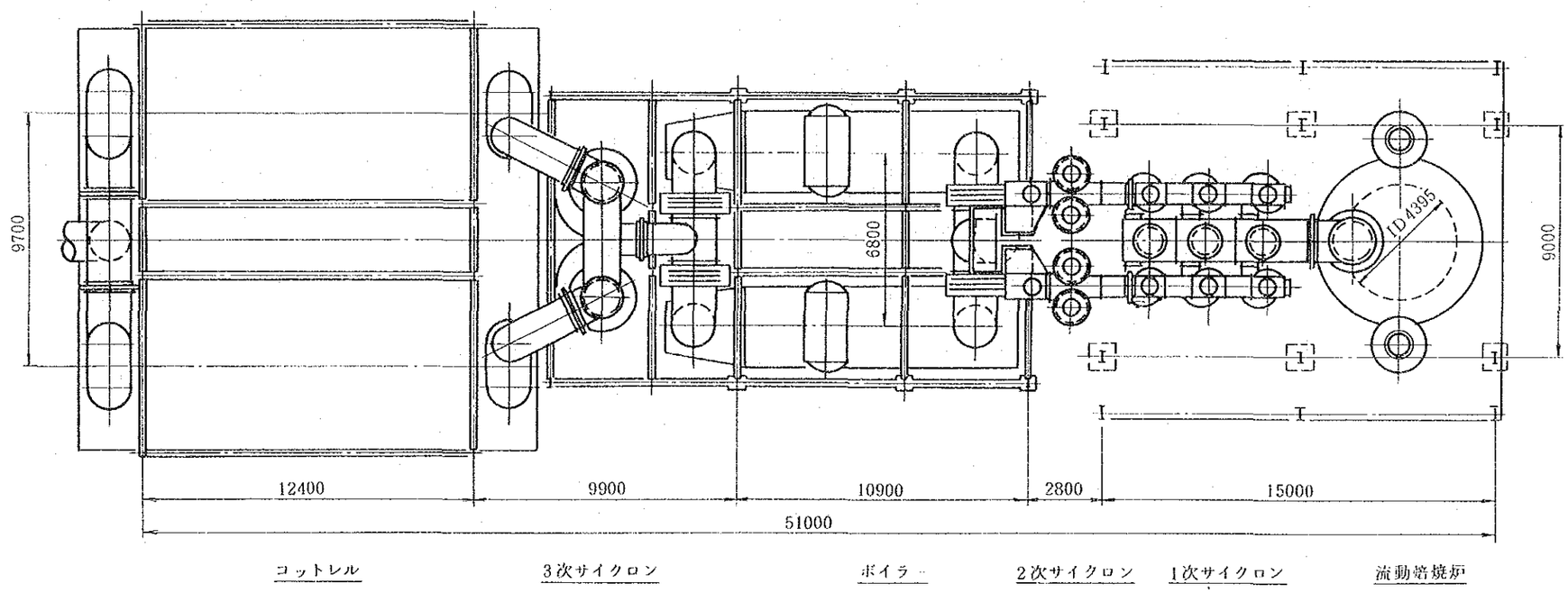
計画Ｂ（7.5万ｔ／年）
鉱石乾燥炉コットレル之図



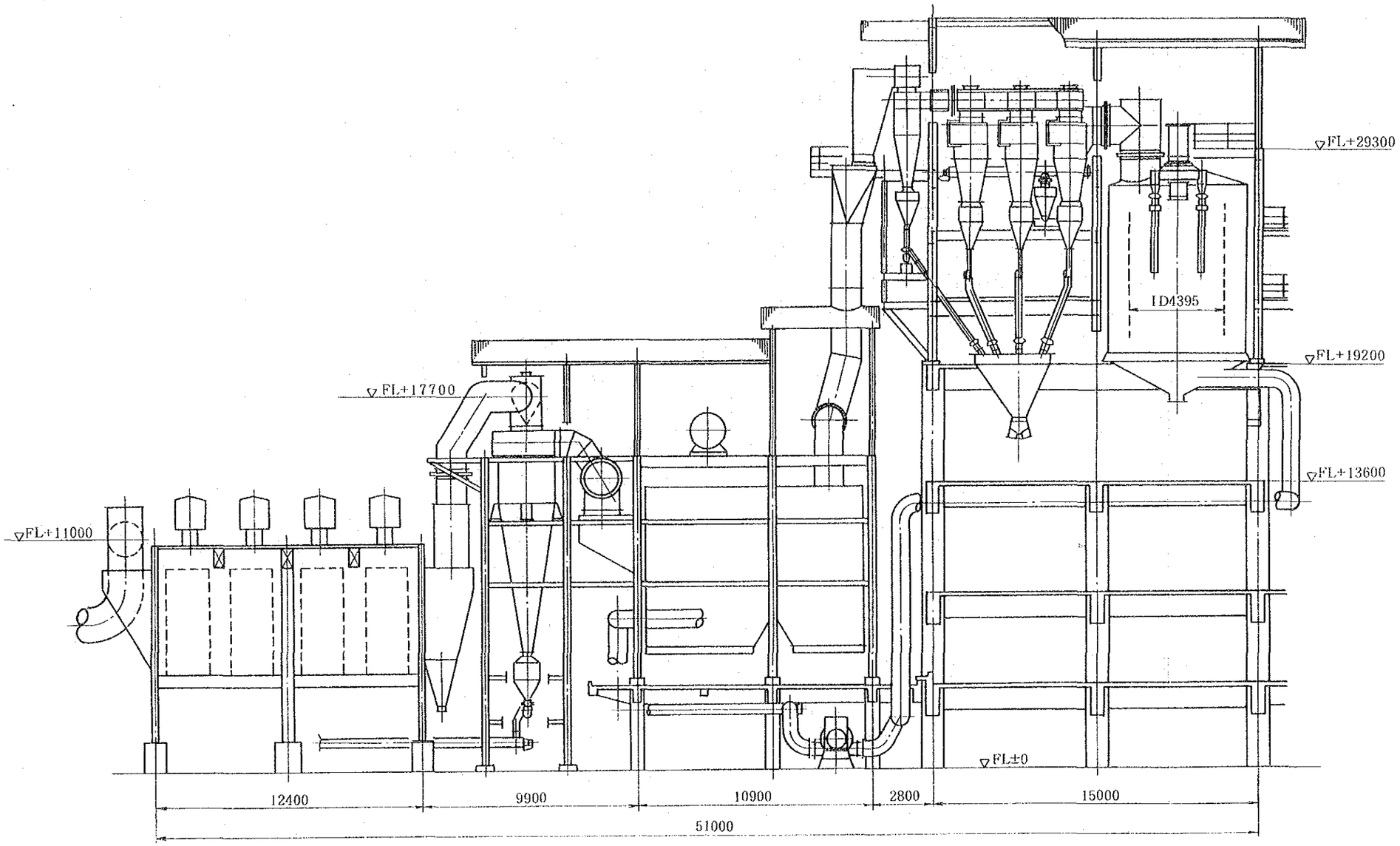
計画B（7.5万t／年）
流動焙焼炉系統図



計画B（7.5万t／年）
流動焙焼炉平面図

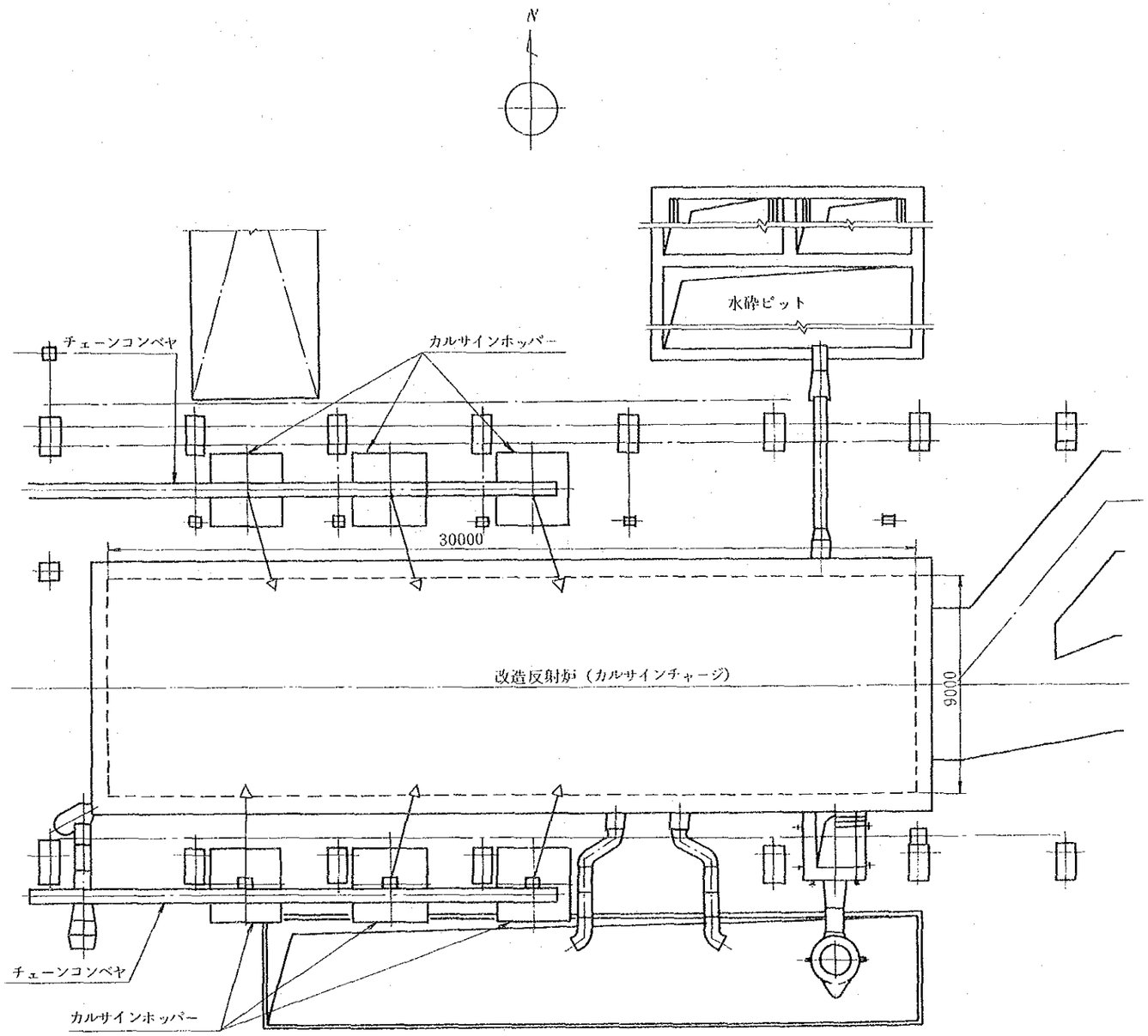


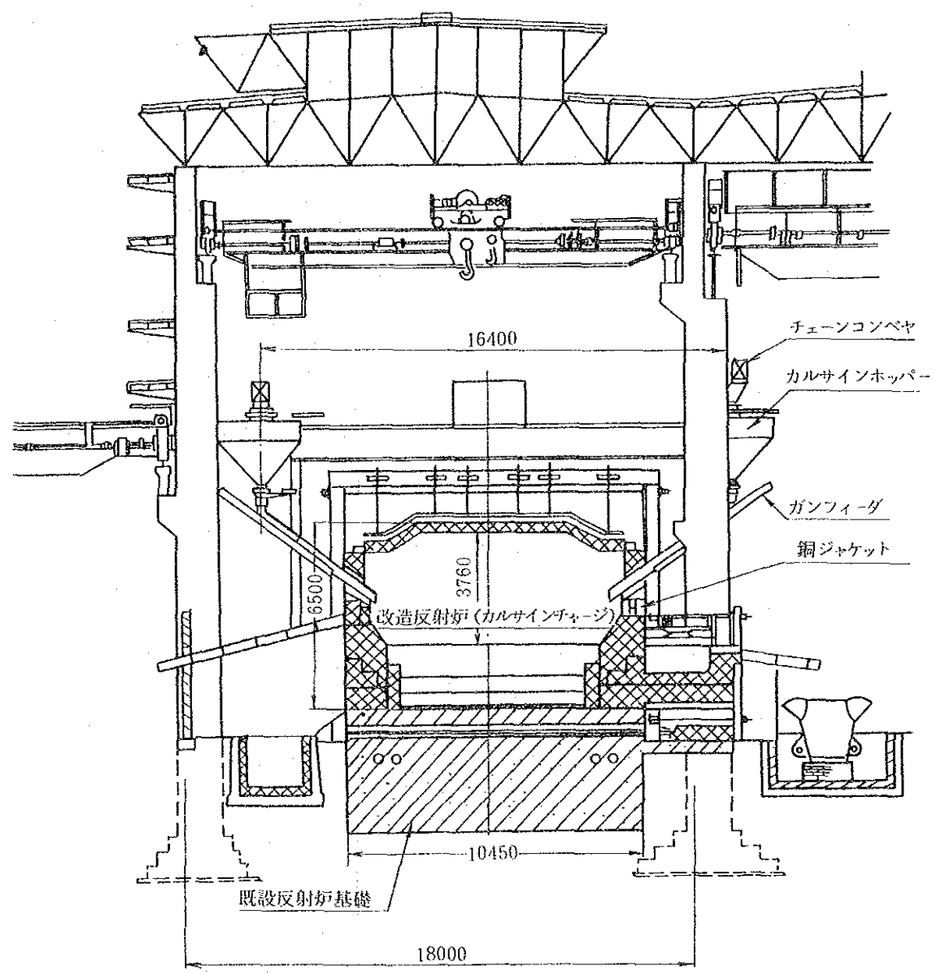
計画B（7.5万t／年）
流動焙焼炉側面図



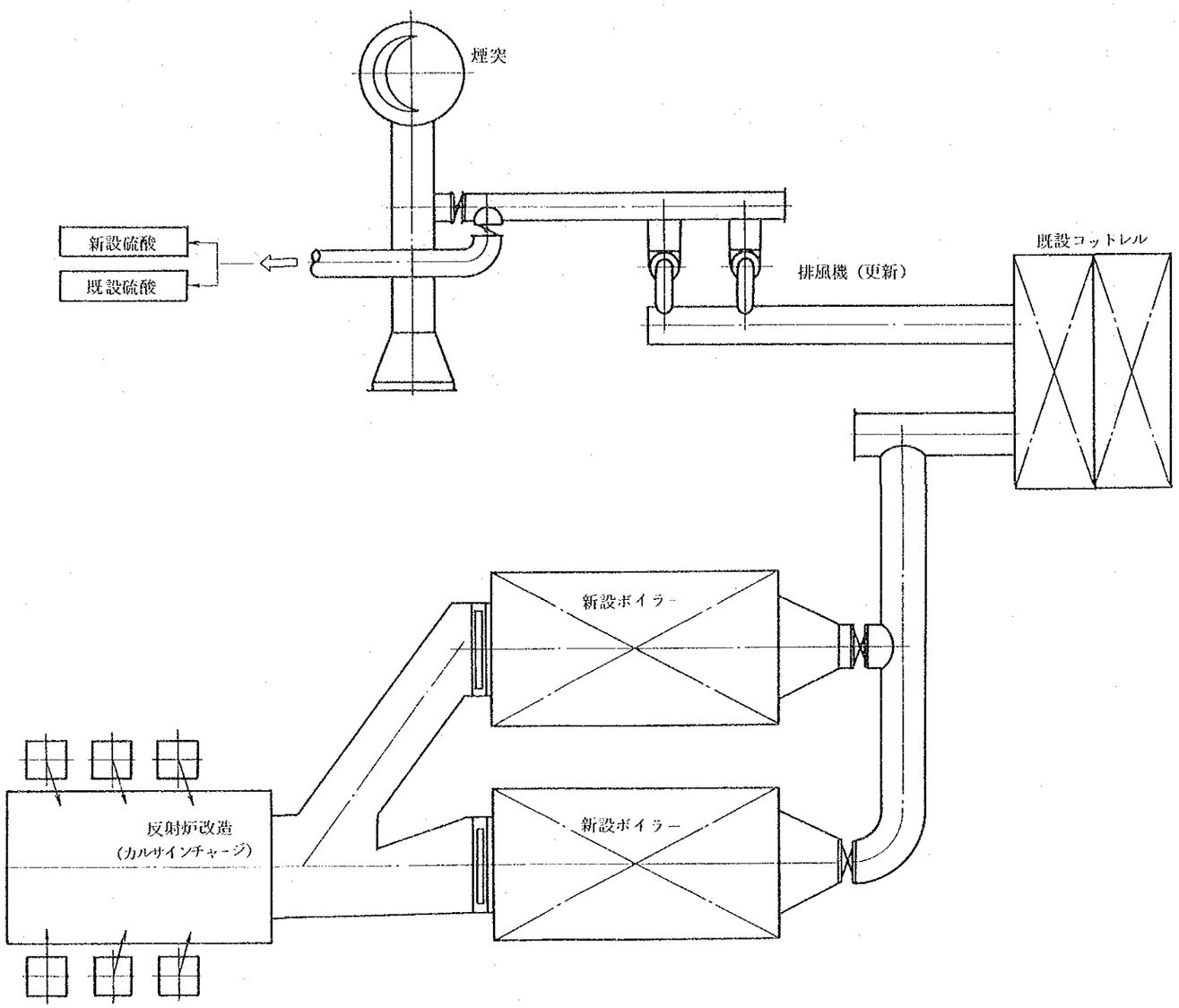
コットレル　3次サイクロン　ボイラー　2次サイクロン　1次サイクロン　流動焙焼炉

計画Ｂ（７.５万ｔ／年）
反射炉改造（カルサインチャージ）之図

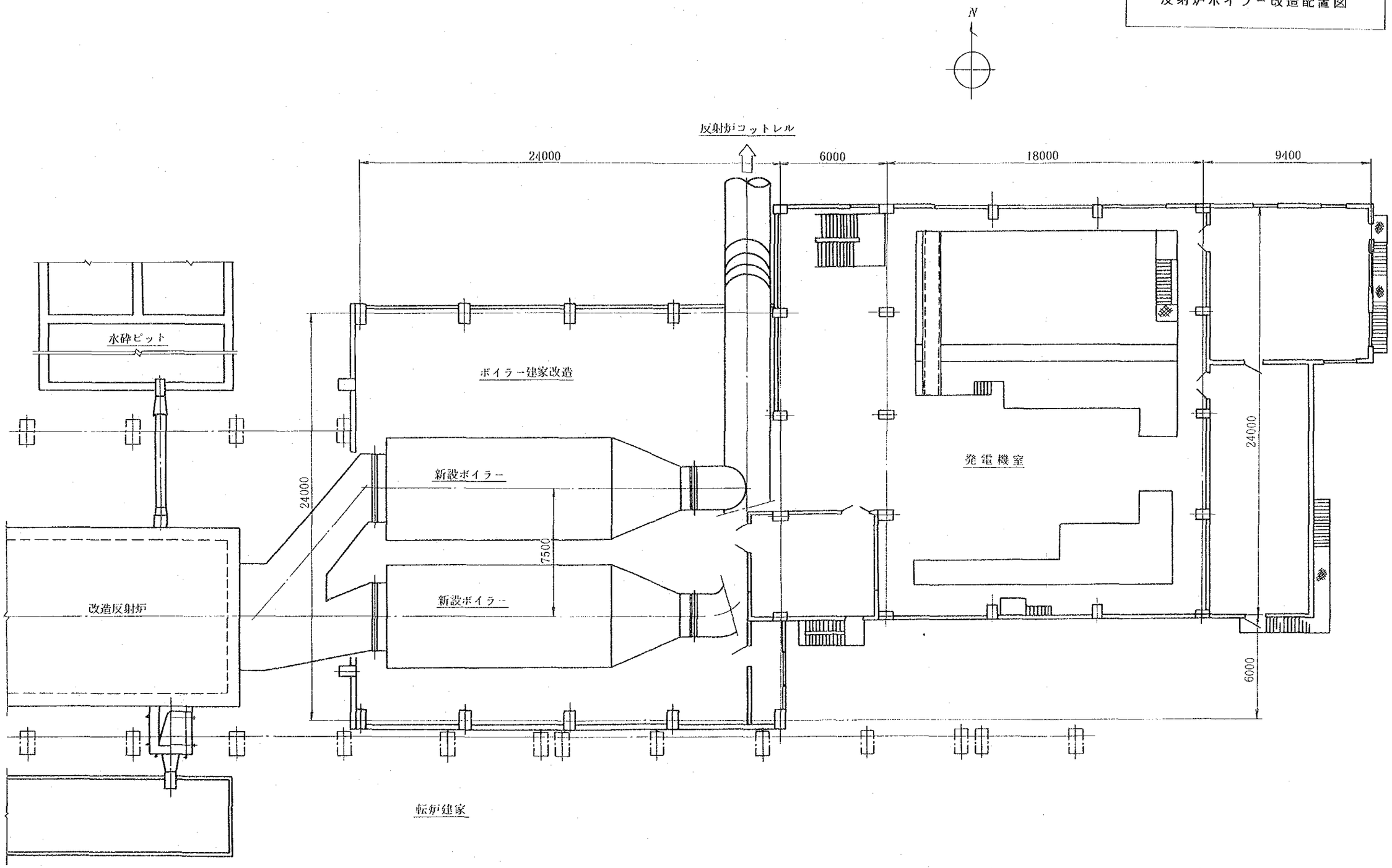




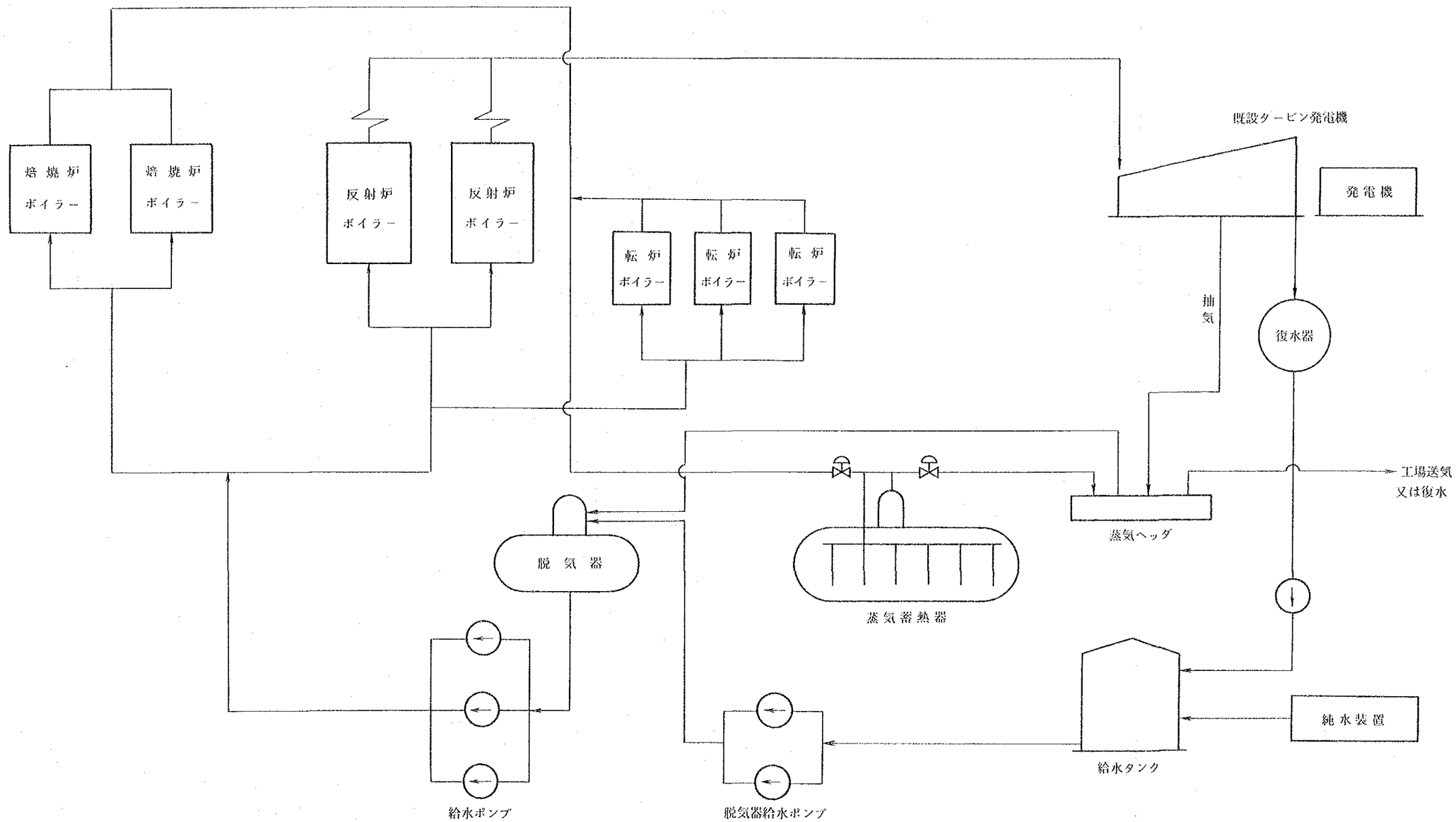
計画B（7.5万t／年）
反射炉排ガス系統図



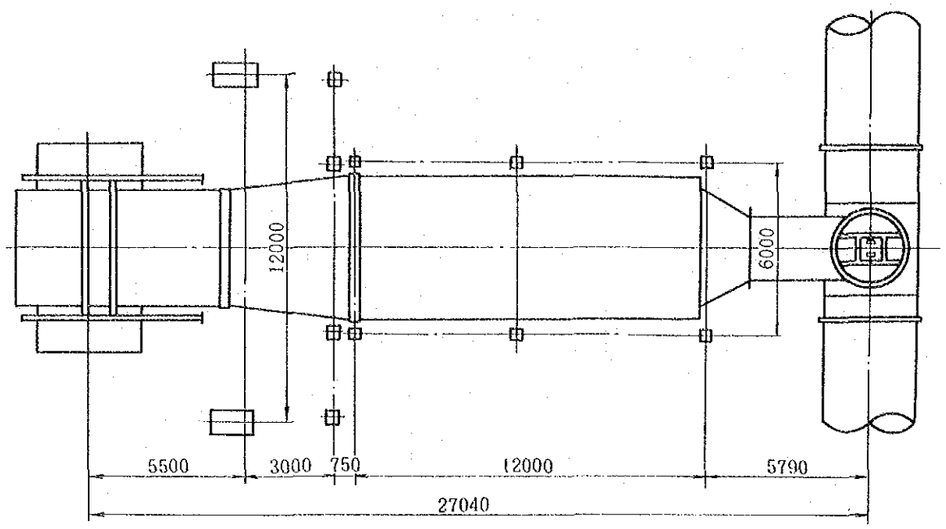
計画B（7.5万t／年）
反射炉ボイラー改造配置図

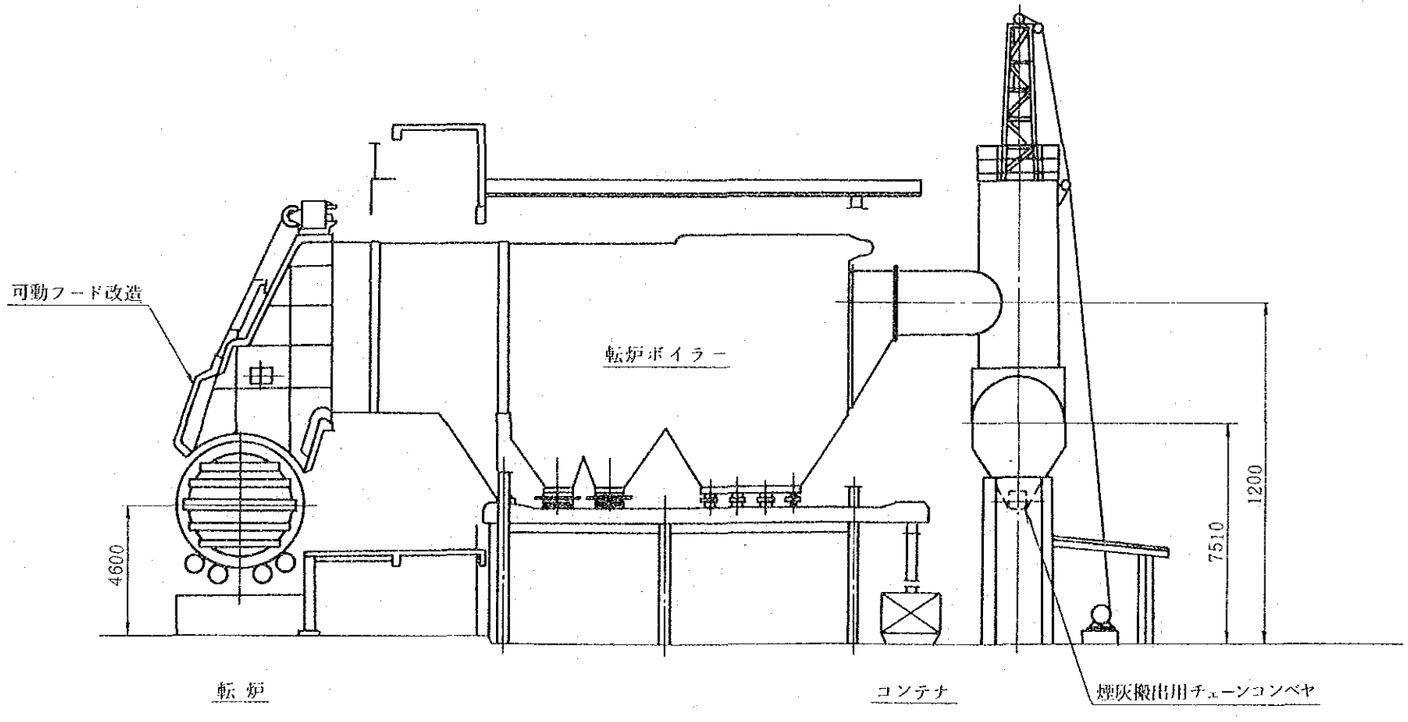


計画Ｂ（7.5万ｔ／年）
ボイラー給水蒸気配管系統図



計画B（7.5万t／年）
転炉ボイラー新設之図

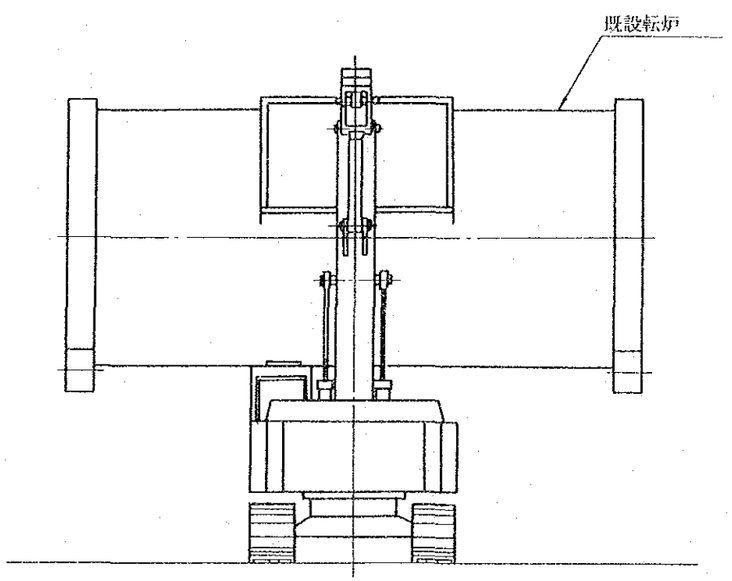


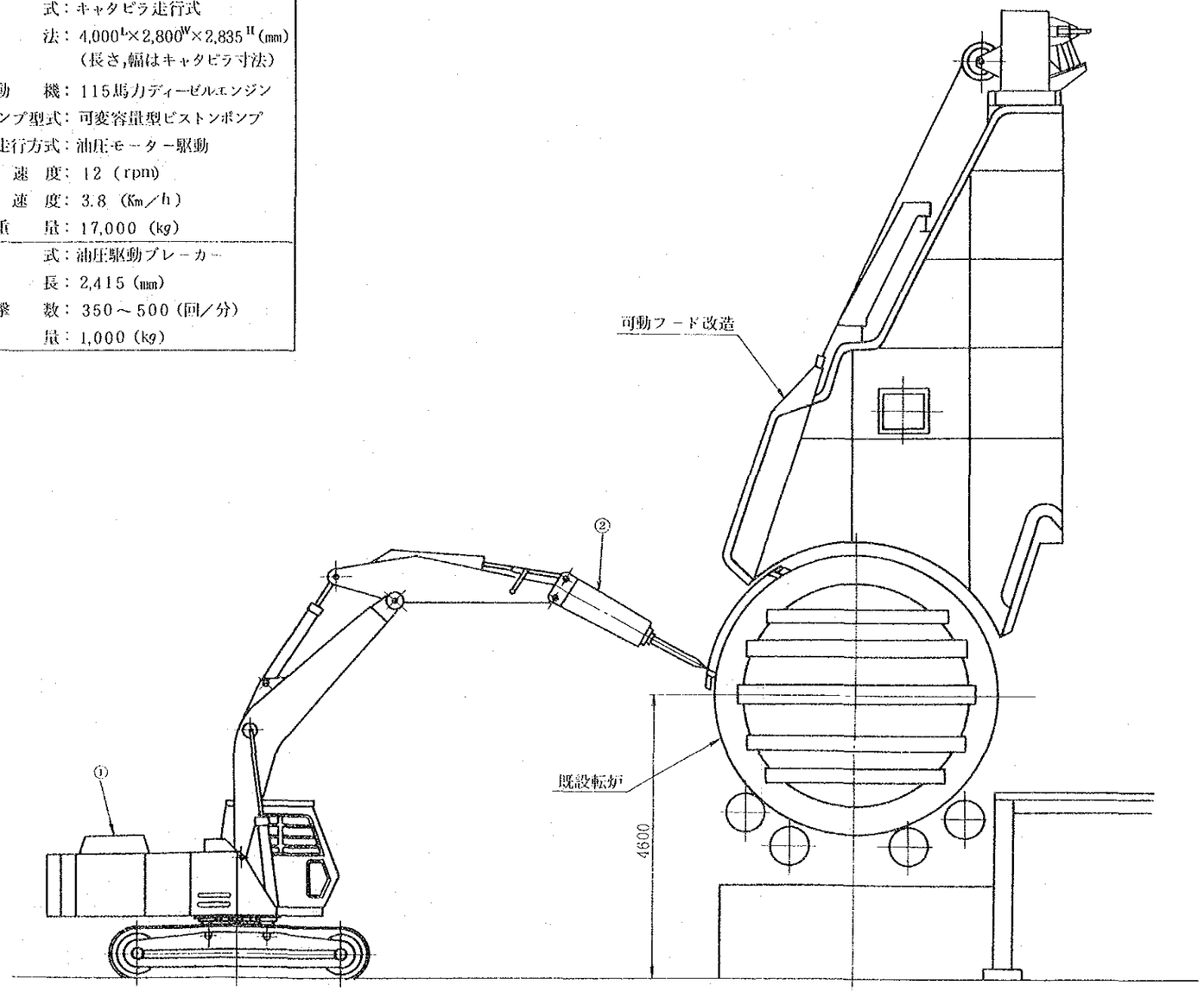


計画Ｂ（7.5万ｔ／年）
転　炉　口　取　機　之　図

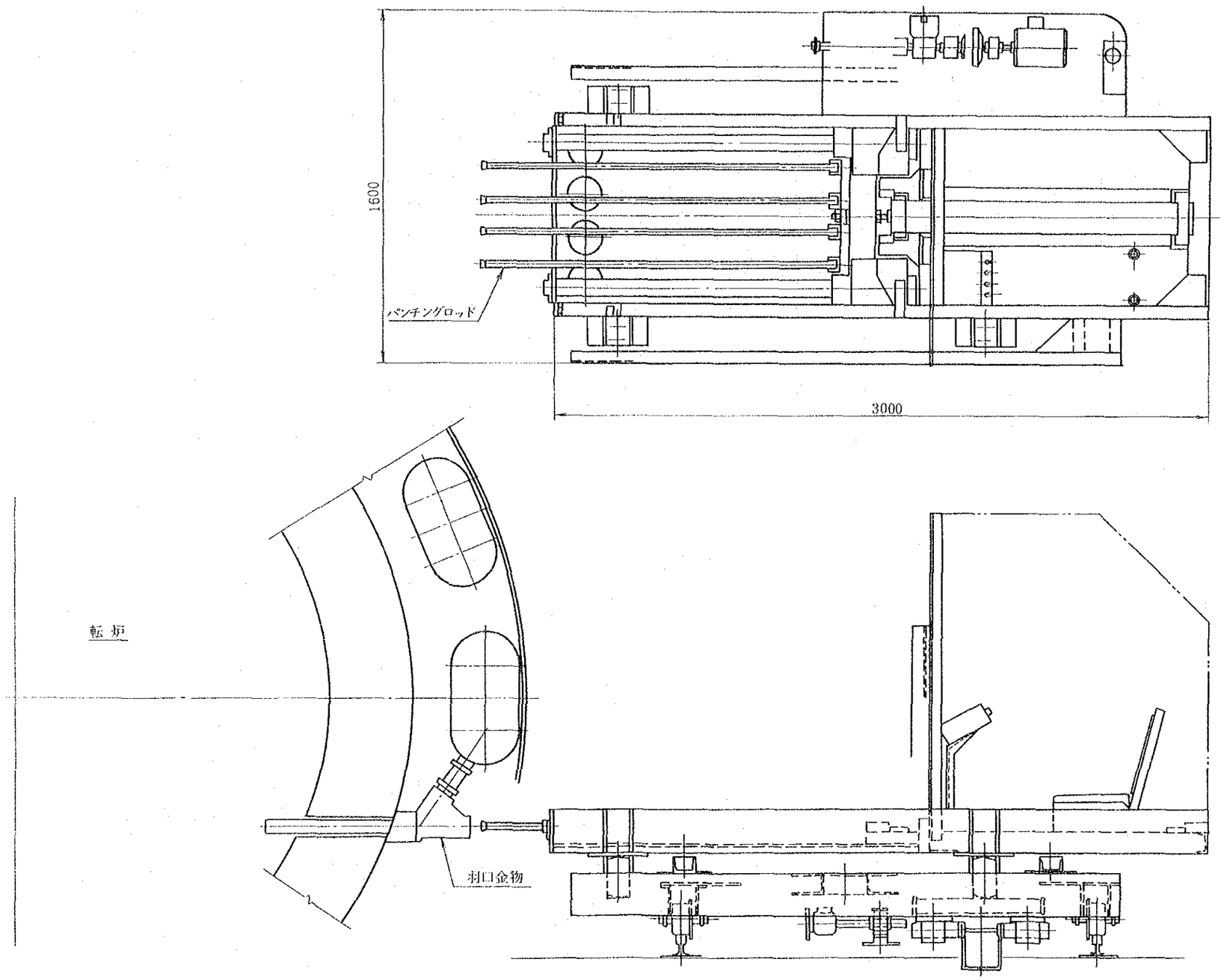
機　器　仕　様

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）

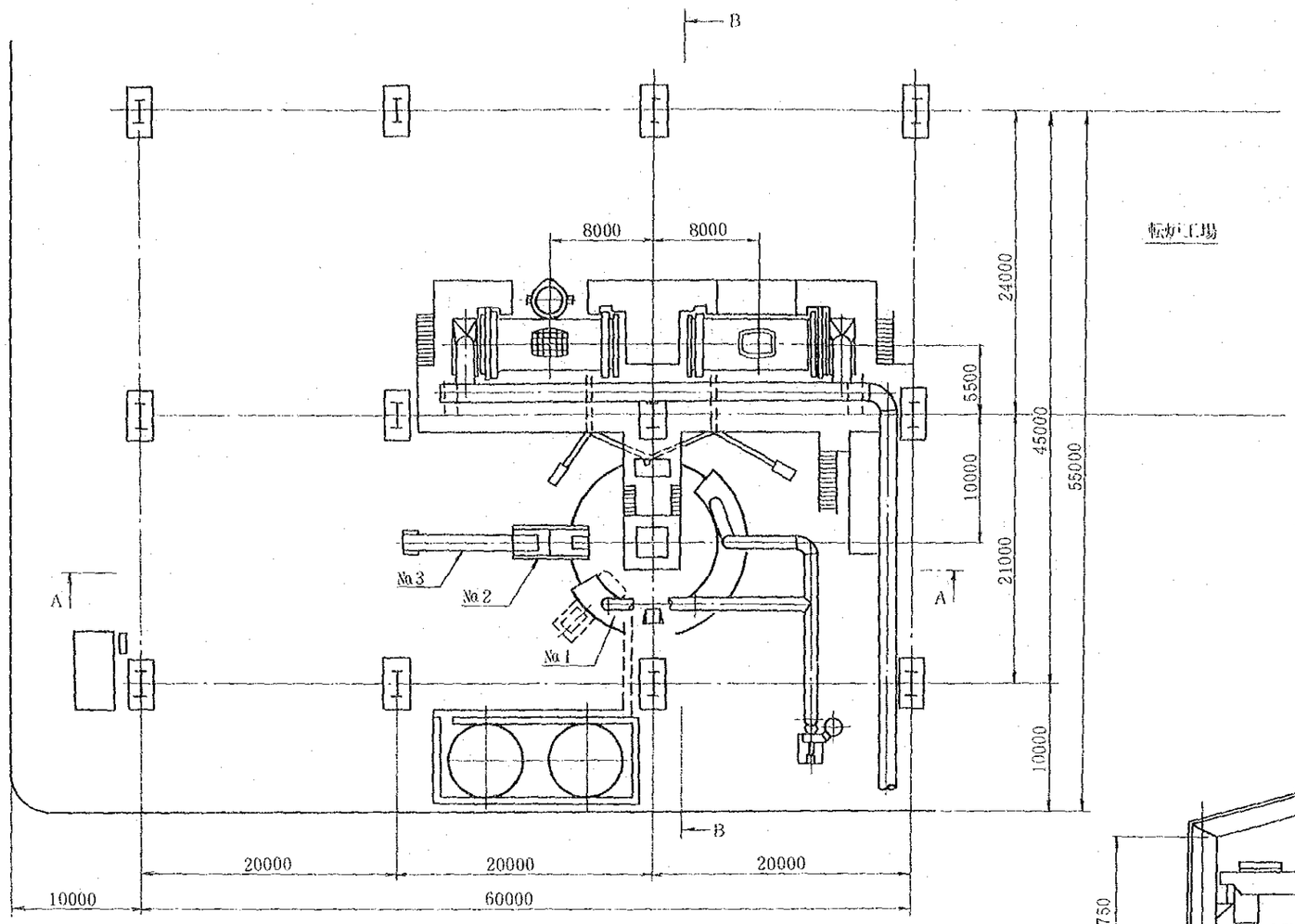




計画Ｂ（7.5万ｔ／年）
転炉メカニカルパンチャー之図

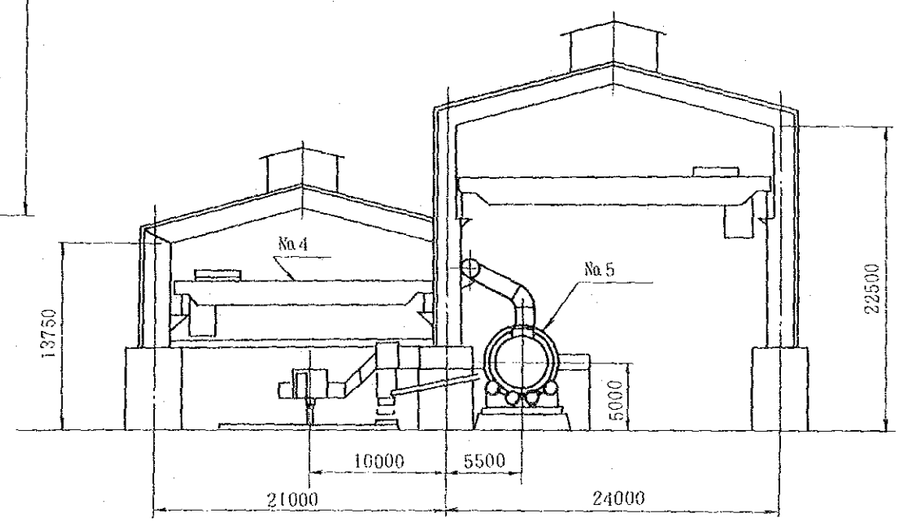


計画B（7.5万t／年）
粗銅鋳造設備　配置図

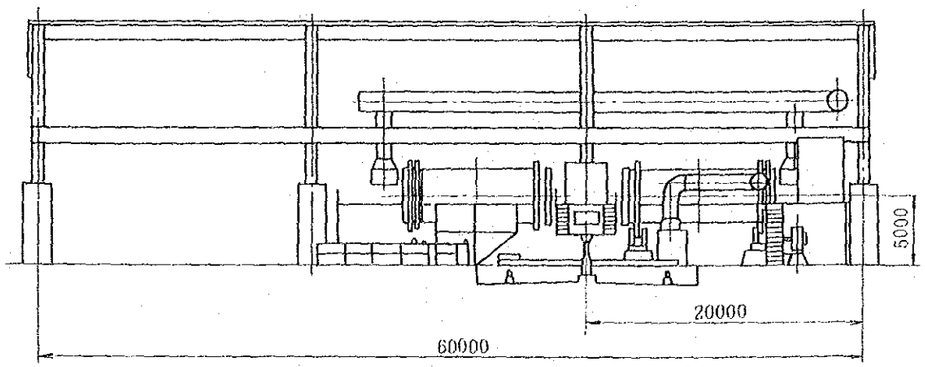


機　器　仕　様

№	名　　称	容　量	主要寸法	備　考
1	粗銅鋳造機	60 t／h	OD 13000	
2	〃　取上機	－	$2500^{W}\times 4000^{L}$	
3	粗銅冷却水槽	－	$1100^{W}\times 10000^{L}$	
4	天井クレーン	－	－	10 t
5	保　温　炉	250 t	$4064\phi\times 9084^{L}$	2基

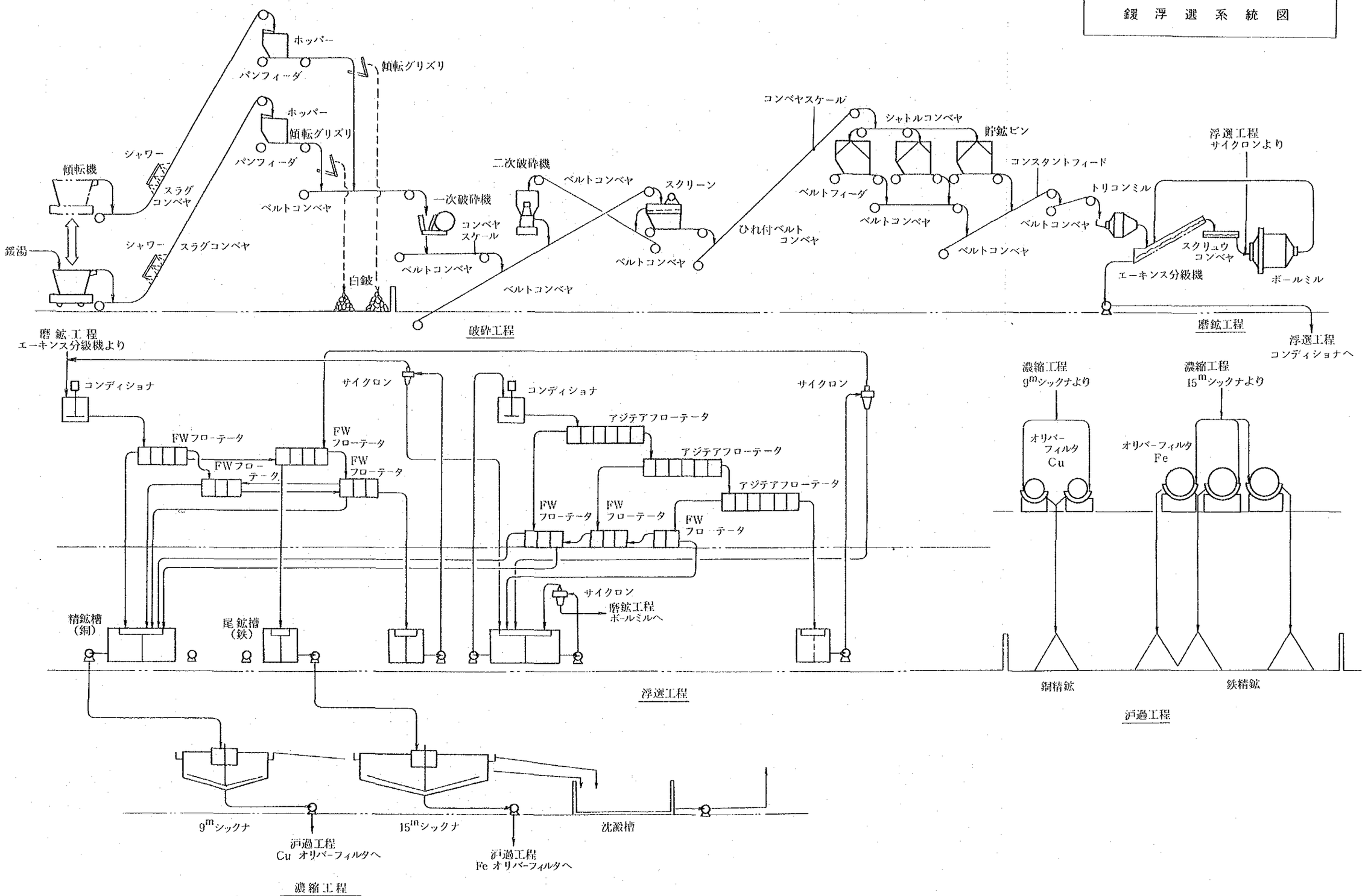


B－B　矢　視

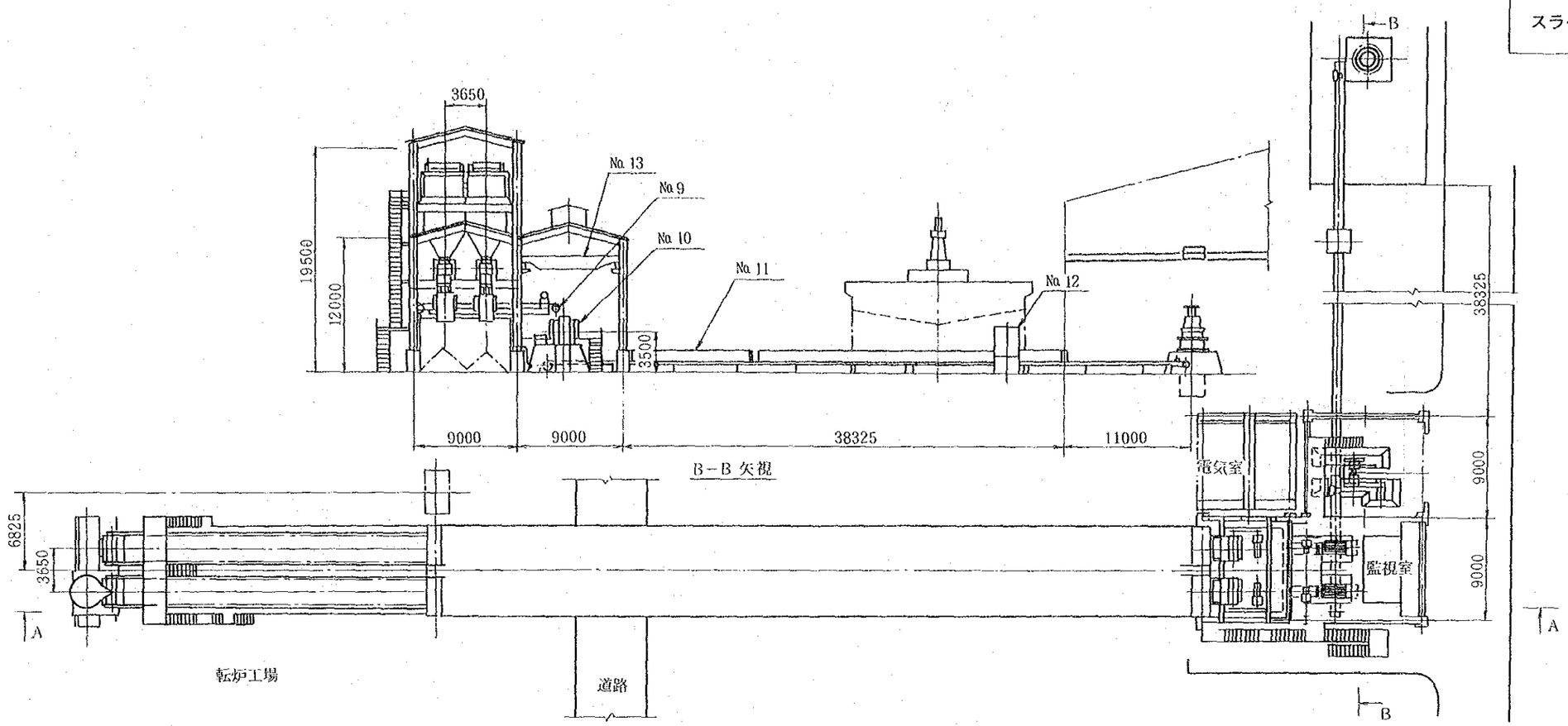


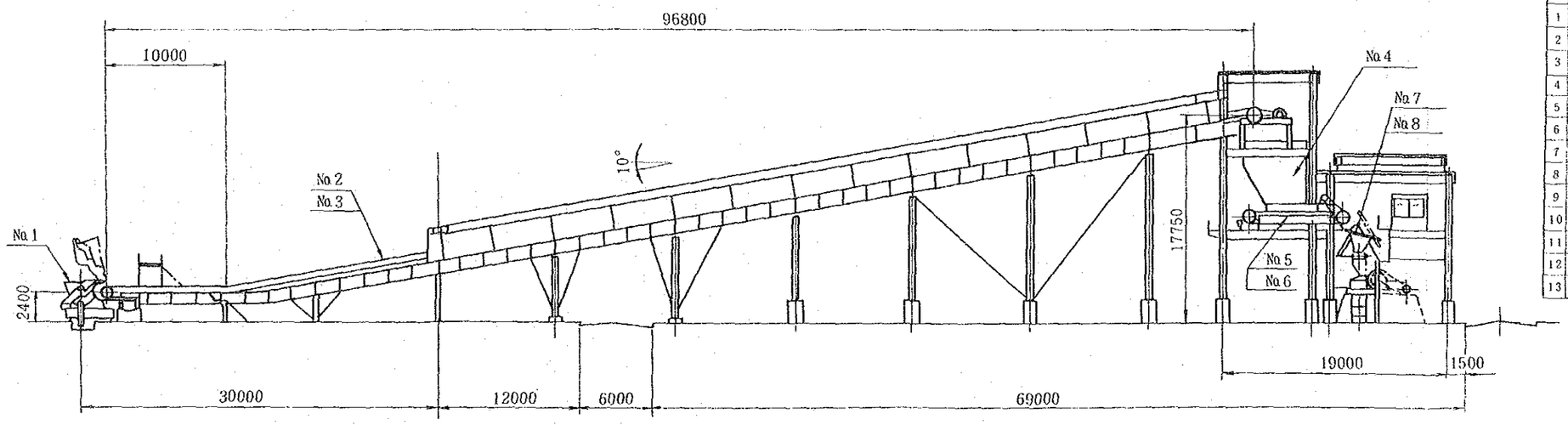
A－A　矢　視

計画B（7.5万t／年）
鍰浮選系統図



計画B（7.5万t／年）
スラグコンベヤおよび一次破砕配置図





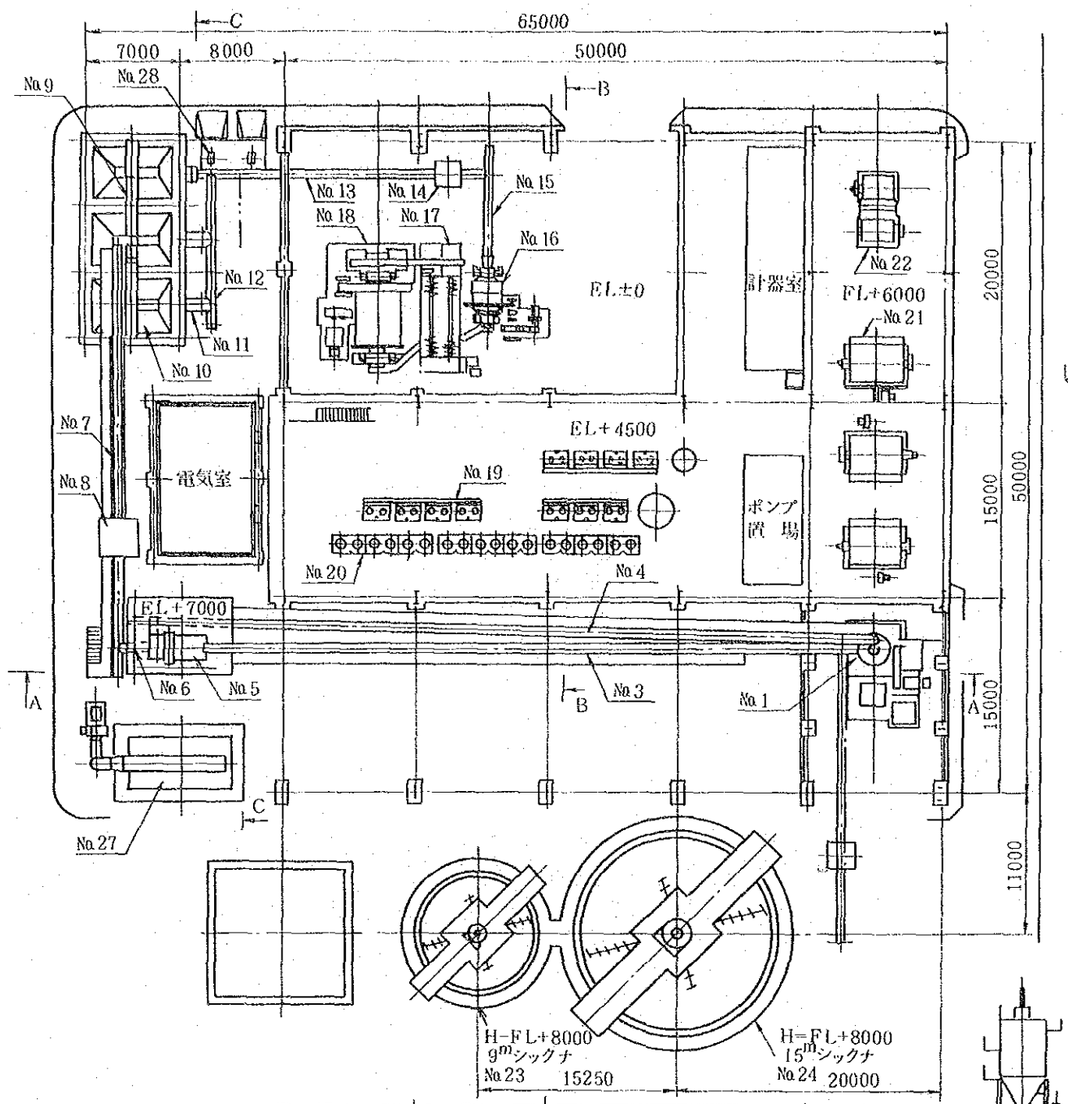
A－A 矢視

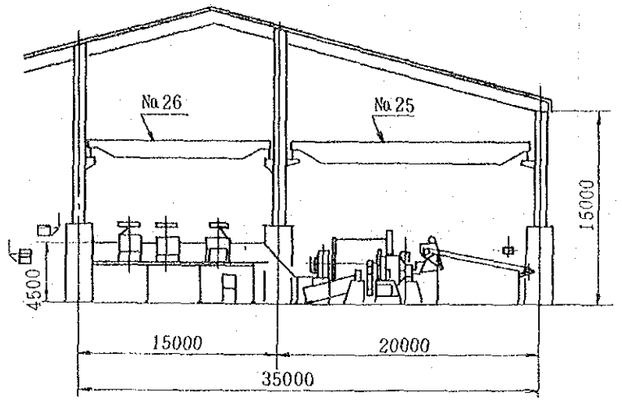
機器仕様

No	名称	輸送量	ベルト巾	速度	備考
		t/h	mm	m/min	
1	傾転機				
2	スラグコンベヤ	30	モールド巾 2255	1.5	
3	〃	30	モールド巾 2255	1.5	
4	一次ホッパー	–	–	–	20m³×2
5	パンフィーダー	50	900	4	
6	〃	50	900	4	
7	傾転グリズリ	–	–	–	200P 1200×3000
8	〃	–	–	–	200P 1200×3000
9	ベルトコンベヤ	100	750	45	
10	一次破砕機	80	–	–	
11	ベルトコンベヤ	100	600	55	
12	コンベヤスケール	100	–	–	
13	天井ホイスト		–	–	12t

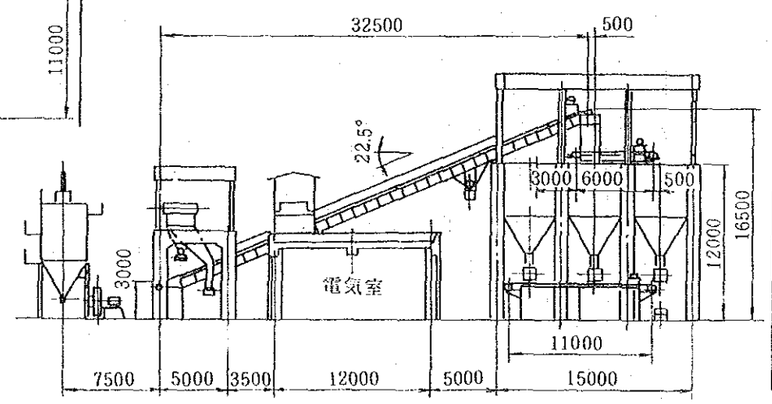
計画B（7.5万t／年）

二次破砕および浮選工場配置図

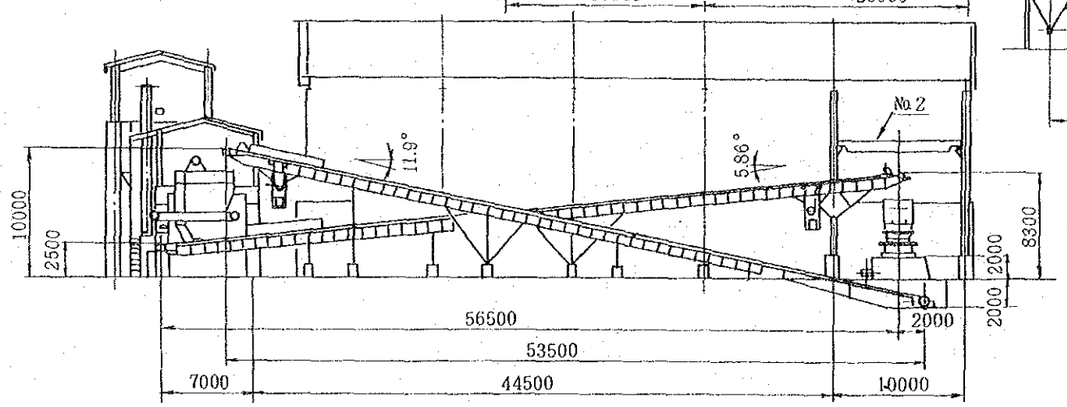




B－B 矢視



C－C 矢視

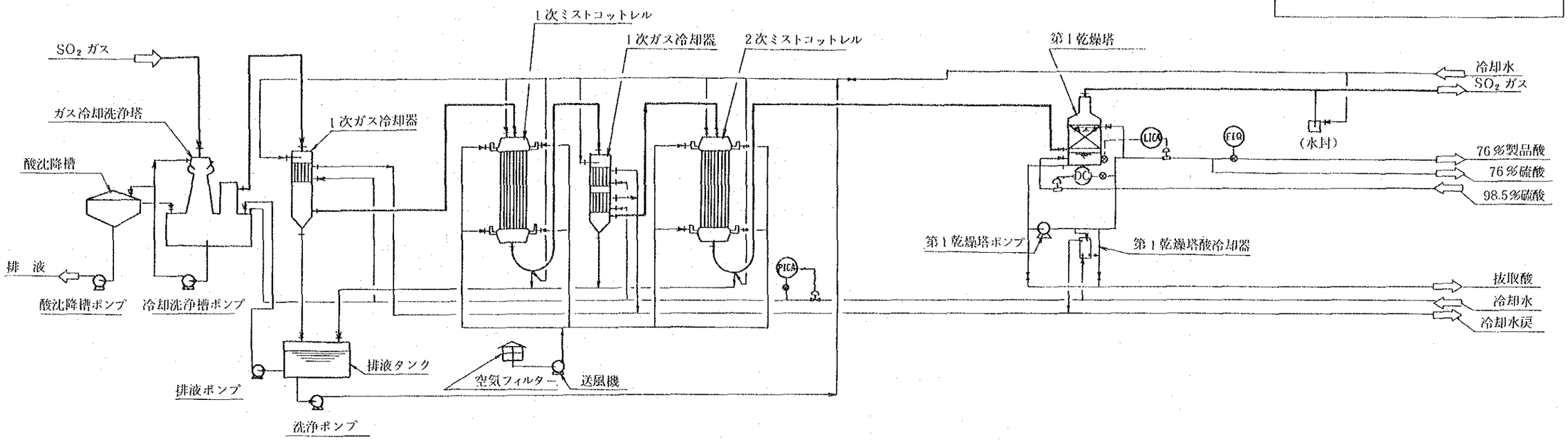


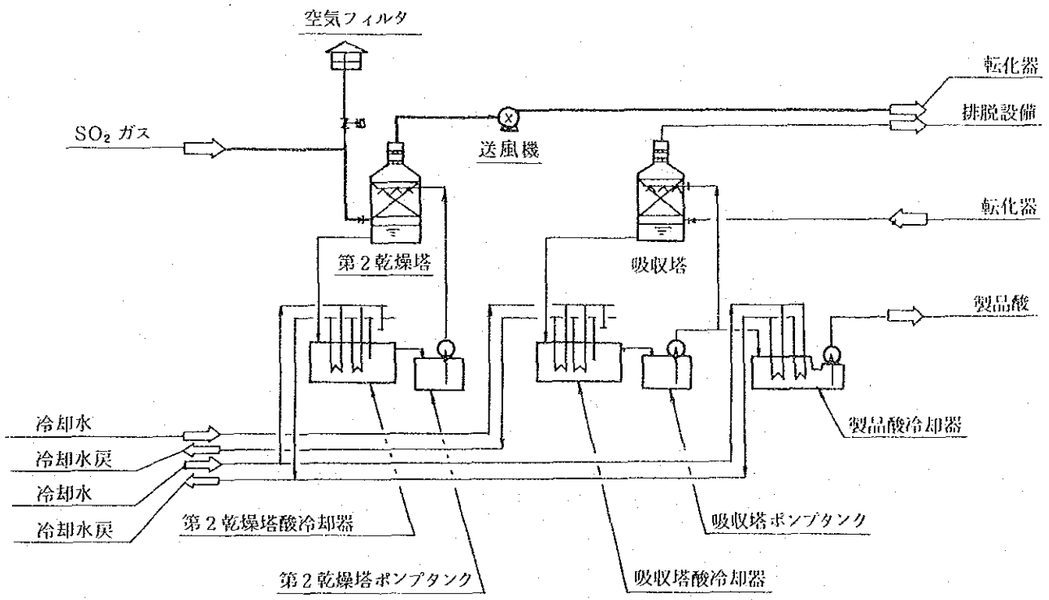
A－A 矢視

機器仕様

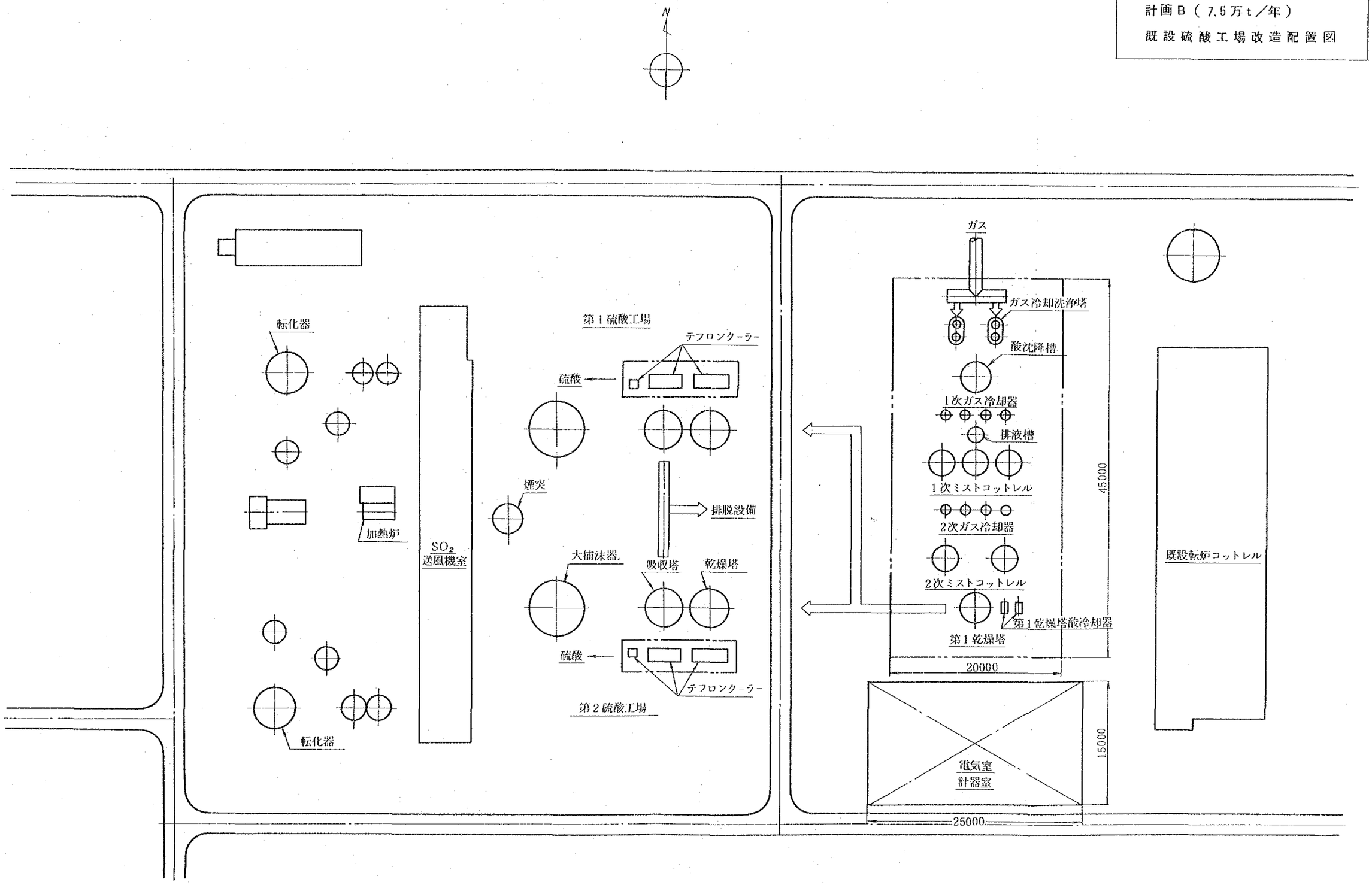
No.	名称	輸送量 t/h	ベルト巾 mm	速度 m/min	備考
1	二次破砕機	90	—	—	
2	天井ホイスト	—	—	—	12t
3	ベルトコンベヤ	200	750	65	
4	ベルトコンベヤ	100	600	55	
5	エリプテックススクリーン	220	—	—	
6	ベルトコンベヤ	100	600	55	
7	ベルトコンベヤ	〃	600	55	
8	コンベヤスケール	〃	—	—	
9	シャトルコンベヤ	100	600	55	
10	貯鉱ビン	—	—	—	80 m³×3
11	ベルトフィーダ	15~25	900	1~1.5	
12	ベルトコンベヤ	30	500	45	
13	ベルトコンベヤ	30	500	45	
14	コンスタントフィードウェア	〃	—	—	
15	ベルトコンベヤ	30	500	45	
16	トリコンミル	18	—	—	
17	エーキンス分級機	40	—	—	
18	ボールミル	18	—	—	
19	FW浮選機	—	—	—	960×960×880D
20	アジテア浮選機	—	—	—	1220×1220×960D
21	オリバーフィルタ	—	—	—	3000×4200 Fe
22	オリバーフィルタ	—	—	—	1800×2400 Cu
23	9mシックナ	—	—	—	9m×3.25m Cu
24	15mシックナ	—	—	—	15m×3.8m Fe
25	天井ホイスト	—	—	—	5 t
26	天井ホイスト	—	—	—	2 t
27	防塵バグフィルタ	—	—	—	200m²
28	ボール投入装置	—	—	—	60φ 100φ

計画B（7.5万t／年）
既設硫酸工場改造系統図

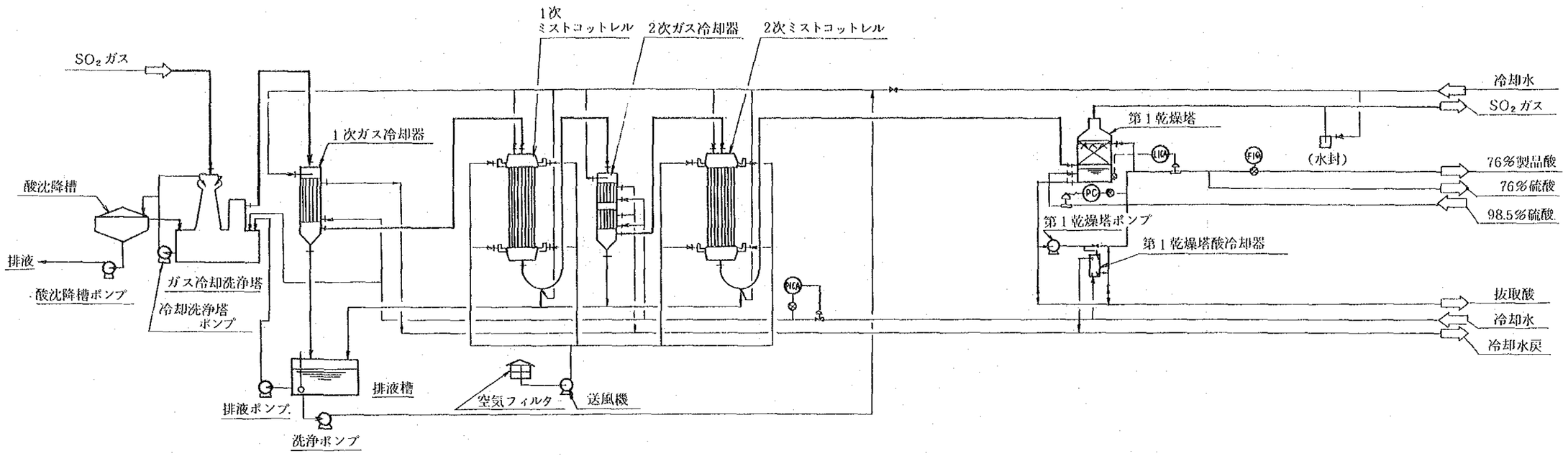


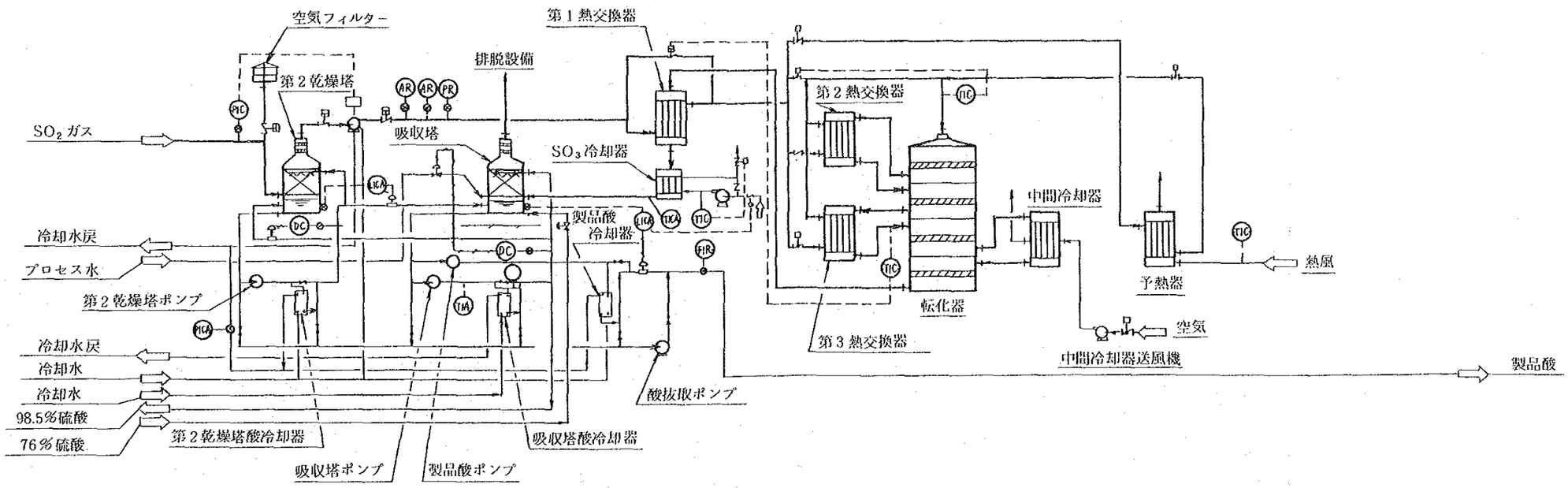


計画B（7.5万t／年）
既設硫酸工場改造配置図

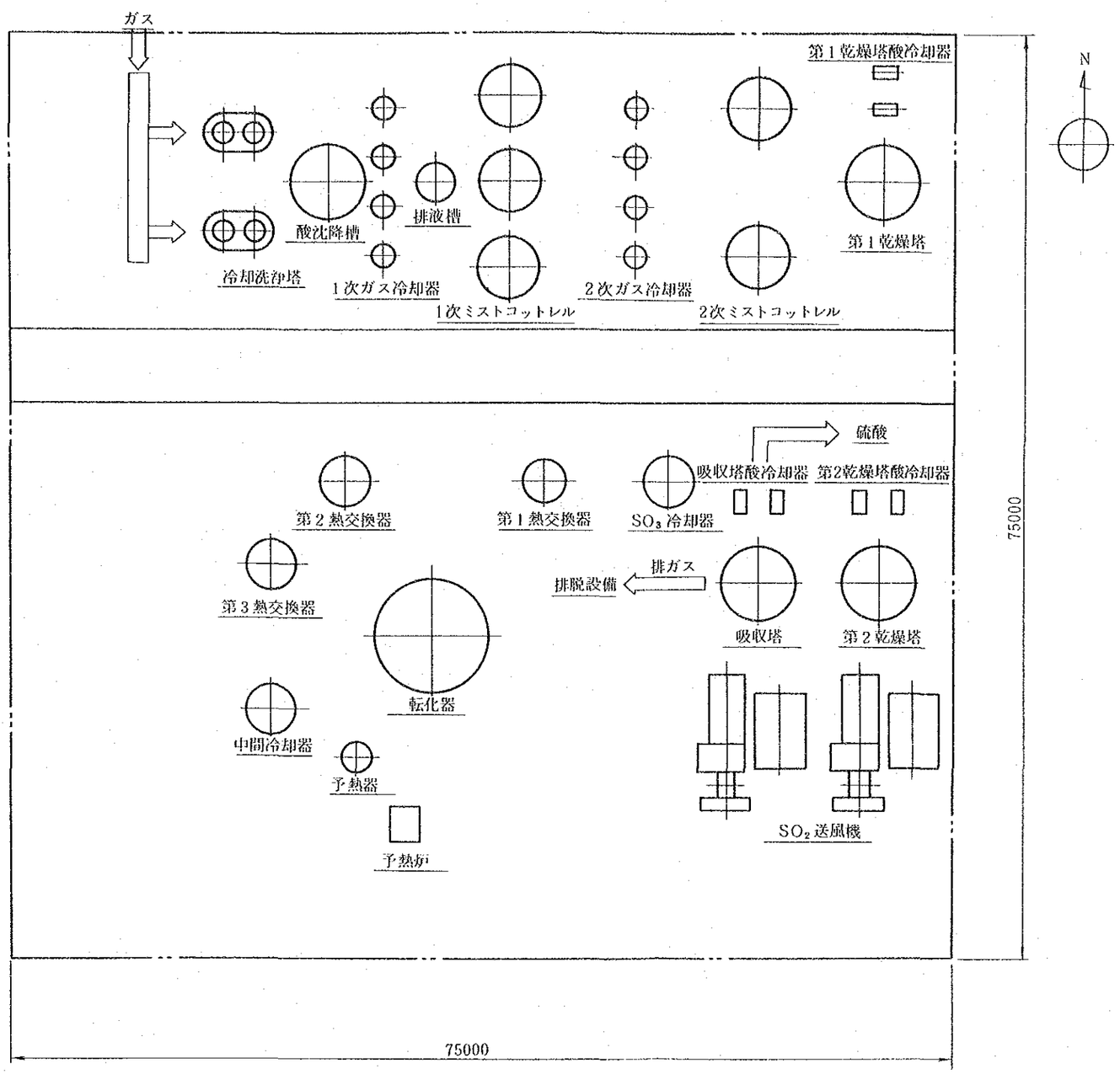


計画B（7.5万t／年）
新設硫酸工場系統図

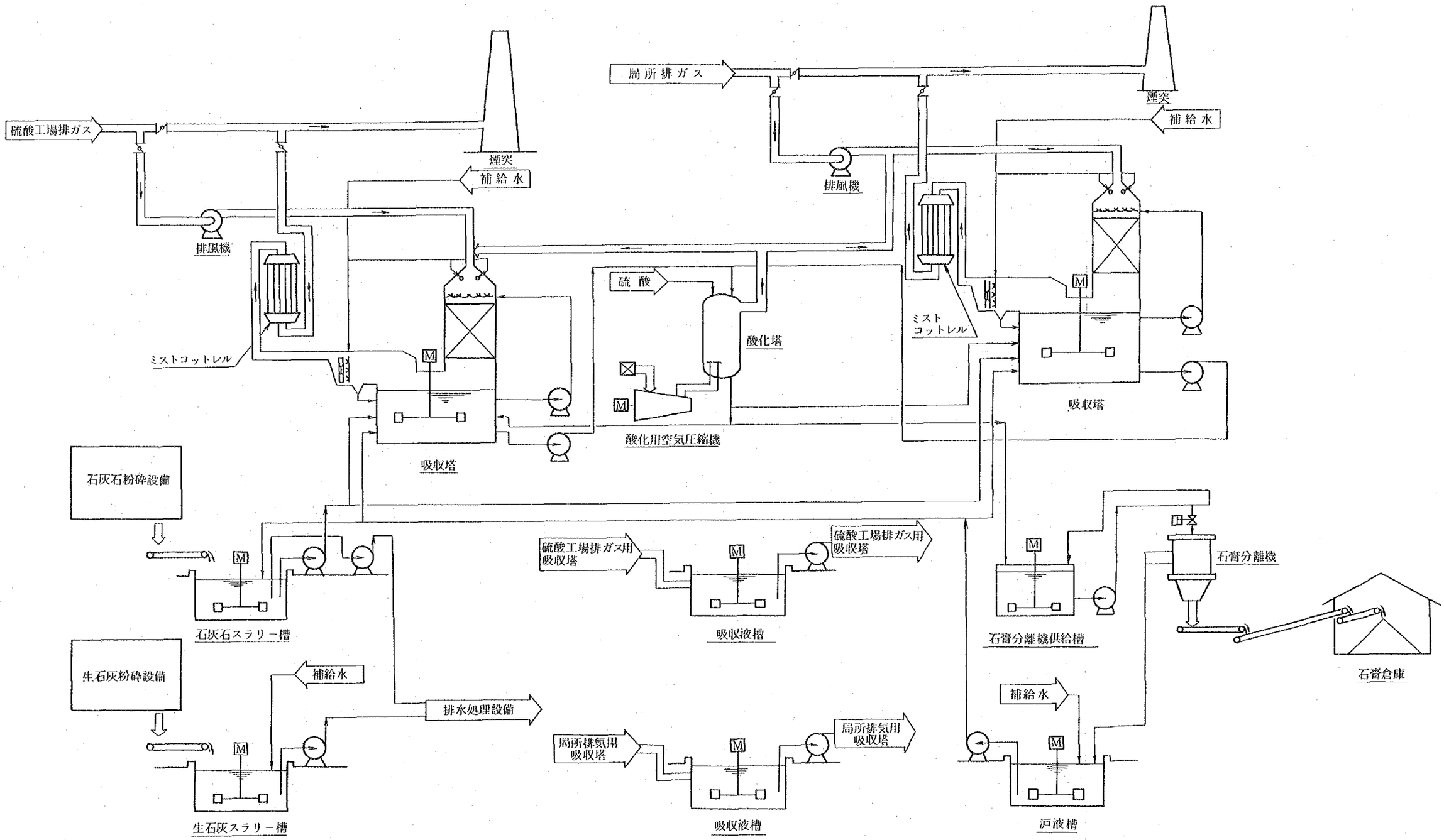




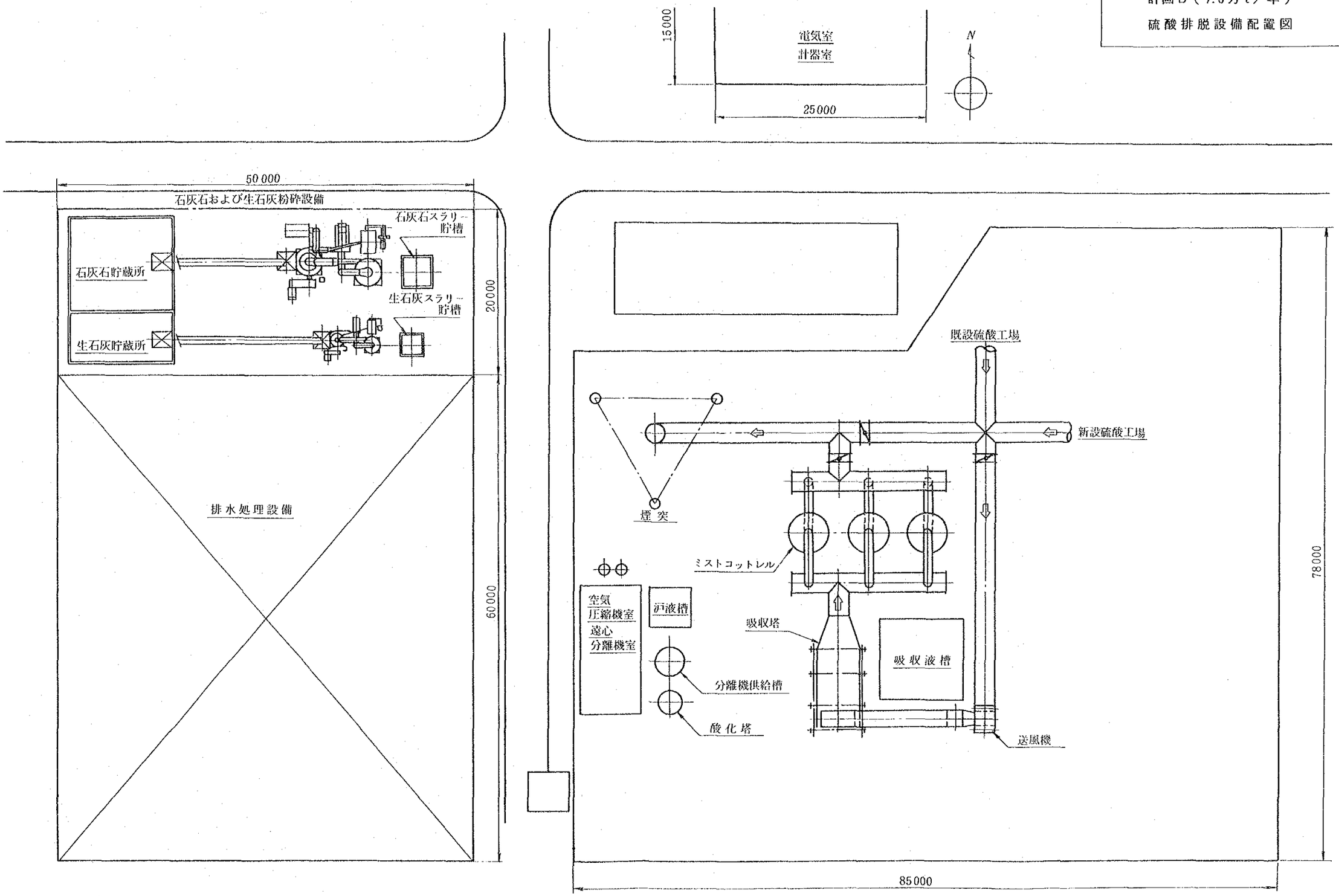
計画Ｂ（７.５万ｔ／年）
新設硫酸工場配置図



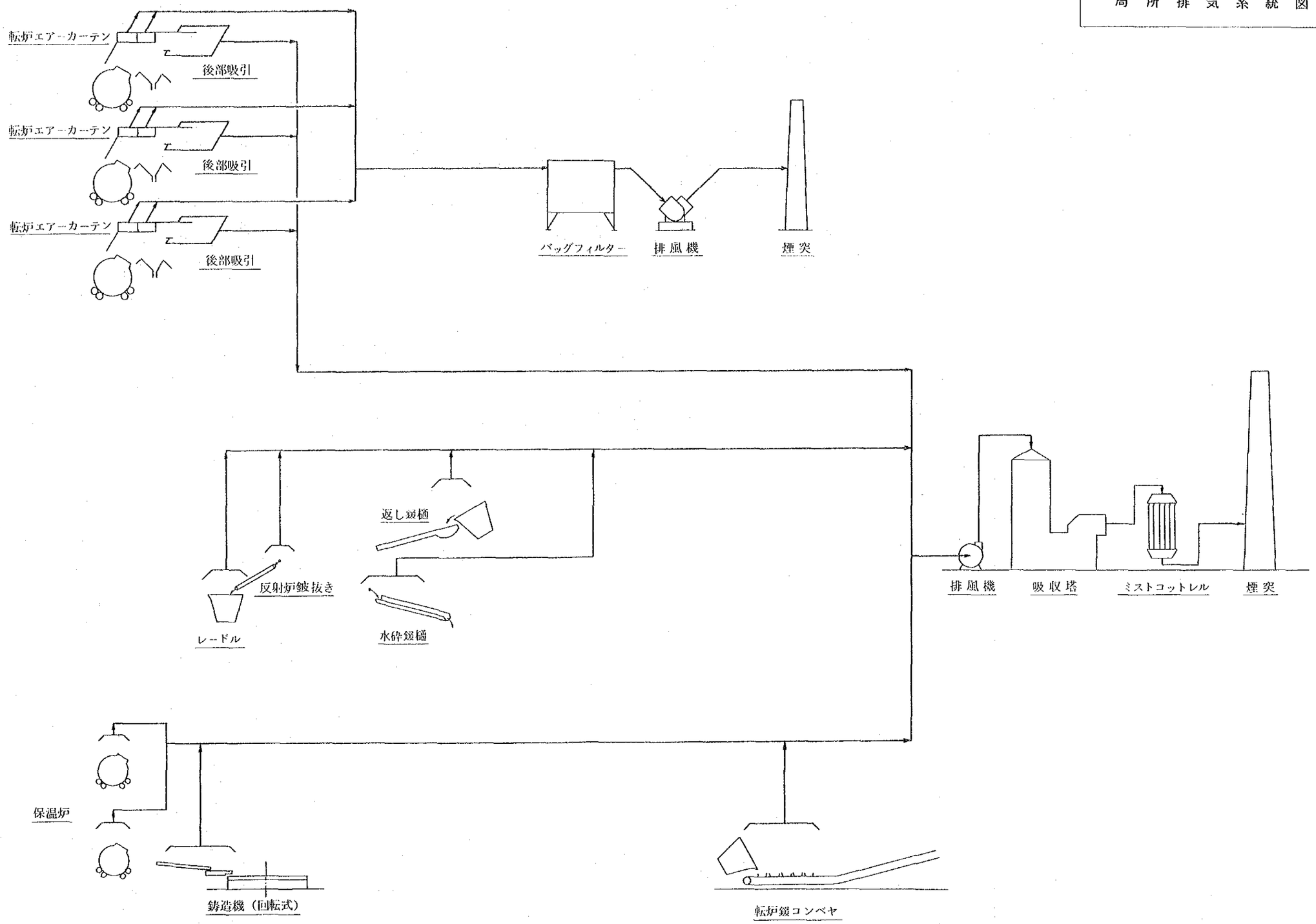
計画B（7.5万t／年）
排煙脱硫設備系統図



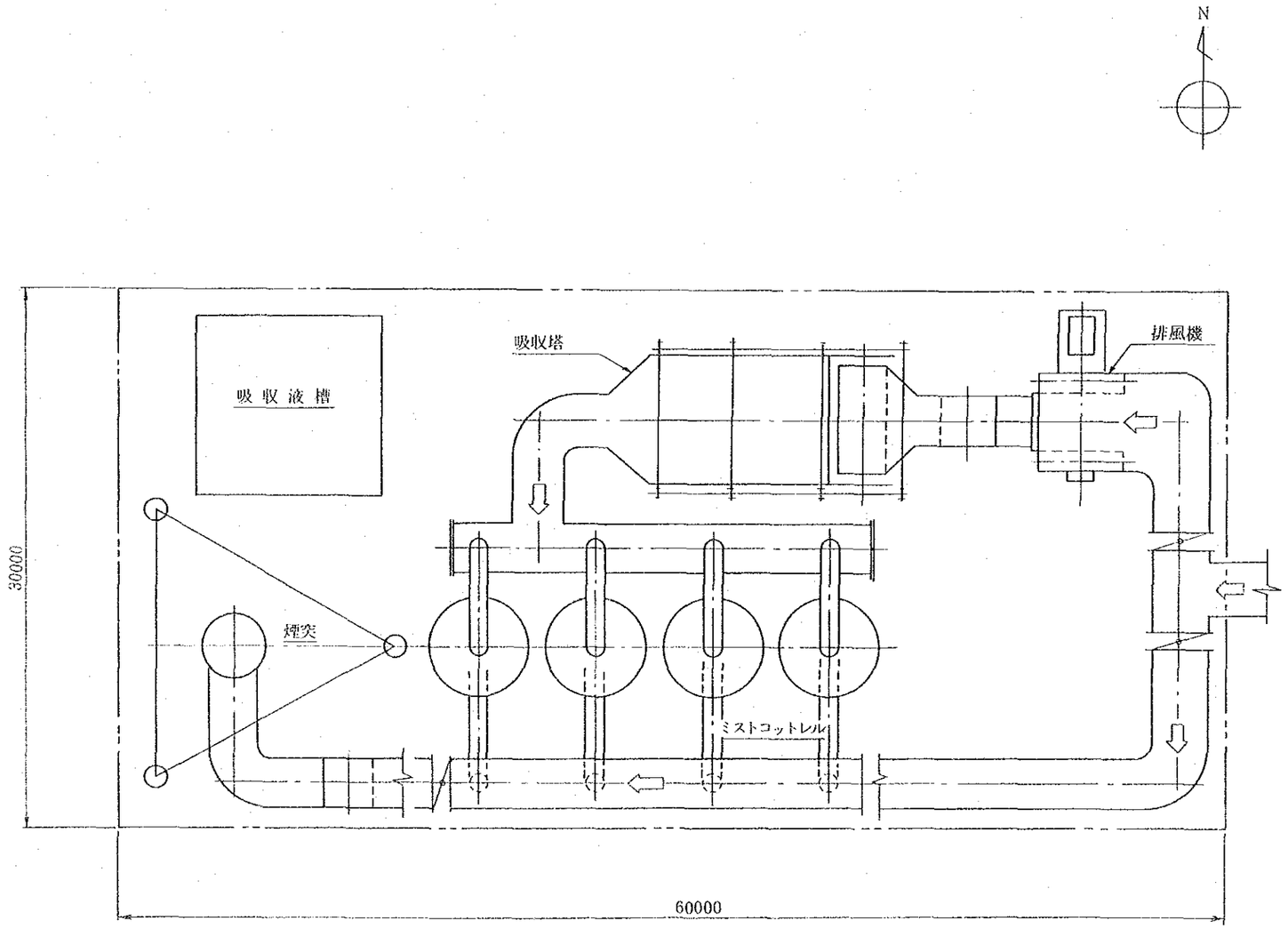
計画B（7.5万t／年）
硫酸排脱設備配置図



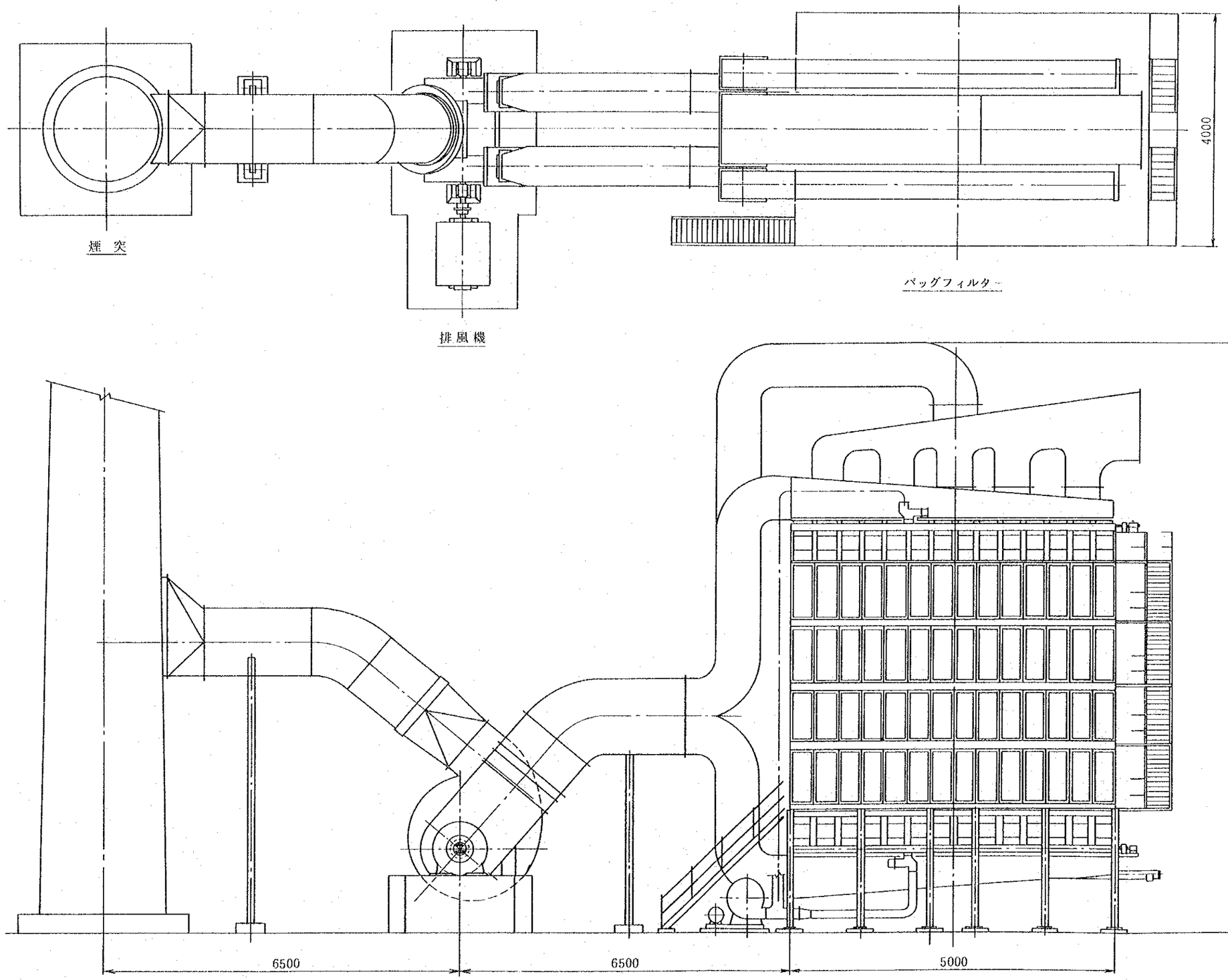
計画B（7.5万t／年）
局所排気系統図



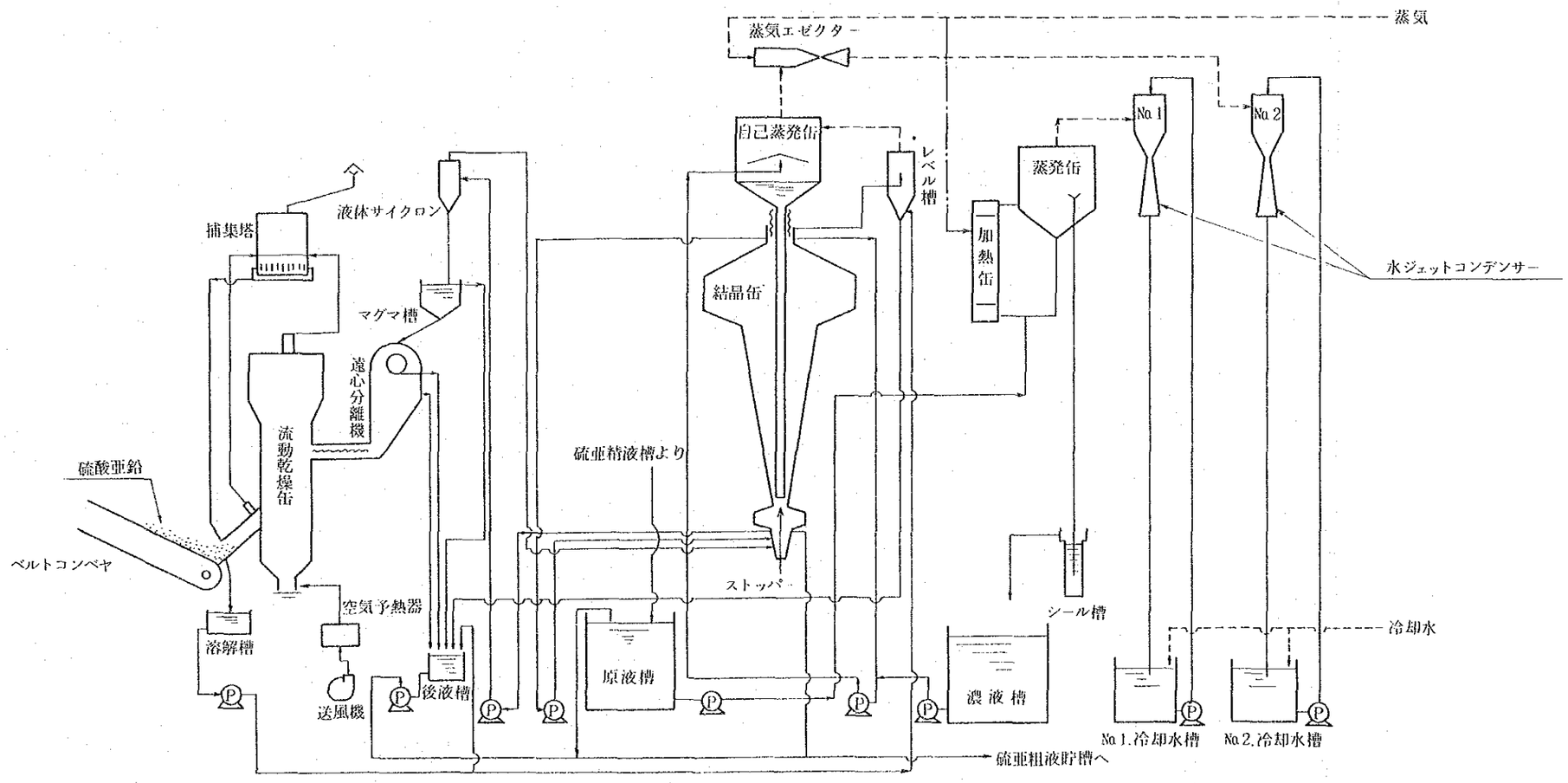
計画Ｂ（７.５万ｔ／年）
局所排気（排脱）配置図



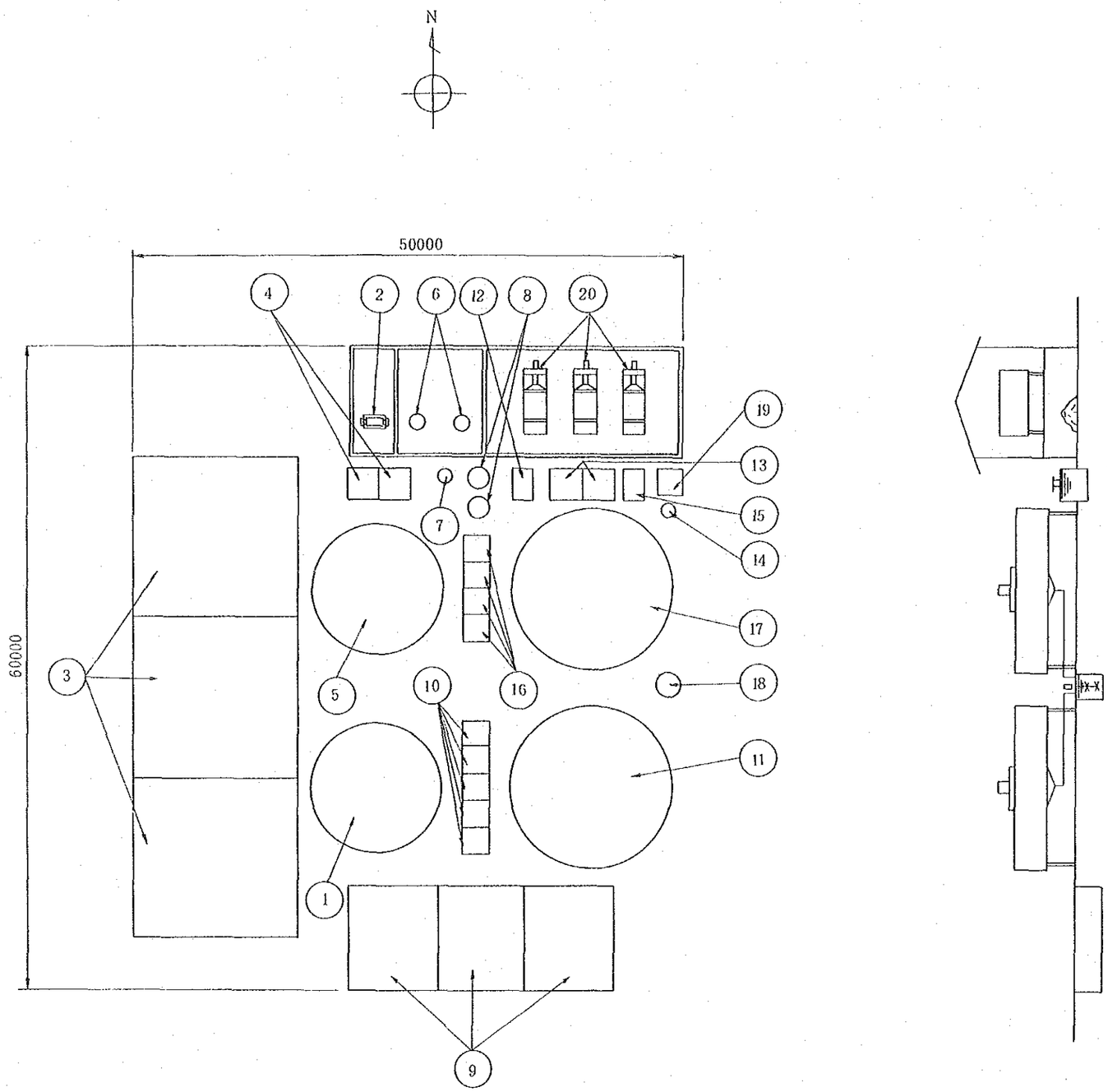
計画Ｂ（７５万ｔ／年）
局所排気(バッグフィルター）之図



計画B　（7.5万t／年）
煙灰処理　硫酸亜鉛製造設備系統図

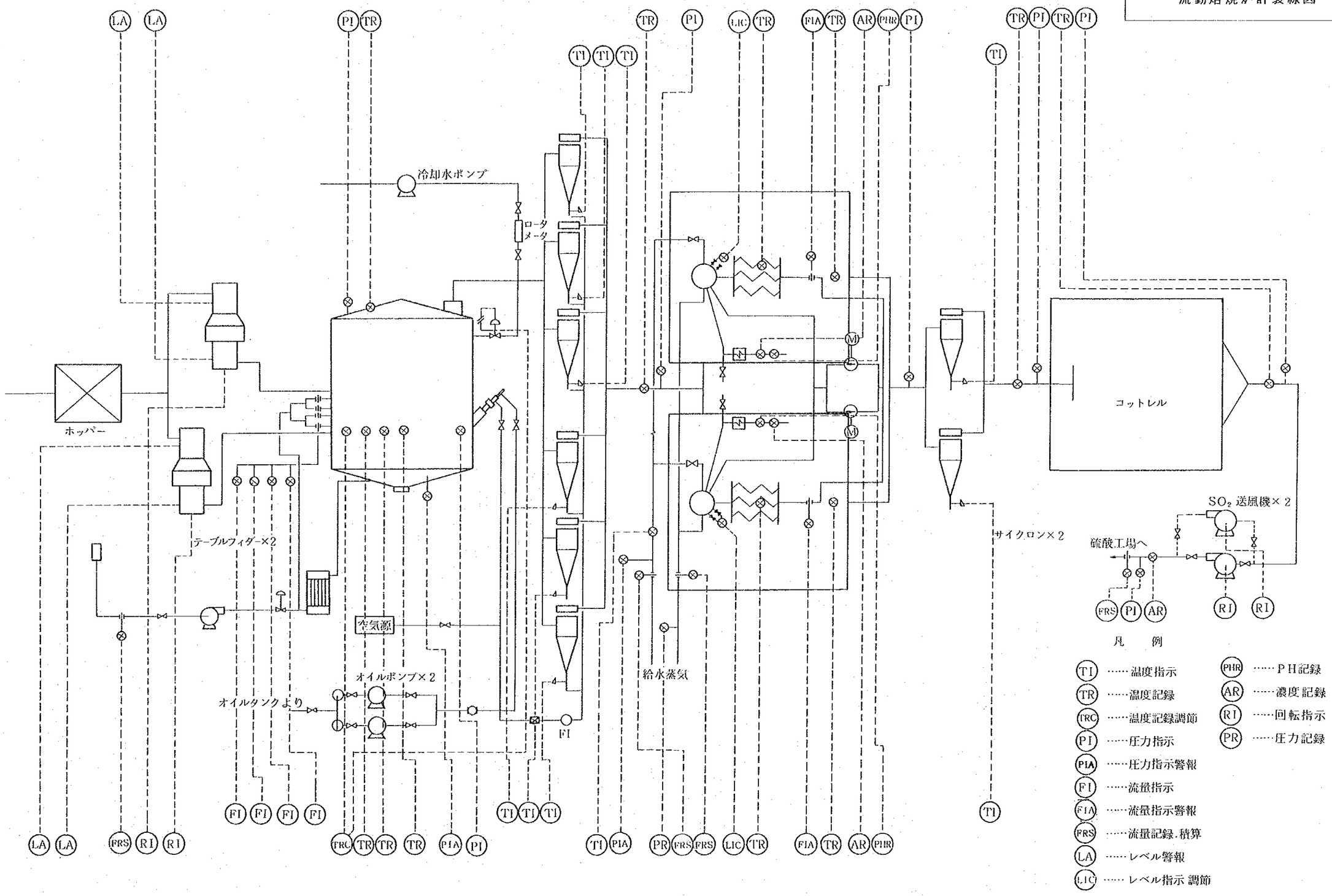


計画Ｂ（７.５万ｔ／年）
排水処理設備　配置図

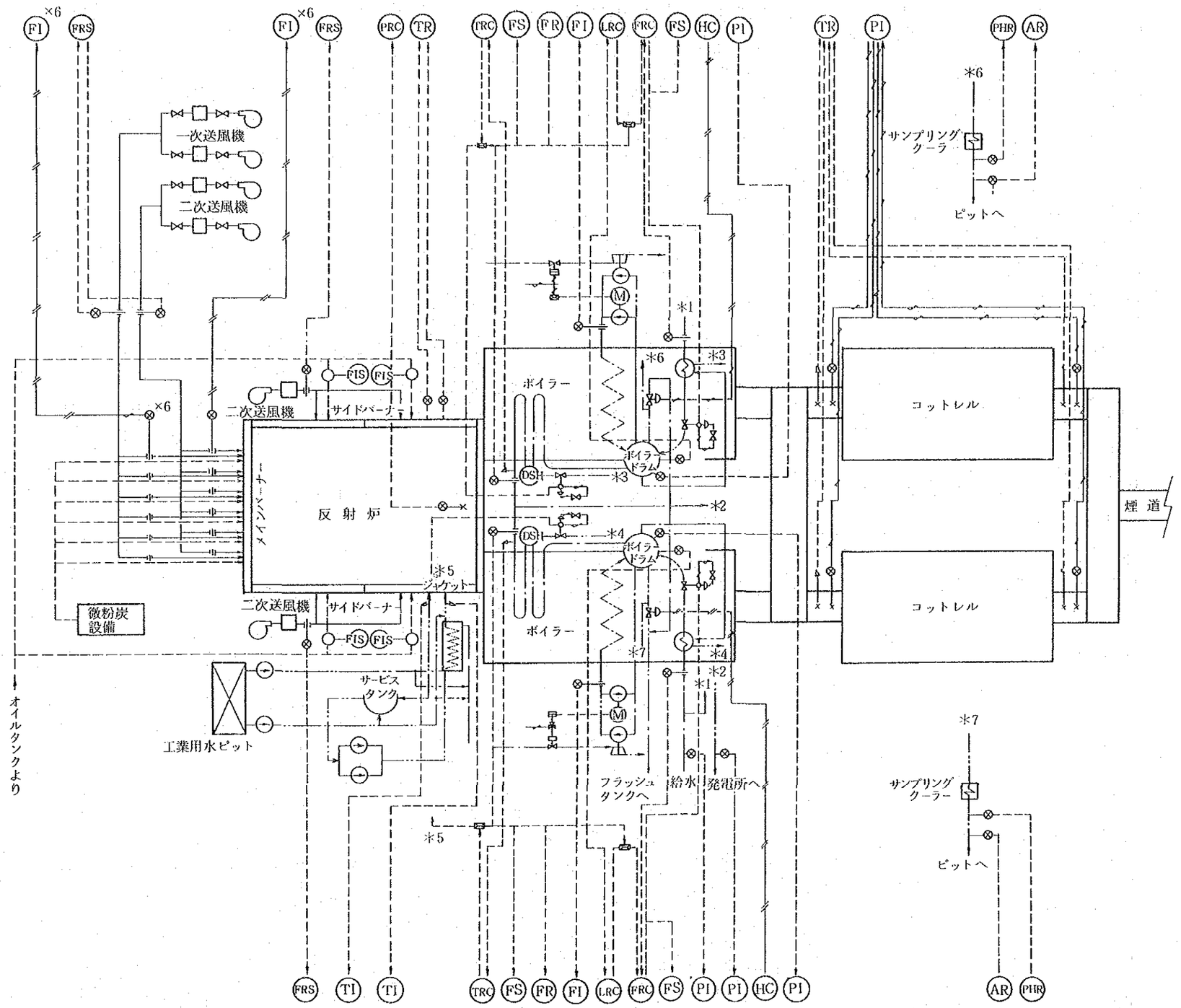


20	フィルタープレス
19	サンプ
18	原液槽
17	副産シックナー
16	副産中和槽
15	放流槽
14	硫酸希釈槽
13	逆中和槽
12	上澄水槽
11	二次シックナー
10	二次中和槽
9	副産原水槽
8	凝集剤溶解槽
7	沪水受槽
6	遠心分離機
5	一次シックナー
4	石膏晶出槽
3	硫酸原水槽
2	真空沪過機
1	硫酸原水シックナー

計画B（75万t／年）
流動焙焼炉計装線図



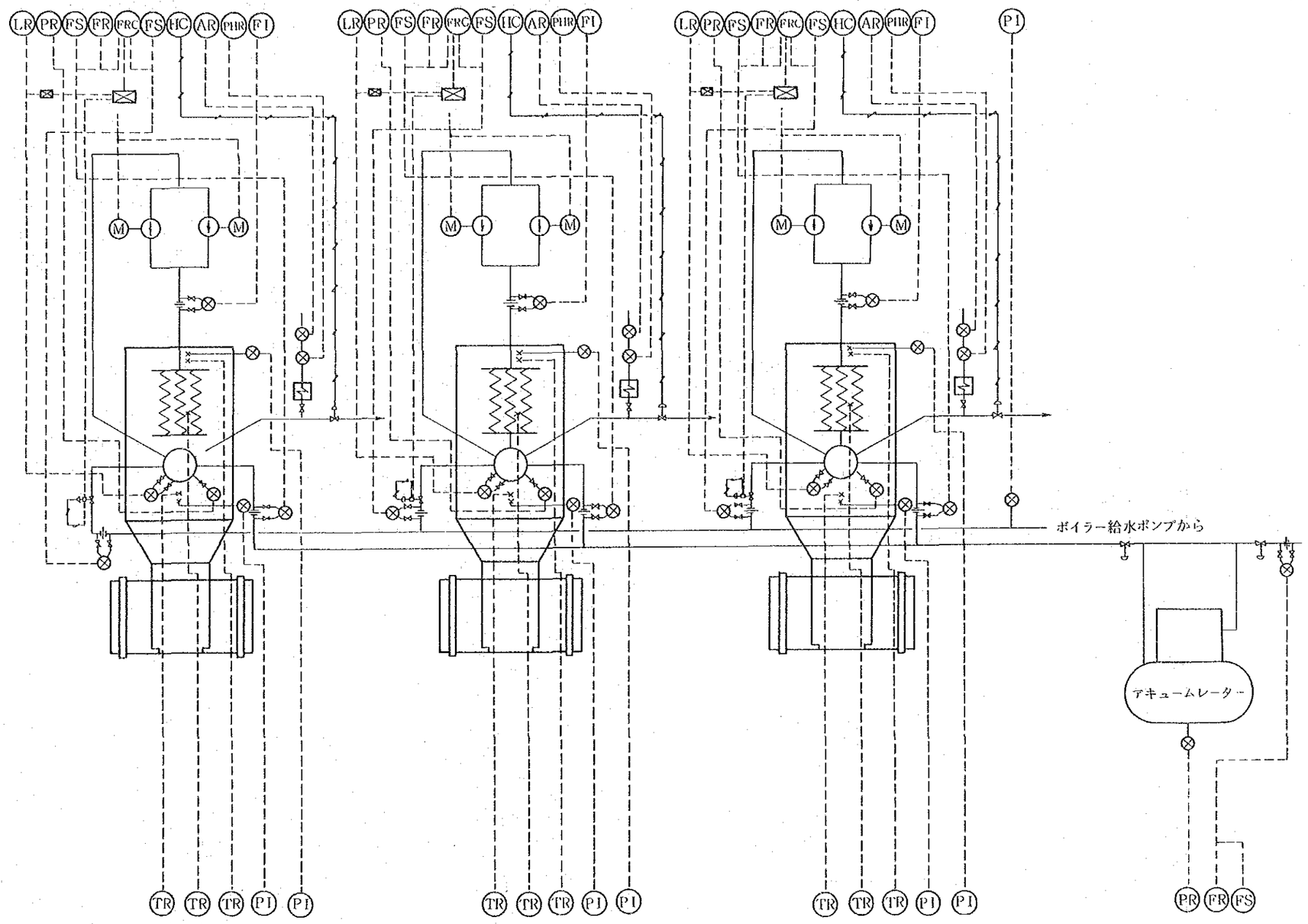
計画B（7.5万t／年）
反射炉計装線図



凡例

- TI ……温度指示
- TR ……温度記録
- TRC ……温度記録調節
- PI ……圧力指示
- PRC ……圧力記録調節
- FI ……流量指示
- FR ……流量記録
- FIS ……流量指示積算
- FRC ……流量記録調節
- FRS ……流量記録積算
- LRC ……レベル記録調節
- PHR ……PH記録
- AR ……濃度記録
- HC ……手動調節

計画B（7.5万t／年）
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

4.4　主要設備仕様（計画B）

計画Bの主要設備仕様を表97に示す。

表97　主要設備仕様（計画B）

（改造又は新設部のみ）

設　備　名	項　　目	仕　　様
1. 銅精鉱貯鉱舎	建家増築	90mL×24mW
	貯鉱量	1.7万t（合計5万t）
	バケットクレーン	10t×2台
2. 溶剤貯鉱舎	建家増築	55mL×24mW
	貯鉱量	3,800t（合計1.13万t）
3. 鉱石乾燥炉設備	鉱石乾燥炉増設	――
	コットレル	625Nm³/min　2基
	煙　突	1,200φ×40mH(鋼板)
4. 調合鉱舎設備	建　家	45mL×45mW
	リクレーマー	100t/h　2基
	トリッパー＆スタッカーコンベヤ	電動走行式　1基
5. 鉱石気流乾燥設備	鉱石乾燥炉	50wet t/h　1基
	ケージミル	〃　1基
	バッグフィルター	1,200m²　1基
	排風機	1,100Nm³/min×550mmAq　1台
	煙　突	1,100φ×40mH（鋼板）
6. 流動焙焼炉設備	流動焙焼炉	50dry t/h　1基
	ボイラー	3.5t/h　2缶
	コットレル	260Nm³/min　2基
	空気予熱器	140万kcal/h　1基
	排風機	560Nm³/min×700mmAq　2台
	放煙用煙突	700φ×40mH（鋼板）
7. 反射炉設備	反射炉	既設改造30mL×9mW×3.76mH
	ボイラー	更新　32t/h　2缶
	コットレル	――
	排風機	更新　1,370Nm³/min×300mmAq 2台
	給鉱設備	カルサイン用に改造
	放煙用煙突	既設煙突利用
8. 転炉設備	転炉増設	――
	ボイラー	8t/h　3缶
	コットレル	更新　660Nm³/min　2基
	アキュムレーター	40m³×48ata　1基
	メカニカルパンチャー	自走式　3台

設　備　名	項　　目	仕　　様
	口取機	インパクトパイルハンマー式　1台
	クレーン秤量機	50t/15t+15tスケール　3台
	可動フード	既設改造　3基
	排風機	不　要
9. 保温炉，鋳造機設備	保温炉	250t 炉　2基
	鋳造機	13mφ回転鋳造機　1基
	建　家	転炉建家延長60mL×24mW
10. 転炉鍰浮選設備	鍰モールドコンベヤ	30t/h×100mL　2基
	ジョークラッシャー	80～100t/h　1基
	コーンクラッシャー	90t/h　1基
	ボールミル	23t/h（粗及微粉砕）2基
	浮選機	アジテア及FW浮選機
	シックナー	9mφ（Cu用），15mφ（Fe用）
	真空沪過機	Cu用2台，Fe用3台
11. 既設硫酸工場改造	ガス精製系改造	1,500Nm³/min　1式
	ガス冷却洗浄塔	竪型ベンチュリー式　2基
	ガス冷却器（1,2次）	竪型鉛製多管式　8基
	ミストコットレル（1,2次）	鋼板製円筒形　5基
	第1乾燥塔	竪型充填式　1基
	接触系酸冷却器更新	テフロンクーラー132㎡　6基
12. 硫酸工場新設	ガス精製系	1,550Nm³/min
	ガス冷却洗浄塔	竪型ベンチュリー式　2基
	ガス冷却器（1,2次）	竪型鉛製多管式　8基
	ミストコットレル（1,2次）	鋼板製円筒形　5基
	第1乾燥塔	竪型充填式　1基
	接触系	340t/日
	第2乾燥塔	竪型円筒充填式　1基
	吸収塔	〃
	酸冷却器	プレート式　1式
	SO_2送風機	1,550Nm³/min×4,000㎜Aq　2台
	転化器	竪型鋼板製棚式　4段
	熱交換器群	竪型鋼製多管式　5基
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	3,200Nm³/min（SO_2 2,800㎎）
	排風機	3,200Nm³/min×440㎜Aq　1台

設　備　名	項　　目	仕　　様
	吸収塔	グリッド充填式　1基
	ミストコットレル（反射と共用）	円筒形チューブ式　3基
	煙　突（反射と共用）	2,300φ×70mH（FRP）
	酸化塔（共通）	竪型円筒式　1基
	遠心分離機	竪置バスケット式　3台
	局排排脱	5,000Nm³/min（$SO_2$350ppm）
	排風機	5,000Nm³/min×530mmAq　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125t/日
	石灰石粉砕系	5t/h　1式
	生石灰　〃	0.5t/h
	石膏倉庫	60mL×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	1,000m²　1基
	排風機	1,000Nm³×600mmAq　1台
	煙　突	1,000φ×40mH（鋼板）
	煙源フード	転炉エアーカーテン　3基
15. 転炉煙灰処理設備	浸出及浄液設備	5.3t/日　1式
	硫酸亜鉛製造設備	1.6t/日　1式
	鉛滓物乾燥炉	0.8wet t/h　1基
16. 排水処理設備	硫酸系排水処理	40m³/h　1式
	副産系　〃	15m³/h　1式

4.5　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通りである。

設備費	27,394百万円
教育訓練費	258
ノウハウ料	274
基本設計費	168
計	28,094

設備費の内訳を表98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98　設備費の内訳（計画B）

千円

工場区分	設備大要	計画B（7.5万t/年）設備費		
		機械・電気	土建	合計
1. 熔錬工場	銅精鉱貯鉱舎増築 90mL×24mW 溶剤　〃　55mL×24mW 鉱石乾燥炉コットレル625Nm³/min 2基 調合鉱舎　45mL×45mW 鉱石気流乾燥設備 50 wet t/h 1式 流動焙焼炉設備　41.8t/h　1式 既設反射炉改造 30mL×9mW×3.76mH 転炉ボイラー　8t/h　3缶 〃 コットレル 660Nm³/min　2基 保温炉　250t炉　2基 回転鋳造機　13mφ　1式	9,463,000	2,016,000	11,479,000
2. 硫酸工場	既設硫酸改造 1,500Nm³/min　1式 硫酸プラント新設 1,550 Nm³/min × 340 t/日 1式	4,992,000	672,000	5,664,000
3. 排脱工場	硫酸排脱設備　3,200Nm³/min　1式 局所排気排脱設備 5,000Nm³/min 1式 原乳設備　1式	5,143,000	533,000	5,676,000
4. その他	転炉鍰浮選設備　1式 局所排気バッグフィルター 1,000 Nm³/min 1式 転炉煙灰処理設備 5.3t/日　1式 排水処理設備　55m³/h　1式 石膏倉庫　60mL×30mW	3,170,000	936,000	4,106,000
5. 詳細設計中の監督費				64,000
6. 建設中の監督費				405,000
合計		22,768,000	4,157,000	27,394,000

4.6 工程表

工事工程表を表99に示す。

表99 工事行程表（計画B）

年	1986	1987	1988	1989	1990
月 / 項目	3 6	9 12 15	18 21 24 27	30 33 36 39	42 45 48
総工事期間			48ヶ月		
基本設計	6				
詳細設計		6			
機器設計		4			
機器製作		12			
現地工事			27		
教育訓練				2	
試運転操業					6
操業停止期間				8	

※操業停止期間

現地工事期間中（27ヶ月間）には操業の一時的停止，低操業等の影響を受けることがある。

また，反射炉の建設およびボイラーの据付け時は操業を停止せざるをえない。

上記の行程表は日本ベースの場合である。

4.7 留意事項

4.7.1 熔　錬

(1) 流動焙焼炉を採用するにあたっては，鉱石の組成，鉱物組成，粒度分布，真比重，着火温度等を十分に把握した上で，基礎試験を行い，その上で実施する必要がある。

(2) 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℃，流動炉ボイラーおよび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) 転炉サイクルに関しては，硫酸工場との関係で，送風時間と休風時間の関係をみるために，造錫1期の鈹をレードル2杯，造錫2期から4期の鈹を各々レードル1杯として作成したが，計画Bを実施する場合には，転炉内の溶体レベル，クレーンの動き等を考慮した上で再検討する必要がある。

4.7.2 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。

4.7.3 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。

4.7.4 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。

4.7.5 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，鉛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なう必要がある。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，換気を十分行ない，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，粉じん問題があるため，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。

4.7.6 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) 転炉および流動焙焼炉ボイラー蒸気（40kg/cm²G × 250℃）の使用先，方法については範囲外とする。

(7) 既設直線式鋳造機は使用しないこととする。

(8) 鋼浮選工場の銅精鉱および鉄精鉱の輸送は範囲外とする。

(9) 硫酸工場の製品酸輸送配管は範囲外とする。

(10) 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25㎜以下，生石灰は12㎜以下のサイズのものの供給を前提とする。

(11) 石膏倉庫からの石膏の搬出については範囲外とする。

(12) 反射炉および既設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。

(13) 流動焙焼炉に非常時放煙用（および煙道掃除時通気用）煙突を新たに設置する。

(14) 熔錬工場関係の煙突（鉱石乾燥炉，鉱石気流乾燥設備，流動焙焼炉放煙用，反射炉放煙用）は1ケ所に統合することも考えられるが，この計画ではそれぞれの設備に1基ずつ設置することとした。

(15) 硫酸排脱設備に必要な面積は図面の85m×78mより小さくても良いが，計画Aとの対比のため同じ面積とした。

4.7.7 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の平均は，約12,500kwh/時となり，必要電力は，約18,000kwになる。

(2) 計　　装

1）熔錬関係

流動焙焼炉，反射炉，各ボイラーの電気室，計器室を統合し，集中運転監視方式とする。

2）既設硫酸関係

電気室，計器室は，既設改造程度で計画する。

3）新設硫酸関係他

硫酸工場，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。

5. 生産能力の近代化（その2）

中国側の要請する粗銅生産量 100,000 t/年の計画について以下に述べる。

5.1 計画の概要（計画C）

計画Cの概略系統図を図68に示す。

この計画と計画Bとは，年産粗銅量が異なることによる設備能力の差以外は基本的な操業方式は同じである。ただし，レイアウト上は直島製錬所と同じように，反射炉を転炉建家の長さ方向に対し，直角に配置し反射炉の両側より鈹を抜くことができるようにする。これにより，炉床管理を容易にし反射炉の長期間操業が可能となろう。

現有設備で利用する設備としては

- 銅精鉱貯鉱舎
- 溶剤貯鉱舎
- 微粉炭設備
- ロータリードライヤー
- 転炉建家，転炉本体，クレーン，転炉送風機
- 既設硫酸工場の吸収系
- 既設煙灰処理工場の乾式系

等である。

現有設備を一部増設する設備としては

- 銅精鉱貯鉱舎
- 溶剤貯鉱舎
- ロータリードライヤー1基，サイクロン1基
- 転炉　1基

等である。

新設設備としては

- ロータリードライヤー用コットレル
- 調合鉱舎
- フラッシュドライヤー，サイクロン，バッグフィルター
- 流動焙焼炉，空気予熱器，サイクロン，ボイラー，コットレル
- 反射炉（炉幅11 m，炉長30 m），ボイラー，コットレル
- 転炉ボイラー，コットレル
- 鍰浮選工場
- 保温炉，鋳造機
- 新設硫酸工場
- 硫酸排煙脱硫設備

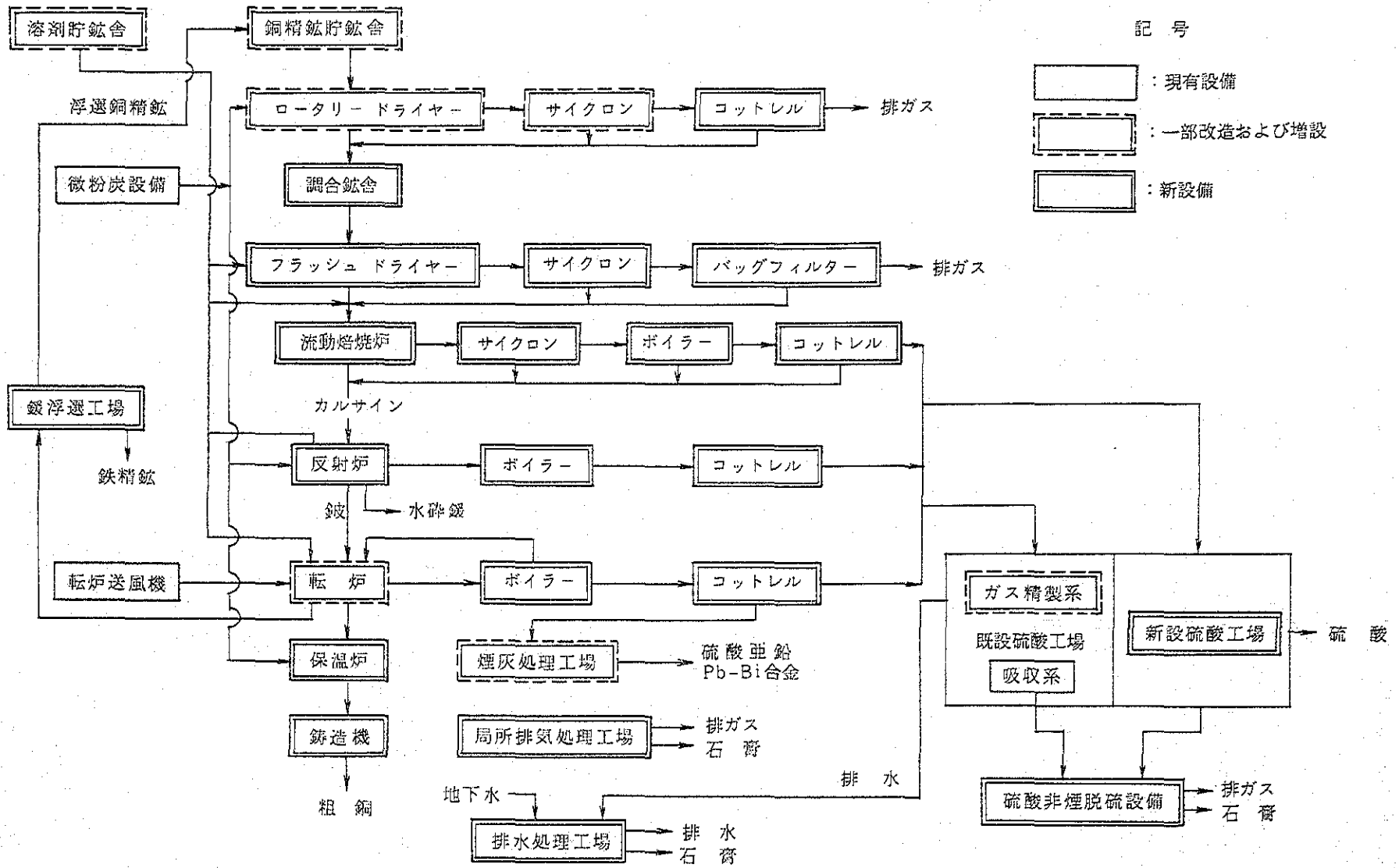


図 68　概略系統図（計画C）

・煙灰処理工場（湿式系）

・局所排気処理設備

・排水処理設備

等がある。

5.1.1 熔　　錬

(1) 計画条件

1）操業日数　　355日/年

実稼動日数　　337.5日/年（100％稼動の日数）

2）粗銅生産量　　100,000 t/年

3）原　　料

(a) 銅精鉱

① 品　　位

銅精鉱品位を表100に示す。

表100　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

② 鉱物組成：1990年予想鉱物組成を表101に示す。

表101　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％

③ 粒度　　－200メッシュ，85%以上

④ 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

5）反射炉

立上り排ガス酸素濃度　1%

炉放散熱　　9,000 Mcal/h

6）転　　炉

稼動率　最大　82～85%/炉

送風量　300Nm³/min

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/h

製銅期　2,000 Mcal/h

(2) 系統図

熔錬系統図を図69に示す。

鍰浮選系統図を図70に示す。

(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

ドライヤーは処理量増にともない1基増設する。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。

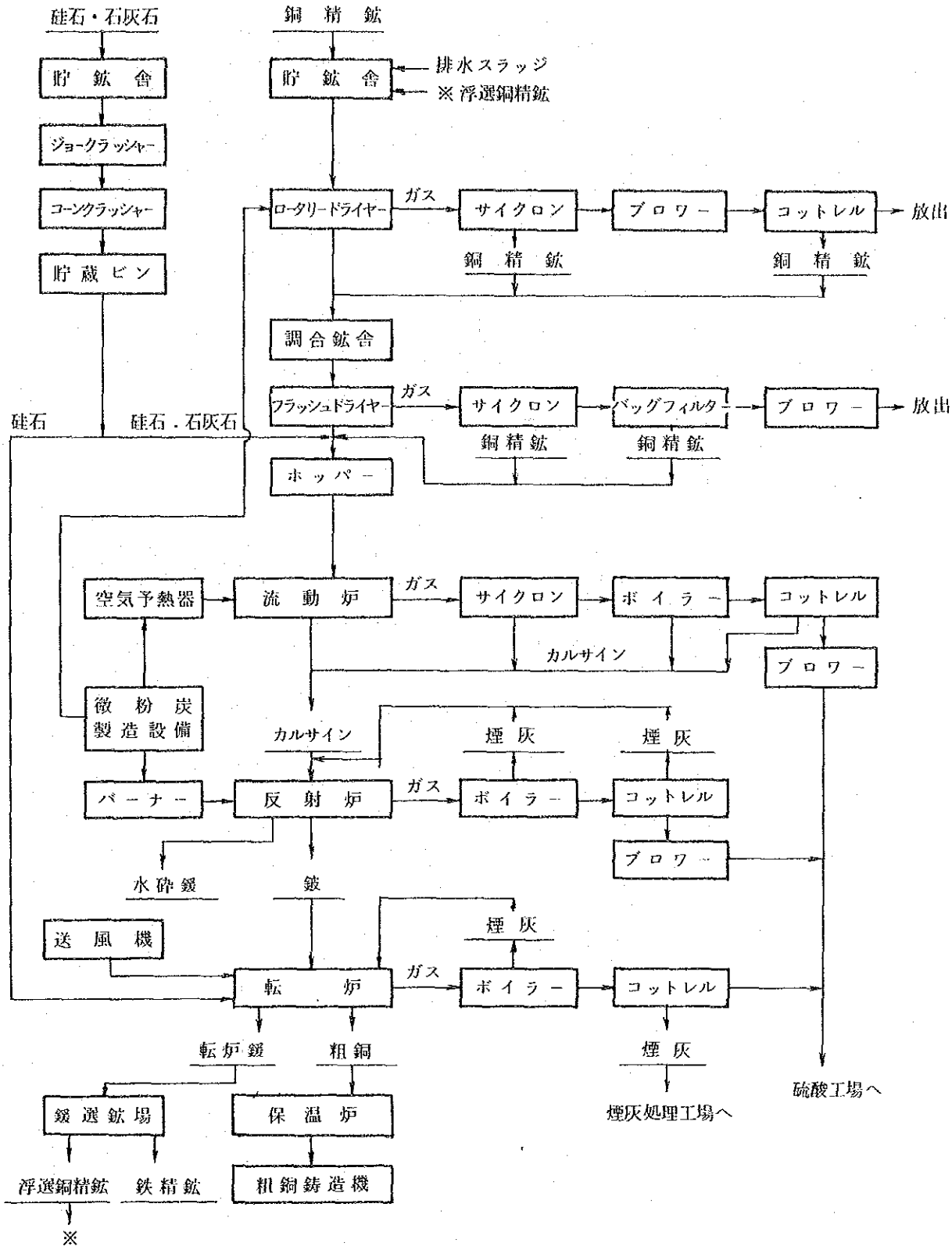

硅石・石灰石
銅精鉱
貯鉱舎
貯鉱舎
排水スラッジ
※浮選銅精鉱
ジョークラッシャー
コーンクラッシャー
貯蔵ビン
ロータリードライヤー
ガス
サイクロン
ブロワー
コットレル
放出
銅精鉱
銅精鉱
調合鉱舎
フラッシュドライヤー
ガス
サイクロン
バッグフィルター
ブロワー
放出
硅石
硅石．石灰石
銅精鉱
銅精鉱
ホッパー
空気予熱器
流動炉
ガス
サイクロン
ボイラー
コットレル
カルサイン
ブロワー
微粉炭製造設備
カルサイン
煙灰
煙灰
バーナー
反射炉
ガス
ボイラー
コットレル
ブロワー
水砕鍰
鈹
送風機
煙灰
転炉
ガス
ボイラー
コットレル
転炉鍰
粗銅
煙灰
硫酸工場へ
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

図 69　熔錬系統図

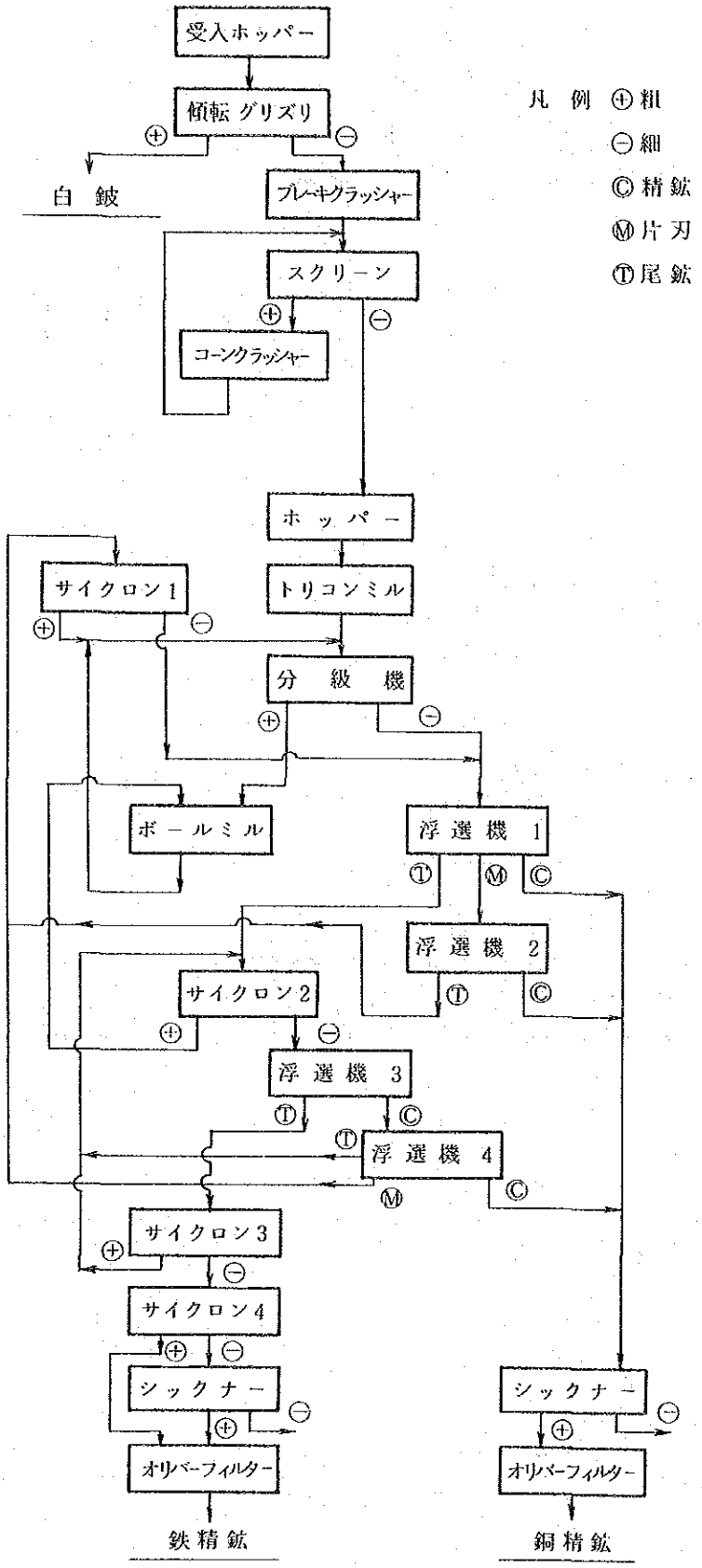

受入ホッパー
傾転グリズリ
白 鉱
ブレーキクラッシャー
スクリーン
コーンクラッシャー
ホ ッ パ ー
サイクロン1
トリコンミル
分 級 機
ボ ー ル ミ ル
浮 選 機 1
浮 選 機 2
サイクロン2
浮 選 機 3
浮 選 機 4
サイクロン3
サイクロン4
シックナー
オリバーフィルター
鉄精鉱
シックナー
オリバーフィルター
銅精鉱
凡 例 ⊕粗
⊖細
Ⓒ精鉱
Ⓜ片刃
Ⓣ尾鉱

図 70　鍰浮選系統図

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ベッドが払出中という様に交互に行う。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

処理量増に伴ない，反射炉炉幅は11m，炉長は30mとなる。炉床管理上，反射炉の両側より鈹を抜くことができるように，転炉建家の長さ方向に対して直角に配置する。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坦な吊構造とする。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2基および反射炉コットレルは新設する。

6）転　炉

転炉について処理鈹量増に伴ない，一基増設する。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，クレーン秤量機の設置を行なう。

7）鍰浮選

転炉鍰の浮選設備を新設する。これは現在行っている転炉鍰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)反射炉鍰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様である。

(a) 受入，破砕

転炉鍛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鍛を除き，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脱水する。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かくしていると思われる。新設鋳造機は，現状の50kgインゴットから500kg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様である。

1）乾燥炉コットレル

ガス量	1,667Nm³/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

2）流動炉

銅精鉱量	52.70 t/h

吹込空気量　284Nm³/min

操業温度　600℃

カルサイン量　53.87 t/h

排ガス

	Nm³/min	%
SO_2	60.50	20.96
CO_2	8.18	2.83
N_2	219.98	76.21
乾量計	288.66	(100.00)
H_2O	34.29	10.62
湿量計	322.95	(100.00)

3）流動炉ボイラー

蒸発量　1.38 t/h

蒸気性状　40 kg/cm²G，250℃（飽和蒸気）

給水温度　120℃

4）反射炉

カルサイン量　53.87 t/h

石炭焚量　7.55 t/h

反射鈹量　27.33 t/h

反射鍰量　27.83 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	16.85	1.60
O_2	10.49	1.00
CO_2	173.92	16.50
N_2	852.82	80.90
乾量計	1,054.08	(100.00)
H_2O	86.16	7.56
湿量計	1,140.24	(100.00)

5）反射炉ボイラー

蒸発量　　31.50 t/h

蒸気性状　　40kg/cm²G，400℃

給水温度　　120℃

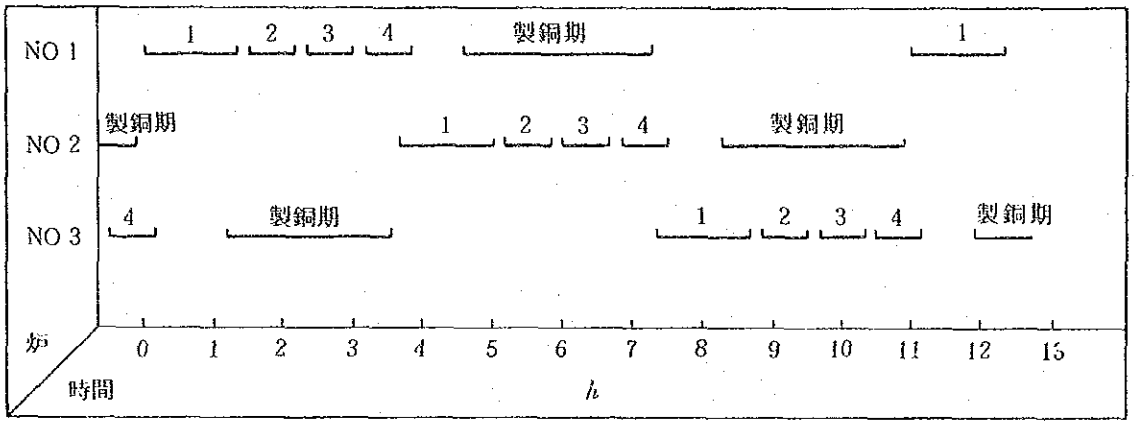
6）転　炉

鈹量　　27.33 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　　81.8％（3 炉操業 2 炉送風）

サイクル



注）数字は造鍛期を示し，各造鍛期の鈹レードル杯数は以下の様である。

第 1 造鍛期　　2 杯

第 2 ～ 4 造鍛期　　各 1 杯

排ガス（炉出口）

造鍛期

	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)

7）転炉ボイラー

蒸発量　9.86 t/h

蒸気性状　40kg/cm²G，250℃（飽和蒸気）

給水温度　120℃

8）鋳造機

粗銅量　297 t/日

鋳造時間　約5.9 h/日

9）鍰浮選

取扱鍰量　12.97 t/h

浮選銅精鉱　1.47 t/h

鉄精鉱　11.50 t/h

銅回収率　約93％

(4) 物質収支，熱収支

熔錬成分表を表102に示す。

物質収支を図71から図75に示す。

流動炉，反射炉，転炉の熱収支を表103から表106に示す。

表 102　熔錬成分表（計画C）

	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	
硅酸鉱（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	
水砕鍰	0.59	32.44	0.59	0.02	0.48	0.59	34.30	8.83	
反射炉ボイラ煙灰									
反射炉コットレル煙灰									
粗　銅	99.48	0.0125	0.048	0.04	0.003	0.08			
転炉鍰	3.91	50.78	0.98	0.17	1.10	0.032	20.63	1.14	
転炉ボイラ煙灰									
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	53.14	0.071	0.17	1.18	0.035	22.05	1.16	
石炭アッシュ		13					43	12	

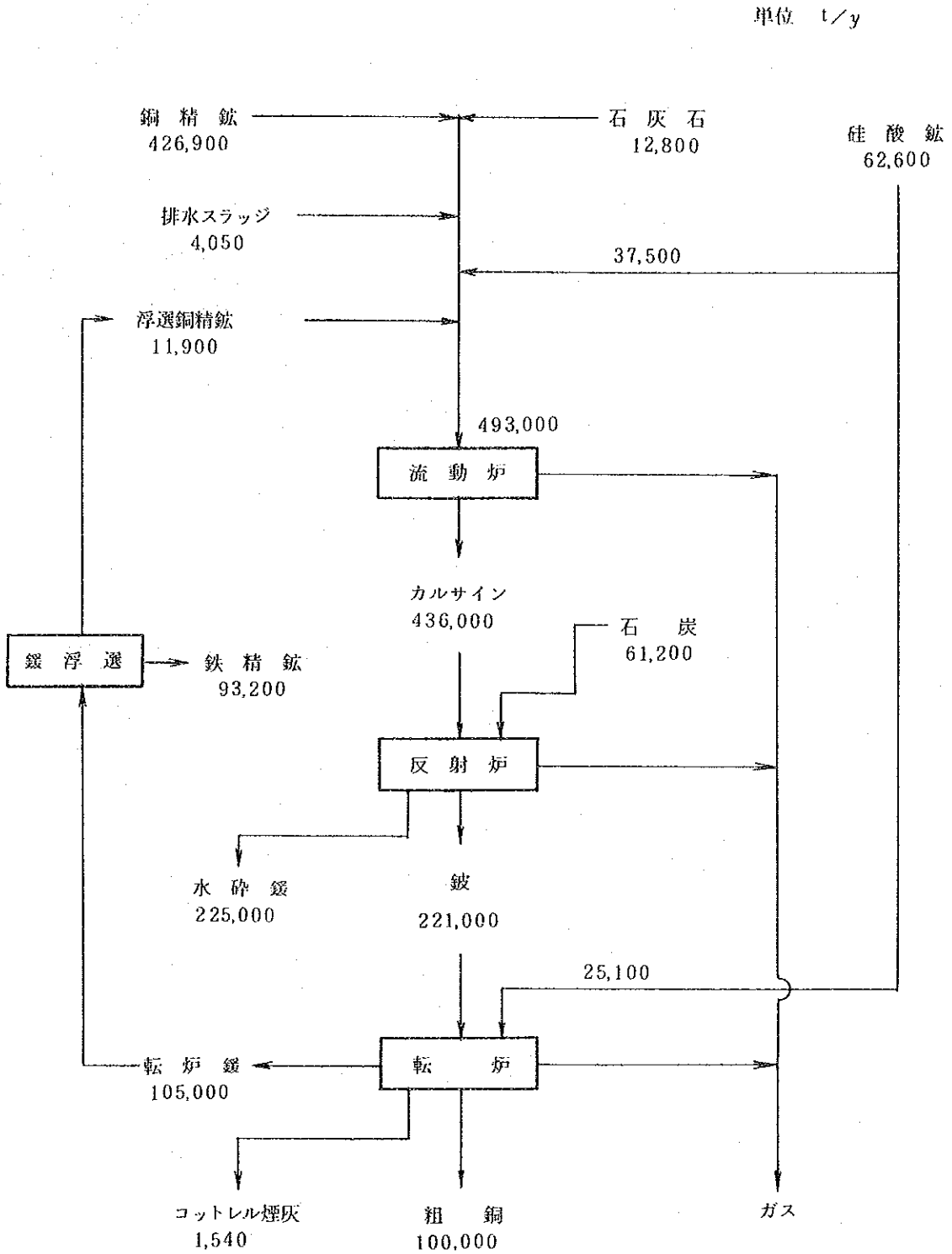


図71　物質収支（t/y）（計画C）

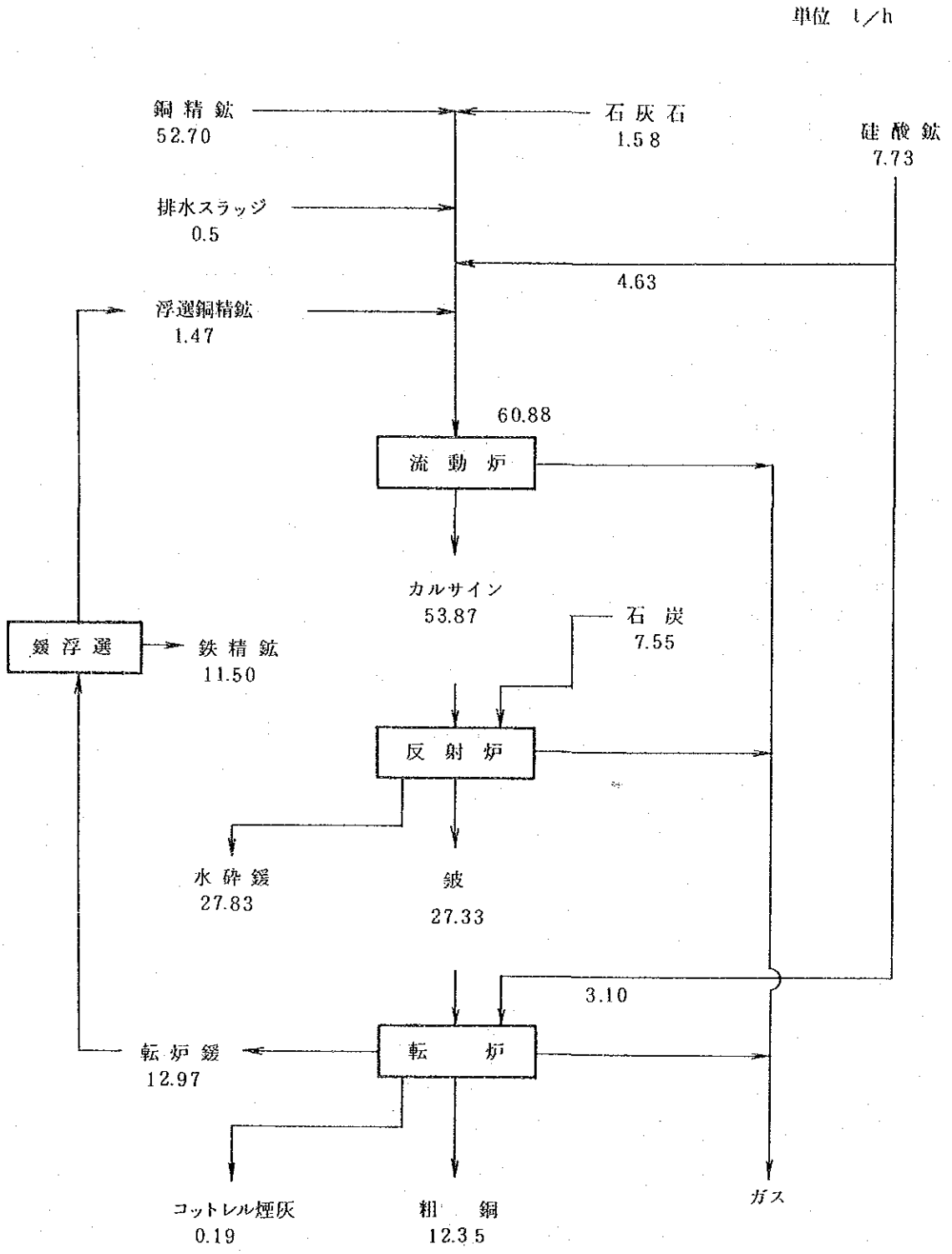


図72 物質収支（t/h）（計画C）

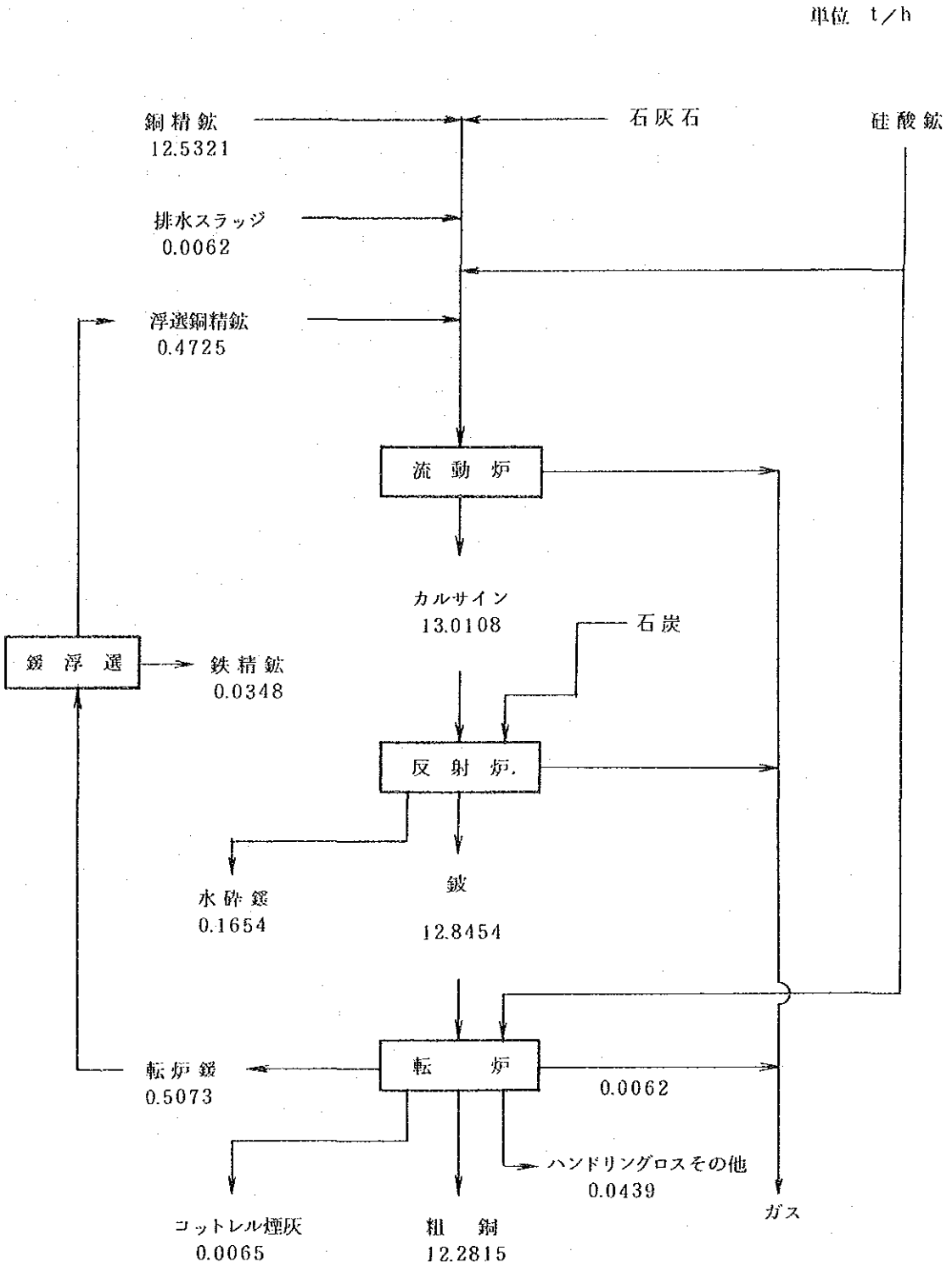


図73 物質収支（Cu）（計画C）

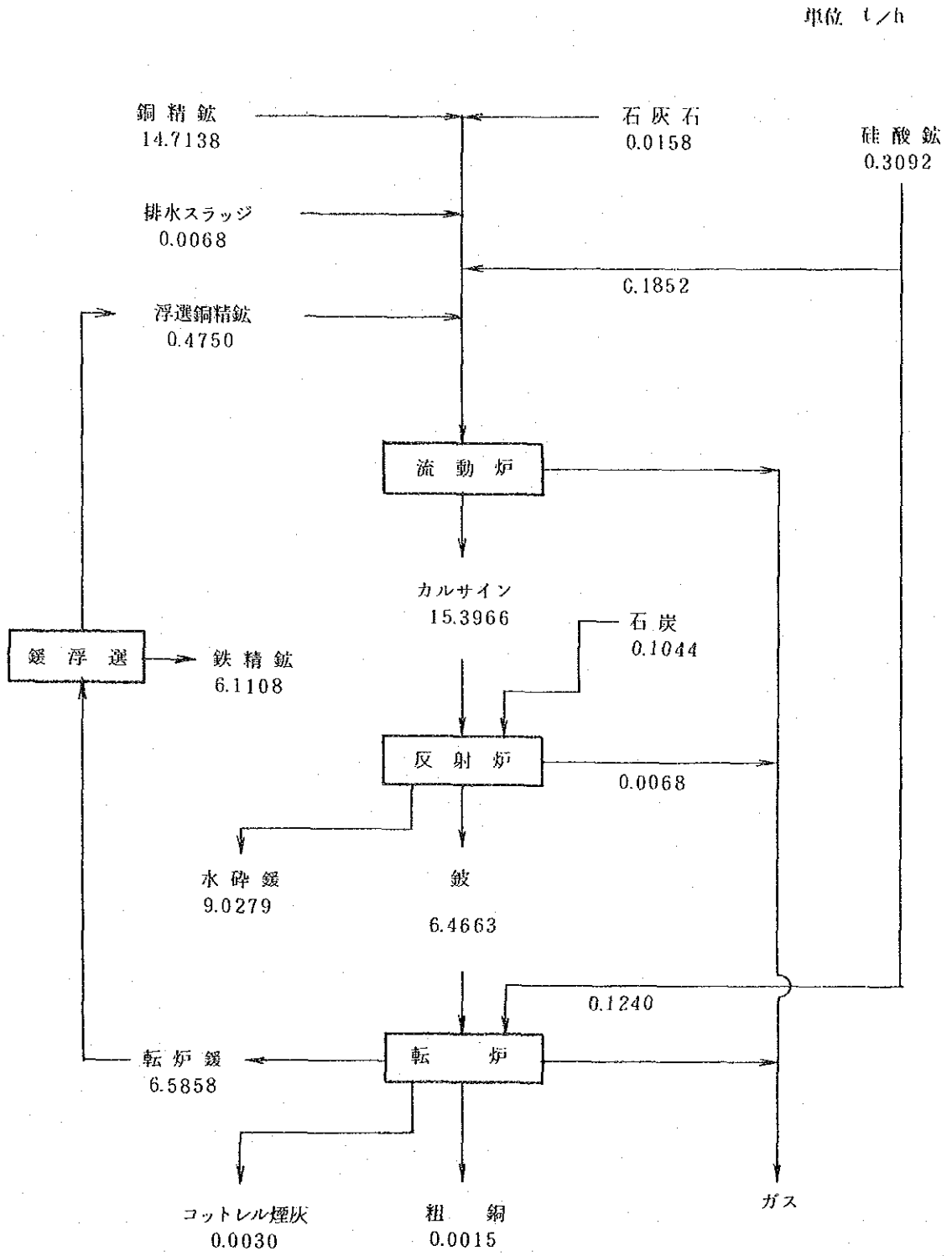


図74 物質収支（Fe）（計画C）

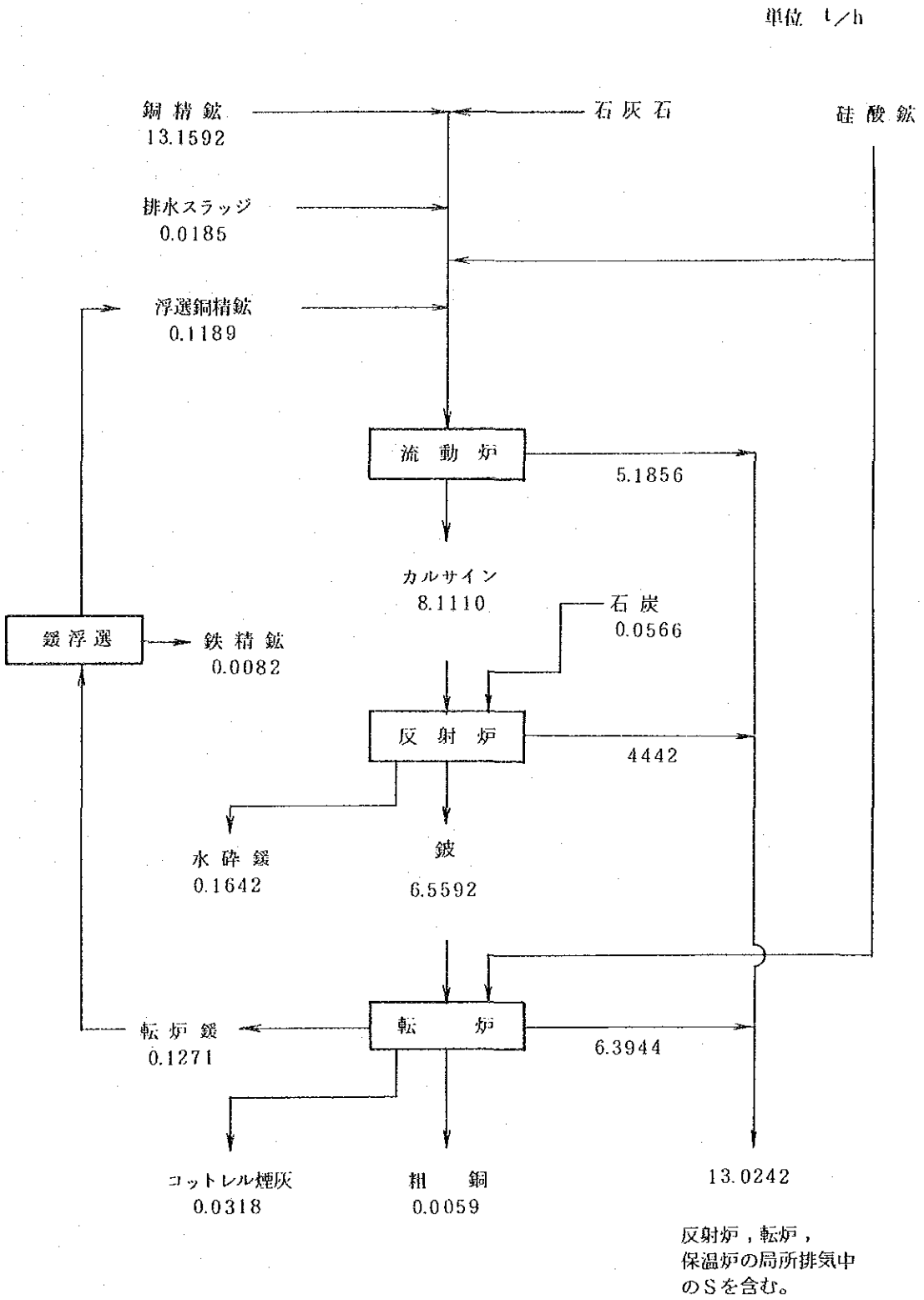


図75　物質収支（S）（計画C）

表 103　流動炉熱収支（計画C）

項目		Mcal/h	備考
入熱	反応熱	8,011	
	熱風持込熱	1,754	350 ℃
	計	9,765	
出熱	カルサイン	5,075	600 ℃
	ガス持去熱		600 ℃
	SO_2	1,087	60.50 Nm^3/min
	CO_2	139	8.18
	N_2	2,436	219.98
	H_2O	928	34.29
		4,590	322.95 Nm^3/min
	放散熱	100	
	計	9,765	

表 104　反射炉熱収支（計画C）

項目		Mcal/h	備考
入熱	カルサイン	3,232	400 ℃
	反応熱	3,807	
	石炭燃焼熱	50,849	7.55 t/h × 6.735
	計	57,888	
出熱	鈹	6,149	1,200 ℃
	鍰	9,045	1,250 ℃
	ダスト	295	
	ガス SO_2	726	16.85 Nm^3/min 1,300 ℃
	O_2	290	10.49
	CO_2	7,358	173.92
	N_2	22,312	852.82
	H_2O	2,709	86.16
		33,395	1,140.24 Nm^3/min
	放散熱	9,000	
	計	57,884	

表 105　転炉造鍰期熱収支（計画C）

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 ℃
	転炉鍰	4, 231	1, 246 ℃
	ガス	5, 452	1, 198 ℃
	放散熱	2, 000	
	計	14, 450	

表 106　転炉製銅期熱収支（計画C）

項目		Mcal/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 ℃
	鍰	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. 40 t/h
気流乾燥機	0. 75
熱風炉	0. 43
反射炉	7. 55
保温炉	0. 34
合　計	10. 47 t/h

2）電気

原料	1,687 kw
流動炉	427
反射炉	406
転炉	119
保温炉，鋳造	84
緩浮選	1,050
動力	3,621
その他	148
計	7,542 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

水砕緩用　560 t/h（緩切り時 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　50 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　21.4 t/h

注）ボイラー給水 42.8 t/h の ½とした。

5.1.2 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なう。

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）操業日数　　337.5 日/年

ⅱ）ガス条件

流動焙焼炉	491 Nm^3/分	SO_2	12.33 %
反射炉	1,275 Nm^3/分	SO_2	1.27 %
転炉	981 Nm^3/分	（最大 1,200）	
SO_2	7.46 %	（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 Nm^3/分・系（系内漏込み空気 75 Nm^3/分・系を含む）で，2系とし，吸収塔出口 SO_2 濃度は 3,000 ppm 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 Nm^3/min

とする。

ガス精製系漏込み空気は，100 Nm^3/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，200 ppm 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76に示す。

既設硫酸工場フローシートを図77に示す。

新設硫酸工場フローシートを図78に示す。

(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

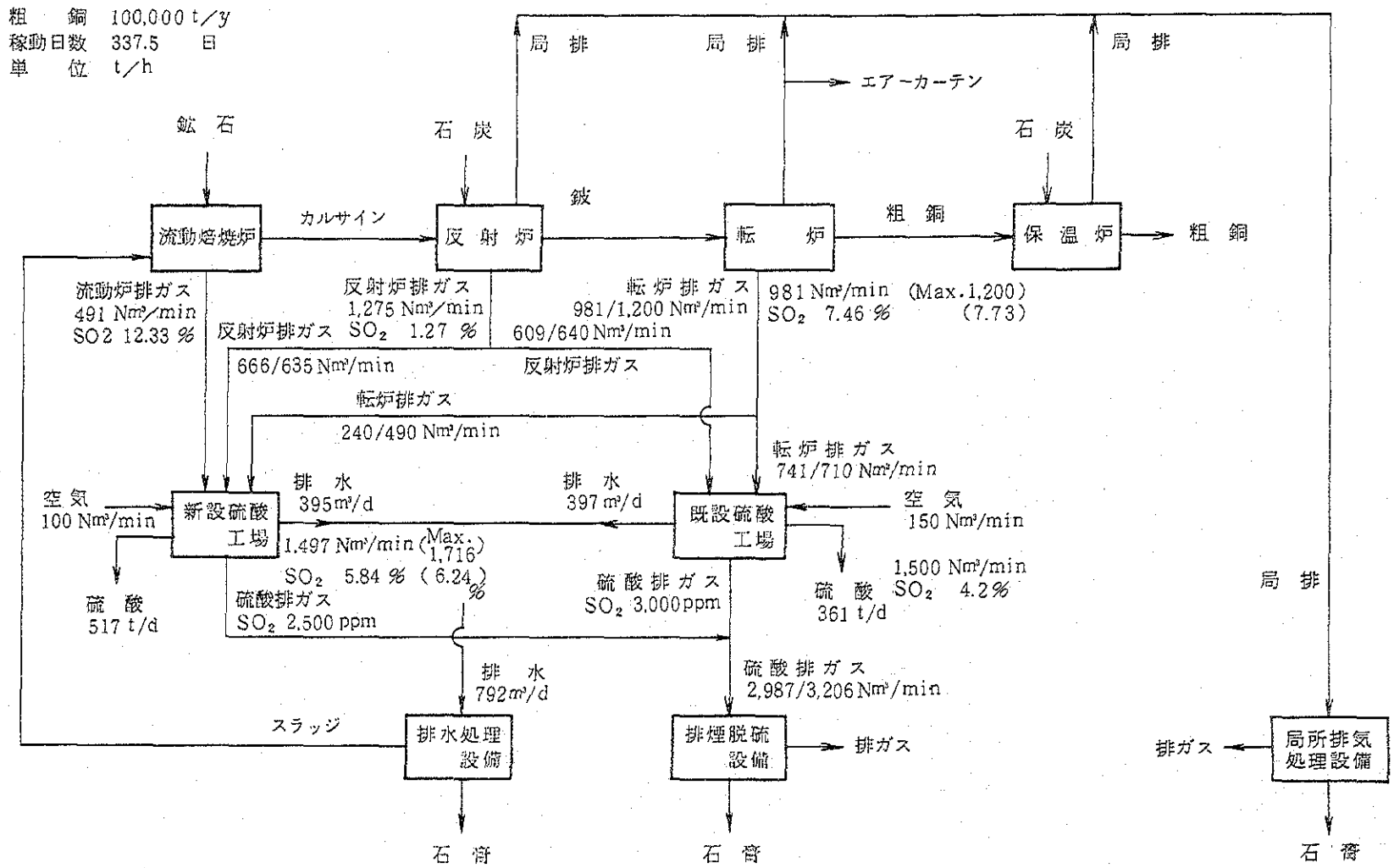


図76　排ガス処理フローシート（計画C）

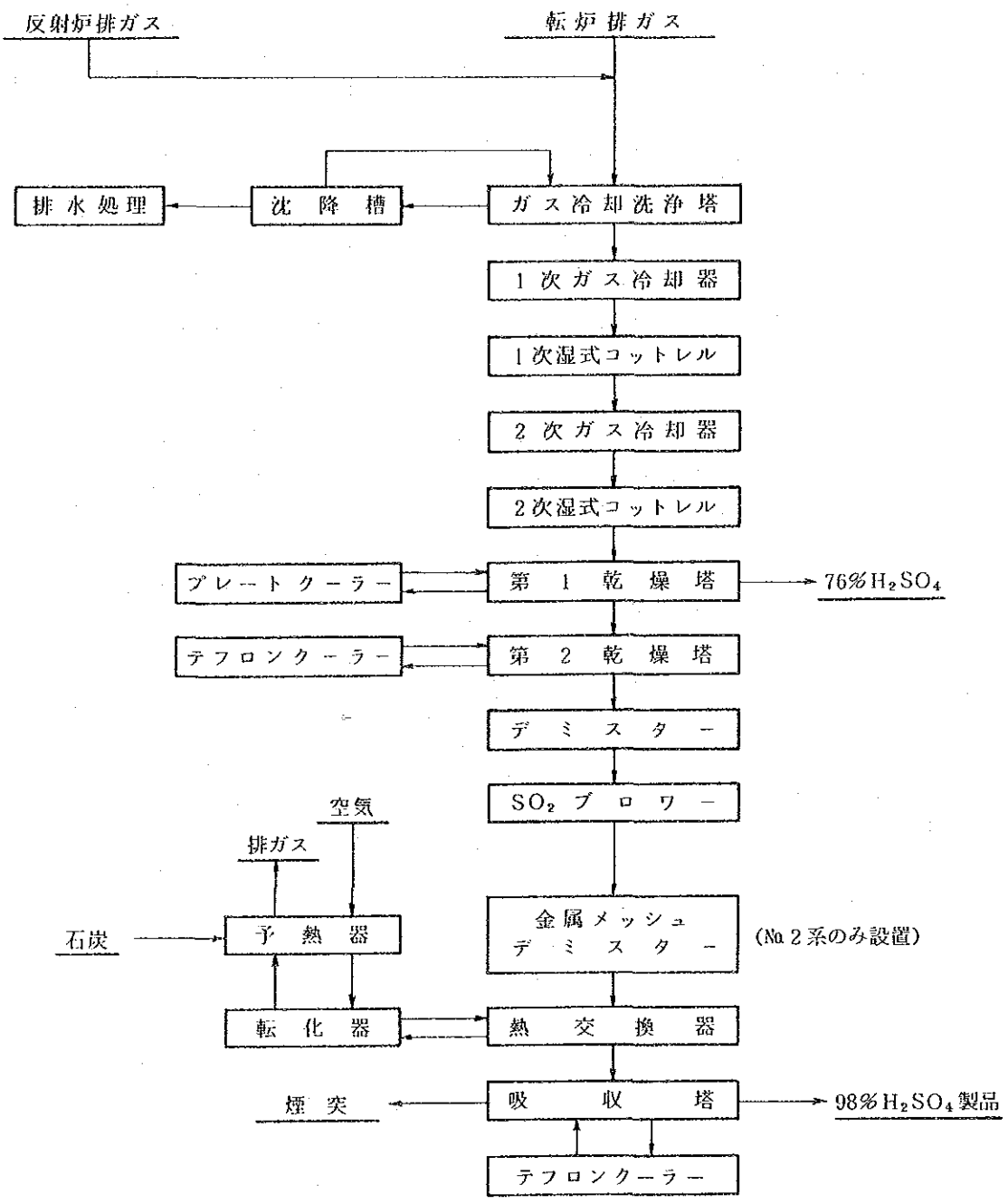


図77　既設硫酸工場フローシート（計画C）

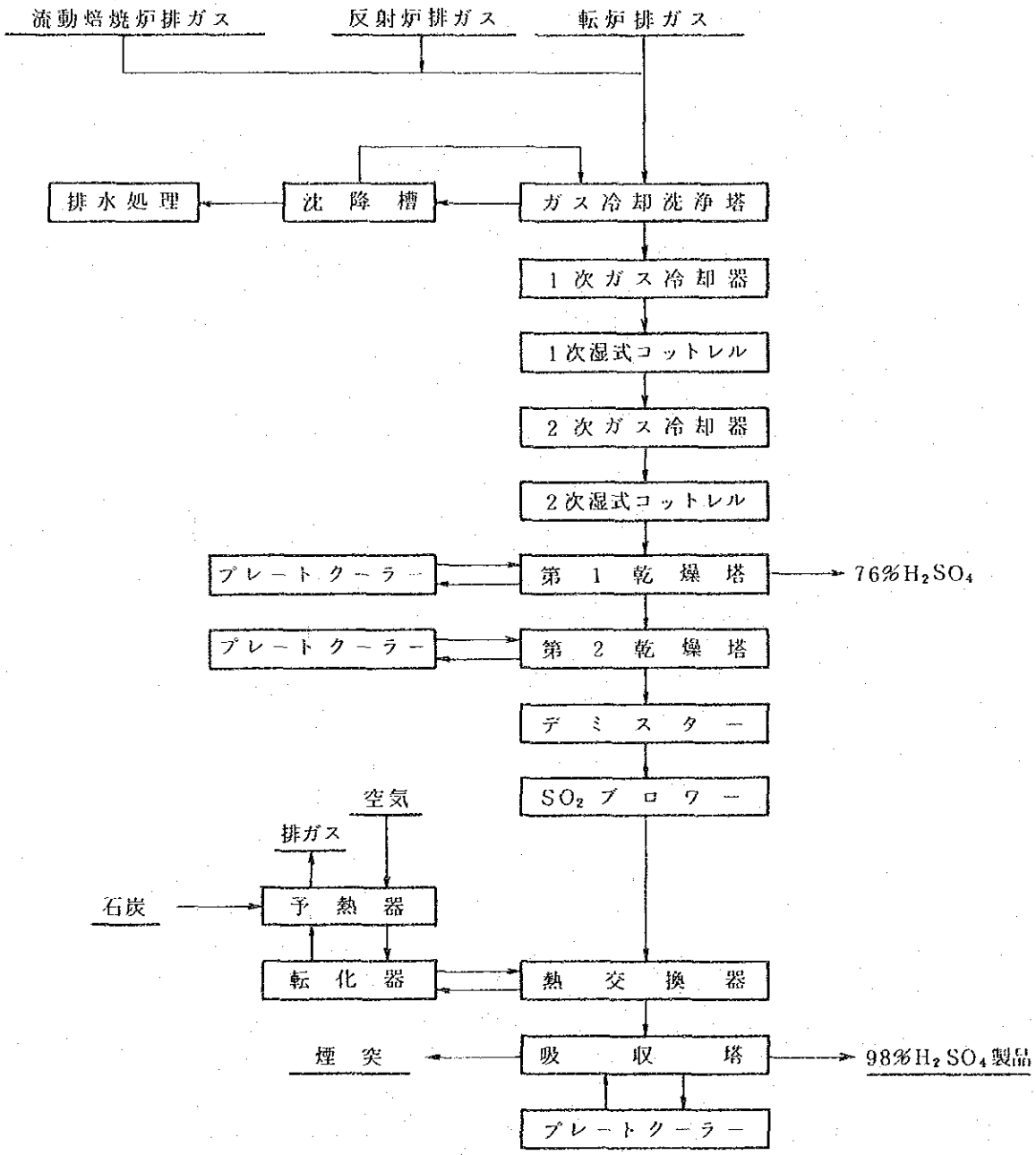


図78　新設硫酸工場フローシート（計画C）

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。コットレルも新設する。

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，処理ガス量を大巾に減少させることができる。

3）転炉ガス

ボイラーを 4 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 以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 1,990 Nm^3/分とする。（系内漏込み空気 100 Nm^3/分 を含む）

(a) ガス精製工程

新設硫酸工場吸引量 1,900 Nm^3/分，既設硫酸工場 2 系列合計の吸引量 1,500 Nm^3/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 395 m^3/日，新設分 397 m^3/日，合計 792 m^3/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/Nm^3 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。コットレル碍子保護のため，清浄な加温空気を 42 Nm^3/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79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220 Nm^3/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80，図81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1.01t/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82に既設硫酸工場ガス乾燥工程メカニカルフローを，図83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。

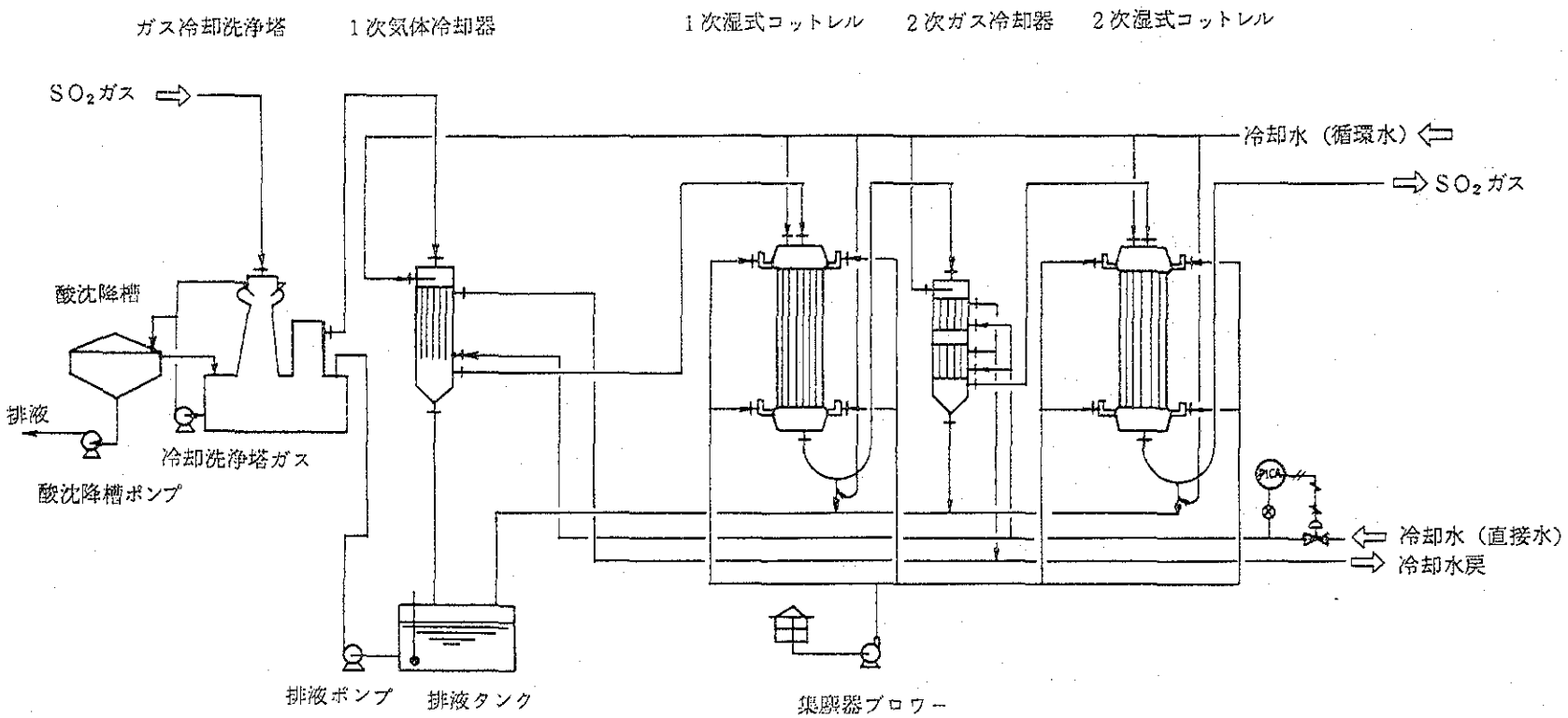


図79　ガス精製工程メカニカルフローシート（計画C）

（硫酸量は100％ 換算値）

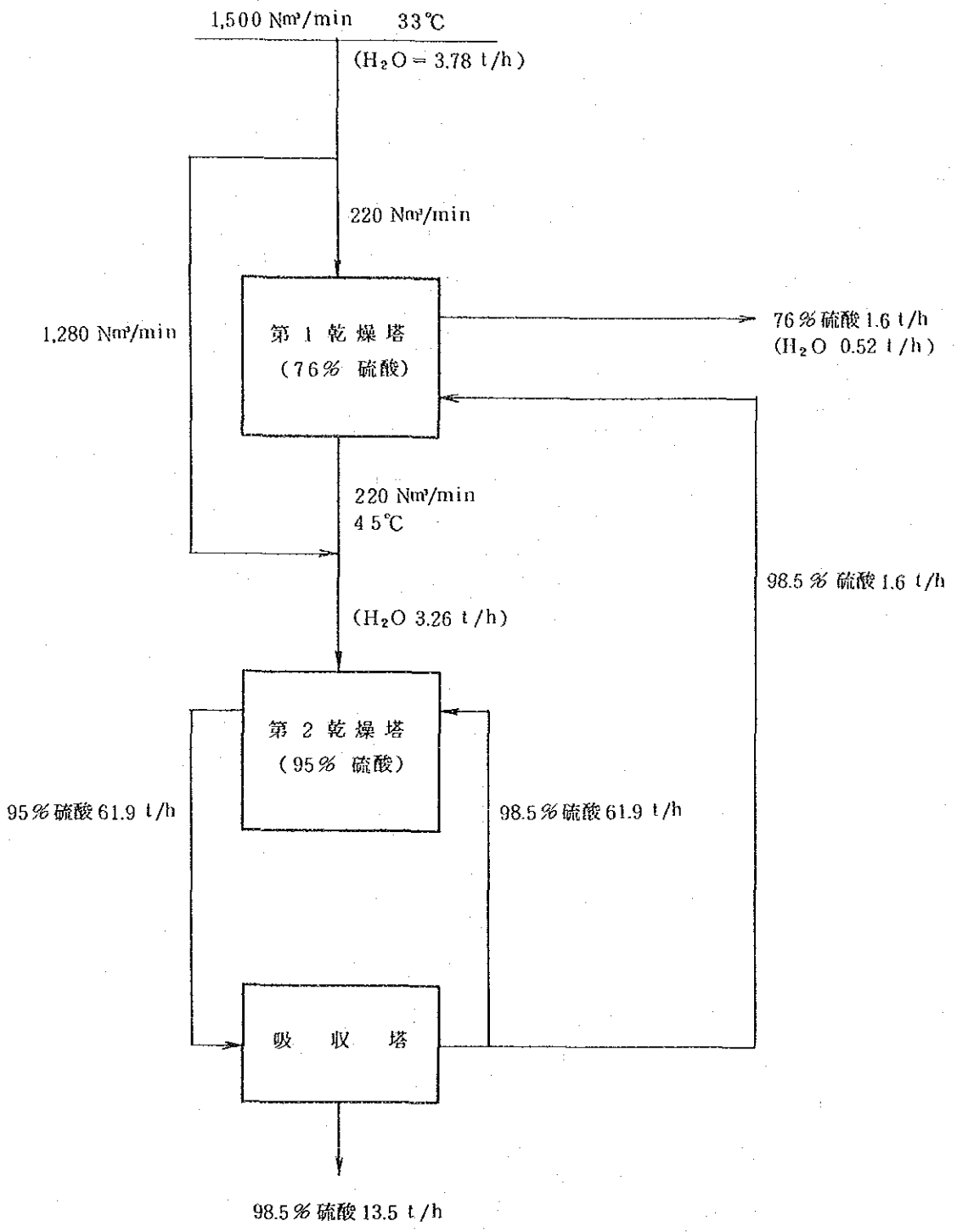


図80　既設硫酸工場ガス乾燥工程水収支（計画C）

（硫酸量は 100％ 換算値）

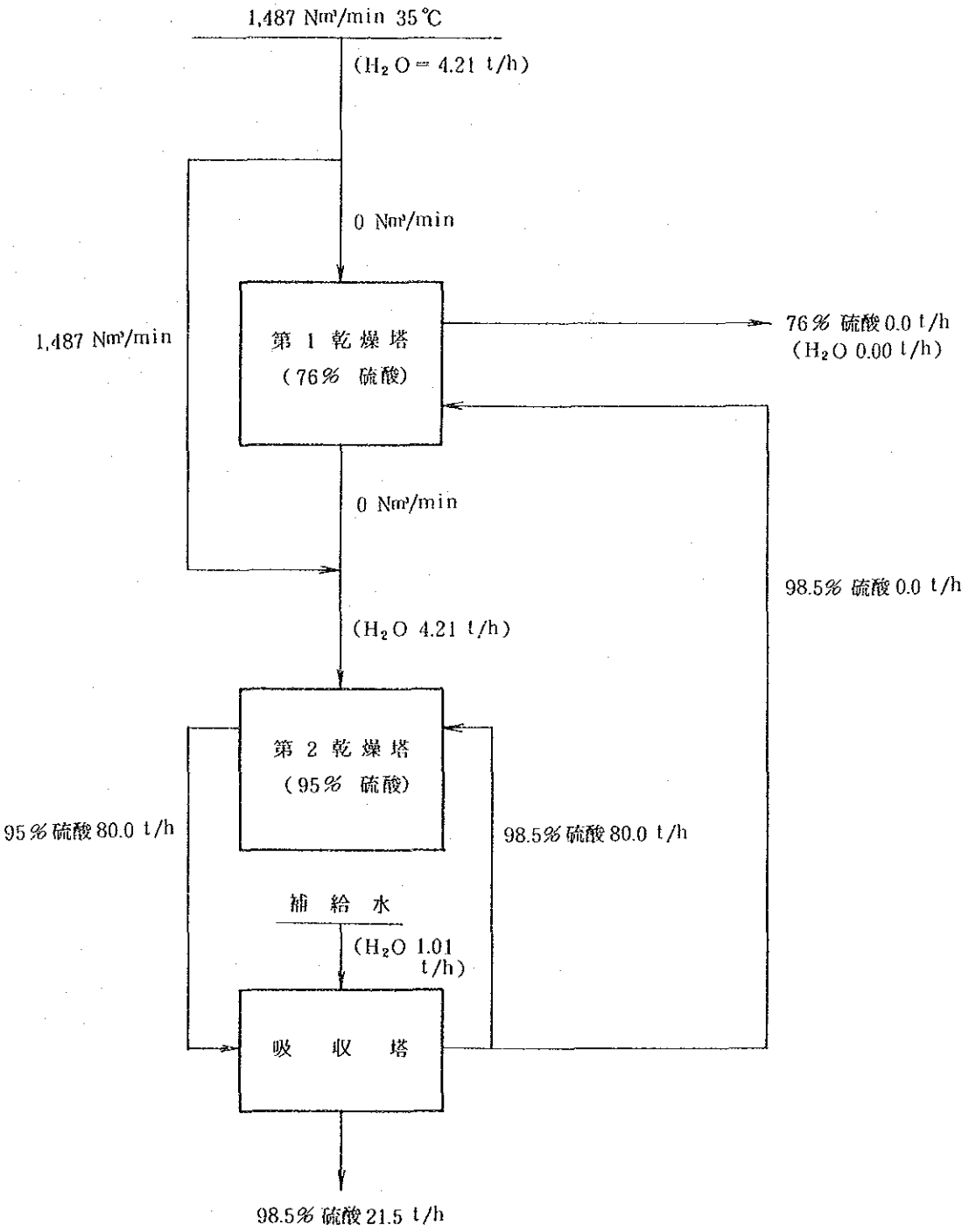


図81　新設硫酸工場ガス乾燥工程水収支（計画C）

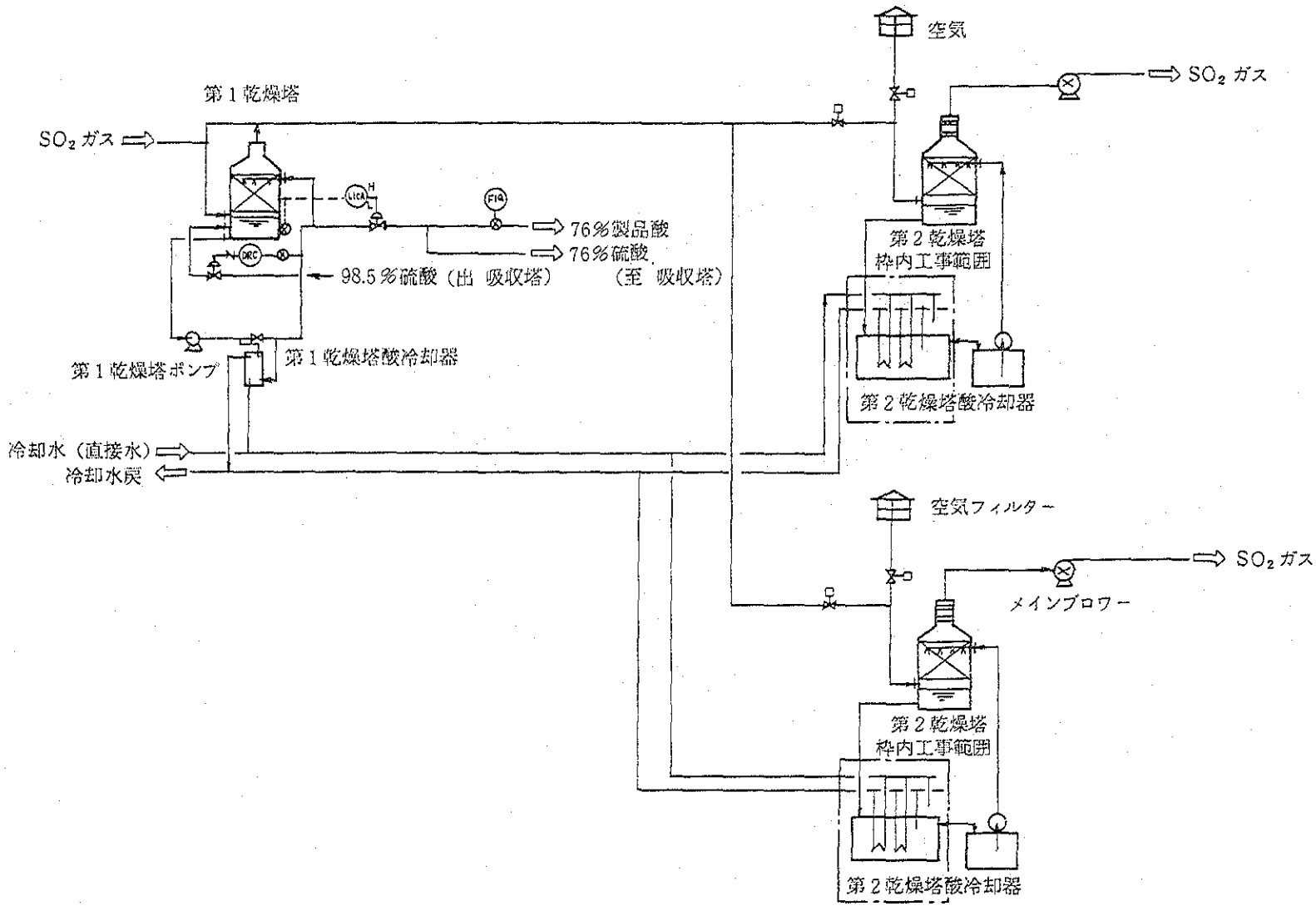


図82　既設硫酸工場ガス乾燥工程メカニカルフローシート(計画C)

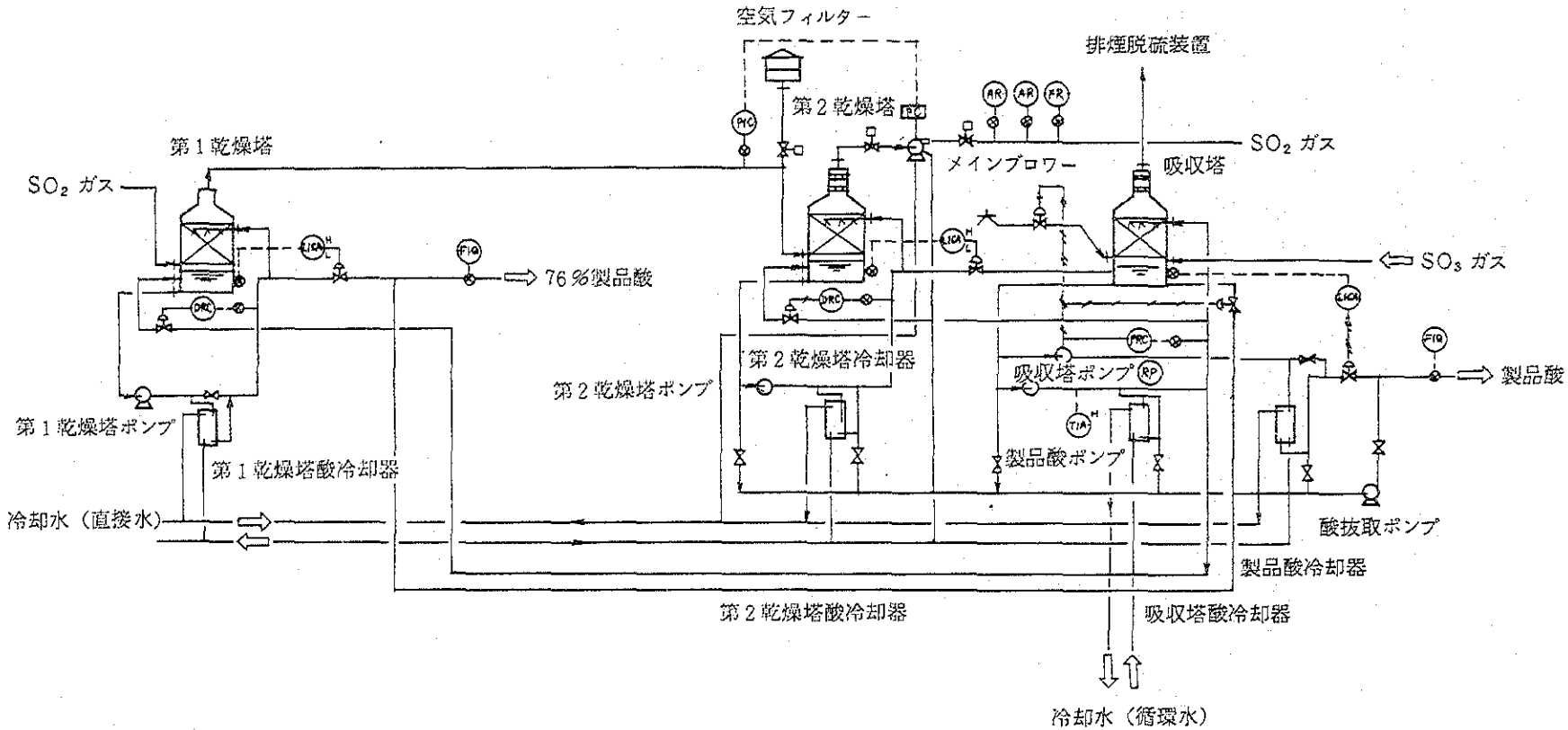


図83　新設硫酸工場ガス乾燥および吸収工程メカニカルフローシート（計画C）

(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250 mmH_2Oで，600 Nm^3/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84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85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83に示す。

新設，既設共に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86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。

(5) ユーティリティ

1）冷却水

冷却水使用量を表107に示す。

計画Cでは，直接水6,000 m^3/時，循環水1,190 m^3/時，合計7,190 m^3/時冷却水が必要となり，現状より5,700 m^3/時使用量が増加する。

2）電力使用量

電力使用量を表108に示す。

電力使用量は，4,800 kwh/時で，現状より2,200 kwh/時増加する。

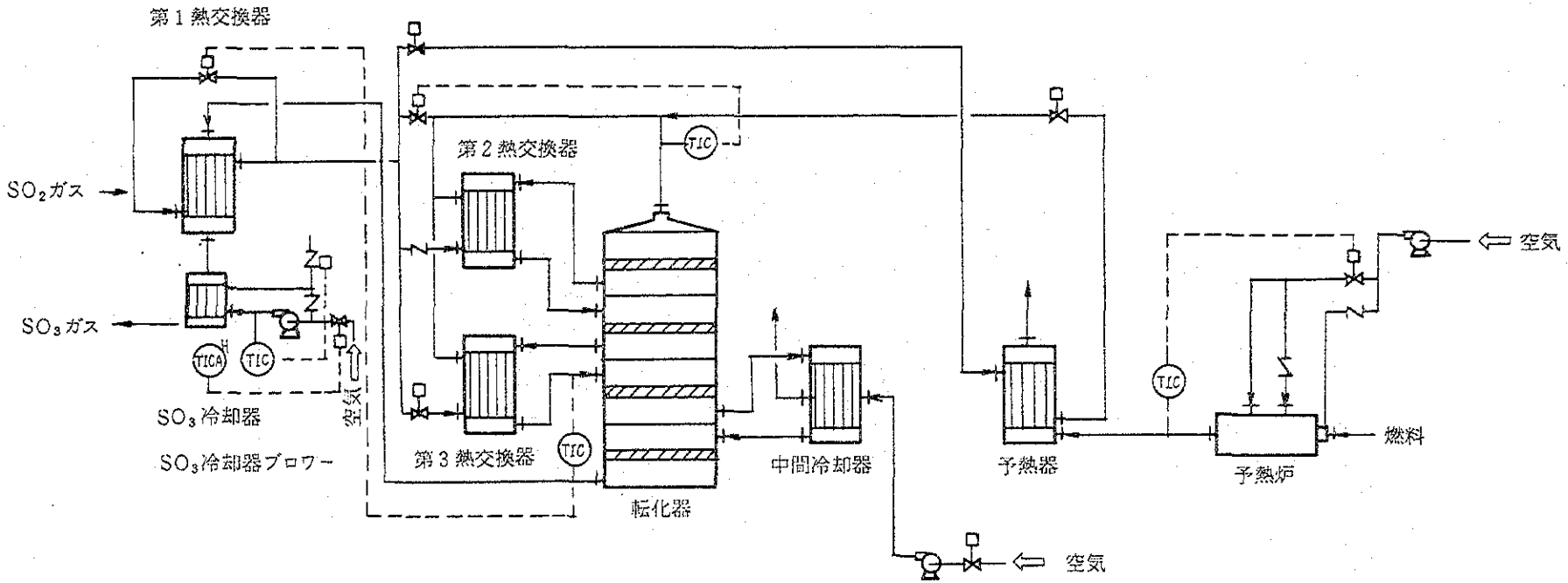


図84　転化工程メカニカルフローシート（計画C）

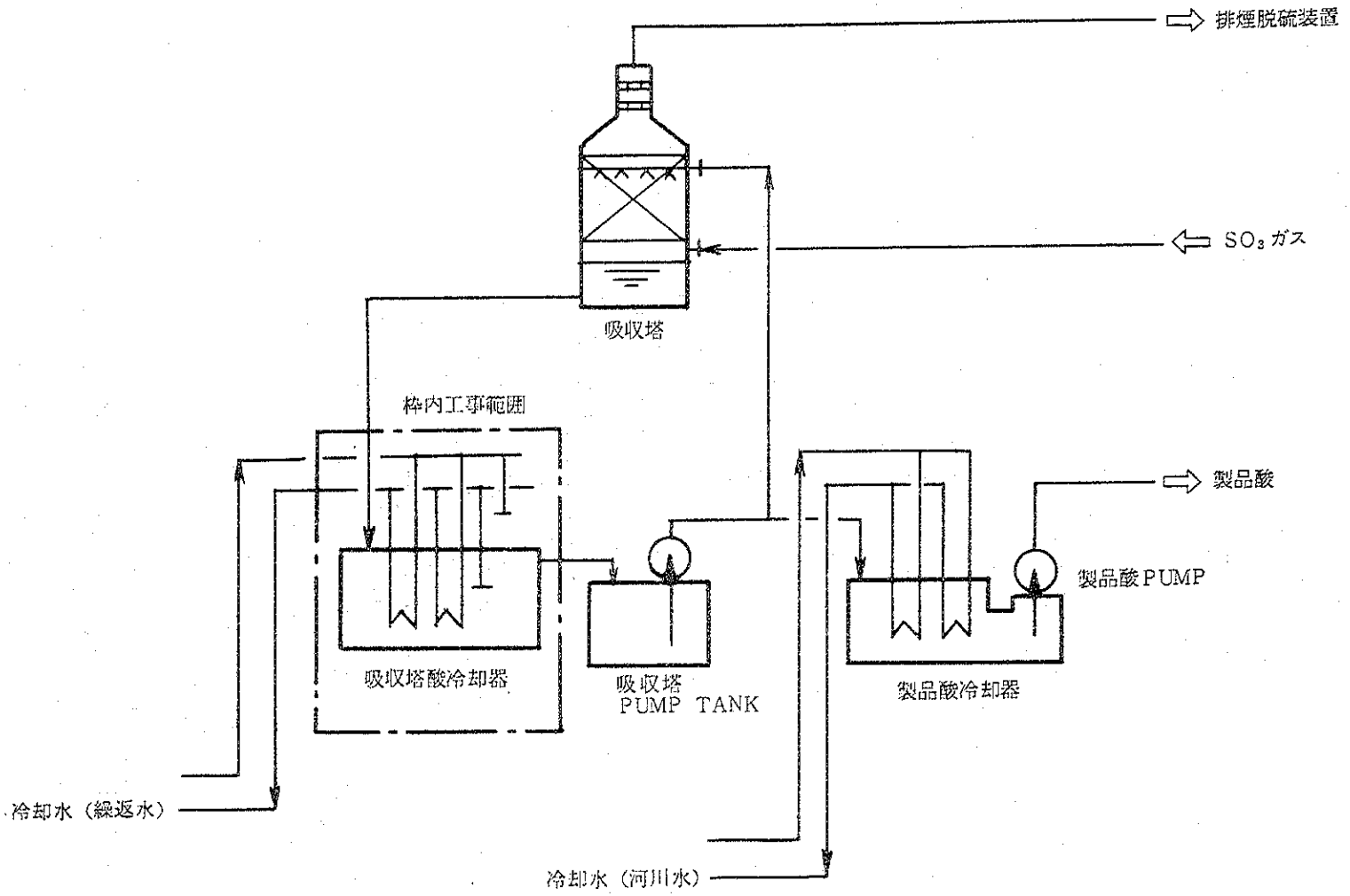


図85　既設硫酸工場吸収工程メカニカルフローシート（計画C）

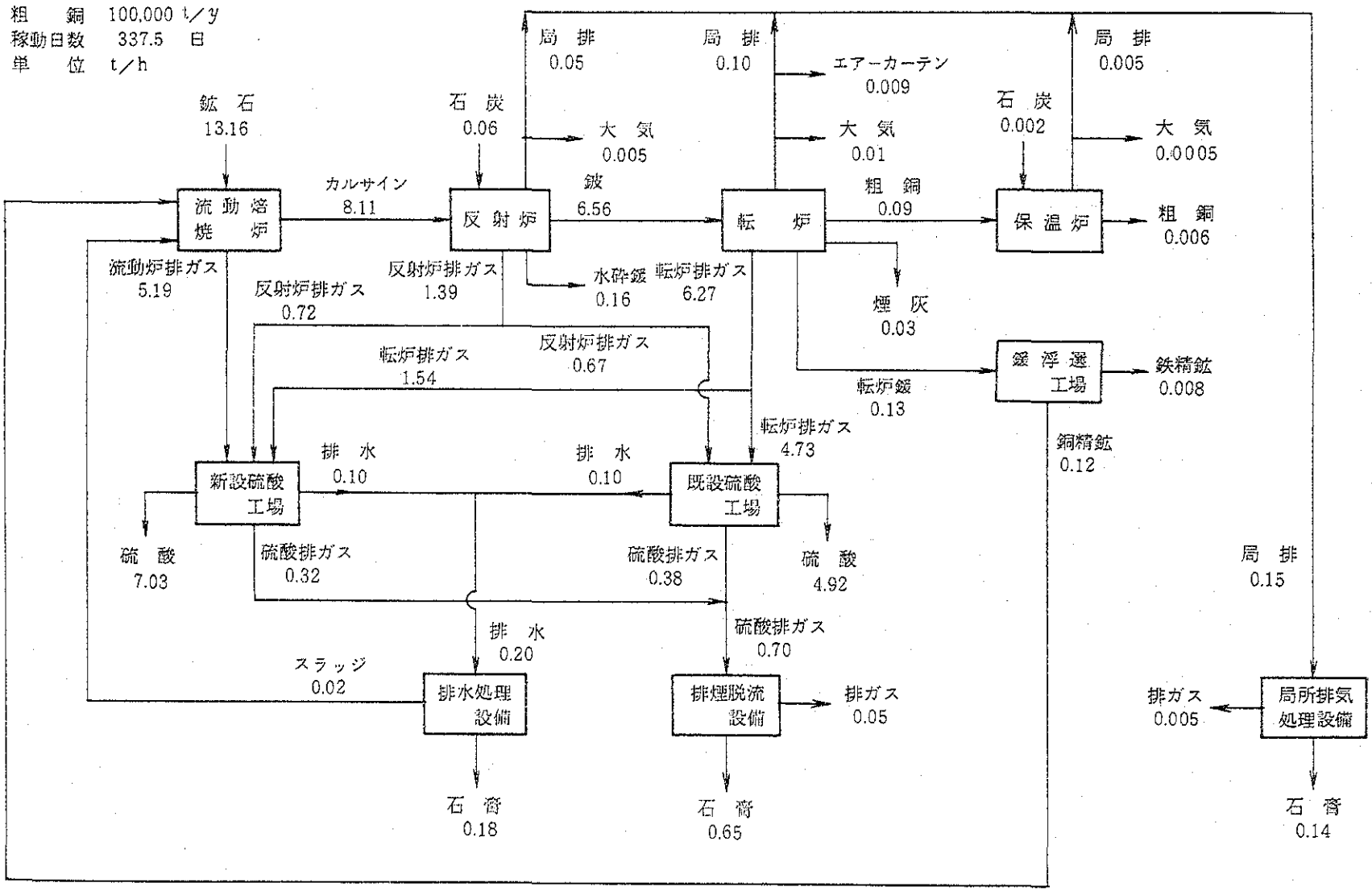

粗　銅　100,000 t／y
稼動日数　337.5　日
単　位　t／h
鉱　石
13.16
石　炭
0.06
局　排
0.05
局　排
0.10
エアーカーテン
0.009
局　排
0.005
石　炭
0.002
大　気
0.005
大　気
0.01
大　気
0.0005
流動焙焼炉
カルサイン
8.11
反射炉
鈹
6.56
転　炉
粗　銅
0.09
保温炉
粗　銅
0.006
流動炉排ガス
5.19
反射炉排ガス
0.72
反射炉排ガス
1.39
水砕鈹
0.16
転炉排ガス
6.27
煙　灰
0.03
転炉排ガス
1.54
反射炉排ガス
0.67
鈹浮選工場
鉄精鉱
0.008
転炉鈹
0.13
転炉排ガス
4.73
銅精鉱
0.12
排　水
0.10
排　水
0.10
新設硫酸工場
既設硫酸工場
硫　酸
7.03
硫酸排ガス
0.32
硫酸排ガス
0.38
硫　酸
4.92
局　排
0.15
排　水
0.20
硫酸排ガス
0.70
スラッジ
0.02
排水処理設備
排煙脱流設備
排ガス
0.05
排ガス
0.005
局所排気処理設備
石　膏
0.18
石　膏
0.65
石　膏
0.14

図 86　硫黄収支（計画C）

表 107　冷却水使用量（計画C）

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	930	1,830
	二次ガス冷却器	1,800	680	2,480
	乾燥塔酸冷却器	500	700	1,200
	製品酸冷却器	50	60	110
	SO_2 ブロワー冷却器	250	130	380
	計	3,500	2,500	6,000
循環水	吸収塔酸冷却水	400	750	1,150
	浄化工程洗浄水	20	20	40
	計	420	770	1,190
合　計		3,920	3,270	7,190

表 108　電力使用量（計画C）

工　場	使用電力量　kwh/h
既　設	2,600
新　設	2,200
計	4,800

5.1.3　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2,500ppm，3,000ppm 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200ppm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。

以上の排脱は石灰一石膏法により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，鈹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ー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, 550 Nm^3/min
入口排ガス温度	80 ℃
入口排ガス SO_2 濃度	2, 800ppm
出口排ガス SO_2 濃度	200 ppm 以下

(b) 局排排脱設備

入口排ガス量	7, 500 Nm^3/min
入口排ガス温度	30 ～ 40 ℃
入口排ガス SO_2 濃度	350 ppm
出口排ガス SO_2 濃度	10 ppm 以下

(c) エアーカーテン排気処理設備

入口排ガス量	2, 000 Nm^3/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 mm 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87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。

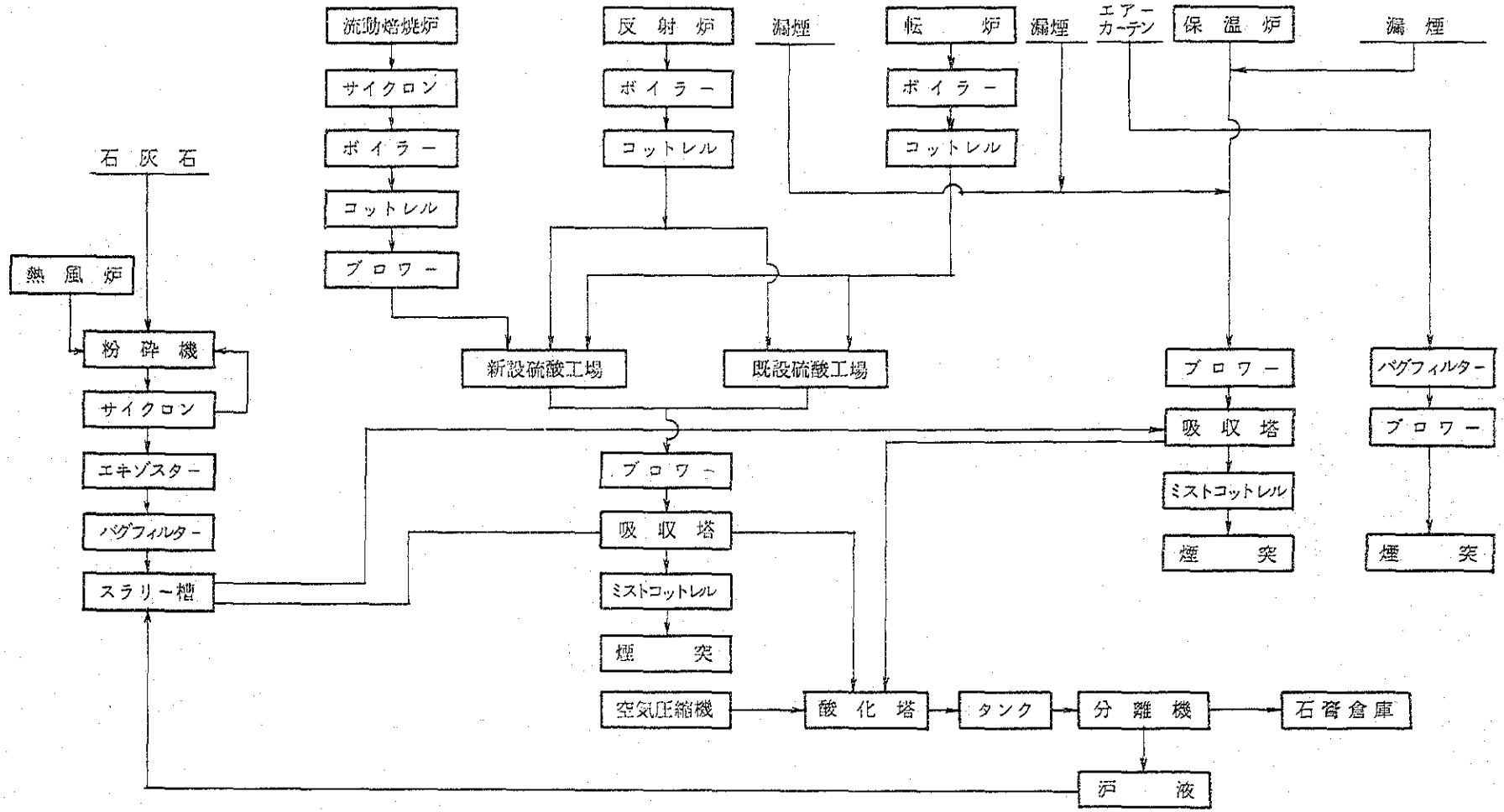


図87　排ガス処理系統図（計画C）

2）局排排脱設備

(a) 反射炉の鈹抜きの樋およびレードル，鏃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じんのみを行なう。

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200ppm以下としており，局排排脱の排ガスSO_2は10ppm以下としている。この考え方は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SOx基準が84Nm³/時以下となっており，局排の排脱も必要である。この計画C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。

(4) 物質収支

排ガス処理の物質収支を図88に示す。

(5) ユーティリティ

(a) 電力　　1,700 kwh/h

（石灰粉砕，硫酸排脱，局排排脱，酸化脱水）

(b) 水　　23 t/h

（補給水，他）

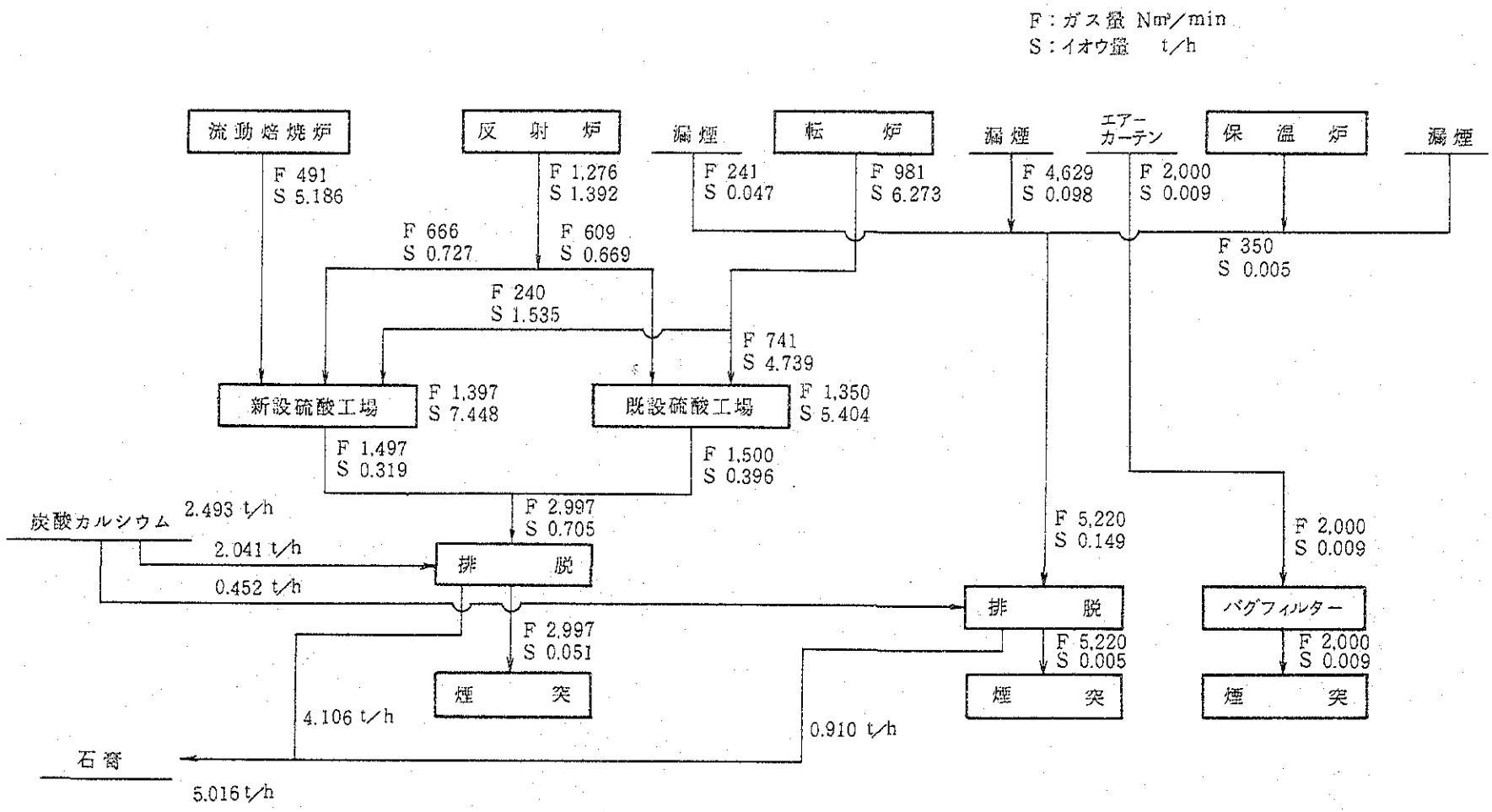


図88　排ガス処理物質収支（計画C）

5.1.4　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指定算出した。

(a)　処理水量

硫酸原水　　33.0 m^3/h

副産原水　　12.1 m^3/h

(b)　硫酸原水中 H_2SO_4 濃度　　18.6 g/l

(c)　石膏生産量　　635 kg/h（乾量），水分10%

(d)　2次スラッジ生産量　　540 kg/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）

(2)　系統図

排水処理の系統図を図89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

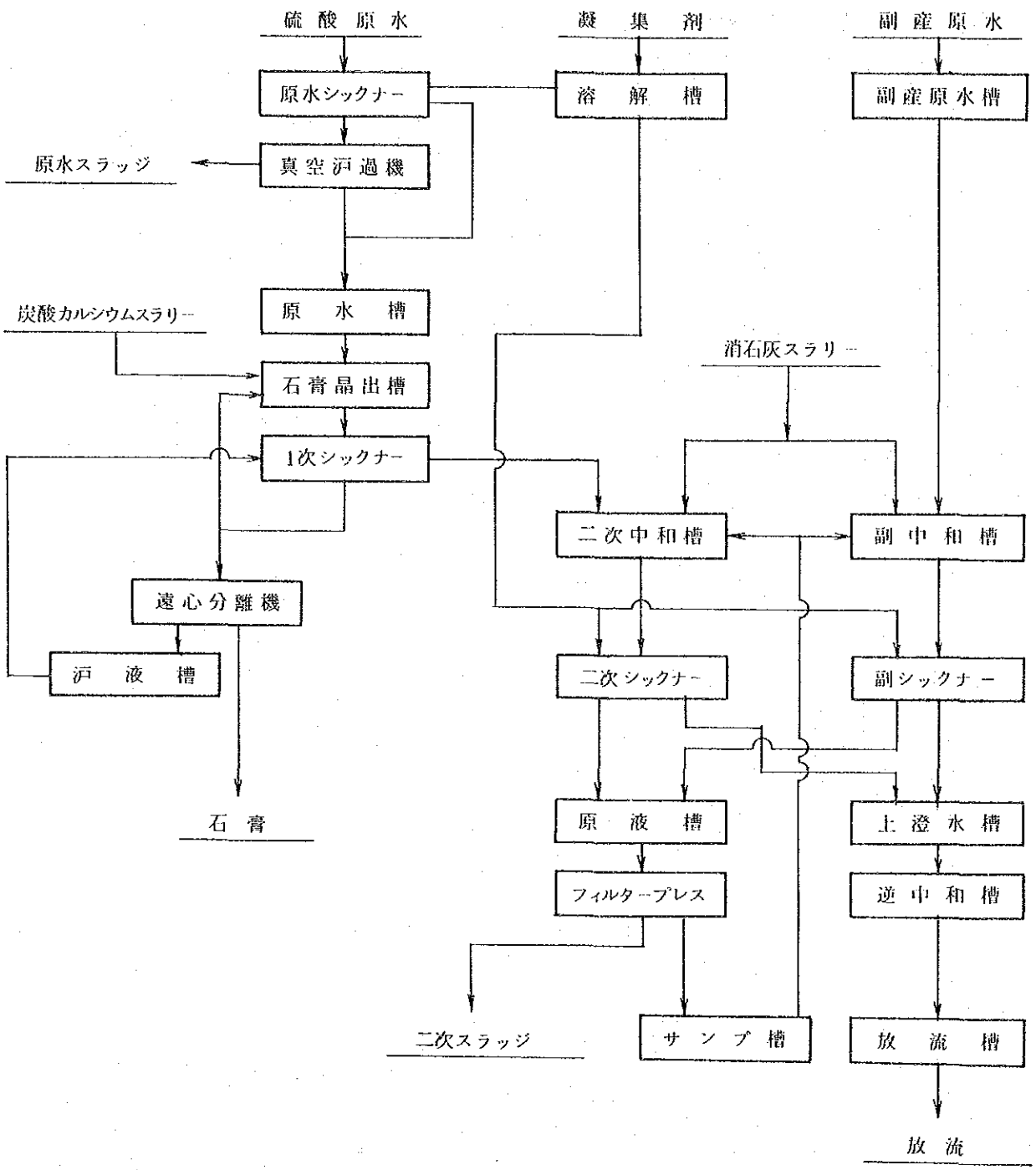


図89　排水処理設備系統図（計画C）

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90に示す。

(5) ユーティリティ

(a)	電力	280 kwh/h
(b)	水	17 t/h
(c)	炭酸カルシウム	365 kg/h
(d)	生石灰	189 kg/h
(e)	凝集剤	0.37 kg/h
(f)	75%硫酸	4.3 kg/h

5.1.5 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。

(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

現状煙灰量は鉱石1t当り0.005298t

鉱石処理量比例として煙灰量6.701t/日

（組成は現状組成と同じと考える。）

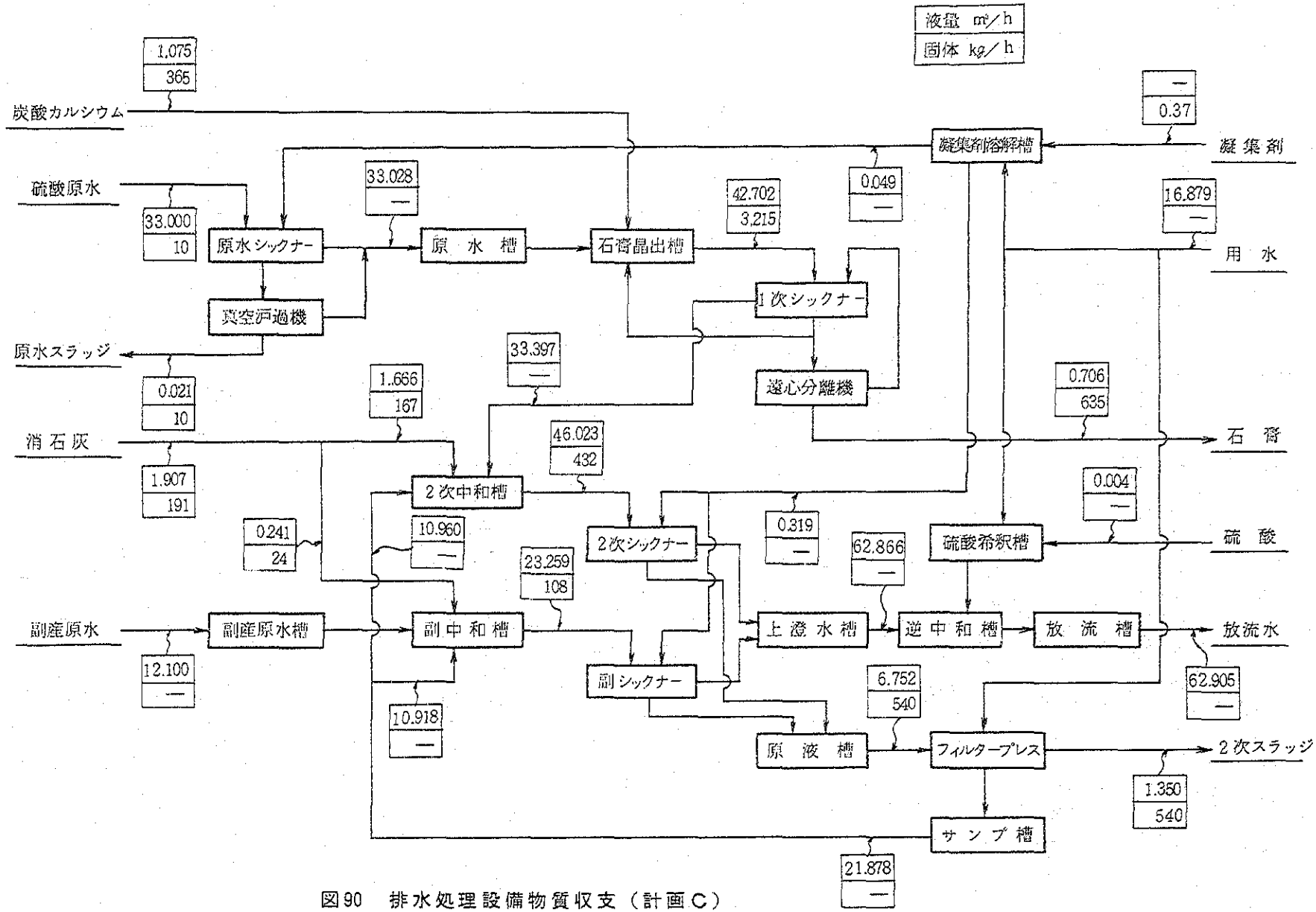


図90 排水処理設備物質収支（計画C）

(b) 鉛澱物量

煙灰の60%として4.021 t/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，6.983 m^3/日

(d) AsFe澱物量

澱物濃度は199 g/ℓとなり，澱物量は，1.392 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。

海綿銅量は0.136 t/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，0.017 t/日（乾量）で水分30%である。

(g) 硫酸亜鉛製造設備

原液液量	5,520 m^3/日
〃 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 %
硫酸亜鉛生産量	1.945 t/日

(2) 系統図

転炉煙灰処理の系統図を図91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，鉛ービスマス反射炉で処理し，鉛ービスマス合金を生産する。

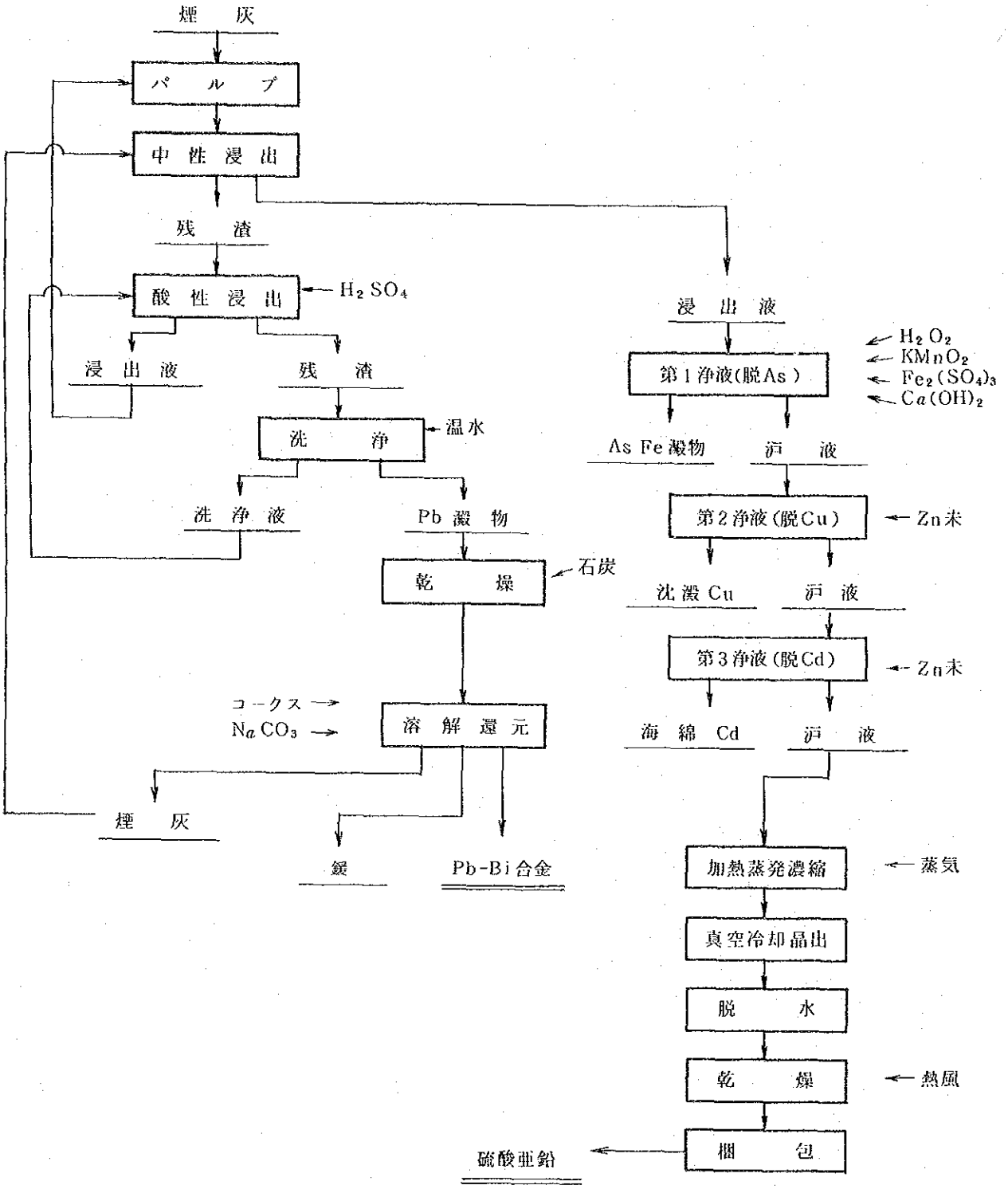


図91　転炉煙灰処理系統図（計画C）

(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，亜鉛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，脱カドミウムを行なう。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Zn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92に示す。

(5) ユーティリティ

(a) 電力　1,300 kwh/日

(b) 水　16 m^3/日

(c) 蒸気　6 t/日

(d) 石炭　0.8 t/日

(e) 生石灰　114 kg/日

(f) 35% H_2O_2　40ℓ/日

(g) $KMnO_4$　14 kg/日

5.2 ユーティリティおよび操業物品

計画Cのユーティリティおよび操業，物品を表109に示す。

表109 ユーティリティおよび操業物品（計画C）

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)	7,500	4,800	2,300	280	54	14,934
用水 (t/h)	480 1,040	6,000 1,190	32	17	0.7	6,529.7 2,230
石炭 (t/h)	10.47				0.03	10.5
炭酸カルシウム (kg/h)				365		365
生石灰 (kg/h)				189	4.75	193.75
凝集剤 (kg/h)				0.37		0.37
75%硫酸 (kg/h)				4.3		4.3
35% H_2O_2 (ℓ/h)					1.67	1.67
$KMnO_4$ (kg/h)					0.58	0.58
蒸気 (t/h)					0.25	0.25

※用水の上段は直接水，下段は循環水

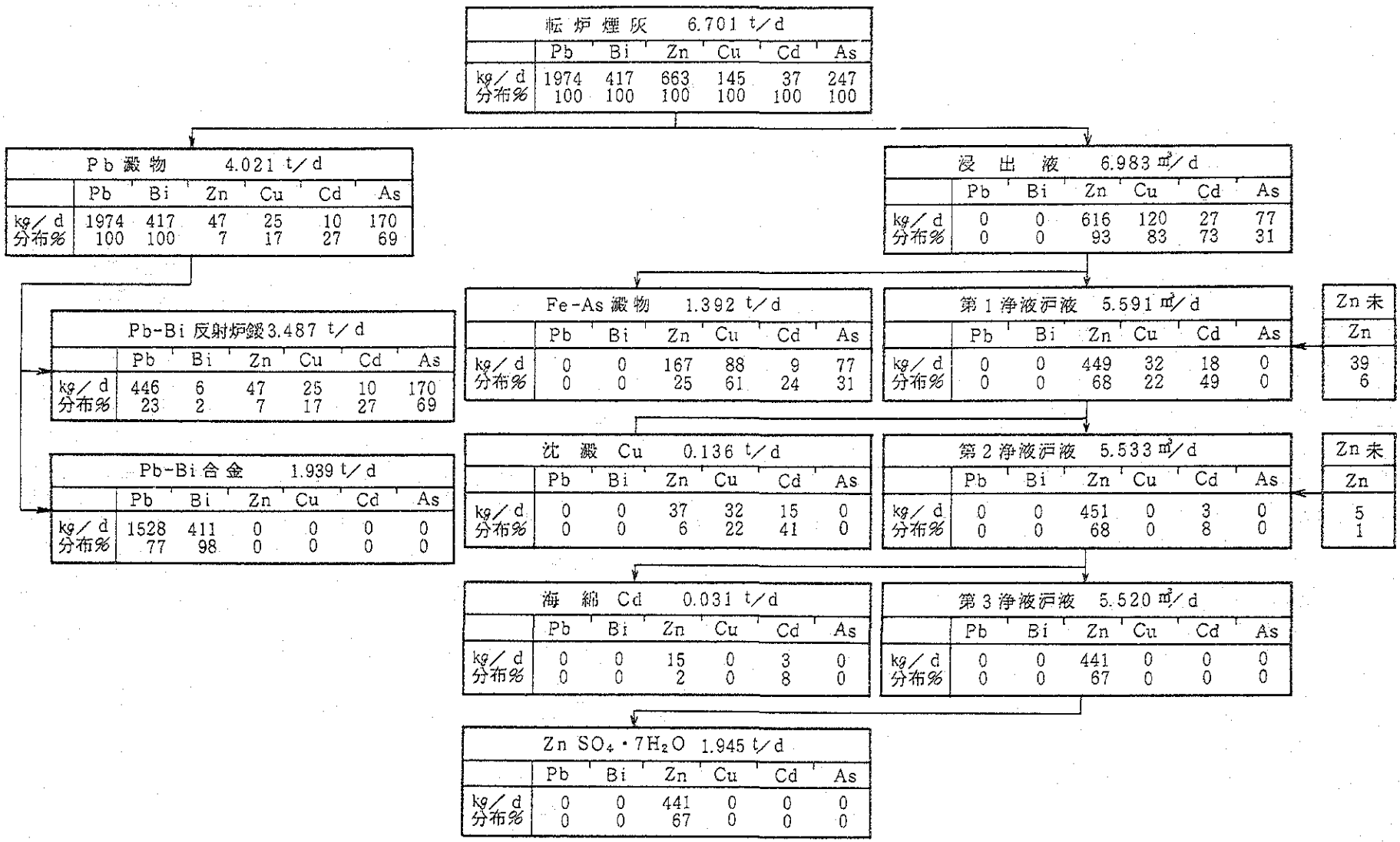


図92 転炉煙灰処理物質収支（計画C）