

中華人民共和國
工場近代化計画事前調査報告書
(化学, 銅精錬)

1985年2月

国際協力事業団

工 計 鉞

J R

85 - 43

IRY

中華人民共和國
工場近代化計画事前調査報告書
(化学，銅精錬)

JICA LIBRARY



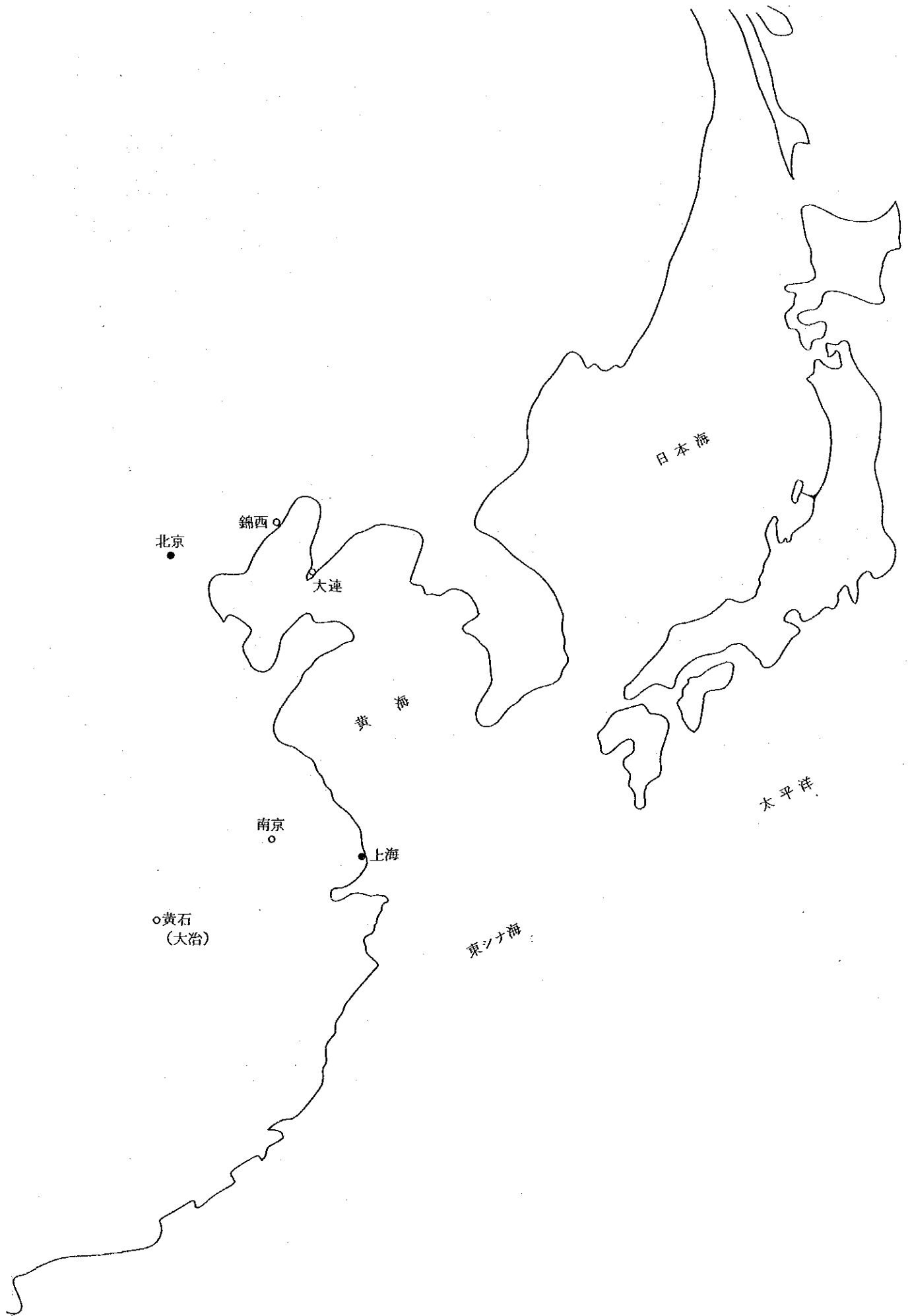
1054512E7J

1985年2月

国際協力事業団

国際協力事業団

受入 月日 '85.3.27	105
登録No. 11303	68
	MPI



I 事前調査の概要

1. 調査の目的と経緯	1
2. 調査団の構成と日程	1
3. 主要面談者	3
4. 収集資料リスト	4

II 調査結果の概略

A 大連化学工業公司

1. 工場概要	15
1) 概要	15
2) 製品及び生産能力	15
2. アンモニア生産工程	16
1) プラントの構成	16
2) コークス炉	16
3) 水性ガス発生炉	17
4) 脱硫装置	17
5) 常圧転化	18
6) 重油加圧ガス化, 加圧転化装置	18
7) 脱炭酸ガス工程	19
8) 窒素洗滌工程	20
9) ガス圧縮	20
10) アンモニア合成装置	20
11) 空気分離装置	21
12) その他	21
3. 工場改造方針	22
1) 原料問題	22
2) 具体的改造案	22
4. 本格調査にあたっての留意点	23

B 南京化工工場

1. 工場概要	24
---------------	----

1) 工場配置	24
2) 製品及び生産	24
3) 製造設備	24
4) 組織及び人員	24
5) 生産計画及び生産実績	25
6) 販売計画及び販売実績	25
2. 生産工程	25
1) レゾルシン	25
2) β ・ナフトール	26
3) 吐氏酸	26
4) J 酸	26
5) 周位酸	26
3. 生産管理	27
4. 工場改造方針	27
1) 基本方針	27
2) 具体的方針	27
3) 当方対処振り	28
5. 本格調査の実施方針	29
6. 添付資料	30
1) 確認書	30
2) 対象製品生産工程図	37

C 錦西化工総工場

1. 工場概要	41
2. 生産工程	44
2-1) 苛性ソーダ製造設備	44
(1) 水銀電解法	44
1) 工場概要	44
2) 製品仕様	44
3) 原材料規格と現状	45
4) 生産工程概要	46
5) 生産設備と運転概要	47
6) エネルギー消費量	50
7) 工場製造原価	50
(2) 隔膜電解法	51
1) 工場概要	51
2) 製品仕様	51
3) 原材料規格と現状	52
4) 生産工程概要	53
5) 生産設備と運転概要	53
6) エネルギー消費量	55
7) 工場製造原価	55
2-2) ポリ塩化ビニール製造設備	56
1) 工場概要	56
2) 製品仕様	56
3) 原材料規格	56
4) 生産工程概要	58
5) 生産設備と運転概要	59
6) エネルギー消費量	60
7) 工場製造原価	61
8) その他	62
3. 工場改造方針	63
1) 水銀法電解設備	63
2) 隔膜法電解設備	63
3) ポリ塩化ビニール設備	63
4. 本格調査にあたっての実施方針	65

5. その他	66
1) 中国における苛性ソーダ製造設備の現状と将来計画	66
2) 中国におけるポリ塩化ビニール製造設備の現状と将来計画	67
D 大冶冶金工場	
1. 工場概要	69
2. 生産工程	69
1) 受入・貯鉱・調合	69
2) 乾 燥	69
3) 微 粉 炭	70
4) 反 射 炉	70
5) 転 炉	71
6) ガス処理	72
7) 硫酸工場	73
8) 転炉煙灰処理	75
3. 生産管理	76
1) エネルギー	76
2) 環境保全	76
3) 計装自動化	77
4. 工場改造方針と問題点	77
1) 現状の問題点	77
2) 工場改造方針	77

I 事前調査の概要

1. 調査の目的と経緯

中華人民共和国は、1979年以來「調整、改革、整頓、向上」の方針のもとに、経済調整を進めているが、81年に入り財政赤字、インフレ昂進の抑制を目標に調整政策の強化、いわゆる基本建設投資の縮小、均衡財政の実現等をめざしている。かかる経済事情の下、同国政府は西暦2000年までに農工生産を現在の4倍に拡大する計画を発表し、計画達成の一環として既存工場の改造を強力に推進している。このような背景のもと、同国政府は日本政府に対し工場の近代化計画に係る技術協力（開発調査）の実施を要請越した。

本事前調査は中国政府のかかる要請の背景、経緯及び内容を明確、詳細に把握するとともに、次回本格調査の基本的な前提条件の確認及び技術協力の可能な範囲を明らかにするものである。

なお、事前調査の具体的調査事項は次の通りである。

- (1) 要請の背景、内容の具体的把握
- (2) 工場近代化計画調査実施細則に関する協議
- (3) 4工場の実情把握
- (4) 関連情報の収集

2. 調査団の構成と日程

(1) 構成

A 南京班

後藤 教基	総括団長	国際協力事業団	鉦工業計画調査部次長
佐藤 晋	近代化計画	三菱油化エンジニアリング	専務取締役
三谷 和光	生産工程	三菱油化エンジニアリング	第一事業本部プロジェクト部 チーフエンジニア

B 大連班

山中 信夫	生産工程	日産化学工業	技術ライセンス部主管
石井 暢夫	工場概要	テクノコンサルタンツ	技術第2部長
河岸 浪平	アンモニア	通商産業省	基礎産業局化学肥料課係長
石井 隆弘	業務調整	国際協力事業団	鉦工業計画調査部工業調査課

C 錦西班

森 龍雄	技術総括	千代田化工建設	化学プロジェクト部副部長
塩沢 文朗	基礎化学製品	通商産業省	標準課国際規格室長
和田 紀信	運転管理	信越化学工業	国際事業本部中国部長代理
尾崎 利明	生産工程	鹿島電解	製造部機械課長補佐

D 大冶班

幾島優次郎	機械設計	大手興産	技術本部副本部長
神尾 悟	硫酸	三菱金属	直島製錬所硫酸課長
西山 豊	熔錬	三菱金属	プロセスエンジニアリング部主任技師
加藤 正明	業務調整	国際協力事業団	鉱工業計画調査部鉱工業計画課

(2) 調査日程

月 / 日 (曜)	宿泊地	訪問先・作業内容			
10 / 30 (火)	北京・武漢	(大連班)	(南京班) 東京 → JL 781 → 北京 JICA 事務所打合せ	(錦西班)	(大冶班) 東京 → JL 795 → 上海 上海 → CA → 武漢
/ 31 (水)	北京・黄石	大使館, 国家経済委員会との打合せ			武漢 → 車 → 黄石 工場視察
11 / 1 (木)	大連・南京 錦西・黄石	北京 → CA → 大連	北京 → 車 → 南京	北京 → 列車 → 錦西	実施細則説明, 協議
/ 2 (金)	"	大連市長表敬訪問 工場視察及び協議	工場視察	錦西製油所 招待所	工場視察及び協議
/ 3 (土)	"	工場にて協議	工場視察, 協議	工場視察, 協議	黄石 → 車 → 武漢
/ 4 (日)	大連・南京 錦西・北京	実施細則説明, 協議	実施細則説明 協議	実施細則説明 協議	武漢 → CL → 北京
/ 5 (月)	北京	大連 → CA → 北京	南京 → CA → 北京	錦西 → 列車 → 北京	大使館, JICA 事務所訪問
/ 6 (火)	"	各班より工場視察結果報告, 内部討議 国家経済委員会と実施細則協議			
/ 7 (水)	"	実施細則協議, 読み合せ			
/ 8 (木)	"	調査団内部打合せ			
/ 9 (金)	"	科学技術委員会にて60年度案件の討議 実施細則署名 JICA, 大使館へ調査結果報告			
/ 10 (土)		北京 → JL 786 → 東京			

3. 主要面談者

1) 北京

朱 鎔基	国家經濟委員会		副主任
陸 江	"	技術改造局	副局長
王 毅	"	"	工程師
薛 光中	"	診斷弁公室	副主任
姜 德群	"	"	工程師
叶 濱	"	"	干部
許 同茂	"	外事局	副所長兼通訳
干 喜圣	化学工業部	化肥司	副司長
関 联秦	"	化工司	エンジニア
曹 惠珍	"	煉化司	エンジニア

2) 大連

魏 富海	大連市		市長
吳 江	遼寧省經濟委員会	技術改造所	干部
钟 祖华	大連經濟委員会		副主任
朱 心才	大連化学工業公司		支配人
党 鴻昌	"		副工程師
王 管远	"	化学肥料	工場長
程 义鏡	"	技術輸入事務所	副主任
曲 麗華	"		通訳

3) 南京

汪 忠怀	化学工業部	南京化工場	所長
孫 寿松	"	"	総工程師
姚 熊	"	"	工程師科長
姚 庆期	"	"	工程師
楊 介雄	"	"	通訳

4) 錦西

延 洪涛	遼寧省	石油化工局	工程師
孟 凡奎	錦州市	經濟委員会	副主任
郭 貴升	"	化学工業公司	經理
吳 錦信	"	外事弁公室	所長
季 子彬	錦西化工総工場		工場長
丑 津士	"		副工場長
季 貴丘	"		総工程師

楊 維驛 錦西化工總工場 通訳

5) 大 冶

湯 乃桃	有色金属工業公司	生産部	所長
刘 明生	黄石市	外事弁公室	
高 延俊	大冶製鍊所		工場長
聞 興泉	大冶有色金属公司	科学技術所	所長
何 昌明	大冶製鍊所	技術改造	責任者
季 芝生	〃		副総エンジニア
張 国君	貴溪製鍊所		通訳

4. 収集資料リスト

A 大連化学工業公司

1. 企業概況及び関連概況
2. アンモニア合成装置概況の紹介及び技術改造構想
3. 図面類
 - 1) コークス生産工程図
 - 2) 水性ガス生産工程図 1～6井
 - 3) 脱硫黄工程図
 - 4) 交換系統工程図 1～8井
 - 5) 加圧重油ガス化温度交換系統コントロールダイヤグラム
 - 6) 水洗工程図
 - 7) 熱炭酸カリ溶液による脱炭酸ガス系統図
 - 8) 窒素洗條工程図
 - 9) アンモニア合成用圧縮機配置図
 - 10) 中圧アンモニア合成系統計装制御図面
 - 11) 空気分離装置
 - 12) アンモニア合成工場敷地図

B 南京化学工場

1. レゾルシン生産工程図
2. β ・ナフトール生産工程図
3. J酸生産工程図
4. 吐氏酸生産工程図
5. 周位酸生産工程図

C 錦西化工總工場

1. 配置図

- 1) 錦西化工総工場全体配置図
 - 2) VCM, PVC 設備配置図 1-2
 - 3) 水銀電解槽配置図 1-2
 - 4) 隔膜電解槽配置図
 2. 錦西化工総工場生産行政機構
 3. 錦西化工総工場概況
 4. 水銀電解生産工程紹介
 5. 隔膜電解 ”
 6. ポリ塩化ビニール ”
 7. シクロヘキサン ”
 8. カプロラクタム ”
 9. 塩化ベンゼン ”
 10. フェノール ”
 11. 錦西化工総工場概況及びカセイソーダ, ポリ塩化ビニール生産技術状況紹介
- D 大冶冶金工場
1. 大冶冶金工場配置図
 2. 熔錬フローシート
 3. 硫酸工場工程図
 4. 煙灰処理工程図

中華人民共和國工場近代化計画調査実施細則

日本国 国際協力事業団

中華人民共和國 国家經濟委員会

この実施細則は下記の二機関により合意されるものである。

日本国国際協力事業団

中華人民共和国国家経済委員会

この実施細則は下記の二者の署名により確認されるものとする。

1984年11月9日

日 本 国

国際協力事業団

調査団長

後藤教基

後藤教基

中華人民共和国

国家経済委員会

技術改造局副局長

陸江

陸江

日本国政府は、中華人民共和国政府の提案に基づき工場（化学、冶金）近代化計画調査の実施を決定し、1984年11月9日日本計画調査の実施に関する口上書を中華人民共和国政府と交換した。

日本国政府による技術協力の実施機関である国際協力事業団は日本国において施行されている法律及び規則に従い本調査を実施する。

国家経済委員会は中華人民共和国政府の本調査に関する担当機関として、中華人民共和国において施行されている法律及び規則に従い中華人民共和国関係機関の調整を行うとともに国際協力事業団が派遣する調査団と協力して本調査の円滑な実施をはかる。

1984年11月9日、日本国政府が中華人民共和国政府へ発した口上書、及び中華人民共和国政府の口上書による回答に基づき、国際協力事業団と中華人民共和国国家経済委員会は協力の内容、範囲及び調査日程並びに協力を進めるに当って両国政府がとるべき措置等の詳細について本実施細則を定めた。

1. 協力の内容及び範囲

(1) 日本側は中国側と協力して本計画について技術的、財務的実行可能性調査を実施する。

具体的には、下記(3)の大連市における大連化学工業公司、南京市における南京化学工場、錦西県における錦西化工総工場及び黄石市における大冶冶金工場に対し工場診断を実施し、その結果に基づき、既存設備の利用に重点をおいた生産管理と製造技術に関する現実的かつ実現可能性の高い近代化計画を策定するものである。

(2) 日本側は本調査の期間中、調査に参画する中国側専門家に対し、現地調査業務を通じ技術移転を行う。

(3) 調査対象工場及び対象製品は次のとおりとする。

- | | |
|--------------|----------------|
| (A) 大連化学工業公司 | アンモニア |
| (B) 南京化学工場 | レゾルシン |
| (C) 錦西化工総工場 | 苛性ソーダ、ポリ塩化ビニール |
| (D) 大冶冶金工場 | 粗銅、硫酸 |

2. 調査の内容

調査は中国における現地調査と日本における国内調査より構成される。

(1) 現地調査においては、主として以下の業務を行う。

① 工場の概要調査

- (i) 工場配置 (敷地、建物、生産工場)
- (ii) 製品及び生産 (原料、品質、生産能力、稼働率)
- (iii) 製造設備
- (iv) 組織及び人員
- (v) 生産計画及び生産実績
- (vi) 販売計画及び販売実績

② 生産工程調査

別紙参照

③ 生産管理調査

- (i) 工場管理
- (ii) 生産管理
- (iii) 在庫管理
- (iv) 技術管理
- (v) 品質管理
- (vi) コスト管理
- (vii) 教育・訓練
- (viii) 設備保全管理
- (ix) 調達管理

(2) 日本国における国内調査においては、中国における現地調査の結果を踏まえ、以下の項目により構成される工場近代化計画をとりまとめる。

① 計画の内容

② 実施スケジュール

③ 近代化に要する経費

④ 近代化計画実施上の留意点

3. 調査期間及び工程

- (1) 調査の期間は別表1のとおり、1985年2月から1985年11月までのおおむね10ヶ月間とする。
- (2) 調査の工程はおおむね以下のとおりである。
 - ① 現地調査を1985年3月中旬までに終了する。
 - ② 1985年10月下旬を目途に工場近代化計画を取りまとめる。

4. 報告書

国際協力事業団は下記の日本語による報告書を国家経済委員会に提出する。

- (1) 最終報告書(案) (各10部)
各工場の診断結果及び近代化計画の提案を内容とするもので、1985年7月中旬に提出する。
- (2) 最終報告書(各30部)
最終報告書(案)に対する国家経済委員会及び各工場の意見を受けた後、2ヶ月半以内に提出する。

5. 中国側がとるべき措置

現地調査を円滑に実施するために、中国側は中華人民共和国において施行されている法律及び規則に従い以下の措置をとる。

- (1) 中国側専門家、事務職員及び作業員等の提供及びそれらに係る全ての経費負担
- (2) 現地調査に必要な作業所及び机、椅子等備品の無償提供及び宿舎のあつせん(但し調査サイトにおいて通常の方法で借上げが困難な場合は宿舎の無償提供)
- (3) 現地調査のために必要な通訳の無償提供
- (4) 現地調査のために必要な航空機、鉄道、車輛及び船艇等の手配(但し通常の方法で借上げが困難な車輛及び舟艇等については運転手等を含め無償提供)
- (5) 現地調査のために必要な中国国内間電話設備の提供及びそれに係る経費負担
- (6) 現地調査に必要な諸許可の手続きの実施
- (7) 調査のために必要な資料及び情報の提供

- (8) 調査のために必要な資料の中国から日本への移送許可
- (9) 現地調査期間中、調査団員に病気、怪我が発生した場合の病院の手配
- (10) 現地調査期間中の調査団員の安全の確保
- (11) 日本から持ち込む資機材の中国国内輸送費の負担
- (12) 日本から持ち込む資機材の輸入及び再輸出に必要な手続き
- (13) その他軽微な資機材等一部の負担
- (14) 調査対象工場における調査協力体制の整備

① 工場長クラスをヘッドとした「工場近代化委員会」を設置し、調査の円滑な実施に必要な協力を行うこととする。

② 「近代化委員会」は、調査団の訪中までに自工場について前記1、(3)の工場の概要調査についての資料を整理しておくこととする。

6. 日本側がとるべき措置

日本側は調査に当って以下の措置をとる。

- (1) 日本側調査団員の技術費、渡航費、現地調査期間中の食費、旅費及び医療費等の経費負担（上記5(2)、(4)の中国側が負担する場合を除く）
- (2) 日本から持ち込む資機材の日本からの中国までの往復輸送費の負担
- (3) 上記4の報告書の提出

7. 本実施細則に定めていない事項については本調査期間中両者協議して定めるものとする。

別 紙

② 生産工程調査

A 大連化学工業公司

- (i) コークス炉
- (ii) ガス化
- (iii) 脱硫装置
- (iv) 転化
- (v) 脱炭
- (vi) 深冷分離
- (vii) 圧縮
- (viii) 合成
- (ix) 空気分離

B 南京化工工場

- (i) スルホン化工工程
- (ii) 中和工程
- (iii) フュージョン工程
- (iv) 酸分解工程
- (v) 蒸留工程

C 錦西化工総工場

i 苛性ソーダ設備

a. 水銀法

環境汚染防止に関する工程

b. 隔 膜 法

- (i) 原料塩受入工程
- (ii) 溶 解 工 程
- (iii) 精 製 工 程
- (iv) 再 飽 和 工 程
- (v) 電 解 工 程
- (vi) 濃 縮 分 離 工 程
- (vii) 塩 素 乾 燥 工 程
- (viii) 出 荷 工 程

ii ポリ塩化ビニール設備

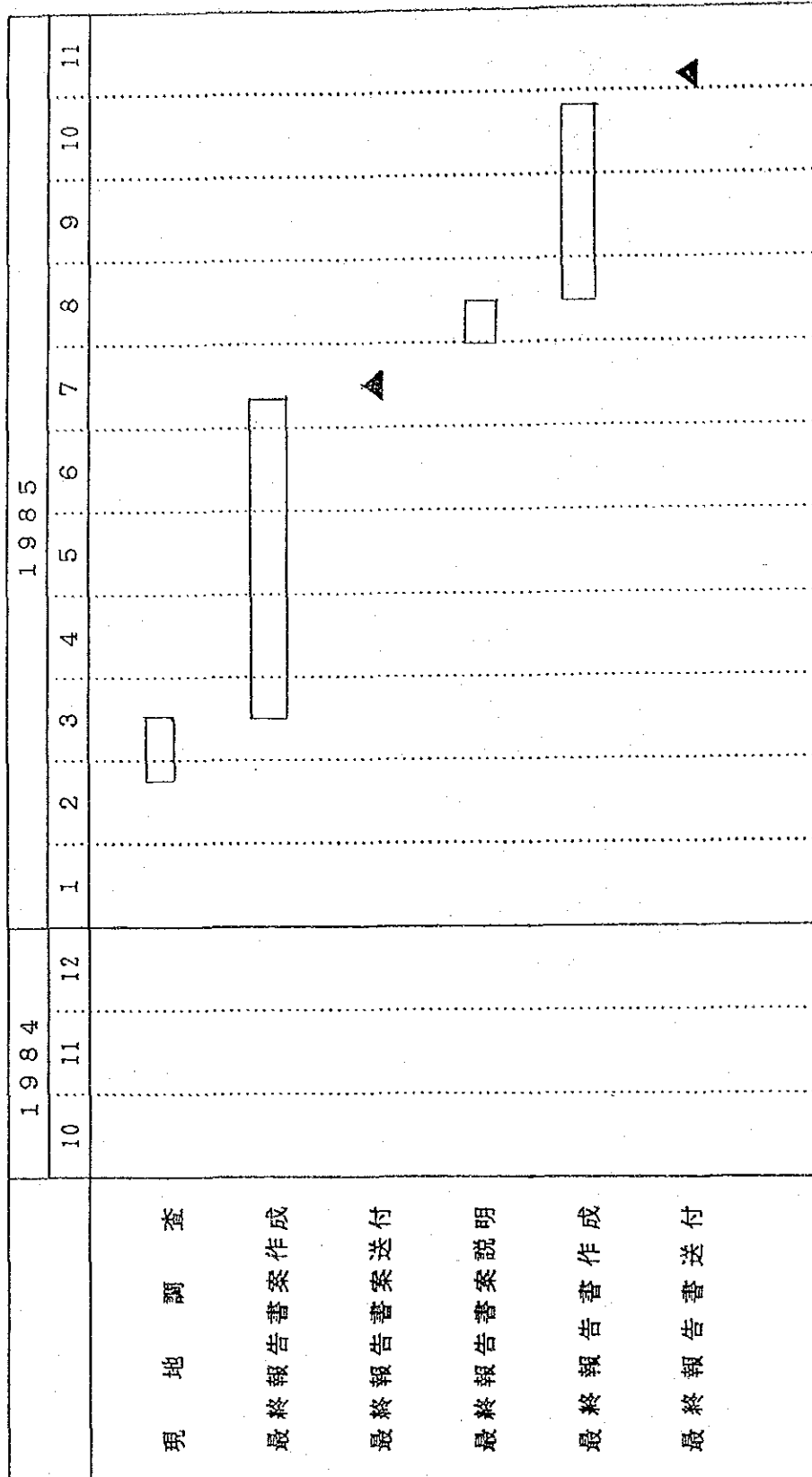
- (i) VCM受入工程
- (ii) 重 合 工 程
- (iii) 助 剤 仕 込 工 程
- (iv) 脱VCM工程
- (v) VCM回収工程
- (vi) 乾 燥 工 程
- (vii) 出 荷 工 程

D 大 治 冶 金 工 場

- (i) 原料受入貯蔵
- (ii) 原 料 調 合
- (iii) 鉍 石 乾 燥
- (iv) 反 射 炉
- (v) 転 炉
- (vi) 鑄 造
- (vii) ガ ス 処 理
- (viii) 硫 酸 製 造
- (ix) 余 熱 発 電
- (x) 排 水 処 理
- (xi) 煙 灰 処 理
- (xii) 構 内 搬 送

別表 1

調査期間及び工程(予定)



Ⅱ 調査結果の概略

A. 大連化学工業公司

A. 大連化学工業公司

1. 工場概要

1) 概要

大連化学工業公司は遼寧省大連市甘井子に位置し、渤海湾の南に臨んでいる。大連市は不凍港を持つ、中国東北地区の一大貿易地である。

工場の占有面積は 115 万 m^2 で、建屋の面積は 64 万 m^2 であり、基礎化学原料の生産を主とする中国有数の大型ケミカルコンビナートである。

工場は化学肥料工場、ソーダ工場、機械工場、及び労働服务公司の 4 つの生産単位より構成されている。

本工場は、旧大連化学工場と大連ソーダ工場が 1958 年合併して出来たものである。

大連化学工場は 1933 年～1935 年に建設され、主要製品は合成アンモニア、硫酸、硫酸アンモニウム、硝酸、硝酸アンモニウム等である。

大連ソーダ工場は 1936 年に建てられ、その主要製品は炭酸ナトリウムである。

本工場の従業員数は約 12,000 人で、うち管理者 2,500 人、エンジニアは 850 人である。

工場の年間総売上げは約 3 億元、固定資産原価は 4.3 億元である。

2) 製品及び生産能力

主要製品とその生産能力は次の通りである。

製品名	設計能力	実生産能力
コークス	140,000 T/年	190,000 T/年
合成アンモニア	160,000 "	180,000 "
硝安	160,000 "	120,000 "
硝酸	70,000 "	100,000 "
硫酸	300,000 "	240,000 "
炭酸ナトリウム	680,000 "	680,000 "

上記の主要製品のうち、本調査の対象品目である合成アンモニアについて、次頁以下に詳細に述べる。

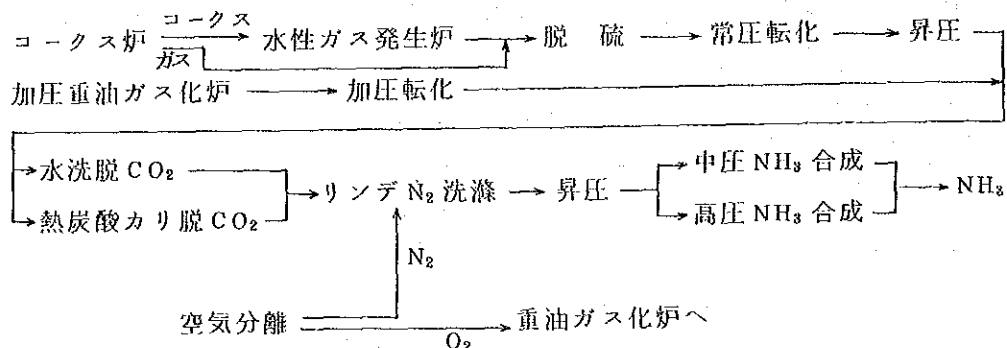
硫酸プラントは硫化鉄を原料とし、流動焙焼炉計 5 基、1 段接触硫酸装置 3 系列（1 系列のみ 1 基の焙焼炉と接続）より成っている。排ガスはアンモニア水で洗滌して居り、 SO_x 濃度は 200 ppm 以下である。

硝酸プラントは全常圧式で、 NH_3 酸化器 10 器、廃熱ボイラー 3 基、吸収系統は 8 基の充填塔式吸収塔がシリーズに用いられている。排ガスはアルカリ吸収を行って、 NO_x 濃度は 700 ppm 以下になっているが、黄色い色がついて居り問題ではある。 NH_3 からの収率は 95 % との事であった。

2. アンモニア生産工程

1) プラントの構成

アンモニア生産プラントをセクション毎に分け、ブロックフローダイアグラムに書くと次の通りとなる。



以上の如く、ガス発生セクションは完全に2系列に分れているが、ガス発生量はコークス炉より NH_3 130～150千トン/年相当、重油ガス化炉より30～50千トン/年と旧式のコークス炉系統の方が圧倒的に多い。

以下に各セクション毎に詳細に説明する。

2) コークス炉

コークス炉は全部で45室から成る通常の形式の小型のものである。炉東側の石炭置場よりコンベアで炉東側の石炭充填装置に送られ、炉西側に押し出され冷却されたコークスは篩により16mm以上のものを分離して直接に水性ガス発生炉セクションに送られる。一部のコークスはコークス置場にも送られる。

使用される石炭は黒龍江省産のものが中心で、一部撫順産。平均仕様は次の通りである。

水分	灰分	揮発分	粒度 3 mm 以上	胶质層厚度	灰分熔点
11～12%	< 10%	28～32%	90%	Ymm 10～15	> 1,350°C

水性ガスと合流して NH_3 合成の原料となるコークス炉ガス量はアンモニア水クエンチ後で $10,000 \text{ M}^3/\text{Hr}$ で、その組成は

H_2	50～55%
CH_4	24～26%
CO_2	3～5%
CO	10～12%
ベンゼン	< 1.5 g/m ³
ナフタレン	< 0.2 g/m ³
NO	< 0.5 mg/m ³
NH_3	< 0.03 mg/m ³
O_2	< 1.0%
H_2S	2.3～4.5 g/m ³

参考迄に、コークス炉加熱ガスの仕様は次の通り。

発熱量	酸素	CH ₄	H ₂
4,200 ± 200 高位 Cal/m ³	≤ 1.5 %	30 ~ 40 %	< 15 %

3) 水性ガス発生炉

セミバッチ方式の3分サイクルで空気による加熱，下からのスチームによる水性ガス発生，上からのスチーム吹込による蓄熱炉からの廃熱回収及び水性ガス発生，炉上部からのコークス供給を行っている。3分の時間割は次の通り。

空気供給によるコークス燃焼加熱	1分
下部よりスチーム供給によるガス発生	1.2分
蓄熱炉経由上部よりスチーム供給	0.5分
コークス供給	0.5分

加熱用空気は，ブローラから炉，蓄熱炉を経由，ボイラーにてスチームを発生する。スチーム圧力は 6 kg/cm²，排出空気温度 150°C。

炉下部からのスチーム吹込により発生した水性ガスは蓄熱炉を経由して，海水洗滌塔を経由してガスホルダーに入る。炉上部からのスチーム吹込の場合は蓄熱炉を通して炉に入り，下部から海水洗滌塔に入る。炉出口水性ガス温度は下部から吹込の時 700°C，上部から吹込の時は 150°C，洗滌に使用される海水は入口 20°C，出口 70°C，洗滌塔出口ガス温はほぼ大気温。

このような水性ガス発生系統が 8 系列あり，それ等が時間差を持って運転されるので，ほぼ定常的にガスが発生する。ガス流路の切換弁は油圧によって操作され，3分に 1 回転する円盤に植えつけられたピンにより作動する。

スチームは廃熱ボイラーと炉のジャケットボイラーで発生するが，それでも平均として必要スチーム量に達せず，外部から 0.4 ton/ton NH₃ の割合で導入される。

コークス中の灰分は 6 時間に 1 回炉底部より排出される。

4) 脱硫装置

亜砒酸 As₂O₃ の炭酸ソーダ溶液による脱硫装置である。充填塔の上部から吸収液を降らせ，塔底からブローラによりホルダーからの水性ガスが送入される。2つの塔は生産量大の場合は並列運転。吸収液組成は次の通り。

As ₂ O ₃	5.5 g/l
Na ₂ CO ₃	pH 7.6 ~ 8 とするよう添加
Na ₂ S ₂ O ₃	< 250 g/l
NaCNS	140 g/l
Na ₂ SO ₄	40 g/l

硫黄分を吸収した液はタンクから熱交で加熱されて，ヘッドタンクを経由して再生塔へ

塔底から入る。同時に再生塔底から空気が吹き込まれ、固体硫黄が浮いて来る。その硫黄スラリーは塔頂からオーバーフローし、硫黄は遠心分離機で分離される。再生された吸収液は再生塔の塔頂近くから抜出され吸収塔に循環する。

吸収液の一部は抜出されて、晶出缶で固体 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ を晶出し、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ は遠心分離機で分離される。

脱硫されたガス中の S 含量は 150 ~ 200 ppm である。ちなみに重油ガス化炉には脱硫装置はないが、転化炉入口で S 500 ppm である。

吸収塔はコークス炉ガス用に 2 基、水性ガス用に 2 基。再生塔は全部で 3 基ある。

5) 常圧転化

脱硫装置を出た水性ガス、コークス炉ガスの混合したガスは全部で 8 基ある常圧転化装置へ入る。触媒充填法の差により 4 基づつ 2 型式があるが、どちらも中間冷却する為、触媒は 2 塔に分けて充填してある。

水性ガスは脱硫塔からブローで昇圧されて飽和塔の下部から入る。塔内では高温の転化ガスと接触した熱水により昇温、水分飽和状態となり、塔出口で更にスチームを追加されてから、熱交換器を経由して昇温される。ついで第 1 触媒層を通り、熱交換器で冷却され、第 2 触媒層を通過して一酸化炭素は二酸化炭素と水素に転化する。転化ガスは熱交換器で冷却され、飽和塔上部で熱水に熱を与えた後、冷却塔で海水により冷却されてガスホルダーへ入る。

出口転化ガス中の CO は 3 %、第 1 触媒層入口温度は 400°C 、触媒の寿命は 3 年間である。又、現在は第 1、第 2 触媒層をシリーズでなくパラレルに流しているとの事であるが、配管変更の状況は明らかでない。

6) 重油加圧ガス化、加圧転化装置

この工場は 1976 年に中国独自の設計により建設されたものであって、工場中で唯一つ計器室を持った近代的な設備である。しかし能力は 30 ~ 50,000 トン NH_3 /年とかなり小さい。操業圧力は 18 kg/cm^2 、酸素による重油の部分酸化法である。

フローを説明すると、 32 kg/cm^2 スチームと 95 % 以上の酸素は混合されて予熱される。(現在はスチーム単独での予熱は行われていない。) 重油もスチームで予熱されて、両者が重油ガス化炉の上から噴霧され、 $1,350^\circ\text{C}$ にて分解される。炉出口に於て水噴霧により急冷され、過剰の水を分離してから更に 3 段のベンチュリースクラッパ-に於て水によって洗滌されてから、転化工程へ入る。

クエンチ及びベンチュリーで使用され回収された水は、カーボン分離装置で浄化され、循環使用される。クエンチ後のガス温は 180°C 、3 段目のベンチュリースクラッパ-後は 170°C 、炉出口ガス組成は次の通り。

CO	44 ~ 46 %
H ₂	46 ~ 49 %

CO ₂		3 ~ 6 %
CH ₄		0.2 ~ 0.5 %
O ₂		0.5 %
C		45 mg / NM ³
仕込条件は	O ₂ / 重油	0.8 NM ³ / kg
	スチーム / 重油	0.4 kg / kg

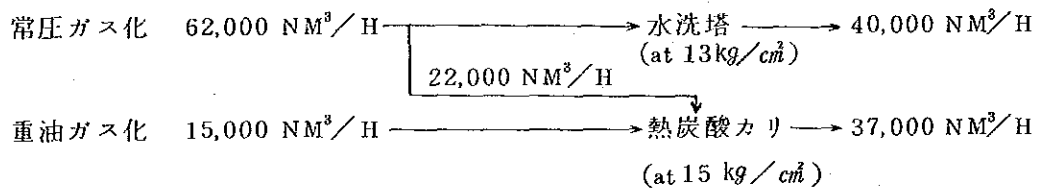
使用している重油の仕様は

発熱量	10,000 Kcal / kg				
融点	36°C				
着火点	150°C				
粘度	20 at 100°C				
組成	C	H	S	O	N
	85-87	12	3	0~0.5	0~1

分解ガスは転化炉出口ガス及び転化炉中段ガスと熱交換して転化炉に入る。中段に於て温度調節の為、入口ガスと熱交換が行われる。出口ガスは入口ガスと熱交換の後、クエンチ及びベンチュリースクラッパ用水に熱を与えてから脱炭酸ガス工程に送られる。現在は海水によるガス冷却は行われていない。

7) 脱炭酸ガス工程

水洗法と熱炭酸カリ法の2つの方法が使用されている。両者へのガス流量は次の通り。



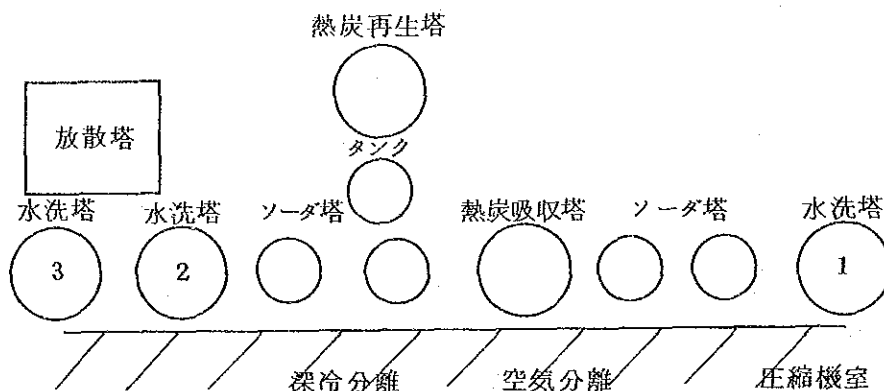
常圧転化ガスは専用の圧縮機を経て、水洗塔に入る。水洗塔は3基あり、内部は多孔板構造である。その塔内で加圧水により炭酸ガスは吸収され、更にガスは二塔シリーズの苛性ソーダ洗滌塔で残存する炭酸ガスを吸収して深冷窒素洗滌装置へ送られる。ソーダ洗滌塔は鉄リングの充填塔で、出口ガス中のCO₂は25 ppm以下、苛性ソーダ液の一部は炭酸ソーダ濃度が一定となるように抜き出されて、ソーダ灰工場へ送られる。

炭酸ガスを吸収した洗滌塔下部からの水は、水力タービンで動力を回収して脱圧された後、溶解している水素を回収し、炭酸ガス放散塔で炭酸ガスを放出して循環使用される。

熱炭酸カリ炭酸ガス除去系統では、重油ガス化装置からのガスはまず再生塔リボイラーで含有スチームの潜熱を吸収液に与えた後、吸収塔に入る。常圧転化装置からのガスの一部は再生塔の塔底液で予熱されて同じく吸収塔に入る。塔頂でのガス中のCO₂は0.5~1.5%である。この脱炭ガスは海水により冷却された後、水洗塔系統と同様の苛性ソーダ吸収塔で残存CO₂が吸収される。

熱炭酸カリ液は吸収塔の塔頂と塔央の2ヶ所で供給される。塔頂液は再生塔底からの液を海水で冷却したものであり、塔央液は再生塔中段から抜き出された液である。吸収塔底から再生塔へ液は圧力差で送られるが、その液量は $720 \text{ M}^3/\text{H}$ である。再生塔での所要熱量はガス中に含まれるスチームの潜熱のみでは不足であって、スチームによるリボイラーが設けられている。そこでの所要スチーム量は $25 \sim 35 \text{ T}/\text{H}$ である。再生塔頂からの炭酸ガスは、ミスト分離後海水で洗滌されてソーダ灰工場へ送られる。

脱炭酸ガス工程の塔配置は概略次の通り。



8) 窒素洗滌工程

液体窒素洗滌による水素中の不純物除去装置は6系統ある。フローは通称リンデと呼ばれる深冷分離装置の通常の型式であるので詳細説明は避けるが、基本的には液体アンモニアの気化熱を利用して、熱交換器の組合せによって $-5 \sim -8^\circ\text{C}$ 、 -45°C 、 -110°C 、 -160°C 、 -190°C というように、脱炭ガス及び圧縮窒素を冷却し、液体窒素で脱炭ガスを洗滌する事により、 CO 、 CO_2 、 CH_4 、 C_2H_4 等を液化分離するものである。装置出口中の CO は 50 ppm 以下である。

9) ガス圧縮

窒素洗滌装置を出た H_2/N_2 の混合ガスは $150 \text{ kg}/\text{cm}^3$ 又は $250 \text{ kg}/\text{cm}^3$ に圧縮されてアンモニア合成装置に入る。圧縮機としてはその為のものが最大であるが、その他の圧縮機としては原料ガス、窒素ガス、空気、アンモニア、合成循環ポンプ等があり、それ等の総計40台が1つの圧縮機室に設置されている。実際にどの圧縮機がどの目的に使われるかという事は非常に複雑である。

10) アンモニア合成装置

アンモニア合成装置は $260 \text{ kg}/\text{cm}^3$ の圧力で運転される中圧合成系統2系列と $150 \text{ kg}/\text{cm}^3$ で運転される低圧合成系統2系列の4系列から成っている。

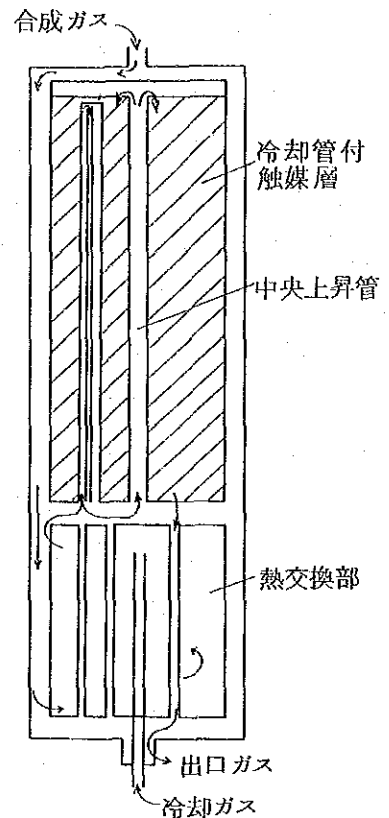
フローはどちらも同一で、合成混合ガスと循環ガスは合流して油分離器、熱交換器、アンモニア冷却器、熱交換器兼アンモニア分離器を経て合成塔に入る。合成塔出口ガスはイリゲーションクーラーで冷却され、アンモニア分離器を経て、循環ポンプで昇圧されて新

合成ガスと混合される。

合成塔内部構造は右図のようなもので、下部は熱交換器、上部は二重管のガス冷却管の間に触媒がつまった構造の触媒層となっている。

触媒層の最高温度は 530°C 、合成塔出口ガス温度は $200 \sim 210^{\circ}\text{C}$ で運転されている。触媒寿命は3年位で、これは生産量 180 T/D が 160 T/D 程度に下った時に交換する事としている。(中圧合成の場合)

低圧合成の場合も合成塔内部構造は同一であるが、触媒量が中圧 3.225 m^3 に対して低圧 5.8 m^3 と多く、且つ低圧の場合の生産量は 120 T/D と小さい。触媒はどちらも同一で中国製。合成塔出口 NH_3 濃度は中圧で $15 \sim 16 \%$ 、低圧で約 13% 。



11) 空気分離装置

低圧 (6 kg/cm^2) と高圧 (180 kg/cm^2) の二種の空気を用いる型式のもの4系統と全低圧の新型2系統、計6系統がある。高低圧方式の場合は低圧空気 $5,400 \text{ M}^3/\text{H}$ 、高圧空気 $1,800 \text{ M}^3/\text{H}$ 、所要電力は高低圧空気圧縮機、アンモニア冷凍機を合せて $1,600 \text{ kw}$ 、 N_2 純度は 99.99% 、純酸素は 95% 、不純酸素は 60% である。

12) その他

本工場のアンモニア生産能力は設計値は $160,000 \text{ T/Y}$ であるが、実生産は $180,000 \text{ T/Y}$ 程度迄上げられる。年間稼働日数は360日、即ち工場全体の保全停止は行わず、複数系列あるので、交替で停止して保全修理を行うものである。事故による停止は非常に少ない。コンプレッサーの予備機数は一概に言えないが、1系列に少なくとも1台は予備がある。

参考迄に聴取した原料、用役価格は次の通り。

電力	0.08 元/kwH	(買電量 168 万 kw H/D)
石炭	80 元/t	
重油	60 "	
NH_3	400 "	
スチーム	5 "	(6 kg/cm^2)
水	0.62 "	

3. 工場改造方針

1) 原料問題

アンモニア工場の合理化を考える場合には、まず原料の選択から始めるのが通常である。もし近くに多量に産出するならばアンモニアは天然ガスから製造するのが最も合理的である。しかし大連に於ては近隣から天然ガスは得られないし、ナフサ系統の原料を入手する事は價格的にも量的にも問題がある。

従って、大連工場に適当な原料は現在使用している石炭か重油という事になる。調査団としては、原料の転換も含めて工場の改造を検討する場合には、どちらか一つの原料について検討するようにしたいとの希望を表明したが、工場側としては、どのような原料が使用可能となるかは現時点では不明であるし、又その選択は経済性によっても変って来るとの意見であった。従って改造計画作成に当っては、原料は石炭と重油の両方について検討し、比較して提示する事とした。

2) 具体的改造案

大連工場は非常に老朽化したプラントで、小さいものが多系列で存在している。これ等の小さい古いプラントを少しづつ手を加え、エネルギー効率その他を若干向上させるという事は不可能ではないと考えられるし、又今回の基本方針である「既存設備の利用に重点をおいた……」という主旨に忠実に従うならば、そのような改造のみを考えるべきかもしれない。

しかし、そのような改造によって得られる合理化は極めてわずかなものであると予想されるし、投資金額に対して引き合うような案はあまり沢山は出て来ない事も予想される。又大連の工場及び経済委員会等関係者との話し合いを通じて、中国側が希望しているのはそのような小さな改造ではなく、ある程度大きな改造である事が理解された。

従って本格調査に於ては、各セクション毎にある程度大規模な改造を提案し、その改造案の中からいくつかを選択させ実行させる方向としたい。即ち組合せとしては非常に沢山ある事となり、又それ等の改造が同時でなく逐次的に行われるという事もあり得るわけである。

現在腹案として持っている改造案としては次のようなものがある。

- ① コークス炉系統の常圧ガス化、転化装置を、石炭又は重油の加圧ガス発生、転化装置に置き換える。これには Texaco-宇部興産からの技術導入を必要とし、その所要資金も相当な高額となろう。
- ② 脱炭酸ガス関係をより効率の良い薬液を使用するプロセスに置き換える。これにも技術導入を必要とするであろう。尚中国側は毒性の問題から、亜硫酸の使用は好んでいない。
- ③ 低温転化触媒及びメタネーターを使用する事により、低温窒素洗滌関係の装置を全廃する。しかしこれには脱硫装置の改造を必要とし、条件に適うような脱硫装置が可能で

あるかどうか慎重検討を要する。

- ④ 現在は約40台の圧縮機が存在する。プロセス変更により当然改造新設等を必要とするが、その他に小型のものを統合し、大型、新型のものに置換すれば効率は向上する。その利益がどの程度であるか検討する。
- ⑤ アンモニア合成系統は4系列あり、このうち2系列は低圧方式で特に効率が悪いと考えられる。この低圧のものを新しいものとするか、全体を新しいものとするか等について検討する。
- ⑥ 空気分離器は6系列あり、内4系列は旧式のものと考えられる。これ等を新型のものとした時に、どの位効率が良くなるかを検討する。

上記の項目が、皆実行可能とは考えない。又これ等の他にも改造案が数多く考えられるであろう。今後本格調査迄に更に案を出し合い、必要データは事前に中国側から取り寄せて、案を更に煮詰めたものとしておき、本格調査開始時に中国側によく説明した上で本格調査に入りたい。

4. 本格調査にあたっての留意点

前にも述べた如く、工場用地は非常に限られている。どの土地が使用可能であるのか、改造案がそのスペースで実行可能かどうか十分検討する必要がある。

工場改造の為の長期生産停止は許されないであろう。既存工場へのつなぎ込みにどの位の日数を要するか、具体的に慎重な調査が必要である。

工場を新しいプロセスを採用して改造した場合、当然系列数は少くなり、現在のように予備機を持って交替で運転するという考え方はとれなくなる。又年1回の長期保全停止も必要となって来るであろう。そのような基本思想の変更が受け入れられるか、中国側とよく話し合いを行う必要がある。

B. 南京化工工場

B. 南京化工工場

1. 工場概要

1) 工場配置

- 敷地面積；約 540 千 m^2
- 建家面積；約 160 千 m^2
- 生産地域内には 11 プラントが 2 系統に区分されて配置されている。
- 生産地域外には生活区域が設けられ、1,600 人収容の劇場、病院、保育園、小・中学校、商店、食堂、住宅等が配置されている。
- 工場は生産地域、生活区域を含み、工場長がこれを統括している。

2) 製品及び生産

- 総合的有機化学工場であり、苛性ソーダ、塩素、クロロベンゼン、塩化カルシウム、レゾルシン、 β -ナフトール、吐氏酸、J酸、周位酸等の農薬・医薬・染料・添加剤用の原料、中間原料を 33 品目生産している。(品目詳細不明)
- 原料である食塩、ベンゼン、ナフタリン、硫酸等は他工場より受入れている。
- 生産能力は以下を除き不明。

レゾルシン ; 450 トン/年

塩化カルシウム ; 70,000 トン/年

苛性ソーダ ; 20,000 トン/年

3) 製造設備

- ほとんどが建家内に立体的に設置されている。
- ほとんどがオートクレーブをシリーズに接続し、それぞれ回分操作により運転。
- 計測及び制御用機器の数量は少なく、各プラント各ユニット毎に設置されている計器室には 1~2 個のペン式温度計と電流表示計程度しかない。(手動制御方式)
- 分析室は各プラント毎に設置されているが、一部を除き分析機器の数量は少ない。
- 濾過、遠心分離機、乾燥機、製品取出機等は旧式のものが多く、ほとんどが大気開放型である。
- 用役供給設備としては電気を除き自給可能であり、以下保有。

ボイラー ; スチーム 180 T/H (35 T/H \times 4 , 20 T/H \times 2)

石炭焚 (年間 10~12 万トンの石炭使用、除塵・脱硫設備なし)

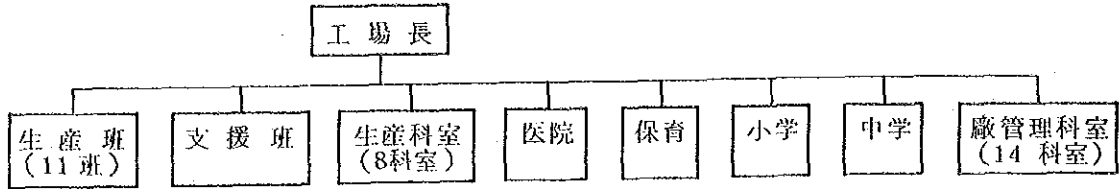
冷却用水 ; 揚子江より沈殿池経由で取水し再循環はしていない。

能力 10 万トン/日を 17.5 万トン/日に拡大中。

冷凍設備 ; 能力 200 万 Kcal/時 (アンモニア冷媒)

- 設備は特殊機器、大型機器を除き、工場内の保全工場内で自作している。

4) 組織及び人員



- ・ 各々の組織毎の人員は不明。
- ・ 生産直結部門の人員は合計 4,320 人。
- ・ 全工場（修理，清掃，生活，運送等含む）人員は約 1 万人。

5) 生産計画及び生産実績

- ・ 原料・燃料（ベンゼン・ナフタリン・食塩・硫酸・硝酸・石炭等）の年間使用量は二十数万トン。

6) 販売計画及び販売実績

- ・ レゾルシンは現状能力 450 トン／年であるが，1,000 トン／年までは販売可能の出。

2. 生産工程

1) レゾルシン

- ・ 西独 DIOS の文献資料（1940 年頃の技術）をもとに自力建設し，1968 年より稼動。
- ・ 製品回収率は 55 ～ 60 % であり，1 トンのレゾルシンを製造するのに 20 トンの原材料を使用している。（ロスは排水，排気中）
- ・ 品質は海外品に比べ劣り，変色しやすい（ただし不純物の分析不可能）。
- ・ 各ユニットに専用釜保有し，それをシリーズに接続している。
- ・ 運転は回分操作であり，各々の反応時間に長短があるが，反応時間の短いユニットは前後の反応が終了するまで待機。
- ・ 機器は炭素鋼を主体としており，腐食が激しい。
- ・ 各機器は密閉型でないものが多く，作業環境は悪い。
- ・ 釜内温度 300℃ 程度のフュージョンユニットの加熱方式は直火式（炉内設置），材質は炭素鋼のため腐食が激しく，常時 3 基使用しているが年間 8 基交換必要。
- ・ レゾルシンの抽剤としてブタノール使用しており，抽剤の分離には単蒸留方式を使用しているため，分離不完全。
- ・ 計器室は同一プラント集中方式でなく，各ユニット毎に分散設置。ただし計器類は非常に少なく，1 ユニット当り 1 ～ 2 点ペン式温度計が 1 ～ 2 ケとモーター用電流計のみ。
- ・ 分析は各プラント毎に分析室保有しているが最新機器類はほとんど見当らず，分析可能項目は少ない。
- ・ 分析頻度は各回分操作が終了して製品が出るまで分析しない等，運転への追従不十分で，品質管理上問題がある。

- ・ 製品の包装は人力により 30 kg 入りの木箱（プラスチック袋入）詰。
- ・ 運転は 4 班 3 交替体制，手動操作が多いため要員数は多い。
- ・ 運転操作基準書（SOP）は計器室内に掲示されているが，最低限の項目は記載されている。
- ・ 運転日誌類への記入項目は少なく，原材料・助剤類の在庫管理程度である。
- ・ プラントは建家内（レンガ壁）に 3 階建てで設置されている。

2) β -ナフトール

- ・ 全般的にはレゾルシンプラントと同様の状況にある。
- ・ 加水分解・アルカリフュージョンユニットで特に腐食が激しい。
- ・ 排水中のナフタリン類，フェノール類，濃度が大きい。
- ・ 排気ガス（特に臭気）は主としてフュージョンユニットから発生する。
- ・ 異性体である α -ナフトールの生成量が多い。

3) 吐氏酸

- ・ 全般的にはレゾルシンプラントと同様の状況にある。
- ・ β -ナフトールを原料としている。
- ・ 原料投入は袋をエレベーターで最上階まで搬入し，人力で実施。（50 kg 袋 \times 13 袋 / 1.5 時間 = 433 kg / 時）
- ・ 製品中の β -ナフトール含有量が 1,000 ppm と多い。
- ・ 製品の乾燥工程の設備が不完全である。
空気吹込式であり，含水量 0.5 % と一応規準を満たしているが粉塵の飛散程度が大きい。
- ・ 腐食が激しい。
特に遠心分離機（1Cr18Ni9Ti の合金鋼使用）は 0.5 ~ 2 年で交換の必要があるが，塩酸が原因と思われる。

4) J 酸

- ・ 全般的にはレゾルシンプラントと同様の状況にある。
- ・ 吐氏酸を原料としている。
- ・ 製品収率が低い。
- ・ 酸性排水（吐氏酸遠心分離母液，アンモニア基 J 酸母液，J 酸々化母液）中の酸類濃度が高い。
- ・ 製品は J 酸 40 %（他はほとんどが水分）であるが，含水砂泥状であり，取出しは人力（スコップ）によっている。またユーザーはもっと乾燥度を上げるよう要望している。

5) 周位酸

- ・ 全般的にはレゾルシンプラントと同様の状況にある。
- ・ 吐氏酸の異性体である。

- ・ スルホン化反応ではα位置への選択率が悪い。
- ・ 収率は40%前後と低い。
- ・ 中和ユニットで発生する劣質石膏の排出量が多い。
- ・ 還元過程で触媒として鉄粉を大量に使用しているため、鉄粉汚泥が大量に排出されている。

3. 生産管理

本格調査時点で詳細実施することとし、当方入手希望資料の内容説明に止めた。ただしコスト管理は以下方式で実施している。

・ コスト構成代表例

1. 原材料費	；約70%
2. 用役費	；約5%
3. 労務・福利厚生費	；約5%
4. 修繕経費	；約9%
(含保全工場経費, 償却, 修繕費)	
5. 一般管理費	；約11%
(研究, 企画, 販売等含む)	
6. 生産コスト(合計)	；100%
7. 税金	；税引前利益の55%
8. 利益	
(小学校・中学校の運営費用は利益を源資としている)	
(利益) = (売値) - (生産コスト) - (税金)	
(±10%の範囲で中央が設定)	

なお利益処分については、工場単位で自由裁量可能な模様。

4. 工場改造方針

1) 基本方針

- ① 化学品の深度加工及び多品種生産可能なプラント群としたい。
- ② 全工場の総合的排出物処理の改善。
- ③ スルホン化反応, フュージョン反応の技術改造

2) 具体的方針

① レゾルシン

- ・ スルホン化ユニットの近代化(SO₃の使用)。
- ・ フュージョンユニットの固相連続法への改造。
- ・ フュージョンユニットの腐食防止。

- ・ 高性能蒸留設備への改造。
- ・ 製品収率を現状に比し15～20%向上させ75～80%としたい。
- ・ 製品品質の安定化。
- ・ 排出物処理方法の改善。
- ・ 生産能力を現状450トン/年から1,500～2,000トン/年に拡大したい。

② β-ナフトール

- ・ 設備の腐食防止（特に加水分解，フュージョン）。
- ・ 排水，排気ガス処理方法の改善。

③ 吐氏酸

- ・ スルホン化ユニットを改造し，製品中のβ-ナフトールアミンの含有量を現状1,000 ppmから10 ppmに低下させたい。
- ・ 戸過・乾燥設備の近代化。
- ・ 設備の腐食防止（特に加水分解，フュージョン，遠心分離機）

④ J 酸

- ・ スルホン化ユニットの改造（SO₃の使用）。
- ・ 酸性排水処理方法の改善及び酸の回収。
- ・ 製品品質向上のための分析方法及び分析機器の近代化。
- ・ 戸過，乾燥，製品取出装置の近代化。

⑤ 周位酸

- ・ 収率向上（異性体の抑制）。
- ・ 中和・還元時，大量に副生する劣悪石膏，鉄粉泥の減少。
- ・ 品質管理の近代化。

3) 当方対処振り

① レゾルシン

プラント全体の近代化計画調査を実施するが，既存設備の改造を前提とする。また，450トン/年から1,500～2,000トン/年への能力拡大を要求されたが，販売可能量次第では段階的拡大の必要があるので，例えば小改造，中改造，大改造というようなケースで示したい。尚，比較対象として新プラントの建設費用について計画検討用精度の推定値を参考として提供する。

② 他4品目

化学反応そのものに関わる改良は研究レベルより検討しなければならないので，限られた人員，時間では対応不可能である。ただしその他の項目は可能な限り協力したい。

③ 調査項目については以下の通りで合意された。

- ① レゾルシン : 7件
- ② β-ナフトール : 2件

- ③ 吐氏酸 : 2件
- ④ J 酸 : 3件
- ⑤ 周位酸 : 1件

5. 本格調査の実施方針

(1) 各種反応の調査

前述の5品目に使用されている以下の反応につき、文献調査及び関連プラントの情報入手(例えば洗剤メーカーより)、自社ノウハウの適用。

- i) スルホン化 (レゾルシン, β -ナフトール, J酸, 周位酸)
- ii) 中和 (レゾルシン, β -ナフトール, 吐氏酸, 周位酸)
- iii) フュージョン (レゾルシン, β -ナフトール, J酸)
- iv) 酸分解 (レゾルシン, β -ナフトール, J酸)
- v) 加水分解 (β -ナフトール, J酸)
- vi) ニトロ化 (吐氏酸, 周位酸)
- vii) 還元 (吐氏酸, 周位酸)
- viii) 酸化 (吐氏酸, J酸, 周位酸)

(2) 耐食材料の調査

各種反応生成物(副産物を含む)を調査し、その使用条件(温度、圧力、濃度等)に適した耐食材料(合金鋼等)の文献調査、メーカーよりの情報入手、自社ノウハウの適用。

(3) 合理化用機器の調査

フュージョン用のニーダー型反応器、乾燥器、濾過器、遠心分離機、蒸留塔、固体輸送用機器の文献調査、メーカーよりの情報入手、自社ノウハウの適用。

(4) 排出物処理の調査

大気排出ヶ所及び排出成分、排水排出ヶ所及び排出成分を調査し、成分及び濃度、排出量に応じた処理方法(例えばクローズド化、酸回収)の文献調査、メーカーよりの情報入手、自社ノウハウの適用。

(5) 分析方法の調査

品質管理(工程管理含む)向上のための分析ヶ所、分析内容、分析方法、分析頻度、分析用機器につき文献調査、メーカーよりの情報入手、自社ノウハウの適用。

(6) プロセス全体の合理化

品質管理、能力拡大、原単位向上のための最適機器の組合せ、コントロール用計測機器(温度、圧力、流量等)の選定のための文献調査、メーカーよりの情報入手、自社ノウハウの適用。

以上の各調査については国内事前準備、現地調査、国内作業を通じ専門家をあてることとし、その過程で南京化工工場への技術移転に努める。具体的には現地調査の段階で各々の専

門分野毎に数回の説明討論会を開く予定である。

(7) 南京化工工場よりの入手資料

事前調査の段階で必要資料の内容を説明した。南京化工工場はこれを踏まえ、昭和59年末に日本側に該当資料を提供することに同意しているが、昭和60年2月よりの本格調査時点で当方希望内容になるよう、事前にやりとりを実施する予定である。

6. 添付資料

1) 確認書

後藤教基先生を団長とする日本国国際協力事業団の南京化工工場事前調査団一行三人（佐藤晋先生及び三谷和光先生）は1984年11月1日から5日に亘って、南京化工工場を訪問し、近代化計画事前調査を行いました。

南京化工工場側は調査団に全工場概況及び診断内容の詳細を説明すると同時に、調査団は南京化工工場の概要並びに近代化を必要とするプラントの調査を行いました。

双方は互いに詳細なる問題点のリストについて調査項目を話し合いました。調査団は当該工場のレゾルシンプラントの近代化を診断することに同意しました。中国側は1984年末以前に、双方が相談した上での診断に必要とする資料を提供することを確認しました。

同時に、今後双方は添附11月5日付確認書別紙に記載された項目について、更に診断の範囲を拡大することに合意しました。

また、双方は本確認書に述べられていない項目については、中華人民共和国国家経済委員会と日本国国際協力事業団が確認した、“中華人民共和国工場近代化計画調査実施細則”に基づいて行います。

1984年11月5日

日本国
国際協力事業団
調査団長
後藤教基

中華人民共和国
南京化工工場
代表
汪忠怀

日本国国際協力事業団南京化工工場調査団は、中華人民共和国化学工業部南京化工工場と協議の結果、以下の項目を調査内容とすることで双方合意した。

1. レゾルシンプラント

- (1) スルホン化ユニットの合理化
- (2) アルカリフュージョンユニットの合理化
- (3) 蒸留ユニットの合理化
- (4) レゾルシン総合収率の向上
- (5) 製品品質の安定化
- (6) 排出物処理の合理化
- (7) 生産能力の拡大

既存設備の改造を基本とするが、新プラントの場合には、計画検討用精度の建設費推定値を参考として提供する。

2. β -ナフトールプラント

- (1) 設備の腐食防止（特に加水分解，アルカリフュージョン）
- (2) 排水・排気ガス処理方法の改善

3. 吐氏酸プラント

- (1) 濾過と乾燥ユニットの合理化
- (2) 設備の腐食防止（特に加水分解，アルカリフュージョン，遠心分離機）

4. J 酸

- (1) 酸性汚水中の酸回収（特に硫酸）
- (2) 品質管理方法の改善
- (3) 製品取出，濾過と乾燥設備の合理化

5. 周位酸

- (1) 品質管理方法の改善

以 上

备 忘 录

以后藤教基先生为团长的日本国际协力事业团南京化工厂事前调查小组，一行三人（三菱油化工程佐藤晋先生 和 三谷和光先生）于1984年11月1日至5日访问了南京化工厂，进行了技术改造的事前调查。南京化工厂向日方介绍了全厂概况，并提出“诊断”问题清单。调查组参观了南京化工厂的全貌，并详细调查了需要进行技术改造的车间。

双方就日方提出的调查提纲和中方提出的问题清单进行了详细的讨论。日方表示愿意接受南京化工厂间苯二酚车间的技术改造，进行诊断。南京化工厂将于1984年年底以前，将提供按双方协商议定的诊断需要资料。

双方并同意进一步扩大“诊断”范围。双方同意本备忘录未述事项，将按中华人民共和国国家经济委员会与日本国际协力事业团签订的实施细则执行。

国际协力事业团

南京化工厂

代 表

代 表

（签字）

（签字）

後藤教基

(王忠斌)

一九八四年十一月五日

附

调 查 内 容

日本国国际协力事业团南京化工厂调查小组与中华人民共和国化学工业部南京化工厂经过协商，双方同意对下列项目做为调查内容：

1. 间苯二酚车间

- (1) 磺化工序的现代化
- (2) 碱熔工序的现代化
- (3) 蒸馏工序的现代化
- (4) 提高间苯二酚总收率
- (5) 产品质量的稳定
- (6) 三废处理的现代化
- (7) 扩大生产能力

主要是对现有设备的改造，同时附上新建车间的建设费用的估算金额做为参考

2. 二苯酚车间

- (1) 对设备的防腐问题（包括软件、硬件）
- (2) 改善废气、废水的处理方法

3. 吐氏酸车间

- (1) 过滤、干燥工序的现代化
- (2) 对设备的防腐问题（特别是加水分解、碱熔、离心机）

4. 丁酸

- (1) 对酸性废水（特别是硫酸）的回收问题
- (2) 推荐为提高质量管理的分析方法
- (3) 对产品过滤、取出、干燥的现代化

5. 岗位教

- (1) 改善质量管理方法

提請國際協力事業團會診大綱

一、根據我廠現有產品系列如何深度加工，並採用綜合流程進行生產，以提高市場應變能力。例如：苯系中間體綜合車間，用若干套綜合流程能生產系列產品，例克羅夫酸、兩位酸、勞倫酸、r-酸、j-酸、芝加哥s酸等。

二、全廠“三廢”綜合治理

三、涉及磺化、碱熔、系列產品的技術改造

A 間苯二酚

存在問題

1. 總收率偏低僅 56% 左右 (以 SO_3^{H} 計)。
2. 產品質量不穩定，易氯化，有異臭。
3. 能耗大。
4. 三廢多。
5. 設備腐蝕性強，特別是中和鍋、碱熔釜。

要求提供

1. 簡化流程採用 SO_3 磺化或其他先進磺化工藝，固相連續碱熔工藝。

2. 高合金、強攪拌型和式碱熔設備。

3. 熱敏性物質精密分離工藝及設備。

4. 优选設備材質達到，收率提高至 75—80% (在原基礎上提高 15—20%)，產品質量穩定，“三廢”得到妥善處理，規模達 1500—2000 噸/年。

B 二蔡酚

存在問題

1. 設備腐蝕嚴重，特別是水解鍋、壓濾機、碱熔鍋。

2. 苯系酚污水、碱熔碱雾尚未得到妥善治理。

3. 产品中 α 含量偏高。

要求提供

耐腐蚀材质设备。

“三废”治理方法。

C 吐氏酸

存在问题

1. 成品中 β 萘胺含量偏高在 1000 PPM 左右

2. 成品干燥工艺落后

3. 设备腐蚀严重

要求提供

1. SO_3 磺化工艺，提高产品质量，使 β 萘胺含量降至 10 PPM

2. 提供先进干燥设备

3. 耐腐蚀材质的设备，水解锅，碱熔锅，离心机

D J 酸

存在问题

1. 收率偏低

2. 酸性污水处理（吐氏酸离心母液含 HCL 10-20 g/L，氨基 J 酸母液含 H_2SO_4 4-5%，J 酸酸化母液 H_2SO_4 5-10%）

3. 成品吸滤体力劳动笨重

要求提供

1. SO_3 磺化工艺

2. 酸性污水处理方法及回收废酸及其中成品

3. 成品及中间控制分析方法及设备

4. 先进的过滤设备

五 周位酸

存在问题

1. 总收率偏低仅 40% 左右
2. 中和及铁粉还原所产生石膏及铁泥污染环境
3. 中间控制缺乏控制手段

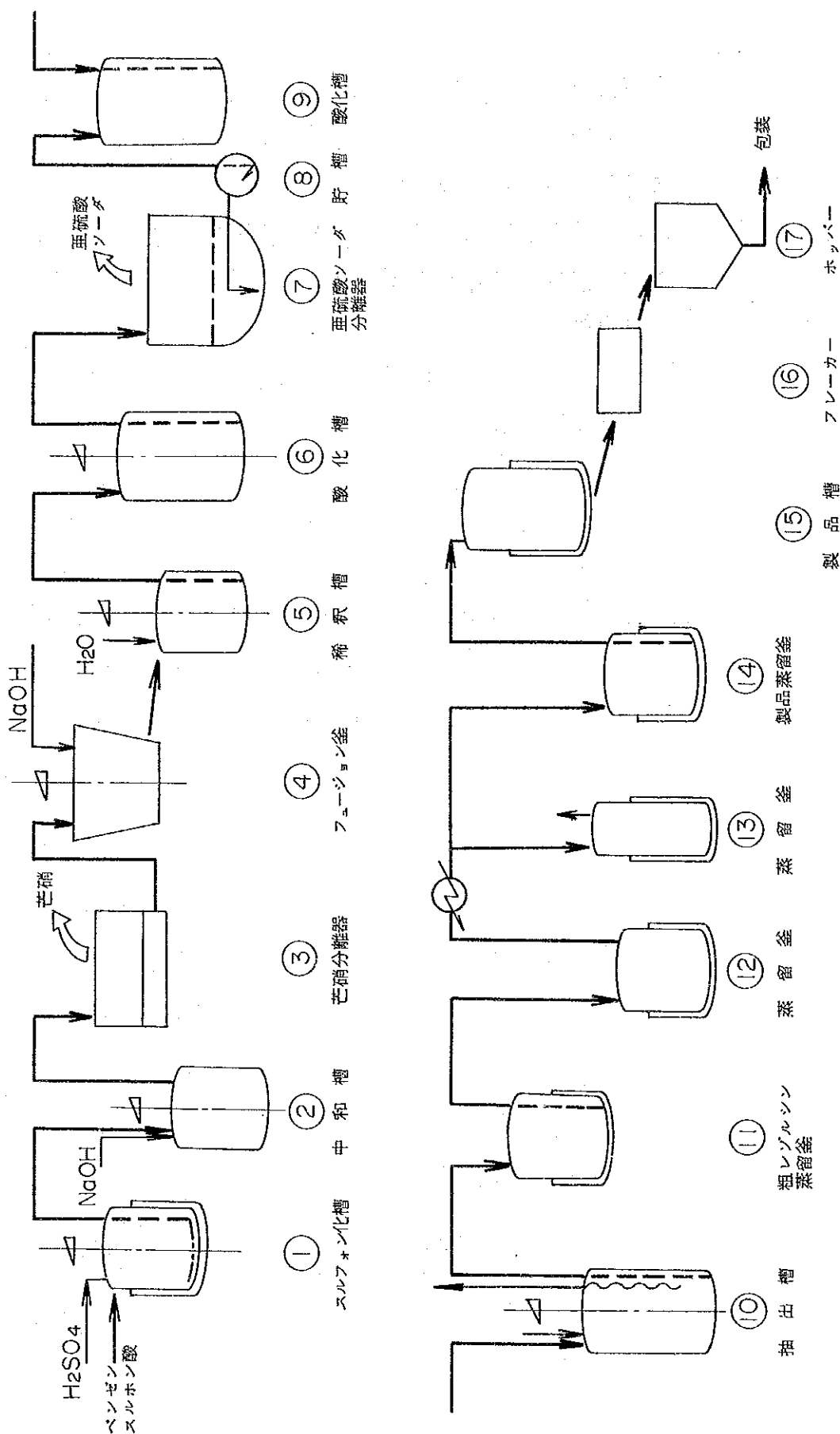
要求提高

还原工艺改造及中间控制方法及设备

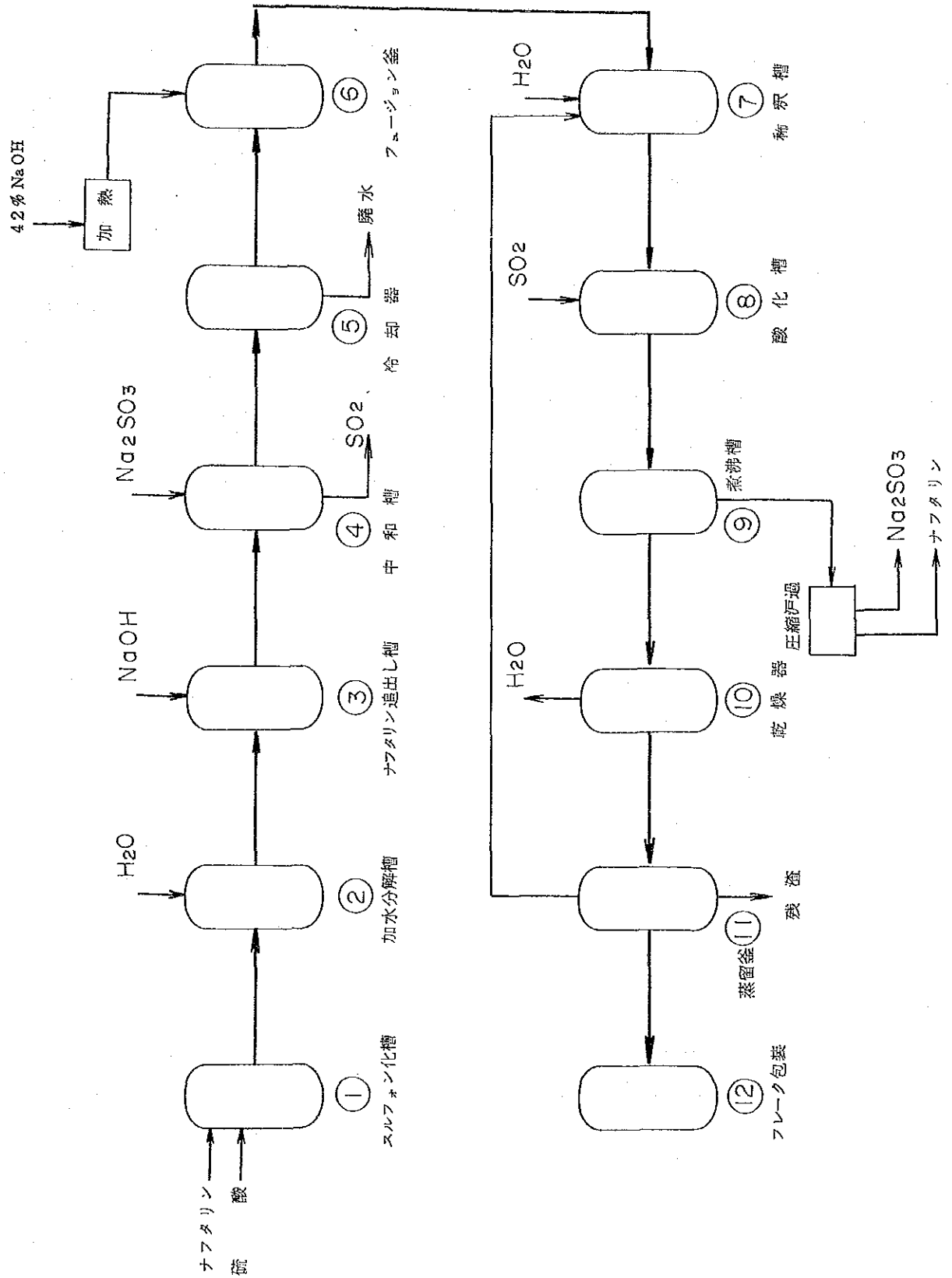
提高收得率

2) 対象製品生産工程図

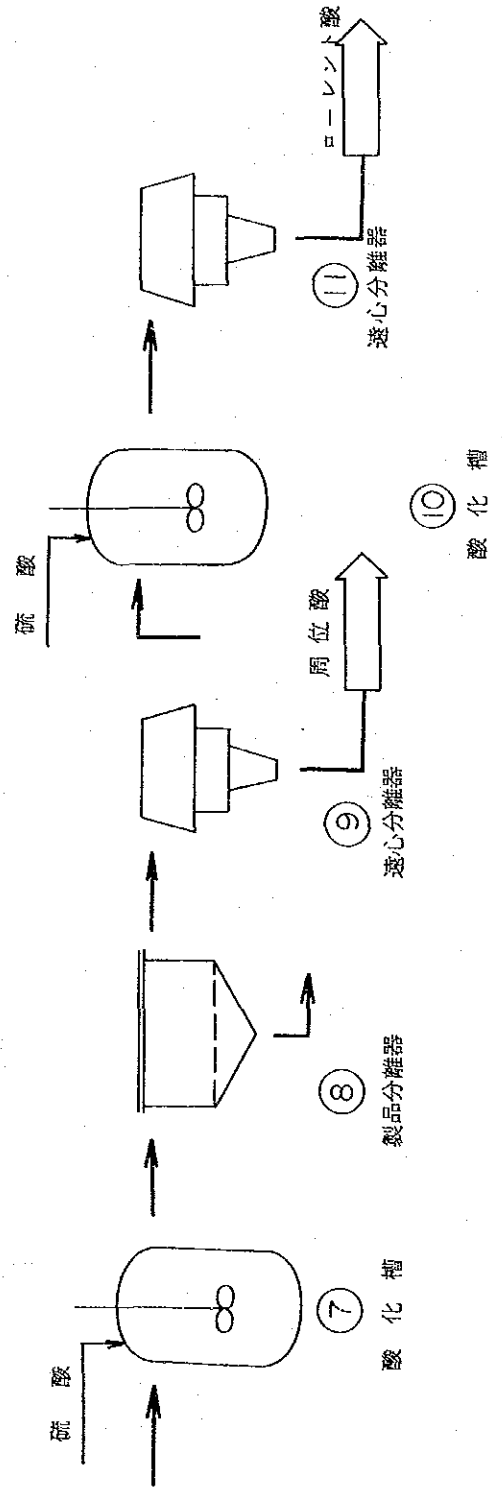
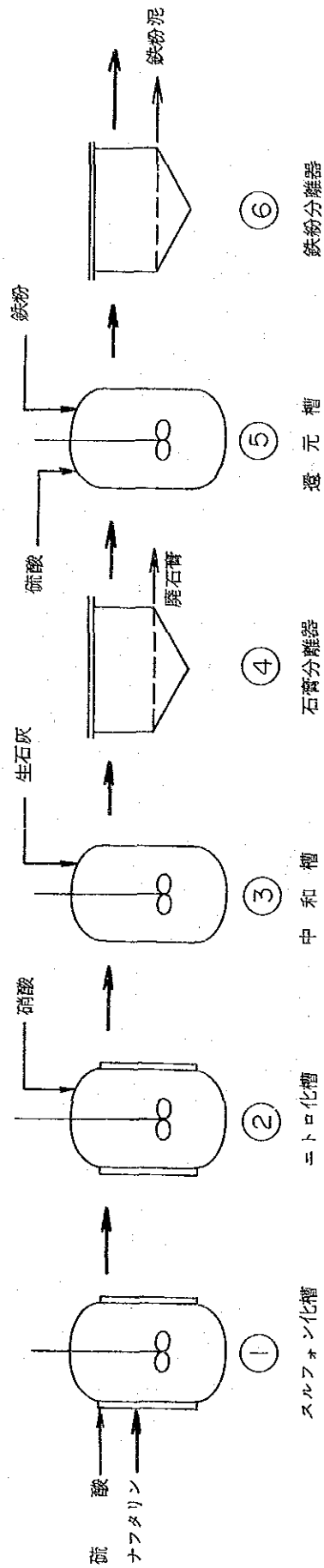
レゾルシン製造工程図



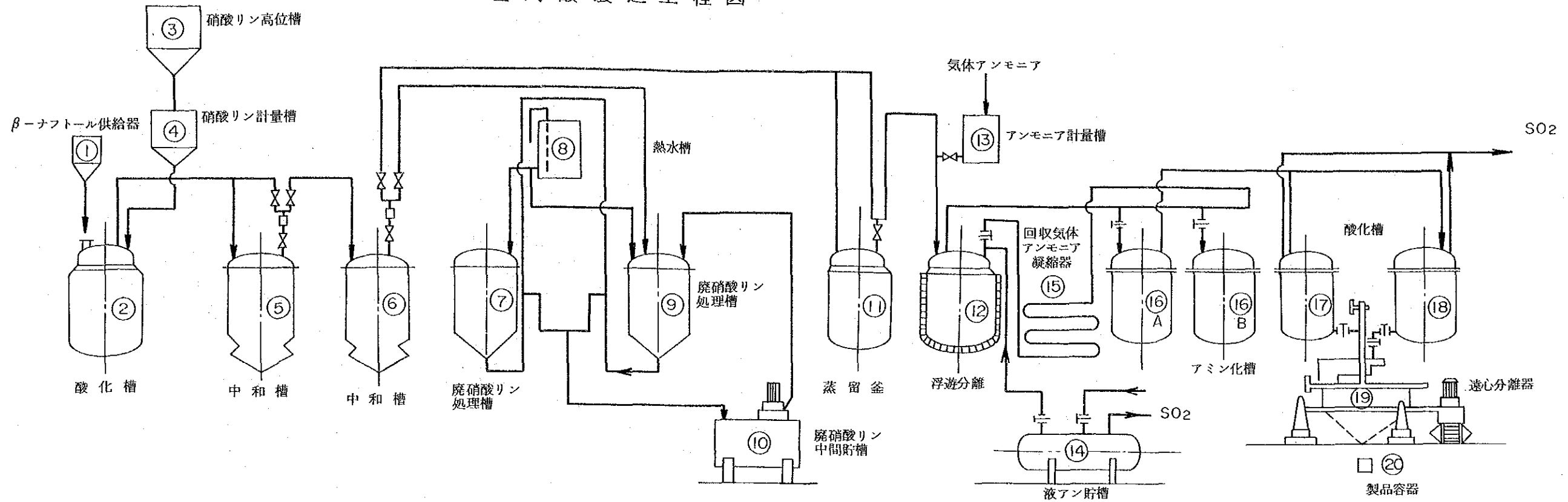
β-ナフトール製造工程図



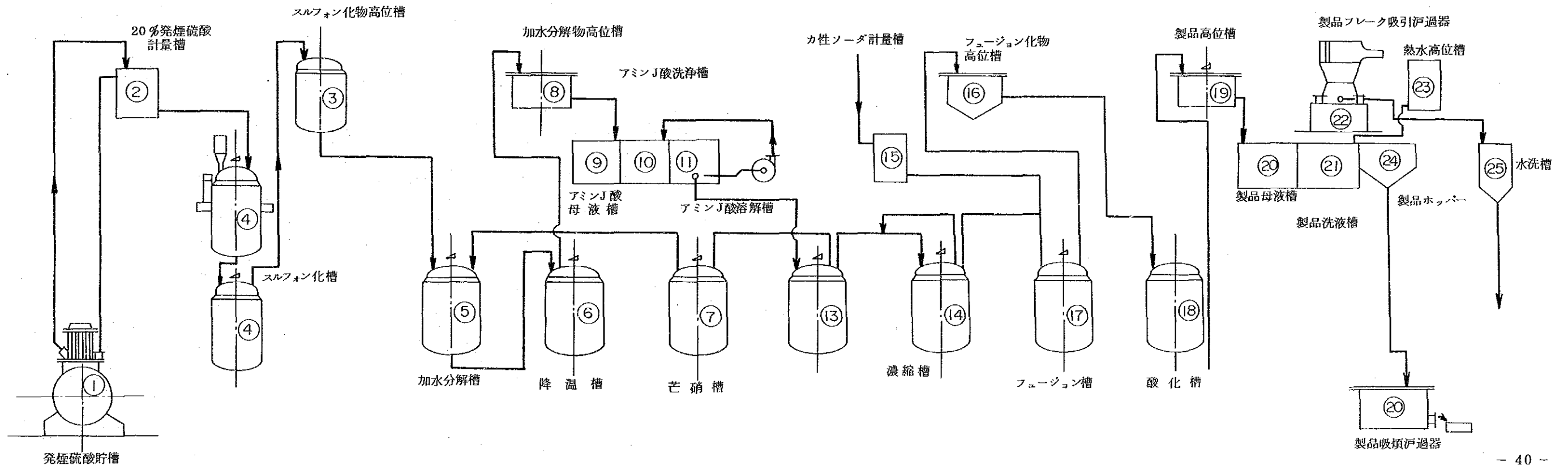
周位酸製造工程図



吐氏酸製造工程図



J 酸製造工程図



C. 錦西化工總工場

C. 錦西化工総工場

1. 工場の概要

i) 所在地：遼寧省錦西県五里河子

電話 2123, 電報 3550

ii) 創立：1950年

iii) 工場長：李 子彬

工場改造責任者：李 貴 立 総工務師

iv) 主管部門

中央部：化工部

省 局：遼寧省石油化工局

地市局：錦州市化工公司

v) 工場配置

工場占有総面積：403 ha

工場敷地面積：253.2 ha

生活区域面積：149.8 ha

専用鉄道：15.62 km

工場区内緑化面積：65,000 m²

vi) 固定資産：原価 1.9 億元

簿価 9,900 万元

vii) 1983年製品販売収入：14,270 万元（約143億円）

1983年製品総コスト：11,899 万元（約119億円）

1983年総エネルギー消費：27 万トン（石炭換算）

viii) 組織及び人員（錦西化工総廠生産行政機構図参照）

a) 工場全体で現在：職員，労働者 9,773 人

技術者 657 人

合計 10,430 人

b) 総工場の下には，5つの分工場がある。職員，労働者，技術者合計で下記人数。

塩素・アルカリ工場：1,500 人

有機工場：1,430 人

樹脂工場：1,082 人

動力工場：988 人（全工場にユティリティー供給担当）

機械工場：573 人（設備メンテナンス，標準外設備の製造担当）

c) 総工場は51の現場に分かれ，そのうち化工生産現場は20ある。さらに，エンジニアリング会社1，研究所1，小・中学校9，技術工業学校1，職工養成学校1がある。

IX) 主要生産品，生産能力及び生産量

主要生産品目	生産能力	1983年生産量
① カセイソーダ (100%)	85,000 (トン/年)	61,477 (トン/年)
② 液体塩素	20,000	16,298
③ 塩化ベンゼン	16,500	15,815
④ 塩化アルミニウム	3,000	1,309
⑤ フェノール	14,000	10,534
⑥ ポリ塩化ビニール	14,000	12,889
⑦ トリクロロエチレン	2,500	
⑧ パークロロエチレン	2,000	234
⑨ シクロヘキサノン	4,500	
⑩ カプロラクタム	2,500	1,524
⑪ エチレンクロロヒドリン	2,000	
⑫ メチルメタクリレート	300	135
⑬ ポリビニールブチラール	100	

前記 13 品目の他，次亜塩素酸ナトリウム，合成塩酸，副産塩酸，亜硫酸ナトリウムを加えた 17 品目を生産している。

X) 機械工場生産能力

a) 鑄造

一単位班の作業生産能力：180～200トン/年

b) 金属加工

一単位班の作業生産能力：300トン/年

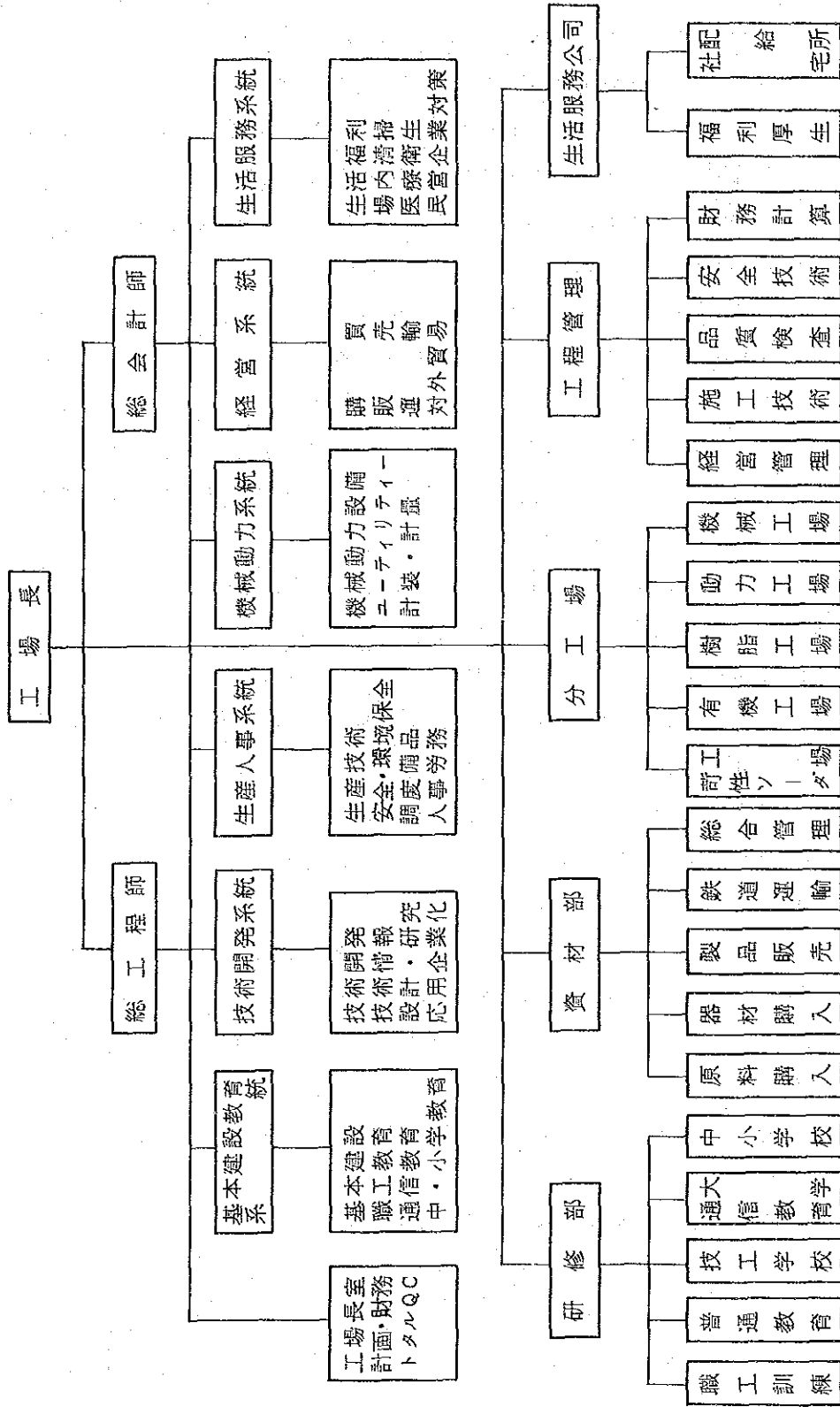
c) 標準外設備製造

一単位班の作業生産能力：500～600トン/年

XI) 環境保護設備

現場名称	処理装置名称	種類	処理能力
塩水	塩泥水銀除法	抽出釜	2,500 m ³ /hr
"	淡塩水テールガス処理	吸収塔	30,000 m ³ /D
フェノール	フェノール霧処理	シャワー槽	610,000 m ³ /D
"	洗釜水処理	清澄槽	6 m ³ /D
"	蒸留残渣回収	蒸留釜	10 TON/M
クロロヒドリン	テールガス処理	アルカリ中和	1,344 m ³ /D
塩化ベンゼン	副産塩酸テールガス処理	吸収塔	8,500 m ³ /D
"	合成塩酸テールガス処理	吸収塔	7,200 m ³ /D
シクロヘキサノン	脱水素テールガス回収	管路回収	3,000 m ³ /D

錦西化工總廠生產行政機構



2. 生産工程

2-(1) 苛性ソーダ製造設備

(1) 水銀電解法

1) 工場の概要

a) 当化学総工場は、1950年に原材料の中核をなす塩素の発生源として隔膜電解法苛性ソーダ製造設備を採用して操業を開始している。

2年後には水銀電解法をも採用し、年を追うに従い幾多の改造、更新をしつつ今日に至っているが、その経緯は次の通りである。

1950年 水平式隔膜電解槽、電流密度 $0.7 \sim 0.8 \text{ KA/m}^2$ で操業開始。

1952年 水銀電解槽、通電量 8 KA を設置。

1956年 水銀電解槽の改造、通電量 25 KA に上昇。

1958年 旧式になった隔膜電解槽を堅形に更新し、通電量 1.2 KA に向上させる。(HOOKER H-22型)

1962年 更に隔膜電解槽を改良して、通電量 20 KA にする。

1964年 ソビエト連邦国の P-30 型大型水平式水銀電解槽の試作を行い、1965年から大型化を開始する。

1978年 電流値 120 KA、槽数 38 基、陽極に金属電極を装備した大型水平式電解槽に改造して、現在に至る。

b) 1983年の苛性ソーダ生産量は隔膜法 23,949 t、水銀法 37,527 t、合計 61,476 t で、生産能力 85,000 t/年に対し稼働率 72% であり、全国生産量 2,000,000 t/年の 3% を占めている。

c) 当電解工場は化学総工場の西北端にあり、入口から最も遠い所に配置されている。原料塩受入、塩水精製、電解、濃縮及び固形化地区に分かれ、それぞれ相当な距離がある。

d) 前述の如く、歴史的に古い工場であるが、水銀法電解槽に限れば、約6年前に大幅改造を行い、塩水精製、固形苛性等の老朽化設備に比べて、新しい設備と云える。

e) 水銀法の生産能力は年産 54,000 t であり、全国的には中堅工場である。

2) 製品仕様

a) 品種は液体苛性ソーダ、固形苛性ソーダ、塩素、水素等で、液体苛性ソーダを除き全て隔膜法と混合されている。

b) 液体及び固形苛性の規格と品質を次に記す。

i) 液体

	NaOH	NaCl	Na ₂ CO ₃	Fe ₂ O ₃
規 格	> 45 %	< 0.04 %	< 0.3 %	< 0.003 %
製 品	46.2 %	0.024 %	0.24 %	0.002 %

ii) 固形

		NaOH	NaCl	Na ₂ CO ₃	Fe ₂ O ₃
規	1級	> 99.50 %	< 0.1 %	< 0.45 %	< 0.004 %
格	2級	> 99.00 %	< 0.15 %	< 0.9 %	< 0.005 %
製品		99.6 %	0.02 %	0.32 %	0.001 %

c) 塩素ガス

純度	94 %
O ₂	0.5 % (通常は測定していない)
H ₂	0.5 %
CO ₂	2.2 %

d) 水素ガス

純度	99 %
O ₂	0.3 %

3) 原材料規格と現状

a) 原塩 産地 天津

	NaCl	SO ₄	MgO	CaO	不溶解分
規格	≥ 93 %	≤ 0.56 %	≤ 0.35 %	≤ 0.252 %	≤ 0.45 %
現状	94.6 %	0.54 %	0.20 %	0.22 %	0.13 %

b) 炭酸ソーダ

	Na ₂ CO ₃	外観
規格	≥ 98 %	白色粉末
現状	99.5 %	"

c) 塩化バリウム

	BaCl ₂ ·2H ₂ O	外観	水不溶物
規格	98 ~ 99 %	白色結晶	-
現状	98.5 %	"	0.04 %

d) 塩酸

	HCl
規格	31 ~ 36 %
現状	32.1 %

e) 凝集剤 (ポリアクリル酸ナトリウム)

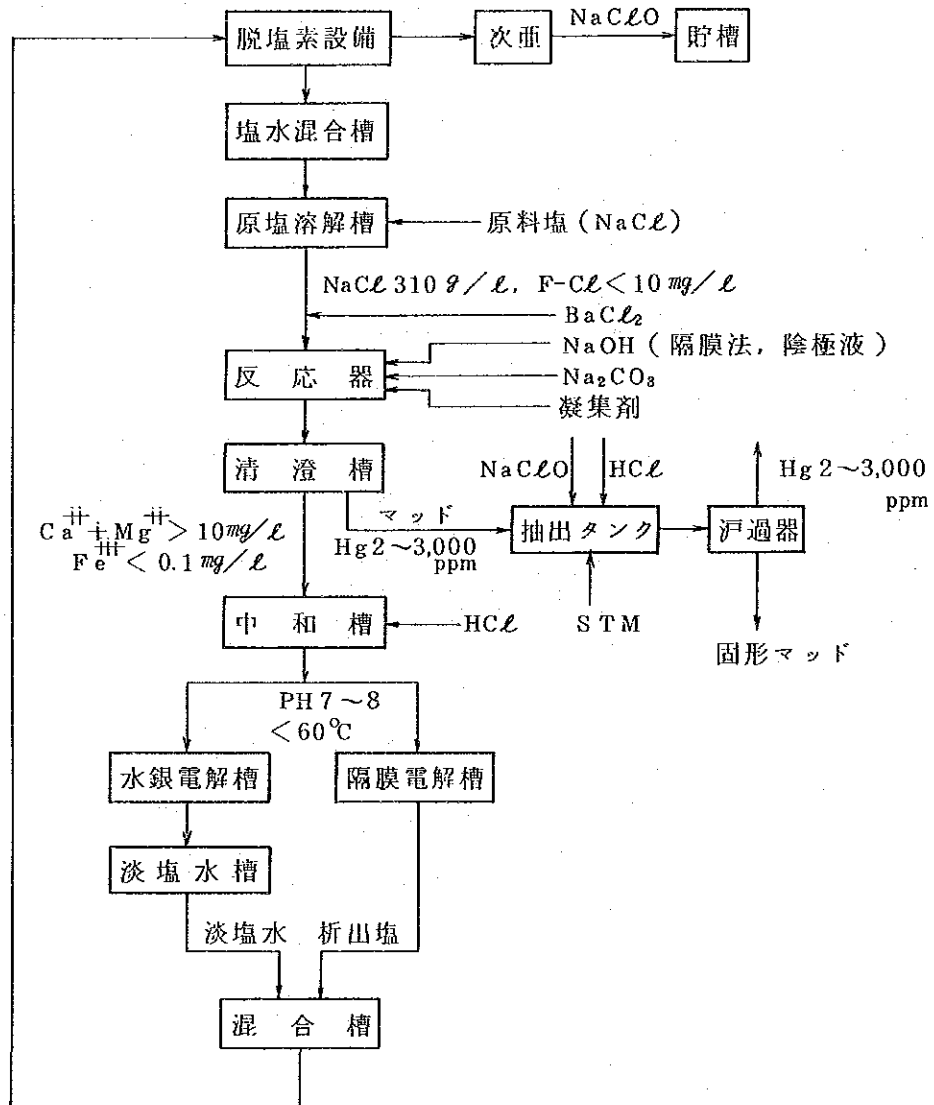
	FXV	固体含量
規格	分子量 100万 ~ 200万	≥ 8 %

f) 重油

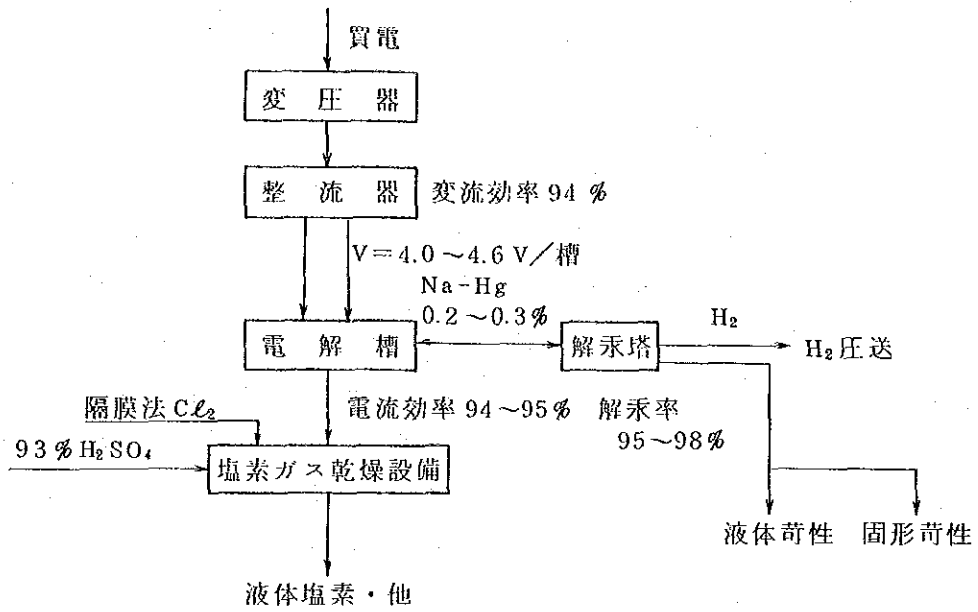
発熱量	9,500 ~ 11,000 kcal/kg
含水量	≤ 4 %
S	0.5 %

4) 生産工程概要

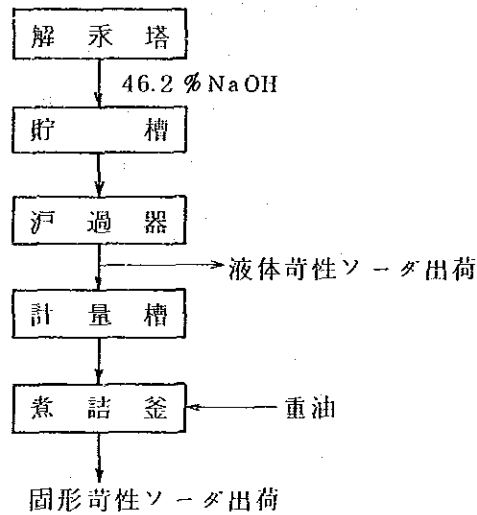
a) 塩水精製工程



b) 電解工程



c) 固形苛性ソーダ工程



5) 生産設備と運転概要

a) 受変電, 整流設備

i) 受変電設備

変圧器容量	25,000 KVA
一次/二次電圧	66,000 V/238.5 V
台数	4 台

ii) 整流設備

定格出力	50 KA × 250 V
型式	サイリスター 1 台 (1974 年北京製)

ダイオード 3台(瀋陽製)

iii) 運転概要

№1	35 KA
№2	休止中
№3	25 KA
№4	33 KA
合計出力	93 KA × 166 V

b) 電解槽設備

i) 設備

寸法	1,600 mmW (有効 1,240 mmW) × 14,600 mmℓ × 280 mmh, 18.10 m ²
陽極	3枚/幅 × 18列/長, 54枚 16.85 m ² (中国製, 金属陽極, 寿命8ヶ月)
定格電流	120 KA
電流密度	DK ; 6.63 KA/m ² DA ; 7.12 KA/m ²
電圧	4.0 ~ 4.6 V
電流効率	94 ~ 95 %
蓋構造	合成ゴム, 約4 mm ² , 密閉式
短絡器	気中式, 18列/槽
解汞塔	1,000 φ × 2,500 h, 黒鉛充填
解汞率	95 ~ 98 %
Na-Hg	0.2 ~ 0.3 %
電解槽数	38槽

ii) 運転概要

- イ) 比較的新しい設備であるが, 相当腐食が進んでいる。
- ロ) 定格電流 120 KA に対し, 93 KA の操業であり, 稼働率は 78 % である。
- ハ) 金属電極を使用しているにもかかわらず槽電圧は平均 4.37 V であり, 電流密度の割には高すぎる。
- ニ) 塩素中の H₂ 濃度は 0.5 % であり, 酸素濃度は測定されていなかった。
- ホ) 計器室には運転上必要な計器はあまり無く, 又精度にとぼしいものも多く見受けられた。

c) 塩水精製設備

i) 設備

原塩用クラブバケット式門形クレーン	1基
原塩溶解槽	4,500 φ × 7,000 h, 110 m ³ 2基(1基予備)

塩水反応器 1,200 W × 12,680 ℓ × 800 h, 12 m³ 邪魔板付 1基

塩水精製槽(沈降槽)

15,000 φ × 4,630 h, 810 m ³	3基	} 3基運転
22,000 φ × 5,520 h, 2,090 m ³	2基	

ii) 運転概要

イ) 電解槽設備から 300 m 位離れた所に原塩荷卸し場を有し、その近くに原塩溶解槽を設置している。

又、反応槽、精澄槽も少し離れているため運転管理が困難である。

ロ) 電解槽入口の塩水温度は 58℃ と少々低いのは、塔槽、配管の熱損失が大きいからである。

ハ) 清澄槽の断面積が非常に大きい割に $\text{Ca}^{++} + \text{Mg}^{++}$ が 10 mg/ℓ 以上なのは、横形邪魔板式反応器内で充分な反応が行なわれていないと思われる。

ニ) 塩水マッドには Hg が 2 ~ 3,000 ppm 含有しており、加熱後 NaClO で抽出し、2 ~ 300 ppm に下げた後、ろ過器にかけ塩水を回収している。

しかし、ケーキは排水溝へ出し、工場外へ流出させている。

ホ) 塩水中の遊離塩素は 10 mg/ℓ 程度と低いのが、設備材質への影響から濃度上昇はむづかしい。

d) 苛性ソーダ固形化設備

i) 設備

煮詰釜 3,000 φ × 2,946 h, 鋳鉄製 11基

重油計量槽(隔膜法兼用) 1基

堅型汲上げポンプ 2 ~ 3台

ii) 運転概要

イ) 煮詰釜の内に液体苛性ソーダを流し込み、重油を燃焼加熱し、苛性ソーダの濃度を上げた後、汲上げポンプで計量、缶詰めしている。

ロ) 従って、運転方法は回分式を採用しており能率は低く、且つ多数の作業員を必要としている。

ハ) 熱効率も悪いようで、重油の使用量も多く、又釜の腐食も激しく、寿命も短いようだ。

ニ) 尚、製品は主として東南アジアへ輸出している。

e) その他設備

i) 塩素ガス乾燥設備及び運転概要

イ) 水銀法、隔膜法とも同一設備を使用している。

ロ) 湿塩素ガスの洗浄設備は無く、冷却のみで乾燥塔へ送っているが、1塔型のため、又、その上硫酸濃度が 93% と低いので脱水効果が悪く、水分濃度は

500 ppm である。

へ) 尚, 塩素圧縮機は $750 \text{ m}^3/\text{h} \times 2.5 \text{ kg}/\text{cm}^3 \times 7$ 台である。

ii) 水素ガス冷却, 圧送設備及び運転概要

イ) 水封槽を経て工業用水使用の冷却器を通し, 水素ブローで昇圧し, 冷凍水の冷却器で再冷却し, 分離器経由, 次工程へ送られる。

尚, 隔膜法水素は吐出側最終ヘッダーで混合される。

ロ) 多量の水銀を含まれるドレン水は全て水銀電解槽へ回収されているが, 水素中の水銀処理装置は無い。

f) 過去 10 年間の水銀法苛性ソーダの生産量

単位: t

	固 体	液 体	計
1983 年	23,801	13,727	37,527
82	25,034	12,917	37,951
81	27,140	10,190	37,330
80	27,435	9,004	36,439
79	29,071	7,012	36,083
78	25,474	5,145	30,619
77	21,291	3,235	24,526
76	22,536	1,833	24,369
75	26,787	5,778	32,565
74	24,875	4,276	29,151
計	253,444	73,117	326,561

6) ユーティリティー消費量 (電力は原料のため除く)

1983 年の例

水 $49 \text{ t}/\text{NaOH} \cdot \text{t} \times 37,527 \text{ t}/\text{年} = 1,839,000 \text{ t}/\text{年}$

蒸気 $0.666 \text{ t}/\text{NaOH} \cdot \text{t} \times \text{ " } = 24,990 \text{ t}/\text{年}$

重油 $233 \text{ kg}/\text{NaOH} \cdot \text{t} \times \text{ " } = 8,740 \text{ t}/\text{年}$

7) 工場製造原価

a) 原材料原単位

原塩 $1,623 \text{ kg}/\text{NaOH} \cdot \text{t}$

電解電力 $3,021 \text{ KWh}/\text{NaOH} \cdot \text{t}$ (単価 $8.6 \text{ 円}/\text{KWh}$)

一般電力 76 "

水 $49 \text{ t}/\text{NaOH} \cdot \text{t}$

蒸気 0.666 " (単価 $1,680 \text{ 円}/\text{t}$)

重油 0.233 "

水銀 $0.299 \text{ g}/\text{NaOH} \cdot \text{t}$

b) 製造原価

45 % NaOH	11,000 円/t (有姿)
99.5 % NaOH	35,353 円/t (有姿)
水素	340 円/Nm ³
塩素	23,500 円/t

尚、固体苛性ソーダ(99.5%有姿)の詳細は次の通りである。

1 t 当り	
原 材 料	17,204 円
電 力	23,908 円
直接人件費	5,130 円
固 定 費	5,580 円
変 動 費	4,567 円
小 計	51,772 円
管 理 費	4,520 円
合 計	56,290 円
内、塩素・水素	20,939 円
苛性ソーダ	35,353 円
苛性ソーダ売価格	64,000 円
同 税 金	6,400 円
同 利 益	22,247 円

(2) 隔膜電解法

1) 工場の概要

a) 隔膜電解法は 3-2)-(1)に記述した通り、当化学工場の出発源であり、3度の改造・更新を経て今日に至っている。

しかし、1962年の改造を最後に、その後根本的な見直しをしていないために、技術的な遅れ及び設備の老朽化が激しい状況下にある。

b) 苛性ソーダの濃縮設備も1950年代のもので、エネルギー消費も多く、且つ製品品質も余り良くない。

c) 生産能力は35,000 t/年で合計生産能力84,000 t/年の41%を占めており、1983年の生産量は23,949 tであり、稼働率は68%である。

2) 製品仕様

液体、固形の2品目で、次の通りである。

a) 液体

	NaOH	NaCl	Na ₂ CO ₃	Fe ₂ O ₃
規格	≥ 42 %	< 2.00 %	< 0.8 %	< 0.01 %
製品	44.5 %	1.62 %	0.23 %	0.005 %

b) 固形

		NaOH	NaCl	Na ₂ CO ₃	Fe ₂ O ₃
規格	1級	≥ 96 %	< 2.8 %	< 1.4 %	< 0.01 %
	2級	≥ 95 %	< 3.3 %	< 1.8 %	< 0.02 %
製品		96.5 %	2.44 %	0.82 %	0.001 %

3) 原材料規格と現状

- a) 原塩 3-(2)-3) - a) と同じ
- b) 炭酸ソーダ b) "
- c) 塩化バリウム c) "
- d) 塩酸 d) "
- e) 凝集剤 e) "

f) 黒鉛陽極板

- 灰分 < 0.5 %
- 比重 1.65
- 機械強度 > 250 kg/cm²
- 湾曲率 < 30 %

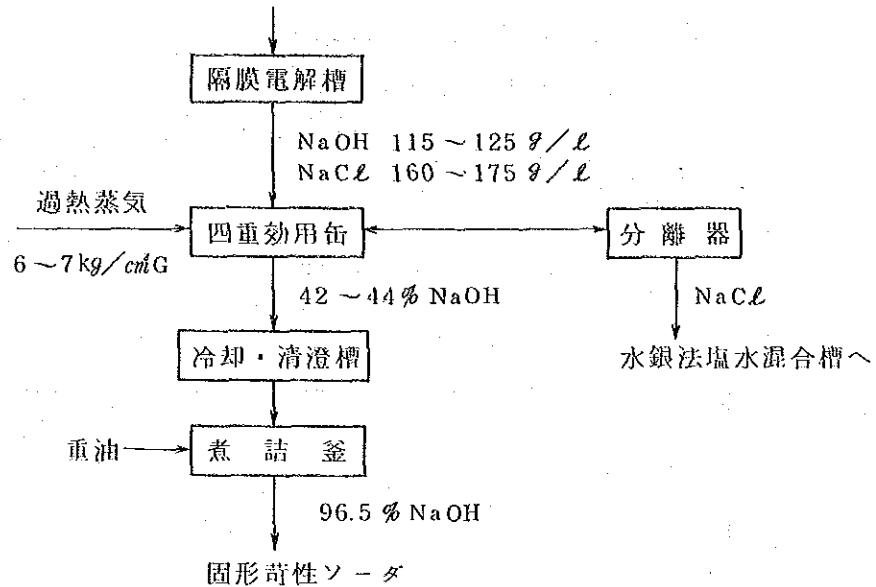
g) 石綿

- 繊維の長さ ≥ 20 mm
- 酸減量 2 %
- アルカリ減量 2 %
- FeO + FeO₃ ≤ 3 %
- 燃焼損失 15 %

h) 重油

- 発熱量 > 9,500 kcal/kg
- 水分 < 4 %
- S分 < 0.5 %
- 残渣 < 1.0 %

4) 生産工程概要



5) 生産設備と運転概要

a) 受変電・整流設備

i) 受変電設備

変圧器容量	20,000 KVA
一次/二次電圧	60,000 V / 238.5 V
台数	2台

ii) 整流設備

定格出力	25 KA × 520 V
型式	サイリスター 1台(北京製) ダイオード 1台(瀋陽製)
計	2台 内1台予備

iii) 運転概要 14 KA × 440 V

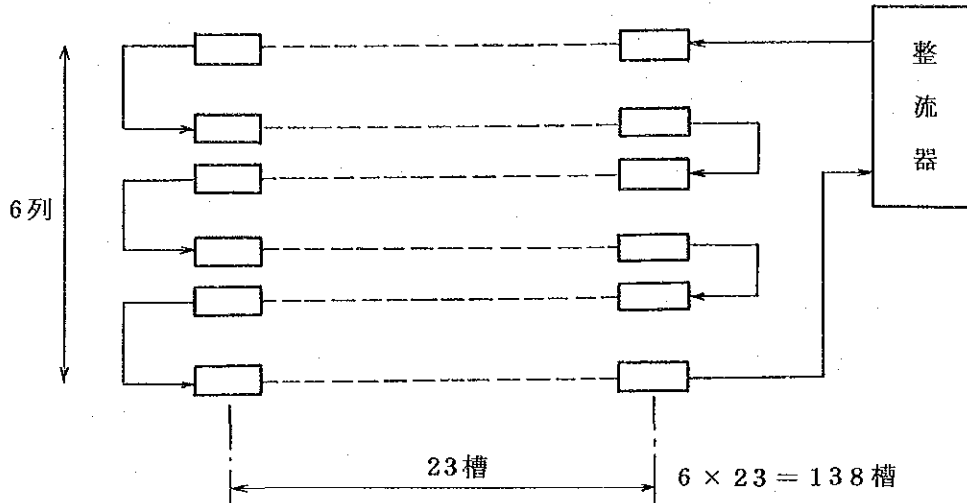
b) 電解槽設備

i) 設備

寸法	1,600 W × 1,820 L × 1,580 h
型番	HOOKER H-22型
槽数	138槽
陽極	黒鉛電極 180 W × 780 h × 38 t 3枚/列 × 16列 × 2重, 96枚/槽
面積	22 m ²
寿命	8ヶ月

定格電流 21 KA
 電流密度 最大 $D_A = 1.0 \text{ KA/m}^2$
 標準 $D_A = 0.7 \text{ "}$
 電圧 3.15 ~ 3.2 V ($D_A = 0.7 \text{ kg/m}^2 \text{ にて}$)
 電流効率 93 ~ 94 %

電解槽の配列



ii) 運転概要

- イ) 塩水精製は水銀法塩水を使用のため省略する。
 - 6) - c) - i) 及び ii) 参照。
- ロ) 電解室は1940年代の木製建家を使用しており、その中に138槽を設置し、水銀法に比べて異音も発生せず、静かに運転されている。
- ハ) 定格電流21 KAに対し14 KAで稼働中であり、稼働率は67%である。
- ニ) 黒鉛電極にもかかわらず、電流密度は低い槽電圧は平均3.15 ~ 3.2 Vで応分の性能と言える。
- ホ) 苛性ソーダ濃縮設備は、陰極液と加熱用蒸気が併流式になっており、蒸発缶は三重効用缶である。
 - 製作は1950年代で技術的にも古く、その性能は悪い。
 - 例えば蒸気原単位は5.1 t / NaOH · tであり、日本国内の2倍以上の消費になる。
 - 又、装置材料への腐食も多く、その修理のために稼働率も低下していると思われる。

f) 過去10年間の隔膜法苛性ソーダの生産量

	固 体	液 体	計
1983年	547	23,402	23,949
82	4,601	25,966	30,567
81	5,984	25,703	31,689
80	5,632	25,682	31,314
79	1,075	28,197	29,272
78	530	26,275	26,805
77	919	19,164	20,083
76	1,780	20,266	22,046
75	4,133	21,499	25,632
74	7,054	20,546	27,600
計	32,255	236,700	268,955

6) ユーティリティ消費量(電力は原料のため除く)

1983年の例

水 $129 \text{ t} / \text{NaOH} \cdot \text{t} \times 23,949 \text{ t} / \text{年} = 3,089,000 \text{ t} / \text{年}$

蒸気 $5.1 \text{ t} / \text{NaOH} \cdot \text{t} \times \quad \quad \quad = 122,100 \text{ t} / \text{年}$

7) 工場製造原価

a) 原材料原単位

原塩 $1,600 \text{ kg} / \text{NaOH} \cdot \text{t}$

電解電力 $2,426 \text{ kWh} / \text{NaOH} \cdot \text{t}$ (単価 $8.6 \text{ 円} / \text{kWh}$)

一般電力 $159 \quad \quad \quad (\quad \quad \quad)$

水 $129 \text{ t} / \text{NaOH} \cdot \text{t}$

蒸気 $5.1 \quad \quad \quad (\text{単価 } 1,680 \text{ 円} / \text{t})$

黒鉛 $7.15 \text{ kg} / \text{NaOH} \cdot \text{t}$

b) 製造原価

42% NaOH $13,400 \text{ 円} / \text{t}$ (有姿)

96.5% NaOH

水素 $340 \text{ 円} / \text{Nm}^3$

塩素 $23,500 \text{ 円} / \text{t}$

尚、42% NaOH（有姿）の詳細は次の通り。

原 材 料	4,154 円
電 力	11,006 円
直接人件費	172 円
固 定 費	1,726 円
変 動 費	1,414 円
小 計	18,472 円
管 理 費	652 円
合 計	19,124 円
内、塩素・水素	6,183 円
苛性ソーダ	12,941 円
苛性ソーダ売価格	16,800 円
同 税 金	1,680 円
同 利 益	2,179 円

2-(2) ポリ塩化ビニール製造設備

1) 工場の概要

1958年に3,000 t/年の生産能力で製造開始、何回かの拡張と改造工事を経て、現在のポリ塩化ビニール生産能力は14,000 t/年に達している。

2) 製品仕様

製品名称：懸濁重合法ポリ塩化ビニール（PVC）

分子式： $(\text{CH}_2 - \text{CHCl})_n$

通常平均重合度； $n = 590 \sim 1,500$

品 種：緊密型（XJ-1～6）

散満型（XS-1～6）

夫々一級品及二級品

用 途：電気絶縁材料、圧延製品、靴材料、管、板、フィルム及塩素化塩ビ樹脂

包 装：25 kg袋 内装：ポリ袋

外装：紙袋又は繊維袋

規 格：白色粉末で中国国家規格のPVC品質技術指標（HG 2-775-74）*
による。

*添付別紙1

3) 原材料規格

a カーバイド CaC_2

分子量：64.1

比 重：2.0 ~ 2.8
 成 分：CaC₂ > 66.92 %
 CaO < 22.08 %
 S < 0.101 %
 遊離 C < 1 %
 MgO < 0.4 %
 P < 0.036 %

アセチレン発生量：255 ~ 290 ℓ/kg

粒 度：8 ~ 50 mm

b 塩素 Cl₂

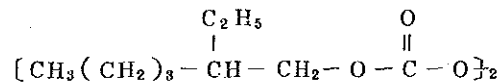
純 度 ≥ 92 %
 水 分 < 0.03 %
 圧 力 1.0 ~ 1.5 kg/cm²G

c 水素 H₂

純 度 ≥ 98 %
 水 分 < 0.03 %
 酸 素 < 0.4 %
 圧 力 > 0.6 kg/cm²G

d 重合開始剤

EHP：ジ(2-エチルヘキシル)パーオキシ・ジカーボネート
 既存化学物質リスト No. 2-1723



外 観：無色透明液体

純 度：60 %トルエン又はキシレン溶液

塩化エステル類 ≤ 0.7 %

塩化ナトリウム ≤ 0.4 %

水 分 微

その他 < 2.3 %

トルエン(稀釈溶液) 36.6 %

e メチルセルローズ MC

外 観：白色繊維くず状

メトキシ含量：30 ± 2 %

粘度(20℃, 2 %水溶液)：25 ~ 30 センチポイズ

ゲル化点(0.2 %水溶液) ≥ 55℃

水分 ≤ 5 %

透明度 (8 % アルカリ溶液) ≥ 80 %

水不溶解物 ≤ 1 %

f ヒドロキシエチルセルロース HEC

外 観：白色又は淡黄色，繊維くず状又は粉状

粘 度：750 ~ 850 センチポイズ (2 % ， 20°C)

エーテル化度：1.2 ~ 1.8

水不溶解物 ≤ 1 %

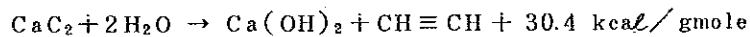
水分 ≤ 4 %

PH 値：6 ~ 7

4) 生産工程概要

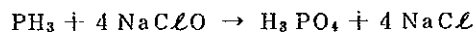
a アセチレン発生

i) 湿式カーバイド発生器に於ける主反応



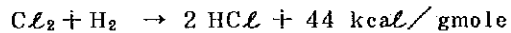
カーバイドに水を加えると PH_3 、 H_2S 、 SiH_4 、 AsH_3 等の不純物ガスが同時に発生する。

ii) アセチレン清浄：次亜塩素酸ソーダ水溶液により不純物ガスを酸化する。



上記の反応で生成した H_3PO_4 、 H_2SO_4 等はアルカリ溶液で洗浄中和除去する。

b 塩酸合成：塩素と水素を燃焼法により塩酸にする。



c 塩化ビニル合成

i) アセチレンと塩酸を固定床で気相反応させる。



触媒には塩化水銀 (HgCl_2) を活性炭担体の形で用いる。

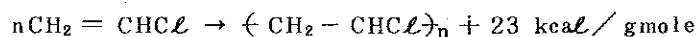
反応生成物は水洗，アルカリ洗浄される。

ii) アセチレン精製

反応生成ガスを圧縮液化した後，低沸塔でアセチレン等の低沸物を除去し，高沸塔で高沸物を除去する。

d レジン生産

i) 重合：懸濁重合法



製 品：XS - 1 ~ XS - 5

重合体系：	重合開始剤	懸濁剤
	DCPD-AIBN	MC-HEC
	EHP-AIBN	MC-HEC

この他に添加助剤として、有機錫、ビスフェノールAを加える。

水と油との比率は1.6である。

ii) レジンの脱水と乾燥

遠心分離機で水分15%程度に脱水し、気流乾燥、流動乾燥し、風冷して製品レジ
ンとする。

5) 主要設備と運転概要

a アセチレン発生

発生器	φ 2,800 × 6,890 h	炭鋼製 1 基	5 段攪拌付
冷却器	φ 1,000 × 11,745 h	" 1 基	充填塔
清浄器	φ 1,000 × 11,745 h	" 2 基	"
中和器	φ 1,400 × 11,745 h	" 1 基	"
ガスホルダ	φ 9,760 × 5,000 h	" 1 基	V = 300 m ³

カーバイドは所定の大きさに粉碎されて発生器頂部の投入ホッパーに入れられ、窒素置換された後、発生器に供給される。発生器内でカーバイドは水と反応して頂部からアセチレンが発生する。反応熱は発生器への供給水及排水により除去され、発生温度が依持される。カーバイド残渣スラリーは、オーバフローにより連続的に発生器底部から排出される。

洗浄、清浄されたアセチレンはガスホルダに貯められる。

工程から出る残渣スラリーはトリクロロエチレン工程に送られる。

b 塩酸合成

HCl 合成炉	φ 1,200 × 5,460 h	炭鋼製 2 基
---------	-------------------	---------

Cl₂ と H₂ は電解プラントから配管で送られてくる。これを混合燃焼させ、自然冷却し、グラファイト凝縮器で液化し、未反応 Cl₂ を分離した後、塩化ビニル合成工程に送る。

c 塩化ビニル合成

転化器	φ 2,400 × 4,450 h	炭鋼製 11 基	触媒 3.65 m ³ /基
水洗塔	φ 1,000 × 4,500 h	磁器ライニング 2 基	充填塔
VCガスホルダー	φ 12,500 × 5,290 h	炭鋼製 1 基	V = 600 M ³
VC 圧縮機	3 L 10 / 8	" 3 基	
低沸塔	φ 400 × 14,018 h	" 2 基	バブルキャップ塔
高沸塔	φ 600 × 20,070 h	" 1 基	バルブトレータ
精VCタンク	φ 2,400 × 7,000 ℓ	" 2 基	V = 30 m ³
"	" × 4,900 ℓ	" 1 基	V = 20 m ³

アセチレンと塩酸を1 : 1.05 ~ 1.10の分子量比にて混合し、転化器にて粗VCを得る。この際に、混合後のガス中の水分を完全に除去する為-35℃のブラインで冷却し、水分を40%塩酸として分離した後、再加熱して転化器に入れる。

11基の転化器は内部の触媒の活性度に応じて直列にも併列にも使える。

粗VCガスは水洗、アルカリ洗、再水洗を行い過剰の塩酸、炭酸ガスを除去した後、VCガスホルダに貯えられる。

粗VCガスは更に圧縮、液化して粗VCタンクに貯められる。ここでの未凝縮ガスはVCガスホルダに戻される。

粗VC液の低沸物を低沸塔で除去し、高沸塔にて高沸物を除去する。得られた精VCは精VCタンクに貯えられ、重合用の原料となる。

d 重合、沈析

重合缶	φ 1,600 × 7,380	ステンレス鋼	4基	V = 13.5 m ³
"	"	"	クラッド鋼2基	"

重合用の軟水は自家発電所から送られ水計量槽に入れられる。精VCタンクから送られたモノマーはVC計量槽に入れられる。懸濁剤は溶解槽で軟水に溶かされ、反応開始剤、重合抑制剤、PH調整剤等は夫々小缶から重合缶に直接投入される。

一定の順序で原料を重合缶に投入した後、30 ~ 40分冷たい状態で攪拌する。この後、反応温度迄昇温し、反応温度を重合缶ジャケット水で制御する。

反応が終わったら、缶の残圧で濾過器を通じて、生成スラリーを沈析槽に送る。

沈析槽では、スラリーを昇温し、未反応モノマーをVCガスホルダに回収する。

重合缶の冷却水系統は独立した循環系統となっていて、精溜塔の冷却水が補充され、一定以上の高温水は循環系統から系外に排出される。

e 脱水、乾燥、包装

遠心分離機	WG-800	ステンレス鋼製3基	横型
気流乾燥管	φ 650 / φ 850 × 19,000	"	1基
流動乾燥機	1,400 × 4,700	"	1基 F = 5.6 m ²
冷風管	φ 500 × 13,000	アルミ製	1基

沈析槽のPVCスラリーはヘッド差で遠心分離機に入り、PVCは大部分の水を除去される。母液は屋外の沈降池でPVCを沈降させた後排水溝に放流される。

湿ったPVCレジンに吸引式の気流乾燥管へ円盤型のフィーダーで投入され、熱風と併流して運ばれながらその水分を1 ~ 3%迄落とされる。このPVCレジンに更に流動乾燥機で製品仕様迄水分を落とした後、冷風管で冷風と併流して運ばれながら冷却される。更に振動篩で粗粒と異物を取除かれた後、人手により包装される。25 kgの紙袋に包装された製品は製品分析して合格したものが倉庫に積み出荷を待つ。

6) ユーティリティ消費量

電力	477.8 KWH	原単位/PVCトン
スチーム	2.171 トン	"
冷却水(循環水)	59.6 トン	"

7) 工場製造原価

原料・副原料	原単位	単位	原価
VCモノマー	1,075 kg	1.40 元	1,505 元/トン
MC	0.72 "	21	15.1
HEC	0.777 "	25	19.4
EHP	1.2 "	27	32.4
有機錫	0.24 "	16	3.8
ビスフェノールA	0.24 "	* 10	* 2.4
軟水	2,000 "	0.002	4.0
		小計	1,582.1

ユーティリティーズ

電力	180 KWH	0.08	14.4
スチーム	1.5 トン	16.8	25.2
冷却水	25 トン (循環使用)		-
生活消防, その他水	14 トン	0.04	0.6
圧縮空気	150 m ³	0.017	2.6
窒素	50 m ³	0.11	5.5
		小計	48.3

変動費	計	1,630.4
固定費, 諸負担金等		x

工場原価(1) 計 1,630 + x

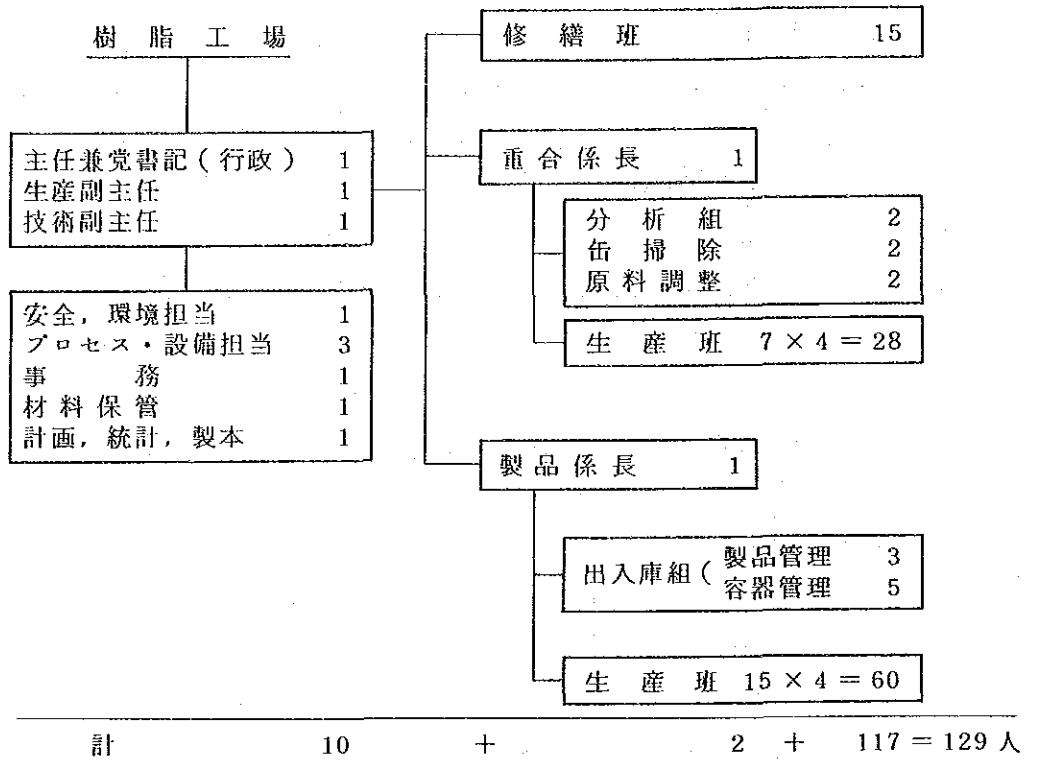
工場原価(2) … < 84.11. 2 工場概況資料 > …………… 1,808.58

* 推定値

工場出荷価格 … < " > …………… 1,900

8) その他

操業人員と組織



3. 工場改造方針

1) 水銀法電解設備

- a) 水銀の消費量が多く(原単位 299 g/NaOH・t), 多大な量が系外へ流出している。
国の排水基準が 0.05 ppm 以下に対し, 現状は 1 ~ 3 ppm であり, 大きな社会問題である。
- b) 水銀法用塩水を隔膜法にも共用しているため, 水銀が隔膜法苛性ソーダにも混入している。
- c) 又, 水素ガス中の水銀もその誘導品製造設備に到達している。
以上から, 水銀の環境汚染防止について, 早急に実体を明確化する必要がある。

2) 隔膜法電解設備

- a) 苛性ソーダの品質向上, 生産量の増加
 - i) 製品々質の向上に欠くことのできないのは, 供給される塩水の精製度である。その状況は水銀法の概要で触れたが, 設備の老朽化に加えて, 運転技術の遅れにより精製度が悪く, 製品に悪影響を及ぼしている。
 - ii) 特に Ca^{++} , Mg^{++} がアスベスト隔膜の目詰まりを起し, 電圧の上昇, 隔膜の早期取替等, 電力原単位の低下, 生産量の低下の一因になっている。
 - iii) 又, 塩水中の不純物が陰極液中へ副生して, 製品々質を悪くしている。
以上から, 塩水精製設備の見直しをする必要がある。
- b) 電解槽の能力向上
 - i) アスベスト貼付け技術の改良による槽電圧低下。
 - ii) 陽極材質変更(黒鉛から金属陽極へ)による能力向上。
- c) 苛性ソーダ濃縮設備の改良
本設備は前述の通り 1950 年代の技術のため, 装置を含めた抜本的対策が必要である。

3) ポリ塩化ビニル設備

- a) PVC の品質が悪く不安定である。
 - i) 一級品の率が 90 %。
 - ii) 内部規格に対する合格率は 20 % であり
 - フィッシュアイ(透明粒子)が多い
 - 見掛密度が大きい
 - 可塑化時間が大きい
 - 熱安定性が劣る等の問題がある。
- b) 懸濁剤の使用量が多い。
- c) カーバイドの原単位が大きい。
 - i) 精溜塔のテイルガスの回収が出来ない。
 - ii) レジン中の残留モノマーの回収が出来ない。

PVC 品質技術指標 (HG₂-775-74)

番号	項目		一 級 品						二級品
			X J - 1 X S	X J - 2 X S	X J - 3 X S	X J - 4 X S	X J - 5 X S	X J - 6 X S	一級品 と同じ
1	1% , 1.2 EDC 溶液* 20℃ . 絶対粘度 (センチポイズ)		2.10 以上	1.90 以上 2.10 未満	1.80 以上 1.90 未満	1.70 以上 1.80 未満	1.60 以上 1.70 未満	1.50 以上 1.60 未満	一級品 と同じ
2	水分及び 揮発分 %	X J 型	0.3	0.3	0.3	0.3	0.4	0.4	0.5
		X S 型	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.6
3	40メッシュ篩 通過率 %	X J 型	99.8	99.8	99.8	99.8	99.8	99.8	/
	30メッシュ篩 通過率 %	X S 型	99.8	99.8	99.8	99.8	99.8	99.8	
4	100グラムのレジン中 の黒黄点の総数 (ケ)		全部で ≤ 40ケ 黒点 ≤ 15ケ						全部 ≤ 180ケ 黒点 ≤ 60ケ
5	10% レジン-水混合物 の電導度 (mho/cm)		10 × 10 ⁻⁵			試験しない			
6	見掛密度 (g/ml)	X J 型	≥ 0.55						
		X S 型	< 0.55						
注 意	* 1% レジンの 1.2 EDC 溶液の 20℃ に於ける絶対粘度で、平均重合度 (P̄) と特性粘度 (η) 及び K 値を換算図と参考表から得る。								

- d) 設備，プロセスが陳腐。
 - i) 重合システムが不合理である。
 - ii) 重合缶の着垢問題が未解決である。
 - iii) 遠心分離機の母液側に PVC が流失する。

e) 労働環境が悪い（塩ビモノマー）。

中民労働環境濃度規制値 30 ppm

工場実態 max. 400 ppm

上記 a)～e) までを解決するには，部分的なプロセス改造が必要であるが，具体的改造案については，現地本格調査の結果を踏まえて提案することとしたい。

4. 本格調査にあたっての実施方針

事前調査に於いて対称生産品目は当初の予定通り苛性ソーダ（水銀法，隔膜法）とポリ塩化ビニールと成った。

水銀法電解設備については，日本に於ける通産省の通達を説明し，環境汚染防止設備のみについての技術協力である事を中国側は了承した。

本格調査を実施するに当たり，事前調査で決定した S/W につき，中国側関係者の希望および調査で得た情報をもとに，本格調査を下記の如く行なう予定である。

(1) 国内事前準備

関連情報の収集および質問表等の作成。

尚，本格現地調査以前に中国側に対し，本格調査時必要となる各種資料の事前準備の要望書を提出し，本格調査がスムーズに運ぶようにするつもりである。

(2) 現地調査

現地調査の調査対称範囲は次の通りである。

1) 工場の概要調査

工場配置図，製品および生産，製造設備，組織および人員，生産計画および生産実績，販売計画および販売実績につき行なう。

2) 生産工程調査

① 苛性ソーダ設備

a. 水銀法

環境汚染防止に関する設備のみを対称とする。

b. 隔膜法

原料塩受入，溶解，精製，再飽和，電解，濃縮分離，塩素乾燥，出荷，各工程。

上記工程についてのプロセスの詳細，機器仕様，省エネルギー技術，環境技術，保守技術等を調査し，特に下記具体的な問題点の解決に努力する。

i 原単位が高過ぎる

- ii 設備旧式，効率が悪い
- iii 塩水品質が悪い
- iv 水銀汚染
- v 測定器具不良（電流値，ガス濃度等）

② ポリ塩化ビニール設備

VCM受入，重合，助剤仕込，脱VCM，VCM回収，乾燥，出荷，各工程。

上記工程についてのプロセスの詳細，機器仕様，省エネルギー技術，環境技術，保守技術等を調査し，特に下記具体的な問題点の解決に努力する。

- i 品質の不均一
- ii 分散剤が多量に使用される
- iii カーバイドの消耗が多い
- iv 設備が旧式，特に重合缶の効率が悪く，又遠心分離機のトラブルが多い
- v 公害問題，排ガスにVCが多い

3) 生産管理調査

工場管理，生産管理，在庫管理，技術管理，品質管理，コスト管理，教育・訓練，設備保全管理，調達管理の調査を行なう。

(3) 国内作業

- 1) 現地調査結果を取りまとめ，分析し，錦西化工総工場の工場診断を実施する。
- 2) 現地調査時，錦西化工総工場と打合せた工場近代化計画基本案を踏まえ，近代化計画の評価を勘告。

5. その他

(1) 中国に於ける苛性ソーダ製造設備の現状と将来計画

- 1) 中国に於ける苛性ソーダの生産量は下記の通りである。

1970年	1975年	1978年	1979年	1980年	1981年	1983年
89(万トン)	129	164	183	192	192	200

- 2) 既存工場数：190工場

年産150,000トンが最大工場で，他は小規模な工場が多い。

- 3) 既存工場の生産プロセス別割合

隔膜法	90%
水銀法	7%
アンモニアソーダ法	3%

イオン交換膜法については，日本よりプラント輸入検討中，現在実験装置を運転している。

- 4) 将来計画

1990年 総生産量 300万トン/年

2000年 " 400 "

(2) 中国に於けるポリ塩化ビニール製造設備の現状と将来計画

1) 中国に於けるポリ塩化ビニールの総生産量は現在50万トン/年である。内、VCM製造法はアセチレン法80%、エチレン法20%である。

2) 既存工場数：60工場

年産75,000トンが最大工場で、他は小規模な工場が多い。

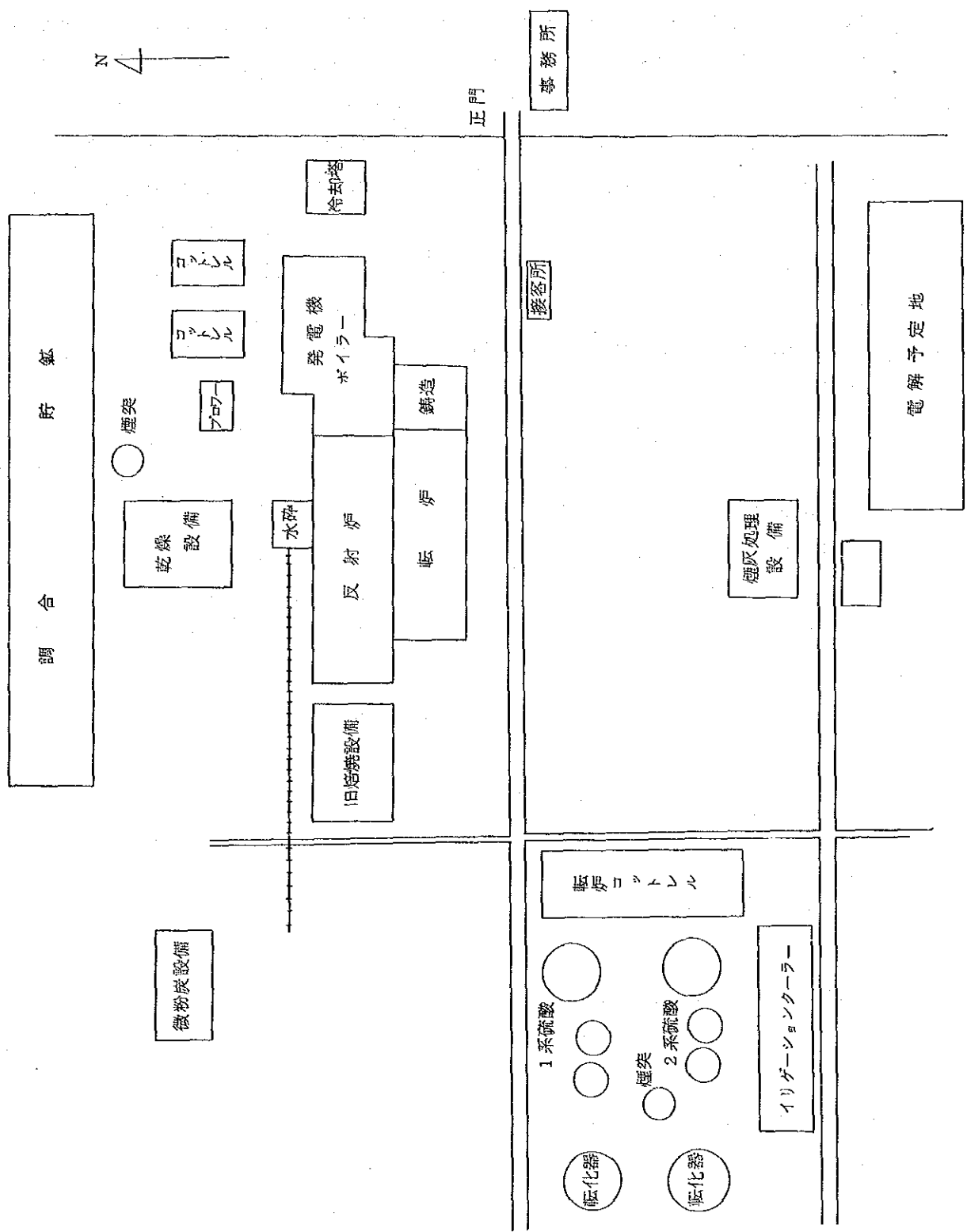
3) 将来計画

1990年 総生産量 100万トン/年

今後、1988年迄に齊魯、上海に各々20万トン/年を建設する。

D. 大 冶 冶 金 工 場

一 工場配設図 一



1. 工場概要

大冶銅製錬所（冶金工場）は1950年代に建設，操業を開始した。中国有色金属工業総公司に所属し湖北省黄石市の郊外にあって，中国有数の重工業コンビナートを形成する武漢市の南東100 km，長江の中流に位置する。

水路・交通・資源・燃料に恵まれ24年間の操業は順調に推移し，現在粗銅の他転炉ガスから硫酸を生産し，転炉煙灰中有価物を回収する一方，硫酸を原料として磷酸肥料を生産し，また余熱利用による発電も行っている。

当初，設計能力は粗銅25,000 T/年であったが，3回にわたる拡大工事により反射炉床面積を180 m²から270 m²とし粗銅能力も50,000 T/年となった。

1970年以降硫酸系統は2系統となって硫酸生産能力も130,000 T/年と増強された。

主要製品は次の通り。

粗 銅	50,000 T/年
硫 酸	100,000 T/年
硫酸亜鉛	420 T/年
磷酸肥料	14,000 T/年

主要設備は次の通り。

反射炉	1 基	9 mW × 31 mL
転 炉	3 基	50 T 炉
反射炉ボイラー	1 基	45 T/Hr, 39 kg/cm ²
タービン発電機	2 基	3,000 KW, 6,000 KW
硫酸工場	2 系列	220 T/日, 1,000 m ³ /min (SO ₂ 5.1%)

2. 生産工程

1) 受入，貯鉱，調合

トラック又は貨車で受入れる。

建家は180 mL × 24 mW × 17.5 mHで，貯鉱能力は3万tである。

調合はバケットクレーンのバケット杯数により行われる。クレーンは10 Tクレーンが3台有る。

鉱石の水分は16%以下であるが，ホッパーに付着しやすいものが多く，エアランスにより落している。

2) 乾 燥

ロータリードライヤー2台により，原鉱水分16%以下から7%以下に乾燥している。

ドライヤー寸法は2.2 mφ × 13.5 mLで，熱源は微粉炭である。

排ガスは、サイクロン→水沫除去→Blower→煙突となるが、除塵効率が悪く、ダストによる銅ロスが問題となっている。

3) 微粉炭

原料石炭は固定炭素 57～60%，揮発分 25～30%，灰分 15% であり，チューブミル（2.5 mφ×2.9 mL）2 台により，-200メッシュ，85%以上，水分 1～2%に乾燥，微粉砕される。ミルの能力は 10～12 T/hr 基である。

貯蔵式で，ミル側と反射炉側にホッパーが有り，ミル側より圧縮空気で反射炉側まで約 200 m 輸送している。

乾燥排ガスは，サイクロン→バグフィルターで微粉炭を回収して放出している。

4) 反射炉

i) 炉仕様

設計能力は 25,000 T 粗銅/Y であったが，3 回の改造により炉床面積を 180 m² から 270 m² にアップし，現在の生産能力は 50,000 T 粗銅/Y である。炉は 1 炉で，サイズは 31 mL×9.3 mW×4.4 mH（アーチ 2.3 mH+壁 3.07 mH）である。

煉瓦は Mg-Al を使用している。年に 330 日稼働し，年 1 回 25 日間冷して炉修を行う。

鍍口，鍛口，返鍛口は各 1 個である。

バーナーは微粉炭バーナーで 7 本有る。バーナー能力は 1.42 T/hr 本である。

炉の操業圧力はアップテイクで +0.4～+0 mmAq である。

なお，操業当初は流動炉が 4 基有り，カルサインをカルサインカーにより反射炉まで運ぶことにしていたが，流動炉の操業がうまくいかずやめている。

ii) 原料

a) 銅精鉱

83 年実績及び 90 年の予想を以下に示す。

	%										
	Cu	S	Fe	SiO ₂	CaO	Pb	Zn	Bi	Cd	As	Sb
83 年実績	21.42	24.60	29.85	7.26	2.23	0.196	0.568	0.055	0.008	0.148	0.014
90 年予想	23.78	24.97	27.92	9.68	2.53						

b) 溶剤

溶剤の成分を以下に示す。

	SiO ₂	CaO	Fe	Al ₂ O ₃	Au (g/T)	Ag (g/T)
硅石	92	0.25	0.7	5～6		
含金硅石	85	3	4		12.63	37.37
石灰石	4	48	1			

c) 処理量

処理量は最高 1,050 wet T Solid/日であり，これには約 11% の石灰石と約 6% の硅石，

反射炉ボイラー+コットレル煙灰 30 T/日, 転炉チャンバー+サイクロン煙灰 2 T/日
が含まれ, 成分は以下の様になる。

	%				
	Cu	S	Fe	SiO ₂	CaO
	17.22	19.18	27.84	15.95	4.18

iii) 燃料等

燃料は全量微粉炭で, 酸素プラント及び空気加熱器は無い。

iv) 産出物

鍍品位は 30.66 % であり, 反射炉鍍品位は Cu 0.357 %, Fe 35.03 %, SiO₂ 36.03 %, CaO 6.81 %, SiO₂/Fe = 1.03 である。(1983年実績)

v) 反射炉の操業 (1983年実績)

装入量	3.68 wet solid T/m ² ・日
燃料率	22.60 % 対 wet Solid
スラグ発生率	79.47 %
溶剤率	15.08 %
煙灰発生率	3 %
実収率	95 %

5) 転 炉

i) 転炉仕様

転炉は 3.6 mφ × 7.1 mL の 50 T 転炉が 3 台有り, 2 台が稼動で 1 台は予備である。
レンガは Cr-Mg であり, 羽口は 56 mmφ が 18 本である。

建家は 156 mL × 24 mW × 11.5 mH で, 50 T クレーンが 3 台有る。レードルは 6 m², 15 T で, 鍍 1 杯 20 T, 鍍 1 杯 18 T, 粗銅 1 杯 25 T であるが, 秤量機は付いていない。

羽口からの吹込エア-は 1.6 万 m³ ~ 1.8 万 m³ / hr, 0.8 ~ 1.0 kg/cm³ である。

造鍍期の温度は 1,250°C 以下, 製銅期の温度は 1,300°C 以下である。銅系冷剤は铸造の鑄付きだけである。

ii) 産出物

a) 粗銅 %

	Cu	S	Fe
	99.48	0.048	0.0125

b) 転炉スラグ %

	Cu	S	Fe	Fe ₂ O ₃	SiO ₂
	1.41	2.0	48	13	25.47

c) コットレル煙灰

3.0 T/日

iii) 1 サイクルの操業

1 サイクルは造鍍期 10 hr, 製銅期 3 hr からなる。

鍍は 2 杯 + 1 杯 + 1 + 1 + 1 + 1 + 1 + 1 杯 = 9 杯 = 180 T 装入され, 鍍 140 ~ 150 T, 粗銅 50 T を産出する。

IV) 転炉の操業

1982 年と 1983 年の実績を下表に示す。

	T/サイクル	時間	回収率	溶剤率	送風率	スラグ率	ダスト率	炉寿命	冷剤比
1982年	47.89	13.18	89.20	10.37	85	79.13	1.5	4587.2 T	20.22
1983年	49.91	13.41	90.59	11.72	85	80.17	1.5	5191.1 T	18.03

V) 熔錬の操業

	1980	1982	1983	
粗銅 t/day	145.8	138.4	153.1	
" t/Y	46,347	45,871	46,719	
粗銅銅分 %	99.44	99.45	99.48	
熔錬回収率	97.00	96.83	97.07	
下当り原単位				
電気	596	656	618	KWh/T
標準石炭	1.59	1.53	1.44	t/T Blister
水	81.41	83.82	65.46	m ³ /T
耐火物	66.79	63.94	60.97	
労働生産率				
全員	38.16	33.32	33.96	T/人・年
生産工人	70.968	68.67	69.85	
粗銅加工費	311.9	300.9	315.0	
生産コスト	4,690	4,855	4,887	元/T, 原料込
粗銅利潤	73,685	70,445	244.6	万元/年

6) ガス処理

i) ガス性状

	風量 万m ³ /hr	CO ₂	SO ₂	SO ₃	O ₂	N ₂	温度 °C	ダスト g/Nm ³
反射炉出口	10.5	14~15	1~1.5		4~5	78~78.5	1,150	10~12
反射炉煙道出口		6	0.45				200	0.3~0.5
転炉1基送風	4.5		4~4.5	0.2~0.3	14		300~400	1.5~2
転炉2基送風	6~8		4~4.5	0.2~0.3	15			

ii) 反射炉ガス処理

反射炉よりのガスは, ボイラーにて熱回収し, その後コットレルにて除塵されて, 高煙突より放出される。

ボイラーの発生蒸気は 39 kg/cm^2 , 450°C , 45 T/hr である。

発電機は $3,000 \text{ KW}$ と $6,000 \text{ KW}$ の 2 台有り, 発電量は $7,600 \text{ KW}$ である。

コットレルの処理ガスは $15.7 \sim 18.7 \text{ 万 m}^3/\text{hr}$, 350°C 以下で有り, 有効断面積 40 m^2 のものが 2 台有る。集塵効率は $99.0 \sim 99.5 \%$ である。

煙突は 120 mH である。

iii) 転炉ガス処理

転炉よりのガスはリークエアにて冷却され, チャンバー, サイクロン, コットレルにて除塵され, 硫酸プラントに供給される。

サイクロンよりコットレルへの煙道は $3 \text{ m}\phi \times 180 \text{ mL}$ である。

コットレルは有効断面 30 m^2 , 5 台で集塵効率は 90% である。

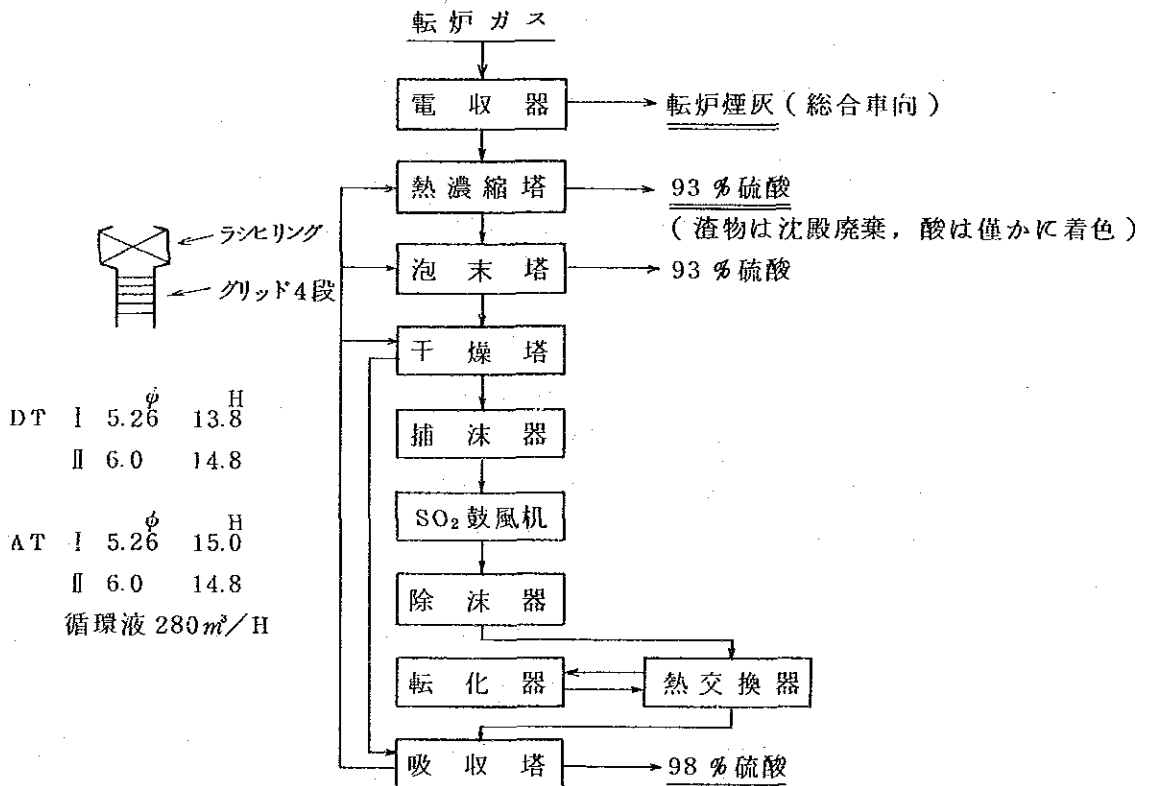
7) 硫酸工場

i) 設計能力 (1, 2 系列とも同仕様)

ブローア 各 2 台	風量 m^3/min	定格 KW	Ps $\text{mm H}_2\text{O}$	Pd $\text{mm H}_2\text{O}$	生産量 T/日
設計仕様	1,000	800	— 600	2,200	220
運転状態	1,000		— 1,000	2,500	200

中国で設計, 施工したもの

ii) 工程フロー



	' 81	' 82	' 83
硫酸生産量 (T/年)	95,500	93,410	106,800
(T/日)	300	284	330
SO ₂ 濃度 (%)		4.1	4.2
BL 出口ダスト (g/Nm ³)	0.013	0.012	0.011
" ミスト (")	0.177	0.157	0.134
" 水分 (")	0.318	0.293	0.326
転化率 (%)	94.07	93.71	94.08
吸収率 (%)	99.46	99.69	99.77
排ガス SO ₂	0.31	0.30	0.31
電力原単位 (KWH/T)	195	193	182
水 (T/T)	105	108	92
石炭 (kg/T)	6.2	10	6.9
コスト (元/T)			
車間 (職場)	46.4	49.8	63.7
廠 (工場)	49.3	52.6	67.0
労務			
全員 (T/人・年)	282	251	264
生産工人 (")	628	543	603
利潤 (万元/年)	614	570	470
硫酸価格 :	165 元/T		

iii) 硫酸操業

転炉ガスからのみの処理であり、休風時は低負荷となり、設備能力を十分に活かすことが出来ず、処理ガス SO₂ 濃度も設計仕様 5.1% に対して 4% と低い。硫酸工場そのものは各々 1,000 m³/min のガス処理能力を有し、余裕がある。

生産能力 220 T/日 (150,000 T/年) に対して実績 100,000 T/年であるが、大冶工場近代化計画では生産能力までの増産から更に既存硫酸工場の改造により、200,000 T/年までの増産が第 1 段階となる。粗鋼生産量との関係となるが、この上に 300,000 T/年までとするには、硫酸工場 1 系列の増強を検討することとなる。但し、熔錬工程の改造の方法如何では、反射炉ガスの一部は硫酸としない固定法を考える必要が生じる。硫酸工場を活用するには、ブロー能力を変えず SO₂ 濃度を上げることが重要であり、熱バランスを考慮すると、6% 以上を検討することとなる。

現状プロセスは、日本には見当らない方法であり、コットレル出口ガスを直接濃硫酸に接触させている。酸品質、即ち需要家の問題を生じないならば、極めて簡便であり、調湿、ミストコットレル、ガスクーラーを設えず、水バランス維持が容易な点で合理的である。一方、触媒への悪影響が有って稼働率は低下するが、ガス精製系の改造は設備

投資も大きく、必ずしも必要とは思われない。

8) 転炉煙灰処理

100 T/月

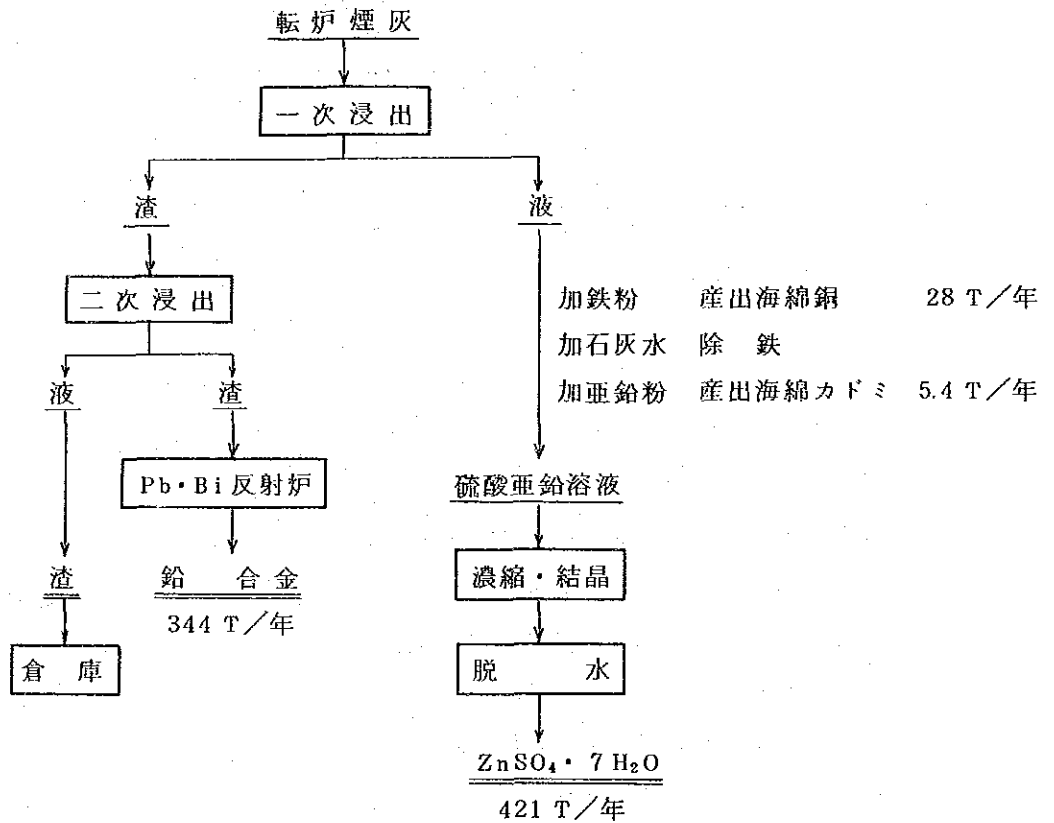
煙灰品位

Cu	Zn	Cd	Pb	Bi	As	In	Tℓ	
2.16	9.90	0.55	29.5	6.22	3.68	0.03-0.05	0.03-0.05	%
25	120	6	350	74.4	44	T/年		

回収率

Cu	Zn	Cd	Pb	Bi	
79.1	76.2	45.4	67.7	88.4	%

煙灰処理フローシート



3. 生産管理

1) エネルギー

i) 基準石炭換算

規格石炭は高発熱量で 7,000 kcal/kg であり，大冶の石炭の場合， $\frac{6,500}{7,000} = 0.93 \text{ kg/kg}$ となる。

電気は 0.42 kg/KWh，水は 0.12 kg/T である。

ii) 現状

83年のエネルギー消費は，石炭換算で 90,600 T/Y であり，その比率は，石炭 73.5%，電気 22%，水 3.5% である。

エネルギー消費は以下の様に減少している。

石炭 1.7 T/T粗銅 → 1.44 T/T粗銅

電気 750 → 618 kWh/T粗銅

石炭単価は 66 元/T

電気単価は 0.083 元/KWh である。

2) 環境保全

* 1982 汚染対象物

	S	Zn	Cd	Pb	As	F	T/年	%
鉍石	57,180	1,280	18.1	443	113	74.6	59,110	(96.93)
燃料	690						691.5	(1.13)
燐鉍石						581.1	1,181	(1.94)
計	57,870	1,280	18.1	443	113	655.7	60,980	
%	(94.9)	(2.11)	(0.03)	(0.73)	(0.19)	(2.05)		(100)

* 排出 SO₂ ガス量：30 億 Nm³/年

* 排水量：6,000 千 ton/年

* 排出スラグ量：210,000 T/年

* その他渣類：12,360 T/年（中 22% は未回収で廃棄）

* 環境汚染が著しいので根本的対策が必要。

排ガス処理は，乾燥炉について不十分で有価物欠減の原因となっている他，反射炉ガスについては，廃熱回収のみで大気放煙しており，SO₂回収固定の対象となっているのは転炉ガスのみである。この他，局所排ガスは全く未処理で放出されており，現状の排出 SO₂ は 2,000 m³/H に達しているものと推定され，日本の大型製錬所の 10 倍以上となっており，極めて大きく，回収率は我国の 99% 以上に対し 60% 程度と低い。

最大の問題は，反射炉ガスの固定であるが，1% SO₂ では経済的に硫酸製造に適さず，濃度 up と高濃度ガスとの混合が現実的であろう。熔錬工程の改造如何によっては公害規制からの要請である 93% 固定を達成するためには，反射炉ガスの一部は石膏の形で固定すること

も検討することとなる。但し、中国側は石膏の商品価値が無いため硫酸での固定を望んでいる。

転炉ガスは硫酸工場へ導かれているとは言え、コントロールを出て硫酸工場入口でSO₂濃度4%まで低下しており、排熱回収を全く行なわないにもかかわらず、温度は250℃まで低下する。これは多量の空気をリークさせていることを意味しており、改造計画ではボイラーの設置、SO₂濃度8%以上とすることが検討課題となる。

排水については殆ど処理を行なっておらず、総合排水処理工場の設置が必要となろう。産業廃棄物については煙灰処理系鏝など難処理物も有り、個々に検討する必要がある。

3) 計装、自動化

現在566台有る。内訳は粗鋼151台、加工141台、予熱発電274台である。

4. 工場改造方針と問題点

1) 現状の問題点(中国側の認識)

- ① 生産性が低く、エネルギー原単位が高く、硫黄回収率が低く、環境汚染が著しい。
反射炉炉床処理能力は3.8 T/m²・日であり強化製錬より低い。
エネルギー原単位が高く、1.6～1.8 T-規格石炭/T-粗鋼である。
反射炉での脱硫率が25～32%である。
鍍品位が低く30%である。
排ガスSO₂濃度が低く1.6%であり、硫酸には出来ない。大気汚染が著しい。
- ② 鍍品位30%であるため、転炉工程に問題を生ずる。エネルギー原単位が高く、転炉寿命(Life)が短い。耐火物消耗は61 kg/T-粗鋼と高い。
- ③ 転炉フードが不十分でガス洩れ著しく、大気の汚染が大きい。
- ④ 転炉ダストの総合処理工程が完成されておらず、Cu, Pb, Zn, Bi, Cdの回収率が低い。
- ⑤ 転炉ガスより硫酸を製造する工程において、浄化指標(ガス精製)が低い。
- ⑥ 工場の検査周期(定修周期)が短く、メンテナンス費が高い。
- ⑦ 磷酸肥料からの排水中Fが高く元で30～40 mg/lあり石灰中和処理を行っているが、国家基準である10 mg/lを超えており不十分である。
- ⑧ 計装機器の遅れがある。
- ⑨ 工場生産能率、稼働率が低い。

2) 工場改造方針

i) 中国側の要請

- ① 現代的強化製錬の採用により次の計画を達成する。

1990年	粗鋼	100,000 T/年(現 45,000 T/年)
	電気銅	50,000 T/年(現 0 T/年)
	硫酸	300,000 T/年(現 100,000 T/年)

- ② 銅の回収率の向上 現状 97.5 % → 98 %
 硫黄の固定率の向上 現状 60 % → 93 %
 粗銅エネルギー原単位を現状の 1/2 (0.8 T-規格石炭 / T-粗銅) とする。
- ③ 工場環境保全の根本的改善
 煙・鍍・排水に関して無公害の工場とする。
- ④ 転炉ダスト中の有価物回収率の向上
 Cu, Pb, Zn, Bi, Cd, In, Tl
- ⑤ 技術改革に当たり次の点に留意する。
- ・ 現有設備を利用すること
 - ・ 生産に影響ないこと
 - ・ 投資金額が少ないこと
 - ・ 改造期間が短いこと
 - ・ 経済効率が低いこと
- ⑥ 自動化率を高め労働生産性を向上する。

ii) 対処方針

調査の内容については、実施細則中の現地調査として挙げられている、①工場の概要調査、②生産工程調査、及び③生産管理調査のいずれについても全く問題なく工場側の了解が得られた。

特に計装関係の方式、機器が不十分であり調査して欲しい旨の要望が出された。これについては、単独の生産工程ではないため、各調査工程の中で都度触れることとする。

① 現代的強化製錬の採用及び 1990 年増産計画

新プロセスのスタディは、既存設備の改造による近代化を計る JICA 業務範囲外である旨説明したところ、中国側としても現時点では、反射炉のスクラップダウンは考えておらず、今次近代化計画は反射炉改造を前提とした近代的製錬法の検討を行う。

1990 年迄に、粗銅生産量を現状の 50,000 T/年から 100,000 T/年に増産する計画については、鉱石品位、改造の程度、経済性等を考慮し、その目標に向って可能な限りの検討を行う。

電気銅 50,000 T/年設備の新設については、既存設備がないので調査対象外とする。

硫酸生産量を現状の 100,000 T/年から 300,000 T/年に増産する計画については、鉱石処理量、鉱石品位、及び後述の硫黄固定との関連で自ずと制限があるが、その目標に向って可能な限りの検討を行う。

② 銅回収率、硫黄固定率及びエネルギー原単位の向上

銅回収率は日本の現状と比べて改善の余地があると思われるので、検討を行う。

硫黄固定率の大幅な増加は濃硫酸としての回収が要望されているが、公害防止の法律的要請固定率 93 % を達成するためには、部分的には濃硫酸以外のものもあり得る。

エネルギーを現状の1/2に減ずることは困難と思われるが、出来る限りの向上を図ることとする。

③ 環境保全

大気、水質等については、日本での公害防止対策の経験を活かし検討を行う。

水砕鍔については、日本での用途について関連情報の提供を行う。

肥料工場の排水中フッ素については、調査範囲外とするが出来るだけの情報提供を行う。

④ 転炉煙灰処理

転炉ダスト中有価物の回収率向上に協力する。但し、TELについては調査範囲外とする。

⑤ 工場近代化に際しての留意点

要望に添うよう努力する。

⑥ 自動化

出来る限りの協力を行う。



JICA