

中華人民共和國工場(錦西化学)近代化計画調査報告書

一九八五年十月

国際協力事業団

105  
684  
MPI

# 中華人民共和國 工場(錦西化学)近代化計画 調査報告書

1985年10月

国際協力事業団

工計鉅  
85-181



JICA LIBRARY



1034147[7]



中華人民共和國  
工場（錦西化学）近代化計画  
調査報告書

1985年10月

国際協力事業団

国際協力事業団	
受入 月日 '85.11.18	105
	684
登録No. 12097	MPI

## 序 文

日本国政府は、中華人民共和国政府の要請に基づき、同国錦西化工総廠の苛性ソーダ工場およびポリ塩化ビニール工場近代化計画策定のための調査を行うこととし、その実施を国際協力事業団に委託した。

当事業団は、結城康矩氏を団長とする調査団を編成し、1985年2月25日から3月16日まで中華人民共和国に派遣した。

同調査団は、中華人民共和国政府および関係機関と協議しつつ、その協力を得て工場の診断、関係資料の収集等を行った。帰国後工場診断の結果をふまえ、関連データの検討、解析等の国内作業を行った。

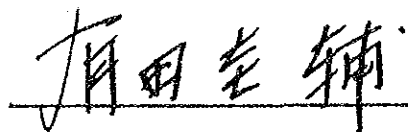
本報告書は、その成果を取りまとめたものであり、錦西化工総廠の近代化計画の推進に貢献できれば幸いである。

本調査の実施に当たり多大の御協力をいただいた中華人民共和国政府、在中華人民共和国日本国大使館、外務省および通商産業省の関係各位に対し衷心より感謝の意を表すものである。

1985年10月

国際協力事業団

総 裁

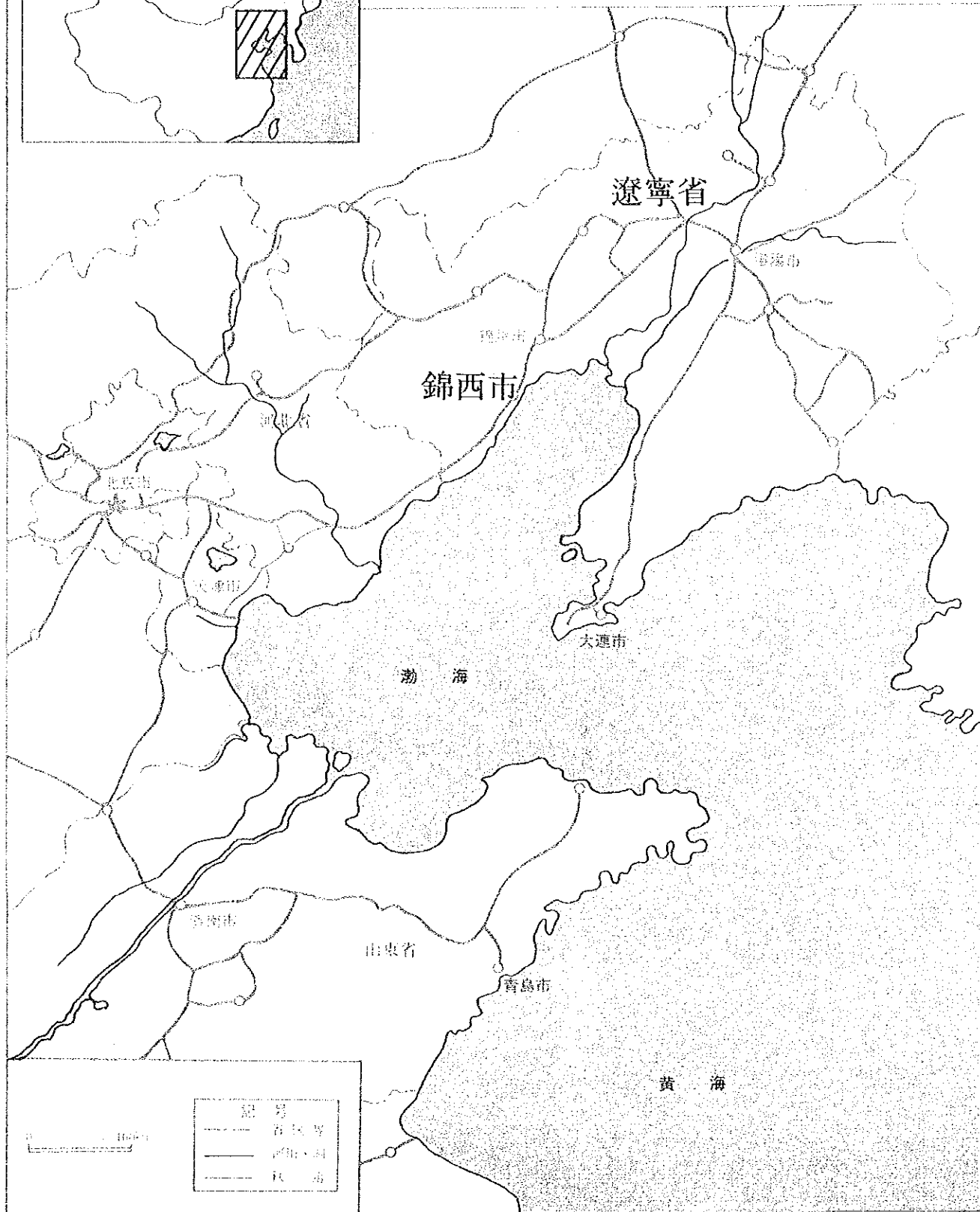
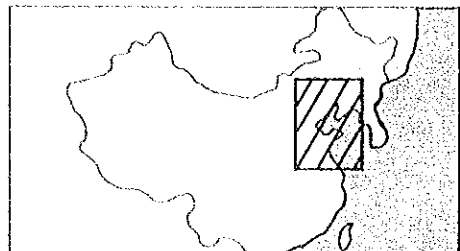
A handwritten signature in black ink, reading '有田 幸輔' (Arita Masahiko), written over a horizontal line.





# 調查地区案内図

(遼寧省 錦西市)



0 100km

記号	
——	省区界
——	河川、湖
——	鉄道



# 大 要



## 大 要

### 1. 本調査の概要

#### (1) 調査の背景

本調査は、国際協力事業団と中華人民共和国国家経済委員会が1984年11月9日付で署名した「中華人民共和国工場近代化計画調査実施細則」にもとづき実施した。

#### (2) 調査の目的

既存設備の利用に重点をおいた生産工程と生産管理および工場が計画している生産能力増強計画に関する近代化計画を提案する。

#### (3) 調査の対象工場および設備

対象工場 : 遼寧省錦西化工総廠

対象設備 : 苛性ソーダ製造設備 (水銀法および隔膜法)

ポリ塩化ビニル製造設備

#### (4) 現地調査

結城康矩を団長として団長・団員6名で1985年2月25日から3月16日迄20日間現地調査を行なった。

#### (5) 工場概況

創 立 : 1950年

敷地面積 : 403 ha (そのうち149.8 ha が生活地区)

職員総数 : 9,773人

主要製品 : 苛性ソーダ 生産能力 85,000 T/Y

ポリ塩化ビニル " 14,000 T/Y

他に液体塩素、塩化ベンゼン、フェノール、トリクロロエチレン、パークロロエチレン、カプロラクタム等合計17品目を生産している。

## 2. 近代化計画

### (i) 生産工程面での近代化

#### 1) 苛性ソーダ製造設備

水銀法電解設備は、改造後約6年を経過した比較的新しい設備であり、現在順調に運転されているが、水銀による環境汚染対策を大至急・強力に推進させる必要がある。

隔膜法電解設備は、1960年代の古いプロセスで老朽化が著しく、原単位、品質がきわめて悪く生産コストが高い。部分的な改造では大した効果が期待できないために全面的な改造が必要であり、新技術であるイオン交換膜法に増産転換することが当工場にとって最良の対策である。

苛性ソーダ生産工程については、原塩溶解槽、塩水精製工程、塩素ガス乾燥工程、水素ガス処理工程に於て水銀法と隔膜法とが共通の工程を使用している為近代化計画も既設水銀法と隔膜法電解設備の運転状況を考慮しながら、問題点の重要度、技術の難易度、工期の長短、投資金額の大小および日本に於ける同種製造所の経験と実績から、次の3段階に分けて実施することを提案する。

第1段階：環境汚染防止対策を主体に行なうが、併行して、塩水精製度の向上と水銀法・隔膜法塩水の一部分離とイオン交換膜設備への転換準備を行なう。

日本に於ける設備の概算改造費 347 百万円

改造スケジュール 1986年1月～1986年12月

第2段階：環境汚染防止対策の仕上げを行なうとともに、水銀法・隔膜法塩水を完全に分離させる。

日本に於ける設備の概算改造費 151 百万円

改造スケジュール 1987年1月～1987年12月

第3段階：40,000 T/Yのイオン交換膜電解設備を新設する。

日本に於ける設備の概算改造費 3,400 百万円

改造スケジュール 1986年6月～1988年12月

第1～第3段階の日本に於ける設備の概算改造費の合計は、3,898 百万円である。

(ii)

## 2) ポリ塩化ビニル製造設備

現設備の問題点の解決と、工場の苛性ソーダと塩素のバランスを考慮してPVCの増産を計画する必要がある、問題点の重要度、技術の難易度、工期の長短、投資金額の大小、および日本に於ける同種製造所の経験と実績から次の3段階に分けて実施することを提案する。

第1段階：現設備の小改造、小改善を多くの問題点の内、主として品質問題を対象として行ない、第2段階に継ぐことを目的とする。

日本に於ける設備の概算改造費 45.3 百万円

改造スケジュール 1985年10月～1986年6月

第2段階：3万トン/年設備増設を行なう。多くの問題点のうち主として設備、プロセスを対象とする。

日本に於ける設備の概算改造費 868.3 百万円

改造スケジュール 1986年6月～1988年12月

第3段階：Batch システムの計装化を行なう計画で、近代的大量生産工場への脱皮を目ざす。

日本に於ける設備の概算改造費 93.9 百万円

改造スケジュール 1988年6月～1989年6月

第1～第3段階の日本に於ける設備の概算改造費の合計は、1,007.5 百万円である。

## (2) 生産管理面での近代化

現状における工場の、工場管理、工程管理、在庫管理、技術管理、品質管理、コスト管理、教育・訓練、保全管理および調達管理面における主要な問題点に関し、日本の同種製造所の経験と実績から対応策の提案を行なった。

## (3) 近代化計画実施上の留意点

近代化計画実施上の留意点として

- 1) 工場全体の近代化基本計画の立案
- 2) 実行組織

3) 改造建設予算の組み方

4) 改造スケジュール

につき提案を行なった。



中華人民共和國  
工場（錦西化学）近代化計画  
調査報告書



中華人民共和国工場（錦西化学）

近代化計画調査報告書

目 次

	ページ
序 章 .....	(1)
1 調査の背景 .....	(1)
2 調査の目的 .....	(1)
3 調査の対象工場および設備 .....	(1)
4 調査の対象範囲 .....	(1)
5 現地調査団の編成および日程 .....	(3)
第1章 工場の概況 .....	1-1
1.1 錦西市の概要 .....	1-1
1.2 工場の概要 .....	1-3
1.2.1 基本的事項 .....	1-4
1.2.2 工場配置 .....	1-5
1.2.3 製品および生産 .....	1-8
1.2.4 機械工場生産能力 .....	1-9
1.2.5 環境保護設備 .....	1-9
1.2.6 ユーティリティー設備 .....	1-10
1.2.7 組織および人員 .....	1-18
1.2.8 生産計画および生産実績 .....	1-21
1.2.9 販売計画および販売実績 .....	1-23
1.2.10 基本設計データ .....	1-28
第2章 生産工程 .....	2-1
2.1 苛性ソーダ製造設備の現状 .....	2-1
2.1.1 水銀法電解設備の現状 .....	2-1

(1) 工場の概要 .....	2-1
(2) 製品仕様 .....	2-2
(3) 原材料規格と現状 .....	2-4
(4) 配置 .....	2-5
(5) 生産工程概要 .....	2-9
(6) 生産設備と運転概要 .....	2-17
(7) ユーティリティ消費量 .....	2-42
(8) 工場製造原価 .....	2-42
2.1.2 隔膜法電解設備の現状 .....	2-43
(1) 工場の概要 .....	2-43
(2) 製品仕様 .....	2-43
(3) 原材料規格と現状 .....	2-44
(4) 配置 .....	2-44
(5) 生産工程概要 .....	2-45
(6) 生産設備と運転概要 .....	2-51
(7) ユーティリティ消費量 .....	2-66
(8) 工場製造原価 .....	2-66
2.2 苛性ソーダ製造設備の問題点と対策 .....	2-67
2.2.1 水銀法電解設備の問題点と対策 .....	2-67
(1) 水銀原単位の現状 .....	2-67
(2) 排水、製品中の水銀濃度の現状 .....	2-67
(3) 塩水マッドの現状 .....	2-74
(4) 対策 .....	2-75
2.2.2 隔膜法電解設備の問題点と対策 .....	2-86
(1) 基本的な問題点と対策 .....	2-86
(2) 設備別の問題点と対策 .....	2-86
2.3 ポリ塩化ビニル (PVC) 製造設備の現状 .....	2-90
(1) 工場の概要 .....	2-90

(2) 製品仕様 .....	2-92
(3) 原材料の規格と現状 .....	2-118
(4) 配置 .....	2-124
(5) 生産工程概要 .....	2-126
(6) 生産設備と運転概要 .....	2-129
(7) 工場製造原価 .....	2-153
2.4 ポリ塩化ビニル (PVC) 製造設備の問題点と対策 .....	2-156
(1) 問題点と対策 .....	2-156
第3章 生産管理 .....	3-1
3.1 生産管理の現状と問題点 .....	3-1
3.1.1 工場管理 .....	3-1
(1) 工場管理の現状 .....	3-1
(2) 工場管理の問題点 .....	3-2
3.1.2 工程管理 .....	3-4
(1) 工程管理の現状 .....	3-4
(2) 工程管理の問題点 .....	3-7
3.1.3 在庫管理 .....	3-8
(1) 在庫管理の現状 .....	3-8
(2) 在庫管理の問題点 .....	3-22
3.1.4 技術管理 .....	3-32
(1) 技術管理の現状 .....	3-32
(2) 技術管理の問題点 .....	3-36
3.1.5 品質管理 .....	3-38
(1) 品質管理の現状 .....	3-38
(2) 品質管理の問題点 .....	3-42
3.1.6 コスト管理 .....	3-43
(1) コスト管理の現状 .....	3-43

(2) コスト管理の問題点 .....	3-62
3.1.7 教育、訓練 .....	3-78
(1) 教育、訓練の現状 .....	3-78
(2) 教育、訓練の問題点 .....	3-84
3.1.8 保全管理 .....	3-86
(1) 保全管理の現状 .....	3-86
(2) 保全管理の問題点 .....	3-106
3.1.9 調達管理 .....	3-107
(1) 調達管理の現状 .....	3-107
(2) 調達管理の問題点 .....	3-112
第4章 近代化計画 .....	4-1
4.1 近代化計画の対象とその内容 .....	4-1
4.1.1 錦西化工総廠全体の近代化計画 .....	4-1
4.1.2 近代化計画の対策とその内容 .....	4-2
4.2 生産工程面での近代化 .....	4-4
4.2.1 苛性ソーダ生産工程 .....	4-4
(1) 第1段階改造計画 .....	4-6
(2) 第2段階改造計画 .....	4-11
(3) 第3段階改造計画 .....	4-15
4.2.2 ポリ塩化ビニル生産工程 .....	4-34
(1) 第1段階改造計画 .....	4-40
(2) 第2段階改造計画 .....	4-42
(3) 第3段階改造計画 .....	4-50
4.3 生産管理面での近代化 .....	4-56
4.3.1 工場管理面での近代化 .....	4-56
4.3.2 工程管理面での近代化 .....	4-57
4.3.3 在庫管理面での近代化 .....	4-58

4.3.4	技術管理面での近代化	4-66
4.3.5	品質管理面での近代化	4-69
4.3.6	コスト管理面での近代化	4-70
4.3.7	教育、訓練面での近代化	4-71
4.3.8	保全管理面での近代化	4-71
4.3.9	調達管理面での近代化	4-73
4.4	近代化計画のスケジュール	4-74
4.5	近代化計画実施上の留意点	4-76





# 序 章



## 序 章

### 1. 調査の背景

中華人民共和国政府は、西暦2000年までに農業・工業の生産を1980年の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改造を強力に推進している。

この方針を具体化するため、中華人民共和国政府はわが国の政府に対しても協力を要請してきており、本調査は、同要請にもとづき国際協力事業団が、中華人民共和国国家経済委員会と署名した、1984年11月9日付の中華人民共和国工場近代化計画調査実施細則により、実施したものである。

### 2. 調査の目的

錦西化工総廠に対して工場診断を実施し、その結果にもとづき、既存設備の利用に重点をおいた生産工程と生産管理および工場が計画している生産能力増強計画に関する近代化計画を提案することを調査の目的とする。

### 3. 調査の対象工場および設備

本調査の対象とする工場および製造設備は下記のとおりである。

対象工場：遼寧省錦西化工総廠

対象設備：苛性ソーダ製造設備（水銀法および隔膜法）

ポリ塩化ビニル製造設備

### 4. 調査の対象範囲

調査の対象範囲は下記のとおりとする。

- (1) 錦西市概要
- (2) 工場の概要調査
  - a) 工場配置

- b) 製品および生産
- c) 製造設備
- d) 組織および人員
- e) 生産計画および生産実績
- f) 販売計画および販売実績

(3) 生産工程調査

1) 苛性ソーダ製造設備

a) 水銀法

環境汚染防止に関する工程

b) 隔膜法

・原料塩受入工程

・溶解工程

・精製工程

・再飽和工程

・電解工程

・濃縮分離工程

・塩素乾燥工程

・出荷工程

2) ポリ塩化ビニル製造設備

・VCM 受入工程

・重合工程

・助剤仕入工程

・脱VCM 回収工程

・乾燥工程

・出荷工程

(4) 生産管理調査

a) 工場管理

b) 生産管理 (工程管理)

- c) 在庫管理
- d) 技術管理
- e) 品質管理
- f) コスト管理
- g) 教育・訓練
- h) 設備保全管理
- i) 調達管理

(5) 工場近代化計画の内容把握

中国の工場近代化計画に対する考え方を聴取し、最終報告書の内容について思想統一を計る。

- a) 近代化計画の内容
- b) 近代化実施スケジュール
- c) 近代化に要する経費
- d) 近代化計画実施上の留意点

5. 現地調査団の編成および日程

現地調査団は1985年2月25日から3月16日にかけて現地調査を実施した。現地調査団の編成および調査日程は下記のとおりである。

(1) 現地調査団の編成

	<u>氏名</u>	<u>作業分担</u>
団長	結城康矩	総括
団員	森 龍雄	技術総括
〃	和田紀信	生産工程 (ポリ塩化ビニル)
〃	尾崎利明	生産工程 (苛性ソーダ)
〃	所 玲一	生産管理
〃	沢田正幸	生産管理

(2) 現地調査の日程

1985年2月25日	東京から北京へ移動
2月26日	北京から錦西へ移動
2月27日	錦西化工総廠現地調査
3月12日	同上
3月13日	錦西から北京へ移動
3月14日	JICA北京事務所 調査結果報告、協議
3月15日	調査団内打合せ
3月16日	北京から東京へ移動、帰国

# 第 1 章

## 工場の概況





# 第 1 章 工 場 の 概 況

## 1.1 錦西市の概要

### 1.1.1 概要

錦西市は遼寧省の西部に位置し、以前は錦州市の一つの県に属していたが、1985年1月に県から市に昇格した。

錦西市は中国の東北地区と華北地区との交通上の重要な拠点であり、沈（沈陽）山（山海関）鉄道と沈山道路が市を通過しており、これ等が経済発展の基礎となっている。

錦西市の工業は比較的順調に発展して来ており、錦西化工総廠の他に、錦西製油廠、錦西化工機械工廠などの企業があり、遼寧省西部の石油、石油化学工業の中心地区となっている。

#### (1) 錦西市の自然条件

錦西市の自然条件は概略下記のとおりである。

- 1) 位置 東経 120 度53分  
北緯 40 度44分
- 2) 面積 1969.7km<sup>2</sup>
- 3) 気候
  - a) 気温

錦西市の年間気温変化を表1.1.1-1 に示す。

表 1.1.1-1 錦西市の気温 (単位 °C)

月 気温	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	年 平均
月平均	- 8.9	- 5.8	1.4	9.5	17.0	21.0	24.1	23.5	18.4	10.8	1.9	- 6.0	8.9
最 高	- 2.1	0.7	7.6	15.3	22.9	26.0	27.9	28.2	24.5	17.4	8.2	0.6	
最 低	-14.6	-11.4	-4.2	3.8	10.9	16.1	20.3	18.8	12.2	4.8	3.5	-11.3	

b) 降雨量 年平均 538.8 mm

c) 風向および風速

夏期風向 S

冬季風向 NNE

年間平均風速 3.5m/s

d) 最大積雪 170 mm

平均積雪 84 mm

(2) 錦西市の社会的環境

錦西市の社会的環境は概略下記のとおりである。

1) 人口

市内人口 約63万人

2) 行政区分 錦州市管轄

3) 工業 錦西化工総廠、錦西製油廠、錦西化工機械工廠を中心に中  
小企業多数。

4) 交通

錦西市から主要な都市までの距離は下記のとおりである。

錦西-北京 528 km

錦西-天津 411 km

錦西-沈陽 293 km

錦西-錦州 51 km

錦西-秦皇島 150 km

## 1.2 工場の概要

錦西化工総廠は30数年の歴史を有する由緒ある企業であり、大型基礎化学工業原料基地と成っている。現在生産品目は17種類であり、主に苛性ソーダと副産として出る塩素の誘導体である。苛性ソーダは水銀および隔膜電解法の2種のプロセスを有し、水銀金属陽極電槽38台、フッカ22型隔膜電槽138台が設置されている。

ベンゼン系の製品としては、塩化ベンゼン、フェノール、シクロヘキサンがあり、カーバイド系製品として、ポリ塩化ビニル、トリクロロエチレン、パークロロエチレン、アルコール系製品として、エチレンクロロヒドリン、合成繊維単体として、カプロラクタム等が有る。

過去30年間で143万トンの苛性ソーダを市場に出荷し、商品生産額は27億元にのぼる。又国家建設の為に沢山の技術者を養成し中国各地の石油化学工場へ送り出して来た。

しかし現在、錦西化工総廠の製品構成は合理的でなく、規模は小さく、技術革新が遅れており、先進的な技術による設備改造を通じ近代化建設に更に大きく貢献しなければならない立場にある。

錦西化工総廠の前身は錦西製油廠で、1949年から工場の復興作業に着手し、1950年末には、10トン/日の隔膜法電解装置と13.5トン/日のサラシ粉装置を建設した。1951年には、塩化ベンゼン装置を、1952年にはフェノール装置及び水銀法電解装置を建設した。

第1次5ヶ年計画期間（1956～1960年）に、液体塩素、BHC、メチルメタクリレート等の装置を建設した。同時にPVC、二塩化エチレン、パークロロエチレン等の中間試験工場を修理し、第1次5ヶ年計画の末期には初歩的に苛性ソーダ工場として完備された。

1957年から有機工場の建設に着手し、第2次5ヶ年計画期間（1961～1965年）前後相次いで、PVC、トリクロロエチレン、カプロラクタム、パークロロエチレン装置を建設、並びにメチルメタクリレート、フェノール装置を増設し、相当規模の有機合成工場として形成された。

### 1.2.1 基本的事項

工場の基本的な形態は次のとおりである。

- |              |                   |
|--------------|-------------------|
| (1) 所在地      | 遼寧省錦西市五里河子        |
| (2) 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           |
| (3) 創立       | 1950年             |
| (4) 占有総面積    | 403ha (生活地区面積を含む) |
| (5) 固定資産     |                   |
| 原価           | 1.9 億元            |
| 簿価           | 0.99億元            |
| (6) 流動資本     | 2,503 万元(1983 年)  |
| (7) 製品販売収入   | 14,270万元(1983 年)  |
| 製品総コスト       | 11,899万元(1983 年)  |
| (8) 総エネルギー消費 | 27万トン (石炭換算)      |
| (9) 輸送設備     |                   |
| 専用鉄道線        | 15.62 km          |
| 機関車          | 3 台               |
| 貨車           | 164 輛             |
| トラック         | 83台               |
| (10) 年間輸送量   | 54万トン             |
| (11) 職員総数    | 9,773 人           |

## 1.2.2 工場配置

工場の地形、敷地、配置、建物は下記のとおりである。

### (1) 地形

工場地区の地形は平坦で、表面は耕土および埋立土で覆われており、下部は第四世紀の沖積物および風化残積物からなり、砂質粒土、碎石層、砂利層、残留土および風化花崗岩で組成されている。西から東に緩やかな傾斜をなしており、地形の高度変化は13～50mである。

地耐力は 砂質粒土：1.8 ～2.2 kg/cm<sup>2</sup>

砂 利：3.0 kg/cm<sup>2</sup>

碎 石：4.0 kg/cm<sup>2</sup>

### (2) 敷地および配置

工場の敷地面積は表1.2.2-1 に示すとおりである。

表 1.2.2-1 錦西化工総廠の敷地面積

用 途	面積 (ha)
生産地区敷地	253.2
生活地区敷地	149.8
総 計	403.0

敷地の総面積は403haであるが、そのうち149.8haが生活地区として職員の居住のために使用されている。

従って工場規模としては上記表1.2.2-1 に示されている生産地区253.2haを対象とするのが妥当であろう。

錦西化工総廠全体配置図を図1.2.2-1 に示す。

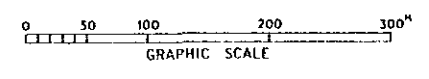
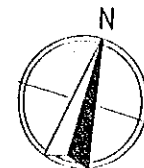
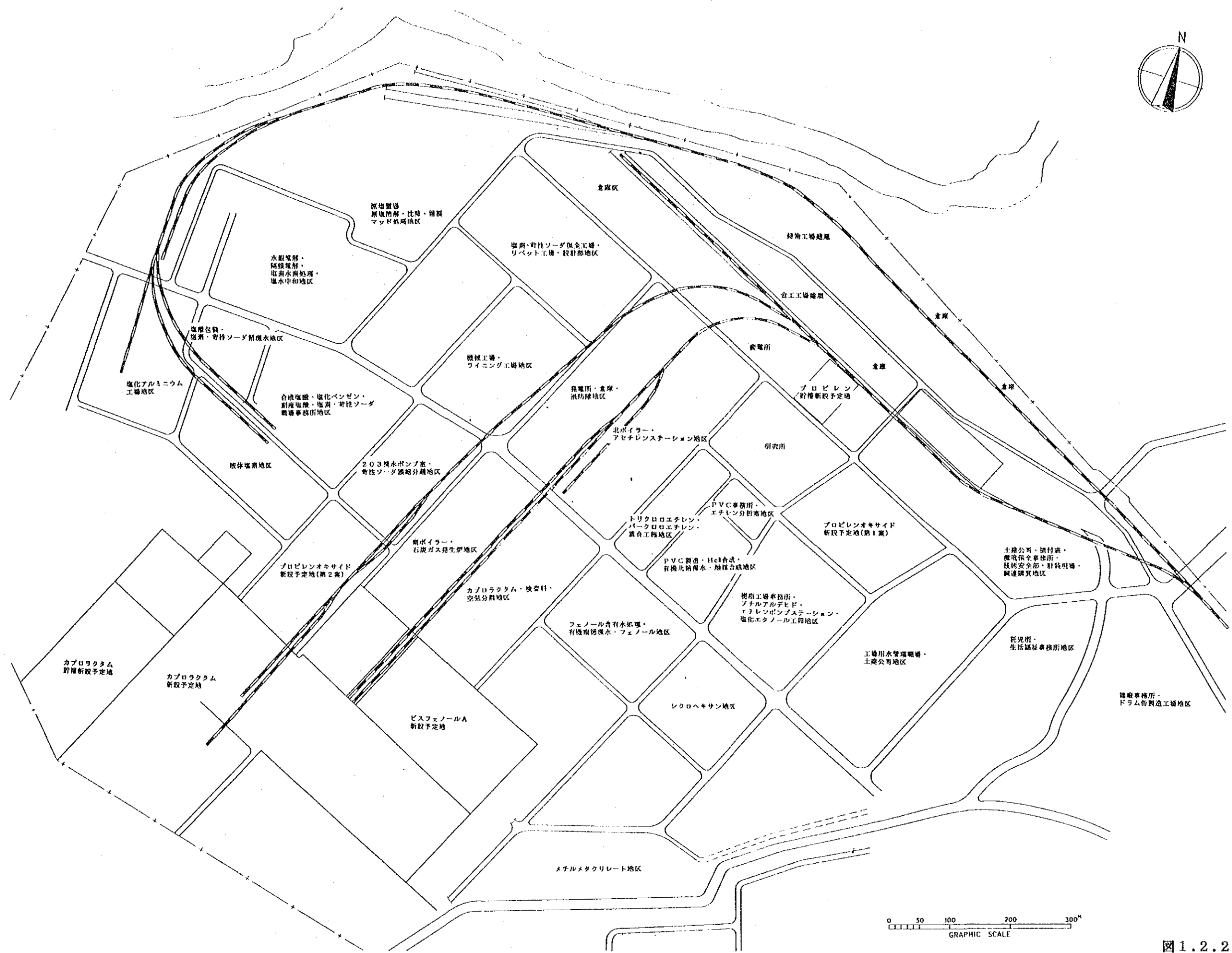


図1.2.2-1 錦西化工総廠全体配置図



(3) 建物

工場の生産地区にある建屋のうち主要なものは、生産工場として、苛性ソーダ工場、有機工場、および樹脂工場、全工場にユーティリティを供給する動力工場、設備メンテナンス、標準外設備の製造を行う機械工場、その他建設担当公司、調達販売所等、建屋面積の合計は218,063 m<sup>2</sup>、410棟におよび、又工場你的生活地区には、教育施設、従業員宿舎とその付属施設、269,878 m<sup>2</sup>、499棟がある。主要な建物の建屋面積と棟数は表1.2.2-2 の通りである。

表1.2.2-2 主要な建物の建設面積と棟数

職 場	総面積 (m <sup>2</sup> )	棟数
苛性ソーダ工場	40,917	93
有機工場	30,824	82
樹脂工場	13,283	31
動力工場	27,010	94
機械工場	13,104	32
建設公司	10,550	12
建材職場	2,856	4
通信職場	835	2
計装職場	1,290	1
計量科	1,502	1
消防隊	322	1
調達販売所	54,920	42
運輸所	5,345	5
保安技術所	315	1
環境保護所	3,000	1
質量検査所	756	1
機械動力工機 <del>キ</del> 所	2,051	1
工場事務所	2,980	5
労働組合所	6,203	1
小 計	218,063	410
教育施設	27,244	15
従業員宿舎および 付属設備	242,634	484
小 計	269,878	499
合 計	487,941	909



### 1.2.3 製品および生産

- (1) 工場で生産されている主要製品の種類、生産能力および生産量を表1.2.3-1 に示す。

表1.2.3-1 主要製品の種類、生産能力及び生産量

主要製品	生産能力(T/y)	1984年生産量(T/y)
1. 苛性ソーダ	85,000	62,383
2. 液体塩素	20,000	21,109
3. 塩化ベンゼン	16,500	13,454
4. 塩化アルミニウム	3,000	0
5. フェノール	14,000	10,572
6. ポリ塩化ビニル	14,000	12,798
7. トリクロロエチレン	2,500	3,533
8. パークロロエチレン	2,000	413
9. シクロヘキサン	4,500	4,146
10. カプロラクタム	2,500	722
11. エチレンクロロヒドリン	2,000	1,638
12. メチルメタクリレート	300	158
13. ポリビニルブチラール	100	41

上記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。

- (2) 工場全体の塩素バランスを表1.2.3-2 に示す。

表1.2.3-2 工場全体の塩素バランス

製品名称	単位	計画生産量	塩素使用量(TON当り)	塩素使用量
苛性ソーダ 100%	TON	(58,000)	(0.885)	(51,330)
液体塩素	"	16,000	1.005	16,080
ポリ塩化ビニル	"	14,000	0.78	10,920
原料塩素合計	"			27,000
トリクロロエチレン	"	4,000	1.350	5,400
過塩化エチレン	"	1,000	0.62	620
塩化エタノール 100%	"	2,000	1.00	2,000
液体塩素合計	"			8,020
塩化ベンゼン	"	12,000	0.76	9,120
合成塩酸	"	15,000	0.32	4,800
次亜塩素酸ナトリウム	"	3,000	0.18	540
排気塩素合計	"			14,460
合計消費塩素量	"			49,480
工場外処理	"			1,850

#### 1.2.4 機械工場生産能力

工場の改造、保守の為に下記生産能力を持った機械工場を有している。

1) 鋳造

作業生産能力：180 ～200 トン／年

2) 金属加工

作業生産能力：300 トン／年

3) 標準外設備製造

作業生産能力：500 ～600 トン／年

#### 1.2.5 環境保護設備

現在工場が設置している環境保護設備を表1.2.5-1 に示す。

表1.2.5-1 環境保護設備

現場名称	処理装置名称	種 類	処理能力
塩 水	塩泥水銀除去	抽出釜	2,500 m <sup>3</sup> /日
“	淡塩水テールガス 処理	吸収塔	30,000 m <sup>3</sup> /日
フェノール	フェノール 霧処理	シャワー槽	610,000 m <sup>3</sup> /日
“	洗釜水処理	清澄槽	6 m <sup>3</sup> /日
“	蒸溜残渣回収	蒸溜釜	10 T/月
クロヒドリ	テールガス処理	アルカリ中和	1,344 m <sup>3</sup> /日
塩化ベンゼン	副産塩酸テールガス 処理	吸収塔	8,500 m <sup>3</sup> /日
“	合成塩酸テールガス 処理	吸収塔	7,200 m <sup>3</sup> /日
シクロヘキサン	脱水素テールガス 回収	管路回収	3,000 m <sup>3</sup> /日

## 1.2.6 ユーティリティー設備

### (1) ユーティリティー設備の能力

#### 1) 電力供給設備

##### a) 受電回線

全工場は受電電圧 66KV, 4系統にて受電される。

その概略許容負荷を表 1.2.6-1に示す。

表1.2.6-1 受電回線許容負荷

回線 番号	回線名称	長さ (km)	導線の種類 および断面積	許容負荷 (KVA)		
				0.9(A/mm <sup>2</sup> ) 電流密度	10% 電圧 損失	導線発熱 限界
1	錦化 1 <sup>#</sup> 線	4,621	LGJ-185	18,100	32,200	55,900
2	錦化 2 <sup>#</sup> 線	4,077	LGJ-150	14,700	32,050	48,300
3	錦化 3 <sup>#</sup> 線	5,036	LGJ-185	18,100	28,900	55,900
4	熱化線	2,230	LGJ-185	18,100	55,000	55,900
5	(1+2+3)			50,900	93,150	160,100

熱化線は隣りの錦西製油所から送られており、予備電源とし用意されている。

正常時、全工場の電力は、錦化1号、2号、3号回線によって供給されている。

##### b) 変電設備

全工場の動力と照明用電気は、交流66KVから10.5KVに電圧を降げて各工場に供給されている。

主変圧器の総容量は 2×13MVA である。

主変圧器の概略仕様は下記の通りである。

容量	13MVA
電圧比	66KV/10.5KV
結線	Y/△-11
インピーダンス 電圧	12.1%

c) 整流設備

隔膜電解槽および水銀電解槽用の整流設備の概略仕様を表 1.2.6-2に示す。

表1.2.6-2 整流設備仕様

整流所 名称	供电 対象	整流変圧器		整流器		一基当りの 直流電数值
		型 盤	台数	型 盤	台数	
一交流	隔膜 電解	ZSSPZ-20,000/66	2	KGHS-25,000/520 GHS-25,000/520	1 1	520V 25KA
四交流	水銀 電解	ZSSPZK-25,000/66	4	KGHS-50,000/250 GHS-50,000/250	1 3	250V 50A

“ZSSPZ”、“ZSSPZK”型変圧器はみな66KV直降式、負荷時タップ切換整流器（バルブ開閉）であり、負荷時タップ切換数は15で、等級差調圧付である。

変圧器二次側電圧調節範囲は263Vから445Vまで（ZSSPZ-20,000/66）、138.04V から238.5Vまで（ZSSPZK-25,000/66）である。

d) 配電設備

- i) 全工場で10KV架空配電線は全部で12本、全長39,781m である。
- ii) 全工場で10KV電気ケーブルは全部で19本、全長は13,163m である。
- iii) 全工場で10KV各装置の変電所は22ヶ所である。
- iv) 全工場で380V/220V 低圧配電所は88ヶ所である。
- v) 全工場で10KV/0.4KV配電変圧器は67台であり、総容量は43,630KVA である。

e) 電動機

全工場の電動機総数は2,927 台で、その総容量は42,296.3Kwである。

その内、3.3kw 以上の高圧モーターは6 台有り、総容量は1,730Kw である。

2) 蒸気設備

a) ボイラー

全工場でボイラーは5基あり、その内4基は工業用ボイラーで、1基は発電用ボイラーである。

概略仕様を表1.2.6-3に示す。

表1.2.6-3 ボイラー仕様

機器 番号	型 盤	設 計 出 力 (T/H)	運 転 出 力 (T/H)	発 生 蒸 気		燃 料	運 転 状 況
				圧 力 (kg/cm <sup>2</sup> )	温 度 (°C)		
1 井	HG-130/39-11	130	120	39	435	重油	良 好
5 井	上海131-18/16-300	18	30	16	300	"	交換準備中
6 井	上海331-20/16-350	20	20	16	350	"	"
7 井	上海331-20/16-350	20	25	16	350	"	"
9 井	上海30-25-400	25	25	25	400	石炭	良 好

上記5台のボイラーで総出力は220T/Hである。

b) 蒸気配管

全工場で現在、直径57~426φ蒸気配管は10,849mで内訳は、

中高圧蒸気配管 1,752m

低 圧蒸気配管 7,938m

暖房用蒸気配管 1,159m

である。

3) 工業用水設備

a) 水源

全工場の生産および生活用の新鮮水は4つの水源より供給されている。

日産水量は3.6~4.8万トンである。各水源地の状況を表1.2.6-4に示す。

表1.2.6-4 水源地の情况

水源名称	井戸数	設計取水量 (T/日)	実際平均取水量 (T/日)	備 考
女儿河水源	5 個	30,000	20,000~28,000	大型井戸 2 個、バゲ井戸 2 個
連山河水源	5	12,000	800~10,000	大型井戸
五里河水源	7	12,000	8,000~10,000	"
近郊水源	2	1,200	500	"

すべての大型井戸の深さは15m を超えておらず、地下の浅い層から汲み上げている。従って井戸元の降雨量により取水量が左右される。

近年は降雨量が比較的少ないため、又農業用灌漑水量の増加により、各水源の実際取水量は下がっている。

b) 送水管及び付属設備

各水源よりの送水管及び付属設備を表1.2.6-5 に示す。

表1.2.6-5 送水管および付属施設

水源名称	管径 (mm)	長さ (m)	附 属 設 備
女儿河水源	700	29,514	加圧ステーション1基、ポンプ3台
連山河水源	500	8,177	5,000 m <sup>3</sup> 貯水池1、フィルター 3台
五里河水源	400 ~700	8,797	300 m <sup>3</sup> 貯水池1、

c) 循環水設備

全工場の循環水用設備は3ヶ所あり、総能力は3,900T/Hである。概略仕様を表1.2.6-6 に示す。

表1.2.6-6 循環水設備

装置名称	設計能力(T/H)	実際使用量(T/H)	備 考
塩素、苛性ソーダ循環水	1,200	400	
有機工場南循環水	1,700	1,700	
有機工場北循環水	1,000	1,000	

有機工場南および北の両設備は比較的古い設備で、性能の低下、原単位の上昇、水質の悪化がいちじるしく、生産要求を満足できない状況であり、早急な対応策が必要である。

(2) ユーティリティ設備の運転状況

1) 電力供給設備の運転状況

a) 受電回線

現在全工場総電力負荷は約34,000Kwであり、その内、錦化2#回線は約9,000Kw、錦化1#、3#回線は合わせて25,000Kwである。

錦化2#回線は全工場の動力、照明用として供給され、錦化1#、3#回線は、隔膜電解および水銀電解設備の直流電力用として供給されている。

b) 変電設備

現在全工場の動力、照明用電力は9,000Kw である。

$$\cos \alpha = 0.93 - 0.95 \text{ (改善後)}$$

ゆえに、66KV/10.5KV 主変圧器で通常運転は各1台を使用している。10KV 母線は常時接続している。

c) 整流設備

受入電気量と塩素ガス生産のバランスがとれないため、現在2ヶ所の整流所はフル稼働出来ない状況である。

一変流正常運転電流は14~16KAであり、これは設備据付容量（電流）の28~32%である。出力直流電圧も、装置定格直流電圧の90%である。

四変流正常運転電流は95KAであり、これは設備据付容量（電流）の47.5%である。出力直流電圧も定格直流電圧の約65%にすぎない。

これよりわかるように、2ヶ所の整流所は電流或いは電圧どちらから見ても設備能力を十分に利用出来ていない。

d) 配管設備および電動機

全工場の10KV/0.4KV配電変圧器の運転容量は、21,000KVA である。各職場変電所に設置した変圧器は、一台運転、一台予備と成っている。運転変圧器の負荷率は55%である。

全工場の設備据付容量は42,296.3Kwである。

運転容量は約32,000Kw、平均負荷率は約29%、自然力率は約75%である。

2) 蒸気設備の運転情況

現在全工場の蒸気使用量は下記の通りである。

暖房期間中最大負荷：184.73 T/H

“ 中平均負荷：167.44 T/H

“ 外最大負荷：92.44 T/H

“ 外平均負荷：82.49 T/H

負荷情況によって、暖房期間以外は130 T/H ボイラー（機器番号1# HG-130/39-11）のみの運転で十分カバー出来る。暖房期間は20T/H ボイラー1台を予備とし、残り全部のボイラーを運転している。

ただし、工業用ボイラー（機器番号5#、6#、7#）3基は、設備が古く、安定連続運転がむずかしく、信頼性が無い。

3) 送水設備運転情況

新鮮水と循環水の供給情況を表1.2.6-7、および8に示す。

新鮮水の生産量と使用量は基本的にバランスしているが、乾期は需要と供給の関係が厳しくなり、時々部分的生産停止を余儀なくされている。

工場内の配水配管の運転圧力は低く、0.15~0.35kg/cm<sup>2</sup>g であり、部分的に2次加圧供水を行っている。

表1.2.6-7 1984年度新鮮水生産実績

月	月産水量 (m <sup>3</sup> )	1時間当り平均水量 (m <sup>3</sup> )
1	1,148,075.40	1,543.11
2	876,948.40	1,304.98
3	1,014,232.00	1,363.21
4	970,273.70	1,347.60
5	849,921.30	1,142.36
6	896,938.20	1,245.74
7	965,994.20	1,298.38
8	961,477.70	1,292.31
9	1,107,334.70	1,537.96
10	1,031,013.70	1,385.77
11	1,155,218.70	1,604.47
12	1,180,871.00	1,587.19
平均	1,013,233.33	1,407.26



表1.2.6-8 1984 年度循環水生産実績

月	月産水量 (m <sup>3</sup> )	1時間当り平均水量 (m <sup>3</sup> )
1	2,114,110	2,841.54
2	1,834,454	2,729.84
3	2,102,207	2,825.54
4	1,889,529	2,624.34
5	1,921,259	2,582.33
6	2,117,429	2,940.87
7	2,382,282	3,201.99
8	2,035,324	2,735.65
9	2,249,030	3,123.65
10	2,297,471	3,088.00
11	2,436,139	3,383.52
12	1,926,960	2,590.00
平均	2,108,849.50	2,888.94

(3) ユーティリティ消費量

塩素苛性ソーダ工場、樹脂工場、有機工場、動力工場、機械工場および工場全体のユーティリティ消費量を表1.2.6-9 に示す。

表 1.2.6-9 ユーティリティ消費量 (1984年8月及び12月分)

プラント名称	電気量 (KWH)		蒸気 (T)		水 量 (T)			
					新鮮水		循環水	
	8 月	12 月	8 月	12 月	8 月	12 月	8 月	12 月
塩素苛性ソーダ工場	15,474,358	16,307,240	13,404	13,019	345,960	334,800	364,560	368,280
	6,060,000	7,016,842	1,330	1,540	19,344	21,576		
水銀法固体苛性ソーダ	146,300	154,000						
水銀法液体苛性ソーダ	3,783,158	3,783,158	528	528	9,672	8,928		
隔膜法液体苛性ソーダ	87,600	87,600						
	4,900,000	4,900,000	9,500	9,500	127,224	124,992		
	285,000	285,000						
塩化ベンゼン	96,800	68,640	2,046	1,451	89,280	81,840		
液体塩素	115,500	12,000			37,200	37,200		
合成塩酸					26,040	26,040		
樹脂工場	647,930	494,710	8,888	2,863	202,368	119,040	729,120	267,840
PVC	535,900	466,000	2,496	2,170	74,400	59,520		
トリクロロエチレン	29,580	28,710	714	693	37,200	29,760		
パーカロエチレン	39,000		3,450		59,520			
エチレンクロロヒドリン	43,450		2,228		26,040			
有機工場	886,400	1,215,100	20,435	26,810	225,432	223,200	1,026,720	1,138,320
フェノール	342,000	342,000	9,785	9,785	96,720	96,720		
ジクロロエタン	429,400	339,000	7,980	6,300	66,960	59,520		
カプロラクタム	115,000	172,500	2,670	4,005	35,712	40,920		
動力工場	600,000	600,000	8,000	25,000	66,960	148,800		
機械工場	45,000	45,000	300	300	3,720	3,720		
その他	1,989,036	2,210,964	2,390	30,210	260,400	260,400		
合計	36,651,412	38,528,464	96,144	134,174	1,784,112	1,676,976	2,120,400	1,774,440

## 1.2.7 組織および人員

### (1) 組織

工場の組織は図1.2.7-1 および -2 に示す通りである。

廠長、党委員会書記のもとに、生産人事、機械動力、土建／教育、調達販売、生活福祉／保険衛生、担当の5人の副廠長、総工程師、総會計士および副書記が組織されている。

### (2) 人員

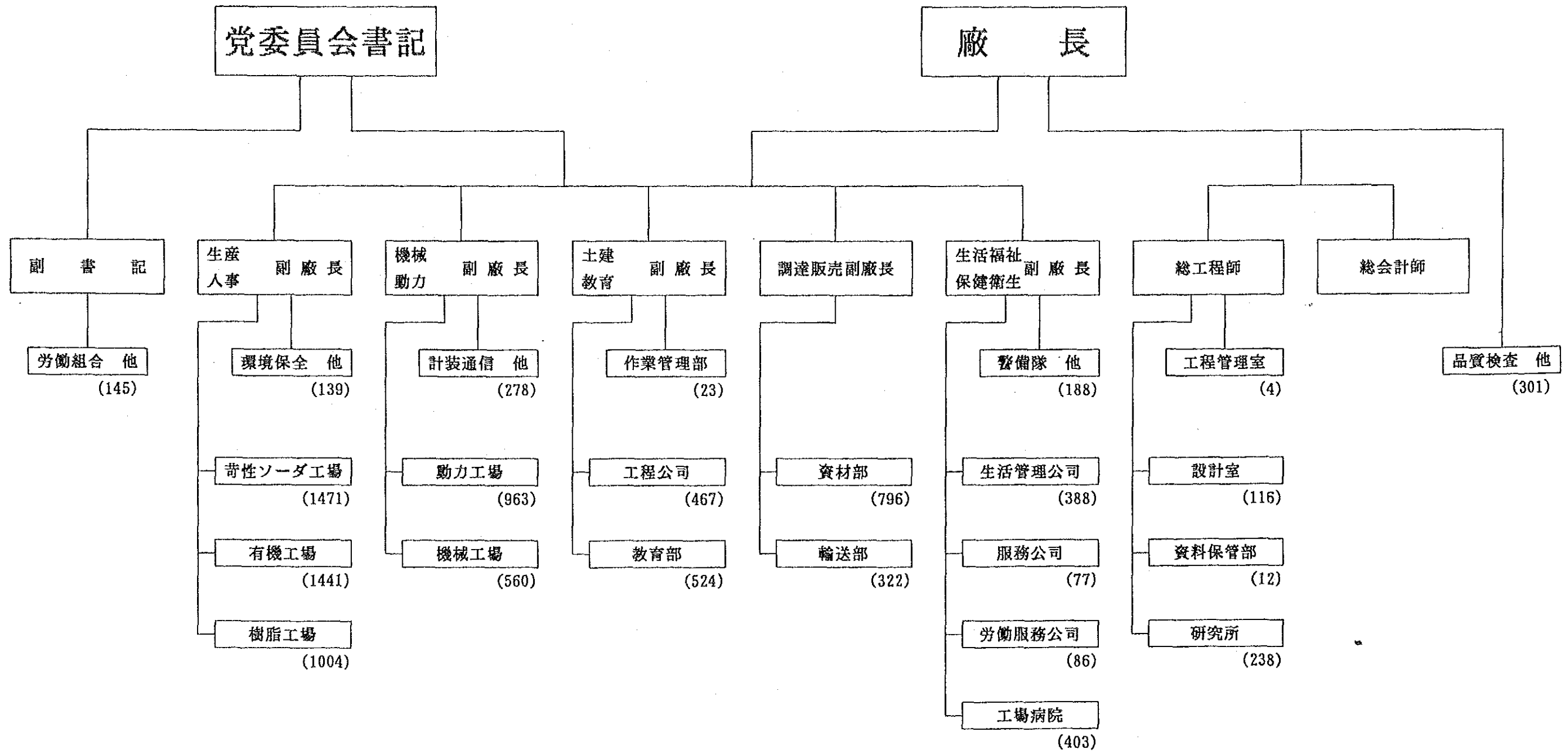
工場全体で現在職員および労働者は、9,773 人おり、その内技術者は751 人である。その他本工場に附属した大集団労働者は5,031 人、小集団労働者は1,200 人である。

総工場は51の職場に分かれ、そのうち化工生産現場は20ある。さらに、設計室1、研究室1、病院1、小中高等学校9、技術学校1、職業専門学校1、等有る。

1985年2月現在の所属人員を図1.2.7-1 の（ ）内に示す。

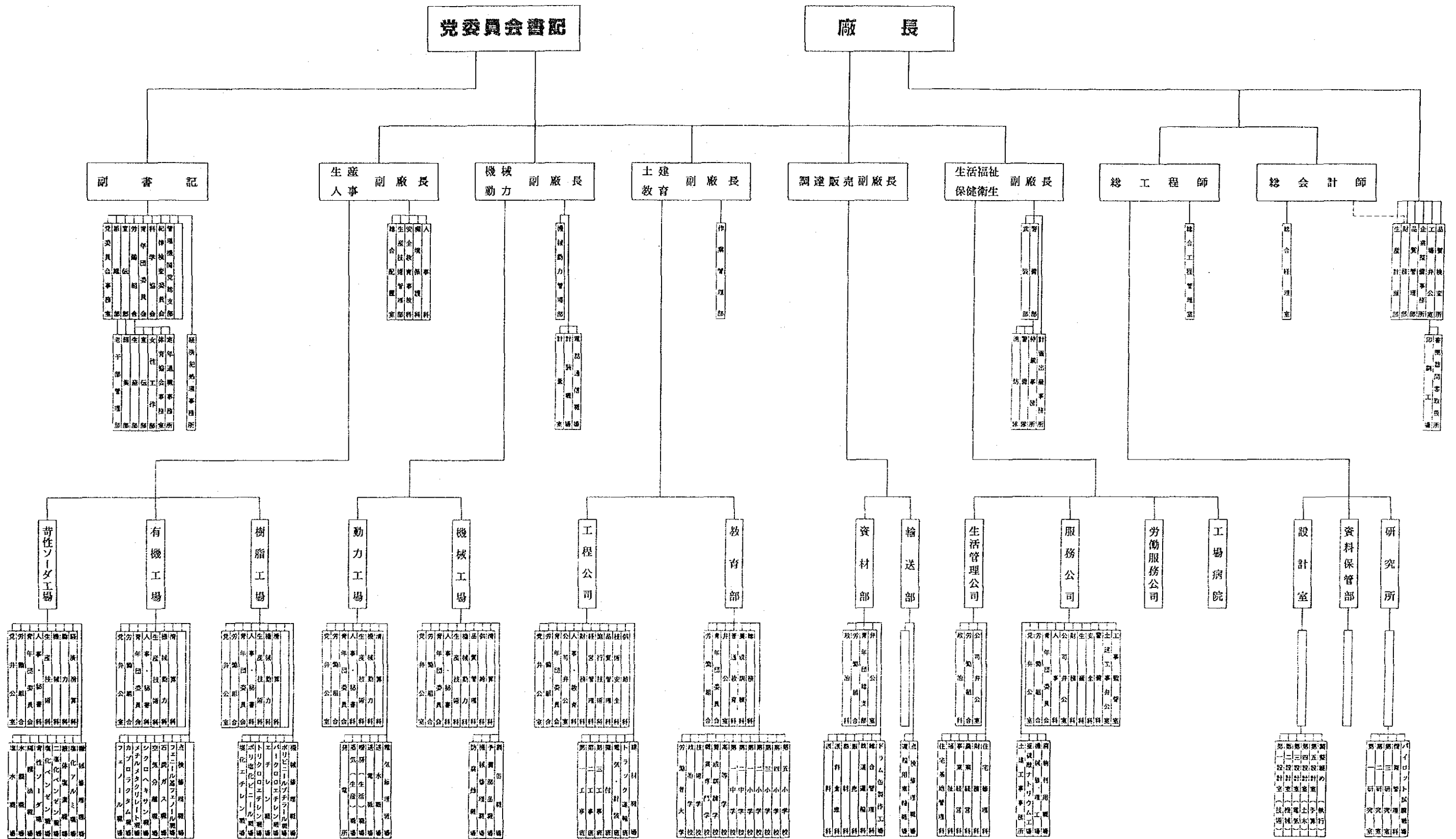


図 1.2.7-1 錦西化工総廠組織表



( ) は 職場人数

### 圖 1.2.7-2 錦西化工總廠組織表





### 1.2.8 生産計画および生産実績

- (1) 主要製品の過去10年間の生産実績および1985年度の実績計画を表1.2.8-1 に示す。生産計画は国家計画に従い決定される。
- (2) 苛性ソーダの過去10年間の在庫状況は下記の通りである。

年 度	数量(トン)
1974	250
75	300
76	350
77	200
78	350
79	330
80	470
81	470
82	530
83	440
84	350

製品は固体苛性ソーダは200 kgドラム缶、液体苛性ソーダは50T/タンクローリーにて出荷される。

過去5年間製品に対するユーザー側からのクレームはない。

- (3) ポリ塩化ビニルの過去10年間の生産計画と実績を表1.2.8-2 に示す。

表1.2.8-2 過去10年間の生産計画と実績

年度	生産量(T)	国家生産計画(T)
1975	8,206	
1976	3,503	
1977	5,900	
1978	9,470	
1979	10,113	10,000
1980	12,016	12,000
1981	12,646	12,500
1982	12,666	12,500
1983	12,899	12,500
1984	12,798	12,700

表よりわかる如く、過去6年間国家計画通りの生産を行って来ている。計画より生産がオーバーした場合は、工場の権利で販売する事が出来る。



1.2.8-1 過去10年間の生産実績および1985年の生産計画

主要製品	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985
1. 苛性ソーダ	58,197	46,415	44,609	57,424	65,354	67,754	69,018	68,518	61,477	62,383	58,000
2. 液体塩素	7,760	9,503	6,898	8,009	11,029	14,147	14,210	15,442	16,298	21,109	16,000
3. 塩化ベンゼン	14,398	10,631	11,644	13,667	11,996	13,306	12,272	14,284	15,815	13,454	12,000
4. 塩化アルミニウム	1,854	1,293	1,359	2,905	2,343	1,608	1,692	1,743	1,041	—	—
5. フェノール	8,951	5,537	6,671	10,590	10,554	7,898	7,074	8,041	10,534	10,572	10,000
6. ポリ塩化ビニル	8,206	3,503	5,900	9,470	10,113	12,016	12,546	12,666	12,899	12,798	14,000
7. トリクロロエチレン	1,219	512	356	1,988	2,652	2,322	2,427	2,737	3,270	3,533	4,000
8. パークロロエチレン	402	264	296	570	689	665	423	37	234	413	1,000
9. シクロヘキサン	1,460	505	173	934	1,185	3,388	3,917	4,170	4,029	4,146	4,200
10. カプロラクタム	500	134	68	518	600	1,010	1,086	1,113	1,524	722	1,600
11. エチレンクロロヒドリン	1,850	1,707	1,692	2,287	1,938	1,374	1,386	1,563	2,002	1,638	2,000
12. メチルメタクリレート	133	156	163	255	246	185	87	215	139	158	130
13. ポリビニルブチラール	28	19	30	37	47	37	63	46	31	41	25

### 1.2.9 販売計画および販売実績

#### (1) 苛性ソーダの販売計画および販売実績

##### 1) 販売予想

苛性ソーダは国家で統制する化工製品であり、国家物資局で分配先を決める権利を持っている。

国家物資局と化工部が全国化工製品注文会議で、供給契約に調印し、その指示に基づき分配する。

苛性ソーダは生産すれば必ず売れる、売手市場であるが、副産する塩素の用途を考慮しバランスをとる必要がある。

近年本工場では、大量の塩素消費設備である、サラシ粉製造設備を1982年にBHCを1983年に生産停止した為に、塩素の消費がいちじるしく下がってしまう状況にあり、今後の販売量を上げる為には苛性ソーダ設備の改造と共に、塩素を使用する設備の増強が必要と成っている。

##### 2) 苛性ソーダの主要な客先と用途を表1.2.9-1 に示す。

表1.2.9-1 主要な客先と用途

生品種類	主要な客先	用途
1. 固体苛性ソーダ (水銀法)	東北製薬総廠、沈陽選砒薬剤工場	メチルアルコールナトリウム 製薬 エチルチルスルホン酸ナトリウム
2. 液体苛性ソーダ (水銀法)	丹東化学繊維工場、遼陽化学繊維工場、ハルビン化学繊維工場、吉林化学繊維工場、遼河化学肥料工場、札蘭屯製紙工場	紡績工業 化学肥料、製紙
3. 固体苛性ソーダ (隔膜法)	汪清林業局、化学軽工業公司	製パルプ、製薬、紡績
4. 液体苛性ソーダ (隔膜法)	401 工場、阜新化工工場、発電所、製紙工場、自工場用	硫酸工業、製紙工業 ベンゼンスルホン酸ナトリウム

3) 苛性ソーダの過去8年間の販売状況を表1.2.9-2 に示す。

表1.2.9-2 過去8年間の販売状況 (TON)

種類 年度	固体苛性ソーダ (水銀法)	液体苛性ソーダ (水銀法)	固体苛性ソーダ (隔膜法)	液体苛性ソーダ (隔膜法)
1977	21,177	3,235	1,780	19,164
1978	25,470	5,145	597	26,336
1979	29,115	6,992	1,075	28,156
1980	27,459	9,149	5,661	25,980
1981	27,117	10,117	5,954	25,507
1982	24,873	12,957	4,604	25,954
1983	23,975	13,749	553	5,816
1984	27,016	11,657	424	5,440

4) 苛性ソーダの最新の販売価額を表1.2.9-3 に示す。

表1.2.9-3 販売価額

製品種類	NaOH含有量 (%)	販売価額 (元/T)
固体苛性ソーダ (水銀法)	99.5	640
液体苛性ソーダ (水銀法)	45	215
固体苛性ソーダ (隔膜法)	96	570
液体苛性ソーダ (隔膜法)	42	200

(2) ポリ塩化ビニルの販売計画および販売実績

1) PVC は典型的な汎用樹脂の一つであり、苛性ソーダに併産する塩素に平衡して1960年代以後大いに発展して来た。

中国でもBHC の生産制限以後、多くの企業が塩素消費の為にPVC の発展に希望を寄せている。国際的にはPVC 軟質用途は大部分ポリエチレンで代替出来る為、硬質用途が主に建築材料と包装材料として60%を占めるに至っている。中国では、石油化学工業が発展すると共に、

a) プラスチック加工業がPVC 主体から、PVC とポリオレフィンの両方を主とするようになって来た。

b)PVC 軟質用途から硬軟両用途を加工するようになった。

c)プラスチックの品種が増えた。

1983年の中国国内のPVC 樹脂の生産量は殆ど懸濁重合法にて、わずかに48万吨である。無論、製品の品質、原料の入手、製品の品種、価格等の問題が発展を阻害して来た。

中国全体では軟質用83%、硬質用17%という生産比率である。

軟質製品としては：フィルム、サンダル、人造皮、ケーブルおよび絶縁テープ等。

硬質製品としては：プレート、パイプ、ロッド等。

経済の発展と消費レベルの向上に従い、プラスチック工業は大発展の途上にあるが、その中でも特にPVC 硬質パイプ、シートフィルム、ケーブルの発展が著しい。

上記の調査分析により、PVC の発展はその品質の向上、品種の増加、原単位の低減を必須として生産量は増加し、軟質用の品質向上と共に、硬質用の比率増加が急激に起こるものと考えられる。

遼寧省には本工場、瀋陽化工廠、本溪市草河口化工廠の3つのPVC 生産工場があり、生産能力は30,000トンである。

製品の用途と消費機構は中国全土と差がない。硬質用は、本溪塑料廠、瀋陽塑料九廠、瀋陽塑料十廠、等が外国から硬質用加工機械設備を導入したので需要が増加した。

販売と市場は1979~1980年に落ち込んだが、1981年には回復した。落ち込みの主な原因は、可塑剤の不足、樹脂の品質問題、輸入樹脂の影響、農業用フィルムの滞貨等であった。

調査で明らかになったことは、遼寧省のプラスチック需要に対し、樹脂の供給量は省内だけでは不足していて、省外からも樹脂を入荷していることである。省内の主な需要家は16工場で、1985年の需要は45,000~50,000トンに達し、近い将来、生産販売量はかなりの発展をみるであろう。

2) PVC の1985年上半期の販売計画を表1.2.9-4 に示す。

表1.2.9-4 1985年上半期販売計画

No.	主な需要家	契約量 (T)	用 途
1	錦州塑料廠	1,600	フィルム
2	錦州塑料七廠	200	サンダル
3	錦州塑料八廠	60	
4	瀋陽塑料廠	350/200	ケーブル/フィルム
5	瀋陽塑料三廠	200	サンダル
6	瀋陽塑料五廠	60	サンダル
7	瀋陽塑料九廠	150	異形材
8	撫順塑料一廠	100	フィルム, ケーブル
9	鞍山塑料廠	300	サンダル
10	撫順塑料四廠	140	
11	營口塑料廠	400	バッグ
12	大連塑料三廠	50	バッグ
13	大連塑料五廠	150	透明品
14	北鎮塑料廠	150	サンダル
15	錦州塑料製品廠	800	
16	凌源塑料廠	60	
17	その他	330	
合 計		5,100	

3) PVC の過去9年間の販売量を表1.2.9-5 に示す。

表1.2.9-5 過去9年間の販売量

年 度	販売量 (T)
1976	3,605
1977	5,855
1978	9,471
1979	9,887
1980	10,375
1981	13,231
1982	13,880
1983	12,887
1984	12,674

4) PVC の最新販売価格を表1.2.9-6 に示す。

表1.2.9-6 販売価格

品種型番	一級品 (元/T)	二級品 (元/T)
XS-1~XS-2	2,000	1,960
XS-3~XS-4 XJ-1~XJ-2	1,960	1,920
XS-5~XS-6 XJ-3~XJ-4	1,920	1,880
XJ-5~XJ-6	1,880	1,840

製品の出荷形態は25kgの紙袋詰めのみである。前述の如く未だ需要家の消費規模が小さく、大型の包装形態を必要としない。紙袋は内装にポリエチレン袋を入れ、外装は4層のクラフト紙、口はミシン掛けである。

販売価格は包装込みで国家統一価格である。

### 1.2.10 基本設計データ

錦西化工総廠の基本設計データは下記の通りである。

- |             |                                    |                                    |
|-------------|------------------------------------|------------------------------------|
| (1) 設計温度    | 最高 38.2℃                           |                                    |
|             | 最低 -31.1℃                          |                                    |
|             | 夏期平均温度 24.4℃                       |                                    |
|             | 冬季平均温度 -9.0℃                       |                                    |
| (2) 設計気圧    | 747 mmHg                           |                                    |
| (3) 設計湿度    | 夏期相対湿度 75%                         |                                    |
|             | 冬季相対湿度 52%                         |                                    |
| (4) 風荷重     | 年間平均風速 3.5m/s                      |                                    |
|             | 設計風圧 50kg/m <sup>2</sup>           |                                    |
| (5) 風向      | 夏期 南                               |                                    |
|             | 冬期 北北東                             |                                    |
|             | 全年 南南西                             |                                    |
| (6) 降雨量     | 全年平均 538.8 mm/年                    |                                    |
| (7) 地震裂度    | 7級                                 |                                    |
| (8) 積雪荷重    | 20kg/m <sup>2</sup>                |                                    |
| (9) 地耐力     | 15T/m <sup>2</sup>                 |                                    |
| (10) 凍結深さ   | 1,120 mm                           |                                    |
| (11) 用役設計条件 |                                    |                                    |
| 1) 水        |                                    |                                    |
| a) 新鮮水      | 使用温度 7~17℃                         | 設計温度 32℃                           |
|             | 使用圧力 0.2 ~0.25kg/cm <sup>2</sup> G | 設計圧力 2.0 kg/cm <sup>2</sup> G      |
| b) 循環水      | 使用温度 <30℃                          | 設計温度 30℃                           |
|             | 使用圧力 2.5 ~4.5 kg/cm <sup>2</sup> G | 設計圧力 4.25~6.25kg/cm <sup>2</sup> G |
| c) 純水       | 使用温度 20~30℃                        | 設計温度 30℃                           |
|             | 使用圧力 6 kg/cm <sup>2</sup> G        | 設計圧力 7.75kg/cm <sup>2</sup> G      |

## 2) 蒸気

a) 中圧蒸気	使用温度	445 ± 5 °C	設計温度	450 °C
	使用圧力	39 +0 -2 kg/cm <sup>2</sup> G	設計圧力	39kg/cm <sup>2</sup> G
b) 低圧蒸気	使用温度	280 ~320 °C	設計温度	320 °C
	使用圧力	8 ~13kg/cm <sup>2</sup> G	設計圧力	14.75 kg/cm <sup>2</sup> G
3) 窒素	使用温度	常温	設計温度	40°C
	使用圧力	2 kg/cm <sup>2</sup> G	設計圧力	3.75kg/cm <sup>2</sup> G
4) 工業用空気	使用温度	常温	設計温度	40°C
	使用圧力	3.5 ~4.0 kg/cm <sup>2</sup> G	設計圧力	5.75kg/cm <sup>2</sup> G
5) 計装用空気	使用温度	常温	設計温度	40°C
	使用圧力	3.5 ~4.0 kg/cm <sup>2</sup> G	設計圧力	5.75kg/cm <sup>2</sup> G

## 6) 電気

a) 動力	高圧	200Kw 以上	6,000V
	低圧	200Kw 未満	380V
b) 照明用			220V
c) 計装用			220V
d) コンセント			380V、220V





## 第 2 章

### 生產工程



## 第 2 章 生産工程

### 2.1 苛性ソーダ製造設備の現状

#### 2.1.1 水銀法電解設備の現状

##### (1) 工場の概要

- 1) 当化学総工場は、1950年代に原材料の中核をなす塩素の発生源として、隔膜法電解苛性ソーダ設備の操業を開始している。
- 2) 2年後には、水銀法をも採用し、隔膜法とともに幾多の改造、更新を行い現在に至っているが、水銀法の経緯は次の通りである。

1952年 水銀法 8 KA を設置

1956年 改良 25 KA に通電容量を上昇

1964年 ソ連の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 120KA、槽数38基、金属陽極を装備した大型水平式電解槽に改造して現在に至る。

- 3) 1984年の生産量は、隔膜法23,460t/年、水銀法38,940t/年、合計62,400t/年で生産能力85,000t/年に対し、稼働率73%で、全国生産量2,000,000 t/年(1983年度)の 4.3%を示している。
- 4) 当電解工場は、総工場の西北端に位置し、入口から最も遠い所にある。図1.

##### 2.1-1 参照

原料塩受入、塩水精製、隔膜法電解、水銀法電解、苛性濃縮、塩素、水素、液塩等、地区に分かれており、それぞれが、相当の距離を有している。

- 5) 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年の経過であり、隔膜法電解、塩水精製、濃縮等の老朽化設備に比べて、新しい設備である。

(2) 製品仕様

1) 苛性ソーダの国家基準

1985年1月1日に国家標準が改訂され、GB209-63から次のGB209-83になった。

a) 固体水酸化ナトリウム 表 2.1.1-1

生産方法	水銀法		隔膜法	
	1 級	2 級	3 級	4 級
NaOH % $\geq$	99.5	99.0	96.0	95.0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> % $\leq$	0.45	0.90	1.40	1.80
NaCl % $\leq$	0.08	0.15	2.80	3.30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> % $\leq$	0.004	0.005	0.01	0.02

改訂以前には、水銀法の3級があったが、今回なくなった。

b) 液体水酸化ナトリウム 表 2.1.1-2

生産方法	水銀法	隔膜法	
	1 級	1 級	2 級
NaOH % $\geq$	45.0	42.0	30.0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> % $\leq$	0.30	0.80	0.80
NaCl % $\leq$	0.40	2.0	5.0
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> % $\leq$	0.003	0.01	0.01

隔膜法 1、2 級ともに、Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 1.00%から、0.80%に  
Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 0.03%から、0.01%に減少されている。

2) 苛性ソーダの品質 (水銀法のみ記述)

a) 固体 表 2.1.1-3

Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	99.6 %
NaCl	0.32 %
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.001%

全て基準値を上回っており、ここ10年間、クレームは全くない。

b) 液体 表 2.1.1-4

NaOH	46.2 %
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.24 %
NaCl	0.024%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.002%

全て基準値を上回っており、ここ10年間、クレームは全くない。

3) 塩素ガスの品質 表 2.1.1-5

	水銀法	隔膜法	混合後の乾燥工程
Cl <sub>2</sub> 純度	95.4 %	95.0 %	94.0 %
H <sub>2</sub> /Cl <sub>2</sub>	0.45 %	0.44 %	0.428 %
O <sub>2</sub> /Cl <sub>2</sub>	0.266%	0.267%	———
CO <sub>2</sub> /Cl <sub>2</sub>	2.2 %	測定せず	測定せず
H <sub>2</sub> O/Cl <sub>2</sub>	———	———	0.0621%

a) Cl<sub>2</sub>純度が低いのは、電解槽の負圧運転による空気の流入が大きいからである。

尚、N<sub>2</sub>の分析はやっていないし、又、通常H<sub>2</sub>の分析だけである。

b) 乾燥後のH<sub>2</sub>O が、621p.p.mとなっており、この問題については、後述する。

4) 水素ガスの品質 表 2.1.1-6

	水銀法	隔膜法
H <sub>2</sub> 純度	99 %	99 %
O <sub>2</sub> /H <sub>2</sub>	0.266%	0.267%

(3) 原材料規格と現状

1) 原塩

分析方法に国家標準は無く、企業標準QB 348-77 による。

産地 天津 表 2.1.1-7

	規格	現状	比較 (1)
NaCl %	93	94.6	96.4
SO <sub>4</sub> %	0.56	0.54	0.18
MgO %	0.35	0.20	0.028 (Mg)
CaO %	0.252	0.22	0.06 (Ca)
不溶解分%	0.40	0.13	0.13

比較(1)：日本での輸入塩の一例

不純物が、比較(1)に比べて相当多く、かつNaCl純分も低い。

又、季節により大きく変わるようであり、規格値よりも低い純分のものが入荷すれば、それに見合った量の調節を行っている。

2) 炭酸ソーダ 表 2.1.1-8

	規格	現状
NaCO <sub>3</sub>	> 98 %	99.5 %

3) 塩化バリウム 表 2.1.1-9

	規格	現状
BaCl <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O	98~99%	98.5 %

4) 塩酸 表 2.1.1-10

	規格	現状
HCl	31~36%	32.1 %

5) 凝集剤 (ポリアクリル酸ナトリウム)

表 2.1.1-11

FXV	分子量 100万～ 200万
	固体含量 28%

(4) 配置

1) 全体配置 図 1.2.2-1参照

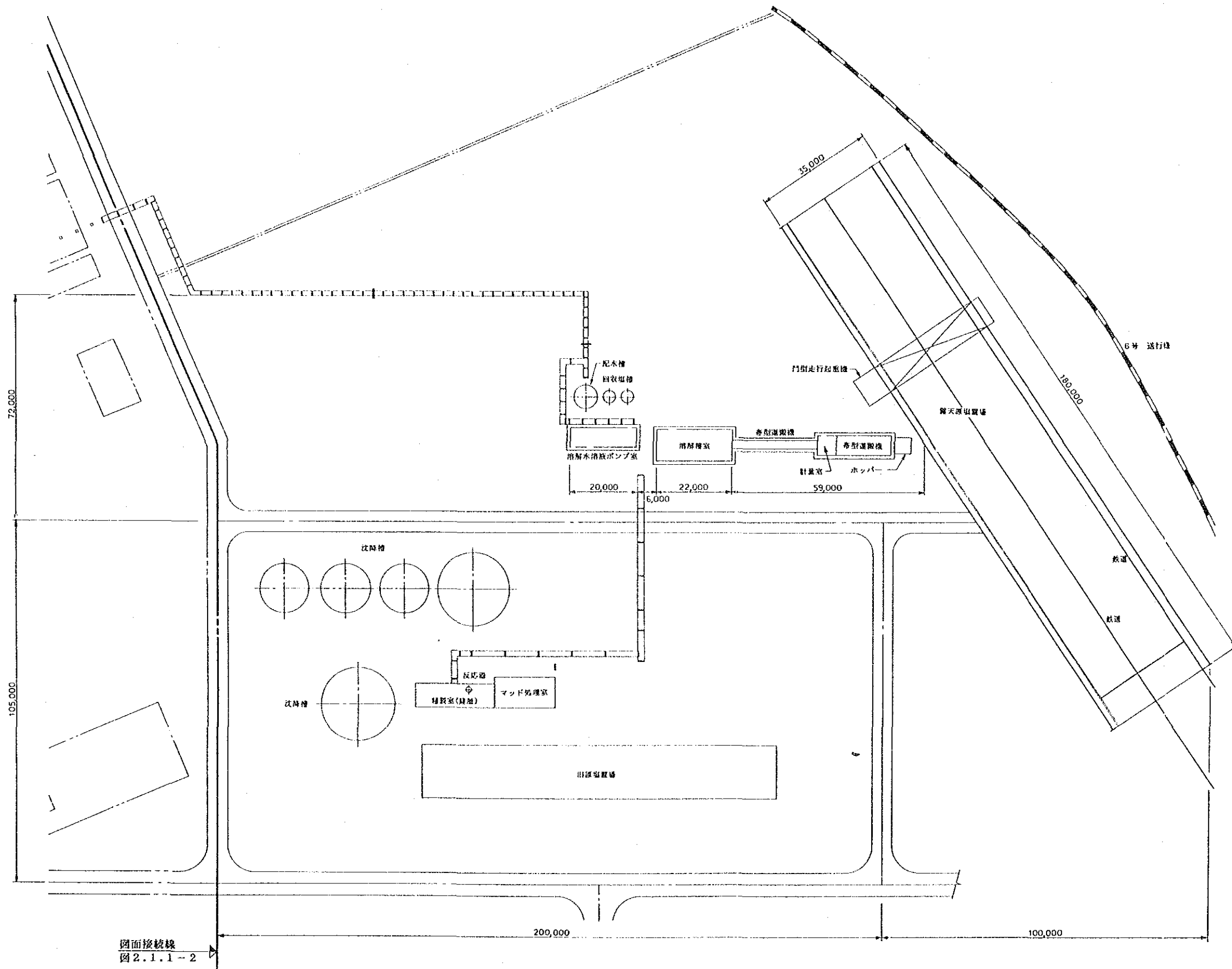
2) 詳細配置

a) 塩水精製地区配置図 図 2.1.1-1参照

b) 電解地区配置図 図 2.1.1-2参照

c) 水銀法電解槽配置図 図 2.1.1-3参照





図面接続線  
図 2.1.1-2

図 2.1.1-1 塩水精製地区配置図

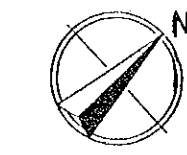
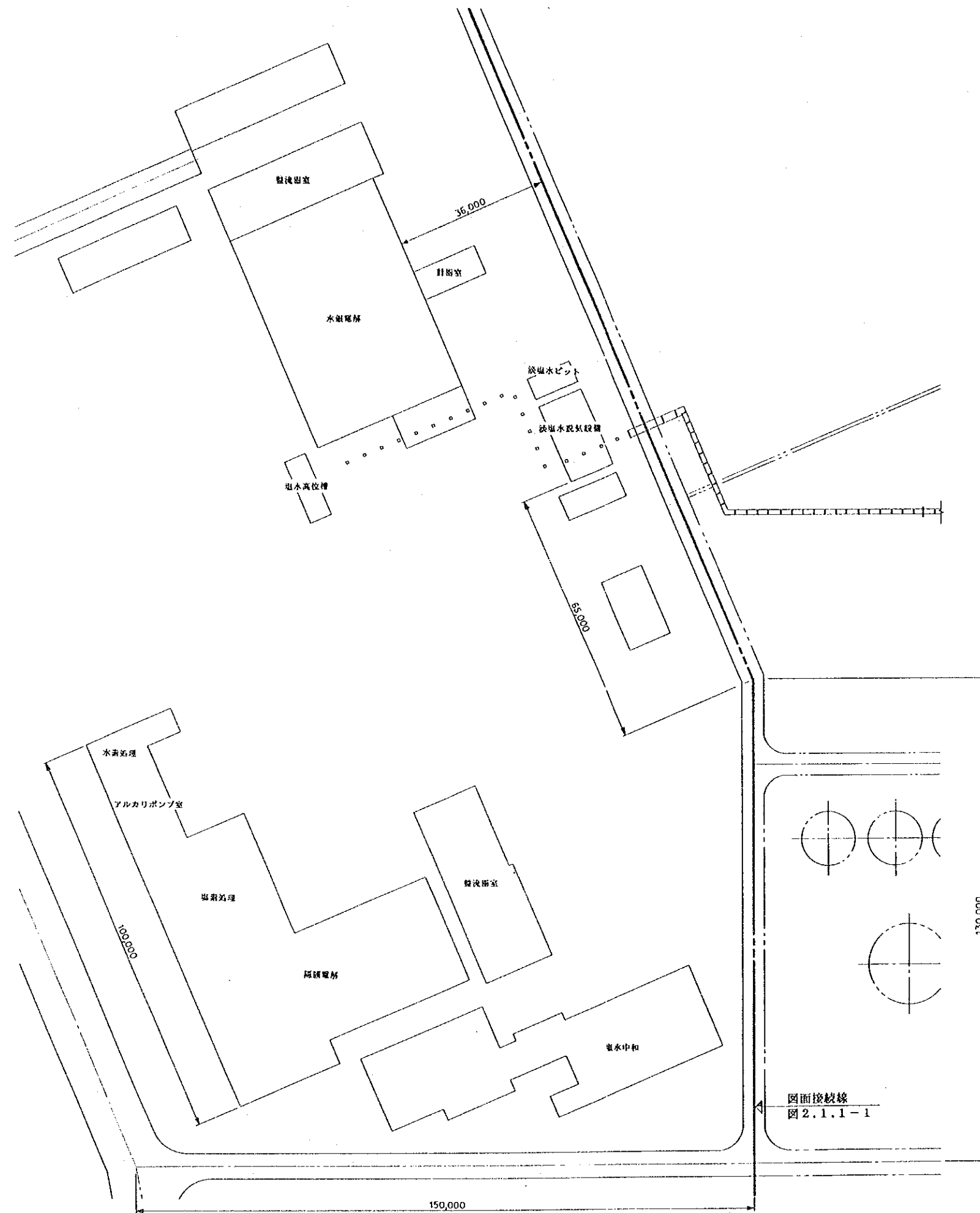


図 2.1.1-2 電解地区配置図

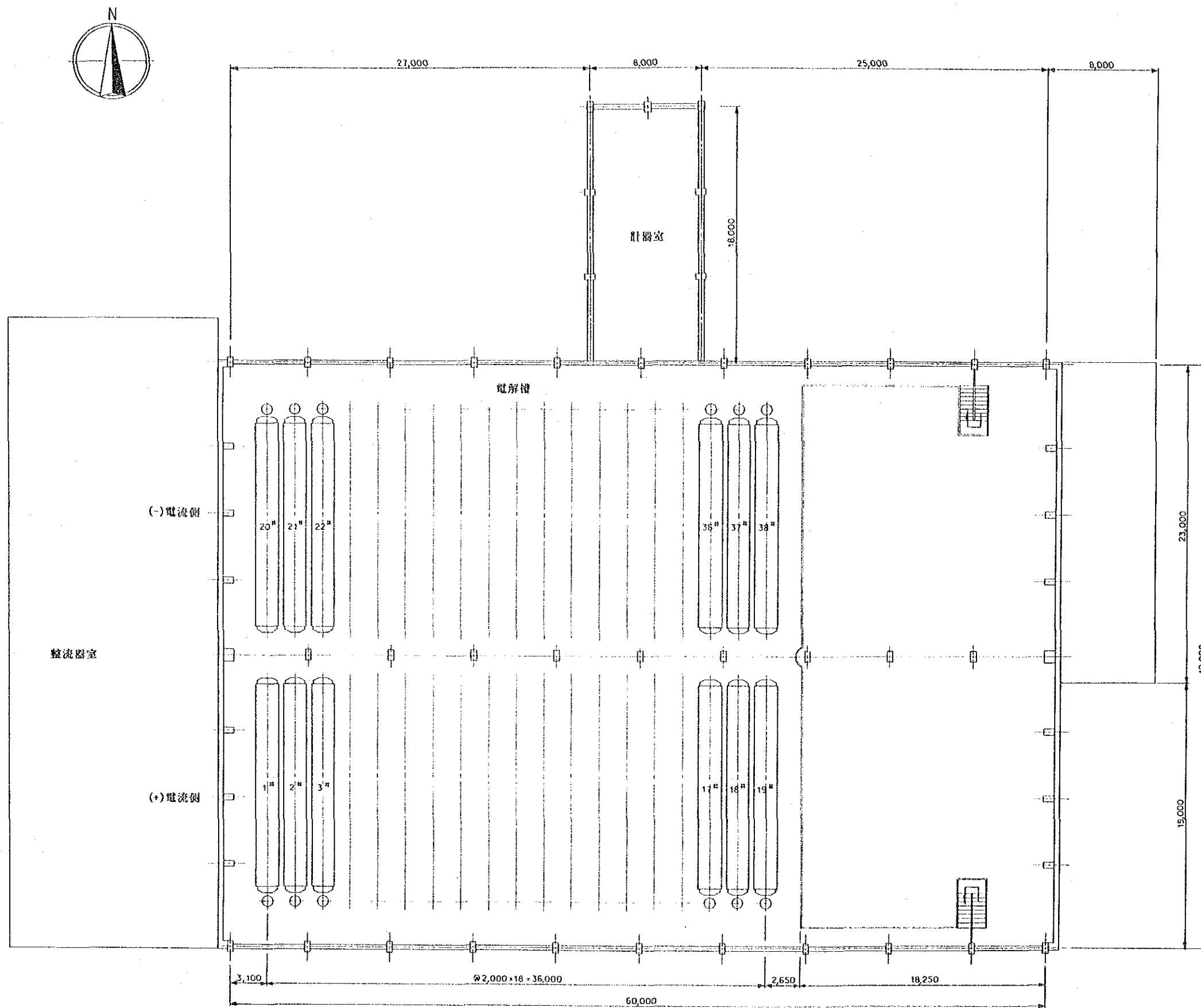


图 2.1.1-3 水銀法電解槽配置图



## (5) 生産工程概要

### 1) 全体フロー

図 2.1.1-4プロセス・フローシートの様に原料塩、製品は全て水銀法、隔膜法と共用されている。

精製塩水は中和以後、水銀法と隔膜法に送液され、隔膜法苛性ソーダ濃縮設備の折出塩は新たに供給される原塩と共に溶解設備に送られる。

塩素ガスは、水銀法、隔膜法と混合され、乾燥後 PVC設備と液体塩素設備に送ガスされる。

水素ガスは冷却後、PVC設備、合成塩酸設備、カプロラクタム設備に送ガスされる。

苛性ソーダは、含有塩分の少ない水銀法を主として固形化を行い、隔膜法は主に液体苛性ソーダとして出荷される。

### 2) 塩水工程

図 2.1.1-5塩水工程フローシート参照

原塩溶解槽(2基)で食塩濃度を300 ~ 310g/lにされた粗塩水は、反応器(1基、通常日本国内で使用されている攪拌槽ではない。)に送液され、苛性ソーダ、炭酸ソーダおよび凝集剤を添加され反応する。

反応後、清澄槽(5基のうち通常3~4基使用)にて精製、分離され、清澄液は次工程の中和ピットにて塩酸によるpH調整(7~8)後、透明度1m程度にされ電解槽供給ヘッドタンクに送られる。

一方清澄槽からの塩水マッドは、ピット内に一時貯蔵され、次の抽出タンクに送液され次亜塩素酸ソーダ、塩酸、蒸気加熱等による水銀抽出を行い、濾過器にて固液分離される。

電解槽からの淡塩水は、淡塩水タンク経由後、脱気脱塩素の後、配水タンクに戻され隔膜法苛性ソーダ濃縮設備からの折出スラリー塩と混合された後に、原塩溶解槽に注入される。

脱気缶からの塩素ガスは、塩素ガス乾燥設備に製品として回収されるが、淡塩水タンク内の残塩素ガスは、除害塔へ回収され次亜塩素酸ソーダを造

り、貯槽へ送液される。

### 3) 電解工程

図 2.1.1-6電解工程フローシート参照

中和工程から塩水高位槽を経由した供給塩水は、トップボックスにフィードされ電解槽へ入る。

電解槽には、解汞塔で解汞された水銀が水銀ポンプでトップボックスの底部に供給される。

供給された水銀は、洗浄、冷却を兼ねた清水により洗われ、その洗浄水は1パスで洗浄水タンクに戻り、除害塔用アルカリとして使用される。

所定のNaClを電気分解された塩水は、淡塩水として、タンクに戻される。

塩素ガスは、トップボックス上部から塩素ガス乾燥設備に送られる。

解汞塔で生成した苛性ソーダは受槽に送られ、濾過器経由、貯槽又は固形化設備へ送られる。

又、水素ガスは、解汞塔上部にある冷却器で冷却されたのち、水素処理へ送ガスされる。

### 4) 塩素工程

図 2.1.1-7塩素ガス乾燥工程フローシート参照

乾燥設備は3系列所有し、その内1系列は予備である。

水銀法、隔膜法塩素ガスは水封器で混合されており、冷却器から発生する塩素ドレンで洗浄され、冷却器に送られる。

冷却器は間接式熱交換器で、第1塔は循環工水での冷却、第2塔は井戸水での冷却、第3塔は冷凍水で冷却している。

次工程の乾燥塔は、1塔式であり上段に濃硫酸、下段に循環硫酸を注入している。

乾燥された塩素ガスは、ナッシュポンプで分配タンクへ送られ、塩ビ設備、液体塩素設備に送ガスされる。

## 5) 水素工程

### 図 2.1.1-8水素ガス処理工程フローシート参照

水素冷却設備は、水銀法、隔膜法各々1系列を所有している。

水銀法水素ガスは解汞塔上部で冷却された後、この処理工程に送ガスされている。

従って、電解近辺に冷却器のない隔膜法に較べて冷却器が1段少なくなっているが、冷凍水使用の冷却器出口の水素ガス温度は両者同じである。

ナッシュポンプ型水素ブローアの吐出で再冷却、分離の後にヘッダーを經由して水銀法、隔膜法の水素が混合され、塩ビ設備、カプロラクタム設備に送ガスされている。

この処理工程での水は水銀を含んでいるために、専用の回収タンク、ポンプを設置して水銀法電解工場に回収している。

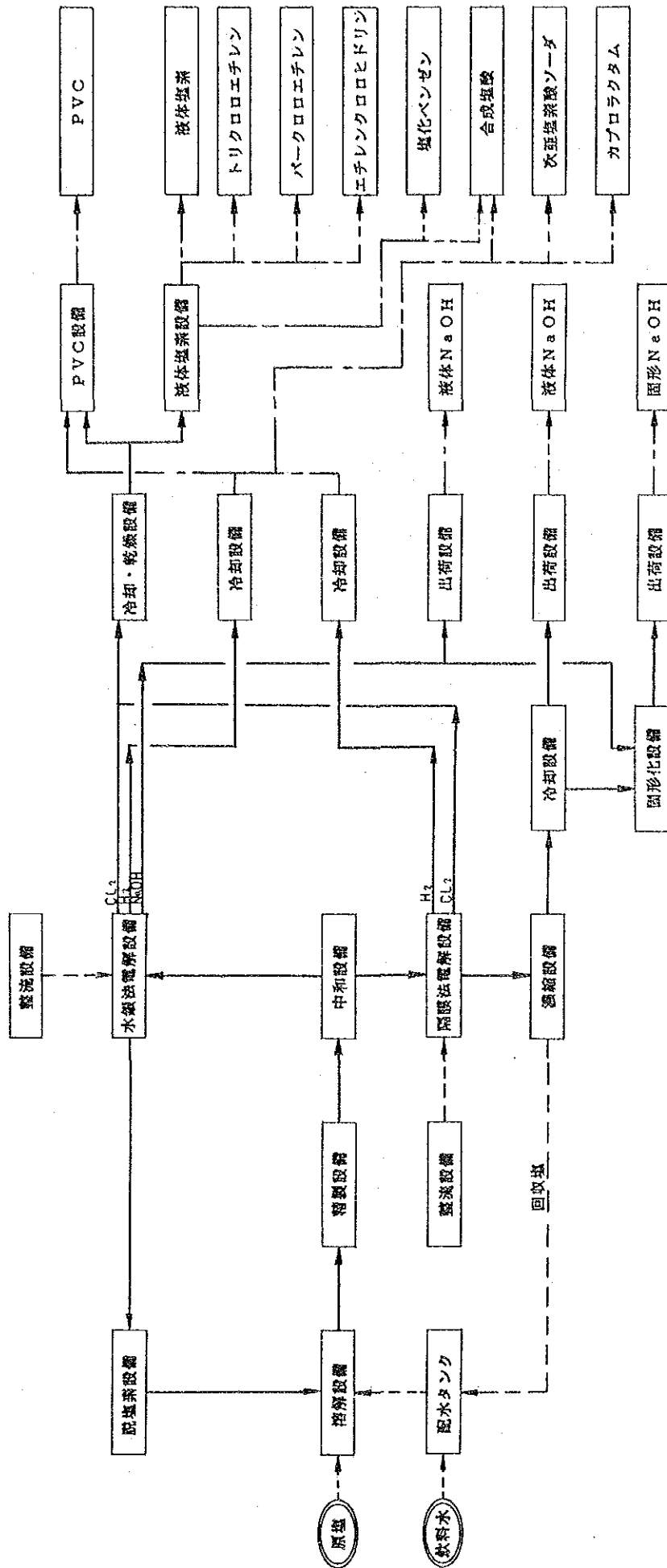


図2.1.1-4 プロセスフローシート



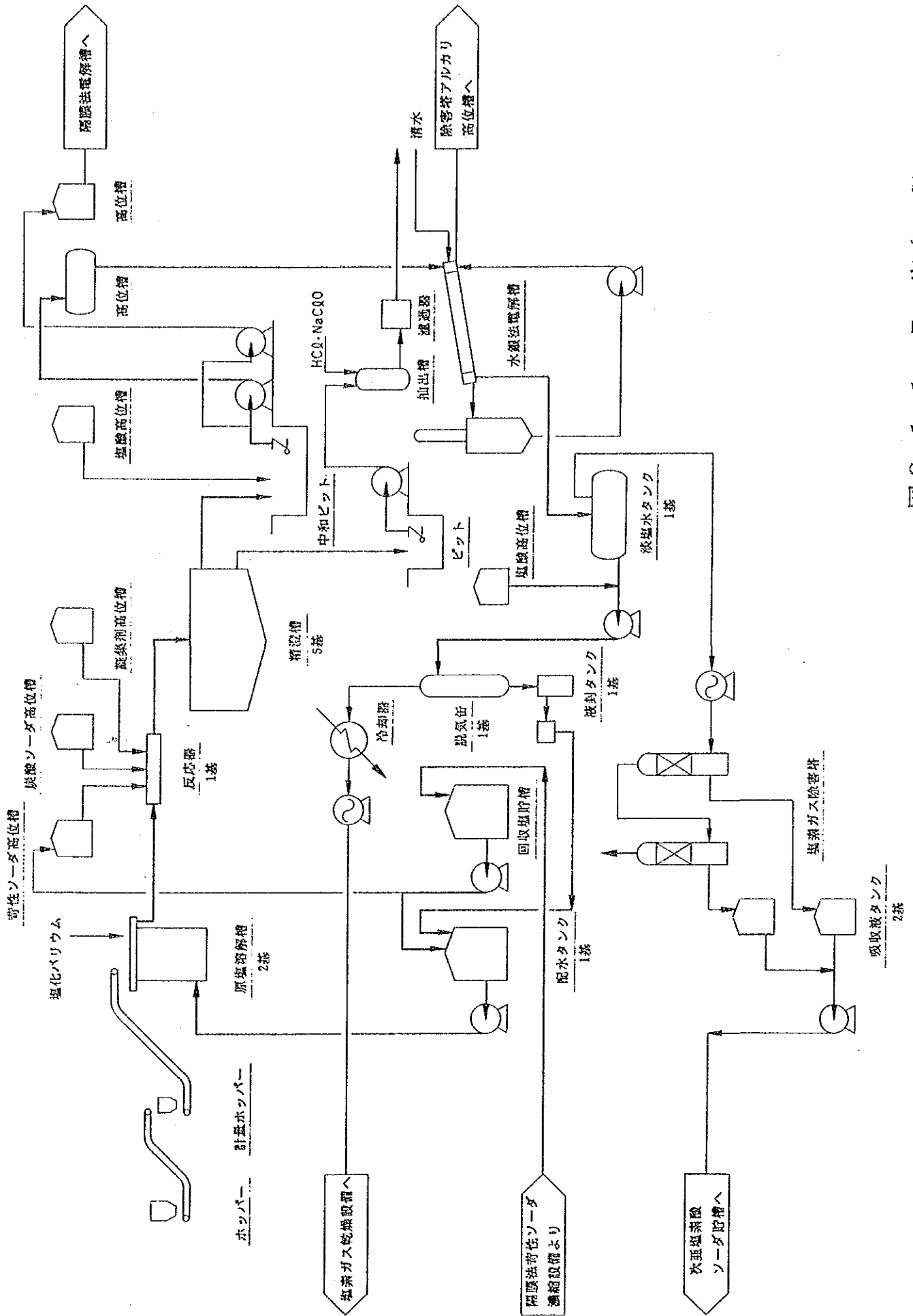


図 2.1.1-5 塩水工程フローシート

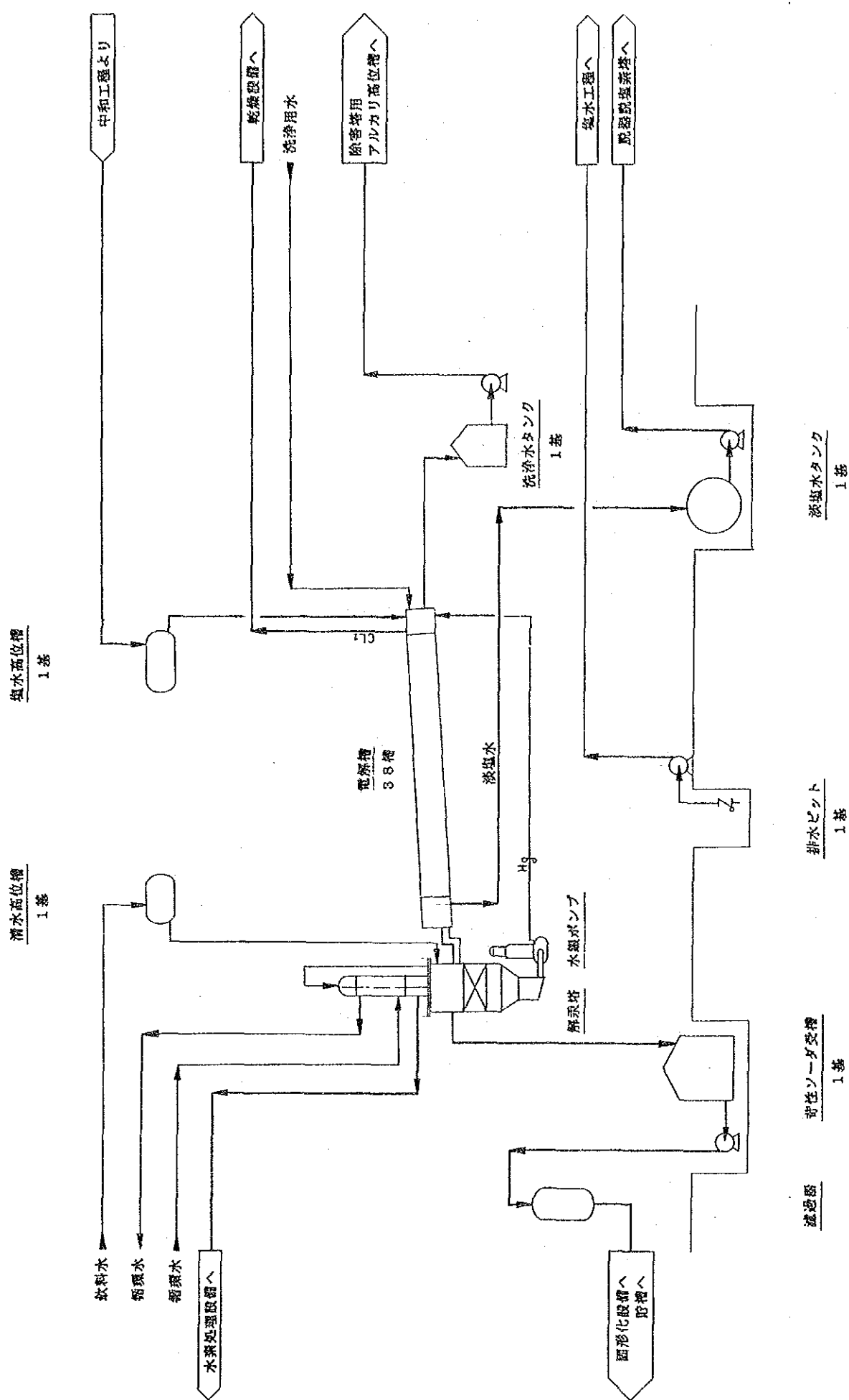


図 2.1.1.1-6 電解工程フローシート

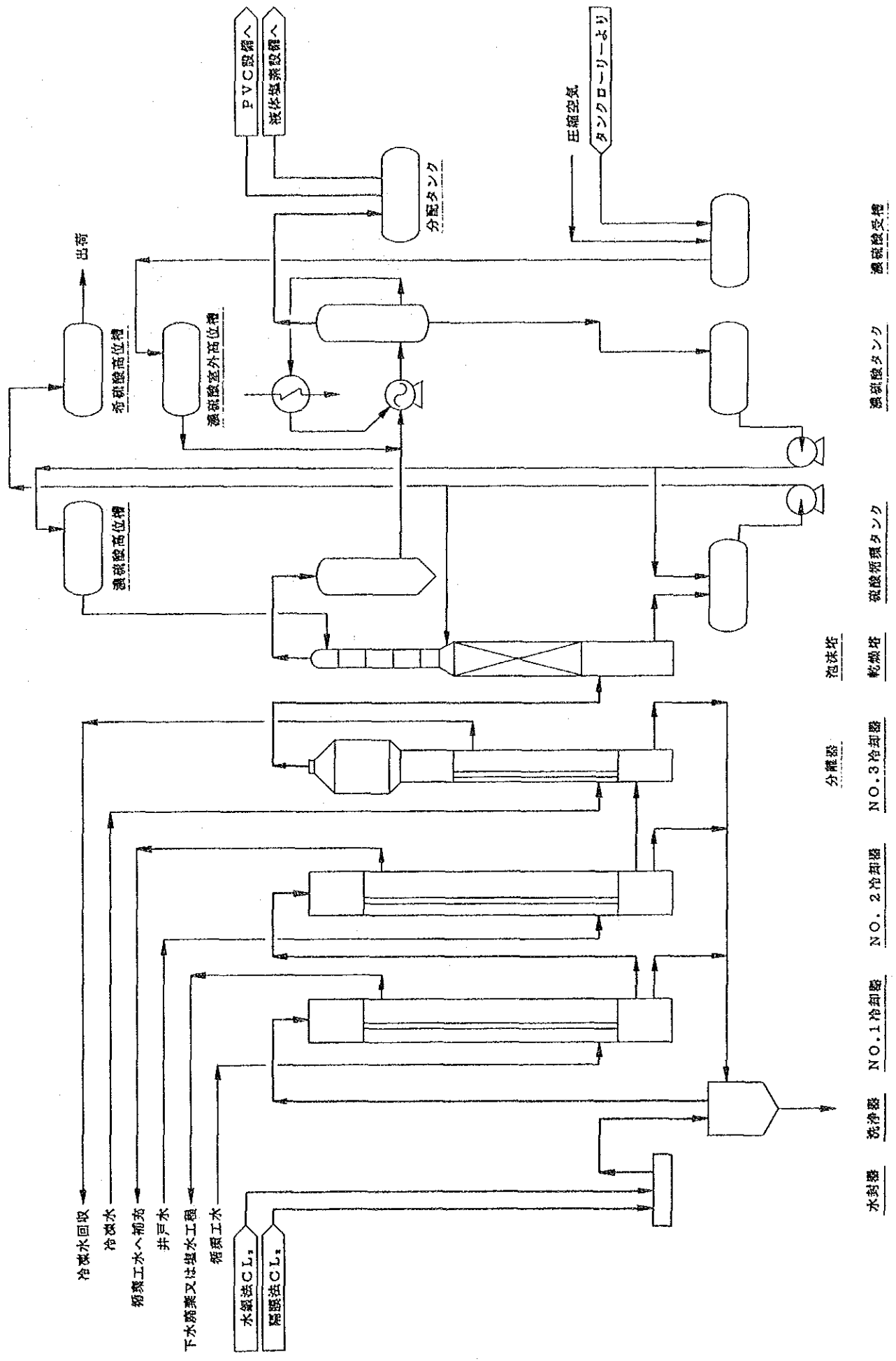
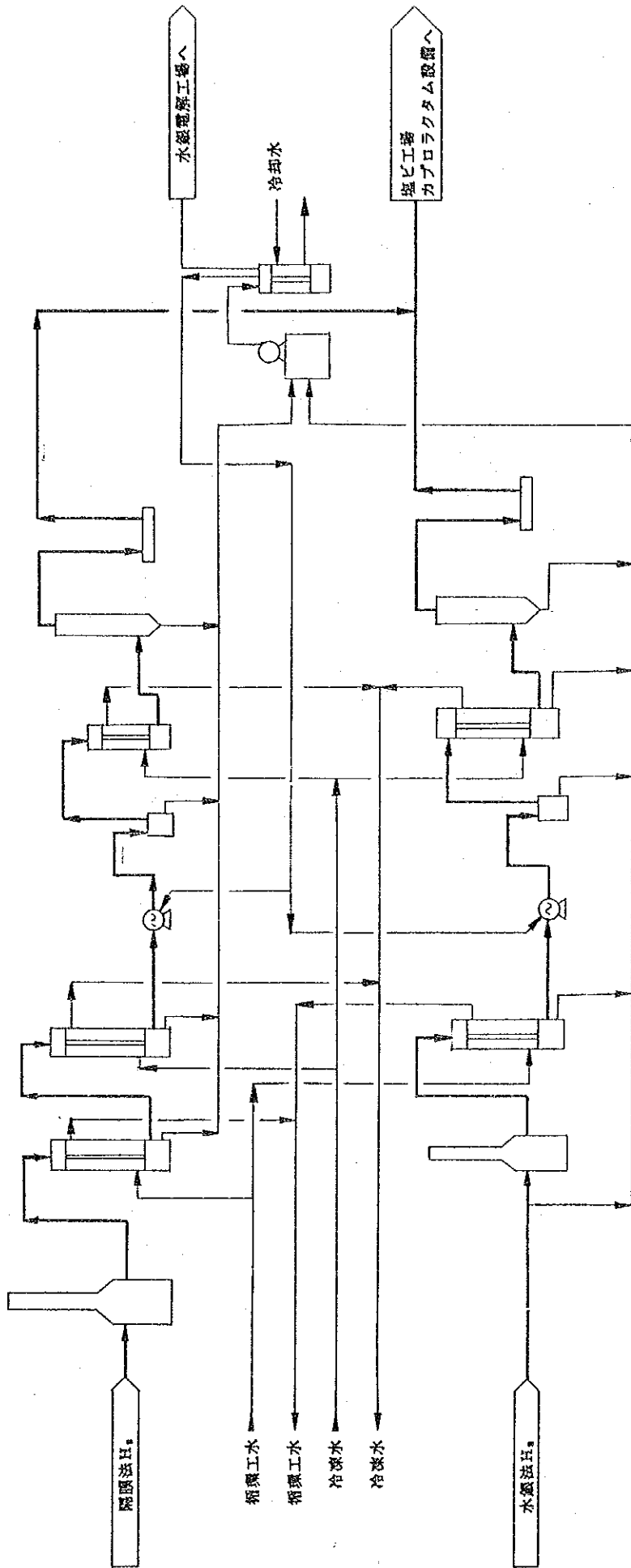


図 2.1.1.1-7 塩素ガス乾燥工程フローシート

水封・排水タンク NO.1冷却器 水蒸ブロワー 冷却器 ヘンダー



循環ポンプ 水封・排水タンク 冷却器 水蒸ブロワー 冷却器 分離器 ヘンダー 水タンク 冷却器

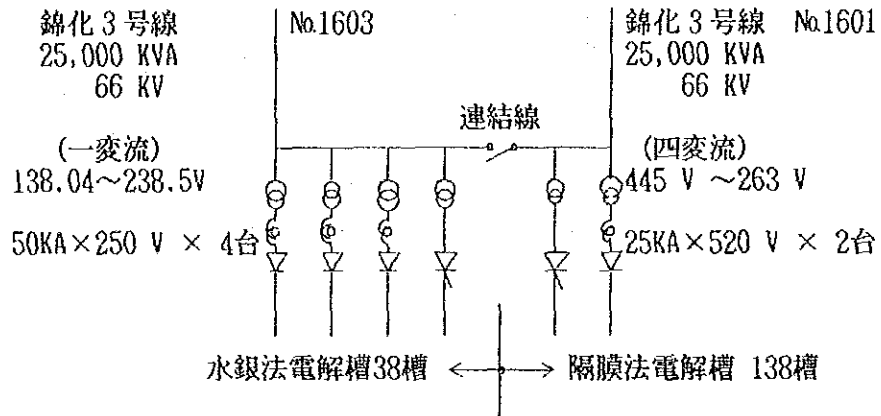
図2.1.1-8 水素ガス処理工程フローシート

(6) 生産設備と運転概要

1) 受変電整流設備

a) 系統

詳細は図 2.1.1-9 整流系統図を参照願うが、概略は次の通りである。



b) 設備内容

受電能力 最大 25,000KVA × 2 系統 = 50,000KVA  
 受電電圧 66 KV

表 2.1.1-12

	水銀法 (一変流)	隔膜法 (四変流)
電圧調整範囲	138.04 ~ 238.5V	263 ~ 445V
整流器台数	4 台	2 台
形式	サイリスター 1台	サイリスター 2台
	シリコン 3台	シリコン 3台
定格電流	50 KA / 台	25 KA / 台
定格電圧	250 V	520 V
製造者	サイリスター 北京	サイリスター 北京
	シリコン 瀋陽	シリコン 瀋陽
型番	サイリスター KGHS-50,000/250	サイリスター KGHS-25,000/250
	シリコン KGH-50,000/250	シリコン KGH-25,000/250

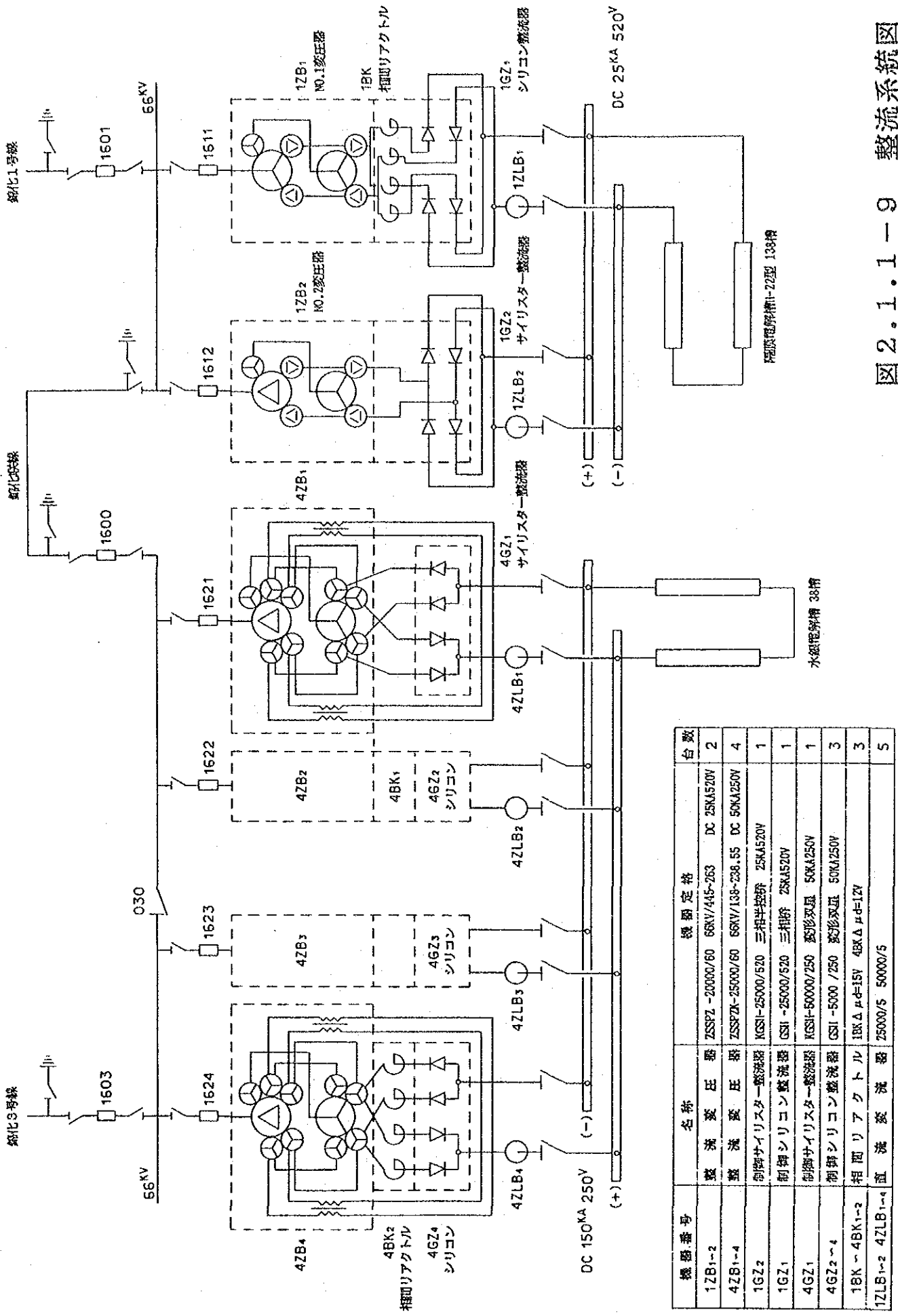


図 2.1.1-9 整流系統図

機器番号	名称	機 種 定 格	台 数
1ZB1-2	整流変圧器	ZSPZ-20000/60 66KV/445-263 DC 25KA520V	2
4ZB1-4	整流変圧器	ZSPZK-25000/60 66KV/138-238.65 DC 50KA250V	4
1GZ2	制御サイリスタ-整流器	KCSI-25000/520 三相半控形 25KA520V	1
1GZ1	制御シリコン整流器	GSI-25000/520 三相形 25KA520V	1
4GZ1	制御サイリスタ-整流器	KCSI-50000/250 菱形双風 50KA250V	1
4GZ2-4	制御シリコン整流器	GSI-5000/250 菱形双風 50KA250V	3
1BK-4BK1-2	相間リアクトル	1BK Δ μ=15V 4BK Δ μ=12V	3
1ZLB1-2 4ZLB1-4	直 流 変 流 器	25000/5 50000/5	5

c) 運転概要 (隔膜法は後述)

変流効率 95.3%

力 率 92.0%

年平均電流値 86.08 KA

年平均電力 158.1 V

消費電力 13,610 KW

電流負荷率  $86\text{KA} / 200 \text{ KA} \times 100 = 43 \%$

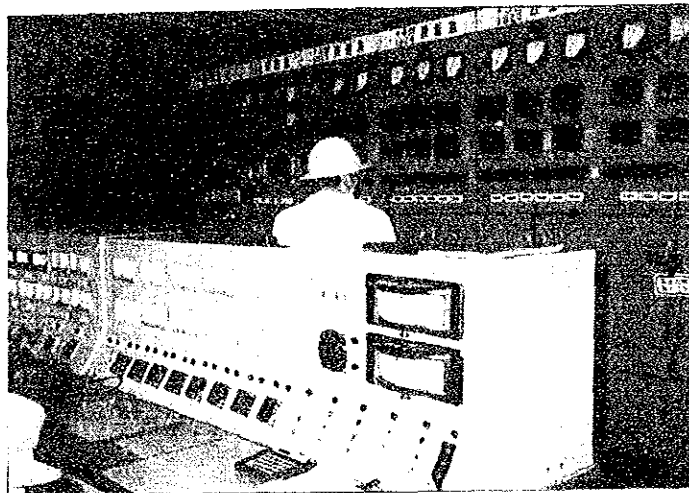
電圧負荷率  $158.1\text{V} / 250 \text{ V} \times 100 = 63 \%$

整流器の発熱を考慮した最大通電容量 150KA/4台

通常1回/月掃除のために1台毎に停止するが、掃除日以外は4台共に稼働させている。

計画的なオーバーホールは、7～8年に1回である。

写真 2.1.1-1 計器室



## 2) 電解槽設備

### a) 設備

#### i) 電解槽

型式	一字型
最大容量	120 KA
寸法	1,600 W (有効 1,240) × 14,580 L × 292 H
面積	陰極 18.1 m <sup>2</sup> 陽極 16.85 m <sup>2</sup>
	(Ti-Ru メッキ金属陽極) 390 W × 800 L × 3個 × 18列
電流密度	陰極 6.63KA/ m <sup>2</sup> 陽極 7.12KA/ m <sup>2</sup>
陽極吊装置	懸垂式上下動機構なし
蓋	4 mm帆布入りクロロプレングム
傾斜	8/1,000

#### ii) 水銀ポンプ

型式	豎型遠心ポンプ
仕様	(54~70 l/m) × (2~2.5 m) × 3 kw × 1,450 r.p.m

#### iii) 解汞塔

寸法	1,000 φ × 2,500 H × 8 t
解汞粒	黒鉛 10 φ × 10 H (現地チェック 10 φ × 14 H)
充填量	900 φ × 1,150 H, 732 ℓ (800kg)

バスケット押え スプリング加圧式

流向 上: Na - Hg } 向流型  
下: 飲料水 }

他 上部水素ガス冷却器併設型

#### iv) 短絡器

型式 気中型



- 接触部 銀接点挿入型  
 容量 7 KA/ 台×18台=126 KA  
 駆動 エヤーシリンダー (100 KG)
- v) 操業開始 1978年 5月  
 vi) 水銀保有量 2,350 Kg/ 槽 (89.3t/38槽)  
 vii) 周辺ブスバー 銅ブスバー  
 360 W × 10 t × 18 列  
 電流密度 最大 185A / cm<sup>2</sup>

写真 2.1.1-2 電解室全景

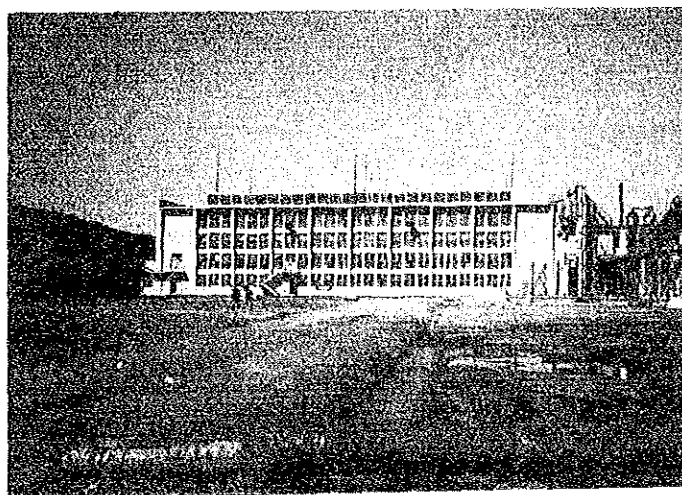


写真 2.1.1-3 計器室内

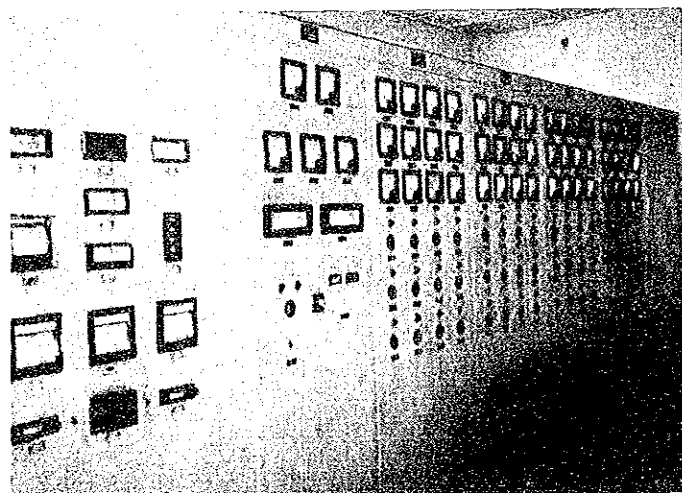


写真 2.1.1-4 計器室内

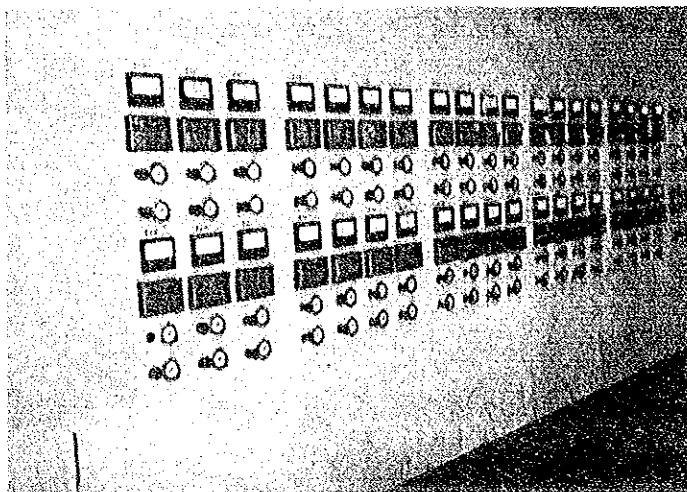


写真 2.1.1-5 電解槽

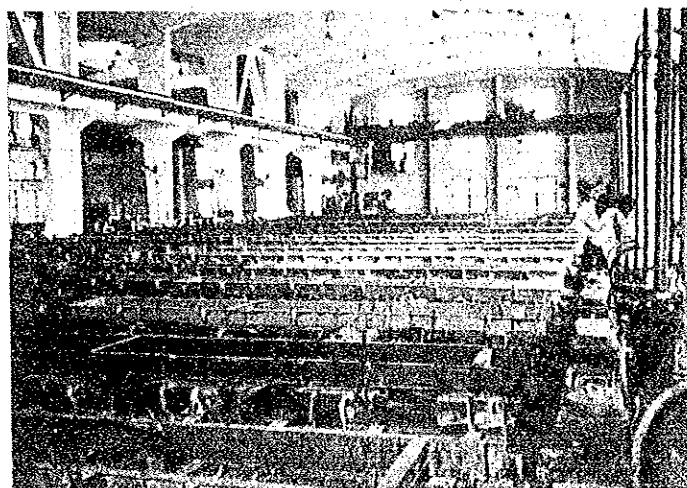


写真 2.1.1-6 電解槽上部

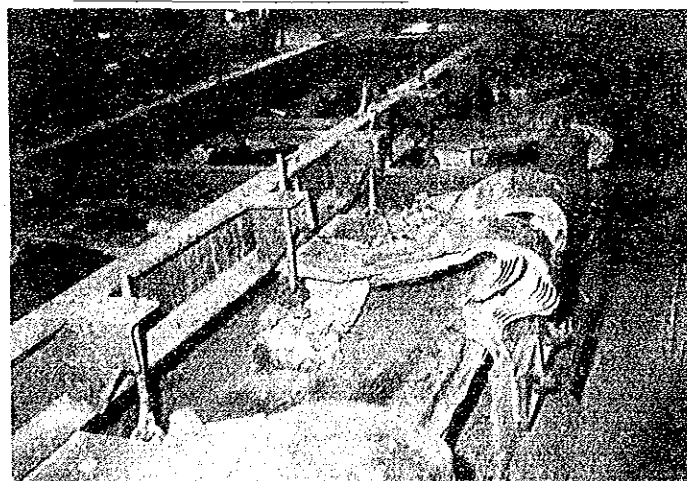


写真 2.1.1-7 解承塔上部

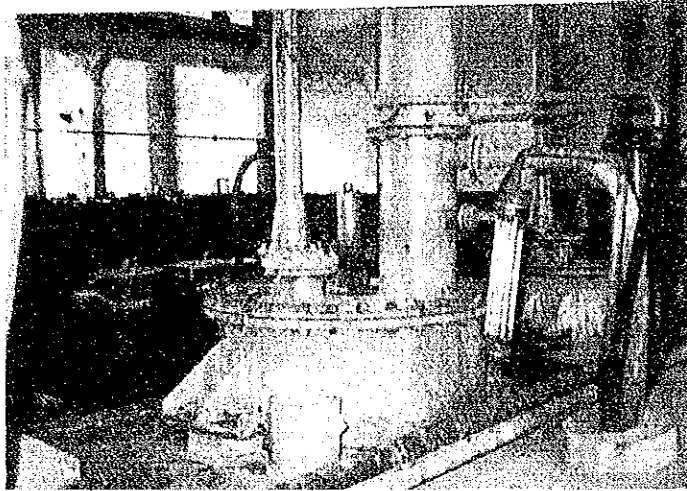


写真 2.1.1-8 水銀ポンプ周辺

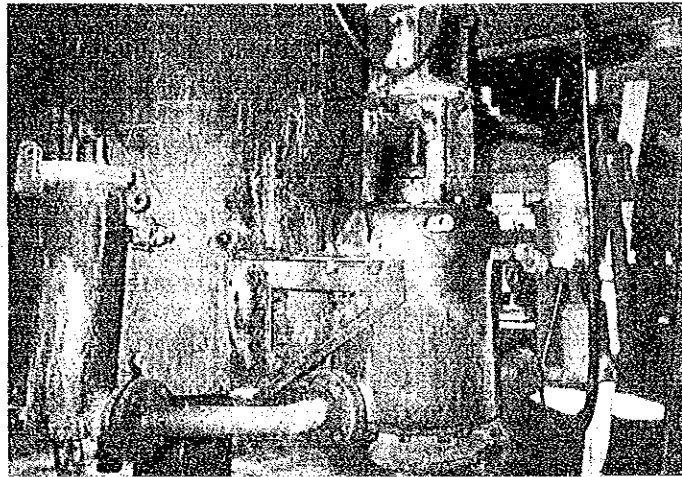


写真 2.1.1-9 電解槽床下



b) 運転概要

電解槽は1978年 5月にスタートした比較的新しい設備であり、建家を含めた環境は良好である。

しかし、その性能はあまり良くない。

特に、金属電極を使用しているにもかかわらず電圧が高く、かつ電力原単位も高い。

以下、1984年の年間平均性能を記述する。

平均電流	86,075A	(陰極電密 4.76KA /m <sup>2</sup> )
稼働槽	37.2槽	
電槽電圧	4.25V	
総電圧	158.1V	
電流効率	95.4%	
陽極寿命	9.2ヶ月	
解汞率	67~98%	
苛性ソーダ濃度	689 g/l	(46.4%)
苛性ソーダ中食塩濃度	0.14%	
塩素濃度	95.4 %	
塩素中水素濃度	0.45%	
塩素中酸素濃度	0.5 %	(通常測定せず)
塩水濃度	入口	310.1g/l
	出口	270 g/l
	分解率	約 13 %
電力原単位	2,991 DC-KWh/t-NaOH	

表 2.1.1-13 操業管理表その1 にその一部を記載する。

尚、電解室内での塩素臭は全くない状態である。

c) 問題点

i) 電槽電圧が高い。

金属陽極の性能は中国製の為不明だが、電流密度 $4.76\text{KA}/\text{m}^2$ で電圧 $4.25\text{V}$ は高すぎる。又、極間調整をやっていない。

ii) 従って、電力原単位も高い。

iii) 解汞率のバラツキが多い。

解汞塔低部の視窓付近には、多量のアマルガムバターが見受けられる。

iv) 製品中の食塩濃度が高すぎる。

v) 水銀ポンプが脈動運転している。

vi) トップボックス洗浄水がバッチ運転の為に水銀洗浄の効果がない。

vii) エンドボックス洗浄水も同様で、まき込食塩の洗浄効果がない。

表 2.1.1-13 操業管理表 その1

1984 年

項 目	管 理 値	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月	年平均
苛性ソーダ濃度 g/l	%	82.5	84.88	80.4	85.0	93.8	88.4	91.7	86.0	96.0	96.9	96.4	95.0	89.7
	$\bar{X}$	686.8	686.1	692.0	689.0	689.3	690.3	690.0	688.8	690.6	690.9	692.8	705.7	691.0
苛性ソーダ中 食塩濃度 g/l	%	97.6	100.0	98.4	100.0	99.2	98.8	100.0	99.73	99.7	99.0	98.2	99.7	99.2
	$\bar{X}$	0.16	0.12	0.16	0.12	0.13	0.158	0.116	0.146	0.11	0.13	0.16	0.15	0.138
塩菜中 水素濃度 %	%	99.73	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	99.46	96.7	100.0	100.0	100.0	99.56
	$\bar{X}$	0.45	0.45	0.457	0.46	0.45	0.44	0.44	0.44	0.5	0.48	0.45	0.46	0.456
淡塩水濃度 g/l	%	97.3	96.22	97.3	98.3	96.5	98.2	98.7	98.4	96.7	99.0	99.7	99.7	98.0
	$\bar{X}$	269.6	269.0	27.0	270.6	269.4	269.1	269.0	269.0	270.0	270.0	270.0	269.4	269.6

### 3) 塩水精製設備

#### a) 設備

##### i) 原塩

ショベルカー	ZL-40	C.S	2台
クレーン用ホッパー	8,082 × 2,600 × 1,656	C.S	1台
ベルトコンベアー	TD-62-500	C.S/鉄	2台
門型クレーン	5 T, スパン 35 m	C.S	1台
大ホッパー	4,100 × 4,100 × 2,100, 53 m <sup>3</sup>	C.S	1台
計量ホッパー	1,600 × 1,600 × 1,000	C.S	1台

写真 2.1.1-10 原塩置場と門形クレーン

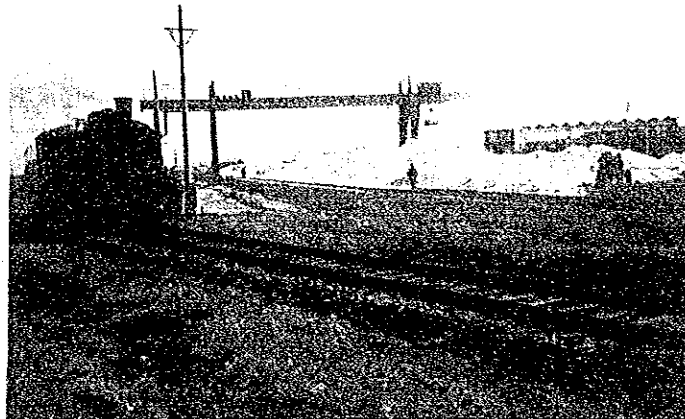
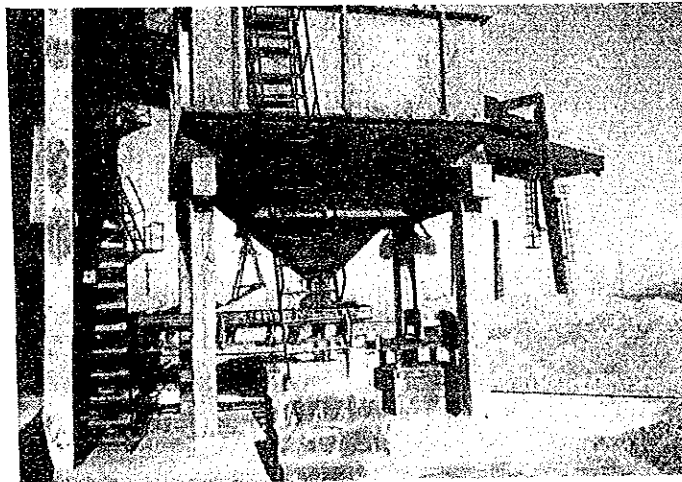


写真 2.1.1-11 原塩ホッパー



ii) 精製

原塩溶解槽	4,500 $\phi$ × 7,000h, 110 m <sup>3</sup>	C.S/R.L	2基
塩バリ溶解槽	1,400 $\phi$ × 1,000 × 1,100, 1.5 m <sup>3</sup>	R.C	2基
塩バリヘッドタンク	1,000 $\phi$ × 1,500H, 1.1 m <sup>3</sup>	C.S	1基
塩バリポンプ	20 m <sup>3</sup> /H × 30 m × 4 kw	FC	2台
精製反応器	1,200 × 800 × 12,680, 12 m <sup>3</sup>	C.S/R.L	1基
炭酸ナトリウムヘッドタンク	2,000 × 3,000 × 2,000, 12 m <sup>3</sup>	C.S	1基
凝集剤ヘッドタンク	2,000 × 3,000 × 2,000, 12 m <sup>3</sup>	C.S	1基
沈降槽	15,000 $\phi$ × 4,630H, 800 m <sup>3</sup>	R.C/イボキシ	3基
	22,000 $\phi$ × 5,520H, 2,000 m <sup>3</sup>	R.C/イボキシ	2基
苛性ソーダヘッドタンク	1,700 $\phi$ × 1,900H, 4.3 m <sup>3</sup>		
塩酸ヘッドタンク	2,000 $\phi$ × 2,600H, 8.1 m <sup>3</sup>	PVC	1基
中和反応槽	1,350 × 880 × 85,600, 100 m <sup>3</sup>	C.S/R.L	1基
塩水貯槽	4,800 × 4,890 × 2,790H, 24.5 m <sup>3</sup>	R.C/タイル	9基
供給ポンプ	140 m <sup>3</sup> /h × 30 m × 30 kw	FC	4台

写真 2.1.1-12 原塩溶解槽建家





写真 2.1.1-13 原塩溶解槽上部

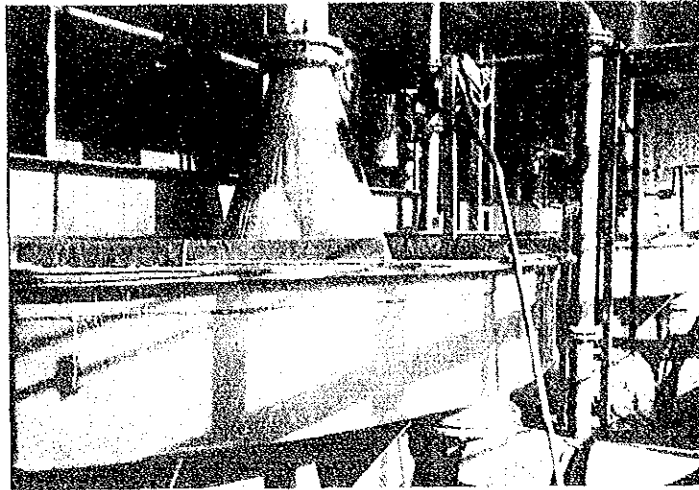


写真 2.1.1-14 塩水反応器

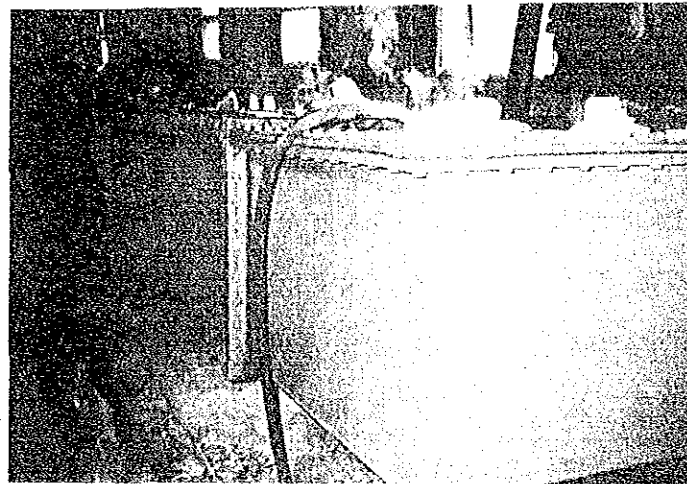


写真 2.1.1-15 沈降槽・配管

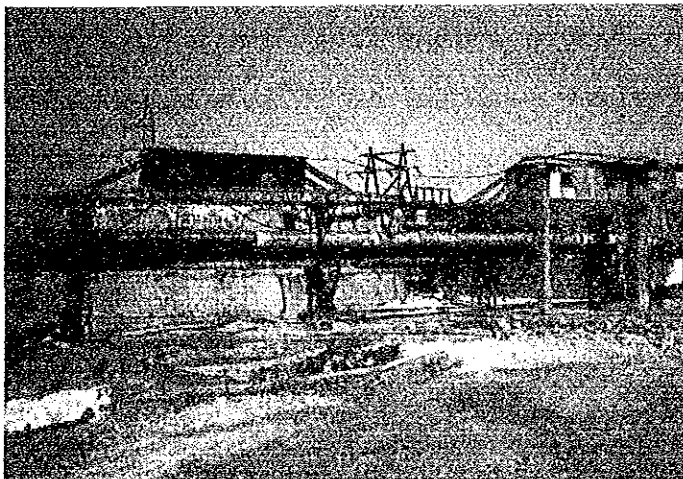
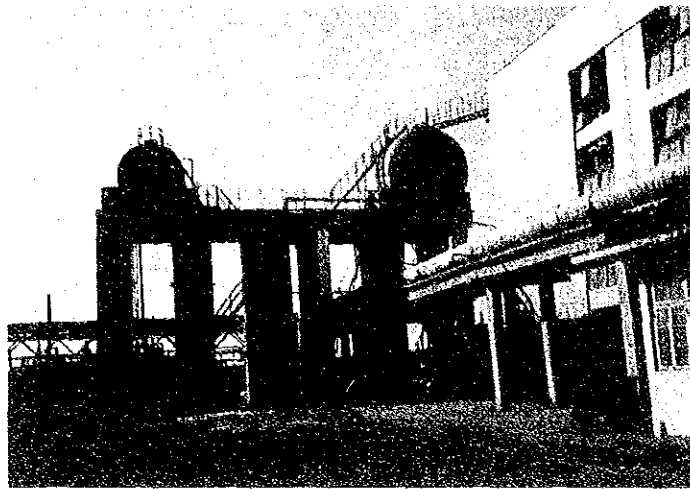


写真 2.1.1-16 温水および解汞水ヘッドタンク



iii) 淡塩水

貯槽	3,000 $\phi$ $\times$ 9,600,	67 m <sup>3</sup>	C.S/RL	2 基
塩酸ヘッドタンク	1,500 $\phi$ $\times$ 2,000 H,	1.7 m <sup>3</sup>	PVC	2 基
淡塩水ポンプ	200 m <sup>3</sup> /h $\times$ 20 m $\times$ 17 kw		Ti	4 台
真空脱気塔	2,000 $\phi$ $\times$ 5,785,	18 m <sup>3</sup>	C.S/タイル	2 基
シールタンク	1,000 $\phi$ $\times$ 1,500,	1.1 m <sup>3</sup>	C.S/RL	2 基
連通槽	1,700 $\times$ 500 $\times$ 620,	0.5 m <sup>3</sup>	C.S/RL	1 基
ガス冷却器	700 $\phi$ $\times$ 5,420,	80 m <sup>2</sup>	C.S/RL, Ti管	1 基
真空ポンプ	600 mmHg,	30 kw	磁器	4 台
封水分離器	650 $\phi$ $\times$ 1,000		C.S/RL	4 基
封水冷却器	400 $\phi$ $\times$ 2,000,	4 m <sup>2</sup>	PVC/Ti	4 基
配水タンク	7,000 $\phi$ $\times$ 5,378,	206 m <sup>3</sup>	C.S/RL	1 基
溶解槽送りポンプ	180 m <sup>3</sup> /h $\times$ 40 m $\times$ 30 kw		Ti	4 台

iv) マッド処理

飽和塩水マッド 地下槽	3,000 $\phi$ × 2,500, 17.6 m <sup>3</sup>	C.S	1 基
清 水 槽	3,000 $\phi$ × 2,500, 17.6 m <sup>3</sup>	C.S	1 基
清水槽ポンプ	140 m <sup>3</sup> /h × 15 m × 14 kw	FC	1 台
マッドポンプ(1)	100 m <sup>3</sup> /h × 15 m × 17 kw	FC	1 台
マッドポンプ(2)	100 m <sup>3</sup> /h × 40 m × 14 kw	FC	1 台
飽和塩水マッド 地上槽	3,000 $\phi$ × 2,500, 17.6 m <sup>3</sup>	C.S	1 基
抽出用マッド 貯 槽	4,500 $\phi$ × 3,000, 15.9 m <sup>3</sup>	C.S	1 基
抽出槽 (釜)	1,750 $\phi$ × 4,670, 5 m <sup>3</sup>	C.S/ホ-ロ-	2 基
次 亜 貯 槽	1,200 $\phi$ × 2,100, 1.1 m <sup>3</sup>	PVC	1 基
次 亜 計 量 槽	470 $\phi$ × 810, 0.17 m <sup>3</sup>	PVC	1 基
温 水 槽	2,800 $\phi$ × 3,417, 6.1 m <sup>3</sup>	C.S	1 基
温 水 ポ ン プ	50 m <sup>3</sup> /h × 45 m × 17 kw	FC	2 台
清 水 ポ ン プ	50 m <sup>3</sup> /h × 45 m × 17 kw	FC	1 台
塩 酸 貯 槽	470 $\phi$ × 810, 0.17 m <sup>3</sup>	PVC	1 基
塩 酸 計 量 槽	1,200 $\phi$ × 1,800, 1.1 m <sup>3</sup>	PVC	1 基
濾 過 器	1,750 $\phi$ × 4,146, 63 m <sup>3</sup>	C.S/RL, Ti	2 基

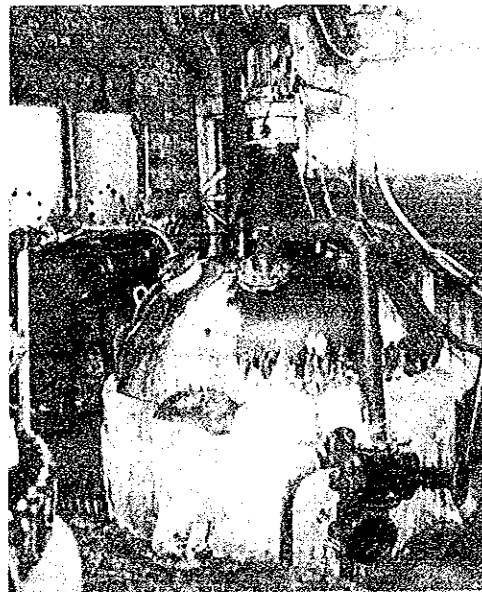


写真 2.1.1-17

マッド中の水銀抽出釜

写真 2.1.1-18 マッドピット

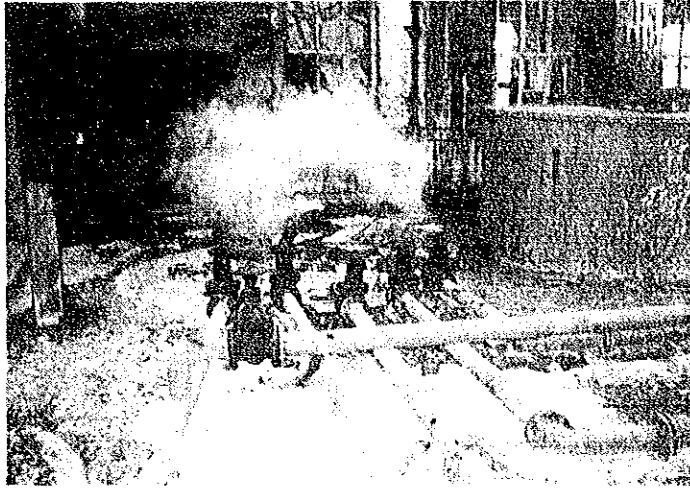
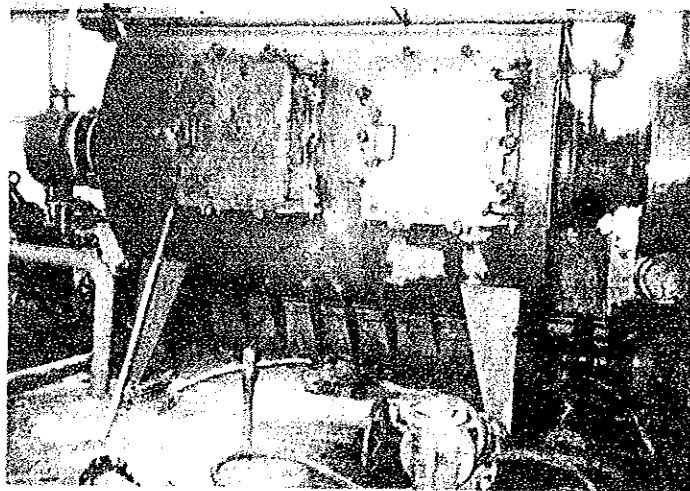


写真 2.1.1-19 マッド濾過器



b) 運転概要

2.1.1.(3).1) 項の原塩組成で述べたように、中国塩の不純物は日本で輸入使用している原塩に較べて品質が悪い。そのために塩水マッドの生成量が増加するのは当然としても、Ca, Mg等不純物の反応、精製を充分行なわなければならない。

しかし、現在使用中の反応器は攪拌槽型でなく邪魔板式であるため反応が充分に行なわれておらず、かつ、精製槽が大口径にもかかわらず、片流れ等により沈降分離もうまくいっていない。

その上、濾過器がないために最終的な精製度は沈降速度の割にあまり良くない。又、反応用精製材料等の流量計がないために、オペレーターの第六感に頼っている状況にあり、精製結果が日時により大きく変動している。

1984年の平均値

食塩濃度	312.6 g/ℓ
中和後の食塩濃度	310.1 g/ℓ
中和後の透明度	1,234 mm
苛性ソーダ過剰度	0.203 g/ℓ
炭酸ソーダ過剰度	0.300 g/ℓ
Mg <sup>2+</sup>	4.8 mg/ℓ
Ca <sup>2+</sup>	9.61 mg/ℓ

表 2.1.1-14 操業管理表その2に月別数値を記載する。

表 2.1.1-15 および16に1985年1月、2月の毎日のCa<sup>2+</sup>、Mg<sup>2+</sup>の変化を示すが、大幅に管理基準を越えており、かつ、その変化が大きいというのが判る。尚、沈降槽5基のうち通常3~4基使用しており、循環塩水量約240 m<sup>3</sup>/h (隔膜法共)で沈降速度は概ね(使用沈降槽により直径が違うため)0.26~0.33 m/hある。この速度は、沈降分離には充分満足できるものである。

沈降槽から出た塩水は、中和反応器(塩水反応器とほぼ同形状)でp.H.7.7~7.9に中和され、コンクリート製ピットに溜められ、約30分の滞留の後、透明度1 m<を確認して水銀法、隔膜法電解槽へ各々のポンプで送液されている。

p.H.計は正常に作動しており、日常管理もうまくいっている。

水銀電解槽からの淡塩水濃度は 269~270.6g/ℓ、年平均 269.6 g/ℓで、中和塩水濃度の年平均 310.1 g/ℓに対して、約13%の分解率である。

淡塩水は、真空脱気装置に送られ、Cl<sub>2</sub> 10p.p.m 以下に脱塩素後、配水槽に戻された後原塩溶解槽に戻る。脱気缶での回収塩素は、濃度約75%であるが、塩素ガス乾燥工程（製品ライン）へ回収される。

沈降槽から発生する塩水マッドは10%スラリーで20~30m<sup>3</sup>/日であり、水銀を1,000 ~2,000p.p.m含んでいる。マッドは抽出釜に送られ、そこで蒸気加温およびNaClO を注入攪拌され、マッド中の水銀抽出が行なわれている。その後、葉状型濾過器に送られ、水銀およびNaClが回収されマッドは廃棄される。

しかし、脱水効果が悪いため、水銀及びNaClの回収率は余り良くない。

#### c) 問題点

- i) 精製度が悪く、かつ日時による変化が大きすぎる。
- ii) 反応器での攪拌効果が悪い。
- iii) 沈降槽の片流れがある。
- iv) 反応器から沈降槽迄の距離があるため、凝集剤の効果がでていない。
- v) 精製剤の注入量を測定していないために量のバラツキがあり、精製度の変化が大きい。
- vi) 塩水濾過器が無い。
- vii) 耐酸性材料に信頼性のあるものが少ない。
- viii) マッド中の水銀抽出の反応が無い。
- ix) フィルタープレス型濾過器がないので、マッドの脱水率が悪い。
- x) 精製装置の材質上、マッドへの水銀移行防止に必要なCl<sup>-</sup>の濃度アップがやりにくい。
- xi) 全般的に計測機器が少なく、第六感に頼りすぎている。

表 2.1.1-14 操業管理表 その2

1984 年

項 目	管 理 値	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月	年平均
NaCl 濃度	%	80.0	90.63	78.0	95.0	76.6	67.0	73.9	79.0	89.2	97.6	98.3	100.0	85.4
	$\bar{X}$	308.8	312.8	312.8	315.2	311.6	310.0	310.6	309.96	312.6	314.1	314.6	314.7	312.3
中和後 NaCl 濃度	%	54.0	62.45	68.0	88.9	72.0	70.2	82.0	80.3	98.1	97.5	99.3	98.2	80.9
	$\bar{X}$	306.8	307.3	308.0	310.6	308.8	308.5	309.5	309.6	312.5	318.3	313.5	312.3	310.1
透明度	%	99.5	98.85	99.0	100.0	100.0	94.3	78.1	78.6	96.0	96.8	98.6	99.5	94.9
	$\bar{X}$	1,192	1,192	1,283	1,293	1,299	1,234	1,075	1,147	1,257	1,265	1,283	1,281	1,234
PH 値	%	100.0	100.0	99.2	100.0	100.0	100.0	98.1	96.8	98.3	98.7	96.9	99.7	99.0
	$\bar{X}$	7.8	7.76	7.79	7.78	7.71	7.8	7.7	7.8	7.79	7.9	7.83	7.8	7.79
Mg <sup>2+</sup>	%	18.5	76.0	33.3	0	0	37.5	76.9	66.7	23.1	15.38	20.0	33.3	33.4
	X	5.17	3.51	4.66	6.0	5.74	5.1	3.57	3.73	5.16	5.18	4.9	4.49	4.77
Ca <sup>2+</sup>	%	74.0	76.0	66.6	61.5	44.0	29.2	26.9	44.4	15.4	8.0	40.0	41.0	43.9
	X	9.49	9.14	7.3	9.31	9.81	12.4	11.69	12.1	13.4	12.0	10.5	11.24	10.7
Fe <sup>3+</sup>	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	96.2	96.3	96.2	100.0	100.0	100.0	99.1
	$\bar{X}$	0.033	0.093	0.031	0.04	0.034	0.157	0.11	0.11	0.13	0.048	0.078	0.053	0.076
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	%	100.0	100.0	100.0	96.15	52.0	41.6	92.3	92.6	100.0	72.0	96.0	100.0	86.9
	$\bar{X}$	4.02	3.35	3.25	4.06	4.85	4.99	4.47	4.36	4.08	4.6	4.4	4.2	4.22

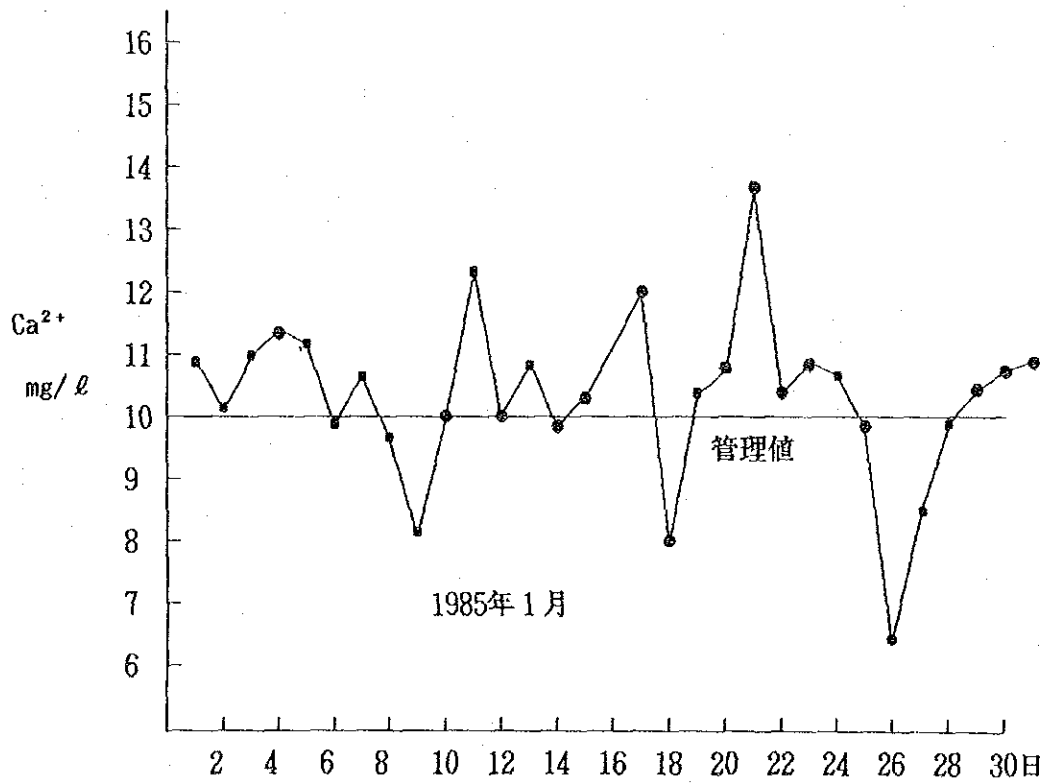
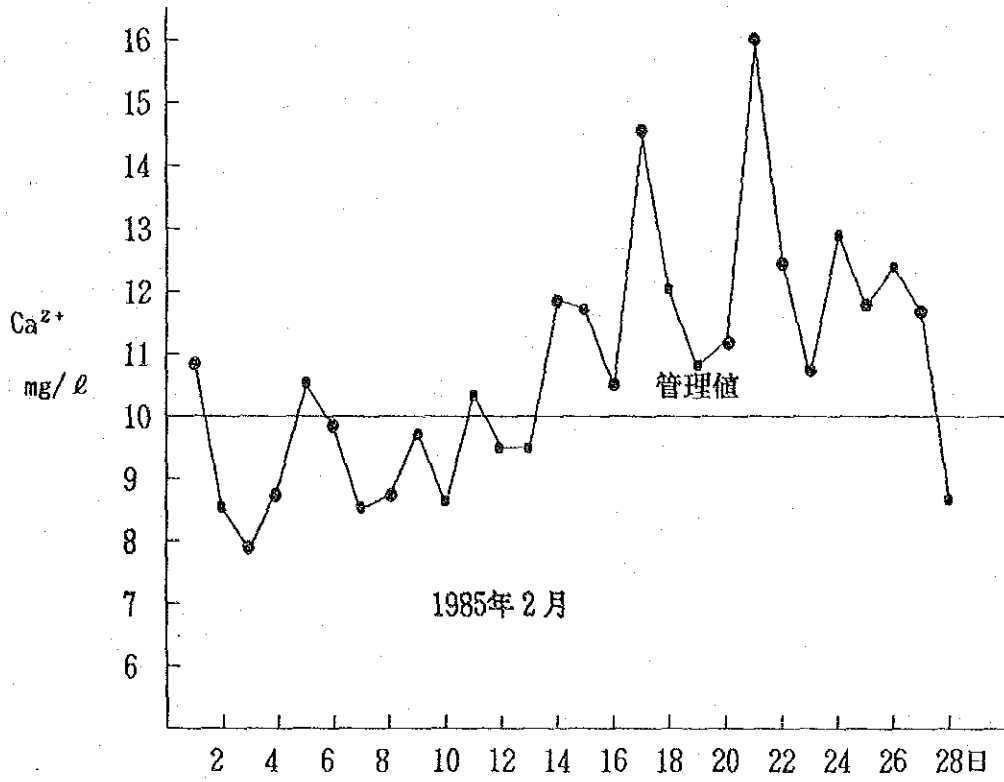


表 2.1.1.-15 Ca<sup>2+</sup>実績例グラフ



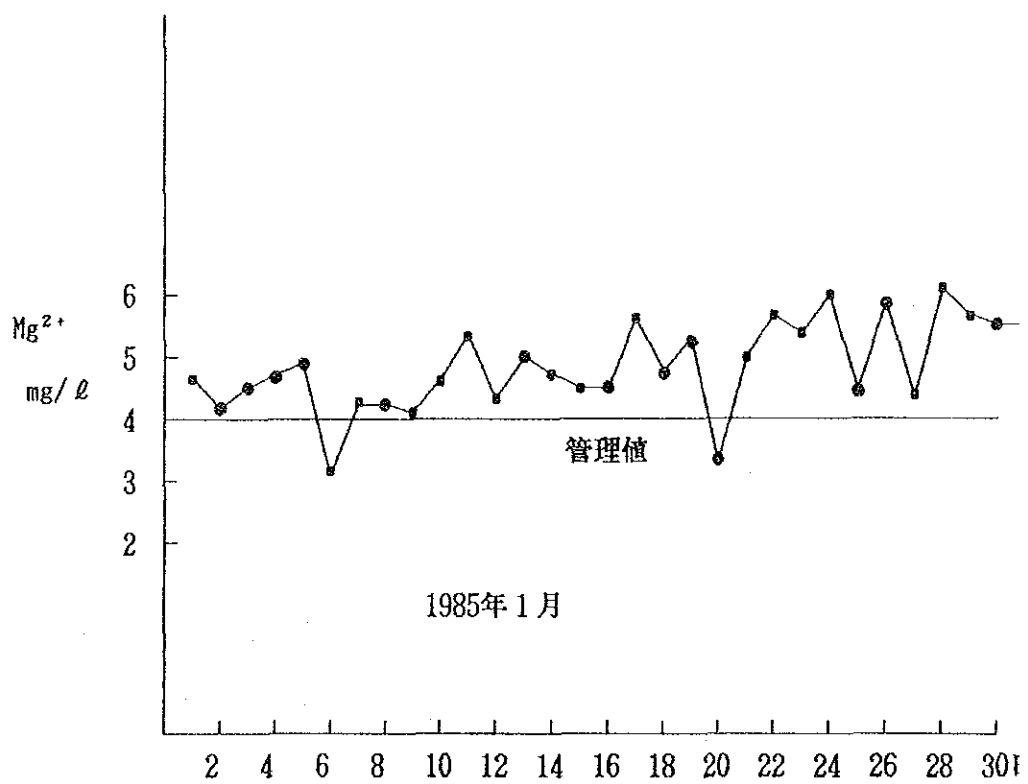
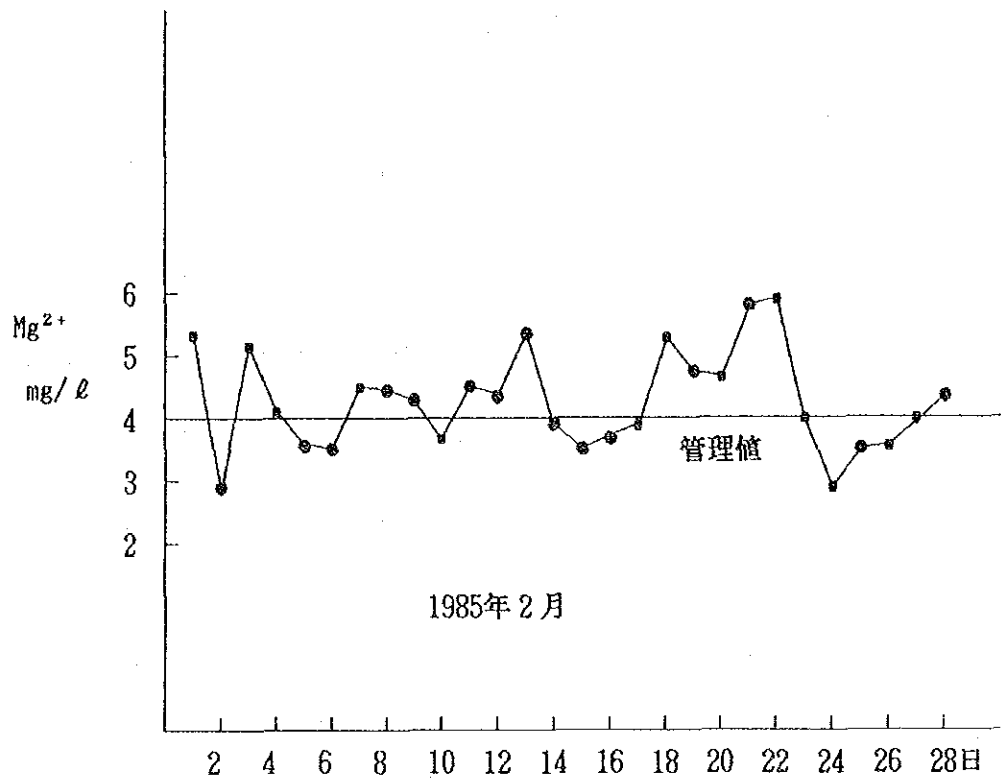


表 2.1.1.-16 Mg<sup>2+</sup>実績例グラフ

#### 4) 塩素設備

##### a) 設備

洗 淨 器	850×1,700 ×1,306	SS/RL	3 基
冷 却 器	700φ×5,400,	80 m <sup>2</sup> SS/Ti	3 基
冷 却 器	700φ×5,400,	80 m <sup>2</sup> SS/Ti	3 基
ミストセパレーター	1,400 φ×2,573,	6 m <sup>2</sup> PVC	3 基
冷 却 器	700φ×3,400,	40 m <sup>2</sup> SS/Ti	3 基
泡 沫 塔	650φ×1,960,	4 層 PVC	3 基
	孔 3φ, 開孔率 10%		
充 填 塔	1,200 φ×3,180,	2.5mH SS/タイル	3 基
硫酸循環タンク	1,000 φ×3,000 L ,	2.3m <sup>2</sup> SS/タイル	3 基
希硫酸タンク	2,000 φ×6,500 L ,	20m <sup>2</sup> SS/タイル	2 基
室内硫酸高位槽	1,000 φ×2,000 L ,	1.6m <sup>2</sup> SS	1 基
硫酸循環ポンプ	XHZ-6/30, 30kw	FC	1 基
濃硫酸ポンプ	XHZ-6/30, 30kw	FC	1 基
濃硫酸タンク	1,400 φ×3,025 ,	4.6m <sup>2</sup> SS	1 基
室外硫酸高位槽	1,000 φ×2,000 L ,	1.6m <sup>2</sup> SS	1 基
揚 液 器	1,000 φ×2,000 L ,	1.6m <sup>2</sup> SS	1 基
セパレーター	2,000 φ×3,500H,	11 m <sup>2</sup> SS	1 基
塩素圧縮機	ナッシュ型, YLJ-750/3	FC	7 台
	750m <sup>3</sup> /h× 3k ×110 kw		
封水冷却器	612φ×2,503,	35 m <sup>2</sup> SS	7 台
封水濾過器	325φ×600		7 基
塩素ヘッド (分配器)	1,200 φ×400 L	SS	1 基
No.1 廃ガス吸収塔	2,000 φ×7,780 H	SS/PVC	1 基
No.2 廃ガス吸収塔	2,000 φ×7,630 H	SS/PVC	1 基
廃ガスファン	HTF-250	セラミック	2 台
	600m <sup>3</sup> /h×200mmAq ×10kw		

アルカリ高位槽	2,000 φ×2,000 H, 6.2m <sup>3</sup>	SS	1基
No.1 吸収液循環槽	3,200 ×3,600 ×1,200, 13.8m <sup>3</sup>	SS/PVC	1基
No.2 吸収液循環槽	3,200 ×3,600 ×1,200, 13.8m <sup>3</sup>	SS/PVC	1基
循環ポンプ	3 BA-6	Ti	4台
	80m <sup>3</sup> /h×25 m×10kw		
煙突（排気管）	600 φ×2,500	SS/RL	1基

#### b) 運転概要

塩素ガス乾燥設備のプロセスは1960年代のもので、設備は1976年に更新している。

電解槽の発生塩素ガスは、本設備の水封器で水銀法と隔膜法の塩素が集合される。第1段～3段の冷却器は縦型間接式冷却器のために、通常行なわれている新鮮水等による洗浄作用はない。しかし、その前工程では間接冷却器から発生するドレン水で洗浄しているが、これは全く効果はないと言える。

塩素中の食塩有含量は測定していないが、圧縮機であるナッシュポンプの詰まりがあるらしく、芒硝生成量は多いようである。

冷却器の使用水は、第1段が循環工水、第2段は井戸水、第3段は冷凍水で、最終温度は、12～14℃に調整される。

次工程の乾燥塔は、1塔2段式で上段は4層の泡沫型、下段は2.5mHの充填型になっている。

濃硫酸は塔上部から落し、循環硫酸は充填塔上部から注入している。

通常の生産量に於ける空塔速度は、上段で1m/sec、下段で0.3m/sec.である。(2系列に1/2ずつ流れるとして) 上段は大きすぎ下段は通常と言える。

塩素中の水分は、表 2.1.2-3 操業管理表その3の通り、管理目標0.05% に対して年平均0.1%、夏季で0.1～0.14% であり、最悪の状態である。

硫酸原単位も年平均37.4kg/Cl<sub>2</sub>・T と非常に悪い。過去にCl<sub>2</sub> 配管の漏洩事故を起こしており、プロセス全体の見直しをせまられている。

#### c) 問題点

i) 塩素中の水分が極端に悪く、かつ硫酸原単位も高くプロセス全体が悪い。

- ii) 直接冷却、洗浄による塩素中の食塩洗浄が無い。
- iii) 乾燥塔が1塔のため水分濃度が高く、かつ硫酸原単位も高い。
- iv) 硫酸循環系に冷却器が無い。
- v) 食塩又は芒硝のデミスターが無い。

## 5) 水素設備

### a) 設 備

水封兼排気筒	300φ×7,600 H	SS	2
前部冷却器	D法: 1,300 φ×7,260 H, 100m <sup>2</sup>	SS	2
	M法: 700 φ×4,000 H, 60/20m <sup>2</sup>	SS	1
プ ロ ア ー	SZ-4 型, ナッシュタイプ		
	660m <sup>2</sup> /h×0.8kg/m <sup>2</sup>	FC	7
分 離 器	650φ×1,100 H	SS	7
後部冷却器	D法: 700φ×2,500 H, 50m <sup>2</sup>	SS	2
	M法: 1,000 φ×5,000 H, 120m <sup>2</sup>	SS	1
分 離 器	1,000 φ×4,000 H	SS	4
707-封水冷却器	612φ×2,503 H, 35m <sup>2</sup>	SS	2

### b) 運転概要

電解槽からの発生水素ガスは、塩ビモノマー、カプロラクタム、合成塩酸に送ガスされる。

図 2.1.1-8水素ガス処理工程フローシートの如く、隔膜法、水銀法の水素は別個の冷却装置で処理している。

当初温度70℃から最終温度は8℃、送ガス圧力は、0.8kg/cm<sup>2</sup>G である。

送ガスブローはナッシュポンプを使用しており、据付7台のうち4台の運転である。

ナッシュポンプの水封器では、各冷却器で発生するドレンを循環使用して、余剰分は水銀法電解工場へ回収している。

そのため、隔膜法設備側にも水銀が入っている状況である。

c) 問題点

- i) 水素ガス中の水銀吸着装置がない。
- ii) 水銀を含んだドレン水が隔膜法冷却装置にも混入している。
- iii) プロアの容量が小さく複数使用しているので、圧力調整に難点がある。
- iv) ドレン水が周辺にこぼれており水銀が認められる。

6) 過去10年間の水銀法苛性ソーダの生産量

表 2.1.1-17

	固 体	液 体	計
1983 年	23801	13727	37527
1982 年	25034	12917	37951
1981 年	27140	10190	37330
1980 年	27435	9004	36439
1979 年	29071	7012	36083
1978 年	25474	5145	30619
1977 年	21291	3235	24526
1976 年	22536	1833	24369
1975 年	26787	5778	32565
1974 年	24875	4276	29151
計	253444	73117	326561

7) 作業人員

表 2.1.1-18 工場別内容別人員表参照

表 2.1.1-18 工場別・内容別人員

4班三交代 0:00~8:00, 8:00~16:00, 16:00~0:00

	三交代	日 動	技術員	管理者	備 考
水銀電解工場	32	87	4	6	陽極製造とも
隔膜 "	24	83	4	5	
交 流	44	18	5	5	動力課を含む
蒸 発 設 備	37	23	2	7	
固 形 化 設 備	42	22	2	7	
塩 水 設 備	66	20	3	5	隔膜電解に所属
水素処理設備	8				
塩素乾燥設備	8				塩化ベンゼン工場に所属
合成塩酸設備	20	16	2		
液化塩素設備	48	63	3	5	
合 計	329人	332人	25人	40人	762 人

(7) ユーティリティ消費量 (1984年)

表 2.1.1-19

(100% NaOH・1Ton当り)

	水銀法電解	塩素処理	水素処理	固形苛性
一般動力 (kwh)	71	0.1	0.06	72
30℃循環水 (t)	49	—	26.9	43
18℃井戸水 (t)	5	10	—	8
5℃冷凍水 (t)	—	4.8	13.5	—
蒸 気	0.21	0.03	0.1	0.36

(8) 工場製造原価

原材料原単位および工場原価については表3.1.6-2 および-3参照。

## 2.1.2 隔膜法電解設備の現状

### (1) 工場の概要

- 1) 1950年、水平式隔膜電解槽、電流密度  $0.7\sim 0.8\text{KA}/\text{m}^2$  で操業を開始して、当総化学工場の源となった。
- 2) 2年後には水銀法を採用して、隔膜法、水銀法の併産を行う。
- 3) 1958年、旧式になった水平式隔膜電解槽を豎形に更新し、通電量  $1.2\text{KA}$  に向上させた。

採用機種は、HOOKER H-22

- 4) 1963年、更に改造を施し、通電量  $20\text{KA}$ 、槽数 138槽にして、現在に至る。従って、25年間使用を継続しており、全体的に寿命と思われる。
- 5) 2.1.1項で述べてあるが、隔膜電解工場は塩水中和、水銀法電解地区内にあり、その配置は図2.1.1-2 を参照願う。
- 6) 1984年の生産量は約 23,000Tonであり、稼働率約70% である。
- 7) 苛性ソーダの濃縮設備は1950年代のもので、全体的に陳腐である。従って、蒸気使用量も  $4.5\sim 4.7\text{l}/\text{NaOH}\cdot\text{T}$  と非常に多く、使用年数から推察して更新の時期と思われる。

### (2) 製品仕様

- 1) 苛性ソーダの国家基準

項目2.1.1(2)参照

- 2) 苛性ソーダの品質

#### a) 液体

表 2.1.2-1

NaOH	44.5	%
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.23	%
NaCl	1.62	%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.005	%

すべて基準値を上回っており、ここ10年間クレームは全くない。

b) 固体

表 2.1.2-2

NaOH	99.6	%
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.32	%
NaCl	0.02	%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.001	%

全て基準値を上回っており、ここ10年間クレームは全くない。

3) 塩素ガスの品質

項目 2.1.1 (2) 3) 参照

4) 水素ガスの品質

項目 2.1.1 (2) 4) 参照

(3) 原材料規格と現状

1) 塩水精製設備は水銀法と共用のため、塩水系の原材料は全て項目 2.1.1 (3) を参照願う。

2) 黒鉛陽極板

灰 分	< 0.5 %
比 重	1.65
機械強度	> 250 Kg/cm <sup>2</sup>
湾曲率	< 30%

3) 石 綿

繊維の長さ	≧ 20mm
酸減量	2 %
アルカリ減量	2 %
FeO+FeO <sub>3</sub>	≦ 3 %
燃焼損失	15%

(4) 配 置

1) 全体配置 図 1.2.2-1参照



## 2) 詳細配置

- a) 塩水精製地区配置図 図2.1.1-1 参照
- b) 電解地区配置図 図2.1.1-2 参照
- c) 隔膜法電解槽配置図 図2.1.2-1 参照
- d) 苛性ソーダ蒸発設備配置図 図2.1.2-2 参照

## (5) 生産工程概要

### 1) 全体フロー

図2.1.1-4 プロセスフローシートのように原料塩、製品はすべて水銀法、隔膜法と共用されている。

精製塩水は中和以後、水銀法、隔膜法に送液され、隔膜法電解槽で生成する電解液は蒸発設備で濃縮後、その殆どは液体で出荷、一部は固形に消費される。塩素ガス、水素ガスは水銀法と共用で乾燥又は冷却され、PVC、合成塩酸、カプロラクタム等へ送られる。蒸発設備で分離された食塩は、原塩溶解槽へ回収再使用される。

### 2) 塩水工程

図2.1.1-5 塩水工程フローシート参照

水銀法塩水を中和ピットまで共用しており、隔膜法用に特に機器の設置はない。従って、食塩濃度、 $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Mg}^{2+}$ 含有量に変化はない。

### 3) 電解工程

図2.1.2-3 隔膜法電解工程フローシート参照

塩水は中和工程から塩水高位槽経由で電解槽へ供給され、電解槽で生成された電解液は受槽に溜め、バッチ運転で濃縮設備へ送られる。

塩素ガスは、各槽出口を集合して乾燥設備へ送ガスされる。

水素ガスは、冷却設備へ送られる。

塩素、水素ともに自動圧力調整はなく、マンメーターと手動弁で操作、管理されている。

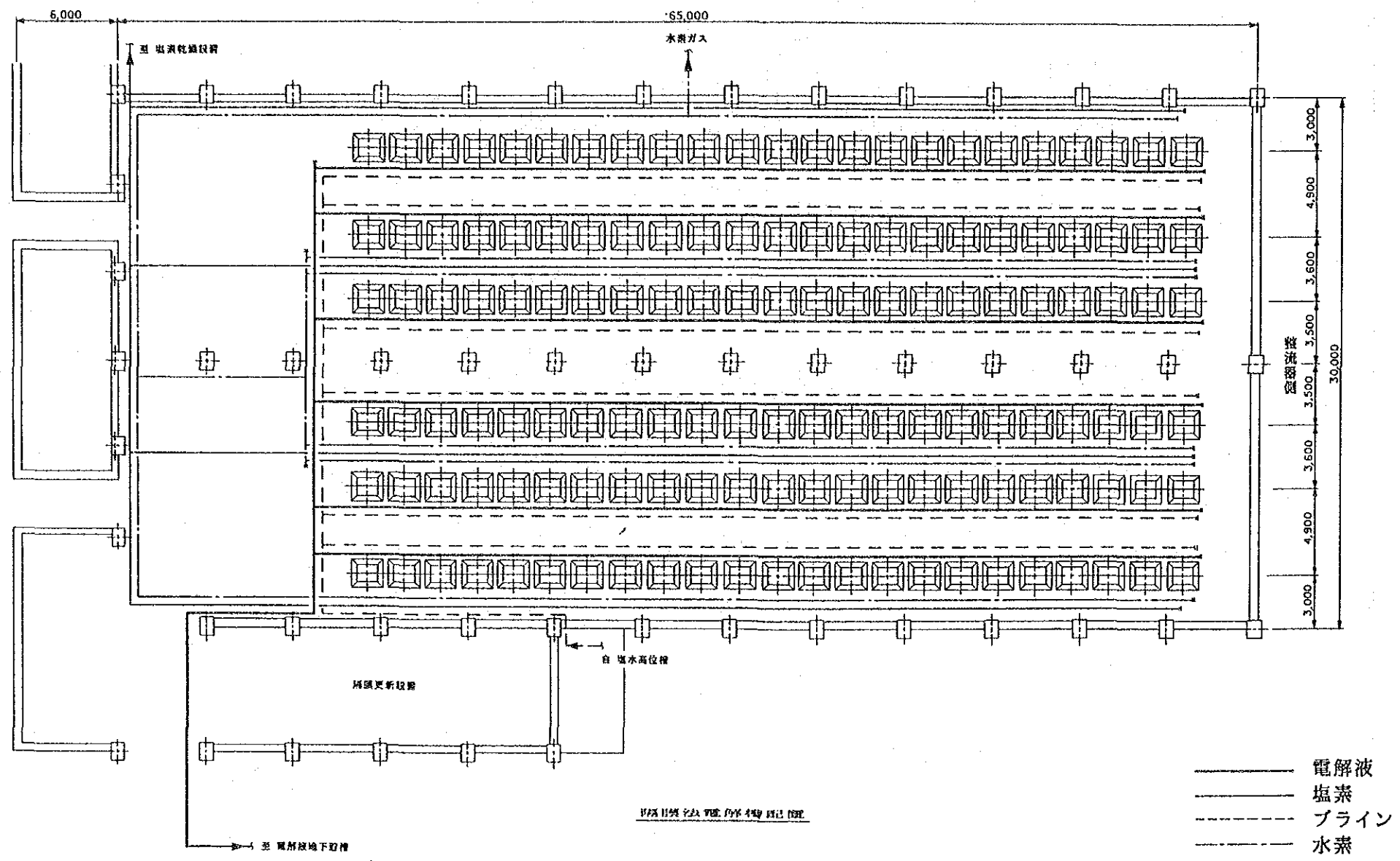
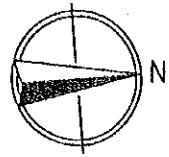


図 2.1.2-1 隔膜法電解槽配置図

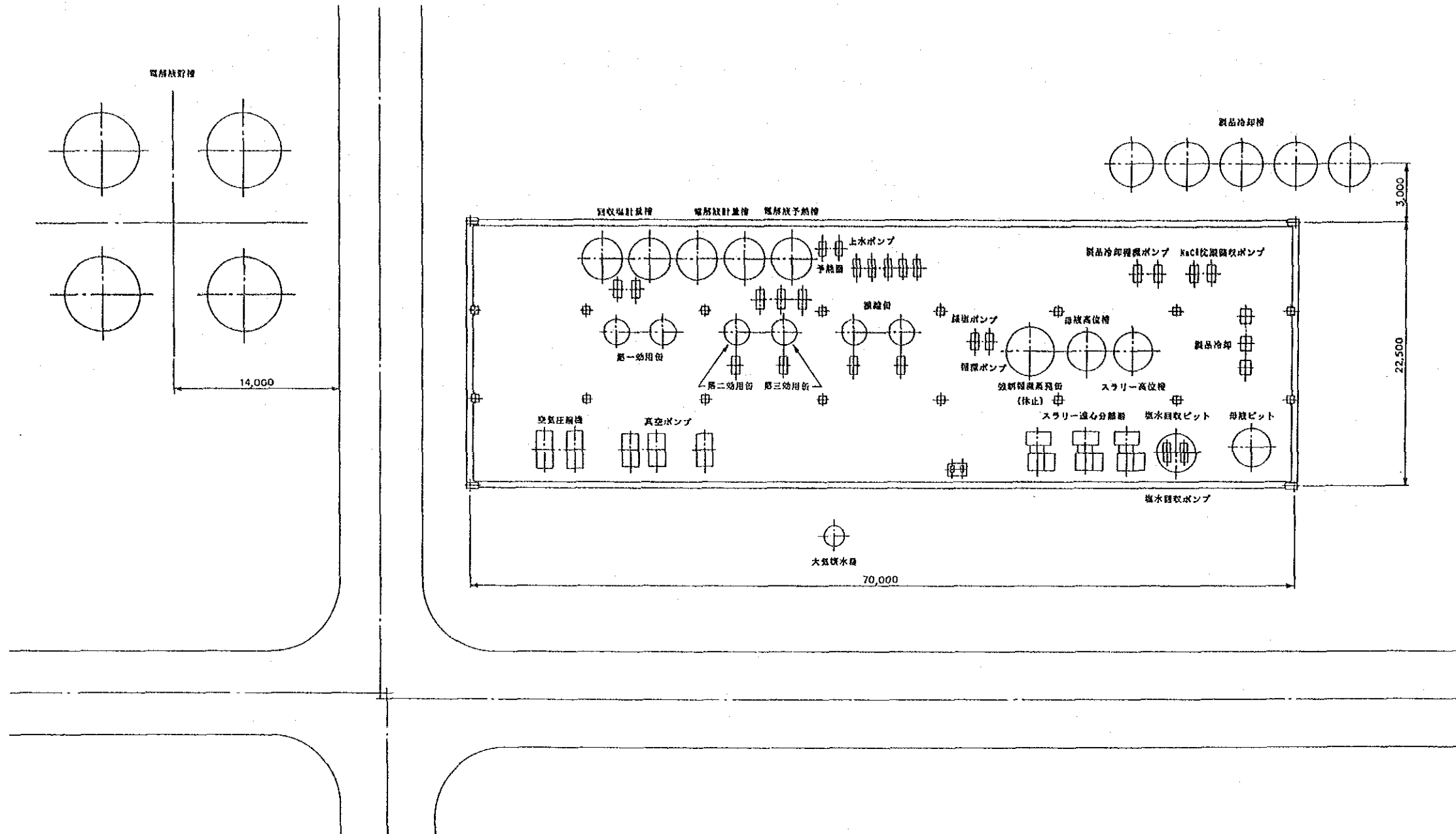
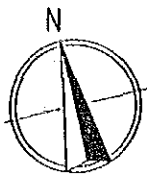


図 2.1.2-2 苛性ソーダ蒸発設備配置図



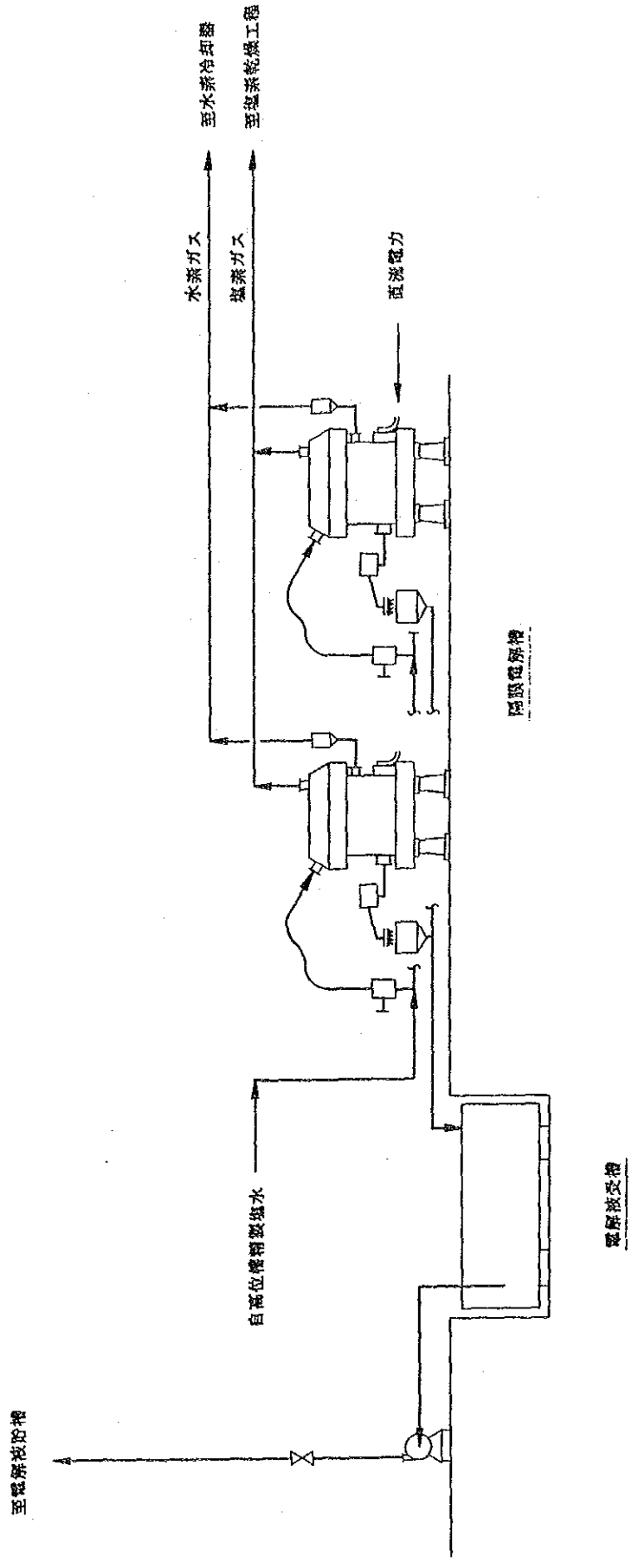
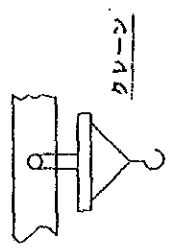
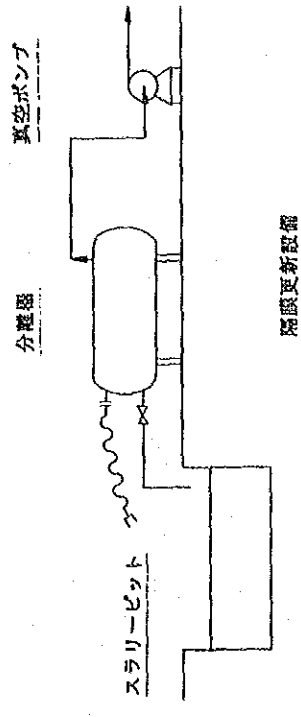


図 2.1.1.2-3 隔膜法電解工程

#### 4) 蒸発工程

- a) 本設備は、併流式二重効用・三重効用混合型である。

図2.1.2-4 隔膜法苛性ソーダ濃縮工程フローシートを参照願う。

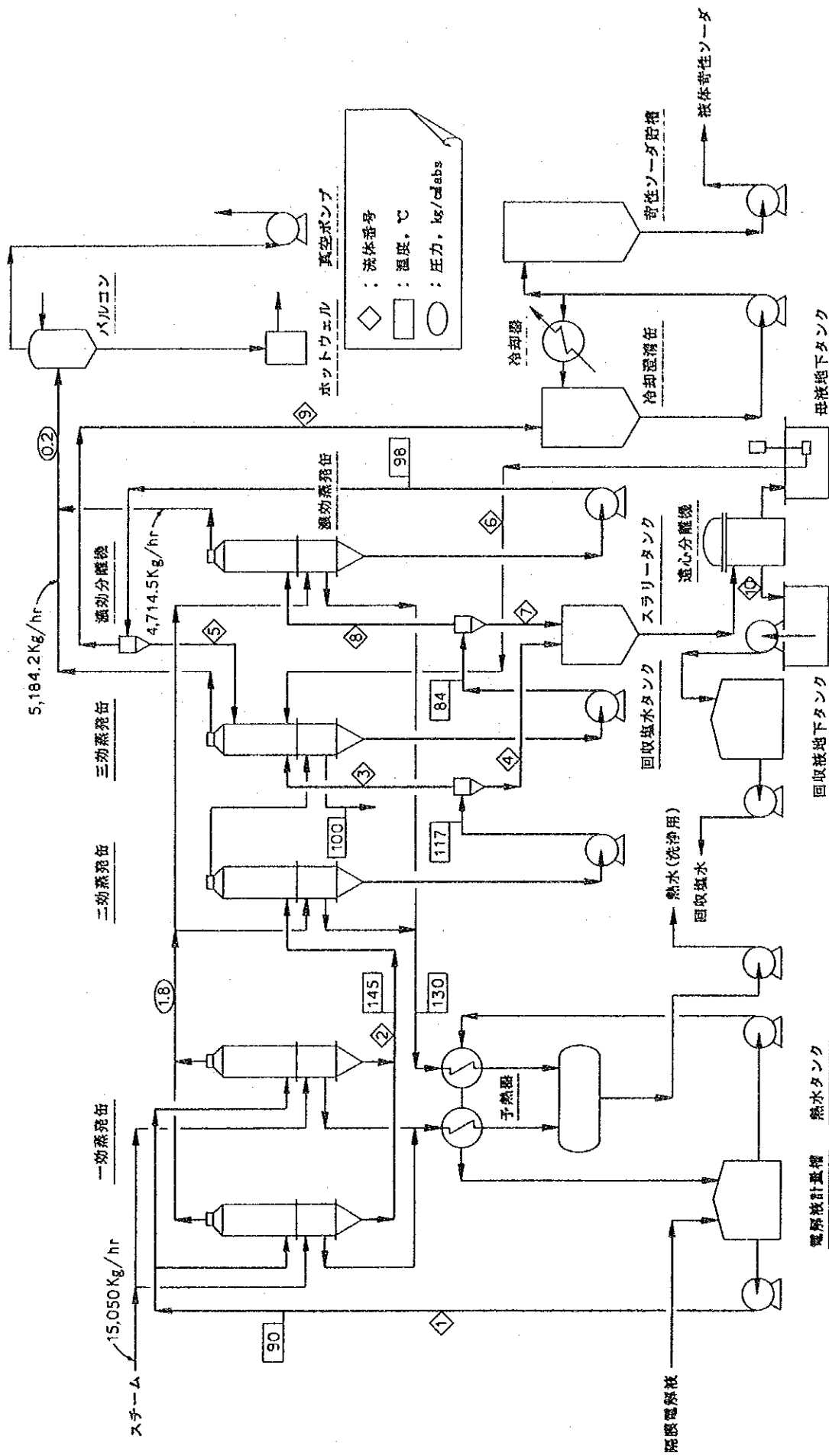
- b) 電解槽から生成された電解液は、電解液計量槽経由後、1効のスチームコンデンセートおよび2効並びに濃効蒸発缶のベーパーコンデンセートで加熱された後、1効蒸発缶に供給される。
- c) 1効蒸発缶底部から自圧で取り出される苛性ソーダは2効蒸発缶に入り、1効蒸発缶のベーパーで加熱された後にポンプでサイクロンセパレーターへ圧送され、スラリーを分離して3効蒸発缶に送られる。
- d) 3効蒸発缶では、2効蒸発缶のベーパーで加熱され、底部からポンプでサイクロンセパレーターへ圧送してスラリー分離の後、濃効蒸発缶へ送られる。  
ベーパーは、バロメトリックコンデンサーへ引かれる。
- e) 濃効蒸発缶では、1効蒸発缶のベーパーで加熱され、底部からポンプで最終段サイクロンセパレーターへ圧送、スラリー分離後、冷却清澄の後、製品タンクへ送られる。  
ベーパーは、バロメトリックコンデンサーへ引かれる。
- f) サイクロンセパレーターで分離されたスラリーは、スラリートankで濃縮され遠心分離器で固・液分離される。分離母液は、3効蒸発缶に回収される。分離塩は、スラリー状態（濃度は低い）で塩水精製設備の原塩溶解槽手前へ送液される。
- g) 真空製造装置は、ナッシュポンプを使用しており、バロメトリックコンデンサーの冷却水は使い捨てである。

#### 5) 塩素工程

項目2.1.1.4)塩素工程参照

#### 6) 水素工程

項目2.1.1.5)水素工程参照



	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩
NaOH	3,634.8	3,634.8	3,496.4	484.4	330.	733.8	622.3	3,937.9	3,602.6	—
NaCl	5,874.	5,411.	2,948.4	425.6	36.8	238.9	238.5	1,415.4	354.2	—
H <sub>2</sub> O	28,464.	19,035.	12,430.3	1,890.	655.9	4,156.	1,732.1	10,029.9	4,652.5	—
計 (雑糞)	37,973.	28,080.8	18,875.1	2,800.	1,022.7	5,128.7	2,592.9	15,383.2	8,609.3	—
NaCl (固体)	—	463.	—	2,500.	1,022.7	—	2,592.9	—	—	5,518
合計	37,973.	28,543.8	18,875.1	5,300.	2,045.4	5,128.7	5,185.8	15,383.2	8,609.3	—

図2.1.2-4 隔膜法苛性ソーダ濃縮工程フローシート