

中華人民共和國
工場(合肥化工廠)近代化計画
調査報告書

1987年11月

国際協力事業団

統計工
87-145

中華人民共和國工場(合肥化工廠)近代化計画調査報告書

1987年11月

05
88
171
LIBRARY

中華人民共和國
工場(合肥化工廠)近代化計画
調査報告書

JICA LIBRARY



1041187[4]

1987年11月

国際協力事業団

工計鉅

CR(3)

87-145

国際協力事業団	
受入 月日 '88. 2. 16	105
登録No. 17173	68.8
	MPI

序 文

日本国政府は、中華人民共和国の要請に基づき、同国合肥市の合肥化工廠近代化計画策定のための調査を行なうこととし、その実施を国際協力事業団に委託した。

当事業団は、電気化学工業（株）広田 孝氏を団長とする調査団を編成し、1987年3月1日から同年3月21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なった。さらに、帰国後工場診断の結果を踏まえ、関連データの検討、解析等の国内作業を行なった。

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

最後に、本調査の実施に当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るものである。

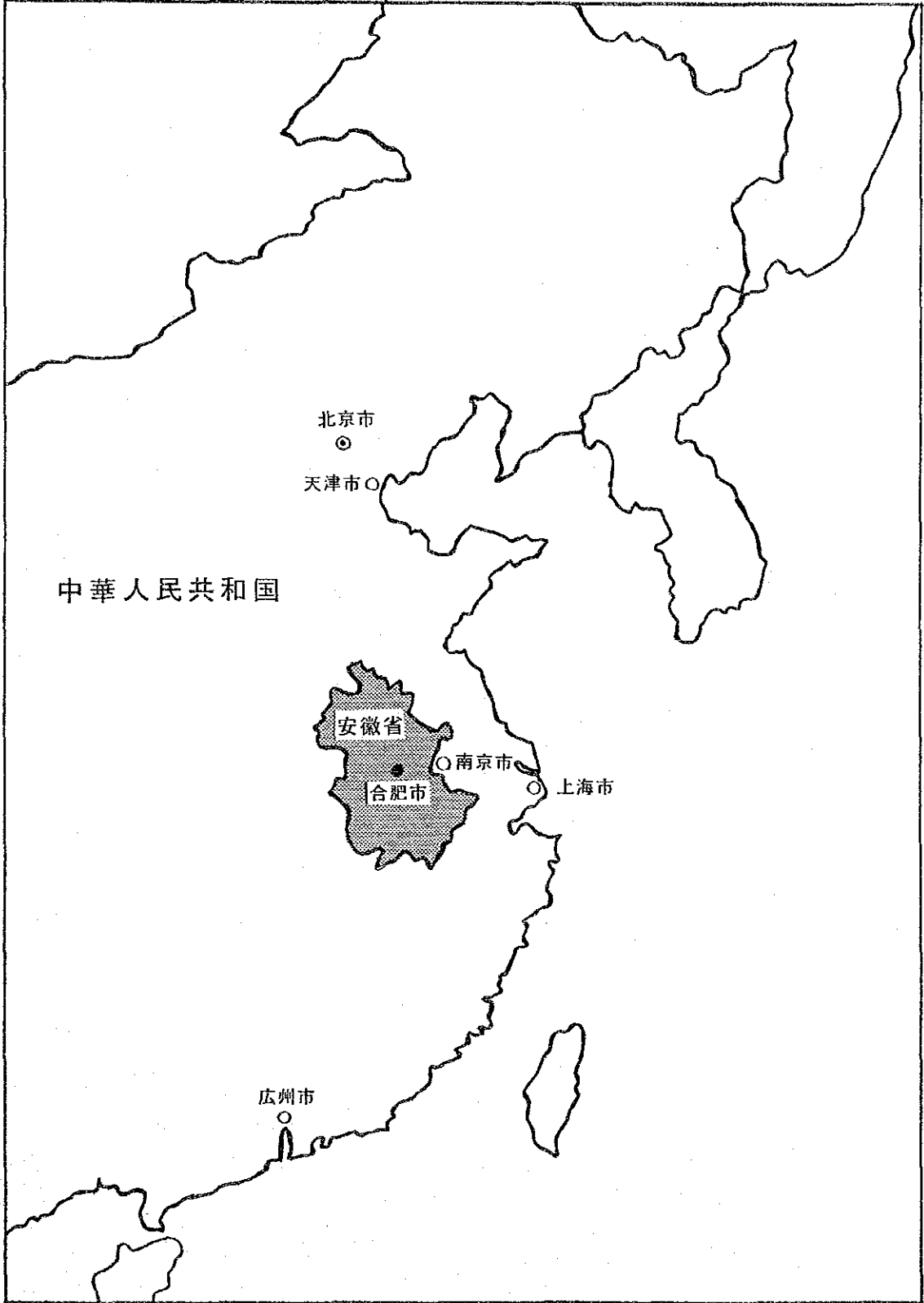
1987年11月

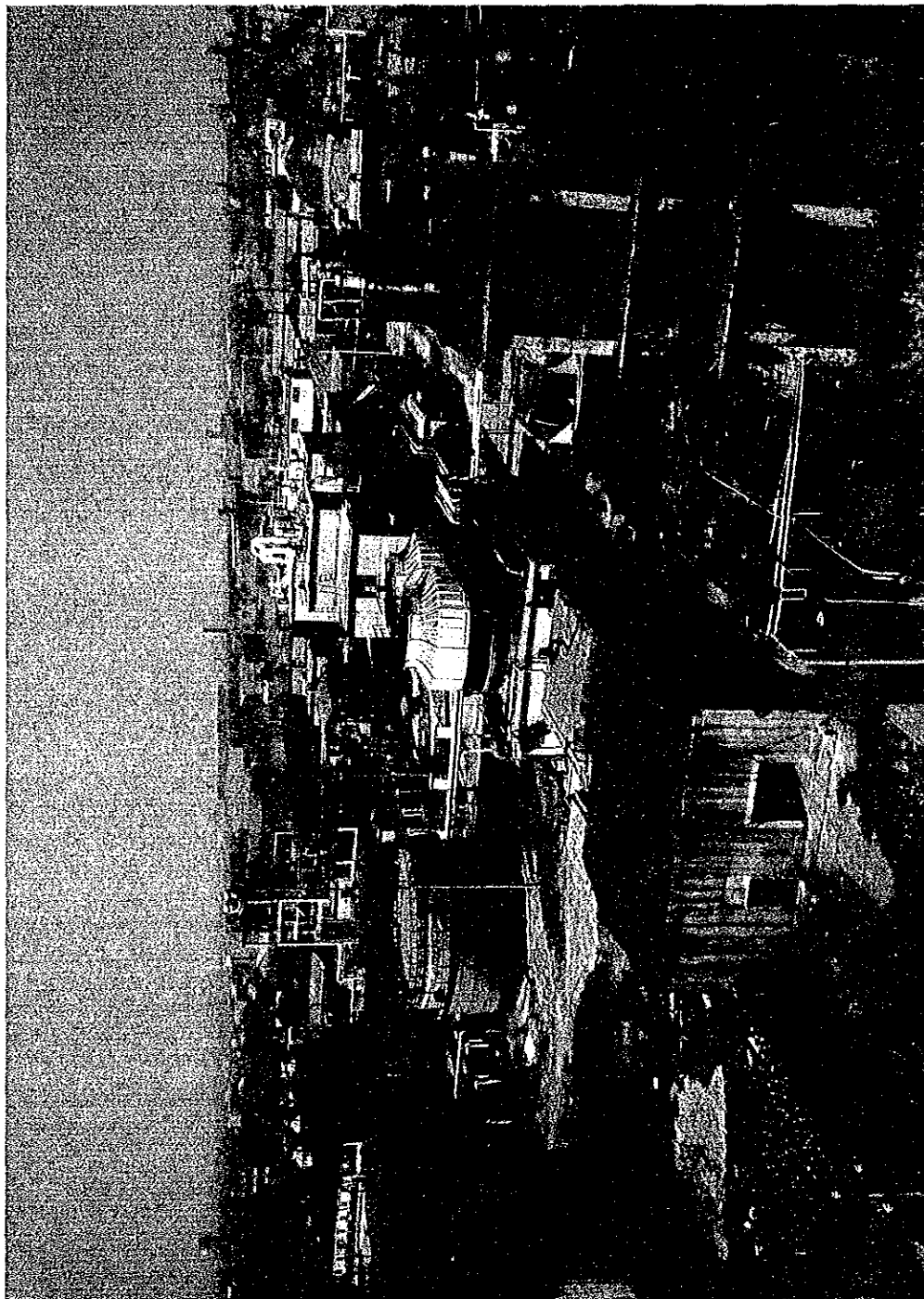
国際協力事業団

総裁 有 田 圭 輔

有田圭輔

調査地区位置図





合肥化工廠ポリ塩化ビニル工場全景

目 次

概 要	(1)
序 章	1
1. 調査の背景	1
2. 調査の目的	1
3. 調査対象工場および対象製品	1
4. 調査の範囲と内容	1
5. 現地調査団の編成および日程	3
第1章 工場の概要	5
1.1 合肥市の概要	5
1.2 合肥化工廠の概要	5
1.2.1 基本的事項	5
1.2.2 工場配置	6
1.2.3 製品および生産	11
1.2.4 組織および人員	12
1.2.5 対象製品と製品の品質	15
1.2.6 対象製品の生産および販売	15
第2章 生産工程の現状と問題点	17
2.1 製造設備の概要	17
2.2 運転概要と運転条件	23
2.2.1 アセチレン発生・清浄工程	23
2.2.2 塩化水素工程	32
2.2.3 塩化ビニルモノマー合成・圧縮液化・蒸留工程	40
2.2.4 ポリ塩化ビニル重合・脱モノマー工程	57
2.2.5 ポリ塩化ビニル脱水・乾燥・袋詰・出荷工程	72
2.2.6 ユーティリティ	79
2.2.7 検 査	83
2.3 主要設備の仕様	87
2.3.1 標準・規格	87
2.3.2 主要機器の仕様	88
2.3.3 工事の仕様	113

2.4	原料・中間原料および副原料の仕様	113
2.4.1	主原料、中間原料	113
2.4.2	副原料	115
2.5	製品の品質	117
2.5.1	規格	117
2.5.2	品質	120
2.5.3	製品検査法	121
2.6	製造成績とコスト	134
2.7	組織と人員	136
第3章	生産管理の現状と問題点	139
3.1	調達管理	139
3.1.1	調達管理の現状	139
3.1.2	調達管理の問題点	148
3.2	在庫管理	149
3.2.1	在庫管理の現状	149
3.2.2	在庫管理の問題点	152
3.3	工程管理	152
3.3.1	工程管理の現状	152
3.3.2	工程管理の問題点	154
3.4	品質管理	154
3.4.1	品質管理の現状	154
3.4.2	品質管理の問題点	161
3.5	設備管理	161
3.5.1	設備管理の現状	161
3.5.2	設備管理の問題点	174
3.6	教育・訓練	175
3.6.1	教育・訓練の現状	175
3.6.2	教育・訓練の問題点	178
第4章	工場近代化計画	179
4.1	近代化の背景と必要性	179
4.2	近代化の目標と考え方	179

4.2.1	近代化の目標	179
4.2.2	近代化の考え方	180
4.3	生産工程の近代化計画	180
4.3.1	生産工程の主要問題点	180
4.3.2	生産工程の近代化計画	182
4.3.3	近代化に要する費用	210
4.4	生産管理の近代化計画	213
4.4.1	調達管理の近代化計画	213
4.4.2	在庫管理の近代化計画	216
4.4.3	工程管理の近代化計画	216
4.4.4	品質管理の近代化計画	218
4.4.5	設備管理の近代化計画	229
4.4.6	教育・訓練の近代化計画	232
4.5	近代化計画のスケジュール	240
4.6	近代化計画実施上の留意点	243
第5章 結論と勧告		245
付 録		
付-1	本格調査議事録	付1
付-2	収集資料リスト	付5
付-3	中国のポリ塩化ビニル工業	付7

概 要

1. 本調査の概要

(1) 調査の背景

中華人民共和国は西暦2000年までに工場生産を4倍に拡大することを計画し、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。

これは同国の経済開発政策の中でも調整政策を強化する方向で打ち出されたもので、建設投資の縮小、均衡財政の実現を目指したものである。

このような背景のもとで、国際協力事業団は同国の工場近代化計画に協力してきた。本件は昭和61年度案件として要請されたものである。

(2) 調査の目的

既存設備の利用に重点をおいて、プロセス技術のレベルアップを行ない、高品質で多種類のポリ塩化ビニルを生産するための工場近代化計画を策定するものである。

(3) 調査対象工場および対象製品

対象工場：合肥化工廠

対象製品：ポリ塩化ビニル

(4) 現地調査

1987年1月16日付で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の間で締結された「中華人民共和国工場（合肥化工廠）近代化計画調査実施細則」に基づき、広田孝を団長とする調査団を組織し、1987年3月1日から3月21日までの21日間中国に派遣し現地調査を実施した。

2. 工場の概要

(1) 工場所在地

安徽省合肥市東市区和平路1号

合肥市の東の郊外にあり、市の中心部より7キロメートルの距離にある。

(2) 工場規模

1) 工場占有面積	47.7万平方メートル
2) 工場建築面積	16.0万平方メートル
3) 専用鉄道	延3キロメートル
4) 固定資産高	6,000万元
5) 従業員総数	3,256名

(3) 創 立

1957年創立、二つの工場が合併して現在に至っている。

(4) 年生産高

6,300万元

(5) 主要製品名および生産能力

カーバイド	27,000トン/年
苛性ソーダ	30,000トン/年
ポリ塩化ビニル	15,000トン/年

(6) 対象製品と品質

- 1) 製品名 懸濁重合法ポリ塩化ビニル (PVC)
- 2) 品 種 SG 2~4
それぞれ1級品A、Bおよび2級品
- 3) 規 格 国家標準 (GB-5761-86)
1986年10月1日より発効
- 4) 用 途 管、板、フィルム、くつ材、人造皮革など

3. 生産工程の現状と問題点

(1) 製造設備の概要

ポリ塩化ビニルは1973年から生産を開始した。当初の設備能力は3,000トン/年であったが、次々と増設して現在は15,000トン/年の能力になっている。3,000トン/年の設備から逐次増設を行ってきたため、陳腐化した設備もあり工程別の能力、配置などにアンバランスな面がみられる。

(2) 運転概要と運転条件

運転基準、物質収支など運転の基本となるべきものが1980年、1981年に作成したものを使用しており現状に適合していない。現状に適合した運転基準を作成し、物質収支をとり各工程における損失量を把握し、重点的な改善を進める必要がある。

運転操作はほとんどが手動操作のため安定した運転ができず品質不安定の原因となっている。

特に、モノマー工程ではモノマーの水分および不純物が多いため合成器の腐食、蒸留塔の閉塞などの問題がおきている。

重合工程では重合処方ほかに重合缶の構造も適正でない。現状の重合缶は縦長で $L/D = 3.75$ と極端に大きいため攪拌効果が悪く、また、軸ぶれにより軸封部からの漏れも多い。下部軸受部でのゲル化物の生成、缶壁付着物の生成などにより製品中の異物混入、フィッシュアイの原因となっている。

(3) 製品の品質

合肥化工廠のポリ塩化ビニル品質は、カーバイド法同業他社に比し1級品率、正品率において中低位にあり、フィッシュアイ、残留モノマー値も国家標準を越えるものもある。

品種については、国家標準ではSG1からSG7までの7品種を規定しているが、現状ではSG2からSG4までの3品種しか生産できずSG5からSG7までの低重合度品種ができない。

4. 生産管理の現状と問題点

(1) TQCを5年前に導入し安徽省では先進企業に選定されている。組織的にもTQC担当部門として独立した企業管理課をもっており形はととのっている。しかし、実質面では製品品質のバラツキが大きく実効が上っていない。

(2) 脱水機、乾燥機まわりでの製品PVCの漏れや飛散が多く、また、袋詰品は土間に直接おくなど製品を大切にするという意識が低い。

(3) 設備管理ではフランジ面などの漏れ管理に力を入れているが、設備管理の本質であるライフ・サイクル・コスト・ミニマムに基づく全員参加の生産保全 (Total Productive Maintenance = TPM) の考え方がない。

- (4) 現場で採取したサンプルを直ちに分析する設備がないため正確、かつ迅速な対応ができない。また、微量分析の設備がない。

5. 工場近代化計画

(1) 近代化の目標

国家標準に適合し、かつ、ユーザーの要求を満足するようにプロセス技術のレベルを高め、高品質で多くの種類のポリ塩化ビニルを生産し経済的および社会的な効果をあげ利益を高める。

(2) 近代化計画の内容

1) 生産工程の近代化計画

近代化計画の実施が急がれているが、技術改造の重要度、緊急性、実施の難易度および中国側の工場近代化計画に対する希望を考慮して3段階に分けた計画を提案する。

- a) 第1段階は既存設備の利用に重点をおき、運転条件最適化と安定化に関するものである。技術導入を前提とした生産技術の改善、向上と生産管理の充実を優先し、これに必要な自動制御装置の設置と設備の改造・新設を行なう。

近代化に要する機器代概算 21,760万円

近代化計画のスケジュール 1987年9月～1988年12月

- b) 第2段階は重合・乾燥全系列を新設するもので、多額の投資と長期の建設期間が必要となるが、重合設備の根本的改善が行なわれるので、最終目標の達成が可能となる。

なお、重合缶については品種構成、設置場所、投資金額などにより工場で選択できるよう30^m缶と60^m缶の2案を計画した。

近代化に要する機器代概算

30^m缶の場合 46,800万円

60^m缶の場合 46,340万円

近代化計画のスケジュール 1988年6月～1989年12月

- c) 第3段階は将来を見通した各工程設備の近代化計画であり、中国におけるポリ塩化ビニルの需要動向を見きわめて進めるべきである。ただし、ユーザーの要求の高度化、多様化および労務費の上昇は近い将来かならずくるべきものであり、現段階より研究しておくことを勧める。

近代化に要する機器代概算

30 m³缶の場合 56,450 万円

60 m³缶の場合 54,120 万円

近代化計画のスケジュール 1990年1月～1990年12月

なお、各段階における工程別の近代化計画を表5-1に示す。

2) 生産管理の近代化計画

現状における調達管理、在庫管理、工程管理、品質管理、設備管理、および教育・訓練の主要な問題点について、日本における経験と実績から改善提案を行なった。

(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) 各段階の近代化計画の重要度、緊急性、実施の難易度
- 2) 近代化計画のスケジュール
- 3) 生産技術、生産管理の改善、向上の重要性
- 4) 設備管理の充実と計装技術者、技能者などの育成の必要性
- 5) 近代化に要する費用と予算の編成

について提案を行なった。

6. 結論と勧告

- (1) 製品の品質向上と7品種のポリ塩化ビニルが製造できるように、早急に設備の改造、生産技術の改善、向上および生産管理の充実を行なう必要がある。
- (2) 最終目標達成のためには、第2段階までは是非行なう必要がある。第3段階については近い将来かならずくるべきものとして研究を進めることを提案する。

表 5-1 生産工程の近代化計画

段 階	工 程	近 代 化 計 画 の 内 容	* 近代化に要する 機器代(万円)	近代化スケジュール
第 1 段 階 既存設備の利用に重点をおき 運転条件最適化と安定化に関 するもの。	アセチレン発生・清浄	1) 発生器内温度を設定温度の範囲内で安定させる。 a) カーバイド供給の連続・定量化のため、カーバイドホッパーレベ ル計の設置。 b) 給水量の自動制御による温度一定化のため、給水自動制御装置の 設置。 2) 発生温度の最適化 a) 排水中のアセチレン溶解損失を少なくするため、設定温度85±5 ℃から90±5℃にアップする。電磁フィーダーと発生器との接続フ レキシブルゴムを耐熱性のものと取り替える。 3) 1パス排水の再使用。配管改造が必要。 4) アセチレン発生効率の向上。発生器内部構造の改造が必要。 5) 安全対策強化 a) ガス漏れ検知警報器の設置。 b) カーバイドホッパーのダンパーインターロック機構の取り付け。 アセチレン発生工程近代化計画図を図4.3.2-1に示す。	(4台) 260 (2式) 360 (2式) 40 — — (4点) 150 (2式) 130 小 計 940	1987年9月 ～ 1988年12月
	塩 化 水 素	1) 腐食環境を改善し、運転の長期安定化を計る。 a) 水素中の水分を少なくし、塩素濃度の変動を少なくするよう電解 工場側の改善を進める必要がある。 b) 水素・塩素流量自動制御装置の設置。 c) 水素・塩素供給配管および合成塔塔頂に圧力指示警報計の設置。 2) 合成塔燃焼条件の改善 a) 水素・塩素の混合比率の適正化。 b) バーナー構造の改善。 3) 生成塩酸濃度アップのため冷却強化と管理強化 a) 冷却塔の設置。 b) 塩酸濃度管理用装置の設置。 塩化水素工程近代化計画図を図4.3.2-2に、合成塔バーナー参考 図を図4.3.2-3に示す。	— (3式) 1,800 (5点) 750 — (3式) 650 (1基) 700 (3式) 1,250 小 計 5,150	

段 階	工 程	近 代 化 計 画 の 内 容	* 近代化に要する 機器代(万円)	近代化スケジュール
(第1段階続き)	塩化ビニルモノマー	1) アセチレン、塩化水素の脱水を強化し、流量の比率制御を行なうことにより、運転の安定化を計る。 a) アセチレン・塩化水素流量比率制御装置の設置 b) アセチレン脱水設備の設置 c) 塩化水素脱水設備の設置 2) 塩ビモノマーの脱水強化および粗VCM貯槽、蒸留塔の自動制御装置の設置により蒸留運転の安定化を計る。 a) VCM脱水設備の設置 b) 粗VCM貯槽の設置 c) 蒸留塔自動制御装置の設置 3) 現場運転管理の強化 a) 各種ガス検知管および酸素、水分、モノマー分析計の設置 塩化ビニルモノマー工程近代化計画図を図4.3.2-4~6に示す。	(1式) 950 (1式) 930 (1式) 2,710 (1式) 2,580 (1基) 370 (1式) 2,000 (1式) 700 小計 10,240	
	重合・脱モノマー	1) 重合条件および処方の改善 導入技術により改善必要 2) 品種切り替え時の掃除強化と洗缶方法の改善 a) 既設ステンレス鋼重合缶の内面パフ仕上実施 b) ジェットクリーナーの設置 3) 重合温度の安定化 a) 重合温度、圧力自動制御装置の設置(9、10号缶) 4) 脱モノマー条件の改善 後処理槽軸封漏れ改善と脱モノ条件の改善 ポリ塩化ビニル重合～乾燥工程近代化計画図を図4.3.2-7に示す。	--- --- (1式) 2,300 (2式) 1,390 --- 小計 3,690	
	脱水・乾燥・袋詰	1) 脱水機へのスラリー供給の安定化 a) スラリー循環ポンプおよび汙過器の設置 2) 乾燥機運転の安定化・省エネルギー化 a) 乾燥熱風温度自動制御装置の設置 3) 開口部の密閉化と飛散防止による損失減少および環境汚染、コンタミの防止	(2式) 420 3 (1式) 360	

段 階	工 程	近 代 化 計 画 の 内 容	*近代化に要する 機器代(万円)	近代化スケジュール
(第1段階続き)	(脱水・乾燥・袋詰) 続き	a) 脱水機出口シュート、テーブルフィーダー出口、振動篩上面の密閉化 b) 乾燥機空気濾過器強化 c) サイクロン下ロータリーバルブの設置 d) 気流乾燥機に解砕機設置	— (1式) 120 (7式) 450 (1基) 120 小 計 1,470	
	検 査	1) 現場分析の充実 a) 水分計、ガスクロマトグラフの設置 b) かさ比重測定器、異物測定容器、赤焼試験などの設置	(1式) 270 — 小 計 270 第1段階 計 21,760	

段 階	工 程	近 代 化 計 画 の 内 容	* 近代化に要する 機器代(万円)	近代化スケジュール
第 2 段 階 重合～乾燥全系列の新設に関するもの。	塩ビモノマー 重合～乾燥・袋詰	<p>新設備能力は15,000トン/年とするが、脱モノマーおよび乾燥設備能力は第3段階まで見込んで20,000トン/年とする。なお、重合缶は、既設13.5㎡缶4缶を使用するものとし、新設重合缶は30㎡缶と60㎡缶2案で計画する。ただし、既設の他工程は現状のままの能力とする。</p> <p>1) 回収VCMホルダーの増設 1,500㎡VCMホルダー 1基 増設</p> <p>1) 重合設備新設 30㎡缶の場合 60㎡缶の場合</p> <p>2) 脱モノマー設備新設</p> <p>3) 脱水設備新設</p> <p>4) 乾燥設備新設</p> <p>5) 袋詰設備新設</p> <p>重合缶は下部攪拌方式、ステンレス・クラッド鋼製、内面電解研磨仕上げとする。</p> <p>乾燥機は1段内熱式流動乾燥機とする。</p> <p>第2段階近代化計画図を図4.3.2-8～9に示す。</p> <p style="text-align: right;">第2段階</p>	<p style="text-align: center;">—</p> <p>(2式) 26,730</p> <p>(1式) 26,270</p> <p>(1式) 5,200</p> <p>(1式) 1,500</p> <p>(1式) 11,270</p> <p>(1式) 2,100</p> <p>計</p> <p>30㎡缶の場合 46,800</p> <p>60㎡缶の場合 46,340</p>	1988年6月 ～1989年12月

段 階	工 程	近 代 化 計 画 の 内 容	*近代化に要する 機器代(万円)	近代化スケジュール
第 3 段 階 将来を見通した各工程設備の 近代化に関するもの	アセチレン発生・清浄	アセチレン発生器増設による能力増強	(1式) 1,100	1990年1月 ～1990年12月
	塩 化 水 素	1) 合成塔をカーボン製に更新 (30 t/d × 3 基)	(3 基) 8,700	
		2) 放散塔をカーボン製に更新 (30 t/d × 2 基)	(2 基) 3,800	
	塩 ビ モ ノ マ ー	1) 合成器を加圧熱水方式に変更	(4 式) 1,840	
		2) 合成ガス洗浄水中の塩酸を回収する設備の設置	(1 式) 4,490	
	重 合 ・ 脱 モ ノ マ ー	1) 重合缶の増設		
		30 m ³ 缶の場合	(2 缶) 14,830	
		60 m ³ 缶の場合	(1 缶) 12,880	
		2) DDC (Direct Digital Control) システムの導入		
	脱 水 ・ 乾 燥 ・ 袋 詰	30 m ³ 缶の場合	(1 式) 9,410	
60 m ³ 缶の場合		(1 式) 9,030		
1) 脱水機の増設		(1 式) 1,500		
ユ ー テ ィ リ テ ィ ー	2) 自動計量袋詰設備の設置	(1 式) 4,400		
	3) フレコン充填・ローリー出荷設備の設置	(1 式) 2,100		
	1) 非常用電源設備の設置	(1 式) 3,800		
	2) 計装用空気槽の設置	(1 式) 480		
		第 3 段階	計	56,450
		30 m ³ 缶の場合		
		60 m ³ 缶の場合		54,120

* 近代化に要する機器代とは、各計画図、機器仕様表に示す機器、電動機および計器・分析機器で、日本における現時点でのFOB価格とし、技術料、設計費および現地における諸工事費は含まれていない。

序 章

1. 調査の背景

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、86年に入り第7次5カ年計画を開始し、中国的特色をもつ新しい型の社会主義経済体制の確立のため企業の活性化に取り組んでいる。

かかる経済政策のもと、同国政府は西暦2000年までに工場生産を4倍に拡大することを計画し、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。

これは同国の経済開発政策の中でも調整政策を強化する方向で打ち出されたもので、建設投資の縮小、均衡財政の実現を目指したものである。

このような背景のもとで、国際協力事業団は昭和56年以降同国の工場近代化計画に協力しており、60年度末までに36工場の診断を行ってきた。本件は昭和61年度案件として要請されたものである。

2. 調査の目的

本プロジェクトは、安徽省合肥市にある合肥化工廠において、ポリ塩化ビニル（PVC）製造設備の診断を行ない、その結果に基づき既存設備の利用に重点をおいて、プロセス技術のレベルアップを行ない、高品質で多種類のポリ塩化ビニルを生産するための工場近代化計画を策定するものである。

また、この調査実施期間中に合肥化工廠カウンターパートに対し調査手法などの技術移転も行なうものとする。

3. 調査対象工場および対象製品

対象工場：合肥化工廠

対象製品：ポリ塩化ビニル

4. 調査の範囲と内容

調査は中国における現地調査と日本における国内作業より構成される。

4.1 現地調査

現地調査においては主として以下の業務を行なう。

- (1) 工場の概要調査
 - 1) 工場配置
 - 2) 製品および生産
 - 3) 製造設備
 - 4) 組織および人員
- (2) 生産工程調査
 - 1) アセチレン製造工程
 - a) 発生工程
 - b) 清浄工程
 - 2) 塩化ビニルモノマー製造工程
 - a) 塩化水素工程
 - b) 合成工程
 - c) 圧縮液化・蒸留工程
 - 3) ポリ塩化ビニル製造工程
 - a) 重合工程
 - b) 脱モノマー工程
 - c) 脱水工程
 - d) 乾燥工程
 - e) 袋詰・出荷工程
 - 4) その他
 - a) ユーティリティー設備
 - b) 検査設備
- (3) 生産管理調査
 - 1) 調達管理
 - 2) 在庫管理
 - 3) 工程管理
 - 4) 品質管理
 - 5) 製造・検査設備管理
 - 6) 教育・訓練
- (4) 中国側の工場近代化計画調査

4.2 国内作業

日本における国内作業においては、中国における現地調査の結果をふまえて、以下の項目により構成される報告書を取りまとめる。

- (1) 工場の概要
- (2) 生産工程の現状と問題点
- (3) 生産管理の現状と問題点
- (4) 工場近代化計画
 - 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
- (5) 結論と勧告

5. 現地調査団の編成および日程

1987年1月16日付で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の間で締結された「中華人民共和国工場（合肥化工廠）近代化計画調査実施細則」に基づき、広田孝を団長とする調査団を組織し、1987年3月1日から3月21日までの21日間中国に派遣し現地調査を実施した。

現地調査団の編成および調査日程を表5-1および表5-2に示す。

表5-1 調査団の氏名と担当、業務内容

氏名	担当	業務内容
広田 孝	団長・総括	各業務の総括・責任 近代化計画立案・総合評価
山根 真治	生産管理	生産管理の調査 近代化計画立案
渡部 太郎	生産工程	生産工程の調査 近代化計画立案
原 吉博	工場概要・積算	工場概要・設備の調査 近代化費用積算

表5-2 現地調査日程

年 月 日	行程および調査内容
1987年3月1日	東京から上海へ移動
3月2日	上海から合肥へ移動
3月3日	合肥化工廠現地調査
3月17日	同 上
3月18～19日	合肥から北京へ移動
3月20日	国家経済委員会・JICA北京事務所 日本大使館へ調査結果を報告
3月21日	北京から東京へ移動・帰国

地 市 局

合肥市化工公司

(3) 創 立

1957年創立、二つの工場が合併して現在に至っている。

苛性ソーダ・ポリ塩化ビニル工場は1965年から計画し、1973年から生産を開始した。

(4) 工場占有面積

47.7 万平方メートル

(5) 年生産高

6,300 万元

(6) 固定資産高

6,000 万元

(7) 就業人員

3,256 名

(8) 所有権

全人民

1. 2. 2 工場配置

(1) 工場規模

工場占有面積 47.7 万平方メートル

工場建築面積 16.0 万平方メートル

専用鉄道 延 3キロメートル

合肥化工廠全体配置図を図 1. 2. 2-1 に示す。

工場占有敷地の北側、全占有面積の約 6 割、東西約 1,100メートル、南北約 250 ~ 300メートルの区域が生産地区であり、残りの約 4 割が生活地区で、従業員宿舎、病院および教育施設などの敷地に使用されている。

(2) ポリ塩化ビニル工場

ポリ塩化ビニル工場は、工場生産地区のはぼ中央東寄りに位置し、東西 150メートル、南北 130メートルの区域を占めている。

ポリ塩化ビニル工場の西側にカーバイド工場、電解工場があり、原料のカーバイド、水素および塩素をポリ塩化ビニル工場へ供給している。

ポリ塩化ビニル工場の各生産工程の主要建物を表 1. 2. 2-1 に示す。



图 1.2.2-1 合肥化工廠全体配置图

表 1.2.2-1 ポリ塩化ビニル工場の主要建物

建物名称	構造・階数	延面積 (㎡)
カーバイド倉庫	鉄筋コンクリート平家建	288
アセチレン発生工室	鉄筋コンクリート4階建	336
アセチレン清浄工室	鉄筋コンクリート平家建	284
塩酸合成工室	鉄筋コンクリート4階建	768
放散塔工室	鉄筋コンクリート3階建	420
モノマー合成工室	鉄筋コンクリート、一部鉄骨4階建	1,284
重合・乾燥工室	鉄筋コンクリート3階建	1,068
増設重合工室	鉄骨 2階建	310
重合操作室	鉄筋コンクリート2階建	108
製品倉庫	鉄筋コンクリート平家建	332
冷凍機室	鉄筋コンクリート平家建	302
ポンプ室	鉄筋コンクリート平家建	264

1.2.3 製品および生産

合肥化工廠で生産している主要製品と生産能力を表 1.2.3-1 に示す。

表 1.2.3-1 主要製品と生産能力

主要製品名	生産能力 (トン/年)
カーバイド	27,000
苛性ソーダ	30,000
ポリ塩化ビニル	15,000
無水塩化鉄	3,000
ヒドロサルファイト	1,000
塩化亜鉛	500
セバシン	500
ナイロン	400

合肥化工廠は安徽省の重要企業で、経済効果のよい工場であり、品質管理面でも先進企業に選定されている。

ポリ塩化ビニルでは、安徽省で最大の生産工場であり、省内に製品を供給するほか一部は省外にも出荷している。合肥化工廠正門を写真 1.2.3-1 に示す。

写真 1.2.3-1 合肥化工廠正門



1.2.4 組織および人員

(1) 組織

合肥化工廠の組織を図 1.2.4-1 に示す。

工場長、党委員会書記のもとに 4 名の副工場長があり、生産、建設、販売および経営に分かれて担当し、それぞれの責任をもっている。そのほか総エンジニア、総経済師および総会計師がそれぞれ、全工場の技術管理、経営管理および会計管理を総括している。

(2) 人員

合肥化工廠従業員総数は 3,256 名で、そのうち管理者 545 名、技術者 136 名、生産労働者 2,575 名である。この中で男子 2,295 名、女子 961 名で男女の比率は、70 : 30、平均年齢は 33.75 歳である。

(3) 労働条件

1) 労働日数

年間労働日数	306 日
週休日数	52 日（日曜日は週休日）
公休日数	7 日（新正月、春節、メーデー、国慶節）

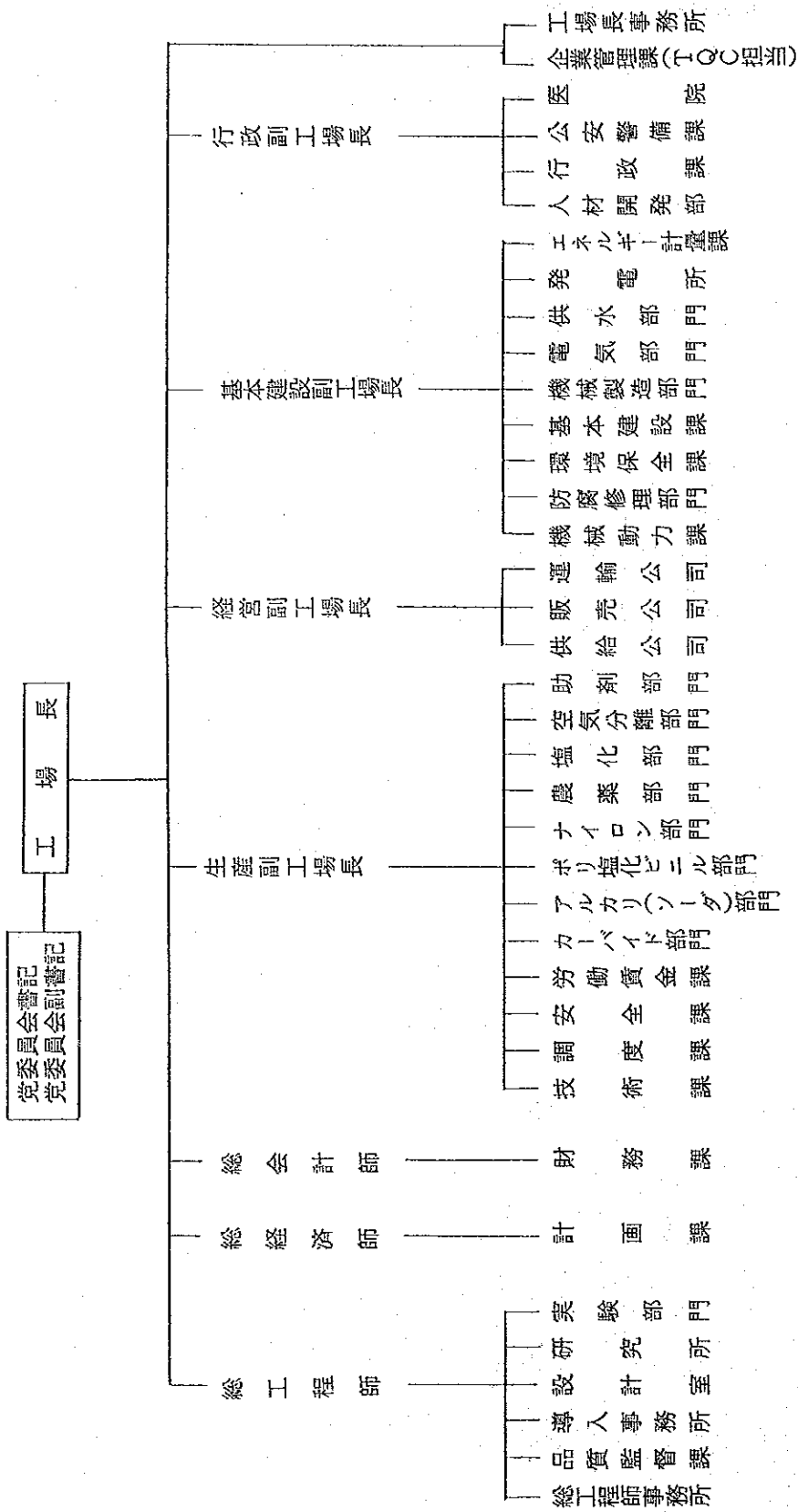
2) 就業時間および勤務形態

就業時間	日勤	8:00 ~ 17:30
	3交替	早勤 8:00 ~ 16:00
		中勤 16:00 ~ 24:00
		夜勤 0:00 ~ 8:00
休憩時間	日勤	1.5 ~ 2.0時間

3) 賃金

賃金形態	基本賃金+奨励金	
級別賃金	普通工 1~7級	37~111 元/月
	技術工 1~8級~技師	37~154 "
	管理職(幹部) 5~24級	37~185 "
1986年	工場年平均賃金	1,148 元 (奨励金含む)
	工場平均技術工等級	4.1 級

图 1.2.4-1 合肥化工厂组织图



1.2.5 対象製品と製品の品質

- (1) 製品名 懸濁重合法ポリ塩化ビニル (PVC)
- (2) 分子式 $(-CH_2-CHCl-)_n$
- (3) 規格 国家標準 (GB-5761-86)
1986年10月1日より発効
- (4) 品 種 国家標準で規定されている。
品種はSG-1からSG-7までの7品種、それぞれ1級品A、Bおよび2級品に区分。詳細は表2.5.1-1に示す。
- (5) 用 途 管、板、フィルム、くつ材、人造皮革など
- (6) 包 装 25kg袋 内装 ポリエチレン袋
外装 ポリプロピレン編袋

1.2.6 対象製品の生産と販売

- (1) ポリ塩化ビニルの過去5年間の生産量と販売量を表1.2.6-1に示す。生産計画は国家計画にしたがって決定され、販売価格も化学工業部で決定される。販売価格の例を表1.2.6-2に示す。

表1.2.6-1 ポリ塩化ビニルの過去5年間の生産量と販売量
(単位：トン)

年 度	生 産 計 画	生 産 量	販 売 量
1982	8,000	8,102	7,671
1983	10,000	8,543	8,245
1984	10,000	10,081	10,322
1985	12,000	12,034	12,588
1986	10,500	11,135	11,085

表1.2.6-2 ポリ塩化ビニルの販売価格

品 種	販売価格 (元/トン)
SG-3 1級品	1,920
SG-3 2級品	1,880

- (2) 1986年の品種別生産量と販売量を表1.2.6-3に示す。新しい国家標準（GB-5761-86）が1986年10月1日より発効されたが、1986年は新旧標準の変更期となり実績としては新旧両標準の品種構成となっている。

表1.2.6-3 ポリ塩化ビニル1986年の品種別生産量と販売量
(単位：トン)

品 種		生 産 量	販 売 量
型 号	級 別		
SG-3	1級	14.5	14.5
	2級	12.2	12.2
SG-4	1級	9.4	9.4
	2級	98.2	98.2
XJ-1	1級	4.0	4.0
XJ-2	1級	375.4	375.4
	2級	153.2	153.2
XJ-3	1級	3,476.1	3,476.1
	2級	1,507.3	1,488.7
XJ-4	1級	1,620.4	1,619.9
	2級	1,360.6	1,360.6
XJ-5	1級	214.5	214.5
	2級	485.2	485.2
XJ-6	2級	39.7	39.7
等 外 品		627.9	597.1
糊専用樹脂		544.4	544.4
そ の 他		592.0	591.9
合 計		11,135.0	11,085.0

- (3) ポリ塩化ビニルの販売先と主な用途を表1.2.6-4に示す。

表1.2.6-4 ポリ塩化ビニルの販売先と主な用途

販 売 先		主 な 用 途
地 域	比 率 (%)	
省 内	75	農業用フィルム 板・管・くつ材
江 蘇 省	15	自動車の床材
上 海	5	
輸 出	5	

安徽省内の主な需要家は、東風廠、合肥塑料廠、建材四廠、車備品廠などである。

第2章 生産工程の現状と問題点

2.1 製造設備の概要

ポリ塩化ビニルは、1973年から生産を開始した。当初の設備能力は3,000トン/年であったが、次々と増設して現在は15,000トン/年の能力になっている。3,000トン/年能力から逐次増設を行ってきたため、工程別の能力・配置などにアンバランスな面がみられる。表2.1-1に現在の工程別能力を示す。

表2.1-1 工程別生産能力

工 程	生産能力 (トン/年)	稼動日数 (日/年)
アセチレン発生	12,000 (PVC換算)	330
アセチレン清浄	25,000 (PVC換算)	330
塩 化 水 素	15,000 (PVC換算)	330
モ ノ マ ー	15,000 (PVC換算)	330
重 合	15,000 以 上	330
乾 燥	15,000	330

主原料のカーバイドは、カーバイド工場で生産され、60mm以下に破碎された塊状品で搬入される。塩素と水素は、隣接する電解工場で生産され、パイプラインで塩化水素工程へ送られてくる。当工場は原料から製品のポリ塩化ビニルまで一貫した生産工程となっている。

ポリ塩化ビニル製造工程図を図2.1-1に、同工場配置図を図2.1-2に示す。

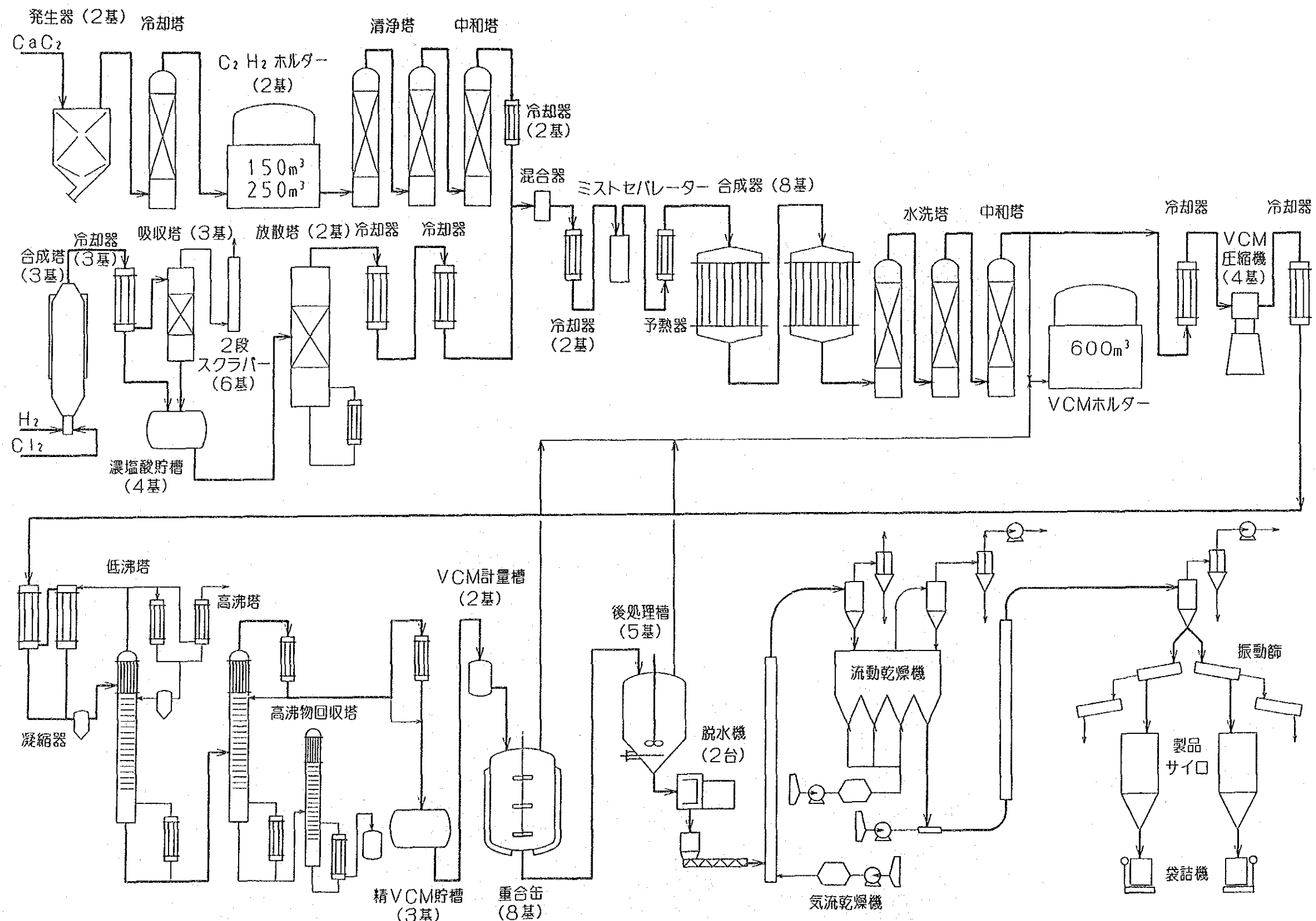


図2-1-1 ポリ塩化ビニル製造工程図

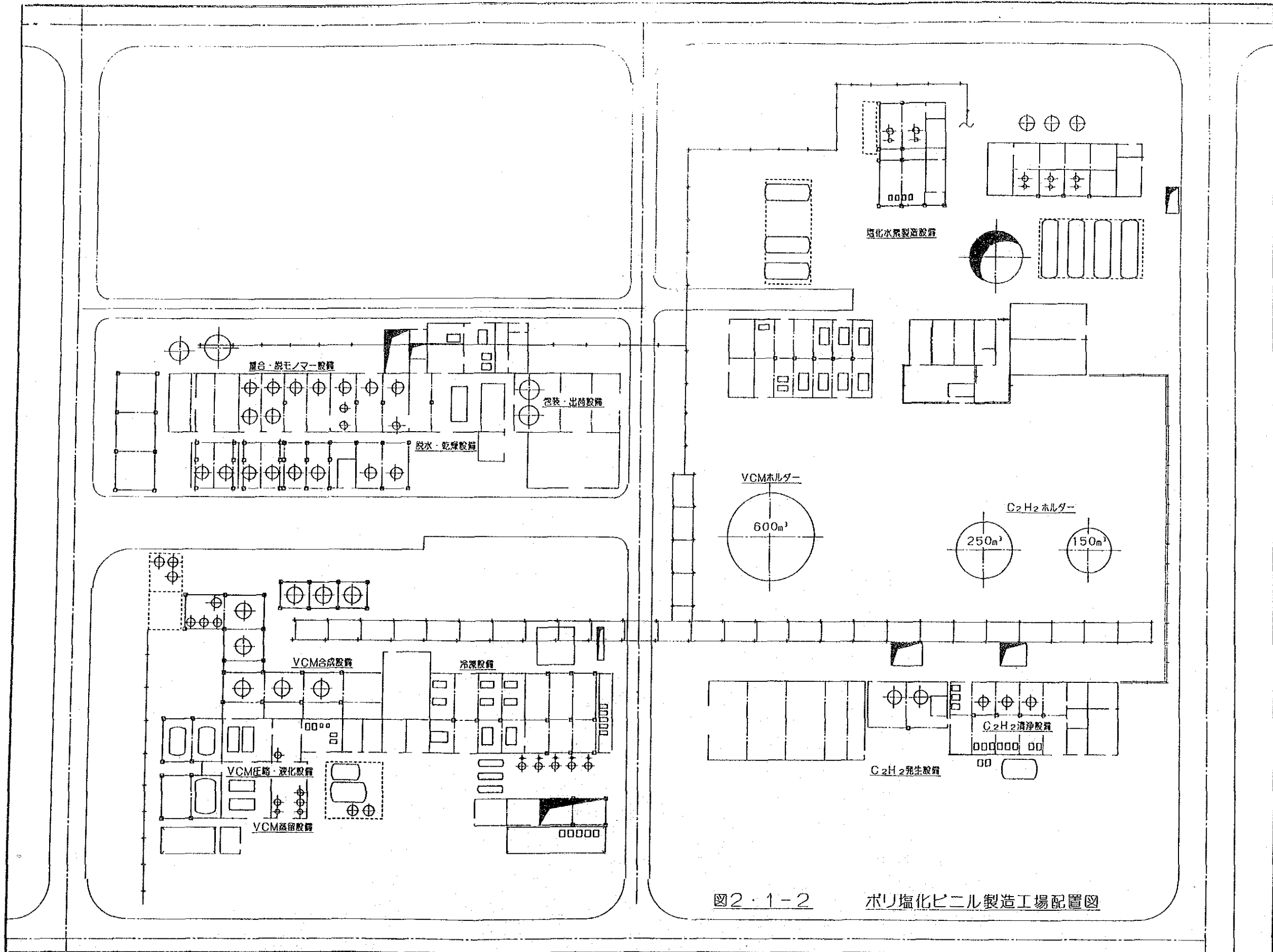


図2・1-2 ポリ塩化ビニル製造工場配置図

2.2 運転概要と運転条件

2.2.1 アセチレン発生・清浄工程

アセチレン発生・清浄工程図を図2.2.1-1に、同配置図を図2.2.1-2に示す。

(1) 運転概要

アセチレンは、湿式発生器にカーバイドを投入して発生させ、清浄工程で次亜塩素酸ソーダと苛性ソーダを用い、硫化水素、燐化水素などの不純物を洗浄除去する。

発生器は2基あり並列運転している。

まず、カーバイドは前工程のカーバイド工場から60mm以下に破碎され約1トンのカーバイド容器に入れて発生工室倉庫に運搬されてくる。倉庫内でのカーバイド容器の移動および発生器へのカーバイド投入に2台のホイストが使用されている。倉庫内でのカーバイド容器の移動状況を写真2.2.1-1に示す。

発生器上部に2基のカーバイドホッパーが直列に設置されている。まず、上部ホッパーにカーバイド容器を接続して、カーバイドを投入し、投入ダンパーを閉じ窒素を約2分間吹き込み空気をパージする。次いで、上部ホッパーの下部ダンパーを開いて、カーバイドを下部ホッパーへ投入する。カーバイドホッパーを写真2.2.1-2に示す。

発生器へのカーバイド供給は、発生ガス量をみながら電磁フィダーの電圧を手動で調節して行なう。

発生器内温度は、 85 ± 5 ℃の範囲に入るよう基準化されているが、給水量は手動調節のためカーバイド供給量の変動にうまく追いつけず、 85 ± 5 ℃の範囲からはずれることがある。発生器胴部の温度計を写真2.2.1-3に示す。

発生滓は、逆U字管で発生器下部から抜き出し沈殿池へ送られる。この配管内で滓が詰まるのを防止するため、水を排出管根元に常時送入している。発生器底部に蓄積する砂利、鉄分などの発生残渣は4時間ごとに底部のバルブを開け排出する。

発生したアセチレンは、発生器上部より取り出されセパレーター、水封器を通りシャワー方式の冷却塔で常温近くまで冷却される。冷却されたアセチレンは、次の工程へ送るためナッシュポンプで $0.6 \sim 0.7$ kg/cm²に昇圧される。ナッシュポンプの吸入ラインには、250 m³の水封式ガスホルダーが接続されており、アセチレンの使用量と発生量の変動を吸収する役目をしている。

昇圧されたアセチレンは、次の清浄工程で精製する。2基の清浄塔で、有効塩素濃度管理範囲0.07～0.12%の次亜塩素酸ソーダ溶液で洗浄され、次に中和塔で苛性ソーダ10～15%溶液で洗浄されてアセチレン中の硫化水素、燐化水素などの不純物を検出限度以内 ($\text{PH}_3 \leq 10$ ppm、 $\text{H}_2\text{S} \leq 5$ ppm)まで除去する。この工程の最後で、輸送配管中に水分

が凝縮蓄積するのを防止するとともに、次の塩ビモノマー合成工程の予備処理として5℃の冷凍水を用い8～10℃までアセチレンを冷却し脱水している。

ここで使用する苛性ソーダは電解工場より30%水溶液を受け入れ、水で希釈している。また、次亜塩素酸ソーダは苛性ソーダとともに電解工場から受け入れた塩素をエゼクターで吸引混合して製造している。

(2) 運転条件

運転基準として表2.2.1-1に示すように定められている。

表2.2.1-1 運 転 基 準

項 目	基 準
発 生 器 温 度	85±5℃
発 生 器 圧 力	30～80mmHg (通常60mmHg)
発 生 器 水 位	容積の¾
窒 素 置 換	元圧2kg/cm ² ≤、通気15m ³ ≤
排 渣	4時間ごと
発 生 器 攪 拌	1.2 rpm
ナッシュポンプ吸入圧	30 mmHg

(3) 問 題 点

1) アセチレン損失が大きい

最近測定した損失データがなく、工程改善があまりすすんでいない。表2.2.1-2に示す1980年11月のデータが現在でも、唯一のよりどころとなっている。

表2.2.1-2 アセチレン損失

No	項 目	損失量 *	比 率 (%)
1	カーバイド投入口排気	2.58	5.0
2	発 生 器 排 渣	6.15	12.0
3	発 生 器 溢 流	21.58	42.0
4	水 封 器 排 水	8.84	17.2
5	清 浄 液 排 水	12.22	23.8
	合 計	51.37	100.0

*単位は標準カーバイド (立方300ℓ) kg/t-pvc

カーバイドのポリ塩化ビニル製品に対する原単位は現状1,464kgであるからアセチレン工程で把握されている損失量51.37kgは、3.5%に相当する。

損失の大部分はアセチレンの水相への溶解によるものなので、新水の使用をなるべくおさえ循環使用して、最も高温になる所から排水するように改善をすすめるべきである。損失量について大きいと思われるところから重点的に測定し、現状を把握して改善を進めることが必要である。

溶解損失を少なくするためには、発生器温度を上げることが有効である。このためカーバイド供給用電磁フィーダー下の接続フレキシブルゴムの耐熱性を上げることと、発生温度の変動幅を少なくすることなどの対策を講ずる必要がある。

2) 発生器能力が他工程に比し少ない

当初、発生器の攪拌羽根は2段式であった。これを4段式に改造して能力増強を行なっているが、過剰にカーバイドを投入すると未発生のカーバイドが排出水中に多くなる。カーバイドの小塊径化、攪拌羽根の形状、角度、傾斜の改善など反応速度、滞留時間の最適化によりある程度の能力増強は期待できるが、最適設計を行なうためには各種のテストとデータが必要である。

溶解アセチレンを少量平均6 m³/h製造しているが、全体の発生量に比しここで問題とする量ではない。

3) 保安・環境面について

- a) アセチレン発生工程での事故は、カーバイドホッパー上部のダンパーにカーバイドドラム缶の蓋がかみ込み密閉できず、アセチレンが外部に漏れ、それに着火した事故とカーバイド供給用電磁フィーダー下のフレキシブルゴムに亀裂が入り、ガス漏れ着火した事故との2件であるが幸い人身事故には至らなかった。

アセチレンは燃焼範囲が広く着火しやすいので、漏れやすい場所とか、作業員の常時いるようなところには、ガス漏れ検知警報器を設置することが好ましい。自動化をすすめる場合には、操作室を設備からなるべく離して、清浄空気を入れ加圧するなどの安全対策をとることが好ましい。

- b) 発生滓は広い沈殿池で処理し、上澄水は排水溝へ放流している。沈殿物は煉瓦の原料などで農村での需要があり消化されている。排水は工場出口では、他の冷却水で希釈されて現状では問題ないとしている。発生滓沈殿池を写真2.2.1-4に示す。

将来、環境基準は当然きびしくなり対策が必要となると思われる。したがって、発生器の増設を検討する場合は、湿式か乾式かの選択にはこの環境対策も折りこむことを忘れないでほしい。

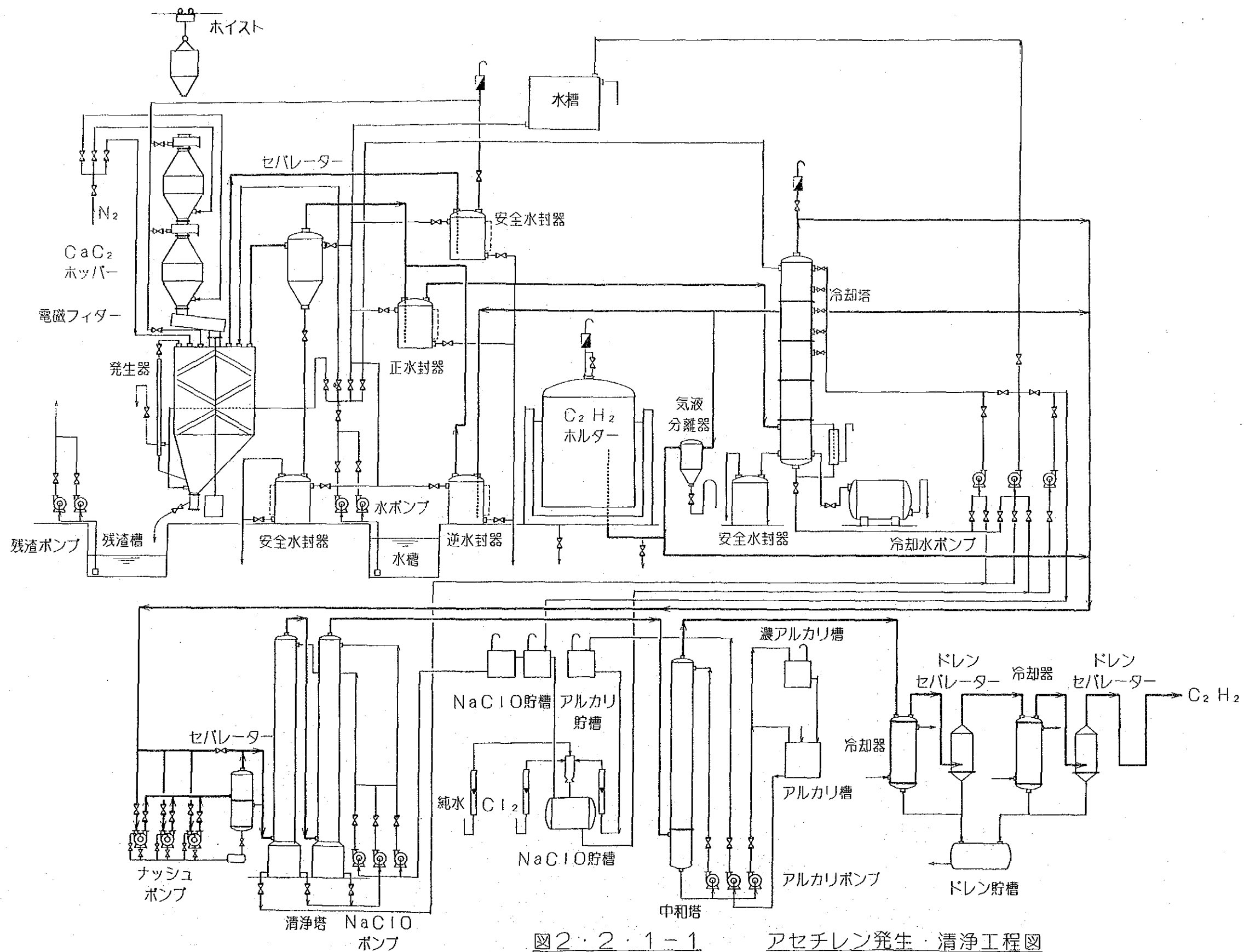


図2・2・1-1 アセチレン発生・清浄工程図

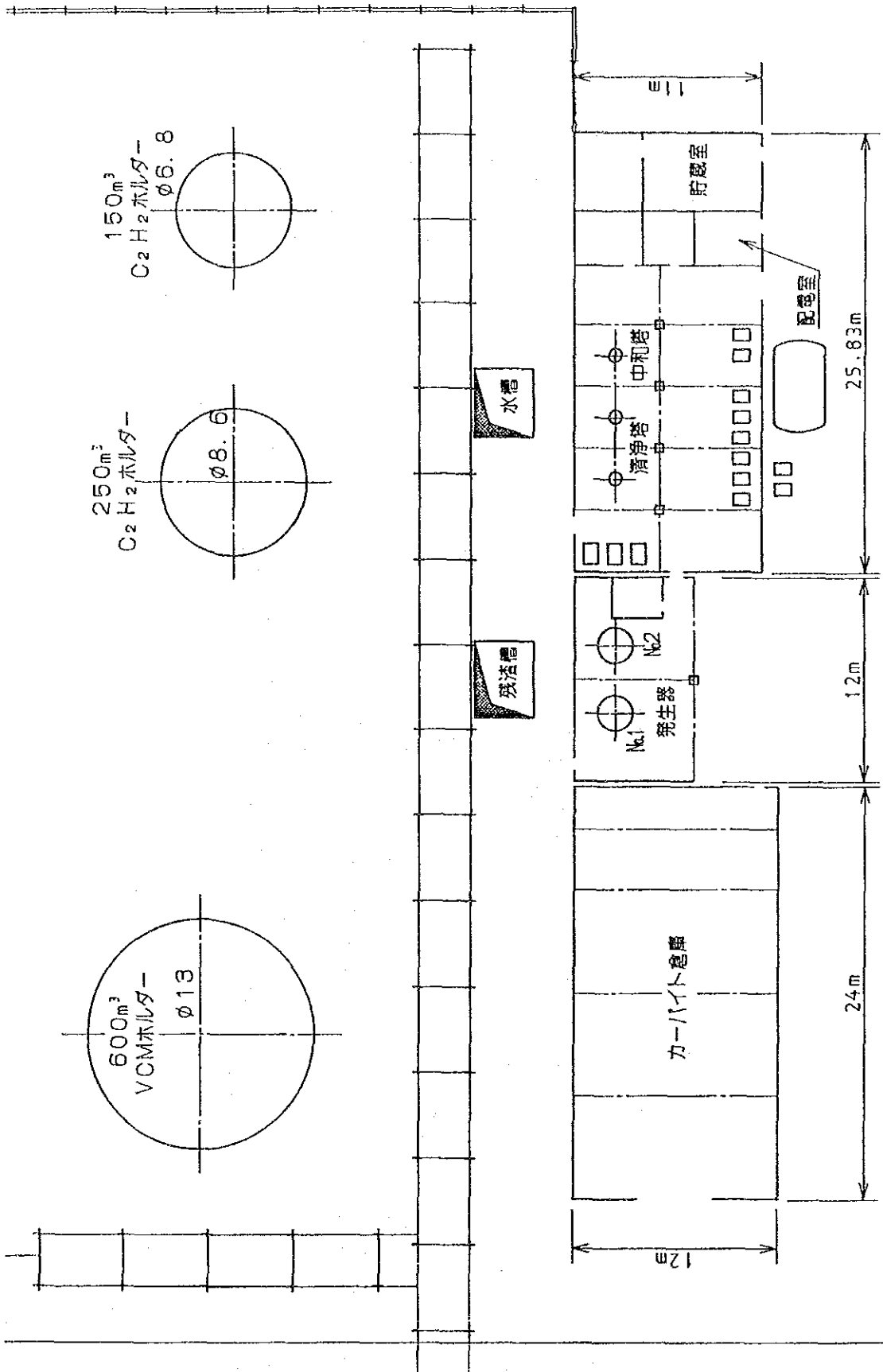


図2.2.1-2 アセチレン発生・清浄工程配置図

写真2.2.1-1 カーバイド容器の移動状況

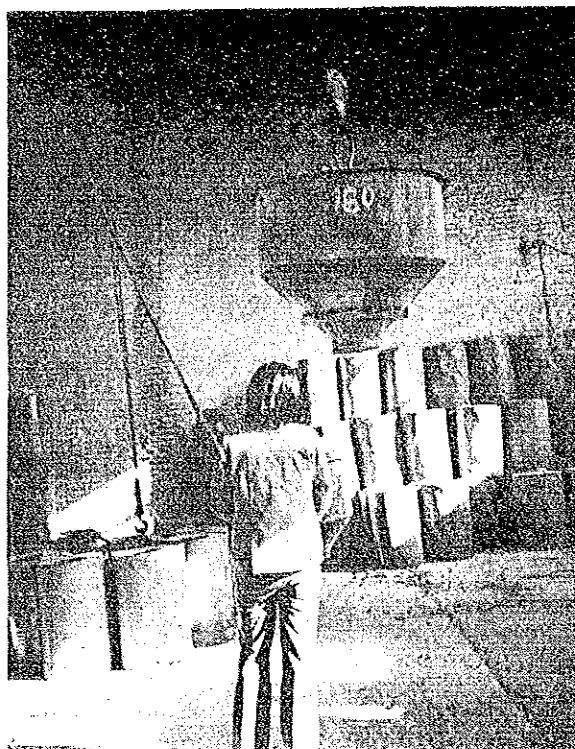


写真2.2.1-2 発生器上部ホッパー

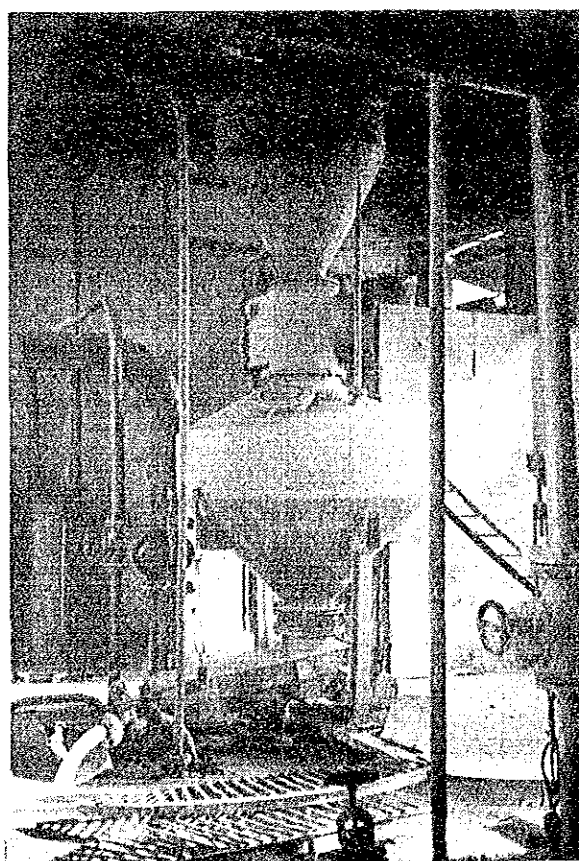
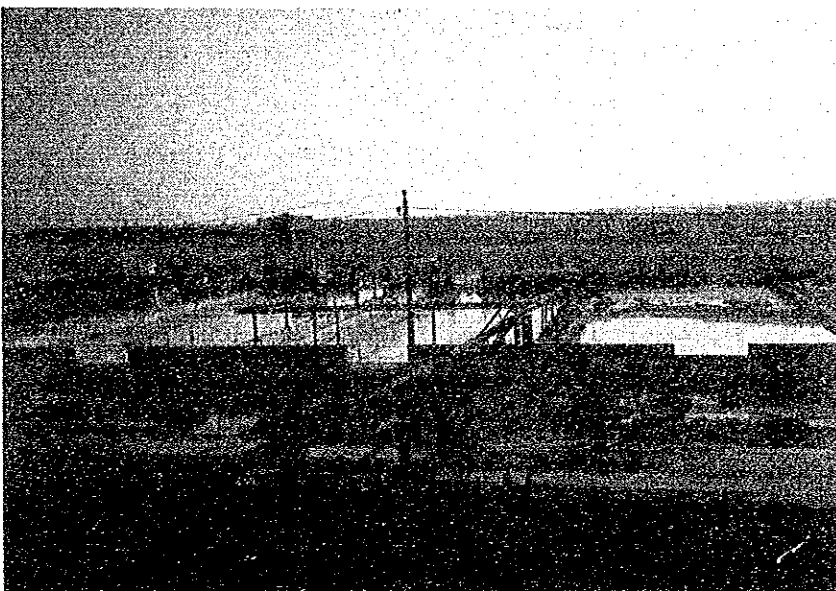


写真2.2.1-3 発生器胴部温度計



写真2.2.1-4 発生滓沈殿池



2.2.2 塩化水素工程

塩化水素工程図を図2.2.2-1に、同配置図を図2.2.2-2に示す。

(1) 運転概要

電解工場から送られてくる水素と塩素を合成塔で燃焼反応させ、水に吸収させ濃塩酸を製造する。この濃塩酸を放散塔で加熱蒸留し吸収している塩化水素を取り出す。塩化水素を放出したあとの希塩酸は、塩酸合成工程にもどし吸収液として再度循環使用する。

電解工場からの水素はそのまま水分飽和、純度99%以上であるが、塩素は液化塩素を製造した残ガスのため純度は80~85%程度で変動がある。水素は逆火防止器2基を通り合成塔に供給される。合成塔、バーナー、空気冷却器は鋼製である。

水素と塩素の混合比は、1.1~1.15としているが、アイグラスからバーナー部分の炎の色を作業員が常時監視し、水素および塩素流量を手動調節している。運転状況を写真2.2.2-1に示す。

合成塔上部はジャケットがついており、塔頂温度を450℃程度まで冷却し、空気冷却器、カーボン製冷却器で60℃以下まで冷却した後、吸収塔へ入る。ここで通常は22%希塩酸液に吸収し濃度は35%程度まで上昇する。吸収後の液温が高い場合は35%まで濃度は上がらない。

未吸収の残ガスは2段スクラバーを通り塩化水素をできるだけ吸収回収し、未反応水素、窒素などをエゼクターで吸引して大気へ放出する。

商品としての濃塩酸を製造するときは、合成塔3系列あるうちの1系列を分離して使い、水道水を吸収液としている。装置の一部が鋼製のため塩酸中の鉄分が多い。

塩化ビニルモノマーの合成原料としての塩化水素は、濃塩酸を放散塔で加熱蒸留してえられる。この塩化水素は、吸収~放散の操作により精製され純度は高い。放散された塩化水素は-12~-14℃に冷却脱水される。

放散後の希塩酸濃度は21~22%で、合成塔の吸収液として循環使用される。

(2) 運転条件

運転基準を表2.2.2-1に示す。

表2.2.2-1 運転基準

項目	基準
水素・塩素モル比	1.1~1.15
放散塔頂圧力	620 mmHg 以下 (通常 500 mmHg)
放散塔頂温度	95℃以下
希酸冷却温度	45℃以下
加熱器温度	125℃以下

(3) 問題点

1) 設備の寿命が短い

合成塔バーナーが15日、塔本体で1年程度の寿命である。同様の設備を使用している他工場では、この2倍以上の寿命があるとのことである。

写真2.2.2-2、3に示すようにバーナーは予備を多数つくっておいてある。原料水素中の水分が飽和状態で含まれていること、他方、塩素は液化塩素を製造した残ガスを使っているため酸素濃度が上昇することもあり、水分の多い塩化水素ガスが生成されると考えられる。運転停止がしばしば行なわれるので、設備が冷えて酸露点以下にさらされる時間が長くなり腐食を早めている。また、水素・塩素の比率はバーナー構造とも関係するが水素過剰率が小さすぎる。塩素濃度の変動をも考慮に入れ常時十分に水素過剰の状態が保持できるようにして、遊離塩素による鋼の乾食を防止することも必要である。

水素、塩素の流量自動制御の導入は是非必要であるが、これだけでは不十分で、水素中の水分を除くことおよび塩素濃度の変動を少なくすることが必要である。

2) 塩酸中の鉄分が多い

主要製造設備が鋼製のため、設備材質をカーボンなどに変えないかぎり鉄分減少は無理であろう。商品規格が200 ppm以下のところ現実の鉄分は220～300 ppmで、もう少しで合格品ができそうなときもあるので、操業が安定すれば商品規格に適合するものがえられる可能性がある。

3) 生成塩酸濃度が31～33%と低い

生成塩酸温度を45℃以下に冷却できれば35%は可能である。

そのために全般的に冷却を強化する必要がある。

a) 冷却用水循環系に冷却塔を設置する。(工場でも計画中とのことである)

b) 吸収用22%塩酸を少なくとも40℃以下に冷却する。

c) 生成濃塩酸温度が夏期でも45℃以下に維持できるようガス冷却器、吸収塔の冷却を強化する。

などが必要条件である。そのために冷却器の水側の汚染防止をはかることが大切で、時々、沈積砂泥や藻・スケールなどの清掃を行ない伝熱係数の低下を防止する。

また、吸収塔での吸収液の流下が、負荷変動の下限においても、各管均等に分散しなければならない。定修時などを利用してスワールを点検し厳密に調整する必要がある。

生成塩酸濃度が35%になるよう22%塩酸の供給量を調節することも必要である。

4) 合成塔点火時、排気エゼクターのみで空気を塔内に流入させていると、着火時の

風圧でパイロットバーナーが吹き消されやすく二次爆発をおこしバーナーを破損する恐れがある。塩素配管に枝管を取りつけ、そこから空気を強制押込みしながら点火した方が安全である。

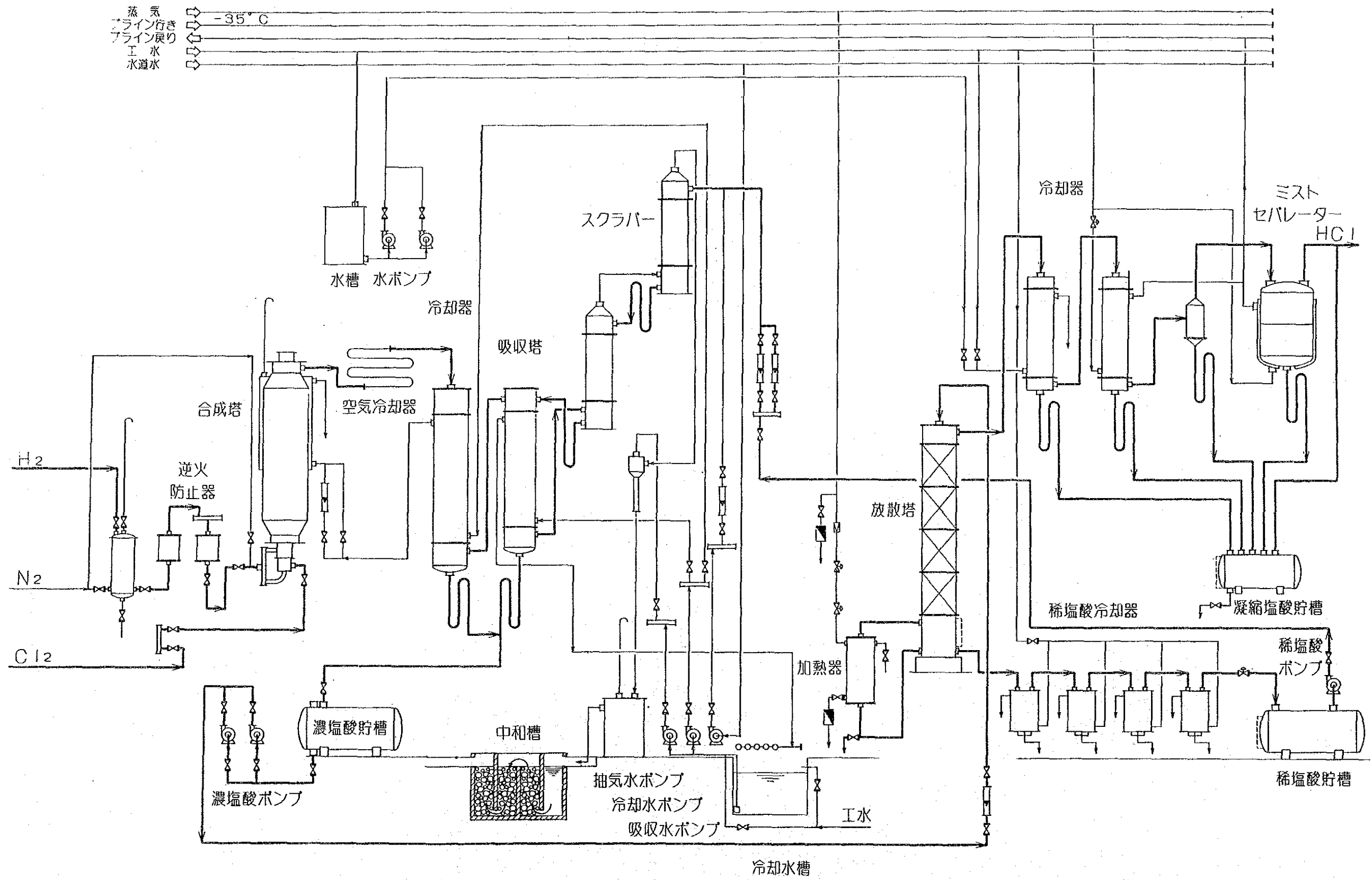


図 2 · 2 · 2 - 1

塩化水素工程図

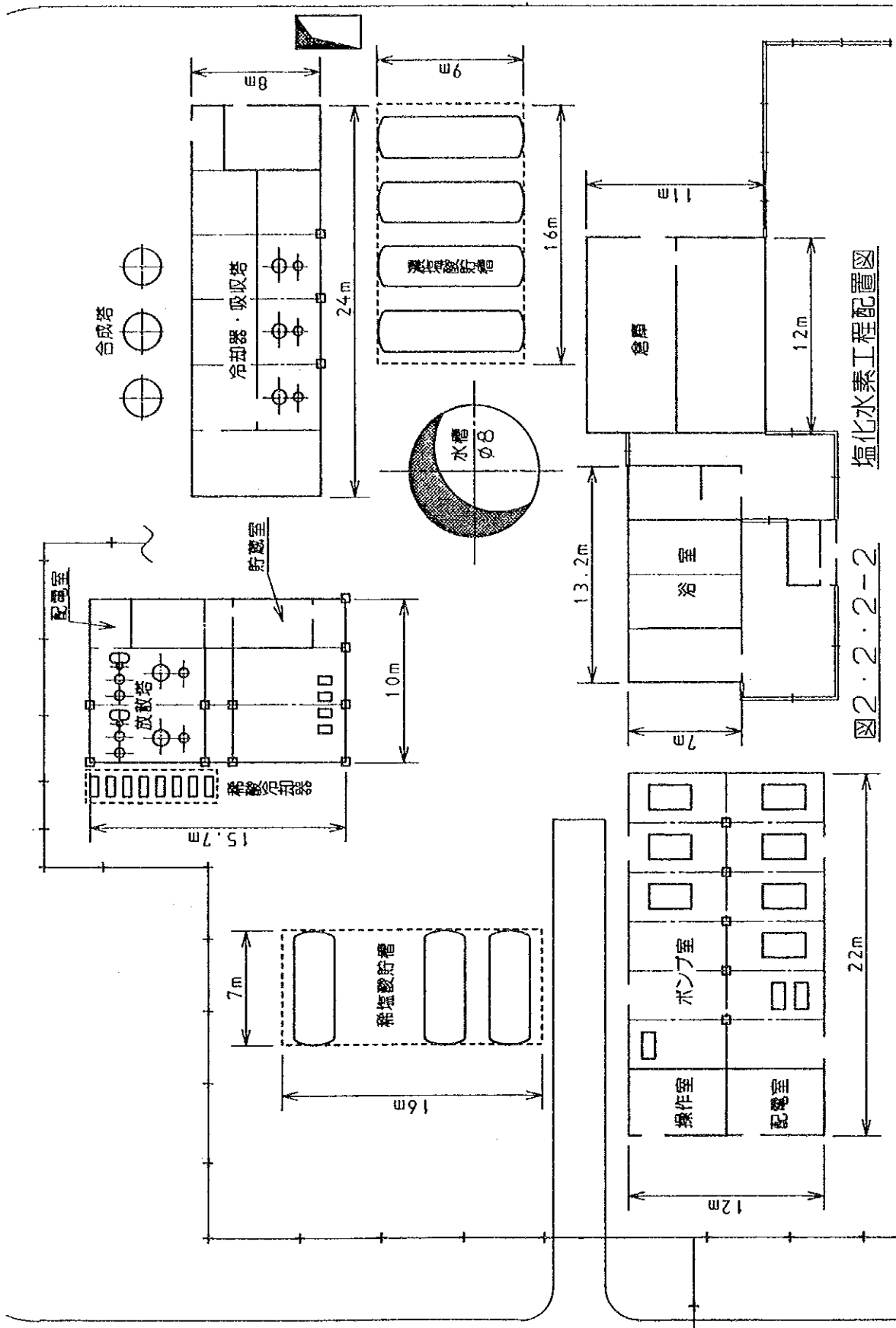


圖 2.2.2-2 鹽化水素工程配置圖

写真2.2.2-1 合成塔操作室



写真2.2.2-2 合成塔と予備バーナー

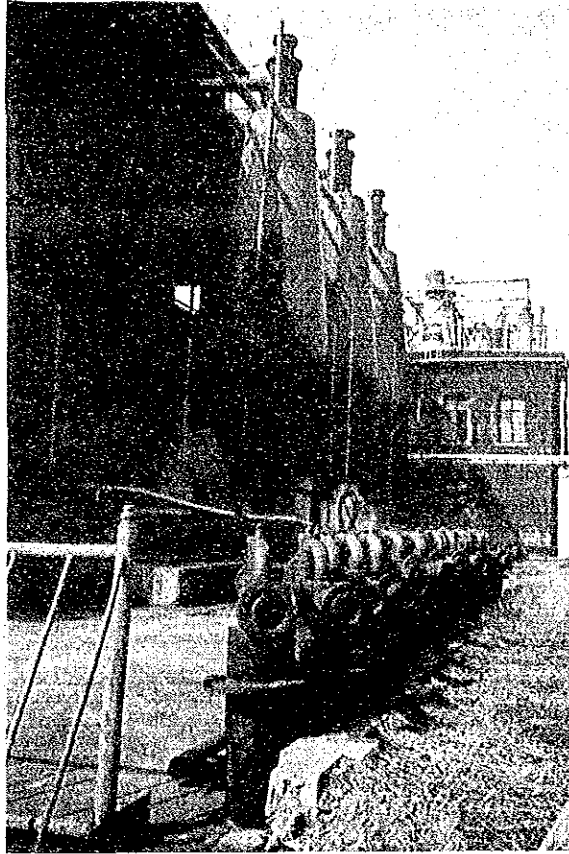
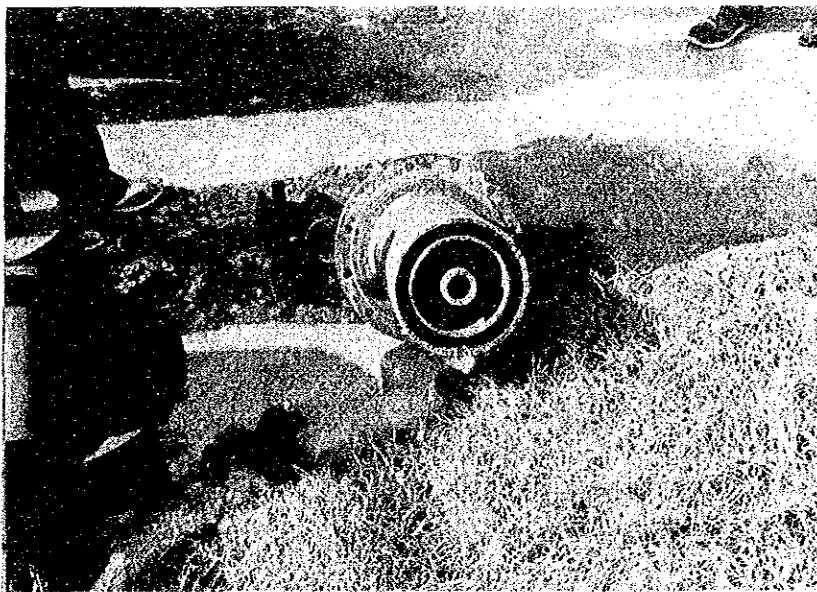


写真2.2.2-3 合成塔バーナー



2.2.3 塩化ビニルモノマー合成・圧縮液化・蒸留工程

塩化ビニルモノマー工程図を図2.2.3-1～3に、同配置図を図2.2.3-4に示す。

(1) 運転概要

1) 合成工程

塩化ビニルモノマーは、精製された原料アセチレンおよび塩化水素を等モルよりわずかに塩化水素過剰（1.05～1.15倍）の混合比で、活性炭に塩化第二水銀を担持させた固定床触媒層を通して合成する。

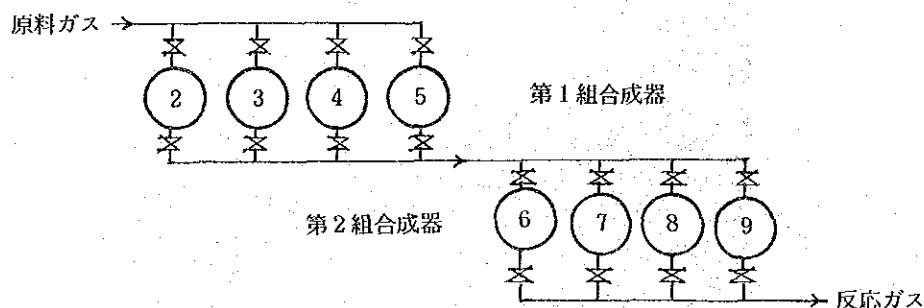
塩化水素による腐食防止、副生物抑制の点から原料ガスの脱水が必要である。当工場ではアセチレンと塩化水素を混合したのち $-12\sim-14^{\circ}\text{C}$ に冷却して、水蒸気分圧を下げる脱水方式をとっている。温度は低いほど水分が少なくなり好ましいが、ドレンの水結点が -18°C 程度で、しかも手動調節のため上記の温度範囲が限界である。冷却器のあとにグラスウールを用いたミストセパレーターがあるが、この効果が十分えられていない。次に、予熱器で 85°C に加温され合成器に送入される。

合成器は触媒充填量 $4.5\text{ m}^3/\text{基}$ のものが8基あり、4基ずつ2組に分けている。まず、第1組を通ったガスは次に第2組の合成器を通り、最終的にアセチレン転化率97%以上保持するよう管理される。（図2.2.3-5参照）

反応熱の除去熱媒は純水を使用し、熱水槽は常圧で合成器8基共用で $90\sim95^{\circ}\text{C}$ の熱水を循環している。反応温度（ $120\sim140^{\circ}\text{C}$ 、max 180°C ）の調節は、この熱水循環量を各入口バルブで調節し、確認は上部アイグラスでの溢流量をみて行なう。

合成器からの戻り熱水は熱水槽上部の気水分離器で、蒸気が分離されたのち凝縮器で冷却され熱水槽に入る。

図2.2.3-5 合成器組合せ



反応率97%以下に触媒性能が低下すると、第1組4基の最も古いすなわち反応率の低い合成器の触媒を抜き取り、そのあとへ第2組の反応率97%以下となった合成器の触媒を抜き取り再充填する。抜いた第2組の合成器には新触媒を充填する。第1組の合成

器から抜き取った失活触媒はドラム缶に詰め鉱山に送り廃坑に保管している。

触媒は、塩化第二水銀を活性炭に8～11%添着したものを、原単位は1.2～1.3 kg/t-pvc. とやや悪い。触媒寿命は4,000～6,000時間である。

新触媒を合成器に充填し、使用する前に乾燥処理を行なう。

- a) 熱水を合成器胴側に循環し加温する。
- b) 窒素ガスを上部より送入し、下部より放出する。触媒中の水分が蒸発し一部ドレンとなって排出されるが、このドレンが出なくなると乾燥終了としており8～24時間かかる。
- c) ドレン排出がなくなると窒素を止め、塩化水素を送入し触媒に吸着させる。下部より塩化水素が出るようになるまで通常4～8時間かかる。

以上の操作が終了すると本運転に切り換え、アセチレン、塩化水素の混合ガスを通し反応を始める。

第2組の合成器から抜き取り第1組の合成器に再充填したものは、脱水操作なしですぐ本運転に入るとのことであるが、活性炭は外気に触れると湿分を吸着しやすいので、抜き取り前の塩化水素の追い出し、および再充填後の乾燥処理を実施するのが設備の防食上重要なことである。

反応ガスは触媒として使用している水銀化合物が微量昇華同伴しているので、約3 m³の活性炭槽を通し水銀捕集を行なう。2カ月ごとに活性炭の取り替えを行なうが、反応温度が180℃以上のピークを生じた場合は、昇華物が多くなり活性炭上層に堆積するので、このようなことがあるとガスの流通抵抗が大きくなるので、その都度活性炭の取り替えを行なう。

次いで、反応ガス中の未反応塩化水素を洗浄除去する。はじめの2基の水洗塔で水洗し、中和塔で苛性ソーダ10～15%溶液で洗浄中和する。アルカリ溶液は循環使用していると、次第に濃度が低下するとともにガス中の炭酸ガスと反応して炭酸ソーダに変わるので、循環液を分析し苛性ソーダ5%以下、または、炭酸ソーダ10%以上となったとき、新しい苛性ソーダ溶液と交換する。

水洗液および苛性ソーダの排液は、加熱槽に入り、溶解モノマーを回収した後排水される。ただし加熱槽はジャケット加熱のため伝熱が悪く、排液の温度は高くない。なお、水洗塔排液には塩化水素が1～3%含まれており石灰石を充填した中和ピットを通過するようになっているが十分に中和することはできない。また、原料塩化水素の損失が大きい。モノマー合成器、水洗塔および排液加熱槽を写真2.2.3-1～3に示す。

このように洗浄、脱酸された反応ガスは、冷凍水で8～12℃（夏期は15℃にもなる）まで冷却され、ドレンを除き圧縮機に吸入される。

冷却器前で 600 m³ ガスホルダーと連絡されている。ガスホルダーは重合工程からの回収ガスを受け入れたり、合成ガスと圧縮ガスとの処理差を吸収するバッファーとして使用されている。

圧縮前、ガスは常温よりわずかに低い程度まで冷却されるだけで脱水のための装置がない。この後の工程でも脱水装置はない。計算では 10℃ で塩化ビニルモノマー中に約 0.35% の水分が含有されていることになり、液化塩化ビニルモノマーの自然重合を促進したり、設備の腐食を促進するなど各種弊害の原因になっている。

2) 圧縮液化・蒸留工程

前項のように処理された塩化ビニルモノマーは、蒸留精製するため圧縮液化される。

圧縮機は 2 段圧縮機で吐出圧力は、低沸塔の操作圧力に等しく 5 kg/cm² である。

液化されたモノマーは冷却器および油分離器を経て、冷凍水使用の凝縮器に入る。この粗製塩化ビニル凝縮器は 2 基あり、二次凝縮器は、図 2.2.3-3 に示してあるように低沸塔の凝縮器と共用しており、さらにラインで冷却しているガス凝縮器も共用になっている。これは圧縮機からのガスを凝縮しそのまま直接、低沸塔へ仕込むプロセスになっており粗製塩化ビニル貯槽を設けないですませる一つの考え方ではあろうが、安定状態確保が第一の蒸留操作においては好ましい方法ではない。

不凝縮性ガスは圧力 5 kg/cm² を保持するよう P I C が設置されている。この調節弁前にモノマー回収用活性炭吸着槽（2 基あり交互使用、活性炭充填用 0.6 m³/基）が設置され放出ガス中のモノマー濃度を 1% 以下にさげることが目標としているが現在未使用であった。蒸留設備およびモノマー回収活性炭吸着槽を写真 2.2.3-5～6 に示す。

蒸留塔は、まず低沸塔でアセチレンなど溶解している低沸点不純物を除去し、次いで高沸塔で副生するアセトアルデヒド、塩化エタンなどモノマーより高沸点不純物を分留して、塔頂から精製塩化ビニルモノマーをえている。塔底からは濃縮された高沸点物を取り出し、高沸物回収塔でモノマーを回収し高沸液は高沸物受槽に抜き取る。

各蒸留塔は頂部に分縮器が設置されており還流量はこの冷却量で調節しているため、熱量計算で算出するよりはかなく流量計のように目にみえないので、安定しているかどうかも見きわめ難い。各蒸留塔の加熱源は合成器の熱水槽から熱水を循環使用しており、省エネルギーの配慮がなされている。

(2) 運転条件

運転基準を表 2.2.3-1～2 に示す。

表 2.2.3-1 合成・圧縮運転基準

項目	基準
原料アセチレン圧力	600 mmHg 以上
原料塩化水素圧力	580 mmHg 以上
アセチレン・塩化水素比	1 : 1.05 ~ 1.1
混合ガス脱水温度	-14 ~ -18°C
反応温度	80 ~ 180°C (180°C 以上不可)
圧縮前ガス温度	8 ~ 15°C
圧縮機吐出圧力	5 ± 0.2 kg/cm ²
圧縮機後冷却温度	45°C 以下とならぬこと
不凝縮ガス放出圧力	5 ± 0.2 kg/cm ²

表 2.2.3-2 蒸留運転基準

項目	低沸塔	高沸塔
塔頂圧力 (kg/cm ²)	5.0 ± 0.2	3.8 ± 0.2
塔頂温度 (°C)	15 ~ 20	27 ~ 31
塔底温度 (°C)	40 ~ 42	42 ~ 46
棚段数	44 (泡鐘)	40 (浮蓋)
還流比	7 ~ 9	0.3 ~ 0.5

(3) 問題点

1) 塩化ビニルモノマーの品質が悪い

品質変動があり、不純物が多く自然重合しやすいとのことであるが、その要因は大きく分けて水分と蒸留の二つになる。

- a) 運転概要のところでも述べたが、塩化ビニルモノマーは水分の含有率が高いと非常に重合しやすい。水分は重合開始剤のように常温でも作用する。水の溶解度は 1,000 ppm 前後であり、これより多く水分が存在し分離などしているとさらに重合しやすい。好ましくは、水分 200 ~ 300 ppm 以下に脱水してから液化蒸留すれば、装置の腐食とか自然重合物による閉塞などの問題は解消できる。
- b) 蒸留はモノマー品質を最後に仕上げる重要な装置である。しかし、現状では自然重合物が低沸塔、高沸塔の棚段に生成し 2 カ月ごと位に解体掃除しなくてはなら

ないなど精留効果を阻害している。原料中の水分が少なくなれば、自然重合物による弊害は取り除きうるので重合禁止剤投入対策は不要である。

還流が確実にとぎれることなく行なわれ、定常状態が維持されていて、はじめて安定運転といえるが、蒸留塔頂に分縮器がのって、その冷却度の調節で還流を与えているため、流量を正確に把握できない。

また、圧縮ガスの凝縮と低沸塔ガスの凝縮に凝縮器が共用されているのも蒸留操作に変動を与える原因になっている。

精製モノマー中にアセチレンガスが 200 ppm も検知されることがある。当然、重合速度を遅延させ品質を悪くしている。低沸塔は 44 段もあり、アセチレンは容易に分離できるはずなのに、このような状態になっているのは、一つには、重合物が棚段に生成して蒸発量を多くすると差圧が異常に大となったり、液の流下を阻害するため十分な精留ができないこと、もう一つは解体清掃後棚段を装入するとき、塔壁と棚縁との間の充填物装入が不完全となり蒸気が短絡して上昇することなどが考えられるので注意が肝要である。表 2.2.3-3 に運転記録の一例を示す。

2) 合成器の腐食が大きい

合成器の管外は純水循環なので現状では問題ない。管内の腐食による漏れ発生が多いがこれは原料ガスの水分含有量が多いことが要因の第一である。次に運転開始または停止時触媒に水分が吸着されていることが考えられる。特に塩化水素を送入する前に触媒を十分に乾燥しておかないと塩酸が生成し、たちどころに鋼材を腐食してしまう。

3) 触媒の寿命が短い

触媒の消費量は 1.2 ~ 1.3 kg / t-pvc で、モノマートン当りに換算すると 1.04 ~ 1.13 kg / t-MVC となり、あまりよい成績とはいえない。

寿命にかかわる要因はいろいろ考えられるが、主なものは次のようである。

a) 担体活性炭の性状

b) 原料ガス中の触媒毒となる不純物（硫化水素、磷化水素など）の含有量

c) 反応温度が 180 °C を越えると、触媒の急激な昇華で性能が低下する。操業基準にも示されているとおりであるが、特に新しく充填した触媒に反応率の低いガスを大量に通すと温度制御がむずかしくなる。この点からは、合成器の触媒充填管径は小さい方がよい訳であるが、施工、触媒の出し入れ作業などを考えて決めるべきであろう。また、熱水の通過速度も伝熱量にかかわる。

d) 合成器全体を考えた場合、第 2 組で使用されている触媒が、その活性能を使い

果たさないようにして、第1組へもってゆく方が、寿命の延長になると考えられる。

4) 保安・環境面について

- a) 触媒の抜き取りは真空ポンプで吸引する方式をとっており作業環境上は良好である。
- b) 精VCM貯槽の液面計はガラス管式であり安全上好ましくない。反射式やそのほかもっと強度のあるものに取り替える必要がある。現在の液面計を写真2.2.3-2に示す。
- c) 水洗塔・中和塔の排液処理が不十分である。
 溶解塩化水素は、そのまま損失となっている。
 環境面からは中和して放流するようにすべきである。

5) モノマー製造工程の損失量

表2.2.3-4 にアセチレンと同様1980年に測定した損失量を示す。水洗塔排液中の溶解損失が最も大きい。

表2.2.3-4 損失量測定値

No.	項目	損失量*	比率(%)
1	水洗塔排水同伴	40.59	73
2	中和塔同伴・触媒入替えなど	0.30	(< 1)
3	ページガス	13.25	24
4	高沸物生成	1.42	3
合計		55.56	100

*単位 標準カーバイドkg/t-pvc

この工程での全損失量は、ポリ塩化ビニル製造用カーバイド原単位の3.8%に相当する。

表 2.2.3-3

聚氯乙稀车间氯乙稀分馏岗位操作记录

聚(氯)一006

项目	合成塔	全塔温度		塔顶		塔底		塔顶		塔底		塔顶		塔底		塔顶		塔底		项	干	中	注
		压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度	压力	温度				
1	500	34	21	44	43	43	5.4	24	27	27	4.9	5.2	5.2	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	低沸塔	12.2	12.2	个散器
2	500	33	23	42	42	42	5.2	25	27	4.9	5.2	5.2	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	C ₂ H ₃ Cl	7.2	7.2	个散器
3	500	33	22	41	42	42	5.2	25	27	4.7	5.2	5.2	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	含 C ₂ H ₄	15.7	15.7	个散器
4	500	31	20	44	43	43	5.4	26	29	4.5	5.4	5.4	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2		15.0	15.0	个散器
5	500	34	22	44	44	44	5.6	28	30	4.8	5.6	5.6	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4		12.8	12.8	个散器
6	500	30	17	47	45	45	5.8	24	31	4.7	5.8	5.8	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6		3.0	3.0	个散器
7	500	30	16	42	42	42	5.6	25	30	4.6	5.6	5.6	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4		11.7	11.7	个散器
8	500	28	17	42	42	42	5.5	27	31	4.9	5.5	5.5	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3		15.0	15.0	个散器
9	500	33	20	36	43	43	5.6	28	35	4.5	5.6	5.6	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4		12.2	12.2	个散器
10	500	30	12	29	46	46	5.6	32	40	3.7	5.6	5.6	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4		6.0	6.0	个散器
11	500	33	17	35	44	44	5.5	30	38	4.8	5.5	5.5	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3		7.2	7.2	个散器
12	500	34	18	31	44	44	5.3	27	34	4.3	5.3	5.3	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1		15.0	15.0	个散器
14	600	34	18	31	44	44	5.3	27	36	4.7	5.3	5.3	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1		6.0	6.0	个散器
15	600	35	21	33	45	45	5.4	27	36	4.7	5.4	5.4	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2		11.7	11.7	个散器
16	600	37	23	33	45	45	5.6	27	37	4.7	5.6	5.6	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4		15.0	15.0	个散器
17	600	35	19	34	46	46	5.7	30	35	4.7	5.7	5.7	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5		12.2	12.2	个散器
18	600	35	19	35	46	46	5.7	30	35	4.7	5.7	5.7	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5		6.0	6.0	个散器
19	600	38	28	37	46	46	5.8	29	36	4.7	5.8	5.8	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6		14.6	14.6	个散器
20	600	38	28	37	46	46	5.8	29	36	4.7	5.8	5.8	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6	5.6		12.2	12.2	个散器
21	600	36	28	37	44	44	5.4	30	36	4.8	5.4	5.4	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2		3.4	3.4	个散器
22	600	36	28	33	43	43	5.4	30	36	4.8	5.4	5.4	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2		12.2	12.2	个散器
23	600	36	28	36	43	43	5.2	30	36	4.8	5.2	5.2	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0		14.6	14.6	个散器
24	600	36	28	36	43	43	5.2	30	36	4.8	5.2	5.2	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0		12.2	12.2	个散器

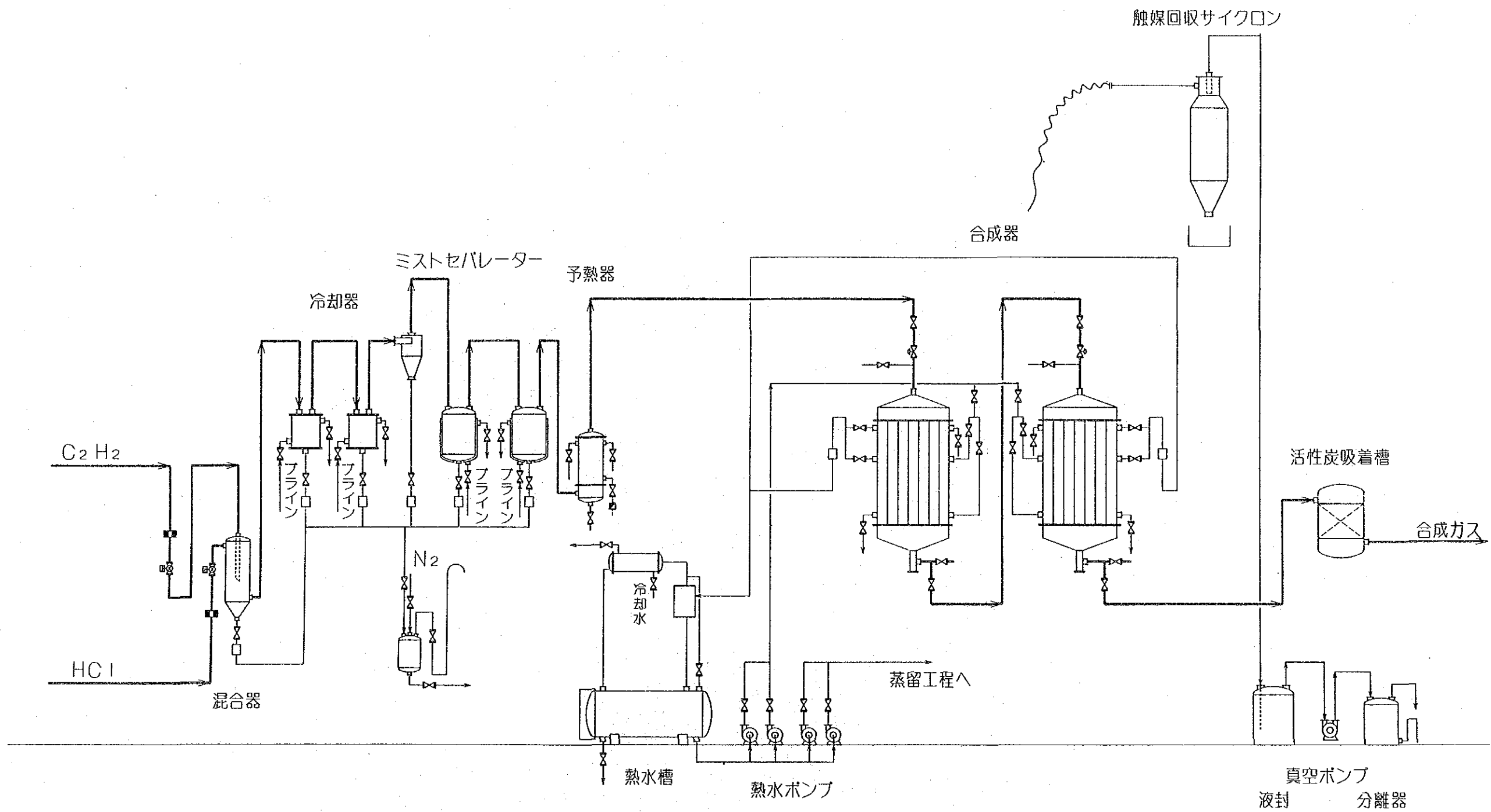


図2・2・3-1 塩化ビニルモノマー合成工程図

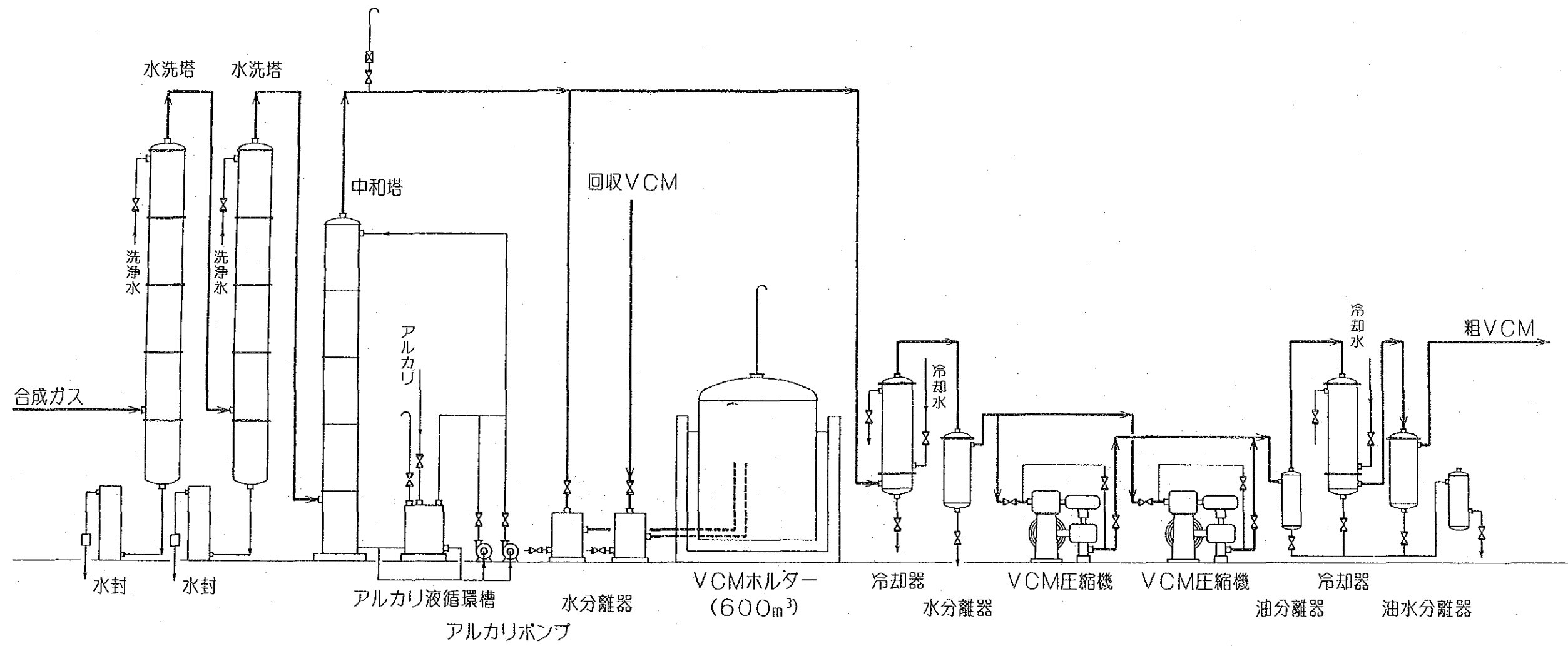


図2・2・3-2

塩化ビニルモノマー圧縮・液化工程図

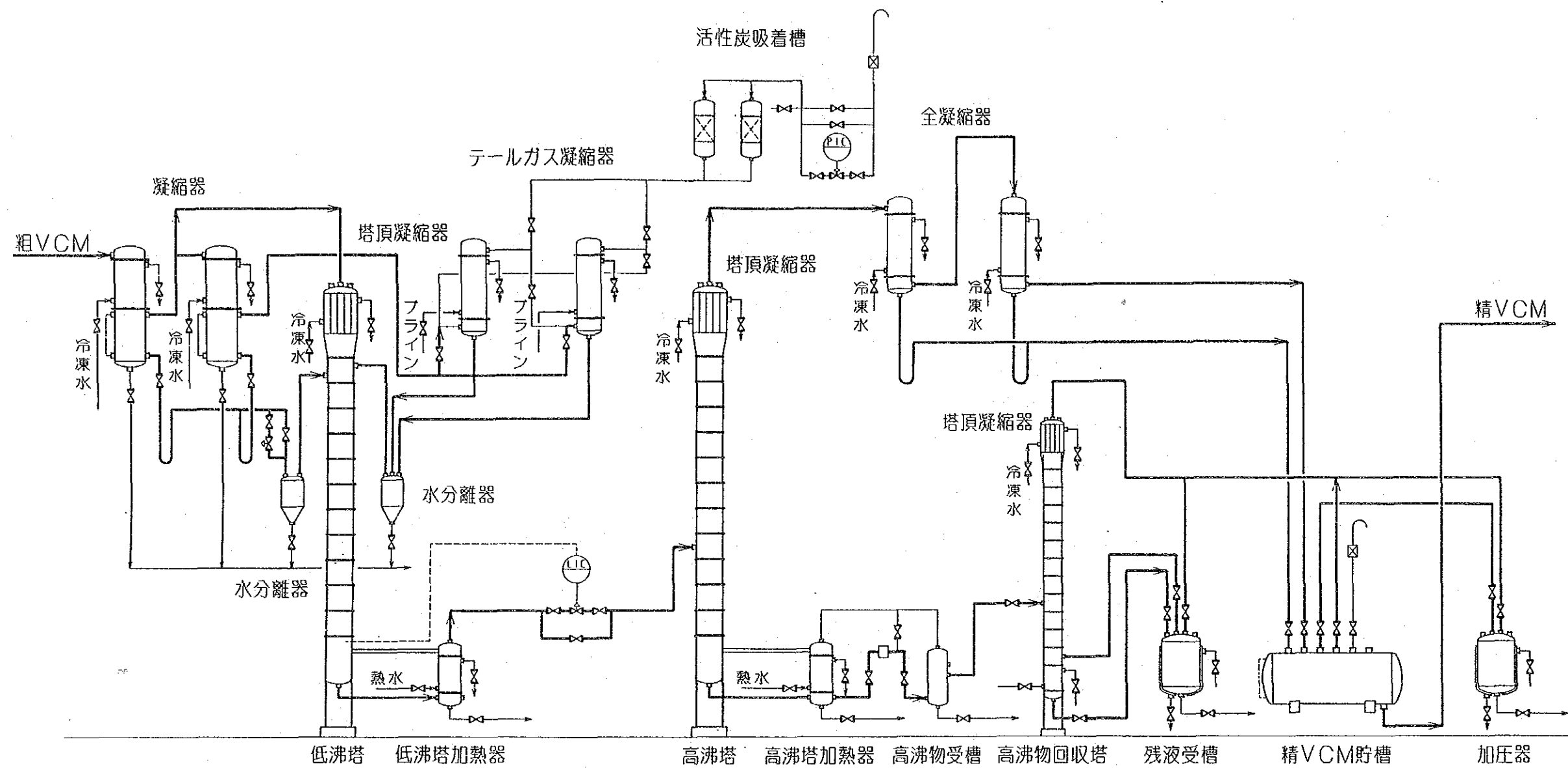
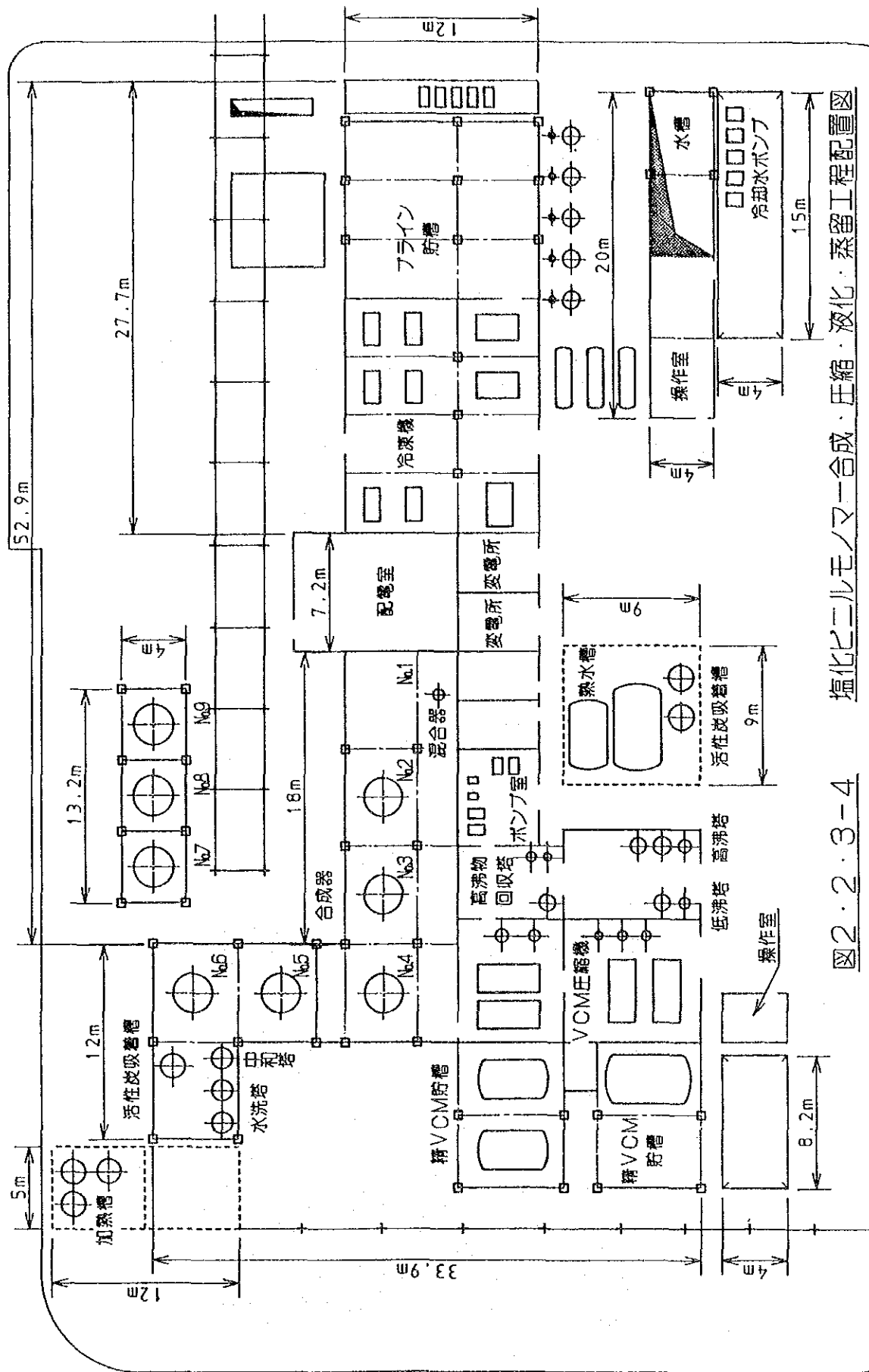


図 2・2・3-3

塩化ビニルモノマー蒸留工程図



塩化ビニルモノマー合成・圧縮・液化・蒸留工程配置図
 図2・2・3-4

写真 2.2.3-1 合成器下部

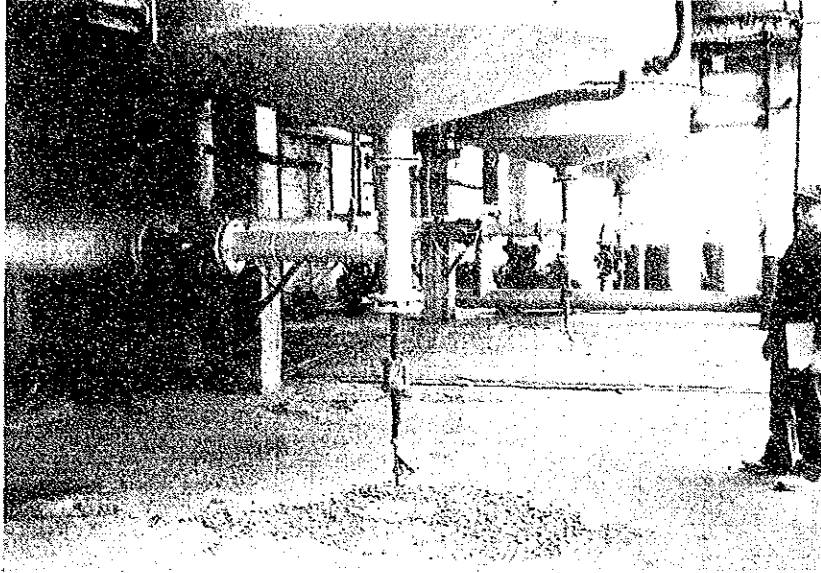


写真 2.2.3-2 水洗塔

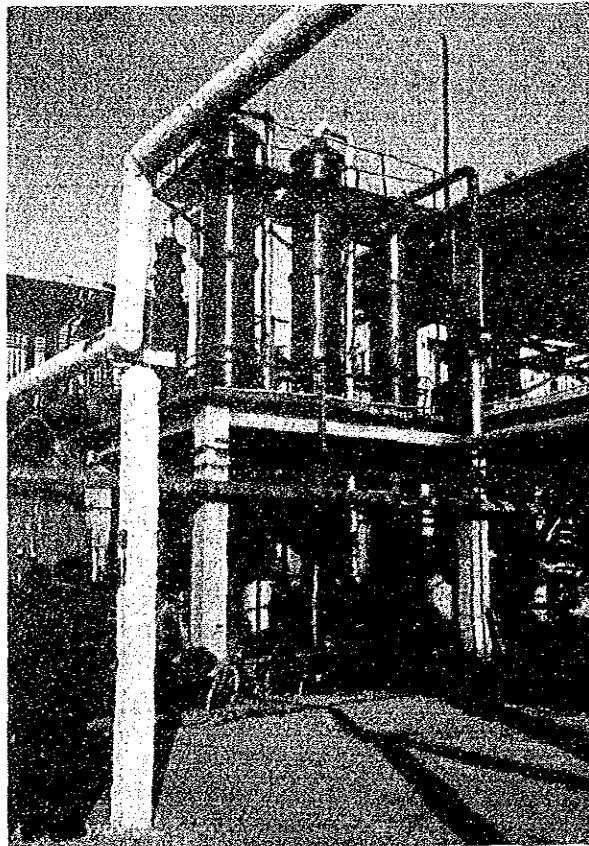


写真 2.2.3-3 排液加熱槽

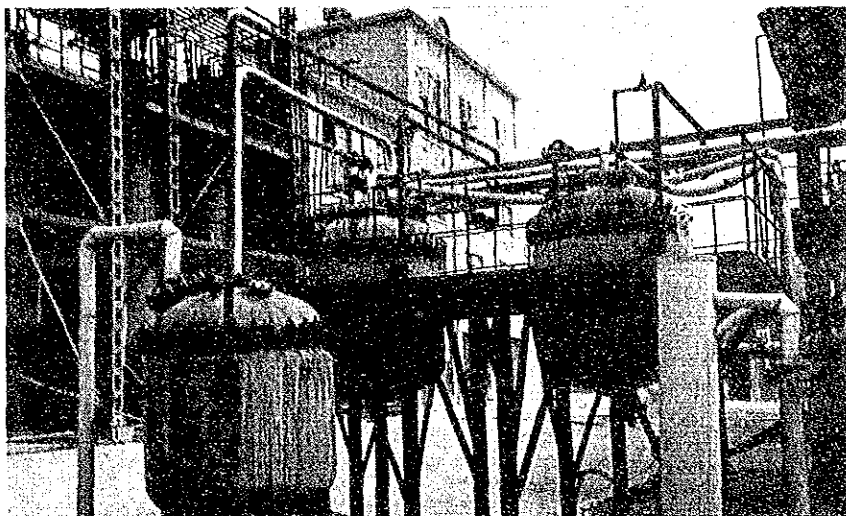


写真 2.2.3-4 精VCM貯槽液面計



写真2.2.3-5 蒸留設備

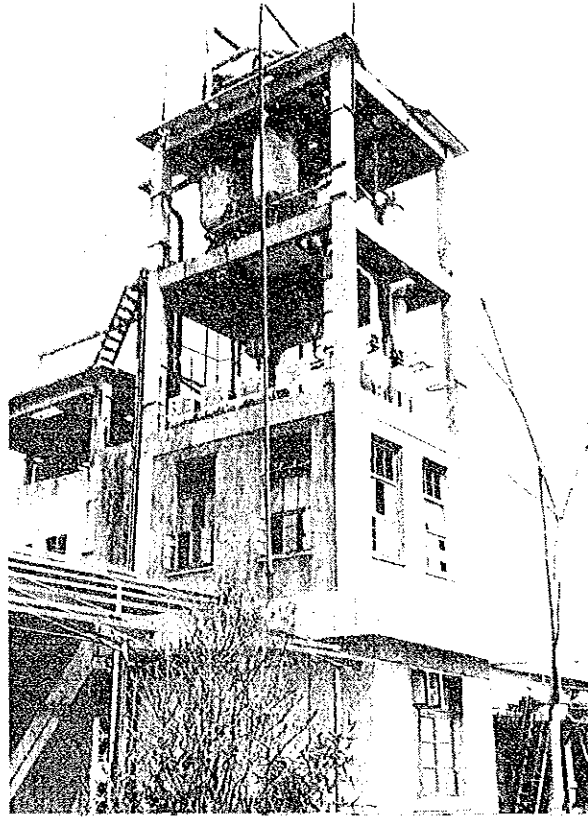


写真2.2.3-6 モノマー回収活性炭吸着槽



2.2.4 ポリ塩化ビニル重合・脱モノマー工程

ポリ塩化ビニル重合・脱モノマー工程図を図2.2.4-1に、同配置図を図2.2.4-2に示す。

(1) 運転概要

重合は懸濁重合で、重合缶に塩化ビニルモノマー、純水、分散剤、重合開始剤そのほかの助剤を仕込み攪拌しながら重合反応を行なう。

重合反応が終点に達するとスラリーを後処理槽に移し、加熱、送風して脱モノマーを行なう。

現在製造している品種は国家標準のSG-2、SG-3、SG-4の3品種が中心であるが、需要家の要求により一部旧標準の緊密型も製造している。

重合缶は14 m³のガラスライニング缶4基、13.5 m³のステンレス鋼缶4基（うち2基は増設工事中で4月末運転開始予定）を使用しているが、14 m³缶と13.5 m³缶とでは攪拌数が異なるほかは同一重合条件で製造している。（品質規格は2.5製品の品質参照）

3品種の重合および後処理条件を表2.2.4-1に示す。表2.2.4-2に重合指示書例を示す。表2.2.4-3に重合記録例を示す。

表2.2.4-1 重合条件一覧表

品 種		SG-2	SG-3	SG-4
仕 込 条 件	VCM (t)	4.2	4.2	4.2
	純 水 (m ³)	7.5	7.5	7.5
	VCM/純水	1.8	1.8	1.8
	重合開始剤 (%/VCM) BPPD (またはEHP)	0.07 (0.06)	0.06 (0.05)	0.05 (0.04)
	分 散 剤 (%/VCM)	0.1	0.1	0.09
	Na ₂ S (%/VCM)	0.01	0.01	0.01
	有機錫安定剤 (%/VCM)	0.007	0.01	0.02
	重炭酸ソーダ (%/VCM)	0.12	0.12	0.12
重 合 ・ 後 処 理 条 件	重合温度 (°C)	52	55	58
	重合圧力 (kg/cm ²)	7.2	7.9	8.4
	終了圧力 (kg/cm ²)	5.5	5.5	6
	重合時間 (目標) (h)	8	8	7
	後処理温度 (°C)	80	80	80
	後処理時間 (h)	1.5	1.5	1.6

表 2.2.4-2 重合指示書

合肥化工厂PVC聚合配方通知单

树脂型号 ~~XI~~ XS-3

85年 8月 12日

抄 编号 100236

数量及配比		釜号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
名称及单位												
反应温度	℃						54.0	54.5	54.0	54.0	54.5	56.5
出料压力	kg/cm ₂						6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
单体	L						4200	4200	4200	4200	4200	4200
	kg											
软水	M ³						8000	8000	8000	8000	8000	8000
	kg											
引发剂	BPPD	kg					3.0	3.0	3.2	2.2	3.4	3.4
	92%	%										
		kg										
分散剂	KH-20	kg					2.5	2.5	2.3	2.3	2.3	2.3
		%	3.2									
	HPMC	kg					1.7	1.7	1.5	1.5	1.5	1.5
		%										
助剂	NaHCO ₃	kg					4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0
	C-102	ml					400	400	400	400	400	400
	Na ₂ S	g					500	500	500	500	500	500

第二联：送生技科备案

配方变更的依据及要求

XS-4反应T为. 57.5~58℃
引发剂相应减少. 余相同。

签字

制表

审核

审定

李培友
范培基

表 2.2.4-3 重合記錄列

聚合出料记录

項目	進出 V.C	出料開始	出料結束	備注
時間	18:00	18:20	18:40	
操作人	2414162 鄭花梅			

釜号	#	批号	槽号
時間	溫度°C	處理情況	
18:40	65	更換進料	
18:50	65		
19:10	70	加料升爐	
19:20	75		
19:30	75	停轉	
19:40	75		
19:50	70		
20:00	70	水	
20:10	70		
20:20	65		
20:30	65		
20:40	60	高	
20:50	60		
21:00	60		
21:10	60		
21:20	60		
21:30	60		
加料量	kg	%	時間
74	30	2.5	
班長	操作人	包數	日期

PVC 聚合工段原始记录

XJ-1		釜号 / D #	批号 / 060	釜次 C J	年 月 日	合化(原)1040
名 称	水	V.C	明 磁	B.P.P.D	Na ₂ S	NaHCO ₃
加 料	2000 Kg	5600 L		Kg	Kg	Kg
计 量 人	J	刘				
名 称	有机锡	M.C	H.P.M.C	磁 砂	苯乙炔醇	
加 料	ml	Kg	Kg			
计 量 人						
控 制	溫度	出料压力	水 质 量	成 度	Cl ⁻	PH
要 素	56.5 °C	Kg/cm ²		PPM	PPM	
V C	C ₂ H ₂ 含 量	高 沸 物 含 量		CH ₃ CHO		
质 量	0.06 ppm	PPM		PPM		
名 称	压 力	水	分 表 剂	小	料	
时 间	L 槽号 #	1=50	1=40	2=10	2=30	
操 作 人	操 作 人	操 作 人				
名 称	真 空	真 空 度	V C			升 温
时 间	4=20	4=40	5=20	5=40	5=40	
操 作 人	J	J	J	J	J	
班 长	操作人员					

純水は自家火力発電ボイラー用の純水製造設備から受け入れている。計量は重合缶で空尺をはかることにより行なっている。

分散剤はポパールおよびメチルセルローズを使用する。

7 m³の旧重合缶を転用した溶解槽で約1%濃度の原液を調整し、計量して重合缶に仕込む。

重合開始剤は、過酸化ジカーボネートを使用しており計量して仕込む。計量済みの重合開始剤を写真2.2.4-1に示す。

そのほか、助剤として水相での重合防止用に硫化ソーダ、PVCの熱安定性向上用に有機錫安定剤（ラウレート）、重合系のpH調節用に重炭酸ソーダなどを少量添加する。以上の仕込みが終わると、重合缶上部のマンホールを閉じ、空間部の空気を真空ポンプで-700 mm Hgまで引いて抜き取る。そしてVCM計量槽に規定量受け入れてあるモノマーを仕込む。

攪拌を始め、重合缶ジャケットに蒸気を吹き込み、規定の重合温度まで昇温させる。それ以降は重合反応熱が出るので蒸気を止め、冷却水をジャケットに通す。

重合時間は8～10時間である。その間作業員は温度計を監視しながら水弁を手動調節する。目標は±0.2℃以内に基準温度を維持することとなっているが、実際には2℃くらいは変動する。増設中の重合缶2基は自動温度制御装置を設置したので、改善が期待できる。現在の重合缶温度記録計と新設重合缶のパネルを写真2.2.4-2～3に示す。

図2.2.4-3に重合温度記録チャートの一例を示す。

重合反応が終わりに近づくとき重合缶内圧力が低下してくるので、その圧力で終了点を定めている。

終了点は5.5～6.0 kg/cm²でこの圧力に達すると蒸気で空気を置換した後処理槽に自圧でスラリーを移送する。

後処理槽では約10%の未重合モノマーをVCMホルダーへ抜き出す。次に、スラリー中の残留モノマーを少なくするため蒸気を吹き込んで昇温し、空気吹き込みにより脱モノマーを行なう。

ここまでは、バッチ操作で行なわれる。作業ステップごとの平均的所要時間を、重合について表2.2.4-4に、脱モノマーについては表2.2.4-5に示す。

图 2.2.4-3 重合温度記錄チャート例

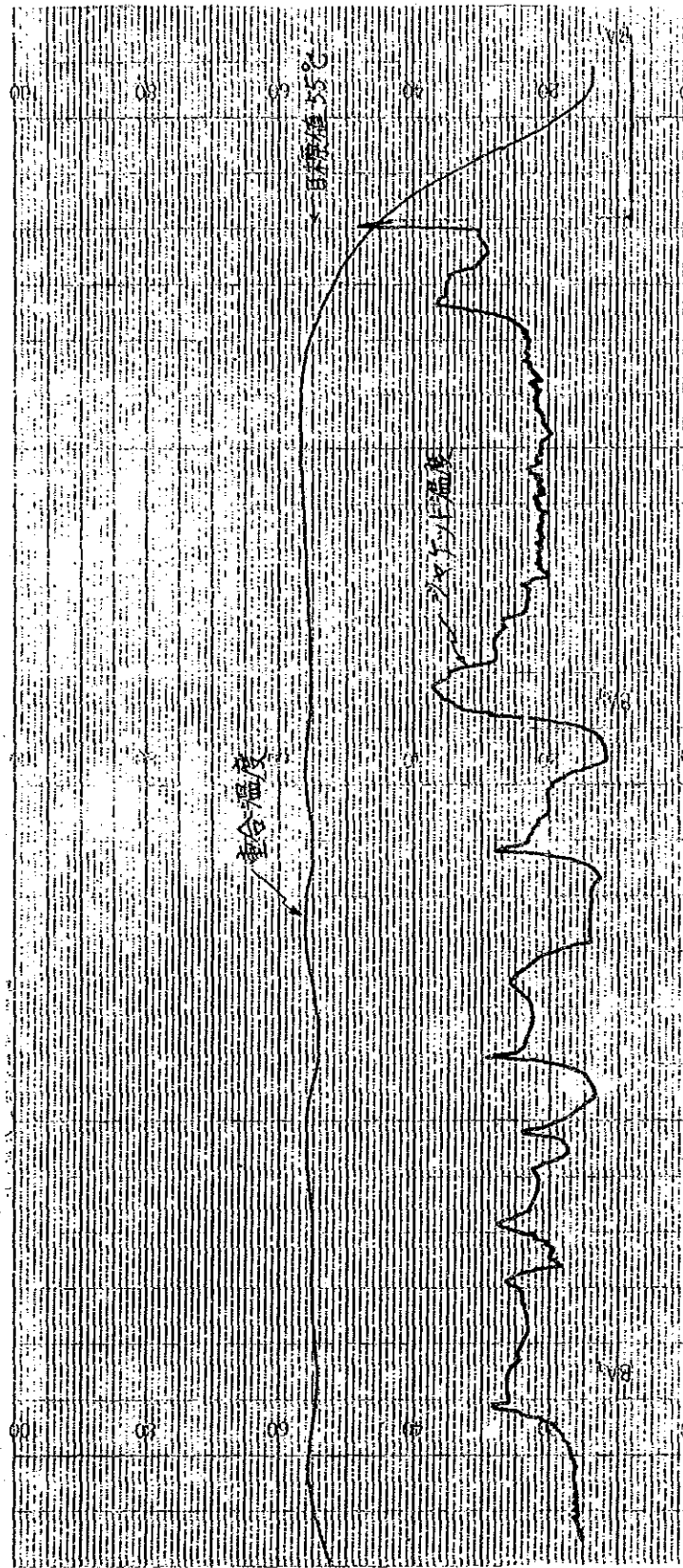


表 2.2.4-4 重合1バッチの各ステップ所要時間

No	操 作 ス テ ッ プ	所要時間 (分)
1	純水仕込み	20
2	分散剤・重合開始剤仕込み	15
3	攪 拌	10
4	マンホール締付	5
5	真 空	20
6	モノマー仕込み	30
7	攪 拌	20
8	昇 温	30
9	重 合	480
10	後処理槽へ移送	20
11	缶内清掃	40 *
合 計		690 (11.5 h)

* 缶内清掃は、品種により次のように行なっており、ここでは1バッチに案分した平均時間で表わしてある。

缶内清掃頻度 SG-2 … 3バッチに1回
 SG-3 } … 2バッチに1回
 SG-4 }
 SG-5~7 … 1バッチ毎

清掃は2名で行ない1.5時間/回かかる。

1名は缶外で内部監視、もう1名が缶内に入りアルミ製スクレーパーでスケールをかき落とす。缶内清掃状況を写真2.2.4-4に示す。

表 2.2.4-5 脱モノマー操作時間

No	操 作 ス テ ッ プ	所要時間 (分)
1	蒸気吹き込み昇温	20 ~ 30
2	定温維持	30
3	空気吹き込み	30
計		80 ~ 90

脱モノマーのための蒸気吹き込みと空気吹き込みは、写真2.2.4-5で見られるとおり槽下部の環状管に小穴を開けたものを使用している。送風量は約300 m³/hで排気は屋上に放出される。泡だちによるスラリー同伴を防止するため、ジブチルフタレート (DBP 0.5 kg) を添加しているが屋上は飛散PVCで大分汚れている。

(2) 運転条件

重合条件、後処理条件については前出の表 2.2.4-1 のとおりであるが、当表以外については次のとおりである。

- 1) 重合缶は操業圧力で漏れ試験
- 2) 重合温度制御…各品種の規定温度 $\pm 0.2^{\circ}\text{C}$
- 3) 重合缶 VCM 仕込み前真空度 - 700 mmHg
- 4) 昇温速度 40 分を越えないこと
- 5) 後処理温度 75~80 $^{\circ}\text{C}$ 、圧力は 1 kg/cm² 以下

(3) 問題点

いろいろな問題があるが主なものを列挙すると次のようである。

- 1) 品質が均一でない

1 級品率（合格品に対する 1 級品の比率）は 72.99%、正品率（合格品に対する合格品から転型合格品を差し引いたものの比率）は 75.69% で低い。

1 級品率、正品率の定義については 3.4 (7) ポリ塩化ビニルの品質の項参照。

- 2) モノマー品質が劣る。特にアセチレンは、10 ppm でも重合速度や粘度に影響する。自然重合物が混在するとフィッシュアイを増加させる。
- 3) 温度制御が手動のため厳密な制御ができない。そのため粘度の変動が大きく製品を検査してから品種を決定している状態である。
- 4) 重合缶のスケール付着が多く、しかも人手でかき落しを行なうため十分な清掃ができずフィッシュアイの原因となっている。

特にステンレス鋼重合缶の内面は、磨き仕上げが十分でないためスケール付着が著しい。スケール付着防止のため缶内面を平滑に仕上げることが必要である。

- 5) 重合缶は縦長の構造で $L/D = 3.75$ と極端に大きいため攪拌効果が悪い。そのため分散剤使用量を比較的多く必要としている。13.5 m³ 缶を写真 2.2.4-6 に示す。
- 6) 重合缶および後処理槽の軸封部はランド式でガス漏れがある。重合缶では現状の SG-4 (P1000 タイプ) より低粘度品は、重合圧力が高くなり製造できない。後処理槽では脱モノマーをよくするための減圧ができない。

重合缶軸封部の漏れを完全に防止するためにはメカニカルシールを装備することが有効である。しかし、軸が長くて振れやすい現在の構造では軸受けを強固なものにして数を増し、振れを少なくする必要がある、改造費が多額となり得策ではない。

14 m³ 缶軸封部を写真 2.2.4-7 に示す。

- 7) 重合缶および後処理槽は下部軸受部で PVC がかみこまれゲル状物が生成する。

これはフィッシュアイの原因となる。後処理槽 1 基は下部攪拌方式に改造されてい

たが、完全とはいえない。下部攪拌方式に改造した後処理槽を写真 2.2.4-8 に示す。

8) スラリー中の塊状 PVC を除去する濾過器が不十分である。(後処理槽入口に 10mm 以上目開きのもの 1 基のみ)

9) 重合処方のうち、硫化ソーダと錫安定剤は重合速度に変動を与えるので、品質安定化のため添加量を減らすか、無添加の方向へ検討をすすめるべきである。

10) 環境基準

作業環境でのモノマー基準は 30 mg/m^3 以下と定められている。

設備の漏れや開放部分からモノマーが発散しているので現状はよくないと思われる。ステンレス鋼重合缶 4 基は屋根だけの架構に据えつけられている。また、建物は開放部が多いので換気はよさそうである。

入缶作業は 1 時間半以上空気置換してからとりかかるように定められている。

11) 緊急時の対策

停電時は重合缶より放出するかスラリーを抜き出す対策しかない現状である。

ユーティリティの項でも述べているが、攪拌動力、計装空気、計装電源、冷却水を緊急時でも確保できるようにするとともに、重合反応を停止するための重合禁止剤投入設備を設置すべきであろう。