

中華人民共和國
工場(大連化学)近代化計画
調査報告書

1985年10月

国際協力事業団

JICA LIBRARY



1034145E13

中華人民共和國
工場(大連化学)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
登録No. 12095	68.4
	MPI

マイクロ
フィルム作成

序 文

日本国政府は、中華人民共和国政府の要請に基づき、同国大連化学工業会社のアンモニア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、山中信夫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及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、大連化学工業会社の近代化計画の推進に貢献できれば幸いである。

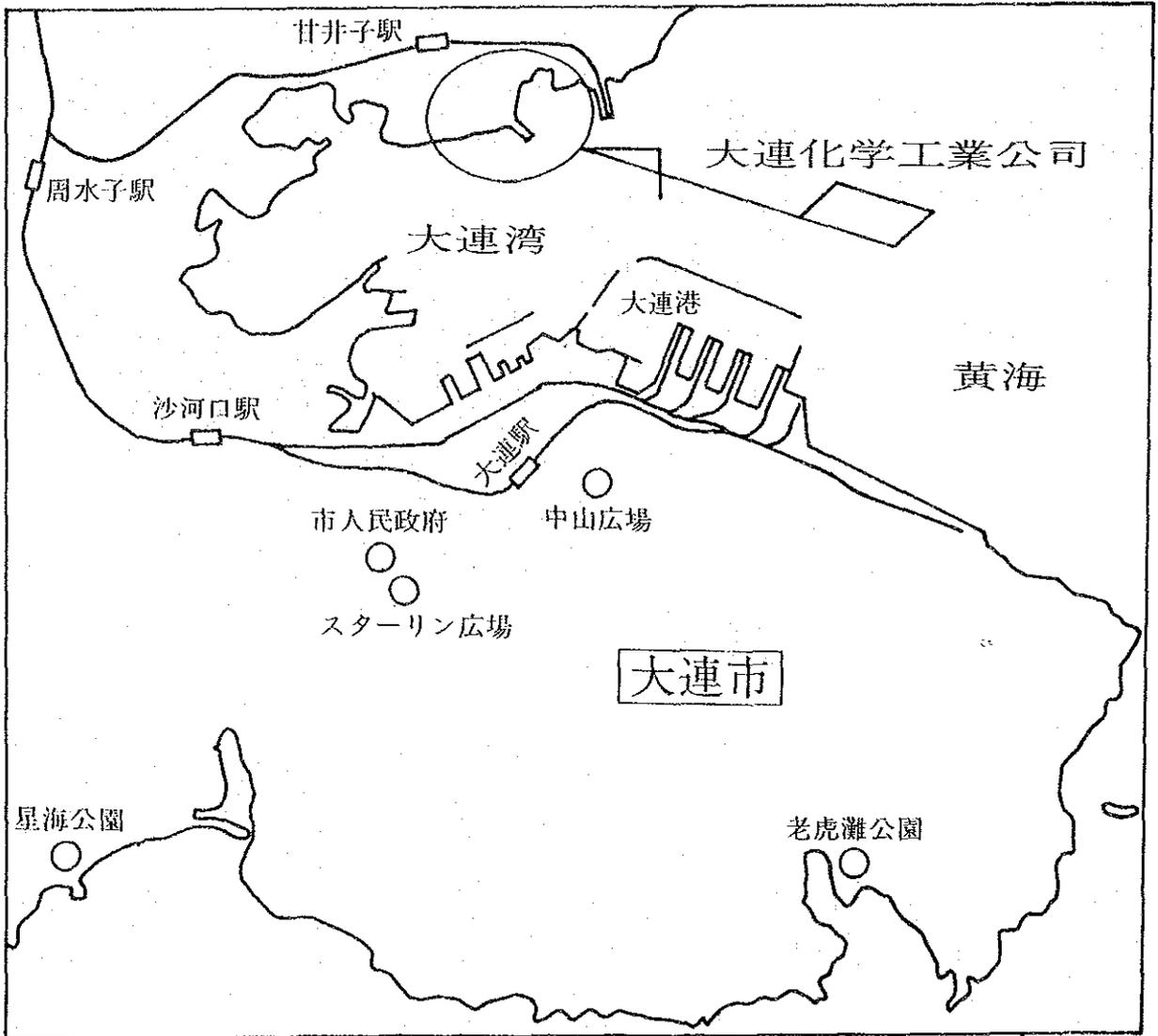
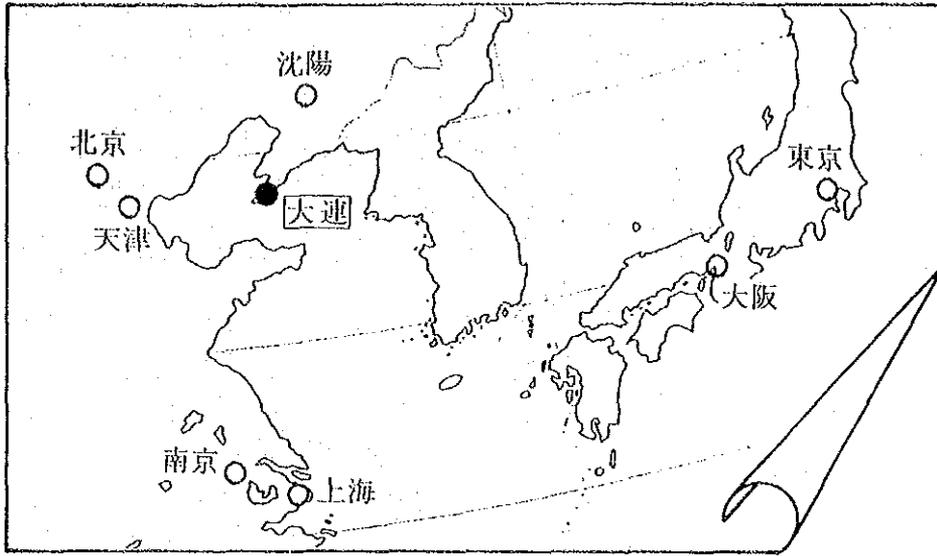
本調査の実施に当たり多大の御協力をいただいた中華人民共和国政府、在中華人民共和国日本国大使館、外務省および通商産業省の関係各位に対し衷心より感謝の意を表すものである。

1985年10月

国際協力事業団

総 裁

相田 孝 輔



大連化学工業公司位置図

中華人民共和国工場（大連化学）近代化計画調査結果の概要

<p>1. 調査の概要</p> <p>(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」に基づき、実施するものである。</p> <p>(2) 調査の目的 大連化学工業公司化肥工場アンモニア製造工場の生産設備及び生産管理の現状調査を行い、製造技術・生産設備及び生産管理の近代化計画を提案する。</p> <p>(3) 調査の対象 1) 対象工場：大連化学工業公司化肥工場 2) 対象製品：合成アンモニア</p> <p>(4) 現地調査 山中信夫を団長とし、5名で構成され現地調査団が、1985年2月25日より3月16日の20日間、現地調査を行った。</p>	<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>I 案</th> <th>II 案</th> <th>III 案</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>変換工程</td> <td>加圧2段 コークス炉ガス通さず</td> <td>加圧2段 コークス炉ガス通さず</td> <td>加圧2段 コークス炉ガス通す</td> </tr> <tr> <td>脱炭工程</td> <td>改良ベンフィールド 2系列</td> <td>改良ベンフィールド 水洗</td> <td>改良ベンフィールド 2系列</td> </tr> <tr> <td>精製工程</td> <td>新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA</td> <td>新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA</td> <td>新液窒洗滌 2系列</td> </tr> <tr> <td>合成工程</td> <td>給水予熱1系列</td> <td>給水予熱1系列</td> <td>給水予熱1系列</td> </tr> </tbody> </table>		I 案	II 案	III 案	変換工程	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通す	脱炭工程	改良ベンフィールド 2系列	改良ベンフィールド 水洗	改良ベンフィールド 2系列	精製工程	新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA	新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA	新液窒洗滌 2系列	合成工程	給水予熱1系列	給水予熱1系列	給水予熱1系列
	I 案	II 案	III 案																		
変換工程	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通す																		
脱炭工程	改良ベンフィールド 2系列	改良ベンフィールド 水洗	改良ベンフィールド 2系列																		
精製工程	新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA	新液窒洗滌 コークス炉ガス PSA	新液窒洗滌 2系列																		
合成工程	給水予熱1系列	給水予熱1系列	給水予熱1系列																		
<p>2. 工場概要</p> <p>(1) 所在地：遼寧省大連市甘井子区 (2) 設立：1933～1935年 (3) 面積：1,150,000㎡ (公司) (4) 人員：約17,000人 (公司) 約3,700人 (化肥工場) (5) 年間生産額：2億9千萬元 (公司) (319億円) (6) 製品：アンモニア、硫酸、硝酸、硝安、 ソーダ灰、プラント機器等 (下線は化肥工場)</p> <p>(7) アンモニア生産実績 1982年度：177,244 t 1983年度：173,097 t 1984年度：170,309 t</p>	<p>(2) 製造原価 変動費に関するアンモニア製造原価の低減は、4,000～4,500円/tNH₃である。</p> <p>(3) 工期：16ヶ月 (既設プラントへの接続のための運転停止期間は2週間以内とする)</p> <p>(4) 近代化に要する経費 ・I案：3,031万元 (33.3億円) ・II案：2,229万元 (24.5億円) ・III案：3,237万元 (35.6億円)</p> <p>(5) 生産管理の近代化 ・組織としては整っている。 ・しかし従業員各個人が、自分の組織として運営していこうという意識が乏しい。 ・これを改善する為には、組織の活性化を図り、各個人の意識を高める必要がある。 ・その為には、日本を始め外国の管理を参考にして、中国独自の生産管理の近代化を検討し、実行に移す。</p> <p>(6) 近代化実施上の留意点 ・既存設備の停止期間は3週間以内を要求されており、この期間で継込みを完了する必要がある。 ・機器搬入、据付工事にスペース上の困難さがある。 ・既存設備は運転中であり、安全には十分注意を要する。 ・生産管理の改善は時間をかけて実施する。</p>																				
<p>3. 生産工程</p> <p>(1) コークス炉 (53tNH₃d) (2) 水生ガス発生炉 (289tNH₃d) (3) 常圧重油ガス化装置 (76tNH₃d) (4) 加圧重油ガス化装置 (119tNH₃d) (5) 脱硫装置 (6) 常圧一酸化炭素変換</p> <p>(7) 加圧一酸化炭素変換 (8) 脱炭酸ガス (9) ガス精製 (10) ガス圧縮 (11) アンモニア合成 (537tNH₃d) (12) 空気分離器</p>	<p>6. 経済性評価</p> <p>現状と近代化実施後の費用の増減を比較し、それを基に以下の結果を得た。</p>																				
<p>4. 原料</p> <p>(1) 石炭：黒龍江省産が中心である。 (2) 重油：第7製油所より供給される。</p>	<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>I 案</th> <th>II 案</th> <th>III 案</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>総所要資金 (A)</td> <td>3,031万元 (33.3億円)</td> <td>2,229万元 (24.5億円)</td> <td>3,237万元 (35.6億円)</td> </tr> <tr> <td>投資回収期間</td> <td>4.6年</td> <td>3.6年</td> <td>5.8年</td> </tr> <tr> <td>15年間の節約費用 (B)</td> <td>10,680万元 (117億円)</td> <td>9,745万元 (107億円)</td> <td>9,291万元 (102億円)</td> </tr> <tr> <td>B/A</td> <td>3.5</td> <td>4.4</td> <td>2.9</td> </tr> </tbody> </table>		I 案	II 案	III 案	総所要資金 (A)	3,031万元 (33.3億円)	2,229万元 (24.5億円)	3,237万元 (35.6億円)	投資回収期間	4.6年	3.6年	5.8年	15年間の節約費用 (B)	10,680万元 (117億円)	9,745万元 (107億円)	9,291万元 (102億円)	B/A	3.5	4.4	2.9
	I 案	II 案	III 案																		
総所要資金 (A)	3,031万元 (33.3億円)	2,229万元 (24.5億円)	3,237万元 (35.6億円)																		
投資回収期間	4.6年	3.6年	5.8年																		
15年間の節約費用 (B)	10,680万元 (117億円)	9,745万元 (107億円)	9,291万元 (102億円)																		
B/A	3.5	4.4	2.9																		
<p>5. 工場近代化計画</p> <p>(1) 近代化計画の内容 ・ガス化工程を改造すると工場全体の建て直しに近くなるので除外する。 ・既存の加圧ガス化変換工程は改造の必要性を認めない。 ・変換工程を加圧として低温の2段とする方法がよい。 ・脱炭工程には改良ベンフィールド法の採用がよい。 ・精製工程は新型窒素洗滌とPSA法がよい。 ・以上より以下の3案を近代化計画案として検討した。</p>	<p>7. 結論と勧告</p> <p>(1) 近代化を実施することにより、現状の16×10⁶ kcal/tNH₃のエネルギー消費を14×10⁶ kcal/tNH₃とする事ができる。 (2) 投資額の小さいII案の実施を第一に提言するが、脱炭工程の整理を望むならI案もありうる。又一工程のみの近代化を行うことも可能である。 (3) 設備は老朽化しているので、長期的な検討も必要である。 (4) 今後の設備はI系列を基本とすべきである。 (5) 従業員全員が経営に参加するという意識を培う努力をする。その為に配置転換、責任範囲の拡大、積極的な小集団活動の実施等の方策をとる必要がある。</p>																				

目 次

	<u>頁</u>
第1章 序 論	1
1.1 調査の背景	1
1.2 調査の目的	1
1.3 調査の対象	1
1.4 現地調査団の編成及び日程	2
第2章 工場概要	3
2.1 工場位置	3
2.2 工場概要	4
2.3 製品及び生産	5
2.4 製造設備	7
2.5 生産計画及び生産実績	10
2.6 販売計画及び販売実績	12
第3章 生産工程	13
3.1 全 般	13
3.2 コークス炉	15
3.2.1 現状のプロセス	15
3.2.2 考察/問題点	15
3.3 水生ガス発生炉	15
3.3.1 現状のプロセス	15
3.3.2 考察/問題点	17
3.4 常圧重油ガス化装置	17
3.4.1 現状のプロセス	17
3.4.2 考察/問題点	17

3.5	脱硫装置	18
3.5.1	現状のプロセス	18
3.5.2	考察/問題点	19
3.6	常圧一酸化炭素変換	19
3.6.1	現状のプロセス	19
3.6.2	考察/問題点	20
3.7	加圧重油ガス化変換	20
3.7.1	現状のプロセス	20
3.7.2	考察/問題点	21
3.8	脱炭酸ガス	22
3.8.1	水洗塔方式	22
3.8.2	ベンフィールド方式	23
3.9	ガス精製	25
3.9.1	現状のプロセス	25
3.9.2	考察/問題点	25
3.10	ガス圧縮	26
3.10.1	複合合成ガス圧縮機	27
3.10.2	窒素圧縮機	29
3.10.3	アンモニアガス圧縮機	30
3.10.4	アンモニア合成用循環ポンプ	30
3.10.5	空気圧縮機	31
3.10.6	酸素圧縮機	31
3.11	アンモニア合成	31
3.11.1	現状のプロセス	31
3.11.2	考察/問題点	32
3.12	空気分離機	33
3.12.1	現状のプロセス	33
3.12.2	考察/問題点	34
3.13	工場配置図	34

第4章 生産管理	53
4.1 工場管理	54
4.1.1 現状	54
4.1.2 日本の工場管理	55
4.1.3 化学工場の例	58
4.1.4 考察/問題点	60
4.2 生産管理	62
4.2.1 現状	62
4.2.2 日本の生産管理	65
4.2.3 化学工場の例	72
4.2.4 考察/問題点	78
4.3 在庫管理	81
4.3.1 現状	81
4.3.2 日本の在庫管理	82
4.3.3 化学工場の例	86
4.3.4 考察/問題点	87
4.4 技術管理	89
4.4.1 現状	89
4.4.2 日本の技術管理	90
4.4.3 化学工場の例	94
4.4.4 考察/問題点	96
4.5 品質管理	97
4.5.1 現状	97
4.5.2 日本の品質管理	98
4.5.3 化学工場の例	104
4.5.4 考察/問題点	105
4.6 原価管理	106
4.6.1 現状	106
4.6.2 日本の原価管理	107

4.6.3	化学工場の例	109
4.6.4	考察／問題点	112
4.7	教育訓練	113
4.7.1	現状	113
4.7.2	日本の教育訓練	114
4.7.3	化学工場の例	125
4.7.4	考察／問題点	130
4.8	設備保全管理	132
4.8.1	現状	132
4.8.2	日本の設備保全管理	133
4.8.3	化学工場の例	144
4.8.4	考察／問題点	151
4.9	安全・衛生・環境管理	152
4.9.1	現状	152
4.9.2	日本の安全・衛生・環境管理	154
4.9.3	化学工場の例	164
4.9.4	考察／問題点	175
4.10	調達管理	177
4.10.1	現状	177
4.10.2	日本の調達管理	178
4.10.3	化学工場の例	181
4.10.4	考察／問題点	181
第5章 原料		183
5.1	原料性状	183
5.2	供給	183
5.3	価格	184
5.4	アンモニア原料比較	184

第6章 工場近代化計画	187
6.1 近代化計画の内容	187
6.1.1 基本的な考え方	187
6.1.2 改良工程案の検討	188
6.1.3 近代化計画実行案	239
6.2 工期	268
6.3 生産管理の近代化	270
6.4 近代化計画の実施上の留意点	275
第7章 経済性評価	283
7.1 前提条件	283
7.1.1 検討を行う近代化案	283
7.1.2 アンモニア原料及び生産量	283
7.1.3 通貨の交換レート	284
7.1.4 価格の基準	284
7.1.5 資金調達	284
7.1.6 借入金返済条件	284
7.1.7 検討期間	284
7.2 総所要資金	285
7.3 現状と近代化後の比較	285
7.3.1 変動費の原単位差	285
7.3.2 金利	286
7.3.3 保全	286
7.3.4 減価償却	286
7.3.5 近代化前後で変化しない費用	287
7.4 現状の原単位	287
7.5 経済性評価	288
7.5.1 生産量174,000 t/年分の比較	288
7.5.2 増産分(11,000 t/年)の比較	288

7.5.3 経済性計算	289
-------------------	-----

第8章 結論及び勧告	293
------------------	-----

図表リスト

〔表リスト〕

	頁
表 2 - 1 化肥工場の設備能力及び実生産能力	7
2 - 2 原料・プロセス別のアンモニア生産能力	9
2 - 3 化肥工場の生産計画	10
2 - 4 主要設備稼働率	11
2 - 5 アンモニア生産実績	11
2 - 6 アンモニアの外販実績	12
表 4 - 1 主要設備稼働率（1984年1月～12月）	65
4 - 2 工場予算編成手順	75
4 - 3 法定資格認定一覧	127
4 - 4 設備の法定検査例	136
4 - 5 点検検査に用いられる主な測定器具類	139
4 - 6 設備履歴	147
4 - 7 修理履歴表	148
4 - 8 保全課修理整備カード	149
4 - 9 設備管理表	150
4 - 10 工業廃水中最高排出許容度	153
4 - 11 大気排出ガス規定	154
4 - 12 災害原因の分類	155
4 - 13 1985年度保安教育等活動計画	169
4 - 14 安全作業チェックシート（例）	170
4 - 15 火気使用許可申請書	173
4 - 16 タンク内作業安全確認証	174
4 - 17 調達管理手法の比較	179

表 6 - 1	各脱炭酸ガス法の比較	218
6 - 2	検討結果のまとめ	235
6 - 3	近代化工事の工程表	269
表 7 - 1	検討を行う近代化案	283
7 - 2	アンモニア原料及び生産量	284
7 - 3	近代化に要する総所要資金	285
7 - 4	変動費の原単位差	285
7 - 5	借入金返済計画	286
7 - 6	基本償却費	287
7 - 7	化肥工場の現状の原単位	288
7 - 8	近代化実施後の原単位	289
7 - 9	経済性計算	290
7 - 10	経済性評価	289

〔図リスト〕

	頁
図 2 - 1 大連化学工業公司管理組織機構	6
2 - 2 アンモニア工場ブロックフローダイアグラム	8
図 3 - 1 化肥工場 NH ₃ 物質収支流程図	14
付図 3 - 1 コークス炉フローシート	35
3 - 2 水性ガス発生炉関係フローシート	37
3 - 3 脱硫プロセスフローシート	38
3 - 4 常圧一酸化炭素変換プロセスフローシート	39
3 - 5 加圧重油ガス化変換プロセスフローシート	41
3 - 6 水洗方式脱炭酸プロセスフローシート	43
3 - 7 ベンフィールド方式脱炭素プロセスフローシート	45
3 - 8 液体窒素洗滌方式ガス精製プロセスフローシート	47
3 - 9 中圧アンモニア合成プロセスフローシート	49
3 - 10 アンモニア合成塔の構造	51
3 - 11 アンモニア工場配置図	52
図 4 - 1 化肥工場組織図	54
4 - 2 アンモニア工場の組織例	59
4 - 3 化肥工場生産管理組織	63
4 - 4 推定計画から確定計画への流れ	68
4 - 5 いろいろの機能の付随した生産管理	68
4 - 6 生産管理組織例	73
4 - 7 予算編成の手続き	74
4 - 8 生産関係実績集計のシステム（関連情報の機能図）	79
4 - 9 在庫管理組織	81
4 - 10 工場の在庫管理組織例	87

4-11	技術管理組織	89
4-12	化学工場の技術管理組織例	95
4-13	工場品質管理組織	97
4-14	品質管理上の手段	103
4-15	工場品質管理組織例	104
4-16	原価管理組織	106
4-17	工場の原価管理組織例	109
4-18	製造日報の例	111
4-19	教育訓練組織	113
4-20	職場内教育の基本ステップ	120
4-21	教育訓練組織例	125
4-22	設備保全組織	132
4-23	設備保全管理システムのフローチャート	135
4-24	設備管理部門組織	145
4-25	安全・衛生・環境管理組織	152
4-26	公害防止管理組織	162
4-27	保安管理組織図	165
4-28	安全衛生委員会組織	166
4-29	スタッフ部門の組織	167
4-30	プロセスKYの例	171
4-31	調達管理組織	177
4-32	調達管理組織例	181
図6-1	Koppers-Tozek 工程図	194
6-2	テキサコー宇部法石炭ガス化プロセス	197
6-3	改良ベンフィールド法工程図	210
6-4	レクチゾール脱酸性ガス工程図の1例	211
6-5	セレキソール法工程図	214
6-6	変換工程フローシート1	242

6-7	変換工程フローシート 2	243
6-8	変換工程配置図	246
6-9	脱炭酸工程（焦炉ガスを通さない場合）改造	251
6-10	脱炭酸工程（焦炉ガスを通さない場合）改造+新設	252
6-11	脱炭酸工程（焦炉ガスを通す場合）改造+新設	253
6-12	BENFIELD装置配置図（改造用）	256
6-13	BENFIELD装置配置図（新設用）	257
6-14	精製工程配置図	262
6-15	近代化計画達成の系統図	277
付図 6-1	改造案 1) の物質収支図	280
6-2	改造案 2) の物質収支図	281
6-3	改造案 3) の物質収支図	282

第1章 序 論

1.1 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、同要請にもとず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。

1.2 調査の目的

大連化学工業公司化肥工場アンモニア製造工場の生産設備の現状を調査し、工場診断を行うとともに、生産管理に対しても実状の聴取、把握を行い、製造技術・生産設備及び生産管理に関する近代化計画を作成、提示することを本調査の目的とする。

1.3 調査の対象

- (1) 対象工場：大連化学工業公司化肥工場
- (2) 対象製品：合成アンモニア
- (3) 対象範囲：本調査の対象範囲は下記の通りである。

- ・工場概要調査
- ・生産工程調査
- ・生産管理調査
- ・原料調査
- ・工場近代化計画調査
- ・経済性調査
- ・結論及び勧告

1.4 現地調査団の編成および日程

現地調査団は、1985年2月25日より同年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次のとおりである。

(1) 現地調査の編成

団 長	山中 信夫	(総括・生産工程)
団 員	石井 暢夫	(機械設備・経済計算)
	山森 茂治	(生産工程・生産管理)
	大塚 邦夫	(生産管理)
	東 晃	(コスト積算)

(2) 現地調査の日程

1985年2月25日	東京より北京へ移動
2月26日	北京より大連へ移動
2月27日	
～	大連化学工業公司工場調査
3月13日	
3月14日	大連より北京へ移動、JICA北京事務所報告
3月15日	国家経済委員会と打合せ
3月16日	北京より東京へ移動

第2章 工場概要

2.1 工場位置

本調査の対象工場である大連化学工業公司化肥工場は遼寧省・大連市に所在する。以下に遼寧省及び大連市の概要を述べる。

2.1.1 遼寧省

- (1) 位置 : 東経 119~126°
北緯 38~47°
- (2) 面積 : 140,000km²
- (3) 気候 : 夏季は温暖、冬季は寒冷である。温度も冬には零下40℃まで下がり、夏はかなり暑く、特に7月には30℃まで上がる。

年間降雨量は400~1,000mmである。

- (4) 人口 : 3,500万人 (1980年)
- (5) 省都 : 沈陽市
- (6) 主要都市とその産業
 - ・沈陽 : 重工業、発電、鉄鋼業、電気工業
 - ・大連 : 化学工業、造船、発電、鉄鋼、繊維、漁業
 - ・撫順 : 鉄鉱、炭鉱、発電、製油所
 - ・鞍山 : 鉄鋼、化学
 - ・本溪 : 鉄鋼、セメント、発電
 - ・丹東 : 製紙、綿、毛織物、軽工業

2.1.2 大連市

大連市は遼東半島の先端に位置し、東に黄海を臨み、西に渤海湾を背にした中国の主要な貿易港である。大連市は北緯38°、東経121°の北部温帯地である。緯度は日本の盛岡市と近い。気候は概して温暖で、春夏秋冬の四季の区分が明らかであり、年平均温度は8~10℃で、市内最高温度は8月に34℃、最低温度は1月に-21℃である。

1898年以後、港湾都市として遂次発展し、1905年大連市と命名された。特に

解放後、36年にわたり順調に産業が発展し、機械工業、石油工業、軽工業、冶金、化学、造船、電子工業、工芸美術等の生産部門が発展した。

大連市面積は12,500km²、市街区の西岡、中山、甘井子、沙河口、旅順口の5区と、郊外の金県など4県より成る。人口は480万人、市街区人口は150万人で、日本の北九州市、舞鶴市と友好姉妹都市の友誼を結んでいる。

1984年大連空港滑走路の拡張工事が完了し、大型ジェット旅客機の受入れも可能となり、1985年4月に日本よりチャーター便第一便が飛び、話題となった。

2.2 工場概要

調査対象である化肥工場アンモニア工場は、大連化学工業公司の一部である。以下に大連化学工業公司及び化肥工場の概要を示した。

2.2.1 大連化学工業公司

大連化学工業公司是、1933年から1935年にかけて建設された大連化学工場と、1935年から1936年にかけて建設された大連ソーダ工場とが、1958年に合併して出来た公司である。

公司全体としては化肥工場、ソーダ灰工場、機械工場、供銷（供給）公司、基礎建設処等の現業部門と、生活勤勞公司、教育訓練センター及び医院等の管理・サービス部門より構成されている。

公司的基本的な形態は次の通りである。

- | | |
|-----------|--|
| (1) 名称 | 大連化学工業公司 |
| (2) 所在地 | 遼寧省大連市甘井子区 |
| (3) 所属先 | 化学工業部直屬 |
| (4) 所有権 | 国有 |
| (5) 主管部門 | (中央) 化学工業部
(省) 遼寧省石油化学工業局
(市) 大連市經濟委員会 |
| (6) 設立時期 | 1933~1935年 |
| (7) 占有総面積 | 1,150,000 m ² |

- (8) 建屋総面積 640,000㎡
(うち工場建屋面積 320,000㎡)
- (9) 固定資産原価 4億3千万元
- (10) 流動資金 5千万元
- (11) 年間生産額 2億9千万元
- (12) 主要生産品 ソーダ灰、アンモニア、硫酸、硝酸、硝安、プラント機器等
- (13) 組織

会社の組織は図2-1に示す通りである。

スタッフ部門は10課(処)5室に分かれ、生産現業部門は3部門、販売と原料供給を担当する供銷公司、教育を担当する教育訓練センター、生活勤労公司、労働服务公司、基礎建設処等、従業員の日々の生活を見る部署、労働力を提供する部署、簡単な工事を分担する部署等が存在し、かなり特色のある組織となっている。

(14) 人員

全従業員数は約17,000人(うち管理職2,500人、技師850人)である。本調査の対象である化肥工場だけで約3,680人の大工場である。アンモニア工場の人員は現場だけで1,185名であり、これは化肥工場の現業5職場2,445名の48%にあたる。

2.2.2 化肥工場

前述のように、化肥工場は大連化学工業公司の一部であり、1933年に建設された。主要製品は、コークス、合成アンモニア、硫酸、硝安、硫酸、で、従業員は約3,680人である。工場組織としては、工場長の下に、生産担当、設備担当、経営担当の副工場長と技師長室があり、更に管理部門として16課・室、現場部門として化工5職場、補助4職場に分れている。組織の詳細は4.1.1及び4.2.1に記載する。

2.3 製品及び生産

化肥工場の主要製品とその設備能力及び実生産能力は表2-1の通りである。

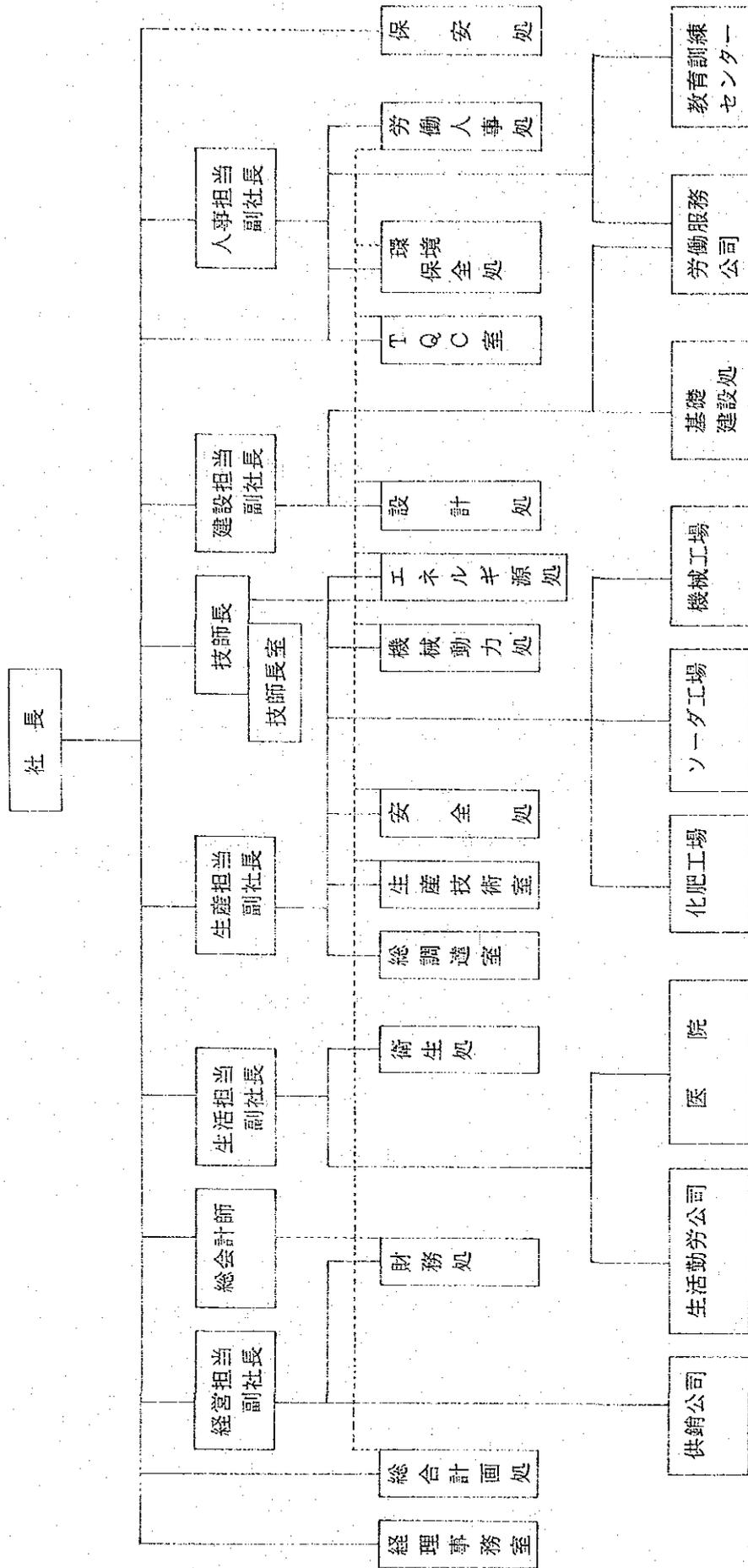


图 2-1 大連化学工業公司管理組織機構

表 2 - 1 化肥工場の設備能力及び実生産能力

製 品 名	設備能力 (t/年)	実生産能力 (t/年)
コークス	140,000	190,000
合成アンモニア	160,000	180,000
硝 安	160,000	120,000
硝 酸	70,000	100,000
硫 酸	300,000	240,000

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

2.4 製造設備

2.4.1 概 要

アンモニアの原料はコークスと重油の2つであり、ガス発生部門はそれぞれの原料毎に2系統の流れに分かれている。ガス精製部門、圧縮工程及びアンモニア合成部門は1系統になっている。

しかし、各部門にはそれぞれ多数の系列がある上に、長年に亘って増設、改造工事が順次実施されてきたため、フローが非常に複雑になっているのみならず、配置上の見地からいっても整理されていない。これを整理してブロックフローダイヤグラムに示すと図2-2の通りである。

2.4.2 原料・プロセス別生産能力

上記ブロックフローダイヤグラムに示した原料別、プロセス別のアンモニア生産能力を示すと表2-2の通りとなる。

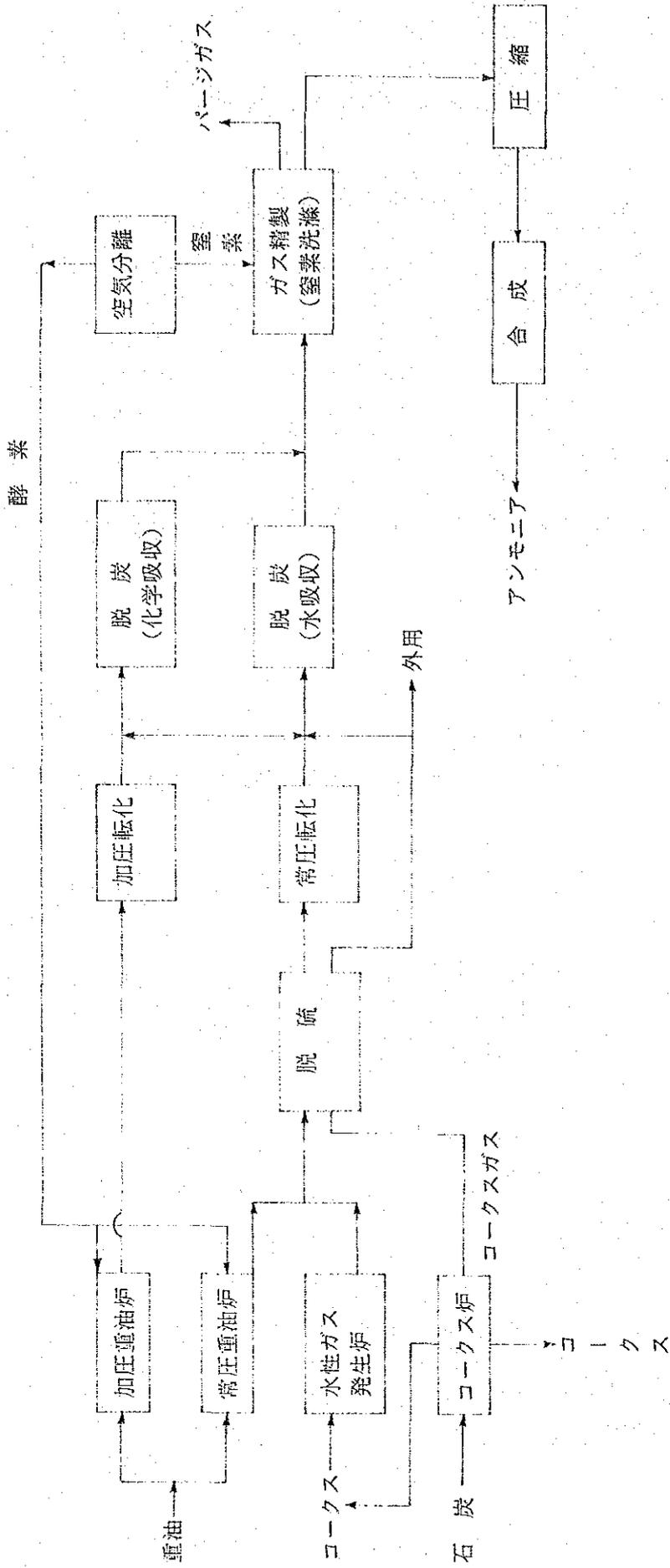


図 2-2 アンモニア工場ブロックフローダイヤグラム

表 2 - 2 原料・プロセス別のアンモニア生産能力

原料・プロセス	生産能力 (t/日)
加圧重油炉	119
常圧重油炉	76
水性ガス発生炉	299
コークス炉ガス	53
合 計	547

2.4.3 アンモニア製造プロセスフローの概略

(1) コークスによるアンモニア製造プロセス

コークス工場から送られてきたコークスは、自動コークス供給機で水性ガス発生炉にフィードされ、ここで空気と水蒸気が交互に供給され、空気で赤熱したコークスは水蒸気と反応し、水性ガスとなる。

水性ガスは廃熱ボイラーで熱回収された後、ブロワーで脱硫塔に送られ、砒素-アルカリ溶液で脱硫される。脱硫後の水性ガスはガスホルダーに送られる。

ホルダーからの水性ガスは常圧変換器に入る。ここで、水性ガス中の一酸化炭素の大部分が水蒸気と反応して、水素と二酸化炭素に変換される。変換ガスは脱硫後のコークス炉ガスと一緒に、圧縮機で昇圧された後、脱炭工程に入る。

脱炭工程では、水吸収、又はベンフィールド溶液による化学吸収によって、炭酸ガスが除去される。

脱炭ガスは、続いて、窒素洗滌によるガス精製装置に送られ、ガス中に残ったメタン、一酸化炭素、酸素、アルゴン等が液体窒素によって洗滌される。

ガス精製を出た混合ガスは、混合ガス圧縮機で合成圧まで昇圧され、合成装置に入られ、アンモニアが生産される。

(2) 重油加圧ガス化によるアンモニア製造プロセス

原料の重油はポンプで昇圧され、加圧ガス化炉に送入される。

一方、空気分離器で発生した酸素は、圧縮機で昇圧され、加圧ガス化炉に重油と一緒に、バーナーより送入される。炉内では、重油が酸素によって部分酸化されること

によって、分解、ガス化される。分解ガスは、未反応のカーボンブラックを水洗除去された後、加圧変換器に送られる。

加圧変換ガスは熱回収された後、常圧変換ガスと混合され、脱炭工程に送られる。

脱炭工程以降はコークスによるアンモニア製造プロセスと同じである。

2.5 生産計画及び生産実績

2.5.1 生産計画

東北3省に対する肥料の供給源である、大連化学工業公司化肥工場の生産計画の大枠は、直属の上部機関である化学工業部より、通達の形で決められている。化学工業部が生産計画を決めるまでには、当然化肥工場との間で協議が行われ、工場の生産設備の現状を踏まえて、生産計画が決定される。

化肥工場の主要製品の生産計画は、装置の本来の設計能力より高い実際の生産能力レベルに設定しており、入手した数字は表2-3の通りである。

表2-3 化肥工場の生産計画

(単位：t/年)

製 品	生産計画 (1983年)
コークス	190,000
合成アンモニア	180,000
硝 安	120,000
硝 酸	100,000
硫 酸	240,000

2.5.2 生産実績

化学肥料工場のうち合成アンモニアは多系列の生産装置なので、2年に1回、全工場の定期検修で5～7日間全停する以外は、一年中すべての系統の連続運転を確保でき、年間平均の暦稼動率（年間延べ運転時間の割合）は、94%と高い。但し設備容量に対する負荷率は、合成4系列の単純算術平均で78.6%、暦稼動率を考慮した生産能力に対するいわゆる稼動率となると、73.6%となる（表2-4参照）。

表 2 - 4 主要設備稼働率

(単位：%)

設 備	主 要 設 備 稼 働 率 (1984年1月～12月)		
	稼働時間率 (A)	負荷率 (B)	稼働率 (A×B)
コークス炉	100	97.9	97.9
加圧ガス化	80.6	74.8	60.3
第一合成	87.7	76.3	66.9
第二 "	98.5	85.7	84.4
第三 "	99.5	75.5	75.1
第四 "	89.0	76.7	68.1
(平均)	92.6	81.2	75.4

ガス化装置は、一部の設備を順番に停止して修理点検する為、又、前後のプロセスの修理の為、短期間減産する。合成系統は装置がかなり複雑で、設備の修理点検も多く、生産量が一定せず、減産する場合もある。

生産計画に対する生産実績の数字を過去数年にわたって入手したが、以上のような設備稼働率及び修理点検方法の為、近年は計画達成率がやや下がっている。

過去数年間の生産実績は表 2 - 5 の通りである。

表 2 - 5 アンモニア生産実績

年 度	アンモニア生産量 (t)
1980	188,789
1981	181,628
1982	177,244
1983	173,097
1984	170,309

2.6. 販売計画及び販売実績

2.6.1 販売計画

生産計画と同様、販売計画の大筋は国家より分配指示が出される。

化肥工場の合成アンモニア工場の製品は、アンモニアとして販売されるものは少なく、アンモニア年生産量の1%内外である。

殆んど全量のアンモニアは、化肥工場の硝酸工場、硝安工場への原料として供給されている。

2.6.2 販売実績

アンモニアとしての販売実績は表2-6の通りである。

表2-6 アンモニアの外販実績

年 度	アンモニア外販量 (t)
1980	1,947
1981	1,923
1982	2,467
1983	2,205
1984	2,182

生産されたアンモニアの殆んど全量は、硝酸、硝安工場の原料として、パイプラインで送られ、自家消費されている。

第3章 生産工程

本章では、大連化学工業会社の化肥工場アンモニア製造工場の現状及びその問題点につき、部門別に述べる。

3.1 全 般

アンモニア工場は、50年以上も前に建設されたものであって、その後増設・改造工事が何度も行われている為に、工場は非常に複雑な構成になっている。

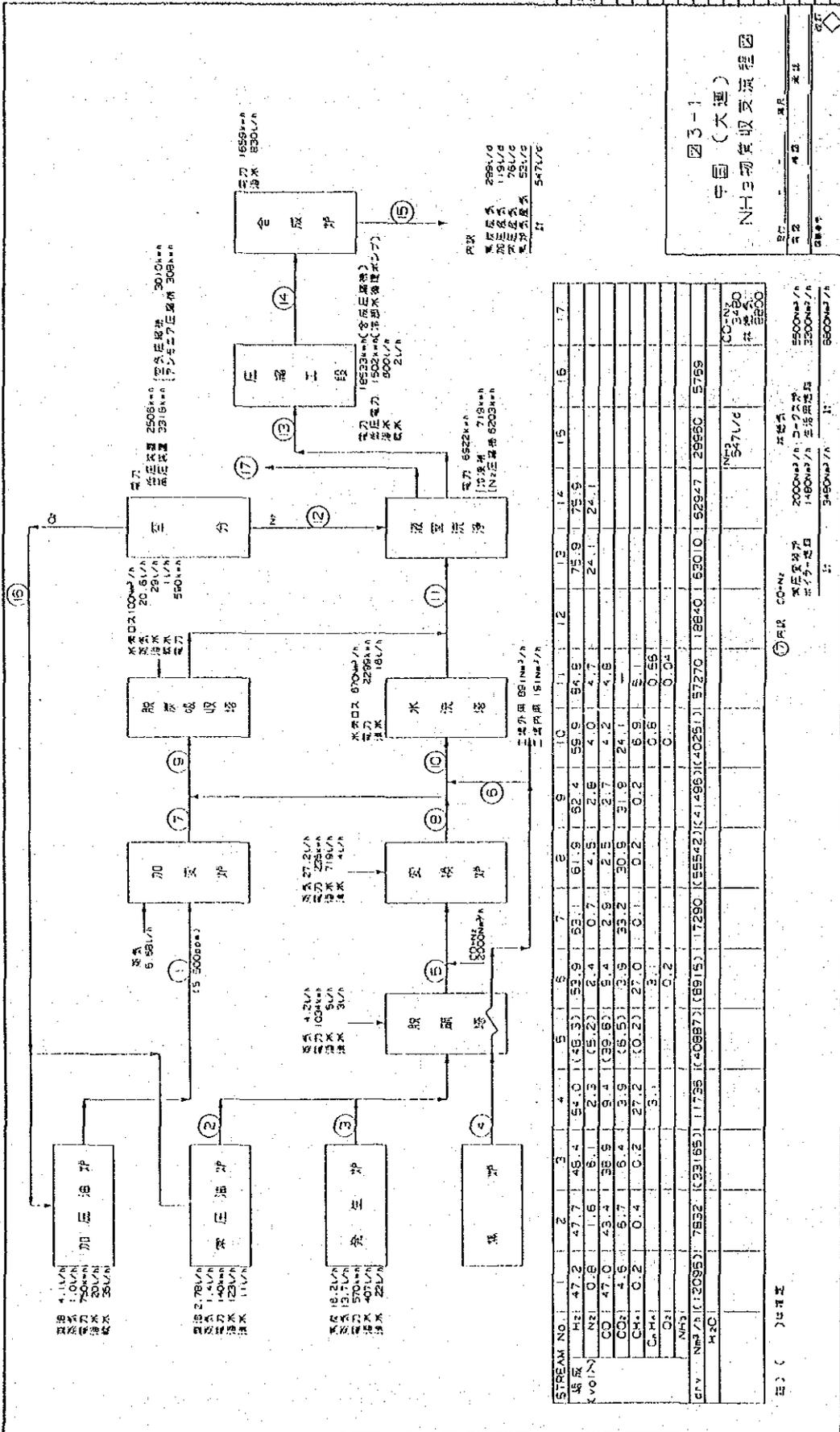
又、大部分の機器は耐用年数を越えて使用されており、操業及び保守は工場側の大変な苦勞と努力によって維持されている。具体的には、設備の全部又は大部分を更新する方が、経済性からも、操業安定性からも望ましいような状況である。

アンモニア原料は石炭と重油の2つであり、石炭はコークス炉でコークスとしてから、そのコークスを水性ガス化炉でガス化している。一方、重油のガス化炉は、常圧の部分酸化方式と、加圧の部分酸化方式の二種類がある。しかし、この常圧部分酸化炉は、現在加圧のものに置換すべく工事進行中である。発生した水性ガスと常圧部分酸化ガスは混合して、脱硫装置を通り、常圧一酸化炭素変換装置を経て、複合圧縮機の低圧段で圧縮されて、炭酸ガス除去工程に入る。加圧部分酸化ガスは、独自の加圧一酸化炭素変換装置を経て、常圧系統のガスと混合して炭酸ガス除去工程に入る。炭酸ガス除去工程は二種類あり、各々の装置から出た脱炭ガスは再び合流して、液体窒素洗滌によるガス精製装置に入り、複合圧縮機で昇圧されて、アンモニア合成装置に入って製品アンモニアが得られる。

以上が工場全体のフローであり、それをブロックフロー図に書いたものが図3-1である。図3-1には各部の流量と組成も記入してある。又、図3-1右隅に示す如く、原料別のアンモニア生産量は、

コークスからの水性ガス	299 t/日
加圧重油ガス化	119 t/日
常圧重油ガス化	76 t/日
コークス炉ガス	53 t/日
計	547 t/日

となっている。以下に工程別に装置の詳細、操業条件、問題点等を述べて行く。



3.2 コークス炉

3.2.1 現状のプロセス

コークス炉のフローシートは、付図3-1(章末)に示す。コークス炉は、全部で45室から成る通常形式の小型のものである。コークス炉東側の石炭置場よりベルトコンベアで送られて来る石炭は、まず粉砕機で3mm以下90%に粉砕される。石炭充填装置を経て炉に充填され、乾溜されて生成したコークスは、炉西側の移動冷却室で水冷されて、直接コンベアによって、水性ガス化炉のホッパーに送り込まれる。コークス炉の燃料には、窒素洗滌装置からの副生ガスとコークス炉ガスの一部を使用していて、その組成、発熱量は、 CH_4 30~40%、 H_2 15%以下、発熱量 $4,200 \pm 200$ 高位 kcal/m^3 のものを $5,500 \text{Nm}^3/\text{時}$ 使用している。但し生成したコークスの一部は、アンモニア製造原料以外に使用されている。

原料石炭は、揮発分30.75%、灰分11.55%、発熱量 $7,100 \text{kcal}/\text{kg}$ 、灰分融点 $1,350^\circ\text{C}$ 以上のものを使用し、石炭1t(乾量基準)から下記のものが見られる。

コークス	719.5kg
タール	39.5kg
ガス	390 m^3 (発熱量 $4,959 \text{kcal}/\text{m}^3$)
アンモニア	2.6kg
その他	1.6kg

生成するコークスは灰分16%、炭素82%、硫黄0.82%であって、電力消費量は $14.5 \text{kWh}/\text{石炭t}$ ($21 \text{kWh}/\text{コークスト}$)、コークスの生産量は $21.59 \text{t}/\text{時}$ である。但し、このコークスのうち $15.7 \text{t}/\text{時}$ だけが水性ガス発生炉で使用される。

3.2.2 考察/問題点

このコークス炉自体は特に欠点のあるものでなく、現状では順調に運転されているが、ともかく古い設備であって、保全費用その他が大きくなっていく事は予想される。

3.3 水性ガス発生炉

3.3.1 現状のプロセス

水性ガス発生炉関係のフローシートは、付図3-2(章末)に示す。

コークスCに水蒸気を高温で反応させて、



の反応により、一酸化炭素と水素を得る工程であるが、この反応は吸熱反応である為、コークス層の温度が下がったら、空気を送り込みコークスを燃焼させて温度をあげ、再び水蒸気を送り込んで水性ガスを得る準回分方式である。

装置はガス発生炉(21-3)、蓄熱炉(21-5)、冷却塔(21-7)、廃熱ボイラー(21-6)の4つの主要機器で1組になったものが、全部で8系列ある。このうち常時6系列が運転されている。コークスは21-2から供給され、21-8の送風機から送られる空気により部分燃焼し、温度が上昇する。燃焼ガスはコークス層出口において空気が追加されて、可燃ガスが燃焼して更に温度が上がってから蓄熱炉に入り、廃熱ボイラーで蒸気として熱を回収して大気中に放出される。送入される空気の量は、1系列当り $8,490 \text{ Nm}^3/\text{時}$ であり、放出されるガスは、 $8,600 \text{ Nm}^3/\text{時}$ 、 $\text{N}_2 78\%$ 、 $\text{H}_2 0.2\%$ 、 $\text{CO} 2.0\%$ 、 $\text{O}_2 0.29\%$ 、 $\text{CO}_2 19.6\%$ という組成である。大気放出ガス温度は約 220°C である。

コークス層温度が上がったら、コークス層下部からスチームが吹込まれ $\text{CO} + \text{H}_2$ の水性ガスが発生し、蓄熱炉を経由して、海水直接接触による冷却塔で冷却されてガス溜に入る。一定時間たったならば、スチームの流れは、蓄熱炉、コークス層上部という逆方向に切り換えられ、水性ガスがガス発生炉の下部から冷却塔への経路で流れる。温度がある所まで下がったならば、一周期が終了して、コークス供給の工程にもどる。この一周期は約3分間であってその内訳は

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

となっている。これ等の切換は、3分1回転で回転する円盤に棒が出ている装置からの指示で、油圧作動弁が作動して行われる。

ガス発生炉の外套及び廃熱ボイラーからスチームが発生するが、その量は6系列で $10 \text{ t}/\text{時}$ 程度であって、吹き込まれる全スチーム量約 $25 \text{ t}/\text{時}$ には遠く及ばず、 $13.7 \text{ t}/\text{時}$ のスチームが外部から供給される。

3.3.2 考察／問題点

この水性ガス装置は切換方式である為もあって、多系列が必要である。その為、保守の作業が多くなる点は欠点である。最大の熱量的損失点は、加熱に用いられたガスが大気に放出されるが、その中にながりの量のCOガスが含まれ、これが損失となっていた事であった。しかしコークス層出口において空気を加えるようになった為、CO濃度は非常に下り、その損失は大巾に節減された。しかしこのガスは廃熱ボイラーで熱を回収するとはいえ、かなり高温で大気に放出されるので熱損失は大きい。

又、この点は常圧下でのガス化方式共通の根本的欠点であるが、水性ガス中の残留水蒸気と、ガスの顕熱が、海水による冷却によって完全に損失となっていて、この熱的損失は、非常に大きなものとなっている。又、更に根本的なものとして、原料に石炭でなく、コークスを使用している点もある。一旦コークスを製造するという工程が入る為、コークスを水冷する工程で大きな熱量を損失している。

従って、熱経済という点からは、石炭を直接に加圧下でガス化するのが最も経済的であるが、常圧であっても、コークスを経由しない方式、放出ガスの無い方式の方が、より経済的であると言える。

3.4 常圧重油ガス化装置

3.4.1 現状のプロセス

重油、酸素、水蒸気を、ガス化炉の上部から炉内に噴出させ部分燃焼を行わせて高温を保つと共に、水性ガス反応を行わせて、 $CO + H_2$ の水性ガスを得る装置で、炉を出た水性ガスは廃熱ボイラーで熱を回収された後、3基のサイクロンで除塵され、海水で常温まで冷却されて、水性ガス化炉からのガスと共にガス溜に入る。このようなものが2系列あり、交互に運転されている。

3.4.2 考察／問題点

この方式は、上述のコークスからの水性ガス方式と比較して、直接のガス化である事と、放出ガスが無い事から、熱的にはずっと経済的な方式ではあるが、常圧である為、ガスを海水によって冷却せねばならず、その熱損失は小さいものではない。

現在化肥工場では、加圧重油ガス化装置1系列を増設中であり、稼動後は、常圧重油

ガス化装置は停止する事になっているので、今後はこの装置は無くなるものとして検討を進める。

3.5 脱硫装置

3.5.1 現状のプロセス

3.2 及び 3.3 節で述べた、コークス炉からのコークス炉ガス及び常圧水性ガス中に含まれる硫化水素を中心とする硫黄分は、脱硫装置において除去される。脱硫方式は、亜硫酸の炭酸ソーダ溶液で硫黄分を吸収し、硫黄分をチオ硫酸ソーダ ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 、通称ハイポ) として回収するものである。

フローシートは付図 3-3 (章末) に示す。フローシート中、2 は吸収塔で、充填塔の上部から吸収液を降らせ、塔底から送風機によりガス溜からの水性ガスを送入する。吸収液の組成は次の通りである。

As_2O_3	5.5	g/l
Na_2O	6.05 ~ 6.4	g/l (pH7.6~8 となるように添加)
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	< 250	g/l
NaCNS	< 140	g/l
Na_2SO_4	< 40	g/l

吸収塔入口及び出口ガス中の硫黄分の含有量は、次の通りである。

	吸収塔入口	吸収塔出口
水性ガス	1.5 g/m ³	< 0.1 g/m ³
コークス炉ガス	3.0 g/m ³	< 0.2 g/m ³

硫黄分を吸収した液は、タンク 30 から熱交 28 で水蒸気により加熱されて、ヘッドタンク 4 を経由して再生塔 6 へ塔底から入る。同時に、再生塔底から空気が吹き込まれ、固体硫黄が析出してくる。この硫黄スラリーは塔頂から流れ出し、硫黄は遠心分離機で分離される。再生された吸収液は再生塔の塔頂近くから抜出され、吸収塔に循環する。吸収液の一部は抜出されて、晶出缶 12 で固体チオ硫酸ソーダを晶出し、チオ硫酸ソーダは遠心分離機で分離される。

装置としては、吸収塔は水性ガス用として3塔、コークス炉ガス用として2塔あり、再生塔は共通に3塔ある。塔の大きさは、吸収塔は高さ22.5m、径3.06m（コークス炉ガス用）、4.45～5.5m（水性ガス用）、再生塔は高さ35.5m、径2.7mと非常に大きなものである。

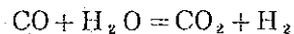
3.5.2 考察／問題点

亜硫酸による脱硫装置は、上記のように非常に大きな装置とはなるが、脱硫効率が良く、硫黄分は利用出来る形で回収されるので、常圧ガスを処理する場合には良い方法である。最近では加圧ガス化の場合には、別の方式が採用されているが、常圧ガスからの脱硫を行う場合には、この方式を変更する必然性は認められない。

3.6 常圧一酸化炭素変換

3.6.1 現状のプロセス

水性ガス反応で出来たCO+H₂ガスに水蒸気を添加して、次の反応により一酸化炭素を触媒上220～540℃の温度で、水素と炭酸ガスに変換する工程である。



この工程図を付図3-4（章末）に示す。脱硫塔からのガスは飽和塔1の下部から入り、高温の変換器出口ガスと接触した高温水と接触し、温度が上昇すると共に水蒸気で飽和される。飽和塔出口で更に水蒸気が添加されて、変換触媒層出口ガスとの熱交換器3、触媒層中間熱交換器4、5を経て、温度が400℃近くに迄上ったガスは、第1段の触媒層6に入る。この反応は発熱反応であるから、ガス温度は上昇する。又温度が高いほど平衡上、残留一酸化炭素濃度は高くなる。触媒層温度をあまり上げないようにする為に、第1段触媒層出口に熱交換器5を設けて、入口ガス温度を上げると共に、第2段触媒層入口ガス温度を下げている。第1段触媒層で540℃程度まで温度が上ったガスは、熱交換器5で再び400℃程度に温度が下り、第2段触媒層7に入る。ここで更に一酸化炭素変換反応は進み、熱交換器3で温度が下り、飽和塔上部8で温水を加熱した後冷却塔9で海水により冷却されてガス溜に入る。このような変換装置は8系列あり、常時6系列が運転されている。

3.6.2 考察／問題点

ここで使用されている触媒は鉄系の触媒であって、一基に28m³充填されている。この触媒は温度が400℃程度にならないと活性が出ないものであって、その為出口温度はかなり高くなる。その為、全体で27.2t/時というかなりのCO流量16,000Nm³/時(図3-1参照)に対して、多量のスチームを添加しても、出口CO濃度はガス中3.0%とかなり高くなっている。この工程で残留している一酸化炭素はアンモニア原料とならず、燃料にはなるとしても、熱量としては損失となる。この損失を少なくする為、もっと低温で活性のある触媒が開発されている。

もう一つの問題点は、変換工程が常圧であるという点である。その為に装置が大きくなり、8系列にもなって保守が大変であるという事もあるが、それ以上に、出口ガスを海水直接接触により冷却して、出口ガス中の水蒸気の熱を回収し得ないという熱損失は大きい。変換工程が加圧であった場合には、ガス中の水蒸気はかなり高温でも凝縮する為に、他の工程の流体、例えば脱炭酸ガス工程の吸収液等と熱交換する事により、熱量を回収する事が可能となる。

3.7 加圧重油ガス化、変換

3.7.1 現状のプロセス

加圧重油ガス化変換装置は、1976年に中国独自の設計により建設されたものであって、能力的にはアンモニア換算119t/日と小さいが、計器室も完備している近代的な設備である。

圧力18kg/cm²において重油を酸素によって部分酸化し、高温にする事によりCO+H₂に分解するものであり、生成したガスはそのまま一酸化炭素変換工程に送られる。その工程図は付図3-5(章末)の通りである。

32kg/cm²の水蒸気と、圧縮機により20kg/cm²程度に加圧された空気分離工程からの酸素は、混合されて予熱炉において加熱される。別途に重油も高圧水蒸気によって加熱される。予熱された水蒸気、酸素、重油は、ガス化炉の上部から噴霧され、重油の部分燃焼により1,320程度にまで昇温し、重油は分解され、図3-1に示すようにH₂47.2%、CO47.0%、CO₂4.6%、炭素粉45mg/Nm³のガスが得られる。ガス化炉の下部において、変換炉出口ガス及び急冷廃水と熱交換して加熱された軟水と、変換炉出口ガスを

冷却して得られた凝縮水が、ガス中に噴霧される。この加圧温水の噴霧はベンチュリースクラッパー方式で、炉出口も合わせて4段で行われ、これにより、ガス温度は低下すると共に発生した炭素粉が除去される。炭素粉を含んだ急冷廃水は、新しい軟水と凝縮水と熱交換して冷却され、炭素粉分離池へ送出される。

炭素粉を除去されたガスの温度は170℃であって、含有する水蒸気が凝縮するような温度にまでは下っていないので、変換炉出口ガスと熱交換して400℃に昇温され、加圧の交換炉に入る。交換炉には、常圧変換炉に使用されているものと同一の触媒が3層に充填されていて、一酸化炭素は水素と炭酸ガスに変換される。触媒層二層目の出口ガスは、一旦炉外に出て、入口ガスと熱交換して温度が下り、三層目に入る。交換炉出口ガスは、入口ガスと熱交換し、急冷水と熱交換してから、脱炭酸ガス工程の吸収液再生の為に加熱に利用され、含有する水蒸気の大部分が凝縮し、更に海水による間接冷却によって完全に冷却されてから、脱炭酸ガス工程に送られる。

ここにおける圧力は15kg/cm²である。

尚、使用されている重油の仕様は、

発熱量	10,000kcal/kg
融点	36℃
着火点	150℃
粘度	20CP at 100℃
組成	C : 85~87%, H : 12%, S : 3% O : 0~0.5%, N : 0~1%

のものであって、ガス化炉入口の仕込条件は

O ₂ / 重油	0.8Nm ³ /kg
水蒸気 / 重油	0.4Nm ³ /kg

である。

3.7.2 考察/問題点

この加圧ガス化変換工程においては、熱量として損失しているのは、脱炭酸ガス工程に入る前にガスが海水によって冷却されている事と、炭素粉含有水がある程度が高い温

度で排出されている点だけであって、このどちらも避けられないものである。常圧の場合のように、変換工程に入る前に含有する水蒸気を凝縮させる事もないし、変換工程出口ガス中の水蒸気も脱炭酸ガス工程において利用されていて、熱がうまく利用されている合理的な工程である。酸素の消費量も、ガス化炉仕込の水蒸気量も、現在世界的にも進んだ類似の方法の数値とはほぼ同等である。従って、この工程は改良しても、大きな利益を得られる事はないであろう。但し常圧変換工程の所で述べたように、変換触媒に高温活性のもの一種類しか使用していない。その為に変換反応温度を高くせねばならず、変換工程出口中の一酸化炭素濃度が2.9%とかなり高くなっていて、これは燃料に使用されるとしてもかなりの熱損失である。この点だけは考慮に入れる必要がある。

3.8 脱炭酸ガス

常圧変換ガスは合成ガス圧縮機（複合圧縮機）の1～2段で13～14kg/cm²に圧縮され、加圧変換ガスはそのままで脱炭素ガス工程に送られる。脱炭酸ガス工程は、水洗法とベンフィールド法の2つの方法によって行われていて、3-1図に示す如く、コークス炉ガスは変換工程は通らずに全量水洗式で、加圧ガス化炉からのガスはベンフィールド法で、常圧変換工程からのガスは2つに分れて処理される。水洗方式のフローシートは付図3-6、ベンフィールド方式のフローシートは付図3-7（いずれも章末）に示す。

3.8.1 水洗塔方式

(1) 現状のプロセス

水洗塔方式とは物理吸収の原理に従って、水に対する炭酸ガスと水素の溶解度の差から、水に炭酸ガスを吸収させて除去する古い方法である。合成ガス圧縮機の1-2段で13kg/cm²に圧縮された変換ガスは、吸収塔11の底部から入る。吸収塔は棚段塔方式であって、塔頂からポンプで再生された水が供給され、ガス中の炭酸ガスが吸収されるが、水洗だけではガス中に1.5～2%の炭酸ガスが残留するので、更に12、13の吸収塔で、2段で苛性ソーダによって炭酸ガスを吸収して25ppm以下とし、ガスは次の精製工程に送られる。炭酸ガスを吸収したソーダ液は、ソーダ灰工場へ送られる。

炭酸ガスを吸収した水は、まず膨脹タービンで脱圧による動力回収を行った後、3の膨脹器で、脱炭酸ガスが行われる。更に水は6の脱気缶で脱炭酸ガスが行われる。

これ等の二つの脱圧器からのガスは合流して、ソーダ灰工場に送られて原料となる。この炭酸ガス中には10%近くの水素が含まれていて、水素の損失が大きく炭酸ガスの純度も低い。水は更に放散塔の上から降らせる事により、更に炭酸ガスが除去されて、再び吸収液として利用される。この放散塔から出る炭酸ガスは回収されていないので、全体の炭酸ガスの回収率は80%程度とかなり低い。水洗塔の大きさは3,180mm径、30,000mm高さのものが、現在は3基使用されている。

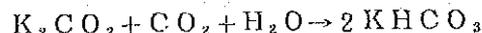
(2) 考察/問題点

水洗塔方式は、吸収液が安価で扱い易く、再生に熱エネルギーを全く要しない経済的な方法であるが、欠点としては上述した如く、水に対する炭酸ガスと水素の溶解度差が小さい事から、水素の損失が大きい事が挙げられる。これは即ち、得られる炭酸ガスの純度が悪い事を意味し、化肥工場のように炭酸ガスをソーダ灰原料に使用している場合には、特に大きな欠点となる。これは吸収水の脱圧を2段で行えば、1段目からなり純度の高い水素が回収されるが、この工場ではそれは採用されていない。もう一つの問題点は、水に対する炭酸ガスの溶解度が小さい為に、非常に多量の吸収水を循環させねばならず、その為に、ポンプの所要動力が非常に大きくなり、且つ吸収塔も大きなものとなる。ちなみに化肥工場における水洗塔関係の電力消費は2,299 kWhであり、後述のベンフィールド法では590 kWhである。その他吸収水に藻が発生する事が良くあるが、化肥工場の場合はそのような事は無く、運転自体は順調のようである。

3.8.2 ベンフィールド方式

(1) 現状のプロセス

もう一つの脱炭酸ガス装置はベンフィールド法と呼ばれる方法で、水洗方式とは異なる化学吸収である。即ち、基本的には熱炭酸カリ溶液と、重炭酸カリの次式による化学反応によっている。



この反応を促進する為に、種々の添加剤を加える方式が開発されているが、その一つがベンフィールド法であって、添加剤として五酸化バナジウムとアミン化合物を使用するものである。この添加剤は毒性が少なく、取扱い易い点も合せて考えると最も

良いものと言えるであろう。

加圧ガス化工程の変換工程を出たガスはC-9の再熱器で吸収液を加熱し、凝縮水をC-10で分離した後、必要な時は更に海水で冷却されて吸収塔C-3に入る。一方、常圧変換ガスは複合圧縮機の低圧段で圧縮され、油分離器C-1、熱交換器C-2を通過して、加圧変換ガスと共に吸収塔C-3へ入る。吸収塔では、塔頂からは再生塔底からの完全再生液、中段には再生塔中段からの不完全再生液が供給され、ガス中の炭酸ガスを吸収する。塔出口の炭酸ガスは0.5~1.5%であり、ガスは更に苛生ソーダ吸収塔を経て、CO₂ 25ppm以下となって精製工程に送られる。

吸収塔底からの炭酸ガスを吸収した液は、脱圧して再生塔C-6に入る。再生塔底には加圧変換ガスと水蒸気による2つの再熱器C-9、C-7で液を沸騰させており、その発生した水蒸気により液から炭酸ガスを除去する。塔頂から出る炭酸ガスと水蒸気は、C-15の凝縮器で水蒸気を凝縮し、炭酸ガスと分離して、凝縮水は再生塔に戻る。炭酸ガスはC-16で海水により冷却されて、ソーダ灰工場へと送られる。

(2) 考察/問題点

化学吸収法の長所は化学吸収である為に、炭酸ガスのみを選択的に吸収するので、循環液量は物理吸収に比較しずっと少く、水素の損失が少く、得られる炭酸ガスの純度が良く、炭酸ガス回収率が高い事である。水素の損失は水洗方式では670Nm³/時であるのに対し、ベンフィールド法では100Nm³/時に過ぎない。化肥工場のように炭酸ガスの量、純度共に要求される場合には、適している方法である。最大の欠点は再生の為に大きな熱量を要する事で、加圧ガス化、変換工程と組み合わせると、変換に必要な水蒸気が、吸収液の再生に利用出来る場合には大した熱損失にはならないが、外部からの水蒸気を使用せねばならないような時は、この点を改善して再生を2つの圧力で行う新しい方法が開発されている。又、アルカリ液に吸収させる形である為に、酸性ガス以外は吸収せず、例えば脱硫工程がなくCOSのようなガスも吸収したい場合には不向きである。

3.9 ガス精製

3.9.1 現状のプロセス

ここで言うガス精製とは、アンモニア合成触媒に有害であるCO、CO₂のような微量酸素化合物や、メタンのような不活性ガスを除去する工程であって、液体窒素による洗滌法が採られている。

付図3-8(章末)がそのフローシートである。中心部は12の精留塔であって、塔底からは1, 2, 3, 7, 8のガス-ガス熱交換器と、5のアンモニア冷却器によって順次低温になり、最後に窒素蒸発器11で一部高圧窒素の脱圧を利用して冷却された原料ガスが入る。塔頂からは、窒素蒸発器のコイルで液化した窒素が入り、窒素の一部は蒸発し、H₂/N₂ = 3/1のガスとなって塔頂から出ると同時に、原料ガス中のCO, CH₄その他の不純物は、液体窒素に溶けて塔底から出る。窒素は圧縮機で190kg/cu程度に圧縮されて装置に入り、アンモニアの蒸発による冷却と、17, 18, 19の副生ガスとの熱交換器で冷却された上、窒素蒸発器11で一部窒素の脱圧を利用して液化する。

除去された不純物は、窒素との混合ガスとして放出されるが、それは精留塔12の底と窒素蒸発器11の下から2種類のガスとして取り出される。その量は次の通りである。

(Nm ³ /h)	H ₂	N ₂	CO	CH ₄	C _m H _n	O ₂
リンデガス	1,027	3,518	1,983	2,806	229	17
CO+N ₂ ガス		2,714	766			

この副生ガスの利用法は、リンデガスは5,500Nm³/時がコークス炉の燃料に、残り場内での一般燃料、機械工場での熱処理に使われ、CO+N₂ガスのうち2,000Nm³/時は変換炉に再び入れられて水素ガス源となり、残り1,480Nm³/時はボイラーの燃料とされている。化肥工場では、6系列の装置(4系列常時運転)でこれだけのガスを処理している。装置が老朽化している為に有害ガスである一酸化炭素がもれる危険性もある。

3.9.2 考察/問題点

ガス精製の方法として、この液体窒素洗滌法は最も古くから用いられている方法であるが、すぐれた方法であって、今でも最新の工場に使用される事が多い。しかし、液体窒素を得る方法として、このように高圧窒素の膨脹や、液体アンモニアによる冷却によらずに、ずっと少いエネルギー消費ですむように改良されている。又精留塔の効率も向

上して、副生ガス中に損失となっていく水素の量は、非常に低く抑えられるようになっている。

最近のアンモニア合成は水蒸気改質法が多く、二次改質炉で空気を使用して、窒素が系内に入るので、液体窒素洗滌法はとれず、一酸化炭素を水素との反応でメタンとして合成工程へ送り込んでしまう方式が多い。これは建設費は非常に安く、エネルギーは反応する水素が損失となるだけでほとんど消費しないが、アンモニア合成系に不活性ガスが行くので、蓄積させて高濃度にして抜き出す必要があり、その為アンモニア合成圧は高くなる。メタン化方式を、従来の不活性ガスを含まない設計のアンモニア合成装置に適用すれば、所定の能力は出ない事になってしまう。

最近開発された窒素ガスを含まないガスの精製法として、モレキュラーシーブ分子篩)による加圧吸着、脱圧脱着で不純物を除去するプレッシャースイッチング法 (PSA) がある。この方法もエネルギーをほとんど消費せず、不活性ガスを合成工程に送り込まない良い方法であるが、欠点としては水素の損失がやや大きいという欠点がある。

これ等の方法の比較は、第5章において、数値を用いて行う事とする。

3.10 ガス圧縮

ガス精製工程を出た $12\sim 13\text{kg}/\text{cm}^3$ の圧力のガスは、ガス組成が水素と窒素の比3:1に調整されていて、複合圧縮機の4~6段で、アンモニア合成圧である $150\text{kg}/\text{cm}^3$ 又は $250\text{kg}/\text{cm}^3$ に圧縮される。圧縮機室には複合圧縮機の他に、窒素ガス圧縮機、アンモニアガス圧縮機(ガス精製、空気分離器用)、アンモニア合成用循環ポンプ、空気圧縮機(空気分離器用)、酸素圧縮機(加圧重油ガス化用)が集中的に設置されている。本節ではこれ等の圧縮機の仕様を列挙する。

3.10. 1 複合成成ガス圧縮機

名称	定格馬力 (HP)	能力 (Nm ³ /h)		形式	最高圧力 (kg/cm ²)
		原料ガス	混合ガス		
複合 1, 2, 4, 6号	4, 300	12, 000	10, 000	双列 6 段	285
” 3.5 ”	4, 700	13, 000	10, 500	”	”
” 7 ”	4, 700	14, 000	11, 000	”	”
合成 3D-22 ”	2, 400	—	6, 500	対称平衡 2 段	”
” 3 ”	1, 250	—	5, 000	双列 4 段	175

アンモニア合成装置は150kg/cm²の圧力のもと、250kg/cm²の圧力のもと2種類あり、複合3号と4号が常時150kg/cm²の合成装置用に使用されている。しかし複合圧縮機はどちらの圧力にも使用できるようになっていて、設計圧力は320kg/cm²である。混合ガス専用圧縮機は、加圧重油ガス化装置においては低圧段のガス圧縮を必要としない事から存在するもので、12kg/cm²のガスを圧縮している。

複合ガス圧縮機1～4号はソ連製であって、かなり老朽化している。保全にかなりの時間と費用を要しているように見受けられる。5～7号は別棟の圧縮機室に設置されているが、中国製であって、まだ比較的新しい。

化肥工場での合成ガス圧縮機に要する所要電力は18,533kWhである。この効率をみるために、断熱圧縮動力の理論計算を行ってみる。

- 図3-1より複合圧縮機1段吸入量は⑥+⑧であって64,457Nm³/時、温度は20℃とする。
- 低圧合成(150kg/cm²と高圧合成(260kg/cm²)の生産量比は、110:180とする。ガス流量は63,010Nm³/時、温度30℃とする。
- 2段吐出圧力14kg/cm²、3段吸収圧力13kg/cm²、6段吐出圧力50kg/cm²及び250kg/cm²と仮定する。
- 断熱圧縮動力

$$Lad = 1.63 \frac{ZK}{K-1} \times P_s Q \left[\frac{P_d}{P_s} \frac{K-1}{ZK-1} \right]$$

Z : 段数

K : 比熱比 $C_p/C_v = 1.4$

P_s : 吸入圧力 ata

P_d : 吐出圧力 ata

Q : 吸入状態に換算した風量 m^3/min

• 複合圧縮機 1 ~ 2 段による $14 kg/cm^2$ までの圧縮動力

$$Lad_1 = 1.63 \frac{(2)(1.4)}{1.4-1} \frac{(64,457)}{60} \frac{293}{273} \left[\frac{14+1}{1} \frac{(2)(1.4)}{1} - 1 \right] = 6,183 kW$$

• 複合圧縮機 3 ~ 6 段で $13 kg/cm^2$ から $250 kg/cm^2$ に圧縮する動力

$$Lad_2 = 1.63 \frac{(4)(1.4)}{1.4-1} \frac{63,010}{60} \frac{(110)}{(110+180)} \frac{1}{14} \frac{303}{173} \left[\frac{151}{14} \frac{(4)(1.4)}{14} - 1 \right] = 1,865 kW$$

• 複合圧縮機 3 ~ 6 段で $13 kg/cm^2$ から $250 kg/cm^2$ に圧縮する動力

$$Lad_3 = 1.63 \frac{(4)(1.4)}{1.4-1} \frac{63,010}{60} \frac{180}{110+180} \frac{1}{14} \frac{303}{273} \left[\frac{251}{14} \frac{(4)(1.4)}{14} - 1 \right] = 3,776 kW$$

- ・全所要断熱圧縮動力

$$Lad_1 + Lad_2 + Lad_3 = 6,183 + 1,865 + 3,776 = 11,824 \text{ kW}$$

- ・所要動力 18,533 kWhであるから

$$\text{断熱効率} = \frac{11,824}{18,532} \times 100 = 64\%$$

この効率は往復動力圧縮機としては妥当な値であって、保全上の問題以外には、圧縮機関係を大幅に改造する必然性は見出せない。

3.10. 2 窒素圧縮機

名称	定格馬力 (HP)	能力 (Nm ³ /時)	形式	最高圧力 (kg/cm ²)
1,2号	820	2,200	単列 5段	200
1,2号	2,400	6,000	双列 5段	200
3,5号	1,250	3,200	双列 6段	200

装置洗滌装置へ供給される窒素ガス量は、 $H_2/N_2 = 3/1$ より少量でも、ガス精製の目的は達成される。従ってガス組成を $3/1$ に調整する為に、窒素圧縮機の3段目より一部のガスを複合圧縮機の3段目以降に送入している。820HPの1,2号は空気分離機の高圧空気用にも使用出来る。

この窒素圧縮機も非常に老朽化しており、すでに使用に耐えないものも出て来ている為、能力10,000 Nm³/時、吐出圧200 kg/cm²のものを2台新規入する事になっている。これによって定常運転は確保され、既存のものは予備機とする事が出来る。しかし3.9節で述べた如く、もしもガス精製装置がPSA法、又は、新型の液体窒素洗滌装置に置き換えられた場合は、200 kg/cm²の圧力の窒素は不要になり、新しく購入した圧縮機では不都合が生じて来る。低圧窒素圧縮機が必要となろう。

3.10.3 アンモニアガス圧縮機

名 称	定格馬力 (HP)	能力 (10 ³ kcal/時)	形 式	最高圧力 (kg/cm ²)
3 号	830	600	双列 2段	14
4 号	830	500	"	"
2AD1号	840	300	双称 2段	"
1 号	470	400	単列 2段	"
Linde 1号	362	225	"	"
Linde 2号	248	180	"	"

これ等のアンモニアガス圧縮機は、ガス精製装置及び空気分離装置の冷凍機として両装置に共通に使用されている。アンモニア合成装置では、アンモニアはほとんどガスアンモニアとして送出されている為に、冷凍機は必要でない。これ等の冷凍機もガス精製装置の方式が変更になった場合には、所定能力が大幅に変更になるであろう。

3.10.4 アンモニア合成用循環ポンプ

名 称	定格馬力 (HP)	能力 (m ³ /h)	形 式	差 圧 (kg/cm ²)	最高圧力 (kg/cm ²)
低圧用 1号	1,018	680	往復動 1段	25	165
" 2	750	550	"	"	"
" 3	900	530	"	"	"
高圧用 3, 4, 7 号	336	216	"	35	285
" 5, 6, 8 号	"	216	"	"	"

アンモニア合成装置は低圧 2 系列、高圧 2 系列があり、低圧装置では 1 系列に 1 台の循環ポンプで、1 台は共通予備、高圧装置では 1 系列に 2 台の循環ポンプで運転され、1 系列に 1 台ずつ予備がある形になっている。このうち低圧用 1 号と 2 号は老朽化が激しい為に、遠心型のものに置換する事を検討中である。後述する如く、アンモニア合成系統の大巾改造の必然性は小さいので、循環ポンプも老朽化したものは順次更新してい

く事になるであろう。

3.10.5 空気圧縮機

名 称	馬 力 (HP)	能 力 (Nm ³ /時)	形 式	最高圧力 (kg/cm ²)
高圧1,2号	1,340	7,200	往復動双列	5段 7
				高圧1,800
低圧1,2号	625	6,000	往復動双列	2段 7
遠心1,2,3号	2,500	24,000	遠心	7

これ等の圧縮機は皆空気分離機用であるが、空気分離機は高圧方式のものが3系列、全低圧方式のものが2系列ある。高圧1,2号、低圧1,2号は高圧方式の空気分離機用であり、全低圧方式の空気分離機には遠心圧縮機が使用されていて、3台のうち1台は共通予備である。

3.10.6 酸素圧縮機

名 称	馬 力 (kW)	能 力 (Nm ³ /時)	形 式	最高圧力 (kg/cm ²)
1,2,3号	800	3,540	対称平衡4段	44

これは加圧重油ガス化装置用であって、これに使用される酸素は約3,440Nm³/時である。従って実質的には1台運転2台予備である。常圧重油ガス化装置、濃硝酸製造用(N₂O₄の酸化用)機械工場の溶接用には別の送風機にて送られている。

3.11 アンモニア合成

3.11.1 現状のプロセス

アンモニア合成装置は最高260kg/cm²の圧力で運転される高圧合成装置2系列と、最高150kg/cm²の圧力で運転される低圧合成装置2系列から成っている。能力的には最高で高圧が1系列180t/日、低圧が1系列で110t/日、総計580t/日であって、この

装置のみが予備もなく生産量はここで押さえられる形になっている。

工程は高圧も低圧もほぼ同一であって、高圧の場合を付図 3-9 (章末) に示す。複合圧縮機で圧縮された原料ガスは循環ガスと合流して油分離器 V、熱交換器 VI、アンモニア冷却器 VII、熱交換器兼アンモニア分離器 VI を経て合成塔 I に入る。合成塔出口ガスは海水による冷却器 II で冷却され、アンモニア分離器 III で液安を分離し、循環ポンプで昇圧され、循環を終了する。III 及び VI のアンモニア分離器で分離された液体アンモニアは、2 つが合流して、ほとんどがアンモニア冷却器 VII で蒸発して、合成ガスを冷却してガス中のアンモニアを凝縮させ、蒸発したアンモニアはガス安として硝酸、硝安、硫安等の工場へ送られる。液体アンモニアとして系外に送出される量は、冬場の一番多い場合でも 47 t / 日程度で、500 t / 日程度はガス安として送出される。夏場は得られる液安の量は非常に少ない。

アンモニア合成塔の構造は付図 3-10 (章末) に示すように、上部に並流冷却管を持った触媒層、下部にガス-ガス熱交を持った構造であって、ガスは塔頂から入り、内部装置の外側を通過して一番下まで行って熱交換器の套側に入り、ついで二重管の触媒冷却管の内側パイプを通過して触媒層の一番上までいき、二重管の外側を通過して触媒層を冷却しながら降下し、触媒層の中央の管を通過して上端まで上り触媒層に入る。反応したガスは熱交換器の管側を通過して、塔の下から合成塔を出る。合成塔入口のアンモニア濃度は 2.3~2.8%、塔出口のアンモニア濃度は高圧で 13.5~14.5%、低圧では 12.6~13%、触媒層最高温度は 530 で運転され、合成塔出口温度は高圧で 200~210°C、低圧で 190°C である。触媒量は高圧で 4.9 m³、低圧で 5.6 m³、触媒の寿命は、10% 程度生産量が減った時に交換するとして約 3 年である。

3.11.2 考察/問題点

この合成装置は、小型のものとしては最も普通のものであって、耐用年数をはるかに越えて使用されている為 (高圧合成塔 1 基だけは 1980 年に更新) 機械的な事故が多かったり、保全に出費が大きいというような問題はあっても、特に変更する必然性は認められない。

合成圧が高圧と低圧の二種類があるが、一般に言って圧力は合成の効率、特にエネルギー効率には余り大きな影響を及ぼさない。低圧合成に於ては触媒層に於るアンモニア

への転化率が下る為に、循環ガス量は高圧の場合より多くなって、動力を多く要する。又循環ガス量が多ければガスを深冷する為の冷凍機動力も多く要するが、一方、高圧であれば合成ガス圧縮に動力をより多く要する。全部を合計して、どの程度の圧力が最も経済的であるかという点については、触媒量、合成の工程等いろいろな因子が影響を与えて、はっきりした事は一概には言えないが、最近の報告では80~90kg/cm²の圧力が、エネルギー消費という点では最も低くなると言われている。しかしこれは建設費、触媒量等を考慮していない場合であって、高圧の方が触媒量が少くなり、装置は小さくなるので、建設費は低くなる。従って建設費も考慮した場合は上述の80~90kg/cm²より高圧の方が有利になるのであろう。いずれにせよ、化肥工場の場合には、装置を大中改造して、圧力を合せる必然性は認められない。

化肥工場のアンモニア合成工程での最大のエネルギー損失は、合成塔出口の約200のガスを海水で冷却してしまって、アンモニア合成の反応熱を全く回収していない事である。この熱を回収する最も良い方法は、触媒層出口ガスを合成塔の外に出しボイラーを設けて、蒸気として熱を回収する方法である。この場合、熱交換器は合成塔の外に別置した方がよい。しかしこの方式を化肥工場に適用した場合は、4基の合成塔の内部装置を全部作りかえる事になって大改造となってしまう。従って、合成塔出口に、ガス工程に供給するボイラー給水の予熱器を設けて熱を回収するのが良い方法と考えられる。

3.12 空気分離機

3.12.1 現状のプロセス

アンモニア合成の純窒素と、重油のガス化に用いられる酸素を得る空気分離機は、高圧のものが4系列、低圧のものが2系列ある。高圧のものは6kg/cm²の空気と200kg/cm²の空気を用い、200kg/cm²の空気の膨脹とアンモニア冷凍機の冷熱により空気を液化窒素と酸素に分離するものであって、1基でN₂6,000Nm³/時、O₂1,400Nm³/時の能力を持っている。この比率からわかるように、空気はほぼ純窒素(99.99%)と純酸素(95%)に分けられる。4系列のうち3系列が常時運転され、1系列は予備である。

一方全低圧のものは、中国の技術で1976年に建設されたもので、1号機は純窒素6,000Nm³/時、純酸素6,000Nm³/時、2号機は純窒素3,800Nm³/時、純酸素3,800Nm³/時の能力を持っている。この他にかなりの量の不純窒素が出るいわゆる酸

素分離機である。これは6 kg/cm²の空気のみ用い、膨脹タービンによって冷熱を得、蓄冷器を持つ方式である。この2基は能力が異なるが、1基運転1基予備の考え方をとっている。

化肥工場の酸素収支は次のようになっている。

発生：	高圧	3系列	1,400 × 3 =	4,200 Nm ³ /時
	低圧	2号機		3,800 Nm ³ /時
	計			8,000 Nm ³ /時

使用：	硝酸，機械工場	2,200 Nm ³ /時
	ガス化用	8,000 - 2,200 = 5,800 Nm ³ /時

但し、これは低圧2号機を運転した場合であって、1号機を運転すれば少し余裕があり、もしも、2基とも同時運転する事が可能となれば、更に余裕は大きくなる。

これ等の空気分離機の電力消費量は次の通りである。

高圧装置：	空気圧縮機	3,010 kWh
	アンモニア圧縮機	308 kWh
	計	3,318 kWh
低圧装置：	空気送風機	2,506 kWh

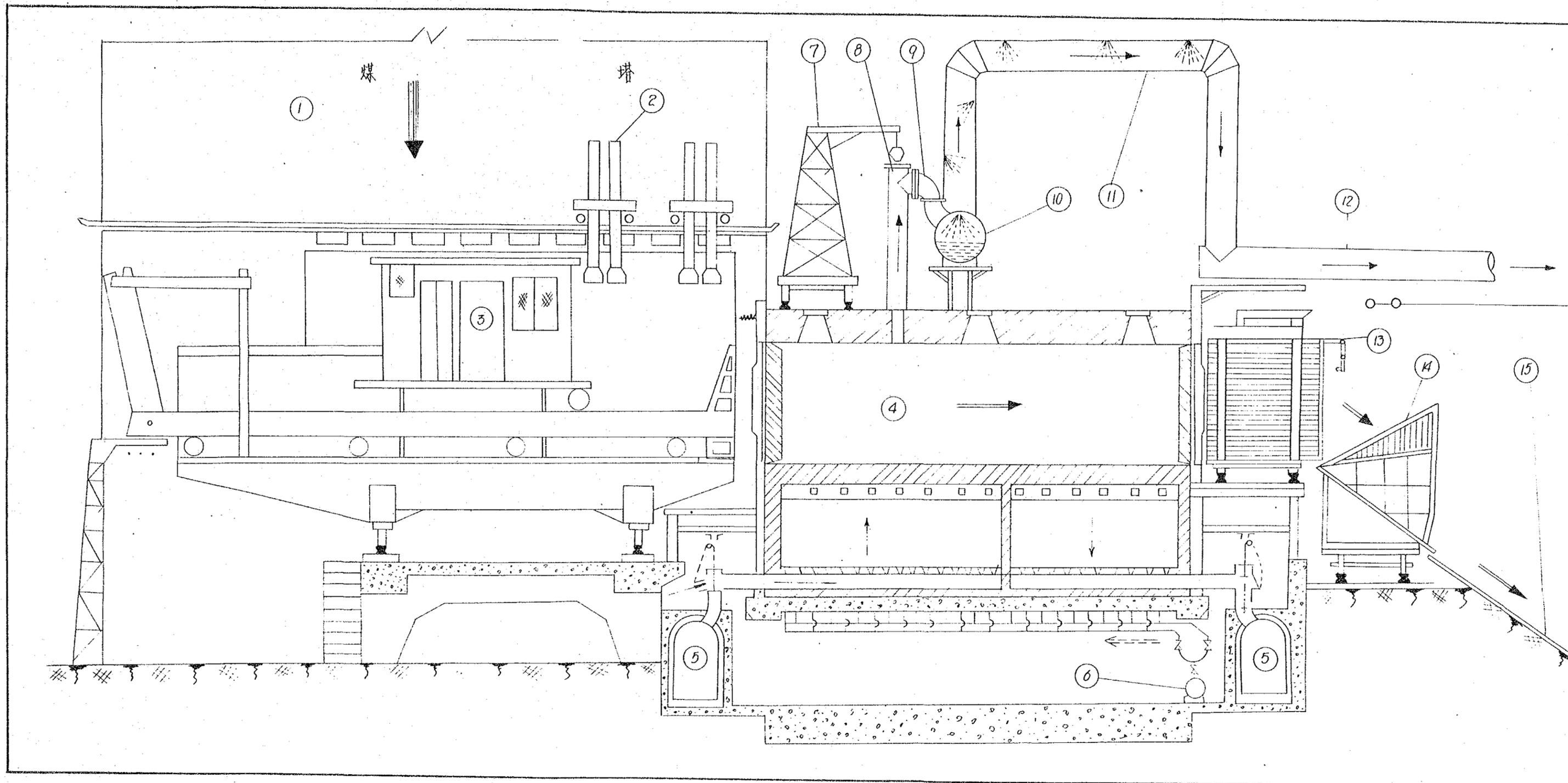
3.12.2 考察/問題点

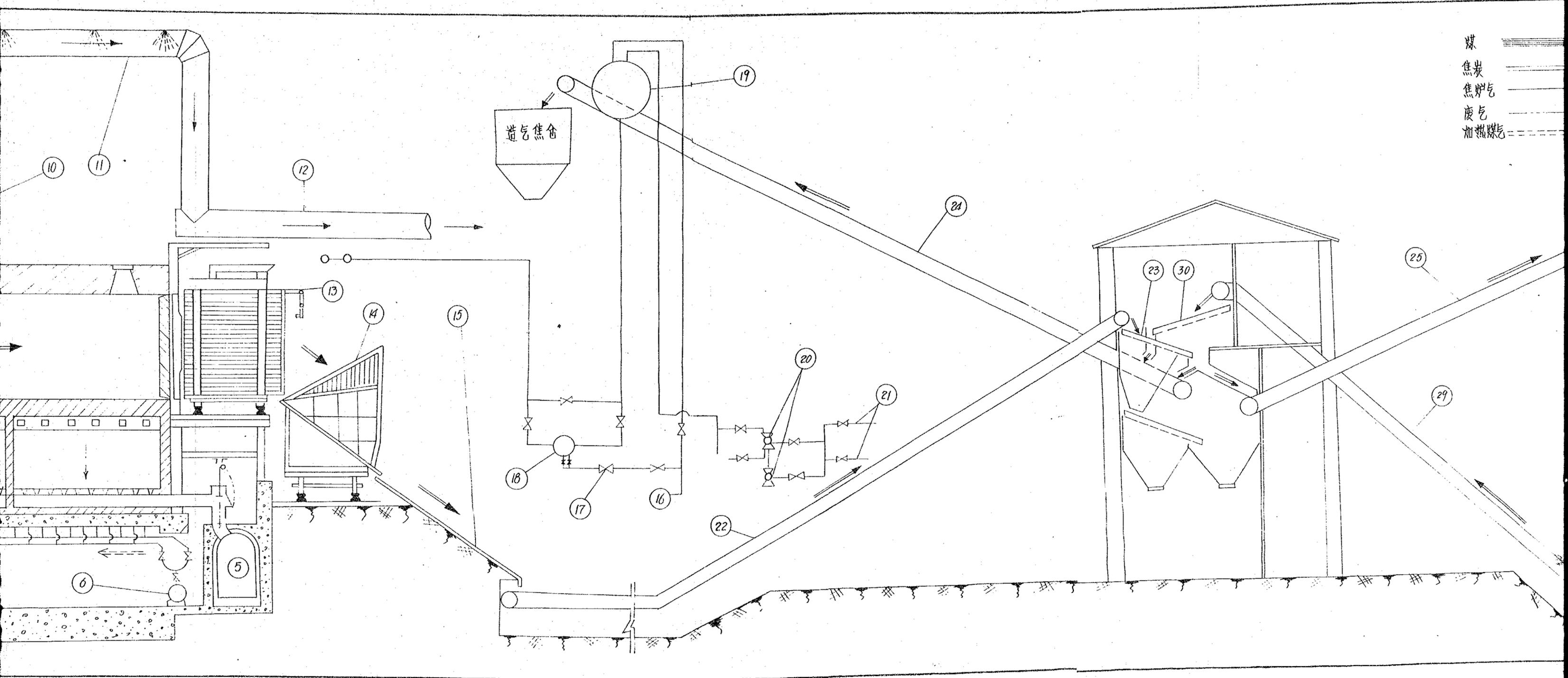
これ等の電力消費量は、高圧の場合で0.23kWh/O₂+N₂Nm³ (N₂/O₂=4.3) , 低圧の場合で0.33kWh/O₂+N₂Nm³ , (N₂/O₂=1, N₂の取得量少いので効率は悪い) となっている。それに対し最新の大型のものは0.16kWh/O₂+N₂Nm³ (N₂/O₂=3.2) , 0.23kWh/O₂+N₂Nm³ (N₂/O₂=1) と言われていて、かなり効率は良くなっている。

N₂/O₂=1より小さい場合は、酸素1Nm³当りの電力消費量はN₂/O₂に余り関係なくなり、0.45kWh/Nm³O₂とみる事が出来る。

3.13 工場配置図

以上に述べた工場の配置図は付図3-11(章末)の通りである。





煤
 焦炭
 焦炉气
 废气
 加煤气

造气焦仓

10

11

12

19

13

14

15

24

20

21

18

17

16

22

23

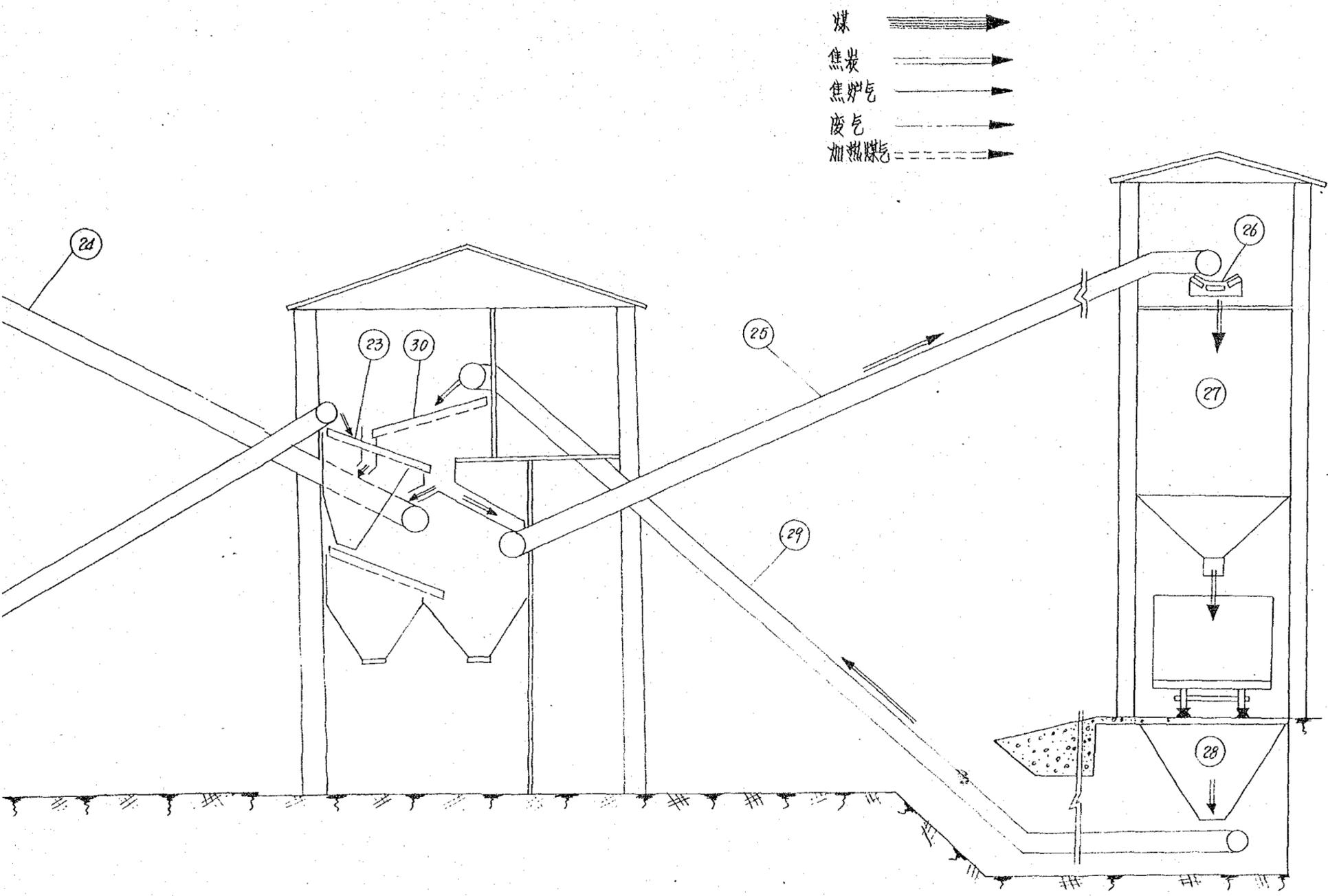
30

25

29

6

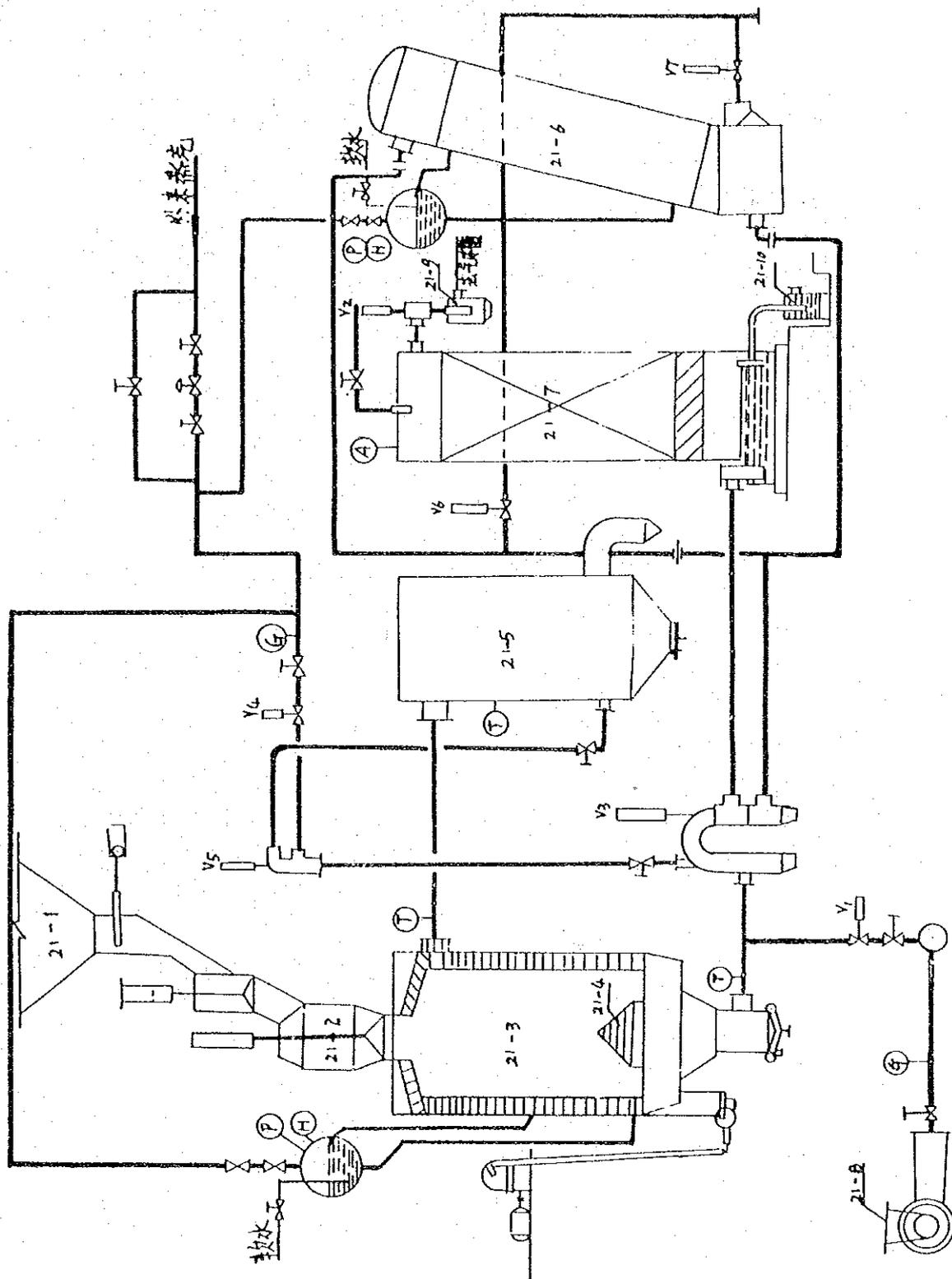
5



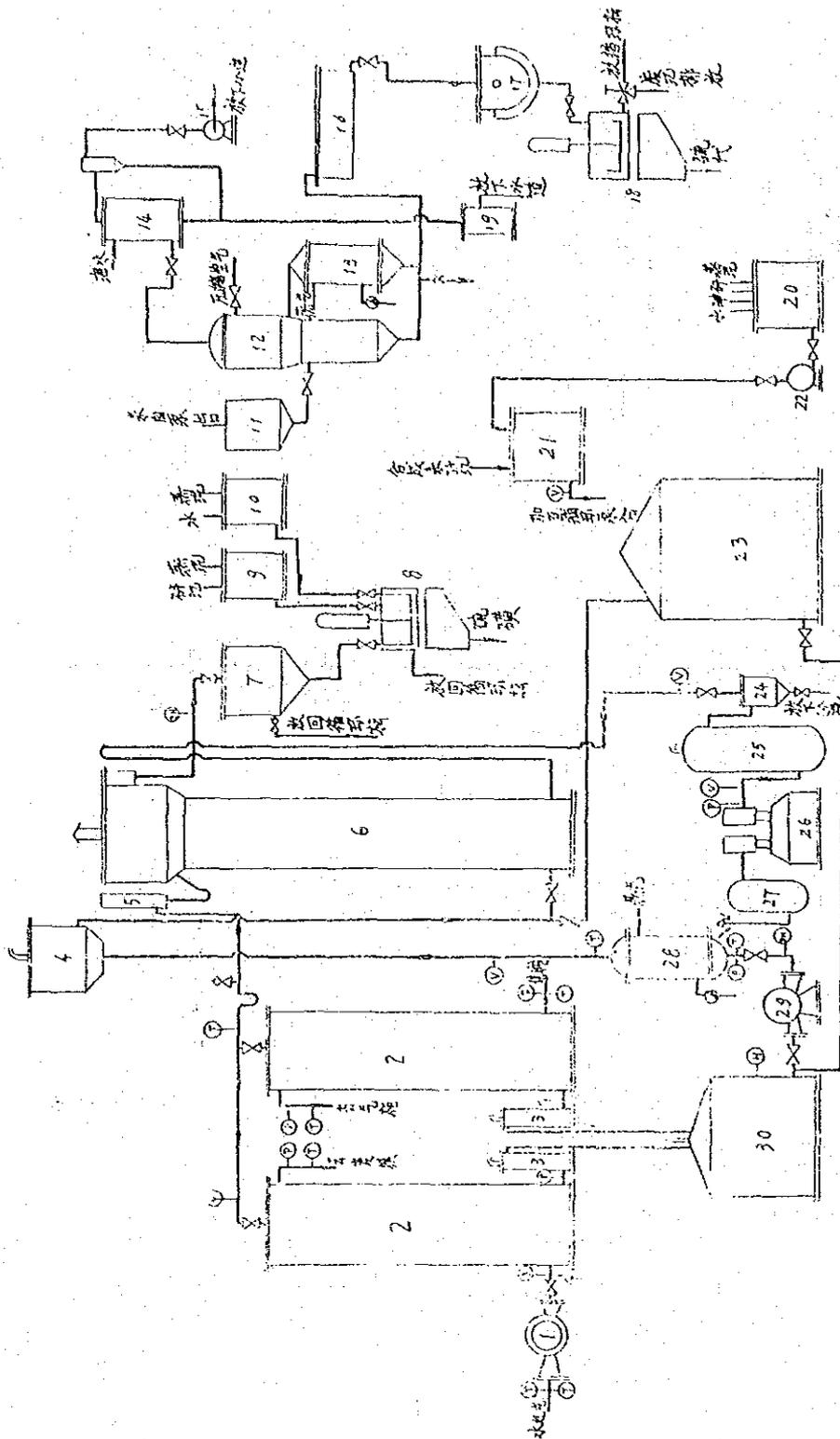
煤 →
 焦炭 →
 焦炉气 →
 废气 →
 加热煤气 →

15	卸焦场	30	补焦弹簧筛
14	清火车	29	补焦皮带
13	门车	28	外补焦流
12	吸气管	27	炼焦炉
11	口型管	26	丁-4皮带
10	集气管	25	丁-3皮带
9	桥管	24	丁-2皮带
8	上升管	23	弹簧筛
7	上升管清扫机	22	丁-1皮带
6	加热煤气管道	21	外表废水
5	总烟道	20	清火水泵
4	炼焦炉	19	高位水槽
3	装煤推焦机	18	大 蛇
2	捣固机	17	三通考克
1	炼煤塔	16	消防用清水
编号	设备名称	编号	设备名称

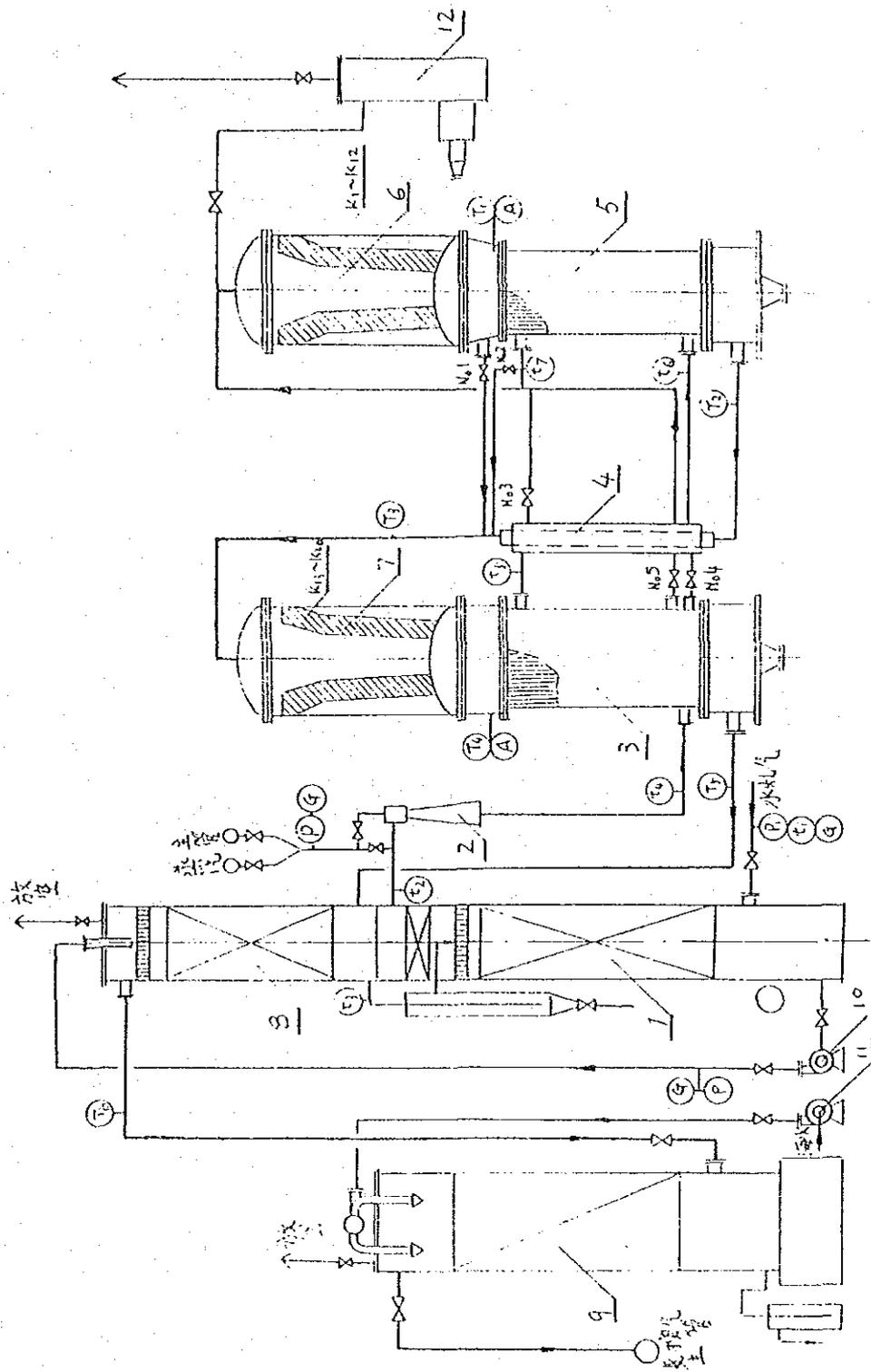
附图 3-1
 炼焦工段生产流程图
 一九八三年一月



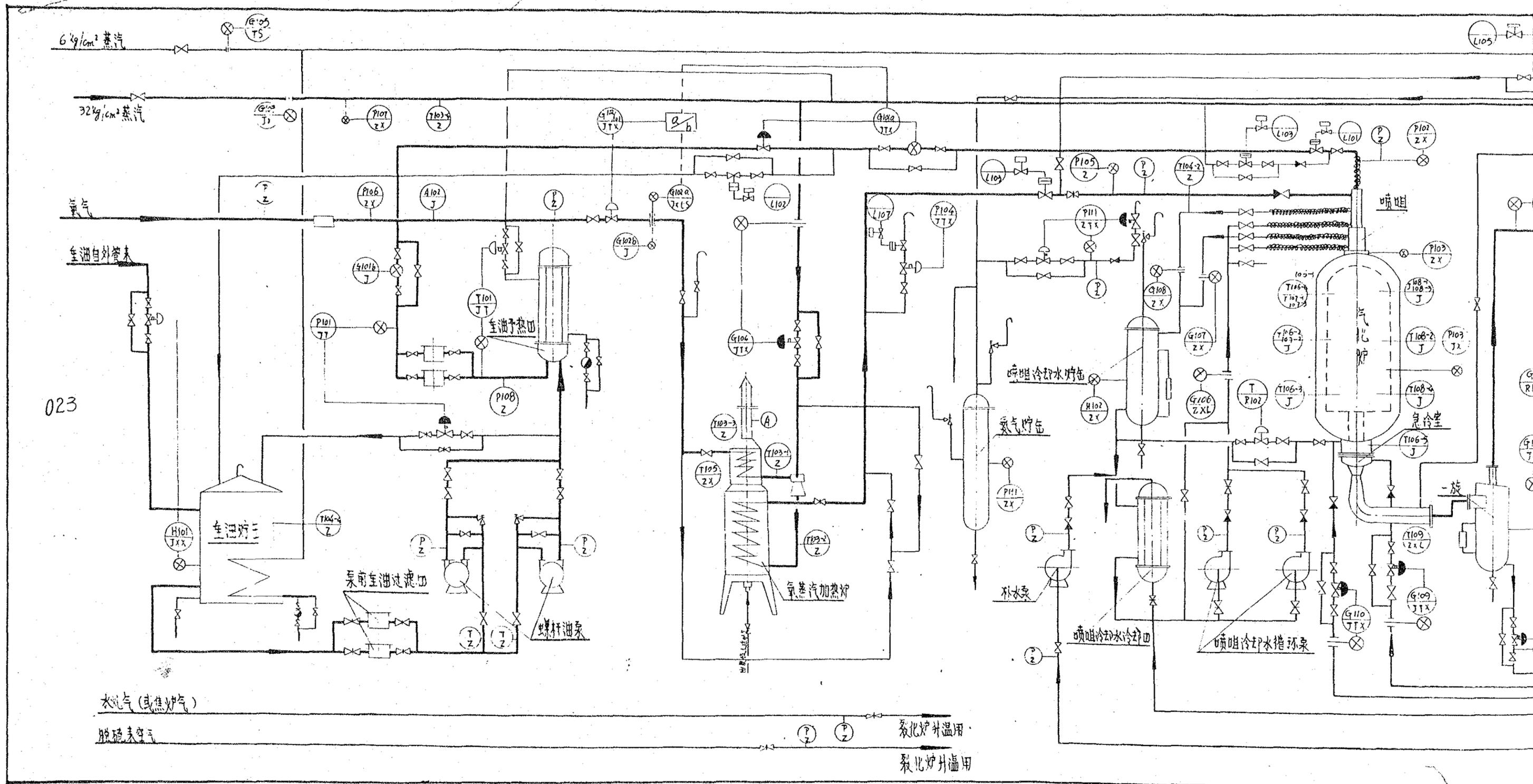
付图 3-2 水煤气 5—6 水煤气生产流程图

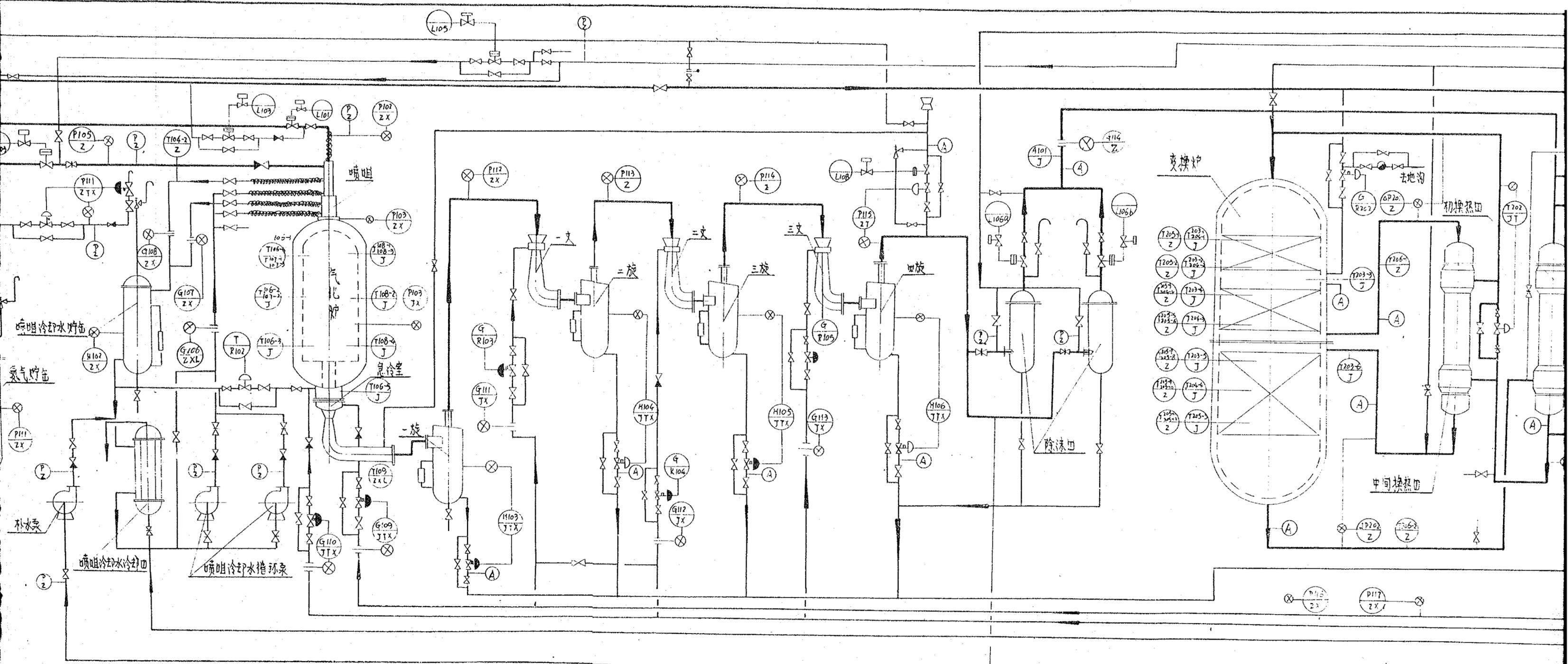


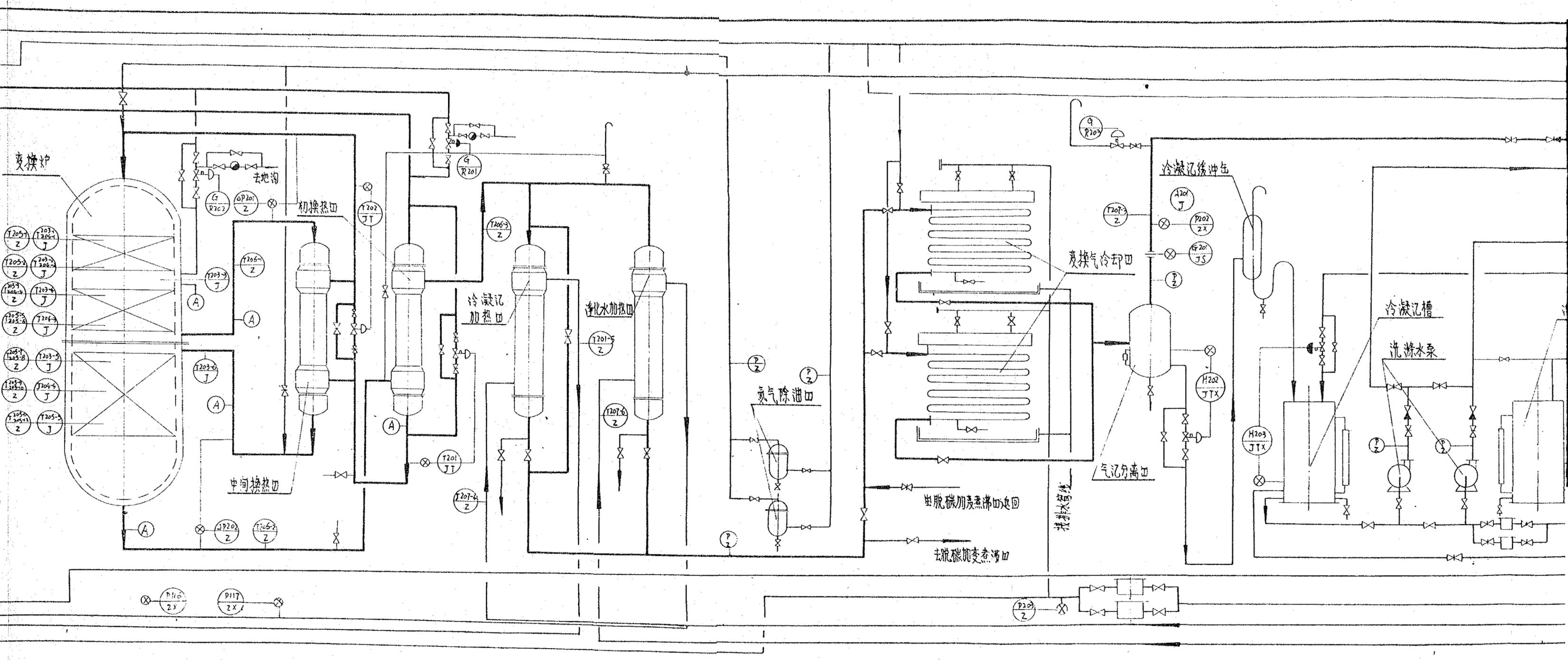
付图 8-3 脱 硫 工 艺 流 程 图

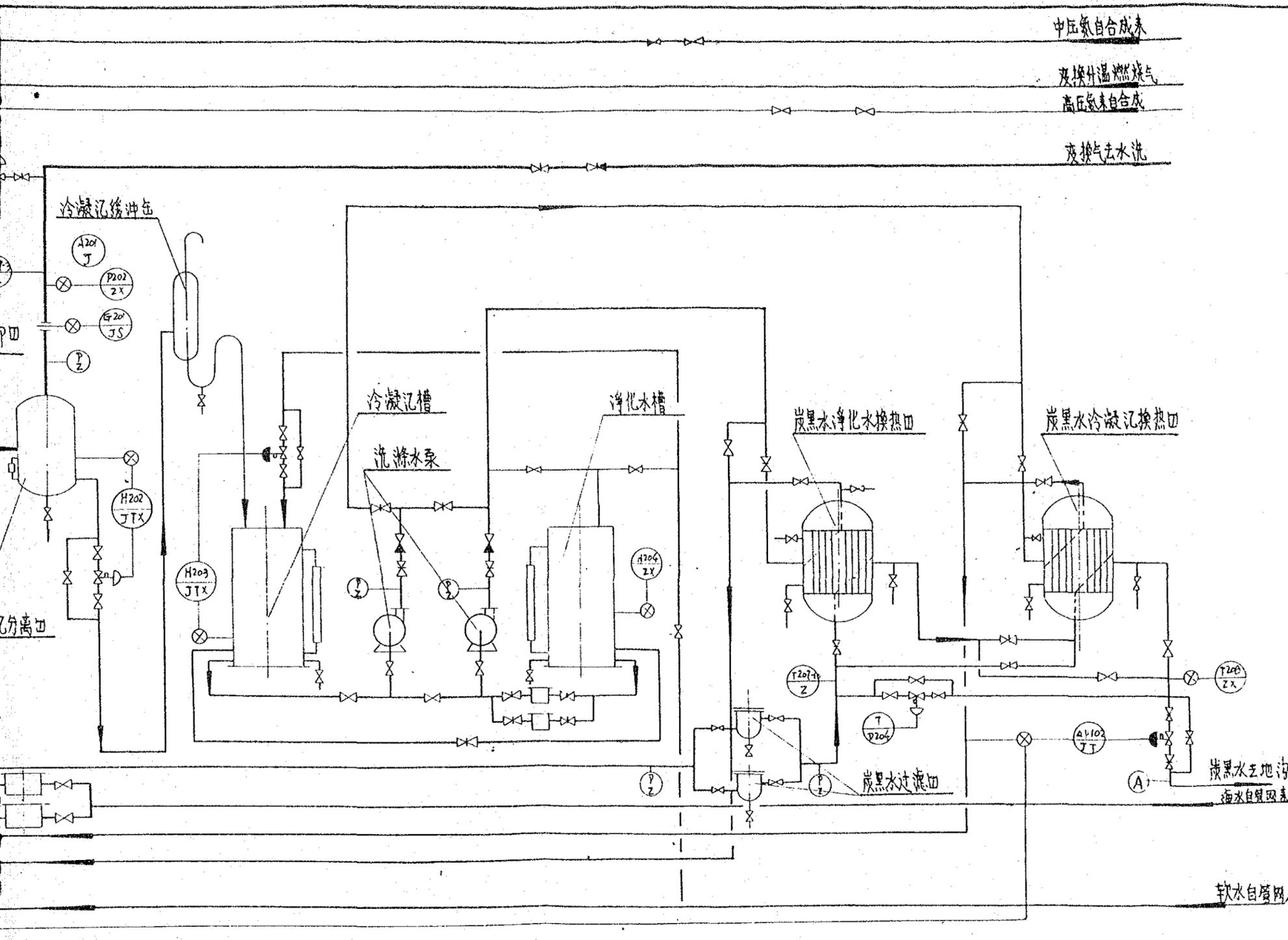


付图 3-4 变换系统流程图









图例

- 一般物料管线
- 主要物料管线
- ⊗ 截止阀
- ⊗ 止回阀
- ⊗ 带伐门定位的气动薄膜调节阀
- ⊗ 气闭阀
- ⊗ 气动活塞切断阀
- ⊗ 集中控制仪表
- ↑ 放空管
- ⊗ 疏水口
- ⊗ 金属软管
- |— 盲板
- ⊗ 闸阀
- ⊗ 安全阀
- |— 孔板
- ⊗ 气开阀
- ⊗ 电磁阀
- ⊗ 就地安装仪表
- ⊗ 玻璃计面计
- ⊗ 及送口

自控符号

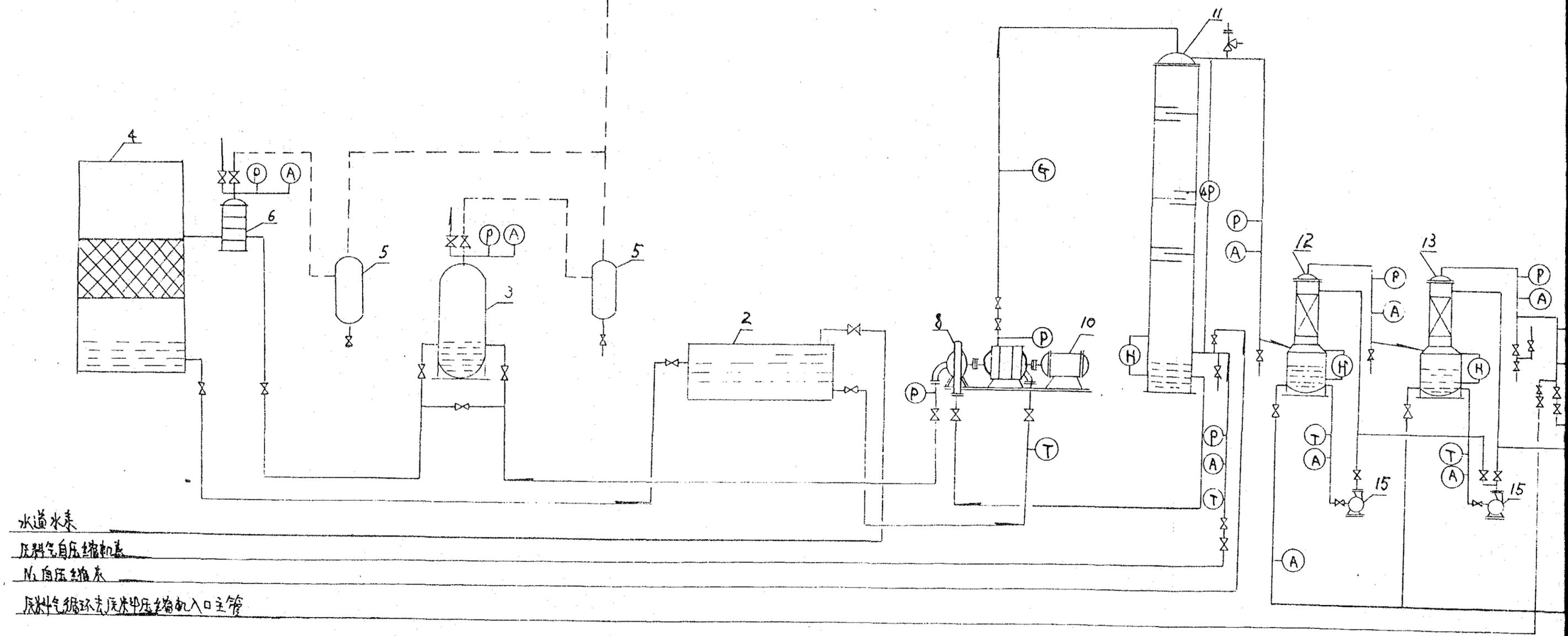
- 参数: 温度 T 压力 P 压差 ΔP 流量 G
- 液面 H 分析 A
- 功能: 指示 Z 记录 J 调节 T 信号 X
- 遥控 R 联锁 L 累积 S

附图 2-5

设计	签字	日期	加压重油气化中温换热系统带控制点流程图	027
校对				入库日期 年 月 日
审核				大连化工厂

035

二氧化碳工厂



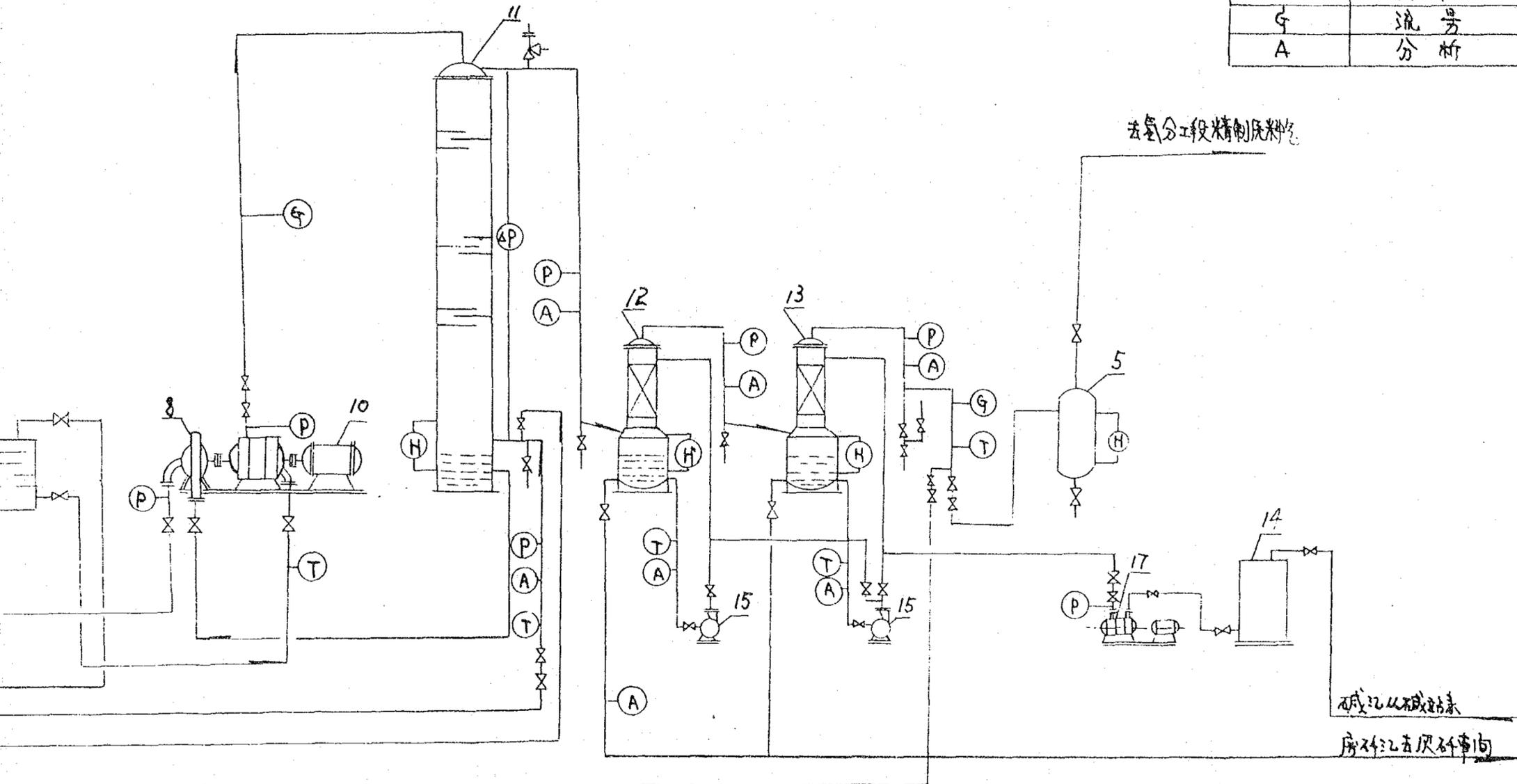
水道水

原料气自压缩机

N₂自压缩机

原料气循环原料压缩机入口主管

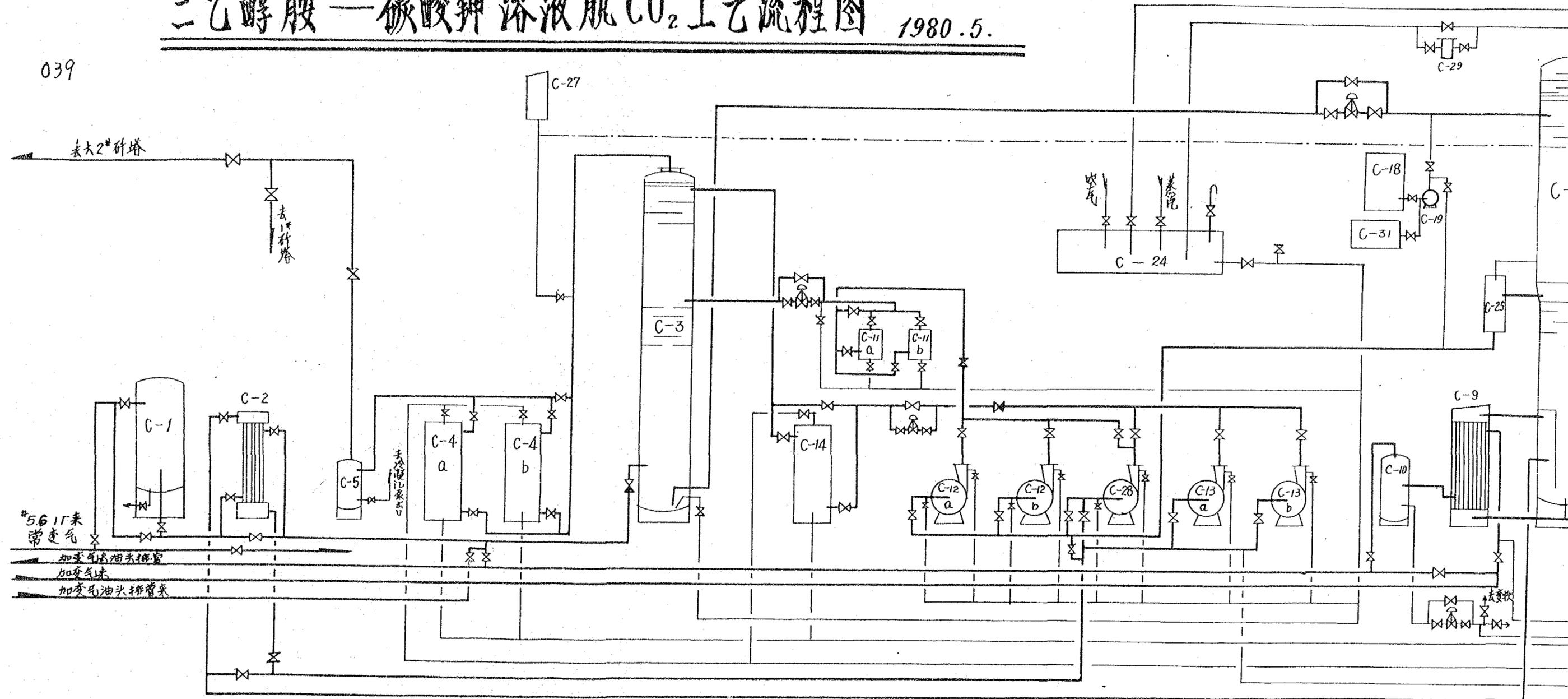
炭去石厂



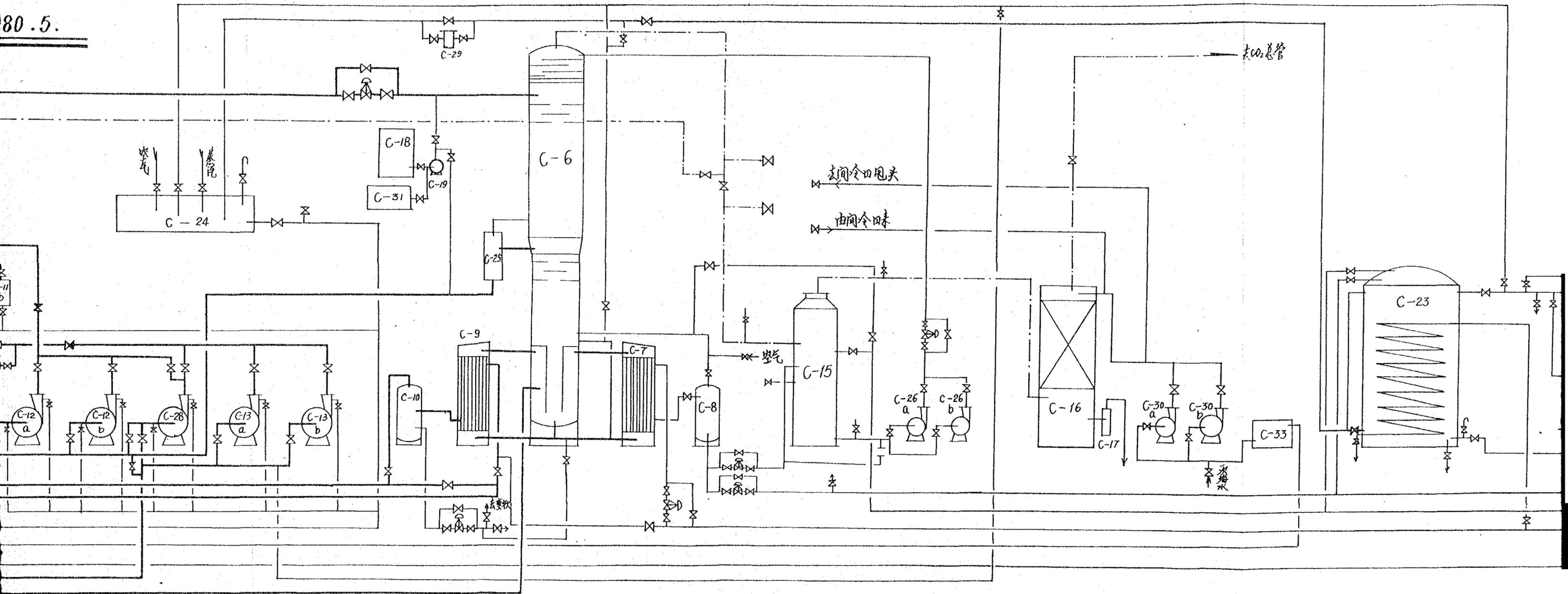
H	液位	T	温度
G	流量	ΔP	压差
A	分析	P	压力
		f	放空管
		弹	弹簧式安全阀
		止回	止回阀
		截止	截止阀
图例符号	名称		
31-17	砂泥补给泵		
31-15	砂泥循环泵		
31-14	砂泥储备箱		
31-13	第二砂洗塔		
31-12	第一砂洗塔		
31-11	水洗塔		
31-10	电机		
31-9	水泵		
31-8	渣平机		
31-6	脱气缶		
31-5	分离器		
31-4	脱气塔		
31-3	膨胀塔		
31-2	水池		
编号	名称		
水洗工艺流程图 044			

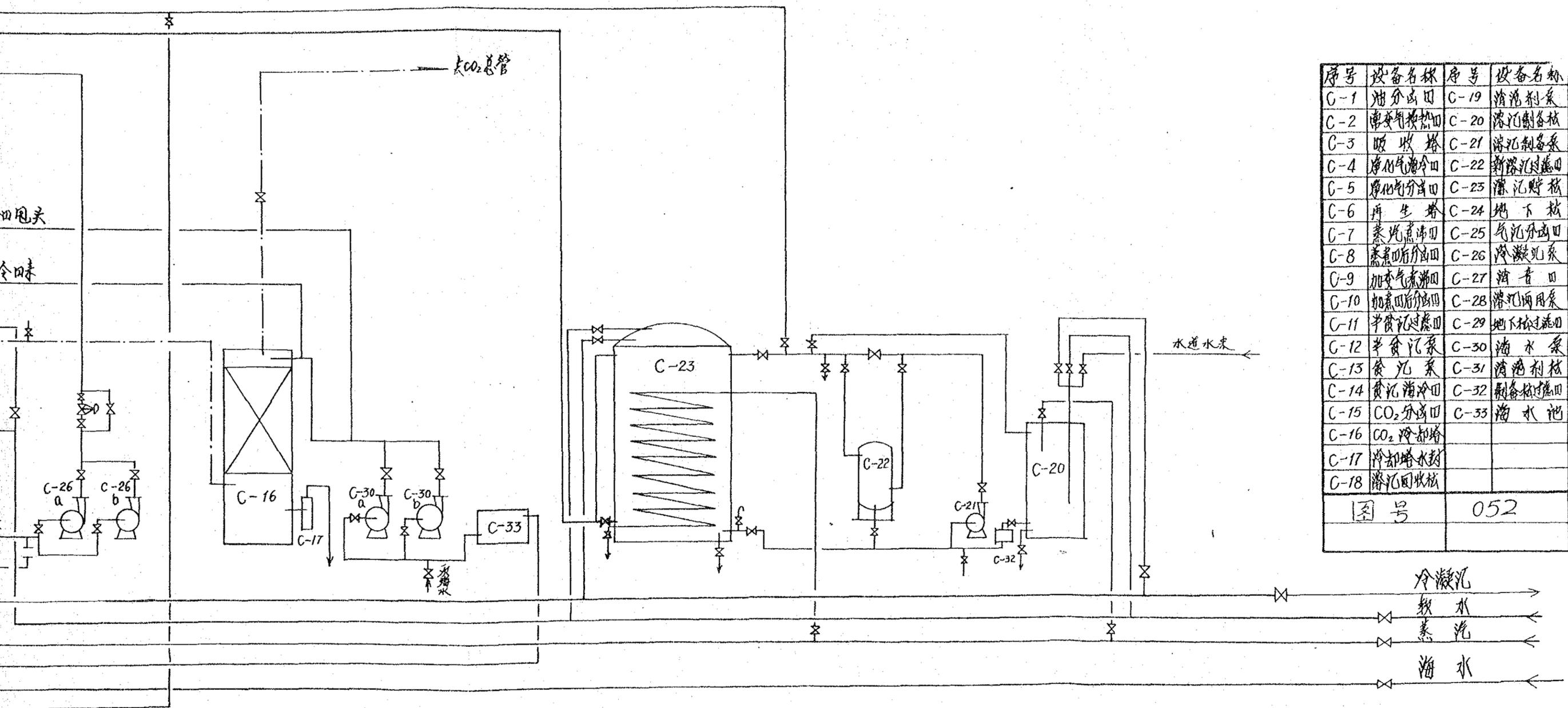
二乙醇胺—碳酸钾溶液脱CO₂工艺流程图 1980.5.

039



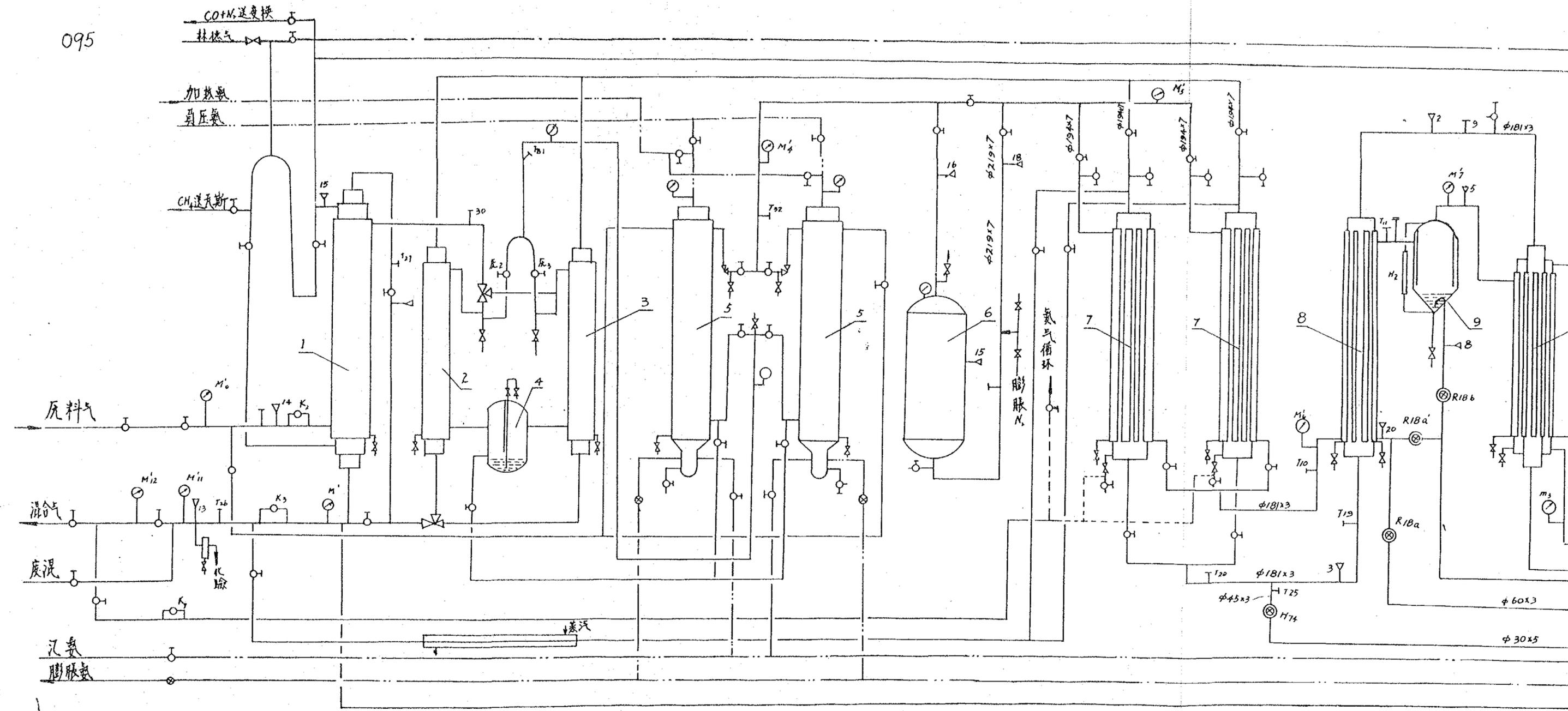
80.5.

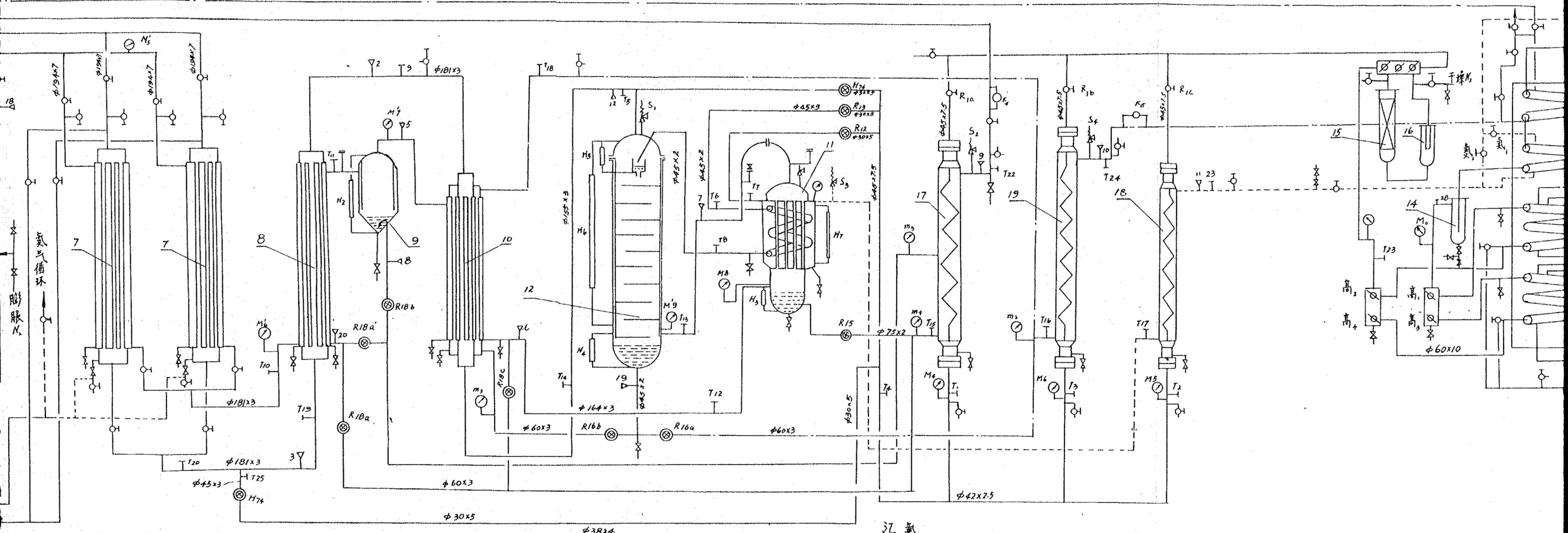




序号	设备名称	序号	设备名称
C-1	油分出口	C-19	消泡剂泵
C-2	加变气换热器	C-20	溶剂制备塔
C-3	吸收塔	C-21	溶剂制备泵
C-4	净化气冷却器	C-22	新溶剂过滤器
C-5	净化气分离器	C-23	溶剂储罐
C-6	再生塔	C-24	地下泵
C-7	蒸汽蒸发器	C-25	气液分离器
C-8	蒸发器后分离器	C-26	冷凝水泵
C-9	加变气蒸发器	C-27	消音器
C-10	加变器后分离器	C-28	溶剂两用泵
C-11	中溶剂过滤器	C-29	地下过滤器
C-12	半贫液泵	C-30	海水泵
C-13	贫液泵	C-31	消泡剂塔
C-14	贫液冷却器	C-32	制备塔过滤器
C-15	CO ₂ 分离器	C-33	海水池
C-16	CO ₂ 冷却塔		
C-17	冷却塔水封		
C-18	溶剂回收塔		
图号		052	

095





氮气循环
膨胀气

氢气
膨胀气
配比表

干燥器
高₂
高₃
高₄
φ60x10

φ45x3
T25
H74

φ60x3
φ30x5

φ38x4
φ28x4
φ48x6

φ30x5
T4

φ42x2.5

φ45x2.5
R1b
R1c

15

16

20

φ60x10

φ181x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ181x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ181x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ181x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x3

φ181x3

φ181x3

φ60x3

φ164x3

φ60x3

φ60x3

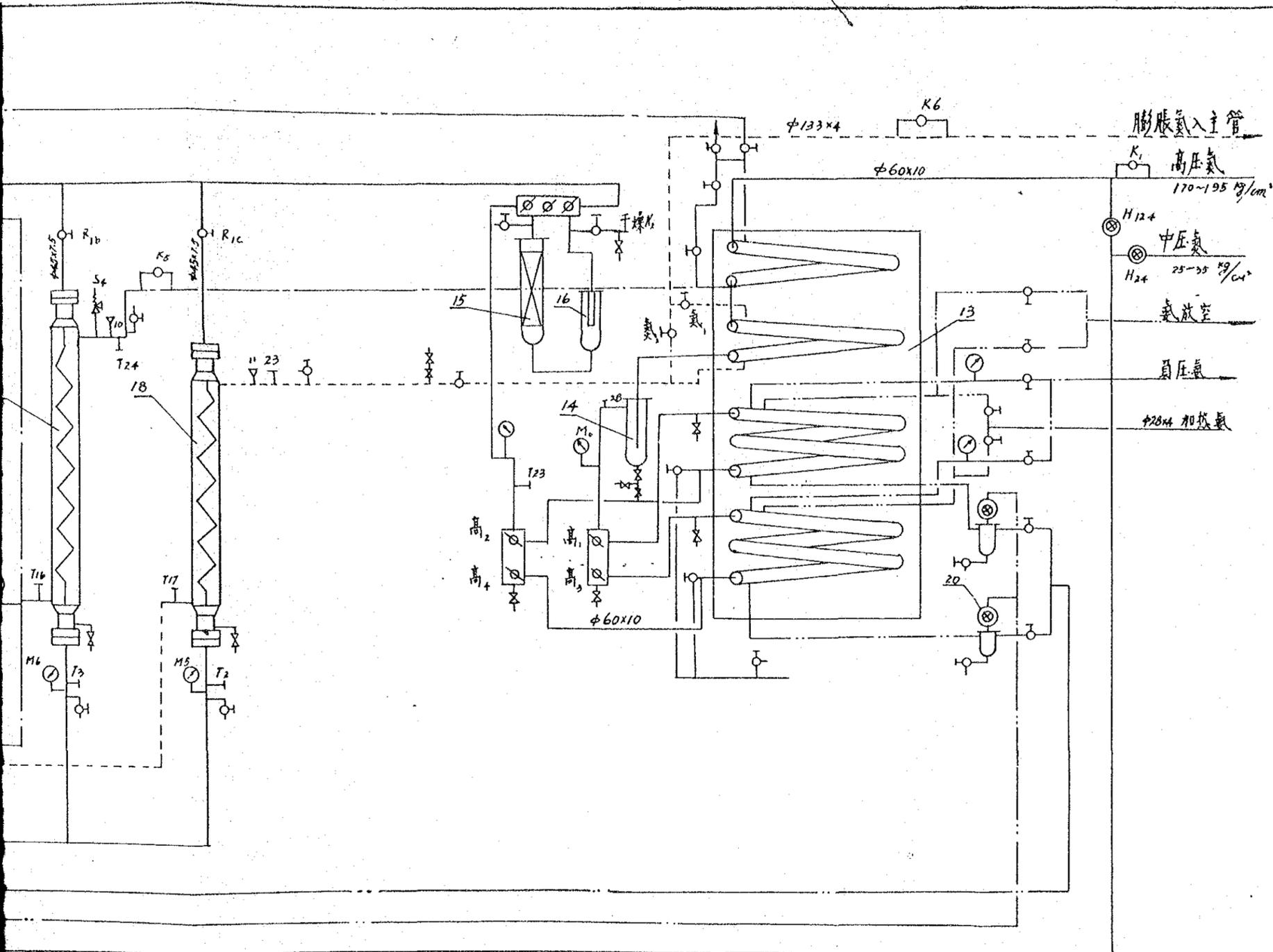
φ75x2

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5

φ45x2.5



- ⊙ 交换阀截止阀
- ⊖ 排汽阀 排汽阀
- ⊕ 加热放空阀
- ⊖ 安全阀
- ⊖ 温度真分析表
- ⊙ 节流膨胀伐
- ⊖ 流量计

20	氮分离器	2
19	高压氮第三盘管干冷口	1
18	高压氮第二盘管干冷口	1
17	高压氮第一盘管干冷口	1
16	过滤器	1
15	铝胶吸附口	1
14	油水分离器	1
13	四外高压氮干冷口	1
12	洗涤-精馏塔	1
11	氮蒸发器	1
10	辅助干冷口	1
9	甲烷蒸发乙烯分离器	1
8	四内第二干冷口	1
7	四内第一干冷口	2
6	氧化氮脱除器	1
5	低压机干冷口	2
4	原料水分离器	1
3	四外原料第三干冷口	1
2	四外原料第二干冷口	1
1	四外原料第一干冷口	1

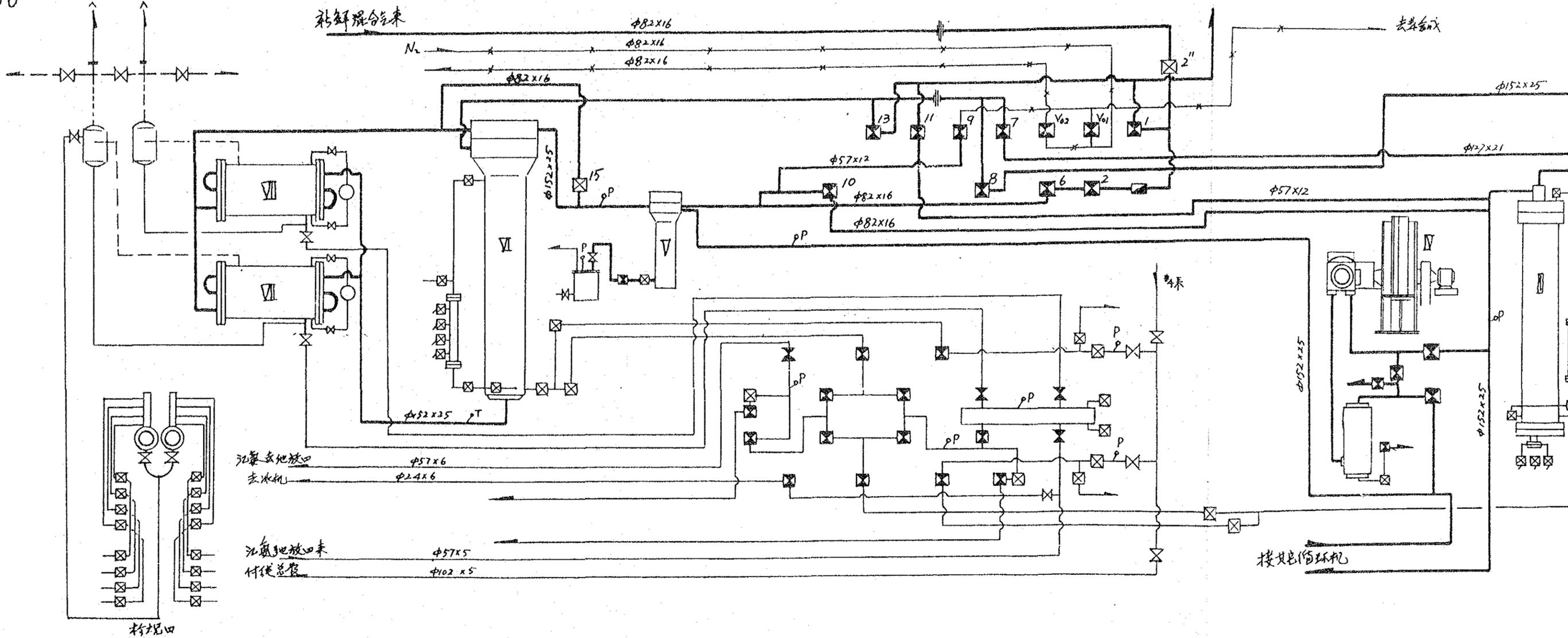
编号	名称	台数
取查	签字	日期
设计		
制图		
审核	齐裕	
校对		
核算		

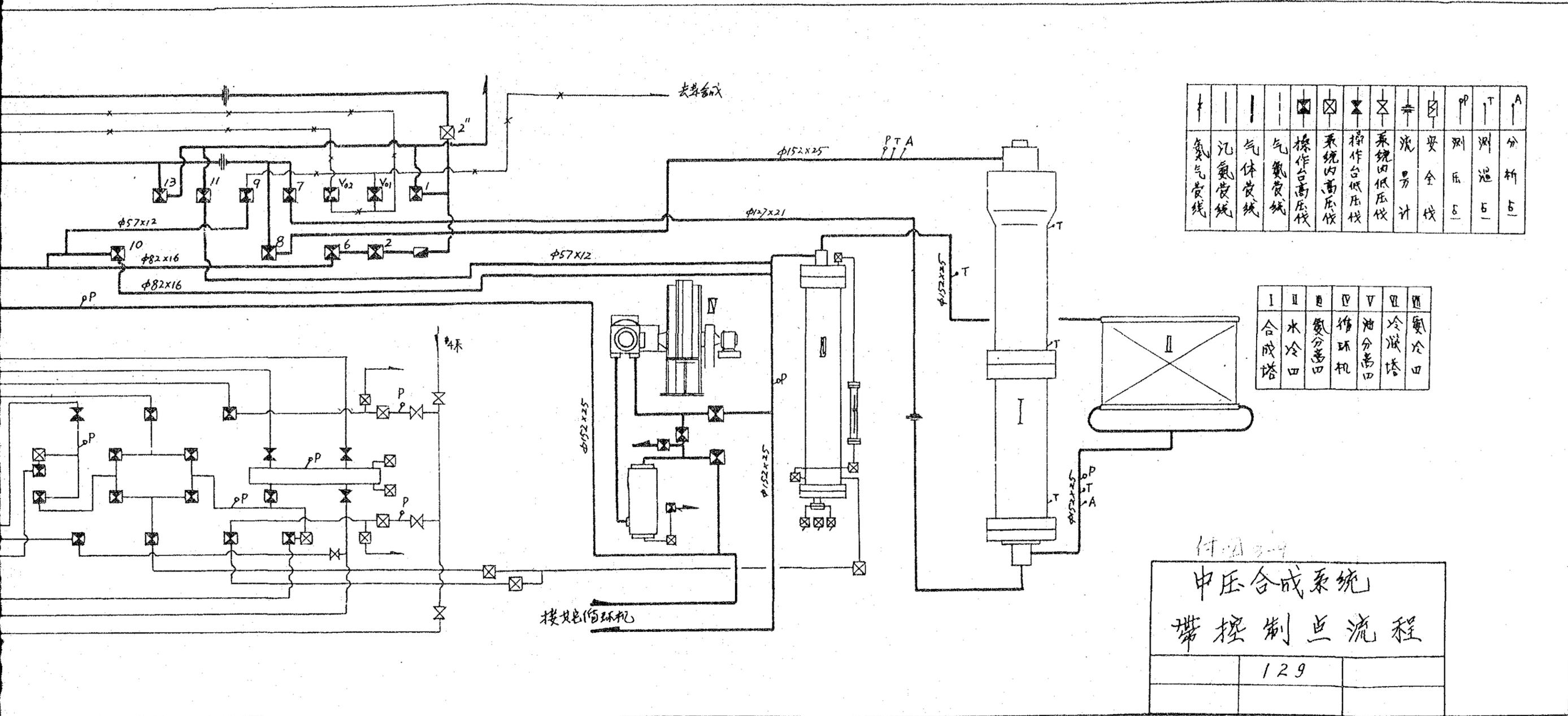
氮分工艺
流程图

116

入库日期 年月日
比例

106



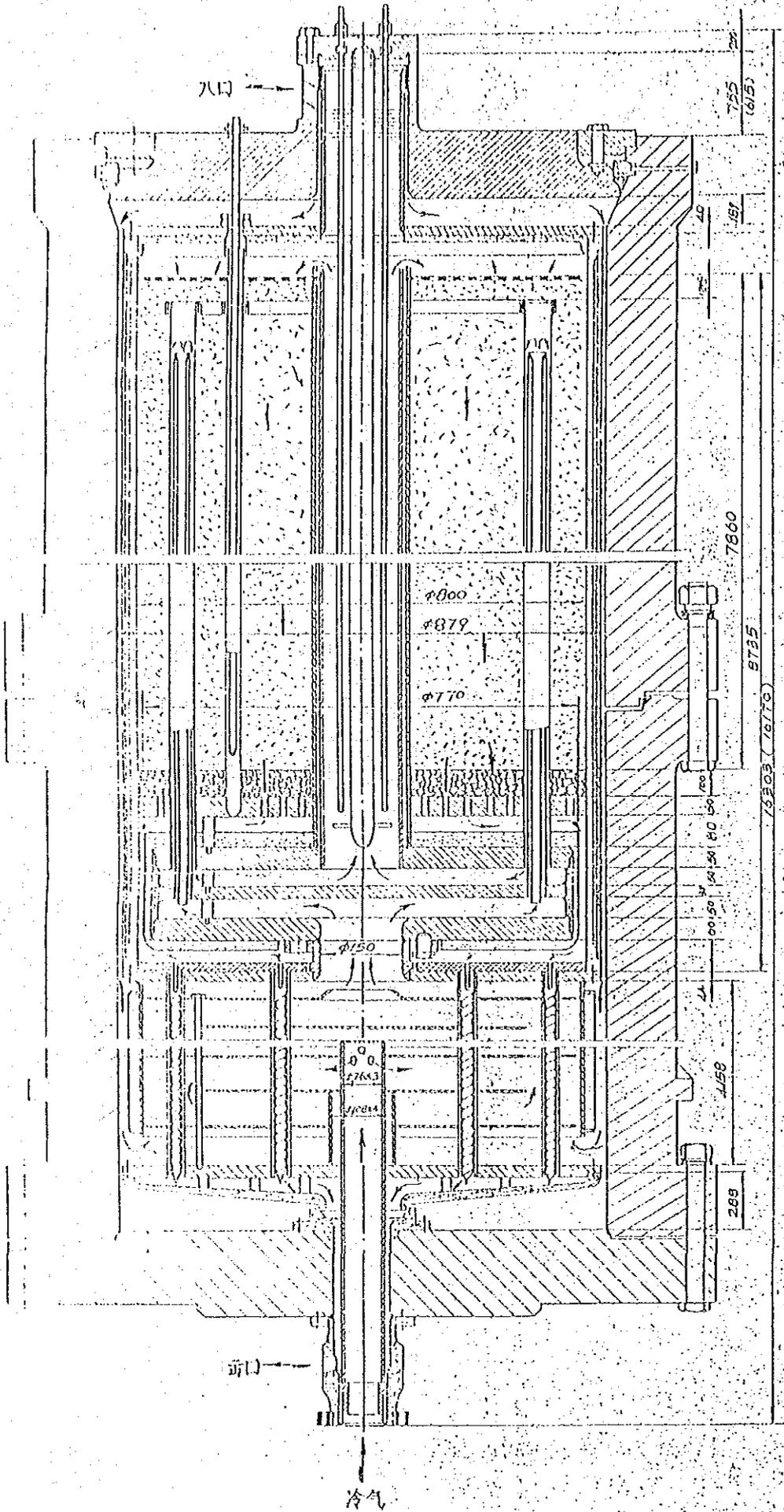


⊥				⊠	⊠	⊠	⊠	⊠	⊠	PP	T	A
氨气管线	汽氮管线	气体管线	气氮管线	操作台高压线	系统内高压线	操作台低压线	系统内低压线	流量计	安全线	测压点	测温点	分析点

I	II	III	IV	V	VI	VII
合成塔	水冷口	氨分离器	循环机	油分离器	冷液塔	氨冷口

付图 2-9
 中压合成系统
 带控制点流程

	129	



付图 3-10 印压台成塔(三套裝)

第4章 生産管理

現地調査において、調査団が作成した質問書に基づき、生産管理全般について現状調査を行った。質問書に書かれた個々の項目に対し、質議応答を行いながら調査を実施した。それと同時に、日本の生産管理の実情について、日本と中国の特徴を対比させながら、中国側に説明を行った。

大連化学工業公司及び化肥工場は歴史が古く、生産管理組織は整備されており、その生産管理もおおむね良好に機能していることが判明した。しかし、組織の硬直化、管理の近代化が遅れている面もあり、今後改善が必要な点もみうけられた。これらの点については、現地調査の際に指摘を行った。

限られた時間内の現地調査で、中国の生産管理の現状を全てにわたり調査し、その全てに対し適確な案を報告書で提示することは、不可能である。従って、報告書では、特に重要と考えられる点を中心に検討を行う。

一方、中国と日本との経済体制の違い、習慣の違い等により、日本の管理方法が必ずしも中国の生産管理にあてはまるとは限らない。しかし、日本が1960年代以降、着実に発展してきた原因の一つに、常に合理的な生産管理を追求してきたということがあげられ、これは紛れもない事実である。近年、欧米諸国をはじめ各国で、日本の生産及び経営管理方法の解明が行われ、自国の実情に合った方法で、日本のやり方を取り入れようとする姿勢がみられ、中国においても、自国の生産管理を見直す必要があると考える。

本章では、原則として、生産管理の各項目について、まず化肥工場の現状を記述し、次いで日本等で一般的に行われている生産管理及び日本の化学工場での例をあげ、最後に両国の違いを考慮しながら、中国の生産管理についての考察を行う。生産管理の近代化に関しては、6.3にまとめる。

4.1 工場管理

4.1.1 現状

(1) 工場組織

大連化学工業公司全体の組織及び従業員数は、第2章の工場概要で記述されている。公司としての総従業員数は約17,000人、うちアンモニア工場の所属する化肥工場の人数は約3,600人である。化肥工場長以下の組織及び人数は図4-1の通りである。

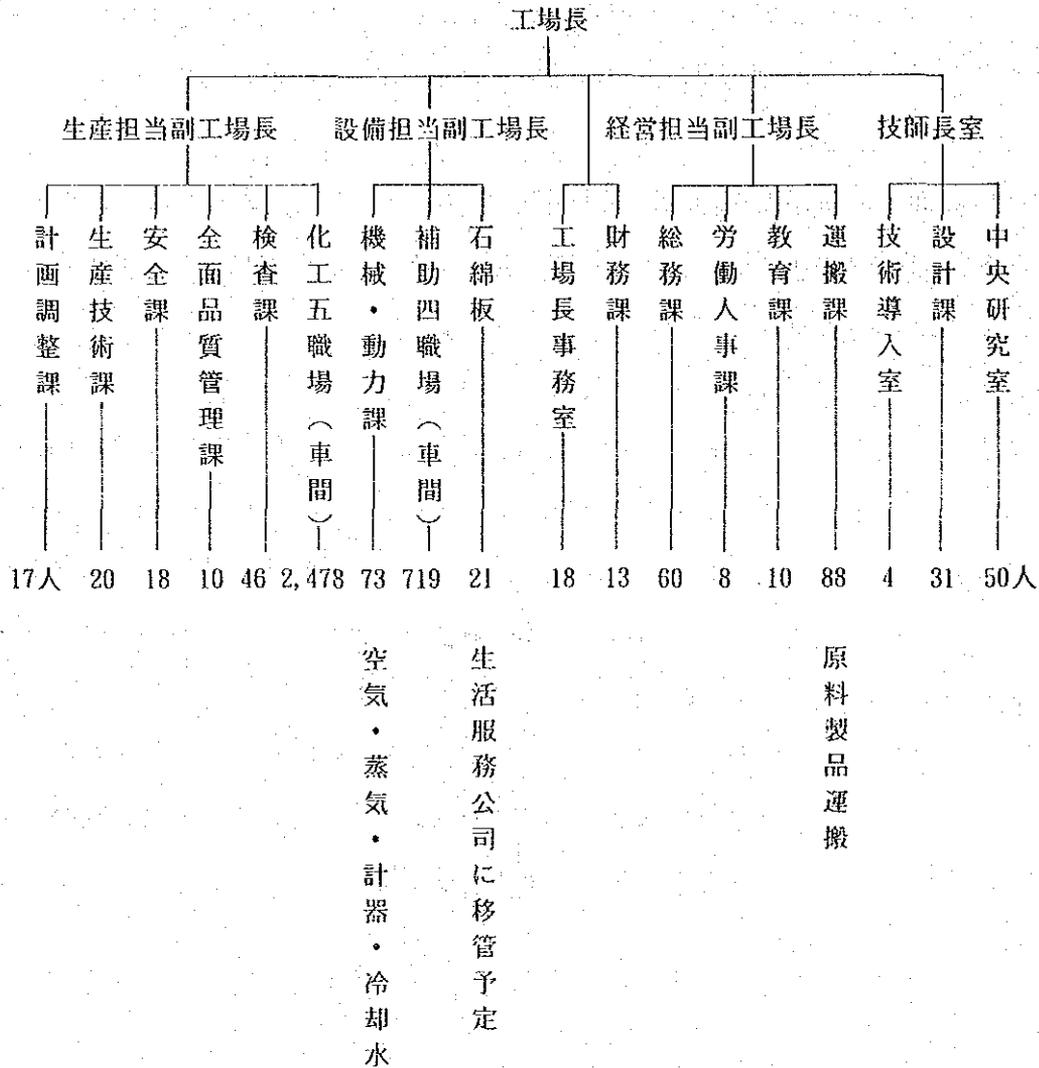


図4-1 化肥工場組織図

(2) 管理方法

大連化学工業会社は、今回調査対象となったアンモニア工場が所属する化肥工場のほか、ソーダ灰工場、機械工場等の現業部門と管理部門とがあり、化肥工場は、それ自体の管理体制と会社の管理機構により、管理運営されている。

化肥工場長のもとに、3副工場長（生産担当、設備担当、総務担当）と技師長が配置され、日常の運営管理責任を負っている。毎週3回、早朝、課長クラスの調整会議が開かれ、生産上の問題、技術上の問題が討議され、各種連絡事項が通達される。重要事項は書類で伝達され、通常の事柄は会議記録に基づき、口頭連絡されている。伝達は工場の組織のラインに乗って、即ち課長－副課長－職場主任－副主任（シフト）－工段長－班組長の順に連絡されている。

化肥工場には、管理人員及び工員の責任範囲と作業規準を明文化した作業規約が存在する。この規約に従って責任は明確になっている。従業員はこの規則・規約に従うことになっているが、実際には守る意識が低いようである。

4.1.2 日本の工場管理

工場管理の目的は工場の生産性を高めることであり、この目的のためにそれに合った組織が工夫され、作られる。

(1) 組織の運営

工場内では大勢の人間が同一の目標に向って仕事を行っているが、その仕事が円滑に運営され、共通の目的を達成する為には、工場を組織化するだけでなく、これに従事する個人または部・課・係・班の責任、権限を明確化し、相互関係を確立する必要がある。生産活動の主体である人間と、生産装置を主とする活動の場とをいかにしっかり結合させていくか、ということが組織の運営上大切なことである。工場の生産管理は組織を通じて行われるものであり、工場組織の適、不適、その組織の運営の上手、下手は直ちに工場の生産能率に影響を及ぼす。工場が小規模の場合は、運営も簡単で問題も少ないであろうが、工場の規模が極度に大きくなると、組織の果たす役割は益々重要となり、その運営は難しくなる。

(2) 責任と権限

組織を構成している人間が当然遂行しなければならない職務内容が責任であり、こ

の責任を果たすための統制および支配力が権限である。この二つは完全に均衡していなければならない。ある組織においては、責任の一部を下位のものに委任することができるが、同時に権限も委譲されなければならない。その場合、上位のものには監督責任が生じ、下位のものには業務遂行の義務が生じる。これがうまくゆかない場合は、責任範囲を規定している作業規約が遵守されなくなることがあるので、再度規定の内容が均衡のとれたものかどうか、審議する必要がある。

組織は、最高責任者から個々の従業員までを、その職能に関して、責任と権限とにより結んでいる。これが組織系列であり、全ての責任はこの組織系列を通じて下から上に、また権限は上から下に向って作用する。

(3) 管理の限界

1人の人が、その部下を監督しうる範囲には、おのずから限界がある。一般には、計画あるいは判断を行う長の直接の部下は5～6人、技術指導を行う職長などは10～20人が限度とされている。この限度も、管理する人と業務の内容と量、距離と時間的な条件、組織の形、権限の内容、部下の資格、管理のための手続き、ならびに規定などによって相違があるのは当然であるが、一つの目安として参考となる。

(4) 指揮系統

命令は、ただ一人の直属の上司からのみ受けるように組織を作り、この原則を守るように心掛けている。また直属であっても、直接の上司をこえて命令が与えられないようにしている。指揮系統がみだれると末端作業員が混乱し、自身を失ない、ひいてはこれが事故につながる可能性を高めるからである。

(5) 専門化と同質化

職務の内容を、単純なものに分業化して専門化し、専門化することにより、職務の活動をより効果的に行うようにする。又専門化された職務をさらに整理し、同質な職務を集中することによって、相互の連絡、協調が図られていくし、合理化が進む。

(6) 工場管理上の組織の形態

工場管理上の組織の形態には下記の如き基本型がある。

- ・ライン組織
- ・機能式組織
- ・ライン・スタッフ組織

・委員会組織

実際組織が構成される場合には、各基本形がそれぞれ組合わされ、複合形となって実施されることが多いが、基本形について記述する。

1) ライン組織

最も単純な形の組織で、最高責任者である工場長から個々の従業員にいたるまで権限と責任が一貫し、その活動は組織系列を通じた命令をもって行われる。この組織は必要に応じて階層および職位を増減または統合分割することによって、拡大または縮小することができ、その組織はピラミッド形となる。この組織は従業員が少ないか、作業が単純か、技術のあまり難かしくない工場に適するもので、活動が敏速になり、責任範囲が明確となり、規律監督が行き届く利点があるが、他方相互協調に欠け、独善的運営となり、専門技術を効果的に使用しにくく、工場長クラスの者のみが業務過重となり、もしその地位の人が欠けると全体の活動力が低下する欠点がある。

2) 機能式組織

生産活動の内容が高度の技術的能力を必要とするようになって、機能式組織が考え出され、実際にも採用された。これは工場の職務を現場と計画関連に分け、何人かの専門分任職長を設け、工員は計画部職長から文書により、また現場の職長からは直接の監督指導を受けて作業に当たる。この組織では仕事が計画的、専門的基礎の上に行われ、適性配置と専門技能の向上には有益であるが、他方職長間の調和がとれにくく、責任と権限が混乱しやすく、下級監督者の独創性が減殺される欠陥を有する。

3) ライン・スタッフ組織

企業活動には、企業目的を直接実現する職能と、その職能を能率よく活動せしめるための職能とがある。前者をラインといい、後者をスタッフと呼ぶ。職能部門別に見れば、ラインには製造、販売部が、スタッフには総務、人事、経理、技術の各部が該当する。また企業活動が複雑高度化するに従って管理責任者が研究、計画、専門技術、財務上の広範な問題についての理解を持って業務を遂行するためには、それぞれの専門事項について管理者に助言する機関が必要となる。この機関をスタッフという。したがって、組織系列から見れば、ライン部門の中にス

トップ的な仕事をしているものがあると同時に、スタッフ部門の中にも、ライン的な仕事をしているものがある。また、スタッフはラインに対して、業務の必要事項を定め、適切な計画を立て、目標を設定し、管理の方法を作成し、業務の進行状態を報告し、かつ各種の提案を審査、調整、要約して、専門家としての意見を述べるが、命令する権限を持たない。この組織は今日、日本では、最も多く採用され効果があるとされている。すなわち計画、管理、助言、調整、審査などの各職能が業務担当者を中心として専門的知能をもって行われ、個人の能力だけにとよらないから経営はすぐれた内容で安定する。しかし、反面スタッフの責任、権限およびその関連手続、伝達方法が明確にされていないとラインとの間に摩擦や誤解を生じ、またラインの協力がないとスタッフは浮上がった存在になることがある。

4) 委員会組織

委員会は各部門の総合判断と相互調整を必要とする場合に設けられる。したがってその主たる職能は一般に各部門または委員の①総合判断を要する事項について審議、勧告、または決議をし、②研究、意見、活動の交換と相互調整にある。委員会を効率的に運営するためにはつぎのごとく行う。

- 職能、責任、権限を明確にする。
- 委員の数は最小限度に止める（4～8人くらい）。多い場合は小委員会を設ける。
- 委員選定の基準は、部門を代表する場合と、個人の能力、識見による場合がある。
- 委員会には適当な事務員又は事務機関を付け、準備および整理に当たらせる。
- 上層の委員会には業務執行の仕事を与えないほうがよい。

4.1.3 化学工場の例

(1) 組織

日本のある化学会社の主力工場の一つであるアンモニア工場の組織を一例として図4-2にかかげる。



注) () 内数字は職員数, { } 内数字は当該部署の職員合計, その他の数字は工員数

図 4 - 2 日本の工場組織図の一例

(2) 管理方法

この工場では製造第1部、製造第2部が組織上のラインである。その他の部及び室である管理室、総務部、技術部、工務部、環境保安室はスタッフ部門である。そうではあるが、ラインのなかにもスタッフ的な作業を行う人間も含まれている。例えば製造第1部のアンモニア課では、課長、係長はラインであるが、残りの課内の1人、係内の2人はスタッフ的な作業を行っている。工務部は工場全体から見ればスタッフ部門に分類されているが、保全業務という意味ではラインの仕事を行っている。

このように実際の工場組織では、ラインとスタッフが渾然と融け合っており、相互に有機的つながりをもって、日々の業務につき密接な連絡をとりながら、工場の作業を遂行しているのが実情である。

4.1.4 考察／問題点

- 化肥工場はそれ自体3,600人の大きな組織であり、それが大連化学工業公司17,000人の大組織のなかで管理運営されている事実より考察すると、工場管理はかなりうまく行われているといえる。例えば毎週3回、早朝、課長クラスの調整会議が開かれ、生産上の問題、技術上の問題が討議され、各種連絡事項が通達される。会議結果の伝達は工場の組織のラインに乗って、即ち課長－副課長－職場主任－副主任（シフト）－工段長－班組長の順に連絡されているが如きである。
- しかし、職務規定は存在するが、その規定を守る意識が乏しかったり、規定、基準が実際と合っていない場合もあるようである。又管理する側の職場人事考課があまり厳しくなく、よほどのことがない限り基本的には処罰が行われていない。信償必罰はどしどし行うべきである。
- 以上の事柄にも関連するが、次の3点が化肥工場の問題点として指摘される。
 - － 少人数による工場管理及び操業運転
 - － 組織の活性化
 - － 従業員1人1人の意識向上
- 従業員数
まず工場の従業員の数であるが、先に紹介した工場の例では大連化学工業公司の機械工場を除いた規模に匹敵する化学工場であり、製品の生産品目は、大連化学工業

公司よりかなり多い。従業員数は約1,000人である。化肥工場はアンモニアの原料は石炭、重油であるためプロセスも異なり、より複雑となっていたり、数系列のプロセスが並列に運転されていたり、化肥工場の特殊事情は種々あるが、他の国では同じ程度の規模の化学工場は、この程度の人員で運転・操業しているということを常に心にとめ、改善改良を心掛けて行く必要があるであろう。ラインは全て1人で仕事をこなしている。即ち部長、課長、係長、作業長、班長は各各1人で仕事を管理、運営している。化肥工場では、大勢の人間が配置されすぎているように見える。この多数の人間が全てスタッフの仕事をやっているようにも思えない。今すぐに人数を減らすということではなく、より少ない人員でより効率の良い工場管理、工場運転を長期的展望として留意していく必要があると考える。

- 組織の活性化

次に組織の活性化であるが、教育訓練（4.7）でも述べられているが、長年同じ職場で、同一の仕事を行っており、担当業務の拡大化、配置転換等を実行することにより、又時代の要求、新製品の新規生産等の周辺環境の変化を先どりしたりすることにより、組織の硬直化を防ぎ、活性化する必要があると思われる。

- 従業員の意識向上

工場の収益増加、自分達の職場改良、待遇改善等々、全て上層部より与えられた指示・指令を達成するだけでは不十分で、従業員1人1人が自ら考え、自分達が作成する目標を達成するという水準まで個人の意識を向上させる必要があるように思える。

4.2 生産管理

4.2.1 現 状

(1) 組 織

化肥工場の組織の細分された役割、人数は図4-3の通りである。

	石綿板	21	
	土木職場 (車 間)	203(191)	補助 4 職場 719人
	計器 " (")	142(124)	
	電力 " (")	208(191)	
	修理 " (")	166(154)	
	硫酸職場 (車 間)	461(423)	
	硝酸 " (")	482(437)	
	合成 " (")	823(750)	
	造気 " (")	362(327)	
	コークス " (")	317(287)	
化肥工場			
(3,630人)	運搬課	88(82)	16 課・室 466人
	総務課	60(44)	
	財務課	13	
	教育課	10	
	機械・動力課	73(25)	
	技術導入室	4	
	中央研究室	50(27)	
	設計課	31(6)	
	検査課	46 (43)	
	労働人事課	8	
	安全課	18 (9)	

— 全面品質管理課 (TQC)	10
— 生産技術課	20(16)
— 計画調整課	17
— 技師長室	2
— 工場長事務室	16

() 内数字は工員数

図 4 - 3 化肥工場生産管理組織

(2) 管理方法

1) 生産管理

(a) 生産計画

生産計画は、以下のように立案され決定される。即ち、国家が通達してくる生産量と工場の実際の生産状況をもとに、月、期、年の生産計画を工場が作成する。実際の生産は、供給原材料、装置の稼動状況、製品の販売状況等により決められる。

生産のための資金計画は、国家と人民銀行の調達資金回転率（周転率）に基づき、企業の生産と経営の実状を検討して立てられる。年と期の必要資金の計画、管理は、工場としての資金回収に見合っただてられる。

(b) 利益計画

利益計画は、国家が通達してくる利潤計画、建議指標に基づき策定される。具体的には、製品別生産量計画と、現行の製品コスト予測に基づき、年度利潤計画を編成し、上部機関である大連経済委員会の承認を得て、実行に移される。

(c) 原単位管理

原料、燃料、各種用役について、毎日生産される製品当りの原単位を記録し、管理している。具体的には、コークス、コークス炉ガス、重油、中圧／低圧蒸気、電気、水（工業用水、軟水、海水）について原単位管理を行っている。

2) 設備予算管理

予算管理として設備の更新、改造及び大修理の予算を組む。各工場（車間）より夫々の設備計画を提出させる。この提出された案につき討論し、資金状況を調べ、予算と計画を均衡させる。機械設備についての予算管理はこのように行われるが、工場全体を動かす為の予算は、生産計画課が前年度実績にもとづき第一次案を作成し、会社の担当部署と協議の上決めている。公司本部より毎月、毎期の予算管理計画を通達として出す。毎週一回化肥工場で調整会議を開き、実施状況を調べ、計画を遂行する際の障害となるものを抽出し、対応策を考える。

予算管理指導書は、工場のもの、大連市のもの、遼寧省のもの、化学工業部のものが存在する。これらは主としてコスト基準値についての指導書である。計画予算が小さい時は工場独自の資金予算内で処理し、計画予算額が大きい時は甘井子建設銀行に申請し、銀行が承認すれば工事に着工する。

設備新設、改造計画は年、期、月毎に分け、各々の設備修理計画として作られ、職場から機械・動力課に報告され、調整後関連職場に連絡される。

3) 運転管理

化肥工場は各種マニュアルにより管理されている。日常点検、異常時の対処、製品原単位管理、最適操業への対応、製造工程・装置の改善案等の方法、順序等が記載され、これに基づき運転管理されている。

化肥工場の運転管理はうまく行われており、1984年の主要設備稼働率（表4-1）にもそれが反映されている。

運転管理のうちの重要な一項目である日常点検は、各種操業データの記録を主に行われている。生産目標とそれを達成する操業上の要求より、主要操業条件を設定し、それを守ることにより運転管理を行っている。異常時の処置指針はプロセス規約、操作規約、安全技術規約に記載されている。故障修理等が通常の対応策で充分間に合うときは、処置指針に基づき、組織的に対応している。但し、作業中に緊急事故が発生した