No.

タイ王国

メーモ肥料工場修復計画調査報告書

1979年3月

国際協力事業団

鉱計工
JR
79－14

タ イ 王 国

メーモ肥料工場修復計画調査報告書

1979年 3 月

国 際 協 力 事 業 団

はしがき

日本政府はタイ王国の要請に基づき、同王国ランパン県メーモー地区に所在する肥料工場の修復計画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。

メーモー工場は、その近傍で産出する褐炭を主原料として、アンモニア、尿素、硫安等を生産するタイ王国唯一の近代的化学肥料製造工場であり、ドイツ連邦共和国のウーデ社を中心とするコンソーシアムによって建設され、1965年に操業を開始したものである。同工場は、タイ王国の国営会社であるCHEMICAL FERTILIZER CO.、LTDによって運営されているが、平均30%程度という著しい低操業に悩まされ続けており、その修復の可否が問題となっていた。

国際協力事業団は、第1期調査として昭和53年2月19日から同3月18日までの1か月間、三井東圧化学株式会社、徳永豊治団長とする7名の専門家を更に第2期調査として、昭和53年6月25日から9月24日までの3か月間、三井東圧化学株式会社、神代等を団長とする8名の専門家をメーモー工場に派遣した。

第1期調査においては、過去の操業実績等を解析して低操業度の原因を探究し、第2期調査においては、装置の開放点検を実施して各設備の詳細な修復計画を策定した。この現地調査の結果に基づき、調査団は国内作業を行いこの報告書をとりまとめた。

本報告書では、メーモー工場の修復は可能であり、かつ有意義であると結論されている。本報告書の提出にあたり、これがメーモー工場の修復に活用され、タイ王国の経済発展に寄与することを切望する。

終りに本調査の任に当たられた団員の労をねぎらうとともに、調査に協力されたCHEMICAL FERTILIZER CO.、LTDの関係者各位並びに調査派遣について御支援いただいた外務省、通産省に対し衷心より感謝の意を表わすものである。

昭和54年3月

国際協力事業団

総裁　法眼晋作

目　　次

第 1 章

調査団の目的と工程

第 1 章　調査団の目的と工程

1－1. 経　過

タイ国メーモ工場の修復について調査する為，国際協力事業団は三井東圧化学株式会社に調査を委託した。

調査団は2回に亘り派遣された。

第1期調査団は団員7名で編成され，昭和53年2月19日から3月18日の1ケ月間派遣された。団員の構成は以下の通りであった。

団長（Process Engineer）	1名	
Process Engineer	2名	
Machine Engineer	1名	
Instrument Electric Engineer	1名	
Instrument Engineer	1名	
Chemist	1名	計7名

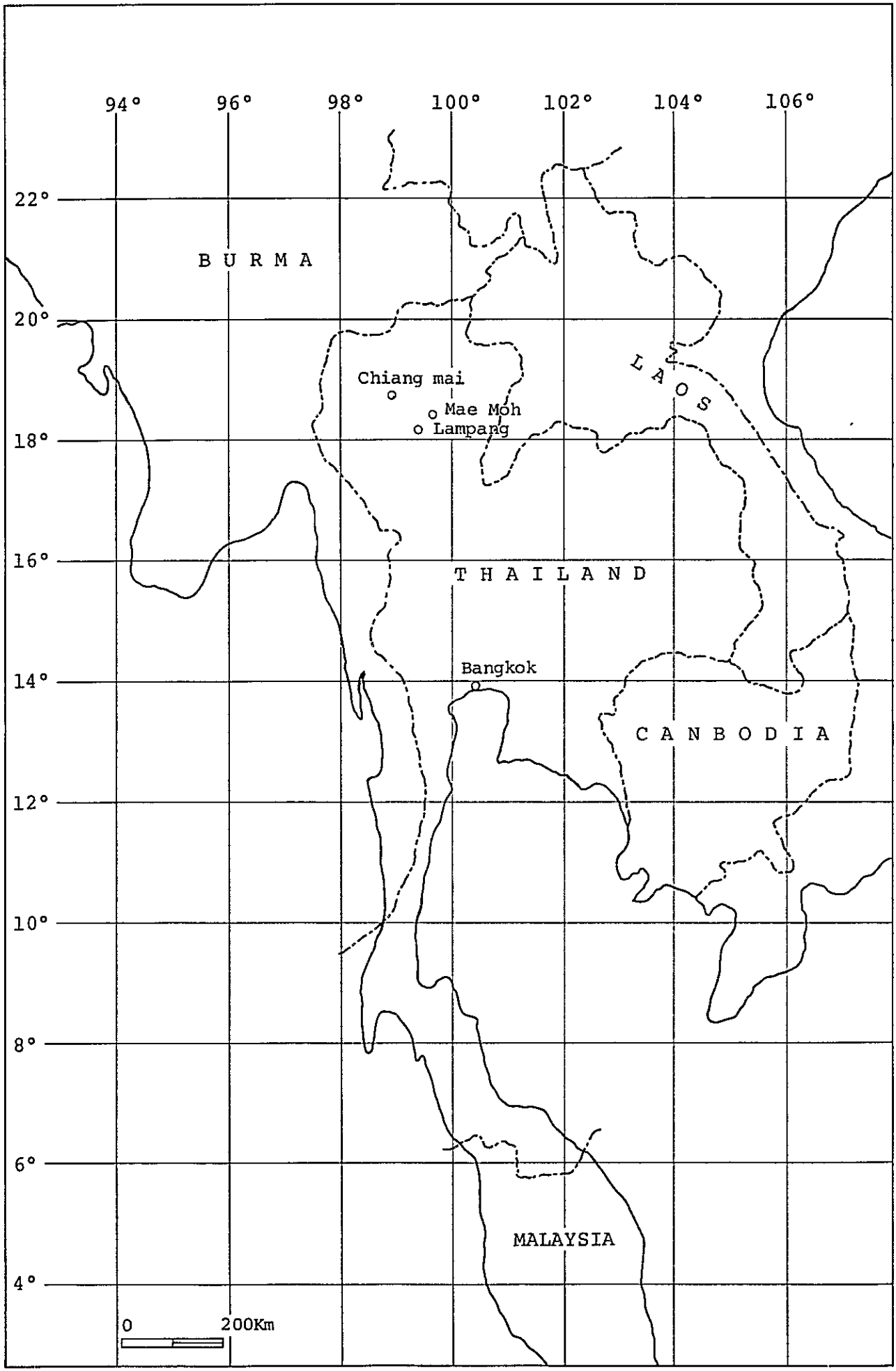
第2期調査団は第1期調査の結果に基づき，さらに詳細な調査を行う為，第1期調査団の団長を除く6名で編成，昭和53年6月25日から9月24日の3ケ月間派遣され，メーモ工場の調査を行った。

尚，第1期調査団には国際協力事業団の下道参事が最初の2週間調査団に同行した。さらに第2期調査団には溶接専門家2名が約1ケ月半同行した。

本章の末尾に調査団々員の略歴を記した。

1－2. メーモ工場

メーモ工場はタイ国に対する世界銀行よりの借款により，1963年より西ドイツ　ウーデ社を中心として建設され，1965年より操業を開始している。メーモ工場を所有するChemical Fertilizer Co., Ltd.（以下CFC）は，資本金7億バート（邦価70億円）の株式会社の形態をとっているが，その株式の97％はタイ国大蔵省の所有になり，現在の大蔵大臣スパット氏は前CFC会長であり，現在のCFC会長ビトーン氏は退役陸軍大将である等，CFCは事実上タイ国の国営企業である。


94°
96°
98°
100°
102°
104°
106°
22°
20°
18°
16°
14°
12°
10°
8°
6°
4°
BURMA
Chiang mai
Mae Moh
Lampang
LAOS
THAILAND
Bangkok
CANBODIA
MALAYSIA
0
200Km

メーモ工場はBangkok 市の北方約600Kmのところにあり，ランパン県の県庁所在地であるランパン市の東約30Km の盆地にある.（地図参照）。メーモ村がある盆地は海抜370mの高さにあり，大気圧は737mmHg 気温はバンコック市より平均3～5℃低い様である。

メーモ工場所在地：

Chemical Fertilizer Co., Ltd, Mae Moh Factory,

Mae Moh, Lampang, Thailand.

メーモ工場の構成は以下の通りである。

ボイラー（2基）	オーストリア製（本ボイラは発電公社（EGAT）より借用中）	
純水装置	西独	レバチット社
空気分離装置	〃	リンデ社
石炭ガス化工場	〃	クルッペ コッパース社
脱硫工場	〃	シェル社
アンモニア合成工場	〃	ウーデ社
尿素合成工場	〃	ウーデ社
硫酸合成工場	〃	ルルギ社
硫安合成工場	〃	〃

この他補助部門として機械・計測・電気の各保全工場及び検査分析室等がある。

メーモ工場の主たる原料である褐炭（名称 Lignite リグナイト）は近くの露天堀炭鉱より鉄道貨車にて供給される。

製品であるアンモニアは一部容器に充填され市販されている。又，硫酸も一部タンクローリーにて市販されている。

尿素及び硫安は袋詰めの上，鉄道又はトラックにて搬出される。

市販されたアンモニアはバンコック市内の冷凍工場で消費されている。

硫酸は主としてバンコック市水道の水処理に消費されている。

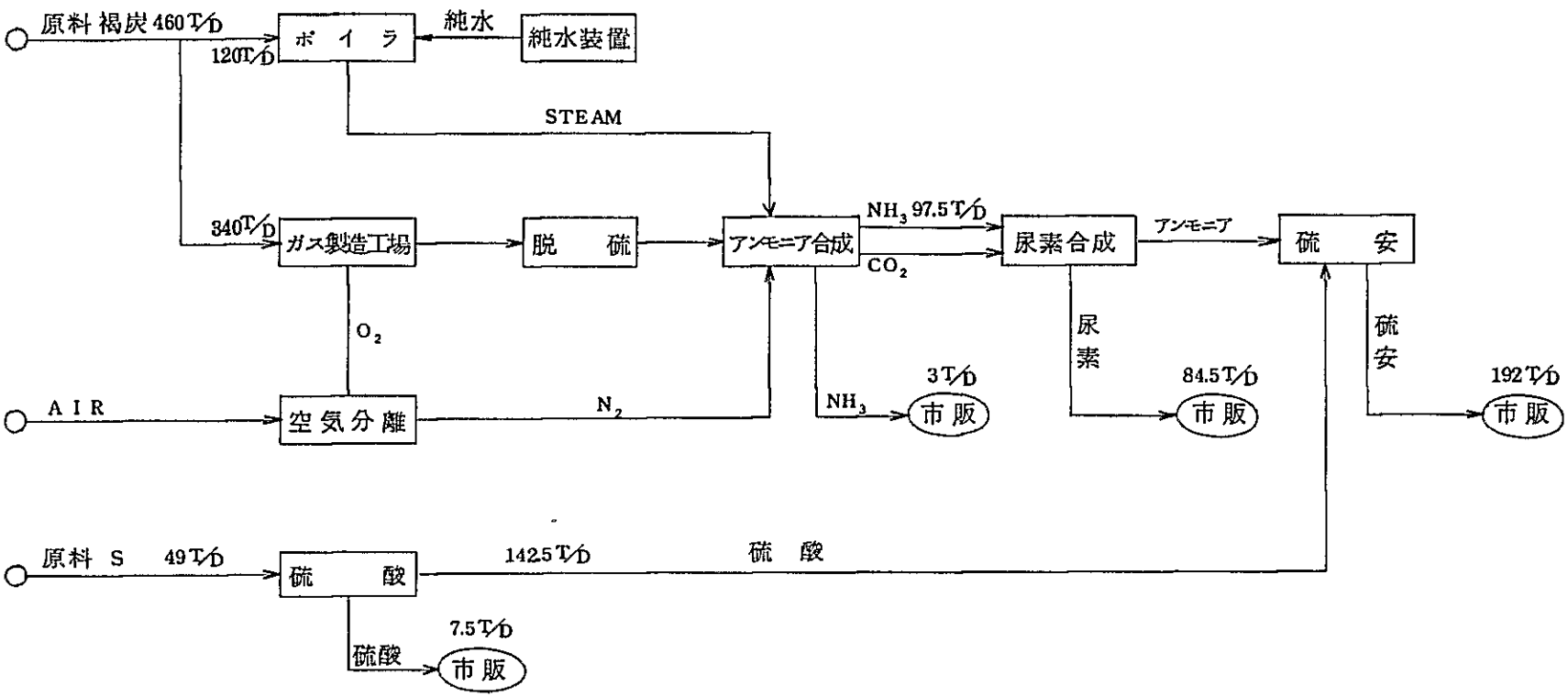
尿素は肥料として消費される他，樹脂原料及び工業薬品原料としても消費されている。

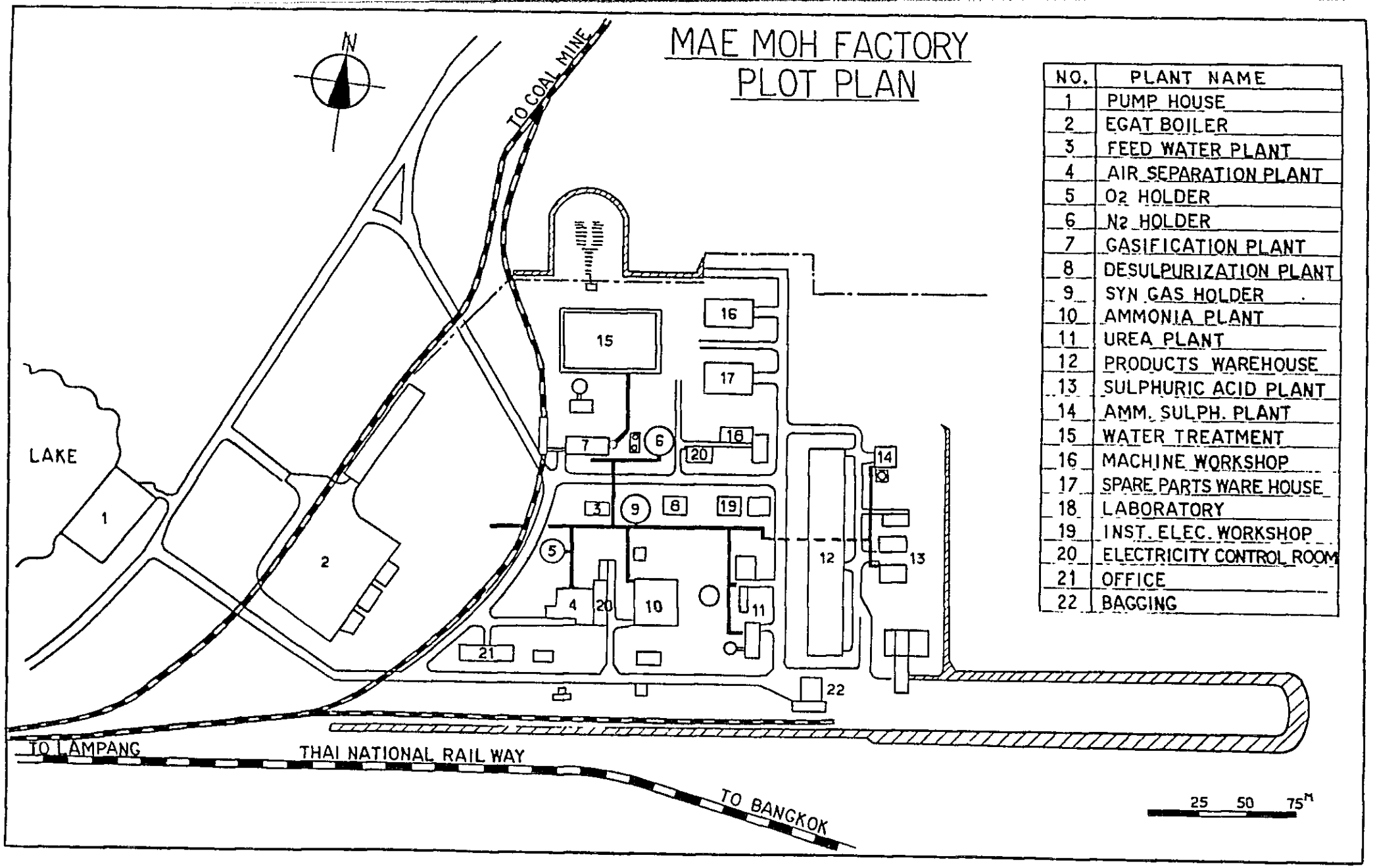
硫安は肥料として消費されている。

いずれの製品も生産量が需要に追いつかない為，常時製品倉庫及びタンクは空の状態であった。

FLOW DIAGRAM of Mae Moh FACTORY

（数値はDesign Base）





NO.	PLANT NAME
1	PUMP HOUSE
2	EGAT BOILER
3	FEED WATER PLANT
4	AIR SEPARATION PLANT
5	O_2 HOLDER
6	N_2 HOLDER
7	GASIFICATION PLANT
8	DESULPURIZATION PLANT
9	SYN GAS HOLDER
10	AMMONIA PLANT
11	UREA PLANT
12	PRODUCTS WAREHOUSE
13	SULPHURIC ACID PLANT
14	AMM. SULPH. PLANT
15	WATER TREATMENT
16	MACHINE WORKSHOP
17	SPARE PARTS WARE HOUSE
18	LABORATORY
19	INST. ELEC. WORKSHOP
20	ELECTRICITY CONTROL ROOM
21	OFFICE
22	BAGGING

1－3. 調査の目的

メーモ工場の最近の生産量は下表の通りである。

暦　年	アンモニア	尿　素	硫　安
1970	14,798	12,630	25,235
71	12,803	10,219	25,970
72	10,602	5,487	25,603
73	8,506	6,135	19,227
74	10,120	5,083	23,906
75	6,584	3,314	15,883
76	9,522	3,368	25,267
77	9,925	6,232	19,104
平　均	10,358	6,559	22,524
基準生産量	30,000	25,000	58,000

平均生産量は基準生産量の約30%　である。

この様な低水準の操業に悩むメーモ工場の実体を調査し，その修復の可能性及びその是否につき調査するのが調査団の目的であった。

調査団は以下の項目について調査した。

1. メーモ工場の操業実績
2. 工場基本設計思想
3. 工場組織及び技術水準
4. 公害関連調査

以上第1期調査

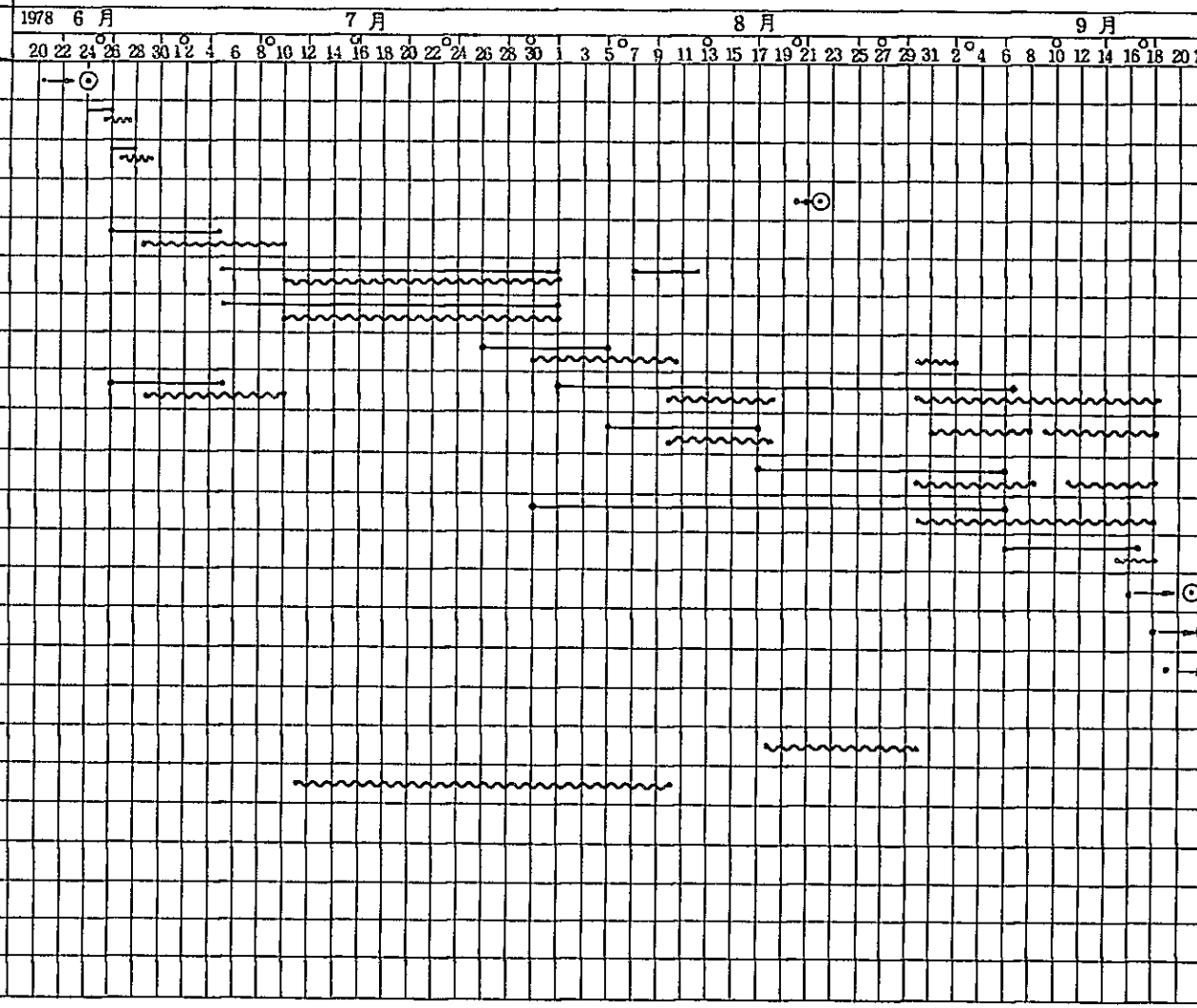
5. 機器の開放点検
6. 性能試験運転
7. 改造計画作成基礎資料採集

1－4. 調査団工程

第2期調査団工程の計画と実績は次葉の通りであった。

タイ国メーモ工場現地調査工程

作業名	備考（○印 日曜日）
調査団本隊出発（バンコック着）	全員
CFCへの報告（第1次調査結果）	全員
バンコック→メーモ	全員
溶接士（2名）	
開放点検準備・打合せ	全員 (9 days)
開放点検	全員 (22days+5days)
性能試験準備・打合せ	PE・CH (10 days)
プラント操業開始手順調査	PE (10 days)
操業実績調査	PE・CH (20 days)
プラント整定	PE (13 days)
性能試験運転	全員 (20 days)
機器性能調査	ME・IE (30 days)
改善・改造案詳細調査	全員 (8 days)
メーモ発	
バンコックでの報告	
バンコック発・帰国	
ガス工場故障修理	全員 (11 days)
アンモニア合成触媒取替 酸化還元	PE・CH (30 days)



記事 ～～～～ 実績

調　査　団　員　職　歴

徳　永　豊　治	昭和53年　3月	タイ国メーモ工場第一期調査団団長
(TOKUNAGA TOYOJI)	昭和23年　4月	東洋高圧大牟田工業所入社
九州大学	昭和36年　4月	東洋高圧大牟田工業所　アンモニア合成課長
工学部応用化学科卒	昭和44年10月	大阪石油化学泉北工業所　生産部長
	昭和50年　4月	大阪石油化学泉北工業所　次長
	昭和52年12月	三井東圧大阪工業所　技術部主席部員
	昭和53年　2月	タイ国メーモ工場第一期調査団団長
神　代　　等	昭和40年　4月	東洋高圧大牟田工業所　アンモニア合成課
(JINDAI HITOSHI)	昭和42年10月	東洋高圧大阪工業所　肥料課課長付
京都大学	昭和43年　2月	三井東圧大阪工業所　1000 t/日 アンモニア工場試運転従事
工学部燃料化学科卒		
	昭和45年12月	バングラデッシュ　660 t/日 アンモニア工場試運転指導出張
	昭和48年11月	ソ　連　　1360 t/日 アンモニア工場試運転指導出張
	昭和51年　9月	タイ国　　CFC技術指導出張
	昭和53年　2月	タイ国メーモ工場第一期調査団マネージャー
	昭和53年　6月	タイ国メーモ工場第二期調査団団長
江　崎　友　治	昭和25年　1月	東洋高圧大牟田工業所　アンモニア合成課
(ESAKI TOMOHARU)	昭和35年　2月	東洋高圧千葉工業所 100t/日アンモニア試運転従事
Process Engineer	昭和40年　8月	東洋高圧大阪工業所 500t/日, 1000 t/日 アンモニア試運転
	昭和42年10月	三井東圧大阪工業所
	昭和48年　5月	東ドイツ　1360 t/日 アンモニア工場試運転指導
	昭和50年11月	中　国　　1000 t/日 アンモニア工場試運転指導
	昭和53年	タイ国メーモ工場第一期，第二期調査団団員
中　嶋　正　視	昭和30年　4月	東洋高圧北海道工業所　合成課
(NAKAJIMA MASASHI)	昭和33年　1月	東洋高圧北海道工業所　保全課
Machine Engineer	昭和40年　8月	東洋高圧大阪工業所　保全課
	昭和42年10月	三井東圧大阪工業所
	昭和51年　9月	タイ国メーモ工場技術指導出張
	昭和53年	タイ国メーモ工場第一期，第二期調査団団員

瀬戸清光	昭和34年 4月	東洋高圧北海道工業所　電気課計測係
(SETO KIYOMITSU)	昭和40年 6月	東洋高圧大阪工業所　電気課電気係
Instrument &	昭和42年 9月	東洋高圧大阪工業所　計測課
Electric		500t/日, 1000t/日 アンモニア工場建設試運転
Engineer		従事
	昭和42年10月	三井東圧大阪工業所
	昭和53年	タイ国メーモ工場第一期，第二期調査団団員
山上憲男	昭和41年 4月	東洋高圧大阪工業所　電気課計測係
(YAMAUE NORIO)	昭和43年	三井東圧大阪工業所　1000t/日 アンモニア工
Instrument		場建設従事
Engineer	昭和53年	タイ国メーモ工場第一期，第二期調査団団員
殿元繁治	昭和40年 4月	東洋高圧大阪工業所　技術室管理課検査係
(TONOMOTO SHIGEZI)	昭和43年	500t/日, 1000t/日 アンモニア工場試運転従事
Chemist	昭和49年12月	三井東圧大阪工業所　技術部検査課
	昭和53年	タイ国メーモ工場第一期，第二期調査団団員
塚本靖男	昭和27年 5月	東洋高圧大牟田工業所　工務部工作課
(TSUKAMOTO YASHUO)	昭和44年 5月	三井東圧大阪工業所　工務部保全課
Welder	昭和53年	タイ国メーモ工場第二期調査団専門家
是井利男	昭和45年 9月	三井東圧大阪工業所　工務部保全課
(ZEI TOSHIO)	昭和49年11月	東ドイツ 1360t/日 アンモニア工場建設従事
Welder	昭和53年 7月	タイ国メーモ工場第二期調査団専門家

第一期調査日程及び業務内容

月日	曜日	業務内容
2月		
19	日	大阪出発ーバンコク着　JICA 事務所　三井東圧化学BKK事務所打合
20	月	CFC歓迎昼食会　大使館 JICA 事務所及びCFCと打合せ
21	火	バンコク出発ーCFC工場訪問　工場幹部と調査団紹介　工場概略観察
22	水	携行機材の解梱整理　今後のスケジュール打合せ
23	木	過去の操業実績　現在の状態及び問題点について工場側よりヒヤリング
24	金	ガス工場　アンモニア工場実査，　ガス工場　アンモニア工場についてヒヤリング
25	土	アンモニア工場についてヒヤリング　各工場現場実査
26	㊐	休　日
27	月	ガス工場，アンモニア工場操業状態観察　硫酸工場視察
28	火	アンモニア工場についてのヒヤリング　3月1日プラントストップに伴う修理についてヒヤリング
3月		
1	水	機器概略調査　ボイラ　ガス工場　ADIP
2	木	プラントスタートアップ手順調査
3	金	尿素工場についてのヒヤリング　アンモニア工場機器調査
4	土	硫酸工場，硫安工場についてのヒヤリング　水処理工場調査
5	㊐	休　日
6	月	ポンプ修理状態調査　保全計装ヒヤリング
7	火	スチーム系統調査　一般問題工場長と懇談
8	水	安全問題調査　硫酸工場，硫安工場調査
9	木	工場管理状態調査　停電時の工場状態調査
10	金	工場管理状態調査　開放点検準備
11	土	開放点検準備
12	㊐	休　日
13	月	工場停止，工場機器補修計画打合せ
14	火	開放点検準備　GENERAL MEETING
15	水	挨　拶　　メーモ出発
16	木	バンコク到着　JICA 訪問，報告
17	金	CFC本社訪問，報告　　タイ機材市場調査
18	土	バンコク出発　　帰国

第二期調査日程及び業務内容

月日	曜日	業務内容	
6月			
25	㊐	大阪出発～バンコク到着	
26	月	JICA 事務所訪問挨拶打合せ	CFC本社訪問挨拶　定修打合せ
27	火	バンコク発　メーモ到着	CFC定修打合せ
28	水	調査機材引渡し	
29	木	開放点検準備	
30	金	開放点検準備	
7月			
1	土	開放点検準備	
2	㊐	休　日	
3	月	開放点検準備	専門家２名　大阪発　バンコク到着
4	火	開放点検準備	
5	水	開放点検準備	専門家２名　メーモ到着
6	木	開放点検工程打合せ	
7	金	開放点検工程打合せ	
8	土	開放点検工程打合せ	
9	㊐	休　日	
10	月	開放点検工程打合せ	
11	火	開放点検開始工程打合せ	
12	水	開放点検 工程打合せ	
13	木	開放点検 工程打合せ	
14	金	開放点検 工程打合せ	
15	土	開放点検 工程打合せ	
16	㊐	開放点検 工程打合せ	
17	月	開放点検 工程打合せ	
18	火	開放点検 工程打合せ	
19	水	開放点検 工程打合せ	
20	木	開放点検 工程打合せ	
21	金	開放点検 工程打合せ	
22	土	開放点検 工程打合せ	
23	㊐	開放点検 工程打合せ	
24	月	開放点検 工程打合せ	

月日	曜日	業　務　内　容
25	火	開放点検工程打合せ
26	水	開放点検工程打合せ
27	木	開放点検工程打合せ
28	金	開放点検工程打合せ
29	土	二酸化炭素ガス圧縮機調査
30	㊐	二酸化炭素ガス圧縮機調査
31	月	二酸化炭素ガス圧縮機補修打合せ
8月		
1	火	二酸化炭素ガス圧縮機補修打合せ
2	水	二酸化炭素ガス圧縮機補修打合せ
3	木	プラントスタートアップ調査
4	金	プラントスタートアップ調査
5	土	プラントスタートアップ調査
6	㊐	プラントスタートアップ調査
7	月	プラントスタートアップ調査
8	火	スチーム系統運転状況調査
9	水	プラントスタートアップ調査
10	木	排水ライン調査
11	金	全員代休
12	土	休　日
13	㊐	休　日
14	月	エガットボイラ開放点検（№２）
15	火	エガットボイラ開放点検（№２）
16	水	エガットボイラ開放点検（№２）
17	木	エガットボイラ開放点検（№２），　№１エガットボイラ運転調査分析
18	金	尿素工場　　開放点検（№２）
19	土	ガス工場事故復旧打合せ
20	㊐	休　日　　専門家２名　メーモ出発
21	月	ガス工場修理調査
22	火	ガス工場修理調査
23	水	ガス工場修理調査　　事故防止打合せ
24	木	ガス工場修理調査

月日	曜日	業　務　内　容
25	金	ガス工場修理調査
26	土	ガス工場修理調査
27	㊐	ガス工場修理調査　酸素ホールダー調査
28	月	エガットボイラ水質管理について打合せ
29	火	硫酸工場運転調査分析
30	水	硫酸工場運転調査分析
31	木	二酸化炭素ガス圧縮機修理準備
9月		
1	金	二酸化炭素ガス圧縮機修理準備
2	土	二酸化炭素ガス圧縮機修理打合せ
3	㊐	休　日
4	月	二酸化炭素ガス圧縮機修理打合せ
5	火	二酸化炭素圧縮機修理打合せ
6	水	ガス工場運転トラブル調査
7	木	全停電ストップ処置調査
8	金	尿素工場，二酸化炭素乾燥装置計装改造試験
9	土	空気分離装置熱交換器洩れ調査
10	㊐	休　日
11	月	ガス工場運転調査分析
12	火	ガス工場，脱硫工場，アンモニア工場運転調査分析
13	水	機器リスト調査
14	木	接地抵抗測定，ガス工場，脱硫工場，アンモニア工場運転調査分析
15	金	二酸化炭素ガス圧縮機試運転調査
16	土	二酸化炭素ガス圧縮機試運転調査
17	㊐	二酸化炭素ガス圧縮機試運転調査
18	月	計装リスト調査
19	火	小補修点検調査
20	水	プラントスタートアップ点検
21	木	事務所整理整頓　挨拶　メーモ出発
22	金	バンコク到着　JICA 訪問報告　CFC本社訪問
23	土	休　憩
24	㊐	バンコク出発　帰国

第 2 章

メーモ工場のプロセス

第 2 章　メーモ工場のプロセス

メーモ工場のプロセス及び機器に関する問題点及改造案を報告するに先立ち，プロセスの概略を説明する。

2－1. メーモ工場全般　（DWG NO D100）

工場用水は貯水池（人造湖）よりポンプにてメーモ工場Feed Water Plant(FW Plant)に送られる。

工場用水は冷却水として使用される他，水処理後，清澄水及び純水として全工場に給水される。

蒸気はEGATボイラより供給される他，各工場の廃熱回収ボイラで発生するものを FW Plant でコントロールして全工場に供給されている。

電気はEGATボイラに隣接する変電所にて30KV を受電 66KV でメーモ工場に配電される。

メーモ工場内の動力用電圧は、6.6KV，380V，220V の3種であり，周波数は50Hz である。

ガス工場は褐炭（Lignite）より微粉炭を製造するGrinding Sectionと、微粉炭と酸素（O_2）の部分燃焼によりアンモニア合成用の合成ガス（Synthesis gas，Syn gas）を発生するガス化工程（Gasification Section）より成る。脱硫工場はSyn. gas 中の硫黄分を除去する。

アンモニア工場はSyn gas 中の一酸化炭素（CO）を水素（H_2）と炭酸ガス（CO_2）に転化する転化工程と，CO_2を水に吸収し分離する脱炭酸工程，及びH_2 と窒素（N_2）を高温・高圧下で反応させるアンモニア（NH_3)合成工程より成る。

尿素工場はアンモニア工場で製造したNH_3とCO_2を高温・高圧下で反応させ，尿素（Urea，$(NH_2)_2CO$）を合成，精製して粒状尿素を生産する。

尿素工場で未反応のNH_3は硫安工場に送られる。

硫酸工場は硫黄（S)を空気で燃焼させ亜硫酸ガス（SO_2)を発生し，触媒の作用により硫酸ガス（SO_3)を合成し，水に吸収して硫酸（H_2SO_4)を製造する。

硫酸は硫安工場に送られる他硫酸として市販されている。

硫安工場はアンモニア工場又は尿素工場より送られてくるNH_3と硫酸工場より送られてくるH_2SO_4を反応させ硫安〔$(NH_4)_2SO_4$〕を合成している。

2－2. メーモ工場の特色

メーモ工場の特色の第1は石炭のガス化工程を使用していることであり，世界的に見てもこのプロセスは非常にユニークであり，15年前にデザインされた当時の最新鋭技術が使用されている。

現在，アンモニア製造用（化学工業用）原料は石油に移行しているが，近年石炭の有効利用が種々計画・実験されており，現にインドに於いては同種の石炭ガス化技術を使用したアンモニア工場が建設中である。タイ国にとってメーモ工場で石炭の取扱い，処理技術が維持されていることは，国内資源の有効利用の見地から非常に意義深いと考えられる。

特色の第2はタイ国に於ける唯一の肥料工場であることである。

現在その生産量はタイ国肥料消費を自給するには程遠いが，農業国タイにとって化学肥料製造技術を維持することの意義は非常に大きいと考えられる。さらにメーモ工場より市販されているアンモニア及び硫酸は化学工業の基礎薬品であり，これ等化学品もタイ国の化学工業にとり重要な役割を果しており，将来その重要性はさらに増加すると考えられる。

特色の第3は高温・高圧技術を使用していることであり，これ又タイ国唯一の工場である。この高温・高圧工場を運営・維持する技術は化学工業の基礎であり，現に過去10年間にメーモ工場より100名以上の技術者がタイ国内の化学工業各方面（石油精製，高分子樹脂）で活躍している。

以上の如くタイ国にとりメーモ工場は国内資源の有効利用及びタイ国化学工業水準の維持の為に非常に重要であり，CFCが国営されているのも又当然と考えられる。

2－3. 各工場説明

2－3－1. FEED WATER PLANT （DWG NO D-101）

Feed Water Plant （FW Plant）では冷却水，清澄水，純水及びボイラ給水の製造及び工場蒸気の管理を行っている。

冷却水（Cooling Water）

冷却水は貯水池よりポンプにより採集している。ポンプは3基あって常用2基，水量計画値は3600 T/H である。水質はかなり悪い。

貯水池はメーモ工場の為に川を堰止めて出来た人造湖である。

清澄水（Clean Water）

冷却水の一部を分取し清澄水の原水としている。原水はクラリファイヤーに送られ，水酸化鉄（$Fe(OH)_2$）を凝集沈降剤として添加，懸濁物を凝集沈降させた上，サンドフィルターで濾過して清澄水となる。

純　水（Pure Water）

純水はClean Waterを原水としている。イオン交換樹脂塔に通し，原水中の溶解物を除去し純水としている。水質は良い。

ボイラ給水（Boiler Feed Water, BFW）

純水は脱気器（Deaerator）に送られ，純水中の溶存酸素を放出した上，清缶剤を添加されて，各工場の廃熱回収ボイラに送られる。

冷却水，清澄水，純水及びボイラ給水の水質分析結果は，後の分析結果一覧表に記載してある。

蒸　気

蒸気は30K, 10K & 3.5K　の3種類がある。

30K蒸気はEGATボイラ及び硫酸工場廃熱回収ボイラ（Waste Heat Boiler, WHB）で発生し，主としてアンモニア工場で消費される。10K蒸気は30K蒸気を減圧したもの及びガス化工場のWHB　で発生したものであり，主として尿素工場で消費する。3.5K　蒸気は10K蒸気を減圧して発生する。

これら蒸気の圧力及温度の調整はFW Plant　で行われる。

2－3－2.　EGAT BOILER　（DWG NO D-102A,B）

ボイラは2基あり常用1基である。発生蒸気は26.5T/H，圧力48atg，温度450℃である。

燃料はLignite　を使用する。

Lignite　は近くの露天堀炭鉱より専用鉄道にて搬入し，バケットで移し，Hopperに貯炭する。Lignite　はさらに　Bucket Elevator　及び　Belt Conveyor　でCoal Bunkerに移す。

ボイラの炉は散布型ストーカ　であり，2胴型水冷壁ボイラである。

炉内圧力制御は平衡通風型である。即ち，燃焼用空気はForced Draft FanよりAIR Preheater　を経て炉内に送入される。燃焼排ガスはEconomizer　及びAIR Preheater

で熱回収した後，Induced Draft Fan で煙突に排出される。

給水ポンプはボイラ1基についてモーター駆動とタービン駆動の2基が設置されている。そして常用はタービン駆動で計画されているが，メインテナンス不良の為，タービン駆動ポンプは使用出来ない状態にある。

脱気器で脱気した純水にボイラ清缶剤を添加されたボイラ用水は，給水ポンプで昇圧し，流量調節弁，Economizerを経てボイラドラムに形給する。

ドラムで発生した蒸気は一次過熱器，減温器，二次過熱器を経て450℃に調節され，FW Plant にて調節されている減圧弁により送り出される。

本ボイラはEGAT（タイ発電公社，Electric Generation Authority of Thailand）の発電用に使用されていたのであるが，最近隣接してリグナイトを使用する大形発電所が建設されたので本発電所は閉鎖され，ボイラのみCFCにレンタルされており，維持・管理はCFCが行っている。

2－3－3. 空気分離装置 （AIR SEPARATION PLANT, DWG NO D-103A & B）

空気分離装置は空気を低温（−180℃）にして空気を液化し精溜して，その成分である酸素（O_2）と窒素（N_2）に分離する装置である。

空気は遠心圧縮機で4.5atg に昇圧され装置に入る。圧縮機の吸入ラインにはフィルターが設備されている。空気中に残った微少のゴミはスプレークーラーで洗浄除去され，蓄冷器（Regenerator）に入る。

蓄冷器内は製品ガス（O_2 or N_2）が流れるコイル及びそのコイルの外側に石が充填してある。空気又は不純N_2（空気分離残ガス）は充填層を流れる。蓄冷器は2基で1セットであり切替使用する。

蓄冷器で冷却された空気は精溜塔の下部（Pressure Column）に入る。

空気の一部は液化器（E1）で不純N_2 と熱交換して液化する。

精溜塔に入った空気の一部は再度蓄冷器を通って膨張機（Expansion Turbine）に送られる。Ex.T にて空気は4.5 atg より0.5 atg 迄断熱膨張し寒冷を発生する。この寒冷が空気分離装置の寒冷源である。

精溜塔下塔の上部はN_2 Richであり，下部はO_2 Rich の液である。

このN_2 Rich gas 及びO_2 Rich液を精溜塔上塔（圧力0.5 atg）に送り，さらに精溜する。

精溜塔上塔Topより純N_2 を取出し，Bottomより液体O_2 を取出す。さらに中段よりは不純N_2 が抜き出される。

O_2 及びN_2 は各々熱交換器を経て蓄冷器内のコイルを通ってO_2 ホルダー，N_2 ホルダーへ送られる。不純N_2 は蓄冷器内充填層を経て，Evapolation cooler にてスプレークーラーに使用する水を冷却した後，大気に放出される。

計装用空気は蓄冷器前で取出され，乾燥剤としてシリカゲルを充填した空気乾燥器を経て各プラントに供給される。

空気乾燥器の再生は精溜塔下塔よりN_2 Richな空気を抜き出して行っている。

設備能力　酸素 3700Nm³/h　窒素 3500Nm³/h　計装用空気 350Nm³/h

2－3－4. 石炭ガス化工場 （Gasification Plant，DWG NO D—104A，B&C）

露天堀の炭鉱より専用鉄道の貨車で搬入された褐炭（Lignjte）を微粉炭（Lignite dust)とし，ガス発生炉で酸素で部分燃焼させ，アンモニア合成用のガス（Synthesis gas，Syn gas)を製造する設備である。

微粉炭製造工程 （Grinding Section）（DWG NO D—104A）

貨車で搬入したLignite はPit Bin に荷下し，ベルトコンベヤーでRaw Lignite Bunker に貯炭する。

Raw Lignite の代表値は以下の通りである。

水　分	35wt%
灰　分	12 〃
高発熱量	3500Kcal/Kg

Bunker 内のLignite はErko Belt でダクトの中に落され，Hot gas producer よりの熱風と合流し，Hammer Mill に入る。

Hammer Mill の中ではLignite の粉砕と乾燥が同時に行われる。

粉砕・乾燥されたLignite は熱風をキャリアーガスとしてサイクロンに入りLignite dust を分離する。分離されたLignite dust はFinished Dust Bunker に落ちる。

ガスはサイクロンを出たあとさらに電気集塵器に入りガス中Lignite Dust を分離する。

分離されたLignite Dust はConveyorでFinished Dust Bunker に送られる。

電気集塵器よりガスは大気に放出されるのであるが，一部は温度調節用としてHammer Mill 入口ラインに戻される。

Hot gas producerの主たる燃料はFinished Dust Bunker よりのLignite Dustであるが，電気集塵器入口ガスもLignite dust のキャリアー及びHot gas Producer出口ガス温度調節用として使用されている。

Finished Dust Bunker 内のLignite Dust はN_2 でシールされている。

さらに本工程がStop した場合，系をN_2 でシールする様設備されている。

Finished Dust Bunker 内のDust 代表値は以下の通り。

微粉炭size	90μ 以下のdust が80% 以上
水　分	7wt%
高発熱量	5500Kcal/Kg

ガス化工程　（DWG NO D−104B & C）

Finished Dust Bunker 内のLignite Dust はChain Coveyor にてService Bin に送られる。

Service Binより Lignite Dust はガス化炉へScrew Feeder にて送られる。ガス化炉の入口にてLignite Dust は酸素（O_2）と混合され，炉内に噴射される。

炉内ではリグナイト・ダストはO_2 と部分燃焼し，一酸化炭素（CO）に富んだガスとなる。

炉内の温度は1600～1700℃と推定される。

炉内圧力は+100mmH_2O に手動制御されている。

ガスの一般的組成は，

CO_2 12%，CO 57%，H_2 25%，N_2 4%，H_2S 3% である。

Lignite Dust 中のAsh分（FeO，SiO_2，CaO）は，その融点が1400℃ であって，炉内では溶融状態にある。溶融Ashの一部は炉壁に沿って流下し，Seal Tank に入る。溶融Ash 水で急冷，固化しSeal Tank 底部に設備されたChain Conveyor で排出される。

溶融Ashの大部分はFly Ash であってガスとともに流れ，炉出口部でスプレーされているQuenching Water により900～1000℃に急冷される。溶融Fly Ash はここで固形化される。

炉を出たガスはRadiation Boiler及びTubuler Boiler で10K Steam を発生するこ

とで回収される。

Tubular Boiler を出たガスはFly Ash を除去する為，Washer，Theiser Washer，Final Cooler で洗浄水と接触し洗浄される。

特にWasherの中ではFly Ash 中のCaO が水中に溶解し，これとガス中の硫化水素（H_2S） が反応してガス中のH_2Sの大部分が除去される。

緊急遮断設備としてはButtonを押すと油圧機構でガス化炉への O_2 の供給がStop し，炉内にN_2 をBlowすると同時にガスを放出する設備がある。

2－3－5. 脱硫工場 （DWG NO D-105 ）

Amine Di Iso Propanol（Adip）の水溶液でSyn Gas 中の硫化物（H_2S等 ）を吸収除去する設備である。

ガス化工場より送られてきたSyn Gas はScrubber に入り，塔頂部よりの洗浄水と接触してダストを除去される。塔の充填物は2Bラッシヒリングである。

Syn gas は，次に吸収塔に入り，塔頂部よりの Adip Sol. とバルブトレイ上で接触する。

Syn gas 中のH_2S等の酸性ガスは Adip Solに吸収される。

脱硫されたガスは原料ガスホルダーに送られる。

吸収塔を出た Adip Sol は熱交換器を経て再生塔に送られる。

再生塔では Adip Sol を加熱・蒸溜することにより吸収した酸性ガスを放出させ，再生する。再生塔を出た Adip Sol は熱交換器Coolerを経て吸収塔塔頂に戻る。

一方，Adip Sol より再生放出された酸性ガスはCondenser を経てSulphur Recovery Plant に送られる。

尚，Scrubber 入口Syn gas の一部が分取され，再生ガスにMix されている。現在，Sulphur Recovery Plant は再生ガス中のSulphur が少い為，運転されて居らず，その flare stackだけが再生ガスの焼却に使用されている。ここで再生ガスにMix されているSyn gas はFlare Stackの助燃剤である。

2－3－6. アンモニア合成工場 （DWG NO D-106A，B，C & D ）

Syn gas はSyn gas Holder より7段合成ガス圧縮機（Syn gas comp^{or}）の1段に吸引され，3段吐出にて22 atg(=㎏G)に昇圧され，一酸化炭素転化工程に入る。Syn gas

中の一酸化炭素（CO）はCO 転化反応器にて水素ガス（H_2）と二酸化炭素（CO_2）に転化される。

CO_2を含むSyn gas はさらにCO_2吸収塔に入りCO_2を除去される。

CO_2吸収塔を出たガスはアンモニア合成に適したH_2／N_2 ＝3の組成となる様N_2 を配合され，Syn gas comp^{or} の4段に入る。

4，5段でSyn gas はさらに昇圧され110 atgとなり，銅液及びアンモニア水と接触し，gas中の不純物であるCO，CO_2 が除去される。

精製されたgasはさらに6，7段で圧縮され430 atgになってアンモニア合成工程に入る。

（CO 転化工程）

Syn gas comp^{or} の3段を出たガスは増湿塔（Saturator）に入る。

ここでgasは塔頂より流下する温水と接触し昇温，増湿される。

Saturator を出たガスはさらに高温蒸気を添加された後，熱交換器で昇温されCO 転化反応器に入り，

$$CO + H_2O \xrightarrow{\text{触媒}} CO_2 + H_2$$

の反応によりガス中のCO の大部分をアンモニア合成に有用なH_2 に転化する。尚CO，CO_2はアンモニア合成触媒毒である。

CO 転化反応器を出たガスは熱交換器及び温水予熱器を経て，除湿塔（Demoisture）に入る。Demoisture でガスは塔頂より流下する水で冷却除湿される。流下する水は温水となり再びSaturator に戻る。

温水の一部はFeed Water Plant に送られ，Deaerator 給水を予熱した後，Cooler にて冷却され再びDemoisture の塔頂に戻る。

この様にCO 転化系では温水（160℃～190℃）が系内を循環している為，ガス中の不純物であるCO_2，H_2S，NH_3が温水中に蓄積し，激しい腐蝕を引き起す。この腐蝕を防ぐ為，温水の一部をブローして不純物の蓄積を防止する一方，Feed Water Plant より送られてくる苛性ソーダにより温水のPH をコントロールしている。

（脱炭酸工程）

CO 転化系を出たガスはCO_2吸収塔に入る。ここで塔頂よりの水と向流接触し，ガス中のCO_2の大部分は水に吸収される。

CO_2を除去されたガスはアンモニア合成に必要なH_2／N_2 ＝3のガスとなる様N_2 を混合さ

れる。N_2 は Air Separation Plant内のN_2 圧縮機より送られてくる。

CO_2を吸収した水は2段動力回収タービンに入る。動力回収タービンの1段目で水は吸収塔圧力の21atg より 10 atg まで減圧される。減圧によりFlush したガスはセパレーターで分離される。分離されたガスはH_2 ガスに富んでいるので合成圧縮機の吸入側に戻される。さらに動力回収タービン2段目を出たガスはDegasifier に入る。ここで減圧によりFlush するガスはCO_2であって分離されたガスは尿素合成工場のCO_2ホルダーに送られる。

（精製工程）

CO_2を除去されN_2 を混合されたSyn gas comp^{or} の4段に入り，4，5段にて110 atg迄昇圧された後銅液洗浄塔に入る。

銅液洗浄は銅とアンモニアの錯化合物によりCO 転化工程で転化されなかったCO を吸収するものである。CO を吸収した銅液は銅液再生塔に入り加熱されて再生されCO を放出する。放出されたCO はSyn gas comp^{or} の吸入配管に戻される。再生された銅液は冷却された後再び銅液洗浄塔に戻る。銅液洗浄塔を出たガスは次にアンモニア水吸収塔に入る。ここで塔頂よりの安水と向流接触し，CO_2吸収塔で除去されなかったCO_2を除去する。

CO_2を吸収した安水は硫安工場に送られる。

精製されたガスはSyn gas comp^{or} の6段に吸入され6，7段で430 atg迄昇圧され，アンモニア合成工程に送り込まれる。このガスの組成は，

H_2= 74.25％，N_2= 24.75％，Ar = 1％　　CO+CO_2< 50ppm　である。

（アンモニア合成工程）

アンモニア合成工程に入ったガスは系内を循環しているガスと合流し，アンモニアセパレーターでガス中の液安を分離した後，循環圧縮機を経てアンモニア合成管に入る。アンモニア合成管は3層の触媒層より成り，各層入口部に合成管入口より分流したCold gas を送入し，各触媒層入口温度を調節する。

合成管は通常410 atg，410℃～550℃ で運転されている。

合成管を出たガスは廃熱回収ボイラを経てガスクーラーで冷却される。

ガスクーラーで合成されたアンモニアは凝縮して液安となる。

廃熱回収ボイラでは3.5 atgのスチームを発生しており，このスチームは銅液の再生に用いられる。

ガスクーラーを出たガスはFresh Syn gasと合流してアンモニアセパレーターに入る。アンモニアセパレーターでガスより製品液安を分離する。

系内の不活性ガス（アルゴンガス；Ar）の蓄積を防ぐ為，アンモニアセパレーターを出たガスの一部を系外に抜き出している。このガスをHigh Pressure Purge gas (H.P. Purge gas)と称する。H.P. Purge gasは放出されている。

合成管入・出口ガスの組成は以下の通りである。

	H_2	N_2	NH_3	Ar
合成管入口	61.7	22.0	9.2	7.1 %
〃 出口	55.1	19.8	17.0	8.1 %

アンモニアセパレーターを出た液安は減圧されて，Flash Vessel に入り液安中に溶解しているガスを放出させる。放出ガスは液安と分離され，液安はNH_3 Reservoir に送られる。Flash gas はTail gas Scrubber に入り水と向流接触し，gas中のNH_3は水に吸収される。ガスは硫安工場に送られる。

アンモニア水はアンモニア吸収塔の吸収液となる。

2－3－7. 尿素合成工場 （DWG NO D—107A，B＆C）

尿素合成工場は液体アンモニアと炭酸ガスを高圧下で反応させ，尿素（UREA）を合成し，粒状尿素を製造する工場である。

液安はNH_3 Reservoir より送られて先ずNH_3 Buffer Tank に入る。

NH_3 Buffer Tank より液安はNH_3 Plunger pump に入り 200 atgに昇圧され 1次反応器に入る。

CO_2はホルダーよりブロワーにて吸引され脱硫塔に入る。ここでCO_2中の微量硫化物（主としてH_2S）が除去される。さらにCO_2はブロワーで乾燥器に送られ，CO_2中の水分が除去され，CO_2中の水分が除去され，CO_2圧縮機に入る。

乾燥器の再生は空気で行われる。

CO_2は comp^{or} で200 atg迄昇圧され，1次反応器に入る。

1次反応器内でNH_3とCO_2は反応する。反応熱は反応器外側の廃熱回収ボイラで除去される。

1次反応器を出た混合物はさらに2次反応器に入り尿素を合成する。2次反応器を出た混合

物は減圧され，1次分離器に入る。ここで未反応のNH_3とCO_2は分離される。1次分離器を出た液は，さらに減圧されDissociation Separator に入り未反応のNH_3とCO_2が分離される。

未反応ガスを除かれた尿素液はUrea Storage Tank を経てEvaporator に入る。

ここで尿素液中の水分は減圧蒸発させられ，Evaporator を出た液は98％ 以上の尿素液となり，造粒塔に入り，尿素液は塔内に噴射され，冷却固化して粒状尿素となる。

1次分離器で分離されたNH_3とCO_2はWashing Column でNH_3とCO_2に分離される。NH_3はNH_3 condenser で液安となりNH_3 Buffer Tank に戻される。Washing Column のCO_2を吸収した安水及びDissociation Separator のNH_3とCO_2は硫安工場に送られる。

2－3－8. 硫酸工場 （DWG NO D－108）

原料である固形硫黄（S）を空気で燃焼させ亜硫酸ガス（SO_2）を作り，触媒の作用でさらにSO_2と酸素を反応させて硫酸ガス（SO_3）を作る。

このSO_3を水と反応させ硫酸を作る。

$$S + O_3(AIR) \longrightarrow SO_2$$

$$SO_2 + \frac{1}{2} O_2(AIR) \xrightarrow{Catalyst} SO_3$$

$$SO_3 + H_2O \longrightarrow H_2SO_4$$

原料SはMelting Pit でSteam Coil により加熱され溶融して硫黄の液となる。

液体S は pump で燃焼炉に送られる。

空気はAir Fan で吸引され濃硫酸と乾燥塔で向流接触し，空気中の水分が除去される。乾燥空気熱交換器で硫酸ガスと熱交換し昇温しEconomizer で廃熱回収ボイラ給水を予熱した後燃焼炉に入る。

液体Sは空気と燃焼しSO_2となり，ガス温度は約1000℃ となる。

燃焼ガスは廃熱回収ボイラで冷却され，反応器に入る。

廃熱回収ボイラでは30K Steamが発生し，これはFeed Water Plant に送られる。発生したSteam の一部はMelting PitのSの加熱にも消費される。

反応器は4層の触媒層より成り，各触媒層入口温度は熱交換器又は冷空気の吹き込みにより制御される。

SO_3 gasは吸収塔で96％ 硫酸と向流接触し吸収・反応する。

吸収塔に用いる96％ 硫酸は主として乾燥塔出口の硫酸である。

製品硫酸は硫酸タンクに送られる。

硫酸は硫安工場に消費される他タンクローリーにて市販もされている。

2－3－9. 硫安工場 （ DWG NO D-109 A & B ）

アンモニアと硫酸を反応させて硫安を製造する工場である。

尿素合成工場から送られてくるアンモニアとCO_2及び硫酸工場よりの硫酸を飽和器に入れて反応させ硫安を合成する。

尿素工場よりNH_3を送ってこないときは，液安をEvaporator に入れ，蒸発気化してNH_3を飽和器に送る。

飽和器で生成した硫安はポンプで遠心分離機に送られ脱水する。脱水された硫安はさらにロータリードライヤーで乾燥する。

2－4. メーモ工場組織

メーモ工場の人員は次葉の「メーモ工場人員表」にある通り総員567名である。

運転者の勤務は4直3交代で行われている勤務時間は，8:00～16:00，16:00～24:00，0:00～8:00である。

その他の常昼勤者の勤務時間は8:00～16:00 である。

運転各工場は3交代運転者の他に回転機械の保全並び装置の小補修を行う機械保全の係を有している。

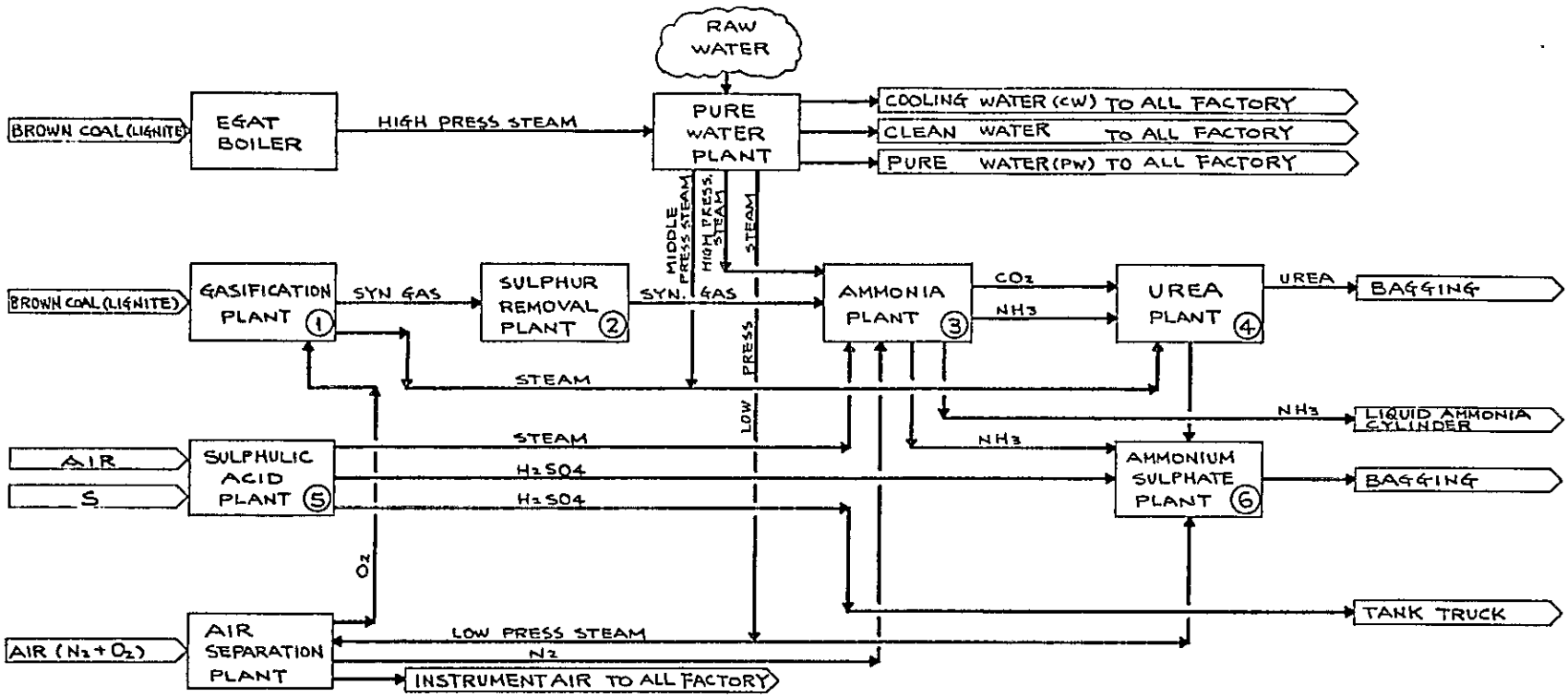
技師は4年制大学工学部を卒業し経験年数3～4年である。

運転部門のマネージャーは同じく工学部を卒業し経験年数7～12 年である。

メーモ工場人員表

工場長

部門 / 職位	運転部門							補助部門				総務部門			
	ボイラ	エアセパレーション	ガス化工場	アンモニア工場	尿素工場	硝酸硫安工場	用役	検査分析	電気計測	機械保全	生産管理	経理倉庫	人事厚生	医務室	合計
マネージャー	1	1	1	(1)兼務	(1)兼務	1	(1)兼務	1	1	1	1	1	1	—	10
技師	1	—	—	1	1	—	—	3	—	2	1	—	—	—	9
係長	1	1	3	2	2	4	2	—	3	2	—	2	1	—	23
一般作業員	42	22	58	37	32	43	40	20	51	67	4	50	53	6	525
計	45	24	62	40	35	48	42	24	55	72	6	53	55	6	567
	296							157				114			567



① $C_{(LIGNITE)} + O_2 \longrightarrow CO_2$

$C + \frac{1}{2}O_2 \longrightarrow CO$

③ $CO + H_2O_{(STEAM)} \xrightarrow{CATALYST} H_2 + CO_2$

$CO_2 + WATER \rightleftharpoons CO_2\ WATER$

$3H_2 + N_2 \xrightarrow{CATALYST} 2NH_3$

⑤ $S + O_{2\,(AIR)} \longrightarrow SO_2$

$SO_2 + \frac{1}{2}O_{2\,(AIR)} \xrightarrow{CATALYST} SO_3$

$SO_3 + H_2O \longrightarrow H_2SO_4$

② $H_2S + (CH_3CH(OH)CH_2)_2NH \rightleftharpoons (CH_3CH(OH)CH_2)_2NH.H_2S$

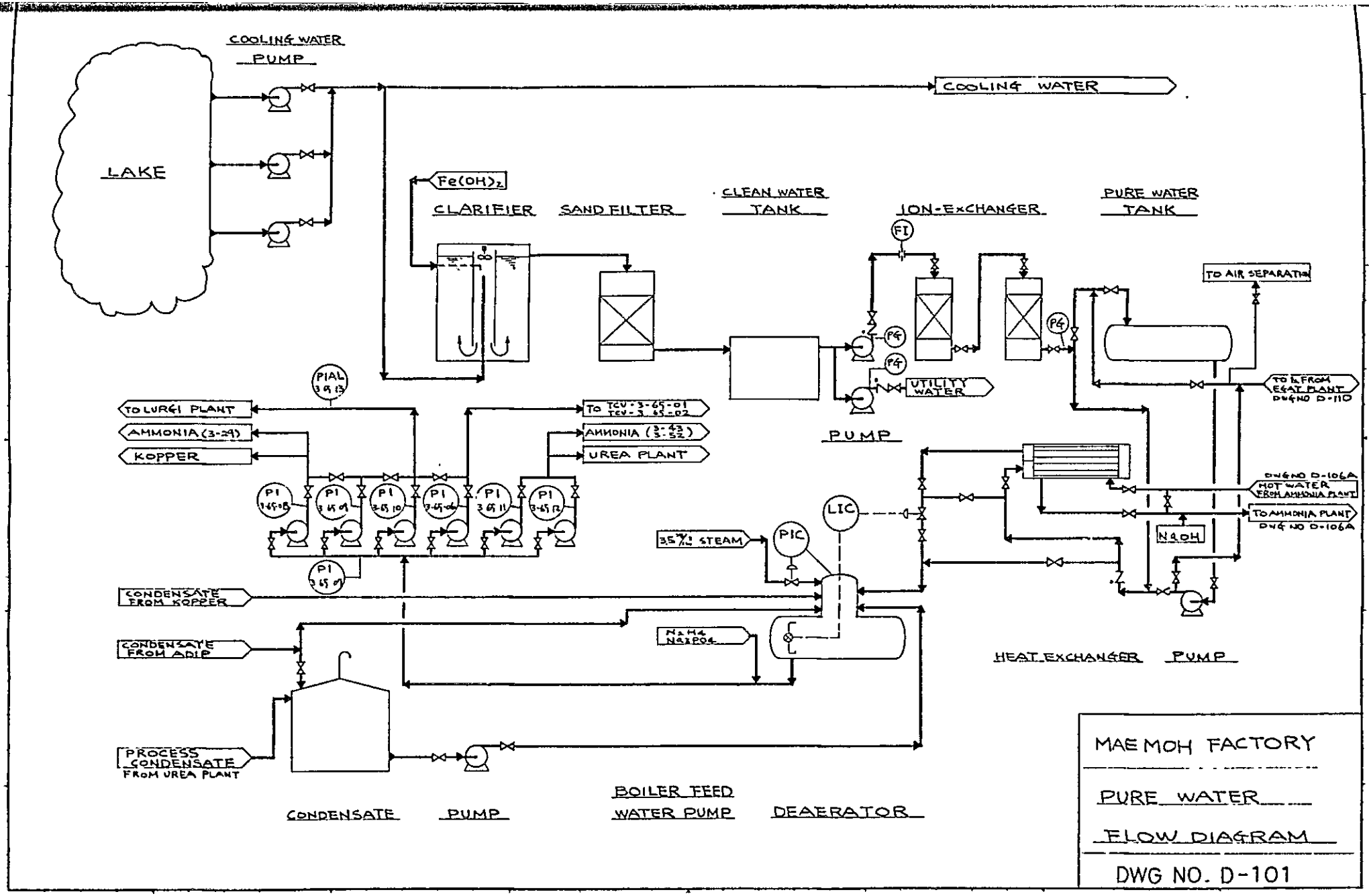
④ $CO_2 + 2NH_3 \longrightarrow (NH_2)_2CO + H_2O$

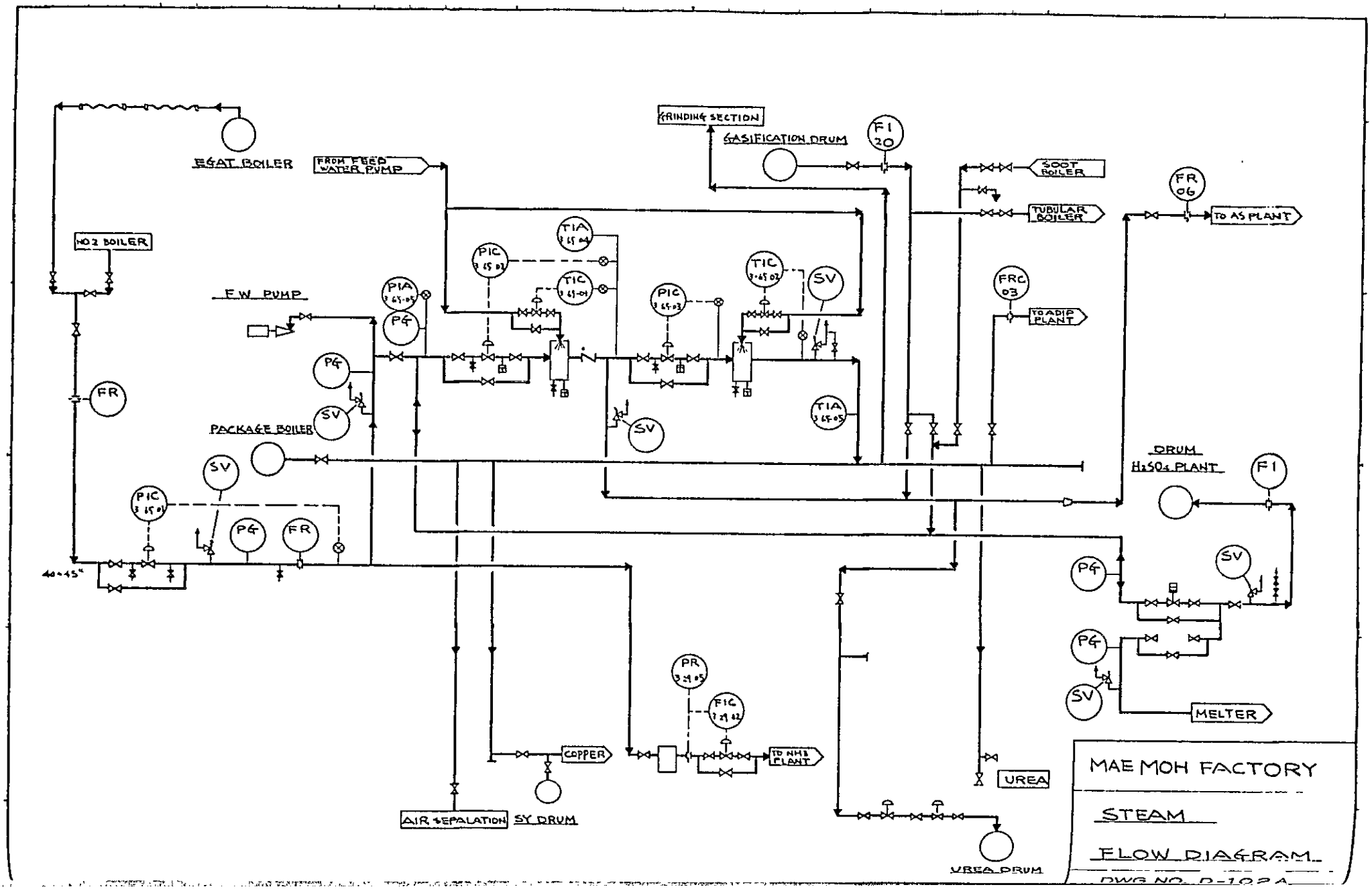
⑥ $2NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

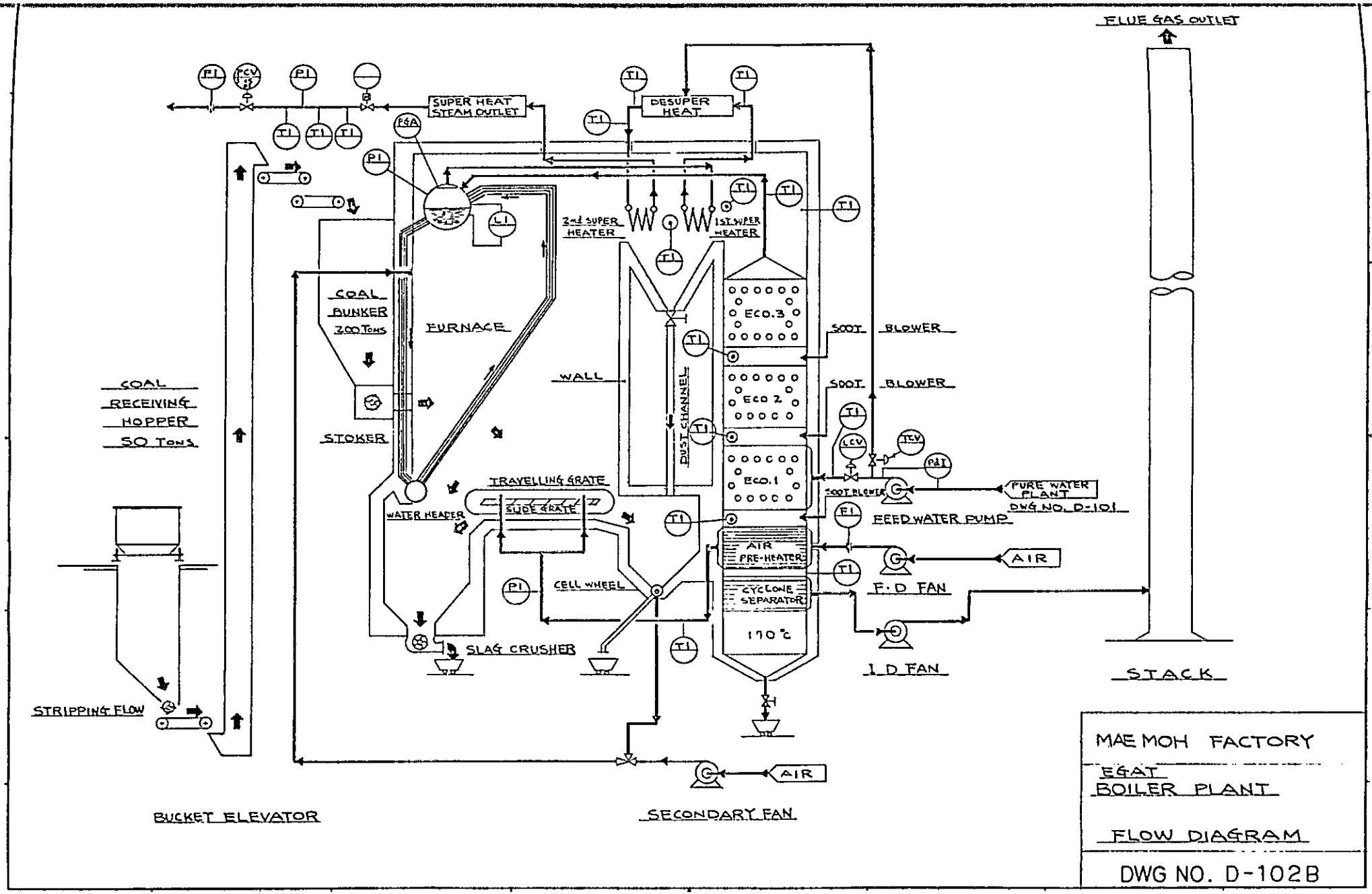
MAE MOH FACTORY

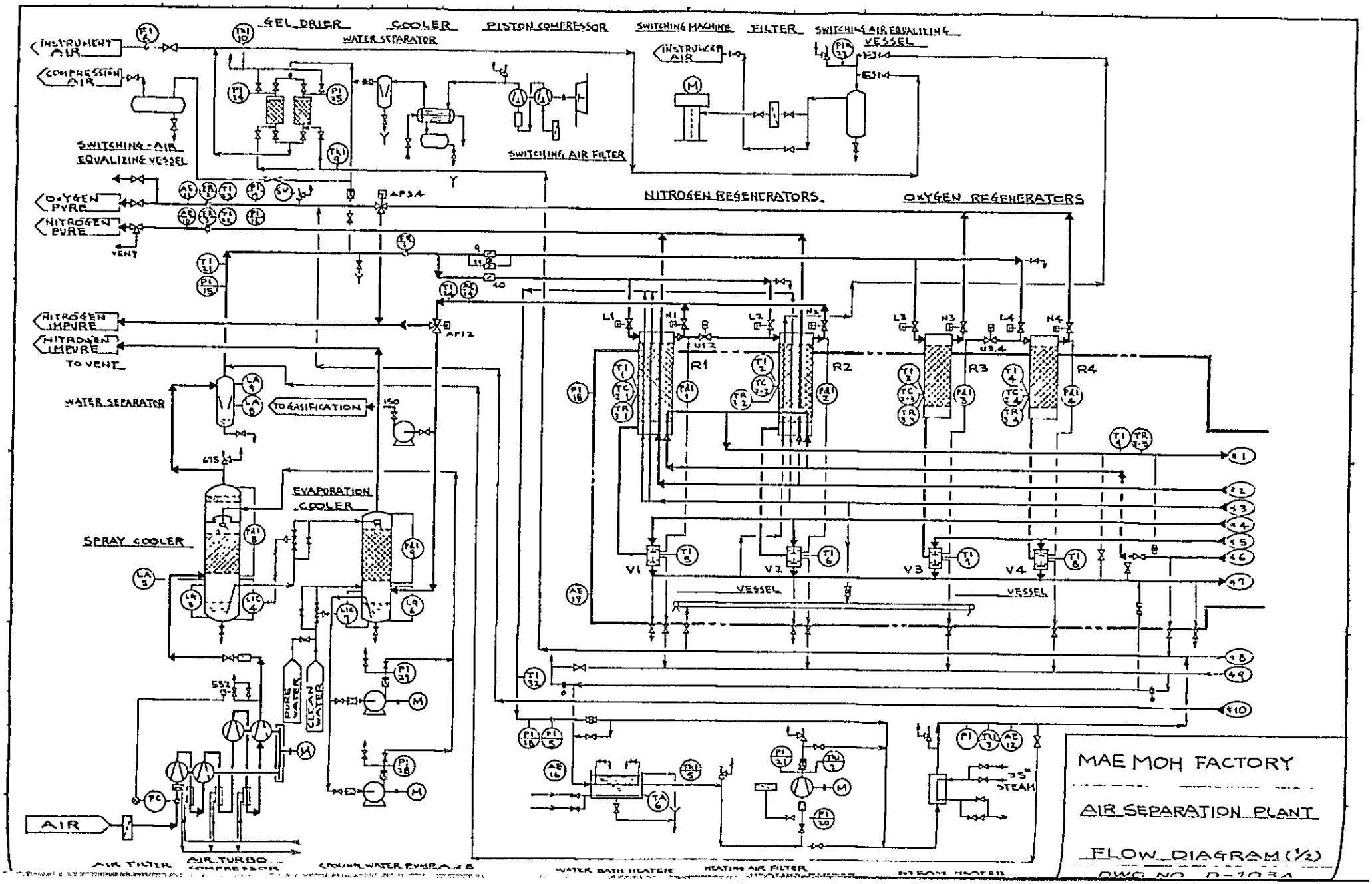
FLOW DIAGRAM (OVER ALL)

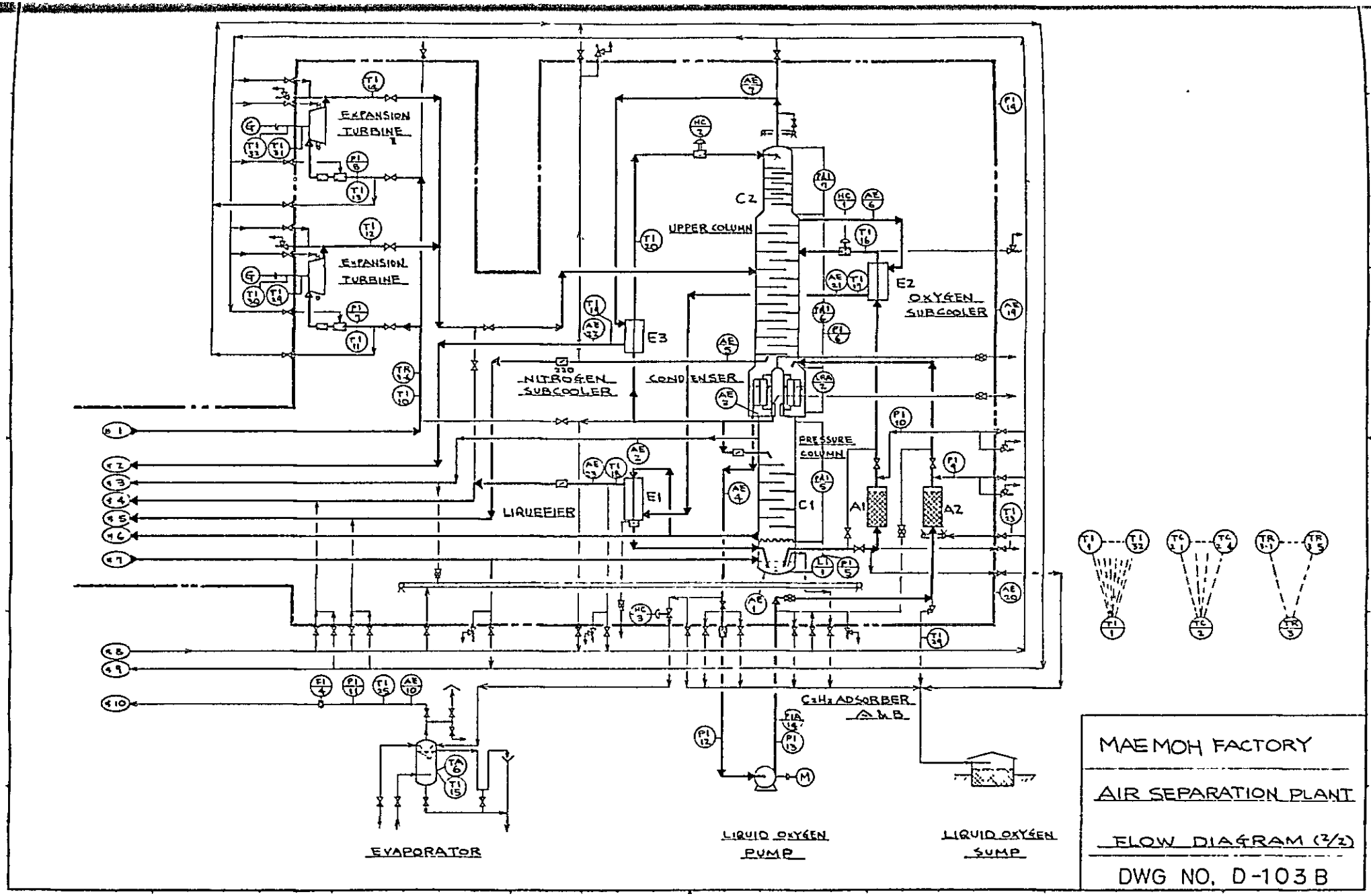
DWG NO. D-100

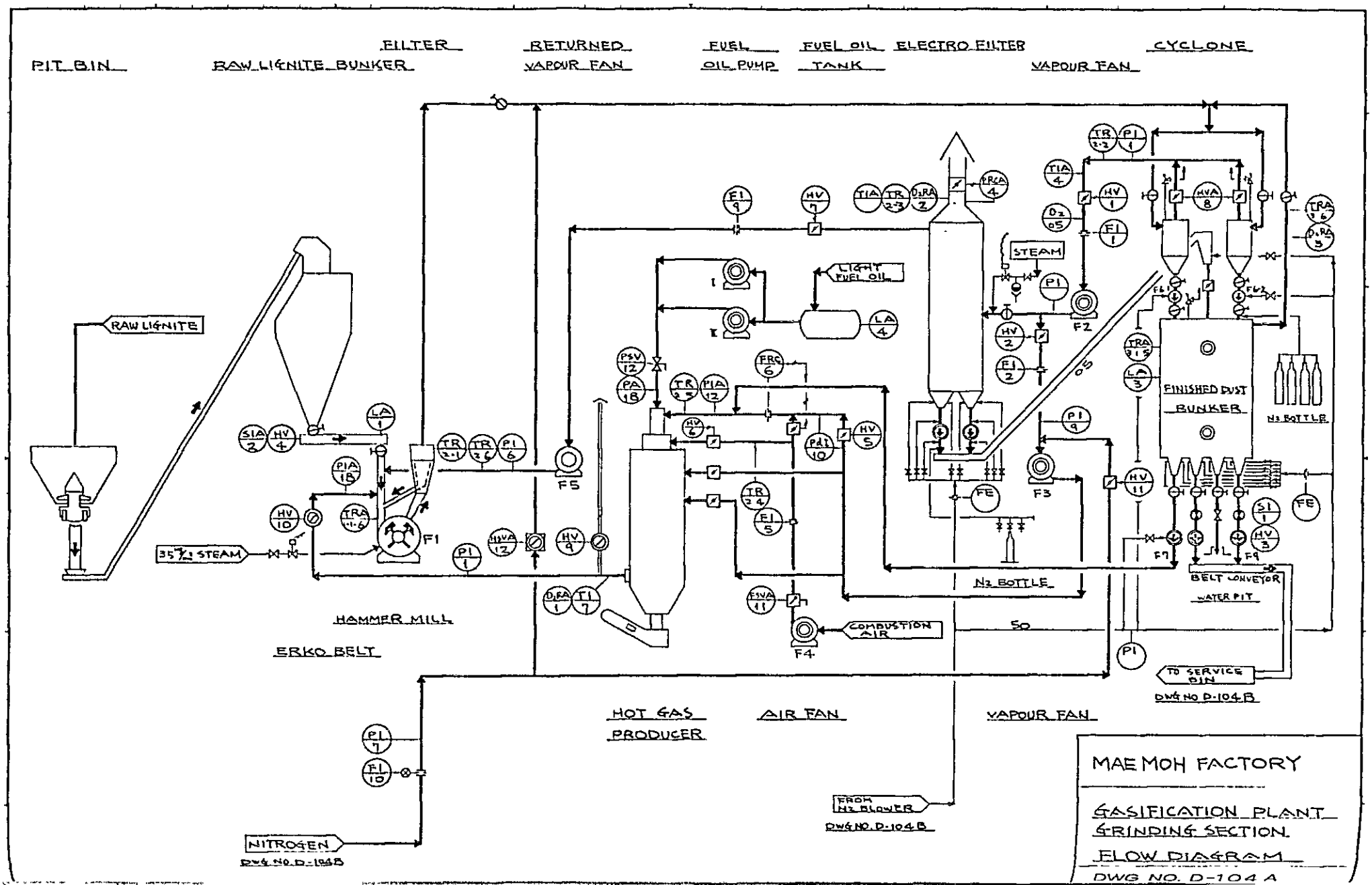

COOLING WATER PUMP
LAKE
COOLING WATER
Fe(OH)2
CLARIFIER
SAND FILTER
CLEAN WATER TANK
ION-EXCHANGER
PURE WATER TANK
FI
PG
UTILITY WATER
PUMP
TO AIR SEPARATION
TO & FROM ESAT PLANT DWG NO D-110
PIAL
TO LURGI PLANT
AMMONIA (3-29)
KOPPER
TO TCV-3-65-01 TCV-3-65-02
AMMONIA (3-43 3-52)
UREA PLANT
PI
LIC
PIC
35% STEAM
DWG NO D-106A HOT WATER FROM AMMONIA PLANT
TO AMMONIA PLANT DWG NO D-106A
NaOH
CONDENSATE FROM KOPPER
CONDENSATE FROM ADIP
NaH4 Na3PO4
HEAT EXCHANGER
PUMP
PROCESS CONDENSATE FROM UREA PLANT
CONDENSATE PUMP
BOILER FEED WATER PUMP
DEAERATOR
MAE MOH FACTORY
PURE WATER FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-101

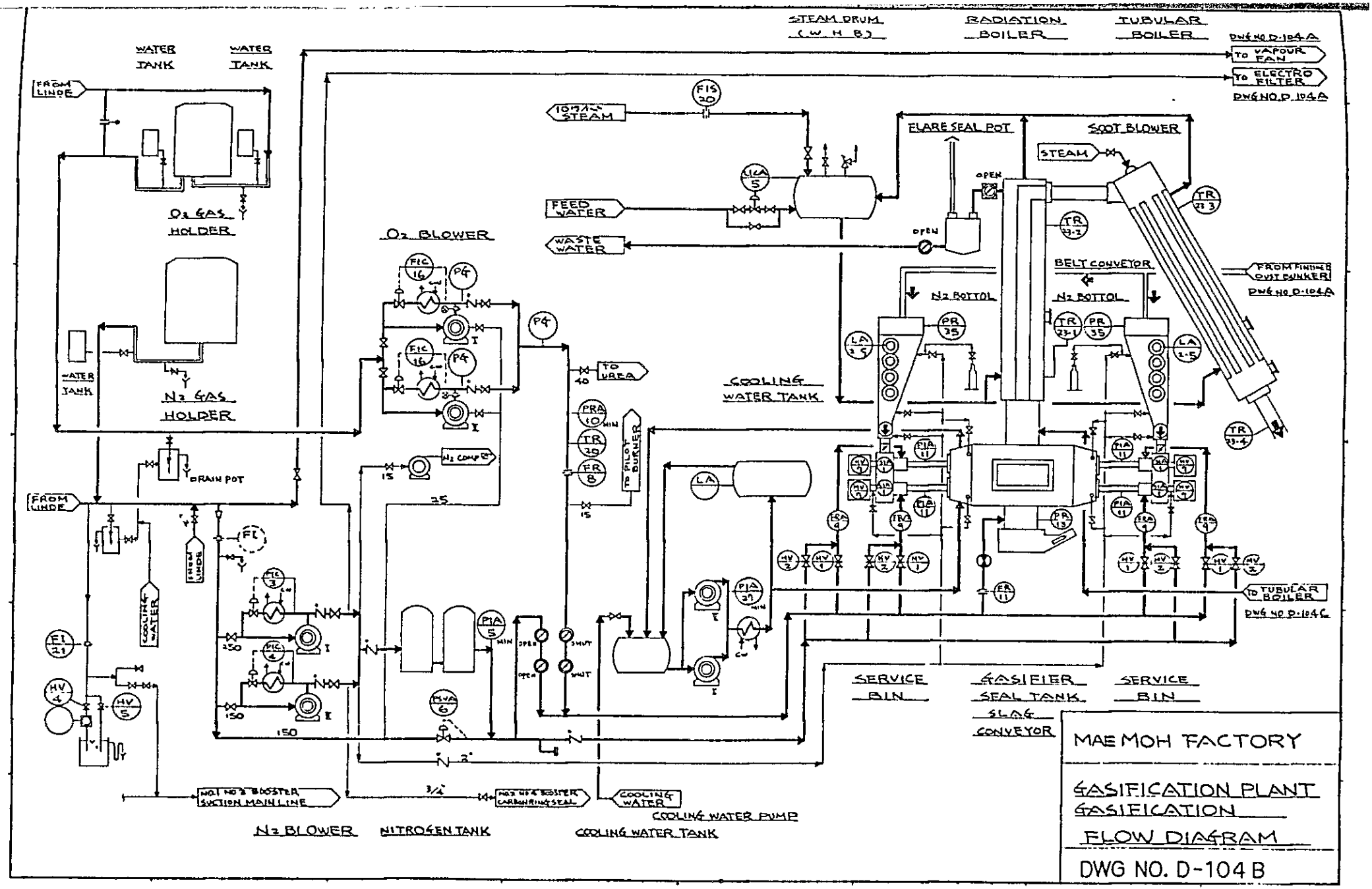

EGAT BOILER
FROM FEED WATER PUMP
GRINDING SECTION
GASIFICATION DRUM
F1 20
SOOT BOILER
TUBULAR BOILER
FR 06
TO AS PLANT
NO 2 BOILER
F.W. PUMP
PIC
TIA
TIC
SV
FRC 03
TO ADIP PLANT
PIA
PG
FR
PACKAGE BOILER
DRUM
H2SO4 PLANT
F1
40-45°
PR
FIC
COPPER
TO NH3 PLANT
UREA
MELTER
AIR SEPALATION
SY DRUM
UREA DRUM
MAE MOH FACTORY
STEAM
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-102A

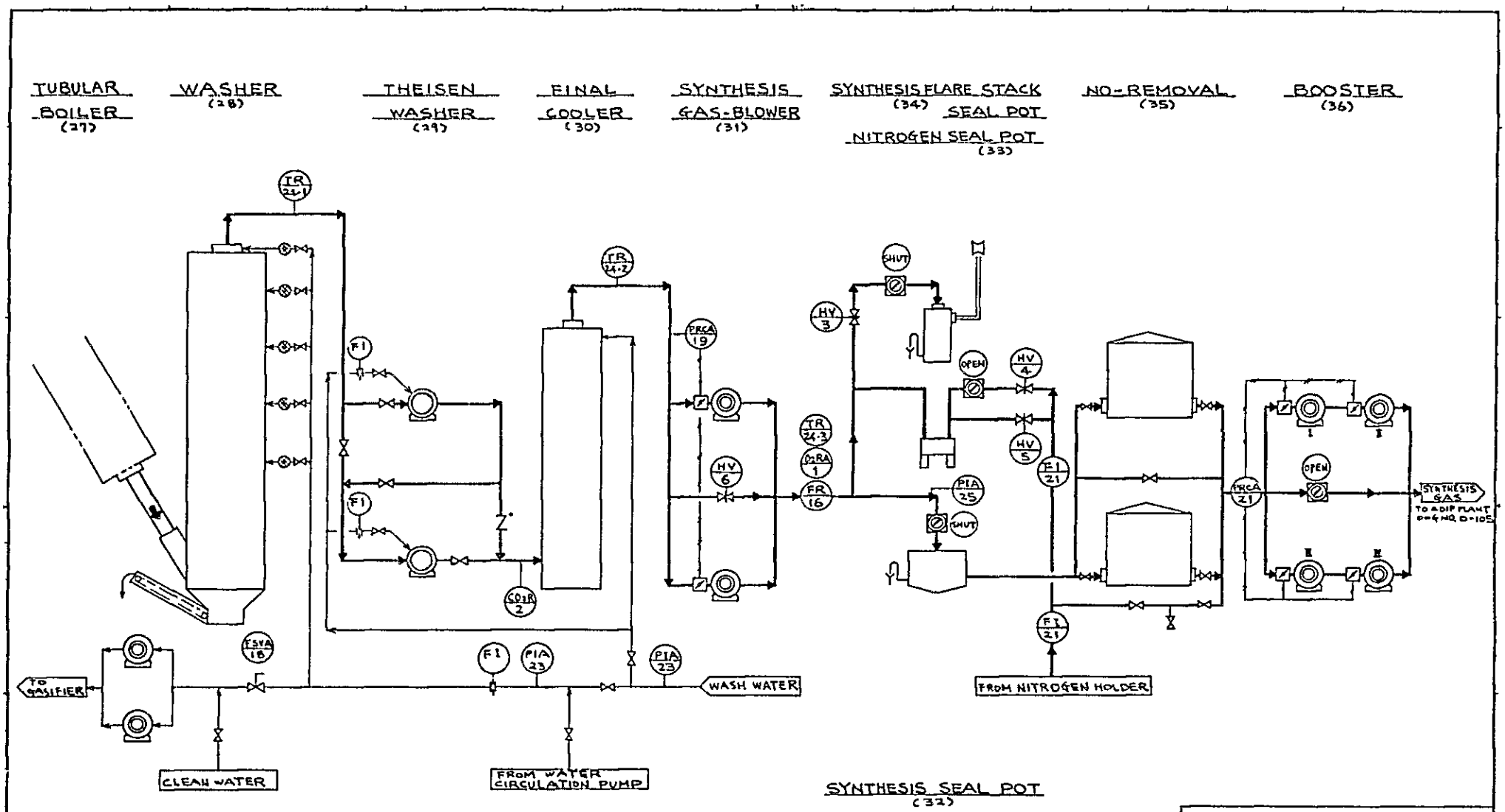

FLUE GAS OUTLET
SUPER HEAT STEAM OUTLET
DESUPER HEAT
2nd SUPER HEATER
1ST SUPER HEATER
COAL BUNKER 200 TONS
FURNACE
WALL
DUST CHANNEL
ECO.3
ECO 2
ECO.1
SOOT BLOWER
SOOT BLOWER
SOOT BLOWER
COAL RECEIVING HOPPER 50 TONS
STOKER
TRAVELLING GRATE
SIDE GRATE
WATER HEATER
PURE WATER PLANT
DWG NO. D-101
FEED WATER PUMP
AIR PRE-HEATER
AIR
F.D FAN
CELL WHEEL
CYCLONE SEPARATOR
170 °C
SLAG CRUSHER
I.D FAN
STACK
STRIPPING FLOW
AIR
BUCKET ELEVATOR
SECONDARY FAN
MAE MOH FACTORY
EGAT
BOILER PLANT
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-102B


MAE MOH FACTORY
AIR SEPARATION PLANT
FLOW DIAGRAM (1/2)
DWG NO. D-103A
INSTRUMENT AIR
COMPRESSION AIR
SILICA GEL DRIER
COOLER
WATER SEPARATOR
PISTON COMPRESSOR
SWITCHING MACHINE
FILTER
SWITCHING AIR EQUALIZING VESSEL
SWITCHING AIR FILTER
SWITCHING-AIR EQUALIZING VESSEL
OXYGEN PURE
NITROGEN PURE
VENT
NITROGEN REGENERATORS
OXYGEN REGENERATORS
NITROGEN IMPURE
TO VENT
WATER SEPARATOR
TO GASIFICATION
EVAPORATION COOLER
SPRAY COOLER
VESSEL
PURE WATER
CLEAN WATER
AIR
AIR FILTER
AIR TURBO COMPRESSOR
COOLING WATER EVAPORATOR
WATER BATH HEATER
HEATING AIR FILTER
STEAM HEATER
STEAM


EXPANSION TURBINE
EXPANSION TURBINE
UPPER COLUMN
C2
E2
OXYGEN SUBCOOLER
E3
NITROGEN SUBCOOLER
CONDENSER
PRESSURE COLUMN
C1
A1
A2
E1
LIQUEFIER
C2H2 ADSORBER A & B
EVAPORATOR
LIQUID OXYGEN PUMP
LIQUID OXYGEN SUMP
MAEMOH FACTORY
AIR SEPARATION PLANT
FLOW DIAGRAM (2/2)
DWG NO. D-103 B


PIT BIN
RAW LIGNITE BUNKER
FILTER
RETURNED VAPOUR FAN
FUEL OIL PUMP
FUEL OIL TANK
ELECTRO FILTER
CYCLONE
VAPOUR FAN
RAW LIGNITE
35% STEAM
HAMMER MILL
ERKO BELT
HOT GAS PRODUCER
AIR FAN
VAPOUR FAN
LIGHT FUEL OIL
STEAM
FINISHED DUST BUNKER
N2 BOTTLE
BELT CONVEYOR
WATER PIT
COMBUSTION AIR
TO SERVICE BIN
DWG NO D-104B
FROM N2 BLOWER
DWG NO. D-104B
NITROGEN
DWG NO. D-104B
MAE MOH FACTORY
GASIFICATION PLANT
GRINDING SECTION
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-104 A


STEAM DRUM (W H B)
RADIATION BOILER
TUBULAR BOILER
DWG NO D-104A
TO VAPOUR FAN
TO ELECTRO FILTER
DWG NO D-104A
WATER TANK
WATER TANK
FROM LINDE
O2 GAS HOLDER
N2 GAS HOLDER
WATER TANK
DRAIN POT
FROM LINDE
COOLING WATER
FROM LINDE
O2 BLOWER
N2 COMP
TO UREA
TO PILOT BURNER
10 BAR STEAM
FEED WATER
WASTE WATER
FLARE SEAL POT
OPEN
OPEN
SOOT BLOWER
STEAM
BELT CONVEYOR
FROM FINISHER DUST BUNKER
DWG NO D-104A
N2 BOTTOL
N2 BOTTOL
COOLING WATER TANK
TO TUBULAR BOILER
DWG NO D-104C
SERVICE BIN
GASIFIER SEAL TANK SLAG CONVEYOR
SERVICE BIN
NO.1 NO.2 BOOSTER SUCTION MAIN LINE
NO.3 NO.4 BOOSTER CARBON RING SEAL
COOLING WATER
COOLING WATER PUMP
N2 BLOWER
NITROGEN TANK
COOLING WATER TANK
MAE MOH FACTORY
GASIFICATION PLANT
GASIFICATION
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-104 B

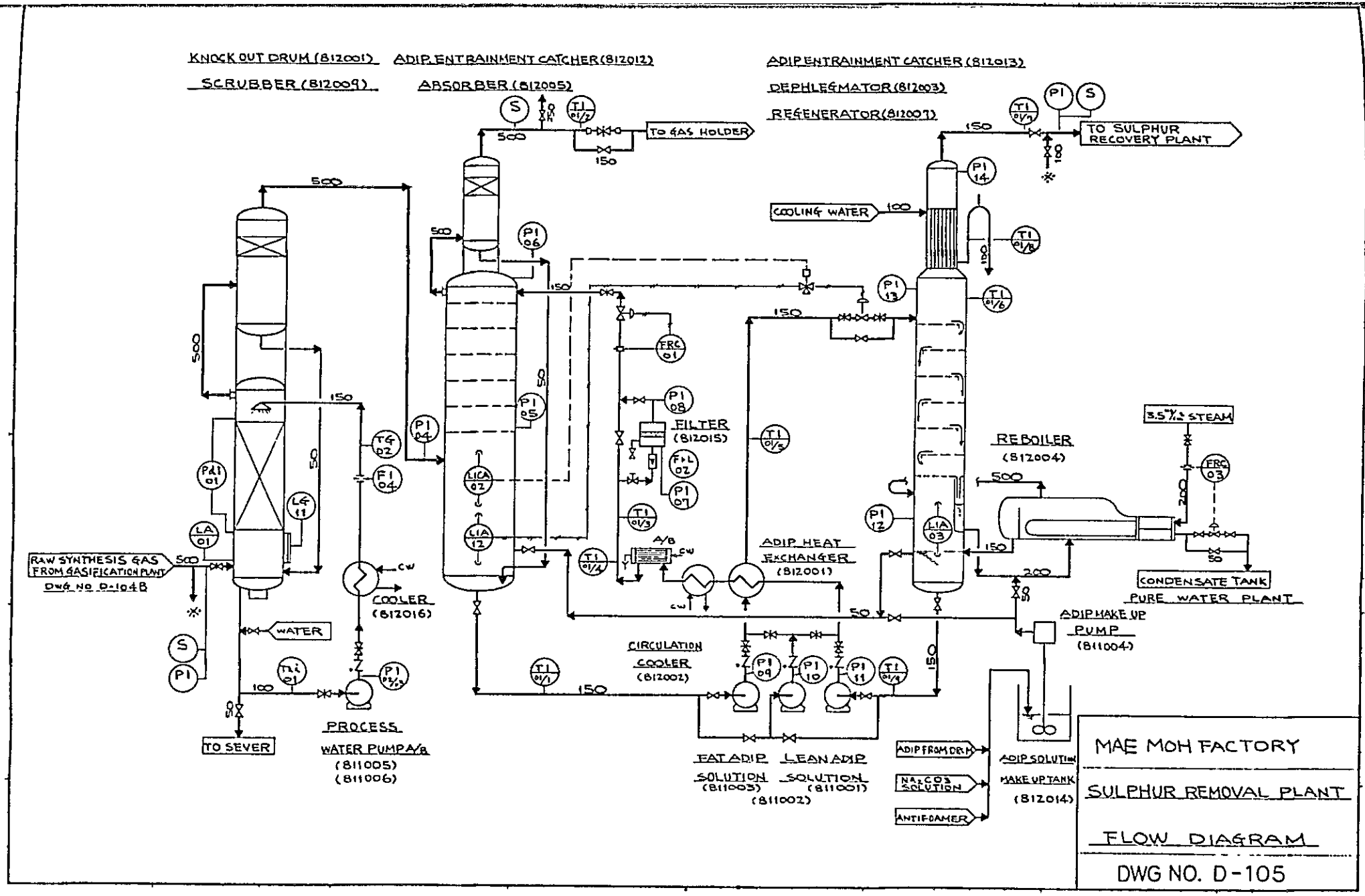


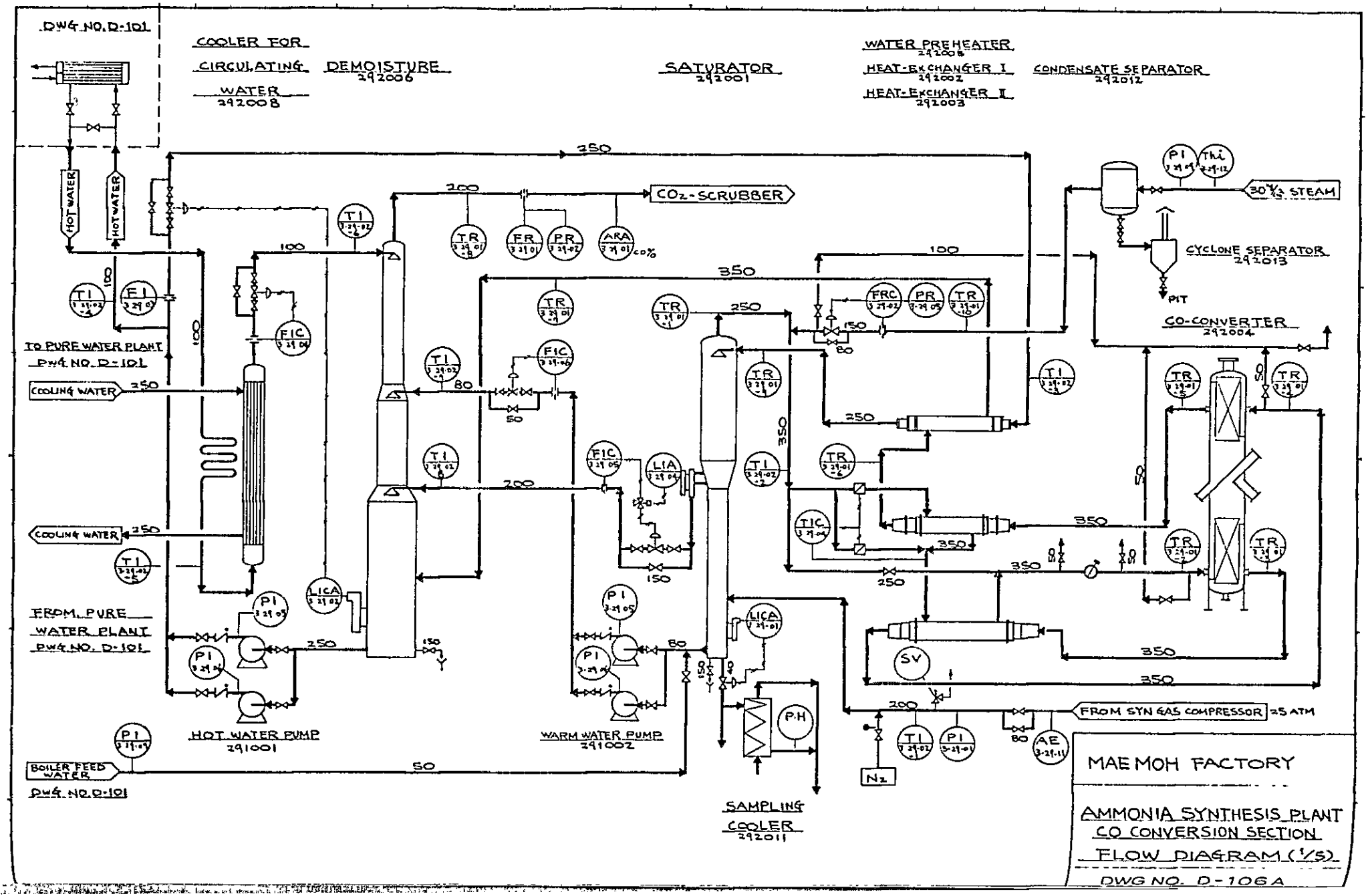
MAE MOH FACTORY

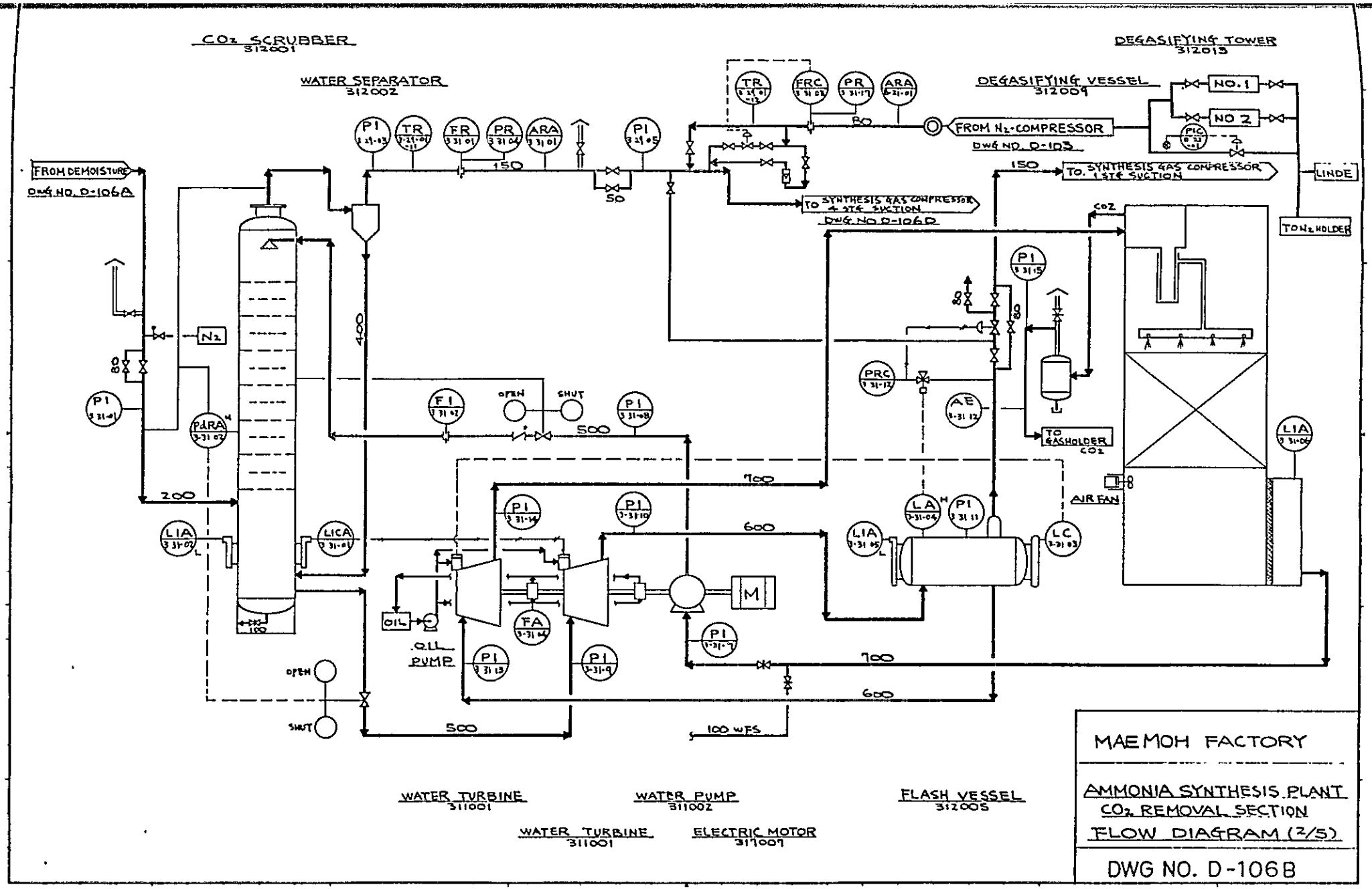
GASIFICATION PLANT

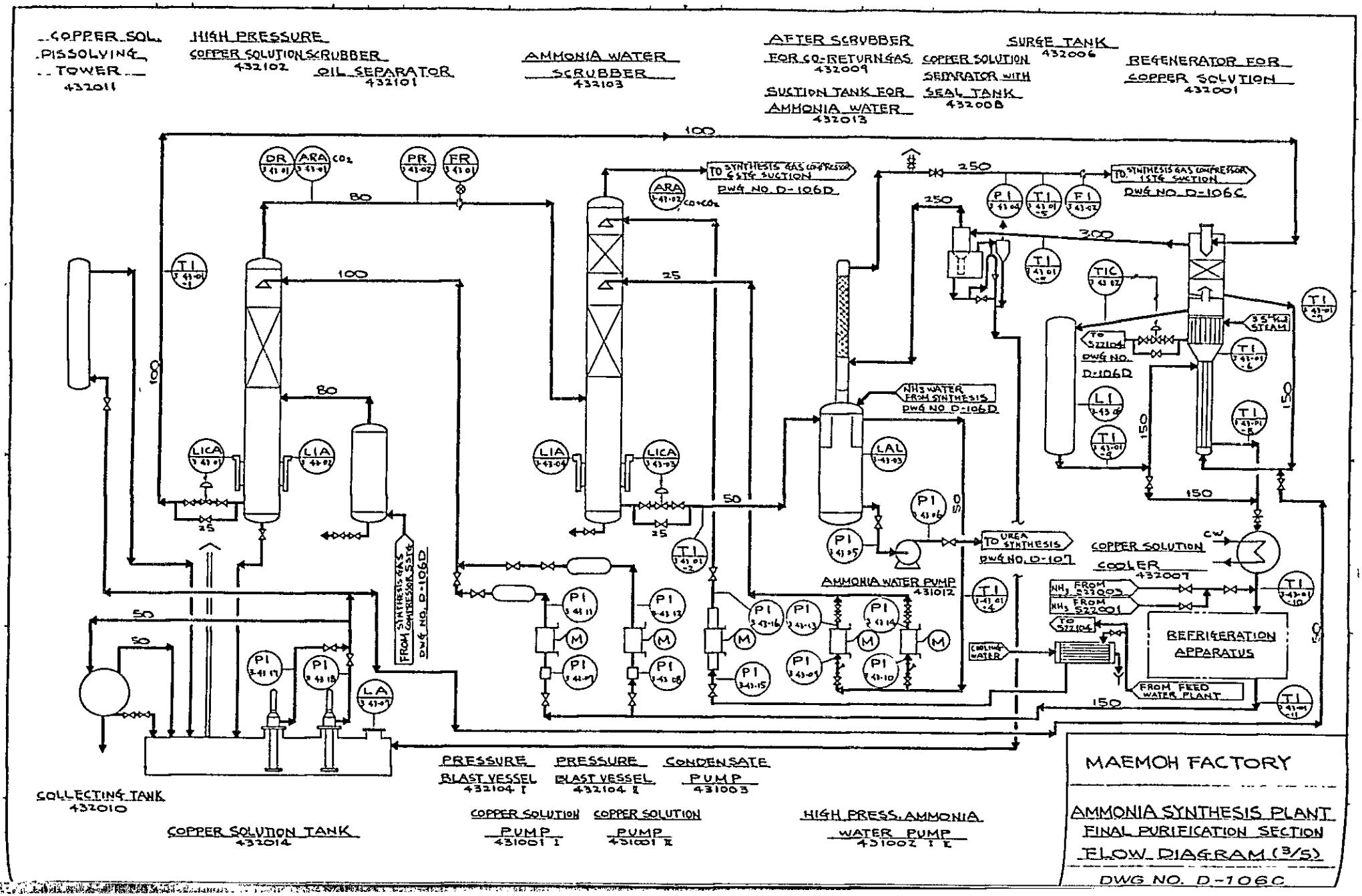
FLOW DIAGRAM

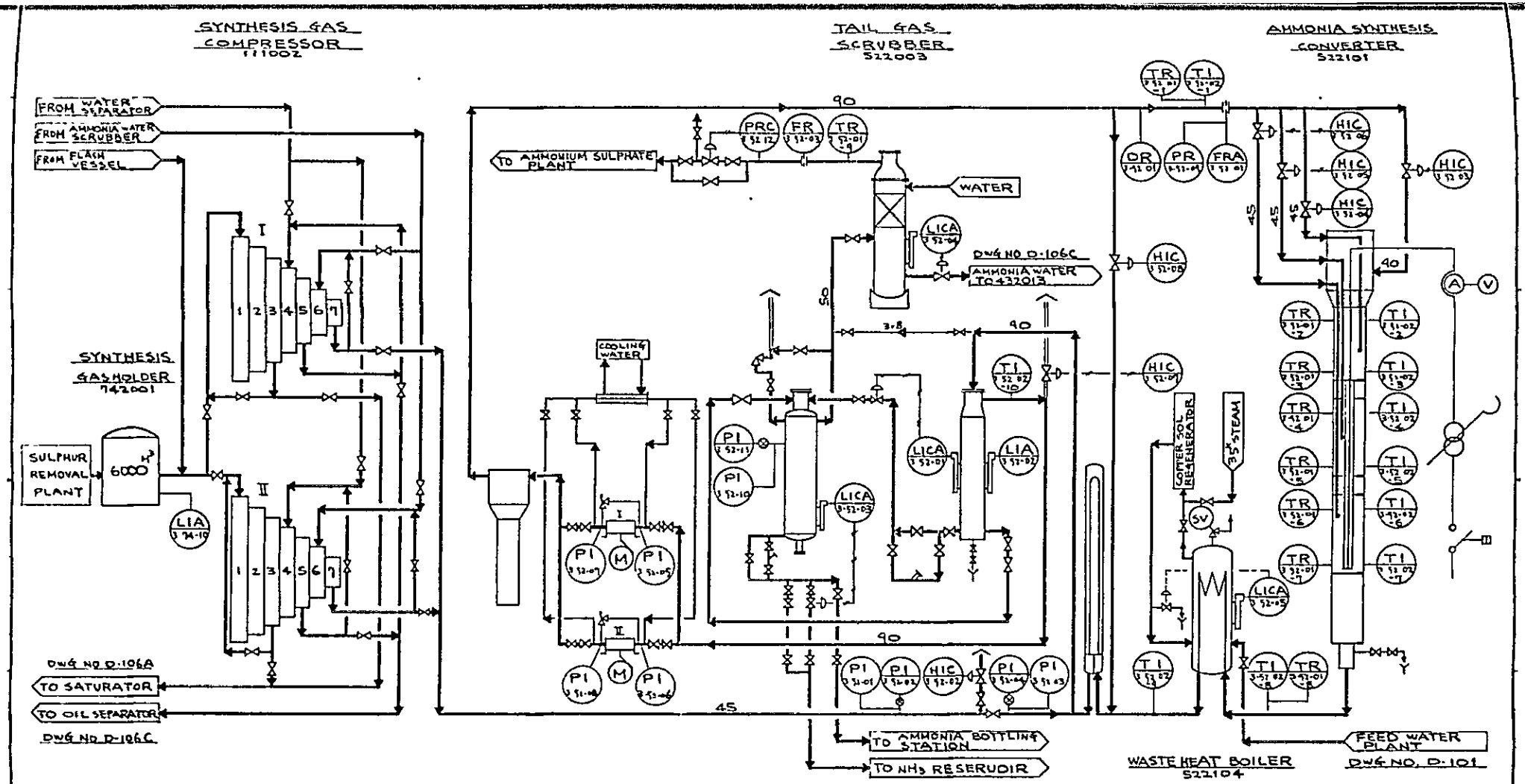
DWG NO. D-104C


KNOCK OUT DRUM (812001)
SCRUBBER (812009)
ADIP ENTRAINMENT CATCHER (812012)
ABSORBER (812005)
ADIP ENTRAINMENT CATCHER (812013)
DEPHLEGMATOR (812003)
REGENERATOR (812007)
TO GAS HOLDER
TO SULPHUR RECOVERY PLANT
COOLING WATER
RAW SYNTHESIS GAS FROM GASIFICATION PLANT
DWG NO D-104B
WATER
TO SEWER
PROCESS WATER PUMP A/B
(811005)
(811006)
COOLER
(812016)
FILTER
(812015)
ADIP HEAT EXCHANGER
(812001)
CIRCULATION COOLER
(812002)
REBOILER
(812004)
3.5% STEAM
CONDENSATE TANK
PURE WATER PLANT
ADIP MAKE UP PUMP
(811004)
FAT ADIP SOLUTION
(811003)
LEAN ADIP SOLUTION
(811001)
(811002)
ADIP FROM DRUM
NA2CO3 SOLUTION
ANTIFOAMER
ADIP SOLUTION MAKE UP TANK
(812014)
MAE MOH FACTORY
SULPHUR REMOVAL PLANT
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-105


DWG NO. D-101
COOLER FOR CIRCULATING WATER 292008
DEMOISTURE 292006
SATURATOR 292001
WATER PREHEATER 292008
HEAT-EXCHANGER I 292002
HEAT-EXCHANGER II 292003
CONDENSATE SEPARATOR 292012
HOT WATER
HOT WATER
CO2-SCRUBBER
30% STEAM
CYCLONE SEPARATOR 292013
PIT
CO-CONVERTER 292004
TO PURE WATER PLANT DWG NO. D-101
COOLING WATER
COOLING WATER
FROM PURE WATER PLANT DWG NO. D-101
HOT WATER PUMP 291001
WARM WATER PUMP 291002
BOILER FEED WATER DWG NO. D-101
SAMPLING COOLER 292011
FROM SYN GAS COMPRESSOR 25 ATM
N2
SV
P.H
MAE MOH FACTORY
AMMONIA SYNTHESIS PLANT
CO CONVERSION SECTION
FLOW DIAGRAM (1/5)
DWG NO. D-106A


CO2 SCRUBBER
312001
WATER SEPARATOR
312002
DEGASIFYING TOWER
312013
DEGASIFYING VESSEL
312009
FROM DEMOISTURE
DWG NO. D-106A
FROM N2-COMPRESSOR
DWG NO. D-103
TO SYNTHESIS GAS COMPRESSOR 4 STG SUCTION
DWG NO D-106D
TO. SYNTHESIS GAS COMPRESSOR 1 STG SUCTION
LINDE
TO N2 HOLDER
TO GASHOLDER CO2
AIR FAN
OIL PUMP
OIL
OPEN
SHUT
100 WFS
WATER TURBINE
311001
WATER PUMP
311002
FLASH VESSEL
312005
ELECTRIC MOTOR
317009
MAEMOH FACTORY
AMMONIA SYNTHESIS PLANT
CO2 REMOVAL SECTION
FLOW DIAGRAM (2/5)
DWG NO. D-106B

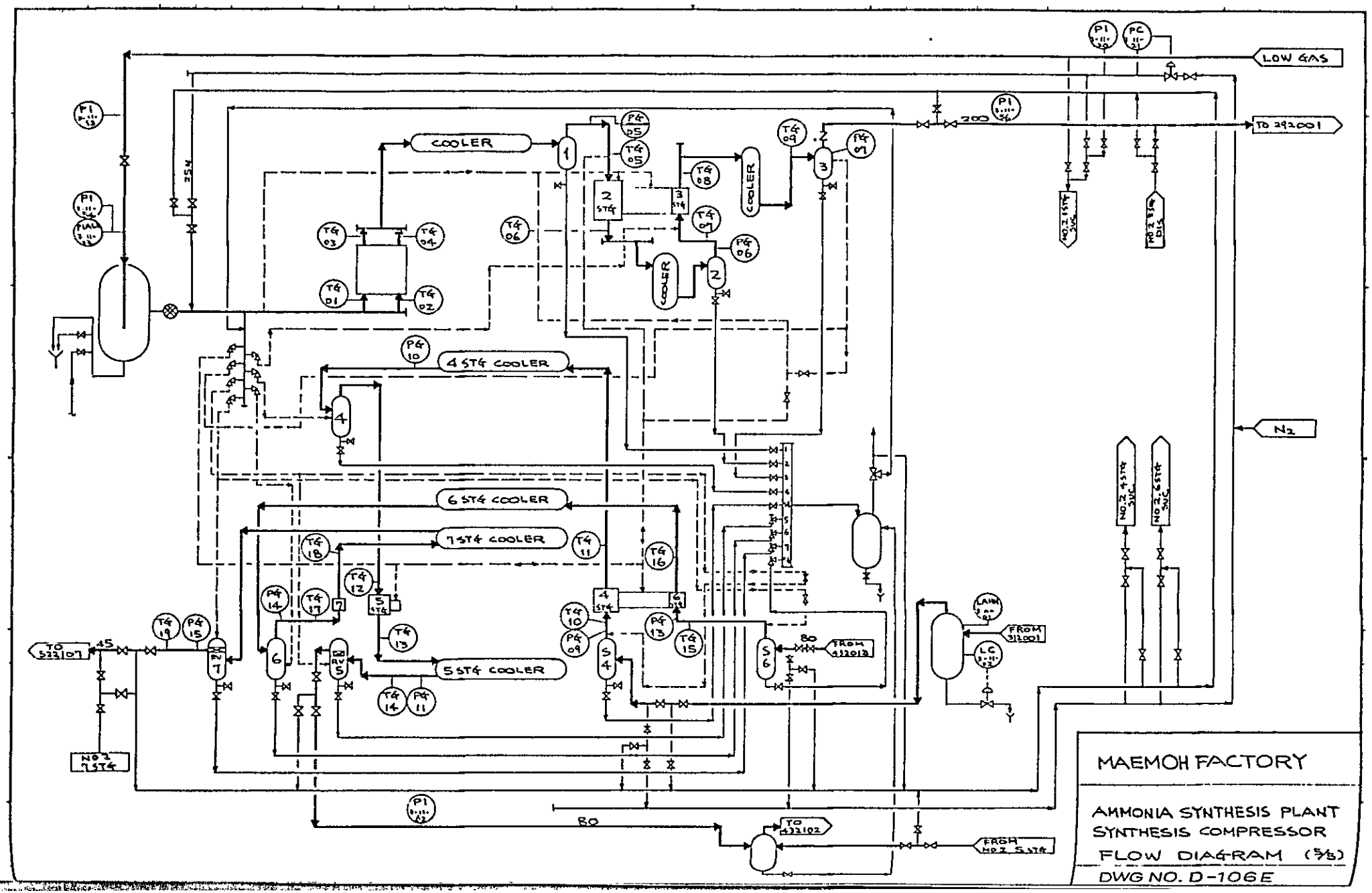

COPPER SOL. DISSOLVING TOWER 432011
HIGH PRESSURE COPPER SOLUTION SCRUBBER 432102
OIL SEPARATOR 432101
AMMONIA WATER SCRUBBER 432103
AFTER SCRUBBER FOR CO-RETURN GAS 432009
SUCTION TANK FOR AMMONIA WATER 432013
COPPER SOLUTION SEPARATOR WITH SEAL TANK 432008
SURGE TANK 432006
REGENERATOR FOR COPPER SOLUTION 432001
TO SYNTHESIS GAS COMPRESSOR 6 STG SUCTION DWG NO. D-106D
TO SYNTHESIS GAS COMPRESSOR 1 STG SUCTION DWG NO. D-106C
NH3 WATER FROM SYNTHESIS DWG NO. D-106D
FROM SYNTHESIS GAS COMPRESSOR 5 STG DWG NO. D-106D
TO UREA SYNTHESIS DWG NO. D-107
AMMONIA WATER PUMP 431012
COPPER SOLUTION COOLER 432007
REFRIGERATION APPARATUS
FROM FEED WATER PLANT
COOLING WATER
3.5 KG/CM² STEAM
COLLECTING TANK 432010
COPPER SOLUTION TANK 432014
PRESSURE BLAST VESSEL 432104 I
PRESSURE BLAST VESSEL 432104 II
CONDENSATE PUMP 431003
COPPER SOLUTION PUMP 431001 I
COPPER SOLUTION PUMP 431001 II
HIGH PRESS. AMMONIA WATER PUMP 431002 I II
MAEMOH FACTORY
AMMONIA SYNTHESIS PLANT
FINAL PURIFICATION SECTION
FLOW DIAGRAM (3/5)
DWG NO. D-106C

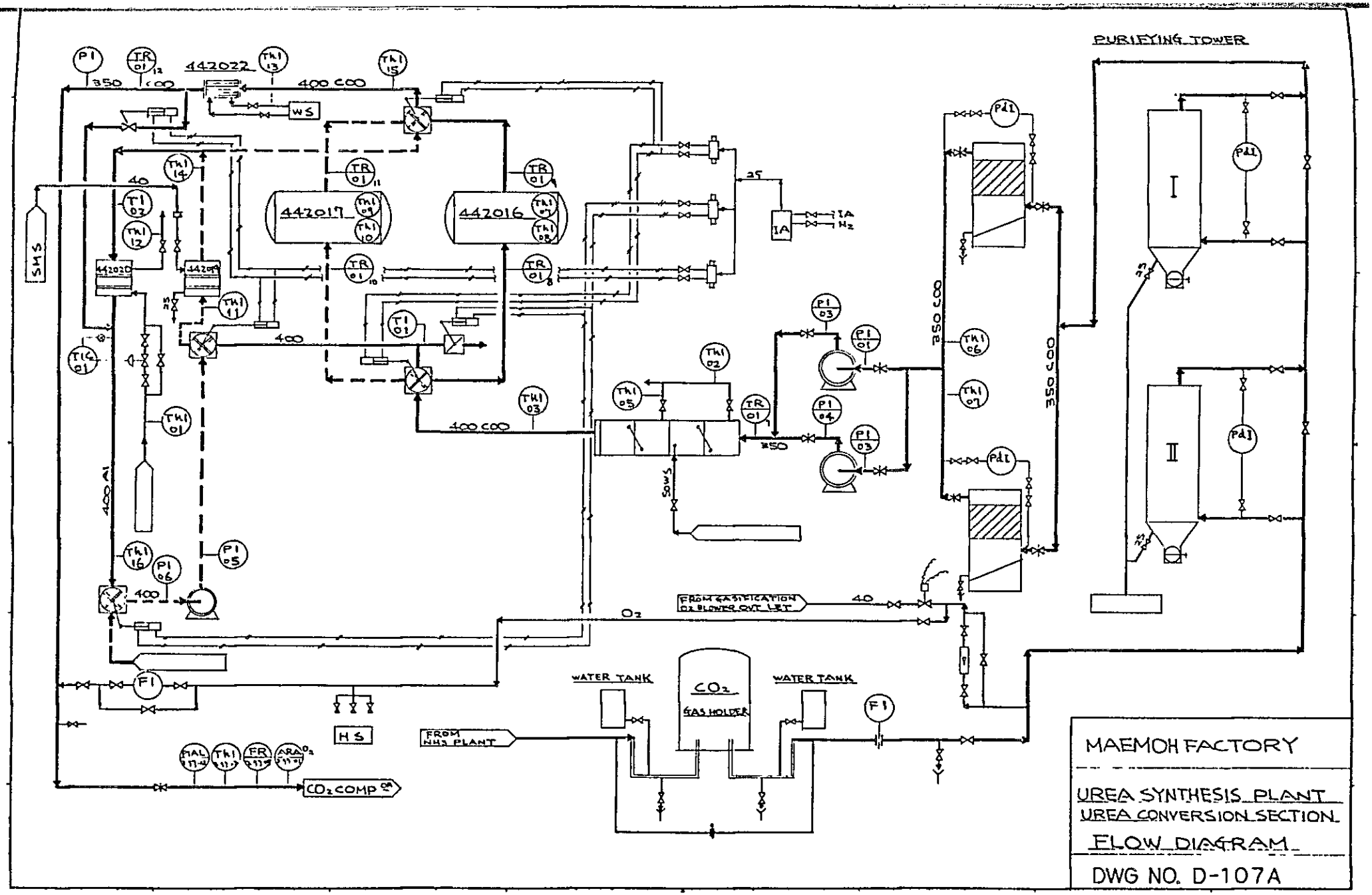


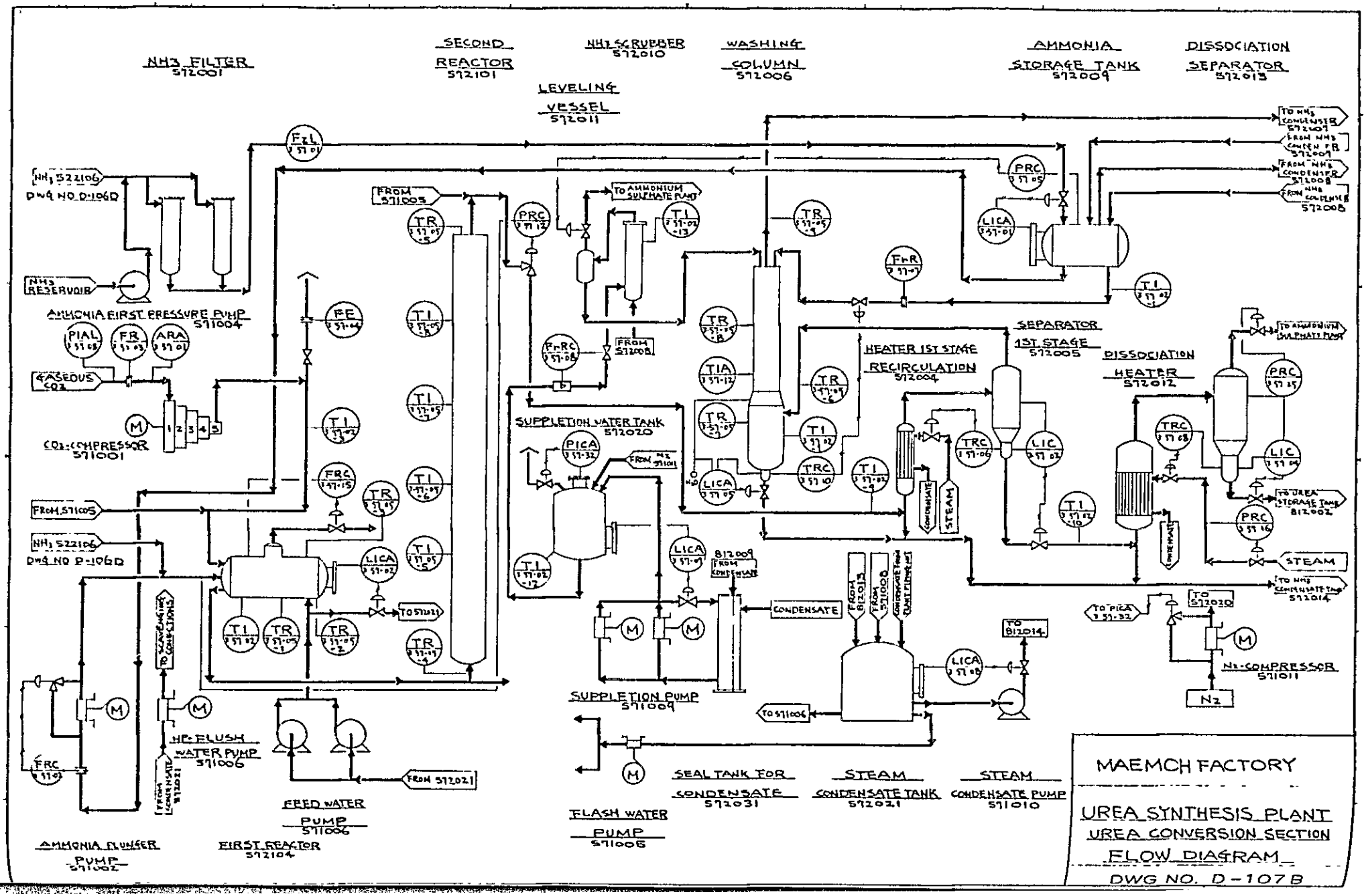
MAEMOH FACTORY

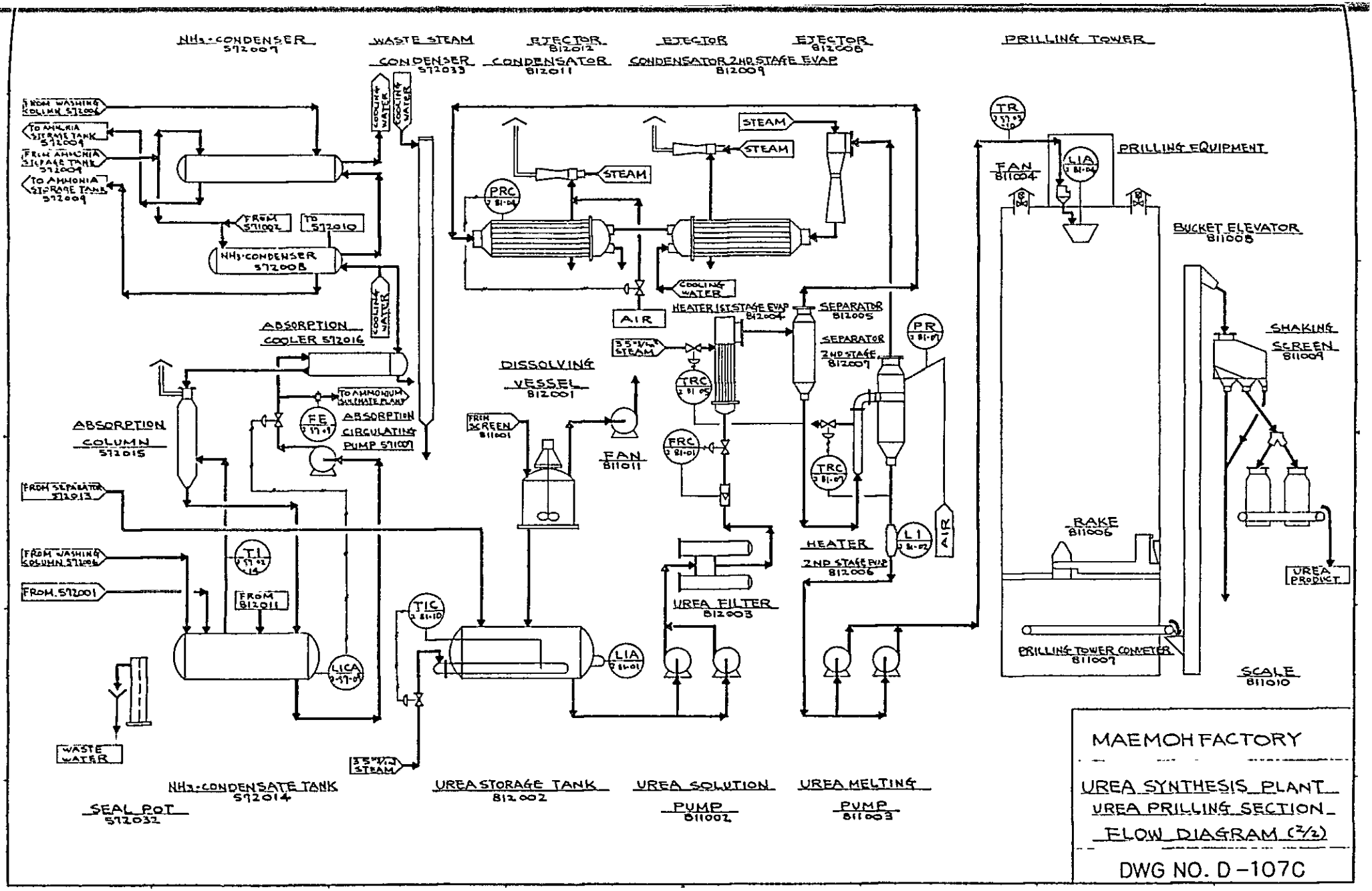
AMMONIA SYNTHESIS PLANT
AMMONIA SYNTHESIS SECTION
FLOW DIAGRAM (4/5)

DWG NO. D-106D


LOW GAS
TO 292001
N2
COOLER
4 STG COOLER
6 STG COOLER
7 STG COOLER
5 STG COOLER
FROM 312001
FROM 432018
TO 432102
FROM NO.2 5 STG
TO 322107
NO.2 7 STG
MAEMOH FACTORY
AMMONIA SYNTHESIS PLANT
SYNTHESIS COMPRESSOR
FLOW DIAGRAM (5/5)
DWG NO. D-106E


PURIFYING TOWER
442022
442017
442016
442020
442021
WS
SMS
IA
N_2
O_2
FROM GASIFICATION O_2 BLOWER OUT LET
WATER TANK
CO_2 GAS HOLDER
WATER TANK
FROM NH_3 PLANT
HS
CO_2 COMP
I
II
MAEMOH FACTORY
UREA SYNTHESIS PLANT
UREA CONVERSION SECTION
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-107A

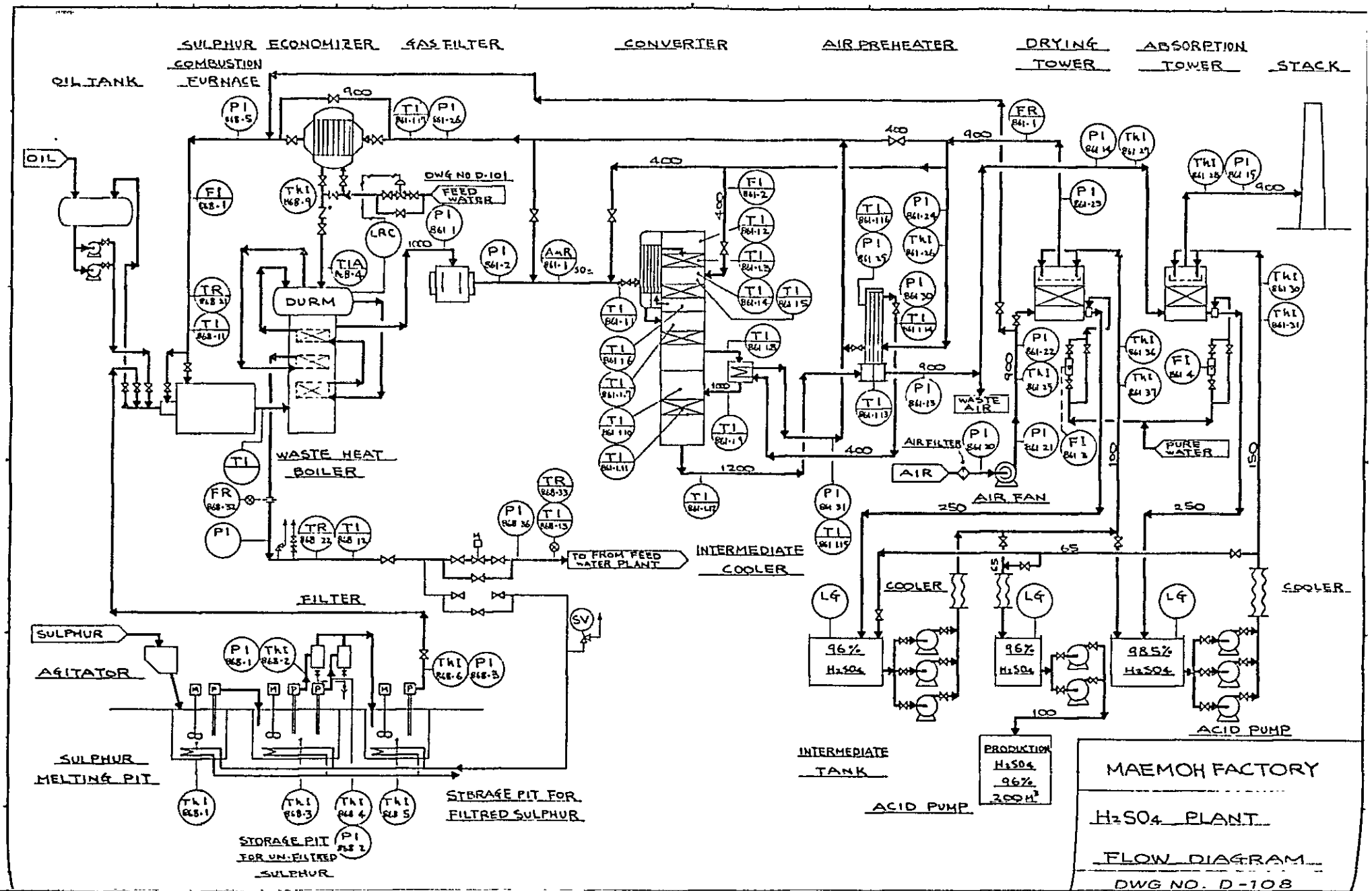

NH3 FILTER 572001
SECOND REACTOR 572101
NH3 SCRUBBER 572010
WASHING COLUMN 572006
AMMONIA STORAGE TANK 572009
DISSOCIATION SEPARATOR 572013
LEVELING VESSEL 572011
NH3 RESERVOIR
AMMONIA FIRST PRESSURE PUMP 571004
GASEOUS CO2
CO2-COMPRESSOR 571001
SUPPLETION WATER TANK 572020
SUPPLETION PUMP 571009
HEATER 1ST STAGE RECIRCULATION 572004
SEPARATOR 1ST STAGE 572005
DISSOCIATION HEATER 572012
CONDENSATE
STEAM
N2-COMPRESSOR 571011
N2
HP-FLUSH WATER PUMP 571006
FEED WATER PUMP 571006
FIRST REACTOR 572104
AMMONIA PLUNGER PUMP 571002
FLASH WATER PUMP 571006
SEAL TANK FOR CONDENSATE 572031
STEAM CONDENSATE TANK 572021
STEAM CONDENSATE PUMP 571010
MAEMCH FACTORY
UREA SYNTHESIS PLANT
UREA CONVERSION SECTION
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-107B

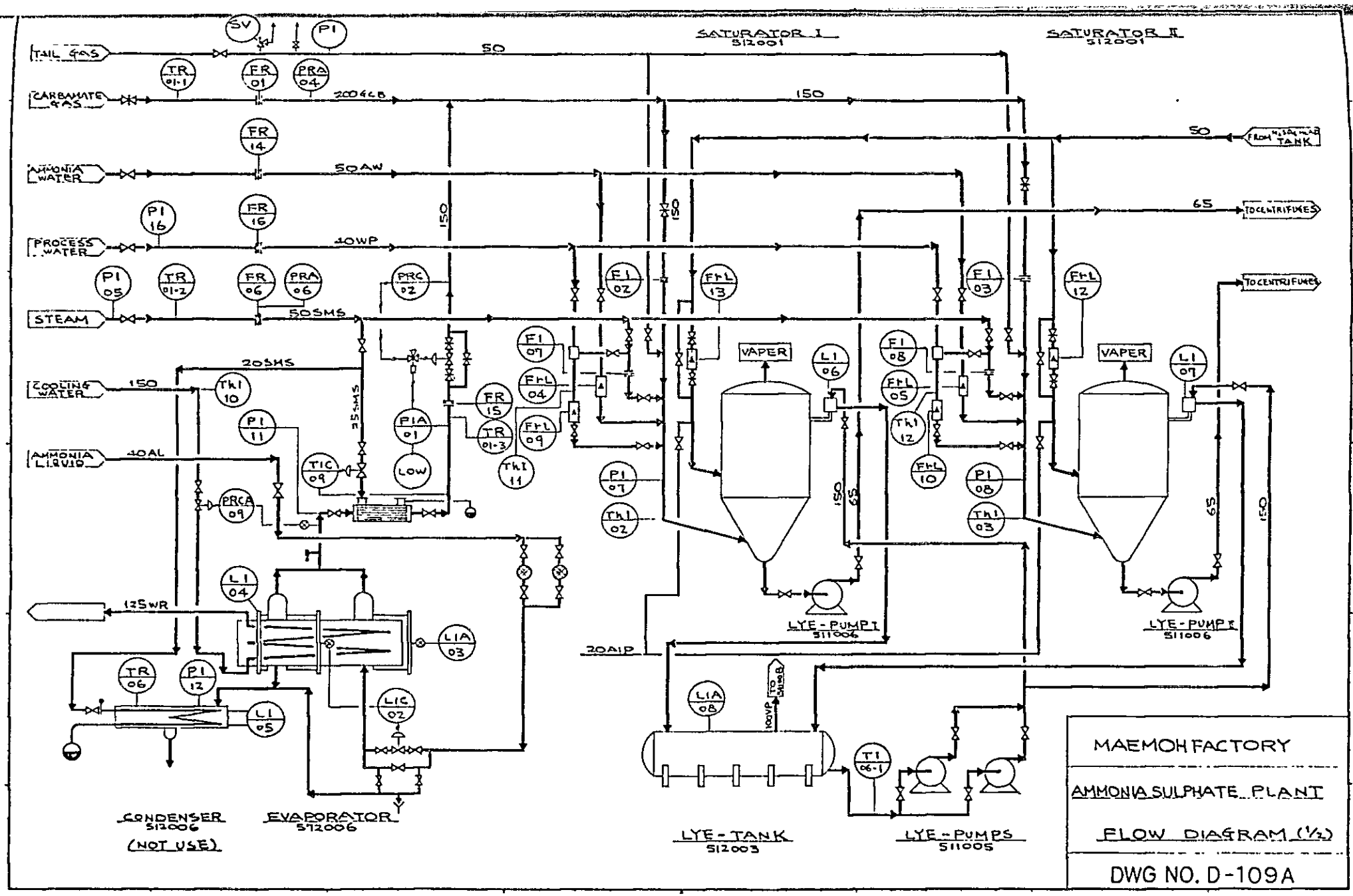


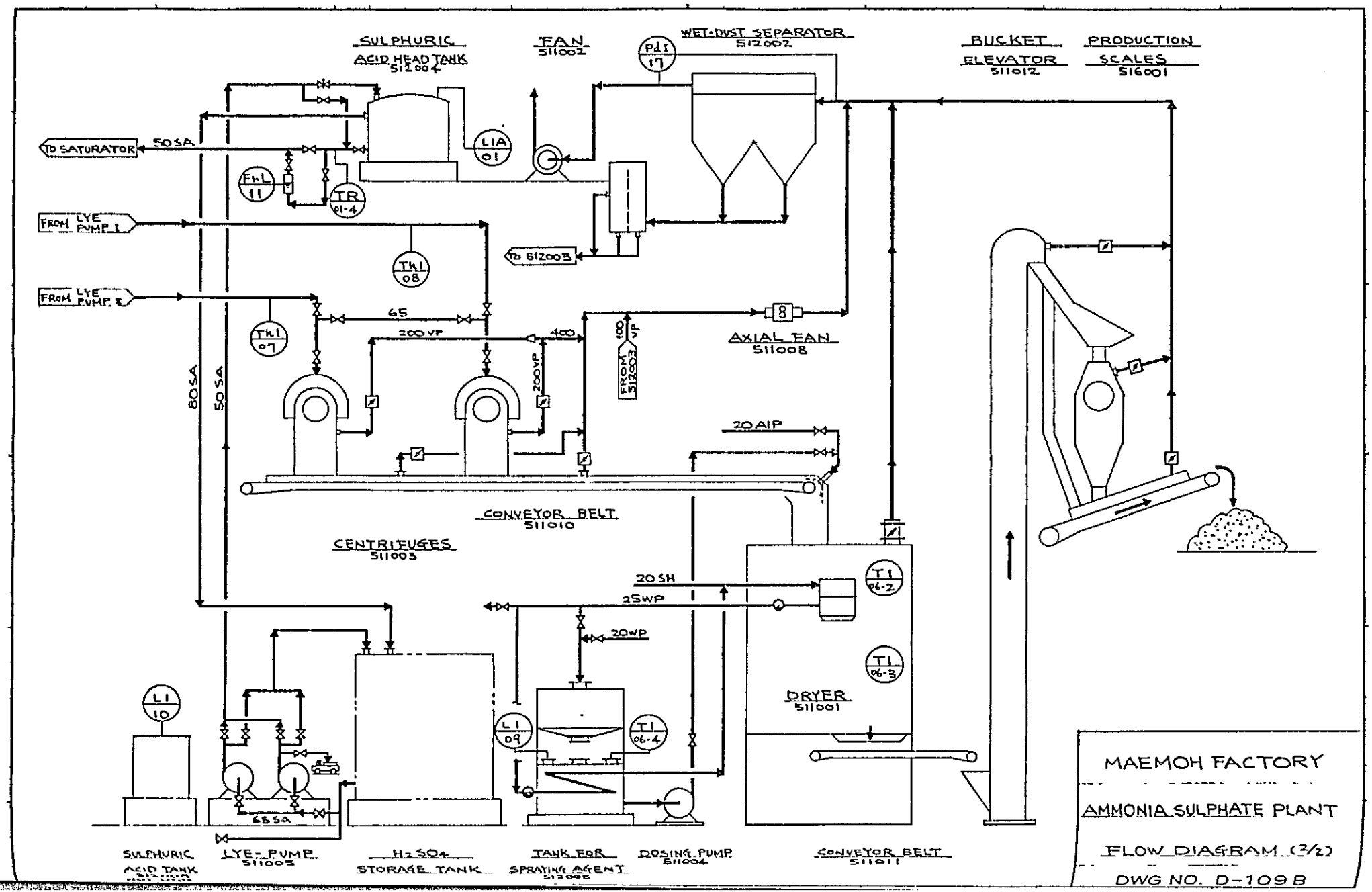
MAEMOH FACTORY

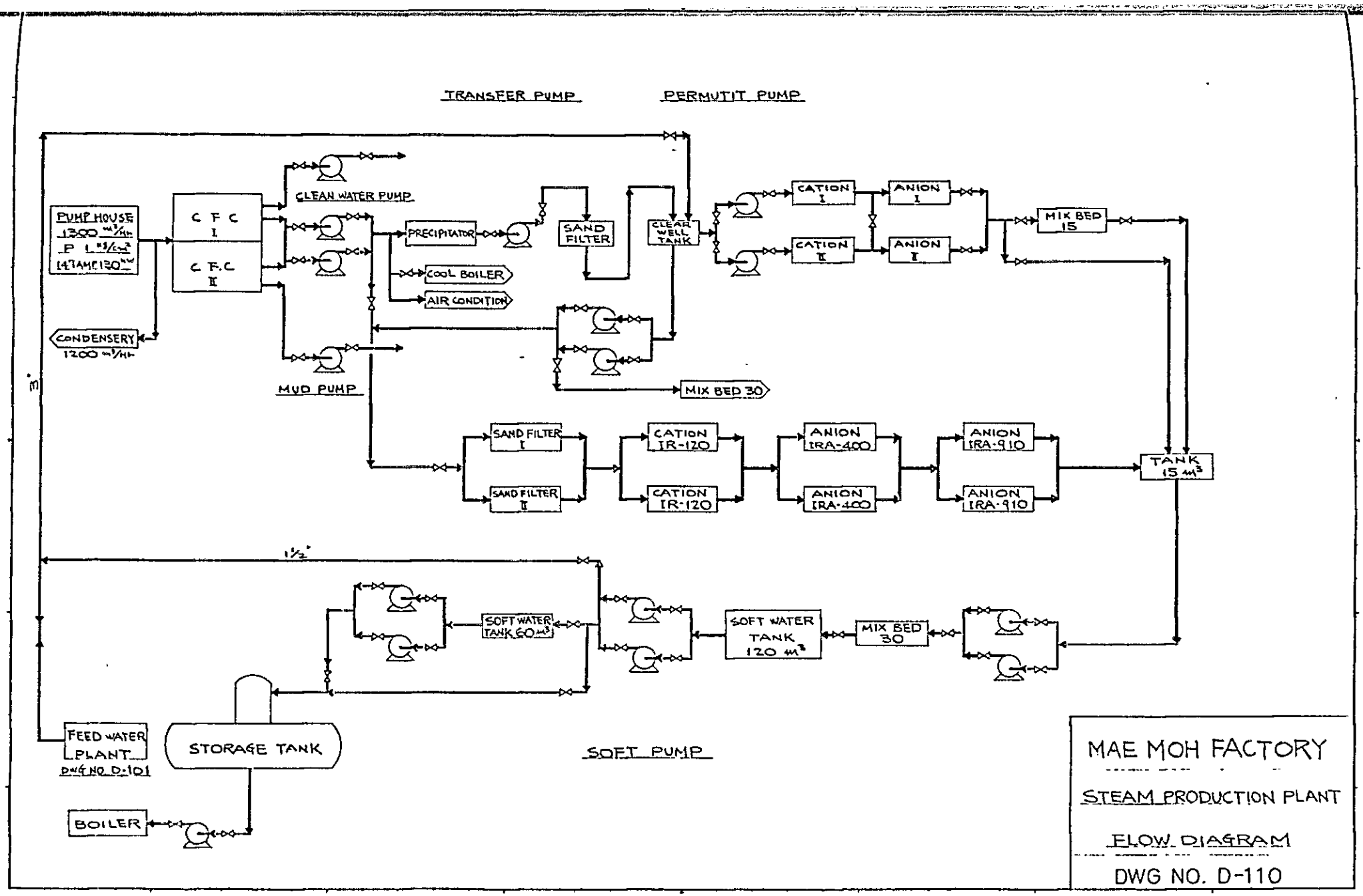
UREA SYNTHESIS PLANT
UREA PRILLING SECTION
FLOW DIAGRAM (2/2)

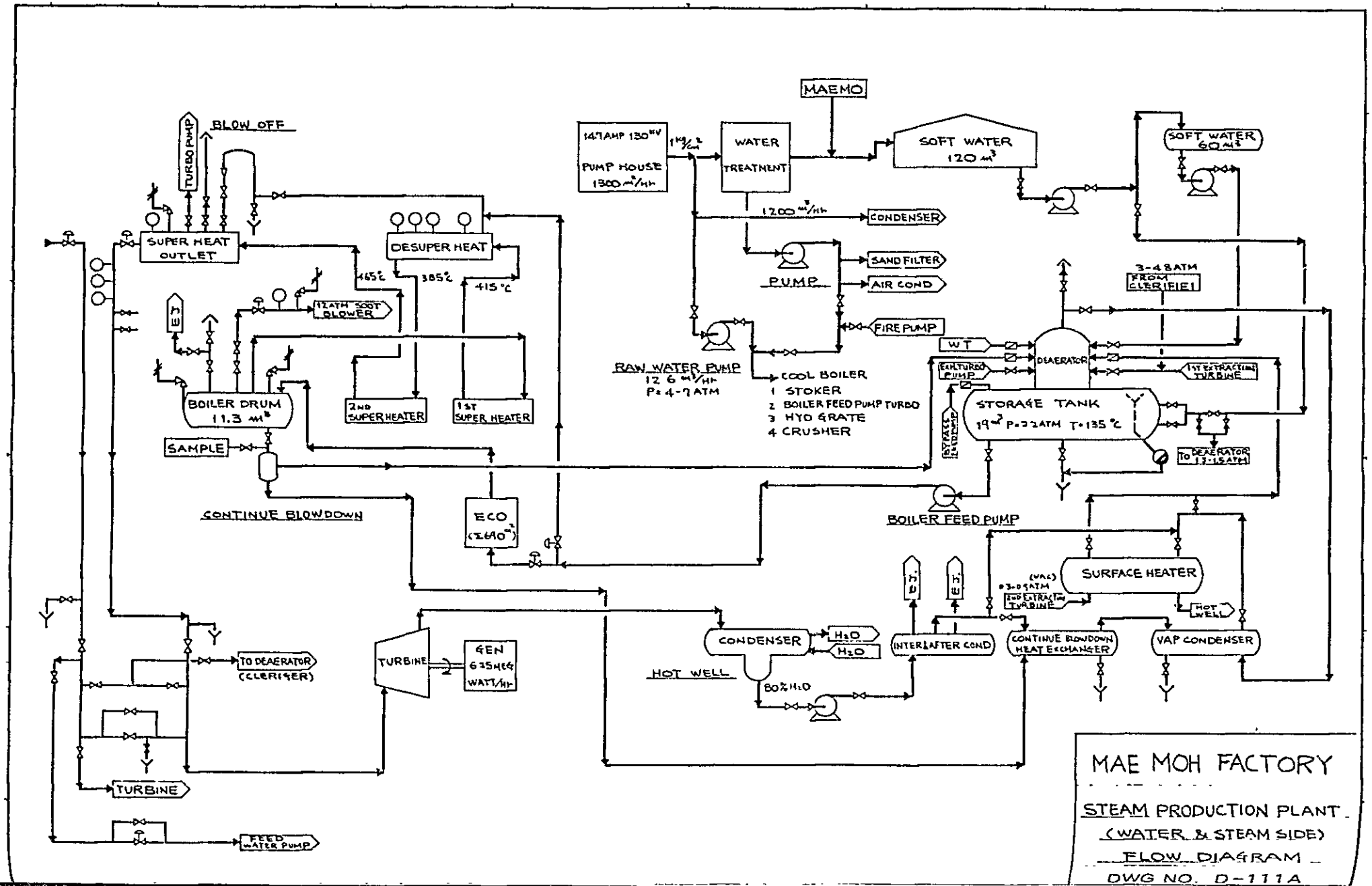
DWG NO. D-107C

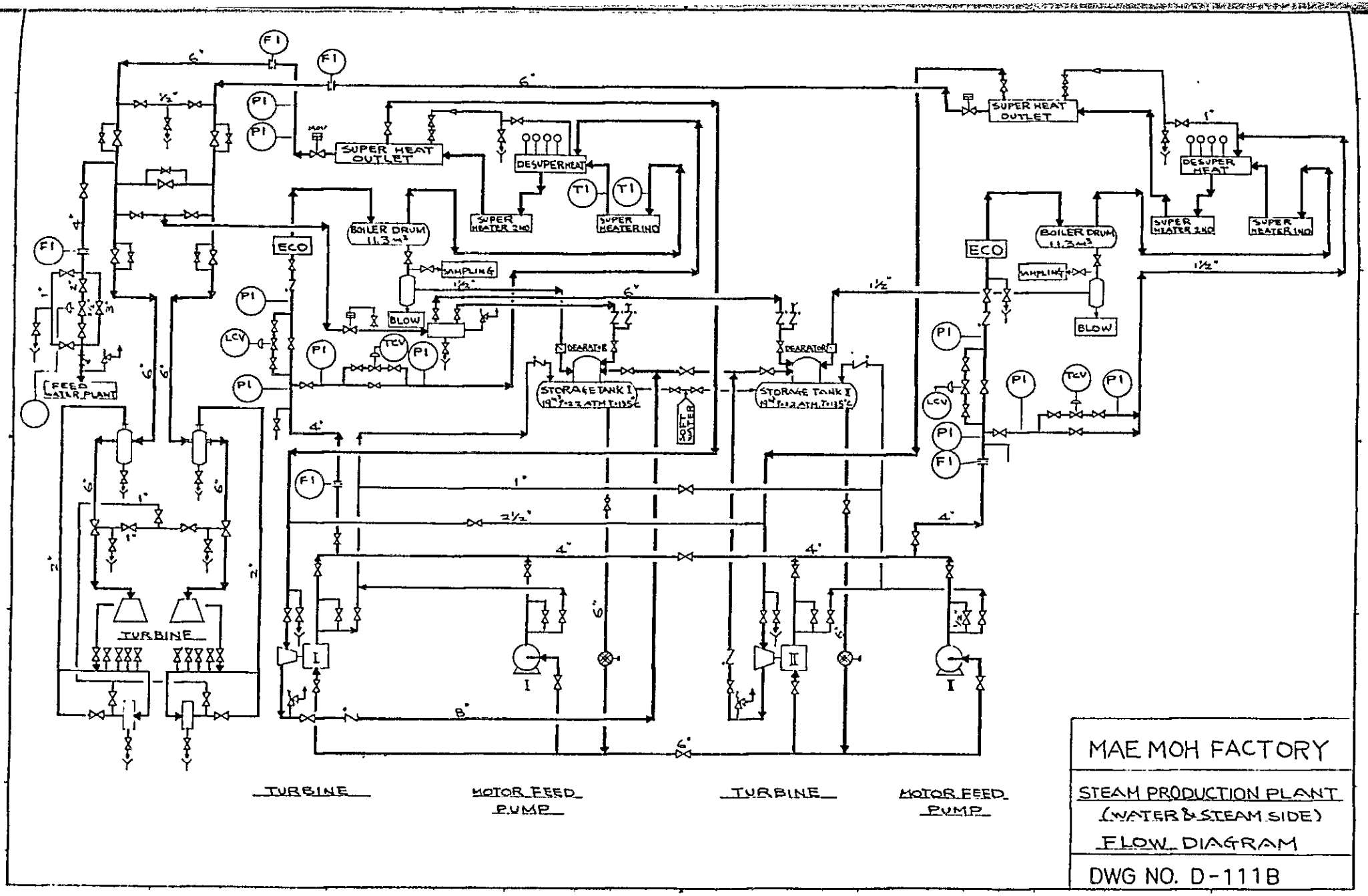

SULPHUR COMBUSTION FURNACE
ECONOMIZER
GAS FILTER
CONVERTER
AIR PREHEATER
DRYING TOWER
ABSORPTION TOWER
STACK
OIL TANK
OIL
DWG NO D-101
FEED WATER
DURM
WASTE HEAT BOILER
FILTER
TO FROM FEED WATER PLANT
INTERMEDIATE COOLER
WASTE AIR
AIR FILTER
AIR
AIR FAN
PURE WATER
COOLER
96% H2SO4
98.5% H2SO4
ACID PUMP
INTERMEDIATE TANK
PRODUKTION H2SO4 96% 200 M3
SULPHUR
AGITATOR
SULPHUR MELTING PIT
STORAGE PIT FOR FILTRED SULPHUR
STORAGE PIT FOR UN-FILTRED SULPHUR
MAEMOH FACTORY
H2SO4 PLANT
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-108

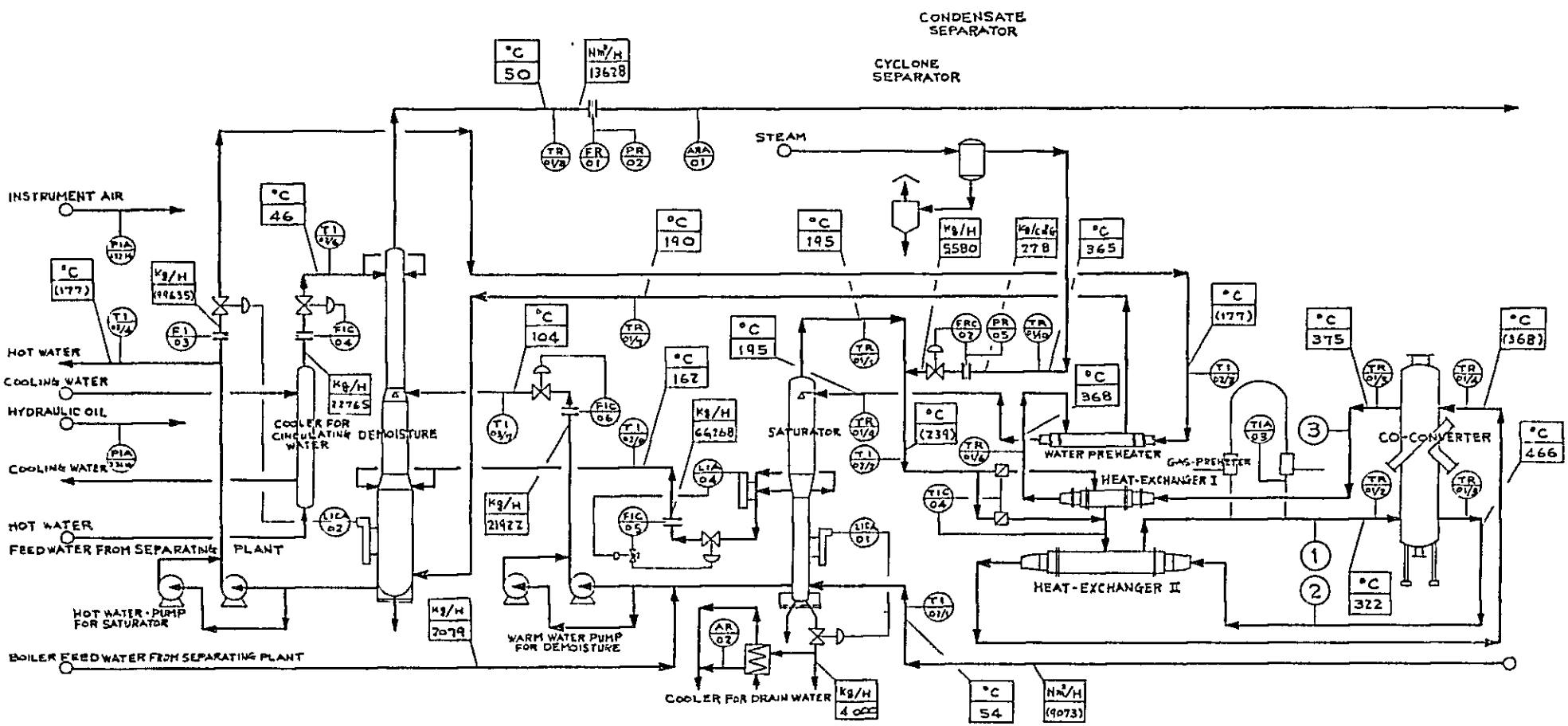

TAIL GAS
CARBAMATE GAS
AMMONIA WATER
PROCESS WATER
STEAM
COOLING WATER
AMMONIA LIQUID
SATURATOR I
512001
SATURATOR II
512001
FROM MEDIUM TANK
TO CENTRIFUGES
VAPER
LYE-PUMP I
511006
LYE-TANK
512003
LYE-PUMPS
511005
CONDENSER
512006
(NOT USE)
EVAPORATOR
512006
MAEMOH FACTORY
AMMONIA SULPHATE PLANT
FLOW DIAGRAM (1/2)
DWG NO. D-109A


SULPHURIC ACID HEAD TANK 512004
FAN 511002
WET-DUST SEPARATOR 512002
BUCKET ELEVATOR 511012
PRODUCTION SCALES 516001
TO SATURATOR
50SA
LIA 01
FHL 11
TR 01-4
FROM LYE PUMP 1
FROM LYE PUMP 2
TKI 08
TO 512003
TKI 07
65
200 VP
100
100 VP
FROM 512003
AXIAL FAN 511008
80SA
50SA
200VP
20AIP
CONVEYOR BELT 511010
CENTRIFUGES 511003
20SH
25WP
20WP
TI 06-2
TI 06-3
DRYER 511001
LI 10
LI 09
TI 06-4
65SA
SULPHURIC ACID TANK
LYE-PUMP 511005
H2SO4 STORAGE TANK
TANK FOR SPRAYING AGENT 512005
DOSING PUMP 511004
CONVEYOR BELT 511011
MAEMOH FACTORY
AMMONIA SULPHATE PLANT
FLOW DIAGRAM (2/2)
DWG NO. D-109 B


TRANSFER PUMP
PERMUTIT PUMP
PUMP HOUSE
1300 m³/hr
P 1 kg/cm²
14.7 AMP 130 kw
C F C I
C F.C II
CLEAN WATER PUMP
PRECIPITATOR
SAND FILTER
CLEAR WELL TANK
COOL BOILER
AIR CONDITION
CONDENSERY
1200 m³/hr
MUD PUMP
MIX BED 30
CATION I
CATION II
ANION I
ANION II
MIX BED 15
SAND FILTER I
SAND FILTER II
CATION IR-120
CATION IR-120
ANION IRA-400
ANION IRA-400
ANION IRA-910
ANION IRA-910
TANK 15 m³
3"
1½"
SOFT WATER TANK 60 m³
SOFT WATER TANK 120 m³
MIX BED 30
FEED WATER PLANT
DWG NO. D-101
STORAGE TANK
SOFT PUMP
BOILER
MAE MOH FACTORY
STEAM PRODUCTION PLANT
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-110


MAE MOH FACTORY
STEAM PRODUCTION PLANT
(WATER & STEAM SIDE)
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-111A
BLOW OFF
TURBO PUMP
SUPER HEAT OUTLET
DESUPER HEAT
465°C
385°C
415°C
12ATH SOOT BLOWER
BOILER DRUM 11.3 m³
2ND SUPERHEATER
1ST SUPER HEATER
SAMPLE
CONTINUE BLOWDOWN
ECO (2690 m²)
147AMP 130KV
PUMP HOUSE 1300 m³/HR
WATER TREATMENT
MAEMO
SOFT WATER 120 m³
SOFT WATER 60 m³
1200 m³/HR
CONDENSER
SAND FILTER
AIR COND
PUMP
FIRE PUMP
RAW WATER PUMP 12.6 m³/HR P=4-7 ATM
COOL BOILER
1 STOKER
2 BOILER FEED PUMP TURBO
3 HYD GRATE
4 CRUSHER
3-4 ATM FROM CLERIFIER
WT
DEAERATOR
1ST EXTRACTING TURBINE
STORAGE TANK 19 m³ P=2.2ATM T=135°C
TO DEAERATOR 1.3-1.5ATM
BOILER FEED PUMP
SURFACE HEATER
HOT WELL
VAP CONDENSER
CONTINUE BLOWDOWN HEAT EXCHANGER
INTER & AFTER COND
CONDENSER
H₂O
H₂O
HOT WELL
80% H₂O
TURBINE
GEN 6.25MEG WATT/HR
TO DEAERATOR (CLERIFIER)
TURBINE
FEED WATER PUMP


SUPER HEAT OUTLET
DESUPERHEAT
SUPER HEATER 2ND
SUPER HEATER 1ND
BOILER DRUM 11.3 m³
ECO
SAMPLING
BLOW
DEARATOR
STORAGE TANK I
SOFT WATER
FEED WATER PLANT
TURBINE
MOTOR FEED PUMP
TURBINE
MOTOR FEED PUMP
MAE MOH FACTORY
STEAM PRODUCTION PLANT
(WATER & STEAM SIDE)
FLOW DIAGRAM
DWG NO. D-111B



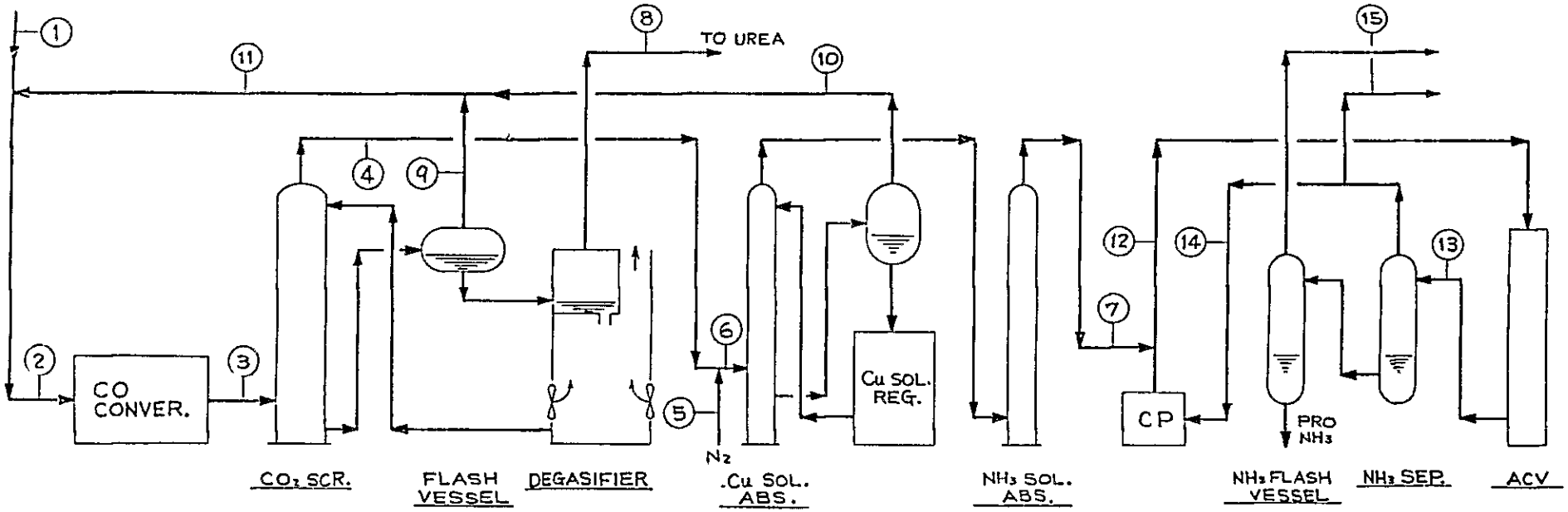
	CCV #1 INLET ①		CCV #1 OUTLET ②		CCV #2 OUTLET ③	
	Nm³/H	DRY/WET VOL %	Nm³/H	DRY/WET VOL %	Nm³/H	DRY/WET VOL %
CO_2	1167	13.0/ 4.2	5432	40.9/ 19.5	5706	42.1/ 20.5
CO	4824	53.5/ 17.3	559	4.2/ 2.0	285	2.1/ 1.0
H_2	2671	29.7/ 9.6	6936	52.2/ 24.9	7210	53.2/ 25.9
N_2	271	2.9/ 1.0	271	2.1/ 1.0	271	2.0/ 1.0
Ar	81	0.9/ 0.3	81	0.6/ 0.3	81	0.6/ 0.3
H_2O	18856	- / 67.6	14591	- / 52.3	14317	- / 51.3
TOTAL	27870	1000/1000	27870	1000/1000	27870	1000/1000

MAE MOH FACTORY

MASS BALANCE

CCV SECTION

DWG.NO.



	1		2		3		4		5		6		7		8		9
	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H
CO_2	668	83	1167	130	5706	42.1									4166		499
CO	4539	56.4	4824	53.5	285	2.1	277	3.6			277	2.9					8
H_2	2501	31.1	2671	297	7210	532	6997	91.9			6997	72.7	6997	74.9			170
N_2	259	3.2	271	2.9	271	20	259	3.4	2008		2267	236	2267	24.3			12
Ar	78	1.0	81	0.9	81	0.6	78	1.1			78	0.8	78	0.8			3
NH_3																	
TOTAL	8015		9014		13553		7611		2008		9619		9342		4166		692

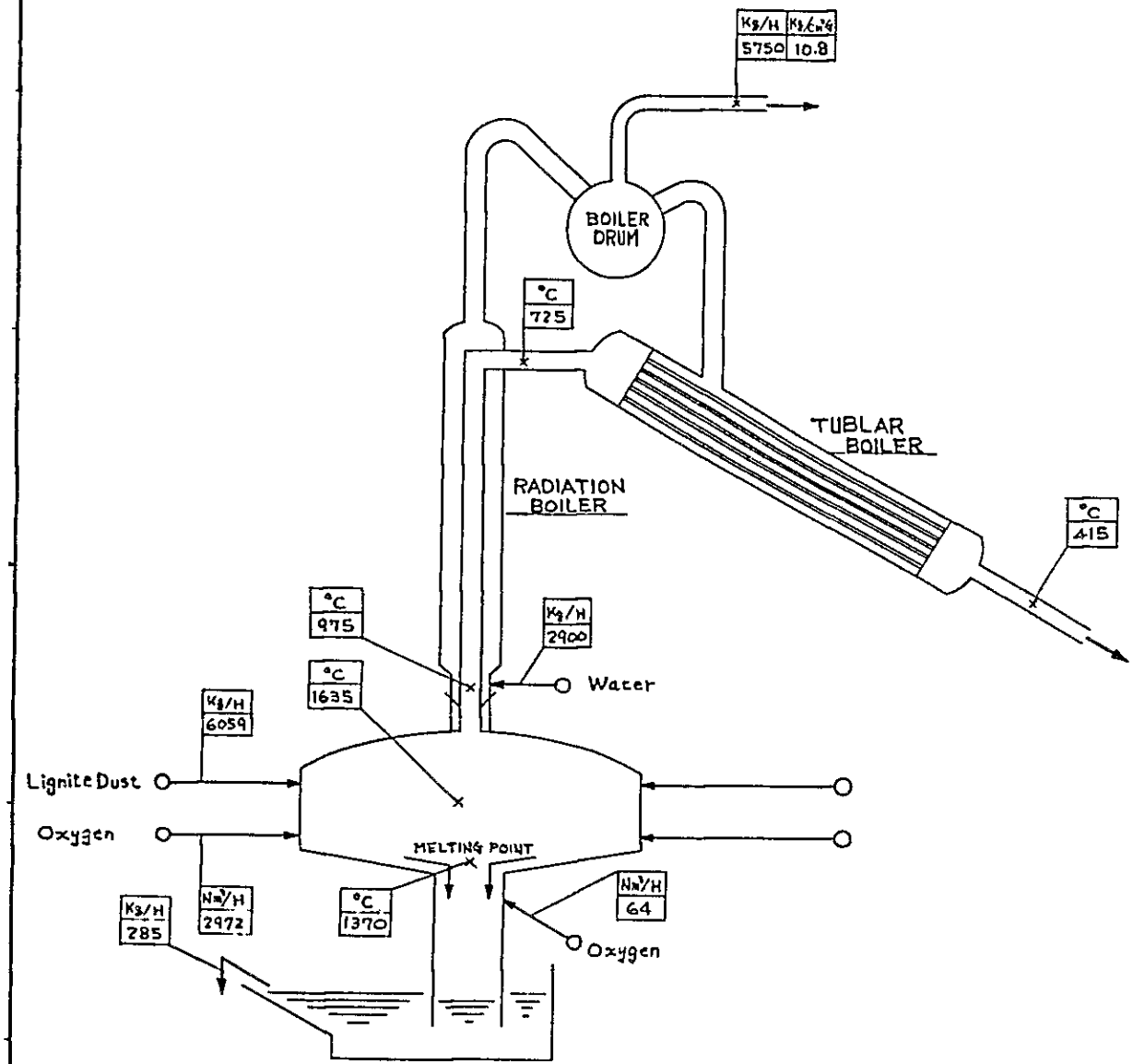
	9	10		11		12		13		14		15	
	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%	Nm³/H	%
CO_2	72.1			499	51.5								
CO	12	277		285	294								
H_2	246			170	17.6	31444	590	26098	52.5	24447	55.7	1651	746
N_2	1.7			12	1.2	13160	24.7	11378	229	10893	24.8	485	21.9
Ar	0.4			3	0.3	3771	7.1	3771	7.6	3693	8.4	78	3.5
NH_3						4884	92	8448	17.0	4884	11.1		
TOTAL		277		969		53259		49695		43917		2214	

MAE MOH FACTORY

MASS BALANCE

GAS PURIFICATION & SYNTHESIS SECTION

DWG.NO.



	SY·Gas OUT of GASIFIER		
	Nm³/H	DRY VoL %	WET VoL %
CO_2	868	10.7	8.6
CO	4658	57.7	46.0
H_2	2102	26.0	20.7
N_2+Ar	319	4.0	3.1
CH_4	8	0.1	0.1
H_2S	125	1.5	1.2
H_2O	2053	–	20.3
TOTAL	10133	100.0	100.0

FLY ASH 640 kg/H

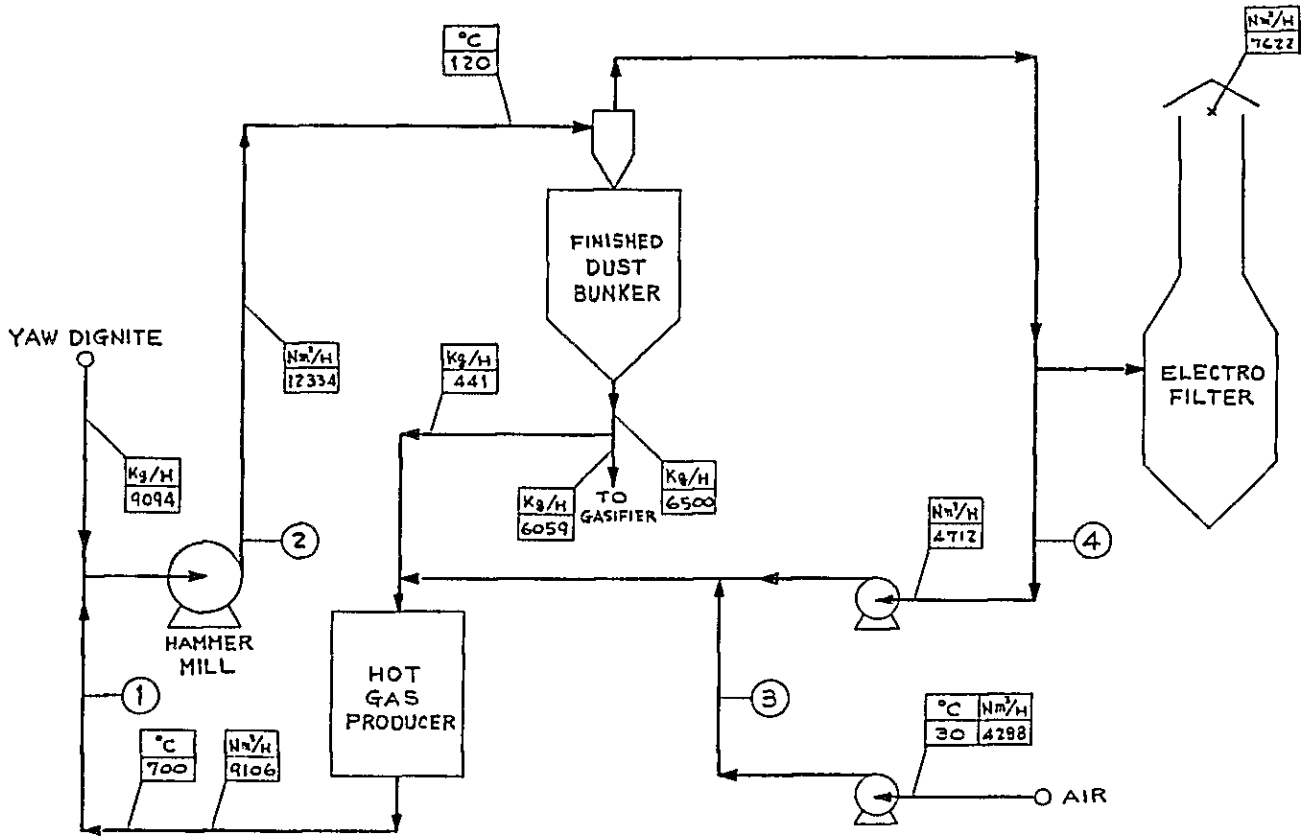
Lignite Dust	
	Wt %
Moisture	9.06
Ash	15.27
C	48.93
H	3.49
S	2.70
CO_2	3.55
Heat of Comb	4959 Kcal/Kg (GROSS)

MAE MOH FACTORY

MASS BALANCE

GASIFICATION SECTION

DWG.NO.



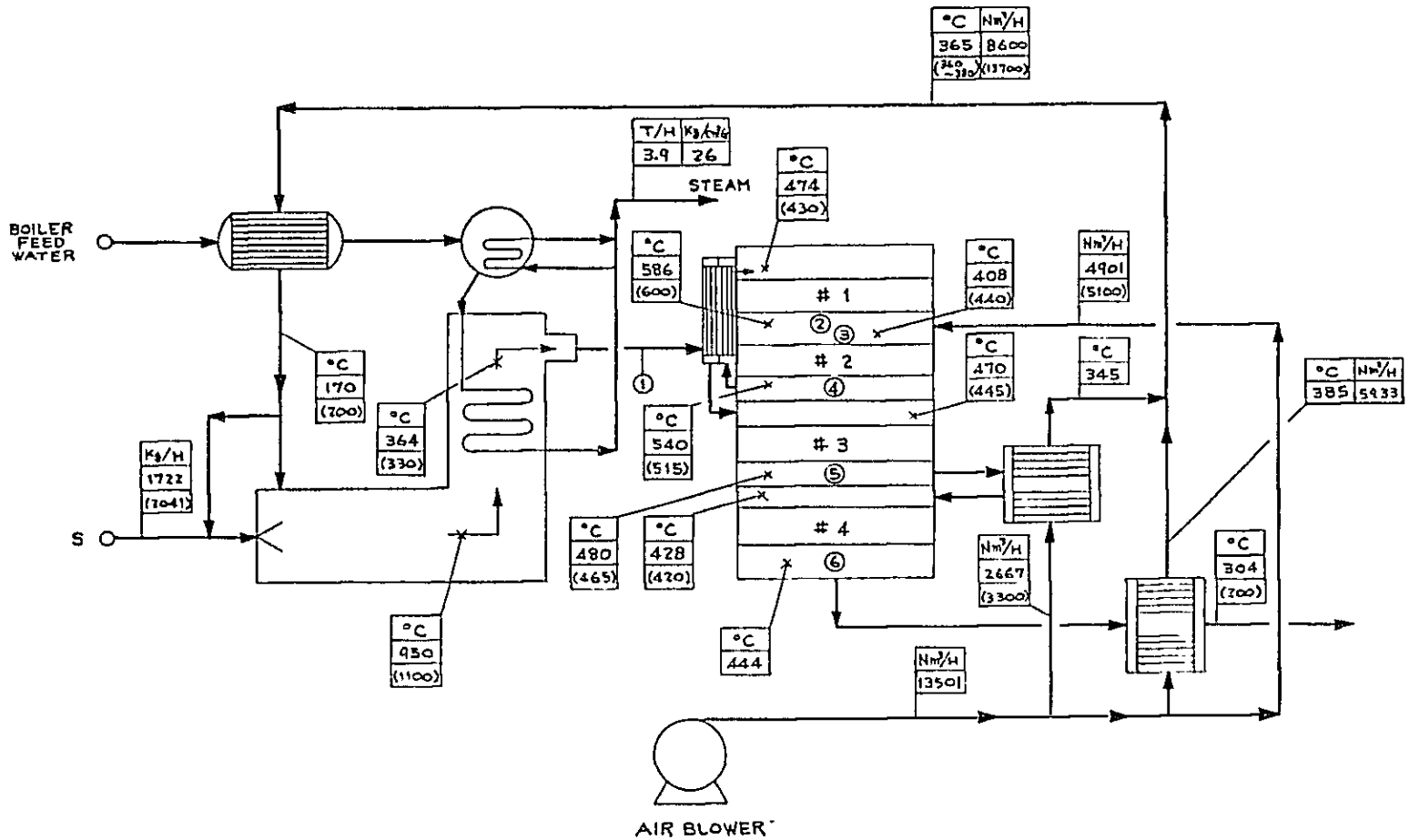
	(1)		(2)		(3)		(4)	
	Nm³/H	VoL%	Nm³/H	VoL%	Nm³/H	VoL%	Nm³/H	VoL%
CO_2				53				
O_2				448				
N_2				5.7				
H_2O				44.2				
TOTAL	9106		12334		4288		4712	

MAE MOH FACTORY

MASS BALANCE

GRINDING SECTION

DWG.NO.



	① FURNACE OUT		② #1 OUT		③ #2 IN		④ #2 OUT		⑤ #3 OUT		⑥ #4 OUT	
	Nm³/H	VOL%	Nm³/H	VOL%	Nm³/H	VOL%	Nm³/H	VOL%	Nm³/H	VOL%	Nm³/H	VOL%
SO_2	1203	140	831	99	831	62	190	1.5	119	0.9	16	0.1
SO_3	–		372	44	372	28	1013	7.8	1084	84	1187	92
O_2	603	70	417	49	1445	10.8	1124	86	1089	84	1037	80
N_2	6801	790	6801	808	10674	802	10674	821	10674	823	10674	827
TOTAL	8607		8421		13321		13001		12966		12914	

MAE MOH FACTORY

MASS BALANCE

SULPHURIC ACID PLANT

DWG.NO.

第 3 章

調 査 団 の 結 論

第 3 章　調 査 団 の 結 論

調査団はメーモ工場の再建が装置的見地及び経済的見地から考えて可能であり，さらにタイ国の国益的見地から考えてもメーモ工場を再建し存続させることが必要かつ有益であると考えた。

メーモ工場の現状実績アンモニア年産量はその基準年産量の約30％ である。（即ち，70％減産である。） この70％ 減産の原因を要約すると以下の通りである。

(i)	機器保守上（老朽化）の問題によるもの	30％
(ii)	運転技術上の問題によるもの	15％
(iii)	プロセス上の問題によるもの	25％

機器保守上の問題については，これの原因は機器の老朽化が進む中で機器の補修がなおざりにされた為である。 開放点検の結果，機器の修復はかなりの投資が必要であり，かつメーモ工場現有技術レベルだけでは困難な部分があり，日本等からの専門家の指導が必要ではあるものゝ，比較的容易であると考えている。
本報告書で要補修個所につき詳細に記述している。

運転技術上の問題については，これの原因は以下の通りである。

(1) 技術者数の不足

(2) 現存技術者の技術レベルの低さ。（タイ国化学工業技術の低さ）

(3) 装置の信頼性の欠如に由来する運転モラルの低下

(4) 計器の信頼性の欠如に由来する操業不安定

(1)(2)の問題の解決の為には当然早急に技術者を補充し指導を行って技術レベルの向上を図らねばならないが技術レベルの向上には若干年月が必要である。一方(3)，(4)の問題については機器保守上の問題が解決され機器の信頼性が向上した場合，自ずと操業は安定しモラルは向上すると考えられる。

プロセス上の問題は石炭ガス化工場である。このプロセスは操業が難しい。（石炭ガス化は

難しく，世界的にアンモニア製造の原料が石油に転換した原因の1つでもある。）而して，この問題の基本的解決は当分極めて困難であると考える。しかし，この問題も又運転技術が向上すれば大巾に改善され得ると考えられる。さらにこの問題の解決が遅れても経済上の再建は可能である。

経済的検討は製造コスト及び修復の為の投資を勘定し，一方生産可能量については過去の実績を基に現状のメーモ工場技術レベルを考慮して行った。この検討内容は後述の再建計画にまとめているが，要約すれば向う5年間で修復可能であって，その間に要する投資は約4億円である。この修復段階に於けるアンモニア生産量は20,000.T/年（現状実績生産量の2倍，基準生産量の70%弱）と計画してむり，その売上高は損益分岐点を越え，かなりの利益をうみだすであろうと推定した。

メーモ工場のタイ国内に於ける位置ずけとしては前述の通り

(1) メーモ工場は高温，高圧を使用するタイ国唯一の重化学工業工場である。

(2) タイ国産の低品位炭である褐炭を主原料として使用している工場である。

(3) メーモ工場で生産している化学肥料は農業国タイにとって非常に重要であり，肥料以外の液体アンモニア及び硫酸も又基礎的化学品である。

今後タイ国が化学工業の発展を目指す場合，このメーモ工場で維持される技術はタイ国化学工業にとって非常に貴重である。実際，過去10年間に非常に多くのメーモ工場出身技術者が高分子樹脂又はその他の化学工業の分野で活躍している。参考迄に申し添えれば，メーモ工場には建設当時の最新鋭技術が駆使されており，装置的には現在でもほゞ一流である。即ち世界的には化学工業の技術は10数年前飛躍的に発達し，その後いろいろ進歩はあったものゝ大変革はなかったのである。

メーモ工場の退化の間接原因の1つとしてタイ国内に高温高圧化学工業に必要な機材の市場がないことを挙げ得る。これを逆に言えば，メーモ工場はタイ国唯一の高温高圧を使用する工場であるということである。

メーモ工場が廃棄されゝばタイ国の化学工業の技術進歩が沈滞することは明らかであると考える。

経済的に見ると先に述べた様に操業率70％ で利益が計上出来る，そしてこれは原料が安いからであって国内資源の有効利用でもある。さらに現在，このメーモ工場と同規模の工場を新規に建設するとすれば，少なくとも150億円が必要であると推定する。この様な高価な工場を廃棄・新設することに比較すれば今回の4億円程度の投資でこれが再建するなら，明らかにタイ国に利益をもたらすものと考える。

メーモ工場で生産されている液安及び硫酸は先に述べた通り化学産業の基礎的化学品であって，特に硫酸はBangkok 市水道の水処理に使用されているなどタイ国にとって日常生活上もなくてはならないものである。（この水処理に使用されている為，硫酸工場を修理の為に長期間工場停止をすることを困難にしている。）

以上の如くメーモ工場を存続させることは技術的，経済的及び国策的見地から考えてタイ国にとり有益であると考える。

第 4 章

調　査　結　果

第 4 章　調　査　結　果

4－1. 概　括

工場全体としては既に建設以来 13年間経過しており，年数相応に装置は老朽化してはいた。しかし主要な装置について安全上問題となる様な重大な欠陥はなかった。

補修をすれば完全な状態に戻せるし，今後5年間以上の継続使用も可能であると考えられる。

工場の操業について工場幹部は再建に対し非常に努力しており，我々調査団も同じく化学工場に勤めるものとして感動させられた。近年生産増加のきざしは見えるものゝ残念ながらその努力は工場全体としての技術水準の低さ及び技術者の不足の故に実を結んでいない。

4－2. 過去の操業実績

4－2－1. 月間アンモニア生産量

月間アンモニア生産量の実績は下表の通りである。

表4－2－1　アンモニア月産量（単位　TON／月）

	1970	71	72	73	74	75	76	77	平均
JAN.	1915.	817.	1657.	1251.	1271.	142.	1749.	956.	1220.
FEB.	1258.	1262.	1372.	1127.	1401.	981.	1192.	1079.	1209.
MAR.	886.	565.	1084.	1005.	1007.	1108.	1034.	16.	838.
APR.	1095.	1360.	202.	399.	781.	980.	597.	1001.	802.
MAY	1151.	814.	—	—	88.	453.	32.	673.	401.
JUN.	1521.	1487.	142.	551.	630.	846.	787.	1155.	890.
JUL.	1165.	1392.	1294.	345.	992.	140.	896.	1480.	963.
AUG.	1288.	47.	1056.	496.	807.	486.	958.	1145.	785.
SEP.	1408.	1409.	922.	1102.	1085.	—	443.	967.	917.
OCT.	1307.	998.	1002.	445.	899.	—	—	1002.	707.
NOV.	1141.	1208.	818.	810.	758.	—	781.	—	690.
DEC.	663.	1444.	1053.	975.	401.	1448.	1053.	451.	936.
計	14798.	12803.	10602.	8506.	10120.	6584.	9522.	9925.	10358. / 863.

生産量の非常に少い月の減産理由（Mae Moh 工場記録）と調査団の推定原因は以下の通りである。

	時期		メーモ工場記録	推定原因
1	71年	8月	AiR SEP. Plant N_2純度不良	恐らく蓄冷器又はその切替弁の洩れと考えられる。
2	72	4~5	ガス化工場 Screw units Tubular boiler	機械が故障したが，予備が入手出来なかったのであろう。
3	72	6	NH_3工場熱交換器洩れ	修理技術未熟
4	73	4~5	ガス化工場 maintenance	
5	73	6	Tubular boiler	
6	73	7	ADIP Plant cooler 洩れ	
7	74	5	NH_3工場CO転化器触媒NET洩れ	通常CO転化触媒Supportは NETのみでは使用しない。
8	75	5	NH_3工場CO転化器触媒更新	
9	75	7	NH_3工場熱交換器洩れ	
10	75	8~11	NH_3工場CO_2分離塔爆発（修理中）	作業ミス
11	76	4~5	NH_3工場CO転化系配管爆発	配管腐蝕により劣化→破裂
12	76	5~6	AiR SEP. Plant N_2純度不良	'71-8 と同じ
13	77	9~10	NH_3工場熱交換器洩れ修理	
14	77	3&11	全工場補修（主としてNH_3工場）	

生産が大きく低下した原因を見ると，次の様な事実が明らかである。

（i） 1次原因としては漏れの発生が大部分である。

これは明らかに装置の老朽化乃至は保守不良である。

（ii） 2次原因としては補修に要する期間が長すぎる。通常2週間もあれば充分な工事に1ヶ月前後掛っている。これは計画工事でない為，

(イ) 準備工事に手間どる。　　(ロ) 資材の入手に手間どる。

等が主な原因と考えられる。

さらに'74～'75のNH_3工場について考察すると，工場が長期にとまっていながら他所の修理・点検が行われていない様に思われる。

これは修理の為の計画が立てられなかった為か，資材がなかった為か不明であるが，いずれにせよ保守の仕方がまずいのは明らかである。

4－2－2. 工場ストップ原因

1970 年（アンモニア年産量 14798 TON）及び 1976 年と 1977 年（同 9522 TON 及び 9925 TON ）の工場ストップ原因をまとめた結果は下表 4－2－2 の通りである。

表 4－2－2　工場ストップ原因　　（　）内%

	ストップ原因	1970 ストップ回数	1970 ストップ日数	1976 ストップ回数	1976 ストップ日数	1977 ストップ回数	1977 ストップ日数
ガス化工場	Gasifier & Slag Conveyor trouble	11	34	14	34	8	22
	Tubular Boiler詰り	—	—	4	7	6	18
	Grinding section trouble	2	6	1	1	2	11
	Emergency trip system の trouble	1	3	1	1	1	1
	Others	3	13	6	19	1	1
	SUM	17	53	26	62	18	53
		(37.8)		(49.1)		(38.3)	
アンモニア合成工場	CO_2 Removal section trouble	2	13	1	1	4	16
	Syn. gas comp^{or}	2	3	4	7	—	—
	Heat Exchanger leakage	—	—	2	19	2	4
	Steam Mixer leakage	—	—	1	4	3	12
	CO Removal section trouble	—	—	1	29	3	12
	Saturator leakage	—	—	1	6	2	8
	Water Pipe leakage	—	—	1	3	3	7
	Others	—	—	2	3	—	—
	SUM	4	16	13	72	17	59
		(8.9)		(24.5)		(36.2)	
他工場	Electric Failure （供給ストップ）	8	17	1	1	5	5
	工場内 Electrical trouble	4	7	3	3	2	4
	AiR Separation plant trouble	3	5	5	31	1	1
	Cooling water leakage & Pump stop	1	1	2	2	2	2
	Boiler	1	3	—	—	1	4
	Lignite 供給ストップ	3	17	—	—	—	—
	Others	4	18	3	13	1	6
	SUM	24	68	14	50	12	22
		(53.3)		(26.4)		(25.5)	
	TOTAL	45	137	53	184	47	134 ※(194)

※ 1977 の（　）内 194 days は大補修の為の工場停止 50 日を含むものである。

工場ストップ原因について考察を加えると，

(i) ストップ原因のmajor はガス化工場及びアンモニア合成工場である。

特に最近この傾向が強い。

アンモニア工場については 1970 年当時に比較すれば非常にストップ回数が増加している。これは老朽化が起っていることを示しているのであるが，現象としては漏れである。これは老朽化を放置した保守不良である。これについては開放点検においても確認した。

(ii) 1970 年に比し 1976 年，1977 年には停電及び Lignite 供給トラブルが少なくなっている。これはメーモ工場周辺状況が安定化してきていることを示している。

1977 年には停電事故が増加しているが，これはメーモに同じく Lignite を燃料とする火力発電所がスタートした為であり，今後漸減するものと期待出来る。

(iii) プロセス的問題（ガス化工場）を別にして考えると，一応 1970 年の約 15000 TON/y の生産量再現は比較的容易であろうと思われる。

即ち，アンモニア工場の故障（大部分は漏れ）がなくなり，停電及びLignite 供給トラブルの日数を工場の定期修理に振替えることが出来れば達成は容易である。

4－2－3. 工場操業状態

メーモ工場の操業状態を明らかにする為，アンモニアの各月生産状態を以下の如く整理した。（次葉　表4－2－3参照）

(イ) 月間生産量

(ロ) 月間安定操業日数

(ハ) 月間工場停止回数

(ニ) 日間最大生産量

(ホ) 月間連続操業（One series）日数最大の場合の生産量と平均生産量

表 4－2－3　メーモ工場操業状態

1970	JAN.	FEB.	MAR.	APR.	MAY	JUN.	JUL.	AUG.	SEP.	OCT.	NOV.	DEC.	AVE.
Monthly production T/M	1915.	1258	886.	1095.	1151.	1521.	1165.	1288.	1408.	1307.	1140.	663.	1233.
Steady prod. days	24	17	11	14	14	21	14	17	19	17	15	6	15.8
Plant shut down times	2	3	3	5	5	2	5	6	3	3	3	5	3.8
Max prod. T/DAY	93.8	62.2	60.8	63.1	63.5	61.3	61.8	62.5	61.1	65.1	60.7	82.6	66.5
One series days/prod.	23/1487	17/1023	11/642	4/237	5/299	19/1080	12/707	13/732	16/902	※1 23/1310	※1	3/226	13.3/786
Prod. Ave prod. T/D	65.	60.	58.	59.	60	57.	59.	56.	56.	57.		75.	60.2
1976													
Monthly production T/M	1749.	1192.	1034.	597.	(32.)	787.	896.	958.	444.	—	782.	1053	949.
Steady prod. days	22	9	9	4	0	1	4	5	1	—	8	9	7.2
Plant Shut down times	3	6	6	6	(2)	6	5	9	2	—	4	4	5.1
Max prod. T/DAY	81.2	82.7	70.5	71.5	(22.)	63.7	62.7	58.6	61.0	—	68.3	70.2	69.0
One series days/prod.	15/960	7/345	5/293	6/293	—	3/130	8/334	6/281	3/147	—	5/286	8/399	6.6/347
Prod. Ave prod. T/D	64.	49.	59.	49.	—	43.	42.	47.	49.	—	57.	50.	52.5
1977													
Monthly production T/M	956.	1079.	(16.7)	1002.	673.	1156.	1480.	1145.	967.	1002.	—	451.	998.
Steady prod. days	8	12	0	6	7	11	19	8	8	11	—	3	9.3
Plant Shut down times	7	3	—	5	3	7	3	5	6	3	—	5	4.7
Max prod. T/DAY	71.0	80.3	—	68.3	70.7	72.4	77.6	72.6	63.6	69.0	—	69.3	71.5
One series days/prod.	5/297	6/319	—	6/257	8/398	17/1069	11/663	8/446	5/241	7/359	—	3/115	7.6/416
Prod. Ave prod. T/D	59.	53.	—	43.	50.	63.	60.	56.	48.	51.	—	38.	54.8

※1 one series 21/OCT～11/NOV

操業状態について考察すると，

(i) 最近のアンモニア生産能力は70~80T/DAY である。

(ii) 連続操業日数としては5～10 日間である。

但し，ガス化工場のみがトラブル要因である場合は 10日間以上の連続操業を期待出来る。これはアンモニア工場に殆んど問題のなかった 1970 年の実績より明らかである。

(iii) 連続操業日数の可能性としては 20日間が期待出来る。

尚，我々が滞在中に観察した操業状態について言えば，

(i) 非常に操業が不安定である。特にアンモニア工場に於いてひどい。

（我々は，この為，メーモ工場のスチーム系並びアンモニア工場のN_2 配合設備の改造を指導した。その他の問題については各プラント問題点で詳述する。）

この不安定さの故に合成ガスは70～80T/DAYの生産が可能な程，ガス化工場から送られているのであるが，それに見合う生産は出ていない。

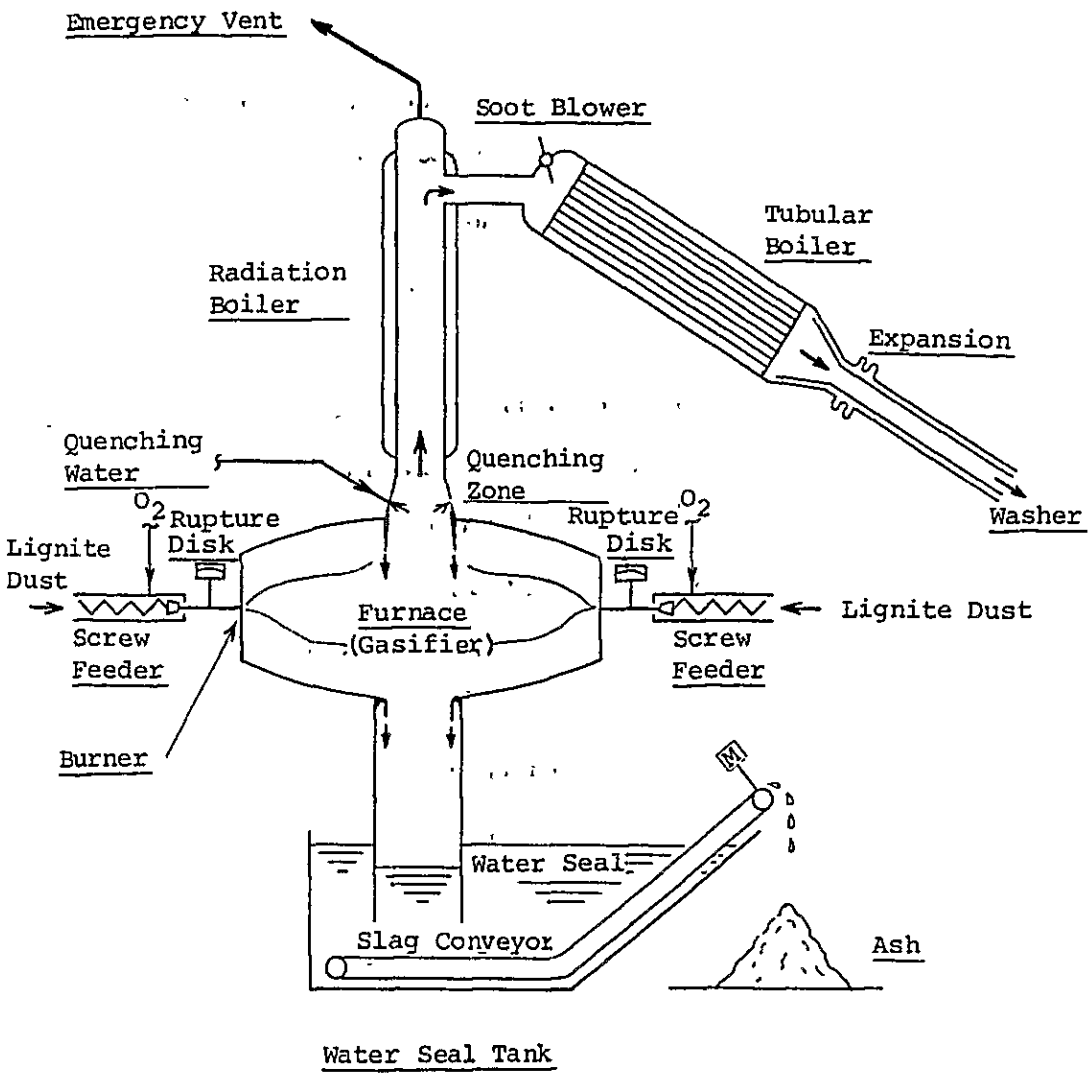
(ii) 何よりも緊急に対策されるべきはプラント停止回数を減らすことであり，取り分けアンモニア工場の漏れを減らすことが必要である。

4－3. 各工場問題と対策

4－3－1. ガス化工場

メーモ工場の操業率を下げている問題点のうち，プロセス上に本質的欠陥を有するのは下記のガス化炉及びそれに続くTubular boilerであり，以下これについて詳述する。

Gasification unit 概念図



プロセスフロー説明

微粉炭はScrew feeder よりバーナに送り込まれる。酸素（O_2）はScrew feeder の top corn の手前で微粉炭と合流し微粉炭のキャリヤーとなる。

燃焼ガスはFurnace 中央部のガス出口であるQuenching zone を経てRadiation Boilerに入る。微粉炭中のAsh分は炉内では溶融状態であって溶融Ashの一部は炉壁を伝って流下し，炉下部のWater Seal Tank に流下する。

Seal Tank の下部にはConveyor が設備されて居り水で冷却固化しSlag となった，Ashを排出する。炉内圧は平常値+100mmH_2O であって水によりSeal されている。

ガス中のAshは溶融状態であって，ガスに同伴されQuenching zone にて急冷される。（炉内の温度は1600℃～1800℃ Ashの融点は1350～1450℃である。）

Quenching zone ではSpray nozzle よりQuench water がspray され，ガスの温度は900～1000℃に急冷される。ガスに同伴されているFly ash はここで固化しなければならない。

Quench zoneを出たガスはRadiation Boilerに入り，さらに600～700℃ に迄冷却される。熱は10K スチームとして回収される。さらにRadiation Boilerを出たガスは，Tubular Boiler に入り，ここでさらに350℃～450℃ に冷却される。熱はRadiation Boilerと同じく10K スチームとして回収される。

ガスはTubular boiler 出口のキャスタブルラインを経てWasherに入る。

尚，操業中溶融Ashが溶けて固化し，Quenching zone 入口部及びFurnace 底部にツララ状となって懸下する。operatorは2時間おきに炉内圧を負圧とし覗き窓より鉄棒にてこの懸下物を突き落している。

さらにTubular Boiler の頂部にはスートブローがあってTubular Boiler の Tube Sheet 上に溜ったAshを吹き飛ばす様になっている。

問題点及びその原因と対策は別表の通りである。

ガス化工場問題と対策 (1)

	問題点	原因	対策
1	バーナ上流安全板噴気	1. フレーム逆火 a. 4本のバーナーの不均一	1. 酸素流量計整備, 2. Screw feeder 整備 3. バーナー背圧計整備
		b. 酸素流量不足による逆火	1. 炉のminimum load は 50%
		2. バーナ詰り a. バーナ フレーム不良 (エロジョンにてバーナポート損傷)	1. バーナの整備, 2. 微粉炭の管理(粒子径 90μ under)
		b. バーナWater Jacket よりの水洩れにより溶融Ash がポート上で固化→閉塞	1. バーナの整備, 2. フレームの状態(温度, 方向)監視
		3. Over load a. Screw feeder よりの微粉炭過多	1. Screw feeder corn 及び clearance 整備 2. 回転計整備, 3. Service bin 圧力監視
		4. 安全板劣化	1. 安全板整備, 定期更新
2	Gasifier (ガス化炉)詰り	1. 微粉炭粒子径大による燃焼不良	1. 微粉炭の管理(粒子径 90μ under), ハンマーミルの管理
		2. バーナー不良	
		3. 炉内温度不足 a. 酸素量不足	1. Washer 出口ガス中 CO_2 濃度 11～13% に維持 2. 操業実績整備
		b. 微粉炭中の水分 大	1. 微粉炭粒子径 90μ under, 2. Hammer mill 出口ガス温度 120℃に維持
		c. スプレー水過多	1. 操業実績整備, 2. Radiation Boiler 入口温度計にて 800℃～900℃, 3. optical pyrometer にて炉内温度 check (1600℃)

ガス化工場問題と対策 (2)

	問題点	原因	対策
		4. スプレーノズル不良 a. ノズル取付Screwよりの洩れ	1. スプレーテストにより整備, 2. シール材にグラファイトフォイル使用
		b. ノズル不良	1. 同上(同上,(水滴粒子径 100 μ under)
		c. ノズル先端位置不良	1. スプレーガンストッパーの整備
		5. 灰出し作業不良	
3	Slag coveyor故障	1. 灰出し作業不良による巨大スラッグの生成	
		2. 装置劣化	1. スラッグ コンベヤ並びシール タンクは非常な腐蝕性雰囲気であるから装置の定期的更新整備が必要。 2. さらに腐蝕性物質の蓄積を防ぐ為 over flow 水を充分にとること。 3. ガス化炉下部の作業環境整備
4	Tubuar Boiler 詰り	1. 微粉炭粒子径大による燃焼不良	Gasifier 詰り対策に同じ
		2. 熔融状態のAsh がTube sheet上に到達して固結 a. スプレー不良	Gasifier 詰り対策参照
		b. 炉内温度高(ガス温度高)	1. Radiation Boiler の定期的洗浄
		c. Radiation Boiler の汚れによる冷却不良	接続短管の定期的洗浄
		3. Radiation Boiler とTubular Boiler 接続配管の汚れにより a. ガス流速上昇 差圧増大	
		b. ガス偏流	
		4. Tubular Boiler Tube a. Tube Jet 洗浄不良	1. Jet 洗浄機の改良又は 2. クリーナーの変更 3. 洗浄后の確認作業

ガス化工場問題と対策 (3)

	問題点	原因	対策
		b. tube更新工事不良によるtube閉塞(ウラ波不良)	1. Tube全面更新, 2. 溶接士の技術改良 3. 溶接工事方法の改善
		5. Soot Blower 不良	
		a ノズル不良	1. ノズル先端の構造劣化及び補修不良→更新
		b Blower 冷却水洩れ	1. Blower 老朽化→更新
		c Steam 不良	1. Blower 暖機の励行 2. 夜間時使用の為の照明設置 3. Steam line の保温補修 4. スチームトラップの設置
		6. 2次熱焼	
		Radiation Boiler 以後の装置各部よりの空気漏洩れ(装置内圧力－100～－400 mm H_2O)により2次熱焼を起しFly Ash再溶触	1. 装置各部の気密保持(定期点検,補修)

表より明らかな如くGasifier と Tubular Boiler の詰り問題は表裏の関係にありGasifierの操業温度を上げればGasifier の詰りの可能性は下るがTubular Boiler の詰りの可能性が増大する。従って両方の条件を満す操業範囲は狭い。しかるにLigniteを含め低品位炭は一般に均一な品質のものを得るのが難しい。このためガス化炉の操業に当っては操作変数を充分に理解し原料炭性状に合せ操業を対応させることが必要であるが難しい。

通常世界的に本Gasification process に採用されている抜本的解決策は予備のGasification設備一式を設備することである。即ち，前述の如くGasifier 又はTubular Boilerに詰りが出た場合，予備をスタートし操業を維持したままGassificatin 設備を切替えて連続操業を維持する方法である。調査団もこの案については検討したが以下の理由により本案の早急な実施は時期尚早と結論した。

(1) 予備設備一式の建設資金は 10億円強と推定されるが現状の様に他工場にも問題ある場合は予備設備準備のメリットを充分に発揮出来ない。

(2) 予備設備運転要員の増強が必要であり，この様な熟練要員を準備するには2,3年の期間が必要である。ガス化設備の連続した切替えは熟練工により慎重に行われなければ非常に危険である。

(3) 予備設備を建設する用地を整備し現有設備と並行して予備設備を建設するには用地整備の為現有設備と約3ケ月間以上ストップする必要がある。

以上の如く予備設備の建設は他工場の問題がクリヤーされ，事実上ガス化工場のみがBottle neck となった時点で検討されるべきと考える。

従って当面本ガス化工場の操業率向上の為の努力は機器の保守並びに運転上のKnow how確立に注力されるべきである。

ガス化工場の計器

ガス化工場の機器並びに計器については夫々各論に於いて詳しく改造，更新について説明しているが，とくに計器については全面的に老朽化が進んでおり更新の必要がある。計器の不調，信頼性のなさがOperator の Know how 確立並びに慎重な操作を阻害している。

至急更新しなければ操業率が上がらないばかりか危険でもある。

NO Removal Tank

ガス化工場の最後尾に設備されているNO Removal Tank について調査した結果，本タンクは合成ガス中のNOを除去すると称されているが本来の目的はガス中のFly Ash の Filter

であろうと推定した。

調査団はNO Removal Tank入口ガス中の NOについてJIS K-0104（公害関係の微量分析法）に従い分析したが NO は検出されなかった。

Tubular Boilerの出口にあるWasher の洗浄水はLignite Ash の主成分である Ca （即ちAshの主成分は貝殻である）を溶解しており，このため洗浄水は強いアルカリ性であるので，酸性成分であるNO及びH_2S を吸収するものと考えられる。

事実 H_2S も計算値では合成ガス中に数%存在しなければならないのであるが，Washer後のガス中には数百 ppm しか存在していない。

しかるにガス中のAshは微量ではあるが存在し，これらが脱硫装置の吸収塔及び合成ガス圧縮機のフィルターを閉塞するトラブルを引き起している。今回我々は本タンクをDust Filterとして使用すべく改造計画を作成した。

改造用の図面は保全報告を参照されたい。

本改造によりダスト問題が大巾に改善されると考える。

GRINDING SECTION

本設備の微粉炭貯槽（Finished Dust Bunkerにて調査団のメーモ滞在中2度爆発事故があった。機器の損傷は軽少であった。

本事故の原因は空気の漏入及び静電気による着火又は自然発火と考えられた。

いずれの原因も非常にあり得る原因であると考えられ．その后の調査でも同様に微粉炭を取扱っている世界各地の工場で事故を起している。

調査団は抜本的対策としてN_2 封入による機器の不活性化を推薦し，N_2 Tank として古いTowerを改造して転用することとし，一部その改造工事について指導した。

さらに静電気対策としては各機器の接地配線の補修及接地電極の新設の指導を行った。

（詳細は電気関係報告を参照されたい。）

4－3－2 EGAT BOILER

Boiler の主要問題点は4つある。

1. 設備の計装化
2. スチームの発生量
3. スチーム圧力コントロール

4. 機器の老朽化

ボイラは殆んど計装化されて居らず，一部設備されている計器も老朽化している。本報告書ではレベル コントロール システムの改造並びに分析計の更新を薦めている。

本ボイラは元発電用ボイラとして建設されており，定格スチーム発生量は 26 T/H である。しかるに現在発電機は使用されておらず又再使用出来ない状態でもある。この為，発生スチームはメーモ工場のみで使用されており最大 12 T/H，通常 8 T/H である。8 T/H のスチーム発生量は本ボイラの Min. load であり，これ以下に負荷が下がらない様 operator は充分注意しなければならない。

スチーム圧力の制御も負荷が低いので極めて困難である。我々はボイラの安定化の為，発生スチーム放出弁を新設し発生スチームを常時放出し圧力コントロールするのが良いと考える。この考え方は経済的問題がからむので提案にとどめたい。尚スチーム放出量 3 T/H とした場合の放出費用は 300 円/H である。

本設備の機器材質は主として炭素鋼が使用されており，現在の操業温度は材料の使用限度一杯である。我々は休缶中のボイラの Desuperheater 入口管寄せにクラックを認め補修をした。現在使用中のボイラに対しても点検すること及び最高使用温度の限界を守る様メーモ工場の Enginer にお推めする。

4－3－3　FEED WATER PLANT

今回，調査団は一部スチーム圧力コントロールシステムの改造の指導を行い成功し，スチーム圧力は非常に安定した。コントロールバルブ類が老朽化しているので今后，これらを更新する必要がある。詳細は計測報告を参照されたい。

4－3－4　脱硫工場（ADIP PLANT）

ADIP Plant には 2 つ問題があり，第 1 はガス工場よりのガスに同伴する ash による塔の汚れ，閉塞の問題である。これはガス工場の NO Removal Tank を改造することにより改善されると考える。第 2 は再生塔最下部トレイの破損の問題であるが，これは再生塔下部のレベルが異常高のときにもリボイラーにスチームを送入していることによるものである。我々は ADIP sol.pump stop 又は再生塔レベル異常高の時，スチームの FCV を自動閉とするシステム改造を推める。（詳細は計測報告を参照されたい。）

4－3－5　AIR SEPARATION PLANT

AIR SEPARATION PLANTには問題が3つある。

1. AIR COMPRESSOR（空気圧縮機）
2. Instrument AIR　（IA，計測用空気）
3. 保冷材及び予備品

本プラントでトラブルが発生した場合，全工場が長期にストップせざるを得ないのは過去の操業実績を見れば明らかである。そしてトラブルの原因は主として Air Compressor 及び蓄冷器切換弁とその制御装置のトラブルである。

Air Compressor はメーモにとっては非常な高級機種であり，建設以来計画的 overhaul は実施されていない。当然計画 overhaul が実施されるべきであり，これには専門家の指導が必要である。蓄冷器切換弁とその制御装置のトラブルはこの種プラントの典型的トラブルであって，これは通常定期的な機器の取替により問題を解決している。この為予備品の整備が重要である。本装置の保冷材は非常に劣下している。更新の必要がある。

ＩＡは現在既に乾燥器等装置の capacity が不足している上老朽，劣化している。さらに乾燥器の再生は手動である。従ってメーモ工場のＩＡの質は非常に悪く，計測報告にある通り，計器劣下の原因となっている。さらに現在設備されている緊急時用のエンジン駆動空気圧縮機は既に自動発停装置が修復不能に損傷しており，且つ capacity も全く不足している。

以上の如くＩＡは質も悪く容量も不足して居り特に工場停止時には非常に危険であるので，新規にＩＡ設備一式を設置することを推める。

推薦するＩＡ設備の諸元は保全関係報告を参照されたい。

4－3－6　アンモニア合成工場

前述の過去の操業実績の解析でも明らかな如く，メーモ工場の操業率低下要因は先のガス化工場のプロセス的問題と本アンモニア工場の問題である。アンモニア工場の問題は主として装置老朽化であって，工場停止は配給，塔槽類よりの漏れの形で起っている。

本工場は高温高圧の可燃性ガスを取扱っている為，一旦漏洩が生じたなら漏洩を止めることは極めて困難であり，放置すれば漏洩量は増大し爆発の可能性すらある。従って通常洩れが発生したらプラントをストップし系内の圧力を下げざるを得ない。近年メーモのアンモニア工場の主要機器の整備（更新）は進んでおり，特に腐蝕による老朽化の激しい合成ガス圧縮

機のセパレーター，クーラー又は CO 転化系の熱交換器，塔が更新されている。今回の開放点検期間中にも塔（Demoisture ）の上半分更新及び熱交換器Expansion bellow の更新を指導実施した。

この様に主要機器については整備が進んでいるのであるが，末端配管又は配管のポケット部の整備迄は手が届いていない。今后はこれ等の末端部分に対し徹底的な整備を実施しなければ操業率の向上は望めない。しかも，これ等の整備は主要機器のそれに比較するなら技術的にも資金的にもはるかに容易である。問題は組織的に計画・実行し遺漏なきを期すことである。

アンモニア工場の計器は他工場と同じく温度計（温度指示計）及び分析計に問題はあるが，その他は他工場に比較するならはるかに良く整備されている。今回，N_2 ガスを合成ガスに配合する設備を自動制御する計装化を指導した。即ち，Air Separation Plant 内のN_2 圧縮機吐出圧力の自動化とアンモニア工場内の N_2 流量自動化である。本工事はスチーム圧力自動制御と同じく第１期調査の結果に基づき実施されたのであるが，いずれもその改造直后にはオペレーター間で計器の取扱いについて戸惑いが見られた。しかし取扱いに習熟した後はプロセスは非常に安定した。

尚，これら工事の機器については将来に於ける整備・更新及び予備品準備の便宜を考え，Spec 及びメーカー型式番号等を別に計測報告に記載している。

回転機も大型高級機種が多いのであるが，技術工の水準が高く充分整備されていた。今后は予備品の整備が課題である。

さらに調査団滞在中に原因不明で合成ガス圧縮機がストップした。

本件について当該機の発停に関する電気制御回路を調査した。調査結果詳細は電気報告を参照していただきたいのであるが，結論をいえばストップの直接原因を確定することは出来なかった。しかし恐らく制御用電気系統の揺動又はRelayの誤作動であろうと推定した。原因を確定出来なかった理由は資料が不足していること及び，特にこれが重要であるのであるが，回路の変更が回路図の修正をしないまゝ実施されているふしがあるからである。

今后電気系統については総合的な点検調査が実施されねばならない。

4－3－7　尿素合成工場

尿素工場は本年５月 CO_2 圧縮機配管の爆発事故で調査団がメーモに滞在中は殆ど稼動せ

ず，わずかに調査団がメーモを離れる1週間前に CO_2 圧縮機の修理が完了し，離メーモの前々日尿素工場がスタートした。

尿素工場の問題点の第1は反応器である。即ち，1次反応器のコイルと2次反応器の内張りは特殊ステンレス鋼が使用されている。

しかるに1次反応器のコイル管寄せ部（Mixer）及び2次反応器の内張り肩部はメーモ工場において製作又は補修されており，現在充分な状態でない。今后継続的な点検補修が必要であり，1980 年には是非これらの部分的更新が専門家により実施される必要がある。

CO_2圧縮機についてはその爆発原因を，CO_2圧縮機の上流にあるCO_2乾燥装置のAIR−CO_2切替ダンパーの誤作動により，CO_2圧縮機に AIR が流入し，圧縮機内の潤滑油と反応，燃焼し，配管が高温となり，弱くなって破裂したものであろうと推定した。

今回調査団はダンパーの誤作動を検知し，CO_2 圧縮機をストップさせる安全計装を新設する工事の指導を行った。詳細については計測報告を参照されたい。

その他機器の補修に関しては保全報告を参照されたい。

4－3－8　硫酸工場

硫酸工場には腐蝕による問題が数多くある。これは硫酸工場の宿命であろう。

大きな問題個所を挙げると以下の通りである。

(1) 廃熱回収ボイラ

(2) 反応器シエル

(3) 反応器内熱交換器

(4) 吸収塔，乾燥塔

(5) 煙突

塔槽類の損傷状況並びにその補修方法については保全報告に詳細述べてあるので参照されたい。補修に関する共通の問題点は

(1) 大工事であること。　大容量クレーン車が必要であって，メーモ工場の機械だけでは修理工事は出来ない。

(2) 特殊工事であること。　いずれも各々特別の技術上専門的問題をもっている。メーモ工場でもこれ等の個所の補修の必要性について承知してはいるものゝ，技術的問題と後述の工事期間の問題があって手を

拱ねいている。

(3) 工事期間が長いこと。 いずれも大工事であること及び硫酸ガス又は亜硫酸ガスを取扱う工場である関係上，ストップ，スタートに必要な期間を含めた工事期間は2～2.5ケ月必要であろうと考えられる。この工事期間は市販硫酸の需要が旺盛である関係上工場経済収支の見地より考えると大問題である。

尚計測についての問題は主として計装用導線，導管の問題である。

各々本来は装置と操作室間は計装用導線，導管Duct によりカバーされて通じてあるのであるが，本工場ではDuct が既に破壊されている為，導線導管が秩序なく機器周辺に置かれていて，非常に損傷しやすくなっており信頼性がない。全面的更新が必要である。さらにこれの工事も単純な工事ではあるが工事期間がかなりかかる。

硫酸工場の機器補修期間が長くかかるという問題はタイ国にとりメーモ工場の硫酸が非常に重要であるという見地より考えると大問題である。さらに硫酸の生産は後述のCase Study で明らかな如く将来硫酸生産量が全工場のボトルネックとなることも考えられる。従って現設の硫酸工場の補修に対しては将来の硫酸需要を検討し，硫酸工場を1基増設した上で現設工場の補修を行うという案についても真剣に検討されるべきである。

さらに補修に対しては専門家の指導が必要である。工事を失敗した場合機器に致命的損傷を与える可能性は大である。

4－3－9 硫安工場

特に大きな問題はない。

今回遠心分離機の補修について指導を行ったが，その他取り立て問題はない。

4－4．メーモ工場の組織と技術レベル

4－4－1　一般従業員数とその技術レベル

従業員数はこの種の工場としては我々の経験から考えて妥当であると考える。むしろやゝ少いとも思われる。個々に作業量の査定を行い判断すべきであろうが，現状に至る迄いろいろ歴史と経験があろうから一概に判定することは難しい。

技術レベルはまずまずである。化学及び化学工学の基礎知識は充分ではない。今后この方面の教育が必要である。ただ一応プロセスの変動に対する処置は行える。特にShift leaderはいずれもメーモに 10 年以上の経験を有し，プロセス変動に対する応答は鮮やかである。しかしながら，これはプロセス変動に対する処置だけであって平常時のプラントの安定化又は微調整又は機械装置の日常点検については全く無関心である。いずれも上司よりの指示が無い様である。今后，上記のOperationに関し経験を綜合して日常業務の再編成を行い，操業基準を設定する必要がある。

機械工も又同様である個々に見れば有用な技術を有しているが実際の機械の整備補修となると，工事に対する基礎的注意事項は全く考慮されていない。さらに工事に対する計画性，注意深さ及び熱心さに欠けている。

いずれも指導，監督が充分でない為にこの様な状態になっているものと考える。

4－4－2　Assistant manager

メーモ工場の各プラント，各セクションには各々日本の係長に相当するAssistant manager が居るが，この人達はいずれもメーモ工場に10年以上の経験を有し，プロセス又は機器についての知識は充分である。残念なことに後進に対する教育又は指導に本人の知識が活されていない。一般従業員のレベルアップに今后Assistant manager が活躍することが必要であると痛感した。

4－4－3　Engineer (Manager)

メーモ工場を維持して行くに当りEngineer の数及びその技術レベルは現状不充分である。

今后，Engineer を補充しレベルアップを図らねばならない。

調査団滞在中にFreshmen を充足中であるという話を聞いたがFreshmen がEngineers とし

て育つ為には，充分整備された環境にあっても，少なくとも3年は必要であるということをメーモ工場幹部は理解しなければならない。

調査団は各プラントに少なくとも1名のEngineer が必要であると考える。特にガス化工場及びアンモニア工場には3名必要であると考える。これは現在のメーモ工場の問題が上記2工場に集中しているからである。さらに機械と計測部門に少なくとも各2名必要である。

既存のEngineer 並び Freshmen のレベルアップには是非とも良き指導者が必要である。

Engineer の必要性については以下のことが期待される。

(1) 日常の操業管理（プラント運営計画立案）

現在，操業データーは採集されてはいるものゝ全くFeed back されていない。今后，計画性のあるプラント運営の為のシステム確立はEngineer により推進されねばならない。

(2) 操業基準の設定

プラントの安定化を図る為に操業基準（指針）の設定が必要である。前の操業管理同様操業データーの解析Feed back を Engineer が行う。

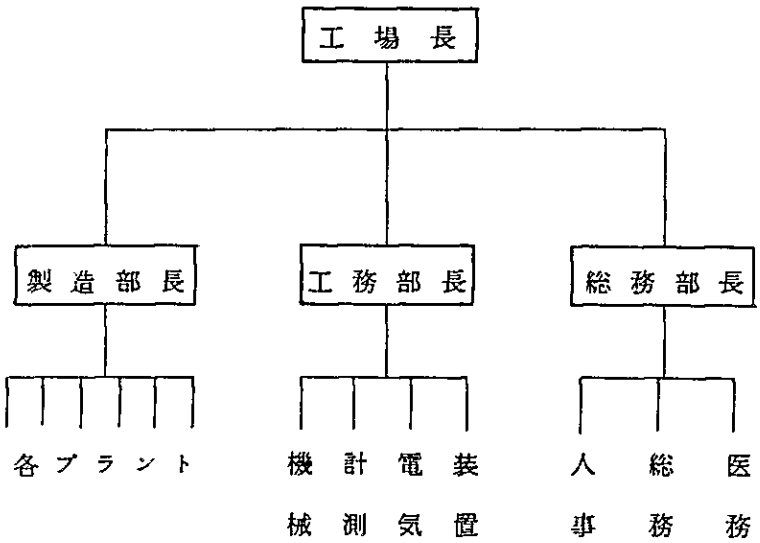
(3) プラント問題点の解析を対策，立案

調査団はプラントの問題点と対策については本報告書にて網羅したものと考えている。そこで実際の作業として我々は対策実施の細部について検討されることを期待している。

4－4－4　組　　織

現在の組織は各セクションのつながりが横に拡がりすぎている。この為指示・連絡が悪く工場の円滑な運営を阻害している。

調査団が推薦する組織は下表の通りである。



この組織の利点は以下の通りである。

(i)　指示連絡を容易にする。

(ii)　責任の所在を明らかにする。

(iii)　処理細い管理を行う。

(iv)　Engineer に昇進の道を拓く。

この組織の再編成を推めるので検討されたい。

第 5 章

再　建　計　画

第 5 章　再　建　計　画

本報告書の前章迄にメーモ工場の問題点と課題について述べてきたが、その結果を基にメーモ工場の再建計画を以下の通り立案した。　（表－5　参照）

計画の基本的考え方は

(I) メーモ工場では安定した操業，安全な操業がまず第1に実現されるべき緊急要件である。

(II) これの実現の為には早急に機器の大補修を行い，装置の信頼性を回復しなければならない。

(III) さらに技術者の充足及び技術向上の対策を直ちに開始し将来の高水準操業の礎えを向う3年間で確立する。

(IV) 安定かつ安全なる再建を行う為，経済収支上の再建時期は若干遅れるが止む得ないものとする。

計画は5ケ年計画（1979～1983）であって2 Step に分けられている。

1 st Step は最初の3年間であって機器の整備を行い装置の信頼性を回復することを重点目標とする。併行して一般運転者には安定操業についての習熟，技術者にはその員数を充足した上での技術レベルの向上，工場幹部については計画性のある工場運営について訓練する。

生産量は過去 10 年間の最高実績（アンモニア年産 14700 T/年．　現状の 50 % UP ）を目標とするが機器の整備が実現し，信頼性が向上した場合この生産量実現の可能性は極めて高い。

この生産量をもつてしても機器の整備に要する費用の為損益分岐点をClearすることは出来ない。

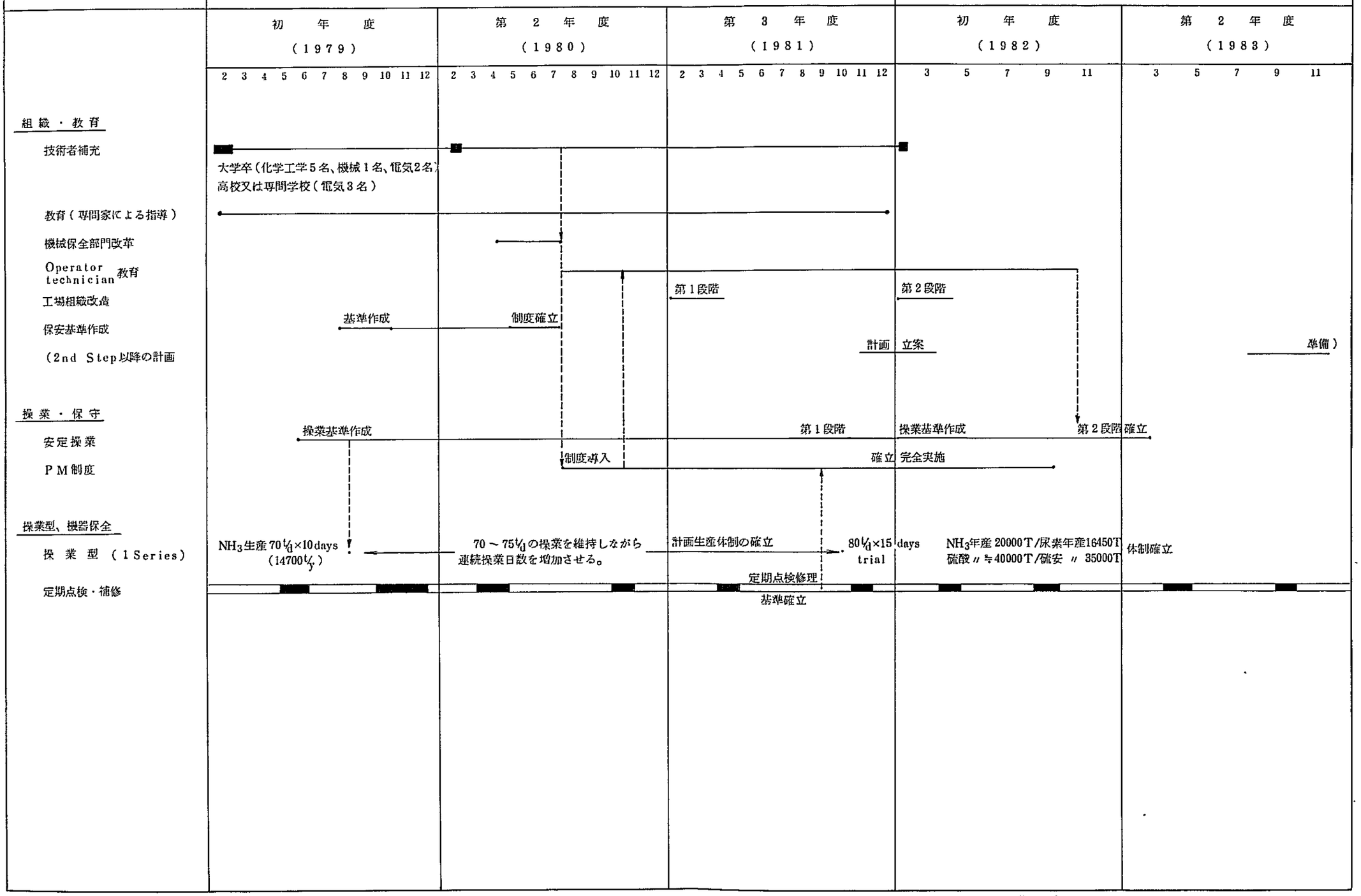
2 nd Step の2年間では1 st Step で実現した装置の信頼性の確立及び一般運転者並びに工場幹部の自信の回復を基礎として，損益分岐点を越える生産を実現し，メーモ工場の経済的再建を図る。

生産目標はアンモニア生産量 20,000 T/年（現状生産量の2倍）であって設計基準生産量の70%弱ではあるが，メーモ工場では過去一度も実現したことのない生産量であり，現在のメーモ工場幹部の認識では夢物語であろう。しかし，1 st Step が Clear されて装置の信頼性が確立し，Operator & technician が安定操業に習熟し，工場幹部がプラントの問題解決に対する意欲並びに計画性ある工場運営を維持していれば，目標の実現は容易であろうと考える。

2 nd Step 完了以降の計画についてはガス化工場の基本的なプロセス上の問題を解決しなくてはならず，これの対策には多大の費用がかかる為 1 st Step 実現時に将来の肥料・硫酸需要の動向を勘案し硫酸工場の Capacity の問題も併せて計画されるべきと考える。

表－5 メーモ工場再建計画

	1st STEP	2nd Step
計画目標	1° 機器の整備、信頼性の確保　2° 技術者の充足並び教育 3° 安定操業に対する操業型についての習熟	1° 技術水準、機器完備に基づく増産 2° 損益分岐点を越える生産達成



5－1. 再建計画各項目説明

(1) 技術者補充

既にメーモ工場の組織で述べた如く，現在メーモ工場の技術者数は極端に不足している。現在managerが2,3プラント兼務で管理していること及びプラント内は若手Eng'r が不在でmang'rの後継者がいない為，緊急にEng'r を補充し養成することが必要である。

さらにキメ細い運転管理並びにOperator，technician の教育の為にもEng'r の存在は欠せない。

(2) 教　育

これ等Engineer の教育は現在のmanagerでは無理である。日本又はドイツよりの経験ある技術者の指導が必要である。教育内容は各種一般事項は当然の事であって，重要なのは後述する各課題を実現する為の過去の経験を活かして行く手法である。

(3) 機械保全部門改革

既にメーモ工場の組織並び後出の保全報告書にある通り，現在各プラントに散在している保全関係のTechnician を統合することが必要である。これは各プラントの優秀なTechnician を集めて技術の交流融合を図り人員の有効活用を意図している。なお，この改革は後出の PM 制度確立及び定期点検補修体制の確立の為に是非必要である。

既にメーモ工場では一部その気運があり，本計画より早期実現が可能であればその方がよいが 1979 年後期の大定期補修点検終了后計画されるのが最善であると考える。即ち，上記補修は事実上保全部門の統合なしには実施不可能であろうと考えられ，補修完了后は自然に新体制に移行出来るものと予想される。

(4) Operator／Technician の教育

安定操業を得る為にはOperator／Technician の技術レベル向上が是非必要であるが，これの教育にはメーモの技術者が当らねばならない。

専門家によるOperator の指導は言葉の問題で殆んど不可能である。

この意味でも技術者の確保は急がれねばならない。

(5) 工場組織改造

既出の工場組織に対するRecommend 通りである。

第1段階としては，現有工場幹部の改編によりともかく責任の所在と指示連絡システムを明確にする組織を設立しなければならない。

第2段階ではmanagerの兼務を解き，さらにSimpleな組織を確立する必要がある。

(6) 保安基準作成

工場の実情に沿った保安体制が専門家の指導の下に樹立されねばならない。

この制度の確立の為にも工場組織の改造が必要である。

保安体制の確立はメーモ工場にとり早急に解決されるべき案件である。

(7) 安定操業

通常ガス化工場，アンモニア工場等連続操業工場では差程Flexiblilityのある操業は不要であり，メーモ工場の場合，特にそのOperatorの資質を考慮すれば操業条件をFixすることが工場の安定につながると考えられる。現在この操業条件の一定化を疎外している要因は計器と機器の信頼性の欠如に依るものである。1979年後期の定期点検補修が完成すればほゞこの要因は排除されるものと考えられる。さらに操業基準の作成は過去の実績を基にし，専門家の指導があれば容易と考えられる。

(8) PM制度（Preventive or Productive Maintenance）

PM制度を導入する為には基本的な条件がある。その条件とは

i Operator/Technicianが機器に対する理解が行き届き日常の点検が充分行われること。

ii 技術者が機器をよく理解していて必要なSpecの管理及び予算の管理が出来ること。

iii 工場機器の特性，履歴が明らかであること。

（調査団は機器の特性・履歴を集成する第1歩として機器リストを作成した。）

iv 技術者がPM制度をよく理解していること。

v 予算があること。

以上の如く，PM制度は単に計器機械保全部門の改革ではなく，全工場的な改革であるのでその導入は全工場組織の協力の下に考えられねばならない。

(9) 操業型

生産及び操業型については後出の表「経済収支検討」を参照されたい。このStudyは，当然ながら，過去の実績，現状及び将来に於ける機器の整備補修后の状態を勘案したものである。

(10) 定期点検補修

装置の信頼性を確保する為には年2回の定期点検補修を実施する必要がある。1st Step では毎回1ケ月の工場停止による点検・補修を考えている。特に1979年では大工

事が計画されている為2～2.5ケ月の工場停止を考えている。尚，装置の信頼性が確保された2nd STEP では年度後期の定期補修を2週間に短縮することも可能と思われる。計画では一応年度前後期とも1ケ月の工場停止としている。

(11) 機器補修（改造・更新）の為の投資

機器補修の為の予算は以下の通りである。

予　算

	1979年実施	1980年実施	1979年 1980年 合計
機　械	127,200 千円	55,990 千円	183,190 千円
計　測	63,260	43,970	107,230
電　気	7,500		7,500
検　査	4,500	-	4,500
年度合計	202,460	99,960	302,420

予算のうち　タイ国にとって輸入となるものは約160,000 千円であってFOB価格である。

メーモ工場の再建の為の投資としては上記に対するタイ国輸入関税等を考慮して　400,000千円 と考えた。

尚，上記予算に含まれている専門家の技術指導料は

機械関係	36,900 千円
計測関係	4,000 千円
電気関係	3,000 千円
計	43,900 千円

である。

5－2. 経済収支検討

メーモ工場の再建にかかわる経済収支を検討した結果は別表5－2の通りである。

検討結果を要約すると以下の通りである。

現状では年間約2千万バート（2億円）の損失が生じている。

1 st Step で装置の信頼性が回復した時点では生産は現状に比しの約 50 %増となると推定した。そして売上高は変動費と固定費を合せたコストにも若干不足している。装置の改造・更新・補修の為の投資（償却4年）をカバーすることは出来ない。

さらに2 nd Step では装置の信頼性回復に伴う操業技術の向上により生産は現状の2倍に増加するものと推定した。そして，売上高はコストと投資を上回りかなりの収益を上げるものと推定する。

改造・更新工事は機器納期及び工事量の制約の為 1979 年末及び 1980 年上の定期点検時に実施される為，この実効は計画開始后2年目から上がる。この為2 nd Step 完了時の年次収益はかなり高いが 1979 年よりの累積赤字をClear することは出来ず累積赤字を一掃するのは 1984 年にズレ込む。

以上の推移は別表5－3に示した。

別表 5-2 Economic Balance

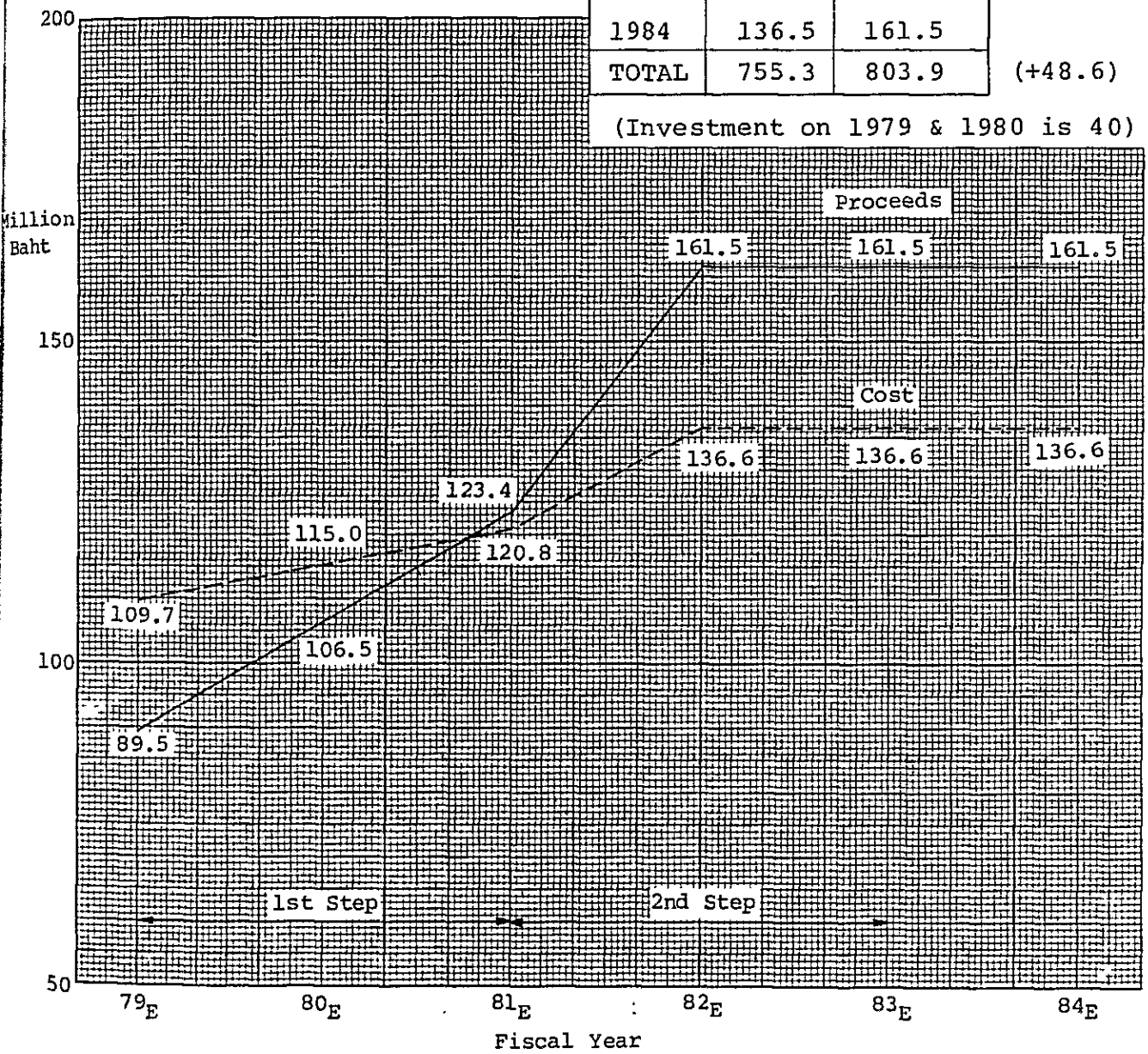
	Production	Proceeds	Cost	Balance
Present Condition	NH_3 : 16 x 62 x 10 = 9920 H_2SO_4 : 27 x 100 x 10 = 27000 UREA : 12 x 52 x 10 = 6240 → x 3900 = 24.3 AMMONIUM SULPHATE : 16 x 122 x 10 = 19520 → x 2100 = 41.0 BOTTLED AMMONIA : = 1100 → x 11000 = 12.1 TANK LORRY H_2SO_4 : = 12070 → x 1000 = 12.1 89.5	Million Baht	Unit Price / Million Variable cost: Baht / Baht Lignite 61900 T/y x 50 = 3.1 Electricity 57.6x10 6KWH x 0.52 = 30.0 Sulphur 9080 T/y x 1700 = 15.4 Bag & Transportation 6.2 54.7 Fixed cost Electricity (demand charge) 5.0 Chemicals & Oil 5.5 Personnel 25.0 Spare parts 5.0 General 14.5 55.0 TOTAL COST 109.7	Proceed 89.5 Cost 109.7 -20.2
Improvement 1st Step (1979∿1981)	NH_3 : 21 x 70 x 10 = 14700 H_2SO_4 : 27 x 117 x 10 = 31590 UREA : 18 x 65 x 10 = 11700 → x 3900 = 45.6 AMMONIUM SULPHATE : 21 x 121.5 x 10 = 25520 → x 2100 = 53.6 BOTTED AMMONIA : = 1100 → x 11000 = 12.1 TANK LORRY H_2SO_4 : = 12070 → x 1000 = 12.1 123.4		Variable cost Lignite 73400 T/y x 50 = 3.7 Electricity 67.7x10 6KWH x 0.52 = 35.2 Sulphur 10600 T/y x 1700 = 18.0 Bag & Transportation 8.9 65.8 Fixed cost 55.0 TOTAL COST 120.8	Proceed 123.4 Cost -) 120.8 Investment -) 10.0 -7.4 (depreciation by 4 years)
Improvement 2nd Step (1982∿1983)	NH_3 : 25 x 80 x 10 = 20000 H_2SO_4 : 28 x 139 x 10 = 38920 UREA : 23.5 x 70 x 10 = 16450 → x 3900 = 64.2 AMMONIUM SULPHATE : 25 x 140 x 10 = 35000 → x 2100 = 73.5 BOTTLED AMMONIA : = 1100 → x 11000 = 12.1 TANK LORRY H_2SO_4 : = 12100 → x 1000 = 12.1 161.5		Variable cost Lignite 97600 T/y x 50 = 4.9 Electricity 80.9x10 6KWH x 0.52 = 42.1 Sulphur 13100 T/y x 1700 = 22.3 Bag & Transportation = 12.3 81.6 Fixed cost 55.0 TOTAL COST 136.6	Proceed 161.5 Cost -) 136.6 Investment -) 10.0 +14.5

別表 5-3

Transition of Proceeds and Cost

	Cost	Proceeds	
1979	109.7	89.5	Millon Baht
1980	115.0	106.5	
1981	120.8	123.4	
1982	136.6	161.5	
1983	136.6	161.5	
1984	136.5	161.5	
TOTAL	755.3	803.9	(+48.6)

(Investment on 1979 & 1980 is 40)



経済収支算出基礎は以下の通りである。

(i) 生産量（操業型）

（i－a） 現　状

現状の生産量及びその操業型は過去の操業実績を平均化したものである。

（i－b） 1 st Step

1 st Step では，アンモニア 70 T/日 で 10 日間連続操業し 3 日間補修の為にストップする操業型を想定している。工場ストップ原因としてはガス化工場のGasifier 又は Tubular boiler の Trouble を想定している。

以上の操業型は 1976, 1977 年（即ち現状）に於いて幸運にもアンモニア工場でトラブルがなかった場合に何度も実現している操業型である。

即ち 1 st Step の目標は現在時折実現している順調Operation を安定して実現することである。

尿素の生産はアンモニア工場の LOAD に順じた出来るだけ高い LOAD の操業を想定している。これは尿素と硫安の売価を比較した場合，アンモニアを尿素に転換する方が付加価値が高いからである。

さらに尿素工場のスタートはアンモニア工場のスタート 1 日後としている。これはプロセスの Sequence 上の制約であって尿素工場はアンモニア工場が安定してからでないとスタート出来ない。

硫酸及びアンモニアの市販量は現状と同じとしている。

硫安及び尿素の生産に対しては各アンモニア及び硫酸の LOSS 3 %を見込んでいる。

（i－c） 2 nd Step

2 nd Step ではアンモニア生産 80 T/日 で 15 日間連続操業し，3 日間の工場停止を想定している。ストップ原因は 1 st Step と同じくガス化工場である。

15 日間の連続操業及 80 T/日 の生産は各々単独には過去何度も実現している。

しかし，これが安定して実現する為にはOperation 及び機器の保守に高度の注意深さと積極さが必要である。この為，1 st Step の諸元が達成されプラントが安定した時始めて 2 nd Step の実現が可能である。

その他の推定基礎は 1 st Step に同じであるがここで注意しなくてはならないのは硫酸工場である。硫酸の生産については 2 nd Step のこの生産量がほゞ full 生産である。

硫酸工場は他工場との接がりが少く，且つプロセス的にもシンプルであるので実現可能とは推定するものゝ，機器の状態を100%完全な状態にする必要があり若干不安な面もある。もしも市販硫酸の量を増加する必要が生じたり，アンモニアの生産が予想外に延びたり，尿素工場にトラブルを生じた場合，硫酸生産量がメーモ工場のボトルネックとなる。

2 nd Step 以後 アンモニア増産を計画する場合は硫酸の市販量を減らす必要がある。

(ii) 製品売価

製品売価はいずれもCFCの資料に従っている。

(iii) 製造コスト

電気料金，人件費等すべての単価は CFC の資料に従っている。

ここで特記すべきはメーモ工場の主原料であるLIGNITE の単価が非常に安いことである。今后，この国産原料使用のメリットを充分に活すべきである。