

イラク共和国

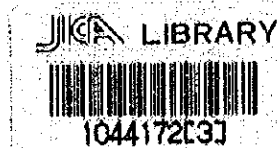
輸出用石油製油所計画
調査報告書

1977年1月

イラク共和国

輸出用石油製油所計画
調査報告書

1977年1月



国際協力事業団

国際協力事業団

国際協力事業団 国際協力基金

国際協力事業団 国際協力基金

RECEIVED

国際協力事業団	
受入 月日	'87. 2. 24
登録 No.	08346
	305
	68.5
	MP1

は し が き

日本政府は“経済および技術協力に関する日本国政府とイラク共和国政府との間の協定”に基づき、同共和国における輸出用石油製油所計画を推進するために、技術的諸事項について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。

国際協力事業団は、本件業務を遂行するために調査団を編成し、同共和国に派遣した。

調査団は輸出用石油製油所計画に必要な技術的諸事項について現地調査を実施し、帰国後、国内設計作業を行い、報告書としてとりまとめた。

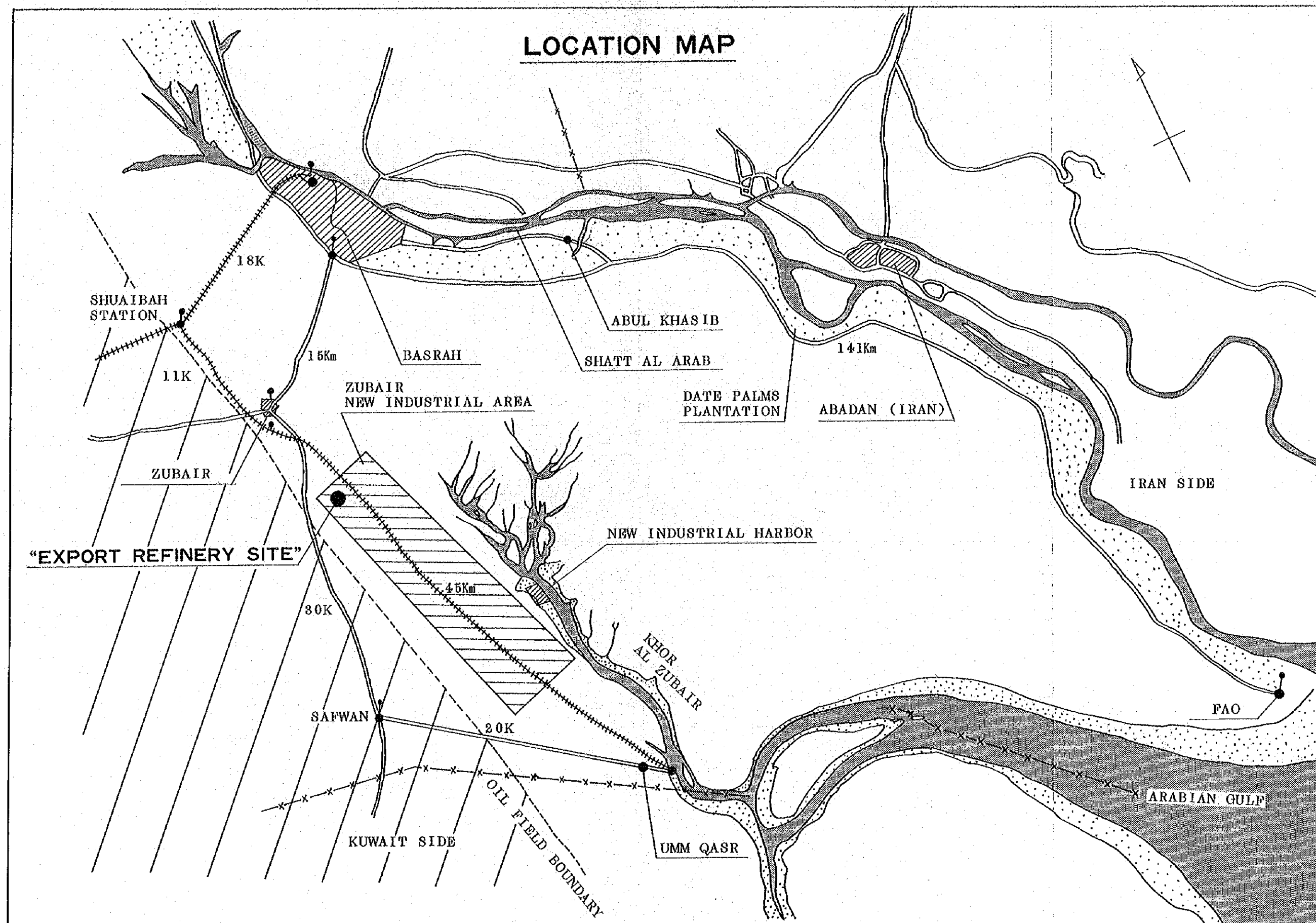
本報告書には製油所計画、各プロセスユニットプラントの基本計画、各ユニットプロセスの設計、オフサイトユーティリティーの基本設計の作成などに関する技術的諸事項について検討がなされている。

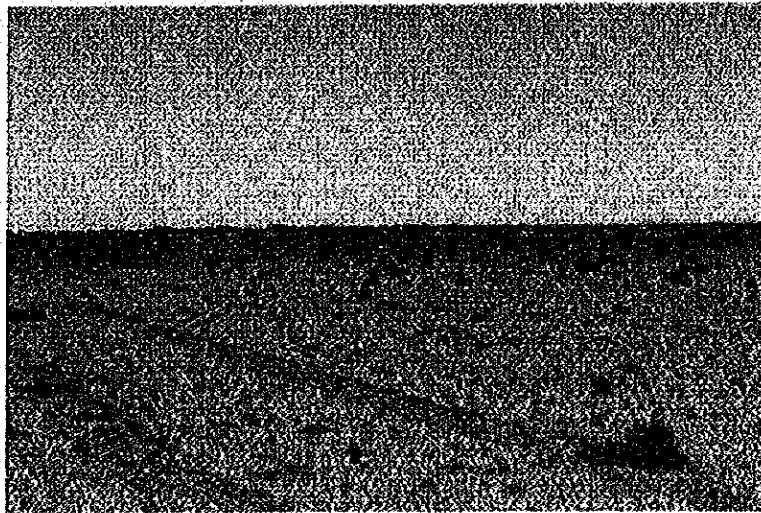
本報告書の提出にあたり、これがイラク共和国とわが国との友好親善の推進に役立つことを切望する。

1977 年 1 月

国際協力事業団

総裁 法眼晋作

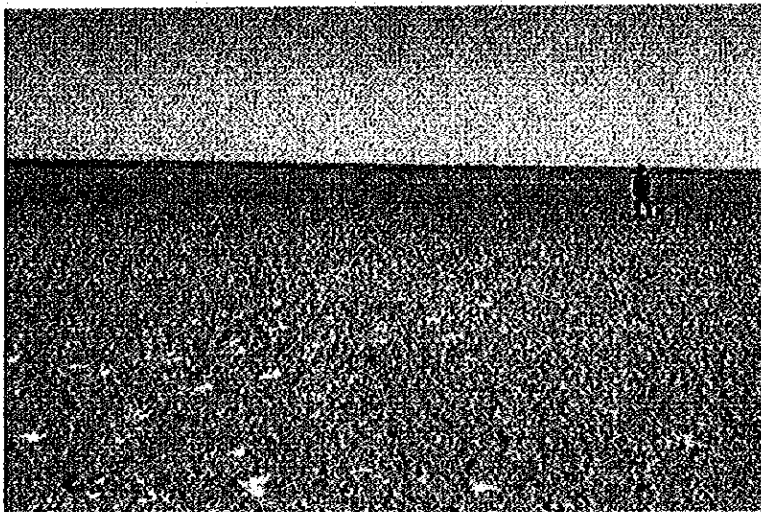




Refinery Job Site



Product Pipeline Route
at Shatt Al Basrah Canal



Effluent Pipeline Route through
Flooded Area near Khor Al Zubair

目 次

	頁
第 1 章 序 説	1-1
1. 1 調 査	1-1
1. 2 要 約	1-3
1. 3 用語の定義	1-14
第 2 章 石油分析値	2-1
2. 1 全 般	2-1
2. 2 N-RUMAILA CRUDE ASSAYの改訂作業	2-2
第 3 章 製油所計画	3-1
3. 1 全 般	3-1
3. 2 修正基本	3-2
第 4 章 プロセス装置設計	4-1
4. 1 全 般	4-1
4. 1. 1 プロセス装置設計基本思想	4-1
4. 1. 2 プロセス装置の選定	4-3
4. 1. 3 プロセス装置設計容量	4-5
4. 2 原油蒸溜装置	4-6
4. 3 ナフサ脱硫装置	4-17
4. 4 接触改質装置	4-25
4. 5 BTX抽出蒸溜装置	4-35
4. 6 パラキシレン抽出装置	4-45
4. 7 灯油脱硫装置	4-51
4. 8 軽油脱硫装置	4-57
4. 9 ガルソ重油直接脱硫装置	4-65
4. 10 水素製造装置	4-73

		頁
4. 11	ガス回収／アミン処理装置	4-83
4. 12	硫黄回収装置	4-91
第 5 章	製油所用役設備設計	5-1
5. 1	全 般	5-1
5. 2	用水設備	5-2
5. 3	蒸気設備	5-3
5. 4	計装用及び作業用空気設備	5-5
5. 5	燃料設備	5-6
5. 6	イナートガス設備	5-7
5. 7	その他用役設備	5-8
第 6 章	製油所オフサイトタンク設備設計	6-1
6. 1	全 般	6-1
6. 2	原油タンク設備	6-3
6. 3	中間タンク設備	6-4
6. 4	製品構成油タンク設備	6-5
6. 5	製品タンク設備	6-6
6. 6	タンク附属設備	6-7
第 7 章	製油所配置計画	7-1
7. 1	製油所全体配置	7-1
7. 2	プロセス装置配置	7-2
7. 3	製油所用役設備配置	7-4
7. 4	製油所の地盤高さ	7-5
第 8 章	パイプライン設計	8-1
8. 1	全 般	8-1
8. 2	原油パイプライン	8-3
8. 3	製品パイプライン	8-4

	頁
8. 4 用水パイプライン	8-5
8. 5 排水パイプライン	8-6
8. 6 その他のパイプライン	8-7
 第 9 章 設計役務遂行	 9-1
9. 1 設計基本条項	9-1
9. 1. 1 全 般	9-1
9. 1. 2 用 役	9-1
9. 1. 3 立 地 条 件	9-5
9. 1. 4 公 害 対 策	9-6
9. 2 機 器 設 計	9-7
9. 2. 1 加 熱 炉	9-7
9. 2. 2 熱 交 換 器	9-7
9. 2. 3 空 冷 式 熱 交 換 器	9-11
9. 2. 4 火なし圧力容器	9-12
9. 2. 5 ポンプおよび駆動機	9-14
9. 2. 6 圧縮機および駆動機	9-15
9. 3 配 管 設 計	9-16
9. 4 土 木 設 計	9-22
9. 5 鉄骨構造物設計	9-25
9. 6 建 築 設 計	9-27
9. 7 電 気 設 計	9-30
9. 8 計 装 設 計	9-35
9. 9 保 温 お よ び 塗 装	9-45
9. 10 消 火 設 備 設 計	9-52
9. 11 下 水 及 び 排 水 系 の 設 計	9-53

添 附 資 料

- I NORTH RUMAILA CRUDE OIL ASSAY
- II NORTH RUMAILA CRUDE OIL MODIFIED TABLE/FIGURE
- III MISCHRIF CRUDE OIL ASSAY

DRAWING INDEX

<u>NO.</u>	<u>DRAWING NO.</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>ATTACHED CHAPTER</u>
1.	00-G-001	REFINERY BLOCK FLOW DIAGRAM	3
2.	10-G-001	10/20 CRUDE DISTILLATION UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.2
3.	10-G-002	10/20 FOUL WATER TREATING SECTION SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.2
4.	11-G-001	11/21 NAPHTHA DESULFURIZATION SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.3
5.	15-G-001	15/25 CATALYTIC REFORMER (UOP CCR PLATFORMER) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.4
6.	04-G-001	BTX EXTRACTION UNIT (FRACTIONATOR SECTION) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.5
7.	04-G-002	BTX EXTRACTION UNIT (EXTRACTION SECTION) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.5
8.	05-G-001	P-XYLENE EXTRACTION UNIT (UOP PAREX) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.6
9.	12-G-001	12/22 KEROSENE DESULFURIZATION UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.7
10.	13-G-001	13/23 GAS OIL DESULFURIZATION UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.8
11.	14/24-G-001	GULF HDS UNIT BLOCK FLOW DIAGRAM	4.9
12.	02-G-001	HYDROGEN UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.10

<u>NO.</u>	<u>DRAWING NO.</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>ATTACHED CHAPTER</u>
13.	01-G-001	GAS/AMINE TREATING PLANT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.11
14.	03-G-001	SULFUR UNIT 1 & 2 SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	4.12
15.	52-G-001	FLOW SHEET FOR WATER SYSTEM	5
16.	52-G-002	FLOW SHEET FOR STEAM, BFW & CONDENSATE	5
17.	52-G-003	FLOW SHEET FOR INSTRUMENT & PLANT AIR & N ₂ SYSTEM	5
18.	52-G-004	FLOW SHEET FOR FUEL GAS SYSTEM	5
19.	52-G-005	FLOW SHEET FOR HOME FUEL OIL SYSTEM	5
20.	00-G-003	REFINERY PLOT PLAN	7
21.	00-G-021	PROCESS PLOT PLAN	7
22.	50-G-001	REFINERY UTILITY PLOT PLAN	7
23.	00-G-002	REFINERY ELEVATION	7
24.	00-M-001	PROPOSED PIPELINE ROUTES	8
25.	90-M-001	CRUDE OIL FLOW SHEET	8
26.	92-M-001	BENZENE FLOW SHEET	8
27.	92-M-002	PARA-XYLENE FLOW SHEET	8
28.	94-M-001	WATER INTAKE SYSTEM BLOCK FLOW DIAGRAM	8
29.	94-M-001	RAW WATER FLOW SHEET	8
30.	54-M-001	EFFLUENT FLOW SHEET	8
31.	98-M-001	BUTANE FLOW SHEET	8
32.	98-M-002	BUTANE GAS FLOW SHEET	8
33.	98-M-003	NATURAL GAS FLOW SHEET	8

第 1 章

序 説

第1章 序 説

1.1 調 査

1.1.1 紹 介

本調査は国際協力事業団により遂行されたものであって、この調査団は1976年7月に編成され、7月7日より7月16日までイラク共和国に向け派遣されたものである。その調査結果は、調査団帰国後、各種国内作業の基本資料として活用され本報告書に包含されている。

1.1.2 調査の目的

調査の目的は、イラク共和国の石油事業公社（STATE COMPANY OF OIL PROJECT）によって案画されている、輸出用石油製油所計画の遂行に必要な、各種技術資料の集積であり、以下にその概要項目を示す。

- (a) 現地建設地点、BASRAH市南方のZUBAIR地区、を確認調査し、製油所全体計画の構想の基本とする。
- (b) バイブライン計画の夫々の経路の可能性及び設計基本の確認。
- (c) 製油所用役について、取水地点の確認、及び水質等の確認。
- (d) 電力供給事情等、製油所基本計画に係る資料の確認。
- (e) その他、本計画に必要とする資料。

1.1.3 調査団の編成

現地調査団は、日本プラント協会所属の8名の専門家によつて編成組織された。

		現地調査期間	
団長	岩本吉辰（統括）	1976年7月7日～7月13日	
団員	田沼真（プロジェクト）	同	上
"	安藤登志男（土建）	同	上
"	遠山明夫（プロジェクト）	同	上
"	岸勉（建設）	同	上
"	吉井雄治（建設）	同	上
"	柳沢国正（バイブライン）	1976年7月7日～7月16日	
"	大谷昭夫（バイブライン）	同	上

1.1.4 謝 辞

本調査を実施するに当たり、協力と支援を与えられたイラク共和国石油事業公社、関係諸氏に深く感謝の意を表すものである。

1.2 要 約

1.2.1 紹 介

本技術調査報告書は基本的には、イラク共和国の石油事業公社(STATE COMPANY OF OIL PROJECT, 以下SCOP社と略称する)によって提供された輸出用石油製油所計画(EXPORT REFINERY PROJECT)の、入札仕様書(TENDER DOCUMENTS)に従って調整されている。

本報告書は供給原油分析値(CRUDE ASSAY)及び、製油所計画(REFINERY SCHEME)についてSCOP社の立場にたつての我々の検討結果をのべている。又、本製油所計画に関するプロセス装置、用役設備、オフサイトタンク設備、パイプライン設備に係る基本設計思想及び条件等を説明すると共に、これらの詳細設計役務遂行に係る基本条件についても我々はSCOP社の立場にたつて想定したものである。

特に、製油所配置計画については、入札仕様書の添付資料を基本にし、近代的製油所としての検討を加えたものである。

従って、この報告書は入札仕様書に対する基本的変更事項とその検討結果を示し、かつ入札仕様書に指示されていない事項の確認明確化の一部となるものである。

1.2.2 各章要約

以下各章毎のその要約を述べる。

第2章 原油分析値 (CRUDE ASSAY)

プロセス設計はN-RUMAILA原油及びMISCHRIF原油を供給原料として遂行され、これらの原油特性は入札仕様書VOL.Ⅶ-dで与えられているCRUDE ASSAYにより知ることができる。然し、N-RUMAILA原油は原油分析後の経年変化のためか、入札仕様書VOL.ⅦのSECTION 9.15項に示されているFIG. 9.1のTBPカーブを基準にして、再計算し訂正することを入札仕様書にて要求されている。

依ってN-RUMAILA原油のCRUDE ASSAYの訂正作業の詳細要領を述べると共に我々の検討結果、即ち訂正、検討して得た数値及び表を、本報告書に添付している。

尚、MISCHRIF原油のCRUDE ASSAYは設計するには不十分なものしか与えられていないが、そのままベースとして使用し、我々の検討を加え、このMISCHRIF原油より得られる製品として、第4.2章 原油蒸留装置の項に、予想製品収率及び性状として我々の計算結果を示している。

第3章 製油所計画 (REFINERY SCHEME)

入札仕様書で計画されていた製油所計画 (REFINERY SCHEME) は 供給原油を、BUZURGAN 及び ABU-GHIRAB 原油から MISCHRIE 原油に置き換えられたため、全面見直しの上、修正する必要が生じ、我々は慎重に検討の上修正作業を実施した。

修正は前章の原油分析値 (CRUDE ASSAY) に基づいて行い、その系統図は DWG NO. 00-Q-001 として添付されている。即ち、REFINERY SCHEME は N-RUMAILA 原油、MISCHRIE 原油を夫々処理する 2 系列の装置群で構成されており、各系列は 750 万トン/年の原油を処理できるものとしている。

入札仕様書の思想を尊重しながら、検討修正した結果として、各系列の構成装置及び両系列に付随した共通装置について、各処理量、製品名、製品量を規定し、修正 REFINERY SCHEME の基準について述べている。

第4章 プロセス装置設計

4.1章 全 般

プロセス装置設計の基本思想を述べると共に、プロセス選定の理由を各プロセス装置について述べている。

即ち、入札仕様書では予め GULF 社の 常圧蒸留残渣油直接脱硫装置及び UOP 社の PARAXYLENE 抽出装置（ナフサを原料として）が指定されているが、その他の装置については我々の検討、選定によるもので、UOP 社をはじめ、UHDE 社、TOPSOE 社の LICENCE を採用することにした。

更に前章の REFINERY SCHEME を基本にした各プロセス装置の処理容量（設計能力）について我々の検討結果を一覧表として示している。この処理容量は前章の REFINERY SCHEME に示す容量に稼働率その他を考慮して決定した。

4.2～4.12章 原油蒸留装置他各プロセス装置

4.2 章から 4.12 章では夫々のプロセス装置に関してその詳細を述べている。即ち

(1) 各装置のプロセス設計基本

ここでは原則としてプロセス設計の基本である装置能力、原料性状、製品仕様及びプロセス設計要旨を述べている。

(2) 各プロセス装置の説明

ここでは各プロセス装置がどのような機器を有し、フローが構成されているかを説明し、夫々のフローシートを添付している。

(3) 各プロセス装置の特徴

夫々の装置は、各々経済的、機能的、特徴をもって設計されているところを強調説明している。

(4) 各プロセス装置の予想収率及び製品性状

これは将来、各装置の保証数値を規定する基本となるものであって、特に保証値としては明記していないが重要な項目である。一方この数値が REFINERY SCHEME 確立のための因子でもある。

(5) 各装置の境界条件

本項の条件設定に関して相互の確認がなされていないと設計及び運転に重大な支障を来すので製油所の総合的見直しに必要とする重要データとして明示している。

第5章 製油所用役設備設計

製油所の用役設備は、用水設備、蒸気設備、計装用及び作業用空気設備、燃料設備、イナートガス設備等により構成されており、入札仕様書の設計方針を尊重しながら我々が検討、確立した各設備の設計思想について述べ、更に主要機器の決定基準データを示すとともに、各設備の処理系統図を添付し説明の一助とした。

主な用役設備容量は次のとおり。

ろ過水タンク	80,000	M ³	× 1 基
純水装置	840	T/HR	× 3 基
冷却水装置	25,000	T/HR	× 2 基
ボイラー	135	T/HR	× 4 基
空気圧縮機	13,000	NM ³ /H	× 2 基
窒素発生装置	400	NM ³ /H	× 3 基

また、入札仕様書では示されていない、製油所内蒸気レベルについて、我々は検討し次の如く規定した。

高圧蒸気	32	Kg/cm ² G	350 °C
中圧蒸気	15	〃	300 °C 及び飽和
低圧蒸気	3.5	〃	飽和

又、水冷却器と空気冷却器の適用温度範囲区分点等について、現地気象条件を基本にして経済性、設計能力を検討し、これを規定している。

第6章 製油所オフサイトタンク設備設計

原油が変更になり、REFINERY SCHEME が修正されたためオフサイトタンク 設備もそれに従って調整しなければならないが、入札仕様書の要求をできるだけ尊重する方針で我々は最適な設計基本を決めた。従って入札仕様書からの変更箇所を明確にし、原油タンク設備、中間タンク設備、製品構成油タンク設備、製品タンク設備、及びタンク附属設備等について設計基本を述べている。また、関係タンクのリストを添付し、製油所の貯油及び操油能力を示している。

尚、これらタンク群の配置については、第7章の製油所配置計画において述べている様に入札仕様書に添付された配置案では、プロセス装置敷地や用役設備敷地の拡大の必要性から根本的な無理が生じ、また防油堤容量の検討結果等により、全面的に見直し、これを修正し添付図面に修正案を示している。

第7章 製油所配置計画

- (1) 前章でも述べた様に入札仕様書に添付されていた REFINERY PLOT PLAN に対し、我々の検討結果である全体 PLOT PLAN を添付している。

また、入札仕様書と共に与えられた TOPOGRAPHIC SITE SURVEY DRAWING (現地地形調査図) は、上記 REFINERY PLOT PLAN とは縮尺も異り、関連性も全く明かでない。依って我々はこの SURVEY DRAWING の BENCH MARK “A” を REFINERY PLOT PLAN の北西端に設定し、この BENCH MARK “A” を起点として REFINERY 内の道路、建家、機器等の位置を表現することを提案している。

- (2) 入札仕様書添付の REFINERY PLOT PLAN に示されていた、装置のグループ分けは、基本的に無理が生じるためこの変更、及び装置敷地を拡大しなければ適切な配置を設計できないための変更について、総合プロセス装置配置図を添付して、それらの根拠を説明している。

- (3) 用役関係設備敷地についても同様、入札仕様書添付の配置図では、敷地の拡大及び設備位置の変更が必要であり、この根拠について図面添付の上説明している。

- (4) 製油所の配置計画に関連するものとして、各設備敷地の地盤高さがあるが、これらについても明確な指示は入札仕様書になされていないので、我々は TOPOGRAPHIC SITE SURVEY DRAWING より、現地確認の上検討し、添付図面の様にこれを決定した。

第8章 パイプライン設計

パイプラインのうち、FAOターミナルの位置が未確定のためこれに関連するパイプラインは除外して、我々は本製油所に付帯するラインについてのみ検討し、夫々のルートを図面を添付して提案している。また、パイプラインに適用される設計基本及び規格基準について述べている。

個々のパイプラインについては、我々が検討決定した夫々の設計流量とその流量に基づく採用パイプ径、及び送出ポンプ設備仕様など、系統図と共に説明している。

特に用水設備の原水供給ラインについては、現地調査の結果、入札仕様書の指定より大巾に異ったルートを提案している。これは取水点を調査の結果、種々の不都合が判明したためである。また、ベンゼン、パラキシレン出荷のMUFFIELDターミナルは、古い製油所跡を設置場所として提案し、排水パイプラインは湿地帯をルートとするため埋設ではなく、架台上にパイプを設置することを提案している。

第9章 設計役務遂行

本章においては各プロセス装置、用役設備、オフサイトタンク設備等を設計するに当りそれぞれの設計カテゴリーにおいて統一された方針にもとづいて設計役務を遂行する必要がある、その基本について確認、説明している。

9.1 章 設計基本条項

この設計基本条項の章では上記で云う設計カテゴリーには含まれない全般的な基本項目について規定しており、適用するところの法規、規格、標準仕様について基本的考えをのべている。

又、用役関係の設計基本、現地の立地条件、及び公害対策等の基本的考え方について説明及び確認している。

入札仕様書で規定している供給可能電力量 64 MVA では、この巨大な製油所の消費電力量をまかなえないので、我々の計算結果を基礎にして電気設備の所要最高受電容量について規定した。

特に用水設備の原水の性状について入札仕様書で与えられた水質は或一個所、一時点の取水分析値であり、年間の変動、経年変化等についてカバーしているものではなく設計基本データとするには、このような巨大なプロジェクトとしては危険を含んでいる。

我々は種々検討の結果、設計の基本とする水質を規定した。

9.2 章 機器設計

加熱炉、熱交換器、空気冷却器、火なし圧力容器、ポンプ及び駆動機、圧縮機及び駆動機のこれら各機器に関する、設計基本について夫々特に留意確認すべき重要事項について提起明確化している。

即ち原則的には入札仕様書で与えられた標準仕様書に従うとしても、特に効果的、経済的に設計製作を遂行するために、確認しておくべき日本より輸出した時の特殊条件をも考慮して説明している。

尚ポンプ、圧縮機の回転機器については製作者を選定するに当り、プロセス装置に適合した機器を十分な注意検討した上選定しなければならないことが強調されている。

9.3 章 配管設計

入札仕様書に示されている配管仕様書クラス“M”に原則的に従うことが述べられ、全般的設計要領について配管の基本思想が記述されている。又我々が選定し調整した配管クラスについてリストアップし、それぞれのクラスの使用目的、範囲を明らかにしている。

9.4 章 土木設計

前章と同様従うべき入札仕様書に含まれている標準仕様書をあげ、設計の基本思想を述べている。特に入札仕様書では含まれていない JIS 規格についてその適用範囲など述べている。

9.5 章 鉄骨構造物設計

9.6 章 建築設計

以上の2章とも9.4章と同一の説明要旨による記述である。

9.7 章 電気設計

本輸出用製油所の電気設備の機器、材料の設計製作検査に係る、特殊な仕様について述べている。特に日本より購入し納入する電気製品について日本の規格を適用していることを明示している。

又本製油所における電気設備、及び電源性状や容量の許容限界などについてその設計に係る基本思想を述べている。

9.8 章 計装設計

本章での計装設計については、安全な運転、又容易な運転を主眼として設計していることについて述べ、かつ入札仕様書に対する重要な変更について述べている。

更に採用した計装の詳細設計基本条項についてその適用仕様などの明確化を計っている。

9.9 章 保温及び塗装

本章においては装置の保温、保冷等の熱放散吸熱防止と共に火傷防止に係る基本思想を述べ、塗装及び耐火被覆についてはその適用範囲、要領等を規定している。

9.10 章 消防設備設計

入札仕様書に従い設計するための要旨が述べられており、地下埋設配管の防蝕要領にふれている。

9.11 章 排水系統設計

排水系統については入札仕様書に添付されている仕様書に従って設計される。尚排水地下配管、開溝、及び降雨強度、の設計基本条項について確認している。

1.3 用語の定義

この報告で使用されている主な用語について、以下に定義する。

(1) N-RUMAILA ルマイラ北原油

プロセス・エリア，設備等の術語に接頭字としてこの用語を用いる場合，全て関連したトレーンを意味する。

ユニット番号の役割は，TENDER DOCUMENTS Vol II Section 9, Para. 9.8.1 による。

(2) MISCHRIF ルマイラ北ミシュリフ層原油

プロセス・エリア，設備等の術語に接頭字としてこの用語を用いる場合，全て関連したトレーンを意味する。

ユニット番号の役割は，TENDER DOCUMENTS Vol II Section 9, Para. 9.8.1 による。

(3) CRUDE UNIT 原油蒸留装置

(4) N-HDS ナフサ脱硫装置

(5) K-HDS 灯油脱硫装置

(6) GO-HDS 軽油脱硫装置

(7) CAT-REFORMER 接触改質装置

(8) GAS/AMINE UNIT ガス回収及びアミン処理装置

(9) SR-UNIT 硫黄回収装置（A及びBトレーン）

(10) BTX-UNIT BTX抽出蒸留装置

(11) PAREX-UNIT パラキシレン抽出装置

(12) GULF HDS UNIT ガルフ重油直接脱硫装置（A及びBトレーン）

(13) HYDROGEN UNIT 水素製造装置

(14) HDS COMPLEX 上記(12)及び(13)の装置及び関連附帯設備

第2章

原油分析值

第2章 原油分析値 (CRUDE ASSAY)

2.1 全 般

プロセス設計はN-RUMAILA及びMISCHRIF原油をBASEにして遂行される。
この設計に適用される原油の特性は、TENDER DOCUMENT VOL VI-dに
CRUDE ASSAYとして与えられている。

N-RUMAILA CRUDE ASSAYはTENDER DOCUMENT VOL II SECT.
9 PAGE 15 OF 23に示されているFIG 9.1のTBP CURVEをBASEにして再
計算及び改訂された。併しこの改訂については我々が保証すべきものではなくSCOP社
によって、又SCOP社の責任において確認されると云う了解にもとづいている。

尚、MISCHRIF CRUDE ASSAYは元の形のまゝとしている。

N-RUMAILA CRUDE ASSAYの改訂作業詳細は、次節に述べられている。又改
訂N-RUMAILA CRUDE ASSAY及び元のMISCHRIF CRUDE ASSAYを
本報告書末尾に添附している。

2.2 N-RUMAILA CRUDE ASSAYの改訂作業

(1) 前 置 き

IFPにより調製されたN-RUMAILAのCRUDE ASSAYはTENDER DOCUMENT VOL II SECT. 9 PAGE 15 of 33に与えられているFIG. 9.1のTBP CURVEをBASEにして次に述べる如く改訂された。

(2) 改 訂 要 領

(a) 軽質炭化水素

C4よりの軽質炭化水素は原油の2.5 VOL%であり、C5よりの軽質炭化水素は原油の5.4 VOL%とし、軽質炭化水素の組成はIFPにて調整されたASSAY(以後IFP ASSAYと云う)にて与えられた比率と同じとして推定される。

	IFP Assay		Revised Assay	
	Vol% on Crude	wt% on Crude	Vol% on Crude	wt% on Crude
C ₂	0.10	0.05	0.08	0.03
C ₃	0.69	0.41	0.57	0.33
i-C ₄	0.35	0.23	0.29	0.19
n-C ₄	1.88	1.29	1.56	1.05
i-C ₅	1.28	0.94	1.06	0.76
n-C ₅	2.22	1.64	1.84	1.34
Total:	6.52	4.56	5.40	3.70

(b) NARROW CUTS

IFP ASSAY - APPENDIX I-のPAGE 14 OF 62に与へられたTABLEは改訂され、TBPの分溜範囲におけるNARROW CUTSの比重は正しいものとして推定された。

各溜分の容量比は(TENDER DOCUMENT VOL II SECT 9. PAGE 15 OF 33)のFIG. 9.1より読み取った。

そしてAPPENDIX IIとして添附されているN-RUMAILA CRUDE ASSAY MODIFIED TABLE/FIGUREのTABLE 4にそれが示されている。

(c) GASOLINE

DEBUTANIZED GASOLINEの比重は前節(b) で調整されたTABLEをBASEにして集約され、グラフとしてプロットされる。

IFP ASSAY -APPENDIX I- の 20/62 PAGEに与へられている各溜分の硫黄含有量は正しいとして推定され、グラフの形で集約された。

IFP ASSAY -APPENDIX I- の 20/62, 31/62, 42/62 PAGEで示されるTBP分溜範囲のPONA分析及びAROMATICの量は正しいものとして推定される。

他の性質については、IFP ASSAYに示されているものと変りないとして処理される。

(d) KEROSENE

50℃の分溜範囲内としての灯油溜分は前記(b) 節に述べられたTABLEをBASEにして集約される。

本溜分の比重は計算され、又本溜分のTBP MID POINTはグラフに示される。硫黄含有量はIFP ASSAY -APPENDIX I-の20/62 PAGEにおける同じ様式をBASEにして、検討される。

他の性質についてはIFP ASSAYにおけるデーターと同じとして処理される。

(e) GAS OIL

50～60℃の分溜範囲での軽油溜分は集約され、この溜分の比重、硫黄含有量、凝固点、アニリン点、は計算されTBP MID POINTはグラフで示される。

その他の性質はIFP ASSAYのデーターと同じであるとして処理される。

(f) REDUCED CRUDE

前記(SUMMARIZING OF NARROW CUTS)の方法がREDUCED CRUDEには使用出来ないので、又他の方法もなくIFP ASSAYの53/62 PAGEに示される、TBP CUT POINTをPLOTすることで調整されたグラフを使用する。

(3) 結 論

IFP ASSAYは次の3方法に従って改訂された。

- (a) IFP ASSAYの14/62 PAGEに示されるNARROW CUTSの容積比は
TENPER DOCUMENT VOL II SECT, 9 15/33 PAGEのFIG. 9.1,

を基本にして、又 IFP ASSAY の 20/62 PAGE に与へられている TBP 溜分の比重及び性質が正しいものとして改訂される。

(b) 上記(a)で述べられている改訂 TABLE に使われたこれら NARROW CUTS の集約によって推定された性質は MODIFIED ASSAY として使用される。

(c) IFP ASSAY に示されている TBP CUT POINT としての性質が使用される。

(i) 比重曲線、硫黄含有量、凝固点及び粘度曲線は上記(a)の方法で得られる。

GASOLINE, KEROSENE, GAS OIL の比重、硫黄含有量及び GAS OIL のアニリン点は上記(b)の方法で得られる。

(ii) REDUCED CRUDE の性質及び GASOLINE の PONA 分析は IFP ASSAY に夫々示されている。

第3章

製油所計画

第3章 製油所計画

3.1 全 般

供給原料がMISCHRIF原油に変更になったので製油所の系統図(TENDER DOCUMENTに添附されたDWG NO, 52-E-1,2及び3にて示されている)は修正された。修正製油所系統図はDWG NO, 00-G-001としてここに添附されている。

製油所計画は2系列の装置群で構成される原則でもって計画されている。各系列は750万屯/年の原油を処理出来るものとしており、夫々はMISCHRIF原油, 及びN-ROMAILA原油を夫々処理するものとして設計される。

各系列は, CRUDE UNIT, N-HDS UNIT, K-HDS UNIT, GULF HDS UNIT及びCAT-REFORMERで構成される。

MISCHRIF原油を処理する系列はGO-HDS UNITを上記タイプのUNIT群に追加して構成される。

又, N-RUMAILA系列には将来GO-HDS UNITが追加されるものとして了解されている。

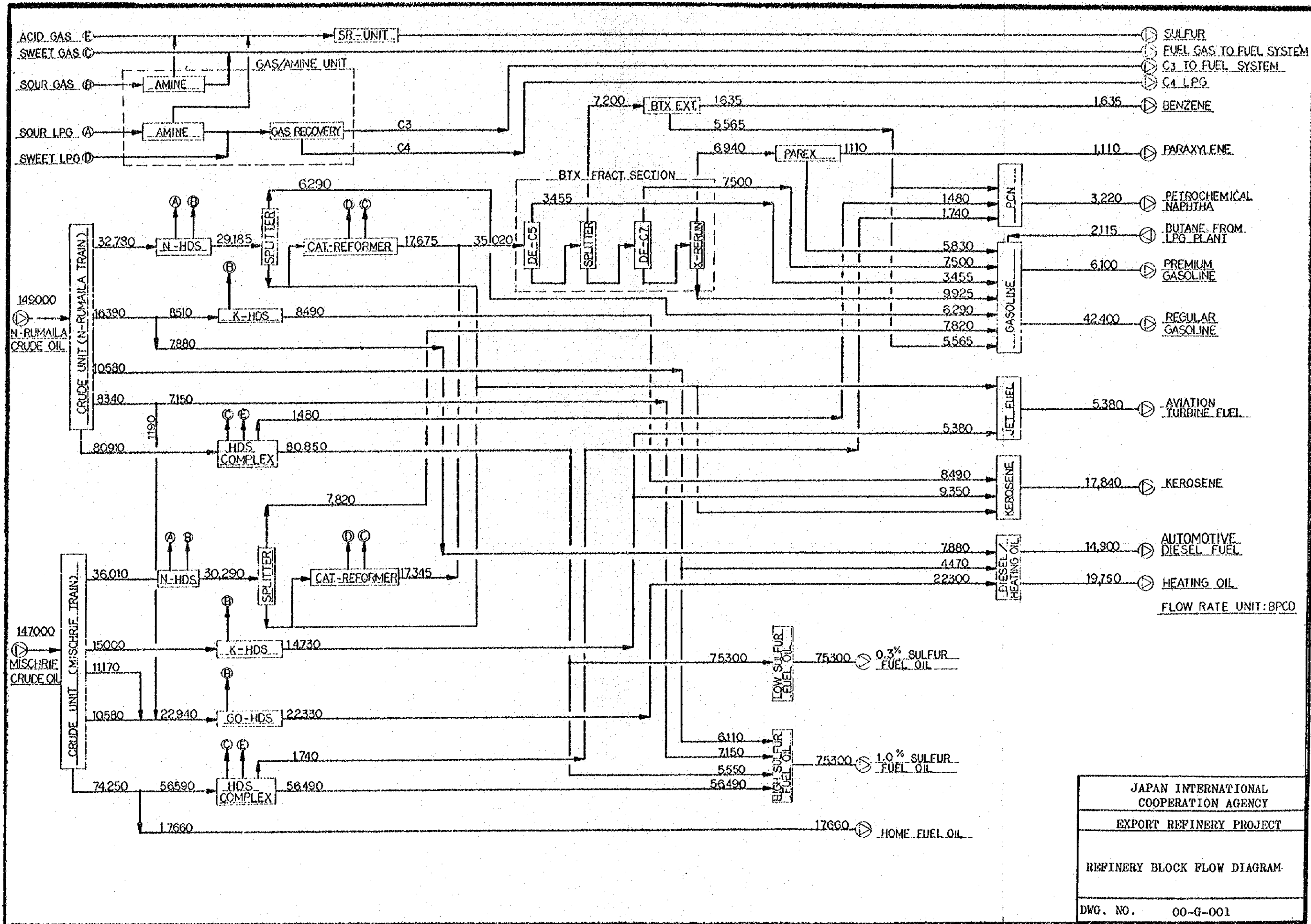
両系列の共通装置として, GAS/AMINE UNIT, HYDROGEN UNIT SR-UNIT, BTX-UNIT, 及びPAREX-UNITがある。

本製油所において産出する製品として次のものがある。C₄液化石油ガス, 石油化学用ナフサ, レギュラー及びプレミアム ガソリン, ベンゼン, パラキシレン, 灯油, 航空タービン燃料, 自動車用ジーゼル燃料, 加熱用油 0.3重量%硫黄重油, 1.0重量%硫黄重油, 及び液体硫黄である。

3.2 修正基本

製油所計画の修正において以下の条件が考慮された。

- (1) 原油蒸溜においてTBPの分溜範囲は両系列において同じである。
- (2) MAXIMUM GASOLINE PRODUCTIONを考慮する。又CAT-REFORMERへの通常の通油はTBPの65～175℃の分溜ナフサとした。
- (3) TBP-150～175℃範囲の重質ナフサは生産しない。
- (4) レギュラーガソリンとプレミアムガソリンの生産比は87：13とする。
- (5) 自動車ジーゼル油と加熱用油の生産比は43：57とする。
- (6) GULF-HDS UNITで生産されるSTABILIZED NAPHTHAは石油化学用ナフサの構成々分の一つとして使用する。
- (7) 1WT%硫黄重油と0.3WT%硫黄重油との生産比は同一とする。
- (8) 航空タービン燃料油の生産量は25万Ton/年とする。
- (9) 灯油の生産量は特に決めないものとした。
- (10) CAT-REFORMERにおいて得られるベンゼン、パラキシレンは経済的に得られる最大範囲において回収されるものとする。



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY
EXPORT REFINERY PROJECT
REFINERY BLOCK FLOW DIAGRAM
DWG. NO. 00-G-001

第4章

プロセス装置設計

第4章 プロセス装置設計

4.1 全 般

4.1.1 プロセス装置設計基本思想

(1) DESIGN PARAMETERS

プロセス装置系統図を設定する為には、一般的に以下に示す条件検討及び最適化作業が遂行される。

- TOWER ARRANGEMENTS:

主蒸留塔に何個の中間留分の流出口を設置するか、前留塔の設置は好ましいか、等。

- OPTIMIZATION OF HEAT EXCHANGER NETWORK

- CONCERNING MAIN TOWER: 蒸留検討における外部環流の最適位置及び最適塔直径の検討。

- OPTIMUM ARRANGEMENT OF AIR COOLERS AND WATER

COOLERS

- CONCERNING HEAT EXCHANGER: 伝熱係数及び保守の面から胴側にするか管側にするか流体選定の検討。

(2) プロセス設計作業

(a) プロセス設計々算

- Physical properties

API data book

- Process analysis and computer simulation

- Unit operations

Equilibrium stage calculations (distillation, flash, absorbtion, etc)

- Reaction kinetics

- Process stream separation and combination

- Heat exchange, etc.

(b) 計算結果

- o Material balance
- o Heat and weight balance
- o Pressure drop survey
- o Rating summaries

Trays, exchangers, pumps and compressors, instruments, line index,
etc.

(c) プロセッダー決定要領

- o Columns

Trays:

Perforated tray, bubble tray, packing, etc.

- FRI method

Valve type tray, perform contact tray, etc.

- Proprietary supplier's method

Internal: Contractor's basic design manual

- o Drums

Contractor's basic design manual

- o Exchangers; Shell and tube exchangers; HTRI method

Air Cooler; proprietary supplier's method

- o Pumps, compressors

Contractor's basic design manual

- o Piping sizing, etc.

Contractor's basic design manual

- o Pressure relief systems

Contractor's basic design manual, etc.

4.1.2 プロセスの選定

(1) アミン装置

アミン処理に係るプロセスの選定とは、使用アミン溶液の種類となる。現在、各製油所のアミン処理に使用されているアミン溶液としては次の種類がある、即ち、MEA、DEA、及びADIPである。

処で、DEA溶液は、処理ガス中に不純物として、COS及びCS₂が存在するFGO装置のガス処理に主に使用されている。

本製油所ではそのようなFGO装置を含んでいないのでMEAかADIPが使用出来る。

今回は次の理由でMEAの使用が考慮された。

- MEAの処理プロセスは特許権がない。
- プロセス運転が容易である。
- プロセスの運転許容範囲が大きい。

(2) NHDS、K-HDS、及びCO-HDS装置

ナフサ、灯油、軽油に對するすべての採用可能な脱硫プロセスはここに述べる固有の特徴ですぐれており、又如何なる不都合もなく不利益になることもない。

従って何処のプロセスでも使用出来るが今回はUOP社のプロセスが選ばれた。

我々はUOP社の脱硫プロセスに最も設計、建設の経験をもっているので、UOP社のプロセスに決定された場合、我々は基本設計から建設迄のすべての仕事を支障なく遂行することが出来る。

特にUOPプロセスの場合、UOP社は反応システムのための基本設計データを供給するのみで、他のすべての基本設計及び詳細設計を我々が遂行する。これは設計に広い応用範囲をもたせる。

(3) OAT-REFORMER接触改質装置

高オクタン価ガソリン、ベンゼン及びパラキシレンを生産するこの様な装置の場合、非常に烈しい運転条件がOAT-REFORMER装置に課せられる。

一方、OAT-REFORMERから得られる水素リッチガスは溜出油脱硫装置のノイックアップ用水素ガスとして使用され、この使用のための水素ガスは高純度を要求され、又一定量の産出が要求される。

上記2項目を考慮することにより、UOP社の連続触媒再生式プラットフォームプロセス（改質装置）が選定されている。

(4) BTX 抽出蒸溜装置

SHELL社によって開発され UOP社の特許となっている SHELL SULFOLANEプロセスが次の点を考慮することにより選定された。

- 本UNITの上流装置である GAT-REFORMERとして UOP社のCCR PLATFORMING UNIT が選定された。
- 本UNITの下流装置である PARA-XYLENE の抽出装置として UOP社の PAREX プロセスが選定された。
- UOP社は、BTX抽出蒸溜装置の設計に非常に多くの経験を有している。
- 抽出溶液として使用される Sulfolane 溶液は、非常に優秀である。
- 我々は Sulfolane プロセス UNIT の建設に多くの経験を有している。

(5) 硫黄回収装置

Amine Treating 装置及び排水処理装置からの酸性ガスより硫黄を回収するプロセスには、一般に Claus タイプの乾性触媒層プロセスに限定される。併し乍ら、実際に建設されたものが示しているように、これらの優劣をこれらの Process 特性の評価から決定することは困難であり、又多くのプロセスが相互に非常な競争をしている。

今日我々は Uhde (Federal Republic of Germany) の Process を 使用して多くの硫黄回収装置を建設した、又非常に満足な結果を得ている。従って今回の場合も Uhde の Process が選定された。

(6) ガルフ重油直接脱硫装置

重油直接脱硫装置には入札仕様書に従い、ガルフ直接脱硫装置を選定している。

詳細仕工設計は GULF SCIENCE AND TECHNOLOGY COMPANY によって提供された基本仕工仕様設計に従って行い。

(7) 水素製造装置

水素製造装置は商業的に実績のあるプロセスライセンサーを選定している。

即ち、HALDOR TOPSOE社の最終脱硫及び改質部、脱炭酸は EICKMEYER & ASSOCIATE社のカタカーボプロセスを採用している。

又製油所排ガスからの高純度の水素を回収するために水素回収装置を経済的判断により補助装置として設置している。

4.1.3 プロセス装置設計容量

本製油所を構成するプロセス装置の設計能力は次の通り。

			Feed Capacity (m ³ /hr)
CRUDE UNIT	N-RUMAILA	Unit No. 10	1,040
	MISCHRIF	Unit No. 20	1,040
N-HDS UNIT	N-RUMAILA	Unit No. 11	244
	MISCHARIF	Unit No. 21	273
CAT-REFORMER	N-RUMAILA	Unit No. 15	170
	MISCHRIF	Unit No. 25	170
K-HDS UNIT	N-RUMAILA	Unit No. 12	73
	MISCHRIF	Unit No. 22	116
GO-HDS UNIT	N-RUMAILA	Unit No. 13	102 (1)
	MISCHRIF	Unit No. 23	162
GULF HDS UNIT	N-RUMAILA	Unit No. 14	596 (2)
	MISCHRIF	Unit No. 24	497 (3)
HYDROGEN UNIT		Unit No. 02	3,800,000 Nm ³ /day (4)
BTX-UNIT		Unit No. 04	263 (5)
PAREX-UNIT		Unit No. 15	8.3 (6)
GAS/AMINE UNIT		Unit No. 01	(7)
SR-UNIT		Unit No. 03	600 tons/day/ 2 trains

注 (1) FUTURE UNIT

(2) 298 M³/HR×2 IDENTICAL UNIT

各UNITは並列の2高圧リアクター・トレーンによって構成される。

(3) 各UNITは並列の3高圧リアクター・トレーンによって構成される。

(4) 1,900,000 NM³/DAY×2 IDENTICAL UNIT

(HYDROGEN PRODUCTION BASE)

(5) DEPENTANIZER FEED (12M³/HRのBENZEN PRODUCTION)

(6) PARAXYLENE PRODUCTION

(7) すべての SOUR GAS 及び LPG を処理するに十分な能力容量。

4.2 原油蒸溜装置

4.2.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び処理原料

全装置は N-RUMAILA 及び MISCHARIF の両原油を処理出来るように設計される。

本装置の装置能力及び処理原料は次の通り

	UNIT NO. 10	UNIT NO. 20
原油	N-RUMAILA	MISCHARIF
装置能力 M^3/HR	1,040	1,040
(BPSD)	157,000	157,000

原料性状としては 第2章に添付されている原油分析値を参照のこと。

(2) 製品仕様

各装置は上記に示す原料を処理し得ると共に通常運転において、次に示す溜分を産出すると。

流 体	原油の TBP CUT POINT °C
塔頂溜分	150/175 迄
灯 油	150/175~250
軽質軽油	250~300
重質軽油	300~343
残 渣 油	343 以上

通常運転の為に上記に示したように原油を処理する時、本装置では製品間に次の様を分離が可能のこと。

- (a) 損失を修正した製品の ASTM 蒸溜曲線は、FIRST PRODUCT の 95% 沸点と、SECOND PRODUCT の 5% 沸点との間に次の特性を示すこと。

塔頂溜出分/灯 油 最低 12 °C 差

灯 油/軽質軽油 最低 8 °C 差

- (b) 175 °C~250 °C TBP 製品灯油は最低 65 °C の CLOSED ABEL FLASH POINT をもつ。

- (c) 軽質軽油は最低 100 °C の FLASH POINT (CLOSED PENSKY MARTEN) をもつ。

- (d) 重質軽油は次の性質をもつ。

- (i) MINIMUM FLASH POINT (CLOSED PENSKY MARTEN) 110°C
- (ii) 重質軽油のASTM蒸溜における90% ポイントは、355°Cを超えてはならない。
- (c) 残渣油はMINIMUM FLASH POINT (CLOSED PENSKY MARTEN)は180°Cをもつ。

(3) プロセス設計要旨

プロセス設計は原則として、TENDOR DOCUMENTSのVOL. II 10.1項 及び 10.2.5 項に従うが、以下の変更がある。

STABILIZER COLUMN は本装置には設置しない。従ってLPGを含む NAPHTHA は直接 N-HDS UNIT に CHARGE される。即ちこの NAPHTHA は 脱硫されてから N-HDS UNIT で STABILIZED されることになる。

4.2.2 装置の説明

タンクから原油チャージポンプにより昇圧された原油は、第一外部環流液（塔頂油）と熱交換する。次いで二つの PARALLEL FLOW に分けられる。一つの流れは低温軽質軽油と熱交換し、もう一つの流れは製品灯油及び低温重質軽油と熱交換する。上記熱交換後二つの流れは合流し、低温残渣油と熱交換するとにより加熱され脱塩装置に入る。ここで電気的方法により脱塩される。

脱塩された原油は第二外部環流液（灯油）と熱交換し二つの PARALLEL FLOW に分けられる。

一つの流れは、第三外部環流液（軽質軽油）と熱交換する、一方の流れは高温製品軽質軽油及び高温製品重質軽油と熱交換し、加熱せられる、再び両流は合流し、高温残渣油と熱交換した後プレフラッシュドラムに入る、ここで気液が分離される。

プレフラッシュドラムで分離された油は加熱炉に導入され所要温度迄加熱される。

加熱された後プレフラッシュドラムよりの蒸気と一諸になり MAIN TOWER に導入される。

LPG 及び ナフサは MAIN TOWER の塔頂から抜き出される、LPG 及び ナフサは空気冷却器で冷却され、次いで水冷却器で冷却される、そして MAIN TOWER の塔頂油受槽に導入される。塔頂油受槽よりのオフガスは圧縮され、ナフサと再接触し、N-HDS 装置の SURGE DRUM に入れられる。そして N-HDS 装置に供給される。

3 種の間留溜分が MAIN TOWER から拔出される、これらは灯油、軽質軽油(LCO)

及び重質軽油(HGO)である。

灯油は残渣油を熱源とするリボイラー付きストリッパで水分含有量及び性状を調整された後、供給原油と熱交換し、空気冷却器及び水冷却器で冷却され、貯蔵TANK及びK-HDS UNITに送られる。

LGO及びHGOはスチームストリッパで軽質分をストリッピングされる。

LGOは供給原油と熱交換した後、空気冷却器及び水冷却器でもって冷却され、岩塩ドライヤーに入る。この岩塩ドライヤーでLGOの水分を減少させる。

HGOは供給原油と熱交換した後、空気冷却器で冷却され貯蔵及びGO-HDS UNITに送られる。

MAIN TOWERの残渣油は灯油ストリッパの熱源として使用された後、原油と熱交換し、空気冷却器で冷却され、貯蔵及びGULF HDS UNITに送られる。

MAIN TOWERには塔頂部、灯油段部、LGO段部の三つの外部環流液システムが装備される。

それぞれの外部環流液は後製品の性状が適格に調整されるように供給原油と熱交換する。

一方、本装置の塔頂液受槽及び各HDS装置からの排出されるFOUL WATERからも H_2S をストリッピングし除く為にリボイラー付きストリッピング形式のFOUL WATER STRIPPERが装備される。しかしこれはCRUDE UNIT AREAではなくSR UNITのAREAに位置される。

これらについては、本UNITのSIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM DWG NO. 10-G-001及び10-G-002を参照されたい。

4.2.3 装置の特徴

- (1) 設計の進め方に当りN-RUMAILA系のCRUDE UNIT (UNIT NO. 10) と MISCHRIF系のCRUDE UNIT (UNIT NO. 20) は完全に同一としている。従って基本設計役務は簡単化され、建設費も節減される。又これは運転の許容範囲の増大を示す。
- (2) 慎重な配慮が熱交換器、ポンプ、トレイ、等の設計に払われ、容易に安定した50%の減量運転が可能のようにしてある。
- (3) 原油のプレヒート用熱交換器のNETWORKとその熱交換器のSIZEとの間に経済的

最適設計計画配置が工夫されている。

- (4) 脱塩装置は、脱塩装置の性能に影響を受ける GULF HDS UNIT の要求に従って 2 段形式にして設計されている。
- (5) PREFLASH DRUM が最終原油プレヒート用熱交換器の出口に設けられている。この為に原油の加熱炉入口における蒸発は避けられ、結果としてプレヒート用熱交換器及び脱塩装置の設計圧力を十分に下げることが可能である。
- (6) トレイは全面的にバルブタイプで設計されている為に、フラッシュゾーンから HGO の抽出しトレイ迄はバルブキャップトレイで設計されている。その為に HGO の着色やメタルの含有が防止されている。
- (7) 塔頂油受槽より排出されるガスの全量が圧縮機で昇圧された後ガス/ナフサの再接触により、ガスがナフサ中に溶けこみ回収されるように設計されている。
- (8) CRUDE UNIT 中にはスタビライザーは設置されていない、そしてガスは 上記(7)項で述べているようにナフサに吸収され直接 N-HDS UNIT に供給される、即ち脱硫された後スタビライズされる。これによりナフサのスタビライズを 2 回もするような不経済な計画を避けている。又メルカプタンなどの硫黄のない LPG を作っている。
- (9) 灯油溜分の一部は脱硫することなく、製品として混合されるので、製品仕様の水分含有量の確認の為に、灯油溜分のストリップパーはリボイラー型式で設計され、リボイラーの熱源として抜頭原油が使用されている。
- (10) LGO 及び HGO は スチームでストリップングされる。その蒸気は加熱炉の対流部で過熱蒸気とされる、従って LGO、HGO のフラッシュポイントは適切に調節されている。
LGO は 脱硫されることなく製品として混合されるので、その含有水分量は、冷却後 SALT DRYER を通すことにより減少させられる。
- (11) 抜頭原油は LGO HGO と同様、過熱蒸気でもってストリップングされる。
- (12) 2 基の FOUL WATER STRIPPER は同一処理能力の装置とされる、従って供給量の変動に対し特に減量運転に対し十分な許容範囲をもって対応出来るようになっている。

4.2.4 予想収率と性状

(1) N-RUMAILA crude

添付 CRUDE ASSAY は再計算により改訂されたものであり、本 CRUDE UNIT における収率とこの性状は改訂された ASSAY を BASE にして以下に示されている。

	Crude	LPG ⁺ Naphtha	Kerosene	LGO	HGO	Residue
Vol% on crude	100	22.0	11.0	7.1	5.6	54.3
m ³ /hr	1,040	229	114	74	58	565
Sp. Gr. (15/15°C)	0.868	0.702	0.794	0.837	0.854	0.957
Sulfur content (wt%)	2.19	0.005	0.15	0.96	1.60	3.38
Flash point (°C)	-	-	65	104	135	210
ASTM distil (°C)						
IBP	-	-	149	186	220	-
5 vol%	-	-	192	256	294	-
10	-	-	194	258	299	-
30	-	-	203	267	312	-
50	-	-	213	274	321	-
70	-	128	223	282	332	-
90	-	152	237	296	351	-
95	-	163	244	301	356	-
EP	-	181	272	344	406	-
ASTM 5 to 95% gap (°C)		+29	+12	-7		

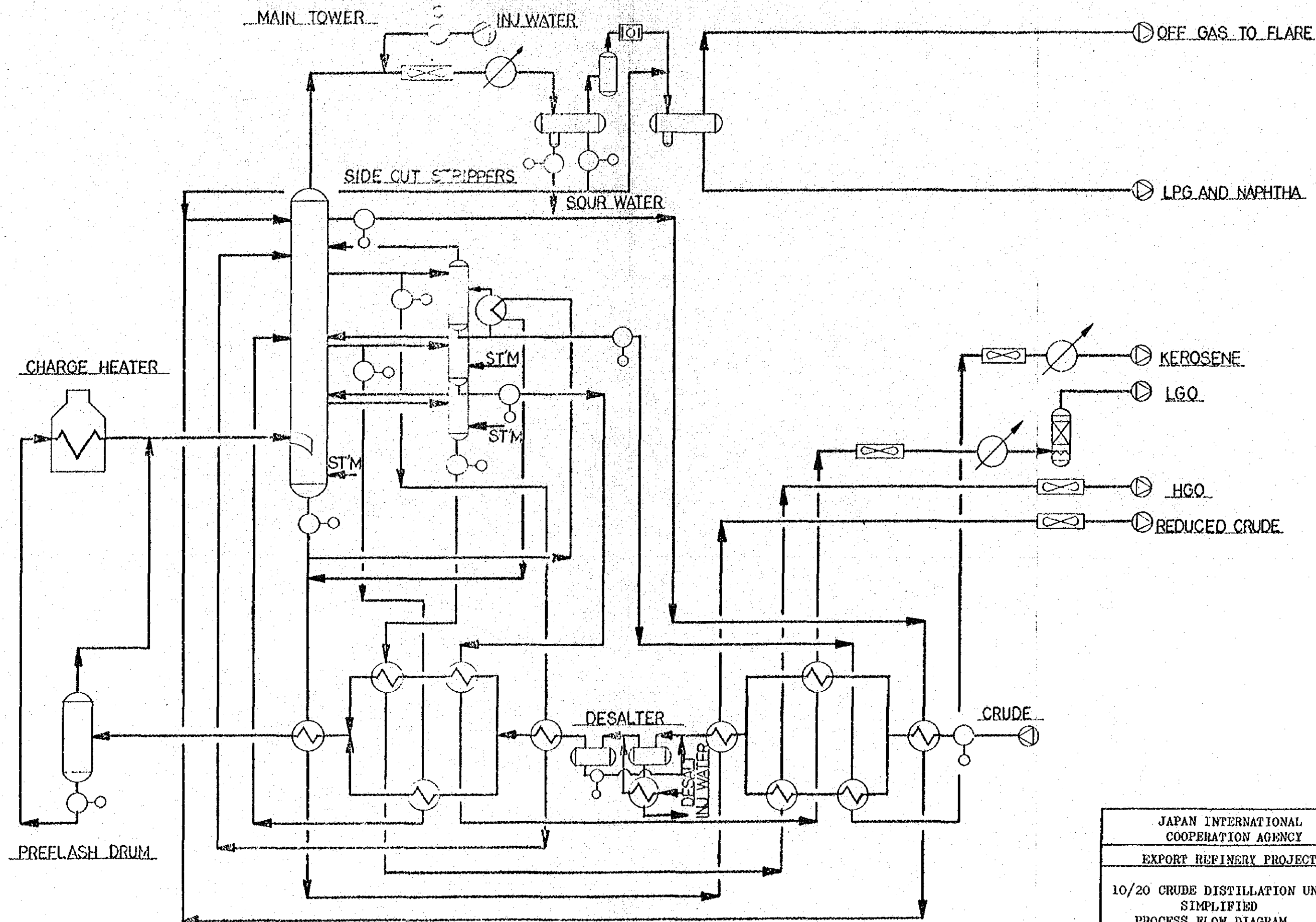
(2) MISCHRIF crude

入札仕様書に添付されている CRUDE ASSAY は事実としてあまりにも簡単であり、TBP DISTILLATION と比重のグラフが欠けている、依って我々の計算結果を BASE とした収率と性状を以下に示す。

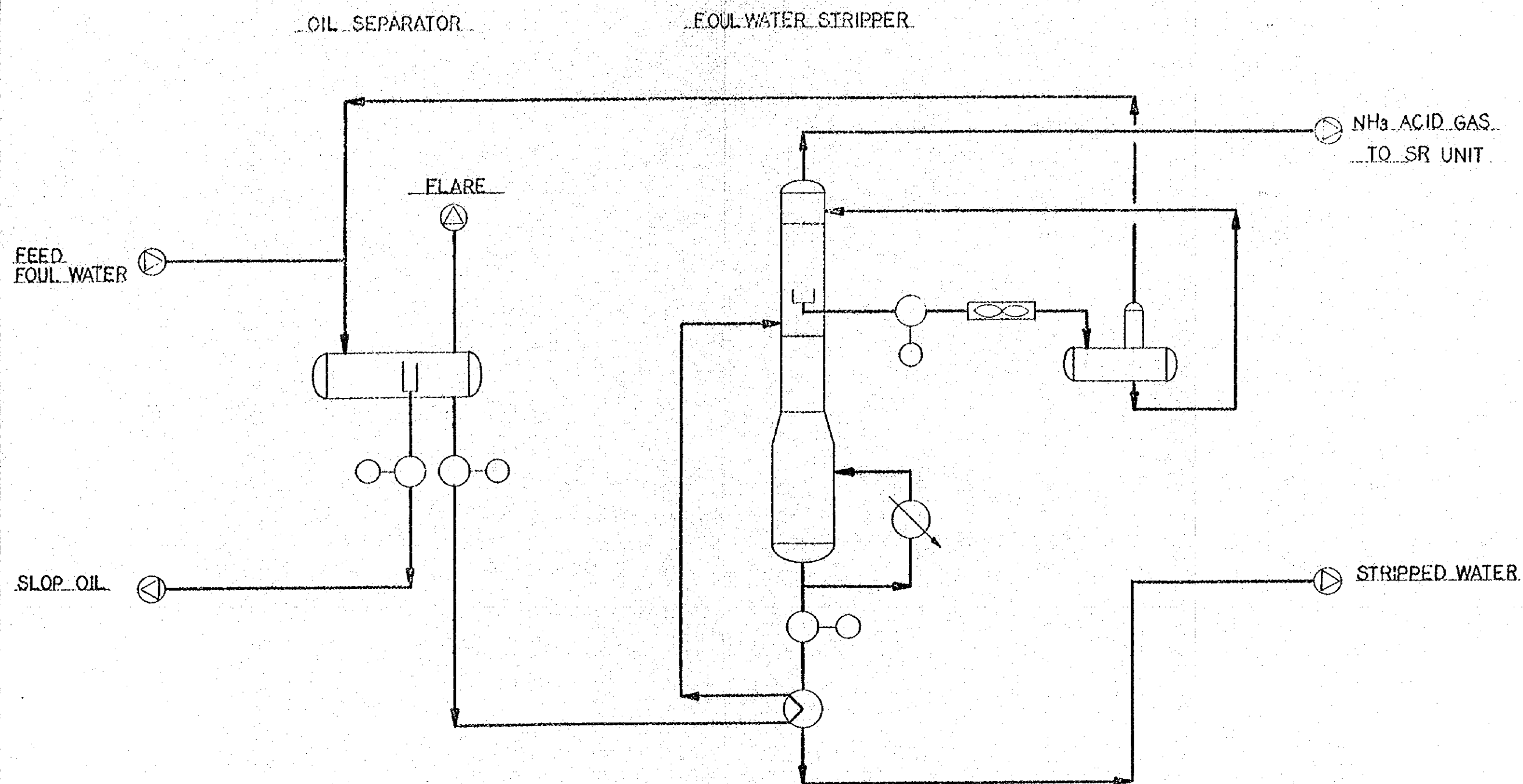
	Crude	LPG ⁺ Naphtha	Kerosene	LPG	HGO	Residue
Vol% on crude	100	24.5	10.2	7.6	7.2	50.5
m ³ /hr	1,040	255	106	79	75	525
Sp.Gr. (15/15°C)	0.8795	0.701	0.803	0.848	0.878	0.992
Sulfur content (wt%)	3.88	0.01	0.59	1.95	2.94	6.07
Flash point (°C)	-	-	65	106	134	224
ASTM distil (°C)						
IBP	-	-	159	188	220	-
5 vol%	-	-	197	256	288	-
10	-	-	200	257	294	-
30	-	-	210	265	309	-
50	-	-	221	270	317	-
70	-	130	229	277	324	-
90	-	156	241	292	346	-
95	-	168	248	298	352	-
EP	-	183	273	343	397	-
ASTM 5 to 95% gap (°C)		+29	+8	-10		

4.2.5 バッテリリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Crude	40	1.18	
Naphtha	50	43.5	Direct charge
Kerosene	88	5.0	Direct charge
	40	5.0	Rundown
LGO	93	5.0	Direct charge
	38	5.0	Rundown
HGO	113	5.0	Direct charge
	65	5.0	Rundown
Reduced crude	144	5.0	Direct charge
	80	5.0	Rundown
Desalter effluent water	60	3.0	



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
10/20 CRUDE DISTILLATION UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	10-G-001



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
10/20 FOUL WATER TREATING SECTION SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	10-G-002

4.3 ナフサ脱硫装置

4.3.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び処理原料

装置能力及び処理原料は次の通り

	UNIT No.11	UNIT No.21
CRUDE SOURCE	N-RUMAILA	MISCHRIF
TBP CUT POINT	To 150/175	To 150/175
CAPACITY M ³ /HR (BPSD)	244 (36,800)	273 (41,200)

設計は 175°C TBP CUT ナフサをベースとする。

CRUDE UNIT の塔頂からのナフサが N-HDS UNIT かけられる。N-RUMAILA からのナフサは 11 UNIT に MISCHRIF からのナフサは 21 UNIT に供給される。

(2) 製品仕様

何れかの CAT-REFORMER からの水素ガスを用いて原料が水素処理される。処理流体の STABILIZE と FRACTIONATE によって STABILIZED GASOLINE 及び NAPHTHA がこの次の如く得られる。

TBP Cut Points (°C)

Off-gas	-
C ₄ and lighter	-
LSR gasoline	C ₅ - 65
Naphtha	65 - 150/175

ブタンより重い製品は DOCTOR TEST で NEGATIVE であり、又 H₂S 及び ELEMENTAL SULFUR は含まれていないこと、更に下記仕様に合致すること。

(a) C₄ and lighter

Pentanes content, vol% max. : 1.0

(b) LSR gasoline

(i) C₄ and lighter content, vol% max. : 1.0

(ii) Copper strip corrosion, max. : No. 1

(iii) Total sulphur content, ppm : 0.5

- (iv) The 95/5 vol% gap in the ASTM distillations with the naphtha product, °C min. : 10

(c) Naphtha

- (i) Total sulphur content, wt ppm : 0.5
(ii) Copper strip corrosion, max. : No. 1

(3) プロセス設計要旨

下記2点を除いて TENDOR DOCUMENT VOL. II 10.1 及び 10.3.5 項に従うこと。

(a) CRUDE UNIT で STABILIZE することなく LPG 以上のナフサを本装置にチャージする。従って通常運転においては CRUDE UNIT からの DIRECT FEED のみを考慮した。

(b) 150~175°C の水素処理ナフサは生産しない。これは SPLITTER を 1 本にする為である。

この FRACTION は航空タービン燃料のブレンドとして考えられているので、代りに 65~175°C の留分を少量入れることにしている。

4.3.2 装置の説明

PROCESS FLOW は添付 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG NO. 11-G001 にて説明図示されている。

供給原料はメイクアップ水素ガス及び循環ガスと共に熱交換器及び加熱炉で反応温度迄加熱される。リアクター内において、含有硫黄、窒素、ハロゲン、酸素不純物はオレフィン不飽和炭化水素と共にハイドロボン触媒の上で変換させられる。これらの不純物の存在が微量の時の発熱は関連して小さいものであるがすべての上記反応は発熱反応である。

反応生成物は PRODUCT SEPARATOR 迄の熱交換器及びクーラーによって冷却される。

SEPARATOR GAS の全量はメイクアップ水素ガスと共に循環される。尚 SEPARATOR LIQUID は熱交換後 STABILIZER で STABILIZE され H₂S ガス及び SOUR LIGHT ENDS を除去される。

H₂S を含む SOUR GAS は GAS/AMINE UNIT の低圧ガスクラッパーに

導入される。尚 SOUR LIGHT ENDS は STABILIZER 塔頂液として抜き出され、GAS/AMINE UNIT EXTRACTOR に送られる。

STABILIZER COLUMN BOTTOMS PRODUCTS は熱交換後 SPLITER COLUMN において LSR GASOLINE と NAPHTHA に分離される。

SPLITER COLUMN 塔頂液として LSR GASOLINE は貯蔵システムに送られる。NAPHTHA は SPLITER COLUMN 塔底から拔出され熱交換し冷却される。

次いで CAT-REFORMER 又はオフサイトエリアの貯蔵システムに送られる。

4.3.3 プロセスの特徴

- (1) スチーム、エヤーの方法により触媒は再生することができる。
- (2) メイクアップ水素ガス量を MINIMUM にする為に大部分の SEPARATOR GAS は循環使用される。

4.3.4 予想収率及び製品性状

(1) N-RUMAILA naphtha

Chargestock: 36,800 BSPD gas 175°C TBP naphtha

Properties : 70.0°API, 50 wt ppm sulphur, 1.0 wt ppm nitrogen

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPSD
Feedstock:				
Naphtha feedstock	100.00	0.702	100.00	36,800
Hydrogen (Chemical)	0.05		(24)	
Net products:				
Hydrogen sulphide	0.01			
Methane and ethane	0.01			
Propane produced	0.01			
Butanes produced	0.02	0.579	0.02	7
Naphtha product (1)	100.00	0.702	100.04	36,815
Total:	100.05	-	100.06	36,822

Product: 70.1 °API, 0.5 wt ppm sulphur maximum

Note: (1) Includes all C₂, C₃ and C₄ in the feedstock.

(2) MISCHRIF naphtha

Chargestock: 41,200 BPSD gas 175°C TBP

Properties : 70.3 °API, 0.01 wt% sulphur, 1.0 wt ppm nitrogen

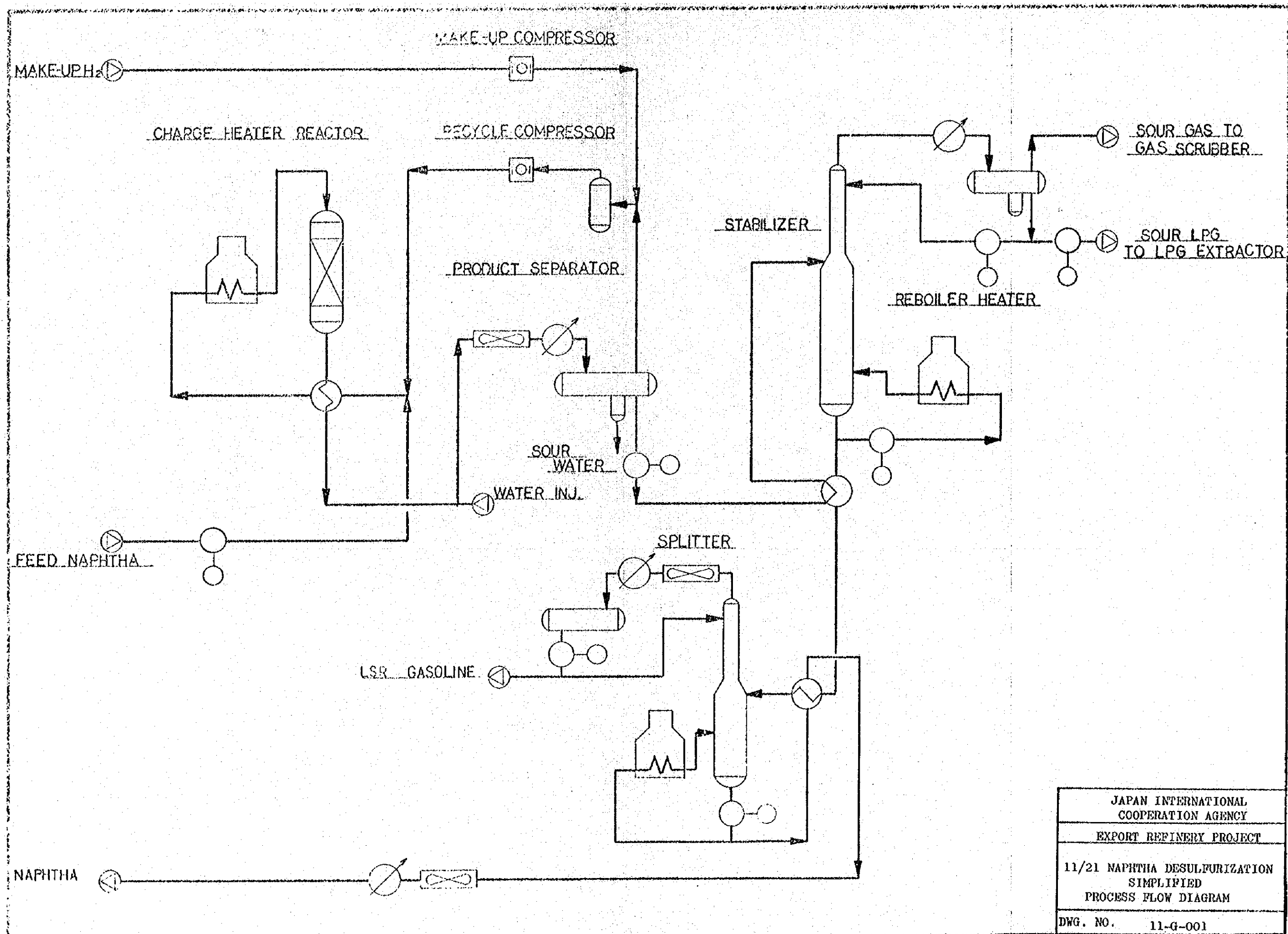
	<u>Wt%</u>	<u>SG</u>	<u>Vol%</u> <u>(SCFB)</u>	<u>BPSD</u>
Feedstock:				
Naphtha feestock	100.00	0.701	100.00	41,200
Hydrogen (Chemical)	0.07		(30)	
Net products:				
Hydrogen sulphie	0.11			
Methane and ethane	0.02			
Propane produced	0.02			
Butanes produced	0.02	0.579	0.03	12
Naphtha product (1)	99.90	0.700	100.04	41,217
Total:	100.07	0	100.07	41,229

Product: 70.6 °API, 0.5 wt ppm sulphur maximum

Note: (1) Includes all C₂, C₃ and C₄ in the feedstock

4.3.5 バッテリリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Full range naphtha LPG	50	43.5	
Distillate light Naphtha	40	5.0	
Distillate heavy naphtha	40	5.0	
Distillate heavy naphtha	90	6.5	To CAT-REFORMER
Slop header	40	5.0	
Start up bypass	40	5.0	From CAT-REFORMER
DHN (Dilution of Chemical)	40	3.0	To CAT-REFORMER
Waste water	40	3.0	
Treated water	40	3.0	
Electrolytic hydrogen of recycles gas	40	12.2	CAT-REFORMER or HYDROGEN UNIT
LPG (Sour)	40	16.0	
Comp. suet. drum drain	40	7.75	To CAT-REFORMER
H ₂ rich gas	40	12.2	From CAT-REFORMER
H ₂ gas	40	12.2	To CAT-REFORMER
Stab. OVHD gas	40	6.3	



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
11/21 NAPHTHA DESULFURIZATION SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	11-G-001

4.4 接触改質装置

4.4.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び処理原料

N-RUMAILA 系は UNIT NO. 15 とし、MISCHRIF 系は UNIT NO. 25 と呼称し、両装置は同一の装置能力を有し何れの系の原油からの水素処理ナフサをも処理出来るように設計される。

装置能力及び処理原料は次の通り。

		UNIT NO. 15 or 25	
TBP CUT POINT	°C	65~150	65~175
装置能力	m ² /HR	129	170
	(BPSD)	(19,500)	(25,700)

設計は 65~175°C TBP CUT で実施される。

TENDOR DOCUMENTS における 175°C 迄の N-RUMAILA ナフサ及び MISCHRIF ナフサの性状は全般に不明確なデータである、そして最終設計のベースとするには適当ではない。これらの比重及びパラフィン、ナフテン、アロマの比率条件において N-RUMAILA、MISCHRIF 両方のプラットフォーミング装置にチャージするナフサが非常に良く似ているので、両方の装置の為に同一の設計が適用されるのが適当である。即ち、N-RUMAILA 及び MISCHRIF の両ナフサの 65~175°C TBP 及び 65~150°C TBP の成分は同一数値と見似することが出来るのでこの統一化がなされている。

(2) 製品仕様

当装置は両方の原料に対し 98 (CFR リサーチ法 F1 CLEAR) オクタンナンバー以上の厳格さをもって STABILIZED REFORMAT 及び水素を MAXIMUM YIELD で産出することをもって設計されている。

(a) Reformat

- (1) Research octane number clear : 98
- (2) C₄ and lighter content, vol% max.: 2.0
- (3) Copper corrosion test, max. : No. 1

(b) LPG

- (1) C₅ content, vol% max. : 1.0
- (2) Copper corrosion test, max. : No. 1

(3) プロセス設計要旨

TENDER DOCUMENTS VOL. II 10.1 及び 10.4.5 により遂行される。

4.4.2 装置の説明

(1) 反応系

本装置の SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG NO. 15-G-001-D を添付している。

UOP社の連続プラットフォーマーの基本的フローの形式は普通の固定床装置と根本的には同一である。

プラットフォーマーへの供給原料は循環水素と混合され、熱交換器と加熱炉によって反応温度まで加熱され、反応系にチャージされる。その温度は反応系を通る間、中間加熱炉によって保持される。

リアクターからの流れは熱交と、それに引続く空気及び水による冷却器で冷却され、セパレーターセクションにチャージされる。

セパレーターからの水素ガスはリアクター系に循環されるが、残余は水素使用先の装置に送られる。

分離液は製品スタビリゼーション設備に送られる。

触媒はリアクターを通過して再生系まで移動することが出来る。再生系では少量ずつ連続的に再生される。

この運転の為にプラットフォーミングリアクターは他のリアクターの頂部にのせるということで積みあげられる。その結果最短配管の非常にコンパクトな装置となっている。

リアクターの内部構造物は基本的には普通のプラットフォーミングリアクターと同じ構造である。

触媒は各リアクターを一杯に詰り乍ら触媒再生系迄リアクターの接続ラインを通り流れ落ちて行く。

(2) 触媒再生系

触媒は触媒引抜きを均一に、かつ自動的に保つ触媒集積槽に最終リアクターから重力によって流れ出る。圧力を抜きガスをバースした後、触媒は重力の流れによって触媒を分離ホッパー（受槽）に送り、気体でもって揚げる簡単な揚粒装置に入る。

触媒は重力の流れでもって再生塔に入り、そこで附着炭素を燃焼させてしまう。出てき

た燃焼ガスは大気放出する。

触媒は積重ねたリアクターの頂部に揚げられ、リアクターの反応層に再突入する前に頂部で環元される。

触媒の流れは如何なる触媒の損耗をも防止するようにロックホッパーと揚粒装置を通じて慎重に調節されている。

本装置の再生系と反応系とは容易に分離することが可能である。

4.4.3 プロセスの特徴

- (1) この連続再生の着想は水素及び改質油の収率を最大にすることに通ずる非常に低い運転圧力でもっての装置の運転を可能にしている。
- (2) 水素の産出がその組成において首尾一貫している。
- (3) 装置の設計が簡単であり、又結果的に複雑なバルブ操作系及び追加切換え用リアクターを含む循環切換え方式のものより低 COST である。

4.4.4 予想収率及び製品性状

(1) 65 - 175°C TBP naphtha

Chargestock: 25,700 BPSD 65 - 175°C TBP naphtha from N-RUMAILA or MISCHRIF

Properties : 60.0 °API, 0.5 wt ppm sulphur max., 68/21/11 vol% ratio of paraffins/naphthenes/aromatics

	Wt%	SG	Vol% (SCEB)	BPSD
Feedstock:				
Naphtha	100.00	0.739	100.00	25,700
Product:				
Hydrogen	2.60		(1,266)	
Methane	1.08			
Ethane	2.66			
Propane	3.70			
I-butane	1.81	0.563	2.38	612
N-butane	2.72	0.584	3.44	884
I-pentane	2.94	0.625	3.48	894
N-pentane	1.96	0.631	2.29	589
Hexanes and all heavier material	80.53	0.811	73.41	18,866
Total:	100.00	-	85.00	21,845

De-butaniser bottoms product: 19,840 BPSD

Properties: 45.5 °API, 3.77 psi RVP, 98.0 RON clear

(2) 65 - 150°C TBP naptha

Chargestock: 19,500 BPSD 65 - 150°C TBP naptha

Properties : 63.0 °API, 0.5 wt ppm sulphur max., 74/18/8 vol% ratio of paraffins/naphthenes/aromatics

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPSD
Feedstock:				
Naptha	100.00	0.727	100.00	19,500
Product:				
Hydrogen	2.55		(1,223)	
Methane	1.35			
Ethane	4.27			
Propane	5.93			
I-butane	2.89	0.563	3.73	727
N-butane	4.33	0.584	5.39	1,051
I-pentane	4.46	0.625	5.19	1,012
N-pentane	2.97	0.631	3.42	667
Hexanes and all heavier material	71.25	0.809	64.01	12,482
Total:	100.00	-	81.74	15,939

De-butaniser bottoms product: 13,630 BPSD

Properties: 47.1 °API, 4.67 psi RVP, 98.0 RON clear

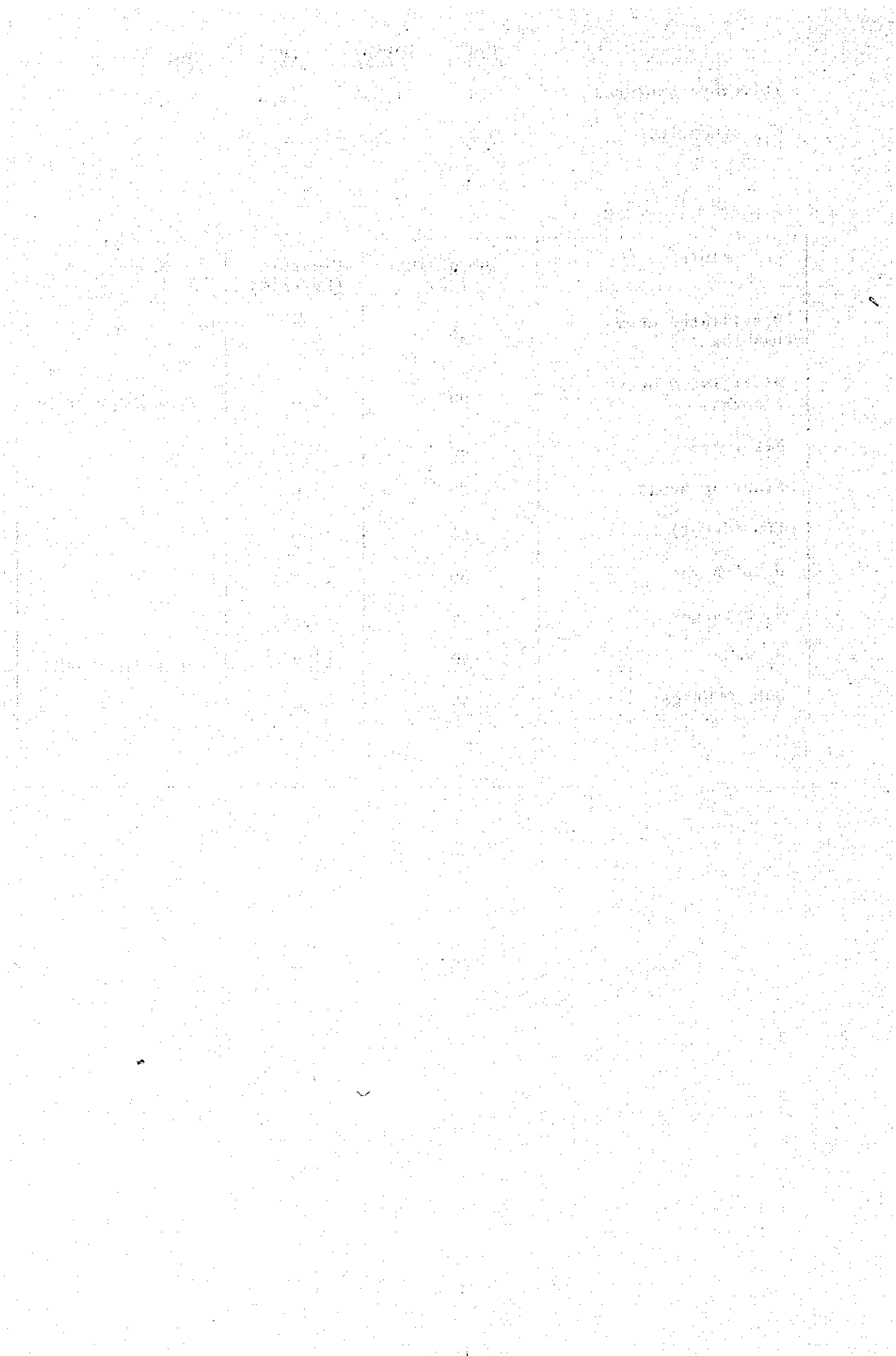
(3) Preliminary break-up of hydrocarbon types

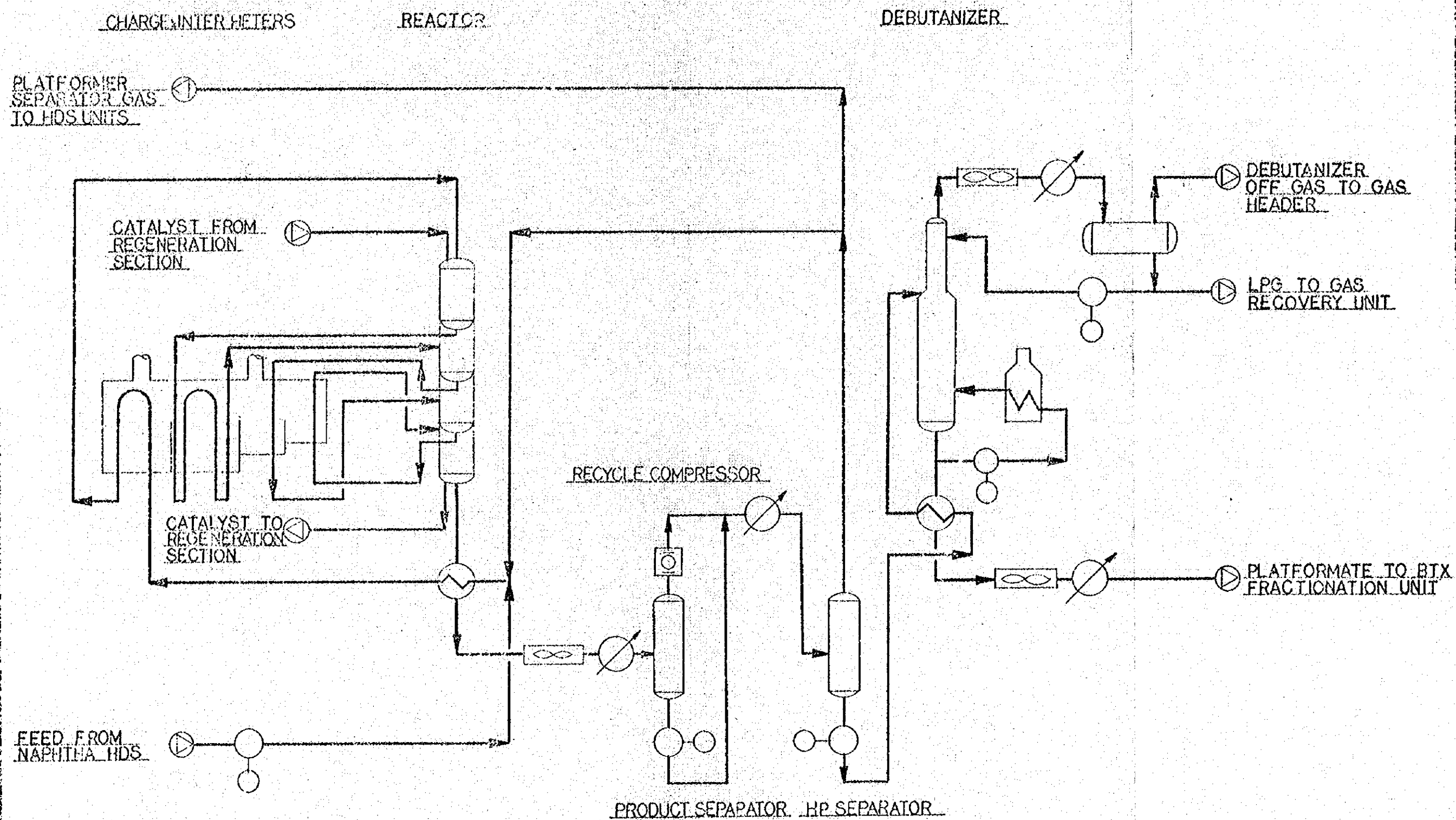
Naphtha chargestock:	65-175°C TBP		65-150°C TBP	
	<u>LV%</u>	<u>BPSD</u>	<u>LV%</u>	<u>BPSD</u>
Chargestock quantity:	100.0	25,700	100.0	19,500
De-butaniser bottoms:	77.2	19,840	69.9	13,630
Component break-up :				
Normal butane	0.6	155	0.6	115
Iso pentane	2.7	705	4.1	790
Normal pentane	1.9	490	2.8	550
Iso hexanes	4.7	1,215	8.8	1,720
Normal hexane	2.6	655	4.8	930
Methyl cyclopentane	0.3	65	0.1	20
Benzene	3.6	920	4.8	945
Iso heptanes	6.7	1,710	2.7	520
C ₇ naphthenes	0.1	30	0.4	90
Normal heptane	2.8	735	1.1	220
Toluene	9.6	2,480	13.8	2,685
Iso octanes	3.7	945	0.2	40
C ₈ naphthenes	0.1	25	0.2	35
Normal octane	1.2	310	0.1	15
Ethyl benzene	3.0	780	3.2	635
Paraxylene	2.8	720	3.2	625
Metaxylene	5.8	1,490	6.9	1,345
Orthoxylene	3.8	980	4.6	890
C ₉ saturates	1.4	360	0.2	45
Isopropyl benzene	0.2	50	0.2	30
N-propyl benzene	0.6	150	0.4	80
Methyle ethyl benzenes	3.7	940	2.7	525

	<u>LV%</u>	<u>BPSD</u>	<u>LV%</u>	<u>BPSD</u>
Trimethyl benzenes	5.4	1,390	4.0	780
C ₁₀ aromatics	9.9	2,540	-	-

4.4.5 バッテリリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Distillated heavy naphtha	40	6.5	From N-HDS UNIT
Distillated heavy naphtha	90	8.0	
Reformate	40	5.0	
Start-up bypass	40	5.0	
LPG (Sweet)	40	16.0	
H ₂ rich gas	40	12.2	From N-HDS UNIT
H ₂ rich gas	40	14.1	
H ₂ gas	40	12.2	
Deb. OVHD gas	40	6.0	





JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
15/25 CATALYTIC REFORMER (UOP C.C.R. PLATFORMER) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	15-G-001

4.5 BTX 装置

4.5.1 プロセス設計基本

(1) 原料及び装置能力

本装置は UNIT NO. 15 及び 25 の両装置から生産されるすべての改質油を処理することが可能である。

	Capacity m ³ /hr (BPSD)	
Feed rate to depentanizer (1)	263	(39,680)
Feed rate to extraction section	54	(8,162)
Production rate of benzene	12.1	(1,827)

注 (1) 原料供給は先ずこの塔になされる。

(2) 製品仕様

ベンゼンの品質は以下にのべる通りとする。

Benzene content	: 99.8 vol% min.
Toluene	: 0.1 vol% max.
Non-aromatics	: 0.1 vol% max.
Sulphur	: 1 wt ppm max.
Thiophene	: 1 wt ppm max.
H ₂ S/SO ₂	: NIL
Acid wash colour	: 1 max.
Residue on evaporation	: 5 mg/100 ml max.
Appearance	: Clear; no suspended matter
Boiling range	: 1°C max. including 80.1°C
Freeze point	: 5.45°C min.
Acidity	: No free acid
Benzene recovery	: 99.00 vol%

(3) プロセス設計要旨

TENDER DOCUMENTS の VOL. 10.1 10.5.3 10.5.4 に従う。

4.5.2 装置の説明

(1) 蒸溜分離系統

この系統の SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM は DWG NO. 04-G001 として添付されている。

デベンタナイザーの運転は、ペンタンのみでなくイソヘキサンの半量も塔頂を通してガソリン貯蔵系に直接行き、一方 99.6% 以上のベンゼンがスプリッターに行くように設計される。

スプリッターの運転ではベンゼンの概略 99.6% と共にこの塔に供給されたトルエンの 1% が塔頂油として出る。この塔頂油が SULFOLANE プロセス装置に送られる。スプリッターの塔底油はデベンタナイザーに送られる。

デベンタナイザーはガソリン貯蔵系に直接混合しても良い塔頂製品としてトルエンの大部分が得られるように設計されている。

一方塔底油はトルエンの 1% を含むのみであり改質油全量中のパラキシレンの 99.8% 以上を含む。

この塔底油は白土処理される。

熱白土処理された後、混合改質油の重質油分はキシレン再溜塔に供給される。キシレン再溜塔では白土処理中に形成された重質油を分離するだけでなく、 C_9 芳香族の 500 MO-LAR PPM のみを含む UOP PAREX PROCESS UNIT への供給原料準備する。

この蒸溜塔の塔頂パラキシレンの回収は、TENDER DOCUMENTS で与えられている $8.2 \text{ m}^3/\text{HR}$ のみのパラキシレン最終製品を得ると云う要求に合致するように調整される。

高沸点改質油の時は $8.6 \text{ m}^3/\text{HR}$ のパラキシレンを生産出来るが、低沸点改質油の時は、設計通油量において $7.5 \text{ m}^3/\text{HR}$ のみの生産可能量となる。

(2) BTX 抽出系

スルフォランプロセスの SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM は DWG NO. 04-G002 として添付されている。

炭化水素原料は抽出塔にポンプアップされ、向流的に SULFOLANE 溶剤と接触する。供給原料の流れは抽出塔を通る間に芳香族を選択的に溶剤に溶け込ませ、低芳香族含有油となった RAFFINATE は抽出塔の塔頂より抜き出される。

抽出塔からの RICH SOLVENT はストリッパーと抽出液回収塔から構成される STRIPPING SECTION に送られる。

ストリッパーコラムは RICH SOLVENT の FLASHING を避ける為に 十分に高い圧でもって運転される。

ストリッパー塔底からの EXTRACT (抽出液) は本質的に芳香族と SOLVENT のみを含む。この芳香族と SOLVENT のみを含む流れは、スチームストリッピングによって溶液から芳香族を分離する目的で回収塔に送られる。

抽出製品は白土処理され蒸溜設備にて処理される。回収塔塔頂受槽からの水は、RAFFINATE 水洗塔に返される。

回収塔からの大部分の LEAN SOLVENT は抽出塔に返される。

再生された SOLVENT は回収塔を経由循環系に戻される、製品を不合格にするような SOLVENT の分解物及び不要物質は SOLVENT 再生塔で除去される。

回収塔塔底からの LEAN SOLVENT は水ストリッパーのリボイラー用熱源に使用される。LEAN SOLVENT は又 RICH SOLVENT と抽出塔の塔頂に返される前に熱交換する。

RAFFINATE、非芳香族系炭化水素相、は抽出塔の塔頂から抜き出される。

RAFFINATE の流れに含まれる少量の SULFOLANE 溶液の回収は 水洗塔で実施される。少量の SULFOLANE をも除去された RAFFINATE は装置バッテリー リミットに送られる。

水洗水は水ストリッピング塔にチャージされる、即ち、水洗水を抽出液回収塔に返す前に、溶解していたパラフィンの僅かの量も除く為にストリッピングされる。

抽出された物質は次いで熱白土処理が必要であり、リラン塔での重質製品及びトルエンと分離されねばならない。

リラン塔ではドライベンゼンとして製品仕様に合わせるために塔の上部で側流としてベンゼンを抜き出すようになっている。

4.5.3 プロセス装置の特徴

SHELL SULFOLAN プロセスは炭化水素混合物から高純度の芳香族、特にベンゼン、トルエン、キシレンを回収するところの商業的に改良された溶剤抽出プロセスである。液-液抽出及び抽出的ストリッピング技術が芳香族の高い純度と回収率を得ている SULFOLANE 溶剤の使用でもって低投資及び低運転コストを形成している。

SULFOLANE 溶剤の特性であるところの高溶込性と選択性でもって可能であるとこ

ろの低溶剤比が低減された投資及び運転コストの結果をもたらしている。

4.5.4 予想収率及び製品性状

(1) Fractionation section of platformate

(a) Platformate from 65 - 175°C TBP naphtha case

<u>In</u>	BPSD
Feed to the depentanizer (Platformate)	39,680
<u>Out</u>	
Depentanizer overheads to storage (Gasoline blending)	3,934
Splitter overheads to sulfolane unit	8,162
Deheptanizer overheads to storage (Gasoline blending)	8,527
Xylene rerun overheads to PAREX UNIT	7,864
Xylene rerun bottoms to storage (Gasoline blending)	11,193

(b) Platformate from 65 - 150°C TBP cut naphtha case

<u>In</u>	BPSD
Feed to the depentanizer (Platformate)	27,260
<u>Out</u>	
Depentanizer overheads to storage (Gasoline blending)	4,694
Splitter overheads to sulfolane unit	7,120
Deheptanizer overheads to storage (Gasoline blending)	5,486
Xylene rerun overheads to PAREX UNIT	6,476
Xylene rerun bottoms to storage (Gasoline blending)	3,484

(2) BTX extraction section

下記の表は SPLITTER (DEHEXANIZER) の塔頂製品を供給原料として 使用した時の SULFOLAN PROCESS の予想収率を示す。

Chargestock: 8,162 BPSD splitter column overhead

Operation : 99.7% recovery of 99.8% purity benzene

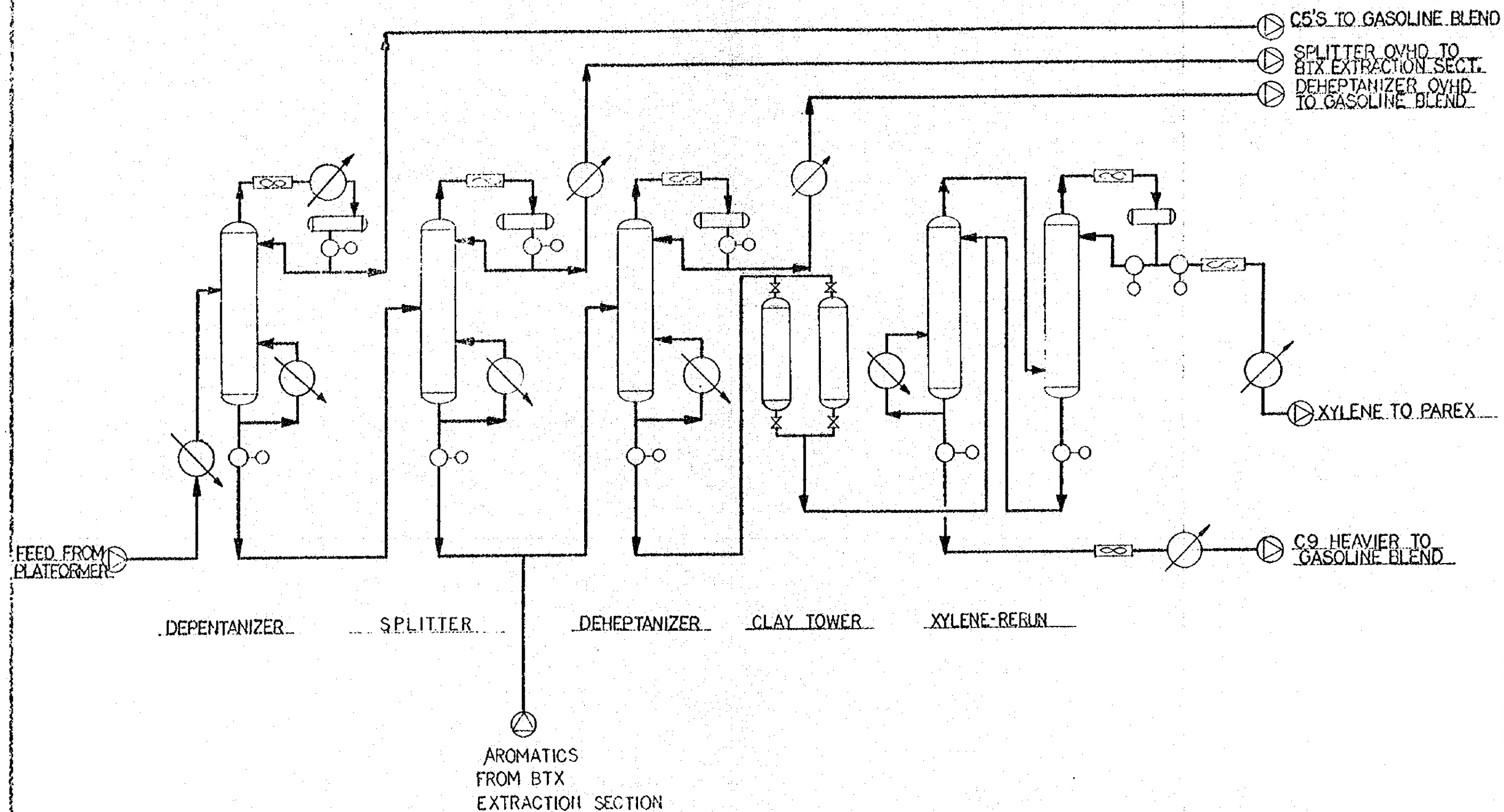
<u>Component: BPSD</u>	<u>Feed</u>	<u>Extract</u>	<u>Raffinate</u>
C ₅ Paraffins	2	-	2
C ₆ Paraffins	2,525	-	2,525
C ₆ Naphthenes	130	-	130
Benzene	1,829	1,824	5
C ₇ Paraffins	3,595	1	3,594
C ₇ Naphthenes	50	-	50
Toluene	31	31	-
Total:	8,162	1,856	6,306

注) ベンゼン製品は白土処理及び抽出物質をリランニングすることによって得られる。

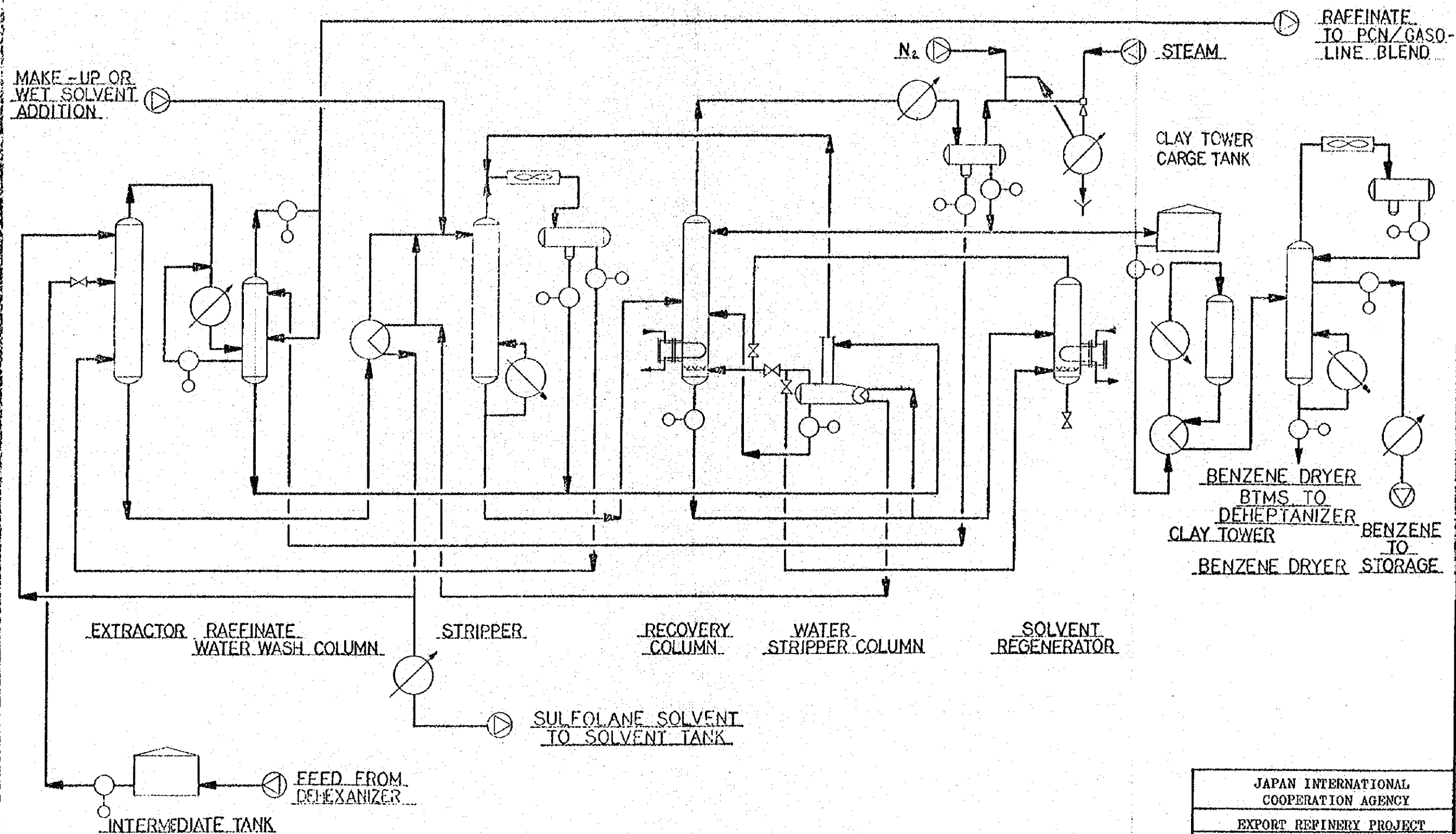
トルエンを多く含むリランコラムの塔底油は DE-HPTANIZER の原料としてリターンされる。

4.5.8 バッテリーリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Reformate	38	5.0	From at reformer or storage tank
Heptane	38	5.0	
Mixed xylene	60	5.0	
Raffinate	38	5.0	
Benzene	43	5.0	
Off spec. ' reformate	40	5.0	
Off spec. ' reformate	38	5.0	From reformate storage tank
Heavy aroma	43	5.0	To heavy aroma storage including from PAREX UNIT
Heavy aroma	43	5.0	To LSRC storage tank including from PAREX UNIT



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
BTX EXTRACTION UNIT (FRACTIONATOR SECTION)	
SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	04-G-001



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
BTX EXTRACTION UNIT (EXTRACTION SECTION) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	04-G-002

4.6 パラキシレン抽出装置 (PAREX UNIT)

4.6.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び原料

XYLENE REFIN COLUMN からの塔頂液製品を全部受け入れる,本装置は規定された回収率においてパラキシレンを回収することが出来る。(NOTE をみよ)

CAPACITY

	M ³ /HR	(BPSD)
本装置の供給量	52.1	7,864
パラキシレン産出量	8.2	1,244

NOTE: TENDER DOCUMENT で 95% の回収率が規定されているのを 経済的理由からバス当り 92% に変更される。

(2) 製品仕様

PARAXYLENE 製品の品質は、以下に記載されている。

Paraxylene content	:	99.0 vol% min.
Non-aromatics	:	0.2 vol% max.
Other xylenes	:	0.8 vol% max.
Boiling range	:	1°C max., including 138.4°C
Acid wash colour	:	2 max.
H ₂ S/SO ₂	:	Nil
SG 15/4	:	0.865 - 0.866
Appearance	:	Clear; no suspended matter
Paraxylene recovery	:	92 vol%

(3) プロセス設計要旨

上記(1) 項の NOTE に述べたことを除いて TENDER DOCUMENTS の VOL. II 10.1 及び 10.6.2 に従う。

4.6.2 プロセスの説明

本装置の SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM は DWG. NO. 05-G001 にて与えられている。

MOLECULAR SIEVE ADSORBENT が連続の固定床として配置されている。
この数個の ADSORBENT BED それぞれは HYDROCARBON の入口流と 出口流
の DISTRIBUTION と COLLECTION が出来る設備をもっている。

4.6.3 プロセスの特徴

- (1) 本パラキシレン抽出装置は単に一回通す運転で原料中のパラキシレンの 90% 以上を回収するように設計されている。そして冷凍のシステムや固体取扱いが必要とはされない。
- (2) キシレン混合物から最大パラキシレンの回収を要求し、このプロセスが UOP ISOMAR PROCESS UNIT のような、イソメリゼーション装置と一諾に運転する時 PASS 毎の高いパラキシレン回収と低循環比の為に、ISOMERIZATION や FRACTIONATION 段階の初期建設費及び運転 COST が非常に低くなる。
- (3) 緩和な運転条件、及び腐蝕性のある触媒又は化学物質を使用しないので、建設用材料として炭素鋼の使用を最大にする可能性を作り、初期建設費の要求を減少させている。
- (4) 運転の単純性及びプロセスを構成している本質的に不活発な環境の為に保守費が低く、最小の運転費で運転が可能である。
- (5) 典型的製油所の為に、UOP バレックスプロセスはパラキシレンの回収の為に経済的システムを準備し製油所を運転する人々の馳れた一般的機器を使用している。

4.6.4 予想収率及び製品性状

次の表は 65~175 °C TBP Out ナフサのブラットフォーマートを原料として使用した時の収率を示す。

Chargestock: 7,864 BPSD xylenes rerun column overheads

Operation : 92% recovery per pass of 99.4% purity paraxylene

Component: BPSD	Feed	Extract	Raffinate
Toluene	50	12	38
Saturated C ₈ and C ₉	910	-	910
Paraxylene	1,345	1,237	108
Other C ₈ aromatics	5,555	8	5,547
Isopropyl benzene	4	-	4
Total:	7,864	1,257	6,607

注：この物質収支は全体的平均収支であって SIEVE部 を出て行く流体の詳細を示すものではない。

実際の流体は DESORBENT から分離されて又抽出環流として使用される追加物質を含む。

パラキシレン製品は EXTRACT のトルエンをストリッピングで抜いて得られる。

4.6.5 バッテリーリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Mixed xylene	43	20	
Fuel oil	43	5.0	
Paraxylene	60	5.0	

2. The second section focuses on the role of internal controls in preventing fraud and mismanagement. It highlights that strong internal controls are not only a defense against external threats but also a means to ensure the integrity of the organization's operations. The document recommends that management should regularly review and update these controls to adapt to changing risks and regulatory requirements.

3. The third part of the document addresses the importance of communication and collaboration within the organization. It states that effective communication is key to ensuring that all employees are aligned with the organization's goals and values. The text encourages the use of various communication channels, including meetings, reports, and digital tools, to foster a culture of openness and teamwork.

4. The fourth section discusses the need for continuous improvement and innovation. It argues that organizations should not be satisfied with the status quo but should actively seek ways to enhance their processes and products. The document suggests that management should encourage employees to share their ideas and suggestions, and should provide the necessary resources and support to implement these ideas.

5. The fifth part of the document touches upon the importance of ethical leadership. It states that leaders should set a clear example by adhering to high ethical standards and promoting a culture of integrity. The text emphasizes that ethical leadership is not only a moral imperative but also a practical one, as it helps to build trust and loyalty among employees and stakeholders.

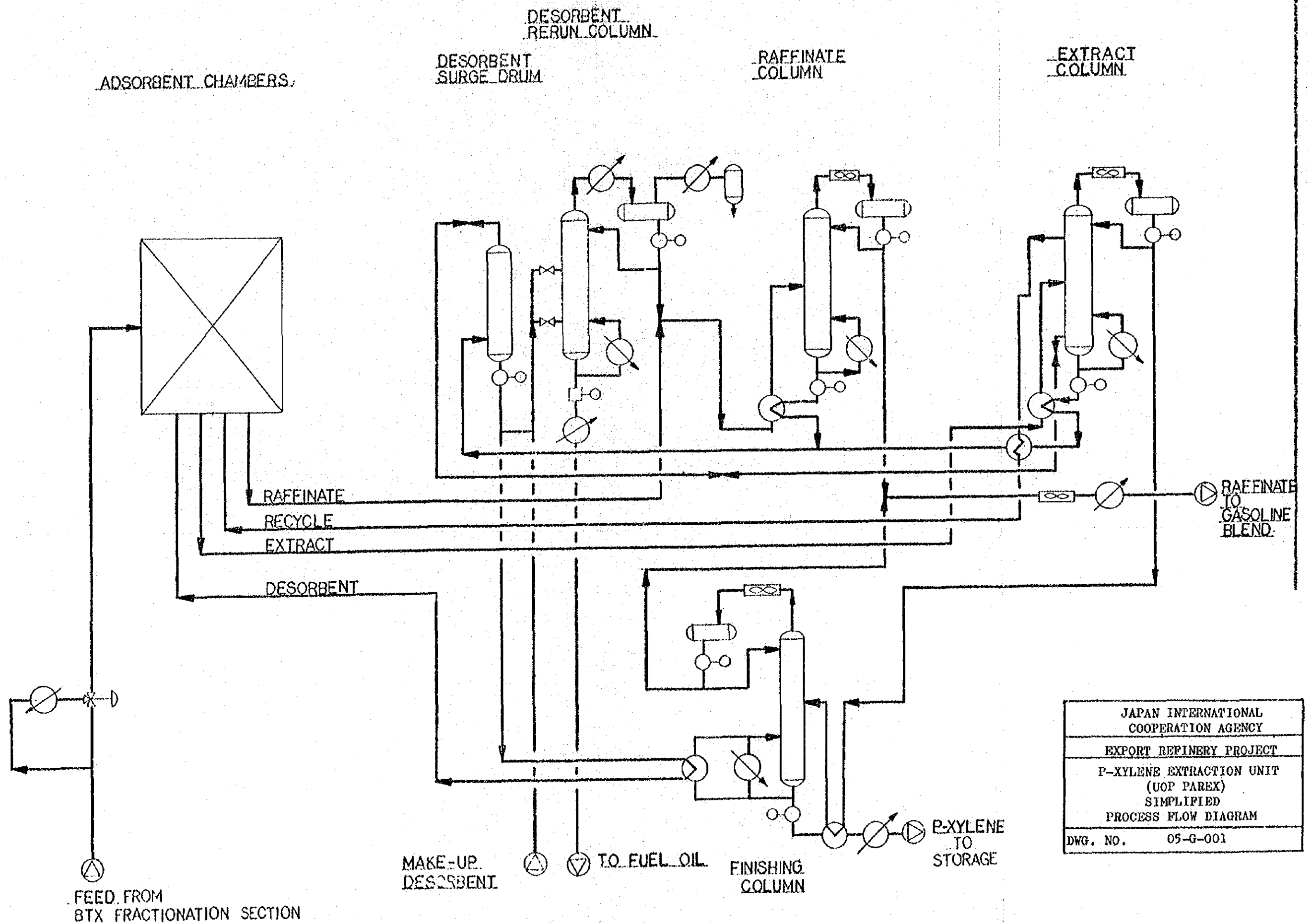
6. The sixth section discusses the importance of staying up-to-date with industry trends and regulations. It suggests that organizations should invest in research and development to stay ahead of the competition. The document also highlights the need for compliance with relevant laws and regulations, particularly in areas such as data protection and environmental sustainability.

7. The seventh part of the document addresses the importance of financial management. It states that organizations should maintain a clear understanding of their financial position and should make informed decisions about budgeting and spending. The text recommends that management should regularly review financial statements and should seek professional advice when needed.

8. The eighth section discusses the importance of human resources management. It suggests that organizations should invest in their employees by providing training and development opportunities. The document also emphasizes the need for fair and equitable compensation and benefits, and for creating a positive work environment that attracts and retains top talent.

9. The ninth part of the document touches upon the importance of risk management. It states that organizations should identify and assess potential risks to their operations and should develop strategies to mitigate these risks. The text suggests that management should establish a risk management framework and should regularly review and update it.

10. The tenth and final section of the document discusses the importance of corporate social responsibility (CSR). It suggests that organizations should consider the impact of their activities on society and the environment. The document recommends that management should develop a CSR strategy and should communicate the organization's commitment to CSR to its stakeholders.



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY
EXPORT REFINERY PROJECT
P-XYLENE EXTRACTION UNIT (UOP PAREX) SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM
DWG. NO. 05-G-001

4.7 灯油脱硫装置

4.7.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び原料

CRUDE UNIT からの灯油は夫々の K-HDS-UNIT にチャージされる。

N-RUMAILA からの灯油は 12-UNIT に、MISCHRIF からの灯油は 22-UNIT にチャージされる。

	Unit No. 12	Unit No. 22
Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
TBP cut point, °C	175 - 250	175 - 250
Capacity, m ³ /hr	73	116
(BPSD)	(11,000)	(17,500)

(2) 製品仕様

処理はマークアップとして CAT REFORMER からの水素ガスを使用して供給原料を処理し、リアクター反応生成物はオフガス、ナフサ及び軽質油、及び処理灯油に分けられる。ストリップされた製品には H₂S や ELEMENTAL SULFURE がなく以下の仕様に合うこと。

UNIT	12 UNIT	22 UNIT
Total sulphur content, wt%	0.015	0.059
Doctor test	NEG	NEG
Flash point, °C, min.	45	45
Smoke point, mm, min.	24	24
Aromatics, vol% max.	20	20
Silver corrosion, max.	No. 1	No. 1

TENDER DOCUMENTS では直溜ケロシンは又非常に低い LEVEL, 云うならば、10 WTPPM まで脱硫することを要求している。しかし、KEROSENE の世界的標準仕様のもとで我々は、この数値を製品における MAROAPTAN SULFURE の 最大限要求 LEVEL にとった。

TOTAL SULFURE として、我々は 90% の率で脱硫到達可能の装置を設計した。従って N-RUMAILA KEROSENE は 0.015 wt%, MISCHRIF KEROSENE は 0.059 wt% の TOTAL SULFURE まで減少させることにした。

4.7.2 装置の説明

PROCESS FLOWは添付SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG. NO. 12-G001で説明される。

原料はメイクアップ水素及び循環ガスと共に熱交換器及び加熱炉で反応温度迄加熱される。

リアクター内で、含有硫黄、窒素、ハロゲン及び酸素不純物はオレフィン炭化水素と共にHYDROBON触媒の上で変換させられる。これらの不純物量が少い時発熱反応熱は比較的少いけれどもすべて上記反応は発熱反応である。

反応生成物はPRODUCT SEPARATORへの途中熱交換器及び冷却器で冷却される。

全部のSEPARATOR GASは循環され、メイクアップガスとコンバインされる。一方SEPARATOR LIQUIDは熱交換後FRACTIONATOR COLUMNで H_2S 及び不要な軽質分を除去する目的でストリップされる。

FRACTIONATOR BOTTOMS PRODUCTSは熱交換し冷却後貯蔵システムに送られる。

H_2S を含むサウガスは、GAS/AMINE UNITのLOW PRESSURE GAS SCRUBBERに送られる。そして不要な軽質分はCRUDE UNITに返される。

オフサイトタンクシステムより本UNITに原料が供給されるとき、UNITで重大な閉塞及び腐蝕をさける為に O_2 ストリッパータで、酸素除去のストリップングされる。

4.7.3 プロセスの特徴

- (1) スチーム、エヤーの方法で触媒再生が出来る。
- (2) オフサイトタンクageからのコールドチャージに対する配慮として、溶解した酸素の為に生成するガム状物質を除去する目的で O_2 ストリッパータが設備される。その結果 RE-ACTOR, COLUMN等を閉塞及び腐蝕から防止する。更に O_2 ストリッパータはチャージサージドラムとして使われ、安定した運転を可能にしている。

4.7.4 予想収率及び製品性状

(1) N-RUMAILA kerosene

Chargestock: 11,000 BPSD 175 - 250°C TBP kerosene

Properties : 46.7 °API, 0.15 wt% sulphur, 14.5 vol% aromatics

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPSD
Feedstock:				
Raw kerosene	100.00	0.794	100.00	11,000
Hydorgen (Chemical)	0.12		(61)	
Product:				
Hydorgen sulphide	0.14			
Methane and ethane	0.01			
Propane produced	0.01			
Butanes produced	0.01	0.579	0.01	1
Pentane produced	0.02	0.629	0.03	3
Hexanes and all heavier material	99.93	0.791	100.26	11,029
Total:	100.12	-	100.30	11,033

C₆⁺ product: 47.3 °API, 0.015 wt% sulphur, 14 vol% aromatics

(2) MISCHRIF kerosene

Chargestock: 17,500 BPSD 175 - 250°C kerosene

Properties : 44.7 °API, 0.593 wt% sulphur, 19.4 vol% aromatics

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPSD
Feedstock:				
Row kerosene	100.00	0.803	100.00	17,500
Hydrogen (Chemical)	0.17		(91)	
Product:				
Hydrogen sulphide	0.57			
Methane and ethane	0.02			
Propane produced	0.02			
Butanes produced	0.03	0.579	0.04	7
Pentane produced	0.03	0.629	0.04	7
Hexanes and all heavier material	99.50	0.797	100.30	17,553
Total:	100.17	-	100.38	17,567

C₆⁺ product: 46.1 °API, 0.059 wt% sulphur, 19 vol% aromatics

4.7.7 バッテリーリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Undesulphurized kerosene	88	5.0	Hot charge
	10 - 40	5.0	Cold charge
Desulphurized kerosene	40	3.0	
Make-up gas	40	14.0	
Wild naphtha	40	3.0	
Sour gas	40	6.0	
Foul water	40	3.0	

O₂ STRIPPER

CHARGE HEATER

REACTOR

PRODUCT SEPARATOR

FRACTIONATOR

MAKE UP COMPRESSOR

MAKE-UP H₂

TO FLARE

MP STEAM

RECYCLE COMPRESSOR

SOUR WATER

WATER

SOUR GAS TO
GAS SCRUBBER

WILD NAPHTHA

PRODUCT
KEROSENEFEED
KEROSENEJAPAN INTERNATIONAL
COOPERATION AGENCY

EXPORT REFINERY PROJECT

12/22

KEROSENE DESULFURIZATION UNIT
SIMPLIFIED
PROCESS FLOW DIAGRAM

DWG. NO.

12-G-001

4.8 軽油脱硫装置 (GO-HDS UNIT)

4.8.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及供給原料

本装置は CRUDE-UNIT によって生産される MISCHRIF の軽質及び重質両軽油及び N-RUMAILA の重質軽油の一部を処理する、又 MISCHRIF の軽油のみでも処理可能とする。

	UNIT no. 13	UNIT No. 23
Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
TBP cut point, °C	250 - 343	250 - 343
Capacity, m ³ /hr	102	162
(BPSD)	(15,400)	(24,500)

UNIT NO. 13 は将来建設される、UNIT NO. 23 は部分的に N-RUMAILA HGO を混ぜて処理することになっているが、併し設計は上記 MISCHRIF の軽油を処理する CASE をベースとしている。

(2) 製品仕様

CAT REFORMER からの H₂ ガスを使用して原料は水素処理される。処理ガスオイルはスタビライズされ、以下に示す油分に分溜される。

	TBP Cut Points, °C
Off gas	-
Naphtha and lighter	-
Desulfurized light gas oil	IBP - 300
Desulfurized heavy gas oil	300 - EP

両方の脱硫製品は H₂S 及び ELEMENTAL SULFURE を含まず分離蒸溜後 次の仕様に合わねばならない。

	Light Gas Oil	Heavy Gas Oil
Flash point, °C, min.	70	80
Copper strip corrosion, max.	1	1
Sulfur content, wt% max.	0.15	0.3
Acidity, mg. koh/g max.	1.0	1.0
Water, vol% max.	0.05	0.05
ASTM 5/95 gap, °C with HGO	To be stated	

NOTE：装置は全ガスオイルの硫黄含有量を 0.23wt% とすることで設計される。

LGO 及び HGO の硫黄含有量は目標値として考慮される。

(3) プロセス設計要旨

本要旨は TENDOR DOCUMENT VOL. II 10.1 及び 10.8.5 に下記 DENATION を除いて全般的に従う。

製品のストリップングは経済的見地から主にスチームを用いて実施される。

分溜塔では BOTTOM 温度が上昇するのを避ける為に BOTTOM からスチームを注入する。

4.8.2 装置の説明

プロセスフローは添付 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG NO.13-G001 によって説明される。

原料は MAKE-UP 水素及び循環ガスと共に熱交換器及び加熱炉によって反応温度迄加熱される。

反応器内において含有硫黄、窒素、ハロゲン及び酸素不純物はオレフィン炭化水素と共に HYDROBON 触媒の上で交換させられる。同時に金属化合物も分解と吸収の機構により除去される。

少量の上記不純物の存在により、この発熱量は関連して小さいが、すべての上記反応は発熱反応である。

反応生成物は PRODUCT SEPARATOR 迄にある熱交換器及び冷却器を通して冷却される。

すべての NET SEPARATOR GAS は AMINE 液で洗滌され、循環される。又メイクアップ水素ガスと合流する。一方 SEPARATOR LIQUID は熱交換後 STRIPPER COLUMN で STRIPPING され H_2S 及び不要の軽質溜分を除かれる。

H_2S 及び軽質分は ガス/アミン装置 低圧ガス洗滌器に導入させられる。

STRIPPER COLUMN の塔底液は熱交換器及び加熱炉を通して加熱され FRACTIONATOR に入る、そこでは LGO と HGO 溜分に分離させられる。

水素処理された LGO は " LGO ストリッパーから FRACTIONATOR の側流成分として抜出され " 熱交換及び冷却後ストレージに送られる。

HGO は FRACTIONATOR の BOTTOM から抽出され熱交換し冷却される、次いで HGO は SAND FILTER 及び SALT DRYER に導入され、岩塩で脱水された後ストレージに送られる。

オフサイトタンクージから本 UNIT に原料が送られる時には、重大なる閉塞及び腐蝕がこの UNIT に起らないよう、含有酸素を除外する為に、O₂ ストリッパーでストリップングされる。

4.8.3 プロセスの特徴

- (1) 触媒はスチーム-エヤーの方法でもって再生することが出来る。
- (2) 軽油の脱硫として我々は、全製品の硫黄度を 0.23 wt% MAX と設定した。

N-RUMAILA 軽油の将来の装置の為にこれは約 82% の脱硫として提供され、又収率としてはこれは (MISCHRIFF 軽油の為に以下述べられる同じタイプの装置として)、 PARA. 4.8.4 1) に示される。

MISCHRIFF 軽油は 90.8% の脱硫率が必要である。そして原料の量が増加しているにも拘らず、本装置は酸性ガス処理設備からの AMINE 溶液の分流で水素 RICH 循環ガスが洗滌されると云う条件で、単一リアクターのみの設置で必要充分である。これは即ち、アミン洗滌することにより又新しく開発され高い効率をもつ重質油の脱硫の為に HYDROBON 触媒を使用することにより触媒の当初挿入量、消費量、及び 1 日当り費用をほんとに最小にすることが出来ることでもある。

- (3) FRACTIONATOR 塔底に蒸気を INTENTION することを考慮したため水素処理 LGO 及び HGO に水がまざる。これを避ける為に LGO 及び HGO に次の検討考慮がなされている。即ち LGO は FRACTIONATOR の SIDE OUT として抽出されている為 SIDE CUT STRIPPER は水含有を少なくする為 VACUUM タイプとした。

HGO は FRACTIONATOR 塔底から抽出され、冷却される。そこで水含有量を下げ、為に SAND FILTER 及び SALT DRYER を経由して抽出される。

- (4) オフサイトタンクージからの冷油供給時の溶解酸素によるガムの形成及び REACTOR COLUMN 等での閉塞及び腐蝕を避ける為に O₂ ストリッパーが設置される。

同時に O₂ ストリッパーは FEED SURGE DRUM の機能ももたせられる、よって安定した運転をもたらしている。

4.8.4 予想収率及び製品性状

(1) N-RUMAILA gas oil (Future unit)

Chargestock: 15,400 BPSD 250 - 343°C TBP gas oil

Properties : 36.1 °API, 1.25 wt% sulphur

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPSD
Feedstock:				
Raw oil charged	100.00	0.844	100.00	15,400
Hydrogen (Chemical)	0.28		(156)	
Product:				
Hydrogen sulphide	1.08			
Methane and ethane	0.04			
Propane produced	0.04			
Butanes produced	0.05	0.579	0.06	11
Pentane produced	0.07	0.629	0.09	14
Hexanes and all heavier material	99.00	0.832	100.48	15,474
Total:	100.28	-	100.64	15,499

C₆⁺ product: 38.6 °API, 0.23 wt% sulphur

(2) MISCHRIF gas oil

Chargestock: 24,500 BPDS 250 - 343°C TBP gas oil

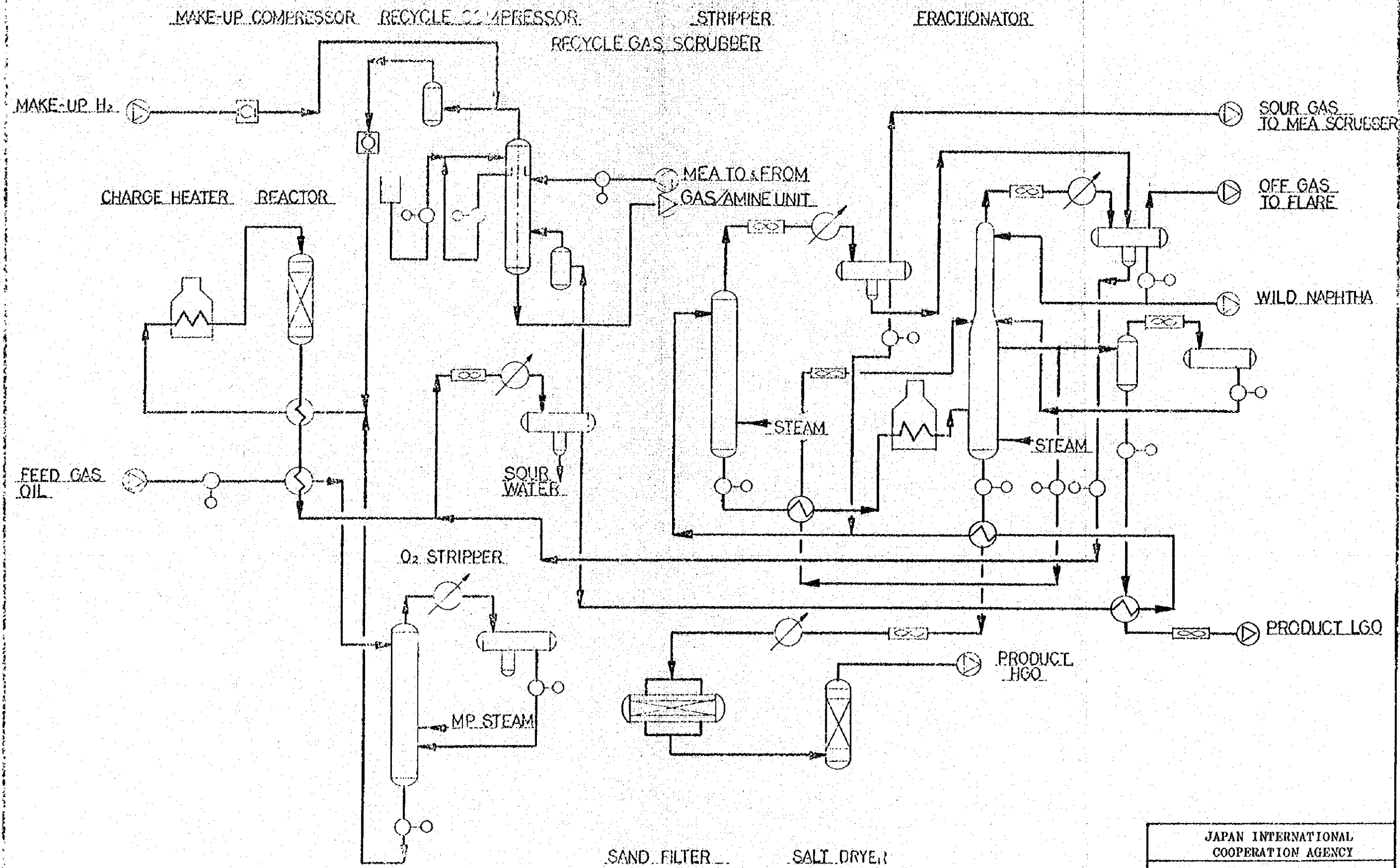
Properties : 32,4 °API, 2,50 wt% sulphur

	Wt%	SG	Vol% (SCFB)	BPDS
Feedstock:				
Raw oil charged	100,00	0,863	100,00	24,500
Hydrogen (Chemical)	0,45		(257)	
Product:				
Hydrogen sulphide	2,41			
Methane and ethane	0,09			
Propane produced	0,08			
Butanes produced	0,11	0,579	0,16	39
Pentane produced	0,14	0,629	0,19	46
Hexane and all heavier material	97,62	0,838	100,59	24,645
Total:	100,45	-	100,94	24,730

C₆⁺ product: 37,4 °API, 0,23 wt% sulphur

4.8.7 バッテリーリミット条件

	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Undesulphurized gas oil	100 10 - 40	5.0 5.0	Hot charge Cold charge
Desulphurized HGO	65	3.0	
Desulphurized LGO	55	3.0	
Make-up naphtha	40	14.0	
Wild baphtha	40	3.0	
Sour gas	40	6.0	
Foul water	40	3.0	
Lean amine	40	7.0	
Rich amine	53	7.0	



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
13/23	
GAS OIL DESULFURIZATION UNIT	
SIMPLIFIED	
PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	13-G-001

4.9 ガルフ重油直接脱硫装置

4.9.1 プロセス設計基本

(1) 設計能力

	<u>Unit No. 14</u>	<u>Unit No. 24</u>
Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
Capacity, m ³ /hr	596	497
(BPSD)	90,000	75,000

(2) 原料性状

Residual feed oil の仕様は次に示される。

Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
Nominal TBP cut point, °C	343	343
API gravity	16.2	11.1
Sulfur, wt%	3.4	6.05
Nitrogen, wt ppm	2,500	2,280
Carbon residue, Rams, wt%	10.2	11.0
Nickel, wt ppm	12	17
Vanadium, wt ppm	50	112
Iron, wt ppm	3	1
Viscosity, CS at 93.9°C	26	55
CS 25 50°C	220	900
Pour point, °C	15	12.8
Asphaltenes, wt%	2.70	2.35
Salt as NaCl, ptb	1.0 max.	1.0 max.

(3) 製品性状

通常運転時の製品性状は次の通り

(a) Petrochemical naphtha

Specific gravity, 15/4°C max. : 0.730

ASTM Distillation, °C

Initial boiling point, min. : 30

Final boiling point, max. : 171

Sulfur, wt%, max. : 0.01

Olefins, vol%, max. : 1.0

(b) 0.3% sulfur fuel oil

Sulfur, wt%, max. : 0.3

Flash point, °C, min. : 65.6

Viscosity, CS at 37.8°C : 32 - 65

Pour point, °C max. : 21.1

Ash, wt%, max. : 0.10

Water & sediment, wt%, max. : 0.5

Conradson carbon res., wt%, max. : 12

(c) 1.0% sulfur fuel oil

Sulfur, wt%, max. : 1.0

Flash point, °C, max. : 65.6

Viscosity, CS at 37.8°C : 75 - 162

Pour point, °C, max. : 21.1

Ash, wt%, max. : 0.10

Water % sediment, wt%, max. : 0.5

Conradson carbon res., wt% max. : 12

(4) プロセス設計要旨

- (a) 基本化工設計はガルフサイアンス&テクノロジー社より提供された資料に基づいて行われる。
- (b) 処理能力は下記の点を考慮して決定している。
 - (i) 自家燃料はN-RUMAILA と MISCHRIF の常圧残渣油で燃料消費量は18,600 BPSD である。
 - (ii) N-RUMAILA 原油は日本で実績のある重油直接脱硫装置に使用している中近東原油と類似しているがMISCHRIF 原油の性状は不明な点があるのでMISCHRIF 原油の重油直接脱硫装置は10.5%の余裕を考慮して設計している。
- (c) 触媒寿命は半年(6ヶ月)を設計基本としている。これは1年又は2年間に一度行われる定修工事に合致させることができる。触媒の再生は行なわないものとする。
- (d) 下記の附帯装置はガルフ重油直接脱硫装置の共通部である。
 - (i) ガス洗浄部
 - (ii) アミン再生部
 - (iii) 廃水処理部

4.9.2 プロセスの説明

本装置の説明はDWG. No. 14/24-G-001 のブロックフローシートに示す通りである。

(1) 高圧反応部

このプロセスは2段触媒固定床の技術(ガルフⅢ型)に基づく、高温、高圧水添脱硫技術により成り立っている。この部分に於いては残渣油は水素ガスと混合され反応塔に送られ、脱硫、脱窒素、脱金属反応が行なわれる。この反応には水素を消費し、硫化水素、アンモニア、軽質炭化水素を生成する。

(2) 循環ガス洗浄部

高圧反応部より分離された循環ガスは循環ガス処理部に送られ、水素純度を高め、同時に硫化水素を除去する。

(3) 精留部

高圧反応部で分離された液は精留部に送られ、下記の三つの流体に分留されます。

(a) 脱硫重油

(b) STABILIZED NAPHTHE

(c) SOUR GAS

脱硫重油及びSTABILIZED NAPHTHA は製品タンクに送られる。

(4) ガス洗浄部

精留塔よりの廃ガスはアミン溶液で洗浄され、自家燃料装置に送られる。

(5) 脱硫アミン再生部

脱硫装置に使用されたアミン溶液の再生を行う。処理能力が大きいので2系列の装置からなっている。REGENERATOR COLUMN 塔頂部よりのガスは硫黄回収装置に送られる。

(6) 廃水処理部

装置から排出されるプロセス廃水は処理塔に送られアンモニアと硫化水素を除去する。廃水処理塔々頂部より出るアンモニアアシッドガスは硫黄回収装置に送られる。処理水の一部は循環ガスの洗浄に使用され、残りは原油蒸留装置の脱塩部の注水として用いられる。

4.9.3 予想収率及び製品性状

(1) 収 率

Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
Naphtha, vol% charge	3.4	5.7
Fuel oil, vol% charge	98.4	97.2

(2) 性 状

(a) Naphtha

Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
Specific gravity, 60/60°F	0.7788	0.7788
Sulfur, wt%	0.03	0.02
Nitrogen, wt ppm	150	150
ASTM distillation, °C		
IBP	66	66
FBP	199	199
Olefins, vol%	2	2

(b) Desulfurized fuel oil (1)

Crude source	N-RUMAILA	MISCHRIF
API gravity	22.2/24.2	20.4/24.9
Flash point, °C	70 (min.)	70 (min.)
Ash, wt%	0.004	0.008
Pour point, °C	16/0	21/8
Thermal stability	No.1	No.1
Viscosity, CS at 38°C	86/43	108/76
Sulfur, wt%	0.3	1.0
Conradson carbon, wt%	3.8/4.0	5.2/5.6
Nickel, wt ppm	1.0/1.5	4.5/5.0
Vanadium, wt ppm	2.5/3.0	13.5/14.5

(1) Ranges indicate OSR/EOR variations.

4.9.4 バッテリーリミット条件

Fluid	Temperature (°C)	Pressure (kg/cm ² G)	Note
Residual feed	50 - 70	-0.4	From tankage
Naphtha product	38	5.0	Rundown
Desulfurized fuel oil product	70	5.0	Rundown
Make-up hydrogen gas	40	20	From HYDROGEN UNIT
LP off gas			To fuel gas system
Stripped water	52	5.0	To CRUDE UNIT
MP off gas			To HYDROGEN UNIT
Acid gas	38	0.7	To SR-UNIT
Ammonia acid gas	85	1.0	To SR-UNIT

4.10 水素製造装置

4.10.1 プロセス設計基本

(1) 設計能力

	Unit No. 02A	Unit No. 02B
Capacity, Nm ³ /day (as 100% H ₂)	1,900,000	1,900,000

(2) Feed gas 及び boiler feed water 仕様

(a) Feed gas specification

	mol%
Hydrogen	27.60
Methane	31.84
Ethane	16.60
Propane	15.00
Butanes	6.77
Pentanes	2.18
Hydrogen sulfide	50 ppm (max.)
Total:	100.00
Pressure, kg/cm ² G	3.5
Temperature, °C	40.0

(b) Boiler feed water specification

Acidity, pH range	:	7.0 - 9.0
Total hardness	:	Not detectable
Oil content, wt ppm	:	0
Fe, wt ppm	:	0.05 max.

(3) 製品性状

Hydrogen, mol%	:	90.0 min.
Methane, mol%	:	3.0 max.

Carbon monoxide

Plus carbon dioxide, vol ppm : 10,0 max.

water : Saturated

Pressure, kg/cm²G : 20

Temperature, °C : 40

(4) プロセス設計の要旨

- (a) 原料ガスは水素回収装置から分離された炭化水素ガスと製油所オフガスとで成立っている。
- (b) 入札仕様書の要求と運転が容易で融通のきく運転を考慮して二系列の方式を採用している。
- (c) 設計能力は100%水素ガスとして $2 \times 1,900,000 \text{ Nm}^3/\text{Day}$ である。しかしながら最大使用の重油脱硫装置と将来予定されている軽油脱硫装置をあわせると約 $3,400,000 \text{ Nm}^3/\text{Day}$ (100%水素ガスとして)である。この10%の設計の余裕は設計からくる運転条件の変動, 例えばフィードガス又は燃料ガスの重い軽い等を考慮している。
- (d) 水素製造装置の設計条件は一年間連続運転とする。この場合触媒寿命の期待値は3年~5年である。

3.1 0.2 プロセスの説明

以下プロセスの説明についてはDWG. No. 02-G-001のSIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAMに示す通りである。

(1) 水素回収装置

このプロセスは下記の三つのプロセスより成っている。

- (a) 供給ガスの圧縮及びアミン洗浄。
- (b) アミン再生。
- (c) 供給ガスの前処理と深冷分離。

深冷分離は各種プロセスの組合せにより成っている。冷却は炭化水素の断熱膨脹におけるジュール・トムソン効果により示なわれる。

(2) 最終脱硫と改質部

原料ガスは最終脱硫部に供給される。それから圧縮され加熱して脱硫塔(すなわち有機

硫黄が硫化水素に変換され、又、オレフィン系炭化水素がパラフィン系炭化水素に変換される塔)に送られる。それからガスは硫化水素吸着塔に導入される。

そこでは硫化水素がほとんど完全に除去される。(酸化亜鉛が硫化亜鉛に変ることによって)脱硫されたガスはプロセススチームと混合され、改質炉の対流部にある予熱コイルに供給され改質反応に必要な温度に加熱される。

蒸気と炭化水素の蒸気改質反応は改質炉の輻射部に設置された触媒管の中のニッケルを基とした触媒の存在下で行なわれる。

改質炉からの反応ガスは水素、一酸化炭素、二酸化炭素、蒸気いくつかの未変換メタンから成っている。この反応ガスはシェル側でプロセス蒸気を発生させる№1廃熱ボイラーを通して冷却される。

改質炉の輻射部から出る高温の廃ガスは原料ガスとプロセス蒸気の混合ガスの加熱蒸気の発生及びボイラー給水の予熱に充分利用されそれから大気に放出される。

(3) 一酸化炭素変換部

№1廃熱ボイラーを経由した反応ガスは酸化鉄の触媒が充填されている高温変換器に導入され、この変換器において大部分の一酸化炭素は余剰蒸気の反応によって水素と二酸化炭素に変換される。それから変換ガスは熱交換器を経由して冷却され熱は充分回収されて、酸化銅、酸化亜鉛が充填されている低温変換器に導入され、この二段の一酸化炭素変換器を経てプロセスガス中にある一酸化炭素はほとんど水素と二酸化炭素に変換される。

(4) 脱炭酸部

変換ガスは脱炭酸部の溶液再沸器を経て冷却されそこで凝縮水は分離され変換ガスは吸収塔に導入される。吸収塔内で二酸化炭素はほとんど全部カタカーブ溶液に吸収されそして吸収塔からのガスはミスト分離槽において二酸化炭素洗浄液の飛沫を除去するための水噴霧によりさらに除去される。吸収塔からの二酸化炭素吸収溶液は吸収炭酸ガスを除去しカタカーブ溶液を再生するために再生塔に送られる。溶液の再生は再沸器へのプロセス熱供給によってなされる。

(5) メタン化部

炭酸ガス吸収塔からのガスはメタン化反応と高温変換器による熱交換により加熱され残存一酸化炭素、二酸化炭素がニッケル基のメタン化触媒の存在下においてメタンに変換されるメタン化塔に導入される。メタン化ガスはメタン化塔への導入ガスの熱交換と水冷器によって冷却され、そこでプロセス凝縮水は再び分離される。分離槽からのプロセス凝縮

水は溶解ガスを除去する為の脱ガス塔に導入されて脱ガスされ、冷却し、プロセス凝縮水処理装置に送られる。

(6) 蒸 気 部

プロセス凝縮水処理装置からのボイラー給水は予熱され、脱塔装置からの蒸気凝縮水と混合し、残存酸素を除去するための脱気器に導入される。脱気水は蒸気槽にポンプで送られる。ボイラー給水は改質炉の蒸気コイル№1及び№2 廃熱ボイラー（高圧蒸気を発生する）に送られる。蒸気槽よりのプロセス蒸気はプロセス炭化水素に混合され、プロセスに用いられる。残りの蒸気は蒸気タービンの駆動蒸気として用いられる。

ボイラー給水の一部は低圧発生蒸気を作るために低圧蒸気発生器に送られる。

(7) プロセス凝縮水処理部

この部分はプロセス凝縮水の再使用のための設備である。凝縮水はCOD及びその他の有機物を除去するために活性炭を通し、そしてボイラーに使用できる品質にまでイオン交換樹脂にて洗練される。その水は軟水タンクに貯められ水素製造装置に送られる。

この設備で使用された活性炭は燃焼により再生されます。イオン交換樹脂は硫酸苛性ソーダによりそれぞれ再生処理される。再生に用いた排水はpH調整後系外に出される。

4.1 0.3 装置の特徴

(1) 改 質 部

(a) 触媒管は屈折壁に配置されたバーナーに沿って直線に配置され、良好な熱効率と均一加熱運転が容易に得られる。

(b) U字型管は触媒管の接続に設けられ高度な信頼性を有している。

(c) この改質炉については下記の点について充分考慮して設計している。

- 高合金の許容応力値
- 予想応力
- 予想金属温度
- 熱応力
- 形 状
- 高合金の選定

(2) 一酸化炭素変換部

二段変換すなわち高温変換及び低温変換が用いられている。低温変換の触媒は硫黄毒及

び高温に対して感受性が高い故、触媒の信ぴょう性を失なう場合があるが、この問題はすでに我々の技術によって完全に解決されている。

この触媒の寿命は現在では4年にも延長されている。

(3) 脱炭酸部

カタカーブプロセス、これは一種の熱炭酸カリウムのプロセスでこれはアミンに比べ経済的なプラントコスト、再生熱及び経済的な溶液の使用であるゆえに選定されている。なぜならば、熱炭酸カリの腐蝕性、特殊材質の選定、防蝕剤の使用は再生塔の設計において反映されている必要がある。さらにこの溶液の発泡性に対し溶液中の微小粒子を除去するためのフィルターの設置及び発泡防止剤の適切な使用は考慮しなければなりません。

(4) メタン化部

独自の自動化された安全停止装置はメタン化触媒（脱炭酸部の運転に起因する。）が温度暴走を防止するために設けられている。

4.1.0.4 物質収支

(Design base/unit)

(1) <u>Feed gas</u>	<u>kg·mol/hr</u>
H ₂	202.1
CH ₄	233.2
C ₂ H ₆	121.6
C ₃ H ₈	109.9
C ₄ H ₁₀	49.6
C ₅ H ₁₂	16.0
Total:	732.4
H ₂ S, vol ppm	50.0 (maximum)
Pressure, kg/cm ²	3.5
Temperature, °C	40.0
(2) <u>Product hydrogen</u>	<u>kg·mol/hr</u>
H ₂	3,532.0
CH ₄	109.4

H ₂ O	13.3
Total:	3,654.5
CO + CO ₂ , vol ppm	10.0 (maximum)
Pressure, kg/cm ² G	20.0
Temperature, °C	40.0
(3) <u>CO₂ gas</u>	<u>kg·mol/hr</u>
H ₂	8.9
CO	0.02
CO ₂	969.1
N ₂	1.1
CH ₄	0.2
H ₂ O	425.0
Total:	1,404.3
Pressure, kg/cm ² G	0.3
Temperature, °C	76.0
(4) <u>HP steam</u>	<u>kg·mol/hr</u>
HP steam, kg/hr	27,950.0
Pressure, kg/cm ² G	32.0
Temperature, °C	350.0
(5) <u>LP steam</u>	<u>kg·mol/hr</u>
LP steam, kg/hr	26,232.0
Pressure, kg/cm ²	3.5
Temperature, °C	147.0

4.1 0.5 バッテリリミット条件

	<u>Temperature</u> (°C)	<u>Pressure</u> (kg/cm ² G)	<u>Note</u>
Feed gas	40	3.5	
Product hydrogen	40	20	
HP steam	350	32	
LP steam	147	3.5	



STEAM CONDENSATE
FROM GULF HDS UNIT

BFW TO GULF HDS UNIT

HP STEAM

LP STEAM

REFINERY OFF GAS

CAT-REFORMER
OFF GAS

MP OFF GAS
FROM GULF HDS UNIT

HYDROGEN
RECOVERY
UNIT

C.W.

LP STEAM

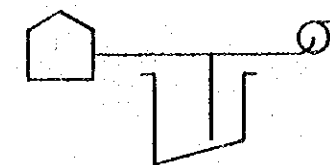
TO UNIT 02B
FUEL GAS

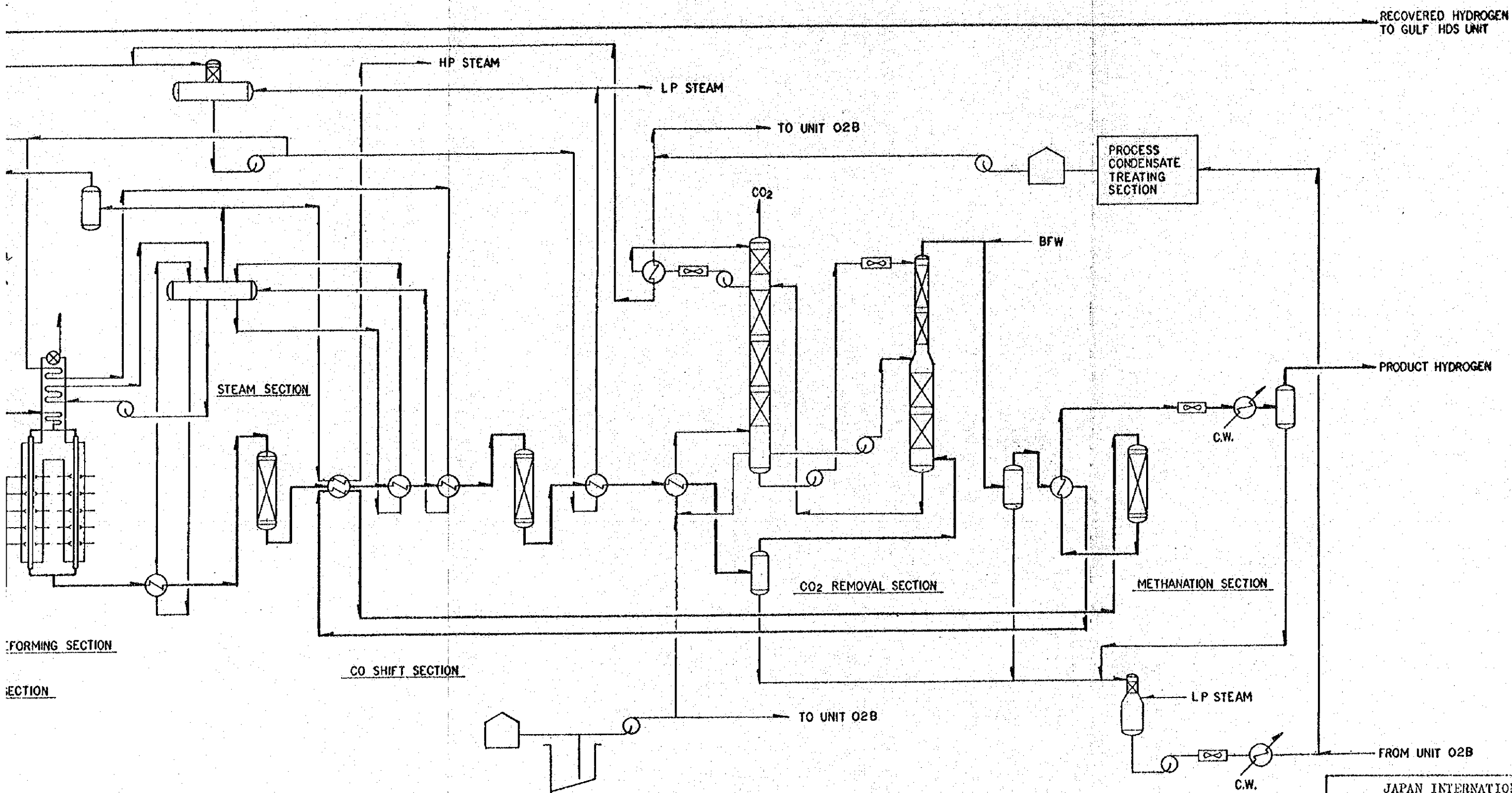
STEAM SECTION

REFORMING SECTION

FINAL DESULFURIZATION SECTION

CO SHIFT SECTION





JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
HYDROGEN UNIT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	02-G-001

4.1 1. ガス回収／アミン処理装置

4.1 1.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力及び供給原料

本装置は次の装置からの流体を処理すべく計画されている。

Sour gas : N-HDS UNIT stabilizer overhead off-gas
K-HDS UNIT fractionator overhead off-gas
GO-HDS UNIT stripper overhead off-gas

Sour LPG : N-HDS UNIT stabilizer overhead liquied product

Sweet LPG : CAT-REFORMER debutanizer overhead liquid product

装置の容量は $8,465 \text{ Nm}^3/\text{HR}$ のサワーガス (FUTURE UNIT 分を除外) 及び $69 \text{ m}^3/\text{HR}$ のサワーLPGを処理するに充分である。

又装置は C_4 LPG 及び C_3 LIGHTER としてのスウィートLPG $83 \text{ m}^3/\text{HR}$ を分離することが出来る。

GO-HDS装置の循環ガスの処理に使用されるアミン溶液はアミン再生塔で再生される。

注) GULF HDS UNIT からのサワーガスを処理する装置は GULF HDS COMPLEX と一緒に設計されている。

(2) 製品仕様

本装置からの製品の品質は以下に示される。

(a) Sweet fuel gas

0.16 g/Nm^3 of H_2S on a dry gas basis

(b) C_3 LPG

Total sulfur, wt ppm: 100

(c) C_4 LPG

Pentanes and heavier: 2.0 LV% max.

Propane and lighter: 2.0 LV% max.

Total sulfur, wt ppm: 100

(d) Acid gas

H_2S content : 97.0 vol% (dry basis)

(3) Turn down

装置は30%までの減量運転が可能である。

(4) プロセス設計要旨

プロセス設計は TENDER DOCUMENTS VOL. II 10.1 及び 10.1 2.5 を満足するであろう。

4.1.1.2 装置の説明

PROCESS FLOW は添附 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG. No 01-G001 で説明される。

本 UNIT はアミン処理部とガス回収部から構成されている。アミン処理部は低圧ガス洗浄塔 LPG 抽出塔及び再生塔から成り立っている。

各 HDS 装置からの低圧サワーガスは低圧ガス洗浄塔に導かれる。そこで、ガスに含まれる H_2S は MEA 溶液の中に吸収されることにより取除かれる。そして、スウィートガスはオフサイト地域の燃料ガス設備に送られる。

N-HDS UNIT のスタビライザー塔頂受槽からの液体製品としてのサワー LPG は LPG 抽出塔に入り、そこで MEA 溶液の中に H_2S が吸収され除去される。スウィート LPG はガス回収装置に送られる。

LPG 抽出塔において H_2S を吸収した RICH MEA 溶液は、GO-HDS UNIT の循環ガス洗浄塔からの RICH MEA 溶液と一緒に、この流れは AMINE FLASH DRUM に導かれる。

AMINE FLASH DRUM において、軽質炭化水素を FLASHING させたのち MEA 溶液の流れは低圧ガス洗浄塔からの RICH MEA 溶液と一緒に、そして熱交換後合流した流れは MEA 再生塔にバスする。

低圧蒸気によりリボイラーを設備している再生塔において、RICH MEA 液は再生され、LEAN MEA 液として塔底部から抜出される。

RICH MEA 液から分離させられた酸性ガスを含む塔の塔頂蒸気は AIR CONDENSER 及び水 CONDENSER で $40^\circ C$ 迄冷却され塔頂受槽に入る。そこで酸性ガスと、環流策とに分けられる。酸性ガスは、SR-UNIT に送られる。

LEAN 溶液は熱交換した後 AMINE SOLUTION TANK に入り必要な温度まで AIR 及び/又は水冷却器で冷却される。次いで必要な圧力迄ポンプで昇圧され、LPG 抽出塔、低圧ガス洗浄塔、及び GO-HDS UNIT 循環ガス洗浄塔に送られる。

LPG抽出塔で処理された後、 H_2S を含まないLPGはCOALESCEER に送られる。
そこでは、含有しているMEAを除去され、LPGはLPG SURGE DRUM に入る。
一方、プラットフォーマーの脱ブタン塔塔頂液として塔出されたLPGは上記LPG
SURGE DRUM に入れられ、所要圧までポンプアップLPGは熱交換後脱プロパン塔
に供給される。脱プロパン塔塔頂蒸気は水CONDENSER で $40^{\circ}C$ 迄冷却され塔頂受槽
に行く。

凝縮した製品の一部は C_3 以下の製品として抜出され残りは塔に環流液として返され
る。

C_4 LPGは塔の塔底から抜出され熱交換後、水冷却器で $40^{\circ}C$ 迄冷却される、そし
てストレージに送られる。

4.1.1.3 プロセスの特徴

- (1) 15 wt % MEA液が選定されたので運転が安定しており容易である。又装置は供給原料の変動に対し適応性をもっている。
- (2) 30 %の減量運転出来るように、熱交、ポンプ及びトレイは注意深く設計されている。
- (3) 低圧ガス洗滌塔へのLEAN MEA 液の温度はガス中の重い成分が凝縮することを防止する為に、供給される被処理ガスの温度より高くしている。
- (4) LEAN MEA 溶液はAMINE TANK に一旦入れ、それからガス洗滌塔や抽出塔に送っているの、運転の安定性及び対変動性が大きい。
- (5) リクレイマーを装備している。
- (6) 装置は、現PROJECT で建設されるUNIT からのものに追加して将来のGO-HDS UNIT からの循環ガス及びサワーガスをも処理出来るように設計されている。

4.1.1.4 予想収率及び製品性状

(1) Amine treating section

Mol%	LP Gas Scrubber		LPG Extractor	
	LP Sour Gas	LP Sweet Gas	Sour LPG	Sweet LPG
H ₂ S	18.3	(1)	1.5	(2)
H ₂	42.6	52.2	-	-
C ₁	9.2	11.3	-	-
C ₂	15.8	19.3	5.5	5.6
C ₃	8.7	10.7	36.0	36.6
C ₄	4.0	4.8	56.8	57.6
C ₅	1.4	1.7	0.2	0.2
C ₆ +	N11	N11	N11	N11
Total	100.0	100.0	100.0	100.0
MW	20.4	17.4	51.1	51.3
Nm ³ /hr	8,465(3)	6,920(3)	-	-
m ³ /hr @15°C	-	-	69	68.5

Note: (1) 0.16 g/Nm³

(2) 100 wt ppm

(3) Excluding that from the future GO-HDS UNIT

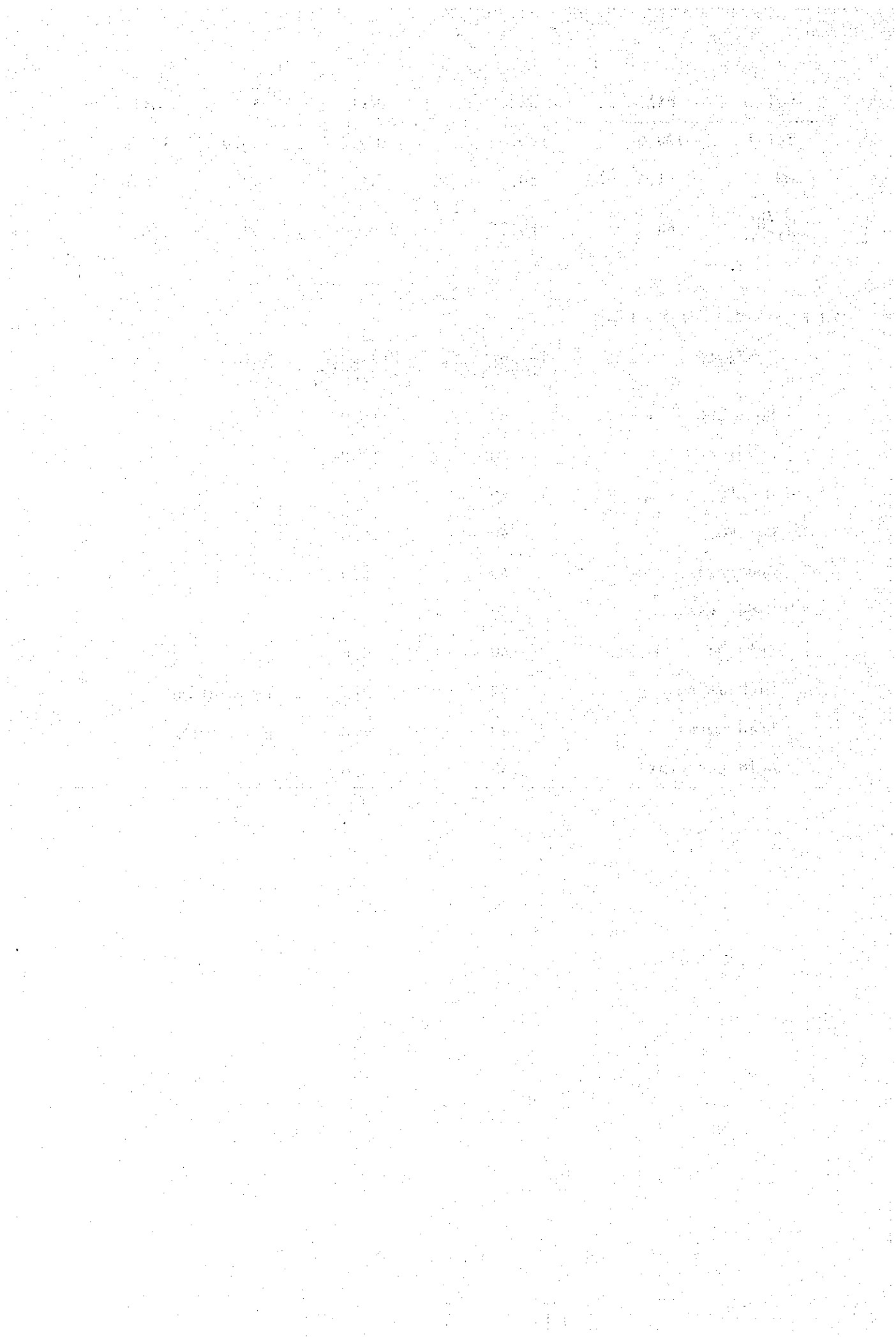
(2) Gas recovery section

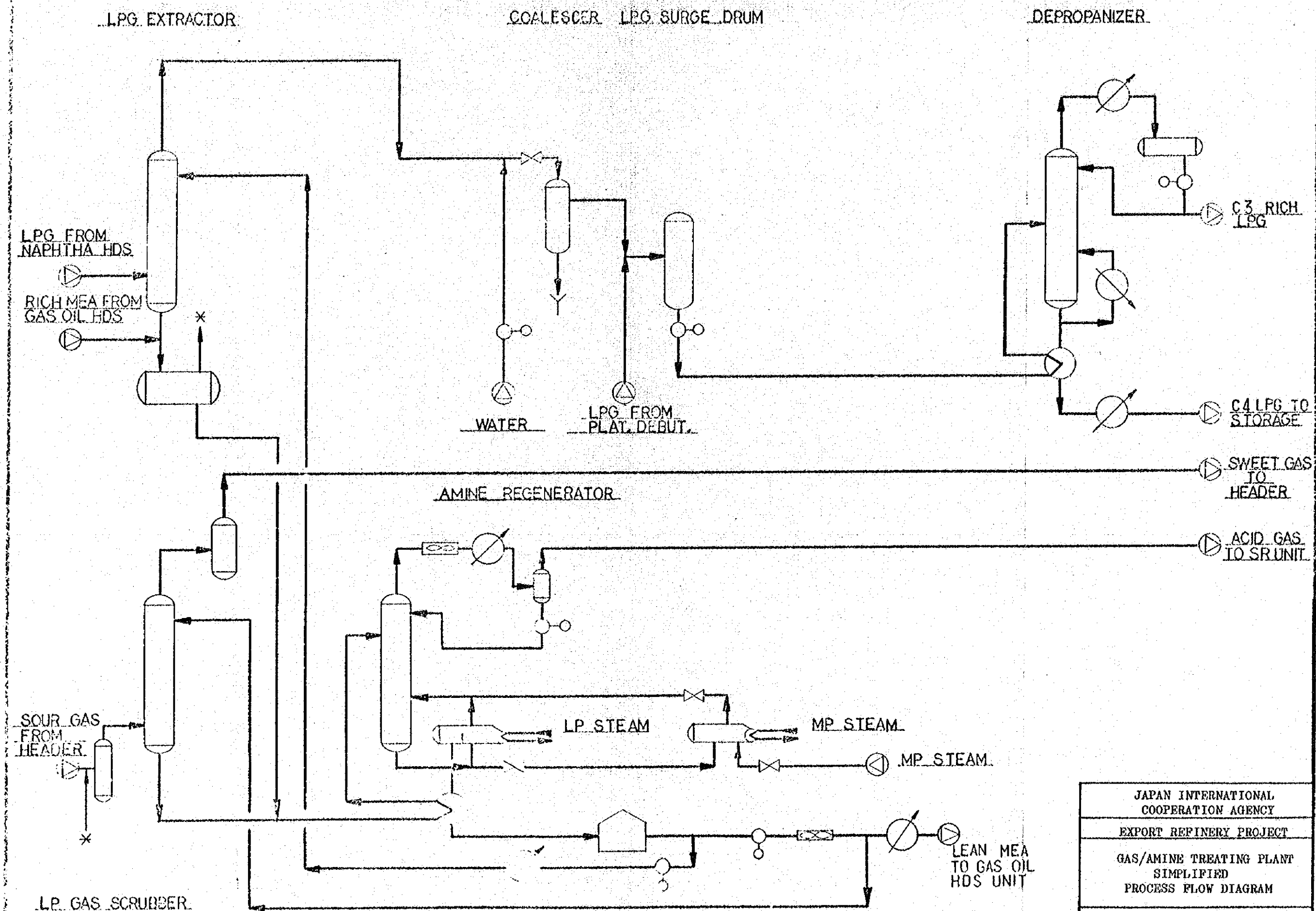
	LPG from Extractor	LPG from Reformer	Total LPG to Depropanizer	C ₃ and Lighters	C ₄ LPG
H ₂	-	0.4	N11	0.1	-
C ₁	-	0.7	0.1	0.3	-
C ₂	5.6	8.6	6.1	14.0	-
C ₃	36.6	33.2	36.0	82.7	N11
C ₄	57.6	56.7	57.5	2.9	99.6
C ₅	0.2	0.4	0.2	-	0.4

C ₆ +	Nil	Nil	Nil	-	Nil
Total	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
MW	51.3	50.5	51.2	42.3	58.0
m ³ /hr @15°C	68.5	14.5	83.0	32.5	50.5

4.1.1.7 バッテリーリミット条件

<u>Fluid</u>	<u>Temperature</u> (°C)	<u>Pressure</u> (kg/cm ² G)	<u>Note</u>
Sour LPG	40	15.0	
Sweet LPG	40	12.0	
C ₄ LPG	40	17.0	
C ₃ LPG	40	19.0	
Sour gas	40	6.0	
Sweet gas	60	3.88	
Acid gas	40	0.6	
Rich amine	53	7.0	From GO-HDS
Lean amine	40	7.0	For GO-HDS
Acid gas drain	40	3.0	





JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY
EXPORT REFINERY PROJECT
GAS/AMINE TREATING PLANT SIMPLIFIED PROCESS FLOW DIAGRAM
DWG. NO. 01-G-001

4.1.2 硫黄回収装置 (SR-UNIT)

4.1.2.1 プロセス設計基本

(1) 装置能力

600 tons/day 2 trains, based on H_2S in feed acid gas

(2) Feed gas conditions

Clean Acid Gas

Temperature : $38^{\circ}C$

Pressure : $0.45 \text{ kg/cm}^2 G$

Components

H_2S : 97 vol% (Dry gas base)

HC : 3 vol% (Dry gas base)

H_2O : $0.7 \text{ kg/cm}^2 G$, $38^{\circ}C$ saturated

Flow rate : $34,075 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (Dry gas base)

NH_3 Acid Gas

Temperature : $85^{\circ}C$

Pressure : $0.45 \text{ kg/cm}^2 G$

Components

H_2S : 50 vol% (Dry gas base)

NH_3 : 50 vol% (Dry gas base)

H_2O : $1.2 \text{ kg/cm}^2 G$, $85^{\circ}C$ saturated

Flow rate : $3,784 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (Dry gas base)

(3) Sulfur recovery rate

95% minimum

(4) Operating range

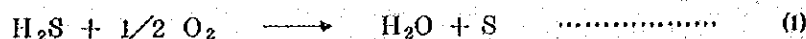
20% - 100% of normal

4.1.2.2 プロセスの説明

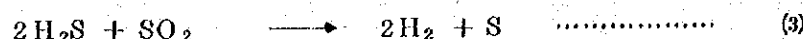
(1) プロセスの原理

硫黄回収プロセスの基本は酸化水素を硫黄にするところの通称CLAUS プロセスと呼ばれるところのものである。

反応式は次の通り、



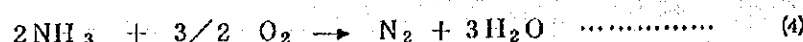
併し乍ら実際の硫黄回収プロセスでは硫黄元素の生成は次の2段階で進行する。



言い換えるなら、装置に供給された1/3の硫化水素は式(2)で示した2酸化硫黄に変換され、それが残りの硫化水素と引続いて反応し、硫黄を得るのである。

反応チャンバー（炉）における主要な高温反応は式(2)及び(3)で示され、そして、種々の副反応がこれに従うことになる。

リアクター内での上記で云うところの触媒反応は主に式(3)で示されるものである。供給ガス中のアンモニアガスは反応炉で式(4)に示される窒素と水蒸気に変換燃焼させられる。



(2) プロセスの流れ

プロセスフローは添附SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM DWG. No 03-G001で説明される。

アミン装置及び排水処理装置からの酸性ガスはACID GAS PREHEATERで加熱された後一緒にされACID GAS K.O. DRUM PREHEATERに供給される。

ACID GAS K.O. DRUMからのACID GASはA系列の硫黄回収装置と、B系列の硫黄回収装置に分けられ供給される。

そしてACID GASは調節されたAIRでもってSTOICHIOMETRICALLYに燃焼させられる。それでSULFUR COALESCERの中の排出ガスの H_2S と SO_2 の比は2である。REACTION CHAMBERからの反応ガス混合物は排熱ボイラを通りNo 1 CONDENSERに入る。そこでは反応ガスから出来るだけガス状硫黄を分離する為に冷却される。No 1 REACTORに入る前にNo 1 INLINE BURNERからの高温燃焼ガスと混合される、その結果としてREACTOR入口におけるガスの温度は高く保持される。

H_2S と SO_2 はREACTOR内の触媒上で反応しガス状硫黄に変換させられる。

反応ガスは、反応ガスを冷却する為の No 2 CONDENSER に No 1 REACTOR から導かれる。

そこで反応熱は除去され、凝縮した液体硫黄は SULFUR PIT に流れ込む。

上記、処理を 2 回くり返すことにより触媒反応の完璧が期せられ、回収率を出来るだけ上昇せしめられる。最終段の CONDENSER よりの排出ガスは SULFUR COALESCER に入り硫黄ミストの大部分が除かれる。

SULFUR COALESCER 排出ガスは INCINERATOR に入れられ、硫黄成分は SO_2 ガスまでに燃焼させられる。排熱ボイラーで中圧蒸気が発生させられ、中圧蒸気 DRUM に集められる。

SULFUR PIT に WASTE HEAT BOILER 及び CONDENSER より集められた LIQUID SULFUR は H_2S STRIPPER でもって脱ガスさせられ、LIQUID SULFUR TANK に送られる。

4.1 2.3 プロセスの特徴

現プロセスの特徴として以下に述べる。

- (1) TENDER DOCUMENTS では H_2S を含む水から排出せしめた。 NH_3 ACID GAS は INCINERATOR で燃焼し排ガスは大気放出することを指示しているが、 NH_3 ACID GAS には無視出来ない量の H_2S と NH_3 を含んでおり NH_3 ACID GAS を大気放出するのは硫黄の損失のみでなく大気公害をも起すことを考慮して提供プロセスは NH_3 ACID GAS を処理し硫黄を回収する設備としている。
- (2) REACTOR の入口温度を調節する目的の為に INLINE BURNER SYSTEM を適用した為、運転は易しく、又硫黄回収率を高い水準に保つことが出来る。
- (3) ACID GAS に NH_3 を含むことは又反応を通して、装置設備の閉塞を起し易い、このトラブルを避ける為に特殊設備の BURNER と共に予熱器を装備している。
これにより安定した連続運転を可能にしている。
- (4) 液体硫黄から H_2S を除去する為に H_2S 含有量を MIN. にする H_2S STRIPPER が装備されている。

4.1 2.4 予想収率及び製品性状

Yield : Liquid sulfur 1,140 T/D (Max.)

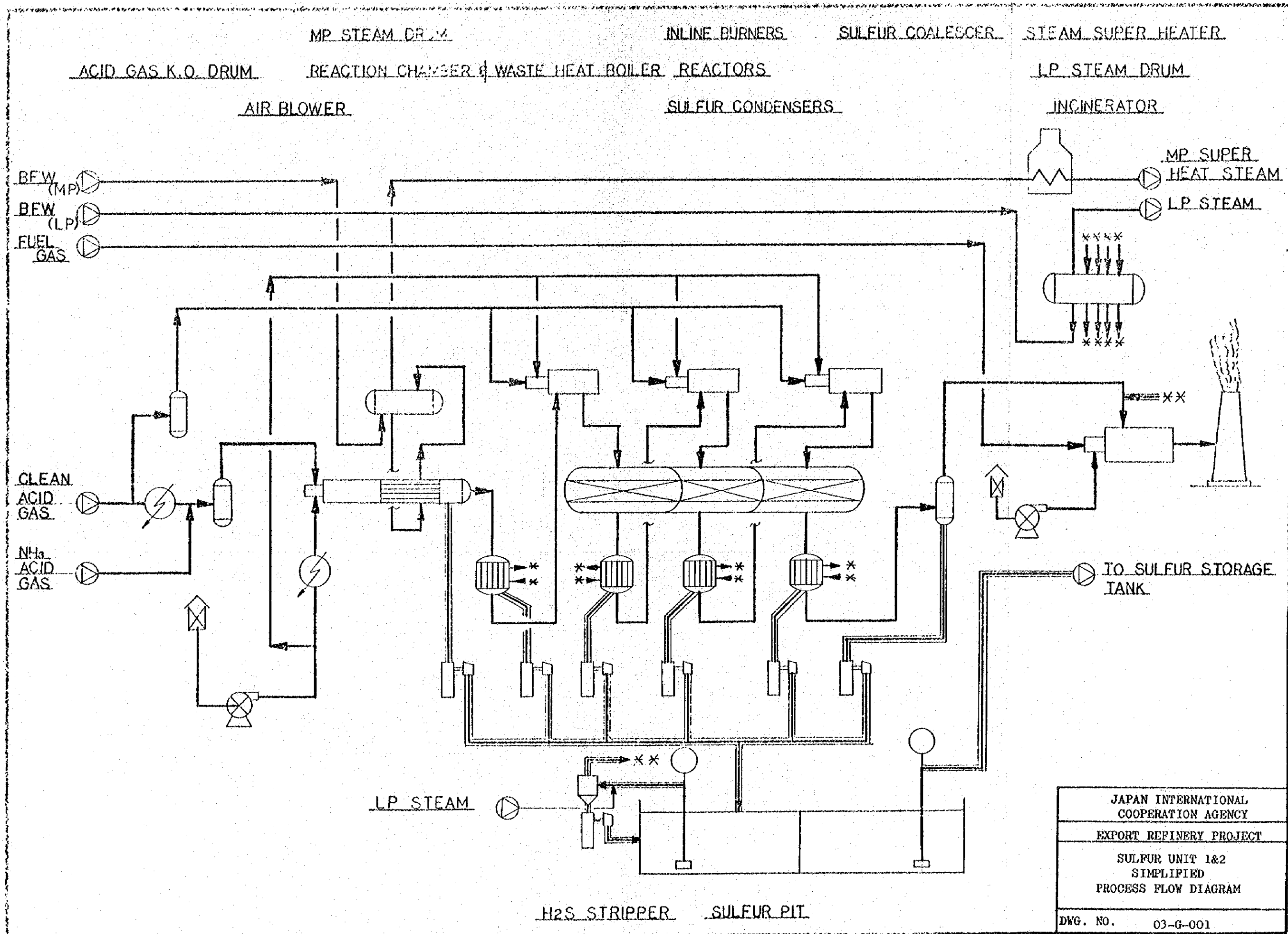
Properties : Purity : 99.9 wt% (Dry) minimum

Color : Bright yellow at ambient temperature

Acidity: Nil

4.1 2.5 バッテリーリミット条件

<u>Fluid</u>	<u>Temperature</u> (°C)	<u>Pressure</u> (kg/cm ² G)	<u>Note</u>
Acid gas	40	0.6	
NH ₃ acid gas	80	0.6	
Sulfur	160	5.0	
Acid gas drain	40	3.0	



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
SULFUR UNIT 1&2	
SIMPLIFIED	
PROCESS FLOW DIAGRAM	
DWG. NO.	03-G-001

第 5 章

製油所用役設計

第 5 章 製油所用役設備設計

5.1 全 般

リファイナーユーティリティは水、蒸気、電気、空気、燃料、不活性ガス、排水処理の各設備からなっている。これらの設備を設計するに当たっての基本的な考え方は TENDER DOCUMENT VOL. II Sect. 11 の 32 から 46 ページに依っている。各設備に対する基本的考えを次節から説明する。また、各設備のフローシート及び主要機器リストを本章の終わりに添付した。

5.2 用水設備

(1) WATER TREATMENT

水処理として扱う水の量は飲料水、冷水塔での必要量プロセスエリアでの必要量及び散水や消火用水などの総和から決定する。

水処理プラントは raw water (川水) の clarification と filtration をれに filtered water の demineralization の2段階からなる。

TENDER DOCUMENT の DWG No 40.B2 で示された水処理プラントのエリアは上記の計画に対しては十分でないため、我々はエリアを拡大し計画した。Clarification と filtration プラントはリファインリーの東端にある排水処理プラントに設置し demineralization プラントはプロセスエリアの西側にあるユーティリティプラントエリアに設置する。

Shatt-Al-Arab III の水の分析値がTENDER DOCUMENT VOL. II Sect. 14 1 4.3.1 のTable 5 に示されているが、我々はこの表の値に若干の修正を加えた。その結果の表を本レポート 9.1.2.3) 項に掲げる。

(2) Cooling water

Cooling water の最大必要量は設計条件から考えられているが、設計上の天候条件より厳しい状態における cooling water の必要量は考慮に入っていない。

TENDER DOCUMENT VOL. II Sect. 10 1 0.1 3.1.6 "Air Cooling" での "Maximum economic use of air cooling is required" に従って次のように設計基準を定めた。

- (a) 空気と水の break point は原則として 60°C (140°F) とする。
- (b) スチームタービンの排気のサーフェイスコンデンサーは水冷式とする。

5.3 蒸気設備

(1) Steam level

Steam level に関して TENDER DOCUMENT では特に要求はなくまた steam power generation もこのプロジェクトでは計画されていないので、steam level は process unit の運転状態から次の様に決定した。

また steam balance は steam level をもとにして決定される。これらの詳細を以下に示す。

(a) High pressure steam : $3.2 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$, 350°C

これは水素プラントでの廃熱ボイラーと供給システムの経済性を考慮して決定した。

(b) Middle pressure steam : $1.5 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$, 300°C 及び saturated

この圧力はプロセスリボイラーで必要な温度とあわせて決定した。このスチームは過熱されプロセスエリアでの一般的な使用、タービン駆動のポンプ、Fuel oil steam の散霧ホースステーションへのスチームの供給として使用される。

(c) Low pressure steam : $3.5 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$, saturated

このスチームはプロセスのリボイラーの加熱やタンクの加熱その他 PROTECTIVE HEATING に用いられる。この圧力 ($3.5 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$) は液体硫黄のジャケットの加熱を考慮して決定した。

(2) Steam balance

Steam balance は上記の steam level を基礎にして保たれる。ボイラーでのスチームの発生と low pressure steam の大気への放出は通常運転では minimum に保たれる。

この場合、タービン駆動の採用については TENDER DOCUMENT の方式をもとに設計され、又廃熱ボイラーでのスチーム発生量をも考慮に入れて決定される。

タービン駆動は process units 停電など緊急時安全にシャットダウンする為のポンプに対してのみ用いられる。そしてボイラーの容量は power failure でのスチームの消費をカバーするように決定される。

また、タービン駆動が combined feed のコンプレッサーに使用されている場合には furnace feed pump であってもそれにはモーター駆動が考慮される。

(3) Condensate recovery

(a) Clean condensate

サーフェイスコンデンサーの condensate 及びプロセスでの流体圧がスチームより低いリボイラーの condensate は clean condensate として回収される。そしてユーティリティ設備の boiler feed water といっしょにプロセスエリアの廃熱ボイラーで使用される。

(b) Oil contaminated condensate

プロセスの流体圧がスチーム圧より高いリボイラーの condensate は condensate がプロセス流体で汚染される可能性があるので、ユーティリティエリアの condensate recovery system へ oil contaminated condensate として戻っていく。

(c) Process condensate

Process condensate はそれぞれの process units で処理され処理された程度に応じて再使用される。

(d) スチームトレースやスチームジャケットのスチームトラップからの condensate やドレインは回収されない。

[illegible]

100

100

100

•

5.5 燃 料 設 備

Fuel systemは fuel gas と fuel oil system とから成る, fuel gas と fuel oil はタンクヤードに設置されるタンクに貯蔵される。タンクの仕様はタンクリスト参照のこと。

(1) Fuel gas

製造のシステムは3つの容器から成る。1番目の容器はLPG貯蔵ドラム(サージドラム)である。これはPRESSURE CONTROLLER によってFUEL GAS SYSTEM より高い圧で保たれる。次に, サージドラムからの flashed-off vapor は2番目の容器である fuel gas balance ドラムへ送られる。サージドラムはレベルコントロールされていて蒸発によって必要な運転圧力を供給するために小さなヒータリングコイルが付いている。

サージドラムからの液体LPGは, pressure reset level control valve を通り蒸発器へ送られる。そしてサージドラムからのガスや天然ガスとともにリファイナリーからのすべてのガスの流れは H_2 rich gas refinery gas 及び天然ガスなどのそれぞれ異なる calorific value を均一にするために fuel gas balance ドラムへ送られる。

Fuel gas は process furnace やオフサイトボイラーへ送られ, またフレアースタックなどのバーナー用として使用される。

(2) Fuel oil

Steam generator の燃料及び refinery furnace 用の fuel oil はルーフタンクでブレンド, 貯蔵され, タンクの配置は主なプロセスやユーティリティで使われるものの近くに設置する。

オイルは圧力制御計によって一定圧に維持し輸送される。fuel oil の余りはコントロールバルブを通りポンプの吸込へ戻る。

5.6 イナートガス設備

N_2 ガスは圧力 $7.7 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ で製造され、その一部はプロセスプラントで使用するため $2.8 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ に圧縮される。

$2.8 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ に圧縮された N_2 ガスはユーティリティエリアに設置の球形タンクに貯蔵される。

5.7 その他の用役設備

(1) Flare and blow-down system

メインフレアヘッダーとフレアスタックは、すべてのユニットでのrelief valveは同時には開かないということをベースに計画されている。

(2) Electric power consumptions

動力消費の制限は考慮する必要はないこと、即ち動力の不足は何らかの発電設備からの供給によってまかなわれることはないということがSCOP 社との打合せで確認された。

(3) Refinery effluent system

各エリアの高さはTENDER DOCUMENT の DWG. No 508--C-01 (Topographic Site Survey) をもとに決定される。そしてリファインリーのレイアウトは排水が西から東へ流れるように計画する。

MAIN EQUIPMENT LIST

1. WATER SYSTEM

Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
Raw water pond	1	32M x 30M x 3.6H	
Hi-rate mixing tank	2	3M x 28M x 3.6H	with Flash mixer chemical dosing equipments
Coagulator	4	30M ϕ x 4.8H	
Thickner	1	20M ϕ x 3.1H	
Sand filter	5	11.3M x 9.4M x 2.8H	
Filtered water storage tank	1	72.7M ϕ x 19.3M (80,000M ³)	
Drinking water tank	1	4.75M ϕ (50M ³)	elevated sphere tank
Demineralizer unit	3	840 T/H (MAX.)	with measuring hopper and regeneration tower
Demineralized water storage tank	1	43M ϕ x 15.2H (22,000M ³)	
Cooling tower	2	25,000 T/H	

2. STEAM SYSTEM

Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
Boiler	4	135 T/H	
Dearator	2		with condensate cooler and condensate tank

3. INSTRUMENT AND PLANT AIR SYSTEM

Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
Air compressor	2	13,000 Nm ³ /h	with air receiver and air dryer

4. FUEL SYSTEM

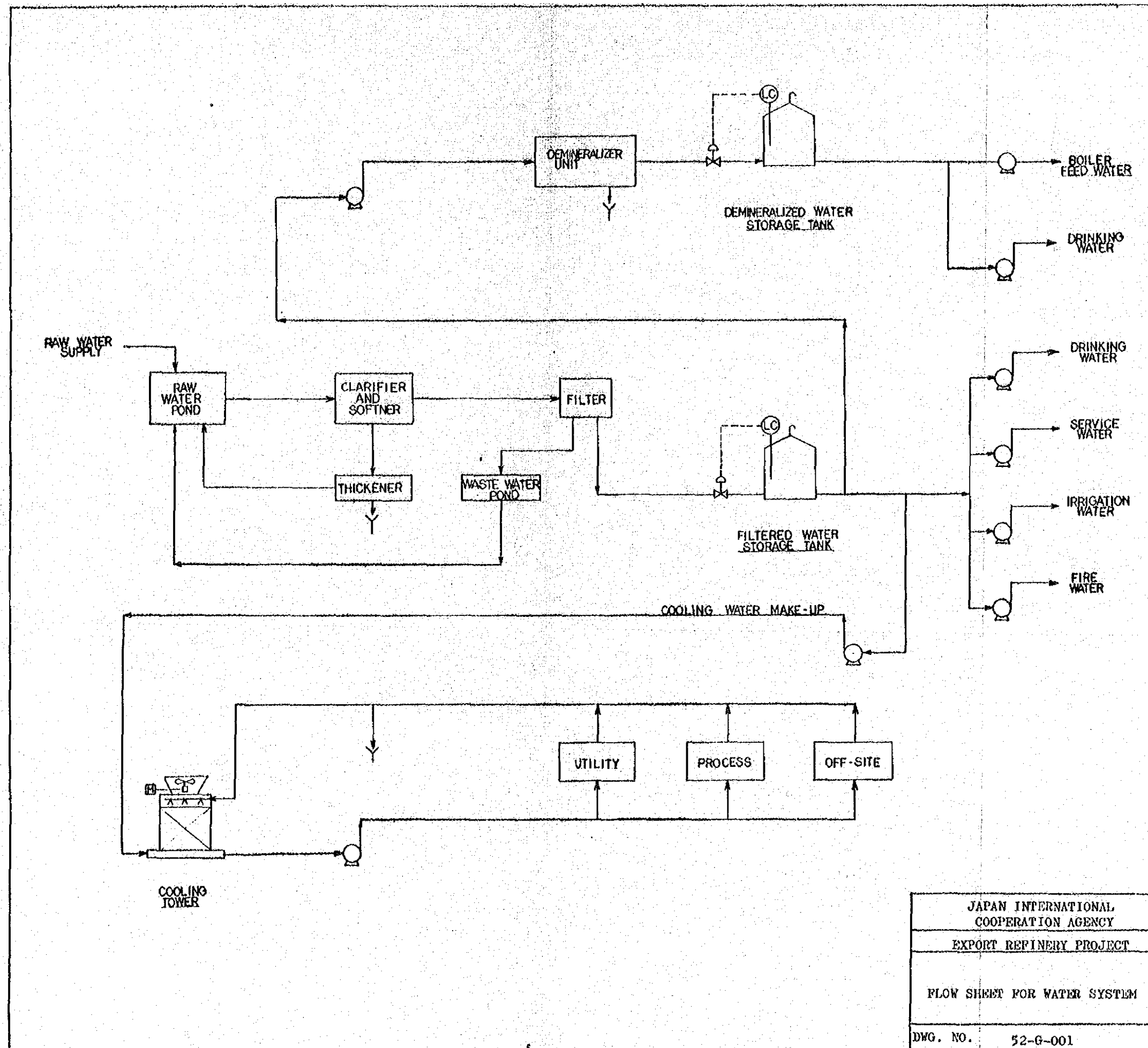
Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
LPG storage tank	1	12.7M ϕ (sphere) (1,082M ³)	with LPG drum, balance drum and vaporizer
Fuel oil tank	2	27.5M ϕ x 16H (9503M ³)	with heat exchanger

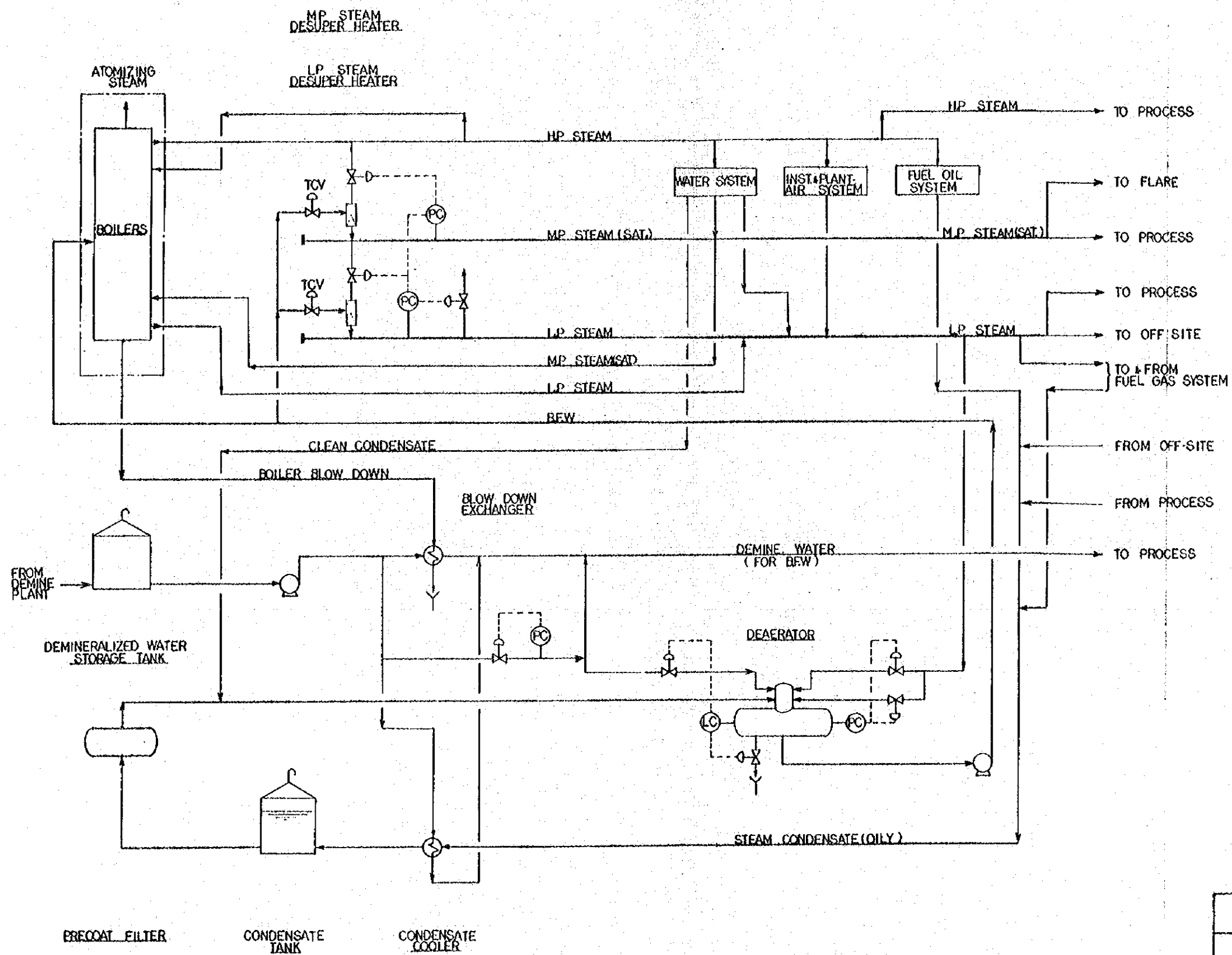
5. INERT GAS SYSTEM

Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
N ₂ generator	3	400 Nm ³ /h	
N ₂ holder	1	500m ³ , 28 kg/cm ² G	sphere tank

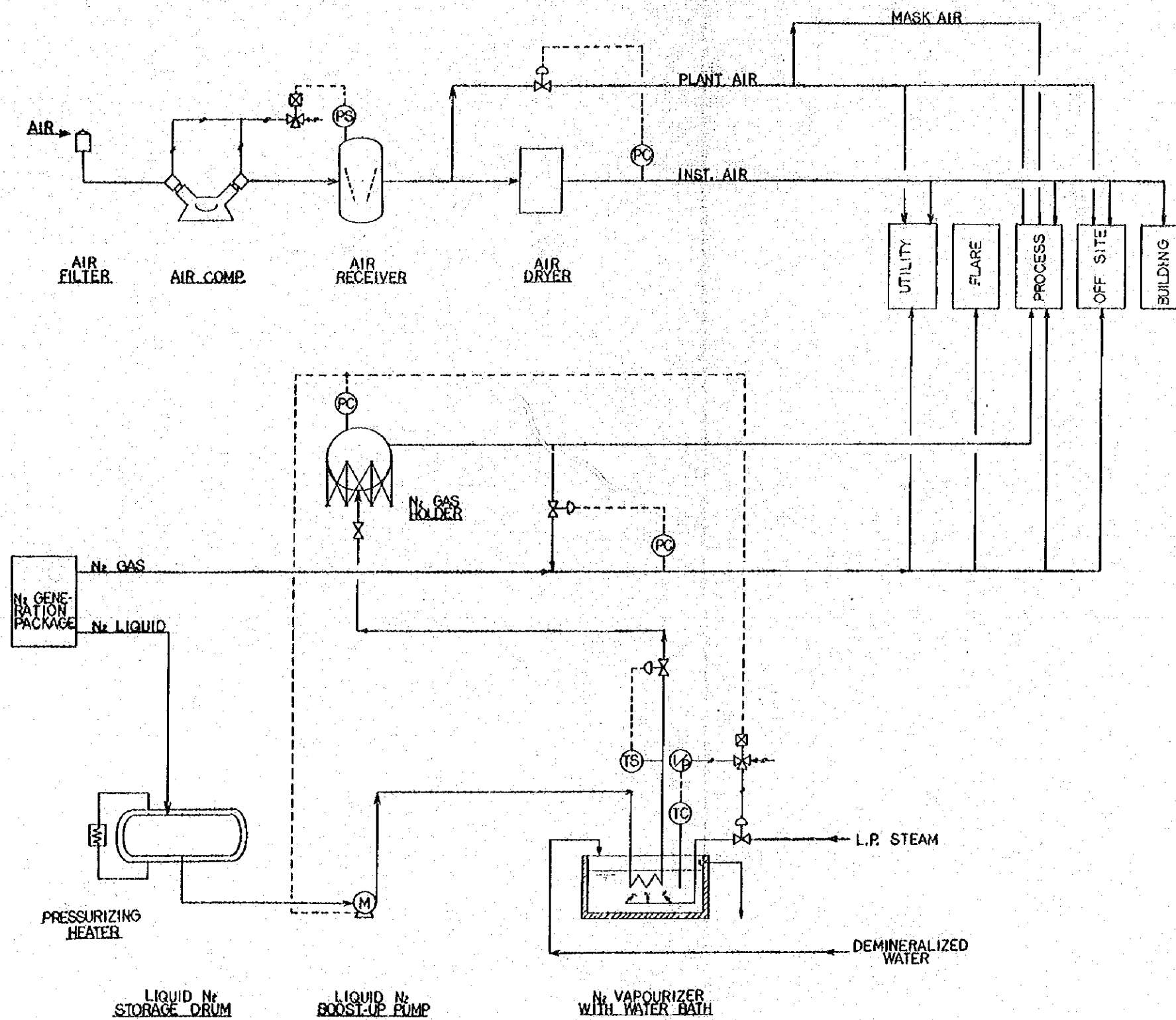
6. EFFLUENT SYSTEM

Main Equipment	Q'ty	Description (Per One)	Remarks
API oil separator	7		
Holding basin	2	60M x 60M x 1.5H	

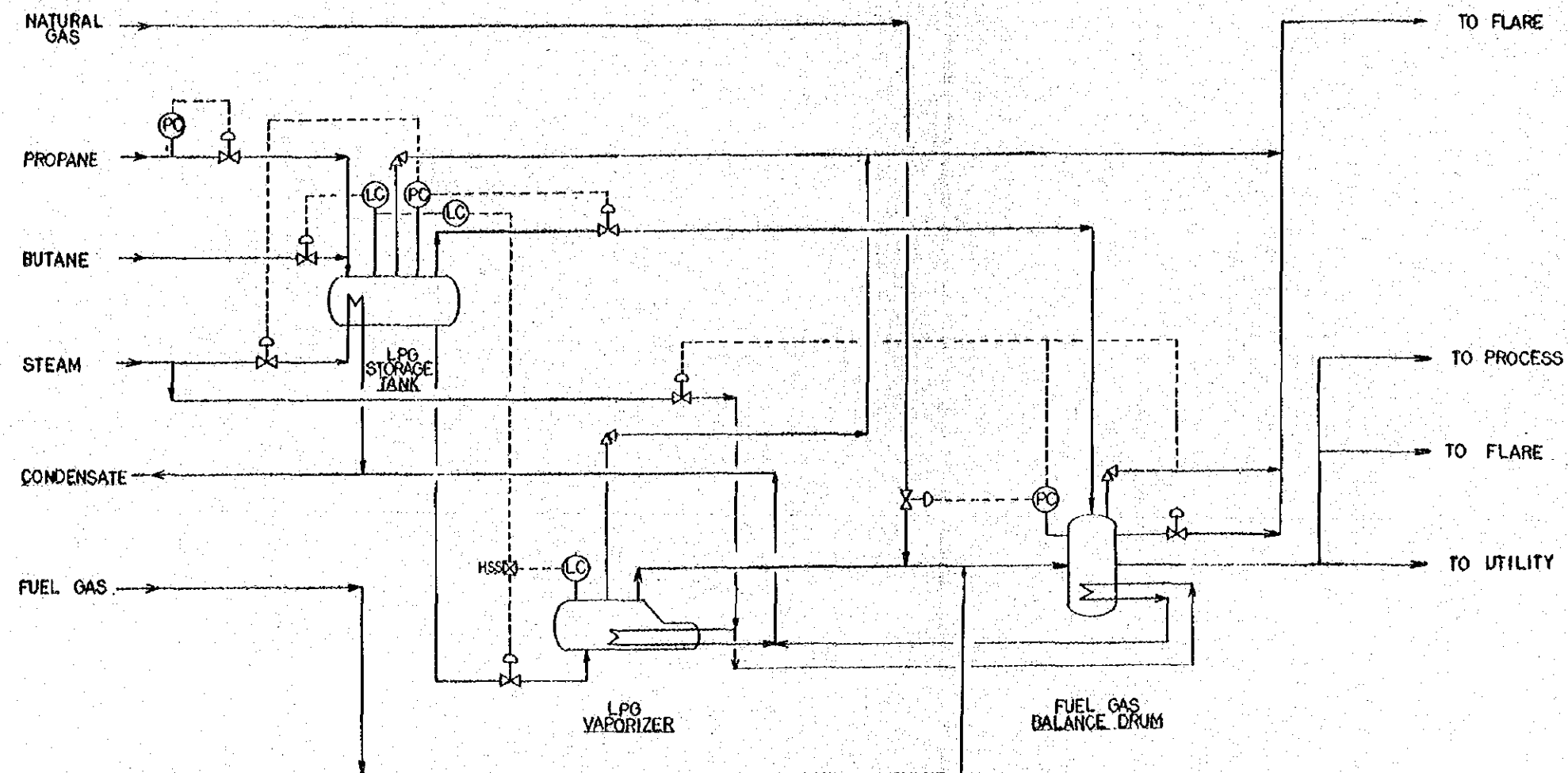




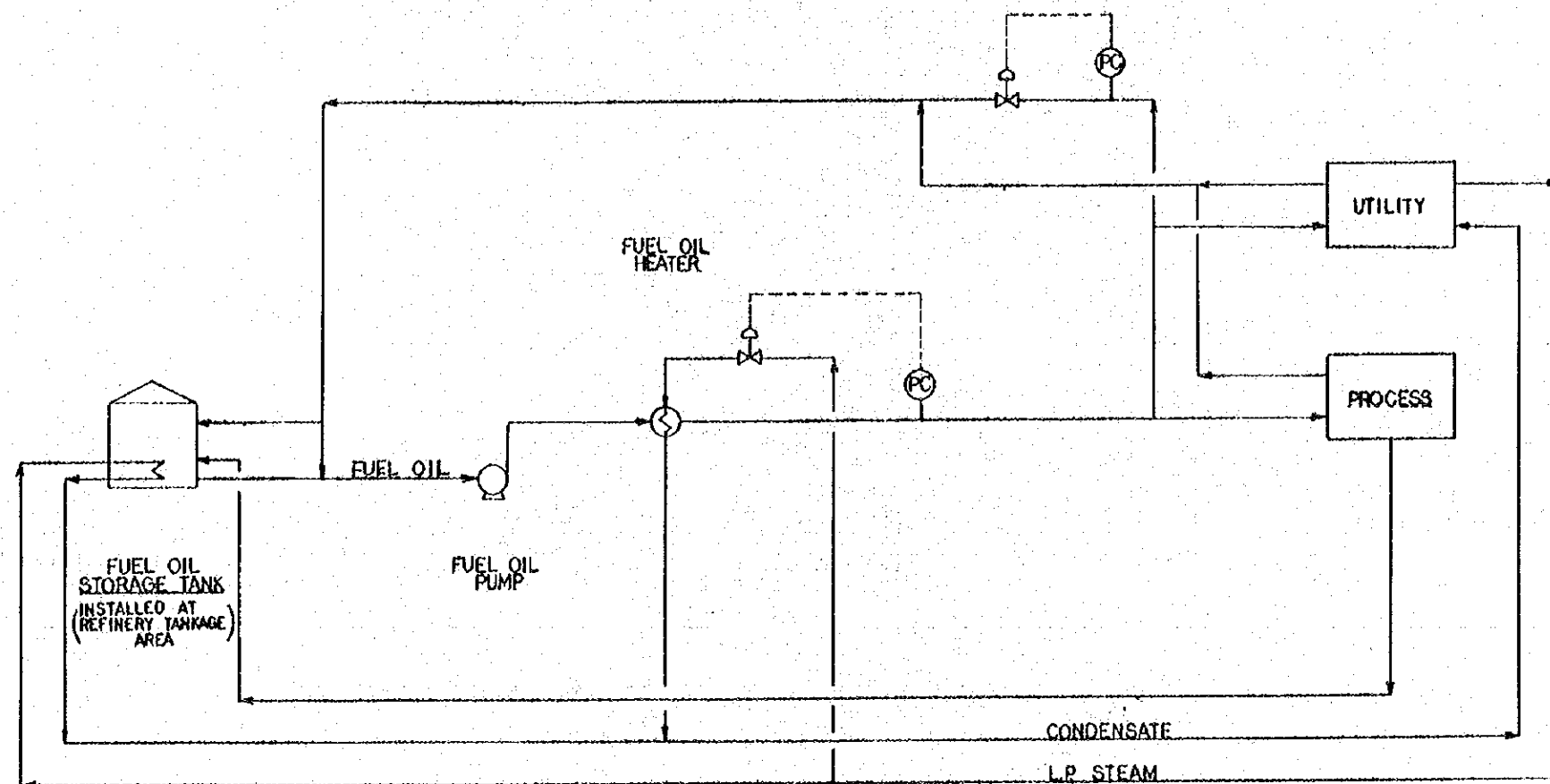
JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
FLOW SHEET FOR STEAM, BW & CONDENSATE	
DWG. NO.	52-G-002



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
FLOW SHEET FOR INSTRUMENT & PLANT AIR & N ₂ SYSTEM	
DWG. NO.	52-G-003



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
FLOW SHEET FOR FUEL GAS SYSTEM	
DWG. NO.	52-G-004



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
FLOW SHEET FOR HOME FUEL OIL SYSTEM	
DWG. NO.	52-G-005

第 6 章

製油所オフサイト・タンク設備設計

第6章 製油所オフサイトタンク設備設計

6.1 全 般

リファイナリーオフサイトのタンク設備は種々のオイル製品の貯蔵及びブレンドのために計画され、これらの設計の基本的考えはTENDER DOCUMENT VOL. II Sect. 11の2ページから31ページに依っている。オイルシステムの計画は、このレポートの第2章及び第3章でのべている修正されたcrude assayから計画されたリファイナリーの計画をもとになされている。この計画はTENDER DOCUMENTでの考えと大きな差異はない。タンクの容量やブレンディングおよび SHIPPING プランは可能な限りTENDER DOCUMENTに従うよう設計した。

Process units での変更と関連しておきる変更は次に続く節で説明される。

貯蔵タンクの個々の仕様についてはタンクリストを添附している。

(i) Adjusted items of tankage equipment and facilities

- (a) Intermediate oil tank の容量はprocess units の容量の変更との関連から検討される。

いくつかのタンクはTENDER DOCUMENT で要求されている10日もしくは5日の貯蔵容量を下まわったりあるいは上まわったりしているが、ほとんどのタンクは要求を満足しているのでタンクの容量は変えないことにした。

- (b) Crude unit からのun-desulfurized naphtha はN-HDS UNIT へ直接送られるため、ナフサの蒸気圧はun-desulfurized naphtha tank に対しては高すぎる。しかしナフサがN-HDS UNIT reactor section をバイパスするスタート時にN-HDS stabilizer を通したun-desulfurized naphtha を入れるためにこのタンクは削除されない。

- (c) Atmospheric bottoms tank に対して、コーンルーフタイプがTENDER DOCUMENT に示されているが、GULF-HDS UNITS のプロセスの要求と関連してフロッティングルーフタイプに変更した。これらのタンクからの流路にあるブースターポンプは削除され、従ってGULF-HDS UNITS に設置されるポンプへのラインはすべてサクショ ンラインとして設計される。

- (d) Component oil tank はTENDER DOCUMENT に従って設けられる。

Desulfurized heavy naphtha はprocess units で製造されないなのでこのタン

クは削除することができるが他の目的に使用できるので強いて削除しない。

(2) Tankage layout

TENDER DOCUMENT のプロットプランで示されている貯蔵のレイアウトは拡大された process units とユーティリティ設備のエリアとの調整を行なった後使用される。

6.2 原油設備

リファインリーの原料としてN-RUMAILA 及び MISCHRIF の2種類の原油が同一パイプラインでリファインリーに供給される。2種類の原油はパイプラインを通し交互に6基の原油タンクに別々に受け入れる。2種類の原油の混合をなくすため、パイプラインには自動操作が可能なピグ設備をもうける。

Crude storage tank の容量は原油蒸留設備に供給される通常の供給の5日間分を基準に設計している。

Crude storage tank には高液位計が取付けられており、計器が作動すると原油の受入れを自動的に停止する。

Crude storage tank に貯蔵された両種類の原油は、各グループのタンクに設置したポンプにより、それぞれ両crude units に送られる。

6.3 中間タンク設備

Intermediate の貯蔵設備は crude units の一方もしくは両方のシャットダウンのときに何日かの間プラントの運転を続けさせるため N-Rumaila と Mischerief の crude distillation units からの製品のために設置される。

普通 intermediate オイルの貯蔵の設計は process unit から 10 日分の製品の量に対する貯蔵が基礎となっている。

6.4 製品構成油タンク設備

Component oil 貯蔵設備はプロセスプラントのシャットダウン時最終製品の製造を続けさせるためブレンダーへ製品を流すのに設置される。

Component oil tankage の sizing は一般に product oil tankage の sizing に関係する。

即ち各 Component tank の sizing は one storage tank への blending に使用される個々の component の total 量を基本にし、又各 component tank の数は別の tank を使って同時におこなう。排出、払出しに適応出来るものとする必要がある。

Component oil tankage	Product oil tankage
1. 1 tank	1 tank
2. 2 tanks	2 tanks
3. 3 tanks	3 tanks
4. 4 tanks	4 tanks
5. 5 tanks	5 tanks
6. 6 tanks	6 tanks
7. 7 tanks	7 tanks
8. 8 tanks	8 tanks
9. 9 tanks	9 tanks
10. 10 tanks	10 tanks
11. 11 tanks	11 tanks
12. 12 tanks	12 tanks
13. 13 tanks	13 tanks
14. 14 tanks	14 tanks
15. 15 tanks	15 tanks
16. 16 tanks	16 tanks
17. 17 tanks	17 tanks
18. 18 tanks	18 tanks
19. 19 tanks	19 tanks
20. 20 tanks	20 tanks
21. 21 tanks	21 tanks
22. 22 tanks	22 tanks
23. 23 tanks	23 tanks
24. 24 tanks	24 tanks
25. 25 tanks	25 tanks
26. 26 tanks	26 tanks
27. 27 tanks	27 tanks
28. 28 tanks	28 tanks
29. 29 tanks	29 tanks
30. 30 tanks	30 tanks
31. 31 tanks	31 tanks
32. 32 tanks	32 tanks
33. 33 tanks	33 tanks
34. 34 tanks	34 tanks
35. 35 tanks	35 tanks
36. 36 tanks	36 tanks
37. 37 tanks	37 tanks
38. 38 tanks	38 tanks
39. 39 tanks	39 tanks
40. 40 tanks	40 tanks
41. 41 tanks	41 tanks
42. 42 tanks	42 tanks
43. 43 tanks	43 tanks
44. 44 tanks	44 tanks
45. 45 tanks	45 tanks
46. 46 tanks	46 tanks
47. 47 tanks	47 tanks
48. 48 tanks	48 tanks
49. 49 tanks	49 tanks
50. 50 tanks	50 tanks
51. 51 tanks	51 tanks
52. 52 tanks	52 tanks
53. 53 tanks	53 tanks
54. 54 tanks	54 tanks
55. 55 tanks	55 tanks
56. 56 tanks	56 tanks
57. 57 tanks	57 tanks
58. 58 tanks	58 tanks
59. 59 tanks	59 tanks
60. 60 tanks	60 tanks
61. 61 tanks	61 tanks
62. 62 tanks	62 tanks
63. 63 tanks	63 tanks
64. 64 tanks	64 tanks
65. 65 tanks	65 tanks
66. 66 tanks	66 tanks
67. 67 tanks	67 tanks
68. 68 tanks	68 tanks
69. 69 tanks	69 tanks
70. 70 tanks	70 tanks
71. 71 tanks	71 tanks
72. 72 tanks	72 tanks
73. 73 tanks	73 tanks
74. 74 tanks	74 tanks
75. 75 tanks	75 tanks
76. 76 tanks	76 tanks
77. 77 tanks	77 tanks
78. 78 tanks	78 tanks
79. 79 tanks	79 tanks
80. 80 tanks	80 tanks
81. 81 tanks	81 tanks
82. 82 tanks	82 tanks
83. 83 tanks	83 tanks
84. 84 tanks	84 tanks
85. 85 tanks	85 tanks
86. 86 tanks	86 tanks
87. 87 tanks	87 tanks
88. 88 tanks	88 tanks
89. 89 tanks	89 tanks
90. 90 tanks	90 tanks
91. 91 tanks	91 tanks
92. 92 tanks	92 tanks
93. 93 tanks	93 tanks
94. 94 tanks	94 tanks
95. 95 tanks	95 tanks
96. 96 tanks	96 tanks
97. 97 tanks	97 tanks
98. 98 tanks	98 tanks
99. 99 tanks	99 tanks
100. 100 tanks	100 tanks

6.5 製品タンク設備

Component オイルは3つのBlender であらかじめ決められた量でブレンドされ、その結果の黒と白の製品としてのオイルはリファイナーからエクスポートターミナルへ送られる前に貯蔵される。

Component oil のBlending は three in-line digital type Blender でなされる。このブレンダーには自動切換作動のできるバルブが取付けられる。

このブレンド速度は8時間ブレンドして毎日製品が出されるということがベースとなっている。

Blender	Blend rate m^3/hour	Product Oil
Gasoline (blend header No.1)	1135 m^3/H	Petrochemical naphtha Regular gasoline Premium gasoline Aviation turbine fuel
Kerosene/gas oil (blend header No.2)	1039 m^3/H	Kerosene Automotive diesel fuel Heating oil
Fuel oil (blend header No.3)	2993 m^3/H	0.3%S fuel oil 1.0%S fuel oil

ブレンディングは15.6℃に自動的に温度補償するタービンもしくは positive displacement meter を用いて percentage volume 基準で行なわれる。

すべてのmeter は actual と compensate の両方の読み取りが出来るようになっている。

Control valve set をもつmeter は component oil pump の吐出ラインに設置され、附属電気機器は offsite control room に設置される。

各々のブレンダーと関連したポンプはボタンポンプを除いて共有のエリア内に設置される。

ポンプの制御装置と指示器はオフサイトコントロールルームの中のブレンダーコントロールパネルに備えられる。

各々のブレンダーの制御装置はマスターパネルと各コンポネントパネルとからできている。

6.6 タンケージ附属設備

(1) Additive

このリファイナリーでは anti-oxidant additive は航空用タービン燃料, premium gasoline regular gasoline をそれぞれの貯蔵タンクの中と petrochemical naphtha swing tank の中でバッチ式のブレンディング用として用いられる。

他の additive はエクスポートターミナルで上記のオイルにチャージされる。

(2) Slop oil

リファイナリーで集められた slop oil は single unleaded slop tank に送り再使用するか, refinery fuel oil tank へ送り燃やすか何れかにて処理される。

Slop oil tank はヒーターとミキサーをもち、タンクの大きさは1つの crude distillation unit に対する供給量の10%の貯蔵量がベースとなっている。

Slop oil は N-Rumaila か Mischrif の crude oil 貯蔵タンクもしくは crude distillation unit へ送られる。

TANK LIST

1. CRUDE OIL TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
NORTH RUMAILA CRUDE OIL TANK	3	45,931	57m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
BUZURGAN/ABU GRAB CRUDE OIL TANK	3	45,931	57m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED

2. INTERMEDIATE OIL TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
ATMOSPHERIC BOTTOMS (BUZURGAN) TANK	1	73,286	72m DIA x 18m ST	FLOATING CONE	CONE DOWN	HEATERS FITTED
ATMOSPHERIC BOTTOMS (RUMAILA) TANK	1	73,286	72m DIA x 18m ST	FLOATING CONE	CONE DOWN	HEATERS FITTED
UNDESULPHURIZED MIXED GAS OIL TANK	1	38,933	54m DIA x 17m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
UNDESULPHURIZED KEROSENE (BUZURGAN) TANK	1	36,643	54m DIA x 16m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED ALSO USED AS COMPONENT TANK
UNDESULPHURIZED KEROSENE (RUMAILA) TANK	2	14,540	33m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE DOWN	FITTED ALSO USED AS COMPONENT TANK
UNDESULPHURIZED NAPHTHA TANK	1	58,160	66m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE DOWN	
DESULPHURIZED NAPHTHA REFORMER FEED TANK	1	38,933	54m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE DOWN	
REFORMATE TANK	2	28,627	45m DIA x 18m ST	CONE	CONE DOWN	BLANKET PURGE ALSO USED AS COMPONENT TANK
MIXED XYLENE FEED TANK	1	10,691	27m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	
BUTANE TANK	1	1,082	12.7m DIA	-	-	PRESSURIZED SPHERE

3. COMPONENT OIL TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
1.0%S BOTTOMS TANK	2	50,893	60m DIA x 18m ST	CONE	CONE DOWN	HEATERS & MIXERS FITTED
0.3%S BOTTOMS TANK	2	73,286	72m DIA x 18m ST	CONE	CONE DOWN	HEATERS & MIXERS FITTED
UNDESULPHURIZED HEAVY GAS OIL TANK	2	4,329	17.5m DIA x 18m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
UNDESULPHURIZED MEDIUM GAS OIL TANK	2	11,309	30m DIA x 16m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DESULPHURIZED HEAVY GAS OIL TANK	2	12,016	30m DIA x 17m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DESULPHURIZED MEDIUM GAS OIL TANK	2	8,835	25m DIA x 18m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DESULPHURIZED KEROSENE TANK	2	12,016	30m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DESULPHURIZED HEAVY KEROSENE TANK	2	4,329	17.5m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DESULPHURIZED HEAVY NAPHTHA TANK	2	4,088	17.5m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
HEAVY AROMATICS TANK	2	4,088	17.5m DIA x 17m ST	CONE	CONE DOWN	MIXERS FITTED
DEHEPTANISER OVERHEAD TANK	2	8,835	25 m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
REFFINATE TANK	2	9,503	27.5m DIA x 16m ST	FLOATING	CONE DOWN	
LIGHT STRAIGHT RUN GASOLINE TANK	2	24,937	42m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE DOWN	MIXERS FITTED
BUTANE TANK	2	2,081	15.8m DIA	-	-	PRESSURIZED SPHERES
DENSENE	1	17,303	36.0m DIA x 17m ST	WEATHER MASTER	CONE UP	HEATERS FITTED ALSO USED AS PRODUCT TANK

4. PRODUCT OIL TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
1.0%S FUEL OIL TANK	3	61,581	66m DIA x 18m ST	CONE	CONE UP	HEATERS & MIXERS FITTED
0.3%S FUEL OIL TANK	3	61,581	66m DIA x 18m ST	CONE	CONE UP	HEATERS & MIXERS FITTED
HEATING OIL TANK	2	15,395	33m DIA x 18m ST	CONE	CONE UP	MIXERS FITTED
AUTOMOTIVE DIESEL FUEL TANK	2	15,395	33m DIA x 18m ST	CONE	CONE UP	MIXERS FITTED
KEROSINE TANK	2	15,395	33m DIA x 18m ST	FLOATING	CONE UP	MIXERS FITTED
ADIATION TURBINE FUEL TANK	2	3,004	15m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE UP	MIXERS FITTED
PREMIUM GASOLINE TANK	2	5,340	20m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE UP	MIXERS FITTED
REGULAR GASOLINE TANK	2	30,624	51m DIA x 15m ST	FLOATING	CONE UP	MIXERS FITTED
PETROCHEMICAL NAPHTHA TANK	2	8,344	25m DIA x 17m ST	FLOATING	CONE UP	MIXERS FITTED
PARA-XYLENE TANK	1	15,395	33m DIA x 18m ST	WEATHER MASTER	CONE UP	HEATERS FITTED

5. ANCILLARY TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
REFINERY FUEL OIL TANK	2	9,503	27.5m DIA x 16m ST	CONE	CONE DOWN	HEATERS & MIXERS FITTED
SLOP OIL TANK	1	2,650	15m DIA x 15m ST	CONE	CONE DOWN	HEATERS & MIXERS FITTED
ADDITIVE TANK	2			FLAT	FLAT	

6. LIQUID SULPHUR TANKS

SERVICE	QTY	CAPACITY (m ³)	SIZE	ROOF TYPE	BOTTOM TYPE	REMARKS
LIQUID SULPHUR HEAD TANK	2	100				HEATERS FITTED CYLINDRICAL TANKS

第 7 章

製油所配置計画

第 7 章 製油所配置計画

7.1 製油所配置図

- (1) 我々は TENDER DOCUMENT に含まれている DWG. № 40-E2 製油所配置図の検討を実施し、結果として PROCESS UNIT (A), (B) 及び用役装置エリアを添付図面に示す如く拡大した。この配置図は DWG. № 00-G-003 として示す。

- (2) 製油所配置図の調整要領

製油所の配置図における関係位置は、TENDER DOCUMENT VOL. VI PARA. a に含まれる TOPOGRAPHIC SITE SURVEY DWG. № 508-C-01 に示されている BENCH MARK に "A" (SOUTH + 0, EAST + 0) を基本にする。

上記に従えば正門から PROCESS UNIT (B) の北側を通り TANKAGE に至る直線道路センターは S+920,000 となり、又 UTILITY AREA と PROCESS UNIT (A) & (B) の西側道路センターは E+440,000 となる、即ち DWG. № 00-G-021 "PROCESS PLOT PLAN" に示されているように上記兩道路の交互は (E+440,000 S+920,000) として表示される。

7.2 総合プロセス配置図

(1) PROCESS UNIT (A), PROCESS UNIT (B) 及び両者の中間AREA である

PIPE TRACK を含め慎重に検討した結果 DWG. No 00-G-021 に示す総合プロセス配置図を調整した。

(2) PROCESS UNIT の配置構成

TENDER DOCUMENT VOL. V に含まれている DWG. No 40-E2 に示される製油所配置図において PROCESS UNIT は 2 群に分けられ、二つの分離された AREA に配置されている。

この配置について慎重に検討した結果、PROCESS UNIT を PROCESS UNIT (A) と PROCESS UNIT (B) の夫々の群に分けた。即ち、HDS COMPLEX (GULF HDS UNIT と HYDROGEN UNIT) を一つにまとめた。これは同一の計器室に両 UNIT の計器を入れて運転調整しなければならないと云う見解による。

(3) PROCESS AREA の BATTERY LIMITS

プロセス AREA の BATTERY LIMITS として 2 点鎖線を用いて、DWG No 00-G-021 PROCESS PLOT PLAN に示してある。

DWG. で見られるように電気室及び共通煙突がプロセスエリアの外に位置することになっている。

これ等プロセスエリアの外にある設備は OFF-SITE の設計仕様に従って構成される。

(4) プロセス装置範囲の拡大

(a) 両 PROCESS UNIT (A) 及び (B) の AREA を詳細検討した結果としてプロセスの配置図は TENDER DOCUMENT VOL. V に ATTACH されている DWG. No 40-E2 より推定される AREA より多少大きくなった。

即ち、東西両側の道路中心線間を 500 米とし、PROCESS (A) (B) 共南北の両側の道路中心線間を 270 米とした。

両 PROCESS UNIT の間 (PIPE TRACK AREA) は 7.6 米とした、これは上記 DWG. No 40-E2 の寸法とは変えていない。

(b) PROCESS UNIT (A) の北側と PROCESS UNIT (B) の南側の SPACE は電気室及び共通煙突を配置する為に拡大された。

(5) プロセス計器室

(a) 運転及び保守の総合的検討の結果 DWG. No 40-E2 に示されている北西端及び南西端

に位置する計器室には採用せず、各プロセス装置のPIPE TRACK SIDE に位置するように決められた。

- (b) PROCESS UNIT (A) では計器室は3ヶ所に分けられ、N-RUMAILA TRAIN 用 MISCRIF TRAIN 用及び共通PROCESS 装置用とされた。これは1ヶ所の計器室とすると長大な計器盤となり、又この長い計器盤を管理するのは好ましくないこと、かつ3ヶ所に分けても、不都合なところは全くないことによる。

7.3 製油所用役設備配置

ユーティリティプラントは process units の西側に配置され、水処理と排水処理は TENDER DOCUMENT の 40-E2 で指示されているリファインリーの東側に位置しているが、このレポートの第5章5.2で述べたようにこれらの設備のエリアは TENDER DOCUMENT で示されているエリアでは十分でないため拡張したエリアで計画した。

ユーティリティプラントエリアには filtrated water storage tank や de-mineralizer units , demineralized water storage tank のような水処理設備、それに冷水塔で不活性ガス製造装置のようなユーティリティ設備が設置される。

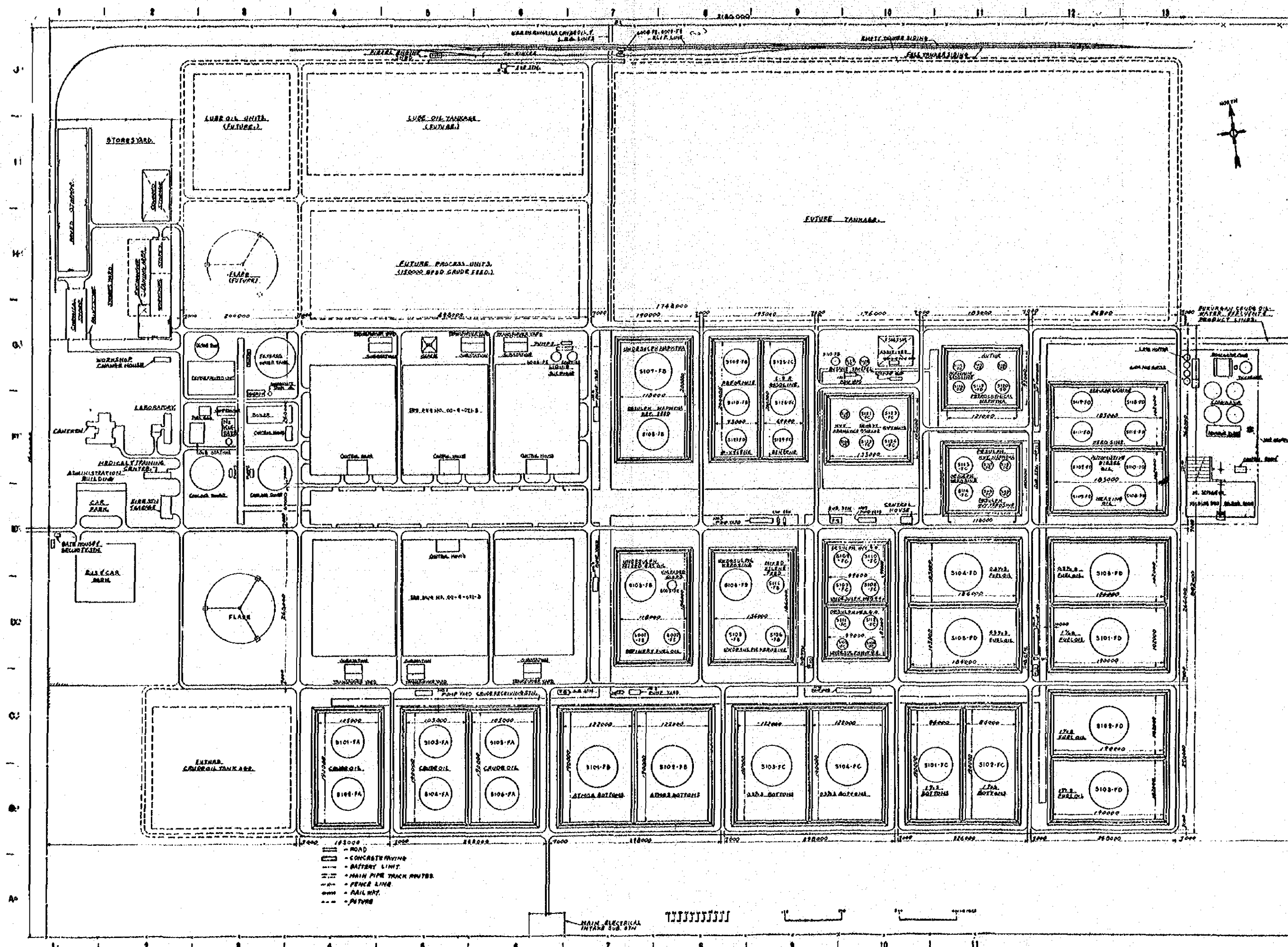
Clarification と filtration の設備及び排水処理設備はリファインリーの東側の水処理プラントに設置される。

Fuel oil tank と fuel gas tank はタンクヤードに設置される。これらの設備の配置はユーティリティプロットプラン DWG. No 50-G-001 に示される。

7.4 製油所敷地高さ

TENDER DOCUMENT に含まれている等高線調査図 DWG. No 508-G-01 に示されている等高線を基本にし、土壌の移動を経済的に実施するように各 AREA のレベルが決定された。

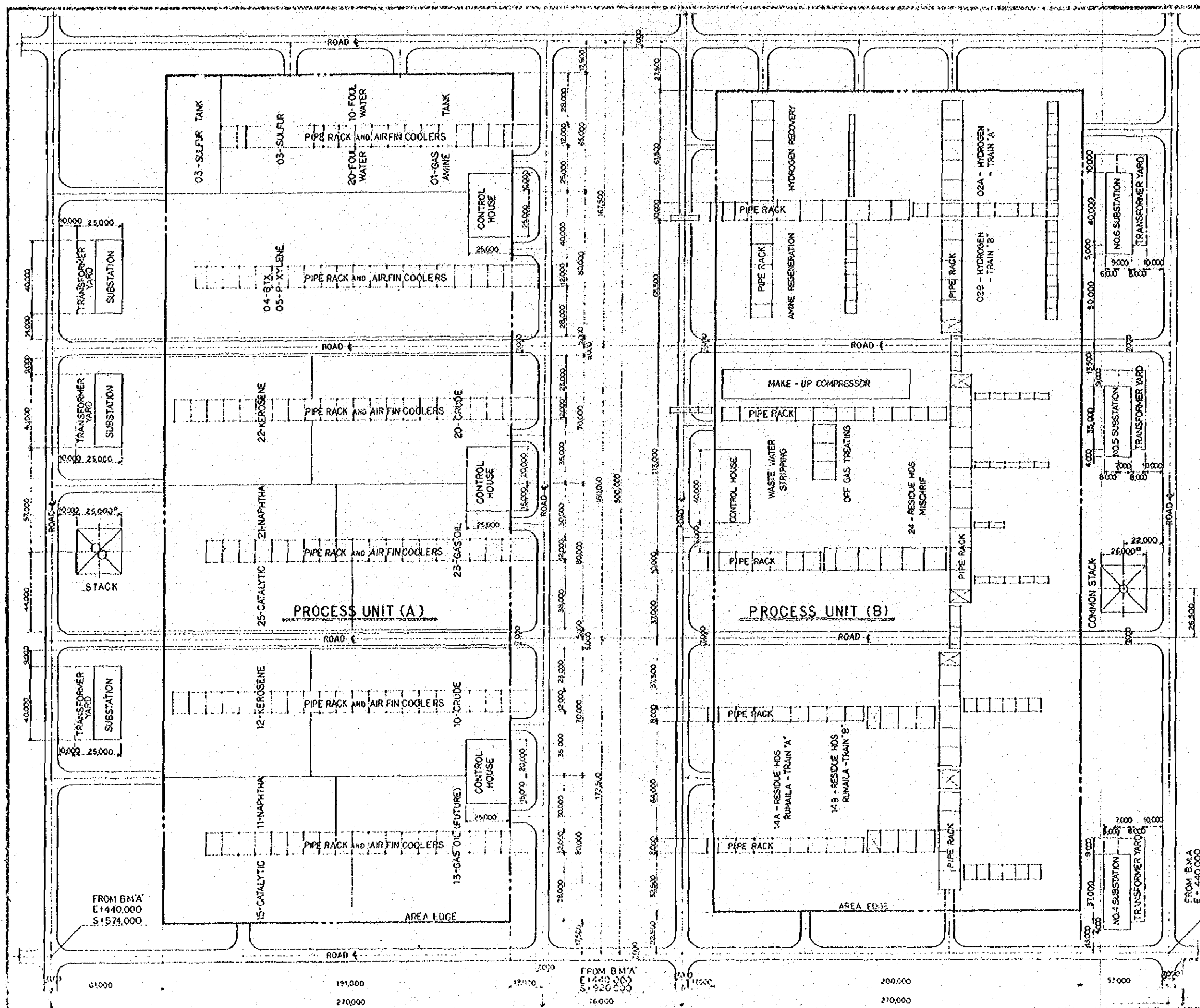
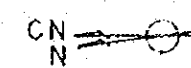
この要領によって決められた敷地高さは、本報告の第 9 章 9.1 BASIC ENGINEERING DESIGN DATA 9.1.3 節の SITE CONDITION ITEM 6) に示され、又参考として DWG. No 00-G-002 が添附されている。



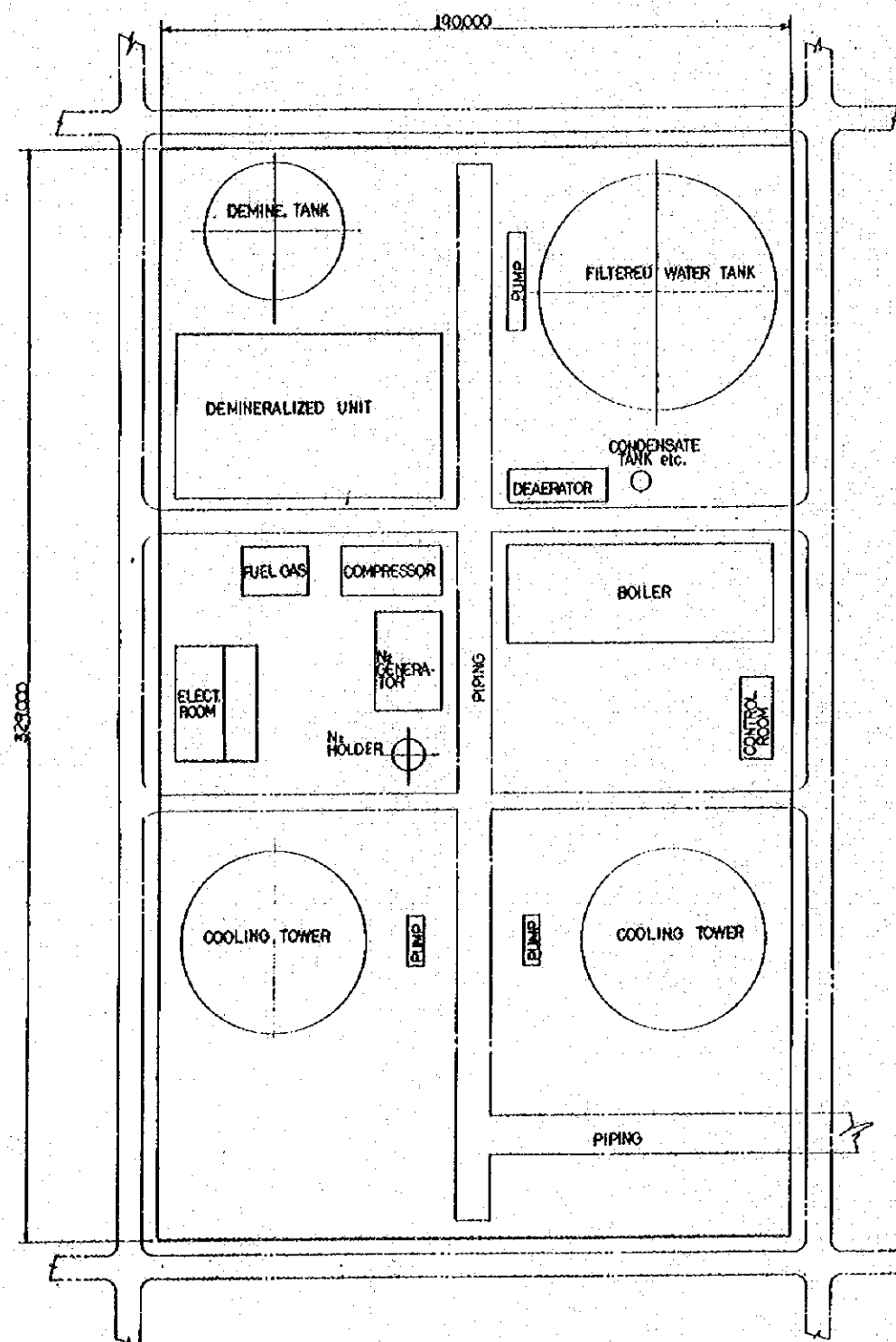
JAPAN INTERNATIONAL
COOPERATION AGENCY
EXPORT REFINERY PROJECT

REFINERY PLOT PLAN

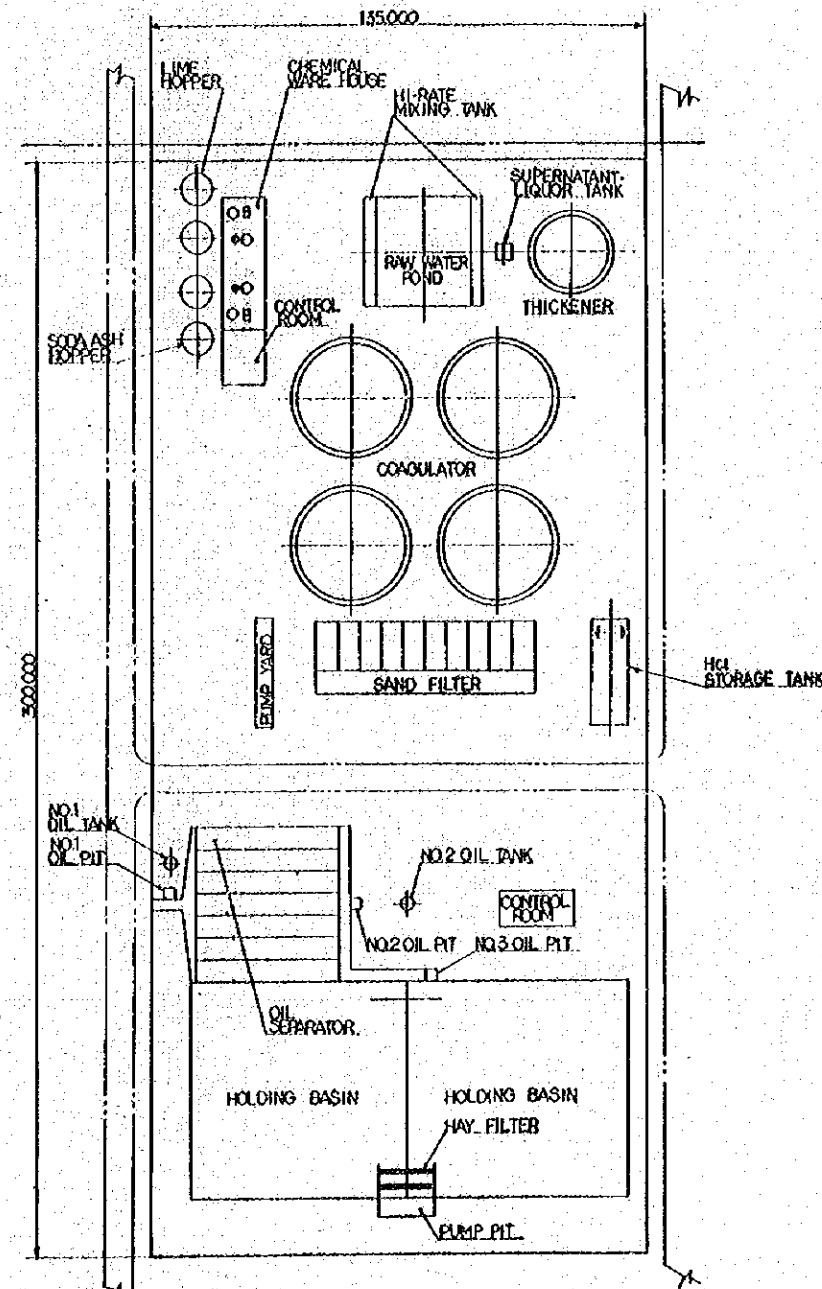
DWG. NO. 00-G-003



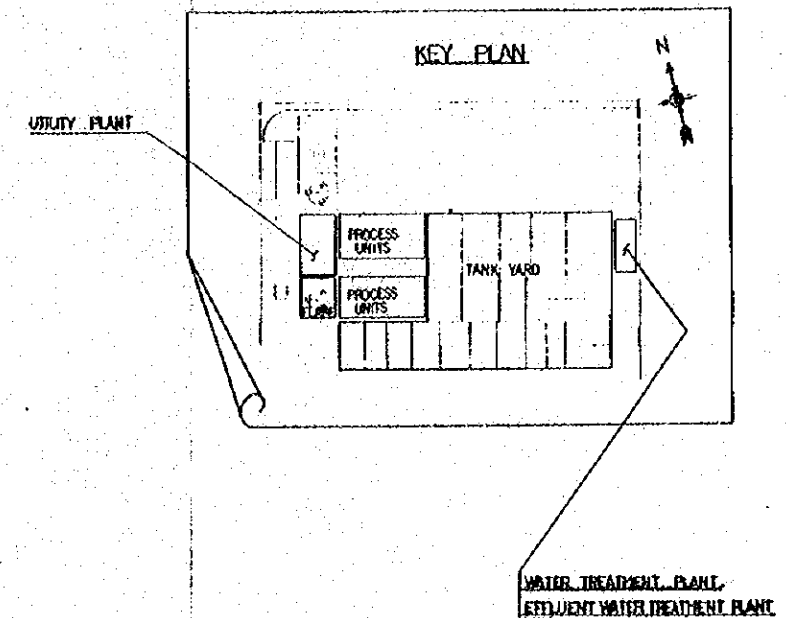
JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
PROCESS PLOT PLAN	
DWG. NO.	00-G-021



DETAIL OF
UTILITY PLANT



DETAIL OF
WATER TREATMENT PLANT
EFFLUENT WATER TREATMENT PLANT



JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY	
EXPORT REFINERY PROJECT	
REFINERY UTILITY PLOT PLAN	
DWG. NO.	50-G-001

