2. 製 油 所

第Ⅳ編のグァテマラにおける石油製品の需要予測，および第Ⅴ編の設備基本計画主要前提を踏まえ製油所の設備基本計画を策定する。

2.1 製油所能力

新製油所の原油処理能力を石油製品の需要予測およびグァテマラの既設製油所であるTexas Petroleum Co.の原油処理能力を考慮し，新製油所能力のケースを設定し，各ケースに対し石油製品の輸出入面，基本フローパターン（構成プロセス）面から考察を加え，製油所能力を策定する。

(1) 製油所能力のケース

石油製品の需要予測から製油所の原油処理能力を算出する場合，製油所が自分自身で燃料として使用する原油量およびLoss量の合計約7%を上乗せする必要がある。既設製油所であるTexas Petroleum Co.は現在FCC設備等の原油を軽質化するプロセスを保有していないため現状では能力17,000bbl/dに対し約11,000bbl/dの低稼動率で推移しているが，本調査では現状のTexas Petroleum Co.の状態が続くものとし，需要予測値からの原油処理能力からTexas Petroleum Co.の能力を差引いた分を新製油所能力計算値とした。この結果をTable Ⅵ−4にまとめる。

Table Ⅵ-4 Calculation of New Refinery Capacity

(Unit: bbl/d)

	1989	1990	1991
Demands for petroleum products	44,500	46,600	49,000
Crude processing capacity	47,600	49,900	52,400
Quantity of crude oil being processed by TEXCO's refinery	-11,000	-11,000	-11,000
Calculated crude processing capacity of new refinery	35,400	38,900	41,400

Table Ⅵ−4 から新製油所の能力は

ケースA　　40,000bbl/d

ケースB　　45,000bbl/d

が考えられる。

またMEMとの打合せにより，新製油所の稼動率は

初年度　　70%

2年度　　90%

3年度以降　　100%

となっているため，ケースAとケースBの稼動率を考慮した新製油所の能力とTable Ⅵ－4の新製油所原油処理能力計算値をTable Ⅵ－5に対比する。

Table VI-5　Processing Capacities Based on Operation Load

(Unit: bbl/d)

	1989	1990	1991
Calculated crude processing capacity of new refinery	35,400	38,900	41,400
Case A (40,000 bbl/d)	28,000	36,000	40,000
Difference from calculated capacity	-7,400	-2,900	-1,400
Case B (45,000 bbl/d)	31,500	40,500	45,000
Difference from calculated capacity	-3,900	+1,600	+3,600

Table Ⅵ－5に示した計算値との差異でマイナスで示されている数値は，その原油処理能力に見合う石油製品を輸入する必要があり，プラスで示されている数値は，その原油処理能力に見合う石油製品を輸出するか，または新製油所の稼動率を低くする必要があることを示している。

(2) 石油製品の輸出入面からの考察

MEMの指針によれば原則として新製油所の石油製品は輸出しない方針であり，また経済的に考えても新製油所の立地であるEl Rancho は海岸線から約200km離れており，輸出する場合輸出のための設備が必要となることおよび，輸送コストを考慮すると石油製品の輸出は考慮すべきではない。

従って，新製油所の能力を45,000bbl/dとした場合，1990年から当面の間稼動率を低くする必要があり経済性で好ましくない。

一方，石油製品の輸入は現在でも行なわれており，特に問題はない。

以上から石油製品の輸出入面から考慮した場合，新製油所の能力はケースAの40,000bbl/dと設定すべきである。

(3) 基本フローパターン（構成プロセス）からの考察

基本フローパターン（構成プロセス）については後述するが，一般的に各石油製品の需要量を全部満足するプロセス構成をすることは，技術的，経済的に問題がある。特に本調査で対象とする原油であるグァテマラ産原油とメキシコ産マヤ・イスマス混合品はかなり重質で

あり，一方グァテマラの石油製品需要が，比較的軽質留分に偏っていることを考慮すると製油所の製品構成と，石油製品需要構成で若干の差異を生ずる。

この差異を解消する手段としては余った製品は輸出し，不足する製品を輸入すれば良い。

前述のとおり新製油所の石油製品を輸出することは難しいので新製油所の処理能力はプロセス面から考慮した場合小さめの40,000 bbl/dにすべきである。

以上から新製油所の原油処理能力は40,000 bbl/dとする。

2.2 基本フローパターン（構成プロセス）検討

第2.1節で検討した通り，製油所能力を40,000 bbl/dとして基本フローパターンを検討する。なお基本フローパターンの検討に際しては，第Ⅲ編原油で述べた原油の分析結果を前提として検討したが，グァテマラの石油製品需要パターンを考慮してカットレンジについては若干変更し各留分の得率を需要パターンに合致させるようにした。

本編第1章で記述した通り，本製油所で処理する原油は，グァテマラ産原油またはメキシコ産マヤとイスマス各50%混合品であり両ケース共API度約27の高硫黄，高粘度の重質原油である。

一方，グァテマラの製品需要は，ガソリンと軽油で総需要の60%を超える軽留分に需要が偏っているため，重質原油を分解し軽留分を得る分解装置の導入が不可避である。

従ってまず現在世界で商業化されている各分解プロセスを説明し，この組合せで基本フローパターンのケースを設定の上，各ケースを比較検討し，本製油所の採用すべき基本フローパターンを決定した。

2.2.1 重質油分解プロセス

新製油所のフローパターンを考える際に，分解装置の選択は一番基本的で重要な問題である。

重質油を分解するプロセスとしては大別して

- ○高温で分解する熱分解法
- ○触媒を使用する接触分解法
- ○水素ガス気流下で触媒を用いる水素化分解法
- ○ガス化法

がある。その各分解法の特徴と長所，短所を以下に説明する。

(1) 熱分解法

熱分解法には，ビスブレーキング法とコーキング法がある。

○ビスブレーキング法

ビスブレーキング法は，液相でゆるやかな熱分解を行なうプロセスで減圧残油の粘度低下

により，重油を調合する際の粘度調整用の灯軽油分が節減され，間接的に中間留分の得率を高くすることができる。ビスブレーカーは，建設費，運転費ともに安く，かつコークスのような副製品が生成しないため，ヨーロッパを中心にこれまで数多くの装置が建設されている。

○コーキング法

コーキング法には，加熱炉，コークスドラムを使用する半連続式のディレードコーカーと，流動床の反応塔，燃焼塔からなる完全連続式のフルイドコーカーがあり，とくに米国において数多くの装置が稼動している。コーカーは，建設費，運転費が比較的安く，かつ軽質化効果が大きいため，副製品のコークスが販売可能な場合にはきわめて効果的なプロセスである。ただし一般に熱分解油は安定性が悪く，性状改善のため高度の水素化が必要であり，後処理装置として水素化分解を組合せた例も多く見られる。

(2) 接触分解法

接触分解法は，熱分解と比較して生成ガソリンの収率が高く，かつそのオクタン価も十分高くまたジオレフィン類を含まないため，ごく簡単な処理で十分な安定性を示すなどの長所を持っている。このように接触分解法は，本来減圧軽油留分からガソリンを製造することを主目的としたプロセスであるが，運転条件をゆるやかにしたり，触媒の選定によりガソリン収率を下げてLight Cycle Oil（軽油留分）の得率を上げることができる。

流動接触分解の場合は，残渣油はその中に含まれるアスファルト分がコークス発生量を増加し再生塔の温度上昇をきたすこと，またその中に含まれる金属不純物（とくにバナジウム，ニッケル，鉄，銅など）が触媒毒となり，触媒活性および選択性を低下させてガソリン収率を減少させるなどの理由で，減圧蒸留，減圧残渣油のプロパン脱瀝，コーカー，ビスブレーカーなどにより製造されたアスファルト分を含まない留出油のみが原料として使用されてきた。

しかし近年触媒が改良されてメタル被毒に強いものが開発され，低硫黄常圧残渣油ないし脱硫残渣油を流動接触分解法の原料とする試みが盛んに行なわれている。

(3) 水素化分解法

水素化分解法とは，原料油を高温高圧のもとに水素気流中で触媒を用いて分解する技術であり，最近接触分解法に代わって注目されてきている。水素化分解法の接触分解法と異なる特色は次のとおりである。

○広範囲の原料油処理が可能

ナフサから灯油，軽油，脱瀝油あるいは，減圧残渣油まで目的に応じて選択が可能で，これらの脱硫と分解を同時に行なえる。

○製品得率の自由な調達

分解条件を変えることにより分解生成物（LPGから灯軽油，脱硫重油まで）の得率を広範囲に調整できるので市場需要に見合った弾力的な生産が可能である。

○高い液体収率

軽質ガス発生による精製ロスが少なく，原料に対する液状製品の収率は110～120%に達する。

○製品の高品質化

分解と同時に脱硫が進むので，製品はいずれも硫黄含有量が少なく，脱硫装置を別に必要としない。軽質ガソリンはイソパラフィンに富むのでオクタン価が高く，そのまゝガソリン調合材として使用でき，また重質ガソリンは，ナフテンを多く含むので改質装置により容易に高オクタン価ガソリンとすることが可能である。灯油，軽油についても煙点，セタン価，流動点などですぐれたものが得られる。

上記の利点は，接触分解と違って水素を使用することから得られるわけであるが，水素化分解は，灯軽油の水素化脱硫と異なり大量の水素を必要とし，改質装置から副生する水素ガスでは不足するため，水素製造装置を同時に備えなければならないことから建設費，運転費が高くなる。水素化分解法を留出油，残渣油に適用した場合について以下に述べる。

1）留出油水素化分解

減圧軽油，脱瀝油などのアスファルテン分を含まない留分を原料とした水素化分解法は，分解製品の品質が良く，製品収率に対する自由度も大きい。灯軽油の増産に焦点を絞った場合，最適のプロセスであるが，過酷な運転条件を必要とするため装置の建設費，運転費が高い。

2）残渣油水素化分解

残渣油の水素化分解法は，残渣油中の巨大なアスファルテン分子を構成する多環芳香族を分解するために，非常に過酷な反応条件を必要とし，かつ残渣油中にニッケル，バナジウムなどの金属分が多く含まれるため，触媒寿命が非常に短いという本質的な問題を抱えている。実装置が稼動しているプロセスとしては，沸騰床式と固定床式があるが，後者は触媒寿命の点でまだまだ改善する余地が沢山残されている。

沸騰床式反応塔には次のような特徴がある。

○運転中に触媒の抜き出し，添加が可能であり触媒活性を一定に保つことができる。とくに金属含有量の多い劣悪な原料油を処理する場合に威力を発揮する。

○反応塔内で，原料油と触媒，水素との混合が非常によく行なわれるため反応温度が均一となり，製品収率，性状を一定に維持し易い。

○沸騰床のため固形物などの堆積がなく，また圧力損失が問題とならないので微少粒子触媒の使用が可能である。

これらの特徴のため沸騰床式水素化分解法はアスファルテン分を含む残渣油の処理も可能となっている。

(4) ガス化法

重質油をガス化するガス化法について最後に述べる。代表的なプロセスには，フレキシコーキング法と部分酸化法がある。溶剤脱瀝法，コーキング法などを採用して水素化分解の原料を生産した場合，ピッチやコークスなどの超重質残渣の処分に困るが，これらの残渣を水素原料として部分酸化することは，効果的な解決策の一つである。部分酸化法による水素の製造は，酸素プラントが必要となるため建設費が高くなり，現在はスチームリフォーミング法に比べてコスト高となるが将来のボトムレス製油所には有効な手段となろう。

フレキシコーキング法は，フルイドコーカーにガス化部分を組合わせて，生成コークスを連続的にガス化するプロセスである。コークスの代わりに大量の低カロリーガスが生成するので，このガスの消費先がある場合には，有効な手段である。

2.2.2 基本フローパターンのケース設定

前項で説明した各分解プロセスを，本製油所に採用するケースとして次の3ケースを設定した。

ケースA：コーカーと流動接触分解の組合せ

ケースAでグァテマラ産原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－1に，メキシコ産のマヤ，イスマス原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－2に示す。

ケースB：残渣油の水素化分解と流動接触分解の組合せ

ケースBでグァテマラ産原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－3に，メキシコ産のマヤ，イスマス原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－4に示す。

ケースC：残渣油の水素化分解と減圧軽油の水素化分解の組合せ

ケースCでグァテマラ産原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－5に，メキシコ産のマヤ，イスマス原油を処理した場合の工程図をFig.Ⅵ－6に示す。

各ケースの特徴および長所，短所を以下に説明する。

(1) ケースA：コーカーと流動接触分解の組合せ

ケースAは常圧蒸留装置からのボトム留分を減圧蒸留し，この減圧蒸留した残渣油をコーカーで処理し，重質コーカー軽油を水素添加処理後，減圧蒸留塔からの軽油を合わせ，流動接触分解（FCC）で処理するケースである。

ケースAの長所としては，建設費，運転費は安いが，一方短所としてガソリン生産量がガソリン需要量より多く，ガソリンの需給アンバランスのため操業が低く抑えられることおよびコーカーからのコーカーガソリンを混入させるため，ガソリン中の硫黄含有量が高くまたオ

クタン価が低いというガソリンの品質上の問題もある。また短所としてコーカーから副生するコークスが約500 t/d 生じ，重油と同等の燃料となるが，グァテマラ国内で需要先を見つけるのは難しく，また製油所の立地であるEl Rancho が海岸より 200km離れた内陸に位置していることを考慮すると輸出をするのも，輸送コストの面から現実的ではない。

(2) ケースB：残渣油の水素化分解と流動接触分解の組合せ

ケースBは常圧蒸留装置からのボトム留分を減圧蒸留し，この減圧蒸留した残渣油を沸騰床式水素化分解装置（E.B）で処理し，そこからの減圧軽油と減圧蒸留塔からの軽油を合わせ，流動接触分解（FCC）で処理するケースである。

ケースBの長所としては軽油が大幅に不足することを除き，製品パターンが製品の需要と比較的良く一致すること，および製品の品質面でも特に問題ないことである。

一方ケースBの短所としては建設費，運転費がやや高いことがあげられる。

(3) ケースC：残渣油の水素化分解と減圧軽油の水素化分解の組合せ

ケースCは常圧蒸留装置からのボトム留分を減圧蒸留し，この減圧蒸留した残渣油を沸騰床式水素化分解装置（E.B）で処理し，そこからの減圧軽油と減圧蒸留塔からの軽油を合わせ固定床式水素化分解装置（F.B）で処理するケースである。

ケースCの長所は軽油の生産量がケースA，Bより多く需要量に近いことである。

一方ケースCの短所としては灯油が需要より大幅に多く，ガソリンが大幅に不足すること建設費，運転費が相当高いことである。

以上述べたケースA，ケースBおよびケースCの長所と短所についてTable VI−6にまとめる。

Table VI−6 から総合的には，ケースBの沸騰床式水素化分解装置（E.B）と流動接触分解装置（F.C.C）の組合せが最も優れているので本製油所の基本フローパターンとする。

Table VI-6 Comparison of Flow Pattern Cases

	Case A Coker + FCC	Case B EB + FCC	Case C EB + FB
Relation with product demand	Gasoline becomes excessive. Gas oil production is close to demand.	Good balance on production and demand except that gas oil becomes short largely.	Kerosene becomes excessive and gasoline becomes short.
Product quality	Problem on gasoline quality	No particular problem	No particular problem
Construction & operation cost	Cheap	Fairly high	Very high
Others	Problem of disposing by-product coke		
Overall evaluation		○	

Fig. VI-1 Process Flow Scheme Case A
(Coker-FCC Crude: Coban, Blend)

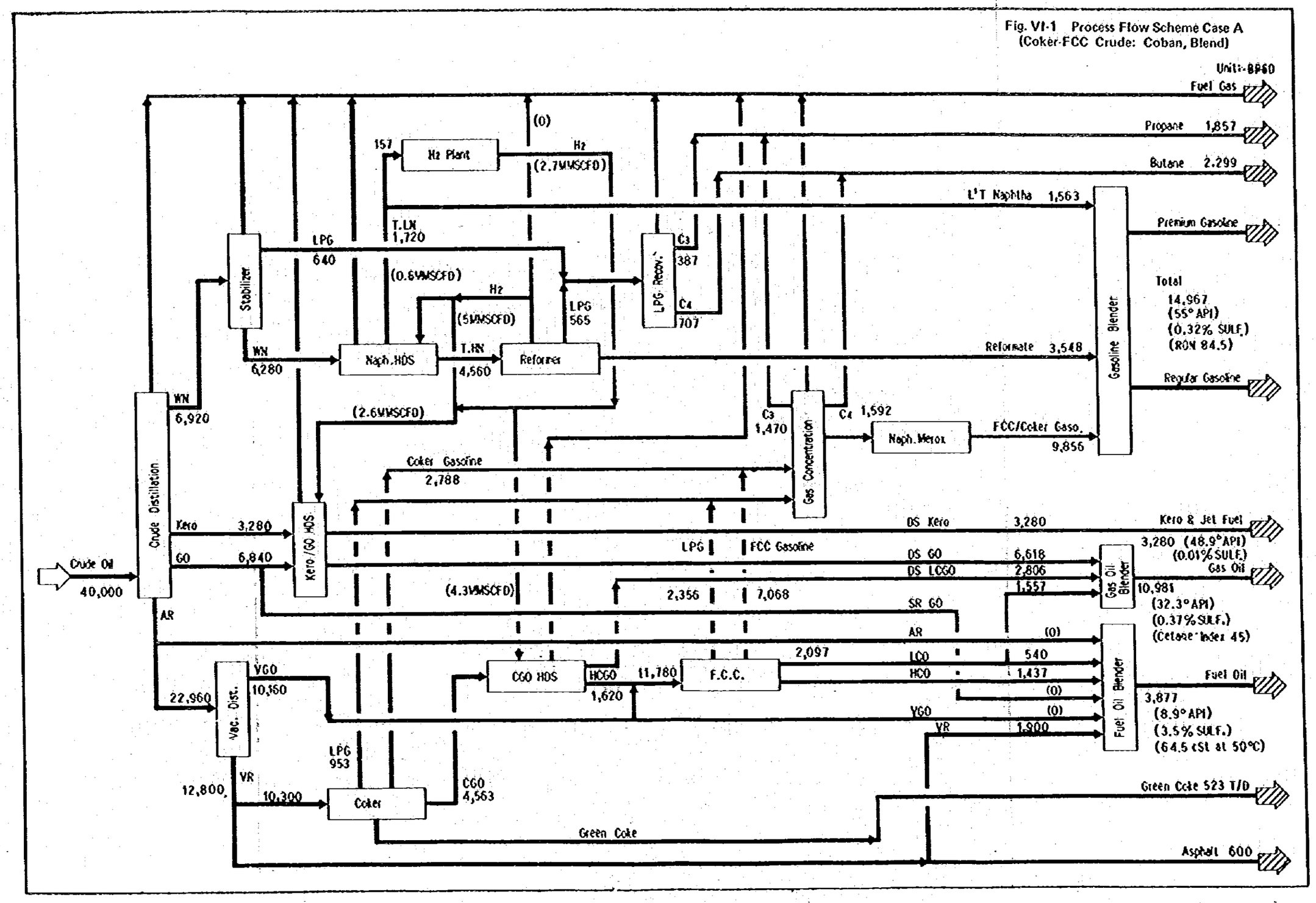


Fig. VI-2 Process Flow Scheme Case B
(Coker-FCC Crude: Maya, Isthmus)

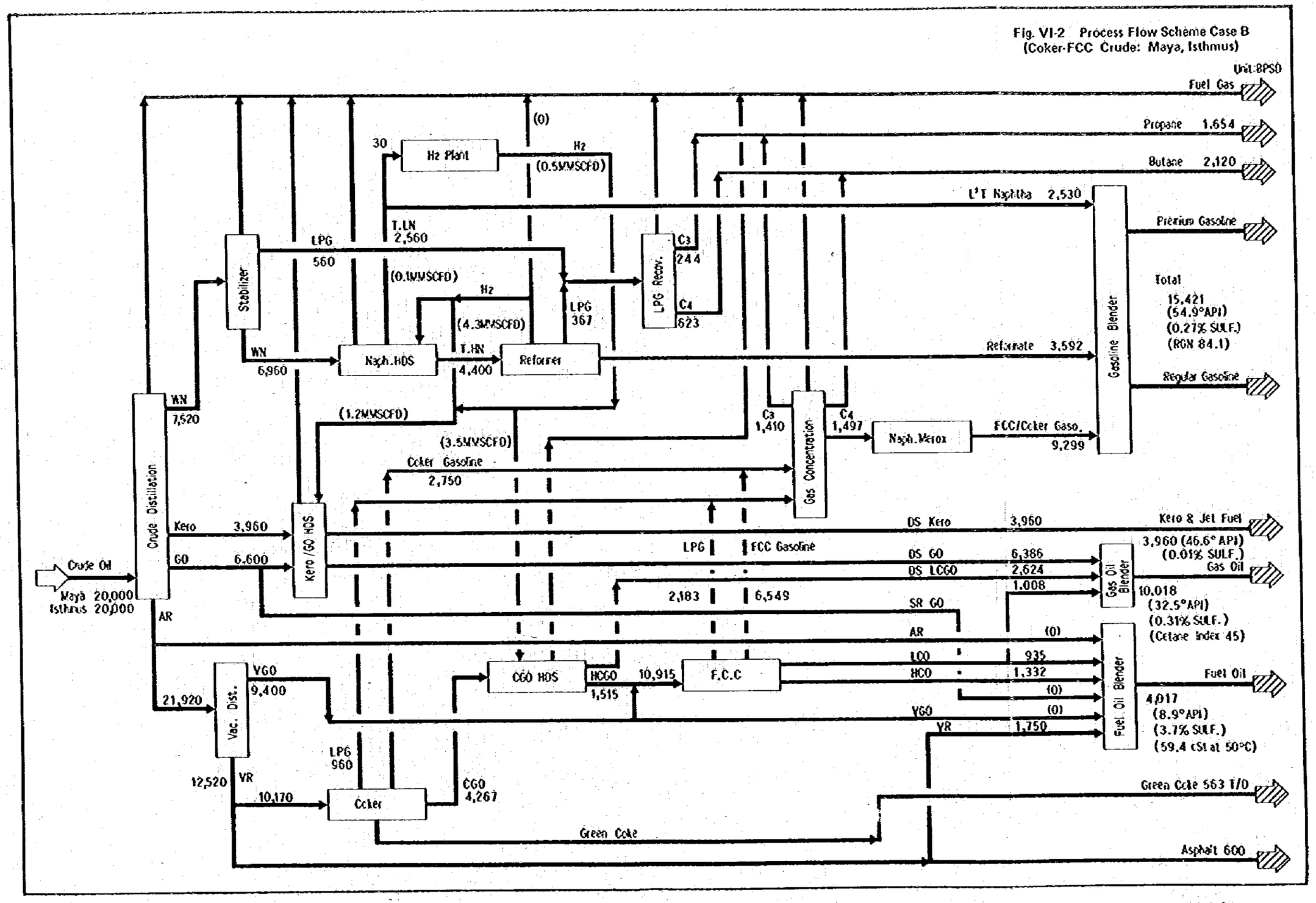


Fig. VI-3 Process Flow Scheme Case C
(E.B.HC-FCC Crude: Coban, Blend)

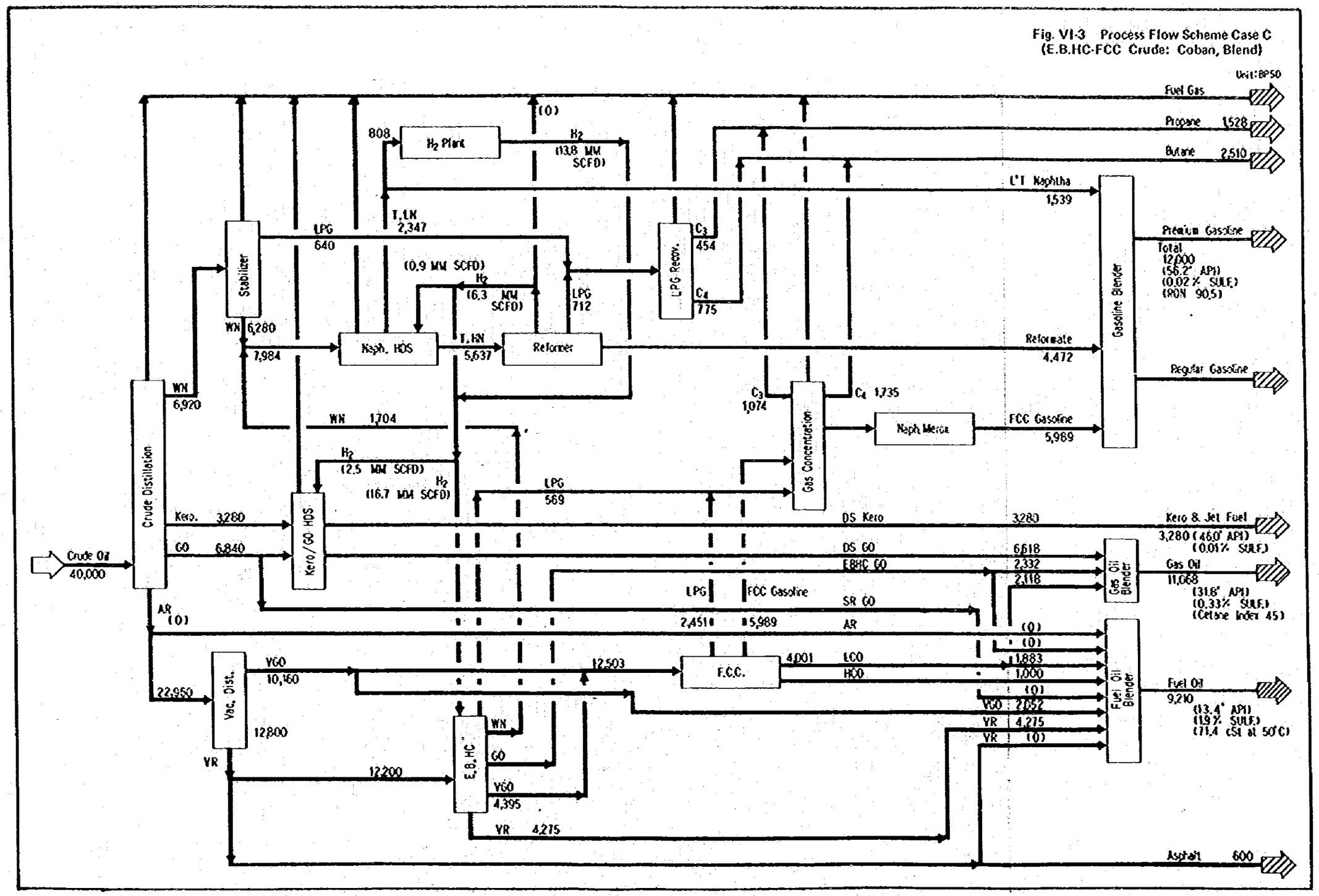


Fig. VI-4 Process Flow Scheme Case D
(E.B.HC-FCC Crude: Maya, Ishmus)

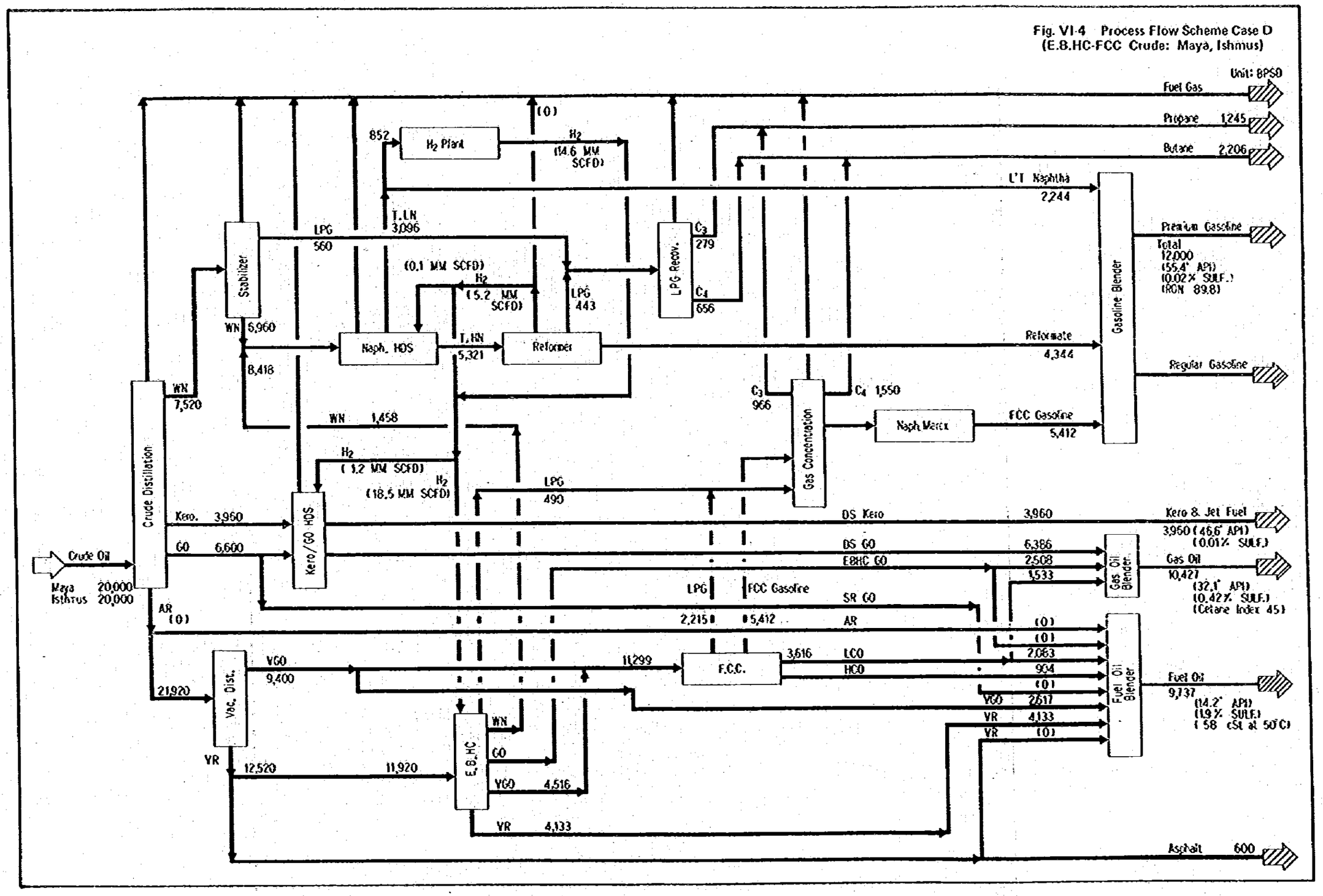


Fig. VI-5 Process Flow Scheme Case E
(E.B.HC-F.B.HC Crude: Coban, Blend)

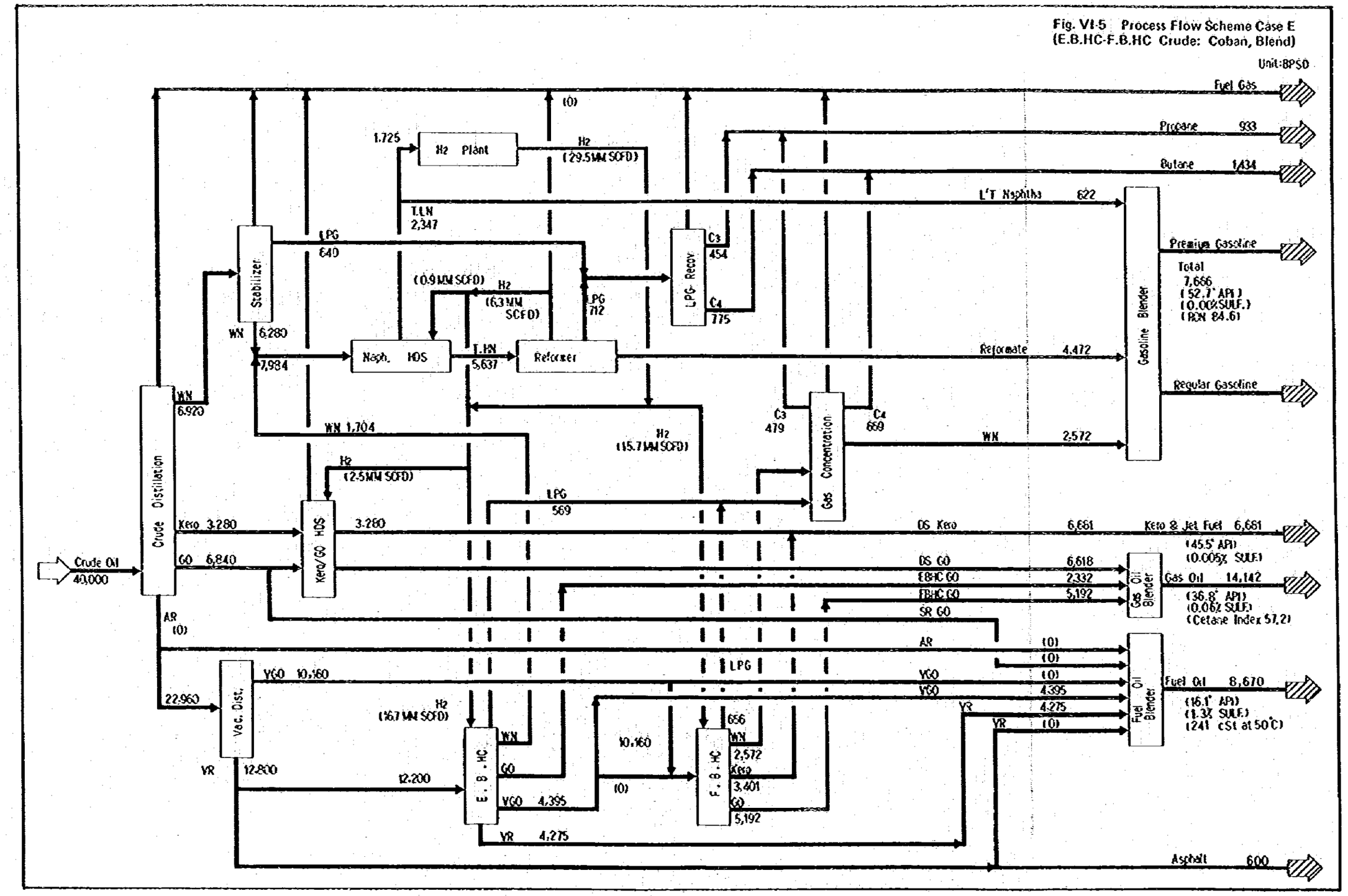
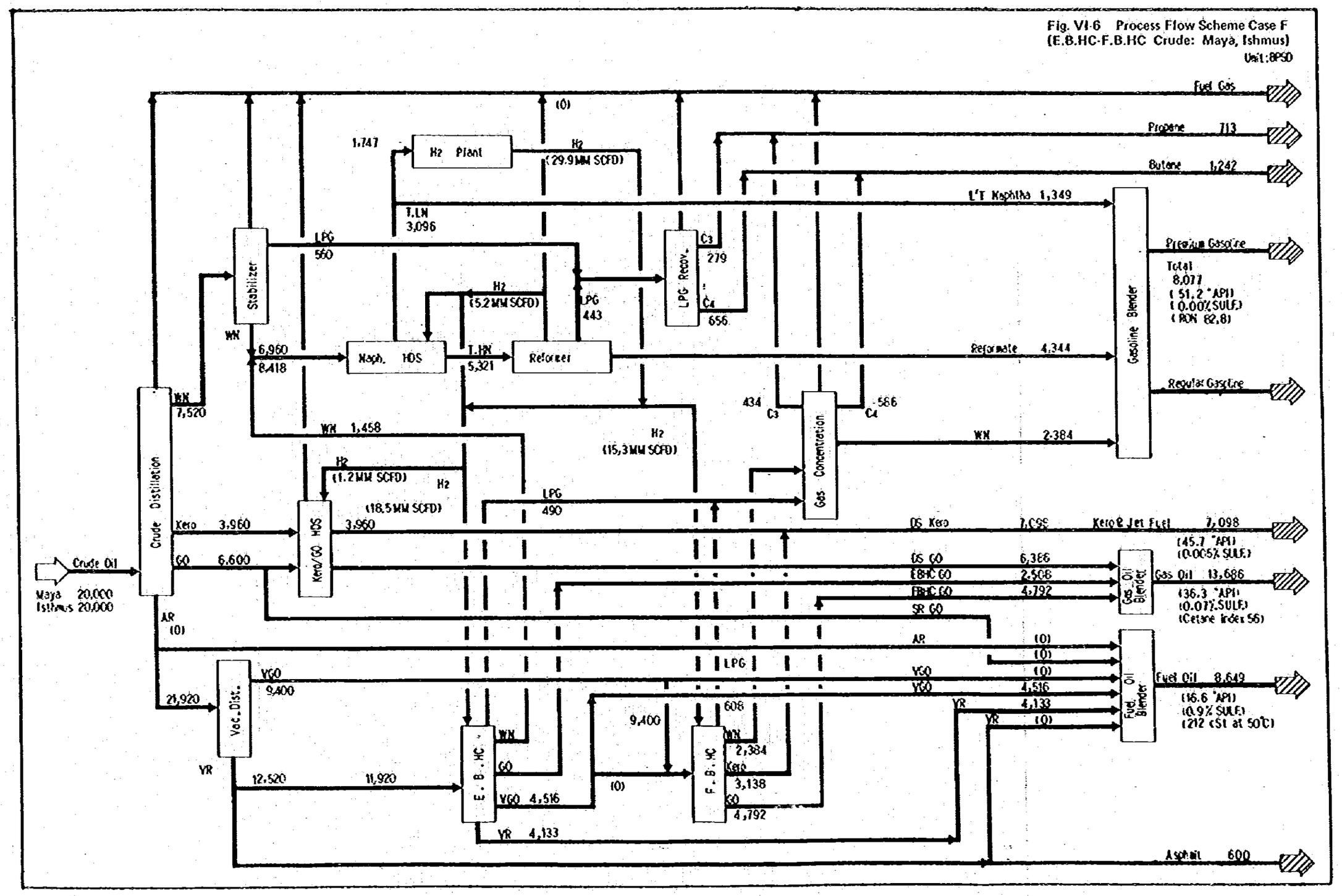


Fig. VI-6 Process Flow Scheme Case F
(E.B.HC-F.B.HC Crude: Maya, Ishmus)
Unit:BPSD



2.3 プロセス選定

前節で述べた基本フローパターンを前提として，最初に各プロセスに共通する稼動率（Service Factor）について述べ，次に製油所の採用プロセスをFig.Ⅵ－3およびFig.Ⅵ－4のフローにしたがって述べる。

2.3.1 稼動率（Service Factor）

装置の能力を決定するために必要な稼動率は，日本国内での実績およびグァテマラの既設製油所の運転実績からは，相当高く設定可能であるが，グァテマラにとり，初めての近代的な装置を導入することと，それに対する保守，管理体制を整備するのに経験が必要なことから，各装置ともに0.90とし年間330日稼動とする。

2.3.2 蒸留装置

原油を次の各留分に分離するため常圧蒸留装置を設置する。

軽・重質直留ナフサ

灯　油

軽　油

重　油（抜頭油）

常圧蒸留装置は，原油中の塩分，水分を除去するために脱塩設備を設け，またLPGを製品として回収するためスタビライザーを設置する。

分解装置の原料を製造するためおよびアスファルト生産のため減圧蒸留装置を設け，常圧蒸留装置の残渣油を処理して減圧軽油と減圧残渣油に分離する。減圧軽油は流動接触分解装置の原料とするほか，一部は，燃料重油の混合用として使用される。減圧残渣油は一部アルファルト製品として出荷されるほかは，全量沸騰床式水素化分解装置の原料となる。

2.3.3 脱硫装置

新製油所で処理する原油は，硫黄含有量が多いため，脱硫装置が不可欠である。各留分の脱硫方法につき，次に記述する。

(1) LPG

常圧蒸留装置，流動接触分解装置からのLPGは，比較的多量の硫黄分を含んでおり，製品規格を満足するために脱硫装置が必要である。LPGの脱硫方法としては，次の3つの方法が考えられる。

- 苛性ソーダによる洗浄
- MEA（モノエタノールアミン）で硫化水素を除去し，Merox装置でメルカプタンを

除去する。

○ナフサと混合した状態で水添脱硫装置で処理する。

これらの方法を技術的，経済的な面から検討し，またグァテマラ原油は加熱した場合の硫化水素の発生がきわめて多いことを考慮し，苛性ソーダの消費量が少なく，廃ソーダの問題も少ないMEA／Meroxの方法を採用する。

(2) 軽質および重質ナフサ留分

常圧蒸留装置ならびに沸騰床式水素化分解装置から得られる軽・重質ナフサ留分は，ナフサ水添脱硫装置で処理後，軽質ナフサ，重質ナフサに分離，重質ナフサは，接触改質装置の原料とし，軽質ナフサは，水素ガス製造装置の原料として一部使用されるほか，ガソリンの混合用として使用される。

重質ナフサを，接触改質装置で処理するためには，高度の精製を行なって含まれている硫黄，窒素化合物，金属を取除く必要があり，前処理として水添脱硫装置で洗浄する。一方，軽質ナフサは，通常水素化精製の必要はないが，グァテマラ産原油の軽質ナフサについては硫黄含有量がきわめて多く，水添脱硫装置で処理することとする。

(3) 灯油・軽油留分

灯軽油留分を，製品の規格に合致させるため，水添脱硫装置で硫黄分を除去する。灯軽油処理用の脱硫装置を設け，灯油，軽油を交互に脱硫する。

(4) 分解ガソリン

流動接触分解装置から得られる分解ガソリンの脱硫装置としてMerox装置を設置する。

2.3.4 接触改質装置

常圧蒸留装置および沸騰床式水素化分解装置から得られる重質ナフサのオクタン価を，ガソリン製造用に高めるために接触改質装置を設置する。

本装置で副生する水素ガスは，水添脱硫装置，水素化分解装置で消費される水素ガスとして有効利用されるが，発生水素ガス量では大幅に不足するので，水素ガス製造装置を設ける必要がある。

2.3.5 分解装置

2.2節フローパターンで詳細記述したように，製油所で製造する石油製品の得率をグァテマラの需要構造に近づけるため，流動接触分解装置と沸騰床式水素化分解装置を設ける。流動接触分解装置では，減圧蒸留装置および沸騰床式水素化分解装置の減圧軽油を分解してLPG，ガソリン，軽質サイクル油，重質サイクル油を得る。LPGは，水素化分解装置のLPGと一緒にしてGas Concentration装置で脱硫およびC_3，C_4の回収を行なう。ナフサ留分は，Gas

Concentration装置でガス中のC_5^+留分の回収を行なってからMerox装置で洗浄し，ガソリンの混合用として使用される。軽，重質サイクル油は，芳香族に富むためセタン価が低く，燃料重油の混合用として使用されるが，軽質サイクル油は，軽油の規格が許す限り軽油に混合することとする。

一方，沸騰床式水素化分解装置では，減圧蒸留装置の減圧残渣油の分解を行なう。得られるLPGは，Gas Concentration装置でC_3，C_4に分離され，軽重質ナフサ留分（Whole Range Naphtha）は，常圧蒸留装置からの軽重質ナフサ留分（Whole Straight Run Naphtha）と一緒になってナフサ水添脱硫装置で脱硫，軽質ナフサと重質ナフサへの分離を行ない後者は，接触改質装置でオクタン価を高くし，ガソリン製造用として使用される。軽油留分は，軽油製造の混合用としてそのまゝ用いられる。減圧軽油留分は，流動接触分解装置の原料となるが，減圧残渣油留分は，他の留分と混合されて重油製造に利用される。

2.3.6 水素ガス製造装置

本製油所では，２つの水添脱硫装置および水素化分解装置で多量の水素ガスを消費するため接触改質装置から副生する水素ガスでは不足する。これを補うために水素ガス製造装置を設置するが，流動接触分解装置の能力が大きく，ガソリン製造量に余裕があるため，建設費の安い軽質ナフサを原料とする水素ガス製造設備を設けることとする。

2.4 各装置の設計処理能力と製品生産量

2.4.1 各装置の設計処理能力

第２３節で述べた各装置の設計処理能力を以下に述べる。なお各装置の能力の単位はBarrel Per Stream Day（BPSD）として記した。

○常圧蒸留装置（揮発油安定化装置を含む）		40,000BPSD
○ナフサ水添脱硫装置		8,500 〃
○接触改質装置		5,700 〃
○灯油・軽油水添脱硫装置		10,600 〃
○減圧蒸留装置		23,000 〃
○流動接触分解装置		12,500 〃
○沸騰床式水素化分解装置		12,200 〃
○LPG回収装置		1,400 〃
○Gas Concentration装置	LPG	3,100 〃
	ナフサ	7,500 〃

○ナフサ Merox 装置　　7,500 BPSD

○水素ガス製造装置　　16×10⁴ ft³/d

○廃水処理装置　　32 t/d

（注１）　Gas Concentration 装置とナフサ Merox 装置は，流動接触分解装置がガソリンの得率最大の運転を行なった場合でも処理できるように装置能力を定めた。

（注２）　廃水処理装置は常圧蒸留装置，減圧蒸留装置，水添脱硫装置，水素化分解装置等から発生する硫化水素，アンモニアなどの有害物質を処理する装置である。

2.4.2　原料処理量と製品生産量

第１章で述べた通り，本製油所がプロジェクト対象期間の２０年間を通じ，処理する原油は次のとおりである。

グァテマラ産原油	10,000 bbl/d
不足部分はマヤ・イスマス	各50%

従って，製油所能力が40,000 bbl/d であるので原油処理量は次のとおりである。

グァテマラ産原油	10,000 bbl/d
メキシコ産マヤ原油	15,000 bbl/d
メキシコ産イスマス原油	15,000 bbl/d

この場合の製品生産量を次に述べる。なおこの製品生産量は本製油所の財務分析で基本ケースとして使用する。

製品生産量

LPG	759×10^3 bbl/y
プレミアム　ガソリン	1980×10^3 〃
レギュラー　ガソリン	1980×10^3 〃
灯油，ジェット燃料	1251×10^3 〃
軽　　油	3494×10^3 〃
重　　油	2671×10^3 〃
アスファルト	198×10^3 〃

2.5 付帯設備基本計画前提

新製油所の付帯設備に関し，その基本計画前提を以下に記述する。

2.5.1 タンク計画

タンクの主な設計基準は次のとおりである。

(1) タンク容量の決定方法

タンクの必要量は次の算式により決定した。

$$Q = V \times D \times 1/W$$

Q；タンクの必要容量（kl）

V；製品生産量（kl／d）または原料油消費量（kl/運転日）

D；貯蔵日数（d）

W；Working Factor

Working Factor は，Cone Roof，Dome Roof Tank では上部，下部合わせて２０㎝，Floating Roof Tank では３.５㎝の使用不可能部を考慮して次のとおりとする。

Cone，Dome Roof Tank；W＝0.8

Floating Roof Tank　；W＝0.7

(2) 貯油日数と基数

1) 原油タンク（Crude Oil）

ターミナルで３０日分の貯油能力を保有するので，製油所では約１０日分の貯油能力とした。また，基数については，原油の種類を３油種想定し，６基を最少基数とする。

2) 中間タンク（Intermediate）

基本的には各装置とも中間タンクを設置し，緊急停止を想定して，貯油日数１５日とする。ただし，接触改質装置への供給は原則として上流装置より直接行うものとするが，Start Up用留分確保のためのタンクは設置し貯油日数７日とする。

また，灯・軽油の水素化脱硫装置は灯・軽油を交互に処理するため中間タンクの貯油日数を増加させている。

基数は各油種とも２基以上設置する。

3) 半製品タンク（Component）

貯油日数；１５日

基　　数；各油種とも２基以上

4) 製品タンク（Product）

装置の定修期間および本製品タンクが需要家への直送基地になる点を考慮し，貯油日数３０日とする。基数は各油種とも最低２基以上とする。

5) その他にStart-Up用にスロップタンクとして2基（軽質油用，重質油用，各2,000kl），自家燃料油として1基（残渣油，2,000kl）を設置する。

(3) 法的規制

石油類の貯蔵タンクに関する日本の消防法および米国のNational Fire Protection Association（NFPA）に基づいた。

- タンクの高さ　22m以下
- タンク間距離　タンクの直径または高さの値の大きいもの以下
- 防油堤容量　最大タンク容量の110%以上

(4) タンクの型式

- LPG　Spherical Tank
- Crude　Floating Roof Tank
- Naphtha & Gasoline　— ditto —
- Kerosene　Cone Roof Tank
- Gas Oil　— ditto —
- Fuel Oil（残渣油を含む）　— ditto —
- Asphalt

ただし，中間タンクのうち水素化脱硫装置への供給用タンクは熱交の汚れ防止のため，型式をDome Roofとし Inner Float設備をタンク内部に設置する。

2.5.2 製品ブレンダー

ガソリン，軽油，重油用の製品ブレンダーが必要になるが，おもな設計仕様は次のとおりである。

(1) 運転時間

年間運転日　；　240 d/y

稼動時間　；　8 h/d

(2) ブレンダー能力と混合比

1) ガソリンブレンダー

- ブレンダー能力　360kl/h
- 混合比（代表）

軽質ガソリン	19%
改質油	36%
分解ガソリン	45%

なお，鉛および着色剤混合設備を設置し，鉛と着色剤を混合してオクタン価の調整と着

色（Red/Orange）を行う。また，プレミアム，レギュラーの２種類を混合製品化するので，各油種の混合比は約５０％の余裕を持って設計する。

2) 軽油ブレンダー

・ブレンダー能力　　330kl/h

・混合比（代表）

脱硫軽油	61％
接触分解軽油	25％
水素化分解軽油	14％

各油種の混合比は２０％の余裕を持たせて設計する。

3) 重油ブレンダー

・ブレンダー能力　　290kl/h

・混合比（代表）

接触分解軽油（軽質）	21.4％
（重質）	9.3％
真空蒸留軽油	26.9％
水素化分解残渣油	42.4％

各油種の混合比は２０％の余裕を持たせて設計する。

2.5.3　出荷設備

製品はアスファルトを除き，全てローリーにより需要地まで出荷する。なお，アスファルトはドラム充填しトラックにより出荷する。

(1) 出荷条件

・出荷時間　　300 d/y × 8 h/d

・タンクトラックの容量　　20kl

但し　　LPG　　20m³

アスファルトドラム　　200kg

・ローリー　　回転率　　1日1回転

距離80km/片道で所要時間は往路4時間，復路2時間とする。

・出荷速度

白油（ガソリン，灯油，軽油，航空燃料）	120kl/h
黒油（重油）	80kl/h
LPG	60kl/h
アスファルト	40ドラム/h

なお，白油のタンクトラックはBottom Loading可能なものとし，出荷速度を120kl/h可能な設備とした。

2.5.4 用役設備

用役設備の設備能力は，次の予想用役消費量を基礎に決定した。

用役の種類	予想消費量
電気	15,600KW
補給水	294 t/h
冷却水	7,910 t/h
蒸気	192 t/h
燃料	196×10^6 kcal/h

このうち，蒸気は製油設備の排熱回収をできるだけ実施して，約70t/hの蒸気発生を見込んでおり，ボイラーでの必要蒸気発生量は約122t/hである。新製油所に計画する用役設備は上記必要量から余裕を見込んで次の設備能力とした。

設備名		設備能力
取水および水処理設備		320 t/h
再冷水設備		9,500 t/h
ボイラー		65 t/h × 3
発電設備		9 MW × 3
純水製造設備		1,560 t/d
コンデンセート回収設備		120 t/h
圧縮空気設備		4,000 Nm³/h
窒素ガス発生設備	計	1,000 Nm³/h
	ガス	920 Nm³/h
	液体	80 Nm³/h
自家用燃料設備	ガス燃料	20 t/h
	液体燃料	40 kl/h

2.6 保安・環境対策

製油所はその性格上常に多量の可燃性の油を貯蔵，処理しており安全に留意するとともに，保安に関しても十分配慮する必要がある。また操業に付随して発生する有害物質により製油所が公害の発生源となる可能性があるのでその防止に努める必要がある。

(1) 保安対策

製油所は，その敷地の制約から，製油所と製品出荷基地の２つに分れて設置した。保安を確保するため製油所，出荷基地とも外周を塀で囲い，第三者が構内へ入込むのを防止するとともに，保安係による構内巡回点検を実施する。

なお，火災等の事故発生の際には，保安係の人員は消防隊として組織され，消火活動を行なうこととなっている。

(2) 環境対策

製油所が発生源となる可能性のある公害として，大気汚染，水質汚濁，悪臭，騒音，振動がある。先進諸国では，公害防止のため諸々の対策がなされ，法律で厳しく排出基準などの公害規制が定められているが，グァテマラでは法令で明確に定められている排出基準はない。しかしながら，製油所の稼動後，公害の生ずることのないよう公害要因の排除，軽減に十分配慮して設計，計画する必要がある。

ただし，新製油所の建設が予定されているEl Rancho地区は，先進諸国の多くの製油所が立地する過密地域と異なり，人口過疎地域であり，他産業も現在建設工事中の製紙工場を除いてはないことから，新製油所の公害対策は経済性も考慮しておのずから，先進諸国の製油所のそれとは異なってくる。以下に各公害に対する基本的な考え方を記述する。

1) 大気汚染

大気汚染の主な原因物質としては，燃焼廃ガスに含まれる硫黄酸化物と窒素酸化物がある。本製油所では基本的にその立地条件から排煙脱硫あるいは脱硝といった特別な対策は取らないこととした。但し，新製油所の基本設計実施時，煙突の高さの設計に当っては硫黄酸化物，窒素酸化物の排出量を考慮して煙突の高さを決定する必要がある。

2) 水質汚濁

本製油所は，内陸部に位置し，工場廃水はMotagua川に放流するため，水質の汚濁を防止することが大切である。廃水の処理方法については，先ず汚染廃水とクリーン廃水に区分けし，汚染廃水量を極力減らす措置をするとともに，汚染廃水については，廃水ストリッパー，ＡＰＩセパレーター，活性汚泥処理装置あるいは凝集沈殿装置で処理する。

処理された製油所廃水の放流水質の目標値を次の通りとする。

項　目	水　質
PH	5.8～8.6
浮遊物	30 ppm max
BOD	20 ppm max
COD	30 ppm max
油　分	5 ppm max
フェノール	0.5 ppm max

3) 悪　臭

製油所から排出され，悪臭の原因となる物質には，アンモニア，硫化水素，メルカプタン等がある。これらは基本的には加熱炉，フレアー設備で燃焼廃棄され，悪臭を防止するよう計画した。

4) 騒音，振動

騒音，振動については，本製油所が人口過疎地域に建設されかつ民家と十分な距離があることから，特別な対策を行なう必要はない。

3. 原油受入れ基地（ターミナル）

3.1 基本計画前提

基本計画策定に当り前提とした事項は次のとおりである。

(1) 立　地

第V編Fig V－2に示した通り，Puerto Santo Tomas de Castillaの既設港湾設備隣接地域とする。

(2) 既設グァテマラ産原油輸出ターミナルとの関係

新製油所稼動後は，グァテマラ産原油は全量新製油所で消費する。既設のPuerto Santo Tomas de Castillaにあるグァテマラ原油輸出ターミナルから出荷桟橋への配管を分岐させ新設ターミナル設備まで連絡配管を設置し，グァテマラ原油も新設ターミナル設備を経由して新製油所に送るものとする。

(3) 着桟　タンカーサイズ

Puerto Santo Tomas de Castilla 港に入港した実績のある最大タンカーのサイズとし24,000Dead Weight Ton（DWT）とする。

(4) 原油受入れ方法

ドルフィン桟橋方式のシーバースを設け，原油専用タンカーからローディングアームにより受入れる。

(5) 原油タンク仕様

最大タンカーからの原油をタンク1基で受入れ可能な容量とし，余裕を持ち，1基40,000klとする。またタンクの型式は大容量タンクで良く用いられるフローティングルーフ式とする。

(6) 原油タンク容量

製油所原油処理能力の30日分とし

40,000bbl/d × 0.159kl/bbl × 30≒200,000kl

原油タンク容量合計は200,000klとする。

(7) 年間原油取扱量

40,000bbl/d × 0.159kl/bbl × 330 = 2,098,800kl/y

(8) 取扱油種

グァテマラ産原油（Coban Blend），メキシコ産マヤ，イスマス原油

(9) タンカーのバース占有日数

3日間とする。

00 年間着桟タンカー数

約88隻／yとする。

00 電 力 源

ターミナル設備の電力源としてはジーゼル自家発電とするが，事務所等の照明用電力源は買電とする。

02 保安・消火設備

National Fire Protection Association（NFPA）基準に基づき固定泡消火設備，防油堤，消火器を設置する。

03 環境設備

廃水処理設備として，API オイルセパレーターを設置する。

なお，ターミナルの基本仕様は MEM からの情報である最大着桟タンカーサイズ24,000 DWT を前提として計画したが，実施段階では，Puerto Santo Tomas de Castilla港における その時点での水深を十分調査して計画を立案すべきである。水深が浅い場合には沖取りの一点係留ブイによる方法も代案として検討すべきである。

4. パイプライン設備

4.1 基本計画前提

(1) パイプライン設置区間

第V編Fig V－3に示した通り，パイプラインはターミナルを設置するPuerto Santo Tomas de Castillaから製油所を設置するEl Ranchoまで敷設する。

(2) パイプライン仕様

パイプラインを設置する場合，埋設方式と地上方式に大別されるが，保安上の問題，温度変化等の影響およびMEMの指摘もあり埋設方式とした。

(3) パイプライン径決定前提条件

パイプライン径を次に記す前提条件で検討した。

- 流　　量　　製油所必要量に20%余裕を考慮した。
  40,000bbl/d × 120% = 48,000bbl/d
- パイプライン長さ　Puerto Santo Tomas de CastillaからEl Ranchoまで国道CA 9沿いの距離は200kmであるが，パイプライン設置の場合一部地域で迂回する必要がありパイプライン長さは220kmとした。
- 高さの差　Puerto Santo Tomas de CastillaとEl Ranchoの最大高低差を350mとした。
- 流体粘度　グァテマラ産原油とメキシコ産マヤ・イスマス混合原油の粘度を比較するとグァテマラ産原油の方が高粘度であるので，グァテマラ産原油の粘度87.4センチストークス（cSt）とした。

(4) ブースターポンプ設置個所

2ケ所とした。従ってポンプの台数はターミナルの送出ポンプ1台とブースターポンプ2台の合計3台で全圧力損出を負担する。

(5) パイプライン径の決定

(3)に述べた前提条件の下にパイプライン径を14，16，18インチと仮定して全圧力損失を計算し，この圧力損失を負担するポンプ台数が3台としたので全圧力損失とポンプ1台当りの必要ポンプ昇圧能力は次のとおりとなる。

	全圧力損失	必要ポンプ昇圧力
14インチ	344 kg/cm²	115 kg/cm²
16インチ	195 〃	65 〃
18インチ	125 〃	42 〃

上表から1台当りの必要ポンプ昇圧力とパイプライン設備費を総合的に考慮し，最も経済

的な16インチを採用した。

(6) ブースターステーション運転方法

無人運転とするが，ターミナルにパイプライン運転要員を3名おき，内2名はパイプラインを毎日巡回し，ブースターステーションの運転状態を点検するものとする。

(7) ブースターステーションポンプ駆動方式

ジーゼルエンジン駆動とする。

第Ⅶ編　概念設計

第Ⅶ編 概 念 設 計

第Ⅵ編に詳述した設備基本計画を前提として，製油所，ターミナル，パイプラインの概念設計を実施した。

概念設計の結果を次のとおりまとめた。

- 製油所・ターミナル

  プロセスフロー，プロットプラン，主要機器リスト

- パイプライン

  プロセスフロー，主要機器リスト

1. 製 油 所

1.1 プロセスフロー

1.1.1 製油設備

製油設備のプロセスフローをFig.Ⅶ−1～Fig.Ⅶ−11に示す。

(1) 常圧蒸留装置

原油は，脱塩槽を通って常圧蒸留塔に送られ，それぞれの沸点の差によって次の各留分に分離される。

軽重質直留ナフサ

灯　　油

軽　　油

重油（抜頭油）

軽重質直留ナフサは，常圧蒸留塔の塔頂から留出し，次のスタビライザーでLPGを分離してからナフサ水添脱硫装置もしくは中間タンクへ送られる。

灯油ならびに軽油留分は，常圧蒸留塔の側流として抜き出され，サイドストリッパーで引火点を調整した後，灯軽油水添脱硫装置もしくは中間タンクへ送られる。

常圧蒸留塔の塔底から取り出される抜頭油は，減圧蒸留装置もしくは中間タンクへ送られる。

(2) ナフサ水添脱硫装置

常圧蒸留装置スタビライザー塔底からの軽重質直留ナフサおよび沸騰床式水素化分解装置から得られる軽重質ナフサは，水素と混合して反応器に送込まれ，脱硫触媒の作用によりナ

フサ中の硫黄分が硫化水素に転換される。ストリッパーで硫化水素を除去してから，脱硫軽重質ナフサはスプリッターで軽質ナフサ，重質ナフサに分離され，重質ナフサは接触改質装置に送られる。一方，軽質ナフサは，中間タンクへ送られ，ガソリンのブレンド用として使用される他，一部は水素製造装置の原料となる。

(3) 接触改質装置

接触改質装置では，ナフサ水添脱硫装置で脱硫，精製した重質ナフサを，水素ガスを循環しながら改質触媒の作用により高オクタン価のガソリン留分を製造するとともに，水素およびLPGを副生する。

オクタン価は，ガソリンを構成する炭化水素の構造によって異なり，オクタン価と構造の間に次の関連性が見出されている。

- 同一系列に属する炭化水素では，沸点の低いものほど，オクタン価が高い。
- 同一炭素数の炭化水素ではパラフィン，オレフィン，ナフテン，芳香族の順にオクタン価が高く，しかもその分子構造が中心に集中するものほどオクタン価は高い。
- オレフィン系炭化水素は，二重結合が分子の中心に近いほどオクタン価が高い。
- ナフテンおよび芳香族系炭化水素では，側鎖が長くなるほどオクタン価が低い。

本装置の反応器では，オレフィンの生成を除いて，他の高オクタン価成分を製造する反応がほとんどすべて含まれており，その主な反応は次の通りである。

- ナフテンの脱水素による芳香族への転換
- パラフィンの環化脱水素による芳香族への転換
- パラフィンの異性化
- パラフィンの水素化分解

反応全体としては吸熱反応のため温度低下するので反応器を3基とし，各反応器から出た流体を中間加熱炉で再加熱してから，次の反応器に送ることにより触媒床各部の温度差を少なくし，極力目標とする反応温度に近づけるように設計されている。反応が完結した流体は，ガス分離槽で水素を主成分とするガスと液体に分離され，液体は本装置に併置されているデブタナイザーに送られ，塔頂から軽質ガスとLPG，塔底からは所定の蒸気圧に調整された製品（リフォーメイト）が抜出される。

副生した水素ガスは，水添脱硫装置，水素化分解装置の原料水素として利用される。

(4) 灯軽油水素化精製装置

常圧蒸留装置で分離された灯油，軽油留分は，不純物として有機硫黄，酸素化合物，窒素化合物を含んでおりこれら有害成分をこの水素化精製装置で除去，灯軽油を精製する。灯油と軽油は中間タンクもしくは，常圧蒸留装置から送られてくるが，本装置では両油種を別々に交互に処理することで計画している。

装置の構成は，基本的にはナフサ水添脱硫装置と同じであり原料油は，水素と混合して反応器に送り込まれ脱硫触媒の作用により原料油中の不純物が硫化水素，アンモニア，水分などに変換される。この硫化水素，水分などを取除くストリッパー部門はいろいろな設備の構成が考えられるが，ここでは燃料消費量の少ないスチームストリッピング，バキュームドライヤーの組合わせで計画した。すなわちスチームストリッパーで硫化水素を除去し，次のバキュームドライヤーで水分を除去，精製された製品は，タンクへ送出される。

(5) 減圧蒸留装置

減圧蒸留装置では，常圧蒸留装置の常圧残油を原料油として流動接触分解装置の原料とする真空軽油と水素化分解装置の原料となる減圧残渣油に分離する。減圧残渣油の一部はそのまゝストレートアスファルトの製品としてドラムに充填され出荷される。

減圧蒸留装置の構成は，常圧蒸留装置の構成とよく類似しているが，基本的な差異は真空排気設備を有し，蒸留塔を減圧下で運転し，加熱温度を低くてすむようにしていることである。

(6) 流動接触分解装置

流動接触分解装置では真空軽油を原料として，主にガソリンを製造し，分解ガス，分解軽油も同時に生成する。原料油は，まず熱交換器で予熱され精留塔塔底より出る再循環油と合流して反応塔の入口に送られる。ここで再生塔から送られてくる再生触媒と接触して加熱され気化すると同時にこの触媒を反応塔へ送り込む作用も行なう。反応塔では触媒と気化した原料油が流動状態で接触し分解反応がおきる。反応塔中の触媒表面上には分解反応に寄与するにつれてコークスが沈積し，活性を失なうので，連続的に反応塔下部のストリッパー部分で触媒中に含まれている炭化水素分をスチームで除去してから再生塔へ送られる。再生塔には再生用空気が送り込まれており流動状態で触媒表面のコークスを燃焼，再生する。燃焼生成ガスは，触媒を同伴しながら再生塔上部へ上昇しサイクロンで触媒粒子を分離してから大気に放出される。この燃焼ガスは多量の一酸化炭素を含んでおりCOボイラーで蒸気の発生に有効に利用される。

再生塔の触媒層の温度は，コークス燃焼によって550－620℃に上昇し，この再生された再生触媒は反応塔に戻され反応に必要な熱を与える。反応塔の分解生成物は，上部にあるサイクロンで同伴触媒を分離してから精留塔下部へ送られ，ここで原料油との熱交換やスチーム発生器などで冷却された塔底油，サイクル油のリフラックスによりガス，ガソリン，軽質サイクル油，重質サイクル油などに分離される。

(7) 沸騰床式水素化分解装置

本装置の反応器では，触媒と原料油が水素ガスによって沸騰状態に保たれ，気液混相で接触反応を起こすため，従来の固定床式反応器で問題となる偏流，圧力損失の増大，反応温度の

不均一などを避けることができる。触媒は運転中に徐々に系外に抜き出し，新触媒を補給していくので，固定床式のように触媒再生，交換のための運転停止を防ぐことができる。

原料油は，一部分解減圧残渣油と合流して予熱されたのち，水素ガスと混合され第1段反応器に入る。第1段反応器の反応生成物は，第2段反応器でさらに反応を受けてから気液に分離される。分離されたガス分は，熱交換器および冷却器で冷却され，凝縮した液分を分離した後再循環される。一方分離器で得られる液状生成物は，まとめて精留部門に送られ，次の各留分に分けられる。

- ガス
- 軽重質水素化分解ナフサ
- 分解軽油
- 減圧軽油
- 減圧残渣油

ガスは，Gas Concentration 装置に送られ，ガス中のC_3およびC_4留分を回収する。軽重質水素分解ナフサは常圧蒸留装置からの軽重質直留ナフサとともにナフサ水添脱硫装置で処理され，重質ナフサ留分は，さらに接触改質装置でオクタン価を高めてからガソリンに使用される。軽油留分は，タンクへ送られ，軽油にブレンドされ，減圧軽油留分は，流動接触分解装置へ原料として送られる。減圧残渣油の一部はリサイクルされ，残りはタンクへ送られて燃料重油のブレンド留分となる。

(8) Gas Concentration 装置

流動接触分解装置および沸騰床式水素化分解装置で発生するガス中にはC_3およびC_4留分が多量に含まれている。このC_3およびC_4留分を蒸留操作のみで回収，分離することは不経済で，本装置では吸収操作により液中にC_3およびC_4留分を溶解させ，これを蒸留操作により分離して回収している。

圧縮されたガスは，先ずデプタナイザー塔底油と向流接触して，ガス中の LPG 留分を吸収され，さらに流動接触分解装置の軽質サイクル油により LPG 留分の回収が行なわれる。

軽質炭化水素を吸収したデプタナイザー塔底油は，ストリッパーで軽質分を分離してからデプタナイザーに戻り，塔頂より LPG 留分，塔底よりナフサ留分が得られる。LPG 留分は，LPG 回収装置に送られ，同装置の MEA 洗浄装置，LPG Merox 装置で硫黄分を取除かれてから，再び本装置に戻ってデプロパナイザーでC_3とC_4に分離される。

ナフサ留分は，前述のように一部は吸収液として Absorber にリサイクルし，残りは，Naphtha Merox 装置に送られスィートニングされてからガソリン留分としてタンクへ送られる。

Fig. VII-1 Flow Diagram of Refinery (1/11)
(Crude Distillation Unit)

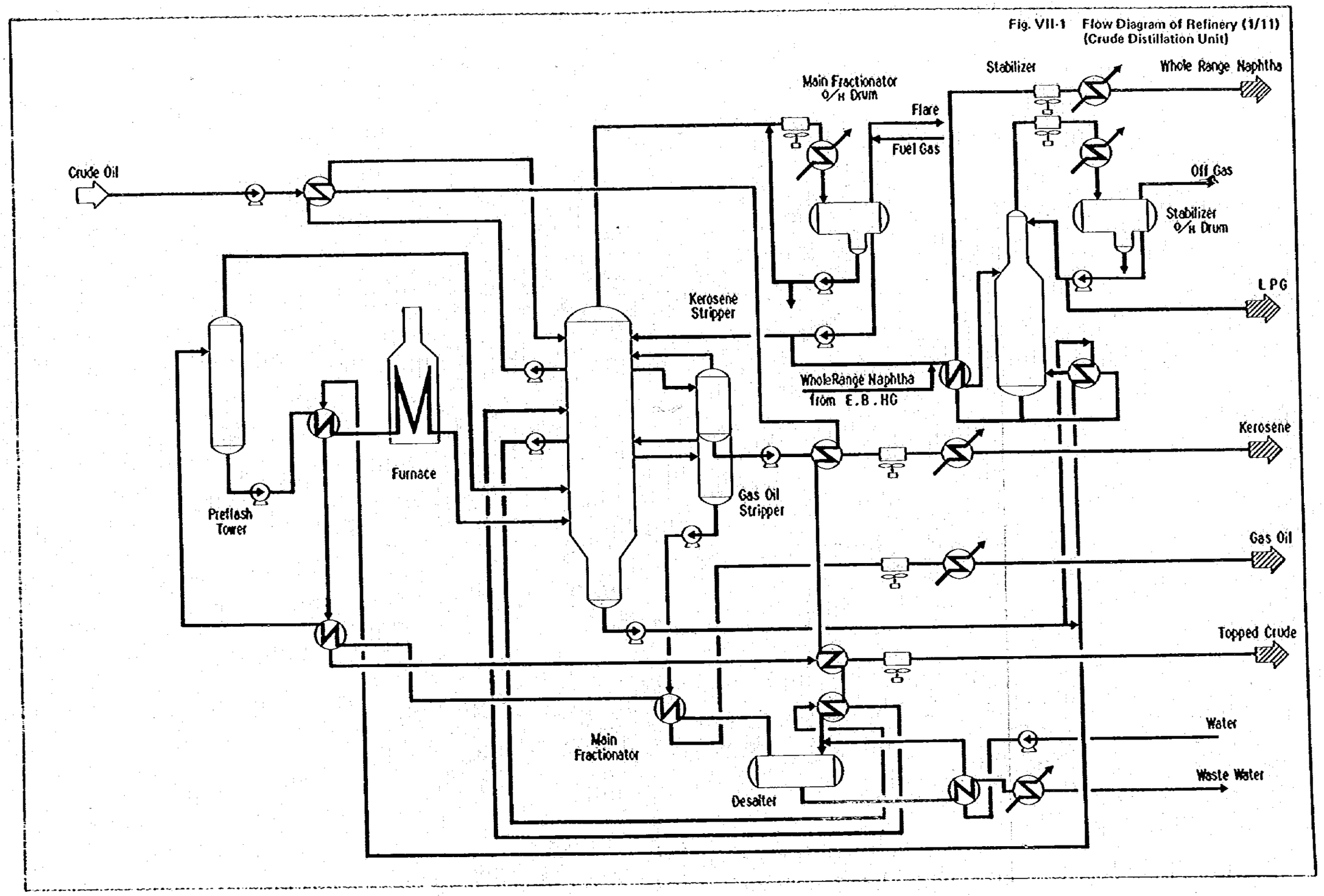


Fig. VII-2 Flow Diagram of Refinery (2/11)
(Naphtha Hydrodesulfurization Unit)

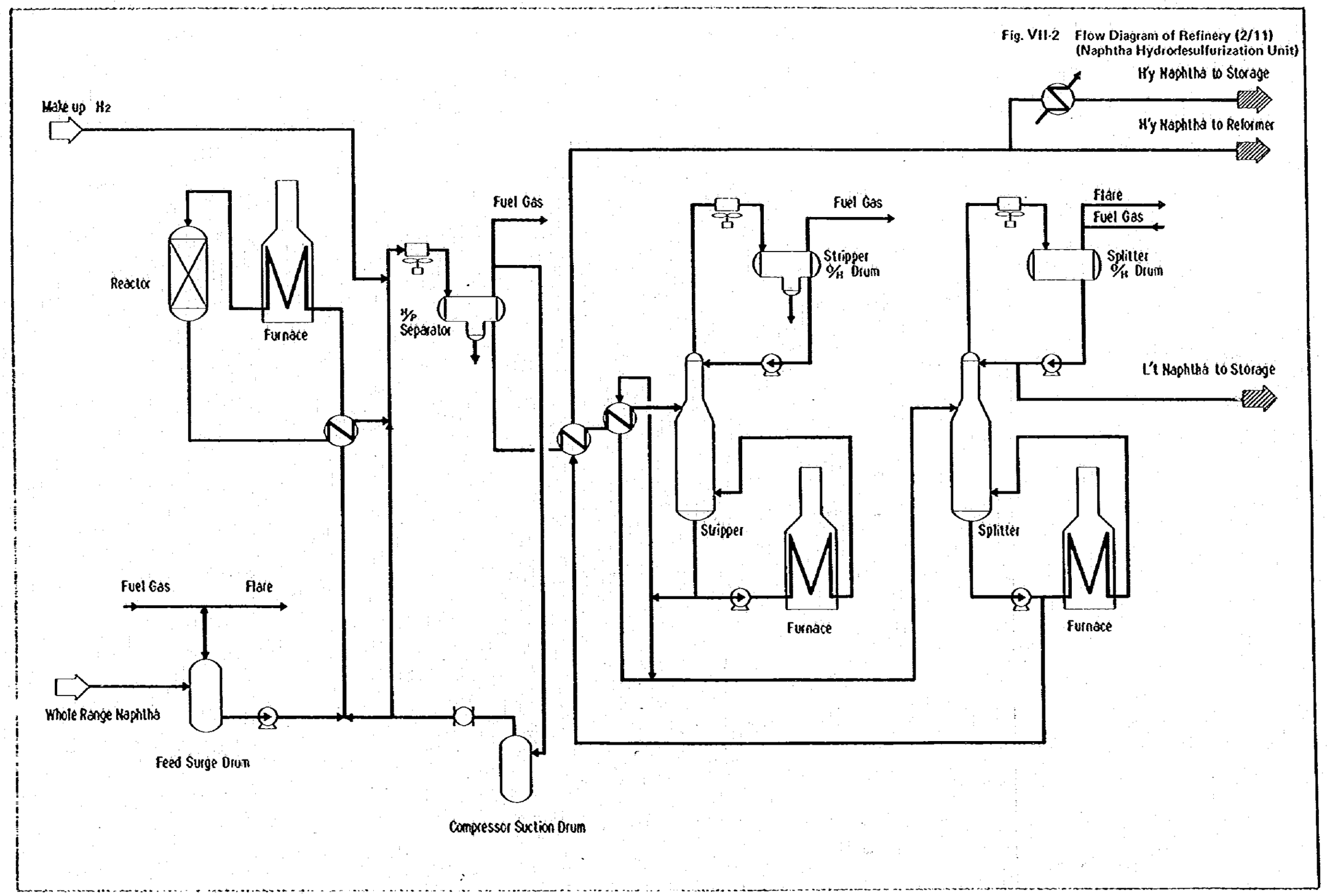


Fig. VII-3 Flow Diagram of Refinery (3/11)
(Catalytic Reforming Unit)

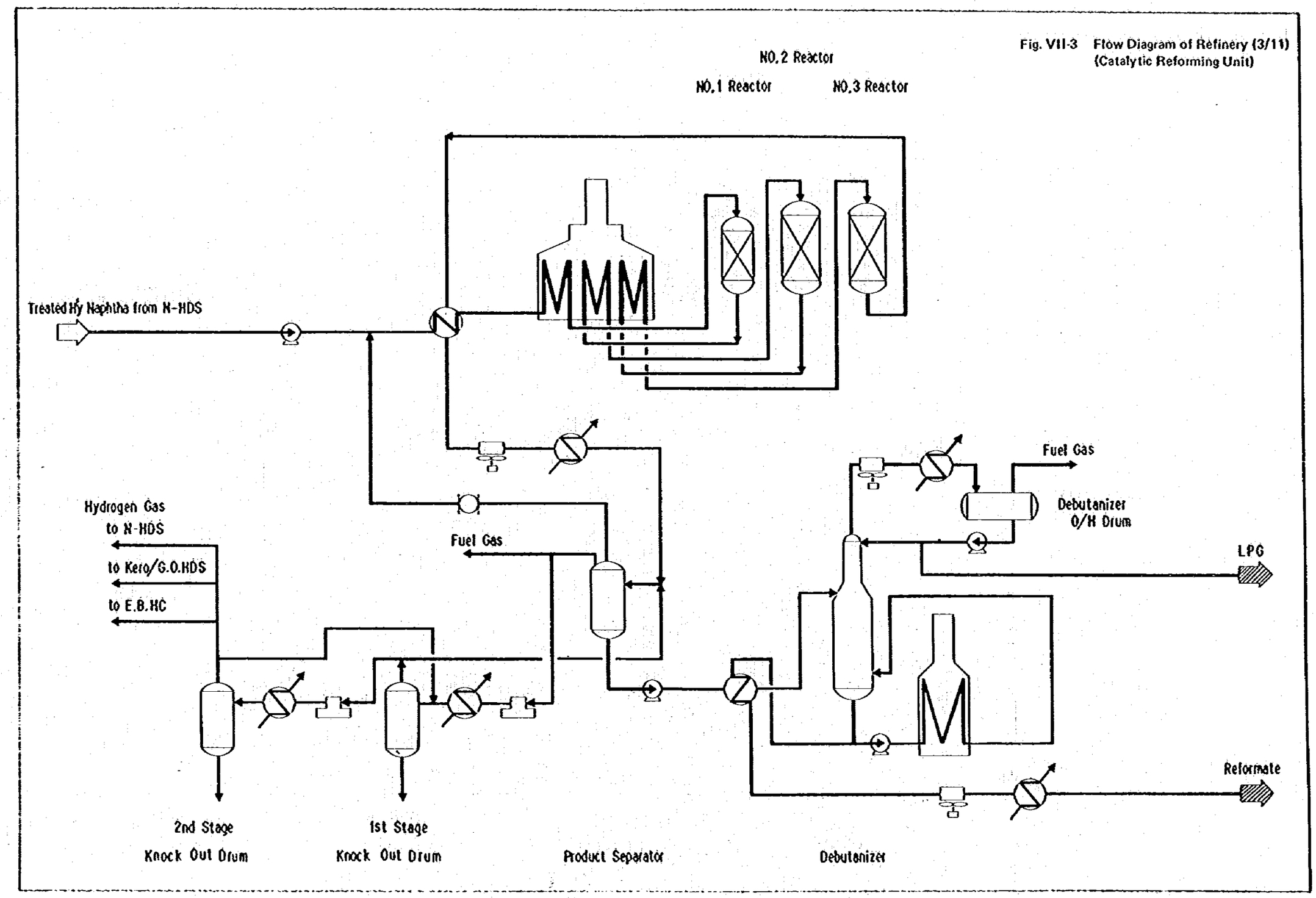


Fig. VII-4 Flow Diagram of Refinery (4/11)
(Kero./G.O. H.D.S Unit)

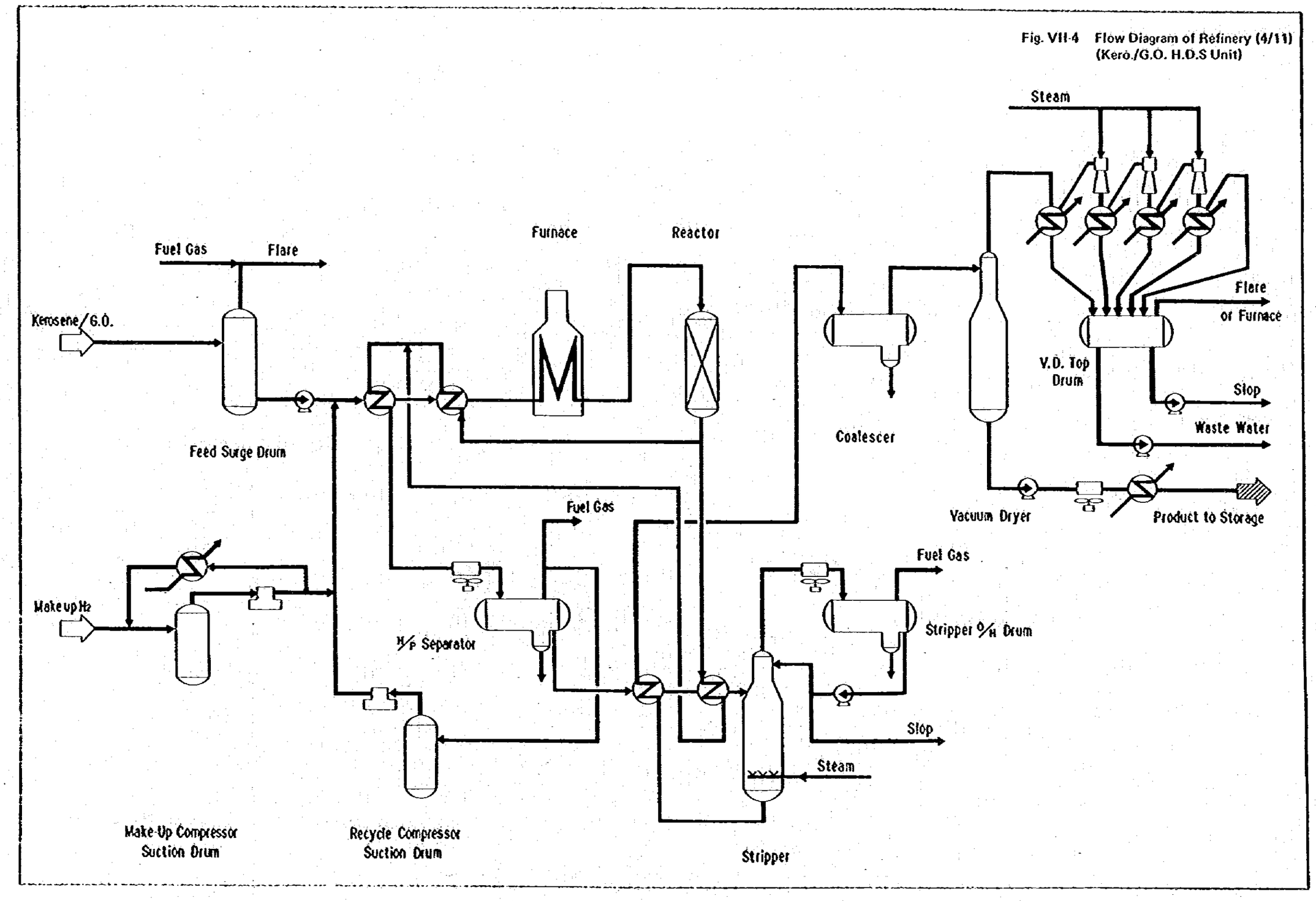


Fig. VII-5 Flow Diagram of Refinery (5/11)
(Vacuum Distillation Unit)

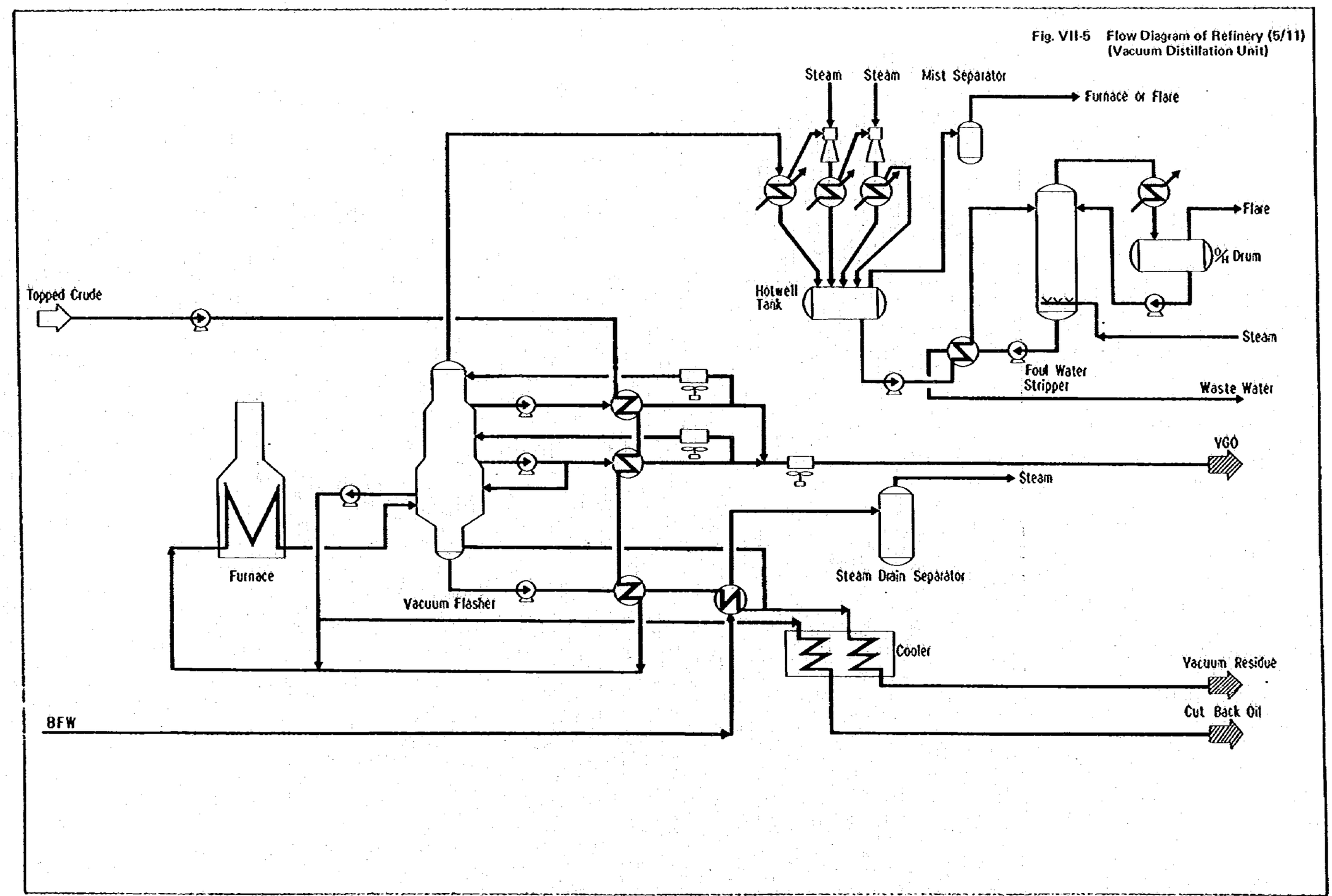


Fig. VII-6 Flow Diagram of Refinery (6/11) (FCC Unit)

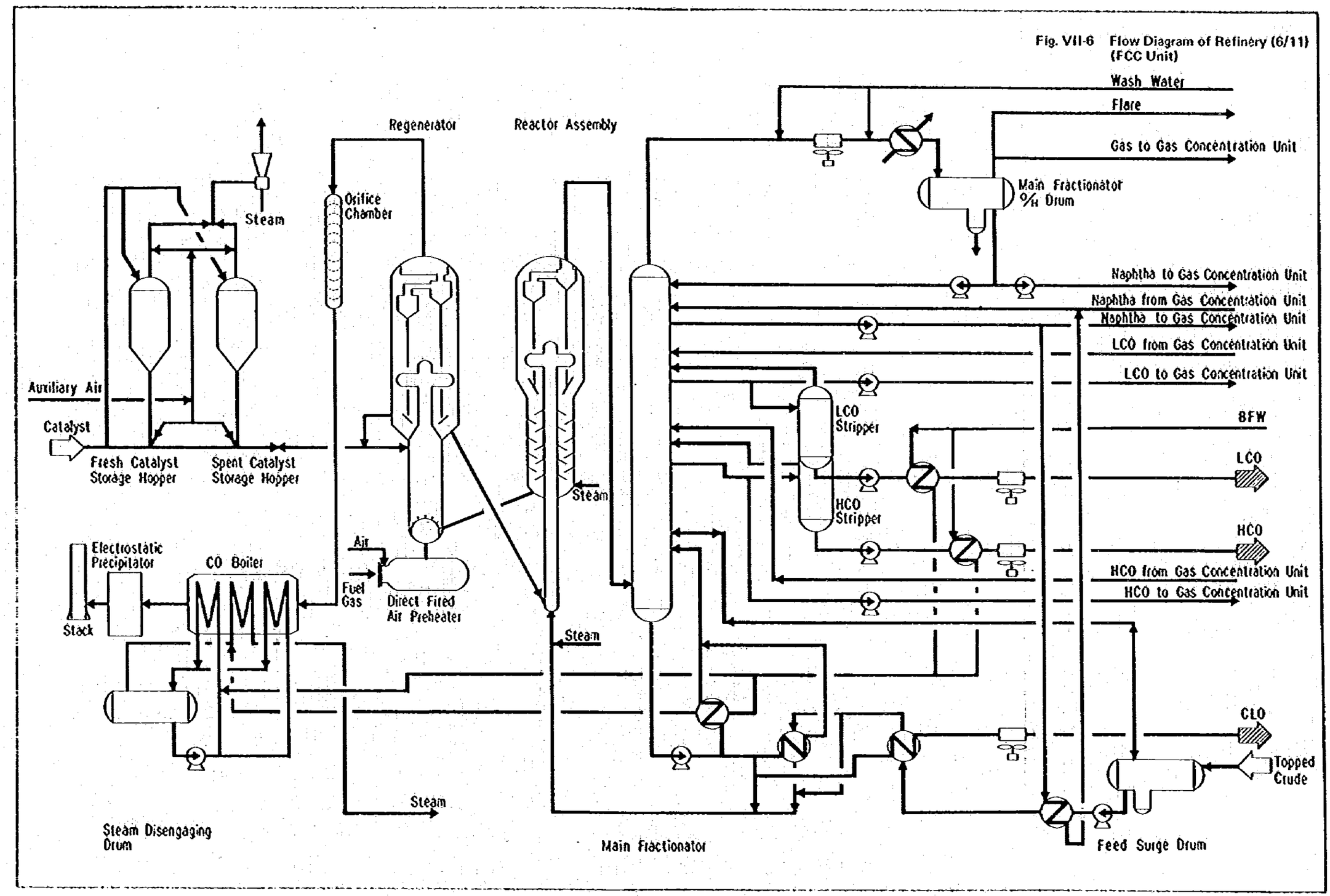


Fig. VII-7 Flow Diagram of Refinery (7/11)
(Ebullated-Bed Hydrocracking Unit)

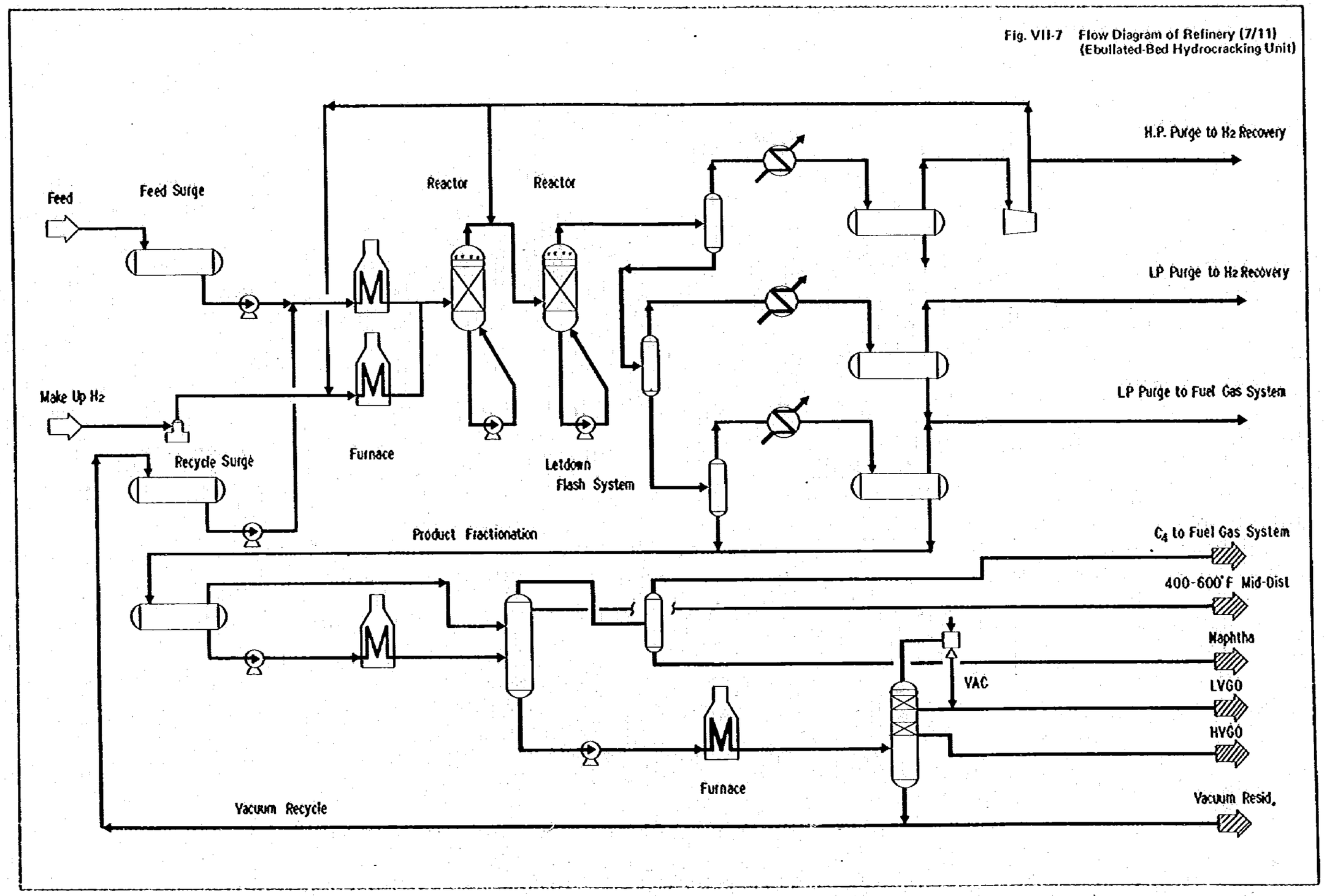


Fig. VII-8 Flow Diagram of Refinery (8/11)
(Gas Concentration Unit)

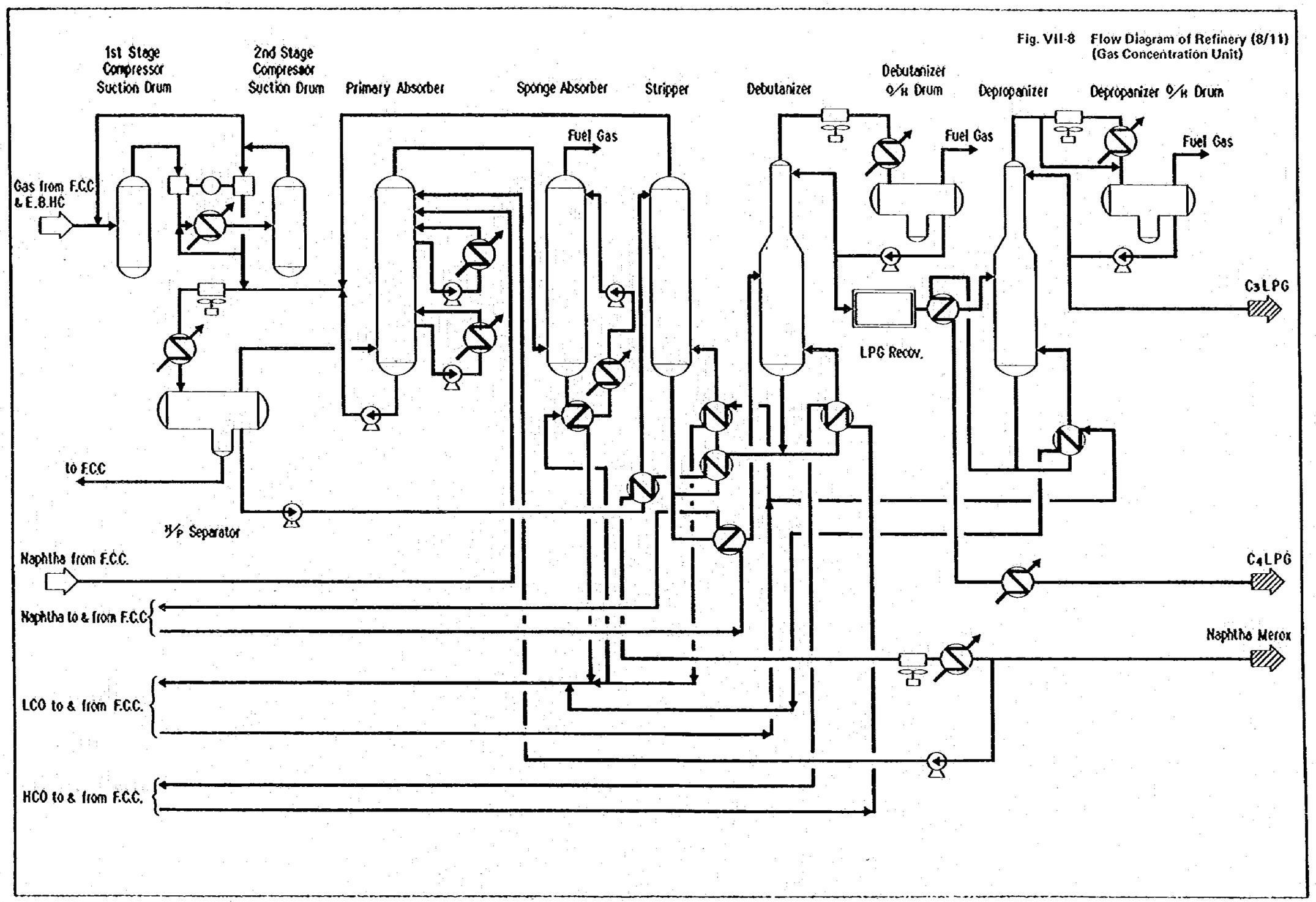


Fig. VII-9 Flow Diagram of Refinery (9/11)
(LPG Recovery Unit)

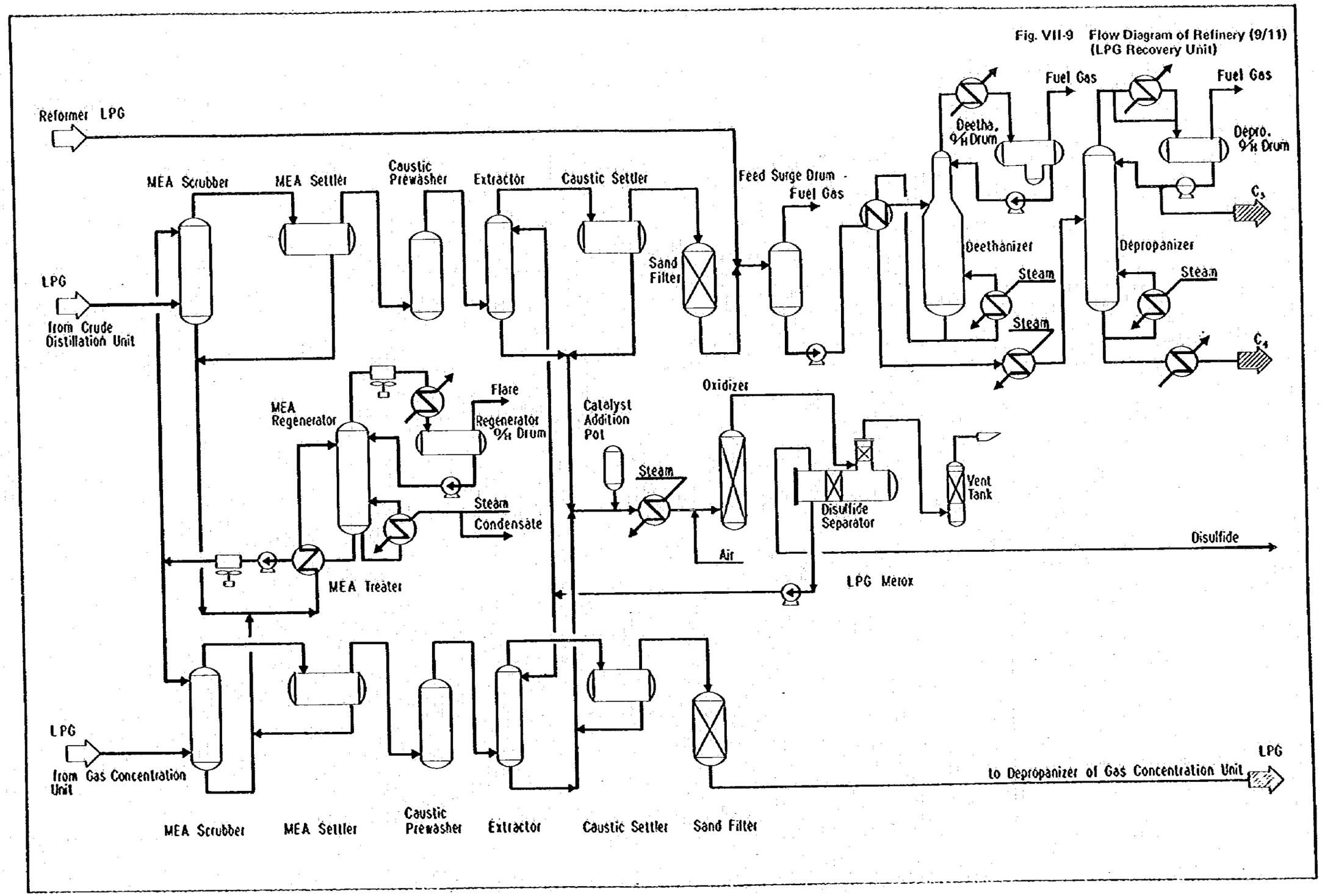


Fig. VII-10 Flow Diagram of Refinery (10/11)
((Naphtha Merox Unit)

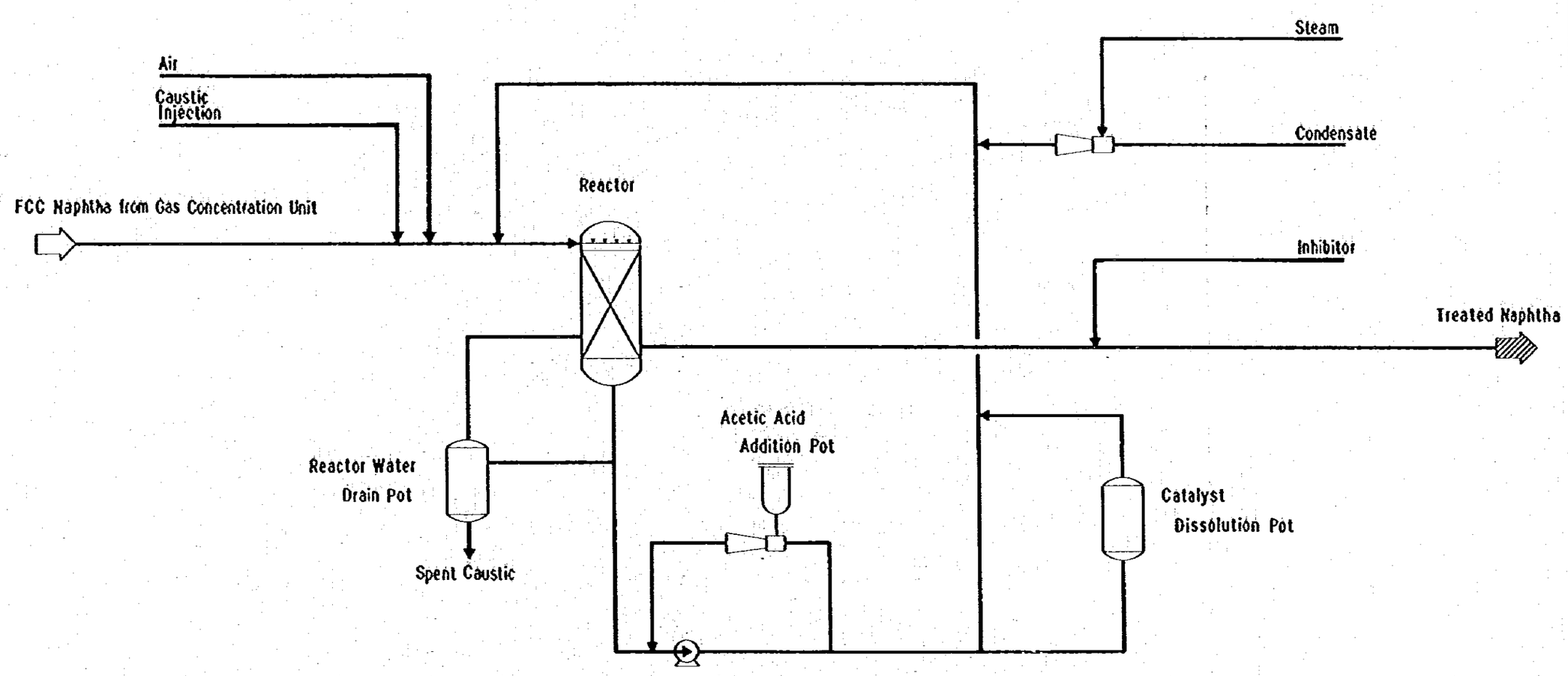
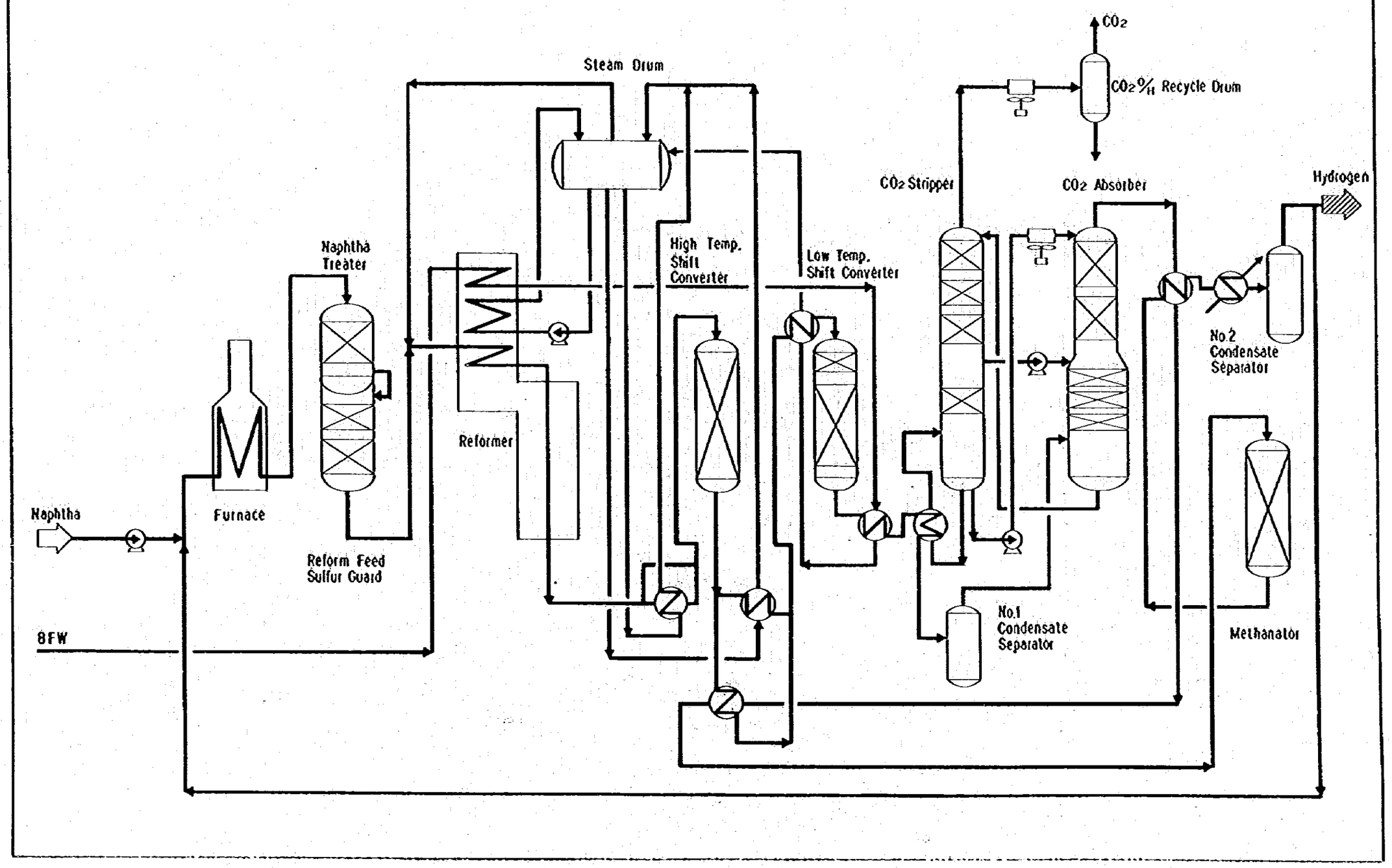


Fig. VII-11 Flow Diagram of Refinery (11/11)
(Hydrogen Production Unit)



(9) LPG回収装置

常圧蒸留装置のスタビライザー塔頂から得られるSaturated LPGと，Gas Concentration装置のデブタナイザー塔頂から得られるUnsaturated LPGは，それぞれMEAとカセイソーダで洗浄され硫化水素，メルカプタンを取除かれる。MEAの再生部門と，カセイソーダの再生部門（LPG Merox装置）は共通で設置するよう計画した。

洗浄されたSaturated LPGは，接触改質装置からのLPGと一緒になりデエタナイザー，デプロパナイザーでガス，C_3およびC_4留分に蒸留，分離される。一方Unsaturated LPGは，Gas Concentration装置に送り出され，デプロパナイザーでC_3，C_4留分に分離される。

(10) ナフサ Merox装置

Gas Concentration装置で蒸気圧を調整された分解ガソリンは，メルカプタンを含んでいるため，ナフサMerox装置でメルカプタンを二硫化物に変え，スイートな製品としてからタンクへ送りガソリン用にブレンドされる。

(11) 水素製造装置

本製油所では，水添脱硫装置，水素化分解装置で水素を大量に消費するため，接触改質装置で副生する水素ガスでは大幅に不足する。これを補うため軽質ナフサからスチームリフォーミング法により水素を製造する装置の設置を計画した。

原料の軽質ナフサは，ナフサ水添脱硫装置で脱硫された後，本装置に送られる。ナフサは，循環水素と混合されNaphtha Treater，Sulfur Guardで硫黄含有量をさらに下げてから，スチームと混合され改質炉で昇温されたのち触媒管に導入され，外部から供給される熱によって接触的に改質される。

改質炉を出た改質ガスは，廃熱ボイラーで熱を回収した後，高温および低温の2段のCOコンバーターでCOをCO_2とH_2に転換される。コンバーターを出たガスは，CO_2除去装置でCO_2を除去され，最後にメタネータで残存する少量のCO，CO_2をメタンに転換してから冷却され，製品水素ガスとなる。

1.1.2 用役設備

(1) 取水および水処理設備

製油所の運転に必要なボイラ給水，プロセス用水，冷却水，生活用水をあわせて取水必要量は約300t/hであり，設備能力を320t/hとする。

製油所建設予定地に隣接して流れるMotagua川から取水し，凝集沈殿，沪過により処理され，工業用水として使用される。この沪過水は，さらに純水製造設備で処理され，ボイラ給水およびプロセス水として使用されるほか，一部は塩素殺菌され飲料水として使用される。

(2) 再冷水設備

Motagua川からの取水量は，乾期にはそう多くを期待できないことおよび大量の温排水を同川に戻すことは好しくないことから，取水量を最少限に抑えるため，製油設備，用役設備の冷却は空冷式熱交換器を多く採用するほか，冷却水の回収を最大限に行ない，再循環して使用する再冷水方式を採用することとする。

再冷塔で冷却された冷却水は，循環ポンプで各装置に供給される。各装置の熱交換器で必要な冷却を行ない，温められた冷却水は，自圧にて再冷塔頂部に導かれ，塔内を自然流下する間に，ドラフト ファンにより吸引された上昇空気と向流接触し，その一部が蒸発することにより所定温度まで冷却され，再冷塔下部に設置された水槽に流入し，再び循環ポンプで送り出され冷却水として循環再使用される。設備能力は，必要循環水量7,910t/hに20%の余裕をみて9,500t/hとする。

再冷塔での蒸発損失，飛散損失によるロス量および再冷水の水質管理のためのブロー水量等を補うために，適量の工業用水が連続的に補給される。また，循環水は，繰返し使用される間に物理的，化学的障害が発生するので，薬品注入設備を設け水質の調整を行なって系内での鉄バクテリア，藻の繁殖を防ぐとともに，スケール防止，腐食防止を計った。

再冷水設備の形式としては，噴水池，自然通風冷水塔もあるが，高能率で設置面積が少なくて済み，飛散損失量も少ない，強制通風再冷塔方式を採用することとする。

(3) ボイラ

製油所での蒸気使用量は，発電用タービンでの消費を含め192t/hと予想される。製油設備での排熱回収により約70t/hの蒸気の発生が予想されるため，ボイラでの発生蒸気量は，通常運転時約122t/hであり，これにはボイラ自体での自己消費量も加味されている。

ボイラは，製油設備の安全かつ安定した運転に不可欠であり，またボイラ自体の定期点検修理工事を考慮して，缶蒸発能力65t/hのボイラを3基設置した。

(4) 発電設備

グァテマラの電力事情は，新水力発電所の稼動により発電能力には余裕がある。しかしながら，電力の安定供給の信頼性に欠けることと，電力料金が高価なためむしろ自家用発電設備を保有した方が経済的なので自家用発電設備を設けた。

新製油所の電力消費量は，15,600KWと想定されるため，9MWの自家用発電設備を3基設置した。

発電された電力は，製油所内に配置される二次変電設備によりそれぞれの用途に応じた電圧に降圧し，各設備，施設へ給配電される。

なお，工事用仮設電力および初期立ち上げ用電力は，INDEから供給される電力を使用することで計画した。この受電設備は，製油所稼動後，万一自家用発電設備に故障が発生した

場合でも，装置の保護と製油所の安全を計るためのバックアップ電力として機能するように計画した。

(5) 純水製造設備

水処理設備により除濁，沪過された沪過水は，ボイラに給水するため純水製造装置で含まれている溶解性無機塩類および珪酸を除去する。

ボイラ給水として要求される水質は，ボイラの使用目的，運転条件，蒸発量により決定されるが，本製油所のボイラーへ給水する水質の値は次の値となるように純水製造装置を計画した。

- 電気伝導度　　1 micro MHO / cm max
- 珪酸含有量（as SiO_2）50 ppb max

ボイラ給水の大部分は，発電タービン，プロセスポンプおよび圧縮機駆動用タービンの排蒸気をコンデンセートとして回収し循環再使用するので純水製造設備の能力は，イオン交換樹脂の再生時間も考慮して1日の正味生産量を1,560tとした。

(6) コンデンセート回収設備

取水量の削減，水処理設備・純水製造設備の設備能力の低減のため製油所内で発生するスチームコンデンセートをできるだけ回収し，ボイラ給水，プロセス水として有効利用することで計画した。発電用蒸気タービンの復水，大出力の駆動用タービンの復水，蒸気加熱器の復水をそれぞれ回収し，用役地区に設けるコンデンセートタンクに集め，ボイラ給水として再分配される。回収するコンデンセート量は，約108t/h と見込まれ，設備能力は，120t/hとした。

(7) 圧縮空気設備

製油所で使用される圧縮空気として計装用空気と雑用空気がある。計装用空気は，圧縮・冷却後ドライヤで脱湿し，露点を大気圧で0℃まで下げて通常7.0kg/cm²Gの圧力で各計器に送気される。計装用空気の消費量は約2,000Nm³/hと見込まれ，主圧縮機で常時，計装用空気を供給し，計装用空気圧力が降下したときは，同能力を持つ予備圧縮機が自動起動して計装用空気圧力を一定に維持するように計画した。

一方，雑用空気は，流動接触分解装置で触媒の取扱いに常時使用するほか，間欠的に触媒再生等で使用する。圧縮機能力は，計装用空気圧縮機と同じ2,000Nm³/h × 2台とし，計装用空気圧力低下の場合，この雑用空気用圧縮機でもバックアップできるように計画した。

(8) 自家用燃料設備

製油所内にて消費される自家用燃料は，原油の精製工程で副生するオフガスが優先的に使用され，不足分は商品価値の低いものから順に使用に供されるのが一般的である。新製油所では，生産量とグァテマラの石油製品需要量見通しから LPG が過剰となる見込であるので，

LPG蒸発器を設けてLPGを自家用燃料として使用する。不足分は，燃料重油で補うよう計画した。

燃料消費量は約196百万Kcal/hと推定され，製油設備から副生するオフガスは48百万kcal/hと見込まれるので，LPG，燃料重油でまかなう熱量は約148百万kcal/hである。

自家用燃料設備能力としては，全消費量をそれぞれの燃料でまかなえるよう次の能力で計画した。

- ○ LPG燃料設備　　20　t/h
- ○ 液体燃料設備　　40　kl/h

1.1.3　貯蔵設備

製油所では原油処理量が多量であり，またプロセス上中間タンクを保有し，製品の種類も多いことから，貯蔵設備の計画は重要である。

Fig Ⅵ－12に貯蔵設備のフローを示した。

原油は最初に常圧蒸留塔で分留され，各留分は各々のプロセスで処理される。プロセスとプロセスの間には運転の安定性を考慮して中間タンクを設置した。最終プロセスで処理された製品のうちガソリン，軽油，重油は一度Base Stockタンクに貯蔵されたのちラインブレンダーによりブレンドされて最終製品タンクに貯蔵される。LPGと灯油については最終プロセスから直接最終製品タンクに貯蔵される。最終製品タンクからLPG，灯油，ガソリン，軽油，重油はローリーで出荷され，アスファルトはドラムに充填し出荷される。

1.1.4　付帯設備

本製油所に設置されるその他の付帯設備は次の通りである。

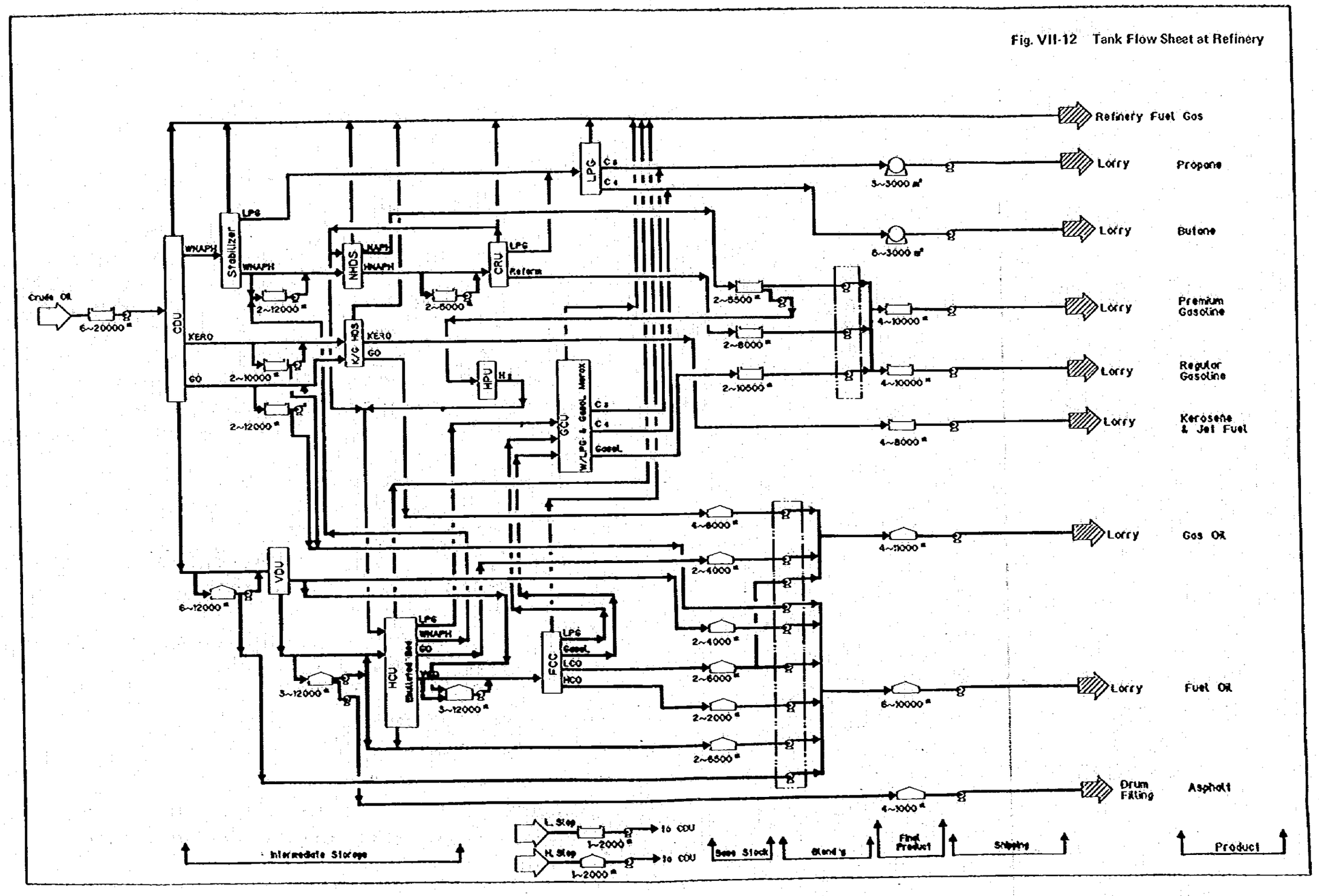
- ○ 排水処理設備
- ○ ブローダウン・フレアー設備
- ○ 消火設備
- ○ 通信設備
- ○ 建　屋
- ○ その他

以下にそれぞれの設備の概要を記述する。

(1)　廃水設備

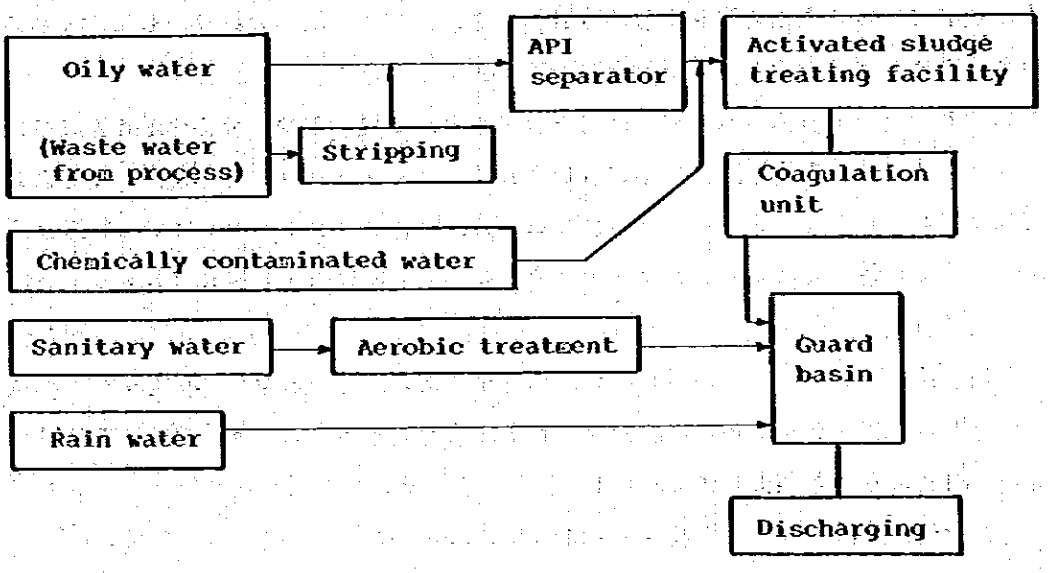
製油所から流出する廃水は次の4系統に大別される。

Fig. VII-12 Tank Flow Sheet at Refinery



系 統 名	主なる排水源
雨 水	道路雨水
	タンク地区，ユーティリテー地区雨水
	建屋雨水
含油廃水	プロセス廃水
	貯槽水切り
	プロセス地区，出荷設備廃水
	メインテナンス工場
	試験室
化学物質を含む廃水	脱塩槽
	Meróx装置
	純水装置のイオン交換樹脂の再生水
生活廃水	食堂
	便所

新製油所は内陸部に建設され製油所から排出する廃水は，Motagua川に放流されるので，十分に処理する必要がある。このため次の処理システムを採用してMotagua川の水質を汚染することのないように計画した。



含油廃水は，API セパレータに集めることで処理水中の油分を5～15ppm程度まで下げる。一方，脱塩，蒸留，脱硫，分解などの精製工程から排出されるプロセス廃水は，油分，

硫化水素，アンモニア，フェノール類を含んでおり悪臭，水質汚濁の原因となるとともに，生物学的処理を行なう場合少量のアンモニア以外は微生物の生息活動を阻害する。したがってこれらを除去するためにプロセス地区に廃水ストリッパー（処理能力 32 t/h ）を設け，硫化水素，アンモニア，フェノールなどを気体として分離しフレアスタックで燃焼，廃棄する。廃水ストリッパーの処理水は，API セパレータに送られ，処理される。

純水製造装置から排出されるイオン交換樹脂の再生中和廃水，脱塩槽からの廃水，Merox 装置からの廃ソーダ水は，化学物質を含んでいるため API セパレータの処理水と一緒にして活性汚泥処理装置，凝集沈殿装置で処理されガードベースン経由，Motagua 川へ放流される。

生活排水は，嫌気処理により分解され，ガードベース経由Motagua川へ放流される。油分を含まない雨水は，道路側溝または埋設管でガードベースンに導かれ，Motagua 川へ放流される。

(2) ブローダウン・フレア設備

製油設備で発生する可燃性ガスは装置の圧力を所定の値に調整するため装置外に抜き出される。このガスは，燃料ガスとして加熱炉でできる限り有効利用されるが，低圧ガスおよび余剰ガスは系外に取り出され，廃棄される。

一方，火災，断水，停電などの緊急事態が発生した場合，装置の内圧の異常上昇の防止のため系内ガスの放出を行ない，かつそれでも圧力が上昇する場合には機器の保護のため安全弁を通じて一度の大量のガスが放出される。また，定修工事の際には，装置内部の点検，補修に先き立って装置内のガスを完全に放出する必要がある。

いずれの場合も放出されるガスは可燃性であり，直接大気中に放出することは危険なためフレアスタックで燃焼し，大気中に放散される。フレアスタックで燃焼，廃棄されるガスは製油設備の各所からフレアヘッダーに集められ，同伴のミスト，ドレインをノック・アウト・ドラムで分離したのち，フレアスタック頂部のバーナに導かれ燃焼される。

(3) 消火設備

製油所は，多量の可燃性の油を貯蔵，処理するため，万一の事故に備え十分な消火設備が必要である。グァテマラには消火設備に対する法的規制がないため，日本の消防法および米国のNFPAに基づき消火設備を計画した。

消火設備は，次の３系統の設備よりなっている。

1) 水消火設備

水消火設備の水源は，製油所内の貯水槽を利用し，構内全域にループを構成した専用配管で送水できるように計画した。消火用ポンプの容量は，同一火災危険地域において使用されるすべての消火設備の使用水量を満足し，揚程は必要先端圧力に余裕を持たせて定め

られる。消防用ポンプは，万一の故障に備えて予備機を設置し，一台は電動機駆動ポンプとし，他の一台は停電に備えてディーゼルエンジン駆動ポンプとした。

2) 泡消火設備

泡消火設備は，泡による窒息作用によって消火するもので大規模な油火災に対し，もっとも効果的な消火設備である。本製油所のタンク設備等には，全固定式泡消火設備を設置する。全固定式設備は泡混合設備を設け，水源から泡放出口まで固定配管で接続されており，バルブ操作だけで泡を放出できるので迅速かつ確実な消火が期待できる。

3) その他消火設備

必要な場所に各種消火器を配置し，火災発生初期の段階で発見者や現場の人が適切な対応措置が取れるように計画した。また，場所によりスチーム，水噴霧消火設備を設けて効果的な消火活動が可能なように計画している。さらに消防自動車，化学消防自動車を配し製油所の防消火に万全を期した。

(4) 通信設備

製油所内の通信設備としては，構内電話設備，相互連絡設備，構内放送設備が設けられる。原油貯蔵基地，ブースターステーションなど製油所構外との連絡は，Guatel の公共電話回線を利用することとする。

1) 構成電話設備

自動電話交換機を設置し，製油所構内電話網を設ける。この構内電話設備は交換台を通して Guatel の局線に接続され，外部との通話が可能である。また，直流電源装置を付属しているので，停電時も３０分間は通話が可能である。

2) 相互連絡設備

プロセス地区，ユーティリティー地区，オフサイト地区にそれぞれ独立した相互連絡設備を設け，コントロールルームと現場間の呼出・指令通話，相互連絡に使用される。この設備も電話設備と同様，直流電源設備を付属しており，停電時も３０分間は使用が可能である。

3) 構内放送設備

構内放送は，構内全域にわたって拡声装置により時報，チャイム，指令，呼出などを放送する。上記相互連絡設備のある所は，スピーカーを共用するよう計画した。

緊急事態発生の所内一斉連絡，指令も本設備を通じて行なわれる。

(5) 建築設備

製油所内に建設される建築設備は，管理事務所，厚生施設など直接生産に関係ない建築物と，コントロールルームなど生産工程に関係のある建築物に大別される。今後計画が具体化しこれらの建築設備の設計に際しては保安，労働衛生の要因を十分考慮する必要がある。

(6) その他

その他補助設備として製油所の運営，管理，運転に必要な下記設備を計画した。

- 保安用機械および工具
- 試験分析器具
- 安全保護用具
- 救急医療器具
- 構内運搬機械

1.2 プロットプラン

製油所の敷地としては約980,000m²が見込まれ，この必要敷地をEl Rancho の製紙工場の西側地区に配置した。この敷地のほぼ中央を川が流れているため敷地を２つに分割し東地区，西地区とした。

各地区に配置した設備は次のとおりである。

東地区（約570,000m²）：　製油所設備，原油タンク，中間製品タンク，用役設備，事務所

西地区（約410,000m²）：　製品タンク，出荷設備

本プロットプラン作成に当り特に次の点につき留意した。

(1) この敷地はMotagua川と山にはさまれた敷地であり，村落もある。製油所のプロットプランとして理想的な１つの敷地とするためには，山を削り１７号国道を迂回させる方法もあるが，経済性を考慮し敷地を２ケ所とした。

(2) 原油はCA９沿いのパイプラインで製油所に送られるためCA９に近い東地区に原油タンクを配置した。従って原油を原料として用いる製油所設備も東地区に配置した。

(3) 東地区の敷地は約570,000m²であるので，ここに配置できない製品タンク，出荷設備を西地区に配置した。

(4) Motagua川が増水した場合，その流域が広がるためこの影響を避けて西地区の敷地を定めた。

東地区および西地区のプロットプランをFig.Ⅵ－１３とFig.Ⅵ－１４に示す。

1.3 主要機器リスト

Table Ⅵ－１に製油所（タンク，出荷設備，建物を除く）の主要機器リストを示す。

Table Ⅵ－２にタンクリストを示す。

Table Ⅵ－３に出荷設備リストを示す。

Table Ⅵ－４に建物リストを示す。

Fig. VII-13 Plot Plan (Eastern Part)

(Area: 574,400 m²)

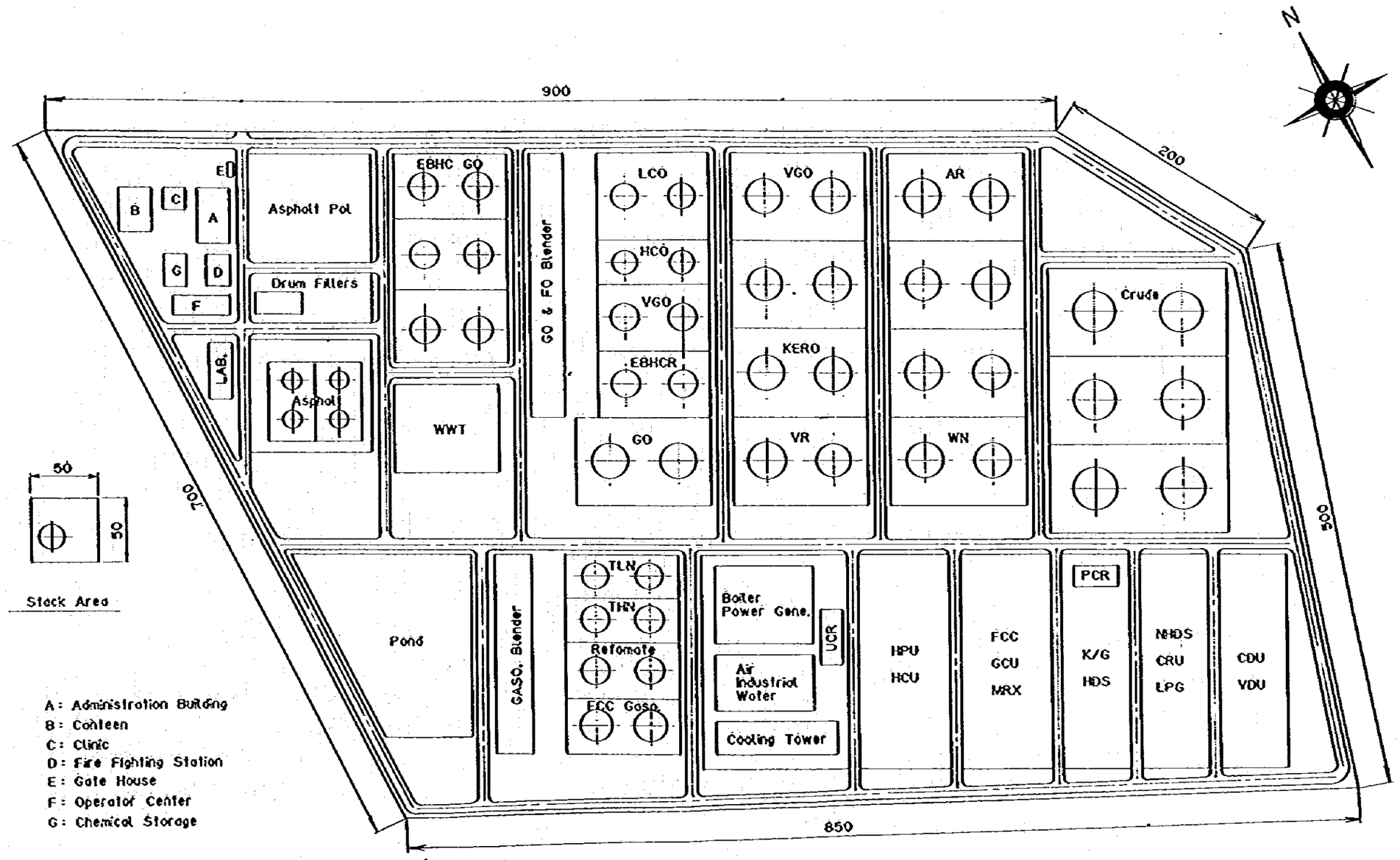


Fig. VII-14 Plot Plan (Western Part)

(Area: 410.900 m²)

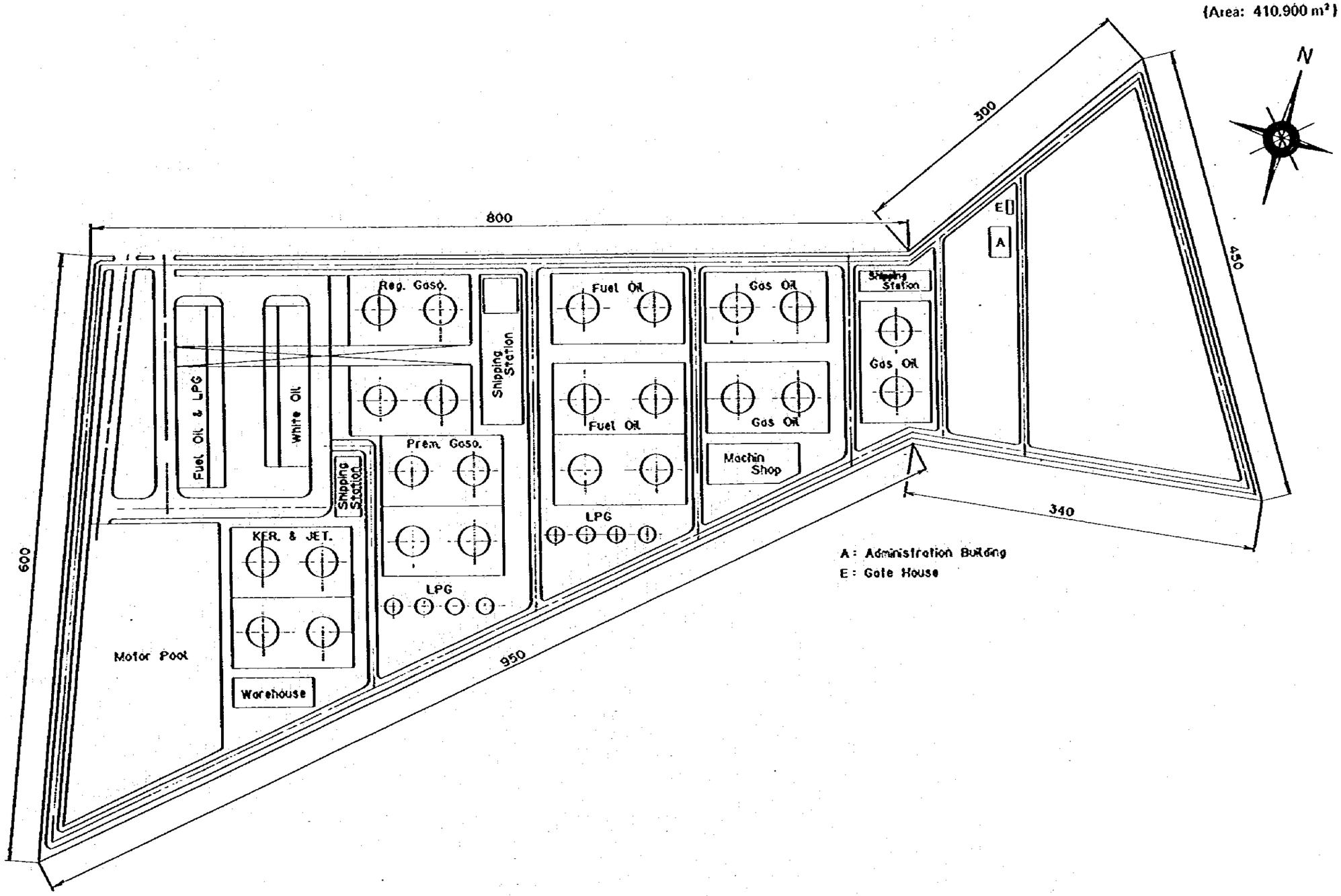


Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (1/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
	Crude Distillation Unit				
1	Preflash Tower	1	Baffle Tray	C.S.	C.S.: Carbon Steel
2	Main Fractionator	1	3,700 I.D. x 38,000 L Valve Tray	C.S./Stainless Clad Steel (T.P. & Bt'm)	
3	Kerosene Stripper	1	Valve Tray	C.S.	
4	Gas Oil Stripper	1	Ditto	Ditto	
5	Stabilizer	1	Ditto	Ditto	
6	Curde Charge Heater	1		Cr-Mo Alloy Steel	
7	Vessles	11		C.S.	
8	Heat Exchangers	24	Shell & Tube Type	Ditto	
8-2	Heat Exchangers	8	Air Fin Type	Ditto	
9	Pumps	24	Centrifugal Type		
9-2		13	Reciprocating Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (2/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
	Naphtha Hydrodesulfurization Unit				
1	Stripper	1	Valve Tray	C.S.	
2	Splitter	1	Ditto	Ditto	
3	Reactor Charge Heater	1		Cr-Mn Alloy Steel	
4	Stripper Reboiler	1		C.S.	
5	Splitter Reboiler	1		Ditto	
6	Reactor	1		Carbon-Mo Alloy Steel with Stainless Clad Steel	
7	Vessles	7		C.S.	
8	Heat Exchangers	12	Shell & Tube Type		
8-2		7	Air Fin Type		
9	Recycle Gas Compressor	1	Centrifugal Type		
10	Pumps	14	Ditto		
10-2		2	Reciprocating Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (3/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
	Naphtha Catalytic Reforming Unit				
1	Debutanizer	1	Valve Tray	C.S.	
2	Reactor Charge Heater	1		Cr-Mo Alloy Steel	
3	No.1 Intermediate Heater	1		Ditto	
4	No.2 Intermediate Heater	1		Ditto	
5	Debutanizer Reboiler	1		C.S.	
6	No.1 Reactor	1		Cr-Mo Alloy Steel	
7	No.2 Reacotr	1		Ditto	
8	No.3 Reactor	1		Ditto	
9	Vessles	6		C.S.	
10	Heat Exchangers	11	Shell & Tube Type		
10-2		4	Air Fin Type		
11	Recycle Gas Compressor	1	Centrifugal Type		
12	Booster Compressor	2	Reciprocating Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (4/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
13	Pumps	12	Centrifugal Type		
13-2		2	Reciprocating Type		
14	Steam Generator	1 set	Flue Gas Heat Recovery		
	Kerosene/Gas Oil HDS Unit				
1	Stripper	1	Valve Tray	C.S.	
2	Vacuum Dryer	1	Baffle Tray	Ditto	
3	Reactor Charge Heater	1		Stainless Steel	
4	Reactor	1		Carbon-Mo Alloy Steel with Stainless Clad Steel	
5	Vessles	9		C.S.	
6	Heat Exchangers	14	Shoel & Tube Type		
6-2		8	Air Fin Type		
7	Recycle Gas & Make up Gas Compressor	2	Reciprocating Type		
8	Pumps	10	Centrifugal Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (5/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
8-2		2	Reciprocating Type		
	Vacuum Distillation Unit				
1	Vacuum Flasher	1	$5,300^{ID} \times 23,700^{L}$	C.S.	
			Glitsch Grid & Bubble Cap Tray	(Partly with Stainless Clad Steel)	
2	Foul Water Stripper	1	Sieve Tray	C.S. (Bt'm: Stainless Clad Steel)	
3	Vacuum Flasher Charge Heater	1		Cr-Mo Alloy Steel	
4	Vessles	4		C.S.	
5	Heat Exchangers	20	Shell & Tube Type		
5-2		2	Box Type		
5-3		8	Air Fin Type		
6	Pumps	15	Centrifugal Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (6/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
	Fluid Catalytic Cracking Unit				
1	Main Fractionator	1	$3,400^{ID} \times 34,000^{L}$ Valve Tray	Top: C.S. with Stainless Clad Steel Bt'm: Cr-Mo Alloy Steel with Stainless Clad Steel	
2	LCO Stripper	1	Valve Tray	C.S.	
3	HCO Stripper	1	Ditto	Ditto	
4	Direct Fired Air Preheater	1		Ditto	
5	Regenerator	1		Ditto	
6	Reactor Assembly (Reactor)	1		Cr-Mo Alloy Steel with Stainless Clad Steel	
	(Stripper/Riser)			Cr-Mo Alloy Steel	
7	Vessles	13		C.S.	
7-2		1	Orifice Chamber	Stainless Steel	

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (7/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
8	Heat Exchangers	17	Shell & Tube Type		
8-2		10	Air Fin Type		
9	Air Blower	1	Centrifugal Type		
10	Pumps	29	Ditto		
10-2		3	Reciprocating Type		
11	CO Boiler	1 set			
12	Electro Static Precipitator	1 set			
	Ebullated-Bed Hydrocracking Unit				
	Process licenser will notify the owner of the equipment list of this Unit in detail under a secrecy agreement.				
	Gas Concentration Unit				
1	Primary Absorber	1	Valve Tray	C.S.	
2	Sponge Absorber	1	Ditto	Ditto	
3	Stripper	1	Ditto	Ditto	

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (8/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
4	Debutanizer	1	Valve Tray	C.S.	
5	Depropanizer	1	Ditto	Ditto	
6	Vessels			Ditto	
7	Heat Exchangers	24	Shell & Tube Type		
7-2		6	Air Fin Type		
8	Gas Compressor	2	Reciprocating Type		
9	Pumps	18	Centrifugal Type		
	LPG Recovery Unit				
1	MEA Scrubber	2	Packed Column (Raschig Ring)	C.S.	
2	Extractor	2	Sieve Tray	Ditto	
3	MEA Regenerator	1	Valve Tray	C.S. (Top: Stainless Clad Steel)	
4	Oxidizer	1	Packed Column (Raschig Ring)	C.S.	
5	Deethanizer	1	Valve Tray	Ditto	
6	Depropanizer	1	Ditto	Ditto	

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (9/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
7	Vessles	21		C.S.	
7-2	(MEA Regen. O/H Drum)	1		Stainless Steel	
8	Heat Exchangers	11	Shell & Tube Type		
8-2		1	Double Tube Type		
8-3		2	Air Fin Type		
9	Pumps	13	Centrifugal Type		
9-2		1	Reciprocating Type		
	Naphtha Merox Unit				
1	Reactor	1	Packed with Charcoal	C.S.	
2	Vessels	6		Ditto	
3	Pumps	2	Centrifugal Type		
3-2		2	Reciprocating Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (10/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
	Hydrogen Production Unit				
1	CO_2 Absorber	1	Packed Column	C.S. (Bt'm: Stainless Clad Steel)	
2	CO_2 Stripper	1	Ditto	C.S. (Top: Stainless Clad Steel)	
3	Degasser	1		Top: Stainless Steel Bt'm: C.S.	
4	Naphtha Treater Header	1		Cr-Mo Alloy Steel	
5	Steam Reformer	1			
			(BFW)	C.S.	
			(Steam-Naphtha [Convection])	Cr-Mo Alloy Steel & Stainless Steel	
			(Steam-Naphtha [Radiation])	Cr-Ni Alloy Steel	
6	Naphtha Treater	1		Mn-Mo Alloy Steel	
7	Reformer Feed Sulfur Guard	1		Ditto	

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (11/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
8	High Temperature Shift Converter	1		Mn-Mo Alloy Steel	
9	Low Temperature Shift Converter	1		C.S.	
10	Methanator	1		Mn-Mo Alloy Steel	
11	Vessels	15		C.S.	
11-2		4		Stainless Steel	
12	Heat Exchangers	12	Shell & Tube Type		
12-2		5	Air Fin Type		
13	Hydrogen Compressor	2	Reciprocating Type		
14	Pumps	19	Centrifugal Type		
14-2		3	Reciprocating Type		
	Foul Water Stripping Unit				
1	Stripper	1	Valve Tray	C.S. (Top: Stainless Clad Steel)	

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (12/15)

[Process Unit]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
2	Vessles	2		C.S.	
3	Heat Exchangers	4	Shell & Tube Type		
3-2		1	Air Fin Type		
4	Pumps	7	Centrifugal Type		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (13/15)

[Utility Facilities]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
1	Water Intake & Water Treatment	1 set	320 t/h		
2	Colling Water System	1 set	9,500 t/h		
3	Boiler	3 sets	65 t/h		
4	Power Generator	3 sets	9 MW		
5	Demineralization Unit	1 set	1,560 t/d		
6	Condensate Recovery System	1 set	120 t/h		
7	Compressed Air System	1 set	4,000 Nm^3/h		
8	Nitrogen Gas Generator	1 set	1,000 Nm^3/h (Gas 920 Nm^3/h, Liquid 80 Nm^3/h)		
9	Home Fuel System	1 set	(Fuel Oil 40 kl/h LPG 20 t/h Fuel Gas)		

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (14/15)

[Tankage, Off-site Facilities & Auxiliaries]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
1	Tankage		Please refer to Tank List (Table VII-2)		
2	Pumps				
2-1	Booster Pumps for Process Units	16	Centifugal Type		
2-2	Blender & Transformer Pumps	15	Ditto		
2-3	Shipping & Filling Pumps	20	Ditto		
2-4	Other Pumps	6	Reciprocating & Gear Type		
3	TEL Injection Facility for Gasoline	1 set			
4	Dye Injection Facility for Gasoline	1 set			
5	Addition Injection Facility for Jet Fuel	1 set			
6	Asphalt Drum Filling Machine	5 sets			
7	Asphalt Drum Paretizer	2 sets			
8	Waste Water Treatment	1 set			
9	Flare System	1 set			

Table VII-1 Main Equipment List of Refinery (15/15)

[Tankage, Off-site Facilities & Auxiliaries]

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
10	Fire Fighting Facility	1 set			
11	Communication System	1 set			
12	Maintenance Equipment and Tool	1 set			
13	Laboratory Equipment	1 set			
14	Protective Appliance	1 set			
15	First-aid Appliance	1 set			
16	Transportation Machinery	1 set			

Table VII-2 Tank List (1/4)

Item No.	Service	Day of Storage	Flow Rate (BPSD)	Capacity (kl)		No. of Tanks	Type of Tanks
				Total	Each		
1	Feedstock Crude Oil	40	40,000	363,000	20,000	6	FR with Mixer
2	Intermediate						
2-1	Naph HDS Charge (WN)	15	8,418	25,000	12,000	2	DR with inner float
2-2	Reformer Charge (THN)	7	5,637	9,000	5,000	2	DR with inner float
2-w	Kero HDS Charge (KERO)	21	3,960	18,900	10,000	2	FR
2-4	GO HDS Charge (GO)	18	6,840	24,500	12,000	2	FR
2-5	FCC Charge (VGO)	15	12,503	37,300	12,000	3	CR
2-6	TC (AR)	15	22,906	68,300	12,000	6	CR
2-7	Vacuum Residue (VR)	15	12,200	36,400	12,000	3	CR with Heating Coil & Insulation
3	Components						
3-1	L't Naphtha (TLN)	15	3,096	10,500	5,500	2	FR
3-2	Reformate	15	4,472	15,200	8,000	2	FR
3-3	FCC Gasoline	15	5,989	20,400	10,500	2	FR
3-4	Treated GO (DSGO)	18	6,618	23,700	6,000	4	CR

Table VII-2 Tank List (2/4)

Item No.	Service	Day of Storage	Flow Rate (BPSD)	Capacity (kl)		No. of Tanks	Type of Tanks
				Total	Each		
3-5	EBHC GO	15	2,508	7,500	4,000	2	CR
3-6	FCC LCO	15	4,001	11,900	6,000	2	CR
3-7	FCC HCO	15	1,000	3,000	2,000	2	CR
3-8	Vacuum GO	15	2,617	7,800	4,000	2	CR
3-9	EBHC Residue	15	4,275	12,700	6,500	2	CR with Heating Coil
4	Product						
4-1	Propane	30	1,528	9,100	3,000	3	Sphere
4-2	Butane	30	2,510	15,000	3,000	5	Sphere
4-3	Prem. Gasoline	30	6,000	40,900	10,000	4	FR
4-4	Regular Gasoline	30	6,000	40,900	10,000	4	FR
4-5	Kerosene & Jet Fuel	36	3,960	32,400	8,000	4	FR
4-6	Gas Oil	30	11,068	66,000	11,000	4	CR
4-7	Fuel Oil	30	9,737	58,100	10,000	6	CR with Heating Coil & Mixer
4-8	Asphalt	30	600	3,600	1,000	4	CR with Heating Coil, Mixer & Insulation

Table VII-2 Tank List (3/4)

Item No.	Service	Day of Storage	Flow Rate (BPSD)	Capacity (kl)		No. of Tanks	Type of Tanks
				Total	Each		
5	Others						
5-1	Light Slop				2,000	1	FR
5-2	Heavy Slop				2,000	1	CR with Heating Coil & Mixer
5-3	HFO				2,000	1	CR with Heating Coil

Table VII-2 Tank List (4/4)

Item No.	Service	Day of Storage	Flow Rate (BPSD)	Capacity (kl)		No. of Tanks	Type of Tanks
				Total	Each		

* Remarks

Base of Tank Sizing

Crude Oil Tank	40 Days
including crude oil terminal	
Intermediate Tank	15
Product Tank	30

Tank Volume Calculation

Q = V x D x 1/W

Q : Tank Volume (kl)
V : Flow (kl/d)
D : Storage Days (d)
W : Working Factor

for Cone Roof	0.8
for Floating Roof	0.7
for Sphere	0.8

Type of Tanks

FR = Floating Roof Type
DR = Dome Roof Type
CR = Cone Roof Type

Table VII-3 Land Shipping Facilities List

1. LPG Tank-truck Shipping

(1) Loading Speed : 60 kl/h.p't

(2) Loading Point : For Propane 2 p't
For Butane 4 p't
For Propane & Butane 2 p't

(3) Shipping Pump : Propane 120 kl/h x 2 sets
Butane 180 kl/h x 2 sets

2. White Oil Tank-truck Shipping

	Premium Gasoline	Regular Gasoline	Kerosene	Gas Oil	Jet Fuel
(1) Loading Speed	← 120 kl/h·p't (Botton Loading) →				
(2) Loading Point	← 16 p't →				1 p't
(3) Loading Nozzle	16	16	8	16	1
(4) Shipping Pump	240kl/h x 3sets	240kl/h x 3sets	180kl/h x 2sets	330kl/h x 4sets	60kl/h x 2sets
(5) Micro Filter	360kl/h x 2sets	360kl/h x 2sets	360kl/h x 1sets	330kl/h x 4sets	120kl/h x 1set

3. Fuel Oil Tank-truck Shipping

(1) Loading Speed : 80 kl/h

(2) Loading Point : 11 p't

(3) Shipping Pump : 290 kl/h x 3 sets

4. Asphalt Drum Filling

(1) Drum Filling Speed : 40 Drums/h.Filler

(2) No. of Fillers : 5 Fillers

(3) Filler Charge Pump : 25 kl/h x 2 sets

Table VII-4 Building List for Refinery

1. Administration and Welfare Buildings

No.	Description	Req'd No.	Specification
(1)	Administration Building	1	Reinforced Concrete Structure
(2)	Canteen	1	Ditto
(3)	Clinic	1	Ditto
(4)	Fire Fighting Station	2	Steel Frame Structure
(5)	Gate House	2	Reinforced Concrete Structure
(6)	Operator Center	1	Ditto

2. Building Related to Refinery Facilities

No.	Description	Req'd No.	Specification
(1)	Warehouse	3	Steel Frame Structure
(2)	Maintenance Shop	2	Ditto
(3)	Primary Substation	1	Reinforced Concrete Structure
(4)	Laboratory	1	Ditto
(5)	Octane Engine Shelter	1	Steel Frame Structure
(6)	Process Control Room and No. 1 Substation	1	Reinforced Concrete Structure
(7)	Utility Control Room and No. 2 Substation	1	Ditto
(8)	Tankage Control Room and No. 3 Substation	1	Ditto
(9)	Shipping Control Room and No. 4 Substation	1	Ditto
(10)	Field Office	3	Steel Frame Structure
(11)	No. 5 Substation	1	Reinforced Concrete Structure
(12)	No. 6 Substation	1	Ditto

2. 原油受入れ基地（ターミナル）

2.1 プロセスフロー

ターミナルのプロセスフローをFig.Ⅶ－15に示す。原油タンカーはドルフィンタイプの桟橋に着桟し，原油はローディングアームにより40,000klの原油タンクに受入れられる。

一方，グァテマラ産原油も既設のターミナル設備から，この40,000klの原油タンクに送られる。

ターミナルの原油タンク能力は，製油所の原油処理能力の30日分を保有することとし，40,000kl×5基設置とした。

原油タンクに一度貯蔵された原油は送出ポンプにより16インチのパイプラインを通して2ケ所のブースターステーションを経由し，製油所に送られる。

2.2 プロットプラン

ターミナルはPuerto Santo Tomas de Castillaにある既設港湾設備の隣接地域に設置される。ターミナルのプロットプランをFig.Ⅶ－16に示す。桟橋はドルフィンタイプとし全長は475mである。この桟橋の位置は，Puerto Santo Tomas de Castilla港の水深と原油タンカーの着桟時の回転半径から決定した。

2.3 主要機器リスト

ターミナル設備の主要機器リストをTable Ⅶ－5に示す。

Fig. VII-15 Flow Diagram of Crude Oil Terminal

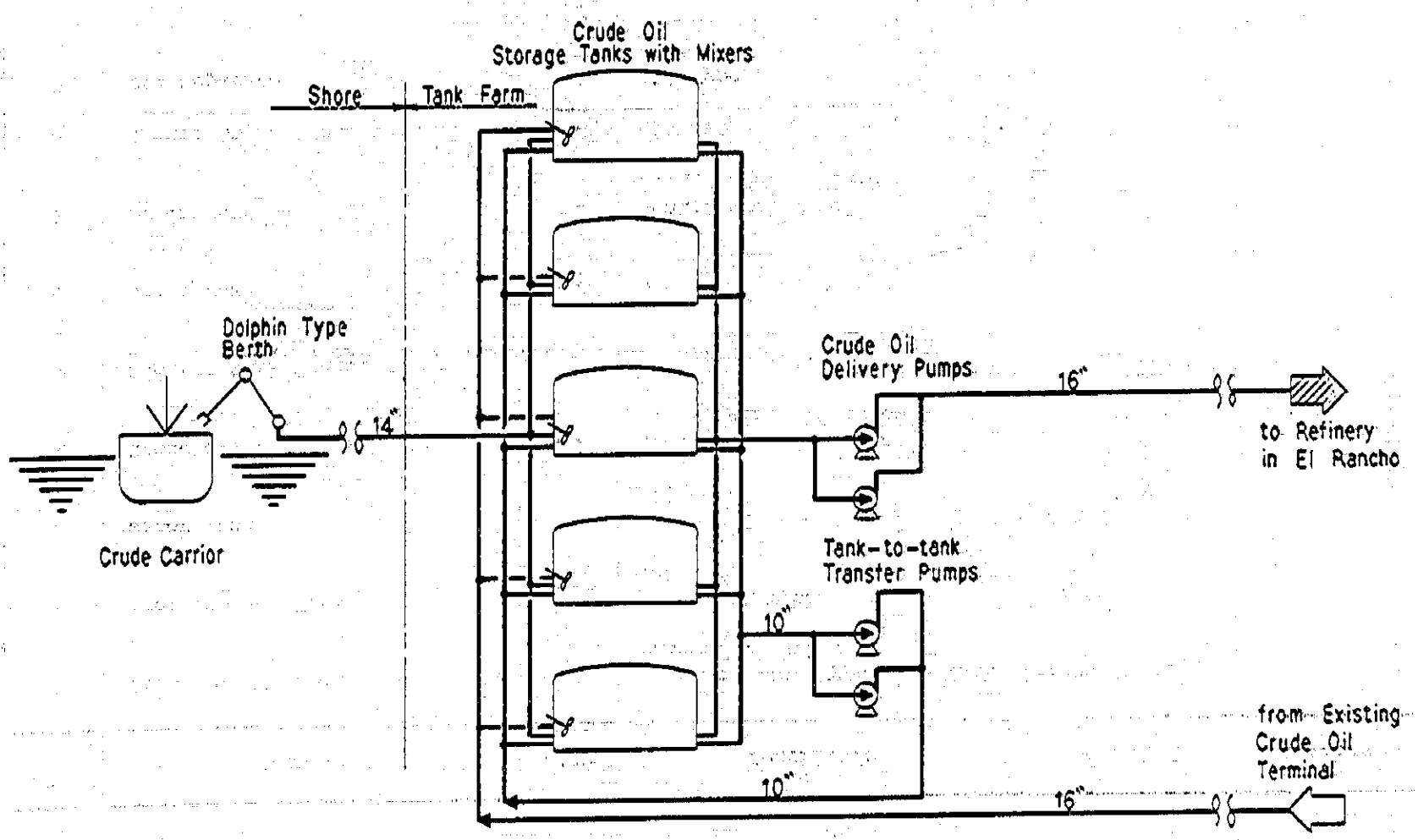
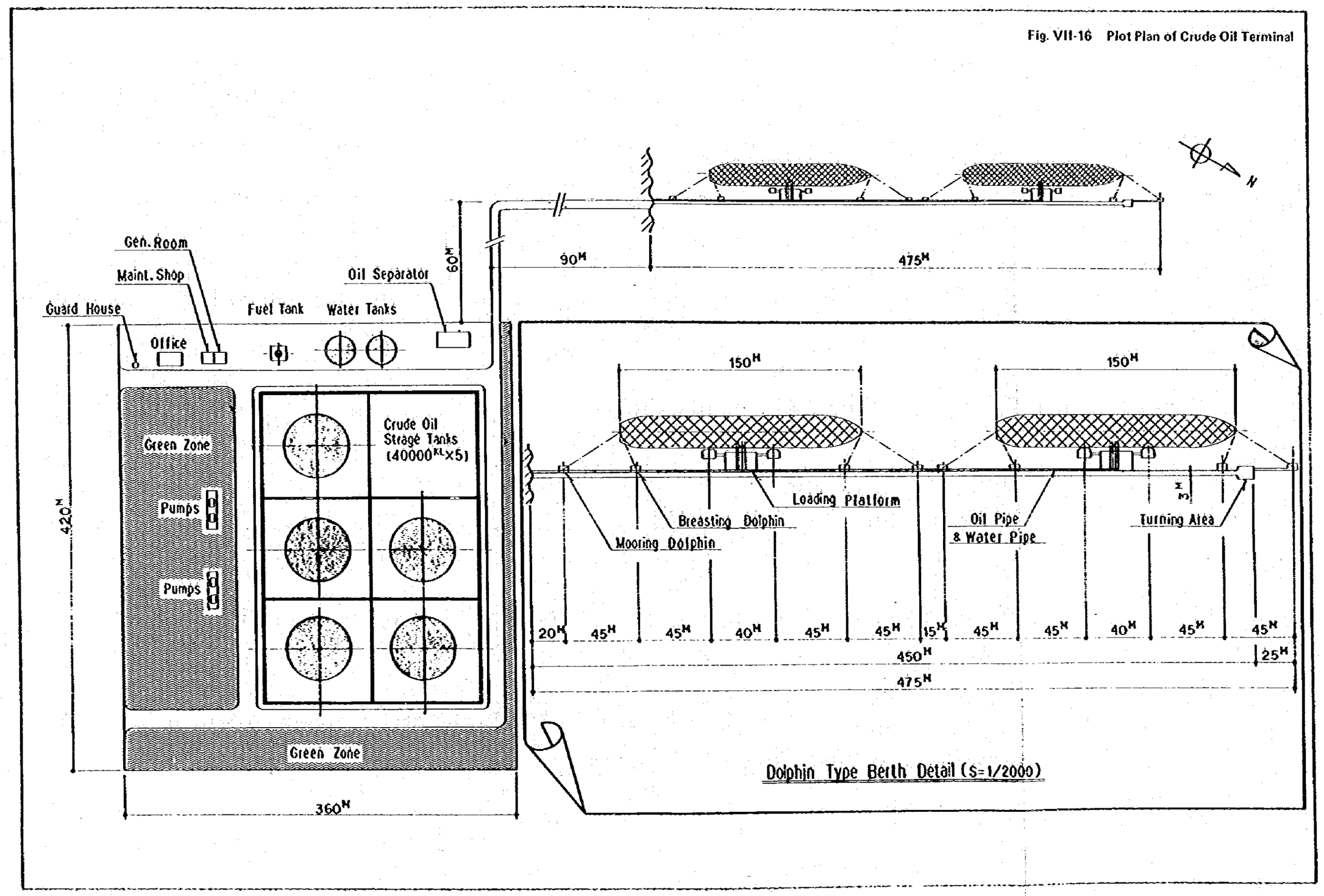


Table VII-5 Main Equipment List of Terminal

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
1	Crude Oil Storage Tank	5	Floating-roof Type with Tank Mixers, 40,000 kl	Carbon Steel	
2	Fuel Storage Tank	1	Cone-roof Type 180 kl	Ditto	
3	Water Tank	2	Cone-roof Type 10,000 kl	Ditto	
4	Crude Oil Delivery Pumps	2	Diesel Engine Driven 5.3 m^3/min. 75 kg/cm^2G		
5	Tank-to-tank Transfer Pump	2	Centrifugal Type 7.5 m^3/min. 30 mH		
6	Water Pump	2	Diesel Engine Driven 17 m^3/min. 10 Kg/cm^2G		
7	Drain Pump	2	Centrifugal Type 8.3 m^3/min. 30 mH		
8	Diesel Engine Genrator	2	650 KVA		
9	Oil Separator	1	API Type		

Fig. VII-16 Plot Plan of Crude Oil Terminal



3. パイプライン

3.1 プロセスフロー

パイプラインのプロセスフローをFig.Ⅵ－17に示す。原油は，ターミナルの原油送出ポンプで送出されたのち，ターミナルから約75km地点にあるNo.1ブースターステーションおよび約150km地点にあるNo.2ブースターステーションを経由し，El Rancho の製油所に到達する。

パイプラインは土被り1mの埋設配管とし，川を横断する部分はアーチ型式で国道CA9沿いに敷設される。

3.2 主要機器リスト

パイプラインの主要機器リストをTable Ⅵ－6に示す。

Fig. VII-17 Pipeline

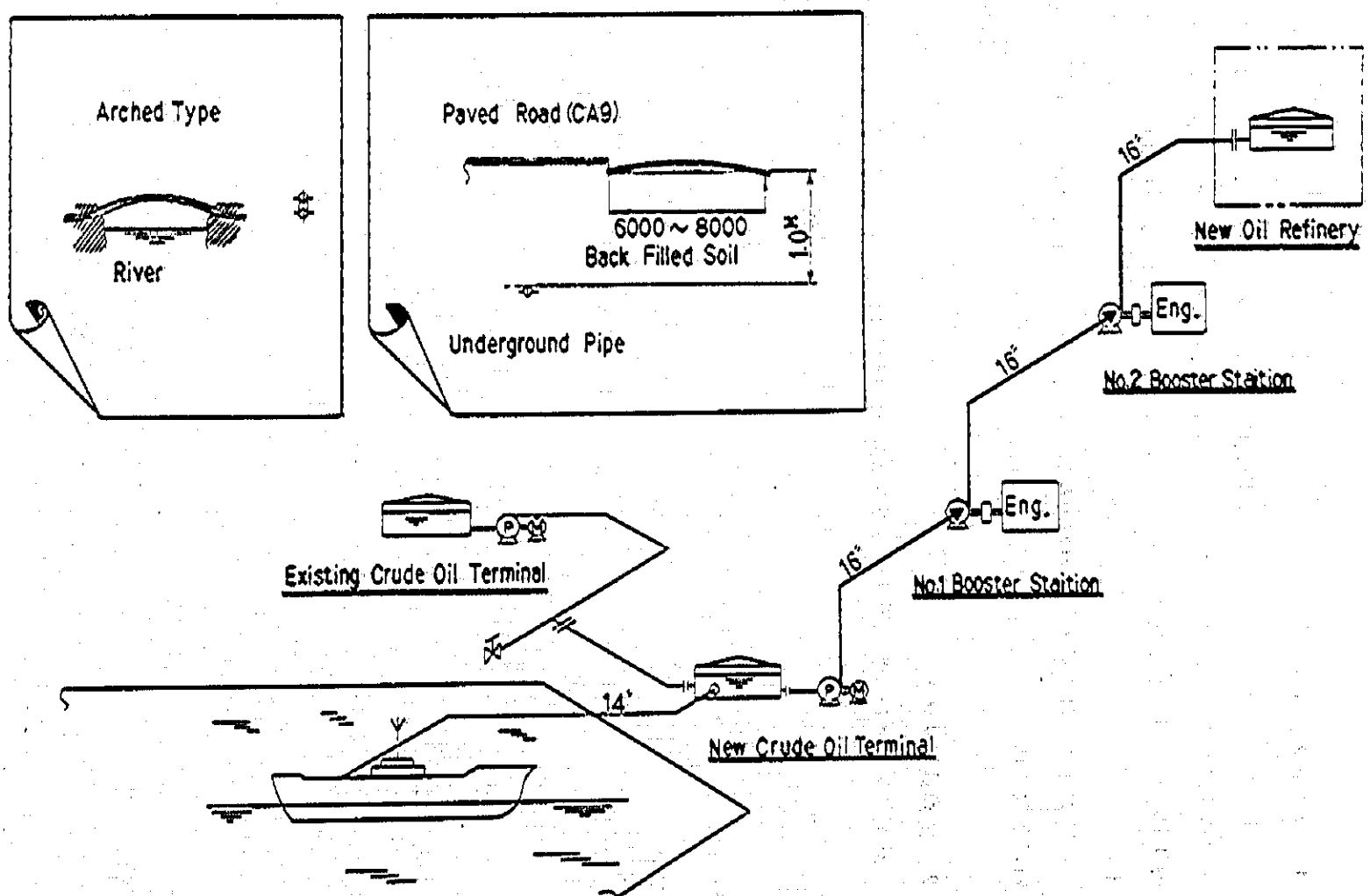


Table VII-6 Main Equipment List of Pipeline (1/2)

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
1	Pipe	220 km	16 inch, 12 mm thickness Anticorrosion Method: Tape Rapping and Electricity	API 5L x 52	
2	Pump	2 sets/ B.S.	Diesel Engine Driven 5.3 m^3/min. 75 Kg/cm^2G		B.S.: Booster Station
3	Crude Oil Surge Tank	2/B.S.	Cone-roof Type 100 kl	Carbon Steel	
4	Fuel Oil Tank	2/B.S.	Cone-roof Tyep 30 kl	Ditto	
5	Diesel Engine Generator	2/B.S.	300 KVA		
6	Fire Fighting Facility	1 set/ B.S.			Based on NFPA
7	Cooling Water Facility	1 set/ B.S.			
8	Control Room	1 set/ B.S.			
9	Pipe Cleaning Facility	1 set/ B.S.			
10	Communication Facility	1 set/ B.S.			

Table VII-6 Main Equipment List of Pipeline (2/2)

Item No.	Service	Q'ty	Description	Material	Remarks
11	Environmental Facility	1 set/ B.S.	Oil Separator		

第Ⅷ編　建設計画

第Ⅶ編　建　設　計　画

1. 重量機器の輸送

製油所の機器のうちで，輸送単位として最大の機器は常圧蒸留塔であり，その寸法および重量はそれぞれ，3,700㎜(i.d)×38,000㎜(ℓ)，100tと予想される。常圧蒸留塔を含む製油所の機器を輸送するルートとしては，太平洋岸のSan Joseを起点としてEl Rancho にいたる幹線道路(CA9)のルート－Ⅰと大西洋岸のPuerto Santo Tomas de Castillaを起点としEl RanchoにいたるCA9のルート－Ⅱとが候補としてあげられる。

現地調査の結果，橋の耐力および道路の曲率半径等を考慮すると，比較的大型の重量機器の輸送には上記の2ルートのうち大西洋側のルート－Ⅱの方が適切と考えられる。比較型小型の軽量機器の輸送には，両方のルートを利用することができると考えられる。

2ルートの現状と輸送上の問題点を以下に述べる。

1.1　太平洋岸からのルート(Fig.Ⅶ－1　参照；ルート－Ⅰ)

製油所の機器を太平洋岸から輸送する場合の荷上げ港はSan Jose港となる。

San Jose港のバースは，バース長さが800m，バース幅が56m，水深が12mあり，最大200m長さで載貨重量約20,000DWTの船舶が同時に4隻まで着岸できる能力を有している。ただし，現在陸上にクレーン設備はなく，また近い将来クレーン設備を建設する計画もないため，荷上げはフローティングクレーン設備によることとなる。

San Jose港からEl Ranchoにいたる輸送ルート(CA9)は舗装されており，距離は約185kmで，最小道路幅員は8mである。

このルートの途中には25か所の上路橋があり，その最小幅は6mで，許容輸送重量は約80tと推測される。San Jose とグァテマラ市との間の橋は比較的小規模であるが，グァテマラ市とEl Rancho との間には長さも長く，橋桁から川底までの深さも深い，比較的大規模な橋が5か所あり，これらの橋の補強が必要となる場合には非常に大規模な工事となる。またこのルートの上には1か所の立体交差道路(有効高さ約6m)と，1か所の立体交差鉄道(有効高さ約10m)がある。このルートの曲率半径は，後述する大西洋岸からのルートと比較して小さいが，道路幅員をいっぱい使用すれば，長さ40,000㎜ 程度の機器は輸送が可能であると考えられるが，ルート－Ⅰはグァテマラ市内を通過することを考慮すれば大型コンテナ程度即ち25m程度が限界と考えられる。

なお，2.5m(w)×20m(ℓ)×4.1m(h)，重量が38tを超える車両の通行には道路管理当局の許可が必要である。

1.2　大西洋岸からのルート（Fig.Ⅶ－1　参照；ルート－Ⅱ）

製油所の機器を大西洋岸から輸送する場合の荷上げ港はPuerto Santo Tomas de Castilla港となる。

Puerto Santo Tomas de Castilla港のバースは，バース長さが950m（荷上げのために使用できる有効バース長さは500m），バース幅が30m，水深が8－10mあり，着岸できる船舶の載貨重量は約12,000DWTと推測されるが調査の結果24,000DWTの入港実績がある。

陸上のクレーン設備は，50tクレーンおよび150tクレーンがそれぞれ1基ある。また，保管用上屋も建設されている。なお，荷さばき費用は，倉庫料を除き，1tあたり約4.7ケッツァールとなっている。

Puerto Santo Tomas de Castilla港からEl Ranchóにいたる輸送ルート（CA9）は舗装されており，距離は約200kmで，最小道路幅員は8mある。

このルートの途中には54か所の橋があり，その最小幅員は6mであり，許容輸送重量は約80tと推測される。これらの橋は，長さも短く，橋桁から川底までの深さも浅く，橋の補強が必要となる場合でも比較的に容易に工事ができる。ただし，54か所の橋のうち10か所の橋は下路橋であり，路面より下路トラスの道路横断部材の下端までの最小有効高さは4.5m程度である。したがって，一部の下路橋については補強し，下路トラスの道路横断部材を取除く工事または仮橋の工事が必要である。このルートの上には，立体交差道路または立体交差鉄道は1か所もない。またこのルートの曲率半径は，前述した太平洋岸からのルートと比較すると大きく長尺物の機器の輸送が可能である。

なお，2.5m(w)×20m(ℓ)×4.1m(h)，重量が38tを超える車両の通行には道路管理当局の許可が必要である。

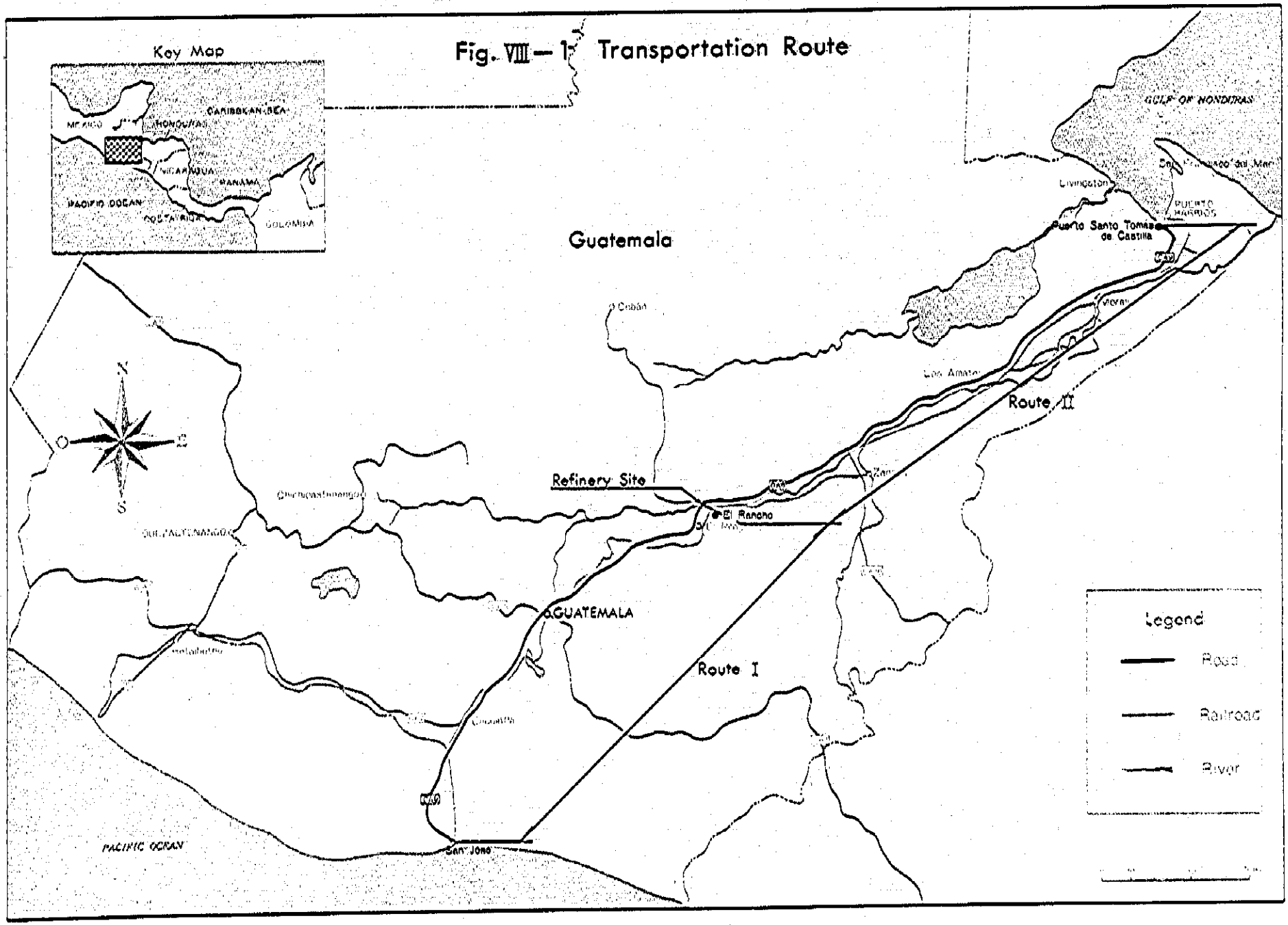


Fig. VIII — 1 Transportation Route

2. 建 設 工 程

製油所，ターミナルおよびパイプラインの建設工程をFig.Ⅶ－2に示す。

製油所の基本設計開始から営業運転開始まで，3年間を要するため，1989年1月に製油所が営業運転を開始するためには，1986年1月にContractorを決定する必要がある。

このためには早急にMBMの中に本プロジェクトの為の組織（事業主体）を作る必要がある。この事業主体がContractorを決定する1986年1月迄に実施すべき主な業務は，次のとおりである。

(1) 本プロジェクトの実施には約670百万ケッツァールの巨額を必要とするため資本調達計画の決定

(2) Contractorを決定するための各種仕様書等の作成

このため遅くとも事業主体は1985年の始めから上記の検討を開始する必要がある。

製油所，ターミナルおよびパイプラインに関する主な工程は次のとおりである。

2.1 製 油 所

1986年 1月	Contractor決定　基本設計開始
1986年 4月	工場敷地整地開始
1986年 6月	土建工事開始
1987年 3月	据付工事開始
1988年10月	工事完成（Mechanical Completion）
1988年10月－1989年1月	試運転
1989年 1月	営業運転開始

2.2 ターミナル

1986年 1月	Contractor決定　基本設計開始
1986年10月	土建工事開始
1987年 2月	タンク建設工事開始
1988年 6月	工事完成

2.3 パイプライン

1986年 1月	Contractor決定　基本設計開始
1986年 9月	土建工事開始
1986年10月	パイプライン工事開始
1988年 6月	工事完成

3. 建設工事動員計画

建設工事に従事するスーパバイザー，熟練工，非熟練工の合計数を設備別に Fig.Ⅶ－3～Fig.Ⅶ－5に示す。

本プロジェクトで建設工事に従事する人員は製油所，ターミナルおよびパイプラインで総合計約63,000人・月に達する。

各設備別の動員計画は次のとおりである。

(1) 製油所

1986年7月の工事開始から1988年10月の工事完成まで28か月間で合計37,800人・月を要する。最高動員数は1600人/dである。

(2) ターミナル

1986年10月の工事開始から1988年6月の工事完成まで21か月間で合計12,000人・月を要する。最高動員数は800人/dである。

(3) パイプライン

1986年10月の工事開始から1988年6月の工事完成まで21か月間で合計13,200人・月を要する。最高動員数は800人/dである。

Fig. VIII-2 Schedule for Guatemala Oil Refinery

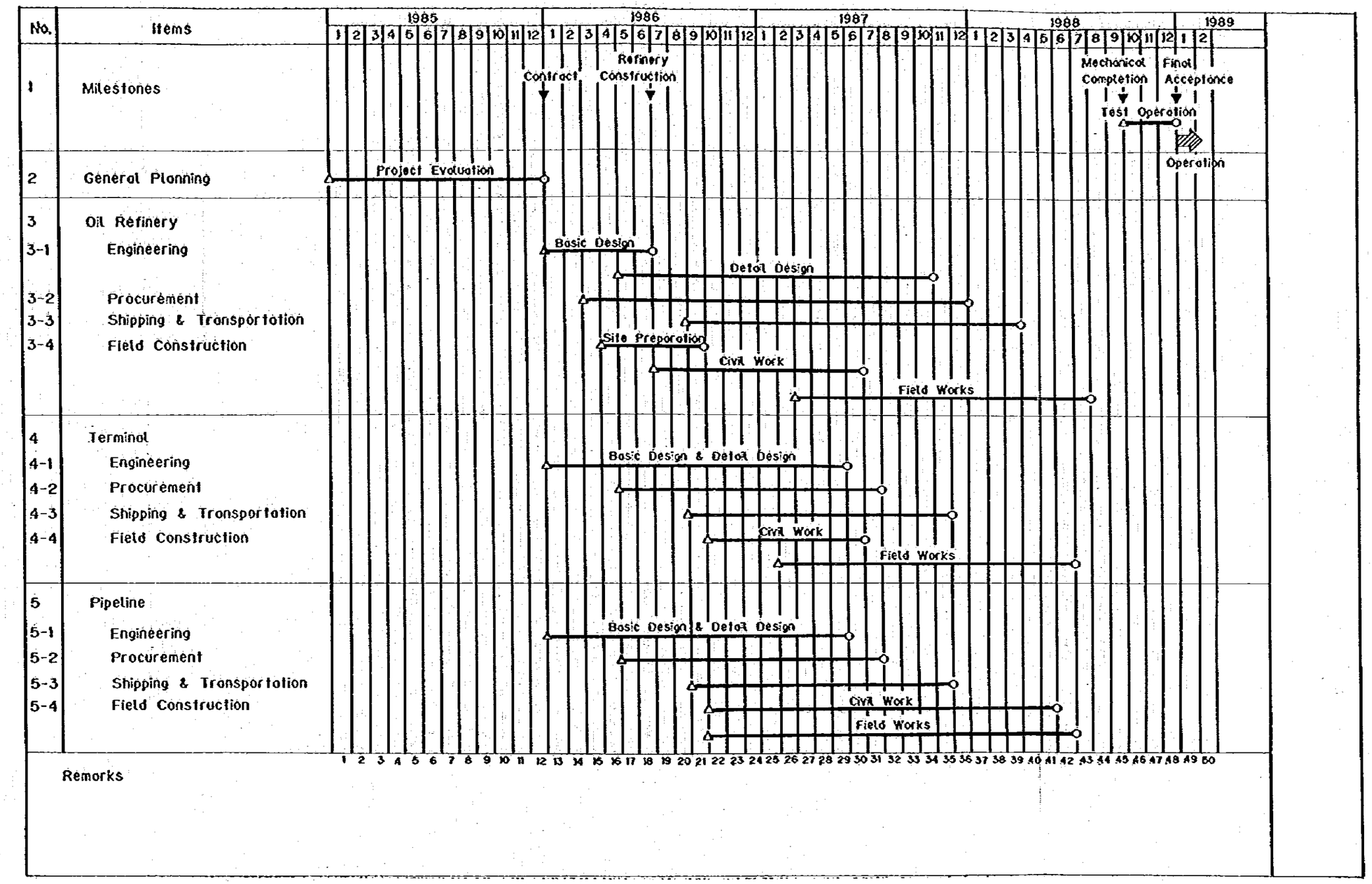


Fig. VIII-3 Mobilization Schedule for Oil Refinery

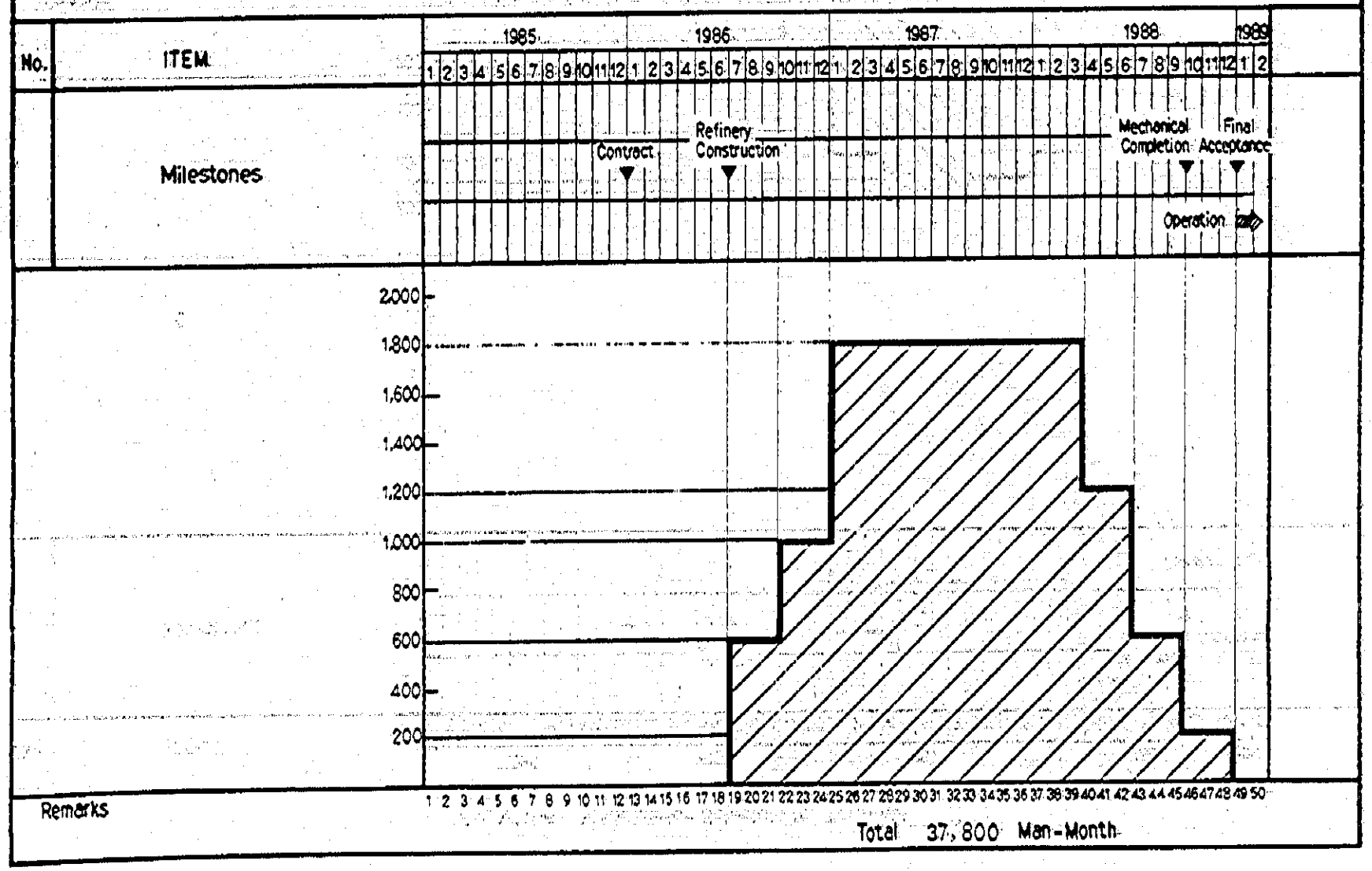


Fig. VIII-4 Mobilization Schedule for Terminal

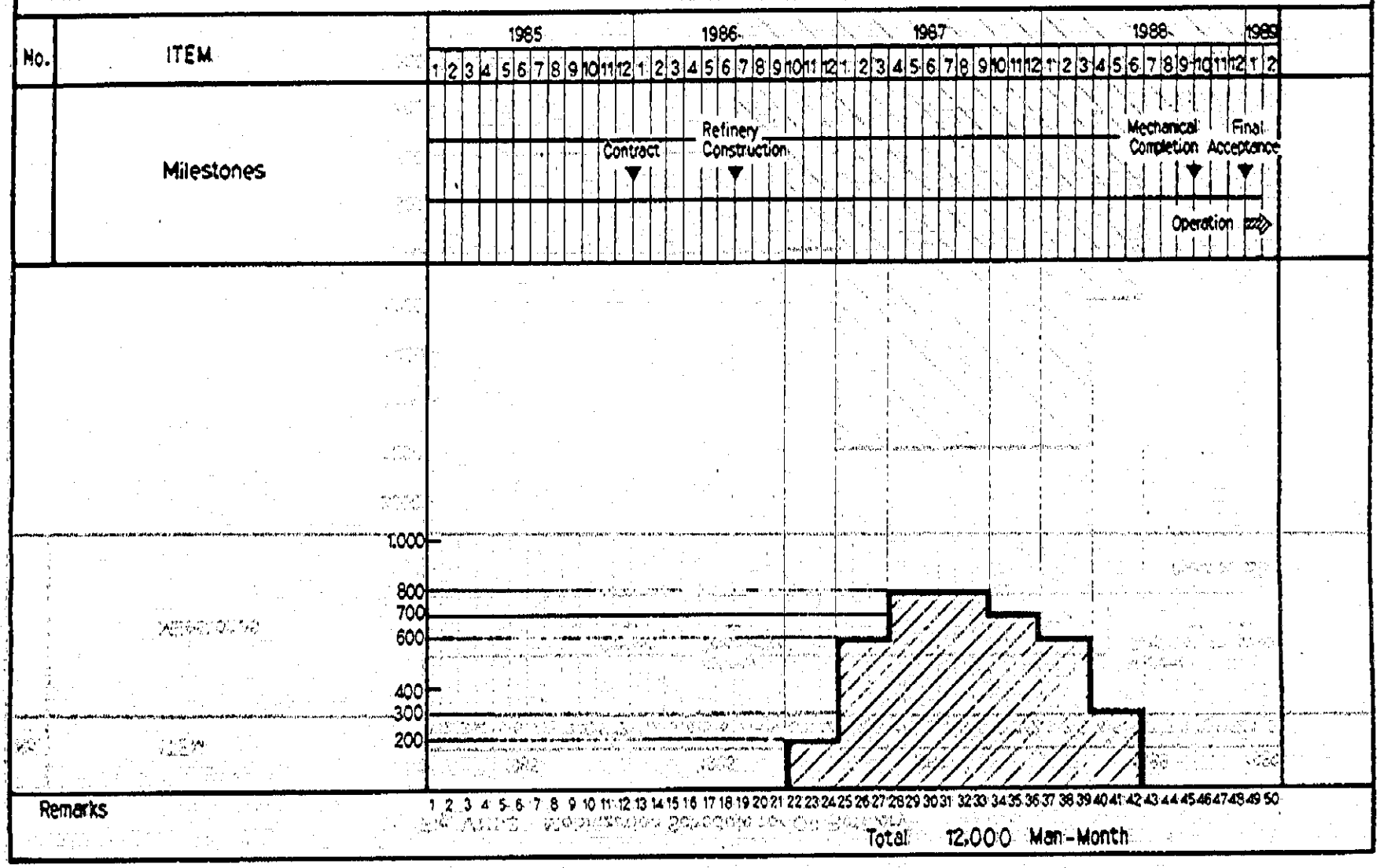
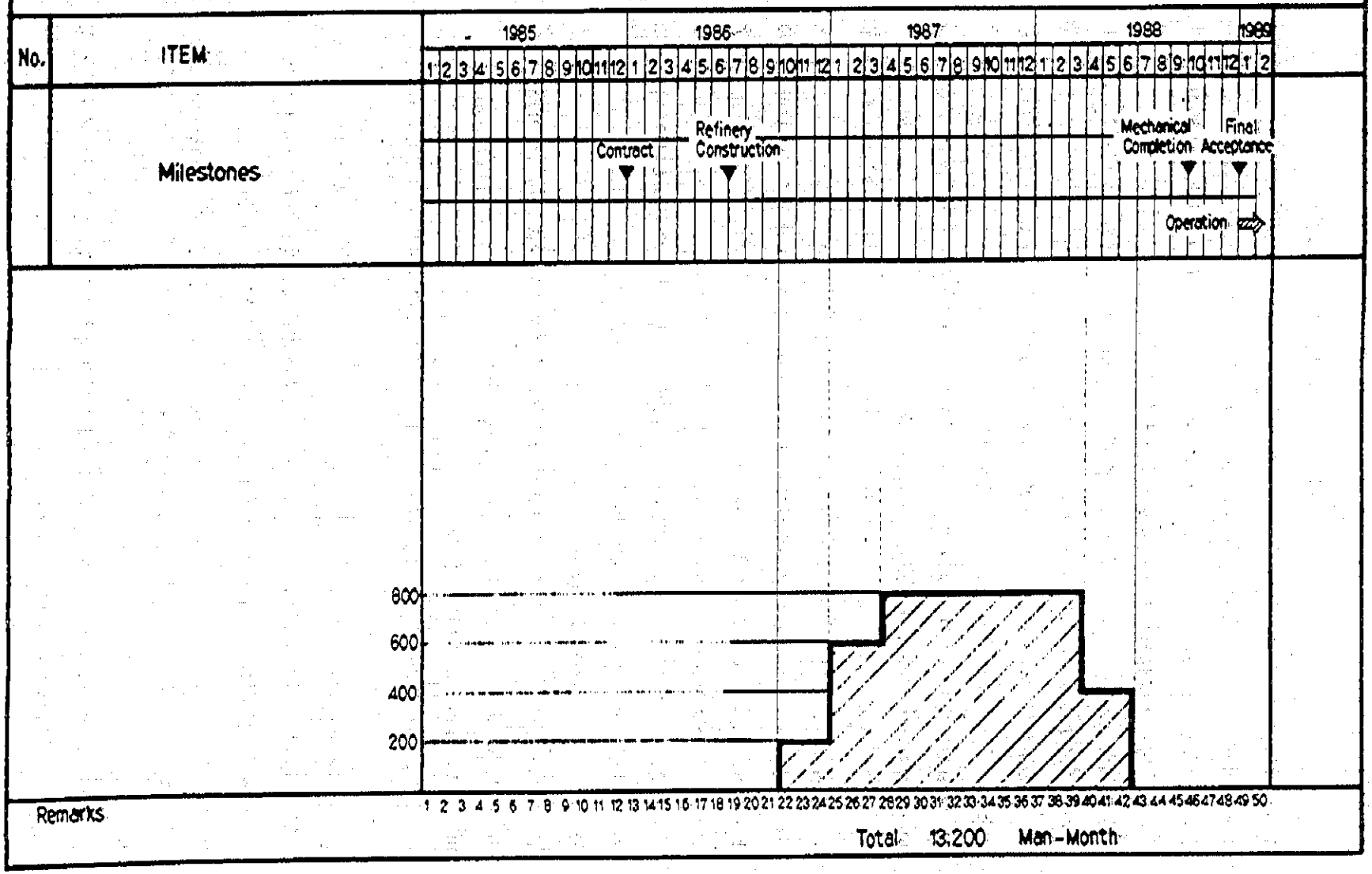


Fig. VIII-5 Mobilization Schedule for Pipeline



4. 建 設 費

4.1 建設費算出の前提

(1) 本プロジェクトの契約形態はLump Sum方式とした。

(2) 現地調査の結果から，グァテマラ国内で調達が可能なものは事務所，機器基礎，鉄骨構造物等の土木・建築資材およびその工事費とした。

(3) 製油所機器，ターミナル貯槽，パイプライン用パイプ等は海外調達とし，本調査では日本から調達するものとして算出した。

(4) 現場工事については，メキシコ等から熟練工を連れてくるものとして現場工事費を算出した。

(5) 通貨の換算レートは1ケッツァール＝1US$＝235yenとした。

(6) 建設費は1983年末時点として算出した。

4.2 建設費算出の範囲

建設費算出の範囲としては，製油所，ターミナルおよびパイプラインの設備とその建設工事とするが，次の項目も範囲内とした。

(1) 製油所およびターミナルの土地代

（但し，パイプラインは国道CA9敷地内設置とし土地代は計上していない。）

(2) 製油所，ターミナル敷地の整地工事

(3) ターミナルの原油受入桟橋

(4) 製油所，ターミナルのアクセス道路およびパイプラインの工事用仮設道路

(5) 製油所，ターミナルの廃水配管，廃水ピット

(6) 海外からの労働者用宿泊施設

但し，製油所，ターミナル，パイプライン従業員用の社宅等は範囲外とした。

4.3 建設費算出結果

製油所，ターミナルおよびパイプラインに要する総建設費は約670百万ケッツァールである。建設費を次の項目に分けて算出した。

(1) 土 地 代

各々の設備の敷地の購入代金を計上した。

(2) 整 地 費

製油所，ターミナルの敷地の整地に要する費用を計上した。但しパイプライン工事は整地を必要としないため計上していない。

(3) 土建および建物

設備基礎，建物，桟橋等の建設に要する土木・建築資材およびその工事費用を計上した。

(4) 機　器

塔，槽，熱交換器，ポンプ，タンク等の機器および計装機器，電気機器，配管材料等を計上した。

(5) 建設工事

据付工事，配管工事，計装工事，電気工事，保温工事，塗装工事等の現場工事および建設工事に従事する作業員の宿舎等の費用を計上した。

(6) エンジニアリング，スーパーバイジィング

基本設計，詳細設計のエンジニアリング費用と建設・操業指導等のスーパーバイジィング費用を計上した。

(7) Contingency

今回建設費の積算は1983年末時点で実施したため，インフレーションに対するContingencyは見込む必要がないので技術的なContingencyのみ計上した。Contingencyは，(1)−(5)の各費用の合計に対する割合で計上するものとし製油所は5%，ターミナルは3%，パイプラインは15%とした。パイプラインの工事は土質により土木工事費が大幅に変化するため，他の設備よりContingencyを大きく取った。

各々の設備別の建設費をTable Ⅷ−1に示す。

Table VIII-1　Investment Cost

(Unit:　10^3 Quentzales)

	Refinery	Terminal	Pipeline
(1) Land Acquisition	2,106	536	——
(2) Site Preparation	20,861	2,701	——
(3) Civil & Buildings	81,012	26,119	5,690
(4) Equipment & Machinery	255,150	1,670	23,530
(5) Field Works	92,806	27,168	44,334
Sub-Total	(451,935)	(58,194)	(73,554)
(6) Engineering & Supervising	35,532	8,733	10,116
(7) Contingency	22,597	1,744	11,033
Total	510,064	68,671	94,703
Grand Total	673,438		