

マイクロ
フィッシュ作成

JICA LIBRARY



1030411E13



ヴェネズエラ共和国

オリノコヘビーオイル軽質化計画調査

第 I 編 調査報告書

1980年11月

国際協力事業団

國際協力事業団	
箱 5848.22	712
袋録No. 1 (13446)	668
	MPI

は し が き

表題「ヴェネズエラ共和国オリノコヘビーオイル軽質化計画調査報告書」の本報告書を、ヴェネズエラ共和国に提出することは喜びにたえない。

本報告書は、ヴェネズエラ共和国の要請を受け、国際協力事業団により委託された日本国調査団が、1979年9月30日より10月13日および1980年5月3日より5月23日まで、ヴェネズエラ共和国のカラカス市、およびオリノコ地区等で実施した第1次調査、および第2次調査の調査結果をもとにとりまとめられた。

当調査団は、広瀬鮮一を団長とし、ヴェネズエラ共和国政府の関係諸機関と協議を重ねると共に、現地調査とデータ分析を実施した。

本報告書が、ヴェネズエラ共和国のセロ・ネグロ地区における、オリノコヘビーオイル軽質化計画の立案の為の、基本的資料として利用されることを望む。

本調査の実施にあたり、日本国調査団に対し多大な協力を賜ったヴェネズエラ共和国政府の関係諸機関各位に対し、心から謝意を表したい。

1980年11月

国際協力事業団
総裁 有田 圭 祐

目 次

第 1 章	序 文	1
第 2 章	検討結果の要約	2
2.1	調査の主要目的	2
2.2	立 地 条 件	2
2.3	プロジェクトの概要	2
2.3.1	原油および製品	2
2.3.2	設 備 構 成	3
2.4	経 済 検 討	7
2.4.1	所要資本および運転費	7
2.4.2	経 済 検 討	7
2.5	全般比較および考察	8
2.5.1	技術面の比較	8
2.5.2	経済性の比較	9
第 3 章	検討の前提	11
3.1	原 料 油	11
3.1.1	粗 原 油	11
3.1.2	原 料 油	11
3.1.3	原料油の性状	11
3.1.4	原料油供給	11
3.2	軽質化製油所	11
3.2.1	製油所の立地	11
3.2.2	製油所の規模	11
3.2.3	製油所の構成	12
3.2.4	用 役	12
3.2.5	貯 蔵 設 備	12
3.2.6	脱 硫	12
3.2.7	法規と標準	12
3.3	改 質 原 油	12
3.3.1	組 成	13
3.3.2	留分の性状	13
3.4	副製品燃料	13

3.4.1	用 途	13
3.4.2	粗原油生産用電力	14
3.5	副製品 硫黄	14
3.6	天然ガス	14
3.6.1	ガス組成	14
3.6.2	供給条件	14
3.7	コスト推算	14
3.7.1	所要資本	14
3.7.2	運 転 費	15
3.8	経 済 検 討	15
第 4 章	設備決定のための考案	17
4.1	調 査 範 囲	17
4.2	製品と副製品	18
4.2.1	改 質 原 油	18
4.2.2	硫 黄 回 収	18
4.2.3	副製品の燃料化	21
4.2.4	稀 釈 油	21
4.3	公 害 対 策	22
4.3.1	廃水汚染対策	22
4.3.2	大気汚染対策	22
4.4	原油生産油田への稀釈油, 電力, 燃料ガスの供給	22
4.4.1	稀 釈 油	22
4.4.2	電 力	23
4.4.3	燃 料 ガ ス	23
4.5	固体貯蔵・取扱い設備	24
4.5.1	固 体 貯 蔵 量	24
4.5.2	固体受入・貯蔵・払出設備	25
第 5 章	個有設備の概要	27
5.1	軽質化プロセス装置	27
5.1.1	フルードコーカープロセス	27
5.1.2	ユリカプロセス	33
5.1.3	M-DSプロセス	37
5.2	精製スキーム	40

5. 2. 1	フルードコーカーケース	40
5. 2. 2	ユリカケース	41
5. 2. 3	M-DS ケース	45
第 6 章	共通設備の概要	51
6. 1	用 役 設 備	51
6. 1. 1	用役供給システム	51
6. 1. 2	用役バランス	52
6. 1. 3	用役設備能力	52
6. 2	オフサイト設備	52
6. 2. 1	貯 蔵 設 備	52
6. 2. 2	製品出荷システム	59
6. 2. 3	固体物取扱いシステム	59
6. 2. 4	排水処理設備	62
6. 2. 5	排煙脱硫設備	62
6. 2. 6	消 火 設 備	63
6. 2. 7	フレアーとブローダウンシステム	63
6. 2. 8	コントロール室	63
6. 2. 9	建 屋 設 備	63
6. 2. 10	そ の 他	64
第 7 章	副製品の利用	65
7. 1	副 製 品	65
7. 2	燃 焼 方 式	65
7. 2. 1	フルードコークス	65
7. 2. 2	ユリカピッチ	69
7. 2. 3	M-DS アスファルト	71
第 8 章	プロジェクト実施計画	74
8. 1	全体配置計画	74
8. 2	全体建設工程	74
8. 3	建設動員計画	75
8. 3. 1	人 員 の 動 員	75
8. 3. 2	建設機械の動員	75
8. 3. 3	機器・資材の陸上げと陸送	78

8.4	製油所組織	78
8.5	従業員訓練計画	82
第9章	所要資本	84
9.1	固定資本	85
9.1.1	設備建設費	85
9.1.2	一括払い特許料	86
9.1.3	触媒・薬品初期充てん費用	86
9.1.4	操業前費用	86
9.2	運転資本	90
9.2.1	土地代	90
9.2.2	原料・製品在庫額	90
9.2.3	触媒・薬品在庫額	90
9.2.4	予備品・倉庫在庫額	91
9.2.5	手持ち現金	91
9.2.6	未収金と未払い金の差額	91
第10章	運転費と経済性の検討	92
10.1	運転費	92
10.1.1	変動費	92
10.1.2	固定費	94
10.2	経済性の検討	94
10.2.1	前提と検討方法	95
10.2.2	検討結果	101
第11章	検討結果の考察	105
11.1	製油所計画	105
11.1.1	プロセスの組合せ	105
11.1.2	改質油収率	105
11.1.3	改質油の性状	107
11.2	プロセスと運転	107
11.2.1	フルードコーカープロセス	107
11.2.2	ユリカプロセス	108
11.2.3	M-DSプロセス	109
11.2.4	軽質化プロセスにおける液状油収率	109

11. 2. 5	水素化精製装置	110
11. 2. 6	M-DSプロセスにおける重質油の水素化脱硫装置	110
11. 2. 7	水添処理プロセスにおける水素消費量	111
11. 3	副製品残渣	112
11. 3. 1	燃 焼 方 法	112
11. 3. 2	電力と蒸気供給	113
11. 3. 3	余剰副産物残渣の利用	114
11. 4	経 済 性	115
11. 4. 1	所 要 資 本	115
11. 4. 2	運 転 費	115
11. 4. 3	経 済 分 析	115
ANNEX	経済検討の計算書	A-1

GLOSSARY

°API	gravity of petroleum defined by American Petroleum Institute
BBL	barrel
BPCD	barrel per calendar day
BPSD	barrel per stream day
BTU	British Thermal Unit
°C	degree centigrade
cp	centipoise
cst	centistokes
DAO	deasphalted oil
DCF	discounted cash flow
°F	degree fahrenheit
FOE	The heating value of a standard barrel of crude oil, equal to 6.24 million BTU (LHV)
Hr or H	hour
HCR	hydrocracking (unit)
HDS	hydrodesulfurization (unit)
HTR	hydrotreating (unit)
HP	high pressure
H ₂ Plant	hydrogen generation plant
INTEVEP	Instituto Tecnológico Venezolano del Petróleo
JICA	Japan International Cooperation Agency
Kcal	kilocalorie
Kg	kilogram
LAGOVEN	Lagoven S.A.
LP	low pressure
MEM	Ministerio de Energía y Minas
m	meter
m ²	square meter
m ³	cubic meter
MM	million
MMBTU	million British Thermal Unit
MMKcal	million kilocalorie
MMNm ³ /SD	million normal cubic meter per stream day
MMSCFD	million standard cubic feet per day
MW	megawatt
MP	medium pressure
m ³ /H	cubic meter per hour

Nm³	normal cubic meter
MH	man-hour
MT	metric ton
%	percent
wt.%	weight percent
vol.%	volume percent
PDVSA	Petróleos de Venezuela, S.A.
ppm	parts per million
ROE	rate of return on equity
ROR	rate of return
SCF	standard cubic feet
SDA	solvent deasphalting (unit)
SCFD	standard cubic feet per day
Sp.Gr.	specific gravity
SR	sulfur recovery (unit)
SCF/B	standard cubic feet per barrel
Ton/H or T/H	tons per hour
Ton/SD or T/SD	tons per stream day
Ton/Y or T/Y	tons per year
UHP	Ultra high pressure
US\$	US dollar
10⁶ US\$	million US dollar
US\$/BBL	US dollar per barrel
US\$/MMBTU	US dollar per million BTU
y	year
wt.%S	weight percent sulfur
VGO	vacuum gas oil

FIGURES

FIG	Title	Page
2.1	Site Location Map	4
4.1	Frame of Project	19
4.2	Storage and Handling of Solid	26
5.1	Process Flow Diagram of Fluid Coker Process	29
5.2	Process Flow Diagram of Eureka Process	34
5.3	Process Flow Diagram of M-DS Process	39
5.4	Block Flow Diagram of Fluid Coker Case	42
5.5	Block Flow Diagram of Eureka Case	43
5.6	Block Flow Diagram of M-DS Case	44
6.1	Steam, Power and Water System Diagram	53
6.2	Tank Flow Diagram	60
7.1	Simplified Flow of Combustion System (Fluid Coker Case)	67
7.2	Simplified Flow of Combustion System (Eureka Case)	70
7.3	Simplified Flow of Combustion System (M-DS Case)	73
8.1	General Plot Plan (Fluid Coker Case)	76
8.2	Preliminary Project Schedule	77
8.3	Refinery Organization Chart	80
10.1	Result of Economic Study	100

TABLES

Table	Title	Page
2.1	Overall Material Balance	3
2.2	Properties of Improved Crude Oil	5
2.3	Major Facilities	6
2.4	Cost Summary	7
2.5	Internal Rate of Return	8
2.6	Comparison of Three Upgrading Scheme	10
5.1	Experiences of Fluid Coker & Flexicoker	28
5.2	Yield of Fluid Coker Process	32
5.3	Yield of Eureka Process	36
5.4	Yield of M-DS Process	38
5.5.	Overall Material Balance	46
5.6	Properties of Improved Crude Oils	47
5.7	Capacities of Process Units	48
5.8	Hydrogen Balance	49
5.9	Sulfur Balance	50
6.1	Utility Balance of Fluid Coker Case	54
6.2	Utility Balance of Eureka Case	55
6.3	Utility Balance of M-DS Case	56
6.4	Summary of Utility Requirements	57
6.5	Capacities of Utility Facilities	58
6.6	Tank Summary	59
6.7	Storage Capacity of Solid Material	61
6.8	Properties of Treated Waste Water	62
6.9	Material Balance of Flue Gas Desulfurization	63
6.10	Building	64
7.1	Summary of By-products	66
8.1	Summary of Required Personnel	79
8.2	Trainees	83
9.1	Capital Requirement Summary	84
9.2	Construction Costs Summary	87
9.3	Paid-up Royalties	88
9.4	Initial Catalyst and Chemical Costs	89
9.5	Pre-operating Expenses	90
9.6	Working Capitals	91
10.1	Operating Costs	93

10.2	Product Price	97
10.3	Capital Expending Schedule	98
10.4	Economic Analysis Summary	98
10.5	Sensitivity Analysis Summary	99
11.1	Overall Material and Energy Balances	106

第 1 章

第 1 章 序 文

第 I 編は、オリノコヘビーオイルの軽質化計画の技術的および経済的調査をまとめた報告書である。

本報告書は、軽質化のための対象に上った 3 つのプロセスの比較・評価を目的にそれらのプロセスを採用した 3 ケースの軽質化製油所を計画し、1 プロセスでなく用役設備、オフサイト設備等を含めた製油所全体として比較・評価を行なっている。

本編は、分冊となっている第 II 編・補足資料・をベースデータとしてとりまとめたものである。第 II 編のベースデータのうち第 1 章、第 2 章および第 3 章は、軽質化の 3 つのプロセスを提案した各々の会社が同一の前提条件の下に検討し提出した報告書をそのまま載せたものである。

第 2 章

第2章 検討結果の要約

2.1 調査の主要目的

本計画調査の目的は、ヴェネズエラ共和国オリノコ川北岸42000平方kmの地域に賦存するいわゆるオリノコ重質原油開発プロジェクトに関する重質原油の軽質化に対し日本側3グループ（東亜石油、呉羽化学工業、丸善石油を中心とする）が提案している3方法について それぞれの特徴を明確にし、ヴェネズエラ側の商業化プラント建設計画の策定にともなうプロセス選択に必要な資料の提供をすることである。

2.2 立地条件

オリノコオイルベルト地帯は、ヴェネズエラ国最大の河川オリノコ川の北部に位置し、河口デルタ地帯からMonagas州、Anzoategui州、Guarico州の南部にわたる長さ600km、幅70kmの地域に位置している。

本調査では、重質原油の軽質化プラントはCerro Negro原油の産出されるMonagas州南部のCerro Negro地域に立地される。

Fig.2.1にプラント立地地域の地図を示す。

2.3 プロジェクトの概要

重質原油の軽質化の方法は、日本側3グループの提案する次の3方法である。

- 東亜石油グループの提案するフルードコーカープロセスを採用する方法
（以後、フルードコーカーケースと称する。）
- 呉羽化学工業グループの提案するユリカプロセスを採用する方法
（以後、ユリカケースと称する。）
- 丸善石油グループの提案するM-D Sプロセスを採用する方法
（以後、M-D Sケースと称する。）

2.3.1 原油および製品

Cogollar IIとCerro Negro原油の50/50%混合原油を処理し、25~28°API 硫黄分1重量%以下の改質原油を125000BPSD生産する。

全体物質収支をTable 2.1に、また改質原油の性状をTable 2.2に示す。

2.3.2 設備構成

プロセススキームは、改質の主プロセスであるフルードコーカープロセス、ユリカプロセス、M-DSプロセスおよび前処理プロセス、水素化脱硫プロセスなどの後処理プロセス、硫黄回収プロセスなどのプロセスで構成されている。

ユーティリティシステムは、純水、電気、スチーム等自給する前提で計画されている。

原油貯蔵、改質油貯蔵、出荷設備などのオフサイト設備は、本プロジェクトの特有の条件を前提として計画されている。

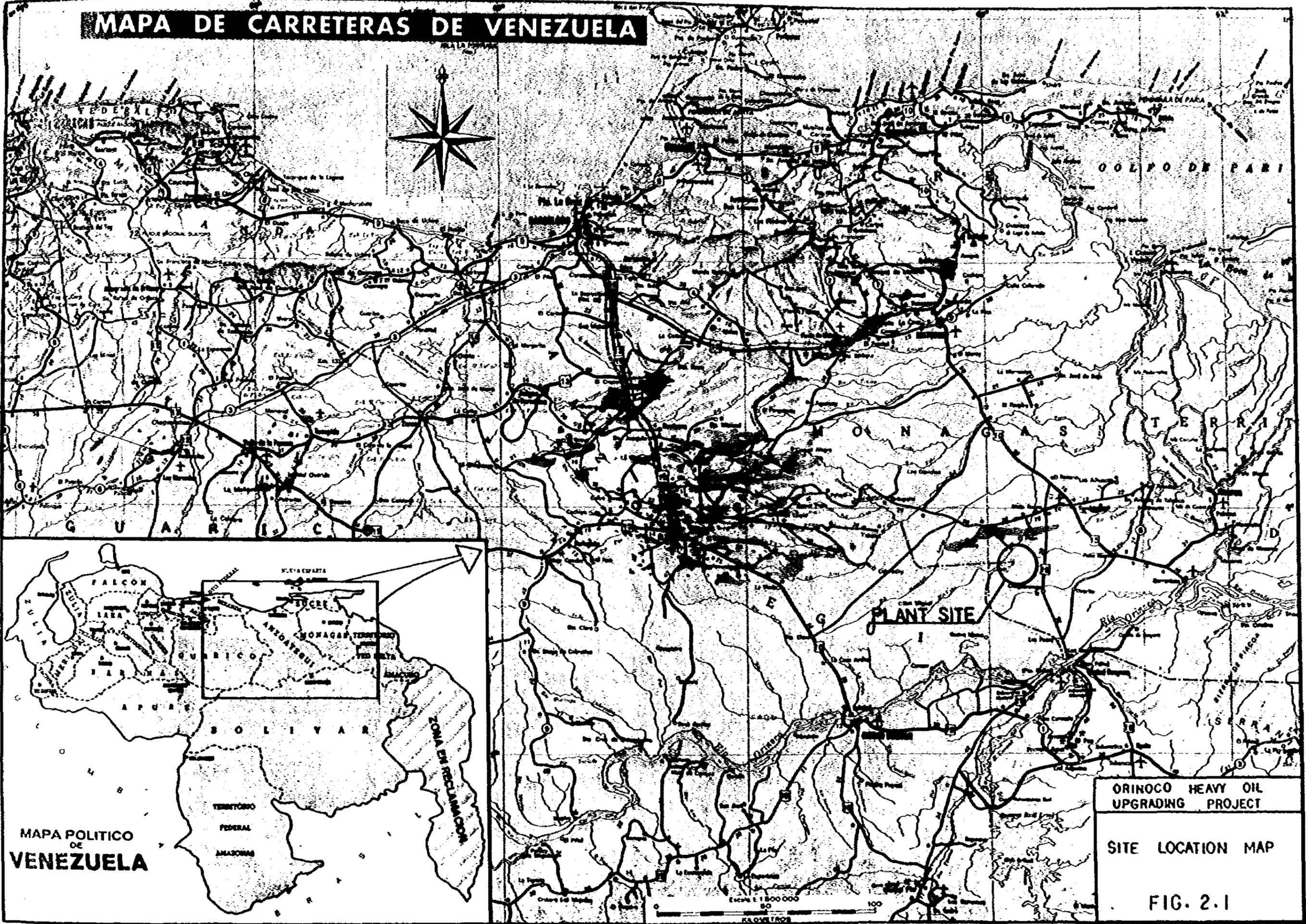
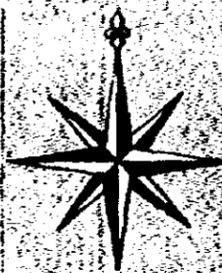
各ケースに組み込まれるプロセス装置、主なるユーティリティシステム、タンク容量を Table 2.3 に示す。

Table 2.1 Overall Material Balance

Case	Normal operation case		
	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Feed			
Raw Crude Oil	158,160	158,710	151,055
Diluent Light Gas Oil	47,428	47,613	45,317
Mixed Crude Oil, BPSD	205,588	206,323	196,372
Natural Gas, MMNm ³ /SD	0.198	0.518	0.850
Products			
Improved Crude Oil, BPSD (Synthetic Crude Oil)	125,000	125,000	125,000
Sulfur, T/SD	509.2	569.0	558.0
Diluent Light Gas Oil, BPSD	47,428	47,613	45,317
Gypsum, T/SD*	673	498	594
Fuel Gas to Field MMNm ³ /SD	1.08	0	0
Electric Power MW*	126.2	126.6	120.5
Surplus By-product Fuel, T/Y	746,345	899,992	792,126

* 365 D/Y production

MAPA DE CARRETERAS DE VENEZUELA



PLANT SITE

ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT

SITE LOCATION MAP

FIG. 2.1

Scale 1:800,000
0 50 100
Kilometros

Table 2.2. Properties of Improved Crude Oils

	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Feed			
(Raw Crude Oil)			
°API	8.5	8.5	8.5
Sulfur, wt%	3.67	3.67	3.67
Products			
(Improved Crude Oil)			
°API	25.7	25.0	26.1
Sulfur, wt.%	0.70	0.41	0.05
Viscosity			
cst. @ 100°F	4.9	—	22.0
cst. @ 210°F	2.8	—	4.0
Nitrogen, wt. %	0.17	—	0.008
CCR, wt. %	0.147	—	0.13
Components, vol. %			
SR. Naphtha	—	1.0	0.2
HTR. SR. Naphtha	1.0	—	—
HTR. SR. LGO	5.5	5.3	5.1
HTR. SR. HGO	12.9	12.6	12.1
HTR. VGO	35.9	35.1	35.4
HTR. Coker Naphtha	11.2	—	—
HTR. Coker Gas Oil	33.5	—	—
HTR. Cracked Light Oil	—	7.8	—
HTR. Cracked Heavy Oil	—	38.2	—
HTR. DAO	—	—	47.2
Yield of Distillation			
C ₅ /375°F, vol. %	15.0	7.3	9.5
375/650°F, vol. %	30.0	32.4	34.0
650/1,000°F, vol. %	55.0	60.3	33.5
1,000°F+, vol. %	—	—	23.0
Sulfur content of distillation			
C ₅ /375°F, wt. %	0.24	0.09	0.01
375/650°F, wt. %	0.67	0.1	0.08
650/1,000°F, wt. %	0.73	0.6	0.02
1,000°F+, wt. %	—	—	0.03

Table 2.3 Major Facilities

		Fluid Coker	Eureka	M-DS
Process Units				
Atmos. Crude Distillation	BPSD	102,800x2	103,200x2	98,200x2
Vacuum Flashing	BPSD	67,200x2	67,400x2	64,200x2
Fluid Coker	BPSD	43,600x2	--	--
Eureka	BPSD	--	42,400x2	--
M-DS	BPSD	--	--	40,700x2
HTR or HDS	BPSD	60,900x2	16,100x2	10,700x2
			45,900x2	48,800x2
Hydrogen Generation	MMNm ³ /SD	0.90x2	1.08x2	1.70x2
Acid Gas Treating	Ton/SD-H ₂ S	68x2	315x2	309x2
		23x2		
		192x2		
Sulfur Recovery	Ton/SD-S	255x2	285x2	279x2
Utility Systems				
Steam				
Generator 100kg/cm ² G	Ton/H	260x(3+1)	240x(5+1)	240x(5+1)
50kg/cm ² G	Ton/H	200x2		
Power Generator	KW	55,000x(3+1)	46,000x(5+1)	44,000x(5+1)
		18,000x2		
BFW Treating	Ton/H	250x(2+1)	310x(2+1)	200x(2+1)
Cooling Water System	Ton/H	18,000x2	20,000x2	15,500x2
Tankage System				
Total Tank Capacity	10 ³ Kl	1,436	1,397	1,340.5

2.4 経済検討

2.4.1 所要資本および運転費

3スキームの所要資本および運転費を推算した。推算は、1980年ヴェネズエラベースであり米ドルでの表示である。(エスカレーションは考慮しない。)

Table 2.4にコストのサマリーを示す。

これらのコストには改質製油所内の全設備が含まれており、製油所のフェンス外の次の設備は除外されている。

- 原油処理設備
- 原油供給用パイプラインおよび設備
- 改質油出荷パイプライン
- 工業用水および天然ガス供給用パイプライン
- 従業員居住設備
- 稀釈油、燃料ガス、電力移送設備
- 硫黄、副製品、石膏輸送設備
- 余剰副製品の貯蔵設備

Table 2.4 Cost Summary

Case	Capital Requirement 10 ⁶ US\$	Direct Operating Cost US\$/BBL of Improved Crude
Fluid Coker	1,073.40	1.63
Eureka	1,097.50	1.62
M-DS	1,188.18	2.15

2.4.2 経済検討

3ケースの経済比較を行うために、原油コスト(US\$10/BBL)と改質原油価格(Tia Juana原油価格をベースとし、比重および硫黄分による価格補正を行う)を仮定し、内部収益率を求めた。さらに、原油コスト、設備建設費、法人税をパラメーターとして感度分析を行った。

これらの検討の前提条件は、3.8項に述べられている。検討結果をTable 2.5に示す。

Table 2.5 Internal Rate of Return

	CASE	Fluid Coker	Eureka	M-DS
ROE, %				
Income tax	50%			
Construction cost	Base	25.0	22.9	23.1
Raw crude oil	Base			
Income tax	67%			
Construction cost	Base	18.7	17.1	17.2
Raw crude oil	Base			

2.5 全般比較および考察

3グループの提案するオリノコ重質原油の軽質化の3方法について比較考察を行う。

第5章から第10章に述べられている検討結果の中で、3方法の間で差のある主なる事項を、Table 2.6にまとめる。詳細は第11章に述べられる。

2.5.1 技術面の比較

技術面での主要な差は、製品、プロセススキーム(プロセスの組み合わせ)、運転、副製品燃焼にあらわれている。

(1) プロセス・スキームおよび製品

(a) M-DSケースの改質原油の対原油液収率は、最も高い。また、M-DSケースの改質原油の性状は目標値に近い。この理由は、分解プロセスであるフルードコーカー・ユリカプロセスと異なり、M-DSは溶剤脱陸プロセスであるため、これのみでは十分な軽質化が達成できない。したがって、M-DSケースでは、水素化分解をも目的とする苛酷度の高い水素化脱陸装置を採用しているためである。このため天然ガスの必要量も多い。

(b) プラントから原油生産地へ燃料ガスを供給できるのは、ガス発生量の多いフルードコーカーケースのみである。

(2) 運転

(a) フルードコーカー・M-DSプロセスは連続運転されるが、ユリカプロセスは半連続式である。

(b) ユリカプロセス・M-DSプロセスには、下記のような高温、高粘度の液体を取扱う部分がある。

- ユリカケースにおける反応器からピッチスタビライザー、ピッチフレーターへのピッチ移送ライン
- M-D Sケースにおけるアスファルトストリッパーのアスファルト抽出ライン、および(3)・副製品の燃焼の項に述べるように、ボイラーに直接に液状アスファルトを移送するライン

(c) M-D Sケースでは、(1)(a)で述べたように苛酷度の高い水素化脱硫装置が採用され、水素消費量も多い。また、反応器も500Tonクラス10基(1トレン当り)と非常に多い。

(d) フールド・コーカー、ユリカプロセスの実績はある。M-D Sプロセスは類似プロセスの実績はあるが、丸善石油で開発された抽出塔の商業実績はない。

また、VGO/DAOの脱硫装置もDAOの比率が高い場合の実績は見当たらない。

(3) 副製品の燃焼

重質原油を軽質化する過程で、重質残渣が生産されることはやむを得ない。したがって、この重質残渣を工業的規模で燃焼して、有効にエネルギーに変換する方法が重要である。

コークス、石炭の微粉燃焼方式の商業実績がある。したがって微粉燃焼方式を使用するフルードコーカー、ユリカケースは問題はない。

M-D Sケースでは、高温液状噴霧燃焼が提案されているが、大型プラントで中低圧ステームの温度では、保温加温も不可能な範囲の高温流体を取り扱うことは、装置のシャットダウン、スタートアップ時の油置換操作を含めると運転は容易とは考えられない。

2.5.2 経済性の比較

M-D Sケースでは、苛酷度の高い水素化脱硫装置が採用されているため投資額は高い。しかし、API補正、硫黄分補正により、M-D Sケースの改質原油の価格が高いため収益率の差は少ない。

Table 2.6 Comparison of Three Upgrading Schemes

Item	Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Process Scheme and Yield				
Properties of improved crude oil				
°API		25.7	25.0	26.1
Yield and Sulfur content		vol. % wt. % S	vol. % wt. % S	vol. % wt. % S
C ₅ /375°F		15 0.24	7.3 0.09	9.5 0.01
375/650°F		30 0.67	32.4 0.1	34.0 0.08
650/1,000°F		55 0.73	60.3 0.6	33.5 0.02
1,000°F+		— —	— —	23.0 0.03
Yield of improved oil, vol. % on raw crude oil		79.0	78.8	82.8
Natural gas requirements		0.198 MMNm ³ /D	0.518 MMNm ³ /D	0.850 MMNm ³ /D
Off gas to crude oil field		1.08 MMNm ³ /D		
Upgrading process		Coking	Thermal cracking	Solvent deasphalting
Hydrotreating and hydrodesulfurization process (HTR and HDS)		Hydrotreating of cracked oil	Hydrotreating of cracked oil	Hydrodesulfurization and hydrocracking
Operation				
Upgrading process (Fluid Coker, Eureka, M-DS)		Continuous	Semi-batchwise High temperature and high viscosity pitch is rundown from pitch drum and sent to pitch flaker	Continuous High temperature and high viscosity asphalt is sent directly to boiler
Commercial installation	More than 10		One is in operation. One is under construction	Many similar units
HTR or HDS				
H ₂ Consumption, SCF/B	HTR: 550		No. 1 HTR 440 No. 2 HTR 680	GO HDS = 400 VGO/DAO HDS: 1,190 VGO/DAO HDS: 0.15
LHSV	Greater than 1.0		Greater than 1.0	
Commercial installation	Yes		Yes	Similar to atmospheric residue HDS unit of high severity
Combustion of by-product				
Method		Pulverized coke combustion	Pulverized pitch combustion	Internal mixing steam atomizing
Commercial installation		Many coke boilers in operation	Similar to pulverized coal combustion boilers	Straight run asphalt boilers are in operation. However, no experience of hard asphalt boiler
Economics				
Capital requirements (10 ⁶ US\$)		1,073	1,097	1,188
Return on equity, % (Income tax 50% case)		25.0	22.9	23.1

第 3 章

第3章 検討の前提

本章では、本検討のために設定した検討の前提条件について記述する。

3.1 原料油

オリノコ重質油軽質化製油所へ供給される原料油を、次の様に設定する。

3.1.1 粗原料油

Cogollar IX / Cerro Negro Crude Oil = 50/50%

3.1.2 原料油

- (1) 粗原油とそれをポンプ汲み出しするために必要な稀釈油との混合油が原料油となる。
- (2) 稀釈油は、軽質化製油所で生産される軽質軽油(380-510°F)を使用する。
- (3) 粗原油と稀釈油の混合比は、容積比で100対30とする。

3.1.3 原料油の性状

粗原油の性状は、第Ⅱ編の付録3に添付する。

・50/50%COGOLLAR IX AND CERRO NEGROの原油分析データによる。

本分析データに記載されていない分析値については、付録5-ANNEX-C-TABLA1 CHARACTERIZATION DE LOS RESIDUOS (700°F+) Y DE SUS CRUDOS DE ORIGINを参考にする。

3.1.4 原料油供給

原料油は、井戸にて生産後、メインステーションで脱水、脱塩等の処理(本検討の範囲外)済の状態、軽質化製油所の境界線で製油所に供給される。

3.2 軽質化製油所

3.2.1 製油所の立地

Monagas州の南、Cerro Negro油田地帯の一点をプラントサイトと仮定する。

3.2.2 製油所の規模

- (1) 改質原油を125000BPSD生産する規模とする。

製油所への原料供給量は、各改質プロセススキームにより異なる。

- (2) 製油所の稼働率は、年間330日とする。シャットダウンメンテナンスは部分的に行い、最低50%の運転を確保するために、原則としてプロセスは2トレーン以上、さらに中間タンの能力を検討する。

3.2.3 製油所の構成

次のプロセスを使用する3ケースの構成を検討する。

- (1) フルードコーカープロセス
- (2) ユリカプロセス
- (3) M-D Sプロセス

3.2.4 用 役

- (1) 自家発生型とする。
- (2) 冷却水及び工業用水の源水は、河川水を使用し、軽質化製油所の境界線で必要量供給される。

3.2.5 貯 蔵 設 備

- (1) 原料油タンク容量は、製油所への通油30日分とする。
- (2) 改質原油タンク容量は、製油所での生産量の7日分とする。改質原油は、パイプラインで出荷港まで送られ、出荷スケジュールに合わせた貯蔵容量は、出荷港にて検討されるものとする。
- (3) 中間タンク、副製品貯蔵設備の容量は、プロセスとボイラーの運転を考慮して決定する。
- (4) 硫黄製品の貯蔵容量は、生産量の1週間分とする。

3.2.6 脱 硫

プロセス用燃料には、主として減圧残渣を使用し、廃ガスの脱硫は行わない。副製品を燃料とするボイラー廃ガスは90%脱硫を行う。

3.2.7 法規と標準

国際規格として認められるものを使用する。

3.3 改 質 原 油

改質油には、粗原油中の残渣油は含まれない。

改質油は合成原油とも呼ぶ。

改質原油の性状は

比 重：25~28°API

硫黄含有量：1重量パーセント以下

とし、組成、留分の性状は次の数値を目標とする。

3.3.1 組成

Component	Case	Thermal Cracking	Solvent deasphalting
C4/375°F		10-25 Vol. %	10-25 Vol. %
375/650°F		25 min.	25 min.
650/1,000°F		50 max.	40 max.
1,000°F+		0	25 max.

3.3.2 留分の性状

Components Qualities	Case	Thermal Cracking	Solvent deasphalting
C4/375°F			
S, wt. %		0.05 max.	0.05 max.
N ₂ , ppm		2 max.	2 max.
375/650°F			
S, wt. %		0.2 max.	0.2 max.
Cetane No		35 min.	40 min.
650/1,000°F			
S, wt. %		0.7 max.	0.5 max.
N ₂ , wt. %		0.25 max.	0.10 max.
CCR, wt. %		1.0 max.	0.7 max.
Aniline Pt.		to be estimated.	
1,000°F+			
S, wt. %		N/A	1.25 max.

3.4 副製品燃料

改質原油に混合できない残渣油または固体生成物はボイラー燃料として使用する。

3.4.1 用途

粗原油の生産、および軽質化製油所用電力発生、および軽質化製油所内水蒸気発生のための燃料として使用する。

3.4.2 粗原油生産用電力

必要量は、170000BPCD粗原油生産に対し、150MWである。

3.5 副製品硫黄

水素化脱硫プロセスのオフガスより単体硫黄を回収する。ボイラー廃ガスよりは、石膏または他の硫黄化合物を回収する。

3.6 天然ガス

水素発生用原料に、軽質化製油所で発生するオフガスおよびLPGを使用する。不足の場合には天然ガスを使用する。

天然ガス供給条件は、下記とする。

3.6.1 ガス組成

C ₁	931	Mol %
C ₂	19	"
CO ₂	37	"
C ₃	13	"
<hr/>		
Total	1000	Mol %
H ₂ S		60ppm
Mercaptan & COS		10ppm

3.6.2 供給条件

供給圧力：500psig

供給温度：大気温度

3.7 コスト推算

所要資本、運転費は1980年時点のものとする。

3.7.1 所要資本

- (1) 機器の輸入税、または取引税：含まず
- (2) 資金：全額自己資金
- (3) 原油在庫：15日分
- (4) 改質原油：3.5日分
- (5) 土地代：無し

5.7.2 運 転 費

- (1) 給与、賃金：平均 22円/人月（直接費、間接費を含む）
- (2) 工場組織：運転、補修、技術の3部門より構成され、他の部門は改質製油所外に設置される。
- (3) 定期補修要員は外部より受け入れ、常勤要員は最小にする。

5.8 経 済 検 討

原油コスト、製品価格を仮定し、内部収益率を求める。このための前提条件は下記である。なお、コスト、価格は、1980年ベースであり、エスカレーションは考えない。

(1) 粗原油コスト US\$ 10/BBL

(2) 改質原油価格

改質原油と類似の比重をもつ、Tia Juana原油の1978年価格をUS\$2386/BBLとし、下記の比重および硫黄分による価格補正を行う。

比重による補正：US\$0.08/°API

硫黄分による補正：650°F以上重質な留分中の硫黄0.1%ごとに下記の補正を行う。

範 囲	補 正 値
硫黄分 0.5% 以下	US\$ 0.25/BBL
、 0.5~1.0%	US\$ 0.15/BBL
、 1.0~1.5%	US\$ 0.08/BBL
、 1.5~2.5%	US\$ 0.04/BBL
、 2.5% 以上	US\$ 0.02/BBL

1980年ベースの製品価格は、毎年7%エスカレーションすることにより求める。

(3) 副原料コスト及び副製品価格：ゼロとする。

(4) 電気代：US\$ 0.023/KWH

(5) 稼働率：1988 330日/年×50%
1989 330日/年×100%

(6) その他

債 却：16.6年定額法

薬 品：2ヶ月

法人税：50%

(7) 感度分析

次のケースに関し感度分析を行う。

パラメーター	ベース	変更値
原油コスト	US\$ 10/BBL	± 50%
設備建設費	ベース	± 20%
法人税	50%	67%

Attachment to Study Bases

Estimation Bases of Process Data

The Process data in this study are estimated by the following bases.

	Fluid Coker	Eureka	M-DS
<u>Main Upgrading Process</u>	<u>Fluid Coker</u>	<u>Eureka</u>	<u>M-DS</u>
Yield	2 & 3	1 & 2	1 & 3
Properties	2 & 3	1 & 2	1 & 3
Operating Condition	2 & 3	1 & 2	1 & 3
<u>HTR & HDS Process</u>	<u>HTR</u>	<u>No. 1 HTR</u>	<u>GO HDS</u>
Yield	2 & 3	2	4
Properties	2 & 3	2	4
Operating Condition	2 & 3	2	4
		<u>No. 2 HTR</u>	<u>VGO/DAO HDS</u>
Yield		2	3 & 4
Properties		2	3 & 4
Operating Condition		2	3 & 4

Bases Number

1. Adjusted to Cogollar IX/Cerro Negro Crude bases by using the test data of the sample crude oil.
2. Estimated data based on the commercial operation of similar feedstock.
3. Estimated data based on the test of similar feedstock.
4. Estimated data based on various published information.
5. Data obtained from the licensors of HTR & HDS processes.
6. Others.

第 4 章

第4章 設備決定のための考察

本章では、第3章で述べた検討の前提条件を補足するための基本的な考察事項について述べる。

以下の項目が、本章で述べられる内容である。

調査範囲

製品と副製品

公害対策

原油生産油田への稀釈油、電力、燃料ガスの供給

固体貯蔵・取扱い設備

4.1 調査範囲

本調査は、Fig 41 FRAME OF PROJECTに示すように軽質化プロセス設備（PROCESS UNITS）、副製品燃焼ボイラー（BOILERS）、および共通設備（UTILITY AND OFFSITE FACILITIES）から構成される軽質化製油所一式について検討され、その範囲は赤枠の中で示される。

赤枠の外の諸設備については、本調査の範囲から除外される。

下記に示す入出力フローは、この赤枠で示される境界フェンスで引き渡されるものとする。

入 力

混 合 原 油

天 然 ガ ス

工 業 用 水

石 灰 石

出 力

改 質 原 油

稀 釈 油

硫 黄

電 気

石 膏

副製品燃料（燃料ガス、残渣）

廃 水

軽質化プロセス設備を5章、共通設備を6章、副製品燃焼ボイラーを7章に概説する。

4.2 製品と副製品

オリノコヘビーオイル軽質化製油所の主製品は、改質原油（合成原油）であるが、副製品として水素化脱硫装置からの酸性ガスから回収した硫黄、ボイラーの排煙脱硫により回収した石膏、電気、オフガス、改質プロセスの残渣物、およびオリノコ粗原油生産に必要な稀釈油としての軽質軽油が主なものである。

4.2.1 改質原油

本製油所の目的として生産される改質原油の性状は前章に示したように目標値としてヴェネズエラ例より提示された。

この改質原油は、十分国際市場への競争力を持つものと考えられる。

4.2.2 硫黄回収

(i) 回収副製品

オリノコヘビーオイルは、硫黄含有量が他の原油と比較して多く、これを軽質化して改質原油を製造するためには、おのずと脱硫しなければならない。また、軽質化による副製品には硫黄が蓄積され、これをボイラー燃料にした場合、燃焼ガス中には SO_2 の形で多量に発生する。

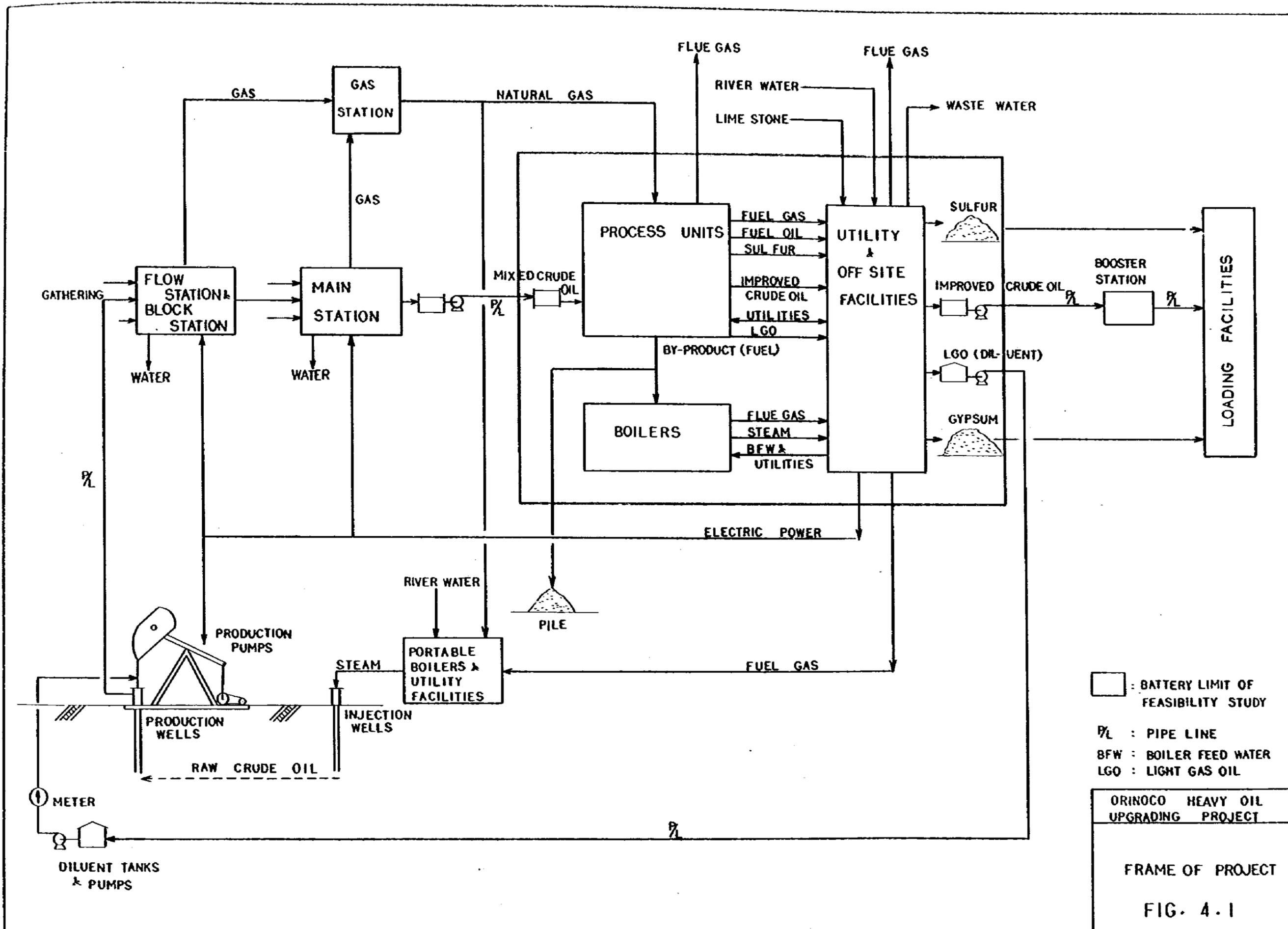
この硫黄をとりのぞくとすれば、副生物が有効に利用されることが最も望ましい公害除去法であり、次いで利用されなくても無害とすることが次善の策である。さらに、安価に除去できることが望ましい。

ただ除去さえすれば良いのであれば、排煙を水洗するだけでも充分であるが、それは水を汚染することであり、公害除去とはならない。したがって、副生物として何が一番有用であるかを考えなければならない。

本プロジェクトにて回収される硫黄は多量になるので、その用途と需要先の調査に合わせて計画する必要がある。硫黄化合物で一番多量に需要のあるのは、もちろん硫酸であるが、硫酸は、非鉄金属の精錬の際の副産物として多量に産出するので、オリノコヘビーオイルの脱硫の硫黄、または排煙の硫黄化合物をそんなに多く消費することはできないであろう。二酸化炭素、紙、パルプ等における元素硫黄の需要は、むしろ減少しつつあり多くを期待できない。亜硫酸ソーダ、ボウ硝等の需要も硫黄量とすればそんなに大きいものではない。

そこで、石膏は不燃建材として石膏ボード、石膏プラスターとして多量に使用され、またセメントにも混合されるので、現在においても硫酸について多量に消費されており、今後の伸び率を考えると一層期待がもてよう。

本調査では、多量消費の期待もてる硫酸基材としての元素硫黄を水素化脱硫装置からのオフガスから回収し、また石膏を、一時的に過剰になっても無害で野積みもできるので、ボイラー排煙脱硫から回収するものとする。



② 硫黄の形態

単体硫黄の製品形態としては、液体（熔融硫黄）と固体（固粒化硫黄）が考えられる。
 熔融硫黄の主な性質を下表に示す。

Characteristics of Sulfur

Viscosity:	Temp. (°C)	Vis. (cp)	Temp. (°C)	Vis. (cp)
	120	10.1	180	29,600
	130	9.26	190	33,200
	140	8.40	200	31,700
	150	7.76	220	20,300
	158	7.90	240	12,200
	160	30.2	260	6,150
	165	5,380	300	2,020
	170	15,900	340	530

Specific Gravity:	Temp. (°C)	Sp. Gr.
	121.1	1.804
	154.4	1.775
	178.3	1.767
	210	1.751
	357	1.658

Melting Point: 118.9°C

Freezing Point: 114.5°C

Vapor Pressure:	Temp. (°C)	Press. (mmHg)	
	114.5	0.0285	Solid
	123.8	0.0535	
	141.0	0.131	
	177.0	0.625	
	211.3	3.14	
	352.5	133.0	

上表に示すように、硫黄の流動性は120~150℃位で高く、これを越えると急に悪化し、190℃で最も低下する。したがって、一般に熔融硫黄の取り扱い温度は、この粘度特性、および硫化水素などの不純物の引火などに対する安全性も考え、140℃位が選ばれる。

熔融硫黄の取り扱いに関する問題点である高温でのタンク貯蔵、パイプライン輸送、タンカー輸送を考え固粒化出荷を計画する。

4.2.3 副製品の燃料化

オリノコヘビーオイルの軽質化プロセスの副産物の利用に関しては第7章にて述べられるが、本調査では、ボイラー燃料として使用する。また、所定のボイラー能力のための燃料として過剰の場合は蓄積しておく。

4.2.4 稀 釈 油

オリノコ粗原油は、重質で高粘度のため、油井から汲み出すのに稀釈油を混合して粘度を下げてポンプで汲み上げる必要がある。

本調査では、稀釈油は軽質軽油(380-510°F TBP留出分)を粗原油に対し30Vol.%混合し、軽質化製油所の常圧蒸留装置にて分留し、循環して使用することにした。

粗原油、稀釈油および混合原油の推定粘度を次に示す。

Temp. (°F)	Raw Crude Oil	Diluent	Mixed Crude Oil
100	95,000	2.25	1,300
130	10,517	1.70	350
140	5,944	1.58	245
180	831	1.18	71
210	270	0.99	33

この混合原油は、中東原油の常圧残渣並の粘度として扱われることになる。

Crude Fraction	Kuwait 650°F+	Arabian Light		Arabian Heavy 650°F+	Iranian Light	
		650°F+	725°F+		650°F+	725°F+
Viscosity (cst.)						
@ 100°F	980	280	700	5,500	490	1,450
@ 122°F	420	140	310	2,000	220	750
@ 210°F	42	19.5	34	118	26	46.5

4.3 公害対策

現在、公害に関する規定、規制がないので、次のモデルにもとづいて公害対策設備を計画する。

4.3.1 廃水汚染対策

廃水は、附近の河川に排出され、最終的にはParia湾に流出する。したがって、廃水規制は河川や海の汚染を考慮して決定されるべきである。

本調査では、とりあえず一次処理としての廃水ストリッパーと油分分離器を設置しておく。

なお、本調査では、軽質化製油所にはタンカーによる入出荷のための設備は含まれていないため、タンカーのバラスト水処理は考えない。

4.3.2 大気汚染対策

軽質化製油所から排出される廃ガス中の有害物質は、人体や植物へ影響をおよぼす。

オリノコー帯には、農耕作物や樹木はほとんどないこと、また、新住宅街ができてもその製油所からの距離や方向によって、大気汚染規制値は種々変化するであろう。場合によっては、煙突の高さだけでも規制値を解決することができる。

本調査では、次のモデルをたて必要な設備を考えておく。

- (1) 合成原油脱硫のための水素化脱硫装置、および他のプロセス装置からの硫化水素は、単体硫黄として回収する。但し、硫黄回収装置のテールガスからの硫黄再回収は考えない。
- (2) プロセス各装置の加熱炉の燃料として、減圧残渣油を中心に使用するが、この燃料ガス中の二酸化硫黄は回収しない。
- (3) 各軽質化プロセスの副製品を燃料とするボイラーからの、廃ガス中の硫黄酸化物の90%を排煙脱硫装置によって回収する。なお、窒素酸化物の回収は考えない。

4.4 原油生産油田への稀釈油、電力、燃料ガスの供給

原油生産油田に必要な稀釈油、電力、注入蒸気発生用燃料ガスは、軽質化製油所から供給される。

第3章で述べたごとく、検討の前提条件は

- プロセスの稼働日数は、年間330日であり
- シャットダウン期間中は、最小限プロセスプラント能力の半分は稼働するものとする。

したがって、原油生産油田に、安定して稀釈油、電力、燃料ガスを供給するため下記の検討を行う。

4.4.1 稀 釈 油

油田に稀釈油を連続して供給するためのタンクが必要である。このタンクは、油田、または軽質化製油所、または両方に設置されるであろう。本調査ではとりあえず軽質化製油所に稀釈油生産量の7日分のタンクを設置するものとする。

4.4.2 電 力

水蒸気発生用燃料に副製品（コーク、ピッチ）を使用するので、電力の発生供給設備は、第7章に述べる副製品の性状と燃焼方式を考慮して計画される。

それぞれの燃焼方式に対応する、電力の発生供給設備計画の基本的検討事項を以下に記す。検討結果は第5章、6章、7章に示す。

(1) フルードコーカーケース

燃焼方式：

後粉燃焼（補助燃料が必要）

検討事項：

- 余備 ボイラー、発電機
- コークス貯蔵設備
- フルードコーカ系列数
- 補助燃料の供給

(2) ユリカケース

燃焼方式：

後粉燃焼

検討事項：

- 余備 ボイラー 発電機
- ユリカピッチ貯蔵設備
- ユリカプロセス系列数

(3) M-D Sケース

燃焼方式：

プロセスから高温のまま、ボイラーに直接送入し、高温蒸気でアトマイズする。

検討事項：

- M-D Sプロセス系列数
- 代替燃料としての減圧残渣の使用、減圧残渣の貯蔵設備

4.4.3 燃 料 ガ ス

油田用注入蒸気発生用ボイラーは、軽質化製油所とは別に、油田に設備する。ボイラー用主要燃料は天然ガスである。しかし、製油所で発生する燃料ガスを油田に供給することにより、製油所の経済性は向上するであろう。油田に燃料ガスを供給するために、製油所内燃料バランスは、次の条件で計画する。

(a) プロセス用燃料として、主に減圧残渣を使用する。

(b) オフガスの使用は、水素製造装置などガス、または軽質油燃料を必要とするプロセスに限定する。

4.5 固体貯蔵・取扱い設備

オリノコヘビ-オイルの軽質化にともない、原料、製品の固体としての貯蔵、取扱いが必要になってくる。これは、通常の製油所で考えられるもの以上の取扱い量であり、設備の運転、製品の出荷等の条件によっては膨大な数値となる。

本製油所で固体の取扱いが必要なのは、次の要因による。

- 重質な原油の軽質化プロセスで処理すると、副製品は常温では固体になる。
- 原油が高硫黄含有のため、低硫黄含有の改質原油を生産するための脱硫装置から硫黄が副生する。
- 副製品は高硫黄含有のため、それを燃料としたボイラー排煙の脱硫装置から、固型物（石膏、硫黄等）が副生する。
- 排煙脱硫として石膏を副生させる場合には、石灰石を副原料とする。

以上が、軽質化製油所としてさけられない事実である。

4.5.1 固体貯蔵量

本調査での各ケースの具体的な固体の貯蔵量は、前提条件に基づいて決定されるが、モデルで示すと次の様になる。

(1) 副製品

3プロセスケースの副製品は

フルードコーカーケース	フルードコークス
ユリカケース	ユリカピッチ
M-D Sケース	M-D Sアスファルト

であり、フルードコークスを除いて露天貯蔵ができる。

プロセスからの副製品をかりに4500T/SDとし、プロセスの定期補修時分もボイラーへ燃料供給できるものとし、4500T/SD副生量のうちボイラーに供給して余剰の分は、製油所内に1ヵ月分貯蔵し、それ以上は製油所外に山積みされると仮定すると、全体として少なくとも副製品生産量の1ヵ月分が、製油所内に貯蔵されなければならない。したがって、 $4500 \text{ T/SD} \times 30 \text{ 日} = 135,000 \text{ Tons}$ の貯蔵となり、単純に比重を1.0としても200m四方で高さ10mのピラミッド型の副製品の山となる。

(2) 硫黄

石油を水素化脱硫して、除去した硫黄を単体硫黄として回収した場合、貯蔵、輸送の都合上固形化させる。仮りに500T/SD生産されるとすれば、1週間分製油所内に貯蔵すると、

500T/SD×7日=3500Tons の貯蔵となる。硫黄の比重を 1.8 とすると約 2000m³ となり、35 m 四方で高さ 5 m のピラミッド型貯蔵となる。

(3) 石灰石および石膏

ボイラー排煙脱硫はボイラー能力にもよるが、かりに 150T/SD 分の硫黄換算の脱硫が行なわれた場合、石灰石で 470T/SD、石膏で 800T/SD となる。原料石灰石を 30 日分貯蔵すると 470T/SD×30日=14100Tons、石膏で 1 週間分貯蔵すると 800T/SD×7日=5,600Tons を貯蔵しなければならない。

石灰石も石膏も、露天に貯蔵はしないので、倉庫または、サイロを設置しなければならない。

4.5.2 固体受入・貯蔵・払出設備

固体の受入、貯蔵および払出方法は、その取扱量、貯蔵量、貯蔵方法、貯蔵場の形状や地形、屋内または屋外貯蔵等を考慮して、最適なものが選ばなければならない。

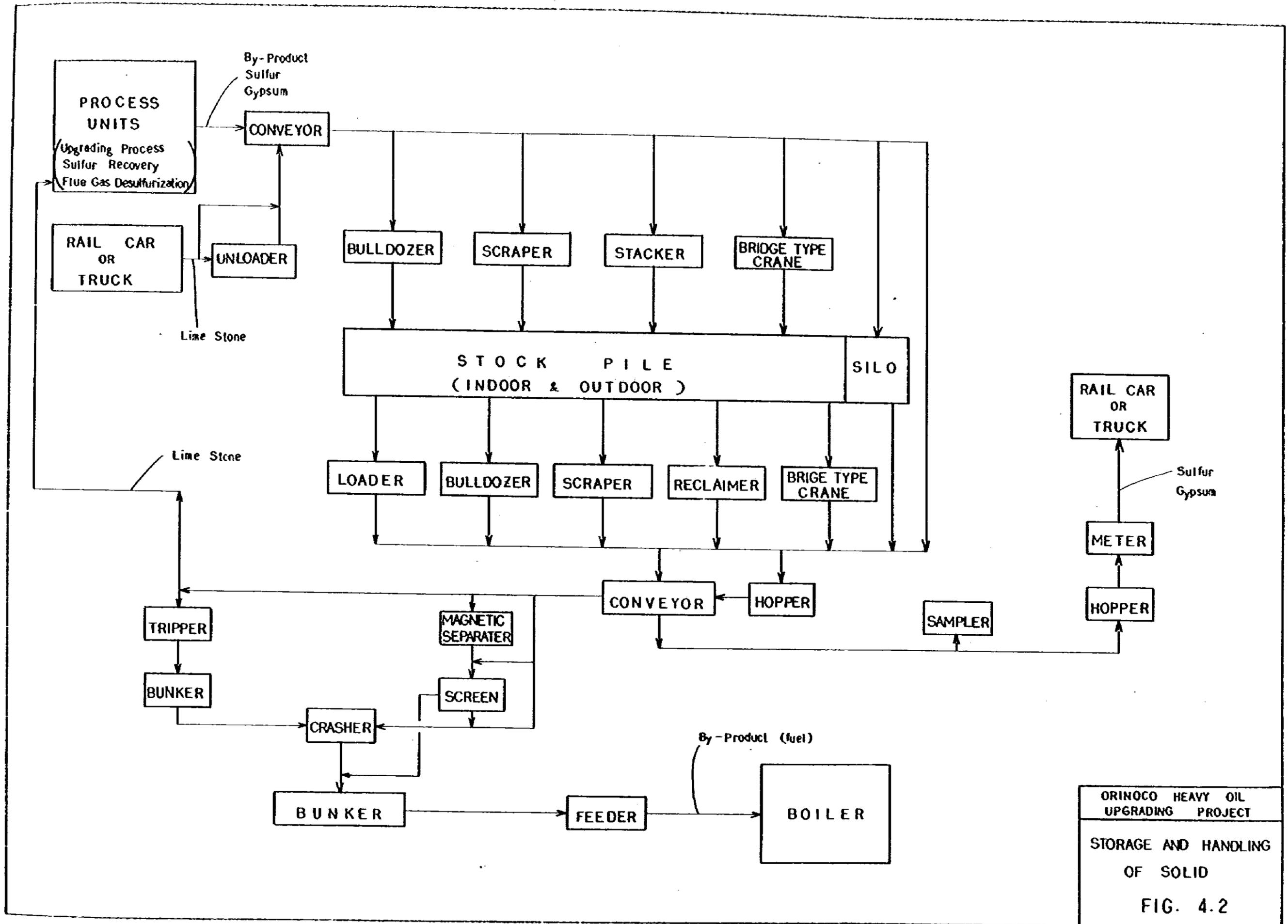
これら設備の経路図を Fig 4.2 に示す。

前述した石灰石の外部よりの受入、硫黄および石膏の出荷港までの輸送を考えた場合、その輸送は日中のみ行なわれること、また、1日の生産量の大きさからみて鉄道輸送でないと処理しきれないであろう。この鉄道または他の輸送手段に関しては、インフラストラクチャーの計画で実施されるものとし、本調査では除外する。

また、軽質化プロセスからの副製品のボイラー燃料として使用した余剰分は、製油所の運転の続く限り蓄積されるので、製油所内に無限に貯蔵することはできない。したがって、ボイラー運転上必要分以外は製油所のフェンス外に山積みされるものとし、そこまでの輸送、貯蔵については本検討から除外した。

参考に日本におけるコークス輸送によく使用されている屋根なし鉄道貨車のサイズを次に示す。

Class	TORA	TOKI
Load limit, MT	17-18	35
Capacity, m ³	37.8-44.5	66.7-67.7
Length, mm	2,450-8,650	12,700-12,900
Width, mm	2,450-2,585	2,500
Depth, mm	800-970	965



第 5 章

第5章 個有設備の概要

本章では、オリノコヘビーオイル軽質化製油所のプロセス装置 (PROCESS UNITS) についての概要を述べる。

本章で検討される製油所の軽質化プロセス装置は、次の軽質化のためのプロセスを採用した3ケースについて各々計画されている。

フルードコーカープロセス

ユリカプロセス

M-DSプロセス

本章で述べられることは、各プロセス提案会社が、同一検討ベースの下に検討作成した第II編、第1章、第2章、第3章のデータに基づき作成されたものである。

5.1 軽質化プロセス装置

本節では、各プロセス提案会社が提案した軽質化プロセス装置、すなわちフルードコーカープロセス、ユリカプロセス、M-DSプロセスの概要を述べる。詳細については、第II編1.1、2.1、3.1節を参照されたい。

5.1.1 フルードコーカープロセス

(1) はじめに

フルードコーカープロセスは、重質な低質油を軽質炭化水素とコークスに熱変換するための Exxon Research & Engineering Company (以下BRE) が開発し、特許を所有する連続熱分解プロセスである。現在商業化されているものはもちろん、近い将来に開発の予定されている同種プロセスは他にない。

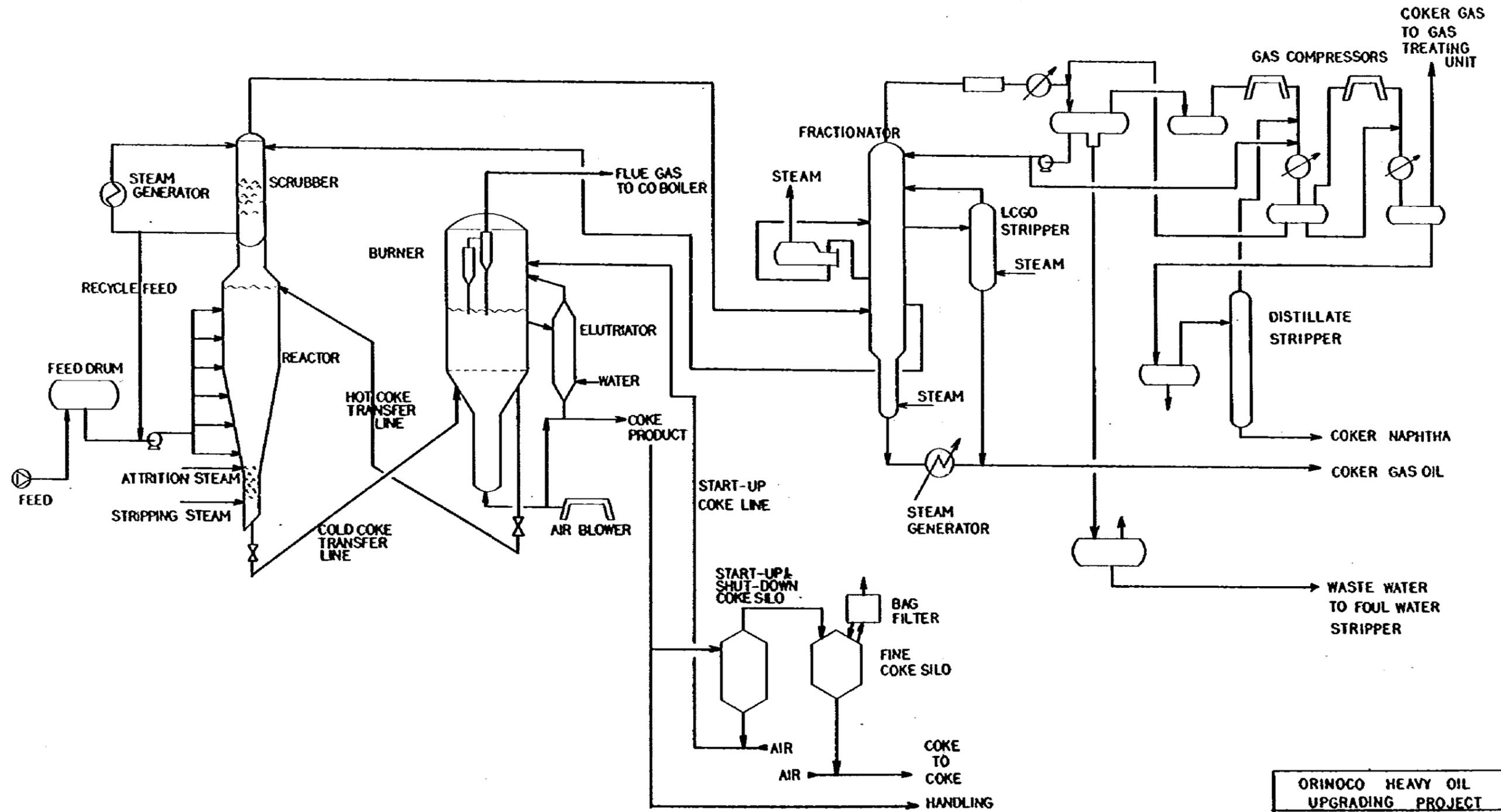
流動床技術は、流動層煤床分解技術を採用したものであるが、層煤を使用しないで、微細コークス粒子(50~2000ミクロン)をリアクターとバーナーの間に高温循環させ、流動床で熱分解を行うため、加熱炉は必要とせず苛酷な運転も可能なプロセスである。

1号基は、1954年に稼動し、現在までに10基以上が順調に運転されている。世界でのフルードコーカーと次に述べるフレキシコーカーの実績を Table 5.1 に示す。

BREは、フルードコーカーの副製品のコークスをその使用地域の需要に合わせて、燃料ガスに変換するガス化器 (Gasifier) を追加したものを、フレキシコーカーとして開発した。このフレキシコーカーの一号基であり、現在世界で唯一の稼動中のプラントを所有して、多くのノウハウを持つ東亜石油株式会社がフルードコーカーとフレキシコーカーを検討した結果、本計画にはフルードコーカーを提案した。

Table 5.1 Experiences in Fluid Coker & Flexicoker

<u>Company</u>	<u>Location</u>	<u>Design Capacity (B/SD)</u>	<u>Date Onstream</u>	<u>Remarks</u>
<u>FLUID COKER</u>				
Humble Oil Co.	Billings, Mont.	3,800	Dec. '54	
Humble Oil Co.	Baltimore, Md.	10,000	Sept. '55	Entire refinery shut down
Petrofina Canada Limited	Pointe-aux-Trembles, Quebec	3,800	Aug. '56	
Marathon Oil Co.	Detroit, Mich.	4,000	Oct. '56	Plant formerly operated by Aurora Gasoline Co.
Signal Oil Co.	Bakersfield, Calif.	4,000	Apr. '57	Plant formerly operated by Bankline Oil Co.
Phillips Petroleum Co.	Associated. Calif.	42,000	June '57	Plant formerly operated by Tidewater Oil Co.
Getty Oil Co.	Delaware City, Del.	42,000	Aug. '57	(")
Gulf Oil Corp.	Purvis, Miss.	4,800	Dec. '57	Plant formerly operated Pontiac Eastern Corp.
Petroleos Mexicanos	Madero, Mex.	12,000	Feb. '68	
Imperial Oil Ltd.	Sarnia, Ontario	15,000	Apr. '68	
Humble Oil Co.	Benicia, Calif.	16,000	Apr. '69	
Syncrude Oil Co.	Mildred Lake, Alberta, Canada	73,000	July '78	
		73,000	'78	
<u>FLEXICOKER</u>				
Toa Oil Co.	Kawasaki Japan	21,300	Sep. '76	
Lagoven	Amuay Venezuela	52,000	-----	Onstream in 1982 under construction
Imperial Oil Co.	Coldlake Alberta	50,000	-----	Under constructin
Unannounced	Canada	One	-----	Under design
Unannounced	U.S.A.	Two	-----	Under design



ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT
PROCESS FLOW DIAGRAM
OF
FLUID COKER PROCESS
FIG. 5.1

フルードコーカーの特徴を下記に列記する。

- (a) ポンプで送れる原料は、軽質なものから重質なものまで幅広く使用できる。
- (b) 種コークス用の粒子細分化は、一般的な方法でもできるが、Steam jet attritersが開発されている。
- (c) 主要機器は、リアクターとバーナーでできており、リアクターではコーキングをおこし、バーナーではプロセスに必要な分解熱を供給するために、コークスの一部を燃焼させる。
- (d) リアクターとバーナーの間のコークスの循環は、両槽間の差圧と差高で流動床比重を調整して行う。

また、移送ラインに aeration steam を注入し循環を助けている。

- (e) リアクターは 850~1000°F で、バーナーでは 1000~1200°F で運転される。
- (f) コークス量は、原料のコンラドソンカーボン量とリアクター条件で決まる。
- (g) 循環油カットポイント温度を高くすると、コークス収率は低くなる。
- (h) 原料油の 5~10% が、通常プロセスの熱源として燃焼される。
- (i) フルードコーカーの経済性は、軽油生産量を多くすることにより、良くなるが、1050°F が限度であろう。

(2) プロセスフローの説明

Fig 5.1 にフルードコーカーのプロセスフローを示す。

原料となる高温の重質油は、リアクターへ蒸気注入により噴霧されて循環流動コークス粒子上に付着する。コークス粒子上の原料油は分解され、軽質炭化水素とコークスとなる。生成コークスは、循環コークス上に残りバーナーへ戻される。分解軽質炭化水素は、リアクターの上のスクラバーで冷却されると同時に同伴コークスを除去し、蒸留部へ送られ、分解ガスと分解油に分離される。スクラバーで凝縮した未分解重質油は、原料ラインへ循環し再度リアクターで分解する。

リアクターの底部にストリップングスチームが注入されて、コークスに付着した炭化水素を除去すると共に、リアクターの流動床形成も行なっている。

さらに、流動コークスの粒子形を調整し、コークス循環を順調にするためコークス粉砕用の attrition 蒸気も注入される。

リアクターに必要な熱は、バーナーより高温コークスの循環により与えられる。バーナーでは、空気を入れてコークスを燃焼させて熱を発生させている。すなわちバーナーへの空気導入量を調整することにより装置の熱バランスをとっている。燃焼に使用されない余剰コークス (Net Coke) で、正味の副製品コークスとして Blutriator より抜き出される。

バーナーからは、高温の低カロリーガスが発生するがこれは、通常 CO ボイラーでスチーム発生に使用される。

一列のフルードコーカーのコークス充填量は、2500Tonであり、一列ずつ運転開始するため、運転開始用および運転停止用サイロは、3000Ton 容量のものを1基設置すれば十分である。

(3) プロセス収率

フルードコーカーの推定収率を Table 5.2 に示す。

減圧残渣油をフルードコーカーの原料として、分解ナフサと軽油に原料比として6248 Vol% (5335wt%)生成し、2660wt% のコークスが副生する。

その他は、分解ガス、COガスとして多量に発生し、燃料ガスとして使用できる。

Table 5.2 Yield of Fluid Coker Process

<u>Feed</u>	<u>vol.%</u>	<u>°API</u>	<u>wt. %</u>
Orinoco			
Vacuum Residue (995°F+)	100.0	1.8	100.0
Products			
Gas (C ₄ -)	(18.8 Nm ³ /B)	-	(13.35)
Naphtha (C ₅ /360°F)	15.67	60	10.90
Gas Oil (360/950°F)	46.81	15.5	42.45
[Coke (Gross)]	-	-	[33.30]
Coke (Net)	-	-	26.60
CO Gas	-	-	6.70 Equivalent

Properties

<u>C₃ Gas</u>		<u>C₄ Gas</u>		<u>Naphtha</u>	<u>Gas Oil</u>
H ₂	16.7 mol. %	C ₄ ⁼	60 mol. %	0.84 wt. %S	3.38 wt. %S
C ₁	44.8 "	C ₄	40 "	Br. No 130	29 cst @ 110°F
C ₂ ⁼	7.7 "		100 "		18 cst @ 130°F
C ₂	15.6 "				0.6 wt. % N
C ₃ ⁼	8.1 "	MW=56.8			4.0 wt. % CCR
C ₃	7.1 "	LHV=28,100 Kcal/Nm ³			1.96 ppm V
	100.0 "				1.05 ppm Ni
	MW=20.9				0.12 ppm Fe
	LHV=11,050 Kcal/Nm ³				Br. No 43

<u>CO Gas</u>		<u>Coke</u>		<u>Mesh Size Normal</u>		<u>Fine Coke</u>	
					<u>% ON</u>		<u>% ON</u>
CO ₂	12.0 mol. %	5.79 wt. %S		20 (841μ)	5	1,000μ	3.2
CO	6.0 "	2,460 ppm V		50 (297μ)	15	590μ	0.2
N ₂	56.5 "	610 ppm Ni		60 (250μ)	25	297μ	0.4
H ₂ S	0.5 "	70 ppm Fe		80 (177μ)	55	250μ	1.3
H ₂ O	25.0 "	Bulk density		100 (149μ)	65	177μ	5.5
	100.0 "	56 Lb/CF		140 (105μ)	75	149μ	15.6
	MW=27.4	(0.897 g/cm ³)		200 (74μ)	95	125μ	24.9
	(Dry Base=30.6)					105μ	20.7
	LHV=242 Kcal/Nm ³					88μ	12.5
	Dust 0.213 T/H					74μ	5.0
						63μ	6.7
						53μ	2.9
						53μ	1.1

5.1.2 ユリカプロセス

(1) はじめに

ユリカプロセスは、残渣油から脱硫を容易にできる軽質の分解油を生産する熱分解プロセスとして開発された。分解プロセスからは、ピッチが副生し各種用途に利用される。

本プロセスは、呉羽化学工業㈱が開発し特許を所有しており、現在商業プラントも順調に稼働している。

新開発プロセスを商業化するため、ユリカ工業㈱が1972年に設立され、1975年12月日本の東京湾の千葉地区にプラントが建設された。この最初のプラントは、約20000BPSDの減圧残渣油を処理し、約14,400BPSDの分解油を脱硫して燃料油用に約300000Ton/年のピッチを冶金用コークスの粘結剤として供給している。

上記の他、中国においてももう一基現在建設中である。

大部分の石油残渣油は、未知の構造である炭化水素の複雑な混合物であり、その熱分解プロセスの化学は説明しにくい。基本的化学反応は次の2つとされている。

- 大分子量のパラフィン系とナフテン系炭化水素から熱分解反応によって、少量のガス状炭化水素を含む低分子量のパラフィン系油が形成される。
- 脱アルキルしたアスファルテンの核の部分の縮重合により芳香族性に富んだ高分子のアロマトイックピッチを生成する。

これらの反応は、液相で連続的に行なわれる。

ユリカプロセスの特徴を列記する。

- (a) 分解油が高収率で得られる。
- (b) 反応塔底でピッチは液状で取扱える。
- (c) 分解ガス収率が低く4~5%である。
- (d) 生成するピッチは安定な均質物質である。

(2) プロセスフローの説明

Fig 5.2にユリカプロセスフローを示す。

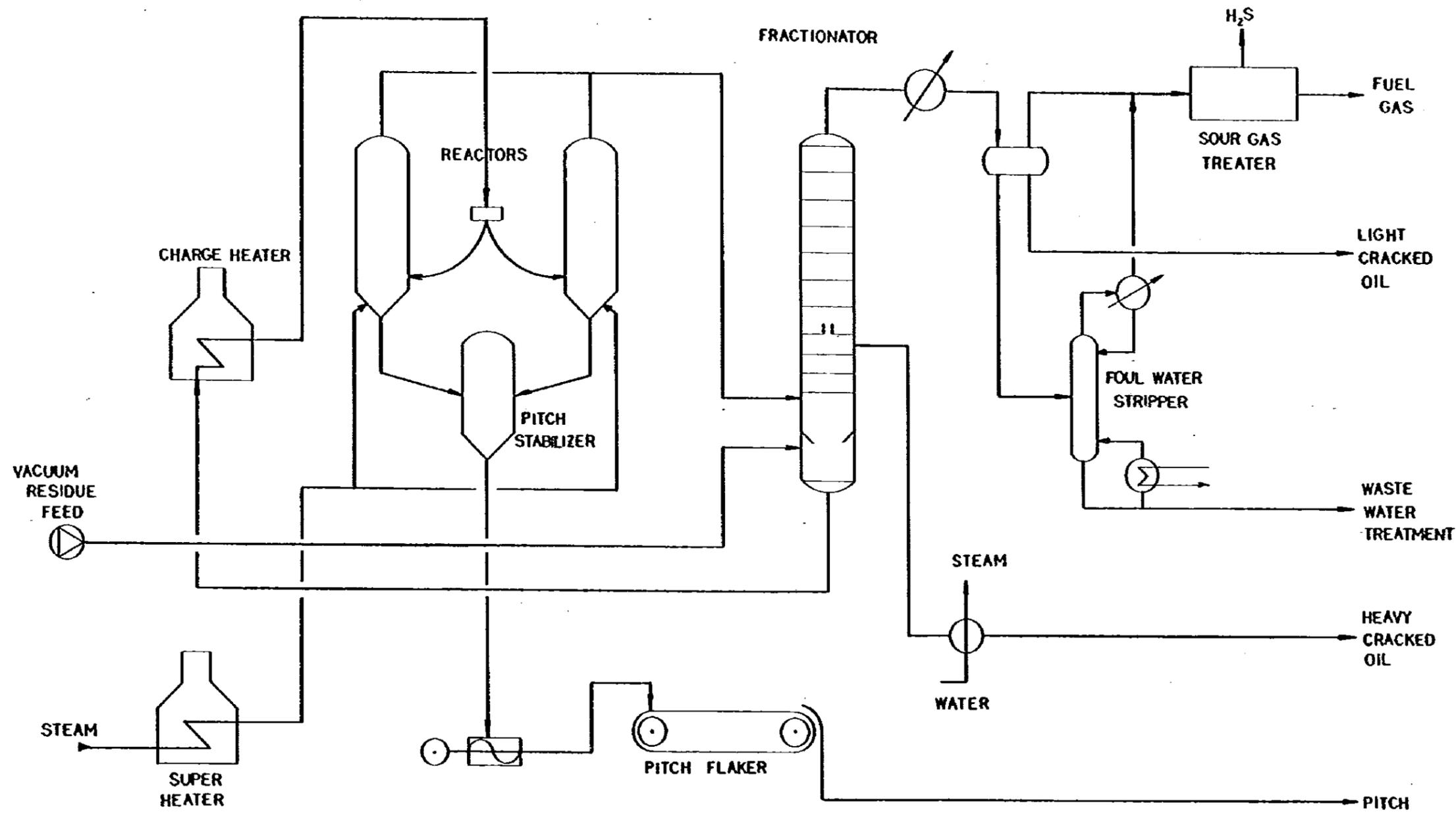
原料油は、供給温度の低い場合には予熱器で350℃まで加熱し、主蒸留塔の底部へ入れ、分解油の循環用重質留分と混合されている。通常、循環油の原料油に対する割合は0.2~0.3とする。

主蒸留塔底部からの原料油は、加熱炉で500℃位まで加熱され、自動作動スイッチバルブで2本の反応塔の1つに供給される。

2つの反応塔では、あらかじめ設定した周期でセミバッチ式で反応を行う。

典型的な4時間サイクルの方法としては

- 原料供給 約2時間



ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT

PROCESS FLOW DIAGRAM
OF
EUREKA PROCESS

FIG. 5.2

- ソーキング (soaking) 約1時間
- 冷却 (quench)、抜き出し (blowdown) 及び準備 (stand-by) 約1時間

もう1つの反応塔と2時間間隔で、原料供給は切り換えられる。

プロセスの規模が大きくなる場合は、プロセスのトレーン数を増やすか反応塔のみ数を増やし、上記のサイクルをいくつかのセットで行うことになろう。

この切り換え運転は、コンピューターでコントロールするのが便利である。

600℃~700℃の過熱スチームは、反応熱の供給と分解油の分離用として反応塔に注入される。反応温度は400℃~450℃になる。

反応の進行とともに分解油が分離し、残渣油は縮合と重合して粘性ピッチとなる。

反応塔中のピッチが一定のFlow Pointになったときを反応終了として、水を反応塔中に直接噴霧し300℃~350℃まで冷却する。

ピッチは、重力で反応塔の下の整合塔に落ち、少量のスチームが注入され、揮発分が除去されてピッチフレイカーに送られる。

ピッチ関係のラインとポンプは、熱安定性熱媒でピッチの流動性を保つ。

分解油と分解ガスは主蒸留塔に送り、飛沫ピッチと重質留分といっしょに分離すると共に、軽質分解油と重質分解油に分留する。

分解ガスは、燃料ガスに使用するため処理装置へ送られる。

分解重質油の熱回収によって多量のスチーム発生ができる。

(3) プロセス収率

ユリカプロセスの推定収率を Table 5.3 に示す。

Table 5.3 Yield of Eureka Process

Feed		vol. %	°API	wt. %
Orinoco				
Vacuum Residue (995°F)		100.0	1.8	100.0
<u>Products</u>				
<u>Gas</u>				
Cracked light oil		11.44	52.3	8.3
Cracked heavy oil		56.41	17.0	50.7
Pitch		—	—	37.0
<u>Properties</u>				
<u>Cracked Gas</u>				
H ₂	3.54 vol. %	Normal Cut pt.	°F	CLO
CH ₄	35.42 "	API	—	C ₅ -482
CO	1.73 "	Sulfur	wt. %	50.6
CO ₂	1.39 "	Nitrogen	"	0.6
C ₂ H ₄	2.07 "	Vanadium	ppm	—
C ₂ H ₆	15.16 "	Nickel	"	—
C ₃ H ₈	8.75 "	Bromine No.	—	84.9
C ₃ H ₆	4.62 "	Diene Value	—	4.9
C ₄ H ₁₀	4.87 "	Total Acidity	—	<0.1
C ₄ H ₈	4.82 "	ASTM D ₈ t.		1.46
I.3-C ₄ H ₆	0.01 "	IBP vol. %, °F		
H ₂ S	17.59 "	10 " , "		109
RSH	0.3 "	50 " , "		205
		90 " , "		324
		97 " , "		442
				486
				995

減圧残渣油原料で、ユリカプロセスでは分解油が原料比で 67.85 vol% (59.0 wt%) 生成し、ピッチは 37.0 wt% 副生する。

分解ガスは、フルードコーカーより少く 4.0 wt% が燃料ガスとなる。

5.1.3 M-D Sプロセス

(1) はじめに

溶剤脱歴法は、石油工業界で50年以上にわたって使用されている基本的な精製技術の一つである。

丸善石油がM-D Sプロセスの研究開発に着手したのは1970年代初期であり、1972年には約2年間の基礎研究に基き大型パイロットプラントを建設した。以来、約4年間にわたりパイロットプラントを用いる試験運転研究を実施した。1976年には、実装置建設を目的に、中東原油の残渣油33,000BPSDの基本設計が完成している。

M-D Sプロセスの特許は申請中である。

原料油としては、残渣成分を含む重質油であれば種類を問わず、溶剤脱歴により品質の改善された脱歴油を得ることができる。しかし、本方法は前処理法として採用するのが効果があるので、重金属、アスファルテン含有量の高い常圧残渣油や減圧残渣油が、原料としては適当である。

溶剤脱歴は、原理的には前処理技術に属し、アスファルトを除去して原料油の改質をおこなうものであり、潤滑油精製、水素化分解、接触分解プロセスの原料油調製法として広く採用されている。

脱歴触媒に有害な高度縮合炭化水素や金属化合物は、大部分がアスファルト中に分布しており、バナジウムやニッケルは溶剤脱歴によって容易に除去できる。工業的に使用されている溶剤は、プロパンからペンタンの軽質パラフィン系炭化水素である。

M-D Sプロセスは、他の溶剤脱歴法と比較すると次の特徴がある。

(a) 脱歴油収率が高い

高性能溶剤脱歴塔の開発により、低溶剤比、低脱歴温度、比較的高分子量の溶剤使用で高収率の脱歴油を得る。

(b) プラント建設費、運転費が安い

高性能溶剤脱歴塔開発とプラント最適化によりコスト低減できる。

(2) プロセスフローの説明

Fig 5.3にM-D Sプロセスのプロセスフローを示す。

原料油、すなわち常圧残渣油もしくは減圧残渣油のいずれかは、溶剤と混合され抽出塔に供給される。全溶剤の1部は、抽出塔の塔底に注入し、アスファルト留分に残存するオイル分を充分に抽出する。原料油と溶剤の混合物は、特別に設計された抽出塔内でエキストラクト相は、エキストラクト加熱炉で加熱され、エキストラクトフラッシュドラムに送られ、そこで溶剤を分離し、冷却後溶剤受槽に循環される。

脱歴油は、脱歴油ヒーターで加熱されてから、脱歴油ストリッパーに送られ、脱歴油に残

存する微量の溶剤をストリップしてから、脱硫セクションに送られる。

他方、ラフィネート相は、溶剤とアスファルトから構成されるが、ラフィネート加熱炉で加熱後エキストラクトフラッシュドラムに送られ、ここでアスファルトと溶剤に分離される。ラフィネートフラッシュドラムからの溶剤は、液化後溶剤受槽にリサイクルされる。アスファルトに残留する微量の溶剤はストリッパーで除去される。

抽出塔の運転条件は概略

温度 100~180℃

圧力 15~28kg/cm²A

溶剤量は原料油に対し普通

容量比2~4で使用される。

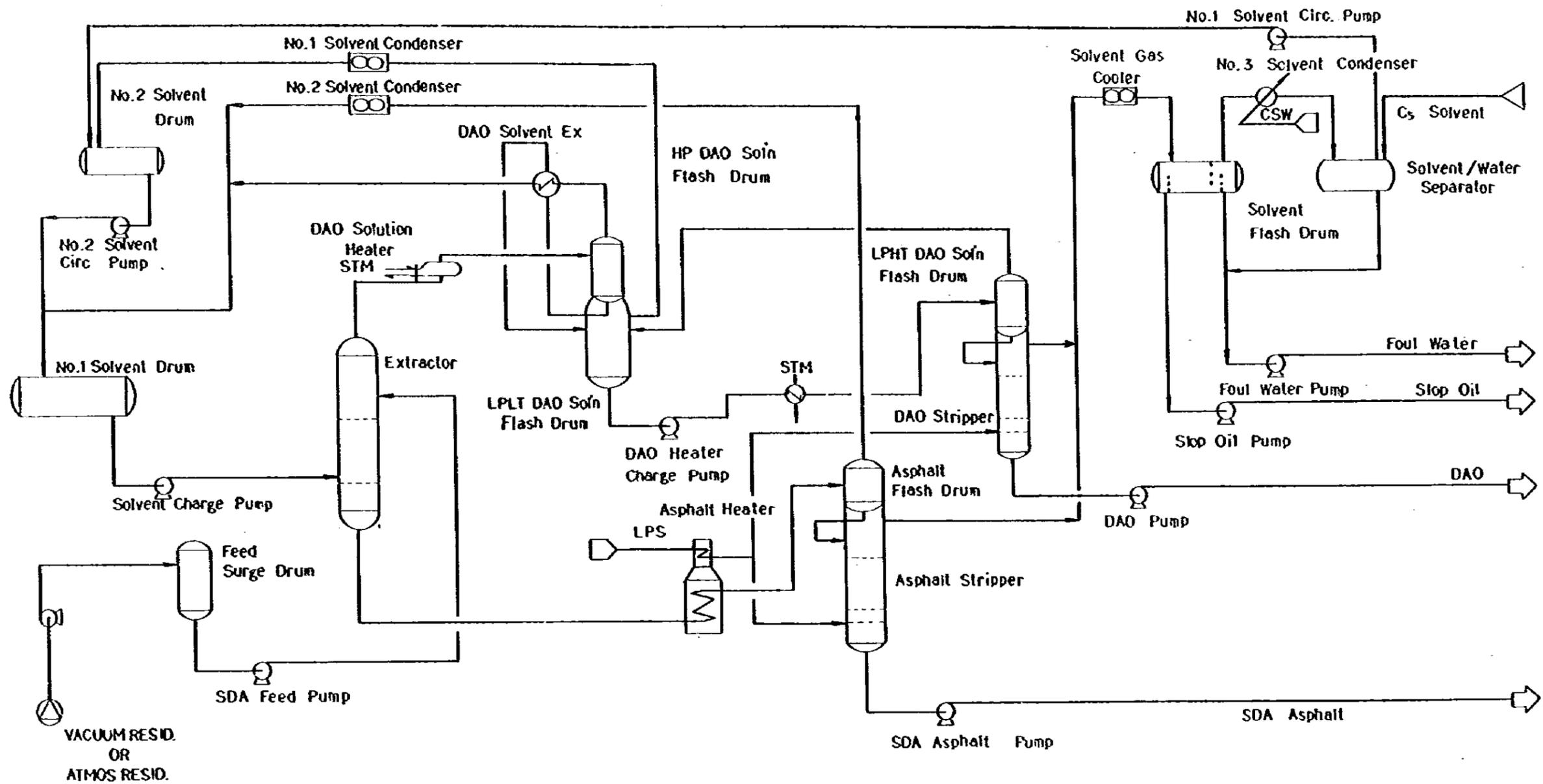
(3) プロセス収率

M-D-Sプロセスの推定収率を Table 5.4 に示す。

Table 5.4 Yield of M-DS Process

Feed	vol. %	°API	wt. %
Orinoco			
Vacuum Residue (995°F+)	100.0	1.8	100.0
Products			
DAO	68.57	8.5	65.33
SDA Asphalt	31.43	-10.6	34.67
Properties			
	<u>Vac. Residue</u>	<u>DAO</u>	<u>SDA Asphalt</u>
°API	1.8	8.5	-10.6
Sp. Gr. 15/4°C	1.062	1.0108	1.1706
S. wt. %	4.32	3.52	5.82
Vis. @ 210°F, cst	—	700	
(@ 250°C, cp)			(4,000)
@ 300°F, cst	2,890	69	
(@ 300°C, cp)			(500)
Nitrogen, wt. %	0.82	0.418	1.58
Nickel, ppm	162	39.3	393
Vanadium, ppm	654	107.9	1,683
Asphalten (C ₇), wt. %	—	0.00	43.3
Con. Carbon, wt. %	25.7	9.07	57.0
R & B Soft. pt. °C	—	—	162

減圧残渣油を原料として、68.57 vol% (65.33 wt%) の脱陸油と 31.43 vol% (34.67 wt%) のアスファルトに分けている。



ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT
PROCESS FLOW DIAGRAM
OF
M-DS PROCESS
FIG. 5.3

5.2 精製スキーム

本節では、前節で述べた各軽質化プロセス装置を組み込んだ、オリノコヘビーオイル軽質化のための精製スキームについて概要を述べる。

詳細については、第Ⅱ編 1.2、2.2、3.2を参照されたい。

5.2.1 フルードコーカーケース

フルードコーカーケースの精製スキーム図を Fig 5.4 に示す。

製油所の原料油となる粗原油と稀釈油の混合原油は、常圧蒸留装置で軽質ガス、ナフサ、軽質軽油、重質軽油、常圧残渣油に分け、軽質軽油のうち稀釈油として混合されていた容量は、分流して粗原油の生産用稀釈油として油井へ循環する。粗原油の中に含まれる軽質軽油とその他の留分は、各々次のプロセスに送られる。

常圧蒸留装置からの常圧残渣油は減圧蒸留装置へ供給し、減圧軽油と減圧残渣油に分ける。

蒸留操作で分けられる最も重質な残渣油の減圧残渣油を、前節で述べた各種軽質化プロセス装置の原料油として供給し、軽質化をはかり、蒸留装置からの軽質留分と合せ改質原油のベース油とする。

減圧残渣油の一部は、抜き出して製油所内のプロセス加熱炉の燃料として使用される。

減圧残渣油は、フルードコーカープロセスに供給されて分解ガス、コーカーナフサ、コーカー軽油、およびフルードコークスを生成する。なお、この他にプロセスの中で燃焼したコークスが、COガスとして高温低カロリーガスの状態で発生する。

常圧蒸留装置からのナフサ、軽質軽油、重質軽油、減圧蒸留装置からの減圧軽油、フルードコーカープロセスからのコーカーナフサおよびコーカー軽油は、より低硫黄な改質原油およびフルードコーカーからの生成油の不飽和炭化水素を飽和して安定した油にするために、一つにまとめて水素化処理装置に通して、粗原油と比べて低比重、低硫黄含有の改質原油を生産する。

フルードコーカープロセスからのCOガスは、廃熱利用と低カロリーガス燃焼によりスチーム発生に利用する。

フルードコークスは、製油所内のスチーム供給、電力供給および粗原油生産用電力供給のためのボイラー燃料として利用する。ボイラー燃料として余剰のフルードコークスは、製油所外に野積みし、将来の利用を待つものとする。

フルードコーカープロセスからの分解ガス、水素化処理装置からのガスは、酸性ガス処理装置で硫化水素を除去し、燃料ガス、循環水素ガス、水素発生装置への原料ガスの一部とする。

燃料ガスは、プロセス用燃料、およびフルードコークス燃料ボイラーへの補助燃料に使用して、余剰分は、粗原油生産用スチーム発生ボータブルボイラーの燃料として供給される。

酸性ガス処理装置で除去された硫化水素は、クラウス式硫黄回収装置で硫黄を回収し、単体硫黄として固化し副製品とする。

硫黄回収からのテールガスは、回収せず焼却し大気放出する。

水素化処理装置に必要な水素は、外部から供給される天然ガスを原料として、水素発生装置で水素を発生し使用する。本ケースでは、水素化処理装置からのパージガスを脱硫し、その一部を原料の一部として使用している。

以上の各プロセスは、全て2トレーン設置し、プロセスの定期補修を1トレーンずつ実施して、少なくとも50%の稼働を確保し、井戸元への燃料ガス供給、フルードコークスのボイラー供給を常時確保できるようにする。

5.2.2 ユリカケース

ユリカケースの精製スキーム図を Fig 5.5 に示す。

前記フルードコーカーケースと同じく、常圧蒸留装置と減圧蒸留装置で処理後、改質原油のベース油とする。

一部プロセス用燃料とした残りの減圧残渣油は、軽質化プロセスとしてのユリカプロセスの原料として分解し、分解ガス、分解軽質油、分解重質油およびユリカピッチに分ける。

常圧蒸留装置からのナフサは、飽和で硫黄含有量も多くないのでそのまま改質原油に混合する。軽質軽油、重質軽油とユリカプロセスからの分解軽質油を軽質油としてまとめ、第1水素化処理装置で脱硫処理する。

減圧軽油とユリカプロセスからの分解重質油は、重質油としてまとめ、第2水素化処理装置で脱硫処理する。

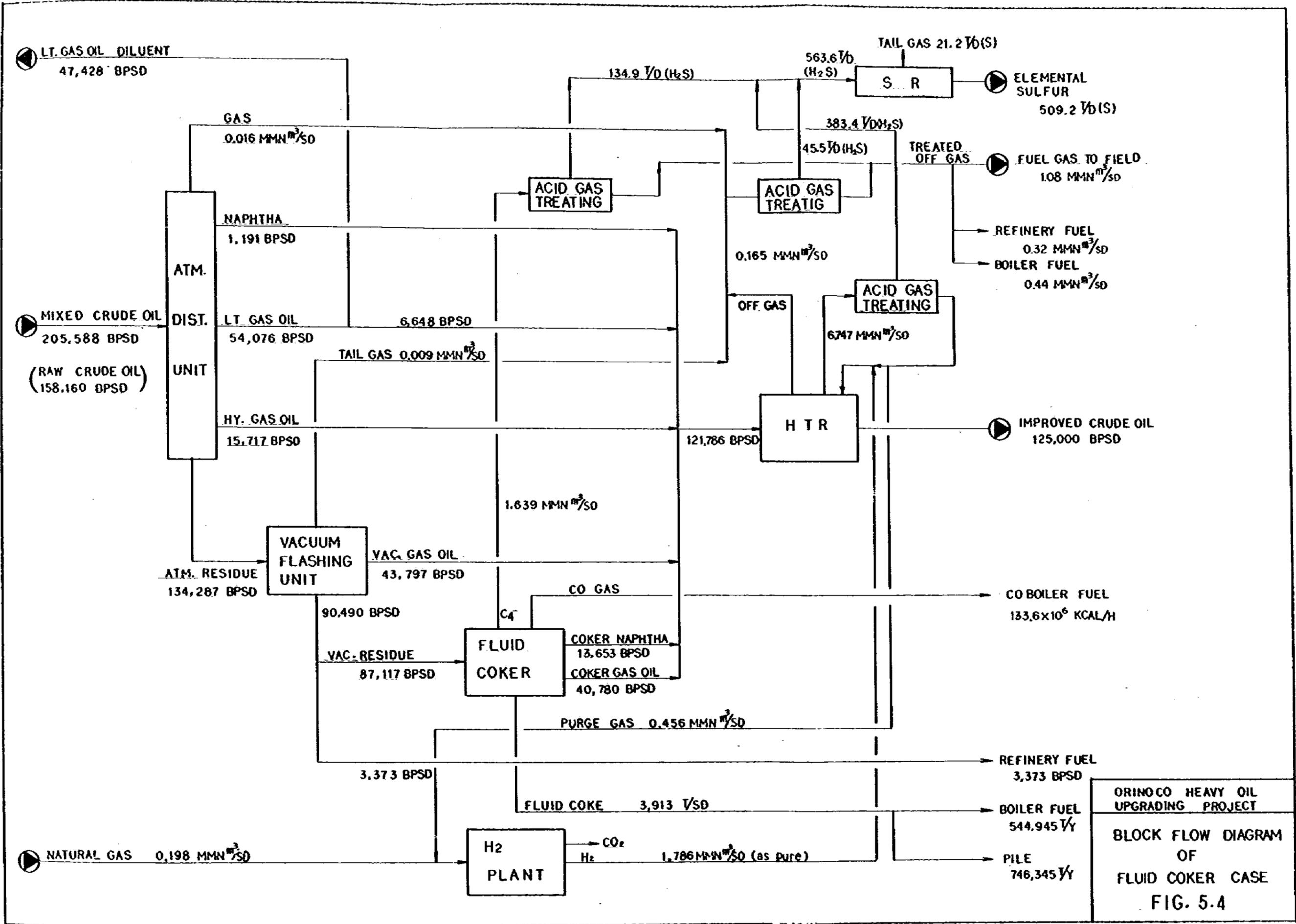
これら処理した油を混合し、改質原油とする。

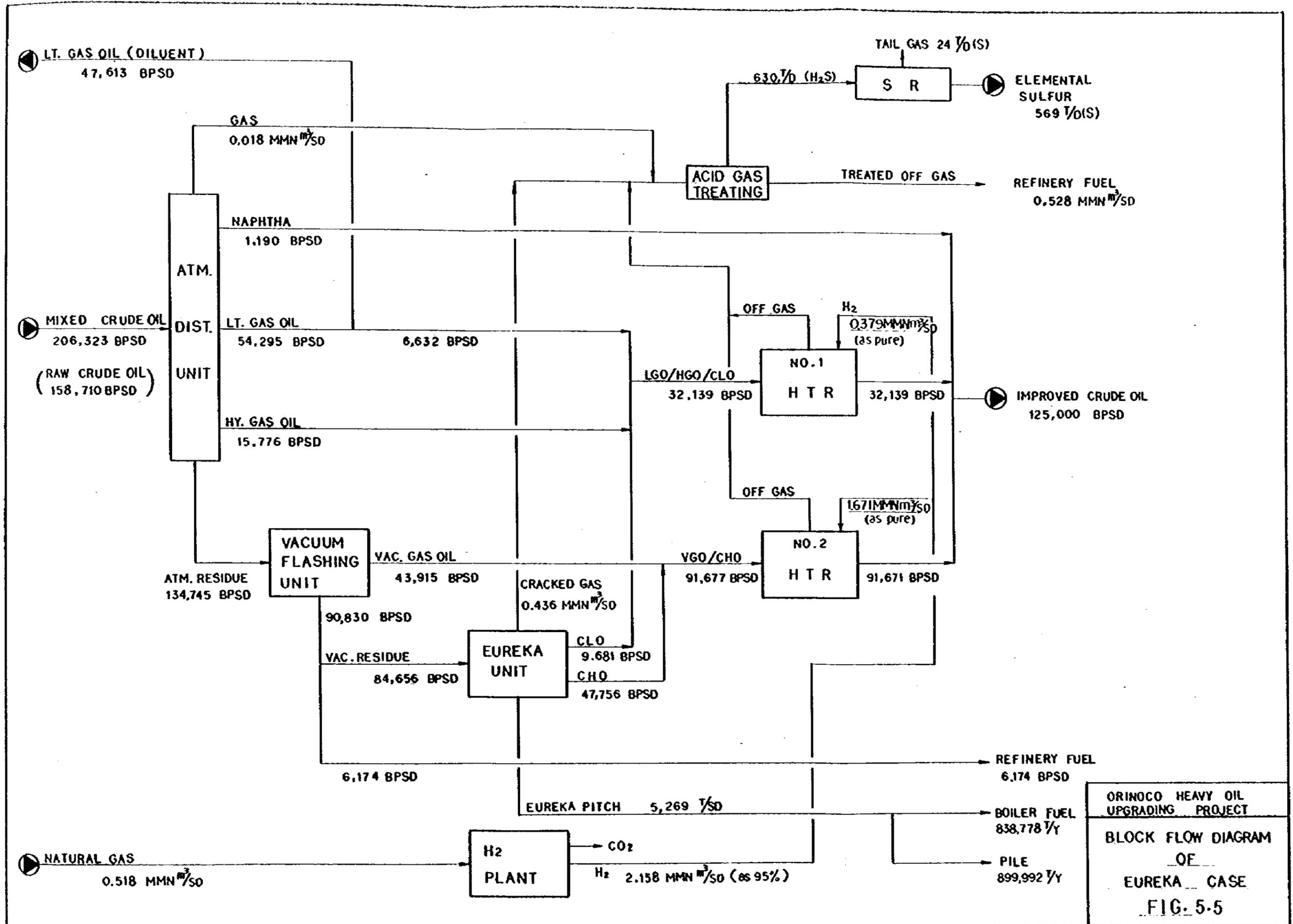
第1水素化処理装置は、1.67wt% の硫黄含有原料を0.1wt% まで、第2水素化処理装置では、3.45wt% の硫黄含有原料を0.5wt% まで脱硫している。したがって、改質原油としては0.4wt% の硫黄含有量となる。

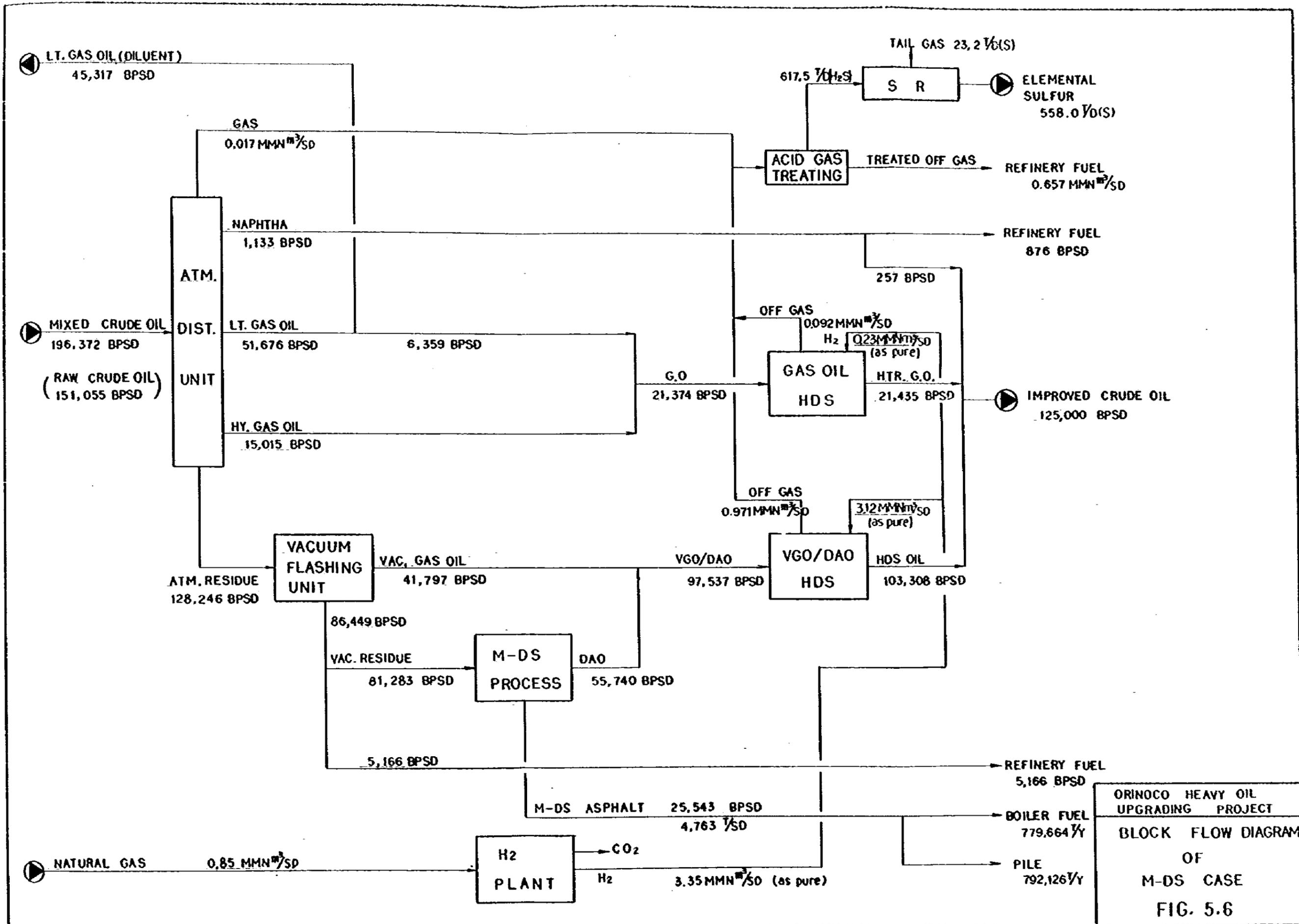
酸性ガス処理装置、硫黄回収装置、水素発生装置はフルードコーカーケースとほぼ同じである。ユリカプロセスからのピッチは、ボイラー燃料として使用し余剰分は野積み保存する。

酸性ガス処理装置で処理した燃料ガスは、製油所内のプロセス用燃料として全量使用してしまい、井戸元へ送る燃料ガスは発生できない。

本ケースにおいても、プロセスは全て2トレーンとして計画してある。







5.2.3 M-D Sケース

M-D Sケースの精製スキーム図をFig 5.6に示す。

前記2ケースと同様、常圧蒸留装置と減圧蒸留装置で前処理をする。

減圧残渣油をM-D Sプロセスに供給し、溶剤脱陸プロセスによって脱陸油と脱陸アスファルトに分離する。

常圧蒸留装置からの軽質軽油と重質軽油は、脱硫だけを目的に軽油水素化脱硫装置で脱硫し、2.06wt%から0.15wt%硫黄含有量と比較的容易な脱硫処理をする。

減圧軽油とM-D Sプロセスからの脱陸油は、合せてVGO/DAO水素化脱硫装置で処理する。本プロセスは、脱陸油が重質である上に金属含有量も比較的多く、プロセスの運転条件としては厳しいものとなる。また、改質原油としての比重も、25° API位の軽質のものが要求されるので、水素化分解の機能ももたなければならぬ。結果としては、直接脱硫並みの厳しい運転条件により、108° API原料より25.2° APIの製品を作っている。それに相応して脱硫率も高くなり、0.03wt%硫黄含有量まで落ちている。

常圧蒸留装置からのナフサは、1部水素発生装置の燃料に使用し、残りを脱硫油と混合し、0.05wt%硫黄含有の改質原油になっている。

酸性ガス処理装置、硫黄回収装置、水素発生装置については前ケースと同様であるが、本ケースは、軽質化プロセスが分解プロセスでないため、脱硫装置からのガスだけでは余剰ガスが発生せず、製油所内で全量使用してしまう。それでも不足するので、ナフサを水素発生装置の燃料として使用しており、井戸元への燃料ガス供給は不可能となっている。

M-D Sプロセスからのアスファルトは、第7章で述べるが、高温状態の液状のまま貯蔵しないでボイラー燃料として使用する。余剰分については、高温液状のまま製油所外へ送り出す。

本ケースにおいても、プロセスは2トレーンとする。

以上の各ケースに関する総合物質収支、改質原油性状、プロセス装置能力、水素バランス、硫黄バランスをTable 5.5, 5.6, 5.7, 5.8, 5.9にまとめて示す。

Table 5.5 Overall Material Balance

Normal Operation Case

	Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Feed				
Mixed Crude	BPSD	205,588	206,323	196,372
Natural Gas	MMNm ³ /SD	0.198	0.518	0.850
Products				
Improved Crude	BPSD	125,000	125,000	125,000
Lt. Gas Oil (Diluent)	BPSD	47,428	47,613	45,317
Elemental Sulfur	T/SD	509.2	569.0	558.0
Fuel Gas** (To Oil Field)	MMNm ³ /SD (MMKcal/H)	1.08 (563)	0	0
Electric Power*	MW	126.2	126.6	120.5
Gypsum*	T/SD	673	498	594
Surplus By-product	T/Y	746,345	899,992	792,126
Oil Production				
Raw Crude Oil	BPSD	158,160	158,710	151,055
Raw Crude Oil	BPCD	142,994	143,491	136,570
Electric Power (Base: 150 MW/170,000 BPCD)	MW	126.2	126.6	120.5

* 365 D/Y production

** 0.485 MMNm³/SD in case of process I train operation

Table 5.6 Properties of Improved Crude Oils

	Case	Fluid Coker	Eureka	MDS
Feed				
(Raw Crude Oil)				
°API		8.5	8.5	8.5
Sulfur, wt. %		3.67	3.67	3.67
Products				
(Improved Crude Oil)				
°API		25.7	25.0	26.1
Sulfur, wt. %		0.70	0.41	0.05
Viscosity				
est. @ 100°F		4.9	—	22.0
est. @ 210°F		2.8	—	4.0
Nitrogen, wt. %		0.17	—	0.008
CCR, wt. %		0.147	—	0.13
Components, vol. %				
SR. Naphtha		—	1.0	0.2
HTR. SR. Naphtha		0.9	—	—
HTR. SR. LGO		5.5	5.3	5.1
HTR. SR. HGO		12.9	12.6	12.1
HTR. VGO		36.0	35.1	35.4
HTR. Coker Naphtha		11.2	—	—
HTR. Coker Gas Oil		33.5	—	—
HTR. Cracked Light Oil		—	7.8	—
HTR. Cracked Heavy Oil		—	38.2	—
HTR. DAO		—	—	47.2
Yield of Distillation				
C ₅ /375°F, vol. %		15.0	7.3	9.5
375/650°F, vol. %		30.0	32.4	34.0
650/1,000°F, vol. %		55.0	60.3	33.5
1,000°F+, vol. %		—	—	23.0
Sulfur Content of Distillation				
C ₅ /375°F, wt. %		0.24	0.09	0.01
375/650°F, wt. %		0.67	0.1	0.08
650/1,000°F, wt. %		0.73	0.6	0.02
1,000°F+, wt. %		—	—	0.03

Table 5.7 Capacities of Process Units

Process Units	Case	Fluid coker		Eureka		M-DS	
	Unit	Capacity	No's	Capacity	No's	Capacity	No's
Atmospheric Distillation	BPSD	102,800	2	103,200	2	98,200	2
Vacuum Flashing	BPSD	67,200	2	67,400	2	64,200	2
Fluid Coker	BPSD	43,600	2	—	—	—	—
Eureka	BPSD	—	—	42,400	2	—	—
M-DS	BPSD	—	—	—	—	40,700	2
Hydrotreater	BPSD	60,900	2	16,100	2	10,700	2
	BPSD	—	—	45,900	2	48,800	2
Hydrogen Generation	MMNm ³ /D as H ₂	0.90	2	1.08	2	1.70	2
Acid Gas Treating	T/SD as H ₂ S	67	2	315.0	2	309	2
		23	2	—	—	—	—
		192	2	—	—	—	—
Sulfur Recovery	T/SD as S	255	2	285	2	279	2

Table 5.8 Hydrogen Balance

Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Feed of H₂ Plant			
Natural Gas to H ₂ plant	0.198 MMNm ³ /D	0.518 MMNm ³ /D	0.850 MMNm ³ /D
Purge Gas to H ₂ plant	0.456 MMNm ³ /D	—	—
Generated Hydrogen			
Hydrogen from H ₂ plant (as pure)	1.786 MMNm ³ /D	2.050 MMNm ³ /D	3.350 MMNm ³ /D
Consumption of Hydrogen (as pure)			
Hydrotreater	1.786 MMNm ³ /D	—	—
No. 1 Hydrotreater	—	0.379 MMNm ³ /D	—
No. 2 Hydrotreater	—	1.671 MMNm ³ /D	—
Gas Oil HDS	—	—	0.230 MMNm ³ /D
VGO/DAO HDS	—	—	3.120 MMNm ³ /D
Consumption Rate of Hydrogen			
Hydrotreater	547 SCF/B	—	—
No. 1 Hydrotreater	—	440 SCF/B	—
No. 2 Hydrotreater	—	680 SCF/B	—
Gas Oil HDS	—	—	401 SCF/B
VGO/DAO HDS	—	—	1,193 SCF/B

**Table 5.9 Sulfur Balance
Contained Sulfur (T/SD)**

Normal Operation Case

Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
– Input –			
Raw Crude Oil (3.67 wt. %S)	932.7	936.0	890.8
– Output –			
Improved Crude Oil (Fluid Coker 0.7 wt. %S) (Eureka 0.4 wt. %S) (M-DS 0.05 wt. %S)	125.2	71.9	8.9
Product Elemental Sulfur	509.2	569.0	558.0
Tail Gas from Sulfur Recovery Unit	21.2	24.0	23.2
Flue Gas from Process Furnace (Vacuum Residue & Naphtha Fuel)	24.6	45.0	38.5
(Produced Total By-product)	(252.5)	(226.1)	(262.2)
Fluid Coke 5.79 wt. %S			
Eureka pitch 4.3 wt. %S			
M-DS Asphalt 5.82 wt. %S			
CO gas			
Gypsum	125.3	92.7	110.5
Tail gas from Flue gas Desulfurization	13.9	10.3	12.3
Surplus By-product	113.3	123.1	139.4

Attachment to Table 5.6 Properties of Improved Crude Oil on Fluid Coker Case

Fractions	Light Naphtha	Heavy Naphtha	Keresene	Gas Oil	Vacuum Gas Oil	Residue	Improved Crude Oil
<u>Properties</u>							
TBP Fraction, °F	C ₅ -375	-	-	375-650	650-1000	-	C ₅ -1000
Yield, vol %	15.0	-	-	30.0	55.0	-	100
Gravity, °API	47.5	-	-	27.4	20.4	-	25.7
Sulfur, wt%	0.24	-	-	0.67	0.73	-	0.70
Nitrogen, ppm	-	-	-	1080	2400	-	1700
RON, Clear	-	-	-	-	-	-	-
PONA, vol %	-	-	-	-	-	-	-
Smoke pt. mm	-	-	-	-	-	-	-
Cetane Ix.	-	-	-	-	-	-	-
Diesel Ix.	-	-	-	-	0.26	-	0.147
CCR, wt%	-	-	-	-	-	-	-
Aniline pt. °F	-	-	-	-	-	-	-
Bromine No.	-	-	-	0.17	0.17	-	0.17
gBr/100mg							
Metal Content							
V, ppm	-	-	-	-	0.22	-	0.2
Ni, ppm	-	-	-	-	0.12	-	0.1
Viscosity							
cst @ 100°F	-	-	-	-	-	-	4.9
cst @ 210°F	-	-	-	1.0	4.0	-	2.8

Attachment to Table 5.6 Properties of Improved Crude Oil on Eureka Case

Fractions	Light Naphtha	Heavy Naphtha	Keresene	Gas Oil	Vacuum Gas Oil	Residue	Improved Crude Oil
Properties	C ₅ -236	236-344	344-500	500-666	666-965	-	C ₅ -965
TBP Fraction, °F	3.48	3.82	10.42	22.27	60.01	-	100
Yield, vol %	70	49.9	39.3	24.2	20.1	-	25
Gravity, °API	0.06	0.09	0.16	0.25	0.54	-	0.41
Sulfur, wt%	10	40	150	200	600	-	-
Nitrogen, ppm	-	-	-	-	-	-	-
RON, Clear	-	-	-	-	-	-	-
PONA, vol %	-	-	-	-	-	-	-
Smoke pt. mm	-	-	23	-	-	-	-
Cetane Ix.	-	-	-	38-40	-	-	-
Diesel Ix.	-	-	-	-	-	-	-
CCR, wt%	-	-	-	-	0.58	-	-
Aniline pt. °F	-	-	-	-	-	-	-
Bromine No.	15	14	11	-	-	-	-
gBr/100mg							
Metal Content							
V, ppm	-	-	-	-	0.09	-	-
Ni, ppm	-	-	-	-	0.30	-	-
Viscosity							
cst @ 100°F	-	-	-	-	-	-	-
cst @ 210°F	-	-	-	-	-	-	-

Attachment to Table 5.6 Properties of Improved Crude Oil on M-DS Case

Fractions	Light Naphtha	Heavy Naphtha	Keresene	Gas Oil	Vacuum Gas Oil	Residue	Improved Crude Oil
<u>Properties</u>							
TBP Fraction, °F:	C ₅ -375	-	-	375-650	650-1000	1000 ⁺	C ₅ ⁺
Yield, vol %	9.5	-	-	34.0	33.5	23.0	100
Gravity, °API	55.0	-	-	32.5	22.9	9.0	26.1
Sulfur, wt%	0.01	-	-	0.08	0.02	0.03	0.05
Nitrogen, ppm	10	-	-	45	90	135	80
RON, Clear	60	-	-	-	-	-	-
PONA, vol %	-	-	-	-	-	-	-
Smoke pt. mm	-	-	-	45	-	-	-
Cetane Ix.	-	-	-	52	41	-	-
CCR, wt%	-	-	-	-	0.10	0.39	0.13
Aniline pt. °F	-	-	-	160	180	-	-
Bromine No.	0.0	-	-	-	-	-	-
gBr/100mg							
Metal Content							
V, ppm	-	-	-	-	0.0	0.7	0.2
Ni, ppm	-	-	-	-	0.0	0.3	0.1
Viscosity							
cst @ 100°F	-	-	-	3.4	22	4500	22
cst @ 210°F	-	-	-	-	-	80	4

第 6 章

第6章 共通設備の概要

本章では、オリノコヘビーオイル軽質化製油所の共通設備 (UTILITY AND OFFSITE FACILITIES) についての概要を述べる。

共通設備は、製油所内のプロセス装置以外の全ての設備であるが、副製品を燃料とするボイラーに関しては、別途第7章に述べる。

なお、ボイラーからの燃料ガスを処理する排煙脱硫は、オフサイト設備として本章で取り扱っている。

本章は、第1編第4章において3ケースについて検討した結果をまとめたものである。

6.1 用役設備

用役設備は、製油所のプロセス装置、オフサイト設備を運転するために必要な用役を生産するもので、本製油所では、原水以外は全て自家発生型で考え安定供給をはかる。

また、本製油所の特種なケースとして粗原油生産用の電力も、本用役設備から供給するよう計画されている。

6.1.1 用役供給システム

スチーム、電力、および水の全体システム図を Fig. 6. 1 に示す。この図は3ケース共通にまとめたものである。

本製油所のスチームは、次の4レベルのものを使用している。

超高圧スチーム	100 kg/cm ² G, 500°C
高圧スチーム	50 kg/cm ² G, 405°C
中圧スチーム	16 kg/cm ² G, 275°C
低圧スチーム	4 kg/cm ² G, 165°C

超高圧スチームは、粗原油生産用電力発生を目的とするもので、各軽質化プロセスからの副製品残渣を燃料とするボイラーを考える。

高圧、中圧、低圧スチームは、製油所内のプロセスやその他のスチームバランスと電力バランスのために使用される。ただし、フルードコーカーケースにおいてはフルードコーカーからのCOガスを利用し、COボイラーで高圧スチームを発生させている。

上記スチームからの電力発生には、凝縮タービンおよび抽気タービンを使用する。

スチーム凝縮水は回収するとともに、純水化されたボイラー追加給水と合せてボイラー供給水とする。

プロセス装置の冷却用水やスチーム凝縮用冷却水は、循環して使用するため冷却塔を使用する。製油所内で使用される燃料としては、製油所オフガスと減圧残渣油を使用する。ただし、M-

DSケースではオフガスが少ないので、ナフサを一部水素発生装置の燃料としている。

その他に、圧縮空気を計装用およびプラント用空気として発生させる。さらに、空気分離をして窒素ガスを不活性ガスとして発生し、その使用に備える。

6.1.2 用役バランス

Table 6.1, 6.2 および 6.3 に各ケースの用役バランスを示す。

このテーブルは、電力、各圧力レベルスチーム、ボイラ供給水、凝縮水、プロセス注入水、廃水、消耗水、プロセス冷却水、機械用冷却水、燃料などの用役の消費と発生を示している。

プラス値は消費を、マイナス値は発生を示す。

製油所の用役必要量を Table 6.4 にまとめる。

6.1.3 用役設備の能力

前述用役バランスを保つために必要な各用役設備の設置能力と数量を予備の数も含めて Table 6.5 に示す。

6.2 オフサイト設備

本節で述べるオフサイト設備は、製油所内に必要な設備のうち、プロセス装置と用役設備を除いた全ての設備を総称している。

6.2.1 貯蔵設備

本製油所のオイルハンドリングシステムは、Fig 6.2 にタンクフロー図として示す。本図は3ケースに共通にまとめたものである。

製油所の原料である混合原油は、粗原油生産状況に関係なく、安全運転を確保するため1カ月通油分の貯蔵をもつものとする。製油所が原油の生産井と接近しておりパイプラインで結ばれているので、井戸元の原油処理用メインステーションにおいて、その貯蔵量をもってもよいが、製油所としては自分の境界内にタンクをおく方がよいと考えた。

中間タンクについては、各プロセスが完全に2トレーンであること、また各プロセス間の油のとりあいはホットチャージ方式をとるものとし、プロセスの運転開始・停止は1トレーンずつ行うものとして中間タンクは最小限にとどめた。

したがって、軽質化プロセス原料と水素化処理(脱硫)プロセス原料のみ1トレーン通油量の1週間分のタンクを置いた。

製品油としては改質原油と稀釈油の軽質軽油であるが、改質原油はパイプラインで出荷港に送られるように接続されていること、また貯蔵は、出荷タンカーに合わせて港側に貯蔵を考えるものとして、改質原油の製油所内の貯蔵は1週間分の生産量とした。

稀釈油も、井戸元にタンクをおいて原油生産に合わせてコントロールする方がよいので、そこと

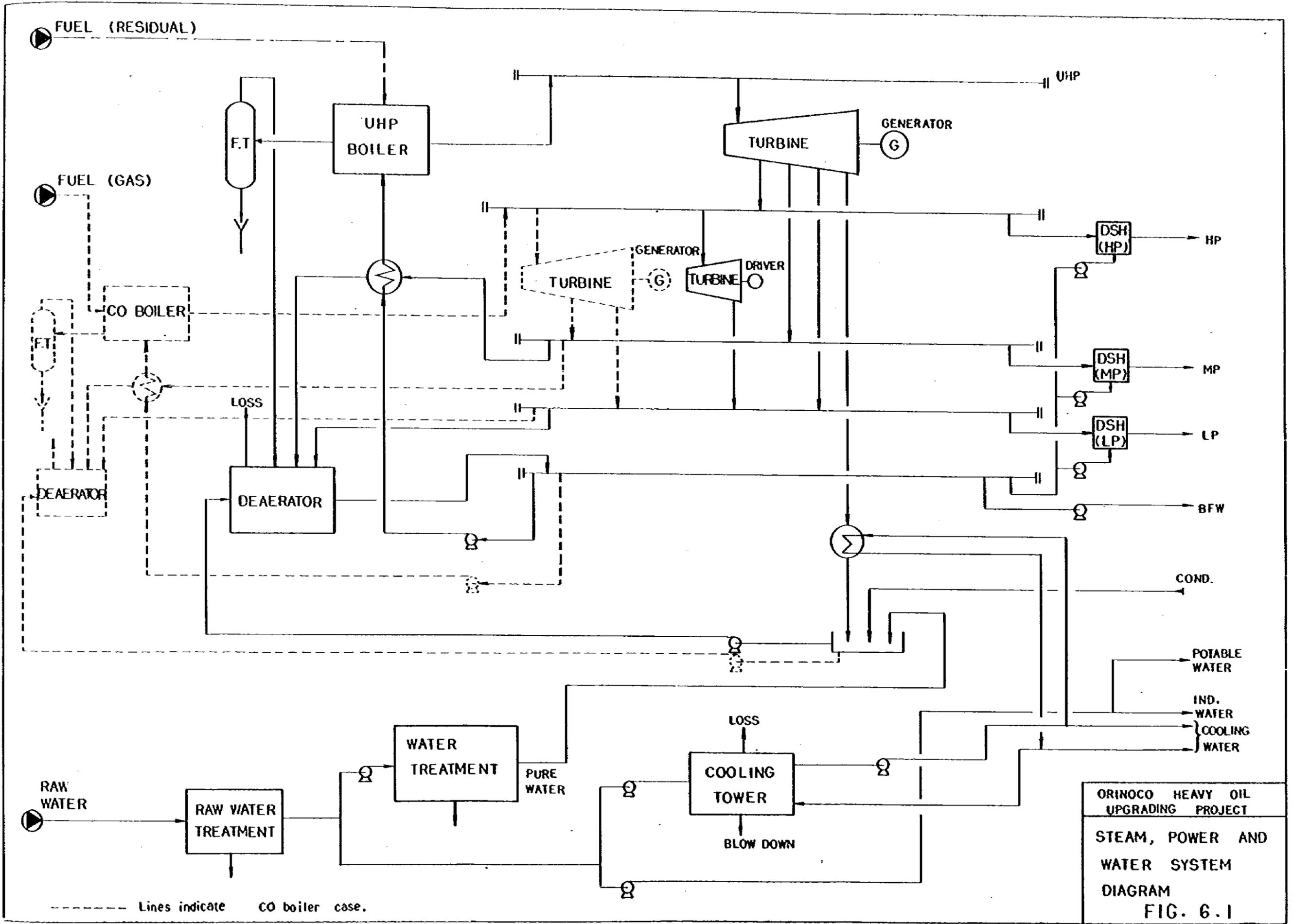


Table 6.4 Summary of Utility Requirements

Requirement	Unit	Normal Operation Case		
		Fluid Coker	Eureka	M-DS
Electric Power				
for Oil Field	MW	126.2	126.6	120.5
for Refinery	MW	74.2	81.4	82.5
Steam				
Ultra High Pressure	T/H	772.1	1,190.3	1,180.4
High Pressure	T/H	388.4	—	—
Cooling Water (Circulation)				
Process Cooling	T/H	9,770	19,490	12,830
Surface Condenser	T/H	24,600	19,300	17,300
Mechanical Cooling	T/H	930	870	815
Net Boiler Feed Water	T/H	484	613	384
Net Raw Water Intake	T/H	2,112	2,310	1,907
Fuel				
Liquid	MM kcal/H	220	410	394
Gas	MM kcal/H	523	308	230
Residual	MM kcal/H	503	900	872

Table 6.5 Capacities of Utility Facilities

Facility	Fluid Coker Case		Eureka Case		M-DS Case		Note
	Capacity	No.s	Capacity	No.s	Capacity	No.s	
1. Steam Generator Ultra High Pressure Steam High Pressure Steam	260 T/H 200 T/H	4 2	240 T/H -	6	240 T/H -	6	one unit for stand-by
2. Power Generator by Ultra High Pressure Steam by High Pressure Steam	55,000 KW 18,000 KW	4 2	46,000 KW -	6	44,000 KW -	6	one unit for stand-by
3. BFW Treatment Activated carbon Adsorption Ion Exchange Demineralization Condensate Tank BFW Tank	250 T/H 250 T/H 9,000 KL 6,000 KL	3 3 2 2	310 T/H 310 T/H 10,000 KL 7,500 KL	3 3 2 2	200 T/H 200 T/H 10,500 KL 4,600 KL	3 3 2 2	one unit for stand-by one unit for stand-by
4. Cooling Water System Cooling Tower Raw Water Tank	18,000 T/H 25,000 KL	2 2	20,000 T/H 28,000 KL	2 2	15,500 T/H 23,000 KL	2 2	
5. Air System	1,800 Nm ³ /H	3	2,000 Nm ³ /H	3	1,900 Nm ³ /H	3	one unit for stand-by
6. Inert Gas System	350 Nm ³ /H	2	350 Nm ³ /H	2	350 Nm ³ /H	2	
7. Potable Water System Chlorinator Tank Elevated Tank	5 T/H 500 KL 10 KL	1 1 1	5 T/H 500 KL 10 KL	1 1 1	5 T/H 500 KL 10 KL	1 1 1	

パイプラインで接続している製油所内のタンクは1週間分生産量として設置した。

各ケースのタンクサマリーをTable 6.6に示す。

Table 6.6 Tank Summary

Case	Tank capacity & Number	Fluid Coker		Eureka		M-DS	
		KL	No.s	KL	No.s	KL	No.s
Mixed Crude	FR	133,000	8	133,000	8	127,000	8
Diluent LGO	CR	28,000	2	28,000	2	26,500	2
Improved Crude	FR	75,000	2	75,000	2	75,000	2
Vacuum Residue	CR	51,000	1	50,000	1	48,000	1
HTR Feed	CR	—	—	19,000	1	13,000	1
HTR Feed	CR	62,000	1	54,000	1	56,000	1
Oily Slop	CR	4,000	1	4,000	1	4,000	1
Fuel Naphtha	DR	—	—	—	—	500	1
HTR Feed Naphtha	FR	9,000	1	—	—	—	—
Others	CR	40,000	—	—	—	—	—
Total		1,436,000		1,397,000		1,340,500	

FR: Floating Roof

CR: Cone Roof

DR: Dome Roof

This summary does not include tanks for water.

6.2.2 製品出荷システム

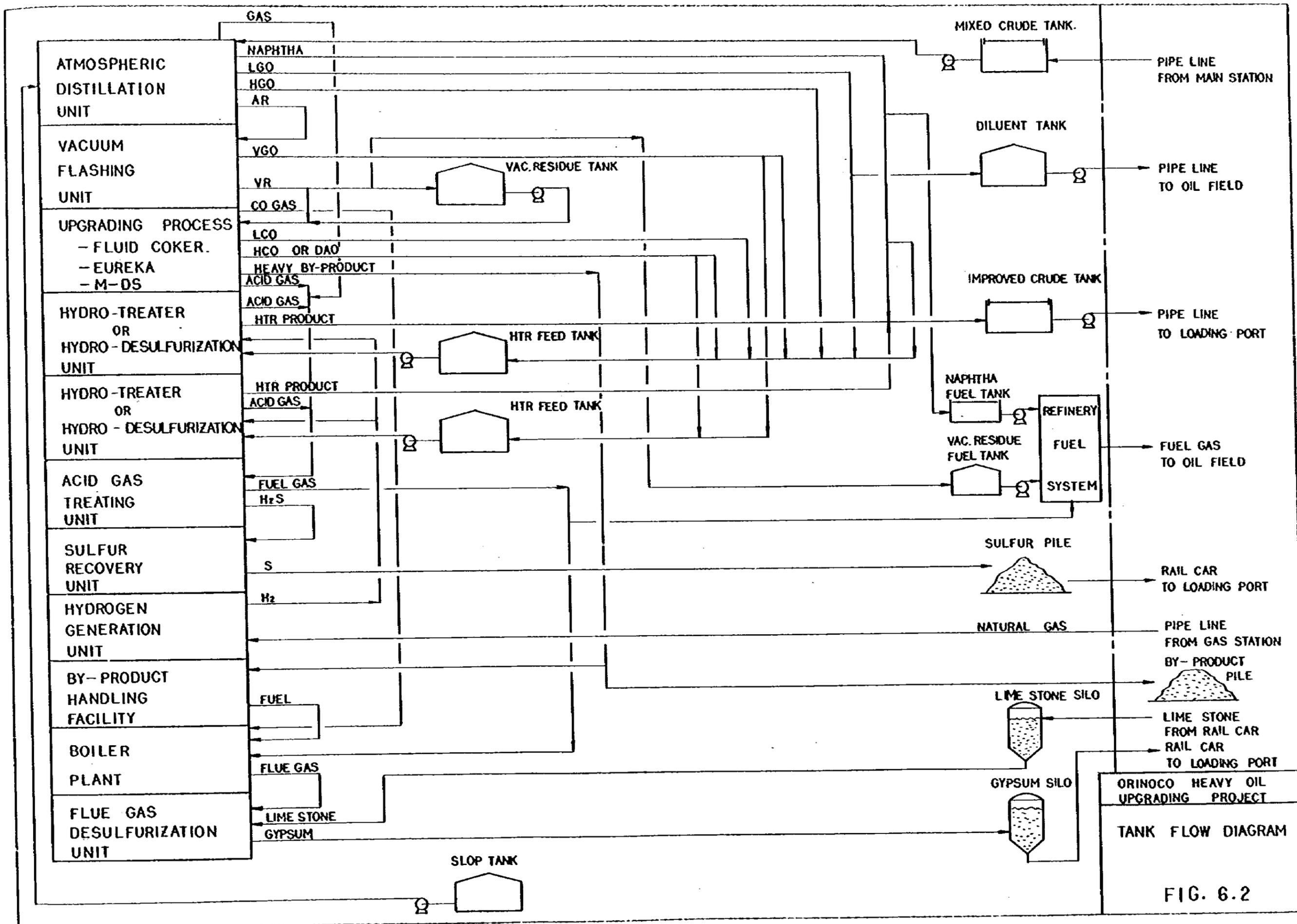
製品の改質原油は、製品タンクから輸出港ターミナルまでパイプラインで輸送される。ただし、本計画では輸出港が確定していないので、パイプライン輸送条件が設定できない。したがって、製油所内においては、ポンプ吐出圧 40 kg/cm² で送り出すところまで考えておく。パイプライン、および必要な場合のブースターポンプステーション等は検討していない。

稀釈油は、井戸元のタンクまで移送しなければならないが、具体的な場所や条件は決定されていないので、製油所にて 10 kg/cm² のポンプ吐出圧をもたせるところまでを検討範囲とする。

6.2.3 固体物取扱いシステム

(1) 固体硫黄

硫黄回収装置によって回収された硫黄は、ペレット状にして製油所内に野積み貯蔵する。た



だし、貯蔵量は、1週間生産分として毎日出荷港まで移送され、出荷港にて必要な貯蔵量を確保するものとする。野積み係黄は、インフラストラクチャーとしての輸送施設に引き渡されるが、それに必要な設備は本検討では除外している。

(2) 石膏

排煙脱硫装置で生産された石膏は、1週間生産分をサイロに貯蔵し、係黄と同じく輸送施設に引き渡す。

(3) 石灰石

排煙脱硫装置の副原料である石灰石は、1カ月消費分貯蔵するものとする。

製油所内には貯蔵サイロを設置するが、サイロへ石灰石を受け入れるまでの設備は考えていない。

(4) 軽質化プロセスからの副製品(残渣物)

フルードコーカーおよびユリカプロセスからのコークスとピッチは、ボイラー燃料として消費される他は製油所外に野積みされる。各プロセスから製油所フェンスまでの移送用ベルトコンベヤーのみ本検討で考えておく。

以上、固体物の製油所内の貯蔵設備をTable 6.7に示す。

Table 6.7 Storage Capacity of Solid Material

		Normal Operation Case					
Case		Fluid Coker		Eureka		M-DS	
(1)	Sulfur						
	Production	509.2	T/SD	569	T/SD	558	T/SD
	Storage yard	1,200	m ²	1,300	m ²	1,300	m ²
(2)	Gypsum						
	Production	673	T/SD	498	T/SD	594	T/SD
	Silo	2,500	Tx2	1,750	Tx2	2,100	Tx2
(3)	Limestone						
	Consumption	392	T/SD	290	T/SD	346	T/SD
	Silo	4,000	Tx3	2,900	Tx3	3,500	Tx3
(4)	By-product (Residuals)	No		No		No	

6.2.4 排水処理設備

製油所からの排水は、プロセス排水、オイル排水、クリーン排水等に分類して集めて処理し排出する。

プロセス排水は、 H_2S や NH_3 を含んでおり、これを排水ストリッパで除去した後、CPI オイルセパレーターにて処理する。

オイル排水もCPI オイルセパレーターで油分除去を行う。

冷却塔のブローダウン、油を含まない雨水等のクリーン排水は、上記処理済排水と一緒にガードベースンに流しこみ、その後放流する。

本計画では、排水の排出規準が設定されていないので、これ以上の2次、3次処理設備は設置しなかった。上記の処理で放流される排水の性状をTable 6.8 に示す。この性状以下にしなければならぬ場合は、活性汚泥や活性炭等の設備を増設する必要がある。

Table 6.8 Properties of Treated Wastewater

Properties		Normal operation case			
		Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Quantity of waste water T/H			805	915	770
Properties					
	pH		6-8	6-8	6-8
	H_2S wt.ppm		2	4	3
	NH_3 wt.ppm		13	22	19
	SS wt.ppm		20	16	20
	COD wt.ppm		171	208	187
	Oil wt.ppm		5	6	5

6.2.5 排煙脱硫設備

軽質化プロセスからの副製品残渣を燃料とするボイラーからの燃焼ガスは、 SO_2 を多量に含んでいる。したがって、大気汚染防止の目的で脱硫設備をオフサイト設備として設置した。

(1) 排煙脱硫方法

排煙中の SO_2 を回収する方法は多数あるが、本計画では石膏として回収する方法を採用した。ボイラーからの排ガスは、先ず冷却塔で増湿冷却によって所定温度まで降下し、同時に除塵された後吸収塔に入り、カルシウム系吸収液と接触することにより、排ガス中の硫黄酸化物が除去される。脱硫された排ガスは、エリミネーターでミストを分離除去後大気に放散する。

一方、冷却部および吸収部から発生する廃液は、冷却廃液処理部で固液分離し、ダスト分は脱水ケーキとして取り出され、分離水は一部系外へパージしたのち再び冷却水の補給分として冷却部へ戻される。

吸収部より排水された吸収廃液は、石膏製造部へ送られ、副産品としての石膏が製造される。

(2) 物質収支

各ケースの排煙脱硫の物質収支を Table 6.9 に示す。

Table 6.9 Material Balance of Flue Gas Desulfurization

Case	Normal operation case		
	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Sulfur in Flue Gas	139.2 T/SD	103 T/SD	122.8 T/SD
Limestone as feed	392 T/SD	290 T/SD	346 T/SD
Gypsum as product	673 T/SD	498 T/SD	594 T/SD
Unrecovered Sulfur in Flue Gas	13.9 T/SD	10.3 T/SD	12.3 T/SD

6.2.6 消火設備

火災防止や消火のための設備を製油所内に設置しておく。

消火用水は、タンクに貯蔵して確保しておく。消火配管、消火栓は常に 7 kg/cm² 水压に保っておき、消火ポンプもいつでも駆動できるように電動とディーゼル駆動のものを用意しておく。

その他にも、各種消防自動車も常駐させておく。

6.2.7 フレアーとブローダウンシステム

各プロセス装置の安全弁、圧調節弁、加熱炉緊急ブローダウン弁等から非常時に排出される気体や液体は、安全の為にフレアスタックで燃焼するように計画しておく。

6.2.8 コントロール室

製油所内のプロセス装置、用役およびオフサイト設備を運転コントロールするために、コントロール室に計装、パネルを置いて集中管理する。

本製油所では、プロセスコントロール室、用役コントロール室、オフサイトコントロール室の3つを設置する。

6.2.9 建屋設備

本製油所に設置される建屋設備の概要を Table 6.10 に示す。これは3ケースほとんど同じなので共通のものとする。

Table 6.10 Building

Building	No.s	Floor Area, m ²
Administration Office	1	3,000
Maintenance Shop	1	2,000
Warehouse	3	2,000
Laboratory	1	500
Engineering Office	1	1,000
Control Room	3	2,000
Power House	2	4,000
Substation	20	4,000
Fire House	1	500
Cafeteria	1	500
Clinic	1	300
Rest House	2	200
Gate House	2	100

6.2.10 その他

以上の他に、製油所の外部と内部の通信設備、製油所内の照明設備、道路、外構設備、集合煙突等一般的な諸設備も設置される。

第7章

第7章 副製品の利用

本章では、オリノコヘビーオイル軽質化製油所の軽質化プロセスから副生する重質分の利用法について概説する。

本章は、第1編の1.3, 2.3, 3.3節に詳細に述べられているが、製油所全体としてのスチームバランスを考慮してボイラー設備の能力を調整している。

副製品の利用法としては、本計画ではボイラー燃料として使用し、製油所内のスチーム供給および製油所用、オリノコ粗原油生産用電力の供給を目的とすることを前提にしている。

また、第1編第7章に“残渣の燃焼”として、燃焼法の基本的考察を述べている。

7.1 副製品

3ケースの軽質化プロセスから生産される副製品の量および性状をTable 7.1に示す。

7.2 燃焼方式

7.2.1 フルードコークス

フルードコークスを燃料とするボイラーは、数多く実績があり、微粉燃焼の採用には問題はない。

フルードコークスは、揮発分が極めて少なく、着火性が悪く、フレイムが伸び勝手となる。

着火温度は870～920℃であり、燃料組成が無煙炭に比較的似ているため、無煙炭焚ボイラーにて実績のあるパーティカルU-フレイム燃焼方式が最適と考えられる。

コークスは、着火性をよくするため、微粉度は200メッシュスルー90％程度とする必要がある。このため、コークスを粉砕機にかける。

なお、ボイラー入熱の10％相当の燃料ガスを常時助燃して、負荷変動に対し安定燃焼をはかる必要もある。

以上の燃焼方式を採るためFig. 7.1に示すフローを計画している。コークスを移送、粉砕してボイラーに供給するシステムは種々考えられるがそう大きな相違はない。

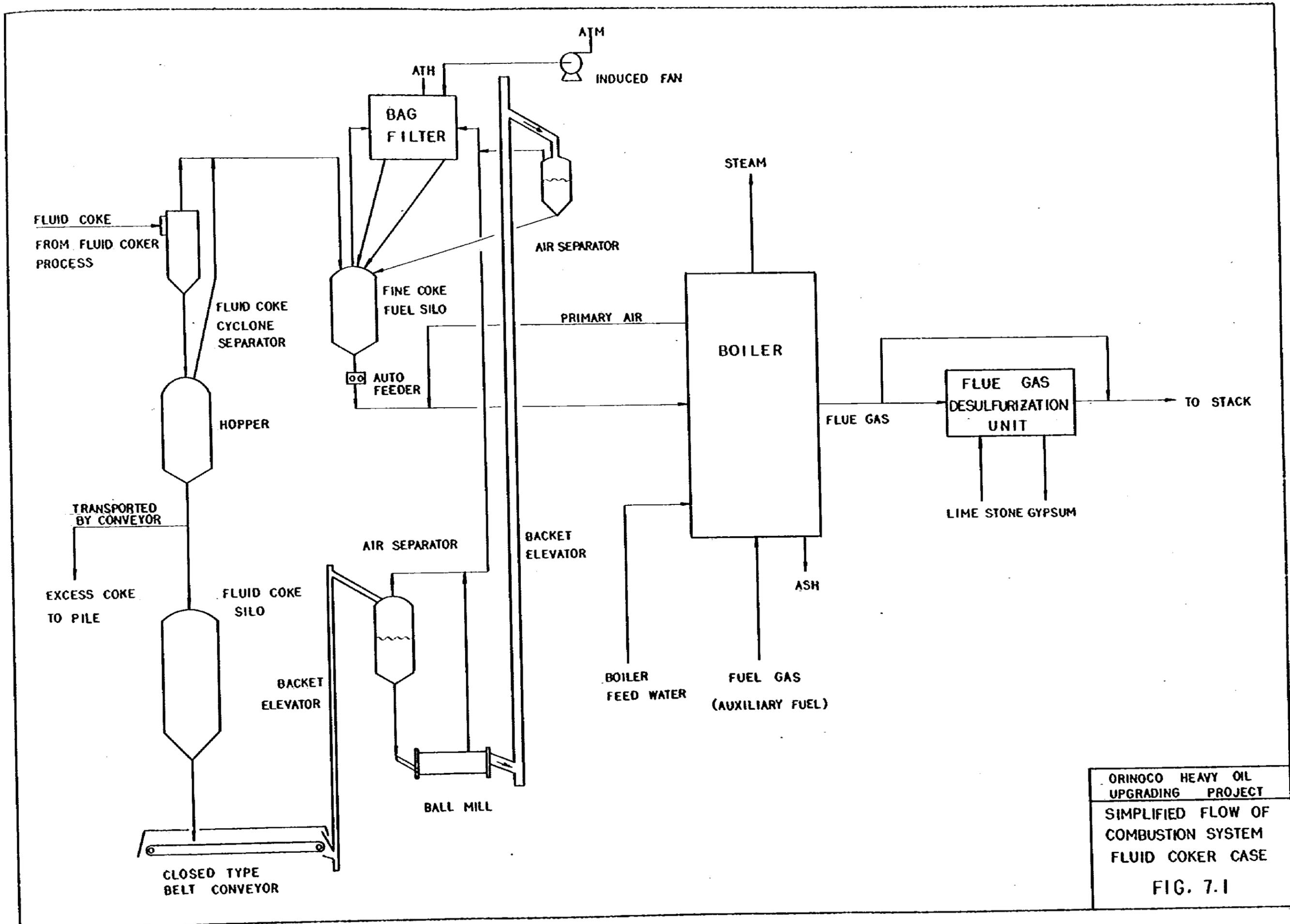
まず、フルードコークプロセスのBlutriatorから抜き出されたフルードコークスは、空気移送によってサイクロン分離器におくり、微粉粒子を取り除く。微粉粒子の除去されたコークスをホッパーからサイロに移し貯蔵する。この貯蔵は、フルードコークプロセスとボイラーの運転条件によってその容量を決定する。

一方、フルードコークの生産量とボイラー燃料必要量との差の余剰分は、当面使用目的がないので、ホッパーからベルトコンベアで製油所外へ移送し野積みするものとする。

サイロに貯蔵されたコークスは、ベルトコンベア、バケットエレベーター等で移送し、空気

Table 7.1 Summary of By-Products

Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS																																										
1. Kind of By-product	Fluid Coke	Eureka pitch	M-DS Asphalt																																										
2. Total Quantity of By-Product	3,913 T/SD x 295 D/Y 1,956.5 T/SD x 70 D/Y	5,269 T/SD x 295 D/Y 2,634.5 T/SD x 70 D/Y	4,763 T/SD x 295 D/Y 2,381.5 T/SD x 70 D/Y																																										
Total	1,291,290 T/Y	1,738,770 T/Y	1,571,790 T/Y																																										
3. Balance of By-product Consumption for Boiler Fuel	1,493 T/SD x 365 D/Y	2,390 T/SD x 295 D/Y 1,910.4 T/SD x 70 D/Y	2,227.2 T/SD x 295 D/Y 1,752 T/SD x 70 D/Y																																										
Sub Total	544,945 T/Y	838,718 T/Y	779,664 T/Y																																										
Pile for stock	2,420 T/SD x 295 D/Y 463.5 T/SD x 70 D/Y	2,879 T/SD x 295 D/Y 724.1 T/SD x 70 D/Y	2,535.8 T/SD x 295 D/Y 629.5 T/SD x 70 D/Y																																										
Sub Total	746,345 T/Y	899,992 T/Y	792,126 T/Y																																										
Total	1,291,290 T/Y	1,738,770 T/Y	1,571,790 T/Y																																										
4. Properties of By-products	<p><u>Sulfur content</u> 5.79 wt.%</p> <p><u>Metal content</u> V = 2,460 ppm Ni = 610 ppm Fe = 70 ppm</p> <p><u>Bulk density</u> 56 LP/ft³ (0.897 g/cm³)</p> <p><u>Mesh Size</u></p> <table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Normal % on</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>20 (841μ)</td><td>5</td></tr> <tr><td>50 (297μ)</td><td>15</td></tr> <tr><td>60 (250μ)</td><td>25</td></tr> <tr><td>80 (177μ)</td><td>55</td></tr> <tr><td>100 (149μ)</td><td>65</td></tr> <tr><td>140 (105μ)</td><td>75</td></tr> <tr><td>200 (74μ)</td><td>95</td></tr> </tbody> </table> <p><u>Fine case % on</u></p> <table border="1"> <tbody> <tr><td>1,000 μ</td><td>3.2</td></tr> <tr><td>590 μ</td><td>0.2</td></tr> <tr><td>297 μ</td><td>0.4</td></tr> <tr><td>250 μ</td><td>1.3</td></tr> <tr><td>177 μ</td><td>5.5</td></tr> <tr><td>149 μ</td><td>15.6</td></tr> <tr><td>125 μ</td><td>24.9</td></tr> <tr><td>105 μ</td><td>20.7</td></tr> <tr><td>88 μ</td><td>12.5</td></tr> <tr><td>74 μ</td><td>5.0</td></tr> <tr><td>63 μ</td><td>6.7</td></tr> <tr><td>53 μ</td><td>2.9</td></tr> <tr><td>53 μ</td><td>1.1</td></tr> </tbody> </table>		Normal % on	20 (841 μ)	5	50 (297 μ)	15	60 (250 μ)	25	80 (177 μ)	55	100 (149 μ)	65	140 (105 μ)	75	200 (74 μ)	95	1,000 μ	3.2	590 μ	0.2	297 μ	0.4	250 μ	1.3	177 μ	5.5	149 μ	15.6	125 μ	24.9	105 μ	20.7	88 μ	12.5	74 μ	5.0	63 μ	6.7	53 μ	2.9	53 μ	1.1	<p><u>Sulfur content</u> 4.3 wt.%</p> <p><u>Softening point</u> 428°F</p> <p><u>Volatiles matter</u> 45.3 wt.%</p> <p>C 86.1 wt. % H 6.1 " S 4.4 " N 1.7 " H/C 0.85 -</p> <p><u>Metal Content</u> V = 1,598 ppm Ni = 400 ppm</p> <p><u>Heptane Insol</u> 72.1 wt. %</p> <p><u>Benzen Insol.</u> 49.5 wt. %</p> <p><u>Quinoline Insol.</u> 10.5 wt. %</p>	<p><u>Sulfur content</u> 5.82 wt. %</p> <p>V = 1,633 ppm Ni = 393 ppm</p> <p><u>°API gravity</u> -10.6 (Sp. Gr. = 1.1706) R & B Soft Pt. 162°C</p> <p><u>Nitrogen</u> 1.58 wt. %</p> <p><u>Asphalten (C₁)</u> 43.3 wt. %</p> <p><u>Con. Carbon</u> 57 wt. %</p> <p><u>Viscosity</u> 4,000 cp @ 250°C 500 cp @ 300°C</p>
	Normal % on																																												
20 (841 μ)	5																																												
50 (297 μ)	15																																												
60 (250 μ)	25																																												
80 (177 μ)	55																																												
100 (149 μ)	65																																												
140 (105 μ)	75																																												
200 (74 μ)	95																																												
1,000 μ	3.2																																												
590 μ	0.2																																												
297 μ	0.4																																												
250 μ	1.3																																												
177 μ	5.5																																												
149 μ	15.6																																												
125 μ	24.9																																												
105 μ	20.7																																												
88 μ	12.5																																												
74 μ	5.0																																												
63 μ	6.7																																												
53 μ	2.9																																												
53 μ	1.1																																												



ORINOCO HEAVY OIL
 UPGRADING PROJECT
 SIMPLIFIED FLOW OF
 COMBUSTION SYSTEM
 FLUID COKER CASE
 FIG. 7.1

分離器にかけてボールミルで粉砕し、粉砕されたコークスはもう一度空気分離器まで移送し、微粉コークスサイロにボイラー燃料として貯蔵する。

ボイラーへのコークス供給は、自動供給機によって行われ、その移送はボイラーへの一次空気が使用される。

製油所からのオフガスを補助燃料として別途供給する。ボイラーからの燃焼ガスは、排煙脱硫にて処理後、大気放出される。

製油所全体のプロセスの通常運転時(100%)と定修時(50%)のスチーム、電力バランスと副製品の生産-消費バランスは下記である。

	プロセス100%運転 (年間295日)	プロセス50%運転 (年間70日)
必要スチーム量 100kg/cdG	772.1 T/H	772.1 T/H
50kg/cdG	388.4 T/H	194.2 T/H
必要電力量 (井戸元用)	200,400KW (126,200KW)	182,700KW (126,200KW)
コーク生産量	3,913 T/SD	1,956.5 T/SD
ボイラー燃料コークス量	1,493 T/SD	1,493 T/SD
余剰コークス量	2,420 T/SD	463.5 T/SD
ボイラー燃料ガス量	0.11 MM Nm ³ /SD	0.11 MM Nm ³ /SD
COボイラー燃料ガス量	0.33 MM Nm ³ /SD	0.165 MM Nm ³ /SD
余剰燃料ガス量	1.08 MM Nm ³ /SD	0.485 MM Nm ³ /SD

以上バランスを考慮して、100kg/cdG、500°Cスチームボイラーをコークス燃料で、また50kg/cdG、405°CスチームはコークスからのCOガスを利用したCOボイラーで発生させた。

主な機器は下記の通り

- フルードコークスサイクロン分離器
- ホッパー
- 余剰コークス用ベルトコンベヤー
- フルードコークスサイロ
- クローズドタイプベルトコンベヤー
- バケットエレベーター
- 空気分離器
- ボールミル
- 押込ファン
- バッグフィルター
- ファインコークスサイロ
- ボイラー

排煙脱硫装置はオフサイト設備として取り扱う

7.2.2 ユリカピッチ

ユリカピッチは、石炭と比較すると発熱量が大きく灰分が少ないし、粉碎性もある。また、ピッチは常温では固体であるが、その軟化点以上では液体としても取扱える。

したがって、ピッチ燃焼に関しては

液状燃焼方式

(Atomized Liquid Pitch Burning)

微粉燃焼方式

(Pulverlized Solid Pitch Burning)

の2つの燃焼方式が可能であるが、本計画ではピッチの移送、貯蔵上微粉燃焼方式を選択している。

この方式はフルードコークスと同様、微粉燃焼方式でピッチが粉碎できさえすれば、フルードコークス同様問題はないと考えられる。

ユリカピッチ燃焼においては、助燃の必要はないとしている。

以上の燃焼方式をはたすためFig. 7.2 に示すフローを計画している。

ユリカプロセスからのピッチは、プロセス内でのピッチフレーカーで粗粒状にされて出てくる。

これをベルトコンベヤーで受けてピッチパンカーまで移送する。ただし、ボイラー燃料として余剰のピッチはベルトコンベヤーで直接製油所外に送られ、野積みされて保存される。

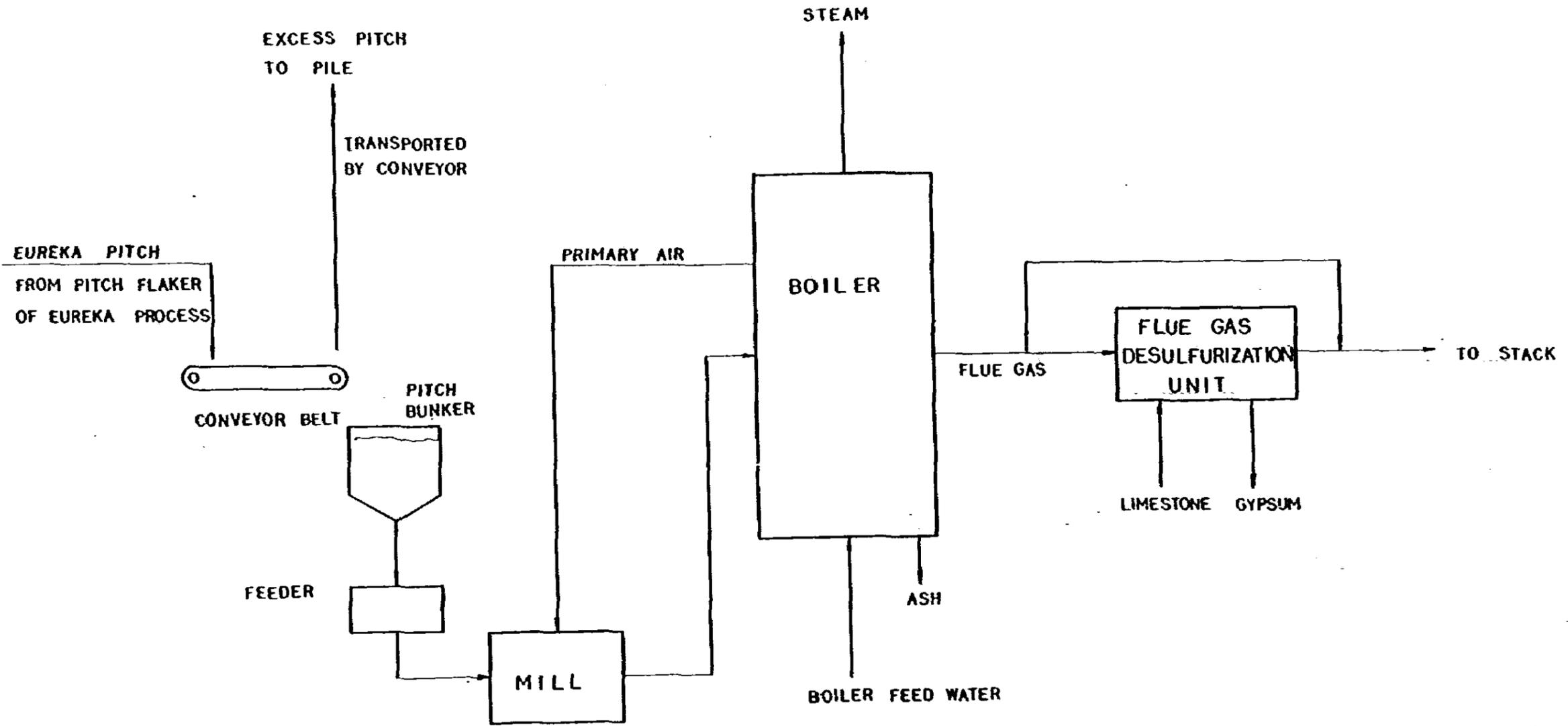
ピッチは軟化点が高く、石炭よりも自然酸化しにくく、自然蓄熱、発火の恐れが少ないので野積みしておくことができる。

ピッチパンカーから給炭機で計量や燃料中の異物を除去し、自動的にボイラーへの供給量をコントロールする。

給炭機からのピッチは、粉碎機においてボイラーの加熱一次空気で、ピッチを乾燥と同時に粉碎し、ボイラーへ圧送する。

製油所全体のプロセス通常運転時と定修時のスチーム、電力バランスと副製品の生産-消費バランスは下記である。

		プロセス100%運転 (年間295日)	プロセス50%運転 (年間70日)
必要スチーム量	100kg/cm ² G	1,190.3 T/H	951.4 T/H
	50kg/cm ² G	0 T/H	0 T/H
必要電力量		(208,000KW)	182,500 KW)
(井戸元用)		(126,600KW)	(126,600KW)
ピッチ生産量		5,269 T/SD	2,634.5 T/SD
ボイラー燃料ピッチ量		2,390 T/SD	1,910.4 T/SD
余剰ピッチ量		2,879 T/SD	724.1 T/SD



ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT

SIMPLIFIED FLOW OF
COMBUSTION SYSTEM
EUREKA CASE

FIG. 7.2

主な機器は下記の通り

コンベヤベルト

ピッチバンカー

フィーダー

ミル

ボイラー

排煙脱煙装置は、オフサイト設備として取り扱う。

7.2.3 M-DSアスファルト

M-DSアスファルトの燃焼に関し、丸善石油は次の4法について検討を加えた。

流動床燃焼法

微粉体燃焼法

低粘度油カットバック法

高温噴霧法

この結果

流動床燃焼法は、将来有力な燃焼方式であるが、現時点では確立された技術でない。

微粉体燃焼法は、ほぼ既存技術のみから構成され実現の可能性は高いが、溶融アスファルトのフレーク化、フレークアスファルトの微粉化工程、粉末アスファルトのサイロ貯蔵という固体粉体を取扱う大規模設備が必要である。

低粘度油カットバック法は、通常の噴霧法が使用できる点にメリットがあるが、改質原油の重要な基材である減圧軽油が燃料として消費される。

であり、ここでは溶剤脱煙法の利点を完全に発揮させるために、アスファルト単体を液状で噴霧燃焼する方法を検討した。

すなわち、丸善石油は小型試験燃焼炉を用いて、軟化点約160℃の脱煙アスファルトのバーナー噴射燃焼試験を実施し、加熱により適切な霧化粘度まで低下させ、かつ火焰の逆流混合が充分おこなわれるバーナーを選択することによって、通常の燃料油と同様な燃焼状態が得られることを確認し、その結果、次の燃焼システムを提案している。

(1) 脱煙装置のアスファルトストリッパー塔底の高温(約340℃)アスファルトを、中間タンク、サービスタンクを介さず、ホットオイルジャケット付配管によりバーナーに直送する。

(2) 内部混気型バーナーで、高温スチームで燃料油加熱を行い、バーナーにおける霧化温度を維持する。

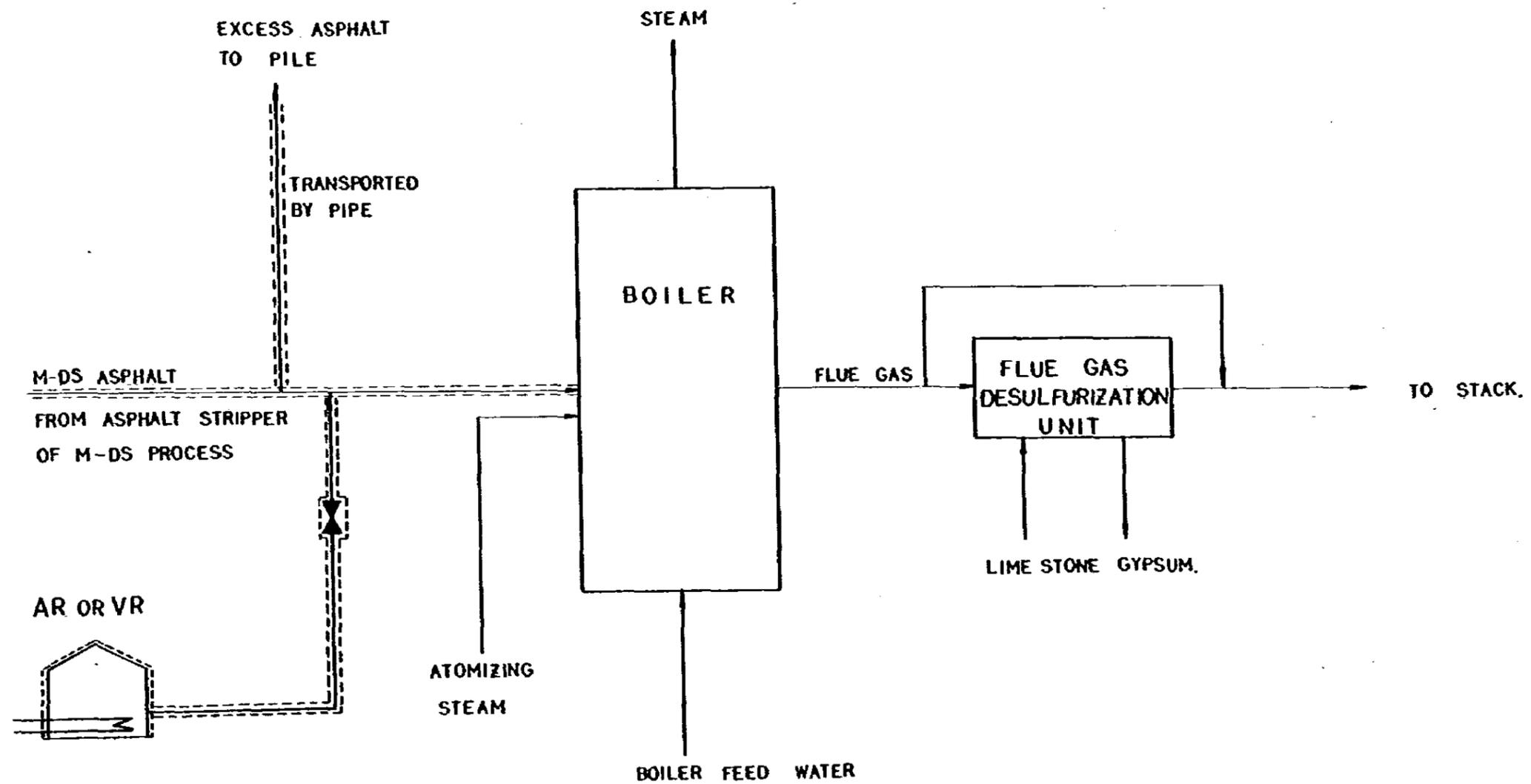
このように脱煙装置とボイラーを直結することにより、ボイラーの稼働は脱煙装置の稼働状態に直接影響を受ける。したがって、脱煙装置の緊急シャットダウンの場合は、減圧残渣を代替燃料として使用できるような配管系とする。

このため脱煙アスファルト用中間タンクを設置する代わりに、代替燃料である減圧残渣油タンクを中間タンクとして用いる。脱煙装置の運転開始時および停止操作時などの定常状態以外に生産されるアスファルトは、ボイラーに供給せず脱煙油と混合し、減圧残渣油タンクに払い出す。

Fig. 7. 3 に燃焼システムのフローを示す。

プロセスの100%運転時とプロセスの50%運転時の必要スチーム量、電力、副製品の生産-消費バランスは下記である。

	プロセス100%運転 (295日間)	プロセス50%運転 (70日間)
必要スチーム量 100kg/cdG	1,180.4 T/H	928.5 T/H
、 50kg/cdG	0 T/H	0 T/H
必要電力量 (井戸元用)	203,000 KW (120,500 KW)	176,000 KW (120,500 KW)
M-DS アスファルト生産量	4,763 T/SD	2,381.5 T/SD
ボイラー燃料 M-DS アスファルト量	2,227.2 T/SD	1,752 T/SD
余剰 M-DS アスファルト量	2,535.8 T/SD	629.5 T/SD



ORINOCO HEAVY OIL UPGRADING PROJECT
SIMPLIFIED FLOW OF COMBUSTION SYSTEM M-DS CASE FIG. 7.3

第 8 章

第8章 プロジェクト実施計画

本章では、第9章および第10章で述べられる各種コスト推算のための基準を与えることを目的として、プロジェクトの遂行に関する予備的な検討を行なう。

本章では、以下の項目を概説する。

全体配置計画

全体建設工程

建設動員計画

製油所組織

従業員訓練計画

本製油所は、重質な原油を原料としてそれを軽質化して改質原油にするという特殊な製油所である上に、原油の油井からの生産のための稀釈油、電力、燃料ガスの供給という製油所単独でない条件も含まれているので、プロジェクト実施に関しては総合的な検討がなされなければならない。

また、重質油を改質する特殊プロセスと、そのプロセスからの副製品を燃料とする特殊ボイラー発電も考え合わせ、製油所としても大きな規模のものが建設されなければならない。

8.1 全体配置計画

各ケースの製油所の全体配置計画図を、Fig. 8.1にフルードコーカーケースを例にして示す。

製油所として必要な用地は、原料貯蔵、プロセス装置中間タンク、製品タンクおよび貯蔵、用役設備、オフサイト設備等を設置するために使用される。

各ケースの必要用地面積は、ほぼ同じで約150万 m^2 となる。

本製油所では、主製品の改質原油はパイプラインで出荷港へすぐ移送されるので、製油所内貯蔵タンク容量は、タンカーによる出荷も考えた製油所と比べ非常に少ない。また、稀釈油の軽質軽油やその他の副製品についても同様のことがいえる。

硫黄、石膏、副製品燃料の固体貯蔵条件によってはさらに詳細な検討も必要になる。

8.2 全体建設工程

全体建設工程は、この製油所建設計画に関する現在の状況と完成目標をベースに、プロセスライセンサーの技術開発、基本設計から建設業者の設計、調達、輸送、建設、運転等の各々の実務関係者の検討結果に基づいて作成されなければならない。

本節で述べる工程は、下記の仮定の下に作成された予備的建設工程で3ケース共通のものである。

3ケースとも、製油所の内容は主プロセス装置の相違だけで、建設工程は大差ないものと考えられる。

1987年末に工事完了を目標とする。

目標工事完了をはたすべく最短期間で、建設するのに必要な時期に、建設業者から工事を発注する。

工事発注時までにはプロセス装置のライセンサーは選択されており、また基本設計用データもそろっている。

工事発注時には、基本技術設計データやプロジェクト用一般仕様も確立されている。

建設工程上、納期のネックとなる主要機器の早期発注が考慮される。基数の多い機器はいくつかのメーカーへ分割発注する。

機器発注のために、適当な期間の入札を行う。

機器の納期は、現在での平均的なものを使用する。

用地整備、建設地への進入道路等のインフラストラクチャーは、必要な時期までに完成しているものとする。

工事完了と製油所への通油は同時点とするが、半年は本運転できないものとして、初年度は50%の稼働とした。

以上に基づいて作成された全体建設計画をFig. 8.2に示す。

8.3 建設動員計画

軽質化製油所の建設工事を実施する場合、全体の建設期間を通じて、また工事最盛期にどのくらいの工事用人員が現場に投入されるかを推定し、それにもなうインフラストラクチャー等の計画の一助にする。

また、建設機械類の動員、機器、資材の陸上げと陸送等についても検討する。

8.3.1 人員の動員

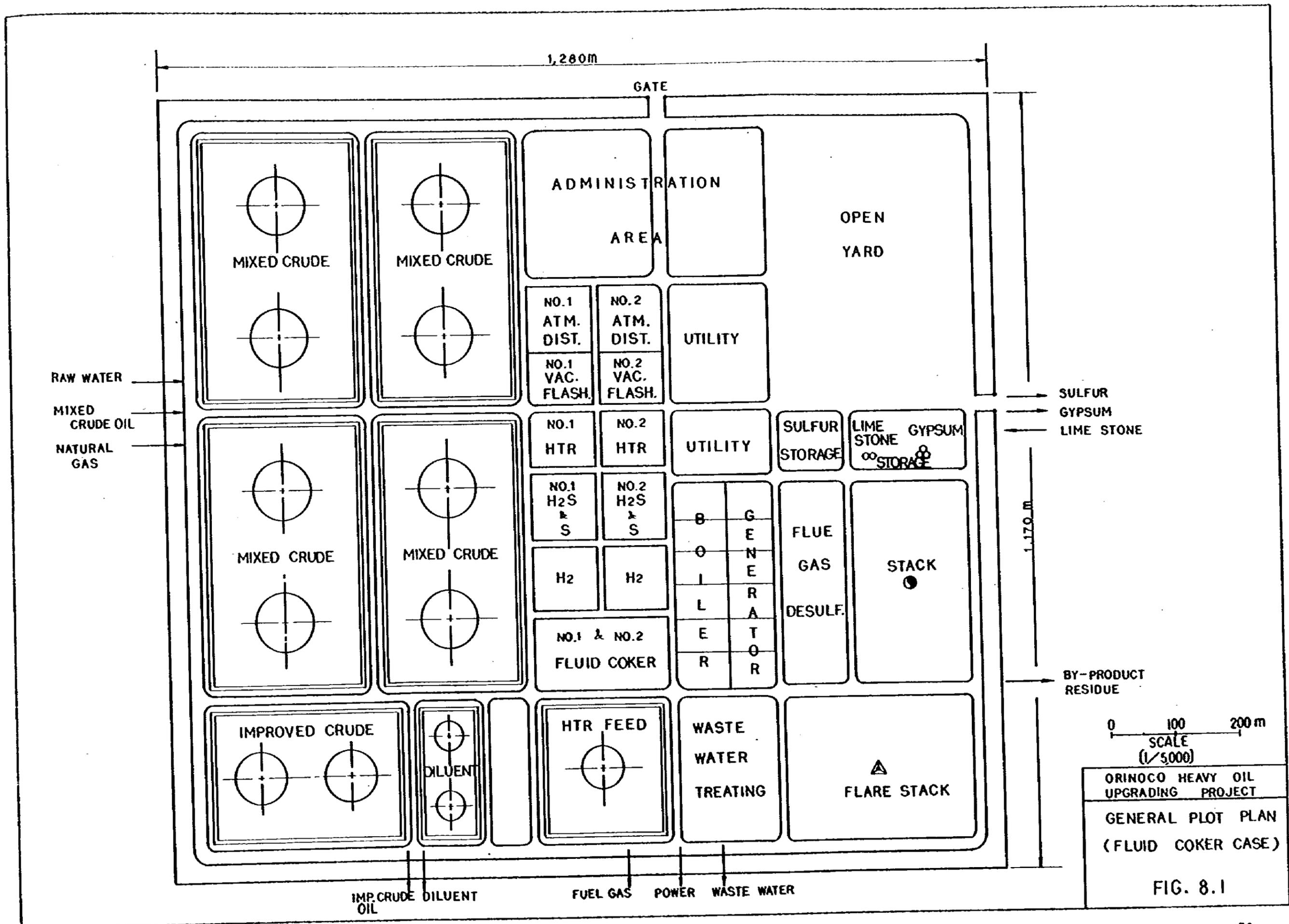
製油所建設に投入される人員としては、全体の現場工事を監督し調整する監督者クラスと、直接工事作業にあたる職長、熟練労働者、半熟練労働者、未熟練労働者を動員しなければならない。

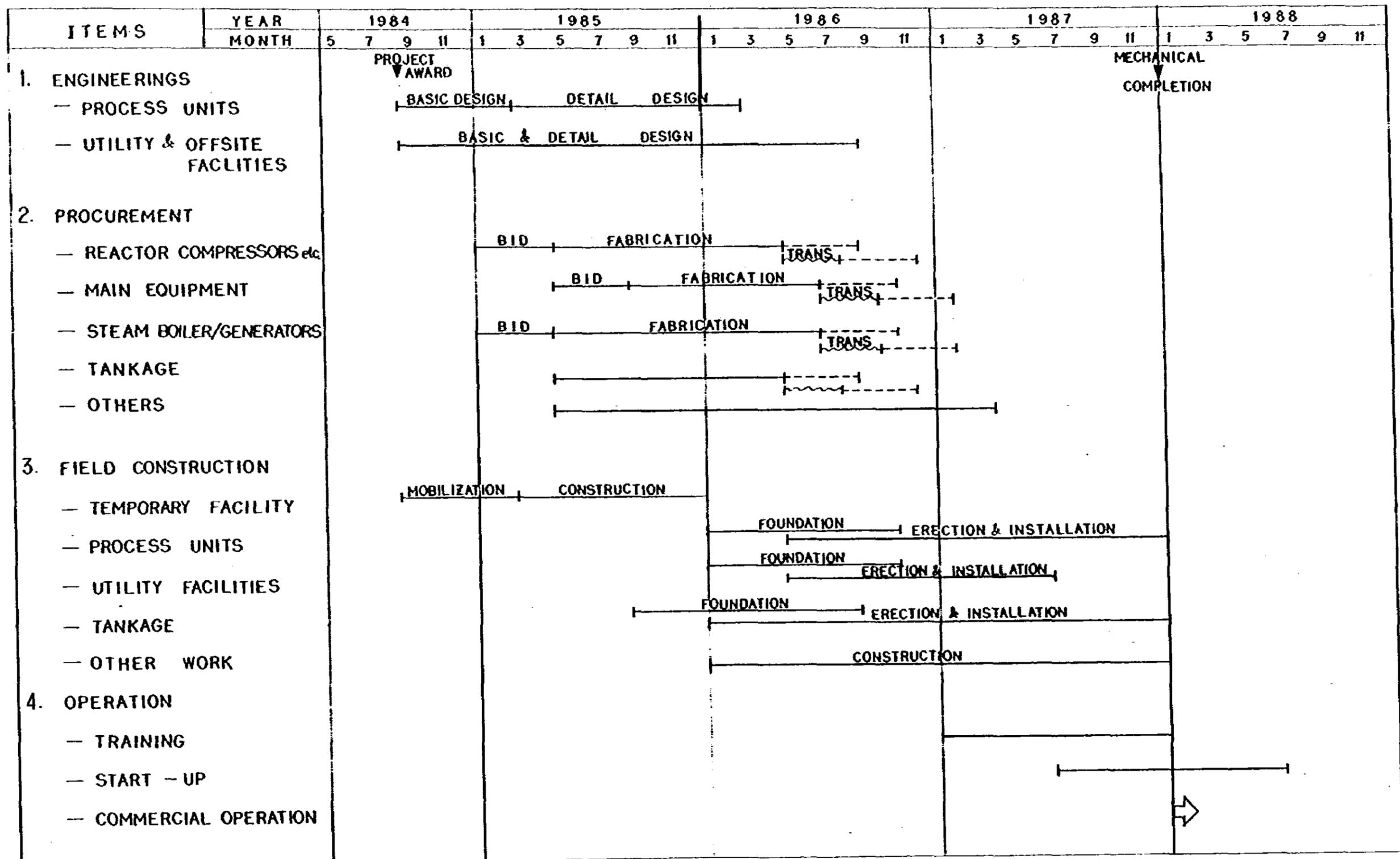
工期を通じての推定される動員状況としては、1986年末から1987年初旬にかけて、工事最盛期で動員数がピークとなり、3,500～4,000人程度となろう。全工期にわたっての延べ動員数は、200万人・日位が必要になる。

8.3.2 建設機械の動員

現地調査によると建設機械の賃貸費は、ヴェネズエラにおいては約10カ月で全額償却として計算される場合が多いため非常に高くつく。したがって、本プロジェクト位の大きな建設工事においては、ヴェネズエラ国内にて新品購入するか輸入することが適当である。

オリノコ工事現場にて、本製油所装置を据え付けるのに必要な建設機械は、各機器のサイズ、重量に合わせたものを計画しなければならない。





----- TRAIN-2

ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT
PRELIMINARY
PROJECT SCHEDULE
FIG. 8.2

機器の最大サイズは、内陸輸送の制限条件により決定されるので、大きな機器は細分して運び現場にて組立てるか、つなぎ合わせる工事方法（ノックダウン方式）にあった建設機種の導入が必要になる。

ただし、内陸輸送用道路を橋梁、架橋等も含めて新設される場合はこの限りではない。

8.3.3 機器・資材の陸上げと陸送

本計画のための機器、資材の輸入にあたっての輸送船からの荷上げ、および通関は、Pto. Ordaz地区かPto. La Cruz地区になろう。

荷上げに関しては、専属の荷上げ岩壁と設備を設けることになろうからその能力は問題とはならないであろう。荷上げ岩壁からオリノコ建設現場までの内陸輸送に関しては、道路を完全に新設する場合を別にして、現地調査によると、既設の道路では橋梁、曲り、架橋等の制限から3,000%直径、30,000%長、80トン重量位の単位機器の輸送が最大であると推定される。

8.4 製油所組織

本節は、製油所の運転に必要な組織とその人員について述べる。

ただし、本製油所はヴェネズエラ内にあるその企業の数ある製油所のうちの1つであると考え、一般管理は本社にて集中管理される。したがって、一般管理をする委員は製油所内に従事しているとしても、本調査での組織からは別わくと考え、製油所の運転費にも個々の人件費は含まない。

本製油所組織は、設備を直接運転するのに要する製造部、技術部、工務部の3部門からなり、その詳細をFig. 8.3に示す。製油所の組織としては、工場長以下直接管理者の下に3部長によって各部が構成されている。この組織により、製油所運転に要する人員数をTable 8.1に示す。プロセス3ケースによる相違はほとんどなく、3ケース共通のものとする。

各部の役割について次に述べる。

技術部 (Technical Department)

技術部は、下記の任務を行なうべく技術サービス、生産計画、試験室の3つの課から構成される。

各種運転標準の整備

装置運転計画の立案

製造計画の立案

製油設備の保守、改善、トラブル処理の計画検討実行

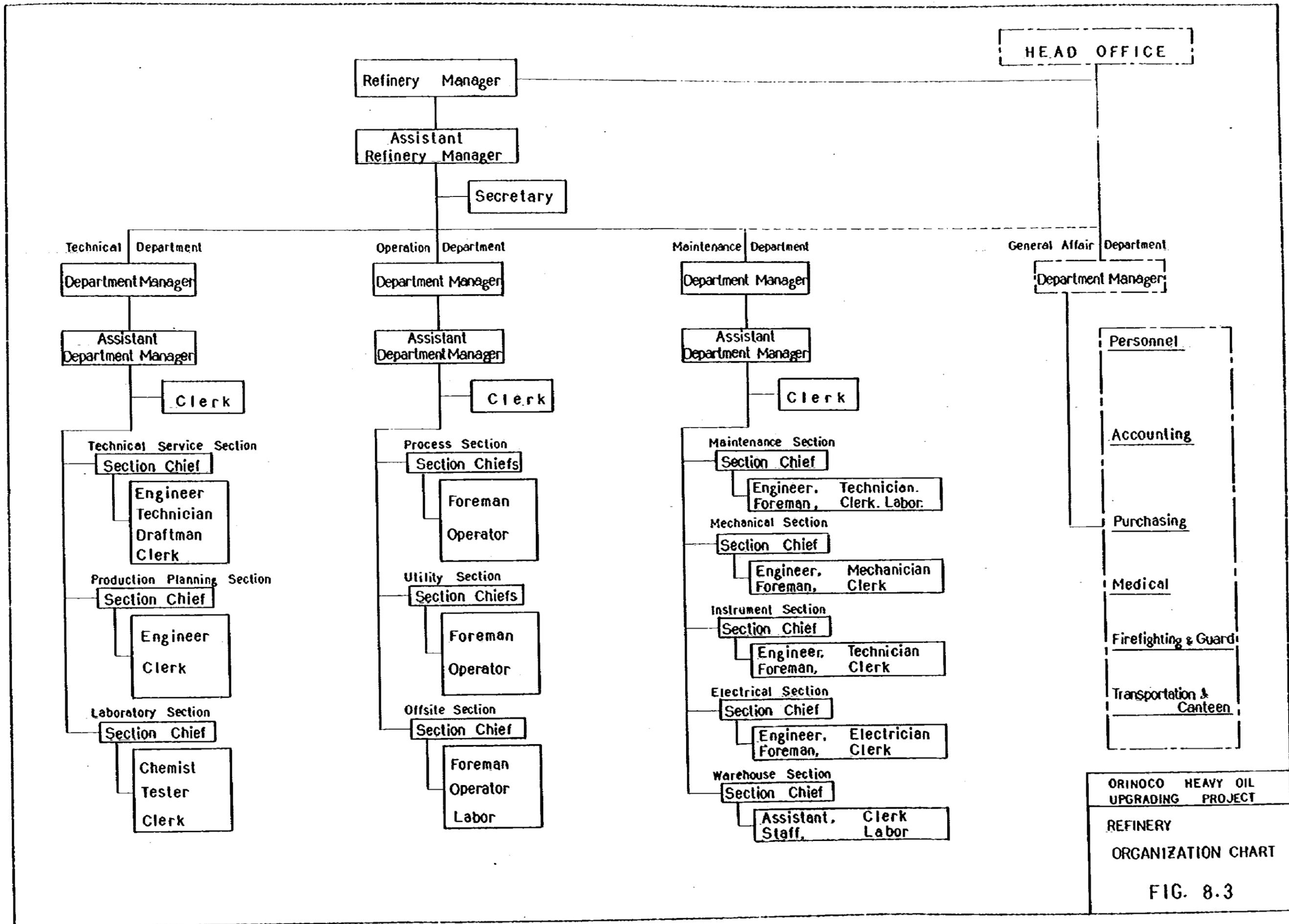
技術調査

試験室の運営・管理

本技術部は、製油所運転に関する技術的裏づけ、および製品の品質管理を製油所内で全てカバーする部門である。

Table 8.1 Summary of Required Personnel

Personnel Class	Manager Class	Supervisor Class	Foreman Class	Operator Class		Clerk & Worker Class
	Day	Day	Shift	Shift	Day	Day
1. Refinery Manager	1					
Assistant Manager	1					
Secretary					2	
2. Technical Department	2					2
Technical Service Sect.		12			4	2
Production Planning Sect.		4				1
Laboratory Sect.		2		4 X 5	4	1
3. Operation Department	2					2
No. 1 Process Sect.		2	1 X 5	10 X 5		1
No. 2 Process Sect.		2	1 X 5	10 X 5		1
No. 3 Process Sect.		2	1 X 5	6 X 5		1
Boiler/Generator Sect.		2	1 X 5	6 X 5		1
Utility Sect.		2	1 X 5	6 X 5		1
Offsite Sect.		2	1 X 5	6 X 5	20	1 + 30
4. Maintenance Department	2					2
Maintenance Sect.		2	1 X 5	2 X 5	45	3 + 15
Mechanical Sect.		2			21	2 + 10
Instrument Sect.		2	1 X 5	2 X 5	10	1
Electrical Sect.		2			16	1
Warehouse Sect.		2			4	1 + 8
Total	8	40	40	260	126	87
Grand Total		561				



ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT
REFINERY
ORGANIZATION CHART

FIG. 8.3

製造部 (Operation Department)

製造部は、下記の任務を行うべくプロセス、用役、オフサイトの諸設備の運転の課から構成される。

プロセス装置の運転・保守

用役設備の運転・保守

オフサイト設備の運転・保守

油の調合・移送、原油・製品入出荷、貯蔵・出荷

操油計画の立案

運転・出荷受入れ・統計類の作成

本製造部は、製油所設備を直接運転する部門で5シフト制をもって、24時間連続運転に備えている。

工務部 (Maintenance Department)

工務部は、下記の任務を行うべく保守、機械、計装、電気、倉庫の5課から構成される。

設備の保全・整備計画の立案

施行計画の立案

日常補修の実施

外注工事の発注、施行監督、検収

工事統計の作成

工務関係標準の作成

補助品、資材の購入計画の立案管理

資材統計の作成

本工務部は、定期補修時の大工事時以外は製油所内で補修工事、各機器の分解・補修を実施できる体制をもつものである。

一部の要員は、シフト体制で設備の運転補修に備える必要がある。

総務部 (General Affairs Department)

総務部は、本製油所の組織には含まないが、次の様な任務を実施し、製油所および企業全体を円滑に運営していくためのものである。普通は、総務部も製油所を一企業とみた場合には、製油所内に含めて考えることが多いが、本調査では、ヴェネズエラ側の意向により除去した。

人事管理・給与支給

福 利 厚 生

教育訓練計画実施

予算管理・会計

土地建物の管理

警備・公害対策
消 防
保健・診療室の運営管理，安全衛生管理
渉 外
食堂の運営管理
販 売
そ の 他 庶 務

8.5 従業員訓練計画

前節にて述べた製油所の人員を訓練することは、製油所の稼働後の円滑な運転を確保するために必要なことである。この訓練計画のための費用は、固定資本の操業前費用の1つとしても算定される。

訓練の対象者は、製造部のフォアマンクラスとオペレータークラスを対象にし、オペレータークラスの中で、各シフトの中の中心となる者をチーフオペレーターとして特に長期にわたって訓練を実施する。

訓練方法と訓練期間については、次の様なプログラムを立てる。

プロセス装置のフォアマンクラス

6ヶ月間類似プロセス，またはモデルプラントでの運転を通しての訓練後，6ヶ月間建設工事に立会いながら運転しようとする新設備の構成と機能の把握をする。

用役，オフサイト関係のフォアマンクラス

6ヶ月間の建設工事に立会いながら運転しようとする新設備の構成と機能の把握をする。

製造部のチーフオペレータークラス

12ヶ月間の製油所運転に関する基礎的講義と各部の専門的講義を実施し，ヴェネズエラ内の既設製油所で実地訓練を行う。

一般オペレータークラス

6ヶ月間，建設現場にて訓練を実施する。

試験室のテスター（技術部）

6ヶ月間ヴェネズエラ内の既設製油所で講義と実地訓練を行う。

管理職クラスおよび技術部，工務部の従業員はすでに十分に技術・知識を身につけている者が雇用されるものとして，特別の訓練は実施しない。

以上のプログラムを製油所稼働前に実行し，稼働後6ヶ月の試運転時における従業員全員の実地訓練に備える。

従業員の訓練対象数および訓練期間について，Table 8.2にまとめる。

Table 8.2 Trainees

Class of Trainee	Number of Trainee	Training Months	Training Place
1. Foreman of Process Sect.	15	6	Existing Refinery
		6	Plant Site
2. Foreman of Utility & Offsite Sect.	15	6	Plant Site
3. Chief Operator of Operating Department			
process sect.	25	12	Existing Refinery
utility sect.	10	12	Existing Refinery
offsite sect.	5	12	Existing Refinery
4. Operator of Operating Department			
process sect.	105	6	Plant Site
utility sect.	50	6	Plant Site
offsite sect.	25	6	Plant Site
5. Tester of Laboratory sect. in Technical Department	24	6	Existing Refinery
Total	274	-	-

第9章

第9章 所要資本

本章では、前章までに計画されたオリノコヘビーオイル軽質化製油所を建設する場合の所要資本について説明する。

所要資本とは、設備が商業運転を開始するまでに投下される資本の総計であり、その資本の償却の対象となる固定資本と償却の対象とならない運転資本とに区別され、下記の項目を含んでいる。

固定資本

設備建設費

一括払い特許料

触媒・薬品初期充てん費用

操業前費用

建設期間中の金利は全資本を自己資金でまかなうので対象から除外する。

運転資本

土地代

原料・製品在庫額

触媒・薬品在庫額

予備品・倉庫在庫額

手持ち現金

未収金と未払い金の差額

所要資本についてまとめた結果は、Table 9.1 に示す。

Table 9.1 Capital Requirement Summary

	Fluid Coker Case	Eureka Case	M-DS Case
	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)
1. Process Unit	460.6	452.2	554.7
2. Utility Facilities	274.5	320.0	281.3
3. Offsite Facilities	187.1	177.8	173.8
4. Paid-up Royalties	2.09	2.13	2.39
5. Initial Catalyst and Chemicals	5.73	5.10	25.26
6. Pre-operating Expenses	16.40	16.64	16.64
Fixed Capital (1 - 6)	946.42	973.87	1,054.09
7. Working Capital	126.98	123.63	134.09
Total Capital Requirements	1,073.40	1,097.50	1,188.18

各々の費用項目についての推算に用いた基準，方法および推算値を次に説明する。

9.1 固定資本

9.1.1 設備建設費

次の様な前提条件の下に設備建設費を推定した。

- (1) 設備建設費は，その設備をオリノコ地域に建設した場合を想定して推定する。
- (2) 設備建設費は，1980年中旬時点の資機材費，人件費を基礎とした“現在価格ベース”でない，将来の価格変動は考慮していない。
- (3) 設備建設費は，資材費，労務費，設計エンジニアリング費，建設業者経費を含む。
- (4) 資材費と労務費は，下記の様なバッテリーリミット装置を設置する場合の全直接資材費と労務費，間接現場コストと労務者給付金を含む。

加 熱 炉	圧縮機ジェルター
塔槽と内容物	コントロールハウス
熱 交 換 器	触媒取扱い装置
ボ ン ブ	種々工専用建機
駆 動 機	仮設事務所，倉庫，更衣室
圧 縮 機	現場テスト
配 管	消耗工具
計 装	工 事 用 経 費
電 気 機 器	最 終 洗 株
保 温	その他現場経費
構造鉄骨工事	特 別 給 与
防 火 工 事	そ の 他
塗装，コンクリート工事	

用役設備，オフサイト設備についてもこれに準ずる。

- (5) 設計エンジニアリング費と建設業者経費は，過去の経験に基づくもので，バッテリーリミット装置の全体の設置費推定のためには加算されなければならない，次の様なものが含まれている。

プロセスオーナーがある場合には，基本設計仕様書費用と建設業者の詳細設計の検閲費，建設業者の詳細設計，調達，督促，検査，建設機械，器具，事務所経費，工事監督，建設業者経費

- (6) なお，次の項目は既にインフラストラクチャーとして利用できるものとして，建設費推定には含まれない。

整地，地質調査

特別な基礎工事

港 筒 設 備

現場への道路

本社事務所

地域特有の許可，諸税，諸費用

(7) 建設業者による，競争入札ベースによる。

(8) 天候条件による工事遅延はない。

(9) 資材と人件費は，推定値ベースである。

(10) 軽質化製油所のバッテリーミット（フェンス）の外に建設されなければならない外部との接続設備は，本設備建設費に含まれない。

詳細コスト細分を Table 9.2 に示す。

9.1.2 一括払い特許料

特許料は，本来ライセンサーとライセンシーとの間で個別に決定されるものであるが，ここでは標準的な数値として示した。現在，1980年ベースのものでエスカレーションは考えない。

推算値を Table 9.3 に示す。

9.1.3 触媒・薬品初期充てん費用

この費用は，製油所の稼動に先がけて充てんされる触媒および薬品のコストで，ヴェネズエラにおける現在（1980年）ベースのもので，エスカレーションは考えない。

推定値を Table 9.4 に示す。

9.1.4 操業前費用

操業前費用は，建設期間中から試運転終了時までに必要な費用で，下記の様なものを含む。

(1) 運転要員訓練費用

この費用は，運転要員訓練期間中，訓練対象者に支払われる給与と訓練に要する費用からなり，第8章の要員訓練計画に基づいて算出する。

(2) 管 理 費

製油所の管理者および管理スタッフの給与と付随する間接費の操業前分を計上し操業前費用とするが，本計画で建設前の初期段階および建設期間中に関しては，本社の管理費として考えるものとし，商業運転の開始前1年間の費用のみ算出する。

(3) 試運転費用

ライセンサーおよび建設業者からの，試運転補助要員の派遣に対して支払われる費用，および試運転時に消費される薬品，用役費も算出する。

以上，操業前費用の算出結果を Table 9.5 に示す。

Table 9.2 Construction Costs Summary

	Fluid Coker Case			Euroka Case			M-D5 Case		
	Capacity per unit in	No.#	Cost 10 ⁶ US\$	Capacity	No.#	Cost 10 ⁶ US\$	Capacity	No.#	Cost 10 ⁶ US\$
1. Process Units									
Atmospheric Distillation	BPSD	2	56.5	103,200	2	56.6	98,200	2	55.0
Vacuum Flashing	BPSD	2	40.3	67,400	2	40.5	64,200	2	39.3
Fluid Coker	BPSD	2	172.1	42,400	2	151.9	-	-	-
Euroka	BPSD	-	-	-	-	-	40,700	2	76.1
M-D5	BPSD	-	-	16,100	2	22.0	10,700	2	18.5
HTR/HDS	BPSD	2	101.8	45,900	2	88.9	48,800	2	255.8
H ₂	MMNm ³ /SD	-	-	315	2	57.9	309	2	76.0
Acid Gas Treating	T/SD an H ₂ S	2	19.6	285	2	14.5	279	2	14.4
Sulfur	T/SD an S	2	18.5	460.6	2	19.9	-	2	19.6
Sub-total						452.2			554.7
2. Utility Facilities									
Steam Generator System	T/H	4/2	117.2	240	6	144.7	240	6	123.0
Power Generator System	KW	4/2	113.0	46,000	6	125.1	44,000	6	118.5
Water Treating System	T/H	1	5.7	2,310	1	6.2	1,910	1	5.2
BFW Treating System	T/H	3	17.1	310	3	20.5	200	3	15.0
Condensate Recovery System	T/H	2	1.9	200	2	2.0	250	2	1.9
Cooling Water System	T/H	2	14.9	20,000	2	16.5	15,500	2	12.9
Fuel System	-	-	0.5	-	-	0.7	-	-	0.6
Air System	Nm ³ /H	3	1.1	2,000	3	1.2	1,900	3	1.1
Inert Gas System	Nm ³ /H	2	3.1	350	2	3.1	350	2	3.1
Sub-total			274.5			320.0			281.3
3. Offsite Facilities									
Storage	10 ³ kl		86.2	1,397		83.4	1,340.5		80.5
Loading & Unloading	KW		3.8	5,928		1.6	57.69		1.6
Waste Water Treating	T/H	2	11.8	139	2	10.1	193	2	12.3
Flue Gas Desulfurization	10 ⁶ Nm ³ /H	1	30.6	1.3	1	27.6	1.2	1	26.3
Fire Fighting System	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Control System	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Communications System	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Lighting & Earth	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flare & Blow down	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Common stack	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Auxiliary	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sub-total			187.1			177.8			173.8
Total Construction Cost			922.2			950.0			1,009.8

Table 9.3 Paid-up Royalties

	Capacity per unit in	Fluid Coker Case		Eureka Case		M-DS Case	
		Capacity	Royalties 10 ⁶ US\$	Capacity	Royalties 10 ⁶ US\$	Capacity	Royalties 10 ⁶ US\$
Fluid Coker	BPSD	43,600 X 2	*	-	-	-	-
Eureka	BPSD	-	-	42,400 X 2	*	-	-
M-DS	BPSD	-	-	-	-	40,700 X 2	*
Hydrodesulfurization	BPSD	60,900 X 2	*	16,100 X 2	*	21,400 X 2	*
				45,900 X 2	*	48,800 X 2	*
Hydrogen Generator	MMNm ³ /SD as H ₂	0.90 X 2	0.44	1.08 X 2	0.53	1.79 X 2	0.84
Sulfur Recovery	T/SD as S	255 X 2	0.54	285 X 2	0.58	279 X 2	0.57
Flue Gas Desulfurization	10 ⁶ Nm ³ /H	1.6	1.11	1.3	1.02	1.2	0.98
Total			2.09		2.13		2.39

* Included in construction cost

Table 9.4 Initial Catalyst and Chemical Costs

	Capacity per unit in	Fluid Coker Case		Eureka Case		M-DS Case	
		Capacity	Cost 10 ⁶ US\$	Capacity	Cost 10 ⁶ US\$	Capacity	Cost 10 ⁶ US\$
Fluid Coker	BPSD	43,600 X 2	0.34	-	-	-	-
Eureka	BPSD	-	-	42,400 X 2	0.03	-	-
M-DS	BPSD	-	-	-	-	40,700 X 2	0.87
Hydrodesulfurization	BPSD	60,900 X 2	4.00	16,100 X 2	3.43	21,400 X 1	21.98
				45,900 X 2		48,800 X 2	
Hydrogen Generator	MMNm ³ /SD as H ₂	0.90 X 2	1.12	1.08 X 2	1.35	1.79 X 2	2.13
Acid Gas Treating	T/SD as H ₂ S	67.4 X 2	0.09	315 X 2	0.10	308.8 X 2	0.10
		22.8 X 2					
		191.7 X 2					
Sulfur Recovery	T/SD as S	255 X 2	0.15	285 X 2	0.17	279 X 2	0.16
Flue Gas Desulfurization	10 ⁶ Nm ³ /H	1.6	0.03	1.3	0.02	1.2	0.02
Total			5.79		5.10		25.26

Table 9.5 Pre-operating Expenses

	Fluid Coker Case	Eureka Case	M-DS Cases
	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)
1. Operator Training	7.25	7.25	7.25
2. Administrative Costs	3.19	3.19	3.19
3. Startup Costs	5.96	6.20	6.20
Total	16.40	16.64	16.64

9.2 運 転 資 本

運転資本は、製油所を1つの企業とみて、日常の生産活動を支障なく続けるために必要な資金で以下の様に算出した。

9.2.1 土 地 代

土地代は、購入した場合は、前節に述べた償却の対象となる固定資本に対して、償却の対象にならない固定資本と考えることができ、また賃貸する場合には、次章で述べる運転費用と考えることもできる。

ただし、本調査ではヴェネズエラ側の指示により、土地代は無料とするので項目のみここにあげたが、評価には関係しない。

9.2.2 原料・製品在庫額

原料および製品の平均在庫料として、タンクの貯蔵能力の50%を想定し、それに各々のコストを乗じて在庫額とした。

各々のコストについては下記と仮定した。

粗 原 油 US\$ 10/BBL

混合原油中軽質軽油 粗原油に準ずる

合 成 原 油 製油所の運転費(電力、燃料ガスの売上げを差引いたもの)

混合原油中の軽質軽油は、稀釈油としての軽質軽油の循環によるもので、無償格として扱いますが、原油生産の最初は外部より軽質軽油が購入されなければならないのでその分として考慮しておく。

9.2.3 触媒・薬品在庫額

短期間で触媒を交換する必要があるプロセスがないので、触媒の在庫は計上しない。

薬品は、2ヵ月分供給分を在庫するものとして、その費用を運転資本として計上する。

9.2.4 予備品・倉庫在庫額

予備品と倉庫在庫品は、建設費の2%を計上しておく。

9.2.5 手持ち現金

原料代、減価償却費を除く運転費、すなわち直接運転費の支出額の2ヶ月分相当を、手持ち現金のかたちで常に準備するものとした。

9.2.6 未収金と未払い金の差額

売り上げの受け取り猶予期間として1ヶ月を想定し、総売上高の1ヶ月分を未収金として計上する。

原料代の支払い猶予期間を1ヶ月とおき、未払い金として計上する。

上記未収金から未払い金を差し引いた額を運転資本として計上する。

以上の運転資本の算出結果をTable 9.6に示す。

Table 9.6 Working Capitals

	Fluid Coker Case	Eureka Case	M-DS Case
	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)	(10 ⁶ US\$)
1. Land	—	—	—
2. Oil Inventories	36.93	37.77	36.41
3. Catalyst and Chemical Inventories	0.01	0.07	0.10
4. Spare parts and Warehouse Supplies	18.25	19.00	20.20
5. Cash in hand	11.23	11.11	14.99
6. Balance of Accounts Receivable and Accounts payables	60.56	55.68	62.39
Total	126.98	123.63	134.09

第10章

第10章 運転費と経済性の検討

本章では、前章で算出した所要資本をベースに軽質化製油所の運転費を算出し、経済性の検討を行う。

10.1 運 転 費

運転費は、変動費（Direct Production Costs）と固定費（Fixed Charges）の2種類から構成される。

運転費についてまとめた結果は、Table 10.1に示す。

変動費から原料費、固定費から減価償却費を差し引いた運転費を直接運転費（Direct Operating Costs）として示す。各々の費用項目についての推算に用いた基準および方法を次に説明する。

10.1.1 変 動 費

(1) 原料費

原料費としては次の種類があり、各々の単価を供給量に乗じて算出した。

原 料	単 価
粗原油（混合原油中）	US\$10/BBL
稀釈油（混合原油中）	ゼロ
天然ガス（水素原料）	US\$ 3/MMBTU
石灰石	ゼロ

(2) 触媒・薬品費

製油所の運転に伴い必要となる触媒、および薬品類の補充に要する費用を年間ベースで推定し変動費とした。

(3) 用役費

用役費としては、外部から用役を購入するに要する費用を計上する。用役費は、稼働率の変化に応じて変動する。

しかしながら本計画では、用役は製油所内で自給することをベースにしており、工業用水のみ唯一外部より供給するが、供給価格を無料と設定するので用役費に計上されるものはなくなる。

(4) 運転用消耗品費

運転用消耗品費としては、潤滑油、グリース、計装用記録紙、事務用品、自動車用燃料等の費用が計上され、設備建設費の0.15%で算出する。

その他変動費としては、製品包装費や年間払い特許料等が考えられるが、本計画では該当するものはない。

Table 10.1 Operating Costs

	Fluid Coker Case	Eureka Case	M-DS Case
1. Direct Production Costs (10⁶ US\$/Year)			
(1) Raw Material Cost	528.60	541.19	527.11
(2) Catalyst & Chemicals	4.41	2.37	22.68
(3) Utility Cost	-	-	-
(4) Operating Supplies	1.37	1.42	1.51
Sub Total	534.38	544.98	551.30
2. Fixed Charges (10⁶ US\$/Year)			
(1) Depreciation	57.02	58.66	63.50
(2) Taxes	-	-	-
(3) Insurances	-	-	-
(4) Maintenance & Repair	29.08	30.66	33.24
(5) Operating Labor Cost	22.57	22.57	22.57
(6) Plant Overhead	9.93	9.93	9.93
Sub Total	118.60	121.52	129.24
3. Total Operating Costs (10⁶ US\$/Year)	652.98	666.50	680.54
4. Direct Operating Costs (10⁶ US\$/Year)	67.36	66.65	89.93
5. Direct Operating Costs Per unit crude oil			
(US\$/BBL of Mixed crude oil)	0.99	0.98	1.39
(US\$/BBL of Raw crude oil)	1.29	1.27	1.80
(US\$/BBL of Improved crude oil)	1.63	1.62	2.15

Total operating costs mean the costs from 2nd operating year until 16th operating year.

10.1.2 固定費

(1) 減価償却費

前章で算出した固定資本額に、以下に述べる償却方法を適用し、減価償却費を算出した。

償却方法：定額法

償却期間：稼働開始後 16.6 年

残存価値率：0 %

(2) 固定資産税

固定資産に課税される税金も固定費に計上されるが、本計画では計上しない。

(3) 保険

操業開始後の各種保険について支払う費用であるが、本計画では計上しない。

(4) 修善維持費

建設された設備の運転を円滑にするための定期修理、常時・定期の点検、診断、事故予見、小修理等に要する費用で、算出にあたっては設備建設費に次の係数を乗じて求める。

プロセス装置 4 %/年

用 役 設 備 3 %/年

オフサイト設備 1.5 %/年

(5) 人件費

製油所の設備を運転するのに必要な運転要員の人件費で、第 8 章で設定した所要人員に基づき平均給与 US\$22/人・時間の単価を乗じて算出した。この費用は給与以外の手当、福利厚生等全てを含む。

(6) 工場管理費

製油所の事務的管理サービスに要する費用で、人件費と経費から構成され、合計で人件費の 44 % として算出した。

以上の変動費と固定費の他に、製油所を一企業として考えると、一般管理費や販売経費がかかるが、本計画ではこれら費用については、製油所以外の本社にて計上するものとして除外して考えた。

10.2 経済性の検討

経済性の検討は、第 9 章および本章の 10.1 節にて算出されたデータに基づいて、各種経済因子を設定して行なわれる。この検討の結果は、さらに今後実施されるであろう詳細検討の指針となる。検討はベースケースに感度分析を加えてまとめられる。

感度分析としては下記を考える。

設備建設費

粗原油コスト

10.2.1 前提と検討方法

経済検討は、1980年凍結ベースで実施される。製油所は、1988年初めに稼働するものとして検討するが、1980年から1988年までのエスカレーションは考慮しない。

Discounted cash flow (DCF) basisにより、Return on equity (ROE)を算出する方法で検討する。

(1) 計算方法の定義

本調査では、ヴェネズエラ側の指定によりROE(DCF)方法を使用する。

ROE(DCF)計算式は次の様に定義する。

$$\sum_{i=0}^n \frac{E_i}{(1+r)^i} = \sum_{i=0}^n \frac{A_i}{(1+r)^i}$$

ここで r : ROE(DCF)

E_i : Equity capital investment in the i -th year

A_i : After tax profit plus depreciation

n : Project life plus construction period expressed in years.

(2) 検討の前提

ベースケースの条件は次の様に設定する。

(a) ベースケースの製油所

オリノコヘビーオイルを軽質化する製油所の次の3ケースの計画を各々ベースにする。

フルードコーカーケース

ユリカケース

M-DSケース

(b) 稼働開始初期の稼働率

製油所の稼働開始後一年間は、設備はフル稼働できないでフル稼働の50%で運転されるものとし、2年目からは、フル稼働とする。

各設備のフル稼働は、次の様に設定する。

プロセス装置 設計能力で年間330日運転

用 役 設 備 設計能力で年間365日運転

オフサイト設備 設計能力で年間365日運転

(c) 原料コスト

粗原油のコストを1980年ベースでUS\$10/BBLとする。

粗原油に混合された稀釈油の軽質軽油は、製油所の外に出ていくつかの過程を通るが、製油所の出入りは同量で循環されるので、形式上コスト評価はしない。

水素原料となる天然ガスコストは、1980年ベースでUS\$3/MMBTUとする。

石膏生産用副原料の石灰石は、コストゼロとする。

(d) 設備建設費、運転費等

第9章および本章の10.1節にて算出されたものに基づく。

(e) 製品価格

主製品となる改質原油(合成原油)の価格は、Table10.2に示す値を使用する。

稀釈油となる軽質軽油は、原料コストと同じくコスト評価しない。

副製品としての硫黄および石膏は、価格ゼロとする。

製油所の外部へ供給される用役として、製品の電力と燃料ガスは1980年ベースで下記とする。

電力	US\$0.023/KWH
燃料ガス	US\$ 3 /MMBTU

(f) 資金関係

本計画に必要な所要資本は、全額自己資本とし借入金は考えない。

(g) 投下資本の支払いスケジュール

投下資本は全額自己資金であるが、その支払いスケジュールをTable10.3に示す。

このスケジュールは、3ケースとも総額は異なるが、支払い割合は同じものとする。

(h) プロジェクトのスケジュール

下記のスケジュールで計画する。

製油所の建設完了	1987年末
稼働開始	1988年初
全稼働	1989年初

(i) プロジェクトの寿命

プロジェクトの寿命は、稼働開始後20年とする。

(j) 減価償却

前節にて設定した通りとする。

(k) 法人税

下記の通り設定する。

税率 : 50%及び67%(2ケース)

税法 : 定率法

税の支払猶予期間 : 無し

(l) 配当金

ROE(DCF)計算において、配当金の支払い支出は考えていない。

(m) ROE(DCF)計算

以上の各種前提の下に、前記定義式にてROEを求める。

ROEの計算にあたっては、建設の始まる年の1984年初をベースとする。

Table 10.2 Product Price

Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Improved Crude Oil			
Quantity, BPSD	125,000	125,000	125,000
°API	25.7	25.0	26.1
Sulfur of Crude, wt.%	0.70	0.41	0.05
Sulfur of 650°F+, wt.%	0.73	0.60	0.024
Tia Juana Medium Crude Oil			
°API	26.4	26.4	26.4
Sulfur of Crude, wt.%	1.5	1.5	1.5
Sulfur of 650°F+, wt.%	2.3	2.3	2.3
Price, US\$/BBL @ 1978	23.86	23.86	23.86
Price of Improved Crude Oil			
Gravity difference, °API	0.7	1.4	0.3
US\$/BBL	-0.056	-0.112	-0.024
Sulfur difference of 650°F+, wt.%	1.57	1.7	2.276
US\$/BBL	+1.125	+1.32	+2.66
Price, US\$/BBL @ 1978	24.929	25.068	26.496
Price, US\$/BBL @ 1980	28.54	28.70	30.34

Table 10.3 Capital Expending Schedule

	1984	1985	1986	1987	1988
1. Fixed Capital					
– Construction Costs	–	20%	50%	30%	–
– Paid-up Royalties	–	–	–	50%	50%
– Initial Catalyst and Chemical	–	–	–	100%	–
– Pre-operating Expenses	–	–	–	50%	50%
2. Working Capital					
– Oil Inventories	–	–	–	50%	50%
– Catalyst and Chemical Inventories	–	–	–	100%	–
– Spare parts and Warehouse Supplies	–	–	–	50%	50%
– Cash on Hand	–	–	–	–	100%
– Balance of Account Receivable & Account Payables	–	–	–	–	100%

Table 10.4 Economic Analysis Summary

Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
	ROE, %		
Income Tax : 50%			
Construction cost : Base	25.0	22.9	23.1
Raw Crude Oil : Base			
Income Tax : 67%			
Construction cost : Base	18.7	17.1	17.2
Raw Crude Oil : Base			

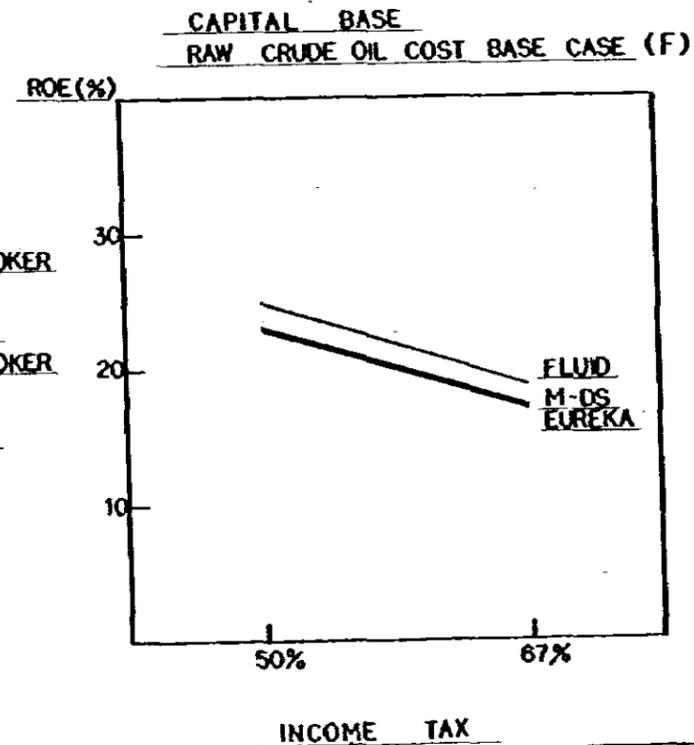
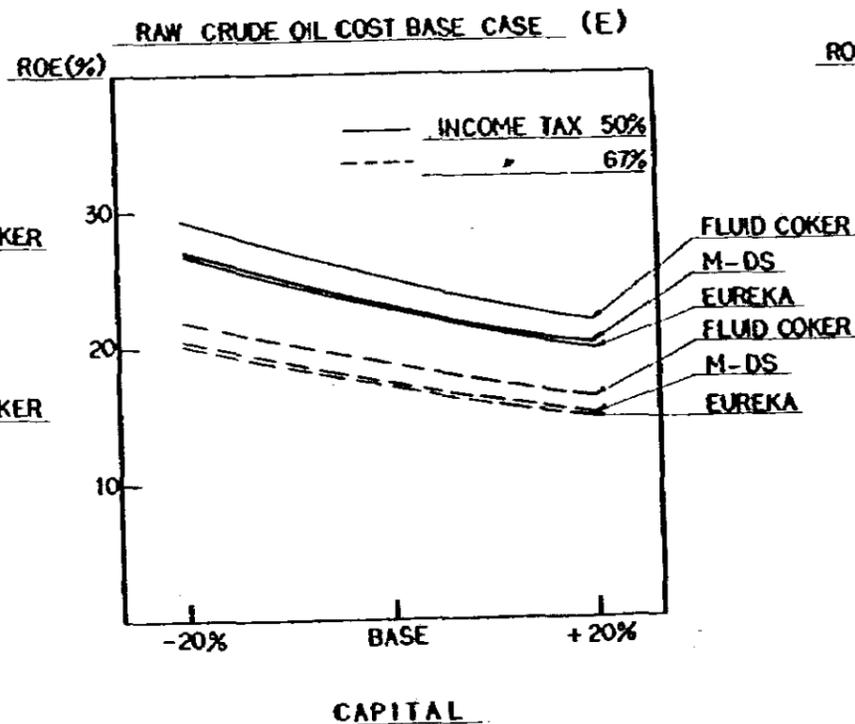
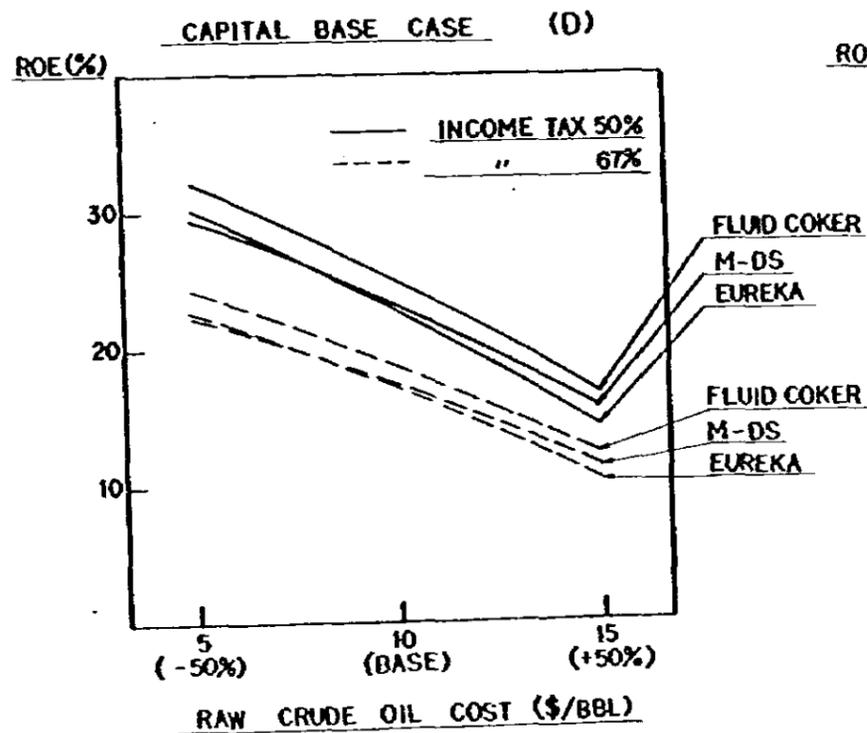
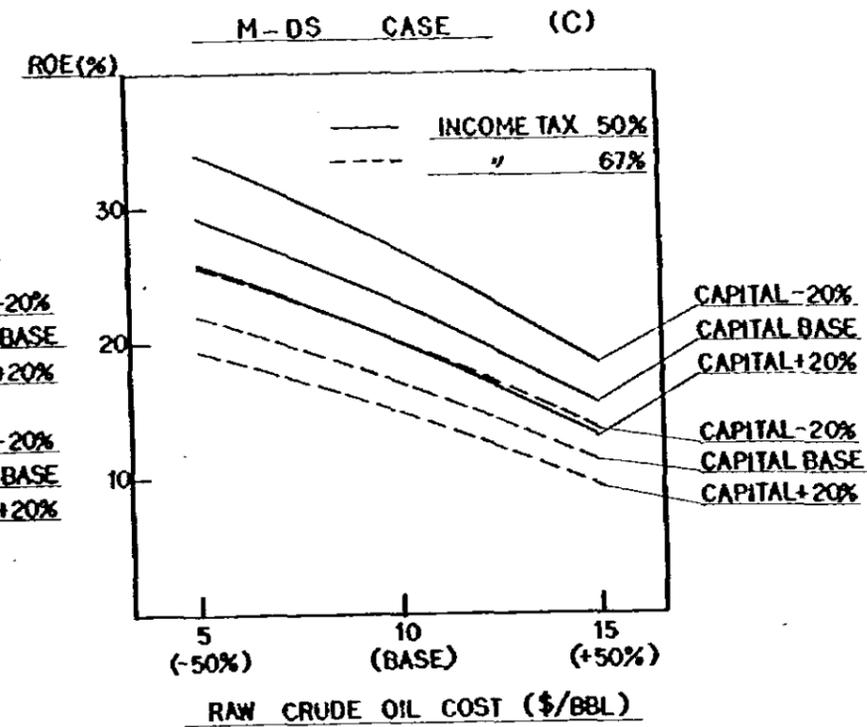
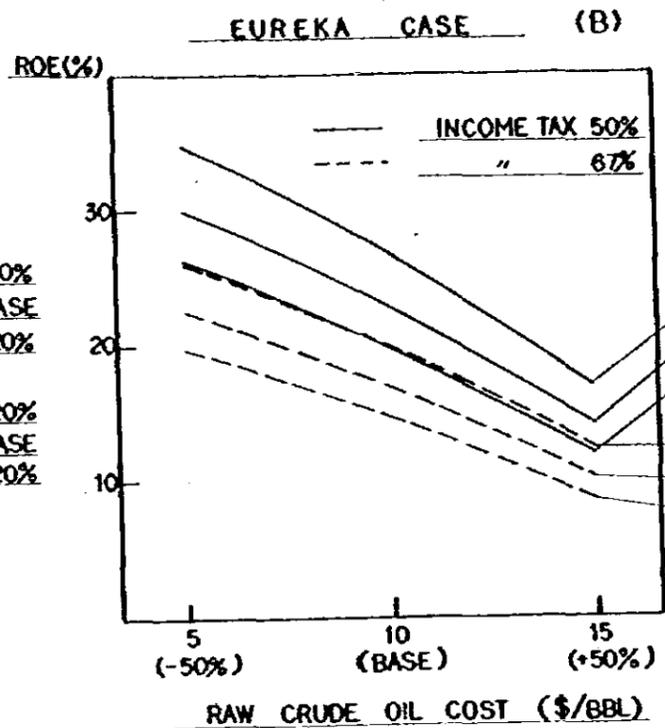
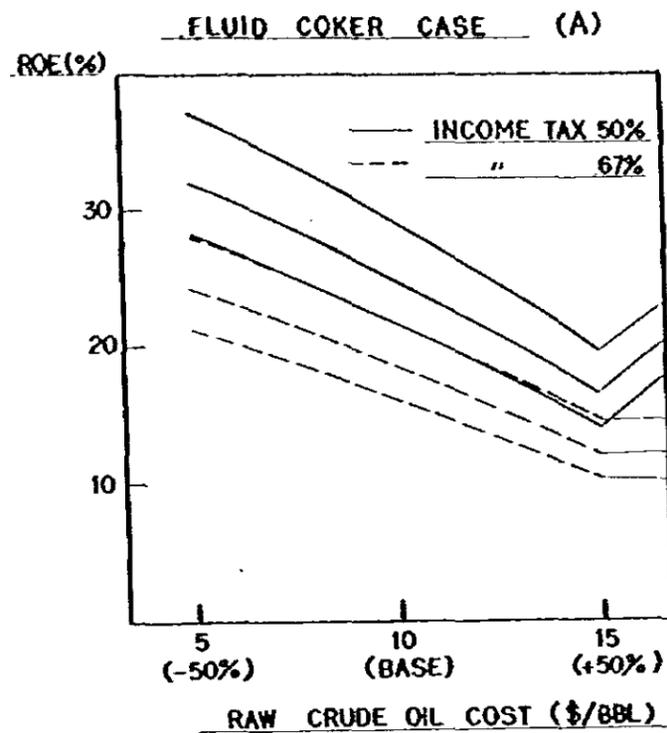
Table 10.5 Sensitivity Analysis Summary

Sensitivity Items			Case	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Income Tax	Construction	Raw Crude		ROE: %		
50%	Base	Base		25.0	22.9	23.1
50%	Base	-50%		32.0	30.0	29.4
50%	Base	+50%		16.6	14.2	15.6
50%	-20%	Base		29.2	26.8	27.0
50%	-20%	-50%		37.1	34.9	34.2
50%	-20%	+50%		19.8	17.0	18.6
50%	+20%	Base		21.9	19.9	20.2
50%	+20%	-50%		28.3	26.4	25.9
50%	+20%	+50%		14.3	12.0	13.3
67%	Base	Base		18.7	17.1	17.2
67%	Base	-50%		24.2	22.6	22.2
67%	Base	+50%		12.2	10.3	11.4
67%	-20%	Base		21.9	20.0	20.2
67%	-20%	-50%		28.0	26.3	25.7
67%	-20%	+50%		14.6	12.5	13.7
67%	+20%	Base		16.3	14.8	15.0
67%	+20%	-50%		21.3	19.9	19.5
67%	+20%	+50%		10.4	8.7	9.7

Income Tax : Tax rates 50% and 67%

Construction : Construction cost
 Base study base
 -20% 20% decreased case
 +20% ... 20% increased case

Raw Crude : Raw crude oil cost
 Base study base (US\$10/BBL)
 -50% 50% decreased case (US\$5/BBL)
 +50% 50% increased case (US\$15/BBL)



Note : CAPITAL MEANS CONSTRUCTION COST.

ORINOCO HEAVY OIL
UPGRADING PROJECT

RESULT
OF
ECONOMIC STUDY
FIG. 10.1

全収入および支出の毎年の会計は年末とする。

(n) 感度分析

以上のベースケース（3プロセスケースに関して、法人税2ケースずつで合計6ケース）について、次の感度分析を行う。

設備建設費	20%減額ケース
	20%増額ケース
粗原油コスト	50%減額ケース (US\$ 5/BBL)
	50%増額ケース (US\$15/BBL)

10.2.2 検討結果

前述の前提及び検討方法に従って、ROEの計算を行なった結果を以下に示す。

(1) ベースケースのROE計算結果

ベースケースについて、ROEの計算結果をTable10.4に示す。

(2) 感度分析の結果

感度分析の結果をTable10.5に示す。

(3) 考案

(a) フルードコーカーケース

フルードコーカーケースに関して、ROEと原料油コストの関係を、設備建設費及び法人税税率をパラメーターとしてFIG.10.1(A)に示した。

設備建設費及び法人税税率がいずれの場合も、ROEの原料油コストに対する関係は単調減少の曲線で表わされる。

法人税税率が50%の場合：

原料油コスト	ROE
50%増加	8~9%減少
50%減少	6~8%増加
設備建設費	ROE
20%増加	2~4%減少
20%減少	3~5%増加

法人税税率が67%の場合

原料油コスト	ROE
50%増加	6~7%減少
50%減少	5~6%増加
設備建設費	ROE
20%増加	2~3%減少

20%減少

2~4%増加

又、法人税税率が50%から67%に増加した場合、ROEは、4~9%減少する。

(b) ユリカケース

ユリカケースに関して、ROEと原料油コストの関係を設備建設費及び法人税税率をパラメータとして、FIG10.1(B)に示した。

所要投下資本及び法人税税率がいずれの場合も、ROEの原料油コストに対する関係は、単調減少の曲線で表わされる。

法人税税率が50%の場合：

原料油コスト	ROE
50%増加	8~10%減少
50%減少	7~8%増加

設備建設費	ROE
20%増加	2~4%減少
20%減少	3~5%増加

法人税税率が67%の場合：

原料油コスト	ROE
50%増加	6~8%減少
50%減少	5~6%増加

設備建設費	ROE
20%増加	2~3%減少
20%減少	2~4%増加

又、法人税税率が50%から67%に増加した場合、ROEは、3~9%減少する。

(c) M-DSケース

M-DSケースに関して、ROEと原料油コストの関係を設備建設費及び法人税税率をパラメータとしてFIG10.1(C)に示した。

設備建設費及び法人税税率がいずれの場合も、ROEの原料油コストに対する関係は、単調減少の直線で表わされる。

法人税税率が50%の場合：

原料油コスト	ROE
50%増加	7~8%減少
50%減少	6~7%増加

設備建設費	ROE
20%増加	2~4%減少
20%減少	3~5%増加

法人税税率が 67 % の場合；

原料油コスト	ROE
50 % 増加	5 ~ 7 % 減少
50 % 減少	5 ~ 6 % 増加
設備建設費	ROE
20 % 増加	2 ~ 3 % 減少
20 % 減少	2 ~ 4 % 増加

又、法人税税率が 50 % から 67 % に増加した場合、ROE は 4 ~ 8 % 減少する。

(d) 設備建設費ベースケースにおける各ケースの ROE の比較

設備建設費ベースケースにおける ROE と原料油コストの関係を、各プロセスについて FIG. 10.1 (D) に示した。

法人税税率が 50 % の場合；

原料油コストが US\$5/BBL ~ US\$15/BBL の範囲では、フルードコーカーケースが、他のケースより約 2 % 高い ROE を示す。

又、ユリカケースと M-DS ケースは、原料油コストが US\$8/BBL 付近で逆転し、原料油コストが高くなるに従い、M-DS プロセスケースの方がより高い ROE を示す様になる。これは、ユリカケースの方が M-DS ケースに比べ、原料油を多く必要とし、従って原料油コストに対して、ROE の感度が高いためである。

法人税税率が 67 % の場合も同様の結果となるが、各プロセスケースの示す ROE の格差は小さくなる。

(e) 原料油コストベースケースにおける各ケースの ROE の比較

原料油コストベースケースにおける ROE と設備建設費の関係を、各ケースについて FIG. 10.1 (E) に示した。

各プロセスケースいずれの場合も、ROE の、所要投下資本の変化に対する関係は単調減少の曲線で表わされる。

法人税税率が 50 % の場合、

設備建設費がベースケースに対して -20 % から +20 % まで変化する範囲においては、フルードコーカーケースが他のケースよりも、約 2 % 高い ROE を示す。

又、M-DS ケースとユリカケースは、ほぼ同様の ROE を示すが、M-DS ケースの方が若干高い。

法人税税率が 67 % の場合も、同様の傾向となる。

(f) ROE と法人税税率の関係に関する各ケースの比較

各プロセスについて、設備建設費及び原料油コストをベースケースとした場合の、ROE と法人税税率の関係を FIG. 10.1 (F) に示した。

いずれのプロセスケースに関しても、法人税税率が50%から67%に増加するとROEは約6%減少する。

(4) コンピューターアウトプット

下記ケースに関して、コンピューターによる演算結果をANNEXに添付する。

ケース名	フルードコーカー	ユリカ	M-DS
設備建設費	ベースケース	ベースケース	ベースケース
原料油コスト	／	／	／
法人税税率	50%	50%	50%
コンピューターによる演算ケース名	F501	E501	M501

尚、コンピュータアウトプットは、以下の構成になっている。

- ・損益計算書
- ・資金計画表
- ・キャッシュフロー分析表

第11章

第11章 検討結果の考察

本編の第5章より第10章において、本計画調査の結果を3プロセスケースについて併記して記述した。

本章は、プロセス評価上の主要な検討すべき項目について考察を加えたものである。したがって、3プロセスケースについて3ケースともほとんど同等で、とくに検討を必要としないもの、あるいは公知の装置、例えば蒸留装置、酸性ガス処理装置、硫黄回収装置、水素製造装置および一般オフサイト設備に関連する事項については比較検討を省略した。

11.1 製油所計画

11.1.1 プロセスの組合せ (Fig.5.4, 5.5, 5.6 参照)

3プロセスケースのプロセスの組合せの相違点は、軽質化プロセスと水素化処理プロセスの部分に示される。

すなわち、フルードコーカーケースとユリカケースについては、

熱分解 → 水素化処理

の工程によって軽質化し改質油が生産されるがM-DSケースについては、

脱歴 → 水素化脱硫/分解

の工程によって軽質化が行なわれる。

前者が、分解装置により軽質分解油を生産し、これを比較的運転容易な水素化精製装置によって目的の改質油を生産するのに対し、

後者は、溶剤脱歴装置により重質脱歴油(比重1.0108)を得、これに減圧軽油を混合して原料油(比重0.9944)とし、次いで水素化分解を行ない改質油を生産する工程となる。

この重質混合原料の水素化分解は、前者の水素化精製装置に比較し、はるかに運転条件が酷しいプロセスとなり、軽質化製油所の成否がこのプロセスにかかっている。

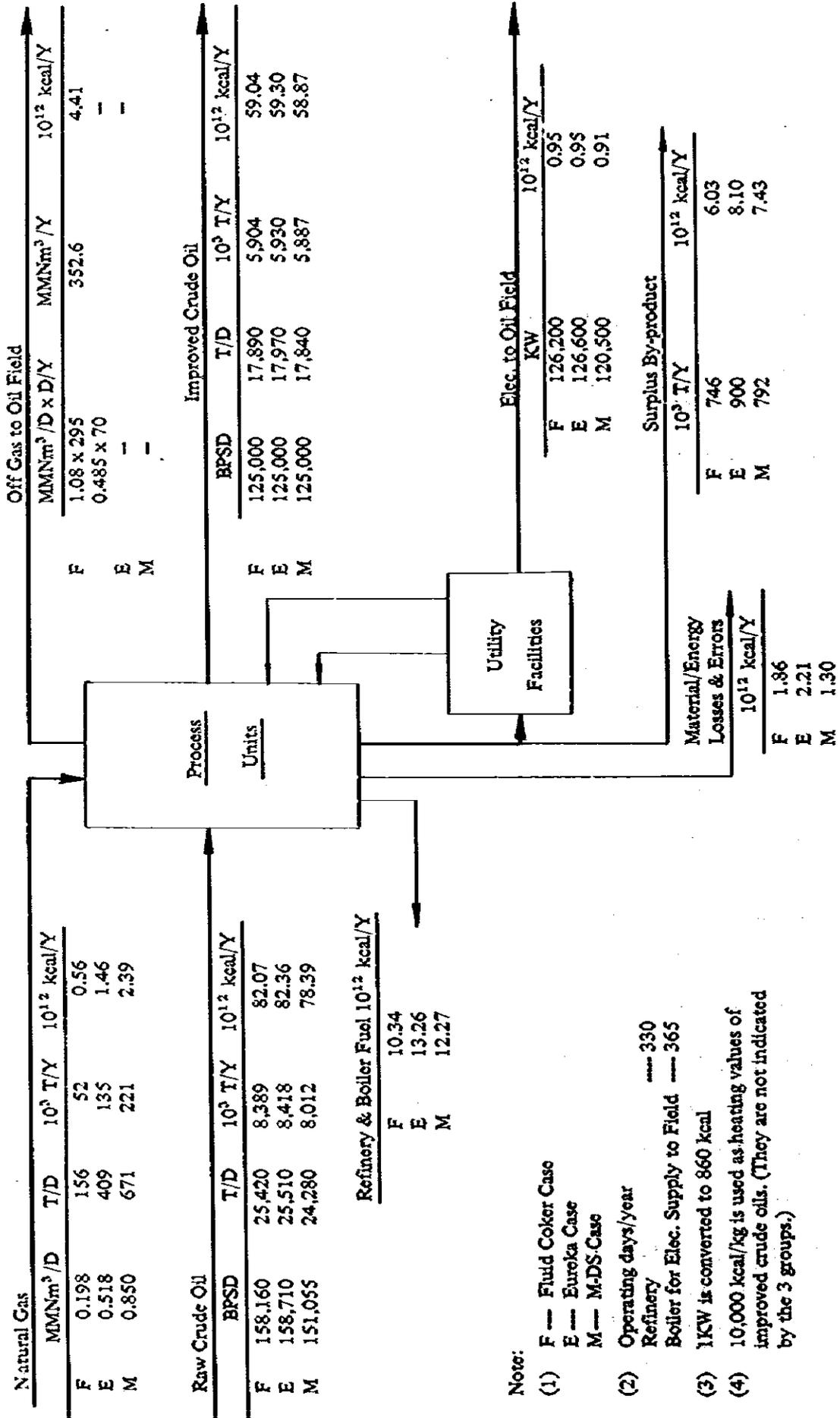
11.1.2 改質油収率 (Table5.5 参照)

3ケースの総合物質収支と熱量収支をまとめると、Table11.1となる。

改質油収率および熱量収率は下記となる。

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Yield of improved crude oil			
Vol.% on raw crude oil	79.0	78.8	82.8
wt.% on raw crude oil	70.4	70.4	73.5
Calorie % on raw crude oil plus natural gas	71.4	70.7	72.8

Table 11.1 Overall Material and Energy Balances



Note:

- (1) F --- Fluid Coker Case
E --- Eureka Case
M --- M-DS-Case
- (2) Operating days/year
Refinery ----- 330
Boiler for Elec. Supply to Field ----- 365
- (3) 1KW is converted to 860 kcal
- (4) 10,000 kcal/kg is used as heating values of improved crude oils. (They are not indicated by the 3 groups.)

販売可能な製品（改質油，オフガスおよび電力）の熱量収率は下記となる。

Calorie % on raw crude plus natural gas	78.0	71.9	74.0
---	------	------	------

改質油の収率は，M-DS ケースが最も高い値を示している。

なお，改質油，オフガスおよび電力を加えた販売可能な製品合計の熱量収率では，フルードコーカーケースが最も高い。

11.1.3 改質油の性状（Table 5.6 参照）

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Improved crude oil			
Gravity, °API	25.7	25.0	26.1
Sulfur, wt. %	0.7	0.41	0.05
Yield of fractions			
C ₅ - 375°F, vol. %	15	△7.3	△9.5
375 - 650, "	30	32.4	34.0
650 - 1000, "	△55	△60.3	33.5
1000+, "	-	-	23.0
Sulfur cont. of fraction			
C ₅ - 375°F, vol. %	△0.24	△0.09	0.01
375 - 650, "	△0.67	0.1	0.08
650 - 1000, "	0.73	0.6	0.02
1000+, "	-	-	0.03

改質原油としては，比重，硫黄含有量ともに前提条件の 25°API 以上，1.0wt % 以下を満たしている。

しかしながら，各留分の収率と硫黄含有量は，部分的には目標値（Target）までいっていない（マーク△）。これは，前提条件と目標値の相関関係の差による。

11.2 プロセスと運転

11.2.1 フルードコーカープロセス

加熱されたコークス粒子によって形成される流動層に，直接原料油を送入して分解反応を行なう連続分解方式は，技術的に完成された方式といえる。フルードコーカーは連続式作業という特長の他に，下記の優れた特長をもつ。

加熱炉を使用しない内熱式であること，したがって加熱炉のデイクッキング等の補修作

業を必要としない。

流動層の加熱は、生成されたコークス粒の燃焼によって行われ、貴重な液体燃料を消費しない。

運転は、容易でかつ安定して行われる。装置の補修も通常の装置の補修程度と考えてよい。反応器、コークス加熱炉 (Burner) およびコークス移送ラインの耐火物ライナー (Refractory) の損傷は極めて少なく、2～3年毎の軽微な手直しで十分である。

運転上あるいは装置上、留意すべき点としては、微粉コークスの装置内付着、堆積であるが、東亜石油では、この問題はすでに解決されている。

今日、多数のフルードコーカーが商業的に稼働しており、この装置に対する信頼度は高く、計画による容量45,000BPSD2基の設置について問題はない。

11.2.2 ユリカプロセス

ユリカプロセスの装置の構成は、デイレイドコーカーとほとんど同じであり、半連続式分解装置である。したがって運転の方法もほとんど同様であるが、デイレイドコーカーが高温、長時間 (24時間サイクル) の分解反応によって、コークスまで炭化する方式であるのに対し、ユリカプロセスでは多量の高温、過熱蒸気の吹込みにより、極力ガス化率を抑え、残渣ピッチの分解重合を進め、高芳香族性 (High aromatic) ピッチを生産する方式である。

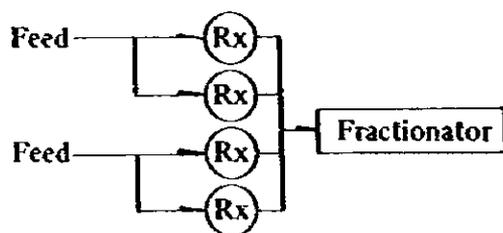
ピッチの固化 (Solidification) による配管の閉塞 (plugging)

温度変化による反応器とフレーカーの材質の疲労 (fatigue)

等の注意すべき点があるが、これらの対策法はすでに解決されており、運転上とくに問題はない。

本装置は現在、ユリカ工業樹干葉工場において、容量約20,000BPSDが順調に稼働中であり、また容量20,000BPSDの装置を目下中国に建設中である。

本計画では、原料油処理84,656BPSDに対して下記方式の採用を計画している。



x 2 Trains Rx: 2 Reactors

すなわち、原料送入ラインは4つに分れ、それぞれ2基のリアクターを使用する。したがって、原料送入1ライン当りの原料処理容量は21,164BPSDである。

これは設備容量からみて、現在稼働中の装置と大略同じ規模のものであり、技術上の問題はないと考えられる。

11.2.3 M-DSプロセス

丸善石油㈱は、特殊な内部構造をもつ脱アスファルト塔を考案し、低溶剤比を以つて、重質残渣油から油分、アスファルテンと金属とを効果的に分離するプロセスを開発した。

現在、24BPSDのパイロットプラントが研究用として稼動している。

配管系におけるアスファルトの固化による閉塞

重質油による溶剤系統の汚染

等の運転上の注意すべき点があるが、同種の工業装置が多数運転されているので問題ない。

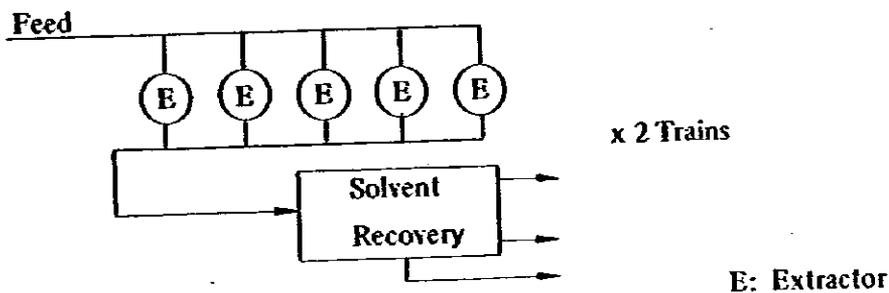
例えば次の実装置例がある。

Champlin Oil Co , Corpus Christi Refinery

SDA-Demetalization Unit..... 13,500BPSD

Chevron Oil, USA, Richmond Refinery 60,000BPSD

本計画では、原料油処理量81,283BPSDに対して下記方式の採用が計画されている。



Extractor $\phi 4,100 \times 23,000$ mm , 8,128 BPSD/Extractor

抽出器は、1系列当り5本が並列に配置されている。

11.2.4 軽質化プロセスにおける液状油収率 (Table 5.2, 5.3, 5.4 参照)

	Yield of liquid oil on feed
Fluid coker cracked oil:	62.48 vol.% (53.35 wt.%)
Eureka cracked oil:	68.85 vol.% (59.00 wt.%)
M-DS DAO:	68.57 vol.% (65.33 wt.%)

M-DSプロセスが最も高い収率を示し、続いてユリカ、フルードコーカーの順となっている。しかし、M-DSによる液状油、すなわちDAOは重質油であり、次の水素化分解の工程を考慮する必要がある。

フルードコーカーの液収率がユリカプロセスに比べて低いのは、高いガスの発生によるものである。このガスは、ボイラーの補助燃料として使用され、余剰は油田 (Oil field) に供給される。

11.2.5 水素化精製装置 (Hydrotreating units)

M-DS ケースのGO 水素化脱硫装置は、原料油は軽質で脱硫のみを目的とするもので、運転は容易かつ安定したものとなる。

フルードコーカーケースにおける水素化精製装置、ユリカケースにおける両水素化精製装置は、低金属含有の分解油と直留軽油の混合油を飽和化すると共に脱硫するもので、運転は容易かつ安定したものである。

これらのプロセスの技術は確立しており、触媒の活性 (activity) も1~3年は維持することができ、特に問題はない。

11.2.6 M-DSプロセスにおける重質油の水素化脱硫装置

この水素化脱硫装置の原料油 (VGO/DAO) の比重は極めて高く°API, 10.8 を示し、改質油の目標値、比重°API, 25 以上を達成するためには、装置および運転については水素化分解の条件を考慮する必要がある。

丸善石油では、中東原油の常圧残渣油の水素化脱硫の経験から、運転条件と装置と装置を次のごとく設定した。

(1) 運転条件

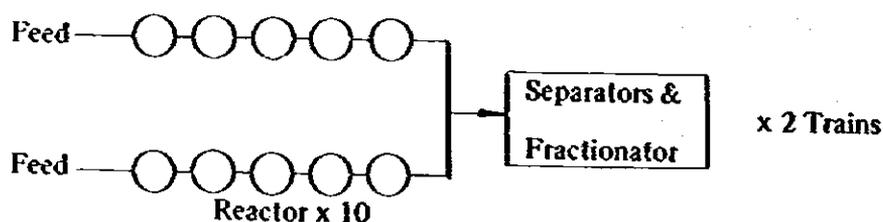
空間速度 (LHSV) 0.15 v/h/v

水素消費量 1,030 SCF/B

上記の条件の中で、空間速度が通常の水素化脱硫の場合より著しく低い事が注目される。すなわち、接触時間を大きくとり、分解反応を進行せしめる意図がうかがえる。

(2) 装置の計画

空間速度が低いために反応塔は10本とし、5本ずつ並列 (Parallel flow) の大型装置となっている。



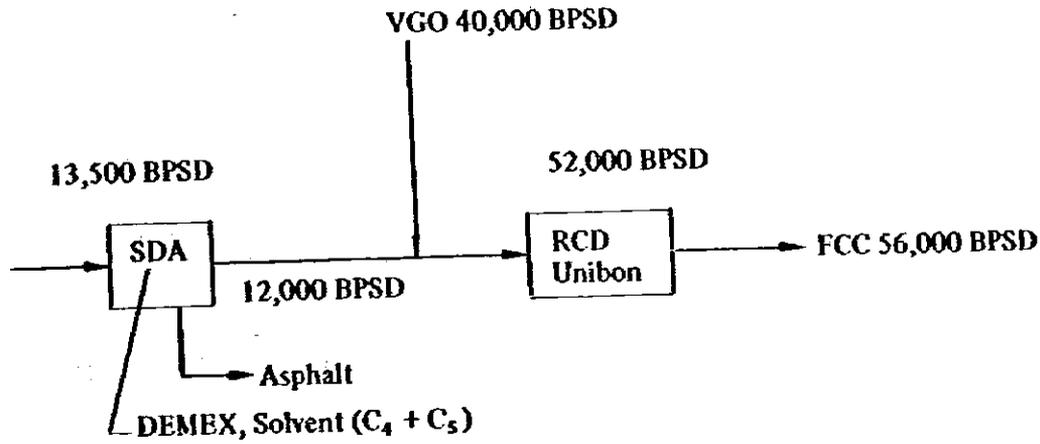
丸善石油は上記の考え方に基き、生成油の収率、性状を推定している。

しかしながら、この推定結果には次の点で検討すべき余地があるように思われる。

生成油の比重は、原料油の°API, 10.8 から°API 25.0 に°API 比重として 14.2 と大幅に軽質化 (up grade) している。すなわち、酷しい分解が行なわれる必要がある。したがって、丸善石油の述べているような生成ガス量を低くおさえ、かつ大幅な軽質化を行う水素化脱硫 (分解) 装置のプロセスの選択が重要となる。

次に、原料油 (VGO/DAO) 中の金属含有量は、中東のクウェート原油 (Kuwait crude oil),あるいはカフジ原油 (Khafji Crude oil) 等の常圧残渣油とほぼ同程度で、前記の運転条件で著しく触媒活性を損なうとは考えられない。

VGO/DAO処理 (Processing) の例として、下記の製油所がある。



DAO 12,000 BPSD に対して、多量の VGO 40,000 BPSD を混合して、RCD Unibon の原料油としている。作業成績については情報を得ていない。

第 8 章に述べた製油所建設期間、第 10 章の経済検討に使用した製油所建設期間は、本検討ではとりあえず 3 ケースとも同期間と仮定している。

しかし、プラントを構成する主要機器を考えると、M-DS ケースの建設期間は、他のケースと比較して長期間と考えられる。

例えば、M-DS ケースでは VGO/DAO 水素化脱炭装置のみをとっても厚肉 500 トンクラスの反応器は 20 基である。これに高圧セパレーターを加えると、1 プロジェクトの規模では例のない大型容器の数である。この種の機器の製造メーカーは、その数、能力の点で限定される。

例えば、Creusot-Loire (仏), Nuovo Pignone S.P.A (伊), Babcock & Wilcox (英・米), Nooter Corp (米), 日本製鋼所 (日), 神戸製鋼 (日), 三菱重工 (日) などに限られる。

したがって、プロジェクトのタイミングによっては、この種の機器の調達の問題になり、工程の延長、コストの増加につながる。

また、この種の機器の陸上輸送など建設実施上十分な考慮が必要である。

11.2.7 水添処理プロセスにおける水素消費量 (Table 5.8 参照)

Case	Unit	H ₂ Consumption
Fluid Coker	HTR	547 SCE/B Feed
	#1, HTR	440 "
Eureka	#2, HTR	680 "
	GO HDS	401 "
M-DS	VGO/DAO HDS	1,193 "

上記の水素消費量は、原料油の性状と反応条件から考えて概略、理論的である。

11.3 副製品残渣

3ケースによる残渣の生産量は極めて大きい。(Table 5.5 参照) 前提条件によってこの残渣油は工業用ボイラー燃料として利用すべき事が規定されている。

排出される残渣はフルードコークス、ユリカピッチとM-DSアスファルトであり、何れも固体(常温)で高硫黄、高金属である。(Table 7.1 参照)

11.3.1 燃焼方法

(1) フルードコークス……微粉燃焼方式 (Pulverized fuel combustion)

フルードコークスは、Hardgrove Index 30以下を示し、通常の石炭より固いが粉砕は可能である。フルードコークスを粉砕機で200メッシュ以上(80% through 200 mesh)に微粉砕し、空気と共に炉内に送入し燃焼する。フルードコークスは、着火温度が約870°Cであり、高温での燃焼性は良好である。但し、着火温度が高いためにおこる不安定燃焼をさけるため、総供給熱量の約10%の補助燃料を必要とする。また、微粉コークスは通常下向き噴射(U-type firing)を行う。

フルードコークスボイラーについては、すでに発電用ボイラーが商業的に稼動しており、本法の採用に不安はない。熱効率は85%程度を期待できる。

(2) ユリカピッチ……微粉燃焼方式

ユリカピッチは軟化点220°C、揮発分45.3%を示し、フルードコークスに比べて着火温度は低く、また燃焼性も良い。ユリカピッチはもろい固体で、ライセンサーはハンマーミル、レイモンドミル等を使用して、微粉化は容易であると述べている。

ユリカピッチは、その良好な燃焼性から考えて、十分工業用ボイラー燃料として使用可能であり、また燃焼に際して補助燃料は必要ない。

(3) M-DSアスファルト……高温液状燃焼方式

丸善石油提案の高温液状のM-DSアスファルトを蒸気噴霧バーナーによって燃焼する方法は従来の重油を燃焼する方法に比べ容易でない。過去においてアスファルトを工業用ボイラーに使用した例はあるが、そのアスファルトの性状は流動点50°C以下のもので、M-DSアスファルトの軟化点162°Cに比較すると、はるかに取扱いの容易なものであった。

丸善石油は、バーナー部分に500°Cの高温過熱蒸気を吹込むことによって、360°C、100 cstのアスファルトを噴霧燃焼することは可能であるとの見解を示しているが、M-DSアスファルト、またはこれに類似した物質の燃焼方法に関する技術資料は発表されていない。したがって、本法実務に際しては、燃焼方法とその燃料系の機構とについて、慎重な工業化試験が必要である。

主なる工業化検討事項は下記である。

- (a) 噴霧機構
- (b) 燃料供給系統の高温保持法
- (c) 燃料供給系統の軽質油による置換法
- (d) バーナー先端部におけるコークスの形成
- (e) 燃料系統の保安

一方、JICAは、M-DSアスファルトに近似した性質をもったBDAアスファルト(第1編第7章参照)について、固体燃焼の目的をもって粉砕試験を実施した。しかし、試験は粉砕機(Bowl mill)に粘着性物質が生成、付着して失敗に終わった。すなわち、M-DSアスファルト類似物質の微粉燃焼方式は困難であろうとの結論となった。しかし、この粉砕試験の状況からみて、粒子の大きさ1~7mm程度が許されるならば、粉砕は十分可能性のあることが推察された。したがって数年後には商業化が期待されている流動層燃焼ボイラー(FBC Boiler)が完成されれば、M-DSアスファルトは固体として有用な燃料となるであろう。

11.3.2 電力と蒸気供給

前述(11.3.1)の燃焼方式が、提案のごとく実施可能であるとして、3スキームに対するボイラープラントを計画した。

(1) 電力、蒸気必要量

用役必要量(Table 6.1, 6.2, 6.3, 6.4 参照)の正常運転時における値は下記となる。

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Electric power, KW	200,400	208,000	203,000
for oil field, "	126,200	126,600	120,500
for refinery, "	74,200	81,400	82,500
Steam, for refinery T/H (process use only)	323.7	416.0	485.8

(2) ボイラー能力と基数

ボイラープラントは365日運転とし、予備1基を設置した。

	Fluid coker	Eureka	M-DS
CO Boiler, 50 kg/cm ² G	200T/H X 2	—	—
Boiler, 100 kg/cm ² G	260T/H X 4	240T/H X 6	240 T/H X 6
Power generation	18 MW X 2 55 MW X 4	— 46 MW X 6	— 44 MW X 6

COボイラーは、フルードコーカーのバーナーからの排ガスにオフガスを混合して使用するもので、コークスボイラーから分離して設置した。

(3) 副製品残渣燃料消費料 (Table 7.1 参照)

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Residuals, Consumption 10 ³ T/Y	545	839	780
Residuals, Produced 10 ³ T/Y	1,291	1,739	1,572
Residuals, Surplus 10 ³ T/Y	746	900	792

すなわち、3ケースから排出される残渣は、いずれも50%以上が余剰となる。

(4) その他

排煙脱硫………石灰乳による湿式回収法を採用した。

(Table 6.9 参照) 排煙の硫黄回収率は90%である。

高温腐蝕(高バナジウム対策)………バナジウムによる高温腐蝕に対しては、Mg(OH)₂(水酸化マグネシウム)を使用する方法、過熱蒸気管部分の配列への配慮等により十分対応できる。

低温腐蝕(高硫黄対策)………硫黄による低温対策としては、供給水の温度を190℃と高温度に設定した。

11.3.3 余剰副産物残渣の利用

前提条件に従って、発電とスチーム発生設備を計画すると、3つのプロセススキームから排出される残渣は、次表の如く大量の余剰を生ずる。(Table 5.5 参照)

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Surplus Residuals T/D	2,262	2,727	2,400
Surplus Residuals T/Y	746,345	899,992	792,126

フルードコーク、ユリカピッチ、およびM-DSアスファルトの余剰は極めて大量であり、この貴重な燃料資源を無計画に放置することは許されないであろう。この資源の利用の方法については、今回の調査から分離し、別の課題として検討すべき重要な問題である。

行来、セロネグロ地区における電力、燃料ガス、または化学原料ガス等の需要がどのように発展するかの見通しによって、検討の方向が決定されることになろう。また、これらの余剰資源は、現地で消化されるべきものである。

もし、これらの資源の評価を低く考えることができるならば、

- (1) 電力への転換によるエデルカ(EDELCA)への供給。
- (2) 燃料ガス、化学原料ガスへの転換とヴァナジウム(V)、ニッケル(Ni)の回収
- (3) 鉄鋼用コークス製造用特殊粘結材

等は、その需要量如何によっては、経済的に有効な利用法となる可能性がある。

11.4 経済性

11.4.1 所要資本 (Table 9.1 参照)

軽質化製油所の全体の設備に関する所要資本は下記となる。但し、これは1980年ベースで推定してあるので、プロジェクトのスケジュールに応じた予算をみる場合には、エスカレーションを考慮する必要がある。

	Fluid Coker	Eureka	M-DS
Total Capital Requirements (10 ⁶ US\$)	1,073.40	1,097.50	1,188.18
Cost reference	100	102	111

所要資本は、フルードコーカーケースとユリカケースがほとんど同じであるが、M-DSケースが10%程高くなる。

これは、設備建設費の中のM-DSプロセス自体はフルードコーカーやユリカプロセスと比較して安いのであるが、VGO/DAO HDSプロセスが非常に高いものになるからである。

11.4.2 運転費 (Table 10.1 参照)

軽質化製油所全体の運転費は下記となる。

	Fluid coker	Eureka	M-DS
Total Operating Costs (10 ⁶ US\$/Y)	652.98	666.50	680.54
Total Operating costs per unit improved crude oil (US\$/BBL)	15.83	16.16	16.50
Direct Operating Costs (10 ⁶ US\$/Y)	67.36	66.65	89.93
Direct Operating Costs per unit improved crude oil (US\$/BBL)	1.63	1.62	2.15

運転費は3ケースとも大差はないが、直接運転費はM-DSケースが高くなる。これは、設備建設費が高いこととVGO/DAO HDSプロセスの触媒費の運転費におよぼす費用が多いためである。

11.4.3 経済分析 (Table 10.4 参照)

法人税率50%の場合のベースケースにおけるDCF計算によるROE値は下記となる。

	Fluid coker	Eureka	M-DS
ROE	25.0%	22.9%	23.1%

ROEは、フルードコーカーケースが一番よくなる。これは、燃料ガスの販売があることに原因

している。

ユリカケースとM-DSケースは、ほぼ同じとなる。M-DSケースが所要資本、運転費が高いにもかかわらずよいROEが出るのは、改質原油の低硫黄による価格評価が良いことに原因している。

ANNEX

A N N E X

CALCULATION SHEET OF ECONOMIC ANALYSIS

- CASE NO. F501 Fluid Coker Case
- CASE NO. E501 Eureka Case
- CASE NO. M501 M-DS Case

ANNEX

URINUCU HVY-O PJ

ITEM NO. BASEBASE

CASE NO. F501

E C O N O M I C

E V A L U A T I O N

P R O G R A M

JUN NU.
DATE 19800721
ENGINEER T.SHIMIG

P R O F I T & L O S S

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993
F501										
* REVENUE										
IMP. CHRG.	0	0	0	0	580637	1177273	1177273	1177273	1177273	1177273
ELECTRIC POWER	0	0	0	0	12713	25427	25427	25427	25427	25427
FUEL GAS	0	0	0	0	26300	52600	52600	52600	52600	52600
INT. RECEIVED	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	0	0	0	0	627650	1253299	1253299	1253299	1253299	1253299
* EXPENSES										
RAW MATERIAL	0	0	0	0	264298	528597	528597	528597	528597	528597
CAT-BOILER	0	0	0	0	4410	4410	4410	4410	4410	4410
UTILITIES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPERATING SUPPLY	0	0	0	0	1369	1369	1369	1369	1369	1369
TAXES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INSURANCES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MAINTENANCE REPAIR	0	0	0	0	29080	29080	29080	29080	29080	29080
OPERATING LABOR	0	0	0	0	22572	22572	22572	22572	22572	22572
PLANT OH	0	0	0	0	9932	9932	9932	9932	9932	9932
DEPRECIATION	0	0	0	0	57016	57016	57016	57016	57016	57016
INT. PAID	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	0	0	0	0	388677	632975	632975	632975	632975	632975
* PROFIT DEF. TAX	0	0	0	0	23874	602324	602324	602324	602324	602324
* INCOME TAX	0	0	0	0	119487	301162	301162	301162	301162	301162
* PROFIT ACT. TAX	0	0	0	0	119487	301162	301162	301162	301162	301162
* CUM. PROFIT	0	0	0	0	119487	420649	721811	1022973	1324133	1625297

- Continued -

PROFIT & LOSS

F501

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
10-00000000										
" REVENUE	117273	117273	117273	117273	117273	117273	117273	117273	117273	117273
IMP. CRUDE	25427	25427	25427	25427	25427	25427	25427	25427	25427	25427
ELECTRIC POWER	52600	52600	52600	52600	52600	52600	52600	52600	52600	52600
FUEL GAS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. RECEIVED	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	125299	125299	125299	125299	125299	125299	125299	125299	125299	125299
" EXPENSES	528597	528597	528597	528597	528597	528597	528597	528597	528597	528597
RAW MATERIAL	4410	4410	4410	4410	4410	4410	4410	4410	4410	4410
CAT. & CHEM.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
UTILITIES	1369	1369	1369	1369	1369	1369	1369	1369	1369	1369
OPERAT'G SUPPLY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TAXES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INSURANCE	29080	29080	29080	29080	29080	29080	29080	29080	29080	29080
MAINTENANCE REPAIR	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572
OPERATING LABOR	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932
PLANT OH	57016	57016	57016	57016	57016	57016	57016	57016	57016	57016
DEPRECIATION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. PAID	652975	652975	652975	652975	652975	652975	652975	652975	652975	652975
TOTAL	602324	602324	602324	602324	602324	602324	602324	602324	602324	602324
" PROFIT INC. TAX	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162
" INCOME TAX	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162	301162
" PROFIT AFT. TAX	1926459	2227671	2528783	2829943	3131107	3432269	3733431	4034593	4335755	4636917
" CUM. PROFIT										

- Continued -

P R O F I T & L O S S

10**03000LL

	21	22	23	24
	2004	2005	2006	2007
				SUM
* REVENUE				
IMP. CRUDE	117273	117273	117273	117273
ELECTRIC POWER	25427	25427	25427	25427
FUEL GAS	52600	52600	52600	52600
INT. RECEIVED	0	0	0	0
TOTAL	125299	125299	125299	125299
* EXPENSES				
RAW MATERIAL	528597	528597	528597	528597
CAT. CHEM.	4410	4410	4410	4410
UTILITIES	0	0	0	0
OPERAT'G SUPPLY	1369	1369	1369	1369
TAXES	0	0	0	0
INSURANCES	0	0	0	0
MAINT.-C REPAIR	29080	29080	29080	29080
OPERATING LABOR	22572	22572	22572	22572
PLANT DN	9932	9932	9932	9932
DEPRECIATION	34209	0	0	0
INT. PAID	0	0	0	0
TOTAL	650169	595960	595960	595960
* PROFIT BEF. TAX	625130	659340	659340	659340
* INCOME TAX	312505	329670	329670	329670
* PROFIT AFT. TAX	312505	329670	329670	329670
* CUM. PROFIT	4949402	5279151	5608820	5938489

-- Continued --

FUND OUTLOOK

F301

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993
* CASH OUT										
INVESTMENT										
CONST. COSTS		184450	461120	319260	108610					
PAIDUP ROYALTY		184450	461120	276670	0					
INIT. CATCHM.		0	0	1050	10401					
PREPARE. EXHNS.		0	0	3730	8200					
OIL INV.		0	0	18470	18460					
CAT. CHEM. INV.		0	0	10	9120					
SPAREWAREHOUS		0	0	9130	11230					
CASH ON HAND		0	0	0	60560					
A/C REC. PAY.		0	0	0	0					
REFUND UP LOANS		0	0	0	0					
EQUITY		0	0	0	0					
DIVIDEND		0	0	0	0					
TOTAL	0	184450	461120	319260	108610					
* CASH IN										
RETAINED EARN.		0	0	0	176303	358178	358178	358178	358178	358178
PROFIT AFT TAX		0	0	0	119887	301162	301162	301162	301162	301162
DEPRECIATION		0	0	0	57016	57016	57016	57016	57016	57016
LOANS		0	0	0	0	0	0	0	0	0
EQUITY		0	0	0	0	0	0	0	0	0
CAPITAL		0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	0	184450	461120	319260	176503	358178	358178	358178	358178	358178
* SURPLUS		0	0	0	67893	358178	358178	358178	358178	358178
* CUM. SURPLUS		0	0	0	67893	426070	784248	1142425	1500602	1858779
* BALANCE OF LOANS		0	0	0	0	0	0	0	0	0
EQUITY		0	0	0	0	0	0	0	0	0

- Continued -

CASH FLOW ANALYSIS

10**0300LL

YEAR	INVEST- MENT (-)	PROFIT AFTER TAX (+)	DEPRECIATION (+)	CASH FLOW	D.C.F.	DISCOUNT RATE
1984	0	0	0	0	0	1.0000
1985	184450	0	0	-184450	-147587	0.8001
1986	461120	0	0	-461120	-293222	0.6402
1987	319260	0	0	-319260	-163351	0.5123
1988	108610	119487	57016	67893	27829	0.4099
1989	0	301162	57016	358178	117476	0.3280
1990	0	301162	57016	358178	93998	0.2624
1991	0	301162	57016	358178	75212	0.2100
1992	0	301162	57016	358178	60181	0.1680
1993	0	301162	57016	358178	48154	0.1344
1994	0	301162	57016	358178	38330	0.1076
1995	0	301162	57016	358178	30830	0.0861
1996	0	301162	57016	358178	24668	0.0689
1997	0	301162	57016	358178	19738	0.0551
1998	0	301162	57016	358178	15793	0.0441
1999	0	301162	57016	358178	12637	0.0353
2000	0	301162	57016	358178	10112	0.0282
2001	0	301162	57016	358178	8091	0.0226
2002	0	301162	57016	358178	6474	0.0181
2003	0	301162	57016	358178	5180	0.0143
2004	0	312363	34209	346773	4013	0.0116
2005	0	329670	0	329670	3032	0.0093
2006	0	329670	0	329670	2442	0.0074
2007	0	329670	0	329670	1954	0.0059
SUM	1073440	5938489	946459	5811303	0	

RATE OF RETURN 24.98 %

PAYOUT PERIOD 3.12 YEAR

ORINGO HWY-0 PJ

ITEM NO. BASEBASE

CASE NO. E501

E C O N O M I C

E V A L U A T I O N

P R O G R A M

JUN 140.

DATE 1990722

ENGINEER T. SHIMUS

ES01

P R O F I T & L O S S

10**0300LL

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	1974	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
* REVENUE	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876	1183876
IMP. CHARGE	25507	25507	25507	25507	25507	25507	25507	25507	25507	25507
ELECTRIC POWER	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
FUEL GAS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. RECEIVED	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383	1209383
* EXPENSES	341189	341189	341189	341189	341189	341189	341189	341189	341189	341189
RAW MATERIAL	2370	2370	2370	2370	2370	2370	2370	2370	2370	2370
CAT-CHEM.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
UTILITIES	1425	1425	1425	1425	1425	1425	1425	1425	1425	1425
OPERATING SUPPLY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TAXES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INSURANCES	30360	30360	30360	30360	30360	30360	30360	30360	30360	30360
MAINTENANCE REPAIR	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572
OPERATING LABOR	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932
FLIGHT OH	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663
DEPRECIATION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. PAID	66511	66511	66511	66511	66511	66511	66511	66511	66511	66511
TOTAL	342872	342872	342872	342872	342872	342872	342872	342872	342872	342872
* PROFIT BEF. TAX	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436
* INCOME TAX	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436
* PROFIT AFT. TAX	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
* CURR. PROFIT	1733003	2004439	2275875	2547311	2818747	3090183	3361619	3633055	3904491	4175927

- Continued -

FUND OUTLOOK

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
* CASH OUT										
INVESTMENT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CONST. COSTS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PAIDUP ROYALTY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INIT. CATCHUP	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PREOP. EXPNS.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OIL INV.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CATCHUP INV.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SPAREWAREHOUSE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CASH ON HAND	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
A/C REC.-PAY.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REFUND OF LOANS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ROYTY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIVIDEND	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
* CASH IN										
RETAINED EARL.	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099
PROFIT AFT TAX	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436	271436
DEPRECIATION	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663	58663
LIANS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EQUITY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CAPITAL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099
* SURPLUS	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099	330099
* CUM. SURPLUS	2039091	2369194	2699297	3029391	3359494	3689597	4019691	4349784	4679877	5009980
* BALANCE OF LIANS	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890
EQUITY	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890	992890

- Continued -

CASH FLOW ANALYSIS

10-030144

YEAR	INVEST- MENT (-)	PROFIT AFTER TAX (+)	DEPREC- IATION (+)	CASH FLOW	D.C.F.	DISCOUNT RATE
1984	0	0	0	0	0	1.0000
1985	189990	0	0	-189990	-154658	0.8140
1986	474970	0	0	-474970	-314739	0.6626
1987	327930	0	0	-327930	-176892	0.5394
1988	104350	104388	58663	58501	25688	0.4391
1989	0	271436	58663	330099	117993	0.3574
1990	0	271436	58663	330099	96030	0.2910
1991	0	271436	58663	330099	78188	0.2369
1992	0	271436	58663	330099	63647	0.1928
1993	0	271436	58663	330099	51811	0.1570
1994	0	271436	58663	330099	42176	0.1278
1995	0	271436	58663	330099	34333	0.1040
1996	0	271436	58663	330099	27948	0.0847
1997	0	271436	58663	330099	22750	0.0689
1998	0	271436	58663	330099	18520	0.0561
1999	0	271436	58663	330099	15076	0.0457
2000	0	271436	58663	330099	12272	0.0372
2001	0	271436	58663	330099	9990	0.0303
2002	0	271436	58663	330099	8132	0.0246
2003	0	271436	58663	330099	6620	0.0201
2004	0	283169	39198	318367	5197	0.0163
2005	0	300768	0	300768	3997	0.0133
2006	0	300768	0	300768	3234	0.0108
2007	0	300768	0	300768	2648	0.0088
SUM	1097440	5361397	973809	5237764	0	

RATE OF RETURN 22.85 %

PERIOD 3.46 YEAR

DRINDCO HVY-D PJ

ITEM NO. BASEBASE

CASE NO. M301

ECONOMIC

EVALUATION

PROGRAM

JOB NO. 10000722
DATE 1-5-11-00
ENGINEER T-SH11000

P R O F I T & L O S S

MS01

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
LOSS										
* REVENUE	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525	1251525
IMP. CHRG.	24278	24278	24278	24278	24278	24278	24278	24278	24278	24278
ELECTRIC POWER	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
FUEL GAS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. RECEIVED	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803	1275803
EXPENSES										
RAW MATERIAL	527110	527110	527110	527110	527110	527110	527110	527110	527110	527110
CAT. CHEM.	22680	22680	22680	22680	22680	22680	22680	22680	22680	22680
UTILITIES	1515	1515	1515	1515	1515	1515	1515	1515	1515	1515
OPERATING SUPPLY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TAXES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INSURANCES	33240	33240	33240	33240	33240	33240	33240	33240	33240	33240
MAINT. & REPAIR	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572	22572
OPERATING LABOR	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932	9932
PLANT INT.	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498
DEPRECIATION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. PAID	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346
TOTAL	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346	680346
* PROFIT DEF. TAX	595257	595257	595257	595257	595257	595257	595257	595257	595257	595257
* INCOME TAX	297628	297628	297628	297628	297628	297628	297628	297628	297628	297628
* PROFIT AFT. TAX	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629
* GUM. PROFIT	1896225	2193053	2491401	2109107	3006737	3384365	3681993	3979621	4277249	4574877

- Continued -

P R O F I T & L O S S

10**03DUILL

	21	22	23	24	2004	2005	2006	2007	SUM
* REVENUE									
IMP. GROUPE	1251523	1251523	1251523	1451523	24278	24278	24278	24278	24404704
ELECTRIC POWER	24278	0	0	0	0	0	0	0	473427
FUEL GAS	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INT. RECEIVED	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	1275803	1275803	1275803	1275803	24278	24278	24278	24278	24878080
* EXPENSES									
RAW MATERIAL	527110	527110	527110	527110	22680	22680	22680	22680	10278623
CAT-CHEM.	22680	0	0	0	0	0	0	0	453600
UTILITIES	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPERAT'G SUPPLY	1515	1515	1515	1515	0	0	0	0	30293
TAXES	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INSURANCES	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MAINT. & REPAIR	33240	33240	33240	33240	22572	22572	22572	22572	664600
OPERATING LABOR	22572	22572	22572	22572	9932	9932	9932	9932	451440
PLANT UM	9932	9932	9932	9932	0	0	0	0	198636
DEPRECIATION	58099	0	0	0	0	0	0	0	1054068
INT. PAID	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	655147	617048	617048	617048	22680	22680	22680	22680	13131471
* PROFIT DEF. TAX	620656	688755	688755	688755	329377	329377	329377	329377	11746673
* INCOME TAX	310328	329377	329377	329377	329378	329378	329378	329378	5873336
* PROFIT APT. TAX	310328	329378	329378	329378	0	0	0	0	5873336
* CUM. PROFIT	4885203	5214502	5541959	5873336					

- Continued -

F U N D S O U T L I N K M501

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993
* CASH OUT										
INVESTMENT	01	201960	504890	366120	115190					
CONST. COSTS	01	201960	504890	302730	0					
PAIDUP ROYALTY	01	0	0	1200	1170					
INIT. CATECHEM.	01	0	0	23260	8320					
PRUPE. EXPNS.	01	0	0	18210	18200					
OIL INV.	01	0	0	100	10100					
CATECHEM INV.	01	0	0	10100	14990					
SPAREWAREHOUS	01	0	0	0	0					
CASH IN HAND	01	0	0	0	0					
A/C REC.-PAY.	01	0	0	0	0					
REFUND OF LIANS	01	0	0	0	0					
EQUITY	01	0	0	0	0					
DIVIDEND	01	0	0	0	0					
TOTAL	01	201960	504890	366120	115190					
* CASH IN										
RETAINED EARL.	01	0	0	0	173934					
PROFIT AFT TAX	01	0	0	0	110435					
DEPRECIATION	01	0	0	0	63498					
LIANS	01	201960	504890	366120	0					
EQUITY	01	201960	504890	366120	0					
CAPITAL	01	201960	504890	366120	173934					
TOTAL	01	201960	504890	366120	173934					
* SURPLUS	01	0	0	0	58764					
* EQU. SURPLUS	01	0	0	0	58764					
* BALANCE OF LIANS	01	201960	704850	1072969	1072969					
EQUITY	01	201960	704850	1072969	1072969					

- Continued -

F U N D S O U T L O O K

10**03DBILL

M501

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
* CASH OUT										
INVESTMENT										
CONST. COSTS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PAIDUP ROYALTY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INIT-CATCHEM.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PREOPP. EXPS.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OIL INV.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CATCHEM INV.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SPAREWAREHOUS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CASH ON HAND	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
A/C REC-PAY.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REFUND OF LIANS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EQUITY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIVIDEND	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
* CASH IN										
RETAINED EARN.	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127
PROFIT AFT TAX	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629	297629
DEPRECIATION	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498	63498
LIANS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EQUITY	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CAPITAL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127
* SURPLUS	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127	361127
* CUM. SURPLUS	2223521	2586647	2947773	3308899	3670025	4031151	4392277	4753403	5114529	5475655
* BALANCE OF LIANS	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969
EQUITY	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969

- Continued -

FUNDS OUTLOOK

10-030011	21	22	23	24	SUM
	2004	2005	2006	2007	
* CASH OUT					
INVESTMENT					1188160
CONST. COSTS					1009780
PAIDUP ROYALTY					2390
INIT. CATECHEM.					252601
PREDEPE. EXPNS.					16640
OIL INV.					364101
CATECHEM INV.					1001
SPAREWAREHOUS					202001
CASH ON HAND					149901
A/C REC. PAY.					62390
REFUND OF LOANS					0
EQUITY					0
DIVIDEND					0
TOTAL	0	0	0	0	1188160
* CASH IN					6927403
RETAINED EARN.	348427	329378	329378	329378	329378
PROPERTY APT TAX	310328	329378	329378	329378	329378
DEPRECIATION	28099	0	0	0	1054068
LOANS	0	0	0	0	1072969
EQUITY	0	0	0	0	1072969
CAPITAL	0	0	0	0	0
TOTAL	548427	329378	329378	329378	8000370
* SURPLUS	348427	329378	329378	329378	6812213
* CUM. SURPLUS	5824082	6153459	6482838	6812213	
* BALANCE UP LOANS	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969
EQUITY	1072969	1072969	1072969	1072969	1072969

- Continued -

CASH FLOW ANALYSIS

10**00DULL

YEAR	INVEST- MENT (-)	PROFIT AFTER TAX (+)	DEPREC- IATION (+)	CASH FLOW	O.C.F.	DISCOUNT RATE
1984	0	0	0	0	0	1.0000
1985	201960	0	0	-201960	-164113	0.8126
1986	304890	0	0	-304890	-333389	0.6603
1987	366120	0	0	-366120	-196432	0.5366
1988	113190	110433	63498	58764	23622	0.4360
1989	0	297629	63498	361127	127932	0.3543
1990	0	297629	63498	361127	103974	0.2879
1991	0	297629	63498	361127	84489	0.2340
1992	0	297629	63498	361127	68656	0.1901
1993	0	297629	63498	361127	55790	0.1543
1994	0	297629	63498	361127	45335	0.1233
1995	0	297629	63498	361127	36839	0.1020
1996	0	297629	63498	361127	29936	0.0829
1997	0	297629	63498	361127	24326	0.0674
1998	0	297629	63498	361127	19767	0.0547
1999	0	297629	63498	361127	16063	0.0443
2000	0	297629	63498	361127	13053	0.0361
2001	0	297629	63498	361127	10607	0.0294
2002	0	297629	63498	361127	8619	0.0239
2003	0	297629	63498	361127	7004	0.0194
2004	0	310328	63498	348427	5491	0.0158
2005	0	329378	38099	329378	4218	0.0128
2006	0	329378	0	329378	3428	0.0104
2007	0	329378	0	329378	2785	0.0085
SUM	1188160	3873336	1094068	5739243	-1	

RATE OF RETURN 23.06 %

PAYOUT PERIOD 3.43 YEAR

