

イランー日本輸出用製油所調査

第2編 調査報告書

JICA LIBRARY



1028228[0]

1979年3月

国際協力事業団

國際協力事業團		
輸入 期	84.8.22	304
		685
登録No.	13453	MPI

# 目 次

	頁
第 1 章 緒 言 .....	1
第 2 章 要 約 .....	2
第 3 章 検 討 基 準 .....	15
第 4 章 計画要件の検討 .....	18
4.1 製品の選択および製品規格 .....	18
4.2 製油所敷設モデル .....	26
4.3 定期修理スケジュールおよび中間タンク .....	29
4.4 稼 働 率 .....	30
4.5 製品の出荷 .....	35
4.6 公害対策 .....	38
第 5 章 プロジェクトの概要 .....	40
5.1 原油輸送配管 .....	42
5.2 ケース1：ハイドロスキミング型製油所 .....	44
5.3 ケース2：水素化分解型製油所 .....	72
5.4 海上施設 .....	100
第 6 章 プロジェクトの遂行 .....	107
6.1 全体建設工程 .....	107
6.2 動 員 計 画 .....	108
6.3 製油所組織および人員編成 .....	110
6.4 従業員訓練計画 .....	125

第 7 章 産業基盤の整備の必要量 .....	128
7.1 産業基盤の定義 .....	128
7.2 活用可能な産業基盤 .....	129
7.3 検討と推奨 .....	133
第 8 章 候補地の比較検討および選定 .....	142
8.1 候補地の立案 .....	143
8.2 各候補地の相互比較 .....	151
8.3 製油所立地点の推奨 .....	158
第 9 章 所要投資額と経費の推算 .....	159
9.1 所要総資本 .....	159
9.2 運 転 費 .....	169
第 10 章 海上運賃および製品基地費 .....	175
10.1 製品輸送に要する海上運賃 .....	175
10.2 CTS 計画および設備概要 .....	182
10.3 所要総資本および運転費 .....	192
10.4 CTS マージン .....	199
第 11 章 経済性の検討 .....	206
11.1 検討基準および方法 .....	207
11.2 ケースの定義と検討結果 .....	213
11.3 感 度 分 析 .....	213
11.4 CTS 渡し基準での比較 .....	221
附録 1 製品価格に及ぼす通油レベルの影響	
附録 2 1983年時点の日本における推定製品価格	

## 挿入表， 図目次

表番号		頁
2. 1	製品得率 .....	5
2. 2	年間出荷量 .....	5
2. 3	主要設備一覧 .....	6
2. 4	所要総資本および運転費 .....	7
2. 5	所要製品平均価格 .....	11
2. 6	感度分析：所要グロスマージンの変化(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	12
2. 7	感度分析：所要グロスマージンの変化(ケース2 水素化分解型) .....	12
4. 1	自動車ガソリンの需要構成 .....	20
4. 2	石油製品の需給構成(昭和53/57年度) .....	21
4. 3	製品規格一覧 .....	23
4. 4	硫黄分別C重油需要構成 .....	26
4. 5	定期修理用精製装置グループ .....	30
4. 6	平均休止日数(期間1973-1977) .....	31
4. 7	給油別バース占有時間 .....	37
5. 1	原油輸送配管径 .....	42
5. 2	製品得率(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	44
5. 3	原油および製品(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	47
5. 4	製品性状(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	48
5. 5	精製装置設備能力(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	50
5. 6	用役バランス(ケース1 ハイドロスキミング型 250,000 BPSD) .....	54
5. 7	所要用量(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	55
5. 8	用役設備能力(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	56
5. 9	貯蔵設備能力(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	59
5. 10	製品混合表(ケース1 ハイドロスキミング型 250,000 BPSD) .....	60
5. 11	製品出荷設備能力 .....	63
5. 12	硫黄取扱設備能力 .....	66
5. 13	フレアー・スタックの主要寸法 .....	66
5. 14	排水の水質要求値 .....	66

表 番 号		頁
5. 15	建家設備一覧表 .....	67
5. 16	製品得率(ケース2 水素化分解型) .....	72
5. 17	原油および製品(ケース2 水素化分解型) .....	75
5. 18	製品性状(ケース2 水素化分解型) .....	76
5. 19	精製装置設備能力(ケース2 水素化分解型) .....	78
5. 20	用役バランス(ケース1 水素化分解型 250,000 BPSD) .....	82
5. 21	所要用量(ケース2 水素化分解型) .....	83
5. 22	用役設備能力(ケース2 水素化分解型) .....	85
5. 23	貯蔵設備能力(ケース2 水素化分解型) .....	88
5. 24	製品混合表(ケース2 水素化分解型 250,000 BPSD) .....	89
5. 25	製品出荷設備能力 .....	91
5. 26	硫黄取扱設備能力 .....	94
5. 27	フレアー・スタックの主要寸法 .....	94
5. 28	排水の水質要求値 .....	94
5. 29	建家設備一覧表 .....	95
6. 1	マンパワー動員計画 .....	110
6. 2	所要人員数 .....	114
6. 3	製造部人員編成 .....	115
6. 4	技術部人員編成 .....	115
6. 5	工務部人員編成 .....	118
6. 6	総務部人員編成 .....	119
6. 7	給与別所要人員数 .....	120
6. 8	人員編成および所要人員数 .....	121
	(ケース:ハイドロスキミング型 125,000/250,000 BPSD)	
6. 9	人員編成および所要人員数 .....	122
	(ケース:ハイドロスキミング型 500,000 BPSD)	
6. 10	人員編成および所要人員数 .....	123
	(ケース:水素化分解型 125,000/250,000 BPSD)	
6. 11	人員編成および所要人員数(ケース:水素化分解型 500,000 BPSD) .....	124



表 番 号		頁
6. 12	トレーニー所要人員数 .....	126
6. 13	トレーニー所要マンパワー .....	126
6. 14	トレーナー所要人員数 .....	127
6. 15	トレーナー所要マンパワー .....	127
7. 1	社会的産業基盤 .....	130
7. 2	原油輸送配管一覧表 .....	133
7. 3	所要役量 .....	139
7. 4	工業的産業基盤の推定建設費 .....	139
7. 5	従業員の種類 .....	140
7. 6	分類別従業員数 .....	140
7. 7	住居設備一覧 .....	141
8. 1	建設工事項目の比較 .....	154
8. 2	工事量比較表 .....	155
8. 3	建設費比較表(モハメド・アメリ基準) .....	156
9. 1	所要総資本および運転費 .....	161
9. 2	設備建設費(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	164
9. 3	設備建設費(ケース2 水素化分解型) .....	165
9. 4	特 許 料 .....	166
9. 5	船煤薬品初期費 .....	166
9. 6	操業前費用 .....	168
9. 7	運 転 資 本 .....	170
9. 8	給 与 体 系 .....	170
9. 9	給料および賃金(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	172
9. 10	給料および賃金(ケース2 水素化分解型) .....	172
9. 11	本 社 経 費 .....	173
9. 12	船 煤 薬 品 費 .....	174
10. 1	船型および用途別海上運賃(輸送距離:カーク/横浜) .....	176
10. 2	製品輸送海上運賃 .....	177
10. 3	対横浜運賃比較 .....	179

表 番 号		頁
10. 4	タンカー運賃の推移(カーク/横浜間) .....	180
10. 5	1983年における新造船および既存船による運賃比較-白油 .....	183
10. 6	1983年における新造船および既存船による運賃比較-黒油 .....	183
10. 7	所要貯油容量 .....	187
10. 8	貯油設備一覧(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	188
10. 9	バース専有時間 .....	189
10.10	所要バース数(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	189
10.11	総所要敷地面積 .....	191
10.12	総所要人員数 .....	191
10.13	所要総資本および運転費 .....	193
10.14	CTS設備建設費 .....	195
10.15	運 転 負 本 .....	197
10.16	資本投下計画 .....	201
10.17	CTSマージン計算基準 .....	203
10.18	所要CTSマージン .....	204
10.19	ROE(DCF)対CTSマージン .....	205
11. 1	資本投下計画(125,000/250,000 BPSD) .....	212
11. 2	資本投下計画(500,000 BPSD) .....	212
11. 3	検 討 基 準:基本ケース製油所 .....	214
11. 4	経 済 検 討 結 果:基本ケース製油所 .....	214
11. 5	ROE 対 所要グロスマージン(ケース1 ハイドロスキミング型) .....	215
11. 6	ROE 対 所要グロスマージン(ケース2 水素化分解型) .....	216
11. 7	資本投下計画(ケース1 ハイドロスキミング型 125,000 BPSD) ...	217
11. 8	資本投下計画(ケース2 ハイドロスキミング型 250,000 BPSD) ...	217
11. 9	資本投下計画(ケース1 ハイドロスキミング型 500,000 BPSD) ...	218
11.10	資本投下計画(ケース2 水素化分解型 125,000 BPSD) .....	218
11.11	資本投下計画(ケース2 水素化分解型、250,000 BPSD) .....	219
11.12	資本投下計画(ケース2 水素化分解型 500,000 BPSD) .....	219
11.13	感度分析:所要グロスマージンの変化(ケース1 ハイドロスキミング型) ...	220

表番号		頁
11.14	感度分析：所要グロスマージンの変化(ケース2 水素化分解型)……	220
11.15	経済評価一覧(ケース1 ハイドロスキシング型) ……………	222
11.16	経済評価一覧(ケース2 水素化分解型) ……………	223
11.17	推 算 基 準 : 製品価格、海上運賃および輸入関税 ……………	226

図番号		頁
2.1	Site Location Map .....	3
4.1	Attainable On-stream Factors Case 1 One Year Between Major Maintenance .....	33
4.2	Attainable On-Stream Factors Case 2 Two Years Between Major Maintenance .....	34
5.1	Frame of Project .....	41
5.2	Crude Oil Pipeline Route .....	43
5.3	Block Flow Diagram Case 1: Hydroskimming .....	46
5.4	Steam, Power and Water System Diagram .....	53
5.5	Tank Flow Diagram Case 1: Hydroskimming .....	58
5.6	Simplified Flow Diagram for Product Shipping Facility .....	62
5.7	Flow Scheme for Configuration of Computer Hardware .....	69
5.8	Refinery Plot Plan Hydroskimming: 500,000 BPSD .....	71
5.9	Block Flow Diagram Case 2: Hydrocracking .....	74
5.10	Steam, Power and Water System Diagram .....	81
5.11	Tank Flow Diagram: Case 2 Hydrocracking .....	86
5.12	Simplified Flow Diagram for Product Shipping Facility .....	90
5.13	Flow Scheme for Configuration of Computer Hardware .....	97
5.14	Refinery Plot Plan Hydrocracking: 500,000 BPSD .....	99
5.15	General Layout of Marine Facilities .....	102
5.16	General Plan of Sea Berth .....	103
5.17	General Plan of Harbor .....	104
5.18	General Section of Causeway .....	106
6.1	Preliminary Project Schedule .....	109
	(250,000 BPSD Case)	
6.2	Construction Supervisory Force Mobilization Plan .....	112
	(250,000 BPSD Case)	

図番号	頁
6.3	112
Construction Labor Mobilization Plan (250,000 BPSD Case)	
6.4	126
Refinery Organization Chart	
8.1	146
Candidate Site Location Map	
8.2	147
Candidate Site - Farageh	
8.3	148
Candidate Site - Chughadak	
8.4	149
Candidate Site - Muhammad Ameri	
8.5	150
Candidate Site - Ameri	
8.6	151
Correlation Between Key Site Evaluation Item and Work Item	
10.1	181
Tanker Size vs. Average Freight Rates	
10.2	190
Block Flow Diagram of Waste Water Treatment for Products CTS in Japan	



# 第 1 章

緒

言





# 第 1 章

## 緒 言

本編はイラン-日本輸出用製油所プロジェクトの基本計画とこれの経済検討の結果を報告している。

本調査では計画のベースとなる製油所の建設候補地、精製形態および規模について幾つかのケースを設定し、これらを比較しながら並行して検討している。即ち、製油所候補地については現地調査結果にもとづく4候補地、製油所形態は既存日本製油所の形態に近いハイドロ・スキミング型と将来の軽質化動向を考慮した水素化分解型の2ケース、製油所規模は125,000 BPSD、250,000 BPSD、500,000 BPSDの3ケースを検討している。

また経済検討は本プロジェクトを構成するイラン国内の石油精製事業、イラン・日本間の製品輸送事業、および日本国内の石油備蓄事業を包含した製油所における原油受け取りから製品基地からの製品出荷に至るまでの一連の事業活動の各々についてコスト試算を行なっている。

一方、基本計画策定のための基礎資料となった現地調査、製品輸送調査、計画された設備の基本仕様、市場調査などに関する報告は第3編「補完資料」に編纂されている。

また同資料には上述の基本ケース以外の各種代案ケースについての経済検討結果も報告されている。

以上に述べた通り本調査報告書は当該プロジェクトの外部要因の調査、製油所基本計画の策定、またこれの経済検討と広範囲にわたる検討を加え、本プロジェクトの企業化に対する政策決定のための技術的、経済的諸資料を提供している。



## 第 2 章

要

約



## 第 2 章

### 要 約

本章ではイラン南部ブッシュェール地区において実施される製品輸出用製油所プロジェクトに関する調査の要約を述べる。

本プロジェクトはベーシック・エンジニアリングの目標開始日を 1979 年 8 月 1 日また商業運転の目標開始年を 1983 年とするものである。

詳細については本編各章および別編補完資料で述べる。

本調査の主要目的は以下の 3 点である。

- (1) ブッシュェール地区のいくつかの候補地を調査・検討し本プロジェクトに最も適した製油所立地場所を推奨する。
- (2) 所要総資本ならびに運転費を本調査の目的に応じた推算をするのに十分な技術的精度で本プロジェクトを構成する全ての設備を決定する。
- (3) 経費を推算し、プロジェクトの経済性を検討する。

なお本プロジェクトを推進する上での考察を章末で述べる。

#### 製油所立地条件

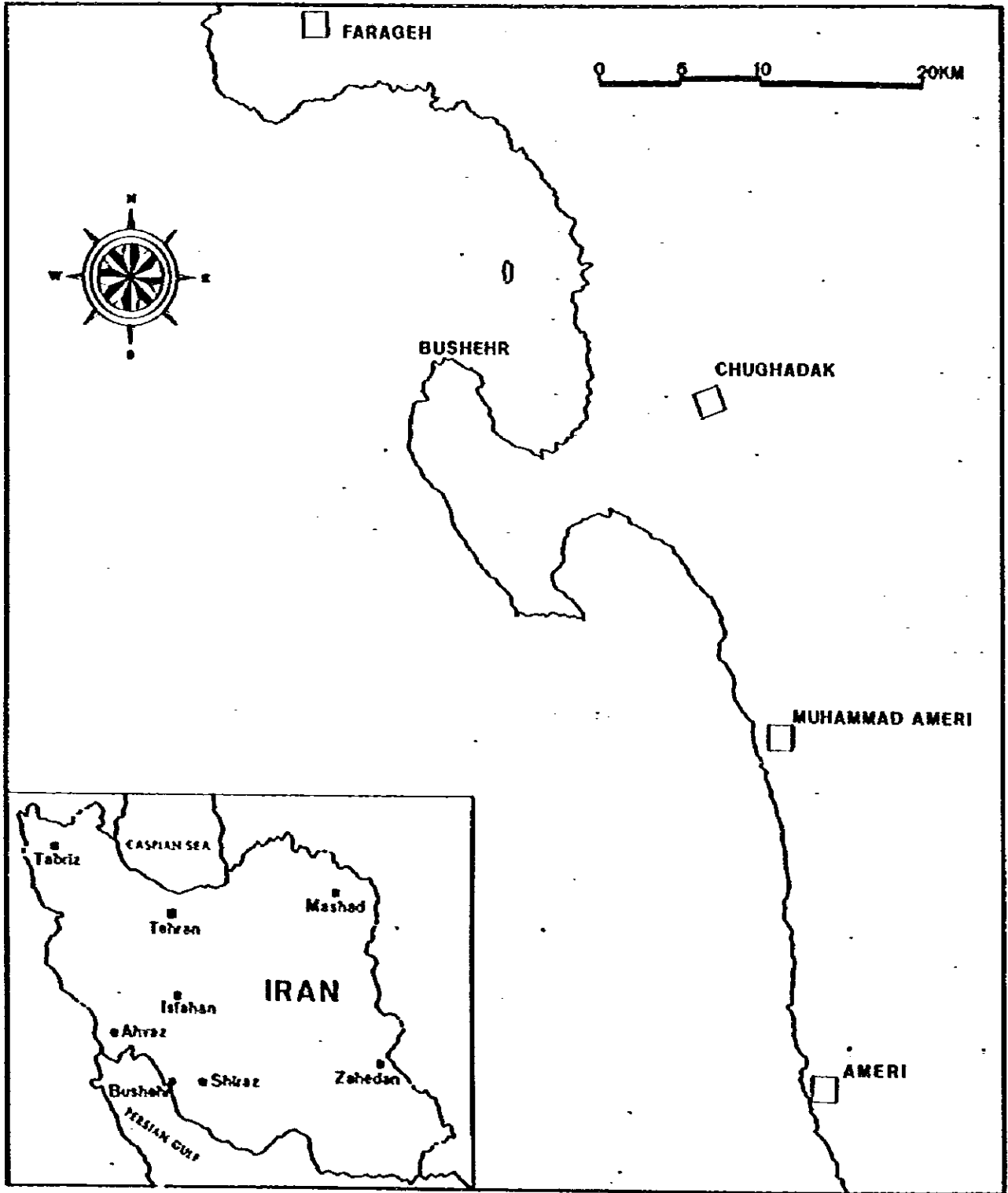
下記の 4 ケ所の候補地について詳細な検討を行なった。なお各候補地の位置は図 2.1 に示した。

- ・ファラゲー
- ・チュガダキ
- ・モハメド・アメリ
- ・アメリ

検討の結果、これらの候補地の内モハメド・アメリが製油所建設場所として最も適していると判定した。この判定は建設費等の有形要素並びにブッシュェール市に近いことや広い後背地があること等の無形要素を踏えた総合的評価によるものである。本章では以後製油所立地場所をモハメド・アメリに限定して述べる。

Figure 2.1

Site Location Map



## プロジェクトの概要

本調査で検討したケースは下記の6ケースであり2種類の精製形態および3通りの製油規模が含まれる。

番号	精製形態	製油規模
1	ハイドロスキミング型	125,000 BPSD
2	ハイドロスキミング型	250,000 BPSD
3	ハイドロスキミング型	500,000 BPSD
4	水素化分解型	125,000 BPSD
5	水素化分解型	250,000 BPSD
6	水素化分解型	500,000 BPSD

プロジェクトの概要を以下に述べる。

### (1) 原油および製品

イラニアン・ライトおよびイラニアン・ヘビー各々50%づつからなる処理原油はグレー・ポンプステーションで受け取り165 Km離れた製油所まで各々別の原油配管で輸送される。両原油は製油所で日本向輸出用として所定の製品に精製される。

製油所から得られる製品の対原油得率を表2.1に示す。また、精製装置から発生する硫黄は回収して、ペレットとして出荷する。

表2.2は、製油所からの年間出荷量を示すものである。

### (2) 設 備

本プロジェクトの設備は原油輸送配管、製油所設備および海上掩設から構成される。

表2.3は6ケースについて計画された主要設備の一覧表である。

### (3) プロジェクトのスケジュール

ベースック・エンジニアリング開始から建設完了に要する期間は、上述の設備に対して次のように推定される。

#### ・製油所設備

- 125,000 BPSDおよび250,000 BPSD : 44ヶ月

- 500,000 BPSD : 53ヶ月

・シーバース : 36ヶ月

表 2.1  
製 品 得 率

(単位：対原油容積パーセント)

Products	Hydroskimming	Hydrocracking
Gasoline	10.0	10.0
Naphtha	9.9	12.5
Kerosene	14.1	17.4
Gas Oil	21.1	24.9
Low Sulfur Fuel Oil	28.2	20.6
Medium Sulfur Fuel Oil	7.0	5.1
Bunker Fuel Oil	3.0	3.0
Total	93.3	93.5

表 2.2  
年 間 出 荷 量

Case Description		White Oil	Black Oil	Sulfur
Configuration	Capacity BPSD	10 <sup>6</sup> Kl	10 <sup>6</sup> Kl	10 <sup>6</sup> Ton
Hydroskimming	125,000	3.4	2.4	0.06
	250,000	6.8	4.7	0.11
	500,000	13.6	9.4	0.22
Hydrocracking	125,000	4.0	1.8	0.05
	250,000	8.0	3.5	0.11
	500,000	16.0	7.1	0.21



表 2.3

## 主 要 設 備 一 覽

Configuration		Hydroskimming			Hydrocracking		
Refining Capacity, BPSD		125,000	250,000	500,000	125,000	250,000	500,000
	Unit	Capacity	Capacity	Capacity	Capacity	Capacity	Capacity
<b>Major Process Units</b>							
Atmospheric Crude Distillation	BPSD	125,000 x 1	125,000 x 2	125,000 x 4	125,000 x 1	125,000 x 2	125,000 x 4
Vacuum Flasher	BPSD	14,000 x 1	27,900 x 1	27,900 x 2	19,300 x 1	38,500 x 1	38,500 x 2
Naphtha Hydrodesulfurizer	BPSD	26,500 x 1	52,900 x 1	52,900 x 2	26,500 x 1	52,900 x 1	52,900 x 2
Catalytic Reformer	BPSD	9,700 x 1	19,300 x 1	19,300 x 2	9,700 x 1	19,300 x 1	19,300 x 2
Kerosene Hydrodesulfurizer	BPSD	17,700 x 1	35,300 x 1	35,300 x 2	17,700 x 1	35,300 x 1	35,300 x 2
Gas Oil Hydrodesulfurizer	BPSD	26,900 x 1	53,800 x 1	53,800 x 2	28,900 x 1	57,700 x 1	57,700 x 2
Vacuum Gas Oil Hydrodesulfurizer	BPSD	7,200 x 1	14,300 x 1	14,300 x 2	-	-	-
Vacuum Gas Oil Hydrocracker	BPSD	-	-	-	9,900 x 1	19,700 x 1	19,700 x 2
Atmos. Residue Hydrodesulfurizer	BPSD	34,900 x 1	69,800 x 1	69,800 x 2	30,300 x 1	60,600 x 1	60,600 x 2
Visbreaker	BPSD	-	-	-	9,400 x 1	18,800 x 1	18,800 x 2
Hydrogen Generator	10 <sup>6</sup> Nm <sup>3</sup> /D	0.83 x 1	1.66 x 1	1.66 x 2	0.55 x 2	1.10 x 2	1.10 x 4
Gas Treater/Sulfur Recovery	TPSD-S	90 x 2	180 x 2	180 x 4	90 x 2	180 x 2	180 x 4
<b>Major Utility Systems</b>							
Steam Generator	Ton/H	170 x 3	310 x 3	400 x 4	170 x 3	310 x 3	400 x 4
Power Generator	KW	14,000 x 3	16,000 x 4	19,000 x 6	15,000 x 3	17,000 x 4	21,000 x 6
Desalinators	Ton/D	2,400 x 3	4,700 x 3	9,100 x 3	2,700 x 3	5,200 x 3	10,200 x 3
Cooling Water System	Ton/H	18,000 x 1	17,000 x 2	17,000 x 4	20,000 x 1	19,000 x 2	19,000 x 4
Sea Water Intake System	Ton/H	5,000	10,000	20,000	6,000	11,000	21,000
Tankage	10 <sup>3</sup> /Kl	1,667	2,577	4,279	1,737	2,676	4,337
Products Loading Pipeline	-	Length 19 Km White Oil Products 32 in. x 3 lines, Fuel Oil 42 in. x 1 line, Potable Water 4 in. x 1 line, Ballast Water 22 in. x 1 line					
Sea Berth	-	Up to 200,000 DWT Single berth for 125,000 or 250,000 BPSD capacity, twin berth for 500,000 BPSD capacity					
Site Preparation	10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	1.5	1.8	3.0	1.6	1.9	3.2
Harbor	-	Up to 10,000 DWT					
Crude Oil Pipeline	-	165 Km 16 in. x 2 lines	165 Km 20 in. x 2 lines	165 Km 26 in. x 2 lines	165 Km 16 in. x 2 lines	165 Km 20 in. x 2 lines	165 Km 26 in. x 2 lines

- ・港湾設備、浚渫航路およびコースウェイ : 33ヶ月
- ・原油輸送配管 : 36ヶ月

但し上記所要日数は製油所建設が開始される前にアクセス・ウェイおよび敷地の整備が完了しているものとして推定したものである。

製油所は建設完了後6ヶ月以内に通油が開始され、ベーシック・エンジニアリング開始後125,000 BPSDおよび250,000 BPSDの製油規模で51ヶ月目、また500,000 BPSDの場合で60ヶ月目に商業運転に入る。

#### (4) 製油所の人員構成

製油所の操業を行なう上で必要な人員の組織構成および各部の機能を検討し、それを基に各ケースについて所要従業員数を推定した。

推定所要従業員数は、125,000 BPSDおよび250,000 BPSD規模の場合約650~680人、また500,000 BPSDの場合約880~930人である。

### 経費推算

検討6ケースについて所要総資本および運転費を推算した。

全ての経費は物価上昇およびイランにおける経済条件が考慮されており、米ドル表示した。

表 2.4 に推算された所要総資本および運転費を示す。

表 2.4

#### 所要総資本および運転費

Case Description		Capital Requirement 10 <sup>6</sup> US\$	Operating Cost 10 <sup>6</sup> US\$/Annum
Configuration	Capacity		
Hydroskinning	125,000 BPSD	1,074	55.2
	250,000 BPSD	1,499	76.4
	500,000 BPSD	2,446	129.6
Hydrocracking	125,000 BPSD	1,144	57.8
	250,000 BPSD	1,617	79.7
	500,000 BPSD	2,658	135.3

なお、上の表においては、製油所、製品輸送配管、およびシー・バースを含む。但し、以下に示すものは、製油所の機能を補助する社会的または工業的産業基盤と考えて、別途論ずるものとした。

- ・原油輸送配管
- ・敷地造成
- ・港務設備、浚渫航路およびコースウェイ
- ・従業員の住居施設
- ・アクセス・ウェイ

### 経 済 検 討

今後の検討を行なう上での指針を与えるために、グロス・マージンの考え方を導入して電算機によるシミュレーションを行ない経済性を検討した。

適正利益を得るための所要グロス・マージンを基準として種々の代案の評価を行なった。

尚、グロス・マージンはイランに立地する製油所および日本に立地するCTSについて計算した。

1983年の日本におけるCTS 渡しでの所要製品平均価格は以下の6項目の合計で推算される。

#### (1) 原油 FOB 価格

原油 FOB 価格は1978年6月30日現在のイラニアン・ライトおよびイラニアン・ヘビー原油の公示価格に基く。平均価格はバレル当り1265米ドルである。

#### (2) 製油所マージン

ROE(DCF) 11.8 パーセントを達成するのに必要な製油所マージンを計上する。

更に製油所マージンを以下の4項目に分け、各々がどの程度影響するかを示す。

- ・運 転 費：100 パーセント操業年次における、製品バレル当りの直接運転費。
- ・製油所燃料およびロス：精製に伴う製品の減損であり、原油価格で評価される。
- ・運転資本金利：運転資本としての短期借入金の金利であり、米ドル/製品バレルで表示される。
- ・資本の回収：ROE(DCF) 11.8 パーセントの下で設定されたプロジェクトライフ中に総固定資本を回収するために計上する製品バレル当りの経費である。製油所マージンから運転費、減損および運転資本金利を差引いたものと定義される。

(3) バンカー重油分調整

バンカー重油はイラン製油所から直接製品輸送タンカーに売り渡され、日本には持ち込まれないので、バンカー重油を除いた製品の平均価格が必要となる。そこで調整はバンカー重油の売り渡し価格を10.3米ドル/バレルとして行なった。

(4) 海上運賃

1983年竣工船ベースのカーグ島/横浜間の海上運賃。

船型は白油に対して130,000 DWTまた黒油に対して200,000 DWTとする。

(5) 製品輸入関税

輸入関税は1978年6月30日現在の日本の関税率に基いて計算する。

(6) CTS マージン

ROE(DCF) 11.8 パーセントを達成するための所要 CTS マージンを計上する。CTS マージンは更に次の3項目に分割表示する。

なお、各項目の定義は前述した製油所マージンに対するものと同一である。

- ・運 転 費
- ・運転資本金利
- ・資本の回収

表 2.5 は検討 6 ケースについての計算結果である。本表には参考として1983年の日本における製油所渡し推定製品価格に基いた製品平均価値を示した。

所要グロス・マージンを計算する際に基準として設定された主要素の変化に対する影響を調べるために以下の項目に対して感度分析を行なった。

変 更 項 目	基 準 値	変 更 値
1. プロジェクトライフ	20年	15年
2. 原油価格	12.65ドル/バレル	±5.0ドル/バレル
3. 法人税等減免優待期間	無 し	10年
4. 工業的産業基盤投資	含まず	含 む
5. 建 設 費	基準値	±10パーセント

感度分析の結果を表 2.6 および表 2.7 に示す。

更に第 11 章の附録 1 では、製油所における原油通油量の変化が CTS 渡し製品価格に及ぼす影

響についての分析を行なっている。

第Ⅲ編補完資料第4巻代案の検討では、製油所設計に対しての下記の技術的代案を、精製能力250,000 BPSDの基本ケースと比較し検討した。

a. 用役供給に関する代案

- 電力購入
- 天然ガス購入
- 炭水購入

b. 重油の硫黄含有率に関する代案

c. 装置に関する代案およびその他

- 混合原油処理
- 原油比率の変更 IL: IH=6:4
- コーকারの追加
- ガソリン生産量の減少：対原油得率で5%にする。
- 中硫黄重油を生産しない
- 中型船による製品輸送

代案・検討の結果、用役を外部から供給することは、製油所の経済性に大きく寄与することが判明した。

## 産業基盤

ブッシュェール地区に製油所を建設するために、工業的および社会的基盤を整備する必要がある。整備計画についてはイラン政府とイラン-日本合併会社との間でお互いに了解されるべき問題である。従ってここでは本プロジェクトに関して産業基盤と考えられる項目を掲げ、モハメド・アメリカに製油所を建設する場合の整備の必要量を以下に述べる。

(i) 原油輸送配管

- 500,000 BPSDの原油を輸送するためには、延長165 Km、管径26インチの2本の輸送配管が必要である。
- 建設費は約1億2千万ドルと推算される。
- 工期は約36ヶ月を要し、製油所のスタートアップより6ヶ月前に完成する必要がある。

表 2.5  
所要製品平均価格

(単位:米ドル/バレル)

Configuration and Items Capacity	Hydroskimming			Hydrocracking		
	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Crude Oil Cost (FOB)	12.65	12.65	12.65	12.65	12.65	12.65
<b>Refinery Margin</b>						
-Operating Costs	1.53	1.06	0.90	1.59	1.10	0.93
-Refinery Fuel and Losses	0.91	0.91	0.91	0.88	0.88	0.88
-Cost of Working Capital	0.23	0.17	0.14	0.23	0.17	0.14
-Capital Recovery	4.16	2.89	2.47	4.45	3.13	2.70
Subtotal Refinery Margin	6.83	5.03	4.42	7.15	5.28	4.65
Bunker Fuel Oil Adjustment	0.30	0.25	0.22	0.31	0.25	0.23
Ocean Freight (Refined Products)	1.73	1.73	1.73	1.75	1.75	1.75
Refined Product Import Tariff	0.90	0.90	0.90	0.95	0.95	0.95
<b>CTS Margin</b>						
-Operating Costs	0.40	0.29	0.24	0.40	0.29	0.24
-Cost of Working Capital	0.39	0.38	0.37	0.39	0.38	0.37
-Capital Recovery	1.49	1.15	1.00	1.49	1.15	1.00
Subtotal CTS Margin	2.28	1.82	1.61	2.28	1.82	1.61
(A) Ex-CTS Required Av. Product Price	24.69	22.38	21.53	25.09	22.70	21.84
(B) Av. Product Value in 1983, Japan	17.83	17.83	17.83	17.93	17.93	17.93
(B) - (A)	-6.86	-4.55	-3.70	-7.16	-4.77	-3.91

注

1) 1983年の日本における平均製品価格は既存製油所での製油所産し製品価格を基に計算されたものである。

なお、1983年における製品価格の推算に際しては1978年から1983年までの経費上昇が考慮されている。

表 2.6

感度分析：所要グロスマージンの変化  
(ケース1 ハイドロスキミング型)

Refining Capacity, BPSD	125,000	250,000	500,000
Required Gross Margin (US\$/BBL) of Base Cases	6.83	5.03	4.42
<u>Change in Required Gross Margin (US\$/BBL)</u>			
1. Project Life : 15 years	+0.43	+0.29	+0.28
2. Crude Cost : <u>+5 US\$/BBL</u>	<u>+0.42</u>	<u>+0.41</u>	<u>+0.40</u>
3. Tax Holiday : 10 years	-0.33	-0.24	-0.15
4. Scope : Including Infrastructure	+0.97	+0.59	+0.36
5. Plant Cost : <u>+10%</u>	<u>+0.46</u>	<u>+0.34</u>	<u>+0.27</u>

表 2.7

感度分析：所要グロスマージンの変化  
(ケース2 水素化分解型)

Refining Capacity, BPSD	125,000	250,000	500,000
Required Gross Margin (US\$/BBL) of Base Cases	7.15	5.28	4.65
<u>Change in Required Gross Margin (US\$/BBL)</u>			
1. Project Life : 15 years	<u>+0.46</u>	<u>+0.33</u>	<u>+0.30</u>
2. Crude Cost : <u>+5 US\$/BBL</u>	<u>+0.41</u>	<u>+0.39</u>	<u>+0.39</u>
3. Tax Holiday : 10 years	-0.36	-0.24	-0.16
4. Scope : Including Infrastructure	+0.97	+0.59	+0.37
5. Plant Cost : <u>+10%</u>	<u>+0.49</u>	<u>+0.36</u>	<u>+0.29</u>

## (2) 敷地造成

- 最終製油規模 500,000 BPSD の製油所建設に必要な敷地面積は約 4,000,000  $m^2$  であり、土工事量は約 3,000,000  $m^3$  を要する。
- 経費は約 2,000 万米ドルと推算される。
- 造成に要する期間は約 21 ヶ月である。

## (3) 港湾設備、浚渫航路およびコースウェイ

- 固体硫黄およびバンカー重油の出荷用として、最高 10,000 DWT 級の運搬船を受け入れるための港湾設備、浚渫航路および港湾と製油所とを結ぶ延長 3.5 km のコースウェイが必要である。
- 総建設費は約 1 億 2 千万ドルと推算される。
- 建設に要する期間は約 33 ヶ月である。

## (4) 住居設備およびアクセスウェイ

- 製油所従業員のための住居設備は、ブッシュェール市に整備するのが有利である。
- 住居用敷地は、500,000 BPSD 規模の製油所の場合、約 220,000  $m^2$  である。
- 既存の幹線道路から製油所までのアクセスウェイは、製油所の操業が開始される前に整備することが必要である。
- 道路の敷設工事費は、巾 8 m のアスファルト舗装道路の場合約 1,500 万米ドルと推定される。
- その他プロジェクトの遂行に際しては社会的産業基盤の整備が必要である。

## 提 言

本プロジェクトを能率的かつ迅速に実現し、利益を得るためには以下の項目を早急に検討し、決定すべきである。

(1) プロジェクトの採算性を高めるための政策決定

(2) 第 1 期製油所の形態と製油規模

(3) 製油所操業方針

-稼働率

-製品規格

-融通性



- 出荷基地

(4) 製品・輸送

- 2次輸送

- 製品のコンタミネーション

- 直接輸送

(5) 合弁会社

(6) 投資範囲

- 産業基盤

- 製品輸送タンカー

- CTS

(7) 事業資金計画

(8) 日本の増設あるいは新設製油所との比較

(9) その他プロジェクト遂行上の諸問題



# 第 3 章

## 檢 討 基 準



## 第 3 章

### 検 討 基 準

本章では調査の実施に先立ち設定された検討基準について述べる。

#### 3.1 処 理 原 油

##### 油 種

- ・イラニアンライトおよびイラニアンヘビー原油各々 50%
- ・二種の原油は、各々単独または混合原油のどちらでも都合の良い状態で供給される。

##### 性 状

- ・NIOC が本調査用に提示した下記原油性状表に基づく。

イラニアンライト原油 - エクソン、1971年 8 月

イラニアンヘビー原油 - エクソン、1971年12月

##### 供 給 地 点

- ・両原油はグレー・ポンプステーションにて900 psig (63 kg/cm<sup>2</sup>) の圧力で供給される。

#### 3.2 製 油 所

##### 立 地 場 所

- ・ブッシュェール地区に建設する。
- ・NIOC が可能性のある地区として示唆したブッシュェール地区内 4 地点を含め候補地比較を行なう。

### 精製能力

- 125,000BPSD、250,000BPSD および 500,000BPSD の 3 ケース
- 年間生産量は製油所全体の稼働率を 85 % に設定して計算する。

### 精製形態

- ハイドロスキミング型と水素化分解型の 2 ケース
- 両形態共灯油最大の得率パターンとする。

### 用役供給

- 全て自家発生を原則とする。
- NIOC の示唆に基づき、電力、淡水および天然ガスが外部から供給されるケースについて別途検討する。

### 貯蔵設備能力

- 原油タンクは 7 日分。
- その他のタンクは製油所の操業、出荷スケジュールを考慮して決める。

### 公害対策

- 中程度の対策を施すものとする。
- タンカーのバラスト水処理は考慮するが排煙脱炭は考慮しない。

### 規格と標準

- 国際的に通用しているものにする。

## 3.3 製品

製品規格および生産量は製品が主として日本市場に輸出されることを考慮して設定する。

### 3.4 製品の出荷および輸送

#### タンカー船型

- 日本に製品基地（CTS）が建設されるものとし、最大船型を200,000 DWTとする。
- 中型船による直輸送のケースも検討する。

#### 製品基地立地場所

- 日本の北部地区および南部地区の2ヶ所を想定する。
- 立地場所の相違による運賃の差額を推算する。

#### 製品基地貯油能力

- 製品基地の貯蔵設備能力は適用される日本の法令および規則に準じて決定する。

### 3.5 製油所従業員用住宅

本調査では製油所従業員用住宅については検討対象外とする。

### 3.6 経費の推算

#### 投 下 資 本

- エンジニアリングおよび建設の開始を1979年8月1日とする。
- 建設期間中の物価上昇分を考慮する。
- 機器の輸入関税および売り上げ税は考慮しない。
- 日本円と米国ドルとの換算には1米ドル=220円を使用する。
- 土地代として名目500万ドルを計上する。

#### 操 業 経 費

- 労務費の計算はNIOCから提示された給与、賃金表に基づく。
- 所要人員については定修時の補修要員のピークを外部の業者との請負契約で吸収するものとし、最小必要人員とする。





## 第 4 章

### 計 画 要 件 の 検 討



## 第 4 章

### 計 画 要 件 の 検 討

本章では、調査を進めるにあたって設定した種々の計画要件のうち主要な項目について述べる。第3章検討基準で設定された基本条件を補完する仮定条件なども含めて言及している。本章が含む内容は以下の通り。

- 製品の選択および製品規格
- 製油所数式モデル
- 定期修理スケジュールおよび中間タンク
- 稼 働 率
- 製品の出荷
- 公害対策

#### 4.1 製品の選択および製品規格

##### 4.1.1 製品の選択

製品輸出型製油所に適合する製品を選ぶ際には、輸送の経済性について格別の注意を払う必要がある。本プロジェクトの様式、予想される需要地が製油所から極めて遠方にある場合には尚更である。

この製油所で生産される製品は、日本の何処かに建設されるCTSに大型タンカーで運ばれ、CTS経由で需要地に配送される。CTSは、必要に応じて、受入れた製品を混合し、別の規格をもつ製品を造る機能を持ちうる。従って、製油所から払出す製品の構成は、必ずしも市場の需要構成と正確に一致させる必要はない。

以下に述べる観点から、製油所から払出す製品の種類の、実質的に問題が生じない範囲で少なくすることが望ましい。

- a. 一回の出荷でタンカーに積込む製品の種類の、規格の異なる製品間の相互汚染の機会を少なくするためと、出荷・荷役作業の複雑さを抑える観点から、最大二又

は三種類に制限される。

- b. 一船当りの出荷量が大きいので、異なる種類の製品用として、各々、非常に大きな貯油設備を必要とする。
- c. 製品間の相互汚染を極力減らすため、多品種の使用出荷配管は、制限せざるを得ない。供用の出荷配管を採用する際には、品質の似通った製品間で行なう他に、異油種間の混合部の油が、各々の製品の品質に及ぼす影響を少なくするために、一船当りの出荷量を十分大きくする必要がある。
- d. 上の関係から、製品の種類を増やすことは、貯油設備並びに出荷配管設備の所要数量の増加に直接つながる。

従って、輸出製油所の製品としては、予想される市場に於いて、十分大きな需要を有するものから選ぶのが望ましい。

現在、日本市場に於いて販売されている燃料油製品には、以下のものがある。

- ・ガソリン - 高級および並級
- ・ナフサ
- ・ジェット燃料油
- ・灯油
- ・軽油
- ・A重油
- ・B重油
- ・C重油

これらの製品のうち、高級ガソリン、ジェット燃料油、A重油およびB重油は、以下に述べる観点から、本製油所では生産しないものとして計画した。

#### 高級ガソリン

高級ガソリンの需要は、自動車の排気ガス規制の強化を反映して、急激に減少して行くものと予想される。(表4.1参照)。従って、少量の高級ガソリンを、新しく建設する輸出製油所で生産する積極的理由は見当たらない。

表 4.1

## 自動車ガソリンの需要構成

Grade	Octane Number	Fisical Year				
		1978	1979	1980	1981	1982
Premium	94	10%	8%	6%	5%	4%
Regular	90	90%	92%	94%	95%	96%

注) 1) オクタン価は加鉛前

2) 出所: 昭和 53 - 57 年度石油供給計画

### ジェット燃料油

表 4.2 に示す通り、ジェット燃料油の需要は差程大きくないので、生産しないものとした。2 種類のジェット燃料油、即ち JP-4 (ガソリン形) と JP-1 (灯油形)、のうち JP-1 については、必要とあれば、灯油をそれに充てることにより CTS から出荷できる。

### A 重油

一般に、A 重油は、直留又は水素処理を行なった軽油に、2~3 パーセントの常圧残渣油留分を混合することにより生産されている。従って、製油所の生産計画の立場から見ると、A 重油の需要は、軽油分の需要であると考えられる。

このような視点から、本調査では、製油所は軽油を出荷し、A 重油生産は必要に応じて CTS で製品混合を行なうこととした。

一方、軽油と A 重油の価格差はそれ程ないので、輸入関税差を考えると、軽油としてでなく A 重油として持込む方が有利であろう。しかしながら、輸入関税について言えば、CTS に於ける保税ベースの製品混合が許されると仮定すれば、この差は無視できるので、輸送コストおよび融通性の観点から、A 重油に充てられるべき油は、軽油および重油として別々に輸送し、必要に応じて CTS から混合出荷するものとした。

表 4.2  
石油製品の需給構成  
(昭和53/57年度)

	1978						1982					
	Supply			Demand			Supply			Demand		
	Production	Import	Total	Domestic	Export	Total	Production	Import	Total	Domestic	Export	Total
Gasoline	13.52	-	13.52	13.48	-	13.48	12.24	-	12.24	12.22	0.02	12.24
Naphtha	10.98	3.71	14.69	14.81	-	14.81	12.57	2.01	14.58	14.58	-	14.58
Jet Fuel	1.66	0.06	1.72	0.99	0.76	1.75	1.71	0.06	1.77	0.99	0.78	1.77
Kerosene	9.83	-	9.83	10.13	0.01	10.14	9.59	-	9.59	9.59	-	9.59
Gas Oil	7.69	-	7.69	7.80	0.01	7.81	7.50	-	7.50	7.48	0.02	7.50
A Fuel Oil	7.81	1.28	9.09	8.61	0.62	9.23	7.82	1.08	8.90	8.28	0.62	8.90
B Fuel Oil	3.24	-	3.24	3.26	0.02	3.28	2.53	-	2.53	2.51	0.02	2.53
C Fuel Oil	37.77	4.76	42.53	35.95	6.64	42.59	38.54	3.90	42.44	35.98	6.46	42.44
Total Fuels	92.50	9.61	102.31	95.03	8.06	103.09	92.50	7.05	99.55	91.63	7.92	99.55
Crude Through-put: 4,180,700 BPCD.						Crude Through-put: 5,138,700 BPCD						
Naphtha Demand:						Naphtha Demand:						
Petrochemical use			497,400 BPCD			Petrochemical use			608,000 BPCD			
Gases & Fertilizer use			77,300 BPCD			Gases & Fertilizer use			96,800 BPCD			
Fuel use			44,700 BPCD			Fuel use			44,700 BPCD			
Total			619,400 BPCD			Total			749,500 BPCD			

注) 1. 表中の数字は、精製処理原油に対する容積パーセント。  
2. 出所: 昭和53-57年度石油供給計画。

## B 重 油

B重油は、以下の理由から生産しないものとした。

- a. B重油の需要は、差程大きくなく、将来の需要は先細りになると考えられる（表4.2参照）。
- b. B重油の需要は、その大半を小規模工業が占めており、一般に加温設備付の重油貯蔵・取扱設備をもたない。従って、B重油は、流動点が低いこと、即ち0-5℃以下、を要求される。一方、イラン原油の常圧残渣油の流動点がやゝ高い目（約28℃）であるので、B重油の粘度規格の範囲内で低流動点のB重油を作るのに適さない。

C重油については、輸送と貯蔵の経済性を考えて、硫黄分の異なる二種類の製品を造るものとした。中間の硫黄分を有する製品は、必要に応じてCTSで混合することにより生産可能である。

### 4.1.2 製 品 規 格

石油精製業の視点からみて、二種類の製品規格がある。ひとつは、製造規格であり、今ひとつは販売規格である。通常、製造規格は販売規格に対して、輸送段階に於ける他の規格の製品との相互汚染等に起因する品質の低下を考慮して、ある程度の余裕をもっている。

しかしながら、本調査では、この様な余裕を持たせることによる設備計画および製油所の経済性への影響は、それ程大きくないと考え、この点に関しては、特に注意を払っていない。

日本工業規格（JIS）は、石油製品の品質について、最低守るべき要求値を設定している。一方、実際の製油所の製品規格は、一般にJIS規格に対して、一定の余裕を有する。これらの事実を基案して、この調査に使用する製品規格を、表4.3に示す通りに設定した。製品規格を設定する際の考慮事項を以下に概述する。

表 4.3

## 製 品 規 格 一 覽

Products	Properties	Specification
Gasoline	RON, P-1 Clear RVP @37.8°C ASTM Distillation (D-86) 10% 50% 90% 97%	Min. 90 0.45 - 0.63 Kg/cm <sup>2</sup> Max. 65 °C Max. 120 °C Max. 180 °C Max. 205 °C
Naphtha	RVP @37.8°C Sulfur Content EP	Max. 0.63 Kg/cm <sup>2</sup> Max. 0.01 wt.% Max. 200 °C
Kerosene	Flash Point (Tag) Smoke Point Sulfur Content ASTM Distillation (D-86) IBP 95%	Min. 40 °C Min. 24 mm Max. 0.005 wt.% Min. 150 °C Max. 235 °C
Gas Oil	Flash Point (P-M) Pour Point Cetane No. Sulfur Content ASTM Distillation (D-86) 90%	Min. 50°C Max. -7.5°C Min. 50 °C Max. 0.1 wt.% Max. 350 °C
L/S Fuel Oil	Flash Point Sulfur Content Viscosity @50°C	Min. 60 °C Max. 0.1 wt.% Max. 150 cSt
H/S Fuel Oil	Flash Point Sulfur Content Viscosity @50°C	Min. 60 °C Max. 1.5 wt.% Max. 150 cSt
Bunker Fuel Oil	Sulfur Content C.C.R. Viscosity @50°C	Max. 3.5 wt.% Max. 12 wt.% Max. 250 cSt



## 並級ガソリン

オクタン価 90 の無鉛ガソリンが、現在日本市場で販売されているが、オクタン価の要求値は、近い将来については、この儘移行するものと思われる。

ガソリンに対するJIS規格は、アルキル鉛の混合を0.3 ml/l 迄許している。しかし、昨今触媒方式の排気ガスコンバータを備えた自動車が大勢を占めて来ており、触媒毒となる鉛の混合が許されなくなって来ている。従って、無鉛ベースでオクタン価 90 のガソリンを生産するものとした。

ガソリンの蒸気圧については、酷暑地域に於ける貯蔵の安全性を考慮して、9.0 psi (0.63kg/cm<sup>2</sup>) 以下とした。

一方、自動車の排気ガス規制に関連して、ガソリン中の芳香族炭化水素分と不飽和炭化水素分の日標値が、最近以下の様に設定された。

芳香族炭化水素分      35容積パーセント 以下

不飽和炭化水素分      10容積パーセント 以下

オクタン価 90 のガソリンを、接触改質ガソリンベースで生産すると、芳香族炭化水素分は、僅かに、35パーセントを超えるものと予想される。従って、この様な場合には、芳香族分を設定値以下に抑えつゝ、オクタン価 90 を達成するには、比較的小さな設備容量の流動接触分解装置の設定が必要となって来よう。

しかし本調査では、以下の観点から、ガソリン中の芳香族分の制限には特に考慮を払わず、実行段階での選択を待つこととした。

- 上記の設定値を僅かに越える芳香族分を含むガソリンが市場で受け入れられる可能性があること。
- 設定値を満足させるに必要な、小規模の接触分解装置を設置すること自体は、製油所の経済性および製品の構成に差程大きな影響を及ぼさない。

## ナ    フ    サ

ナフサの規格については特別な考慮事項はなし。製油所が酷暑地域に建設されることから、蒸気圧は、ガソリンと同様9.0 psi 以下とした。

## 灯 油

灯油の煙点については、JIS規格の規定する23mm以上に対して、1mmのマージンをみて24mm以上とした。日本の製油所に於ける煙点の目標値としては、25mmが大勢を占めているが、イラニアン・ライト原油とイラニアン・ヘビー原油を50パーセントずつ処理する製油所では、煙点25mmの灯油を得ることは、煙点向上装置の助けなしでは困難である。

又、この段階では、灯油形ジェット燃料油(JP-1)の規格については、灯油をJP-1として出荷する可能性もないではないが、特に考慮しなかった。

## 軽 油

軽油の規格については、日本で現在、一般に使用されている数値を参考に設定した。硫黄分については、最も低い数値を用いた。日本市場では、最段階もの流動点規格をもつ軽油が販売されており、流動点の低いもの程受け入れられ易い。

本調査では、市場に於ける需要が相当あることを考慮して、流動点規格としては-7.5℃を採用した。

## C 重 油

硫黄分0.1%から3.0%の間で、0.1%刻みの規格をもつC重油が販売されている。将来については、硫黄分0.1~0.3%の低硫黄重油と硫黄分1.5~2.5%の中硫黄重油の需要の伸びが、他の品質のものと比較して大きいと言われている。

本調査では、やや厳しすぎるきらいはあるが、売りやすさという観点から、低硫黄重油については、0.1%、中硫黄重油については、1.5%を硫黄分の規格として採用した。

重油の硫黄分の最終的な選択は、市場条件および経済性を考慮した、事業会社の判断事項のひとつであろう。

表4.4に、日本市場に於ける硫黄分別C重油の需要構成を示す。

## パンカ-重油

パンカ-重油の規格は粘度1000秒のパンカ-重油の規格を参考に設定した。

表 4.4

## 硫黄分別C重油需要構成

Fisical Year	1976	1977	1978	1979	1980	1981
Under 0.15 wt% S	1.2%	3.3%	3.1%	3.6%	3.9%	5.1%
0.15 - 0.25 wt% S	0.6%	0.5%	0.3%	0.3%	0.8%	0.3%
0.25 - 0.30 wt% S	14.4%	19.6%	17.8%	16.2%	15.8%	16.0%
0.3 - 0.5 wt% S	7.2%	8.6%	9.1%	8.7%	8.6%	8.9%
0.5 - 1.5 wt% S	18.0%	12.5%	11.9%	8.7%	11.7%	11.4%
1.0 - 1.5 wt% S	10.4%	6.7%	6.8%	10.0%	6.9%	7.0%
1.5 - 3.0 wt% S	48.2%	48.8%	51.0%	52.5%	52.3%	51.3%
Average Sulfur	1.49	1.46	1.52	1.56	1.54	1.52
	wt% S	wt% S	wt% S	wt% S	wt% S	wt% S

出所：MITI調査

## 4.2 製油所数式モデル

本調査で検討すべき精製形態には、ハイドロスキミング型および水素化分解型の2種類ある。これらの精製形態に対して、目的に適合した製油所のバランスを求めめるため、線型計画法を用いた製油所数式モデルを作成した。

以下に数式モデルおよび製油所バランスの作成に際して考慮した事項のうち、主要なものを概述する。

原 油

混合および分離の2種類の原油供給条件の検討に供しうるように、イラニアン・ライト原油およびイラニアン・ヘビー原油各々単味処理と、両原油の50% / 50%混合油の処理について数式モデル用の原油関連データを用意した。

原油の各留分の分割温度については、第3章検討基準に示されている要求に合わせるため以下の通りとした。

- ・ナフサ/灯油の分割温度は、引火点の制限内で灯油収率を最大とするため、154℃。
- ・灯油/軽油の分割温度は、灯油の煙点の制約から235℃。

- ・軽油／残渣油の分割温度は、蒸留性状と流動点の制約内で軽油を最大とするため、  
371℃。

## 製 品

製品の収率および構成は、次の一連の制約条件のもとで、電算機プログラムの最適解として得られる。

- ・ガソリンの生産量は、対原油10%に固定。10%の数値は、通産省策定の昭和53-57年度の石油供給計画を参考にして暫定的に設定したものである。ガソリン生産量を変えたケースは、感度分析で検討することとした。
- ・バンカー重油の生産量は、大型タンカーのイラン／日本間の往復航海に要する推定燃料消費量をもとに、3%に固定。
- ・低硫黄重油と中硫黄重油の生産比率は、4：1に設定した。これらの重油の平均硫黄分（約0.38%）は、排煙税等の助けを以て、昭和60年以降のSO<sub>x</sub>排出規制に十分適合すると考えられる。従って、このケースは、最も厳しいケースに相当するものと考えられる。他の生産比率又は硫黄分レベルの重油を生産するケースは、代案の検討の際、合せて検討するものとした。
- ・他の製品の収率は、灯・軽油最大生産という条件のもとで電算機プログラムの解として得られる。

## 精 製 装 置

本調査で考慮した全ての精製装置は、完成されたものであり、商業運転の実績をもっている。本調査用としては特にライセンサーとの接触は行なっていない。

接触改質装置、残渣油脱硫装置、水素化分解装置等のライセンサーがある精製装置の技術およびコストの情報は、現在迄に蓄積したファイル情報によっている。精製装置関連の主要な考慮事項は以下の通り。

### a. 常圧残渣油水素化脱硫装置

- ・イラニアン・ヘビー原油の常圧残渣油は、金属分を多く含み、これが脱硫触媒の劣化を促進するので、この装置で処理するイラニアン・ヘビーの残渣油を、極力減らすことを考えた。

高圧下の水素処理により、残渣油中の硫黄分は、0.1%迄低下する。

脱硫反応器は、半年に1回触媒を交換するペースで設計される。

一方、対原料油9パーセント前後の分解軽油がこの装置から副生するが、この分解軽油は、重油出荷配管が出荷を終了した時点で必要となる置換用軽油として利用することとした。この装置からの分解軽油の生産量と、置換用軽油の必要量がほぼ見合うこと、およびこの置換用軽油は最終的には重油として出荷されることから、製油所のバランス作成に当っては、この分解軽油が製品軽油には行かず、その儘重油生産に廻されるものとして取扱った。

分解軽油の推定性状は、以下の通りである。

名目沸点範囲	190 - 343℃
API比重	36
硫黄分	0.05%
セタン価	40 - 42
色相、ASTM	2

上記より判る様に、分解軽油単独では、セタン価の点で軽油の製品規格に適合しない。従って、もし軽油製品として出荷しようとする際には、大量の高セタン価基材と混合する必要がある。

b. 水素化分解装置

灯・軽油最大の運転モードを基準として設計されるものとした。分解油再蒸留塔の塔底油を全量再分解することにより、全て軽油分より軽質な製品が得られる。

c. 接触改質装置

水素処理された重質ナフサを改質処理し、高オクタン価のガソリン混合基材である改質ガソリン(リフォーマート)を生産する。設計苛酷度としては、リザーチオクタン価(RON)98を採用した。

#### 4.3 定期修理スケジュールおよび中間タンク

定期修理時の保全要員のピークを抑える観点から、以下の運転計画にもとずき、精製装置をグループ化して定期修理を行なうものと想定した。

a. 定 修 期 間

年1回、30日間。

b. 常圧残渣油水素化脱硫装置の触媒交換

年2回、各々15日間。2回のうち1回は定期修理期間中に行なう。

c. 接船改質装置の触媒再生

必要となった時点で行なう。期間は1週間。

d. その他の装置の触媒交換および再生

定期修理期間中に行なう。

e. 通 油 レ ベ ル

一方のグループが定期修理を行なっているときは、他のグループの装置は、原則として60%の通油レベルで運転する。

f. 定期修理のための精製装置のグループ化

表4.5に示すグループ化を想定した。50万BPSDの製油所では、4個のグループができる。排ガス洗浄装置と硫黄回収装置は、ひとつの原油処理系列あたり、それぞれ2系列設置する。

上記の定期修理および運転スケジュールにもとずき、精製装置間の中間タンクの貯油設備能力算定基準を以下の通りとした。

常圧残渣油水素化脱硫装置原料油	18日分
灯油水素化脱硫装置原料油	18日分
軽油水素化脱硫装置原料油	18日分
減圧軽油水素化脱硫(又は分解)装置原料油	7日分
ビスプレーキング装置原料油	7日分

全てのタンクに15%の安全係数を見込むものとした。

接船改質原料油タンクは、製品混合前の重質ナフサ用として設置されるタンクが十分大きいので、触媒再生、再スタート時のために特別に設置する必要がない。

表 4.5

定期修理用精製装置グループ

Group A	Group B
No.1 & 2 Atmos. Crude Units Vacuum Flasher Gas Recovery Naphtha Hydrotreater Catalytic Reformer VGO HDS No.2 Gas Treater No.s Sulfur Recovery Foul Water Stripper (VGO Hydrocracker)* (Visbreaker)* (H2 Generator No.2)*	Kerosene HDS Gas Oil HDS AR HDS No.1 H2 Generator No.1 Gas Treater No.1 Sulfur Recovery

注) \*水素化分解ケース ; VGO HDS はなくなる。

50万 BPSDの規模になったときには、灯油および軽油の水素化脱硫装置原料油タンクは、2つのグループが同時に定期修理に入ることはないであろうから、半分の9日分で十分であろう。

一方、常圧残渣油水素化脱硫装置の原料油タンクは、50万BPSD規模になっても、ほとんど減らすことが出来ない。何故なら、触媒交換の為に運転休止と、常圧蒸留装置の通常の常圧残渣油生産量と常圧残渣油水素化脱硫装置の設計能力が異なっていることに起因するアンバランスを吸収するため、常に一定の貯油空間を確保しておく必要があるからである。

#### 4.4 稼働率

精製装置の稼働率を支配する主要な因子は、次の各項に起因する運転上のロスである。

- a. 定期修理の為に計画的な休止。
- b. 故障又は定期修理以外の小規模な修理に起因する予測できない休止。

- c. 中間タンク容量の限度に起因する休止又は、低負荷運転。
- d. 需要に対して大きすぎる能力を持つことに起因する低負荷運転。

上記のうち、項目 a - c をとり上げ、技術的な観点から達成可能な稼働率について概略の検討を行なった。本稿で使う稼働率の定義は以下の通り。

$$\text{稼働率 (\%)} = \frac{\text{年間平均通油量 (BPCD)}}{\text{設計能力 (BPSD)}} \times 100$$

#### 平均休止日数

表 4.6 に、1973 - 1977 年の日本に於ける、技術的理由による平均の休止日数を示す。この表から判る様に、定期修理のための休止日数は、留出油の処理装置については、大概 1 ヶ月程度におさまっており、常圧蒸留装置は、これより 4 - 5 日短目である。しかしながら、常圧蒸留装置の脱軽質ガス前の全直留ナフサを、直接、ナフサ水素化精製装置に送る処理方法を採用する場合には、常圧蒸留装置の休止期間は、下流の処理装置のそれに支配されることになる。

表 4.6

平均 休 止 日 数  
( 期 間 1973-1977 )

(Unit: days/year)

	Scheduled Maintenance			Unscheduled Shut-down		
	Min.	Max.	Average	Min.	Max.	Average
Crude Unit - Atmos.	19.0	33.3	27.2	1.0	4.4	2.6
Crude Unit - Vacuum	25.3	34.6	31.3	1.4	9.6	4.2
Catalytic Reformer	23.9	36.0	32.1	2.3	5.8	3.9
Naphtha HT	20.2	37.5	31.4	1.2	4.6	3.1
Distillate HDS	27.1	34.5	31.1	2.8	7.7	4.8
VGO HDS	30.1	42.6	38.4	2.8	19.8	9.8
Atmos. Residue HDS	42.8	54.5	48.1	0.2	38.3	11.9

出所：石油連盟調査



そこで、本稿では、常圧蒸留装置と留出油処理装置の定期修理のための休止日数として1ヶ月を、不測の休止日数として4日を採用するものとした。一方、常圧残渣油水素化脱硫装置については、それぞれ、40日および10日を使うこととした。

#### 達成可能な稼働率

上で設定した休止日数と、前出の4.3節で述べた、グループ化した定期修理計画および中間タンクをもとに、一方のグループの代表として常圧蒸留装置を、いま一方の代表として常圧残渣油水素化脱硫装置をとり上げ、技術的に達成可能な稼働率の検討を行なった。検討用として設定した仮定は、以下の通り。

- a. 常圧蒸留装置からの残渣油は、全て常圧残渣油水素化脱硫装置の原料として利用し他の用途には向けない。
- b. 常圧残渣油水素化脱硫装置の原料油タンクは、安全のための余裕の空間も含めて利用可能とする。従って、利用可能貯油空間は21日分となる。

$$18日 / 0.85 = 21日$$

- c. 常圧残渣油水素化脱硫装置は、常圧蒸留装置からの残渣油の通常生産量に対して、各々の年間稼働率を80%と85%と仮定して、6.3%大き目に設計されるものとする。

$$85\% / 80\% = 1.063$$

- d. 定期修理以外の装置の休止は、全運転期間に涉って分散的に起るとする。

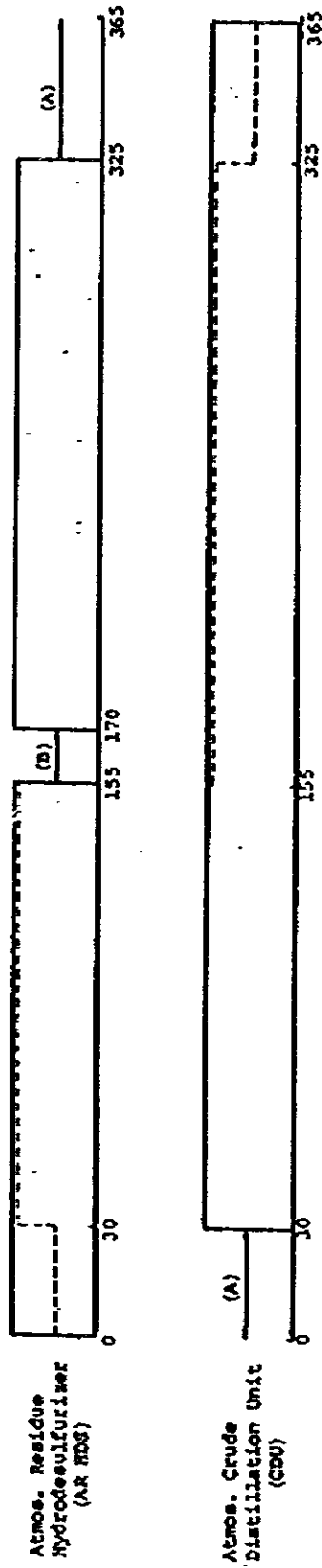
定期修理と定期修理の間に、1年間および2年間の連続運転を行なうという2ケースについて検討し、図4.1および図4.2に示した。結果的として、以下の稼働率が得られた。

	1年間連続運転ケース	2年間連続運転ケース
常 圧 蒸 留 装 置	83%(303日)	89%(648日)
常圧残渣油脱硫装置	78%(285日)	83.5%(610日)

上の結果と、常圧残渣油水素化脱硫装置が定期修理中には、もともと脱硫用として割当てられるべき常圧残渣油の一部を減圧蒸留装置に振り変えて処理をする、又はその逆を行なうことにより、技術的に達成可能な稼働率を2-3%向上させることができるだろうことを勘案して、年1回定期修理を行なうベースで、技術的に、達成可能な稼働率を、常圧蒸留装置および他の留出油処理装置について85%、常圧残渣油水素化脱硫装置について80%と設定した。

Figure 4.1

Attainable On-stream Factors : Case-1 One Year Between Major Maintenance



(A) Maintenance  
(B) Catalyst Replacement (15 days)

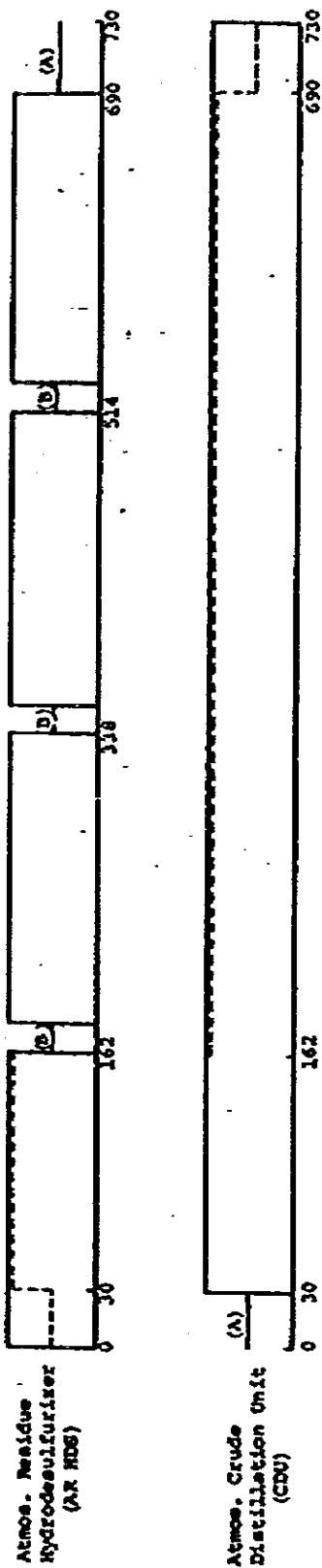
Period	Max. Operable Days W/O Tankage Limit		Loss in Operation Due to Tankage Limit Reached, Shutdown		Net Operable Days Attainable		Atmos. Residue Balance			
	CDU	AR HDS	CDU	AR HDS	CDU	AR HDS	Supply	Uses		
1 - 155th day	125	165	0	16	123	144	123	0	123	21
156 - 365th day	210	165	30	0	180	159	159	21	159	0
Whole Period	335	(310) 330	30	(15) 16	303	(205) 303	282	21	282	21

Note

Figures shown in this table indicate the cumulative throughput represented by 80 equivalent of CDU at its design capacity. The figures with parenthesis indicate those represented by 80 equivalent of AR HDS design capacity.

Figure 4.2

Attainable On-stream Factors : Case-2 Two Years Between Major Maintenance



Period	Max. Operable Days/ W/O Tankage Limit		Loss in Operation Due to Tankage Limit (Unsched. Shutdown)				Net Operable Days Attainable		Atmos. Residue Balance			
	CDU	AR HDS	CDU		AR HDS		CDU	AR HDS	Supply		Uses	
			AR HDS	CDU	AR HDS	CDU			to AR HDS	to Tank	from CDU	from Tank
1-162th day	132	172	0	16	2	5	130	151	130	0	130	21
163-338th day	176	171	0	0	2	5	166	166	166	0	166	0
339-514th day	176	171	0	0	2	5	166	166	166	0	166	0
515-730th day	216	171	20	0	2	6	186	165	165	21	165	0
Whole Period	700	(645) 685	44	(15) 16	8	(20) 21	648	(610) 648	627	21	627	21

Note

Figures shown in this table indicate the cumulative through-puts represented by SD equivalent of CDU at its design capacity. The figures with parenthesis indicate those represented by SD equivalent of AR HDS design capacity.

#### 4.5 製品の出荷

製品出荷設備を決定するのに必要な要件を下記の通り設定した。

##### 海上出荷棧橋の年間操業可能日数

一般に大型タンカーの離着棧および荷役作業を制約する気象・海象条件は、以下の通りとされている。

- 風速 10 m/秒 以上
- 波高 1 m 以上
- 視界 1 Km 以下の濃霧
- 正横に 0.5 ノット以上の潮流

イラン気象庁発行のブシェールの気象データによれば、年間で風速 22 ノット (11.3 m/秒) を越える日数と濃霧の日数は、次の様になっている。

風速 22 ノットを越える日 : 41 日

濃霧の日 : 5 日

波高に関するデータは見当たらない。そこで以下の点を基案して、風および波に起因する操業不能日数は、22 ノットを越える風が観測された日数と等しいものと仮定した。

- a. タンカーの操船を制約する様な強い風が、終日吹き続けることは稀である。
- b. 風が必ずしも強くない場合でも、操船を制約する高波があることがある。
- c. 瀬戸内海に於ける、強風と高波の記録によれば、操船を制約する波および風の出現率分布は、以下の通りであった (1日12回観測データによる)。

風のみ : 33%

波のみ : 51%

風と波の両方 : 16%

上記の仮定により操業可能日数を計算すると以下の様になる。

$$365 - (41 + 5) = 319 \text{ 日}$$

大手海運会社に聴取したところによると、ベルジャ湾の操船に係る気象・海象条件は良好で、東京湾よりは相当優れており、瀬戸内海なみと考えられるとの事であった。一方、東京湾および瀬戸内海に於ける海上出荷棧橋の操業可能日数は、

東 京 湾 250-270日/年

瀬 戸 内 海 300-330日/年

と言われているので、計算で得られた319日は、ほぼ妥当であると考えた。

#### 海上出荷棧橋の稼働率

経験上、待給がそれ程多くならない範囲で達成できるとされる最大稼働率は、60%とされているので、これを採用した。

#### 棧橋の占有時間

タンカーの船型別棧橋占有時間を、日本に於ける経験値をもとに表4.7に示す通りに設定した。

表中の占有時間には、タンカーの離着棧作業を昼間のみ行うことに起因する、平均の出港待時間に対する余裕が含まれている。尚ベルシャ湾岸に就いては、昼夜間の離着棧を行っているケースが多い。

所要棧橋数の計算に当っては、製品の一部が中型船で扱出される可能性があるため、最大船型で算出された数に対して20%の余裕を見込むものとした。

又、航海に必要な、燃料、飲料水、食料品等は、荷役時間中に積込みを完了するものとした。

#### 出 荷 計 画

大型タンカーに一種類の製品のみ積込む方式をとると、所要貯油設備能力が著しく増大するので、品質の似通った2種類の製品を混載ベースで出荷するものとした。同一給出荷の組合せは、以下の通り。

- a. ガソリン/ナフサ
- b. 灯油/軽油
- c. 低硫黄重油/中硫黄重油

上記の製品は海底配管を通してタンカーに積まれるが、タンカー重油と硫黄については、その流動性に問題があることと一船当りの出荷量が小さいことから、海底配管で出荷する方法は採らず、別に設置する港から、バージおよび一般貨物船により出荷するものとした。

表 4.7 船 型 別 バ - ス 占 有 時 間

Tanker Size (DWT)	Tanker Operation Time (Hrs)			Working Time at Sea Berth (Hrs)				Total Occu-pancy (Hrs)		
	Arrival	Departure	Waiting for Depart.	Total	Prepara-tion Work	Deballast-Loading ing	Prepara-tion for Depart.		Total	
200,000	2	1	1	4	5	8	24	6	43	47
120,000	2	1	5	8	5	6	18	4	33	41
90,000	2	1	1	4	5	5	12	2	24	28
50,000	1	1	1	3	5	5	7	2	19	22

注) 1. 上表中の準備作業時間には、二油種積込の場合の、陸上設備およびタンカーの機器の切換え時間(3時間)を含む。  
 2. タンカーの離着積は昼間のみ行なわれるものとした。  
 3. 着積検査を仮定。作業時間中行なわれるものとした。

単に技術的見地から言えば、満載でマラッカ海峡を通過可能な最大船型は、その設計の仕様によるが、250,000-280,000 DWTである。

しかしながら、マレーシアおよびインドネシア政府は、マラッカ海峡を通るタンカーを200,000 DWT以下に抑える様こだわっている。したがって、本調査で、対象とする最大船型は、200,000 DWTとするのが適当と考えた。

一般に最適なタンカーサイズは、タンカーの大型化に伴う、海上運賃の減少と、貯油設備などに対する経費の上昇とのバランスで決まって来る。従って、製油所の規模が大きくなればなる程、大型船の採用が有利となって来る。

本調査では、この点に関する詳細な検討は行なわず、全ての製油規模に対して、次の船型のタンカーを使うものとした。

白	油	130,000 DWT
黒	油	200,000 DWT

50万BPSD規模の製油所では、白油輸送用として、もっと大きな船型を採用するのが経済的かも知れない。

#### 4.6 公害対策

製油所排水の公害対策としては、次の排水水質を満足できる様な設備を設けるものとした。

PH	5.8 - 8.6
COD	最大 60 ppm
油分	最大 5 ppm
SS	最大 30 ppm

これらの数値は、日本に於ける、環境保全の為に最底要求値と一致している。

タンカーのバラスト水を処理する設備も考慮した。しかし、次の事実から、バラスト水処理設備を割愛できる可能性もあると思われる。

- a. 現在運航中の大型タンカーは、一般に、積荷港への航海中に、バラスト水中の油分を減少させるためのスキミング装置を備えている。したがって、船が抱えているバラスト水は、日本/イランという長い航海の後では、直接海に放流できる程度に浄化されていると考えられる。

b. 1978年2月のIMCOタンカー安全海洋汚染防止条約会議で決定された1981年以降のSBT(分離バラストタンク)の設置を義務づける条約案は、将来積荷港のバラスト水処理の必要量の減少をもたらすだろう。

大気汚染防止に関しては、卓越風の方角と製油所が居住地区から遠く離れていることから、それ程大変な大気汚染公害を引き起すとは考えられないので、排煙脱硫装置などの特別な設備的対策はとらないこととした。



## 第 5 章

### プロジェクトの概要



## 第 5 章

### プロジェクトの概要

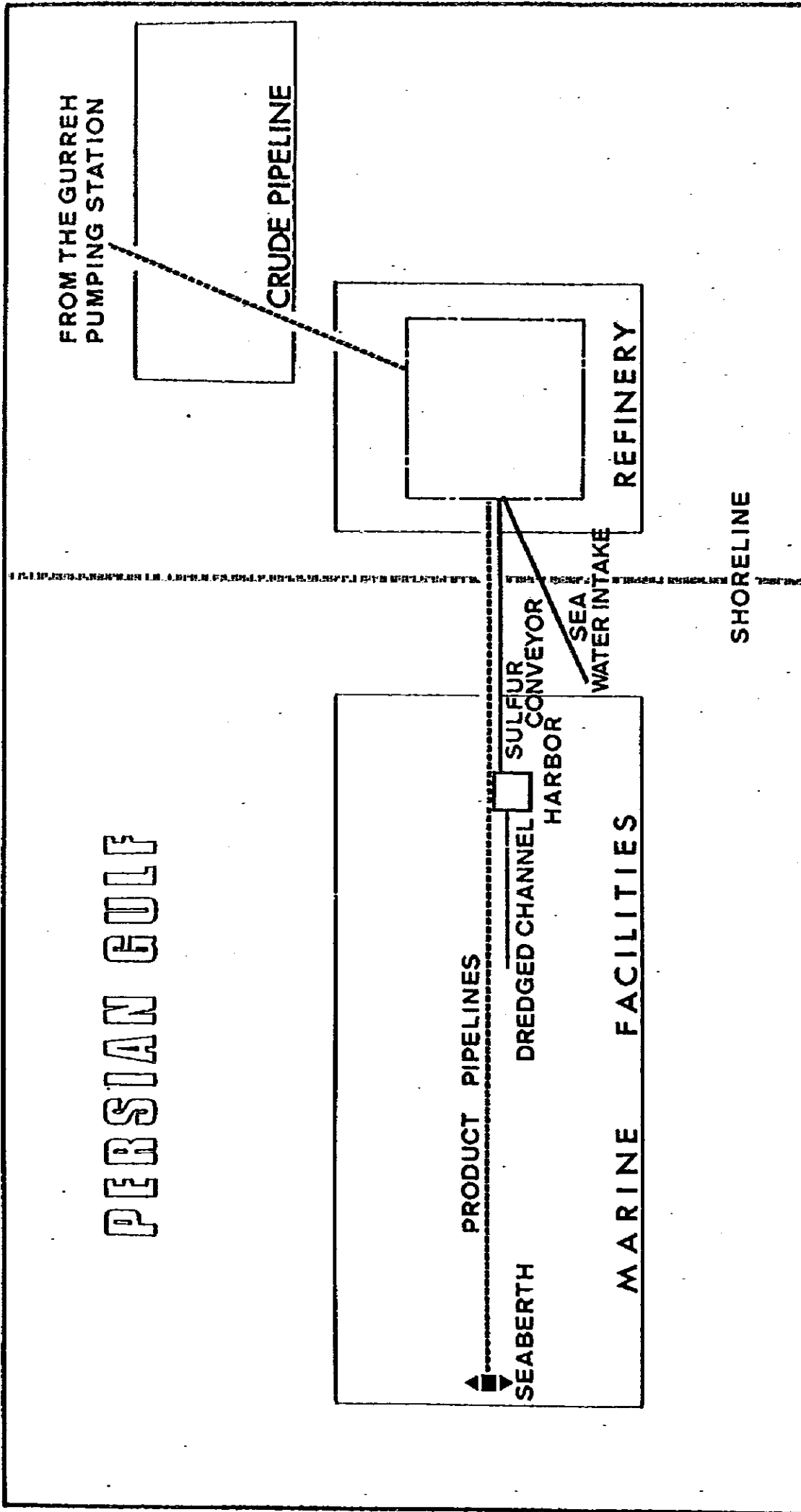
本章では当該製品輸出用製油所プロジェクトの設備計画について、製油所の立地点を4ヶ所の候補地の内から立地地点に設定されたモハメド・アメリに限定してその概要を述べる。

本プロジェクトは図 5.1 プロジェクトのフレームに示されるように、原油輸送配管、製油所及び海上施設から構成される。

ここで、検討される製油所は精製形態として2ケース、即ちハイドロスキミング型と水素化分解型、又製油規模として各々の精製形態について125,000BPSD、250,000BPSD、500,000BPSDの3ケースである。

尚、製油所が他の候補地に立地した場合のプロジェクトに及ぼす影響については第8章「候補地の比較検討及び選定」に述べられている。

# PERSIAN GULF



□ FRAME OF PROJECT

# 原 油 輸 送 配 管



## 5.1 原油輸送配管

当該製油所で精製処理されるイラニアン・ライト原油並びにイラニアン・ヘビー原油はカーク島の原油出荷基地につながる既設のグレー・ポンプステーションにて受取る。

両原油はステーションから 165 Km の距離にあるモハメド・アメリカに立地する製油所に至るまで、2本の原油配管により各々同量ずつ同時輸送される。ステーションでの原油受取り圧力は 900 psig ( 63 ㊦G ) であり中間ポンプステーションを設けずに直接製油所まで輸送することが可能である。

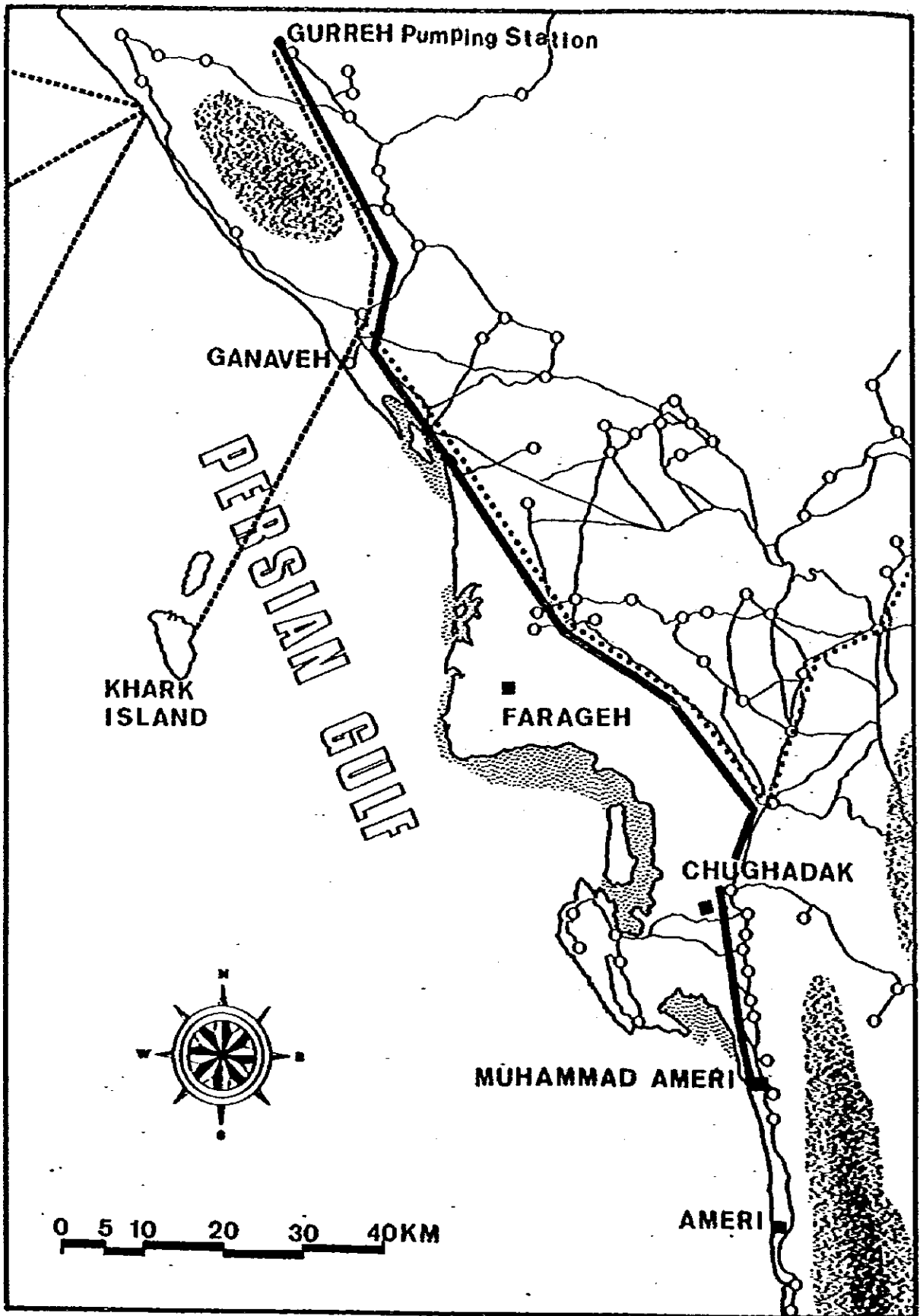
図 5.2 に原油輸送配管の経路を示す。原油輸送配管はグレー・ポンプステーションを起点とし、当初はカーク島に至る既設原油配管に並行に南下する。ガナベーの北部において方向を南東に転じた後、既設通信用ケーブルに沿って進み約 125 Km を経てチュガダキに至る。ここから道路に沿って真直に南下しモハメド・アメリカに到着する。

配管の総延長距離は 165 Km であり施工は行程中の河、ワジ、道路等との交差部を含め全て埋設方式により行なわれる。

配管径は検討 3 製油規模の各輸送流量に対し表 5.1 に示す通りとなる。

表 5.1  
原油輸送配管径

Refining Capacity (BPSD)	Piping Size (Inches)	Number of Pipes
125,000	16	2
250,000	20	2
500,000	26	2



□ LEGEND

- ..... EXISTING PIPELINE
- NEW PIPELINE
- ..... EXISTING TELEGRAPH ROAD
- ROAD
- CANDIDATE SITE

□ CRUDE OIL PIPELINE ROUTE



## 製油所設備

ケース1 : ハイドロスキミング型



## 5.2 ケース1：ハイドロスキミング型製油所

本節ではハイドロスキミング型製油所に関し製油規模 125,000BPSD、250,000BPSD、及び 500,000BPSDの3ケースについてその設備計画の概要を述べる。

### 5.2.1 精製装置

図 5.3 精製フロースキームに示すように本形態の製油所はスキミング装置（原油蒸留）と水添処理装置（脱硫）との組み合わせにより構成される。従って本製油所では分解工程を経ず原油中の各留分得率に従い所定の製品を生産する。本方式により得られる各製品の対原油得率を下表に示す。

表 5.2  
製品得率（ケース1）

Products	Yields, Vol% on Crude
Gasoline	10.0
Naphtha	9.9
Kerosene	14.1
Gas Oil	21.1
Low Sulfur Fuel Oil	28.2
Medium Sulfur Fuel Oil	7.0
Bunker Fuel Oil	3.0
Total	93.3

又、各製油規模についての製品生産量及び製品規格と得られた製品性状との比較を各々表 5.3、表 5.4 に示す。

#### 精製スキーム

イラニアン・ライト及びイラニアン・ヘビー原油は各々別の常圧蒸留装置に送られ、

下記に分離温度で分留される。

ナフサ	154℃以下
灯油	154℃～235℃
軽油	235℃～371℃
常圧残渣油	371℃以上

常圧蒸留装置からの塔頂留分はナフサ水素化脱硫装置で処理され LPG、軽質ナフサ及び重質ナフサに分離される。

分離された軽質ナフサはタンクに貯油された後ガソリン及び製品ナフサに混合される。重質ナフサは一部は接触改質装置で処理され、オクタン価がRON 98のリフォーマーとなる。残りの重質ナフサはタンクに貯油された後軽質ナフサ及び分解ナフサと共に製品ナフサに混合される。

ナフサ水素化脱硫装置及び接触改質装置からの LPG 留分はガス回収装置に送られプロパン、ブタンが回収される。

回収された LPG の内プロパンは全て製油所の燃料として消費され、ブタンについては一部製品の蒸気圧規格許容範囲内でガソリン及び製品ナフサに混合される。

残りのブタンは全て製油所の燃料として消費され LPG の製品出荷は行なわない。

常圧蒸留装置からの灯油留分は、全量灯油水素化脱硫装置で処理した後製品灯油タンクに貯蔵される。

軽油留分は大部分が脱硫処理された後製品軽油として貯油されるが一部分は直留でバンカー重油の混合材となる。

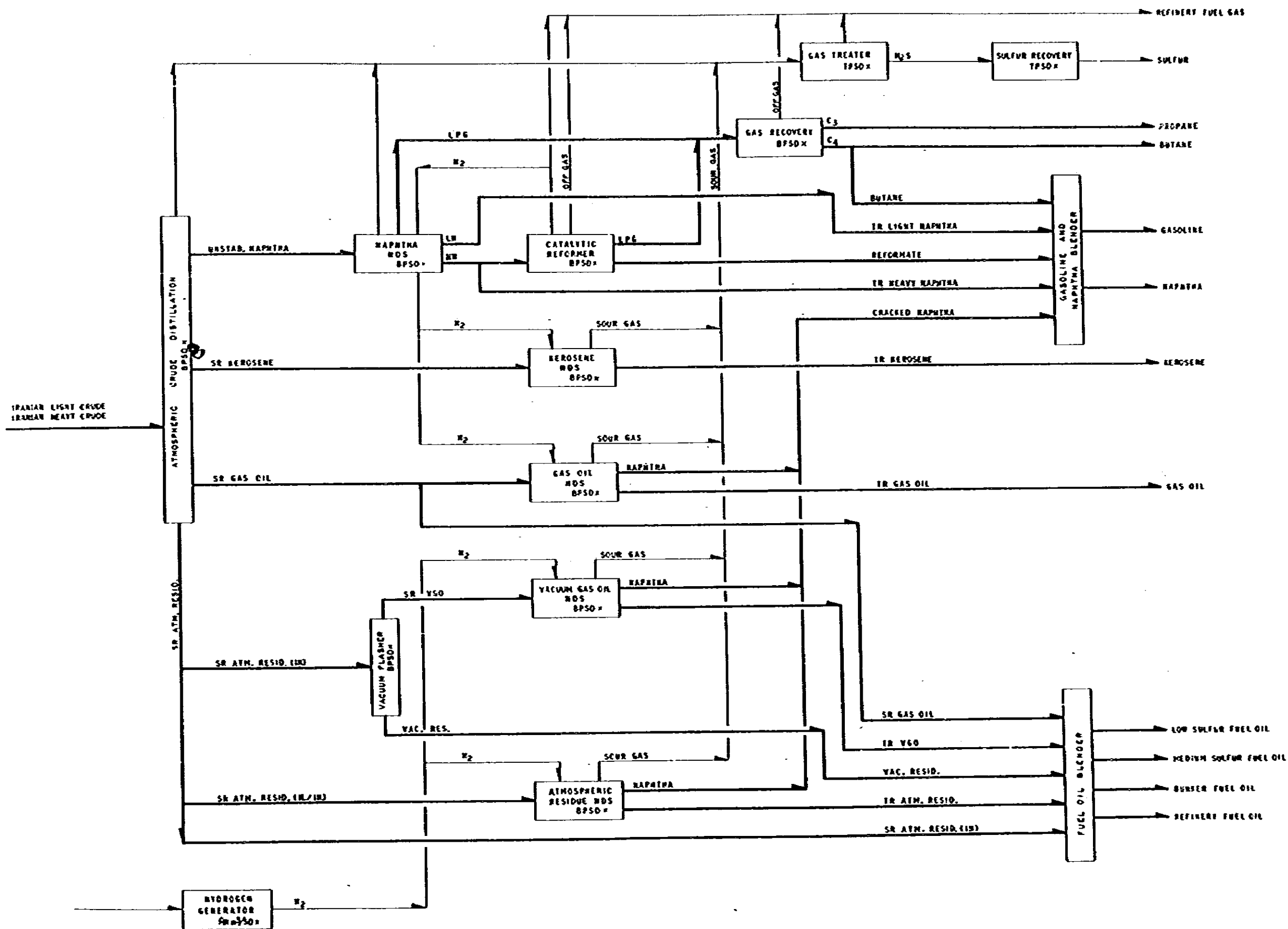
イラニアン・ライト原油の常圧残渣油は全量水素化脱硫装置で処理された後、硫黄含有率が0.1 wt%の低硫黄重油となる。

一方、イラニアン・ヘビー原油の常圧残渣油は、

- ・イラニアン・ライト原油の残渣油と共に常圧残渣油水素化脱硫装置、
- ・減圧蒸留装置を經由して減圧軽油水素化脱硫装置、および
- ・重油混合設備

の3通りに枝分れして送られる。

蒸留装置及び水素化脱硫装置からのサワー・ガスはアミン洗浄によって硫化水素が除去された後製油所の燃料システムに送られる。



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
BLOCK FLOW DIAGRAM  
CASE-1: HYDROSKIMMING  
Figure 5.3

表 5.3

原油および製品  
(ケース1 ハイドロスキミング型)

	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
	BPCD	BPCD	BPCD
<b>1. Crude Oil</b>			
Iranian Light Crude	53,125	106,250	212,500
Iranian Heavy Crude	53,125	106,250	212,500
<b>Total</b>	<b>106,250</b>	<b>212,500</b>	<b>425,000</b>
<b>2. Products</b>			
<b>(1) Salable Products</b>			
Gasoline	10,625	21,250	42,500
Naphtha	10,470	20,940	41,880
Kerosene	14,980	29,960	59,920
Gas Oil	22,405	44,810	89,620
L/S Fuel Oil (0.1%)	29,965	59,930	119,860
M/S Fuel Oil (1.5%)	7,490	14,980	29,960
Bunker Fuel Oil	3,190	6,380	12,760
<b>Total</b>	<b>99,125</b>	<b>198,250</b>	<b>396,500</b>
Sulfur	150 TPCD	300 TPCD	600 TPCD
<b>(2) Refinery Use</b>			
Off Gas	980 EFO	1,960 EFO	3,920 EFO
Propane	890	1,780	3,560
Butane	960	1,920	3,840
Refinery Fuel Oil	4,905	9,810	19,620

表 5.4

製 品 性 状  
(ケース1 ハイドロスキミング型)

Products	Properties	Specification	Estimated Actual Value
Gasoline	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.746
	RON, F-1 Clear	Min. 90	90
	RVP @37.8°C	0.45 - 0.63	0.63
	ASTM Distillation (D-86), °C		
	10% 50% 90% 97%	Max. 65 Max. 120 Max. 180 Max. 205	64 76 145 166
Naphtha	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.725
	RVP @37.8°C	Max. 0.63	0.63
	Sulfur Content	Max. 0.01	0.01
	EP	Max. 200	190
Kerosene	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.801
	Flash Point (Tag)	Min. 40	45
	Smoke Point	Min. 24	24
	Sulfur Content	Max. 0.005	0.005
	ASTM Distillation (D-86), °C		
IBP 95%	Min. 150 Max. 235	161 229	
Gas Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.855
	Flash Point (P-M)	Min. 50	110
	Pour Point	Max. -7.5	-9.0
	Cetane No.	Min. 50	55
	Sulfur Content	Max. 0.1	0.05
ASTM Distillation (D-86), °C			
90%	Max. 350	334	
L/S Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.918
	Flash Point	Min. 60	60
	Sulfur Content	Max. 0.1	0.1
	Viscosity @50°C	Max. 150	40
M/S Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.942
	Flash Point	Min. 60	60
	Sulfur Content	Max. 1.5	1.5
	Viscosity @50°C	Max. 150	150
Bunker Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.951
	Sulfur Content	Max. 3.5	2.4
	C.C.R.	Max. 12	9.2
	Viscosity @50°C	Max. 250	250

又、除去された硫化水素は後続の硫黄回収装置に送られる。

ナフサ、灯油及び軽油の水素化脱硫装置で必要となる水素は接触改質装置から供給される。一方、減圧軽油及び常圧残渣油の水素化脱硫装置に対しては、水素製造装置から供給される。尚、水素製造装置の原料としては製油所のオフガスが使用される。

### 設 備 能 力

125,000、250,000及び500,000BPSDの各製油規模に対する各々の精製装置の設備能力と基数は運転、定修計画を考慮して決定した。各製油規模に対する精製系列数は、125,000及び250,000BPSDケースについては1系列、又、500,000BPSDケースについては2系列とした。

但し、排ガス洗浄装置及び硫黄回収装置に関しては、一方の装置群が定修時にも他の装置群の連続運転を可能にするために1系列につき独立した2基の設備を持つことにした。

各装置の設備能力は線型計画法により求めた製油所のバランスを基に決定した。

年間平均通油量から設計設備能力を決定する際に使用した稼働率(BPCD/BPSD×100)は、

- ・常圧残渣油水素化脱硫装置については80%
- ・他の装置については85%

である。但し、水素製造装置、排ガス洗浄装置及び硫黄回収装置については、脱硫装置群が消費又は発生する水素およびサワーガスの最大時に対応できる設備能力とした。

### 5.2.2 用 役 設 備

グラスルーツ製油所において円滑な運転を行なうためには安定した用役の供給は不可欠である。

モハメド・アメリの主要な現地条件を考慮し、これら用役を供給するためのシステム及び設備を決定した。

又、用役は製油所内で自家供給する観点から、システムの信頼性及び供給の安定性に



表 S.5  
精製装置設備能力  
(ケースI ハイドレスキミング型)

Process Unit	Unit	125,000 BPSD		250,000 BPSD		500,000 BPSD	
		Capacity	No. s	Capacity	No. s	Capacity	No. s
Atmospheric Crude Distillation	BPSD	125,000 *	1	125,000	2	125,000	4
Vacuum Flasher	BPSD	14,000	1	27,900	1	27,900	2
Gas Recovery	BPSD	3,800	1	7,500	1	7,500	2
Naphtha Hydrodesulfurizer	BPSD	26,500	1	52,900	1	52,900	2
Catalytic Reformer	EPSP	9,700	1	19,300	1	19,300	2
Kerosene Hydrodesulfurizer	BPSD	17,700	1	35,300	1	35,300	2
Gas Oil Hydrodesulfurizer	BPSD	26,900	1	53,800	1	53,800	2
Vacuum Gas Oil Hydrodesulfurizer	BPSD	7,200	1	14,300	1	14,300	2
Vacuum Gas Oil Hydrocracker	BPSD	-	-	-	-	-	-
Atmospheric Residue Hydrodesulfurizer	BPSD	34,900	1	69,800	1	69,800	2
Visbreaker	BPSD	-	-	-	-	-	-
Hydrogen Generator	10 Nm <sup>3</sup> /SD	0.03	1	1.66	1	1.66	2
Gas Treater	TPSD (as H <sub>2</sub> S)	100	2	200	2	200	4
Sulfur Recovery	TPSD (as S)	90	2	180	2	180	4
Foul Water Stripper	TPSD	990	1	1,980	1	1,980	2

\*) 7.7273 ユニバータイプ

は特に注意が払われている。

#### 用役供給システム

図 5.4 はスチーム、電力及び水等主要な用役の供給システムを示している。

製油所内では下記の 3 通りの圧力レベルのスチームを利用する。

- 高圧スチーム — 43 ㎫G、400℃
- 中圧スチーム — 15 ㎫G、270℃
- 低圧スチーム — 3.5 ㎫G、飽和温度

蒸気発生設備からの高圧スチームはタービン駆動発電機の外、接触改質装置、減圧軽油水素化脱硫装置、常圧残渣油水素化脱硫装置等の大容量ガスコンプレッサーならびに所内空気圧縮機の駆動用スチームとして用いられる。

中圧スチームは接触改質装置、水素製造装置等の廃熱ボイラーならびに発電機タービン等のタービン排気として発生し、各種小型駆動機の駆動用スチーム、プロセスの加熱用及び燃料油のアトマイジング用等に消費される。低圧スチームも廃熱ボイラー及びタービン排気として発生し脱気器の脱気用スチーム、各種機器の加熱ならびにストリップング用として消費される。

発電用タービンは抽気-凝縮型とし、所内での中圧スチーム及び電力の必要量の増減に対しては各々抽気量、凝縮量を調整することで対応できる。スチームの凝縮水は圧力回収しフィルターを通した後循環使用される。

冷却水システムは海水及び淡水の両システムを採用し、海水の利用が可能な箇所は極力海水を利用するものとした。

両冷却水システムとも冷水塔による冷却水の循環を行なうことにより海水あるいは淡水の所要量の低減を図っている。

製油所内で必要な燃料は下記の 3 種類で賄われる。

- 製油所オフガス
- LPG
- 自家燃料用重油

ガス燃料は、排ガス洗浄装置でアミン洗浄された各精製装置からのオフガスに、燃料ガスの発熱量を所定値に保持するために、回収した LPG を気化器によって気化して

混合したものである。

一方重油燃料は自家燃料油タンクに貯油されたイラニアン・ヘビー原油の減圧残渣油を用い、160℃迄予熱した後蒸気発生設備及び各加熱炉に供給される。尚、重油燃料を安定的に供給するために重油循環システムを設けるものとした。

その他、空気圧縮設備及び空気分離型不活性ガス発生設備を設けることにより計装用、プラント用空気及びシール用窒素は全て自家発生させる。

### 用役 バランス

表 5.6 は製油規模 250,000BPSD ケースの用役バランスを暦日ベース（年間平均）で示したものである。

本表は電力、燃料、高中低の3圧力レベルスチーム、海水ならびに淡水冷却水、スチーム凝縮水、縮水およびボイラー給水の各用役について所内設備別に消費・発生量を示している。

ここで正の数値は消費を、又、負の数値は発生を表わしている。

各製油規模に対する用役所要量を表 5.7 に示す。

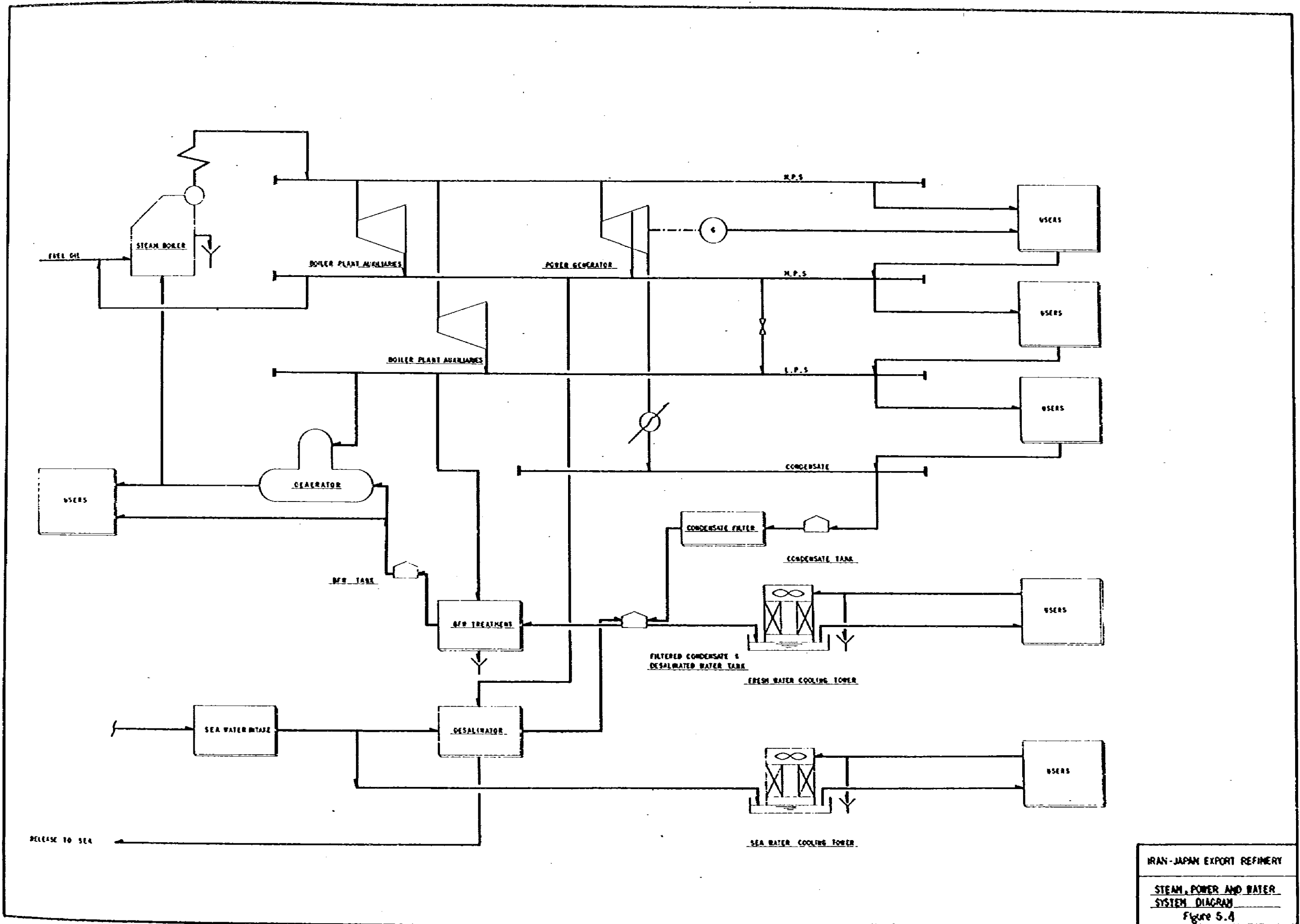
### 設 備 能 力

用役設備能力は出荷時における用役消費のピーク時を考慮した運転日ベース（最大負荷）に基いて決定した。

また下記に示す主要設備は各ケースとも予備機1基を設置する。

- 蒸気発生設備
- 発 電 設 備
- 海水淡水化設備
- ポリッシャー
- 海水冷却水循環ポンプ
- 空 気 圧 縮 器

各製油規模に対する用役設備能力を表 5.8 に示す。



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 STEAM, POWER AND WATER  
 SYSTEM DIAGRAM  
 Figure 5.4

用役バランス (ケース I ハイドロスキミング型 250,000 BPSD)

	Elec. Power	Fuel	Steam			Water		Steam Cond.	B.P.W.	
			H.P.	M.P.	L.P.	Sea	Fresh		Cold	Hot
	KW	10 <sup>6</sup> Kcal/CD	Ton/CD	Ton/CD	Ton/CD	10 <sup>3</sup> Ton/CD	Ton/CD	Ton/CD	Ton/CD	
Atmos. Crude Distillation	4,480	2,801	970	327	40.8	1,224	-458		81	
Vacuum Flasher	530	504	168	-19	13.5	189	-146		156	
Gas Recovery	90			147	20.0	153			360	
Naphtha HDS	1,720	1,373	43		32.6	605			125	
Cat. Reformer	270	1,178	-319	-377	30.6	113			202	
Kerosene HDS	1,400	576	72		40.4	391			67	
Gas Oil HDS	3,120	1,063	120		67.2	667			979	
VGO HDS	980	211	41	-62	4.7	468			9	
Atmos. Residue HDS	12,790	1,272	-94	-737	109.9	3,485	-274		925	
Gas Treating	330		74	1,193	18.9	46	-1,267			
Sulfur Recovery	740	264		-749	2.4	48	-149			
Hydrogen Plant	1,210	1,932	-192	173	10.4	905	-38	1,891		
Foul Water Stripper	180		483		16.0		-461			
On-Site Total	27,840	11,174	883	379	407.4	8,294	-2,793	1,891	2,904	
Off-Site Total	3,000		216	672	2.6	552	-120			
Steam Generator		7,826	-9,125	-773				12,031	11,196	
Deaerator				2,069	187.0				-14,100	
Power Generator	-33,810		-903				-3,734			
BFM Treatment	290		-2,123	53			14,024			
Desalinator	570		950				-8,482			
Sea Water Intake	1,140			-1,663	-597.0		1,105			
SW Cooling Tower	960		24	-24			2,913			
FW Cooling Tower	10			-338	-410.0					
Utility Total	-30,840	7,826	-1,582	-2,076		-8,846		-1,891	-2,904	
Refinery Grand Total	0	19,000	0	-713	0.0	0	0	0	0	

注 1) 海水取水量 2) 正数字は消費を示し、負数字は発生を示す。

表 5.7  
 所 要 用 役 量  
 (ケースI ハイδροキミング型)

Requirement	Unit	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Electric Power	KW	16,900	33,800	67,600
Total Fuel	10 <sup>6</sup> Kcal/CD	9,500	19,000	38,000
Steam	TON/CD	5,500	10,900	21,800
Cooling Sea Water	TON/CD	298,500	597,000	1,194,000
Cooling Fresh Water	TON/CD	4,400	8,800	17,600
Net Boiler Feed Water	TON/CD	3,800	7,500	15,000
Net Sea Water Intake	TON/CD	78,000	156,000	312,000

表 5.8

用 役 設 備 能 力  
( ケー ス 1 ハ イ ド ロ ス タ ミ ン グ 製 )

Facility	125,000 BPSD		250,000 BPSD		500,000 BPSD		Remarks
	Capacity	No.s	Capacity	No.s	Capacity	No.s	
1. Steam Generator	170 Ton/Hr	3	310 Ton/Hr	3	400 Ton/Hr	4	44 Kg/cm <sup>2</sup> , 410°C One unit for stand-by
2. Power Generator	14,000 KW	3	16,000 KW	4	19,000 KW	6	Extracting-Condensing One unit for stand-by
3. Deminator	2,400 Ton/day	3	4,700 Ton/day	3	9,100 Ton/day	3	One unit for stand-by
4. BFW Treatment	130 Ton/Hr	2	240 Ton/Hr	2	310 Ton/Hr	3	One unit for stand-by
- Condensate Filter	220 Ton/Hr	3	410 Ton/Hr	3	540 Ton/Hr	4	
- Mixed Bed Polisher							
- Water Tanks							
a) Condensate Tank	1,500 KL	2	2,500 KL	2	5,000 KL	2	One unit for stand-by
b) Filtered Cond. & Desal.W.Tank	10,000 KL	2	20,000 KL	2	40,000 KL	2	
c) BFW Tank	2,500 KL	2	5,000 KL	2	10,000 KL	2	
5. Cooling Water System	18,000 M <sup>3</sup> /Hr	1	17,000 M <sup>3</sup> /Hr	2	17,000 M <sup>3</sup> /Hr	4	One pump for stand-by
- Sea Water Cooling Tower	300 M <sup>3</sup> /Hr	1	550 M <sup>3</sup> /Hr	1	1,000 M <sup>3</sup> /Hr	1	
- Fresh Water Cooling Tower							
6. Sea Water Intake	2,500 M <sup>3</sup> /Hr	3	5,000 M <sup>3</sup> /Hr	3	6,500 M <sup>3</sup> /Hr	4	One pump for stand-by
- Pumps	32 inch <sup>3</sup>	1	42 inch <sup>3</sup>	1	54 inch <sup>3</sup>	1	
- Piping	(5,000 M <sup>3</sup> /Hr)		(10,000 M <sup>3</sup> /Hr)		(20,000 M <sup>3</sup> /Hr)		
7. Air System	1,500 Nm <sup>3</sup> /Hr	3	2,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	3	2,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	5	One pump for stand-by
8. Inert Gas System	250 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	500 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	1,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	
9. Fuel Oil Pump	40 Ton/Hr	3	75 Ton/Hr	3	145 Ton/Hr	3	One pump for stand-by
10. Fuel Gas System							
11. Potable Water System	10 Ton/Hr	1	10 Ton/Hr	1	20 Ton/Hr	1	One pump for stand-by
- Chlorinator	1,000 KL	1	1,000 KL	1	1,000 KL	2	
- Tank							

### 5.2.3 オフサイト設備

#### 貯油・製品混合設備

製油所オフサイトの操油システムを図 5.5 のタンク・フロー・ダイアグラムに示す。2本の原油輸送配管で送られて来るイラニアン・ライト及びイラニアン・ヘビー両原油は各々の原油タンクに貯蔵される。原油タンクの貯油設備能力は原油処理量の7日分とする。

下記のストリームに対しては、脱硫など後続装置が定修あるいは触媒の再生・交換のために休止する場合にも上流装置の運転が続けられるように中間タンクを設置する。

ストリーム	後続装置	貯油日数
直留灯油	水素化脱硫装置	18
直留軽油	水素化脱硫装置	18
常圧残渣油	水素化脱硫装置	18
直留減圧軽油	水素化脱硫装置	7

最終製品及び製品混合基油は各々製品、半製品タンクに貯油される。

製品・半製品タンクの総貯油能力は合わせて30日分以上とし、原則として製品混合以前の半製品タンクは15日分の貯油能力を持つものとした。

さらに製品タンクは最大級製品タンカーによる1回当りの出荷量の1.5倍以上の貯油能力を持つものとした。

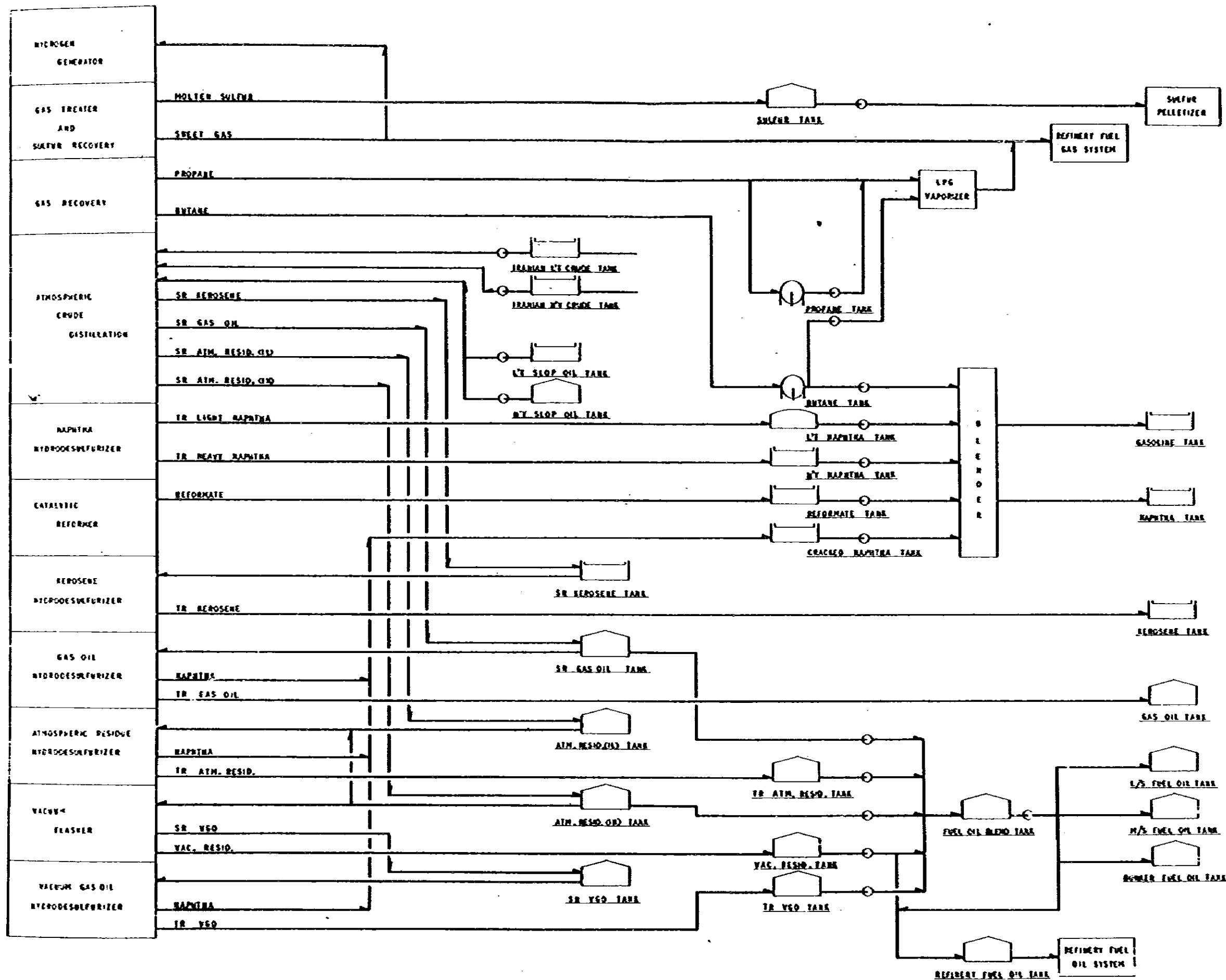
その他のタンクの貯油能力は以下の通りとした。

・バンカー重油	15日
・自家燃料用重油	6日
・自家用プロパン	5日
・液体硫黄	3日

表 5.9 に検討3製油規模に対し計画されたタンク設備の一覧表を示す。本表においては、原油タンクを除き各タンクに15%の余裕を見込んでいる。

半製品タンクに貯油された各混合基油は表 5.10 に示したブレンド計画に従って混合され最終製品となる。





IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY

TANK FLOW DIAGRAM  
 CASE - I : HYDROSKIMMING  
 Figure 5.5

貯蔵設備能力(ケース1 ハイドロスキミング型)

Service	125,000 BPSD		250,000 BPSD		500,000 BPSD		Remarks
	No.s	Capacity, KL	No.s	Capacity, KL	No.s	Capacity, KL	
1. Crude Oil Tanks							
Iranian Light Crude	2	37,500	2	75,000	3	100,000	FRT
Iranian Heavy Crude	2	37,500	2	75,000	3	100,000	FRT
2. Intermediate Tanks							
Straight Run Kerosene 1)	1	60,000	2	60,000	2	60,000	FRT
Straight Run Gas Oil	2	50,000	3	60,000	3	60,000	CRT
Atmospheric Residue (IH) 2)	2	40,000	3	60,000	6	60,000	CRT
Atmospheric Residue (IH) 2)	2	30,000	2	50,000	4	50,000	CRT
Straight Run Vacuum Gas Oil	1	10,000	1	20,000	2	20,000	CRT
3. Semi-Product Tanks							
Propane	2	500	2	1,000	4	1,000	SPK
Butane	3	2,500	3	3,000	10	3,000	SPK
Light Naphtha	2	10,000	2	15,000	4	15,000	DRT
Heavy Naphtha	2	15,000	2	25,000	4	25,000	FRT
Reformate	2	10,000	2	20,000	4	20,000	FRT
Cracked Naphtha	1	5,000	1	10,000	2	10,000	FRT
Treated Atmospheric Residue	2	50,000	4	50,000	8	50,000	CRT
Treated Vacuum Gas Oil	2	10,000	2	20,000	4	20,000	CRT
Vacuum Residue	2	10,000	2	20,000	4	20,000	CRT
4. Product Tanks							
Gasoline	3	50,000	3	50,000	3	50,000	FRT
Naphtha	3	50,000	3	50,000	3	50,000	FRT
Kerosene	2	50,000	4	50,000	8	50,000	FRT
Gas Oil	3	50,000	5	60,000	10	60,000	CRT
Low Sulfur Fuel Oil	5	60,000	5	60,000	8	50,000	CRT
Medium Sulfur Fuel Oil	2	40,000	2	40,000	2	50,000	CRT
Bunker Fuel Oil	1	15,000	1	15,000	1	15,000	CRT
5. Other Service Tanks							
Refinery Fuel Oil	2	4,000	2	7,000	4	7,000	CRT
Fuel Oil Blending	2	5,000	2	10,000	4	10,000	CRT
Light Slop Oil	1	10,000	1	10,000	2	10,000	FRT
Heavy Slop Oil	1	10,000	1	10,000	2	10,000	CRT
Molten Sulfur	1	500	1	1,000	2	1,000	CRT
Grand Total	56	1,667,000	67	2,577,000	116	4,279,000	

注 1) 製品タンクに転用可能 2) 中間ホビー半製品タンクと共用

表 5.10  
製品混合表  
(ケースI ハイドロスキミング型 250,000BPSD)

Blending Component	BPCD	Refinery Fuel Gas	Gasoline	Naphtha	Kerosene	Gas Oil	L/S Fuel Oil	M/S Fuel Oil	Bunker Fuel Oil	Refinery Fuel Oil
Off Gas	1,958 (EFO)	1,958 (EFO)								
Propane	1,777	1,777								
Butane	4,080	1,923	726	1,431						
Treated Light Naphtha	9,987		7,486	2,501						
Treated Heavy Naphtha	14,241			14,241						
Reformate	13,038		13,038							
Cracked Naphtha	2,769			2,769						
Treated Kerosene	29,963				29,963					
Straight Run Gas Oil	1,128								1,128	
Treated Gas Oil	44,814					44,814				
Straight Run Atmos. Residue (IH)	10,900									
Treated Atmos. Residue	55,443						55,443			
Treated Vacuum Gas Oil	12,023									
Straight Run Vacuum Residue	11,589									9,810
Total	213,710	5,658	21,250	20,942	29,963	44,814	59,918	14,980	6,375	9,810

ガソリン及びナフサの混合は共用に設置されたラインブレンダーで行なり。

ブレンディング計画表に従い各混合基油は所定の流量比率を保ちながらブレンディングヘッドに送られる。

一方重油製品はラインブレンダーで混合された後ブレンディングタンクで更に調整され製品タンクに送られる。

#### 製品出荷設備

各製品は図 5.6 に示すように撈延長距離 19 km に及ぶ製品出荷配管により製品タンクから海上出荷基地まで運ばれる。

製品出荷配管は 4 km のコースウェイ上に敷設される部分とその先端から 15 km の海底配管とから構成される。

出荷棧橋での荷揚時間については、白油に対しては 130,000 DWT のタンカーで 18 時間、又、黒油に対しては 200,000 DWT のタンカーで 24 時間と仮定した。白油の出荷用として 3 本の出荷配管を設置する。即ち、ガソリンとナフサ用に 1 本、又灯油と軽油用に 1 本、さらに共用配管が 1 本の計 3 本である。

黒油の出荷配管は低硫黄重油と中硫黄重油に対して共用出荷配管 1 本を設置する。

黒油出荷配管は出荷終了後配管中に重油が固化するのを防ぐために軽油洗浄を行う。その他タンカーへの飲料水の供給及びバラスト水の放出用として各々 1 本ずつの配管を設置する。

またパンカー重油はコースウェイ上に敷設される配管により製油所からハーバーまで送られ、それからはしけを利用してタンカーまで運ばれる。

計画した製品出荷ポンプの容量及び配管径は表 5.11 に示した。

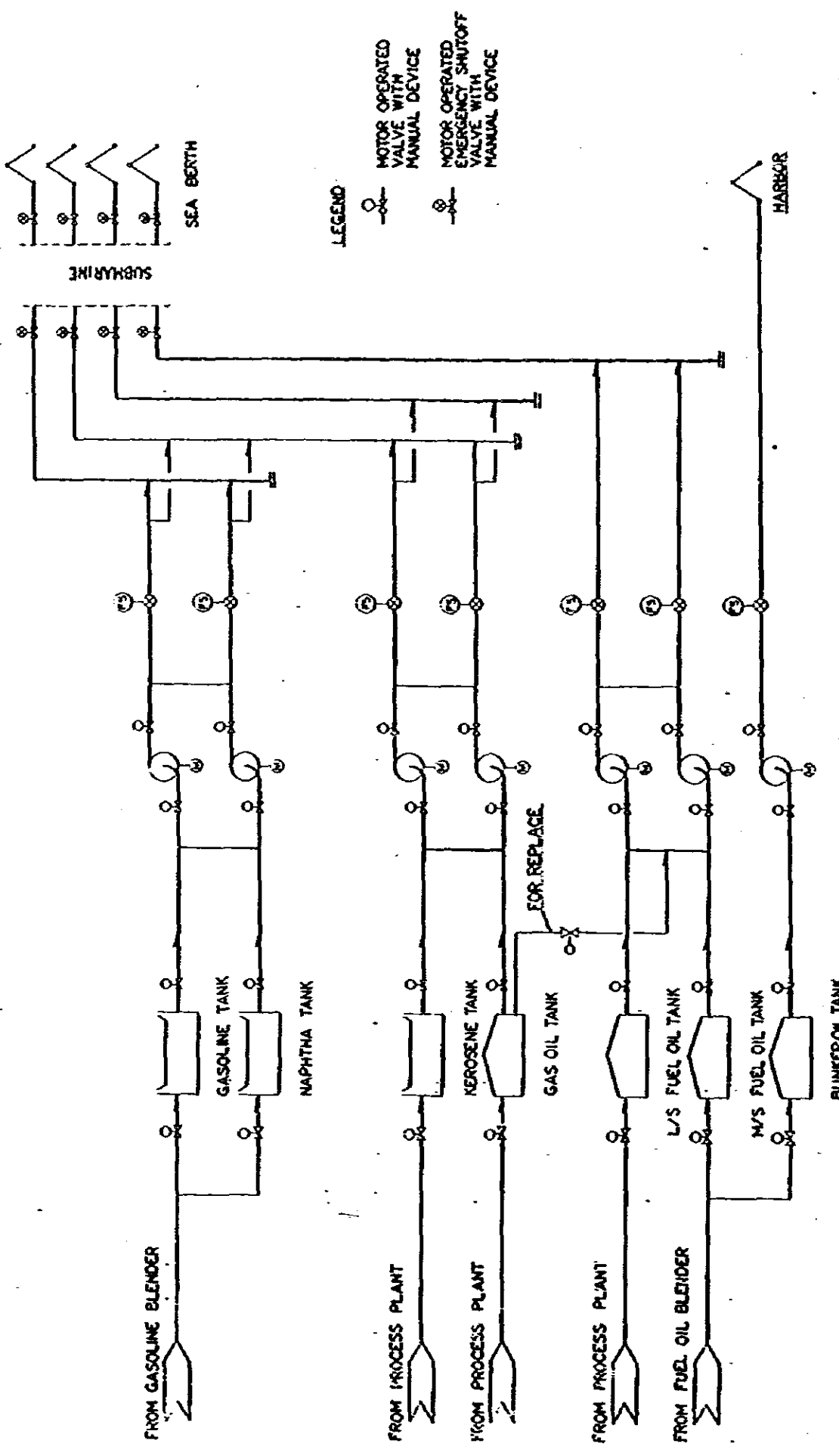


Figure 5.6  
SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM  
FOR  
PRODUCT SHIPPING FACILITY

表 5.11

## 製品出荷設備能力

Service	Shipping Pumps	Pipelines
Gasoline Naphtha Kerosene Gas Oil	5,000 m <sup>3</sup> /H x 4	32 inches x 3
L/S Fuel Oil M/S Fuel Oil	5,000 m <sup>3</sup> /H x 2	42 inches x 1
Bunker Fuel Oil	1,000 m <sup>3</sup> /H x 2	16 inches x 1
Potable Water	50 m <sup>3</sup> /H x 2	4 inches x 1
Ballast Water	-	22 inches x 1

硫黄粒化・貯蔵・出荷設備

硫黄タンクに液状のまま高温貯蔵された回収硫黄は船積出荷のため硫黄粒化設備で固粒化される。

粒化された硫黄は一旦屋外に山積み貯蔵された後コースウェイ上をベルトコンベヤーにより運搬され製油所から4 Kmの距離にあるコースウェイ先端の硫黄出荷棧橋より荷揚げされる。

これら一連の硫黄取扱い設備については、粒化設備の日中実働時間を8時間、又硫黄運搬船の最大船型を10,000 DWTとして表 5.12 の通りその能力を決定した。

触媒取扱設備

常圧残渣油水素化脱硫装置では半年毎に触媒を交換する必要がある。

この際劣化した使用済触媒は反応器から抜き出されドラム缶積にしてトラックで搬出される。

一方、新触媒は反応器の触媒搬入口までバケットエレベーターで揚げられベルト・コンベヤーにより反応器内に充填される。

交換される触媒量および交換に要する日数は69,800BPSDの能力の常圧残渣油水素化脱硫装置(反応器2系列)に対して下記のように推定した。

- ・交換触媒量：年間450<sup>ton</sup>×2回
- ・交換日数：1回当り15日

### 消火設備

製油所構内の火災に備え、消火用水供給設備を構内全域に設置する。消火用水は海水とし、取水池からポンプで汲み揚げ昇圧して消火用ヘッダーに供給する。

予備機1台を含めて3台の消火用水ポンプ(1台はモーター駆動、他の2台はディーゼルエンジン駆動)により構内全域に配置された消火栓ならびに放水銃に消火用水を供給する。またポンプ能力は1台当り410<sup>m<sup>3</sup>/hr</sup>とし、消火栓での水圧は7<sup>kg</sup>G以上に保持される。

LPG球形タンク地区の高圧ガス設備を対象に水スプレー設備を設ける。

また製油所は下記の車輛を整備した消防署の集中管理による自衛防火システムをとる。

- ・泡沫消防自動車
- ・粉末消防自動車
- ・泡沫原液車
- ・普通消防自動車
- ・救急車

上記の他、所内要所には可動式粉末化学消火器を備える。

### フレアー・ブローダウン設備

安全弁、ラプチュアー・ディスク、圧力調節弁および加熱炉の緊急用ブローダウン弁等製油所の各種プレッシャー・リリービング装置から吐出する物質を処理する設備を設ける。

この設備は、フレアー・ノックアウト・ドラムおよび無煙型フレアー・スタックから構成される。検討3製油規模についてフレアー・スタックの主要寸法は表5.13の通りとなる。

### 排水処理設備

製油所からの各種排水はその性状からプロセス排水、含油排水およびクリーン排水の3系統に分類され各々の排水処理設備に集められる。

プロセス排水は一部排水ストッパーにより $H_2S$ 、 $NH_3$ を除去した後常圧蒸留装置の脱塩槽注入水として再利用され、残りは排水貯槽で性状を均一化した後下記の各処理装置で多段的に処理される。

- CPI オイルセパレーター
- 凝集沈殿装置
- 戸過装置
- 焼却装置

含油降雨水及び蒸気発生設備ならびに給水設備からのブローダウン水はタンカーのバラスト水と共にCPIオイルセパレーター、凝集沈殿装置で処理される。

海水淡水化設備からの塩水、冷水塔ブローダウン水、所内一般地区への降雨水などのクリーン排水はガードベースンへ直接放流される。さらに各処理装置で処理された製油所排水は水質の均一化を図ると共に突発的な汚染物質の流出を防ぐために全てガードベースンに集められる。

製油所排水の水質要求値は表 5.14 の通りとした。

### 建家設備

表 5.15 は検討3製油規模に対して計画された建家設備およびその床面積の一覧である。

建家設備の決定に際しては、製油所内で極力自己保全できるように倉庫および修理工場に対して十分な床面積をとった。

また全ての建家設備は家具および冷暖房設備が完備されている。

### 計装及び情報管理設備

製油所の運転は下記の計器室に設けられた計器盤上において集中管理される。

- オンサイト計器室
- ユーティリティ計器室



表 5.1 2

硫黄取扱設備能力

Case :	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Sulfur Pelletizer	20 Ton/H	40 Ton/H	80 Ton/H
Storage Yard	5,500 m <sup>2</sup>	5,500 m <sup>2</sup>	5,500 m <sup>2</sup>
Conveyor Belt	500 Ton/H	500 Ton/H	500 Ton/H

表 5.1 3

フレア・スタックの主要寸法

Case:	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Diameter	36 inches	48 inches	48 inches
Height	80 m	80 m	110 m
Quantity	1	1	2

表 5.1 4

排水の水質要求値

PH	5.8 - 8.6
COD	Max. 60 ppm
Oil	Max. 5.0 ppm
SS	Max. 30 ppm

表 5.15

## 建家設備一覽表

Buildings			Total Floor Area, m <sup>2</sup>		
	Stories	No.s	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Administ. Bldg.	2	1	3,000	3,000	3,400
Maintenance Shop	1	1	5,000	5,000	6,500
Warehouses	1	4	4,500	4,500	5,800
Laboratory	1	1	1,000	1,000	1,300
Eng'g Office	1	1	1,000	1,000	1,500
Control Rooms	1	5(7)	2,920	2,920	4,480
Power House	1	1	1,550	1,950	2,790
Costum House	1	1	90	90	90
Substations	1	25	4,600	6,910	12,330
Firehouse	1	1	600	600	600
Change House	1	1	500	500	750
Cafeteria	1	1	1,260	1,260	1,800
Clinic	1	1	300	300	300
Rest Houses	1	2	200	200	200
Gate Houses	1	3	140	140	140
<b>Total</b>	-	49(51)	26,660	29,370	41,980

( ): 500,000 BPSD Case

- ・オフサイト計器室

- ・ SHIPPING 計器室

各計器盤には装置のプロセス・フローを示すセミ・グラフィック・パネルが設置され運転の容易さに役立つ。

又、計装システムは信号媒体を電気信号による電子式計装システムである。

製油所の操業、装置の状況に関する正確な情報を提供することを目的として電子計算機を使用した下記の情報管理システムが設置される。

- ・出荷管理システム

- ・油量管理システム

- ・機器管理システム

- ・原価管理システム

電子計算機ハードウェアの構成は図 5.7 に示すように、2 台の端末計算機と 1 台の情報管理用計算機およびこれらに付随する周辺機器より成る。

## 土 木 工 事

モハメド・アメリカ地区での敷地造成については、標高 7 ~ 8 m の地盤高となり、その土工事量は検討 3 製油規模に付して次の通りとなる。

- ・ 125,000BPSD : 1,500,000 m<sup>3</sup>

- ・ 250,000BPSD : 1,800,000 m<sup>3</sup>

- ・ 500,000BPSD : 3,000,000 m<sup>3</sup>

当該地区の土質は粘性土と砂質土の互層であるが、N 値 20 以上のよく締った地盤であるため杭は不要であり直接基礎型式とする。

一般にベルシャ湾岸では土質は硫酸塩等を含み、腐食性があるので、当地区においても基礎コンクリートにはタイプ V のセメントを用いるものとする。

タンク基礎は鋼板部に砕石を敷くアース・ファンデーション方式とする。

プロセス地区およびユーティリティ地区の機器の周りはコンクリート舗装とする。

道路はアスファルト・コンクリートで舗装し、舗装巾は主道路で 16 m、また製油所の境界にはフェンスを設置する。

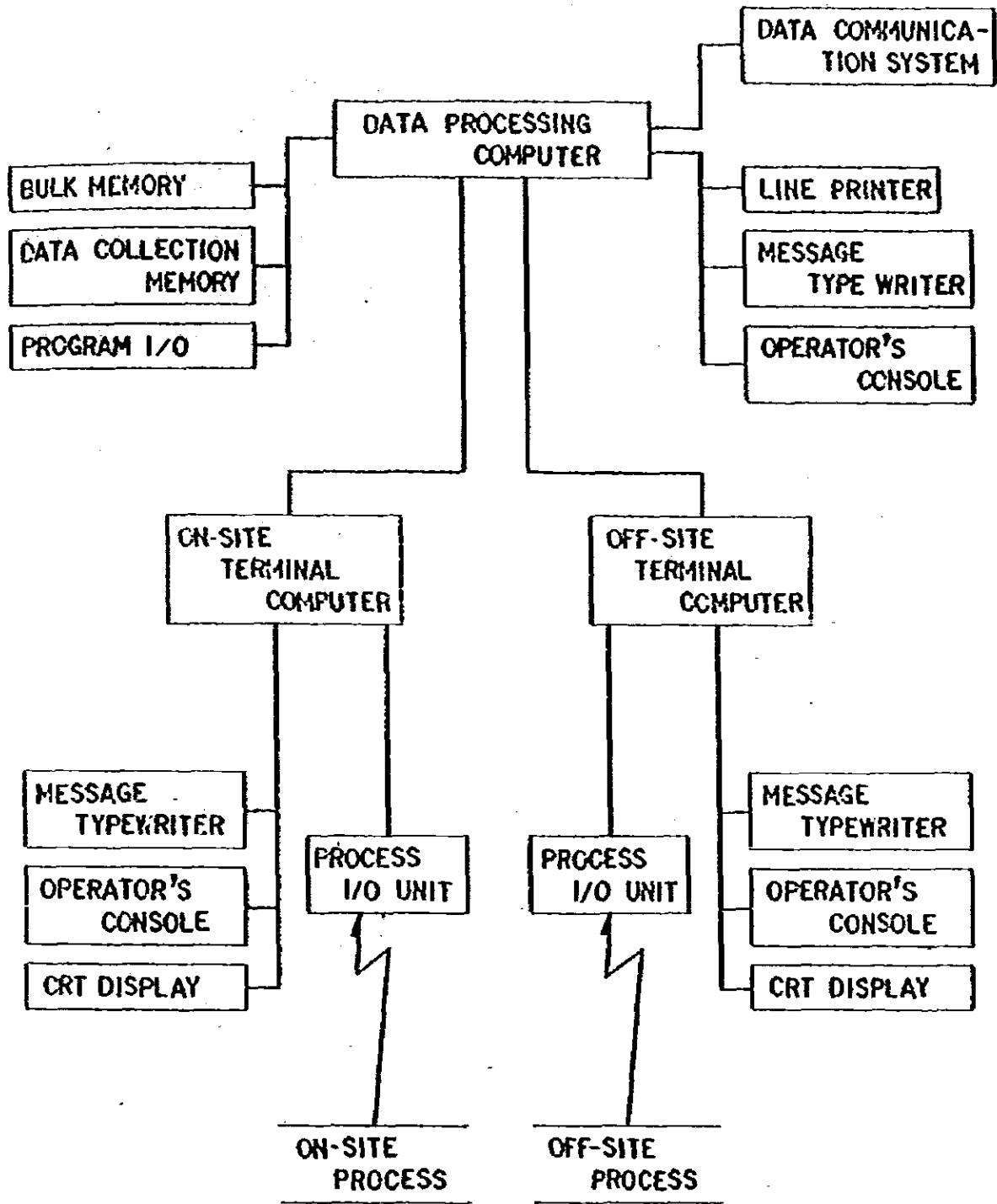


Figure 5.7  
 FLOW SCHEME FOR  
 CONFIGURATION OF  
 COMPUTER HARDWARE

#### 5.2.4 全体配置計画

計画されたハイドロスキミング型製油所 500,000 BPSD ケースの所内全体配置図を図 5.8 に示す。

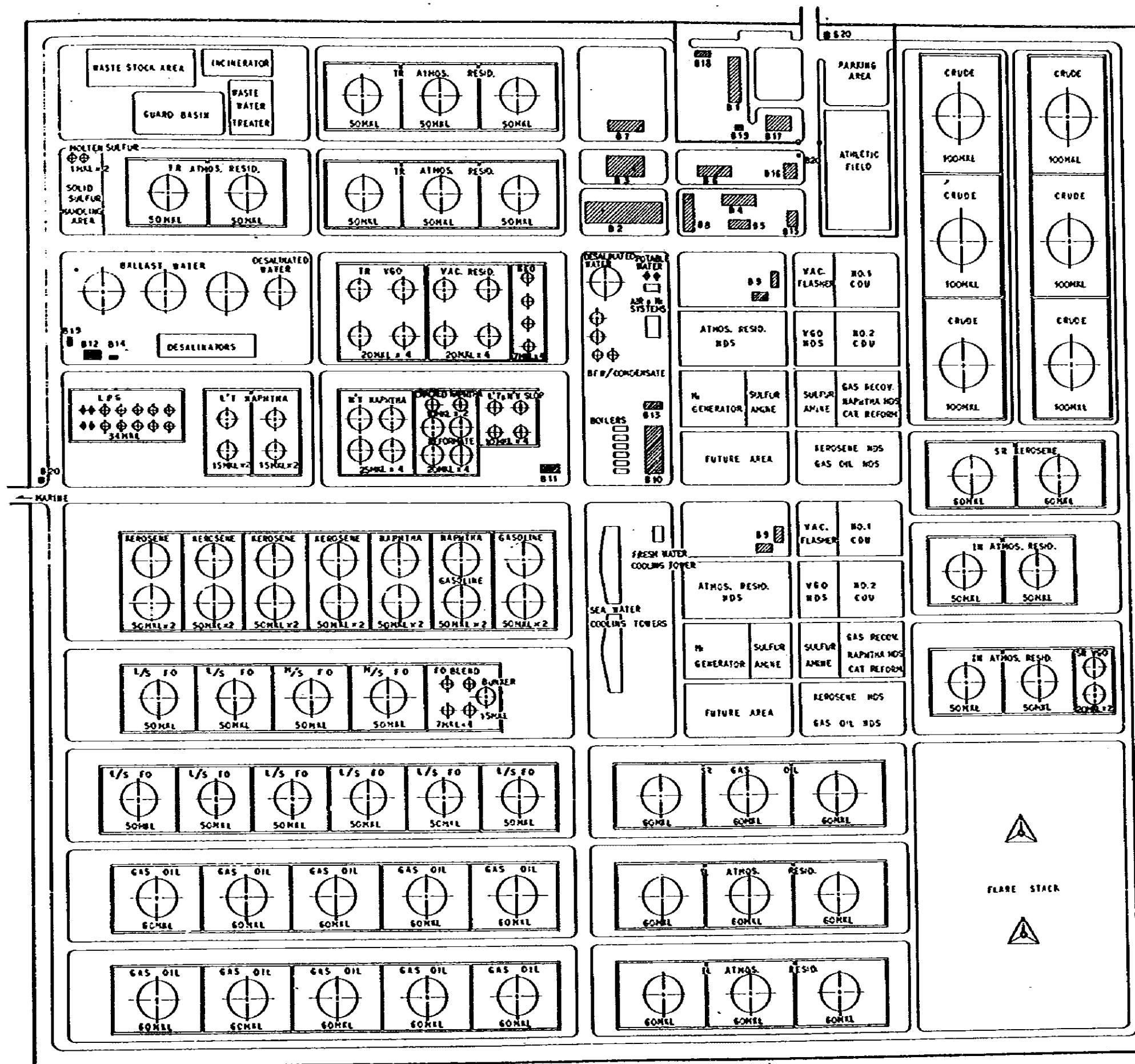
基本的に製油所全敷地は、原油貯蔵、精製、中間貯蔵、製品貯蔵、出荷、用役供給、管理・保守および廃棄物処理等の各機能毎に割り振られた敷地の合理的かつ有機的集約であると考えられる。本全体配置計画もこの基本概念を基に計画されたものである。

500,000 BPSD の製油規模の場合、精製装置用敷地は各々が 250,000 BPSD の原油処理能力を持つ 2 系列に区分される。

125,000 BPSD および 250,000 BPSD の製油規模の全体配置計画は精製装置群の系列数および原油並びに中間タンク用敷地面積を除いて、本質的に 500,000 BPSD の場合と同じである。

各製油規模に対して、所要敷地面積を下記のように推算した。

- 125,000 BPSD : 2,130,000  $m^2$
- 250,000 BPSD : 2,600,000  $m^2$
- 500,000 BPSD : 4,230,000  $m^2$



- BUILDINGS**
- B1 : ADMINISTRATION BUILDING
  - B2 : MAINTENANCE SHOP
  - B3 : SPARE WAREHOUSE
  - B4 : CATALYST WAREHOUSE
  - B5 : CHEMICAL WAREHOUSE
  - B6 : GENERAL WAREHOUSE
  - B7 : LABORATORY
  - B8 : ENGINEERING OFFICE
  - B9 : PROCESS CONTROL ROOMS (4)
  - B10 : UTILITY CONTROL ROOM
  - B11 : OFFSITE CONTROL ROOM
  - B12 : SHIPPING CONTROL ROOM
  - B13 : POWER HOUSE
  - B14 : CUSTOM HOUSE
  - B15 : FIRE HOUSE
  - B16 : CHANGE HOUSE
  - B17 : CAFETERIA
  - B18 : CLINIC
  - B19 : REST HOUSES (2)
  - B20 : GATE HOUSES (3)

REQUIRED AREA  
 $2,018^m \times 2,096^m = 4,230,000^m^2$

IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 REFINERY PLOT PLAN  
 HYDROSKMM NS : 500,000 BPSD  
 FIGURE 5.8

## 製油所設備

ケース2 : 水素化分解型





### 5.3 ケース2：水素化分解型製油所

本節では水素化分解型製油所に関し製油規模125,000 BPSD、250,000 BPSDおよび500,000 BPSDの3ケースについてその設備計画の概要を述べる。

#### 5.3.1 精製装置

図 5.9 精製フロースキームに示すように本製油所は減圧軽油水素化分解装置ならびにピスプレッキング装置等の分解装置を備えている。

従って中間留分（ナフサ、灯軽油）の得率が高く、重油分の得率が低くなる。

本方式により得られる各製品の対原油得率を下表に示す。

表 5.16  
製品得率（ケース2）

Products	Yields, Vol% on Crude
Gasoline	10.0
Naphtha	12.5
Kerosene	17.4
Gas Oil	24.9
Low Sulfur Fuel Oil	20.6
Medium Sulfur Fuel Oil	5.1
Bunker Fuel Oil	3.0
Total	93.5

又、各製油規模についての製品生産量および製品規格と得られた製品性状との比較を各々表 5.17、表 5.18 に示す。

#### 精製スキーム

イラニアン・ライトおよびイラニアン・ヘビー原油は各々別の常圧蒸留装置に送られ、

下記に分離温度で分留される。

ナ　フ　サ	154℃以下
灯　　油	154℃～235℃
軽　　油	235℃～371℃
常圧残渣油	371℃以上

常圧蒸留装置からの塔頂留分はナフサ水素化脱硫装置で処理されLPG、軽質ナフサおよび重質ナフサに分離される。

分離された軽質ナフサはタンクに貯油された後ガソリンおよび製品ナフサに混合される。重質ナフサは一部は接触改質装置で処理され、オクタン価がRON 98のリフォーマートとなる。残りの重質ナフサはタンクに貯油された後、軽質ナフサおよび分解ナフサと共に製品ナフサに混合される。

ナフサ水素化脱硫装置、接触改質装置および減圧軽油水素化分解装置からのLPG留分はガス回収装置に送られプロパン、ブタンが回収される。

回収されたLPGの内プロパンは全て製油所の燃料および水素製造装置の原料として消費され、ブタンについては一部製品の蒸気圧規格許容範囲内でガソリンおよびナフサに混合される。

残りのブタンは全て製油所の燃料として消費されLPGの製品出荷は行なわない。

常圧蒸留装置からの灯油留分は全量灯油水素化脱硫装置で処理した後水素化分解灯油と共に製品灯油タンクに貯蔵される。

軽油留分は脱硫処理した後大部分が分解軽油と共に製品軽油として貯油されるが一部は中硫黄重油の混合材となる。

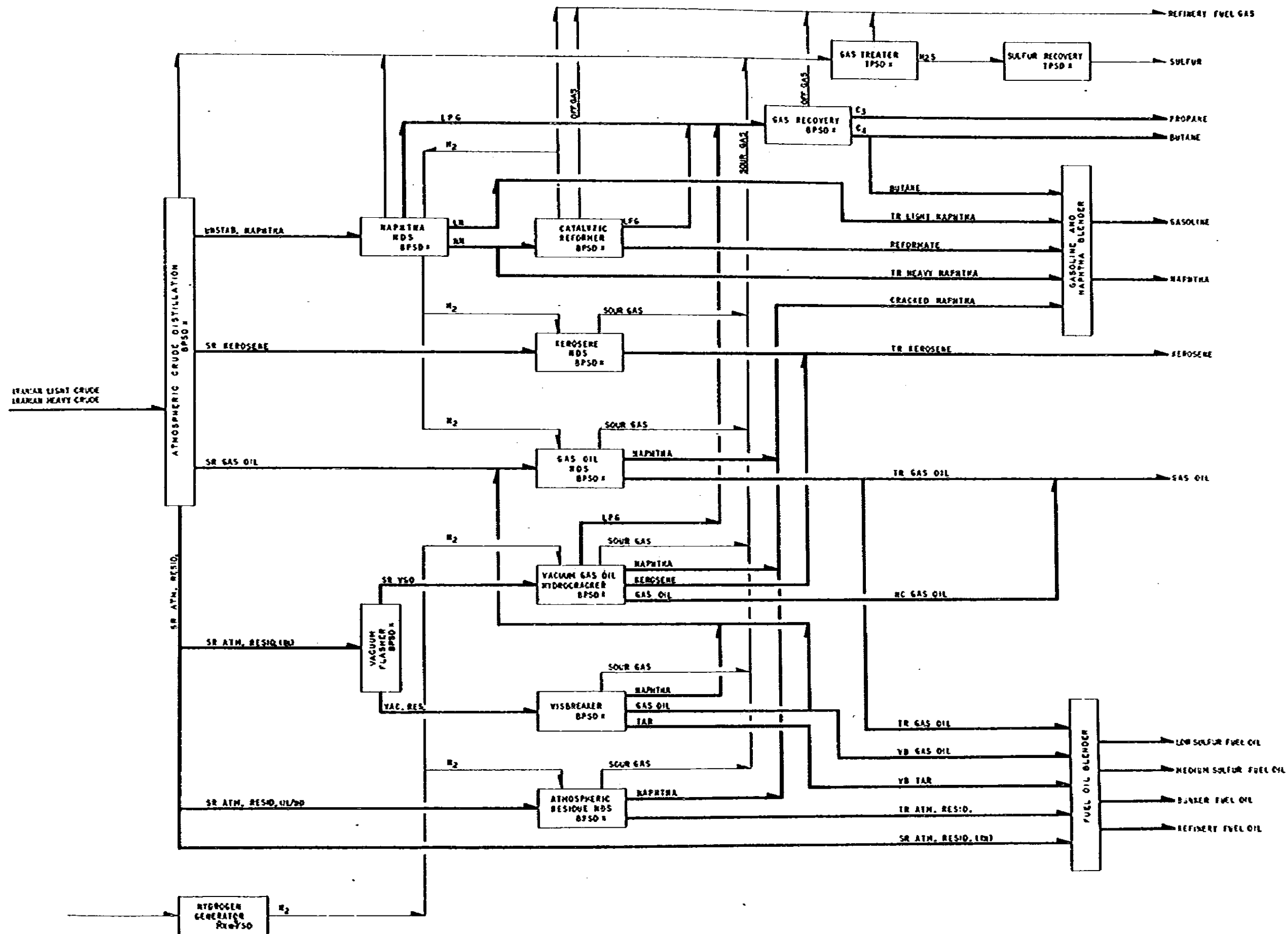
イラニアン・ライト原油の常圧残渣油は全量水素化脱硫装置で処理された後、硫黄含有率が0.1 wt%低硫黄重油となる。

一方、イラニアン・ヘビー原油の残渣油は、

- ・イラニアン・ライト原油の残渣油と共に常圧残渣油水素化脱硫装置、
- ・減圧蒸留装置を經由して減圧軽油水素化分解装置、
- ・重油混合設備

の3通りに枝分れして送られる。

減圧蒸留装置からの残渣油はビスプレーキング装置に送られ、熱分解されてナフサ、



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 BLOCK FLOW DIAGRAM  
 CASE - 2 : HYDROCRACKING  
 Figure 5.9

表 5.17

原油および製品  
(ケース2 水素化分解型)

	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
	BPCD	BPCD	BPCD
<b>1. Crude Oil</b>			
Iranian Light Crude	53,125	106,250	212,500
Iranian Heavy Crude	53,125	106,250	212,500
Total	106,250	212,500	425,000
<b>2. Products</b>			
<b>(1) Salable Products</b>			
Gasoline	10,625	21,250	42,500
Naphtha	13,280	26,560	53,120
Kerosene	18,500	37,000	74,000
Gas Oil	26,455	52,910	105,820
L/S Fuel Oil (0.14S)	21,845	43,690	87,380
M/S Fuel Oil (1.54S)	5,460	10,920	21,840
Bunker Fuel Oil	3,190	6,380	12,760
Total	99,355	198,710	397,420
Sulfur	145 TPCD	290 TPCD	580 TPCD
<b>(2) Refinery Use</b>			
Off Gas	1,270 EFO	2,540 EFO	5,080 EFO
Propane	1,125	2,250	4,500
Butane	1,275	2,550	5,100
Refinery Fuel Oil	5,430	10,860	21,720

表 5.18

製品性状  
(ケース2 水素化分解型)

Products	Properties	Specification	Estimated Actual Value
Gasoline	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.746
	RON, F-1 Clear	Min. 90	90
	RVP @37.8°C	0.45 - 0.63	0.63
	ASTM Distillation (D-86), °C		
	10%	Max. 65	44
50%	Max. 120	76	
90%	Max. 180	145	
97%	Max. 205	166	
Naphtha	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.722
	RVP @37.8°C	Max. 0.63	0.63
	Sulfur Content	Max. 0.01	0.01
	EP	Max. 200	190
Kerosene	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.802
	Flash Point (Tag)	Min. 40	45
	Smoke Point	Min. 24	24
	Sulfur Content	Max. 0.005	0.005
	ASTM Distillation (D-86), °C		
1BP	Min. 150	161	
95%	Max. 235	233	
Gas Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.852
	Flash Point (P-M)	Min. 50	113
	Four Point	Max. -7.5	-9.0
	Cetane No.	Min. 50	57
	Sulfur Content	Max. 0.1	0.04
ASTM Distillation (D-86), °C			
90%	Max. 350	335	
L/S Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.918
	Flash Point	Min. 60	60
	Sulfur Content	Max. 0.1	0.1
	Viscosity @50°C	Max. 150	40
M/S Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.942
	Flash Point	Min. 60	60
	Sulfur Content	Max. 1.5	1.5
	Viscosity @50°C	Max. 150	150
Bunker Fuel Oil	Specific Gravity (15/4°C)	-	0.962
	Sulfur Content	Max. 3.5	2.6
	C.C.R.	Max. 12	12.0
	Viscosity @50°C	Max. 250	250

軽油およびタールとなる。

蒸留装置、水素化脱硫装置および分解装置からのサワー・ガスはアミン洗浄によって硫化水素が除去された後製油所の燃料システムに送られる。又、除去された硫化水素は後続の硫黄回収装置に送られる。

ナフサ、灯油および軽油の水素化脱硫装置で必要となる水素は接触改質装置から供給される。一方、減圧軽油水素化分解装置および常圧残渣油水素化脱硫装置に対しては水素製造装置から供給される。

尚、水素製造装置の原料としては製油所のオフガスおよび回収プロパンが使用される。

### 設 備 能 力

125,000、250,000および500,000 BPSDの各製油規模に対する各々の精製装置の設備能力と基数は運転、定修計画を考慮して決定した。各製油規模に対する精製系列数は、125,000および250,000 BPSDケースについては1系列、又、500,000 BPSDケースについては、2系列とした。

但し、排ガス洗浄装置、硫黄回収装置および水素製造装置に関しては、一方の装置群が定修時にも他の装置群の連続運転を可能にするために一系列につき独立した2基の設備を持つことにした。

各装置の設備能力は線型計画法により求めた製油所のバランスを基に決定した。

年間平均通油量から設計設備能力を決定する際に使用した稼働率(BPCD/BPSD×100)は、

- 常圧残渣油水素化脱硫装置については80%
- その他の装置については85%

である。但し水素製造装置、排ガス洗浄装置および硫黄回収装置については、水素化脱硫および分解装置群が消費又は発生する水素およびサワーガスの最大時に対応できる設備能力とした。

表 5.19

精製装置設備能力  
(ケース2 水素化分解型)

Process Unit	Unit	125,000 BPSD		250,000 DPSD		500,000 DPSD	
		Capacity	No. #	Capacity	No. #	Capacity	No. #
Atmospheric Crude Distillation	BPSD	125,000 *)	1	125,000	2	125,000	4
Vacuum Flasher	DPSD	38,500	1	38,500	1	38,500	2
Gas Recovery	BPSD	4,700	1	9,400	1	9,400	2
Naphtha Hydrodesulfurizer	BPSD	26,500	1	52,900	1	52,900	2
Catalytic Reformers	BPSD	9,700	1	19,300	1	19,300	2
Kerosene Hydrodesulfurizer	BPSD	17,700	1	35,300	1	35,300	2
Gas Oil Hydrodesulfurizer	BPSD	20,900	1	57,700	1	57,700	2
Vacuum Gas Oil Hydrodesulfurizer	DPSD	-	-	-	-	-	-
Vacuum Gas Oil Hydrocracker	BPSD	9,900	1	19,700	1	19,700	2
Atmospheric Residue Hydrodesulfurizer	BPSD	30,300	1	60,600	1	60,600	2
Visbreaker	BPSD	9,400	1	18,800	1	18,800	2
Hydrogen Generator	10 <sup>6</sup> Nm <sup>3</sup> /SD	0.55	2	1.10	2	1.10	4
Gas Treater	TPSD (as H <sub>2</sub> S)	100	2	200	2	200	4
Sulfur Recovery	TPSD (as S)	90	2	180	2	180	4
Foul Water Stripper	TPSD	1,120	1	2,230	1	2,230	2

\*) ケース2 水素化分解型

### 5.3.2 用 役 設 備

グラスルーツ製油所において円滑な運転を行なうためには安定した用役の供給は不可欠である。

モハメド・アメリの主要な現地条件を考慮し、これら用役を供給するためのシステム及び設備を決定した。

又、用役は製油所内で自家供給する観点から、システムの信頼性及び供給の安定性には特に注意が払われている。

#### 用役供給システム

図 5.10 はスチーム、電力及び水等主要な用役の供給システムを示している。

製油所内では下記の 3 通りの圧力レベルのスチームを利用する。

- ・高圧スチーム - 43 暫0、400℃
- ・中圧スチーム - 15 暫0、270℃
- ・低圧スチーム - 3.5 暫0、飽和温度

蒸気発生設備からの高圧スチームはタービン駆動発電機の外、接触改質装置、減圧軽油水素化脱硫装置、常圧残渣油水素化脱硫装置等の大容量ガスコンプレッサーならびに所内空気圧縮機の駆動用スチームとして用いられる。

中圧スチームは接触改質装置、水素製造装置等の廃熱ボイラーならびに発電機タービン等のタービン排気として発生し、各種小型駆動機の駆動用スチーム、プロセスの加熱用及び燃料油用のアトマイジング用等に消費される。低圧スチームも廃熱ボイラー及びタービン排気として発生し脱気器の脱気用スチーム、各種機器の加熱ならびにストリップング用として消費される。

発電用タービンは抽気-凝縮型とし、所内での中圧スチーム及び電力の必要量の増減に対しては各々抽気量、凝縮量を調整することで対応できる。スチームの凝縮水は極力回収し、フィルターを通した後循環使用される。

冷却水システムは海水及び淡水の両システムを採用し、海水の利用が可能な箇所は極力海水を利用するものとした。

両冷却水システムとも冷水塔による冷却水の循環を行なうことにより海水あるいは淡



水の所要量の低減を図っている。

製油所内で必要な燃料は下記の3種類で賄われる。

- ・製油所オフガス
- ・LPG
- ・自家燃料用重油

ガス燃料は、排ガス洗浄装置でアミン洗浄された各種製装置からのオフガスに、燃料ガスの燃焼熱量を所定値に保持するために、回収したLPGを気化器によって気化して混合したものである。

一方重油燃料は自家燃料油タンクに貯油されたイラニアン・ヘビー原油の減圧残渣油を用い、160℃迄予熱した後蒸気発生設備および各加熱炉に供給される。尚、重油燃料を安定的に供給するために重油循環システムを設けるものとした。

その他、空気圧縮設備および空気分離型不活性ガス発生設備を設けることにより計装用、プラント用空気およびシール用窒素は全て自家発生させる。

#### 用役バランス

表 5.20 は製油規模 250,000 BPSD ケースの用役バランスを暦日ベース（年間平均）で示したものである。

本表は電力、燃料、高中低の3圧力レベルスチーム、海水ならびに淡水冷却水、スチーム凝縮水、給水およびボイラー給水の各用役について所内設備別に消費・発生量を示している。

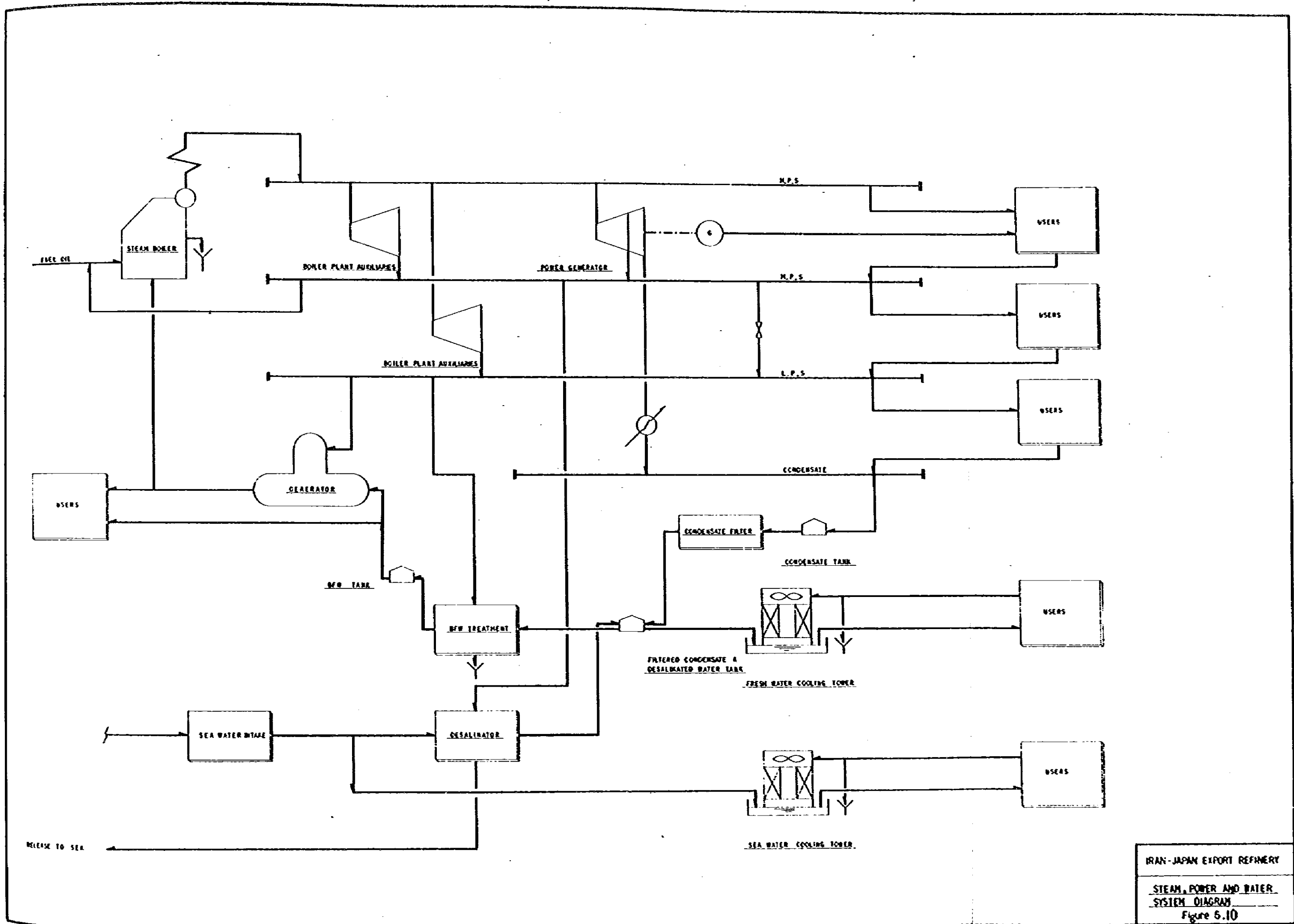
ここで正の数値は消費を、又、負の数値は発生を表わしている。

#### 設備能力

用役設備能力は出荷時における用役消費のピーク時を考慮した運転日ベース（最大負荷）に基いて決定した。

また下記に示す主要設備は各ケースとも予備機1機を設置する。

- ・蒸気発生設備
- ・発電設備
- ・海水淡水化設備



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 STEAM, POWER AND WATER  
 SYSTEM DIAGRAM  
 Figure 6.10

表 5.20

用役バランス(ケース1 水酸化分解型 250,000BPSD)

	Elec. Power KW	Fuel 10 <sup>6</sup> Kcal/CD	Steam			Water		Steam Cond. Ton/CD	B.F.W.	
			H.P. Ton/CD	M.P. Ton/CD	L.P. Ton/CD	Sea 10 <sup>3</sup> Ton/CD	Fresh Ton/CD		Cold Ton/CD	Hot Ton/CD
Atmos. Crude Distillation	4,480	2,801		970	327	40.8		-456		112
Vacuum Flasher	740	694		231	-26	18.5				
Gas Recovery	110				182	25.0		-182		
Naphtha HDS	1,720	1,372	43			32.6				156
Cat. Reformer	270	1,178	377	-319	-377	30.6				360
Kerosene HDS	1,400	576		72		40.4				125
Gas Oil HDS	3,440	1,128		130	12	69.7				218
Atmos. Residue HDS	10,880	1,102	739	-91	-636	92.9		-219		835
Hydrocracker	4,630	898	401	-266	-346	6.0				377
Visbreaker	310	845		139	-1,008	10.4				1,032
Gas Treating	320			72	1,157	18.3		-1,229		10
Sulfur Recovery	720	254			-72	2.3		-144		895
Hydrogen Plant	1,700	2,724		-271	242	14.7		-55	2,659	
Raw Water Stripper	200				540	17.8		-516		
On-Site Total	30,920	13,572	1,517	710	-657	428.0		-2,803	2,659	4,120
Off-Site Total	3,000		216	400	672	2.6		-120		
Steam Generator Dewarator		7,701	-9,072	-898	-768				13,013	11,129
Power Generator	-37,220		5,496	-1,065	2,237	221.5		-4,430	-15,672	-15,249
SW Treatment	310				58					
Desalinater	640				1,074					
Sea Water Intake	1,260		1,817		-1,817	-652.1				
SW COOLING TOWER	1,050		26		-26					
KW COOLING TOWER	20							1,137		
Utility Total	-33,920	7,781	-1,733	-1,963	758	-430.6		2,923	-2,659	-4,120
Refinery Grand Total	0	21,353	0	-773	773	0.0		0	0	0

注 1) 海水取水量 173,000 m<sup>3</sup>/CD 2) 正数字は消費を示し、負数字は発生を示す。

表 5.21  
 所 要 用 役 量  
 ( ケー ス 2 水 素 化 分 解 型 )

Requirement	Unit	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Electric Power	KW	18,700	37,300	74,600
Total Fuel	10 <sup>6</sup> kcal/CD	10,700	21,400	42,800
Steam	TON/CD	5,500	10,900	21,800
Cooling Sea Water	TON/CD	326,000	652,000	1,304,000
Cooling Fresh Water	TON/CD	4,600	9,100	18,200
Net Boiler Feed Water	TON/CD	4,300	8,500	17,000
Net Sea Water Intake	TON/CD	86,500	173,000	346,000

- ・ポリッシャー
- ・海水冷却水循環ポンプ
- ・空気圧縮器

各製油規模に対する用役設備能力を表 5.2.2 に示す。

### 5.3.3 オフサイト設備

#### 貯油・製品混合設備

製油所オフサイトの操油システムを図 5.11 のタンク・フロー・ダイアグラムに示す。

2本の原油輸送配管で送られて来るイラニアン・ライトおよびイラニアン・ヘビー両原油は各々の原油タンクに貯蔵される。原油タンクの貯油設備能力は原油処理量の7日分とする。

下記のストリームに対しては脱硫など後続装置が定修あるいは触媒の再生・交換のために休止する場合にも上流装置の運転が続けられるように中間タンクを設置する。

<u>ストリーム</u>	<u>後続装置</u>	<u>貯油日数</u>
直留灯油	水素化脱硫装置	18
直留軽油	水素化脱硫装置	18
常圧残渣油	水素化脱硫装置	18
直留減圧軽油	水素化脱硫装置	7
減圧残渣油	ビスレーキング装置	7

最終製品および製品混合基油は各々製品・半製品タンクに貯油される。

製品・半製品タンクの総貯油能力は合わせて30日分とし、原則として製品混合以前の半製品タンクは15日分の貯油能力を持つものとした。

さらに製品タンクは最大級製品タンカーによる1回当りの出荷量の1.5倍以上の貯油能力を持つとした。

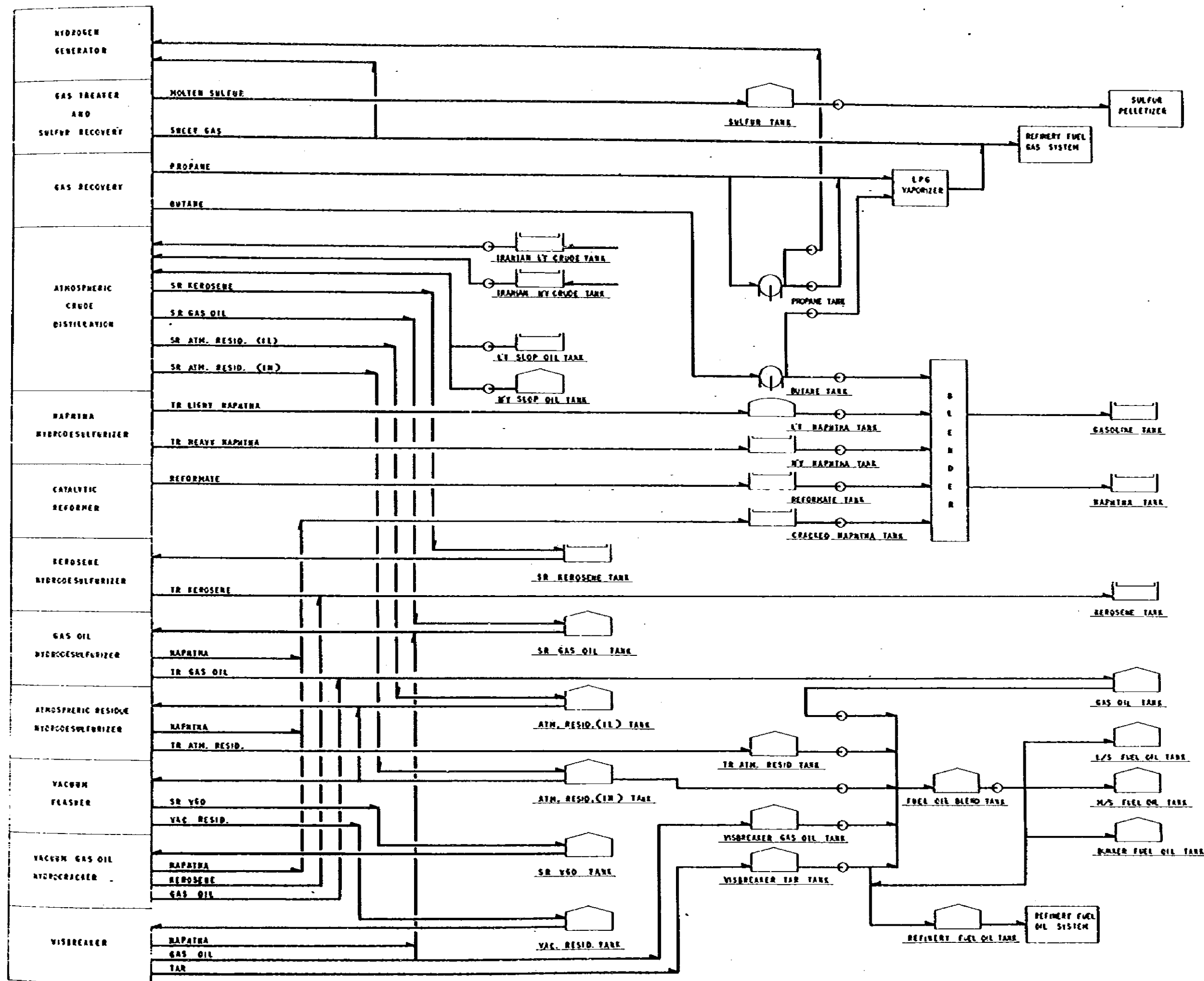
その他のタンクの貯油能力は以下の通りとした。

- ・バンカー重油 15日
- ・自家燃料用重油 6日

表 5.2.2

用 役 設 備 能 力  
( ケ-ス 2 水 蒸 化 分 解 型 )

Facility	125,000 BPSD		250,000 BPSD		500,000 BPSD		Remarks
	Capacity	No. s	Capacity	No. s	Capacity	No. s	
1. Steam Generator	170 Ton/Hr	3	310 Ton/Hr	3	400 Ton/Hr	4	44 Kg/cm <sup>2</sup> C, 410°C One unit for stand-by
2. Power Generator	15,000 KW	3	17,000 KW	4	21,000 KW	6	Extracting-Condensing One unit for stand-by
3. Desalinater	2,700 Ton/day	3	5,200 Ton/day	3	10,200 Ton/day	3	One unit for stand-by
4. DFW Treatment							
- Condensate Filter	140 Ton/Hr	2	260 Ton/Hr	2	340 Ton/Hr	3	
- Mixed Bed Polisher	240 Ton/Hr	3	460 Ton/Hr	3	600 Ton/Hr	4	One unit for stand-by
- Water Tanks							
a) Condensate Tank	1,500 KL	2	3,000 KL	2	5,000 KL	2	
b) Filtered Cond. & Desal.W. Tank	12,000 KL	2	25,000 KL	2	45,000 KL	2	
c) DFW Tank	3,000 KL	2	5,000 KL	2	10,000 KL	2	
5. Cooling Water System							
- Sea Water Cooling Tower	20,000 M <sup>3</sup> /Hr	1	19,000 M <sup>3</sup> /Hr	2	19,000 M <sup>3</sup> /Hr	4	
- Fresh Water Cooling Tower	300 M <sup>3</sup> /Hr	1	600 M <sup>3</sup> /Hr	1	1,100 M <sup>3</sup> /Hr	1	
6. Sea Water Intake							
- Pumps	3,000 M <sup>3</sup> /Hr	3	5,500 M <sup>3</sup> /Hr	3	7,000 M <sup>3</sup> /Hr	4	One pump for stand-by
- Piping	34 inch <sup>3</sup> (6,000 M <sup>3</sup> /Hr)	1	42 inch <sup>3</sup> (11,000 M <sup>3</sup> /Hr)	1	54 inch <sup>3</sup> (21,000 M <sup>3</sup> /Hr)	1	
7. Air System	1,500 Nm <sup>3</sup> /Hr	3	2,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	3	2,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	5	
8. Inert Gas System	250 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	500 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	1,000 Nm <sup>3</sup> /Hr	2	
9. Fuel Oil Pump	45 Ton/Hr	3	90 Ton/Hr	3	170 Ton/Hr	3	One pump for stand-by
10. Fuel Gas System							
11. Potable Water System	10 Ton/Hr	1	10 Ton/Hr	1	20 Ton/Hr	1	
- Chlorinator	1,000 KL	1	1,000 KL	1	1,000 KL	2	
- Tank							



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 TANK FLOW DIAGRAM  
 CASE - 2 : HYDROCRACKING  
 Figure 5.11

- ・自家用プロパン 5日
- ・液体硫黄 3日

表 5.23 に検討 3 製油規模に対し計画されたタンク設備の一覧表を示す。本表においては、原油タンクを除き各タンクに 15 %の余裕を見込んである。

半製品タンクに貯油された各混合基油は表 5.24 に示したブレンド計画に従って混合され最終製品となる。

ガソリンおよびナフサの混合は共用に設置されたラインブレンダーで行なり。

ブレンド計画表に従い各混合基油は所定の流量比率を保ちながらブレンドグヘッダーに送られる。

一方重油製品はラインブレンダーで混合された後、ブレンドタンクで更に調整され製品タンクに送られる。

#### 製品出荷設備

各製品は図 5.12 に示すように総延長距離 19 Kmに及ぶ製品出荷配管により製品タンクから海上出荷基地まで運ばれる。

製品出荷配管は 4 Kmのコースウェイ上に敷設される部分とその先端から 15 Kmの海底配管から構成される。

出荷棧橋での荷揚時間については、白油に対しては 130,000DWTのタンカーで 18 時間、又、黒油に対しては 200,000DWTのタンカーで 24 時間と仮定した。

白油の出荷用として 3 本の出荷配管を設置する。即ち、ガソリンとナフサ用に 1 本、又、灯油と軽油用に 1 本、さらに共用配管が 1 本の計 3 本である。

黒油の出荷配管は低硫黄重油と中硫黄重油に対して共用出荷配管 1 本を設置する。

黒油出荷配管は出荷終了後配管中に重油が固化するのを防ぐために軽油洗浄を行なり。

その他タンカーへの飲料水の供給およびバラスト水の放出用として各々 1 本ずつの配管を設置する。

またタンカー重油はコースウェイ上に敷設される配管により製油所からハーバーまで送られ、そこからはしけを利用してタンカーまで運ばれる。

計画した製品出荷ポンプの容量および配管径は表 5.25 に示した。



表 5.23

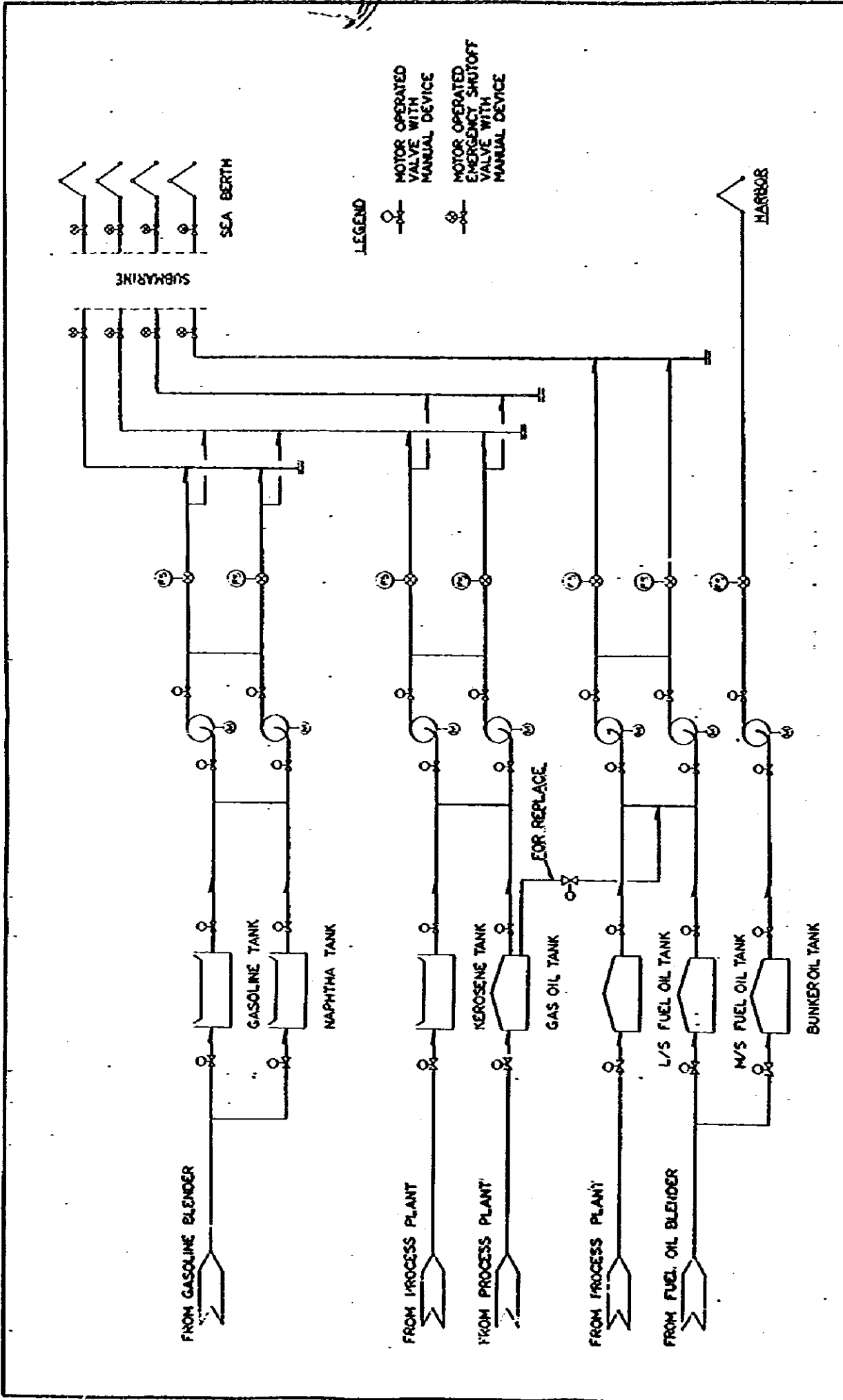
貯蔵設備能力(ケース2 水素化分解型)

Service	125,000 BPSD		250,000 BPSD		500,000 BPSD		Remarks
	No.s	Capacity, KL	No.s	Capacity, KL	No.s	Capacity, KL	
1. Crude Oil Tanks							
Iranian Light Crude	2	37,500	2	75,000	3	100,000	FRT
Iranian Heavy Crude	2	37,500	2	75,000	3	100,000	FRT
2. Intermediate Tanks							
Straight Run Kerosene 1)	1	60,000	2	60,000	2	60,000	FRT
Straight Run Gas Oil 1)	2	50,000	4	50,000	4	50,000	CRT
Atmospheric Residue (IL) 2)	2	40,000	3	60,000	6	60,000	CRT
Atmospheric Residue (IH)	2	30,000	2	40,000	4	40,000	CRT
Straight Run Vacuum Gas Oil	1	15,000	1	25,000	2	25,000	CRT
Vacuum Residue	1	15,000	1	25,000	2	25,000	CRT
3. Semi-Product Tanks							
Propane	3	500	3	1,000	6	1,000	SPN
Butane	3	3,000	6	3,000	12	3,000	SPN
Light Naphtha	2	10,000	2	15,000	4	15,000	DRT
Heavy Naphtha	2	15,000	2	25,000	4	25,000	FRT
Reformate	2	10,000	2	20,000	4	20,000	FRT
Cracked Naphtha	2	10,000	2	15,000	4	15,000	FRT
Treated Atmospheric Residue	2	50,000	3	60,000	6	60,000	CRT
Viabreaker Gas Oil	1	3,000	1	5,000	2	5,000	CRT
Viabreaker Tar	2	10,000	2	20,000	4	20,000	CRT
4. Product Tanks							
Gasoline	2	60,000	2	60,000	2	60,000	FRT
Naphtha	3	60,000	3	60,000	3	60,000	FRT
Kerosene	2	60,000	4	60,000	8	60,000	FRT
Gas Oil	3	60,000	6	60,000	12	60,000	CRT
Low Sulfur Fuel Oil	3	60,000	5	60,000	5	60,000	CRT
Medium Sulfur Fuel Oil	2	40,000	2	40,000	2	40,000	CRT
Bunker Fuel Oil	1	15,000	1	15,000	1	15,000	CRT
5. Other Service Tanks							
Refinery Fuel Oil	2	4,000	2	7,000	4	7,000	CRT
Fuel Oil Blending	2	5,000	2	10,000	4	10,000	CRT
Light Slop Oil	1	10,000	1	10,000	2	10,000	FRT
Heavy Slop Oil	1	10,000	1	10,000	2	10,000	CRT
Molten Sulfur	1	500	1	1,000	2	1,000	CRT
Grand Total	57	1,737,000	70	2,676,000	119	4,337,000	

注 1) 製品タンクに転用可能 2) 中間ホッパー製品タンクと共用

製品 汎合 炭  
( ケー ス 2 水 炭 化 分 解 型 250,000 BPSD )

Blending Component	BPXD	Refinery Fuel Gas	Gasoline	Naphtha	Kerosene	Gas Oil	L/S Fuel Oil	M/S Fuel Oil	Bunker Fuel Oil	Refinery Fuel Oil
Off Gas	2,535 (EFO)	2,535 (EFO)								
Propane	2,247	2,247								
Butane	5,046	2,554	726	1,766						
Treated Light Naphtha	9,987		7,486	2,501						
Treated Heavy Naphtha	14,241			14,241						
Reformate	13,038		13,038							
Cracked Naphtha	8,051			8,051						
Treated Kerosene	29,963				29,963					
Hydrocracked Kerosene	7,044				7,044					
Treated Gas Oil	46,453					45,849		604		
Hydrocracked Gas Oil	7,061					7,061				
Visbreaker Gas Oil	1,540								1,540	
Straight Run Atmos. Residue (III)	9,286								3,427	
Treated Atmos. Residue	48,147						43,688			
Visbreaker Tar	12,264								1,408	10,856
Total	216,903	7,336	21,250	26,559	37,007	52,910	43,688	10,922	6,375	10,856



LEGEND

○ ⊗ MOTOR OPERATED VALVE WITH MANUAL DEVICE

○ ⊙ MOTOR OPERATED EMERGENCY SHUTOFF VALVE WITH MANUAL DEVICE

Figure 5.12  
SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM  
FOR  
PRODUCT SHIPPING FACILITY

表 5.25

製品出荷設備能力

Service	Shipping Pumps	Pipelines
Gasoline Naphtha Kerosene Gas Oil	5,000 m <sup>3</sup> /H x 4	32 inches x 3
L/S Fuel Oil M/S Fuel Oil	5,000 m <sup>3</sup> /H x 2	42 inches x 1
Bunker Fuel Oil	1,000 m <sup>3</sup> /H x 2	16 inches x 1
Potable Water	50 m <sup>3</sup> /H x 2	4 inches x 1
Ballast Water	-	22 inches x 1

硫黄粒化・貯蔵・出荷設備

硫黄タンクに液状のまま高温貯蔵された回収硫黄は船積出荷のため硫黄粒化設備で固粒化される。

粒化された硫黄は一旦屋外に山積み貯蔵された後コースウェイ上をベルトコンベヤーにより運搬され、製油所から4 Kmの距離にあるコースウェイ先端の硫黄出荷棧橋より荷揚げされる。

これら一連の硫黄取扱い設備については、粒化設備の日中実働時間を8時間、又硫黄運搬船の最大船型を10,000 DWTとして表5.26の通りその能力を決定した。

触媒取扱設備

常圧残渣油水素化脱硫装置では半年毎に触媒を交換する必要がある。

この際劣化した使用済触媒は反応器から抜き出されドラム缶積にしてトラックで搬出される。

一方、新触媒は反応器の触媒搬入口までバケットエレベーターで揚げられベルト・コンベヤーにより反応器内に充填される。

交換される舳煤量および交換に要する日数は60,600 BPSDの能力の常圧残渣油水素化脱硫装置(反応器2系列)に対して下記のように推定した。

- ・交換舳煤量：年間390 t × 2回
- ・交換日数：1回当り15日

### 消火設備

製油所構内の火災に備え、消火用水供給設備を構内全域に設置する。消火用水は海水とし、取水池からポンプで汲み揚げ昇圧して消火用ヘッダーに供給する。

予備機1台を含めて3台の消火用水ポンプ(1台はモーター駆動、他の2台はディーゼルエンジン駆動)により構内全域に配置された消火栓ならびに放水銃に消火用水を供給する。またポンプ能力は1台当り410 m<sup>3</sup>/hrとし、消火栓での水圧は7 MPa以上に保持される。LPG球型タンク地区の高圧ガス設備を対象に水スプレー設備を設ける。また、製油所は下記の車輛を装備した消防署の集中管理による自衛消防システムをとる。

- ・泡沫消防自動車
- ・粉沫消防自動車
- ・泡沫原液車
- ・普通消防自動車
- ・球急車

上記の他、所内要所には可動式粉沫化学消火器を備える。

### フレアー・ブローダウン設備

安全弁、ラプチュアー・ディスク、圧力調節弁および加熱炉の緊急用ブローダウン弁等製油所の各種プレッシャー・リリーフ装置から吐出する物質を処理する設備を設ける。

この設備は、フレアー・ノックアウト・ドラムおよび無煙型フレアー・スタックから構成される。検討3製油規模についてフレアー・スタックの主要寸法は表5.27の通りとなる。

### 排水処理設備

製油所からの各種排水はその性状からプロセス排水、含油排水およびクリーン排水の3系統に分類され各々の排水処理設備に集められる。

プロセス排水は一部排水ストリッパーにより $H_2S$ 、 $NH_3$ を除去した後、常圧蒸留装置の脱塩槽注入水として再利用され、残りは排水貯槽で性状を均一化した後下記の各処理装置で多段的に処理される。

- GPI オイルセパレーター
- 凝集沈殿装置
- 戸過装置
- 焼却装置

含油降雨水及び蒸気発生設備ならびに納水設備からのブローダウン水はタンカーのバラスト水と共に GPI オイルセパレーター、凝集沈殿装置で処理される。

海水淡水化設備からの塩水、冷水塔ブローダウン水、所内一般地区への降雨水などのクリーン排水はガードベースンへ直接放流される。さらに各処理装置で処理された製油所排水は水質の均一化を図ると共に突発的な汚染物質の流出を防ぐために全てガードベースンに集められる。

製油所排水の水質要求値は表 5.28 の通りとした。

### 建家設備

表 5.29 は検討3製油規模に対して計画された建家設備およびその床面積の一覧である。

建家設備の決定に際しては、製油所内で極力自己保全できるように倉庫および修理工場に対して十分な床面積をとった。

また全ての建家設備は家具および冷暖房設備が完備されている。

### 計装および情報管理設備

製油所の運転は下記の計器室に設けられた計器盤上において集中管理される。

- オンサイト計器室
- ユーティリティ計器室

表 5.26

硫黄取扱設備能力

Case :	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Sulfur Pelletizer	20 Ton/H	40 Ton/H	80 Ton/H
Storage Yard	5,500 m <sup>2</sup>	5,500 m <sup>2</sup>	5,500 m <sup>2</sup>
Conveyor Belt	500 Ton/H	500 Ton/H	500 Ton/H

表 5.27

フレア・スタックの主要寸法

Case:	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Diameter	36 inches	48 inches	48 inches
Height	80 m	80 m	110 m
Quantity	1	1	2

表 5.28

排水の水質要求値

PH	5.8 - 8.6
COD	Max. 60 ppm
Oil	Max. 5.0 ppm
SS	Max. 30 ppm

表 5.29

## 建家設備一覽表

Buildings	Buildings		Total Floor Area, m <sup>2</sup>		
	Stories	No.s	125,000 BPSD	250,000 BPSD	500,000 BPSD
Administ. Bldg.	2	1	3,000	3,000	3,400
Maintenance Shop	1	1	5,000	5,000	6,500
Warehouses	1	4	4,500	4,500	5,800
Laboratory	1	1	1,000	1,000	1,300
Eng'g Office	1	1	1,000	1,000	1,500
Control Rooms	1	5(7)	2,920	2,920	4,480
Power House	1	1	1,550	1,950	2,790
Costum House	1	1	90	90	90
Substations	1	25	4,600	6,910	12,330
Firehouse	1	1	600	600	600
Change House	1	1	500	500	750
Cafeteria	1	1	1,260	1,260	1,800
Clinic	1	1	300	300	300
Rest Houses	1	2	200	200	200
Gate . Houses	1	3	140	140	140
<b>Total</b>	-	<b>49(51)</b>	<b>26,660</b>	<b>29,370</b>	<b>41,980</b>

( ): 500,000 BPSD Case



- ・オフサイト計器室
- ・ SHIPPING 計器室

各計器盤には装置のプロセス・フローを示すセミ・グラフィック・パネルが設置され、運転の容易さに役立つ。

又計装システムは信号媒体を電気信号による電子式計装システムであり製油所の操業、装置の状況に関する正確な情報を提供することを目的として電子計算機を使用した下記の情報管理システムが設置される。

- ・出荷管理システム
- ・油量管理システム
- ・機器管理システム
- ・原価管理システム

電子計算機ハードウェアの構成は図 5.13 に示すように、2 台の端末計算機と 1 台の情報管理用計算機およびこれらに付随する周辺機器より成る。

## 土 木 工 事

モハメド・アメリカ地区での敷地造成については、標高 7 ~ 8 m の地盤高となり、その土工事量は検討 3 製油規模に対して次の通りとなる。

- ・ 125,000 BPSD : 1,600,000 m<sup>3</sup>
- ・ 250,000 BPSD : 1,900,000 m<sup>3</sup>
- ・ 500,000 BPSD : 3,200,000 m<sup>3</sup>

当該地区の土質は粘性土と砂質土の互層であるが、N 値 20 以上のよく締った地質であるため杭は不要であり直接基礎型式とする。一般にペルシャ湾岸では土質は硫酸塩等を含み、腐食性があるので、当地区においても基礎コンクリートにはタイプ V のセメントを用いるものとする。

タンク基礎は側板部に碎石を敷くアース・ファウンデーション方式とする。

プロセス地区およびユーティリティ地区の機器の周りはコンクリート舗装とする。

道路はアスファルト・コンクリートで舗装し、舗装巾は主道路で 16 m、また製油所の境界にはフェンスを設置する。

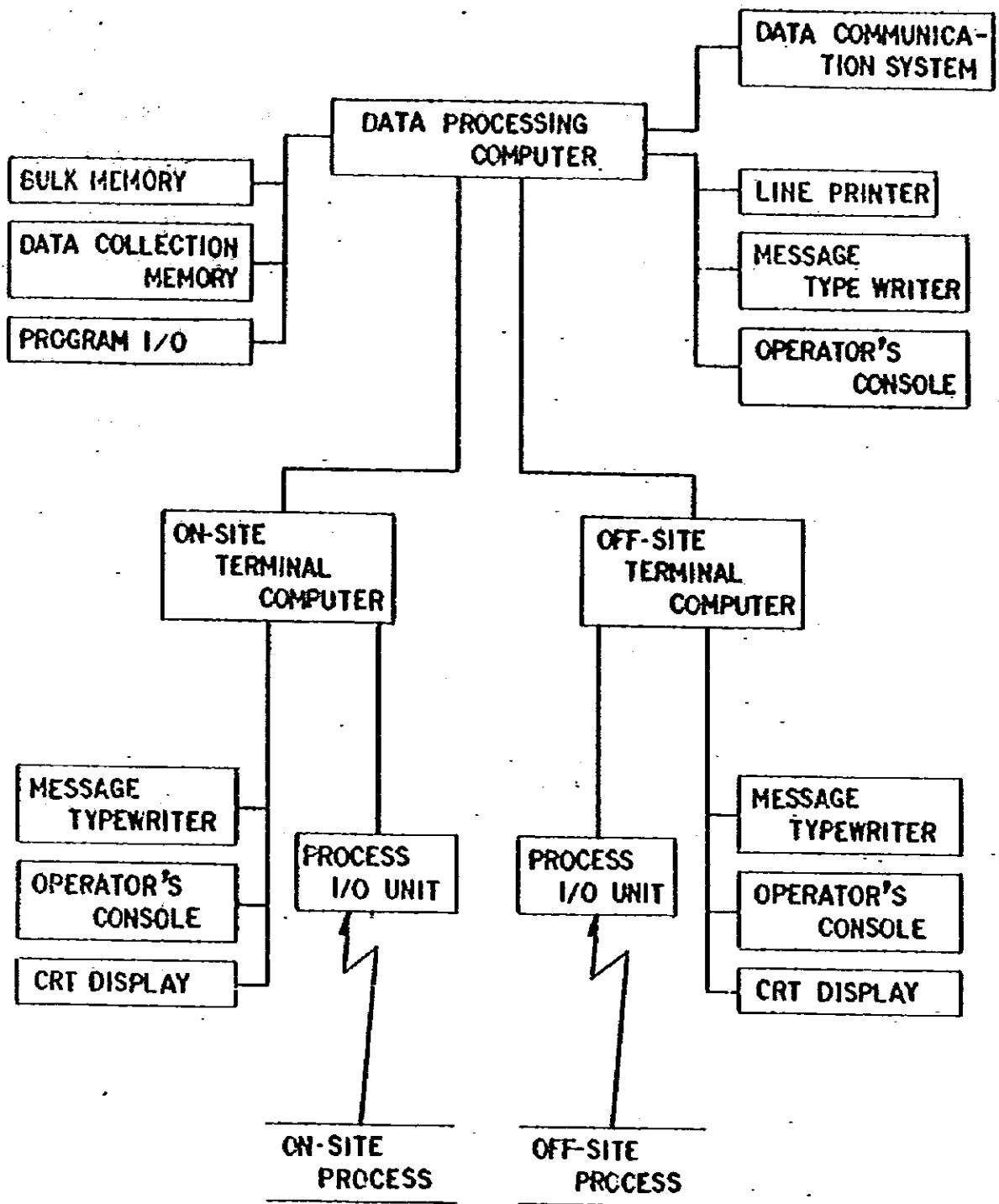


Figure 5.13  
 FLOW SCHEME FOR  
 CONFIGURATION OF  
 COMPUTER HARDWARE

#### 5.3.4 全体配置計画

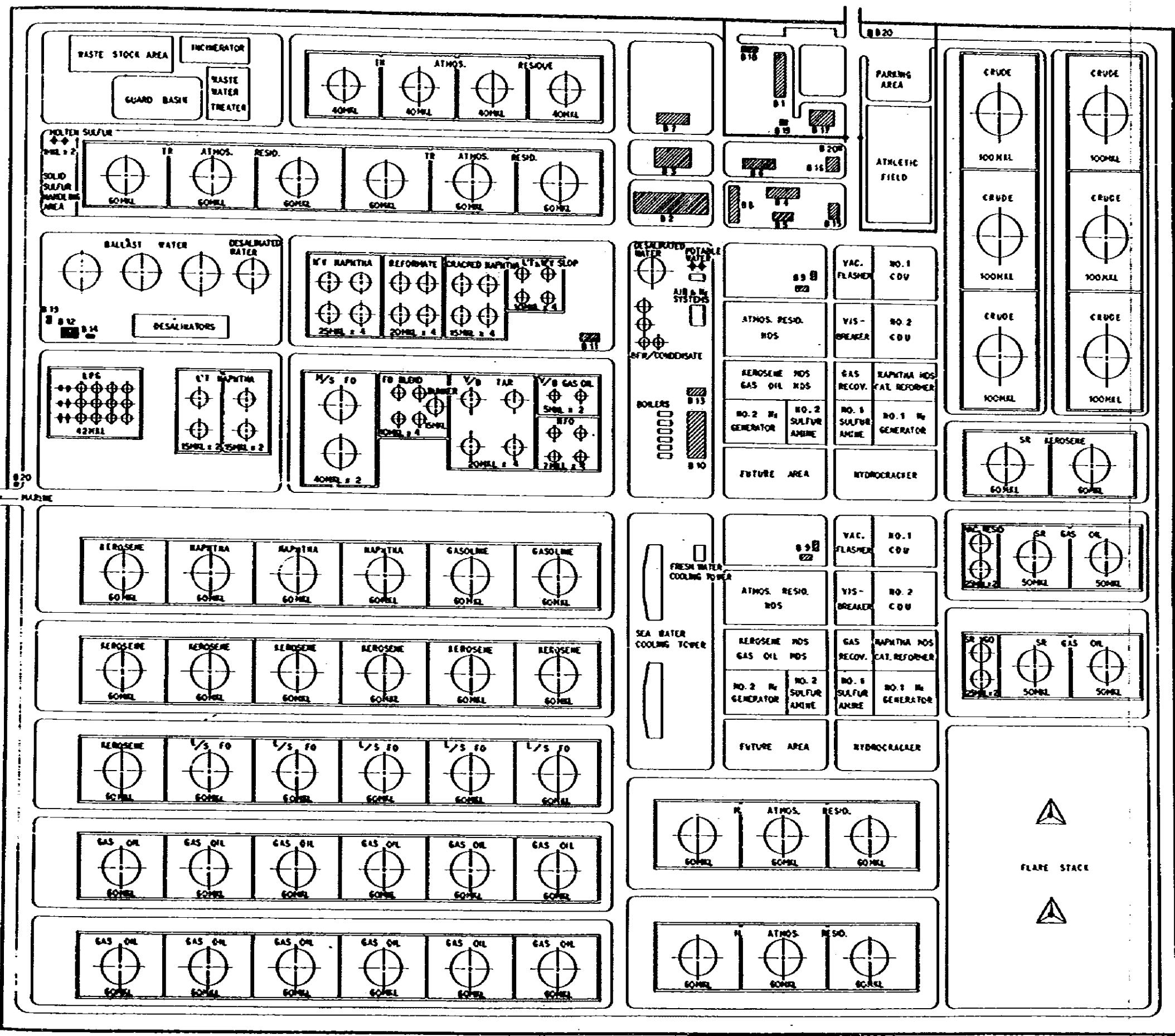
計画された水素化分解型製油所 500,000 BPSD ケースの所内全体配置図を図 5.14 に示す。

基本的に製油所全敷地は、原油貯蔵、精製、中間貯蔵、製品貯蔵、出荷、用役供給、管理・保守および廃棄物処理等の各機能毎に割り振られた敷地の合理的かつ有機的集約であると考えられる。本全体配置計画もこの基本概念を基に計画されたものである。500,000 BPSD の製油規模の場合、精製装置用敷地は各々が 250,000 BPSD の原油処理能力を持つ 2 系列に区分される。

125,000 BPSD および 250,000 BPSD の製油規模の全体配置計画は精製装置群の系列数および原油並びに中間タンク用敷地面積を除いて、本質的に 500,000 BPSD の場合と同じである。

各製油規模に対して、所要敷地面積を下記のように推算した。

- 125,000 BPSD : 2,290,000  $m^2$
- 250,000 BPSD : 2,790,000  $m^2$
- 500,000 BPSD : 4,540,000  $m^2$



- BUILDINGS**
- B1 : ADMINISTRATION BUILDING
  - B2 : MAINTENANCE SHOP
  - B3 : SPARE WAREHOUSE
  - B4 : CATALYST WAREHOUSE
  - B5 : CHEMICAL WAREHOUSE
  - B6 : GENERAL WAREHOUSE
  - B7 : LABORATORY
  - B8 : ENGINEERING OFFICE
  - B9 : PROCESS CONTROL ROOMS (2)
  - B10 : UTILITY CONTROL ROOM
  - B11 : OFFSITE CONTROL ROOM
  - B12 : SHIPPING CONTROL ROOM
  - B13 : POWER HOUSE
  - B14 : COSTUMER HOUSE
  - B15 : FIRE HOUSE
  - B16 : CHANGE HOUSE
  - B17 : CAFETERIA
  - B18 : CLINIC
  - B19 : REST HOUSES (2)
  - B20 : GATE HOUSES (3)

PLANNED AREA  
 2018<sup>m</sup> x 2,248<sup>m</sup> = 4540,000

IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY  
 REFINERY PLOT PLAN  
 HYDROCRACKING : 500,000 BPSD  
 FIGURE 5.14

海 上 施 設



## 5.4 海上施設

図 5.15 に示すように、下記の設備を製油所からの可能近接海域に建設する。

- ・海上シーバース
- ・港 湾 設 備
- ・コ ー ス ウ ェ イ
- ・海水取水設備

製油所からの製品は大部分が海底配管により海上シーバース迄輸送され、そこから製品タンカーで出荷される。なお、本シーバースは 50,000 DWT から最大 200,000 DWT の大型タンカーの着棧が可能である。

流動性の乏しい固体硫黄およびバンカー重油は港湾設備中に設けられる各々の出荷棧橋から出荷される。また、輸送タンカー船型は硫黄に対しては 10,000 DWT、バンカー重油に対しては 5,000 DWT までとする。

海上設備の配置に際しては、製品輸送船舶が安全に航行および投錨できるように海域での風波の方向に対する配慮がなされている。

### 5.4.1 海上シーバース

製油所近接の汀線より 18.8 km 沖合、水深 20 m 地点に最大船型 200,000 DWT 大型タンカーが着棧できる海上シーバースを建設する。

本計画では海上での操業の容易さおよび設備の信頼性を確保するため図 5.16 に示す固定式シーバースを採用する。

バースの構造はローディング・プラットフォーム、プレスティング・ドルフィン、ムアリング・ドルフィンおよびこれらの設備を連結するキャットウォークよりなっている。

各施設の上部構造は、ローディング・プラットフォームおよびムアリング・ドルフィンが鋼構造、プレスティング・ドルフィンが鉄筋コンクリート構造とする。

また、各施設の基礎は鋼管杭とする。

当該海域における風向きは通常北西であり、潮流もほぼ同じ方向である。この観点か

ら、シーバースの軸方向を北西-南東とした。

また、製油規模 500,000 BPSD の場合は両面接舷式を採用し、125,000 BPSD および 250,000 BPSD に対しては片面接舷式とする。

#### 5.4.2 港 湾 設 備

製油所の沖合い 3.5 Km、水深 3 m 地点に固体硫黄出荷用ローダーおよび岸壁、パンカ-重油補給バース用岸壁ならびに一般船舶の共用岸壁、さらにタグポート、消防艇およびランチ等の小型船舶用岸壁を有する港湾設備を建設する。

最大船型 10,000 DWT 船舶の入港を可能にするため、水深 10 m、巾 200 m の航路を浚渫する。また、必要浚渫距離はおよそ 9 Km である。

図 5.17 は計画された港湾設備の平面図である。

この図に示されるように港湾設備の主要寸法は以下の通りである。

- 硫黄出荷用岸壁 (最大船型 10,000 DWT )
  - 水深 10 m、埠頭長 210 m
- パンカ-重油用岸壁 (最大船型 5,000 DWT )
  - 水深 8 m
- 一般船舶共用岸壁 (最大船型 1,000 DWT )
  - 水深 8 m、埠頭長 140 m
- 小型船舶用棧橋
  - 水深 8 m、埠頭長 185 m

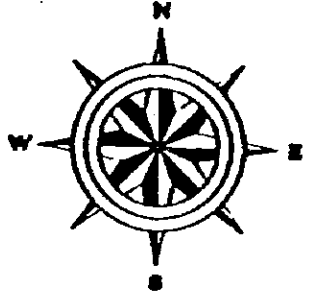
泊地については、種々の船舶が安全に航行、投錨できるよう、又 10,000 DWT 硫黄運搬船のような大型船舶が船廻しを行なうのに十分な広さを取って計画した。

また、10,000 DWT 級の船舶の操船には通常着岸時 2 隻、離岸時 1 隻のタグポートを使用する。

以上から本計画では 10,000 DWT の硫黄運搬船の船廻しならびに硫黄出荷バース等のスペースを考慮して泊地幅として 350 m とするものとした。

泊地内を常に静穏に保つために、突堤を泊地の南面に建設し泊地を北西卓越風による波から遮蔽する。





# PERSIAN GULF

SEABERTH

-20M

-10M

-3M

SUBMARINE PIPELINE

14500

DREDGED CHANNEL

9000

EL-100

HARBOR

800

CAUSEWAY

3500

SEA WATER INTAKE

DREDGED WATERWAY

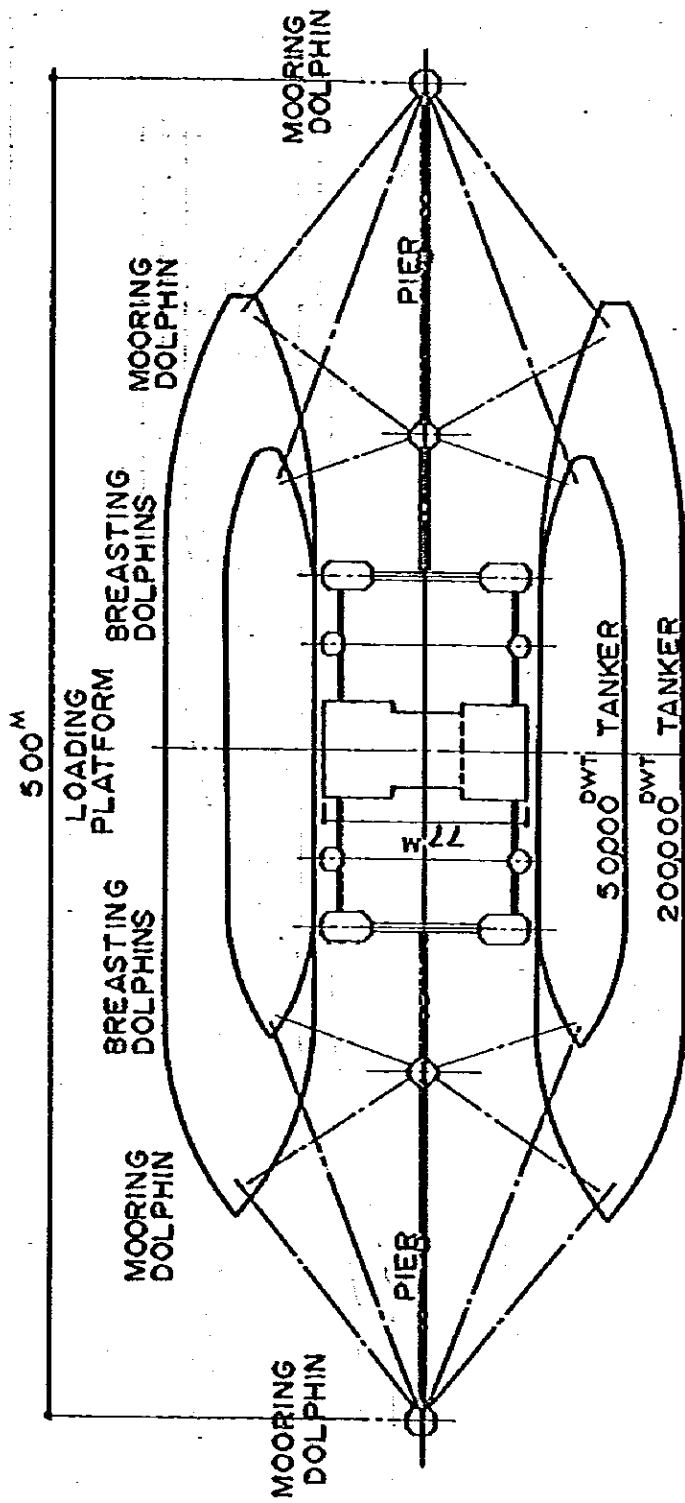
TO REFINERY  
INTAKE PIPE

SHORELINE

DEMENSION IN METERS

FIG 5.15

□ GENERAL LAYOUT OF MARINE FACILITIES

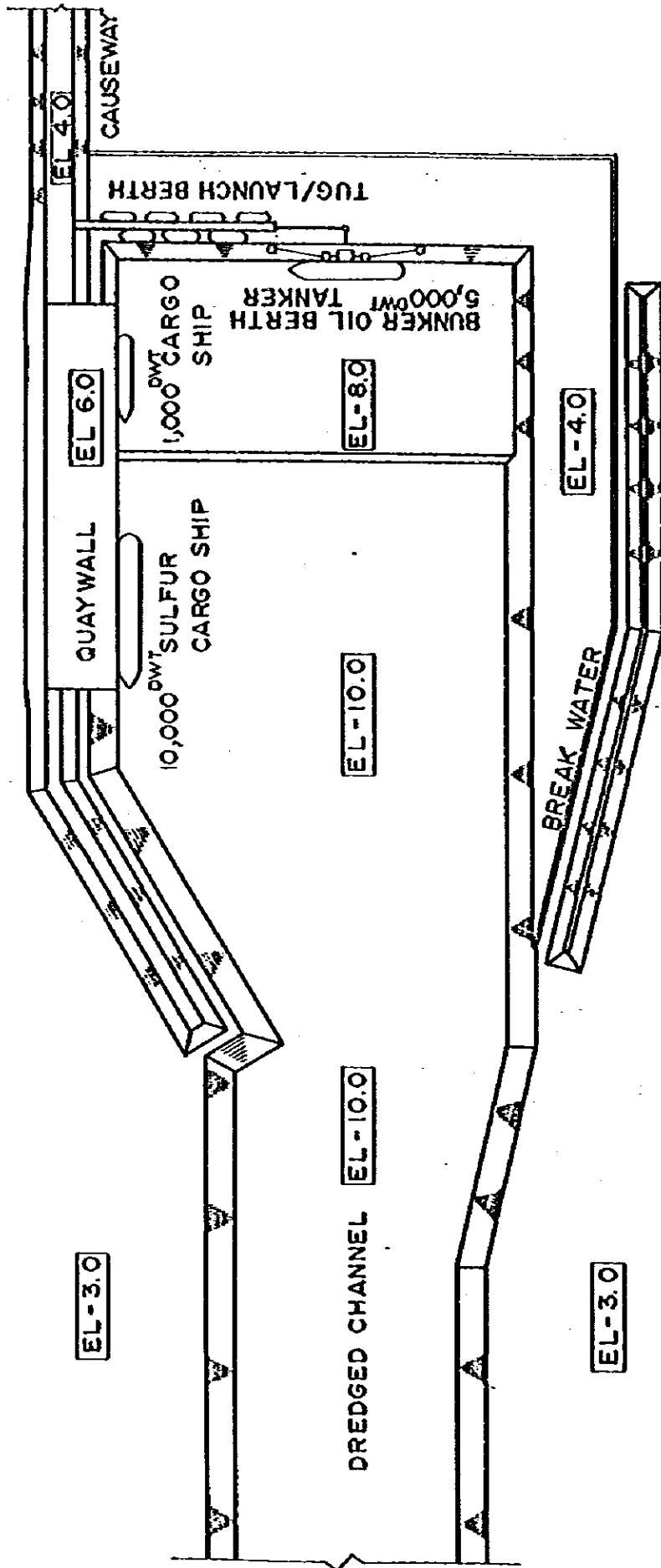


IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY

GENERAL PLAN OF

SEA BERTH

FIG 5.16



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY

GENERAL PLAN OF  
HARBOR

FIG. 5.7

DIMENSIONS IN METERS

### 5.4.3 コーズウェイ

製油所と港務設備の連絡通路として巾 20 m のコースウェイを敷設し下記の設備の通路として利用する。

- ・通路専用 巾 6 m
- ・石油製品出荷配管用 巾 10 m
- ・硫黄出荷用ベルトコンベヤー用 巾 4 m

図 5.18 は計画されたコースウェイの断面図である。

築堤はリップラップを用い水深に応じて 0.5 ~ 4.0 トン/個の被覆石を用い保護するものとする。

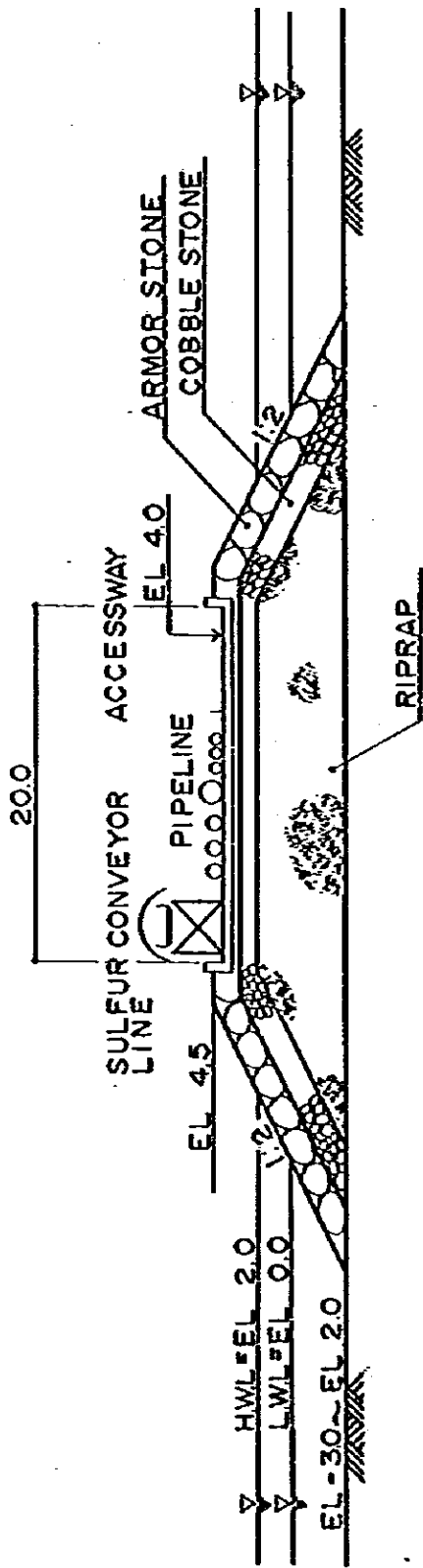
また、天端は越波に備え全てコンクリート舗装を施すものとする。

築堤材料は全て内陸部の原石山から搬入し使用する。

### 5.4.4 海水取水設備

水深 3 m の地点を取水点とし汀線に設けられる取水ピットまで専用導水路を浚渫する。

北西卓越風による波浪を避けるため導水路はコースウェイの南側に浚渫される。



IRAN-JAPAN EXPORT REFINERY

GENERAL SECTION OF CAUSEWAY

FIG. 5.12

DIMENSIONS IN METERS