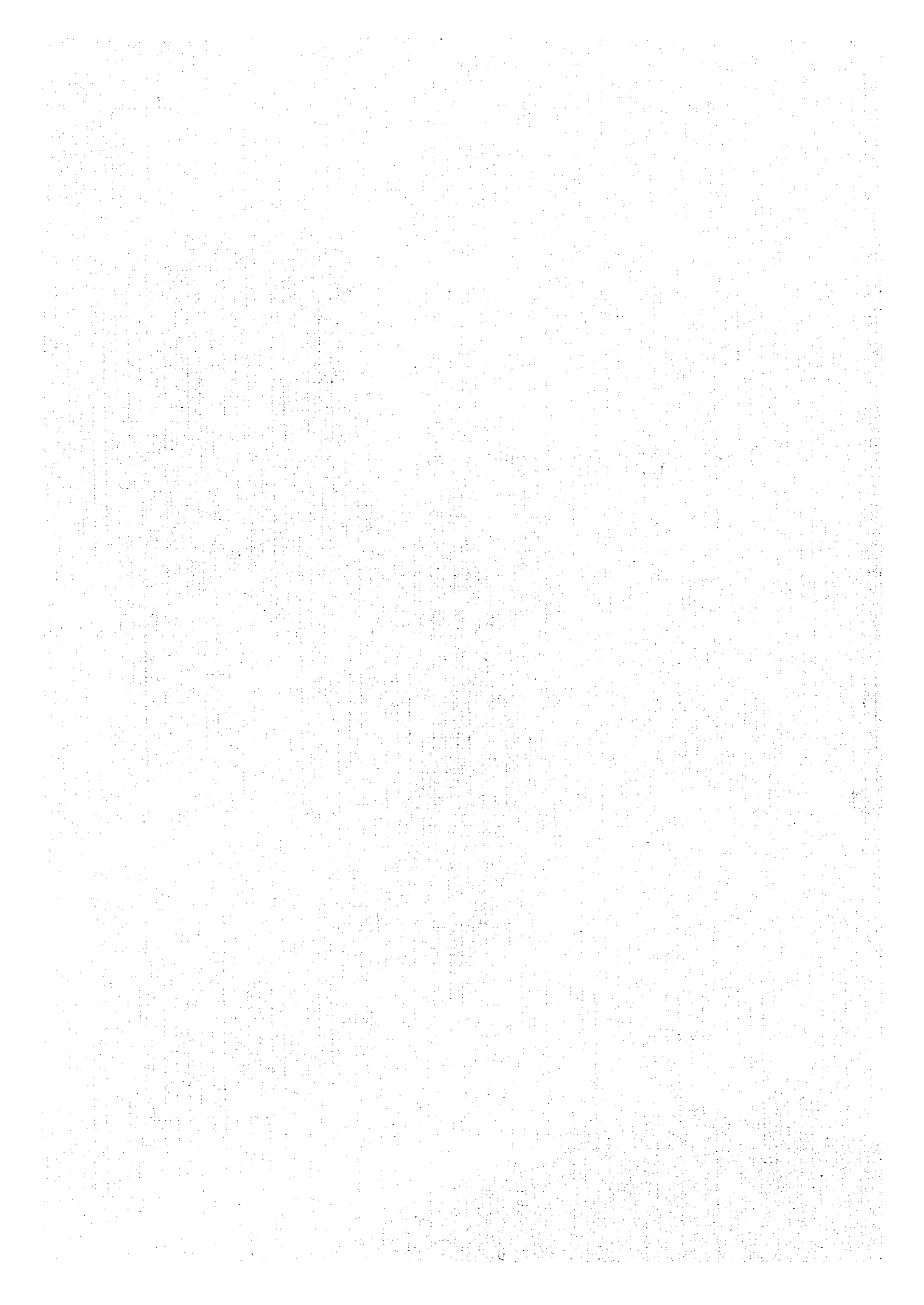


2. 化学工業の調査結果



2. 化学工業の調査結果

2.1 Tehran Refinery の調査結果

2.1.1 工場の概要

(1) 工場名

Tehran Refinery Company

(2) 工場所在地

Ghom Road, Tehran

(3) 従業員数

従業員数は 2,140 人であり、その主な内訳は以下のとおりである。

プロセスエンジニア	…	18 名
メカニカルエンジニア	…	8 名
電気 (兼システム) エンジニア	…	3 名
保全関係	…	120 × 4 シフト = 480 名
運転員	…	350 × 4 シフト = 1,400 名
ほかは管理, 事務および消防・保安関係		

(4) 主要製品

- a. LPG
- b. ガソリン
- c. ケロシン
- d. ガスオイル
- e. 燃料油
- f. 潤滑油
- g. ブローンアスファルト

(5) 生産能力

製油所における石油精製能力の基本となる常圧蒸留設備の設計能力は、北工場と

南工場の合計で以下のとおりである。

①南工場 (設計) 125,000 BPSD

②北工場 (設計) 100,000 BPSD

注：BPSD = Barrel per stream day

現在の実際原油処理能力は約 260,000 BPSD になっている。

(6) プロセス概要

燃料油と潤滑油の製造を主体としたオーソドックスな製油所であり、航空ガソリンや電気絶縁油などの特殊製品は製造していない。

北工場と南工場の主要設備構成はほぼ同じであり、南工場にのみ潤滑油製造設備が存在する。北工場からも潤滑油留分をカットして南工場へ移送しており、両工場の潤滑油留分の合計で潤滑油を製造している。

精製プロセスの特徴として、常圧蒸留設備および減圧蒸留設備のほかに、ISOMAX プロセス、PLATFORMER プロセス、VISBREAKER プロセス、および LUBE 製造設備がある。これら主要設備のライセンスは全て米国の会社 (UOP 社、TEXACO 社、CHEVRON 社など) である。

原油精製過程で複数の水素化脱硫プロセスから副生する硫化水素 (H_2S) により高純度硫黄 (S_8 , 液体もしくは固体) を製造している。

北工場のプロセスブロックフローを Figure 2.1 に示す。

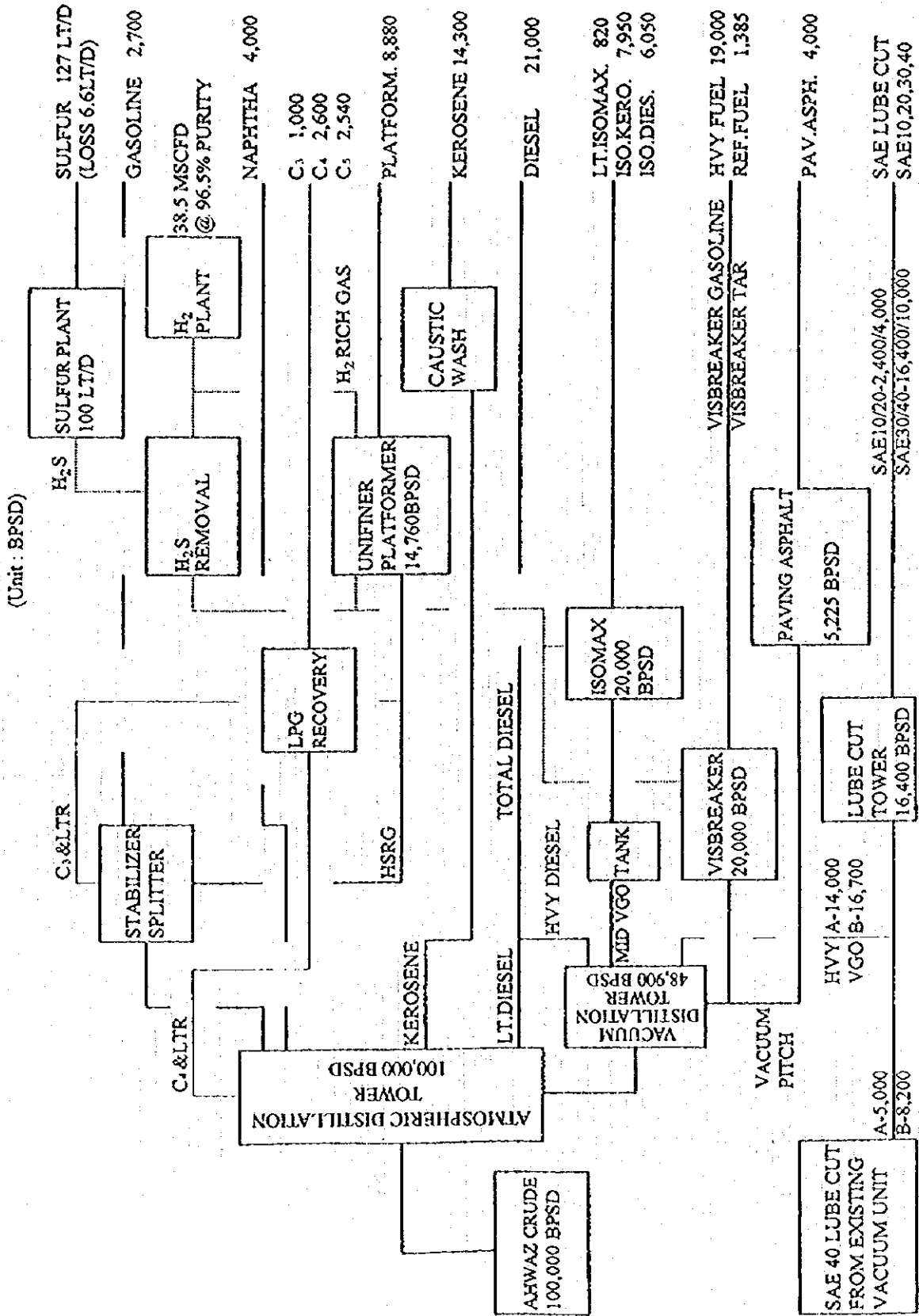
触媒による重質油アップグレードの一般的プロセスである流動接触分解設備はイラン国内では Abadan Refinery のみにあり、ほかの重質油分解プロセスも少ない。

(7) 工場の沿革

イランの NIOC の計画の下、南工場は 1968 年に建設されて以来 27 年を経過し、北工場も 1974 年に建設されて以来 21 年を経過している。その後大幅な改造や追加工事などはなされておらず、プロセス的に最先端もしくは高度処理の設備はない。現有設備は全て建設当時以来のものであり、安定操業の面からメンテナンスが重要な段階となってきた。

前述のように、南北両工場合計の公称原油処理能力は 260,000 BPSD であり、これはイラン国内で第 3 番目の規模の製油所であり、かつ Arak や Tabriz とともに同国北部都市の市場を対象とした重要な製油所である。

Figure 2.1 Block Flow



(8) 工場配置図

今回調査した北工場全体の設備プロットプランを Figure 2.2 に示す。各設備の間の空地は日本の数倍広く、製油所全体がゆったりと建設されている。

南工場では、北設備に潤滑油製造設備が加わるが、両工場のフレア・スタックが対称位置に設置されており、両工場の設備もほぼ対称に配置されている。

(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 2.3 に示す。

(10) 主要設備の概要

主要設備は、製油所の基本となる常圧・減圧蒸留設備のほかに下記各設備がある。

a. 常圧蒸留および減圧蒸留設備

常圧蒸留設備は塔頂圧力 $1.5 \text{ kg/cm}^2 (\text{G})$ 前後の蒸留操作により原油から粗留製品を分離する設備である。

当製油所でも、加熱炉と主精留塔から成る通常のパイプスチル連続蒸留プロセスを採用している。

減圧蒸留設備は、常圧蒸留設備からのボトム留出分を処理するが、常圧蒸留である温度以上に原油を加熱すると熱分解により油品質の劣化をきたすため、比較的低温域で高沸点油が気化するよう、減圧下 (30 mmHg abs 前後) で蒸留する設備である。当製油所でも、スチームエゼクタによる一般的な減圧蒸留プロセスが採用されている。

b. LPG 留分回収設備

本設備では、常圧蒸留設備および直留ナフサスタビライザ塔頂系からの軽質炭化水素の中からプロパン (C_3)、ブタン (C_4)、ペンタン (C_5) などを回収して精製している。

Figure 2.2 Plant Layout

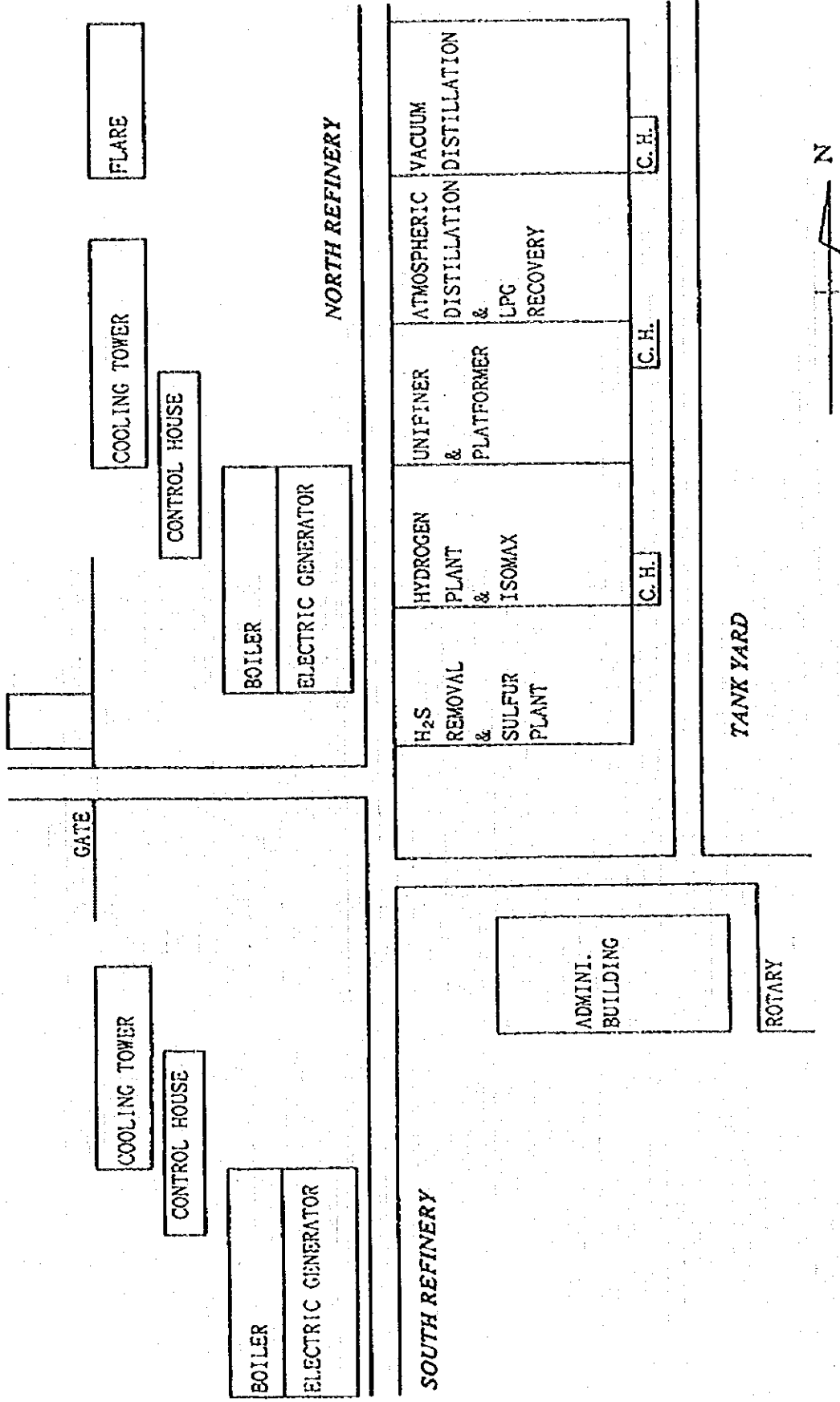
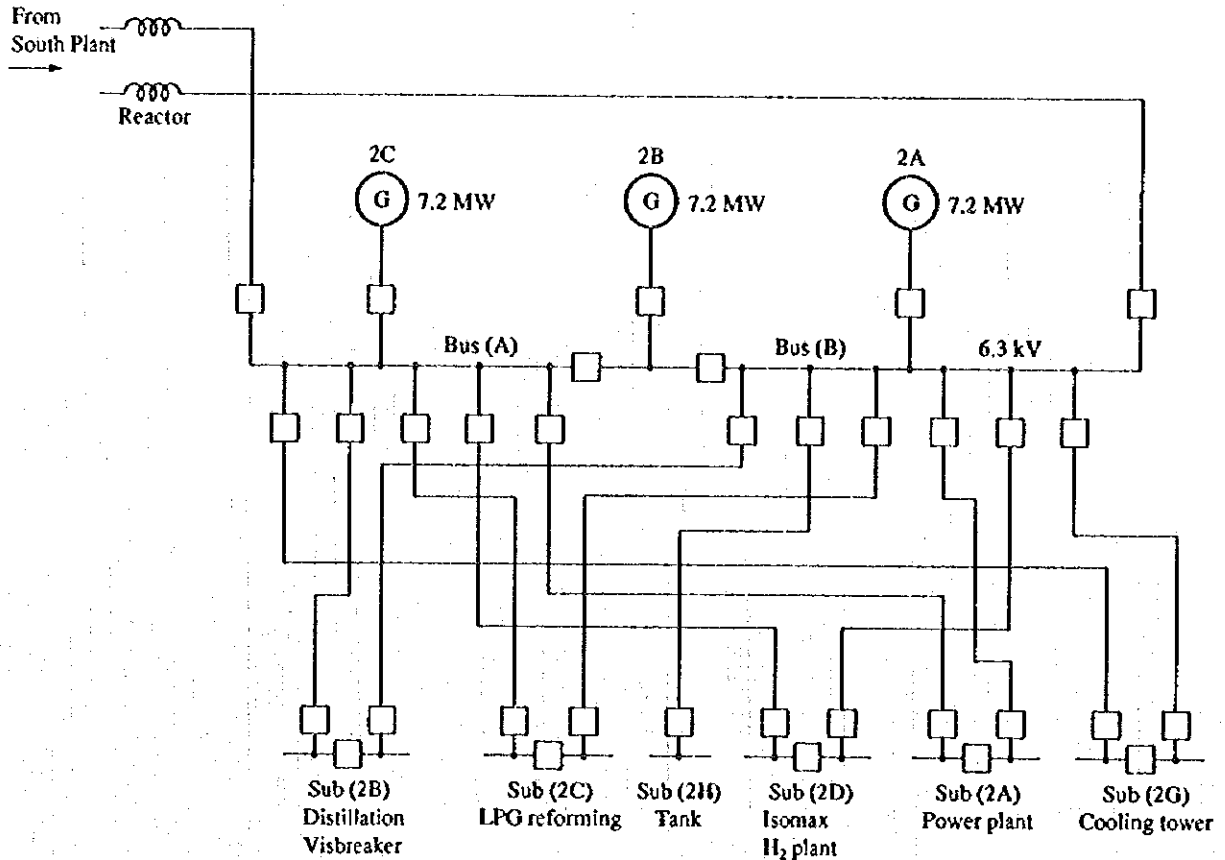


Figure 2.3 One Line Diagram



c. 接触改質装置 (UNIFINER & PLATFORMER)

フィードされる低級ガソリン (ナフサ) 留分を脱硫する UNIFINER セクションと、脱硫されたガソリン留分に改質反応 (芳香族化, 水素化分解) を加えて高オクタン価 (RON; Research Octane Number) のガソリン調合材を製造する PLATFORMER セクションとの 2 工程で構成されている。運転の経過とともにリフォーマ触媒の活性が低下するため、ある期間経過毎に設備を停止して PLATFORMER 触媒を再生する。本プロセスのライセンスは UOP 社である。

d. 水添脱硫設備 (ISOMAX)

灯油および軽油留分の原料油を水素ガスと混合し、触媒存在下で高温・高圧で反応させて水素化脱硫とともに脱窒素、脱酸素などの反応を起こす設備である。ライセンスは米国 UOP 社と CHEVRON 社である。原料油中に混入してくるバナジウム (V) やニッケル (NI) などの重金属類は一般に触媒毒となるが、被毒に対する耐メタル能を有するアモルファス触媒により 1 段リアク

ターで反応を行う。

e. ビスプレーカ

粘度の高いフィード燃料油を比較的穏やかな運転条件下で熱処理し、ナフテンや芳香族のパラフィン側鎖を壊して低粘度油に変化させる、粘度低下設備である。

f. 硫黄回収設備

上記の UNIFINER や ISOMAX などの脱硫プロセスで発生する硫化水素 (H_2S) を回収するアミン吸収液循環設備、および回収した H_2S を液体硫黄 (S_x) に転化 (Claus 反応) する硫黄回収設備で構成される。硫黄回収設備は設計能力 80 t/d (硫黄回収率 95 %) であるが、実回収量は 40 t/d (処理原油中の硫黄濃度による) レベルである。

本設備テールガス中の未回収硫黄は、アスファルト設備からの副生ガスにより 2 基の焼却炉で焼却し、 SO_2 (通常約 4 t/d) に変換して大気放出している。

g. 潤滑油製造設備

南工場には以下の潤滑油製造設備がある。この潤滑油設備のライセンスは米国 TEXACO 社 であり、本設備も建設以来 23 年間を経過している。

1) フルフラール抽出設備

80 °C~120 °Cにおけるフルフラール ($\text{C}_6\text{H}_5\text{OCHO}$) 溶剤の優れた選択溶解性を利用して、潤滑油原料油から芳香族やナフテン族などを除去し、高品位の潤滑油成分を抽出する。

2) MEK 脱ロウ設備

原油中のロウ分は低温で潤滑性能を低下するため、MEK (Methyl-ethyl-ketone ; $\text{CH}_3\text{COC}_2\text{H}_5$) で原料油を溶解させて冷却し、析出するロウ分を濾過により除去して、精製する。

3) 水素化精製設備

潤滑油の色相や臭い、酸化安定性の向上を目的として水素化精製を行う。
本法は、通常の燃料油の水素化精製法に比べて運転条件が温和であるため
運転費が安く、収率も高い。

h. ボイラ

北工場に 3 基、南工場に 4 基それぞれ設置されている。合計蒸気発生量は
1,600,000 lb/h (720,000 kg/h) であり、このうち発電用に 300,000 lb/h
(135,000 kg/h) 使用し、その他はプロセスで消費している。使用燃料は自
家発生燃料油および燃料ガスである。

南工場では通常 3 基のボイラと発電機を運転している (ボイラ 4 基のうち、
1 基はオーバーホールで停止中)。南北の蒸気配管は連絡されていて、蒸気
の融通が行われている。

なお、加熱管の耐圧強度および水処理設備の制限から北工場では、通常の 3
基のボイラを 70 % 負荷で運転している。

i. 電気設備

製油所使用電力は通常自家発から全量供給され、製油所電力系統は信頼性に
問題のある外部電力系統とは並列運転されず、自家発全停などの緊急時のみ
外部電力系統から買電している。買電は 20 kV で供給されるが、受電用変圧
器は 500 kVA×4 台で合計容量 2,000 kVA で、製油所の全電力を供給するこ
とは不可能である。当製油所は北工場と南工場とに分かれているが、電力系
統はほぼ対称であり、それぞれに 7.2 MW×3 台の発電機を保有している。こ
の 6 台のうち常時は 5 台が運転され、1 台は予備となっている。北工場と
南工場はそれぞれ 3,750 kVA のリアクトルを経由して 6.3 kV 2 回線で接続
されている。発電所母線電圧は発電機電圧の 6.3 kV で、A、B の両母線から
工場各プラント (2H 変電所を除く) の変電所へ常時 2 回線で電力を供給し
ている。工場負荷には同期電動機、電力用コンデンサは設置されておらず、
力率改善対策は実施されていない。

(11) エネルギー価格

燃料および電力はいずれも自家発生であり、購入分はない。

(12) 調査期間

1996年6月15日～6月19日

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括	福島演雄
プロセス管理技術	数馬謙二
熱管理技術	小西二郎
熱管理技術	丸山征一郎
電気管理技術	臼井千雄
経済評価	加藤茂昭 (事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation	Mr. A. Mazhari
Energy conservation	Mr. S. Akhavan
Macro level energy management	Mr. Azizi
Macro level energy management	Ms. Zarvani
Macro level energy management	Mr. Mohamadzadeh (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Mikailian	Head, Operational Engineering Department
Mr. Mahtaji	Head, Process Engineering Department
Mr. Fathi	Head, Distribution Department (事前調査)
Mr. Zareh Dashti	Head, Power Utility Department
Mr. Faridi	Manager, Material Department (事前調査)
Mr. Ebrahimzadeh	Process Engineer
Mr. Tajik	Process Engineer
Mr. Tehrani	Process Engineer
Mr. Alavi	
Mr. Aref Dowlatabadian	Refineries Expansion Section, NIOC

2.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量

Table 2.1 に、1989 年から 1994 年にかけての南北両工場の合計原油処理量と主要製品生産量を示した。当製油所では建設以来、設備改造を実施していないため、この間の原油処理量は高レベルで、平均稼働率は約 91 から 94 % で推移し、また処理原油の性状もほとんど変化しないため各製品収率も同一レベルで推移している。

Table 2.1 Production of Major Products

Name of Product	1989 Amount 1,000 m ³	1990 Amount 1,000 m ³	1991 Amount 1,000 m ³	1992 Amount 1,000 m ³	1993 Amount 1,000 m ³	1994 Amount 1,000 m ³	1994 Yield %
CRUDE	13,671	14,126	13,776	13,724	13,572	13,981	[97.9]
LPG	417	438	404	381	440	432	3.1
Gasoline	2,008	2,002	2,021	1,972	1,998	2,461	17.6
Kerosene	2,008	2,151	1,802	1,833	1,789	1,893	13.5
Gas oil	3,441	3,206	3,380	3,298	3,402	3,500	25.0
Fuel oil	4,074	4,345	4,372	4,789	4,456	4,410	31.5
Lube cut	382	382	456	375	420	386	2.8
Asphalt	579	671	605	375	676	611	4.4

(2) 稼働率

各設備は基本的に 3 年間隔で約 1 カ月間停止して定期整備を実施するため、見かけ上の平均稼働率は、

$$1 - (1/36) = 0.972$$

となる。

これは、同様に 2 年毎に約 1 カ月間停止する日本の製油所（見かけ稼働率 $1 - (1/24) = 0.958$ ）に比べれば高い。しかし Table 2.1 から推定した実平均稼働率は約 0.91~0.94 であり、日本のレベル（≒0.95）以下になる。これは運転トラブルによる緊急停止などの影響と考えられる。

(3) エネルギー消費量

南北両工場全体のユーティリティ消費を Table 2.2 に示した。

Table 2.2 Annual Utilities Consumption

Name of Utilities	Consumption					
	1989	1990	1991	1992	1993	1994
Natural gas (10 ⁶ m ³)	417	315	428	466	335	578
Fuel gas (10 ⁶ m ³)	456	688	553	378	372	333
Fuel oil (1,000 m ³)	346	336	234	295	272	319
Slop oil (1,000 m ³)	172	173	149	106	78	122
Electricity (MWh)	200,527	177,780	189,403	196,456	182,220	188,650
Water (1,000 m ³)	7,426	7,465	7,751	7,716	6,784	6,570

一般に製油所では各設備から排出される非凝縮性オフガス (H₂, C₁, C₂ など) を燃料ガスとして利用するため、系外から導入する天然ガスなどの消費量は少ない。

当製油所は単独で設置されており、周辺にはほかの工場がない。したがって日本のコンビナートのように、周辺工場とのパイプラインによる原材料の受け渡しや各種ユーティリティ共有化などによるエネルギー効率の改善は見られない。

(4) 工程別エネルギー消費量

各ユーティリティは大元にメータ類が設置されているが、各使用先には設置されておらず、今調査では一部の実測データしか入手できなかった。さらに、各ユーティリティは北工場と南工場との間で通常バランスしており、一部は両工場間を行き来しているため、各工場単独の消費実体の把握は不可能である。

実運転データは入手できなかったため、北工場の設備別エネルギー消費設計値を Table 2.3 に示す。

北工場の電力需給状況を Table 2.4 に示す。調査時点では発電機 2A は停止しており、2B, 2C 2 機の運転であった。負荷側電力は配電盤の積算電力計による数値、力率は別時点での測定値を使用している。北工場全体の消費電力は約 12 MW で、力率は 83 % となっている。

Table 2.3 Energy Consumption

Base: Design value

Unit	High Pressure #650 Steam t/h	Med. Pressure #300 Steam t/h	Low Pressure #60 Steam t/h	Electricity kW
Atmospheric & ¹ vacuum distillation & lube	11.5	15.7	14.8	3,163
LPG unit	-	9.4	6.8	452.2
Isomax	62.7	3.0	(+25.4) ²	1,197.5
Platformer	14.7	0.1	0.01	773
Visbreaker	-	5.6	0.3	1,164
Roofing asphalt	-	0.9	-	-
Paving asphalt	-	10.7	-	16.6

Notes *1: Atmospheric distillation (100,000 BPSD)

*2: Steam production by extraction

: psig

電力供給が自家発のみで行われているため、省エネルギーを考慮する点で製油所の安全安定運転との兼合が問題となる。調査時点での発電機の設備利用率 (= 平均電力 / 発電機出力) は 69 % であり、かなり余裕がある。製油所全体でみて現状の発電機 5 台運転を 4 台運転にすることは可能と考えられるが、3 台運転では全体負荷を供給できないこと、また買電上の制限もあるため、1 台停止時に問題が生ずる。部品供給面でのネックを考えると事故発生のお機を減らすための軽負荷運転もやむを得ないと思われる。

Table 2.5 に調査時点における各変電所の負荷変動を示す。2H を除き安定した負荷状況である。

Table 2.4 Power Supply and Demand Status (North Plant)

15:00 Jun. 17 to 8:00 Jun. 18

(Supply side)

Equipment Name	Active Power (MW)	Reactive Power (Mvar)	Power Factor	Apparent Power (MVA)	Remarks
Generator 2B	4.98	3.04	0.853	5.83	
Generator 2C	4.97	3.94	0.783	6.34	
Generator total	9.95	6.98	0.819	12.15	
South plant Delivery total	0.06	0.12	0.46	0.13	Demand and supply balance adjustment
Supply total	9.89	6.86	0.82	12.04	

(Load side)

Equipment Name	Active Power (MW)	Reactive Power (Mvar)	Power Factor	Apparent Power (MVA)	Remarks
SUB2A(A)	0.83	0.46	0.87	0.95	
SUB2A(B)	0.63	0.44	0.81	0.77	
SUB2A total	1.46	0.90	0.85	1.72	
SUB2B(A)	2.25	1.51	0.83	2.71	
SUB2B(B)	1.54	1.20	0.79	1.95	
SUB2B total	3.79	2.71	0.81	4.66	
SUB2C(A)	0.88	0.59	0.84	1.06	
SUB2C(B)	0.68	0.52	0.79	0.86	
SUB2C total	1.56	1.11	0.82	1.91	
SUB2D(A)	0.90	0.61	0.82	1.09	
SUB2D(B)	0.69	0.35	0.76	0.91	
SUB2D total	1.59	0.96	0.85	1.86	
SUB2G(A)	0.65	0.49	0.8	0.82	
SUB2G(B)	0.36	0.27	0.8	0.45	
SUB2G total	1.01	0.76	0.8	1.26	
SUB2H	0.48	0.42	0.75	0.64	
Load total	9.89	6.86	0.82	12.04	

Table 2.5 Load Fluctuation at Each Substation

Substation Name	2A	2B	2C	2D	2G	2H	Total Load
Maximum power (MW)	1.56	3.80	1.57	1.62	1.02	0.25	12.13
Mean Power (MW)	1.53	3.75	1.45	1.62	1.01	0.17	11.74
Minimum Power (MW)	1.48	3.68	1.38	1.61	1.01	0.04	11.13

(5) エネルギー消費原単位

各ユーティリティ使用先には計測メータが設置されておらず、実測ベースでのエネルギー消費量は製油所全体ベースでのみ把握できる。

エネルギー消費原単位は次のような水準である。

電力	14.4	kWh/m ³ -crude oil
蒸気	431	kg/m ³ -crude oil
工業用水	532	L/m ³ -crude oil
圧縮空気	9.37	m ³ /m ³ -crude oil

加熱炉能力の一部と製油所全体のエネルギー消費量以外の実運転データを入手できず、設備別に日本の工場とエネルギー原単位を比較することはできない。

(6) エネルギーフロー

当製油所全体のエネルギーフローを Figure 2.4 に示す。

当製油所のスチームシステムを Figure 2.5 に示す。

当製油所のコンプレッサは全て蒸気駆動ということである。夏場には低圧 (60 psig) スチームを大気へ放出しているということである。

Figure 2.4 Energy Flow

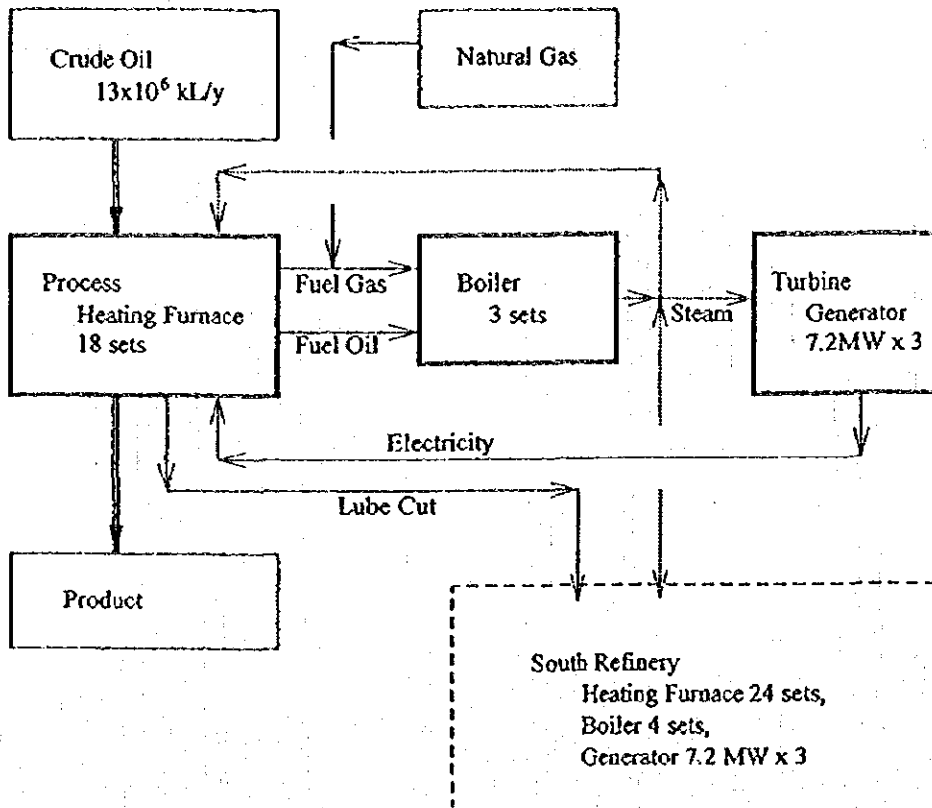
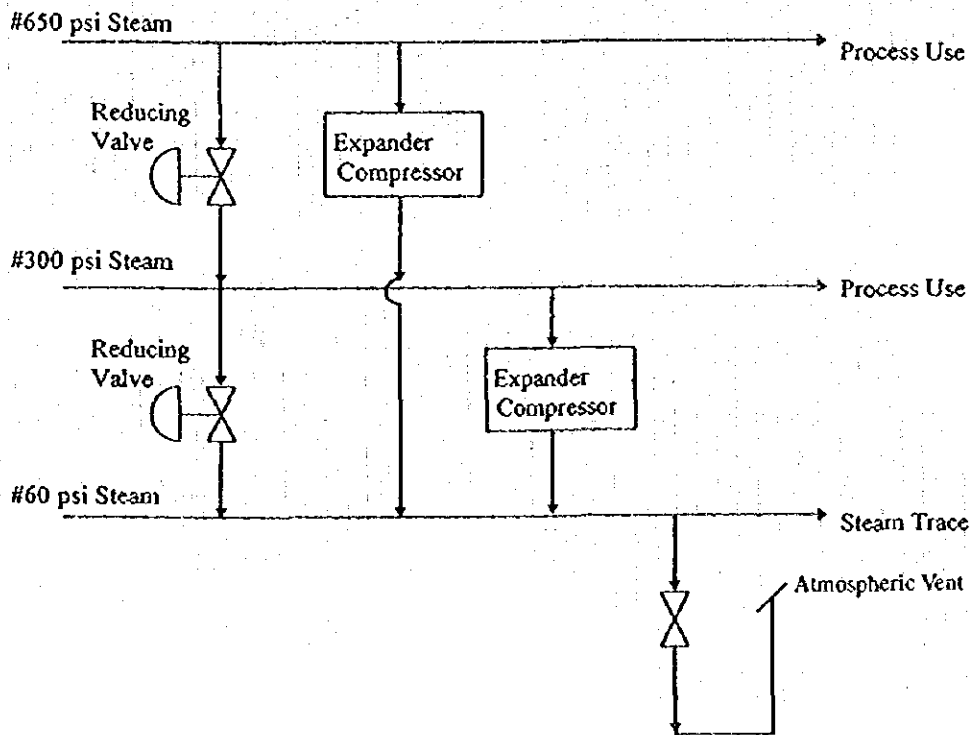


Figure 2.5 Steam System



2.1.3 エネルギー管理の状況

省エネルギー運転を実施していくには、工場全体で組織的に、各従業員がそれぞれの立場で問題点を見出し、考え、改善につなげて行動していくことが重要である。そのためには、その推進体制と従業員個々の日常の省エネルギー意識が極めて重要となる。後述の、目標管理と提案システムなどによる草の根的な省エネルギー改善運動が少しずつでも当工場に定着しなければ、効果的な省エネルギーの達成は困難と思われる。

(1) 省エネルギー目標の設定

大産油国であるイランではこれまでエネルギー（石油）の値段が安く、当製油所では建設当初より省エネルギーが考慮されなかった。このため、製品の生産量を管理するためにプロセス流体側にはメータが設置されているが、個別のユーティリティに対してはほとんどメータが設置されていない。

省エネルギーの推進には、まず、インスペクションなどによるエネルギー消費量の実データの把握が基本となる。したがって当製油所の現状は、詳細に運転を管理するための機器・体制がないに等しい。当面は、現有機器をベースに管理目標値を設定して、運転マニュアル類の整備などでソフト面からの省エネルギーを推進していくことが必要である。

工場側によれば現在、省エネルギーのために新たに計測メータを付ける場合、油関連で約 100 個、ガス関連で約 50 個の計測器が必要とのことであり、これらは合計で約 45 万 US\$ もの高額投資が必要であり、実現不可能と言うことである。

これに対して当方から、日本では一般的に計測器の必要と思われる箇所に対して各項目毎に投資額と利益で重み付けをして分類し、投資可能な範囲で重要性の高い（メリットが大きく、償却年数の短い）ケースから順次実施している。この方法では投資額が少なくとも、その利益が多たである可能性が高い旨、説明した。

(2) 組織的な活動

当製油所では、1995 年 10 月の事前調査時点以降にエネルギー管理委員会が構成されたと聞いたが、その後実際の活動はほとんどされていない。今調査では、

本委員会の唯一の活動としてスチームリーク対策チームをつくり、南側製油所からリーク箇所をリストアップしている最中とのことであった。その成果が期待される。

組織的に省エネルギーを推進していくには、本委員会のみならず工場内の関連する各部門（例えば管理部門、技術部門、運転部門など）による連携が必要である。スチームリーク箇所のリストアップにしても関連部門のできるだけ多数の協力が必要である。

日本の工場における省エネルギー推進では、提案システムが大きな役割を果たしている。

具体的には、目標管理体制と、その日常活動から派生する問題点やトラブルシューティングに対応する提案システムである。製油所で実際の目標管理に用いる図表グラフ例を Figure 2.6 に示した。

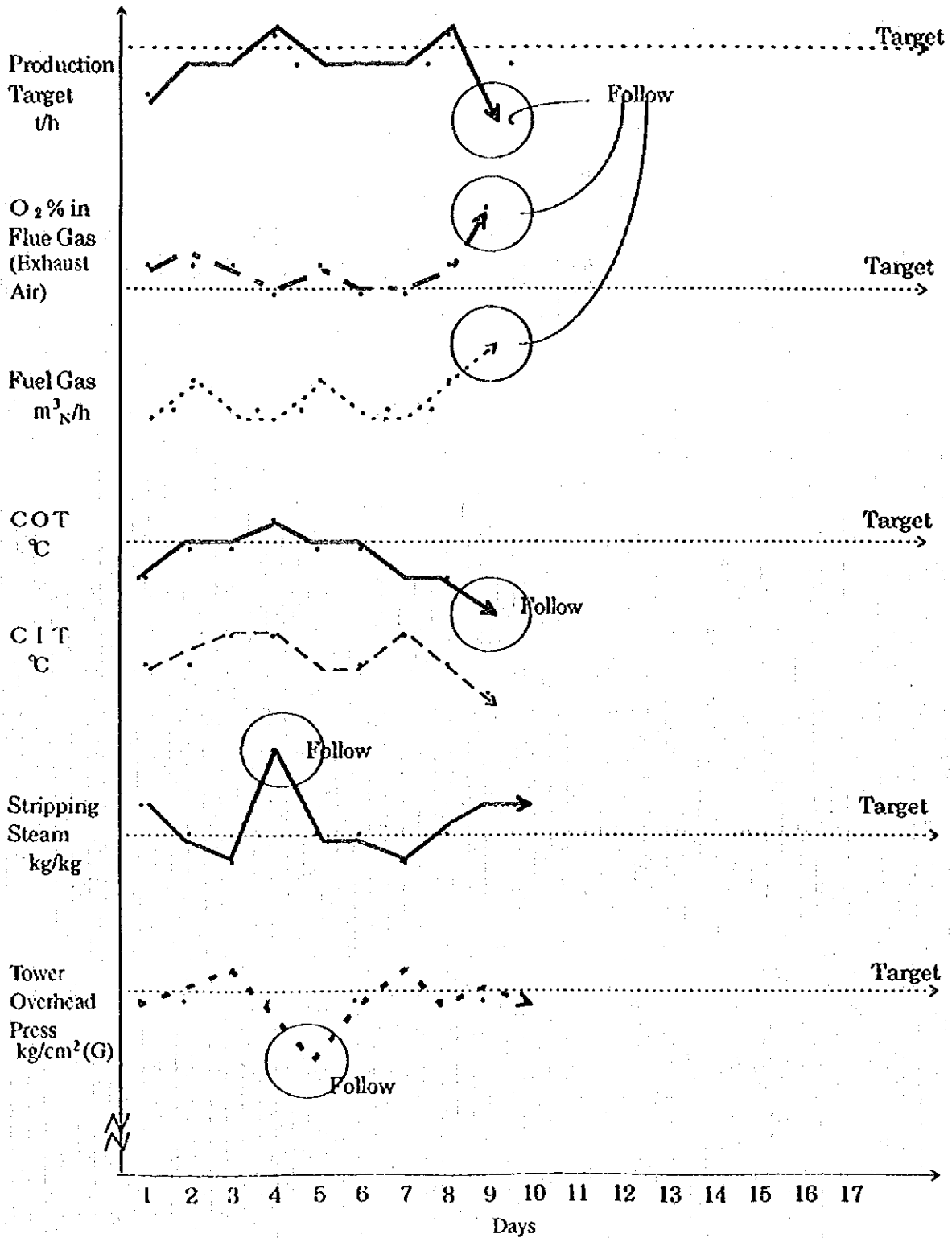
目標管理では、プロセス操作変数（流量、温度、圧力など）に関する運転管理目標を設定し、管理担当者を決めて毎日グラフを作成していく。運転データに異常が発生した場合は迅速に原因を究明し、対策を検討する。そして直ぐに実行できるものは即実行し、すぐには実行できない項目は整理しておいて、定期整備時の補修に向けて実行の順位付けをしておく。すぐには実行できず設備改造などを要するものなどは、できるだけ多くの関係者に対策案を検討してもらい、提案にまとめてもらう。提案票例を Table 2.6 に示した。

提出された提案は関連する技術部門などで評価し、専門組織で審査する。採用した提案に対しては表彰したり、人事考課へ反映するなど参加意欲を促してさらなる提案につなげていくことができる。

省エネルギー推進活動には、従業員全員参加もしくはできるだけ多数の参加が基本であり、できるだけ多くの人がそれぞれの立場からできるだけ多くの問題点を見出し、意見や改善案を出すことが必要である。そのため、1つの手段として目標管理を組み入れることで、業務に直結した問題や提案の発掘につながる。

関連する管理部門～技術（保全）部門～運転部門が連携し、担当業務に関しては誰よりも各担当者がプロであると自覚して、担当者でなければ分からない問題点や改善点を発掘していくことが必要である。

Figure 2.6 Operation Target Management Chart



COT : Coil Outlet Temperature
 CIT : Coil Inlet Temperature

(3) データに基づく管理

製油所における重要な省エネルギー項目であるプロセススチーム（ストリッピングスチーム、インジェクションスチーム）などを削減したり、蒸留塔のリフラックス比やオーバーフラッシュ量を管理してエネルギー消費の無駄を省くには、現有設備の実データ把握による管理強化が必要である。

そのためには、定期的に現有計測機器類をメンテナンスしてその精度を維持するとともに、設備毎のインスペクションを実施して要所要所のプロセス管理値（温度、圧力、流量）を見直し、必要に応じて変更していくことが必要である。見直した値は、運転マニュアルや標準運転条件などを修正し、次項の運転チェックシートによる管理にも反映する。当工場では各ユーティリティ使用先に流量計のないものが多いため、関連する計測機器の指示値や調節弁の開度で代用して管理することが必要である。

運転条件変更時には、できるだけ速やかにその運転条件に応じた最適運転パターンへ移行することで省エネルギーを図れるが、これを徹底するためにも定期的な運転マニュアル類の整備、見直しは重要である。

上記のプロセス管理値の見直しを実施したあとは、運転チェックシートへ見直した管理項目を記入し、巡回チェック後に管理値が達成されているか否かを毎日定例で確認することが必要である。そして、管理値が達成されていない場合は、速やかに対処するか、もしくはそれが不可能なら、対処方針を明確にしておいて後日適切なタイミングで対処する体制を確立して、効果的に省エネルギーを推進する。

Table 2.7 に示すチェックシートによる運転管理では、日常の設備運転に直結した問題点を発掘でき、この中から省エネルギー改善項目も見い出せる。

製品の初留点管理のため、各製品の抜き出しサイドストリッパのストリッピングスチーム側と製品側に建設当初より流量計測メータが設置されており、これに関しては運転（省エネルギー）管理も実施しているということである。

省エネルギーは実測データに基づいた管理が重要である。日常運転チェックリスト（Table 2.7 参照）に省エネルギー管理項目を含め、これに図表管理（Figure 2.6 参照）を組み合わせできるだけ定量的な管理をしていくべきで

ある。そして、改善提案 (Table 2.6 参照) につながるように期待したい。

Table 2.7 Check List of Daily Operation

Tag No.	Service	Operation Target	Operation Data	Follow Yes/No	Remark
Pic-AAAA	Tower top press.	*** psig	*****		
TC-BBBB	Reflux drum	*** Deg.F	*****		
Frc-XXXX	Side product	*** BPSD	*****		Flow meter
Fi-YYYY	Stripping steam	*** lb/hr	*****		Flow meter
C-ZZZZ	Stripping steam rate	*** lb-STM/lb-Prod.	*****		Calculated value

(4) 従業員教育

当製油所では、これまでほとんど省エネルギー活動を実施しておらず、従業員教育も実施してこなかった。省エネルギーの推進では、改善に向けて従業員 1 人 1 人が知恵を出し合う体制を創りあげることが重要であり、そのために最終的には各従業員の意識改革が必要である。

省エネルギーに関する従業員教育は今後の重要課題であろう。

従業員数は、日本の類似工場の約 2 倍程度多い。しかし、この中で各エンジニアの数がプロセス、メカニカルおよび電気関係のいずれも日本の数分の 1 程度と少なく、逆にメンテナンスおよび運転関係者は日本に比べ数倍多い。すなわち、当製油所は石油製品の安定生産維持のための設備メンテナンスを主体とした人員構成と言える。

したがって、ソフト的手法による運転効率の改善以外に、当製油所が独自に省エネルギーなどの効率改善のための技術的スタディを種々実施し、ハード面での改

善を具体化していくには現状のエンジニア構成では限界がある。将来的に当製油所が、日本の工場で実施しているような、工場独自の省エネルギー技術の開発を望むなら、今後は長期的なエンジニア育成による人員構成の改善も必要と思われる。

(5) 設備管理

当製油所では、日本に比べ、工業用水漏れやスチームリーク箇所が極めて多い。また、保温材が壊れてスチームトレーサの一部が剥き出しになっている箇所や、ポンプやバルブのグランドシールからの漏れも目立った。

さらに、現場でクーラ回りの温度分布を測定している際に、ケロシンリボイラの胴体フランジから相当量のケロシンベーパーが漏れているのを発見した。ケロシンベーパーは若干灰色がかっており、真っ白なスチームとは色合いが異なるが、日常的にスチームリークの多い環境の中で、ケロシンベーパーの発見も困難な状況にあったと思われる。

当方からの通知によりメンテナンス部門へ連絡していた（日本では、当該設備の緊急停止によるメンテナンスが必要な重大レベルの漏れであった）。

以上より、一見して当製油所の設備管理状況は良くないことがうかがわれ、今後の省エネルギー活動の中で設備管理体制も改善していくべきである。

2.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) 新鋭工場との比較

a. コンプレキシティファクタとエネルギー使用の効率

各設備の通油量およびエネルギー消費等の詳細データを入手できなかったため、日本の類似製油所との詳細な比較はできなかった。

製油所のエネルギー効率を評価する 1 つとして、設備構成を補正するコンプレキシティファクタを用いる方法がある。

参考までに、実績原油処理量を基準に各設備処理量を設計値比例で按分して Nelson のコンプレキシティファクタを推算したところ、Table 2.8 に示すよ

うに北工場のコンプレキシティファクタは概略 6.734 となった。

Table 2.8 Complexity Factor

Name of Unit	Complexity Factor*	Operation (Feed kL)	Complexity
Atmospheric crude distillation	1.00	15,898	1.000
Vacuum crude distillation	2.00	7,774	0.978
Visbreaker	2.00	3,180	0.400
Hydrocracking (Isomax)	6.00	3,180	1.200
Catalytic reformer	5.00	2,347	0.738
Hydrogen production	3.00	6,121	1.155
Asphalt (Blown)	2.00	906	0.114
LPG recovery	1.50	976	0.092
Stabilizer splitter	3.00	2,347	0.221
Caustic wash	2.00	2,273	0.214
Lube cut tower	2.00	2,605	0.328
Total			6.734 (CF) _r

*: Revised complexity factor

南北両工場の設備構成が似ているため両工場のコンプレキシティファクタがほぼ等しいと仮定し、当製油所全体のエネルギー消費量を用いて、全体の概略 η を算出した。

$$\eta = Fr / (A \times (CF)_r)$$

ここで Fr ; 製油所の各設備で消費する合計燃料量

$$Fr = (\text{合計燃料量, kcal}) / 9,250 \text{ (kcal/L)}$$

A ; 常圧蒸留設備の処理量 (kL)

(CF)_r; 製油所のコンプレキシティファクタ

ここで、

$$Fr = 1,433 \times 10^6 \text{ L (Table 2.3 の 1994 年の消費実績より)}$$

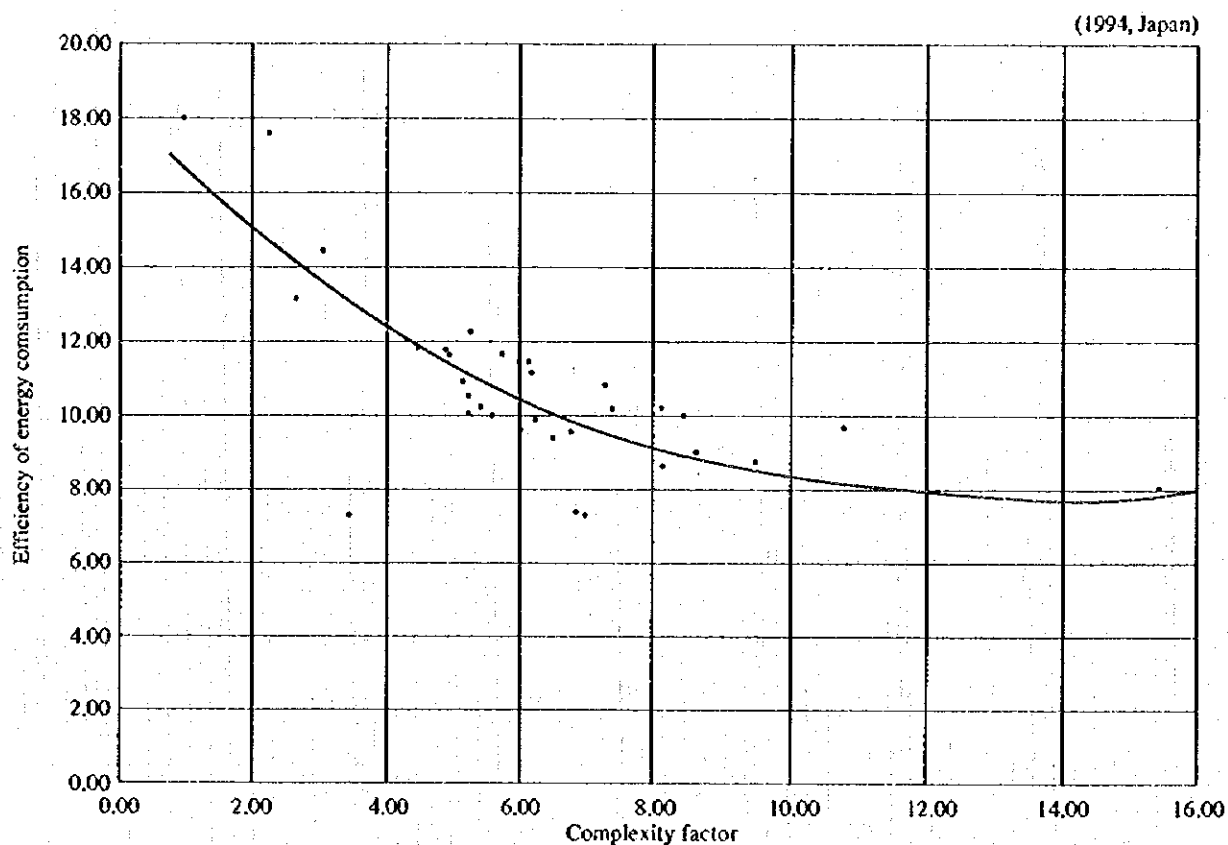
したがって、

$$\begin{aligned} \eta &= (1,433 \times 10^6) / [(13,981 \times 10^3) \times (6.734)] \\ &= 15.2 \end{aligned}$$

計算の結果、当製油所全体の η は約 15 となった。これを Figure 2.7 に示す

“ η と生産量の相関図”で日本の同規模の製油所（原油換算 = 15,900 kL/d）の例（平均 $\eta = 10.0$ ）と比較すれば、約 1.5 倍に相当する。日本の製油所と比べれば、当製油所は省エネルギーの余地が大きいと言える。

Figure 2.7 Complexity Factor vs. Efficiency of Energy Consumption



(Source: Petroleum Association of Japan)

b. エネルギー使用状況全般

当製油所では通常運転時、常圧蒸留設備へのフィード原油タンクが 5 日間から 7 日間隔で切り替えられるが、その原油種 (Iranian Heavy が主) も、したがってその性状もほとんど変化せず通油量の変化幅も少ない。このため、多数の国から原油を輸入して多様な製品生産のニーズに合わせて運転調整する日本の製油所に比べ、当製油所は基本的にエネルギー管理が容易な状況にある。

しかし、従来よりエネルギーコストが安価というイランの国情から、これまでは省エネルギーの必要性が少なく、各設備におけるユーティリティ使用先に計測メータが設置されていないなど、建設当初から設備面での省エネルギー

対策が考慮されてこなかった。

また、その後省エネルギーのための設備改造も実施されていない。さらに、日本の工場に比べれば、工場内にスチームのリーク箇所が非常に多く（後述(6)参照）、当工場の現状は日常のエネルギー管理体制も不備な状況と言える。

当製油所の総エネルギー消費効率を改善するには、製油所全体設備を対象に、ハード面では減圧蒸留設備塔頂クーラの冷却能力改善（後述(5)参照）などによるデボトルネッキング対策の実施により通油量増加を図るとともに、各ユーティリティに対するメータ類の設備化と種々の省エネルギー改造を実施し、かつソフト面では運転管理強化により効率を維持していくことが必要である。

c. 省エネルギーの着眼点

日本では通常省エネルギー対策を、その実施に必要な投資金額により、以下の3ステップに分類している。

ステップ-I ; 管理強化

ステップ-II ; 設備付加

ステップ-III ; プロセス変更

日本の製造現場では、これらの対策項目をステップ-Iからステップ-IIIへ段階的に実施していく。

一般に石油精製では、プロセス流体を所定の温度まで昇温するが、その際の加熱炉における（燃焼必要量）は下式で表される。

$$\text{（燃焼必要量）} = \text{（プロセス流体の必要加熱量）} + \text{（熱損失）} \\ - \text{（プロセス流体の予熱量）}$$

ここで、（プロセス流体の必要加熱量）とは、加熱炉以降の工程で原料油に対して蒸留・反応などのプロセス処理を行うのに不可欠な熱量であり、当該プロセスに必要な固定値である。

省エネルギーを推進しても、例えばプロセスの根本的な変更などが成されない限り、この総量は変わらない。

したがって、燃焼必要量を減らすためには、（熱損失）を減らすか（プロセス流体の予熱量）を増やす必要がある。（熱損失）には、炉壁からの放熱のみなら

ず、排ガス損失も含まれる。また、(プロセス流体の予熱量)とは加熱炉フィード原料油への伝熱量であり、原料油を予熱すれば当該加熱炉における(燃焼必要量)を予熱量相当分減少できる。

石油精製における省エネルギーは、運転管理を主とするソフト面と、設備改善を主とするハード面との両面からの活動が重要であり、それらの活動により(熱損失)をできるだけ減少するとともに(プロセス流体の予熱量)を最大化して、同時に燃焼管理を徹底することにある。

加熱炉では、プロセス流体を加熱するだけでは燃焼排ガスが高温のまま系外へ排出されるため、通常はこの熱を原料油の最終予熱に利用したり、また、燃焼用空気の予熱(エアプレヒータ)やスチームの再加熱(スーパーヒータ)などに利用して省エネルギーを図っている。

今調査では、燃焼排ガスが高温のまま排出されている加熱炉がほとんどであり、これらの炉に対してはエアプレヒータやスチームのスーパーヒータなどの設置による省エネルギーの余地が大きい。

プロセス流体の予熱に関しては、予熱のための熱源として一般的には当該プロセスの下流工程における高温プロセス流体を充てる。石油精製プロセスにおける高温油は、中間製品または最終製品として落油する前の段階で所定の温度レベルまで冷却する必要があるが、冷却により除去すべき熱量を原料油側へ伝導できれば、(燃焼必要量)を減少できる。このため、プロセス設計においては熱交換器による熱利用の最適化ケーススタディが必要となる。

設備改善および運転管理の両面でプロセス流体の予熱を徹底すれば、加熱炉での(燃焼必要量)を限りなく“ゼロ”に近づけることが可能となる。実際に日本の某製油所の軽油脱硫設備では、熱交換器の増設により加熱炉での(燃焼必要量)をほぼ“ゼロ”(設備上のミニマム燃焼量)にまで低下している。この例では、ほかに少量の高温熱源があれば(燃焼必要量)ゼロも可能であり、新設ケースもしくはステップⅢレベルの改造では加熱炉なしの設備化も可能である。

当工場で省エネルギーを実施するには、既存の熱交換器などに対してはステップⅠの運転管理強化や最大熱回収運転の徹底などが有効であり、また新たに熱回収を強化するためにはステップⅡの熱交換器増設や計測機器類強

化などが必要となる。

また、一般に石油精製設備建設においては、処理対象油の性状変化幅を考慮して設計段階で余裕が加味されることが多く、ポンプや熱交換器、CVなどの機器選定段階で設計値以上の能力を有する機種が選定される。その結果、最終的に 10 % 前後の過剰能力を有することが多い。

このため、スタートアップ以降に実際に処理油の性状変化幅を追跡して設備能力を最適化すれば省エネルギーの余地がある。

(2) 加熱炉

(2-1) 設置状況

この製油所には北工場に 17 基、南工場には 22 基の加熱炉が設置されている。これらの炉の燃焼能力、原料処理能力などの設計値を Table 2.9 に示す。一部の加熱炉については、燃焼量の実データが入手された。

(2-2) 計測結果と熱精算

a. 計測の概要

北工場の加熱炉の一部に対して、調査団が携行した可搬式の計測器による測定が行われた。計測の概要を Table 2.10 に示す。計測項目は運転計器として装備されていない燃焼排ガス中酸素濃度の計測を主体とした。

今回の調査で実測した加熱炉は全て自然通風タイプであり、燃料などユーティリティ側に計測メータがないため、きめ細かな燃焼管理は不可能である。このため、現状の燃焼排ガス中の実測酸素濃度は Table 2.11 に示すように、日本の加熱炉の例（酸素濃度 2 %~4.2 %，空気比 1.1~1.25）に比べれば高い。

また、排ガス温度も 320~470 °C と高い。日本の API 出口排ガス温度は、150~160 °C で SO₂ 濃度から求めた露点管理値に近い。

Table. 2.9 Heating Furnaces (1/2)

1. North Plant

Tag No.	Unit Name	Design Duty Gcal/h	Operating Duty Gcal/h	Feed Rate kg/h	Outlet Temperature °C	Fuel Kind	Built Year
1.1 ATMOSPHERIC & VACUUM DISTILLATION unit							
2H-101	Atmospheric distillation unit	56.6	51.5	529,900	360	Gas, Oil	1974
2H-102	Kerosene (distillation)	8.9	8.9	172,100	258	Gas	1974
2H-151	Vacuum distillation unit	30.3	28.9	329,700	427	Gas, Oil	1974
2H-181	Lube distillation unit	7.8	7.1	140,200	385	Gas, Oil	1974
1.2 PLATFORMER unit							
2H-201	Unifiner	4.9	2.7	62,130	388	Gas	1974
2H-202	Unifiner stripper	4.3	4.1	135,400	210	Gas	1974
2H-251	Platformer R#1	15.3	11.9	136,500	538	Gas	1974
2H-252	Platformer R#2	12.8	10.7	136,500	538	Gas	1974
2H-253	Platformer R#3	3.2	2.4	136,500	538	Gas	1974
2H-254	Platformer stabilizer reboiler	5.0	5.0	168,500	242	Gas	1974
1.3 VISBREAKER unit							
2H-301	Visbreaking unit	21.2	21.2	126,000	488	Gas	1974
1.4 ISOMAX unit							
2H-401 to 2	Isomax unit	5.7 ^{*1}	3.9	78,250	381	Gas	1974
2H-403	Isomax unit	9.1	9.1	232,000	323	Gas	1974
2H-404	Isomax unit	9.6	9.6	104,100	371	Gas	1974
2H-405	Isomax unit	0.6	0.6	20,490	318	Gas	1974
1.5 LPG recovery unit							
2H-601	LPG unit	3.8	3.2	99,770	278	Gas	1974
1.6 H₂ gas manufacturing unit							
2H-801	Hydrogen unit	49.9	49.9	7,220	804	Gas	1974

Note *1: Total duty of 2H-401 & 2H-402

Table. 2.9 Heating Furnaces (2/2)

2. South Plant

Tag No.	Unit Name	Design Duty Gcal/h	Operating Duty Gcal/h	Feed Rate kg/h	Outlet Temperature °C	Fuel Kind	Built Year
2.1 ATMOSPHERIC & VACUUM DISTILLATION unit							
H-101	Atmospheric distillation unit	55.5	--	639,300	360	Gas, Oil	1968
H-102	Kerosene (distillation)	8.1	8.1	146,200	258	Gas	1968
H-151	Vacuum distillation unit	24.0	24.0	320,500	391	Gas, Oil	1968
2.2 PLATFORMER unit							
H-201	Unifiner	4.9	3.8	51,620	388	Gas	1968
H-202	Unifiner	3.0	3.0	83,150	199	Gas	1968
H-203	Unifiner	3.0	2.9	97,510	210	Gas	1968
H-251	Platformer R#1	13.9	--	137,500	538	Gas	1968
H-252	Platformer R#2	15.1	11.2	137,500	538	Gas	1968
H-253	Platformer R#3	7.5	--	137,500	538	Gas	1968
H-254	Stabilizer reboiler	6.3	--	185,900	248	Gas	1968
2.3 VISBREAKER unit							
H-301	Visbreaking unit	33.4	30.4	145,000	491	Gas	1968
2.4 ISOMAX unit							
H-430 to 2	Isomax unit	3.0 ^{*2}	3.0	67,760	413	Gas	1968
H-433	Isomax unit	23.3	--	204,800	391	Gas	1968
2.5 H₂ GAS MANUFACTURING unit							
H-801	Hydrogen unit	28.0	28.0	7,220	804	Gas	1968
2.6 LUBE unit							
H-1101	Propane deasphalting	4.7	--	31,970	260	Gas	1974
H-1102	Propane deasphalting	6.9	--	122,000	260	Gas	1974
H-1201	Furfural unit	1.9	--	25,440	204	Gas	1974
H-1202	Furfural unit	21.0	--	211,200	232	Gas	1974
H-1203	Furfural unit	1.9	--	19,510	204	Gas	1974
H-1301	MEK	6.8	--	59,900	204	Gas	1974
H-1302	MEK	2.5	--	23,050	204	Gas	1974
H1401	Hydrofinish oil	1.5	--	60,200	288	Gas	1974

Note *2: Total duty of H-430, H431 & H432

3. Boiler

Tag No.	Unit Name	Design Duty Gcal/h	Operating Duty Gcal/h	Feed Rate kg/h	Outlet Temperature °C	Fuel Kind	Built Year
B-2101ABCD	Boiler	--	--	145,100	399	Gas, Oil	1968
2B-2101ABC	Boiler	--	--	145,100	399	Gasonline	1974

Table 2.10 Field Measurement

Equipment	Tag No.	Date	Items
Heating furnace for hydrogen generator	2H-801	16-Jun	Oxygen & temperature of exhaust gas
Atmospheric distillation furnace	2H-101	17-Jun	Oxygen & temperature of exhaust gas
Vacuum distillation furnace	2H-151	18-Jun	Oxygen & temperature of exhaust gas
Heat exchanger	2E-173	19-Jun	Cooling water flowrate
Heat exchanger	2E-258	19-Jun	Cooling water flowrate

Table 2.11 O₂ Content in Exhaust Gas and Exhaust Gas Temperature

	O ₂ Content in Exhaust Gas	Exhaust Gas Temperature
2H-101	8.4 to 8.6 %	397 °C
2H-151	4.8 %	474 °C
2H-801	10.3 %	320 °C

b. 燃焼計算

燃焼計算はパソコン上に作成されたワークシートを用いて行われた。この計算シートでは、燃料成分・空気温度・排ガス中酸素濃度などを設定することにより、燃料の発熱量・燃焼ガスの成分と排ガス量・燃焼空気量・空気比などが計算表示される。また空気比調整・空気予熱の効果を排ガス中酸素濃度をパラメータとして求めることができる。燃焼計算の結果を Table 2.12 に示す。

なお、空気量および排ガスの量と成分はドライ表示とウェット表示の双方の値を記載している。

1) 排ガス中の酸素濃度と空気比

空気比は排ガス中酸素濃度から計算される。Figure 2.8 にはこの関係を図示している。この関係は燃料の組成でも変化するが、その影響は小さい。

2) 排ガス中酸素濃度と排ガス量その他の特性

Table 2.13 には、排ガス中の酸素濃度と空気比のほか、燃料単位量当りの所要空気量、排ガス量、二酸化炭素濃度、排ガスの密度量を計算している。

Table 2.13 Characteristics

O ₂ (dry) (%)	Air Ratio	Air (wet) (m ³ /m ³ -fuel gas)	Exhaust Gas (m ³ /m ³ -fuel gas)	CO ₂ (wet) Content in Exhaust (%)	Exhaust Weight (kg/m ³ -fuel gas)
0.0	1.000	9.61	10.59	9.6	13.02
2.5	1.121	10.77	11.76	8.6	14.51
5.0	1.281	12.30	13.29	7.7	16.47
7.5	1.499	14.40	15.39	6.6	19.15
10.0	1.816	17.45	18.43	5.5	23.05

c. 原料油加熱炉 2H-101

この装置は立て型の方形の炉で、底面に多数の重油バーナが配置されている。炉内壁はチューブウォールで輻射伝熱面が構成されており、また炉上部には横形の対流伝熱管が配置されている。燃焼ガスはこの横形管群を経て炉頂部に設けられた煙突に集合し、排出される。炉底部のバーナへの空気供給は手動のダンパにより個々に調整ができる構造である。

また、この装置では、上記のような一般的な立て型炉の構造のほかに燃焼室の上部に水平管による蒸気の過熱器を有する。

この設備では、煙突下部入り口の煙道排ガスダクトにおいて、残留酸素と温度が計測された。測定は、記録計にも接続されて、時間的な変化が観測された。

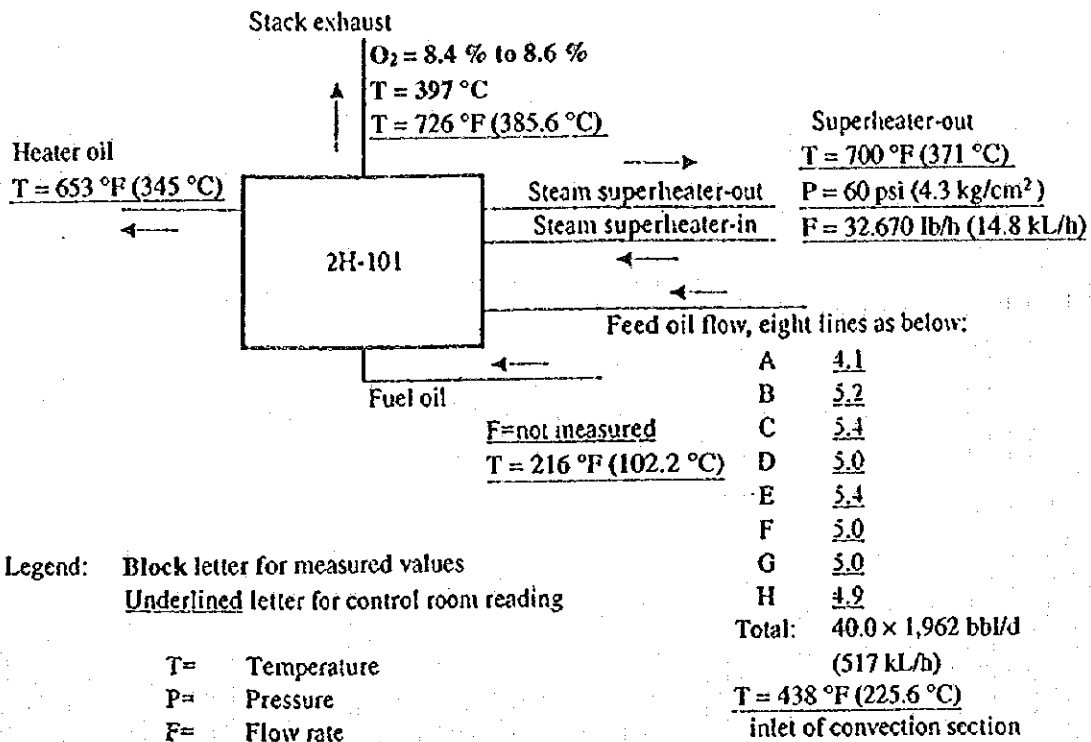
1) 測定結果

Figure 2.9 に現地で計測された排ガス中酸素濃度と排ガス温度および関連した制御室の計器の読み取り値を記載する。図上では計器読み取り値の在来単位への換算値をも記載している。

制御室では排ガス中酸素濃度は計測されていない。また排ガスの温度は、制御室と現地の計測値はほぼ整合している。

Figure 2.9 Measured Data for Crude Oil Heater 2H-101

<Crude heater 2H-101 for atmospheric distillation, North Plant, on 17 June>



2) 表面温度，熱放散計算

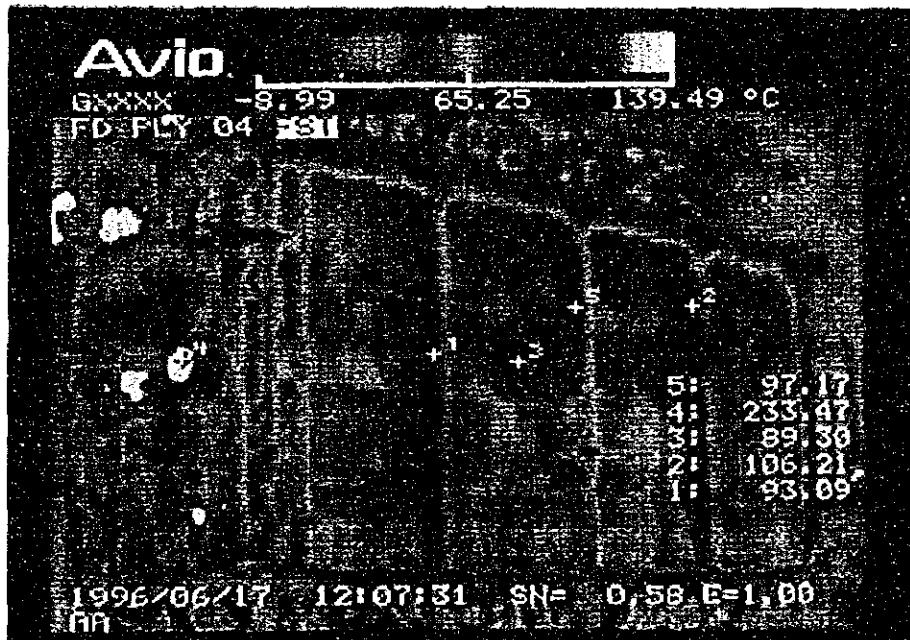
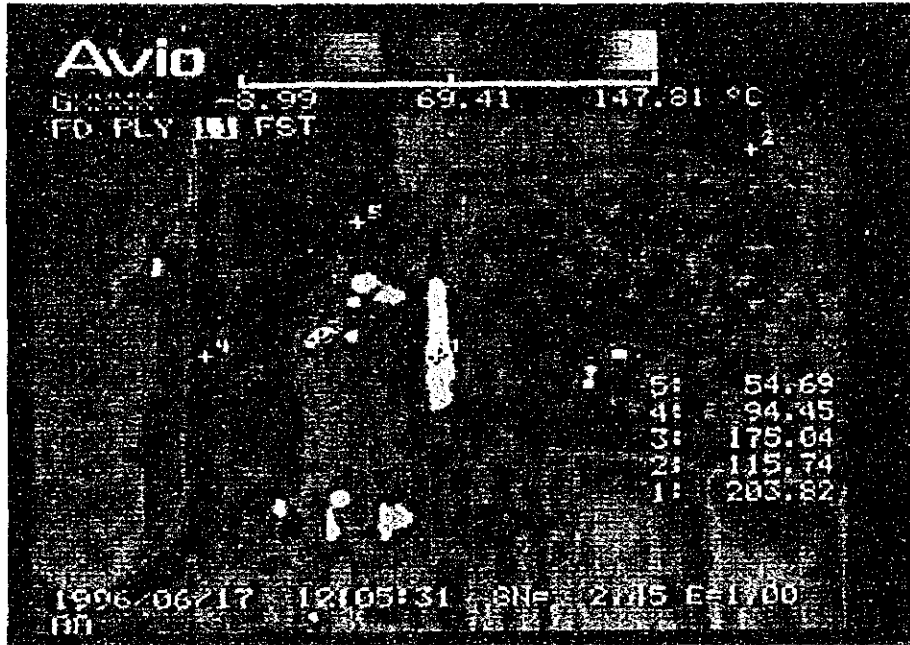
非接触で物体の表面温度を計測する装置として、「赤外線熱画像装置」がある。この計測器では、物体表面からの赤外線放射をカメラで受像し、これを CRT 画面に温度分布としてカラー表示し、またこの画像を静止画としてフロッピーディスクに記録することができる。

この装置を用いれば、装置や蒸気配管などの表面温度を面的かつ動的に見ることができ、また任意の断面の温度分布をグラフ表示することもできる。

今回の現地計測では、石油加熱炉の外観をこの装置で撮影した。その画像の 1 例を Figure 2.10 に示す。

この図では白色の部分は蒸気管で、温度は約 $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、また加熱炉本体の表面は橙色でおおよそ $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ である。

Figure 2.10 Surface Temperature of 2H-101 Furnace by Infrared Visual Display



現地計測の時間に装置本体のケーシング表面温度を多数点にわたって、非接触の放射温度計により計測した。この計測値と装置の表面積から熱放散量を計算した結果を Table 2.14 に示す。

なお、放熱面積は目視による装置の概略寸法から求めている。

放熱の計算は測定値、計算式、放射率など何れも精密なものではないので、計算による放熱量は絶対的なものでなく、おおよその程度を与えるものと解釈せねばならない。

Table 2.14 に示すとおり、炉体の表面温度は 95 °C から 148 °C、外気温度 30 °C の場合、加熱炉側壁およびエンドプレートからの放熱量は、839,809 kcal/h である。炉内耐火物改善により、日本と同様に表面温度を 60 °C 以下にすると、放熱量は 239,135 kcal/h に低下する。これにより、4,893 Gcal/y (= 839,809 - 239,135) kcal/h × 24 × 365 × 0.93) が節約できる。

Table 2.14 Surface Emission Calculation, 2H-101

Position	Ambient Temperature °C	Surface Temperature °C	Emissivity	Area m ²	Convection Coefficient kcal/m ² ·h·°C	Radiation Coefficient kcal/m ² ·h·°C	Unit Heat kcal/m ² ·h	Total Heat kcal/h
1st deck	30	103	0.9	576	5.208	6.963	888	511,754
2nd deck	30	148	0.9	144	5.973	8.546	1706	245,672
End plate	30	95	0.9	108	5.030	6.706	763	82,383
Total								839,809
After reinforcement of insulation	30	60	0.9	828	3.957	5.670	289	239,135

3) ヒートバランス

計測値と制御室でのメータ読みからこの装置のヒートバランスの計算を行った。ただし燃料の流量が計測されていないので、燃料流量として設計資料に記載された運転熱量を用いた。計算結果を Table 2.15 に示す。

Table 2.15 に見るように、燃料熱の約 72 % は原料油の加熱に利用さ

れているが、なお 21 % の熱が排ガス熱量として放逸している。

Table 2.15 Heat Balance Calculation on Crude Oil Heater, 2H-101

Heat-in (kcal/h)					
	Amount	Unit Heat	Temperature °C	Heat kcal/h	%/Fuel
Feed	517,000 L/h	0.6 kcal/L	225.6	60,675,120	117.9 %
Steam	14,819 kg/h	657.0 kcal/kg		9,735,457	18.9 % ¹
Fuel combustion heat	5,147 L/h	10,002.5 kcal/L		51,483,600	100.0 % ²
Fuel sensible heat	5,147 L/h	0.438 kcal/kg/°C	102.2	162,918	0.3 %
Total				122,057,095	237.1 %
Heat-out (kcal/h)					
	Amount	Unit Heat	Temperature °C	Heat kcal/h	%/Fuel
Product	517,000 L/h	0.6 kcal/L	345.0	97,713,000	189.8 %
Exhaust gas	92,976 m ³ /h	0.343 kcal/m ³ /°C	397.0	11,703,916	22.7 %
Steam	14,819 kg/h	767 kcal/kg		11,366,145	22.1 %
Heat release, wall				839,809	1.6 %
Heat release, pipe (30 % of wall, assumed)				251,943	0.5 %
Miscellaneous				182,282	0.4 %
Total				122,057,095	237.1 %
Absorbed heat by product				37,037,880	71.9 %
Absorbed heat by steam				1,630,688	3.2 %

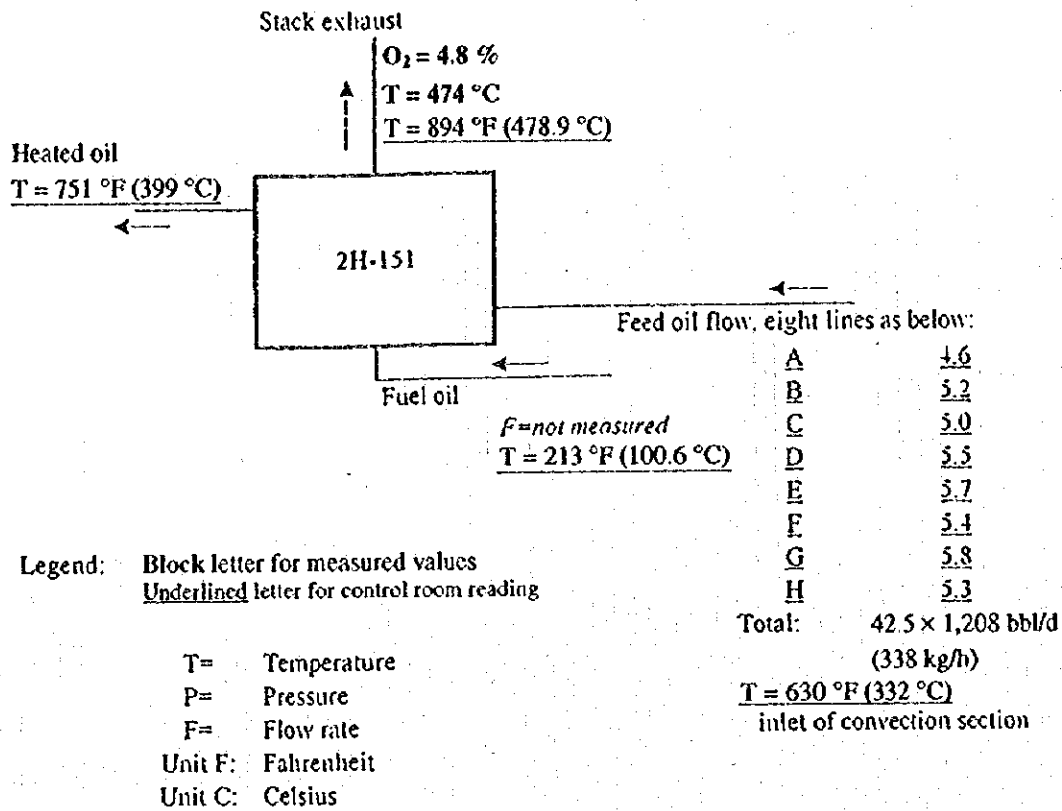
- Notes 1: Steam flow quoted from design chart. Steam flow = 32,670 lb/h = 14,819 kg/h
 2: Fuel is assumed to be same as Japanese fuel oil of class C.
 3: Base temperature: 30 °C

d. 減圧蒸留装置用原料油加熱炉

この装置も立て形の加熱炉で、底面に多数の重油バーナが配置されている。炉内壁はチューブウォールで構成され、上部には接触伝熱管が配置されている。現地では、煙突底部で排ガス中酸素濃度と排ガス温度が測定された。Figure 2.11 に計測結果および関連した制御室のメータの読み取り値を示す。

Figure 2.11 Measured Data for Oil Heater 2H-151

<Oil heater 2H-151 for vacuum distillation, North Plant on 18 June>



排ガス中の酸素濃度は制御室では計測されていない。排ガスの温度は制御室の計器と現地の計測値はほぼ合致している。排ガス中酸素濃度は計測では、4.8 % 程度を示した。この値は空気比では 1.26 に相当し、日本の標準値である 1.25 にほぼ等しく、良好な空気比管理といえることができる。計測値をもとにヒートバランスを計算した結果を Table 2.16 に示す。この計算では計測値がない項目（燃料流量）は設計資料から引用している。また、放熱量は概算として原料油加熱炉 2H-101 の放熱量から設計入熱比例として求めている。計算結果では、Table 2.16 のように燃料熱の 47 % が有効に利用されたことになる。

Table 2.16 Heat Balance Calculation on Oil Heater, 2H-151

Heat-in (kcal/h)					
	Amount	Unit Heat	Temperature °C	Heat kcal/h	%/Fuel
Feed	337,988 L/h	0.6 kcal/L	332.0	61,243,426	211.7 %
Fuel combustion	2,892 L/h	10,002.5 kcal/L		28,929,600	100.0 % ^{1,2}
Fuel sensible heat	2,892 L/h	0.438 kcal/kg/°C	100.6	89,518	0.3 %
Total				90,262,543	312.0 %
Heat-out (kcal/h)					
	Amount	Unit Heat	Temperature °C	Heat kcal/h	%/Fuel
Product	337,988 L/h	0.6 kcal/L	399.0	74,830,543	258.7 %
Exhaust gas	41,113 m ³ _N /h	0.348 kcal/m ³ _N /°C	474.0	6,352,439	22.0 %
Emission, wall				471,944	1.6 % ³
Emission, pipes (30 % of wall, assumed)				141,583	0.5 %
Miscellaneous				8,466,034	29.3 %
Total				90,262,543	312.0 %
Absorbed heat by product				13,587,118	47.0 %

- Notes 1: Fuel flow is quoted from design chart because no meter is equipped in control room.
 2: Fuel is assumed to be same as Japanese fuel oil of class C.
 3: Emission was assumed to be proportional to heating capacity to crude heater 2H-101.
 4: Base temperature: 30 °C

e. 水素製造装置用加熱炉 2H-801

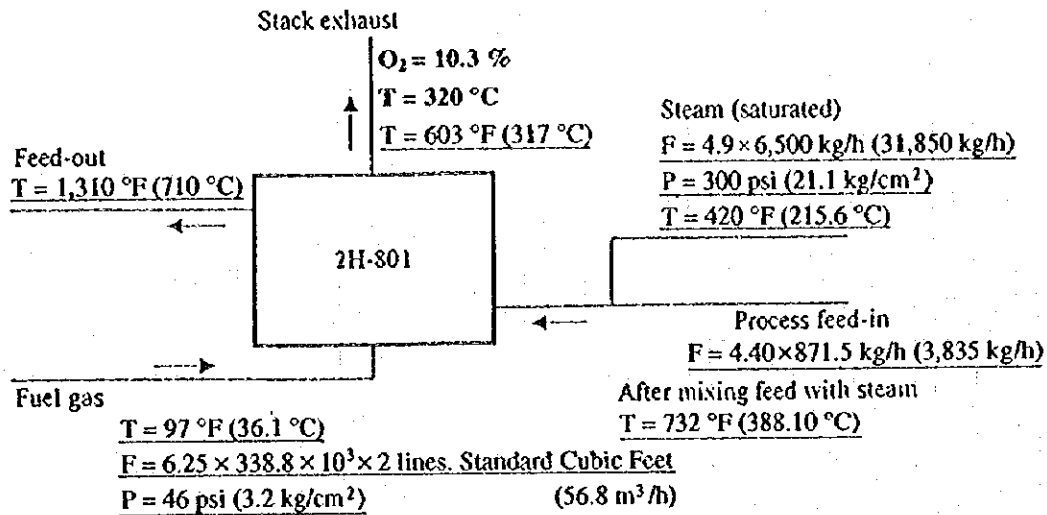
この装置は立て形の炉で底部に多数のガスバーナが配置されている。現地では煙突底部のダクトで排ガス中酸素濃度と排ガス温度を計測した。

計測の結果および関連した制御室のメータ値を Figure 2.12 に示す。

Figure 2.12 のように、排ガス中酸素濃度は 10.3 % で、この値は空気比 1.86 に相当する。この値は日本の標準空気比である 1.25 に比して非常に高く、大きな排ガス損失があるといえる。いま排ガス中酸素濃度を測定値の 10.3 % から空気比 1.25 に相当する酸素濃度 4 % に低減すると、燃焼計算では排ガス損失は 20.2 % から 14.2 % に低下する。また、この空気比調整による燃料の低減効果は、計算では 7.7 % となる。

Figure 2.12 Measured Data for Hydrogen Generator 2H-801

<H-801, Hydrogen generator, on 16 June>



Legend: **Block letter** for measured values
Underlined letter for control room reading

T= Temperature
P= Pressure
F= Flow rate

(2-3) 排ガス損失の低減

a. 排ガス損失

空気比が大きいことは、すなわち必要以上の空気を加熱して排出していることである。したがって、空気比が大きほど排ガスによる熱損失が大である。Figure 2.13 は燃料入熱に対する排ガス損失を排ガス中酸素濃度との関係で、排ガス温度をパラメータとして示している。

Figure 2.13 でわかるように、排ガス中酸素濃度を低減することにより排ガスによる熱損失が低減され、その度合は排ガス温度が大きいほど大である。

空気比の低減による燃料節減を計算した例を Table 2.17 に示す。

この表のうえで、改善前の排ガス中酸素濃度から改善後の排ガス中酸素濃度をたどって縦軸の燃料節減量を知ることができる。

Figure 2.13 Exhaust Gas Loss - North Plant Gas Firing

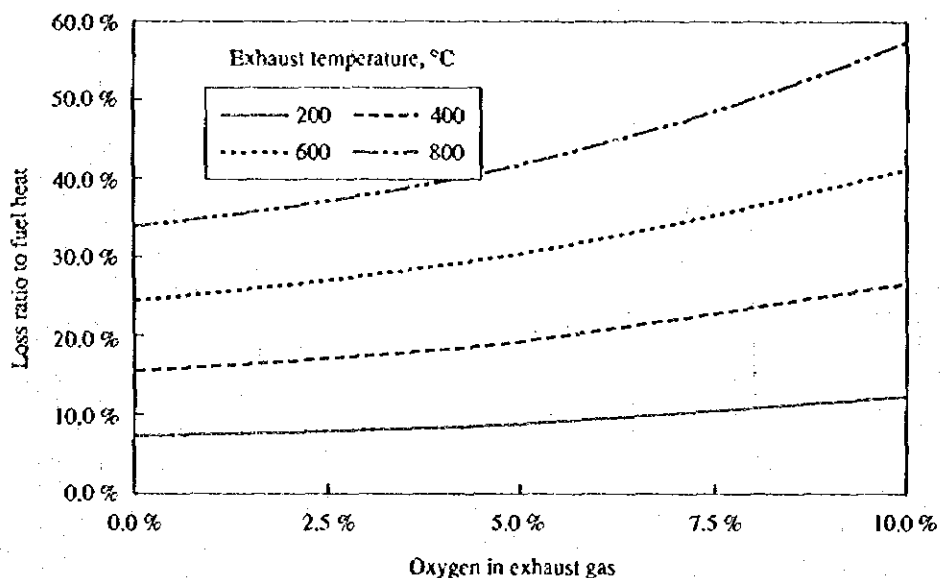


Table 2.17 Fuel Economy by Air-ratio Adjustment (Gas Firing)

Exhaust gas temperature = 500					Exhaust gas temperature = 600				
Before adjustment	O ₂ dry after adjustment				Before adjustment	O ₂ dry after adjustment			
O ₂ dry	0.0 %	2.5 %	5.0 %	7.5 %	O ₂ dry	0.0 %	2.5 %	5.0 %	7.5 %
0.0 %	0.0 %	-	-	-	0.0 %	0.0 %	-	-	-
2.5 %	2.6 %	0.0 %	-	-	2.5 %	3.3 %	0.0 %	-	-
5.0 %	6.0 %	3.5 %	0.0 %	-	5.0 %	7.7 %	4.5 %	0.0 %	-
7.5 %	10.6 %	8.2 %	4.9 %	0.0 %	7.5 %	13.7 %	10.8 %	6.5 %	0.0 %
10.0 %	17.3 %	15.1 %	12.1 %	7.5 %	10.0 %	22.5 %	19.8 %	16.0 %	10.1 %

Exhaust gas temperature = 700					Exhaust gas temperature = 800				
Before adjustment	O ₂ dry after adjustment				Before adjustment	O ₂ dry after adjustment			
O ₂ dry	0.0 %	2.5 %	5.0 %	7.5 %	O ₂ dry	0.0 %	2.5 %	5.0 %	7.5 %
0.0 %	0.0 %	-	-	-	0.0 %	0.0 %	-	-	-
2.5 %	4.2 %	0.0 %	-	-	2.5 %	5.3 %	0.0 %	-	-
5.0 %	9.8 %	5.8 %	0.0 %	-	5.0 %	12.2 %	7.3 %	0.0 %	-
7.5 %	17.4 %	13.7 %	8.4 %	0.0 %	7.5 %	21.6 %	17.3 %	10.8 %	0.0 %
10.0 %	28.4 %	25.3 %	20.7 %	13.4 %	10.0 %	35.4 %	31.8 %	26.4 %	17.6 %

この計算は、排ガス中酸素濃度が変化しても排ガス温度は変化しないものとし、かつ排ガス損失以外の熱はすべて必要な熱であって、この量は排ガス中酸素濃度で変化しないとして求められた。

また、送風用のファンや排気用のファンの所要動力が減少する。

b. 空気比管理

1) 管理強化

設備を改善しなくとも、運転マニュアル類を整備して燃焼空気量調整頻度を増加することで燃焼排ガス中の酸素濃度管理を徹底すれば、現状より過剰空気の低減が可能である。ただし、酸素濃度計で排ガス中の酸素濃度を確認することができないため、安全サイドに酸素濃度 5%~7%、空気比 1.3~1.5 程度での燃焼管理が必要である。

2) ポータブルメータによる燃焼管理

省エネルギーの推進には最低限の計装設備は必要である。ここではステップⅡの燃焼管理として、低額投資により 1 台か 2 台の簡易ポータブル型酸素濃度計 (2 台で約 300,000 円) を準備しておき、数日間隔もしくは運転条件変更タイミング毎に、各加熱炉の排ガス中酸素濃度を順次測定していく管理方法が効果的となる。

このステップでは、酸素濃度 4~5%、空気比=1.2~1.3 レベルの運転が可能となるが、過剰酸素濃度が低くなればなるほど測定精度が重要となる。したがって、実際に酸素濃度を低下していく際には、同時に炉壁などからの空気漏れ込み防止を徹底することが必要である。これには、ほかのステップ同様、運転員に参加意欲を持ってもらう意味からも、自衛作業でもれ込み防止に対処することが重要である。

3) 常設酸素濃度計による自動燃焼管理

排ガス酸素濃度計を常設して FDF (Forced Draft Fan) と IDF (Induced Draft Fan) を組み合わせた自動燃焼管理システムがある。自動燃焼管理の基本は酸素濃度計によるフィードバック制御であるが、これに加えて原料通油量の変動に対処するフィードフォワード制御もある。排ガス中酸素濃度の低下に伴い運転変動時には部分的に不完全燃焼となる可能性があるが、最近では CO および CO₂ メータにより不完全燃焼を防止して燃焼管理を強化するケースもある。

これらの自動制御では酸素濃度で 2~3% 程度、空気比で 1.1~1.2 程度、もしくはそれ以下の低レベル域での燃焼が可能である。

なお、燃焼管理を強化するにつれて、酸素濃度測定精度の確保がますます重要となるため、本ステップにおいても炉壁などからの空気の漏れ込み対策は必要である。この場合、運転担当者に自営活動で加熱管と炉壁の隙間や開口部に不燃断熱材を詰め込んでもらい、省エネルギー活動への参加意識を持ってもらうことが重要である。

c. 空気予熱

排ガスの熱を利用して、この空気を燃焼用に利用すれば燃料の投入量を低減できる。この空気予熱による燃料低減効果は、熱バランスの計算によって算出することができる。いま仮に排ガス中酸素濃度 7.5 % で 400 °C の燃焼排ガスを利用して燃焼空気を 300 °C にまで予熱するとして計算すると、燃料の節減は予熱前の燃料必要量に対して 15.6 % となる。燃料の節減率は空気の予熱温度が高いほど大であり、また排ガス中酸素濃度が高いほど大である。各種の条件における計算結果を Table 2.18 に示す。

Table 2.18 Fuel Economy by Air Preheating

Exhaust gas temperature before preheating = 400				Exhaust gas temperature before preheating = 500			
O ₂ dry	Preheated Air Temperature			O ₂ dry	Preheated Air Temperature		
	300	400	500		300	400	500
0.0 %	10.2 %	-	-	0.0 %	10.7 %	14.2 %	-
2.5 %	11.5 %	-	-	2.5 %	12.1 %	16.0 %	-
5.0 %	13.2 %	-	-	5.0 %	14.0 %	18.4 %	-
7.5 %	15.6 %	-	-	7.5 %	16.7 %	21.7 %	-
10.0 %	19.1 %	-	-	10.0 %	20.8 %	26.6 %	-

Exhaust gas temperature before preheating = 600				Exhaust gas temperature before preheating = 700			
O ₂ dry	Preheated Air Temperature			O ₂ dry	Preheated Air Temperature		
	300	400	500		300	400	500
0.0 %	11.3 %	14.9 %	18.3 %	0.0 %	11.9 %	15.7 %	19.3 %
2.5 %	12.8 %	16.9 %	20.7 %	2.5 %	13.7 %	17.9 %	21.9 %
5.0 %	15.0 %	19.6 %	23.8 %	5.0 %	16.1 %	21.0 %	25.4 %
7.5 %	18.1 %	23.3 %	28.1 %	7.5 %	19.7 %	25.3 %	30.3 %
10.0 %	22.9 %	29.1 %	34.5 %	10.0 %	25.5 %	32.2 %	37.8 %

d. 空気比、空気予熱改善効果

各炉の燃焼について、空気比の改善と排ガスによる空気予熱を想定して、工場全体の省エネルギーの余地を試算する。

計算のために次のような各種の想定を設けている。

- 1) 排ガス温度は加熱原料の炉出口温度より約 200 °C 高い温度とする。
改善前の排ガス中酸素濃度を 8 % とする。
これはコンピュータ上の計算の便のために統一したもので、実測データとは異なる場面もあるが、試算の全体の精度から考えて問題はない。
- 2) 改善後の空気比は日本の基準である 1.25 とする。この値は排ガス中酸素濃度では 4 % に相当する。
- 3) 空気予熱においては、予熱空気の温度を排ガス温度よりも 200 °C 低い温度とする。このとき空気予熱器出口の排ガス温度はおおむね 200 °C となる。
- 4) 空気予熱器の放熱や空気側からガス側への漏洩を考慮にいない。
- 5) 空気予熱は空気比の改善後に行われるものとして、排ガス中酸素濃度 4 % のもとで計算する。

この前提で試算した結果を Table 2.19 に示す。この表は、改善前、空気比改善後、空気予熱にわけて記載されており、それぞれに燃料消費の低減率を記してある。

この計算によれば全体では、改善前の排ガス損失は 30 % である。空気比の改善により燃料消費は 8.23 %, 154,546 Gcal/y ($= 230.59 \times 10^6 \times 0.0823 \times 8,760 \times 0.93$) 低減され、空気予熱ではさらに残った燃料消費の 14.28 %, 246,179 Gcal/y ($= (230.59 \times 10^6 - 18.98 \times 10^6) \times 0.1428 \times 8,760 \times 0.93$) が低減される。

以上の計算により、加熱炉の燃焼に関する省エネルギーポテンシャルが示された。このうち空気比の改善は比較的小額の設備費用で実施できる対策である。一方、空気予熱器の設置には、次のような検討すべき問題が予想される。

Table 2.19 Estimated Fuel Saving by Air Ratio Adjustment & Air Preheating

North Plant Tag No.	Facility Name	Operating		<Before improvement>			<Air Ratio Adjusting>		<Air Pre-heating>	
		Gcal/h	Fuel	Exhaust Temperature	Exhaust Gas Loss	Exhaust Loss Total Fuel	Advantage (8% to 4%) Total Fuel	Save to Total Fuel	Advantage (O ₂ = 4%) Total Fuel	Save to Total Fuel
Atmospheric/Vacuum distillation unit										
2H-101	Atmospheric distillation unit	51.48	Gas, Oil	397	22.7 %	5.07 %	6.4 %	1.42 %	7.8 %	1.73 %
2H-102	Kerosene (distillation)	8.91	Gas	500	29.3 %	1.13 %	7.6 %	0.29 %	13.2 %	0.51 %
2H-151	Vacuum distillation unit	28.93	Gas, Oil	474	22.0 %	2.76 %	1.1 %	0.14 %	11.9 %	1.49 %
2H-181	Lube distillation unit	7.06	Gas, Oil	500	27.7 %	0.85 %	7.6 %	0.23 %	13.2 %	0.40 %
Unifier										
2H-201	Unifier	2.72	Gas	600	36.0 %	0.42 %	10.0 %	0.12 %	18.4 %	0.22 %
2H-202	Unifier stripper	4.10	Gas	600	36.0 %	0.64 %	10.0 %	0.18 %	18.4 %	0.33 %
2H-251	Platform R#1	11.99	Gas	800	49.7 %	2.57 %	16.3 %	0.84 %	29.5 %	1.52 %
2H-252	Platform R#2	10.68	Gas	800	49.7 %	2.30 %	16.3 %	0.75 %	29.5 %	1.37 %
2H-253	Platform R#3	2.42	Gas	800	49.7 %	0.52 %	16.3 %	0.17 %	29.5 %	0.31 %
2H-254	Platform stabilizer reboiler	5.00	Gas	400	22.8 %	0.50 %	5.5 %	0.12 %	8.1 %	0.18 %
Visbreaker unit										
2H-301	Visbreaking unit	21.19	Gas	700	42.8 %	3.93 %	12.8 %	1.18 %	23.8 %	2.19 %
RCD isomax unit										
2H-401	Isomax unit	3.87	Gas	600	36.0 %	0.60 %	10.0 %	0.17 %	18.4 %	0.31 %
2H-402										
2H-403	Isomax unit	9.08	Gas	600	36.0 %	1.42 %	10.0 %	0.39 %	18.4 %	0.72 %
2H-404	Isomax unit	9.61	Gas	600	36.0 %	1.50 %	10.0 %	0.42 %	18.4 %	0.77 %
2H-405	Isomax unit	0.56	Gas	600	36.0 %	0.09 %	10.0 %	0.02 %	18.4 %	0.05 %
LPG refining unit										
2H-601	LPG unit	3.23	Gas	500	29.3 %	0.41 %	7.6 %	0.11 %	13.2 %	0.18 %
Hydrogen generator										
2H-801	Hydrogen unit	49.84	Gas	400	20.2 %	4.37 %	7.7 %	1.67 %	4.1 %	0.88 %
Total		230.59				29.08 %		8.23 %		14.28 %

Notes: Exhaust temperature is categorized into round number considering feed-out temperature except for measured furnaces.
 Existing oxygen content is set to 8 % for all furnaces except measured furnaces.
 Preheated air temperature is selected so that the temperature difference of air and gas at the hot end of air-heater will be 200 °C.
 The above temperature makes airheater-out gas temperature around 200 °C.
 Categorizing of gas/air and oxygen content is necessary to make the calculation simple on FC worksheet.

- 1) 炉の頂部すなわち煙突の下部に大型の構造物を設置することが必要
 また、炉頂部の空気予熱器から炉底部のバーナまで高温度の予熱空気を導く大口径のダクトを設置することができるか
 - 2) 炉底部では予熱空気を多数のバーナに分配することが必要
 - 3) 既設のバーナは予熱空気の利用には対応できないと思われる取替えが必要
- なお、同様のことはボイラについても言える。北工場ボイラの実測排ガス温度は 390~450 °Cに達するというのである。

(2-4) 加熱管パスバランス管理

炉内の加熱管パス数が複数の加熱炉では、コーキングを抑制した長期安定運転、すなわち省エネルギー運転を実施するためには均一分配が原則となる。しかし今調査では、加熱炉 2H-101 や 2H-151 の各パスバランスが以下に示すように指示値の大きいものと小さいものの比が約 1.3 と大きく、バーナ個々の空気ダンパの開度も不均一であった。

2H-101	FRC-103 A-H	4.1~5.3 (×1,962 BPSD)
2H-151	FRC-165 A-H	4.5~5.7 (×1,208 BPSD)

運転員によれば、これは各パスに対する炉内の加熱管とバーナの位置関係および加熱管の形態の差により調整した結果であるということである。しかし原料油は混合されてフィードされるため、加熱炉入り口の各パス CIT (Coil Inlet Temperature, 加熱管入り口温度) は常に同一であるため、各パス同一加熱条件下での運転が基本となるべきである。

現状のようなアンバランス運転を続ければ、原油流量の少ない（したがって管内流速が小さい）パスではコーキングにより長期間の安定運転が困難となる可能性が高い。

(2-5) 水素製造プラント加熱管 TMT 管理

水素製造プラントの加熱炉は月 1 回程度の低頻度で運転調整しているということであるが、高負荷運転時や燃焼状況の悪いとき（燃料や空気比がアンバランスの時）には、パイロメータによる加熱管 TMT (Tube Metal Temperature) 測定値が 1,090~1,200 °C にまで上昇するということである。加熱管の設計温度は 810~980 °C であり、実測 TMT が設計値をオーバーすることは危険な状態で運転している可能性がある。

ただし、パイロメータによる測定は誤差が出やすく、精度向上を図る必要がある。

TMT 測定用に加熱管表面の要所要所に予め熱電対を取り付けていない加熱炉では、通常間接的にパイロメータで TMT を計測する。しかし、パイロメータのみによる方法では誤差が大きく、計測値は単なる目安にしかならない。

日本における最近の TMT 測定方法を以下に示す。

- 1) PAD 型, TIP 型; 加熱管表面に PAD もしくは TIP 金属片を取り付け,

その PAD もしくは TIP にシース熱電対を接触させて取り付ける方法

- 2) 保護カバー型；上記 PAD と熱電対，もしくは単体シース熱電対を保護カバー（または保護管）で覆って加熱管に取り付ける方法
- 3) ナイフエッジ型；シース熱電対の先端をナイフエッジ型に加工して加熱管に取り付ける方法

この中で，接触不良などの影響で PAD 型や TIP 型の計測方法は指示温度が高めとなることが多く，また保護カバー型は伝熱の阻害などから低めとなる。ナイフエッジ型は形状が簡単で精度も期待できることから，日本では多くのユーザに使用されている。しかし，いずれのタイプも熱電対そのものの経時変化もあり，パイロメータと組み合わせた長期的推移追跡が必要である。

TMT とパイロメータの通常の相関を把握しておけば，加熱管のホットスポット発生時などで TMT が急激に変化した場合などに正確にその影響を評価できる。

当製油所でも，前述の 水素製造設備の加熱炉TMT管理，加熱炉ホットスポットの予防とその対策，および減圧蒸留設備の VGO 深絞り運転実施時の加熱炉 TMT 管理など，省エネルギーの推進とともに TMT 管理の必要性，応用先は多いと思われる。

当面は適切な運転マニュアル類の完備により，運転負荷変更時など迅速に各バーナの燃焼用エアを調整して，アンバランス燃焼による TMT 上昇を避ける必要がある。

(2-6) バーナコーキング防止

ヒアリング時，一部の加熱炉バーナにコークが付着してバーナチップが閉塞するという問題がある旨，告げられた。ヒアリング内容から推定されるバーナチップ詰まりの原因に対する対策は以下のとおりであり，いずれもバーナの安定燃焼に不可欠のものである。

- ① アトマイジング用スチームへのドレン混入防止
(スチーム配管の要所要所にスチームトラップを設置，もしくは強化)
- ② 燃料油とスチームの ΔP (圧力差) 管理徹底

(運転マニュアル類の整備と運転管理の強化、徹底)

- ③ 燃料性状 (廃油の種類, 混入割合などによる油の性状 (MW, Vis) 変化有り) を均一化

燃料発生源を分類して組み合わせを変更する (廃油など, 外乱になる可能性のあるものは個別処理) など, 燃料システム全体を見直す。

(3) 最大熱交換運転

a. U_o 値の管理

製油所では, 原油予熱熱交換器のほか, ボイラや加熱炉の加熱管, 廃熱回収機器など多数の熱交換機器類が設置されている。これら各機器の能力を活用して最大熱交換 (省エネルギー) 運転を実施していくには, 基本的に常時これら個々の総括伝熱係数 (U_o ; Overall Heat Transfer Coefficient, kcal/m²h・°C) を推算し, 比較, 追跡していく。もしも U_o が減少する傾向が現れれば, 速やかに運転調整で対処したり, 当該伝熱面を適時クリーニングして効率を保持していくことが必要である。

b. パスバランスの管理

当製油所の常圧蒸留原油の予熱熱交換器は一部 2 系列であるが, 通常運転時には各系列での熱交換量が最大となるように, 運転条件変更のタイミングごとに各系列への原油流量を調整して, パスバランスを管理すべきである。今回調査時点では, 2E-156~2E-182~2E-167 側への原油分配比率が設計値 40 % であるのに対し, 現状は 70 % と大きくなっていた。この背景はヒアリングしなかったが, 日常的に最大熱交換に向けた木目細かな運転調整が必要である。

c. クーラからの熱回収強化

工場側とのヒアリング調査では, 設計段階では CTW による冷却水循環型クーラと空冷式 (Air Fin) クーラとの使い分け基準は特になかった。しかし一般的なクーラ設計においては, プロセス流体と冷却媒体のアプローチ温度差 (ΔT) から, 比較的高温レベルの流体に対しては空冷式とし, 低温レベルの流体に対しては冷却水循環型とすることで冷却水循環設備を小型化できる。

したがって、省エネルギー面からは、冷却水循環型クーラよりも、相対的に高温レベル側に設置されている空冷式クーラ側に熱回収改善の可能性がある。

プロセスフローシートから、常圧蒸留設備の Kerosene と Light Diesel ストリーム、および減圧蒸留設備の Isomax Feed と Vacuum Bottom 落油のクーラに対し、原油への熱回収強化の可能性を検討した。検討対象クーラの設計温度と実運転温度を Table 2.20 に示す。

Table 2.20 Design Base & Actual Data of Coolers

Tag No.		2E-106 A&B	2E-111 A&B	2E-107 A&B	2E-109	2E-112 A&B
Service		Kerosene cooler	Kerosene cooler	Light diesel cooler	Light diesel cooler	Light diesel cooler
Surface area	m ²	122	45.3	116		42.6
Cooling duty	Gcal/h	7.11	1.93	7.51	2.68	0.74
Process Fluid		Kerosene	Kerosene	Light diesel	Light diesel	Light diesel
Flow rate	kL/h	407	407	141	141	141
In/out temperature	°C	247/92.2	92.2/40.6	247/116	116/60.0	60.0/43.3
Actual in/out temperature	°C		- /62.2		- /42.8	
Cooling fluid		Crude	CTW	Crude	Air	CTW
Flowrate	BPSD	100,500		100,500		
In/out temperature	°C	60.0/85.6	29.4/46.1	85.5/108		29.4/46.1
Actual in/out temperature	°C	66.7/91.1		91.1/108		

Tag No.		2E156 A&B	2E-162 A&B	2E-159 A-D	2E-173
Service		Isomax feed to storage	Isomax feed to storage	Vacuum bottom cooler	Vacuum bottom cooler
Surface area	m ²	115		293	317
Cooling duty	Gcal/h	2.55 to 6.63	1.51 to 2.38	8.95 to 9.23	5.04
Process Fluid		Isomax feed	Isomax feed	Vacuum bottom	Vacuum bottom
Flow rate	kL/h	99,626	99,626		
In/out temperature	°C	249/149	149/93.3	277/193	193/128
Actual in/out temperature	°C		- /76.7		- /125
Cooling fluid		Crude	Air	Crude	CTW
Flowrate	BPSD			91,254	
In/out temperature	°C	108/144		188/200	29.4/46.1
Actual in/out temperature	°C				

いずれのクーラも実際の運転温度データをほとんど入手できず、詳細検討は

できなかったが、設計ベースのプロセス流体温度から推定すれば、下記 Table 2.21 に示すように 2E-109, 2E-162 および 2E-173 で合計 2 Gcal/h 程度の熱回収が可能である。

実際に熱回収スタディを実施する場合には、既存熱交換器の配置変えも含めて最適化すべきである。

Table 2.21 Heat Recovery from Coolers

Tag No.	Cooling Fluid	Duty (Gcal/h)	Process Fluid Temperature Inlet/outlet (°C)	Modification Cost (k¥)
2E-109	Air	0.7	116/60	17,000
2E-162	Air	0.4 to 0.6	149/93	15,000
2E-173	CTW	1.3	193/128	30,000

(4) プロセス触媒管理

石油精製において省エネルギー運転を実施するためには、プロセス触媒の活性管理およびその残寿命管理が極めて重要である。触媒の活性を最大限活用して、限られた設備能力と限られた運転期間内で、製品の収率を最大化できれば生産効率の高い省エネルギー運転を達成することになる。

a. リフォーマ触媒の活性管理

日本の製油所では、時間生産性向上の面からリフォーマ触媒の活性管理は極めて重要な省エネルギー管理項目の 1 つである。このため技術部門では、通常運転時、常に製品収率を考慮したナフサの最適 RON (Research Octane Number, オクタン価) レベルと、適切な触媒再生時期に関するケーススタディを実施する。

一般的に、リフォーマ触媒の活性が低下すると経時的にオフガス中の水素濃度が低下していき、同時に軽質 HC ガス (C₁, C₂, C₃ など) 濃度が上昇していく。

オフガス中の水素濃度と、軽質 HC ガス濃度の推移を追跡し、かつこれらの物性データを用いて CPI (Catalyst Performance Index) など追跡すれば、触媒の再生必要時期を予測できる。同時に、触媒の残寿命 (残運転可能期間) を予測して、残寿命 (触媒の残活性) を残さないように製品ナフサの RON を上昇するなど、運転のシビアリティ (処理レート、水素循環量、反応温度な

ど)を調整することで生産効率を上げることができる。

CPI に関しては、通常プロセスのライセンサが計算式を所有しており、当製油所ではこの式を入手することが不可能かもしれない。

当製油所では、リフォーマ触媒の活性追跡のため、2 週間間隔でオフガス分析を実施し、その分析結果をライセンサである UOP 社へ送付して触媒の再生時期を判断してもらっているということである。しかし、ライセンサの CPI を使用せずとも、経時的なオフガス組成の推移追跡のみで触媒の活性管理は可能である。

当製油所では、スタートアップ以来これまでに収集した多量の実運転データおよび分析データを所有しているため、これを用いて独自の相関式を作れば、ライセンサの計算式よりも正確な、当設備に合致した残寿命予測スタディも可能となる。

当工場の定期整備は 3 年間隔であり、これまで当製油所では 2.5~3 年の間隔で触媒を再生してきている。これは、触媒再生コストを低減するという観点からは望ましいことかもしれないが、逆にガソリン製造用高 RON ブレンド基材の最大生産とその高価格を考慮すれば、例えば途中の約 1.5 年経過時点で触媒再生が必要となるように、従来よりもシビアリティを増加して運転する方がトータルでメリットが生じる可能性が大きい。

日本の製油所では 2 年毎に定期整備するが、高 RON ブレンド基材の最大生産という観点から高シビアリティ運転を実施して 1 年前後の間隔でリフォーマ触媒を再生するケースが多い。当製油所でも本件に関する最適化ケーススタディが必要と思われる。

b. 脱硫触媒の活性管理

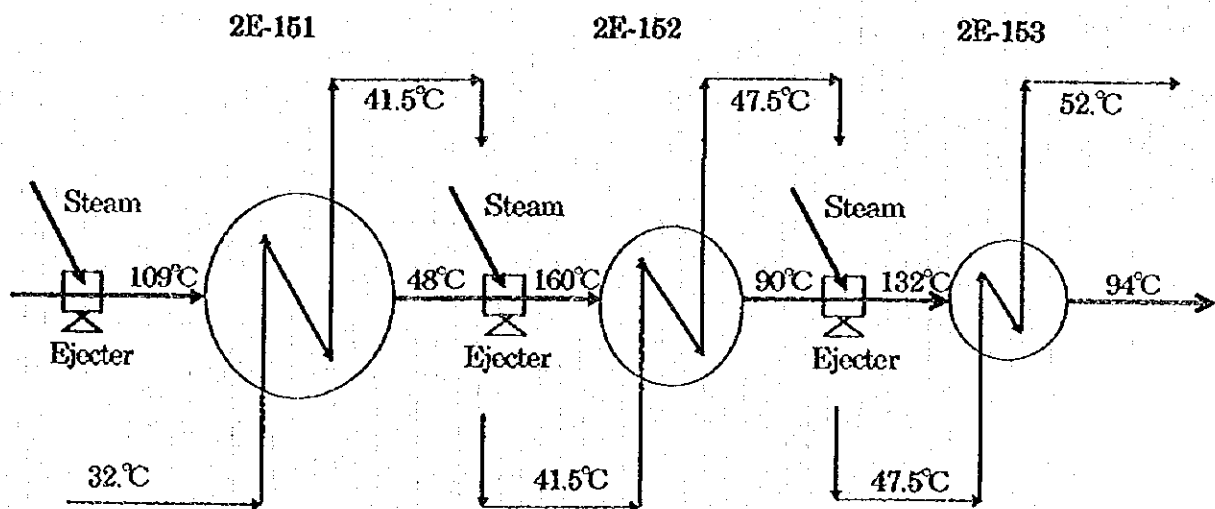
ISOMAX 設備など、水素化脱硫設備においては一般的に脱硫レベルを上昇するとエネルギー原単位が大幅に増加する。このため、運転コストと触媒(再生、取り替えなど)コストの両面から、製品仕様を満たす範囲内で脱硫レベルを最適範囲内に管理することで省エネルギーが可能である。すなわち、製品が過剰仕様とならないように、製品性状の分析部門と運転部門、および管理部門の連携が必要である。

(5) 減圧蒸留塔頂クーラ改善

今調査の減圧蒸留塔頂クーラ回り温度測定では、塔頂ガスクーラ (2E-151, 2E-152, 2E-153) の冷却能力が弱いことが判明した。1 段目の 2E-151 出口ガス温度は 48 °C であるが、2 段目の 2E-152 出口で 90 °C に急上昇し、3 段目の 2E-153 出口では設計の 38 °C に対して 94 °C と極めて高くなっている。なお、冷却水供給温度は 32 °C であり設計値 (26.7 °C) より若干高いが、2E-153 出口温度を 94 °C レベルまで上昇するものではない。これらクーラ回りの実測温度バランスを Figure 2.14 に示す。

Figure 2.14 Temperature Profile of Vacuum Overhead Cooler

Actual Parallel Flow Case



減圧蒸留の塔頂系では一般に、多段 (本設備では 3 段) のスチームエゼクタにより真空度が保たれ、同時に塔頂ガス中の油ベーパー成分がクーラで冷却されて凝縮、除去されることによりガス量が減少し、減圧下での蒸留運転が達成される。本設備の現状温度バランスでは、特に 2 段目以降のクーラで冷却による油ベーパーの凝縮効果が不足している。

このような状態下でも、スチームエゼクタによる減圧効果主体で一応の運転は可能であるが、凝縮効果が弱い分、VGO 収率を最大化する効率的な減圧蒸留は達成できない。冷却不足の真の詳細原因は不明であるが、現状は冷却不足を補うために過剰にエゼクタへスチームを供給して塔頂系の減圧効果を保持し、その結果、

注入したスチームの熱を 2 段目以降のクーラで除去できていない可能性も考えられる。

工場側とのヒアリングでは、減圧蒸留塔は上部トレーのリークなどで所定能力が出ておらず、能力改善 (VGO 増産) のため、塔上部のインターナル充填物を取り替える予定であるということであった。しかし、この減圧蒸留の所定能力が出ていない原因は、塔頂系の冷却能力不足に因る可能性が大きい。本設備では、充填物取り替えよりも、塔頂系の冷却能力不足を最優先とすべきである。

今調査では十分なデータを収集できなかったが、詳細に設計データと実運転データを収集し、問題点を明確化して対処することが急務である。以下に、考えられる対策案を示す。

- a. 通常の運転負荷や塔頂真空度、エゼクタへのスチーム注入量など、基本的な運転条件をチェックし、設計ベースから外れている項目があれば適正レベルに調整する。
- b. 塔頂クーラ 3 基の伝熱係数をチェックし、必要なら伝熱面をクリーニングする。

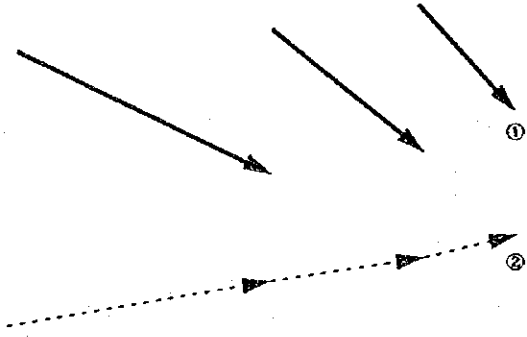
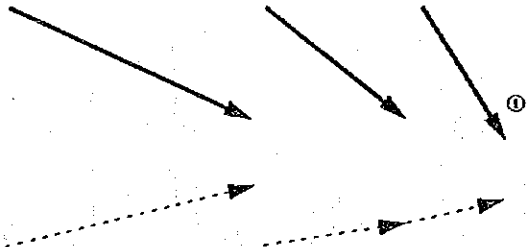
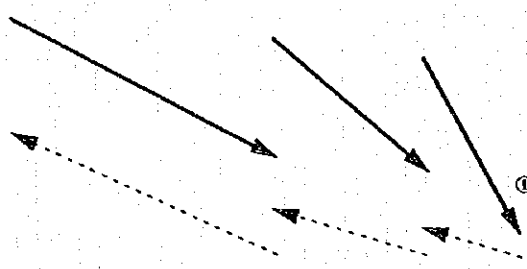
以上の a. と b. で改善されない場合には、下記 c. の対策がある。

- c. 現状は塔頂ガスと冷却水が 2E-151 から 2E-153 側へそれぞれ 1 系列の並行流で流れているが、これを Table 2.22 に示すように、並列流などに変更することで、クーラの冷却能力を増強する。

このほか、日本では減圧蒸留塔の効率改善 (いわゆる深絞り, Deep-cut) 策として、チラー導入による冷却水の温度低下 (冷却能力を改善)、プレクーラの設置やスチームエゼクタ後段への真空ポンプ設置 (真空度改善) がある。

冷却水配管工事により減圧蒸留設備本来の能力を回復したあとの次ステップとして、減圧蒸留塔入り口温度の上昇による (改造コスト不要) VGO 深絞り運転をトライし、その後で充填物取り替えや、チラー導入による冷却水の温度低下、および真空ポンプの導入などをスタディすべきである。

Table 2.22 Cooling Effect of CTW Flow Change

Case	Approximate Flow	Characteristics
Current flow		<ul style="list-style-type: none"> At present, the flow of the tower top pressure gas and the cooling water for 3 coolers (3-stage cooling) is one line concurrent. Therefore it is difficult to reduce the difference between the gas outlet temperature ① and the cooling water outlet temperature ②.
Improvement proposal A flow		<ul style="list-style-type: none"> Gas outlet temperature ① can be reduced by supplying the cooling water in 2 lines of parallel flow. The cooling effect in this case can be improved, but nearly two times more cooling water will be required.
Improvement proposal B flow		<ul style="list-style-type: none"> The gas outlet temperature ① can be reduced to the minimum possible point by supplying the cooling water in 3 lines of parallel flow. (In this case there will be no distinction between the concurrent flow and the counter-current flow) In this case the cooling effect is the largest, but nearly 3 times more cooling water will be required.)

収集データが少なく改造効果を定量的に算出できないが、c. の冷却水配管工事を実施しても冷却水側の配管（直径 10 インチ、長さ約 30 m）改造コストは約 3,000,000 円レベルであり、省エネルギーと増産効果の両面から極めて短期間で償却可能である。後述のように、現状の冷却水 CTW (Cooling Water System) システムに余裕は少ないが、CTW システム（冷却水供給バランス）の見直しを含めて検討すべきである。

なお当初、塔頂クーラの冷却能力不足対策として、地上約 10 m の高所にあるクーラへの冷却水供給不足の可能性もチェックしたが、冷却水配管（径 10 インチ）の圧力損失 ΔP 計算からは、冷却水流量の問題はなかった。

(6) スチーム管理

当工場内では、スチームトラップやスチーム配管に多数のスチームリーク箇所があり、保温されていないスチームトレーサも数多く見受けられた。また、ポンプやバルブのグランドシール部分からのリーク箇所も多い。

スチームリーク管理には、スチームのリーク箇所を発見したら、発見者が速やかにノートに記録する習慣をつけることが必要である。このノートの記録をベースに、スチームトラップの取り替えなどで直ぐに対応可能なものに対してはできるだけ早期に対処し、また、直ぐに対応不可能なものに対しては後日の定期整備などの適切なタイミングで抜けないよう、かつ効率的に対処できるように整備リストを作成して必要な機材を準備しておくことが必要である。当工場では、スチームトレーサにはディスク型スチームトラップが主に使用されているということであり、ディスクのメンテナンスが重要な自営活動項目の1つになる。

なお、当工場では現在、エネルギー管理委員会主導で南側工場からスチームリーク箇所をリストアップしているということであり、その成果が待たれる。

(7) 断熱

a. 保温管理

当工場では、配管やバルブ周辺でスチームトレーサの保温が剥離している箇所が多数見受けられた。省エネルギー活動では、破損した保温は速やかに修理し、その際に必要であれば保温材の肉厚を適切なものに変更していくのが基本である。

バルブ周辺はメンテナンスのために保温を取り外すことが多く、以前は日本でもスチームトレーサの保温が剥離している箇所が見受けられた。しかし最近では、取り外し・再取り付け可能なジャケット型の保温材を施工することが多い。当工場でも、取り外し・再取り付け可能な保温材を取り付けることで省エネルギーを図ることができる。

なお、保温の不良箇所を発見するには、今調査でも使用した AVIO などの赤外線画像処理装置が有効である。

b. 蒸気配管の弁の保温

南工場のボイラの周辺では、蒸気管の弁には保温が施工されていない。弁は同じサイズの直管よりも長さ当りの表面積が大きいので直管同様に保温を施

すことが必要である。Table 2.23 に各種の弁の直管相当長さを示す。

Table 2.23 Equivalent Length of Valves

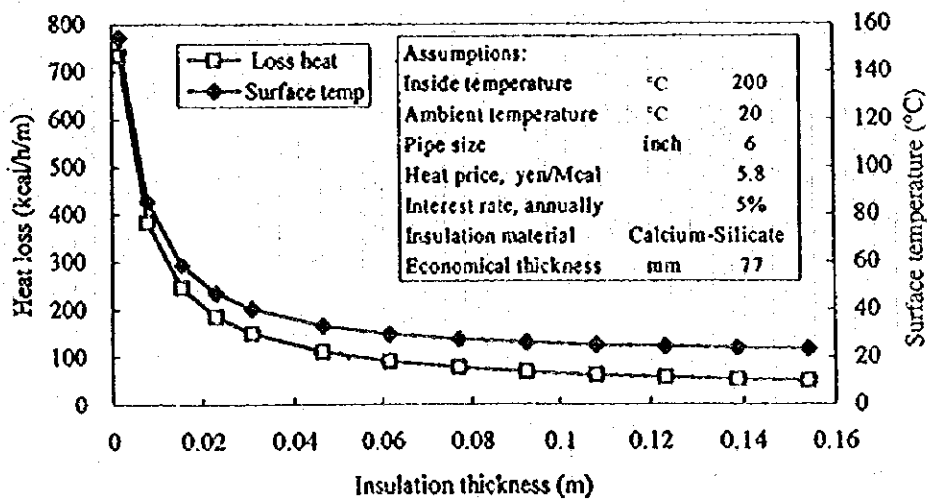
Nominal Size (inch)	Pipe Diameter (mm)	Equivalent Length (m)			
		F-G 10 k	F-G 20 k	F-S 10 k	F-S 20 k
15	21.7	1.15	1.24	1.12	1.29
20	27.2	1.06		0.98	1.13
25	34.0	1.22	1.21	1.15	1.32
40	48.6	1.11	1.20	1.31	1.23
50	60.5	1.11	1.28	1.22	1.53
65	76.3	1.23	1.50	1.16	
80	89.1	1.25	1.56	1.31	1.63
100	114.3	1.27	1.58	1.20	1.50
125	139.8	1.40		1.27	
150	165.2	1.50	1.78	1.35	1.92
200	216.3	1.68	1.87	1.52	

Symbols: F-G Flange ball valve
 F-S Flange sluice valve
 10 k 10 kg/cm² rating
 20 k 20 kg/cm² rating

Table 2.23 に見るように、例えば管径 8 インチの玉型弁は同サイズの配管約 2 m と同等の放熱面積を有する。

蒸気管に保温を施工した場合、保温の厚みとともに放熱量は急激に減少する。その 1 例を Figure 2.15 に示す。

Figure 2.15 Steam Pipe Heat Insulation (an example)



プラントには各種の弁が多数設置されておりその数は把握していないが、いま弁の保温の効果を概略知るためにいるが、弁のサイズと数を想定して効果を試算する。試算の結果を Table 2.24 に示す。

Table 2.24 Heat Economy by Steam Valve Heat Insulation

Size (inch)	No. of Valves	Equivalent Length (m)	Heat Loss (kcal/h·m)			Total Advantage (kcal/h)
			Bare Tube	Insulated Tube	Advantage	
1	700	1.2	198.4	41.9	156.5	125,979
2	700	1.2	353.1	52.7	300.4	256,510
4	560	1.2	667.0	71.1	595.9	400,476
6	350	1.4	964.1	86.8	877.2	414,492
8	210	1.5	1262.3	101.6	1160.7	370,508
12	70	1.7	1858.7	130.3	1728.4	208,103
Total (Norht Plant)						1,776,068

Valves are assumed to be sluice type of 10 kg/cm² rating.

保温を施工することにより、放熱量が約 10 % に低減できる。ボイラ効率を 80 %、年間稼働率を 93 % とすると、16,278 Gcal/y (= 1,776,068 × 0.9 × 8,760 × 0.93 / 0.8) が節減できる。

ヒアリング時、工場側より“保温材施工の経済性をどのように考えたらよいか”との質問を受けたが、施工する保温材のコストおよび施工労力費などの投資金額に対し、断熱強化（放熱ロス減少）により得る省エネルギー（燃料節減）金額を対比させて評価すべきである旨、回答した。

(8) ケミカル注入による運転改善

日本の石油精製プロセスでは、運転効率改善（省エネルギー）のため、以下のようなケミカル添加（いずれのケースも添加濃度は、数 ppm～数十 ppm）により運転改善している例が多い。

a. デソルタでの分離不良改善

当製油所では原油中に含まれてくる塩分濃度が高く（塩分 20. lb/1,000 B）、含塩水分の除去効率を保持するため、常圧蒸留工程上流の原油デソルタ（脱

塩器) セクションでは 2 段階で脱塩処理しているということである。それでも、原油タンクの切替時などでは油水分離効果が低下し、デソルタの運転が変動するという問題を有している。

デソルタのパフォーマンスが悪化すると下流工程の熱交換器内部や加熱炉の加熱管内部で塩類析出による伝熱効率低下や腐食の可能性が生じる。

日本でも、輸入原油の重質化に伴いデソルタ内で油水分離不良トラブルが発生することが多い。これに対し、原油タンク容量に余裕があれば静置日数を長くにとって含塩水分をできるだけ分離除去し、さらにデソルタへ注入する洗浄水中にエマルジョンブレイカを混入して分離効率を高めている。

当製油所では、現在デソルタ洗浄水中にエマルジョンブレイカなどのケミカルは注入していない。運転効率改善のためには、ケミカルコストを勘案したケーススタディを実施すべきである。

b. リフォーマスタビライザ塔頂コンデンサのファウリング対策

今調査で工場側より、リフォーマのスタビライザ塔頂コンデンサ内の炭酸カルシウム (CaCO_3) のファウリング、およびこれに伴う伝熱管腐食が問題として挙げられた。

日本における炭酸カルシウムのファウリング対策として以下の 2 点が考えられる。

① 炭酸カルシウム付着防止ケミカルの添加

内外複数のメーカーで多種のアンチファウラントが開発されており、複数メーカーからの情報収集により適宜選択して注入している。

② 純水循環システムの設置

現状は工業用水による CTW システムで冷却水を循環しているが、これをスチーム凝縮水 (コンデンセート≒純水) 循環システムに変更することで、炭酸カルシウムそのものを系内から除去でき、ファウリングを完全に防止できる。しかし、設備コストが高く、本ケースはステップ III の省エネルギー項目となる。

このほか、クーラ内の冷却水流速増加によるファウリング発生防止策もあるが、以下に示すように現状の CTW システム (合計設計循環量, 8,090

t/h) が能力不足気味であり、現実的な対策にはならない。

設計供給温度 … 80 °F = 26.7 °C

実際供給温度 … 95 °F = 35.0 °C

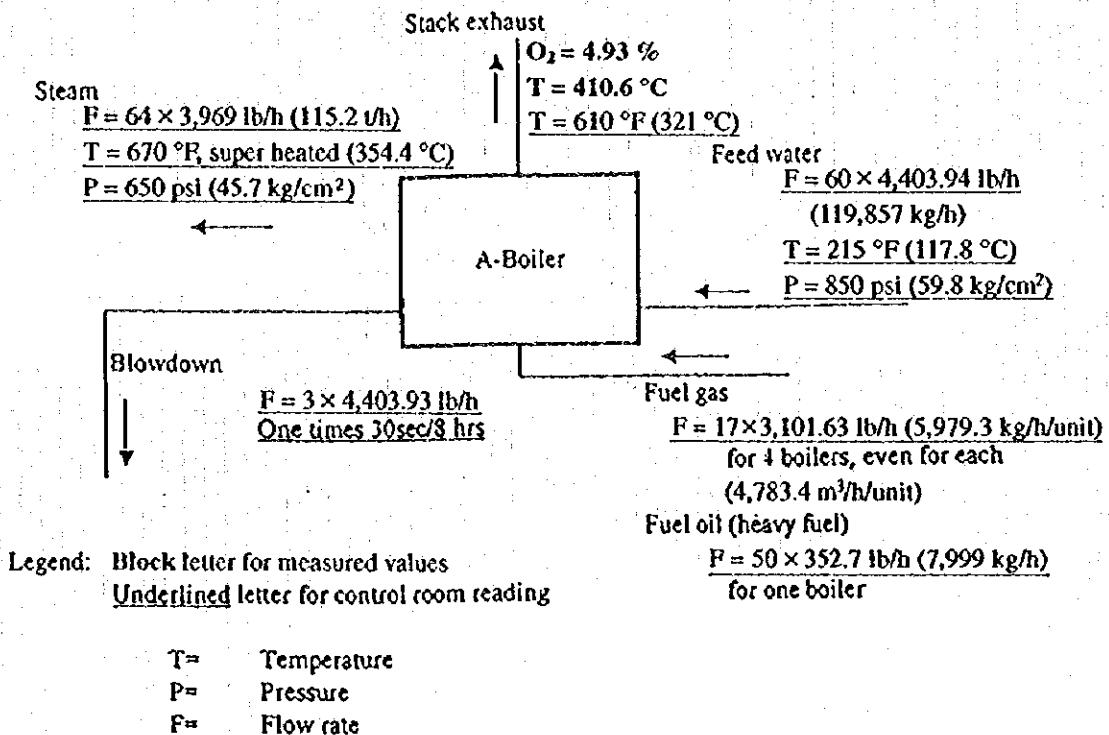
詳細データがなく、この供給温度上昇の原因は不明であるが、いずれにしても現 CTW システムは能力的に余裕はない。

また、塔頂コンデンサの冷却管に腐食が発生するということであるが、炭酸カルシウムのファウリングに伴う部分的な局部電池生成で腐食が促進される可能性があり、先ずケミカル注入などにより炭酸カルシウムのファウリングを防止し、次いで耐食合金などへの管材質変更を検討すべきである。

(9) ボイラ

発電とプロセス蒸気供給のためパワープラントが南工場と北工場にそれぞれ設置されている。このうち南プラントの A ボイラの煙道排ガスを計測した。計測の結果および制御室のメータ読み取り値を Figure 2.16 に示す。

Figure 2.16 Measured Data for Boiler A/South Plant



このボイラでは、排ガス温度が非常に高く、計測では 410 °C であり、制御室でのメータ値は 321 °C であった。このため排ガスによる熱損失が大きく、計算では Table 2.25 のように燃料熱の 18 % に相当する。

このように、多量の熱が排ガス顕熱として損失しているので、伝熱面を清掃してボイラでの熱吸収を向上し、さらに必要によっては空気予熱器を設置して排ガス熱を有効に回収することが望ましい。排ガス熱により燃料空気を予熱すると、Table 2.26 のように燃料節減率は (200 °C まで空気予熱をすとして) 8 % となる。

Table 2.25 Exhaust Gas Heat Loss (South Plant)

O ₂ dry	Exhaust Gas Temperature		
	200 °C	300 °C	400 °C
0.0 %	6.4 %	10.3 %	14.3 %
2.5 %	7.1 %	11.4 %	15.9 %
5.0 %	8.1 %	13.0 %	18.0 %
7.5 %	9.4 %	15.1 %	20.9 %
10.0 %	11.3 %	18.1 %	25.1 %

Fuel gas composition
(Common in south plant)

H ₂	-
C ₁	55.3 %
C ₂	8.2 %
C ₃	17.9 %
i-C ₄	6.3 %
n-C ₄	5.5 %
i-C ₅	1.0 %
CO	5.8 %
CO ₂	Free
H ₂ S	15 ppm

Table 2.26 Fuel Economy by Air Preheating

Exhaust gas temperature before preheating = 410.6

O ₂ dry	Air Preheating Temperature		
	30 °C	200 °C	250 °C
0.0 %	0.0 %	6.2 %	7.9 %
2.5 %	0.0 %	7.1 %	9.0 %
5.0 %	0.0 %	8.2 %	10.4 %
7.5 %	0.0 %	9.8 %	12.4 %
10.0 %	0.0 %	12.3 %	15.4 %

北プラントについても同様のことが言えるとする、北プラントの燃料節約量は、次のようになる。

南北プラント蒸気量計	720 t/h
内北プラント蒸気量	$2,607 \times 10^3$ t/y
蒸気熱量(354.4 °C, 45.7 kg/cm ² (G))	739.2 kcal/kg
ボイラ効率	80 % と仮定
燃料節減量	$2,607 \times 10^3 \times 739.2 \times 10^3 / (9,100 \times 10^3) \times 0.08 = 21,177$ kL/y

(10) タービン

工場側から要請を受け、6月17日タービン効率を測定した。ボイラの主蒸気圧力と温度は、ボイラ室の丸チャートに表示されているが、蒸気タービン主蒸気流量計がないので、超音波流量計を仮設し、タービン復水流量を測定した。このタービンは無抽気運転をしていて、給水予熱器は設置しておらず、脱気器およびエゼクタは系外蒸気（発電所の系外からの蒸気）を使用している。

ボイラ、タービンおよび発電機の仕様を Table 2.27 に、測定結果を Figure 2.17 および Table 2.28 に示す。発電出力と蒸気流量の関係を示すグラフは(0,0)と交差しており、復水流量が2 t/h程度小さく測定された可能性が高い。近似式を求め復水量を2 t/h補正すると、5 MW時における蒸気消費率は4.76 kg/kWhが得られる。

新設時と同じ能力を有しており、メンテナンスがよく行われていることを示している。

なお、タービンのブレード（羽根）が汚れない限り、カーチス段後の圧力から蒸気流量を推定することが可能であるので、カーチス段後の圧力から蒸気流量の特

性能曲線をメーカーから入手し、性能管理に利用されるよう提言する。

タービン発電機の有効効率および熱効率は、発電量 5 MW 時において次のとおりである。

(タービンおよび発電機の有効効率)

$$\eta_{\text{elec}} = \frac{860P}{G(i_1 - i_2)} = \frac{860 \times 5,000}{23,800(737.7 - 482.5)} = 70.9\%$$

(タービンおよび発電機の熱効率)

$$\eta = \frac{860P}{G(i_1 - i_0)} = \frac{860 \times 5,000}{23,800(737.7 - 38.0)} = 25.8\%$$

ここに、 i_1 : 45.5 ata, 352.2 °Cにおける蒸気のエンタルピー (kcal/kg)

i_2 : i_1 の蒸気が 50 mmHg (0.068 ata) まで断熱膨張したとき、蒸気を持つエンタルピー (kcal/kg)

i_0 : 同上時において、給水の持つエンタルピー (kcal/kg)

Table 2.27 Specifications of Boiler, Turbine and Generator

Boiler	Steam condition	650 psig, 750 °F
	Feed water temperature	220 °F
	Boiler efficiency	79 %
Turbine	Steam condition	625 psig, 700 °F (43.9 kg/cm ² g × 371.1 °C)
	Vacuum	4.5 inch Hg (114.3 mmHG abs)
	Rated output	7,200 kW
	Speed	6,500 rpm
	Type	Impulse turbine
	Stage	22 stage (according to drawing)
	Steam consumption	10.4 lbs/kWh (4.722 kg/kWh)
	Manufacture	Siemens (1973)
Generator	Capacity	9,000 kVA (7,200 kW)
	Power factor	0.8
	Voltage	6,300 V
	Current	825 A
	Insulation	IPR 44

Figure 2.17 Turbine Performance Record

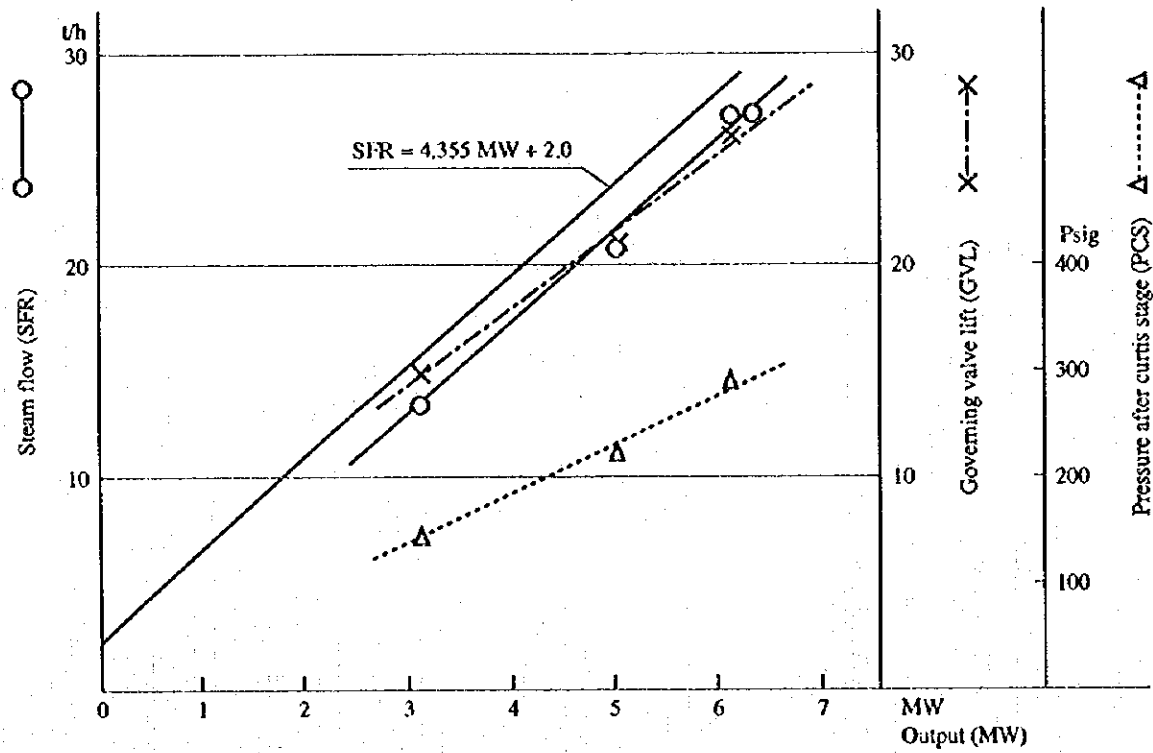


Table 2.28 Test Record

Date: June 19, 1996

		9:32	9:44	10:15	10:39	10:50	Mean
Boiler steam pressure	psig	2A/2C 645/630		645/620			635
Boiler steam temperature	°F	655/672		663/672			666
Turbine pressure after MSV	psig	590	592	586	582	582	588
Turbine temperature after MSV	°F	640				640	640
Stam pressure after curtis stage	psig	218	217	285		140	-
Vacuum	inch	-24.0	-24.0	-23.5		-24.5	24.0
Governing valve lift			21.0	26.0	26.5	15.0	-
Generator output	MW	5.0	5.0	6.1	6.3	3.1	-
Condensate flow rate th		20.8	20.4	27.0	27.1	13.3	-
Condensate temperature after ejector	°F		103	103		103	103
Turbine exhaust temperature	°F		108	115			
Cooling water temperature	°F		84/104				

Note: Estimated atmospheric pressure 659 mmHG based on 1,191 m above sea
 Estimated condensor vacuum 50 mmHG

(11) 電気系統

当製油所の場合自家発単独運転といった制約があり、安全安定運転という点からみると省エネルギーに限界がある。この問題は基本的にはイランの電力系統の不安定さに起因するもので他工場でも安全安定運転を確保するため、自家発単独運転を実施し、発電機の利用率を下げている例は多い。

この問題を解決するにはイランの電力系統の強化が必要であり、その信頼性が増加すれば系統と並列運転するケースが増え、また日本と同様な力率割引料金が適用されれば力率改善も進むと思われる。

北工場全体の負荷力率の 83 % も不満ではあるが、抵抗損失軽減のみではコンデンサ設置のメリットが出るとは考えられず、将来外部電力系統との並列がフィージブルとなった時点で前述の設備利用率と併せて解決すべき問題と考える。

南工場との接続点にあるリアクトルも安定運転のためには必要と考えられるが、北工場と南工場との間に電力潮流があれば損失が発生し、電圧差も出るので好ましくない。

したがって、南北工場ともに発電設備と負荷のバランスが保たれるように、発電設備を運転することが望ましい。

発電機 2B と 2C の負荷バランスは有効電力ではバランスしているが、無効電力では若干アンバランスしている。無効電力もバランスした方が発電機の損失も減少し、また負荷の A, B 母線からの配電損失も減少すると考えられるので、バランス運転をすべきである。

(12) ポンプ

Table 2.29 に蒸留塔およびピスブレーカ関係の大型電動機の電流測定結果を示す。

Table 2.29 に示すように大型電動機のほとんどがポンプである。本測定は電圧端子の接続が難しく、電流の測定のみにとどまった。表で電流比は定格電流に対する測定電流値の比を示す。

Table 2.29 Large Motor Current Measurement Result

Motor No.	Motor Capacity (HP)	Rated Current (A)	Measured Values of Current (A)	Current Ratio	Remarks
2PM153	250	22.5	20.7	0.92	High pressure
2PM154	400	35	25.5	0.73	High pressure
2PM108	250	22.5	17.0	0.76	High pressure
2PM157	300	27	24.0	0.89	High pressure
2PM105	300	27	20.0	0.74	High pressure
2PM311	250	22.5	21.5	0.96	High pressure
2PM302	350	31.5	8.4	0.27	High pressure
2PM301	350	31.5	21.0	0.67	High pressure
2PM106	150	190	190	1	Low pressure
2PM107	125	160	107	0.67	Low pressure
2PM156	75	95	87	0.92	Low pressure
2EM162	25	35	29	0.83	Low pressure
2EM109B	30	40	31	0.78	Low pressure
2EM109D	30	40	29	0.73	Low pressure

Note: PM in the motor No. stands for pump, while EM stands for fan.

a. 電動機置換

電流比でみた場合、問題のありそうなのは 2 PM 302 350 HP 電動機である。この時点での電力を電流比で算出すると $350 \times 0.735 \times 0.27 / 2 = 35$ kW となる。この電動機を 37 kW (50 HP) 電動機に置換した場合、その効率は 90 % が期待できる。350 HP 電動機の効率はこの負荷では約 85 % と想定され、したがってこの時点の軸動力は $35 \times 0.85 = 29.8$ kW となる。

一方、37 kW 電動機の入力は $29.8 / 0.9 = 33.1$ kW となり、したがって電動機置換による節減電力量は年間 8,000 時間運転として $(35 - 33.1) \times 8,000 = 15,200$ kWh、電力費削減は $15,200 \times 10$ 円 / kWh = 152,000 円となる。これに必要な投資額は電動機設置費用を 20,000 円 / kW として 740,000 円であり、単純投資回収年数は 5 年である。

b. インペラカット

今調査では、電力消費量の大きい大型ポンプを選び、その吐出ラインの Cv (Control Valve) 開度をチェックして、当該ポンプのインペラカットによる省エネルギー (省電力) の可能性を検討した。Figure 2.18 に 2P-105 A&B

廻りの概略フローと実測データを、Table 2.30 に関連ポンプの設計ベースと CV 実開度を示す。

本検討の基本となる Cv 計算式を以下に示す。

$$Q = Cv(\Delta P / (\text{Sp. Gr.}))^{1/2}$$

- ここで Q : CV を流れる流体量, gpm
 Cv : 開度で決まる CV 固有値
 ΔP : CV が消費する圧力損失, psi
 (Sp. Gr.): CV を流れる流体の比重

通常運転時の最大負荷ケースでも CV 開度の小さい系では、CV はコントロールに必要な ΔP 以上に圧力損失を消費している。そのため、必要以上の圧力損失相当分は、CV 開度が適正レベル（通常は最大 80 %）となるまで、当該ポンプのインペラカットにより吐出圧量を下げれば省電力が可能である。検討の結果、2P-105 A または B、および 2P-107 A または B とともにインペラカットが可能であることが判明した。これら 2 基のポンプで、概略 Table 2.31 に示す省電力が見込まれる。

Figure 2.18 Electric Power Conservation by CV Opening

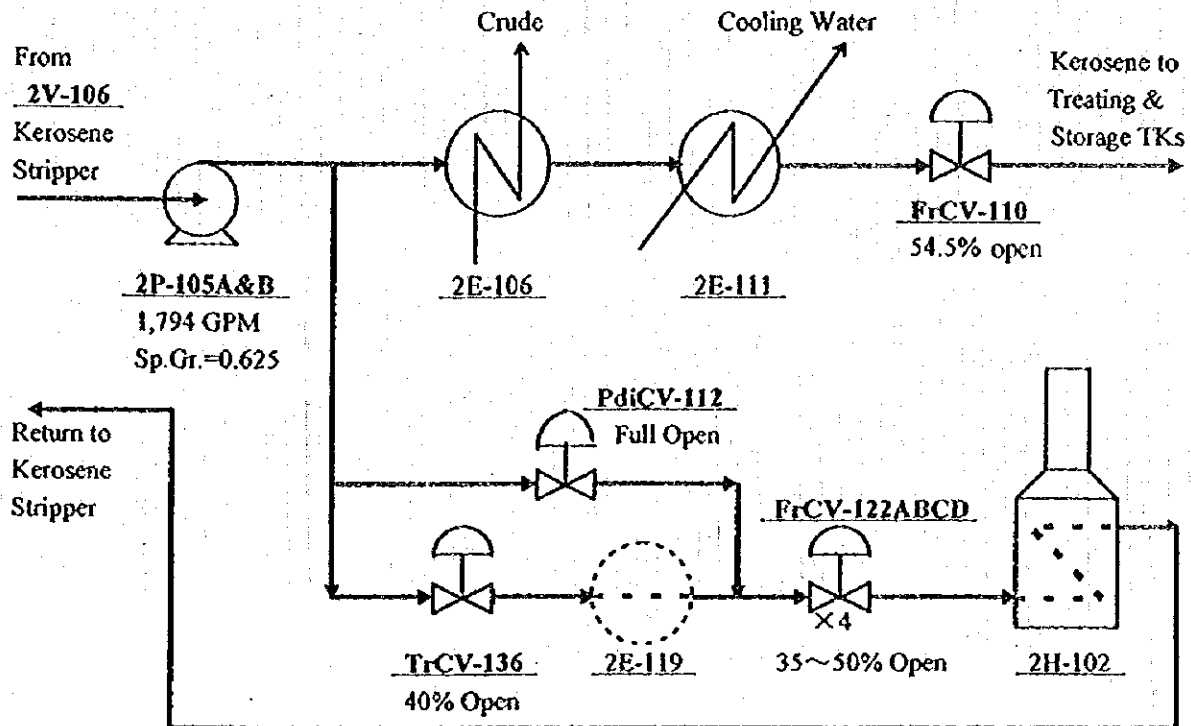


Table 2.30 Design Base & Actual Data of Pump & Control Valve

Date	1996	Jun. 18	Jun. 18		
Time Checked		@ 10:20	@ 10:25		
Tag No.		2P-105 A&B		2P-107 A&B	
Service		Kerosene product		Light diesel to storage	
Specific gravity	-	0.625			
Flow rate	gpm	1,794		621	
Electric power required	hyHP/brHP	195/238			
Operating temperature	°F	247			
Differential pressure	psi	11.3			
Control valve		FrCV-110	PdiCV-112	FrCV-108	FrCV-125
CV & connecting line	inch (Dia.)	6"-3"-6"	TrCV-136	6"-4"-6"	
CV value	-	Req 58/Eq % 116		Req 91/Sel 196	
Differential pressure	psi	Ratd 5.0/Max 17.3	Full open	Ratd 1.5/Max 12.7	
Actual CV opening	%	54.5	40	17	63
Remark		Impellers should be cut.		Impellers should be cut.	
Date	1996	Jun. 18	Jun. 18		
Time Checked		@ 14:40	@ 14:45		
Tag No.		2P-153 A&B		2P-154 A&B	
Service		Heavy diesel sidestream		Heavy vacuum gas oil	
Specific gravity	-	0.757		0.73	
Flow rate	gpm	1,400		2,134	
Electric power required	hyHP/brHP	182.5/225		242/301	
Operating temperature	°F	129		257	
Differential pressure	psi	14.1		11.5	
Control valve		FrCV-171	PdiCV-177	FrCV-168	FrCV-173
CV & connecting line	inch (Dia.)	6"-4"-6"	6"-4"-6"	8"-4"-8"	6"-6"-6"
CV value	-	Req 131/Sel 196	Req 56/Sel 116	Req 127/Sel 183	Req 449/Sel 305
Differential pressure	psi	Ratd 6.7/Max 15.3	Ratd 1.8/Max 13.4	Ratd 1.1/Max 10.5	Ratd 3.2/Max 12.7
Actual CV opening	%	100	35	100	32
Remark		Impellers should be cut with CV size-up.		Impellers should be cut with CV size-up.	

Note: hyHP/brHP: Hydraulic/Breaked HP

Req : Required
 Sel : Selected
 Eq : Equal
 Ratd : Rated

Table 2.31 Electric Power Reduction by Pump Impeller Cutting

Tag No.	Capacity kL/h	Motor Capacity HP	Estimated Reduction MWh/y	Modification Cost k¥	Simple Payout Period y
2P-105 A or B	407	300	535	2,000	0.23
2P-107 A or B	141	125	141	1,000	0.44
2P-153 A or B	304	250	123	3,100	1.58
2P-154 A or B	485	400	100	3,900	2.44

なお、現状の CV サイズが小さいために必要圧力損失が大きく、省電力を図れない場合でも、CV サイズを増加 (CV 取り替え) すればインペラカットによる省電力が可能となる。2P-153 A または B、および 2P-154 A または B に関しては吐出配管の CV で開度が全開に近いものがあるが、この CV をサイズアップすればインペラカットが可能である。Table 2.31 にこれら 2 基のポンプの CV 取り替えを含む改造コストと省電力量を示した。

以上、当製油所では通常負荷が最大レベルに近いという前提で検討したが、両ケースとも実際にインペラカットを実施する際には、各ポンプ A&B 号基のうち通常駆動する号基のみをインペラカットする。スベアは従来のままカットしなければ、運転負荷が大幅に増加した場合にも対処できる。

(13) 照明

事前調査時 (1995 年 10 月) 指摘したことであるが、相変わらず、昼間の屋外照明 (水銀灯およびナトリウム灯) の点灯が目立つ。概略の目視であるが、南北両プラントで約 100 灯はあると思われる。不要灯の消灯は照明の省エネルギーの第 1 歩であり、ある程度の回路の切り分けは必要かも知れないが、費用の掛からない対策であるので是非とも実施して頂きたい。

250 W ナトリウム灯 100 灯の昼間消灯が可能として年間 365 日×10 時間×100 灯×0.25 kW=91,250 kWh の削減が可能と思われる。

(14) その他

a. フレアシステムの改善

石油精製工場の運転状態はフレアシステムの炎の大きさに集約される。すなわち、製油所内の一部の設備でも変動すればフレアの炎が大きくなり、また

省エネルギーに反するロスの大い運転をしてもフレアの炎は大きくなる。すなわち、製油所においては、日常的にフレアの大きさ（ガス量）を管理して、それを減少していくことが1つの省エネルギー推進手段となる。ヒアリング時に工場側より、現状のフレアシステムの流量を測定して欲しい旨、依頼を受けた。しかし、フレア配管は通常数百 mmH₂O の“正圧”であり、計測機を取り付ける際に吹き出すフレアガス中に通常は毒性の強い H₂S ガスが含まれており、さらに時間的制約もありフレアガスの流速測定は実施できなかった。

代案として Figure 2.19 に、通常運転時のフレアガス流量を計測するためのバイパス配管を設置する方法を提示した。既存のメインシール配管は緊急時に備えて直径が大きいため、通常はガス流速が小さく、その量を計測することはできない。しかし、Figure 2.19 に示すように、メインシールよりもシール高さの小さい小径バイパス配管を設ければ、通常運転時はバイパス配管側へガスが流れるためバイパス配管内の流速が大きくなり、常時フレアガス流量を計測することが可能となる。

b. サワー水の有効利用

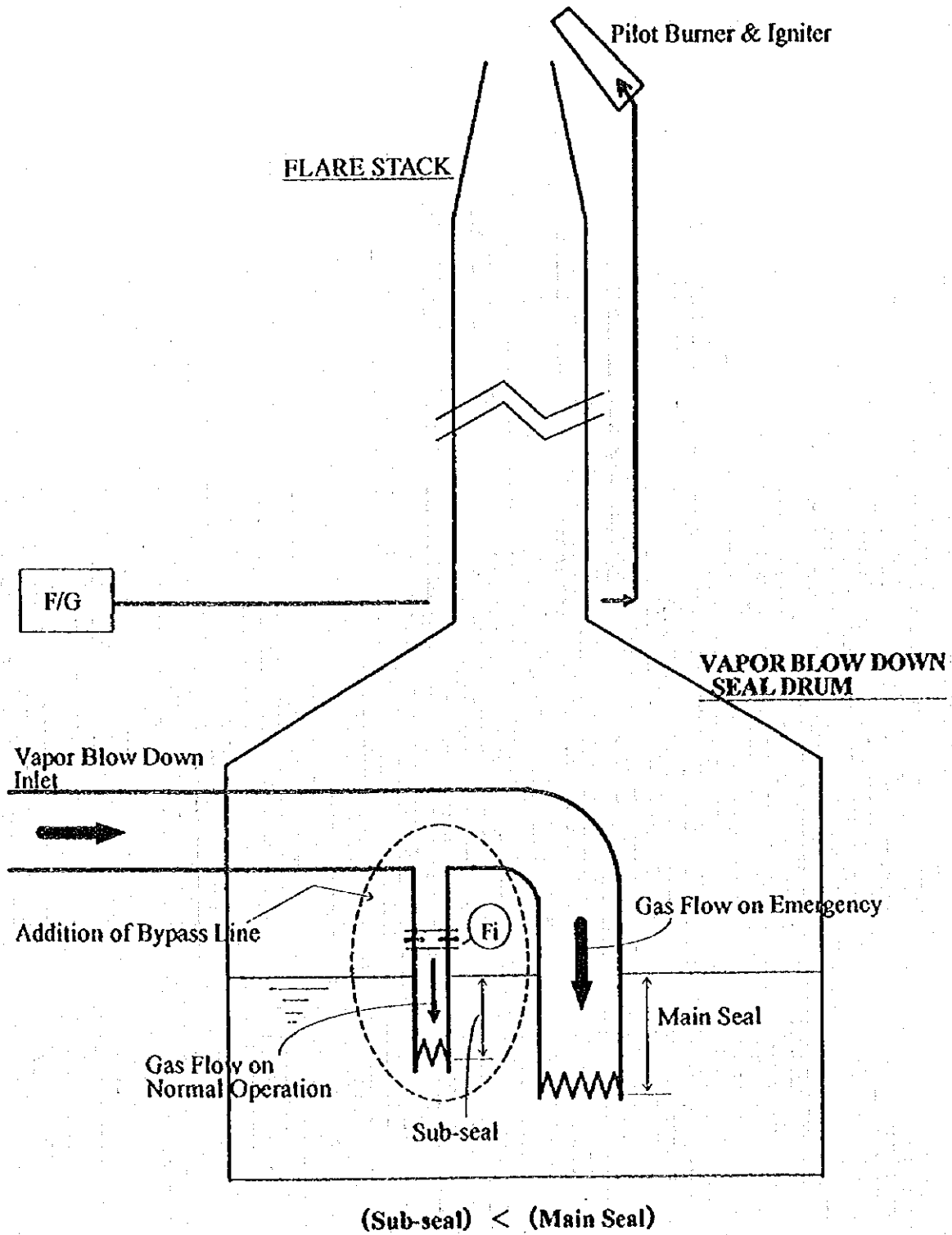
製油所では、スチームインジェクションなどのプロセススチーム導入に伴い、硫化水素などを含むサワー水が多量に発生する。通常は、このサワー水をスチームストリッピング処理して再利用もしくは放流するが、原油中へのアルカリ注入の希釈水、およびデソルタ洗浄水など、用途によっては未処理のままサワー水を利用でき、省エネルギーを図ることが可能である。

c. 安全対策

日本の工場では、道路下のマンホール内部に滞留しているガスへの引火防止のため、工場内を通行する車両のマフラにフレームアレスタ的な金網を取り付けている。

そこで、当工場に対して金網を取り付ける方法を提案した。

Figure 2.19 Improvement of Flare Loss Control



(15) 対策案のまとめ

以上の省エネルギー対策を Table 2.32 に示す。

Table 2.32 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Improvement of the reheating furnace inside refractory	538*1	9.1	0.1**	-	-	-	9.1	20	2.2
Improvement of the reheating furnace air ratio	16,983*2	288.7	2.4**	-	-	-	288.7	90	0.3
Pre-heating of the reheating furnace air	27,053*3	459.9	3.8**	-	-	-	459.9	1,795	3.9
Enhancement of heat recovery from the cooler	1,781*4	30.3	0.2**	-	-	-	30.3	62	2.0
Heat insulation of the steam pipe valves	1,789*5	30.4	0.2*10	-	-	-	30.4	115	4.1
Pre-heating of the boiler combustion air	21,177	360.0	3.0*11	-	-	-	360.0	1,649	4.6
Replacement of pump motors	-	-	-	15.2	0.2	0.02*12	0.15	0.7	5.0
Pump impeller cutting	-	-	-	899	9.0	1.0*13	9.0	3	0.3
Turning off unnecessary lights	-	-	-	91.3	0.9	0.1*14	0.9	0	0
Total	69,321	1,178.4	9.7	1,005.5	10.1	1.1	1,188.45	3,734.7	3.2

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	F.oil kL/y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Improvement of the reheating furnace inside refractory	538*1	40	0.1**	-	-	-	40	350	8.8
Improvement of the reheating furnace air ratio	16,983*2	1,274	2.4**	-	-	-	1,274	1,575	1.2
Pre-heating of the reheating furnace air	(27,053)*3	(2,029)	(3.8)**	-	-	-	(2,029)	(31,413)	(15.5)
Enhancement of heat recovery from the cooler	1,781*4	134	0.2**	-	-	-	134	1,085	8.1
Heat insulation of the steam pipe valves	(1,789)*5	(134)	(0.2)*10	-	-	-	(134)	(2,013)	(15.0)
Pre-heating of the boiler combustion air	(21,177)	(1,588)	(3.0)*11	-	-	-	(1,588)	(28,858)	(18.2)
Replacement of pump motors	-	-	-	15	2	0.02*12	2	12	6.0
Pump impeller cutting	-	-	-	899	90	1.0*13	90	53	0.6
Turning off unnecessary lights	-	-	-	91	9	0.1*14	9	0	0
Total	19,302	1,448	2.7	1,005	101	1.1	1,549	3,075	2.0

- *1 $4,893 \times 10^3 \text{ Mcal/y} / 9,100 \times 10^3 \text{ kcal/L} = 538 \text{ kL/y}$
- *2 $154,546 \times 10^6 \text{ Mcal/y} / 9,100 \times 10^3 \text{ kcal/L} = 16,983 \text{ kL/y}$
- *3 $246,179 \times 10^6 \text{ Mcal/y} / 9,100 \times 10^3 \text{ kcal/L} = 27,053 \text{ kL/y}$
- *4 $2 \times 10^6 \text{ kcal/h} \times 24 \times 365 \times 0.925 / 9,100 \text{ kcal/L} = 1,781 \text{ kL/y}$
- *5 $16,278 \times 10^6 \text{ Mcal/y} / 9,100 \times 10^3 \text{ kcal/L} = 1,789 \text{ kL/y}$
- *6 $538 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 0.1 \%$
- *7 $16,983 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 2.4 \%$
- *8 $27,053 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 3.8 \%$
- *9 $1,781 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 0.2 \%$
- *10 $1,789 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 0.2 \%$
- *11 $21,177 / (1,433 \times 10^3 / 2) \times 100 = 3.0 \%$
- *12 $15.2 / 188,650 / 2 \times 100 = 0.02 \%$
- *13 $899 / 188,650 / 2 \times 100 = 1.0 \%$
- *14 $91.3 / 188,650 / 2 \times 100 = 0.1 \%$

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Fuel oil: 75 Rial/L

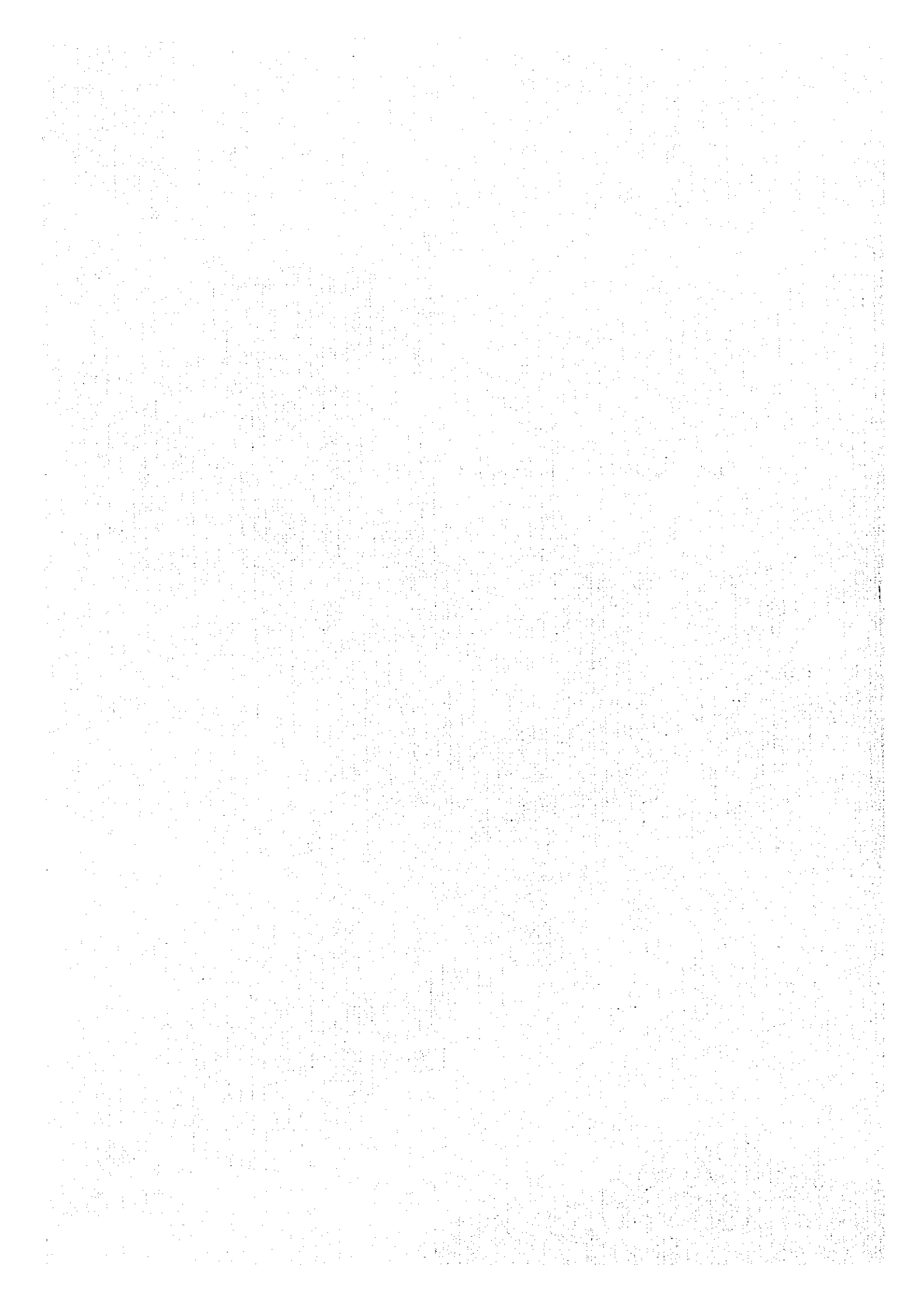
Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL

Investment cost is based on that in Japan.

3. セメント工業の調査結果



3. セメント工業の調査結果

3.1 Sepahan Cement の調査結果

3.1.1 工場の概要

(1) 工場名

Sepahan Cement Company

(2) 工場所在地

Esfahan City

(3) 従業員数

1,375 人, うちエンジニア 約 30 人

(4) 主要製品

ポルトランドセメントおよびクリンカ

(5) 生産能力 (公称)

セメント 10,000 t/d

クリンカ 6,600 t/d

(6) プロセス概要

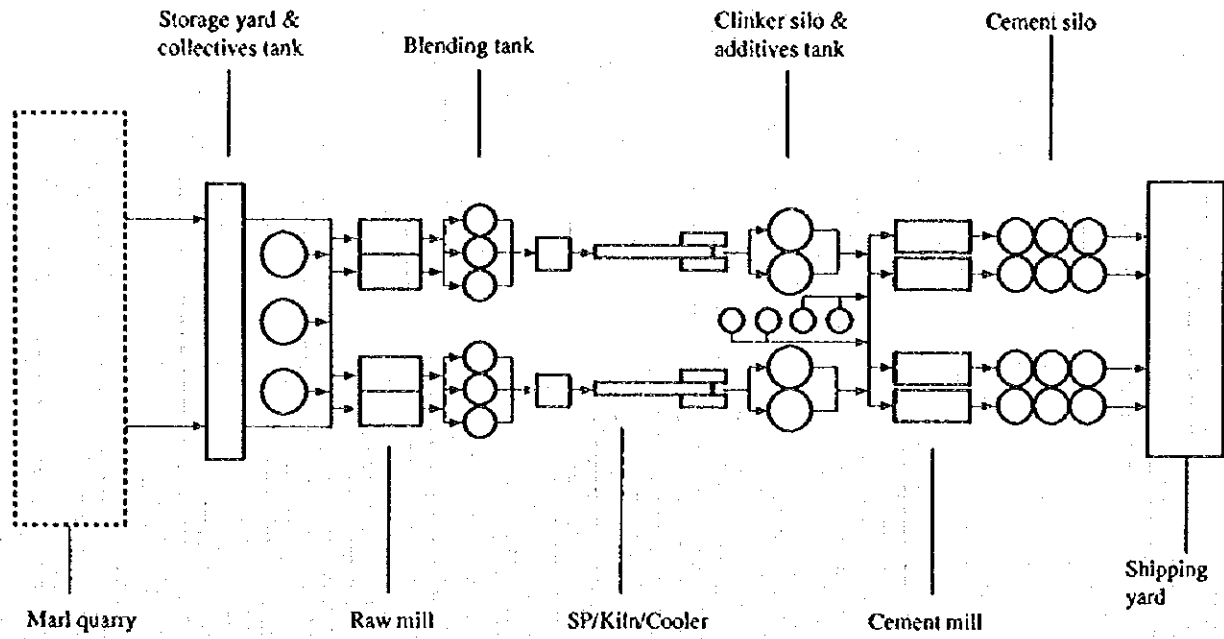
主原料として、マールを隣接地で採掘、オアベッディングシステムを採用した屋内ヤードで均斉化し、これに 2~3% の石灰分、シリカ分、鉄分を加え、成分を調整して使用する。

原料の乾燥粉碎には、2次クラッシャーとエアスウェプトミルを組み合わせたタンデム方式を採用し、乾燥熱源としてプレヒータ排ガスを調湿の上使用する。焼成プロセスは、サテライトクーラ付き SP キルンである。

仕上げ粉碎設備は、閉回路方式ボールミルで、クリンカに 4~5% の石膏のほか、7~18% のスラグを混ぜて最終製品とする。

Figure 3.1.1 は、工場全体の製造工程フローを示したものである。

Figure 3.1.1 Process Flow



(7) 工場の沿革

1973年 会社設立

1978年 No.1 ライン稼働

1981年 No.2 ライン稼働

現在、単一工場としては、Tehran Cement 社 Tehran 工場、Fars and Khuzestan Cement 社 Abyek 工場に次ぐ生産規模を持ち、イランを代表する近代的セメント工場の 1 つとなっている。

(8) 工場配置図

工場配置図を Figure 3.1.2 に示す。

(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 3.1.3 に示す。

Figure 3.1.2 Plant Layout

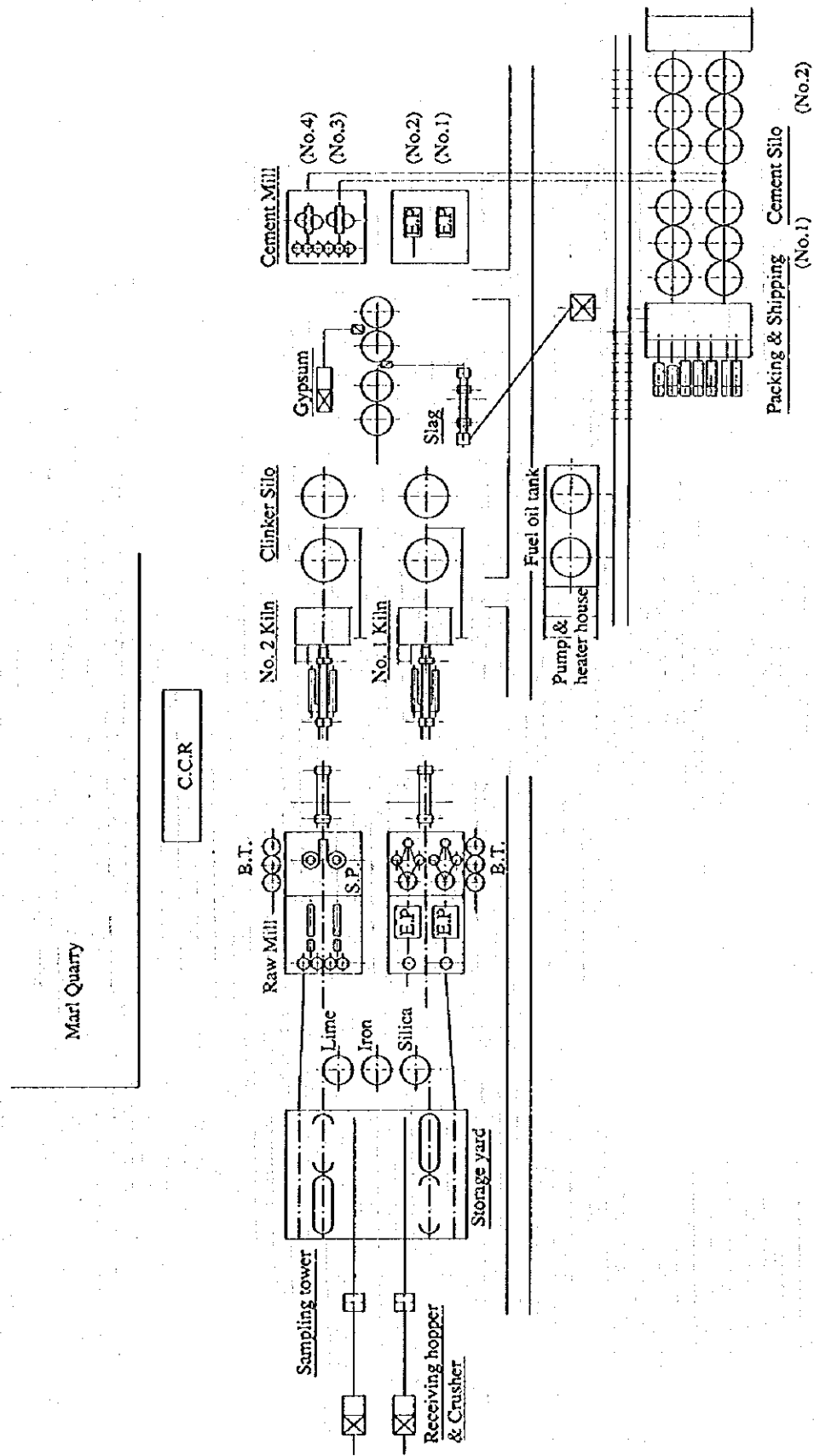
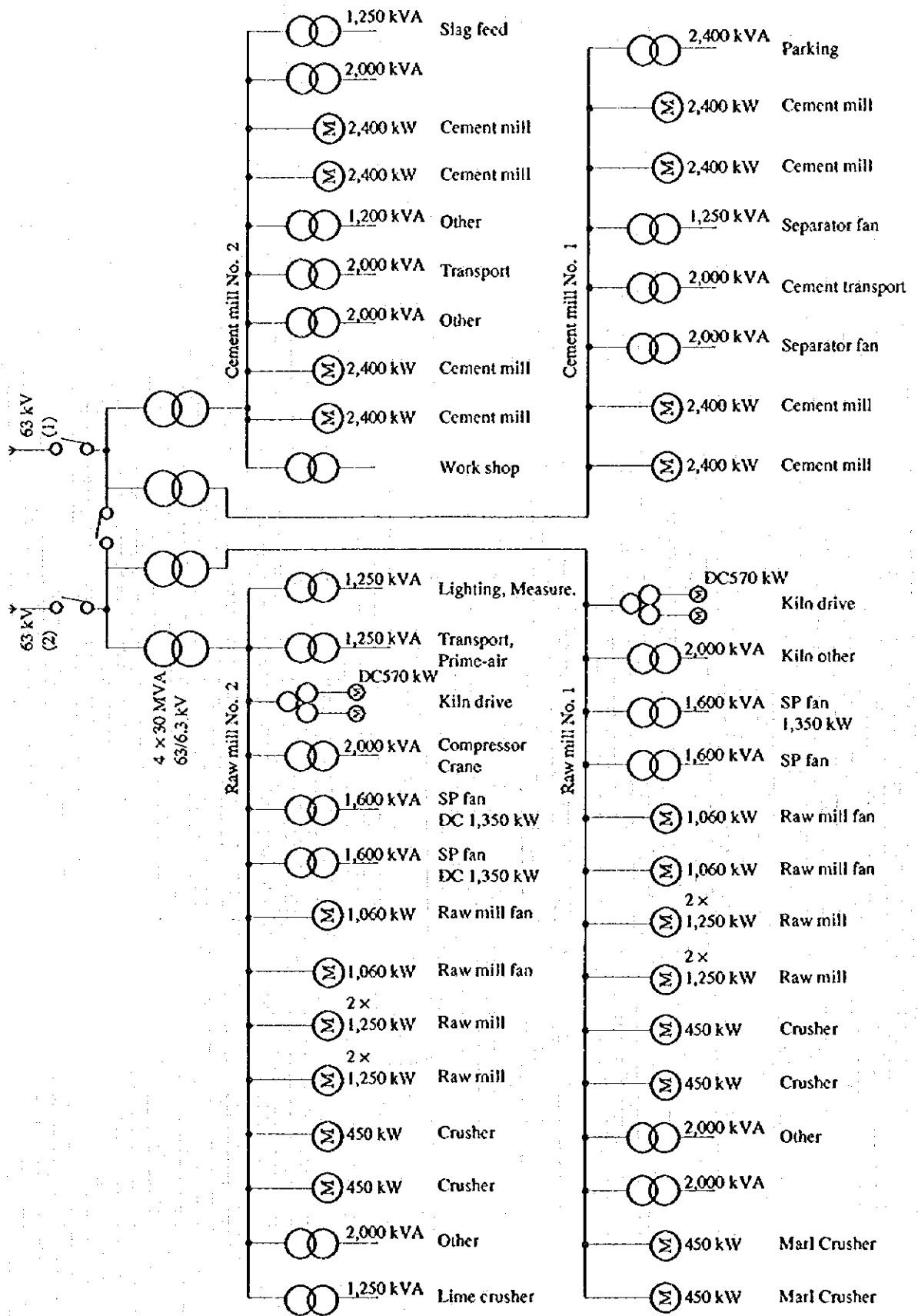


Figure 3.1.3 One Line Diagram



(10) 主要設備の概要

同一仕様のキルン 2 系列で構成されており、その主要機器は Table 3.1.1 のとおりである。

Table 3.1.1 Major Equipment

Department	Equipment	Dimensions [m]	Number [set/-]	Capacity [t/h]	Motor [kW]	Note
Raw material drying & grinding	Hammer crusher	Tip speed 40 m/s	1/mill	140 (raw meal)	450 6 p	Moisture 5 to 8 %
	Ball mill	4.6 ϕ \times 8.86 14.7 rpm	2/kiln	140 (raw meal)	2,500 6 p	1,250 twin
	Mill fan	6,200 m ³ /min -640 mmAq	1/mill		1,060 6 p	90 °C
Clinker preheating & burning	Suspension preheater	Twin 4 stage cyclone type	1/kiln	230 (raw meal)		Supplied by KHD
	SP fan	6,200 to 5,200 m ³ /min -830 mmAq	2/kiln		1,350	150 to 350 °C
	EP fan	4,570 to 5,200 m ³ /min -70 to -77 mmAq	2/kiln		1,350 6 p	150 to 90 °C
	Rotary kiln	5.8 ϕ \times 88	2/plant	137.5 (clinker)	DC 570	
	Satellite cooler	2.4 ϕ \times 19.7	10/kiln			150 °C
Finish grinding	Ball mill	4.4 ϕ \times 15.7 2 compartments	2/kiln	130 (cement)	4,800	2,400 twin water-injection
	Classifier		2/mill		120	dynamic- separator

(11) エネルギー価格

エネルギー価格は、次のとおりである。

	(1995.9 時点)	(1996.7 時点)
天然ガス	25 Rial/m ³	24.5 Rial/m ³ (10,000 kcal/m ³ N)
重油	15 Rial/L	35 Rial/L (9,100 kcal/L)
電力		39.5 Rial/kWh
デマンドチャージ		3,200 Rial/kW

短い期間で価格が変動しているので、国際相場とのギャップを埋めるべく、調整が進められているものと思われる。

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995年9月30日
- b. 本調査 1996年7月6日～10日

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括	福島演雄
プロセス管理技術	池田恒
熱管理技術	鏑木勝彦
熱管理技術	加藤正躬
熱管理技術	小西二郎 (事前調査)
電気管理技術	杉本利夫
電気管理技術	白井千雄 (事前調査)
経済評価	加藤茂昭 (事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation	Mr. Mazhari
Energy conservation	Mr. Akhavan (事前調査)
Micro level energy management	Mr. Mianji
Instrumentation	Mr. Shayesteh (事前調査)
Macro level energy management	Mr. Azizi
Macro level energy management	Mr. Moosavi
Ministry of Industry	Mr. Parsi (事前調査)
Advisory committee	Mr. Alavizadeh (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Dayani	Factory Manager
------------	-----------------

Mr. Safaie	Head of Electric Department
Mr. Shirzadi	Head of Electronics
Mr. Shane Sazzadeh	Manager of Production Affairs
Mr. Nazemi	Maintenance Engineer
Mr. Hashemi	Maintenance Engineer of Production Line
Mr. Pourghasemi	Maintenance Department (事前調査)
Mr. Tavanger	Electric Department
Mr. Khozestani	Head of Operation Line
Mr. Mahbod	Electric Manager, Production Line
Mr. Abedi	Material Preparation Section
Mr. Sadeghiyan	Head of Technical Office
Mr. Hajsadeghia	Technical Office (事前調査)
Mr. Ghondagi	Operation Line 2
Mr. Shekarchi	Mechanical Department (事前調査)

3.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量、エネルギー消費量、エネルギー消費の原単位の推移

1989年より1995年までの生産量とエネルギー消費量は、Table 3.1.2 および Figure 3.1.4 のとおり、ある程度の改善が見られたのち、現状では1つの限界に到達したものである。

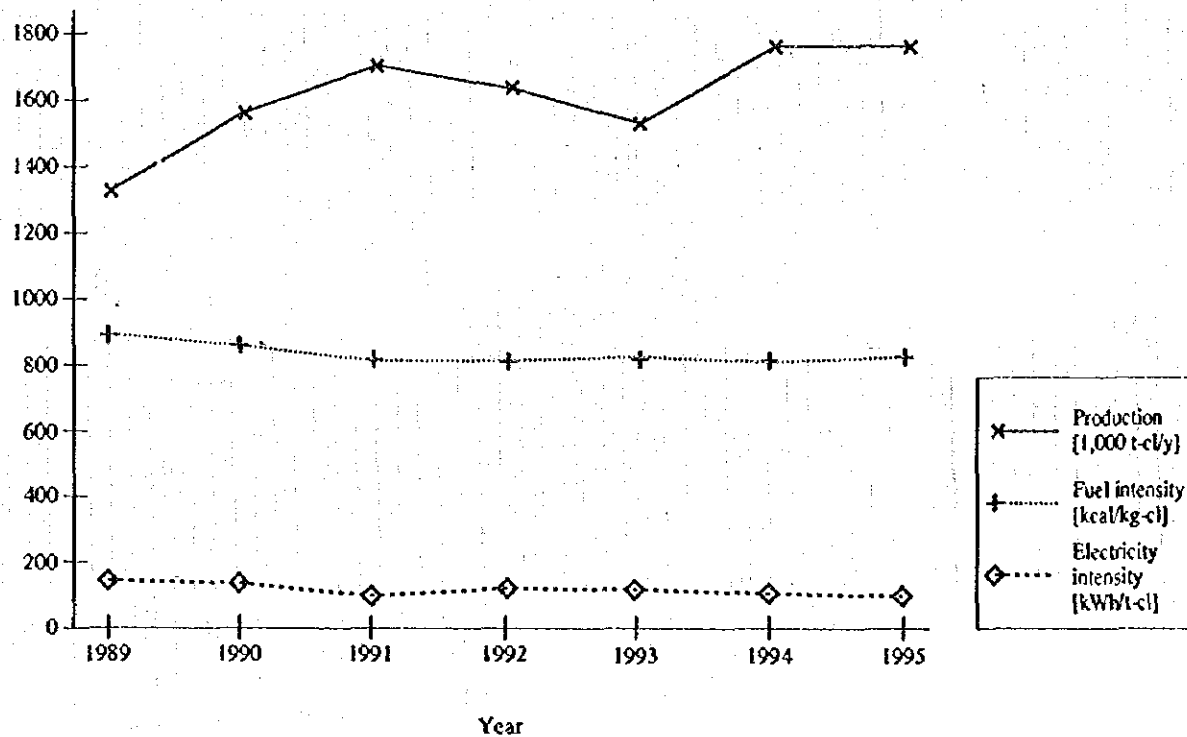
クリンカの生産高は、公称能力 2,000,000 t/y に対して 75~90 % 程度で推移している。

一方、セメントの生産高は 2,000,000 t/y を上回っているが、時産では 100 t/h 程度に過ぎず、定格能力 130 t/h の 77 % に低迷している。

Table 3.1.2 Production, Energy Consumption and Energy Intensity

	Year	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Production								
Clinker	t/y	1,332,700	1,567,516	1,715,365	1,647,681	1,553,188	1,779,378	1,785,733
	h/y	11,004	12,915	13,565	13,407	12,489	12,970	13,432
	t/h	121.1	121.4	126.5	122.9	124.4	137.2	132.9
Cement	t/y	1,556,240	1,749,149	2,073,624	1,888,943	2,039,740	2,081,203	1,905,798
	h/y	16,528	18,023	20,738	18,890	21,658	20,344	19,655
	t/h	94.2	97.1	100.0	100.0	94.2	102.3	97.0
Energy consumption								
Fuel oil	L/y	73,769,576	102,776,784	79,042,975	75,645,330	81,684,680	87,240,300	96,679,780
Natural gas	m ³ /y	52,463,911	41,751,042	70,415,397	67,585,130	55,001,615	69,827,646	65,711,427
Sub total	Gcal/y	1,195,942	1,352,779	1,423,415	1,364,224	1,293,347	1,492,163	1,536,900
	equivalent to kL/y	131,422	148,657	156,419	149,915	142,126	163,974	168,890
Electricity	kWh/y	205,183,365	234,602,730	209,553,853	238,938,667	214,496,714	239,188,448	224,275,235
Energy intensity								
Fuel	kcal/kg-cl	897.38	863.01	829.80	827.97	832.70	838.59	860.66
	kcal/kg-cem	768.48	773.39	686.44	722.22	634.07	716.97	806.43
Electricity	kWh/t-cl	153.96	149.67	122.16	145.02	138.10	134.42	125.59
	kWh/t-cem	131.85	134.12	101.06	126.49	105.16	114.93	117.68

Figure 3.1.4 Production and Energy Intensity



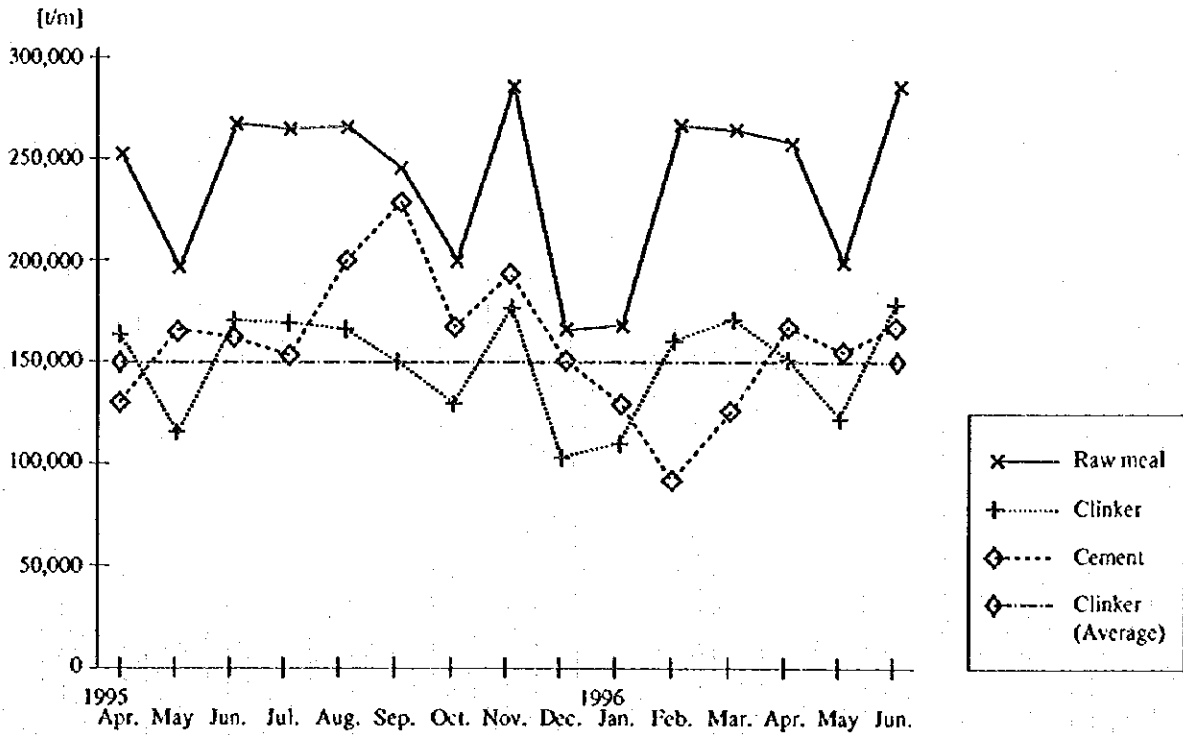
(2) 工程別エネルギー原単位

Table 3.1.3 に、最近の運転状況を月別、工程別に示す。生産数量を工程別に図示したものが Figure 3.1.5 である。原料およびクリンカ生産数量の変動は、メンテナンスのための休転によるものと思われる。原料の所要量はクリンカ生産量に比例し、その約 1.6 倍である。セメントの生産数量がクリンカの数量に関わりなく変動しているのは、スラグ混入割合の相違によるものと解釈される。クリンカの平均月産約 150,000 t/month は、公称能力の 90 % である。

Table 3.1.3 Plant Operation Record

Year	Month	Raw Mill Department		Kiln Department			Cement Mill Department			
		Production [Raw tons]	Electricity consumption [kWh]	Production [t-cl]	Fuel Consumption Oil [L]	Gas [m ³]	Electricity consumption [kWh]	Production [t-cem]	Electricity consumption [kWh]	
1995	4	250,369	7,000,859	161,327	6,810,200	7,696,160	n.a.	128,336	6,609,177	
	5	197,305	5,606,369	114,471	5,343,000	4,968,375	n.a.	163,789	6,889,358	
	6	267,009	7,550,945	169,050	8,765,490	6,448,475	n.a.	162,823	7,475,430	
	7	264,583	7,261,766	167,957	7,056,310	8,327,500	4,305,900	154,108	6,913,508	
	8	265,306	7,477,303	166,323	6,948,800	7,778,930	4,291,200	200,726	9,271,129	
	9	245,903	7,255,831	149,856	7,716,300	5,664,970	3,740,700	230,460	10,367,404	
	10	200,277	5,865,121	129,909	5,563,500	6,348,675	3,834,500	168,460	7,897,977	
	11	287,053	7,795,035	178,201	7,676,750	8,317,375	4,583,400	194,806	9,196,037	
	12	166,019	4,638,087	103,388	5,985,400	3,427,090	2,815,300	151,697	7,124,444	
	1996	1	169,668	5,091,218	110,177	9,426,450	849,300	2,688,600	130,478	6,378,320
		2	268,261	5,088,800	162,389	14,914,300	0	3,929,800	92,742	6,377,295
		3	266,572	7,796,870	172,685	15,473,350	0	3,989,600	127,115	4,799,592
4		259,981	7,498,200	154,152	14,041,000	0	3,752,972	170,198	6,224,433	
5		200,471	7,126,127	124,302	11,423,600	0	3,096,549	158,392	8,658,179	
6		289,226	5,323,251	180,647	16,632,100	0	4,512,000	170,051	7,964,163	
Total (1995.1-1996.6)		2,883,320	78,217,609	1,799,968	122,857,860	40,713,840	45,540,521	1,949,233	91,172,481	
Monthly average		240,277	6,518,134	149,999	10,238,155	3,392,820	3,795,043	162,436	7,597,707	
Energy intensity		1.60	27.13	1.00	68.25	22.62	25.30	1.08	46.77	
Total	Electricity [kWh/t-cl]								119.41	
	[kWh/t-cem]								110.26	
	[kWh/t-ref]						(1.6R+C):C:		115.53	
	Fuel [kcal/kg-cl]				[kcal/kg]	[kcal/m ³]			856.12	
			[LHV]	10,180	10,049					
			[kg/L]	0.905						

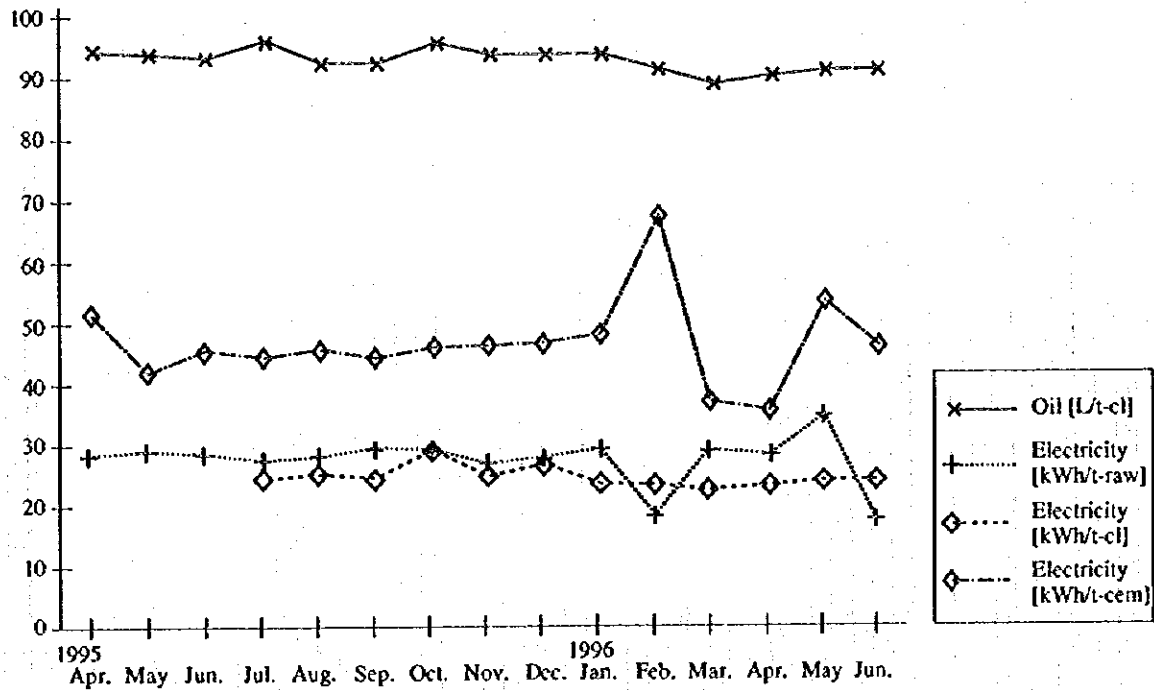
Figure 3.1.5 Monthly Production by Process



月間のエネルギーの消費原単位を Figure 3.1.6 に示す。燃料としては、天然ガスと重油が併用されているが、ここでは説明を簡単するために重油に換算して表示してあり、ほぼ 92~95 L/t-cl である。平均値を熱量に換算すると、856 kcal/kg-cl となる。ただし、スラグ乾燥用の燃料消費量はこれに含まれていない。

電力の消費原単位は各部門の生産数量に対する値で表してあるので、例えば原料部門の電力原単位をクリンカトン当たりで示すときは、これを 1.6 倍する必要がある。電力原単位を示すのにセメントトン当たりで表現することがあるが、このケースのようにセメントに多量の混合物が加えられ、かつその量が一定でない場合は、判断を誤る恐れがあるので、管理上は避けた方が良い。

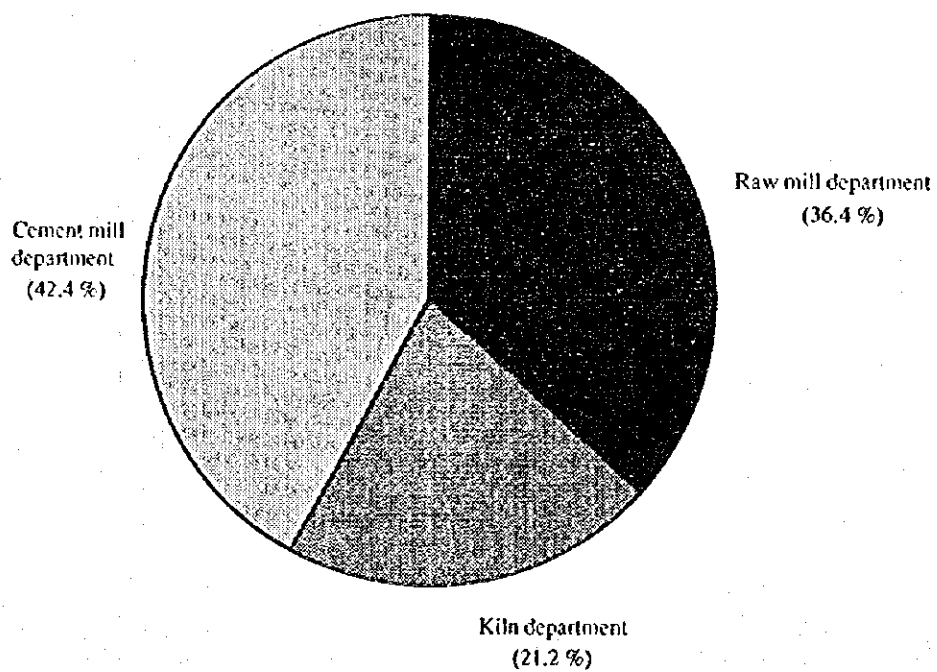
Figure 3.1.6 Monthly Energy Intensity



電力消費量を部門別に見ると、Figure 3.1.7 のように、原料部門 36.4 %、焼成部門 21.2 %、仕上粉砕部門 42.4 % となっている。原料および焼成部門をクリンカトン当たりに換算すると、それぞれ 44 kWh/t、25.3 kWh/t となり、仕上粉砕部門はセメントトン当たり 46.8 kWh/t となる。ちなみに、日本の例では、仕上げ粉砕部門が 40 %、原料および焼成部門がそれぞれ 27.5 %、その他の部門が 5 % 程度の割合となっている。原料の性状の相違、そのための設備内容の相違などを無視して単純に比較することは避けるべきであるが、原料部門の消費割合が高いのが目立つ。

当工場の場合、キルン 1 ライン当たり原料ミルが 2 ラインで、それぞれ約 3,000 kW の負荷がかかっており、各ミルの排気ファンの負荷は 930 kW であるから、原料部門の消費電力の 31 % がこのファンで消費されている点の特徴的である。

Figure 3.1.7 Departmental Electricity Consumption



(3) 熱精算

調査当日の実測値および操業用計器の指示値を用いて計算したヒートバランスを、Table 3.1.4 に示す。

Table 3.1.4 Heat Balance (No. 2 SP Rotary Kiln) (1/2)

I. Precondition

Item	Unit	Remarks
1.1 Raw meal		
1) Charged raw material	t/h	239 125 + 114
2) Temperature	°C	100
3) Specific heat	kcal/kg.°C	0.20
1.2 Clinker		
1) Yield of material	t-cl/t-raw material	0.59
2) Dusting loss	%	5
3) Clinker output	t/h	134.30 239 × 0.59/1.05
4) Temperature on the conveyor	°C	164
5) Heat for clinkering	kcal/kg-cl	430
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.192
1.3 Fuel in kiln		
1) Kind	-	Fuel oil
2) Low heat value	kcal/L	9,207
3) Temperature	°C	100
4) Consumption in kiln	L/h	12,500
5) Specific gravity	kg/L	0.905
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.45
1.4 Exhaust gas at preheater outlet		
1) Temperature	°C	320
2) O ₂ content	%	2.8
3) Specific heat	kcal/m ³ .°C	0.338
4) Specific gas volume of fuel oil	m ³ /kg-cl	1.63
5) Specific gas volume by clinkering of materials	m ³ /kg-cl	0.27
1.5 Radiation loss from kiln surface		
1) Average temperature	°C	282
2) Surface area	m ²	1,604
3) Convection coefficient	kcal/m ² .h.°C	10.9
4) Radiation coefficient	kcal/m ² .h.°C	15.9
5) Emissivity	-	0.95
1.6 Radiation loss from cooler surface		
1) Average temperature	°C	455
2) Surface area	m ²	1,379
3) Convection coefficient	kcal/m ² .h.°C	13
4) Radiation coefficient	kcal/m ² .h.°C	29.7
5) Emissivity	-	0.95

Table 3.1.4 Heat Balance (No. 2 SP Rotary Kiln) (2/2)

2. Heat balance

Item	kcal/kg-cl	%	Remarks
Input heat Q1			
1) Qa : Heat of combustion of fuel	857.0	96.9	
2-1) Qb ₁ : Sensible heat of fuel	2.7	0.3	
2-2) Qb ₂ : Sensible heat of raw material	24.9	2.8	
Total	884.5	100.0	
Output heat Q2			
3) Qc : Heat for clinkering	430.0	48.6	JIS
4) Qd : Sensible heat of clinker at cooler outlet	25.7	2.9	
5) Qe : Sensible heat of preheater exhaust gas	135.8	15.3	
6) Qf : Radiation loss	226.2	25.6	
7) Qg : Other heat loss	66.8	7.6	
Total	884.5	100.00	

1) $12,500 \times 9,207 / 239 / 0.59 \times 1.05 / 1,000 = 857.0$

2-1) $12,500 / 239 / 0.59 \times 1.05 \times 0.905 \times 0.45 \times (100 - 30) / 1,000 = 2.7$

4) $0.192 \times (164 - 30) = 25.7$

5) $(1.115 + 0.270) \times 0.338 \times (320 - 30) = 135.8$

6) Cooler 177.5 + Kiln 76.8 = 226.2

3.1.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

明確な目標は設定されていないようであるが、工場の実状に応じて、合理的に達成可能な目標を持つことは是非とも必要である。また省エネルギー対策は、プラントの生産性や、公害対策などとも密接な関連を持っており、それらが調和するものでなければならない。予め現状を十分に掌握し、改善の成果についてある程度の見通しを立て、不満足の場合はその原因、理由を分析し、段階的かつ継続的な努力を積み上げるのが望ましい。

燃料原単位については当面、プラントサプライヤが提示した 800 kcal/kg-cl が目標となろう。現実問題としては、生産性向上対策が優先されており、定格能力 137.5 t/h が安定して達成できるようになれば、それにつれて燃料原単位が低減されることが期待できるので、取り組み方針として誤りではあるまい。

電力についても明確な見通しがあるわけではなく、なんとなく 100 kWh/t が 1 つの目安となっているようであるが、部門別に可能性を追求して行くとよい。その中で原料部門の効率改善が優先するであろう。原料ミルは、現在、余力を持って運転されているが、最適運転条件を探さねばならない。

(2) 組織的な活動

1995 年 3 月頃エネルギー委員会が発足し、活動を開始した。運転データからその成果を見届けるには至っていないが、エンジニアの関心は高く、往訪に際して多くの問題点が積極的に提示され、コメントを求められた。今後の活躍が期待される。

(3) データに基づく管理

当方の質問に対する迅速な対応から判断して、個々の機器に関する設備内容および全般的な運転状況は良く掌握されている。

しかしながら、これらのデータをプロセスの解析や改善に役立てるには、集計方法や伝達方法などについて、今後とも様々な工夫が必要である。計測器や記録計も目的に即して整備されねばならない。

例えば、今回、運転実績を部門別、月別に集計して頂いたが、これはその参考例となろう。エネルギー消費の実態を掌握し、改善の手がかりを得るには、プロセ

スごとに分類された集計データを常時用意して、変化の傾向性を知ることが必要となる。

(4) 従業員教育

若手ワーカレベルの教育機関が併設されていることは賞賛に値する。カリキュラムに省エネルギー対策が含まれると良い。同時に、生産性向上および省エネルギーの成果を確実なものとするには、エンジニアクラスのレベルアップが必要である。これまで、キルンの相次ぐ運転開始のために、外国のエンジニアとの接触が保たれ、良い刺激となってきたはずである。今後は、意図的にそのような機会を作っていく必要がある。

(5) 設備管理

理想に近いレイアウトで計画通り建設されたクリーンな工場である。設備のメンテナンスもおおむね良好である。予防保全の概念も一部取り入れられており、例えば損耗の激しいサテライトクーラは、予備アッセンブリーが運転中に整備されている。

Table 3.1.2 によれば、年間の運転時間は 6,500 時間程度に留まっている。これを日数に換算すると、270 日に過ぎない。年間 7,200 時間、300 日の運転は達成したい。

Figure 3.1.5 によれば月別の生産高に激しい変動が見られる。これらは故障による、計画以外の休転が含まれているためと思われる。突然の休転は大きなエネルギー損失と、機器の 2 次的な損耗を来すので、是非とも回避したい所である。今後は、原料ミルおよびセメントミル周辺の整備を充実する必要がある。

3.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) 新鋭工場との比較

熱量原単位は、稼働初年度を除き 830~860 kcal/kg-cl の範囲にあって、この国では極めて優れているが、同等規模の SP キルンの通年熱量原単位の国際レベル 800 kcal/kg-cl と比較すると、4~8 % 高い。

通気能力の不足およびそれに基づく操業の変動、およびクーラの形式差が原因となっている。

電力消費量は 125~145 kWh/t-cl で推移している。SP キルンの場合、ほかの方式に比べて 20~30 kWh/t-cl 程度高くなるのが通例であるが、それにしても国際レベル 100 kWh/t-cl と比較して約 30 % 多い。

セメントミルの不調などが原因と見られる。

現在、当工場が直面している重要な問題点のうち、キルンの生産性向上と、セメントミルの時産向上とは、ともに省エネルギーと密接な関連を有し、解決が急がれる事項である。このうちキルンについては、次のキルンドラフトの改善対策が相次いで実施される必要があり、またセメントミルの改善については、第(4)項が有効である。

いずれも、プロセスの内容を大幅に変更するものではなく、管理上の問題として、日常のメンテナンスコストを傾斜配分することによって、実行可能な事項である。

(2) キルンドラフトの改善

キルンの時産向上を阻む要因として次の 2 点が指摘されている。

a. サテライトクーラの冷却能力不足：

出口クリンカ温度	設計値	150 °C
	実際	200~250 °C

b. キルン出口で未燃焼ガス発生：

時折、CO ガス検知装置（設定 0.5 %）作動

いずれも、原因はプロセス全般の通気能力不足によるものである。

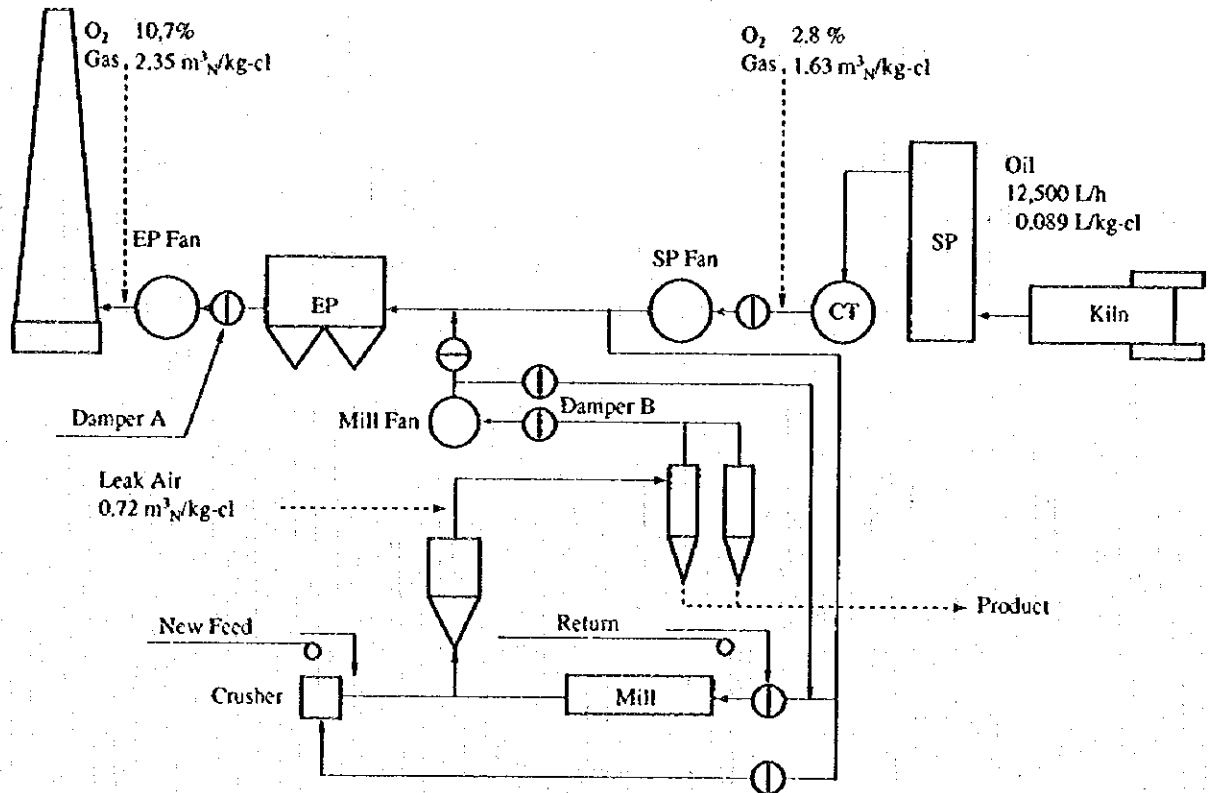
クーラからキルン、プレヒータ、EP に至る一連のガスフローは、Figure 3.1.8 で明らかなように、シリーズに結合された 1 つのライン上にあつて、その中間に原料乾燥粉碎システムがパラレルに配置されている。SP ファン、ミルファンともに EP ファンの通気能力を上回っており、キルンがフル操業に近い状態で、原料ミルを経由して多量のリークエアが持ち込まれると、キルンの通気量が EP ファンの能力を限度として規制されることになる。

とりあえず、通気能力を増加させるには下記の対策をとると良い。

現在稼働中の EP ファンはVプーリを介してベルト駆動されているので、5~15 % の範囲であれば、回転数を上げることによって、容易に通気能力を上げる

ことができるはずである。その際必要であればモータを交換しても十分採算がとれる。これによりキルンの操作性は著しく改善される。

Figure 3.1.8 Gas Flow (Kiln No. 4)



基本的には、原料ミルを経由して漏れ込んでいる大量の空気を減らすことが肝要である。

EP 出口で計測した酸素濃度は 10.7 % である。これはプレヒータの理論排ガスと同量の空気がプロセス内に侵入したことを意味する。プレヒータ出口の酸素濃度は 3 % 未満であるから、大部分は原料ミル周辺から持ち込まれたものである。リークエアの侵入箇所は、主としてミルの原料の出入口周辺とガスダクトの高負圧部分である。

配管には方々に溶接補修跡が見られるが、ほかにも無数の小孔やクラックが見つかり、これらの開口部から全体として多量の空気が流入している。摩耗部を至急補修することの必要性については言うまでもないが、実状は補修作業が間に合わないほど摩耗が急激なものと思われる。

抜本的な対策として、通過風速を下げるために配管サイズを拡大しても良いが、

設計値を上回る過大な風量が通過していることは明かであるので、ミルファン入口のダンパ (Figure 3.1.8 Damper B) を絞ることによって、風量と風圧とを極限まで下げることが先決である。

ミルファンの性能が過大であることが判明すれば最終的には、次の何れかの改造を施すことによって、能力の適正化とともに大幅な電力原単位の低減が果たせる。

- 1) ファンのブレード先端を切り縮める
- 2) 適切なランナと交換する
- 3) モータを回転数制御方式に変更する

このことにより、EP 入口のガス量が減少する。一方ガス温度は上昇するが、ガス量の減少による効果が優り、望ましい結果となるはずである。

適正な通気が確保されれば、クリンカクーラにおける冷却不足の問題も軽減されるはずである。

上記の改善によって EP ファンに余力が生じれば、EP ファン入口ダンパ (Figure 3.1.8 Damper A) を操作することによって、SP ファン出口の圧力をミルの運転状況如何にかかわらず、一定となるように自動制御することが可能となる。実際に必要な工事は、ダンパ開度設定器を取り付けるだけであろう。

この改善によって、日々の変動要因の重要な 1 つが取り除かれ、キルンおよびプレヒータの運転が安定し、最高の状態が維持できる。

(3) セメントミルのスクリーンプレート交換

当工場のセメントミル 4 基は、すべて同一寸法を持ったクローズドサーキット方式が採用され、その一部がオープンサーキット方式に改造されている。各ミルの内部は 2 室に分割され、その仕切り部分および被粉碎物の出口部分にはスクリーンプレートが設けられている。このようなミルは最もポピュラーな構造であり、かつ適切なディメンションを有するので、ボールのチャージ量が適切であれば、このミルには計算上フルロードがかかり、定格能力に近いアウトプットが得られるはずであるが、定格能力 130 t/h に対して、実際の生産高は 100 t/h 前後であり、一方、モータ負荷は定格出力 4,800 kW に対して 3,600 kW の軽負荷状態にある。

原因としては、スクリーンプレートのスリットが目詰まりを発生し、このため被粉碎物の通過が阻害され、ミル内部のホールドアップが増加している可能性が高

い。この状態では、ボール（グラインディングメディア）の追加チャージができず、また被粉砕物の通過速度が遅くなって、せつかくのクローズドサーキット方式の特徴も生かされない。

4 基中 1 基の内部を点検した結果では、1, 2 室間のプレートのスリットにはボールの破片とクリンカが詰まっているほか若干の変形を生じており、2 室出口部はボールの破片のほかに、コンクリートが開口部の 50 % 以上を塞いでいる。コンクリートは冷却のため内部にスプレーされた水分の蒸発不良により生じたものである。この状態では通気量が不足するので、水分の蒸発はますます困難となり、事態は悪化する一方である。

通常 2 室タイプのみルは、100~200 % のサーキュレーティングロードで運転されているのに対して、当工場では 20~30 % あるいはゼロで運転されている。当初から、スクリーンプレートの設計が妥当でなかった可能性もあるので、ミルのサプライヤと相談の上、取り替える準備を進めた方がよい。

サーキュレーティングロードの最適値は、プロセスの設計思想、セパレータ（クラシファイヤ）の性能、ミルの寸法、被粉砕物の性状によって異なるので、まずオリジナルサプライヤの意見を求める必要がある。若干の例外を除き、循環量の実測は困難なケースが多く、通常 2 室タイプのみルに際しては、ミルの音響、セパレータの負荷、バケットエレベータの負荷などで推定し、さらに、セパレータ出入口で採取したサンプルの粒度分析によってそれらの判断を確認するなどの方法が採用される。

(4) 改善の効果

a. クリンカ生産高の向上

EP ファン回転数増加により、通風量の増加に見合う時産の向上が期待できるが、当面 3 % 程度と見なす。これは 1994 年度と 1995 年度との平均時産の比に相当し、短期間では既に達成されたレベルである。これにより 60,000 t/y の増産が果たされ、かりに限界利益を 2,000 円/t とすれば、年間 120,000,000 円/y の利益をもたらす。

さらに、原料ミルにおける空気侵入防止により、キルンの運転は安定した高レベルで維持されるので、平均時産が一層増加するほか、熱負荷の変動が抑制されるため、機器および耐火物の損耗が軽減され年間の運転時間が延長される。従来の運転時間は 6,500 h/y 程度に留まっているので、上記同様

3%程度の延長は容易であろう。これも1995年度と1994年度との相違の範囲内であり、上記と同程度の年間利益の増加が期待できる。

省エネルギーのための原資は、このようにして生み出され、これがさらに企業の利益率を高めて行く。

b. 熱消費量の低減

これまでの熱量原単位は、1992年に828 kcal/kg-clを記録したのち、最近では860 kcal/kg-clに増加しており、生産高の増加と逆行している。これは設備のオプティマムポイントを超えて、能力の限度で運転されていることの1つの表れと見ることができる。しかしこの問題は、項目(2)による改善で解決される。

一方、最近の熱消費量を月別に見比べると、平均値に対して約7%の変動幅を持っていることが分かる。これはドラフト制御の改善によって安定した操業が実施されれば、平均値よりも良いレベルに収斂するはずである。

上記2つの相乗効果によって、少なくとも7%の低減が可能と考えるのは妥当である。

このとき、熱量原単位は、サプライヤ保証値800 kcal/kg-clを達成することになる。

燃料の節約量は、重油量に換算して約13,200 kL/yであり、得られる利益は、消費単価を日本並に17,000円/kLとすると、年間224百万円となる。なお、Table 3.1.6においては、それぞれの効果を、便宜的に2%と5%に分けてある。

$$\frac{860,000 \text{ kcal/t-cl} \times 7\% \times 2,000,000 \text{ t/y}}{9,100,000 \text{ kcal/kL}} = 13,200 \text{ kL/y}$$

c. 電力費の低減

項目(2)には3通りの異なった方法が示されており、何れを採用するかによって効果も異なってくる。実際に、風量がどの程度削減可能かについても目下の所不明である。かりに、15%程度の風量が削減できるとすると、改善の結果は次のように予想される。

(方法)	(効果)	(節約量)
1) ダンパ制御のみ	10%	186 kW

2) ランナブレード切替	15	279
3) ランナ交換	20	372
4) 速度制御	25	465

いま、3) ランナ交換が実施されたとすれば、節減量 372 kW は 2.7 kWh/t-c1 (372 kW/137.5 t/h) に相当し、年間 5,400 MWh (2.7 kWh/t × 2,000,000 t/y) の電力節減となる。かりに消費単価が 10 円/kWh であれば、年間 54,000 千円の利益がもたらされる。

項目 (3) によるセメントミルの改善効果は、単純に計算すれば、現在の電力原単位 46.77 kWh/t-cem と、通常のクローズドサーキット方式の実績値 40 kWh/t-cem との差 6.77 kWh/t-cem となるが、今後製品の品質に対する顧客の要求が厳しくなることも考慮にいて、5.0 kWh/t-cem 程度に評価しておく。年間の電力節減量は、生産量 2,000,000 t/y をベースとすれば、10,000 MWh/y (5.0 kWh/t × 2,000,000 t/y)、利益は 100,000 千円/y (10 円/kWh × 10,000 MWh/y) となる。

d. セメント増産による利益の増加

現在 100 t/h で操業しているセメントミルは、スクリーントラブルの問題が解決すれば、定格能力 130 t/h で操業することは容易であろう。

その場合、計算上は 4 基のミルで年間 600,000 t 以上の増産が可能であるが、スラグのアベイラビリティなども考慮して、当面の拡販量を 300,000 t/y とみなし、500 円/t の利益を見込めば、年間 150,000 千円の余剰利益を生み出すことになる。これは上記の省エネルギーによる利益に匹敵し、省エネルギーの動機付けを促すことになろう。

(5) 受配電設備

a. 測定および測定結果

プロセス機器の使用電力を、受電変電所および工場で次のように測定した。

- ① 受電変電所で受電中の 2 回線
- ② 工場の各分電盤における各機器

両プロセスの原料ミル関係 : クラッシャ、原料ミル、ミルファン

両プロセスのキルン関係 : キルンファン, SP ファン
 両プロセスのセメントミル関係 : セメントミル, 輸送用機器

③ 連続測定による負荷変動状況調査

受電変電所におけるプロセス No.1 使用電力合計

プロセス No.1 の原料ミル, ID ファン, セメントミル

プロセス No.2 の原料ミル, セメントミル

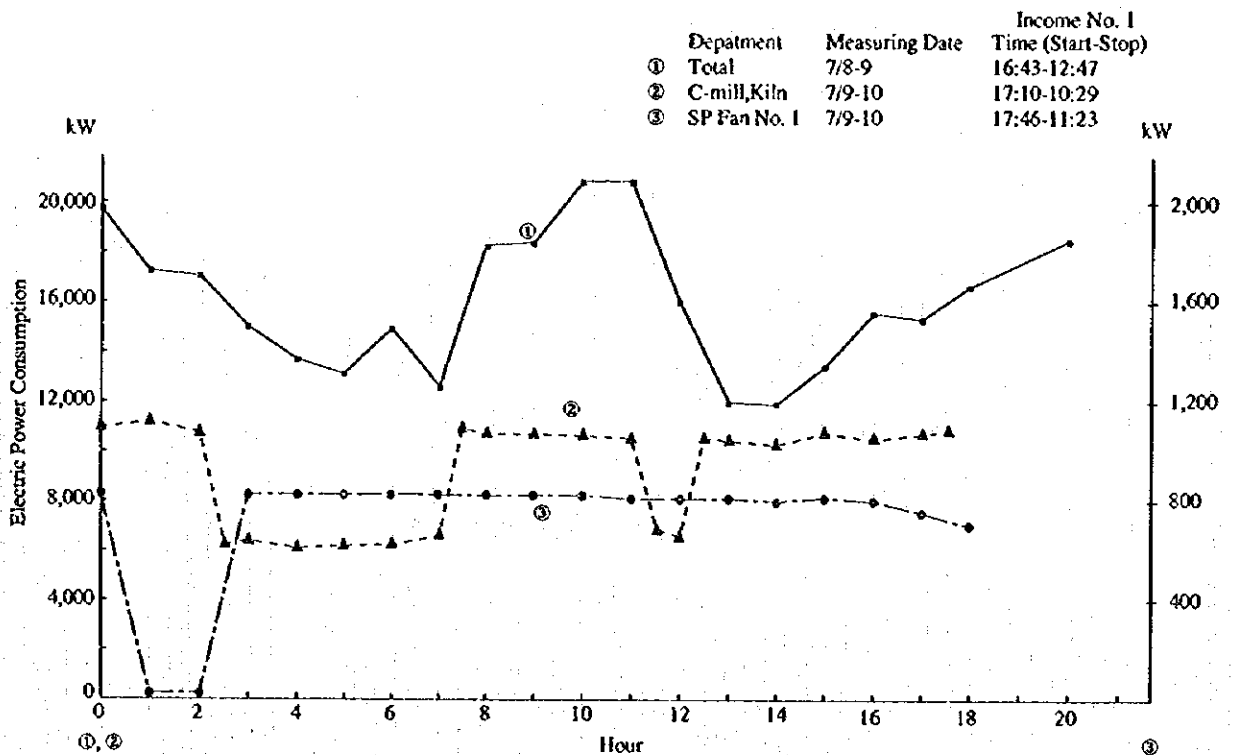
④ デマンド記録の調査

これらの測定結果は Table 3.1.5 および Figure 3.1.9 に示す。なお、各測定値は変動が多い上、測定時間が異なるため負荷の使用電力量合計と電源の値とは異っている。

Table 3.1.5 Electricity Consumption

Process	No. 1			No. 2		
	Rating kW	Electricity kW	Cosφ %	Rating kW	Electricity kW	Cosφ %
Crusher	450	234	94	450	176	95
Crusher	450	153	94			
Raw-mill	2 × 1,250	2,335	98	2 × 1,250	2,459	96
Raw-mill	2 × 1,250	2,473	100	2 × 1,250	2,410	97
Mill fan	1,060	938	96	1,060	887	94
Mill fan	1,060	870	98	1,060	1,015	100
Mill drive (DC)	570	338	39	570	493	48
Kiln others (compressor etc)		977	61		1,000	94
SP fan	1,350	843	67	1,350	716	68
SP fan	1,350	688	58	1,350	711	60
Raw mill Total		10,327	89.1		11,904	80.6
Cement mill	2 × 2,400	3,539	98	2 × 2,400	3,777	95
Cement mill	2 × 2,400	3,512	100	2 × 2,400	3,725	97
Transport		1,038	87		1,065	90
Cement mill Total		8,948	93		11,100	97
Process Total		19,269	91		23,005	89
Factory Total			42,274	Cosφ:90		

Figure 3.1.9 Operation Record of Electricity Consumption



b. デマンド契約の引下げ

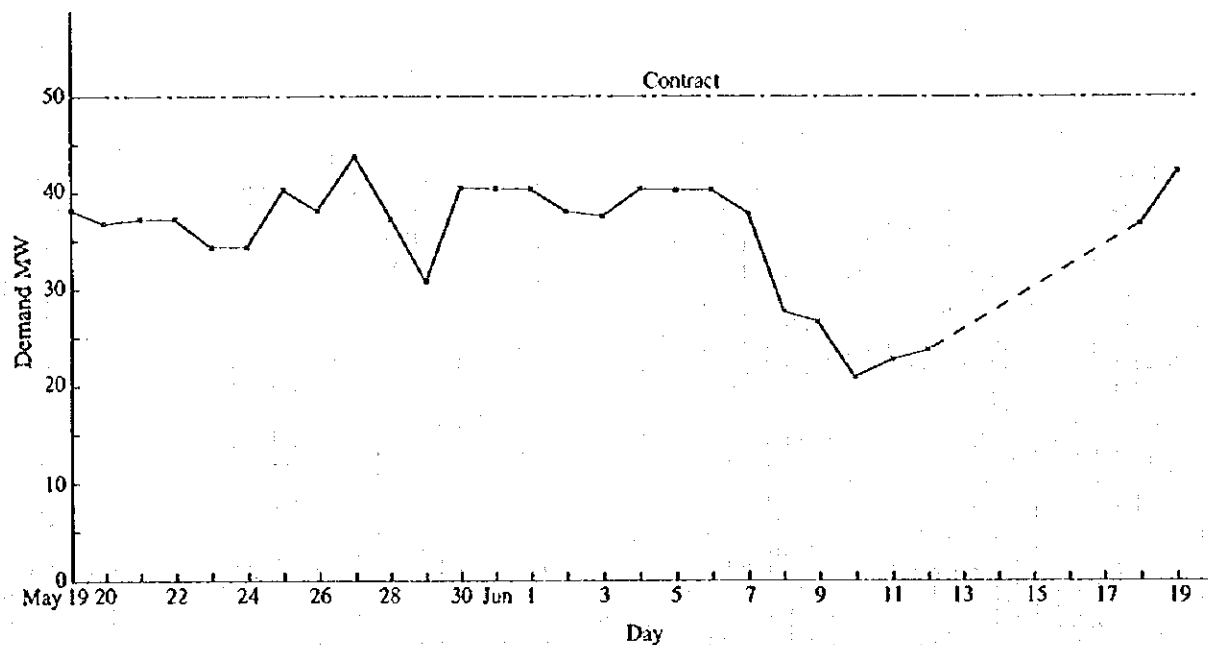
受電契約上のデマンドは 50,000 kW (実績 45,000 kW), 1996 年 6 月の使用電力量当たりの料金は 38.3 Rial/kWh である。

料金は、ピーク時およびピーク時外のエネルギーチャージ、デマンド、ロスなどのチャージがあるが、このうちピーク時の値が 37%, デマンドの値が約 19% を占める。このため、生産工程を安定化してピーク電力を減らし、デマンド費を下げることは料金の節減になる。

当社のデマンド記録 (Figure 3.1.10) によれば、値が 43 MW を超すのは月間に 1~2 回である。もし、この状態が通常ならば、契約デマンドを現在の 50 MW から 48 MW に下げるとともに、デマンドを現状 (43 MW) 以下にするように検討し、対策をとるとよい。

この場合、デマンド料金は年間に 76.8×10^6 Rial の節減になる ($2,000 \text{ kW} \times 3,200 \text{ Rial/kW} \times 12 \text{ month/y}$)。

Figure 3.1.10 Electricity Maximum Demand of Everyday



(6) 効果のまとめ

以上の提案をまとめ、Table 3.1.6 に示す。

4 項目の改善によって次の効果が期待できる、

クリンカの増産	:	120,000 t/y	(6 %)
セメントの増産	:	300,000 t/y	(15 %)
燃料消費量の節減	:	13,231 kL/y	(7 %)
電力消費量の節減	:	15,400 MWh/y	(7 %) (7.7 kWh/t/115 kWh/t)
デマンド料金の低減	:	76.8 Million Rial/y	

このための投資額 107,100 千円は、年間 769,000 千円の利益の増加によって、極めて短期間内に回収可能である。

Table 3.1.6 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Capacity up of EP IDF	3,780 ^{*1}	64.3 120.0 ^{*3}	2.2 ^{*5}	-	-	-	64.3 120.0	9.6	0.1
Raw mill fan operation				5,400 ^{*8}	54.0	2.4 ^{*10}	54.0	43	0.8
Total process draft control	9,451 ^{*2}	160.7 120.0 ^{*4}	5.6 ^{*6}	-	-	-	160.7 120.0	6	0.02
Cement mill screen plate				10,000 ^{*9}	100.0 150.0 ^{*7}	4.5 ^{*11}	100.0 150.0	48.5	0.5
Total	13,231	465.0	7.8^{*7}	15,400	304.0	6.9^{*12}	769.0	107.1	0.1

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	F.oil kL/y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Capacity up of EP IDF	3,780 ^{*1}	284 2,100 ^{*3}	2.2 ^{*5}	-	-	-	284 2,100	168	0.6
Raw mill fan operation				5,400 ^{*8}	540	2.4 ^{*10}	540	753	1.4
Total process draft control	9,451 ^{*2}	709 2,100 ^{*4}	5.6 ^{*6}	-	-	-	709 2,100	105	0.1
Cement mill screen plate				10,000 ^{*9}	1,000 2,625 ^{*7}	4.5 ^{*11}	1,000 2,625	849	0.8
Total	13,231	5,193	7.8^{*7}	15,400	4,165	6.9^{*12}	9,358	1,707	0.2

*1 $860 \text{ kcal/kg-cl} \times 0.02 \times 2,000,000 \text{ t/y}$
 $\frac{9,100 \text{ kcal/L}}{2,400} = 3,780 \text{ kL/y}$

*2 $860 \text{ kcal/kg-cl} \times 0.05 \times 2,000,000 \text{ t/y}$
 $\frac{9,100 \text{ kcal/L}}{2,400} = 9,451 \text{ kL/y}$

*3 Production increase merit resulting from improvement of hourly production: $60,000 \text{ t/y} \times 2,000 \text{ yen/t} = 120 \text{ Million yen/t}$

*4 Production increase merit resulting from the extension of the operation time: $60,000 \text{ t/y} \times 2,000 \text{ yen/t} = 120 \text{ Million yen/t}$

*5 $3,780 / 168,890 \times 100 = 2.2 \%$

*6 $9,451 / 168,890 \times 100 = 5.6 \%$

*7 $13,231 / 168,890 \times 100 = 7.8 \%$

*8 $2.7 \text{ kWh/t} \times 2,000,000 \text{ t/y} = 5,400 \text{ MWh/y}$

*9 $5.0 \text{ kWh/t} \times 2,000,000 \text{ t/y} = 10,000 \text{ MWh/y}$

*10 $5,400 / 224,275 \times 100 = 2.4 \%$

*11 $10,000 / 224,275 \times 100 = 4.5 \%$

*12 $15,400 / 224,275 \times 100 = 6.9 \%$

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Fuel oil: 75 Rial/L

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL

Investment cost is based on that in Japan.