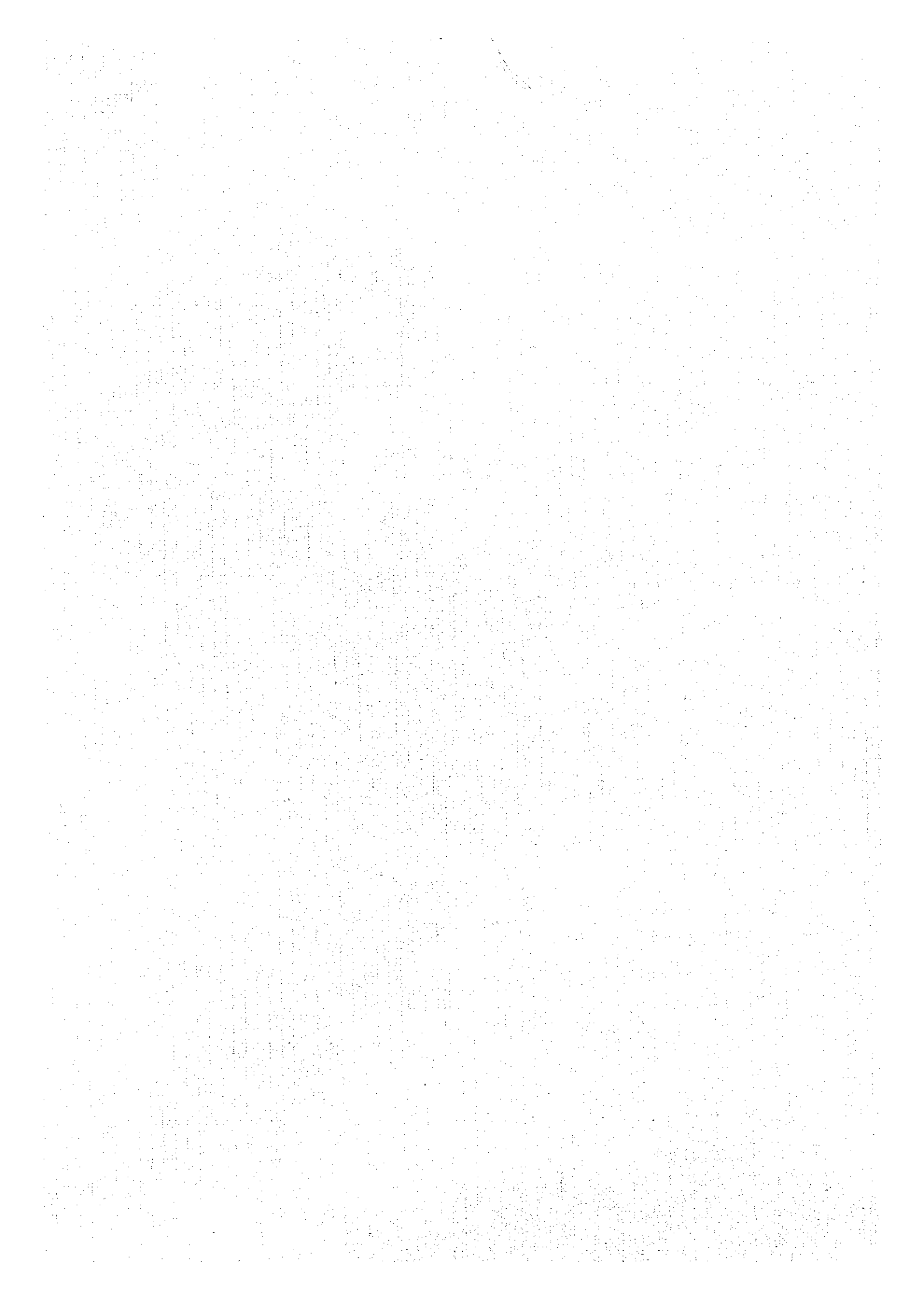


## 6. 食品工業の調査結果



## 6. 食品工業の調査結果

### 6.1 Behshahr Industry の調査結果

#### 6.1.1 工場の概要

(1) 工場名

Behshahr Industry Company

(2) 工場所在地

7km Karaj, Old Road, Tehran

(3) 従業員数

約 1,000 人

うち、技術者	プロセス	6 名
	熱	1 名
	電気	3 名

(4) 主要製品

大豆油, 向日葵油, 綿実油

形態は, 水素添加硬化油 90 %, 精製油 10 %

(5) 生産能力

1,000 t/d

200,000 t/y

(6) プロセス概要

当社は種からの搾油は行わず, ブラジルやアルゼンティンから粗油を輸入して精製している。

輸入された原料油を, 脱ガム工程なしに加熱し, まず連続式脱酸工程で苛性ソーダ水溶液を使用して中和し, 遊離の脂肪酸, ガム質, 微量金属, 色素の一部を除去する。分離にはウェストファリア型遠心分離機が使用されている。真空乾燥器

で水分を除去したあと、タテ型の脱色槽に送られる。油に酸性白土を加えてクロロフィルなどの色素や脱酸工程から残存してきた石鹼を吸着して除去する。脱酸・乾燥、脱色の工程は真空下で 65~110 °C で実施される。当工場は、主に水素添加油を作るので、脱色工程を経た油は、水素添加硬化油製造槽に送られる。水添を終了した油は、フィルタで触媒を除去したあと、新旧 2 系統の脱臭工程に送られる。脱臭塔では 260 °C に加熱し、真空下で水蒸気を吹き込んで有臭成分などを水蒸気とともに蒸発させる。脱臭塔を経た油は、ポストブリーチング工程で仕上げの濾過を行い冷却したあと、ポテータにかけ、包装器に充填して製品とする。当工場では、脱色油の 10 % はデワックス工程を経て脱臭され、ポストブリーチングで仕上げの濾過後、冷却してサラダ油となり包装される。プロセスフローを Figure 6.1.1 に示す。

## (7) 工場の沿革

### a. 沿革

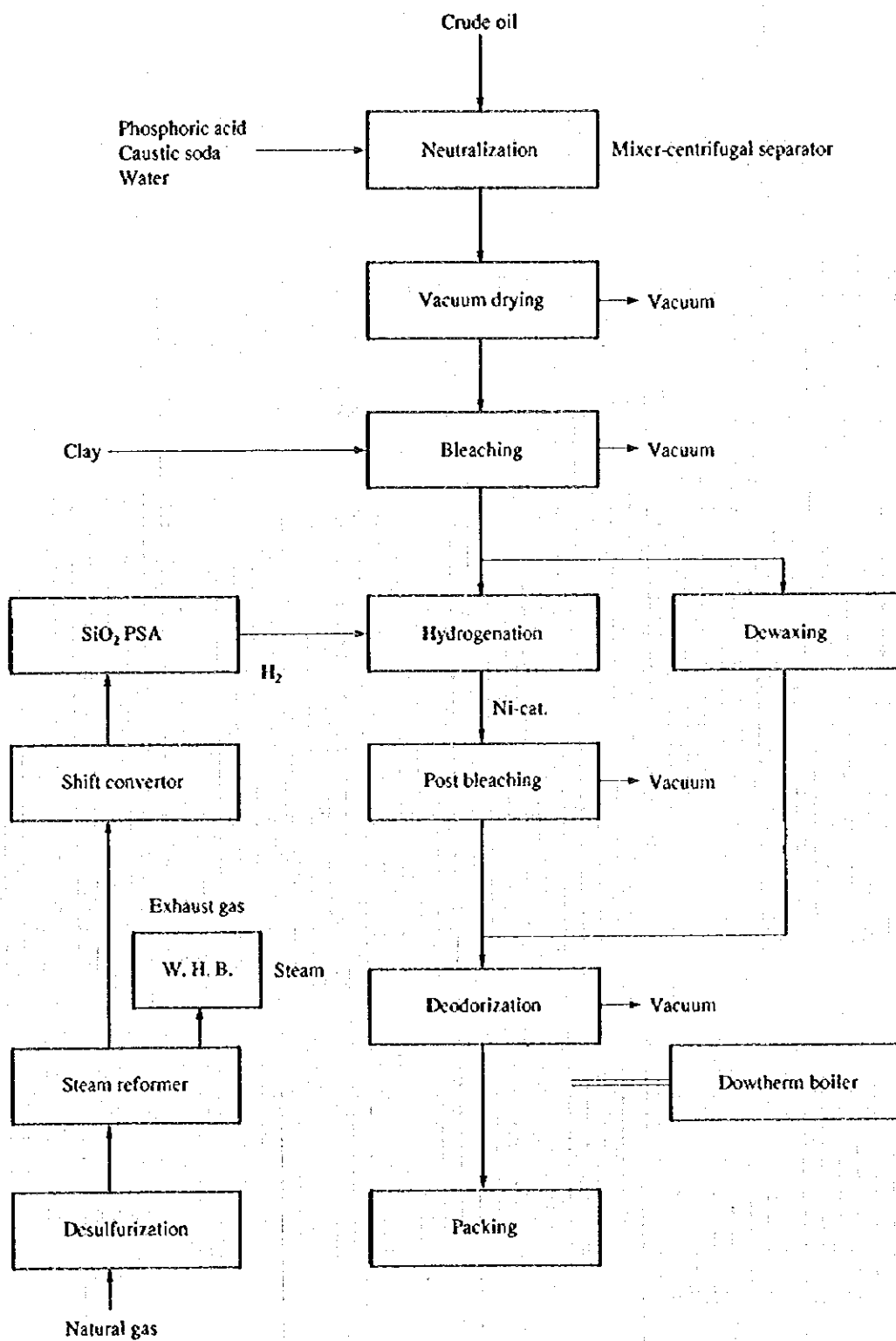
第 1 次経済・社会・教育開発計画に基づき、当工場は、イラン国営工業機構 (Iran National Industrial Organization) から 1992 年に民間に移管され、経営は Behshahr Industrial Development Group と株式所有者連合の取締役会に委託された。

Behshahr Industrial Private Joint-Stock Co. は資本金 55,000,000 Rial で、1953 年に設立された。漸次事業を分離し、それぞれ植物油精製、充填、洗剤製造、缶製造、薬品製造、酸素製造、販売を含む 14 社を傘下に置いている。

これまでに、1969 年に 170 t/d から 250 t/d に増強し、1979 年には 400 t/d の設備を増設した。1993 年には、水素製造法を水電解法から天然ガス改質法に転換している。

1995 年に脱臭塔を増設し、さらに水素添加装置を増設中で、完成後は 1,000 t/d の能力になる。国内の植物油工場 15 工場のうちで最大の工場で、約 30 % のマーケットシェアを持っている。工場面積は 280,000 m<sup>2</sup> である。

Figure 6.1.1 Process Flow



b. 業界の状況

イランには 15 の植物油工場があり、1994 年には 760,000 t/y が生産された。イランでは搾油による粗油生産は 7 % のみで、93 % は粗油を輸入して精製している。

植物油の需要は年率 3 % の伸びを示し、現在の需要は 800,000 t/y になっている。

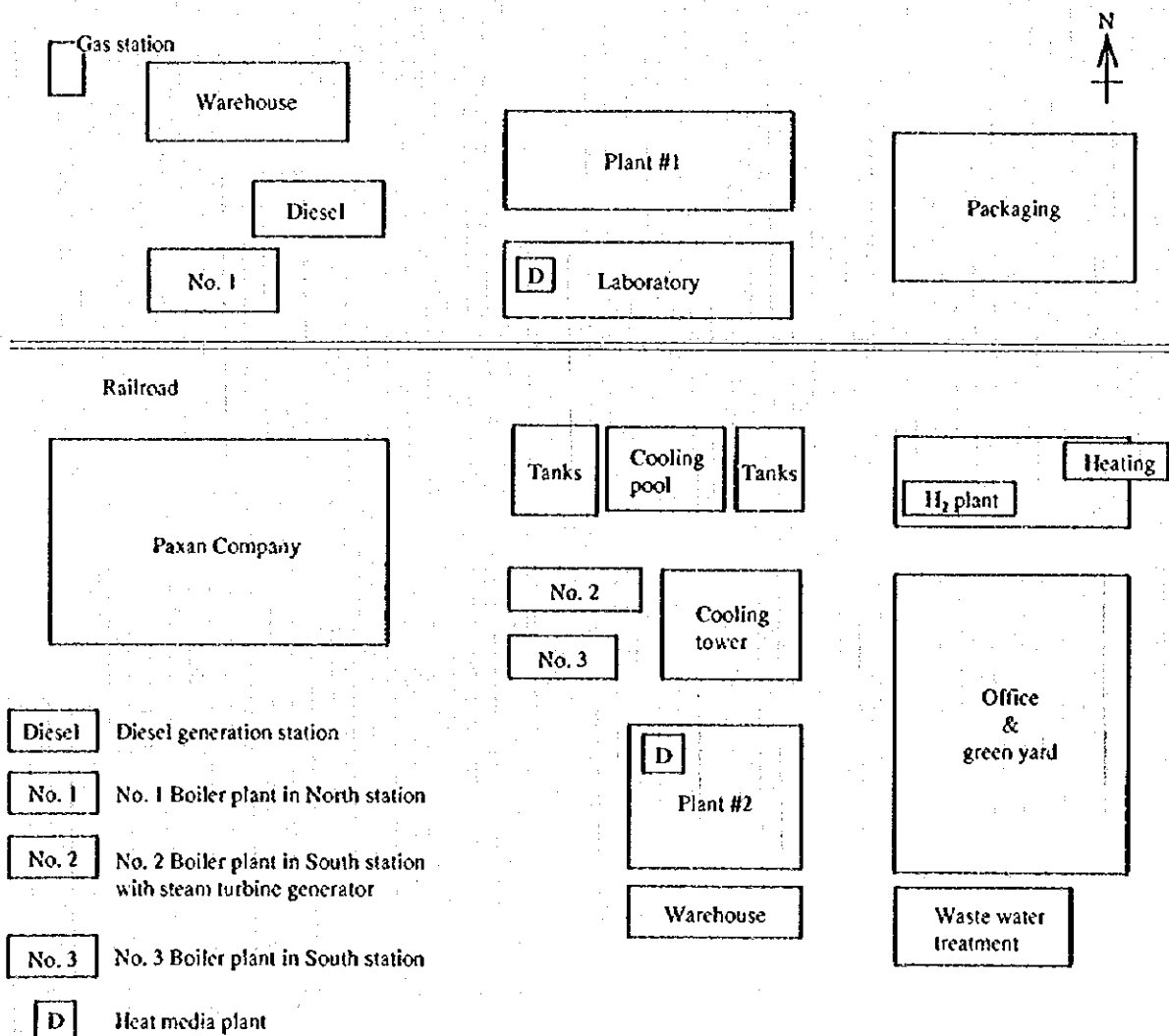
不足分は製品で輸入されているが、10 年後には自給可能になる予定である。

工業協会があり、情報交換を行っている。

(8) 工場配置図

工場配置図を Figure 6.1.2 に示す。

Figure 6.1.2 Plant Layout



(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 6.1.3 に示す。

(10) 主要設備の概要

主要設備の概要を Table 6.1.1 に示す。

(11) エネルギー価格

電力	40 Rial/kWh
天然ガス	26 Rial/m <sup>3</sup> 9,800 kcal/m <sup>3</sup>
ガスオイル	30 Rial/L 9,800 kcal/L

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995 年 9 月 23 日
- b. 本調査 1996 年 8 月 10 日～14 日

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括	井口光雄 (事前調査)
総括	福島演雄
プロセス管理技術	本多四郎
熱管理技術	小西二郎
熱管理技術	谷口隆重
電気管理技術	白井千雄
エネルギー政策	木村徹 (事前調査)
エネルギー政策	有働紳也 (事前調査)
データベース, エネルギー利用計画	山口馨 (事前調査)
経済評価	加藤茂昭 (事前調査)

Figure 6.1.3 One Line Diagram

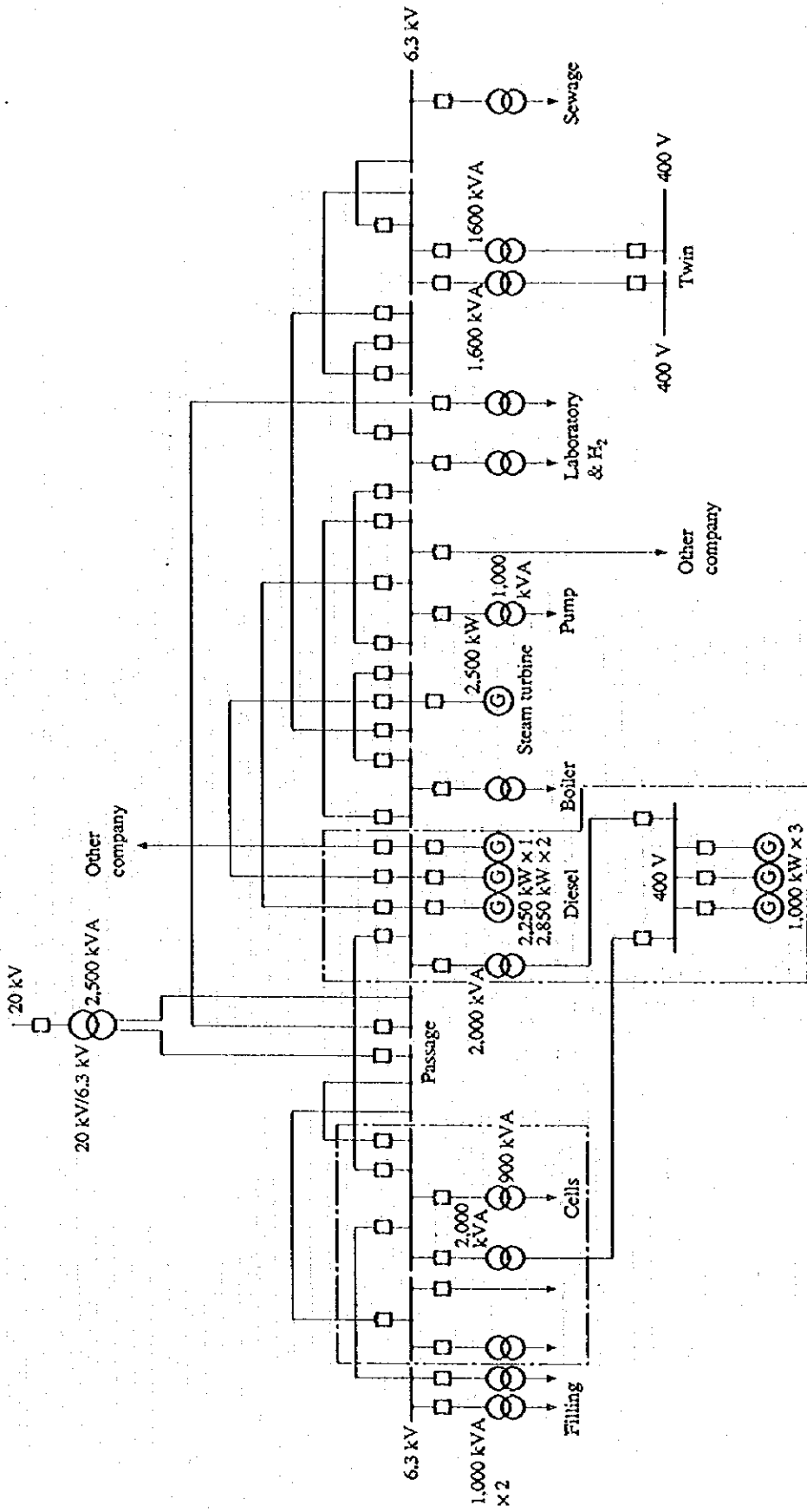




Table 6.1.1 Major Equipment of No.2 Plant

Name	Number	Specification
<b>Neutralization</b>		
Centrifuge	3	Westfalia 300t/d × 3
Dryer	2	
<b>Bleaching</b>		
Tank	1	Continuous vertical type with an agitator. 40 to 60 Torr
<b>Hydrogenation</b>		
Reactor	4	38 m <sup>3</sup> , 500 t/d, 6-8 h/batch
	4	Now under additional construction with the same specifications as above. 500 t/d
<b>Deodorization</b>		
Deodorizer	2	Continuous, 300 t/d × 2, 3 Torr
	1	Continuous, 400 t/d, 3 Torr, Double shell DESMET type, with an economizer
<b>Packaging</b>		
Emulsifier	1	Votator
<b>Hydrogen Plant</b>		
	1	Natural gas water vapor reforming process, PSA separation, 1676 m <sup>3</sup> /h Hydrogen purity 5-nine
<b>Waste Water Treatment</b>		
	1	200 m <sup>3</sup> /h processing Air floatation, Chemical treatment Activated sludge treatment
<b>Utility</b>		
Diesel Generator	6	1,000 kW × 3 Voltage: 400 V 2,250 kW × 1 Voltage: 6.3 kV 2,850 kW × 2 Voltage: 6.3 kV
Boiler	10	Firing by natural gas 43 kg/cm <sup>2</sup> , 45 t/h × 2 11 kg/cm <sup>2</sup> , 22 t/h × 3 11 kg/cm <sup>2</sup> , 13 t/h × 3 11 kg/cm <sup>2</sup> , 10 t/h × 2
Steam turbine	1	Condensing extraction method: 2,500 kW Steam pressure 42.18/11.25 kg/cm <sup>2</sup>

b. PBO チーム

Energy conservation	Mr. Mazhari
Micro level energy management	Mr. Mianji
Macro level energy management	Mr. Azizi (事前調査)
Factory management	Mr. Sajadifar
Macro level energy management	Mr. Mohamadzadch (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Mirmortazavi	Managing Director (事前調査)
Mr. Alavizadeh	Power Generation & Distribution Manager
Mr. Givard	Deputy of Managing Director
Mr. Fazel	Production Manager
Mr. Harirchi	Electric & Instrument Manager
Mr. Nourai	Head of Mechanical Maintenance Department
Mr. Yousef Pour	Head of Packing Department
Mr. Fahiminiya	Chemical Engineer
Mr. Berenji	Chief of Boiler Department
Mr. Hatefi	Process Engineer (事前調査)
Mr. Fathi	Promotion Method Engineer (事前調査)

6.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量, エネルギー消費量の推移, エネルギー消費原単位の推移

a. 生産量

生産量の推移を Table 6.1.2 に示す。

Table 6.1.2 Production

Fiscal Year	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Production (t)	117,907	143,020	155,389	158,244	167,800	200,000	245,100

b. エネルギー消費量

エネルギー消費量の推移を Table 6.1.3 に示す。

Table 6.1.3 Energy Consumption

	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Gas oil (L)		10,475,726	8,636,990	7,816,648	7,191,214	6,459,972	
Natural gas (m <sup>3</sup> )	22,000,000	45,090,000	39,710,000	40,670,000	65,460,000	70,620,000	
Electricity (kWh)	37,240,000	47,440,000	53,270,000	43,057,000	48,042,000	46,510,000	36,983,260
For Behshahr		41,046,740	36,671,804	35,288,412	33,734,000	33,400,000	27,451,260
Steam (t)							453,491

1995 年実績では、年間の電力のバランスは Table 6.1.4 のとおりである。

Table 6.1.4 Electric Power Balance (1995)

Supply			unit: kWh/y	
Privately Generated			Purchased	Total
Engine House	Turbine	Total		
22,413,760	12,127,500	34,541,260	2,442,000	36,983,260

Consumption			unit: kWh/y	
Paxan	Behshahr	Total		
9,532,000	27,451,260	36,983,260		

電力需給の測定結果を Table 6.1.5 に示す。負荷側の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。工場全体の消費電力は 3,200 kW で、力率は 76 % となっており、この時点では外部電力系統からの受電はなかった。

Table 6.1.5 Measurement Results of Electric Power Balance (11 August 1996)

Equipment Name	Electric power (kW)	Power factor
(Supply side)		
Steam turbine power generator	1,860	0.80
Diesel power generator No.1	380	0.85
No.2	530	0.57
No.4	1,480	0.72
In-house power generation meter	4,250	0.74
Purchased electric power	0	
Total	4,250	0.74
(Load side)		
Refinery No.1	970	
Refinery No.2	1,010	
Turbine house	220	
Pump house	410	
Diesel house	70	
Well	280	
Others	260	
Behshahr total	3,220	0.76
PAXAN	1,030	

自家発電の 1990 年の実績を Table 6.1.6 に示す。

**Table 6.1.6 Annual Private Power Generation and Annual Utilization Factor**

Generator	Capacity (kW)	Power Production (MWh/y)	Utilization Factor (%)
Diesel No.1	1,000	1,702.7	19.4
Diesel No.2	1,000	1,220.7	13.9
Diesel No.4	2,850	5,975.0	23.9
Diesel No.5	2,850	7,356.0	29.5
Diesel No.6	1,000	1,834.8	20.9
Diesel No.7	2,250	2,581.3	13.1
Diesel total	10,950	20,670.4	21.5
Turbine	2,500	12,744.0	58.2
Generation total	13,450	33,414.4	28.4

c. エネルギー消費原単位

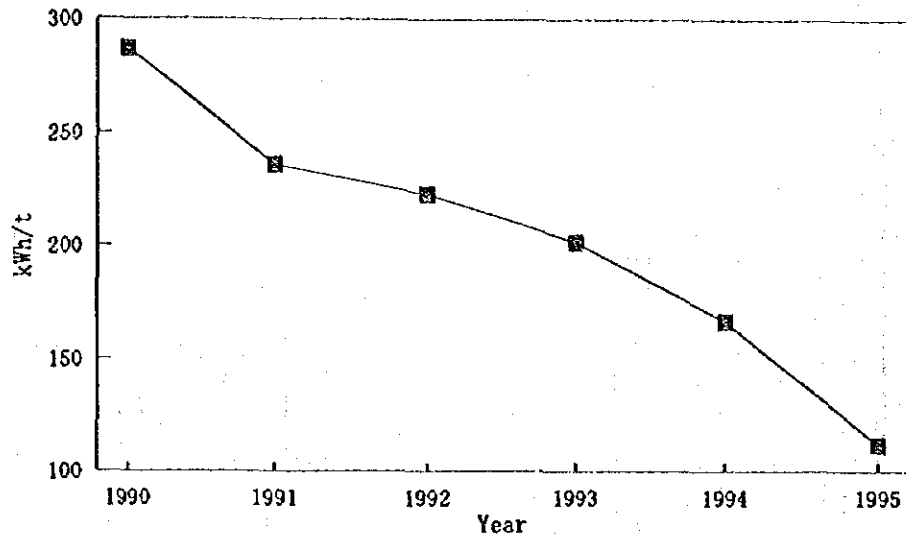
電力、天然ガス、スチーム、水の消費原単位の推移を Table 6.1.7 に示す。

また、電力原単位の推移を Figure 6.1.4 に示す。

**Table 6.1.7 Electricity, Natural Gas, Steam and Water Intensity**

Fiscal Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Electric power (kWh/t)	287	236	223	202	167	112
Natural gas (m <sup>3</sup> /t)	315	256	257	392	353	
Steam (t/t)						1.85
Water (t/t)						2.60

Figure 6.1.4 Electricity Intensity



電力原単位をみると、Figure 6.1.4 のように 1995 年に大幅に下がったことが認められる。この低下は生産量の増加によるものと工場側が説明している。天然ガス原単位は、Table 6.1.7 に示すとおりであり、1993 年から水素製造を天然ガス法に変換したために増えている。

1990 年以後ガスオイル原単位が下がっているのは、ディーゼルエンジンの稼働時間が減っており、効率の良いディーゼルを優先して使用しているためである。

(2) 工程別エネルギーフロー

エネルギーフローを Figure 6.1.5 に示す。また、生産量 500 t/d および 1,000t/d の場合の、蒸気の使用量の設計値を示すと Table 6.1.8 のとおりである。

Figure 6.1.5 Energy Flow

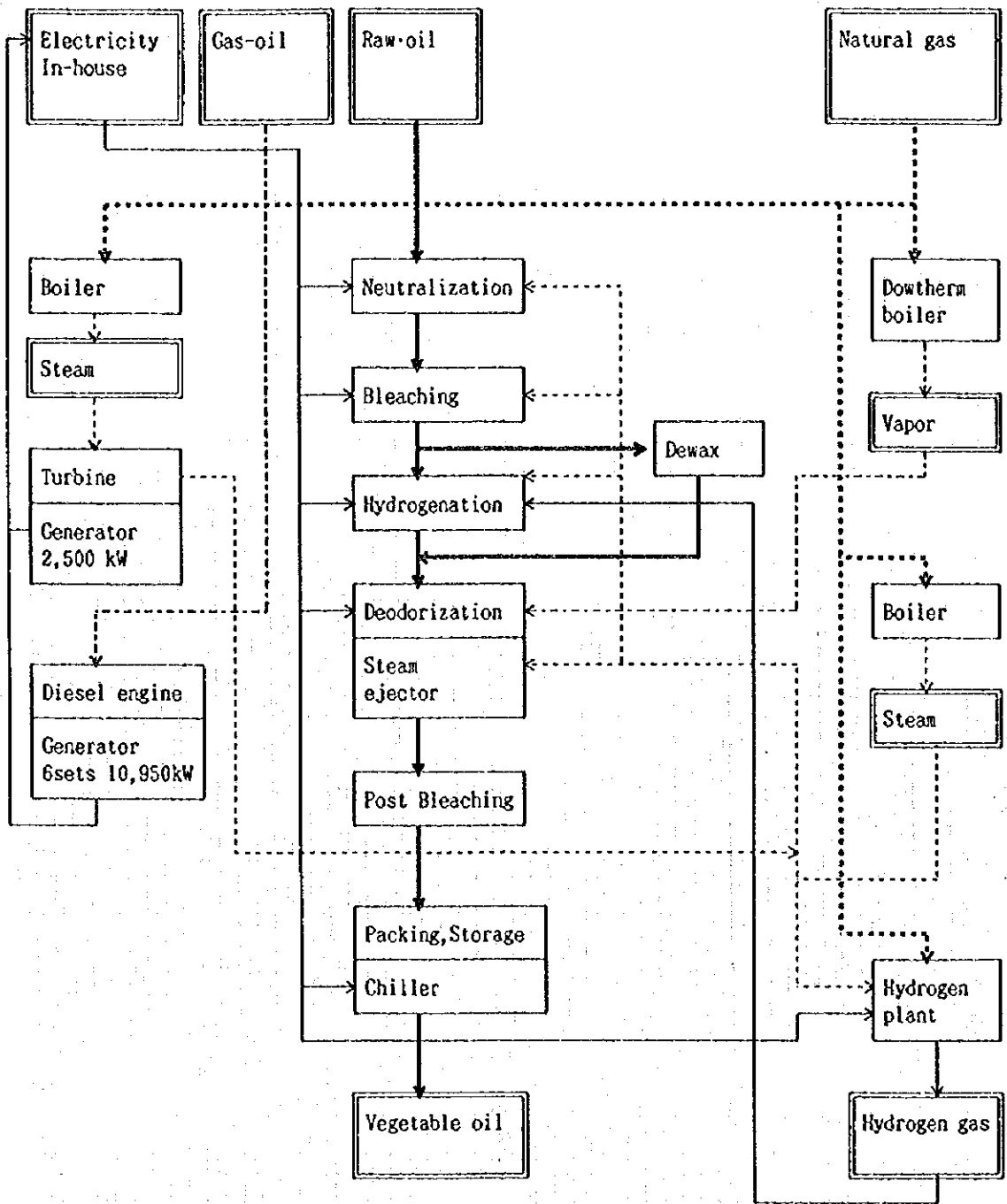


Table 6.1.8 Steam Consumption and Steam Intensity

Production	500 t/d		1,000 t/d	
	Average (kg/h)	Intensity (kg/t)	Average (kg/h)	Intensity (kg/t)
Deodorization	3,600	173	5,400	130
Post bleaching	100	5	200	5
Hydrogenation	2,300	110	4,600	110
Bleaching	3,140	151	6,280	151
Alkali refining	2,070	100	4,140	99
Total	11,210	539	20,620	495

(Design value)

### 6.1.3 エネルギー管理の状況

#### (1) 省エネルギー目標の設定

省エネルギー活動を開始するには、まず企業のトップが省エネルギーは経営上の重要な項目であることを明らかにし、真剣に取り組もうとする姿勢を従業員全体に示すことが大切である。これにより、従業員は省エネルギーを進めることが企業の方針に合致するという確信が得られ、積極的に取り組むようになる。

トップからの指示は省エネルギーを進めて欲しいという抽象的な指示のみでは不十分であり、具体的な目標値、達成期限などを従業員に示す必要がある。これを受けて、工場の各部門は全体目標が達成されるよう、部署ごとにそれぞれの責任範囲で処理し得るような項目について具体的に目標を設定する。目標ができて始めてこの目標を達成するための各種アプローチの検討や計画作成、業務の割当など具体的な活動に移ることができる。

しかし、目標を設定するには現在の工場のエネルギー消費量が正確に把握されていなければならない。

当工場では、具体的な目標が設定されていない。

工場のエネルギー消費量を正確に把握した上での目標設定が必要である。

#### (2) 組織的な活動

現在工場には、省エネルギー推進のための委員会が設定されていない。省エネルギーを進めるには、組織的な活動が必要である。

省エネルギーを進めるのに全社的な方法とスタッフによる技術開発による方法、双方の組み合わせによる組織化された活動方式がある。組織的な活動を展開する

には、委員会を開いて、職場別の責任者と技術者との横断的な連携体制で検討する例が多い。年間のエネルギー消費量の把握が連携体制のもとで確証され、目標達成のための数値の解明、システム改良、設備投資、試験計画の設定と周辺部門の協力体制化などが進められる。年次計画、重点計画が周知され、協力が得られやすくなる。この組織には経理部門からも資料提供が得られることが望ましい。省エネルギーの効果は、コスト低減として評価されることが多い。これらは総合的に進めるべきものであり、現体制の見直しを推奨する。

ISO9000 シリーズは品質管理体制の国際的な基準であるが、その推進の仕組みは省エネルギーについても同様に重要であり、トップの方針に基づいて各職場の操業活動が組み合わされ、改善を進めることができる。

### (3) データに基づく管理

省エネルギーの第一歩は、工程別のエネルギー使用状況の把握から始まる。そのためには、エネルギー消費量の計測をまず実施することが必要である。計測値がなければデータの管理ができないし、改善のためのアイデアも出てこない。

当工場は工程別に技術管理が行われており、経験者も多く逐次設備改善が進められており、設備管理も良い方である。今後はデータ解析を充実させながら、データに基づく管理が組織的に進められることが望まれる。

### (4) 従業員教育

省エネルギーの従業員教育は、まず、管理者層の教育から始め、次第に現場従業員へと普及させることが必要である。省エネルギーはコストダウンにつながることを徹底させることである。近年省エネルギー活動は、地球環境の問題から見て重要な位置づけにあることも認識させねばならない。当工場には、研修センターが設けられており、従業員教育に対する関心が高いことがうかがわれる。

従業員の提案について表彰することも関心を喚起するのによいであろう。また、先進的な省エネルギー技術についても情報の収集や検討の機会を設けることが望まれる。

### (5) 設備管理

設備管理については、比較的によい方である。

省エネルギーには機器の断熱が望ましく、放熱の多い容器類や蒸気配管の断熱が



必要である。

#### 6.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

##### (1) 新鋭工場との比較

日本の精製工場の工程別原単位は概略 Table 6.1.9 のようになっている。

Table 6.1.9 Energy Intensity by Process in a Japanese Oil Refinery

	Steam kg/t-oil	Electricity kWh/t-oil
Neutralization	200 to 250	15 to 20
Bleaching	50 to 70	5
Deodorization	80 to 120	30 to 50
Total	330 to 440	50 to 70

これに対して当社の 1995 年におけるエネルギー消費原単位は Table 6.1.7 のようにスチーム 1,850 kg/t, 電力 112 kWh/t になっている。このうち電力については精製工程分は 69 kWh/t 程度と推定され、ほぼ日本と同水準である。

スチームについては工程別の消費量が把握されていないので、精製工程での消費量がどの程度であるかが分からない。発電用と水素製造用が含まれているとしても、推定するとそれぞれ 64 kg/t-oil, 42 kg/t-oil 程度に過ぎず、それを差し引いても 1,744 kg/t-oil 程度になる。付帯部門用を 20% とみても、日本の値の 3.6 倍になる。

さらに、当工場では脱臭工程の油予熱にダウサムボイラを使用しているが、日本ではダウサムを使用せず、蒸気により加熱されており、その蒸気も含まれている。ただし、脱臭油の熱回収が進んでいるため、その蒸気消費量は多くない。

当工場の設計時における蒸気消費の計画値は Table 6.1.8 のようであり、水素添加工程を除いた計画原単位は 385~429 kg/t-oil であり、日本の水準と変わらない。したがって、プロセスまたは設備による差はないと考えてよい。

規模についてみると、日本の硬化油工場の能力も 500 t/d 程度であり、当社と大きな差はない。また、原料の差はエネルギー原単位に大きく影響しない。

製品については、日本では主としてマーガリン用の硬化油であり、当社の製品と同程度の融点を持ち、これも大きな差はない。むしろ日本では活性炭を使用して

おり、精製度が高い。

精製工程におけるスチーム原単位は、真空装置の性能と運転、処理油の熱回収の程度によって大きく影響されるので、大きな原単位差の原因はこれらの点にあると考えられる。日本の工場では省エネルギー委員会を設置して、全社的な省エネルギー活動を進めており多くの改善事例が発表されている。

## (2) 保温

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、ブリーチング工程の配管外観をこの装置で撮影した。その画像の 1 例を Figure 6.1.6 に示す。赤色の部分は蒸気管で、温度は約 90～130 °C である。

この工場のボイラプラントでは、蒸気弁やフランジに対して保温が施されていないことが観察された。ボイラプラントにおけるこれらの未保温の弁などの観察から放熱の計算を行うと Table 6.1.10 の結果となる。なお、この表では、弁回りの未保温の部分などからの放熱として 50 % を織り込んでいる。

これらの未保温の部分に保温を施工することにより、放熱量は保温の厚みの増加とともに急激に減少する。その計算例を Figure 6.1.7 に示す。

先の放熱計算から、保温施工によるボイラ燃料の節減量を求めると（放熱量の低減 90 %、年間稼働率 90 %、ボイラ効率 80 % として）、年間に 2,607 Gcal ( $= 293,918 \times 0.9 \times 8,760 \times 0.9 / 0.8$ ) となる。また、この効果は蒸気量では、0.5t/h に相当する。

Figure 6.1.6 Surface Temperature of Steam Pipe by Infrared Visual Display

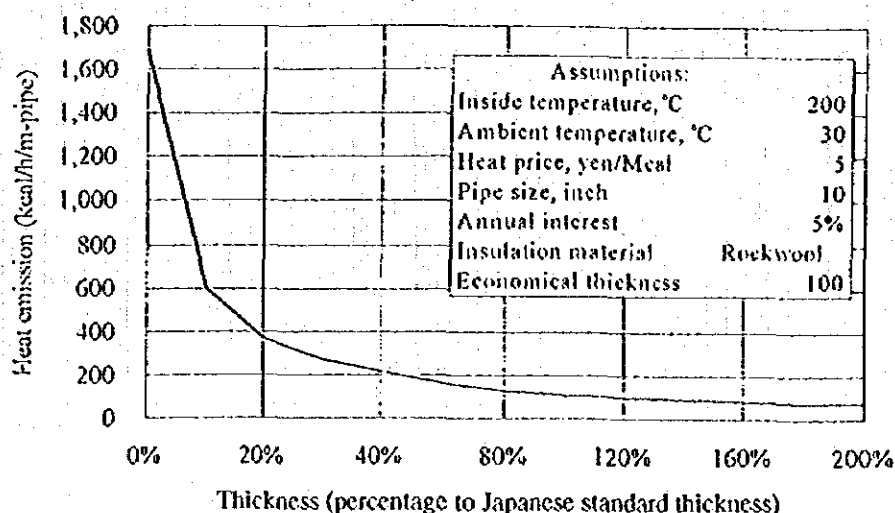


Table 6.1.10 Heat Emission from Power Plant

	Boiler-1	Boiler-2	Boiler-3	Total	
<b>Valves</b>					
Number	15	10	6		
Size range	3 - 6	3 - 8	4 - 8		Diameter, inches
Emission loss	25,587	39,455	8,190	73,233	kcal/h, total
Bare pipes around these valves are assumed as 50 % of valves.				36,616	
Total of valves & bare pipes:				109,849	
<b>Tank surface</b>					
Number		2			
Emission loss		184,069		184,069	kcal/h, total
<b>Grand total</b>				293,918	kcal/h

Notes: Surface temperature of valves & pipes was taken as steam temperature.  
Ambient temperature was taken as 40 °C.

Figure 6.1.7 Insulation Thickness and Heat Emission (An example)



(3) 脱臭工程の真空度調整

脱酸・脱臭工程とも、スチームエゼクタで真空にしている。Table 6.1.8 のスチームフローで示したように、特に脱臭工程においては消費量が多い。

当社は硬化油に着色しているため、日本製品と色価の比較はできないが臭気の点ではほとんど差異が認められない。

当社の脱臭条件は調査時真空度 3 Torr であったが、日本の硬化油工場の場合では 6~8 Torr である。したがって、脱臭時の真空度を 6 Torr 程度に下げること

とによる省エネルギーポテンシャルが大きいものと考えられる。Figure 6.1.8 および Figure 6.1.9 によるとエステル類、炭化水素、塩素化炭化水素、有機珪素化合物はいずれも 260 °C で 3 mmHg (Torr) の場合と 265 °C で 8 mmHg (Torr) の場合とも、ほとんどの有臭物質は同等に除去されることが証明できる。5 °C 温度上昇による着色の程度は無視でき、品質上の大きな問題を生じないものと考えられる。

真空度 3 Torr と 6 Torr ではスチームエゼクタの蒸気使用量が 60~80 % 節約できる。

スチーム吹き込み量は、真空度を 6 Torr に変えても大差はない。

サラダ油の場合は、日本の工場では 2 Torr で脱臭しているので別途検討を要する。

#### (4) エゼクタのスチーム圧調整

現在 10 kg/cm<sup>2</sup>(G) のスチームを使用しているが、日本では、7 kg/cm<sup>2</sup>(G) のスチームを使用している。

一般的には、エゼクタが過剰設計になっている場合が多いので、リークエアを極力減らす努力をした上で、真空度を監視しながらスチーム圧を逐次下げるテストを実施すべきである。

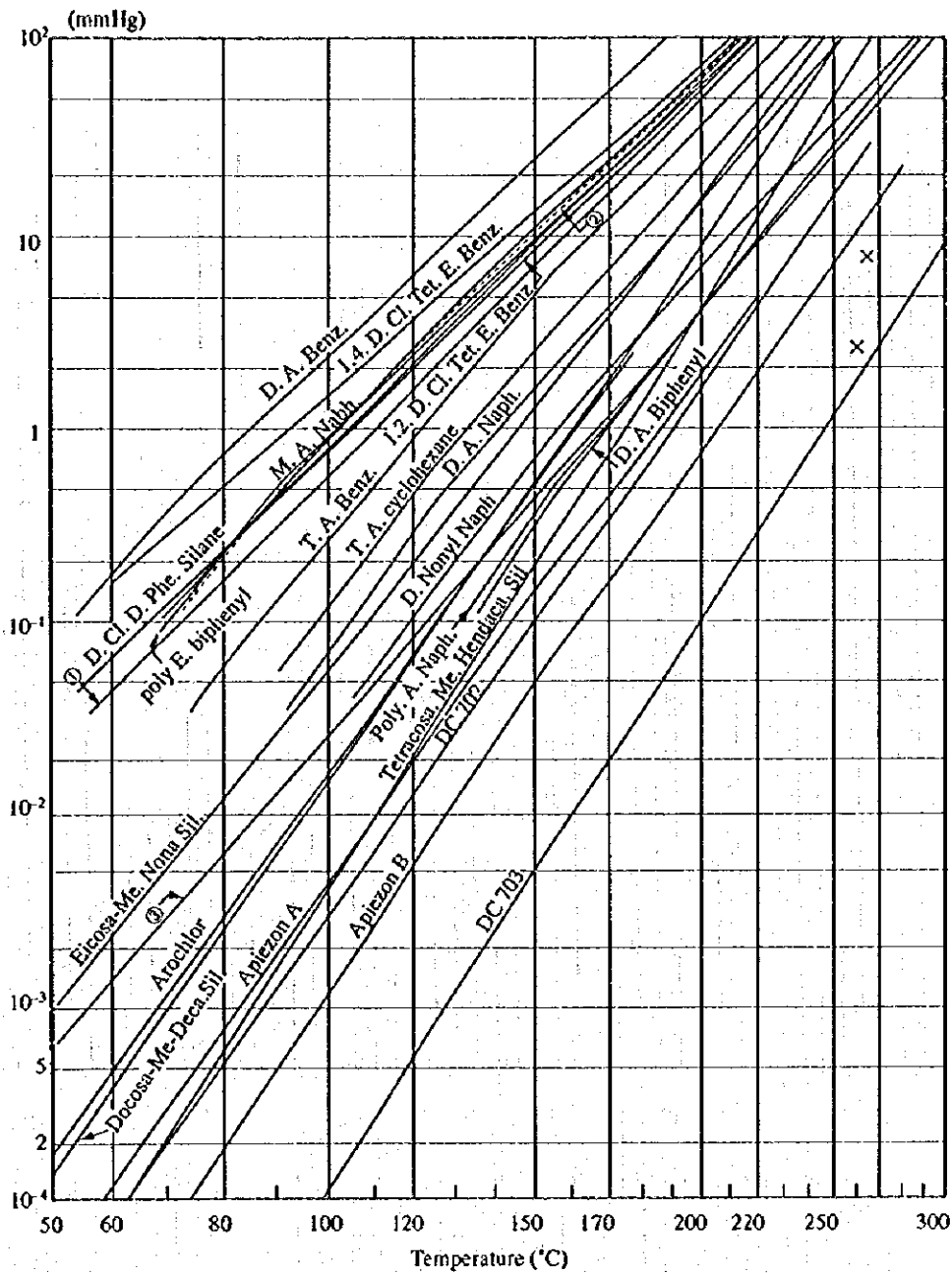
スチーム圧を 10 kg/cm<sup>2</sup>(G) から 7 kg/cm<sup>2</sup>(G) に下げると、実績例では、約 30 % スチーム流量が減少した例がある。

#### (5) パロコン水温管理

脱臭工程で使用される蒸気エゼクタの冷却水 (パロメトリックコンデンサの冷却水) は、スプレープールで噴水されて冷却されて再送水されている。スプレープールの配置と水温の計測結果を Figure 6.1.10 に示す。



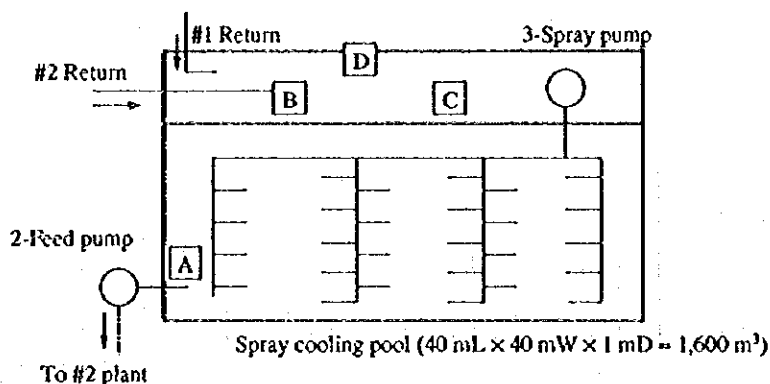
**Figure 6.1.9 Vapor Pressure of Organic Compounds  
(Hydrocarbon, Chlorinated Hydrocarbon and Organic Silicon Compound)**



A.	Amyl	B.	Ethyl
Benz.	Benzene	Naph.	Naphthalene
Cl.	Chloro	Sil.	Siloxane
D.	Di	T	Tri
M.	Mono	Phe	Phenyl

⊙ Chlor. Me. D. phe. Silane      Broken line: Dodecyl Benz.  
 ⊙ D. Phe. Silicon D. isothio cyanate

Figure 6.1.10 Spray Cooling for Barometric Condenser Coolant



Temperature measurement:

Point	Content	Temperature
A	#2 Feed	24
B	#2 Return	24
C	#2 & #1 Return mixed	31
D	Ambient	34

24 % Humidity

スプレープールの散水ノズルは個数の約 50 % が閉塞している。プールからの送水温度は計測時には 24 °C (大気温度 34 °C) であった。通風ファンを設けた冷却塔を利用すればさらに湿球温度へ近づけることができると思われる。例えばタービンの復水器冷却水は 21 °C になっている。

ブースタの駆動蒸気量は、第 1 バロコンの冷却水温度に非常に大きく左右される。すなわち、バロコンの水温における水の蒸気圧までブースタで圧縮すればよい。駆動蒸気の使用量を減らすにはできる限り低温の冷却水を使用することが必要になる。

バロメトリックコンデンサにおいて、冷却水の温度を 24 °C から 21 °C に低下すれば Table 6.1.11 のようにエゼクタ蒸気は約 15 % 低減できる。冷却塔を利用する際は、冷却水の汚濁が著しいため閉塞しにくい充填材を選定することが必要である。

Table 6.1.11 Relationship between Barometric Condenser Cooling Water Temperature and Ejector Steam Amount

Temperature	°C	10	15	20	25	30	34
Steam Amount for Drive	kg/h	200	250	330	425	585	720

150 t/d for the deodorizing equipment



精製工場のスチーム消費実績は把握できていないが、精製工程のスチーム消費原単位推定 1,400 kg/t-oil のうち、エゼクタ用スチームを精製工程用スチームの 25 %、350 kg/t-oil とすると、(3) から (5) の対策を講じることにより 83 kg/t-oil に低減することができ、267 kg/t-oil のスチームが節減できる。

$$350 \times (1 - 0.6) \times (1 - 0.3) \times (1 - 0.15) = 83 \text{ kg/t-oil}$$

なお、最終エゼクタを真空ポンプに換えた事例は日本にも多い。電力単価とスチーム単価を比較の上、採否を決定するとよい。真空ポンプとしては、水封式のナッシュポンプが適当と考えられる。

#### (6) 水素添加工程の H<sub>2</sub> 循環

水素の循環は日本の硬化油製造の水添反応槽で実施されている。Figure 6.1.11 のように未反応水素循環の際の引火の危険を避け、混合効果を高めるためリアクションプースタを用いるところにノウハウがある。

反応時間が約 2 分の 1 になり、蒸気消費量が従来型硬化装置に比べ約 65 kg/t-oil 節減できる。

バッチの場合は、毎回初期の脱気のためのエネルギー消費が大きいですが、連続化によって減少するものと考えられる。しかし、水添の連続化は日本でも現在はやられていない。それは、反応終了のコントロール方式が未完成であり、一定の品質を得にくいからといわれている。本件については、将来の長期計画で世界レベルの技術開発の動向によって考えればよいことにする。

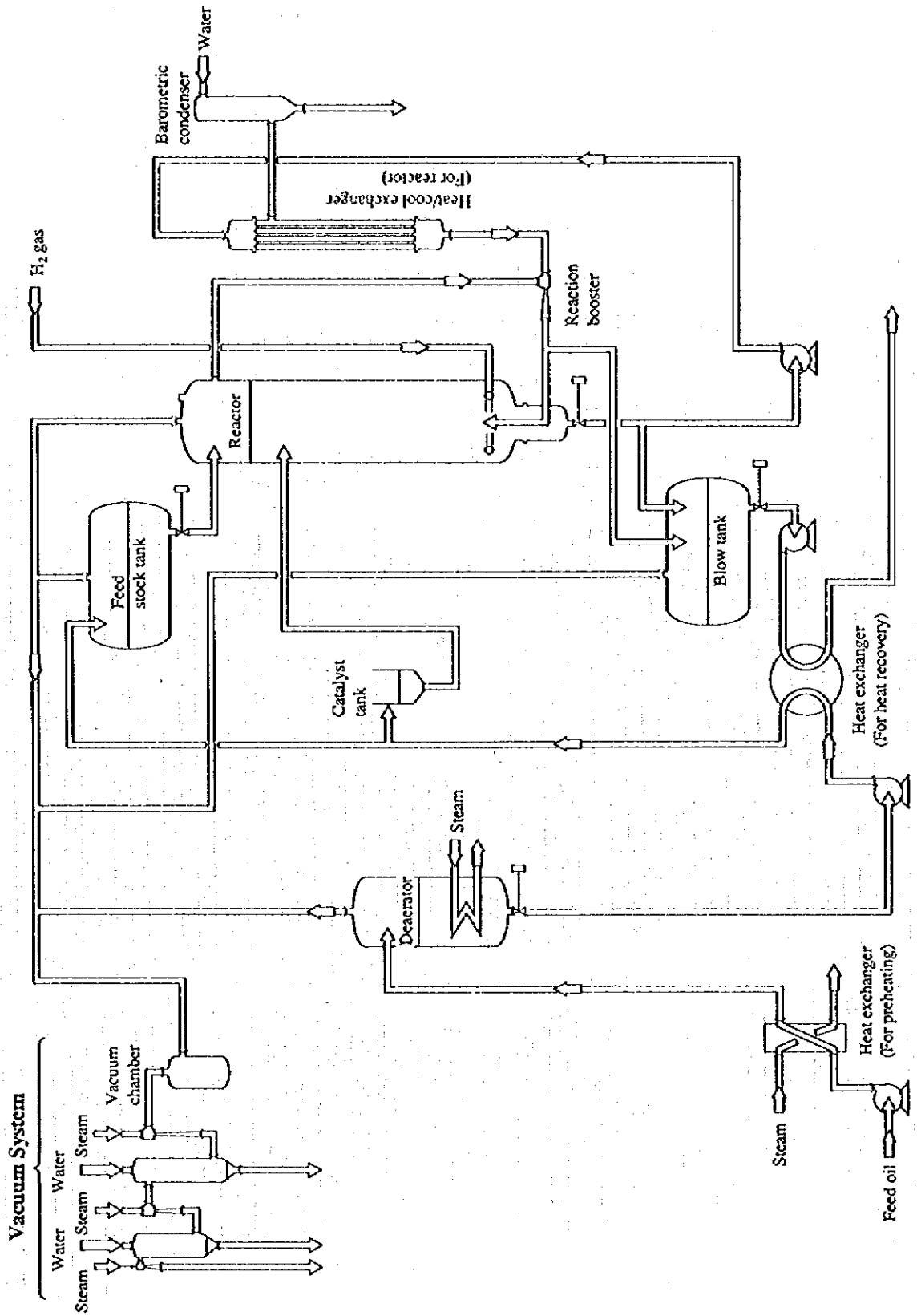
#### (7) 脱臭塔処理精製油と原料油の熱交換について

通常脱臭塔内のトレーで脱臭された温度 260 °C の処理油は、冷却のため、まず塔内で脱色油と熱交換し、次いで塔外で脱酸油と熱交換し、さらに塔外で水により冷却している。

新脱臭塔では脱臭油と脱色油を塔外で熱交換し熱利用をしているが、古い設備には原料油の熱交換設備がない。旧脱臭塔はリプレースの計画があるので、その際に熱交換を織りこめばよいであろう。

また、ダウサムボイラは脱臭塔のコイル加熱に使われているが、日本では製品に混入した場合の人体への危害防止のため高圧過熱スチーム方式に代わっている。

Figure 6.1.11 Hydrogenation Equipment



(8) ボイラタービンシステム

高圧 45 kg/cm<sup>2</sup> (G) 系のボイラは 2 基設置されて 1 基の抽気復水タービンに接続されている。Figure 6.1.12 にこのボイラタービンシステムのフローと計測の結果を示す。

a. 蒸気タービンの蒸気温度の向上

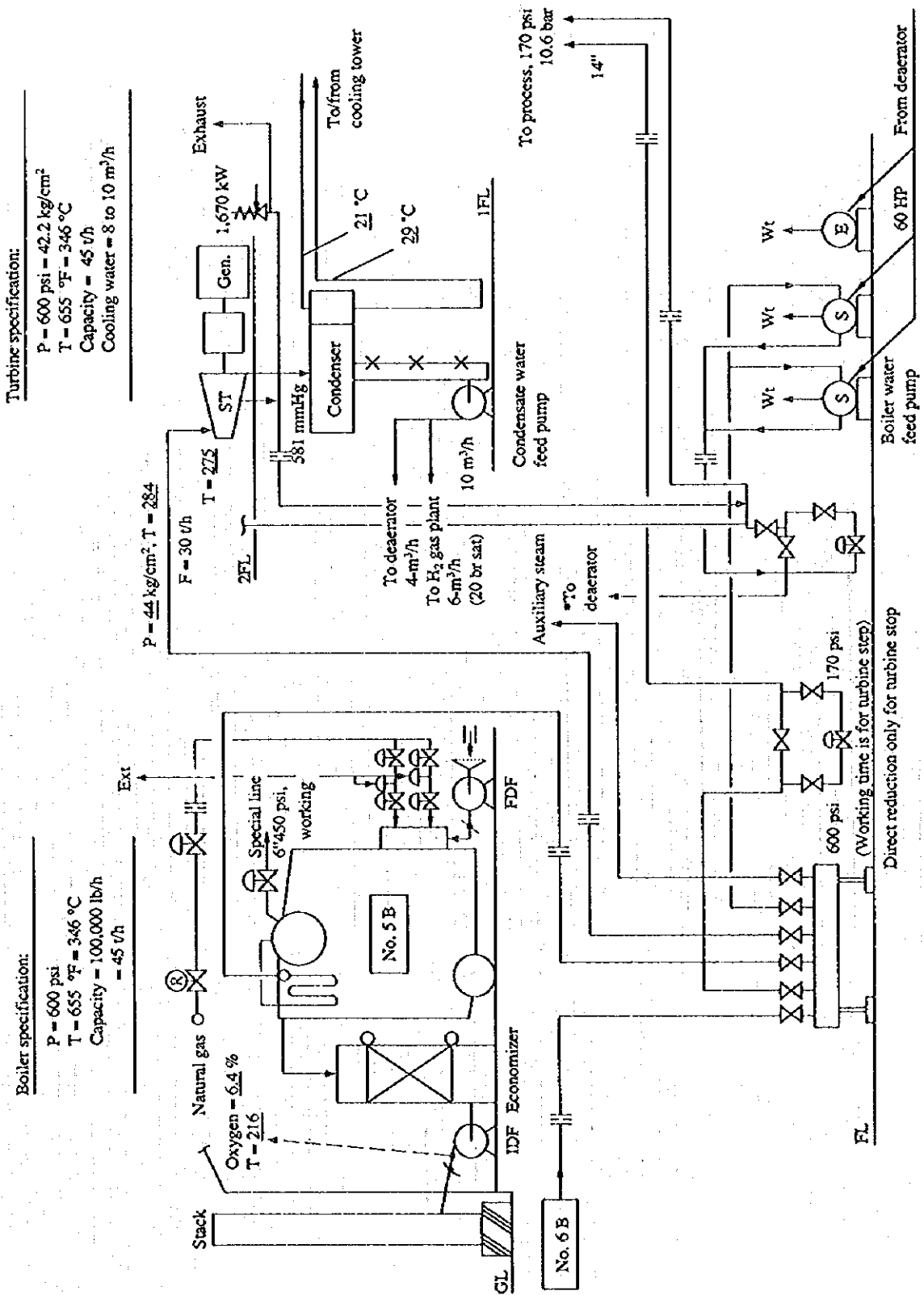
発電プラントのタービン入り口蒸気温度の設計値は Figure 6.1.12 に記載したように 346 °Cとされているが、過熱器のトラブルのため 1996 年 11 月の調査時点では 310 °C程度に低下しており、1996 年 8 月の調査時点では 275 °Cであった。この蒸気温度を上げればタービンの出力は増加する。仮に、蒸気温度が 346 °Cまで上昇した場合、種々の想定条件のもとではあるが、タービン出力は 11 月時点をベースにすれば 12 %、8 月時点をベースにすれば 31 % 増加する。これを比較表として Table 6.1.12 に示す。

タービンの高圧部分での熱効率はボイラ効率を含めて 50 % 程度であり、ディーゼル発電機よりも高いので、ボイラタービンで出力を増加させ、その分をディーゼルで減少させれば省エネルギーとなる。

b. ボイラの熱精算

ボイラの排ガスの測定値をもとにボイラの熱精算を試みた。ボイラの燃料流量が把握できなかったので燃料量としては、熱精算結果表における「その他の損失」の値が極端にならないように設定している。Table 6.1.13 は熱精算の前提値、Table 6.1.14 は熱精算の結果を示す。ただし、この時の過熱スチーム温度は 284 °Cと異常に低い値を示していた。

Figure 6.1.12 Steam Line for Boiler No. 5



Note: The values underlined are those observed on August 12, 1996.

**Table 6.1.12 Steam Temperature on Turbine Output Power**

		Actual/August	Actual/November	Studied
<b>Main steam</b>				
Pressure	kg/cm <sup>2</sup>	45	45	45
Temperature	°C	275	310	316
Flow	t/h	30	30	30
<b>Extraction steam</b>				
Pressure	kg/cm <sup>2</sup>	11.6	11.6	11.6
Ratio	%	85 %	85 %	85 %
<b>Power output</b>				
Output	kW	1,530	1,787	2,001
% increase to August		Base	-	31 %
% increase to November		-	Base	12 %

Notes: Actual/August for steam temperature at field survey on August  
 Actual/November for steam temperature at November  
 Studied for steam temperature designed

**Table 6.1.13 Data for Boiler Heat Balance Calculation (Boiler No.5)**

Item	Unit	Amount	/hour	Pressure abs	Temperature	Unit heat
Fuel combustion heat	m <sup>3</sup> N	2,100	2,100	-	-	9,491
Fuel sensible heat	kcal	2,100	2,100	-	38	3.18
Burner air	m <sup>3</sup> N wet	31,439	31,439	-	38	2.48
Invasion air	m <sup>3</sup> N wet	0	0	-	38	2.48
Exhaust gas	m <sup>3</sup> N wet	33,695	33,695	-	216	60.92
CO loss	m <sup>3</sup> N wet	0	0	-	-	3,018
Economizer inlet feed	kg	-	-	50	115	116.1
Boiler-in feed	kg	30,000	30,000	-	115	116.0
Drum blow	kg	0	0	-	-	171.5
Outlet steam	kg	30,000	30,000	44.0	284	692.5
	Dryness%		Superheated			

Fuel amount was selected to get suitable miscellaneous loss in heat balance.

Table 6.1.14 Boiler Heat Balance (net heat value based) (Boiler No. 5)

Heat-in				Heat-out			
	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	kcal/h	%		kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	kcal/h	%
Fuel calorie	9,490.5	19,930,071	99.58	Steam generated	8,234.5	17,292,447	86.40
Fuel sensible heat	3.2	6,673	0.03	Exhaust gas loss	977.4	2,052,601	10.26
Air sensible heat	37.2	78,020	0.39	CO loss	0.0	0	0.00
Total	9,530.8	20,014,765	100.00	Emission loss	15.7	32,903	0.16
				Sub total	9,227.6	19,377,952	96.82
				Miscellaneous	303.2	636,813	3.18
				Total	9,530.8	20,014,765	100.00
Boiler efficiency							
In/out method			86.40 %				
Heat loss method			89.58 %				

このボイラの排ガス中の酸素濃度は 6.4 %, 排ガスの温度は 216 °Cであり, 熱効率は悪くない値といえる。なお, 日本の基準値は, 排ガス中酸素濃度 5 %, 排ガス温度 170 °Cである。

低圧のボイラ No. 11 の排ガスと給水量の計測結果を Figure 6. 1. 13 に, 熱精算を Table 6. 1. 15 に示す。

このボイラでは, 排ガス中の酸素濃度が高い。これを日本の基準値である 5 % にまで低減すれば燃料は約 3. 5 % 節減される。

Figure 6.1.13 Boiler No. 11 for Process Steam

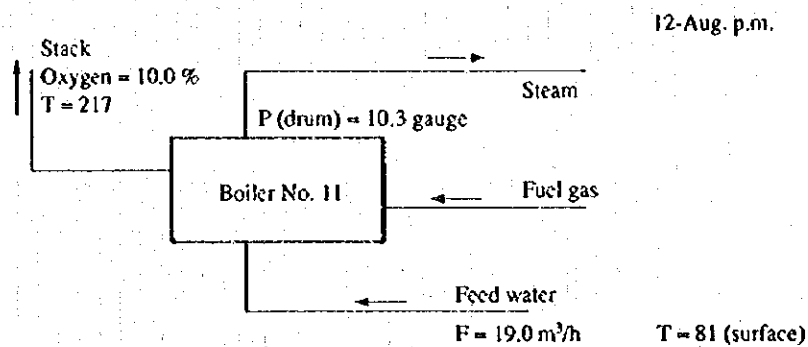


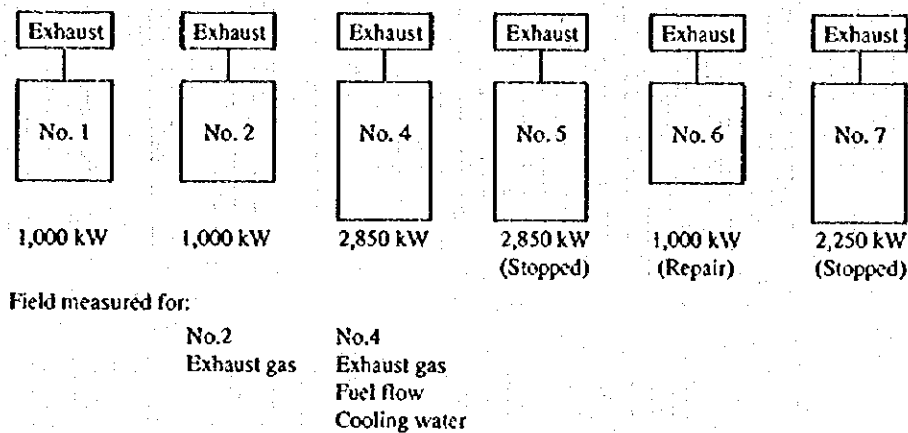
Table 6.1.15 Boiler Heat Balance (net heat value based) (Boiler No. 11)

Heat-in				Heat-out	Natural gas		
	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	kcal/h	%		kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	kcal/h	%
Fuel caloric	9,490.5	13,286,714	99.46	Steam generated	7,776.5	10,887,070	81.50
Fuel sensible heat	3.2	4,449	0.03	Exhaust gas loss	1,250.6	1,750,823	13.11
Air sensible heat	48.4	67,805	0.51	CO loss	0.0	0	0.00
<b>Total</b>	<b>9,542.1</b>	<b>13,358,968</b>	<b>100.00</b>	Emission loss	23.5	32,903	0.25
				Sub total	9,050.6	12,670,796	94.85
				Miscellaneous	491.6	688,172	5.15
<b>Boiler efficiency</b>				<b>Total</b>	<b>9,542.1</b>	<b>13,358,968</b>	<b>100.00</b>
In/out method			81.50 %				
Heat loss method			86.65 %				

(9) ディーゼル発電プラント排ガス熱回収

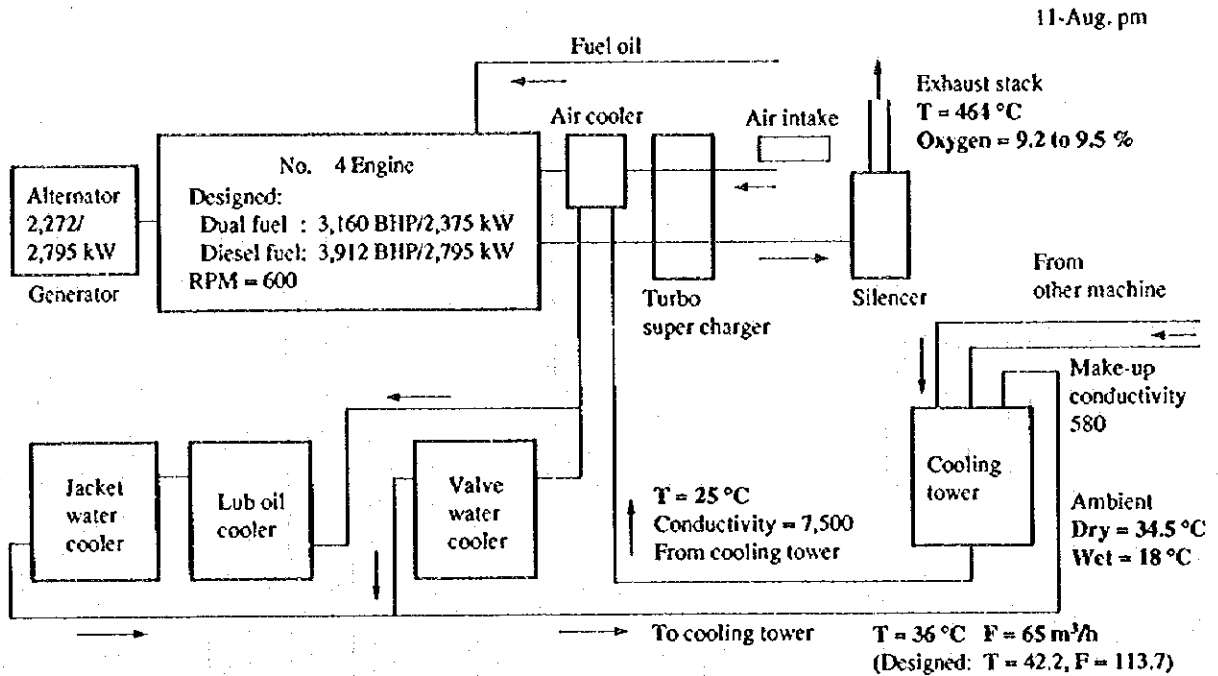
この工場では Figure 6.1.14 に示すとおり、発電用の中型のディーゼルエンジンを 6 基設置している。

Figure 6.1.14 Diesel Generators



このうち規模の大きい No. 4 ディーゼル発電機について、排ガス中酸素濃度と温度、燃料流量、冷却水量等を計測し、その結果を Figure 6.1.15 に示す。なお同時に No. 2 ディーゼルについても排ガスを計測したのでその結果も同図に記載している。

Figure 6.1.15 Simplified Flow Diagram and Measurement of Diesel No. 4



Valve coolant and jacket coolant have independent cooling circuit respectively.

Jacket coolant:	Cooler in	T = 76 °C	by surface contact thermo	12-Aug. 10:40
	Cooler out	T = 70 °C		Power
	F = 11.7 m³/h		by U.S flow meter	1,640 kW

Air-in and -out to air cooler (surface contact thermo)  
 -in T = 89 °C (after supercharger)  
 -out T = 48 °C

Super charger inlet air T = 43 °C

Exhaust gas (surface contact thermo)	Expansion turbine-in	T = 483 °C	Exhaust gas temperature (panel reading)	
	Expansion turbine-out	T = 371 °C	No. 1	560 °C
			No. 2	565 °C
			No. 3	530 °C
			No. 4	530 °C
			No. 5	553 °C
			No. 6	555 °C
			No. 7	520 °C
			No. 8	520 °C

Power-out, 15:10

1,520 to 1,560 kW

No. 2 engine stack gas, as reference

T = 335 °C  
 Oxygen = 14.0 %

Remark: Block letters for field measured value.

このエンジンは、シリンダ冷却とバルブ冷却用に閉回路冷却システムを持っている。エンジン回りの冷却水、燃料システムを Figure 6.1.16 および Figure 6.1.17 に示す。エンジン室近傍に温水需要がないようなので排ガスからの蒸気回収のみを検討する。



Figure 6.1.16 Water Line for Diesel No. 4

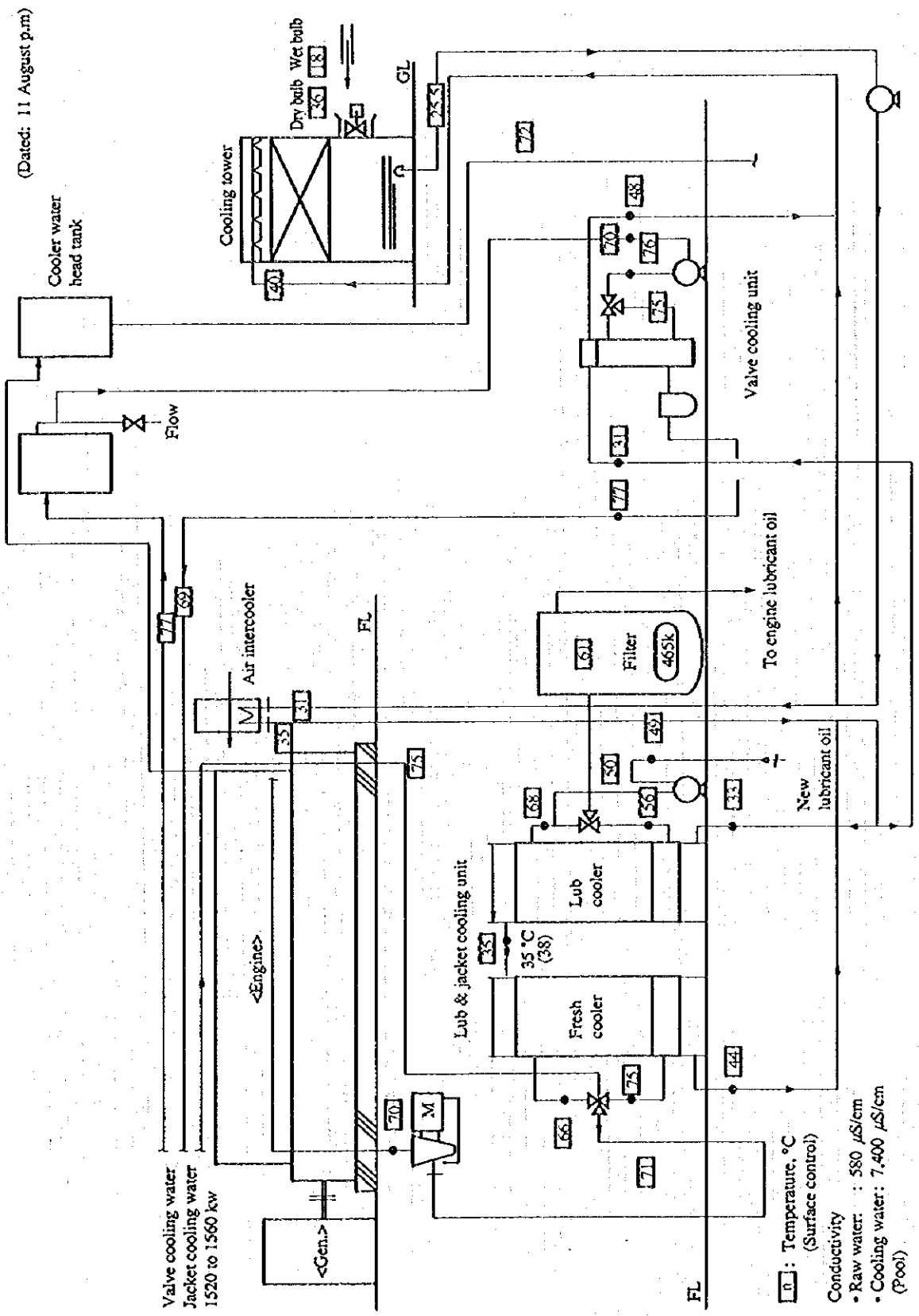
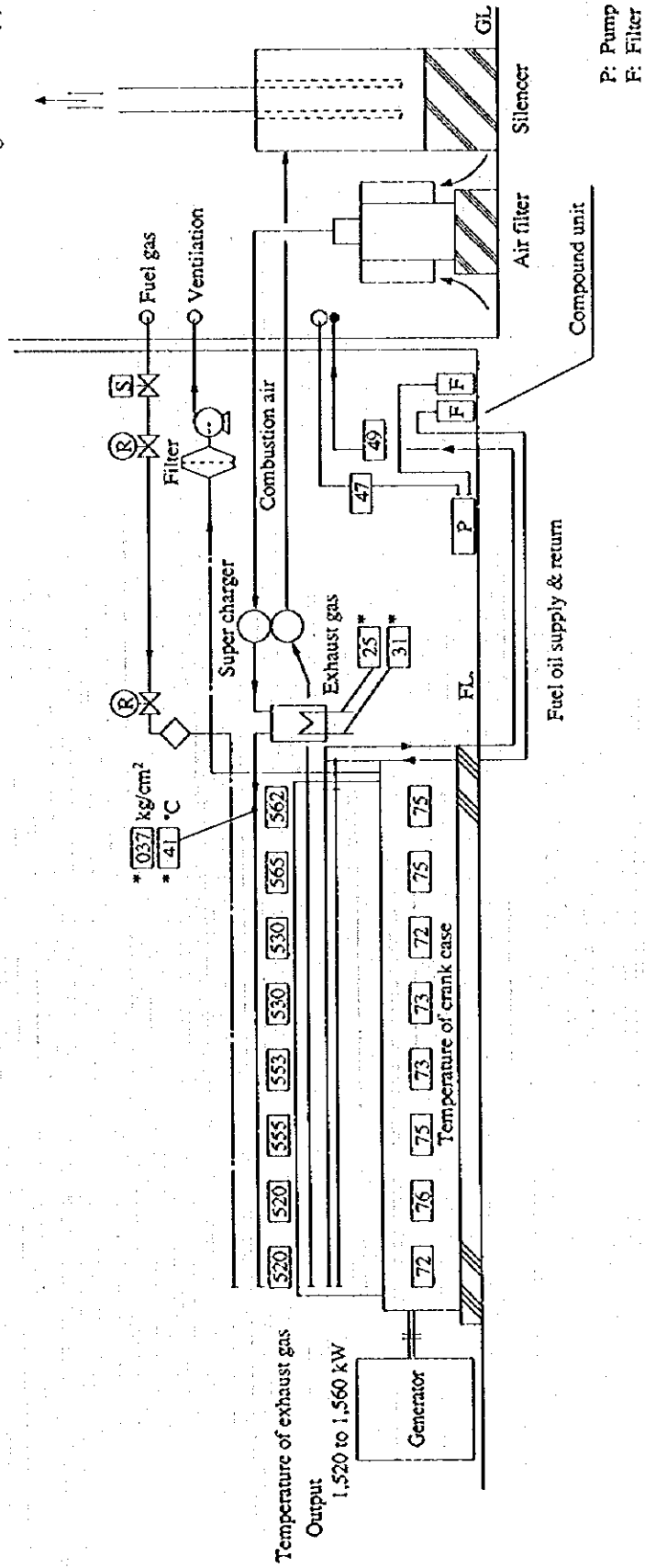


Figure 6.1.17 Fuel and Exhaust Gas Flow for Diesel No. 4

Dated 11 Aug. '96 PM15  
& 12 Aug. '96 AM10 (\*)



排ガスの熱量を蒸気として回収する場合の検討結果を Table 6.1.16 に示す。ディーゼルの大型機から回収できる蒸気量は約 1.3 t/h であり、これが有効利用されれば、熱効率は発電のみの約 30 % から約 50 % に向上する。また、ボイラでは 7,823 Gcal/y が節約できる。

Table 6.1.16 Exhaust Heat Analysis (No. 4 Engine)

Exhaust gas temperature, °C	464
Unit exhaust gas (Oxygen = 9.3 %), m <sup>3</sup> /kg-fuel	19.5
Specific heat, kcal/(°C·m <sup>3</sup> )	0.338
Temperature after heat recovery	150
Available heat per fuel, kcal/kg-fuel	2,070
Annual power generation, kWh/y	10,862,400
Assumed generating efficiency	30 %
Fuel heat requirement, Gcal/y	31,139
Fuel consumption, t/y	3,023
Fuel combustion heat, kcal/kg	10,300
Annual heat recovery, Gcal/y	6,257
Assumed boiler efficiency	80 %
Fuel saving, annually, Gcal/y	7,821
10 bar steam heat, (kcal/kg)	663
Engine running ratio	85 %
Recovered steam, kg/h	1,267

#### (10) 電力需給

本工場の電力は自家発および外部電力系統から供給されている。買電は 20 kV 1 回線で行われ、最大デマンドは 2,500 kW である。

自家発としては抽気復水蒸気タービン発電機および 6 台のディーゼル発電機の合計 13,450 kW を保有しているが、2,250 kW×1 台、1,000 kW×3 台のディーゼル発電機はいずれも運転開始後 30 年以上経過しており、安定運転のため 2,250 kW は最大 1,500 kW、1,000 kW は最大 700 kW と発電電力を制限している。

また、2,850 kW×2 台については排ガス温度高の問題から最大出力を 1,800 kW に制限している。したがって、発電力は実質的には 9,700 kW である。電力の運用としては、蒸気タービン発電機をベース運転とし、工場負荷の変動はディーゼ

ル発電機で吸収する方式を取っている。

1994 年における発電機の設備利用率 (= 平均電力 / 発電機出力) は Table 6.1.6 に示すようにディーゼル発電機で 13-29 %, タービン発電機で 58 % とかなり余裕がある。しかし、老朽化した設備で部品供給面でのネックを考えると、事故発生の機会を減らすための軽負荷運転もやむを得ないと思われる。

電力が外部電力系統と自家発電と完全分離されて供給されており、電力需給に柔軟性がない。すなわち契約電力の面でみても、最大電力の調整は負荷によるのみで、自家発電の調整による最大電力の抑制といった有利性は生かされていない。調査時点では外部電力系統からの受電はなかった。1994 年 (1994.3~1995.3) における自家発電と買電との比率は約 4 : 1 である。

工場負荷には同期電動機、電力用コンデンサは存在せず、力率改善措置は実施されていない。調査時点でのプラントの負荷力率の 76 % 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、将来外部電力系統が強化され信頼できる状態になった場合、外部系統との並列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。

#### (11) ポンプ

工場用水は井戸から 4 台の水中ポンプにより供給され、夏は 3 台がフル運転、その他の時期は 2 台がフル運転となっており、いずれの時期も No.3 機により水圧による水基制御が行われている。Table 6.1.17 に各ポンプの測定結果を示す。

Table 6.1.17 Measurement Result of Electric Power for Well Pump and Calculation Result of Pump Efficiency

	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5
P (kg/cm <sup>2</sup> )	13.5	13.5	13.5	13.5
Q (m <sup>3</sup> /h)	99	112	115	118
Efficiency of motor (%)	0.9	0.9	0.9	0.9
W (kW)	61	69.7	75.7	72.4
Efficiency of pump (%)	66	66	62	67

この結果をみるとポンプ効率は 62-67 % であり、大型ポンプとしてはやや低い効

率となっているが、水中ポンプであることを考慮するとやむを得ない数値と考えられる。

Table 6.1.18 にその他の大型ポンプ用電動機の電力測定結果を示す。

Table 6.1.18 Measurement Result of Electric Power for Large Pump Motor

Turbine condenser pump (13 Aug. 1996) 60 HP					
Time	kW	kvar	kVA	p. f	U. F
16:34	54.77	37.22	66.22	0.827	124.2
16:36	54.61	37.18	66.07	0.827	123.8
16:38	61.19	41.83	74.12	0.826	138.8
16:40	68.03	45.82	82.02	0.829	154.3
16:42	60.31	41	72.93	0.827	136.8
Cooling tower pump for Refinery No. 1 & No. 2 110 HP					
Time	kW	kvar	kVA	p. f	U. F
16:22	56.17	41.94	70.10	0.801	69.4
16:24	56.23	41.88	70.11	0.802	69.5
16:26	56.2	41.87	70.08	0.802	69.5
16:28	56.25	41.86	70.12	0.802	69.5
16:30	56.22	42.01	70.18	0.801	69.5
Cooling pond pump for Refinery No. 2 90 kW					
Time	kW	kvar	kVA	p. f	U. F
15:28	71.07	33.92	78.75	0.902	79.0
15:30	71.03	33.9	78.70	0.902	78.9
15:32	71.1	33.97	78.80	0.902	79.0
15:34	71.14	34.05	78.87	0.902	79.0
15:36	71.21	34.1	78.95	0.902	79.1

これらのポンプについて水量測定はできなかったが、設備利用率、力率からみると特に電動機負荷としては問題がないと思われる。

ポンプのエネルギー効率向上を図るために最初に行うべきことは、現在の水量が適正であるかどうかのチェックであり、特に井戸ポンプについては将来の地下水の規制などを考慮し、プラント用水量のチェック、用水のリサイクルの可能性について検討することが必要である。

## (12) 変圧器

充填工程変電所用の 1,000 kVA 変圧器 2 台並列運転を 1 台停止し、1 台運転にできないかを検討した。調査時点の測定結果を Table 6.1.19 に示す。本変圧

器の試験成績表がないため、日本における代表例として①鉄損 2.5 kW, 全負荷銅損 12.5 kW, ②鉄損 3.5 kW, 全負荷銅損 14.8 kW の 2 つの場合について 1 台運転と 2 台運転の比較を行った。

試算結果を Table 6.1.19 の右側に示す。

Table 6.1.19 Measurement Result of Filling Substation Transformers (1/2)

Filling transformer measurement

Time	Transformer No. 1				Transformer No. 2				Transformer total			
	kW	kvar	kVA	p. f	kW	kvar	kVA	p. f	kW	kvar	kVA	p. f
14:00	235.3	205.2	312.2	0.754	231.1	210.3	312.5	0.740	466.4	415.5	624.6	0.747
15:00	259.4	225.6	343.8	0.755	254.6	231.4	344.0	0.740	514	457	687.8	0.747
16:00	262.8	222	344.0	0.764	258	228	344.3	0.749	520.8	450	688.3	0.757
17:00	255.9	216.5	335.2	0.763	251.2	222.3	335.4	0.749	507.1	438.8	670.6	0.756
18:00	256.3	219.1	337.2	0.760	251.4	224.9	337.3	0.745	507.7	444	674.5	0.753
19:00	257.6	213.5	334.6	0.770	252.7	219.3	334.6	0.755	510.3	432.8	669.1	0.763
20:00	260.6	217.7	339.6	0.767	255.6	223.6	339.6	0.753	516.2	441.3	679.1	0.760
21:00	248.9	213	327.6	0.760	244.2	218.7	327.8	0.745	493.1	431.7	655.4	0.752
22:00	200.8	166.6	260.9	0.770	197.3	171.2	261.2	0.755	398.1	337.8	522.1	0.762
23:00	183.7	149	236.5	0.777	180.7	153.3	237.0	0.763	364.4	302.3	473.5	0.770
00:00	177.7	143.3	228.3	0.778	174.6	147.5	228.6	0.764	352.3	290.8	456.8	0.771
01:00	173.4	138.7	222.0	0.781	170.5	142.8	222.4	0.767	343.9	281.5	444.4	0.774
02:00	171	136.3	218.7	0.782	168.2	140.3	219.0	0.768	339.2	276.6	437.7	0.775
03:00	168.8	135.6	216.5	0.780	166	139.4	216.8	0.766	334.8	275	433.3	0.773
04:00	166.9	135.7	215.1	0.776	164.1	139.5	215.4	0.762	331	275.2	430.5	0.769
05:00	166.3	135.8	214.7	0.775	163.5	139.5	214.9	0.761	329.8	275.3	429.6	0.768
06:00	175.9	153.1	233.2	0.754	172.7	156.8	233.3	0.740	348.6	309.9	466.4	0.747
07:00	238.5	212.4	319.4	0.747	234.1	217.2	319.3	0.733	472.6	429.6	638.7	0.740
08:00	251.3	223.5	336.3	0.747	246.7	228.8	336.5	0.733	498	452.3	672.7	0.740
09:00	261.9	232.5	350.2	0.748	257.3	238.2	350.6	0.734	519.2	470.7	700.8	0.741
10:00	261.6	236.4	352.6	0.742	256.8	242.2	353.0	0.727	518.4	478.6	705.5	0.735
11:00	260.8	234.6	350.8	0.743	256.3	240.3	351.3	0.730	517.1	474.9	702.1	0.737
12:00	237.8	211.3	318.1	0.748	233.8	216.2	318.4	0.734	471.6	427.5	636.5	0.741
13:00	212	193.4	287.0	0.739	208.2	197.7	287.1	0.725	420.2	391.1	574.0	0.732
Average	222.7	190.5	293.0	0.760	218.7	195.4	293.3	0.746	441.5	385.8	586.3	0.753
Maximum	262.8	236.4	352.6	0.782	258	242.2	353.0	0.768	520.8	478.6	705.5	0.775
Minimum	166.3	135.6	214.7	0.739	163.5	139.4	214.9	0.725	329.8	275	429.6	0.732

①の場合で深夜 (22:00-6:00) に 1 台運転した方が 10.0 kWh/d = 3,650 kWh/y の変圧器損失の低減, ②の場合は, 全日で 1 台運転した方が 20.9 kWh/d = 7,640 kWh/y の変圧器損失が低減する。

いずれにしても変圧器の特性を知る必要があり, また今後の負荷の状況により変圧器の運転台数を検討すべきである。

Table 6.1.19 Measurement Result of Filling Substation Transformers (2/2)

Transformer loss Iron loss = 2.5 kW Copper loss = 12.5 kW					Transformer loss Iron loss = 3.5 kW Copper loss = 14.8 kW				
Tr1 (kW)	Tr2 (kW)	Tr1 + Tr2	Only Tr1	Difference	Tr1 (kW)	Tr2 (kW)	Tr1 + Tr2	Only Tr1	Difference
3.72	3.72	7.44	7.38	0.06	4.94	4.94	9.89	9.27	0.61
3.98	3.98	7.96	8.41	-0.46	5.25	5.25	10.50	10.50	0.00
3.98	3.98	7.96	8.42	-0.46	5.25	5.25	10.51	10.51	-0.01
3.90	3.91	7.81	8.12	-0.31	5.16	5.17	10.33	10.16	0.17
3.92	3.92	7.84	8.19	-0.34	5.18	5.18	10.37	10.23	0.13
3.90	3.90	7.80	8.10	-0.30	5.16	5.16	10.31	10.13	0.19
3.94	3.94	7.88	8.27	-0.38	5.21	5.21	10.41	10.33	0.09
3.84	3.84	7.68	7.87	-0.18	5.09	5.09	10.18	9.86	0.32
3.35	3.35	6.70	5.91	0.80	4.51	4.51	9.02	7.53	1.48
3.20	3.20	6.40	5.30	1.10	4.33	4.33	8.66	6.82	1.84
3.15	3.15	6.30	5.11	1.20	4.27	4.27	8.54	6.59	1.96
3.12	3.12	6.23	4.97	1.27	4.23	4.23	8.46	6.42	2.04
3.10	3.10	6.20	4.89	1.30	4.21	4.21	8.42	6.34	2.08
3.09	3.09	6.17	4.85	1.33	4.19	4.20	8.39	6.28	2.11
3.08	3.08	6.16	4.82	1.34	4.18	4.19	8.37	6.24	2.13
3.08	3.08	6.15	4.81	1.35	4.18	4.18	8.37	6.23	2.13
3.18	3.18	6.36	5.22	1.14	4.30	4.31	8.61	6.72	1.89
3.77	3.77	7.55	7.60	-0.05	5.01	5.01	10.02	9.54	0.48
3.91	3.92	7.83	8.16	-0.33	5.17	5.18	10.35	10.20	0.15
4.03	4.04	8.07	8.64	-0.57	5.32	5.32	10.63	10.77	-0.13
4.05	4.06	8.11	8.72	-0.61	5.34	5.34	10.68	10.87	-0.18
4.04	4.04	8.08	8.66	-0.58	5.32	5.33	10.65	10.80	-0.15
3.76	3.77	7.53	7.56	-0.03	5.00	5.00	10.00	9.50	0.50
3.53	3.53	7.06	6.62	0.44	4.72	4.72	9.44	8.38	1.06
				6.71					20.91

## (13) 効果のまとめ

以上の省エネルギー対策を Table 6.1.20 に示す。

Table 6.1.20 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Heat insulation of steam valves and flanges	266* <sup>1</sup>	4.9	0.7* <sup>5</sup>	-	-	-	4.9	19	3.9
Adjustment of the vacuum degree in the deodorizing process	5,534* <sup>2</sup>	101.3	14.4* <sup>6</sup>	-	-	-	101.3	0	0
Adjustment of ejector steam pressure									
Reduction of the cooling water temperature for the barometric condenser									
Boiler combustion control	1,342* <sup>3</sup>	24.6	3.5	-	-	-	24.6	30	1.2
Recovery of exhaust gas heat from diesel power generation	798* <sup>4</sup>	14.6	2.1* <sup>7</sup>	-	-	-	14.6	50	3.4
<b>Total</b>	<b>7,940</b>	<b>145.4</b>	<b>20.7</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>145.4</b>	<b>99</b>	<b>0.7</b>

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	N.gas 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Heat insulation of steam valves and flanges	(266)* <sup>1</sup>	(33)	(0.7)* <sup>5</sup>	-	-	-	(33)	(333)	(10.1)
Adjustment of the vacuum degree in the deodorizing process	5,534* <sup>2</sup>	681	14.4* <sup>6</sup>	-	-	-	681	0	0
Adjustment of ejector steam pressure									
Reduction of the cooling water temperature for the barometric condenser									
Boiler combustion control	1,342* <sup>3</sup>	165	3.5	-	-	-	165	525	3.2
Recovery of exhaust gas heat from diesel power generation	798* <sup>4</sup>	98	2.1* <sup>7</sup>	-	-	-	98	875	8.9
<b>Total</b>	<b>7,674</b>	<b>944</b>	<b>20.0</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>944</b>	<b>1,400</b>	<b>1.5</b>

$$*1 \quad 2,607 \times 10^6 \text{ kcal/y} / 9,800 \text{ kcal/m}^3 = 266 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$$

$$*2 \quad \frac{245,100 \text{ t/y} \times 267 \text{ kg/t} \times 663 \text{ kcal/kg}}{9,800 \text{ kcal/m}^3 \times 0.8} = 5,534 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$$

$$*3 \quad \frac{453,491 \text{ t/y} \times 663 \text{ kg/t} \times 10^3 \text{ kcal/t}}{9,800 \text{ kcal/m}^3 \times 0.8} = 38,350 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$$

$$38,350 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.035 = 1,342 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$$

$$*4 \quad 7,823 \times 10^6 \text{ kcal/y} / 9,800 \text{ kcal/m}^3 = 798 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$$

$$*5 \quad 266 \times 10^3 / (38,350 \times 10^3) \times 100 = 0.7 \%$$

$$*6 \quad 5,534 \times 10^3 / (38,350 \times 10^3) \times 100 = 14.4 \%$$

$$*7 \quad 798 \times 10^3 / (38,350 \times 10^3) \times 100 = 2.1 \%$$

Energy price in Japan:

$$\text{Fuel price: } 17,000 \text{ yen} \times 9.8 / 9,100 = 18.31 \text{ yen/m}^3$$

$$\text{Electricity price: } 10 \text{ yen/kWh}$$

Energy price on Iran Rial base:

$$\text{Natural gas: } 123 \text{ Rial/m}^3$$

$$\text{Electricity: } 100 \text{ Rial/kWh}$$

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

Investment cost is based on that in Japan.



## 6.2 Karun Cane の調査結果

### 6.2.1 工場の概要

(1) 工場名

Karun Cane Company

(2) 工場所在地

Khuzestan Shushtar

(3) 従業員数

1,150 人 (季節労働者を含む)

うち、技術者	プロセス	9 名
	熱	1 名
	電気	2 名

(4) 主要製品

甘蔗糖

(5) 生産能力

200,000 t/y

(6) プロセス概要

隣接の農地で栽培された甘蔗を受入れ、先ず原料糖を生産し、その原料糖を再溶解し精製し、精製白糖を製造する。

甘蔗はケーンカッタで細かくしたあと、ケーンシュレッダがないので、ケーンクラッシュャにかけ、ミルで搾汁する。

ミルは 3 系列あり、6 重であるので、バガスの水分は低くなっている。

バガスは紙原料として、紙会社に販売し自社で燃料としていない。

クラリファイヤを出た糖汁は、4 重効用缶で濃縮したあと、攪拌機付の結晶缶で白下とし遠心分離して原料糖とする。原料糖を保管する時は、乾燥機にかける。

原料糖は精製糖工場に送り、洗糖分離機にかけたあと、メルタで溶解する。

炭酸飽充のあとで、イオン交換樹脂による脱色をしないで亜硫酸ガスで脱色し、結晶缶で煎糖する。

結晶缶には、攪拌機が備えられている。白下を遠心分離機にかけ、1番糖と1番糖密に分けたあと、1番糖に2番糖を混合し、スクリーンにかけながら風乾して製品とする。1番糖の糖蜜は2番糖の煎糖に使い、2番糖の糖蜜は3番糖の煎糖に使う。さらに3番糖は工程に戻され、3番糖の糖蜜は廃糖蜜となる。Figure 6.2.1 にプロセスフローを示す。

(7) 工場の沿革

1975年に、国営の Agriculture Development Bank の出資により設立され、1976年から稼働した。

(8) 工場配置図

工場配置図を Figure 6.2.2 に示す。

(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 6.2.3 に示す。

(10) 主要設備の概要

主要設備の概要を Table 6.2.1 に示す。

(11) エネルギー価格

燃料	30	Rial/L
電気	38.42	Rial/kWh
水	30	Rial/m <sup>3</sup>

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995年10月17日、18日
- b. 本調査 1996年8月17日～19日

Figure 6.2.1 Process Flow

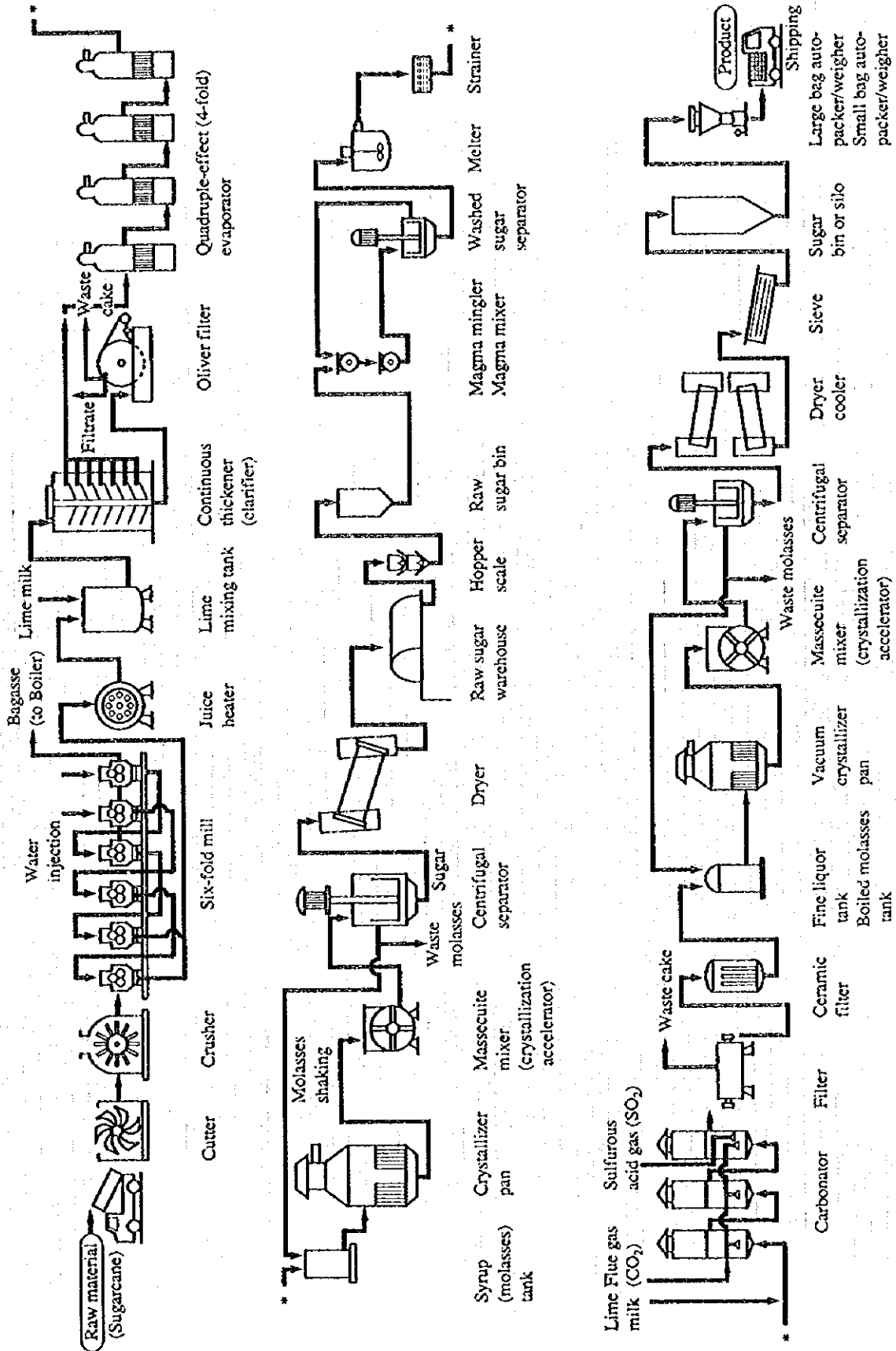


Figure 6.2.2 Plant Layout

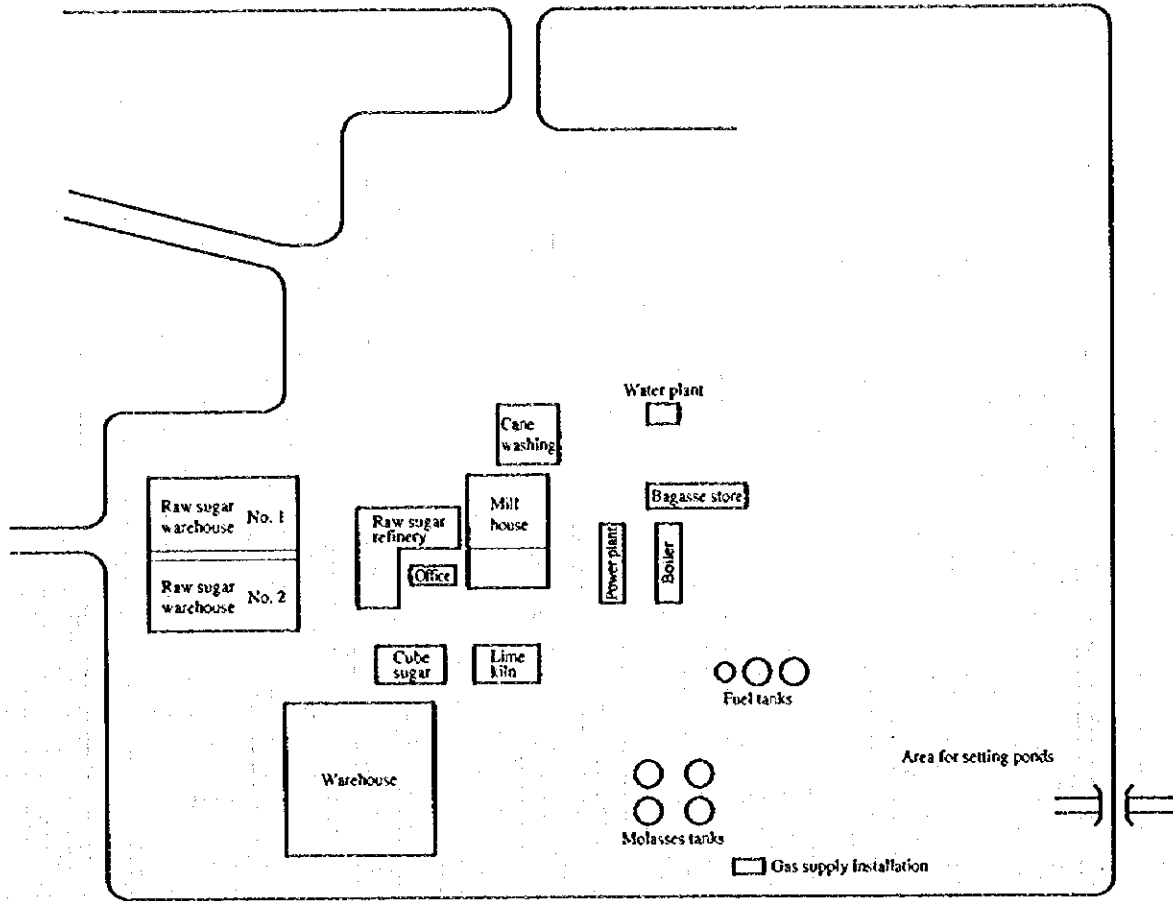


Figure 6.2.3 One Line Diagram

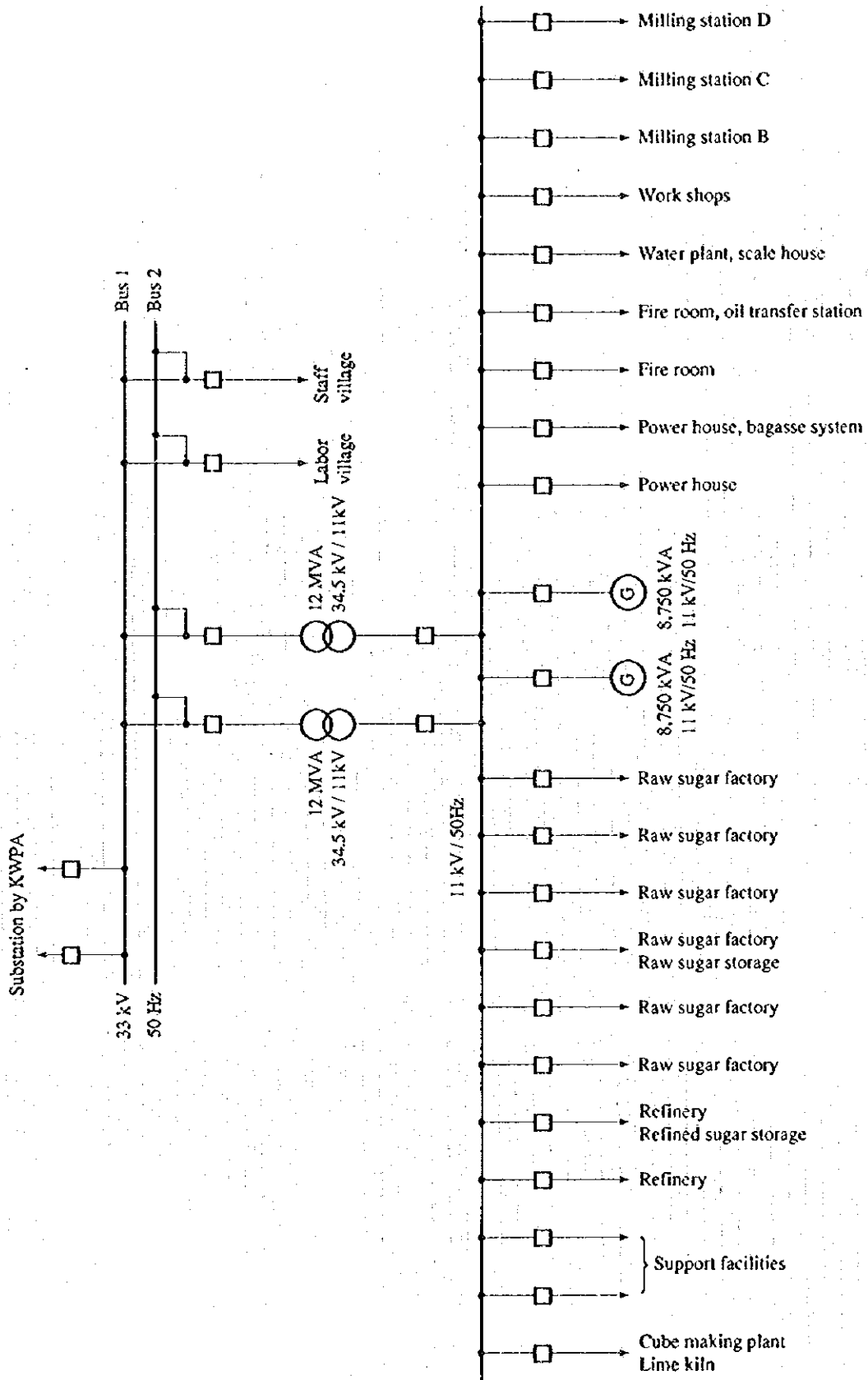


Table 6.2.1 Major Equipment

Name	Number	Specification
Cutter	3 lines	Diameter 400 mm, 600 RPM
Mill	3 lines	18,000 t/d 6 stands
Raw sugar line		
Evaporator	1	Quadruple effect 1st 125 °C
Boiling pan	12	60 kL/set
Centrifugal separator	38	φ48 ~ φ53 inch, 1,200 to 1,500 RPM
Refined sugar line		
Melter	1	49 kL
Boiling pan	3	60 kL/set
Centrifugal separator	25	φ48 ~ φ53 inch, 1,200 to 1,500 RPM
In-house power generation		
Steam turbine generator	2	Back pressure turbine 7,000 kW Inlet 31 kg/cm <sup>2</sup> (G), Outlet 4 kg/cm <sup>2</sup> (G) 11 kV, 8,750 kVA
Receiving transformer	2	34.5 kV/11 kV, 12 MVA
Vacuum pump	6	5,000 m <sup>3</sup> /h
Boiler	3	31 kg/cm <sup>2</sup> (G), 380 °C, 180 t/h, Babcock Fuel: Bagasse, Natural gas, Oil
Lime kiln	2	Shaft type

(13) 調査員

a. JICAチーム

総括	福島演雄
プロセス管理技術	本多四郎
および熱管理技術	
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
Instrumentation	Mr. Schayesteh (事前調査)
Macro level energy management	Mr. Moosavi (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Alizadegan	Deputy of Managing Director
----------------	-----------------------------

Mr. Bavarsad	General Manager of the Factory
Mr. Ayati	Consultant, Director Manager (事前調査)
Mr. Madmoli	Head of Electric Section
Mr. Noorzadeh	Head of Refining Section
Mr. Afshar	Head of Raw Sugar Section
Mr. Shademan	Head of Mechanical Maintenance Section
Mr. Noroozi	Head of Laboratory
Mr. Poure	Advisor (事前調査)

## 6.2.2 エネルギー消費の状況

### (1) 生産量, エネルギー消費量の推移, エネルギー消費原単位の推移

#### a. 生産量

生産量の推移を Table 6.2.2 に示す。

1994 年の実績によると, 甘蔗 (Pol=15) から, 原料糖 10.0 %, 精製糖 9.9 %, バガス 35.6 %, 糖蜜 4.7 % を得ている。

Table 6.2.2 Production

	1989*	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Cane t						1,087,411	
Raw sugar t						108,197	
Refined sugar t	72,670	104,759	88,145	76,153	93,113	107,000	106,590
Bagasse t	367,036	427,107	431,291	346,085	334,811	383,845	384,932
Molasses t	38,406	40,753	59,404	32,462	35,707	54,000	51,087

\*: October 1989 to March 1990: This period (from October to March in the next year) also applies to the other years.

#### b. エネルギー消費量

エネルギー消費量の推移を Table 6.2.3 に示す。

#### c. エネルギー消費原単位

1995 年のエネルギー消費原単位は, 次のとおりである。

天然ガス	899 m <sup>3</sup> /t	8,541 Mcal/t
電気	301 kWh/t	
スチーム	10.5 t/t	

Table 6.2.3 Energy Consumption

		1990*	1991	1992	1993	1994	1995
Natural gas	m <sup>3</sup>		56,737,464	67,863,020	85,749,140	66,116,113	95,796,210
Electricity	MWh	23,303	26,948	24,032	25,594	17,602	32,105
Fuel oil	L	47,748					
Steam	t						1,119,722
Water	m <sup>3</sup>	976,320	1,019,520	1,022,976	1,002,240	972,864	1,322,474

\*: October 1990 to March 1991: This period (from October to March in the next year) also applies to the other years.

(2) (正常運転時) のエネルギーフロー

エネルギーフローを Figure 6.2.4 に示す。

ボイラの燃料は天然ガスであり、スチームタービンによって電力が供給される。

(3) 工程別エネルギー使用比率

工程別のエネルギー使用比率を Table 6.2.4 に示す。

### 6.2.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

省エネルギー目標が設定されていないが、経営者の具体的な方針が示される必要がある。

工場の各部門の長は、十分経験のある技術者であり、それぞれの部門の省エネルギー目標と今後の開発、メンテナンス計画を設定することにより、エネルギー効率の向上を図ることを期待する。

天然ガスの価格も上昇の傾向にあるので、省エネルギーの重要性について全社的なコンセンサスを得る必要がある。

(2) 組織的な活動

省エネルギーを進めるには、各部門間の組織的な連携活動が必要である。省エネルギー委員会を発足させ、横の連携を十分とることが望まれる。

当工場はスタッフが揃っているので、横の連携をとりやすい体制になっている。



Figure 6.2.4 Energy Flow

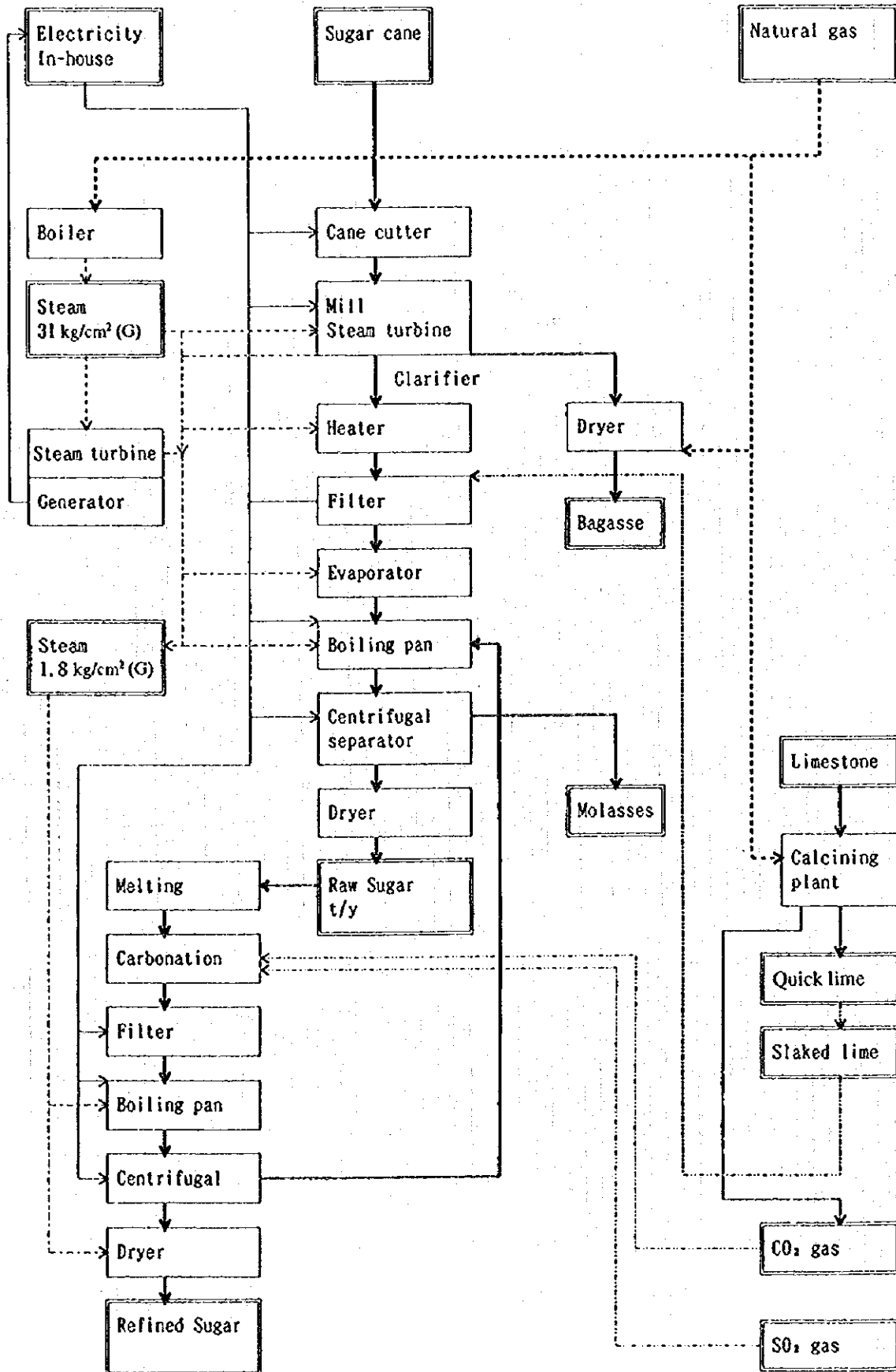


Table 6.2.4 Energy Allotment by Process

Process	Sugar Factory (%)	Raw Sugar Shop (%)	Refined Sugar Shop (%)
Heater	9	9	-
Melter	3	-	3
Evaporator	49.25	41.25	8
Pan boiling	34.5	22.5	12
Centrifuge	2.25	2.25	-
Dryer	2	-	2
Total	100	75	25

(3) データに基づく管理

省エネルギーを進めるには、データに基づく管理が必要である。

当工場は、ユーティリティ発生部門の記録、製品分析室の分析記録などは豊富にある。

品質管理担当者は、生産量、歩留、品質（工程分析、製品分析）について、月間統計、年間統計を作成している。

製糖工場は、非製糖期における製造担当者はデータ解析の時間があるものと考えられる。各部門のデータを持ち寄り、省エネルギーの管理を効果的に進めるべきである。

また、省エネルギー活動の対象を結晶缶に絞った場合、計測器の充実も必要となる。蒸気、糖液、水の流量データに基づく管理を容易にする。

(4) 従業員教育

各製造担当者（原料糖、精製糖、ユーティリティ）は長年の経験によって、工程の管理基準（温度、時間、容量）などについて精通している。

製糖各社間の技術資料の交換、共同研究など、技術力の向上に努めていることは結構である。

オペレータは毎年決まった人を雇用しているが、技術力の保持に努めることが望まれる。

(5) 設備管理

当工場は古い設備が多いが、比較的良好に整備されている。

非製糖期に整備に十分時間がとれること、工程の特性上、詰まりやすい熱交換機

などの分解掃除を必要とすることから、設備の整備がよく行われている。  
 結晶缶は、伝熱面に普通鋼を使っておりスケールがつきやすい。その対応として  
 は、イオン交換樹脂による軟化などの検討も対象となるであろう。  
 裸配管や保温の欠落箇所は少ない。ただし、ボイラの計測器やストーカの整備な  
 どは十分行われていない。

#### 6.2.4 エネルギー使用上の問題点と対策

##### (1) 新鋭工場との比較

当工場の原単位と日本の平均的な甘蔗糖工場の原単位を比較すると、  
 Table 6.2.5 のようになる。

Table 6.2.5 Comparison of Energy Intensity

	Karun Cane		Japan	
	Raw Sugar	Refined Sugar	Raw Sugar	Refined Sugar
For thermal energy	75 %	25 %		
Steam	7.9 t	2.7 t	5.1 t	1.4 t
Fuel	5,056 Mcal	1,728 Mcal	3,264 Mcal	903 Mcal
Total	6,784 Mcal		4,167 Mcal	
Electricity	301 kWh		205 kWh	95 kWh
	259 Mcal		176 Mcal	82 Mcal
Total	259 Mcal		258 Mcal	
Total of steam and Electricity	7,043 Mcal		4,425 Mcal	

Setting conditions: Natural gas 9,400 kcal/m<sup>3</sup>  
 Steam 2 kg/cm<sup>2</sup> (G)  
 640 kcal/kg  
 Electricity 860 kcal/kWh  
 Fuel 9,500 kcal/fuel-L

Table 6.2.5 からわかるとおり、当工場の燃料原単位は日本の工場に比べ約  
 1.6 倍と高いが、電力原単位はほぼ等しい。  
 この差の原因を推定すると、次のようになる。

##### a. 歩留の差

イランと同様の甘蔗を使っている日本の工場では歩留が 12 % であるのに対

し、9.9%に留まっている。その原因は甘蔗の貯蔵時間が長く、糖分が変質し、廃糖蜜が増加するためである。また、製造工程の清浄度の低さにより、糖蜜が増加し、歩留を下げ。この歩留の差によって、エネルギー原単位に約20%の差が生じる。

b. 操業条件

Table 6.2.6 は当工場と日本の工場における精製工程の操業条件の差を示したものである。

Table 6.2.6 Comparisons of Operating Conditions between Refineries

Refined Sugar	Karun Cane	Japan
Melter	in Bx 65 out Bx 45	Bx 68 Bx 60
Refined sugar evaporator	in Bx 60 Vacuum 65 to 70 mmHg	Bx 65 Vacuum 72 to 73 mmHg
Boiling pan	With a stirrer	With a stirrer
Boiling hour	1st 2 h/batch 2nd 2.5 h/batch 3rd 3 h/batch	1st 1.8 h/batch 2nd 2.2 h/batch 3rd 3 h/batch
Charge	1st 55 kL 2nd 55 kL 3rd 55 kL	1st 61 kL 2nd 61 kL 3rd 61 kL
Remarks	Active carbon method and sulfurous acid method	Active carbon method and ion exchange resin

精製糖効用缶入口での Bx45 は低い。メルタでの Bx に差があることと、その後の濾過などの工程での水の混入が多いためと考えられる。

日本では、結晶缶の真空度が高いため、煎糖時間が短い。コンデンサウオータに低温の冷水が使用できる点が真空度を上げるのに有利となっている。

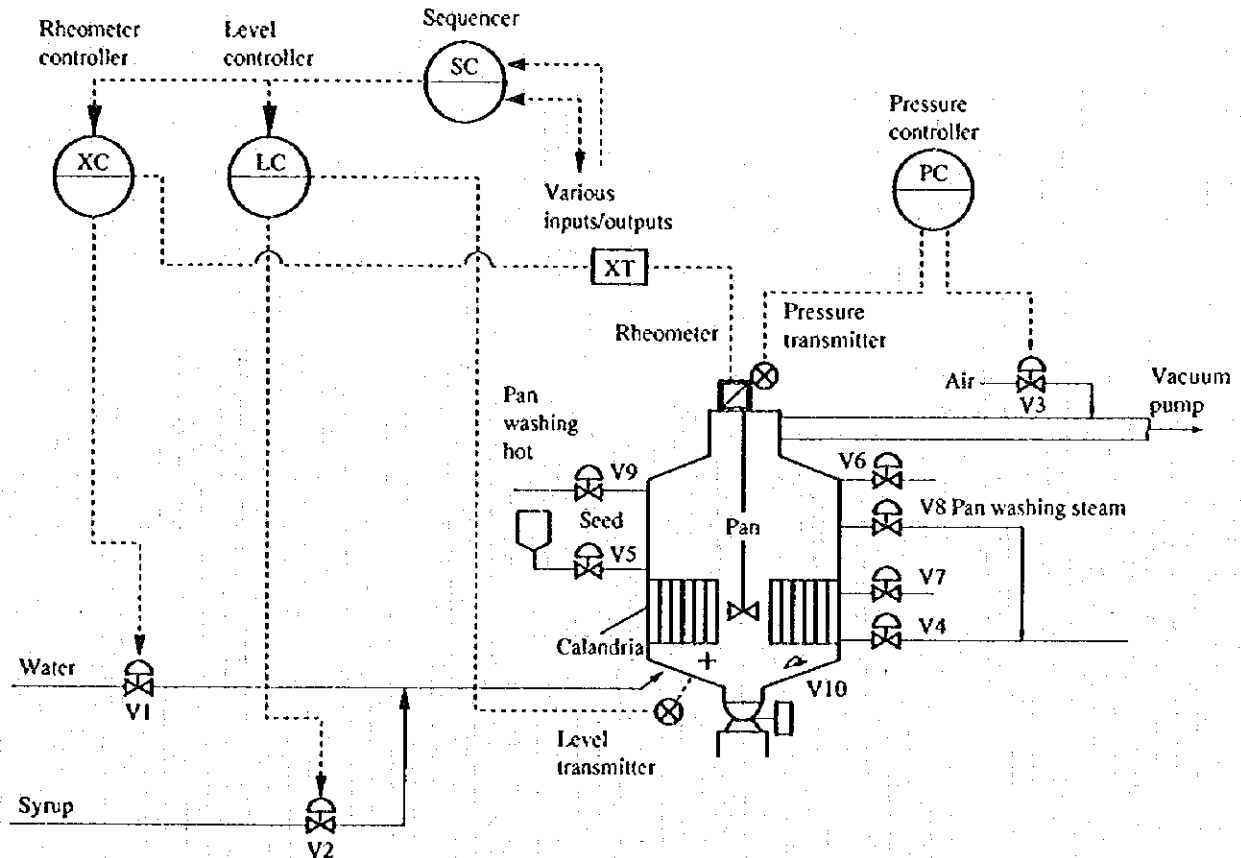
攪拌機を付けていても、差水制御、結晶缶の濃縮結晶化管理を十分行わないと結晶の不揃い、ばらつきができるので、差水の量が増え、煎糖時間がのびる。

(2) 結晶缶の自動制御による煎糖時間の短縮

現在、1番糖の煎糖時間は、原料糖で3時間、精製糖で2時間である。結

晶缶には攪拌機が付いているが、さらに煎糖時間を短縮するには、最近の工場が採用している自動制御方式を採用することが考えられる。一般的なシステムを Figure 6.2.5 に示す。

Figure 6.2.5 Automatic Control System Diagram



煎糖中の缶内糖液濃度管理は、パンボイリングにとって極めて重要である。

煎糖操作は、次の順序で行う。

- 1) 結晶缶を真空にする。
- 2) 糖液または糖蜜をカランドリヤ（伝熱面）を満たすのに十分なレベルまでまず吸い込む。
- 3) スチームを入れる。
- 4) 1 番糖の場合、通常糖液が起晶に適する過飽和液になる Bx84 まで煮る（過飽和度  $84/75 = 1.12$ ）。
- 5) 種糖を吸い込んで母晶をつくる。この母晶を育晶するため、缶内の液の過飽和度を 1.1~1.2 に保つよう吸液しながら、煎糖を続けて所定の白

下量までボイルアップする。

- 6) 固さ (Mobility) を測定し、缶内の真空を開放することにより常圧とし、白下ミキサに落下させる。
- 7) 缶を洗浄して復元する。

母晶をとりまく母液の過飽和度が過ぎると、2次結晶が介在して分蜜を妨げ、また結晶同士がつくことにより叢晶となり、不揃いのため商品価値が下がる。最近、適正な濃度管理が固さ調節計と液面調節計の組み合わせでできるようになった。結晶缶内の液の流動度を測定しながら煎糖中の結晶濃度が適正になるように、糖液と差水を自動供給することにより、製品粒度の均一化、差水の減少が可能となる。

差水の減少効果は次のとおりである。

- 1 番糖白下 4 kL → 2 kL/batch
- 2 番糖白下 6 kL → 3 kL/batch
- 3 番糖白下 10 kL → 5 kL/batch

省エネルギー効果は 5 % と推定される。

さらに、結晶缶の煎糖時間短縮による効果は、1 番糖で見られる。結晶缶の煎糖時間が 2 時間から 1.8 時間に (10 % 減少) に短縮でき、3 % の省エネルギーにつながる。

### (3) イオン交換

原料糖工程では、効用缶の前工程に軟化型イオン交換樹脂塔を設けることが望ましい。これによって効用缶のスケール付着を防止でき、効用缶の省エネルギーになる。2 塔のイオン交換樹脂塔 (濾過) が必要であり、イオン交換樹脂を含み設備投資に 1 億円を要する。

軟化装置を使用するためには、再生のため 1 塔増設し、2 塔とする必要がある。その効果については結晶缶への影響を含めて、スチーム消費量削減 5 % を見込める。

日本では、亜硫酸飽充が許可されていないので、炭酸飽充したのち、耕地白糖を製造する場合には活性炭脱色を行う。活性炭脱色により色素と一部のカルシウムが吸着されるので、効用缶でのスケールの発生が減少する。

精製糖では、R-Cl 型強塩基性アニオン交換樹脂により、ジュース内の着色性物質を Cl イオンと交換している。サルフェートの一部も Cl と交換し、処理液は比較的スケールが発生し難いので、結晶缶での洗缶作業を行わないで済む。

イオン交換樹脂 (R-Cl型) の採用は、精製糖の品質向上と歩留向上につながる。歩留向上による省エネルギー効果は、3 % と推定される。

イオン交換樹脂精製法のプラントは約 2 億円の投資となるので、将来の検討課題となろう。

#### (4) バガスボイラの整備

この工場ではスチームタービン、ミル駆動スチームタービン、および砂糖ジュースの蒸発・濃縮に蒸気を使用されている。

ボイラプラントにはボイラ 3 基と背圧タービン 2 基が設置されている。ボイラはバガス、重油および天然ガスを燃料として、2 基稼動、1 基予備で運転される。

工場調査時はボイラの修理中であり、バーナの燃焼状況調査および排ガスの温度並びに酸素濃度測定を実施できなかった。1995 年 12 月 23 日のボイラ運転日誌のデータから、ボイラ効率はおおむね次のとおりと推定される。

No. 2 ボイラ: 83.57 %

No. 3 ボイラ: 88.47 %

No. 2 および No. 3 のボイラ効率計算結果を Table 6.2.7, Table 6.2.8 に示す。

天然ガス燃焼の大型水管ボイラのボイラ効率は、通常 90 % から 92 % であり、この工場のボイラ効率は低い。バガス灰排出用ストーカーおよびストーカー点検口などから空気が侵入し、排ガス損失を大きくしている可能性があり、天然ガス専焼時にはボイラ本体に余分な空気が侵入しないように整備をする必要がある。また、予熱空気温度が 280 °C であるから、排ガス温度は 300 °C 以上と推定される。エコマイザを整備して排熱回収率を向上させ、排ガス温度を低下させる必要がある。

Table 6.2.7 Boiler No. 2 Heat Balance (net heat value based)

Operation condition				Heat-out			Natural gas		
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
Fuel flow	8,898 m <sup>3</sup> /h			Steam generated	8,549	76,067,428	83.57		
Steam	105 t/h			Exhaust gas loss	1,603	14,266,468	15.67		
	32 kg/cm <sup>2</sup> (G)			Emission loss	4	32,903	0.04		
	370 °C			Sub total	10,156	90,366,799	99.28		
	755 kcal/kg			Miscellaneous	73	950,924	0.72		
Exhaust gas	200 °C			Total	10,230	91,017,723	100.00		
Heat-in				Utilized heat detail					
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
Fuel calorie	10,081	89,704,742	98.56	Main body of boiler	6,532	58,123,513	63.86		
Air sensible heat	148	1,312,981	1.44	Economizer	1,005	8,938,395	9.82		
Total	10,229	91,017,723	100.00	Super heater	1,012	9,005,520	9.89		
				Total	8,549	76,067,428	83.57		

Boiler efficiency: 83.57 %  
(In/out method)

Table 6.2.8 Boiler No. 3 Heat Balance (net heat value based)

Operation condition				Heat-out			Natural gas		
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
Fuel flow	8,490 m <sup>3</sup> /h			Steam generated	9,038	76,733,225	88.47		
Steam	106 t/h			Exhaust gas loss	1,014	8,611,234	9.93		
	32 kg/cm <sup>2</sup> (G)			Emission loss	4	32,903	0.04		
	369 °C			Sub total	10,056	85,377,362	98.44		
	755 kcal/kg			Miscellaneous	159	1,351,749	1.56		
Exhaust gas	200 °C			Total	10,215	86,729,111	100.00		
Heat-in				Utilized heat detail					
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
				kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>		kcal/h		%	
Fuel calorie	10,081	85,591,511	98.69	Main body of boiler	6,975	59,214,683	68.28		
Air sensible heat	134	1,137,601	1.31	Economizer	1,000	8,485,910	9.78		
Total	10,215	86,729,111	100.00	Super heater	1,064	9,032,633	10.41		
				Total	9,038	76,733,225	88.47		

Boiler efficiency: 88.47 %  
(In/out method)

現在、バガスボイラのストーカが整備不能のままバガスを利用できず、天然ガス専焼となっている。

ミルが6重でありバガスの水分は38%までよく圧搾されているので、十分



燃料として使用できる。バガスの水分と燃焼可能水準は次のとおりである。

バガス水分 48 % — 補助燃料を必要とする。

バガス水分 40 % — 補助燃料を必要としない。

バガス水分 38 % — 製糖工場を無燃料化し、バガスの 10～20 % を外部に売れる。

燃料をバガスに切り替えた場合、天然ガスの大幅な削減が考えられる。バガスを燃料とするボイラは各国で多く実施例がある。

炉内を点検した結果、ストーカはかなりゆがみが生じている。内壁のモルタルが落下しているので、チェーンにかみ込んでストーカーを傷めた可能性がある。

ストーカは材質と構造に問題があるように思われる。バガスを製紙原料として外販する場合と経済性を検討の上、ストーカの改良補修を行うとよい。

#### (5) 効果のまとめ

以上の省エネルギー対策を Table 6.2.9 に示す。

Table 6.2.9 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Automatic control of the crystallizing pan	2,594**	45.6	2.7	-	-	-	45.6	30**	0.7
Decreasing of water addition									
Reduction of sugar boiling type	4,790**	84.1	5.0	-	-	-	84.1	100	1.2
Adoption of a softening type ion exchange resin									
Adoption of R-Cl type ion exchange resin	(2,874)**	(50.5)	(3.0)	-	-	-	(50.5)	(200)	(4.0) in the future
Total	7,384	129.7	7.7	-	-	-	129.7	130	1.0

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	N gas 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Automatic control of the crystallizing pan	2,594**	319	2.7	-	-	-	319	525**	1.6
Decreasing of water addition									
Reduction of sugar boiling type	4,790**	589	5.0	-	-	-	589	1,750	3.0
Adoption of a softening type ion exchange resin									
Adoption of R-Cl type ion exchange resin	(2,874)**	(354)	(3.0)	-	-	-	(354)	(3,500)	(9.9) in the future
Total	7,384	908	7.7	-	-	-	908	2,275	2.5

Remarks: The items to be implemented in the future are not included in the total column.

\*1  $95,786,210 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.345 \times (1 - 0.95 \times 0.97) = 2,594 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*2  $95,796,210 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.05 = 4,790 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*3  $95,796,210 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.03 = 2,874 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*4 Semi auto controller

Energy price in Japan:

Fuel price:  $17,000 \text{ yen} \times 9.4 / 9,100 = 17.56 \text{ yen}/\text{m}^3$

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas: 123 Rial/m<sup>3</sup>

Electricity: 100 Rial/kWh

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

Investment cost is based on that in Japan.

## 6.3 Abkouh Sugar の調査結果

### 6.3.1 工場の概要

(1) 工場名

Abkouh Sugar Company

(2) 工場所在地

Quchan Old Way, Mashad

(3) 従業員数

250 人 (季節労働者を除く)

うち、技術者	プロセス	10 名
	熱	1 名
	電気	2 名

(4) 主要製品

ビート糖

(5) 生産能力

白砂糖	20,000 t/y
コーンシュガー	10,000 t/y
飼料用乾燥パルプ	15,000 t/y
飼料用圧搾パルプ	25,000 t/y
発酵原糖用糖蜜	2,000 t/y
氷砂糖	試験段階

(6) プロセス概要

ビートは、オープンサイロに貯えられ、約 10 倍の水で 5 階のウォッシャまで送られる。

デフュージョンは BMA 方式が採用されている。パルプは並流で熱風乾燥されている。

滲出汁は、石灰混和槽、炭酸飽充槽、シックナを経て、オリバー濾過器で沈殿物を除去され、再度炭酸飽充後濾過される。

軟化装置はあるが使われていない。濾液の Thin Juice に 2 番糖をまぜたものがスタンダードシロップとなる。

濃縮は 4 重効用缶で行われる。イオン交換樹脂の脱色工程はないが、コーンシュガーを製造する際には活性炭脱色を行う。

結晶缶では 1 番糖のみが製品となる。一部高速遠心分離機が採用されている。

3 番糖の糖蜜は、パルプなどに混ぜて飼料とするほか、ステップエン法で糖分を回収している。

コーンシュガーは砂糖を溶解し、濃縮して脱気遠心分離し、乾燥して製品とする。当社は農場を持っていないため、農家から収穫期に納入されるビートを計画的平均的に集めにくい。このため、貯蔵場を拡大しているが、糖質の変化を防ぐことができず歩留を上げにくい。

生産時期は、10 月から 3 月であり、年間 80 日から 140 日間の操業となる。

Figure 6.3.1 にプロセスフローを示す。

#### (7) 工場の沿革

当社は 60 年前に創立されたが、資本の移動があり、現在は宗教法人が経営している。現在の主要ラインは 30 年前に増設されたもので、現在の能力はビート処理 2,500 t/d であるが、最終的に 4,000 t/d にする計画がある。

ビート糖会社 35 社のうち、2,000 t/d クラスではトップ 10 に入る収益を上げている。

エネルギーについてはボイラ燃料を天然ガスに転換中で、新ボイラも増設中である。また、9 年前に石灰焼成燃料をコークスから重油に換えている。

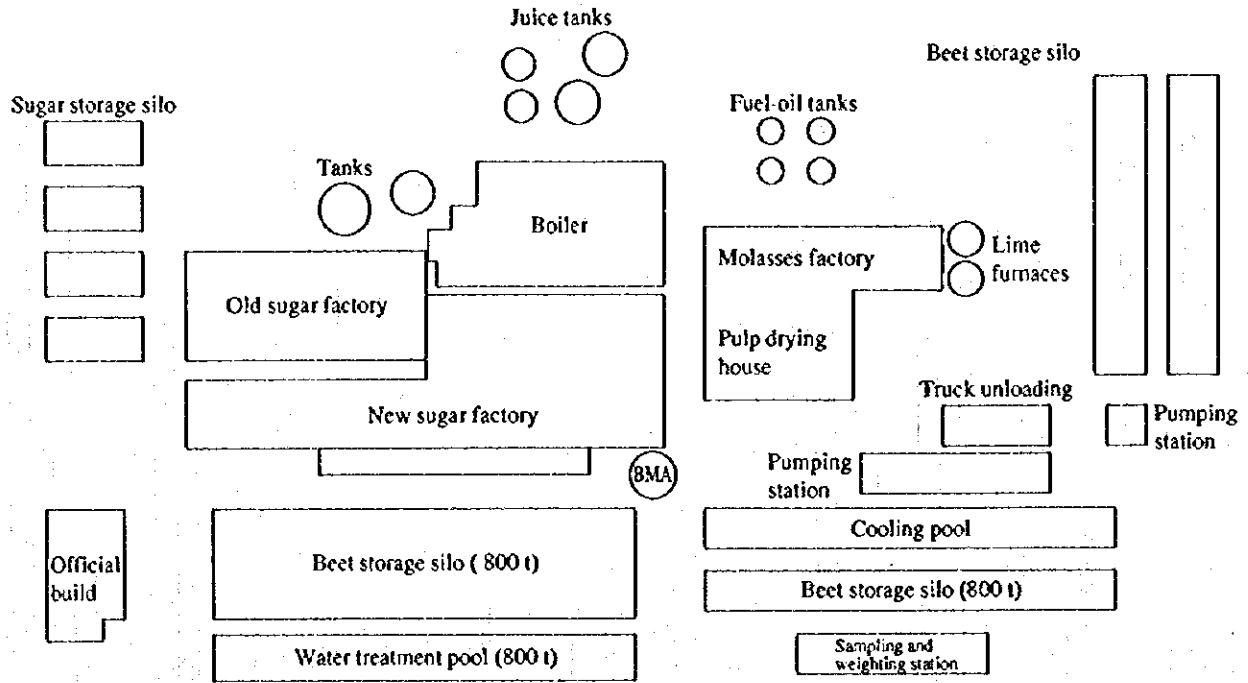
横型のディフューザに加えて、BMA 社のタテ型ディフューザを採用するなど設備の改良と必要な投資について積極的であり、今日の生産体制ができ上がっている。

#### (8) 工場配置図

工場配置図を Figure 6.3.2 に示す。



Figure 6.3.2 Plant Layout



(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 6.3.3 に示す。

(10) 主要設備の概要

主要設備の概要を Table 6.3.1 に示す。

(11) エネルギー価格

デマンドチャージ 1,700 Rial/kW

エネルギーチャージ 45 Rial/kWh

(12) 調査期間

a. 事前調査 1995年10月21日

b. 本調査 1996年8月24日～26日

Figure 6.3.3 One Line Diagram

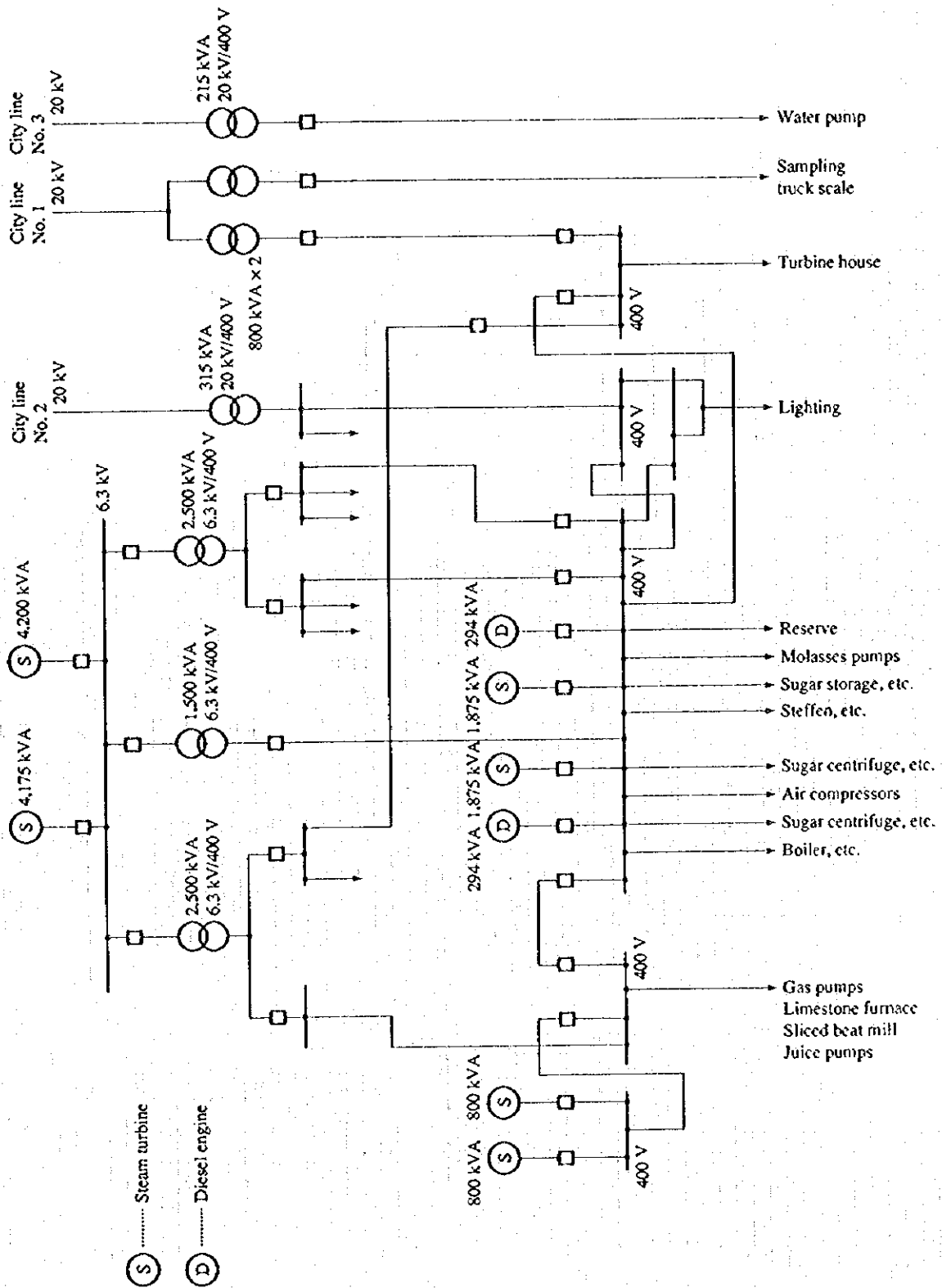


Table 6.3.1 Major Equipment

Name	Number	Specification
Beet Silo	4	800 t × 4
	30	1,500 t × 30
Diffuser	2	BMA Diffuser 2,500 t/d, Horizontal Diffuser 2,500 t/d
Carbonater	1	2,500 φ, 50 m <sup>3</sup>
Filter	3	Rotary Type × 3
Carbonater	2	2,500 φ, 50 m <sup>3</sup>
Filter	2	GPL-Press Filter to Carbonate 64 m <sup>2</sup> unit × 2
Standard Syrup Tank	1	20,000 L
Evaporator	1	Quadruple-effect evaporator
Boiling Crystal Pan	6	40 t/Batch, Vacuum 55-60 mmHg, 1 spare
Centrifugal Separator	11	1,000 RPM
Sugar Dryer, Cooler	1	Rotary 85 ~ 90 °C
Packer	1	50,100 kg/bag
Pulp Dryer	1	Rotary, Hot Air
Steam Tank	1	2 m <sup>3</sup>
Cone Sugar Plant	1	Evaporator (quadruple), Centrifugal Dryer, etc.
Steffen Plant	1	
Steam Turbine Generator	2	Back-pressure turbine 3,500 kW, 6.3 kV, Steam pressure 33/2.5 kg/cm <sup>2</sup> (G)
	2	1,500 kW, 400 V, Steam pressure 18/2.5 kg/cm <sup>2</sup> (G)
	2	560 kW, 400 V, Steam pressure 18/2.5 kg/cm <sup>2</sup> (G)

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括	井口光雄 (事前調査)
総括	福島演雄
プロセス管理技術	本多四郎
熱管理技術	小西二郎
熱管理技術	谷口隆重
電気管理技術	白井千雄
経済評価	加藤茂昭 (事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation	Mr. Mazhari
Micro level energy management	Mr. Mianji
Macro level energy management	Mr. Azizi (事前調査)



Macro level energy management Mr. Moosavi (事前調査)

Macro level energy management Mr. Tohangchi

Consulting Office for Sugar Industries

Mr. Pouryousefi (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Ali Reza Ashraf General Director (事前調査)

Mr. Beyhaghi Technical Manager

Mr. Taghavi General Manager of the Factory (事前調査)

Mr. Ehsani Deputy Manager of the Factory

Mr. Shademan Electrical and Automation Manager

Mr. Haddadian Boiler Manager

Mr. Razavi Electrical Engineer

Mr. Marvi Process Engineer

6.3.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量, エネルギー消費量の推移, エネルギー消費原単位の推移

a. 生産量

生産量の推移を Table 6.3.2 に示す。

Table 6.3.2 Production

		1989*	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Sugar	t	9,980	8,805	14,755	24,021	21,532	15,787	13,477
Cone Sugar	t	7,826	8,018	11,814	11,807	12,355	10,671	9,956
Total	t	17,806	16,823	26,569	35,828	33,887	26,458	23,433

\*: October 1989 to March 1990: This period (from October to March in the next year) also applies to the other years.

b. エネルギー消費量

エネルギー消費量の推移を Table 6.3.3 に示す。

c. エネルギー消費原単位

1995 年の燃料油および電力の原単位を Table 6.3.4 に示す。

Table 6.3.3 Energy Consumption

	1989**	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Fuel oil L			6,507,798	6,213,494			2,927,557
Natural gas m <sup>3</sup>	14,408,150	14,629,857	19,750,794	27,510,308	20,694,392	21,431,219	19,447,565
Electricity MWb							12,723
Electricity* MWh	9,387	9,208	12,874	17,076	16,020	18,000	10,785

Remark: Electricity marked with \* indicates that by in-house generator.

\*\* : October 1989 to March 1990: This period (from October to March in the next year) also applies to the other years.

Table 6.3.4 Fuel Oil and Electricity Intensity (1995)

Type of Fuel	Unit	Intensity
Fuel	Mcal/t	9,060 (Total) 8,664 (except power generation)
Electricity	kWh/t	543

Note:  $9,060 - \frac{460 \times 860}{1,000} = 8,664$

d. エネルギーフロー

エネルギーフローを Figure 6.3.4 に示す。

e. 工場電気設備の概要

本工場の電力は自家発および外部電力系統から供給されているが、両者は並列せず、分離されている。

買電は 20 kV で供給され、最大デマンドは 1,550 kW である。自家発電としては合計 7,900 kW の背圧タービン発電機を保有している。

供給電力量のうち、自家発電と買電との比率は約 3 : 1 である。

工場稼働時の電力需給状況を Table 6.3.5 に示す。工場電力の約 85 % が自家発電から、残りの 15 % が外部系統からの買電である。工場が稼働停止中で力率、負荷内訳などの詳細データは得られなかった。

Figure 6.3.4 Energy Flow

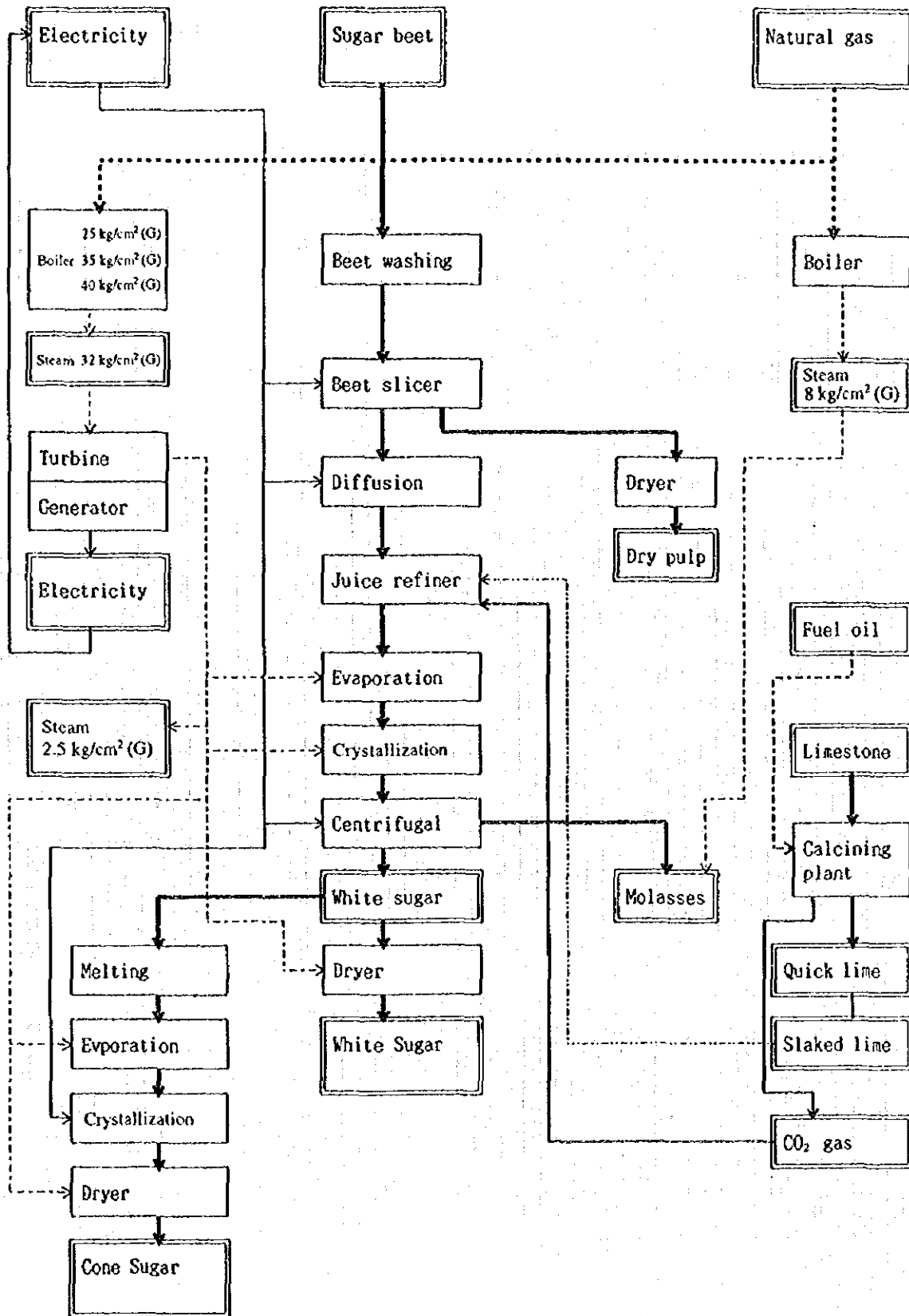


Table 6.3.5 Electric Power Supply and Demand

Month	No. 2 Generator (kW)	No. 3 Generator (kW)	No. 7 Generator (kW)	Generator Total (kW)	Purchased Power (kW)	Factory Total (kW)
1995.10	649.7	657.6	928.0	2,235.3	289.0	2,524.3
1995.11	712.6	712.6	1,342.9	2,768.1	312.2	3,080.3
1995.12	740.6	740.6	1,345.9	2,827.1	381.6	3,208.7
1996.01	599.4	599.4	1,155.1	2,353.9	293.5	2,647.4
1996.02	318.5	172.9	109.0	600.4	661.4	1,261.8
Total	3,020.8	2,883.1	4,880.9	10,784.8	1,937.7	12,722.5
Average	918.4	941.0	1,662.6	-	-	-
Utilization factor	0.612	0.627	0.475			

Note: Since the purchased electricity is measured according to the Islamic era, it differs more or less from that by the Christian era.

### 6.3.3 エネルギー管理の状況

#### (1) 省エネルギー目標の設定

省エネルギー活動を開始するには、まず企業のトップが省エネルギーは経営上の重要な項目であることを明らかにし、真剣に取り組もうとする姿勢を従業員全体に示すことが大切である。これにより、従業員は省エネルギーを進めることが企業の方針に合致するという確信が得られ、積極的に取り組むようになる。

トップからの指示は省エネルギーを進めて欲しいという抽象的な指示のみでは不十分であり、具体的な目標値、達成期限などを従業員に示すことが必要である。これを受けて、工場の各部門は全体目標が達成されるよう、部署ごとにそれぞれの責任範囲で処理し得るような項目について具体的に目標を設定する。目標ができて始めてこの目標を達成するための各種アプローチの検討や計画作成、業務の割当など具体的な活動に移ることができる。

しかし、目標を設定するには現在の工場のエネルギー消費量が正確に把握されていないなければならない。

当工場は、エネルギーにプライオリティがおかれていないので、具体的な目標が設定されていない。

工場のエネルギー消費量を正確に把握した上での目標設定が必要である。

## (2) 組織的な活動

現在、各部門間の組織的な連携活動は見られない。省エネルギー委員会を発足させ、各部門の優秀な技術者が中心となってエネルギーと環境対応の施策を進めることを推奨する。

## (3) データに基づく管理

省エネルギーを進めるためには、データに基づく管理が必要である。当社は分析室で品質管理がよく行われているが、プロセスの細部についてのユーティリティの記録に不備が見られ、基本となる計測値が少ない。

各工程で使用される水、蒸気について流量計を必要とし、その設置により省エネルギー計画の精度を上げ、問題点を定量化し、改善効果の評価を確かなものに行うことができる。特に結晶缶については、蒸気の流量計測や水量計の設置により、工程の管理を合理的に進めることが望まれる。

## (4) 従業員教育

省エネルギーはトップダウンで全従業員で進めるとともに、スタッフの協力が必要である。

当工場は新製品の開発などに前向きであり、優秀な経営者に恵まれ経験豊富なエンジニアがいるので、目標管理の方向で従業員教育を進めることが有意義である。18年前から州内10工場が共同でセミナーを開催するなど技術資料の交換を進め、共同で研究所を作っているなど、技術力の向上に努めていることは結構である。オペレータは毎年決まった人を雇用しているが、技術力の保持に努めることが望まれる。

## (5) 設備管理

非製糖期に整備に十分な時間がとれること、工程の特性上詰まりやすい熱交換器などの分解掃除を必要とすることから、設備の整備がよく行われている。

結晶缶に能力不足が生じており、増設の検討が望まれている。

結晶缶の伝熱面に鉄錆が目立つなど、材質面から見られる腐食等の対応も望まれる。

### 6.3.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) 新鋭工場との比較

当社の原単位と日本の新鋭工場の原単位を比較すると Table 6.3.6 のようになる。

Table 6.3.6 Comparison of Energy Intensity

	Abkouh	Japan
Scale	23,433 t/y	same as Abkouh
Fuel intensity	8,664 Mcal/t	4,794 Mcal/t
Electricity intensity	543 kWh/t	120 kWh/t
Yeild of production	12.8 %	16.6 %
Process		
Cone sugar process	available	not available
Bleaching process using Ion exchange resin	not available	available
Equipment		
Vacuum pan with an agitator	not available	available

当社の 1995 年における生産量 23,433 t/y ベースでの燃料原単位は 8,664 Mcal/t, 電力原単位は 543 kWh/t である。これを同規模の日本の新鋭ビート工場のエネルギー原単位, 燃料 4,794 Mcal/t, 電力 120 kWh/t に比べると当社のエネルギー原単位は甚だしく高い。

規模については, 日本の工場では 3,000 t/d 程度の工場もあるが, 比較の対象としては同規模の工場を想定した。

新鋭工場の製品の色は当社に比べて白い方である。

新鋭工場は寒冷地にあり, 原料甜菜の保管期間が短いこと, イオン交換樹脂処理を行っていてジュースの清浄度が高いことにより, 歩留りが次のとおり高い。

	Abkouh	新鋭工場	差
歩留	12.8 %	16.6 %	30 %

新鋭工場は総合的に見て, 設備がコンパクトに配置されており, 電力ロス, 放熱ロスなどが著しく少なく, 省エネルギーになっていることが容易に推定できる。次に考えられる要因として, プロセス差, 設備差および操業管理面の差がある。

プロセス面では, 新鋭工場ではコーンシュガー工程がないが, 当社はコーンシュ

ガー工程があるため水の蒸発や乾燥のための蒸気や電力の消費が多くなっている。1995年の実績では、ビート糖 58.5%，コーンシュガー 41.5%を生産している。コーンシュガーはリメルトし、煮詰めて Pol 92 で型入れされ、遠心分離、乾燥して製品とする。水分 7% を蒸発しているものとする、これによる燃料原単位増加だけでも次式のようなになる。

$$0.415 \times \left( \frac{1}{0.93} - 1 \right) \times 640 \times \frac{1}{0.8} \times 1,000 \approx 25 \text{ Mcal/t}$$

電力の原単位増加も伴う。

精製糖工程では新鋭工場ではイオン交換処理を行っているが、当工場では行っていない。

設備面では、新鋭工場では結晶缶に攪拌機が付いているが、当工場には付いていない。

管理面では、日本の新鋭工場では省エネルギー委員会を設けて、保温、スチームトラップなどの管理の強化改善を進めている。また、結晶缶操作の自動制御や遠隔化が実施されている。

## (2) 結晶缶の物質収支

効用缶から結晶缶までの製品 1,000t 当たりの砂糖および水の物質収支を試算したものが Figure 6.3.5 である。詳細な運転データが得られなかったので、いくつかの前提条件を仮定しており、実態とかけ離れた点があるかも知れない。

差水量は 1st Pan 201 t, 2nd Pan 121 t, 3rd Pan 129 t で一定とし水 1 t を蒸発させるのに必要なスチーム量は効用缶で 0.33 t, 結晶缶で 1.25 t, 乾燥機で 3.3 t と仮定している。

Figure 6.3.5 をもとに、いくつかの条件を変更した場合の水蒸発量、スチーム必要量の変化を計算した。

ジュースの清浄度を高めるなどの方法によって、各結晶缶での収率を 5% ずつ高めたものが Figure 6.3.6 で、Figure 6.3.5 のケースに比べてスチーム消費量を 4% 減少できる。また、同様の方法によって 2nd Pan の 2 番糖の製品を品質を向上させ、1 番糖に混合して製品にすることができれば、Figure 6.3.7 のように差水量が同じでもスチーム消費量は 11% 削減することができる。

さらに、処理液量の減少によってバッチ数が減ることによる生産性の向上、省エネルギー効果も期待できる。

Figure 6.3.5 Material Flow of Boiling Pan (Case 1)

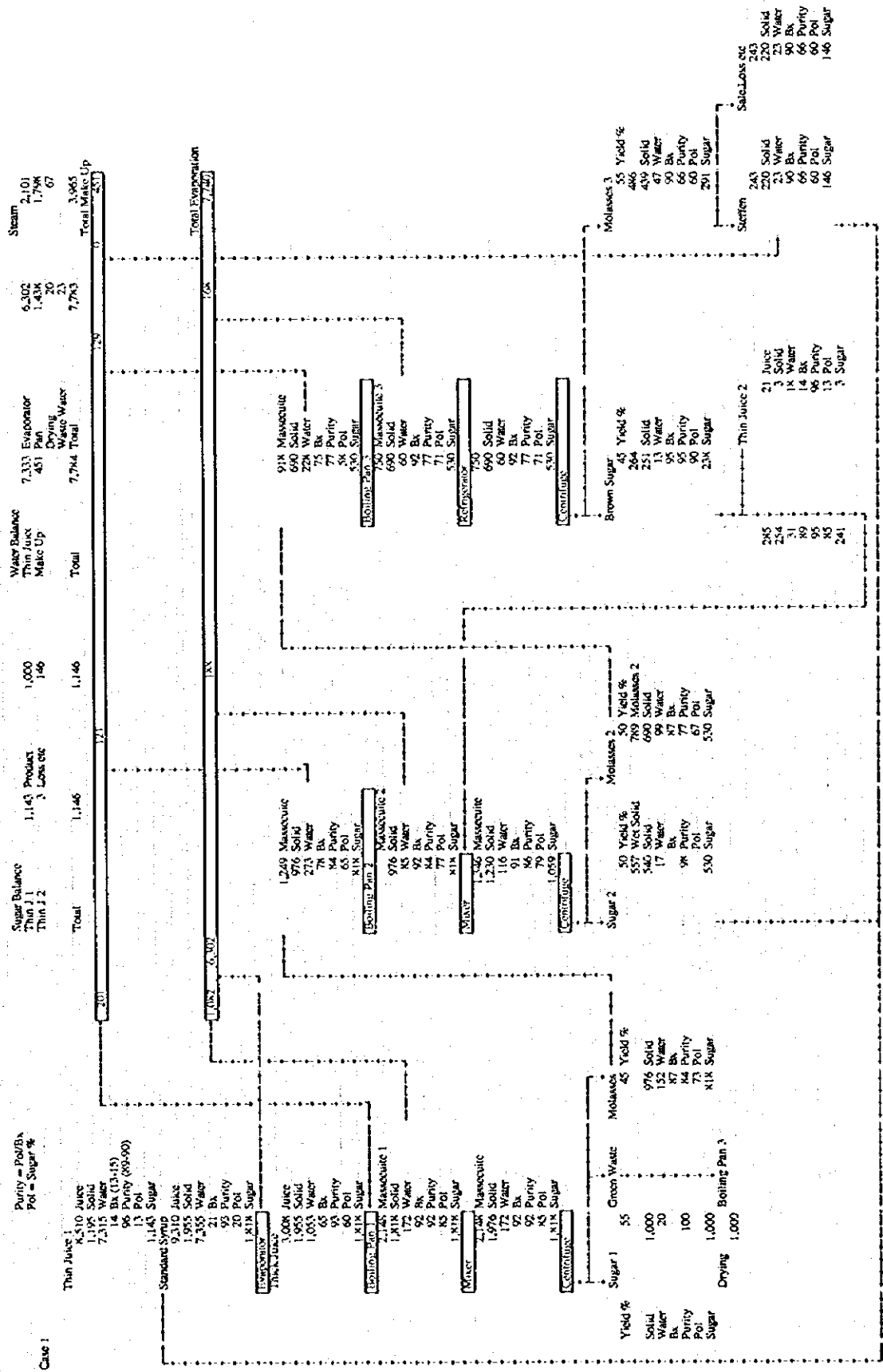




Figure 6.3.6 Material Flow of Boiling Pan (Case 2)

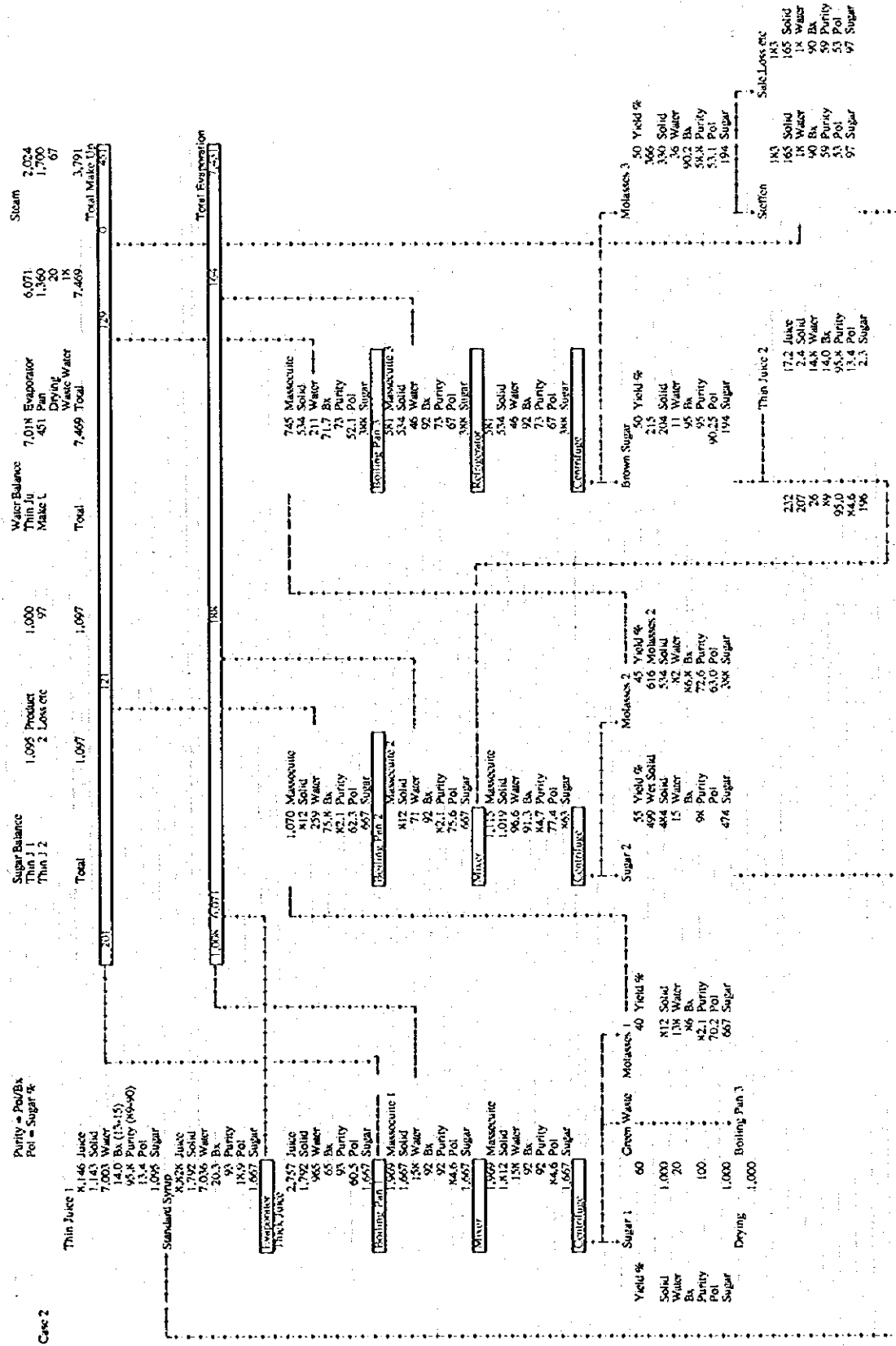
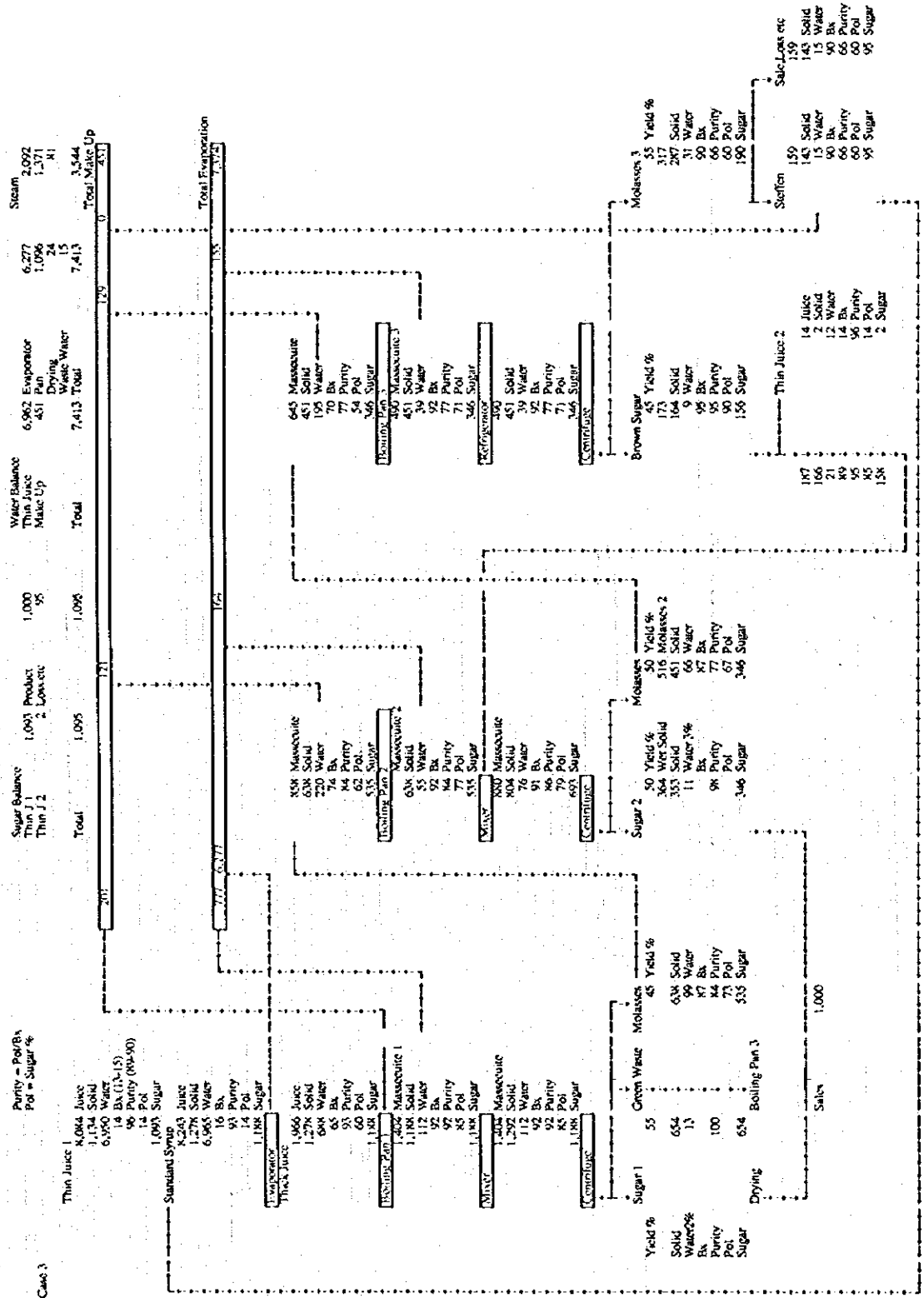


Figure 6.3.7 Material Flow of Boiling Pan (Case 3)



(3) イオン交換樹脂の採用による砂糖品質の向上, ボイリングシステムの効率化  
効用缶, 結晶缶ともスケールが着きやすい状態であり, 結晶缶での煎糖時間も長くなっている。効用缶にスベアを持ち製糖期中に掃除をしているが, 掃除するまでの期間は効率が下がる。

カチオン交換樹脂による軟化塔はあるが現在不使用のままになっている。

ビートから抽出した Thin Juice 中には, 色素, 塩分とともにカルシウムイオンが含まれており, そのまま濃縮すると効用缶にスケールが発生して熱効率を著しく低下させる。効用缶の前に強酸性ナトリウム型イオン交換樹脂によるジュース軟化装置を付けることがビート糖工場に必要なプロセスとなっている。ジュース中のカルシウムは, この軟化型イオン交換樹脂によりナトリウムに置換される。イオン交換処理により, 効用缶の濃縮時間が短縮でき, Bx を従来より 5 程度上げることが可能で, 同時にスケールも着きにくくなるので, 結晶缶の煎糖時間も短縮され省エネルギーが図れる。

軟化装置を使用するためには, 再生のため 1 塔増設し, 2 塔とする必要がある。その効果については, 結晶缶への影響を含めて, スチーム消費量削減 5 % を見込める。

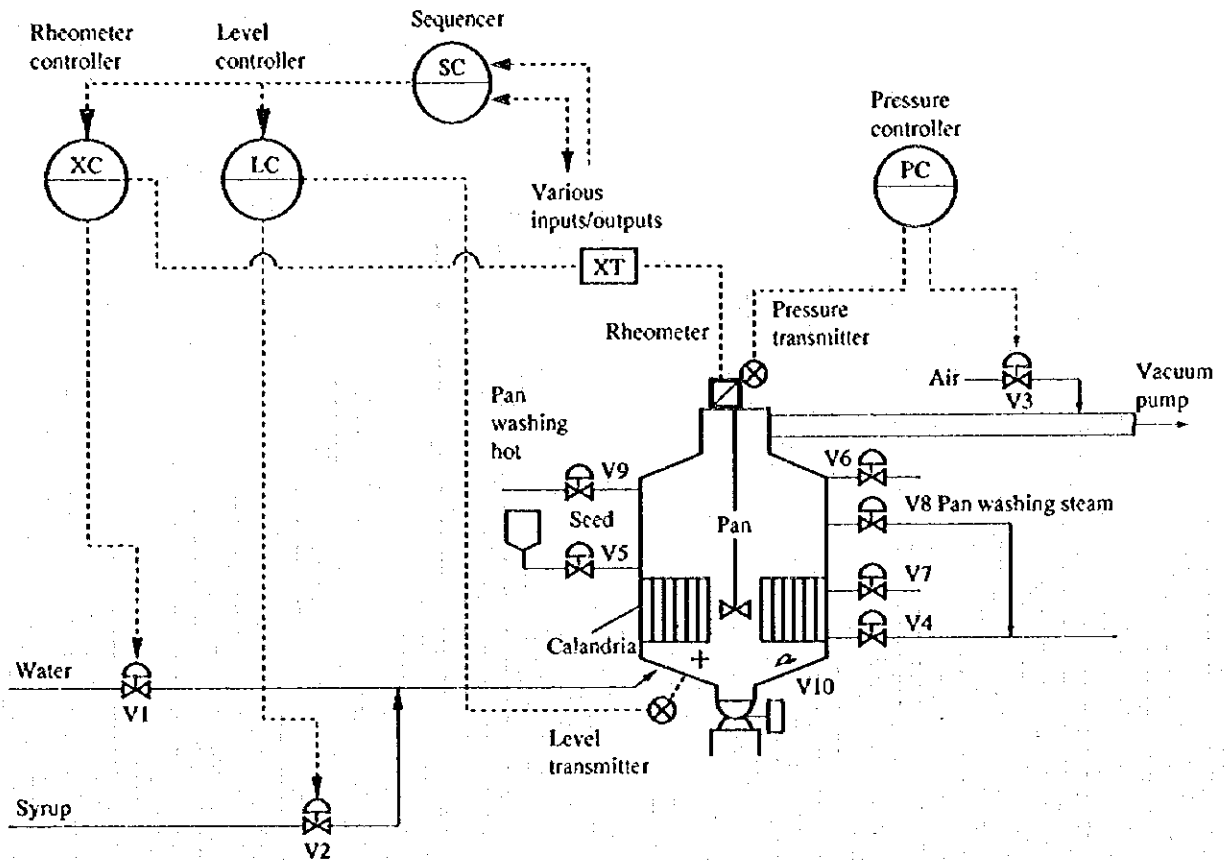
(4) 結晶缶の自動制御および真空度の向上による煎糖時間の短縮

現在, 煎糖時間は 1 番糖が 2.5 時間, 2 番糖が 3.5 時間, 3 番糖が 10 時間である。結晶缶のうち, 特に 3 番糖のボイリング時間が 10 h/batch と長く, 日本のように 7 h/batch まで短縮を図ることが考えられる。結晶缶には攪拌機が付いていない。

煎糖時間を短縮するには, 攪拌機を設置すること, 自動制御方式を採用することおよび真空度を向上することが考えられる。最近, 結晶缶に攪拌機を付けるとともに, 適正な濃度管理が固さ調節計と液面調節計の組み合わせでできるような制御装置が設置されるようになった。

一般的な自動制御システムを Figure 6.3.8 に示す。

Figure 6.3.8 Automatic Control System Diagram



結晶缶内の液の流動度を測定しながら煎糖中の結晶濃度が適正になるように、糖液と差水を自動供給することにより、製品粒度の均一化、差水の減少が可能となる。

差水の減少効果は次のとおりである。

- 1 番糖白下 4 kL → 2 kL/batch
- 2 番糖白下 6 kL → 3 kL/batch
- 3 番糖白下 10 kL → 5 kL/batch

3 番糖結晶缶に攪拌機を付けた日本の例では、煎糖時間が 10 時間から 7 時間に短縮している。

煎糖中の缶内糖液濃度管理は、パンボイリングにとって極めて重要である。

母品をとりまく母液の過飽和度が過ぎると、2 次結晶が介在して分蜜を妨げ、また結晶同士がつくことにより叢晶となり、不揃いのため商品価値が下がる。

また、結晶缶の真空度が 680 ~ 700 mmHg では、煎きあげに時間がかかり過ぎる。真空系を各缶ごとに独立させること、パロメトリックコンデンサの冷却水温

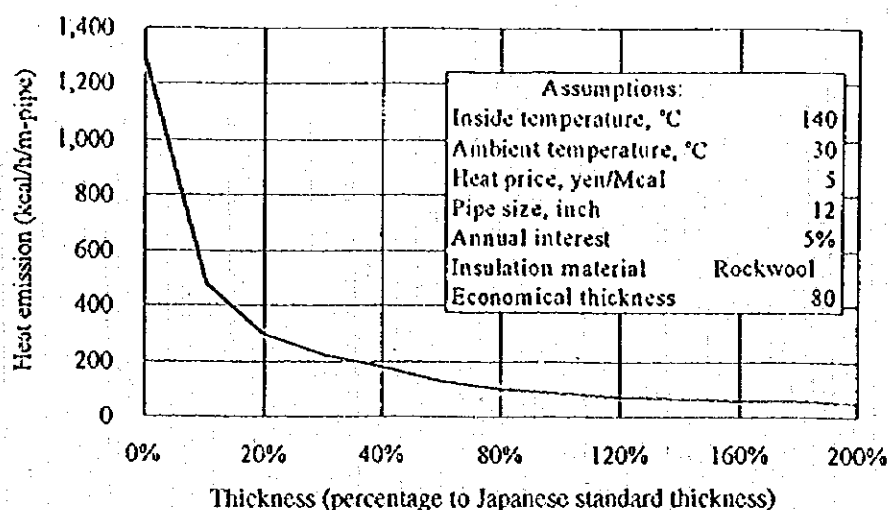
度を低く保つことにより、真空度を 700 ~ 750 mmHg まで向上させたい。

以上の諸対策により、蒸気使用量を 10 % 低減することができる。

(5) 保温

この工場では蒸気管は保温が施工されているが、付属する弁は保温されていない。これら未保温の部分に保温を施工することにより、放熱量は保温の厚みの増加とともに急激に減少する。その計算例を Figure 6.3.9 に示す。

Figure 6.3.9 Insulation Thickness and Heat Emission (an example)



次に、この工場で蒸気弁の数を想定して、それからの放熱量を計算してみると Table 6.3.7, Table 6.3.8 の結果となる。なお、この表では弁まわりの未保温部分からの放熱として 50 % を織り込んでいる。

Table 6.3.7 Assumed Number of Bare Valves

No.	Size (Pipe diameter)		Equivalent Length (m)	Number of Valves	Length for calculation (m)
	Nominal (mm)	Actual (mm)			
1	300	318.5	1.91	6	11.4
2	250	267.4	1.76	20	35.3
3	200	216.3	1.68	60	100.8
4	150	165.2	1.50	60	90.0
5	100	114.3	1.27	40	50.8
6	80	89.1	1.25	100	125.0

Table 6.3.8 Calculated Heat Emission from Bare Valve Surface

No.	Temperature		Emissivity	Pipe Diameter (m)	Area Length (m)	Heat Transfer Coefficient		Unit Heat (kcal/h/m)	Total heat (kcal/h)
	Ambient (°C)	Surface (°C)				Convection (kcal/m·h·°C)	Radiation (kcal/m·h·°C)		
1	30	100	0.9	0.319	11.4	4.493	6.866	796	9,096
2	30	110	0.9	0.267	35.3	4.643	7.195	796	28,045
3	30	130	0.9	0.216	100.8	4.904	7.893	870	87,653
4	30	130	0.9	0.165	90.0	4.904	7.893	664	59,773
5	30	110	0.9	0.114	50.8	4.643	7.195	340	17,276
6	30	110	0.9	0.089	125.0	4.643	7.195	265	33,137
Sub total									234,980
Bare pipes around these valves are assumed to be 50 %.									117,490
Grand total									352,470

弁は形状が複雑なので、表面積で直管に換算すると同じ管径の 1.2~3 にも相当する。上記の計算ではこの相当長を用いている。Table 6.3.9 に蒸気バルブの直管相当長さを示す。

Table 6.3.9 Equivalent Length of Valves

Nominal Size Diameter (mm)	Actual Size Diameter (mm)	Equivalent Length (m/piece of valve)			
		F-G 10	F-G 20	F-S 10	F-S 20
25	34.0	1.22	1.21	1.15	1.32
50	60.5	1.11	1.28	1.22	1.53
80	89.1	1.25	1.56	1.31	1.63
100	114.3	1.27	1.58	1.20	1.50
150	165.2	1.50	1.78	1.35	1.92
200	216.3	1.68	1.87	1.52	
250	267.4	1.76	2.14		
300	318.5	1.91	2.33		

Symbols: F-G: Flange ball valve  
 F-S: Flange sluice valve  
 CV: Control valve  
 F: Flange  
 10 k: 10 kg/cm<sup>2</sup> (G) rating  
 20 k: 20 kg/cm<sup>2</sup> (G) rating

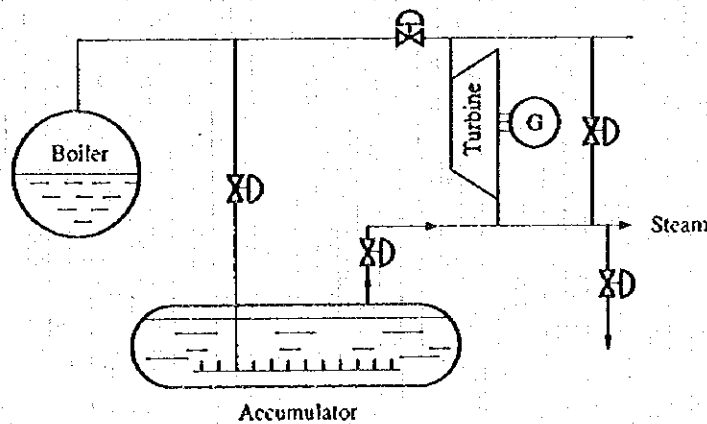
先の放熱量から保温施工によるボイラ燃料の節減量を求めると (放熱量の低減率 90 %, 年間操業日 110 日, ボイラ効率 80 % として), 年間に 1,046 Gcal となる。またこの効果は蒸気量では 0.5 t/h に相当する。

## (6) アキュムレータの設置

この製糖プロセスでは蒸発缶や真空缶の操業形態がバッチ式であるため、プロセス蒸気の必要量は時間的に変動する。一方、電力系統は商用電源と並列していないので、電力需要と蒸気需要のアンバランスは蒸気放散で吸収しなければならない場合が生じる。このために加圧式の蒸気タンクが設置されており、その容積は  $2 \text{ m}^3$  である。一般の産業界では、蒸気需要の変動を吸収するために蒸気アキュムレータが設置されるケースが多い。日本でも製糖産業を含め、アキュムレータは一般的に利用されている。

アキュムレータは内部に飽和水を保有する加圧容器で、蒸気は余剰時に飽和水の形で貯えられ、不足時には圧力が低下すると飽和水から自己蒸発で蒸気が発生する。したがって、変動吸収のためには利用できる蒸気圧力の幅が必要であるが、このことは蒸気タンクでも同様である。Figure 6.3.10 に蒸気アキュムレータの例を示す。

Figure 6.3.10 Steam Accumulator System



蒸気アキュムレータにおける蒸気発生量すなわち蒸気貯蔵量は、器内の圧力（初期圧力と終期圧力）と器内の飽和水の量をもとに、飽和蒸気表を用いて計算することができる。同容量の内容積で、蒸気タンクと蒸気アキュムレータを比較すると、Table 6.3.10 および Table 6.3.11 のように蒸気アキュムレータは 10 倍もの蒸気を貯えることができる。

アキュムレータにより蒸気貯蔵量が増加すれば、次のような省エネルギー効果が期待できる。

- ・ 蒸気需給アンバランスの時の蒸気放散量の減少
- ・ ボイラの負荷安定化による空気比制御の最適化

Table 6.3.10 Steam Storage in Pressurized Steam Tank

Item		Initial	Final
Pressure	kg/cm <sup>2</sup> abs	19	3.2
Vessel volume	m <sup>3</sup>	2	2
Steam unit volume	m <sup>3</sup> /kg-steam	0.106	0.581
Storage	kg	18.8	3.4
Steam utilized	kg		15.3

Table 6.3.11 Steam Accumulator Simulation

Items		Initial Condition	Final Condition
Pressure	kg/cm <sup>2</sup> (abs)	19.0	3.2
Saturated water:			
weight	t	1.193	1.014
volume	m <sup>3</sup>	1.4	1.087
Unit evaporation	t/m <sup>3</sup> -initial water volume	-	128
Evaporation	kg	-	180

(7) 蒸気圧低減の検討

この工場ではプロセス用の蒸気は発電タービンからの抽気によって供給されているので、その所要圧力を低下できれば、発電タービンの出力が増加する。プロセス蒸気圧力は現状では 2.5 kg/cm<sup>2</sup> (G) であるが、これは 1.8 kg/cm<sup>2</sup> (G) 程度でも操業可能と思われる。この効果を試算すると、タービンの発電出力が約 2.2 % 増加する。

この工場では電力供給は公共の電力会社の系統からは独立しているので、発電の増加は必要がなく、したがってこの出力の増加分だけ発電タービンの蒸気量を減少することができる。いまプロセスの蒸気需要と、電力需要に起因するタービン入り口蒸気の需要の不平衡を低圧系の蒸気の放散で吸収していると仮定し、かつさらに 2 % 程度の放散減少の余地があるとすると、タービン蒸気の高減は直ちにボイラでの蒸発量の減少、すなわち燃料の使用減少となる。その量は年間でおおよそ燃料量では 33,000 m<sup>3</sup>、熱量換算では 323 Gcal とみられる。

また、蒸気はその性質として、圧力が低いほど利用できる潜熱 (凝縮潜熱 kcal/kg) が大きいので、この凝縮潜熱を利用する加熱プロセスでは使用蒸気圧力の低下させることにより蒸気の必要量が減少する。すなわち、蒸気圧力 2.5 kg/cm<sup>2</sup> (G) では潜熱は 513.5 kcal/kg であり、圧力 1.8 kg/cm<sup>2</sup> (G) では潜熱は 518.7 kcal/kg であって約 1 % 大きいので、蒸気量は 1 % 少量ですむことにな



る。この意味でも抽気圧力の低下は省エネルギーをもたらす。

#### (8) 電力需給

電力供給の殆ど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工場の安全安定運転とのかねあいが問題となる。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 48-61 % であり、電気的にはかなり余裕がある。本工場では 3,500 kW 発電機を増設中であり、これが稼働するとますます余裕が出る。ただし蒸気タービンは全て背圧タービンのため工場使用蒸気量により出力が決まるので、電力運用に自由度をもたせるためには外部電力系統と並列し、蒸気量が減少するときは買電し、蒸気量が増加するときは売電する事が望ましい。

#### (9) 遠心分離機

結晶缶で煎き上げた白下の分離機は全部で 11 台あるが、そのうち縦型の 110 kW 2 台、70 kW 3 台については、減速時にボールチェンジを行っているが、これをインバータモータか特殊なモータに換えて電力回生を図ることができる。ただし、電力を回生できる時間が短いので、既存設備の改造では経済性が乏しいので新設時に検討されたい。

#### (10) 空気圧縮機

屋内吸気を行っている 75 kW×2 台の空気圧縮機については吸気温度を低下させるため屋外からの吸気を勧める。

#### (11) 照明

調査時点では工場稼働停止中で工場では次期稼働に備えてメンテナンスが行われていたが、昼間照明の点灯が目立つ。概略の目視であるが、40 W 蛍光灯で約 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。

40 W 蛍光灯 100 灯の昼間消灯が可能として、年間 365 日×10 時間×100 灯×0.04 kW = 14,600 kWh の削減が可能である。

#### (12) 効果のまとめ

以上の省エネルギー対策を Table 6.3.12 に示す。

Table 6.3.12 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period year
	Fuel			Electricity					
	10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Adoption of a softening type ion exchange resin	1,108 <sup>*1</sup>	20.3	5.0	-	-	-	20.3	100	4.9
Automatic control of the crystallizing pan and adjustment of vacuum degree	2,217 <sup>*2</sup>	40.6	10.0	-	-	-	40.6	20 <sup>*8</sup>	0.5
Heat insulation of the steam pipe	(107) <sup>*3</sup>	(2.0)	(0.5) <sup>*5</sup>	-	-	-	(2.0)	(23) <sup>*9</sup>	(11.5) <sup>*10</sup>
Reduction of steam pressure	255 <sup>*4</sup>	4.7	1.2 <sup>*6</sup>	-	-	-	4.7	0	0
Turning off unnecessary lights	-	-	-	14.6	0.1	0.1 <sup>*7</sup>	0.1	0	0
<b>Total</b>	<b>3,580</b>	<b>65.6</b>	<b>16.2</b>	<b>14.6</b>	<b>0.1</b>	<b>0.1</b>	<b>65.7</b>	<b>120</b>	<b>1.8</b>

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period year
	Fuel			Electricity					
	N.gas 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Adoption of a softening type ion exchange resin	(1,108) <sup>*1</sup>	(136)	(5.0)	-	-	-	(136)	(1,750)	(12.9)
Automatic control of the crystallizing pan and adjustment of vacuum degree	2,217 <sup>*2</sup>	273	10.0	-	-	-	273	350 <sup>*8</sup>	1.3
Heat insulation of the steam pipe	(107) <sup>*3</sup>	(13)	(0.5) <sup>*5</sup>	-	-	-	(13)	(403) <sup>*9</sup>	(31.0) <sup>*10</sup>
Reduction of steam pressure	255 <sup>*4</sup>	31	1.2 <sup>*6</sup>	-	-	-	31	0	0
Turning off unnecessary lights	-	-	-	14.6	1	0.1 <sup>*7</sup>	1	0	0
<b>Total</b>	<b>2,472</b>	<b>304</b>	<b>11.2</b>	<b>14.6</b>	<b>1</b>	<b>0.1</b>	<b>305</b>	<b>350</b>	<b>1.1</b>

\*1  $19,447,565 \text{ m}^3/\text{y} + 2,927,557 \text{ L/y} \times 9,100 \text{ kcal/L} / 9,1800 \text{ kcal/m}^3 = 22,166 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

$22,166 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.05 = 1,108 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*2  $22,166 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.1 = 2,217 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*3  $1,046 \times 10^3 / 9,800 = 107 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*4  $33 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y} + 22,166 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y} \times 0.01 = 255 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{y}$

\*5  $107 \times 10^3 / (22,166 \times 10^3) \times 100 = 0.5 \%$

\*6  $255 \times 10^3 / (22,166 \times 10^3) \times 100 = 1.2 \%$

\*7  $14.6 / (12,723 + 10,785) \times 100 = 0.1 \%$

\*8 For the agitator only

\*9  $1,046 \times 10^3 / (24 \times 110) / 0.9 \times 0.8 = 353 \times 10^3 \text{ kcal/y}$

$353 \times 10^3 \text{ kcal/y} \times 64.8 \text{ yen/kcal} = 23 \times 10^4 \text{ yen}$

\*10 A long period is required because of insufficient annual operating days

Energy price in Japan:

Fuel price:  $17,000 \text{ yen} \times 9.8 / 9,100 = 18.31 \text{ yen/m}^3$

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

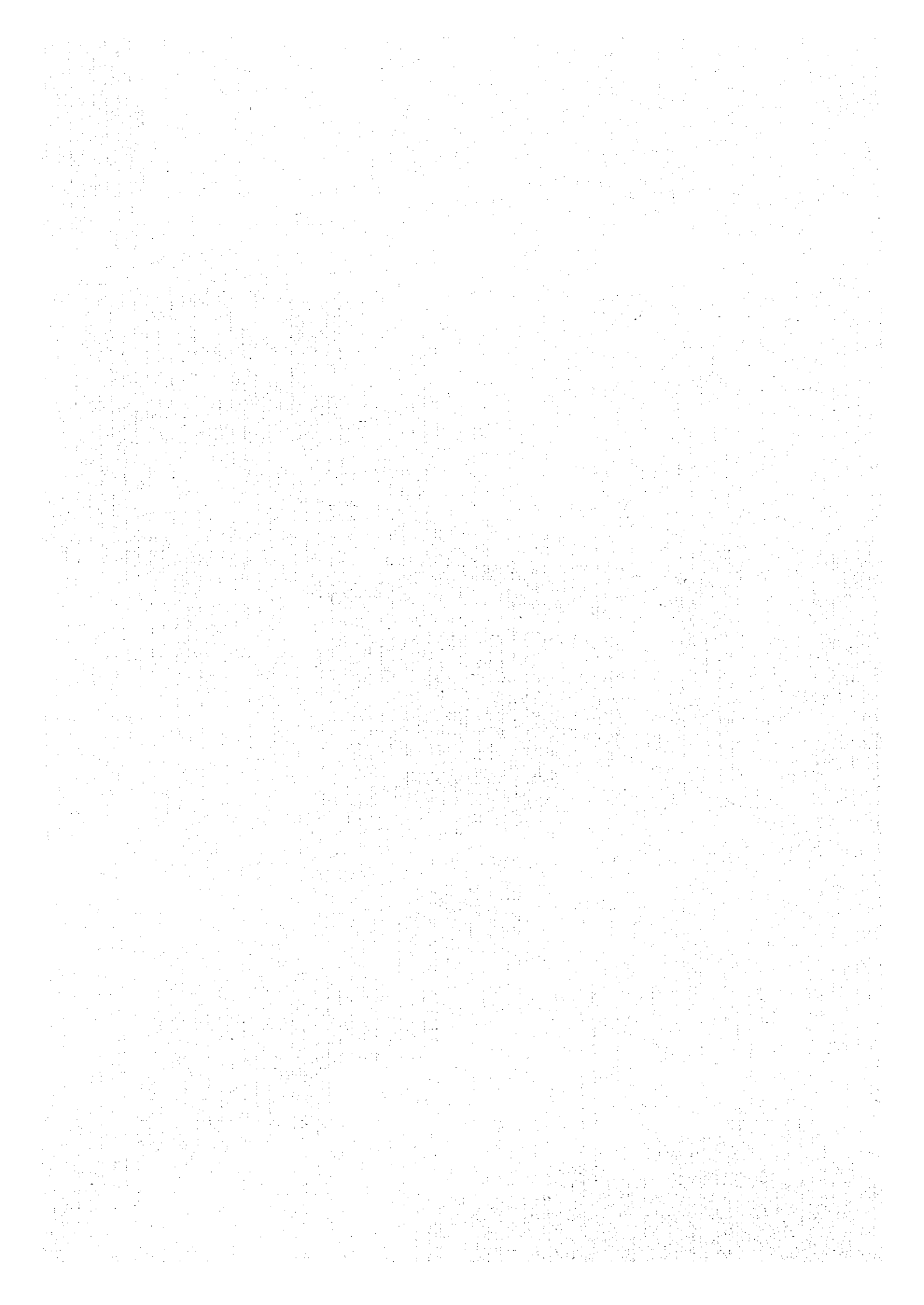
Natural gas: 123 Rial/m<sup>3</sup>

Electricity: 100 Rial/kWh

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

Investment cost is based on that in Japan.

## 7. 添付資料



## 7. 添付資料

## 7.1 工場調査団員名簿

JICA チーム

## A. 事前調査

No.	氏名	担 当
1	井口光雄	総括
2	福島演雄	(総括), 省エネルギーポテンシャル分析
3	小西二郎	熱管理技術
4	白井千雄	電気管理技術

## B. 本調査

## 1. 機材整理, 診断手法技術移転

No.	氏名	担 当
1	井口光雄	総括
2	福島演雄	省エネルギーポテンシャル分析
3	丸山征一郎	プロセス管理技術
4	安西輝男	プロセス管理技術
5	野崎幸雄	熱管理技術
6	中山賢一	電気管理技術
7	小山田明弘	計測器技術

## 2. 鉄鋼業

No.	氏名	担 当
1	福島演雄	総括
		省エネルギーポテンシャル分析
2	丸山征一郎	プロセス管理技術
3	小西二郎	熱管理技術
4	数馬謙二	熱管理技術
5	白井千雄	電気管理技術

## 3. 化学工業

No.	氏名	担 当
1	福島演雄	総括
		省エネルギーポテンシャル分析
2	数馬謙二	プロセス管理技術
3	小西二郎	熱管理技術
4	丸山征一郎	熱管理技術
5	白井千雄	電気管理技術

4. セメント工業

No.	氏名	担 当
1	福島演雄	総括
2	池田恒	省エネルギーポテンシャル分析
3	鎗木勝彦	プロセス管理技術
4	加藤正躬	熱管理技術
5	杉本利夫	熱管理技術 電気管理技術

5. ガラス工業

No.	氏名	担 当
1	福島演雄	総括
2	加藤正躬	省エネルギーポテンシャル分析 プロセス管理技術 および熱管理技術
3	杉本利夫	電気管理技術

6. 繊維工業

No.	氏名	担 当
1	福島演雄	総括
2	谷口隆重	省エネルギーポテンシャル分析
3	小西二郎	プロセス管理技術
4	本多四郎	熱管理技術
5	白井千雄	熱管理技術 電気管理技術

7. 食品工業

No.	氏名	担 当
1	井口光雄	総括
2	福島演雄	(総括)
3	本多四郎	省エネルギーポテンシャル分析 プロセス管理技術
4	小西二郎	熱管理技術
5	谷口隆重	熱管理技術
6	白井千雄	熱管理技術 電気管理技術

PBO チーム

A. 事前調査

Comprehensive Energy Studies (CES), Sharif University of Technology (SUT)

Mr. Mazhari	Energy conservation
Mr. Akhavan	Energy conservation
Mr. Mianji	Micro level energy management
Mr. Azizi	Macro level energy management
Mr. Shayesteh	Instrumentation
Mr. Moosavi	Macro level energy management
Mr. Mohamadzadeh	Macro level energy management
Mr. Tohangchi	Micro level energy management
Mr. Maboodi	Electrical energy management
Ms. Zarvani	Macro level energy management

Ministry of Industry

Mr. Parsi  
Mr. Mohamadzadeh

Advisory Committee

Mr. Alavizadeh

B. 本調査

Comprehensive Energy Studies (CES), Sharif University of Technology (SUT)

Mr. Mazhari	Energy conservation
Mr. Akhavan	Energy conservation
Mr. Mianji	Micro level energy management
Mr. Azizi	Macro level energy management
Mr. Sajadifar	Factory management
Mr. Schayesteh	Instrumentation
Mr. Moosavi	Electrical energy management
Mr. Tohangchi	Micro level energy management
Mr. Seid-Reyhani	Micro level energy management
Ms. Zarvani	Macro level energy management

## 7.2 工場調査日程

添付資料 2

## A. 事前調査 (第1次現地調査)

No.	年月日	曜	日	程
1	1995年 9月14日	木	東京発	
2	9月15日	金	テヘラン着	
3	9月16日	土	EDMG グループとの打合, インセプションレポート協議	
4	9月17日	日	インセプションレポート協議, 日本大使館との協議	
5	9月18日	月	Advisory Committee との協議, インセプションレポート協議	
6	9月19日	火	EDMG グループとの打合, SUT との打合	
7	9月20日	水	インセプションレポート協議	
8	9月21日	木	調査準備	
9	9月22日	金	調査準備	
10	9月23日	土	Behshahr Industry 調査	
11	9月24日	日	Tehran Cement 調査	
12	9月25日	月	M/M署名, Tehran → Tabriz	
13	9月26日	火	Soufian Cement 調査, Tabriz → Tehran (小西)	
14	9月27日	水	報告書準備, Tabriz → Tehran (福島)	
15	9月28日	木	調査準備	
16	9月29日	金	調査準備, Tehran → Esfahan	
17	9月30日	土	Sepahan Cement 調査	
18	10月 1日	日	Polyacryl Iran 調査	
19	10月 2日	月	Esfahan Steel 調査	
20	10月 3日	火	Esfahan Steel 調査, Esfahan → Tehran (小西)	
21	10月 4日	水	Esfahan → Tehran (福島, 白井)	
22	10月 5日	木	21st Tehran International Trade Fair 訪問	
23	10月 6日	金	調査準備	
24	10月 7日	土	Tehran Refinery 調査	
25	10月 8日	日	Tehran Refinery 調査	
26	10月 9日	月	Ghazvin Glass 調査, Tehran → Bandar Imam	
27	10月10日	火	Razi Petrochemical 調査	
28	10月11日	水	Razi Petrochemical 調査	
29	10月12日	木	Bandar Imam → Tehran	
30	10月13日	金	調査準備	
31	10月14日	土	Kashan Velvet & Rayon 調査	
32	10月15日	日	報告書準備	
33	10月16日	月	報告書準備, Tehran → Ahwaz	
34	10月17日	火	Karun Cane 調査	
35	10月18日	水	Karun Cane 調査	
36	10月19日	木	Ahwaz → Tehran	
37	10月20日	金	Tehran → Mashad	



No.	年月日	曜	目	程
38	10月21日	土	Abkouh Sugar 調査	
39	10月22日	日	Mashad → Tehran, 報告書準備	
40	10月23日	月	報告書準備	
41	10月24日	火	報告書準備, Dr. Saboohi との打合	
42	10月25日	水	報告書確認	
43	10月26日	木	日本大使館報告	
44	10月27日	金		
45	10月28日	土	EDMG グループとの打合 第1次現地調査報告書提出	
46	10月29日	日	テヘラン発	
47	10月30日	月		
48	10月31日	火	東京着	

B. 本調査 (第3次現地調査時)

No.	年月日	曜	日	程
1	1996年 5月26日	日	東京発	
2	5月27日	月		
3	5月28日	火	テヘラン着	
4	5月29日	水	SUT 打合, 調査用機材確認	
5	5月30日	木	日本大使館と協議	
6	5月31日	金	調査準備	
7	6月 1日	土	調査用機材取扱指導, 調査打合	
8	6月 2日	日	調査用機材取扱指導, 調査打合	
9	6月 3日	月	祝日 調査準備	
10	6月 4日	火	祝日 調査準備	
11	6月 5日	水	調査方法打合	
12	6月 6日	木	調査準備	
13	6月 7日	金	調査準備	
14	6月 8日	土	調査対象工場担当者と打合	
15	6月 9日	日	調査対象工場担当者と打合, 鉄鋼業調査打合	
16	6月10日	月	調査用機材取扱指導, 化学工業調査打合	
17	6月11日	火	調査用機材取扱指導, 鉄鋼業の省エネルギー講義	
18	6月12日	水	化学工業の省エネルギー講義, 調査用機材準備	
19	6月13日	木	日本大使館と協議	
20	6月14日	金	調査準備	
21	6月15日	土	Tehran Refinery 調査	
22	6月16日	日	Tehran Refinery 調査	
23	6月17日	月	Tehran Refinery 調査	
24	6月18日	火	Tehran Refinery 調査	
25	6月19日	水	Tehran Refinery 調査	
26	6月20日	木	調査準備	
27	6月21日	金	Tehran → Esfahan	
28	6月22日	土	Esfahan Steel 調査	
29	6月23日	日	Esfahan Steel 調査	
30	6月24日	月	Esfahan Steel 調査	
31	6月25日	火	Esfahan Steel 調査	
32	6月26日	水	Esfahan Steel 調査	
33	6月27日	木	Esfahan → Tehran	
34	6月28日	金	調査準備	
35	1996年 6月29日	土	収集データ解析	
36	6月30日	日	収集データ解析	
37	7月 1日	月	収集データ解析, ガラス, セメント工業調査打合	
38	7月 2日	火	ガラス工業の省エネルギー着眼点講義	
39	7月 3日	水	セメント工業の省エネルギー着眼点講義	
40	7月 4日	木	日本大使館と協議	
41	7月 5日	金	Tehran → Esfahan	

No.	年月日	曜	日	程
42	7月 6日	土	Sepahan Cement	調査
43	7月 7日	日	祝日	調査準備
44	7月 8日	月	Sepahan Cement	調査
45	7月 9日	火	Sepahan Cement	調査
46	7月10日	水	Sepahan Cement	調査
47	7月11日	木		調査準備
48	7月12日	金		調査準備
49	7月13日	土	Esfahan → Tehran	
50	7月14日	日	Tehran Cement	調査, Ghazvin Glass 調査(2 班に分かれ)
51	7月15日	月	祝日	調査準備
52	7月16日	火	Tehran Cement	調査, Ghazvin Glass 調査(2 班に分かれ)
53	7月17日	水	Tehran Cement	調査, Ghazvin Glass 調査(2 班に分かれ)
54	7月18日	木	Tehran → Tabriz	
55	7月19日	金		調査準備
56	7月20日	土	Soufian Cement	調査
57	7月21日	日	Soufian Cement	調査
58	7月22日	月	Soufian Cement	調査
59	7月23日	火	Soufian Cement	調査
60	7月24日	水	Soufian Cement	調査
61	7月25日	木	Tabriz → Tehran	
62	7月26日	金		収集データ解析
63	7月27日	土		収集データ解析
64	7月28日	日		収集データ解析
65	7月29日	月		収集データ解析
66	7月30日	火		繊維, 食品工業調査打合, 食品工業の省エネルギー講義
67	7月31日	水		繊維工業の省エネルギー講義
68	8月 1日	木		日本大使館と協議
69	8月 2日	金	Tehran → Esfahan	
70	1996年 8月 3日	土	Polyacryl Iran	調査
71	8月 4日	日	Polyacryl Iran	調査
72	8月 5日	月	Polyacryl Iran	調査
73	8月 6日	火	Polyacryl Iran	調査
74	8月 7日	水	Polyacryl Iran	調査
75	8月 8日	木	Esfahan → Tehran	
76	8月 9日	金		調査準備

No.	年月日	曜	日	程
77	8月10日	土	Behshahr Industry	調査
78	8月11日	日	Behshahr Industry	調査
79	8月12日	月	Behshahr Industry	調査
79	8月12日	月	Behshahr Industry	調査
80	8月13日	火	Behshahr Industry	調査
81	8月14日	水	Behshahr Industry	調査
82	8月15日	木	調査準備	
83	8月16日	金	Tehran → Ahvaz	
84	8月17日	土	Kashan Velvet & Rayon	調査, Karun Cane 調査(2班に分かれ)
85	8月18日	日	Kashan Velvet & Rayon	調査, Karun Cane 調査(2班に分かれ)
86	8月19日	月	Kashan Velvet & Rayon	調査, Karun Cane 調査(2班に分かれ)
87	8月20日	火	Ahvaz → Tehran	
88	8月21日	水	調査準備	
89	8月22日	木	日本大使館と協議	
90	8月23日	金	Tehran → Mashad	
91	8月24日	土	Abkouh Sugar	調査
92	8月25日	日	Abkouh Sugar	調査
93	8月26日	月	Abkouh Sugar	調査
94	8月27日	火	Mashad → Tehran	
95	8月28日	水	ミニッツ協議・署名, 日本大使館へ報告	
96	8月29日	木	テヘラン発	
97	8月30日	金		
98	8月31日	土	東京着	

## 7.3 測定用機材一覧表

添付資料 3

No.	機材名	個数
1	診断バス	1
2	超音波流量計	3
3	熱線風速計	6
4	ピート管式流速計	4
5	渦流量計	3
6	排ガス酸素濃度計	4
7	CO, CO <sub>2</sub> メーター	4
8	排ガス前処理装置	4
9	排ガスサンプリングチューブ	1
10	表面温度計	2
11	排ガス測定用シース熱電対	50
12	サクションパイロメーター	2
13	放射温度計 (低温用)	2
14	放射温度計 (高温用)	2
15	棒状ガラス温度計	5
16	湿度計	10
17	赤外線熱画像装置	1
18	メモリ機能付記録計	6
19	デスクトップパーソナルコンピュータ	1
20	ノートタイプパーソナルコンピュータ	2
21	導電率計	2
22	pH 計	2
23	炉内圧力計	2
24	蒸気圧力発信器 (3種)	3×3
25	クランプ電力計	5
26	クリップオン AC 電力計	3
27	回転計	2
28	照度計	2
29	テスター	2
30	低圧用検電器	5
31	耐熱手袋	5
32	コバルトガラス	10
33	カメラ	1
34	電気絶縁手袋	5
35	電源コード等	1
36	ストップウォッチ	2
37	移動用台車	4
38	計器台	3
39	トランスデューサー (5種)	2×5
40	温度および電力測定実習装置	1
41	流量および電力測定実習装置	1
42	ガス流量, 圧力および電力測定実習装置	1

### 7.3.1 主要測定機材の概要

(1) 超音波流量計 (Fuji Electric Co., Ltd. : FLB)

ボイラの給水、燃料などの液体流量を測定するときに使用するもので、測定には超音波を利用しているため配管の外側から測定することができる。直接液体に触れることがないことから圧力損失がないという特徴がある。

(2) 熱線風速計 (Kanomax Japan Inc. : 6161)

ボイラや燃焼炉等の排ガス流速測定に使用する熱線風速計であり、500℃までの高温気流を測定することができる。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(3) 渦流量計 (Yokogawa Electric Corporation : YF100)

配管ラインに組込んで流量を測定するもので、カルマン渦の渦列を検出することで流量を測定する。測定対象は、液体、気体および蒸気のすべてにおいて可能である。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(4) 排ガス中酸素濃度計 (NGK Insulators, Ltd. : PA210)

ボイラや燃焼炉等の排ガス中の酸素濃度を測定するもので、測定範囲は0~25%である。

測定原理には、電気化学的酸化還元反応を利用したジルコニア方式を採用している。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(5) CO, CO<sub>2</sub> メータ (Shimadzu Corporation : CGT-10-1A)

ボイラや燃焼炉等の排ガスのCO, CO<sub>2</sub>濃度を測定するもので、測定範囲はCOが0~0.1vol%, CO<sub>2</sub>が0~15 vol%である。測定原理には、赤外線吸収の割合を利用した非分散型赤外線吸収式を採用している。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(6) 排ガス前処理装置 (Shimadzu Corporation : CFP-301)

酸素濃度計, CO・CO<sub>2</sub>メータで排ガス分析するために排ガス中のゴミや水蒸気を取り除き、排ガスを冷やすために使用するガス分析機器補助装置である。主な機器構成は、ドレンセパレータ、ガス吸引ポンプ、フィルタ、電子クーラおよび流量計である。

(7) 表面温度計 (Yokogawa Electric Corporation : 2542)

熱電対を使用したハンディタイプの温度計で、炉の表面温度等の測定に使用する。測定物に直接センサーを接触させるため正確な温度を容易に測定することができる。測定範囲は、-50~600℃である。

(8) サクシオンパイロメータ

(Kawaso Electric Industrial Co., Ltd. : SU6-B-13-2.0)

ボイラや燃焼炉等の高温ガス温度を測定するもので、センサー部分には白金ロジウム熱電対を使用し放射シールドにより高温炉壁からの放射の影響を少なくし

ている。同時に熱電対上に高速で排ガスを吸引することで熱伝導による影響をなくしてガス温度を測定することができる。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(9) 放射温度計 (Hayashi Denko : RT70-1, -2)

赤外線を利用した非接触式の温度計で、はなれた場所からの測定ができ測定期間中の最大値、最小値、温度差、平均温度を計算して 100 個まで保存することができる。低温用では、 $-30\sim 1,200$  °C、高温用では  $600\sim 3,000$  °C までの測定ができる。

(10) 赤外線熱画像装置 (Nippon Avionics Co., Ltd. : TVS-2000Mk II)

測定対象物の温度を非接触式で測定し、内蔵のカラーモニタに熱画像を表示することができる。データはフロッピーディスクに保存でき、専用のパソコンソフトによる解析、VTR、写真に記録することができる。

(11) メモリ機能付記録計 (Yokogawa Electric Corporation : 3750)

各計測機器から出力されるアナログ信号を 20 点まで取込むことができ、内蔵の IC メモリカードに記録すると同時に内蔵プリンタでカラープリントができる。IC メモリカードに記録したデータは専用のメモリカードリーダーからパソコンに移すことができ、専用ソフトで解析することができる。

(12) 導電率計 (Yokogawa Electric Corporation : SC82)

ボイラ等の給排水の水質を測定する携帯用の導電率計で、測定範囲は  $0\sim 200$  mS/cm である。測定液温度は  $0\sim 80$  °C で、導電率の測定と同時に温度測定も可能である。

(13) pH 計 (Yokogawa Electric Corporation : PH81)

ボイラ等の給排水の水質を測定する携帯用の pH 計で、測定範囲は pH 0~pH 14 である。測定液温度は  $0\sim 80$  °C で、pH の測定と同時に液体の温度測定も可能である。

(14) 炉内圧力計 (Seiritsu Engineering Co., Ltd. : DLM-10-1512)

気体の圧力を測定する携帯用の微差圧計で、圧力範囲は正負圧  $-50\sim 50$  mmH<sub>2</sub>O である。主に加熱炉等の炉内圧力測定に利用する。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(15) 蒸気圧力発信器 (Nagano Keiki Seisakusho : KH15)

検出部に半導体歪ゲージを用いた圧力発信器で、圧力を電気信号に変換し伝送する。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(16) クランプ電力計 (Hoki E. E. Corporation : 3165)

単相から 3 相 4 線式の測定ができるクランプ式電力計で、測定した電圧、電流、有効電力をもとに無効電力、皮相電力、力率の演算を内蔵のプリンタに表示することができる。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(17) クリップオン AC 電力計 (Yokogawa Electric Corporation : 2433-11)

携帯用の電力計で、クランプセンサーにより単相および平衡 3 相回路の kW,  $V_{rms}$  および  $A_{rms}$  を測定することができる。回路電圧は、最大 600 V(AC) である。データはアナログ信号で出力され記録計に保存することができる。

(18) 温度および電力測定実習装置 (Tokyo Denki Dangyo Co., Ltd.)

小型の電気炉で、表面温度計、熱電対、放射温度計を用いた熱管理の計測実習ができる。電源部分では、電力計による電気管理の計測実習ができる。

(19) 流量および電力測定実習装置 (Tokyo Denki Dangyo Co., Ltd.)

ポンプにより水が循環するように配管されている装置で、オーバル流量計、渦流量計が組み込まれている。オーバル流量計、渦流量計、超音波流量計による流量の計測実習ができる。電源部分では、電力計による電気管理の計測実習ができる。

(20) ガス流量、圧力および電力測定実習装置 (Tokyo Denki Dangyo Co., Ltd.)

ファンで空気を送り込んで気体流量および圧力の計測実習をするための装置である。アネモマスターおよびピトー管によるガス流速、デジタル微差圧計による圧力の計測実習ができる。電源部分では、電力計による電気管理の計測実習ができる。









JICA