

## 3.2 Tehran Cement の調査結果

### 3.2.1 工場の概要

(1) 工場名

Tehran Cement Company

(2) 工場所在地

Serah Afsarieh-Jadeh Khavaraw-Serah Avarezi-POB  
18/745-4148, Tehran

(3) 従業員数

約 2,000 人

(4) 主要製品

ポルトランドセメントおよびクリンカ  
ASTM Type 2 および Type 5

(5) 生産能力

9,600 t/d (No. 7 キルンを含む)

(6) プロセス概要

主原料である石灰石は、隣接した鉱山で採掘、約 7 km のルートトラックで輸送し、2 次破碎のあと、オアベッディング方式の置き場に受け入れる。粘土も同じ鉱山の一部分で採掘し、工場に受け入れる。通常の配合比率は石灰石 70 % に対して粘土 30 % であるが、鉄分の補正用として、少量の鉄鉱石を加えることがある。

生産ラインは 7 系列のキルンで構成されており、No. 1~3 および No. 5 キルンの 4 ラインは湿式、No. 4, 6 および No. 7 キルンの 3 ラインは乾式である。No. 1~4 キルンは原料およびクリンカ置き場を共有しているが No. 5~7 キルンは、それぞれが分離されており、個別のストックヤードをもっている。このうち特に No. 7 キルンは、鉱山の裏手の別の敷地に建設され、独立した工場となって

いる。今回は、日程の調整も困難であったので調査対象から除外した。

乾式には、何れもサスペンションプレヒータが採用されている。クリンカクーラは3種類あって、No.3 キルンがロータリークーラ、No.6 キルンがグレートクーラその他5基はサテライトクーラである。燃料には天然ガスと重油が併用されている。

#### (7) 工場の沿革

No.1, No.2 キルンはそれぞれ1956, 1958年より相次いで稼働しているので、ほぼ40年を経過している。その後、1962年, 1968年にNo.5 およびNo.3 キルンが増設された。No.5 キルンはNo.3 キルンよりも古く、当初は別個の企業組織で建設され、後日No.4 キルン稼働後にTehran Cement社に編入された。このため呼称番号と稼働順序は一致せず、またレイアウト面でも不自然さを感じさせる。以上の4基が湿式である。

最初の乾式、No.4 キルンは1972年に稼働し、続いてNo.6, No.7 キルンがそれぞれ、1979年, 1984年に完成している。No.7 キルンもNo.5 キルン同様、別個の企業体で建設され、後日Tehran Cement社に併合されたものである。

以上により、No.7 キルンを含めた生産能力は9,600 t/dとなり、単一工場としてのクリンカ生産能力はイラン最大である。湿式プロセスによるクリンカ生産能力1,500 t/dに対して、乾式による生産能力はNo.7 キルンを含まずに6,100 t/d、これを含めば8,100 t/dとなっており、乾式の比率が圧倒的に大きい。

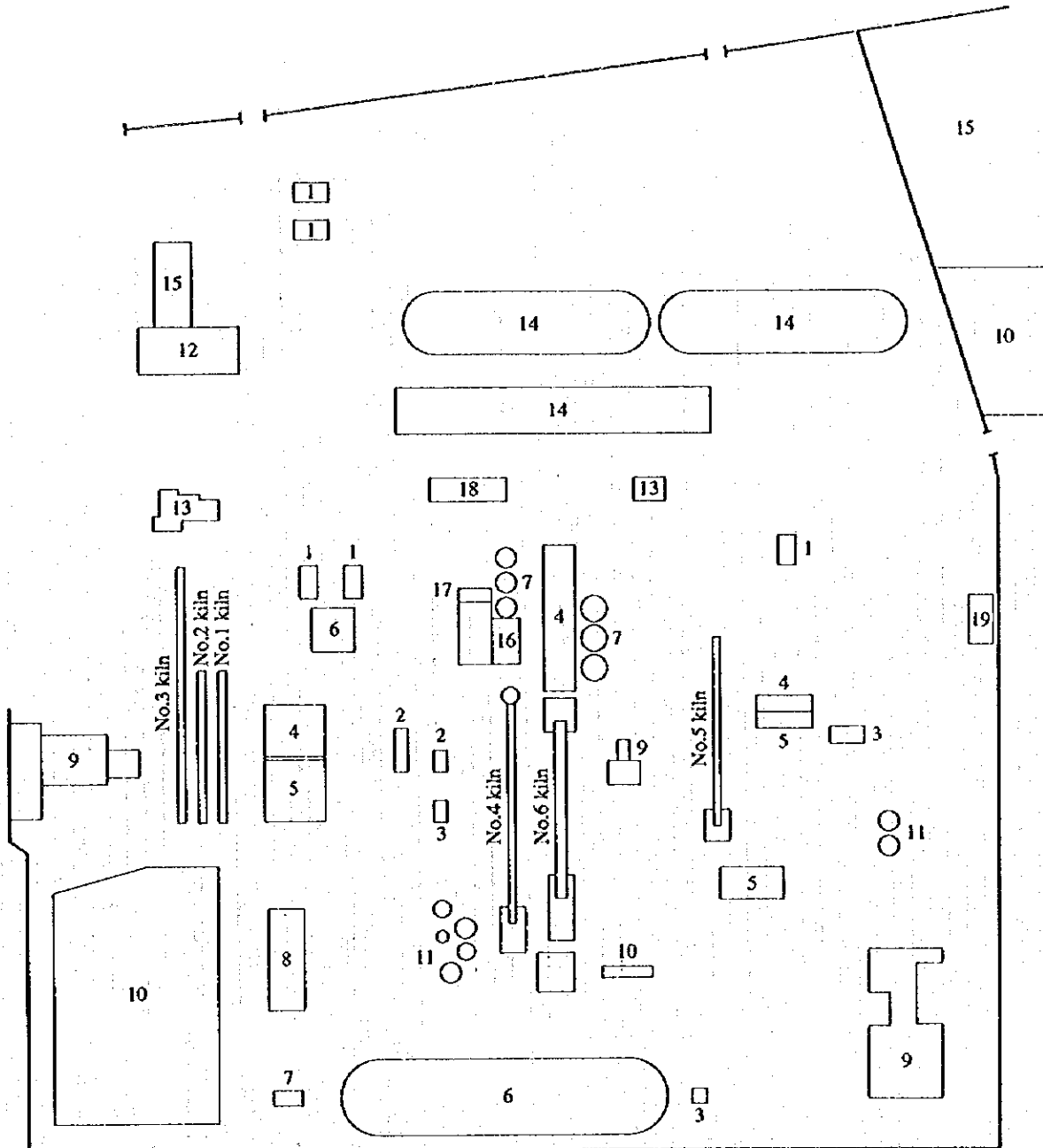
#### (8) 工場配置図

工場配置図をFigure 3.2.1に示す。ただし、No.7 キルンを除く。

#### (9) 電力単線結線図

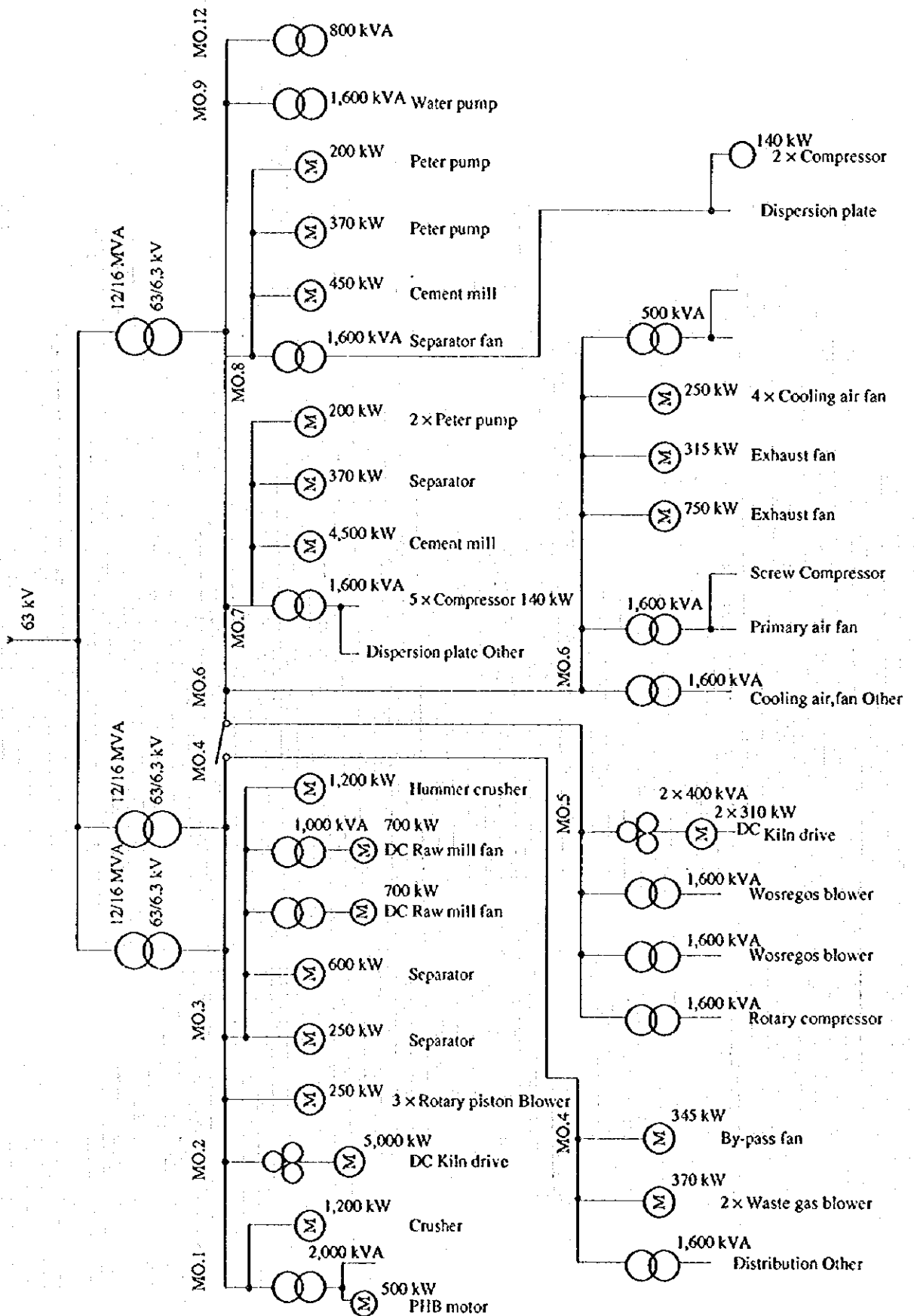
電力単線結線図をFigure 3.2.2に示す。

Figure 3.2.1 Plant Layout



- |                    |                  |
|--------------------|------------------|
| 1 Hammer mills     | 10 General store |
| 2 Clay mills       | 11 Oil tanks     |
| 3 Gypsum mills     | 12 Work shop     |
| 4 Raw mills        | 13 Office        |
| 5 Cement mills     | 14 Premixing     |
| 6 Clinker store    | 15 Garage        |
| 7 Silos department | 16 Compressor    |
| 8 Power station    | 17 Substation    |
| 9 Packing plants   | 18 Laboratory    |
|                    | 19 Gas station   |

Figure 3.2.2 One Line Diagram



(10) 主要設備の概要

各キルンの主要諸元を Table 3.2.1 に示す。

Table 3.2.1 Production Lines

Line No.	Type of Process	Capacity (t-cl/d)	Kiln Size (L × D m)	Clinker Cooler	Supplier	Year in Service
1	Wet	300	100 × 3	Satellite	F.L.Smith	1956
2	Wet	300	100 × 3	Satellite	F.L.Smith	1958
3	Wet	600	150 × 3.75	Satellite	F.L.Smith	1968
4	Cyclone SP	2,100	80 × 5	Satellite	F.L.Smith	1972
5	Wet	300	100 × 3	Rotary	G.H.H.	1962
6	Cyclone SP	4,000	95 × 5.8	Grate	Polysius	1979
7	Tower SP	2,000	n.a.	Satellite	Perage Inv.	1984

(11) エネルギー価格

1995 年 9 月現在で、次の情報を得ている。

天然ガス	10 Rial/m <sup>3</sup>	( 9,600 kcal/m <sup>3</sup> )
重油	20 Rial/L	(10,500 kcal/L)
電力	53 Rial/kWh	(63 kV)

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995 年 9 月 24 日
- b. 本調査 1996 年 7 月 14 日～17 日

(13) 調査員

- a. JICA チーム
  - 総括 井口光雄 (事前調査)
  - 総括 (工場調査) 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 小西二郎 (事前調査)
  - 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, 山口馨 (事前調査)  
エネルギー利用計画  
経済評価 加藤茂昭 (事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation Mr. Mazhari  
Factory management Mr. Sajadifar  
Micro level energy management Mr. Tohangchi (事前調査)  
Electrical energy management Mr. Maboodi (事前調査)

(14) 面接者

a. 事前調査

Mr. A. Farahi Jahromi Electric Engineer  
Mr. Nasser Bahadori Head of Electronic & Electrofilters  
Mr. Mohammad-Reza Artan Nejad Electric Engineer  
Mr. Abolghaseem Rastegar Production Manager

b. 本調査

Mr. Amini Yekta Vice President of Factory  
Mr. Shahverdi Deputy Manager of No. 1 Plant,  
Head of Energy Committee  
Mr. Arian Nejad Senior Electric Manager,  
Head of Electric and Electronics  
Mr. Jahromi Deputy Manager of Electric Engineer of No. 4 Kiln  
Mr. Salimi Deputy Manager of Production

3.2.2 エネルギー消費の状況

(1) エネルギー消費原単位の推移

年度別, キルン別の生産量およびエネルギー消費量のデータは入手できなかった。  
燃料消費原単位は, 下記の範囲で推移している。

Wet process: 1,600~1,700 kcal/kg-cl

Dry process: 850~ 950 kcal/kg-cl

電力消費原単位については、確かな情報が得られていない。

一方、No.4 キルンおよび No.6 キルンについて、最近 16 カ月間の月別、工程別運転実績を調査した結果は Table 3.2.2, Table 3.2.3 のとおりである。

Table 3.2.2 Operation Record of Kiln No. 4

Year	Month	Raw Mill Department			Kiln Department			Cement Mill Department		
		Productoin [Raw tons]	Electricity Consumption [kWh]	Production [t-cl]	Fuel Consumption Oil [L]	Gas [m <sup>3</sup> ]	Electricity Consumption [kWh]	Production [t-cent]	Electricity Consumption [kWh]	
1995	1	89,813	2,711,929	54,791	2,655,000	2,614,300	1,434,816	52,801	2,798,885	
	2	90,478	2,519,081	52,277	1,043,000	4,243,304	1,376,907	52,032	2,341,357	
	3	72,640	2,313,164	47,719	800,000	4,314,716	1,282,390	47,127	2,557,626	
	4	79,239	2,337,032	45,278	549,000	4,187,591	1,259,061	48,938	2,597,942	
	5	69,873	2,254,201	46,098	715,000	4,540,125	1,313,941	49,198	2,174,361	
	6	84,650	2,676,910	51,659	684,000	5,000,965	1,428,407	49,022	2,446,999	
	7	4,280	355,280	90	0	69,805	157,753	48,313	2,028,060	
	8	39,784	1,418,114	29,034	418,000	2,550,331	844,169	42,954	2,143,533	
	9	96,253	2,757,656	59,573	897,000	5,263,290	1,578,437	58,384	2,947,780	
	10	72,819	2,125,585	40,833	550,000	3,566,130	1,077,945	35,395	1,610,343	
	11	72,734	2,221,452	45,985	723,000	4,106,572	1,241,532	59,912	2,666,088	
	12	37,321	1,272,401	21,720	998,000	1,276,031	640,248	37,886	1,708,902	
1996	1	97,415	2,671,416	60,096	2,205,000	3,540,697	1,475,684	58,857	2,724,253	
	2	87,425	2,614,040	52,261	3,989,000	1,021,506	1,376,133	40,338	1,908,744	
	3	81,219	2,492,914	48,311	1,521,000	3,375,320	1,277,383	44,104	1,922,761	
	4	83,201	2,377,889	49,685	1,065,000	4,136,423	1,306,139	34,951	1,575,696	
Total (1995.1 - 1996.4)		1,159,144	35,119,064	705,410	18,812,000	53,807,106	19,070,945	760,212	36,153,330	
Monthly average		72,447	2,194,942	44,088	1,175,750	3,362,944	1,191,934	47,513	2,259,583	
Energy intensity		1.64	30.30	1.00	26.67	76.28	27.04	1.08	47.56	
Total Electricity [kWh/t-cl]									128.07	
[kWh/t-cent]									118.84	
[kWh/t-ref]									(1.6R+Cl)IC: 124.38	
Fuel [kcal/kg-cl]									950.80	
									[LHV] 9,845 [kcal/kg] 9,350 [kcal/m <sup>3</sup> ]	
									[kg/L] 0.905	

Table 3.2.3 Operation Record of Kiln No. 6

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 <sup>3</sup> ]	Electricity Consumption [kWh]	Production [t-cem]	Electricity Consumption [kWh]
1995	1	157,260	3,585,600	102,531	5,144,000	3,687,055	3,825,640	104,948	5,328,500
	2	136,192	3,359,200	77,870	1,934,000	4,966,776	3,114,270	49,393	2,375,650
	3	71,850	1,758,900	43,975	1,777,000	2,380,911	2,072,750	43,628	2,262,500
	4	157,925	4,221,800	107,300	0	9,804,205	3,866,750	52,609	2,687,100
	5	128,616	3,439,100	73,232	0	7,258,928	2,972,180	93,116	4,445,400
	6	46,716	1,312,900	41,171	0	4,115,398	1,650,980	73,337	3,581,900
	7	138,656	3,568,000	95,954	284,000	8,790,248	3,486,040	74,751	3,790,300
	8	143,463	3,360,900	76,979	2,118,000	4,952,012	3,122,670	84,635	4,408,100
	9	120,956	2,919,500	81,888	0	7,629,722	3,178,400	99,779	4,938,500
	10	112,555	2,538,000	62,824	0	5,817,910	2,450,080	76,513	3,704,600
	11	76,370	1,779,000	52,132	0	5,077,504	2,033,150	63,178	2,892,100
	12	127,649	3,031,000	90,188	2,747,000	5,319,643	3,517,330	80,991	3,743,100
1996	1	157,715	3,687,700	96,154	3,956,000	4,592,089	3,750,000	82,656	3,684,800
	2	143,713	2,939,500	92,156	5,000,000	3,161,092	3,594,150	74,883	3,718,200
	3	87,514	1,997,300	65,444	3,800,000	1,868,541	2,552,316	68,924	3,225,700
	4	133,290	3,317,200	76,772	5,225,000	1,629,319	2,994,108	65,846	3,118,700
Total		1,940,440	46,815,600	1,236,570	31,985,000	81,051,353	48,180,814	1,189,187	57,905,150
Monthly average		121,278	2,925,975	77,286	1,999,063	5,065,710	3,011,301	74,324	3,619,072
Energy intensity		1.57	24.13	1.00	25.87	65.55	38.96	0.96	48.69
Total Electricity		[kWh/t-cl]						123.65	
		[kWh/t-cem]						128.58	
		[kWh/t-ref]				(1.6R+Cl)+C:		125.52	
Total Fuel		[kcal/kg-cl]				[kcal/kg]	[kcal/m <sup>3</sup> ]	843.31	
				[LHV]	9,845	9,350			
				[kg/L]	0.905				

Note: Some amount of clinker are exported.

これによれば No. 4 キルンおよび No. 6 キルンの熱量原単位の平均値は、それぞれ 950 kcal/kg-cl, 843 kcal/kg-cl となっている。湿式キルンの熱量原単位も、上記は通常のレベルであるので、得られた情報はほぼ妥当な値と思われる。そこで、キルンの能力に応じて加重平均すると、工場全体の平均熱量消費原単位は 1,038 kcal/kg-cl と推定される。

電力原単位は No. 4 キルンが 128 kWh/t-cl, および No. 6 キルンが 124 kWh/t-cl となっている。かりに湿式キルンの電力原単位を 110 kWh/t-cl とし、No.



7 キルンは No. 4 キルンと同程度として、同様に全工場の電力原単位を推定すると 123.4 kWh/t-cl となる。

(2) 工程別エネルギー原単位

Table 3.2.2, Table 3.2.3 は, No. 4 キルンおよび No. 6 キルンの生産量およびエネルギー消費量を月別, 工程別に示したものである。それらを図示すると, Figure 3.2.3, Figure 3.2.4, Figure 3.2.5 および Figure 3.2.6 となる。湿式キルンおよび No. 7 キルンについては, 時間の制約上調査を省略した。また, 運転状況の実測も諸般の事情により, No. 4 キルンに限定して実施した。

Figure 3.2.3 Monthly Production of Kiln No. 4

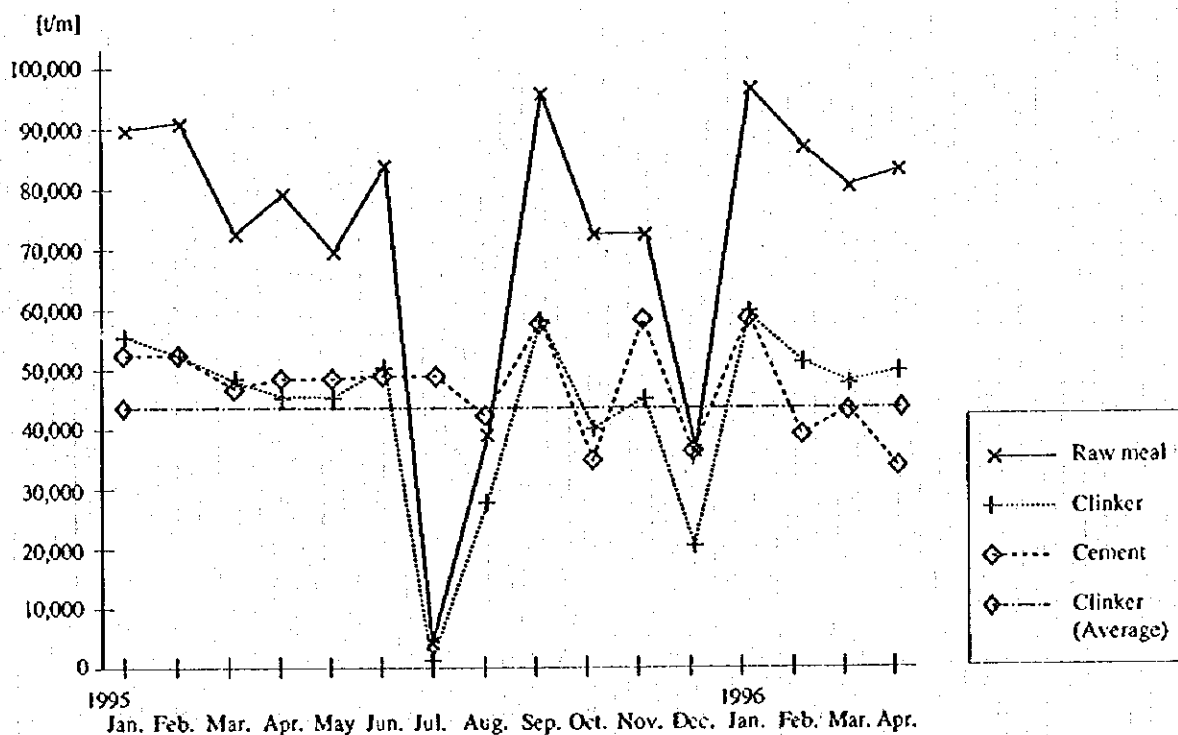


Figure 3.2.4 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 4

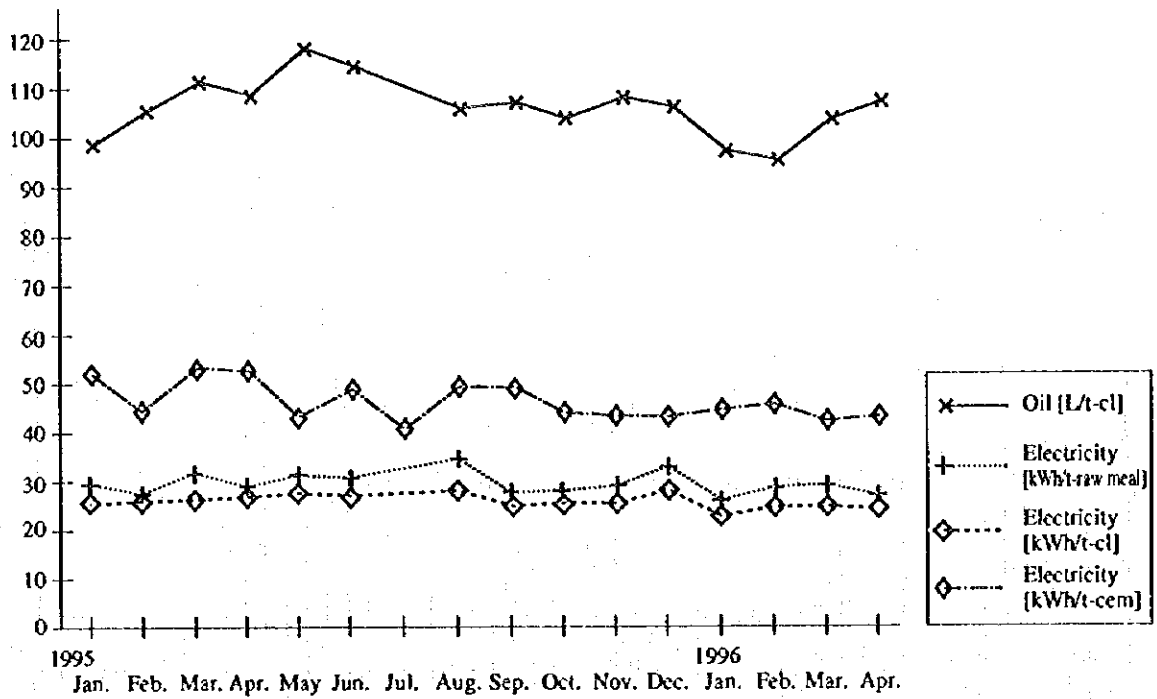


Figure 3.2.5 Monthly Production of Kiln No. 6

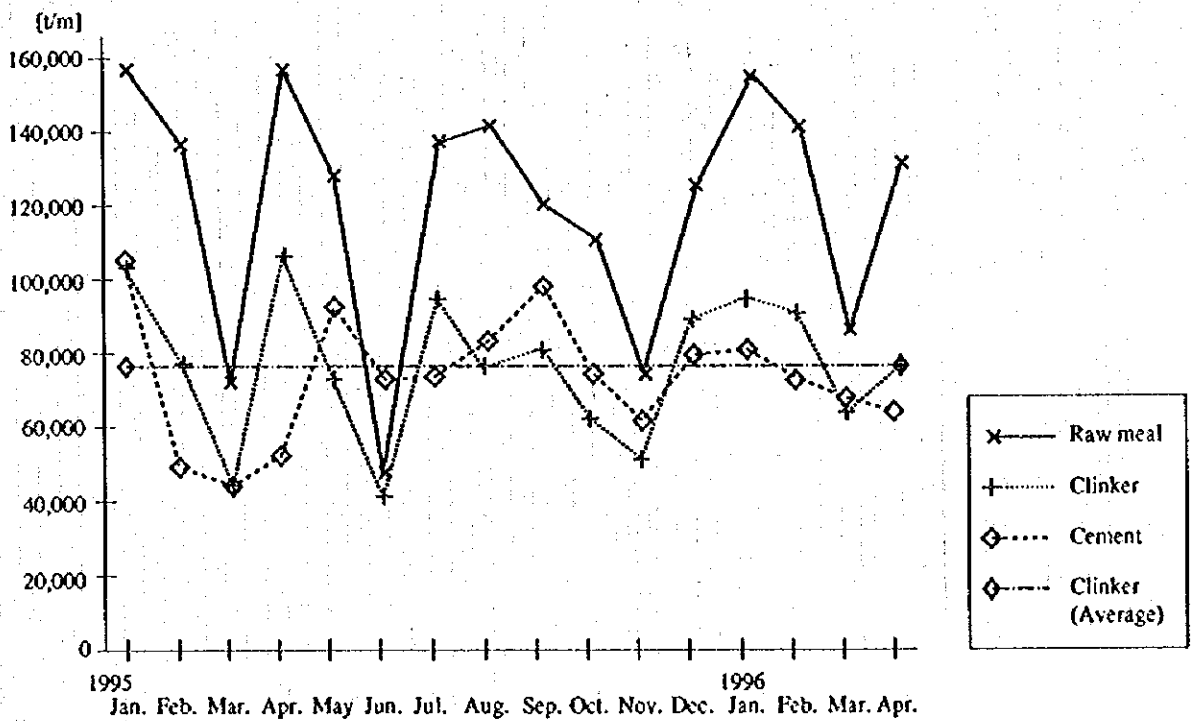
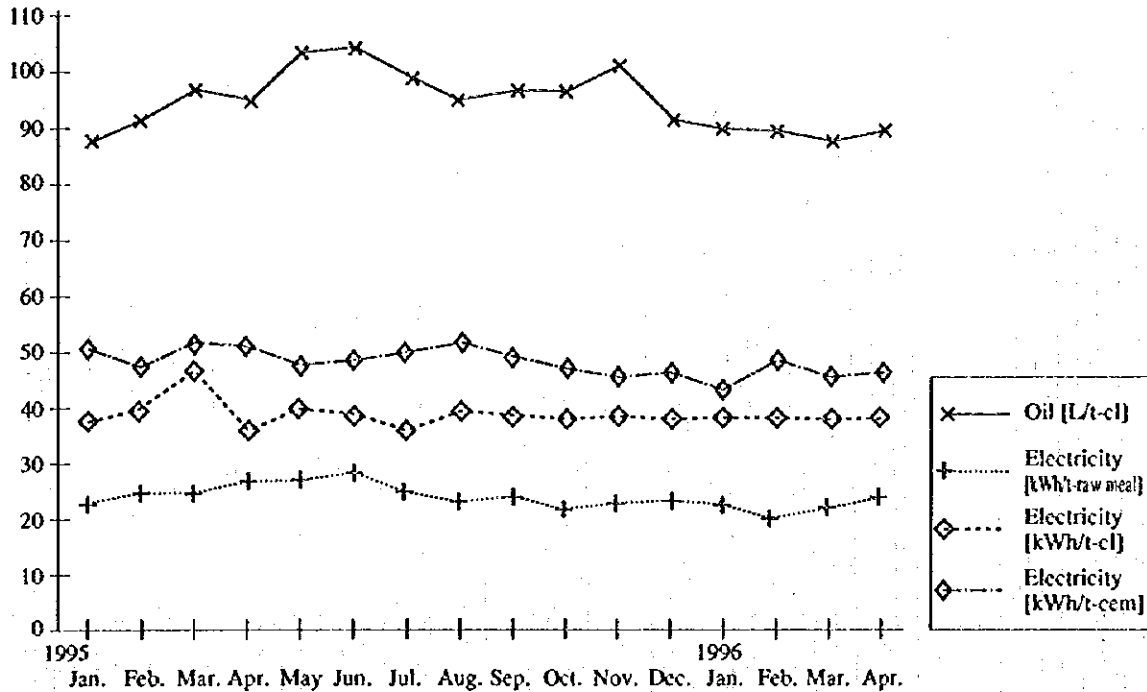


Figure 3.2.6 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 6



No. 4 キルンの原料乾燥粉碎部の電力原単位は、同じ原料を使用しているにも関わらず、No. 6 キルンに較べて約 6 kWh/t 高い。システムの相違でこれだけの差異を生ずると思えない。一方、焼成部門の電力原単位を比較すると、No. 6 キルンの方が逆に約 12 kWh/t 高い。No. 6 キルンはグレートクーラを使用しているために、若干高めになることは十分に推測できるが、この差は大きすぎる。消費電力のキルン別あるいは部門別の仕訳に問題があり、実態が正しく表示されていない疑いが濃い。

No. 6 キルン のクリンカの一部は、輸出されているためセメントの生産量はクリンカを生産量を下回っている。このようなとき、工場全体の電力原単位をセメントトン当たりで表示すると著しく妥当性を欠くことになるので、常に部門別、製品別の消費実態を掌握できるよう留意すべきである。

(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 3.2.4 に示す。

Table 3.2.4 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln) (1/2)

1. Precondition

Item	Unit	Remarks	
<b>1.1 Raw meal</b>			
1) Charged raw material	t/h	155	
2) Temperature	°C	100	
3) Specific heat	kcal/kg.°C	0.20	
<b>1.2 Clinker</b>			
1) Yield of material	t-cl/t-raw material	0.59	
2) Dusting loss	%	5	
3) Clinker output	t/h	87.10	155 × 0.59/1.05
4) Temperature	°C	150	
5) Heat for clinkering	kcal/kg-cl	430	
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.192	
<b>1.3 Fuel in kiln</b>			
1) Kind	—	Natural gas	
2) Low heat value	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	9,500	
3) Temperature	°C	30	
4) Consumption in kiln	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h	7,500	
<b>1.4 Fuel in preheater</b>			
1) Kind	—	Fuel oil	
2) Low heat value	kcal/L	9,207	
3) Temperature	°C	100	
4) Consumption in preheater	L/h	1,500	
5) Specific gravity	kg/L	0.905	
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.45	
<b>1.5 Exhaust gas at preheater outlet</b>			
1) Temperature	°C	360	
2) O <sub>2</sub> content	%	3.25	
3) Specific heat	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .°C	0.338	
4) Specific gas volume by natural gas	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg-cl	1.24	
5) Specific gas volume by fuel oil	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg-cl	0.24	
6) Specific gas volume by clinkering of material	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg-cl	0.27	
<b>1.6 Radiation loss from kiln surface</b>			
1) Average temperature	°C	284	
2) Surface area	m <sup>2</sup>	1,257	
3) Convection coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	11.4	
4) Radiation coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	16	
5) Emissivity	—	0.95	
<b>1.7 Radiation loss from cooler surface</b>			
1) Average temperature	°C	244	
2) Surface area	m <sup>2</sup>	625	
3) Convection coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	11.9	
4) Radiation coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	13.7	
5) Emissivity	—	0.95	

Table 3.2.4 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln) (2/2)

2. Heat balance

Item	kcal/kg-cl	%	Remarks
Input heat Q1			
1) Qa : Heat of combustion of fuel	976.6	97.5	
2-1) Qb <sub>1</sub> : Sensible heat of fuel	0.5	0.0	
2-2) Qb <sub>2</sub> : Sensible heat of raw material	24.9	2.5	
Total	1,002.0	100.00	
Output heat Q2			
3) Qc : Heat for clinkering	430.0	42.9	JIS
4) Qd : Sensible heat of clinker at cooler outlet	23.0	2.3	
5) Qe : Sensible heat of preheater exhaust gas	195.2	19.5	
6) Qf : Radiation loss	139.1	13.9	
7) Qg : Other heat loss	214.7	21.4	
Total	1,002.0	100.00	

1)  $((7,500 \times 9,500) + (1,500 \times 9,207)) / 155 / 0.59 \times 1.05 / 1,000 = 976.6$

2-1)  $1,500 / 155 / 0.59 \times 0.905 \times 0.45 \times (100 - 30) / 1,000 = 0.5$

4)  $0.192 \times (150 - 30) = 23.0$

5)  $(1.24 + 0.24 + 0.27) \times 0.338 \times (360 - 30) = 195.2$

6) Cooler 39.1 + Kiln 100.0 = 139.1

3.2.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

工場の歴史を反映して、製造様式の異なった 7 基のキルンが複雑に絡み合っていて、新旧の設備が並行して運転されているので、一定レベルの稼働率を維持するだけでも、かなりの努力を要するのが当工場の実状であろう。このような状況では、部分的な変化が全体の流れに埋没して、実態が掌握しにくい。したがって、各キルンについて、系統別、工程別のデータを集積し、アプローチの糸口を見いだし、個々の項目について実現可能な目標を設定し、結果を追跡して行かねばなるまい。当工場では、次の事項が当面の懸案事項として検討されている。

- a. 設備稼働率 92 % 達成
- b. No. 6 キルン 能力アップ 4,000 t/d → 6,000 t/d
- c. 原料輸送ベルトコンベアおよびクラッシャ増設
- d. ISO-9000 認可申請

何れもエネルギー消費と密接な関連を有する。

## (2) 組織的な活動

7 ラインのキルンそれぞれから、機械、電気、製造の各代表者を選任し、エネルギー管理委員会が設立され、活動を開始したばかりである。実際の日常活動は、電気エンジニアが中心となって、目下データ取捨に当たっている。電力に限らず、燃料、コスト、環境問題まで関心を持って取り組んでいる。

## (3) データに基づく管理

上記委員会により、データの取捨が進められている段階である。何分にも工場稼働している機器の種類、基数ともに多くそれらの仕様、特性などに関する情報が整理され、現場の末端まで伝達され、活用されるに至るのは容易ではあるまい。先述のように、例えば No. 4 キルンの原料部門では、No. 1~3 キルンと共通で使用されている設備があり、電力消費量が適切に掌握できない状況に置かれている模様である。委員会の活動が進むとともに、これらの問題点も明確になり、改善が図られるものと期待される。

## (4) 従業員教育

格別の情報は入手していない。

生産条件については品質の安定、稼働率向上のためには、オペレータに正しい操業標準を十分に修得させておく必要があり、このことが省エネルギー原単位の向上にもつながる。

## (5) 設備管理

旧工場では随所から激しく発塵しており、通路に堆積したダストが突風やトラックの通行の度に再飛散している。これが機器類の故障の原因となり、寿命を縮めている可能性を否定できない。工場の美化は、単に美観や従業員の福祉のために留まらず、操業利益を確保するためにも必要である。

新、旧の設備が錯綜し、現状は管理上理想的なレイアウトとは程遠い。これには工場の沿革で述べられた事情が反映されている。現場のエンジニアは所定の稼働率を維持するために多大の努力を強いられている筈である。今後とも工場の生産能力の増強を図るための様々な設備投資が継続されようが、その過程では、同時に管理上の便宜性についても、改善を図る配慮が払われるのが望ましい。当工場の沿革を振り返ると、いま設備の整理統合を必要とする時期に来ていると言えよ

う。

### 3.2.4 エネルギー使用上の問題点と対策

#### (1) 新鋭工場との比較

3.2.2(1) 項で述べたように、工場全体の燃料原単位は、1,038 kcal/kg-cl と推定されるが、この値は最近の通年燃料原単位の国際レベル 800 kcal/kg-cl に対して約 30 % 高い。

燃料原単位差約 30 % はプロセスの差 21 %、クーラ形式による差 4 %、操業条件による差 5 % による。

すでに述べたとおり、当工場の生産ライン7系列のうち、No.1~No.3 および No.5 キルンの4基は湿式プロセスであって、燃料消費量の原単位は理論上、近代的な乾式キルン (NSP 方式) の約 2 倍を必要とする。それぞれのキルン1基当たりの生産能力も小さく、今後工場全体の近代化を図っていく上では、製造様式の転換と生産の集約化を、同時に進めなければならない時期に来ている。

乾式 SP キルンのうち、No.4 キルンと No.6 キルンの燃料原単位が大幅に異なる理由は、主としてクリンカクーラ形式の相違によるものと思われる。No.4 キルンに装備されているサテライトクーラは、構造的に単純であって操業が容易であることが1つの利点ではあるが、省エネルギーの観点では不利といわざるを得ない。No.4 キルンのクリンカクーラをグレートクーラに交換すれば、両者の燃料原単位の差異は少なくなる。

No.6 キルンの燃料原単位は、ほかのキルンに比べて少ないが、稼働率が向上すればさらに改善される余地を残している。

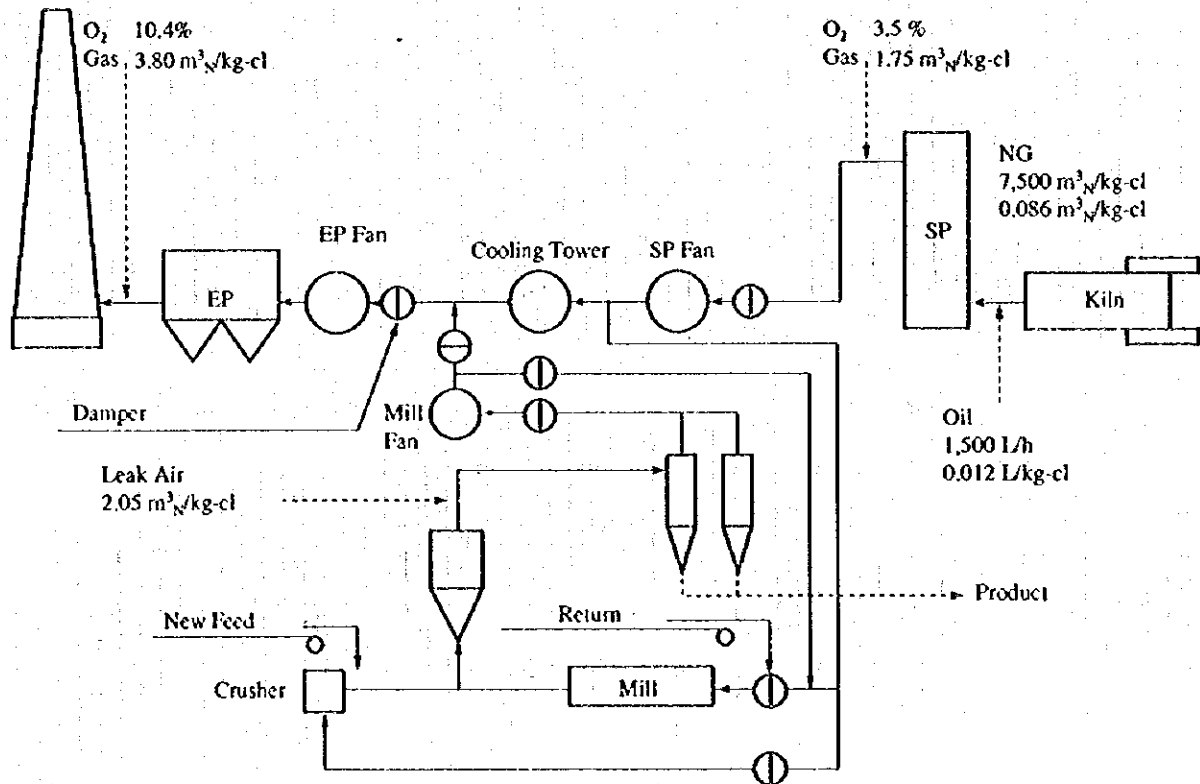
電力原単位の 123.5 kWh/t-cl も、イランのセメント粒度に換算した国際レベルである 100 kWh/t-cl より約 23 % 高い。環境対策設備が少ないことを考えると、その差はさらに約 3~5 % 拡大する。

この差は、主としてミルの軽負荷運転およびミルの操業管理の差による。

#### (2) No.4 キルン・クリンカクーラの改造

No. 4 キルンは No. 6 キルンと同様サスペンションプレヒータ付きの乾式キルンであるが、燃料原単位は No. 6 キルン よりも 100 kcal/kg-cl 以上多い。その主たる原因は、クーラ形式の相違によるものと思われる。No. 4 キルンでは、キルン出口で排ガス中に 3.5 % の  $O_2$  が検出されている。グレートクーラの場合、これは通常 1 % 未満である。この差はクリンカの冷却に使用した空気を、燃料の燃焼に必要な空気量とは無関係に、全量キルンに持ち込むために生ずるものであって、サテライトクーラの特徴の 1 つである。この残存酸素量を空気量に換算すると理論燃焼空気量との比、即ち余剰空気比約 15 % に相当する (Figure 3.2.7 参照)。敢えて燃料の供給を増やせば、キルン焼成帯 (シンタリングゾーン) の熱負荷や排ガス温度の上昇を来し、運転上様々なトラブルを生ずる。焼成システムの熱効率が向上すれば当然、燃焼のための理論所要空気量も減少するので、その比率はますます大きくなる。そのため、設備の簡便性を除けば、サスペンションプレヒータとサテライトクーラとの組合せは明らかに不利である。ちなみに、現在日本ではこのタイプのクーラは稼働していない。

Figure 3.2.7 Gas Flow (Kiln No. 4)



No. 4 キルンの運転日数は 21 d/month となっている。これはキルン本体の健康



度に問題がありそうである。サテライトクーラおよびその周辺部のキルンシエルの損耗が激しい。キルンへの燃料供給量の約 15 % をプレヒータ入口部に置き換えることによって、焼成ゾーンの熱負荷を下げ、かつキルン出口の温度上昇によるプレヒータのコーティングトラブルを回避して小康を得たように見えるが、本質的な解決に至ったとは思えない。

このキルンは、現在の第 3 支点より下手のキルンシエルをサテライトクーラとともに撤去し、同一直径で若干長めの新しいシエルと取り替え、そのクリンカ出口端部に新しいグレートクーラを設置すれば、熱効率の優れた No. 6 キルンと同一形式に改造することができる。このような改造例は、これまで日本で多数実施されて来た。通常、新しいクーラの据え付け工事は、運転を継続しながら施工される。

これによって損傷の激しいキルン焼成帯およびクーラの健康度が一気に回復されるとともに、キルン内には、燃料の燃焼に必要な量以上に過剰な 2 次空気が持ち込まれることがないので、キルン排ガス量が減少して熱効率が向上し、クリンカはより高い温度で焼成された上で、クーラ入口部で急冷されるので品質も向上する。

新しいキルンシエル、プレヒータのサイクロンともに十分に大きいので、プレヒータ排気ファンの通気能力次第では、大幅な生産能力の増強が期待される。現在、短時間ながら 2,100 t/d の実績が得られて居るので、日産 3,000 t/d 程度となる可能性が高い。

原料および仕上げ粉砕部門は、それぞれ約 50 % の能力アップが必要となる。原料部門には、パーティカルローラミルを 1 基追加すればよい。これにより悪くとも No. 6 キルン並の電力原単位となろう。仕上げ粉砕部には、同様にパーティカルローラミルをプレグラインディング装置として採用すれば、能力面のバランスが保てるほかに、電力原単位も改善される。

### (3) No. 3 キルンの改造

No. 3 キルンはほかの 3 基の湿式キルンに較べて、寸法が大きくシエルの内径が 3.75 m である。長さを 65 m 程度に短縮して NSP 方式に改造すると、日産約 2,000 t/d の近代的な設備に生まれ変わる。完成すれば、この 1 基に運転を集約して、燃料消費原単位の多い、残りの湿式キルン 3 基は全て運転を休止する

ことができる。ただし、改造工事期間中は運転できないので、この工事は、No. 4 キルンの改造完了後に着手することになる。

キルンはいったん解体の上、No. 4 キルンまたは No. 6 キルンの近くに移設することになる。当然ながら集塵装置、原料ミル、ブレンディングタンク、カルサイナ付サスペンションプレヒータ、グレートクーラなど一連の設備を新設せねばならないので、多額の資金を必要とする。しかしキルンの支持装置、駆動装置などは多少の改造を加えて流用可能であり、セメントミルは既設の湿式キルン用を総動員するほか、全ての湿式原料ミルをセメントミルに転換すれば、バランスが保てるはずである。

このような工夫によって、全てを新たに建設するよりも、大幅に建設コストが節約できるし、別の観点から、この際ローラミルによる予備粉碎方式を採用して、積極的に電力原単位の低減を図ることも、あるいは、大型ミルを新設して設備の若返りを図るケースもあり得るが、ここでは既設ミルが当面の継続使用に耐え得るものとしておく。

#### (4) No. 6 キルンの改善

No. 6 キルンは生産能力の面で改善の余地をのこしている。平均月間生産高 77,286 t/month は、4,000 t/d をベースとして月間運転日数に換算すると、19.3 d/month に過ぎない。

1995 年 1 月、4 月のように月間生産量が 100,000 t/month を上回っている例もある。もしもこれが常時 100,000 t/month を上回るようになれば、増産分は湿式キルン 3 基の生産高に匹敵する。休転のため計測ができなかったので、確証を得るに至らなかったが、原料ミルの不調がその理由の 1 つとなっている模様である。

技術的に重大な障害があるのではなく、メンテナンスを徹底すれば達成できるものと期待したい。

No. 6 キルンの原料ミルの電力原単位は No. 4 キルンに較べて低く、キルンの燃料消費原単位も低いので、稼働率を高めれば、工場全体の利益率を改善する上でもっと貢献できるはずである。

焼成部門、仕上げ粉碎部門の電力原単位は高い。焼成部門については、おそらく

クリンクーラに付属しているクリンカ冷却ファンの操作が適切でないと推測する。

仕上げ粉砕部門の消費電力は、No.4 キルン、No.6 キルンともに、20 % 程度の低減が必要である。当工場では、原料部門、仕上げ粉砕部門ともにミルモータの故障が多く、一部は負荷を制限して運転されている。ボールミルは設計値よりも軽負荷で運転されると効率が低下する特性を有するので、このような状態が継続されたり、繰り返されたりすることは好ましくない。

工場側では、現在の SP 方式を NSP 方式に改造することによって、生産能力を 50 % 増加し 6,000 t/d とする計画が検討されているが、これには賛成できない。本来、性能の優れたカルサイナは適切に使用されれば、プロセスの変動を吸収する機能を持っており、これが大型キルンの安定した運転を実現する上で大いに貢献している。しかし既設のプレヒータに、特性の異なるカルサイナ付プレヒータを追加するような改造例では、このような効果を期待することが不可能であり、固結などの問題によりむしろ操作を難しくする。不幸にして改造後のキルンが不調のため、一時的にも起動停止を繰り返すことになれば、ほかのキルンとの能力格差が大ききだけに、この間の生産損失がカバーされる見込みは無く、経営上大きなリスクを負うことになる。

#### (5) 設備の整理統合

以上により、No.7 キルンを除く当工場の生産能力はキルン 3 基で日産 9,000 t/d となる。No.1, 2 キルンは、ほかの用途に転用することができよう。No.5 キルンは解体して、空いたスペースに共通のセメントサイロおよび出荷設備を建設できれば好都合である。クリンカ置き場は、発塵防止のため、現在のオープンヤード方式からサイロ方式に転換すべきである。No.6 キルン用既設ヤード周辺に適切なスペースが得られよう。石灰石ヤードは、No.6 キルン用ヤードを必要あれば拡張して、共通ヤードとして使用すれば良い。検討中の新しいクラッシュャおよびベルトコンベアは、このような形態で使用されれば投資効果が高まる。No.4 キルン用石灰石ヤードは、共通の粘土ヤードとして転用できる。旧来の小型セメントミルは、順次大型で高効率のタイプに置替えてゆくことになる。このときも、例えば No.6 キルン用のセメントミル周辺に一括して設置するのが管理上望ましい。

このようにして設備が集約化され、マテリアルフローがシンプルになると、経営管理上様々なメリットが生じる。稼働中の機器類の基数が半減し、人的、資金的な経営資源が集中的に活用されるので、設備の稼働率も製品の品質もともに向上し、エネルギー消費量も低下する筈である。ただし、これらの改善は、単に省エネルギーのために実施されるのではなく、工場の長期的将来構想の一環として、戦略的にタイミング良く推進されるべき事項であるから、これらによるメリットおよびコストは以降の採算性の検討には含まれていない。

#### (6) No. 7 キルン改造

既設のプレヒータを改造して熱効率の改善を図ることは難しい。しかしこれをカルサイナ付サイクロン式サスペンションプレヒータに取り替え、さらにクーラをサテライトクーラからグレートクーラに取り替えることは可能である。

その結果、現在の能力 2,000 t/d が 3,000 t/d となり、燃料原単位は 800 kcal/kg-cl に低下することが期待される。

しかし、これまでの No. 1~No. 6 キルンの改善案により、既に 1,400 t/d の増産が可能となっており、No. 7 キルンにおいてこれ以上の増産が直ちに利益の増加となるとは限らないので、今回の提案からは除外して置く。実施の可否は、別の次元で検討されるものとする。

#### (7) 改善の効果

工場の生産形態が大幅に変わり、Table 3.2.5 のように No. 1, No. 2, No. 5 の湿式キルン 3 基は操業を停止し、生産は No. 3, No. 4, No. 6 キルンおよび No. 7 キルンに集約され、これによって以下の様々な効果が得られる。

なお、以下の検討に際しては便宜上、年間の基準運転日数を 300 日としておく。

##### a. クリンカ生産高の向上

改造後、No. 3 キルン、No. 4 キルンおよび No. 6 キルン 3 基の合計生産能力は、9,000 t/d となって、従来の能力 7,600 t/d を 1,400 t/d 上回る。これに No. 7 キルンの能力 2,000 t/d を加算すると、11,000 t/d となり、当面の需要に十分対応できるのではあるまいか。

いま、限界利益を 2,000 円/t とすれば、上記増産の結果、計算上年間 840,000,000 円/y ( $2,000 \text{ 円/t} \times 1,400 \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} = 840,000,000 \text{ 円/y}$ )

の利益の増加が期待されるが、実際には、改造により機器の信頼性が高まるとともに、生産の集約化により生産計画や予防保全も容易となり、No. 6 キルンを含めて、全般的に稼働率が向上するので、実質的な利益の増加はこれをはるかに上回るであろう。

Table 3.2.5 Rationalization of Production

Heat consumption

Kiln No.	Existing			After Modification		
	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]
1	300	1,700	153,000,000	0		0
2	300	1,700	153,000,000	0		0
3	600	1,600	288,000,000	2,000	800	480,000,000
4	2,100	950	598,500,000	3,000	800	720,000,000
5	300	1,700	153,000,000	0		0
6	4,000	850	1,020,000,000	4,000	800	960,000,000
	Average			Average		
Total	7,600	1,038	2,365,500,000	9,000	800	2,160,000,000
					[kJ/y]	[Mcal/y]
Saving based on the original capacity:					59,505	541,500,000

Electricity consumption

Kiln No.	Existing			After Modification		
	Production [t/d]	Intensity [kWh/t-cl]	Consumption [kWh/300ds]	Production [t/d]	Intensity [kWh/t-cl]	Consumption [kWh/300ds]
1	300	110	9,900,000	0		0
2	300	110	9,900,000	0		0
3	600	110	19,800,000	2,000	110	66,000,000
4	2,100	128	80,640,000	3,000	115	103,500,000
5	300	110	9,900,000	0		0
6	4,000	124	148,800,000	4,000	112	134,400,000
	Average			Average		
Total	7,600	122	278,940,000	9,000	113	303,900,000
						[kWh/y]
Saving based on the original capacity:						22,313,333

b. 燃料消費量の低減

湿式の No. 3 キルンを NSP キルンに改造することにより、それ自体の燃料消

費原単位は半減される。プレヒータは 5 ステージタイプを採用すれば、この規模で 800 kcal/kg-cl を達成することは困難でない。さらに、燃料原単位の高いほかの湿式キルンの操業を休止できる効果も大きい。この結果を重油量に換算すると、<sup>\*</sup>1 年間 42,527 kL/y が節減されることになる。

No. 4 キルンは既設のサテライトクーラをグレートクーラに取り替えることによつて、燃焼用 2 次空気のボリュームと温度が自由にコントロール可能となるので熱効率が向上し、現在実施しているプレヒータでの燃焼も不要となる。また能力が向上するので、放散熱量の割合も相対的に減少する。結果として、国際レベル並の燃料原単位 800 kcal/kg-cl が達成され、重油量換算で年間<sup>\*</sup>1 10,385 kL/y の節減となる。

No. 6 キルンの現状の燃料原単位 840~850 kcal/kg-cl は、この国の実績としては悪くないが、グレートクーラを装備したこの規模のキルンであれば、800 kcal/kg-cl を下回るのが普通である。稼働率の低迷が障害になっているのであれば、上記の一連の改造により全体の生産能力に余裕が生じた時点で、メンテナンスが改善され、燃料消費原単位も自動的に改善されよう。その結果、重油量換算で<sup>\*\*</sup>1 6,593 kL/y の節減となる。

以上を総合して、元来の定格生産能力に相当する燃料の節減量を集計すると、年間約 60,000 kL/y となる。燃料の消費単価を 17,000 円/kL とすると、<sup>\*\*\*)</sup>1 年間約 1,000,000,000 円/y の利益が見込まれる。ちなみに、従来の平均燃料消費原単位 1,038 kcal/kg-cl に対して、改善後は 800 kcal/kg-cl となる。ただし、No. 7 キルンは集計から除外した。

<sup>\*</sup>1 Table 3.2.6 参照

<sup>\*\*</sup>1 Table 3.2.6 の加算

### c. 電力消費量の低減

No. 3 キルンの改造による電力原単位の低減には多くを期待できない。焼成部ではプレヒータおよびグレートクーラを使用するため、電力消費量はむしろ増加する。建設コストの節約のためセメント粉砕部で既設のボールミルを流用すれば、ここで節減を図ることは困難であり、新しい原料ミルとしてローラミルを採用することによつて、ようやく上記の増加分をキャンセルすることになろう。

No. 4 キルンはデータの信頼性に疑問が残されているが、湿式キルンの操業が

停止されれば、仕訳上の問題は解決され、見かけ上の負担が有ったとすればその分は軽減される。グレートクーラを採用することによって、焼成部門の原単位は若干増加するが、原料ミル、セメントミルの能力増強に際してローラミルを巧みに組み合わせて使用すれば、これらの部門でかなりの改善が見込める。設備内容から判断すれば、115 kWh/t-cl 前後の原単位となるのが妥当なレベルであり、現状よりも約 10 % の低減は可能であろう。これは年間の消費量に換算すると 8,190 MWh/y に相当する。

No.6 キルンは、長期間の運転を継続することにより全体で 5 %、さらにクリンクーラおよびセメントミルの操作条件を改善することによって、それぞれ 3 kWh/t-cl、合計 12 kWh/t-cl 程度の改善は可能と考える。これは年間の消費量 14,400 MWh/y に相当する。

以上を総合すると、従来の平均原単位 122 kWh/t-cl は 113 kWh/t-cl に低減され、年間約 22,000 MWh/y の電力が節減され、消費単価を 10 円/kWh とすれば 220,000,000 円/y の利益の増加となる。

#### d. 環境負荷の軽減

先述のように生産技術の集約化によって、No.1 から No.6 の 6 基のキルンのうち 3 基の湿式キルンの操業を停止しても、No.3 キルン、No.4 キルンおよび No.6 キルンの 3 基で、生産能力が従来の能力を約 18 % 上回り、一方、年間の燃料消費量は Table 3.2.6 で明らかなように約 10 % 減少する。これは省エネルギーを目的とした提案として当然の結果であるが、このことは大気汚染物質の排出量を低減する点でも極めて重要な意義を有する。

石油および石炭系統の燃料の燃焼に際しては、SO<sub>x</sub> および NO<sub>x</sub> などの有害物質の発生が避けられず、これを抑制する技術の開発は国際的な課題となっている。燃料多消費産業の代表例であるセメント産業もこの問題から回避することは許されないが、幸いにして、SP および NSP システムの普及がこの問題に対して貴重な解決策を与えている。

すなわち、サスペンションプレヒータでは、原料と燃焼排ガスとの直接的な接触によって熱伝達が行われる過程で、排ガス中の SO<sub>x</sub> 成分の大部分が原料粒子に吸着され、大気中に排出される割合は、ロングキルンに比べて格段に少ない。また、性能の優れた NSP システムでは NO<sub>x</sub> の発生量が従来のキル

ンの 50 % 以下である。さらに通過ガス量の低減が電気集塵装置の効率向上に貢献するほか、生産設備の集約化によるメンテナンスの改善が進めば、ダストの発生量も抑制される。したがって、この提案が実施されれば、環境負荷は大幅に低減されよう。

このような事例は、日本を含む工業先進諸国のセメント産業において、省エネルギー対策を推進する過程で、生産性と環境保全対策を両立する目的で数多く実施され、工場の近代化のための典型的な手法の 1 つとして評価を得てきた。当工場も都市部に位置し、経済的に有利な反面、環境対策上は重要な責務を負わねばならない点では、これらに類似した条件下に置かれている。したがって、この提案に準じた計画が推進されるときは、政府の関係機関は、制度上、財政上あるいは技術上必要な支援を惜しむべきではない。

#### (8) 効果のまとめ

以上の提案をまとめて Table 3.2.6 に示す。

No.3 キルン、No.4 キルンの改造および No.6 キルンの改善により、次の効果が期待される。

生産ラインの集約化 : 7 基中 3 基の操業休止

クリンカの増産 : 420,000 t/y

燃料消費量の節減 : 59,505 kl/y

電力消費量の節減 : 22,590 MWh/y

このための投資額 6,903,000 千円は、年間 2,077,500 千円の利益の増加によって、4 年以内で回収可能である。



Table 3.2.6 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	%			
No. 3 Kiln: modification to NSP	42,527 <sup>*1</sup>	723.0 840.0 <sup>*4</sup>	16.4 <sup>*7</sup>	-	-	-	723.0 840.0	4,550	2.9
No. 4 Kiln: replacement of cooler	10,385 <sup>*2</sup>	176.5 54.0 <sup>*5</sup>	4.0 <sup>*8</sup>	8,190 <sup>*11</sup>	81.9	2.9 <sup>*13</sup>	258.4 540.0	2,280	2.9
No. 6 Kiln: improvement of operation No. 1, 2, 5 Kiln: shut down	6,593 <sup>*3</sup>	112.1 -540.0 <sup>*6</sup>	2.5 <sup>*9</sup>	14,400 <sup>*12</sup>	144.0	5.2 <sup>*14</sup>	256.1 -540.0	73	0.3
<b>Total</b>	<b>59,505</b>	<b>1,851.6</b>	<b>22.9<sup>*10</sup></b>	<b>22,590</b>	<b>225.9</b>	<b>8.1<sup>*15</sup></b>	<b>2,077.5</b>	<b>6,903</b>	<b>3.3</b>

(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	%			
No. 3 Kiln: modification to NSP	42,527 <sup>*1</sup>	3,190 14,700 <sup>*4</sup>	16.4 <sup>*7</sup>	-	-	-	3,190 14,700	79,625	4.5
No. 4 Kiln: replacement of cooler	10,385 <sup>*2</sup>	779 9,450 <sup>*5</sup>	4.0 <sup>*8</sup>	8,190 <sup>*11</sup>	819	2.9 <sup>*13</sup>	1,598 9,450	39,900	3.6
No. 6 Kiln: improvement of operation No. 1, 2, 5 Kiln: shut down	6,593 <sup>*3</sup>	494 -9,450 <sup>*6</sup>	2.5 <sup>*9</sup>	14,400 <sup>*12</sup>	1,440	5.2 <sup>*14</sup>	1,934 -9,450	1,278	0.7
<b>Total</b>	<b>59,505</b>	<b>19,163</b>	<b>22.9<sup>*10</sup></b>	<b>22,590</b>	<b>2,259</b>	<b>8.1<sup>*15</sup></b>	<b>21,422</b>	<b>120,803</b>	<b>5.6</b>

\*1  $\frac{((300 + 300 + 300) \text{ t/d} \times (1,700 - 800) \text{ kcal/kg-cl} + 600 \text{ t/d} \times (1,600 - 800) \text{ kcal/kg-cl}) \times 300 \text{ d/y}}{9,100 \text{ kcal/L}} = 42,527 \text{ kL/y}$

\*2  $\frac{2,100 \text{ t/d} \times (950 - 800) \text{ kcal/kg-cl} \times 300 \text{ d/y}}{9,100 \text{ kcal/L}} = 10,385 \text{ kL/y}$

\*3  $\frac{4,000 \text{ t/d} \times (850 - 800) \text{ kcal/kg-cl} \times 300 \text{ d/y}}{9,100 \text{ kcal/L}} = 6,593 \text{ kL/y}$

\*4 Merit by production increase :  $(2,000 - 600) \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/t} = 840 \text{ Million yen/y}$

\*5 Merit by production increase :  $(3,000 - 2,100) \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/t} = 540 \text{ Million yen/y}$

\*6 Demerit by production decrease:  $-300 \text{ t/y} \times 3 \text{ sets} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/t} = -540 \text{ Million yen/y}$

\*7 Annual fuel consumption:  $2,365,500 \text{ Gcal/y} / 9.1 \text{ Mcal/kL} = 259,945 \text{ kL/y}$   
 $42,527 / 259,945 \times 100 = 16.4$

\*8  $10,385 / 259,945 \times 100 = 4.0$

\*9  $6,593 / 259,945 \times 100 = 2.5$

\*10  $59,505 / 259,945 \times 100 = 22.9$

\*11  $2,100 \text{ t/d} \times (128 - 115) \text{ kWh/kg-cl} \times 300 \text{ d/y} / 1,000 = 8,190 \text{ MWh/y}$

\*12  $4,000 \text{ t/d} \times (124 - 112) \text{ kWh/kg-cl} \times 300 \text{ d/y} / 1,000 = 14,400 \text{ MWh/y}$

\*13  $8,190 / 278,940 \times 100 = 2.9$

\*14  $14,400 / 278,940 \times 100 = 5.2$

\*15  $22,590 / 278,940 \times 100 = 8.1$

Energy price in Japan:

Fuel oil 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.



### 3.3 Soufian Cement の調査結果

#### 3.3.1 工場の概要

(1) 工場名

Soufian Cement Company

(2) 工場所在地

33 Km. Tabriz-Marand Rd. Tabriz

(3) 従業員数

1,075 名

(4) 主要製品

ポルトランドセメント ASTM Type 1, 2

(5) 生産能力

4,600 t/d

(6) プロセス概要

主原料である石灰石は、隣接した鉱山で採掘され、トラックで工場に受け入れられる。粘土成分としては、性状の異なった 2 種類の原料が割合で約 20 % 程度使用されており、何れも工場より 5 km 程度の近隣で入手可能である。その他、必要に応じてシリカサンド、鉄鉱石などを少量配合する。粘土質中の水分が年間を通じて高く、時期によっては 30 % に達する。これが原料を適切に配合する上で、1 つの支障となっている。

生産ラインは、合計 4 基のキルンで構成されており、このうち No. 1~3 キルンは何れもドライロングタイプであり、キルン排ガス (温度 420~450 °C) の熱は利用されていない。これら 3 基には能力に応じた原料ミルおよびセメントミル各 1 基が対応しているが、一部の設備は共用されている。クリンカクーラはすべてサテライトタイプである。

一方、No. 4 ラインは、やはりサテライトクーラを持った SP キルンであり、上

記の 3 基とは完全に分離して建設されている。レイアウト上は、同型のキルン 1 式が増設できるだけのスペースが用意されている。遺憾ながら粘土破碎乾燥設備が所期の機能を発揮することができず、休止したままとなっており、変則的な原料配合によって急場をしのいでいる。

燃料としては、天然ガスが入手できないため、重油のみが使用されている。

Figure 3.3.1 に No. 1~No. 3 キルン系のプロセスフロー図を、Figure 3.3.2 に No. 4 キルン系のプロセスフローを示す。

Figure 3.3.1 Process Flow of Units 1 to 3

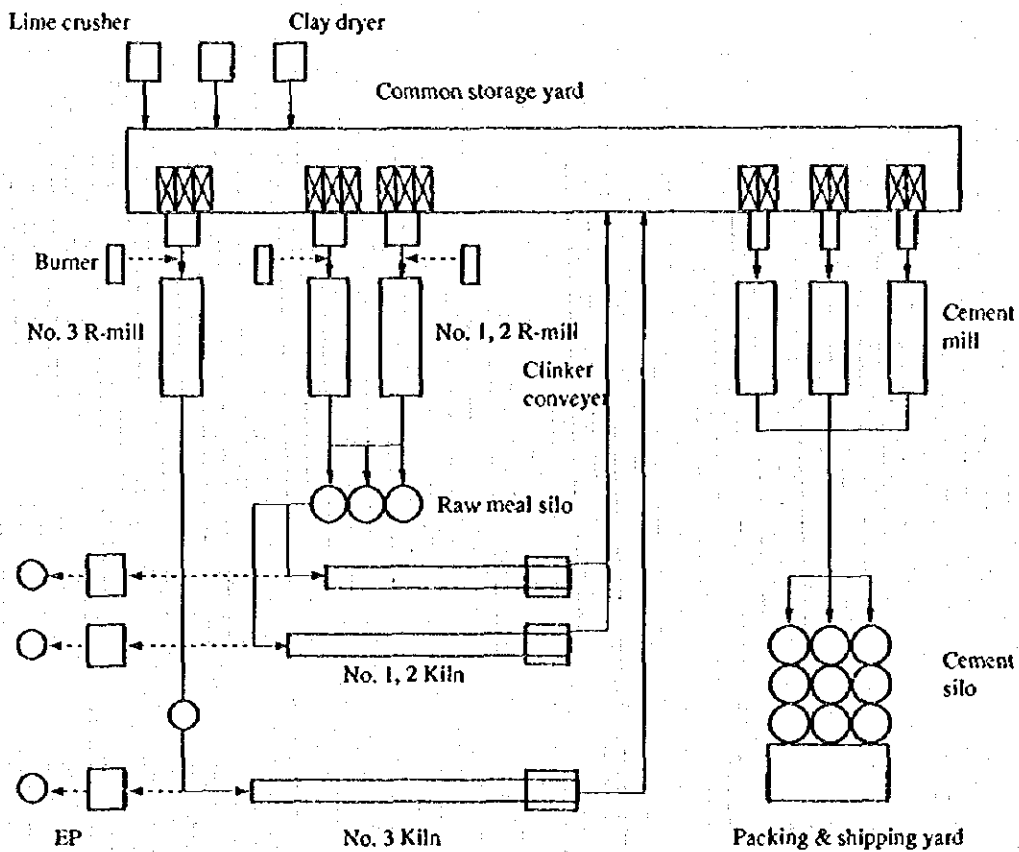
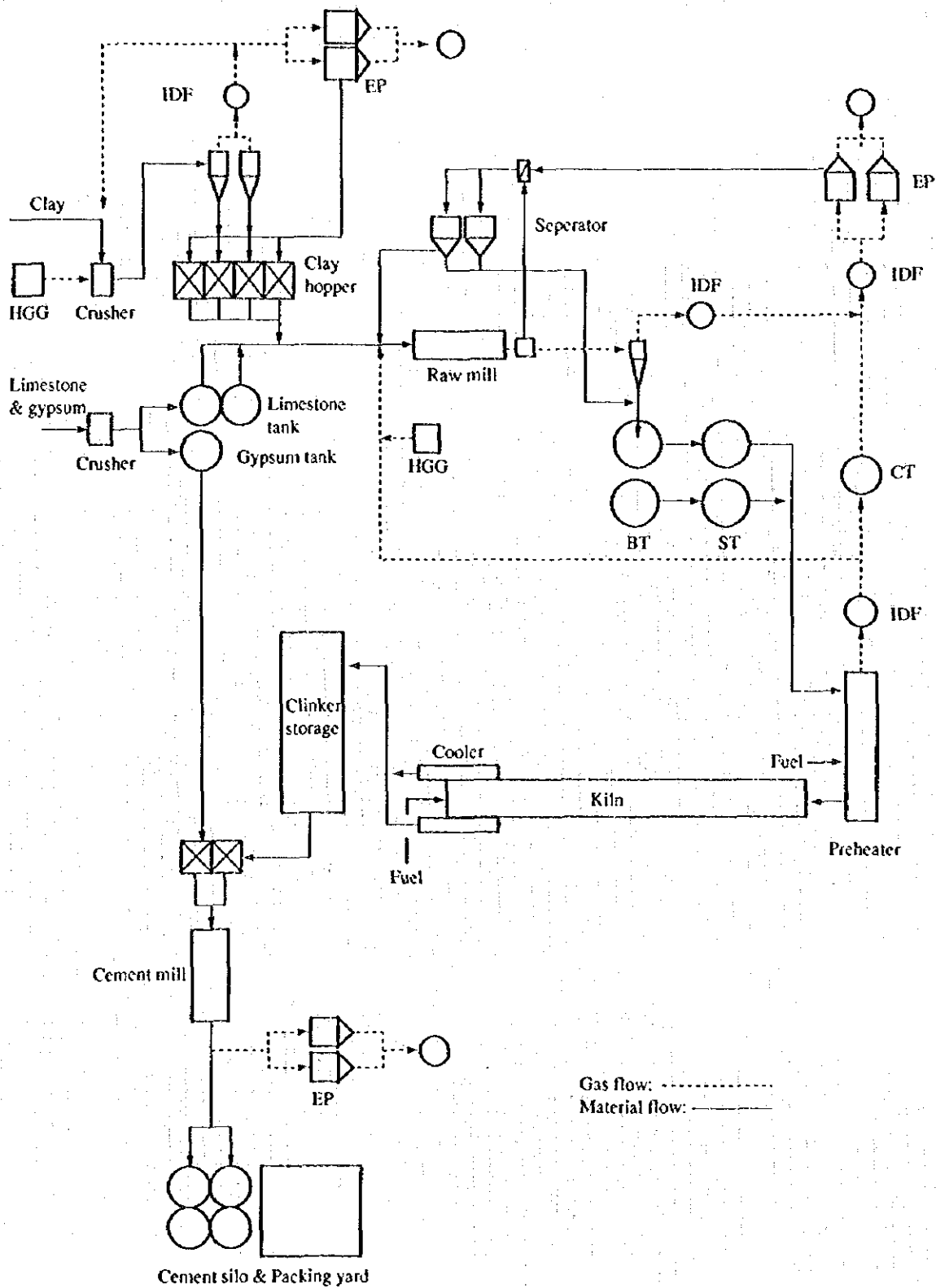


Figure 3.3.2 Process Flow of Unit 4



(7) 工場の沿革

1967年に会社が設立され、No.1キルンが1969年に完成して1970年より稼働を開始した。その後、1970年代から1980年代にかけてNo.2~4キルンが相次いで増設され、現在の生産能力4,600 t/dは、単一工場としては、イランで第4位に当たる。1960年代に当初から乾式で計画されたこと、また高い稼働率を維持し続けて居ることなどは、イランにとって貴重な存在と言えよう。

(8) 工場配置図

Figure 3.3.3のように、ロングキルン3基とSPキルン1基とは完全に分離され、それぞれ独立したオールドプラントとニュープラントとが併設された形態となっている。管理上多少の不便があるかも知れないが、近代工場として脱皮しようとする意欲の表れと見ることができる。

(9) 電力単線結線図

電力単線結線図をFigure 3.3.4に示す。

(10) 主要設備の概要

Table 3.3.1に各ラインの主要設備を示す。4ラインすべて乾式であること、クリンカクーラがすべてサテライトクーラであること、セメントミルが1基を除きオープンサーキット方式であることなどを特徴としている。

(11) エネルギー価格

1995年9月現在で下記の情報を得ている。

燃料油	20 Rial/L	
電力	デマンドチャージ	3,200 Rial/kW
	エナジーチャージ	50 Rial/kWh

Figure 3.3.3 Plant Layout

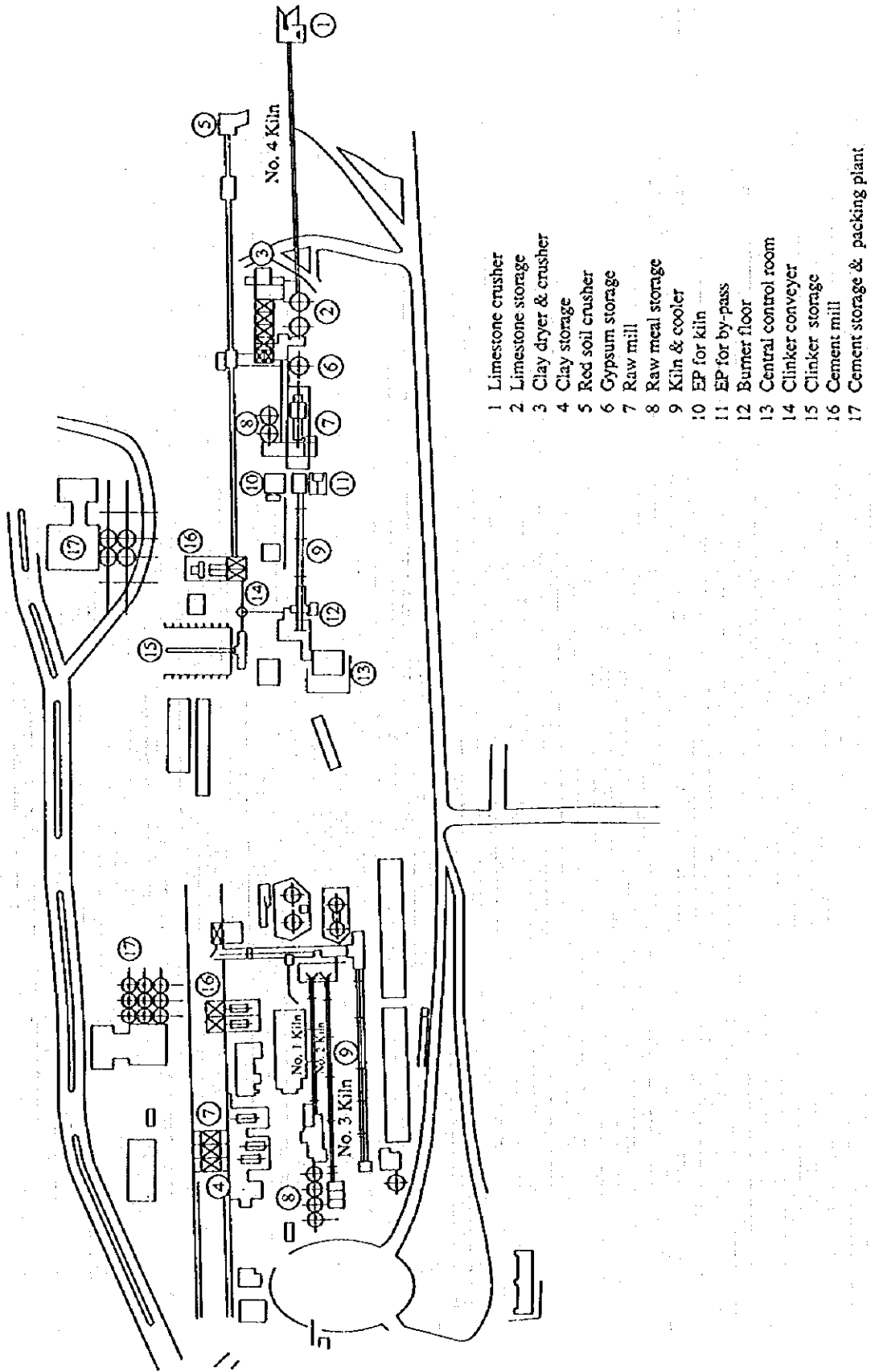


Figure 3.3.4 One Line Diagram

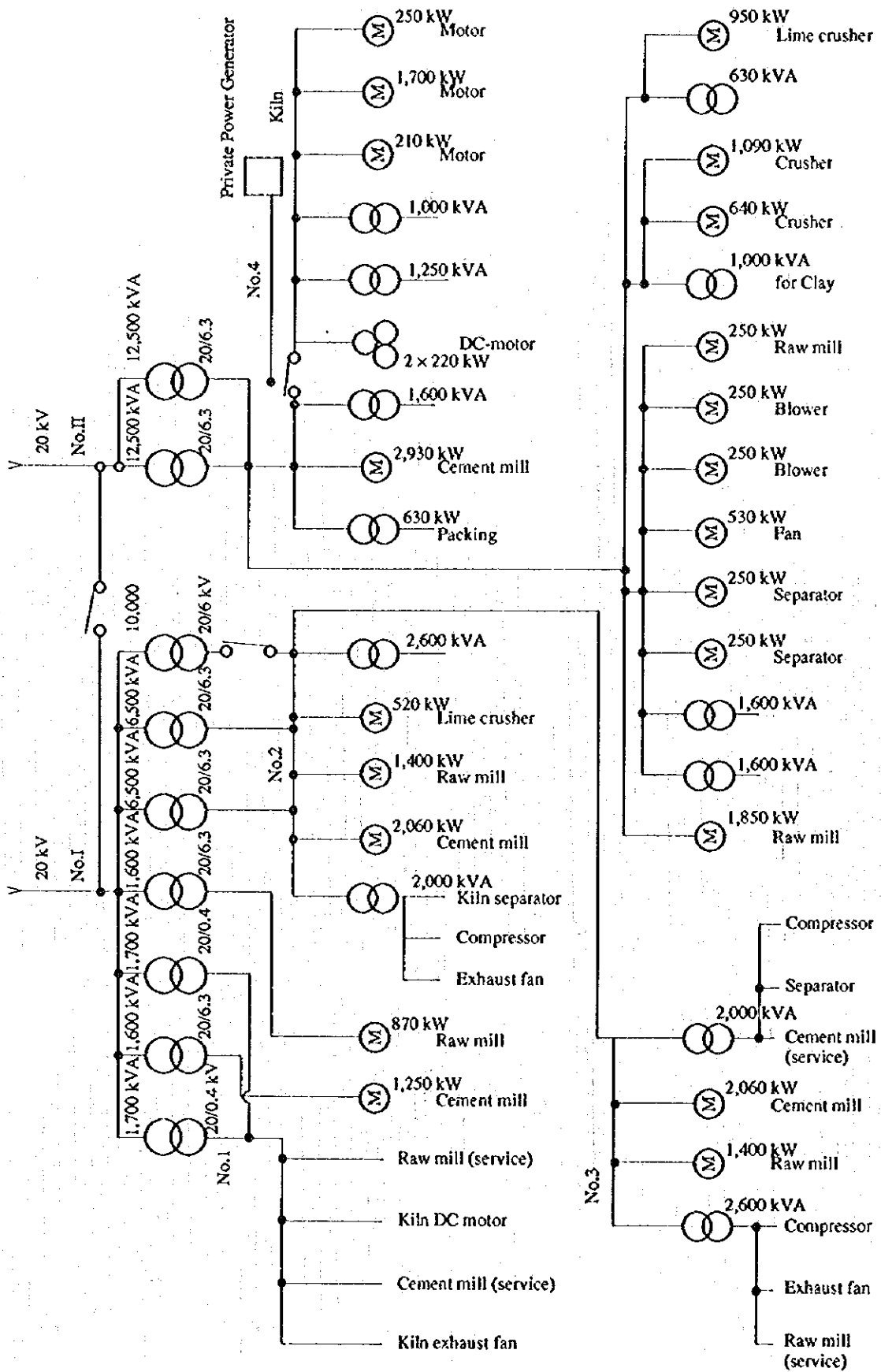




Table 3.3.1 Major Equipment

Equipment	No.	Type	Dimension [m]	Capacity [t/h]	Motor [kW]	Supplier	Year in Service
Raw mill	1	Tube, Closed, 2c	7.0 × 3.2	60	870	F.L.S	1970
Raw mill	2	Tube, Closed, 2c	7.0 × 3.8	100	1400	F.L.S	1975
Raw mill	3	Tube, Closed, 2c	7.0 × 3.8	100	1400	F.L.S	1977
Raw mill	4	Tube, Closed, 1c	8.3 × 5.0	200	1850	F.L.S	1984
Rotary kiln	1	Dry long	120 × 3.95	600 (t/d)	170	F.L.S	1970
Rotary kiln	2	Dry long	162 × 4.75	1000 (t/d)	2 × 184	F.L.S	1975
Rotary kiln	3	Dry long	162 × 4.75	1000 (t/d)	2 × 184	F.L.S	1977
Rotary kiln	4	Dry SP 4 stage	80 × 5.00	2000 (t/d)	2 × 220	F.L.S	1984
(All are equipped with satellite cooler.)							
Cement mill	1	Tube, Closed, 3c	10.2 × 3.2	32	1250	F.L.S	1970
Cement mill	2	Tube, Open, 3c	11 × 3.66	60	2060	F.L.S	1975
Cement mill	3	Tube, Open, 3c	11 × 3.66	60	2060	F.L.S	1977
Cement mill	4	Tube, Open, 3c	13 × 4.40	116	2930	F.L.S	1984

Note: 2c: 2-chamber type  
3c: 3-chamber type

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995年9月26日  
b. 本調査 1996年7月20日～24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 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  
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, 山口馨 (事前調査)  
エネルギー利用計画  
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  
Factory management Mr. Sajadifar  
Micro level energy management Mr. Tohangchi (事前調査)  
Electrical energy management Mr. Maboodi (事前調査)  
Ministry of Industry Mr. Ali Mohamadzadeh (事前調査)

(14) 面接者

Mr. Khosroshahi Managing Director  
Mr. Khatibi Deputy of Factory Manager  
Mr. Geitanchi Production Manager of New Units  
Mr. Hamadian Production Manager of Old Units  
Mr. Mousavi Manager of Training (事前調査)  
Mr. Ganbarian Head of Raw Material (Old Units)  
Mr. Asgarnejad Head of Kiln (Old Units)  
Mr. Dolatabadi Deputy of Production Manager (Old Units)  
Mr. Jahangiri Process Engineer (Old Units)  
Mr. Ellion Process Engineer,  
Deputy of Operating Manager (New Units)  
Mr. Pourebrahimian Electrical Manager of New Units  
Mr. Farniam Electrical Manager of Old Units  
Mr. Behzadi Electrical Engineer  
Mr. Saidnia (事前調査)

3.3.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量, エネルギー消費量, エネルギー消費原単位の推移

全工場の年度別生産量、エネルギー消費量およびエネルギー原単位は Table 3.3.2 のとおりである。これを図示すれば、Figure 3.3.5 のようになる。

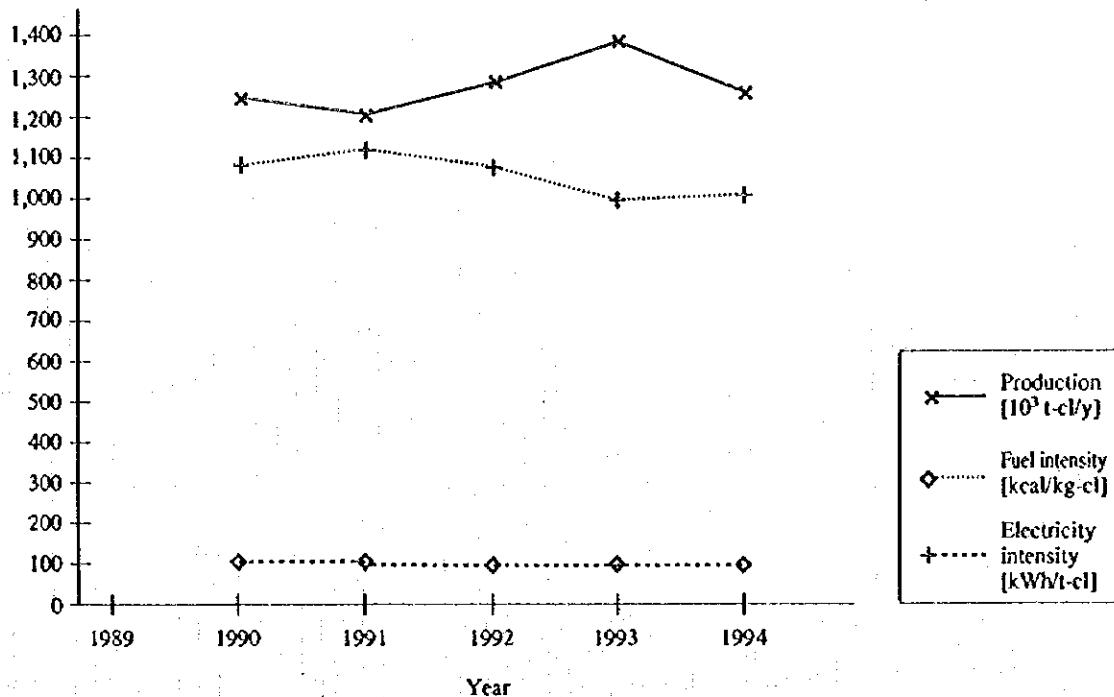
クリンカの生産数量は、毎年安定して高いレベルを維持している。公称生産能力 4,600 t/d を時間当りに換算すると、191.7 t/h となるが、実績値は、190 t/h 前後となっており、1994 年度は 192.4 t/h を記録している。年間の生産量としては、1993 年度に最高記録 1,388,760 t/y を達成しており、この年の運転時間 7,295 h/y を日数に換算すると 304 d/y となり、これもイランのほかの工場に較べて良い成績である。

Table 3.3.2 Production, Energy Consumption and Energy Intensity

	Year	1989	1990	1991	1992	1993	1994
<b>Production</b>							
Clinker	t/y	n.a.	1,250,568	1,209,202	1,293,946	1,388,760	1,261,206
	h/y	n.a.	6,602.0	6,567.0	6,762.0	7,295.0	6,554.5
	t/h	n.a.	189.4	184.1	191.4	190.4	192.4
Cement	t/y	n.a.	1,313,839	1,255,736	1,329,551	1,403,147	1,337,944
	h/y	n.a.	5,599.5	5,504.0	5,168.0	5,593.5	5,243.5
	t/h	n.a.	234.6	228.1	257.3	250.9	255.2
<b>Energy consumption</b>							
Fuel oil	L/y	139,609,769	149,491,358	149,977,150	153,513,775	152,238,525	140,378,544
Natural gas	m <sup>3</sup> /y	0	0	0	0	0	0
Sub total	Gcal/y	1,270,449	1,360,371	1,364,792	1,396,975	1,385,371	1,277,445
	equivalent to kL/y	139,610	149,491	149,977	153,514	152,239	140,379
Electricity	kWh/y	119,492,400	136,184,282	130,956,202	135,037,079	143,966,822	129,922,024
<b>Energy intensity</b>							
Fuel	kcal/kg-cl		1,087.80	1,128.67	1,079.62	997.56	1,012.88
	kcal/kg-cem		1,035.42	1,086.85	1,050.71	987.33	954.78
Electricity	kWh/t-cl		108.90	108.30	104.36	103.67	103.01
	kWh/t-cem		103.65	104.29	101.57	102.60	97.11

HI value: Fuel oil            9,100 [kcal/l.]  
    9,845 [kcal/kg]  
    Natural gas        10,000 [kcal/m<sup>3</sup>]

Figure 3.3.5 Production and Energy Intensity



この実績は工場の努力の賜であろうが、基本的な設計ベースにかなり余裕がある事実も見逃せない。例えば、No. 3 キルンのシェル内容積は  $2,870 \text{ m}^3$  であるが、これから容積当りの生産高を計算すると  $0.35 \text{ t/d} \cdot \text{m}^3$  となっていて、通常の湿式キルンの設計ベース  $0.45 \text{ t/d} \cdot \text{m}^3$  よりも少ない値である。またキルンの排ガスは原料の乾燥熱源として利用することなく、大気に放出しており、ミルの運転上のトラブルがキルンの運転に支障を来さぬ設計となっている。これらはキルンの稼働率を高める上では好都合であるが、エネルギー消費面では不利となる。

## (2) 工程別エネルギー原単位

Table 3.3.3, Table 3.3.4 は、代表例として No. 2 キルンおよび No. 4 キルンを選び、最近の運転実績を、月別、部門別に集計したものである。それらを図示したのが、Figure 3.3.6~Figure 3.3.9 である。

生産高は月別に見ると変動が大きい。落込みの大きい月はメンテナンスのために、運転を休止する期間があったことを意味する。これが 3~4 カ月毎に定期的に繰り返され、その他の月の実績がピーク値に収斂するようになれば、生産性が一層向上し、エネルギー消費原単位も低下するはずである。

Table 3.3.3 Operation Record of Kiln No. 2

Year	Month	Raw Mill Department		Kiln Department			Cement Mill Department			
		Production [Raw tons]	Power Consumption [kWh]	Production [t-cl]	Fuel Consumption Oil [L]	Gas [m <sup>3</sup> ]	Power Consumption [kWh]	Production [t-cem]	Power consumption [kWh]	
1995	1	37,396	826,940	27,321	3,547,580	0	444,360	22,820	1,012,000	
	2	30,519	750,820	13,346	1,886,933	0	230,115	22,817	972,900	
	3	47,623	899,600	29,391	4,049,158	0	485,760	27,643	1,133,900	
	4	39,427	736,980	27,051	3,435,352	0	434,010	25,807	1,104,000	
	5	41,666	946,310	28,343	3,500,536	0	461,265	22,315	1,014,300	
	6	49,093	920,360	27,449	3,585,879	0	458,160	33,052	1,278,800	
	7	38,829	759,470	21,864	2,977,522	0	366,045	23,140	963,700	
	8	41,861	878,840	30,084	3,745,606	0	478,515	24,704	906,200	
	9	42,149	866,730	21,670	3,192,097	0	367,770	35,621	1,329,400	
	10	24,248	525,920	24,248	3,041,700	0	390,885	27,901	1,120,100	
	11	29,483	641,830	31,145	3,634,066	0	460,575	22,196	864,800	
	12	40,765	918,630	29,239	3,950,041	0	430,215	34,474	1,382,300	
1996	1	40,905	825,210	20,552	2,740,056	0	351,210	22,806	966,000	
	2	36,870	775,040	28,142	3,530,797	0	438,150	28,053	975,200	
	3	37,450	807,910	20,571	2,455,534	0	363,285	28,894	1,122,400	
Total		578,284	12,080,590	380,416	49,272,857	0	6,160,320	402,243	16,146,000	
Monthly average		38,552	805,373	25,361	3,284,857	0	410,688	26,816	1,076,400	
Energy intensity		1.52	20.89	1.00	129.52	0.00	16.19	1.06	40.14	
Total	Power	[kWh/t-cl]								90.39
		[kWh/t-cem]								85.49
		[kWh/t-ref]		(1.6R+C1)+C:						88.09
Fuel	[kcal/cl-kg]			[kcal/kg]		[kcal/m <sup>3</sup> ]				
				[L/tIV]	9,845			1,154.02		
				[kg/L]	0.905 at 94 °C					

Table 3.3.4 Operation Record of Kiln No. 4

Year	Month	Raw Mill Department			Kiln Department			Cement Mill Department	
		Production [Raw tons]	Power Consumption [kWh]	Production [t-cl]	Fuel Consumption Oil [L]	Gas [m <sup>3</sup> ]	Power Consumption [kWh]	Production [t-cem]	Power Consumption [kWh]
1995	1	87,512	1,188,537	46,171	4,741,679	0	1,380,303	46,573	1,658,429
	2	71,558	1,012,832	45,075	5,047,747	0	1,323,600	53,079	1,950,723
	3	75,651	1,040,430	45,910	4,822,156	0	1,305,397	49,181	1,972,067
	4	79,013	1,076,827	47,001	4,880,749	0	1,384,065	47,710	1,748,052
	5	90,058	1,264,289	55,515	5,423,013	0	1,635,958	62,043	1,215,022
	6	75,578	1,291,715	48,426	5,358,190	0	1,450,661	51,341	2,028,512
	7	87,386	1,509,600	52,177	5,792,695	0	1,549,050	46,706	1,861,400
	8	51,330	892,800	29,351	3,366,834	0	894,700	33,359	1,529,300
	9	74,331	1,310,400	45,869	5,333,224	0	1,359,300	52,397	2,177,100
	10	86,143	1,533,600	48,114	5,923,405	0	1,438,650	48,986	2,070,500
	11	37,252	679,200	21,940	2,493,573	0	646,300	41,446	1,697,400
	12	69,650	1,238,400	46,402	4,650,670	0	1,346,650	47,756	2,054,100
1996	1	86,790	1,408,800	47,420	4,223,100	0	1,361,600	45,301	1,972,100
	2	66,648	1,257,600	39,376	4,184,000	0	1,140,800	31,543	1,266,900
	3	63,712	1,149,600	41,822	5,312,156	0	1,225,900	39,611	1,709,700
<b>Total</b>		<b>1,102,612</b>	<b>17,854,630</b>	<b>660,569</b>	<b>71,553,191</b>	<b>0</b>	<b>19,442,934</b>	<b>697,032</b>	<b>26,911,305</b>
Monthly average		73,507	1,190,309	44,038	4,770,213		1,296,196	46,469	1,794,087
Energy intensity		1.67	16.19	1.00	108.32	0.00	29.43	1.06	38.61
Total	Power	[kWh/t-cl]							97.20
		[kWh/t-cem]							92.12
		[kWh/t-ref]				(1.6R+C)÷C:			95.07
Fuel	[kcal/kg-cl]				[kcal/kg]	[kcal/m <sup>3</sup> ]			965.11
				[L.HV]	9.845				
				[kg/L]	0.905				

Figure 3.3.6 Monthly Production of Kiln No. 2

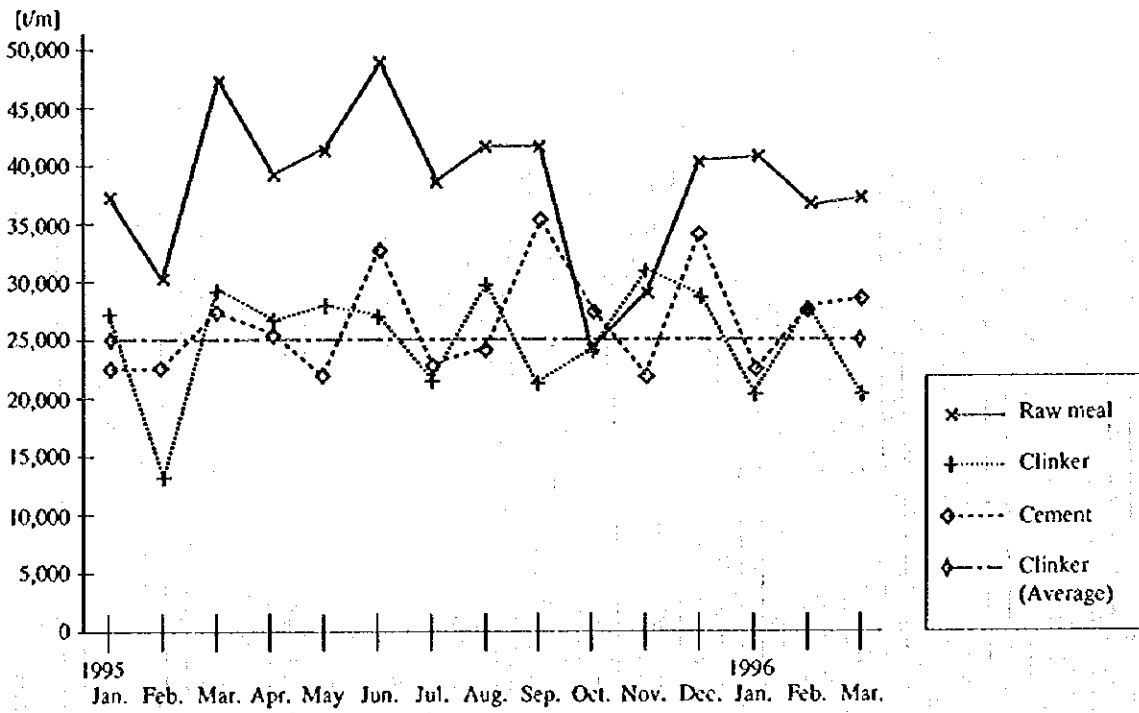


Figure 3.3.7 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 2

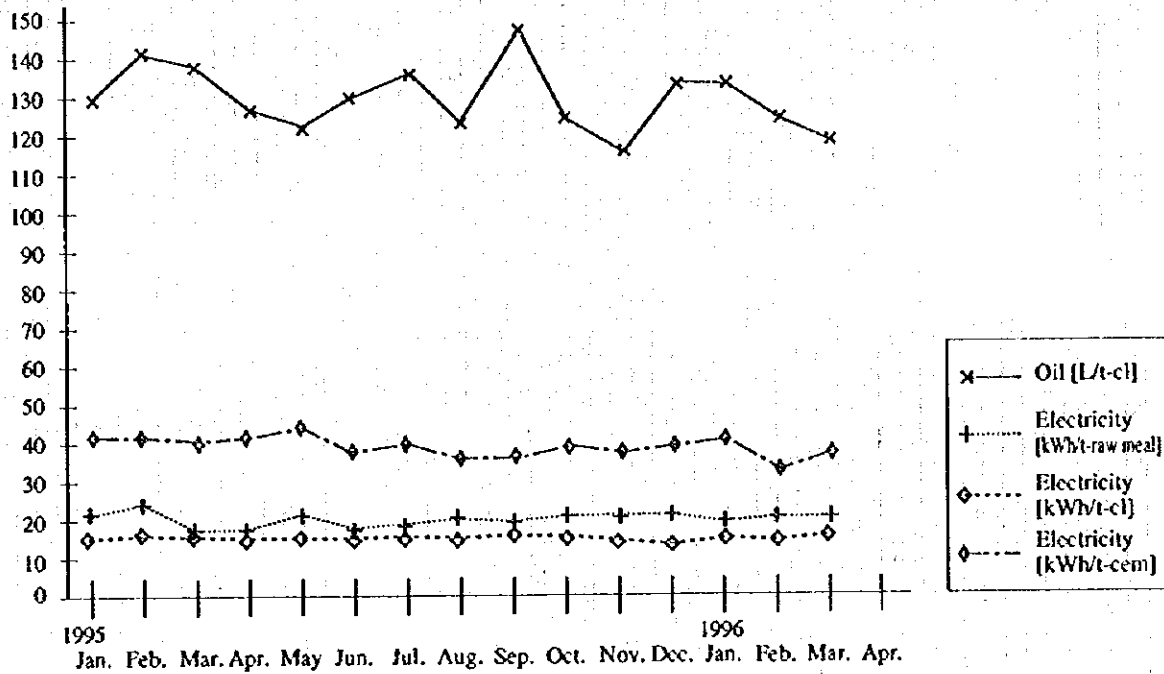


Figure 3.3.8 Monthly Production of Kiln No. 4

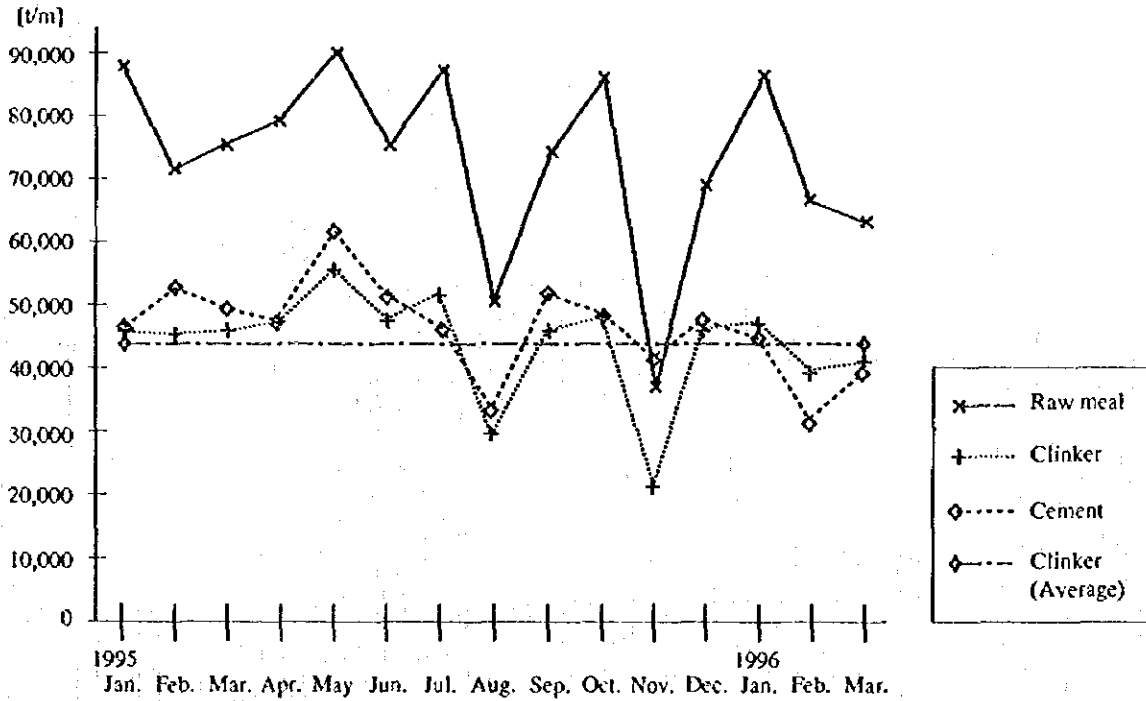
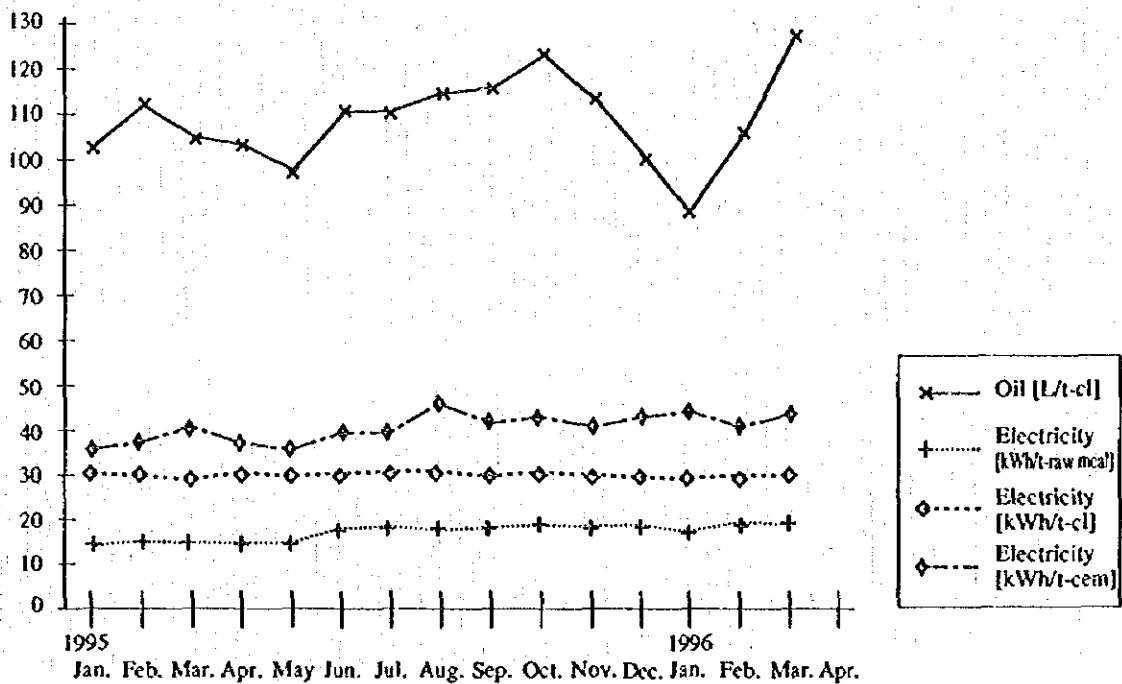


Figure 3.3.9 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 4



(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 3.3.5 に示す。



Table 3.3.5 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln) (1/2)

1. Precondition

Item	Unit	Remarks	
1.1 Raw meal			
1) Charged raw material	t/h	145	
2) Temperature	°C	100	
3) Specific heat	kcal/kg.°C	0.20	
1.2 Clinker			
1) Yield of material	t-cl/t-r	0.59	
2) Dusting loss	%	5	
3) Clinker output	t/h	81.48	145 × 0.59/1.05
4) Temperature	°C	253	
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	7,500	
5) Specific gravity	kg/L	0.905	
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.45	
1.4 Fuel in preheater			
1) Kind		Fuel oil	
2) Low heat value	kcal/l.	9,207	
3) Temperature	°C	100	
4) Consumption in preheater	L/h	1,020	
5) Specific gravity	kg/l.	0.905	
6) Specific heat	kcal/kg.°C	0.45	
1.5 Exhaust gas at preheater outlet			
1) Temperature	°C	320	
2) O <sub>2</sub> content	%	2.1	
3) Specific heat	kcal/m <sup>3</sup> .°C	0.338	
4) Specific gas volume by fuel oil	m <sup>3</sup> /kg-cl	1.44	
5) Specific gas volume by clinkering of materials	m <sup>3</sup> /kg-cl	0.27	
1.6 Radiation loss from kiln surface			
1) Average temperature	°C	272	
2) Surface area	m <sup>2</sup>	1,257	
3) Convection coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	11.3	
4) Radiation coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	15.3	
5) Emissivity		0.95	
1.7 Radiation loss from cooler surface			
1) Average temperature	°C	330	
2) Surface area	m <sup>2</sup>	1,150	
3) Convection coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	11.9	
4) Radiation coefficient	kcal/m <sup>2</sup> .h.°C	19.1	
5) Emissivity	-	0.95	

Table 3.3.5 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln) (2/2)

2. Heat balance

Item	kcal/kg-cl	%	Remarks
<b>Input heat Q1</b>			
1) Qa : Heat of combustion of fuel	952.8	97.2	
2-1) Qb <sub>1</sub> : Sensible heat of fuel	3.0	0.3	
2-2) Qb <sub>2</sub> : Sensible heat of raw material	24.9	2.5	
<b>Total</b>	<b>990.7</b>	<b>100.0</b>	
<b>Output heat Q2</b>			
3) Qc : Heat for clinkering	430.0	43.4	JIS
4) Qd : Sensible heat of clinker at cooler outlet	42.8	4.3	
5) Qe : Sensible heat of preheater exhaust gas	167.6	16.9	
6) Qf : Radiation loss	219.6	22.2	
7) Qg : Other heat loss	130.6	13.2	
<b>Total</b>	<b>990.7</b>	<b>100.00</b>	

- 1)  $(7,500 + 1,020) \times 9,207 / 145 / 0.59 \times 1.05 / 1,000 = 926.8$   
 2-1)  $(7,500 + 1,020) / 145 / 0.59 \times 1.05 \times 0.905 \times 0.45 \times (100 - 30) / 1,000 = 3.0$   
 4)  $0.192 \times (253 - 30) = 42.8$   
 5)  $(1.44 + 0.27) \times 0.338 \times (320 - 30) = 167.6$   
 6) Cooler 125.1 + Kiln 94.5 = 219.6

3.3.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

省エネルギーの目標として、設備を設計能力で稼働させること、設備停止を減少させること、および圧縮空気の漏洩防止などをエネルギー委員会で決めていた。原単位目標値は決めていない。

当工場はキルンの新設計画はなく、現有設備の有効活用および増強による経営合理化、省エネルギーを計画中である。

ロングキルンと SP キルンが並行して運転されているので、一定レベルの稼働率を維持するには努力を要する。各キルンについて、系統別、工程別データを集積してアプローチの要点を見出し、個々の項目に目標を設定し、結果を追跡し、省エネルギーを推進すべきである。

(2) 組織的な活動

エネルギー委員会が設置され、毎月 2 回開かれている。委員長は工場長であり、各部の部長とエネルギー担当者が委員である。データロギングシステムの導入、

省エネルギー目標設定などの成果を上げている。

(3) データに基づく管理

操業および設備管理のため、コンピュータによるデータ収集が行われている。特に受配電設備のデータによる管理は十分行われている。

(4) 従業員教育

研修センターが工場内に設置されている。経営者の教育に対する関心の高さが伺える。工場長は、従業員に対し、省エネルギーについてスピーチを行っている。社外のセミナーに技術者を参加させ、技術の向上およびモラル高揚を図っている。生産性向上の業績表彰制度があり、省エネルギーも含まれている。生産条件、ひいては品質の安定、稼働率向上のためにはオペレータに正しい操業標準を十分習得させておく必要がある、このことがエネルギー原単位の向上にも有効である。

(5) 設備管理

設備管理は、十分とは言えない。

発塵が多く通路にダストが堆積しているところがある。場内の舗装工事を実施中であり、作業環境改善に有効である。

電動機の温度測定管理および周囲環境の粉塵対策が十分でないので、焼損が多い。新旧の設備が錯綜し、現状は理想的なレイアウトと違い、設備管理を難しくしている。

3.3.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) 新鋭工場との比較

当工場では省エネルギーの目的を含めて、設備の近代化を目指しており、4基のキルンのうち No.1~No.3 キルンは燃料消費量の多いドライロング方式を採用しており、年式も古いので設備の近代化は時宜を得た判断である。その過程では、SP方式を採用した新しい No.4 キルンの主として原料配合に関するいくつかの問題点が解決され、近代的な設備の円滑な運転に習熟し、初期の成果を収めることが前提となろう。

燃料原単位は 1,100 kcal/kg-cl 前後で推移しており、予想外に良い実績である。1993 年度に 1,000 kcal/kg-cl を下回る好成績が記録されているのは、生産数量が多いためであろうが、データの信頼性に若干の疑問が残らぬでもない。

Table 3.3.3 によると No.2 キルンの最近の燃料原単位の平均値は 1,154 kcal/kg-cl となっている。この値には原料乾燥およびボイラなどに使用される燃料が含まれていないので、30~50 kcal/kg-cl の加算が必要であり、実状は 1,200 kcal/kg-cl 程度と推定される。

Table 3.3.4 によると No.4 キルンの燃料原単位の平均値は 965 kcal/kg-cl となっている。この規模の SP キルンとしては、満足できる結果でない。月間平均生産高は 44,038 t/month となっており、これを定格能力 2,000 t/d で割り算して月間の運転日数を求めると 22 d/month、年間では 264 d/y となつて、工場全体の最高稼働日数 304 d/y (1993) に較べて、かなり劣っている。稼働率が改善されれば、燃料原単位も低下するであろう。このケースではキルンの構造的な問題のほかに、原料配合設備が機能を発揮していないことが影響している可能性が濃厚である。

電力原単位は 103~109 kWh/t-cl で推移し、安定した好成績が記録されている。原料の被粉碎性が優れていること、ロングキルンが構造的にシンプルで、通気抵抗が少ないことなどがその理由ではないかと思われる。

No.2 キルンの最近の電力原単位 90 kWh/t-cl は優れた実績である。これには、焼成部の原単位が通常のレベルより約 10 kWh/t-cl 低いことが貢献しており、ロングキルンの特徴を表していると言えよう。

No.4 キルンの最近の電力原単位 97 kWh/t-cl は、この形式のキルンとしては優れている。原料部門の消費が少ないのが目立つが、1,090 kW の粘土乾燥破碎設備が不調のため休止しているのが結果的に幸いしているのかも知れない。この状態で原料が不都合なく粉碎できるのであれば、敢えて破碎機を使用することもあまるまい。

No.4 キルンの仕上げ粉碎部の消費動力 38.6 kWh/t-cem は、現状のブレーン値 2,700 cm<sup>2</sup>/g を通常の品質水準 3,050 cm<sup>2</sup>/g 程度まで上げれば、4~5 kWh/t-cem 増加するであろう。しかしクリンカの品質が向上すれば、将来ポゾランな

どの混合物が使用できるので、払販による利益の増加をもたらし、損失には至らないはずである。

エネルギー原単位を新鋭工場と比較すると、燃料原単位 1,098 kcal/kg-cl は、新鋭工場と比して約 37 % 高いが、内 28 % はドライロング方式を採用していることによる。5 % はクリンカクーラ形式による差であり、残り 4 % が燃焼調整、エアリークなどの操業要因により生じた差である。

電力原単位は新鋭工場の水準に近いが、原料の粉碎性、製品セメントのブレン値に差があり、将来増加する可能性が残されている。

エネルギー原単位改善のために次の 4 項目を提案する。

このうち、(2) 項と (3) 項は付帯設備の改善に関する問題であり、(4) 項はプロセスの変更に関する事項であり、(5) 項は日常の管理的業務の一環として実施できる事項である。これらは個々に実施に移すことができるが、投資効果を最大限に活かすためには、一連のプロジェクトとして推進されることが望ましい。

(5) 項は、上記に関わらず随時実施可能な改善策のうち、2~3 の事例を記載したものである。

## (2) No. 4 キルンのクーラ改造

このキルンは、焼成帯からサテライトクーラとの接続部にかけて、胴体の数箇所  
に損傷が見受けられる。クーラ胴体もかなり変形している。これらは、一時的に  
過度の熱負荷がかかったことが原因であろう。パイロクロン方式（キルン以外に  
補助的に燃焼するシステム）の採用によって、熱負荷は軽減され小康を得てい  
るはずであるが、結果的にクリンカの冷却のためにクーラ内に導入される空気量と、  
燃料の燃焼のために消費される空気量との間には大幅なギャップを生じ、熱効率  
と製品との両面に悪い影響を及ぼす原因となっている。また損傷部分については、  
今後長期間にわたって高能率の運転を実施する上で、取り替えを含む大幅な修繕  
を要すると思われる。このときは旧状に修復するよりも、ガスバランス上 SP キ  
ルンに適したグレートクーラに取り替えるべきであり、経済的には早く実施する  
のが得策である。

キルン本体は、テヘランセメントの No. 4 キルン（現在の能力 2,100 t/d）と同  
一寸法であり、プレヒータのサイクロンが 1 系列となっている点が異なるが、

処理能力は同等のサイズである。したがって、このケースでもサテライトクーラをグレートクーラに取り替えて、熱効率の改善を図れば、生産能力が 3,000 t/d まで向上する可能性が高い。燃料原単位は、965 kcal/kg-cl から 800 kcal/kg-cl に低減される。グレートクーラの据え付け工事は、クリンカ輸送設備の仮設を行えば、運転を継続しながら実施できる。

幸い、原料のグライндаビリティが優れており、しかも既設のミルは既に 200 t/h の能力を有するので、新たな原料ミルの増設は不要であろう。セメントミルは、ローラミル（ロールプレスではない）によるプレグライディング方式を採用して、能力の増強と、効率の向上を同時に図るとよい。

工場側ではこれまで、クーラの取り替えと同時に、NSP への改造を実施するアイデアが検討されているようであるが、既設のプレヒータに特性の異なるカルサイナ付プレヒータを追加した装置例では、固結などの問題により操作が難しくなり、リスクが大きすぎるので賛成できない。さしあたり、クーラの取り替えのみにとどめ、能力アップは別の手段を考えるのが得策と思われる。原料配合設備の改善がキルンの能力アップの前提条件となる。

### (3) 原料配合設備の改善

No. 4 キルンの原料配合設備に関する失敗の原因は、粘土のドライヤの選定と乾燥後の粘土の貯蔵設備の設計が、粘土の物理的性状に対して適切でなかった点にある。本来使用を予定していた通称“クレイ”は、微粒子が凝集した物であって、水分の含有量如何により物理的性状に大きな変化を見せる。既設設備はこのような原料に不向きであり、むしろロータリドライヤで乾燥し、乾燥物はオープンヤードに貯蔵してその表面から掻取る方が処理しやすい。

ロータリドライヤは新規に購入してもよいが、一時的には No. 1 キルンが利用できるし、次項で述べるように No. 3 キルンの改造時に発生するキルンシェルの残余部分を流用することもできる。乾燥物の貯蔵設備としては、旧系統のコモンストレージヤードもしくは、No. 4 キルンのクリンカヤードを転用すれば良い結果が得られるであろう。クリンカヤードは発塵を避けるため、新たにサイロを建設する方がよい。さらに、遊休中の粘土タンクを最少限度の貯蔵容量でフラッシングを発生しない構造の配合専用ホッパに改造すれば、円滑な原料配合が可能となる。このような事前の改善がなされて居れば、工場側で計画中のオアベディングヤードによるプレブレンディングシステムも効果を発揮する。

この改善はキルンの安定した運転を実現するためにも、製品の品質を向上するためにも不可欠の事項であるが、それ自体では省エネルギーの効果が評価できないので、その費用と効果は上記の (2) または (4) 項目に含まれているものとする。

#### (4) No. 3 キルンの改造

No. 3 キルンは、直径 4.7 m、長さ 162 m である。長さを 80 m に短縮し、カルサイナ付のサスペンションプレヒータとグレート式クーラを取り付けると、NSP キルンに生れ変わる。残余のキルンシェルは粘土のロータリドライヤとして使用できる。集塵装置、原料ミル、ブレンディングサイロなどは新設する必要がある。セメントミルは既設のミルのほか、原料ミルを転用し、これにプレグラインディング装置としてローラミルを新設する。

これにより生産能力 3,000 t/d 以上、燃料原単位 800 kcal/kg-cl 電力原単位 100 kWh/t-cl 以下の新鋭キルンとなり、既設のロングキルン 3 基の合計生産能力 2,600 t/d を上回る。設置場所として No. 4 キルンに隣接したスペースを選べば、これまでの投資が活かされ、今後の管理上も好都合である。

#### (5) 当面の改善事項

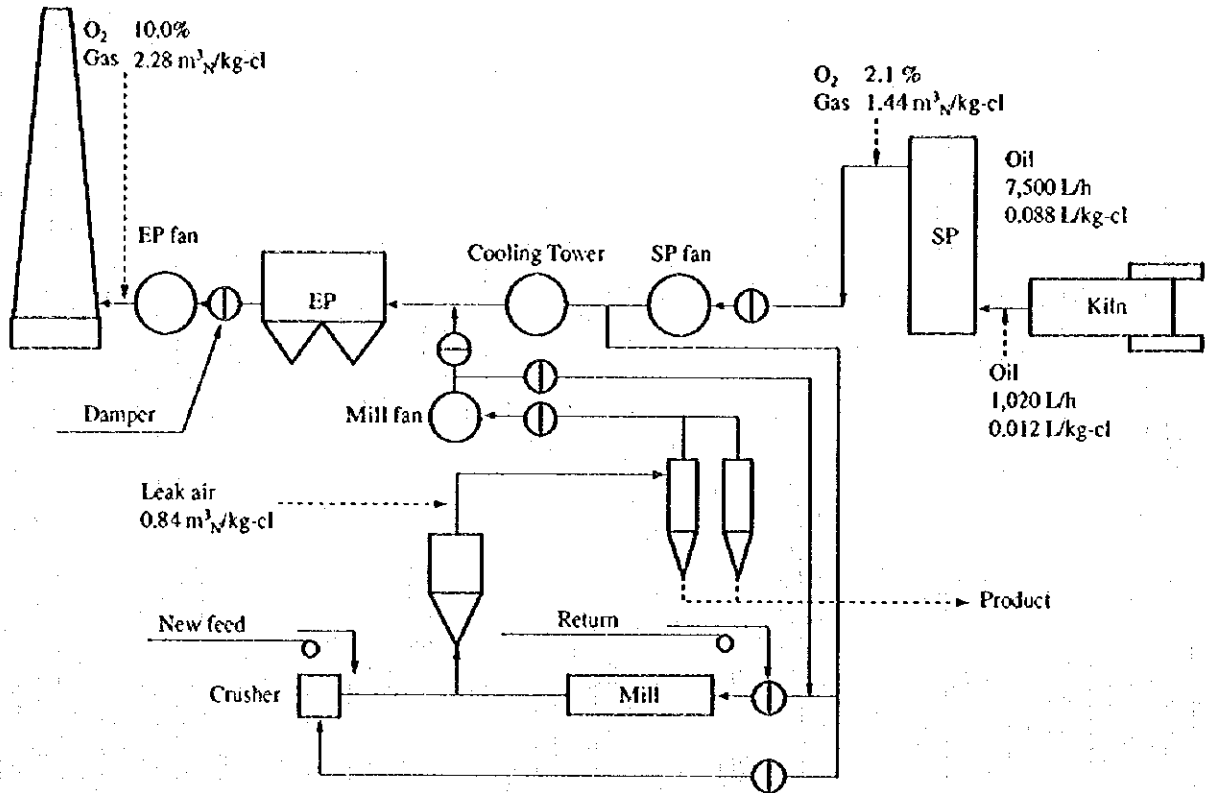
##### a. エアシーリングの徹底

工場構内は極めて埃っぽく、これは頻発している大型モータの故障と無縁ではない。発塵を防止することが予防保全の第 1 歩である。プロセスの一部にシーリングの不完全な箇所があると、起動停止の度にダストを吹き出し、正常運転時にはリークエアを吸引して、集塵機の効率低下の原因となり、あるいは動力損失を招く。運転中に随所で、排ガスの温度と酸素濃度を測定すれば、リークエアの侵入箇所と量が検出できるので、その都度対策を講じるべきである。

No. 4 キルンの実測結果では、排ガス中の酸素濃度はプレヒータ出口で 2.1 %であったものが、EP 出口では 10.0 % に増加しているので、多量のリークエアが原料ミル部分から侵入していることは明かである。このケースでは、リークエア侵入防止がキルンの操業に直接的な影響を及ぼす。

Figure 3.3.10 にガスフロー図を示す。

Figure 3.3.10 Gas Flow



b. キルンバーナの燃焼性改善

No. 4 キルンの主バーナは、目視した所フレームの輝きが不足しており、燃料の燃焼速度が遅く、ロングフレームを形成しているように思われる。このようなケースでは焼成帯の温度が低すぎる疑いがある。プライマリーエアファンおよびバーナの仕様を再確認の上、バーナノズル先端の吹き出し速度をほかのキルンと比較して見るとよい。十分な風量を得られていれば、旋回流の速度を調節することで燃焼状態が改善できるはずである。フレームの温度が上昇すれば、熱伝達効率が向上するので、生産高が増加し、キルン出口の排ガス温度は低下し、しかも製品の品質が向上する。もしも焼成帯（シンタリングゾーン）およびクリンクーラの保護のため、敢えて温度を低めに設定しているのであれば、それは本末転倒と言うべきであろう。

c. EP ファンの能力アップ

No. 4 キルンの場合、上記のエアリーク防止対策と併せて、EP ファンの回転数を 5~10 % 増速すれば、プロセス全体の通気能力が比例して増強される。これによりサテライトクーラからの通気量を増加し、クーラ入口部周辺の損



傷は軽減されるはずであり、さらにプレヒータ出口の静圧を一定とする制御が可能となるので、キルンでは負荷変動の少ないハイレベルの操業状態が維持される。上記 2 項目の改善と併せて実施すべきである。

d. キルン排ガスの利用

旧系統の原料ミル室近傍の適切な場所を選び、各キルンの排ガスを受け入れるヘッダを建設すれば、原料乾燥用の熱風発生装置の運転は不要となり、省エネルギーとともに集塵機の効率を向上させる効果が期待される。ただし、No. 3 キルンについては、投資の重複となる可能性もあるので実施の可否は、工場の将来計画との関連で判断すべきである。

(6) 改善の効果

上記 (2)、(3) および (4) の改善により、工場の運転形態は大幅に変わり、従来の 4 基による生産が、通常の運転に関する限り No. 3 キルンと No. 4 キルンの 2 基に集約され、以下に述べる効果が得られる。

a. クリンカ生産高の向上

No. 3 キルン、No. 4 キルン 2 基の改造の結果、No. 2 キルンを休止しても、生産能力は 2,000 t/d の増強となる。いま、限界利益を 2,000 円/t とすれば、1,200,000,000 円/y ( $2,000 \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ 円/t}$ ) の利益の増加となる。現在大きな障害になっている原料配合の問題が解決され、製品の品質が向上することによって、ポゾランの使用も可能となり、販路も拡大するので、実際の利益の増加はこれを上回るであろう。

No. 1 キルンは付加価値のより高い製品を製造できる余裕が生ずる。その利益も上記に加算することもできる。

Table 3.3.6 Rationalization of Production

Kiln No.	Existing			After Modification		
	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]
1	600	1,200	216,000,000	600	1,200	216,000,000
2	1,000	1,200	360,000,000			
3	1,000	1,200	360,000,000	3,000	800	720,000,000
4	2,000	965	579,000,000	3,000	800	720,000,000
		Average			Average	
Total	4,600	1,098	1,515,000,000	6,600	836	1,656,000,000
Saving based on the original capacity:					[kl/y]	[Mcal/y]
					39,650	360,818,182

(alternative)

Kiln No.	Existing			After Modification		
	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]	Production [t/d]	Intensity [kcal/kg-cl]	Consumption [Mcal/300ds]
1	600	1,200	216,000,000	0	1,200	0
2	1,000	1,200	360,000,000			
3	1,000	1,200	360,000,000	2,300	800	552,000,000
4	2,000	965	579,000,000	2,300	800	552,000,000
		Average			Average	
Total	4,600	1,098	1,515,000,000	4,600	800	1,104,000,000
Saving based on the original capacity:					[kl/y]	[Mcal/y]
					45,165	411,000,000

b. 燃料原単位の低減

現状の No. 3 キルンをロングキルンから NSP 方式に改造すると、燃料原単位は 1,200 kcal/kg-cl から 800 kcal/kg-cl 以下に低下する。これによる燃料の節減は、従来の No. 1, No. 2, No. 3 キルン生産能力 (2,600 t/d) をベースとして、 $312 \text{ Tcal/y} \{ (1,200 - 800) \text{ kcal/kg-cl} \times 2,600 \text{ t/d} \times 300 \}$ 、重油換算で 34,300 kl/y ( $312 \text{ Tcal/y} / 9,100 \text{ kcal/l}$ ) の節減となる。

同様に、No. 4 キルンのサテライトクーラをグレートクーラに交換することにより、燃料原単位が 165 kcal/kg-cl ( $965 - 800 \text{ kcal/kg-cl}$ ) 低減されるので、従来の生産能力 2,000 t/d をベースとして、10,880 kl/y

(165 kcal/kg-cl $\times$ 2,000 t/d $\times$ 300/9, 100 kcal/L) の重油の節減となる。両者を合計すると、45,180 kL/y の燃料の節減となり、かりに燃料油の価格を 17,000 円/kL とすると、約 768,060,000 円/y (17,000 円/kL $\times$ 45,180 kL/y) の利益の増加となる。

c. 電力消費量の低減

ロングキルンは、様々なキルンの様式の中で、電力消費量の少ないタイプに属し、とりわけ既設キルンはキルン排ガスを利用することなく大気に放出しているため、電力原単位が低いのはこれまで見てきた実績のとおりである。したがってこれをさらに低減することは極めて困難である。No. 3 キルンを NSP 方式に改造すれば焼成部の消費電力は従来よりも増加する。No. 4 キルンの場合、原料粉砕部門では粉砕されにくいレッドソイルに代わって、クレイが使用されるようになれば電力原単位は低下する。一方、クーラを交換することによって、焼成部の電力原単位は増加する。仕上げ粉砕部では、ローラミルによるプレグラインディング方式の採用により、製品の粉末度を向上しても、原単位の上昇は避けられるであろう。これらを逐一評価することは現時点で困難であるので、ここでは説明を簡単にするため、原単位の増加分は、改善効果によって相殺され増減はないものと見なしておく。

d. 当面策による改善効果

(5) 項による効果は、その他の 3 項目による改善がなされる以前に、別途実施されることを想定しており、それらと重複して評価することはできない。しかしながら、これらの改善のために努力を払うことは、将来に備えて、SP あるいは NSP キルンの特性に習熟する上で、欠かせない過程である。

いま No. 4 キルンの運転が安定し、日産 2,000 t/d で、工場平均稼働日数の最高値 304 d/y を達成されれば、40 日間の運転日数増加により、少なくとも年間 80,000 t/y の増産となる。燃料消費量も現状 965 kcal/kg-cl から、900 kcal/kg-cl 程度となり、年間 4,340 kL/y (65 kcal/kg-cl $\times$ 2,000t/d $\times$ 304d/y / 9, 100 kcal/L) の燃料油節減となる可能性は十分に期待できる。これらによる年間の利益の増加は、限界利益を

2,000 円/t, 燃料油の単価を 17,000 円/kL とすると, 合計 234,000 千円 ( $2,000 \text{ 円/t} \times 80,000 \text{ t/y} + 17,000 \text{ 円/kL} \times 4,340 \text{ kL/y}$ ) となり, このための投資額は 100,000 千円未満と推定されるので, ほかの 3 項目の抜本策のスケジュール如何に関わらず, 実行可能である。

## (7) 電気設備

### a. 測定結果

変圧器入力および大型機器の負荷を測定した結果を Table 3.3.7 および Figure 3.3.11 に示す。なお, 各負荷は変動している上, 測定時間が違うためその合計は電源における測定値とは異なることが多い。

### b. 測定結果に対する考察

#### 1) 3 相アンバランス

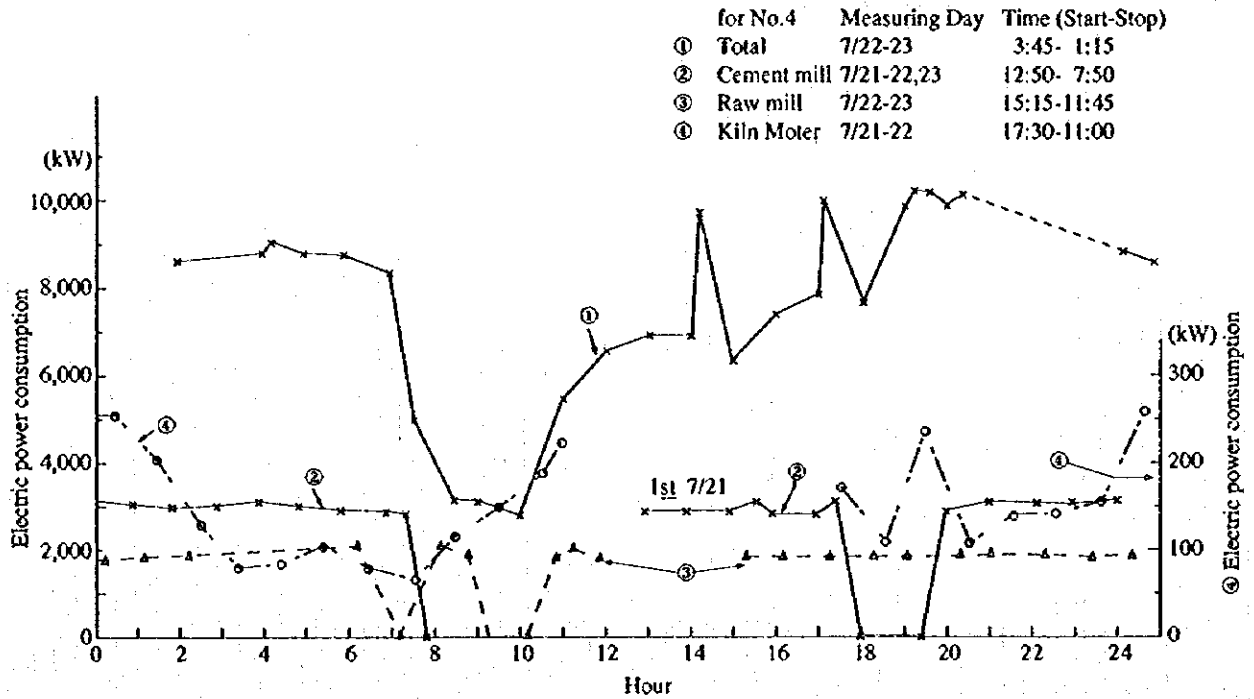
連続記録測定の結果 No.4 セメントミル用モータ (2,930 kW) の場合は, 運転時の消費電力が 2,820~3,060 kW に変化し, 各線電流は 370, 294, 367 A のように継続的にアンバランスしている。

この状態では, モータの加熱, トルクの減少を招き, 損失が増大していると考えられる。原因は明らかでないが, 電圧のアンバランスが少ないことから, モータ 2 次側インピーダンスのアンバランス, 塵埃による放熱の偏りなどが考えられる。よって, 関係箇所の点検とともにメーカーに相談するとよい。

**Table 3.3.7 Electricity Consumption of Each Equipment**

Process		No. 1			No. 2, No. 3		
Load	Rating kW	Electric Power kW	Cosφ %	Rating kW	Electric Power kW	Cosφ %	
Crusher				520	124	71	
Raw mill	870	888	99	1,400	1,284	92	
Raw mill				1,400 (for No. 3)	1,074	79	
Transformer	1,700 kVA	513	67	2,600	393	83	
Transformer				2,000 (for No. 3)	306	95	
Raw mill Total		1,401			3,181		
Cement mill	1,250	1,153	96	2,060	2,007	94	
Cement mill				2,060 (for No. 3)	2,038	92	
Transformer	1,700 kVA	599	69	2,000 kVA	728	89	
Transformer				2,600 (for No. 3)	309	69	
Cement mill Total		1,752			5,082		
Process Total		3,153			8,263		
		Process No. 4		Total			
Load	Rating kW	Electric Power kW	Cosφ %				
Crusher							
Raw mill	2,060	1,930	96				
Blower	2 × 250	174	94				
Fan	530	327	86				
Separater	2 × 250	288	82				
Separater	250	120	68				
Transformer	2 × 1,600 kVA	396	89				
Raw mill Total		3,115		7,697			
Fan	250	209	80				
Exhaust	1,700	1,120					
Transformer	1,000	234	48				
Transformer	1,250	167	70				
Kiln drive	2 × 220	289	64				
Cement mill	2,930	2,990					
Transformer	1,600 kVA	243	91				
Transformer packing	630						
Cement mill Total		5,252		12,086			
Process Total		8,367		19,783			

Figure 3.3.11 Operation Record of Electric Power Consumption



2) 電力原単位の低減と電気料金

1995年4月～1996年3月の電力使用量は、キルン No.2 が 27,629 MWhで原料ミル、キルン、セメントミルの使用割合はそれぞれ、35 : 18 : 45 % である。

一方、キルン No.4 では 51,126 MWh で、上記の割合はそれぞれ、28 : 30 : 42 % になっている。

また、両プロセスの電力原単位はそれぞれ約 87, 96 kWh/t である。

当社の 1995 年 7 月から 9 月までの電気料金は使用電力 kWh 当たり約 38.3 Rial で、デマンド料金は全体の約 18.9 % である。しかし、当社で検討されているように、今後の価格改正に備え、負荷率の向上、デマンドの抑制、ピーク時の負荷抑制、夜間の使用電力配分などの改善対策が重要である。

(8) 効果のまとめ

以上の提案をまとめて Table 3.3.8 に示す。

No.4 キルンに関する当面の改善策により、次の効果が見込まれる。

クリンカの増産 : 80,000 t/y

燃料消費量の節減 : 4,343 kL/y

このための投資額 94,500 千円は、年間 234,000 千円の利益の増加によって、1 年未満で回収可能である。

さらに、No.3 キルン、No.4 キルンの改造とそれに付帯する改善によって得られる効果は次のとおりである。

生産ラインの集約化 : キルン 2 基 (または 3 基) による生産体制の確立

クリンカの増産 : 最大 2,000 t/d

燃料消費量の節減 : 40,879 kL/y

このための投資額 7,050,000 千円は、年間 1,896,000 千円の利益の増加によって、4 年以内で回収可能である。

Table 3.3.8 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	%			
Tentative improvement of operation	4,343 <sup>*1</sup>	73.8 160.0 <sup>*4</sup>	2.6 <sup>*8</sup>	-	-	-	73.8 160.0	95	0.4
No. 3 Kiln modification to NSP	34,286 <sup>*2</sup>	583.9 1,200.0 <sup>*5</sup>	20.6 <sup>*9</sup>	-	-	-	583.9 1,200.0	5,720	3.2
No. 4 Kiln replacement of cooler	6,593 <sup>*3</sup>	112.1 600.0 <sup>*6</sup>	4.0 <sup>*10</sup>	-	-	-	112.1 600.0	1,323	1.9
No. 2 Kiln shut down		-600.0 <sup>*7</sup>					-600.0		
<b>Total</b>	<b>45,222</b>	<b>2,129.8</b>	<b>27.2<sup>*11</sup></b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>2,129.8</b>	<b>7,138</b>	<b>3.4</b>

(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	%			
Tentative improvement of operation	4,343 <sup>*1</sup>	326 2,800 <sup>*4</sup>	2.6 <sup>*8</sup>	-	-	-	326 2,800	1,663	0.5
No. 3 Kiln modification to NSP	34,286 <sup>*2</sup>	2,571 21,000 <sup>*5</sup>	20.6 <sup>*9</sup>	-	-	-	2,571 21,000	100,100	4.2
No. 4 Kiln replacement of cooler	6,593 <sup>*3</sup>	494 10,500 <sup>*6</sup>	4.0 <sup>*10</sup>	-	-	-	494 10,500	23,153	2.1
No. 2 Kiln shut down		-10,500 <sup>*7</sup>					-10,500		
<b>Total</b>	<b>45,222</b>	<b>27,191</b>	<b>27.2<sup>*11</sup></b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>27,191</b>	<b>124,916</b>	<b>4.6</b>

\*1  $(965 - 900) \text{ kcal/kg-cl} \times 2,000 \text{ t/d} \times 304 \text{ d/y} = 4,343 \text{ kL/y}$   
 $9,100 \text{ kcal/L}$

\*2  $(1,200 - 800) \text{ kcal/kg-cl} \times (1,000 + 1,000 + 600) \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} = 34,286 \text{ kL/y}$   
 $9,100 \text{ kcal/L}$

\*3  $(900 - 800) \text{ kcal/kg-cl} \times 2,000 \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} = 6,593 \text{ kL/y}$   
 $9,100 \text{ kcal/L}$

\*4 Merit by production increase :  $2,000 \text{ t/d} \times 40 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/y} = 160 \text{ Million yen/y}$

\*5 Merit by production increase :  $(3,000 - 1,000) \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/y} = 1,200 \text{ Million yen/y}$

\*6 Merit by production increase :  $(3,000 - 2,000) \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/y} = 600 \text{ Million yen/y}$

\*7 Demerit by production decrease:  $-1,000 \text{ t/d} \times 300 \text{ d/y} \times 2,000 \text{ yen/y} = -600 \text{ Million yen/y}$

\*8 Annual fuel consumption:  $1,515,000 \text{ Gcal/y} / 9.1 \text{ Mcal/kL} = 166,484 \text{ kL/y}$

$4,343 / 166,484 \times 100 = 2.6$

\*9  $34,286 / 166,484 \times 100 = 20.6$

\*10  $6,593 / 166,484 \times 100 = 4.0$

\*11  $45,222 / 166,484 \times 100 = 27.2$

Energy price in Japan:

Fuel oil 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

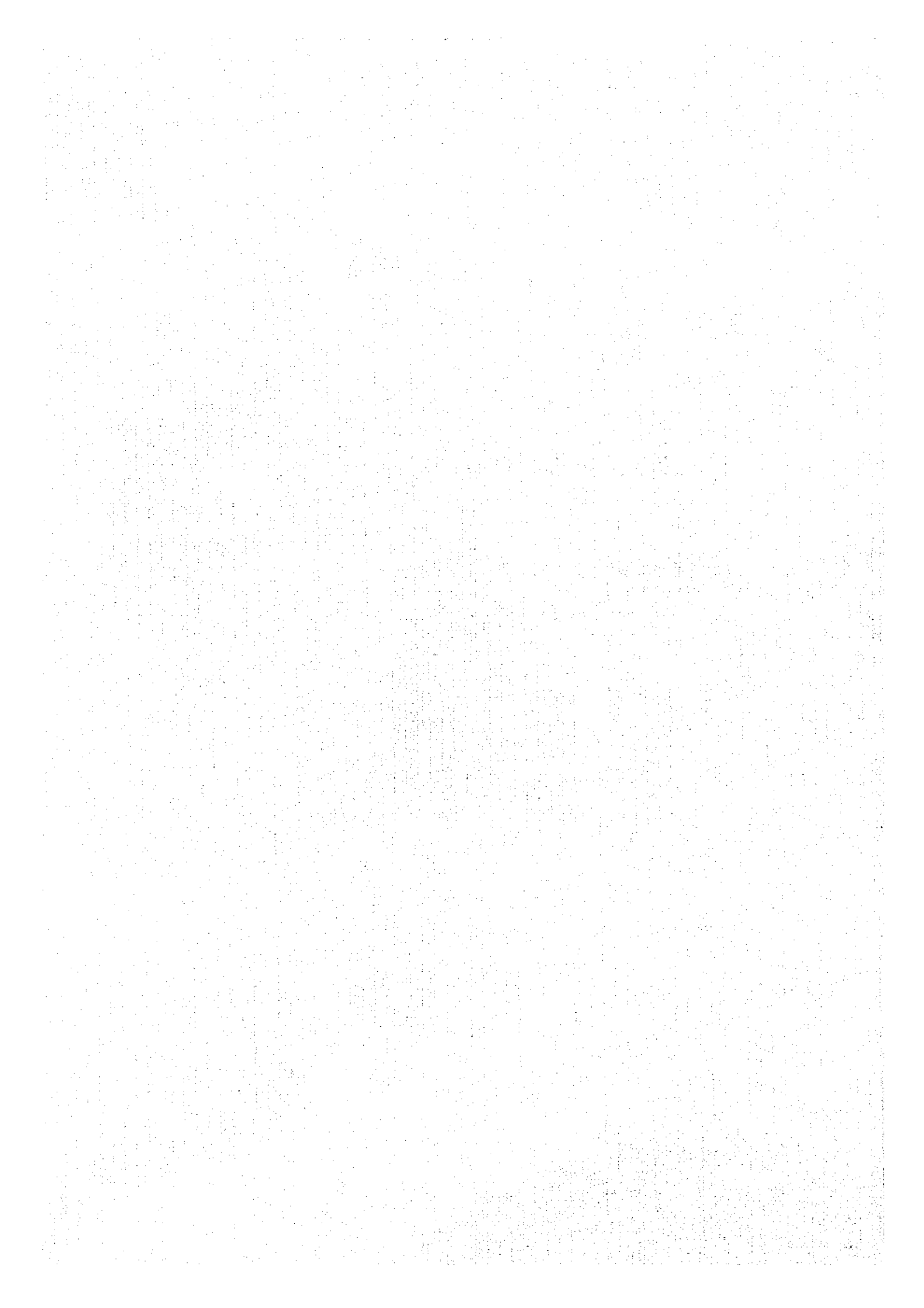
Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

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

Investment cost is based on that in Japan.



#### 4. ガラス工場の調査結果



## 4. ガラス工場の調査結果

### 4.1 Ghazvin Glass の調査結果

#### 4.1.1 工場概要

(1) 工場名

Ghazvin Glass Company

(2) 工場所在地

Ghazvin City

(3) 従業員数

1,232 人

(4) 主要製品

普通板ガラス, 型板ガラス, 鏡

(5) 生産能力

130,000 t/y

(6) プロセス概要

サイドポート蓄熱式タンク窯 4 基を備え, うち 2 系列で普通ガラス, 1 系列で型板ガラスを製造している。残りの 1 系列は普通板ガラス製造マシンと型板ガラス製造マシンを有し, 両製品の同時製造が可能である。板ガラスは Colburn 法, 型板ガラスは Rollout 法により製造している。

(7) 工場の沿革

Industrial Mining Development Bank of Iran (IMDBI) とアメリカの投資会社 Pan-Alliance Corporation によって設立された。

技術とエンジニアリングは, アメリカの General Glass Equipment Company が提供し, 1964 年に建設開始, 1968 年に完成し, 生産を開始した。製造法は

Fourcault 式で普通板ガラスの製造を行った。しかし、当初多くの技術的問題から生産が不調であったので、アメリカとの提携を打ち切り、1969年6月日本板硝子(株)と技術援助契約を締結した。1970年には2号窯を建設、Colburn 式の普通板ガラス生産設備をスタートさせた。さらに1972年には3号窯を建設、また1978年には4号窯を建設した。その2年前の1976年には1号窯の Fourcault 式マシンを撤去し、Rollout 式の型板ガラス生産設備を設置した。さらに1979年には2号窯にも Rollout 式型板生産設備を設置し、普通板ガラスと型板ガラスを任意に生産可能とした。

現在イラン国内の板ガラスの生産工場は4社あり、約300,000 t/y の生産能力を有し、そのうち Ghazvin Glass のシェアは約40%である。

燃料は重油を使用していたが、1号窯は1995年の定期修理を機に天然ガスに切り替えた。これは政府の方針であり、ほかの窯も順次切り替えて行く方針である。また、新鋭技術によるフロートガラスの生産についてはすでに導入を決定しているが、外貨割り当ての問題でスタート時期は未定である。

(8) 工場配置図

Figure 4.1 に工場配置を示す。

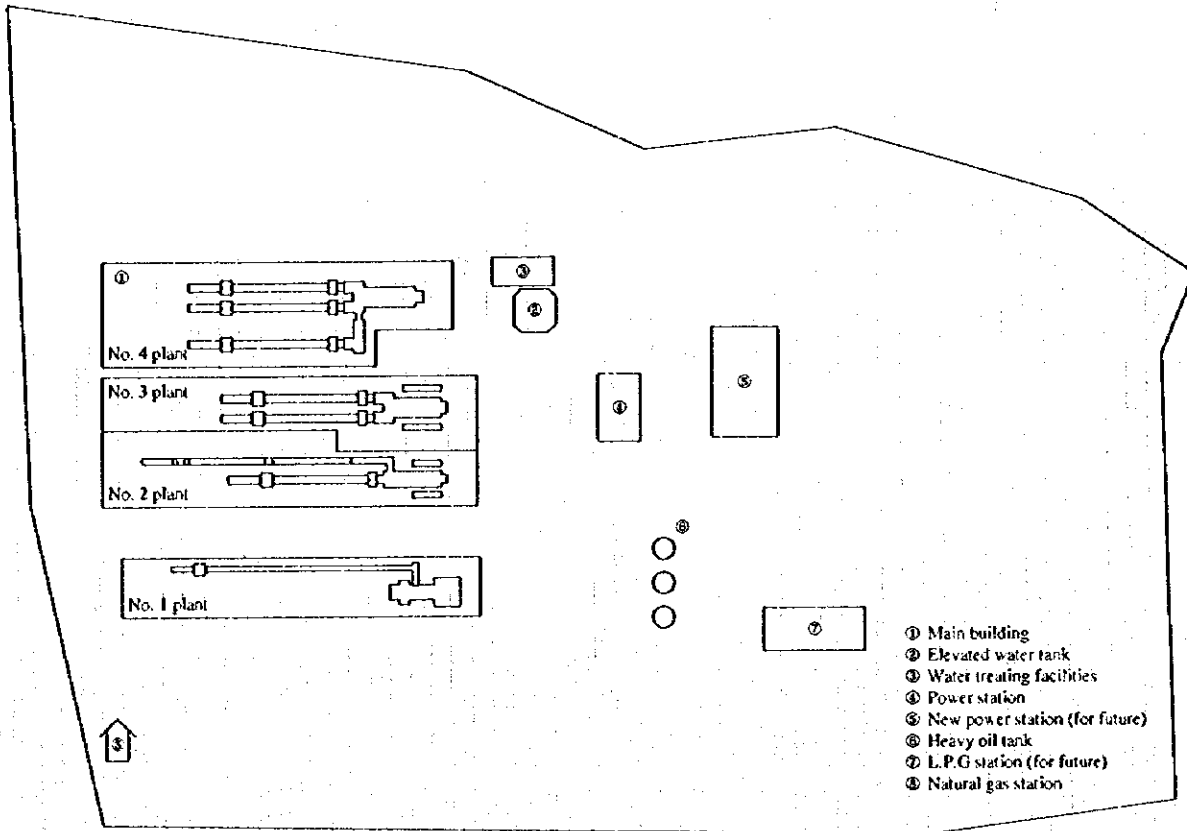
(9) 電力単線結線図

Figure 4.2 に電力単線結線図を示す。

(10) 主要設備の概要

1号プラント	: サイドポート蓄熱式ガラス溶解窯	.....	1式
	Rollout 式型板ガラス連続製造設備	.....	1基
2号プラント	: サイドポート蓄熱式ガラス溶解窯	.....	1式
	Colburn 式普通板ガラス連続製造設備	.....	1基
	Rollout 式型板ガラス連続製造設備	.....	1基
3号プラント	: サイドポート蓄熱式ガラス溶解窯	.....	1式
	Colburn 式普通板ガラス連続製造設備	.....	2基
4号プラント	: サイドポート蓄熱式ガラス溶解窯	.....	1式
	Colburn 式普通板ガラス連続製造設備	.....	3基

Figure 4.1 Plant Layout



(11) エネルギー価格

エネルギー価格を Table 4.1 に示す。

(12) 調査期間

- a. 事前調査 1995年10月9日
- b. 本調査 1996年7月14日～16日

Figure 4.2 One Line Diagram

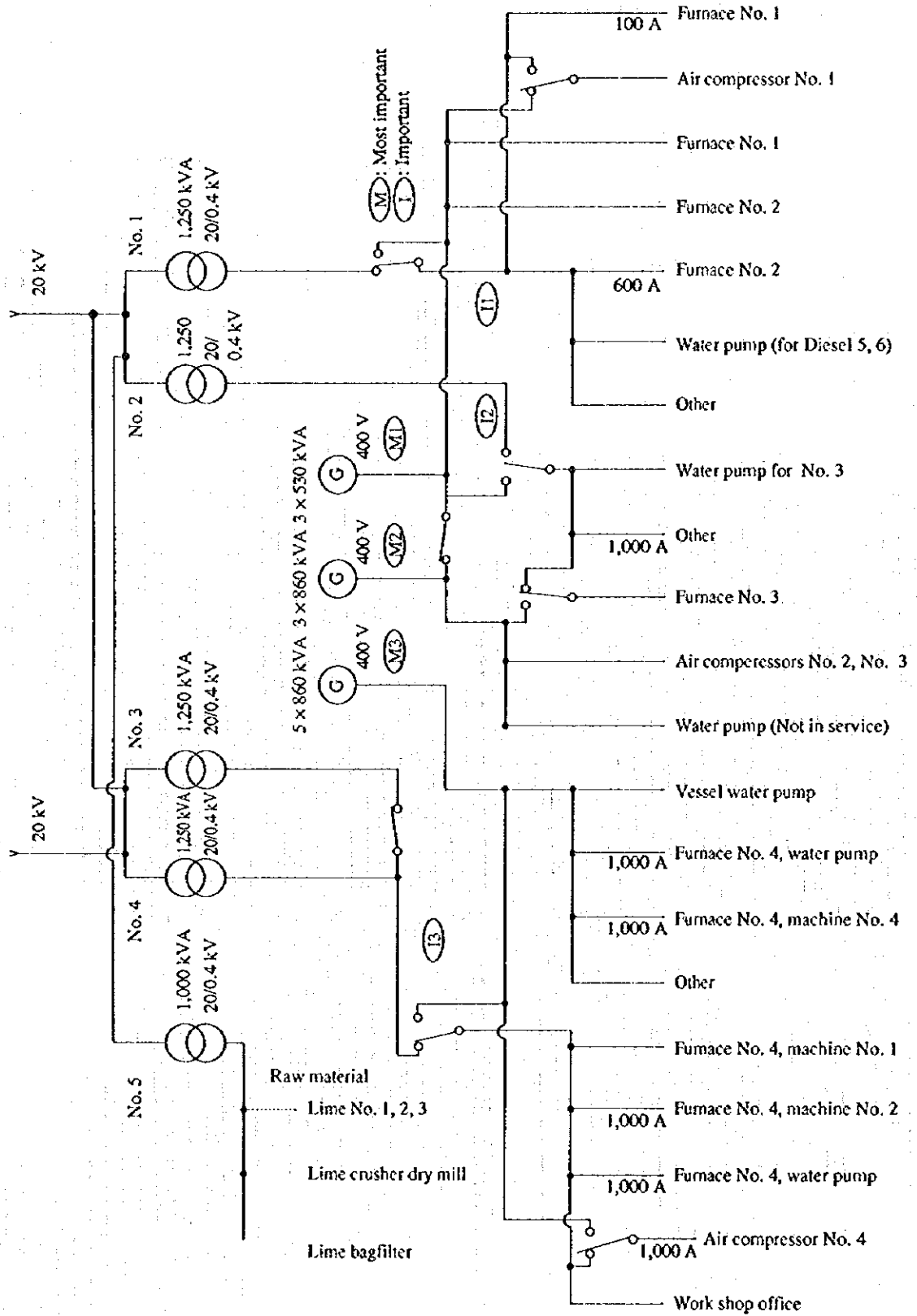


Table 4.1 Energy Price

Energy	Heat Value	1992	1993	1994	1995
Heavy Oil	Hh = 10,600 kcal/kg	5	5	5	15 Rial/L
Natural Gas	Hl = 9,500 kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	-	-	-	20 Rial/m <sup>3</sup>
Diesel Oil	Hl = 8,462 kcal/kg	10	10	10	20 Rial/L
Electric Power	-	10.5	13.55	28.5	61 Rial/kWh

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括 福島演雄  
 プロセス管理技術 加藤正躬  
 および熱管理技術  
 電気管理技術 杉本利夫  
 電気管理技術 白井千雄(事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation Mr. Akhavan (事前調査)  
 Micro level energy management Mr. Mianji  
 Micro level energy management Mr. S. Reyhani  
 Instrumentation Mr. Schayesteh (事前調査)

(14) 面接者

Mr. S. Sabet Factory Manager  
 Mr. Kh. Manzoori Chief Engineer, Assistant of Factory Manager  
 Mr. A. R. Maibodi Chemical Engineer, R & D Center  
 Mr. Masoudi Chief of Electrical Department  
 Mr. N. Rezaei Electric Generator Manager  
 Mr. Miralami Electrical Expert  
 Mr. A. Bayat Master Student, Research Project

4.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量の推移

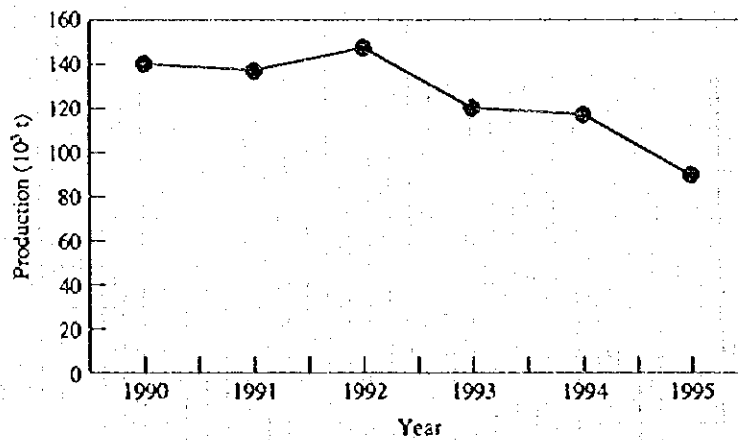
年間生産量を Table 4.2 と Figure 4.3 に示す。

このうち、普通板ガラスは約 60 %、型板ガラスは約 40 % である。

Table 4.2 Annual Production

	Unit	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Production	10 <sup>3</sup> t/y	139.4	136.5	147.3	120.3	117.4	89.4

Figure 4.3 Annual Production



(2) エネルギー消費量の推移

Ghazvin Glass で入手した年間エネルギー（重油、天然ガス、ディーゼル油、電力）消費量のデータを、Table 4.3, Figure 4.4, Figure 4.5 に示す。

Table 4.3 Annual Energy Consumption

	Unit	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	
Heavy Oil	10 <sup>3</sup> kL/y	64.12	71.42	63.77	72.76	73.74	75.39	66.65	
Natural Gas	10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /y	9.98	11.47	6.93	8.50	8.17	7.26	8.57	
Electric Power	City	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	
	Diesel	10 <sup>6</sup> kWh/y	-	-	-	11.4	11.1	10.2	9.0
	Total	10 <sup>6</sup> kWh/y	-	-	-	24.1	23.8	22.9	21.7
Diesel Oil	10 <sup>3</sup> kL/y	-	-	-	3.23	2.79	3.36	3.01	



Figure 4.4 Annual Heavy Oil and Natural Gas Consumption

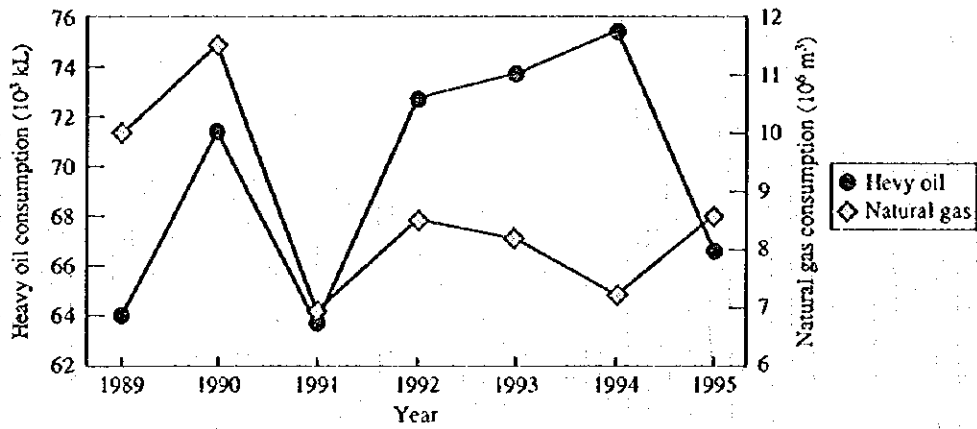
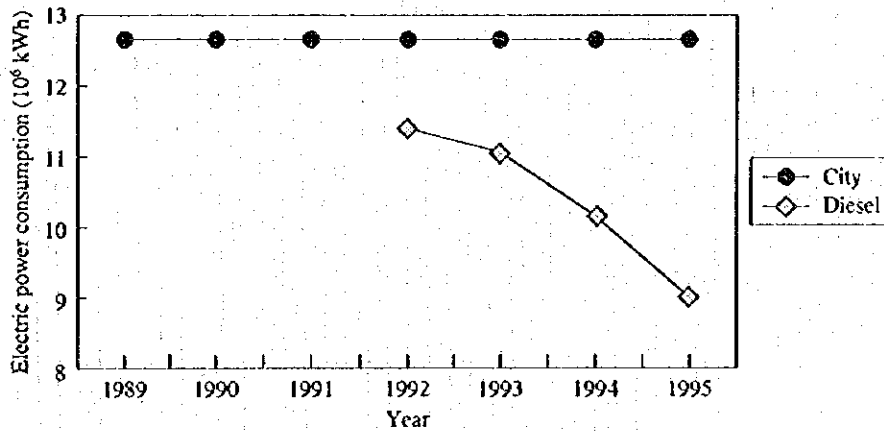


Figure 4.5 Annual Electricity Consumption



(3) エネルギー消費原単位の推移

Ghazvin Glass で入手したデータにより算出したエネルギー消費原単位を、Table 4.4 に示す。

製品単位重量当たりのエネルギー原単位の推移をまとめると Figure 4.6 のようになる。

次に Ghazvin Glass より入手した天然ガスの組成および各種エネルギーの発熱量などのデータを基にエネルギー原単位算出の根拠とした数値を Table 4.5 に示す。

**Table 4.4 Annual Energy Intensity**

	[kcal/kg Product]						
	1989 <sup>(1)</sup>	1990	1991 <sup>(2)</sup>	1992	1993	1994	1995 <sup>(3)</sup>
Heavy oil	5,069	4,545	4,350	4,444	5,514	5,447	5,927
Natural gas	797	738	478	525	617	530	770
Diesel oil	(199)	(179)	(194)	179	188	219	241
City power	262	211	226	202	248	239	294
Total	6,327	5,673	5,248	5,350	6,567	6,435	7,232
Σ Electric power [kWh/kg]				0.156	0.189	0.176	0.205
Diesel power efficiency [%]				35.6	40.4	30.9	30.4

Remarks (1): No. 3 Plant: Cold repair

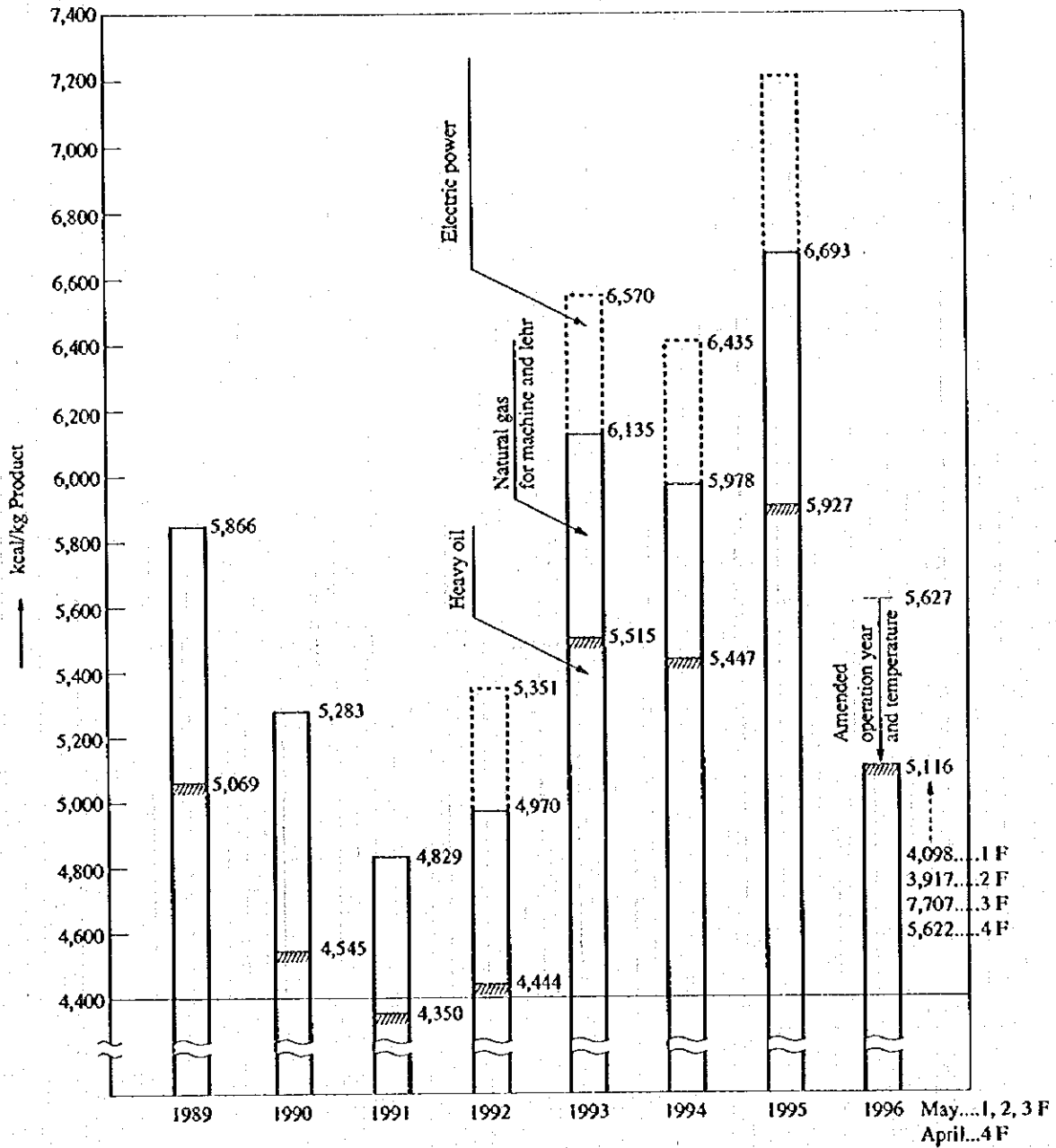
(2): No. 2 Plant: Cold repair

(3): No. 1 Plant: Cold repair

Note: Heat value of city power — 2,450 kcal/kWh

( ) — Presumed value, when it is assumed that the utilization ratio for gas oil is identical to that for 1992 to 1994.

Figure 4.6 Trend of Energy Intensity per Product



Note: Trend of production cf: Figure 4.3  
 Trend of heavy oil consumption cf: Figure 4.4  
 Trend of natural gas consumption cf: Figure 4.4  
 Trend of electric power consumption cf: Figure 4.5  
 Heat value of energy cf: Table 4.5  
 Melting energy intensity 1996 cf: Table 4.6

Table 4.5 Basic Data of Energy Heat Values

	Hh			HI			Specific Gravity
	kcal/kg	kcal/L	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	kcal/kg	kcal/L	kcal/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	
Heavy oil	10,600*	10,070	-	9,900	9,400	-	0.95*
Natural gas	-	-	10,500	-	-	9,500*	0.655/Air
Diesel oil	11,180	8,940	-	10,580	8,462*	-	(0.80)

Note \*: Information from Ghazvin Glass.

Cf: Chemical analysis data of natural gas

CH<sub>4</sub> 84.11 %, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> 10.19 %, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 3.81 %, C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 0.39 %

Others 1.50 % (C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, etc)

(4) 正常運転時のエネルギーフロー，エネルギー原単位

正常運転時の窯別データを得るため，最近 1 カ月間の毎日の操業データ（溶解量，カレット使用比率，溶解用エネルギー消費量および製品生産量）を Ghazvin Glass より入手したので，Figure 4.7~Figure 4.10 に示す。

Figure 4.7 Daily Operation Data on No. 1 Plant (May 1996)

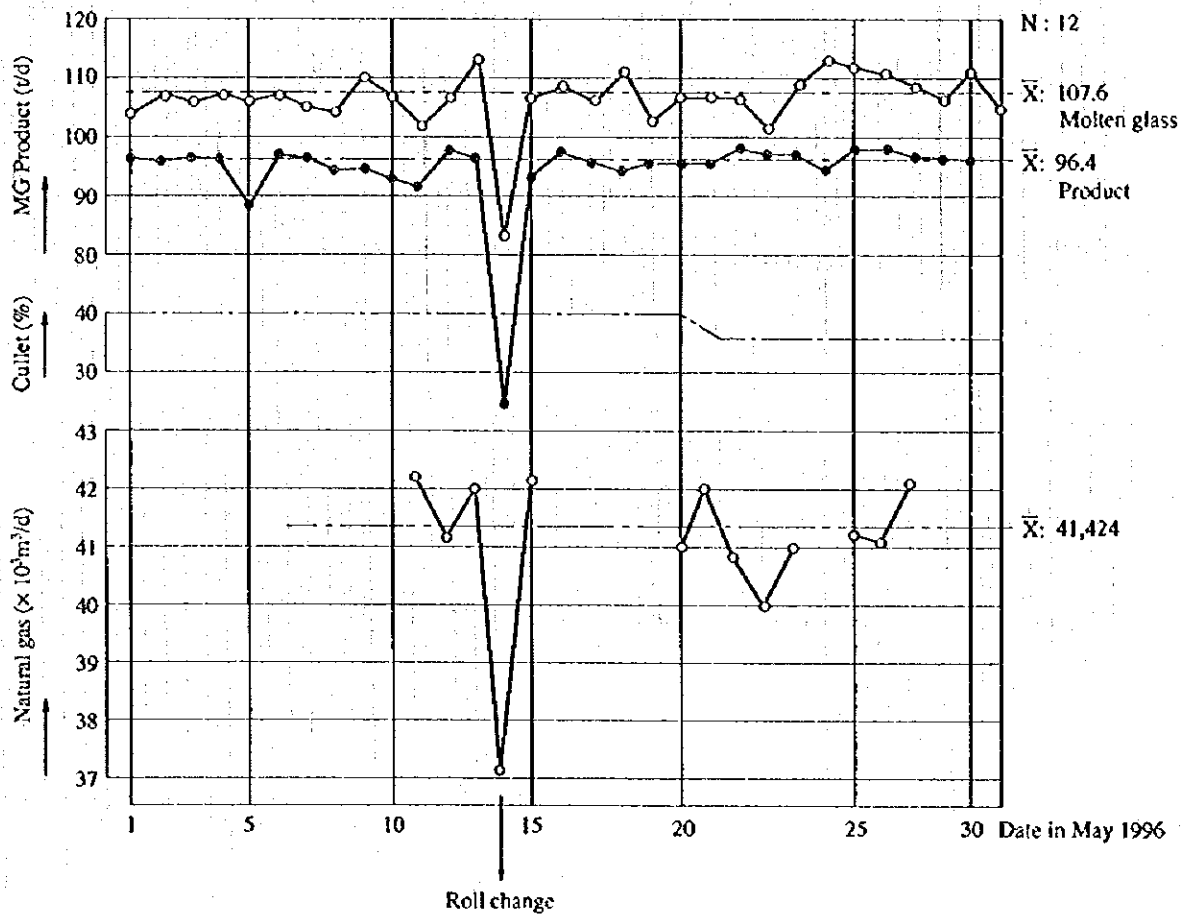


Figure 4.8 Daily Operation Data on No. 2 Plant (May 1996)

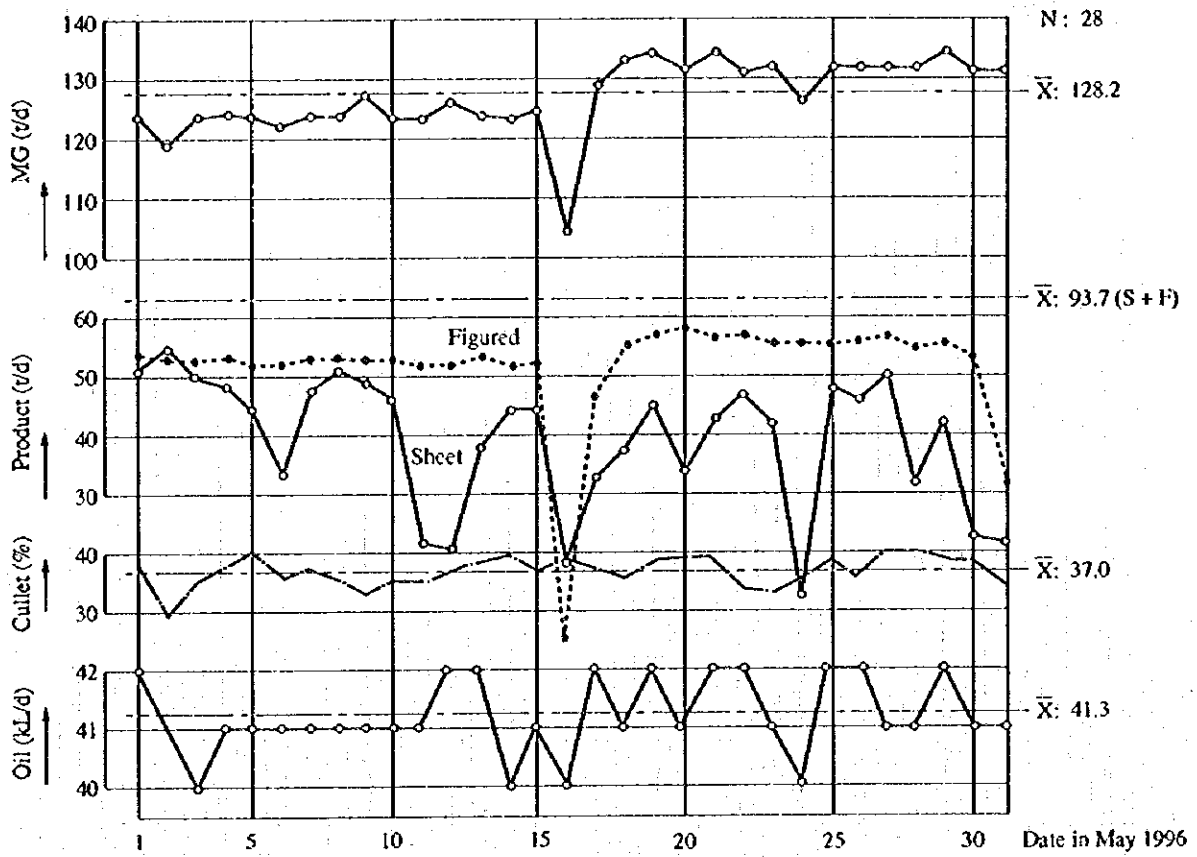


Figure 4.9 Daily Operation Data on No. 3 Plant (May 1996)

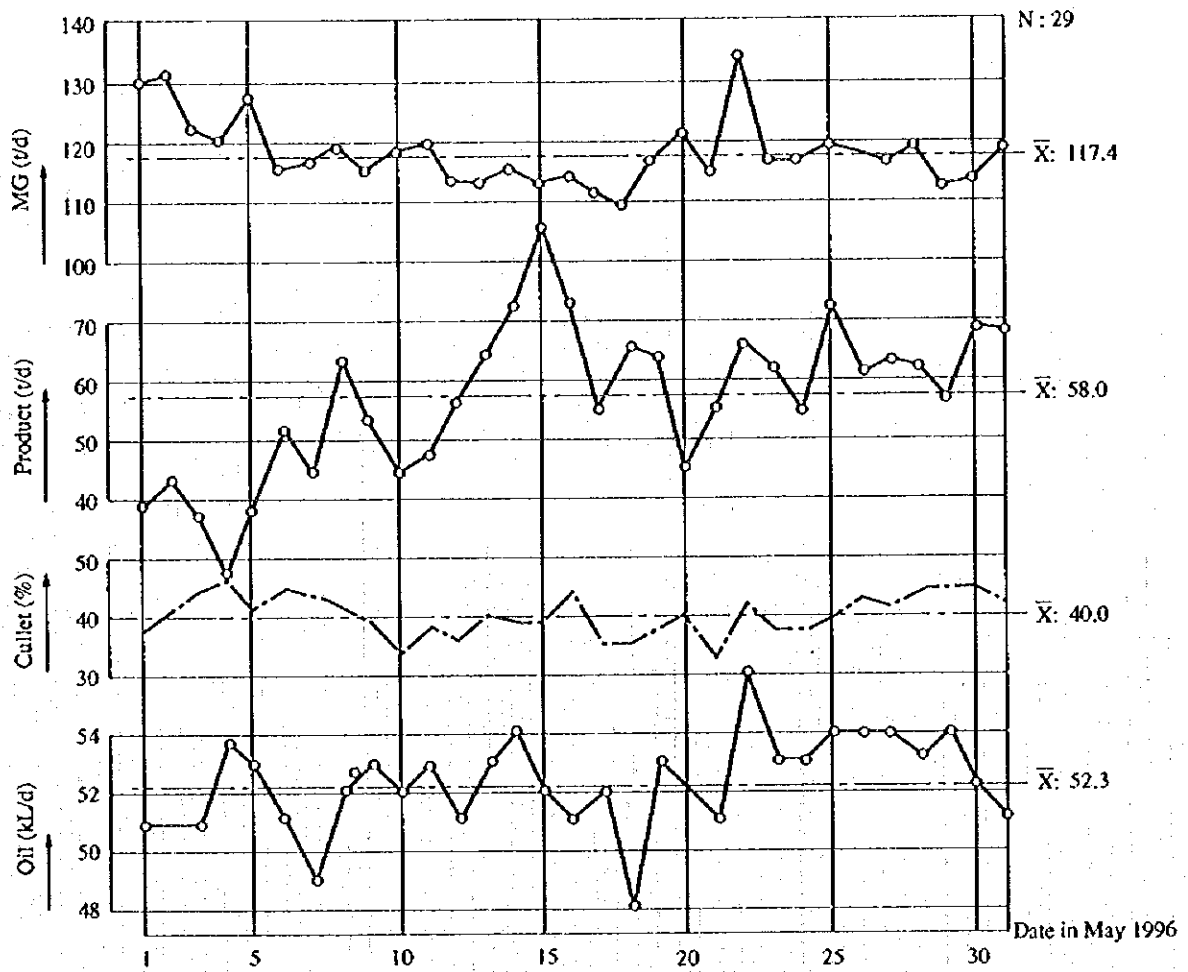
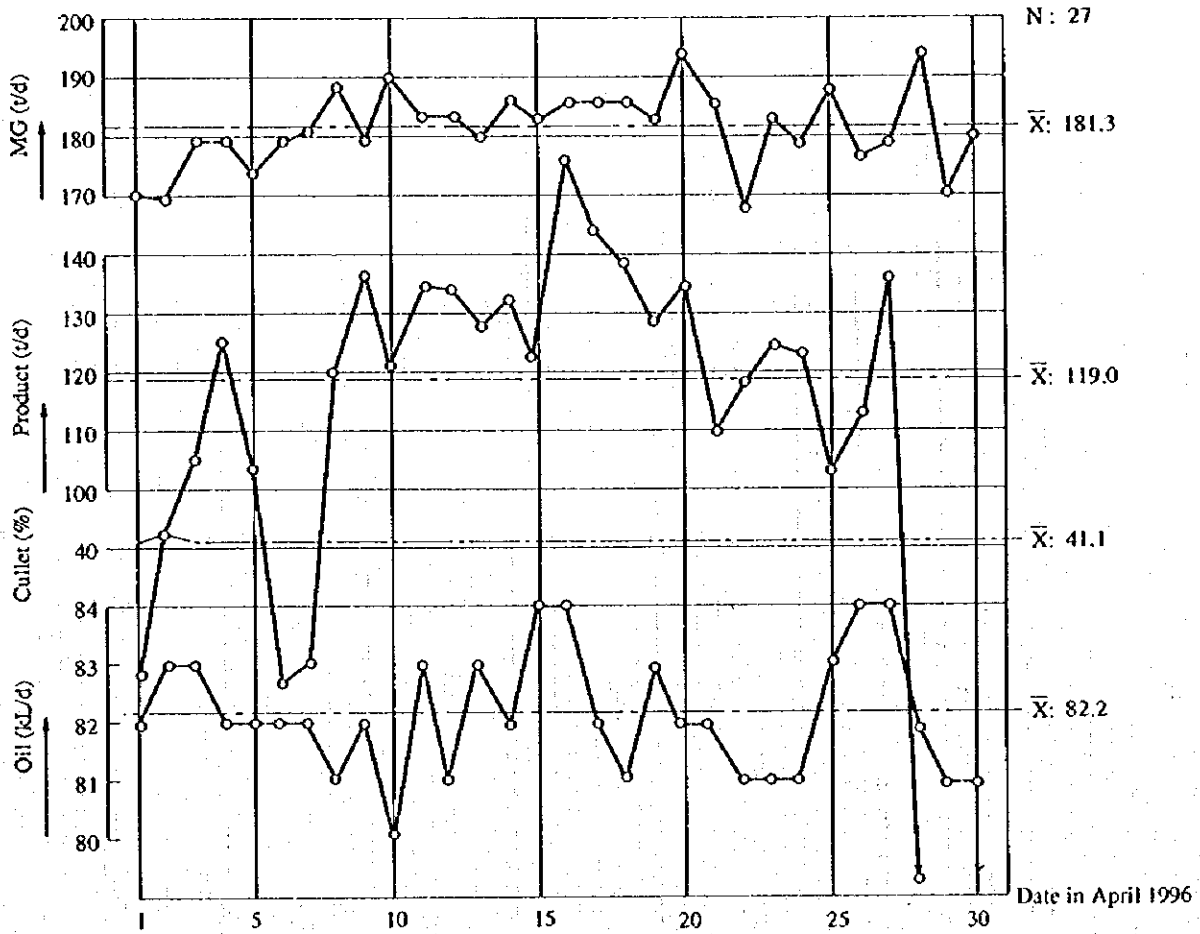


Figure 4.10 Daily Operation Data on No. 4 Plant (April 1996)



以上のデータから特殊作業実施などの理由で正常な操業でない日を除き、さらに窯の操業期間による経年変化および気温による補正を行ったエネルギー消費量をもとに、窯別エネルギー（溶解用のみ）原単位を求め、Table 4.6 に示す。

別途入手した最近の各窯ごとの燃料原単位（溶解量当たり）の推移および平均値を Figure 4.11 に示す。

Table 4.6 Melting Energy Intensity in No. 1, No. 2, No. 3, and No. 4 Plants

Plant	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4
Kind of glass	Figured	Sheet and figured	Sheet	Sheet
Color	Clear	Clear	Bronze	Clear
Period	May 1996	May 1996	May 1996	April 1996
No. of data	12	28	29	27
Molten glass (average t/d)	107.6	128.2	117.4	181.3
Cullet (average %)	38.3	37.0	40.0	41.1
MGS (t/d) <sup>(1)</sup>	101.0	121.1	109.3	167.9
Product (average t/d)	96.4	93.7	58.0	119.0
Yield (%) <sup>(2)</sup>	89.6	73.1	49.4	65.6
Fuel (average m <sup>3</sup> /d)	41,424			
Fuel (kL/d)		41.3	52.3	82.2
Service year (Year)	0.6	4.8	7.3	9.8
Ambient temperature (°C)	22	22	22	17
Revised fuel (m <sup>3</sup> /d) <sup>(3)</sup>	41,598			
Revised fuel (kL/d) <sup>(3)</sup>		39.0	47.6	71.2
Revised fuel (10 <sup>6</sup> kcal/d) <sup>(4)</sup>	395	367	447	669
Melting energy intensity (kcal/kg MGS)	3,911	3,031	4,090	3,985
Melting energy intensity (kcal/kg prod.)	4,098	3,917	7,707	5,622

Remarks: No. 1 Plant: Natural gas combustion; simple insulation; yield is unbelievably excellent.

No. 2 Plant: 2-machine operation.

No. 3 Plant: Abnormal condition; Furnace draft is not enough and loaded down.

No. 4 Plant: Just before cold repair (3rd May ~); Old furnace

Note (1): MGS: Molten glass on cullet 25 % basis.

$$\text{MGS} = \frac{434 - C\%}{400 + C\%} \times 1.04 \times \text{MG}$$

(2): Yield: Product/MG × 100

(3): Revised Fuel: Revised fuel consumption at new furnace and ambient temperature 15 °C.

$$\Delta y = - \{0.014 \cdot Y - 0.0018 (t - 15)\} \cdot y$$

Y: Service year

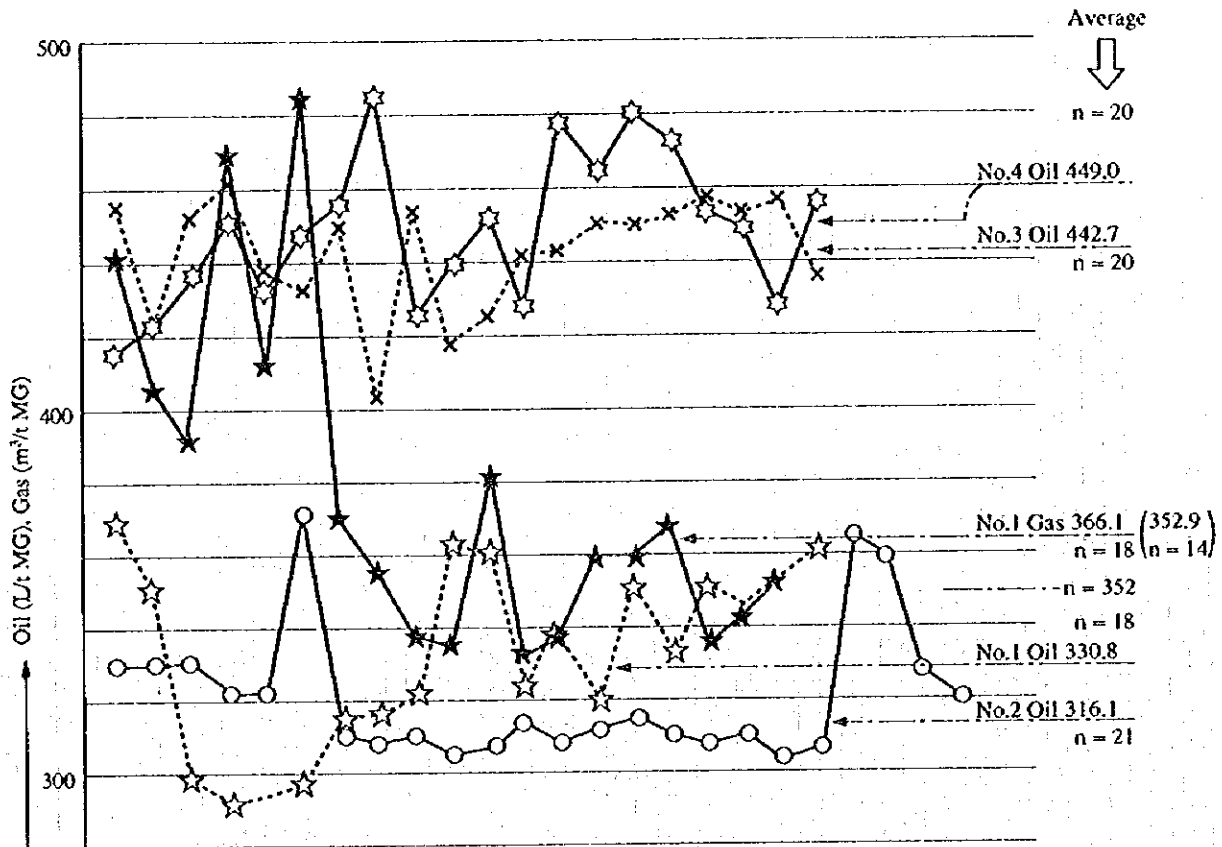
t : Ambient temperature °C

y : Fuel consumption

(4): Heat value of fuel: H<sub>h</sub> value (cf: Table 4.5)



Figure 4.11 Trend of Fuel Intensity



#### 4.1.3 エネルギー管理の状況

##### (1) 省エネルギー目標の設定

具体的な目標値はまだ設定されていない。しかし、窯の定期修理の機会に省エネルギーを考えた改善を行っている。昨年定期修理を行った 1 号窯がその例である。

また、省エネルギーと直接関係はないが、政府の方針としてガラス溶解用燃料を重油から天然ガスに転換するよう指導されている。1 号窯は昨年実施したが、2 号窯を計画中で、さらに現在定期修理中の 4 号窯もスタート後切り替える予定である。

従業員全員の意識改革が必要で、それには何らかのモチベーションを与えることが必要であろう。

##### (2) 組織的な活動

エネルギー委員会を 1995 年設立した。委員は 4 名であるが、開催頻度は今のところ決められていない。全社的な省エネルギー活動を進めるためには、エネルギー委員会を活性化し、部門間の連携を強化する必要がある。

### (3) データに基づく管理

燃料使用量、過剰空気率、炉の温度分析、漏入空気量、炉壁からの放熱、2 次空気予熱温度などの測定、および電気関連では電流、電圧変動、力率などの測定を活動対象に挙げているが、一方計装設備の老朽化を問題点としている。

アニュアルデータ、マンスリーデータ、窯別データは全てばらつきが非常に大きく、どれを基準にすればよいのか判断に苦しむ。

今後の問題として、計装設備の充実、計装管理により信頼できるデータを取ること、収集したデータの解析によるデータの活用が必要である。

また、資料、データの保管、整理も悪く、すぐに出てこない。これらは、広義の品質管理 (TQC) の問題であり、エネルギー管理にとっても重要な基本である。

### (4) 従業員の教育

技術情報入手のためコンタクトしている機関としては、PBO と International Energy Study Institute がある。石油省主催のエネルギー研究会にも何人か出席させている。

一般のワーカーへの教育については、教育用パンフレットを作成したが、レベルが高過ぎるとの批判があり、いまだ配布していない。

改善提案制度に対する報奨制度はあるが、特に省エネルギーを意識したものではない。問題点として従業員の省エネルギーに対する意識の不足を挙げており、省エネルギーの必要性や手法についての教育を進める必要がある。

### (5) 設備管理

最大の設備は窯槽であり、一般的な耐用寿命は 8 年程度である。4 号窯のように 10 年間操業できた窯もあれば、現在の 3 号窯のように 7 年目で末期症状の窯もある。一般的に見れば、設備管理が十分行われているとはいえない。

職場環境の問題では、ディーゼル発電所を除き、どの職場も清潔でない。職場のクリーン度は、設備管理のみならず安定操業の基本であり、新鋭工場と比べるとかなり見劣りがする。自分の職場は自分で清潔にする習慣が定着することが望ま

れる。これらは、保全管理（TPM）の問題である。

#### 4.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

##### (1) 窯槽熱精算

窯槽エネルギー消費の実態を把握するため各窯の熱精算を行った。十分な時間がないため、測定対象として最も操業が安定している 2 号窯を選んだ。ほかの窯については、2 号窯で測定した数値およびヒヤリング結果を基に推定を行った。熱精算の範囲には、溶解窯および蓄熱室を含む。

##### a. 操業条件

熱精算の基本となる操業条件については、最近 1 カ月の平均値を用いた (Table 4.5 参照)。2 号窯の実測日のデータを Table 4.7 に示す。Table 4.6, Table 4.7 から熱精算の基礎データを Table 4.8 にまとめた。

Table 4.7 Operation Data on No. 2 Furnace

	Unit	16 July	17 July	Average
MG	vd	132.43	131.92	132.2
Cullet	vd	35.2	40.07	37.6
C %	%	22.5	25.9	24.1
MGS	vd	134.1	131.5	132.9
Oil	kL/d	42.13	41.09	41.6

Table 4.8 Operation Basic Data on Each Furnace

	No. 1 Furnace <sup>(1)</sup>	No. 2 Furnace <sup>(2)</sup>		No. 3 Furnace <sup>(3)</sup>	No. 4 Furnace <sup>(4)</sup>
Date	May 1996	May 1996	16, 17 July 1996	May 1996	April 1996
MG (t/d)	107.6	128.2	132.2	117.4	181.3
Batch (t/d)	75.7	92.4	118.3	80.0	121.0
Cullet (t/d)	47.0	54.3	37.6	53.4	84.5
Cullet (%)	38.3	37.0	24.1	40.0	41.1
Fuel (m <sup>3</sup> /d)	41,424				
Fuel (kl/d)		41.3	41.6	52.3	82.2
Fuel gas HI (kcal/m <sup>3</sup> )	9,500				
Fuel oil HI (kcal/L)		9,400	9,400	9,400	9,400
Atomized and purged air (m <sup>3</sup> /h) (155+155)		(530+155)	(530+155)	(700+195)	(1,055+310)
Room temperature (°C)	(22)*1	(22)*1	32*2	(22)	(17)
Fuel temperature (°C)	(22)*1	(78)*1	78*3	(78)	(78)

Remarks (1): Natural gas; figured glass.

(2): Heavy oil; sheet and figured glass.

(3): Heavy oil; sheet glass bronze color.

(4): Heavy oil; sheet glass just before cold repair.

Note \*1: ( ): Presumed value.

\*2: Measured data by anemometer.

\*3: Data at control room.

b. 測定値および入手データ

1) 重油流量, 蓄熱室出口煙道温度, クラウン No. 4 ポート温度

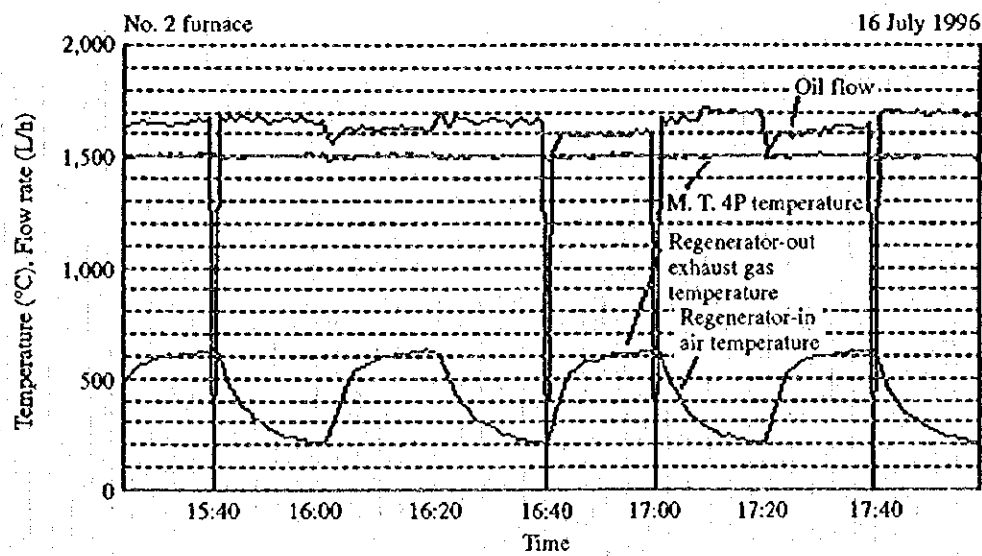
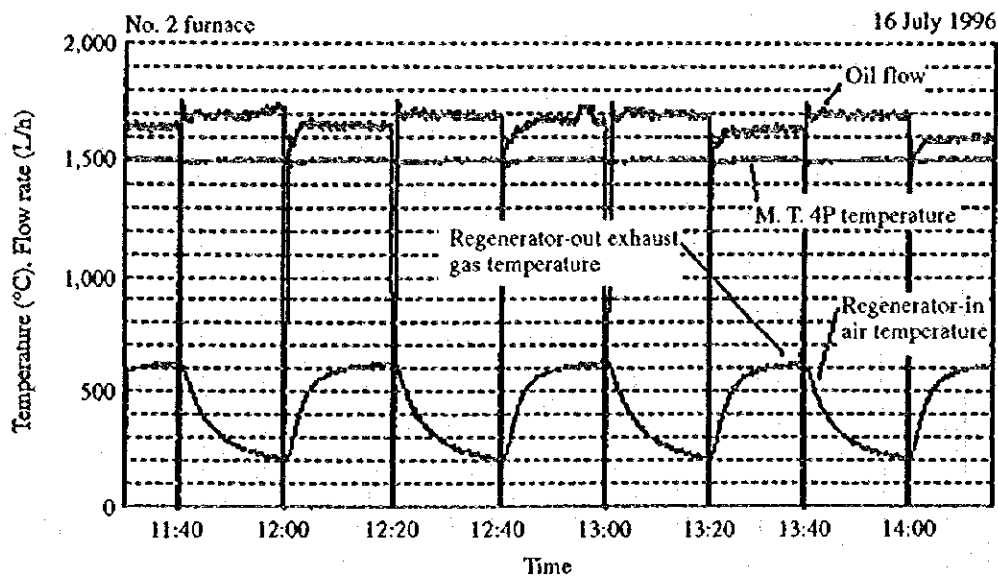
2 号窯計器室パネルよりインプットした温度記録を Figure 4.12 に示す。

2) 排ガス温度, 2 次空気予熱温度 (4P)

2 号窯左蓄熱室上ピープホールより, サクションパイロメータ (4P のみ)

および通常熱電対により測定した排ガスと 2 次空気予熱温度 (1P~5P 順次), および煙突下煙道の排ガス温度の測定記録を Figure 4.13 に示す。

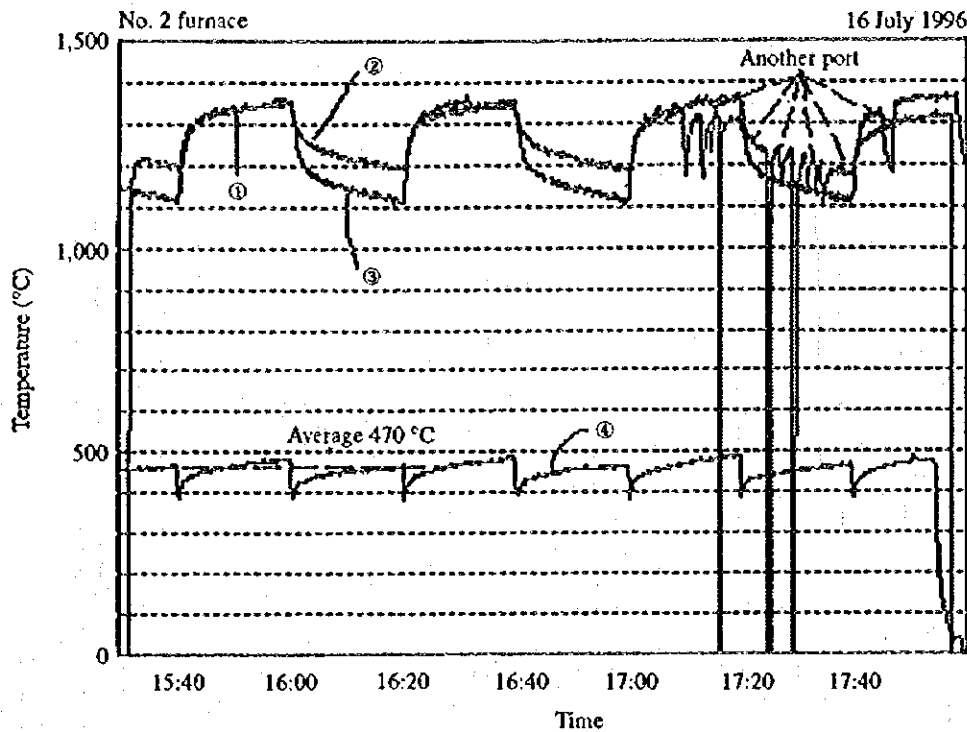
Figure 4.12 Oil Flow Rate and M.T. - 4P Temperature and Regenerator Outlet Temperature



蓄熱室のように排ガスと空気が交互に通過し、周囲の煉瓦温度とガスの温度が平衡に達していないところで、壁面からの放射の影響を避け、真のガス温度を測定するためにサクシオンパイロメータを用いた。結果、2号窯左蓄熱室 4P において通常カップルとの差が排ガス時 +20 °C、空気時 -75 °Cであった。

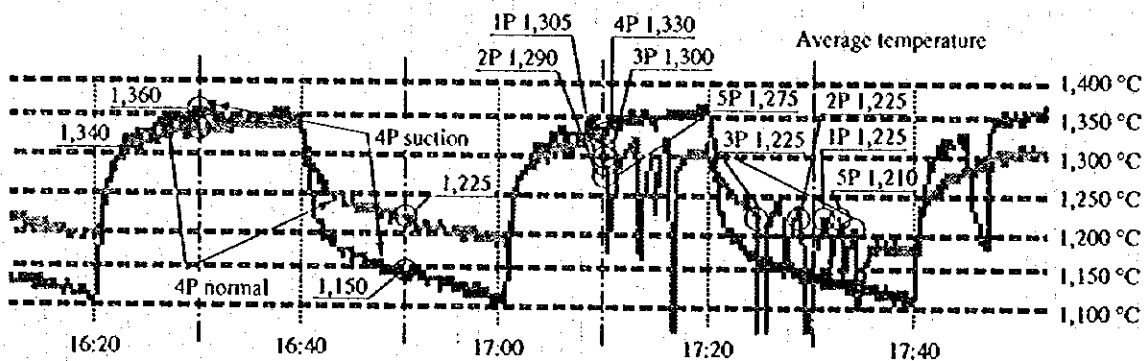
ほかの場所でも同様の温度差があるとして補正し、平均値を算出した (Figure 4.14 参照)。

Figure 4.13 Air Preheating Temperature and Exhaust Gas (W. G.) Temperature at Upper and Lower Parts of Regenerator



- ① regenerator top 4P exhaust gas temperature (suction pyrometer and normal pyrometer)
- ② upper regenerator 4P air temperature (normal pyrometer)
- ③ regenerator top 4P air temperature (suction pyrometer)
- ④ exhaust gas temperature lower part of regenerator

Figure 4.14 Calculation of Average Real Temperature of Exhaust Gas and Consumption Air at Upper Part of Regenerator



	Normal W.G - Air	Suction W.G - Air
1P	1,305 — 1,225	(1,325) — (1,150)
2P	1,290 — 1,225	(1,310) — (1,150)
3P	1,300 — 1,225	(1,320) — (1,150)
4P	1,330 — 1,225	1,350 — 1,150
5P	1,275 — 1,210	(1,295) — (1,135)
Average	—	1,320 — 1,147

3) 排ガス中酸素濃度

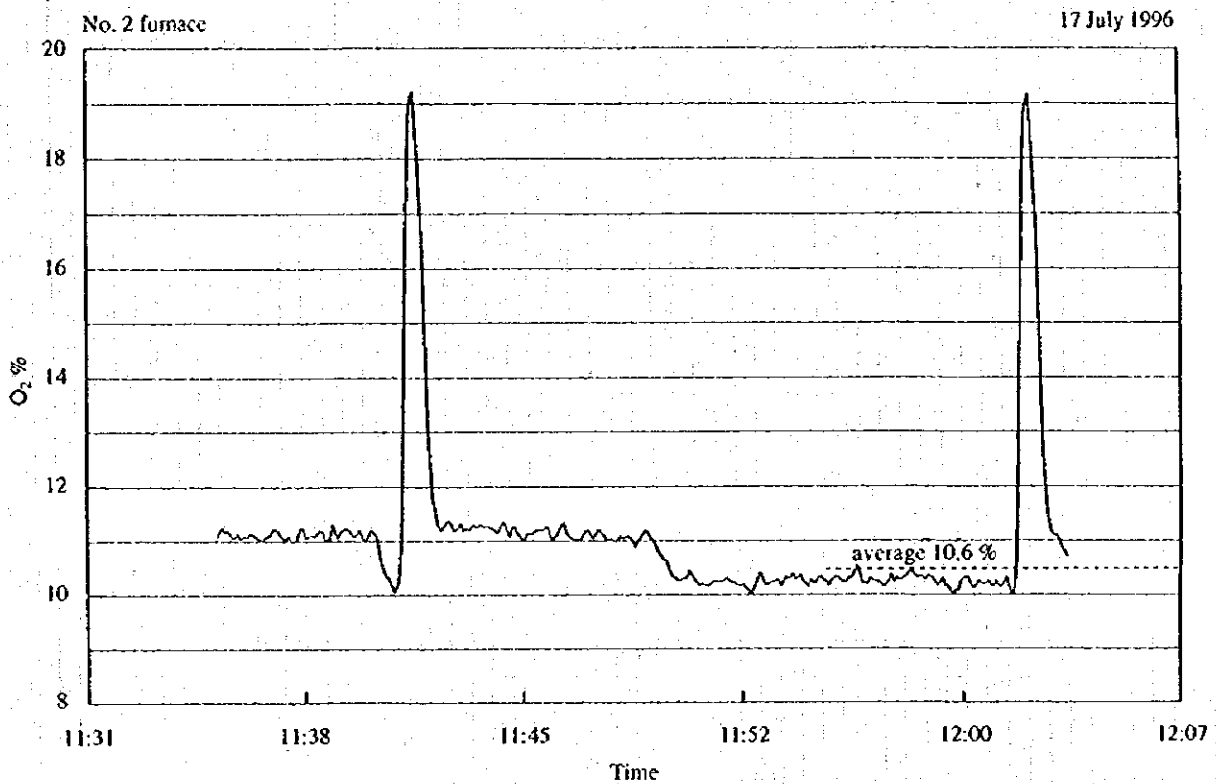
酸素濃度計による排ガス中の酸素濃度を 1P~5P 順次測定を行った。結果を Table 4.9 に示す。

Table 4.9 Oxygen Content in Exhaust Gas at Upper Part of Regenerator

No.2 Plant	15:45 ~ 16:00, 16 July 1996					
	1P	2P	3P	4P	5P	Average
O <sub>2</sub> (%)	4.38	4.71	3.82	2.95	5.05	4.18

また、2 号窯煙突下煙道の排ガス中の酸素濃度を測定記録し、Figure 4.15 に示す。

Figure 4.15 Oxygen Content in Exhaust Gas under Stack



4) 最近の操業データ

各窯の最近の操業データをグラフ化し、Figure 4.16~4.18 に示す。

Figure 4.16 Operation Data on No. 1 Furnace

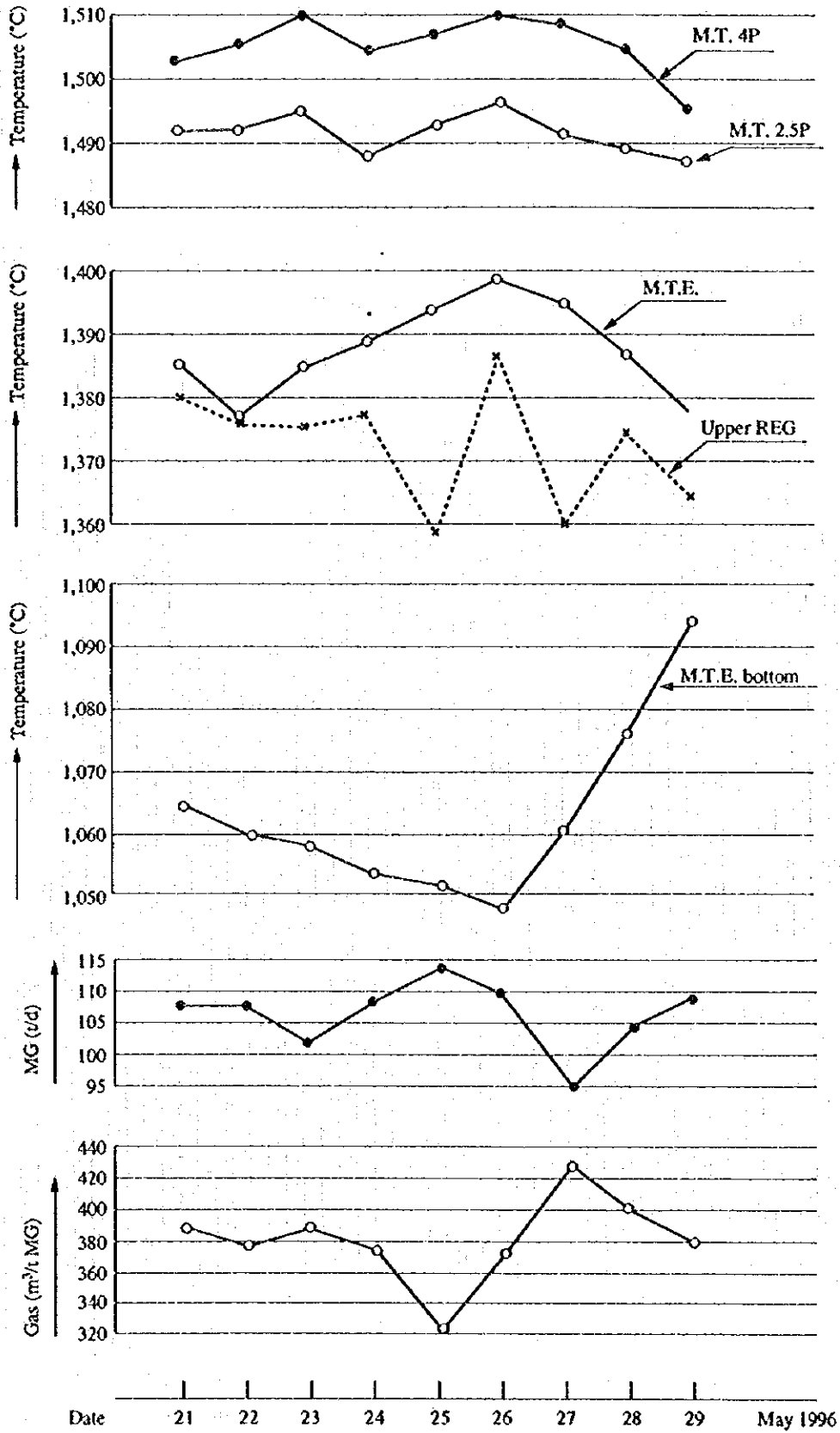




Figure 4.17 Operation Data on No. 2 Furnace

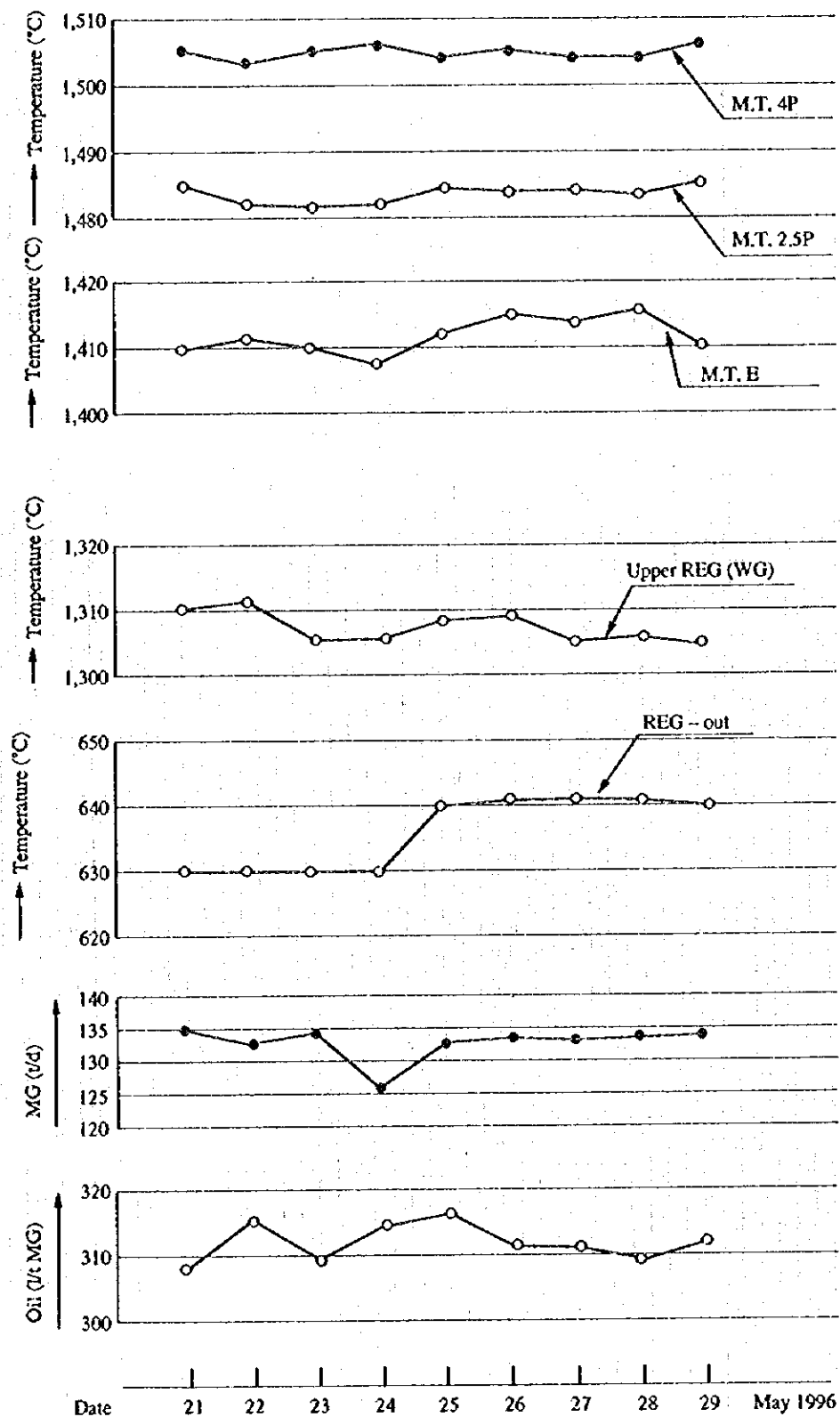
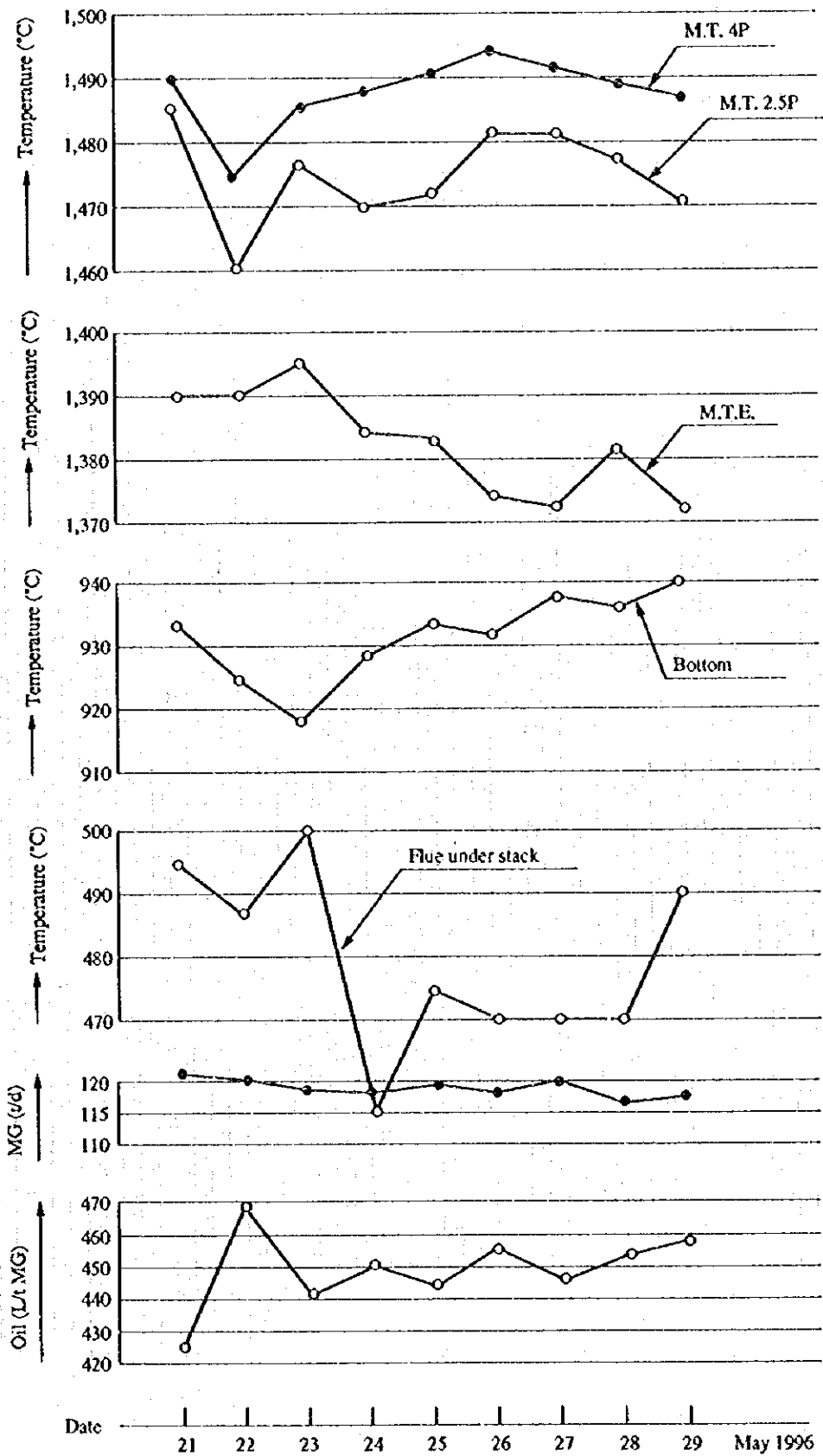
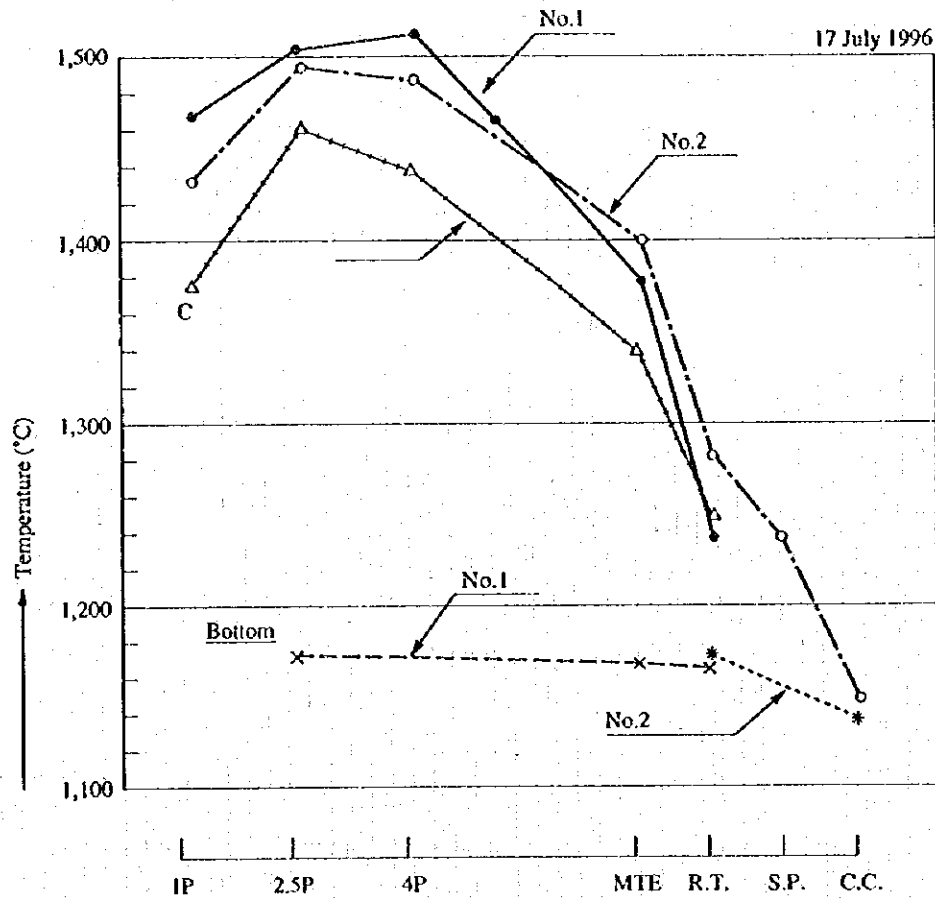


Figure 4.18 Operation Data on No. 3 Furnace (Bronze Color)



- 5) 測定時にメモした各窯の計器室のメータ指示値を流れ方向にプロットしたものが、Figure 4.19 である。

Figure 4.19 Temperature Distribution Curve



c. 入熱

1) 燃料発熱量

燃料発熱量は、真発熱量 (III) を用いる。

各燃料の消費量については、計量時の燃料温度が不明であるが、ガスの場合は  $m^3_N$  と見なして算出し、Table 4.10 に示す (Table 4.8 参照)。

2) 燃料顕熱

燃料の顕熱は 20 °C をベースとして算出し Table 4.11 に示す (Table 4.8 参照)。

**Table 4.10 Calorific Value of Fuel**

No. 1 Furnace	$41,424 \times 9,500 = 39.35 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace	$41.3 \times 10^3 \times 9,400 = 38.82 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace 16, 17 July	$41.6 \times 10^3 \times 9,400 = 39.10 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 3 Furnace	$52.3 \times 10^3 \times 9,400 = 49.16 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 4 Furnace	$82.2 \times 10^3 \times 9,400 = 77.27 \times 10^7 \text{ kcal/d}$

**Table 4.11 Sensible Heat of Fuel**

No. 1 Furnace	$(22 - 20) \times 0.53 \times 41,424 = 0.00 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace	$(78 - 20) \times 0.48 \times 41.3 \times 10^3 \times 0.95 = 0.11 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace 16, 17 July	$(78 - 20) \times 0.48 \times 41.6 \times 10^3 \times 0.95 = 0.11 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 3 Furnace	$(78 - 20) \times 0.48 \times 52.3 \times 10^3 \times 0.95 = 0.14 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 4 Furnace	$(78 - 20) \times 0.48 \times 82.2 \times 10^3 \times 0.95 = 0.22 \times 10^7 \text{ kcal/d}$

3) 空気の顕熱

燃焼用空気消費量は、交換機から入る 2 次空気量と、アトマイズ用としてバーナに入る 1 次空気量のほか、エゼクタ効果によりバーナタイル周辺から入るものおよび吸込側のバーナパージ用の空気などがあるが、総合されたものとして蓄熱室に入る排ガス中の酸素含有量から求めた過剰空気量と理論空気量の和として求め Table 4.12 に示す（詳細は出熱項参照、空気温度は Table 4.8 参照）。

**Table 4.12 Sensible Heat of Air**

No. 1 Furnace	$23,172 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{h} \times (22 - 20) \times 0.31 \times 24 = 0.03 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace	$21,293 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{h} \times (22 - 20) \times 0.31 \times 24 = 0.03 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace 16, 17 July	$21,448 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{h} \times (32 - 20) \times 0.31 \times 24 = 0.19 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 3 Furnace	$26,964 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{h} \times (22 - 20) \times 0.31 \times 24 = 0.04 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 4 Furnace	$42,380 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{h} \times (17 - 20) \times 0.31 \times 24 = -0.09 \times 10^7 \text{ kcal/d}$

4) 原料顕熱

原料は常温 20 °C で投入されるものと見なし、顕熱は無視する。

5) 入熱合計

以上、入熱の合計を Table 4.13 に示す。

Table 4.13 Total Heat Input

No. 1 Furnace	$(39.35 + 0.00 + 0.03) \times 10^7 = 39.38 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace	$(38.82 + 0.11 + 0.03) \times 10^7 = 38.96 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace 16, 17 July	$(39.10 + 0.11 + 0.19) \times 10^7 = 39.40 \times 10^7$ kcal/d
No. 3 Furnace	$(49.16 + 0.14 + 0.04) \times 10^7 = 49.34 \times 10^7$ kcal/d
No. 4 Furnace	$(77.27 + 0.22 - 0.09) \times 10^7 = 77.40 \times 10^7$ kcal/d

d. 出熱

1) 原料溶解熱量

原料調合割合を Table 4.14 に示す。

Table 4.14 Batch Composition

	Unit	No. 1 Plant	No. 2, 3 Plant	No. 4 Plant
Silica sand	kg	480	865	879
Dolomite	kg	132	221	221
Lime stone	kg	9	13	15
Feldspar	kg	-	43	42
Soda ash	kg	156	282	283
Salt cake	kg	11	11	14
Carbon		-	-	-
Cullet	%	37	37 (No. 2), 49 (No. 3)	41
Water in Batch	%	5.6	5.6	5.6
Total (except cullet)	kg	834.7	1,520.1	1,540.3

各原料の kg-mol 計算値を Table 4.15 に示す。

転移, 反応, 融解, ガス加熱熱量を Table 4.16 に示す。

ガラス加熱熱量を Table 4.17 に示す。

ガラス比熱を  $0.295 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$  とし,  $20^\circ\text{C}$  から  $1,500^\circ\text{C}$  までの加熱に要する熱量を求めると,

$$0.295 \times (1500 - 20) = 436.6 \text{ kcal/kg}$$

となる。

Table 4.15 Calculation of kg-mol

Raw Material	Silica Sand	Dolomite	Lime Stone	Feldspar	Soda Ash	Salt Cake
Molecular formula	SiO <sub>2</sub>	MgCO <sub>3</sub> ·CaCO <sub>3</sub>	CaCO <sub>3</sub>	Na <sub>2</sub> O·Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·6SiO <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
No. 1 Plant	$480 \times 0.95^{(1)}$	$132 \times 0.765^{(2)}$	$132 \times 0.235^{(2)}$	$480 \times 0.05$	156	11
kg-mol	60.1	184.4	100.1	525.1	106	142.1
			$+\frac{9}{100.1}$	$+\frac{0}{525.1}$		
	= 7.587	= 0.548	= 0.400	= 0.046	= 1.472	= 0.077
No. 2, 3 Plant	13.673	0.917	0.649	0.164	2.660	0.077
No. 4 Plant	13.894	0.917	0.669	0.164	2.670	0.099

Note (1): 5 % of silica sand is feldspar.

(2): 76.5 % of dolomite is MgCO<sub>3</sub>·CaCO<sub>3</sub> and 23.5 % is lime stone.

Table 4.16 Heat Value of Transformation, Reaction, Melting and Gas Heating

Raw Material		Dolomite	Lime Stone	Feldspar	Soda Ash	Salt Cake	Total
	kcal/kg-mol	107,614	50,242	26,300 <sup>(1)</sup>	45,096	94,249	-
No. 1 Plant	kcal	58,972	20,097	1,210	66,381	7,257	153,917
No. 2, 3 Plant	kcal	98,682	32,607	4,313	119,955	7,257	262,814
No. 4 Plant	kcal	98,682	33,612	4,313	120,406	9,331	266,344

Note (1): In case of K<sub>2</sub>O·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·6SiO<sub>2</sub> the heat value is 46,330 kcal/kg-mol.

Table 4.17 Heat Value of Glass Heating

No. 1 Plant	$834.7 \times 0.8^{(1)} \times 436.6 = 291,544$ kcal/Batch
No. 2, 3 Plant	$1,520.1 \times 0.8 \times 436.6 = 530,941$ kcal/Batch
No. 4 Plant	$1,540.3 \times 0.8 \times 436.6 = 537,996$ kcal/Batch

Note (1): Batch yield (wet): 80 %

水分蒸発，加熱熱量を Table 4.18 に示す。

バッチ溶解熱量は Table 4.16, 4.17, 4.18 の合計でバッチ 1 kg 当たりの値を Table 4.19 に示す。

**Table 4.18 Heat Value of Water Evaporation and Heating**

No. 1 Plant	$834.7 \times 0.056 \times 1,366.6^{(1)} = 63,879 \text{ kcal/Batch}$
No. 2, 3 Plant	$1,520.1 \times 0.056 \times 1,366.6 = 116,333 \text{ kcal/Batch}$
No. 4 Plant	$1,540.3 \times 0.056 \times 1,366.6 = 117,879 \text{ kcal/Batch}$

Note (1): Heat value of water

$$(100 - 20) \times 1.0 + 539.6 + (1,500 - 100) \times 0.5334 = 1,366.6 \text{ kcal/kg}$$

**Table 4.19 Heat Value of Batch Melting**

No. 1 Plant	$(153,917 + 291,544 + 63,879) \div 834.7 = 610.2 \text{ kcal/kg}$
No. 2,3 Plant	$(262,814 + 530,941 + 116,333) \div 1,520.1 = 598.7 \text{ kcal/kg}$
No. 4 Plant	$(266,344 + 537,996 + 117,879) \div 1,540.3 = 598.7 \text{ kcal/kg}$
Cf	Heat value of cullet melting = 436.6 kcal/kg

有効熱量としてカレットも含めた原料を溶解し、1,500 °Cまで加熱する熱量を求め、Table 4.20 に示す。

**Table 4.20 Heat Value of Raw Material Melting and Heating**

	Batch	Cullet	Total
No. 1 Furnace	$4.62 \times 10^7$	$2.05 \times 10^7$	$6.67 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace	$5.53 \times 10^7$	$2.37 \times 10^7$	$7.90 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 2 Furnace 16, 17 July	$7.08 \times 10^7$	$1.64 \times 10^7$	$8.72 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 3 Furnace	$4.79 \times 10^7$	$2.33 \times 10^7$	$7.12 \times 10^7 \text{ kcal/d}$
No. 4 Furnace	$7.24 \times 10^7$	$3.69 \times 10^7$	$10.93 \times 10^7 \text{ kcal/d}$

2) 排ガス熱量

2-1) 理論空気量の算出 (Table 4.5 参照)

天然ガス

$$A_o = \frac{1}{0.21} (2 \times 0.8411 + 3.5 \times 0.1019 + 5 \times 0.0381 + 6.5 \times 0.0039)$$

$$= 10.74 \text{ m}^3_{\text{H}}/\text{m}^3_{\text{N}}$$

重油

$$A_o = \frac{0.85 \times 9,900}{1,000} + 2.0 = 10.42 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

(重油の元素分析値未知のため、III との近似関係式から算出)

2-2) 過剰空気量の算出 (Table 4.9, Figure 4.15 参照)

$$\text{空気比 } m \approx \frac{21}{21 - (O_2\%)}$$

2 号窯 7 月 16 日, 17 日測定 of 酸素濃度分析値より

蓄熱室上 平均酸素濃度 = 4.18 %       $m = 1.25$

蓄熱室下 平均酸素濃度 = 10.6 %       $m = 2.02$

2-3) 実際空気量の算出

$$A = m \cdot A_o \text{ m}^3_N/\text{kg}$$

2 号窯 7 月 16 日の燃焼用空気量は

$$A = 1.25 \times 10.42 \times 41.6 \times 0.95 \times \frac{1,000}{24}$$
$$= 21,448 \text{ m}^3_N/\text{h}$$

【別法】 交換機入口の燃焼用空気量実測値  $6 \text{ m}^3/\text{sec}$  より,

$$6 \times 3,600 = 21,600 \text{ m}^3_N/\text{h}$$

一方, 重油バーナアトマイズおよびパージ用 1 次空気量は,  
 $685 \text{ m}^3_N/\text{h}$  である (Table 4.8 参照)。

したがって, 燃焼用空気の総量は  $22,285 \text{ m}^3_N/\text{h}$  となり, 蓄熱室上の酸素濃度分析値から求めた値と略一致する。

2-4) 理論排ガス量の算出 (Wet) (Table 4.5 参照)

天然ガス

$$G_o = 1 + A_o - 0.5 \times (-0.1019 - 2 \times 0.0381 - 3 \times 0.0039)$$
$$= 11.83 \text{ m}^3_N/\text{m}^3_N\text{-fuel}$$

重油

$$G_o = \frac{11.1 \times 9,900}{1,000} = 10.99 \text{ m}^3_N/\text{kg-fuel}$$

2-5) 実際排ガス量の算出 (Wet)

$$G = \{G_o + (m - 1) \cdot A_o\} \text{ m}^3_N/\text{m}^3_N \text{ or kg-fuel} + \text{原料からの排ガス量}$$

原料からの排ガス量 :  $0.13 \text{ m}^3_N/\text{kg-Batch}$

時間当たりの排ガス量算出結果を Table 4.21 に示す。



Table 4.21 Volume of Exhaust Gas (Wet)

	Upper Part of Regenerator	Under Stack
No. 1 Furnace	25,053 + 410 = 25,463 m <sup>3</sup> /h	39,318 + 410 = 39,728 m <sup>3</sup> /h
No. 2 Furnace	22,225 + 501 = 22,726 m <sup>3</sup> /h	35,342 + 501 = 35,853 m <sup>3</sup> /h
No. 2 Furnace 16, 17 July	22,386 + 641 = 23,027 m <sup>3</sup> /h	35,598 + 641 = 36,239 m <sup>3</sup> /h
No. 3 Furnace	28,115 + 433 = 28,578 m <sup>3</sup> /h	44,755 + 433 = 45,188 m <sup>3</sup> /h
No. 4 Furnace	44,235 + 655 = 44,890 m <sup>3</sup> /h	70,340 + 655 = 70,995 m <sup>3</sup> /h

Note: The air ratio of every furnace is assumed to be the same as No. 2 furnace (16, 17 July)

### 2-6) 排ガス損失熱量の算出

蓄熱室下の排ガス顕熱を排ガス損失熱量と見なし、Table 4.22 に示す。

また、排ガスおよび空気の平均定圧比熱を Figure 4.20 に示す。

Table 4.22 Heat Loss of Exhaust Gas

No. 1 Furnace	$(470 - 20)^{(1)} \times 0.332^{(2)} \times 39,728^{(3)} \times 24 = 14.25 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace	$(470 - 20) \times 0.332 \times 35,853 \times 24 = 12.86 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace 16, 17 July	$(470 - 20) \times 0.332 \times 36,239 \times 24 = 12.99 \times 10^7$ kcal/d
No. 3 Furnace	$(470 - 20) \times 0.332 \times 45,188 \times 24 = 16.20 \times 10^7$ kcal/d
No. 4 Furnace	$(470 - 20) \times 0.332 \times 70,995 \times 24 = 25.46 \times 10^7$ kcal/d

Note (1): Exhaust gas temperature of every furnace is assumed to be the same as No. 2 furnace (16 July) (cf: Figure 4.12)

(2): cf: Figure 4.19

(3): cf: Table 4.21

### 3) 蓄熱室回収熱量

蓄熱室上の排ガス顕熱と蓄熱室下排ガス顕熱の差から蓄熱室外壁面からの放熱を差し引いたものが蓄熱室での排ガス回収熱量であり、入熱との比が蓄熱回収率である。また、この熱量は 2 次空気の予熱に用いられる。実際には、蓄熱室上の排ガス顕熱と蓄熱室下の排ガス顕熱の差を回収熱量とする。外壁面からの放熱は、ここでは無視する。

次に蓄熱室上の排ガス顕熱を Table 4.23 に示す。

さらに蓄熱室排ガス回収熱量と回収率を Table 4.24 に示す。

Figure 4.20 Average Specific Heat of Exhaust Gas (W.G.) and Air

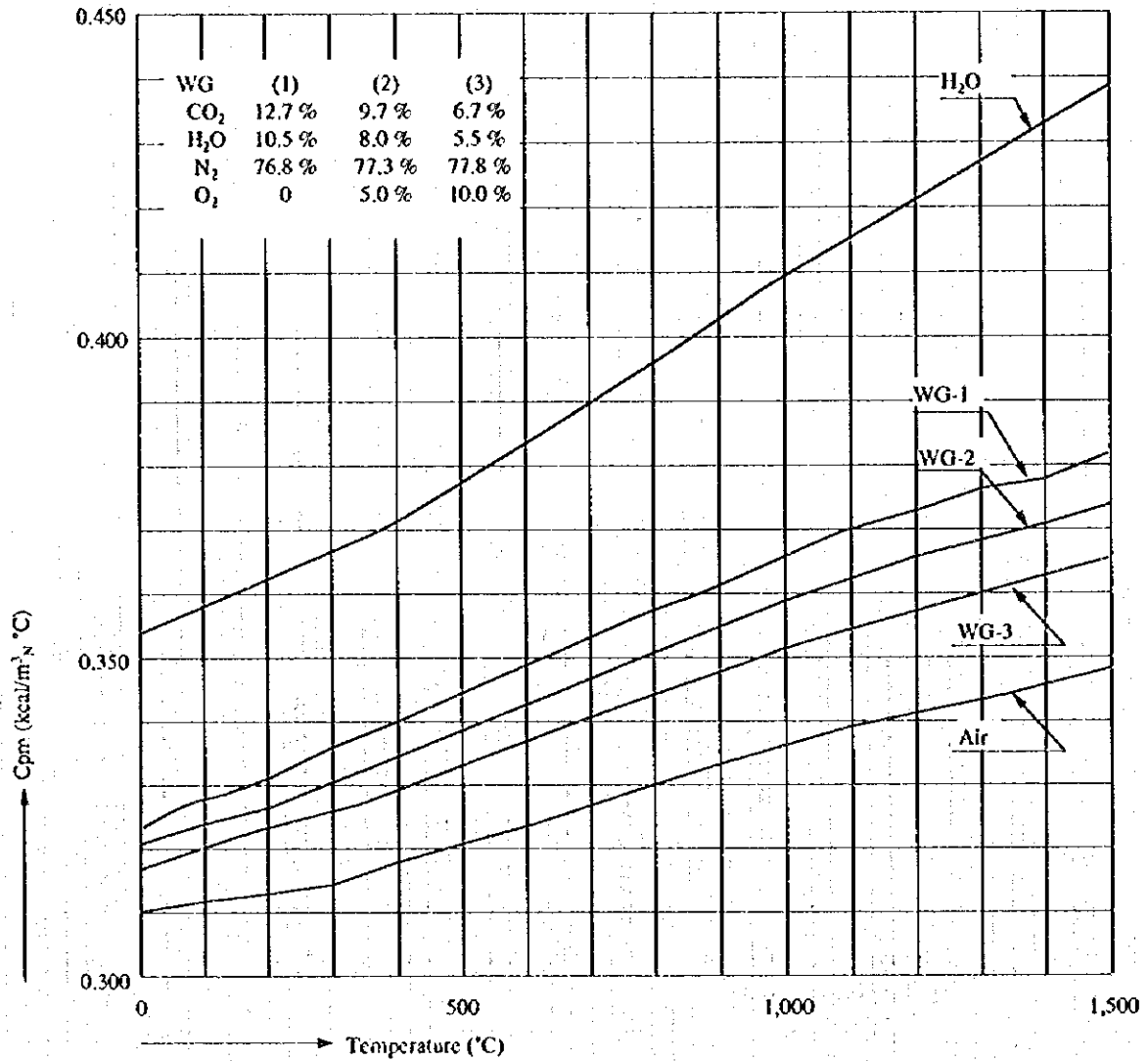


Table 4.23 Sensible Heat of Exhaust Gas at Upper Part in Regenerator

No. 1 Furnace	$(1,380 - 20)^{(1)} \times 0.37^{(2)} \times 25,463^{(3)} \times 24 = 30.75 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace	$(1,320 - 20) \times 0.37 \times 22,726 \times 24 = 26.24 \times 10^7$ kcal/d
No. 2 Furnace 16, 17 July	$(1,320 - 20) \times 0.37 \times 23,027 \times 24 = 26.58 \times 10^7$ kcal/d
No. 3 Furnace	$(1,320 - 20) \times 0.37 \times 28,578 \times 24 = 32.99 \times 10^7$ kcal/d
No. 4 Furnace	$(1,320 - 20) \times 0.37 \times 44,890 \times 24 = 51.82 \times 10^7$ kcal/d

Note (1): Exhaust gas temperature of No. 1 furnace cf: Figure 4.16

Exhaust gas of No. 2, 3, 4 furnaces is assumed to be the same as that for No. 2 furnace (16 July).

(2): cf: Figure 4.20

(3): cf: Table 4.21

Table 4.24 Recovery Heat Value at Regenerator and Recovery Rate

No. 1 Furnace	$16.50 \times 10^7$ kcal/d <sup>(1)</sup>	41.9 %
No. 2 Furnace	$13.38 \times 10^7$ kcal/d	34.3 %
No. 2 Furnace 16, 17 July	$13.59 \times 10^7$ kcal/d	34.5 %
No. 3 Furnace	$16.79 \times 10^7$ kcal/d	34.0 %
No. 4 Furnace	$26.36 \times 10^7$ kcal/d	34.1 %

Note (1): (Table 4.23 – Table 4.22) ÷ (Total heat input)

4) 放熱量

4-1) 炉壁放熱量

1 号窯, 2 号窯について, 一部測定した炉壁外面温度と炉壁構造を基に炉壁からの放熱量を算出し, Table 4.25~4.28 に示す (計算式は, ガイドライン参照)。

Note :

- MT : Melting Tank
- RT : Refining Tank
- ST : Settling Tank
- SST : Side Settling Tank
- CC : Cooling Chamber
- Canl : Canal
- FH : Fore house
- EW : End Wall
- FW : Front Wall
- HA : Heating Area
- ME : Melting End Area

Table 4.25 Heat Loss from Wall Surface (No. 1 Furnace)

No. 1 Furnace			Surface Area (m <sup>2</sup> )	Measuring Surface Temperature (°C)	Unit Heat Loss (kcal/m <sup>2</sup> ·h)	Heat Loss (kcal/h)
Bottom	MT	Under	113	—	(4,800)	542,400
		Side	14	—	(1,000)	14,000
	RT, ST	Under	47	—	(4,800)	225,600
		Side	5	—	(1,000)	5,000
	CC, Cnl., FH	Under	26	—	(3,000)	78,000
		Side	11	—	(1,000)	11,000
Side wall	MT	Upper	21	350	9,000	189,000
		Under	21	280	5,100	107,100
	RT, ST		21	260	4,400	92,400
		CC, Cnl., FH	34	150	2,000	68,000
Breast wall	MT		48	300	6,000	288,000
	RT, ST		20	—	(3,000)	60,000
	CC, Cnl., FH		30	—	(2,000)	60,000
Back wall			14	—	(6,000)	84,000
Shadow wall			25	—	(7,500)	187,500
Wing wall	RT ~ MT Side		—	—	—	—
	RT ~ ST Side		—	—	—	—
	EW, FW		14	—	(6,000)	84,000
Crown	MT	HA	68	220~370	6,500	442,000
		ME	51	—	(6,500)	331,500
	RT, ST		49	—	(4,500)	220,500
	CC, Cnl., FH		19	—	(2,000)	38,000
Port	Crown		25	—	(7,200)	180,000
	Side		46	—	(5,700)	262,200
	Bottom		24	—	(3,000)	72,000
Regenerator	Crown		52	200	3,000	156,000
	Side	Upper	100	95	1,000	100,000
		Middle	100	—	(1,000)	100,000
		Lower	100	—	(1,000)	100,000
	End wall		58	100	1,100	63,800
Bottom		50	—	(500)	25,000	
Total			1,206	17 July	( ): Presumed	4,187,000
	(M.T.)		(375)	(R/P)	10.05 × 10 <sup>7</sup> kcal/d	

Table 4.26 Heat Loss from Wall Surface (No. 2 Furnace)

No. 2 Furnace			Surface Area (m <sup>2</sup> )	Measuring Surface Temperature (°C)	Unit Heat Loss (kcal/m <sup>2</sup> ·h)	Heat Loss (kcal/h)
Bottom	MT	Under	137	—	(4,800)	657,600
		Side	14	—	(1,000)	14,000
	RT, ST	Under	82	—	(4,800)	393,600
		Side	9	—	(1,000)	9,000
	CC, Cnl., FH	Under	16	—	(3,000)	48,000
		Side	4	—	(1,000)	4,000
Side wall	MT	Upper	29	—	(16,000)	464,000
		Under	29	325	7,000	203,000
	RT, ST	35	405	11,500	402,500	
	CC, Cnl., FH	6	—	(2,000)	12,000	
Breast wall	MT		41	250	4,000	164,000
	RT, ST		22	205	3,000	66,000
	CC, Cnl., FH		7	—	(2,000)	14,000
Back wall			19	180	2,300	43,700
Shadow wall			36	—	(7,500)	270,000
Wing wall	RT ~ MT Side		—	—	—	—
	RT ~ ST Side		10	—	(6,000)	60,000
	EW		—	—	—	—
Crown	MT	HA	112	320	6,800	761,600
		ME	32	—	(6,800)	217,600
	RT, ST	86	—	(4,500)	387,000	
	CC, Cnl., FH	17	—	(2,000)	34,000	
Port	Crown		25	250	4,000	100,000
	Side		50	—	(5,700)	285,000
	Bottom		25	—	(3,000)	75,000
Regenerator	Crown		78	220	3,300	257,400
	Side	Upper	130	169	2,000	260,000
		Middle	130	—	1,800	234,000
		Lower	130	—	1,500	195,000
	End wall		60	205	3,000	180,000
Bottom		74	—	500	37,000	
Total			1,445	17 July	( ): Presumed	5,849,000
	(M.T.)		(449)	(R/P)	14.04 × 10 <sup>7</sup> kcal/d	

Table 4.27 Heat Loss from Wall Surface (No. 3 Furnace)

No. 3 Furnace			Surface Area (m <sup>2</sup> )	Measuring Surface Temperature (°C)	Unit Heat Loss (kcal/m <sup>2</sup> ·h)	Heat Loss (kcal/h)
Bottom	MT	Under	214	—	(4,800)	1,027,200
		Side	16	—	(1,000)	16,000
	RT, ST	Under	101	—	(4,800)	484,800
		Side	9	—	(1,000)	9,000
	CC, Cnl., FH	Under	29	—	(3,000)	87,000
		Side	7	—	(1,000)	7,000
Side wall	MT	Upper	37	—	(16,000)	592,000
		Under	37	—	(7,000)	259,000
	RT, ST	42	—	(11,500)	483,000	
	CC, Cnl., FH	12	—	(2,000)	24,000	
Breast wall	MT		50	—	(4,000)	200,000
	RT, ST		36	—	(3,000)	108,000
	CC, Cnl., FH		14	—	(2,000)	28,000
Back wall			22	—	(2,300)	50,600
Shadow wall			49	—	(7,500)	367,500
Wing wall	RT ~ MT Side		16	—	(6,000)	96,000
	RT ~ ST Side		9	—	(6,000)	54,000
	EW		—	—	—	—
Crown	MT	HA	173	—	(6,800)	1,176,400
		ME	52	—	(6,800)	353,600
	RT, ST	106	—	(4,500)	477,000	
	CC, Cnl., FH	12	—	(2,000)	24,000	
Port	Crown		30	—	(4,000)	120,000
	Side		60	—	(5,700)	342,000
	Bottom		30	—	(3,000)	90,000
Regenerator	Crown		108	—	(3,300)	356,400
	Side	Upper	180	—	(2,000)	360,000
		Middle	180	—	(1,800)	324,000
		Lower	180	—	(1,500)	270,000
	End wall		60	—	(3,000)	180,000
	Bottom		103	—	(500)	51,500
Total			1,974		( ): Presumed	8,018,000
	(M.T.)		(650)			19.24 × 10 <sup>7</sup> kcal/d

Table 4.28 Heat Loss from Wall Surface (No. 4 Furnace)

No. 4 Furnace			Surface Area (m <sup>2</sup> )	Measuring Surface Temperature (°C)	Unit Heat Loss (kcal/m <sup>2</sup> ·h)	Heat Loss (kcal/h)
Bottom	MT	Under	293	—	(4,800)	1,406,400
		Side	20	—	(1,000)	20,000
	RT, ST, SST	Under	235	—	(4,800)	1,128,000
		Side	30	—	(1,000)	30,000
	CC, Cnl., FH	Under	66	—	(3,000)	198,000
		Side	14	—	(1,000)	14,000
Side wall	MT	Upper	45	—	(9,000)	405,000
		Under	45	—	(5,100)	229,500
	RT, ST, SST		133	—	(4,400)	585,200
	CC, Cnl., FH		14	—	(2,000)	28,000
Breast wall	MT		66	—	(4,000)	264,000
	RT, ST, SST		91	—	(3,000)	273,000
	CC, Cnl., FH		32	—	(2,000)	64,000
Back wall			55	—	(2,300)	126,500
Shadow wall			87	—	(7,500)	652,500
Wing wall	RT ~ MT Side		16	—	(6,000)	96,000
	RT ~ ST Side		9	—	(6,000)	54,000
	SST-EW		19	—	(2,000)	38,000
Crown	MT	HA	186	—	(6,500)	1,209,000
		ME	55	—	(6,500)	357,500
	RT, ST, SST		248	—	(4,500)	1,116,000
	CC, Cnl., FH		58	—	(2,000)	116,000
Port	Crown		81	—	(4,000)	324,000
	Side		64	—	(5,700)	364,800
	Bottom		82	—	(3,000)	246,000
Regenerator	Crown		173	—	(3,300)	570,900
	Side	Upper	280	—	(2,000)	560,000
		Middle	331	—	(1,800)	595,800
		Lower	220	—	(1,500)	330,000
	End wall		196	—	(3,000)	588,000
	Bottom		163	—	(500)	81,500
Total			3,407		( ): Presumed	12,071,600
(M.T.)			(852)			28.97 × 10 <sup>7</sup> kcal/d

4-2) クーラ損失熱量

使用クーラ類の冷却損失熱量について Table 4.29 に示す。

Table 4.29 Heat Loss of Coolers (Presumed Value)

Name of Coolers	Water (t/h)	Temperature $\Delta T$ (°C)	No. (pcs)	Heat Value (kcal/h)	No. 1 Furnace	No. 2 Furnace	No. 3 Furnace	No. 4 Furnace
Batch charger	4.0/8.0	5.0	3/2	$60 \times 10^3 / 80 \times 10^3$	O/	/O	/O	/O
Suspention cooler	10.0	5.0	1	$50 \times 10^3$	×	O	O	O
Reversal damper	12.5	2.0	2	$50 \times 10^3$	×	×	×	×
Burner cooler	4.3	3.0	-	$12.9 \times 10^3$ pcs	×	×	×	×
Glass level cooler	3.2	6.0	1	$19.2 \times 10^3$	O	O	O	O
S. T. floater	30.0	6.0	1 ~ 3	$180 \times 10^3$ pcs	×	①	②	③
J. A. floater	3.0	5.0	1 ~ 3	$15 \times 10^3$ pcs	×	①	②	③
Neck pipe cooler 2"φ	28.0	6.0	-	$168 \times 10^3$ pcs	×	×	×	×
Other cooler	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	Heat loss value ( $\times 10^7$ kcal/d)				0.19	0.83	1.29	1.76

e. 熱精算総括

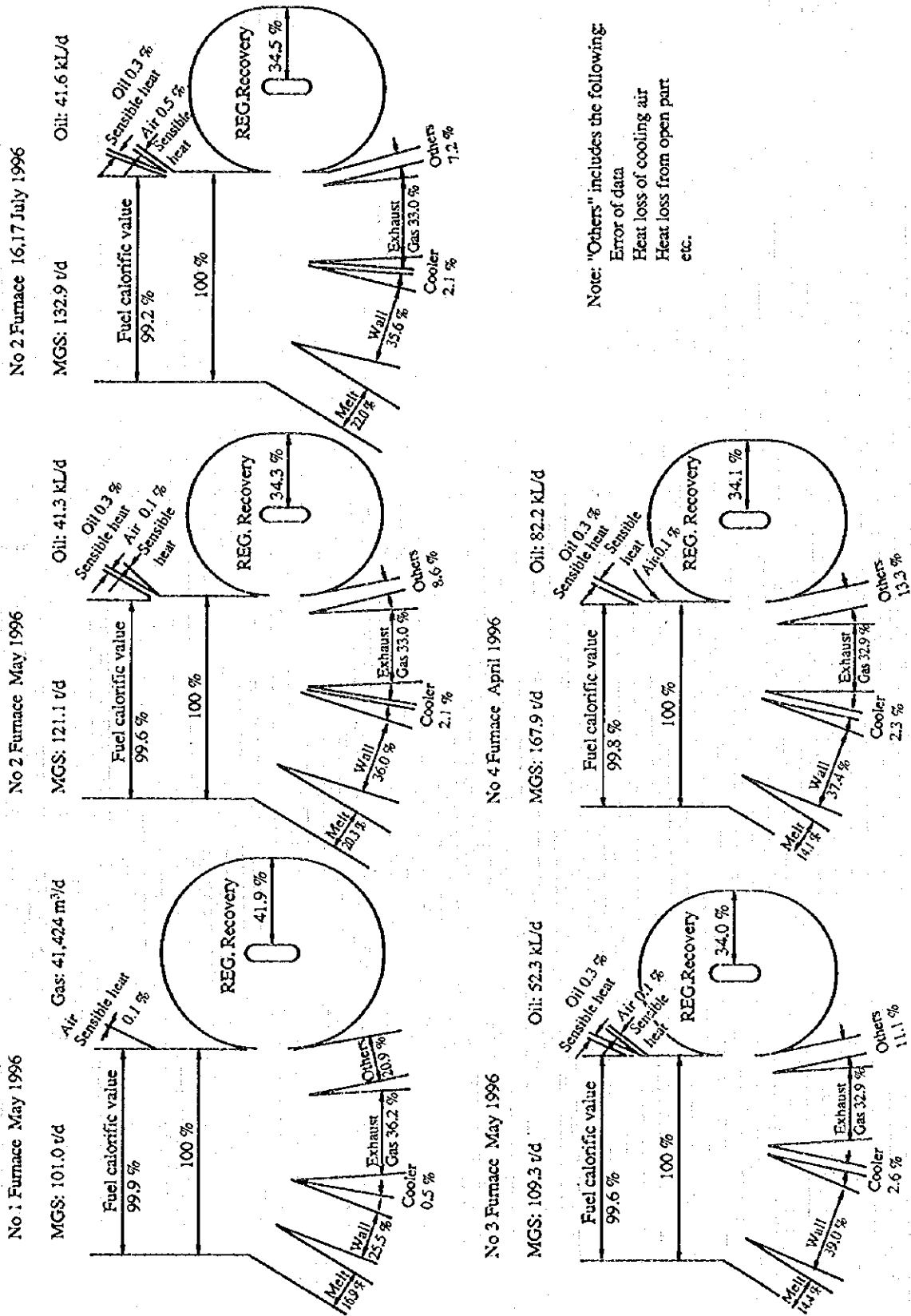
熱精算の総括を Table 4.30 と Figure 4.21 に示す。

Table 4.30 Summary of Heat Balance

Items	Furnace	No. 1 May 1996		No. 2 May 1996		No. 2 16, 17 July 1996		No. 3 May 1996		No. 4 April 1996	
		$\times 10^7$ kcal/d	(%)	$\times 10^7$ kcal/d	(%)	$\times 10^7$ kcal/d	(%)	$\times 10^7$ kcal/d	(%)	$\times 10^7$ kcal/d	(%)
Heat-input	Fuel calorific value	39.35	(99.9)	38.82	(99.6)	39.10	(99.2)	49.16	(99.6)	77.27	(99.8)
	Sensible heat of fuel	0.00	(0.0)	0.11	(0.3)	0.11	(0.3)	0.14	(0.3)	0.22	(0.3)
	Sensible heat of air	0.03	(0.1)	0.03	(0.1)	0.19	(0.5)	0.04	(0.1)	-0.09	(-0.1)
	Total	39.38	(100.0)	38.96	(100.0)	39.40	(100.0)	49.34	(100.0)	77.40	(100.0)
Heat-output	Effective heat for raw material melting	6.67	(16.9)	7.90	(20.3)	8.72	(22.1)	7.12	(14.4)	10.93	(14.1)
	Heat loss by Exhaust gas	14.25	(36.2)	12.86	(33.0)	12.99	(33.0)	16.20	(32.9)	25.46	(32.9)
	Heat loss by Radiation from wall	10.05	(25.5)	14.04	(36.0)	14.04	(35.6)	19.24	(39.0)	28.97	(37.4)
	Heat loss taken away by cooler	0.19	(0.5)	0.83	(2.1)	0.83	(2.1)	1.29	(2.6)	1.76	(2.3)
	Others	8.22	(20.9)	3.33	(8.6)	2.82	(7.2)	5.49	(11.1)	10.28	(13.3)
	Total	39.38	(100.0)	38.96	(100.0)	39.40	(100.0)	49.34	(100.0)	77.40	(100.0)
	Heat-recovery (REG)	16.50	(41.9)	13.38	(34.3)	13.59	(34.5)	16.79	(34.0)	26.36	(34.1)



Figure 4.21 Flow of Heat Balance at Ghazvin Glass Furnace



## f. 熱精算結果の検討

### 1) 各窯の対比

1 号窯：簡易保温実施による壁からの放熱減少および空積レンガ改善による蓄熱回収率改善がうかがえる。

その他損失が非常に大きいのは、2 号窯の測定データをベースに推定したため、推定誤差が大きくなったためと考えられる。

1 号窯は唯一の天然ガス燃焼の窯であり、重油燃焼との比較はこの熱精算からは推定できないが、Figure 4.10 の燃料原単位図から算出すると、7.8 % 悪くなっている。

$$\frac{\text{ガス燃焼 } 352.9 \text{ m}^3/\text{t} \times 9,500 \text{ kcal/m}^3_{\text{N}}}{\text{重油燃焼 } 330.8 \text{ L/t} \times 9,400 \text{ kcal/L}} = 1.078$$

これはフレーム輝度の差によるものと考えられる。

2 号窯：測定対象とした窯であり、操業期間が 4.8 年に達するというハンディがあるが 2 マシン操業しており、溶解負荷は高い。したがって、有効熱量である原料溶解熱量が 20~22 % で、小型窯としてはまずまずの値である。

2 号窯については、5 月の平均値を用いた熱精算と測定日 7 月 16 日、17 日の平均値を用いた熱精算とを行ったが、結果的に大差なかった。

3 号窯：操業期間 7.3 年で末期的症状を示しており、ブロンズ色の色板を生産中であつたが、ドラフト不足により溶解量を下げている（ノルマル操業 MGS 150 t/d に対し 73 % 操業）。アブノルマルなデータをベースにした熱精算となった。

4 号窯：最も大きい窯であるが、定修中で測定できなかった。したがって熱精算は操業 9.8 年目の本年 4 月のデータをベースに行った。

4 号窯も操業末期であつたので溶解量は少ない（ノルマル操業 MGS 230 t/d に対し 73 % 操業）。

### 2) 新鋭工場との対比

① 現状ベースレベルの決定

省エネルギー対策を考えていく上でベースとなる、現状の数値をどう決めるか、できるだけ操業の安定していた時期を考えて、窯の定期修理のなかった 1994 年の実績データを用いることとする。新鋭工場の場合は、日本の 1989 年のデータを用いることとし、1 窯、1 日当たりの平均値を Table 4.31 に示す。

Table 4.31 Comparison Basic Data on Ghazvin Glass and an Excellent Factory

Item		Ghazvin Glass	Excellent
Energy intensity	Oil (kL/d)	51.6 <sup>(1)</sup>	67.2
	(kcal/kg-product)	5,447 <sup>(2)</sup>	2,300
	Production (t/d)	89	274
	Yield (%)	68.7	75
	MGS (t/d) <sup>(3)</sup>	130	365
	(kL/t-MGS)	0.397	0.184

Note (1): cf: Table 4.3

(2): cf: Table 4.4,  $(2,300 - 5,447) / 5,447 \times 100 = \Delta 57.8 \%$

(3): MG  $\doteq$  MGS

② 新鋭工場との対比

溶解用エネルギー原単位に影響する項目別に Ghazvin Glass とを対比し、その差を Table 4.32 に示す。

③ 熱精算結果との対比

新鋭工場の例として、日本の板ガラス窯の省エネルギー対策前（1977年）の熱精算図と省エネルギー対策後（1986年）の熱精算図を Figure 4.22 に示す。

Table 4.32 Comparison between Ghazvin and an Excellent Factory

Item	Ghazvin	Excellent	Remarks
<b>Furnace load</b>			
MGS (t/d)	130	214 <sup>*1</sup>	*1: cf: Table 4.35
Calculation oil (kL/d)	52.3	67.5	cf: Note (1)
Oil intensity (kL/t-MGS)	0.402	0.315	Δ21.6 %
<b>Furnace scale</b>			
MGS (t/d)	214	365 <sup>*2</sup>	*2: cf: Figure 4.24
Oil intensity (kL/t)	0.223	0.188	Δ15.7 %
Production yield (%)	68.7	75.0	
	1/0.687	1/0.750	Δ8.4 %
Subtotal	$(1 - 0.216) \times (1 - 0.157) \times (1 - 0.084) - 1 = -39.5 \%$		
<b>Insulation</b>			
Heat loss (Melting tank) (kL/d)	29.3	23.4	*2: cf: Note (2) λ: 1.0 → 0.8
Calculation oil (kL/d)	52.3	43.0 <sup>*2</sup>	Δ17.8 %
<b>Regenerator heat recovery</b>			
Surface area (m <sup>2</sup> )	2,592	5,617 <sup>*3</sup>	Checker H: 4.35 m → 7.0 m 209 m <sup>3</sup> × 12.4 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> → 336 m <sup>3</sup> × 16.7 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Efficiency (%)	64.0	71.5	*3: cf: Note (3)
	1/0.640	1/0.715	Δ10.5 %
<b>Combustion control</b>			
Excess air (%)	25	15	
Efficiency (%)	64.0	66.5	ΔEA = 0.25 × (25 - 15)
	1/0.640	1/0.665	Δ3.8 %
<b>Others</b>			
Difference of furnace year and error etc.			Δ1.4 %
Subtotal	$(1 - 0.178) \times (1 - 0.105) \times (1 - 0.038) \times (1 - 0.014) - 1 = -30.2$		
Total	$(1 - 0.395) \times (1 - 0.302) - 1 = -57.8 \%$		

Note: Oil consumption formula

$$y = \frac{0.065 \cdot \text{MGS} + \left(0.63 + 0.37 \frac{\text{MGS}}{\text{MGS}_{\text{max}}}\right) \cdot Q_L}{\eta}$$

$Q_L$ : Heat loss from melter wall

$$Q_L = 0.05 \cdot \lambda \cdot \text{MA}'$$

$\text{MA}'$ : Surface area of melter wall (m<sup>2</sup>)

λ: Insulation coefficient

(ex) No insulation : 1.0

Simple insulation: 0.9 ~ 0.95

Heavy insulation: 0.76 ~ 0.82

η: Furnace efficiency

$$\eta = 83 - 633 \cdot \frac{y}{CV} - 0.25 \cdot \text{EA}$$

CV: Heat surface area of checker (m<sup>2</sup>)

= Total checker volume in one side REG. (m<sup>3</sup>) × unit surface area of checker (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

y: Oil consumption (kL/d)

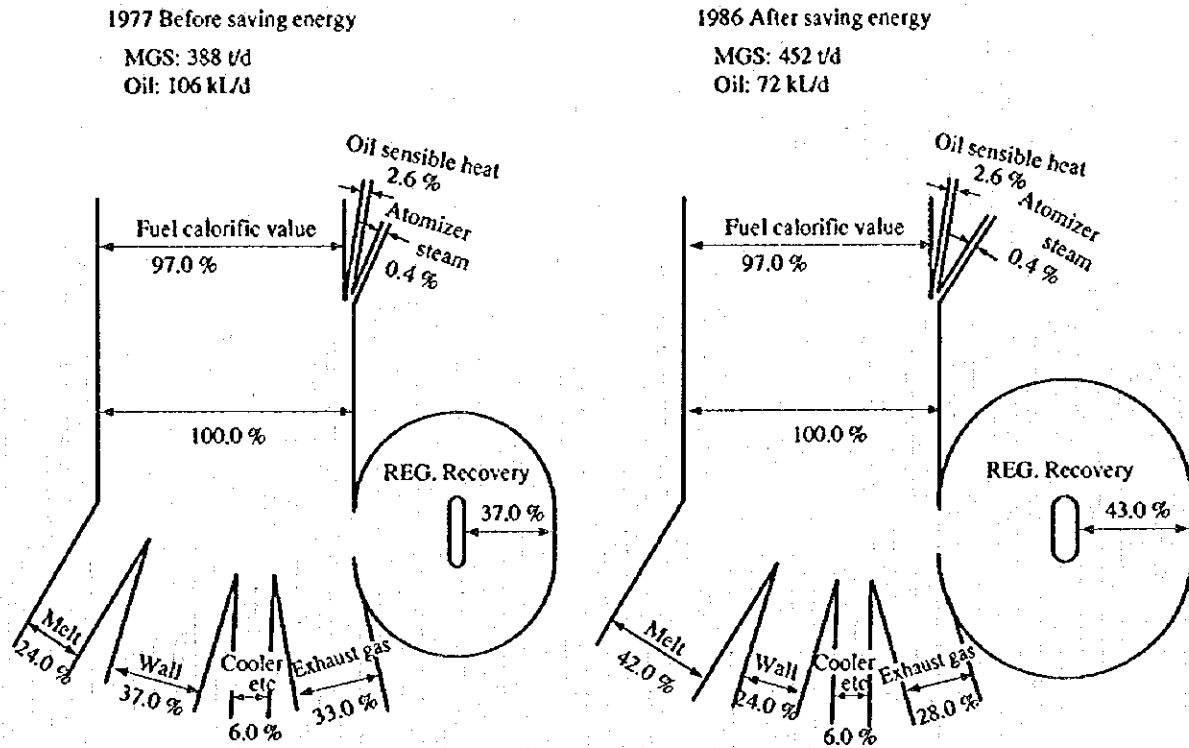
$$(1) Q_L = 29.3 \quad \eta = 0.640 \quad CV = 2,592 \text{ m}^2$$

$$(2) Q_L = 23.4 \quad \eta = 0.662 \quad \text{MA}' = 586 \text{ m}^2$$

$$(3) Q_L = 29.3 \quad \eta = 0.715 \quad CV = 5,617 \text{ m}^2$$

Chazvin Glass の窯の熱精算図のうち、正常操作で実測データをベースとした 2 号窯の結果は、出熱比率が日本の省エネルギー対策前のものと酷似している。したがって、日本の省エネルギー対策前後の比較がそのまま適用できる。

Figure 4.22 Flow of Heat Balance at Japanese Sheet Glass Furnace



本項では、重油算式をベースに新鋭工場との差の解析を行った。そこで熱精算のデータと本項のデータとの比較を Table 4.33 に示す。

Table 4.33 Comparison with Heat Balance Data

Unit	Ghazvin Glass					Excellent Factory (Japan)				Remarks
	Heat Balance					Formula <sup>(1)</sup>		Formula <sup>(2)</sup>		
	1F	2F	3F	4F	Average	1994	FL 1977	FL1986*	FL+F 1989**	
Melting	%	17	20	14	14	16	24	42	35	* MGS 452 t/d
Exhaust gas	%	36	33	33	33	34	36	33	28	** MGS 365 t/d
Wall etc.	%	47	47	53	53	50	48	43	30	
Total	%	100	100	100	100	100	100	100	100	

Note (1): 
$$y = \frac{0.065 \times 130 + \left(0.63 + 0.37 \times \frac{130}{214}\right) \times 29.3}{0.640} = \frac{8.45 + 25.0}{0.640} = 52.3 \text{ kJ/d}$$

Melting:  $8.45/52.3 = 16.2 \%$

Wall:  $25.0/52.3 = 47.8 \%$

Exhaust gas:  $100 - (16.2 + 47.8) = 36.0 \%$

(2): 
$$y = \frac{0.065 \times 365 + Q_L}{0.715 + 0.025} = 67.2 \text{ kJ/d}$$

$$= \frac{23.7 + Q_L}{0.740} = \frac{23.7 + 26.0}{0.740}$$

Melting:  $23.7/67.2 = 35.3 \%$

Wall:  $26.0/67.2 = 38.7 \%$

Exhaust gas:  $100 - (35.3 + 38.7) = 26.0 \%$

## (2) 省エネルギー技術

### a. 炉壁の保温

1) 大迫 (クラウン) 保温 : 最も効果的であり、放熱は 1 層保温で約 20 % 減, 3 層保温で 50 % 以下になる (外装は断熱キャストブルで目地をカバーする)。

ただし、溶解室では珪石レンガに高品質のものを使用しないと危険である。

2) 種瓦 (サイドウォール) 保温 : 目地を外して保温する。したがって、横目地を作らないように高さ方向に 1 本物の大型ブロックを使用する。また、電鋳レンガの鋳込口をカットした DCL か ENC を使用する必要がある。縦目地をあけるので計算程は放熱が減らない。

3) 敷 (ボトムブロック) 保温 : 簡易保温では目地を外す。それでも放熱は

50 % 程度になるが、実際は目地からの放熱が大きく、効果を上げるには目地をあけないラミネート保温がよい。しかし、この場合は、ペープの下にサブペープが必要で膨張の取り方に注意が必要である。

さらに、原料バッチ、カレットから金物が入らないよう磁選することが肝要である。

- 4) 保温の効果 : Ghazvin Glass の窯の現状は、1 号窯が簡易保温程度、2 号窯、3 号窯は保温なしの状況 (4 号窯は定期修理中) である。  
全窯に 1 号窯程度の簡易保温を行えば、約 5 % の省エネルギーが可能である。全窯に新鋭工場並みの重保温を行えば、Table 4.42 の省エネルギーが可能である。

b. 2 次空気予熱温度を上げる

1) 空積レンガをできるだけ高く積む

2 次空気の予熱温度をできるだけ高く上げるには、蓄熱室での熱回収率を上げることであり、それには空積レンガの伝熱面積を広げるのが効果的である。空積レンガの伝熱面積を広げるには、蓄熱室を大きく (空積を高く) する方法と、空積レンガの積み方を改善する方法とがあるが、蓄熱室を大きくする方法は、新設の場合は比較的投資も少なくすむが、既設の場合には多額の投資が必要となるので、既設の蓄熱室の中で空積レンガをできるだけ高く積む工夫が必要である。

2) 空積レンガの積み方と伝熱面積

空積レンガの積み方には数種の方法があり、同じ積み方でもレンガの厚み、例目の大きさによって伝熱面積が異なる。

また、伝熱面積と関係ないがレンガの材質による熱伝導率の差も空気予熱温度に影響する。しかし最近では、全て塩基性 (マグネシア) か電鍍レンガになっているので大差がない。

空積レンガの積み方と伝熱面積の関係を Table 4.34 に示す。

Table 4.34 Heat Transfer Surface Area of Checker

Name	Pigeon-hole	OBW	OBW	Maerz STV	Inter-weave	Box	Box	Box	Cruciform	OCTEX-S
Form										
Thickness (mm)	76	75	57	60	44	45	45	40	40	40/27
Measure (mm)	152 <sup>□</sup>	153 <sup>□</sup>	141 × 146	142 <sup>□</sup>	140 × 133	153	170 <sup>□</sup>	140 <sup>□</sup>	140 <sup>□</sup>	140 <sup>□</sup>
Surface area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	10.2	11.8	14.3	14.9	16.8	15.1	14.2	16.7	17.3	20.0
Ghazvin Glass		G-2F 3, 4, 5P G-3F G-4 FI/2					G-2F 1, 2P	G-1F	AZS (1681) SEPR	AZS (CS3) T/M

3) Ghazvin Glass の現状と改善効果の推定

Ghazvin Glass の 4 つの窯の空積レンガの積み方については、Table 4.34 に示したとおりであるが、蓄熱室全体の能力として評価すると Table 4.35 のようになる。

Table 4.35 Load of Exhaust Gas on Surface of Checker

	No. 1 Furnace	No. 2 Furnace	No. 3 Furnace	No. 4 Furnace
Exhaust gas flow <sup>(1)</sup> (m <sup>3</sup> /h)	25,463	23,380	29,406	46,191
Regenerator W × L (mm)	2,246 × 11,092	2,800 × 13,300	2,800 × 18,420	4,000 × 19,000
Checker height (mm)	4,730	4,350	4,350	4,350
Checker volume (m <sup>3</sup> )	118	162	224	331
Surface area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ) and (Ratio)	16.7 (1.52)	12.76 (1.16)	11.8 (1.07)	11.0 (1.00)
Load (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ·h)	216	144	131	140
Surface area Load (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	12.9	11.3	11.1	12.7

Note (1): cf. Table 4.11.

この表からいえることは、1号窯の空積レンガは、新鋭工場並みで優れているが、蓄熱室が本来小さかったために伝熱表面積当たりの負荷としてはやっどほかの窯並みになったといえる。因みに、新鋭工場の伝熱表面積当たりの負荷は、4~7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h で Ghazvin 工場の現状の半分以下である。ところで、1号窯と同じ空積レンガを使用し、空積実効高さを 5.4 m ま



で高くすれば（蓄熱高さは現状のままでライダーアーチは下げる）、2号窯、3号窯、4号窯においては約5%の省エネルギーが期待できる。

c. 過剰空気量の削減

次に大きい省エネルギー要素としては、過剰空気量の削減がある。2号窯で測定した蓄熱室上での平均酸素濃度が4.18%ということは、約25%の過剰空気が存在していることになる。新鋭工場では約10%程度である。

過剰空気の削減は、蓄熱室をポートごとに分割するなどの大改造を行わなくても安定操業と燃焼管理を徹底することにより、15%程度は下げられるはずである。これによる省エネルギー効果は、Table 4.42程度が期待できる。この方法は、2号窯以外のほかの窯でも同様と考えられるが、定期的に排ガス分析を行い、管理を強化すべきである。

d. その他の省エネルギー

その他気づいたところとしては、炉壁の視見孔などの開口部がオープンになっていること、パーナタイル周辺などからの冷気の浸入がかなり多いこと、吹出（ポート）下のマンクーリング用の送風機が強力すぎかつ連続運転していることなどがある。細かい点の改善を積み上げ、炉壁のシールなどのメンテナンスと管理を強化すれば、少なくとも1%以上の省エネが可能である。

(3) 溶解負荷と省エネルギー

溶解負荷とは、溶解室単位面積当たりの溶解量であり、溶解負荷が高い程、溶解量当たりのエネルギーが少なく省エネルギーになる。

溶解負荷は、製品の要求品質によって変わるし、原料、溶解技術によっても変わる。

a. 溶解負荷の現状

次に新鋭技術の場合と対比して Ghazvin Glass の、各窯の溶解負荷をノルマルな操業時の場合、および今回の調査による最近の実績について Table 4.36 に示す。

Table 4.36 Comparison in Melting Capacity and Actual Data

	No. 1 Furnace	No. 2 Furnace		No. 3 Furnace	No. 4 Furnace
Glass product	Figured	Figured and Sheet		Sheet	Sheet
Standard MGS by modern technology (t/d)	143	185	129	223	359
Normal data (t/d)	95	110	90	150	230
Latest data (t/d)	101	121		109	168

この表から最近の実績は、1号窯、2号窯では従来の基準をオーバーしているが、3号窯と4号窯は大幅にダウンしていることがわかる。これが操業末期の現象であるとするれば、窯のメンテナンスが問題になる。この点を除いても新鋭工場のレベルには程遠い。

b. 溶解負荷向上の可能性

現在の溶解量（溶解負荷）を決めているのは、窯の溶解能力ではなく、マシンの引上能力である。すなわち、窯の温度は最高 1,500℃程度であり、余力がある（1,580℃まで可能）。成型マシンの引上能力アップは、型板マシンの場合は若干のロールの改造により 50% のスピードアップが可能である。したがって、1号窯、2号窯はフルキャパシティの操業が可能である。

一方、普通板ガラスの Colburn マシンの場合はステップバイステップの努力により、約 20% のスピードアップの可能性がある。すなわち、3号窯、4号窯はフルキャパシティには至らないが、それぞれ 200 t/d, 300 t/d までの溶解量アップが期待できる。

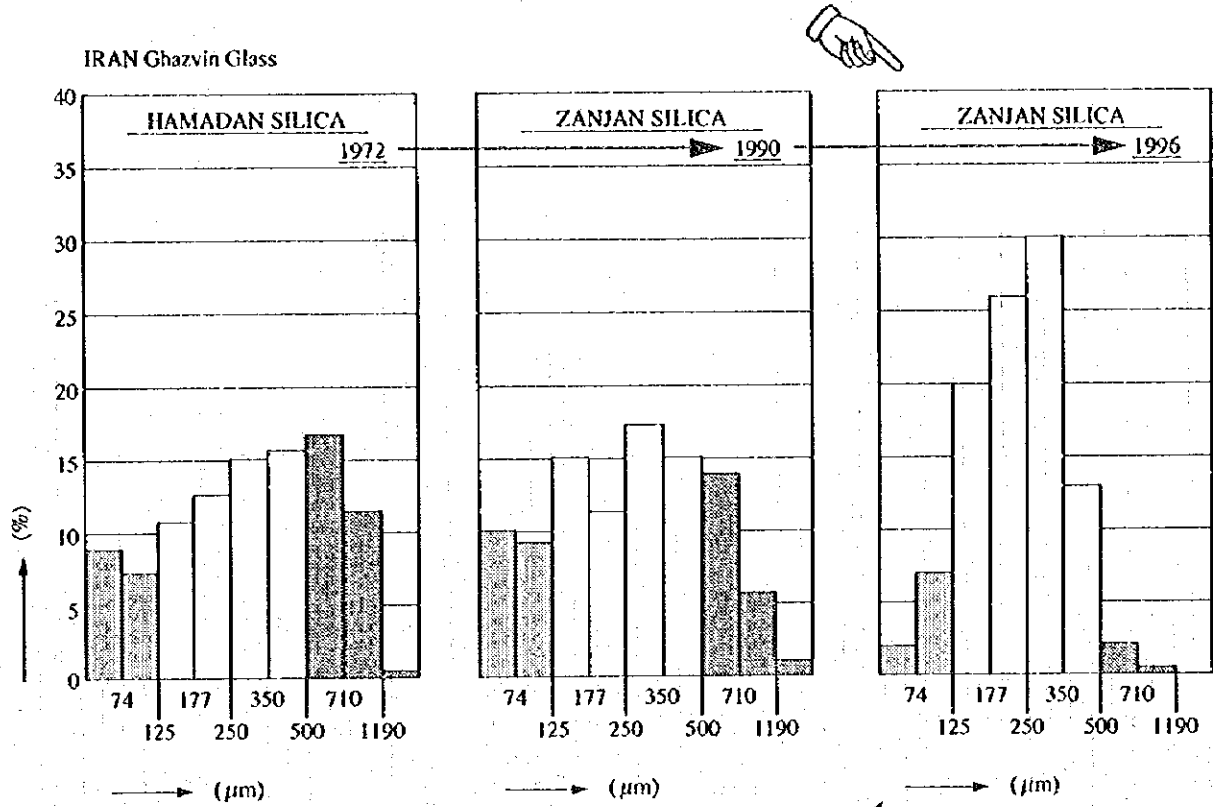
次にフロート窯の場合（現在計画中）は、窯の溶解能力に見合った引上能力が可能であるから、溶解負荷の向上はすなわち溶解能力の向上になる。

c. 溶解能力向上の検討

窯の設計が適切であり、操業保守管理が良ければ、溶解能力は原料によって左右されるといっても過言ではない。

Ghazvin Glass では、従来より珪砂は珪岩を粉砕して使用している。したがって、粒度分布が適切な珪砂が得られず、そのために溶解能力が大幅に低下した事実があるので、現状の珪砂の粒度分布を調査し Figure 4.23 に示した。

Figure 4.23 Grain Size Distribution of Silica Sand



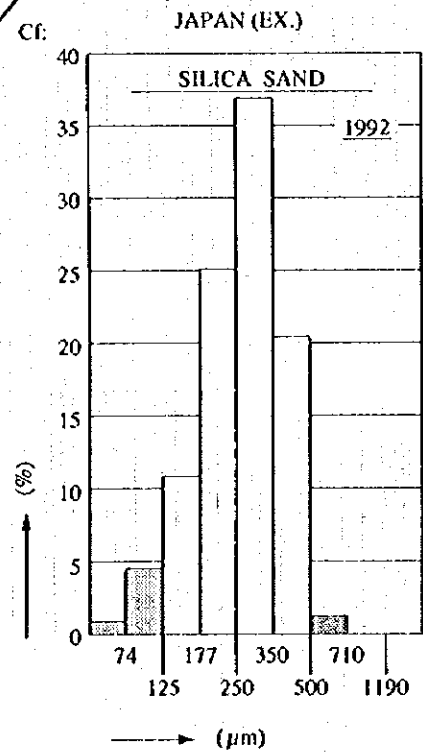
Hearing Data

16 mesh <	0.01%	991μ <	0.0 %
16 ~ 30	3.2	991 ~ 456	3.3
30 ~ 60	41.9	456 ~ 246	43.6
60 ~ 120	43.3	246 ~ 116	45.1
120 ~ 170	4.7	116 ~ 88	4.9
170 >	3.0	88 >	3.1
Total	96.1		100.0

Modified Data

μm	(%)
1,190μ <	0.0
1,190 ~ 710	0.2
710 ~ 500	1.8
500 ~ 350	13.0
350 ~ 250	30.0
250 ~ 177	26.0
177 ~ 125	20.0
125 ~ 74	6.9
74 >	2.1
Total	100.0

Cf.



この図を見れば、新鋭工場レベルには未達であるが、珪砂粒度分布はかなり改善されており、以前のように溶解能力の大幅な低下は考えなくても良いと思われる。

次に各原料組成のばらつきおよび調合管理の状況を調査するために製品組成のばらつきを調べ、Table 4.37~4.40 に示した。

Table 4.37 Glass Composition - 1

Date	SiO <sub>2</sub> (%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	CaO (%)	MgO (%)	Na <sub>2</sub> O (%)	K <sub>2</sub> O (%)	
	70.94	1.27	0.109	7.55	4.39	14.80	0.18	
	71.01	1.32	0.115	7.30	4.24	15.05	0.18	
	71.39	1.32	0.110	7.36	4.38	14.80	0.18	
	70.94	1.34	0.108	7.40	4.40	15.05	0.18	
	71.08	1.32	0.110	7.39	4.31	15.05	0.18	
	71.16	1.31	0.105	7.55	4.05	15.05	0.18	
The latest 20 samples (No. 1 Plant)	70.70	1.26	0.095	7.25	4.29	14.99	0.18	
	71.00	1.35	0.110	7.48	4.37	14.97	0.18	
	70.87	1.38	0.108	7.57	4.65	14.72	0.18	
	70.88	1.20	0.128	7.53	4.22	15.31	0.18	
	71.19	1.29	0.126	7.65	4.37	14.70	0.18	
	70.67	1.39	0.112	7.58	4.55	15.05	0.18	
	70.60	1.28	0.109	7.60	4.51	15.22	0.18	
	70.72	1.40	0.113	7.62	4.30	15.14	0.18	
	70.73	1.28	0.101	7.58	4.41	15.22	0.18	
	71.38	1.27	0.112	7.27	4.33	14.96	0.18	
	70.63	1.21	0.100	7.41	4.54	15.41	0.20	
	71.09	1.14	0.111	7.51	4.31	15.15	0.20	
	70.89	1.15	0.112	7.61	4.43	15.46	0.20	
	71.32	1.36	0.105	7.67	3.98	15.22	0.21	
	$\bar{x}$	70.97	1.29	0.110	7.49	4.35	15.06	0.184
	$\sigma$	0.23	0.069	0.007	0.128	0.154	0.206	0.009

Table 4.38 Glass Composition -- 2

Date	SiO <sub>2</sub> (%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	CaO (%)	MgO (%)	Na <sub>2</sub> O (%)	K <sub>2</sub> O (%)
	71.71	1.38	0.100	6.96	4.25	14.88	0.18
	71.81	1.37	0.100	7.02	4.01	15.05	0.18
	71.70	1.37	0.111	7.31	4.26	14.66	0.18
	71.84	1.40	0.110	6.99	4.15	14.79	0.18
	71.76	1.41	0.113	6.97	4.28	14.80	0.18
	71.89	1.39	0.110	7.11	4.03	14.79	0.18
	71.71	1.39	0.111	7.13	4.24	14.73	0.18
	71.75	1.39	0.110	7.08	4.23	14.77	0.18
	71.32	1.40	0.116	7.36	4.19	14.99	0.18
	71.31	1.34	0.108	7.26	4.23	15.05	0.21
	71.86	1.33	0.108	7.03	4.30	14.70	0.18
	71.20	1.38	0.108	7.41	4.27	15.05	0.18
	71.78	1.46	0.093	7.11	4.35	14.53	0.18
	71.32	1.34	0.096	7.31	4.30	14.96	0.18
	71.21	1.40	0.097	7.37	4.30	14.96	0.18
	71.50	1.36	0.101	6.82	4.31	15.22	0.18
	71.11	1.34	0.096	6.97	4.38	15.41	0.20
	71.58	1.36	0.098	7.04	4.08	15.15	0.20
	71.34	1.36	0.096	7.21	4.25	15.20	0.20
	71.75	1.46	0.107	7.20	4.19	14.96	0.21
$\bar{x}$	71.58	1.38	0.104	7.13	4.23	14.92	0.186
$\sigma$	0.25	0.034	0.006	0.16	0.096	0.21	0.011

The latest 20 samples (No. 2 Plant)

Table 4.39 Glass Composition – 3

Date	SiO <sub>2</sub> (%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	CaO (%)	MgO (%)	Na <sub>2</sub> O (%)	K <sub>2</sub> O (%)	
	71.69	1.39	0.150	7.05	4.03	15.05	0.18	
	71.71	1.41	0.151	7.03	4.23	14.79	0.18	
	71.62	1.40	0.156	7.23	4.23	14.66	0.18	
	71.78	1.41	0.149	7.03	4.16	14.79	0.18	
	71.62	1.40	0.170	7.11	4.39	14.63	0.18	
	71.84	1.42	0.151	7.02	4.10	14.79	0.18	
The latest 20 samples (No. 3 Plant)	71.40	1.40	0.146	7.07	4.32	14.99	0.18	
	71.59	1.40	0.150	7.08	4.32	14.80	0.18	
	71.69	1.40	0.152	7.07	4.23	14.77	0.18	
	71.62	1.37	0.149	7.17	4.20	14.79	0.21	
	71.47	1.39	0.160	7.00	4.34	14.96	0.18	
	71.30	1.39	0.146	7.43	4.02	15.05	0.18	
	71.50	1.35	0.158	7.35	4.27	14.70	0.18	
	71.73	1.35	0.145	7.03	4.28	14.79	0.18	
	71.34	1.46	0.154	7.21	4.25	14.88	0.18	
	71.38	1.39	0.153	7.23	4.25	14.92	0.18	
	71.88	1.36	0.147	6.84	4.40	14.70	0.18	
	71.45	1.36	0.143	6.84	4.17	15.34	0.20	
	71.46	1.32	0.144	6.98	4.20	15.20	0.24	
	71.83	1.46	0.157	7.07	4.15	14.96	0.21	
	x̄	71.60	1.39	0.151	7.07	4.23	14.87	0.187
	σ	0.17	0.033	0.006	0.14	0.10	0.177	0.015

Table 4.40 Glass Composition - 4

Date	SiO <sub>2</sub> (%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	CaO (%)	MgO (%)	Na <sub>2</sub> O (%)	K <sub>2</sub> O (%)
	71.92	1.39	0.101	6.78	4.27	14.80	0.18
	71.87	1.49	0.099	7.10	4.28	14.53	0.18
	71.97	1.38	0.102	6.89	4.16	14.53	0.18
	71.91	1.38	0.109	7.07	4.20	14.53	0.18
	71.95	1.36	0.098	7.24	3.86	14.55	0.18
	72.04	1.41	0.121	6.83	4.27	14.64	0.18
	72.07	1.35	0.121	7.09	4.05	14.53	0.18
	71.64	1.40	0.112	7.06	4.21	14.88	0.18
	71.46	1.47	0.128	7.27	4.49	14.46	0.18
	72.07	1.40	0.112	6.97	4.19	14.50	0.18
	72.17	1.38	0.090	6.91	4.44	14.38	0.18
	72.10	1.32	0.100	6.76	4.30	14.53	0.18
	72.14	1.42	0.101	7.05	4.07	14.53	0.18
	72.04	1.51	0.102	6.90	4.13	14.64	0.18
	71.62	1.36	0.101	7.15	4.07	15.05	0.18
	71.88	1.39	0.106	6.99	4.17	14.80	0.18
	71.86	1.39	0.097	7.12	4.19	14.66	0.18
	71.70	1.40	0.107	6.98	4.08	15.05	0.18
	72.16	1.39	0.111	7.01	4.12	14.53	0.18
	71.44	1.39	0.109	7.19	4.30	14.90	0.18
$\bar{x}$	71.90	1.40	0.106	7.03	4.19	14.65	0.18
$\sigma$	0.22	0.044	0.009	0.13	0.14	0.19	0

The latest 20 samples (No. 4 Plant)

この表のデータは、3日ごとの分析値であり、nのとり方、分析精度の問題もあるが、新鋭工場と対比してばらつきが5~10倍と大きく、原料管理に問題があるように思われる。

#### (4) スケールメリットと省エネルギー

窯の大きさが大きい程、単位面積当たりの溶解量は増加する。溶解量が増加するということは、溶解量当たりのエネルギーが減少し、省エネルギーになる。

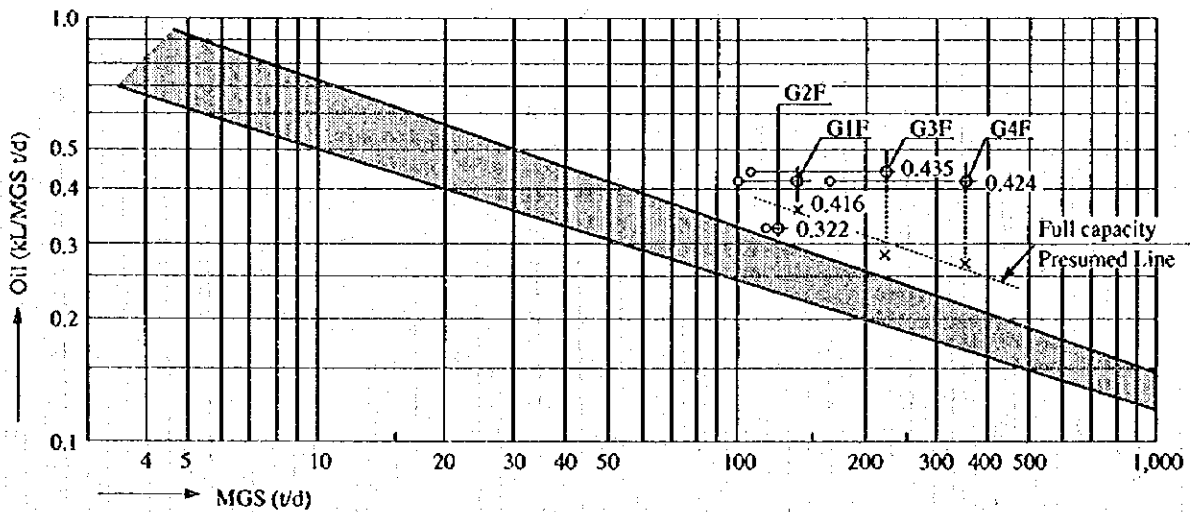
窯を大きくすること、すなわち小さな窯を集約して大きな窯にするには莫大な投

資が必要となり現実的でないように思えるが、日本の経験が示すようにフロート法という画期的な成型法の導入と相俟って、1973年から10年間で同一生産量を得る窯数が29窯から17窯に減少した。すなわち、1窯当たり平均250 t/dの溶解量が400 t/d以上にスケールアップした。このことによるエネルギー原単位の減少は15%に相当する。

窯の大きさのファクタとして基準溶解量を横軸にとり、縦軸に溶解量当たりの重油原単位をとれば対数目盛で略直線の関係が得られる。

それを Figure 4.24 に示し、Ghazvin Glass の現状をプロットする。

Figure 4.24 Relationship between Intensity of Heavy Oil and Size of Melting Furnace in Sheet Glass



Note:	Table 4.6	Table 4.36	Figure 4.16, 4.17, 4.18
No.1 F	Rev Oil 42.0 kL/d	MGS 101 t/d	Capacity 143 t/d max Temperature 1,508 °C
No.2 F	Rev Oil 39.0 kL/d	MGS 121 t/d	Capacity 129 t/d 1,505 °C
No.3 F	Rev Oil 47.6 kL/d	MGS 109 t/d	Capacity 223 t/d 1,490 °C
No.4 F	Rev Oil 71.2 kL/d	MGS 168 t/d	Capacity 359 t/d 1,490 °C

"X" mark: When melting was performed with a full capacity of the melting furnace without any regard to the limitation due to the speed of the forming machine.

この図の Full Capacity Presume Line は Table 4.35 で示したフルキャパシティで操業したと仮定したときの架空の線であり、MGS 1 t/d 当たり重油消費量が 0.065 kL/d、溶解温度 10 °C 当たり重油消費量が 2% 変化するととして算出した (基準温度 1,580 °C)。

イラン国の現状は、フロート化が遅れており、現在最初の窯が計画中のことで



ある。

Ghazvin Glass の例では、今計画中の 500 t/d のフロート窯が新設されれば、1 号窯を 2 マシンの型板プラントに改造し、1 号窯、2 号窯、3 号窯は休止しても生産量は 60 % アップし、大幅な省エネルギーが期待できる。

#### (5) 歩留向上と省エネルギー

省エネルギーは最終的には、製品当たりのエネルギー原単位で評価することになるので、製品歩留の向上が省エネルギーになる。

歩留といっても、引上量に対する製品量という狭義の歩留と稼働率、事故ロスなども含めた広義の歩留とがあるが、ここでは広義の歩留を指す。

Figure 4.6 にアニュアルデータをベースとした製品当たりのエネルギー原単位（電力を含む）を示したが、年度のばらつきが非常に大きいことが分かる。

定期修理年を除外してもばらつきの要因が分からない。不安定操業と歩留のばらつきが大きいと推定せざるを得ない。

残念ながらアニュアルデータでは、溶解量 (MG) のデータがないので、歩留の数値は不明である。一方、Table 4.6 で示した最近の 1 カ月平均値のデータでは、4 つの窯の平均値が 68.7 % でかなり良い値である。個別には、型板が非常に良く、普通板、特に 3 号窯が悪い。この歩留は要求品質と関連するので新鋭工場との対比は難しいが、少なくとも 75 % までには上げられると思う。

歩留が 75 % まで上がれば試算によると 5.8 % の省エネルギーに相当する。

しかしながら、Table 4.6 によれば、発生カレットのほかに多くの在庫カレットを使用していることが分かる。すなわち、歩留アップによる省エネルギーを先取りした結果に相当しているので、このデータをベースにする場合は、75 % までには必ずしも省エネルギーにつながらないことになる。

#### (6) 受配電設備

##### a. 受配電設備の概要

電圧 20 kV 2 回線から変圧器 4 台を経て、4 つのラインと原料工場に 400 V で供給している。一方、ディーゼル発電機 11 台で発電した 400 V の電力を、工場でも最も重要な機器に供給している。

##### b. 測定結果

測定内容は次のとおりである。ただし、4号機は休止中のため測定できなかった。

- ① 工場の受電電力
- ② ディーゼル発電電力
- ③ 第1プラント用ディーゼル発電電力とシティ電力
- ④ 第2プラント用ディーゼル発電電力とシティ電力
- ⑤ 第3プラント用ディーゼル発電電力とシティ電力
- ⑥ 第1, 第4エアコンプレッサの消費電力
- ⑦ シティ電力の電圧, 電流の変動

測定結果を Table 4.41 に示す

c. 測定結果に対する考察

1) 工場受電電力

1995年の年間使用電力量は、発電量(DG) 10,562 MWh, 購入したシティ電力は 11,212 MWh で合計 21,776 MWh である。したがって、両者は 1:1 の割合に近い。

測定した日は第4プラント停止中のため、発電量(DG) 619 kW, シティ電力 1,152 kW で合計 1,771 kW と少ない。第4プラントの使用電力は過去の記録によれば約 1,000 kW であったので、本測定値は首肯できる値と考えられる。

当社ではシティ電力の取引用の電力量計を見ることはできない上に、使用量の検針も 1~6 カ月ごとで、月日不定であるから、使用量の管理には積算電力計を設置して、毎月の購入電力を明確にする必要がある。

なお、シティ電力の契約を 2,500 kW (デマンド 2,250 kW) に決めているが、この値は略全使用量に相当するので、過大な契約となっている。

できれば、シティ電力を停電が少ない高圧線の受電方式に変更するかまたは、シティ電力の契約量を減らすことが得策と考えられる。特に、ピーク時の高価な電力料(1.6倍)対策として自家発電電力を積極的にデマンド抑制対策としても使用することを奨める。

Table 4.41 Measurement Result of Consumption

1996-7-16, 17

Measurement Items	Line	Power Consumption		Volt (V)	Rating Power (kW)	Remark
		Power (kW)	Cos $\phi$ (%)			
Source						
A line	DG	340	81	418	848 + 736	1 × 736 kW operating
B line	DG	384	85	421	736 × 4	1 × 736 kW operating
DG total		724	83		4,528	
City power						
	CP1	559	80	382		
	CP2	249	84	392		
	CP4	238	89.4	392		CP3: Non operating
CP total		1,046	83.1		2,500	Contract
Source Total		1,770	83.0		7,020	
Load						
Furnace No. 1	DG	128	75	406	205	
Furnace No. 1	CP	221	78	376		
Furnace No. 2	DG	139	75	407	185	
Furnace No. 2	CP	138	85	384		
Compressor #1	DG	129	77	411	150	
Compressor #4	CP	123	81	390	150	
Furnace No. 3	DG	223	89	401		
Furnace No. 3	DG	8.3	76	403	11	(Fan No. 7 including Upper)
Furnace No. 3	CP	170	83	377		
Furnace No. 3	CP	7.7	77	374	11	(Fan No. 6 including Upper)
Furnace No. 4	DG			454		stop
Furnace No. 4	CP			471		
Raw materials	CP about 500 kW			380		
Total		DG: 619				
		CP: 1,152				
Factory Total		1,771				

Note: GP: Diesel generator power (most important), CP: City power (important).

## 2) 自家発電機 (DG) の出力増大

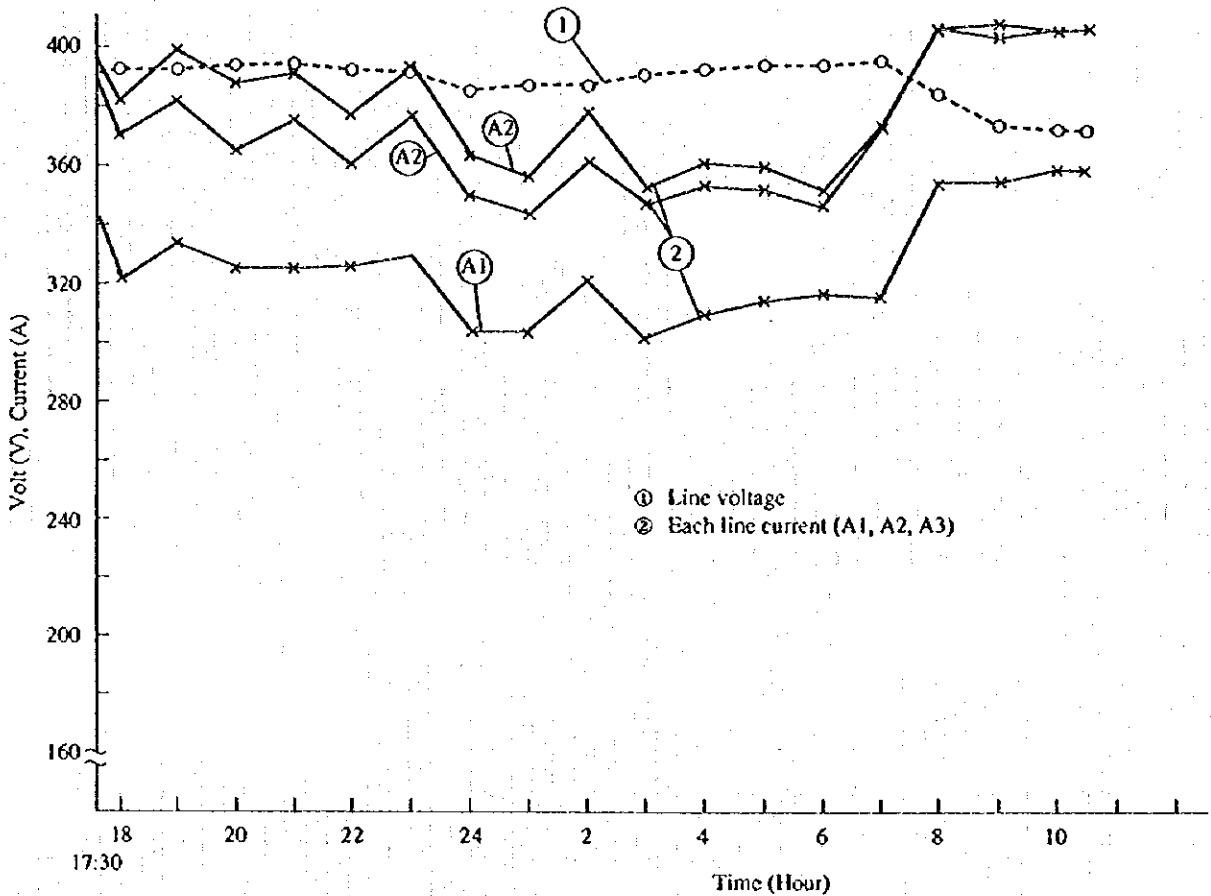
当工場は標高が高い場所にあるため、DG の高負荷運転は困難とされている。ディーゼルエンジンは通常、空気密度が低いと出力が低下する。その程度は高度 1,300 m でおよそ 10 % 程度といわれている。この対策には、

室の換気をよくし、温度を低く保ち、必要に応じて過給器で空気を与える。  
 この改善についてはメーカーに相談することを勧める。  
 この対策の結果、DG の発電量を増加して発電の効率化が狙える。  
 このほか、エンジンの冷却水の保有熱などは有効に利用することが好ましい。

### 3) 電源の 3 相のアンバランス

DG 室の盤でシティ電力回路の一部の電圧、電流を測定記録した。結果を Figure 4.25 に示す。また、別に工場内の单相負荷も調べた。

Figure 4.25 Voltage and Current of City Power



これらの結果、Figure 4.25 のように、電源電圧のバランスがよいにもかかわらず、電流がアンバランスであること、および線電流の変化の傾向が同じであることなどから、アンバランスの原因は工場内の負荷の結線から

生じているものと推定される。

例えば、プロセス No. 2 の炉の電極負荷 25 kVA×2 などが主因と考えられ、さらにほかの単相負荷もが考えられる。よって、電極負荷など大きい容量のものは 3 相がバランスするように結線替えをするか、特殊変圧器で 3 相のバランスを図る必要がある。

現状の電極負荷はプロセス No. 2 に用いられているシティ電力のみであったが、プロセス No. 3, No. 4 の DG 回路にも同様に使えば、この回路にも 3 相のアンバランスが発生する恐れがあると考えられる。

このようなことは、負荷回路における電圧のアンバランスを来し、モータの性能に影響する。モータにおける電流の不均衡は、トルクが低下し、過熱することになり、時には振動、騒音などを発生するので、3 相のバランスを図ることは重要である。

#### 4) エアコンプレッサの対策

当社のエアコンプレッサは水冷式のレシプロ型 150 kW で、4 台中 2 台が運転されていた。空気圧は 5.2 kg/cm<sup>2</sup>(G) で、燃焼用と機械操作用に使用されていた。調査の結果、次の対策が必要と考えられる。

1 つは現場使用先の減圧弁取付け部でエア漏れがあった。このようなことはほかにもあると考えられるので、定期的にエア漏れを調べて早期に止める習慣を作る必要がある。ほかの 1 つは冷却水の入口温度が 45 °C と高いので、冷却水の温度を極力下げる必要がある。

この効果は、冷却水の温度が仮に 5 °C 変化すると使用電力は 2~3 % 程度減少する。エア漏れ対策は程度によるが、通常 6~10 % の節減となる。よって、合計 10 % の節減と仮定し、年間に約 216,720 kWh (=252 kW×0.1×8,600 h/y) の節減となる。

注：冷却水は主にシリンダの冷却用と考えられる。

#### (7) 総括

省エネルギー対策を 3 段階に分け、対策、期待効果、投資額の推定などを Table 4.42 にまとめた。

総括表では実際の定期修理時期との関連も考慮したが、第 3 段階で示しているフロート窯のスタートが早くなれば大幅な修正が必要となる。

Table 4.42 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	%			
Figured machine speed increase 50 %		321.0 <sup>*7</sup>		-			321.0	100	0.3
Excess air 25 % to 15 %	2,863 <sup>*1</sup>	48.7	3.8 <sup>*9</sup>	-			48.7	10	0.2
Sheet machine speed increase 20 %		1,123.4 <sup>*8</sup>		-			1,123.4	10	0.01
No. 2, 3 & 4 furnace light insulation	3,955 <sup>*2</sup>	67.2	5.2 <sup>*10</sup>	-			67.2	50	0.7
No. 1, 2, 3 & 4 furnace heavy insulation	8,136 <sup>*3</sup>	138.3	10.8 <sup>*11</sup>	-			138.3	600	4.3
Production yield improvement	4,728 <sup>*4</sup>	80.4	6.3	-			80.4	0	0
Checker height increase	7,910 <sup>*5</sup>	134.5	10.5 <sup>*12</sup>	-			134.5	200	1.5
Compressed air leakage stop				217	2.2	0.9 <sup>*14</sup>	2.2	0	0
Float plant construction									(16.1)
No. 4 furnace improvement	(62,196) <sup>*6</sup>	(1,057.3)	(82.5) <sup>*13</sup>				(1,057.3)		In the future
No. 1, 2 & 3 machine stop									
<b>Total</b>	<b>27,592</b>	<b>1,913.5</b>	<b>36.6</b>	<b>217</b>	<b>2.2</b>	<b>0.9</b>	<b>1,915.7</b>	<b>970</b>	<b>0.5</b>

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving						Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	Foil kL/y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Figured machine speed increase 50 %		5,618 <sup>*7</sup>		-			5,618	1,750	0.3
Excess air 25 % to 15 %	2,863 <sup>*1</sup>	215	3.8 <sup>*9</sup>	-			215	175	0.8
Sheet machine speed increase 20 %		19,660 <sup>*8</sup>		-			19,660	175	0.01
No. 2, 3 & 4 furnace light insulation	3,955 <sup>*2</sup>	297	5.2 <sup>*10</sup>	-			297	875	2.9
No. 1, 2, 3 & 4 furnace heavy insulation	(8,136) <sup>*3</sup>	(610)	(10.8) <sup>*11</sup>	-			(610)	(10,500)	(17.2)
Production yield improvement	4,728 <sup>*4</sup>	355	6.3	-			355	0	0
Checker height increase	7,910 <sup>*5</sup>	593	10.5 <sup>*12</sup>	-			593	3,500	5.9
Compressed air leakage stop				217	2.2	0.9 <sup>*14</sup>	22	0	0
Float plant construction									(63.8)
No. 4 furnace improvement	(62,196) <sup>*6</sup>	(4,665)	(82.5) <sup>*13</sup>				(4,665)	(297,500)	In the future
No. 1, 2 & 3 machine stop									
<b>Total</b>	<b>19,456</b>	<b>26,738</b>	<b>25.8</b>	<b>217</b>	<b>2.2</b>	<b>0.9</b>	<b>26,760</b>	<b>6,475</b>	<b>0.2</b>

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

\*1  $51.6 \times 4 \times 365 \times 0.038 = 2,863$  kL/y

\*2  $51.6 \times 3 \times 365 \times 0.07 = 3,955$  kL/y

\*3  $51.6 \times 4 \times 365 \times 0.108 = 8,136$  kL/y

\*4  $51.4 \times 4 \times 365 \times (0.75 - 0.687) = 4,728$  kL/y

\*5  $51.6 \times 4 \times 365 \times 0.105 = 7,910$  kL/y

\*6  $(500 + 300) \times (0.397 - 0.184) \times 365 = 62,196$  kL/y

\*7 Merit by production increase:  $((143 - 101) + (143 - 121)) \times 0.687 \times 365 \times 20,000 = 321.0$  Million yen/y

\*8 Merit by production increase:  $((200 - 109) + (300 - 167)) \times 0.687 \times 365 \times 20,000 = 1,123.4$  Million yen/y

\*9  $2,863 / 75,390 \times 100 = 3.8 \%$

\*10  $3,955 / 75,390 \times 100 = 5.2 \%$

\*11  $8,136 / 75,390 \times 100 = 10.8 \%$

\*12  $7,910 / 75,390 \times 100 = 10.5 \%$

\*13  $62,196 / 75,390 \times 100 = 82.5 \%$

\*14  $217 / 23,000 \times 100 = 0.9 \%$

Energy price in Japan:

Fuel oil 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.