

給水タンクへ送水するような設備になっているが、コンデンセート回収ポンプ作動用 ON-OFF フロート式レベルスイッチが故障して給水タンクへの回収がされてなく、回収タンクからピットへオーバーフローしていた。事実コンデンセート回収配管の温度は 40℃ と低かった。レベルスイッチの修理及び回収ポンプを含め、日常点検をするようにしてもらいたい。

なお回収タンク内のコンデンセート水面に油状の汚れが見られたので、コンデンセートへの異物混入箇所を早急に調査する必要がある、またコンデンセートの定期的水質チェックが必要である。

蒸気の有効利用の方法として、コンデンセートをいったん密閉圧力容器へ受け入れ蒸気の使用圧力より低い圧力で再蒸発させると、フラッシュ蒸気として再利用できるので、活用されることを勧める。

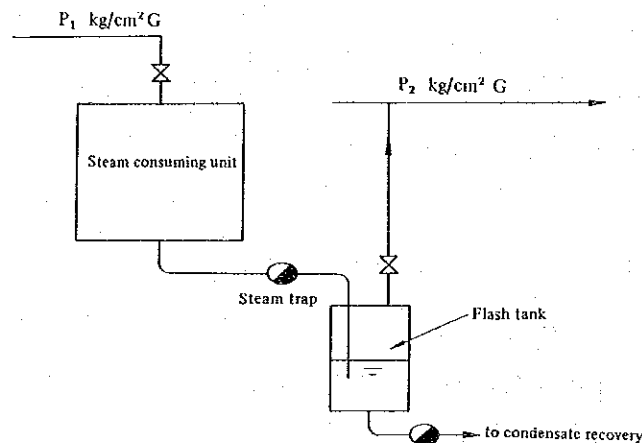


Fig. 5-3

例えば Fig 5-3 に示すようなフラッシュタンクを設置すれば、一次側圧力 P_1 より低い圧力 P_2 でフラッシュした蒸気を低圧蒸気の用途に利用でき、その量は次の式で計算できる。

P_1 kg/cm²G の蒸気のコンデンセート 1 kg 当たりの P_2 kg/cm²G のフラッシュ蒸気発量 G kg は、

$$G = \frac{h_1 - h_2}{r_2}$$

ここで、 h_1 P_1 kg/cm²G の飽和水のエンタルピー kcal/kg

h_2 P_2 kg/cm²G の飽和水のエンタルピー kcal/kg

r_2 P_2 kg/cm²G における蒸発潜熱 kcal/kg

例えば、9 kg/cm²G のコンデンセート 1 t/h で 3 kg/cm²G のフラッシュ蒸気を発生さ

させると、次式の通り約7.4%のフラッシュ蒸気が得られる。

$$Q' = \frac{(181.3 - 143.7)}{510} \times 1,000 = 74 \text{ kg/h}$$

このフラッシュ蒸気にはコンデンサートの持つ熱量の約27%が含まれる。

6.3 スチームトラップの管理

スチームトラップは定期的な点検が必要な機器であり、1カ月に1回以上、詰まりや漏れのチェックをすべきである。点検方法にはトラップテスタという検査器もあるがFig 5-4のような点検バルブを設置して確認するとよい。

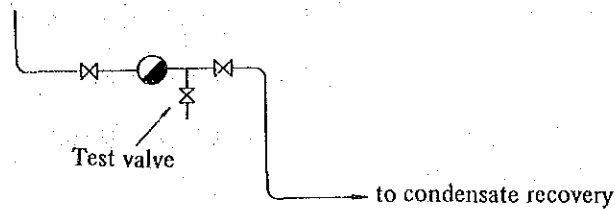


Fig. 5-4

油精製工程での neutralization 及び hot water washer プロセスでのスチームトラップはバイパス弁が開放されていたが、これは効果がないばかりか蒸気のみダ放しとなり大きな熱損失となるので、やめてもらいたい。蒸気を加熱源として使用するのは、蒸気を凝縮させることにより大きな凝縮熱が利用でき、同時にその時の熱伝達率が非常に大きいという利点があるからで、バイパス弁を開け蒸気をストレートに通過させては蒸気の有効活用にならないのである。

6.4 蒸気加熱ジャケットのエア溜り防止対策

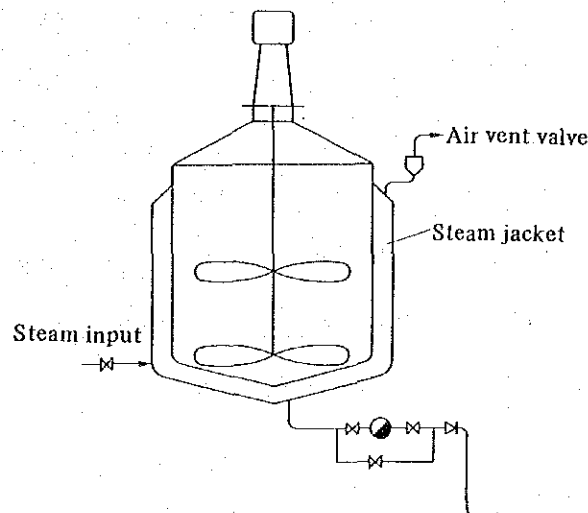


Fig. 5-5

ジャケットタンクにおいては Fig 5-5 のようにジャケット上部にエア-溜りを発生することがよくあり、結果的にその部分の温度低下をきたし品質トラブルを起す要因ともなる。

これを防止するには、構造的にエア-溜りを発生しやすい位置に温度検出制御式のエア-を抜き弁を設置するのが一番よい。特にバッチ式蒸気の送気、排出を繰り返す装置には必要な弁である。

6.5 保温の改善による放熱損失の防止

(1) 工場内の蒸気使用設備である各反応槽、蒸気配管、コンデンセート回収タンク、油精製工程コンデンセート回収配管及び給水タンクなどの保温の補修、強化や未保温個所の保温施工により大きな省エネルギーが期待できるのでぜひ推進願いたい。

保温改善すべき主なものについて改善効果と費用を Table 5-3 に示す。保温の改善費用は短期間に回収できる。

Table 5-3

Equipment or piping	Specification	Heat loss per unit length or area kcal/m ² h	Heat loss per hour kcal/h	Estimated insulation cost Bt
Condensate recovery tank A	1.3 ^L x 1.3 ^W x 2.0 ^H Surface area 13.8 m ² Skin temperature 83°C	550	7,590	6,900
Condensate recovery tank B	1.5φ x 1.4 ^H Surface area 10.2 m ² Skin temperature 87°C	600	6,120	5,100
Boiler feed water tank	Surface area 22.5 m ² Skin temperature 80°C (When condensate is recovered)	500	11,250	11,250
Condensate recovery piping	1½" x 150 m Skin temperature 80°C	80	12,000	45,000
Steam piping (including valves)	Equivalent length to 3" pipe 200 m	620	124,000	76,000
Tanks	20 m ² x 2 units (temp. 80°C)	500	20,000	10,000
	35 m ² x 2 units (temp. 80°C)	500	35,000	17,500
	Total		215,960	171,750

$$\text{Annual heat loss} = 216.0 \times 10^3 \times 300^d \times 24^h = 1,555 \times 10^6 \text{ kcal/year}$$

保温施工により放散熱量の 80% が防止できるとすれば、その量は、

$$1,555 \times 10^6 \times 0.8 = 1,244 \times 10^6 \text{ kcal/year となる。}$$

これは燃料換算すると、

$$\frac{1,244 \times 10^6}{9,870 \times 0.85 \times 0.952} = 155.8 \text{ kl/year}$$

であり、金額換算すると $155.8 \times 4,123 \text{ Bt} \approx 642,400 \text{ Bt/year}$ になる。これに必要な保温費用は約 172,000 Bt である。

(2) 油精製工程のうち脱臭プロセスでは Esso-Therm 熱媒による高温加熱を行っているが、加熱装置、配管及び脱臭タンクの保温が老朽化、脱落し保温の補修、強化がぜひとも必要である。保温強化すべきものについて改善効果と費用を Table 5-4 に示す。

Table 5-4

Equipment or piping	Specification	Heat loss per unit length or area kcal/m ² h	Heat loss per hour kcal/h	Estimated insulation cost Bt
Expansion pot of Essotherm	0.6φ x 1.8 ^L Surface area 5.4 m ² (Including piping) Skin temperature 220°C	3,460	18,680	2,700
Piping, valves	2" x 50 m Surface area 10 m ² Skin temperature 95°C	730	7,300	5,000
Deodorizing tank neutralizing tank	2.0φ x 3.5 ^H x 6 units Surface area, 28 m ² x 6 = 168 m ² Skin temperature 95°C	730	122,640	84,000
Total			148,620	91,700

$$\text{Annual heat loss } 148,620 \times 300^{\text{d}} \times 24^{\text{h}} = 1,070 \times 10^6 \text{ kcal/year}$$

保温補修強化により放散熱量の 80% が防止できるとすれば、次のようなメリットが算出できる。

$$1,070 \times 10^6 \times 0.8 \approx 856 \times 10^6 \text{ kcal/year}$$

$$\text{燃料換算 } \frac{856 \times 10^6}{9,888 \times 0.85} = 101.8 \text{ k}\ell/\text{year}$$

$$\text{金額換算 } 101.8 \times 4,359 \text{ Bt} = 443,700 \text{ Bt/year}$$

これに対して保温に要する費用は約 91,700 Bt であり、短期間に回収可能である。

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

電力会社 : MEA

ピーク・デマンド : 380 V 側 240 kW 220 V 側 56 kW

使用電力量 : 1,027,400 kWh/year

負荷率 : 380 V 側 46% 220 V 側 56%

ペナルティ・フィ : 24,540 Bt/year

力率 : 380 V 側 63%~69% 220 V 側 45%~68%

トランス : 1φ 167 kVA x 3 (380 V), 1φ 75 kVA x 3 (220 V)

電力原単位 : 品種毎に算出していない

1.78 Bt/kWh Include Demand Fee and Penalty Fee

7.2 配線系統図

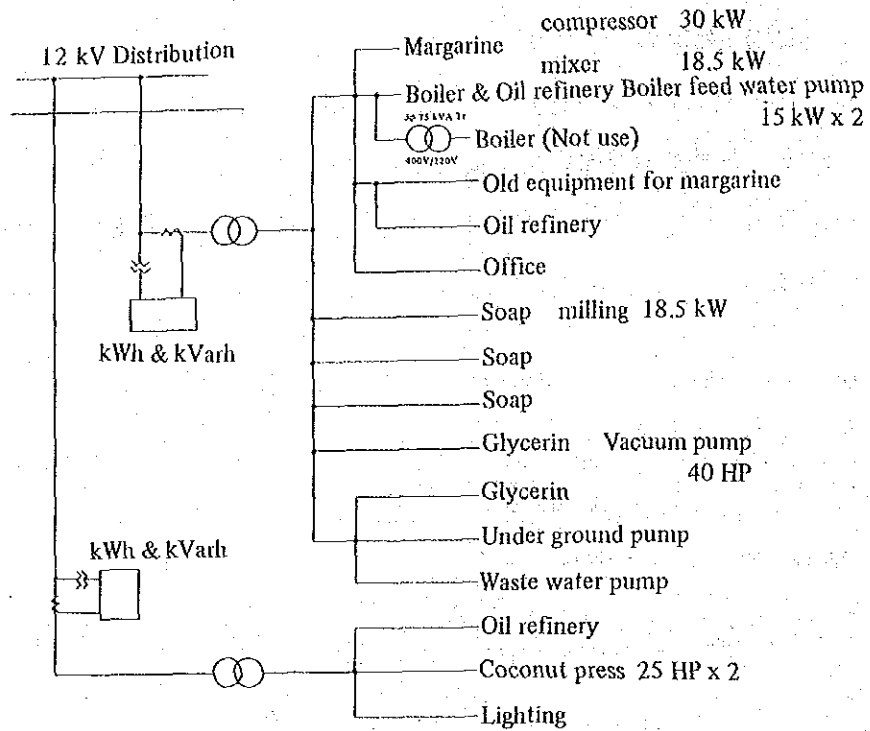


Fig. 5-6

8. 電力管理の問題点と対策

8.1 受電電力量計の統合

380 V系と220 V系は同じ12 kVの配電線に別々に電力量計と無効電力量計を取り付け契約している (Table 5-5 参照)。もし Fig 5-7 のように同じ引込線に接続し、1つの積算電力計で契約すれば、ピークの発生時刻にズレがある場合、ピーク・デマンドが低く抑えられメリットが期待される。

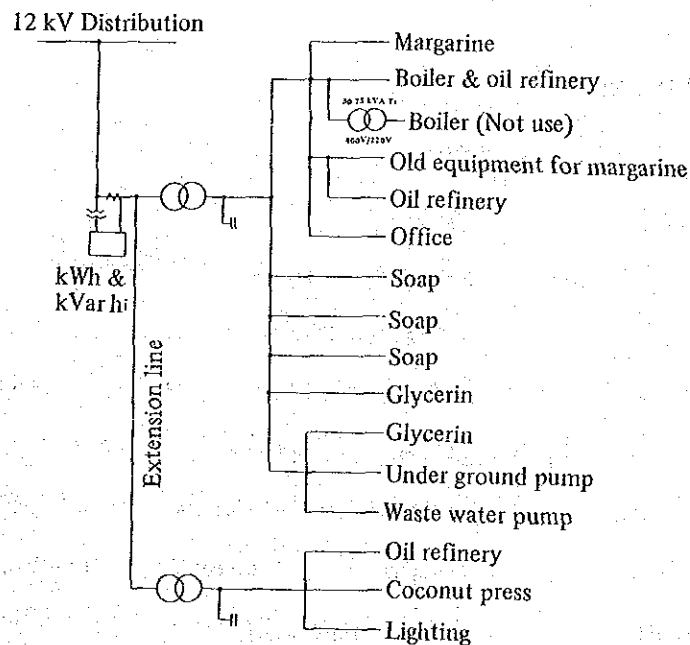


Fig. 5-7 Improved Distribution Diagram

仮に、ピーク・デマンドが 20 kW 減少すれば、

$$(20) \times 95 \times 12 = 22,800 \text{ Bt/year} \quad \dots\dots\dots (8.1)$$

のメリットがある。費用としては、裸銅線 $20 \text{ Bt/m} \times 3 \phi \times 40 = 2,400 \text{ Bt}$ 、ピン端子 $300 \text{ Bt} \times 3 \text{ 個} \times 3 \text{ カ所} = 2,700 \text{ Bt}$ 、コンクリート柱並びに装柱金具腕木 1 式 $50,000 \text{ Bt}$ 、取り付け工事 1 式 $10,000 \text{ Bt}$ 、合計 $65,100 \text{ Bt}$ 。従って 2 年 10 カ月で償却可能である。しばらくの期間、データを集めてピーク低減の可能性を確認されたい。

Table 5-5 Data by Power Chart by Every Month

Month	Voltage class V	kWh	Max. demand power kW	Penalty kVar	Max. demand power x 0.63 kVar	Max. kVar	Apparent power kVA	Cos φ	Remark
1982 6	220	11,400	36	25	23	48	60	0.600	Peak Demand max.
	380	77,000	240	114	151	265	358	0.670	
7	220	18,120	36	48	23	71	80	0.450	
	380	72,000	230	115	145	260	347	0.663	
8	220	18,588	46	30	29	59	75	0.613	
	380	62,500	230	105	145	250	340	0.676	
9	220	20,280	43	27	27	54	69	0.623	
	380	78,000	220	91	139	230	318	0.692	
10	220	23,880	47	31	30	61	77	0.610	
	380	75,500	240	99	151	250	347	0.692	
11	220	23,880	56	31	35	66	87	0.644	
	380	64,500	230	105	145	250	340	0.676	
12	220	19,800	56	25	35	60	82	0.683	
	380	61,500	230	120	145	265	351	0.655	
1983 1	220	18,720	48	31	30	61	78	0.615	
	380	52,500	200	84	126	210	290	0.690	
2	200	14,640	42	34	26	60	73	0.575	
	380	51,500	230	105	145	250	340	0.676	
3	220	24,120	54	27	34	61	81	0.667	
	230	79,500	220	106	139	245	329	0.669	
4	220	18,840	52	29	33	62	81	0.642	
	380	67,000	230	95	145	240	332	0.693	
5	220	14,640	50	26	32	58	77	0.649	
	380	59,000	225	133	142	275	355	0.634	
Total	220	226,908	ave	1,636 kW					
	380	800,500	274	24,540 Bt					

220 V Side
Average power = $\frac{226,908}{24 \times 300} = 31.5 \text{ kW}$
Load factor = $\frac{31.5}{56} = 0.563$ 56.3%

380V Side
Average power = $\frac{800,500}{24 \times 300} = 111.2 \text{ kW}$
Load factor = $\frac{111.2}{240} = 0.463$ 46.3%

8.2 力率の改善

Table 5-6 に工場側の協力により、7 月 14 日から 15 日にまたがる 24 時間、毎時間電力量と無効電力量を計測し、12 kV 側の合成電力量と合成無効電力量、皮相電力、力率などを算出した。Table 5-5、Table 5-6 からわかるように、力率が極めて低く、ペナルティ・フィも年間 24,540 Bt 支払っている。コンデンサをそれぞれ 380 V と

Table 5-6 24 Hour's Record

Time	167 kVA x 3 3φ 380V			75 kVA x 3 3φ 220V			Total		
	kWh/h	kVarh/h	Cos φ	kWh/h	kVarh/h	Cos φ	kWh/h	kVarh/h	Cos φ
7-14 3 PM	200	200	0.707	36	48	0.600	236	248	0.689
4	150	200	0.600	36	36	0.707	186	236	0.619
5	150	150	0.707	36	36	0.707	186	186	0.707
6	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
7	100	100	0.707	36	36	0.707	136	136	0.707
8	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
9	50	50	0.707	24	24	0.707	74	74	0.707
10	50	100	0.447	36	36	0.707	86	136	0.534
11	100	50	0.894	36	48	0.600	136	98	0.811
12	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
7-15 1 AM	50	50	0.707	24	24	0.707	74	74	0.707
2	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
3	50	100	0.447	36	36	0.707	86	136	0.534
4	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
5	50	50	0.707	24	36	0.555	74	86	0.652
6	50	50	0.707	36	48	0.600	86	98	0.66
7	100	100	0.707	36	24	0.832	136	124	0.739
8	150	200	0.600	24	36	0.555	174	236	0.593
9	200	200	0.707	36	36	0.707	236	236	0.707
10	150	200	0.600	36	36	0.707	186	236	0.619
11	200	200	0.707	24	36	0.555	224	236	0.688
12	150	200	0.600	36	36	0.707	186	236	0.619
1 PM	200	200	0.707	24	36	0.555	224	236	0.688
2	150	150	0.707	36	36	0.707	186	186	0.707
Total	2,550	2,800	Average 0.673	732	864	Average 0.646	3,282	3,664	Average 0.667

max kW = 236

220 Vのメインスイッチの負荷側に接続して力率改善を行えば、ペナルティ・ファイが不要になるほか、変圧器並びにメインスイッチまでの配線の損失が軽減される。

380 V側に50 kVarのコンデンサ3基計150 kVarを接続し、220 V側に250 kVarのコンデンサ1基を接続した場合の力率改善効果を次に示す。力率の最も低い1983年5月の場合、Table 5-5から無効電力は275 kVar。150 kVarのコンデンサを挿入することによって、これが125 kVarに減少する。皮相電力は $\sqrt{225^2 + 125^2} = 257$ kVA。従って力率は、 $\cos \varphi = 225/257 = 0.875$ 、87.5%に改善される。

同様にピーク・デマンド最大の1982年10月の場合は92.3%に、ペナルティの最も少ない1983年1月の場合は95.7%に、Table 5-6で力率の最も低い60%のとき、94.9%に改善される。無効電力が小さいときはリレーを用いてコンデンサの一部を開放する。

次に220 V側はTable 5-6で力率が最も低い値が0.555を示した時、次のように改善される。

$$P_a = 24 + j(36 - 25) = 24 + j11 \dots\dots\dots (8.2)$$

$$P_a = 26.4 \quad \cos \varphi = 0.909 \quad 90.9 \%$$

220 V 側と 380 V 側のペナルティ合計の最大は Table 5-5 から 1982 年の 7 月で 163 kVar だから、合計 175 kVar のコンデンサにより補償される。

次に変圧器の負荷損が以下のように改善される。年間平均電力は Table 5-5 のように、380 V 側 111.2 kW、220 V 側は 31.5 kW、平均力率は 380 V 側が Table 5-6 を用いて 0.673、220 V 側が 0.646 とすれば、それぞれ平均皮相電力は 380 V 側が、

$$\dot{P}_{a1} = 111.2 + j \cdot 111.2 \times \frac{\sqrt{1-0.673^2}}{0.673} = 111.2 + j 122.2 \quad \dots\dots (8.3)$$

$P_{a1} = 165 \text{ kVA}$ となる。

380 V 側へのコンデンサはリレーにより入切されるから、平均 100 kVar 挿入されたとして、力率改善後は、

$$\dot{P}_{a11} = 111.2 + j(122.2 - 100) = 111.2 + j 22.2 \quad \dots\dots (8.4)$$

$P_{a11} = 113 \text{ kVA}$ となる。220 V 側は、

$$\dot{P}_{a2} = 31.5 + j 31.5 \times \frac{\sqrt{1-0.646^2}}{0.646} = 31.5 + j 37.2 \quad \dots\dots (8.5)$$

$P_{a2} = 49 \text{ kVA}$ 25 kVar のコンデンサで力率改善後、

$$\dot{P}_{a22} = 31.5 + j(37.2 - 25) = 31.5 + j 12.2 \quad P_{a22} = 34 \text{ kVA}$$

1 ϕ 167 kVA 変圧器の負荷損を 2.5 kW、1 ϕ 75 kVA 変圧器の負荷損を 1.3 kW とする。力率改善による損失軽減量は 1 ϕ 167 kVA \times 3 の方は、

$$2.5 \times 3 \times \left\{ \left(\frac{165}{167 \times 3} \right)^2 - \left(\frac{113}{167 \times 3} \right)^2 \right\} \times 7,200 = 3,110 \text{ kWh/year} \quad \dots\dots (8.6)$$

1 ϕ 75 kVA \times 3 の方は、

$$1.3 \times 3 \times \left\{ \left(\frac{49}{75 \times 3} \right)^2 - \left(\frac{34}{75 \times 3} \right)^2 \right\} \times 7,200 = 690 \text{ kWh/year} \quad \dots\dots (8.7)$$

次にメインスイッチまでの配線抵抗は 380 V の方は、1 c 200 mm² \times 2 相当として $0.0933/2 = 0.04665 \Omega/\text{km}$ (20 $^{\circ}\text{C}$)、20 $^{\circ}\text{C}$ における抵抗温度係数 0.00393、長さ 70 m、温度 33 $^{\circ}\text{C}$ として、

$$0.04665 \times 70 \times 10^{-3} \times \{1 + 0.00393 \times (33 - 20)\} = 0.00342 \Omega$$

220 V の方は 1 c 150 mm² \times 2 として、 $0.124/2 = 0.062 \Omega/\text{km}$ (20 $^{\circ}\text{C}$) 長さ 50 m として、

$$0.062 \times 50 \times 10^{-3} \times \{1 + 0.00393 \times (33 - 20)\} = 0.00326 \Omega$$

平均負荷における電流は 380 V 側の力率改善前 250 A、改善後 172 A、220 V 側は力率改善前 129 A、改善後 89 A、従って省エネルギー分は

$$\{3 \times 0.00342 \times (250^2 - 172^2) \times 10^{-3} + 3 \times 0.00326 \times (129^2 - 89^2) \times 10^{-3}\} \times 7,200 = 3,046 \text{ kWh/year} \quad \dots\dots\dots (8.8)$$

となり、計 6,846 kWh/year、9,927 Bt/year となる。

ペナルティ・ファイと併せて 34,467 Bt/year のメリットとなる。費用はコンデンサ、コンタクタ、リレー、取り付け費込みで 100,000 Bt とみられ約 3 年で償却できる。

8.3 メータの整備

受電点に電圧計、電流計、電力計などのメータがないので、負荷の状態を掴みにくい。また、製品毎に消費電力量を測定し、電力原単位を把握できるようにし、取り付けたメータは常に整備するように望む。現状を把握しなければ、省エネルギーも不可能である。

8.4 照明の改善

蛍光灯は昼光色を使用しているが、発光効率が悪いので、省エネルギー型白色蛍光灯に取り替えるとよい。これによるメリットは 1 灯当たり 5 W、年間点灯時間 $10 \times 300 \text{ h}$ として $5 \times 300 \times 10^{-3} \times 10 \times 300 = 4,500 \text{ kWh/year}$ 。

8.5 ピーク・デマンドの抑制

現在、毎日 8 時から午後 5 時まで MEA の積算電力計で電力量の記録をとっていることは結構であるが、これを更に Table 5-6、Fig 5-8 のように 1 時間毎に 24 時間、kWh と kVarh の記録をとり、負荷曲線を作って、ピークをソフトする運転方法を考え、負荷率を改善するとよい。ピーク・デマンドを抑制すれば変圧器や配線の負荷損も減小する。

8.6 電動機供給電圧の低下

本工場の電動機は Table 5-7 のように負荷が定格出力に対して 50 % 以下である。このような軽負荷の場合は、供給電圧が低い方がほぼ定格電圧を加えた場合に比べて力率も効率も向上する。一般に誘導電動機では 50 % 以下の負荷の場合、供給電圧を定格電圧より 5 % 低くすると、効率は総合的に約 2 % 高くなる。

24 時間操業のものは,

$$(10.3 + 11 + 17 + 7) \times 0.02 \times 24 \times 300 = 6,523 \text{ kWh/year}$$

8 時間操業のものは,

$$(16 + 4 + 6.9 + 5) \times 0.02 \times 8 \times 300 = 1,531 \text{ kWh/year}$$

合計 8,054 kWh/year, 11,678 Bt/year のメリットとなる。

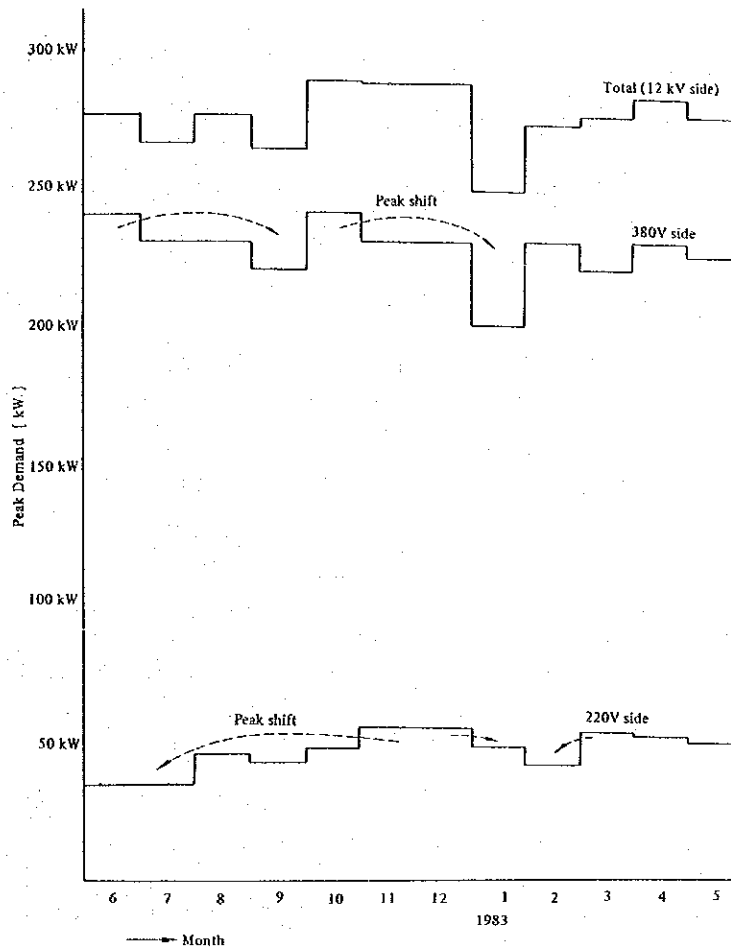


Fig. 5-8 Peak Demand for Every Month

Table 5-7 Actual Load for Each Motor

Using for	No. of pole	Rated out put	Measured in put kw	Rated voltage V	Measured voltage V	Rated current A	Measured current A	Measured power factor
Coconut oil refinery	6	25 HP (18.5 kW)	10.3	220/380	223	64/37	41.2	0.65
Coconut oil refinery	6	25 HP (18.5 kW)	11	220/380	222	64/37	39.8	0.72
Margarine compressor	4	30	16	380	390	60	33.4	0.71
Margarine mixer	4	18.5	4	380	390	38.3	9	0.67
Soap milling	6	18.5	6.9	380	386	39	10.1	0.75
Vacuum pump	U.K.	40 HP	17	U.K.	385	U.K.	32.7	0.78
Boiler feed water pump	2	15 kW	5	380	381	20.5	9.2	0.82
Boiler feed water pump	2	15	7	U.K.	381	U.K.	12.7	0.84

U.K. = Unknown

9. まとめ

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) Kℓ/year	%
ボイラの燃焼改善	12.8	1.3
保温の改善	257.6	25.8
小計	270.4	27.0

	10 ³ kWh/year	%
力率改善	6.8	0.7
照明	4.5	0.4
電動機供給電圧の低下	8.0	0.8
小計	19.3	1.9

SIAM CHEMICAL CO., LTD.

1. 工場概要

Address	196 Suksawad Rd. T. Bangprakod A. Maung Samutprakarn	
Capital	40 Million Bt	
Type of industry	Chemical	
Major products	Sulfuric acid, Sulfur roll/powder, Alum, Fertilizer, Nitrous oxide	
Annual product	Sulfuric acid 18,000 ton, Sulfur 3,400 ton, Alum 32,400 ton, Fertilizer 200,000 ton, Nitrous oxide 43 ton	
No. of employees	169	
Annual energy consumption	Electric power	2,082 x 10 ³ kWh
	Fuel	Bunker A 190 kℓ
Interviewees	Process engineer Mr. Wichian Production engineer Mr. Schatchwal	
Date of diagnosis	July 18 ~ 19, 1983	
Diagnosers	H. Igarashi, H. Murata, K. Kurita	

23年前に硫酸を日産10tの能力で生産を開始したタイ王国系資本の企業で、逐次能力増強して5年前には日産100tの能力を持つに至り、現在タイ王国におけるトップメーカーの地位にある。硫酸の他に硫酸を原料とするAlum、肥料、Sulfur rollなど多品種の化学製品を製造しており、生産規模の国内順位はSulfur rollでは1ないし2位、Alumでは2位にあって無機化学製品メーカーの中の上位企業に数えられている。

主力製品である硫酸は原料硫黄を全量カナダからの輸入品に依存しており、コストの点で極めて不利な立場にある。同社はBOIの認定を受けて、一定期間Promotion of Investment Actの保護下にあったが、この期間満了後は、回収硫黄を原料とする低コストの輸入品との競争にさらされることとなり、現在硫酸プラントの操業率を50%に下げている。なお本年はすでに停止しており、年内は稼働しない予定とされている。

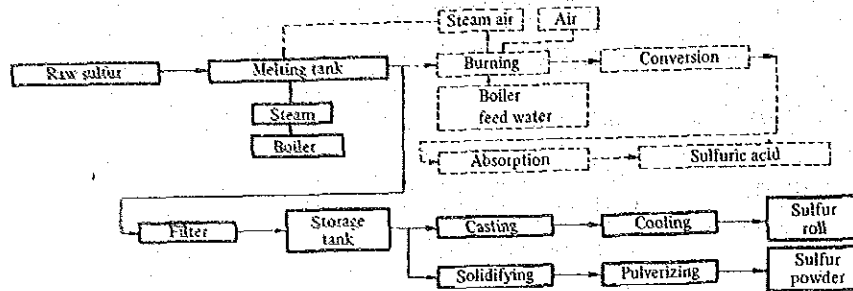
他方においてAlum、Nitrous oxide、肥料の各プラントはフル操業下にあり、硫酸プラントの不振とは著しい違いである。

新鋭大型プラントを長期低操業下におくことは経済上大きな損失であり、低コストの

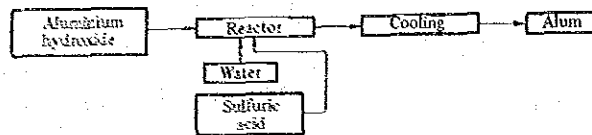
原料の探索あるいは付加価値のある硫酸使用製品の開発が切望される。

2. 製造工程

Sulfuric acid / sulfur roll



Alum



Nitrous oxide

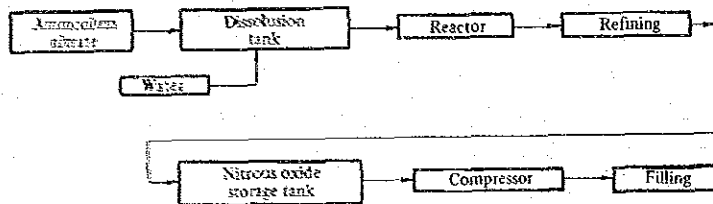


Fig. 6-1

3. 主要設備の種類

3.1 主要設備

Table 6-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Sulfuric acid plant	1	100 t/day, Sulfur burning, contact conversion, designed/constructed by Polimese Cekop, Poland
Sulfur roll plant	1	20 t/day
Alum plant	1	3 Reactors, 6 t/batch
Nitrous oxide	1	Electric heated reactor, refining unit, filling compressor
Fertilizer plant	2	N.P.K. fertilizer and super phosphate manufacturing units
Boiler	1	6 t/h, fire tube

3.2 工場内配置図

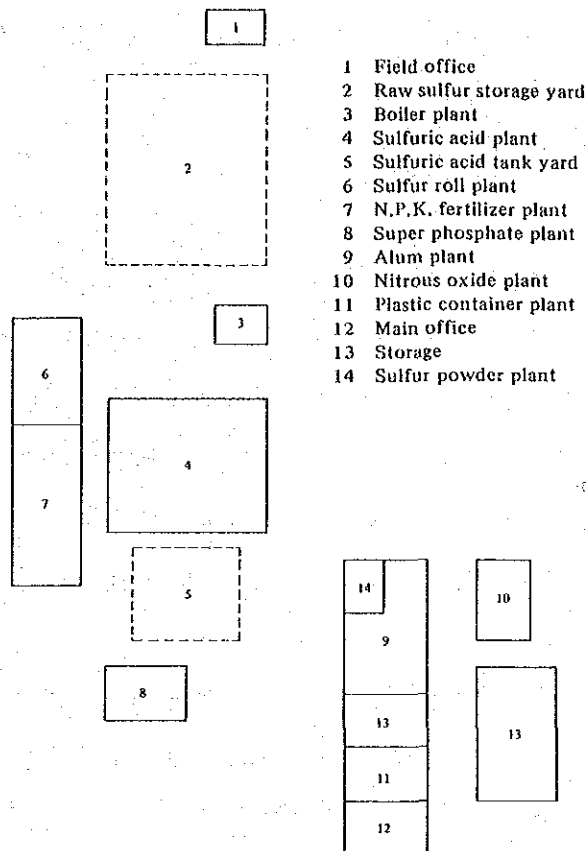


Fig. 6-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

硫酸プラントで代表される同社の技術は国際的水準にあり、技術スタッフも優秀な人材をかかえている。

ただ現在、主力の硫酸プラントが低操業を余儀なくされていることから、資金的に苦しい事情が推察される。ここ数年来省エネルギー投資はなく、今後も具体的な予定はない。しかし休止期間を利用してプラントの整備及び機器の入れ替え、改造などの合理化を行いつつ、スタートに備えている。

省エネルギーに関する技術的課題についてもスタッフの間で研究されており、実施化に備える姿勢がとられている。ただ50%の操業率は省エネルギー対策に対しても極めて厳しい条件を提示することになり、当事者を苦慮させている。

硫酸プラント操業中の余剰蒸気の利用など検討すべき問題が残されている。

4.2 全員参加の状況

QCサークル活動のような自主活動はない。改善提案制度も表彰制度もない。操業

の改善や省エネルギー対策の検討は技術スタッフの仕事であって、作業員は関与しない職制となっている。省エネルギーの呼びかけは Section Chief からそれぞれの部署の従業員に対して行われている。

4.3 データによる管理

燃料の消費はタンク在庫の計量によって毎日算出されている。電力は受電点に設けられた自家の積算計の読みにより、全工場の消費量が毎日把握されるとともに、各設備毎に付けられている積算電力計によって工程毎の消費量が毎日記録されている。

硫酸プラント及びNitrous oxide プラントは自動制御装置によって操業されており、必要な操業データはコントロールルームで集中的にとられている。その他のプラントにおいても操業に必要な計測器は備わっており、工場全体として合理的な操業が行われている。

各工程とも原単位は確実に把握されており、変動要因分析も行われている。硫酸プラントにおいてはヒートバランス計算も行われている。エネルギーコストの計算は各工程毎に月一回行われている。

4.4 技術水準の向上

制度化された省エネルギー委員会は置かれていないが、Production managerが省エネルギーの企画、推進の任に当たっている。

熟、電気それぞれ1名の技術者を年に1回 TPA のセミナーに参加させている。

見学会は行っていない。逆に外部からの見学者（学生が多い）を受け入れて、模範的技術の紹介の場に使われている。

5. 燃料の消費状況

5.1 消費状況及び使用内訳

硫酸プラントの操業の有無により、大きな相違がある。

A 重油 190 kℓ/year

使用内訳 — 硫酸プラントスタート用 8 kℓ/year
— 硫酸プラント停止中の硫黄melting用 182 kℓ/year

蒸気発生原単位（圧力 20 kg/cm²G）1.08 t/t H₂SO₄

5.2 ボイラ熱勘定

Table 6-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	387.8	99.7	Heat of steam	335.97	86.3
Sensible heat of fuel	1.3	0.3	Heat loss in exhaust gas	22.01	5.7
			Heat loss in blow water	11.67	3.0
			Heat release from boiler body, others	19.45	5.0
Total	389.1	100.0	Total	389.1	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		A 重油
燃料の消費量	(F)	41.7 kg/h
燃料の発熱量 (低位)	(H _L)	9,300 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.959
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg℃
燃料の温度	(T _f)	105 ℃
基準温度	(T _o)	35 ℃
廃ガス中の O ₂ %	(O ₂)	3.7 %
廃ガス温度	(T _g)	164 ℃
ブロー水量	(B)	164 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	156 ℃
給水量	(W)	749 kg/h
給水温度	(T _w)	85 ℃
蒸気圧力	(P)	5.7 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	585 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	659.0 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	85 kcal/kg

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱	(Q _c)	387.8 × 10 ³ kcal/h
--------	--------------------	--------------------------------

$$Q_c = F \times Hl$$

燃料の顕熱 (Q_s) 1.3 × 10³ kcal/h

$$Q_s = F \times C_p (T_f - T_o)$$

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 335.97 × 10³ kcal/h

$$Q_v = S \times (E_s - E_f)$$

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 22.01 × 10³ kcal/h

$$Q_e = F \times G \times 0.33 (T_g - T_o)$$

理論空気量 (A₀)

$$A_0 = 0.85 Hl / 1,000 + 2.0 = 9.9 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (G₀)

$$G_0 = 1.11 Hl / 1,000 = 10.3 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = \frac{21}{21 - 3.7} = 1.21$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_0 + A_0 (m - 1) = 12.4 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) 11.67 × 10³ kcal/h

(入熱の3%と仮定)

炉体からの放散熱量その他 (Q_f) 19.45 × 10³ kcal/h

(入熱の5%と仮定)

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 保温の強化

(1) 硫酸プラント方面蒸気配管の保温の強化

硫酸プラント方面の工場蒸気配管はよく保温されラッキング仕上げされているが、硫黄溶解槽以降の配管はバルブ、支持部、フランジを含め保温の見直し補修、強化が必要である。また、溶解硫黄サービスタンクの側面の保温はよく施工されているが、底面、上面の保温がされていない。

サービスタンク未保温部の放熱損失は次の通りである。

タンク上面放熱損失

$$3.22 \text{ m}^2 \times 680 \text{ kcal/m}^2\text{h} = 2,190 \text{ kcal/h}$$

タンク底面放熱損失

$$3.22 \text{ m}^2 \times 1,040 \text{ kcal/m}^2\text{h} = 3,350 \text{ kcal/h}$$

年間放散熱量は、

$$(2,190 + 3,350) \text{ kcal/h} \times 24 \text{ h} \times 365 = 48,530,400 \text{ kcal/year}$$

保温効率 80 % として放散熱量の減少量は 38,824,320 kcal/h。これを燃料換算すると、

$$\frac{38,824,320}{9,300 \times 0.959 \times 0.863} \approx 5.04 \text{ k}\ell/\text{year}$$

年間メリットは、

$$5.04 \text{ k}\ell \times 4.5 \text{ Bt} \times 10^3 = 22,680 \text{ Bt/year}$$

となる。この対策に必要な保温工事費は 1,600 Bt 程度であるから、1 カ月以内で資金回収できるので硫酸工場の稼働期間を考慮しても実施されたい。

6.2 ボイラ

(1) エネルギー管理計器

給水流量計及び油流量計は設置されていたが、1 年程前からいずれも故障中であり、過去のデータと経験だけに頼り、めくら運転同然である。早急に給水及び油の流量計は修理し、毎日、

$$\text{蒸発倍数} = \frac{\text{給水量} - \text{ブロー量}}{\text{油使用量}}$$

を計算して、ボイラ運転の管理指標としてチェックしてほしい。

(2) 空気比の適正管理

燃焼ガス中の酸素濃度を測定した結果、負荷率 30 ~ 40 % の低負荷にもかかわらず、3.4 ~ 3.7 % と低い値を示し、黒煙の発生も見られなかったので、燃焼装置のリンク設定は適正であると判断する。この規模のボイラは空気比 (m) は 1.3 以下が適正值である。酸素量 3.7 % で空気比 (m) を計算すると、

$$m = \frac{21}{21 - \text{O}_2} = \frac{21}{21 - 3.7} = 1.21$$

となり、空気比 (m) は低く管理されている。

燃焼排ガス温度も測定したが、低負荷のためもあるが、164℃と低く問題はない。ただし、使用燃料が現在A重油であるとのことであるが、硫黄含有量の高いC重油を使用する場合はボイラ出口及び煙道の腐食のおそれがあり、排ガス温度がこれ以下にならないよう排ガス温度計で管理する必要がある。

6.3 コンデンセート回収

現在のコンデンセート回収は、主として硫黄溶解槽から行われており、回収率は40%程度である。更に回収すべきコンデンセートには次のものがある。

- (1) ボイラ室屋外の蒸気ヘッダのコンデンセート
- (2) 硫酸プラントのコンデンセート

これらの回収により回収率は70%程度にアップできる。ただし、現在ボイラ給水タンクの温度は85℃以上になっているが、これは硫黄溶解槽のスチームトラップの作動不良による蒸気の洩れ込みがあるため、計算値以上に高くなっている点に注意すべきで、まずスチームトラップの点検整備が必要である。スチームトラップは少なくとも1カ月に1回は定期点検することを勧める。

6.4 亜酸化窒素 (N₂O) 製造プロセスにおけるリアクタの省電力

リアクタでは抵抗式電熱加熱により200～220℃でNH₄NO₃を処理している。この表面からの放散熱量は保温の強化で大幅に低減でき、電熱加熱器の電力消費量を次の通り低減できる。

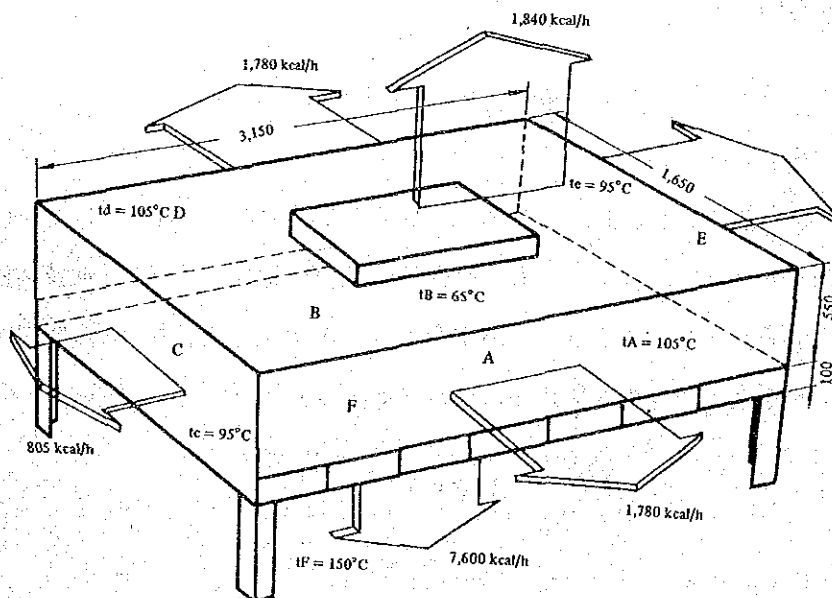


Fig. 6-3

Fig 6-3に示すような放散熱量を 50 mm 厚のグラスウール保温材で保温強化した場合、保温施工後の放散熱量を 60 kcal/m²h と仮定すれば、放熱防止による改善効果は次のようになる。

各部の放熱量

$$\text{㉑, ㉒面} \quad 2.0 \text{ m}^2 \times 890 \text{ kcal/m}^2\text{h} = 1,780 \text{ kcal/h}$$

$$1,780 \times 2 = 3,560 \text{ kcal/h}$$

$$\text{㉓, ㉔面} \quad 1.1 \text{ m}^2 \times 731 \text{ kcal/m}^2\text{h} = 805 \text{ kcal/h}$$

$$805 \times 2 = 1,610 \text{ kcal/h}$$

$$\text{㉕面} \quad 5.2 \text{ m}^2 \times 354 = 1,840 \text{ kcal/h}$$

$$\text{㉖面} \quad 5.2 \text{ m}^2 \times 1,462 = 7,600 \text{ kcal/h}$$

$$\text{合計} \quad 14,610 \text{ kcal/h}$$

年間放熱量は

$$14,610 \text{ kcal/h} \times 24 \text{ h} \times 365 = 127,983,600 \text{ kcal/year}$$

従って、保温効率を 80% とすると、減少する放熱量は、

$$127,983,600 \times 0.8 = 102,386,900 \text{ kcal/year}$$

これを電力量に換算すると、

$$\frac{102,386,900}{860} = 119,050 \text{ kWh/year}$$

電力料金としてのメリットは、

$$119,050 \text{ kWh} \times 1.45 \text{ Bt} = 172,622 \text{ Bt/year}$$

保温施工費は 1,000 Bt/m² として約 16,600 Bt であるから、1.2 カ月程度で資金回収できる。

6.5 蒸気配管経路の変更

硫酸製造プラントは年間約 6 カ月稼働のため、停止中の工場用蒸気は予備ボイラを運転してまかなっている。補助ボイラからの蒸気配管は Fig 6-4 のように硫酸プラントを經由しているため、必要以上にうかい放熱面積の多くなる配管系統となっている。

その対策として、Fig 6-4 の A 部に切り換えバルブを設置すれば、硫酸プラント停止期間中のうかい配管分の放熱損失が防止できる。

放熱損失の減少量は配管のみで、

$$(10 + 9 + 8) \text{ m} \times 2 \times 1.5 \times 46 \text{ kcal/h} = 3,726 \text{ kcal/h}$$

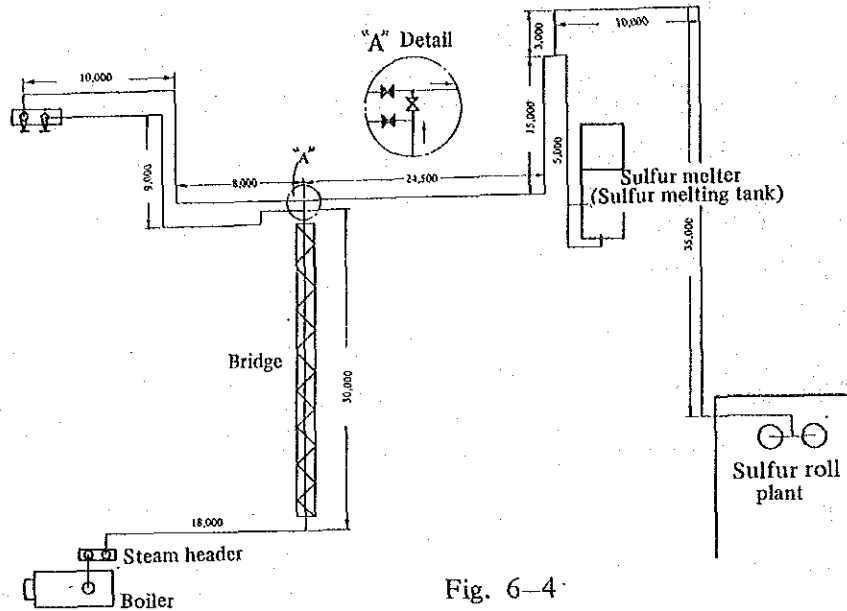


Fig. 6-4

年間減少量は、

$$3,726 \text{ kcal/h} \times 24 \text{ h} \times 365 \times \frac{7}{12} = 19,039,860 \text{ kcal/year}$$

燃料換算すると、

$$\frac{19,039,860}{9,300 \times 0.959 \times 0.863} \approx 2.47 \text{ kl/year}$$

年間メリットは、

$$2.47 \text{ kl} \times 10^3 \times 4.5 \text{ Bt} = 11,115 \text{ Bt/year}$$

工事費は約 20,000 Bt 程度であるから、投資回収は 2 年以内でできる。

6.6 背圧タービン設置による電力回収

硫酸プラントの排熱回収ボイラは圧力 $20 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ 、発生量 100 t/day の能力があるが、その 60% が余剰蒸気として大気に放出されている。少しでもこの余剰エネルギーを回収する方法として蒸気タービンの設置により発電し、所内の電力として有効に利用する方法がある。

1 例として背圧タービンを計画し、背気圧力を所内で使用する蒸気圧 $4 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ に設定したときの発電容量を試算すると次の通りである。

タービン出力 N_e (kW) は次式による。

$$N_e = \frac{G_s \cdot \eta \cdot \text{had}}{102 \cdot A}$$

ここで、 G_s : 蒸気量 kg/s

η : タービン効率, 50%とする

h_{ad} : 断熱熱落差 (kcal/kg)

A : 1/427 (kcal/kgm)

$h-s$ 蒸気線図 (Fig 6-5 参照) から, $h_{ad} = 63$ kcal/kg

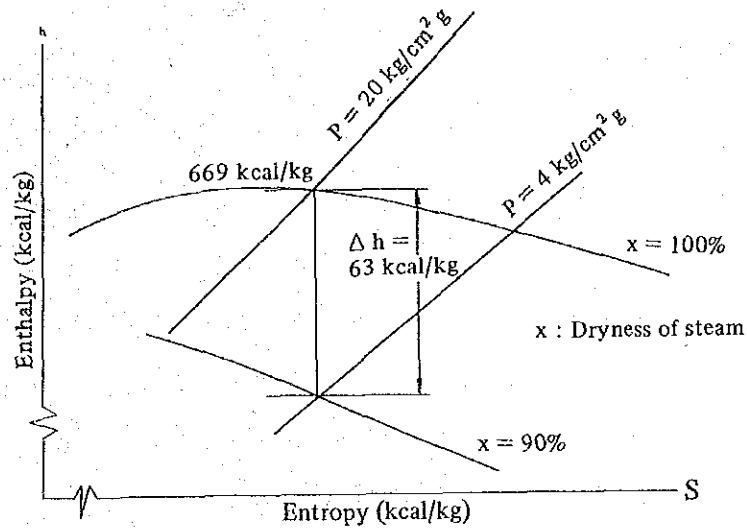


Fig. 6-5

蒸発量 100 t/day とすれば,

$$G_s = \frac{100 \times 10^3}{24 \times 60 \times 60} \div 1.16 \text{ kg/sec}$$

従って, タービン出力は,

$$N_e = \frac{1.16 \times 0.5 \times 63}{102 \times (1/427)} \div 153 \text{ kW}$$

年間稼働日数を 180 日 とすれば,

$$153 \times 24 \times 180 = 661.0 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

金額にして,

$$661 \times 10^3 \text{ kWh} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 958,400 \text{ Bt/year}$$

の電力費が節減できる。

このための設備投資額は $1,000 \times 10^3 \text{ Bt}$ 程度と見られるから, 1年以内で資金回収が可能である。

6.7 その他

(1) 硫黄溶解槽の蒸気加熱ヒータの改善

Fig 6-6 のように現状のヒータ構造ではスチームコンデンセートがヒータ内に

滞留してしまうので、改善案に示すような形式にすると効率よく熱交換ができる。

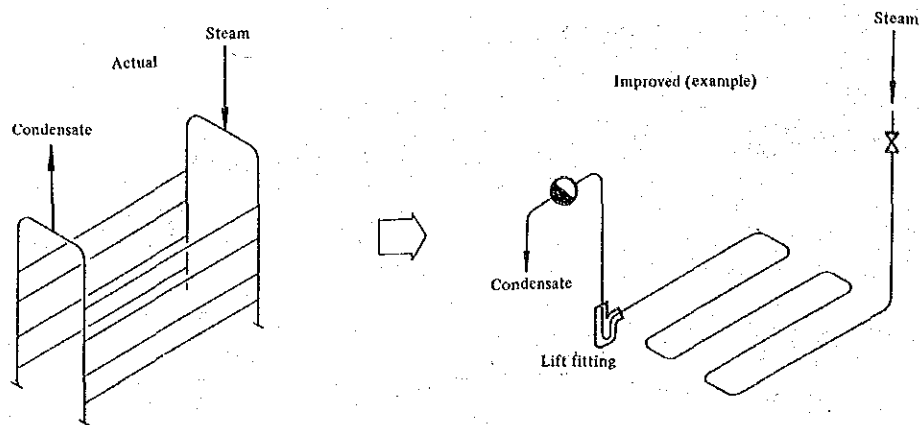


Fig. 6-6

- (2) Sulfur roll の製造工程では、モールド注入時にオーバーフローがあり、歩留を悪くしている。これらの流出をできるかぎりなくするよう注入方法を改善すれば、10%程度の省エネルギー効果は十分可能であると判断した。作業方法の改善を勧める。
- (3) ボイラ容量が工場負荷(10%以下)に対し過大であるので、バーナの低容量化の検討をすることを勧める。

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

電力会社	: MEA
ピーク・デマンド	: 640 kW
使用電力量	: 2,082,000 kWh/year
負荷率	: 37% 硫酸工場停止のため(半年)
ペナルティ・ファイ	: 14,310 Bt/year
力率	: 61.8%~81.2%
トランス	: 3 ϕ 315 kVA, 1 ϕ 333 kVA \times 3, 3 ϕ 500 kVA
電力原単位	: Alum 0.759 kWh/t, N ₂ O 4,813 kWh/t
	: Sulfur powder 10 kWh/t
総合電力単価	: 1.68 Bt/kWh

7.2 配線系統図

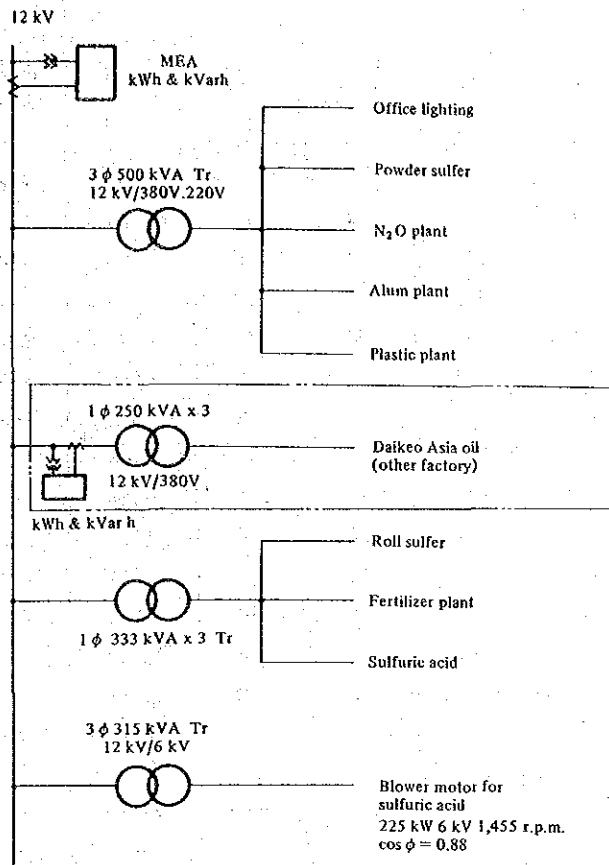


Fig. 6-7

8. 電力管理の問題点と対策

道路上の 12 kV 配電線から引き込み線を設け、各工場の近くに変圧器を設けて低圧にステップダウンして配電している。近くに別会社アジアオイルの工場があり、同じ 12 kV の引き込み線から受電しているので、MEA の積算電力計並びに積算無効電力計には両社の消費した分が合計されて積算されるため、アジアオイルの工場の積算電力計の値を差し引いて、本工場の消費電力量を算出することになっている。

8.1 硫酸工場停止時の変圧器の切り離し

硫酸工場の休止が年間半年位であるため、1 ϕ 333 kVA \times 3 の変圧器はこの期間非常に軽負荷である。このときは Sulfur roll と肥料工場の負荷は 3 ϕ 500 kVA 変圧器で供給し硫酸工場用変圧器を休止すれば、変圧器の損失の軽減になる。工場側が 1983 年 6 月に測定したデータ (Table 6-3) から各工場の消費電力量の最大値は次の値を示す。

Table 6-3 Monthly Record

Date 1983 June	MEA kWh	3φ 500 kVA Tr					1φ 333 kVA x 3		
		N ₂ O kWh	Powder Sulfur kWh	Alum kWh	Plastic kWh	Total	Roll Sulfur kWh	Fertilizer mill kWh	Total
1	3,400	646	84	88	904	1,722	136	240	376
2	3,600	694	100	68	860	1,722	148	200	348
3	3,800	728	100	44	972	1,844	156	190	346
4	3,700	740	210	112	1,036	2,098	134	100	234
5	3,700	688	122	44	860	1,714	94	190	284
6	3,000	718	84	68	840	1,710	112	220	332
7	2,900	662	84	48	256	1,050	110	220	330
8	2,300	644	68	72	288	1,072	108	220	328
9	3,000	636	116	68	448	1,268	58	210	268
10	3,000	564	196	76	208	1,044	84	110	194
11	3,700	764	164	92	200	1,220	112	375	487
12	2,200	640	8	14	152	814	190	165	355
13	2,900	654	76	56	280	1,066	156	210	366
14	2,900	712	112	70	336	1,230	138	240	378
15	3,100	776	96	72	272	1,216	170	225	395
16	3,000	770	76	44	336	1,226	162	205	367
17	3,000	762	74	76	312	1,224	138	245	383
18	3,000	642	82	48	256	1,028	94	225	319
19	2,100	676	48	48	200	972	72	195	267
20	3,100	654	144	124	236	1,158	206	305	511
21	2,900	628	144	100	256	1,128	114	255	369
22	3,600	636	142	62	868	1,708	124	305	429
23	3,700	620	150	54	1,008	1,832	138	235	373
24	3,600	608	56	62	1,004	1,730	148	290	438
25	3,400	638	0	46	852	1,536	108	255	363
26	1,800	240	2	30	144	416	120	90	210
27	2,000	0	0	70	216	286	132	150	282
28	2,300	4	0	138	324	466	98	220	318
29	2,900	52	154	78	468	752	120	160	280
30	1,800	52	154	76	300	582	164	225	389
Total	89,400	17,248	2,846	2,048	14,692	36,834	3,844	6,475	10,319

N₂O 776/24 = 32 kW Sulfur powder 210/24 = 9 kW

Alum 138/16 = 9 kW Sulfur roll 206/24 = 9 kW

肥料 375/16 = 23 kW

7月19日に測定した値では各工場の最大値は次のようである。(正味60分の測定)。

N₂O 28 kW Sulfur powder 20 kW

Alum 10 kW Sulfur roll 20 kW

Table 6-4

(1) From peak demand to power factor

Time	kWh	Average power kW	Peak demand kW	Peak kVar kVar	P.D x 0.63 kVar	Penalty kVar	kVA	cos φ
1	46,000	64	280	220	176	44	356	0.787
2	70,000	104	160	130	101	29	206	0.777
3	264,000	355	580	480	365	115	663	0.766
4	344,000	478	600	460	378	82	756	0.794
5	388,000	522	640	520	403	117	825	0.776
6	334,000	464	640	460	403	57	788	0.812
7	264,000	355	640	520	403	117	825	0.776
8	82,000	110	580	480	365	115	753	0.77
9	70,000	97	200	160	126	34	256	0.781
10	66,000	89	220	280	139	141	356	0.618
11	84,000	117	180	180	113	67	255	0.707
12	70,000	94	260	200	164	36	328	0.793
Total	2,082,000							

(2) Measuring data

Time	MEA kWh	MEA kVarh	kVA	cos φ	500 kVA Tr kWh	3 x 333 kVA Tr kWh	500 kVA Tr V	500 kVA Tr A	500 kVA Tr kVA	Remark
7-19										
11 AM	100	100	141.4	0.707	81	10	370	100	64	500 kVA Tr V, A is instantaneous value.
12 AM	100	100	141.4	0.707	64	10				
1 PM	100	100	141.4	0.707	64	9	375	150	97.4	

(3) Measuring data by factory side (only MEA kWh)

7-18	2 ~ 3 PM	140 kWh
	3 ~ 4 PM	160 kWh
7-19	8:30 ~ 9:30 AM	200 kWh
	9:30 ~ 10:30 AM	120 kWh

特に本項に関係のある Sulfur roll と肥料については、最大値は次のように推定される。Sulfur roll 20 kW, 肥料 25 kW, また Table 6-4 の 1982 年のデータでは硫酸工場が休止した 1 月, 2 月, 9 ~ 12 月の 6 カ月間の最大の皮相電力は 356 kVA であり, この工場全体で 500 kVA 1 バンクで十分である。従って硫酸工場休止の折は 1 φ 333 kVA × 3 の変圧器は電源から開放し, Sulfur roll と肥料については, 距離は長いが 500 kVA の変圧器から電力を供給するようにする。単芯 150 mm² 3 本と単芯 (中性線) 14 mm² 1 本のケーブルを配線し, Fig 6-9 のような切り替え開閉装置をパネルに取り付ける。

以上によって次のようなメリットがある。

1 φ 333 kVA 変圧器の無負荷損を 1.2 kW とすると, 無負荷損の軽減量は,

$$1.2 \text{ kW} \times 3 \times 8,760 \times 7/12 = 18,396 \text{ kWh/year} \dots (8.1)$$

また負荷損は Table 6-3, 及び Table 6-4 から下記のようになる (平均力率を 0.7

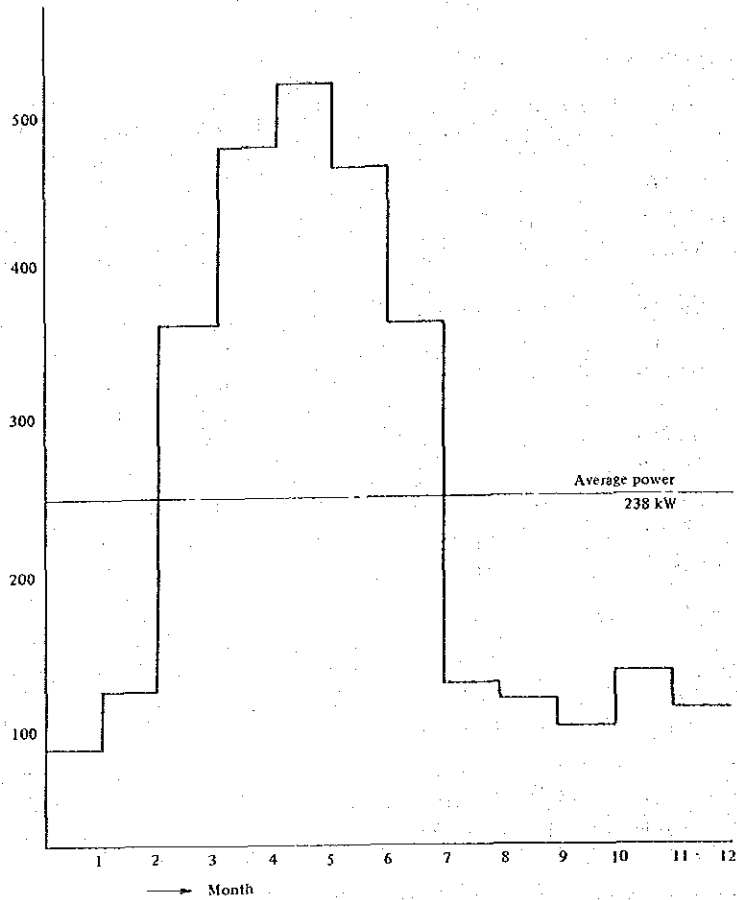


Fig. 6-8 Monthly Average Power & Annual Average Power

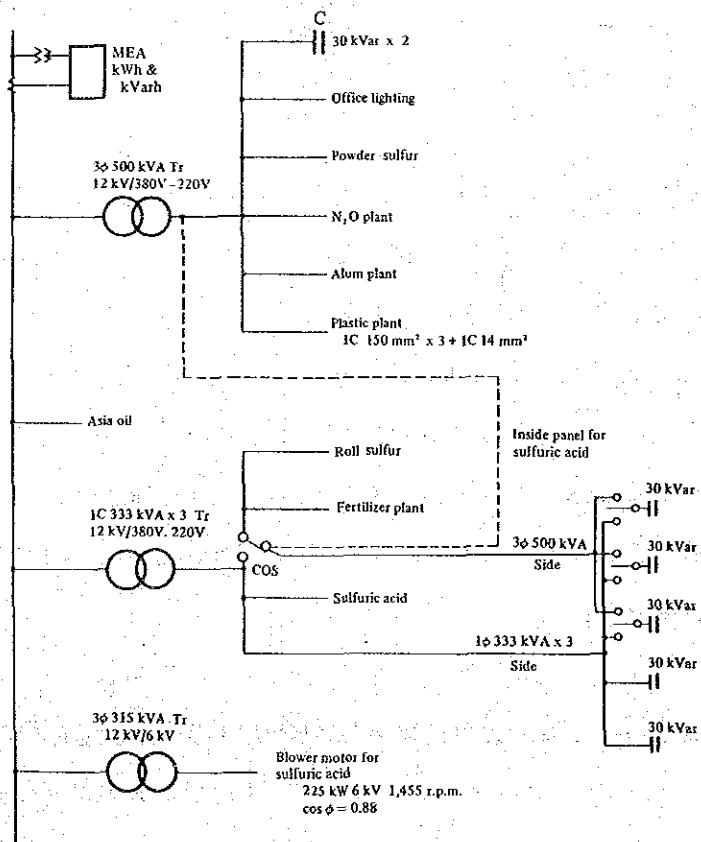


Fig. 6-9

とする)

	1 φ 333 kVA × 3	3 φ 500 kVA
現在の状態	14 kW (20 kVA)	82 kW (117 kVA)
500 kVA 側に負荷	0 (OFF)	96 kW (137 kVA)

を移設後

1 φ 333 kVA × 3 変圧器の負荷損の減少分は、定格負荷損を 5 kW とすると、

$$5 \times 3 \times \left(\frac{20}{3 \times 333} \right)^2 \times 8,760 \times \frac{7}{12} = 31 \text{ kWh/year} \dots\dots (8.2)$$

3 φ 500 kVA 変圧器の負荷損の増加分は、定格負荷損を 7 kW とすると、

$$7 \times \left\{ \left(\frac{137}{500} \right)^2 - \left(\frac{117}{500} \right)^2 \right\} \times 8,760 \times \frac{7}{17} = 727 \text{ kWh/year} \dots\dots (8.3)$$

単芯 150 mm² × 130 m のケーブルの損失は導体の平均温度を 33 ℃、導体抵抗 0.12 Ω/km (20 ℃)、抵抗温度係数を 0.00393 とすれば、

$$3 \times \left(\frac{20}{\sqrt{3} \times 0.38} \right)^2 \times 0.12 \times \frac{130}{1,000} \times \{ 1 + 0.00393 \times (33 - 20) \} \\ \times 8,760 \times \frac{7}{12} \times 10^{-3} = 232 \text{ kWh/year} \dots\dots (8.4)$$

差引

$$(18,396 + 31) - 727 - 232 = 17,468 \text{ kWh/year} \dots\dots (8.5)$$

硫酸工場停止中に 21,106 Bt/year のメリットがある。費用は、ケーブル 600 VCV 1 C 150 mm²、100 Bt/m、600 VCV 1 C 14 mm² (中性線用) 13 Bt/m として、

$$100 \times 3 \times 130 + 13 \times 130 = 40,690 \text{ Bt} \dots\dots (8.6)$$

3 P 切り替え安全スイッチ (60 A) 250 Bt、メッセンジャワイヤ並びに付属品 650 Bt、同上配線工事費 1 式 6,200 Bt、合計 47,800 Bt であり、約 2 年 8 カ月で償却できる。

8.2 力率改善

力率が低く多額のペナルティ・フィを支払っているので、改善案を検討する。

1 φ 333 kVA × 3 変圧器の 2 次側に 150 kVar のコンデンサを挿入しうち 90 kVar は切り替えスイッチで 500 kVA 変圧器 2 次側にも接続できるようにしておく。また 3 φ 500 kVA 変圧器の 2 次側には 60 kVar のコンデンサを挿入する。(Fig 6-9 参照)。この場合最もピーク・デマンドの大きい 5 月 (力率 77.6%) を例にとればコンデン

サは、 $60 + 150 = 210$ kvar 接続され、無効電力は、 $520 - 210 = 310$ kvar に減少する。この時の力率は、

$$\cos \varphi = \frac{640}{\sqrt{640^2 + 310^2}} = 0.90 \dots\dots\dots (8.7)$$

に改善される。

また硫酸工場休止中でペナルティの最も大きな10月を例にとれば、コンデンサは150 kvar 接続され、無効電力は $280 - 150 = 130$ kvar となり、力率は、

$$\cos \varphi = \frac{220}{\sqrt{220^2 + 130^2}} = 0.861$$

すなわち、61.8%から86.1%に改善される。力率改善による変圧器とケーブルの損失減を Table 6-5 と Table 6-6 に示す。

Table 6-5 Decrease of Transformers Loss by Improving Power Factor

	Present state	Improved state	Difference
Sulfuric acid plant being operated			
3φ 500 kVA transformer			
Active power	82 kW	82 kW	
Reactive power	84 kVar	84-60 = 24 kVar	
Apparent power	$\sqrt{82^2 + 84^2} = 117$ kVA	85 kVA	
Power factor	0.7 (Assumption)	0.965	
Loss	$7 \times \left(\frac{117}{500}\right)^2 \times 8,760 \times 5/12$ = 1,402 kWh/year	$7 \times \left(\frac{85}{500}\right)^2 \times 8,760 \times 5/12$ = 738 kWh/year	664 kWh/year
1φ 333 kVA x 3 transformer			
Active power	218 kW	218 kW	
Reactive power	222 kVar	222-150 = 72 kVar	
Apparent power	311 kVA	230 kVA	
Power factor	0.7 (Assumption)	0.950	
Loss	$5 \times 3 \times \left(\frac{311}{333 \times 3}\right)^2 \times 8,760 \times 5/12$ = 5,306 kWh/year	$5 \times 3 \times \left(\frac{230}{333 \times 3}\right)^2 \times 8,760 \times 5/12$ = 2,902 kWh/year	2,404 kWh/year
Sulfuric acid plant not being operated			
3φ 500 kVA transformer			
Active power	96 kW	96 kW	
Reactive power	98 kVar	98-60 = 38	
Apparent power	137 kVA	103 kVA	
Power factor	0.7 (Assumption)	0.930	
Loss	$7 \times \left(\frac{137}{500}\right)^2 \times 8,760 \times 7/12$ = 2,685 kWh/year	$7 \times \left(\frac{103}{500}\right)^2 \times 8,760 \times 7/12$ = 1,518 kWh/year	1,167 kWh/year
Sum			4,235 kWh/year

ただし、各負荷にかかる電力の配分は次のように仮定する。

- (1) 硫酸工場稼働中の3～7月の平均電力は435 kWである。
- (2) この配分は500 kVA変圧器に82 kW、硫酸工場プロワに135 kW、1φ333 kVA × 3の変圧器には435 - (82 + 135) = 218 kWとする。

Table 6-6 Decrease of Cable Loss by Improving Power Factor

	Present state	Improved state	Difference
Sulfuric acid plant being operated			
3φ 500 kVA distribution line			
Cable	200 mm ² x 2 x 50 m		
Temperature of wire	33°C		
Resistance of wire	0.0922 Ω/km x [1 + 0.00393 (33-20)] $\times \frac{1}{2} \times \frac{50}{1,000} = 2.42 \times 10^{-3} \Omega$		
Current	$\frac{117}{\sqrt{3} \times 0.37} = 183A$	$\frac{85}{\sqrt{3} \times 0.37} = 133A$	
Loss	$3 \times 183^2 \times 2.42 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{5}{12} \times 10^{-3}$ = 887 kWh/year	$3 \times 133^2 \times 2.42 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{5}{12} \times 10^{-3}$ = 469 kWh/year	418 kWh/year
1φ 333 kVA x 3 distribution line			
Cable	200 mm ² x 3 x 25 m		
Temperature of wire	33°C		
Resistance of wire	0.0922 Ω/km x [1 + 0.00393 (33-20)] $\times \frac{1}{3} \times \frac{25}{1,000} = 0.81 \times 10^{-3} \Omega$		
Current	$\frac{311}{\sqrt{3} \times 0.37} = 485A$	$\frac{230}{\sqrt{3} \times 0.37} = 359A$	
Loss	$3 \times 485^2 \times 0.81 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{5}{12} \times 10^{-3}$ = 2,086 kWh/year	$3 \times 359^2 \times 0.81 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{5}{12} \times 10^{-3}$ = 1,143 kWh/year	943 kWh/year
Subtotal			1,361 kWh/year
Sulfuric acid plant not being operated			
3φ 500 kVA distribution line			
Loss	$3 \times 183^2 \times 2.42 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{7}{12} \times 10^{-3}$ = 1,242 kWh/year	$3 \times 133^2 \times 2.42 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{7}{12} \times 10^{-3}$ = 656 kWh/year	586 kWh/year
1φ 333 kVA distribution line			
Cable	150 mm ² x 1 x 130 m		
Temperature of wire	33°C		
Resistance of wire	0.12 Ω/km x [1 + 0.00393 (33-20)] $\times \frac{130}{1,000} = 16.4 \times 10^{-3} \Omega$		
Current	$\frac{14}{\sqrt{3} \times 0.38 \times 0.7} = 30A$	$\frac{14}{\sqrt{3} \times 0.38 \times 0.93} = 23A$	
Loss	$3 \times 30^2 \times 16.4 \times 10^{-3} \times 8,760$ $\times \frac{7}{12} \times 10^{-3}$ = 232 kWh/year	$3 \times 23^2 \times 16.4 \times 10^{-3}$ $\times 8,760 \times \frac{7}{12} \times 10^{-3}$ = 133 kWh/year	99 kWh/year
Subtotal			685 kWh/year
Total			2,046 kWh/year

力率改善による省エネルギー量は、

$$4,235 + 2,046 = 6,281 \text{ kWh/year}, 9,107 \text{ Bt/year}$$

ペナルティ・フィを加えて合計メリットは23,400 Bt/yearとなる。これに対して

コンデンサ及び開閉装置の費用は105,000 Bt であり、約4年半で資金回収ができる。この回収年数は硫酸工場が通年稼働すれば更に短縮される。

8.3 計器の整備

500 kVA 変圧器 2 次パネルの力率計が 90 % 以上を示していたが、実際の力率は、0.7 内外である。負荷の状態を正しく把握しなければ正しい対策もとれない。

設備されている計器は常に校正し、正しい指示を示すように整備することが省エネルギーの第一歩である。

8.4 ピーク・デマンドの抑制

工場別に積算電力計があって、製品毎に電力原単位を算出できるようになっているのは、省エネルギー対策をたてる上でよいことである。今後は更に測定の間隔を短かくし、メインの積算電力計とともに毎時間測定すれば負荷曲線を作ることができ、負荷率の向上、ピーク・デマンドの抑制をすることができ、大きなメリットを生み出すことが可能である。

8.5 照明の合理化

蛍光灯は発光効率の悪い昼光色蛍光灯を使用しているので、これを省エネルギー形白色蛍光灯に取り替えることによって、下記の省エネルギーのメリットがある。

$$5 \text{ W} \times 160 \text{ 灯} \times 10 \text{ h} \times 365 \text{ day} \times 10^{-3} = 2,920 \text{ kWh/year} \dots (8.8)$$

9. ま と め

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) kl/year	%
溶融硫黄サービスタンクの保温	5.0	2.6
蒸気配管経路の変更	2.5	1.3
小 計	7.5	3.9

	10 ³ kWh/year	%
硫酸工場休止時変圧器切り離し	17.5	0.8
力率改善	6.3	0.3
昼光色蛍光灯を省エネルギー形白色蛍光灯に取り替える	2.9	0.1
亜酸化窒素リアクタの保温	119.0	5.7
背圧タービンによる電力回収	661.0	31.7
小計	806.7	38.7

THAI CHEMICAL CORPORATION LTD.

1. 工場概要

Address	116 Moo 1, Suksawasdi Rd. Amphur Muang Samutprakarn	
Capital	12 Million Bt	
Type of industry	Chemical	
Major products	Formalin, Plasticizer, Urea resin	
Annual product	Formalin 13,000 ton, Plasticizer 7,200 ton, Urea resin 15,000 ton	
No. of employees	100	
Annual energy consumption	Electric power	4,210.5 x 10 ³ kWh
	Fuel	Bunker C 1,600 kl Diesel oil 310 kl
Interviewees	Factory manager	Mr. Monoe
	Process engineer	Mr. Nuth, Mr. Vichien
	Electric engineer	Mr. Veerasak
Date of diagnosis	July 21 ~ 22, 1983	
Diagnosers	H. Igarashi, H. Murata, K. Kurita	

タイ王国系資本 60% と日系資本 40% の構成により、1973 年に設立された合弁企業で 1974 年から生産を開始した。また設立に当っては Board of Investment の認定を受けている。

製造技術はそれぞれ Plasticizer は三菱モンサント化成社から、Formalin 及び Urea resin, Phenol resin は日本化成社から導入され、プラントの設計、製作はすべて日本側の手で行われた。工場長とスタッフ 1 名が日本から派遣されている。スタッフとフォアマンの一部は操業に先立って日本へ派遣され教育訓練を受けた。

Plasticizer の国内需要の 60% を生産しており、首位の座にある。Urea resin については国内需要の 90% を占め、Phenol resin については同社が独占している。Formalin については製品の 90% は自家で消費されているが少量の Paraformaldehyde の輸入品を除けば同社が市場を独占している。

以上の通り同社は、生産品目のすべてで国内市場を独占ないしは首位の座を占めており、タイ王国における有機合成化学及び高分子化学分野での指導的企業と見ることができる。

2. 製造工程

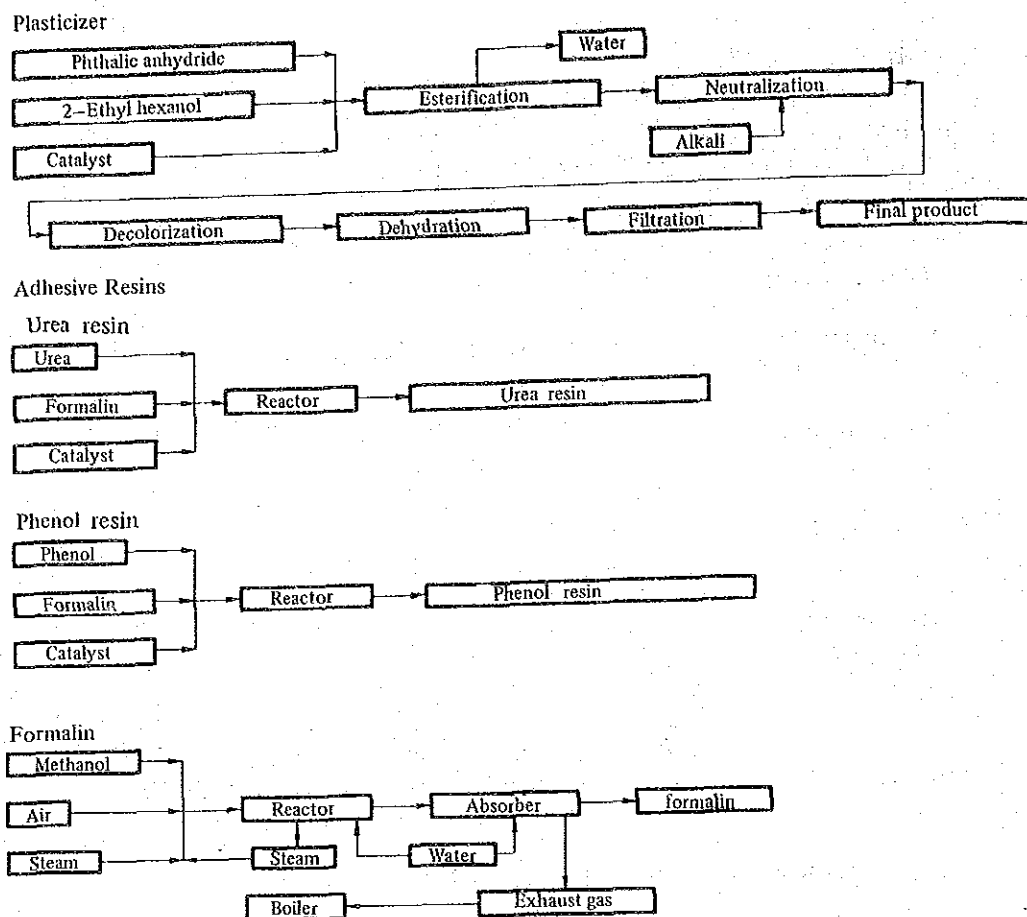


Fig 7-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 7-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Plasticizer plant	1	1,000 t/month, Batch system, Mitsubishi-Monsant process
Adhesive resin plant	1	2,500 t/month, Batch system, Nippon Kasei process, Urea-resin: 2 reactors, Phenol-resin: 1 reactor
Formalin plant	1	50 t/day, Nippon Kasei Process
Boiler	2	10 t/h x 8.5 kg/cm ² , water tube, 12 t/h x 8.5 kg/cm ² , fire tube
Water purification unit	1	Reverse osmosis, 80 m ³ /h
Cooling tower	1	
Diesel engine generator	2	240 kVA/unit
Waste water incinerator	1	350 kg/h

3.2 工場内配置図

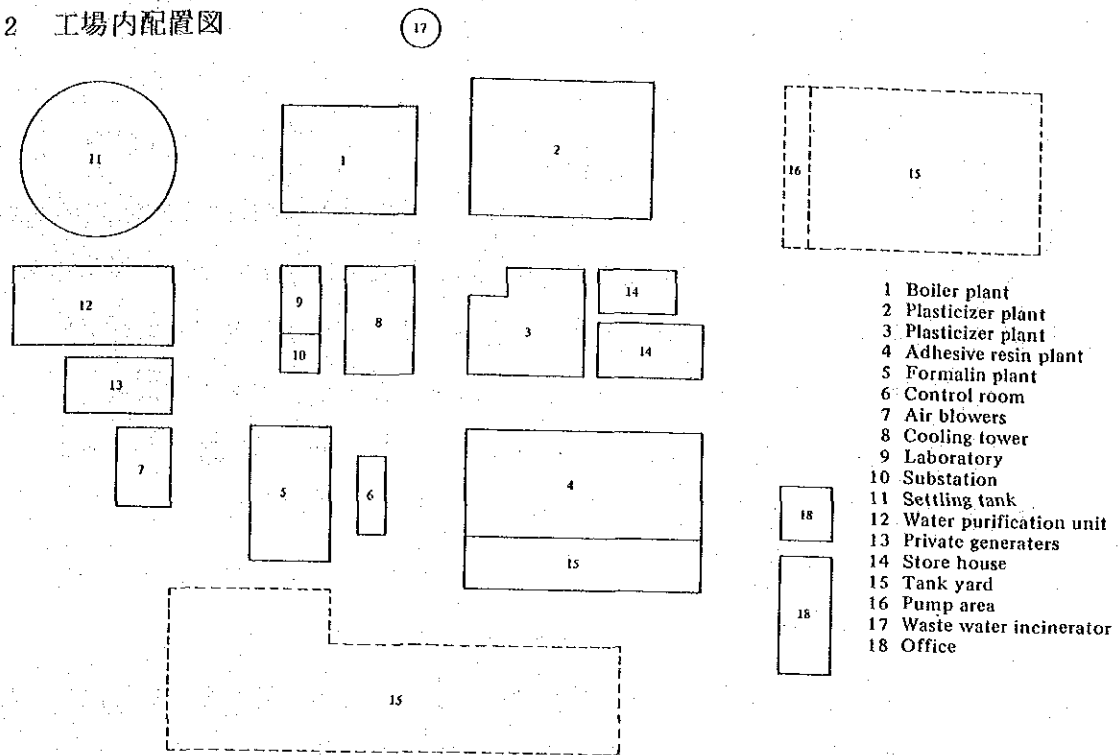


Fig. 7-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

当工場の主製品であるホルマリンは有害物質であり、その製造工程は可燃物質の空気酸化から成っている。従って操業の安定と事故の防止が何よりも優先し、このことはまた省エネルギーのためにも重要なことである。そのため不断の注意をもって設備の監視・保守に努めており、重要機器のスペア・パーツは予じめ準備されている。その他、ステンレス鋼製の装置の応力腐食割れを防ぐため、逆浸透法により冷却水の脱塩素を行い、不時の停電に備えて自家用発電機の常時運転を行っている。

省エネルギーのための設備対策としては、当初から力率改善用コンデンサ、ホルマリンプラントの排熱回収ボイラ、可塑剤プラントのコンデンセート回収が実施されている。更に、ホルマリンプラントの排ガスには20%の水素が含まれていることに着目し、昨年790万Btを投資してボイラの更新、及び配管工事を行いボイラ燃料として利用するようになっている。Pay back time は3年と推算している。

更にボイラ容量に余裕があることと、蒸発量の安定化を図るため、隣接企業へ2 $\frac{1}{2}$ hの蒸気を供給し、相手の小容量ボイラを休止するという企業間にわたる省エネルギーを実施していることは注目に値する。

省エネルギー目標値は特に設定されていないが、個々のテーマをとらえて省エネ

ギーを推進する姿勢が見受けられる。

4.2 全員参加の状況

QCサークル活動のような自主活動はない。しかし、作業標準が明確化されていて一般従業員に対する教育は徹底されており、工場長の強力な指導の下でスタッフとフォアマンが操業と設備の双方の管理を責任を持って遂行する体制がとられている。

工場長の呼びかけはスタッフに対してなされるとともに、ポスター掲示により一般従業員へのAppealがなされる。スタッフとフォアマンの定例会議が2カ月毎に開かれ、意見交換が行われている。

4.3 データによる管理

燃料消費量は在庫量計測及び流量積算計により、受電電力量は受電端に設けられた自家の積算電力計により、毎日把握されている。なお自家のトラックスケールによって燃料及び原料、製品の購入量、出荷量が計量、確認されている。力率は自家の計器によって毎時読み取られている。

各工程毎に蒸気流量計及び積算電力計が設けられており、時間毎に消費量が読み取られて記録され、あるいは自動記録がなされている。

エネルギー消費量はそれぞれ全工場、各主要工程毎に毎日把握され、原単位の算出、変動要因の分析に利用されており、データによる管理は完璧である。

ただ管理図は作成されておらず、Heat balance はいずれの工程についてもとられていない。エネルギーコストは毎月、各工程毎に計算されている。

それぞれの設備には必要な計測器及び調節器、自動制御装置が組み込まれていて、計器操業による高効率の生産が維持されている。各計器類の維持管理は申し分なく、すべて正常に作動している。

4.4 技術水準の向上

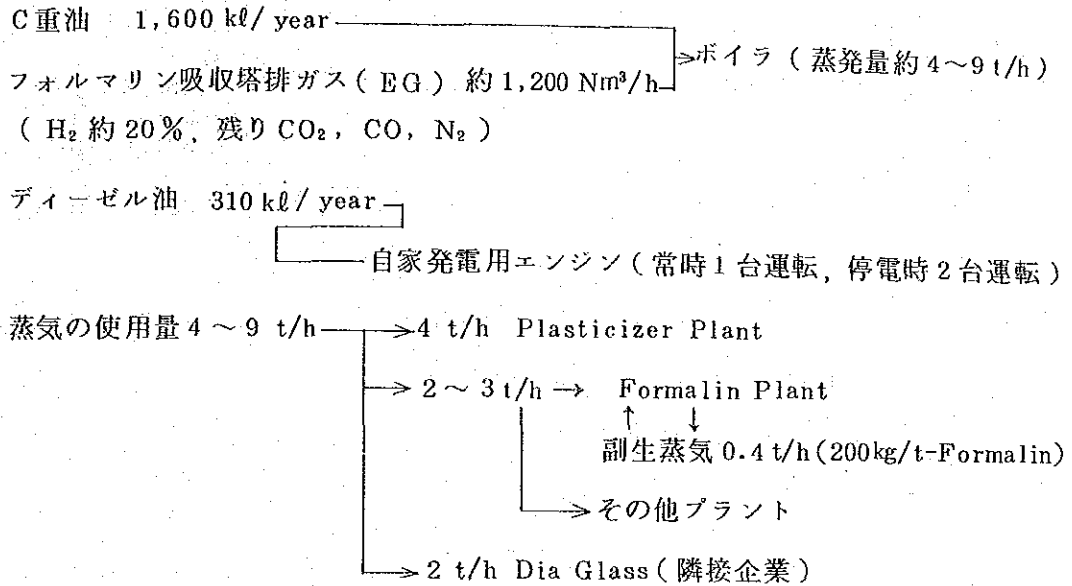
制度化された省エネルギーのための委員会はないが、工場長からスタッフに対し特命の形で課題が与えられてたえず技術検討がなされており、省エネルギーに対するスタッフの関心は極めて高い。

プラントエンジニアリングの資料は整然と保存されており、技術検討の用に供されている。外部の研修会並びに見学会には必要に応じて随時スタッフを参加させて

いる。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料の消費状況及び使用内訳



5.2 ボイラ熱勘定

診断当日、ボイラの失火が多く定常的なデータが取れず、正式な熱勘定はできなかった。Table 7-2 に排ガス損失のみ示す。

Table 7-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	2,359.7	100.0	Heat of steam		
Sensible heat of fuel			Heat loss in exhaust gas	372.2	15.8
			Heat loss in blow water		
			Heat release from boiler body, others		
Total			Total		

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		C重油, 及び EG
燃料の消費量	(F)	C重油 179 kg/h EG 1,200 Nm ³ /h
燃料の発熱量(低位)	(H _L)	C重油 9,415 kcal/kg

	EG	562 kcal/Nm ³
基準温度 (To)		35 °C
廃ガス温度 (Tg)		280 °C

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Qc)	C重油	1,685.3 × 10 ³ kcal/h
Qc = F × H ₀	EG	674.4 × 10 ³ kcal/h
	計	2,359.7 × 10 ³ kcal/h

出熱

廃ガスの持ち去る熱量 (Qe)	372.2 × 10 ³ kcal/h
-----------------	--------------------------------

$$Q_e = G \times 0.33 (T_g - T_o) T_o$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.23$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = 4,603 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

5.2.1 排ガス熱損失の計算

(1) 排ガス量の計算

本ボイラの燃料は重油とプロセスEGとの混焼であり、診断当日、失火等により連続的なデータが採れなかったため、過去の燃料使用量データから次の通り算出した。

(a) 重油燃焼による理論排ガス量 G_b

年間使用実績量から、毎時燃料消費量は

$$\frac{1,600 \times 10^3}{24 \times 363} \div 184 \text{ l/h} \quad 184 \times 0.975 = 179 \text{ kg/h}$$

C重油の成分 C, H, S, の含有率はそれぞれ、85.7, 11.3, 3.0 wt% であるから、排ガス量は、

$$G_b = 179 \times 0.857 \times 8.89 + 179 \times 0.113 \times 32.27 + 179 \times 0.03 \times 3.33 \\ = 2,025 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

(b) EG燃焼による理論排ガス量 G_g

時間消費量は 1,200 m³/h であり、EG のガス成分 CO, H₂, CH₄, CO₂, N₂ はそれぞれ、0.17, 20.64, 0.31, 3.85, 75.07 vol% であるから、

$$G_g = 2 \times 2.88 + 245 \times 2.88 + 4 \times 10.52 + 46 + 901 \div 1,701 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

(c) 合計排ガス量

従って排ガス量は Table 7-3 の通りとなり、排ガス中の実測酸素濃度 4.0 % から総排ガス量 G は、

$$G = G_b + G_g + G_x \div 4,603 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Table 7-3

Material	Component	Content	Flow rate of component	Flow rate of exhaust gas Nm ³ /h	
Fuel oil	C	85.7 %	153 kg/h	1,360	2,025
	H	11.3	20	645	
	S	3.0	6	20	
EG	CO	0.17 %	2 Nm ³ /h	6	170
	H ₂	20.64	245	706	
	CH ₄	0.31	4	42	
	CO ₂	3.85	46	46	
	N ₂	75.07	901	901	
Excess air				* G _x = 877	
Total				4,603	

$$\text{* Calculation of excess air } \frac{0.21 \times G_x}{3,726 + G_x} = 0.04$$

$$G_x = 877 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

(2) 排ガス熱損失

$$Q_e = 4,603 \times 0.33 \times (280 - 35) = 372.2 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ボイラ運転管理

6.1.1 燃焼装置の改善

ボイラ設備の構造は、排ガスの熱を非常に有効に回収できるようになっており、この種の炉筒煙管式ボイラでは最新型の高効率ボイラである。しかしながら、排ガス温度を測定した結果、低負荷（1/4）にもかかわらず280℃と高く、効率の悪い運転になっていた。診断中においても再々黒煙の発生、失火等を繰り返して、安全上も問題である。原因は燃焼バーナ用空気量調節ダンパのリンクの設定が適正に調整されていないため、不完全燃焼を起こしており、煙管の汚れが激しいためと判断する。

また今回の測定結果では、ボイラ排ガス酸素濃度は4.0%とほぼ適正值であったが、このボイラの適正空気量の調節は1,200 Nm³/hのホルマリンプラント排ガス（EG）と重油の混焼状態において設定されており、重油専焼時においては大幅な

過剰空気となり排ガス損失の増大を招くので注意してもらいたい。現状ではダンパリンクの設定が試運転調整時とは違っているため、早急に各負荷段階での空気量調節ダンパリンクの再調整を、メーカーに依頼実施することを勧める。

なお極端な低負荷運転の頻度が多いとすれば、低容量の補助バーナを設置するなどの対策が必要となる。

6.1.2 ボイラ水質管理とフロー量の設定

ボイラ給水はイオン交換樹脂による高度処理が行われ、かつ日常の水質管理も十分行われており、ボイラ給水は Table 7-4 のような良好な水質を保っている。

Table 7-4

	Raw water	Deionized water	Boiler water
pH	6.7	6.2	10.2
Electric conductivity ($\mu\text{S}/\text{m}$)	3,100	18	1,510
Cl ⁻ ion (ppm)	670	0.5	42

ボイラ水のフロー量管理を電気伝導度、2,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下に保つよう標準化されているが、これは厳しすぎたずらにフロー損失を増加させる結果となる。一般的には 6,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下が適正值であるので、基準値の見直しをしてもらいたい。

6.2 スチームコンデンセート回収とボイラ給水温度アップ

現状では工場内各所（16カ所確認）で蒸気使用設備からのコンデンセートが捨てられていた。これらは発生量と回収タンクまでの距離を考慮してメリットの大きいものから極力回収を実施することを勧める。

特にホルマリン工程におけるメタノール蒸発缶からのスチームコンデンセートの発生は量的にも多く回収すべきである。回収した場合のメリットを試算すると、次の通りである。

(1) ホルマリン生産量を 2.08 t/h（50 t/24 h として）、ホルマリン 1 t 当たりのメタノール使用量を 520 kg/t、メタノールの蒸発熱を 250 kcal/kg とすると、必要熱量は、 $2.08 \times 520 \times 250 \div 271 \times 10^3$ kcal/h。これを 3 kg/cm² 蒸気に換算すると、

$$\frac{271 \times 10^3}{510} \times 1.1 = 585 \text{ kg/h}$$

すなわち、この工程での蒸気消費量は 585 kg/h であり、このコンデンセートはすべて回収可能である。

- (2) 給水タンクへ有効に回収できる熱量はフラッシュ蒸気損失(8%)を差引いたコンデンセート量の50%と仮定すれば燃料換算で、

$$\frac{585 \times 0.92 \times (100 - 32) \times 0.5 \times 24 \times 363}{9,415 \times 0.80 \times 0.98} \approx 21.6 \text{ kJ/year}$$

となる。ただし、ボイラ効率を80%と仮定した。

$$\text{金額換算 } 21.6 \times 10^3 \times 4.5 = 97,200 \text{ Bt/year}$$

現状ではボイラ給水は常温で行われているが、できる限りコンデンセートを回収し、給水温度アップを図るべきである。概略、給水温度10℃アップにつき、ボイラ効率1.5%のアップが見込まれる。この場合、給水タンクは保温する必要がある。

6.3 その他の熱回収

6.3.1 フォルマリン工程での温排水回収

この工程での熱交換器から73~76℃の温排水が13 t/h程度発生しているが、これはボイラ給水の温度アップに利用可能である。

この温排水からの回収熱量を試算すると、次の通りとなる。ボイラ給水量を4 t/h、コンデンセート回収量を0.3 t/h、熱交換器(プレート式)の Δt を5℃、熱貫流率を1,000 kcal/m²h℃、熱交換後の給水温度を70℃とすれば、回収可能熱量及び熱交換器伝熱面積は、 $(4.0 - 0.3) \times 10^3 \times (70 - 32) = 140,600 \text{ kcal/h}$ 。 $Q = U \cdot A \cdot \Delta t$ から $140,600 = 1,000 \times A \times 5$ 。 $A = 28 \text{ m}^2$ 。回収熱量の燃料換算値は、

$$\frac{140.6 \times 10^3 \times 24 \times 363}{9,415 \times 0.80 \times 0.98} \approx 165.9 \text{ kJ/year}$$

$$\text{金額換算 } 165.9 \times 10^3 \times 4.5 = 746,600 \text{ Bt/year}$$

熱交換器の価格及び配管工事費を約100,000 Btとすれば投資回収期間は0.13年となり、極めて投資効果の高い改善である。なお温排水が13 t/hと多量にあるので、ヒートポンプを設置することにより、更に高い給水温度が得られ、一方温排水は冷却され再利用することも可能となり、大きなメリットが期待できる。ヒートポンプの導入の検討に際しては、メーカーと相談し十分投資効果を確認されたい。

6.4 工業用水の逆浸透(RO)処理量の削減によるコストダウン

この工場で使用される工業用水は井戸水でまかなわれているが、井戸水の含有Clイオン濃度が700 ppmと高くプロセス用、ボイラ水用の用水のほとんど全部がRO

処理されているため、用水のコストが高価になっている。この用水処理のコストダウン対策としては、用水の用途を層別し RO 処理の必要量を削減することが重要である。

文献資料¹⁾によると Fig 7-3 から Cl イオン 1,000 ppm では 73℃位まで応力腐食割れの発生がないので、この温度以下で使用する部分に対しては RO 処理の必要はないと考えられる。

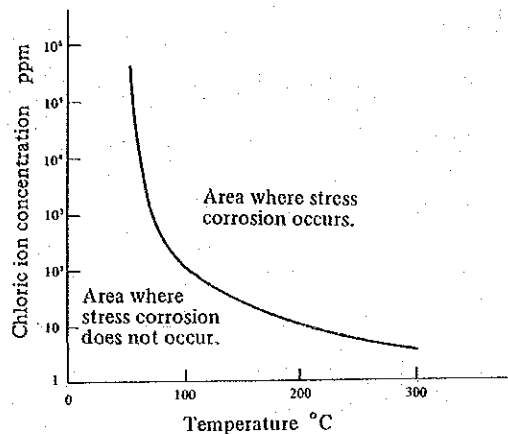


Fig. 7-3

各プロセスで使用されている間接冷却水の排水温度は 60～70℃ 以下のものが多いので、用水処理コストの削減がかなり期待できると考える。

6.5 その他

蒸気配管、バルブ等の保温施工が非常によくされており、蒸気洩れもなくよく管理されていた。ただ、遊休ボイラ設備の入口まで蒸気が流れており、これは元のバルブで蒸気を止めておく必要がある。

ボイラの負荷変動が大きいので、スチームアキュムレータを設置すれば、ボイラの安定負荷燃焼が可能となるが、運転データからアキュムレータ容量を試算すると、およそ 70m³ の大きさのものが必要であり、設備投資額は約 4,000,000 Bt となり、更に詳細に運転条件を調査してみないと確実性のあるメリットの算出ができない。

文献 1) 栗田工業(株)：水処理薬品ハンドブック，1982，p. 117

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

電力会社 : MEA

ピーク・デマンド : 600 kW

使用電力量 : 4,210,500kWh/year
 負荷率 : 64.6 %
 ペナルティ・ファイ : 2,700 Bt/year
 力率 : 81%~85 %
 トランス : 1,300 kVA
 電力原単位 : DOP 8.8kWh/t, フォルマリン 70.3kWh/t, ユリアレジン 9.1kWh/t
 購入電力総合単価 : 1.48 Bt/kWh
 発電原単位 : 2.65 kWh/l

7.2 配線系統図

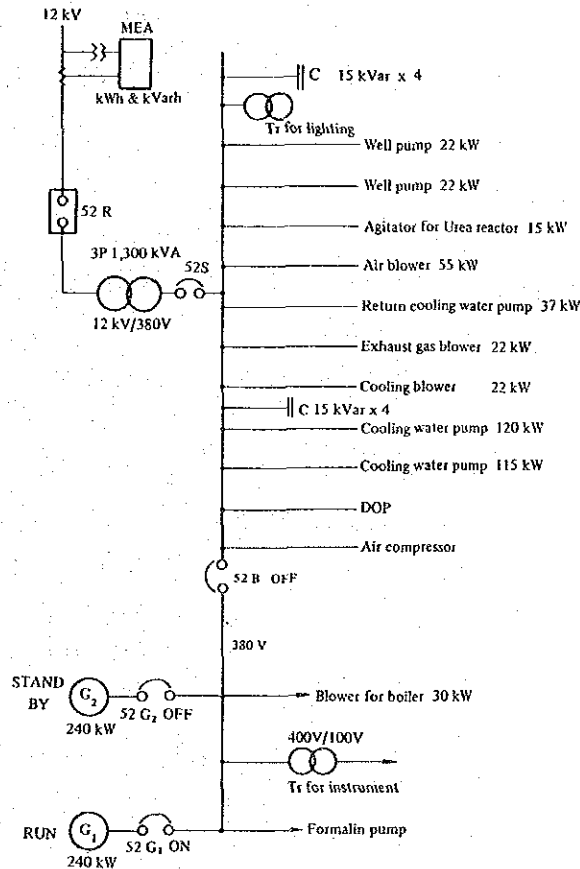


Fig. 7-4

8. 電力管理の問題点と対策

本工場ではフォルマリン等を製造しているので、保安上停止しては困る電動機があるにもかかわらず、1982年には瞬時停電も含めて80回も停電があった。そこで240kWのディーゼル発電機を2台設備して1台を常時運転し、他の1台は停電時バックアップするようにしている。もし安定な電源系統に切り替えることができれば、常時1台運転

している 240kW 発電機も停電時のバックアップに使用することができる。以下に問題点と対策について述べる。

8.1 力率

Table 7-5 は本工場の毎月の電力量料金表から力率を計算した表である。1982年5月と6月、1983年1月の3カ月以外はペナルティを支払っている。

Fig 7-4 ではコンデンサが $15\text{kVar} \times 8 = 120\text{kVar}$ あることになっているが、使用中のものは4個 60kVar のみである。コンデンサを整備して全部回路へ挿入すればペナルティの支払は不要になる他、次のように変圧器の損失も軽減される。Table 7-5 から平均力率 0.835, 平均電力 388 kW とすると, 平均皮相電力は $388 \div 0.835 = 465\text{ kVA}$, 平均無効電力 = $\sqrt{465^2 - 388^2} = 256\text{ kVar}$ である。

現在 60 kVar 接続されているので, 更に 60 kVar 接続すれば皮相電力は, $\sqrt{388^2 + (256 - 60)^2} = 435\text{ kVA}$ になる。1,300 kVA 変圧器の全負荷損を 18.2 kW とすると, 力率改善による省エネルギー量は,

$$18.2 \times \left\{ \left(\frac{465}{1,300} \right)^2 - \left(\frac{435}{1,300} \right)^2 \right\} \times 8,712 = 2,533\text{ kWh/year}$$

3,673 Bt/year, ペナルティ減 2,700 Bt/year と併せて 6,373 Bt/year のメリットとなる。

Table 7-5 Peak Demand and Power Factor for Receiving Power

Month	kWh	Average power kW	Peak demand kW	P.D x 0.63 kVar	Penalty kVar	Peak reactive power kVar	Apparent power kVA	cos φ	Generator kWh
1982									
5	278,000	374	520	328	-	<328		0.846 <	60,410
6	298,000	414	540	340	-	<340		0.846 <	71,020
7	280,000	376	520	328	12	340	621	0.837	70,710
8	278,000	374	440	277	3	280	522	0.844	79,590
9	276,000	383	500	315	25	340	605	0.826	56,110
10	280,000	376	500	315	25	340	605	0.826	68,890
11	286,000	397	480	302	18	320	577	0.832	56,580
12	274,000	381	480	302	18	320	577	0.832	71,590
1983									
1	246,000	342	440	277	-	<277		0.846 <	74,460
2	262,000	390	500	315	45	360	616	0.812	64,490
3	320,000	430	520	328	12	340	621	0.837	86,970
4	298,000	414	600	378	22	400	721	0.832	73,680
Total	3,376,000				180				834,500

Bt/kVar
Penalty $15 \times 180 = 2,700\text{ Bt/year}$

Max peak demand 600 kW

Annual average power 387.5 kW

Electric energy consumption $3,376,000 + 834,500 = 4,210,500\text{ kWh/year}$

現在、使用されていない 60 kVar の整備費を 6,000 Bt とすると、1 年弱で償却できることになる。

8.2 電動機電圧

電動機に対する供給電圧が定格電圧に対して 10 ～ 25 V 高い。電動機への供給電圧を定格値より 5% 低くした場合、電動機の負荷が 75% 以上のときは効率の変化はあまりないが、50% 以下の負荷では効率は約 2% 高くなる。そこで、現在より供給電圧を約 20V 下げて 370 V にすると、下記のような省エネルギーが期待される。

この場合、低負荷モータの損失率が 2% 軽減されるから、

$$(12.3 + 12.1 + 8 + 8.5) \times 0.02 \times 8,712 = 7,126 \text{ kWh/year}$$

この変圧器の 12 kV 側のタップは、12, 11.7, 11.4, 11.1, 10.8 kV の 5 タップとなっているが、現在の使用タップより上げればよい。

8.3 ピーク・デマンドの抑制

本工場は受電の電圧、電流、電力、力率など瞬時値のデータと積算電力計のデータを毎時間とり (Table 7-6 参照)、電力管理をよく行っているが、工場全体の電力量と無効電力量のデータを毎時間とればなおよいと思う。Fig 7-5 のように全体の負荷曲線を画くことができるから、作業方法の改善によってピークシフトを行い、ピーク・デマンドの抑制、負荷率の向上を図ることができ、電力損失並びにデマンドフィの軽減に通ずる。

8.4 電動機リストの整備

現在、据え付けられている電動機や予備電動機の電動機リストを作った方がよい。不測の事故や保全のため、電動機を取り替えるとき、あるいは負荷の低い電動機を取り替えを検討するのに便利である。リストには次の事項を記入することが望ましい。
(1)三相、単相の別の他、(2)定格出力 (3)定格電圧 (4)定格電流 (5)極数 (6)定格回転数 (7)絶縁種別 (8)保護方式 (例 全閉外扉形、防滴保護形、安全増防爆形、耐圧防爆形等) (9)立て形、横形の別

8.5 圧縮空気の圧力低下

エアーコンプレッサは 37 kW の電動機で駆動され、そのエアーは計装用に使用して

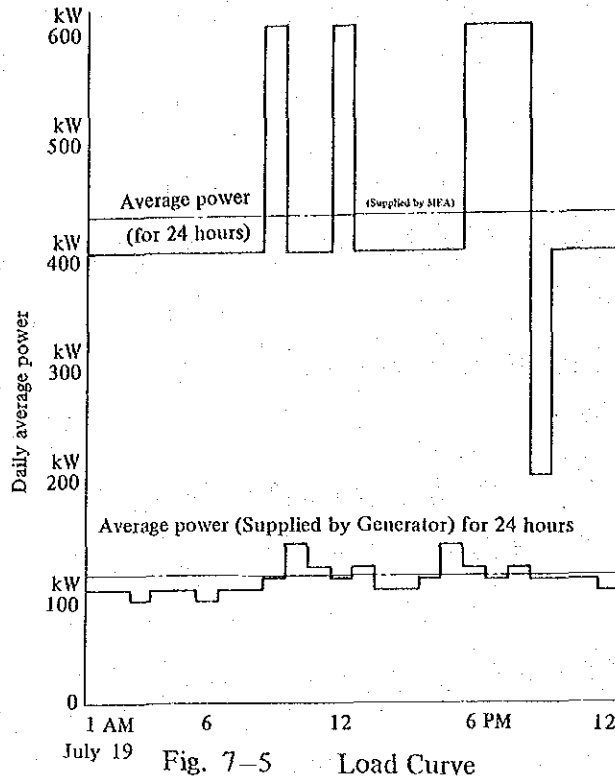


Table 7-6 Daily Report of Electric Power

July 19 Time	Receiving board (Primary)						(Secondary)		Generator					
	kV	A	Hz	cos ϕ	kW	kWh	V	A	V	A	cos ϕ	kW	Hz	kWh
1	11.2	22	50	0.9	370	400	400	620	400	195	0.82	110	50	100
2	11.2	22	50	0.9	370	400	400	620	400	200	0.82	120	50	100
3	11.2	23	50	0.9	370	400	400	620	400	195	0.81	120	50	90
4	11.2	22	50	0.9	360	400	400	600	400	195	0.81	110	50	100
5	11.1	22	50	0.9	370	400	400	620	400	200	0.82	120	50	100
6	11.2	23	50	0.9	370	400	400	620	400	200	0.81	110	50	90
7	11.5	22	50	0.9	380	400	400	600	400	195	0.8	110	50	100
8	11.1	23	50	0.9	380	400	385	680	400	195	0.8	108	50	100
9	11.0	24	50	0.89	410	600	385	680	400	205	0.8	118	50	110
10	11.2	23	50	0.89	390	400	390	650	400	190	0.8	98	50	140
11	11.1	23	50	0.89	390	400	385	650	400	200	0.8	110	50	120
12	11.1	24	50	0.9	420	600	385	650	400	200	0.8	110	50	110
13	10.9	24	50	0.9	430	400	380	680	400	205	0.8	115	50	120
14	11.0	23	50	0.89	390	400	390	700	400	200	0.8	110	50	100
15	11.1	24	50	0.88	400	400	390	700	400	205	0.8	115	50	100
16	11.0	25	50	0.89	430	400	385	720	400	200	0.8	115	50	110
17	11.1	25	50	0.89	430	400	390	720	400	198	0.81	110	50	140
18	11.1	26	50	0.9	450	600	390	710	400	195	0.81	110	50	120
19	11.0	26	50	0.9	450	600	380	740	400	200	0.8	110	50	110
20	11.0	26	50	0.9	450	600	380	720	400	190	0.8	105	50	120
21	11.0	26	50	0.9	420	200	380	720	400	200	0.8	110	50	110
22	11.0	26	50	0.9	420	400	385	700	400	200	0.8	110	50	110
23	11.1	23	50	0.9	400	400	385	650	400	200	0.8	110	50	110
24	11.1	23	50	0.9	400	400	385	620	400	200	0.8	110	50	100
Total						10,400								2,710

いる。計装用の必要圧力は低いからコンプレッサの吐出圧力を $7 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ から $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ に下げられれば電力の節減が可能である。

圧縮機の所要動力は次の式から求められる。

$$L = \frac{(a+1)K}{K-1} \frac{P_s Q_s}{6,120} \left\{ \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{K-1}{K(a+1)}} - 1 \right\} \frac{\phi}{\eta_c \eta_t}$$

L : 所要動力 (kW)

P_s : 吸入空気の絶対圧力 (kg/m^2)

P_d : 吐出空気の絶対圧力 (kg/m^2)

Q_s : 吸入状態の空気量 (m^3/min)

a : 中間冷却器の数

K : 空気の断熱指数 $K = 1.4$

η_c : 圧縮機の全断熱効率 ($0.70 \sim 0.85$)

η_t : 伝達効率

ϕ : 余裕率

従って吐出圧力を P_d から P_d' に下げれば所要動力は、次式のように減る。

($a = 0$ として)

$$X = \frac{\left(\frac{P_d'}{P_s} \right)^{\frac{0.4}{1.4}} - 1}{\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{0.4}{1.4}} - 1}$$

$P_s = 10,330 \text{ kg/m}^2$, $P_d = 80,000 \text{ kg/m}^2$, $P_d' = 45,000 \text{ kg/m}^2$ とすると、
 $X = 0.66$ 。すなわち 34% の省電力が可能である。

このコンプレッサはオンロードの時、圧力が $7 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ なら 30 kW の入力が必要で、
 圧力を $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ に下げると 20 kW の入力となる。アンロードの時の消費電力は殆
 んど変わらないから 20 秒オンロード、100 秒アンロードの場合、圧力設定を下げる
 ことによる省電力は、

$$\left\{ (30 - 20) \times \frac{20}{(100 + 20)} \right\} \times 8,712 = 14,520 \text{ kWh/year}$$

21,054 Bt/year

8.6 RO法における動力回収

近年、逆浸透膜の性能向上が急速に進み、この技術を利用した RO 法（逆浸透法）

による水処理法（例えば、海水淡水化など）が多く採用されている。ところが、このRO法ではプロセス上、原水を高圧で送水する必要があるため、真水として回収した後の残りの濃縮水がまだ高い圧力のエネルギーをもっているため、この装置の省エネルギー対策として、このエネルギーを水車で動力回収することが行われている。

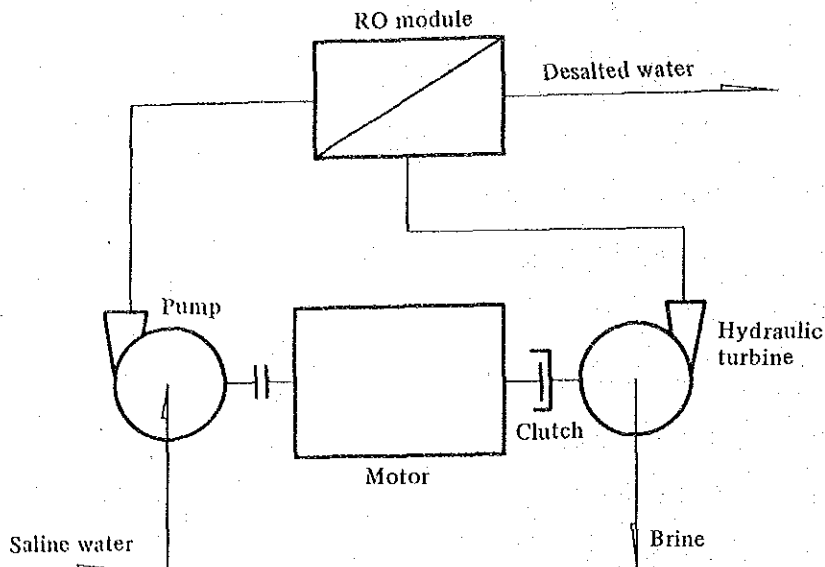


Fig. 7-6 Flow Diagram of Water-treatment Plant by Reverse Osmosis

RO法による水処理装置における動力回収の系統図を Fig 7-6 に示す。ここではまず水処理すべき原水を高圧ポンプで逆浸透モジュールへ送水し、モジュールでは原水の一部が真水として採取され、残りは濃縮水として排出される。

この間における圧力低下は数 kg/cm^2 程度であり、濃縮水はまだ十分高い圧力を保持しているため、高圧ポンプ駆動用に設置された両軸モータの他の一端にクラッチを介して連結された水車へ送水することにより、この圧力エネルギーは動力として回収され、電動機の補助動力として利用できる。

従来から余剰圧力水などを利用して水車を回転させ動力を回収することは、ある一定規模以上のプラントでは実用化されており、目新しい技術ではない。しかし、最近水ポンプ類の標準化が進み数多くのサイズが商品化され、効率もよく安価で入手できるようになった。このため、これを水車として動力回収に利用することは十分投資採算もとれるようになってきたので、このところ実用化例が増えてきている。RO処理水量の削減を行ったのち、動力回収を検討されたい。次に動力回収の効果の試算例を示す。

RO法の場合はポンプの流量と水車の流量は異なるから、水車による回収動力とポンプ軸動力の比、すなわち動力の回収率は次のようになる。

$$W_P \propto Q_P \cdot H_P / \eta_P \propto Q_P \cdot P_P / \eta_P$$

$$W_T \propto Q_T \cdot H_T \cdot \eta_T \propto Q_T \cdot P_T \cdot \eta_T$$

であるから、動力回収率 x は、

$$x = \frac{W_T}{W_P} = \frac{P_T \cdot Q_T}{P_P \cdot Q_P} \eta_P \cdot \eta_T = \frac{P_T}{P_P} (1 - \alpha) \eta_P \cdot \eta_T$$

(W : 動力 kW, Q : 流量 m^3/s , H : 揚程又は落差 m , P : 圧力 kg/m^2 ,
 α : 処理水の回収率, η : 効率, 添字 P, T はそれぞれポンプ及び水車に関するものを表わす)

この式で現状の運転データからメリットを試算してみると次の通り。

- (1) 動力回収率は処理水の回収率を 43%, ポンプ及び水車効率をそれぞれ 70% とすると、

$$x = \frac{27}{38} (1 - 0.43) \times 0.7 \times 0.7 = 0.20$$

- (2) 電動機入力の実測値 75 kW であるので回収動力は、 $75 \times 0.20 = 15 \text{ kW}$ 。

$$15 \times 24 \times 363 = 130,680 \text{ kWh/year}$$

$$\text{金額換算 } 130,680 \times 1.45 = 189,486 \text{ Bt/year}$$

動力回収装置の投資額はおよそ 100,000 Bt であり、投資回収期間は 0.52 年となり

大きなメリットが期待できる。

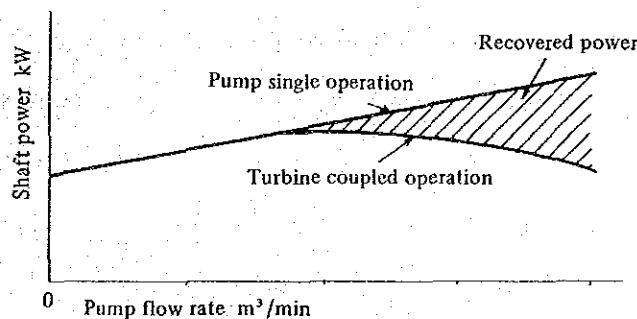


Fig. 7-7 Reduced Pump Shaft Power by Hydraulic Turbine

RO法での動力回収の一例を Fig 7-7 に示す。この図において、ある流量の範囲では流量の多い方が軸動力が小さいことを示しているが、これはポンプ軸動力が流量の変化に対して大きく変化しないのに対し、水車の方は流量によって出力が大きく変化するためである。

9. ま と め

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) kℓ/year	%
コンデンセート回収	21.6	1.3
ホルマリンの温排水熱回収	165.9	10.4
小 計	187.5	11.7

	10 ³ kWh/year	%
力率改善	2.5	0.1
電動機供給電圧低下	7.1	0.2
エアコンプレッサ吐出圧低下	14.5	0.3
ROにおける動力回収	130.7	3.1
小 計	154.8	3.7

THAI SILICATE CO., LTD.

1. 工場概要

Address	8 M. 3 T. Klongmadua Kratumban Smutsakorn 74110	
Capital	1 Million Bt	
Type of industry	Chemical	
Major products	Sodium silicate	
Annual product	4,800 ton	
No. of employees	32	
Annual energy consumption	Electric power	60.1 x 10 ³ kWh
	Fuel	Bunker C 864 kℓ
Interviewees	Factory manager Mr. Ananta	
Date of diagnosis	July 23, 1983	
Diagnosers	H. Igarashi, H. Murata, K. Kurita	

6つの企業から構成されるタイ王国系資本のWe are グループ(他の業種は鋼材販売 / 自動車部品販売 / 機械販売 / 火薬類の輸出入販売 / Palm oilの製造)に属しており、当工場は9年前に設立された。

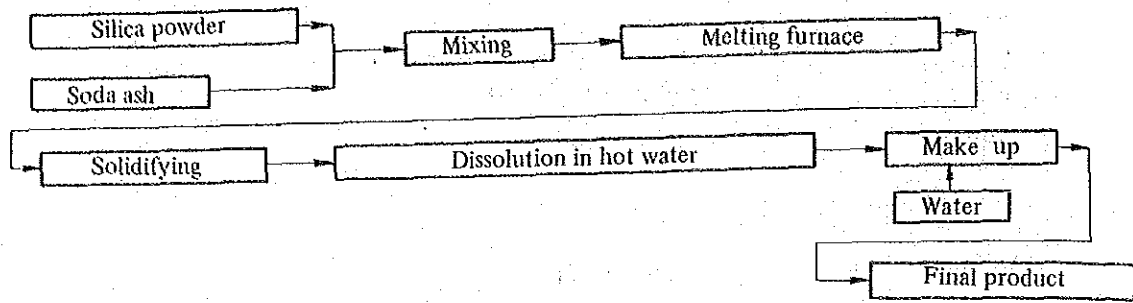
現在の生産品は Sodium Silicate と Powder mortar の2品種であって前者が主力製品である。更に White Carbon の製造設備を建設中であり、間もなく稼働が予定されている。

Sodium Silicate は洗剤、接着剤、鋳物製造用などの広い用途に使われていて、国内の需要は旺盛であり、当工場もほぼフル能力に近い操業を行っている。輸入も若干行われている。国内の同業企業は他に3社あり、生産量の上で当社は3位に位置している。

製造プロセスは単純であるが、高温の化学反応が中心をなすプロセスであるため、省エネルギーに関して研究課題の多い業種といえる。当工場はこの課題に極めて積極的に取り組んでおり、短時日の間に既に著しい成果をあげつつあり、今後更に一層の発展が期待される企業である。

2. 製造工程

Sodium silicate



Powder mortar

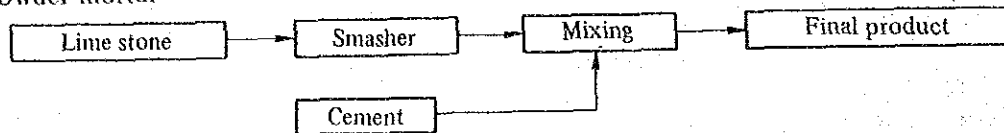


Fig. 8-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 8-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Melting furnace	3	10 t/day unit, Batch system
Waste heat boiler	1	Fire tube (under construction)
Final product tank	11	Over head
Product tank	2	Under ground
Smasher	1	for powder mortar manufacturing

3.2 工場内配置図

- 1 Fuel tank
- 2 Final product tank
- 3 Product tank
- 4 Melting furnace
- 5 Dissolution tank
- 6 Waste heat boiler
- 7 Stack
- 8 Office

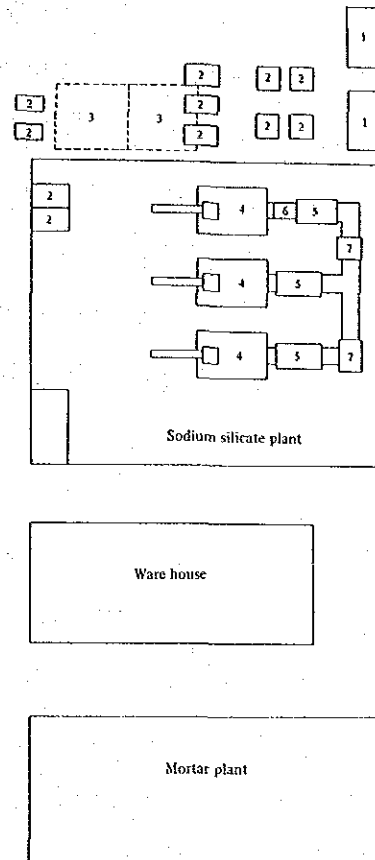


Fig. 8-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

装入された原料の溶融、反応及び水溶解の2工程から成る単純プロセスであって、原料の調整は人力で行われるなど、設備、機器は必要最小限まで簡素化されているプラントである。しかし、高温作業であるため、操業条件いかんではエネルギーの消費量や炉のレンガの寿命に大きな影響が現われ、工学的にも研究、改善の課題を数多く包含しているプラントであると見受けられる。

4カ月前に就任した工場長は日本の大学で教育を受けた人であり、操業の合理化と省エネルギー対策に極めて積極的に取り組んでおり、同時にまた従業員の教育にも重点をおき、その成果は明白な形で表れている。すなわち、エネルギーコストは4カ月間に1,300 Bt/t から 800 Bt/t と 40%近く低減している。

炉のバーナの燃料 Atomizer の回転数増大による燃焼の改善や燃料の段階的低減など、有効な対策が逐次実行されている。

計測器類の全く設置されていない設備において、生産をしながらの改善行為は最大

の慎重さとリスクを伴う仕事であるにもかかわらず、このような好成果を上げ得たことは工場長の技術力と管理能力に負うところが大きい。

現在1基の炉については、炉の排ガスで直接溶解槽を加熱するようになっているが、更に他の1基の炉について、排ガスからの熱回収ボイラとその発生蒸気の水溶解利用のための設備の工事が進められていて、今年は約5万Btの投資を予定している。投資はPay back time 2年以内を基準として行われる。

これまでのところ炉のシャモット系レンガの寿命は6カ月であり、ジルコニア系の他の炉の4～5年に比べて著しく短命で、生産性を悪くしている。

4.2 全員参加の状況

QCサークルのような自主活動はない。小人数の構成ゆえ、組織は簡素化されていてスタッフ制度はなく、フォアマンが工場長をサポートして、操業の管理を昼夜とも効率的に行っている。小規模組織であることが、当工場の場合には有効に作用して、工場管理に成功していると思受けられる。

工場長からの呼びかけはたえず行われている。ポスターについては自社で適切なものが作れないので、NEAから援助してもらうことになった。

4.3 データによる管理

燃料消費量は在庫量の計測によって毎日記録されている。電力消費量は受電積算計の読みから月に1回把握されている。

原単位計算も、また管理図作成も行われていて、コスト低減のための旺盛な研究の態度が見られる。

Sodium Silicateは各種濃度の製品仕様があり、製品はそれぞれ濃度に従ってタンクに整然と管理されていて、客先の仕様に応じて必要分が即時出荷できる体制がとられている。

エネルギーコストは毎月算出されて図形化され、視覚による管理と理解に便宜を与えている。

計器類の全く設けられていない当プラントの操業は、カンだけが頼りであるため、操業条件の改善は試行錯誤にならざるを得ず、多大の困難を伴い、長い時間が必要となる。温度計、燃料計などの必要な最低限の計測器の設置が望まれる。

4.4 技術水準の向上

工場長が中心となって広く内外の技術を調査して操業改善の研究に努めており、またバンコク市内の大学教授を週に1回招いて指導を受けている。

フォアマンがプラント操業の中核であるため、この層に対する指導教育は最も強力に行われていて、社内研修会は工場長を講師として週2回行われ、外部研修会への参加は年8回行われている。外部研修会への参加はMOI及びTPAが主催する年間定期のもの開催スケジュールに合わせている。

社外見学はガラス、製紙などの類似ないし関連する他業種企業を対象に、年に12～13回にわたって行っている。

前述の炉の排ガスの熱回収と利用のシステムは、工場長自身が企画、設計を行ったものであって、工場長個人のエンジニアリング技術は高く評価でき、当社の今後の発展への貢献が期待される。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料の使用実績

C重油は現在ほとんどすべてがケイ酸ナトリウム製造用溶融炉の燃料として消費されており、その消費量は1982年の実績値で864 kl/yearである。

溶融炉は1炉12時間のバッチ操業をしており、製品の種類によって1バッチ当たりの生産量が異なるが、1炉1バッチ当たりの燃料消費量は、最近のデータで平均約800 l/batchである。

C重油 864 kl/year → (溶融炉3基)

使用内訳 $1.6 \text{ kl/基/day} \times 1.5 \text{ 基/day} \times 365 \text{ day/year}$

1基当たりでは $800 \text{ l/batch} \times 2 \text{ batch/day}$

5.2 燃料原単位

昨年度の生産量及びC重油使用量実績から溶融炉の燃料原単位を算出すると次の通りである。

$$\text{燃料原単位} = \frac{864 \times 10^3 \text{ l/year}}{4,800 \text{ t/year}} = 180 \text{ l/t}$$

これらの値は、過去の実績値から比較すると燃焼改善、操業条件の適正化により大幅な原単位改善がなされているが、更に省エネルギー改善の実施により燃料原単位の

低減が望ましい。

(参考) 日本での蓄熱室付連続溶融炉の原単位は 100 ~ 115 l/t である。

5.3 溶融炉の熱勘定

測定口がないため熱勘定に必要なデータが実測できず、あくまでも推測の域を出ないが、試算して見ると Table 8-2, Fig 8-3 の通りである。

Table 8-2 Heat Balance at Melting Furnace

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	768.32	99.66	Heat of reaction	96.97	12.64
Sensible heat of fuel	2.65	0.34	Heat loss in exhaust gas	425.00	55.13
			Heat release from furnace body, others	249.00	32.23
Total	770.97	100	Total	770.97	100

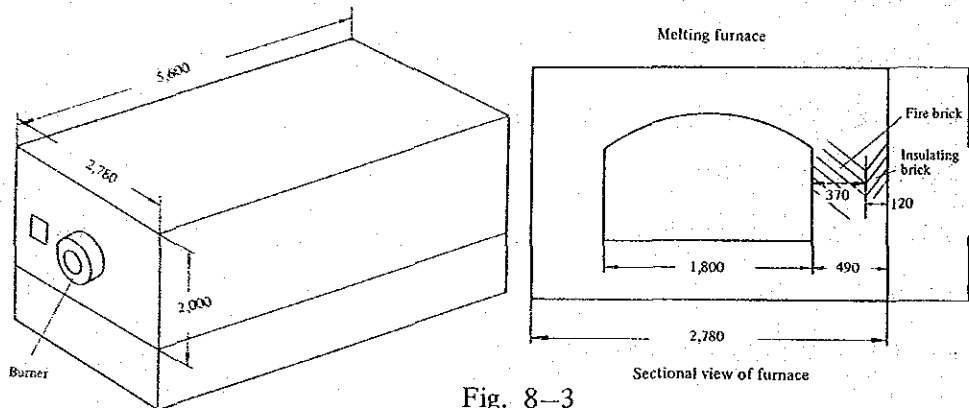


Fig. 8-3

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		C重油
燃料の消費量	(F)	78.4 kg/h (800 l / batch, 10h)
燃料の発熱量 (低位)	(H _l)	9,800 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.98
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg℃
燃料の温度	(T _f)	110℃
基準温度	(T _o)	35℃
廃ガス中のO ₂ %	(O ₂)	5%

廃ガス温度	(T _g)	1,200 ℃
炉内温度(推定)	(T _i)	1,200 ℃
炉壁総面積(Fig 8-3による)	(A)	166 m ²
耐火レンガの熱伝導率	(λ _f)	1.2 kcal/mh℃
耐火レンガの厚み	(S _i)	0.12 m
断熱レンガの熱伝導率	(λ _i)	0.3 kcal/mh℃
断熱レンガの厚み	(S _f)	0.37 m
炉壁温度(実測平均値)	(T _a)	140 ℃

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 768.3 × 10³ kcal/h

$$Q_c = F \times H_l$$

燃料の顕熱 (Q_s) 2.6 × 10³ kcal/h

$$Q_s = F \times C_p (T_f - T_o)$$

出熱

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 425 × 10³ kcal/h

$$Q_e = F \times G \times 0.33 (T_g - T_o)$$

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 H_l / 1,000 + 2.0 = 10.33 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 H_l / 1,000 = 10.88 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.31$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 14.08 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

炉体からの放散熱量 (Q_r) 249 × 10³ kcal/h

$$Q_r = Q_i \times A$$

炉壁を通過する熱量 (Q_i)

$$Q_i = (T_i - T_a) / (S_f / \lambda_f + S_i / \lambda_i) = 1,500 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

熔融炉の熱効率 (η)

$$\eta = \left(1 - \frac{249 \times 10^3 + 425 \times 10^3}{768.32 \times 10^3 + 2.65 \times 10^3} \right) \times 100 = 13 \%$$

6. 熱管理の問題点と対策

6.1 燃焼管理

6.1.1 適正空気量の調整

溶融炉出口に測定口がないため排ガス中の酸素濃度測定ができなかったが、原料投入ホッパーから溶融炉内の雰囲気ガス中の酸素濃度を測定した結果、5.0～4.0%であった。この値から判断すれば比較的適正な空気比であるといえる。しかしバーナ燃焼用2次空気の調整は自然空気取り入れ用開口部の蓋の開度調整によるだけであり、空気量のきめ細かな調整が困難である。この対策としては炉内圧を制御し吸入空気量の調整ができるダンパの設置が望ましい。同時にバーナタイル部からの自然空気の浸入も極力防止すべきである。

6.1.2 燃焼管理計器の設置

カンに頼るめくら運転ではなく、燃焼状態をより適正に管理するためには、次のような計測器を最低限設置することが必要である。

- (1) 炉内圧計
- (2) 排ガス温度計
- (3) 溶融炉内温度計

また、これらの計器以外に酸素濃度などの排ガス分析用ノズル（20口径程度）の設置が望ましい。

現在、燃料使用量の測定メータが設置されていないが、バッチ毎のエネルギー原単位管理上メータの設置が望まれる。

6.1.3 油予熱器の設置

燃料にC重油が使用されているため、燃料の予熱が必要であるが、本炉では天井の放散熱を利用して、油管を加熱し油温を上げる上手なエネルギーの使い方をしていいる。しかし燃焼効率を更に上げるためには、バーナへの供給油温度を常に適正に調節することが必要である。その対策としては、バーナ入口に電気ヒータ方式の油予熱器を設置されることを希望する。これは炉のスタートアップ時にも有効に利用できる。

6.2 排熱回収の改善

排ガス熱量が溶解槽でどの程度有効に熱回収されているかは、溶解槽部入口及び出口での排ガス温度を測定すれば判断できるが、診断時、測定口がなく実測できなかった。

溶解槽での必要熱量を計算で求め、排ガス熱の回収効率を考慮して、そのバランスを計算し、もし余裕があれば、燃焼用空気予熱を排ガスで行うとよい。

燃焼用空気予熱による燃焼効率アップのメリットは大きく、空気予熱分に相当する燃料消費量の節約は次式により計算できる。

空気予熱温度を 200 °C、その時の燃料消費量を x' kg/h とすると、

$$\begin{aligned} \frac{770,970}{78.4} x' + 1.31 \times 10.33 \times x' \times 0.35 (200 - 35) \\ = (96,970 + 249,000) + \frac{425,000}{78.4} x' \end{aligned}$$

上式を解くと $x' = 66.6$ kg/h。従って、燃料節約率は、

$$\left(1 - \frac{66.6}{78.4}\right) \times 100 = 15.1 (\%)$$

年間燃料節約量は $864 \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.151 = 130.5 \text{ k}\ell/\text{year}$ 。金額換算すると、 $130.5 \times 10^3 \times 4.3 \text{ Bt} = 561,150 \text{ Bt}/\text{year}$ となる。

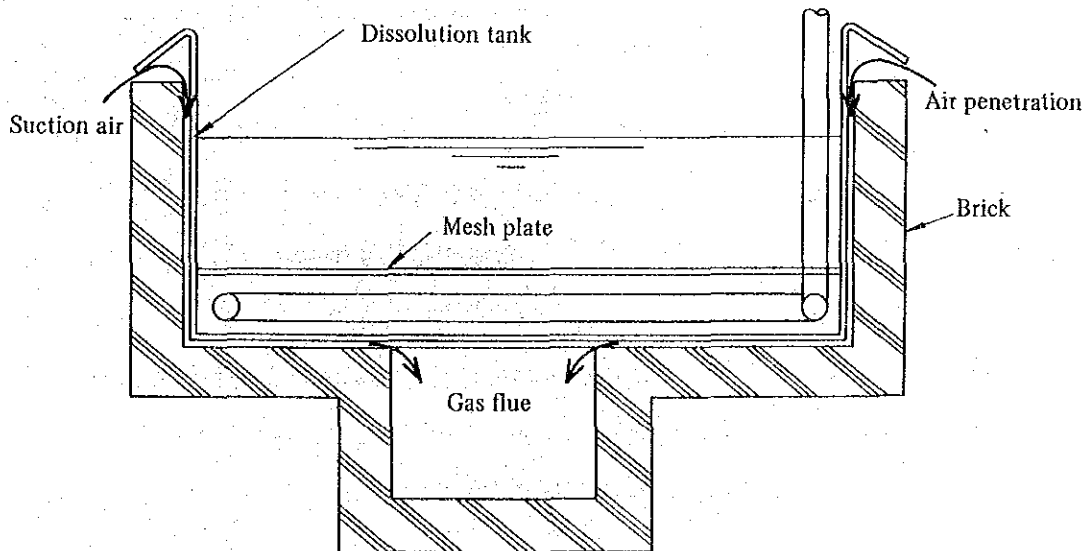


Fig. 8-4

なお、空気予熱により炉内温度が上がり、その結果熱伝達率もアップし溶融炉熱効率が増えるという付帯効果も期待できる。現状の設備においては排ガスは、地下煙道通過中にその上に設置された溶解装置の熱源として利用されているが、溶解槽とレンガ壁との間に隙間があり、そこから空気が煙道へ浸入し排ガス温度を低下させているので、十分気密を保つよう補修することが必要である。現在改善工事として進められている排熱ボイラはよい方法であるが、注意すべき点は、現在の溶融炉が自然通風方式であるため、排熱回収装置での抵抗をあまり大きくすることができない点であり、計画時点で考慮しておく必要がある

6.3 排熱ボイラによる溶解装置のフラッシュ蒸気の回収方法

現在、改造工事中の排熱ボイラによる溶解装置の蒸気の使い方について留意すべき点を以下に述べる。

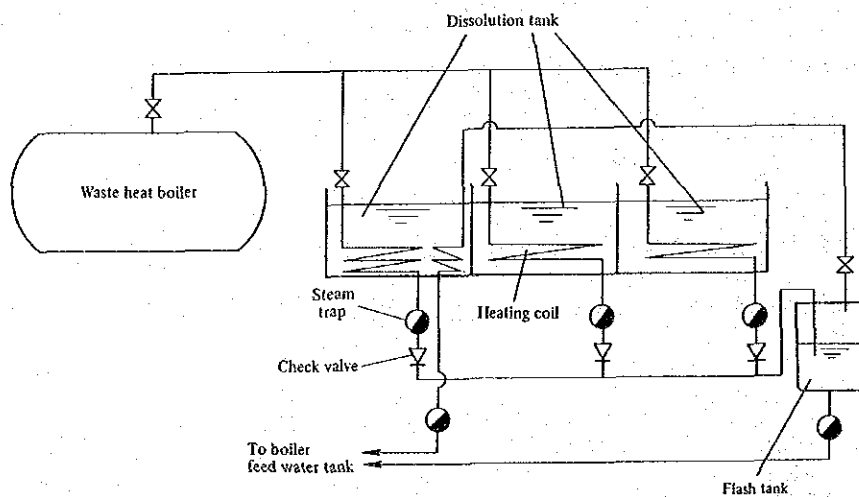
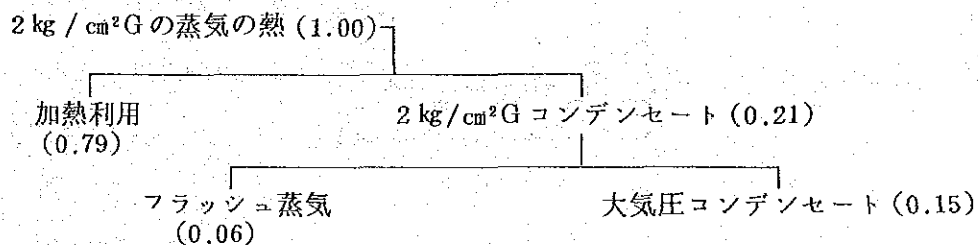


Fig. 8-5

蒸気による間接加熱の場合、その蒸発潜熱のみが使われ、残りはコンデンセートに残り、そのコンデンセートがトラップを経て大気圧まで減圧されると、その一部が蒸発して100℃の湯が残ることになる。

例えば、 $2 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ の蒸気について熱の流れを例示すると次のようになる。



従って各溶解槽の熱交換器から排出されるスチームコンデンセートは必ず、個別のスチームトラップと逆止弁を介して集合管に統合し、更に Fig 8-5 に示すようなフラッシュタンクを設置して、フラッシュ蒸気を再度溶解槽の熱源として再利用することを勧める。ただしフラッシュ蒸気の圧力は一次側圧より低圧であるから、溶解槽での予熱用の熱交換に使用されることになる。

6.4 溶融炉の耐火レンガについて

現在の炉では内面の耐火レンガはシャモット系を使用しているので寿命は約6ヶ月と短かく、かつレンガの一部が溶出して製品に混入するために不純物を嫌う洗剤向けなどの仕様に適合しない。これに対し、ジルコニア系あるいはアルミナ系の電鍍レンガを使用すれば溶出は極めて少なく、寿命も大巾に延長されるがコストが高い。

製品の品質改善と生産性の向上の面から見ればジルコニア又はアルミナの電鍍レンガの採用は必ずしもコスト高とは云えないので、溶融炉の耐火レンガの仕様とコスト、利益の関係を詳細に検討されたい。以下に参考としてレンガのコスト推定計算を示す。

溶融炉の内側の底面および各側面について370mm厚のレンガをシャモット系、ジルコニア系、アルミナ系(Mullite)の3種類で施工した場合を比較する。レンガの施工量は、1炉当り13m³である。

シャモット系レンガ

密度 2.2 t/m³, 単価 5,000 Bt/t

レンガ費用 = $13 \times 2.1 \times 5,000 = 136,500$ Bt (A)

寿命 = 0.5 年 (a)

ジルコニア系電鍍レンガ

密度 3.5 t/m³, 単価 55,000 Bt/t

レンガ費用 = $13 \times 3.5 \times 55,000 = 2,502,000$ Bt (B)

寿命 = 4 ~ 5 年 (平均 4.5 年) (b)

アルミナ系電鍍レンガ

密度 3.0 t/m³, 単価 35,000 Bt/t (c)

レンガ費用 = $13 \times 3.0 \times 35,000 = 1,365,000$ Bt (c)

寿命 = 2 ~ 3 年 (平均 2.5 年)

シャモットを1とした場合の比率を示す。

	ジルコニア	アルミナ
コスト	18.3 (B/A)	10.0 (C/A)
寿命	9.0 (B/a)	5.0 (C/a)

Note コストはレンガのみであって、施工費は含まれない。

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

- 電力会社 : PEA
- ピーク・デマンド : 34 kW
- 使用電力量 : 60,120 kWh/year
- 負荷率 : 20.6% (クラッシャは8時間運転で、負荷の軽い珪酸関係の稼働時間が24時間運転のため、負荷率が低い)
- ペナルティ・フィ : なし
- 力率 : 66%~69%
- トランス : 3φ 315 kVA 22 kV/400 V
- 電力原単位 : 16.7 kWh/t モルタル
- 電力総合単位 : 2.14 Bt/kWh

7.2 配線系統図

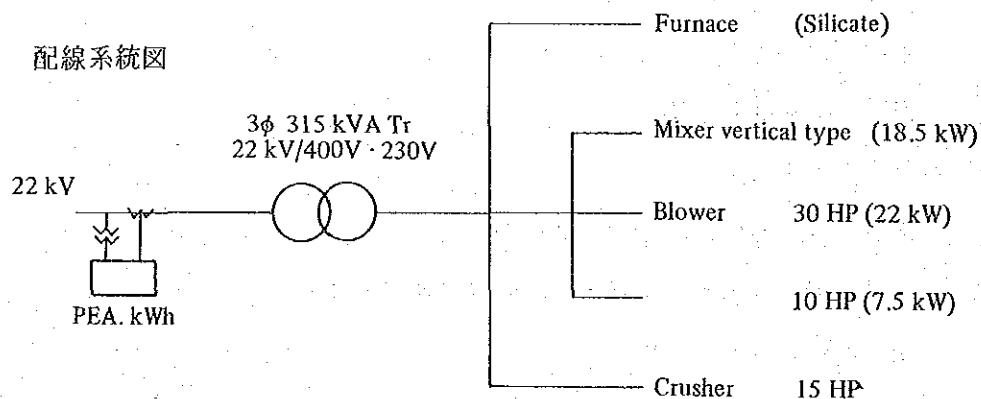


Fig. 8-6

8. 電力管理の問題点と対策

8.1 力率

本工場はPEAから受電しているため力率ペナルティはない。また変圧器の容量に比べて負荷が小さく、その上、負荷の主力であるミキサやブロワなどの設備は、毎日8

時間運転であるため力率が 60 ~ 75 % と低いにもかかわらず、コンデンサを挿入して力率を改善してもメリットが小さく、償却年数が長くなる。

Table 8-3 Measurement for Main Circuit

Time	V	A	kVA	cos φ	kW	kWh
11:30 AM	420V · 415V · 408V	55.2A · 58.7A · 66.5A	42	0.68	29	28
0:30 PM				0.66		
1:30 PM	415V · 405V · 401V	53A · 56A · 64A	39	0.73	26	4
2:30 PM				0.63		
3:30 PM	408V · 415V · 403V	54A · 75A · 66.8A	47	0.66	31	28
				0.6		

8.2 電動機供給電圧

Table 8-4 Actual Load for Each Motor

Using for	Rated out put	Measuring in put kW	Rated voltage V	Measuring voltage V	Rated current A	Measuring current A	Power factor	No. of pole
Mixer	25 HP (18.5 kW)	14	380	410	35	26.4	0.75	6
Crusher	15 HP (11 kW)	5.1	380	414	23	11.5	0.62	4
Blower	30 HP (22 kW)	7	380	414	41.7	16.3	0.6	4

電動機の実負荷が軽く、供給電圧が高過ぎる。稼働中の 3 台の電動機の電圧はいずれも定格電圧 380 V に対して 8 ~ 9 % 高い。負荷が定格出力の 50 % 以下の場合、供給電圧を電動機の定格電圧より 10 % 下げると約 2 % 効率が向上する。そこで供給電圧を 370 ~ 375 V にすれば 11 kW と 22 kW の電動機について下記のような省エネルギーが期待できる。

$$(5.1 + 7) \text{ kW} \times 0.02 \times 2,880 \text{ h} = 697 \text{ kWh/year} \quad \dots\dots\dots (8.2)$$

8.3 電動機の容量

電動機の定格出力に対していずれも軽負荷である。11 kW は 5.5 kW に、22 kW は 7.5 kW に取り替えた方がよいが、購入して取り替える程の経済的メリットはないので、スペアがあれば取り替えた方がよい。

8.4 照明

昼光の取り入れは良好である。蛍光灯は発光効率の良い省エネルギー形白色蛍光灯に取り替えれば、下記のような省エネルギーとなる。

$$5 \text{ W} \times 20 \text{ 灯} \times 10 \text{ h} \times 360 \times 10^{-3} = 360 \text{ kWh/year} \quad \dots\dots\dots (8.2)$$

8.5 ピーク・デマンドの抑制 (Table 8-5 参照)

Table 8-5 Peak Demand & Energy Consumption

Month	Peak demand kW	kWh	Month	Peak demand kW	kWh
1982					
1	12	3,840	7	34	5,268
2	32	5,360	8	28	3,812
3	34	5,760	9	30	7,200
4	34	6,240	10	32	4,920
5	32	4,120	11	32	4,320
6	32	4,880	12	30	4,400

電力量のデータはよく管理されている。更に毎時間、kWhを測定することによって、ピークとオフピークがわかるから、作業の仕方を改善しピーク・デマンドを抑えることができる。

9. まとめ

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) kℓ/year	%
空 気 予 熱	130.5	15.1
<hr/>		
小 計	130.5	15.1
	10 ³ kWh/year	%
電動機供給電圧低下	0.7	1.2
省エネルギー形白色蛍光灯の採用	0.4	0.6
<hr/>		
小 計	1.1	1.8

BANGKOK CHEMICAL INDUSTRIAL CO., LTD.

1. 工場概要

Address	76 Area 3 Sukhumvit Rd. New-bangpoo Town Dist. Samutprakan	
Capital	12 Million	
Type of industry	Chemical	
Major products	Sulfuric acid, Sulfur powder/roll, Alum, Copper sulfate, Ferrous sulfate	
Annual product	Sulfuric acid 10,000 ton, Sulfur powder 470 ton, Alum 3,000 ton, Cupric sulfate 800 ton, Ferrous sulfate 500 ton	
No. of employees	65	
Annual energy consumption	Electric power	812.6 x 10 ³ kWh
	Fuel	Bunker A 3 kℓ
Interviewees	Factory manager Mrs. Suwannee Technical staff Mr. Kuang Chieng	
Date of diagnosis	July 26 ~ 27, 1983	
Diagnosers	H. Igarashi, H. Murata, K. Kurita	

タイ王国系資本の製造を専業とする企業であるが、自社製品販売のための別会社とグループを形成している。当工場は 16 年前に建設され、硫酸プラントは台湾の技術により設計、製作され、台湾の技術者から操業の指導を受けた。

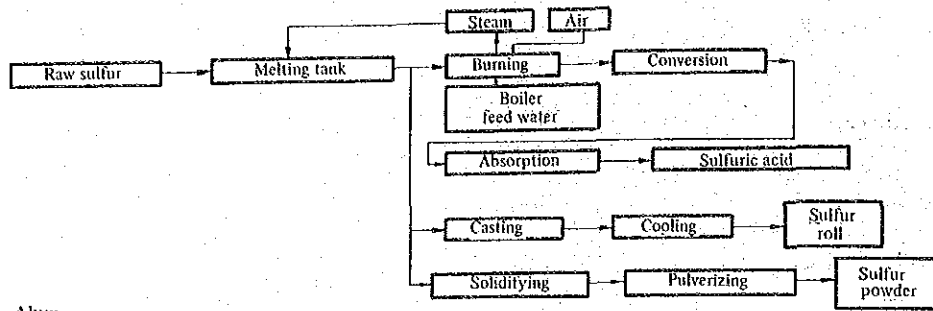
原料硫黄はすべてカナダから輸入する天然品に依存しているため、製品のコストは輸入硫酸よりも高いが、硫酸を主要原料とする Alum、硫酸銅、硫酸鉄を生産することによって高原料コストを克服し、収益を上げることに成功している。副原料の銅、鉄がスクラップであることから、これら製品のコストを安くおさえることが可能となっており、ここに当社の製品構成の選定のたくみさが存在する。

硫酸生産量では国内 6 社の同業者中最小である。しかし Alum 生産量では、MOI を除けば民間では最大である。硫酸鉄においても、国内の同業者の中で当社がトップの生産量を保持している。硫酸銅の製造業者は当社の他に 1 社あるが、規模は極めて小さい。

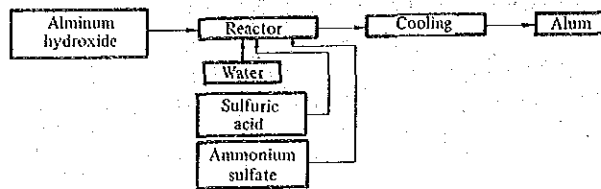
当社は硫酸生産では最下位にあるものの、硫酸応用の無機化学製品の生産においてはトップの座にあり、タイ王国の化学工業の一分野の代表的存在と見ることができる。

2. 製造工程

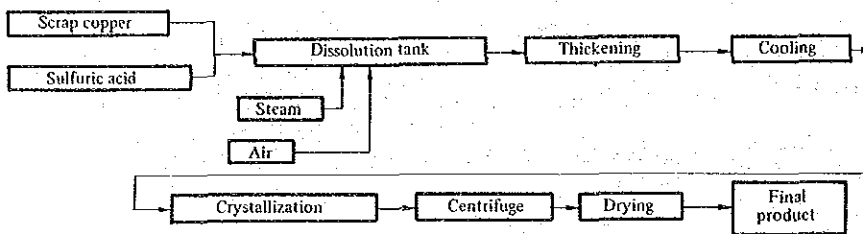
Sulfuric acid / sulfur roll / sulfur powder



Alum



Cupric sulfate



Ferrous sulfate

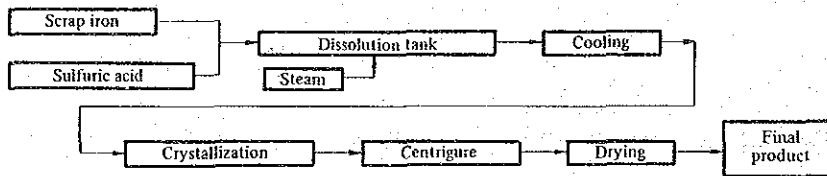


Fig. 9-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 9-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Sulfuric acid plant	1	30 t/day, sulfur burning, contact conversion
Sulfur roll facility	1	
Sulfur powder plant	1	1.5 t/day
Alum plant	1	300 t/month, batch reactor
Cupric sulfate plant	1	70 t/month
Ferrous sulfate plant	1	50 t/month
Boiler	1	1 t/h, fire tube

3.2 工場内配置図

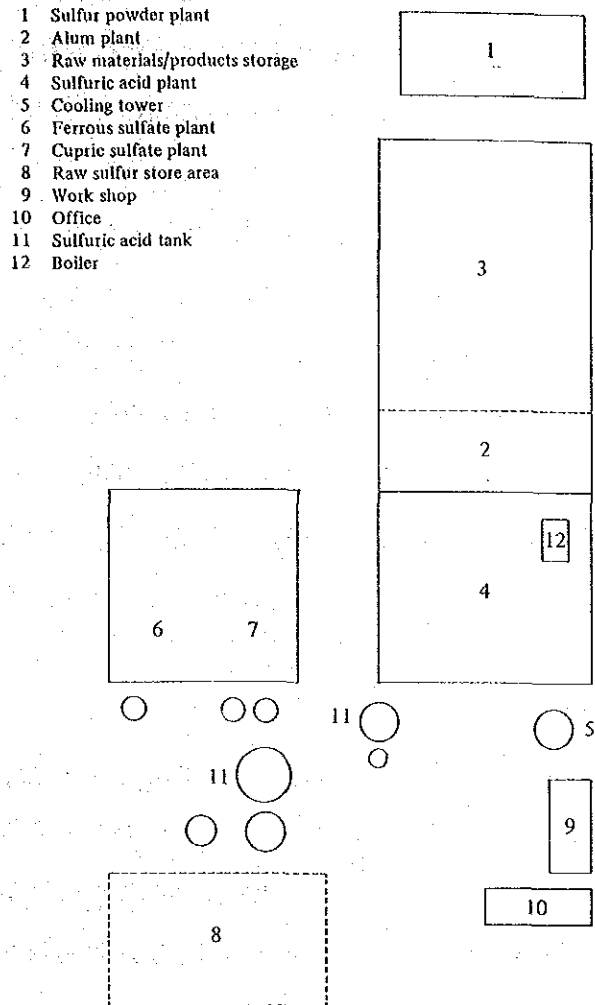


Fig. 9-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

硫酸及びこれを起点とする数種の無機化学製品の製造プラントが有機的に連結されており、極めて簡素化された設備でありながら効率よく操業がなされている。

硫酸プラントで副生する蒸気が、硫黄のmeltingと硫酸銅及び硫酸鉄プラントで必要とするエネルギーのすべてをまかなっているため、燃料は硫酸プラントの休止時以外は全く必要としない工場である。

4年前に2～3万Btの投資で、自社技術によって硫酸プラントの空冷排気を利用した硫酸銅乾燥装置を完成し、乾燥用熱源が不用となった。また空気ブロワの軸受冷却の温排水をボイラー給水として使用できるよう配管を行っている。

副生蒸気量は昼間は消費量の方が若干過多であるが、夜間は反対に余分となるの

で、夜間の余分な量を硫黄meltingに消費して、液体硫黄にそのエネルギーを貯えて、バランスをとっている。このように創業以来、当工場では硫酸プラントで副生するエネルギーの有効利用法を研究し、実施して来ており、積極的な省エネルギーの姿勢がうかがわれる。現在では、省エネルギーのための特別の投資は考えておらず、日常の保温材の補修にとどまっている。

副生蒸気の回収量は硫酸1 tに対し1.2 t程度になり得るはずであり、当プラントでは未だ反応熱の一部が未回収であって、回収蒸気は硫酸1 t当たり0.8~0.96となっているので、まだ改善の余地が残されている。

液体、固体の混在するバッチ操作が多く、かつ手動ないし人手による操作が多いにもかかわらず、Sulfur Powder工場以外では、原料、中間品、製品の漏出や散乱が極めて少ない。つまり、これらに付随して損失となるエネルギーも少ないことになり、操作の熟練と管理の行き届きがうかがわれる。

4.2 全員参加の状況

QCサークル活動のような自主活動はなく、作業改善提案制度も表彰制度もない。従業員は3名のスタッフと作業員から成り、それぞれの職務分掌が明確化されていて、作業基準と技術スタッフの指示に従った確実な操作のみが作業員に要求される。

省エネルギーに関する工場長からの従業員への呼びかけは行われている。

4.3 データによる管理

燃料は硫酸プラントの停止中とスタート時にのみ消費されるので、その都度購入量から消費量が把握されるが、製造コストに占める割合は微小である。電力については、Sulfur Powderプラントでは積算電力計の読みから毎日、その他のプラントについては電力会社の請求伝票によって1カ月毎に消費量が一括把握される。後者のプラントに取り付けるために積算電力計が購入されており、近日中に、すべてのプラントにおける電力消費量の測定が可能になる予定である。

エネルギー原単位については、Sulfur Powderプラントでは毎日計算されている。硫酸プラントについては平均的原単位31.7 kWh/tが算出されている(この数値は大型プラントの10 kWh/tと比べてかなり大きい)。エネルギー原価計算はSulfur Powderについてのみ毎月行われている。

硫酸プラントの主要操業データは毎時間読みとられ記録されている。製品コストの

重要部分を占める原料硫黄の消費量については毎日原単位が算出されており、平均値は0.363 t/t になっている。他のプラントについてバッチ操業であるために計測器の装備数は少ないが、機器類の維持管理状態は良好であり、作業標準に従って正確に操作が行われている。

4.4 技術水準の向上

制度化された省エネルギー委員会はないが、2人の技術スタッフが操業技術改善に専念しており、硫酸銅製造技術では独自のノウハウが確立されているなど、優れた成果が見られる。極力簡素化された低コストの設備で、付加価値のある製品を効率良く作るという合理的姿勢が当工場ではうかがわれる。

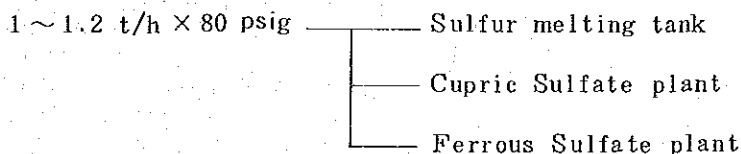
社外研修会への参加、見学会は全く行われていない。同業者の協会では技術情報の交換はないが、政府への要望など共通の利害問題がとりあげられている。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料の消費状況及び使用内訳

A 重油 3 kl/year → ボイラー (1 t/h) 硫酸プラント停止中 20 日間使用

蒸気のバランス (硫酸プラント廃熱ボイラー)



5.2 ボイラ熱勘定

Table 9-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	1,004.67	96.1	Heat of steam	698.77	66.8
Sensible and latent heat of fuel	13.18	1.2	Enthalpy of exhaust gas	280.00	26.8
			Heat loss in blow water	14.28	1.4
Air	28.22	2.7	Heat release from boiler body, others	52.30	5.0
Total	1,046.07	100.0	Total	1,046.07	100.0

・熱勘定計算諸元

硫黄の消費量	$(F) = \frac{Ps \times 10^3}{Su \times 24}$	454.6	kg/h
硫黄の発熱量	(H)	2,210	kcal/kg
硫黄の融解潜熱	(L)	12.8	kcal/kg
硫黄の比熱	(Cp)	0.18	kcal/kg °C
硫黄の温度	(Tf)	125	°C
基準温度	(To)	35	°C
燃焼ガス中の SO ₂ %	(SO_2)	7.5	%
燃焼ガス温度	(Tg)	235	°C
フロー水量	(B)	116	kg/h
フロー水温度	(Tb)	163	°C
給水量	(W)	1,245	kg/h
給水温度	(Tw)	40	°C
蒸気圧力	(P)	5.6	kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	1,129	kg/h
蒸気のエンタルピー	(Es)	658.9	kcal/kg
給水のエンタルピー	(Ef)	40	kcal/kg
硫黄の原単位	(Su)	2.75	t 硫酸 / t 硫黄
硫酸の生産量	(Ps)	30	t/day

・熱勘定計算式

入 熱

硫黄の燃焼熱 $(Qc) \quad 1,004.67 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

$$Qc = F \times H$$

硫黄の顕熱と潜熱 $(Qs) \quad 13.18 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

$$Qs = F \times \{ Cp (Tf - To) + L \}$$

出 熱

蒸気の保有熱量 $(Qv) \quad 673.22 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

$$Qv = Qc + Qs - (Qe + Qr + Qb)$$

燃焼ガスの持ち去る熱量 $(Qe) \quad 280.00 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

$$G = F \times (22.4/32) / (SO_2/100) =$$

$$454.6 \times \frac{22.4}{32} \times \frac{100}{7.5} = 4,243 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$Q_e = G \times 0.33 (T_g - T_o) = 4,243 \times 0.33 \times (235 - 35)$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Qb) $13.74 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

有効熱量の2%と仮定して

$$Q_b = [(Q_c + Q_s) - (Q_e + Q_r)] \times 0.02$$

炉体からの放散熱量その他 (Qr) $50.89 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

入熱の5%と仮定して

$$Q_r = (Q_e + Q_r) \times 0.05$$

Table 9-3 Material Balance at Sulfuric Acid Plant

①	454.6 kg/h = 14.2 kg-mol/hr					
②	4,243 Nm ³ /h					
⑥	30 t/day = 1,250 kg/h (as 100% H ₂ SO ₄)				②/① = 2.75 kg/kg	
⑦	229.6 kg/h					
		SO ₂ + SO ₃	O ₂	N ₂	Tot.	
②	Vol % Nm ³ /h	-	21.0 891.0	79.0 3,352.0	100.0 4,243.0	
③	Vol % Nm ³ /h	7.5 318.2	13.5 572.8	79.0 3,352.0	100.0 4,243.0	
④	Vol % Nm ³ /h		7.8 318.2	10.1 413.7	82.1 3,352.0	100.0 4,083.9
⑤	Vol % Nm ³ /h		0.8 32.5	10.9 413.7	88.3 3,352.0	100.0 3,798.2

Note. Cold air injection to converter is omitted for simplification.

6. 熱管理の問題点と対策

6.1 排熱ボイラ

6.1.1 効率改善

排熱ボイラは、硫黄をバーナで燃焼させ硫酸を製造するプロセス排熱の回収を目的として設置しているボイラであるから、プロセス効率を優先した運転とならざるを得ない。しかしながら熱バランスの改善により、ボイラからの発生蒸気量を増加さ

せることができ、熱エネルギーの有効利用が促進される次のような改善案を検討されたい。

(1) コンバータの保温強化

焙焼炉で発生したSO₂ガスは7～8%にコントロールされコンバータへ送られているが、プロセス温度確保のため、発生ガスの一部は排熱ボイラをバイパスさせているので、コンバータでの熱損失を減らすことによって、バイパス量を絞ることもでき、排熱ボイラでの蒸気発生量も増加できる。

放熱防止対策として、コンバータの保温強化をすると熱損失の減少量は次の通りとなる。コンバータからの放射熱量を800kcal/m²hとし、保温後の放散量を100kcal/m²hとすると、熱損失の減少量は、

$$49.5\text{m}^2 \times (800 - 100)\text{kcal/m}^2\text{h} = 34,650\text{kcal/h}$$

となり、ボイラ熱勘定表から排ガス温度は235℃から210℃に低下させることができる。

(2) コンデンセート回収と給水温度アップ

現在コンデンセート回収は全くされていないため、給水温度は40℃程度にとどまっている。まず容易に回収できるコンデンセートは、硫黄溶解工程の蒸気加熱ヒータ及び配管ジャケットからのコンデンセートである。

コンデンセート回収による給水温度アップを計算すると次の通りとなる。

硫黄溶解工程での蒸気消費量を全体の50%とし、コンデンセートのうちフラッシュ蒸気として放散損失が12%あるので、有効利用熱量は、

$$1,129\text{kg/h} \times 0.5 \times 0.88 \times 100\text{kcal/kg} = 49,680\text{kcal/h}$$

給水量が1,245kg/hのときの温度上昇は、

$$\frac{49,680}{1,245} \approx 40\text{℃}$$

従って給水温度は40℃から80℃にアップすることになる。なおこの場合、給水タンクは保温すべきである。

以上(1)、(2)の両対策の回収熱量によって増加する蒸気量は次式で計算できる。

熱回収後の蒸気発生量をxkg/hとするとボイラ熱勘定表から、

$$x = \frac{698.77 \times 10^3 + 34.65 \times 10^3}{658.9 - \left(\frac{49,680}{x + 116} + 40 \right)}$$

となり、これを解くと、

$$x \approx 1,258 \text{ kg/h}$$

従って蒸気発生量の増加分は、

$$1,258 - 1,129 = 129 \text{ kg/h}$$

となり、仮りにこれだけの蒸気を発生するためにボイラを運転するとすれば、蒸発倍数10として必要な油量は、

$$\frac{129}{10} \approx 13 \text{ l/h}$$

となる。1年間では、

$$13 \text{ l/h} \times 8 \text{ h} \times 335 \text{ day} \approx 34.8 \text{ kl/year}$$

となり、金額換算して、 $34.8 \times 10^3 \times 4.3 \text{ Bt} = 149,640 \text{ Bt/year}$ のメリットとなる。なおこの他に、ボイラブロー水の熱回収及びSO₃ガスクーラの熱回収も考えられる。

6.1.2 蒸発倍数によるボイラ管理

排熱ボイラの効率管理の目安として、一般のボイラと同様蒸発倍数による日常の管理を勧める。この場合の蒸発倍数の定義は次の式で表わせるので、ボイラ給水量はぜひ流量計を設置して計量してもらいたい。

$$\text{蒸発倍数} = \frac{\text{給水量} - \text{ブロー量}}{\text{硫酸生産量}}$$

この値は通常1～1.2が標準的な値である。

6.2 SO₃ガスクーラの冷却用加熱空気の利用

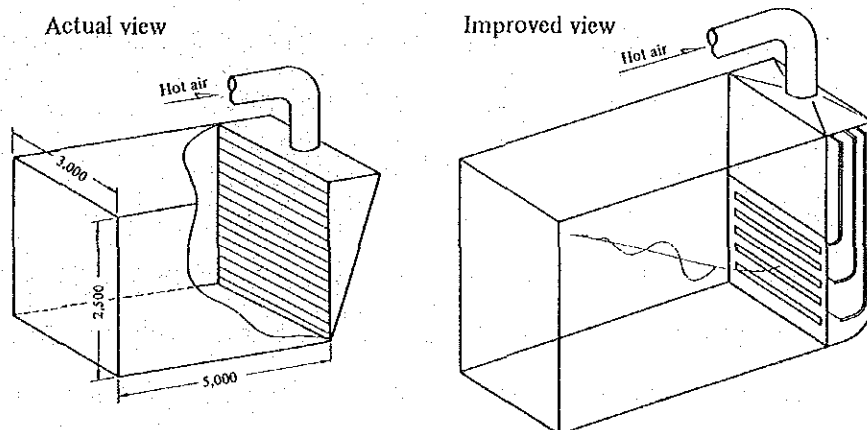


Fig. 9-3 Dryer of Cupric Sulfate

この冷却用加熱空気の一部を、硫酸銅製造設備の乾燥室の熱源として効率的に利用している点は、非常によい省エネルギー対策といえる。更に一步進めるには、一部加熱空気の大気放出を防止することと、乾燥室吹き出し口の構造をFig 9-3のように一部改造することによって上下の温度差を減らし、熱効率アップを図ることを勧める。

6.3 ボイラ給水処理

現在、ボイラ給水には井戸水が未処理のまま使用されているが、これはボイラプロ量の増大につながり、また伝熱面にスケールが付着して伝熱が妨げられ、エネルギー回収の効率が低下する。

同じ理由で、冷却器の冷却効果阻害が原因で硫酸の吸収塔の効率が下がり、エネルギー使用量の増加につながってくる。

これらの理由から、井戸水の軟化装置の設置が望ましい。

6.4 その他安全上留意すべき点

6.4.1 ボイラ低水位しゃ断装置の設置

現在使用中の排熱ボイラ及び予備ボイラのいずれも、給水ポンプのトラブルなどによるボイラ缶水の水位低下時の警報及び燃焼装置の自動停止装置が設置されていないので、万一、給水ポンプ停止等の故障が発生した場合ボイラ水がなくなり、極めて大きな事故となるので、上記安全装置の設置をぜひ実施してもらいたい。

6.4.2 硫黄の危険性について

(1) 人体に対する影響

硫黄は人体に対し毒性はないが、粉末が目や呼吸器系統に入った場合には、各種の症状を引き起こすので、硫黄の取り扱い作業時には適切な保護メガネと防塵マスクの着用を勧める。皮膚に着くと人によっては炎症を起こすことがあるので、その場合には石鹼と水でよく洗浄することを勧める。

(2) 爆発

粉末の硫黄は空気中に 35 g/m^3 含有されると着火源によって爆発的に燃焼する。金属の打撃による火花とかベルトコンベアの摩擦とか通常の作業場において発生しやすいものが着火源になり、その実例も多い。Sulfur Powder Plantでは十分な換気による爆発混合物生成の予防と着火源除去対策を講ぜられることを勧める。

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

電力会社	: MEA
ピーク・デマンド	: 160 kW
使用電力量	: 812,640 kWh/year
負荷率	: 63.2%
ペナルティ・フィ	: 3,780 Bt/year
力率	: 75%~81%
トランス	: 1 ϕ 75 kVA \times 3
総合電力単価	: 1.67 Bt/kWh

7.2 配線系統図

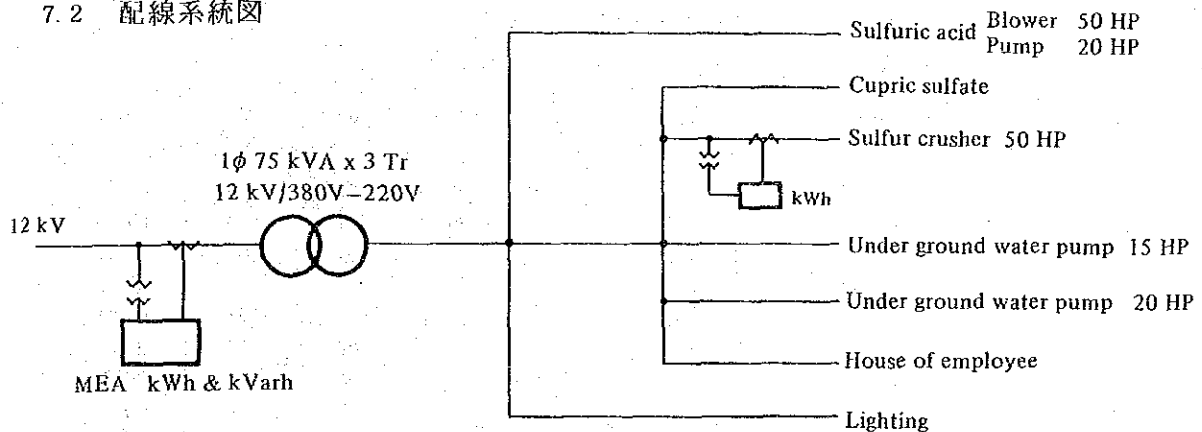


Fig. 9-4

8. 電力管理の問題点と対策

8.1 力率の改善

力率が低いので毎月ペナルティ・フィを支払っている。Table 9-4 に毎月の電力量料金表から推定した力率を示す。平均電力は稼働日数 335 日、24 時間稼働とし、毎月の稼働時間は休日を 2~3 日として算出した。Table 9-5 は工場側に依頼して 7 月 26 日から 27 日にかけて、24 時間連続で毎時間 MEA の積算電力計と積算無効電力計により測定したものである。Table 9-6 は持参した計器で測定した瞬時値である。力率を改善するにはコンデンサを挿入すればよいが、Sulfur Powder までの配電線が長いので、Sulfur Powder のパネルの母線に 10 kVar 挿入し、アルムのパネルに同様に 15 kVar、硫酸工場のパネルに 15 kVar 挿入する。硫酸銅工場の負荷は小さいので、コンデンサは挿入しない。

Table 9-4 Peak Demand to Power Factor

Month	kWh	Average power kW	Peak demand kW	P.D x 0.63 kVar	Peak kVar kVar	Penalty kVar	kVA	cos φ
1982								
1	63,600	95	138	87	105	18	173	0.798
2	64,400	103	138	87	109	22	176	0.784
3	75,280	112	146	92	118	26	188	0.777
4	68,640	102	160	101	118	17	199	0.804
5	57,680	86	146	92	114	22	185	0.789
6	65,680	98	141	89	104	15	175	0.806
7	73,040	105	134	84	102	18	168	0.798
8	67,760	101	141	89	104	15	175	0.806
9	67,840	101	136	86	108	22	174	0.782
10	67,920	101	137	86	104	18	172	0.797
11	72,000	107	137	86	121	35	183	0.749
12	68,800	102	137	86	110	24	176	0.778
Total	812,640	101				252		

Penalty 15 x 252 = 3,780 Bt/year

Max. Peak demand 160 kW

Table 9-5 Hourly Record by MEA Meters

Time	kWh/h	kVarh/h	kVA	cos φ	Time	kWh/h	kVarh/h	kVA	cos φ
7-26					7-27				
1 PM	130	99	163	0.798	1 AM	136	80	158	0.861
2	130	99	163	0.798	2	96	72	120	0.8
3	140	102	173	0.809	3	88	64	109	0.807
4	136	104	171	0.795	4	40	64	75	0.533
5	128	104	165	0.776	5	144	72	161	0.894
6	96	72	120	0.8	6	80	80	113	0.707
7	112	88	142	0.789	7	96	56	111	0.865
8	96	72	120	0.8	8	120	80	144	0.833
9	104	72	126	0.825	9	104	96	142	0.732
10	96	80	125	0.768	10	144	112	182	0.791
11	24	72	76	0.316	11	140	104	174	0.805
12	120	56	132	0.909	12	132	104	168	0.786

Total kWh for 24 hours = 2,632 kWh

Total kVarh for 24 hours = 2,004 kVarh

Average Power Factor for 24 hours = $\frac{2,632}{\sqrt{(2,632)^2 + (2,004)^2}} = 0.796$

Average Apparent Power = 138 kVA

Table 9-7 Value After Power Factor Improved

Time	Plant	kVar Before improvement	kVar After improvement	kW	kVA After improvement	cos φ	Working hour per day
7-26 2 PM	Alum	61	46	78	91	140* (Main)	8
	Sulfuric acid	47	32	58	66		24
	Powder sulfur	16	6	22	23		16
7-27 10 AM	Alum	54	39	84	93	134 (Main)	0.903
	Sulfuric acid	41	26	55	61		0.902
	Powder sulfur	19	9	23	25		0.920

Table 9-6 Instantaneous Value of Main & Branch Circuit

Time	Measuring place	V	A	kVA	cos φ	kW	Remark
7-26 2 PM	Main circuit breaker	386	239	160 *	0.8	128	Reactive power 96 kVar
	Alum	386	145.8	97	0.8	78	Panel for alum
	Cupric sulfate	386	14.3	10	0.78	7	Panel for cupric sulfate
	Sulfuric acid	393	109.7	75	0.78	58	
	Powder sulfur	361	43.9	27	0.8	22	
7-27 10 AM	Main circuit breaker	394	223	152	0.82	125	Reactive power 87 kVar
	Alum	394	147	100	0.84	84	
	Cupric sulfate	385	22	15	0.76	11	
	Sulfuric acid	390	101.5	69	0.8	55	
	Powder sulfur	362	48	30	0.78	23	

力率を改善することによって、ペナルティ・フィの支払がなくなるほか、変圧器及び配電線における電力損失も減少する。

8.1.1 変圧器損失の減少

計算前提

年間平均電力 101 kW (Table 9-4 から)

平均力率 0.796 (Table 9-5 から)

変圧器負荷損 1.3 kW

挿入コンデンサ 合計 40 kVar

皮相電力

$$\text{改善前} \quad \frac{101}{0.796} = 127 \text{ kVA}$$

$$\text{改善後} \quad \sqrt{\left\{ \sqrt{127^2 - 101^2} - 40 \right\}^2 + 101^2} = 108 \text{ kVA}$$

変圧器の損失減

$$1.3 \times 3 \times \left\{ \left(\frac{127}{75 \times 3} \right)^2 - \left(\frac{108}{75 \times 3} \right)^2 \right\} \times 24 \times 335 = 2,766 \text{ kWh/year}$$

8.1.2 導線損失の減少

(1) Alum 分岐点 ~ Sulfur Powder

導線 38 mm² × 150 m

導線抵抗 (33℃)

$$0.502 \times \{ 1 + 0.00393(33 - 20) \} = 0.528 \Omega/\text{km}$$

電 流

力率改善前 48 A

$$\text{力率改善後} \frac{23}{\sqrt{3} \times 0.362 \times 0.920} = 40 \text{ A}$$

損 失 減

$$3 \times (47^2 - 40^2) \times 0.528 \times \frac{150}{1,000} \times 16 \times 335 \times 10^{-3} = 775 \text{ kWh/year}$$

(2) 変圧器 ~ Alum分岐点

導 線 $100 \text{ mm}^2 \times (60 + 40) \text{ m}$

導線抵抗 (33℃)

$$0.185 \times \{ 1 + 0.00393(33 - 20) \} = 0.194 \Omega/\text{km}$$

電 流

	(力率改善前)			(力率改善後)		
	有効電流	無効電流	皮相電流	有効電流	無効電流	皮相電流
Sulfur Powder	37	30	48	37	15	40
Alum	123	80	147	123	58	136
硫酸銅	17	14	22	17	14	22
変圧器~硫酸銅	177	124	216	177	87	197
硫酸銅~アルム	160	110	194	160	73	176

損 失 減

昼 間

$$3 \times \left\{ (194^2 - 176^2) \times \frac{40}{1,000} + (216^2 - 197^2) \times \frac{60}{1,000} \right\} \times 0.194$$

$$\times 8 \times 335 \times 10^{-3} = 1,150 \text{ kWh/year}$$

夜 間

$$3 \times (48^2 - 40^2) \times \frac{100}{1,000} \times 0.194 \times 8 \times 335 \times 10^{-3} = 97 \text{ kWh/year}$$

(3) 変圧器 ~ 硫酸工場

導 線 $60 \text{ mm}^2 \times 100 \text{ m}$

導線抵抗 (33℃)

$$0.313 \times \{ 1 + 0.00393(33 - 20) \} = 0.329 \Omega/\text{km}$$

電 流

力率改善前 102 A

$$\text{力率改善後} = \frac{55}{\sqrt{3 \times 0.390 \times 0.902}} = 90 \text{ A}$$

損 失 減

$$3 \times (102^2 - 90^2) \times 0.329 \times \frac{100}{1,000} \times 24 \times 335 \times 10^{-8} = 1,828 \text{ kWh/year}$$

(1)+(2)+(3) 合計 3,850 kWh/year。

変圧器と導線の損失減合計は 6,616 kWh/year, 9,590 Bt/year である。ペナルティ・フィの減少分を加えて力率改善によるメリットは合計 13,370 Bt/year となる。このための費用はコンデンサ, スイッチギヤ併せて 20,000 Bt 程度とみられるので, 1年半で回収可能である。

8.2 電圧・電流の不均衡

負荷側で電圧のアンバランスが 3~5 V あった。また硫酸銅工場では電流のアンバランスが約 20 A あった。この対策としては,

- (1) 3本の電線の相対的位置を電柱毎に交互に変えること(トランスポジション)。
- (2) 単相負荷を各相にバランスさせて接続すること。

8.3 電動機の負荷

電動機の負荷状況並びに端子電圧を Table 9-8 に示す。定格出力に対して実負荷(実測入力×効率)が 50%以下の電動機は Sulfur Powder のクラッシャ(50 HP)だけで、他はほぼ 60%以上の実負荷がかかっており問題はない。

Table 9-8 Actual Load of Motors

Using for	Rated out put	Measuring in put kW	Rated voltage V	Measuring voltage V	Rated current A	Measuring Current A	Power factor	No of pole
Air blower	50 HP (37 kW)	31	380	384	70	57.2	0.81	4
Sulfur crusher	50 HP (37 kW)	20	380	363	70	43.1	0.75	4
Sulfur pump	20 HP (15 kW)	11	380	387		21.9	0.75	
Sulfur induced blower	10 HP (7.5 kW)	5.9	380	387		11.3	0.78	
Sulfur pump for burner	5 HP (3.7 kW)	2.8	380	387		5.7	0.72	
Underground water pump	20 HP (15 kW)	12.6	380	355		22.7	0.9	

8.4 ピーク・デマンドの抑制

1982年におけるピーク・デマンドの変動は最高が4月の160 kW, 9月の136 kWである。ピーク・デマンドを抑制するためには, 負荷の多い硫酸工場やアルム工場にも積算電力計を取り付けて, 毎時間次のデータをとるとよい。

受電の kWh (MEAのメータによる)

各工場の kWh

各工場の操業開始時間と操業停止時間

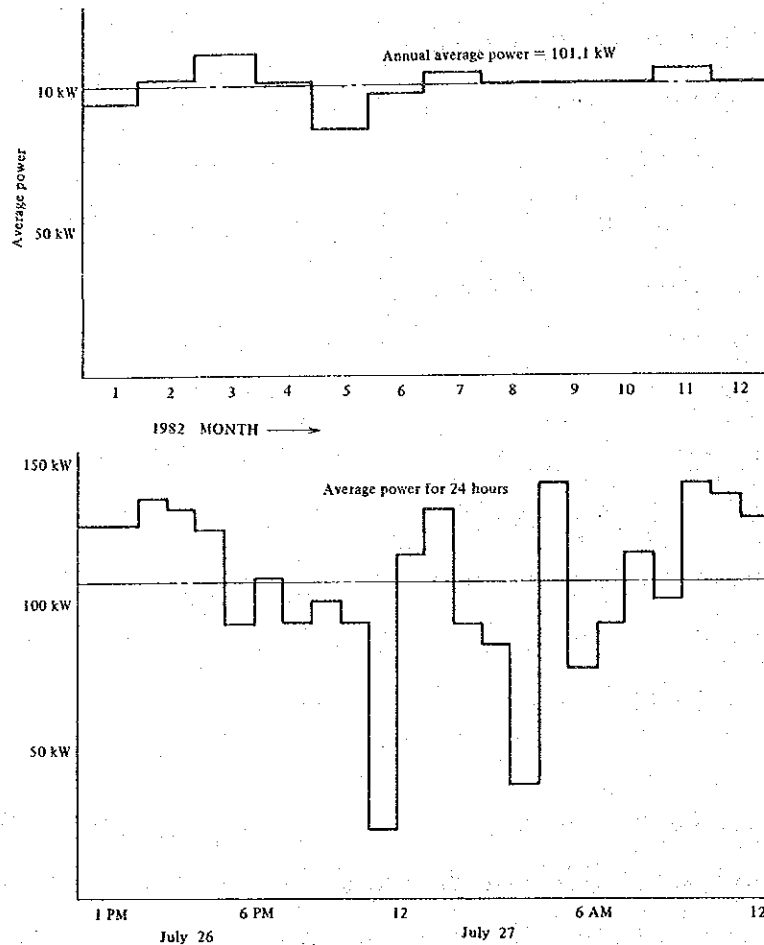


Fig. 9-5 Load Curve

これによって日負荷曲線 (Fig 9-5) を作り, 操業時間をずらしたり, 運転方法を改善してピーク・デマンドを抑制することができる。デマンドフィが安くなるばかりでなく, 負荷率の向上によって変圧器や配電線の損失を減少することができる。

8.5 変圧器の位置

変圧器の位置が門の外にあり, 各工場までの距離が長いから, 電線の電力損失が大きい。そこで変圧器を負荷の中心に当たる Fig 9-5 の A 点の電柱の位置に移せば,

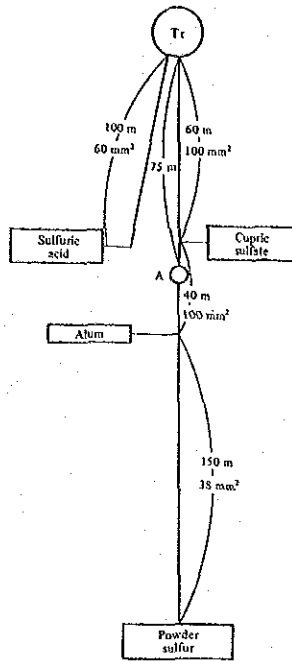


Fig. 9-6 Distribution Line

力率改善後の条件で下記の損失がなくなる。

$$3 \times (197^2 + 40^2) \times \frac{75}{1,000} \times 0.194 \times 8 \times 335 \times 10^{-3} = 4,727 \text{ kWh/year}$$

従って 6,850 Bt/year のメリットとなる。裸電線 $230 \text{ m} \times 60 \text{ Bt/m} = 13,800 \text{ Bt}$, 碍子並びに取り付け金具類, 腕木 1 式 2,000 Bt , 電柱は既設物使用, 取り付け工事 1 式 4,200 Bt , 合計 20,000 Bt 約 3 年で償却できる。高圧側の配線の延長による損失増は無視し得る程度に小さい。

9. ま と め

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) kl/year	%
排熱ボイラの効率改善	34.8	—
小 計	34.8	—
	10^3 kWh/year	%
力 率 改 善	6.6	0.8
変圧器の移設	4.7	0.6
小 計	11.3	1.4

SANG SOM CO., LTD.

1. 工場概要

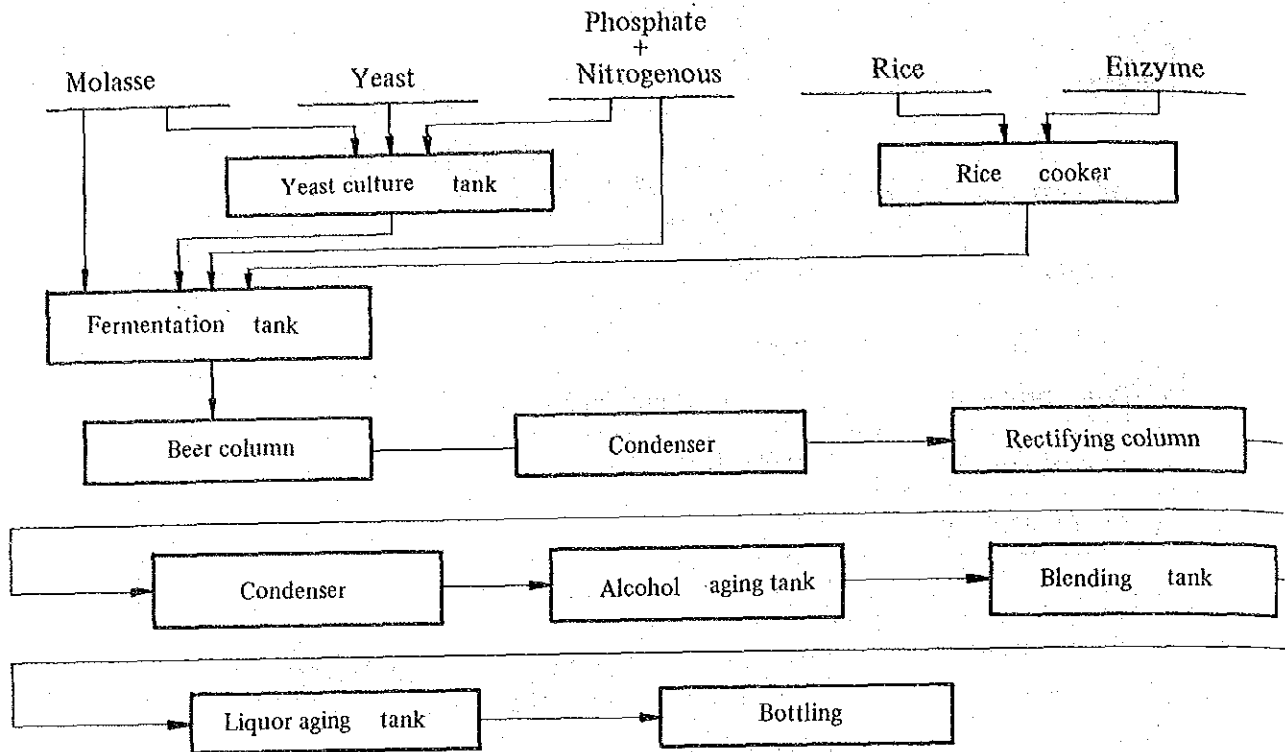
Address	49 Area Homkret A. Sanpran Nakorn-Patuch	
Capital	150X10 ⁶ Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Sang Som, Hong Tong	
Annual product	800,000 Doz/year	
No. of employees	395	
Annual energy consumption	Electric power	2,295,000 kWh/year
	Fuel	H.O.(C) 5,400 kℓ/year
Interviewees	Plant Manager : Mr. Arporn Asst. Plant Manager : Mr. Chalern	
Date of diagnosis	July 4 ~ 5, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

11年前に建設された工場である。糖蜜を主原料とし、醸酵により生成されたエタノールを蒸留精製し、これにデミネラルウォーター、カラメル、エッセンスなどをブレンドして、SANG SOM, HONG TONというアルコール飲料を製造している。

工場の稼働率は、10月～3月は高くフル生産を行ったが、4月以降の現在は20～30%の稼働率で推移している。

新工場建設の政府認可がおりて、具体化計画を進める段階にあり、現状の工場実態に対する配慮が若干希薄になっているように見受けた。

2. 製造工程



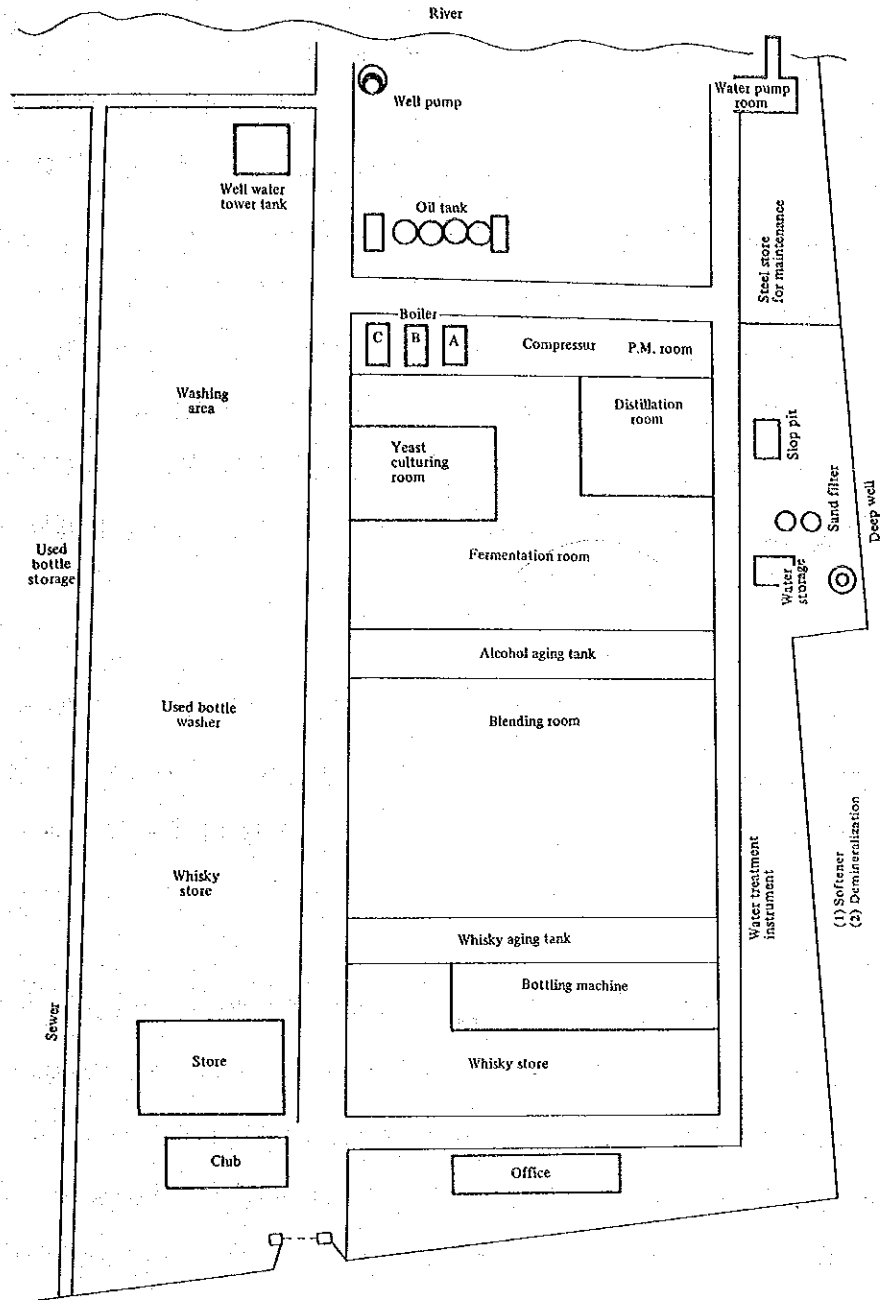
3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 10-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	3	Flue tube boiler 11 t/hr, 15 k ℓ /cm ²
Rice cooker	2	Jacket steaming
Yeast culture tank	8	
Beer column	3	Direct steaming 21 stages ϕ : 1,100 mm, h: 10,320 mm Vapor-Beer heat-exchange
Rectifying column	4	60 stages ϕ : 1,100 mm, h: 8,260 mm 1. Preheater (steam-alcohol liq.) 2. Reboiler

3.2 工場内配置図



4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

アルコール製造ということで、政府の監督下にある。新工場着工目前という事情から、この工場の改善についての目標、投資計画も決められていない状態である。省エネルギーの必要性は認識しており、今回の診断結果を新工場の建設計画の参考にしたいといていた。

4.2 全員参加の状況

工場マネージャは、省エネルギーの重要性を直接あるいはポスター等で社内に訴えている。また各部門の責任者をTPAなどの研修会に年2～3回参加させるなど、従業員の資質向上にいろいろと手をつくしている。しかし、提案も不活発なようであり、その意志が全従業員に十分浸透していないように思われる。

この工場が、近く建設される新鋭工場と対等に競争していくためには、管理体制を確立して効率と生産性を向上させる以外に方法はない。そのためには、一般従業員についても、その技術の向上を図らなければならない。季節的に稼働率低下の期間があるので、この時期こそ従業員教育実施に当てる絶好期である。人事担当部門と生産部門の綿密な連携計画によって、全従業員の教育を実施することをお勧めする。

4.3 データによる管理

エネルギー原価計算は、本社において月1回実施しているが、工場のエネルギー管理を進めるために必要なデータは計測器等の不備のため、把握できない状態といえる。例えば、重油流量計、蒸留設備の温度記録計等の計測器を設置されたい。

4.4 技術水準の向上

技術スタッフの質は、タイ王国各種産業の中でも上位に位する。従って、教育によって全体のレベルアップをすることは容易である。技術スタッフの中から指導力のある人材を選び、全体の資質をアップするための教育ができるリーダーの養成と、経営に必要な管理データをまとめ計画立案のできる人材の養成をすることが必要である。それぞれ複数の人間を社外研修会に幾度も参加させ、工場マネージャも常に課題を与え、問題解決法の訓練をしながら育てるとよい。

工場マネージャのみが努力しても、手足になって動いてくれる人がいなければ、その努力は半分も生かされないと思う。工場の実態を知る従業員が手足となって働いてくれるように育てることが、当面の技術向上の道である。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料の消費状況及び使用内訳

C重油 5,400 kℓ/year

使用内訳 — ホントンの工場 — 75% (4,050 kl)
 — サンソンの工場 — 25% (1,350 kl)

現在、サンソンの工場だけが稼働しているが、C重油の上記年間使用量は、両工場のフル稼働で80万ダースの生産をあげた場合の数値である。

燃料原単位 80万ダース×9ℓ=7,200 kl製品 5,400 kl/7,200 kl=0.75ℓ/製品ℓ

燃料原単位は生産高によって変化し、操業率の高い月に低い値が示されている。

	重油 (ℓ)	製品 (ℓ)	燃料原単位 ℓ/製品 ℓ
1982年 12月	535,100	934,800	0.57
1983年 1月	478,850	748,200	0.64
1983年 2月	484,200	866,800	0.56

その後の生産は、3月に849,933(ℓ)、4月に851,000(ℓ)で、1983年6月以降サンソン工場のみが生産となり、6月は月間C重油消費量165,000ℓ、生産量212,500ℓ程度となり、燃料原単位は0.78ℓ/製品ℓに増加している。1982年12月から1983年2月までのデータと年平均値を比べると、稼働率の低下している月は相当原単位が悪化していると思われる。年間通じて、この3カ月間程度の原単位で操業できれば、

$$\frac{0.75 - 0.59}{0.75} \times 100 = 21\%$$

の燃料節減が可能になる。

なお、糖蜜を原料として95%のエタノールを製造している日本の工場の原単位は、おおよそ、0.45ℓC重油/95%エタノールℓである。

当工場におけるウイスキーのアルコール濃度を35%として、日本の実績と対比するため、95%エタノールに換算すると、

年間平均 2.14ℓ/95%エタノールℓ

フル操業時 1.69ℓ/95%エタノールℓ

となり、4~5倍多いことがわかる。タイ王国は気温の差で日本より有利でありながら、これだけの差があることは、多くの問題点を含むものと考えられる。

使用した数値の正確性、仮定条件の設定値に問題があるかも知れないが、これらを考慮しても現状の燃料原単位は高く、省エネルギーの余地がかなりあると考える。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月3日、ボイラ実績データにより熱勘定を行った。Table 10-2の通りである。

Table 10-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	2,270.0	99.8	Heat of steam	1,671.1	73.5
Sensible heat of fuel	4.7	0.2	Heat loss in exhaust gas	550.3	24.2
			Heat loss in blow water	23.0	1.0
			Heat release from boiler body, others	30.3	1.3
Total	2,274.7	100.0	Total	2,274.7	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		C重油
燃料の消費量	(F)	237.5 kg/h
燃料の発熱量(低位)	(H _l)	9,558 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.950
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg℃
燃料の温度	(T _f)	82℃
基準温度	(T _o)	38℃
廃ガス中のO ₂ %	(O ₂)	11.0 %
廃ガス温度	(T _g)	361℃
ブロー水量	(B)	192 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	166.9℃
給水量	(W)	2,917 kg/h
給水温度	(T _w)	47℃
蒸気圧力	(P)	6.5 kg/cm ² G
蒸発量(S = W - B)	(S)	2,725 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	660.2 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	47 kcal/kg

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) $2,270.0 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

$$Q_c = F \times H\ell$$

燃料の顕熱 (Q_s) $4.7 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

$$Q_s = F \times C_p (T_f - T_o)$$

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) $1,671.1 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

$$Q_v = S \times (E_s - E_f)$$

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) $550.3 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

$$Q_e = F \times G \times 0.33 (T_g - T_o)$$

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 \text{ H}\ell / 1,000 + 2.0 = 10.12 \text{ Nm}^2 / \text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 \text{ H}\ell / 1,000 = 10.61 \text{ Nm}^2 / \text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 2.10$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 21.74 \text{ Nm}^2 / \text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) $23.0 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

$$Q_b = B \times (T_b - T_w)$$

炉体からの放散熱量その他 (Q_r) $30.3 \times 10^3 \text{ kcal / h}$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ボイラ

6.1.1 燃焼改善

排ガス中の $O_2\%$ が 11.0 % を示しており、異常に高い。空気ダンパの調整を行って O_2 を 4 % 以内に保ってほしい。また排ガス温度も高くなっている。空気比調整によって排ガスを減らすとともに、ボイラチューブ内外面の掃除を行う必要がある。空気の吹き込みを一時的に絞って、空気比の仮調整テストを行った結果、 O_2 を下げられる見込みが得られている。現在、バーナのチップの掃除回数が 2 回 / 月

と非常に少なくストブロー、スケール除去等を3カ月に一度しか行っていない。

バーナの掃除が少ないため、煙が微量ながら出やすい状態にある。バーナの手入れ点検を強化してほしい。O₂ 4%，排ガス温度 210℃に改善されれば、ボイラ効率が向上し、燃料消費量は 17.9%，966.6 kl/year 減少する。

改善後空気比 $m' = 1.24$

改善後排ガス量 $G' = 13.04 \text{ Nm}^3/\text{kg oil}$

改善後の燃料量を $x \text{ kg/h}$ とすると、ボイラ熱勘定表から、

$$\frac{2,274.7}{237.5} \cdot x = (1,671.1 + 23.0 + 30.3) + \frac{13.04 \times 0.33 \times (210 - 38)x}{1,000}$$

$$\therefore x = 195.1 \text{ kg/h}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{F-x}{F} = 0.179 \quad \text{燃料節減可能量} \quad 5,400 \text{ kl} \times 0.179 = 966.6 \text{ kl/year}$$

6.1.2 蒸気バルブの洩れ

給水タンクは 2.7 m³ 3基の丸形横置で、ボイラ 3基にそれぞれ 1基ずつ設置されている。据え付け位置が 3基とも近い位置にあり、それぞれに蒸気配管がされている。診断時は 1号ボイラを使用中であったが、意外にも使用されていない No. 3 給水タンクが 80℃にも上昇していた。各給水タンクは保温もされていないので、放熱が甚しい。その原因として、No. 3 給水タンク用蒸気バルブが洩れていたためである。修理すると、洩れ蒸気の熱量が次のようになり、省エネルギーとなる。

給水タンク 1基の表面積 10.6 m²

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \varepsilon A \left\{ \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right\} = 4.88 \times 0.9 \times 10.6 (156 - 94) = 2,886 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = ac \times \Delta t = 2.2 \times A \times \Delta t^{1.25} = 2.2 \times 10.6 \times 105 = 2,449 \text{ kcal/h}$$

放射伝熱 + 対流伝熱 = 5,335 kcal/h

$$5,335 \text{ kcal/h} \times 24 \text{ h} \times 242 \text{ day} = 30,985.7 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

熱勘定計算のボイラ効率、重油の比重を使い、これを C 重油に換算すると、

$$30,985.7 \times 10^3 / (9,558 \times 0.95 \times 0.735) = 4.6 \text{ kl/year}$$

また 2号ボイラとの連絡バルブ 4"に洩れがあり、グラウンド部から天井に向けて蒸

気が吹いていた。圧力 $6.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$, 1.0 mm 穴径とすると, 3.2 kg/h の洩れとなる。

$$660 \text{ kcal/kg} \times 3.2 \times 24 \times 242 \text{ day} = 12,266.5 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

これを C 重油に換算すると,
$$\frac{12,266.5 \times 10^3}{9,558 \times 0.95 \times 0.735} = 1.8 \text{ kl}$$

バルブ洩れによる損失は, 重油換算 $4.6 + 1.8 = 6.4 \text{ kl/year}$

省エネルギー率
$$\frac{6.4}{5,400} \times 100 = 0.1 \%$$

6.1.3 重油タンク, 重油ヒータのコンデンセートの回収

4.8 m^3 /基の重油サービスタンク 3 基と, 各ボイラの重油加熱器のコンデンセートが未回収である。給水タンクに回収するとよい。

年間 C 重油使用量 $5,400 \text{ kl/year}$, タンク及びヒータの加熱効率 60% とすると加熱用の蒸気熱量は,

$$5,400 \text{ kl/year} \times 0.45 \times (82 - 38) / 0.6 = 178,200 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

その 15% がコンデンセートに移るとしてこれを回収すれば,

$$178,200 \times 10^3 \text{ kcal} \times 0.15 = 26,730 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

C 重油節減
$$26,730 \times 10^3 / (9,558 \times 0.95 \times 0.735) = 4.0 \text{ kl/year}$$

省エネルギー率
$$4.0 / 5,400 \times 100 = 0.1 \%$$

6.1.4 重油ヒータの保温

直径 22 cm , 長さ 135 cm の重油ヒータは保温が 70% 破れ, 表面温度が $120 \text{ }^\circ\text{C}$ の部分が露出している。 $1,675 \text{ kcal/m}^2\text{h} \times 0.7$ の熱損失があるので保温をしておしてほしい。 $1,675 \times 0.7 \times 0.93 \text{ m}^2$ の熱損失があるので保温をしておしてほしい。

C 重油換算
$$6,333.2 \times 10^3 / (9,558 \times 0.95 \times 0.735) = 0.9 \text{ kl/year}$$

グラスウール 25 mm 保温で放熱は $80 \text{ kcal/m}^2\text{h}$ に減るので,

$$0.9 \text{ kl/year} \times \frac{1,675 - 80}{1,675} = 0.9 \text{ kl/year}$$

の重油減となる。省エネルギー率は $0.9 \text{ kl} \times 100 / 5,400 = 0.02 \%$ となる。C 重油 4.3 Bt/l として $3,870 \text{ Bt/year}$, 保温費用は 930 Bt であり, 0.24 年で費用は回収できる。

6.2 蒸気配管系の保温

蒸気パイプ、ヘッダ等の保温は大体実施されているが、バルブ、減圧弁、フランジ等はほとんど保温されておらず、クッカ、蒸留室のタワー、ヒータ、送液管等も保温されていない。ボイラ室から蒸留室までの系統を追って見ると、ボイラ本体の6"バルブ6個、ボイラ室ヘッダまわり6"バルブ4個、減圧弁・ストレーナなど6"バルブ相当5個、計15個が無保温であり、アキュムレータ、蒸留室のヘッダ3基に設置の4"バルブ及び減圧弁など23個が無保温である。これらの放熱損失を計算すると、Table 10-3の通りである。

Table 10-3 Radiation Heat Loss of Valve

Valve		No. of units		Heat loss	
Size	Location			No insulation	Insulation *
Stop valve 6"	Boiler room	15	23	1,900 kcal/h x 15 = 28,500 kcal/h	130 kcal/h x 15 = 1,950 kcal/h
		Include Reducer 1 Strainer 1			
Stop valve 4"	Accumulator	3	23	1,100 kcal/h x 23 = 25,300 kcal/h	100 kcal/h x 23 = 2,300 kcal/h
	Distillation room	20			
		Total		53,800 kcal/h	4,250 kcal/h

* Insulation material
Glass wool 50 mm

$$\text{Insulation effect} = \frac{(53,800 - 4,250) \text{ kcal/h} \times 24 \text{ h} \times 365 \text{ days}}{9,600 \text{ kcal/kg} \times 0.735 \times 0.95} = 64.8 \text{ kcal/year}$$

(As heavy oil C)

$$\text{燃料費の節約金額} \quad \text{年間 } 4.3 \text{ Bt/l} \times 64.8 \times 10^3 \text{ l/year} = 280.0 \times 10^3 \text{ Bt/year}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{64.8}{5,400} \times 100 = 1.2\%$$

上記蒸気配管系のバルブ等を50mm厚グラスファイバで保温し、アルミ板でカバーすると、92%の放熱がカットされ、節約可能な燃料は年間64.8klで全消費量の約1%に相当し、金額としては、約280,000Bt/yearである。これらのバルブ類を保温し、アルミ板で被覆する費用を以下に求める。

グラスファイバ保温諸経費の基礎はTable 10-4を用いる。

Table 10-4

	Distillation column	Rectifier
Skin temperature	Average 86°C	Average 80°C
Dimensions		
Diameter	1.1m	1.1m
Height	10.3m	8.3m
Surface area	35.58m ²	28.67m ²
Heat loss per hr.	813 kcal/m ² h. x 35.58m ² = 28.9 x 10 ³ kcal/h	759 kcal/m ² h. x 28.67m ² = 21.8 x 10 ³ kcal/h
No. of unit upon run		
During half year	1 unit	1 unit
During half year	3 units	4 units
Heat loss per year	506.3 x 10 ⁶ kcal/year	477.4 x 10 ⁶ kcal/year
Equivalent fuel oil	75.9 kl/year	71.6 kl/year

グラスファイバ・ブランケットの使用量は、6"バルブには1.6m²、4"バルブには1.2m²を要する。これらの総設備費は、

$$(182 + 268 + 300) \text{ Bt/m}^2 \times \{ (1.6\text{m}^2 \times 15) + (1.2\text{m}^2 \times 23) \} + 105 \text{ Bt} \times 38 \text{ 個} = 42,615 \text{ Bt}$$

で、燃料節減額により、0.15年で費用は回収可能である。

この他、ライスクッカ、イーストカルチャ、ファーマンタ、オイルサービスタンク、給水タンク等の各蒸気バルブは保温されていない。蒸気パイプ、加熱加温設備の既保温材料の中には、破損により保温効率の低下しているものも多い。無保温箇所、濡れ、亀裂、破損等の保温不良箇所を調査抽出し、施工、修繕することにより、全燃料消費量の5%は節減できると考える。

6.3 蒸留塔、精留塔の保温

蒸留塔、精留塔は保温されておらず、放熱が多い。合計で147.5kl/year、金額換算634,200 Bt/year、全燃料使用量の2.7%に相当する(Table 10-5参照)。

この熱損失を80%カットするため、熱伝導率0.037kcal/mh°Cのグラスウールを用いて保温することを検討する。表面温度を35°Cに保つためのグラスウールの厚さは、

$$\frac{0.037 \text{kcal/m}^2 \text{h}^\circ \text{C} (86^\circ \text{C} - 35^\circ \text{C})}{813 \text{kcal/m}^2 \text{h} (1 - 0.8)} = 12 \text{mm}$$

であるから、1" (25mm) 厚で十分である。

Table 10-5 Monthly Power Consumption By PEA Meter

Month/year	Maximum power demand kW	Monthly power consumption kWh	Average power kW	Load factor %
1 / 82	432	179,676	242	56.0
2	396	168,084	250	63.0
3	432	190,680	256	59.0
4	432	192,780	268	62.0
5	420	172,320	232	55.0
6	420	177,336	246	59.0
7	432	190,548	256	59.0
8	444	196,500	264	59.0
9	444	201,576	280	63.0
10	492	221,520	298	61.0
11	456	206,976	284	62.0
12	444	196,752	264	59.5
1 / 83	456	206,796	278	61.0
2	456	190,008	283	62.1
3	504	226,524	304	60.3
4	492	230,820	321	65.2
5	504	217,008	292	57.9
6	456	186,336	259	56.8

$$\text{Average power through the year} = \frac{2,294 \times 10^3 \text{kWh}}{8,760 \text{h}} = 262 \text{kW} (1982)$$

保温施工経費は、Table 10-3を参考にする(ただし25mm厚のグラスファイバ・ブランケットの価格は87Bt/m²とする)。

$$(87 + 268 + 300 + 280) \text{Bt/m}^2 \times (35.6 \text{m}^2 \times 3 + 28.7 \text{m}^2 \times 4) = 207,200 \text{Bt}$$

である。保温によって節減可能な燃料は、

$$147.5 \text{k} \ell / \text{year} \times 0.8 = 118.4 \text{k} \ell / \text{year}$$

$$\text{省エネルギー率} = \frac{118.4}{5,400} \times 100 = 2.2 \%$$

$$4.3 \text{Bt} / \ell \times 118.4 \text{k} \ell / \text{year} = 507,400 \text{Bt} / \text{year}$$

であり、約3ヵ月で施工費の償却ができることになるので、ぜひ実施されたい。保温材に何を使用するか、業者と再度十分検討されたい。

また保温を行うことにより、精留塔の還流比が塔の上下を通じて一定となり、精留効果も改善され、これによる省エネルギーも期待できる。更に、精留塔には熱交換器がついていないが、塔頂留出物や塔底液の熱を利用して給液を加熱することは、一般的に行われていることであり、検討されたい。

6.4 その他

Molasses 中の糖分から得られるアルコールの歩留は理論的には 85 % であるが、95 % エタノールとして 83 % というのが平均的な実績である。当工場の場合 80 % 以下と聞いたが、この歩留をあげることが燃料原単位の向上のための最も重要な要因である。日本における歩留向上を主体とした日常の管理方法の例を以下に記すので、参考にして日常管理を進められたい。

日本では、醱酵槽 1 本、1 本の歩留を掌握するというきめ細かい管理をすることが、アルコール製造業界の常識となっており、現場オペレータは次のように作業している。

- (1) 手順 1 醱酵槽の醱酵経過を記録する。
毎時間の槽の上部・中部・下部の温度及び濃度の記録。(日報記載)
- (2) 手順 2 醱酵終了時、液量及びアルコール濃度を把握する。醱酵槽内の液深を測定し、Tank Table から液量を求め、また比重を測定してアルコール含有濃度を求め、その槽のアルコール量を計算して日報に記載する。
- (3) 手順 3 毎時間の蒸留塔送りの液量、留出量、残油量を記録し、醱酵槽一本分の装入量にみあうアルコールの物質収支を計算する。

7. 電力の消費状況

7.1 電力消費に関する主な指標

電力会社	: P E A
ピーク・デマンド	: 504 kW(1983年3月)
使用電力量	: $2,294 \times 10^3$ kWh/year (1982年)
負荷率	: 月間負荷率 55 ~ 65 %
ペナルティ・フィ	: な し
力率	: 月間力率 93 ~ 96 %
トランス	: 3 ϕ 1,250kVA \times 1台, 3 ϕ 250kVA \times 1台
仕上り単価	: 年間平均 1.8Bt/kWh

7.2 配線系統圖

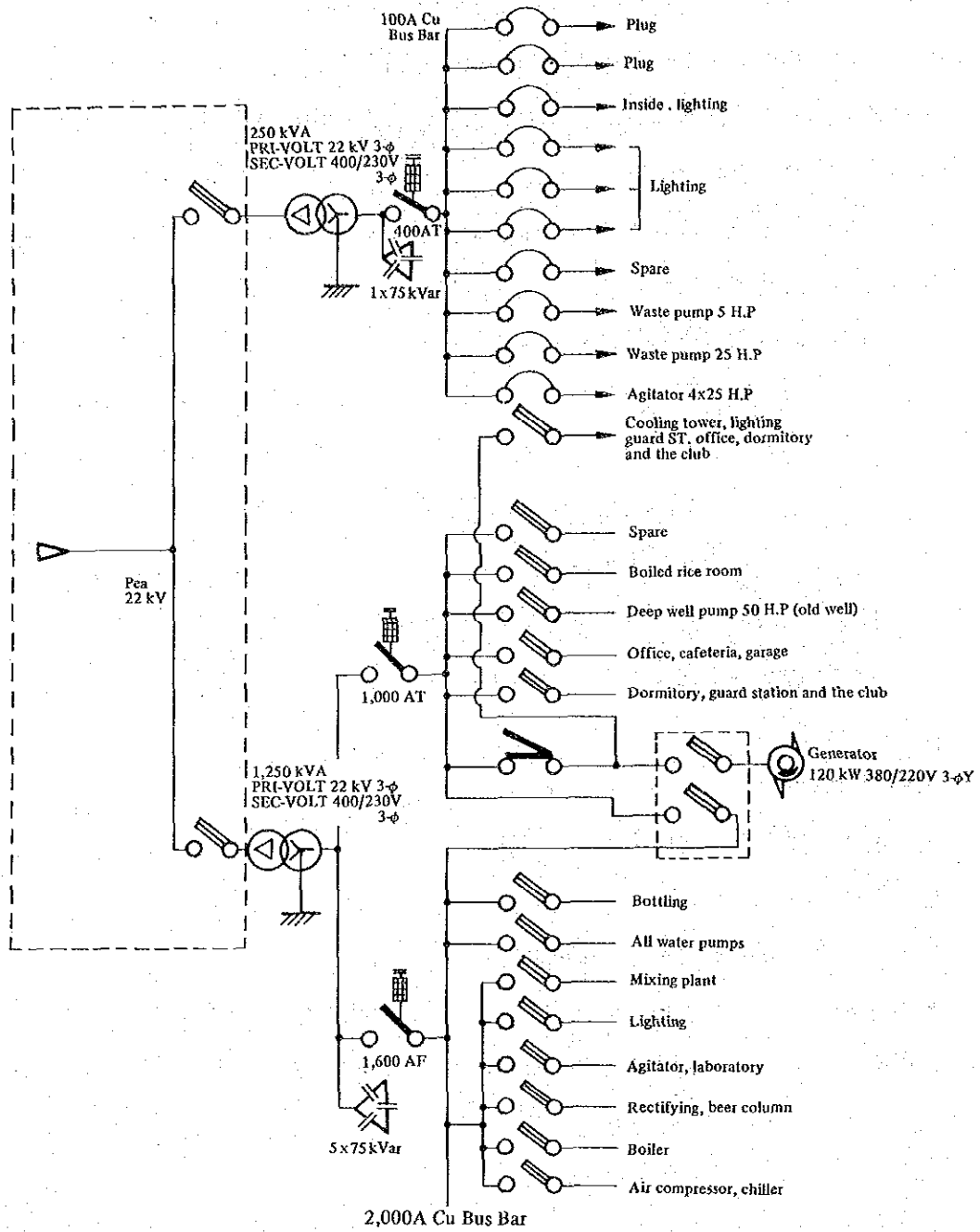


Fig. 10-3

7.3 消費狀況

7.3.1 月別電力使用狀況

Table 10-6

5 July

Machine	Rated kW	Actual kW	V	AR	As	AT	Ao	Cos ϕ	L, F
Trans former 1,250 kVA 11° 30' PM →		174.6	388	248	200	260	47	0.93	15.0
(5 x 75 kVar condenser 13° 40' PM →		178.7	403	281	186.3	235	99	0.96	14.9
Trans former 250 kVA open cap 75 kVar		10.8	407	80.2	75.7	81.8	0.2	0.19	4.3
(1 x 75 kVar condenser) close cap 75 kVar		15.8	401	30.3	30.7	30.0	0.2	0.75	8.4
Load of trans 250 kVA									
1. Agitator, 15 kW, 380V, 30A	15	12.23	401	24.2	24.0	22.9		0.73	81.5
2. Waste water pump, 5HP, 380V, 8.5A	3.7	0.45	401	4.76	5.37	4.73		0.14	12.1
Load of trans 1,250 kVA									
1. Air compressor, 45 kW, 380V, 84A	45	36.9	384	64.3	58.4	64.8		0.89	82
2. Water feed pump, 30 kW, 380V, 56A	30	28.7	395	46.9	47.2	44.8		0.89	95.7
3. Deep well pump, 75 kW, 380V, 141A operate 6 Hr/D	75	59.8	391	98.4	106.3	95.7		0.89	79.6
4. Water pump, 7.5 kW, 380V, 15A 1,430 rpm	7.5	5.86	388	11.16	11.75	12.0		0.75	78.13
5. Feed water pump, 30 kW, 380V, 56A	30	36.6	399	61.5	58.5	61.0		0.74	122
6. Beer pump, 4.4 kW, 380V, 8.2A	4.4	2.2	399	4.67	5.12	5.16		0.63	50
7. Beer pump, 5.5 kW, 380V, 11A	5.5	4.46	400	8.58	8.60	8.70		0.75	81.1
8. Air compressor, 30 kW, 380V, 58A (Operate, 20 min/T x 3 = 60 min/D)	30	19.57	399	40.9				0.69	65.2

7.3.2 負荷曲線

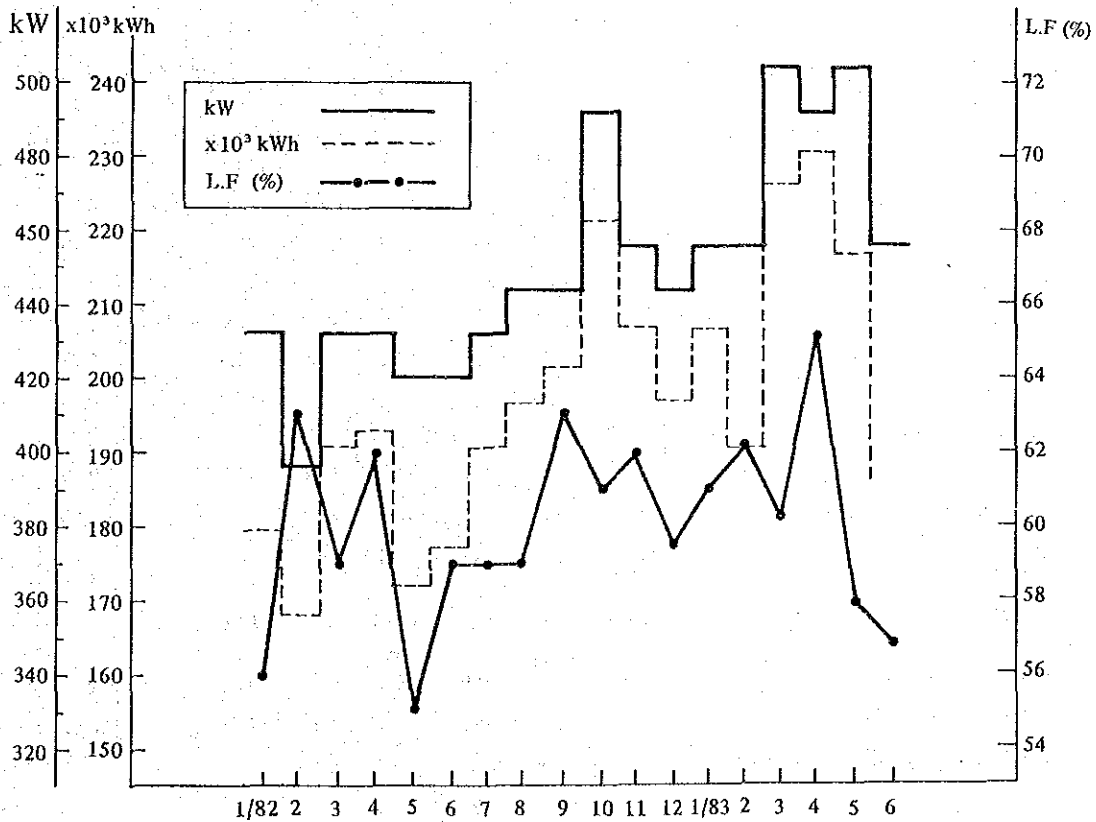


Fig. 10-4 Monthly Curve

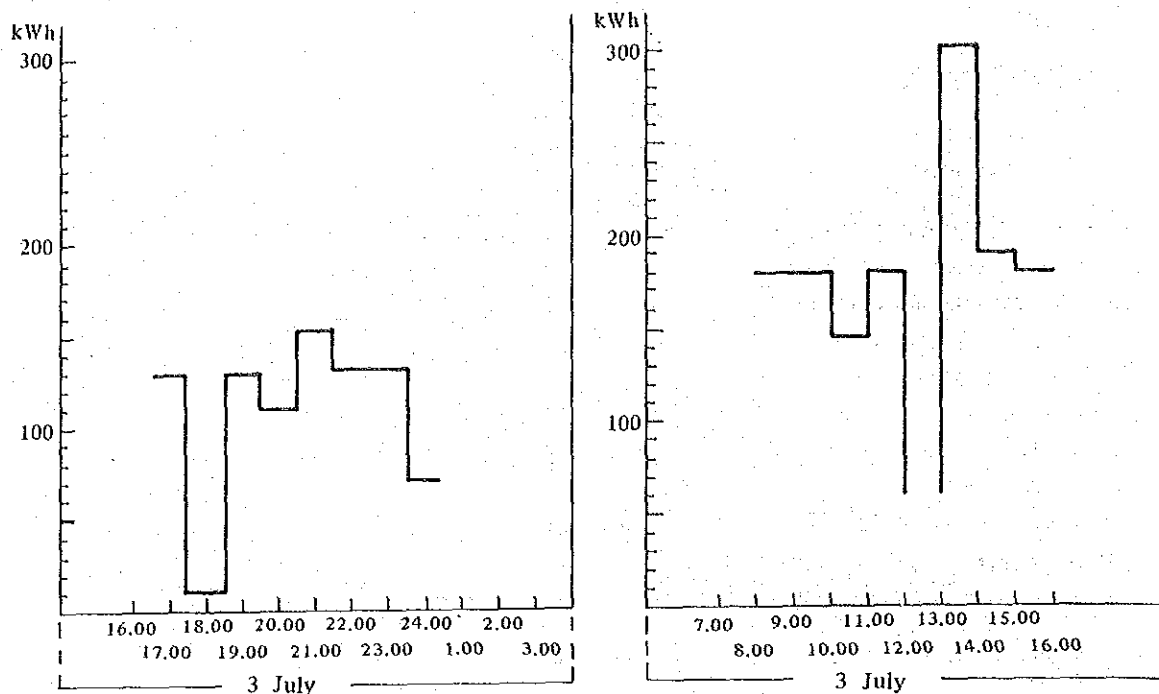


Fig. 10-5 Monthly Load Curve

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 10-7

5. July

Machine	Rated kW	Actual kW	V	AR	AS	AT	AO	cosφ	LF
Trans former 1250 kVA 11°30' PM→		174.6	388	248	200	260	47	0.93	15.0
(5 x 75 kVar condenser) 13°40' PM→		178.7	403	281	186.3	235	99	0.96	14.9
Trans former 250 kVA open cap 75 kVar		10.8	407	80.2	75.7	81.8	0.2	0.19	4.3
(1 x 75 kVar condenser) close cap 75 kVar		15.8	401	30.3	30.7	30.0	0.2	0.75	8.4
Load of Trans 250 kVA									
1. Agitator 15 kW 380V 30A	15	12.23	401	24.2	24.0	22.9		0.73	81.5
2. Waste water pump 5HP 380V 8.5A	3.7	0.45	401	4.76	5.37	4.73		0.14	12.1
Load of Trans 1250 kVA									
1. Air compressor 45 kW 380V 84A	45	36.9	384	64.3	58.4	64.8		0.89	82
2. Water feed pump 30 kW 380V 56A	30	28.7	395	46.9	47.2	44.8		0.89	95.7
3. Deep well pump 75 kW 380V 141A operate 6h/day	75	59.8	391	98.4	106.3	95.7		0.89	79.6
4. Water pump 7.5 kW 380V 15A 1430 r.p.m.	7.5	5.86	388	11.16	11.75	12.0		0.75	78.13
5. Feed water pump 30 kW 380V 56A	30	36.6	399	61.5	58.5	61.0		0.74	122
6. Beer pump 4.4 kW 380V 8.2A	4.4	2.2	399	4.67	5.12	5.16		0.63	50
7. Beer pump 5.5 kW 380V 11A	5.5	4.46	400	8.58	8.60	8.70		0.75	81.1
8. Air compressor 30 kW 380V 58A (Operate 20 min/T x 3 = 60 min/day)	30	19.57	399	40.9				0.69	65.2

8.2 配電系統

8.2.1 ピーク・デマンド

Fig 10-5 の時間別日負荷曲線によると、診断日の最大電力は 300 kWh/h となっている。15 分最大値では、おおむね 400 ~ 450 kW 程度が記録されるであろう。当日は軽負荷であり、ピーク・デマンドを更に抑制することは可能とみられる。最大値を低減させるためには、

- (1) 短時間運転の大型ポンプ
- (2) 補助保全部門での大型機器（コンプレッサ他）
- (3) 事務所の空調機器

等の起動時間を少しづつズラシ、短時間に大電流を流さないようにすることの検討が必要である。もしピーク・デマンドを 50 kW 低減できれば、

$$95 \text{ Bt/kW} \times 50 \text{ kW} \times 12 \text{ month/year} = 57,000 \text{ Bt/year}$$

のメリットとなり、同一使用量ならば当然仕上り単価も低減される。これは年間電力料金 4,118,618 Bt/year（1982 年）に対し約 1.4 % に相当する。

8.2.2 トランス

トランス容量は Table 10-6 のピーク・デマンド 504 kW、平均電力 321 kW から推定すれば過大と思われる。そこで、容量を低減した場合の期待メリットを試算する。

ここで前提条件として、平均電力 321 kW（月間最大値）、力率 90 %、皮相電力 357 kVA、稼働時間 8,760 h/year、トランスの鉄損 0.3 %、銅損 1.4 % とすれば、Table 10-8 の通りである。

Table 10-8 Electricity Failure

Transformers kVA	Load 357 kVA	Iron loss 10 ³ kWh/year	Copper loss 10 ³ kWh/year	Total 10 ³ kWh/year	
Present state	1,250	300	33	9	42
	250	57	7	2	9
Improved state	600	300	16	18	34
	100	57	3	4	7
Difference			Δ21	+11	Δ10

すなわち、 $(51-41) \times 10^3 = 10 \times 10^3 \text{ kWh/year}$, $10 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh}$
 $= 14,500 \text{ Bt/year}$ のメリットとなる。しかし、トランス設備購入費を 600 kVA で
 300,000 Bt, 100 kVA で 50,000 Bt とすれば、設備投資回収年月は、

$$\frac{300,000 + 50,000}{14,500} \approx 24 \text{ カ年}$$

となり、経済的にはメリットがない。

8.2.3 不平衡電流

トランス 1,250 kVA 2 次側の電流は 200 ~ 278 A であり、約 40 % の不平衡となる。
 測定時が昼間であること、更に稼働率が 20 ~ 30 %、負荷率が 15 % 程度と低いこ
 ともあって、

- (1) 夜間照明点灯時には平衡するのか
- (2) 昼間における事務所等の空調機が、不平衡の原因であるのか

確認はできなかったが、不平衡電流による逆相分の電力ロスを考えれば、単相負荷
 各機器のバランスした接続を図るべきである。

8.2.4 配電系統全般

配電方式や配電機器（トランス、配電盤、制御盤）は全般的によい。やはり最大
 の問題点は停電事故の多いことである。

Table 10-9

Cause \ Year	Year			Total
	1980	1981	1982	
Fuse blow-out	2	1	2	5
Over-load	1	4	26	31
Over voltage	3	8	5	16
Miscellaneous	12	11	12	35
	18	24	45	

Table 10-9 の事故原因のうち、特に 1982 年に急激に増加した過負荷事故に対し
 ては、ヒューズや接触器の接触不良による過熱劣化、大型機の起動条件（スターテ
 ルタ方式）や保護協調（電流-時間特性）等を、早急に再点検する必要がある。

1982 年における 45 回の停電事故では、直接費と間接費の合計で約 2,200,000 Bt/
 year の損害を出しているとのことなので、事故半減を管理目標として、設備点

検並びに補修に努めてほしい。

8.3. 電動力応用

8.3.1 電圧

Table 10-7によれば、モータ定格電圧 380 V に対し供給電圧は 388 ~ 401 V と、やや高い。低操業、低負荷が長期間にわたるならば、トランスタップを切り替えて 2 次側の電圧を 370 ~ 380 V 程度に下げる方がよい。そして電力量の変化とモータの温度上昇をチェックしてほしい。

軽負荷時においては、5%電圧を下げることにより、トランス配電線及びモータロス は約 2 ~ 3% 低減するといわれている。そこで、メリットを 2% とし年間電力使用量 $2,294 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ とすれば、

$$2,294 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 = 45.9 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$45.9 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 66,700 \text{ Bt/year}$$

のメリットとなる。

8.3.2 給水ポンプ

Table 10-7によれば Feed Water Pump 30kW は、定格 30kW に対し測定値は 36.6kW であり、約 22% の過負荷となっている。

その原因として考えられるものは、

- (1) 羽根への「異物の付着」によるアンバランス
- (2) ケーシング内で「内部リーク防止用シール」が損耗し、循環流が生じている。
- (3) 吐出側の弁の閉めすぎ。又は配管系統の抵抗の増大（ただし、ポンプが容積式の場合）
- (4) カップリングの芯出し不良
- (5) ポンプとモータの仕様の不一致

等があるので、早急に調査検討すべきである。

8.3.3 エアコンプレッサ

運転状況は 20 分 / 1 回、1 日 3 回、1 日 1 時間、実負荷運転となっているが、残り 23 時間の無負荷中でもバルブ等の洩れにより圧力は Fig 10-6 の通り脈動し、コンプレッサが短時間動いている。

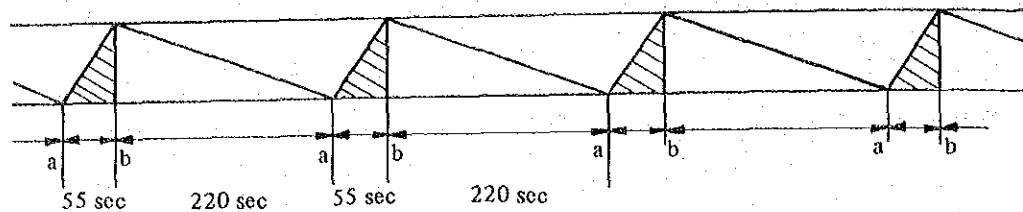


Fig. 10-6

すなわち、Fig 10-6 の斜線の部分が洩れロスと考えられる。概算上、 $ab : ba$ を $1 : 4$ とすれば、実負荷は Table 10-7 の測定値では 20 kW なので、洩れロスにより

$$20 \text{ kW} \times 23 \text{ h/day} \times \left(\frac{1}{1+4} \right) \times 365 \text{ day/year} = 33,580 \text{ kWh/year}$$

$$33.6 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 49,300 \text{ Bt/year}$$

の損失となる。

そこで洩れロス低減対策として、運転休止又は食事時などの無負荷の静かな時間帯に逆止弁、配管接続部、負荷側バルブ等の「洩れ音」やコンプレッサ本体の温度（洩れが多いと高くなる）を調査し、防止対策を立てること。

8.4. その他

8.4.1 運転及び保安全管理

地域的な条件で自工場内に修理設備もあり、保全要員もいるので、故障時の修理復旧はスムーズに実施されているものと思う。しかし、事前の計画保全については、実施されているかどうかはチェックリスト等により確認することはできなかった。計画的に補修を進めることにより故障休止を減らすことも、省エネルギーのために重要なことである。なお、電気室内のケーブルダクトの清掃の実施と、ケーブルの立上り部分やダクト上部の鉄板カバーは早急に補修してほしい。

9. まとめ

以上の対策を実施した場合の効果は、次の通りである。

	(重油換算) kl/year	%
ボイラ燃焼改善	966.6	17.9
バルブからの蒸気洩れ	6.4	0.1
重油加熱用蒸気のコンデンサ回収	4.0	0.1
重油ヒータ保温	0.9	0.0
蒸気配管系の保温	64.8	1.2
蒸留塔保温	118.4	2.2
小計	1,161.1	21.5

	10 ³ kWh/year	%
モータ供給電圧の低減	45.9	2.0
エアークンプレッサ系統補修	33.6	1.5
小計	79.5	3.5

UNITED GRAINS CO., LTD.

1. 工場概要

Address	51 Poochaosamingpral Road, Phrapradaeng, Samuthprakarn	
Capital	100 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Maize handling, drying and storage	
Annual products	Annual handling 600,000 ton	
No. of employees	69	
Annual energy consumption	Electric power	3,906,000 kWh
	Fuel	H.O.A 1,200 kℓ
Interviewees	Plant Engineering Department Manager Mr. Suphote Yhookase	
Date of diagnosis	July 7 ~ 8, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

当社は、メトログループの食品部門の代表格である United Flour Mill (U. F. M) の系列会社で、その敷地の一角を占めている。敷地内の企業は、U. F. M の他に United Silo and Services Co. (U. S. S), International Warehousing Co. (I. W. C), U. G. C Warehousing Co. があり、業務内容により企業が分割されているが、設備改善等のエンジニアリング部門や管理部門は U. F. M グループ内で 1 本化されている。

United Grains Co. (U. G. C) は、トウモロコシを主体とするタイ王国内最大の穀物ターミナルで 32 個の巨大なサイロを持ち穀物貯蔵能力 75,000 t、乾燥能力 200 t/h × 2 基、船積能力 800 t/h 並びに 20,000 t 級船舶の着岸可能な 230m 岸壁を持っている。運転開始してから、ちょうど 2 年を経過した。ドライヤの運転は、季節的にトウモロコシの水分が増加する 7 月～1 月のみ行われ、特に 8 月～10 月の稼働率はピークである。

Plant Engineering Department では、省エネルギーと既設ドライヤ能力不足対策として、脱湿空気によるトウモロコシ乾燥法を検討している。

2. 製造工程

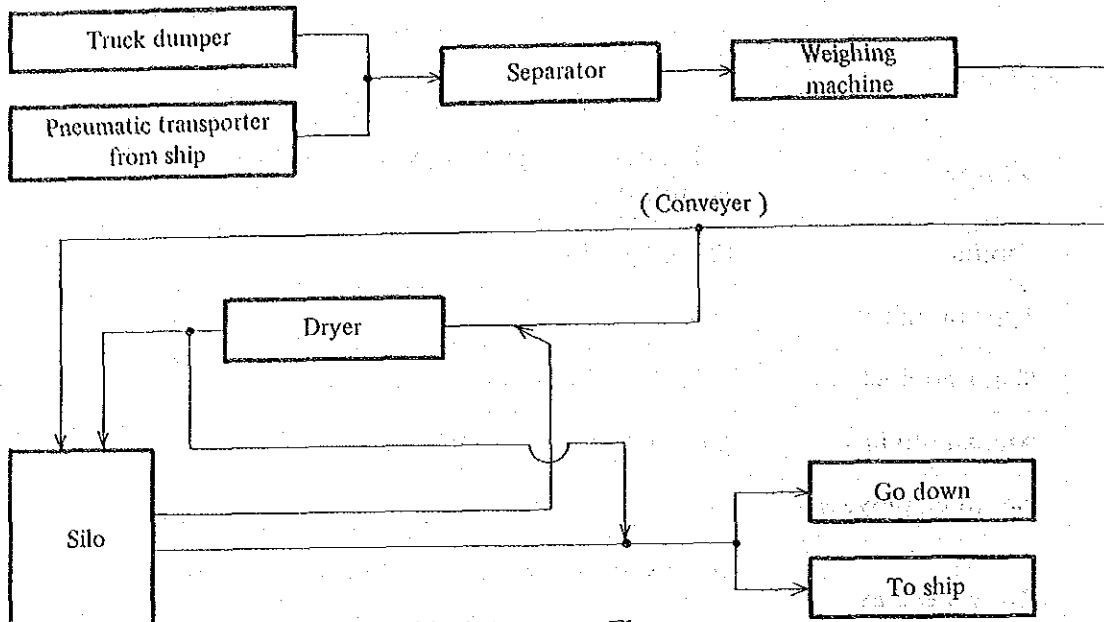


Fig. 11-1 Process Flow

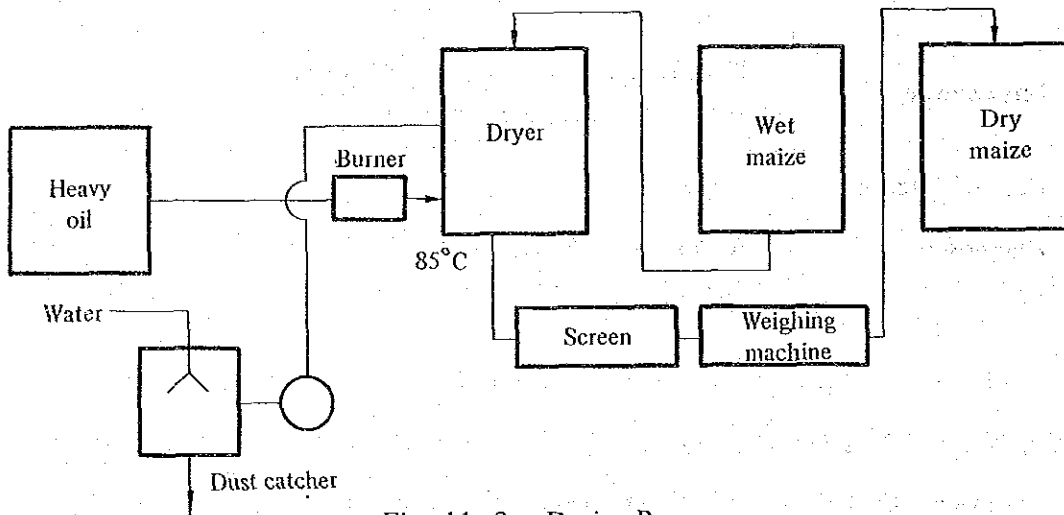


Fig. 11-2 Drying Process

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 11-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Dryer	2	Type: L.S.U dryer Capacity: 200 t/h x 2 61,000 kcal/h Outer dimension 11 m(L) x 6m(W) x 30m(H) I.D.F. 135,000 cfm x 4 (100 HP) F.D.F. 25,000 cfm x 2 (25 IP)

3.2 工場内配置図

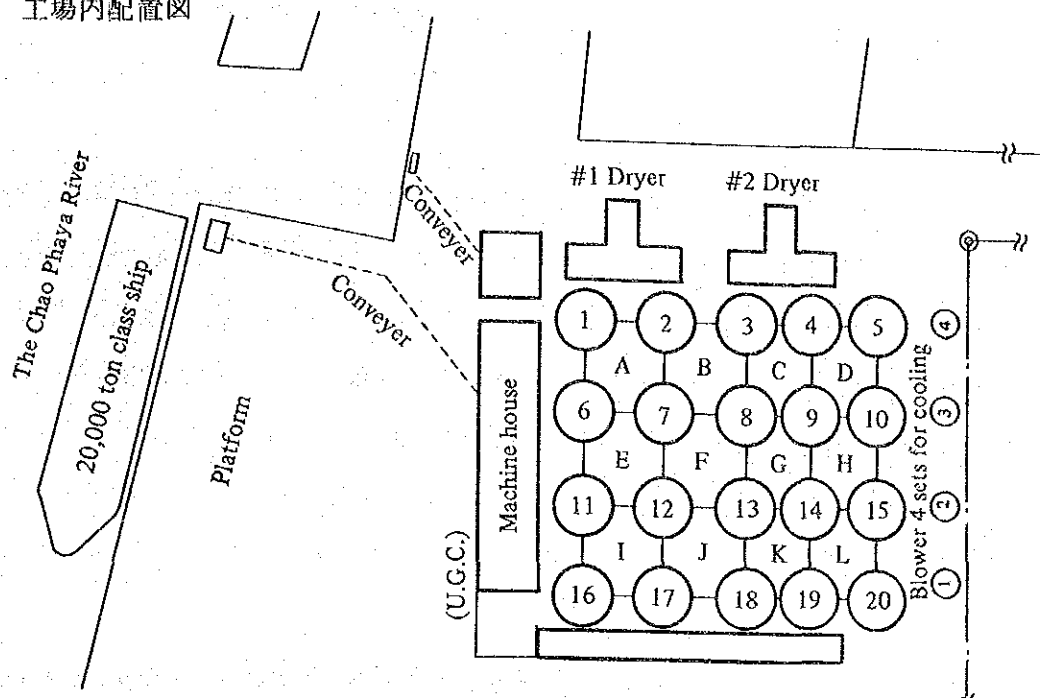


Fig. 11-3

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営姿勢

企業としての具体的な省エネルギー目標は定めていないと聞かされたが、工場長は部下に油 5ℓ/トウモロコシ1の目標を指示している。

設立後2年のため省エネルギー投資の実績はなく、「脱湿空気による乾燥能力増強計画」が、この種の投資の最初のものと思われる。

4.2 全員参加の状況

U.G.CとしてもU.F.Mグループ全体としても、省エネルギーに関する全員参加の具体的推進運動は展開されていない。委員会もなく、提案制度もない。従業員教育は、グループの教育機関のプログラムにより年4～5回実施されているし、相互にグループ内の工場見学会も行っている模様である。省エネルギーに限らず、安全、規律等に関する従業員への呼びかけがポスター等で実施されている。

4.3 データによる管理

データ管理の体制はよくできている。電力に関しては、工程別、設備別にデータが整理され、原単位の計算、管理図の作成、要因解析を行っている。燃料に関しては、ドライヤの運転期間中、電力と同じように管理し、エネルギー原価計算も、工場実務

の中で毎月実施している。ただし、ドライヤの熱勘定はまだ実施されていない。

4.4 技術水準の向上

U.C.Cの工場のすべての機能は、中央制御室で管理されており、工場の管理職、技術者は、中央制御室中心に配置されている。従業員の規律、服装もよく、現場の整理整頓も行き届き、安全対策も確立されており、指導教育が徹底して行われている成果であると考ええる。メトログループの教育部門の指導もさることながら、その企業の管理者に、積極的に教育しようとする姿勢がなければ浸透はしないものである。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料原単位

1982年度のトウモロコシ乾燥量とA重油の消費量及び原単位は、Table 11-2の通りである。

Table 11-2 Maize Drying Oil Consumption

	Maize weight (Dry ton)	Heavy oil A consumption (ℓ)		Total	Oil ℓ / Maize t
		#1 Dryer	#2 Dryer		
1982 7	21,330	75,893	25,424	101,317	4.75
8	39,751	139,708	68,985	208,693	5.25
9	38,511	131,114	80,311	211,425	5.49
10	33,195	52,535	64,311	116,846	3.52
11	26,443	4,523	66,873	71,396	2.70
12	52,897	120,888	10,829	131,715	2.49
1983 1	19,923	28,712	10,217	38,929	1.95
Total	232,050	553,373	326,950	880,323	3.79

目標原単位は、5.0 ℓ/t であるが、季節的にトウモロコシの水分は変動する。7月～1月は成長期から収穫期であり、雨期も重なるので水分は多めで、15～22%に変動する。この期間が乾燥機の稼働の時期である。仕上り水分は貯蔵の期間、払い出しの時期、向先などにより細かく指示される。商業省輸出規格の水分は14.5%以下となっており、1カ月以内に到着する輸出先であれば、この水分で問題がない。1カ月以上かかる場合は13%以下とする必要があるが、逆に近距離の場合は15.5%でもよい。

今年度のトウモロコシの国内生産量は、かんばつが影響して320万t程度に減少している。従って乾燥はシーズン4カ月間に止めたい意向である。ドライヤ能力は定格