

200 t/h × 2 基であるが、水分の多い時は一度ドライヤに通したものを、二度通す等の作業も実施されており、能力が半減するのでピーク対策が問題となる。

6. 熱管理の問題点と対策

6.1 ビンにおける通風乾燥

トウモロコシの芯を黒くする微生物の繁殖を防ぐため、ビンに保管しているトウモロコシの温度を 40 °C 以下に保つ必要がある。このため、ビン内温度計が 35 °C になると、ブロワを運転し、ビンの頂部から底部に空気を通していている。この結果、Table 11-3 の通りビン内の温度分布は上部に比べて下部の方が高くなる。また、下層の方が水分が多くなり、品質低下が起こりやすい傾向がある。

Table 11-3 Temperature Profiles in the Bins

Place	Temperature		
	No. 3 bin °C	No. 17 bin °C	Star bin A °C
Distance from the top 2.7 m	32.2	29.8	31.2
7.7	32.4	30.3	31.2
12.7	33.5	33.5	31.2
17.7	35.2	32.5	32.9
22.7	35.2	35.5	35.2
27.7	37.1	36.5	32.0

これに対応するため、1,500 万 Bt を投じ 150 冷凍 t の冷凍機 3 基を設置し、関係湿度 40 %、温度 25 ~ 28 °C の空気を、サイロの下方から送風する方法を検討中である。

送風中の状況を測定した結果は、Table 11-4、Table 11-5 の通りである。

この送風により除かれる水分量を求めてみる。

$$\text{乾燥空気量} = 87,448 \text{ m}^3/\text{h} \times (760 - 52.44 \times 0.99) / 760 = 81,474 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{同重量} = 81,474 \text{ m}^3/\text{h} \times 1.13 \text{ kg}/\text{m}^3 = 92,066 \text{ kg}/\text{h}$$

入口空気中水分 (温度 34 °C, 比較湿度 80 %)

$$= 92,066 \text{ kg}/\text{h} \times 0.03446 \text{ kg}/\text{kg} \times 0.8 = 2,538 \text{ kg}/\text{h}$$

出口空気中水分 (温度 39 °C, 比較湿度 99 %)

$$= 92,066 \text{ kg}/\text{h} \times 0.04610 \text{ kg}/\text{kg} \times 0.99 = 4,202 \text{ kg}/\text{h}$$

従って、空気中に移った水分量 = 4,202 - 2,538 = 1,664 kg/h, ビンの中のトウモ

Table 11-4

No. of Bin	3	17
Content ton	1420	2090
Temperature at the top °C	33.7	33.9
Relative humidity %	68.1	68.9
Air intake m ³ /h	7812	5076
Temperature at blower inlet °C	35	37
Temperature at blower exit °C	41	39
Relative humidity of exhaust air %	99	99

Table 11-5

Bins' No. and star bins	Overall exhaust air (measured) m ³ /h	Temperature at blower exit °C	Temperature at blower inlet °C
2, 7, 12, 17 BFJ	19,476	37	34
3, 8, 13, 18	12,312	37	—
4, 9, 14, 19 CGK	21,564	39	33
1, 6, 11, 16 AEI	16,920	41	35
5, 10, 15, 20 bHL	17,176	39	37
Total	87,448	39	35

ロコシ量 = 53,568 t なので、この条件ではトウモロコシ中の水分が、 $1.7/53,568 \times 100 = 0.003\%$ づつ除かれるのみである。

仮に入口空気を 25 °C、比較湿度 40 % に冷却するとし、出口空気が 30 °C、比較湿度 99 % になったとしても、入口空気中水分 = $92,066 \text{ kg/h} \times 0.02007 \text{ kg/kg} \times 0.4 = 739 \text{ kg/h}$ 、出口空気中水分 = $92,066 \text{ kg/h} \times 0.02715 \text{ kg/kg} \times 0.99 = 2,475 \text{ kg/h}$ 、空気中に移る水分 = $2,475 - 739 = 1,736 \text{ kg/h}$ 、のように水分の除去量は余り増えない。

ドライヤにおいては、85 °C の空気を用いるので $0.828 \text{ kg H}_2\text{O/kg Air}$ の水分を除くことができるが、低温ではより多くの空気が必要となる。この風量を増加すると、圧力損失が量の 2 乗に比例して増加するので、結局、動力は量の 3 乗に比例して増加することになり経済的でない。

以上の点から、ビンに冷却空気を吹き込むことは乾燥に対しては効果が少ない。ト

ウモロコシ冷却のために冷却空気を入れる場合は、隣接するピンの内部での結露、あるいはサイロから取り出したトウモロコシ表面へ結露することに注意する必要がある。

(参考) 平衡含水率 (W_e) の測定¹⁾

ある温度 T ($^{\circ}\text{K}$) における吸着ポテンシャル $RT \ln(1/\phi)$ と平衡含水率 W_e の関係を求めておけば、これは温度に関係なく一つの曲線で表わされるものが多い。 ϕ は関係湿度、 R はガス恒数 ($62.36 \text{ m}^3 \cdot \text{mm Hg} / \text{kg} \cdot \text{mol K}$) である。この関係から、他の温度の W_e を求めることができる (Table 11-6 参照)。

Table 11-6

	Equilibrium moisture (W_e) %				Temperature $^{\circ}\text{C}$
	ϕ 20	40	60	80	
Wheat	8.8	11.2	14.0	17.8	10
Wheat	8.5	10.8	13.4	16.8	20
Wheat	7.8	10.4	12.7	16.2	30
Starch	3.9	6.5	8.5	10.5	25

トウモロコシについて平衡含水量を求めるには、下記の基本テストが必要となる。サンプル 10 g を秤量びんにとり、デシケータに入れ、約 2 週間放置し、この間、当初 5 日間は毎日計量し、水分の減少を測定する。用意するデシケータは、底部に次の各種飽和溶液を入れたものを最小 3 個用意する。このデシケータ中の空気の関係湿度は、Fig 11-4 から読み取ることができる。²⁾

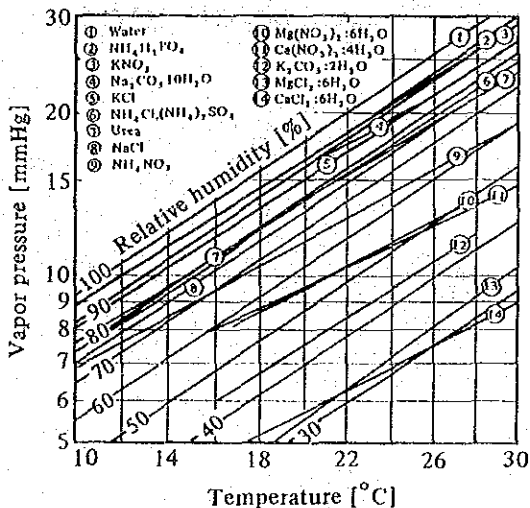


Fig. 11-4 Vapor Pressure of Aqueous Solution of Salts

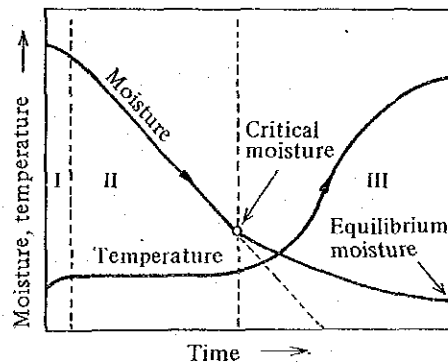


Fig. 11-5 Moisture vs Temperature in Material

また、定常条件における材料の乾燥は Fig 11-5 のようになる。すなわち (I) 材料予熱期間、(II) 表面付着水分の蒸発する恒率乾燥速度期間、(III) 内部水分の蒸発する減率乾燥速度期間とから成る。III の領域ではトウモロコシ内部からの水分の拡散速

度が問題となるので、上述のテストを繰り返し、データを集める必要がある。

微生物は湿った環境で発育しやすい。適当な温度の下で栄養素がある場合、どの程度の関係湿度で細菌(バクテリア)、酵母(イースト)、かび(糸状菌)が発育するかを示す指標として水分活性値(A_w)がある。 A_w はそれぞれの微生物が発育する限界の関係湿度の1/100で示す。

大部分の細菌類では $A_w < 0.92$ 、酵母類では $A_w < 0.85$ 、かび類では $A_w < 0.70$ で発育が停止する。すなわち、かび類は他の微生物よりも乾燥状態で繁殖しやすいことを示している。ビンからの排風が飽和していることはビンの内部が飽和状態になっていることを示し、微生物が繁殖しやすい状況にあることを示している。

文献 1) 化学工学便覧 P.706 2) 化学工学便覧 P.40

6.2 ドライヤの操業

診断当日、ドライヤは運転されていなかったが、バーナの点火試験を行った結果は燃焼状況は良好と認められた。

このドライヤはトウモロコシと熱風との接触をよくすることが効率向上の要点であり、内部でのトウモロコシや熱風の偏流が生じないようにする必要がある。

乾燥の状況を監視するには、入口、出口のトウモロコシ水分のみならず、熱風の入口、出口温度を測定、記録する。熱風出口温度が異常に高くなった場合は、内部でトウモロコシとの接触が不良になったことを示すので、内部点検を行わなければならない。

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 : MEA

ピーク・デマンド : 2,040 kW (1982年9月)

使用電力量 : $3,906 \times 10^5$ kWh/year (1982年)

負荷率 : 月間負荷率 14 ~ 59%

ペナルティ・ファイ | 力率 111,765 Bt/year

| ピーク・デマンド・オーバー 1,106,584 Bt/year

力率 : 月間力率 55 ~ 85%

トランス : $3 \phi 1,600$ kVA \times 3台, $3 \phi 500$ kVA \times 2台

仕上り単価 : 年間平均 2.23 Bt/kWh

7.2 配線系統圖

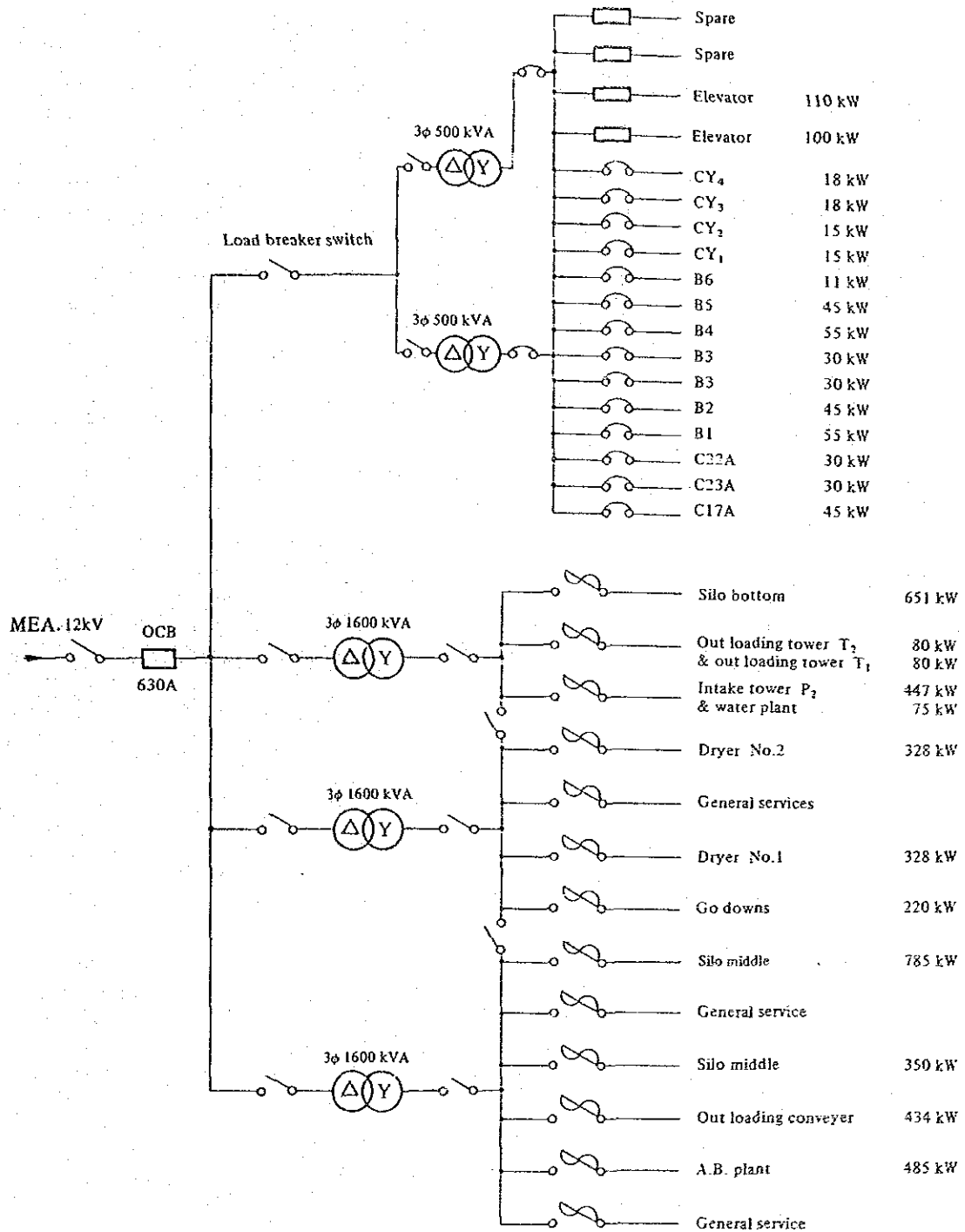


Fig. 11-6 One Line Diagram

7.3 消費狀況

7.3.1 月別電力使用狀況

Table 11-7 Monthly Power Consumption

Date	Consumption power kWh	Maximum demand power kW	Average power kW	Load factor L.F. %	Maximum reactive power kVar	Power factor P.F. %
1/82	216,000	1,140	290	25	1,200	0.69
2/82	282,000	960	420	44	1,260	0.61
3/82	210,000	1,140	282	25	1,260	0.67
4/82	138,000	960	192	20	960	0.71
5/82	144,000	720	194	27	1,080	0.55
6/82	84,000	720	117	16	1,020	0.58
7/82	270,000	1,200	363	30	1,200	0.71
8/82	636,000	1,440	855	59	1,800	0.62
9/82	726,000	2,040	1,008	49	1,285	0.85
10/82	589,324	2,040	792	39	2,040	0.71
11/82	340,668	1,620	473	29	1,860	0.66
12/82	270,000	1,620	363	22	1,680	0.69
	3,905,992		446			
1/83	318,000	1,500	427	28	1,620	0.68
2/83	168,000	1,500	250	17	1,680	0.67
3/83	162,000	1,560	218	14	1,660	0.68
4/83	192,000	1,560	267	17	1,660	0.68
5/83	174,000	1,560	234	15	1,660	0.68
	4,919,992					

7.3.2 負荷曲線

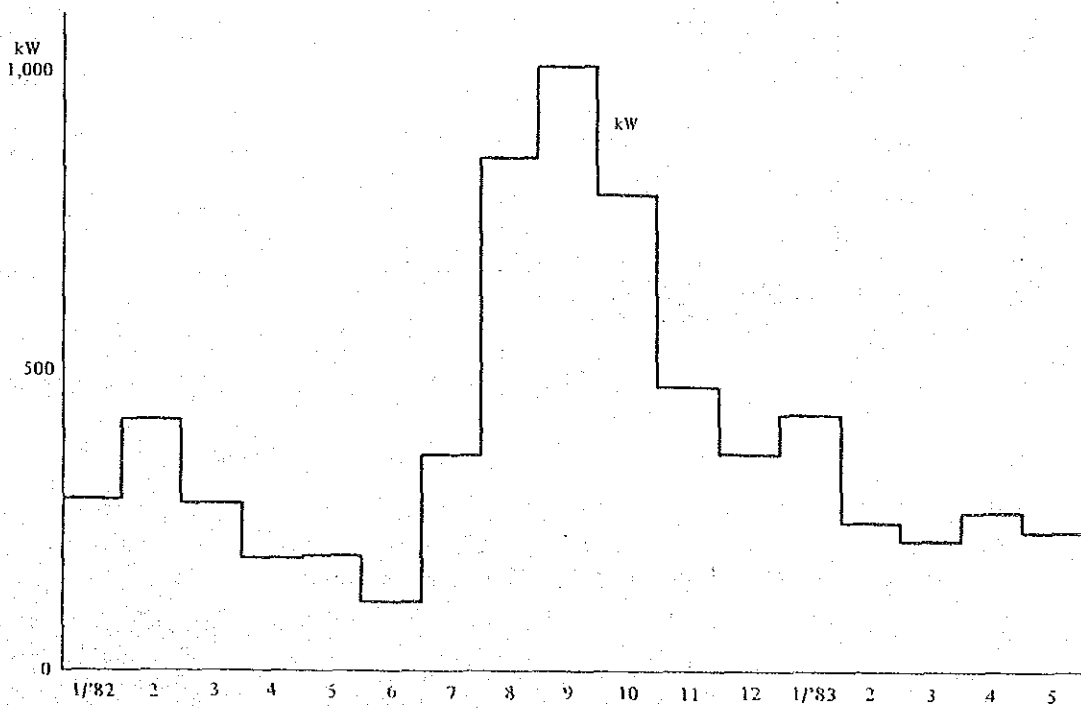


Fig. 11-7 Maximum Average Power

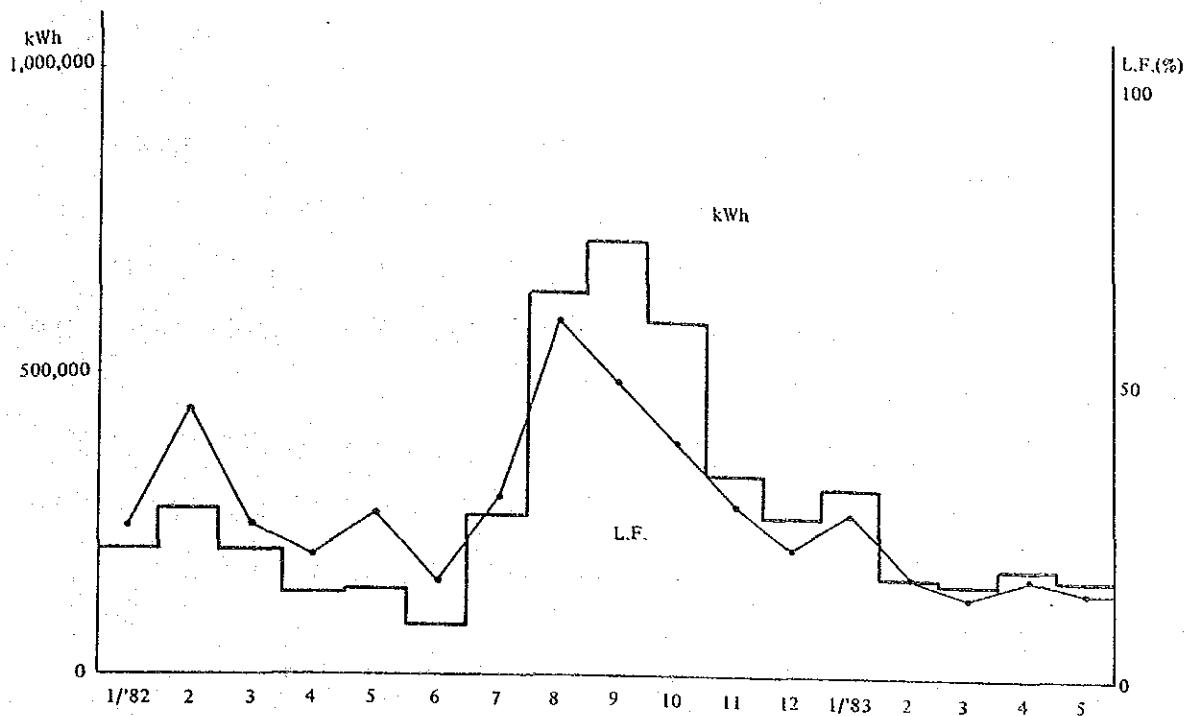


Fig. 11-8 Monthly Consumption Power & Load Factor

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 11-8

	Name plate			Measure			cos ϕ	L.F. %
	kW	V	A	kW	V	A		
E6 Elevator	75	380 Δ /Y	144	On load 46.7	399	87.6	0.77	62.7
Suction blower	260	380 Δ /Y	443	No load 57.1	400	140	0.59	21.9
E14 Line elevator	110	380 Δ /Y	196	No load 24.8	422	97	0.41	22.3
E7 Line	55	380 Δ /Y	104	On load 39.5	394	68.2	0.73	71.8
C17 Conveyer	45	380 Δ /Y	87	On load 16.9	394	37.9	0.65	37.5
C14 Conveyer	75							
C15 Conveyer	75	380 Δ /Y	144	No load 21.2 On load 25.6	397 397	68.9 64.3	0.48 0.58	28.3 34.1
C12 Conveyer	75							

8.2 配電系統

8.2.1 ピーク・デマンド・オーバー

ペナルティ年間 1,106,584 Bt は少し多すぎる。Table 11-7 によれば、ピーク・デマンドは 720 kW ~ 2,040 kW と季節によりかなり変動している。そこで低減対策の一つとして、ピーク・デマンド監視制御装置を設置して、作業の状況により原料受入れ 3 系統、精製工程 4 系統、払い出し系統、雑動力等各系統を 10 ~ 20 分程度ズラして運転するようにした方がよい。

各月の取り扱い品種、気温、操業時間帯等ピークを発生する要因について、長期間にわたるデータの採取と詳細な解析を行い、更にキメ細かく運転操作することが必要である。なおピーク・デマンド監視制御装置の投資額は約 400,000 Bt である。

8.2.2 トランス

トランス容量はピーク・デマンド 2,040 kW、平均電力 1,008 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、稼働時間 8,760 h/year、平均電力 1,008 kW、力率 85%、皮相電力 1,186 kVA、トランスの鉄損 0.3%、銅損 1.4% とすれば、Table 11-9

Table 11-9

	Transformers kVA	Load 1,186 kVA	Iron loss 10 ³ kWh/year	Copper loss 10 ³ kWh/year	Total 10 ³ kWh/year
Present state	1,600 x 3	1,000	126	26	152
	500 x 2	186	26	4	30
Improved state	1,600 x 2	1,000	84	38	122
	500 x 1	186	13	8	21
Different			-55	+16	-39

に示す通りである。すなわち、 $182 - 143 = 39 \times 10^3$ kWh/year 損失が減少する。

従って、 39×10^3 kWh/year \times 1.45 Bt/kWh = 56,550 Bt/year のメリットとなる。

ここで 1,600 kVA \times 2 台の系統については、トランス 2 台を並行運転した場合は各トランスの負荷配分が常に均等であるという長所はあるが、その反面 1 カ所の事故時に全停電となる恐れがあること、更に負荷側しや断器のしや断容量が増加する等の短所があるので、総合的にはやはり単独運転としたい。

8.2.3 力率

Table 11-7のデータをベースとして力率改善案を検討した。各ケースの比較をTable 11-10に示す。このうち2-1, 2-2のケースについてFig 11-9に示した。

Table 11-10

Case	Average power kW	Used condenser kVar	Apparent power kVA	Reactive power kVar	Power factor %
1-1	200	0	364	304	55
1-2	200	200	225	104	89
2-1	400	0	667	533	60
2-2	400	200	520	333	77
2-3	400	400	421	133	95
3-1	855	0	1,379	1,082	62
3-2	855	400	1,094	682	78
3-3	855	600	982	482	87

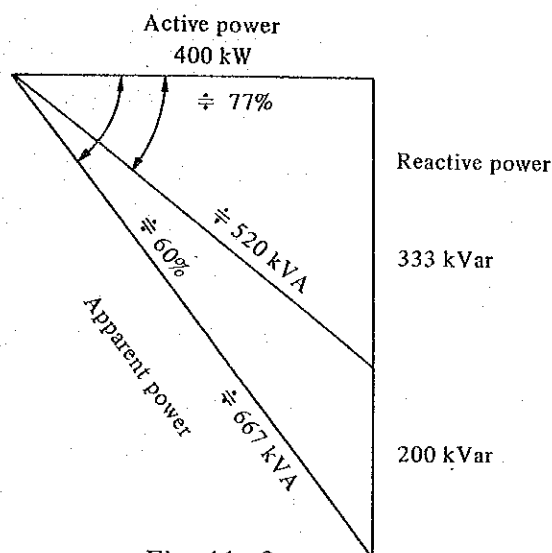


Fig. 11-9

すなわちコンデンサ 200 kVar × 3 台を設置し、負荷状況により 200・400・600 kVar と使い分ければペナルティ 111,765 Bt/year はゼロとなる。ただし、コンデンサ 200 kVar × 3 台の投資額は概略 300,000 ~ 350,000 Btである。

一方、力率改善によるトランス 3,700 kVA (1,600 kVA × 2 台, 500 kVA × 1 台) の銅損の低減による期待メリットは、年間平均電力 446kW, 平均力率 67%, 皮相電力 666kVA とし、改善目標を平均力率 85%, 皮相電力 525kVA 程度にした場合、

$$3,200 \text{ kVA} \times 0.014 \left\{ \left(\frac{566}{3,200} \right)^2 - \left(\frac{445}{3,200} \right)^2 \right\} \times 8,760 \text{ h/year}$$

$$\doteq 4,688 \text{ kWh/year}$$

$$500 \text{ kVA} \times 0.014 \left\{ \left(\frac{100}{500} \right)^2 - \left(\frac{80}{500} \right)^2 \right\} \times 8,760 \text{ h/year} \doteq 883 \text{ kWh/year}$$

$$\text{計} \quad 5,571 \text{ kWh/year}$$

$$5.6 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 8,120 \text{ Bt/year}$$

となる。従ってコンデンサ設備投資の回収年月は、

$$\frac{300,000}{111,765 + 8,120} \doteq 2.5 \text{ 年}$$

となる。

8.3 電動力応用

8.3.1 電 圧

当日は休転日のため一部負荷の運転を依頼し実測したが、低負荷のため全般的にはモータの定格電圧 380 V に対し供給電圧は 394 ~ 422 V で高目であった。従ってトランスタップを切り替えて 2 次側の電圧を 380 V 程度に下げた方がよい。

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、モータのロス約 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を $3,906 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ とすれば、

$$3,906 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 \doteq 78.1 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$78.1 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 113,100 \text{ Bt/year}$$

の効果が期待される。

8.4 その他

8.4.1 運転及び安全管理

故障や事故のデータは確認できなかったが、粉体を取り扱う工場の共通した問題点を上げれば、

(1) 配電盤、制御盤内での湿気による絶縁劣化による事故。

(2) モータ内への粉の目詰まりによる冷却効果低下、焼損。

等があるので定期的な清掃、手入れが重視される。特にモータの焼損事故は、時として過負荷と誤認されるので注意を要する。更に絶縁劣化による粉体中での小さな

火花やモータの焼損は大きな火災事故につながるので、運転安全管理には慎重を期したい。

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。

	10 ³ kWh/year	%
トランスの統合	39.0	1.0
力率改善	5.6	0.1
モータ供給電圧の低下	78.1	2.0
小 計	122.7	3.1

THAI CASTOR OIL INDUSTRIES CO. LTD.

1. 工場概要

Address	23/2 Moo 7, Nanapan Petchahueng Rd. Tambol Bangyor, Prapradaeng, Samutprakarn	
Capital	40 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Castor oil	
Annual products	13,500 t	
No. of employees	Factory 102	Office 34
Annual energy consumption	Electric power	2,184,000 kWh
	Fuel	1,290 kℓ
Interviewees	Plant Manager	Mr. Prasad
	Chief Engineer	Mr. Pornpuem
Date of diagnosis	June 30, July 1, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

1980年、タイ王国と西ドイツの合弁会社として設立され、西ドイツの技術によって設計建設された。生産設備は新しく、Castor Seed 100 t/dayの処理能力を有している。製造工程は、はじめに原料の唐胡麻を水圧機にかけ35%の油を搾出し、次に、絞り粕中に残留する12~13%の油をn-ヘキサンで連続抽出する。その後、遊離の脂肪酸を除去するための中和設備、脱色のための漂白設備を通し、医薬用、塗料用等々、各種グレードのCastor Oilに精製する。また脱脂粕、いわゆるmealも粉碎し、肥料として製品化している。

各グレードのストレージタンクから約500m離れた港のタンカーに、ポンプで直接送油できるようになっている。整理整頓も行き届き、安全対策もよく実施されていることは優れた経営者と、良き管理者に恵まれた工場であることを示すものである。

また、油収率の良い原料を入手するため、種子を選別に農家に送り栽培指導しているのは本質的な省エネルギー対策といえよう。

2. 製造工程

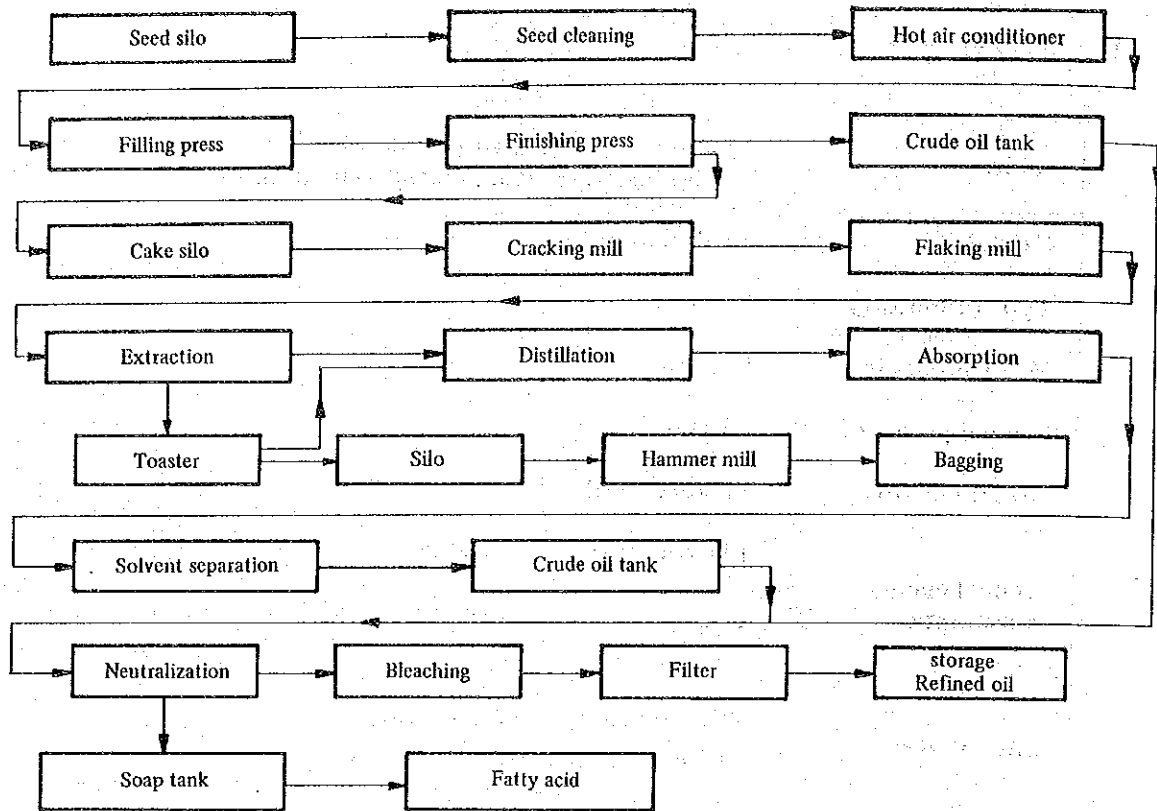


Fig. 12-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 12-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	2	Flue tube boiler 3.2 t/h 10 kg/cm ² G
Hot air conditioner	1	Belt dryer 10 m(L) x 4.35 m(W) x 1.9 m(H) Elofin heater 5 sets
Extractor	1	Solvent: Hexane φ 4.5 m x H 3.2 m
Toaster	1	φ 400 mm x H 5000 mm
Distillation tower	1 set	
Neutralization	1	
Bleaching	1	

3.2 工場内配置図

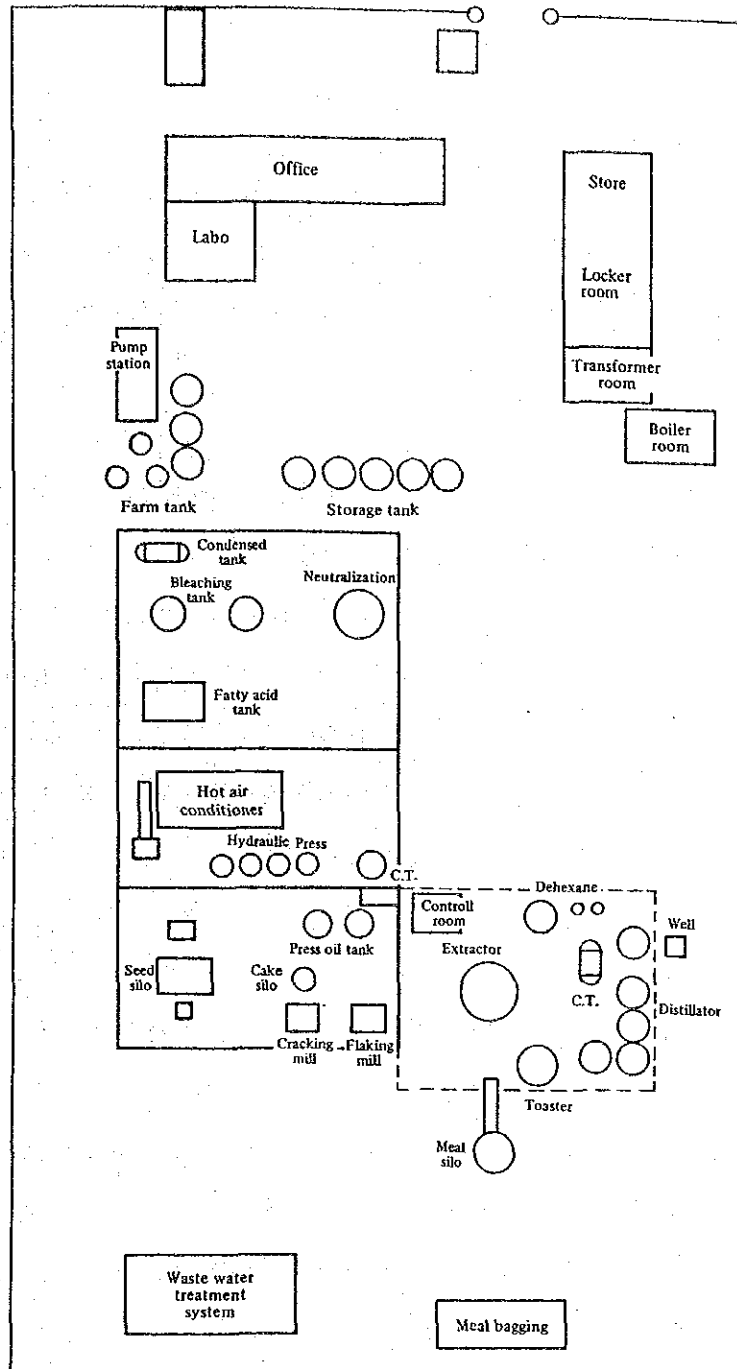


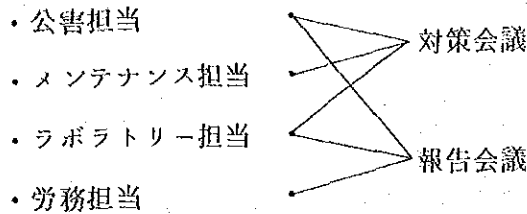
Fig. 12-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

毎月の始めに工場長が使用エネルギー量の上限を示し、その数値以下に使用量を抑えることを指示している。工場が新しいので、まだ大きな省エネルギー設備投資はないが、ボイラの増設を完了している。

組織的な活動推進のため、対策会議と報告会議がある。



以上の2会議が工場長を議長として、それぞれ月に1回開催され、この中でエネルギーの使用状況の報告と対策が検討される。予防保全のプロジェクトチームも編成されており、現在、スチームトラップの整備について検討している。

4.2 全員参加の状況

従業員教育のため、TPAなどの外部研修会に、年に約10名位参加させている。また提案制度もあり、その表彰規程などを設けているが、提案の数が少なく、表彰に値するものがまだ出ていない。工場長は従業員に直接あるいはポスターなどで省エネルギーの重要性を説き、みんなのアイデアを求めることを試みているが、未だ気運は盛りあがらず、低調のようである。社外研修を受けた者を中心に、社内研修会を開催することをお勧めする。かかる従業員教育を行った後でないと、工場長の指示・命令も深く浸透しないものと思われる。

4.3 データによる管理

主要データは、各工程毎に毎時間日報に記録されている。ボイラについては、原単位が把握され、燃料消費の変動要因も分析しやすいようになっている。

原価計算は毎月実施し、Preparation工程とExtraction工程に配分して計算している。熱勘定は、現在計算中とのことである。

エネルギー管理の諸要因の中で歩留が大きな部分を占めるが、当工場が歩留に留意していることは立派なことである。

4.4 技術水準の向上

従業員を社外研修に派遣し教育にも熱心である。従業員の作業態度も規律正しく、服装もこざっぱりして、職場の整理整頓、安全に対する気くばりも行き届き、将来の発展が期待される工場である。

技術スタッフの充実、従業員の自発的活動の呼び起こし、管理体制の確立等の全社的施策を更に進めてほしいものである。

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 1,296 kℓ/year

(1) 使用内訳

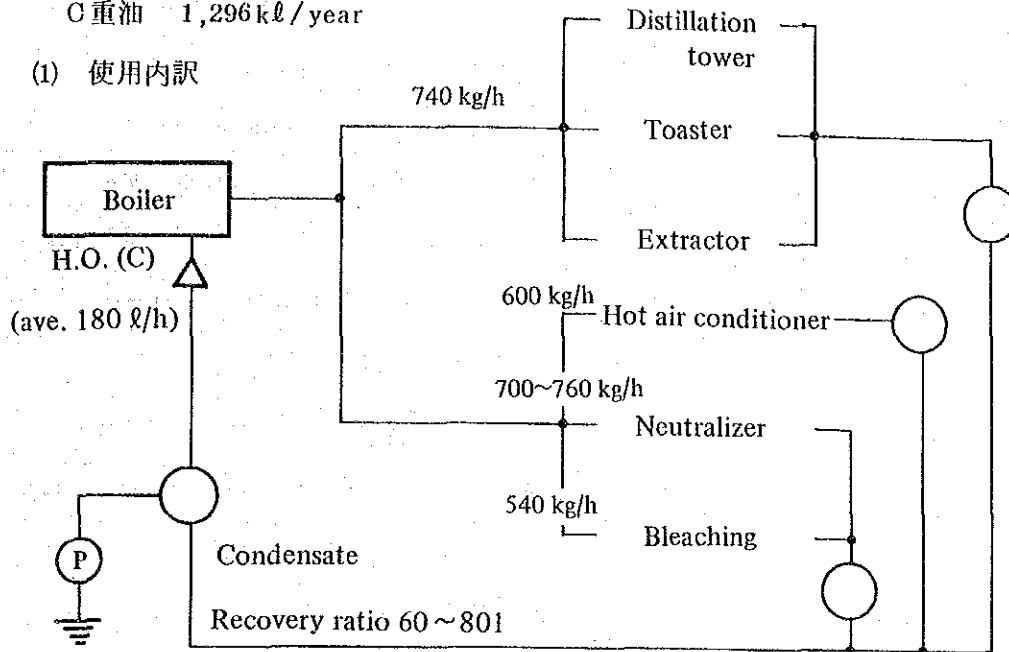


Fig. 12-3

(2) 燃料原単位

年間原料種処理量 31,000 t

$$1,296 \text{ kℓ} / 31,000 \text{ t} = 41.8 \text{ ℓ/t}$$

歩留45%として、ヒマシ油生産量は年間13,950 t、従って製品t当たりの燃料原単位は、

$$1,296 \text{ kℓ} / 13,950 \text{ t} = 92.9 \text{ ℓ/t 製品}$$

予備加熱に熱量の19%が使われるとして、予備加熱工程の原単位を求めると、

$$246 \text{ kℓ} / 31,000 \text{ t} = 7.9 \text{ ℓ/t 原料}$$

これを設計仕様と比べると、設計値は毎時間4,200 kgの原料を処理するのに $395 \times 10^3 \text{ kcal/h}$ の蒸気を必要とするとしている。これをボイラ効率86%、輸送ロス2%として燃料換算すると、

$$\frac{395 \times 10^3}{(0.86 - 0.02) \times 9,700 \times 0.952} = 50.9 \text{ ℓ/h}$$

従って設計原単位は、 $50.9 / 4.2 = 12.1 \text{ ℓ/t 原料}$ となり、現状の7.9 ℓ/tは設計値より少ない。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月1日、ボイラの実績データにより熱勘定を行った。Table 12-2の通りである。

Table 12-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	1,582.1	99.6	Heat of steam	1,364.6	85.9
Sensible heat of fuel	6.3	0.4	Heat loss in exhaust gas	175.2	11.0
			Heat loss in blow water	13.6	0.9
			Heat release from boiler body, others	35.0	2.2
Total	1,588.4	100.0	Total	1,588.4	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		〇重油
燃料の消費量	(F)	163.1 kg/h
燃料の発熱量(低位)	(H _l)	9,700 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.952
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg °C
燃料の温度	(T _f)	120 °C
基準温度	(T _o)	34 °C
廃ガス中のO ₂ %	(C ₂)	6.4 %
廃ガス温度	(T _g)	247 °C
ブロー水量	(B)	168 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	183 °C
給水量	(W)	2,600 kg/h
給水温度	(T _w)	102 °C
蒸気圧力	(P)	10 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	2,423 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	665.2 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	102 kcal/kg

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 1,582.1 × 10³ kcal/h

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

燃料の顕熱 (Q_s) 6.3 × 10³ kcal/h

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

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 1,364.6 × 10³ kcal/h

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 175.2 × 10³ kcal/h

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

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 \text{ H}\ell / 1,000 + 2.0 = 10.25 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 \text{ H}\ell / 1,000 = 10.77 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.44$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 15.28 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) 13.6 × 10³ kcal/h

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

炉体からの放散熱量その他 (Q_r) 35.0 × 10³ kcal/h

6. 熱管理の問題点と対策

6.1 ボイラの燃焼改善

ボイラは2基あるが、現在は1基で足りる程度の蒸気量である。休止ボイラは休止期間の長い場合は整備した後、缶の腐食が進行しないよう防食剤を入れて満水保缶するとよい。

蒸発量の変動が少ない割に、廃ガス中のO₂%が高い。空気ダンプの調整を行ってO₂を4%以内に保ってほしい。診断当日、テストをしたところ可能とみられるので、ボイラのメンテナンス会社と連絡の上、早目を実施してほしい。また、ボイラ

チューブ内外面の掃除を行うことで廃ガス温度を下げるように努めてほしい。

O₂を4%に、廃ガス温度を240℃にすれば次のような省エネルギーが期待できる。

改善後空気比 $m' = 1.24$

改善後廃ガス量 $G' = 13.23 \text{ Nm}^3/\text{kg}$

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、

$$\frac{1,588.4}{163.1} \cdot x = (1,364.6 + 13.6 + 35.0) + \frac{13.23 \times 0.33 (240 - 34)}{1,000} x$$

$$\therefore x = 160.0 \text{ kg/h}, \quad \frac{F - x}{F} = \frac{3.1}{163.1} = 0.019$$

すなわち、1.9%の省エネルギーが可能であり、年間燃料節約量は、

$$1,296 \text{ kJ/year} \times 0.019 = 24.6 \text{ kJ/year}$$

となる。また、蒸気量不足のため1缶増設されているが、蒸気不足の時間が短い場合は、アキュムレータにより対処する方法もある。アキュムレータは余った蒸気をためておき、ピーク時に使用できるようにした内圧容器であり、ボイラ負荷を平滑化し燃焼を安定させる効果もある。将来、その必要が来た場合に別途検討するとよい。

6.2 フラッシュ蒸気の回収

コンデンセートは抽出工程系、ホットエアーコンディショナ系、その他といった三つのコンデンセートタンクからポンプでボイラ室の中継タンクに送られ、更にポンプで脱気槽を経てボイラに給水される。

現在、コンデンセートの回収率は60～80%、平均70%である。コンデンセートタンクは開放されているため、フラッシュ蒸気が大気中に逃げている。

仮に、3 kg/cm²Gで蒸気を使用しているとする、発生するコンデンセートはタンクに入ると1気圧の飽和水と蒸気に分離する。蒸気の発生割合を x とすると、

$$143.7 = 100(1-x) + 639x \quad \therefore x = 0.08$$

である。すなわち、量にして8%、熱量にして36%が大気中に逃げていることになる。

現在、バッチ式の脱臭タンクの設置工事が進行しており、湯せん後、静置式の脱臭が予定されているので当然熱源を必要とする。密閉式のフラッシュタンクを設置

すれば $1 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ の蒸気の回収利用が可能である。フラッシュタンクで分離される $1 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ のフラッシュ蒸気量は、

$$143.7 = 119.9(1-x) + 646.2x \quad \therefore x = 0.045$$

$$\frac{646.2 \times 0.045}{143.7} = 0.20$$

である。すなわち、量として 4.5%，熱量として 20% が回収される。

蒸気のエンタルピーのうち、コンデンセートに残るものの割合を 25%，コンデンセートの回収率を 70%，コンデンセート中の熱の 20% がフラッシュ蒸気として利用されるとすれば、省エネルギー率は、 $0.25 \times 0.75 \times 0.20 = 0.035$ ，重油換算 $1,290 \text{ kl/year} \times 0.035 = 45.2 \text{ kl/year}$ となる。

工場内にトラップ不良が 2,3 個見受けられたので全数個別点検し、逐次、交換の必要がある。

6.3 ボイラの圧力を下げる

飽和蒸気で間接加熱する場合、潜熱のみが利用される。 $10 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ の蒸気と $3 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ の蒸気との潜熱を比較した場合、後者が次の通り有利である。

圧力	全熱量 (h'')	飽和水熱量 (h')	潜熱 ($r = h'' - h'$)	飽和温度
$10 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$	663.7 kcal/kg	185.6 kcal/kg	478.1 kcal/kg	183.1 °C
$3 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$	653.7 kcal/kg	143.7 kcal/kg	510.0 kcal/kg	142.9 °C

従って、送気に支障のない範囲で発生蒸気の圧力はできるだけ低くした方がよい。

当工場の場合、ホットエアーコンディショナを始め $3 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ に減圧しているところが多い。

抽出系で圧力を下げられるか等についても、検討の必要があろう。

6.4 缶水のフロー量の見直し

缶水のフロー量は比較的少ない。1 時間に 1 回、5 秒間の実施で、工場ボイラ室の記録では 1 日当たり 120 l と記録されている。

現在、缶水の pH 10.9、電気伝導率 $14,800 \mu\text{S/cm}$ 、給水の pH 9.4、電気伝導率 $320 \mu\text{S/cm}$ となっている。

缶水の pH は 11.0 ~ 11.8、電気伝導率は $4,500 \mu\text{S/cm}$ 程度に維持する必要がある。

り、そのためにはコンデンセートの回収強化とフロー量の増加を行う必要がある。

6.5 計器類の整備

ボイラ室給水集合タンクの温度計は、目盛盤が固定されていないので針の指度に信頼性が乏しい。折を見て整備してほしい。

6.6 ボイラ室の配管、バルブの保温

ボイラ本体 4玉形弁 3個からの放熱量は次の通りである。

$$900 \text{ kcal/mh} \times 3 \times 1.27 \text{ m} \times 24 \text{ h} \times 300 \text{ day} = 24,690 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

30 mm のグラスウールで保温することによる放熱量の減少は次のようである。

$$24,690 \times 10^3 \text{ kcal/year} \times \frac{900-120}{900} = 21,400 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

これを、C重油換算すると、 $21,400 \times 10^3 \text{ kcal} / (9,700 \times 0.952 \times 0.859) = 2.7 \text{ kl/year}$ 、重油価格を 4.1 Bt/l として、11,070 Bt/year の節減となる。これに対して工事費は約 2,000 Bt であり、0.2 年で回収可能である。

$$\text{省エネルギー率} \quad 2.7 / 1,296 \times 100 = 0.2 \%$$

また、給水パイプ (102℃) 2×5 m が未保温であった。25 mm のグラスウールにより保温すれば、 $(180 - 38) \text{ kcal/mh} \times 5 \text{ m} \times 24 \text{ h} \times 300 \text{ day} = 5,112,000 \text{ kcal/year}$ 放熱量が減少する。これを C重油換算すると $5,112,000 / 7,932 = 644 \text{ l/year}$ 、2,640 Bt/year となる。これに要する保温費は約 1,300 Bt であり、0.5 年で回収可能である。

$$\text{省エネルギー率} \quad 0.6 / 1,296 \times 100 = 0.05 \%$$

これらの他、コンデンセートタンク、溶剤回収塔マンホール、同ヘッダ、中和槽、ブリーチング用蒸気のヘッダ等に未保温のバルブが多い。

その数量はボイラ室の未保温部分の約 10 倍に及んでおり、保温により約 2.0 % の省エネルギーが見込める。これを C重油換算すると、 $1,296 \text{ kl} \times 0.02 = 25.9 \text{ kl/year}$ となる。

6.7 抽出槽の塗装色の変更

抽出槽の表面温度は 47℃ で保温を要しない温度であるが、表面積が大きく屋外設置で通風がよいため熱ロスが大きい。プラントメーカーの指示により保温していな

いが、保温をしなくても、表面の色を変えることにより、放熱量を相当減らすことができる。側面の塗装の仕上りはダークグリーンのため放射黒度が0.8と見なされる。これをアルミニウムペイントに塗り直した場合、放射黒度は0.3に低下する。放射損失の差を計算すると次のようになる。

(室外温度 30℃)

・現状

$$\text{放射伝熱 } Q = 4.88 \times 0.8 \times \left\{ \left(\frac{273+47}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+30}{100} \right)^4 \right\} = 78 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

$$\text{対流伝熱 } Q = 2.2 \times 17 \times 17^{0.25} = 75 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

$$\text{計 } 153 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

・塗装変更後

$$\text{放射伝熱 } Q = 4.88 \times 0.3 \times \left\{ \left(\frac{273+47}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+30}{100} \right)^4 \right\} = 29 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

$$\text{対流伝熱 } Q = 2.2 \times 17 \times 2.0 = 75 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

$$\text{計 } 104 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

・放熱減少率 $(153-104)/153 \times 100 = 32\%$

表面積 215 m²分を塗り替えた時の放熱減少量は次の通りである。

$$(153-104) \times 215 \text{ m}^2 \times 24 \text{ h} \times 300 \text{ day} = 75,852,000 \text{ kcal/year}$$

・C重油換算 $75,852,000/9,700 \times 0.859 \times 0.952 = 9,563 \text{ l/year}$

・省エネルギー率 $9.6/1,296 \times 100 = 0.7\%$

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	: 410 kW (1982年10月)
使用電力量	: $2,184 \times 10^3 \text{ kWh/year}$
負荷率	: 月間負荷率 72.1 ~ 87.1 %
ペナルティ・ファイ	: 32,595 Bt/year
力率	: 月間力率 62 ~ 68 %
トランス	: 3 φ 375 kVA × 3台
仕上り単価	: 年間平均 1.65 Bt/kWh

7.2 配線系統圖

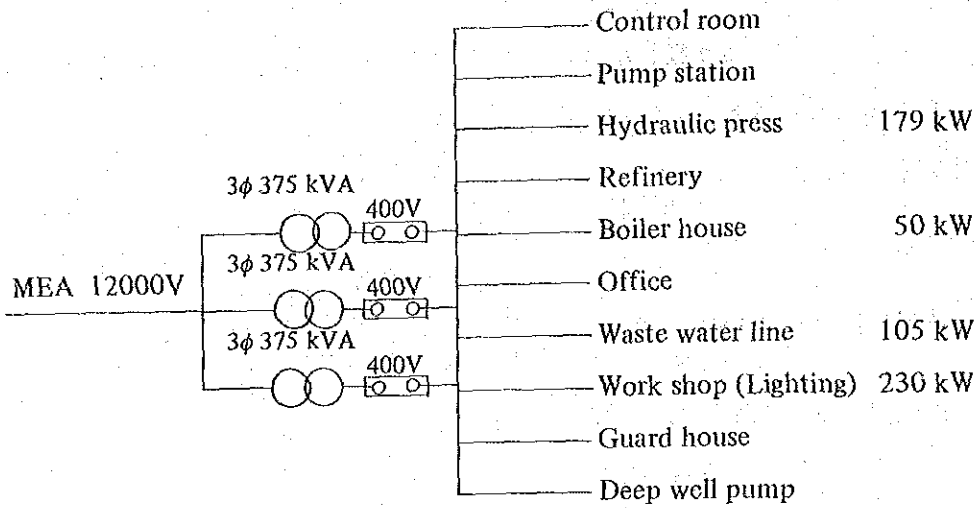


Fig. 12-4 One Line Diagram

7.3 消費狀況

7.3.1 月別電力使用狀況

Table 12-3

Date	Maximum demand power kW	Consumption kWh	Average power kW	Power factor P.F. %	Load factor L.F. %
2/82	380	191,000	318	66	77.9
3/82	400	235,000	392	68	74.0
4/82	400	203,000	338	67	74.0
5/82	380	205,000	342	67	77.9
6/82	400	195,000	325	64	74.0
7/82	380	202,000	337	65	77.9
9/82	350	200,000	333	67	84.6
10/82	410	187,000	312	67	72.2
11/82	340	204,000	340	65	87.1
12/82	380	185,000	308	62	77.9
1/83	400	177,000	295	65	74.0
2/83	350	187,000	312	64	84.6
3/83	410	219,000	365	63	72.2
4/83	390	184,000	307	64	75.8

7.3.2 負荷曲線

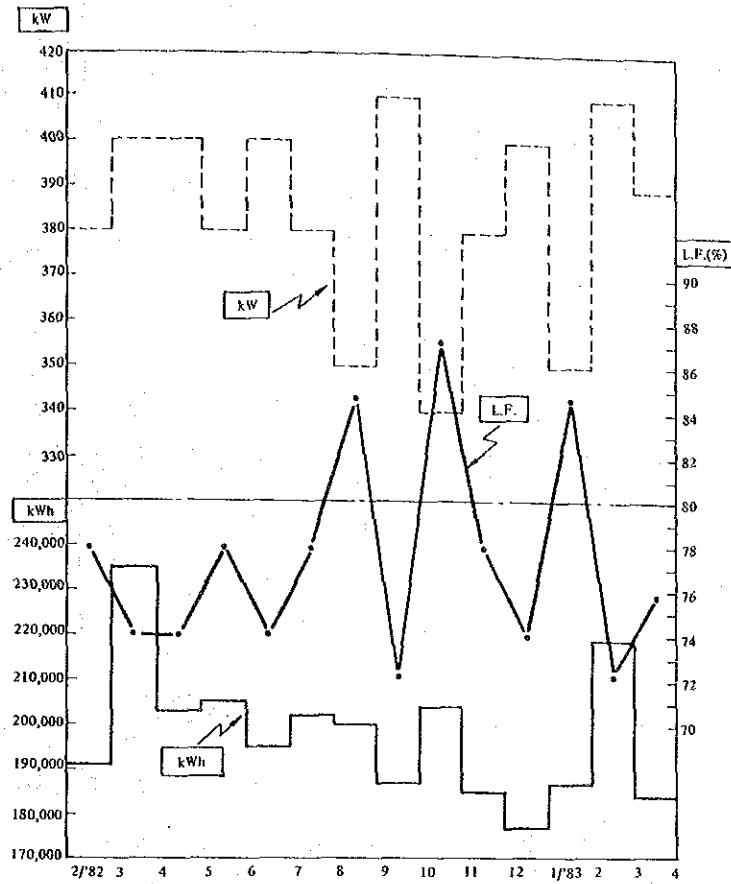


Fig. 12-5 Monthly Load Curve

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 12-4

Machine	Instantaneous value 1. July				
	V	kW	AR	cos ϕ	L.F. %
Motor hammer mill 75 kW 141A 380V Operate 10h/day	No load 388	9.5	27.0	0.52	13.0
Motor oil transfer pump 90 kW cos ϕ 0.85 Operate 3.5h/time 7 time/month	388	33.3	88.5	0.57	37.0
Waste water treatment 15 kW 380V 28.4A	386	4.6	18.3	0.38	31.3
Air compressor 7.5 kW 380V 11.3A	388	7.1	11.4	0.93	94.6
Deep well pump 15 kW 380V 29.5A	385	10.5	18.5	0.85	69.9
Water feed pump 30 HP rpm 380V 45A	384	21.9	34.8	0.96	99.5
Hydraulic cooling pump 20 HP (15 kW) 380V 28A	384	10.4	17.5	0.89	69.6
Bleaching cooling pump 15 HP (11 kW) 380V 21.4A	383	5.1	10.9	0.74	46.7

8.2 配電系統

8.2.1 トランス

トランス容量はピーク・デマンド 410 kW, 平均電力 392 kW からみ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。

前提条件として, 稼働時間 7,200 h/year, 平均電力 400 kW, 力率 68%, 皮相電力 588 kVA, トランスの鉄損 0.3%, 銅損 1.4%, とすれば, Table 12-5 の通りである。

Table 12-5

	Transformers kVA	Load 615 kVA	Iron loss 10 ³ kWh/year	Copper loss 10 ³ kWh/year	Total 10 ³ kWh/year
Present state	375 x 3	615	30	31	61
Improved state	375 x 2	615	20	46	66
Difference			-10	+15	5

すなわち 5×10^3 kWh/year の損失増となり, メリットはない。ただし, トランス 3 台を並行運転するよりは 2 台を製造ライン用とし, 1 台は雑動力, オフライン用とし, 事故時の波及を最小限に止めるようにする方がよい。

8.2.2 力率

Table 12-3 のデータをベースとして力率改善案を検討した。各ケースの比較を Table 12-6 に示す。このうちケース 2-1, 2-2 については Fig 12-6 に例示する。

すなわちコンデンサ 200 kVar × 1 台を設置することにより, ペナルティ 32,595 Bt/year はゼロとなる。

Table 12-6

Case	Average power kW	Installed condenser kVar	Apparent power kVA	Reactive power kVar	Power factor %
1-1	300	0	462	352	65
1-2	300	200	337	152	89
1-3	300	300	305	52	98
2-1	400	0	588	431	68
2-2	400	200	462	231	87
2-3	400	300	421	131	95

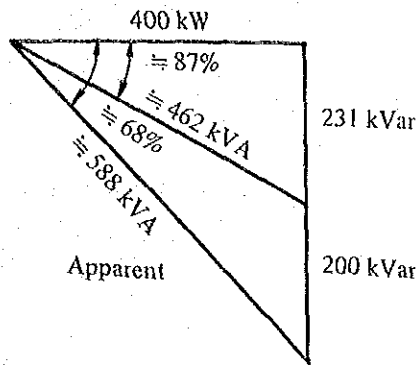


Fig. 12-6

また、力率改善によるトランス 375kVA × 3 台の銅損の低減によるメリットは、平均電力 400kW、平均力率 68%、皮相電力 588kVA とし、改善目標を平均力率 87%、皮相電力 462kVA 程度にした場合、

$$1,125 \text{ kVA} \times 0.014 \times \left\{ \left(\frac{588}{1,125} \right)^2 - \left(\frac{462}{1,125} \right)^2 \right\} \times 7,200 \text{ h/year}$$

$$\approx 11.9 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$11.9 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 17,200 \text{ Bt/year}$$

となる。コンデンサ 200kVar × 1 台の投資額は概算 100,000 ~ 120,000 Bt である。従って、コンデンサ設備投資の回収年月は $100,000 / (32,595 + 17,200) \approx 2$ カ年となる。

8.2.3 配電系統全般

建設後 3 カ年という近代的な新工場なので、配電方式や配電機器もよく、特に大型機の末端における負荷時の電圧降下は 10 V 程度で、距離と容量を考えた適切なケーブルサイズといえる。更に、各相の電流も 610 ~ 620 A 程度でバランスしている。

8.3 電動力応用

当日は作業の都合で大型機ハンマミル 75 kW、送油ポンプ 90 kW の実負荷状況を調査することができず、無負荷のデータだけではモータ容量の適正値は判定し難い。しかし、他のモータに関しては Table 12-4 のように各機器の力率や負荷率は共に概ね良好であり、また、Table 12-3 のように各月の負荷率も良いので特に問題はない。

8.4 その他

地域的な条件で自工場内に修理設備があり、保全要員は $(4 \times 3) + 14$ 人 = 26人もいる。

特に、保全部分の「チーフ」が事故時の対応や機器の接地、過負荷、短絡等の保護方式について、我々とともに熱心に討議したことは極めて印象的であった。

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	24.6	1.9
フラッシュ蒸気の回収	45.2	3.3
保温強化	29.2	2.2
抽出槽の塗装改善	9.6	0.7
小計	107.9	8.4

	10^3 kWh/year	%
力率の改善	11.9	0.5
小計	11.9	0.5

THANAKORN VEGETABLE OIL PRODUCTS CO., LTD.

1. 工場概要

Address	99 801 Thanakorn, Phra Samut Jebi Road, Samutprakarn	
Capital	450 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Rice bran oil, Soy bean oil	
Annual product	Crude oil 9,500 t/year	
No. of employees	285	
Annual energy consumption	Electric power	8,640,000 kWh
	Fuel	H.O.(C) 3,000 kℓ Dark oil 2,000 kℓ
Interviewees	Mr. Virat : Works Director Mr. Jaded : Engineering Service Department Chief	
Date of diagnosis	July 11 ~ 12, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

東南アジアで最も大きな食用油製造工場である。米糠、大豆、カボック等約 140,000 t/year から食用油 25,000 t/year, M E A L 70,000 t/year を生産する能力を有する。

製造部門には、Engineering Service と Project Engineering のセクションがあり、日常管理の体制が確立されている。

また、省エネルギーに対しても、精製過程の廃油をボイラで燃焼させる試みを成功させたり、オーストラリア人によるエネルギー診断を受け、その指摘を実行するなど、積極的に取り組んでいる。

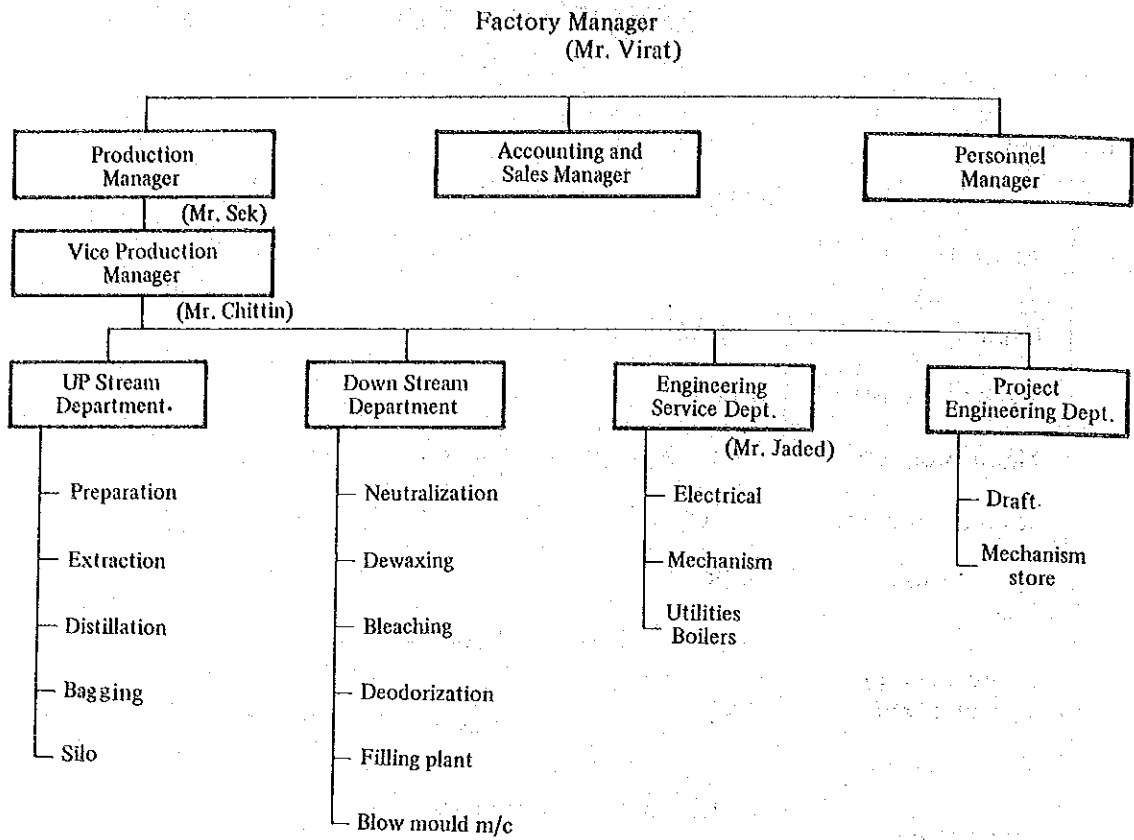


Fig. 13-1

2. 製造工程

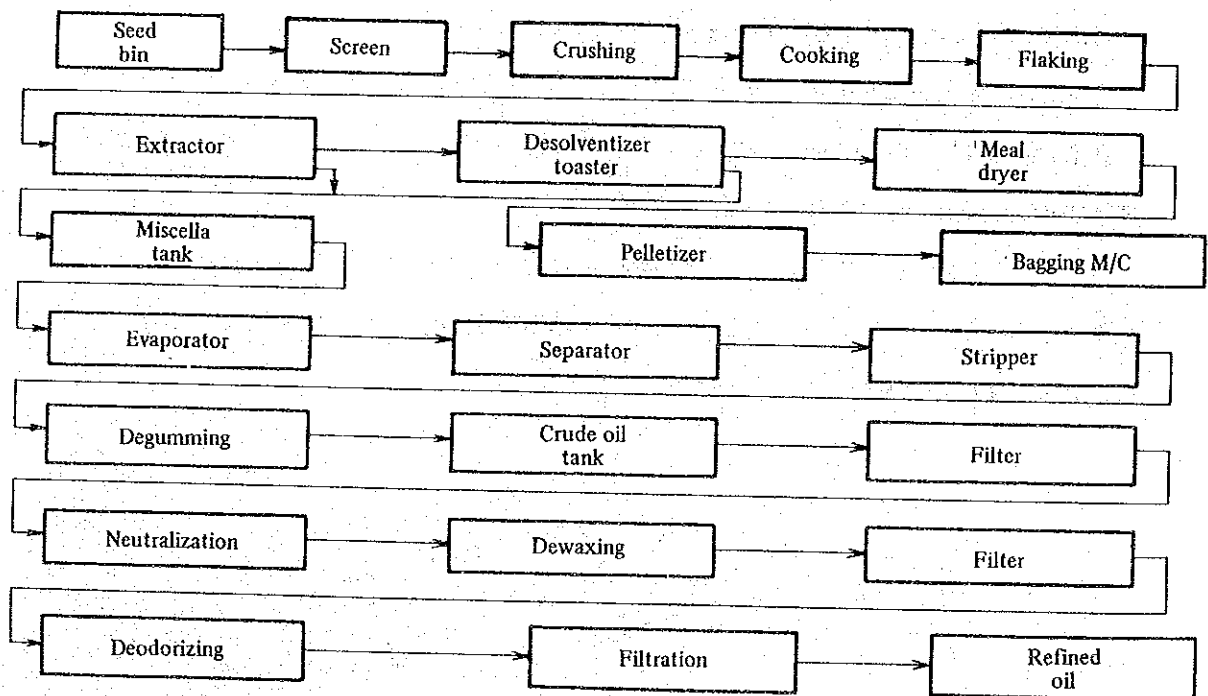


Fig. 13-2

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 13-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	1	15 t/h 13 kg/cm ² Water tube super heater
Extractor	1	Roto-cell type φ 12,000 mm x H 5,000 mm
Desolventizer - toaster	1	Dome type
Dryer	1	Rotary type
Neutralizer	1	
Bleaching tank	1	
Deodorizer	1	φ 300 mm x H 20,000 mm

3.2 工場内配置図

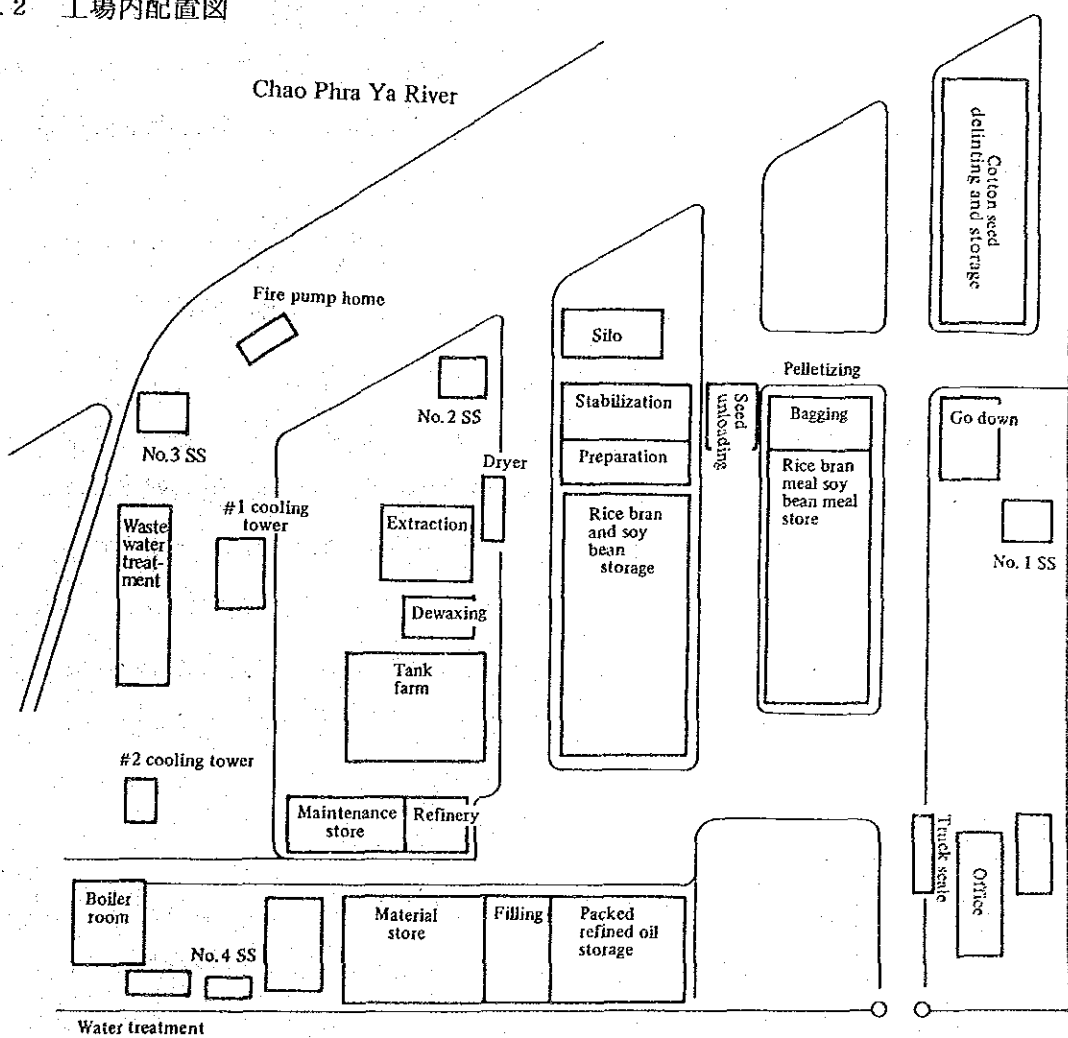


Fig. 13-3

4. エネルギーの管理状況

4.1 経営の姿勢

省エネルギーの目標数値は設定していないが、積極的に省エネルギーを進めようとする姿勢がみられる。廃油の燃料化のプロジェクトを推進し、実用化に成功したが、この一連のプロジェクトに対して1981年に400万Btの投資をしている。続いて1982年には、保温とトラップ整備に100万Btを投資し、1983年には脱臭装置に熱回収装置を入れるべく500万Btの省エネルギー投資を計画している。

投資基準としては、資金回収期間を3年と設定し、これに該当する設備改善は積極的に進めることにしている。

4.2 全員参加の状況

工場業務組織の他に、工場長を委員長とする原価低減委員会があり、各部門のマネージャ、各セクションのチーフが委員となり、毎月1回開催している。また、製造部門には、省エネルギープロジェクトチームが編成され、フォアマンまで加わり不定期に打ち合わせ検討会がもたれている。提案制度とそれに伴う表彰規程はあるが、活発な運用状態ではないようである。

工場長も従業員に対して、省エネルギーの留意点を直接あるいはポスターで呼びかけを行っており、成長の要素を十分蓄えている工場といえることができる。

4.3 データによる管理

燃料、電力の基礎データは主要工程別、主要設備別にとられ、毎月の原価計算用に供されている。更に、計測器を充実し、よりデータの信頼性を高めて管理情報の増加と質の向上を図りたいとしている。計器の更新・充実の計画は投資回収の見通しが立てにくいとのことであるが、製造工程のバラツキの減少、それに伴う品質の安定と不良率の減少、人員削減等々のメリットが期待できるのでぜひ進めてもらいたい。

4.4 技術水準の向上

規模、実力ともに業界一であり、技術水準は高い。加えて向上心も旺盛で、積極的に外部の診断を受け、指摘された点は謙虚に受け止め、着実に改善を加えている。

Dark Oil 燃焼、原料の加熱前処理設備の開発等、国内同業他社の追従を許さない高い技術を持ち、技術情報の整理、品質管理も充実している。これは、各セクション

のリーダーに優秀な技術者を配して、その中間技術者が十分に能力を発揮しているからである。

従業員の教育は熱心に行われている。社外研修には年に約 20 名が参加している。これら研修の受講者による職場内研修を実施し、いわゆる小集団活動を定着させることができれば、一層効率の良い工場に成長すると思われる。

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	3,000 kℓ/year	副生油	2,000 kℓ/year																
蒸気使用内訳	<table border="0"> <tr> <td>— 前 処 理</td> <td>— 10 % (300 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 抽 出</td> <td>— 48 % (1,440 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 中 和</td> <td>— 8 % (240 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 脱 蠟</td> <td>— 6 % (180 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 漂 白</td> <td>— 5 % (150 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 脱 臭</td> <td>— 21 % (630 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— 粒 飼</td> <td>— 1 % (30 kℓ)</td> </tr> <tr> <td>— ソープストック スプリット</td> <td>— 1 % (30 kℓ)</td> </tr> </table>			— 前 処 理	— 10 % (300 kℓ)	— 抽 出	— 48 % (1,440 kℓ)	— 中 和	— 8 % (240 kℓ)	— 脱 蠟	— 6 % (180 kℓ)	— 漂 白	— 5 % (150 kℓ)	— 脱 臭	— 21 % (630 kℓ)	— 粒 飼	— 1 % (30 kℓ)	— ソープストック スプリット	— 1 % (30 kℓ)
— 前 処 理	— 10 % (300 kℓ)																		
— 抽 出	— 48 % (1,440 kℓ)																		
— 中 和	— 8 % (240 kℓ)																		
— 脱 蠟	— 6 % (180 kℓ)																		
— 漂 白	— 5 % (150 kℓ)																		
— 脱 臭	— 21 % (630 kℓ)																		
— 粒 飼	— 1 % (30 kℓ)																		
— ソープストック スプリット	— 1 % (30 kℓ)																		

ディーゼル油 50 kℓ/year ハンドリング装置用

最近、副産物としてのダーク油（脂肪酸・回収酸）を重油に混合して、燃料費を削減する試験が行われている（Table 13-2 参照）。

Table 13-2

	Fuel consumption		Steam generation t	Steam / Fuel
	Heavy oil kℓ	Dark oil kℓ		
1983 May	222	236	5,145	11.2
June	571	—	4,604	12.4

Steam consumption rate 1.04 t steam / t

Fuel consumption rate $\frac{\text{Heavy oil } 3,000 \text{ kℓ} + \text{dark oil } 2,000 \text{ kℓ}}{\text{Crude oil } 9,500 \text{ t}} = 526 \text{ ℓ/t Crude oil}$

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月11日、ボイラの実績データにより熱勘定を行った。Table 13-3の通りである。

Table 13-3

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	7,518.6	99.6	Heat of steam	6,837.8	90.6
Sensible heat of fuel	26.6	0.4	Heat loss in exhaust gas	658.7	8.7
			Heat loss in blow water	6.5	0.1
			Heat release from boiler body, others	42.2	0.6
Total	7,545.2	100.0	Total	7,545.2	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		C重油
燃料の消費量	(F)	776.8 kg/h
燃料の発熱量(低位)	(H _l)	9,679 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.959
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg°C
燃料の温度	(T _f)	110°C
基準温度	(T _o)	34°C
廃ガス中のO ₂ %	(O ₂)	3.0%
廃ガス温度	(T _g)	(工場側データによる) 240°C
ブロー水量	(B)	341 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	70°C
給水量	(W)	10,798 kg/h
給水温度	(T _w)	51°C
蒸気圧力	(P)	13 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	10,457 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	704.9 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	51 kcal/kg

・熱勘定計算式

入 熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 7,518.6 × 10³ kcal/h

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

燃料の顕熱 (Q_s) 26.6 × 10³ kcal/h

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

出 熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 6,837.8 × 10³ kcal/h

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 658.7 × 10³ kcal/h

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

理論空気量

$$A_o = 0.85 H\ell / 1,000 + 2.0 = 10.23 \text{ Nm}^3 / \text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 H\ell / 1,000 = 10.74 \text{ Nm}^3 / \text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.17$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 12.48 \text{ Nm}^3 / \text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) 6.5 × 10³ kcal/h

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

炉体からの放散熱量その他 (Q_r) 42.2 × 10³ kcal/h

6. 熱管理の問題点と対策

6.1 ボイラブロー水の減少

給水の pH 7 ~ 8, 電気伝導度 20 ~ 60 μS/cm, 缶水は pH 9 ~ 10, 電気伝導度 80 ~ 200 μS/cm であり, 現状のブロー率 3.5% は多過ぎるように見える。缶水の電気伝導度は 3,000 μS/cm 位まで許容される。

試験例では, 7:00 ~ 18:00 マニュアルの場合毎時 300 ℓ のブローを行っているが, 19:00 ~ 6:00 電気伝導度による自動コントロールにした場合は毎時 16 ℓ のブローで済んでいる。せっかくのコントローラを十分活用されたい。

引き続き缶水のチェックを進めることにより、ブロー量を1%程度に減らすことが考えられる。Table 13-3の熱勘定表から、ブロー水量は、

$$10,798 \times 0.01 = 108 \text{ kg/h}$$

となり、ブロー水の持ち去る熱量の減少(熱交換後)は、

$$\begin{aligned} \Delta Q_b &= \Delta B \times (T_b - T_w) = (341 - 108) \times (70 - 51) \\ &= 4.4 \times 10^3 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

となる。

$$\text{省エネルギー率} \quad 4.4 \times 10^3 \times 100 / 7,545.2 \times 10^3 = 0.06 \%$$

$$\text{重油減少量} \quad 3,000 \times 0.0006 = 1.8 \text{ kℓ/year}$$

なお、缶水のpHが低く(標準値10.8~11.3)、アルカリが不足していることを示しているが、ブロー量を減らせば、アルカリの補充も少なくてすむ。

6.2 コンデンセートの回収

精製油工場1階のホットウォータータンクは、精製油工場のコンデンセートをフラッシュ蒸気タンクで受けた後、100℃の温水として回収しているタンクで、温水はソーブストック用に用いられているが、余剰分がオーバーフローして捨てられている。

蒸気のうち精製工場で使われるものを26%、100℃のコンデンセートの発生率を90%(蒸気使用圧力を4kg/cm²Gとし、フラッシュ割合を10%として)、ソーブストック用に使用した余剰が50%とすると、捨てられている量は次のようになる。

$$10,457 \text{ kg/h} \times 0.26 \times 0.9 \times 0.5 = 1,223 \text{ kg/h}$$

このうち90%をボイラ給水に利用したとすると、省エネルギー量は、

$$1,223 \text{ kg/h} \times 0.9 \times (100 - 34) = 72,600 \text{ kcal/h} \text{ となる。}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{72,600}{7,545.2 \times 10^3} \times 100 = 1.0 \%$$

$$\text{重油減少量} \quad 3,000 \text{ kℓ/year} \times 0.01 = 30 \text{ kℓ/year}$$

6.3 蒸気バルブ等の保温

蒸気パイプ等の保温については、プロジェクトで検討し改善を進めているが、なお未保温の部分が見受けられる。

ボイラ室から使用箇所までのバルブ、レヂューサ等で未保温のものをTable 13-4に拾い出した。外観判断のため、サイズ違い、重複、見落としもあり、実際数字と必

ずしも合致しないが、約 38,000 kcal/h の放熱があると推定できる。

Table 13-4 Heat Release

Steam pressure	Diameter ϕ		Units	Heat release when non insulation kcal/h
10 kg/cm ²	6"	Stop valve	6	9,000
		Reducer & strainer	2	3,200
	4"	Stop valve	8	8,000
		Reducer & strainer	2	2,400
	2"	Stop valve	3	1,530
		Reducer & strainer		-
	1½"	Stop valve	2	800
		Reducer & strainer		-
1"	Stop valve	6	1,800	
3 kg/cm ²	2"	Stop valve	7	1,680
		Reducer & strainer	1	340
	1½"	Stop valve	6	1,260
		Reducer & strainer	1	310
	1"	Stop valve	50	8,000
Total				38,320

これらバルブ類のうち、2"以上のバルブ、レヂューサ、ストレーナについてグラスウールで保温（アルミ板カバー付）し、放熱量を90%カットしたとすると、

$$\text{カットできる熱量} \quad 26,150 \text{ kcal/h} \times 0.9 = 23,535 \text{ kcal/h}$$

$$\text{年間のC重油に換算すると} \quad \frac{23,535 \text{ kcal/h} \times 24 \times 285}{9,679 \times 0.906 \times 0.959} = 19.1 \text{ kl/year}$$

$$\text{年間の節減金額} \quad 19.1 \text{ kl/year} \times 4.3 \times 10^3 = 82,100 \text{ Bt/year}$$

$$\text{保温の施工費} \quad 30,870 \text{ Bt}$$

$$50 \text{ mm グラスウール使用量} \quad 37.1 \text{ m}^2 \times 182 \text{ Bt/m}^2 = 6,752 \text{ Bt}$$

$$\text{アルミ板使用量} \quad 37.1 \text{ m}^2 \times 268 \text{ Bt/m}^2 = 9,943 \text{ Bt}$$

$$\text{アルミカバー加工費} \quad 29 \text{ 個} \times 105 \text{ Bt/個} = 3,045 \text{ Bt}$$

$$\text{保温工事費} \quad 37.1 \text{ m}^2 \times 300 \text{ Bt/m}^2 = 11,130 \text{ Bt}$$

従って裸バルブ等の保温による重油節減により、保温施工に要する経費は5カ月で償却することができる。

$$\text{省エネルギー率} \quad 19.1/3,000 \times 100 = 0.6\%$$

蒸気パイプ、ヘッダ、ベッセル類の保温は、相当施工されてはいるが、保温材が

ぶれたり、亀裂が入って欠けたり、また湿っているものが見受けられた。この状態のものは保温効果が低下しているため補修し、あわせて保護対策をとってほしい。

6.5 脱溶剤ペーパの排熱利用

植物油脂抽出工場においては、ミセラの脱溶剤と脱脂粕の脱溶剤は必要不可欠の操作である。これらの操作により発生する蒸気（脱溶剤ペーパ）は多量の潜熱を有し、その有効利用は省エネルギーのためには最も大切な要素の一つである。ここでは日本の米糠油抽出工場（連続式）において、従来は粕脱溶剤ペーパはそのままコンデンサに導いて冷却し、その潜熱を利用していなかったものを、ミセラの脱溶剤用熱源に利用するように改良し、省エネルギーをはかったという報告¹⁾を紹介する。

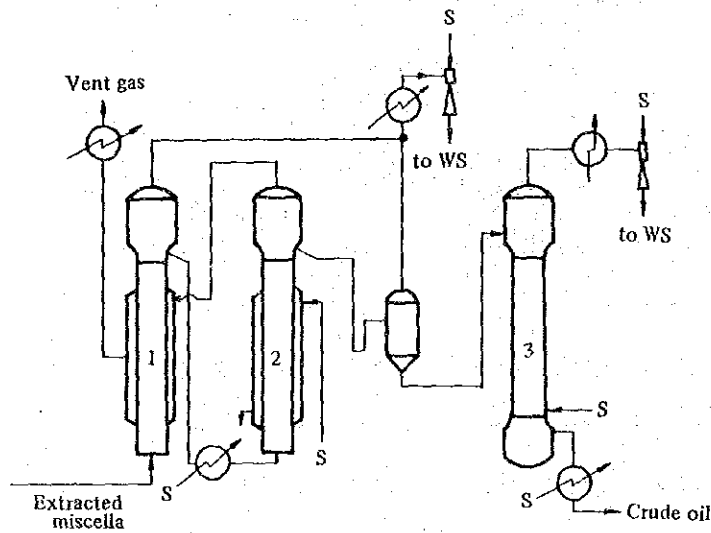
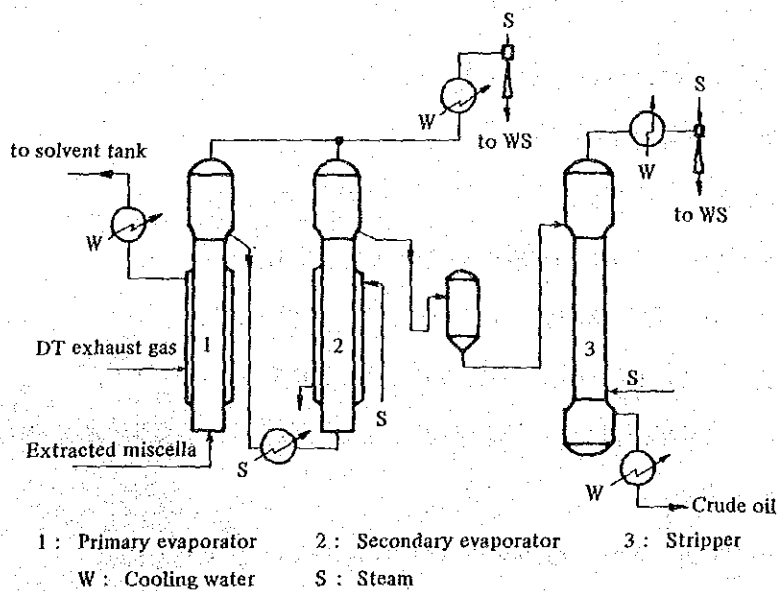


Fig. 13-4 < Original >



1: Primary evaporator 2: Secondary evaporator 3: Stripper
 W: Cooling water S: Steam

Fig. 13-5 < Improved >

Fig 13 - 4 は従来行っていた抽出油ミセラの脱溶剤操作のフローであり、Fig 13 - 5 はこれを改良したフローである。

- ・改善前：Fig 13 - 4 に示すように、ミセラの蒸留は 2 重効用方式で、第 1 蒸発器は第 2 蒸発器の発生蒸気で加熱していた。
- ・改善後：Fig 13 - 5 に示すように、第 1 蒸発器の熱源として粕脱溶剤機の脱溶剤ベーパーを使うように改造した。

改造の結果、第 1 蒸発器に供給される熱量が以前に比較して大幅に増加し、そこでミセラの濃縮度が高まった。また、改造前に第 2 蒸発器の操作圧は常圧であったのに、改造後はこれも第 1 蒸発器と同様に減圧（250 ~ 300 Torr）で操作できるようにした。そのため、第 2 蒸発器で必要とする蒸発量は大幅に減少し、省エネルギーが実現できた。第 2 蒸発器からストリップに移行する濃厚ミセラの濃度は、改造前後ともほぼ同一の 93 %前後であることから、第 2 蒸発器での蒸気使用量の減少が、そのまま省エネルギーにつながった。

- ・効果：改善前の第 2 蒸発器での蒸気使用量は 596 kg/h であったが、改造後は 296 kg/h に減少した。300 kg/h の蒸気節減である。この装置の原料処理量は 6,500 kg/h であるから、46 kg 蒸気/t 原料の節減である。

$$5,000 \text{ 円/t 蒸気} \times 0.3 \text{ t/h} \times 7,200 \text{ h/year} = 10,800 \text{ 千円/year (約 100 万 Bt/year)}$$

一方、投資金額は、主要機器代 10,300 千円、工事代 4,700 千円の計 15,000 千円（約 150 万 Bt）である。従って、投資は約 1.4 年で回収することができた。

実用上の注意事項：脱溶剤機の排出ベーパーを直接コンデンサに導く場合に比べて、ミセラの第 1 蒸発器を経由してコンデンサに導くように改造する場合は、途中の配管抵抗に十分留意し、これがために脱溶剤機に圧力がかからないようにすることが大切である。

関連メーカー：三菱化工機、吉野製作所、未広鉄工所他。

当工場の場合も同様規模と見なし、同程度の蒸気節減を見込むと、

$$300 \text{ kg} \times 24 \times 286 = 2,059.2 \text{ t 蒸気/year}$$

ボイラ熱勘定表で重油換算すると、

$$\frac{776.8}{1,045.7} \text{ kg} \times 2,059.2 \times 10^3 = 153.0 \text{ t/year}$$

$$\frac{153.0}{0.959} = 159.5 \text{ k}\ell/\text{year}$$

$$\text{省エネルギー率} = \frac{159.5}{3,000} \times 100 = 5.3 \%$$

6.5 脱臭工程での熱回収

2段ヒートパイプによる脱臭装置での熱回収について、日本の精製油工場での実施例²⁾を Fig 13-6 に紹介する。

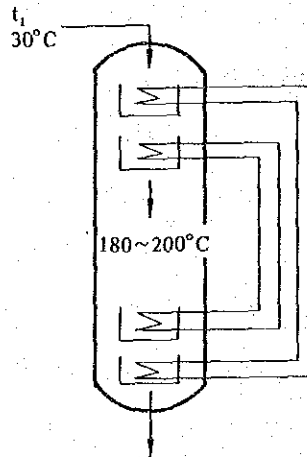


Fig. 13-6 Streams pattern

ヒートパイプの媒体として水-蒸気等を用いるためスケーリングがなく、かつヒートパイプを2段に用いることにより、約70%の熱回収率を狙ったものである。

・省エネルギー効果

入口温度 $t_1 = 30^\circ\text{C}$

予熱温度 $t_2 = 180 \sim 200^\circ\text{C}$

予熱温度差 $\Delta t = 150 \sim 170^\circ\text{C}$

$$\text{予熱用蒸気削減量 } W = \frac{(150 \sim 170^\circ\text{C}) (1,000 \text{ kg}) (0.55 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C})}{500 \text{ kcal/kg}}$$

$$= 165 \sim 187 \text{ kg 蒸気/t oil}$$

年間50,000 tの生産プラントの場合の蒸気削減量は、 $W_r = 50,000 \text{ t} \times 165 \sim 187 \text{ kg/t} = (8,250 \sim 9,350) \times 10^3 \text{ kg/year}$ 、蒸気単価(変動費)5円/kgとすると、年間削減金額は41,250 ~ 46,750 千円/yearとなる。

その他：従来の予熱用の熱油タンク及び抽出ポンプ(10 kW)も不要でプロセスが簡単になり、メンテナンス上も省エネルギー上の点でも有利である。

投資採算性：50,000 t/year 生産プラントの場合

設備費用 一式 7,000 万円 (約 700 万 Bt)

節減金額 4,125 ~ 4,675 万円 / 年 (約 410 ~ 470 万 Bt/year)

$$\text{投資回収期間} = \frac{7,000}{4,125 \sim 4,675} = 1.7 \sim 1.5 \text{ 年}$$

実施上の注意事項：ヒートパイプの振動防止に注意しなければならない。

関連メーカー：日揮

これを当工場に適用可能かどうかは、工場側で更に検討されるとよいが、効果を試算してみた。蒸気削減量を 165 ~ 187 kg / t oil とすると、年間 9,400 t 生産の場合、

$$165 \text{ kg/t} \times 9,400 \text{ t} = 1,551 \times 10^3 \text{ kg/year}$$

これを重油換算すると、

$$\frac{776.8}{10.457} \times 1,551 \times 10^3 = 115.2 \times 10^3 \text{ kg oil/year}$$

$$115.2 \times 10^3 / 0.959 = 120.1 \text{ kl/year}$$

$$\text{省エネルギー率} = \frac{120.1}{3,000} \times 100 = 4.0 \%$$

- 文献 1) 植物油脂製造業における省エネルギーマニュアル及び省エネルギー実態調査報告 昭和 57 年 3 月 P 28 ~ P 29 (財)食品事業センター (社)日本油脂協会
2) 同上 P 52

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	: M E A
ピーク・デマンド	: 2,600 kW (1983 年 2 月)
使用電力量	: $8,620 \times 10^3$ kWh/year (1983 年 2 月)
負荷率	: 月間負荷率 38 ~ 69 %
ペナルティ・ファイ	: 14,295 Bt/year (1982 年)
力率	: 月間力率 73 ~ 85 %
トランス	: 3ϕ 1,000 kVA \times 6 台
仕上り単価	: 年間平均 1.7 Bt/kWh

7.2 配線系統圖

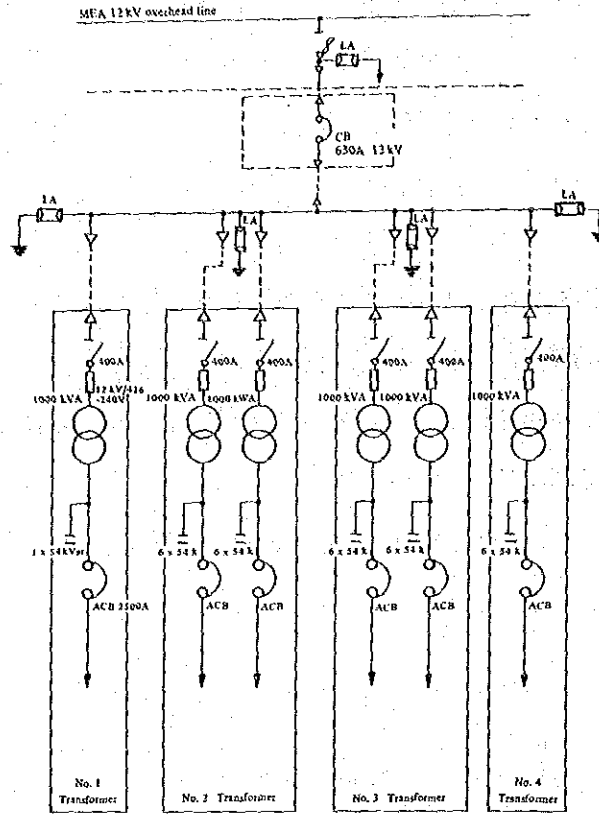


Fig. 13-7

7.3 消費狀況

7.3.1 月別電力使用狀況

Table 13-5 Monthly Power Consumption

Month	Consumption power kWh x 1,000	Maximum demand power Max. kW	Average power kW	Reactive power kVar	Power factor P.F (%)	Load factor L.F (%)
1 / 82	640	1,880	1,123	16	84.3	45.76
2	712	1,880	1,249	—	85.0	56.36
3	920	1,787	1,614	554	72.9	69.2
4	692	1,787	1,214	194	80.4	53.78
5	608	1,787	1,067	—	85.0	45.73
6	832	1,787	1,460	74	83.0	64.66
7	568	1,787	996	—	85.0	42.72
8	672	1,787	1,179	114	82.2	50.54
9	620	1,840	1,088	1	85.0	46.80
10	784	2,160	1,375	—	85.0	48.8
11	872	1,920	1,530	—	85.0	63.1
12	700	1,960	1,228	—	85.0	48.0
1 / 83	828	2,000	1,453	—	85.0	55.6
2	988	2,600	1,733	—	85.0	56.5
3	1,192	2,400	2,091	48	83.8	66.7
4	684	2,520	1,200	—	85.0	37.7
5	532	1,880	933	96	82.7	38.0
6	664	2,320	1,165	18	84.3	39.8

$$\text{Average power per year} = \frac{8,620 \times 10^3 \text{ kWh}}{6,840 \text{ h}} = 1,260 \text{ kW (1982)}$$

7.3.2 月別年負荷曲線

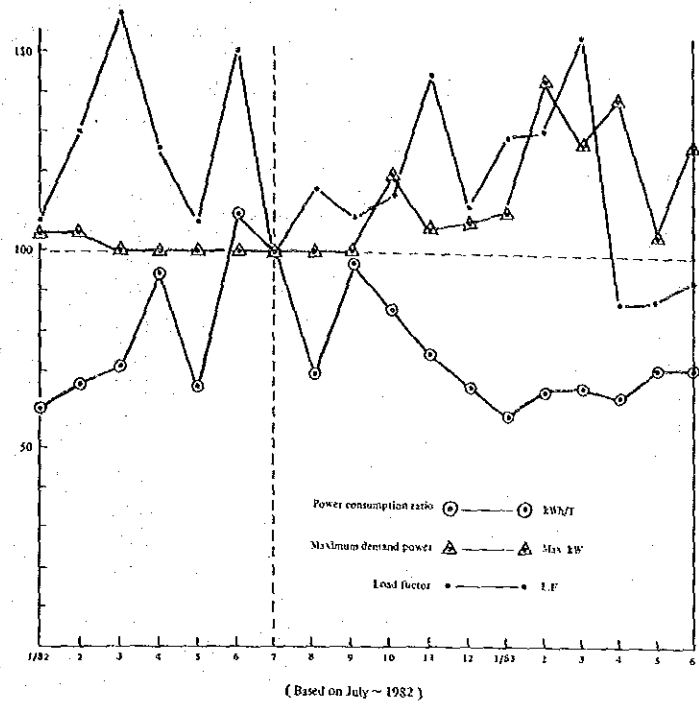


Fig. 13-8 Index Curve

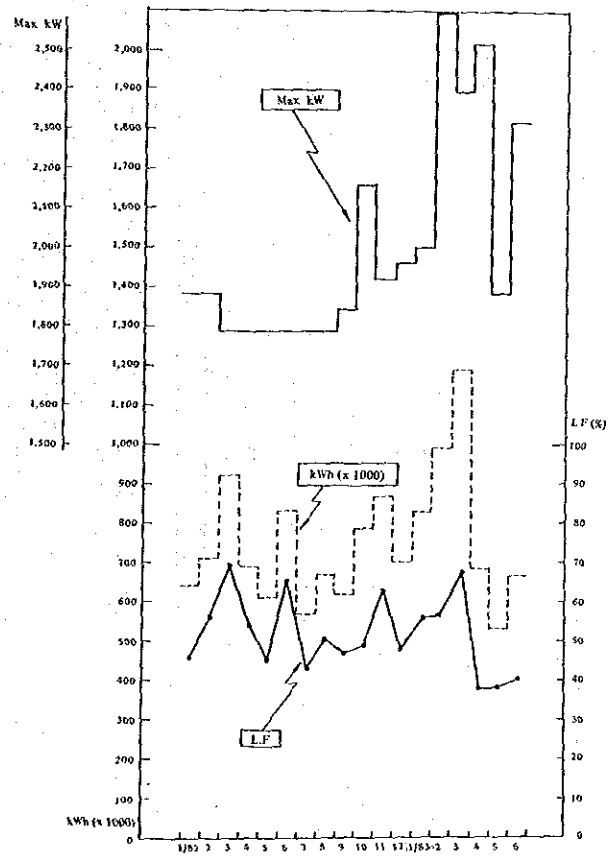


Fig. 13-9 Monthly Load Curve

7.3.3 時間別電力使用状況

Table 13-6 Situation of Power Consumption

Time	Power consumption kWh/30 min.	Reactive power kVar	Power factor PF %
8.00			
8.30	800	800	71
9.00	800	400	89
9.30	400	400	71
10.00	800	400	89
11.00	1,600	1,200	80
12.00	1,200	800	83
13.00	1,600	400	97
13.30	800	400	89
14.00	360	400	67
14.30	1,200	400	95
15.00	440	400	74
15.30	800	480	86
16.00	800	480	86

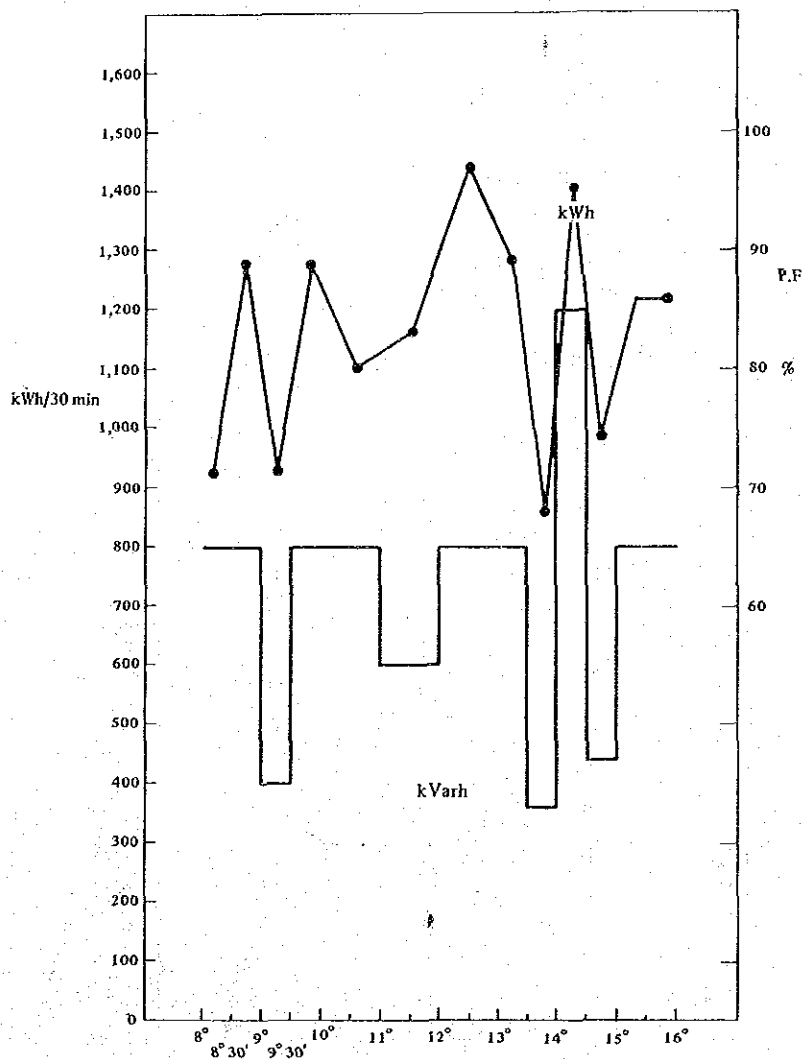


Fig. 13-10 Hourly Load Curve

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 13-7

12 July

	Use for	Name plate				Measurement			P.F %	L.F %
		kW	V	A	rpm	kW	V	A		
No. 1 Substation	41 - 2818 system					40.3	399	53.2		
	Office, others					38.9	396	67.9		
No. 2 Substation	Flaking 25 - 2883A	90	380	165	1,470	72.9	410	111	92	80.8
	Flaking 25 - 2883B	90	380	165	1,470	47.6	410	79.5	84	52.9
	Expander 25 - 2884	75	380	187	980	70.9	410	129.2	77	94.3
	Expander 25 - 2885	75	380	187	980	74.5	410	120.3	87	99.3
	Cooker 25 - 2850A	37	380	72	970	13.7	410	31.5	60	37
No. 3 Substation	31 - 2702 system					127.7	399	25.3	72	
	VE - 003 system					45.8	398	102.9	64	
	31 - 2701 system					17.9	400	55.5	50	
	23 - 2702 system					13.4	406	20.8	83	
	32 - 2701 system					22	405	38.3	86	
No. 4 Substation	43 - 2701					22.9	399	37.2	89	
	64 - 2701					48.8	391	74.8	79	
	54 - 2867/13					54.6	394	102.5	78	
	58 - 2701					29.7	398	60.3	69	
	57 - 2701					79	397	146.1	77	
	59 - 8701					36.5	398	60.4	86	
	Cooling tower pump	110	380			74.7	396	124	89	
	Fan of cooling tower	37	380			37.5	393	61.8	91	

8.2 配電系統

8.2.1 トランス

(1) トランス容量

Table 13-8

		No. 1 S.S.	No. 2 S.S.	No. 3 S.S.	No. 4 S.S.	Total
Present	Cap. of transformers (Measured)	1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 2	1,000 kVA x 2	1,000 kVA x 1	6,000 kVA
		(79.2 kW)	(279.5 kW)	(226.8 kW)	(383.7 kW)	(969.2 kW)
No. 1 Plan		1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 1	4,000 kVA
No. 2 Plan		200 kVA x 1	1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 1	1,000 kVA x 1	3,200 kVA
No. 3 Plan		200 kVA x 1	1,000 kVA x 1	500 kVA x 1	1,000 kVA x 1	2,700 kVA
		Iron loss	Copper loss	Total	Difference	
		x 10 ³ kWh/year	x 10 ³ kWh/year	x 10 ³ kWh/year	x 10 ³ kWh/year	
Present 6,000 kVA		157.7	34.9	192.6	0	
No. 1 Plan 4,000 kVA		105.1	52.4	157.5	35.1	
No. 2 Plan 3,200 kVA		84.0	66.5	150.5	42.1	
No. 3 Plan 2,700 kVA		70.9	81.4	152.3	40.3	

Table 13-5によればピーク・デマンド及び月平均電力の最大値はそれぞれ2,600 kWと2,091 kWである。この値からみるとトランス容量1,000 kVA×6台は過大と思われる。そこで容量を低減した場合の期待メリットの代表例をTable 13-8に示す。

前提条件としては、平均電力1,260 kW、力率85%、皮相電力1,482 kVA、稼働時間6,820 h/year、トランス鉄損0.3%、銅損1.4%として計算した。

すなわち、第2案が差引 42×10^3 kWh/yearで損失減少量は最大であるが、トランス2,200 kVAの購入(投資額。約100,000 Bt)を必要とするので損失減 35.1×10^3 kWh/yearとなる第1案が良策である。

8.2.2 配電系統全般

Fig 13-7 単線結線図をみると、極めて優れた配電方式であることがわかる。

- (1) MEAからの総合受電点にはしゃ断容量12 kV、400 MVAの主しゃ断器を設置している。
- (2) 各変電所の受電点にはハイスピード電力ヒューズを設置することにより、変電所以降の事故時の全停電を防止している。
- (3) 更に当該ヒューズが1相でも溶断した場合には、トランス2次側低圧主気中しゃ断器が開放されているように、当該ヒューズと「インターロック」され、モータの単相運転防止対策になっている。
- (4) 一方、負荷の中心地区に12 kVの特別高圧給電を行うロードセンタ方式を採用しているので、トランス以降の低圧ラインでは電圧降下、配電ロスが極めて少なくなっている。
- (5) また、力率改善策として、各変電所トランス2次側に設置されたコンデンサは負荷状況により開閉器が自動切入されるようになっている。

強いて欲をいえば、各変電所の受電点に設置された避雷器の4セットは第4変電所の1セットのみで十分に安全は確保されるので、他の3セットは取り外し、予備品として保管するのようにしたい。更に、第4変電所向けの架空線は、特別高圧としては線間距離が狭いので、電柱に大きい腕木を取り付ける等の対策を検討していただきたい。

8.3 電動力応用

8.3.1 電 圧

Table 13-7によれば、各変電所の負荷側で比較的大型モータ(110 kW～75 kW)の供給電圧を実測したところ398～410 Vと高かった。従って、トランスタップを切り替えて2次側の電圧を380～390 V程度に下げた方がよい。そしてそれによる電力使用量の変化とモータの温度上昇を確認する必要がある。もし5%降圧が可能ならば、その期待メリットは次のように考えられる。

すなわち、軽負荷時においては電圧を上げることによりトランス配電線及びモータのロス約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を $8,620 \times 10^3$ kWh/year とすれば、

$$8,620 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 \div 172.4 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$172.4 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 250,000 \text{ Bt/year}$$

となる。

8.3.2 指数グラフ

Fig 13-8に示すように1982年7月におけるピーク・デマンド、負荷率、電力原単位を基準点として指数グラフを作成した。ここで考えられるいくつかの問題点を列挙する。

- (1) 1982年4月から7月までの間は、負荷率が比較的高いのに、電力が悪化するという逆の傾向を示している。
- (2) 一方、1983年1月以降では負荷率の上昇とともに電力原単位は下るよい傾向にあるが、ピーク・デマンドについては、前年度と比べるとやや高いので、低減の余地があるとみられる。

等々、検討すべき点が沢山ある。その解明のためには、取り扱い原料、製品種別、気候等の条件と対比しながら長期間にわたってデータの採取と解析を行うことが必要である。1982年10月以降では、電力原単位は低く良い方向に安定して来ており、立派である。

8.4 その他

8.4.1 運転及び保全管理

「1983年4月、5月はトランスの温度が高くなった。しかし詳細なデータはない」

とのことであつた。そこで温度が高い場合の原因と対策について述べる。

(1) トランスの温度標準値は下記の通りである。

$$\text{油温度標準値 } ^\circ\text{C} \leq 40 ^\circ\text{C} + (50 \sim 55 ^\circ\text{C})$$

周囲温度 温度上昇限度

従つて再度、温度計で油温度を確認していただきたい。

(2) 温度が高い場合の原因と対策

(a) トランスの各相の電圧に差を生じていないか。差があると循環流を妨げる。

(b) 2台並行運転の場合に、各トランスの位相角や、%インピーダンスに差がないか。差があると、負荷が不平衡になるので、2台の仕様が合わない場合は、並行運転を避けること。

(c) 直射日光が当たっていないか。

(d) トランス室内の通風は悪くないか。

等を再度、調査検討をしていただきたい。

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	%
ボイラブロー水の減少	1.8	0.1
コンデンサート回収	30.0	1.0
蒸気バルブ等の保温	19.1	0.6
脱溶剤ペーパーの排熱利用	159.5	5.3
脱臭工程での熱回収	120.1	4.0
小 計	330.5	11.0
	10^3 kWh/year	%
トランスの削減(第1案)	35.1	0.4
モータ供給電圧の低減	172.4	2.0
小 計	207.5	2.4

THE UNICORD INVESTMENT (THAILAND) CO., LTD.

1. 工場概要

Address	39/3 Satthakit Rd. Mo Thombolthasai Ampbhar Meang, Samuthsakorn	
Capital	60 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Tuna canning	
Annual product	Raw material : Tuna 18,000 ton, Sardine 10,000 ton	
No. of employees	900	
Annual energy consumption	Electric power	3,609,000 kWh
	Fuel	H.O.(A) 960 kℓ
Interviewees	Mr. Ronnie : Plant Manager, Director Mr. Santud : Engineering Department Chief	
Date of diagnosis	July 14 ~ 15, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

マグロ、イワシの缶詰を製造し、全量輸出している。

近海漁獲の原料と遠洋漁獲の冷凍原料が入荷し、場内の冷凍庫は2,000 tを貯えられる能力をもっている。

また製缶機を持っており、7オンス缶の全量を製缶している。

生産は、4～6月がピークで日曜日も稼働する。平均稼働時間は8時間勤務の2シフトで、この場合はマグロ 55t/day、イワシ 30t/day (ただし15日間/月)を処理する。

手作業が多く、頭、尾、骨、内臓、皮の除去、白肉、赤肉の分離、缶詰作業は女子作業者の手による。蒸煮・ハンドリング作業等は男子が従事するが、その数は全従業員 900名中の10%に満たない。

2. 製造工程

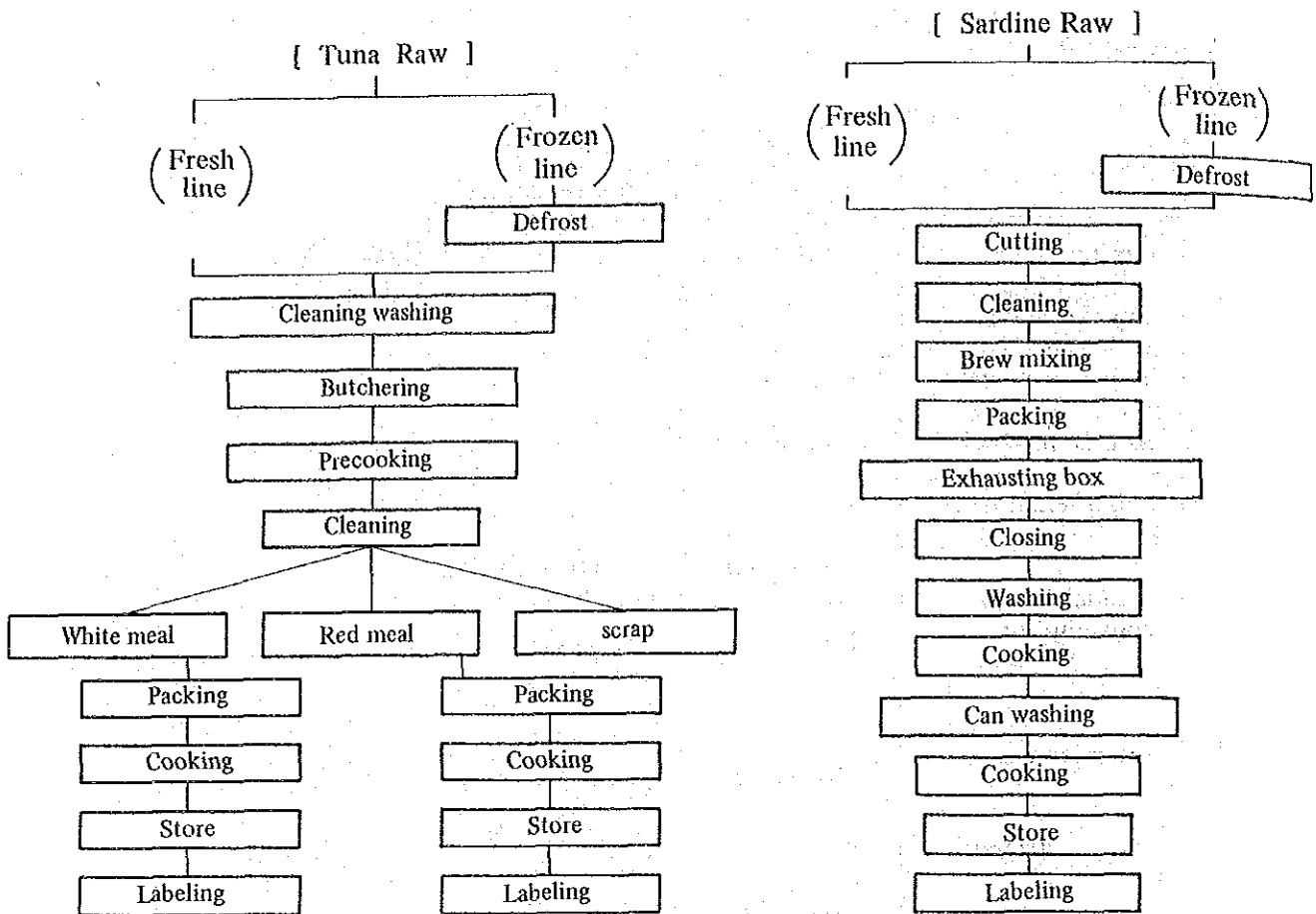


Fig. 14-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 14-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	2	Fire tube boiler, pressure 8 kg/cm ² capacity 4 t/h
Precooker	7	1.25 m(W) x 1.73 m(H) x 4.15 m(L)
Retort	7	1.25 m(φ) x 6.0 m(L)
Refrigerator		

3.2 工場内配置図

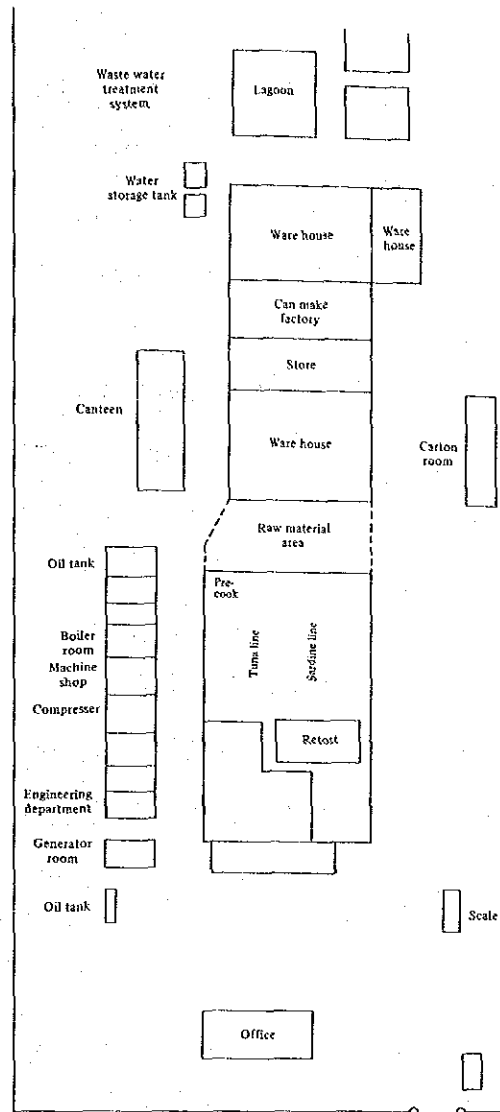


Fig. 14-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

工場の目標として、生産性向上、省エネルギーの達成をかかっている。省エネルギーに関して具体的方針は出していないが、エネルギー費は 800,000 Bt/month (全コストの 3%) ということで関心度は高い。

省エネルギー投資は本年になって、ボイラ排気ダクトの熱を、温水として回収する設備に 40,000 Bt を投資している。

技術部門は、プロダクション部門とエンジニアリング部門にわかれ、技術データはすべてエンジニアリング部門に集約されている。単なるデータ収集の機能だけでなく、管理指標の作成、工程解析の機能を持った部門に充実する必要があると考える。

4.2 全員参加の状況

工場長は、従業員に対し作業標準の遵守、安全・清潔、省エネルギー等について直接呼びかけたり、ポスター等でアピールし、経営方針の浸透を図ってきた。しかし工場には省エネルギーのための委員会、プロジェクトは設けられていない。提案制度はあるが低調である。従業員教育は、社外研修に出すのが主で、技術研修、他工場見学会に3～4回/年派遣している。

従業員の90%が女子で、その作業如何がコスト・品質を支配する。女子従業員の教育には小集団活動(QCサークルなど)の手法を導入するのが最も好ましい。コスト、品質及び能率の向上に大きな成果をもたらすので、ぜひ導入されるようお勧めする。

4.3 データによる管理

エンジニアリング部門に工場のあらゆるデータが集められていることは立派である。しかし、これらのデータは工程の改善、歩留改善、原単位改善等に活用されていない。データ解析の能力はあるが、人手が不足しているというのが実態である。

4.4 技術水準の向上

ここの製品はすべて輸出されているので、米国のFDA規格が品質基準となっている。米国業界と製造技術の指導契約を結び、技術者が1年間滞在した。

製造技術は一応確立し、品質維持が可能になったが、次の段階は、生産効率向上を図らなければならない。それにはスタッフ部門であるエンジニアリング部門の活動なくしては達成できない。

まず、エンジニアリング部門の充実を図り、ついで小集団活動を通じて従業員の技術を向上させ、段階的に品質、生産性、原単位の水準を高めて行ってほしい。

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 960kl/year — ボイラ燃料

使用内訳

マクロ	25% (プレクツカ) (240 kl)
	45% (レトルト) (432 kl)
	6% (調味液タンク) (58 kl)

イワシ — 5% (エキゾストボックス) (48 kl)
 — 4% (調味液タンク・シーマ・温水タンク) (38 kl)
 — 15% (レトルト) (144 kl)

ディーゼル油 112 kl/year フォークリフト用

その他 ケロシン 4 kl/year

ガソリン 15 kl/year

LPG 9.6 kl/year — ハンダ専用

蒸気を使用目的別に分けると、次の通りである。

蒸気 — プレヒート (30%)
 — 殺菌 (60%)
 — 温水 (5%)
 — ミキシング等 (5%)

燃料原単位

1983年1～3月の燃料A重油使用実績193.7kl, マグロ缶詰生産3,036t, イワシ缶詰生産1,001t, 合計4,037t, 従って燃料原単位は48l/製品tとなる。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月14日, ボイラの実績データにより熱勘定を行った。Table 14-2の通りである。

Table 14-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	1,270.5	99.8	Heat of steam	1,099.9	86.4
Sensible heat of fuel	2.2	0.2	Heat loss in exhaust gas	110.0	8.6
			Heat loss in blow water	28.9	2.3
			Heat release from boiler body, others	33.9	2.7
Total	1,272.7	100.0	Total	1,272.7	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		A 重油
燃料の消費量	(F)	132.0 kg/h
燃料の発熱量 (低位)	(H _l)	9,625 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.975
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg °C
燃料の温度	(T _f)	72 °C
基準温度	(T _o)	35 °C
廃ガス中の O ₂ %	(O ₂)	4.4 %
廃ガス温度	(T _g)	223 °C
ブロー水量	(B)	240 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	164.7 °C
給水量	(W)	2,001 kg/h
給水温度	(T _w)	35 °C
蒸気圧力	(P)	6.1 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	1,761 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	659.6 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	35 kcal/kg

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 1,270.5 × 10³ kcal/h

$$Q_c = F \times H_l$$

燃料の顕熱 (Q_s) 2.2 × 10³ kcal/h

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

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 1,099.9 × 10³ kcal/h

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 110.0 × 10³ kcal/h

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

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85H_l / 1,000 + 2.0 = 10.18 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 \text{ H}\ell / 1,000 = 10.68 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.27$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 13.43 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) $28.9 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

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

炉体からの放散熱量その他 (Q_r) $48.3 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ブレクッカの保温

ブレクッカは7基のうち6基がシルバーペイント仕上げであるが保温されていない。クッカの前にはポータブル式のファンがあり、クッカ後の製品を冷やしているので、クッカ付近には微風が生じている。従ってクッカの放熱もそれだけ大きい。

ブレクッカの加熱時間は魚の種類、大きさ等に応じて設定され、きめ細かく管理されている。従って、クッカの放熱量も作業の状況によって変動しているが、診断時には表面温度 90°C 、計測した熱流束 $1,075 \text{ kcal/m}^2\text{h}$ であった。

加熱時間中の平均的な放熱量をその半分とみ、クッカの寸法は幅 1.25 m 、高さ 1.73 m 、長さ 4.15 m で、表面積 29.0 m^2 、1日の運転時間を5時間とすると、6基分の放熱量は、

$$29 \text{ m}^2 \times 6 \text{ 基} \times 1,075 \times 0.5 \times 5 \text{ hr} = 467.6 \times 10^3 \text{ kcal/day}$$

年間の放熱量をA重油に換算すると、

$$467.6 \times 10^3 \times 320 / (9,625 \times 0.864 \times 0.975) = 18.5 \text{ kl/year}$$

グラスウール 30 mm 、アルミ板被覆の保温により損失を 80% 低下させると、

$$18.5 \times 0.80 = 14.8 \text{ kl/year}$$

省エネルギー率 $14.8/960 \times 100 = 1.5\%$

A重油単価を 4.32 Bt/l とすると節約額は $63,936 \text{ Bt/year}$ となり、保温費用は、 $174,000 \text{ Bt}$ とみこまれるので2.7年で費用を回収できる。

なお、4号ブレクッカは扉のパッキンが不良で蒸気洩れが多い。修理が必要である。

6.2 レトルトの保温

7基のレトルトは前、後方の直径1.25mの鏡板の部分が保温されていない。表面温度110℃、室温34℃、計測した熱流束は1,135 kcal/m²hで7.6h/day稼働として、1日当りの放熱量は $1.23\text{m}^2 \times 2 \times 7 \times 1,135 \times 7.6 = 148.5 \times 10^3 \text{kcal/day}$ 年間320日稼働としてこの放熱量をA重油に換算すると、

$$148.5 \times 10^3 \times 320 / (9,625 \times 0.864 \times 0.975) = 5.9 \text{kℓ/year}$$

グラスウール30mm、アルミ板で保温し80%放熱を防止すると、重油節減量は、 $5.9 \text{kℓ/year} \times 0.8 = 4.7 \text{kℓ/year}$ 。

$$\text{省エネルギー率} \quad 4.7/960 \times 100 = 0.5\%$$

A重油価格4.32 Bt/lとすると節約金額は20,300 Bt/year、これに対して保温費用は17,150 Btとなるので0.67年で回収可能である。

6.3 ボイラ排熱回収

ボイラ2缶中、7tボイラに排熱回収用のエコノマイザが設置され、回収温水が缶の洗浄用に利用されるようになっているが、現在7tボイラは休止中である。一方、4tボイラにはエコノマイザが設置されていない。せっかくの設備が有効に利用されておらず、ボイラの給水温度も35℃で低い。ボイラの排ガス温度は223℃であり、7tボイラに準じて、排熱回収をエコノマイザで実施した場合、排ガス温度を200℃まで下げられる見込みである。ボイラ熱勘定表から、回収熱量は、

$$110 \times 10^3 \times (223 - 200) / (223 - 35) = 13.5 \times 10^3 \text{kcal/h}$$

給水予熱に使用したときの省エネルギー率は次の通りである。

$$13.5 \times 10^3 / (1,272.7 \times 10^3) \times 100 = 1.1\%$$

重油換算すると $960 \times 0.011 = 10.6 \text{kℓ/year}$ となる。

6.4 蒸気パイプ、バルブの保温

ボイラ室の6"バルブ6個は保温されていない。ボイラ上部の6"パイプ約6mも裸のままである。保温のない箇所を大略拾い出したのがTable 14-3である。

このうち、1 $\frac{1}{2}$ "以下のバルブを除いた分の相当管長及び放熱量はTable 14-4のようになる。

当面、2"以上のバルブと、裸部分のパイプについて50mm厚のグラスファイバで保温し、アルミ板で被覆して、放熱量の90%をカットすれば、その節減量は重油に換

算して次のようになる。

Table 14-3

Room	Stop valve			Control valve			Flange			
	Dia (inch)	No.	Equivalent length of bare pipe (m)	Dia (inch)	No.	Equivalent length of bare pipe (m)	Dia (inch)	No.	Equivalent length of bare pipe (m)	Bare pipe (m)
Boiler	6	5	7.5							6
Sardine Room	4	1	1.3				4	2	0.8	
Tuna Room	4	1	3.9				4	1	0.4	
	4	2					4	2	0.8	2
Cooker (Retort)	4									20
	1½	28	31							140m
	1	28	34	1	7	13				
Exhaust Box	1½	1	1.1							1
	1	4	5							1
Precooker	2	1	1.1							22
	1	14	17	1	7	13				10.5

Table 14-4 Heat release from valve and pipe

	Equivalent length (m)	Unit heat release kcal/m.h	Heat release kcal/h
6"	13.5	900	12,150
4"	29.2	625	18,250
2"	23.1	330	7,623
1½"	141.0	260	36,660
1"	11.5	200	2,300
Total			76,983

$$\frac{76,983 \text{ kcal/h} \times 16 \text{ h} \times 320 \text{ day} \times 0.9}{9,625 \times 0.864 \times 0.975} = 43.8 \text{ kl/year}$$

金額にして、 $43.8 \text{ kl/year} \times 4.32 \text{ Bt/l} \times 10^3 = 189,200 \text{ Bt/year}$

省エネルギー率 $43.8/960 \times 100 = 4.6\%$

一方、保温に必要な費用は Table 14-5 の通りである。

Table 14-5 Cost of Insulation

Item	Area (m ²)	Price per area (Bt/m ²)	Cost (Bt)
Glass fiber blanket	37.76	182	6,872
Aluminium sheet	37.76	268	10,120
Valve cover	15 (Unit)	105 (Bt/unit)	1,575
Field work charge	37.76	300	11,328
Total cost			29,895

この施工費は重油節減額により2カ月で償却可能であり、保温の省エネルギー効果の大きいことが認識される。既設の保温材のうちで、破損したり、亀裂の入っているもの、濡れているものが多く見受けられる。この状態の保温は、その機能がほとんど果されていない。詳細調査し、ぜひとも修繕していただきたい。

6.5 ボイラ室蒸気バルブの洩れ防止

2号ボイラと1号ボイラの連絡管の中間バルブが不良で、6"管に穴径1mm程度に相当する漏れがあり、使用していない2号ボイラの配管を加熱している。

6 kg/cm²の蒸気が1mmの穴から洩れる損失量は、乾き飽和蒸気量3kg/h程度なので、損失熱量は659.5 kcal/kg × 3 kg/h = 1,978.5 kcal/hとなる。バルブを修理し、洩れを止めると省エネルギー率は

ボイラ熱勘定表から、 $1,978.5 / (1,272.7 \times 10^3) \times 100 = 0.16\%$ となる。

省エネルギー量、(重油換算)、 $960 \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.16\% = 1.5 \text{ k}\ell/\text{year}$ 。

6.6 殺菌作業について

缶詰殺菌用レトルトにおける蒸着用蒸気の原因を下げるのが当工場における省エネルギーのキーポイントである。缶内の空気は伝熱を妨げるので早く空気を追い出し、吹き込み蒸気の有効熱量を効率的に殺菌に寄与させなければならない。

空気と蒸気の比重差は、同温度で空気の方が約1.6倍重い。レトルト内に吹き込まれた状態では空気の温度上昇の方が遅れるので、なお比重差が増す。従って、蒸気は上部から、空気は下部から抜くのが理論的であるが、現実には下部から蒸気を入れ、上部から空気を抜くというのがタイ王国でのやり方である。内部に物が一杯詰まり、しかもガスの流れが乱流になる状態で詰め込まれていると、理論通りには行かないのかも知れない。しかし、現状に満足することなく、もっと早く温度をあげる方法がないか、よりよい作業法がないか、を追求する姿勢が欲しい。現場の作業員、製造の担当者でチームを作り、調査を進めてほしい。

次に、日本で行ったこの種の改善事例を、Fig 14-3 に掲げるので参照されたい。

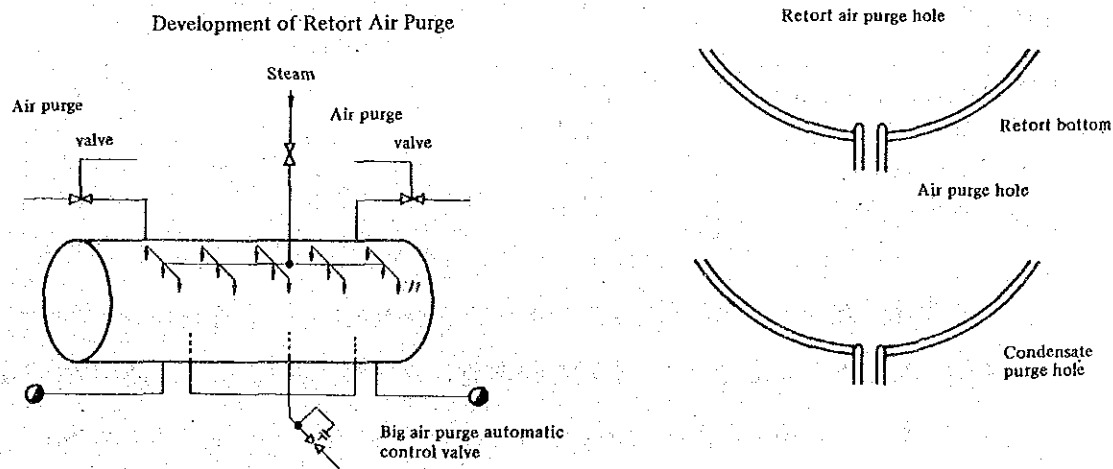


Fig. 14-3

蒸気吹き込みレトルト内に Fig 14-3 のような分配管を取り付け、この分配管に 6 mm 径の穴を数多く配列し、蒸気が缶内の上部から下に向かってゆっくりと十分に行きわたるようにした。蒸気が 1 カ所でも多量に流れ込むと、空気と蒸気が混合し空気の追い出し効果が妨げられる。また、缶詰籠の空気が停滞する個所にパンチングメタル等を使って空気が流れやすいよう改造も行った。

このレトルトは 5 m³ のものであるが、以上の改造により、空気ページ時間が短縮し、上昇時間も 7 分短縮してレトルトの回転率は向上した。蒸気の放出量も大幅に減り、約 20% 低減した。設備は、(a)蒸気ディストリビュータ取り付け、(b)空気抜き弁 3 個取り付け、(c)パンチングメタル加工、等に経費がかかったが、蒸気量の削減メリットにより、8 カ月で投資額を回収した。

以上の例を参考に殺菌の条件を見直して省エネルギーを達成し、原価低減に寄与していただきたい。期待効果 (432+144) kl/year \times 0.2 = 115.2 kl/year

省エネルギー率 $115.2/960 \times 100 = 12.0\%$

6.7 レトルトの温水の利用

現在、殺菌終了後レトルトに張り込んだ冷却水は、約 50 ~ 60 °C の温排水となって捨てられている。

この温水の使用法としては、冷凍魚の解凍用などが一応考えられる。また前述した殺菌の改善案のように、レトルトの上部から蒸気を入れて、下部から空気ページすると、レトルト内部のたいていの汚れは除去され、温排水も相当きれいになるのではないかと想像される。従って、温排水の用途もかなり多用化され、容器の洗浄等にも使用できるようになりはしないか。現在、ホットウォータ用蒸気は全蒸気量の 5% が使用されているが、この蒸気の節減にもつながると考える。検討願いたい。

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 : 888 kW (1983 年 5 月)
使用電力量 : $3,609 \times 10^3$ kWh/year (1982 年)
負荷率 : 推定 85% 以上 (1982 年)
ペナルティ・フィ : なし

力率 : 月間力率 80 ~ 97 %
 トランス : 3 ϕ , 800 kVA \times 2 台
 仕上り単価 : 年間平均 1.76 Bt / kWh

7.2 配線系統図

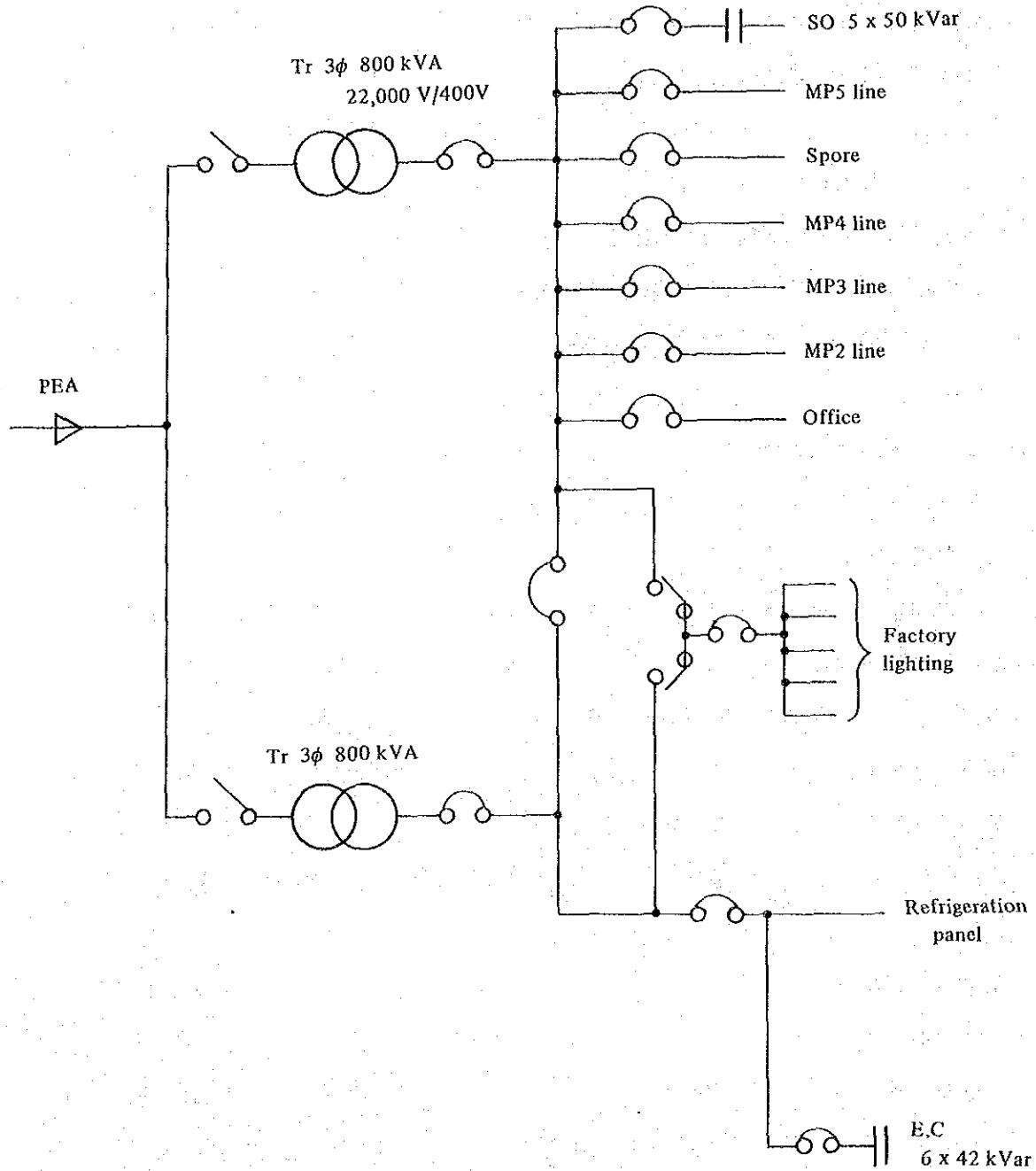


Fig. 14-4

7.3 消費狀況

7.3.1 月別電力使用狀況

Table 14-6 Monthly Power Consumption

Month	Power consumption kWh	Maximum demand power kW
1 / 82	253,544	680
2	299,496	800
3	294,744	728
4	345,160	720
5	312,496	744
6	315,720	768
7	339,728	768
8	333,176	768
9	205,000	832
10	322,808	704
11	320,912	760
12	265,856	712
1 / 83	293,160	760
2	316,824	768
3	360,176	840
4	369,264	808
5	448,848	888
6	408,856	888

Average power per year $\frac{3,609 \times 10^3 \text{ kWh}}{8,760} = 412 \text{ kW (1982)}$

7.3.2 月別年負荷曲線

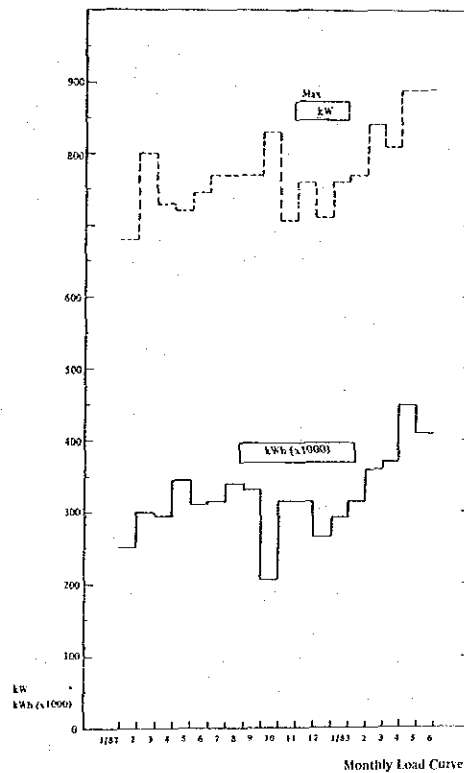


Fig. 14-5

7.3.3 時間別使用電力量

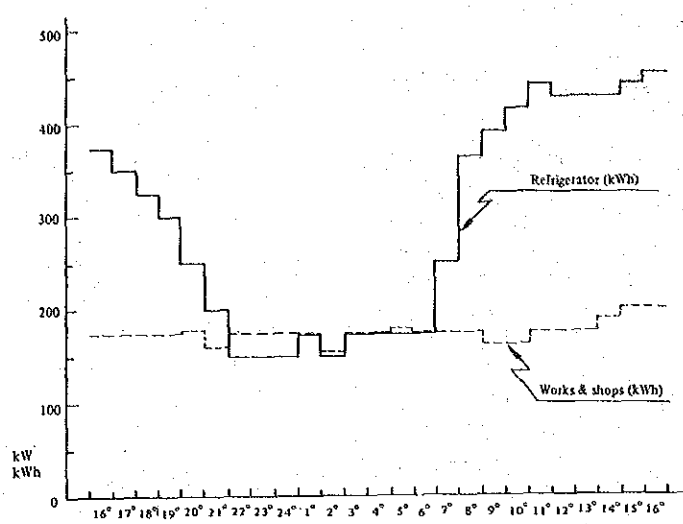


Fig. 14-6 Hourly Load Curve

Table 14-7 Hourly Power Consumption 14 ~ 15 July

Time	Works-shops kWh	Refrigerator kWh
16.00	175	375
17.00	175	350
18.00	175	325
19.00	175	300
20.00	180	250
21.00	160	200
22.00	175	150
23.00	175	150
24.00	175	150
1.00	175	175
2.00	150	150
3.00	175	175
4.00	175	175
5.00	180	175
6.00	175	175
7.00	175	250
8.00	175	363
9.00	163	388
10.00	163	413
11.00	175	438
12.00	175	425
13.00	175	425
14.00	188	425
15.00	200	438
16.00	200	450
Total		7,290 kWh/day

Average power for refrigerator $\frac{7,290 \text{ kWh}}{24 \text{ h}} = 303 \text{ kW}$

7.3.4 冷凍機關係使用電力量

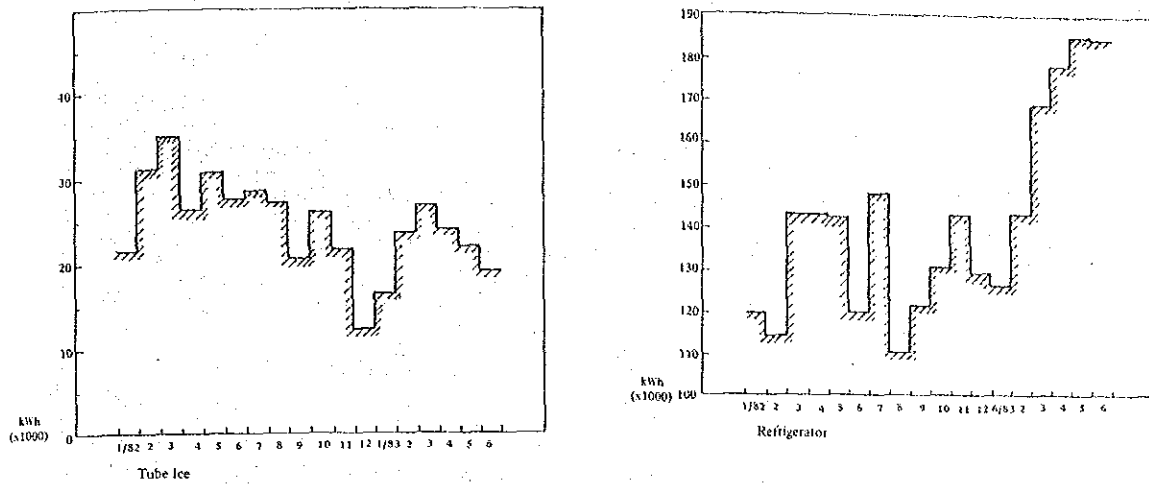


Fig. 14-7 Monthly Load Curve for Refrigerator

Table 14-8 Power Consumption for Refrigerator

Month	Refrigerator kWh	Tube ice kWh
1 / 82	119,688	21,600
2	114,024	31,242
3	143,256	35,004
4	143,088	36,382
5	142,869	30,819
6	119,604	27,417
7	147,756	28,722
8	110,088	27,239
9	121,460	20,682
10	130,536	26,202
11	142,820	21,546
12	129,192	12,318
1 / 83	126,168	16,374
2	143,496	23,640
3	168,936	26,790
4	178,176	23,982
5	185,304	21,792
6	184,824	19,146

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 14-9

14, 15 July

	Name plate				Measurement			
	kVA	kVar	P. Volt	S. Volt	kW	Volt	A	P.F %
Transformer for refrigerator	800		22,000	400	420	403	634	97
Transformer for works	800		22,000	400	370	395	630~ 690	80
	Name Plate			Measurement			P.F %	L.F %
	kW	V	A	kW	V	A		
Refrigerator	200	380	355	189.8	401	209.4	91	94.9
Refrigerator	200	380	355	83.5	401	149.5	80	41.75
Refrigerator	90	380	167	62.1	401	103.9	84	69.0
Deep well	22	380	45	14.4	384	24.2	89	65.0
Deep well	22	380	45	18.4	388	31.8	88	83.6
Water treatment WT ₁	15	380	29	5.8	359	17.2	55	38.8
Water treatment WT ₂	15	380	29	5.8	360	17.7	55	38.8
Water treatment WT ₃	11	380	21	6.0	360	17.6	55	54.4
Water treatment WT ₄	22	380	45	6.4	360	18.3	57	29.3
Boiler B ₁	15	380	29	13.2	394	23.1	84	88.2

8.2 配電系統

8.2.1 配電系統全般

(1) 配電方式

Fig 14-4 単線結線図によれば、トランス2台は通常では冷凍機系統と工場一般系統に分けられ、事故時にはそれぞれ単独に事後処理ができる良い方法になっている。

ただし、Table 14-9 の実測値によれば両者の2次側電圧差が約2%あるので、トランスの1次側タップを再点検して2次側電圧を同一とし、緊急の場合には両者の並行運転を可能としたい。

(2) 電流バランス、力率及びトランス容量

実測値によれば、工場一般系統のトランスの各相の電流が630~690Aと60A程度の差があった。不平衡の原因は照明灯や空調機器と思われる。不平衡電流による逆相分の電力ロスを考えれば、単相各機器のバランスした接続を図りたい。なおトランス容量については力率は80~97%であり、最大電力はそれぞれ450

kWと200kWなので特に容量的には問題はない。

8.3 電動力応用

8.3.1 電 圧

Table 14-9に示すようにトランスからモータまで、一部の水処理設備を除いて、あまり電圧降下はない。従って、次項のように問題点を二つに分けて述べる。

(1) 水処理設備の電圧降下対策

全設備容量は4台で63kWであるが、実負荷は24kW程度と軽いのに供給電圧は360Vになっている(ただし、同じトランスの系統の他のモータは384~394Vである)。そこで原因として考えられることは、

(a) 単芯ケーブルサイズ50mm²は良いが、水処理設備までの配電距離350mは長過ぎないか。

(b) 単芯ケーブルの線間距離が大きく、(100mm以上)、リアクタンスが増加していないか。

等がある。その対策としては、

(a) 配電距離の短かい、又は電圧降下の少ない他の系統に切り替えられないか。

(b) 低圧配電線の各電線の相対的配置を交互にして、リアクタンスの減少が図れないか。

(c) 単芯ケーブルは線間距離を極めて縮小し、3芯ケーブルのようにまとめられないか。

等を検討し、他のラインと同程度の電圧降下としたい。

(2) 供給電圧低減対策

Table 14-9によれば、冷凍機用トランスの系統では電圧降下は少なく、モータ供給電圧は401Vとなっている。従って、トランスタップを切り替えて2次側電圧を380V程度にした方が良い。この際それによる使用量の変化とモータの温度上昇を確認する必要がある。もし5%降圧が可能ならばその期待メリットは次のように考えられる。

すなわち軽負荷時においては、電圧を下げることによりトランス配電線及びモータのロス約2~3%低減するといわれている。そこでメリットを2%とし、冷凍機系統の年間電力使用量を1,564,381kWh/year、単価を1.45Bt/kWhとすれば、

$$1,564 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 \div 31.3 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$31.3 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 45,400 \text{ Bt/year}$$

となる。

8.3.2 冷凍機

Table 14-8 及び Fig 14-7 によれば、冷凍機使用電力量は 1983 年 3 月から増加傾向にあり、特に 5 月及び 6 月では月平均で $185 \times 10^3 \text{ kWh/Month}$ 、年間推定 $2,220 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ 程度となり、1982 年の 1 カ月平均値 $130 \times 10^3 \text{ kWh/Month}$ 、年間 $1,564 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ より約 42% 上昇している。

そこで、まず冷凍機の一般的な省エネルギー対策を述べると、

- (1) コンプレッサ吐出側の圧力を 1 kg/cm^2 下げられると、使用電力量は約 7% 下がる。
- (2) 冷却油系統のパイプ内に油スラジが 0.1 mm 付着すると、パイプの肉厚が約 40 mm 程度増加したのと同じになり、冷却効果が下がる。
- (3) 油冷却用の冷却水のパイプに水垢が 1 mm 付着すると、パイプの肉厚が約 40 mm 程度増加したのと同じになり冷却効果が下がる。

また、冷却水の出口↔入口の温度差は標準値として約 10°C 以内となっているが、水垢が付着すると温度差が小さくなるので注意を要する。

等がある。

次に、当工場の冷凍機の省エネルギーについて具体的に述べる。

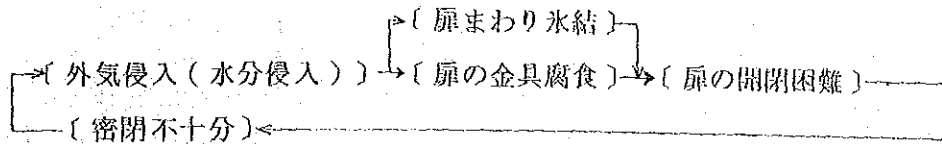
- (1) 冷凍室の扉に隙間があり、また廊下の床面に氷結が見られることから冷凍室からの冷気の漏出が考えられる。すなわちこの状態では、冷凍機の冷媒循環量が増加し、従ってコンプレッサの電力が増加する。もし冷凍室の冷気漏出による冷熱負荷損失が 30% で電力損失量が 10% とすれば、漏出を防止した場合の期待メリットは Table 14-10 のようになる。

Table 14-10

Refrigerator	Rated kW	Actual in-put kW	Working hours for one year h	Estimated saving power 10^3 kWh/year
No. 1	90	61	8,760	53.4
No. 2	200	74	4,380	32.4
No. 3	200	156	8,760	136.7
Total				222.5

$$\text{金額にして } 222.5 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 320,400 \text{ Bt/year}$$

となる。そこで現状の冷気漏出の原因として考えられることは、



という悪循環が考えられる。

従って、冷凍室の扉の密閉度を初期と同様の状態に復旧することが最も重要な対策となる。

(2) 冷凍室内の冷風循環について

当日、たまたま循環ファンの前方にある吹出口に氷結が見られた。すなわちこの状態では吹出口の面積が縮小され、冷凍室内の循環冷風量が減少し全体の冷却効果が下がっていることが考えられる。

この状態では冷凍機のサージドラムの冷媒温度が低くなる状態に移行する。ここでサージドラムの冷媒液の温度を1℃低くする(-35℃→-36℃)と№1冷凍機90kWの負荷は3%増加する。従って、もし-35℃を-33℃と2℃高くすることが可能ならば、コンプレッサの負荷は6%低減され電力損失の低減量は約2%になると考えられる。

$$61 \text{ kW} \times 0.02 \times 8,760 \text{ h/year} \doteq 10.7 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$11 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 15,500 \text{ Bt/year}$$

従って、氷結防止のため冷凍室出入口の扉の密閉を励行してほしい。

(3) 冷却塔からコンデンサに供給される冷却水の温度が、初期の状態より上昇していないか、検討していただきたい。

冷却水の温度上昇の原因としては季節要因の他に冷却塔の性能劣化が考えられる。すなわち冷却塔のノズルの噴霧状態の不良、例えばノズルの目詰まりによる流量不足、又はノズルの腐食による水滴の粗大化による冷却効果の低下があるので調査していただきたい。

もし冷却水の温度を1℃下げられるならば、№3冷凍機200kWの負荷は2%低減し、従って電力損失は約0.7%低減すると考えられるので、その期待メリットは前項(1)と同様に、

$$156 \text{ kW} \times 0.007 \times 8,760 \text{ h/year} \doteq 9.6 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$9.6 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 13,900 \text{ Bt/year}$$

となる。

(4) コンデンサに関してはその外表面の汚れに注意しなければならない。すなわち

保守手入が確実に実施されていないと、冷媒が十分凝縮しない。そこで清掃手入により凝縮温度を1℃下げられたとすれば、No.3冷凍機 200 kW の負荷は2.5%減少し、従って電力損失量が約0.8%低減すると考えられるので、前項(2)と同様に

$$156 \text{ kW} \times 0.008 \times 8,760 \text{ h/year} \doteq 10.9 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$10.9 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 15,800 \text{ Bt/year}$$

となる。従って外表面の清掃は定期的に十分に実施していただきたい。

(5) 冷凍機の電力消費量が増加する原因としては、以上の他に次の要因が考えられる。

- (a) 凝縮器における冷媒伝熱面の汚れ
- (b) 放熱器における冷媒伝熱面の汚れ
- (c) 系統における冷媒液の漏出
- (d) コンプレッサ内部シール不良による内部循環量の増加

等々があるので再度点検していただきたい。

No.1圧縮機の吐出温度が異常に高いのは、この原因かも知れない。

(6) P-I線図について

この冷凍機の運転状態を運転データからP-I線図に示そうとしたが、圧力計や温度計の指示に誤差があると思われるものがあり、確定することはできなかった。

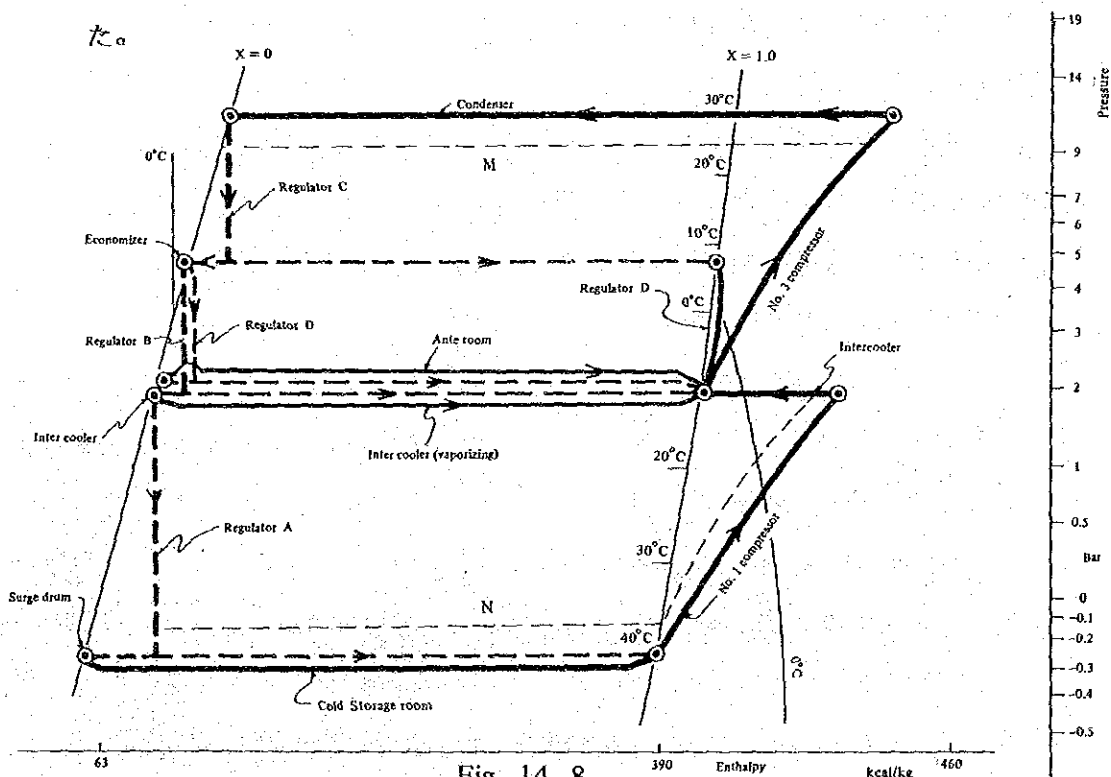
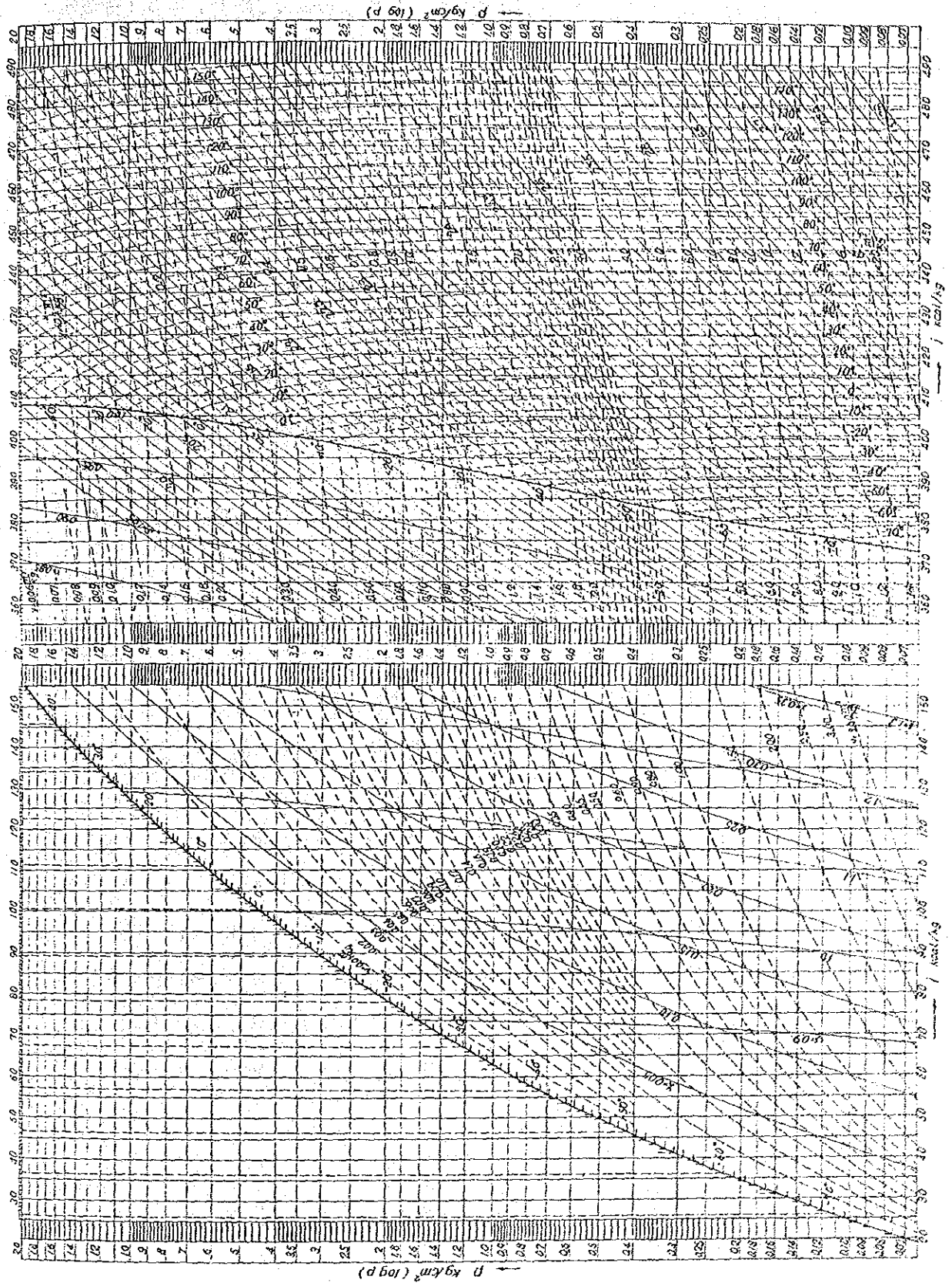


Fig. 14-8

Fig. 14-9 Mollier diagram for ammonia

($i - \log p$) $i_0 = 100 \text{ kcal/kg}$ $S_0 = 1 \text{ kcal/kg} \cdot K$



例えば、No 1 圧縮機の吐出温度は 30℃ 程度であるべきだし、No 3 圧縮機吐出側は圧力が過大な値を示しているか、あるいは温度が低く表示されている。圧力計や温度計をチェックし実際の運転状態を表わした P-I 線図を作成し当初のものと比較していただきたい。その結果 Fig 14-8 のように、

- (a) 矢印 M のようにコンデンサ出口の冷媒温度が高い場合、その原因は前項(1)、(3)、(4)、(1)-(a)、(5)-(b)の中にある。
- (g) 更に、矢印 N のようにサージドラムの冷媒温度が低い場合は、その原因は前項(1)、(2)、(5)-(b)、(5)-(c)の中にある。

と考えられるので、P-I 線図もまた十分に検討していただきたい。

全体の電力使用量の中で、冷凍機関係だけで 約 52 % を占めており、沢山のデータが毎日記録されている。

従って、過去 4 カ年の各種のエネルギーデータについて入荷量と種別、気温等と対応し綿密に調査すれば、更によりよい情報が得られるものと思う。

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	%
プレクッカの保温	14.8	1.5
レトルトの保温	4.7	0.5
ボイラ排熱回収	10.6	1.1
蒸気パイプ、バルブの保温	43.8	4.6
蒸気バルブの洩れ防止	1.5	0.2
殺菌法の改善	115.2	12.0
小 計	190.6	19.9

	10 ³ kWh/year	%
モータ供給電圧の低減	31.3	0.9
冷凍室出入口扉の修復	233.2	6.5
冷却塔の整備	9.6	0.3
コンデンサ、伝熱面の清掃	10.9	0.3
小 計	285.0	8.0

UNION MANUFACTURING CO., LTD.

1. 工場概要

Address	94-6 Setthakit Rd. Tumbon Tha-Sai Amphur Muang, Samutsakorn	
Capital	60 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Fish canning	
Annual product	Raw material : Tuna 9,000 t/year	
No. of employees	350	
Annual energy consumption	Electric power	1,180,000 kWh
	Fuel	H.O.(A) 340 kℓ/year
Interviewees	Mr. Chan : Factory Manager Mr. Somkiat : Manager of Finance and Personnel Section	
Date of diagnosis	July 21, 22, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

7年前、古い工場を改造してマグロ缶詰工場として発足した。昨年 800 t 貯蔵の冷凍庫を新設し、原料の貯蔵体制も整った。原料マグロ 30t/day を処理し、6.5 オンス缶 10 万個/day を製造し全量輸出している。年々生産の伸びている中堅企業である。

従業員は 350 名で、女子従業員はその 90 % を占めている。工場長の運営方針がよく浸透し、清潔で規律よく従業員の質もよい。

2. 製造工程

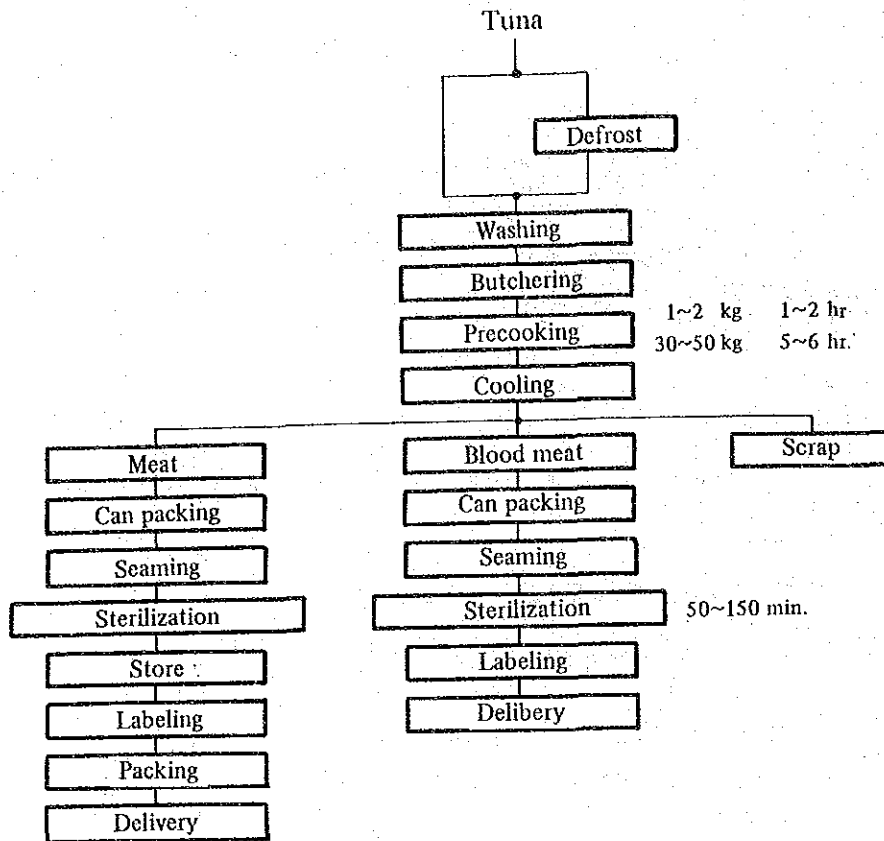


Fig. 15-2

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 15-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	2	No. 1 3.5 t/h Flue tube, reserve No. 2 6.0 t/h Flue tube
Precooker	4	1.2 m x 1.7 m x 3.9 m
Retort	5	φ 1.2 m x 3 m
	2	φ 1.2 m x 3.85 m
	2	φ 1.2 m x 4.6 m

3.2 工場内配置図

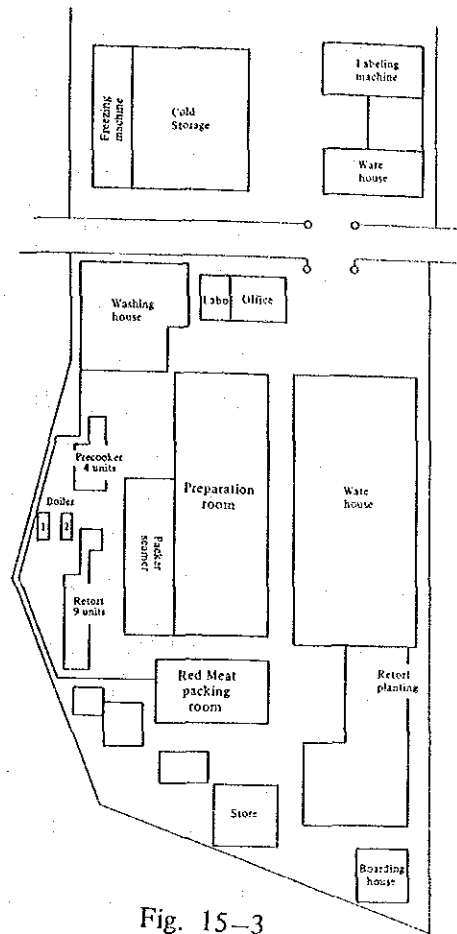


Fig. 15-3

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営姿勢

売上げに対するエネルギー費の割合は小さいが、ボイラの更新、7,000Btの保温予算計上などの対策が行われている。

工場長は従業員に対し、常に歩留の向上を中心に指導を続けており、その結果、清潔で規律正しい職場がつけられている。

しかし、技術者の能力を十分発揮させるような組織的な活動は行われていない。工場としての改善目標を立て、分担を決めてその対策案を検討し、実行後、その結果をチェックし、更に次のステップに進むというようにして、技術水準を高めることが望ましい。幸いこの工場には、若い熱心な技術者もいるので、組織的な運営を行うことにより、更に改善が進むものと思われる。

4.2 全員参加の状況

小集団活動を進めるため、TPA主催のQCサークルセミナーに、約10名を派遣し、

研修させているが、まだ発足はしていない。小集団活動を現場に定着させるためには、研修を受けたものが中心になることは当然であるが、工場長、労務担当者の強力なバックアップも必要である。

近郊の小集団活動を実施している企業の実体を見学することもよい方法である。当工場には小集団活動が発展し、全員が効率化に努めるようになる土壌は存在している。

4.3 データによる管理

毎時間の運転状況、燃料使用量等を記録するボイラ日誌、各クッカ、レトルトの運転日誌、記録紙等は几帳面にチェックされ保存されている。

しかし、原単位、管理図等の管理用データはほとんど作られていない。技術改善を進めるためには、生のデータのみでなく、生産条件とエネルギー消費を対比できるように整理し、変動要因を調べて対策をとるようにしなければならない。

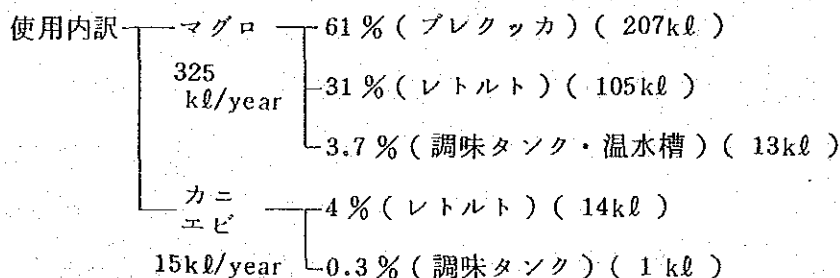
4.4 技術水準の向上

従業員の質が良いので、新規設備を導入したときに教えられた運転技術は、忠実に守られている。今後、更に自らの技術で創意工夫して技術水準の向上を図るには、社外の研修により多く参加し、同業種はもとより他業種の工場を見学する機会を多くつくるのがよいと思う。

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 340kl/year



燃料原単位

マグロ缶詰 325kl/5,000t = 65l/t, カニ, エビ缶詰 15kl/400t = 38l/t

マグロ缶詰の生産量を年間90%以上として年間5,000tとし、カニ, エビ缶詰を残り年間400tとして算出した。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月21日、ボイラの実績データにより熱勘定を行った。Table 15-2の通りである。

Table 15-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	996.2	99.8	Heat of steam	848.9	85.0
Sensible heat of fuel	2.1	0.2	Heat loss in exhaust gas	107.2	10.7
			Heat loss in blow water	12.0	1.2
			Heat release from boiler body, others	30.2	3.0
Total	998.3	100.0	Total	998.3	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		A重油
燃料の消費量	(F)	103.5 kg/h
燃料の発熱量(低位)	(H _l)	9,625 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.938
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg °C
燃料の温度	(T _f)	80 °C
基準温度	(T _o)	35 °C
廃ガス中のO ₂ %	(O ₂)	12.6 %
廃ガス温度	(T _g)	156 °C
ブロー水量	(B)	87 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	172.5 °C
給水量	(W)	1,442 kg/h
給水温度	(T _w)	35 °C
蒸気圧力	(P)	7.6 kg/cm ² G
蒸発量(S=W-B)	(S)	1,355 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _g)	661.5 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	35 kcal/kg

・熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) $996.2 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

$$Q_c = F \times H_l$$

燃料の顕熱 (Q_s) $2.1 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

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

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) $848.9 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) $107.2 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

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

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 H_l / 1,000 + 2.0 = 10.18 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (G_o)

$$G_o = 1.11 H_l / 1,000 = 10.68 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 2.50$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 25.95 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

ブロー水の持ち去る熱量 (Q_b) $12.0 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

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

炉体からの放散熱量その他 (Q_r) $30.2 \times 10^3 \text{ kcal/h}$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ボイラの燃焼管理

2カ月前に設置したといわれる新ボイラの投資額は100万Btで、ボイラ熱勘定の結果、ボイラ効率85%を示し、古いボイラに比べて良好と考えられる。しかし、廃ガス量が多い。その原因として、ボイラの仕様3t/hに比べ、診断時1.4t/hと低負荷運転で、オン・オフの回数が多く、またオフの時間が長く過剰の空気で燃焼されているためである。現状では、廃ガス中の O_2 濃度12.6%と異常に高い。レトルトが増設中であり、近い将来、負荷が増加すると思われるが、それまで、小容量のバーナに取り替え空気ダンプの調整を行って、 O_2 を4%以内に保ってほしい。 O_2 4%として省エネルギー効果

を算定すると次の通り。

$$m' = 1.24 \quad G' = 13.12 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

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、

$$\frac{998.3}{103.5} \cdot x = (848.9 + 12.0 + 30.2) + \frac{13.12 \times 0.33 \times (156 - 35)}{1,000} \cdot x$$

$$\therefore x = 97.7 \text{ kg/h}$$

$$\text{省エネルギー率} = \frac{103.5 - 97.7}{103.5} \times 100 = 5.6 \%$$

年間節減A重油量は、 $340 \text{ kl} \times 0.056 = 19.0 \text{ kl/year}$ となる。

6.2 プレクツカの保温

プレクツカ4基は保温されていない。その表面温度はTable 15-3の通りである。

Table 15-3

	Ceilling °C	Front door °C		Side wall °C		
No. 1 unit	88	85	86	86	86	87
No. 2 unit	90	89	89	90	91	88
No. 3 unit	89	90	92	88	88	89
No. 4 unit	90	91	91	90	90	90
Average	89	89		89		

錆止めペイントも汚れが目立ち、放射率も高くなっていると思われる。クツカ寸法は、

	(幅)	(高)	(長)	(表面積)	(内部温度)
1~3号機	1.24 m	1.7 m	4.8 m	32.4 m ²	93~100 °C
4号機	1.22 m	1.7 m	3.9 m	26.9 m ²	96 °C

である。1~3号機を代表機種として放熱量を求める。

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \varepsilon A \left\{ \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right\} = 4.88 \times 0.8 \times 32.4 \left\{ \left(\frac{273+89}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+36}{100} \right)^4 \right\}$$

$$= 10,246 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = a_c \times A \times \Delta t = 2.2 \Delta t^{0.25} \times A \times \Delta t = 2.2 \times 32.4 \times 53^{1.25} = 10,200 \text{ kcal/h}$$

合計 $10,246 + 10,200 = 20,446 \text{ kcal/h}$ 。これを珪酸カルシウム 25mm とアルミニウム板で保温し、表面温度を 51 °C、室温 34 °C としたときの放熱を求める。

$$\text{放射伝熱 } Q = 4.88 \times 0.3 \times 32.4 \left\{ \left(\frac{273+51}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+34}{100} \right)^4 \right\} = 996 \text{ kcal/h}$$

$$\text{対流伝熱 } Q = 2.2 \times 32.4 \times 17^{1.25} = 2,460 \text{ kcal/h}$$

$$\text{計 } 3,456 \text{ kcal/h}$$

同様に4基全部を保温すれば省エネルギー量は、

$$1 \sim 3 \text{ 号機 } (20,446 - 3,456) \times 3 = 50,970 \text{ kcal/h}$$

$$4 \text{ 号機 } (20,446 - 3,456) \times \frac{26.9}{32.4} = 14,106 \text{ kcal/h}$$

$$\text{計 } 65,076 \text{ kcal/h}$$

1日平均1基当たり平均稼働時間を8.7時間とすれば、年間 $65,076 \times 8.7 \times 300$
 $= 169,848 \times 10^3 \text{ kcal/year}$ となり、A重油に換算すると、 $169,848 \times 10^3 / (9,625 \times$
 $0.85 \times 0.938) = 22.1 \text{ kl/year}$ 。省エネルギー率 $22.1/340 \times 100 = 6.5 \%$

重油価格 4.32 Bt/l とすると節約額は $95,500 \text{ Bt/year}$ 、一方、保温費用は $124,100$
 Bt 程度なので1.3年で施工費は回収できる。

6.3 レトルトの保温

Table 15-4 に示す9基のレトルトは、いずれも保温されていないので熱損失が大
 さい。

Table 15-4

Retort No.	Outer diameter m	Length m	Surface area m ²
No. 1, 2, 3, 4, 9	1.2	3.00	13.6
No. 5, 6	1.2	4.60	19.6
No. 7, 8	1.2	3.85	16.9
Average			15.7

缶内温度 110 ~ 122 °C 平均 118 °C

表面温度及び熱流実測値 (Table 15-5 参照)

Table 15-5

	Front door		kcal/m ² h	Drum wall		
	°C					
No. 1	108	106	961	104	108	112
No. 4	101	102	870	108	106	106
No. 5	112	113		111	111	110
No. 6	104	106		107	109	107
Average	106	107		107	108	108

表面温度 108℃, 気温 36℃として放熱量を求める。

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \times 0.5 \times 15.7 \times \left\{ \left(\frac{273+108}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+36}{100} \right)^4 \right\} = 4,597 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = 2.2 \times 15.7 \times (108 - 36)^{1.25} = 7,253 \text{ kcal/h}$$

計 11,850 kcal/h

硅酸カルシウム 25 mm とアルミニウム板で保温し, 表面温度 58℃, 室温 34℃にしたとすると, 放熱量は次のように減少する。

$$\text{放射伝熱 } Q = 4.88 \times 0.3 \times 15.7 \left\{ \left(\frac{273+58}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+34}{100} \right)^4 \right\} = 713 \text{ kcal/h}$$

$$\text{対流伝熱 } Q = 2.2 \times 15.7 \times 24^{1.25} = 1,835 \text{ kcal/h}$$

計 2,548 kcal/h

レトルトの運転時間を平均 5 h / day とし, 9 基全部を保温すれば年間当たりの省エネルギー量は次のようになる。

$$9 \times (11,850 - 2,548) \times 5 \text{ h} \times 300 = 125,577 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

A 重油に換算すると, $125,577 \times 10^3 \text{ kcal} / (9,625 \times 0.85 \times 0.938) = 16.4 \text{ kl/year}$ となる。省エネルギー率 $16.4/340 \times 100 = 4.8\%$, A 重油価格を 4.32 Bt/l とすると節減額は 70,800 Bt/year

これに要する保温費用は 141,000 Bt 程度と見積られるので, この費用は約 2 年で回収できる。なお, 熱流計による放熱量の測定値は風の影響等が加味されて, 20 ~ 30 % 計算値より多目の値となっている。この場合は, 保温効果が更に多目に評価できることになる。

6.4 蒸気ラインの保温

蒸気ラインの保温は十分とはいえない。ボイラ本体付のバルブ, 減圧弁, ヘッダ付 3"バルブの無保温, ヘッダの保温材の破損等, 放熱による熱損失箇所はかなりある。

このうちボイラ及びヘッダ周辺のバルブ 4 個と減圧弁 1 個からの放熱損失を求める。

(Table 15-6 参照)

蒸気圧力 7.5 kg/cm²G, 温度 175℃の時の放熱量は 1,970 kcal/m²h。1 日 11 時間稼働として年間放熱量を重油換算すると,

$$\frac{1,970 \times 1.7 \times 11 \times 300}{9,625 \times 0.85 \times 0.938} = \frac{11,051,700}{7,674} = 1.4 \text{ k}\ell/\text{year}$$

となる。そこで、50 mm厚のグラスファイバとアルミ板で保温し、90%放熱量を減少させたとする、省エネルギー量は $1.4\% \times 0.9 = 1.3 \text{ k}\ell/\text{year}$ 、省エネルギー率 $1.3/340 \times 100 = 0.4\%$ 、節減額 $6,000 \text{ Bt}/\text{year}$ となる。一方、保温設備費は $855 \text{ Bt}/\text{m}^2 \times 1.7 \text{ m}^2 = 1,450 \text{ Bt}$ 。施工費は3ヵ月で回収できることになる。

Table 15-6

	No. of unit	Outer surface area
3" Stop valve	4 units	$0.314 \text{ m}^2 \times 4$
3" reducing valve	1 unit	0.42 m^2
Overall outer surface area		1.7 m^2

上記の他の裸バルブ類、裸パイプの保温施工はもちろんのこと、施工済の保温の中で亀裂が入ったり剝離したり、湿潤しているものは補修しなければならない。これらをすべて補修することによって、現在の燃料使用量の少なくとも2%は節減できると考える。

$$\text{省エネルギー量} \quad 340 \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.02 = 6.8 \text{ k}\ell/\text{year}$$

6.5 殺菌について

缶詰殺菌用レトルトにおける蒸着用蒸気の原因を下げるのが、当工場における省エネルギーのキーポイントである。缶内の空気は伝熱を妨げるので早く空気を追い出し、吹き込み蒸気の有効熱量を効果的に殺菌に寄与させなければならない。

空気と蒸気の比重差は、同温度で空気の方が約1.6倍重い。レトルト内に吹き込まれた状態では空気の温度上昇が遅れるため、より一層比重差が増す。

従って、蒸気は上部から、エアは下部から抜くのが理論的であるが、現実には下部から蒸気を入れ、上部からエアを抜くというのがタイ王国でのやり方である。内部に物が一杯詰まり、しかも、ガスの流れが乱流になる状態で詰め込まれていると、理論通りには行かないかも知れない。しかし、現状に満足することなく、現場の作業員、製造の担当者、品質管理の担当者がチームを作り、より早く温度を上げる方法がないか、調査を進めるようにしてほしい。

次に、日本で行ったこの種の改善事例を Fig 15-4 に掲げるので参照されたい。

蒸気吹き込みレトルト内に Fig 15-4 のような分配管を取り付け、この管に6 mm径の穴を数多く配列し、蒸気が缶内の上部から下に向かってゆっくりと十分に行きわたる

ようにした。蒸気が1カ所でも多量に流れ込むと、空気と蒸気が混合し、空気の追い出し効果が妨げられる。また、缶詰籠の空気が停滞する個所にパンチングメタル等を

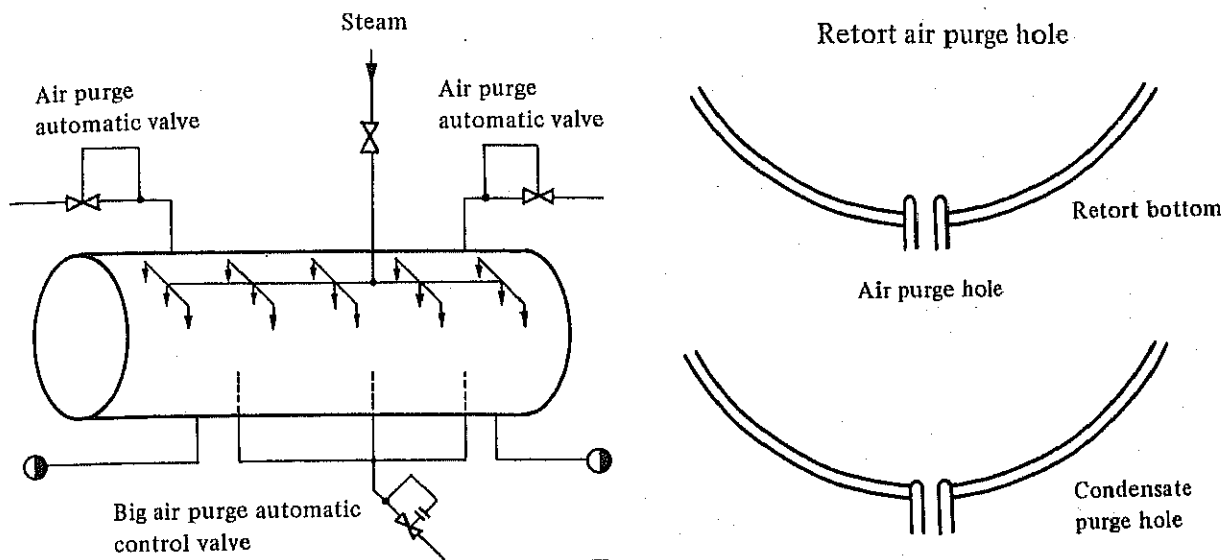


Fig. 15-4

使って、空気が流れやすいように改造も行った。

このレトルトは5 m³のものであるが、以上の改造により、空気バージ時間が短縮し温度上昇時間も7分短縮して、レトルトの回転率も増えた。蒸気の放出量も大幅に減り使用量は約20%低減した。設備は(a)蒸気ディストリビュータ取り付け、(b)空気抜弁3個取り付け、(c)パンチングメタル加工等に経費がかかったが、蒸気量の削減メリットにより、8カ月で投資額を回収した。

以上の例を参考に殺菌の条件を見直して省エネルギーを達成し、原価低減に寄与していただきたい。期待効果は $(105 + 14) \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.2 = 23.8 \text{ k}\ell/\text{year}$ 。

$$\text{省エネルギー率} \quad 23.8/340 \times 100 = 7.0 \%$$

6.7 レトルトの温水の利用

現在、殺菌終了後レトルトに張り込んだ冷却水は約50~60℃の温廃水となって捨てられている。この温水の使用法としては、冷凍魚の解凍用などが一応考えられる。また前述した殺菌の改善案のように、レトルトの上部から蒸気を入れて、下部からエアバージをすると、レトルト内部のたいていの汚れは除去され、温廃水も相当きれいになるのではないかと想像される。従って温廃水の用途もかなり多用化され、容器の洗浄等にも使用できるようになりはしないか。現在、ホットウォーター用蒸気は全蒸気量の5%が使用されているが、この蒸気の節減にもつながると考える。検討願いたい。

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		
		1,000kVA 系統	250kVA 系統
ピーク・デマンド	: 324kW		109kW
使用電力量	: 774×10^3 kWh/year		406×10^3 kWh/year
負荷率	: 63 %		86 %
ペナルティ・フィ	: なし		なし
力率	: 76 %		84 %
トランス	: $3\phi 1,000$ kVA $\times 1$ 台		$3\phi 250$ kVA $\times 1$ 台
仕上り単価	: 2.02Bt/kWh		1.77Bt/kWh
稼働時間	: 8,760h/year		4,200h/year

7.2 配線系統図

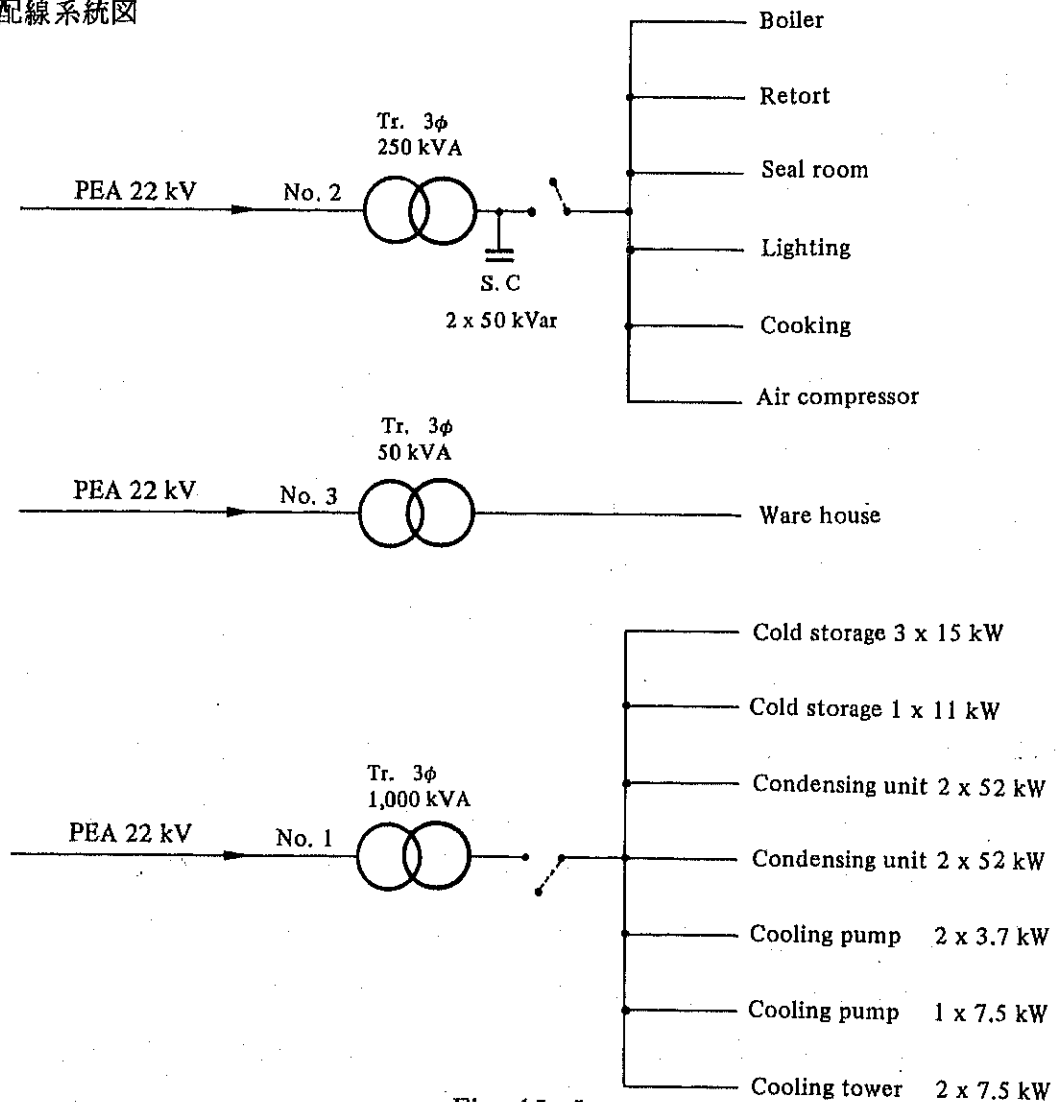


Fig. 15-5

7.3 消費状況

7.3.1 月別電力使用状況

Table 15-7

		Power consumption kWh	Maximum demand power kW	Average power kW	Power factor P.F %	Load factor L.F %	Remarks
Tr 3φ 1,000 kVA	12/82	42,720	294	57	Average 76%	20	Annual consumption (Estimated) 774,000 kWh. Average power per year $\frac{774 \times 10^3 \text{ kWh}}{8,760 \text{ h}} = 88 \text{ kW}$
	1/83	69,660	324	94			
	2/	56,160	318	84			
	3/	68,880	312	93			
	4/	56,160	282	78			
	5/	70,680	318	95			
	6/	64,980	324	90			
	Total	429,240					
		Power consumption kWh	Maximum demand power kW	Average per year kW	Power factor P.F %	Load factor L.F %	Remarks
Tr 3φ 250 kVA	12/82	27,240	98	Unknown	Average 80%	Unknown	Annual consumption (Estimated) 406,000 kWh
	1/	32,000	97				
	2/	30,740	109				
	3/	34,680	101				
	4/	36,180	108				
	5/	39,380	104				
	6/	29,900	102				
	Total	230,120					

7.3.2 負荷曲線

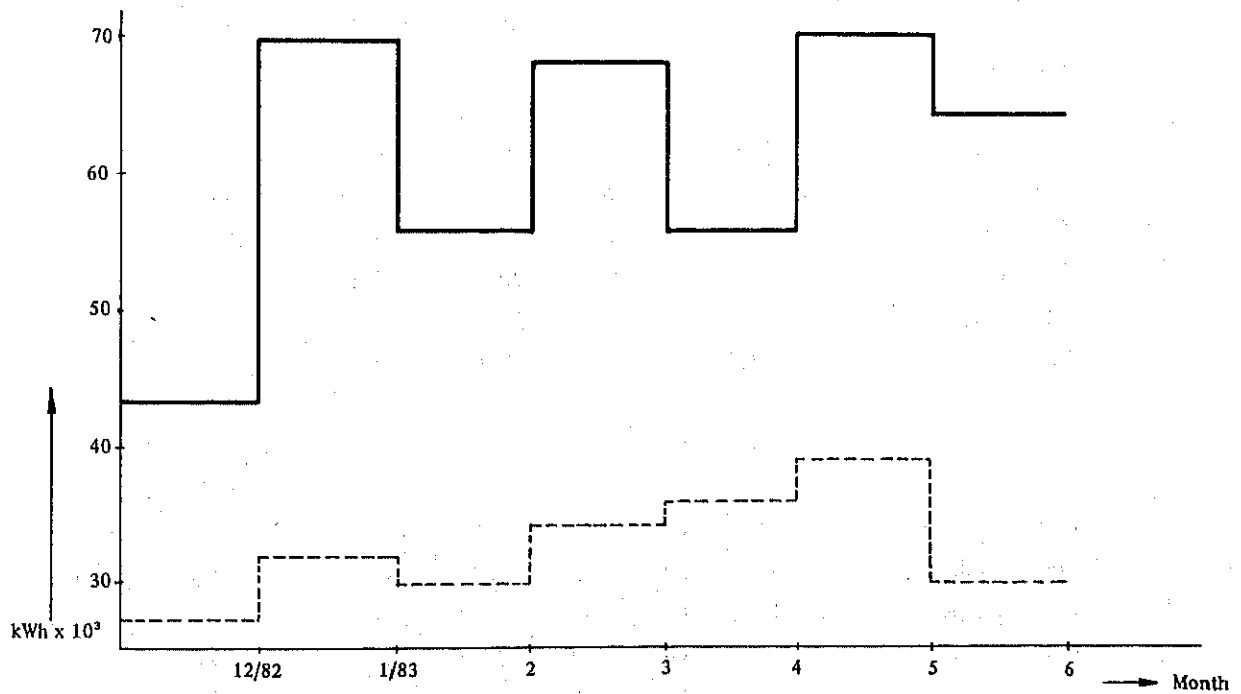


Fig. 15-6 Monthly Load Curve

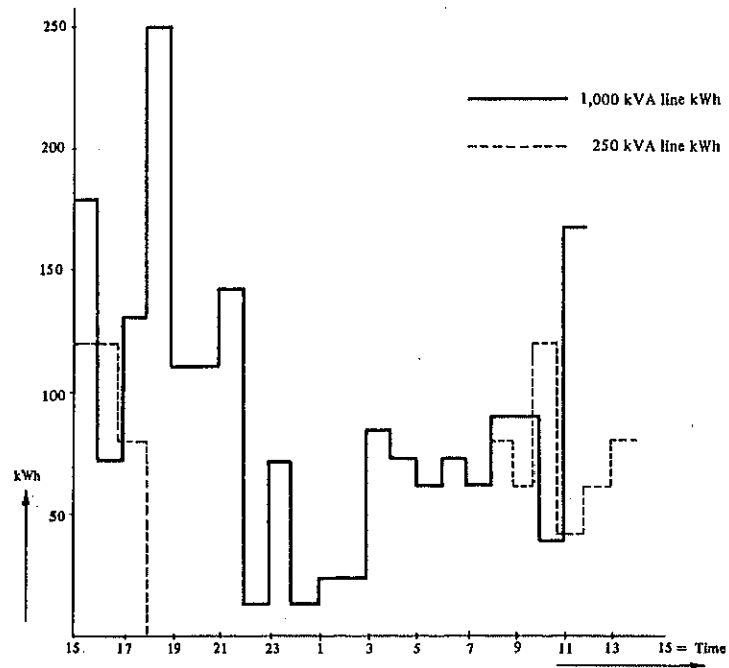


Fig. 15-7 Hourly Load Curve

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 15-8

22 July

	Measurement					cos ϕ P.F %
	kW	V	AR	As	AT	
Tr. 3 ϕ 1,000 kVA	183.8	405	337	353	350	76
No. 1 Feeder	32.1	408	59.4	59.2	60.4	
No. 2 Feeder	59.1	412	105.5	105.4	99.7	
No. 3 Feeder	92.4	405	174.9	174	174	84
Tr. 3 ϕ 250 kVA	108.3	396	206	218	138.1	
Boiler	10.04	400	19.78	20.5	20.8	
Retort	3.52	399	8.76	9.21	9.03	
Seal room	29.9	399	53.3	69.1	50.6	
Cooking	41.7	398	90.7	30.6	31.2	
Air compressor	11.56	398	29.9	9.35	17.68	72
Tr. 3 ϕ 50 kVA	4.77	386	20.25	3.38	6.19	

	Name Plate			Measurement			cos ϕ P.F %	L.F %
	kW	V	A	kW	V	A		
Cooling unit 1	52	380	93	48.7	406	72.6	76	93.7
Cooling unit 2	52	380	93	46.3	405	84.1	76	89.0
Cold storage 1	15	380	30	8.63	405	17.6	71	57.6
Cold storage 2	15	380	30	8.64	405	18.15	66	57.5
Cold storage 3	15	380	30	10.92	404	19.51	79	72.8
Cold storage 4	11	380	22	11.68	404	19.94	83	106.2

8.2 配電系統

8.2.1 トランス

- (1) №1, 1,000 kVAの系統は, Table15-7によればピーク・デマンド 324 kW 平均電力 95kW(月間最大値)であり, トランス容量が過大と思われる。そこで容量を低減した場合の期待メリットを試算する。

前提条件として稼働時間 8,760h/year (冷凍機関係), 平均電力 95 kW, 力率 76 %, 皮相電力 125 kVA, トランスの鉄損 0.3 %, 銅損 1,000 kVA トランス 1.4 %, 500 kVA トランス 1.5 %とすれば, Table 15-9の通りとなる。

Table 15-9

	Transformers kVA	Load	Iron loss 10 ³ kWh/year	Copper loss 10 ³ kWh/year	Total 10 ³ kWh/year
Present state	1,000	125	26	2	28
Improved state	500	125	13	4	17
Difference					11

すなわち, メリットは $11 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 15,950 \text{ Bt/year}$ となる。

しかし, トランス 500 kVA の価格は約 250,000Bt であるから, 回収年月は, $\frac{250,000}{15,950} \div 16$ 年となり, 新しいトランスとの取替えは経済的に引き合わない。

- (2) 更に №3, 50kVA の系統に №1, 1,000kVA の系統から給電した場合

前提条件として推定平均電力 100kW, 力率 76 %, 皮相電力 132kVA, 稼働時間 4,200h とすれば, Table 15-10 となる。

Table 15-10

	Transformers kVA	Load	Iron loss 10 ³ kWh/year	Copper loss 10 ³ kWh/year	Total 10 ³ kWh/year
Present state	1,000	90	26.3	0.5	28.2
	50	10	1.3	0.1	
Improved state	1,000	100	26.3	0.6	26.8
Difference					1.4

すなわち $1.4 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 2,000 \text{ Bt/year}$ のメリットとなる。

8.2.2 力率

№1, 1,000kVA 系統の平均力率が 76 % と低いが, これを 85 % 程度に改善した場合の銅損の低減による期待メリットは, 概算 294kWh/year, 430Bt/year に過ぎず, 一方, コンデンサは 20kVar, 約 10,000 Bt 必要なので, 回収年月は $\frac{10,000}{430}$

≒ 23 年となり、経済性がない。

(前提条件は 8.2.1.(1)項を採用した)

8.2.3 不平衡電流

Table 15-8 によれば 250 kVA 系統ではトランス 2 次側の電流が 138 ~ 218.1A と約 40 % 不平衡になっている。その原因として考えられるのはクッキング系統 (30.6 ~ 90.7 A) とコンプレッサ系統 (9.3 ~ 29.9 A) に接続された照明灯 (40 W × 約 250 灯) 等と思われる。不平衡電流による逆相分の電力ロスを考えれば、照明灯やその他単相機器は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

(1) ピーク・デマンドの 1 本化

Fig 15-5 の単線結線図に示すように、各系統はそれぞれ単独受電となっている。各系統の計器用配線と計測機器を改善し、受電計測を 1 本化した場合、デマンドチャージの低減が期待される。

Fig 15-7 の時間別負荷曲線のように入荷のピークにより 1,000kVA 系統が 18 時 ~ 19 時にピークになっても、250kVA 系統のピークがそれ以外の時間帯ならばピーク・デマンドは低くなる。

1,000 kVA 系統ピーク・デマンド	324 kW
500kVA 系統ピーク・デマンド	109 kW
50kVA 系統ピーク・デマンド	15 kW (推定値)
計	448 kW

ここで 1 本化によりピークのズレが平滑化され、仮にピークが 15 % 程度低減されたとすれば、デマンドチャージの低減額は

$$92\text{Bt/kW} \times 448 \times 0.15 \times 12\text{Month/year} = 74,190 \text{ Bt/year}$$

となる。

(2) 旧工場内低圧配電線 (250kVA 系統)

単芯ケーブルの線間距離が大きい (300 ~ 400 mm)。従って、リアクタンスの増加による電圧降下が大きくなるので、でき得る限り線間距離を 100 mm 以下程度に縮小し、配電ロスの低減を図りたい。

8.3 電動力応用

8.3.1 電圧

Table 15-8によれば、モータ定格電圧 380 V に対し供給電圧は 404 ~ 406 V と、やや高い。従ってトランスタップを切り替えて、2次側の電圧を 380 V 程度に下げた方がよい。その後使用量の変化とモータの温度上昇の有無を確認されたい。もし 5% 降圧が可能ならば、その期待メリットは次のように考えられる。

すなわち、軽負荷時においては、電圧を下げることによりトランス配電線及びモータのロスが約 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 $774 + 406 = 1,180 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ 、単価 1.45 Bt/kWh とすれば、

$$1,180 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 = 23.6 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$23.6 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 34,220 \text{ Bt/year}$$

となる。

8.3.2 モータの振動

コールドストレージモータ 15 kW × 3 台、11 kW × 1 台は振動が目立つ。また各部の実測温度は下記の通りである。

	鉄心	ベアリング
15kW	64 °C	68 °C
11kW	71 °C	72 °C

一般には、E種絶縁で周囲温度 40 °C の場合の温度標準値は、

$$\text{鉄心} \leq (40 \text{ °C} + 75 \text{ °C})$$

$$\text{ベアリング} \leq (40 \text{ °C} + 40 \text{ °C})$$

であり、実測値はこの限度以内ではあるが、ベアリングはやや高目である。温度上昇や振動の原因は、モータの芯出し不十分と考えられるので、再度点検調整をしていただきたい。

8.4 その他

8.4.1 電灯照明

精製作業場の天井灯は、40 W 蛍光灯が約 150 灯であるが、昼間でも点灯していた。そこでこれを消灯した場合の期待メリットは、

$$40 \text{ W} \times 150 \times 3,600 \text{ h/year} \times 0.8 = 17.3 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$17.3 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 25,100 \text{ Bt/year}$$

(ただし0.8は天候による係数とする)となる。きめ細かに消灯していただきたい。

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	%
ボイラの燃焼改善	19.0	5.6
プレクッカの保温	22.1	6.5
レトルトの保温	16.4	4.8
蒸気ラインの保温	6.8	2.0
殺菌法の改善	23.8	7.0
小 計	88.1	25.9

	10 ³ kWh/year	%
トランス削減	1.4	0.1
モータ供給電圧の低減	23.6	2.0
蛍光灯の消灯	17.3	1.5
小 計	42.3	3.6

UNION SERI CO., LTD.

1. 工場概要

Address	247, Taiban Rd. Samutprakan 10280	
Capital	40 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Tuna canning	
Annual product	Raw materials	3,500 t ~ 5,200 t
No. of employees	270	
Annual energy consumption	Electric power	247,000 kWh
	Fuel	H.O.(A) 216 kℓ
Interviewees	Mr. Anon : Assistant Managing Director	
Date of diagnosis	July 23, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

SAHA UNIONグループに属する会社である。1年半前にできたばかりの新しい工場
で輸出向けのマグロ缶詰、国内向けのイワシの缶詰を製造している。カニ、赤貝など
についても将来製造していく計画になっている。

原料魚は、隣接敷地の姉妹会社 THAI SEREE Co. (冷凍会社) から入荷する。
現在は設備能力の50%の稼働である。8時から17時まで1シフト勤務で、2~3時
間の残業を時々行って、原料魚10~15 t/dayを処理している。年間350日稼働で、6
オンス缶48個詰のケース25万箱の生産を行っている。

従業員は280名のうち95%が女子である。工場長、電気技術者が退職し、現在アシ
スタントマネージャが工場長の代行を勤めているが、技術資料等の引継ぎが十分に行
われていないように見受けられた。

このような、一時的混迷状態のため、労務対策に気がつかっているようではある
が、モラルは若干低下気味と思われる。Tunaのクリーニング部、Sardineの缶詰部の
床には、魚肉の散乱が目立ち歩留にも影響があるものと考えられる。

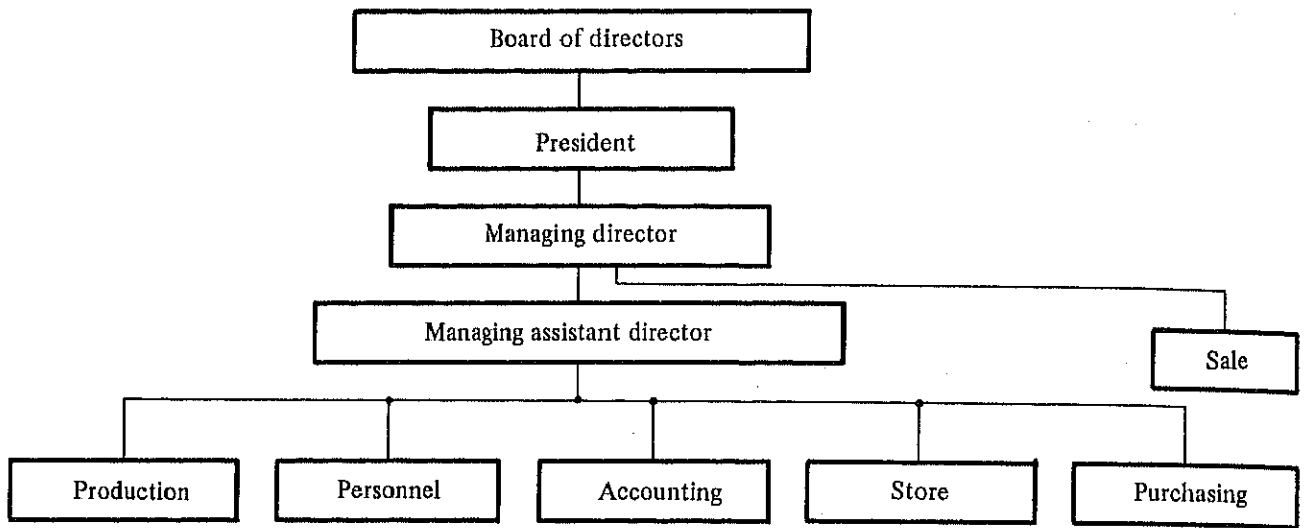


Fig. 16-1

2. 製造工程

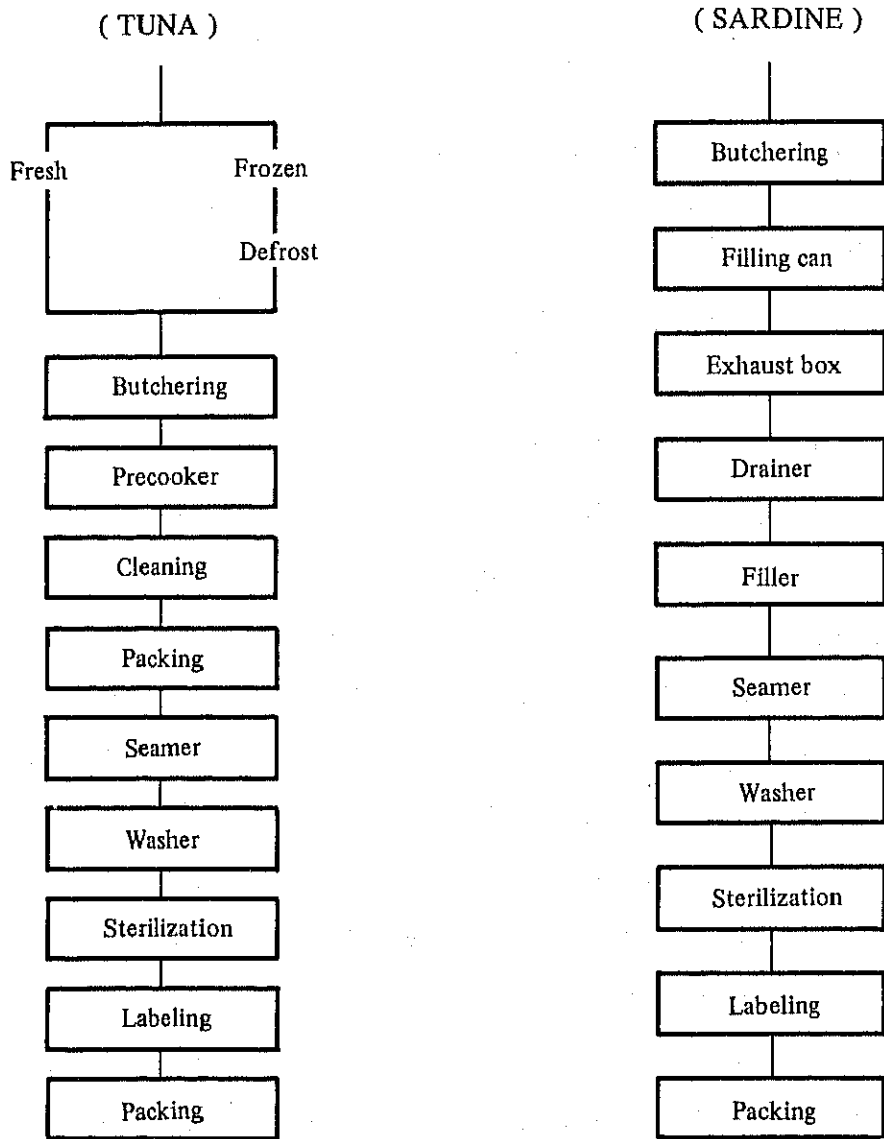


Fig. 16-2

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 16-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	1	Flue tube 3 t/h 6.5 kg/cm ²
Precooker	3	1.38m(W) x 1.53m(H) x 2.15m(L)
Retort	6	1.25m(φ) x 3.1m(L)

3.2 工場内配置図

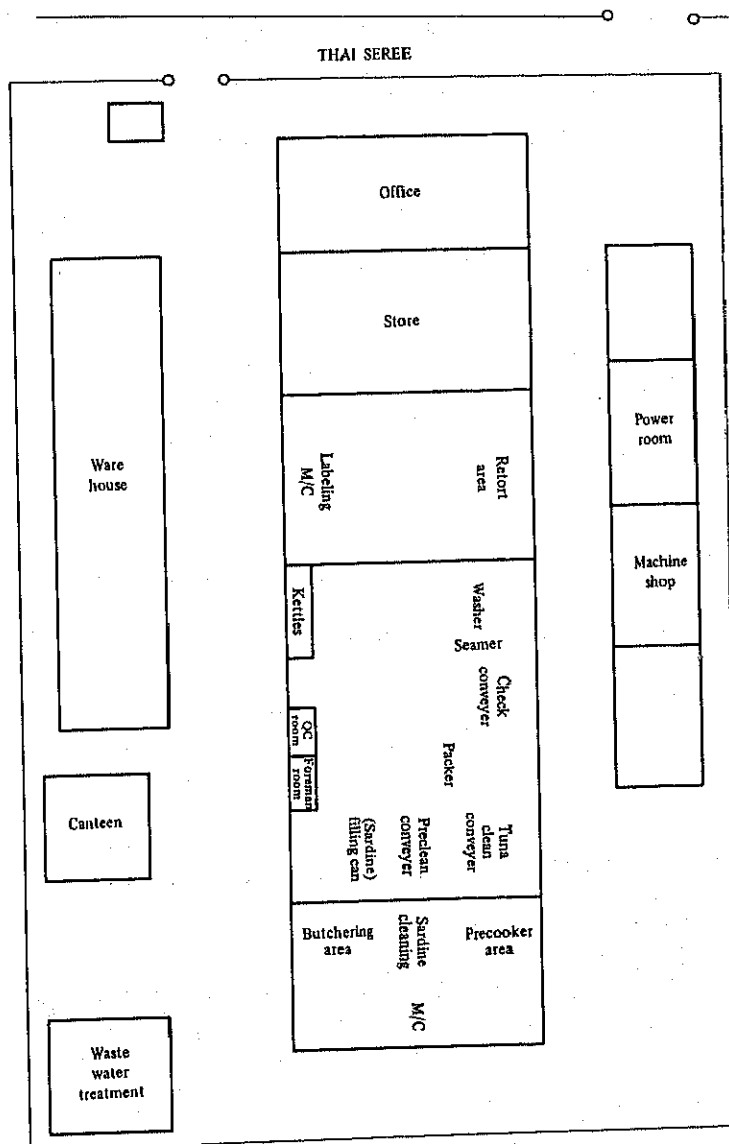


Fig. 16-3

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

前述のように、管理者が交代した直後であり、省エネルギー目標、推進方針などもセットアップされていない。組織的な活動はこれからという状態である。

管理者の交代に際しての引き継ぎが不十分であったため、設備台帳や図面などの所在もよく把握されておらず、今回の診断時にも十分対応できない点があった。これらのものは個人でなく組織として、整理・保管するようにし、誰でもが利用できるよう、また管理者が交代しても混乱を生じないようにしておかなければならない。

4.2 全員参加の状況

省エネルギーを進めるためには、一般作業者を含めた全員が活動に参加することが必要である。そのためには小集団活動の育成や、提案制度などが有効であるが、当工場では、まだこのような組織的な活動は実施されていない。

直接省エネルギーに関するものではないが、清潔な服装、安全への注意について、市販のポスターを用いたり、工場長名の掲示を行ったりして従業員への呼びかけを熱心に行っており、従業員もよく遵守しているように見受けられた。

4.3 データによる管理

日常のデータはよくとられているが、それを解析し原単位の変動要因をさぐり、改善のための資料とすることは行われていない。

工場が新しいだけに、最も効率的な作業標準を確立するのに自社のデータを十分活用されることが望ましい。そのためにも必要な能力を持ったスタッフの育成が急がれる。

4.4 技術水準の向上

業界の会合にはよく出席し、情報の交換を行っている。また、一般作業者を技術研修会、見学会に3～4回派遣している。

これらの情報収集や教育の効果を発揮させるためには、受講者を講師として社内研修会を行い、全員に伝達する必要がある。また、このことにより、職場のリーダーの養成を図ることにも役立つ。

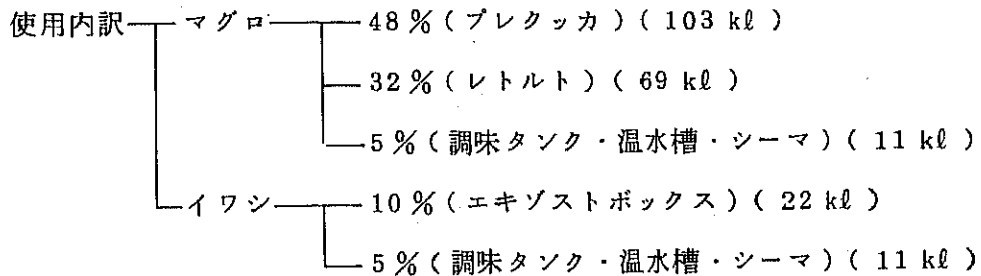
現在スタッフの数が少ないが、エネルギー管理、メンテナンス、品質管理のスタッ

フを充実することが望ましい。

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 216 kl/year



ディーゼル油 8 kl/year フォークリフト用

燃料原単位

生産量 6 oz × 48 個 × 250,000 ケース = 2,041 t/year

原単位 $\frac{216}{2,041} = 106 \text{ l/t 製品}$

使用した数値の正確性に問題があるかも知れないが、この原単位は高く、省エネルギーの余地があることを示している。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月23日、ボイラの診断結果により熱勘定を行った。Table 16-2 の通りである。

Table 16-2

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	385.0	100.0	Heat of steam	320.1	83.1
Sensible heat of fuel	0.0	0.0	Heat loss in exhaust gas	49.6	12.9
			Heat loss in blow water	7.6	2.0
			Heat release from boiler body, others	7.7	2.0
Total	385.0	100.0	Total	385.0	100.0

• 熱勘定計算諸元

燃料の種類		A 重油
燃料の消費量	(F)	40.0 kg/h
燃料の発熱量 (低位)	(H _l)	9,625 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.938
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg °C
燃料の温度	(T _f)	35 °C
基準温度	(T _o)	34 °C
廃ガス中の O ₂ %	(O ₂)	6.3 %
廃ガス温度	(T _g)	285 °C
ブロー水量	(B)	57 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	168 °C
給水量	(W)	568 kg/h
給水温度	(T _w)	34 °C
蒸気圧力	(P)	6.7 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	511 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	660.4 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	34 kcal/kg

• 熱勘定計算式

入熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 385.0 × 10³ kcal/h

$$Q_c = F \times H_l$$

燃料の顕熱 (Q_s) 0.0 × 10³ kcal/h

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

出熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 320.1 × 10³ kcal/h

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 49.6 × 10³ kcal/h

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

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 H_l / 1,000 + 2.0 = 10.18 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (Go)

$$G_o = 1.11 \text{ H}\ell / 1,000 = 10.68 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.43$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 15.06 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$\text{ブロー水の持ち去る熱量} \quad (Q_b) \quad 7.6 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

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

$$\text{炉体からの放散熱量その他} \quad (Q_r) \quad 7.7 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ボイラの燃焼改善

排ガス中の O_2 %が6.3%と高目なので空気ダンプの調整を行って 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、ボイラチューブの掃除を行う必要がある。 O_2 4%, 排ガス温度210℃に低下させたときの省エネルギー効果を算定すると次の通りになる。

$$m' = 1.24$$

$$G' = 13.12 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

改善後の燃料量を x kg/hとすると、ボイラ熱勘定表から、

$$\frac{385}{40} \cdot x = (320.1 + 7.6 + 7.7) + \frac{13.12 \times 0.33 \times (210 - 34)}{1,000} \cdot x$$

$$\therefore x = 37.8 \text{ kg/h}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{40 - 37.8}{40} \times 100 = 5.5 \%$$

年間で $216 \times 0.055 = 11.9 \text{ kl}$ のA重油節減となる。

6.2 ボイラブローの減少

1時間毎に4~5分間のブローを行っているが、缶水のpHは8.61、電気伝導度は、 $1,000 \mu\text{S}/\text{cm}$ と、いずれも小さい値を示しているので、pHは11.0~11.8、電気伝導度は $6,000 \mu\text{S}/\text{cm}$ 程度に調整すること。ブロー量は現状の半分程度でよく、これを減少することによって1%程度の省エネルギーが見込める。

$$\text{省エネルギー量} \quad 216 \text{ kl/year} \times 0.01 = 2.2 \text{ kl/year}$$

6.3 温水タンクの保温カバー

クリーニングコンベア横の77℃の温水タンクは、蓋が無いので液面から3,000 kcal/m²hの放熱がある。これをステンレスの二重蓋をつかってカバーし、75%放熱を減少させれば、その効果は次の通りとなる。

$$\text{放熱減} \quad 3,000 \text{ kcal/m}^2\text{h} \times 5.12 \text{ m}^2 \times 11 \text{ h} \times 350 \times 0.75 = 44,352 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

これを重油換算すれば、

$$44,352 \times 10^3 \text{ kcal/year} / (9,625 \times 0.938 \times 0.831) = 5.9 \text{ kl/year}$$

となり、節約金額は4.36 Bt/l × 5.9 kl/year = 25,700 Bt/year となる。

$$\text{省エネルギー率} \quad 5.9 / 216 \times 100 = 2.7 \%$$

一方、カバーの工事費は12,000 Bt程度であり、6カ月で費用を回収できる。

6.4 プレクッカの保温

3基のプレクッカは全く保温されていない。比較的汚れの少ない錆止めペイント仕上げだが、放射率が高く損失が多い。以下の前提で放熱量と保温効果を求めてみる。内部温度106℃、平均加熱時間5.3 h/day、クッカ寸法(幅1.38 m、高1.53 m、長2.15 m)表面積16.7 m²、室温32℃、外壁温度93~97℃、平均95℃。

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \varepsilon A \left\{ \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right\} = 4.88 \times 0.7 \times 16.7 \left\{ \left(\frac{273+95}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+32}{100} \right)^4 \right\} = 5,534 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = a_c \times A \times \Delta t = 2.2 \times \Delta t^{0.25} \times A \times \Delta t = 2.2 \times 16.7 \times 63^{1.25} = 6,517 \text{ kcal/h}$$

$$\text{放射伝熱} + \text{対流伝熱} = 12,051 \text{ kcal/h}$$

(参考 熱流計測定値 810 kcal/m²h × 16.7 m² = 13,527 kcal/h)

$$\begin{aligned} & \text{グラスウール30mm, 亜鉛鉄板の保温で80\%損失を防ぐと, } 12,051 \times 0.80 = \\ & 9,641 \text{ kcal/h, 3基で年間 } 9,641 \text{ kcal/h} \times 3 \times 5.3 \text{ h} \times 350 \text{ day} = 53,652.1 \\ & \times 10^3 \text{ kcal/year, A重油換算 } 53,652.1 \times 10^3 \text{ kcal/year} / (9,625 \times 0.938 \times 0.831) \\ & = 7.2 \text{ kl/year} \end{aligned}$$

燃料節減額は7.2 kl/year × 4.32 Bt/l = 31,100 Bt/year。これに対して保温費用は約50,000 Btであり、1.6年で回収できる。

$$\text{省エネルギー率} \quad 7.2 / 206 \times 100 = 3.3 \%$$

6.5 レトルトの保温

6基のレトルトは入口側の鏡板が各基とも保温されておらず、2基は胴部も保温されていない。レトルトの外胴部未保温の場合、内部118℃、1基当たり平均4.1時間加熱/day、レトルトの寸法は直径125cm、長310cmで胴部表面積12.2m²、室温34℃、表面温度87℃として保温効果を算定した。

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \times 0.5 \times 12.2 \left\{ \left(\frac{273+87}{273} \right)^4 - \left(\frac{273+34}{273} \right)^4 \right\} = 2,356 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = 2.2 \times 12.2 \times (87 - 34)^{1.25} = 3,838 \text{ kcal/h}$$

計6,194kcal/h。年間2基で6,194 × 2 × 4.1 × 350 = 17,777 × 10³kcal/year。ガラスウール30mm、亜鉛鉄板の保温で80%損失を防ぐと年間で、17,777 × 10³ × 0.8 = 14,221 × 10³ kcal/year

$$\text{A重油換算} \frac{14,221 \times 10^3}{9,625 \times 0.938 \times 0.831} = 1.9 \text{ kl/year 節減される。}$$

鏡板の保温の場合

・放射伝熱

$$Q = 4.88 \times 0.5 \times 1.25 \text{ m}^2 \times \left\{ \left(\frac{273+87}{273} \right)^4 - \left(\frac{273+34}{273} \right)^4 \right\} = 241 \text{ kcal/h}$$

・対流伝熱

$$Q = 2.2 \times 1.25 \times (87 - 34)^{1.25} = 394 \text{ kcal/h}$$

放熱量計635kcal/h、6基で年間、635kcal/h × 6 × 4.1 × 350 = 5,467 × 10³kcal/year。同様に保温すると年間で、5,467 × 10³ × 0.8 = 4,373.9 × 10³kcal/year、A重油換算0.6kl/year節減される。節減量の合計はA重油換算で2.5kl/year、A重油節減額10,800Bt/yearとなる。

$$\text{省エネルギー率} \quad 2.5/216 \times 100 = 1.2\%,$$

これに対して保温費用は約32,000Btであり、約3年で回収できる。

6.6 床の半製品のこぼれをなくす

製造作業で歩留を向上させることは、省エネルギーの面からも甚だ有効である。

クリーニングテーブルからの魚肉の床へのこぼれが多い。フレクッカの年間A重油消費量を103klとすると、マグロ缶詰の製造歩留が50%から52%に増加した場合の燃

料節減量は、同一生産量に対して、

$$103 \text{ kl} \times \left(1 - \frac{0.50}{0.52}\right) = 3.9 \text{ kl/year} \quad \text{省エネルギー率} \quad 1.8 \%$$

6.7 コンデンセートの回収

2階のホットライン、ビタミンタンクに蒸気を使用され、コンデンセートが発生している。この工程での年間重油使用量を2 kl相当とし、100℃のコンデンセートを回収し、レトルト前のマグロ缶詰の洗浄槽に戻して再利用を図るものとする。

5kg/cm²Gの蒸気を使用している時、100℃のコンデンセートに含まれる熱量の蒸気熱量に対する割合は約13%である。このうちの10%を利用するとすれば重油節減量は2 × 0.1 = 0.2 kl/yearとなる。省エネルギー率 0.2/216 × 100 = 0.1%

6.8 蒸気ラインの保温

クッカ入口の蒸気パイプ2", 2m, エキゾストボックスの入口蒸気バルブ2" が保温されていない(Teble 16-3参照)。

Table 16-3

	Actual heat loss	Heat loss through glass wool insulation of 30mm thickness
Steam piping	1,100 kcal/h	100 kcal/h
Steam valves	600 kcal/h	60 kcal/h
Total	1,700 kcal/h	160 kcal/h

$$\text{保温効果} = \frac{(1,700 - 160) \text{ kcal/h} \times 5.3 \times 350}{9,625 \text{ kcal/kg} \times 0.831 \times 0.938} = 0.4 \text{ kl/year}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad 0.4 / 216 \times 100 = 0.2 \%$$

重油節減額1,600 Bt/yearに対し、保温費用は約900 Btであり、7ヵ月で費用を回収できる。蒸気バルブ等の未保温の個所は、工場内全体でこの例の約10倍あると見られるので同等の保温を行うことによる省エネルギー効果は1.8%となり、重油換算で3.8 kl/yearが期待できる。

6.9 殺菌作業について

缶詰殺菌用レトルトにおける蒸煮用蒸気の原単位を下げるのが、当工場における

省エネルギーのキーポイントである。缶内空気は伝熱を妨げるので早く空気を追い出し、吹き込み蒸気の有効熱量を効率的に殺菌に寄与させなければならない。空気と蒸気の比重差は、同温度で空気の方が約 1.6 倍重い。レトルト内に吹き込まれた状態では空気の温度上昇が遅れるため、より一層比重差が増す。

従って、蒸気は上部から、エアは下部から抜くのが理論的であるが、現実には下部から蒸気を入れ、上部からエアを抜くというのがタイ王国でのやり方である。内部に物が一杯詰まり、しかもガスの流れが乱流になる状態で詰め込まれていると、理論通りにはいかないのかも知れない。しかし、現状に満足することなく、現場の作業員、製造の担当者、品質管理の担当でチームを作り、より早く温度を上げる方法がないか調査を進めるようにしてほしい。次に日本で行ったこの種の改善事例を、参考として Fig 16-4 に掲げるので参照されたい。

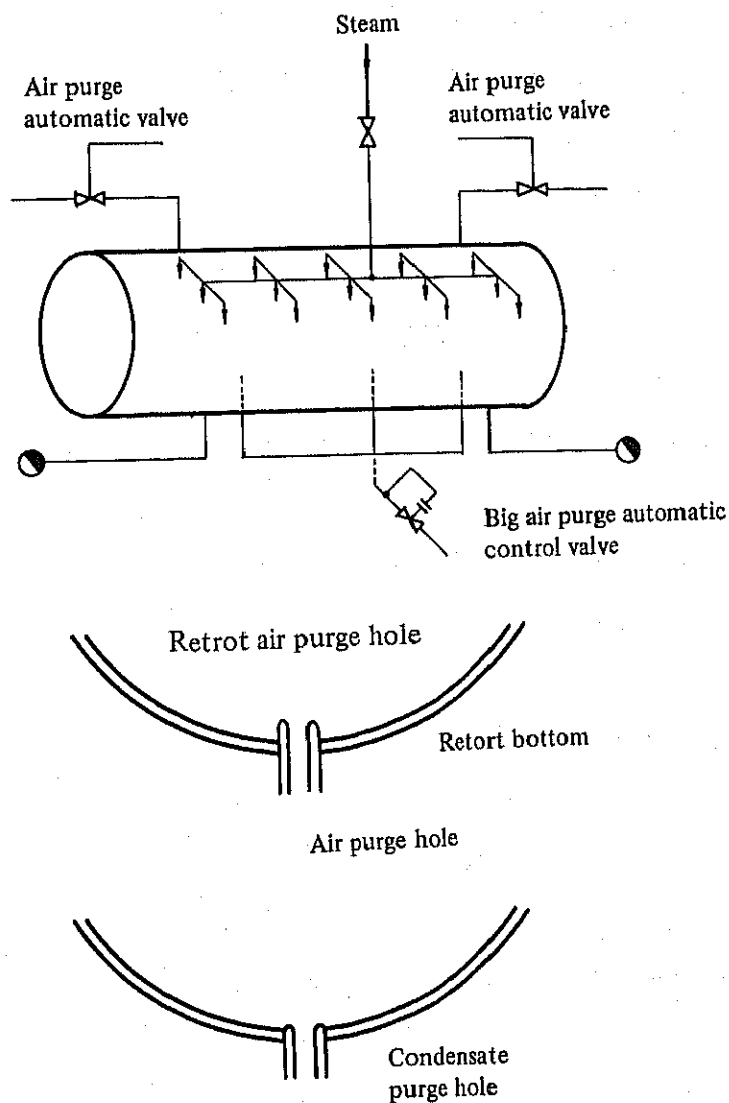


Fig. 16-4

蒸気吹き込みレトルト内に Fig 16-4 のような分配管を取り付け、この管に 6 mm 径の穴を数多く配列し、蒸気が缶内の上部から下に向かってゆっくりと十分に行きわたるようにした。蒸気が 1カ所でも多量に流れ込むと空気と蒸気が混合し、空気の追い出し効果が妨げられる。また、缶詰籠の空気が停滞する個所にパンチングメタル等を使って、空気が流れやすいように改造を行った。

このレトルトは 5 m³のものであるが、以上の改造により、空気パージ時間が短縮し温度上昇時間も 7 分短縮してレトルトの回転率も増えた。蒸気の放出量も大幅に減り使用量は約 20 % 低減した。設備は、(a) 蒸気ディストリビュータ取り付け (b) 空気抜き弁 3 個取り付け、(c) パンチングメタル加工等に経費がかかったが、蒸気量の削減メリットにより、8 カ月で投資額を回収した。

以上の例を参考に作業条件を見直して、省エネルギーを達成し、原価低減に寄与していただきたい。期待効果は、 $(69+22) \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.2 = 18.2 \text{ k}\ell/\text{year}$ 。

省エネルギー率 $18.2/216 \times 100 = 8.4 \%$

6.10 レトルトの温水の利用

現在、殺菌終了後レトルトに張り込んだ冷却水は、約 50 ~ 60 °C の温廃水となって捨てられている。1 回で 5 m³ とすると 1 日約 200 m³ が捨てられていると推定される。

温廃水の使用方法は、冷凍魚の解凍用等が考えられる。また前述したクッキングの改善では、レトルト内部のたいていの汚れは除去され、廃温水も相当きれいになると想像されるので用途も多用化され、容器の洗浄等にも使用できるようになる。現在、ホットウォータ用蒸気は全蒸気量の 5 % が使用されているが、この節減にもつながると考えるので検討願いたい。

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	: MEA
ピーク・デマンド	: 104 kW (1982 年 9 月)
使用電力量	: $247 \times 10^3 \text{ kWh/year}$
負荷率	: 年間負荷率 90 % (推定)
ペナルティ・フィ	: 8,130 Bt/year
力率	: 月間力率 45 ~ 74 %

トランス : 14,167 kVA × 3 台
 仕上り単価 : 年間平均 1.80 Bt / kWh

7.2 配線系統図

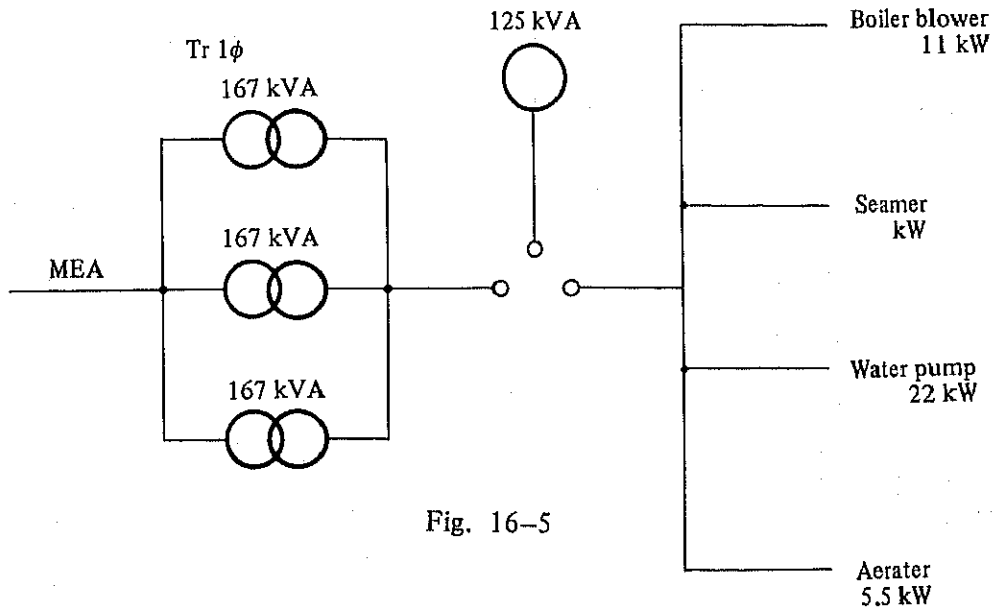


Fig. 16-5

7.3 消費状況

7.3.1 月別電力使用状況

Table 16-4 Monthly Power Consumption

By MEA Meter

	Power consumption kWh	Maximum demand power kW	Average power kW	Reactive power kVar	Power factor P.F (%)	Load factor L.F (%)
1 / 82	9,600	56	50	72	62	90
2	11,200	56		68	64	
3	18,000	56		80	57	
4	14,800	56		80	57	
5	14,800	56		80	57	
6	18,000	56		80	57	
7	22,800	56	90	100	49	
8	27,200	56		112	45	
9	27,640	104		108	69	
10	28,400	100	90	112	67	
11	24,800	100		92	74	
12				90		
1 / 83	30,000	104	50	96	73	90
2	24,000	100		100	70.7	
3	20,400	56		80	57	

7.3.2 負荷曲線

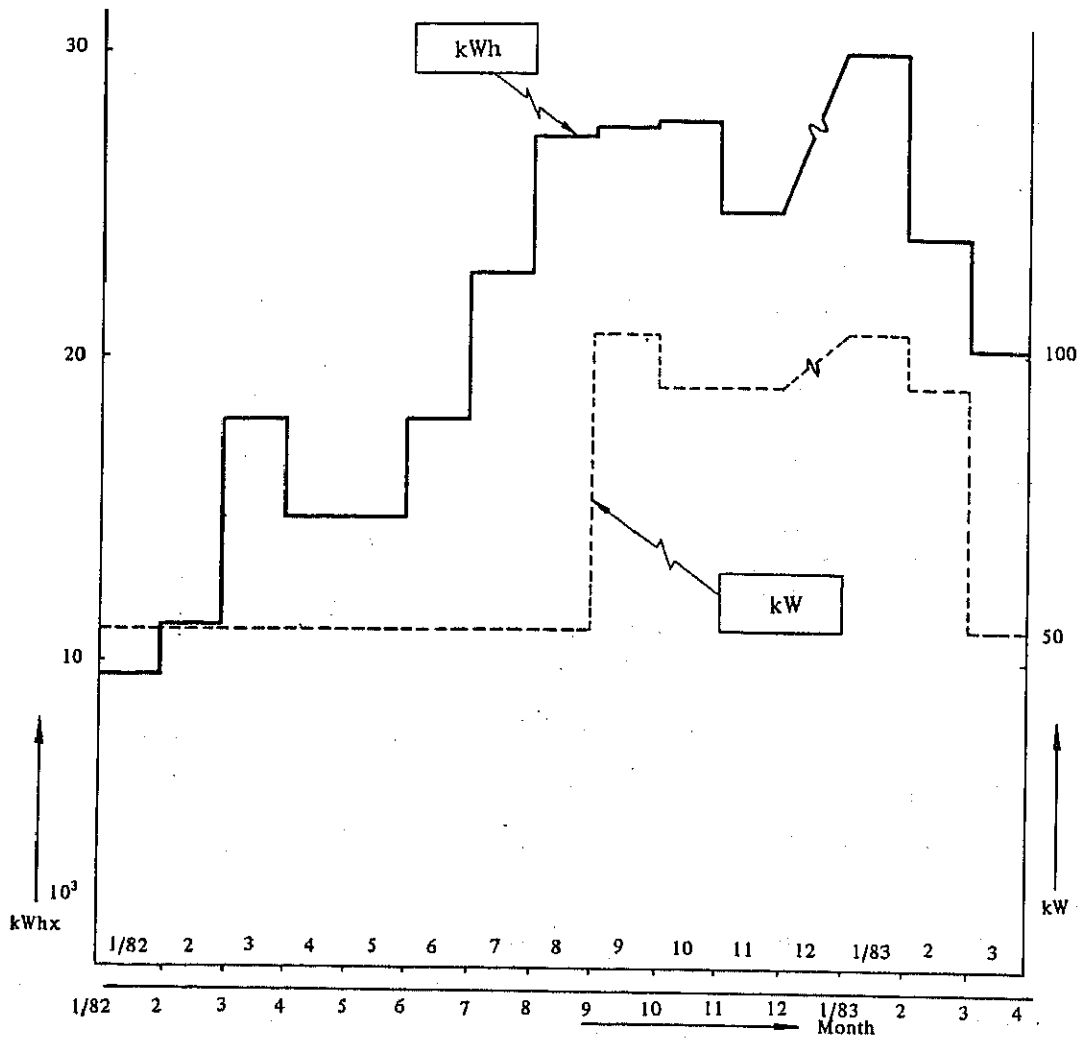


Fig. 16-6 Monthly Load Curve

8. 電力管理の問題点とその対策

8.1 測定データ

Table 16-5 Instantaneous Value

Use for	Name Plate			Measurement			P.F (%)	L.F (%)
	kW	V	A	kW	V	A		
Transformer 3 x 167 kVA 1φ				26.5	410	R 54.6 S 46.4	68	5.0
Boiler blower	11	380	22.5	8.4	405	16.2	52	76.4
Seamer	11	380	22.5	11.12	400	19.6	81	10.0
Water pump	22	380	29.0	5.76	401	26.4	32	25.7
Aerator	5.5	380	12.0	1.27	396	3.15	60	23

23 July

8.2 配電系統

8.2.1 不平衡電流

Table 16-5 の実測値によれば、トランス 2 次側で 46.4 ~ 60.5 A となり、約 30 % が不平衡となっている。その原因として考えられるのは、各作業場や事務所の電灯照明と思われる。不平衡電流による逆相分の電力ロスを考えれば、照明灯や各単相機器は各相にバランスした接続を図るべきである。

8.3 電動力応用

8.3.1 電 圧

Table 16-5 によればモータ供給電圧は定格電圧 380 V に対し、396 ~ 405 V とやや高い。トランスのタップを切り替えて、2 次側の電圧を 380 V 程度にした方がよい。そして、その後の変化を確認しモータの温度上昇に問題のないことを確認してほしい。

軽負荷時においては電圧を 5 % 下げれば、トランス配電線及びモータのロスは約 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 $247 \times 10^3 \text{ kWh/year}$ とすれば、電力節減量は次のようになる。

$$247 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 0.02 \doteq 4.9 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

従って、ぜひ試していただきたい。

8.4 その他

8.4.1 電灯照明

缶詰作業場の天井灯 (40 W × 2) × 45 灯が昼間でも点灯している。これを消灯した場合の期待メリットは、

$$(40 \text{ W} \times 2) \times 45 \times (10 \text{ h/day} \times 300 \text{ day/year}) \times 0.8 \doteq 8.6 \times 10^3 \text{ kWh/year}$$

$$8.6 \times 10^3 \text{ kWh/year} \times 1.45 \text{ Bt/kWh} = 12,500 \text{ Bt/year}$$

(ただし、0.8 は天候による係数とする) となる。従って、きめ細かに消灯していただきたい。

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	%
ボイラの燃焼改善	11.9	5.5
ボイラブローの減少	2.2	1.0
温水タンクの保温カバー	5.9	2.7
プレクッカの保温	7.2	3.3
レトルトの保温	2.5	1.2
歩留の向上	3.9	1.8
コンデンセート回収	0.2	0.1
蒸気ラインの保温	3.8	1.8
殺菌法の改善	18.2	8.4
小 計	55.8	25.8

	10 ³ kWh/year	%
モータ供給電圧の低減	4.9	2.0
天井灯消灯	8.6	3.5
小 計	13.5	5.5

STAR FEED MILL CO., LTD.

1. 工場概要

Address	29/8 Mue. 3 Lagsong Nongkaen Bangkok 10160	
Capital	4 Million Bt	
Type of industry	Food	
Major products	Livestock feed	
Annual product	55,000 ton	
No. of employees	80	
Annual energy consumption	Electric power	837,000 kWh
	Fuel	H.O. A. 158 kℓ
Interviewees	Mr. Apira : Factory Manager	
Date of diagnosis	July 18 ~ 19, 1983	
Diagnosers	A. Koizumi, S. Honda, Y. Kaneko	

この工場は、12年前、米国 RALTON PURINAとの合併で設立されたが、4年前 C.Pグループ (CHAROEN POCKAPHAN)の傘下に入った。各種家畜飼料を製造しているが、鶏、豚用がほとんどで、トウモロコシを主体に大豆粕、碎米、魚粉、米糠、Ca、Na、糖蜜、ビタミン等の栄養剤を配合し、22種類の製品をつくっている。形状的には、ペレットと粉体に分けられ、前者が92%であり30kgの袋詰にされている。

生産能力は60,000 t/yearであるが現在は55,000 t/yearの生産である。作業時間は2シフト、16h/dayで、年間300日稼働である。

2. 製造工程

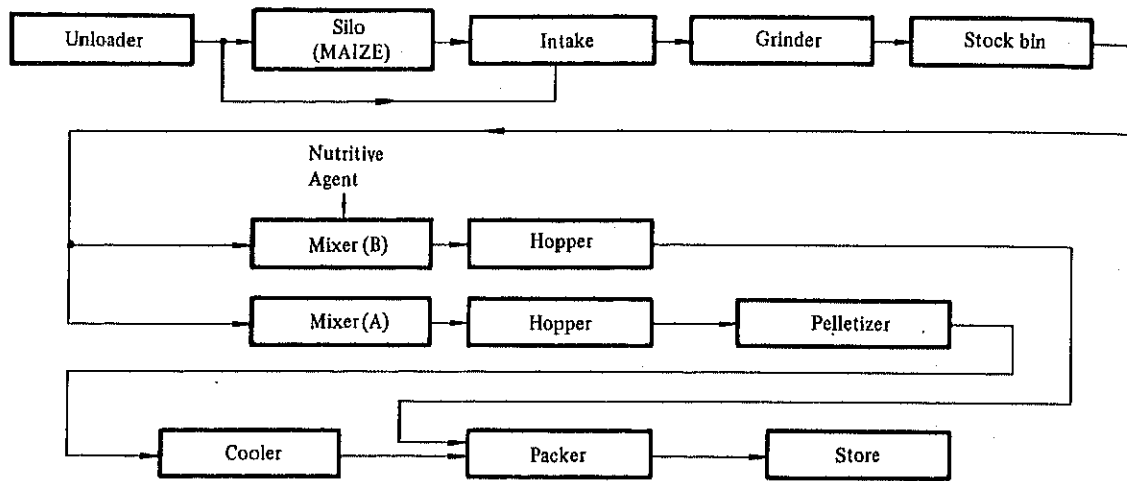


Fig. 17-1

3. 主要設備の概要

3.1 主要設備

Table 17-1

Name	No. of units installed	Type, etc.
Boiler	1	Flue tube boiler 0.5 t/h, 6 kg/cm ²
Pelletizer	1	U.S.A. CPM Made

3.2 工場内配置図

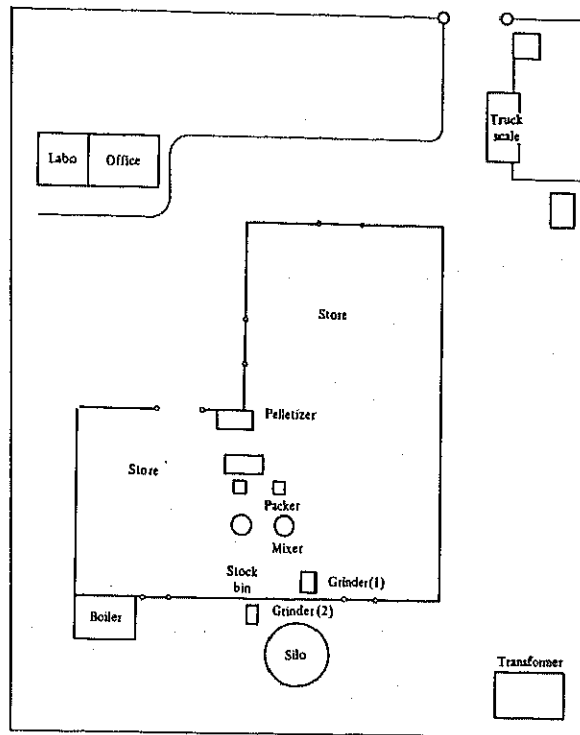


Fig. 17-2

4. エネルギー管理の状況

4.1 経営の姿勢

工場長の工場管理姿勢は前向きで立派である。ただ工場長が1人で、日常の管理から今後の計画まですべてに当たっている点が心配である。スタッフにおいて、日常の管理に関しては権限を移譲し、報告を聞き、指示をする程度とし、自らは工場の合理化、将来の発展計画など長期的、大局的な問題に主力を注ぐ方がよいと考える。

省エネルギーに関しては、1981年に2年後の'83年末までにエネルギー節減率10%を達成することを目標にかかげ、次のことを実施した。

熱管理関係

- (1) コンデンセートの回収
- (2) 燃料のプレヒート
- (3) スチーム・トラップの補修、取り替え
- (4) ボイラの定期点検

電気管理関係

- (1) 不用灯の取り外し
- (2) 電気機器のスイッチ改善
- (3) モータの空運転防止
- (4) 天井からの自然光取り入れ

以上の改造対策に 60万Bt を投資した。現在までに 12% を節減し、目標を達成している。

4.2 全員参加の状況

従業員教育に関心をもち、MOI のセミナー、TPA の研修会に参加させているが、スタッフにはそれを消化するだけの能力が備わっていない。そのため工場長自ら研修会等に参加し、改善の参考にしているのが実態である。

日頃、安全、整理整頓、清掃のことなどと併せて省エネルギーについて従業員に呼びかけているので、エネルギーの無駄使いについては、従業員全員で気をくばっている。しかし、提案制度については表彰制度もあるが、あまり活発でない。

全員参加を進めるためには、工場長の手足となるスタッフをまず決めて、その人を中心に職場における小集団活動を盛り上げることが必要である。保温の保守、蒸気洩れ防止、製品の取り扱い損失の減少など、小集団活動に適した課題が多い工場である。

4.3 データによる管理

個々のデータから工場長自ら管理用原単位を求め、管理図を作って毎月の変動を見、変動要因を分析してアクションをとっている。

このようにデータによる管理はよくやられているが、今後は更に管理用データ作りを通じてスタッフを教育し、組織として進めるようにされたい。

そのことによって従業員全体の関心を一層高め、多くの人の知恵を活用することができるようになる。

原料配合、水分、粒度、ペレタイジングの温度と圧力等の要因と製品の歩留、品質、エネルギー消費量の関連をデータの積み重ねによって明らかにし、更に技術水準の向上を図られたい。

4.4 技術水準の向上

飼料工場は、昨今では装置工場の範疇に入り、生産性が重視される。

当工場の燃料原単位、電力原単位は、努力の甲斐があって高い水準にあるが、Table 17-2 のように労働生産性は非常に低い。

Table 17-2 Feed Mill Consumption Ratio

	Fuel ℓ/t	Electricity kWh/t	Productivity t/month/1 person
Star feed mill	2.85	16.84	57
(Comparison) Hokkaido, Japan feed mills average	4.02	16.7	23.7

今後、企業の発展に伴って更に生産性を拡大する必要があると思われるが、レイアウトの改善と機械化による輸送の合理化、設備保全の強化による故障の減少を図る必要がある。当工場の技術は工場長1人に支えられているが、今後は専門化された組織あるいはスタッフを駆使して工場を運営していかなければならない。いま工場長に課せられた問題点は、管理技術者と、設備技術者を早急に育成することである。

5. 燃料の消費状況

5.1 燃料の消費状況及び使用内訳

A 重油 158 kl/year

使用内訳 — ペレット飼料 95% (ペレタイザ) (150 kl)
 — 配合飼料 5% (ミキサ) (8 kl)

このうち、配合飼料用は、油脂、糖蜜をミキサで混合する場合の加熱用であるが、最近は使われていない。燃料原単位は $158 \text{ kl} / 55,000 = 2.8 \text{ l/t}$ 製品。

5.2 ボイラ熱勘定

1983年7月18日、ボイラの診断結果により熱勘定を行った。Table 17-3の通り。

Table 17-3

Input			Output		
Item	10 ³ kcal/h	%	Item	10 ³ kcal/h	%
Heat of fuel combustion	293.6	99.8	Heat of steam	247.9	84.2
Sensible heat of fuel	0.7	0.2	Heat loss in exhaust gas	31.1	10.6
			Heat loss in blow water	11.1	3.8
			Heat release from boiler body, others	4.8	1.4
Total	294.3	100.0	Total	294.3	100.0

・熱勘定計算諸元

燃料の種類		A 重油
燃料の消費量	(F)	30.5 kg/h
燃料の発熱量(低位)	(H _l)	9,625 kcal/kg
燃料の比重	(SG)	0.975
燃料の比熱	(C _p)	0.45 kcal/kg℃
燃料の温度	(T _f)	83 ℃
基準温度	(T _o)	31 ℃
廃ガス中の O ₂ %	(O ₂)	1.0 %
廃ガス温度	(T _g)	307 ℃
ブロー水量	(B)	89 kg/h
ブロー水温度	(T _b)	159.1 ℃
給水量	(W)	486 kg/h
給水温度	(T _w)	34 ℃
蒸気圧力	(P)	5.2 kg/cm ² G
蒸発量 (S = W - B)	(S)	397 kg/h
蒸気のエンタルピー	(E _s)	658.4 kcal/kg
給水のエンタルピー	(E _f)	34 kcal/kg

・熱勘定計算式

入 熱

燃料の燃焼熱 (Q_c) 293.6 × 10⁸ kcal/h

$$Q_c = F \times H_l$$

燃料の顕熱 (Q_s) 0.7 × 10⁸ kcal/h

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

出 熱

蒸気の保有熱量 (Q_v) 247.9 × 10⁸ kcal/h

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

廃ガスの持ち去る熱量 (Q_e) 31.1 × 10⁸ kcal/h

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

理論空気量 (A_o)

$$A_o = 0.85 H_l / 1,000 + 2.0 = 10.18 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論廃ガス量 (Go)

$$G_o = 1.11 \text{ H}\ell / 1,000 = 10.68 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

空気比 (m)

$$m = 21 / (21 - O_2) = 1.05$$

実際廃ガス量 (G)

$$G = G_o + A_o (m - 1) = 11.19 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$\text{ブロー水の持ち去る熱量} \quad (Q_b) \quad 11.1 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

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

$$\text{炉体からの放散熱量その他} \quad (Q_r) \quad 4.2 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

6. 熱管理の問題点とその対策

6.1 ボイラの燃焼管理

現在ボイラ1缶で一日16時間、年間300日操業をしている。ボイラの廃ガス分析を3回にわたり実施し、診断した。

廃ガス温度℃ 337 238 345

廃ガスO₂% 0.7 0.8 1.1

廃ガス温度が高く、一方、燃焼用の空気は不足気味である。スートブローを行っていないこと、バーナ手入やチップの掃除が月1回で少ないこと、微かであるが煙が出ていることから缶内チューブのススによる汚れが予想される。

バーナの手入れを週1回程度にふやし、廃ガス中のO₂%が4%程度になるように燃焼空気量を調整し、ススの発生を防ぐとともに、缶内チューブを掃除して廃ガス温度の低下を図る必要がある。

廃ガス温度が250℃に下がれば、次の通り燃料消費量が減少する。廃ガス中O₂を4%と仮定し熱勘定表から算定した。

$$m' = 1.25$$

$$G' = 13.07 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

改善後の燃焼量を x kg/hとすると、

$$\frac{294.3}{30.5} \cdot x = (247.9 + 11.1 + 4.2) + \frac{13.07 \times 0.33 (250 - 31) x}{1,000}$$

$$\therefore x = 30.2 \text{ kg/h}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{30.5 - 30.2}{30.5} \times 100 = 1.0\%$$

$$\text{年間重油節減量} \quad 158 \text{ k}\ell/\text{year} \times 0.01 = 1.6 \text{ k}\ell/\text{year}$$

6.2 プロー量の減少

ボイラ缶水のブローは給水量の18%程度行われ、缶水の電気伝導度は1,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ と低く、pHも8.9と低い値を示している。缶水の電気伝導度は6,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 程度まで許容されるので、ブローは現在の1/3でも十分である。pHは11~11.8に維持する必要があるが、ブロー量を減らせば補給薬品量も少なくてすむ。

現在のブロー量89 kg/hを30 kg/hに減らした場合の省エネルギー量を熱勘定表から求めると、次の通りである。

$$\frac{294.3}{30.5} x = (247.9 + 4.2) + \frac{30 \times (159.1 - 34)}{1,000} + \frac{31.1}{30.5} x \quad \therefore x = 29.6 \text{ kg/h}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad \frac{30.5 - 29.6}{30.5} = 3.0 \%$$

$$\text{年間重油節減量} \quad 158 \text{ k}\ell \times 0.03 = 4.7 \text{ k}\ell/\text{year}$$

6.3 ボイラ缶体の保温

ボイラ後壁部は表面温度135℃で次の放熱がある。直径1.2 m、厚さ0.038 m、表面積1.27 m²。

・放射伝熱

$$\begin{aligned} Q &= 4.88 \varepsilon A \left\{ \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right\} \\ &= 4.88 \times 0.8 \times 1.27 \left\{ \left(\frac{273 + 135}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 31}{100} \right)^4 \right\} = 947 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

・対流伝熱

$$Q = a_c \times A \times \Delta t = 2.2 \times A \times \Delta t^{1.25} = 2.2 \times 1.27 \times 104^{1.25} = 930 \text{ kcal/h}$$

計 1,877 kcal/h

これを珪酸カルシウム 30 mm、亜鉛鉄板で被覆して保温し、表面温度 50℃、放射黒度 0.3 とした場合の放熱を求める。

$$\text{放射伝熱 } Q = 4.88 \times 0.3 \times 1.27 \left\{ \left(\frac{273 + 50}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 31}{100} \right)^4 \right\} = 43 \text{ kcal/h}$$

$$\text{対流伝熱 } Q = 2.2 \times 1.27 \times 19^{1.25} = 111 \text{ kcal/h}$$

計 154 kcal/h

従って、保温によるエネルギー節減量はA重油に換算すると、

$$\frac{(1,877 - 154) \times 16 \times 300}{9,625 \times 0.975 \times 0.842} = 1.0 \text{ kl/year}$$

省エネルギー率 $1.0/158 \times 100 = 0.6\%$

重油節減額 4,300 Bt/year に対し、保温費用は約 1,300 Bt であり、約 4 カ月で施工費は回収できる。

6.4 A重油をC重油に転換

現在、ボイラの燃料としてはA重油を重油ヒータで 83℃ に加温して使用している。比重 15/15℃ 0.975 (最高)、粘度 レッドウッド秒 38℃ 500~600、発熱量 9,625 kcal/kg である。

これを、C重油に転換した場合、粘度 1,100~1,500、発熱量 9,514 kcal/kgで、使用時の粘度を同じにするには 15℃ 温度を上げる必要がある。燃料油の粘度と価格の関係は次の通り(シェル石油データ)。

~ 80 cst	50℃ (RWI 600 sec 38℃)	4.32 Bt/l	A重油
~ 145 cst	50℃ (RWI 1,200 sec 38℃)	4.17 Bt/l	C重油
~ 180 cst	50℃ (RWI 1,500 sec 38℃)	4.09 Bt/l	
~ 230 cst	50℃ (RWI 2,000 sec 38℃)	4.04 Bt/l	
~ 280 cst	50℃ (RWI 2,500 sec 38℃)	3.99 Bt/l	

熱量当たり単価で比較すると次の通りになる。

$$\text{A重油} \quad 4.32 \text{ Bt}/9,625 = 0.449 \text{ Bt}/10^3 \text{ kcal}$$

$$\text{C重油} \quad 4.17 \text{ Bt}/9,514 = 0.438 \text{ Bt}/10^3 \text{ kcal}$$

C重油の加熱エネルギーの増加は、効率を 50% とすると、

$$\frac{0.45 \times 15 \times 0.99}{0.5} = 13.3 \text{ kcal/l}$$

となる。この分を考慮すると、

$$\text{C重油} \quad 4.17 \text{ Bt}/(9,514 - 13) = 0.439 \text{ Bt}/10^3 \text{ kcal}$$

現在のバーナは低圧噴霧式であり、重油ヒータの保温を強化すれば、C重油に転換可能である。

$$\text{コスト低減率} \quad \frac{0.449 - 0.439}{0.449} = 2.4\%$$

6.5 煙突排熱の回収

ボイラ燃焼廃ガスは、バーナ側上部から煙突へ排出され、燃焼空気取入口も煙突の近くにある。煙突は鉄製であるので放熱が多く、近くの気温は34℃を越えている。従って現在の吸気面を反対に向け、簡単な囲いをつけ、できるだけ温度の高い煙突まわりの空気を取り入れることにより、燃料の節減が可能になる。

6.6 蒸気配管、バルブの保温

一部、機械まわりのバルブ、配管の保温が損傷していたり、未保温の箇所がある。2 1/2" 管に換算して8 m保温強化を行ったときの保温効果は、次の通りである。蒸気温度 140℃として、

$$360 \text{ kcal/mh} \times 8 \times 16 \times 300 = 13,824 \times 10^3 \text{ kcal/year}$$

これをグラスウール 25 mmで保温して、80%放熱を防止するとA重油節減額は、

$$13,824 \times 10^3 \times 0.8 / (9,625 \times 0.975 \times 0.842) = 1.7 \text{ kl/year}$$

$$\text{省エネルギー率} \quad 1.7/158 \times 100 = 1.1 \%$$

A重油価格 4.32 Bt/lとして 7,300 Bt/year 保温費用は約 1,500 Bt であり、約 3 カ月で費用は回収できる。

蒸気管が保温されているのはよいが、コンデンセート回収管と抱き合わせ保温している。コンデンセートは常圧になり約 100℃なので、蒸気を冷却することになる。別々に保温すべきである。

6.7 その他

当工場では、バグフィルタからの吹き出しを始め、取り扱い中の製品のこぼれ、飛散が多い。これらは、すべて既にエネルギーを消費して加工されたものであり、この損失を防止することが省エネルギーにとっても有効である。バグフィルタの掃除励行と洩れ修理、袋の品質管理による破袋防止、機械開口部の密閉化等、設備保全に努められたい。このことにより、併せて作業環境の改善も図られる。