

Table 2.1.21 Summary of Energy Conservation Potential

COG: 0.17 PLN/m³ N (18.8MJ/m³ N) Steam: 13.6PLN/GJ Electricity: 0.172 PLN/kWh
1PLN=30yen

Item	Energy Conservation Potential				Electricity 10 ³ PLN/y	Total 10 ³ PLN/y	Investment 10 ³ PLN	Payback period year
	GJ/y	Fuel 10 ³ PLN/y	%	MWh/y				
第1ステップ								
Tar distillation								
1	1,911	25	0.2			25	0	0.0
2	25,023	275	3.1			275	143	0.5
3				231	40	40	0	0.0
4	4,368	48	0.5			48	0	0.0
Benzene distillation								
6	31,997	435	4.0	1,251	215	435	143	0.5
7						215	0	0.0
Ethylbenzene synthesis								
8	22,201	299	2.7	110	19	299	143	0.5
9						19	0	0.0
10	2,712	37	0.3	126	22	37	0	0.0
11						22	40	1.8
	88,212	1,119	10.9	1,718	295	1,414	469	0.3
第2ステップ								
Tar distillation								
12	74,978	825	9.3			825	1,429	1.7
13	3,102	28	0.4			28	49	1.7
Benzene distillation								
14	64,060	870	7.9			870	1,429	1.6
Ethylbenzene synthesis								
15	44,345	598	5.5			598	1,429	2.4
工場全体								
16				210	36	36	34	0.9
17				126	22	22	40	1.8
18				355	61	61	154	2.5
19				500kW	32	32	14	0.4
	186,485	2,321	23.1	691	151	2,472	4,577	1.9
	274,697	3,440	34.0	2,409	446	3,886	5,046	1.3

1996年 燃料消費量: 807,953 GJ/y
電力消費量: 6,591 MWh/y (57,352 GJ/y)
Total: 865,305 GJ/y

Figure 2.1.12 Brachownia Energy Conservation Potential

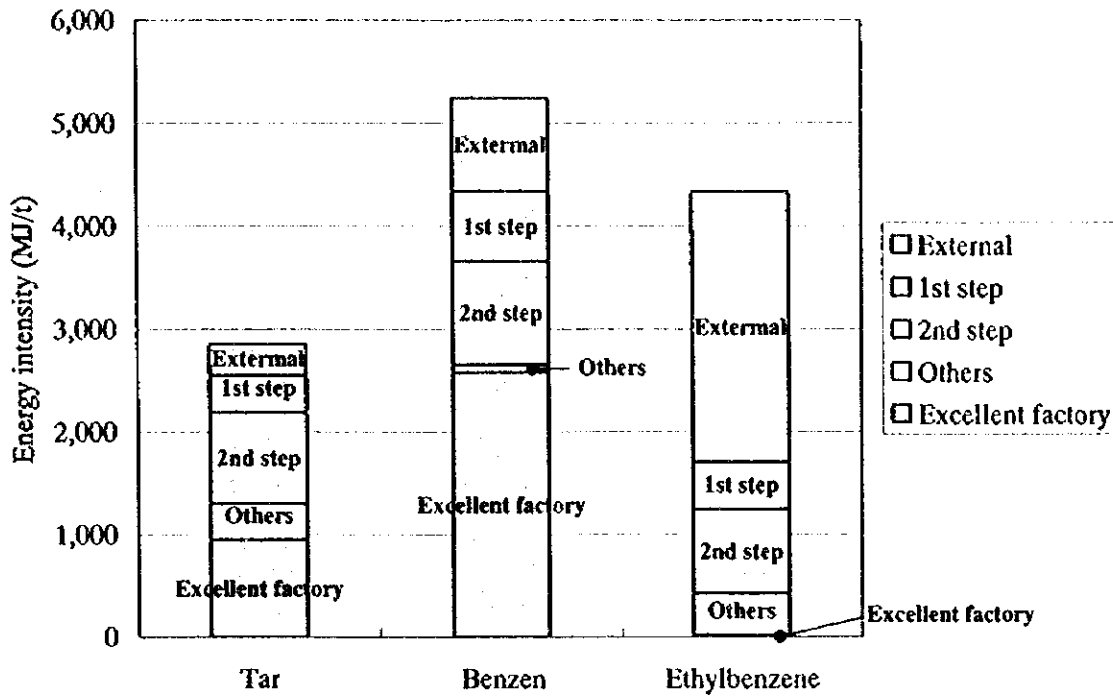
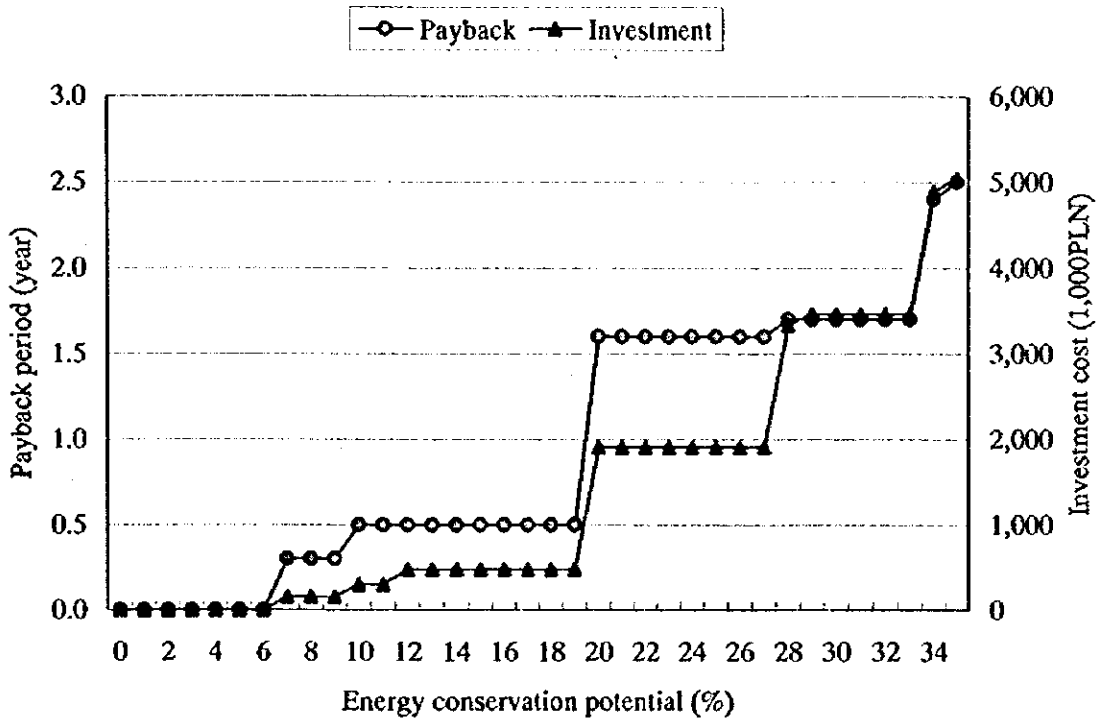


Figure 2.1.13 Brachownia Energy Conservation Potential



2.2 Pochの調査結果

(1) 調査期間 1997年8月18日～20日

(2) 調査員

a. JICA チーム

福島 演雄	: 総括、熱管理技術
三宅 正志	: プロセス管理技術
小西 二郎	: 熱管理技術
加藤 正躬	: 熱管理技術
杉本 利夫	: 電気管理技術
小山田 明弘	: 測定技術

b. Local consultants

POLESCO Investment SA

Mr. Piotr Bortnowski	: Vice President
Dr. Tadeusz Kruczek	: Heat management
Dr. Wieslaw Goc	: Electricity management
Dr. Krzysztof Wilk	: Heat management

(3) 面接者

Eng. Andrzej Szpila	: Vice President of the Management Board Deputy Director of the Factory
M. Sc. Eng. Zygmunt Banas	: Engineer of Production
Eng. Jan Prygiel	: Engineer of Technology
Eng. Stanislaw Pasternak	: Head of the Electric-Mechanical Section
Mr. Stouislów Radwanski	: Electric-Mechanical Section
M. Sc. Krystian Lukaszezyk	: Manager of Research Department
Mr. Stanislaw Peruga	: Chief of operation of boiler
Mr. Stanislaw Zmuda	: Operator of boiler
Mr. Jozef Derylo	: Head of Department PO3

2.2.1 工場の概要

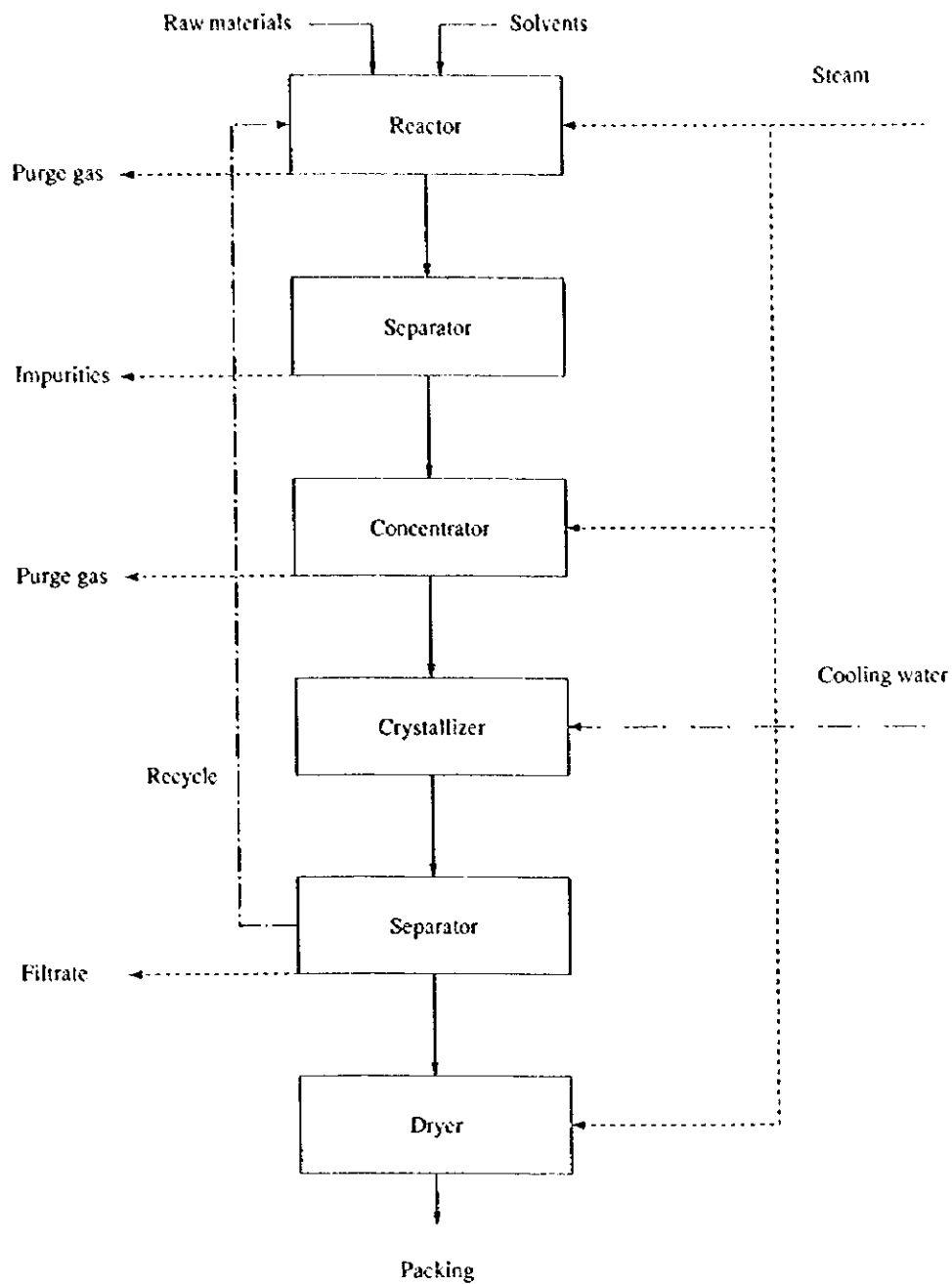
- | | |
|-----------|---|
| (1) 工場名 | Polskie Odczynniki Chemiczne |
| (2) 工場所在地 | 44-101 Gliwice, ul. Sowinskiego 11 |
| (3) 従業員数 | 726 名 |
| (4) 主要製品 | 化学試薬類
(First-class chemical reagents, Industrial reagents, Industrial chemicals, Medicine raw chemicals and Laboratory testing paper etc.) |
| (5) 生産能力 | 2,568t/y (800 品目) |

(6) プロセス概要

Polskie Odczynniki Chemiczne は、反応槽 200 基、濃縮槽 200 基、結晶槽 200 基その他オートクレーブ、フィルタープレス、乾燥機等を持ち、高純度の化学試薬、工業薬品、医薬合成原料、健康診断用試験紙等を生産している。その代表的な製造工程図を Figure 2.2.1 に示す。

多品種少量の高級試薬類であるところから、経時変化を避けるため長期在庫をしない注文生産方式をとっており、反応槽等は必ずしも特定品目に固定されてはいなく、受注に応じ適当な容量のものをその都度洗浄し組み合わせて使用している。

Figure 2.2.1 Typical Process Flow



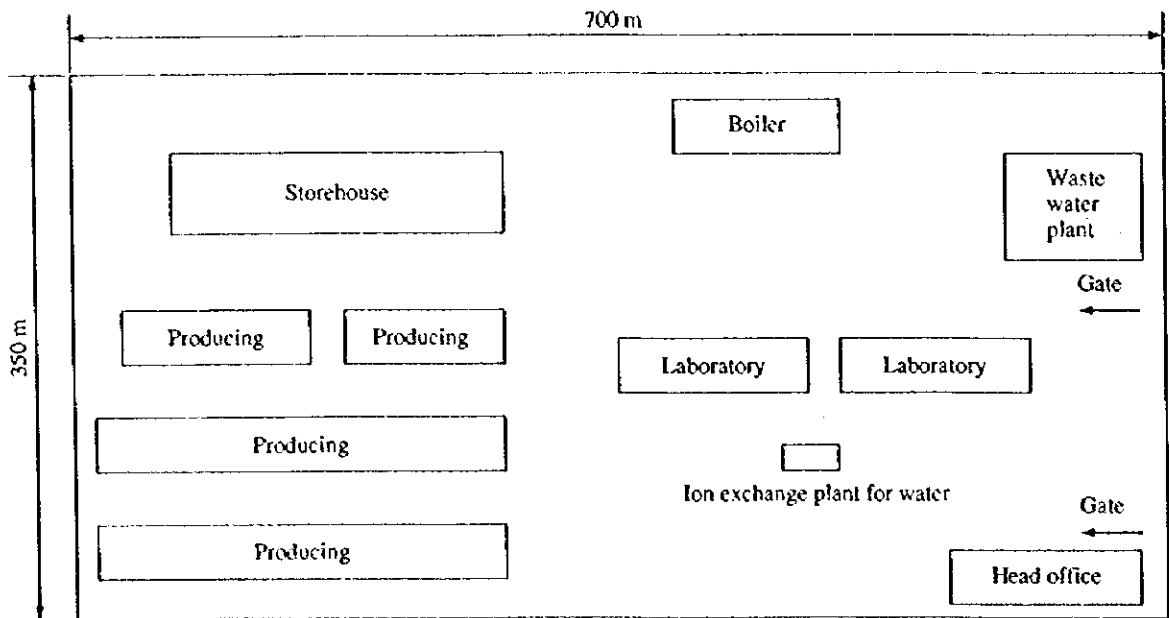
(7) 工場の沿革

1948年に元ドイツ騎兵隊駐屯地跡の建物と下水処理施設を活用し、化学試薬プラント(chemical reagents plant)として発足し、1992年に現在の Polskie Odczynniki Chemiczne (POCH S.A.)となった。ポーランド唯一の化学試薬メー

カーで、売上の70%が化学試薬と高純度薬品で30%が薬品の輸入販売であり、輸出は2%である。1990年までは1,500品目の生産をしていたが、重金属等の有害物質規制の関係で現在は800品目であり、不足品目は輸入販売で国内に供給している。

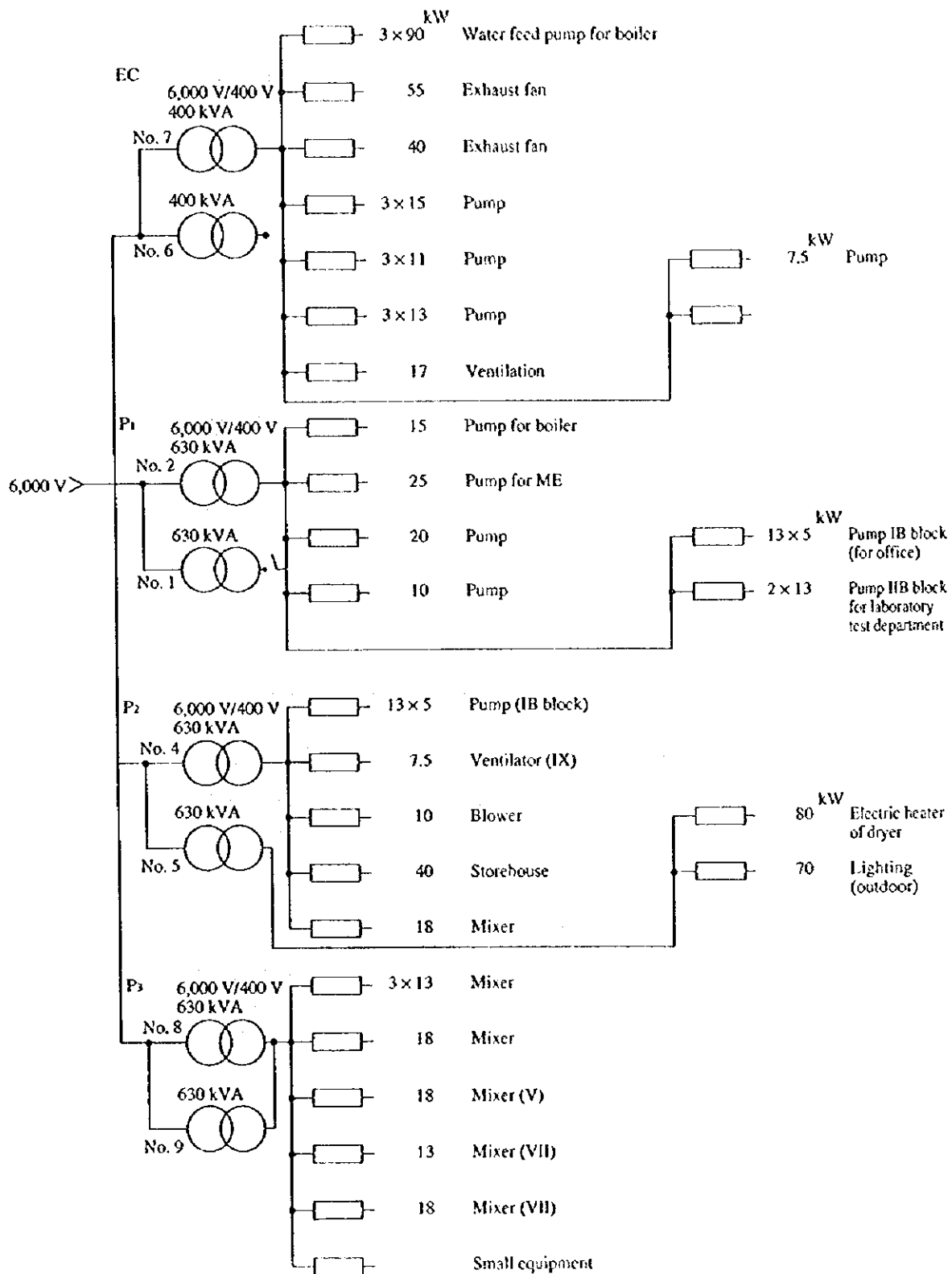
(8) 工場配置図

Figure 2.2.2 Plant Layout



(9) 電力單線結線圖

Figure 2.2.3 One Line Diagram



(10) 主要設備の概要

Table 2.2.1 Major Equipment

Factory	Equipment	Number	Specification
Process	Reactor	200	0.05 ~ 1.6 m ³
	Concentrator	200	0.05 ~ 1.6 m ³
	Autoclave	60	0.05 ~ 1.6 m ³
	Crystallizer	200	0.05 ~ 1 m ³
	Filter press	NA	
	Dryer	NA	
	Centrifuge	NA	
	Compressor	NA	
	Evaporated crystallizer	NA	
	Acid resisting tank	NA	2.0 ~ 25 m ³
	Fine pulverizer	NA	
Utilities	Boiler	2	16 t/h (40 atm)
	Cooling tower	2	
	Water treatment	1	

(11) エネルギー価格および発熱量

Table 2.2.2 Energy Price and Heat Value

	Energy Price	Heat Value
Coal	145.2 PLN/t	28,000 kJ/kg
Natural gas	0.472 PLN/m ³ _N (21.74 PLN/MJ)	21,713 kJ/m ³ _N
Electricity	0.0995 PLN/kWh	10,258 kJ/kWh
City water	1 PLN/m ³	

2.2.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量の推移

Table 2.2.3 Trend of Production

	Unit	1992	1993	1994	1995
Production	t	2,635	2,636	2,446	2,568

Products mix in 1995:

First-class reagents : 775 t

Industrial acid : 507 t

Medicine raw material: 404 t

Laboratory test paper : 309 t

(2) エネルギー消費量の推移

Table 2.2.4 にエネルギー消費量の推移を示した。

表中 1992 年度、天然ガス使用量が多いのは一時的に暖房用石炭をガス焚きに変更したためである。

Table 2.2.4 Trend of Energy Consumption

	Unit	1992	1993	1994	1995
Coal (total)	t	8,543	11,579	10,551	11,374
Natural gas	10 ³ m ³	2,372	126	136	125
Electricity	MWh	4,413	4,854	4,648	4,941
City water	10 ³ m ³	222	236	174	134

Coal (total: 100 %) = Process (34 %) + Heating (53 %) + [Sale (13 %)]

Steam consumption of process in 1995:

$$266,000 \times 0.34 = 90,440 \text{ GJ/y}$$

$$90,440/260 = 350 \text{ GJ/d}$$

(3) エネルギー消費原単位の推移

Table 2.2.5 Trend of Energy Intensity

	Unit	1992	1993	1994	1995
Coal (Heating)	MJ/t	48,100	65,200	64,000	65,700
Coal (Process)	MJ/t	30,900	41,800	41,100	42,200
Natural gas	MJ/t	19,550	1,034	1,211	1,057
Electricity	kWh/t	1,675	1,842	1,900	1,924
	MJ/t	17,182	18,895	19,490	19,736
Sub total (Process)	MJ/t	67,632	61,729	61,801	62,993
Total	MJ/t	115,732	126,929	125,801	128,693

(4) 製品コストに占めるエネルギーコストの割合

Steam(coal) : 2.8%

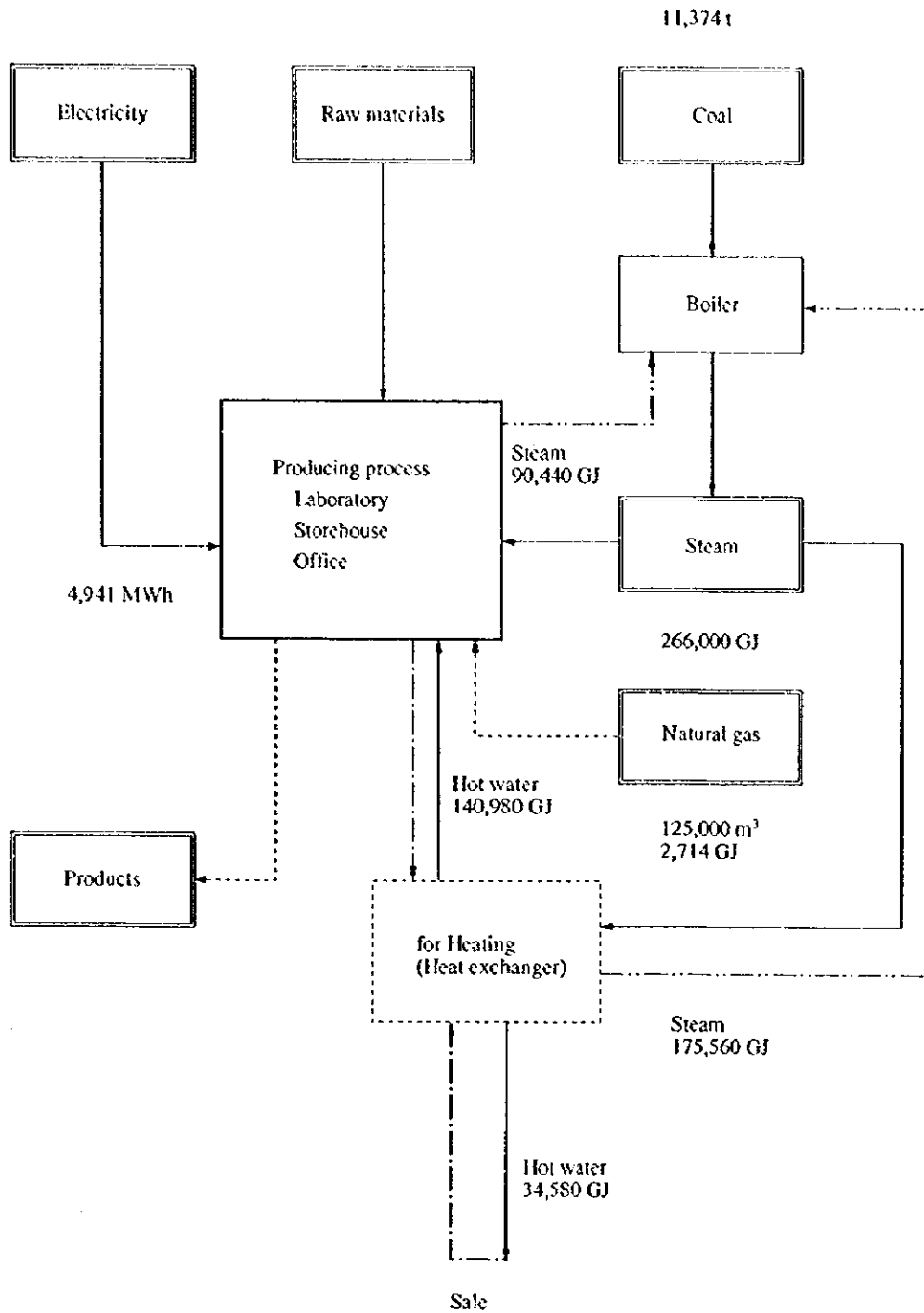
Electricity : 1.1%

Total : 3.9%

(5) エネルギーフロー

発生蒸気の 34%を生産プロセス用に使用し、66%は暖房用（自家消費と外販）である。天然ガスと電力は全てプロセス用である。なお、図中には表示していないが他に、ガソリンとディーゼルオイルを輸送レンタル車用として使用している。

Figure 2.2.4 Energy Flow



2.2.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

a. 目標値の設定

設定されていない。

b. 省エネルギー推進に当たっての問題点

原材料が高価格なため、エネルギー価格の占める比率が 3.9%と低く、省エネルギーに対する意識が低い。また、従来建屋全体を暖房する生活習慣があり、多量の蒸気を使用している。

(2) 組織的な活動

a. 省エネルギー専従部署の設置

特になし。

b. 省エネルギー委員会の設置

特になし。

c. 経営者のスタンス

構造変革の状況認識からかなりの危機感がうかがえ、ISO 9000 の認証取得に積極的に取り組んでいるが、レベル的にはまだ品質管理体制の整備段階に過ぎず省エネルギーに関してまでは手がまわらないというのが実状である。

(3) データに基づく管理

a. エネルギー使用量の把握

ボイラの管理はよく実施されており、工場全体としてのエネルギー使用量も把握している。

b. 主要な設備毎のエネルギー使用量の把握

生産棟、設備毎には蒸気計測器がなく把握していない。

c. 主要製品のエネルギー原単位の把握

原単位は把握されていない。エネルギー原価は各製品（800 種）に按分賦課している。

d. 計測器の設置

蒸気の計測器は外販ラインに設置しているが他にはない。

e. 生産管理、原価管理

品質指向の管理をしている。

(4) 設備管理

a. 設備管理

反応槽等主要設備については管理されている。工場内設備の排気処理は設備管理が不十分のため、未処理状態のまま排気されている（排気筒約 100）。排気に関しては処理設備自体を有していない設備も多く今後、対策が必要となろう。

2.2.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) エネルギー使用上の特徴

a. プロセス

多品種少量生産を目的とする回分操作であり、設備規模は容積 1m^3 以下の多数の容器を製品にあわせ、組み合わせて使用する方式である。

例えば比較的規模の大きい燐酸 2 アンモニウム製造用のプロセスの場合では、容積約 1m^3 の反応器で反応させ、冷却槽に移して結晶化し、遠心分離で分離、乾燥機に移して乾燥製品 500kg を製造している。一方 1996 年の燐酸 2 アンモニウムの生産量は 7,000kg であるから本製品の製造は年間 14 回実施されたことになる。この装置の場合、反応器から遠心分離

器まで連結配管方式が採用されているが、一般に、多くの場合輸送は人手に頼っているのが実状である。

このようにプロセスを構成する単位操作の効率は低い。しかし、これは800品目の高純度試薬を生産するところからやむを得ないとも言える。

b. ユーティリティ

原材料の溶解、反応はジャケット型反応器で、加熱源にはスチームを使用する。反応生成物の分離にはジャケット型容器を用い、濃縮および冷却または冷却のみを行い分離する、この過程でスチームや冷却水を使用する。殆どのものは乾燥して粉末状で製品化され、加熱源としてスチームを使用する。乾燥は少量生産のため箱形乾燥器が主で、連続乾燥機は例外的である。

(2) 省エネルギーポテンシャルの推定

省エネルギーのステップは、下記のように3つに分類する。

第1ステップ：管理強化によるもの

第2ステップ：設備改善によるもの

第3ステップ：プロセス改善によるもの

A. プロセス

a. 反応工程

1) 伝熱

無機反応が主であり、溶媒は水である。反応温度は100℃以下で一般的には80～100℃である。無機化合物水溶液のため高濃度では沸点上昇のため100℃以上での反応もあるが、高くても105℃程度である。

加熱に要する熱は蒸気で供給するが、容器を多目的に使用するところから多管式やコイル式は洗浄に不適當なので外部加熱のジャケット型となる。伝熱効率は容器の形状および伝熱面積で決まり、他の伝熱効率に関するファクターとしては蒸気凝縮伝熱が考えられる。

2) 保温

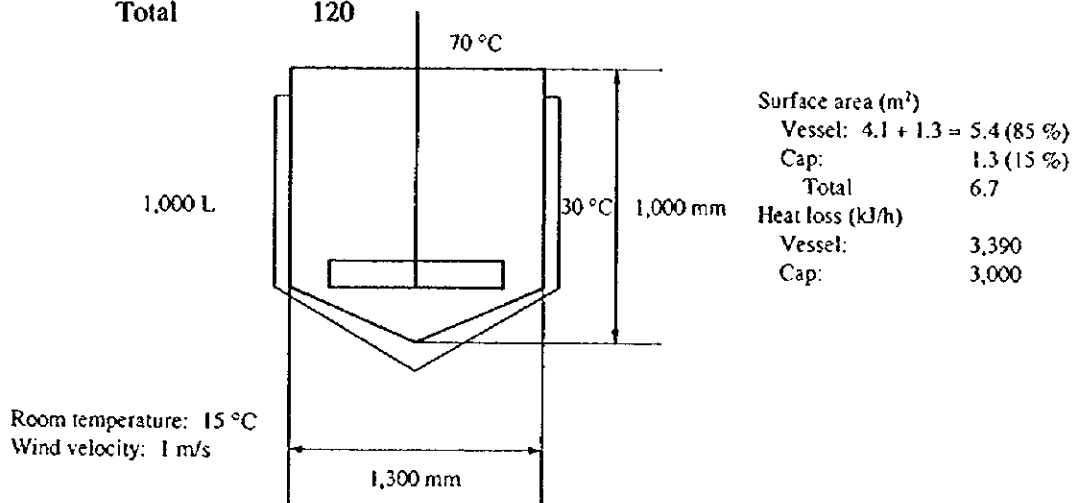
容器の胴体部は保温されているが、蓋部は保温されていない。比較的大型の容器については、ノズル部分以外の保温が必要である。この保温が作業性を阻害するとは考えられない。

代表的な容器について以下に放熱損失に関し試算する。

保温されている胴体部からの放熱とほぼ同等の熱が蓋部から放熱されているものとする。

1m³~1.6m³ Vessel 数

Reacter	60
Concentrator	60
Total	120



稼働率：50%、平均反応時間：12h/d とし、容積 1m³ とすると、

現状の放熱量 : 120×0.5×12×(3,000+3,390)=4,600,800(kJ/d)

蓋保温時の放熱量 : 120×0.5×12×(3,000×1/5+3,390)=2,872,800(kJ/d)

放熱量の差 : 1,728,000(kJ/d)

省エネルギー量 : 1.728GJ/d×260d/y=449GJ/y

ボイラ効率を 80% とすると、

石炭ベースの省エネルギー量 : 449/0.8=561GJ/y

3) スチームトラップの整備

工場訪問時は多くの設備が休止しており、スチームトラップの作動の良否を判定することはできなかった。

数個の反応容器の加熱蒸気の配管は集合されて、1 個のスチームトラップ

プでコンデンセートを回収している。このグループトラッピングでは、各容器の加熱温度が不均一になりコンデンセートが排出されにくくなる。コンデンセート排出不良による蒸気流量不足を補うためバイパス弁開放等の手段がとられ、これら非定常な操作に伴う熱損失が発生する可能性がある。各容器に 1 個ずつスチームトラップを取り付ける個別トラッピングを採用することにより、各反応容器のヒーター間の相互干渉がなくそれぞれのヒーターの加熱効率をを最大に発揮できる。グループトラッピングから個別トラッピングに変更することにより、10%の蒸気節約を期待できる。投資回収年数が長くなるが、各反応容器に取り付けたスチームトラップにより、各反応容器の使用蒸気量を測定することができる。このコンデンセートの量と理論必要熱量の差を把握し、工場全体のヒートバランスを算出することができる。

対象反応容器：

Reacter	200
Concentrator	200
Autoclave	60
Total	460

プロセスの蒸気消費量：90,440GJ/y

(第2ステップ)

スチームトラップ整備による蒸気消費低減量：

$$90,440 \times 0.1 = 9,044 \text{ (GJ/y)}$$

石炭ベースの省エネルギー量（ボイラ効率 80%）：

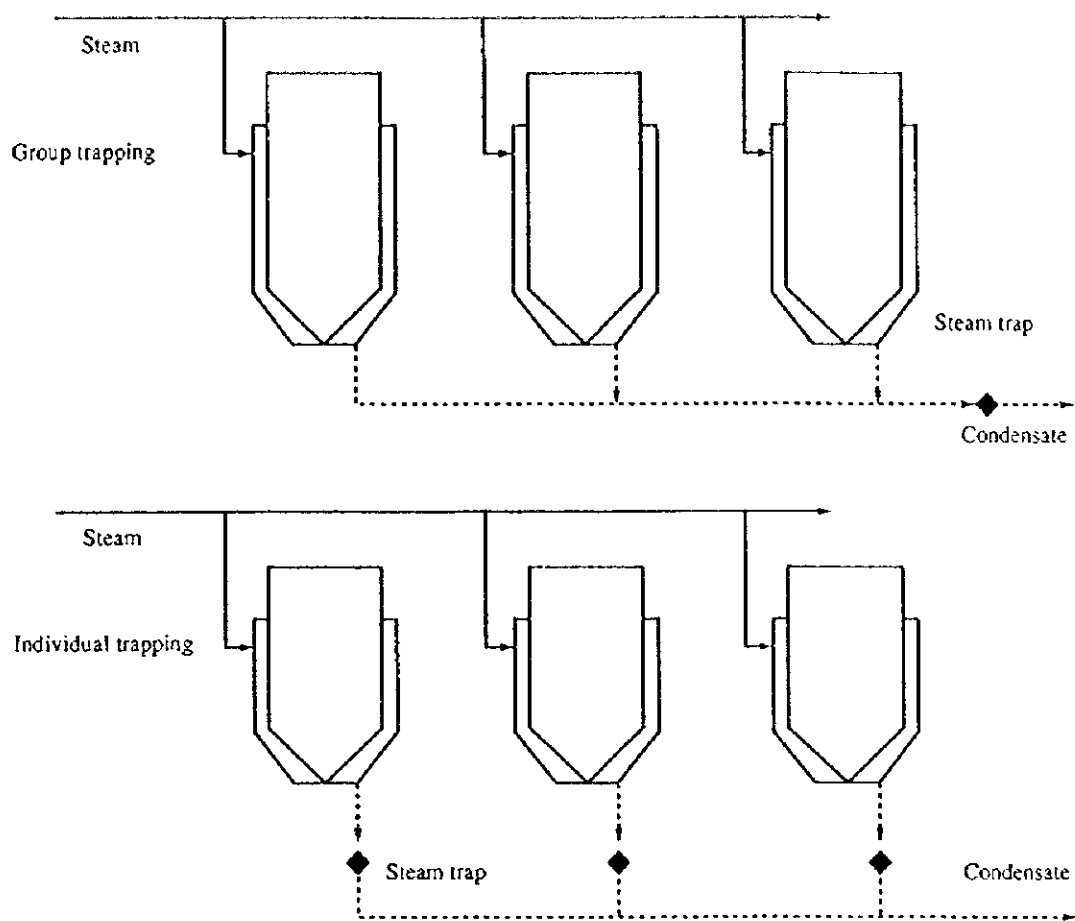
$$9,044 / 0.8 = 11,305 \text{ (GJ/y)}$$

スチームトラップ整備費用：

$$1,000 \text{ (PLN/pc)} \times 460 \text{ pc} = 460,000 \text{ (PLN)}$$

回収年限：

$$\frac{28 \times 10^6 \text{ kJ/t} \times 460,000 \text{ PLN}}{145.2 \text{ PLN/t} \times 11,305 \times 10^6 \text{ kJ/y}} = 7.8 \text{ years}$$

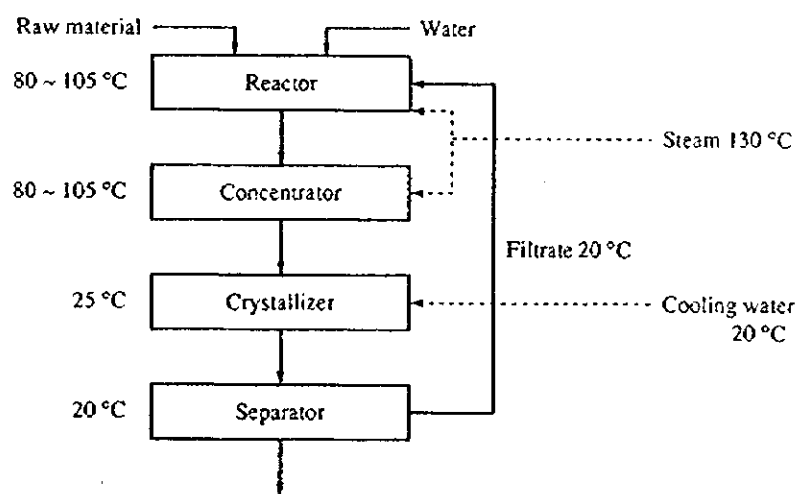


b. 濃縮工程

反応工程に準ずる。

c. 晶析工程

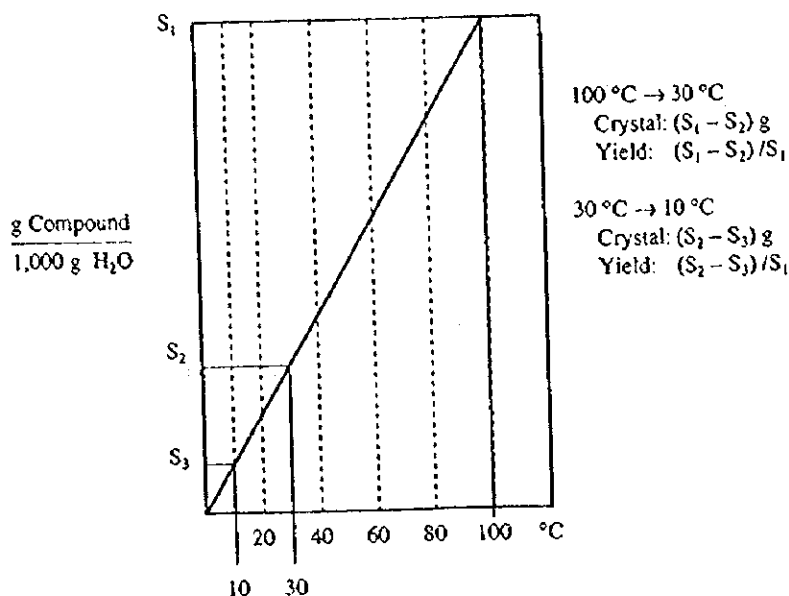
1) 現在のフロー



2) 晶析収率の向上

晶析温度は、夏は 30℃、冬は 10℃であり、収率に差がある。冷却水の温度を下げて夏も晶析温度を 10℃に保つと収率が向上し、化合物の循環量が減少し省エネルギーとなる。

一般に無機化合物の溶解度は高温で高く、低温で低い。模式的には次図のとおりである。



[Example] AgNO_3 $S_1: 9,860$ $S_2: 2,550$ $S_3: 1,530$

Yield: $100^\circ\text{C} \rightarrow 30^\circ\text{C}$ $(9,860 - 2,550 / 9,860) \times 100 = 74(\%)$

$100^\circ\text{C} \rightarrow 10^\circ\text{C}$ $(9,860 - 1,530) / 9,860 \times 100 = 84(\%)$

差 : $84 - 74 = 10\%$

硝酸銀の場合、晶析温度を 30℃から 10℃に下げると、yield は 10%向上する。

溶解度の温度特性は化合物によって異なるので一概には言えないが、収率向上は省エネルギーにも有効な手段である。母液は循環するのでロスはないとしても、多品種少量生産であるだけにバッチ毎の収率を向上させるのは有効である。また、循環した母液は反応温度に加熱することになる。上記の硝酸銀で試算する。

[Example] AgNO_3 ; Specific heat $C_p = 50\text{J}/^\circ\text{C} \cdot \text{mol}$

$$= 50 / 170\text{J}/^\circ\text{C} \cdot \text{g} = 0.3\text{J}/^\circ\text{C} \cdot \text{g}$$

MW(Molecular Weight) of $\text{AgNO}_3=170$

分離液(Filtrate)を循環し、新規の仕込みと一緒に加熱反応するとき、必要熱量の比は比熱の比と同一といえる。分離液の比熱を単純に化成的として水と硝酸銀の比熱で計算すると H_2O 1,000g について初回の反応では、

現状 : (100℃→30℃) Filtrate: H_2O 1,000g、Crystal 2,550g

$$H=(4.186+0.3 \times 2.55)=(4.186+0.765)\text{kJ}/^\circ\text{C}$$

冷却 : (100℃→10℃) Filtrate: H_2O 1,000g、Crystal 1,530g

$$H=(4.186+0.3 \times 1.53)=(4.186+0.459)\text{kJ}/^\circ\text{C}$$

$$\text{Heat saving} : (0.765-0.459)/(4.186+0.765)=6(\%)$$

循環液加熱の熱量については晶析量増加分だけ被加熱分が減少するので6%節減できるとの結果を得るが、実際には次回反応で $S_1:9,860$ に見合う不足分の原料が仕込まれるので省エネルギー量は下記のとおりとなる。

H_2O 1,000g、Crystal (Raw) 9,860g

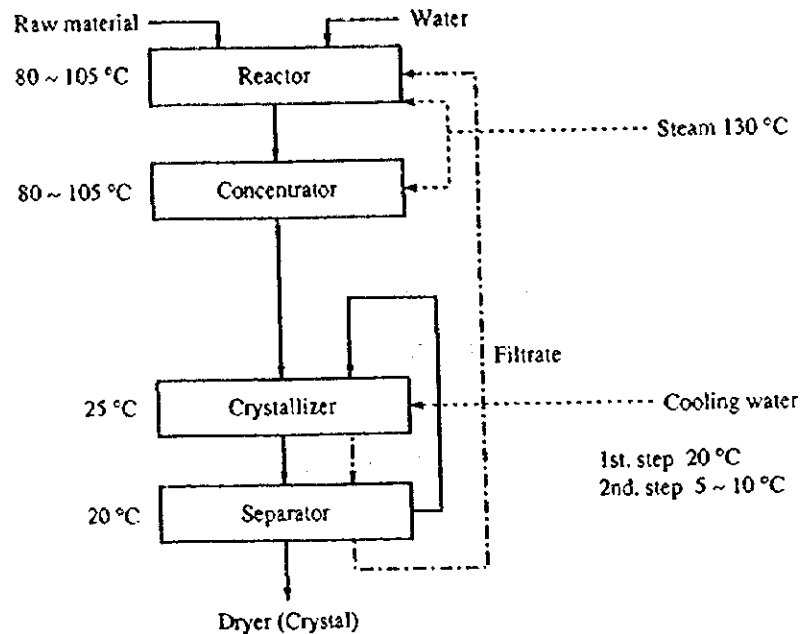
$$H=(4.186+0.3 \times 9.86)=(4.186+2.958)\text{kJ}/^\circ\text{C}$$

$$\text{Heat saving} : (0.765-0.459)/(4.186+2.958)=4(\%)$$

現状に比べて、1バッチで収率で10%向上し、熱量で4%低減する。

厳密には溶液の比熱は化成的ではなく、また、反応熱も関係してくる。また、収率は分離液を循環するので未結晶成分が残り、次の仕込量は減り装置効率は下がるが、廃棄しない限り特に問題視していない。しかし、多品種少量生産の場合、品目変更時に洗浄作業が必要であり1バッチ毎の収率向上は有効であり、また、廃水の汚濁負荷低減に効果的である。

工程としては、従来どおりの冷却をおこない、結晶分離後の母液を冷却する。冷却水温度低下のため、冷却装置を設置する必要がある。



熱量節減について計算すると4%節減として、加熱対象を 1st.class reagent および Medicine raw material とすると下記が得られる。(参照 Table 2.2.3)

$$775+404=1,179\text{t/y}$$

$$1,179 \times 6/12=590\text{t/y} \quad (\text{Summer})$$

省エネルギー量： $590 \times 0.04 \times 42,200=996\text{GJ/y}$ (エネルギー原単位 (石炭) 42,200MJ/t)

なお本省エネルギー計算は夏季の6ヶ月間、冷却水温度を10℃以下とするためのエネルギー量を対象としている。

d. 乾燥工程

1) 乾燥方式について

① スプレードライヤー

供給液量が120L/h程度の小能力であり乾燥温度も低いため熱交換器(粉体付着防止つき)設置には無理があり、省エネルギーの余地は少ない。

② ロータリードライヤー

ドラム径 400mm 程度と小規模であり低温乾燥を実施しているため熱交換器（粉体付着防止つき）設置には無理があり、省エネルギーの余地は少ない。

③ 箱形乾燥器

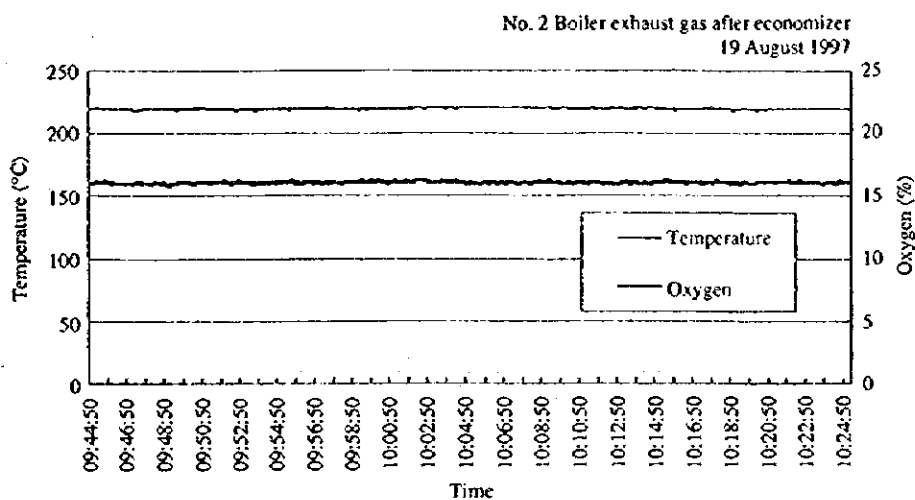
多品種少量生産には適合した方式である。放熱防止には扉の開放時間を短くする作業手順の確立が有効である。

B. ユーティリティ（熱利用設備）

1) ボイラの排ガス計測

この工場では、暖房およびプロセス用に 2 基の水管ボイラを保有している。調査時は非暖房期のため 1 基だけが石炭焚きで運転されており、このボイラの排ガス中酸素濃度および排ガス温度を計測した。計測点はエコマイザの後とエコマイザの前の 2 点である。計測時のボイラ負荷は 5t/h で、このボイラにとっては最低負荷操業レベルと思われる。エコマイザの後の計測結果を Figure 2.2.5 に示す。

Figure 2.2.5 Measurement Results of the Boiler Exhaust Gas (After the economizer)



この Figure 2.2.5 のように排ガス酸素濃度および排ガス温度は殆ど変化がない状態である。2ヶ所の測定点における、測定時間内の平均値等を

Table 2.2.6 に示す。

Table 2.2.6 Mean Values in Boiler Exhaust Gas Measurement

	After Economizer 09:44 to 10:24, every 2 seconds		Before Economizer 10:53 to 11:33, every 2 seconds		
	Temperature	Oxygen	Temperature	Oxygen	
Average	219.6 °C	16.0 %	Average	420.3 °C	15.0 %
Maximum	221.3 °C	16.2 %	Maximum	427.4 °C	15.6 %
Minimum	218.4 °C	15.8 %	Minimum	413.1 °C	14.4 %

エコノマイザ後の測定値を用いて燃焼計算を行った結果を Table 2.2.7 に示す。この表に見るように、排ガス酸素濃度 16%から求めた空気比は 4.16 と非常に高い。後述外部からの空気の侵入を考慮しても空燃比を調整すれば排ガス酸素を 10%(空気比では 1.89)またはそれ以下に低下可能と判断でき、燃料消費量は 16.6%低減可能と推定できる。

$$\text{燃料節減量} : 11,374 \times 0.166 \times 28 \text{GJ/t} = 52,866 \text{GJ/y}$$

Table 2.2.7 Fuel Reduction Effect of Air Ratio Control

Preconditions		Calculation Result			
Coal		Theoretical Combustion	Current Air Ratio	Air Ratio after Improvement	
Net heat value (kJ/kg)	27,995				
Net heat value (kcal/kg)	6,688	Oxygen in exhaust gas	0.0 %	16.0 %	10.0 %
Ash content	8.00 %	Air ratio	1.00	4.16	1.89
Water content	6.00 %	Air amount (m ³ /kg)	7.1	29.7	13.5
Combustion air temperature	28	Exhaust gas amount (m ³ /kg)	7.5	30.1	13.9
Exhaust gas temperature	216.9	Exhaust gas loss rate (against fuel heat)		27.5 %	13.1 %
Notes: The measuring point is after the economizer.		Fuel saving rate			16.6 %

Notes: For air ratio, the minimum values for the other similar factories are listed.

なお、エコノマイザ前の計測値による空気比は 3.46 であって、エコノマイザ後の空気比よりも 0.7 小さい。測定値が正しいとするならば、エコノマイザにおける侵入空気が、空気比で 0.7 相当分あったことになる。この侵入空気量は石炭 kg 当たり 4.9m³_Nに相当する。

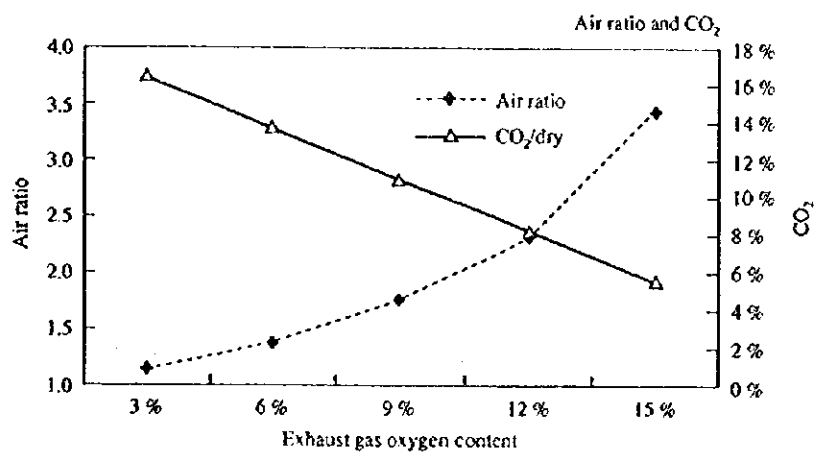
Table 2.2.7 に見るように排ガスによる熱損失は 27.5%である。したがって、

その他炉体放熱損失等を考慮するとボイラの熱効率 は 65%程度と見られる。

ボイラの監視パネルには CO₂ 分析計が設置されており、調査当日は 6.5%の指示であった。燃料成分をもとに(CO₂)_{max} を計算できるので、CO₂ 分析機の指示値(CO₂)を利用し、空気比=(CO₂)_{max}/(CO₂)を管理することが簡易手法として推奨できる。

参考のために燃焼計算による排ガス酸素と CO₂ の関係を Figure 2.2.6 に示す。

Figure 2.2.6 Exhaust Gas Oxygen Content and CO₂



これらの計算に用いた燃料成分は Table 2.2.8 のとおりである。また、このボイラの仕様を Table 2.2.9 に示す。

Table 2.2.8 Composition of Fuel Coal

C	H	O	N	S	Water content	Coal ash content
81.5 %	4.9 %	11.4 %	1.3 %	0.8 %	6.0 %	8.0 %

Table 2.2.9 Boiler Specification (Design value)

No. of units installed	2
Year of installation	1970
Type	Coal stoker-fired water tube boiler
Evaporation volume	16 t/h
Steam pressure and temperature	4 MPa × 450 °C (For operation, 2.9 MPa × 370 °C)
Economizer	Low temperature part: Cast iron tube with fin High temperature part: Steel tube
Air preheater	Installed for gas combustion (for one boiler only) Not used because coal firing is currently used
Drafting system	Balanced drafting (IDF 55 kW, FDF 40 kW)
Feed water pump (For 2 boilers)	Motor 90 kW: 3 units Turbine-driven: 1 unit
Feed water processing	Double-floor type ion exchange processing (Used also for processing) Deaerated by pressurizing

2) ボイラの補機動力の低減

現在のボイラ運転状態での給水ポンプの所要動力は、効率を 50%としても 11kW 程度に過ぎない。これに対して現在の給水ポンプ用のモーターは 90kW と超過大である。低負荷時用に小型のポンプを設置するなどの検討が必要である。

さらにこのボイラは、当初は蒸気タービンによる発電用として計画されたが、蒸気タービンは設置されなかった。このためボイラの発生蒸気の圧力はプロセスで使用するには必要以上に高く(2.9MPa)、これを減圧して 0.4MPa として使用している。ボイラの蒸気圧力を低下して運転できれば、給水ポンプをその圧力に適したように改造することにより、その所要動力を低減することができる。この点については設計者と協議することが必要である。

このボイラは当初、ガス燃焼も可能なように設計された。このため 1 基のボイラは空気予熱器を持っている。しかし、現在は石炭焚きのため空気予熱器は使用されていない。即ち、燃焼排ガスは空気予熱器を通過しているが、燃焼用空気はそれを通過していない。このため燃焼ガス側には空気予熱器通過相当分不必要な圧力損失を生じている。

この空気予熱器を撤去してこの部分を短管で接続すれば、圧力損失が減少するので、ボイラの IDF(Induction Draft Fan)の所要動力を低減できる。

3) 蒸気弁の保温の強化

この工場では、大型の弁を除いて蒸気用弁類は保温されていない。保温されていない弁からの放熱量の目安を知るために、工場視察結果に基づき弁の設置数を想定して放熱量を計算してみた。Table 2.2.10 に計算結果を示した。Table 2.2.10 に示すように約 0.5t/h の蒸気量に相当する熱量が保温されていない蒸気弁から放熱されているものと推定できる。

Table 2.2.10 Heat Radiation Amount

Nominal Diameter (mm)	Equivalent Length (M)	No. of Units Installed	Radiation Amount (kcal/h)	Radiation Amount (kJ/h)	Equivalent Steam (kg/h)
50	1.11	300	98,279	411,476	164
100	1.27	100	70,813	296,480	118
150	1.50	30	36,265	151,833	60
200	1.68	20	35,453	148,437	59
250	1.76	10	22,991	96,259	38
Total			263,802	1,104,485	440

Preconditions for calculation: Outside temperature 28 °C, valve surface temperature 140 °C,
Steam heat amount 600 kcal/kg = 2512 kJ/kg

これらの弁に保温を施せば、放熱量は約 10%にまで低減できる。

ここでは多少の余裕を考慮し、放熱量を 30%まで低減したものととして省エネルギー量を推定する。

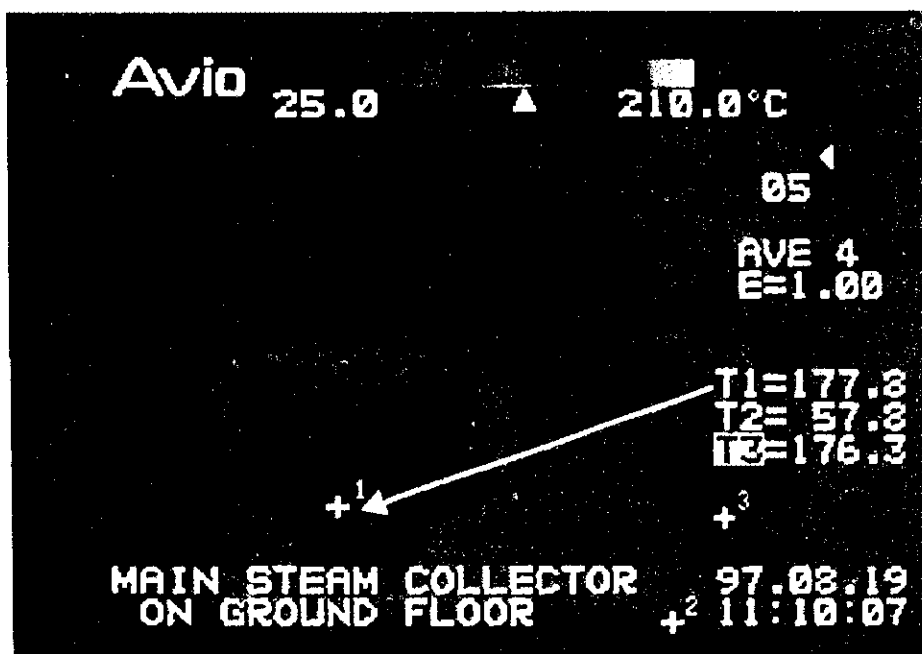
$$1,104,485 \times 8,760 \times 0.7 = 6,773 \text{ GJ/y}$$

ボイラ効率を 80%とすれば、石炭の省エネルギー量は：

$$6,773 \div 0.8 = 8,466 \text{ GJ/y}$$

赤外線を利用した熱画像装置を用いれば、これらの保温されていない高温部を視覚的に把握することができる。Figure 2.2.7 に例を示す

Figure 2.2.7 Thermal Image of the Non-insulated Valve (Main steam header in the boiler auxiliary machinery room)



C. ユーティリティ（電気利用設備）

1) 電源設備の省エネルギー

本工場の受電用変圧器は4箇所の変電室に各2台あり、合計4,580kVAが設備されている。使用電力はボイラを含めて全体で600~1,000kW（冬季）である。したがって、各変圧器は比較的軽負荷であるため、次の対策を検討する。

対策：

- ① 4箇所の各2台の変圧器のうち、1台の変圧器は高圧側で切る(off)。
- ② 各変電室の低圧(400V)配電線は必要に応じて架空線で連絡し、不要変圧器を休止する。できれば、P2(Figure 2.2.3 参照)の変電室の変圧器は休止する。

効果：

負荷が高い冬季のボイラ以外の電力負荷を約500kW (cos φ:96%)および630kVA 変圧器の電力損失を、鉄損 (Wi):1.9kW、銅損(Wc):8.77kW と仮定す

ると、改善前後の電力損失は Table 2.2.11 のとおりである。なお、本工場の負荷はほぼ一定と仮定した。結果、電力節減効果は約 3.9kW で年間節減量は 34MWh/y 程度である。

Table 2. 2.11 Transformer Capacity Reduction and Changes in Loss

	Transformer capacity (kVA)	Iron loss W_i (kW)	Copper loss W_c (kW)	Loss total (kW)	Saving power (kW)
Current status	5 × 630	5 × 1.9	1.20*	10.7	
After modification	2 × 630	2 × 1.9	2.99**	6.88	3.9

*: $8.77 \times 5 \times (500/630/5/0.96)^2 = 1.20 \text{ kW}$ **: $8.77 \times 2 \times (500/630/2/0.96)^2 = 2.99 \text{ kW}$

2) ボイラ用モータの省エネルギー

① 給水用モータ(90kW)

この消費電力を、約 13 時間連続測定した。結果、消費電力は 48.4～50.5kW で全く変化が認められなかった。

測定時間中には、作業状態の変化や給水（蒸気）量の変化を期待したが、変化がなかった。原因は次の 3 つの何れかと考えられる。

- ・ 蒸気使用量が一定
- ・ 蒸気、給水が余った場合はその分を放出する構造
- ・ 給水量が最小量である等が考えられる。

本給水用ポンプおよびモーターに関しては前章 B.2)で指摘のとおり現状操業に対しては能力過剰であり小型化を検討すべきである。

② 排気ファン(55kW)

このファンは定格容量の約半分で作働していた。燃焼空気量はボイラーの負荷変動に応じて、変化させる必要がありボイラーの負荷変動に追従できるファンである必要がある。

対策：

- ・ スチームが余り、放出する場合や、排ガス量の少ない場合はモータにインバータを用いて回転数制御することが考えられる。この実施にあ

- たり、給水量・バルブ開度・圧力の変化状況等を調査する必要がある。
- ・ 設備能力が過剰であり両モータ共機会を見て小容量のモータに変更すべきである。

効果：

モータのインバータ制御では制御範囲や流量調整方式にもよるが、通常は流量が20%減少できれば使用電力は約45%節減できる。

モータを小容量に変更する場合の節減電力は、例えば90kWを75kWに変更した場合は、モータの損失が減り、力率は改善されるが、投資が高む結果となり、回収期間が長い。

これに対してインバータによる流量制御をした場合は、流量を20%減らした場合に消費電力の約40%の節減と節減量は多少低下するが投資額は少なく採用が容易であり推奨できる。

その他工場内のVentilatorの風量調節にもインバータ制御が有効である。

$$\begin{aligned} \text{インバータ設置による電力節約量} &: (50\text{kW} + 28\text{kW}) \times 0.4 \times 260\text{d/y} \times 24\text{h/d} \\ &= 195\text{MWh/y} \end{aligned}$$

3) 照明の省エネルギー

本工場の屋外照明用の外灯は水銀灯が使われ、約70kWhを消費する。点滅は照度に応じて自動で点滅している。この省エネルギー対策には、水銀灯を高圧ナトリウム灯に替える方法が一般的である。水銀灯をナトリウム灯に替えることで約40%の電力節減ができ省電力効果が大きい。

例えば、70kWhを消費している全水銀灯を高圧ナトリウム灯に変更すれば、年間に約50MWh余の電力節減が可能となる。

(3) 省エネルギーによる環境改善効果

省エネルギーによって燃料の使用量が低減されれば、大気中への汚染物質の排出量も減る。また省エネルギーによって電力の購入量が低減されれば、電力の発生もとすなわち発電所において大気中への汚染物質の排出量が低減される。この省エネルギーによる排出量の低減は、省エネルギー量のほか燃料の種類やボイラーなど装置別に異なる。したがって各工場の実際の排出量を用いて、汚染物質の低減量を推計するのが正しい。しかし、ここでは、ポー

ランド全体へのスタディとの整合を取るために、The Institute of Environmental Protection の資料による業種別・燃料別の単位排出量 (汚染物質トン/燃料熱量 TJ) をもとにして算出する。この工場の省エネルギーによる大気汚染物質の低減量を、省エネルギーの各段階別に集計して、Table 2.2.12 に示す。

Table 2.2.12 Emission Improvement by Energy Conservation Measures

Measures	Reduction, ton/year			
	CO2	SO2	NO2	Dust
Step 0				
Step 1	5,086	34.9	16.4	7.6
Step 2	2,054	14.1	6.6	3.1
Step 3				
Step 1-3	7,140	49.0	23.0	10.6

Reduction includes emission from fuel and electricity.

またポーランドでは、汚染物質の排出者は排出料金 (fee) を支払う制度があるので、省エネルギーによって排出料金が低減される。排出料金の単価は、汚染物質別に定められている。またある量を超えた排出量に対しては課徴金 (charge) が課せらる。課徴金の単価は排出料金の 100 倍とされている。以下に記載する金額は通常の排出料金である。

工場調査をもとに提言された省エネルギー項目に対して、汚染物質の排出低減量、排出料金の低減額を計算した結果を Table 2.2.13 に示す。またこの表には、排出料金の低減効果を含んだ省エネルギー投資の回収期間と、それを含まない燃料費低減だけによる投資回収期間を併記している。

Table 2.2.13 Payback Period Improvement by Emission Fee Reduction

Measures	Energy cost advantage	Emission fee advantage	Total advantage	Investment	Eco-Environ PBP	Economical PBP
Step 0						
Step 1	383	17.7	401	0	0.00	0.00
Step 2	200	7.1	207	1,009	4.87	5.05
Step 3						
Step 1-3	583	24.8	608	1,009	1.66	1.73

Units: Thousand PLN or thousand PLN/y for expense, Year for PBP

この Table 2.2.13 に見るとおり、排出料金の低減額はエネルギー費用の低減額

に比して大きくても数%程度であり、このため排出料金の低減が投資回収期間に及ぼす短縮効果も僅少である。

この工場では、省エネルギーの提言の主たる項目は、石炭消費の低減である。石炭では、硫黄分に対する排出料金が大きいので、排出料金の低減効果が他の燃料に比して大きく、エネルギーコストの低減効果に比して数%である。

この工場では、自家発電所の燃料である購入石炭が主たるエネルギー源となっているので、省エネルギー対策は汚染物質の排出料金の低減に効果が比較的顕著である。すなわち石炭は、燃料の単位熱量当たりの汚染物質の排出量が多く、このため単位排出料金の額も大きい。このため省エネルギーによる排出料金の低減効果が大きく表れる。

(4) 省エネルギーポテンシャルのまとめ

工場の省エネルギーポテンシャルは Table 2.2.14 に示す。

Excellent factory のエネルギー消費原単位をベンチマークとした省エネルギーポテンシャルと第 1、第 2、第 3 ステップの省エネルギー対策を Figure 2.2.8 に示す。省エネルギーポテンシャルと投資回収期間および投資金額の関係を Figure 2.2.9 に示す。

Table 2.2.14 Summary of Energy Conservation Potential

Item	Energy Conservation Potential				Coal: 170 PLN/t (23.8 GJ/t)	Electricity: 0.172 PLN/kWh 1 PLN=30 yen	Investment 10 ³ PLN	Payback period year
	GJ/y	Fuel 10 ³ PLN/y	%	MWh/y				
第1ステップ								
1 Improving the air ratio of boiler	52,866	378	16.5	34	6	0.7	378	0
2 Reducing the capacity of the transformer							6	0
小計	52,866	378	16.5	34	6	0.7	383	0
第2ステップ								
3 Reinforcing the cover of the reactor	562	4	0.2				4	17
4 Increasing No. of steam traps	11,305	81	3.5				81	460
5 providing steam valves with heat insulation	8,466	60	2.6				60	211
6 Improving of the crystallization yield	996	7	0.3				7	57
7 Boiler motor control with inverter				195	34	3.9	34	47
8 Lighting: Changing to sodium lamps				82	14	1.7	14	217
小計	21,329	152	6.6	277	48	5.6	200	1,009
合計	74,195	530	23.1	311	53	6.3	583	1,009

1995年 燃料消費量: 321,185 GJ/y
 電力消費量: 4,941 MWh/y (50,685 GJ/y)
 Total: 371,870 GJ/y

Figure 2.2.8 POCH Energy Conservation Potential

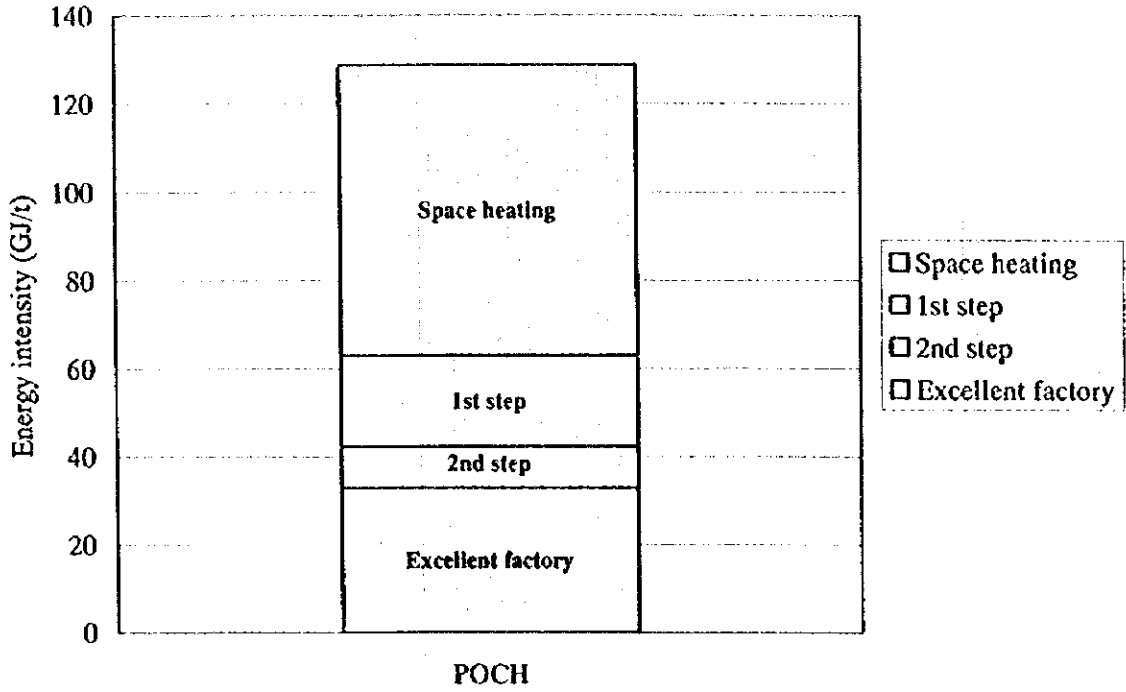
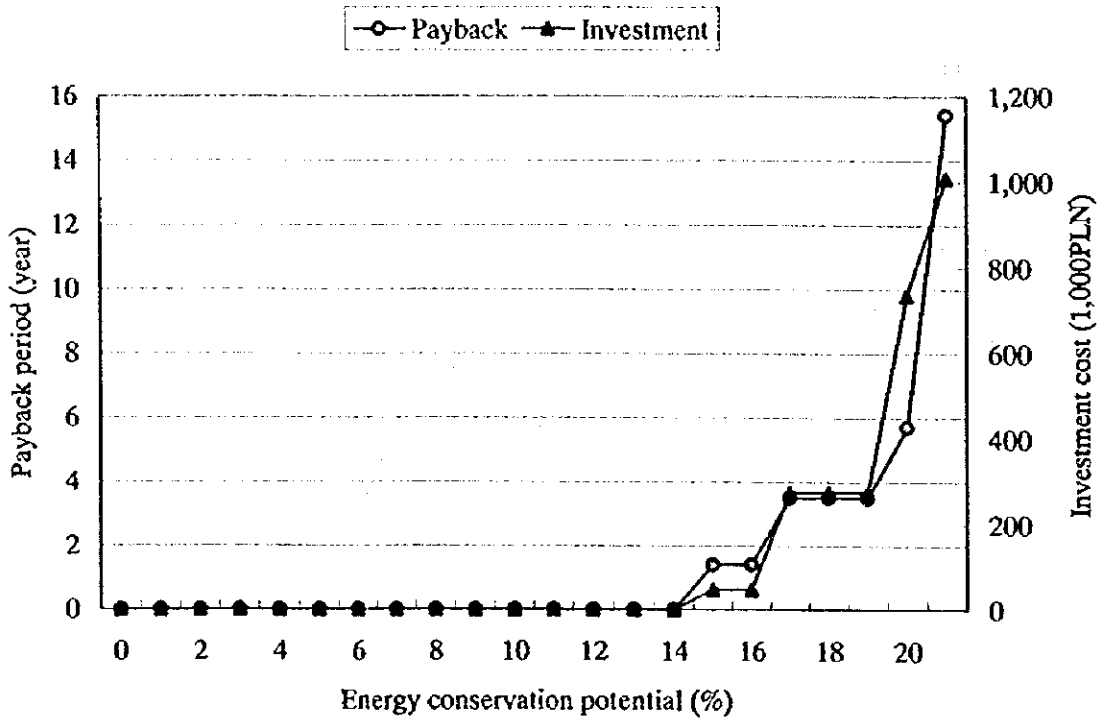


Figure 2.2.9 POCH Energy Conservation Potential



2.3 BORUTAの調査結果

(1) 調査期間

1998年10月8日～9日, 12日～16日

(2) 調査員

a. JICA チーム

福島 演雄	: 総括、熱管理技術
三宅 正志	: プロセス管理技術
小西 二郎	: 熱管理技術
丸山 征一郎	: 熱管理技術
白井 千雄	: 電気管理技術
永井 清貴	: 測定技術
小山田 明弘	: 測定技術

b. Local consultants : Warsaw University of Technology

Mr. Maciej CHORZELSKI (WUT)	: Heat management
Mr. Piotr SZEWCZYK (RAPE)	: Heat management
Mr. Krzysztof DUSZCZYK (WUT)	: Electricity management

(3) 面接者

Mr. Adam ZUREK	: Vice President (Board Member)
Mr. Marek OLMA	: Chemical production Coordinator
Mr. Iencusz GAJEWSKI	: Active dyestuff producing department Chef
Mr. Tersa MAKOWSKA	: Electricity Manager
Mr. Adam BIEN	: Power plant President

2.3.1 工場の概要

(1) 工場名

Zakłady Przemysłu Barwników "BORUTA" S.A.

(2) 工場所在地

ul. Andrzeja Struga 30, 95-100 Zgierz

(3) 従業員数

756名

(4) 主要製品

反応染料、アゾ染料、着色剤類、染料中間体等

(5) 生産能力

6,500t/y

(6) プロセス概要

Zakłady Przemysłu Barwników "BORUTA" S.A. の生産部門は、反応染料、アゾ染料、着色剤類、染料中間体等の部門と氷および圧縮空気の供給部門からなり、全体で8部門ある。この他に技術・安全、電気測定、環境・保全等の5部門がある。製品は大きく分けて12種目で、それぞれが細分化されている。単位操作としては、回分式の有機合成反応、圧ろ過による固液分離、箱形または噴霧による乾燥がある。

反応染料製造プロセスは、次のとおりである。

原料仕込 → 反応 → 乾燥 → 配合 → 検査 → 包装

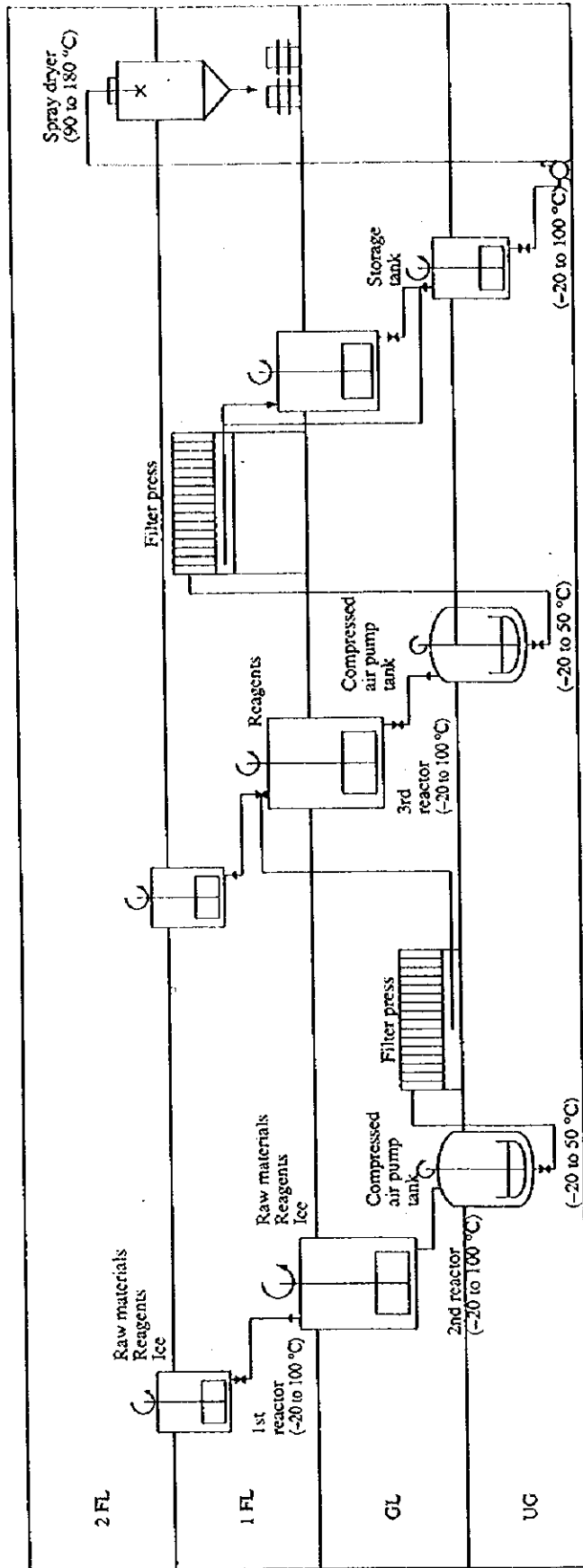
主原料のベンゼン、ナフタレン、アントラセンとその誘導体および無機・有機薬品は購入しており、これらから染料中間体を経て染料を合成している。しかし、最近では環境対策とコスト面から一部の染料中間体を輸入している。染料合成反応に使用する氷と圧縮空気は自社で生産し、エネルギーと暖房用の蒸気

および電力は全て購入している。また工程からの排水は ZGIERZU 市の下水処理場に排水して処理している。

なお、今回の調査は反応染料工場に限定され、アゾ染料工場および中間体工場は調査できなかった。

反応染料工場の主要生産プロセスを Figure 2.3.1 に示す。

Figure 2.3.1 Main Process Flow (Reactive Dye stuff Factory)



(7) 工場の沿革

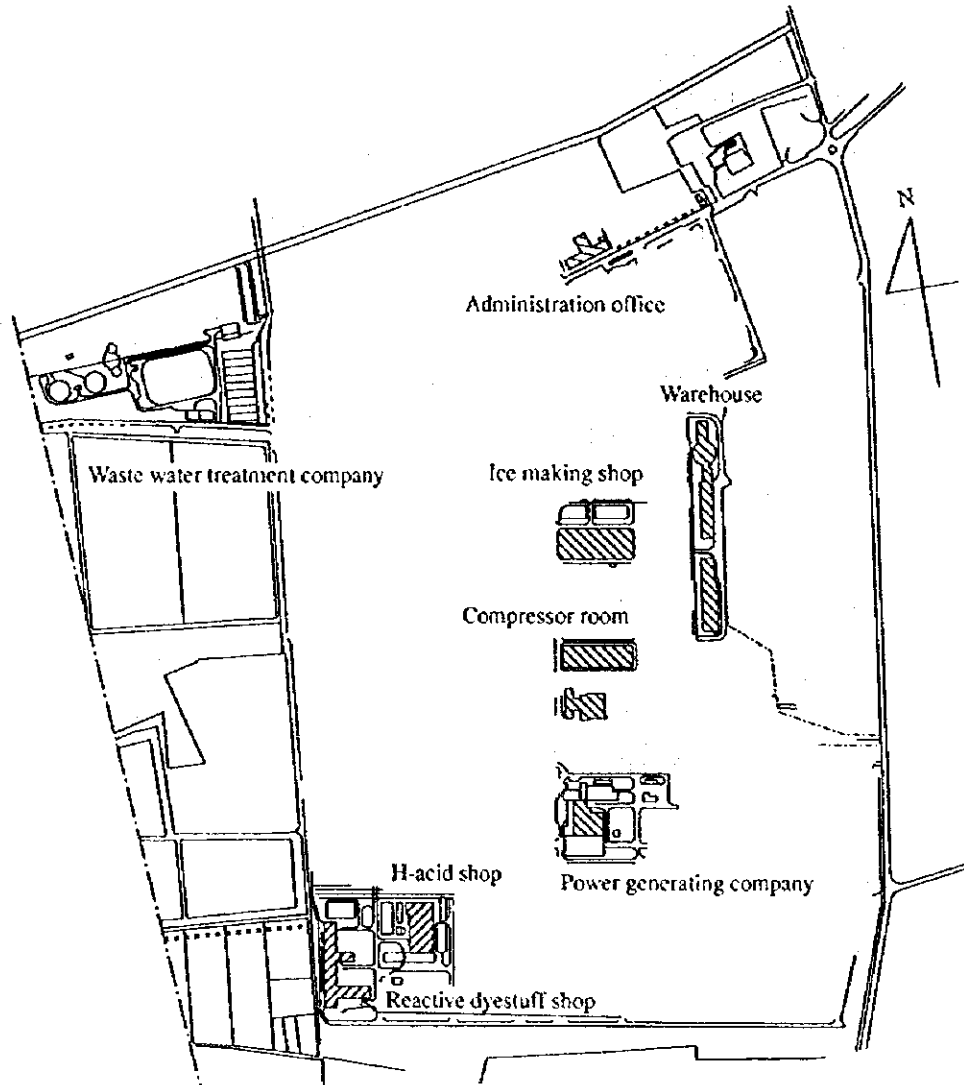
"BORUTA" S.A.はポーランドで最も大きく且つ古い有機染料の製造工場である。1894年に国営企業として設立されて以来主として繊維工業向けの染料を生産してきた。現在では多種類の染色用および捺染用繊維染料、皮革、紙、木材の着色顔料を生産している。また織物の染色や捺染用の添加剤と染料製造用の中間体も生産している。

1992年に株式会社組織となり、1996年以降民営化に向け生産部門および販売部門の体制見直し、資本の配分方法等リストラクチャリング計画の検討を開始しており、1999年1月を目標に具体的な計画の実現をめざしている。既に発電部門は分離し電力と蒸気はその発電会社より購入する体制としており、排水処理はZGIERZU市と共同で下水処理場を運営、一括処理する体制としている。組織面では1999年1月を目標に生産部門を8部門から4部門にし、技術・安全等の部門は分離し、従業員750名を370名にする計画である。

営業面では現在の世界的な染料業界の再編成貿易自由化の影響を受け、ポーランド国内市場にもインド、中国からの安価な輸入染料が出まわり量も増加している。本工場の生産量が今なお国内生産量の80%を占めてはいるとはいうものの市場の占有率は40%に低下しており、現在の工場稼働率は40%と低迷している。今後のポーランドの需要および販売の動向については現状では極めて不透明である。

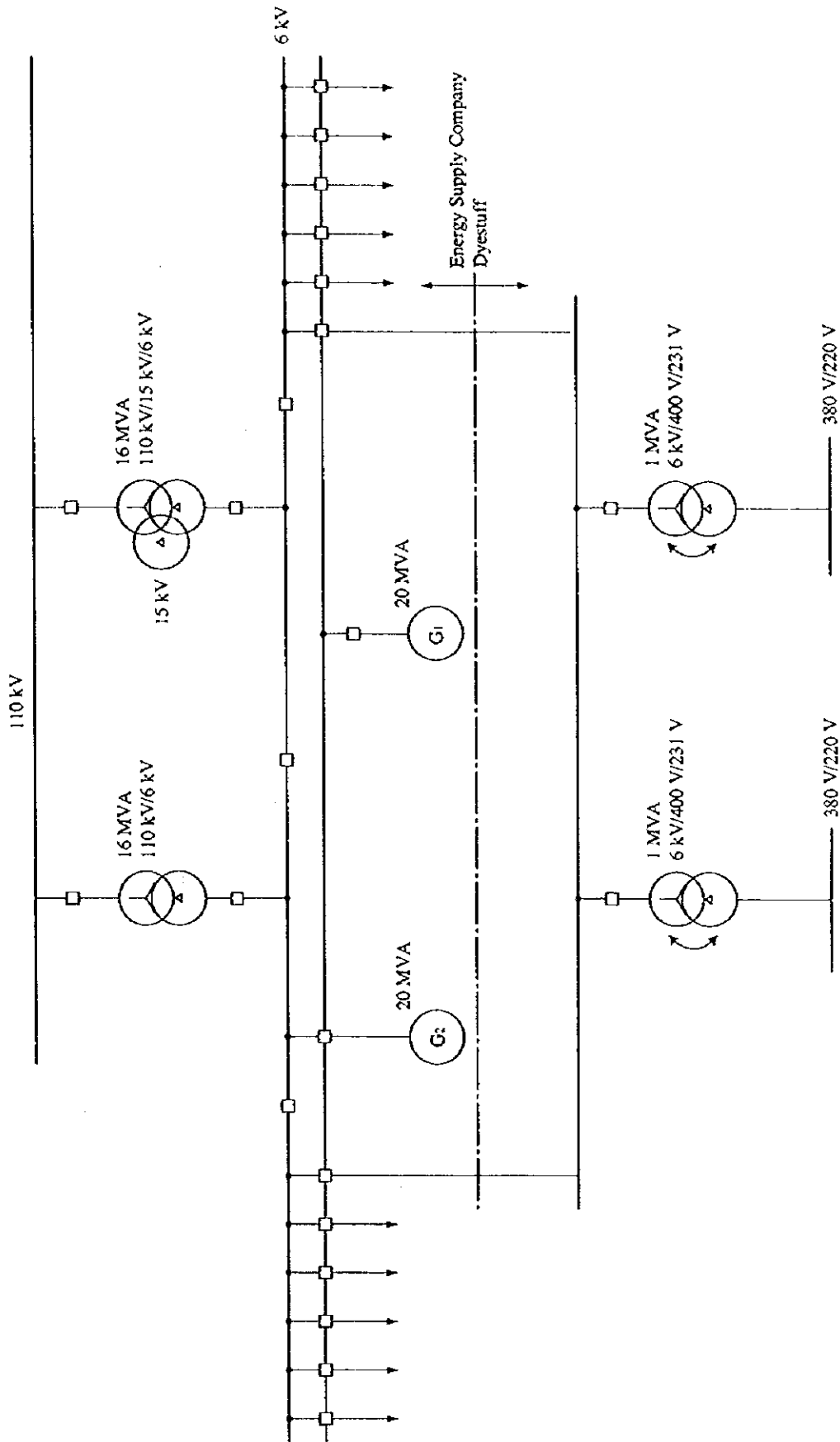
(8) 工場配置図

Figure 2.3.2 Plant Layout



(9) 電力單線結線圖

Figure 2.3.3 One Line Diagram



(10) 主要設備の概要

反応染料工場の主要設備の概要を Table 2.3.1 に示す。

Table 2.3.1 Major Equipment

(Reactive dyestuff factory)			
Factory	Equipment	Number	Specification
Reactive dyestuff	Reactor	23	5 ~ 11 m ³ (with Agitator)
	Reactor	28	20 ~ 30 m ³ (with Agitator)
	Lift tank (Pump)	16	16 m ³ (Pressure vessel: 0.4 MPa)
	Filter press	18	1.2 m ³ (Pressure: 0.2 MPa)
	Spray dryer	6	80 ~ 100 kg-H ₂ O/h
Utilities			
Air compressor	Compressor	1	8,000 m ³ /h, 4-stage turbo compressor 0.7 MPa, 1 MW × 1
Ice shop			Capacity 180 t/d
	NH ₃ compressor	3	160 kW, 345,000 kcal/h
Substation	Transformer	2	1 MVA, 6 kV/380, 220 V

(11) エネルギー価格および発熱量

エネルギー価格および発熱量を Table 2.3.2 に示す。

Table 2.3.2 Energy Price and Heat Value

	Energy price	Heat value
Steam	21.7 PLN/GJ	
Electricity	6 kW	110 PLN/MWh
	0.4 kV	220 ~ 240 PLN/MWh
Compressed air	0.07 PLN/m ³ *	0.252 kWh/m ³
Water	0.7 PLN/m ³ (Sale: 1.2 PLN/m ³)	
Ice	4.6 PLN/t*	20 kWh/t
Waste water treatment	2.5 PLN/m ³	

Note: The values with * were calculated based on electricity intensity.

2.3.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量

a. 反応染料工場 (1997)

反応染料工場の生産量を Table 2.3.3 に示す。反応染料工場の生産量は BORUTA 工場全体生産量の 25%を占めている。

Table 2.3.3 Production of Reactive Dyestuff Factory in 1997

Product	1997
	Production (t)
Reactive dyestuff	391
Acid dyestuff	152
Direct dyestuff	4
Total	547

b. BORUTA (1997)

BORUTA の生産量は反応染料工場の生産量を 4 倍したものである。結果を Table 2.3.4 に示す。

Table 2.3.4 Production of Boruta Factory in 1997

Product	1997
	Production (t)
Reactive dyestuff	547
Azo dyestuff	1,203
Other dyestuff	437
Total	2,187

(2) エネルギー消費量

a. 反応染料工場 (1997)

反応染料工場のエネルギー消費量を Table 2.3.5 に示す。製造プロセス用蒸

気量に関しては Table 2.3.6 において 6 月～10 月の暖房のない期間のうち、6 月、9 月、10 月の蒸気消費原単位の平均値 87.6GJ/t をプロセス用蒸気と見なした。7 月、8 月は生産量が少ないので除いた。暖房用蒸気量は年間蒸気消費量から製造プロセス用蒸気消費量を除いたものとした。その結果、製造プロセス用蒸気消費量は 67%、暖房用蒸気消費量は 33%となった。

Table 2.3.5 Energy Consumption of Reactive Dyestuff Factory in 1997

	Unit	1997
Steam for process	(GJ)	54,844
Steam for heating	(GJ)	16,106
Electricity	(MWh)	1,183
Ice	(t)	1,756
Compressed air	(m ³)	3,120,000
Water	(m ³)	142,180

Table 2.3.6 Monthly Production and Steam Consumption of Reactive Dyestuff Factory in 1997

Month	Production (t)	Steam (GJ)	Energy intensity (GJ/t)
1	43.8	8,900	203.2
2	35.6	6,790	190.7
3	55	7,520	136.7
4	42.3	6,160	145.6
5	39.1	5,300	135.5
6	49.9	4,640	93.0
7	38.2	4,840	126.7
8	34	3,850	113.2
9	45.9	3,650	79.5
10	58.7	5,250	89.4
11	56.8	6,790	119.5
12	47.4	7,260	153.2
Total	546.7	70,950	129.8
Total in June to October	226.7	22,230	98.1

Note: Steam for process (GJ/t): 87.6 (67.5 %)

Steam for heating (GJ/t): 129.78 - 87.6 = 42.2 (32.5 %)

b. BORUTA (1997)

BORUTA の推定エネルギー消費量を Table 2.3.7 に示す。BORUTA のエネルギー消費量は反応染料工場のエネルギー消費量を 4 倍したものである。

Table 2.3.7 Energy Consumption of Boruta Factory in 1997

	Unit	1997
Steam for process	(GJ)	219,380
Steam for heating	(GJ)	64,420
Electricity	(MWh)	4,733

Note: Process steam: 67.5 %, Space heating steam: 32.5 %

(3) エネルギー消費原単位 (1997)

反応染料工場のエネルギー原単位を Table 2.3.8 に示す。

Table 2.3.8 Energy Intensity of Reactive Dyestuff Factory in 1997

	Unit	1997
Steam (Process)	(GJ/t)	87.6
Steam (Heating)	(GJ/t)	42.2
Electricity	(MWh/t)	2.2
Ice	(t/t)	3.2
	(MWh/t)	0.064
Compressed air	(m ³ /t)	5,707
	(MWh/t)	1.4
Water	(m ³ /t)	260

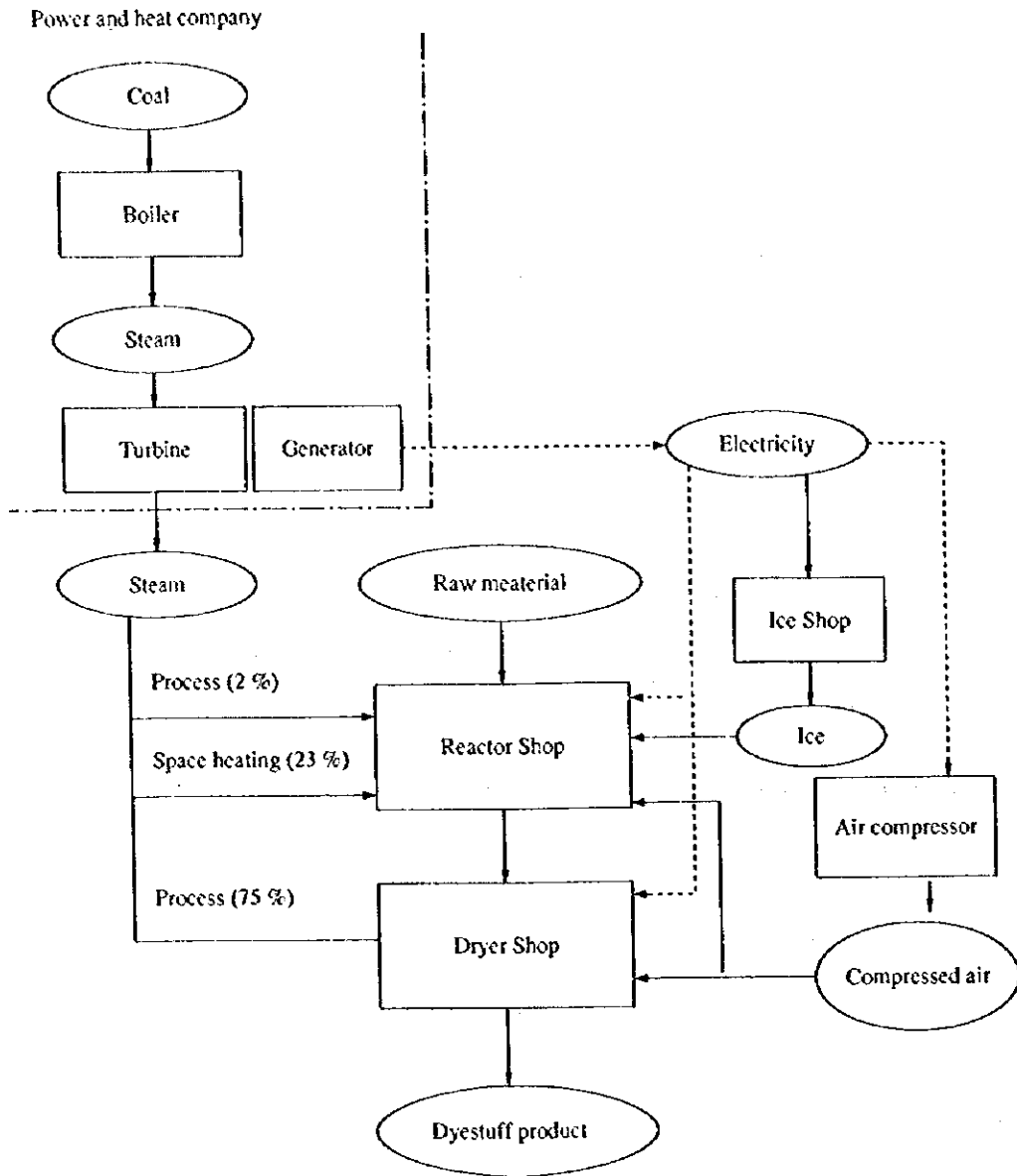
Note: Ice intensity: 20 kWh/t, Compressed air intensity: 0.252 kWh/m³

(4) エネルギーフロー (反応染料工場) (1997)

電力の 100%、蒸気の 67.5%、氷の 100%、圧縮空気の 100%、用水の 100%がプロセスに使用され、蒸気の 32.5%が暖房用に使われている。

反応染料工場のエネルギーフローを Figure 2.3.4 に示す。

Figure 2.3.4 Energy Flow



2.3.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

a. 目標値の設定

目標値はまだ具体的には設定されていない。

b. 省エネルギー推進にあたっての問題点

エネルギー消費量の実績値が部門別に整理されていない。
1997年度分については反応染料工場の情報のみが提供された。

(2) 組織的な活動

a. 省エネルギー専従部署の設置

エネルギー担当部門はあるが、省エネルギーの面では必ずしも充分には機能していない。

b. 省エネルギー委員会の設置

1999年1月を目標とするリストラクチャリング計画の中で組織面の検討が進められてはいるが、省エネルギー委員会を設置する段階には至っていない。

c. 経営者のスタンス

染料工場として経営上極めて大きな課題の一つである排水処理を市と共同のかたちで市の下水処理場で処理をする方式に切り替える等かなり具体的な対策が進められている。また、各部門の責任者の教育に積極的に取り組む姿勢がみられる。例えば報告会で用いた省エネルギーに関する OHP のフィルムをすぐ各部門責任者との打ち合わせに使いたいとの意向が示された。このように省エネルギーの重要性についての認識は著しく高く、また生産現場の責任者の認識も高まっては来ているが現在はリストラクチャリングの計画中で具体的な対応が困難な状況にある。

d. 人事評価の仕組み

省エネルギー関連の提案制度および評価システムはない。

(3) データに基づく管理

反応染料工場における調査結果は、次のとおりである。

a. エネルギー使用量の把握

1997年度のエネルギー使用量については把握されている。

b. 主要な設備毎のエネルギー使用量の把握

工程別および設備毎のエネルギー使用量は把握されていない。

c. 主要製品のエネルギー原単位の把握

毎月の生産量とエネルギー使用量は把握されているが、製品毎のエネルギー原単位としては把握されていない。

d. 計測器の設置

プロセス制御に必要な計器は設置されている。しかし、エネルギー使用量に関する測定器は少ない。蒸気の流量計は部門毎に設置され自動記録されているがあまり整備されていない。電力、氷、圧縮空気は供給側で記録されている。染料合成反応槽には温度記録計があり、スプレイドライヤーには制御システムがある。

e. 生産管理、原価管理

管理体制の強化が必要であり、具体的には次の事項である。

- 1) 生産部門毎のエネルギー消費量の測定と記録。(電力、蒸気、氷、圧縮空気、水)
- 2) 各日、各月のエネルギー原単位の把握・管理。
- 3) エネルギーの各プロセスへの供給、プロセスでの消費、プロセスからの排出のフローライン図の作成・整備。

なお、現在 ISO 9000 の認定取得のための審査中である。

(4) 設備管理

プロセス内には長期間使用している古い設備や不要の設備・配管が混在しており、組織的な設備管理は行われていない。

補修はトラブルが発生してから対処する方法を採っており、現在の人員構成は60%の稼働率にまで対応ができる体制としており余裕がある。40%稼働の現状では問題が発生しても遊休の設備に切り替えて操業を継続しその後補修することが可能なので生産には支障を生じないということであるが、設備が古いだけにメンテナンスが必要である。始業時点検、週初点検、月初点検の項目、例えばフトタンクの空気漏れ、フィルタープレスの作動状況やスプレイドライヤ

一の空気加熱器の作動状況等の項目を整理してチェックリストを作成し点検を行い、トラブルの発生前に対策を立てるべきである。

(5) 教育

生産計画打ち合わせ等は日常的に実施されており、3 カ月に 1 回職長を対象とした研修会を実施している。テーマは染料業界の各種情報等を対象としておりエネルギーについてはほとんどテーマ対象となっていない。またエネルギーに関しては数値的に詳細に把握されていないことから具体的テーマとして取り上げにくいのも事実である。

2.3.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) Excellent factory と BORUTA の反応染料工場 (1997) のエネルギー消費原単位比較

Table 2.3.9 に示すように、BORUTA は Excellent factory に比べて電力原単位は 24% 高く、蒸気原単位に関しては暖房用を除いたプロセス用だけをみても 2.5 倍も使用している。

Table 2.3.9 Comparison of Energy Intensity in Reactive Dyestuff Production Process

				1997
	Unit	Boruta	Excellent factory	Difference
Electricity	(MWh/t)	3.7	3.0	0.7
	(GJ/t)	(38)	(31)	(7)
Steam (Process)	(GJ/t)	87.6	40	47.6
Steam (Space heating)	(GJ/t)	42.2	0	42.2
Water	(m ³ /t)	260	208	52
Production capacity	(t/y)	1,500	1,700	
Energy intensity	(GJ/t)	167.8	71	96.8

Note: Electricity = Power + Ice + Compressed air

Ice intensity: 20 kWh/t, Compressed air intensity: 0.252 kWh/m³

製造コストの内訳比率を Table 2.3.10 に示す。

Table 2.3.10 Comparison of Production Cost Ratio

	Boruta	Japanese factory
Raw material cost	33 %	40 %
Energy cost	25 %	10 %
- Heat for process	(14 %)	(6 %)
- Heat for heating	(4 %)	(0 %)
- Electricity	(6 %)	(3 %)
- Water	(1 %)	(1 %)
Labor cost	12 %	40 %
Fixed cost	30 %	10 %
- Waste water treatment cost	(15 %)	
- Others including tax	(15 %)	

(2) 省エネルギーポテンシャルの推定

省エネルギーのステップは、下記のように 3 つに分類する。

第1ステップ：管理強化によるもの

第2ステップ：設備改善によるもの

第3ステップ：プロセス改善によるもの

A. プロセス

反応染料工場における調査結果は、次のとおりである。

a. 外部要因による差

Excellent factory との比較において生産能力差については回分式設備の集合したシステムなのでエネルギー原単位に差がでる要因とはならない。スプレードライヤーはBORUTAの80~100kgH₂O/hに対して、Excellent factory は250~400kgH₂O/h であるが、処理能力差によるエネルギー原単位の差は認められない。

BORUTA の反応染料工場の乾燥工程は、生産量の70%の反応染料がスプレードライヤーで処理され、30%の酸性染料と直接染料が箱型乾燥器で処理されているが、Excellent factory は全量スプレードライヤーを使用している。

箱型乾燥器の蒸気原単位はスプレードライヤよりも、10GJ/t 悪いので、蒸気使用原単位の差は次のとおりである。

$$10\text{GJ/t} \times 0.3 = 3\text{GJ/t}$$

蒸気と電力は BORUTA は発電会社から購入し、Excellent factory は自社にボイラーと発電設備を有している。

年間平均気温は BORUTA が 8℃、Excellent factory が 15℃で差があり、暖房用エネルギー量およびプロセス用加熱蒸気量に差が生じる。

暖房用エネルギーの差： Excellent factory は暖房用エネルギーをほとんど使用していないので、BORUTA の暖房用蒸気原単位 42.2 GJ/t が外部要因差となる。

プロセス用加熱蒸気量：ドライヤ空気温度 150℃を基準操業温度とすると、気温差による加熱用蒸気量の差は、 $(15-8)/(150-8) \times 100 = 5\%$ である。したがって、蒸気原単位の差は、 $87.6\text{GJ/t} \times 0.05 = 4.4\text{GJ/t}$ である。

外部要因によるエネルギー使用量の差は次のとおりである。

$$42.2 + 4.4 + 3 = 49.6\text{GJ/t}$$

反応染料工場分は、 $547\text{t/y} \times 49.6\text{GJ/t} = 27,131\text{GJ/y}$ である。

BORUTA 全工場分は、 $2,187\text{t/y} \times 49.6\text{GJ/t} = 108,475\text{GJ/y}$ である。

b. 技術的要因による差

1) 液状商品の拡販

国内市場を対象にする場合には必ずしも粉末状である必要はなく液状で販売することにより乾燥工程が省け、現在のプロセス用蒸気が製造原価に占めている割合 14%をかなり下げることができより市場競争力を向上させることができる。この場合には染色工程に適合した組成と品質安定性維持の管理が必要である。特に染料の約 50%を占める黒色や紺色染料は染色工程での汚染や皮膚傷害を避けるためもあり、日本の場合国内販売では大口需要先に限定し 30~40%を液状で販売している。

反応染料の 10%を液状商品として出荷すると、蒸気消費量は 10%削減できる。

蒸気の削減量は、次のとおりである。

$$87.6\text{GJ/t} \times 0.1 = 8.76\text{GJ/t}$$

$$(\text{反応染料工場} : 547 \times 8.76 = 4,792\text{GJ/t})$$

2) スプレードライヤーの蒸気使用量の低減

蒸気の原因の差は乾燥工程に使用する蒸気量の差であり、Bonuta の蒸気消費原単位は Excellent factory の 2.2 倍である。

反応染料工場ではプロセス蒸気量の約 97% が乾燥工程で消費される。反応染料工場の生産量中約 70% は反応染料でスプレードライヤーを使用しているため、スプレードライヤーの蒸気消費量を低減することが省エネルギーの大きなテーマである。

スプレードライヤーの生産量は次のとおりである。

$$547\text{t/y} \times 0.7 \div (24 \times 365) = 0.044\text{ t/h}$$

蒸気消費原単位は、87.6GJ/t であるから、1 時間当たりの蒸気消費量は、

$$87.6\text{GJ/t} \times 0.044\text{t/h} = 3.85\text{GJ/h}$$

である。

工場担当者の説明によれば、スプレードライヤーは、平均 2.5 基の稼働であるから、1 基当たりの蒸気消費量は、 $3.85\text{GJ/h} \div 2.5 = 1.54\text{GJ/h/基}$ である。

① ドライヤーの熱収支

スプレードライヤーにおける熱の使用割合を解明するために熱収支計算を実施した。熱収支計算の対象範囲および測定箇所を Figure 2.3.5 に示す。

ドライヤー室には 6 基のドライヤーが設置され、原料液の噴霧が熱風により乾燥されて粉末の染料が製造されている。ドライヤー入口の熱風温度およびドライヤー出口の排ガス温度は監視パネルで記録されている。熱風は、ブローで吸込まれた空気を空気加熱器で蒸気で加熱することにより製造されている。このブロー入口の風速を熱線風速計でスポット的に計測し、これを元に風量を計算してドライヤーの熱バランスの計算を試みた。操業状態によって変化があるが、熱バランス計算の結果の例を Figure 2.3.6 に示す。

Figure 2.3.5 Spray Dryer Flowsheet

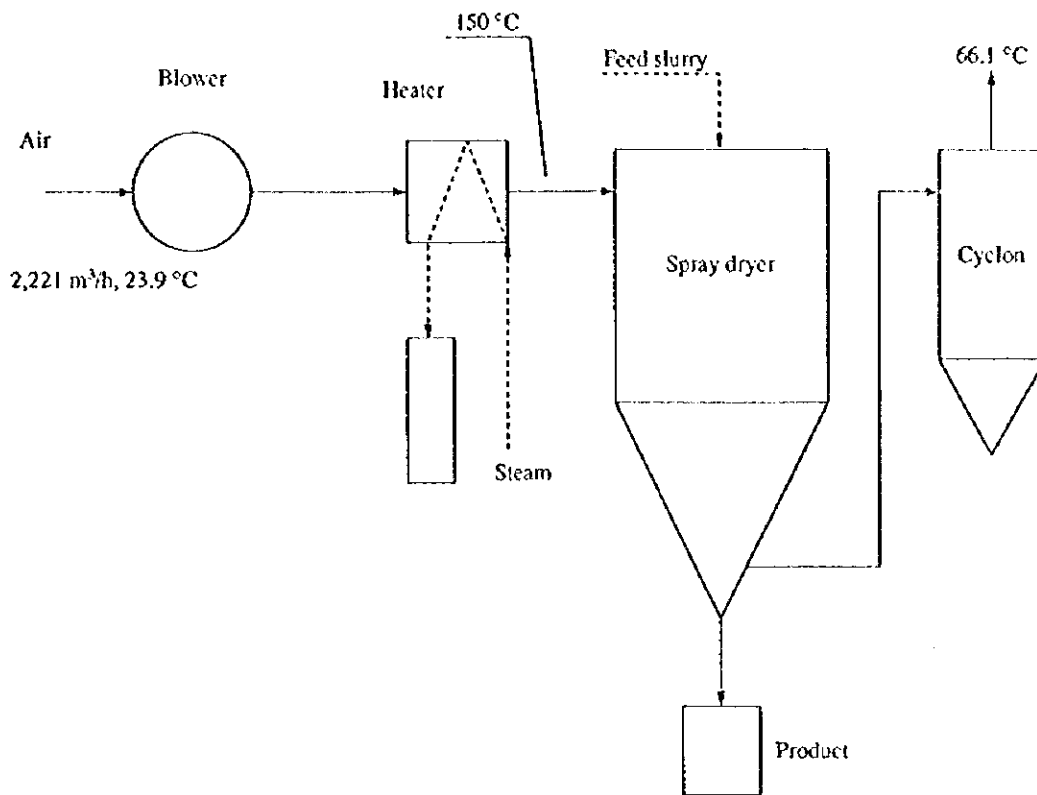


Figure 2.3.6 Steam for Dryer No. 863

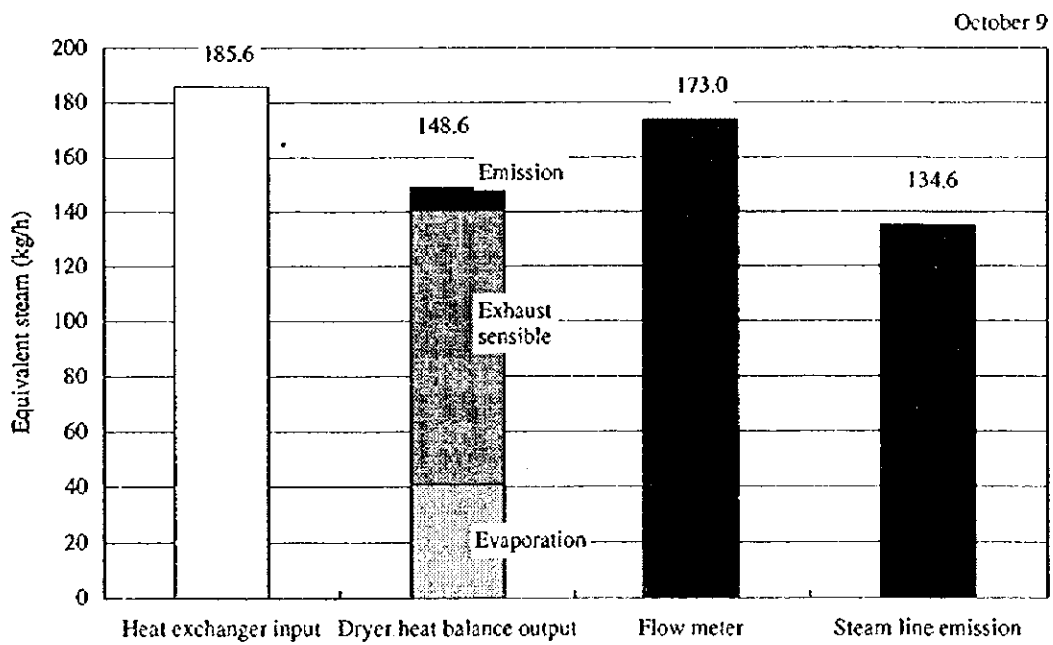


Figure 2.3.6 では熱量を蒸気量 (kg/h) に換算して表示している。また、参考のため蒸気主管 (屋外) の放熱量の計算値を併記している。また、ドライヤー室入口には蒸気流量計 (カウンター) が設置されているので、この読みから求めた蒸気流量も記載した。

Figure 2.3.6 に見るように、原料液の蒸発のために必要な熱量は、投入熱の 22% である。その他の熱量はドライヤーからの排ガスが持ち出す熱となっている。投入熱量の低減のためには排ガスによる熱損失を減少させる必要があり排ガスの量を減少させるかあるいは排ガスの温度を低下させればよいことになるが、この対策はドライヤー内部の構造、生産性等に影響するので製造会社との検討が必要である。

1998 年の 10 月 8 日 22:00~10 月 9 日 6:00 の 8 時間の運転実績と測定値から得られた熱収支結果は、下記のとおりである。

スプレードライヤー	No.863
期間	8hr

[出熱]

(1) 蒸発熱

・生産量	125kg
・供給スラリー中の固形分	29%
・製品中の水分	5%
・1 時間当りの除去水分	35.6kg/h
・蒸発熱量	539kcal/kg
- 蒸発熱量	19,167 kcal/h

(2) 排ガス顕熱

・排ガス量	2,280Nm ³ /h
・温度差	66.1℃
・比熱 (空気)	0.311kcal/°CNm ³
- 排ガス顕熱	46,844kcal/h

(3) 放熱損失

	3,877kcal/h
--	-------------

(4) 製品顕熱

・生産量	125/8=15.6kg/h
・温度差	66.1℃
・比熱 (ナフタリン)	0.35kcal/℃kg
- 製品顕熱量	$66.1 \times (15.6 \times 0.95 \times 0.35 + 15.6 \times 0.05 \times 1)$ =394kcal/h

[入熱]

(1) 空気加熱器後の加熱空気の含熱量	87,284kcal/h (185.6kg/h)
・室温	23.9℃
・空気加熱器後の空気温度	150℃
・フロア入口の空気流量	2,221m ³ _N /h
・空気の比熱	0.312kcal/℃・m ³ _N

[ヒートバランス] (kcal/h)

Input		Output	
加熱空気の含熱量	87,284	蒸発熱量	19,167 (22.0%)
		排ガス顕熱	46,844 (53.7%)
		放熱損失	3,877 (4.4%)
		製品顕熱	394 (0.5%)
		その他	17,002 (19.5%)
Total	87,284		87,284 (100%)

この結果を蒸気原単位に換算すると、次のとおりである。

$$\text{蒸気原単位} : (87,284 \times 8 \times 4.1868 / 0.125) / 10^6 = 23.4 \text{ (GJ/t)}$$

熱収支による蒸気原単位 23.4GJ/t は、Excellent factory の実績蒸気原単位 (潜熱換算) 28.5GJ/t (=40×1,980/2,780) よりも良い値である。なお、この測定は空気加熱器およびドライヤーが保温されておりかつ定常運転時である。

空気加熱器の蒸気消費量を把握するため、工場入口の蒸気流量計による測定を行ったが、上記 Input heat (185.6kg/h) より小さい値 (173kg/h) であった。蒸気流量計の整備、検定を行う必要がある。この熱収支によりドライヤーの定常運転における蒸気原単位は、Excellent factory と同等であることが判明した。

② 空気加熱器の保温強化

空気加熱器は蒸気漏れ修理のために、6 基中 3 基の保温材が取外されてい

る。修理完了後、直ちに保温材を復元する必要がある。

保温材復元による蒸気の節約量は、次のとおりである。

空気加熱器外壁面積	: 0.5m×0.5m×4面=1 (m ²)
空気加熱器外壁温度	: 150℃
外気温度	: 24℃
放射率	: 0.8
放熱量	: 2,412 kcal/h (放射+自然対流)
保温材による熱量回収率	: 90%
保温材復元による蒸気節約量	: 2,412×0.9×4.1868=9.09 MJ/h

現地調査によるとスプレードライヤーは常時 1 基相当が保温無しで運転されているとのこと、したがって、年間の蒸気消費量の損失は、次のとおりである。

$$9.09\text{MJ/h} \times 24\text{h} \times 365\text{d} = 79,628\text{MJ/y} = 79.6\text{GJ/y}$$

$$79.6/547 = 0.15\text{GJ/t}$$

③ 空気加熱器の蒸気漏れ防止

反応染料工場のスプレードライヤーは設置後 30 年が経過しており、全体的に老朽化しているが特に空気加熱器の損傷が激しく、4～5 日間停止後に運転を始めると蒸気パイプが破損し蒸気漏れを生じる状態が繰り返されている。従って蒸気の漏れが外部から検知される程度であれば補修することとなるが、検知されない場合には、乾燥用空気中に漏れた蒸気が混入する可能性が高く乾燥効率を低下させる。

空気加熱器内部で、蒸気漏れが少量発生した程度では、運転中の検出は困難である。蒸気漏れを検知するために、スプレードライヤーが定常運転に到達した時点で、一時運転を停止し、ドライヤー内面の染料の付着状況を調べて早期発見に努める必要がある。

運転中に乾燥不良が発見された時、同様な検査を行うべきである。

空気加熱器の蒸気漏れは、蒸気の漏洩量の他に運転の中断、乾燥時間の延長、品質の低下を生じ、蒸気原単位を悪化させる。空気加熱器破損の原因と対策を下記に述べる。

○ 空気加熱器破損の原因

反応染料工場の責任者の説明では、空気加熱用の蒸気パイプが高温高圧の蒸気の繰り返し送込操作による熱歪みを受けて曲がり部分および溶接部分が破損する。そして 6 基の内特定の 3 基が頻繁に破損する傾向がある。また停止時にパイプにたまったドレンが急激に蒸発することによるハンマー現象と水滴による衝撃磨耗現象も破損の原因であり、始動時にドレンを抜く必要があるが構造上困難でどうしてもたまってしまふということである。調査の結果では発電所から工場までにドレンセパレーター、トラップが設置されてなく供給蒸気に大量のドレンが含まれており、これもパイプ破損の原因である。工場入口にドレンセパレーターを設置することと発電所に乾き度の高い蒸気の供給を要求する必要がある。

○ 空気加熱器破損の対策

スプレードライヤーはデンマーク製で空気加熱器は銅パイプであったが現在は製作されていない。製作図はなく伝熱面積も不明であり、相当品を輸入すると 18,000PLN 以上の価格となり、外貨制限もあった関係から鋼管製の空気加熱器を約 3 分の 1 の価格で国内メーカーで製作し、自社で補修を繰り返しながら使用している。部門内に溶接資格者がいて空気加熱器と乾燥塔本体の補修を行っている。蒸気用鉄パイプは外径 8~10A の曲がり管を平らに配置し集合管に溶接してあり、フィンはない。構造的にはかなり工夫はされているがドレンの滞留は避けられない。

Excellent factory では BORUTA と同様の空気加熱器のトラブルの経験からフィンチューブメーカーに特注したフィン付の鉄パイプ空気加熱器を設置し間欠運転にも支障なく長期間操業している。特徴は空気加熱器とそのラインに少量のドレンも溜まらない構造とすることと確実な溶接である。

空気加熱器本体は鉄製のフィン付パイプを垂直に配列し、この上部と下部に蒸気送込集中パイプとドレン排出集中パイプを溶接している。また集中パイプには水勾配をつけて組み立てている。

空気加熱器にはそれぞれにスチームトラップとドレン排出パイプを設置している。これは空気加熱器のドレン排出ライン相互間の圧力変動やサイホン現象によるドレンの逆流等を防ぐのを目的としている。

工場担当者の説明から空気加熱器の破損が、10回/月発生し、5h/回の乾燥時間増加を発生させるものと仮定すると、蒸気の損失は次のとおりである。乾燥時間増加による蒸気使用量は1.54 GJ/h/基であるから、

$$1.54 \times 5\text{h/回} \times 10 \text{回} \times 12 \text{月} = 924\text{GJ/y}$$

となる。

蒸気管からの蒸気漏れ量は、2mmの穴から蒸気が漏れると仮定すると、次のとおりである。

蒸気圧力：130,000kg/m²abs、蒸気の比容積：0.1540m³/kg、

蒸気のエンタルピー：665.1kcal/kgとする。

$$G = 1.99F(P/v)^{0.5} \times 3600$$

$$= 1.99 \times 0.002^2/4 \times 3.1416 \times (130,000/0.154)^{0.5} \times 3600 = 20.7\text{kg/h}$$

$$20.7\text{kg/h} \times 665.1\text{kcal/kg} \times 4.1868 \times 5\text{h} \times 10 \text{回/月} \times 12 \text{月}/1,000$$

$$= 34,585\text{MJ/y} = 35\text{GJ/y}$$

空気加熱器を改造して、蒸気管の破損を防止することによる蒸気節約量は次のとおりである。

$$\text{蒸気節約量} : 924 + 35 = 959 \text{ GJ/y}$$

$$\text{蒸気原単位改善} : 959/547 = 1.753\text{GJ/t} = 1,753\text{MJ/t}$$

④ 蒸気コンデンセートの利用

空気加熱器で使用された蒸気は屋外の復水タンクへ導かれ、ここに貯溜した復水は温度が80℃程度あり、現在は装置の洗浄用等に利用されている。復水を利用してドライヤー空気を予熱すればドライヤーでの蒸気使用量を減少できる。これにより空気加熱器の蒸気を19%低減できる。復水利用による空気予熱の概念をFigure 2.3.7に示す。予熱器取付けによる熱収支の比較をTable 2.3.11に示す。

Figure 2.3.7 Air Preheater with Condensate Heat

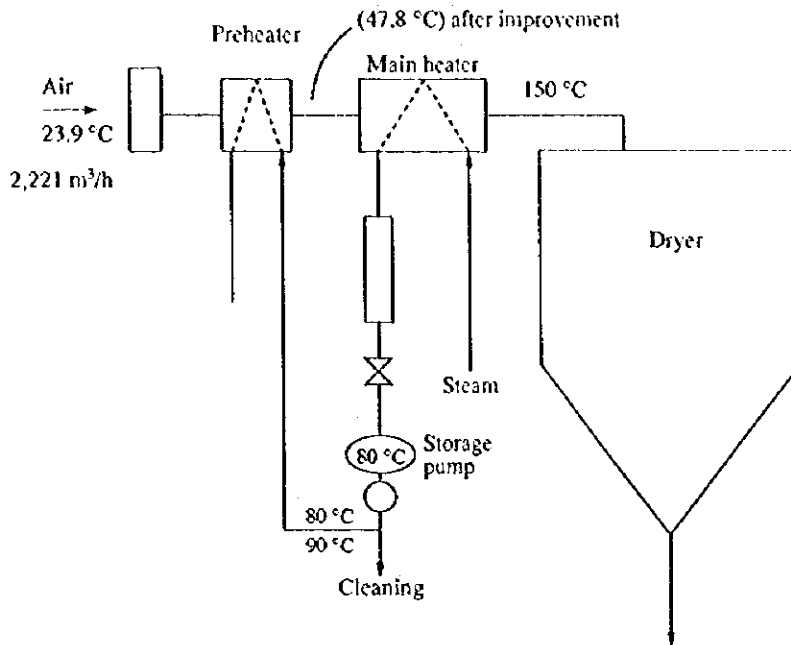


Table 2.3.11 Heat Balance in Air Preheater

Heat balance in air preheater	Existing	After improvement
Air temperature after heater	150 on panel	150 on panel
Temperature difference	126.1 °C	102.2 °C
Specific heat in the range	0.312 kcal/(°C × m³)	0.312 kcal/(°C × m³)
Air unit heat	39.30 kcal/m³	31.86 kcal/m³
Air gross heat content	87,284 kcal/h	70,741 kcal/h
Steam requirement for air heating	185.6 kg/h	150.4 kg/h

なお、この際には既設の復水タンクに保温を施すことが必要である。保温によって空気予熱器で利用する温水の温度は高温のまま保持され必要熱量は確保され、また既存の復水利用にも支障を生じない。ドライヤー運転台数が2.5台であるから蒸気コンデンセート利用による蒸気節約量は、次のとおりである。なお予熱分空気は約50℃に昇温されるものとした。

$$(87,284 - 70,741) \times 4.1868 / 1,000,000 \times 24 \times 365 \times 2.5 = 1,517 \text{GJ/y}$$

3) 原料供給の自動化による収率向上

反応染料 (Reactive Yellow 3) の反応とその収率は、下記のとおりである。

(反応) (Excellent factory)	ジアゾ化	カップリング	シアヌル化	アミノ化	ろ過	総合収率
収率	95%	90%	98%	95%	90%	70%

収率に関する情報が提供されなかったが、原料投入はオペレーターの勘で行っており反応温度にばらつきがあり、特にカップリング反応では反応温度、酸濃度、薬品の供給速度等収率に及ぼす影響が大きいので、仮にカップリング反応の収率が90%以下であるなら収率向上の余地がある。なおExcellent factoryでは厳密な反応温度制御が必要な反応工程では薬品をテーブルフィダーで定量供給する方式を採用しており、労務費の削減に寄与するとともに収率を約10%向上させている。

収率10%向上による電力量の節約量は、次のとおりである。

$$3.7 \text{MWh/t} \times 0.1 \times 547 \text{t/y} = 202 \text{MWh/y}$$

4) ろ過工程の省略による収率向上と省エネルギー

ろ過工程を省略し直接スプレードライヤーで乾燥することによる収率向上と省エネルギーを図る方法が現在の動向である。このためには適切な反応条件の設定と工程管理が必要である。

プロセスにろ過は2工程あり、使用する原料の純度が低く不純物の混入のおそれがある場合には初めの1工程は省略できないが、スプレードライヤーの前のろ過工程を省略することは可能である。この工程を省略すると現在電力の40%を占めているろ過工程の圧縮空気用電力を30%に削減できる。

電力節約量は、次のとおりである。

$$3.7\text{MWh/t} \times 0.1 \times 547\text{t/y} = 202\text{MWh/y}$$

5) フィルタープレス排水受け皿による排水量の削減

BORUTA の染料工場の排水量原単位は $260\text{m}^3/\text{t}$ で、Excellent factory の $208\text{m}^3/\text{t}$ の 1.25 倍であり、排水処理費が製造原価の 15% を占めているので排水量の削減は製造原価引き下げの効果がある。容器類の洗浄や床の洗浄による排水量が大きく、フィルタープレスの絞り液を床に流さずに受け皿で受け排水溝に流せばフィルタープレスの下部周辺の床洗浄水を削減できる。

6) 氷と圧縮空気の供給

BORUTA は氷と圧縮空気を長距離輸送しているためエネルギーロスが大きい。氷を使用するラインを集約して基石状に製氷した氷を貯蔵し、反応槽ラインにスクリーフィーダとベルトコンベアーを新設しこの設備を利用し氷を必要に応じ自動的に仕込む方式とし、スクリーフィーダーを on-off 自動制御方式とし定量仕込みおよび温度制御をすれば製品の収率を少なくとも 2% 向上できる。

収率 2% 向上による電力節約量は、次のとおりである。

$$3.7\text{MWh/t} \times 0.02 \times 547 = 40\text{MWh/y}$$

7) スプレードライヤーの更新

スプレードライヤー本体の内張りステンレス板の溶接部が腐食しやすく、容器と内張りの間隙に液が浸入して腐食が進んでおり、次第に補修が困難な状況になっている。

現在は稼働率が低く 6 基のドライヤーのうち 2 ないし 3 基が稼働するにすぎない状況なので補修に時間をかけることが可能であり操業に支障はきたしていない。現在は問題発生に対しては自社で補修したりまた損傷が激しい場合は専門業者に外注することで対処できている。染料製造工程では乾燥操作に最も多くのエネルギーを消費するので将来の需要動向等を勘案して設備能力を検討決定し、適切な設計に基づく適切なスプレードライヤーを新設することが必要となる。

B. コーティリティー (熱)

a. 蒸気管の圧力損失と放熱

熱併給プラントから染料工場までの 1.2MPa 系の蒸気管は管径が 300mm、暖房用の 0.6MPa 系の蒸気管は管径が 150mm で長さは 1,200m である。1.2MPa 系蒸気配管のこの距離間の圧力損失は蒸気流量を 3t/h としても、Table 2.3.12 に併記しているように 0.01kg/cm² 程度であり、非常に小さい。しかし、この間の蒸気管からの放熱量は (蒸気管には保温が施工されてはいるが) Table 2.3.13 に見るように蒸気量換算で 134kg/h と非常に大きく、この量はドライヤー 1 基の蒸気使用量に匹敵する。また、0.6MPa 系の蒸気配管の放熱量も、86.7kg/h であり、1.2Mpa ライン同様大きな熱損失がある。工場側は、近い将来現在の高低圧の 2 条の蒸気管を高圧 1 条に統合する計画を持っており、実現の際には少なくとも蒸気管 1 条分の放熱損失は解消されることになり大きな省エネルギーが達成されることになるので早期実現を提言する。

Table 2.3.12 Steam Line Pressure Loss Study

L = 1,200 m			
Diameter (mm)	Flow (t/h)	Velocity (m/s)	Pressure drop (kg/cm ²)
300	3	1.9	0.010
150	3	7.6	0.294

Table 2.3.13 Steam Main Line Heat Emission Loss

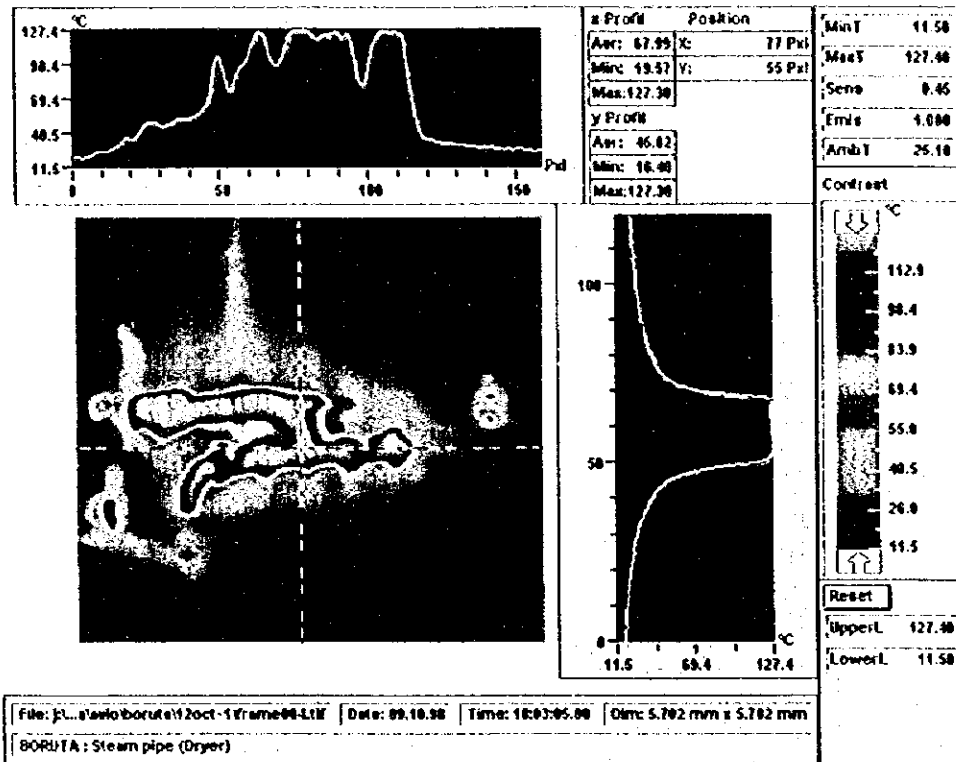
	300A	150A
Ambient temperature	10 °C	10 °C
Temperature, inside	190.8 Pressure saturated	190.8 Pressure saturated
Pipe size, nominal	318.5 mm	165.2 mm
Pipe thickness	10 mm	10 mm
Insulation 1st layer	G.W.blanket-2a	G.W.blanket-2a
Insulation thickness	150 mm	150 mm
Pipe length	2,000 m	2,000 m
Pipe surface temperature	13.6 °C	13.05 °C
Heat emission	31.66 kcal/m/h	20.40 kcal/m/h
Gross heat emission	63,319 kcal/h	40,797 kcal/h
Converted to steam	134.6 kg/h	86.7 kg/h

0.6MPa 系の配管の使用をやめ、1.2MPa 系の配管のみを使用することによる蒸気節約量は、次のとおりである。

0.6MPa 系の使用期間を 10 月から 4 月までの 6 ヶ月間とする。

$$40,797 \times 180 \times 24 \times 4.1868 / 1,000,000 = 738 \text{GJ/y (1.3GJ/t)}$$

Figure 2.3.8 Thermal Image of the Uninsulated Steam Pipe



この工場では、屋外の蒸気管は十分に保温され、保温の維持補修も行なわれているが、屋内では特に蒸気管の弁類の保温は施工されていない。

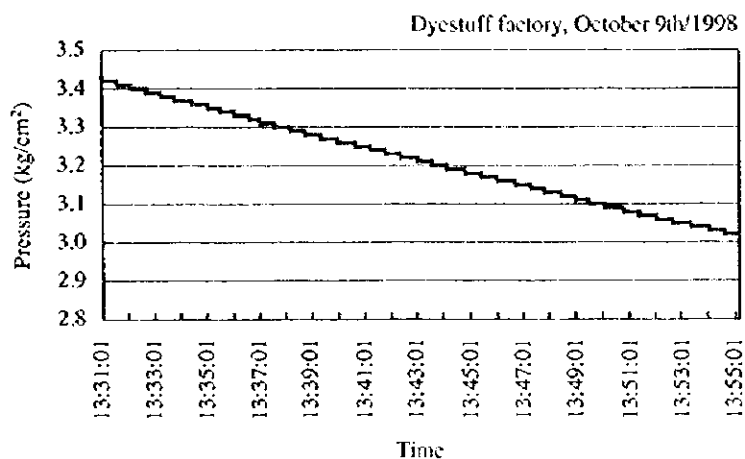
Figure 2.3.8 の画像は高圧の蒸気管がドライヤーの建家内に入った部分を写したもので、弁や分岐部、オリフィス部が保温されていない状態を表している。この画像では保温されていない部分の表面温度は 127℃を示してお

り、これに対して保温された部分は 40 ないし 50℃となっており保温の効果を充分認識させるものとなっている。場所、目的に応じて必要な保温を確実に実施していく必要があり対策の有無が省エネルギーに対し大きな影響を与えることを示している。

b. 圧縮空気の漏洩調査

染料製造の反応・脱水工程の工場建物では、脱水機 (フィルタープレス) への原料液の移送等に圧縮空気が利用されている。このため建屋内には空気配管が張り巡らされているので、空気漏洩の調査を行った。調査に際しては、関係の工程が圧縮空気を使用していない時間帯を選び、空気供給元弁 (建物入り口) を閉止して、下流の管内空気圧力の経時的圧力低下を計測記録した。この結果を基に空気配管の容積から空気の漏洩量を計算した。Figure 2.3.9 に計測結果の記録を示す。

Figure 2.3.9 Air Leakage Test

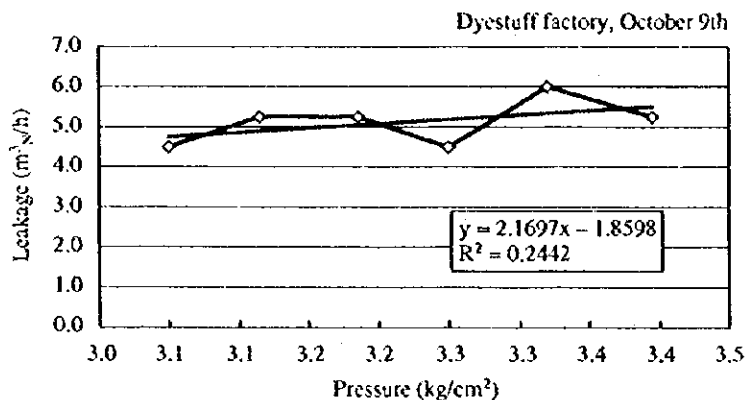


このデータは 2 秒毎に記録されているので、これから 4 分毎に 7 点をサンプリングし、各点間の 6 区間について漏洩量を算出した。漏洩量は圧力によって異なるので、計算された漏洩量を圧力を変数として直線近似し、通常の作業時の圧力における漏洩量を外挿近似した。Table 2.3.14 に計算シートを、Figure 2.3.10 に圧力と計算された漏洩量を示す。同図には圧力による 1 次近似式をも記載している。

Table 2.3.14 Air Leakage Study

Time	Pressure (kg/cm ²)	Time difference (min)	Pressure difference (kg/cm ²)	Pressure average (kg/cm ²)	Pipeline volume (m ³)	Volume × Pressure difference (A) (m ³ _N)	Leakage at the pressure (A)/Time difference (m ³ _N /min)	(m ³ _N /h)
13:31:01	3.43							
13:35:01	3.36	4.000	0.07	3.395	5	0.350	0.088	5.3
13:39:01	3.28	4.000	0.08	3.320	5	0.400	0.100	6.0
13:43:01	3.22	4.000	0.06	3.250	5	0.300	0.075	4.5
13:47:01	3.15	4.000	0.07	3.185	5	0.350	0.088	5.3
13:51:01	3.08	4.000	0.07	3.115	5	0.350	0.087	5.2
13:55:01	3.02	4.000	0.06	3.050	5	0.300	0.075	4.5
Leakage at working pressure, extrapolated				3.50				5.7

Figure 2.3.10 Air Leakage by Pressure



この Table 2.3.14 に見るように、本例の場合漏洩量は 5.7m³/h と計算され、これはそれ程大きな量ではないといえる。このような計測は簡単に実施可能であり、工場側でも容易に空気漏れを診断することができるので積極的に採用実施して欲しい。

配管からのエア漏洩は殆ど見られなかったが、リフトタンクポンプ軸封部から多量の空気漏れが発生しているのを発見した。エア漏れは単にエネルギーを無駄に放散しているにすぎず、エア漏れの防止は直接、省エネルギー

一、コスト低減につながるので充分注意を払い防止していくことが大切である。

c. 工場建物の暖房

染料製造工場の建物は両側面の殆どすべてがガラス窓でカバーされており、この窓を経て暖房期には多くの熱損失がある。また破損した窓ガラスや出入り口のドアの隙間等の開口部からは外部の低温度の空気が侵入し、暖房負荷を増加させる。いま工場側から得た窓数等の情報とドアの隙間等の想定面積をもとにして、暖房の熱負荷を計算すると Table 2.3.15 のようになる。Table 2.3.15 には計算式および前提条件も併記している。また計算に必要な数値を Figure 2.3.11 に示す。

Table 2.3.15 Heat Emission from Openings and Windows

Calculation results

Heat emission through the window shield	898 kg/h
Heat loss due to the invasion of outside air from openings	642 kg/h
Total	1,540

Requirements:

Indoor temperature	T1	14.00 Labor protecting
Outdoor temperature	T2	2.16 Average of heating season
Width of the opening	W	0.7 m
Height of the opening	Ha	1.28 m
Heat transfer coefficient		
Glass (single)		5.5 kcal/m ² /h/°C
Plastic honeycomb		3.1 kcal/m ² /°C
Total number of windows		7,813
Rate of broken windows		3 %
Opening rate of broken windows		50 %
Number of doors		20 0.9 mW × 2 mH
Opening rate of a door		20 %
Rate of the area of other openings to that of doors		20 %
In terms of the number of windows		8.04
Total amount of air invasion (calculated value)		86,544 m ³ /h

Formula for calculating the amount of air invasion:

$$= CT \times 2/3 \times W \times h \times (2 \times g \times h \times d_diff/d_avg)^{(1/2)}$$

where

CT: Coefficient of temperature, which is shown below

$$h = Ha/2$$

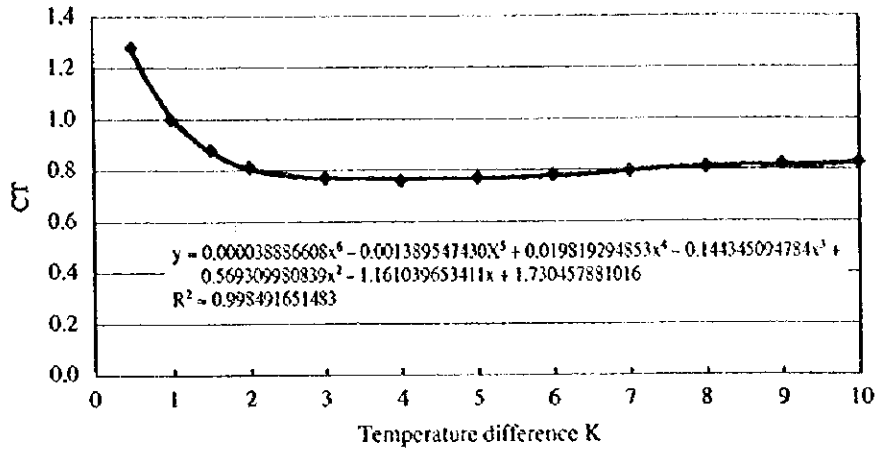
g: Acceleration of gravity

d_diff: Difference in air density

d_avg: Average density

(Indicated in terms of steam amount for heating)

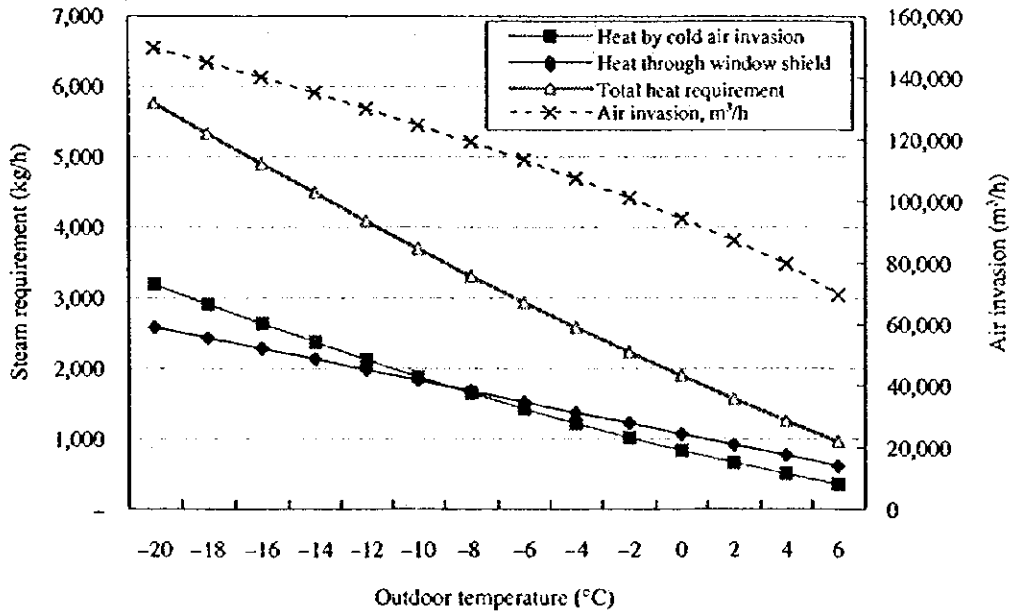
Figure 2.3.11 Coefficient of Temperature



この計算では、室外温度はワルシャワの暖房期 (10 月から 4 月まで) の平均気温をとっている。この試算によれば、窓ガラスからの放熱量は開口部からの侵入空気の 3 倍程度となっている。もちろん建物内部での発熱や、また屋根・壁面を通しての熱損失もあるので、計算された蒸気量が直ちに暖房蒸気の必要量とはならないが、熱負荷に対する比重を知ることができる。

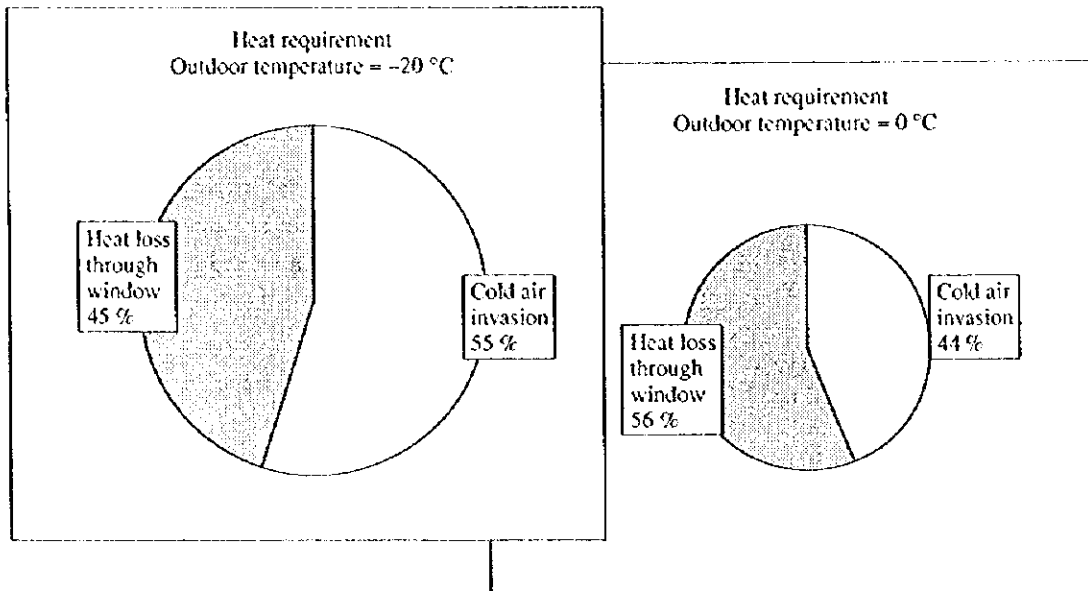
前提条件のうち、室内温度を固定して、室外温度を変化させたときの計算の暖房負荷は Figure 2.3.12 のように変化する。

Figure 2.3.12 Heating Steam by Temperature



侵入空気と窓からの放熱の比率は外気温度によって若干変化し、その 1 例を Figure 2.3.13 に示す。

Figure 2.3.13 Heat Loss through Window and Heat Requirement by Cold Air Invasion



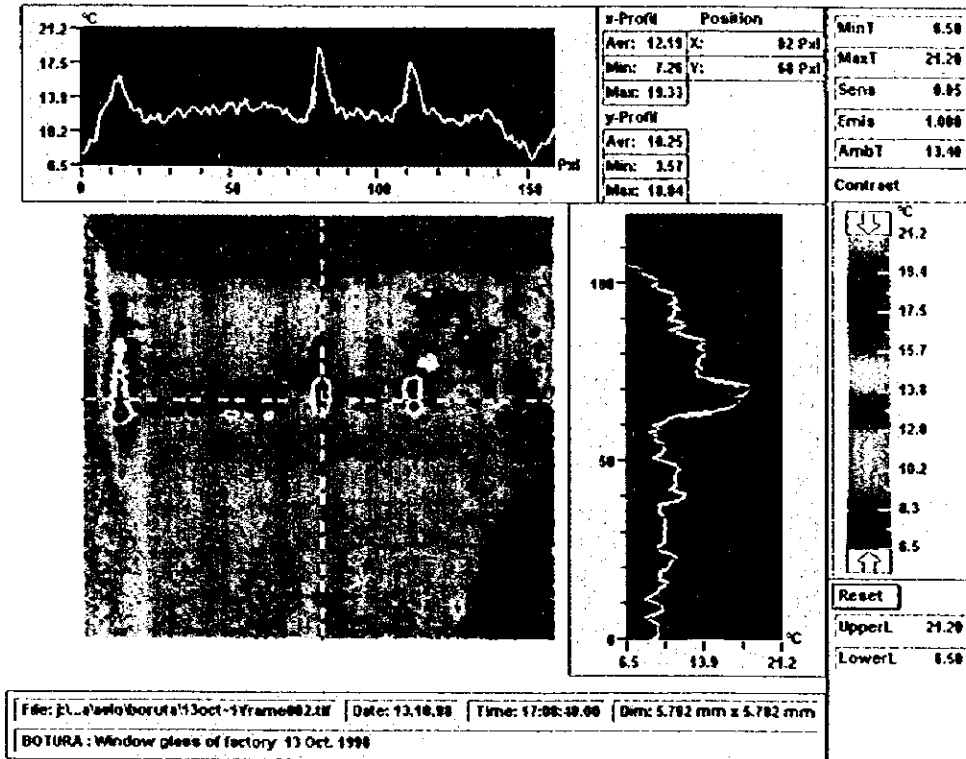
この Figure 2.3.13 のように、外気温度が低い (すなわち室内との温度差が大きい) ときは侵入空気による暖房負荷の比率が大きくなるので破損窓の修理やドアの密閉等を徹底することが必要である。

この工場では、窓ガラスの 1 部にプラスチックのハニカムシートを用いており、その使用比率は窓面積全体の約 5% である。このプラスチックハニカムの熱伝達率は 1 重ガラスの約半分で、2 重ガラスのそれにほぼ同じ値である。したがってプラスチックハニカムの設置は 2 重ガラスを採用した場合と同様の断熱効果をもたらす。

この試算による侵入空気量は約 86,000m³/h で、建物全体の容積に対する換気回数としては 2 回/h 程度になると見られる。化学プロセスの工場であるので、ある程度の換気は必要であるが、一般には危険ガスの発生場所に対しては局所換気を行うのが有効であり実用的である。また、1 階から侵入した外気が各階の空間を順次に掃気して上層階に至るような空気の流通経路の形成が望ましい。

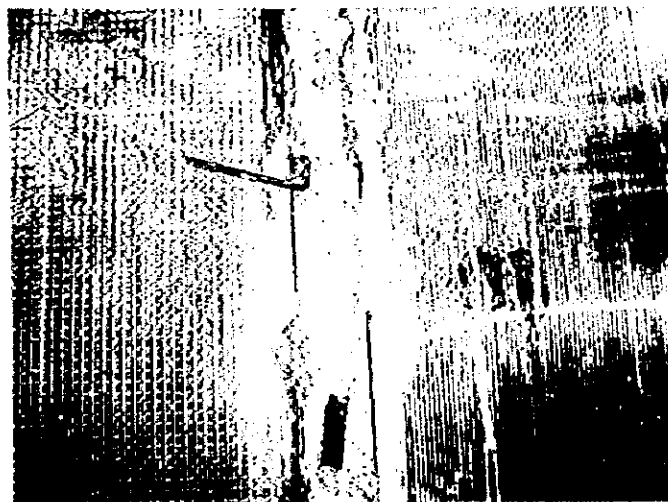
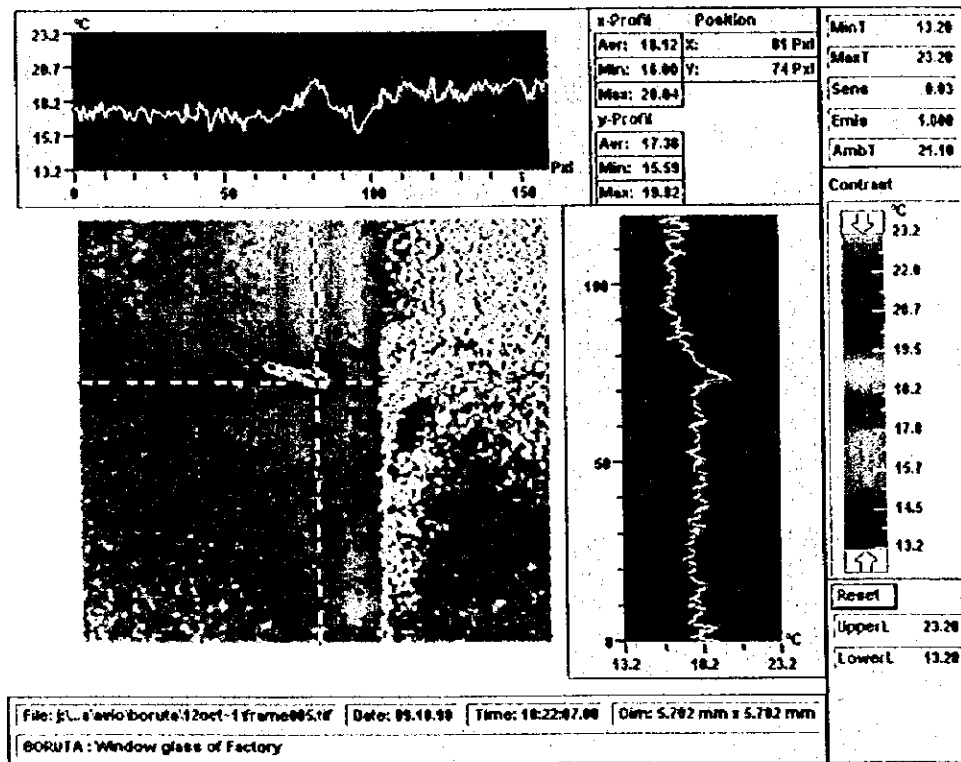
この建物は、側面は全面ガラス窓で構成されている。窓ガラスが破損した部分もあり、これを撮影したものがFigure 2.3.14の熱画像である。Figure 2.3.14下部のモノクロ写真と比較すれば、破損窓の部分の温度が高いことがわかる。図では破損窓は20℃、健全な窓は10℃程度である。

Figure 2.3.14 Thermal Image of the Reactive Dye Factory Window Glass



反応染料工場の建物の窓の一部には、プラスチックの二重ハニカムシートが使用されている。Figure 2.3.15 の熱画像はこの部分と、普通のガラス一重窓を建物内部から撮影したものである。写真の左側はガラスで、右側のプラスチック窓よりも表面温度が低いことがわかる。プラスチック窓の熱伝導率が低いことを示している。

Figure 2.3.15 Thermal Image of the Single Window Glass and Double Honeycomb Plastic Window



C. ユーティリティ (電気設備)

a. BORUTA の電力契約

BORUTA から分離されたエネルギー供給会社より電力供給を受けている。契約は kWh 単価 1 本の契約である。従って時間帯別料金も、デマンド料金も存在せず、BORUTA にとって有利な契約ではあるが、省エネルギーに対するインセンティブはない。

なおエネルギー供給会社では自家発電 (20MVA+25MVA 蒸気タービン) による発電と電力会社からの買電で BORUTA に電力を供給している。暖房に蒸気を使用しない、6, 7, 8 月は蒸気タービン発電機は停止し、買電のみとなる。暖房で蒸気を大量に使用する冬の最大電力は 14MW に達する。BORUTA の工場負荷は 3.5~4.5MW で平均 4.0MW 程度であり、冬は発電量が余剰となるため売電することとなる。売電は電力量料金の 85%の値段である。(時間帯料金)

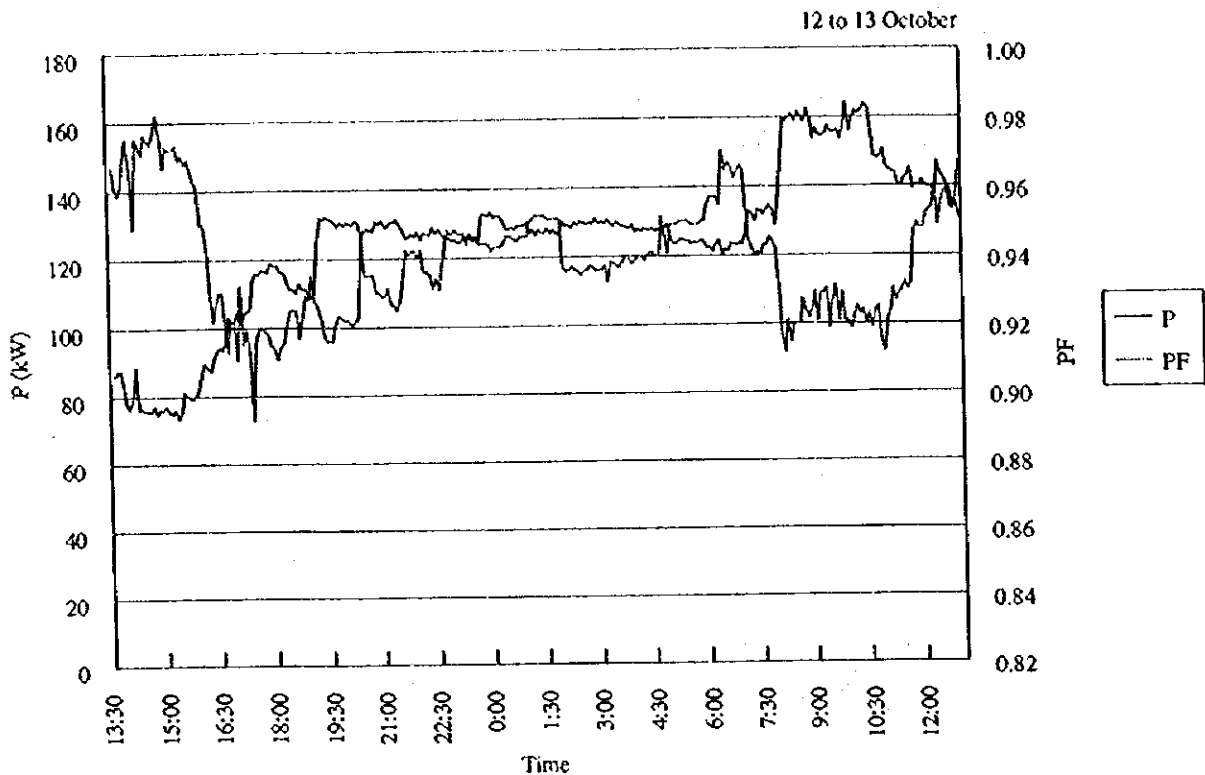
BORUTA グループ (エネルギー供給会社も BORUTA の子会社である) として考えれば、時間帯別の電力運用あるいは負荷平準化によるメリットはあると思われる。なお買電は通常の A23 (分類された各種契約形態あり) の契約でデマンド料金も時間帯料金も存在する。

b. 反応染料工場の電力負荷

工場の電気担当者の説明によれば、月間消費電力量 max.180~min.120MWh である。(冷凍機、コンプレッサ含まず)

Figure 2.3.16 に Dyestuff 工場の消費電力測定結果を示す。80kW から 160kW 程度の間で変化している。測定日の消費電力量は月間消費電力量から見ると低いレベルにある。1 日だけの測定では何ともいえないが、負荷のピークおよびボトムがいずれも昼間時間帯にあり、負荷の運転組み合わせにより負荷平準化の可能性はある。力率については 90%を殆ど上回っており、良好である。

Figure 2.3.16 Power Consumption of Reactive Dyestuff Shop



e. コンプレッサ

工場調査時は圧力 0.44MPa、送気量 3,300Nm³/h、出力 750kW で運転中で、うち 407Nm³/h を発電所に送気していた。

Figure 2.3.17 にコンプレッサ消費電力測定結果を示す。なお、送気量はコンプレッサ制御室の積算流量計の値である。電力の変動幅は 700~900kW、これに対応する送気量の変動は 1,900~5,700Nm³/h である。この結果から分かるように送気量の変動に対し、電力の変化が少ない。すなわち、軽負荷時の消費電力が大きいことを示しており、機会を見て更新を検討すべきである。

新しいコンプレッサに取り替えるとして仕様を次のように考える。

2段圧縮スクリー型	スライド弁制御	出力約 600kW
吐出圧力 0.5MPaG	吸込圧力 0.1013MPaG	吐出風量 6,000Nm ³ /h

平均消費電力を 360kW とする。

この導入による省エネルギー効果を推定すると、次のようになる。

節減電力量 $(800-360) \text{ kW} \times 8,000 \text{ h} = 3,520,000 \text{ kWh/y}$

電力原単位改善量

$$3,520,000 / 2,187 = 1,610 \text{ kWh/t} = 1.61 \text{ MWh/t}$$

節減金額 $0.13 \text{ PLN} \times 3,520,000 \text{ kWh} = 457,600 \text{ PLN/y}$

投資金額 $1,000 \text{ PLN/kW} \times 600 \text{ kW} = 600,000 \text{ PLN}$

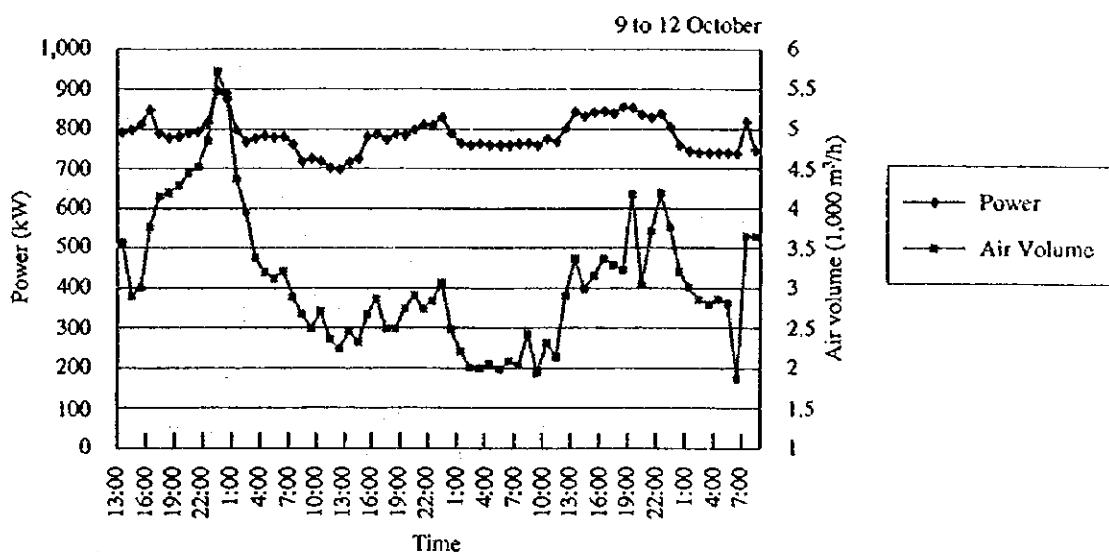
反応染料工場の圧縮空気使用量を 25% とすると節減電力量は、

$$3,520,000 \times 0.25 = 880,000 \text{ kWh/y} \text{ となる。}$$

投資回収期間は 1.3 年となる。

ただし、工場は現在リストラ中であり、本コンプレッサを停止し、分散方式で各工場にコンプレッサを配置する計画を持っているが、現状の空気漏れ量を抑えるとともに将来の空気供給方式、コンプレッサ容量 (工場の圧縮空気使用量) をどう定めるかが重要である。

Figure 2.3.17 Power Consumption & Air Volume of Compressor



d. NH₃ 圧縮機

Figure 2.3.18 および Figure 2.3.19 に#2 および#6 圧縮機の消費電力測定結果を示す。いずれの圧縮機も当初 150kW 程度の消費電力を示し、時間の経過とともにやや電力は低下する。圧縮機自体の消費電力は日本の圧縮機と仕様面で見ても性能的には変わらないが、実際の製氷能力でみてどうなのかは判らない。将来的には電気料金、蒸気料金を見通して NH₃ 吸収式冷凍機に変更することも検討対象になると思われる。電気的には力率が 0.85 と低い

ので将来的には力率改善を図るべきである。

Figure 2.3.18 Power Consumption of Refrigerator #2

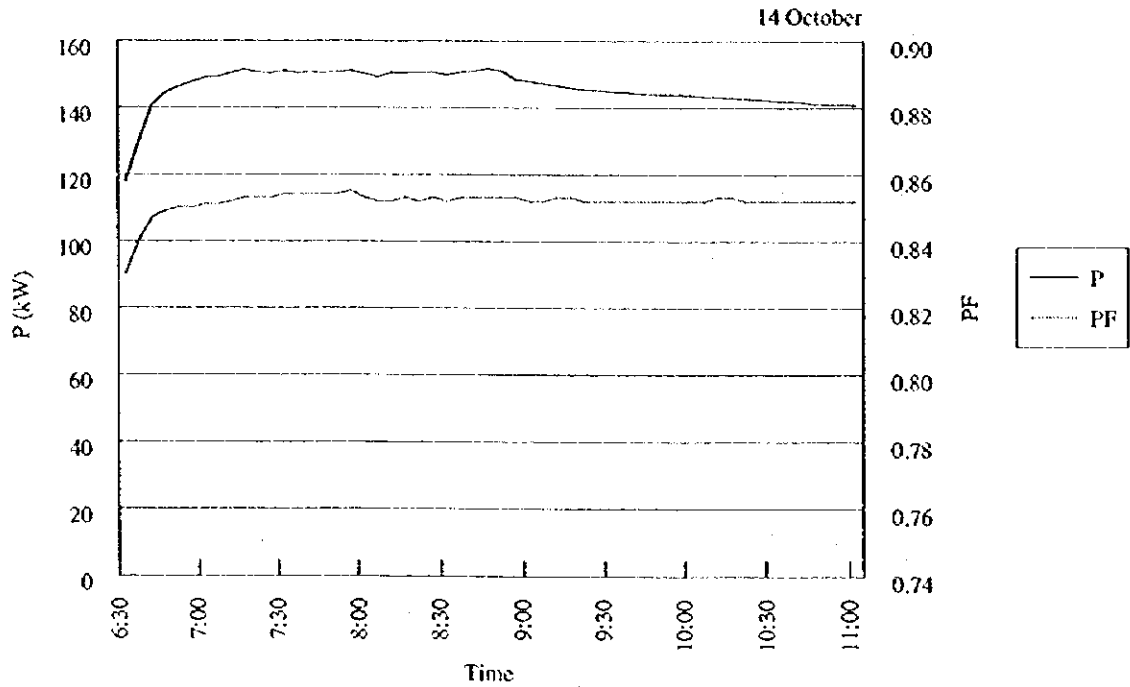
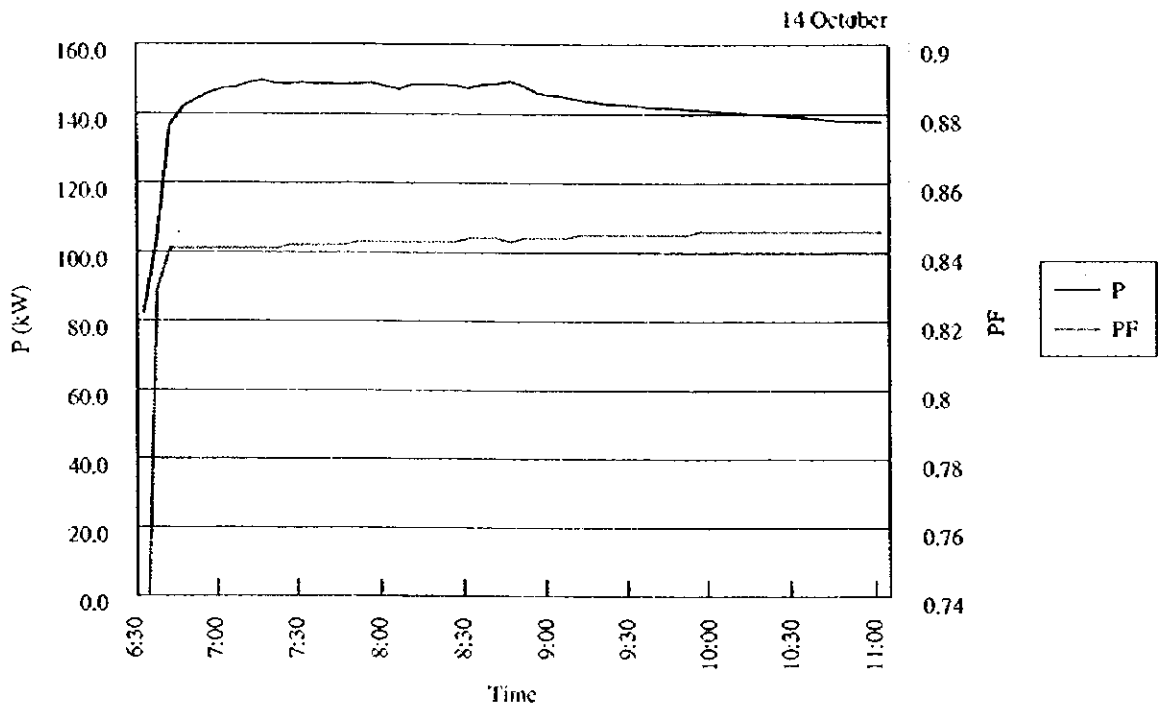


Figure 2.3.19 Power Consumption of Refrigerator #6



e. 工場照明

工場の窓は極めて広く、自然光利用のためには好適である。自然光照明で昼間は十分の個所に照明が使用されている。どうしても照度が欲しい個所は蛍光灯による局部照明にすべきである。(現実に計器廻りはそうになっている)

以下不必要な照明を記載する。

1) 新ドライヤー室

蛍光灯 10 カ所 (40W×2 灯)

2) ドライヤー室

1F 水銀灯 13 灯

2F 水銀灯 6 灯 一部ナトリウム灯化されているのはよい。

3F 蛍光灯 6 カ所

水銀灯 4 灯 (しかも窓側のみ)

3) 反応器室 (工場本体)

4F 水銀灯 18 灯

蛍光灯 6 カ所

合 計 水銀灯 41 灯

蛍光灯 22 カ所

消費電力 約 10kW

年間削減電力量 = $10\text{kW} \times 8\text{h} \times 365 \text{日} = 29,200\text{kWh/y}$

工場消費電力 (昼間) の約 10% を占めるので改善効果は大きい。

電力原単位改善量 $29,200\text{kWh/y} \div 547\text{t/y} = 53\text{kWh/t}$

(3) 省エネルギーによる環境改善効果

省エネルギーによって燃料の使用量が低減されれば、大気中への汚染物質の排出量も減る。また省エネルギーによって電力の購入量が低減されれば、電力の発生もとすなわち発電所において大気中への汚染物質の排出量が低減される。この省エネルギーによる排出量の低減は、省エネルギー量のほか燃料の種類やボイラーなど装置別に異なる。したがって各工場の実際の排出量を用いて、汚染物質の低減量を推計するのが正しい。しかし、ここでは、ポーランド全体へのスタディとの整合を取るために、The Institute of Environmental Protection の資料による業種別・燃料別の単位排出量 (汚染物質トン/燃料熱量 TJ) をもとに

して算出する。この工場の省エネルギーによる大気汚染物質の低減量を、省エネルギーの各段階別に集計して、Table 2.3.16 に示す。

Table 2.3.16 Emission Improvement by Energy Conservation Measures

Measures	Reduction, ton/year			
	CO2	SO2	NO2	Dust
Step 0				
Step 1	2	0.1	0.0	0.0
Step 2	8	0.3	0.1	0.0
Step 3				
Step 1-3	10	0.3	0.1	0.0

Reduction includes emission from fuel and electricity.

またポーランドでは、汚染物質の排出者は排出料金 (fee) を支払う制度があるので、省エネルギーによって排出料金が低減される。排出料金の単価は、汚染物質別に定められている。またある量を超えた排出量に対しては課徴金 (charge) が課せらる。課徴金の単価は排出料金の 100 倍とされている。以下に記載する金額は通常の排出料金である。

工場調査をもとに提言された省エネルギー項目に対して、汚染物質の排出低減量、排出料金の低減額を計算した結果を Table 2.3.17 に示す。またこの表には、排出料金の低減効果を含んだ省エネルギー投資の回収期間と、それを含まない燃料費低減だけによる投資回収期間を併記している。

Table 2.3.17 Payback Period Improvement by Emission Fee Reduction

Measures	Energy cost advantage	Emission fee advantage	Total advantage	Investment	Eco-Environ PBP	Economical PBP
Step 0						
Step 1	42	0.0	42	30	0.72	0.72
Step 2	410	0.1	410	690	1.68	1.68
Step 3						
Step 1-3	452	0.1	452	720	1.59	1.59

Units: Thousand PLN or thousand PLN/y for expense, Year for PBP

この Table 2.3.17 に見るとおり、排出料金の低減額はエネルギー費用の低減額に比して大きくても数%程度であり、このため排出料金の低減が投資回収期間に及ぼす短縮効果も僅少である。

この工場では、熱源として蒸気を購入しているため、蒸気節減による省エネルギーは排出料金の低減にはならない。電力の省エネルギーは排出料金の低減となるが、電力購入における排出料金の負担は比較的小さく設定されているため、省エネルギーによる排出料金の低減効果は小さく表れる。事業用の発電所では、高効率の排ガス集塵装置が設置されていることなどが反映された結果と思われる。

(4) 省エネルギーポテンシャルのまとめ

工場の省エネルギーポテンシャルは Table 2.3.18 に示す。

Excellent factory のエネルギー消費原単位をベンチマークとした省エネルギーポテンシャルと第 1、第 2、第 3 ステップの省エネルギー対策を Figure 2.3.20 に示す。省エネルギーポテンシャルと投資回収期間および投資金額の関係を Figure 2.3.21 に示す。

Table 2.3.18 Summary of Energy Conservation Potential

Steam: 25.0 PLN/GJ Electricity: 0.172 PLN/kWh
1 PLN = 30 yen

Item	Energy Conservation Potential				Electricity 10 ³ PLN/y	Total 10 ³ PLN/y	Investment 10 ³ PLN	Payback period year
	GJ/y	Fuel 10 ³ PLN/y	MWh/y	%				
第1 ステップ								
1 ドライヤ空気加熱器保温強化	80	2	0.1	0	2	0	0	0.0
2 濾過工程省略		0	0.0	35	35	30	30	0.9
3 照明 昼間照明の消灯			0.0	5	5	0	0	0.0
小計	80	2	0.1	40	42	30	30	0.7
第2 ステップ								
4 液状製品の拡販	4,792	120	6.8	0	120	150	150	1.3
5 ドライヤ空気加熱器蒸気漏れ防止	959	24	1.4	0	24	40	40	1.7
6 ドライヤコンデンセートの利用	1,517	38	2.1	0	38	50	50	1.3
7 原料供給自動化		0	0.0	35	35	150	150	4.3
8 水の供給方法改善		0	0.0	7	7	50	50	7.3
9 蒸気管の統合	738	18	1.0	0	18	10	10	0.5
10 空気圧縮機分散配置		0	0.0	151	151	250	250	1.7
小計	8,006	200	11.3	193	393	700	700	1.8
合計	8,086	202	11.4	233	435	730	730	1.7

1997年反応染料工場 生産量: 547t/y
蒸気消費量: 70,950 GJ/y
電力消費量: 2,024 MWh/y

Figure 2.3.20 Boruta Energy Conservation Potential

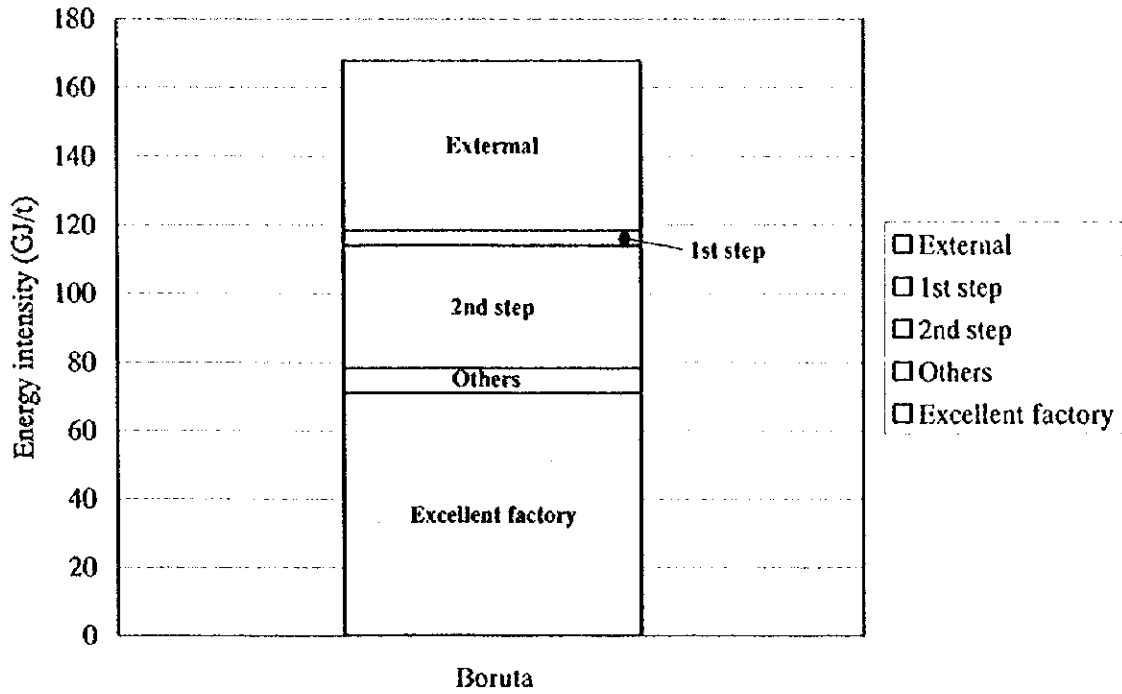
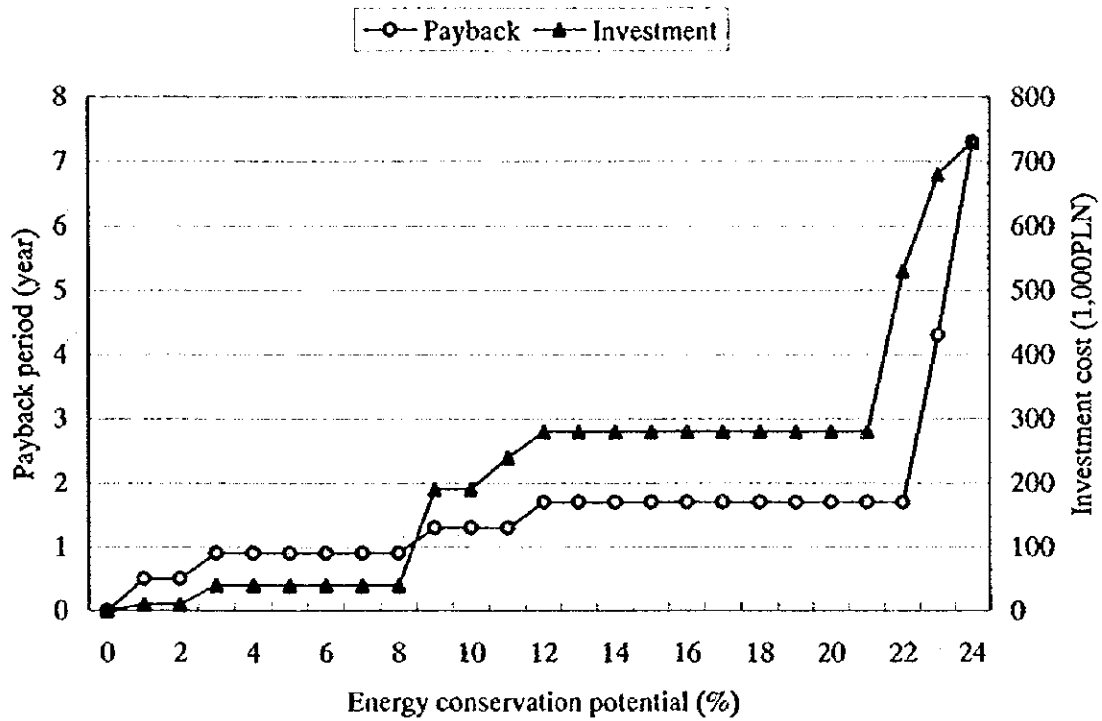


Figure 2.3.21 Boruta Energy Conservation Potential



3. 機械工業の調査結果

3. 機械工業

3.1 URSUS工場の調査結果

(1) 調査期間 1997年7月21日～23日、1998年9月30日～10月8日

(2) 調査員

a. JICAチーム

竹村 洋三	: 団長
福島 演雄	: 総括・熱管理技術
野沢 定雄	: プロセス管理技術
小西 二郎	: 熱管理技術
本多 四郎	: 熱管理技術 (1998)
白井 千雄	: 電気管理技術
永井 清貴	: 測定技術 (1998)
小山田 明弘	: 測定技術
佐藤 文子	: 業務調整

b. KAPE and local consultants

KAPE

Mr. Ryszard Wnuk	: JICA project manager
Mr. Dariusz Koc	: Manager of energy audit (1997)

Research Center of Warsaw University of Technology

Dr. Krzysztof Wojdyga	: Heat management (1997)
Mr. Maciej Chorzelski	: Heat management (1997)
Dr. Leszek Krycki	: Electricity management (1997)
Dr. Tomasz Wisniewski	: Heat management (1998)
Dr. Wiesław Szadkowski	: Heat management (1998)
Dr. Jozef Lastowiecki	: Electricity management (1998)

(3)面接者

- Mgr inż. Janusz Metrak : Director of Production, Technicaly and Development
(1998)
- Mgr inż. Stanislaw Niemiec : General manager of the Energy Department
- Mgr inż. Benedykt Pasnicki : 2nd manager of the Energy Department
- Mgr inż. Jerzy Strzesniewski : Chief of Technology-energy Division
- Mgr inż. Banasik Henryk : General manager of mechanic Division of the Engine
Factory (1998)
- Mgr inż. Bialek Ena : General manager of energy Division of the Engine
Factory (1998)
- Mgr inż. Kazimierz Matlosz : Director of Production in the Tool Factory (1998)
- Mrr inż. Marek Capala : Deputy Director of Production in the Tool Factory (1998)
- Mgr inż. Boguslaw Sliwoski : General manager in the energy department
- Mgr inż. Dziernowski : Department manager in the electric department (1997)
- Mgr inż. Jakubowski : Electrical engineer in the electric department (1997)
- Mgr inż. J. Wnuk : Manager of technology -energy' division (1997)
- Mgr inż. Ogonowski : Vice manager of the light tractor factory (1997)
- Mgr inż. Biernacki : Chief process engineer, the light tractor factory (1997)
- Mgr inż. Pets : Manager of forging division (1997)

3. 1. 1 工場の概要

(1) 工場名

URSUS, ZAKLADY PRZEMYSŁU CIAGNIKOWEGO

(2) 工場所在地

02-495 Warszawa, ul. Traktorzystow 10

(3) 従業員数

5,518名 (1998)、6,864名 (1997)

(4) 主要製品

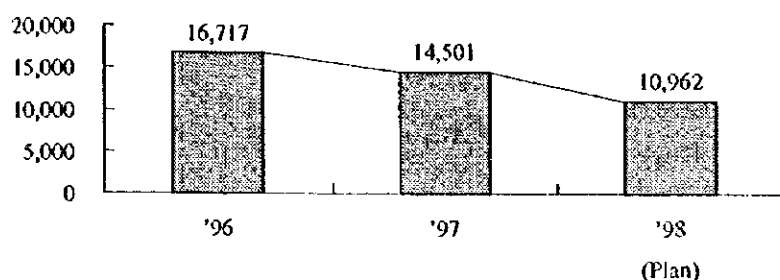
農業用トラクター (28~114kW)

(5) 生産能力

設備能力 : 50,000台/年 (当初計画 100,000台/年)

現 状 : Figure 3.1.1 参照

Figure 3.1.1 Trend of Production



(6) プロセス概要

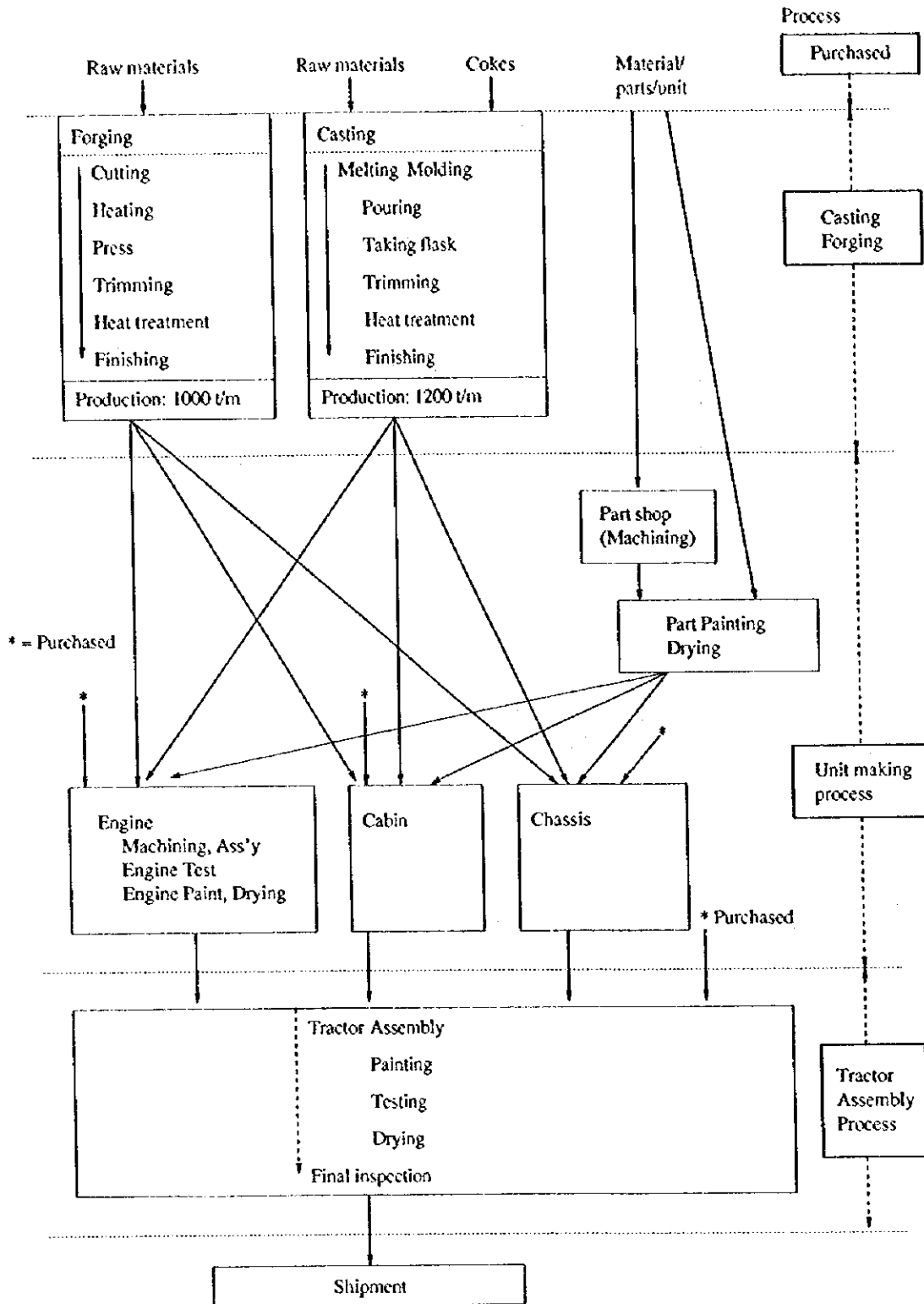
生産工場として、鋳造工場、鍛造工場 (旧工場エリア)、また新工場エリアには、エンジン、シャーシ、キャビン、トラクタ組立、部品生産などの工場を持ち、敷地面積180haの広大な工場である。

年間50,000台のトラクタ生産能力を有するが、現状生産は、年11,000台位の低い稼働率であり、ほとんどが1シフトの生産体制である。

エネルギー使用形態としては、熱需要の多い暖房期は、スチームタービンの自家発電を行っているが、非暖房期は発電機は停止され、工場熱源としては、温水ボイラから温水を供給している。天然ガスは、加熱炉・熱処理炉で使用される。

その製造工程図をFigure 3.1.2に示す。

Figure 3.1.2 Process Flow

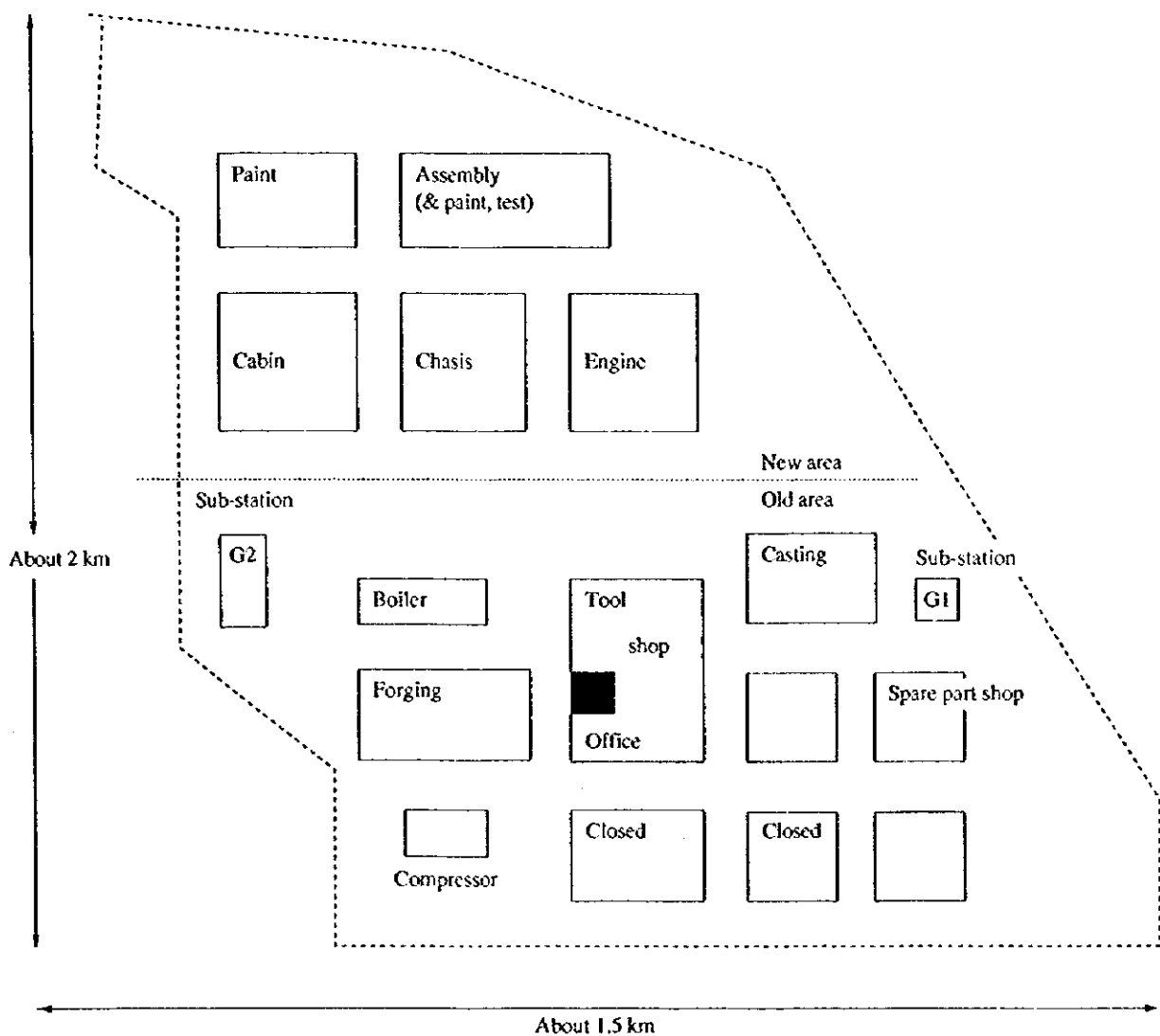


(7) 工場の沿革

1893年の創立で、約100年の歴史を持つ大きな工場で、建屋・設備は共に過剰能力となっていて、能力に対して稼働率が低い。国内シェアは、約60%、輸出比率が40%を占めており、イギリスのトラクタメーカーである「MASSEY-FERGGUNSSON-PERKINS」のOEM (Original Equipment Manufacture) を行っている。今は中国等の安い商品と競合し、生産は伸びていない。現在、リストラクチュアリングを計画中である。また、新聞によればUSAのトラクター会社のAGCOが資本参加を検討している。

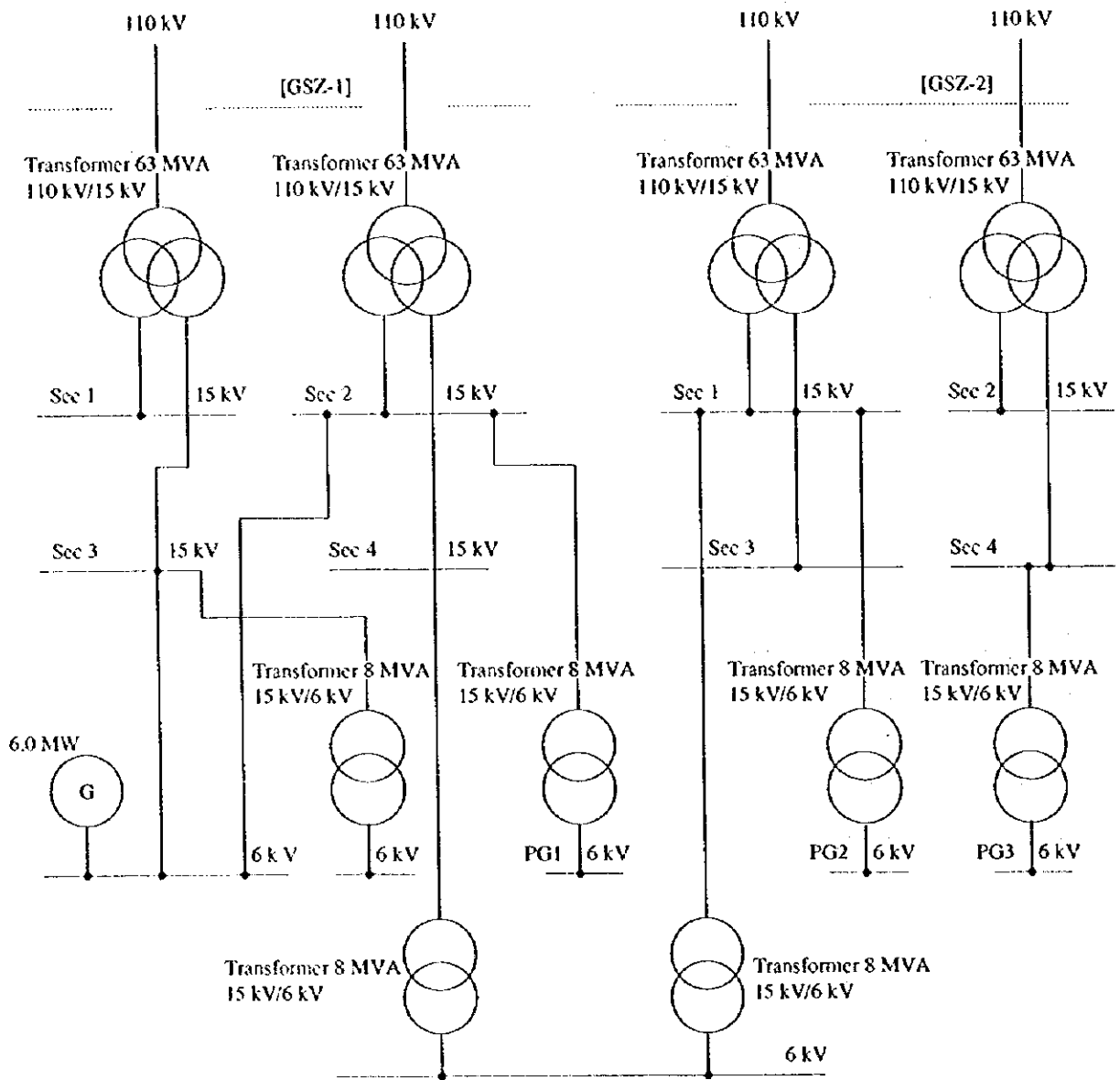
(8) 工場配置図

Figure 3.1.3 Plant Layout



(9) 電力単線結線図

Figure 3.1.4 One Line Diagram



工場負荷へは、GSZ-1、GSZ-2より、各Sec1~4およびPG1~PG3を通じて6kVで供給される。

(10) 主要設備の概要

部品を製作している、エンジン工場、キャビン工場、シャーシ工場等には加工や洗浄設備が多数ある。ここでは、エネルギー消費が大きい主要設備を下記に示す。

Table 3.1.1 Major Equipment

Factory	Equipment	Number	Specification
Utilities	Electric sub-station	2	110 kV*2supply Transformer 110 kV/15 kV, 63 MVA*2*2
	Steam boiler	4	32 t/h, 40 kg/cm ² (Heating season)
	Water boiler	4	85 – 90 °C, supply: 800 m ³ /h
	Air compressor	9	Turbo type, 1,910 kW 16,000 m ³ /h*8, 15,000 m ³ /h*1
Casting	Generator	1	7,500 kVA, Steam turbine 6,000 kW, 6 kV, pf = 0.8
	*Production	–	1,200 t/m
	*Operation	–	8 h/d (Cupola: 16 h/d: 6:00 – 22:00)
	Cupola	6	1,200 mm dia (10 t/h)*4, 1,000 mm dia*2
	Induction furnace	–	
Forging	Molding line	4	
	*Production	–	1,000 t/m
	*Operation	–	8 h/d (10 h/m in part)
	Shearing machine	many	125 kW, -----
	Heating furnace (Electric)	3	60, 60, 90 kW
	Heating furnace for shearing	2	
	Heating furnace (N-Gas)	many	
Press	2 + α	8,000 t, 6,000 t, -----	
Parts painting	Main painting line	3	Washing-phosphorate-painting-drying
Tractor assembly	*Production	–	80 tractors/d (8 h/d)
	Main assembly line	2	*Cabinless tractors assembly line *Special type tractors assembly line
	Final painting equipment	2	
Engine	Machining	many	
/Chassis	/Washing		
/Cabin	/Drying equipment		

(11) エネルギー価格

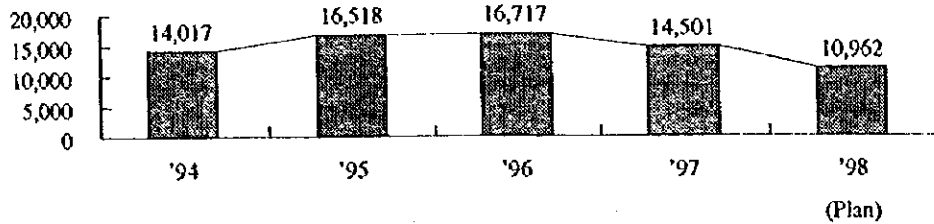
Table 3.1.2 Energy Price and Heat Value

	Energy price (1998)	Heat value
Coal	196.89 PLN/t	22,579 kJ/kg
Natural gas	0.87 PLN/m ³	36,636 kJ/m ³
Electric power (Purchased)	0.22 PLN/kWh (Purchased)	10,258 kJ/kWh
Electric power (Generated in the shop)	0.101 PLN/kWh (Generated in the shop)	
Electric power (Average)	0.16 PLN/kWh (Average)	

3.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量の推移

Figure 3.1.5 Trend of Tractors Production (Units/y)



(2) エネルギー消費量の推移

Table 3.1.3に品目別エネルギー消費量の推移を示す。ただし、これらのデータは構内関係会社などの消費量を含んでおり純粋なトラクタ製造用エネルギーとは言えない。1996, 1997年度のみ純粋なトラクタ製造に関するエネルギー消費量を併記した。

Table 3.1.3 Trend of Energy Consumption

		1993	1994	1995	1996	1997
Coal	(t)	28,508	20,849	27,348	33,358	25,057
"	(GJ)	643,682	470,747	617,489	753,191	565,762
Natural gas		8,925	7,794	7,755	8,475	8,049
	(GJ)	326,976	285,541	284,112	310,490	294,883
Electricity	(MWh)	112,922	112,457	118,100	118,031	114,087
	(GJ)	1,158,315	1,153,546	1,211,430	1,210,722	1,170,266
Total consumption	(GJ)	2,128,974	1,909,833	2,113,031	2,274,403	2,030,911
Total consumption for tractor production only*2					1,274,000	1,137,611

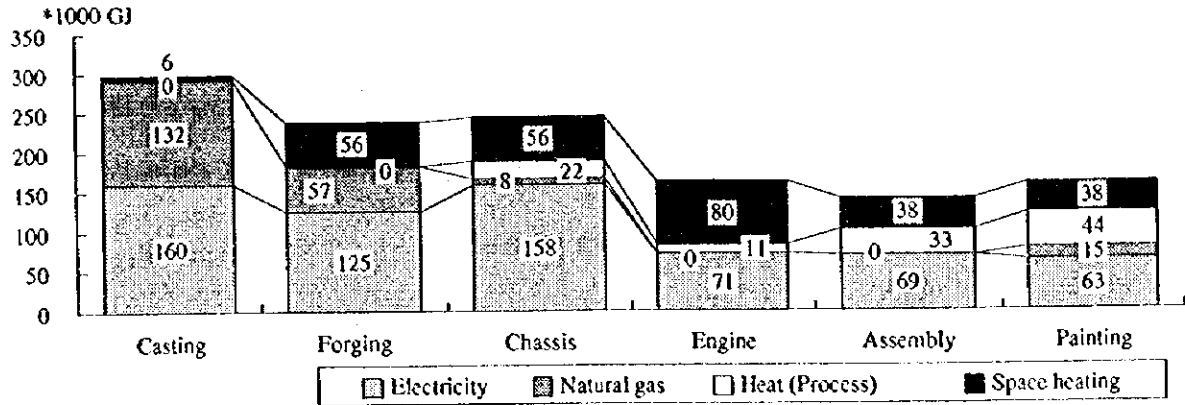
*1 石炭：使用量は工場の熱使用量GJから算出したものである。

(1994年から1996年までの購入トン数は、提供されたGJから計算したものである。1993年の数値は1994年の換算係数を使用した。)

*2 同一敷地内の関連会社のエネルギー使用量を除いたトラクター生産のみのエネルギー使用量。

また、部門別のエネルギー消費は、Figure 3.1.6のとおりである。

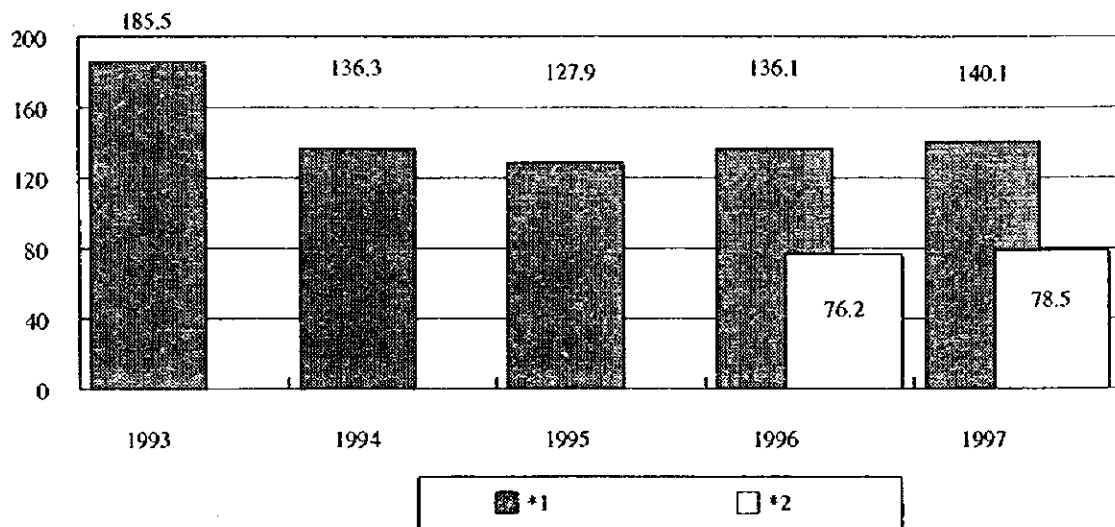
Figure 3.1.6 Energy Consumption by Process in 1997



(3) エネルギー原単位の推移

(2)項でも述べたように、提出されたデータのエネルギー原単位(※1)は、構内関係会社等使用分を含んでおり、純粹なトラクタ製造用エネルギーとは言えない。1996年および1997年度データに関しては、純粹なトラクタ製造用エネルギー量を併記した。(※2)。

Figure 3.1.7 Trend of Energy Intensity (GJ/Tractor)



*2 The surveyed shops include those for "forging", "casting", "engine", "assembly", "painting", and "chassis".

(4) 製品に占めるエネルギーコストの割合 (1996)

1996年工場出荷価格	438 Million PLN
1996年エネルギーコスト	24.3 Million PLN (製品コストの5.5%)
(1997年はデータなし)	

(5) エネルギーフロー

Figure 3.1.8 Energy Flow

