

1.3 LACZNIKOWの調査結果

(1) 調査期間

1998年10月16日、19日～23日、および26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
丸山 征一郎	: プロセス管理技術
小西 二郎	: 熱管理技術
白井 千雄	: 電気管理技術
三宅 正志	: 熱管理技術
永井 清貴	: 測定技術
小山田 明弘	: 測定技術

b. Local consultants : Warsaw University of Technology

Dr. Tadeusz KRUCZEK	: Heat management
Dr. Krzysztof WILK	: Heat management
Dr. Joachim BARGIEL	: Electricity management

(3) 面接者

Mr. inż. Roman REJMER	: Deputy Director for Technical Matters
Mr. eng. Stefan SZCZYKUTOWICZ	: Engineer
Mr. eng. Kazimierz NAWROT	: Head of Electrical Department
Mr. eng. Piotr GRODZICKI	: Leader of Electrical Group
Mr. Andrej. PROKOP	: Head of Heat Department
Mr. eng. Marian ZUREK	: Head of Quality Test Department

1.3.1 工場の概要

(1) 工場名

FABRYKA LACZNIKOW

(2) 工場の所在地

ul. Stalowa 3, 26-600 RADOM

(3) 従業員数

1,088 名

(4) 主要製品

配管用継手類 (白心可鍛鉄製)

(5) 生産能力

鑄造能力 12,000t/y (継手製品 10,200t/y)

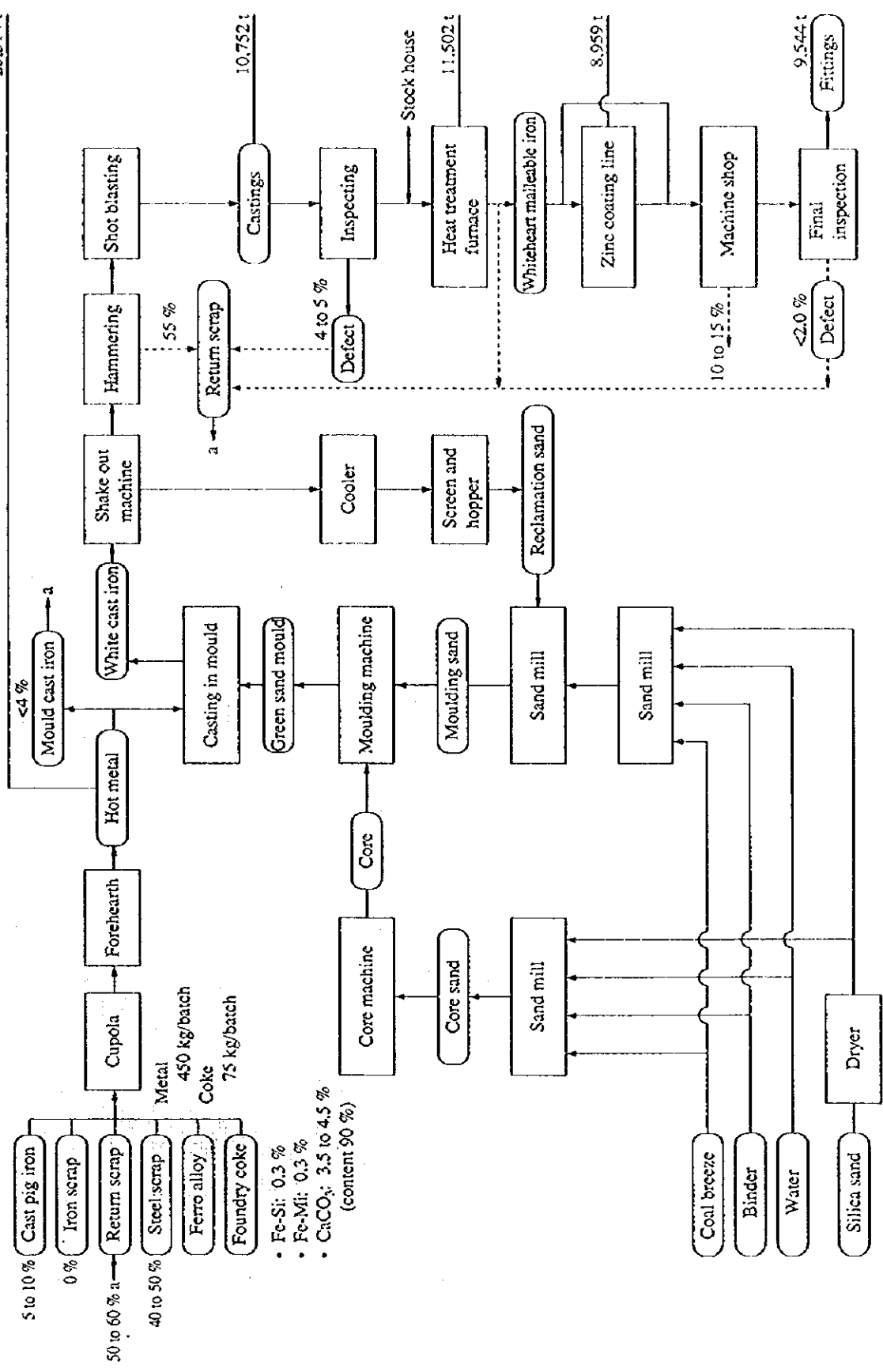
(6) プロセス概要

FABRYKA LACZNIKOW はキューポラがで白鉄を製造し、鑄型に鑄込み白鉄鑄物をつくった後、熱処理炉で脱炭し、白心可鍛鉄としている。その後、亜鉛メッキがおよび機械工場で、必要な表面処理、ねじ切り加工を行いパイプ継手を生産している。

その製造工程図を Figure 1.3.1 に示す。

1/2~4th のエルボ、ティー、ソケット、ニップル等 200 種類以上の継手を生産していてポーランド全使用量の 80%をこの工場から供給している。

Figure 1.3.1 Process Flow



(7) 工場の沿革および今後の課題

1963年、当地にパイプ継手を生産する工場を建設することがきまり、国営企業が創立された。1965年より生産を開始し、1970年代の終り頃にフル生産(1997年と同じ位の生産量)に達した。

1990年自由主義経済に移った時点で生産が大幅に落ちたが、1993年には回復し、現状の生産量に達している。品質は年々向上しており1999年3月にはISO 9002の認証を得る予定である。

RADOM県で利益を上げている唯一の国営企業で、1999年春には民営化が予定されている。パイプ継手の需要は頭打ちになっているので、多角化を図るべく、自動車用鋳物部品の生産を行うことを検討している。

現在キュボラ炉4基のうち2基は休止している。5年以内に休止中の2基を廃止し、低周波誘導炉を導入する計画をもっている。現在価格ではキュボラの方が製造コストが安い環境税等が課せられる見込みがあること、また自動車鋳物部品等いろいろな製品を生産する場合、低周波誘導炉の方が自由度が高いと考えている。

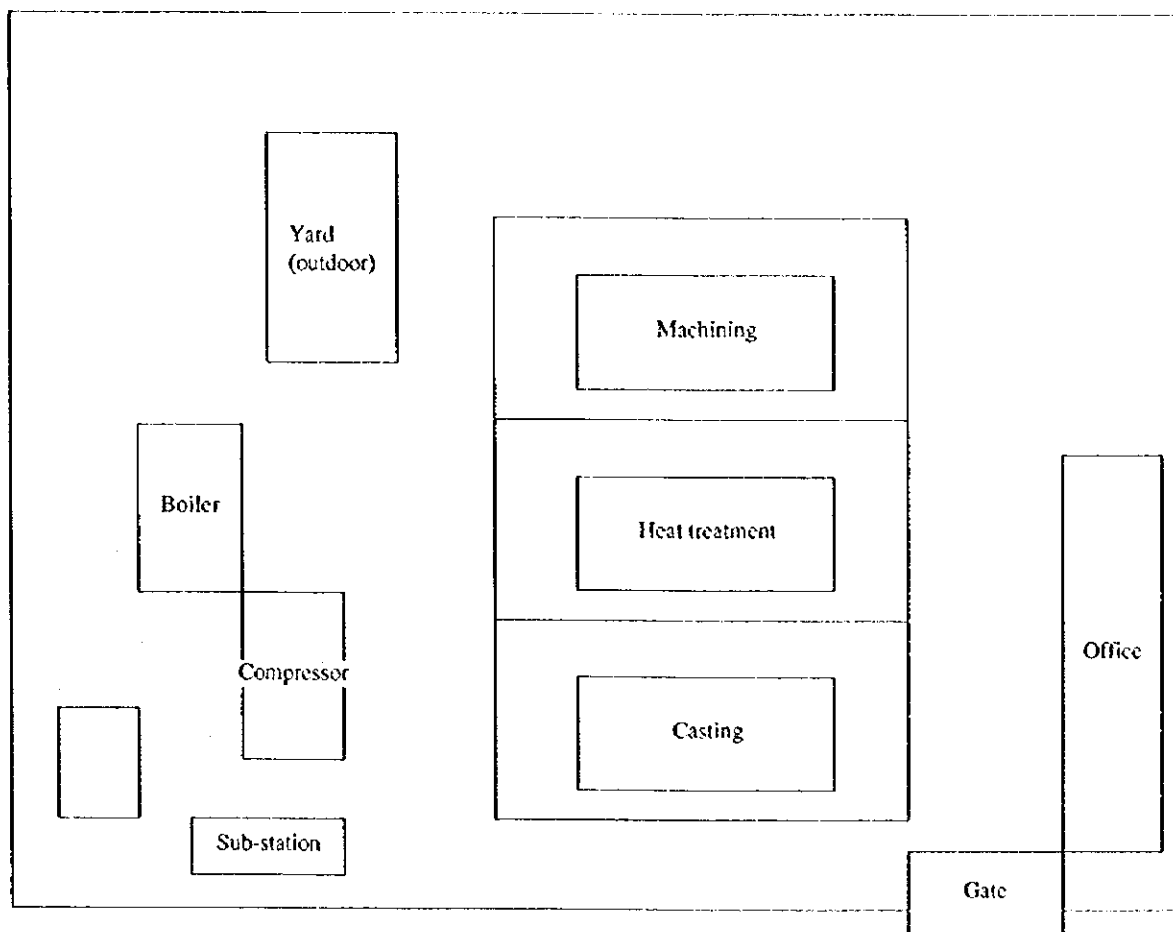
この工場は上に述べたように、社員の高いモラルと技術にささえられ利益を上げているが、近い将来、例えばEUへの加盟後EU内の工場として生き残っていくためには、設備の近代化・多角化(製品の多様化)・公害防止設備の増強・コスト競争力の強化(省力・省エネルギー・生産性の向上・歩留り向上等)等を強力に進めて行く必要があるものと思われる。

したがって経営戦略を定め、利益計画・資金調達計画を含めた総合的な工場近代化計画を作成し、適切なタイミングで必要な投資を行える体制を早期に整えるべきであろう。本工場の場合コスト競争力をつけることが当面の課題と考えられる。

(8) 工場配置図

工場配置図を Figure 1.3.2 に示す。

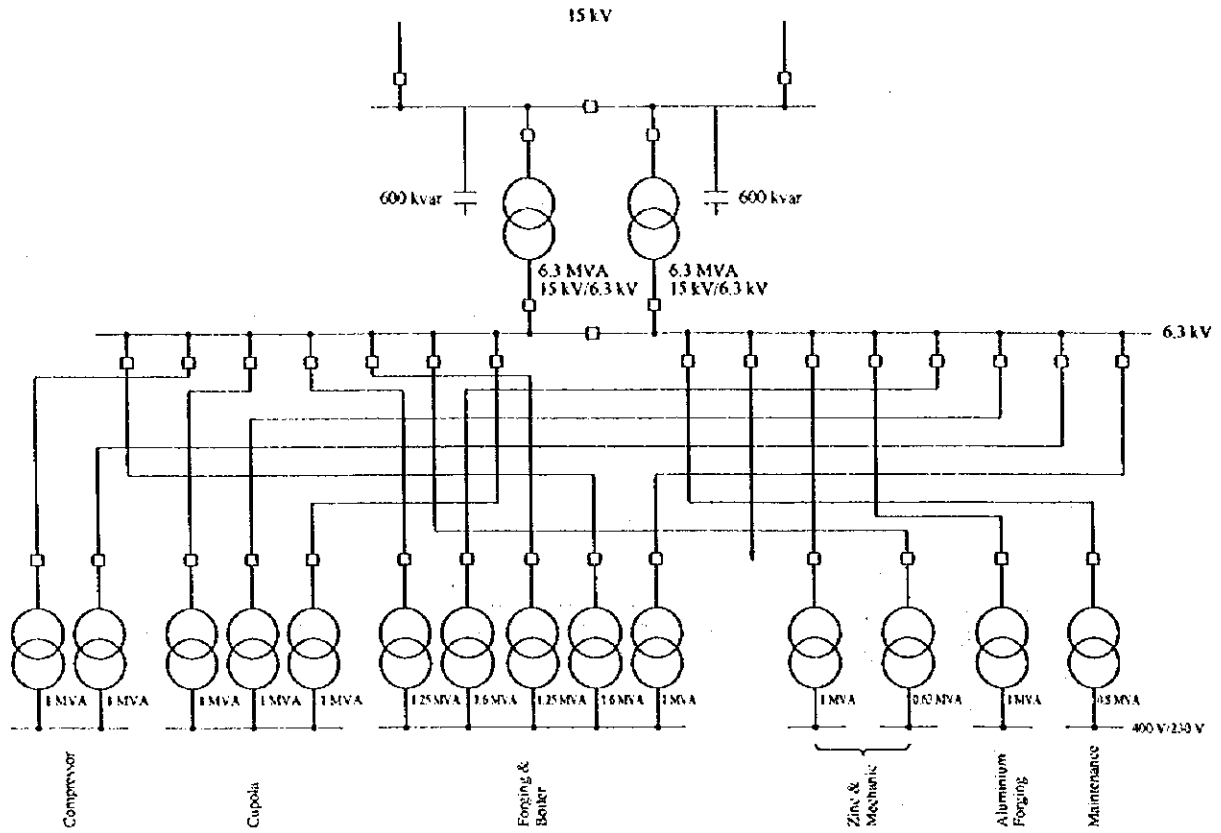
Figure 1.3.2 Plant Layout



(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 1.3.3 に示す。

Figure 1.3.3 Electricity One Line Diagram



(10) 主要設備の概要

主要設備の概要を Table 1.3.1 に示す。

Table 1.3.1 Major Equipment

Process	Equipment	Unit	Specification
Melting and casting	Cupola	4	Inner diameter 1,000φ, 7.5 t/h unit Hot blast, water cooled
	Forehearth	4	2 t/unit
	Pouring ladle	5*	180 kg/unit * in operation
Moulding	Moulding machine	2	200 sets/h unit, DISAMATIC
		1	1,000 sets/7.5 h, Manual squeeze
	Core machine	6	Hot box method, COREBELTER
	Sand mixer	2	90 t/h unit
Finishing of casting	Shake out machine	3	
	Shot blast machine	1	
Heat treatment	Furnace	10	Resistance heating, 360 kW/unit 0.333 t/h unit
Zinc coating	Zinc plating bath	4	Resistance heating, 110 kW/unit
Machining	Thread cutter	200	
Utilities	Main transformer	2	15 kV/6 kV, 6.3 MVA/unit
	Air compressor	7	200 kW, 33 m ³ /min × 0.68 MPa, Reciprocating
	Boiler	4	5 Gcal/h each, hot water, coal combustion stoker type
	Boiler	2	163 kW/each, oil combustion

(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 1.3.2 に示す。

Table 1.3.2 Energy Price and Heat Value

Energy	Price	Heat value
Coke	370 PLN/t	33,494 MJ/t
Electricity	161 PLN/MWh	10,258 MJ/MWh
Heavy oil	690 PLN/kL	33,900 MJ/kL
Coal	161.24 PLN/t	23,848 MJ/t

1.3.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量の推移

過去5年間の生産量はほぼ同じである。生産量の推移を Table 1.3.3 に示す。

Table 1.3.3 Trend of Production

Products	Unit	1993	1994	1995	1996	1997
Hot metal	(t)	26,990	25,313	26,541	26,732	25,514
Castings	(t)	10,588	9,835	10,680	10,300	10,752
Fittings	(t)	Lack	9,092	9,216	8,985	9,544

(2) エネルギー消費量の推移

1993年から1997年までのエネルギー消費量を Table 1.3.4 に示す。

Table 1.3.4 Trend of Energy Consumption

Energy	Unit	1993	1994	1995	1996	1997
Coke	(t)	4,566	4,644	5,597	5,546	5,333
Electricity	(MWh)	27,096	25,864	17,250	26,509	27,963
Heavy oil	(kL)	0	131.6	144.1	99.3	172.8
Coal	(t)	4,190	2,940	2,475	5,462	3,250

(3) エネルギー消費原単位の推移

エネルギー消費原単位は1996年を除いてほぼ同じである。1993年から1997年までのエネルギー消費原単位をTable 1.3.5に示す。

Table 1.3.5 Trend of Energy Intensity

Energy	Unit	1993	1994	1995	1996	1997
Coke	(GJ)	152,934	155,934	187,466	185,758	178,624
Electricity	(GJ)	277,951	265,313	279,531	271,929	286,844
Heavy oil	(GJ)	0	4,461	4,885	3,366	5,858
Coal	(GJ)	99,923	70,113	59,024	130,258	77,506
Total energy	(GJ)	530,807	495,433	530,905	591,311	548,832
Energy intensity	(MJ/t)	-	54,491	57,607	65,811	57,505
	(Mcal/t)	(-)	(13,015)	(13,759)	(15,719)	(13,735)

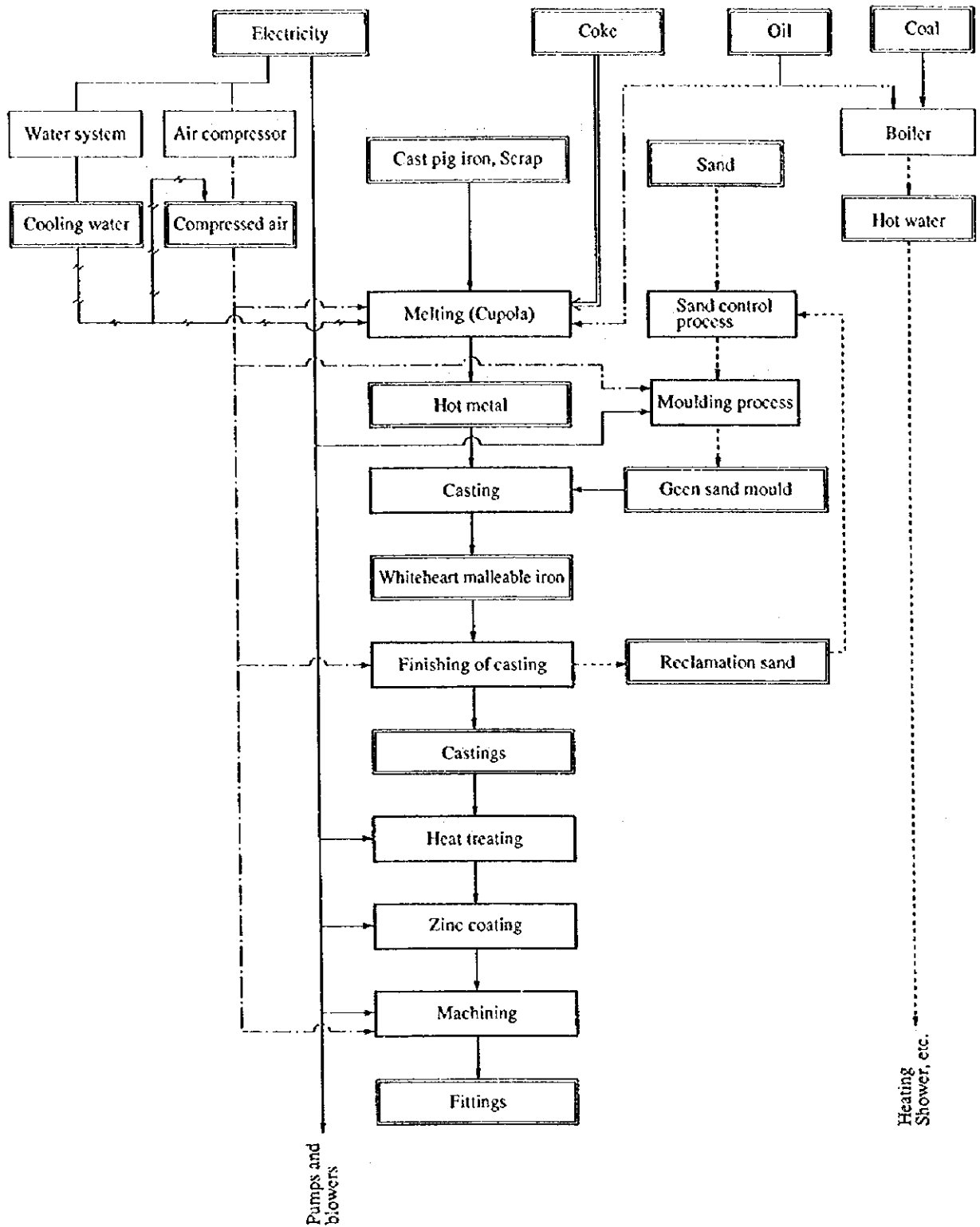
(4) 製造コストに占めるエネルギーコストの割合

約10%

(5) エネルギーフロー

購入エネルギーは電力(52%)、鋳物用コークス(33%)および石炭(14%)が大部分を占め、この他重油(1%)がある。鋳物工場の中で一番エネルギー消費量の多い溶解プロセスにはキューバラ炉が採用され、鋳物用コークスとその主要エネルギー源である。電力は機械加工、圧縮空気コンプレッサー、ファンおよびポンプ等を駆動する電動機およびそれ以外の用途にも多量に使用されている。回転機械以外の多量電力使用設備としては、電気抵抗加熱方式を採用した熱処理炉および溶融亜鉛メッキ槽等がある。エネルギーフローをFigure 1.3.4に示す。

Figure 1.3.4 Energy Flow



1.3.3 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

1999年の目標は熱処理炉と空気コンプレッサーの電力を5%削減する方針を決めており、社員に衆知させる予定である。

この会社では毎年初めに社員から改善案を募集し、社長を含む幹部と担当者がその案の中から良い改善案約90件を選び、改善案と改善目標を決定し、必ず実行するようにしている。その年度内に実施できないものが10%位あるが、次年度には実施している。改善提案の実施状況を示すボードが社長室に設置されている。

b. 省エネルギー推進に当たっての問題点

エネルギー消費量を測定するメーターが少ないため実態把握ができないことが第一の問題点であると会社の幹部は認識し、3年くらい前から主に電力メーターの取り付けを重点的に進めていて必要個所の70%は取り付け完了している。

この会社の幹部は省エネルギーに対する熱意が大きいですが、幹部のブレーンとなる人材が不足しているように見受けられる。したがってこの会社のように省エネルギーに熱意のある企業に対しては、次のような技術支援を行うと大きな効果が上がると思う。

- 1) 省エネルギーマスタープラン作成 (可能性のある省エネルギーテーマをすべて選び出し、省エネルギー量、必要投資額を求め、実行優先順位をつける。)
- 2) 操業改善 (省エネルギー指向の操業方法確立のための協力。)
- 3) エネルギー転換計画の実行案作成 (各プロセス毎に費用対効果およびオペレーション上のリスクを分析した上で、工場のエネルギー転換実行案をつくる。)

(2) 組織的な活動

a. 省エネルギー専従部署の設置

専従部署は設置されていないが、技術担当重役が、幹部会議において関連部門をリードして、省エネルギー活動を推進している。

b. 省エネルギー委員会の設置

役員会および幹部会が省エネルギー委員会として機能している。
そのプロモーターは技術担当重役である。

c. 経営者のスタンス

コストダウンは経営上、最重要課題と考え、その中でも省エネルギーをより重要視している。省エネルギーを進めるには、全員を参加させることが重要であると考え、改善提案制度を導入している。

d. 人事評価の仕組み

省エネルギー活動をとりあげて、人事評価に反映させる制度はないようである。しかし省エネルギー提案 (改善提案) を行いこれが採用、実施されるとボーナスを出す制度を設けており、上司は大きく評価している。

(3) データに基づく管理

a. エネルギー使用量の把握

エネルギー使用量は把握されている。

b. 主要な設備毎のエネルギー使用量の把握

電力、コークス、石炭の使用量は主要設備毎に把握されている。

圧縮空気、冷却水および温水 (暖房用、シャワー等生活用) はその製造に使用されたエネルギーは (例えば電力) は使用量が把握されているものの、これらのエネルギーを使用先ごとに配分するメータがないので、設計値をもとに前もって定めた比率で配分している。

c. 主要製品のエネルギー原単位の把握

主要製品は工程別に、エネルギー別に原単位が把握されている。

d. 計測器の設置

コークス、石炭、燃料油 : 使用設備に設置されている。

電力 : 主要設備毎に設置されている。設置数は非常に多い。

圧縮空気、冷却水 : 設置されていない。

温水 : 製造量計測器のみ設置。

e. 生産管理、原価管理

生産管理、原価管理は行われている。

f. 幹部のコメント

2、3年前から各機器に電力計を取り付け、電力消費の解析が行えるようになった。今回現地調査をうけ、省エネルギーポテンシャルを自社でも計算できることが分かったので、今後省エネルギー対策を検討する場合実績データをもっと活用していきたい。

(4) 従業員の教育

a. 表彰制度

改善提案制度が採用され提案が実施された場合ボーナスが支給される。

(5) 設備管理

a. 計画的設備体制について

計画的に設備のメンテナンスを行っており、通常操業中に大きな事故は発生していない。

b. 設備管理状況

古い設備が多いがよくメンテナンスされている。工場内はよく清掃されていて“メンテナンスの基本は清掃にあり”と認識し、強力に清掃運動を進めている。

1.3.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) Excellent foundry とのエネルギー消費原単位比較

鑄造工場のエネルギー原単位はその製造している製品の種類、大きさ (製品 1ヶ当たりの重量) および製品規格 (材質等) により大きく変動する。エネルギー原単位に大きく影響を与えるもう 1 つの要因に溶湯と製品の重量比即ち製品歩留りがあり、大きい鑄物を生産する場合 90%位に達するが、パイプ継手のような小物を生産する場合 40%程度まで下がる。

LACZNIKOW が生産しているパイプ継手は、材質が白心可鍛鑄鉄であるため、鑄込みの収縮量が大きくかつ溶湯の流動性が悪いため、押湯量を 40%程度必要とする。したがって製品歩留りが著しく悪くなる。加えて製品単量が 100g 弱から数 100g しかない上、製品に仕上がる段階でねじ切り加工され、製品の約 10% が切削除去されるので、歩留りはさらに低下し結果的に製品 1 当りエネルギー原単位が非常に悪くなる。

日本には、全く同じ製品規格の製品を作っている工場はないが、類似の大きさおよび品質の製品を製造している工場が数社ありこれら工場のエネルギー原単位と比較すると、Table 1.3.6 のようになる。エネルギー消費の 55%を占める溶解および熱処理プロセスの総エネルギー原単位を比較すると 32%の差異があり、LACZNIKOW の場合この数値に相当する省エネルギーポテンシャル (32%) があるものと推定される。

$$18,211 \div 57,505 \times 100 = 32\%$$

Table 1.3.6 Comparison of Energy Intensity

	Total	Gross (MJ/t-final products)			Melting only	Heat treatment only
		Melting	Heat treatment	Others	(MJ/t-hot metal)	(MJ/t-castings)
Lacznikow	57,505	19,560	11,979	25,967	7,317	9,940
Excellent factory	39,294	13,863	6,278	19,153	5,345	5,087
Difference	18,211	5,697	5,701	6,813	1,972	4,853

(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

当工場の各プロセスを正味エネルギー消費量の多い順に並べると Table 1.3.7 のとおりである。

Table 1.3.7 Energy Consumption by Process

Process	Production		Energy consumption				Share (%)
	Products	(t, GJ)	Coke, Coal (t)	Electricity (MWh)	Fuel oil (kL)	Total (GJ)	
Melting (Cupola)	Hot metal	25,514	Coke 5,333	466.8	96.3	186,677	34.0
Heat treatment	Cast products	11,502	–	11,145	–	114,325	20.8
Boiler	Hot water	61,120 GJ	Coal 3,250	186	76.5	82,007	14.9
Machining	Fittings	9,544	–	3,852	–	39,514	7.2
Zinc coating	Cast products	8,959	–	3,235	–	33,185	6.0
Casting	Castings	10,752	–	3,116.4	–	31,906	5.8
Air compressor	Compressed air	–	–	2,650	–	27,184	5.0
Others	–	–	–	3,311.8	–	33,972	6.2
Total			Coke 5,333 Coal 3,250	27,963	172.8	548,832	100.0

a. キュボラ

LACZNIKOW はキュボラ炉単独溶解、Excellent factory はキュボラおよび低周波誘導炉の組み合わせシステムで溶解を行っているので、低周波誘導炉も含めて比較検討する。

a-1 外部要因による差

LACZNIKOW および Excellent factory 共、流動性および収縮性の点から casting が難しいと言われている白鉄を生産しており、 casting 温度は両者とも 1,430℃以上であることから、溶解、 casting 上大きな差はないと思われる。

操業時間は LACZNIKOW のキュボラは 2 直操業 (16 時間操業) しているが、Excellent factory のそれは 16 時間～20 時間操業であり若干の差がある。特に LACZNIKOW の場合毎日新しい炉へ切り替えて操業するシステムとしており、この面ではエネルギー損失がより大きくなっている。

a-2 技術要因による差

1) キュボラの溶解用エネルギー原単位 (コークス比) の比較

1997 年のキュボラ炉のコークス比を Excellent factory (低周波誘導炉の電力も含む) と比較すると Table 1.3.8 のようになる。Excellent factory のエネルギー原単位 4,454MJ/t をコークスに換算すると 133kg/t になるので、両者の差はコークス比で表すと 76kg/t である。

Table 1.3.8 Comparison of Cupola Coke Ratio

	Unit	Lacznikow	Excellent factory
Coke ratio	kg/t-hot metal	209	110
Electricity	kWh/t-hot metal	-	75
Total	MJ/t-hot metal	7,000	4,454

2) コークス比の差が生じている要因

LACZNIKOW のオペレーションを観察し、オペレーションインデックス (Table 1.3.9 参照) を調査した結果コークス比に大きな差が生じていることが判った。差の生ずる原因を調査の結果、以下の要因が考えられることが判った。

① 高温出湯

出湯後、鑄型に注湯するまで通常 50℃～80℃の温度降下がある。鑄造速度と出湯速度がマッチングしない時、前炉でその差をある程度吸収できるがその際温度降下が発生する。

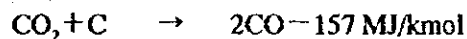
Excellent factory は大型の低周波誘導加熱保持炉を持っていて常に必要とする温度を保持できるので、キュボラはほぼ一定速度・一定温度 (約 1,500℃)

で出湯できる。一方、LACZNIKOW は小型の前炉を有しているにすぎず加熱保持機能を持っていないため Excellent factory に比較し、1,500～1,550℃と高めの温度でキュボラから出湯している。

② ベッドコークス高さを高く維持

出湯量を最大に、かつ出湯温度を 1,500～1,550℃に維持するため、ベッドコークス高さを 2m と標準より高くし、チャージコークス比を 167kg/t で操業している。

キュボラの炉内排ガス分析 (一酸化炭素 [CO] および二酸化炭素 [CO₂]) や排ガス温度の分布測定およびコークス中の水分分析は行われていない。ベッドコークスを高くしすぎると、予熱帯高さが減少するので、排ガス温度が上昇し CO 成分が増加し、キュボラの熱効率が低下する。キュボラ炉では CO 成分は Si や Fe の酸化を防止する働きはあるが、還元反応する酸化鉄は殆どないので、排ガス中の CO 成分は必要以上に増加させる必要はない。また CO 成分は次の反応により生じていて、コークスを消費する上吸熱反応である。言い換えると CO が多すぎることはキュボラに装入されたコークスが有効に活用されていないことを示す。したがって排ガス分析、シリコンロス計算、コークス中の水分測定等を定期的に行い、キュボラの操業状況を正確に把握すると共にキュボラの内部を常時良好な状態 (最適なベッドコークス高さ等) に維持するよう (操業を) 管理する必要がある。



③ 出湯量の調整

前炉が小さいので、1, 2 直の交代期や夕方の軽食時には送風量を落とし出湯量を下げている。

この時は出湯が赤みをおびていて明らかに出湯温度が下がっている。

④ 毎日キュボラを切り替え

毎日炉換えを行っている。一方 Excellent factory は一週間に一度炉修理を行っている程度であり、中には月 1 回程度の炉換えを行っているにすぎない foundry もある。

⑤ シリコン (Si) ロスが大きい

FeSi を投入 (3kg/t) し、ベッドコークスを高く、出湯温度を高くしている割には [Si] レベルが低い点を考慮すると、シリコンロスが大きい。通常操業時はシリコンロスはそれ程大きくはないが、16 時間単位での炉の切り替えに伴う熱ロスやキュボラの炉況が悪化しシリコンロスが大きくなるケースが時々あるため、平均的にシリコンロスが大きくなっているものと想定される。

Table 1.3.9 Comparison of Cupola Operation Index

	Unit	Lacznikow	Excellent factory
Capacity	t/h	7.5	12
Actual tapping	t/h	7 ~ 8	8
Charge cast iron	%	≒10 %	≒10 %
Tapping temperature	°C	1,500 ~ 1,550	1,500
Casting temperature	°C	> 1,430	> 1,430
Annual coke ratio	kg/t	209	110
Charge coke ratio	kg/t	167	100
Fine coke injection	kg/t	not installed	(12*)
Hot metal			
Chemical composition	[C] %	2.7 ~ 3.15	2.1 ~ 3.3
	[Si] %	0.4 ~ 0.85	1.5 ~ 2.0
	[Mn] %	0.4 ~ 0.7	0.3 ~ 0.5
	[S]	0.25 maximum	≒0.14
	[P]	0.15 maximum	
Blast temperature	°C	300 ~ 350 (recuperator)	350 (light oil combustion)
CO/CO ₂ measurement		No	once every 30 minutes**
CO/CO ₂ meter		not installed	not installed
Si loss	%	15	20 ± 5
Slag	kg/t	20	20
Cupola rotation		every day	every week
Operation hour		2 shifts (16 th)	2 shifts (20 h)
Cupola inner diameter	mm	1,000	1,400
No. of cupola tuyeres		5	6
Forehearth and hoding furnace	t	2	15
			(low frequency induction furnace)
Pouring ladle capacity	kg	180	900

Note * : (* 12 kg/t) fine coke injection is included in charge coke ratio.

** : In case of abnormal condition, once every 15 minutes.

3) 通常操業時のキュポラシステムのエネルギー効率の推定

① キュポラの熱精算

キュポラシステムの放熱損失および排ガス熱損失 (排ガス顕熱、排ガス潜熱) および冷却水による熱損失を調査し、カーボンバランス法および N₂ バ

ランス法を用いてキュボラのコークス比低減方法を検討すべく、排ガス測定 (温度、CO₂ 成分 etc.) を試みたが、安全な状態で測定できる場所がなく予定したデータを十分に得ることができなかった。

しかし、次の事実がわかった。

- ・キュボラブローは仕様どおりの能力で運転されており送風流量計も正常であった。
- ・送風温度はほぼ 340℃のレベルが保たれており、レキュベレータは設計値の範囲内の性能を維持している。
- ・キュボラの排ガス温度は 700℃と高めになっている。これはベッドコークスを 2m に上昇したことにより相対的にキュボラの予熱帯が 1m 程短くなったためであり、この影響が現れている。

② 簡易法によるキュボラシステムの熱効率の推定

- ・ Hot metal の含熱量

Hot metal の成分を実績資料に基づき次のように仮定する。Hot metal 1t の含熱量は 1,500℃の時 1,367MJ/t、1,550℃の時 1,405MJ/t である。

なお、本計算で使用した各元素単位の熱量を右欄に示した。

Chemical composition		Heat content (MJ/t)		Heat capacity (MJ/t)		
		1500℃	1550℃	1400℃	1500℃	Δ
[Fe]	95.5			1,249	1,321	72
[C]	3.0			2,232	2,430	198
[Si]	0.7			3,039	3,147	108
[Mn]	0.6			1,310	1,390	80
[S]	0.2			932	1,004	72
Total	100	1,367	1,405	—	—	—

(UNIDO: Seminar Text)

- ・カーボンが Hot metal に移る量

装入原料と Hot metal 成分を用いてカーボンバランス計算を実施した。

その結果、コークス中カーボンが Hot metal に移る量はおよそ 11kg/t であることが判った。

- ・ Si, Mn, Fe 等の酸化熱

通常 Si, Mn, Fe 等の酸化熱はキュボラではコークス熱量の 3~5% である。

この値を 3% と仮定する。

・キュボラ通常操業時における入熱量： Q_1

$$Q_1 = 1.03 \times (\text{コークス比} - 11) \times (\text{コークスの LHV}) = 1.03 \times (172 - 11) \times 29 \\ = 4,809 \text{ MJ/t}$$

ここに 172 は通常操業時におけるホットメタル 1t 当たりのコークス原単位 (kg/t) である。

LHV：低発熱量

・キュボラシステムの熱効率

$$\eta = \frac{1,405}{Q_1} = \frac{1,405}{4,809} = 29\%$$

4) キュボラコークス比の差の解析

LACZNIKOW の年間コークス購入量をホットメタル生産量で割った年間コークス比は 209kg/t-hot metal である。

一方通常操業時キュボラに装入されているコークス比は次のとおりである。粉コークスはキュボラに吹き込まれておらず、安い価格で外販するかポイラに使用されている。

一日平均の装入コークス比 : 180kg/t (186kg/t-hot metal)

操業中の装入コークス比 : 167kg/t (172kg/t-hot metal)

Note: ()内はキュボラのメタル損失を 3%と仮定して計算。

一方 Excellent factory は塊コークス比は 100kg/t-hot metal で操業している (粉塊込み 110kg/t-hot metal) のでなぜこの差が生ずるのか LACZNIKOW の技師の経験および日本の鋳物業界で報じられている実績データ等をもとに検討を行った。

① 炉を毎日切替えることによる損失：コークス比 17kg/t-hot metal の損失
操業中のコークス比 (172kg/t-hot metal) と一日平均のコークス比 (186kg/t-hot metal) の差 14kg/t が見かけ上炉を毎日切替えることによる損失と考えられる。しかし炉替えを行なった時はキュボラの耐火材の温度が定常状態になるまで蓄熱ロスが発生するので、操業中の装入コークスの一部はこの

蓄熱ロスを供給するため消費されるので、炉を毎日切替えることによる損失は $14 + \alpha$ kg/t となる。

週一回キュボラを停止修理している Excellent factory のこの停止修理によるコークスロス約 2~3kg/t-hot metal である。したがってこのロスを毎日切替えを行っている LACZNIKOW に適用しロスに推定すると 10~15kg/t-hot metal になる。しかし LACZNIKOW はベッドコークス高さを 2m と高く維持しているため停止時の排出コークス量も増加し 15~20kg/t-hot metal のロスになるものと推定される。したがって、中間値をとり 17.0kg/t-hot metal と推定した。

以上の結果をまとめると、

- a) 炉を毎日切替えることによるコークス損失 : 17.0kg/t-hot metal
- b) この内、切替え後初出湯までに使用されるコークス量
(ベッドコークスを含む) : 14.0kg/t-hot metal
- c) 残りの 3kg/t に相当する熱は操業中のコークス
172 kg/t-hot metal から供給される : 3.0kg/t-hot metal

【 参考 】

毎日キュボラを切替えているための熱損失量を推定すると次のようになる。

- ・ベッドコークスの廃棄ロス : ベッドコークス量 900kg
1 日の出湯量 100t

$$900\text{kg/d} \div 100\text{t/d} = 9.0\text{kg-coke/t-hot metal}$$

- ・ベッドコークスを改めて加熱するための熱ロス
 - : カーボン (C) 熱容量 2,430MJ/t
 - C の LHV 29MJ/kg
 - 加熱効率 70%

$$0.009\text{t} \times 2,430\text{MJ/t} \div 0.7 \div 29\text{MJ/kg} = 1.1\text{kg-coke/t-hot metal}$$

- ・取替耐火材加熱のための熱ロス
 - : 取替え量 3t
 - 比熱 1.17MJ/t℃
 - 熱効率 70%

$$3\text{t}/100\text{t} \times 1.17 \times (1,300 - 20) \div 0.7 \div 29 = 2.2\text{kg-coke/t-hot metal}$$

以上、小計

12.3kg-coke/t-hot metal

・耐火材の蓄熱損失

キュボラ内の取り替えない耐火材量 : 20t

耐火材の平均温度上昇 : 200℃ → 750℃

比熱 1.17MJ/t・℃

$$20/100t \times 1.17 (750 - 200) \div 29 = 4.4\text{kg-coke/t-hot metal}$$

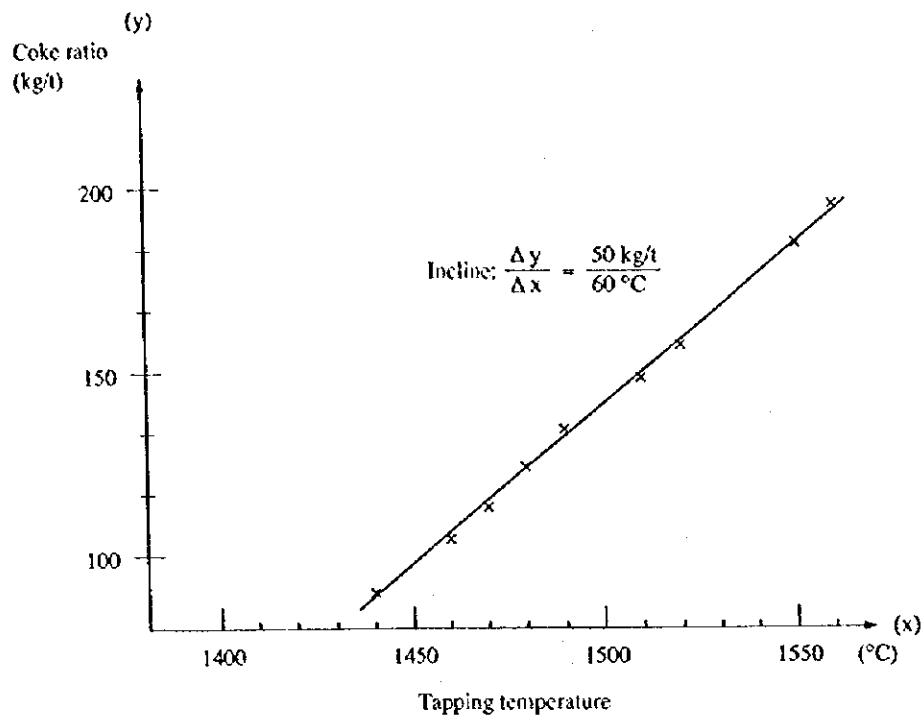
この計算によると炉を毎日切替えることによるコークス損失は少なくとも16.7kg/t 以上になる。

② 高温出湯の影響

キュボラの内径（内容積）を一定とした時の、目標出湯温度とコークス比の関係は Figure 1.3.5 に示すとおりである (Castings handbook (1986), Maruzen, Japan)。すなわち出湯温度を 60℃ 上げるためにはコークス比 50kg/t の増加が必要となる。

一方、LACZNIKOW の経験では、出湯温度を 30℃ 下げるとコークス比は 20kg/t は下がるとのことであり、Figure 1.3.5 の結果と一致する。したがって LACZNIKOW の Hot metal 温度を平均 1,530℃ とし Excellent factory の 1,500℃ に比較し 30℃ 高温としているためのコークス比増の影響を 25kg/t-hot metal と推定した。

Figure 1.3.5 Coke Ratio vs Tapping Temperature



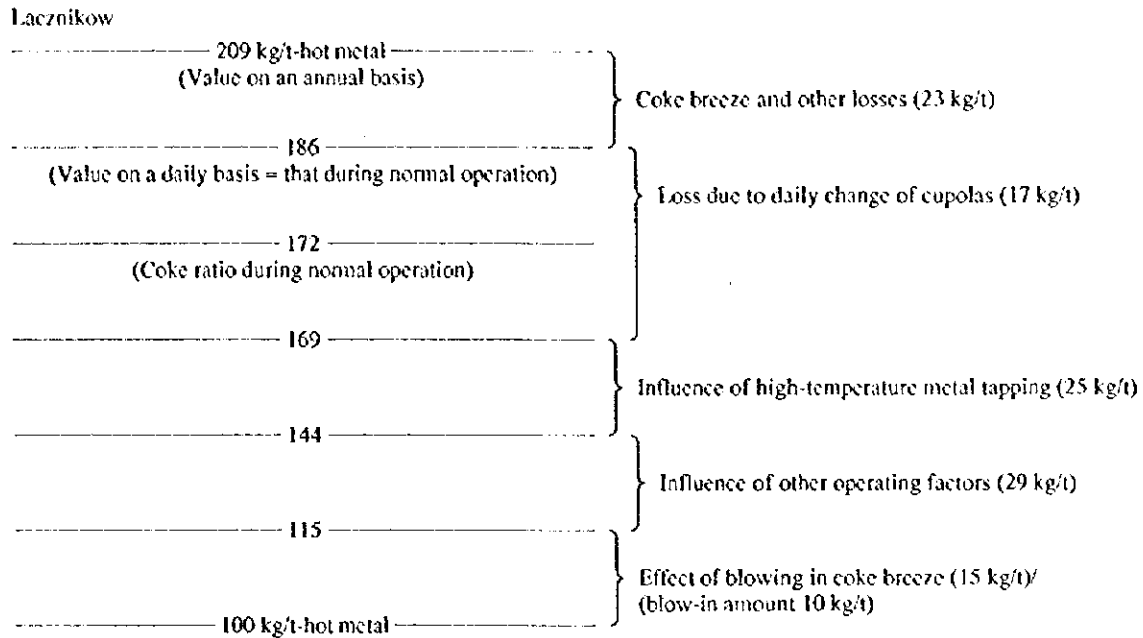
Source: Castings handbook (1986), Maruzen, Japan.

③ 粉コークス吹込みの効果：15kg/t

Excellent factory の実績によれば粉コークス 10kg/t 吹込みにより、(塊) コークスが 15kg/t 低減できる。

以上の検討結果を Figure 1.3.6 に示す。Figure 1.3.6 において、その他の操業要因による影響 29kg/t は、2) 項② で述べたように、ベッドコークス高さを高く維持している影響やコークス水分の影響等であり、操業改善により削減できる可能性がある。

Figure 1.3.6 Difference of Coke Ratio between Lacznirow and Excellent Factory



Excellent factory (lump coke intensity)

(Note) Metal yield of cupola is supposed to be 97 %, and coke ratio 167 kg/t calculated based on charged coke is converted to 172 kg/t-hot metal.

5) 操業時間と省エネルギー対策の関係

生産プロセスとしてどのプロセスを選択するか各種設備の検討をする場合“操業時間”は重要なファクターである。同様に省エネルギー対策を比較検討する場合も、“操業時間”は重要な要素となる。LACZNIKOW のキュポラの場合は原則として 2 直操業をつづける方針を採っているが、2 直操業をつづけるか、または溶解、铸造、造型部門を 3 直操業（週日は 3 直操業で土、日曜日は操業しない）するかによりキュポラのコークス比低減対策が大きく変わってくる。

① 2 直操業ケース

キュポラは (LACZNIKOW のエネルギーの約 3 分の 1 を消費している)、連続操業に適した設備であり、連続操業を続けるほど省エネルギー効果をあげ、経済性も良くなる。しかしながら、現状 2 直操業を続ける方針であればその方式に従った省エネルギー対策を考えて行く必要がある。工場調

査の結果、木工場の場合改善策として以下の4案が考えられる。(このうち1つの対策を実施)

- a) 現状のプロセスを原則として維持しながら省エネルギー対策を進める。
例：耐火材の改善による炉寿命延長、粉コークス吹込み等
- b) 低周波誘導炉を増設し、キュボラ+低周波誘導保持炉の二重溶解方式へプロセスを改造する。
- c) キュボラを廃止し、酸素回転炉+(低周波誘導保持炉)の二重溶解方式にプロセスを変更する。
- d) キュボラを廃止し、高周波誘導炉+低周波誘導保持炉の二重溶解方式にプロセス変更する。

これらのプロセスのエネルギーコストを単純比較すると Table 1.3.10 のようになる。参考までに、キュボラを 3-shifts で操業した場合のエネルギー原単位も併記した。

Table 1.3.10 Comparison of Melting Process Energy Cost

Existing	Energy consumption per ton-hot metal							Remarks
	Energy cost (PNL/t-hot metal)	Yield improvement (PNL/t-final product)	Energy intensity (MJ/t)	Electricity (kWh/t)	Coke (kg/t)	Natural gas (m ³ /t)		
Cupola	81 (100 %)	○ (base)	7,205 (100 %)	20	209	-	-	
a Cupola	75 (93)		6,687 (93)	25.0	192*	-	Coke breeze injection O ₂ enrichment to hot blast	
b Cupola + Holding Furnace	65 (80)		5,592 (78)	75.0	144**	-	50 kWh/t For holding	
c Rotating Oxygen-fuel Furnace + Holding Furnace	91 (112)		6,308 (88)	100.0	-	147	75 kWh/t For heating up and holding	
d Induction Furnace + Holding Furnace	97 (120)		6,155 (85)	600	-	-	50 kWh/t For holding 550 kWh/t For melting	
e 3-shift operation Cupola + Holding Furnace	54 (67)		4,719 (66)	29	132***	-		

Note 1: Operating condition: a ~ d: 16 h/d, continuous tapping 7 t/h
e: 24 h/d, continuous tapping 5 t/h

Note 2: Energy price and equivalent heat value

Energy	Electricity	Coke	Natural gas
Price	0.161 PLN/kWh	0.37 PLN/kg	0.51 PLN/m ³ N
Equivalent heat value	10,258 MJ/kWh	33,494 MJ/kg	35.93 MJ/m ³ N

Note 3: Rotating Oxygen-fuel furnace natural gas consumption of 147 m³/t includes energy consumption of oxygen production. The oxy-fuel furnace consumes 77 m³ of natural gas and 174 m³ of oxygen per tonne.

Note 4: In future cupola electricity intensity will increase by about 30 kWh/t for pollution control measures.

Note 5: Induction furnace (for reference)

High frequency, 2 x 5 t, tap-to-tap time: 65 minutes (Melting: 53 minutes, Loss time: 12 minutes), 14 ch/d x 2 (maximum)
Low frequency, 1 x 7 t, 400 kW

Note *: Coke ratio = $(186 - 15) \times \frac{209}{186} = 192$

Note **: Coke ratio = $(186 - 15 - 25 - 15 - 3) \times \frac{209}{186} = 144$

Note ***: $(186 - 15 - 25 - 15 - 3 - 11) \times \frac{209}{186} = 132$

この比較表によれば、a) または b) が有力な案であることがわかる。しかし多角化の進展または経済情勢の変化によっては、将来 c) または d) が有望になる可能性もあるので、充分検討の上三重投資にならないような案を採用すべきである。

{ 補-1}

d) 案は高周波炉 2 基案も考えられる。この場合高周波炉の出湯速度は鋳型への鋳込速度と同一にせざるを得ないので、時間当りの 7.5t/h を確保するとした場合、炉容量が大きくなる。LACZNIKOW はパイプ継手以外の鋳物生産を計画しているので、高周波炉でいろいろな種類のホットメタルを高速で生産し、パイプ継手用ホットメタルは低周波保持炉に一旦受け、鋳込速度にあわせて 1,500℃ で出湯した方がよいと思われる。

[補-2]

c) 案について

Rotating Oxy-fuel furnace は西ヨーロッパで 150 基以上稼働している。建設費が同能力の高周波炉 (電源設備も含む) の 2 分の 1 以下と安価で、少数操業者ですみ労働負荷も軽い。また休停止が容易であり 2 直操業に適した炉である。しかし、メタルの損失量が多く約 7% ある。

② 3 直操業のケース

本工場では熱処理炉および亜鉛メッキ炉が 3 直操業をしており、造型・鋳込みラインは 2 直操業をしている。キュボラは生産操業は 2 直 16 時間であるが、炉替え新炉立ち上げ操業準備の関係上、作業員は 3 直勤務となっている。ほぼ同じ程度の生産を行っている Excellent factory が工場全体で 150 名程度で操業していることを考えると LACZNIKOW は省力化の余地が大きく残されていると言える。したがって造型鋳込みラインを含めた melting-casting 部門の省力化を早急に進め、余剰人員を利用しこの熔融、造型、鋳込ラインを 3 直操業体制に変更すればキュボラのコークス比を大幅 (約 77kg/t 程度) に改善できる。

本体制に移行する場合、以下の設備投資を併せ行うことを推奨する。なお、上記 77kg/t のコークス比低減効果にはこれら改善効果も含まれている。

- キュボラ炉内耐火物に高級品を採用、炉寿命を延ばす。
- 前炉を 7t の低周波誘導炉または溝型誘導加熱炉に取り替え、同時に注湯鍋の大型化を図る。本改善により生産変動を吸収するとともに溶鉄温度の低下を防止する。
- 粉コークス吹き込み装置の設置
- 送風への酸素富化

6) キュボラのコークス比低減対策

ポーランドではコークスが安価でありホットメタル 1t 当たりのエネルギーコストは 83 PLN/t (約 3,400 円/t) 程度と安く、年間コストは $2,115 \times 10^3$ PLN/y (約 8,700 万円/y) 程度である。ここで例えば設備投資によりこのエネルギーコストを 25%低減できるものとし、かつ投資回収年数 5 年を前提として許容投資額を試算するとおおよそ $2,600 \times 10^3$ PLN (約 108 百万円) が得られる。この数値が投資の一つの目安となろう。

① 保持炉の設置

LACZNIKOW が生産しているホットメタルはいわゆる“白鉄”(white iron)といわれ粘性が高いため、1,430℃以上の温度で鋳型に注湯する必要がある。キュボラの操業中には下記のように種々の温度低下要因がある。どのような状況にも対応できるようベッドコークスレベルを高くし、出湯温度を高くする等いろいろなアクションがとられている。

- ・ 鋳込速度との関係で生産量および出湯速度を落とす (減風)。減風により相対的に放散熱量が大きくなり出湯温度が下がる。
- ・ 減風後や早朝のスタートアップ時は溶湯温度が低く加えて注湯鍋の温度が十分上がっていないため、注湯鍋内のホットメタルの温度低下がさらに大きくなる。

操業に応じた適切なサイズの加熱保持炉があると、鋳込み速度の変動を吸収することが可能になり、キュボラの操業も安定しベッドコークスレベルを現状より低くできる。また注湯中に溶湯温度が下がっても保持炉にもどして再加熱できるので、ホットメタルの歩留り (鋳込み量 ÷ ホットメタル生産量) が向上し、製品の品質も安定する。

[効果]

加熱保持炉がある場合、溶湯温度を加熱保持炉で調整できるのでキュボラで無理に溶湯温度を上げる必要がなくなる。

したがってキュボラで生産する溶湯温度を Excellent factory レベルの 1,500℃ まで下げることが可能となる。また、加熱保持炉で鑄込速度等の変動を吸収できるためキュボラは一定量の生産を維持できるため操業が安定する。

なお、LACZNIKOW の実績によれば出湯温度を 1,500℃ に低下しても、Hot metal の化学成分は規格内に十分入っており、品質上の問題はない。

- ・ コークス比の低減 : 出湯温度 1,500℃ まで低減 25kg/t
: 炉切替時のコークスロスの低減 3kg/t
(ベッドコークス高さ減 -0.8m)
: ②項 の操業改善 (期待効果) 15kg/t
- ・ 溶湯ロスの減少 : 2.5% (現状 4%弱)
- ・ 不良品の減少 : 2.5% (現状 5%程度)

この効果を製品 1 当りエネルギー原単位で表すと ▲5,388MJ/t になる。

[保持炉の仕様]

有効容量

- ・ 容量 : 7t×1 基 (キュボラ炉 2 基に対し 1 基)
- ・ 形式 : るつぼ型低周波保持炉
(またはみぞ型保持炉)
- ・ 電気容量 : 400kW/1 基 (または 300kW/1 基)
- ・ 保持に必要な電力原単位 : 40kWh/t (みぞ型炉)
50kWh/t (低周波炉)

加熱保持炉容量としては、通常キュボラ容量相当からキュボラ容量の 2 倍程度までの容量の炉が設置されている。上記対策を 100%達成するには、キュボラ容量の 2 倍の容量が望ましいが費用対効果の視点に立って 7t をリコメンドする。

② キュボラ操業の改善 : 15kg/t

加熱保持炉が設置されると、キュボラはほぼ一定速度で出湯できるようになる。仮に一時的に出湯温度が低下しても保熱炉で再加熱できる。即ちキュ

ボラの特徴 (連続出湯に適した溶解炉) を最大限に発揮できる条件が整うので、操業の改善によりコークス比を Excellent factory のレベルまで低減させることが可能になる。Figure 1.3.6 によると操業改善による改善ポテンシャルが 29kg/t あるので、少なくとも 15kg/t 改善することは可能と考えられる。

キュボラの管理項目としては出湯温度、出湯成分の他に次の項目がある。

- Si ロス
- 排ガス中の CO および CO₂ 分析
- 排ガス温度の分布測定
- 送風量および送風温度
- 送風中湿分
- コークス中の水分
- 送風圧力
- 羽口からの熱風吹き出し速度

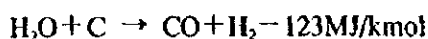
実際に操業改善を進めるためにはまずこれらの実績データを求め解析することが必要である。改善例として次のような事例がある。

- ・送風羽口のフランジからの漏風を止めることにより溶解速度が 8%向上した。
- ・装入物の高さの片寄りを防ぐため可動式原料分配板を設置し、炉内ガス分布を均一にし、溶解速度を上げコークス比を下げた。
- ・装入物の高さを高くし (予熱帯の高さを高く) コークス比を下げた。
- ・送風羽口の先端に羽口スリーブを取り付け、送風量変動時にも炉内への吹きこみ風速を一定にできるようにし、コークス比を常時低レベルにキープできるようにした。
- ・予熱帯部のガスの垂直温度分布およびシリコンロスの 2 つの情報をもとにベッドコークス高さを推定する方法を考案し、早めにベッドコークス高さを調整し出湯温度の変動幅 (fluctuation) を小さくさせ、foundry defects を減少させた。

- ・ CO/CO₂ および排ガス温度の分布等の情報をもとに炉況を判断するためのソフトウェアを開発し、キュボラを安定操業することによりコークス比を低減させた。

③ コークス水分の減少対策

コークス中の水分はキュボラ内でコークスと反応し吸熱反応を起こす。



したがってもしコークス中の水分が1% (10kg 水分/coke) 減少すると、反応コークス量の減少分が 6.7kg、吸熱反応分を補償するコークス量が 4.2kg、合計 10.9kg-coke/t-hot metal コークス比が下がることになる。したがって今後 1 年間、購入コークス中の水分をコークス購入時に、また屋外貯蔵所および装入直前のコークス中に関しては週 1 回位の頻度で水分測定し、その結果に基づいて次のような対策をとるようリコメンドする。

- a) 購入コークスの水分が常に低い場合 ……

屋内貯蔵に貯蔵場を変更し水分の上昇を防ぐ

- b) 装入前コークスの水分が屋外貯蔵所に比べて1%以上低い時 ……

屋内に保管する時間を長くする

- c) 装入前コークスの水分が3%以上の時 ……

水分量に応じてチャージコークスの量を補正
増量させるアクションをとる。

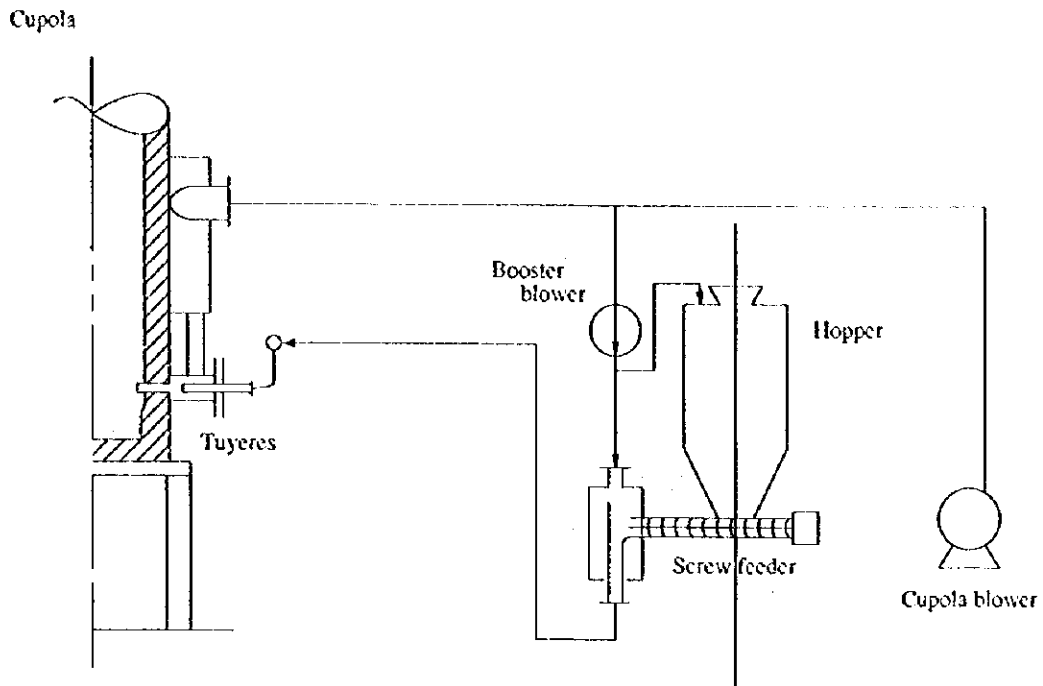
④ 粉コークスの吹込み装置

粉コークス吹込みの効果は出湯温度の上昇、出湯能力の増加、コークス比低減である。(10kg/t の吹込みでコークス比 15kg/t 改善)

LACZNIKOW のキュボラはほとんど能力の上限で操業しているので、この設備は是非導入したい。

コークス粉吹込み設備のフローシートを Figure 1.3.7 に示す。

Figure 1.3.7 Flow Diagram of Coke Breeze Injection System



⑤ キュボラの週1回切替えへの移行

LACZNIKOW は、炉の側壁耐火物を 3~4 週間位の寿命を持つ高品質耐火物に変更し、労働負荷軽減を図るべく計画中のことである。この場合同時に底部も一週間程度の耐用期間がある耐火物に取り替えれば、キュボラの週一回切替えが可能になる。

a) 3直操業の場合

週1回への切替えは簡単で、この結果コークス使用量はホットメタル 1t 当たり 11kg/t 削減できる。

b) 2直操業の場合

夜間 8 時間の操業方法としてバンキング法または送風-休風を繰り返す方法がある。保持炉の容量を 7t とすると送風-休風をくりかえす案は採用が難しい (一般に休風時間は炉内の溶融物の凝固を防ぐため 4 時間以内とされている。仮に 4 時間休風し残りの 4 時間を生産量 50% に低下し操業しても加熱保持炉の容量としては少なくとも 15t 位の容量が必要となる) バンキング法は炉内に装入されたメタルを全量溶解し、ドレンホールから全て

排出した後、出湯口をふさぎ送風を止めコークスを蒸し焼き状態にして、キューボラを保管する方法である。Excellent factory では実績があるが、LACZNIKOW では経験がない。したがって LACZNIKOW では独自に技術を開発する必要がある。

⑥ 送風への酸素富化

LACZNIKOW では既に熱風送風が行われている。熱風送風に加え酸素富化を実施した場合、日本の実績をベースに考えると酸素富化 1.5%でコークス比が 10kg/t 下がると予想される。しかしながら、この程度の改善では投資メリットは少ない。

しかし、酸素富化はコークス比低下のみならず同時に溶解能力 16%上昇、出湯温度 15℃上昇という副次的効果がある。Excellent factory ではキューボラ操業スタート時に短時間に出湯温度を所定温度まで上昇させるための手段として操業初期のみ酸素富化を実施している。したがって LACZNIKOW がキューボラ操業スタート時や減風後の増風時に短時間で出湯温度を上昇させる手段としてベッドコークス高さを高くする等の方法をとっているが、これらに代え、酸素富化を実施する方法を実施するようリコmendしたい。

⑦ 鋳型生産 (造型) ラインの自動化 (省力化)

LACZNIKOW によると鋳型生産ラインがこの工場の生産能力のネックであるとのことである。鋳型生産工場は 4 ライン中 3 ラインが既に自動化されている。したがって、残る 1 ラインを自動化できれば省力化と同時に生産能力を増強できる。このラインの自動化により、キューボラから出湯した溶湯は短時間で処理できるようになり、食休や直の交代時の生産の落ち込み量も減り、キューボラが常に安定した生産量を維持できる条件が整ってくる。したがって既設ラインの自動化の成果を早く評価し、キューボラの安定操業のためにも、メリットがあれば早期に自動化を実施するようリコmendしたい。

⑧ 溶解・造型・鋳込の 3 直操業：11.2kg/t

5) 項② で述べたように、3 直操業が可能であればキューボラはその特徴を最大限に発揮できるので、省エネルギー型の操業ができる。

[効果]

① 項 b) の対策が行われている場合を想定すると、増分効果は炉切替時の
コークスロス低減である。即ち

$$(17-3) - \frac{17-3}{5} = 11.2\text{kg/t}$$

b. 熱処理炉

熱処理炉工場のエネルギー原単位は、生産している製品 (材料の規格、単重) により大きく原単位が異なるので、原単位を単純比較して、省エネルギーポテンシャルを推定するのは難しい。

したがって理論上必要とされるエネルギー原単位を計算し、実操業の原単位と比較し、その差を解析することにより省エネルギーポテンシャルを推定する。またエネルギーを転換するとコストおよびエネルギー原単位を低減できるのでこれもつけ加える。

1) 理論エネルギー原単位 (理論電力原単位)

熱処理プロセスが理論的に必要とするエネルギーを推定する方法には、理論計算により求める方法と、実操業のデータを解析して必要エネルギー原単位を推定する方法とがある。ここでは両方法でエネルギー原単位を求めて理論エネルギー原単位を推定、その値を 240kWh/t とした。

① 計算による方法

・パイプ継手の含熱量

$$: 1,000\text{kg} \times 0.67\text{kJ/kg}^\circ\text{C} (1,020 - 25) \div 3,600\text{kJ/kWh} = 185.2\text{kWh/t}$$

・バスケット含熱量

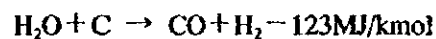
$$: 185.2 \times 0.15 = 27.8\text{kWh/t}$$

・雰囲気ガスの加熱

$$\text{空気} : 27\text{m}^3/\text{t} \times 1.41\text{kJ/m}^3\text{C} (1,020 - 25) \div 3,600\text{kJ/kWh} = 10.5\text{kWh/t}$$

$$\text{蒸気} : 15\text{kg/t} \times 2.13\text{kJ/kg}^\circ\text{C} (1,020 - 80) \div 3,600\text{kJ/kWh} = 8.3\text{kWh/t}$$

・雰囲気ガスの反応熱



$$+ 0.833\text{kmol} \times 123\text{MJ/kmol} \div 3.6\text{MJ/kWh} = 28.5\text{kWh/t}$$

$$\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 283\text{MJ/kmol}$$

$$\sim 0.208\text{kmol} \times 283\text{MJ/kmol} \div 3.6\text{MJ/kwh} = \sim 16.4\text{kWh/t}$$

以上、合計 243.9kWh/t

【補】

雰囲気ガスの成分は、

$$\frac{[\text{CO}]}{[\text{CO}_2]} = 2.7 \sim 4.1, \quad 23\% < [\text{CO}] < 31\%, \quad 7\% < [\text{CO}_2] < 10.5\%$$

[H₂O] : 25%～35%

[CH₄] : ≒1.2

[N₂] : 残 (≒27) である。

② 現地調査データにより推定する方法

Table 1.3.11 に 10 月 21 日に実施した現地調査のデータを要約して示す。

Table 1.3.11 Measuring Data of Heat Treatment Furnace

Furnace No.	Power consumption (kWh/h)	Radiation heat loss (kWh/h)	Amount of treatment (t/h)
No. 6	200	138.8	0.250
No. 7	225	148.6	0.286

理論電力原単位を次式で求め、結果を Table 1.3.12 に示した。

理論電力原単位 = 電力原単位 - 放熱量 (kWh/t) - その他の損失 (kWh/t)

Table 1.3.12 に示すように、熱処理炉の損失熱の大部分は放熱損失が占める。その他の損失としては熱処理材の搬入・搬出時に生じる開口部からの放熱や雰囲気ガスの放出等があるが、現場を視察して、この量はごく微量であることがわかったので、ここでは投入電力量の 2.5% と仮定した。

Table 1.3.12 Estimation of Theoretical Energy Intensity on Measuring Data

Furnace No.	Theoretical energy intensity (kWh/t)	Radiation heat loss (kWh/t)	Other losses (kWh/t)	Electricity intensity (kWh/t)
No. 6	225	555	20	800
No. 7	247	520	20	787

2) 実操業の電力原単位

熱処理炉の熱損失の大部分は放熱損失が占めており、放熱損失は生産量に無関係にほぼ一定である。したがって断熱材の性能が変化しないかぎり、通常操業中の電力原単位は熱処理炉の製品処理量 (t/h) に反比例する。言い換えると熱処理炉 1 基当り製品処理量を上げるほど電力原単位が改善されることを意味する。

① 熱処理炉の平均製品処理量

LACZNIKOW によると製品別の熱処理量は次のとおりである。

productivity	production ratio
0.333t/h	80%
0.250t/h	10%
0.167t/h	10%
0.294t/h	平均 (調和平均)

したがって、調和平均製品処理量は 0.294t/h となる。

一方 LACZNIKOW によると実績製品処理量は 0.27t/h である。

② 目標放熱損失と平均放熱損失

今回現地調査した No.6 炉は側壁温度 63℃ (装入側および搬出側を除く) 天井部、温度 80℃であり、断熱状態は良好である。(1997 年 8 月より連続稼働中)。同時に測定した No.7 炉は 149kWh/h と No.6 炉に比較し若干高い。したがって No.6 炉の放熱量を目標放熱損失としその値を 139kWh/h とする。No.6 炉と No.7 炉の平均値が平均放熱損失であると仮定すると平均放熱損失は 144kWh/h となる。

③ 目標電力原単位と平均電力原単位

理論電力原単位を 240kWh/t、目標放熱損失を 139kWh/h、その他損失を 20kWh/t とすると、目標電力原単位は Table 1.3.13 のようになる。

同様に平均放熱損失を 144kWh/h と仮定すると平均電力原単位は Table 1.3.14 のようになる。

Table 1.3.13 Electricity Intensity vs Productivity (in case of Radiation Loss of 139 kWh/h)

Productivity (t/h)	Theoretical energy intensity (kWh/t)	Radiation heat loss (kWh/t)	Other losses (kWh/t)	Electricity intensity (kWh/t)	Power consumption (kWh/h)
0.333	240	417	20	677	226
0.250	240	556	20	816	204
0.167	240	834	20	1,094	182
0.294	240	473	20	733	216
0.283	240	491	20	751	213
0.270	240	515	20	775	209

Note: Heat loss due to radiation is assumed to be constant, i.e. 139 kWh/h.

Table 1.3.14 Electricity Intensity vs Productivity (in case of Radiation Loss of 144 kWh/h)

Productivity (t/h)	Theoretical energy intensity (kWh/t)	Radiation heat loss (kWh/t)	Other losses (kWh/t)	Electricity intensity (kWh/t)	Power consumption (kWh/h)
0.333	240	432	20	692	231
0.250	240	576	20	836	209
0.167	240	864	20	1,124	187
0.294	240	490	20	750	221
0.270	240	533	20	793	214

Note: Heat loss due to radiation is assumed to be constant, i.e. 144 kWh/h.

3) 年間平均電力原単位についての考察

LACZNIKOW の熱処理炉の年間平均電力原単位を Table 1.3.15 に示す。

- ① 1997年1月～1997年3月の間は熱処理炉6基が操業していたが、5月以降5基操業に変え、その結果電力原単位は1,003kWh/tから890kWh/tに改善されている。
- ② しかし、年間平均値としては、熱処理炉1基当りの製品処理量は0.265t/h、電力原単位は934kWh/tである。
- ③ 熱処理材の構成をみると計算上は0.294t/hの製品処理が可能との結果を得ることができるが、熱処理炉5基操業では過去の実績から見ても0.283t/hが現実的に達成可能な値であり、実績値は0.270t/hである。
- ④ 1997年に4回熱処理炉が切替えられている。切替えにより蓄熱損失等が発生する。5基操業中に1回切替えるとその月の電力原単位が約30kWh/t増加する。
- ⑤ 熱処理炉のトラブルは1回/3基・年程度で頻度は少ない。

Table 1.3.15 Electricity Intensity of Heat Treatment Furnace in 1997

	January	February	March	April	May	June	
Productivity (t/h)	0.253	0.263	0.237	0.276	0.256	0.273	
No. of furnaces	6	6	6 _{1,1}	5 ₁	4 ₁	5	
Electricity intensity (kWh/t)	1,044	1,025	985	1,077	893	904	
	July	August	September	October	November	December	Total
Productivity (t/h)	0.311	0.273	0.283	0.238	0.254	0.274	0.266
No. of furnaces	5 ₁	4 ₁	5	5 ₁	6 ₁	5	
Electricity intensity (kWh/t)	856	870	876	965	854	901	934

* Productivity is estimated based on furnace electricity consumption record.

4) 省エネルギーポテンシャル

現地調査の結果および1997年の熱処理炉の電力原単位を比較し、省エネルギーポテンシャルを計算するとFigure 1.3.8のようになる。

Figure 1.3.8 Energy Conservation Potential in Heat Treatment Furnace

	Target of operation	Result of operation after May 1997	Result of operation in 1997
Number of furnaces	N = 5	N = 5	N = 6
Productivity	0.283 t/h	0.270 t/h	0.265 t/h
Radiation heat loss	20 kWh/t + 139 kWh/h		
Furnace exchange loss	30 kWh/t × 4 times/y	same as left	same as left
	$\eta = 31.5\%$ 	$\eta = 27.0\%$ 	$\eta = 25.7\%$

この図に示すとおり、1997年度に対し、173kWh/t (18.5%)、1997年5月～12月の実績値に対し129kWh/t (14.5%)の省エネルギーポテンシャルがあることがわかる。

一方電気加熱を天然ガス加熱に変更すると4,604MJ/t (51%)の改善効果が期待できるので、エネルギー転換による省エネルギーポテンシャルは51%である。

5) 熱処理炉電力原単位の低減対策

① 熱処理炉の断熱材の放熱損失の管理強化

熱処理炉の断熱材は水素30%を含む雰囲気ガスに対して適切な材料および工事方法が選択されている。この点は現地調査で得られた電力原単位および測温結果すなわち側面外壁温度が60℃に保たれ、かつ既に15ヵ月以上稼働しているNo.6炉の放熱損失が139kWh/tと低いことから推察できる。

一方 1997 年 5 月～12 月の電力原単位、および 5 基の熱処理炉が連続稼働して、製品処理量 0.283t/h を記録した時の電力原単位をもとに放熱損失を求めると、それぞれ 167kWh/h、174kWh/h であり、放熱損失の大きい炉があることがわかる。

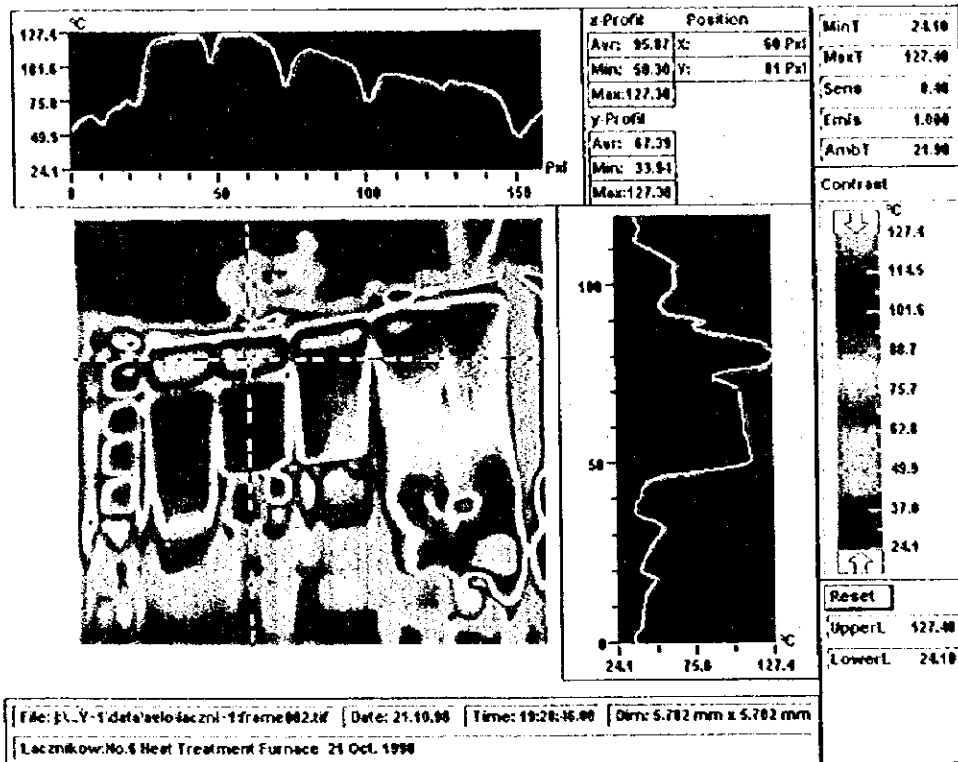
したがって、熱処理炉の断熱性能の劣化を早期に発見し、補修時期を決定したり、炉毎の性能変化 (表面温度測定、製品処理量～電力原単位の関係等) を管理し、耐火材、施工方法等に問題がないかどうか管理していく必要がある。

断熱材の管理強化 (施行方法、断熱性能の測定) による省エネルギー期待効果は約 101kWh/t である。

Figure 3.1.9 に No.6 熱処理炉の表面温度分布測定結果を示す。

断熱材強化による電力節約量：101kWh/t×11,502=1,162MWh/y

Figure 1.3.9 Infrared Thermal Range of No.6 Heat Treatment Furnace



② 熱処理炉製品処理量管理強化

熱処理炉の製品処理量を 0.270t/h (現状) から 0.283t/h に増加できると 28kWh/t 原単位が改善できる。製品処理量を増加させるには、熱処理炉の炉毎の目標生産計画をつくり毎日その結果を管理して行く必要があり、も

し目標を達成できなかった場合にはその原因を調査し改善していく必要がある。

この他年間生産計画に基づいて、炉の切替時期を適切に選び炉 6 基操業と 4 基操業を一時的に組み合わせることにより、製品処理量を 0.283t/h 以上に高めることも可能である。

生産管理強化による電力節約量：28kWh/t×11,502t=322MWh/y

6) 熱処理炉のエネルギー転換によりエネルギー原単位低減

当工場では熱処理炉をはじめメッキ炉等で電力が大量に消費されている。ポーランドの経済発展に伴い電力需要は増加する一方と予想され、電力代も徐々に上昇していくものと想定される。

熱処理炉用にニュータイプのリジェネレーティブ・ラジアントチューブ式バーナーが既に開発されており、低 NO_x 発生量で制御性も改善され、十分に耐えるような商品が現れている。

将来当工場の近くまで天然ガスが引き込まれた場合、コストダウンおよび熱処理炉のエネルギー原単位半減を目標にフォージピリティー・スタディーを実施し、本改善を実施に移すよう Recommend する。

[効果]

・電力原単位の低減	△ 800kWh/t (8,719MJ/t)
	800×11,502=9,202MWh/y
・天然ガスの増加	+ 4,115MJ/t
	4,115MJ/t×11,502=47,331GJ/y
差	△ 4,604MJ/t (現状 8,924MJ/t の 51%減)

[リジェネレーティブ・ラジアントバーナー]

・仕様 (参考)	35kW×14 本/1 炉
・熱交換器	セラミックハニカム
・NO _x	200ppm 以下 (O ₂ : 11%換算)

[費用]

525,000PLN/炉

c. 機械工場

機械工場のねじ加工機械は、オペレータが材料を投入口に 1ヶづつ定められた方向に向けて投入するマニュアル操作であるが、以降の加工プロセスは自動化されている。加工する材料がなくなると機械が自動停止するシステムを採用しておりモーターのアイドリング時間がなくなるよう設計されている。

したがって省エネルギーポテンシャルは殆どないものと判断し、現地調査(熱・電気)グループによる測定は行っていない。

d. 亜鉛メッキ工場

亜鉛メッキ工場は、酸洗-乾燥-亜鉛メッキの工程から成り、乾燥および亜鉛の加熱溶解に電力が使われている。LACZNIKOWによるとメッキ工場の生産能力は現状の生産量の2倍はあるとのことであるが、現在は生産量も低下しており4ライン中3ラインが稼働しているにすぎない。主として稼働しているのは2ラインで1ラインは生産スピードを落として操業している。

亜鉛メッキの基本プロセスはどの foundry も同様である。しかし日本には LACZNIKOW と類似した製品を生産し、類似したプロセスで亜鉛メッキを行っている foundry が無いので、下記計算により省エネルギーポテンシャルを推定する。また酸洗プロセスは現在排気処理設備が設置されておらず将来公害防止対策が必要になるものと思われる。Excellent factory で使用しているショットブラスト法を採用すると電力原単位が改善できるので、これも付け加えた。

1) 理論電力原単位

$$\begin{aligned} \cdot \text{パイプ継手の含熱量: } & 1,000\text{kg} \times 0.544\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C} (470-25) \div 3,600\text{kJ/kWh} \\ & = 67.2\text{kWh/t} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \cdot \text{亜鉛の含熱量: } & 72\text{kg/t} \times 0.53\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C} (550-25) \div 3,600\text{kJ/kWh} \\ & = 5.6\text{kWh/t} \end{aligned}$$

$$\text{小 計} \quad \quad \quad 72.8\text{kWh/t}$$

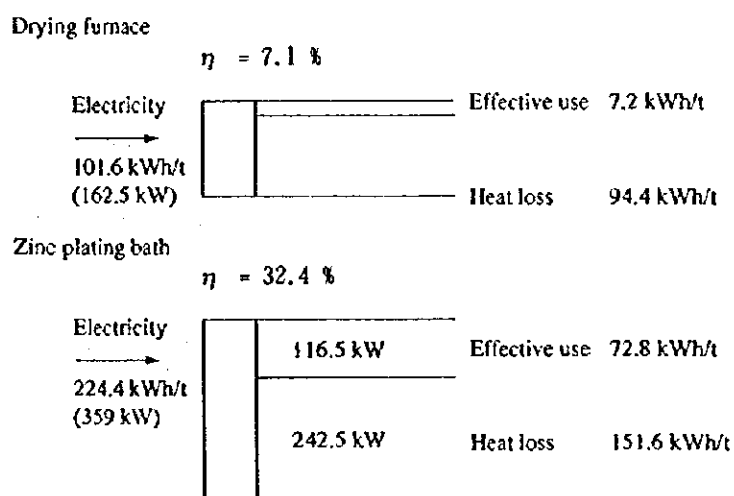
$$\begin{aligned} \cdot \text{水の蒸発熱: } & 10\text{kg/t} \times 2,575\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C} \div 3,600\text{kJ/kWh} \\ & = 7.2\text{kWh/t} \end{aligned}$$

ここに亜鉛の付着量 72kg/t は LACZNIKOW の実績値を使用し、乾燥前水分付着量 10kg/t は日本の実績をベースに仮定した値である。

2) 実作業中の電力原単位

乾燥炉の損失熱の大部分は排気ガスの顕熱と炉壁からの放散熱であり、亜鉛メッキ炉の損失熱の大部分は同様に炉からの放散熱である。現地調査データからヒートバランスを求めた。結果を Figure 1.3.10 に示す。

Figure 1.3.10 Heat Balance of Zinc Coating Process



3) 年間実績電力原単位について

- ① 亜鉛メッキラインの実績電力原単位は 361kWh/t である。
- ② 亜鉛メッキラインは 4 ライン中 3 ラインが稼働している。

4) 省エネルギーポテンシャル

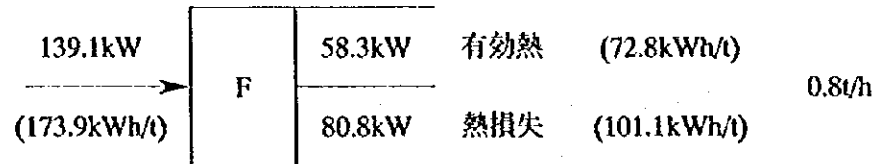
- ① 亜鉛メッキ炉の 2 基稼働：50kWh/t

ヒートバランスをつくり検討すると、2 基の能力は合計 7,000/y 程度と推定され、2 基稼働だけでは現状の生産量を確保できないことがわかった。

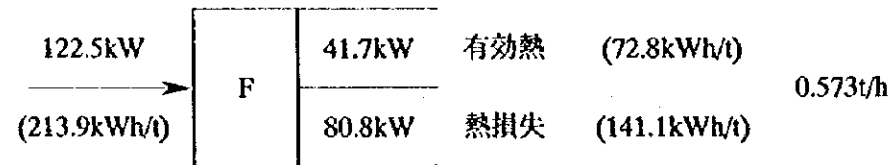
2 基稼働するためには亜鉛メッキ炉の電気抵抗加熱能力を現状より 20kW 能力増強するか、メッキ炉の保温カバーを改善し、炉体の断熱を強化し放熱量を減少させる必要がある。

この場合、ヒートバランスは炉 1 基当たり次のようになり、2 基稼働の効果は $224.4 - 173.9 = 50.5 \text{ kWh/t}$ となる。224.4 kWh/t は現状 3 基稼働時の電力原単位で Figure3.1.10 に示す。

[2 基稼働]



[3 基稼働]



Note: 亜鉛メッキ炉加熱装置の定格は 110kW であるが現地調査データによると実負荷は 122.5kW である。

② 乾燥前の水分除去対策：23kWh/t

乾燥炉の前でエアブローイングするか、継手を納めているケースを前後にゆする等の工程を加えると、乾燥用電力が 23kWh/t 程度減少できる。

現場調査を実施したところ、乾燥炉を出た後でも継手の中に沢山の水が残っていることが判った。乾燥炉に装入する前に水分を除去しておく必要がある。

5) 原単位改善対策

① 乾燥炉の前に機械式水分除去設備の設置またはオペレーターによる手動除去により電力原単位は 23kWh/t 改善される。

乾燥炉前の水分除去による電力節約量：23kWh/t × 8,959t = 206MWh/y

② 亜鉛メッキ槽改造による 2 基稼働体制の実施。

2 基稼動体制による電力節約量：50kWh/t×8,959t=448MWh/y

6) 洗淨工程の改善

亜鉛コーティングの前処理に塩酸を使用しているが、将来衛生上の観点から塩酸ガスの拡散防止対策の検討が必要になるものと思われる。その場合ショットブラストによる洗淨等他の技術を比較検討した上決定されるようリコメンドする。現状方式をショットブラスト方式に改善すると電力原単位は現状方式より若干良くなり塩酸ガス処理のための設備投資およびランニングコストも不要になる。

c. 製品歩留り向上

継手製造工程の中で、発生している不良品の比率を減らすことは、省エネルギー活動に対しても効果が大きい。したがって製品歩留り向上も省エネルギーポテンシャルとして計算する。

1) 現状歩留り

- ・ Hot metal 不良率 : <4% (Cast iron÷Hot metal)
- ・ 鑄造不良品率 : 4~5% (Casting defect)
- ・ 不合格品 : 1~2% (Defect at final inspection)

2) 省エネルギーポテンシャル

歩留りが向上した場合、想定される省エネルギー量を Table 1.3.16 に示す。

Table 1.3.16 Energy Conservation Potential Relating to Yield

	Result (A)	Target (B)	(A) - (B)	Energy intensity	Ratio	Energy conservation potential
Disqualified hot metal	3 ~ 4	1.0	2.5	7,317 MJ/t-hot metal	2.6733	489 MJ/t-fittings
Casting defect	4 ~ 5	2.0	2.5	20,330 MJ/t-castings	1.1266	573 MJ/t-fittings
Products defect	1 ~ 2	0.5	1.0	57,505 MJ/t-fittings	1.0000	575 MJ/t-fittings
Total						1,637 MJ/t-fittings

Note: Ratio means product ratio to final products of fittings.

3) 歩留り向上対策

LACZNIKOW に不良品の発生状況およびその原因分析結果につき質問したが回答を得られなかった。不良品発生防止のための努力はなされているようだが、十分にフォローされていない点残念である。Table 1.3.16 に示す Target を早く達成するよう努力して欲しい。

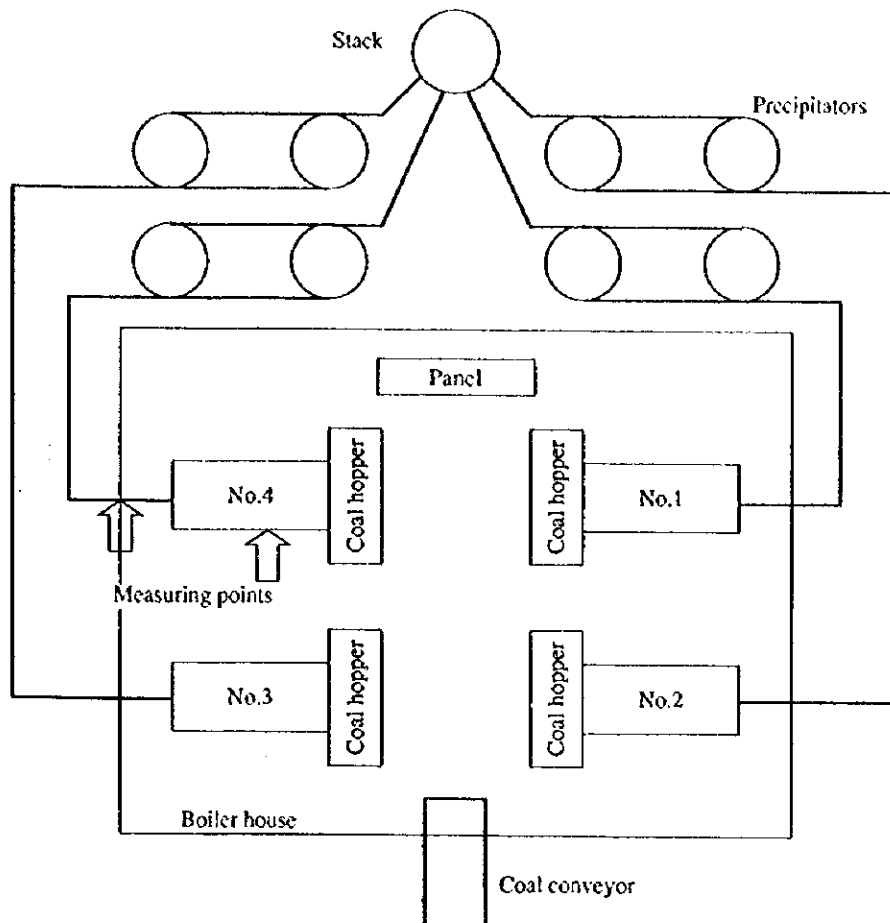
これらの不良品発生は、キュボラ単独溶解で白鉄鉄を作っているため鑄込作業側で少しでも問題が発生すると溶湯温度が低下してしまうという厳しい条件が作用しているものと想定されるので、歩留まりを Excellent factory 並に上昇させようとするなら、誘導加熱装置をもつ保持炉の導入等の改善対策の早期実施が必要不可欠と思われる。

B. ユーティリティ (熱設備)

a. ボイラ

この工場では、暖房用および生活用の温水供給のために、石炭焚きの温水ボイラが設置され、更に夏季の少量温水の供給のために小型の石油焚き温水ボイラが設置されている。ボイラの仕様を Table 1.3.1 に示している。またボイラ室の配置を Figure 1.3.11 に示す。

Figure 1.3.11 Boiler House Layout



1) ボイラ空気比の改善

ボイラの空気比を知るために、3号ボイラの煙道排ガスの酸素濃度および排ガス温度を計測した。なお、煙道排ガスの計測後にボイラ燃焼室の点検孔からスポット的に炉内のガス中酸素濃度を計測した。この計測は、石炭の装入状態を変更した場合を想定しストーカの速度を上げて測定を行ったものである。試料採取管の耐熱性の問題から、この計測値は記録計には接続されていない。Figure 1.3.12 に計測値のグラフを、Table 1.3.17 に計測値の平均・最大・最小値を示す。

Figure 1.3.12 Water Boiler Exhaust Gas
Lacznikow, 19-October/1998

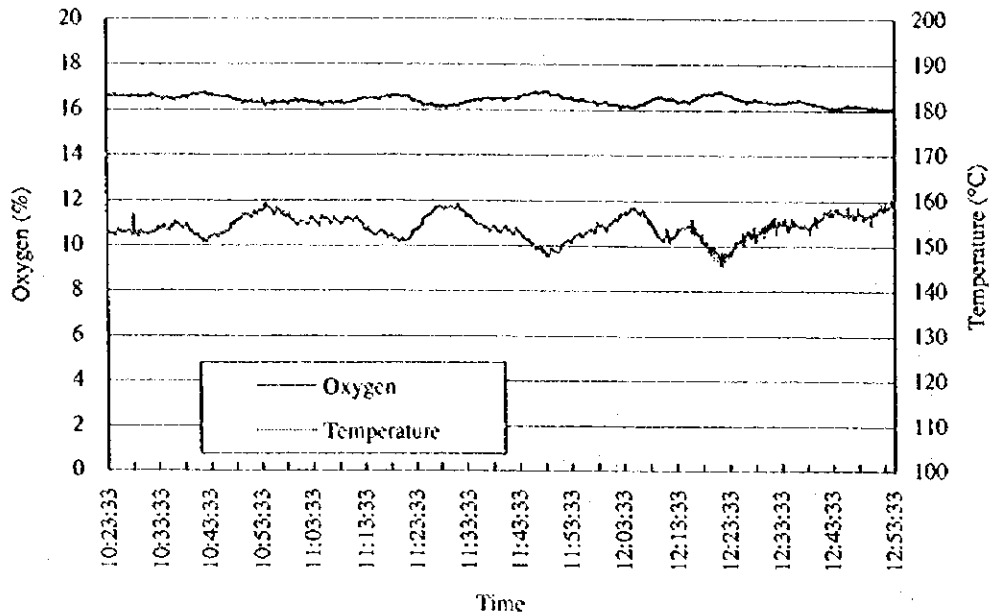


Table 1.3.17 Measured Values

	Oxygen (%)	Temperature (%)
Average	16.4	154.1
Maximum	16.8	160.5
Minimum	16.0	145.5

燃焼空気比を調整し、排ガス中の酸素を 11%にまで低減した場合の省エネルギー量を計算すると、Table 1.3.18 のような結果が得られる。なお、酸素濃度 11%はこの種のボイラでは一般的な値である。

Table 1.3.18 Combustion Calculation

Premises		Results			
Fuel		Theoretical	AR actual	AR improved	
Heat value Net (kJ/kg)	23,647	Exhaust gas oxygen	0.0 %	16.4 %	11.0 %
Heat value Net (kcal/kg)	5,648	Air ratio	1.00	4.48	2.08
Ash content	15.1 %	Air volume (m ³ /kg)	6.5	29.3	13.6
Water	6.0 %	Exhaust gas (m ³ /kg)	6.9	29.7	13.9
Combustion air temperature	20	Exhaust gas heat loss (to fuel)		22.6 %	10.9 %
Exhaust temperature	154	Fuel saving			13.1 %

Rem: Measured after furnace (no AH). Rem: AR improved is the minimum of existing measured sample.

上述のように空気比は 4.48 から 2.08 に改善され、その結果として燃料使用量が約 13%低減される。また排ガス量は 29.7m³/kg から 13.9m³/kg へ減少し、このため排ガス熱損失も 22.6%から 10.9%へ減少するのでボイラ効率は 10%程度改善される。

ボイラ運転時の燃焼室を観察した結果、火床の前半において燃焼は完了しており、後半の部分では空気が無駄に供給されている状態にすぎないことが判った。この空気が排ガス量を増加させ、排ガスによる熱損失を増加させている。したがって空気供給のダンパーやストーカ速度等の燃焼条件を管理改善して空気比を最小限に保つことが必要である。

この煙道ガスの計測後に、運転員に依頼してストーカ速度を増加するテストを実施し、燃焼を火床の後半にまで持続させる状態とし、燃焼室内等の酸素濃度をスポット的に計測した。この結果を Figure 1.3.13 に示す。

Figure 1.3.13 Oxygen Spot Measuring Under Stoker Feed Speed Adjusting

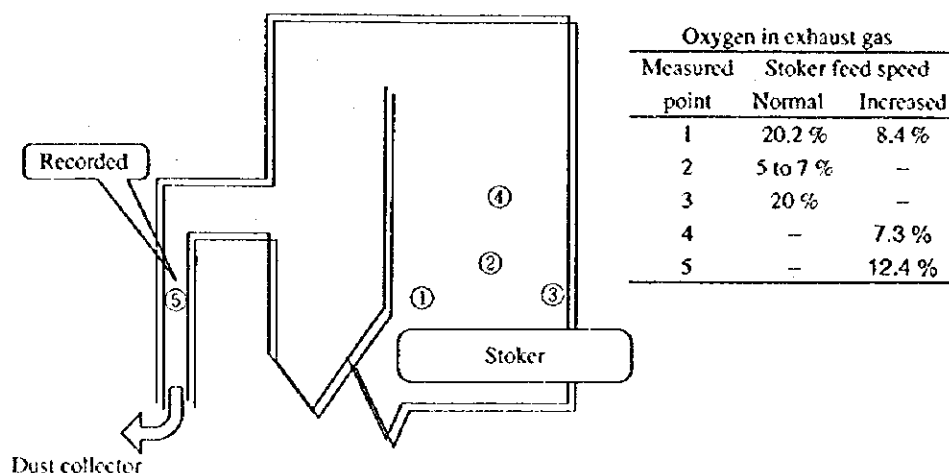


Figure 1.3.13 のように排ガス中酸素濃度は低減されている。なお、このとき煙突からは黒煙の排出等不完全燃焼状態は観察されていない。

現地調査の結果からわかるように、石炭ボイラの空気比は $m=4.48$ (排ガス中の酸素濃度 16.4%) で運転されておりエネルギーロスが大きく、早急に改善が必要である。

改善方法は種々あるが、少なくとも現地調査グループが実施したグレート速度をかえる方法も一つの有力な方法であり、事実空気比 m が 1.6 まで下がり、燃料原単位が 15.8%改善する結果を得ている。

このテストを手掛かりに空気比を 1.6 (O_2 濃度で 8%) 以下まで改善するよう LACZNIKOW 側で今後検討実施して行くようリコメンドしたい。

Table 1.3.7 のデータをもとにボイラ熱効率を計算すると 76.3%になる。

石油焚き温水ボイラの熱効率は 95%は達成可能であり、石炭焚きボイラでも年間平均 85%は達成可能である。燃焼管理を強化しこのレベル達成に向け努力して欲しい。

ボイラ熱効率を 85%まで改善したことを前提に燃料節約量を算定すると次のとおりである。

$$80,099\text{GJ/y} \left(1 - \frac{0.765}{0.85} \right) = 8,198\text{GJ/y}$$

b. 温水負荷の低減

温水需要量が製品 t 当り 6,404MJ/t (1,530Mcal/t) と非常に大きい。

一方暖房面積当り年間熱負荷を計算すると 1,440MJ/m² である。

$$61,120 \times 0.8 \div 33,949 = 1,440\text{MJ/m}^2\text{ y} \quad (344\text{Mcal/m}^2\text{ y})$$

ポーランドのある製鋼所の暖房熱負荷が 2,224MJ/m² y (531Mcal/m² y) であることおよび 11 月～3 月の平均気温が -0.24℃であることを考慮すると LACZNIKOW の平均暖房熱負荷は標準より低い (立派な成績) と考えられる。

温水熱負荷は要員数とも関係している。LACZNIKOW の従業員数が Excellent factory と同等であると仮定し、温水熱負荷を次のように仮定すると省エネルギーポテンシャルは次のように計算できる。

[仮定条件]

	負荷 (熱量比)	負荷の特徴
シャワー・給湯	全負荷の 20%	従業員数に比例
機械のための暖房	全負荷の 50%	従業員数に無関係
従業員のための暖房	全負荷の 30%	30%の内 15%だけ従業員数に比例

[省エネルギーポテンシャル]

要員数の減少	: 現状より 938 名	(86%) 減少
シャワー・給湯負荷	: $61,120 \times 0.2 \times 0.86$	= 10,513GJ/y
暖房負荷	: $61,120 \times 0.15 \times 0.86$	= 7,884GJ/y
合計		18,397GJ/y

c. 温水配管の弁の保温

この工場では、温水配管の弁は保温されていない。温水配管では蒸気配管よりは温度が低いので、放熱量は小さくなるが、簡単な保温を施せば省エネルギーに対して有効である。弁の数、弁の表面温度および環境温度を工場調査に基づき想定して、放熱の計算をした結果を Table 1.3.19 に示す。これらの弁に保温を施して放熱量を低減する試算も Table 1.3.19 に示した。

Table 1.3.19 Heat Emission from Bare Valve Surface

Nominal size (mm)	Equivalent length (m)	No. of valves	Length (m)	Surface temperature (°C)	Ambient temperature (°C)	Emissivity	Unit heat (kcal/m/h)	Total heat (kcal/h)	Total heat (kJ/h)
400	2.15	20	43.0	70	20	0.8	289	25,365	106,205
300	1.91	20	38.1	70	20	0.8	462	17,605	73,713
250	1.76	40	70.5	70	20	0.8	388	27,342	114,480
200	1.68	100	168.0	60	10	0.8	299	50,301	210,612
150	1.50	100	150.0	60	10	0.8	229	34,302	143,621
100	1.27	200	254.0	60	10	0.8	158	40,188	168,266
50	1.11	300	333.0	60	10	0.8	84	27,888	116,766
Sum								222,991	933,663
Reduction of heat emission by insulation				80 %				178,393	746,931

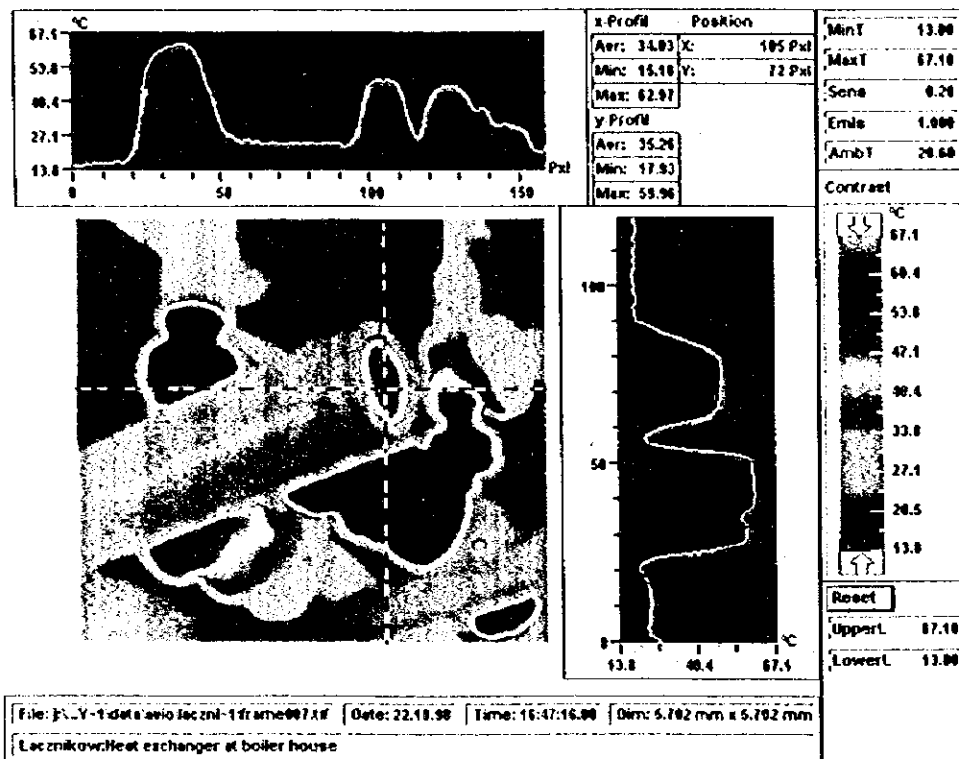
No. of valves are assumed value.

保温による蒸気節約量は、次のとおりである。

$$746.93 \text{ kJ/h} \times 24 \text{ h} \times 180 \text{ d/y} / 1,000,000 = 3.227 \text{ GJ/y}$$

小型温水ボイラ室では、温水配管は保温が施されているが付属の弁類には保温が無い。熱画像で見ると、Figure 3.1.14 のようにこれら保温のない部分の表面温度が高いことが明瞭にわかる。この画像では、保温のない部分の温度は約 60℃であり、保温された部分では約 20℃である。

Figure 1.3.14 Thermal Image of the Packaged Hot Water Boiler Safety Valve



C. エネルギーリテイク (電気設備)

a. 受電設備

Figure 1.3.15 に 1998 年 9 月後半の 1 週間における工場受電電力の推移を示す。操業日においては第 1 直は約 5,000kW の最大電力で推移し、第 2 直は 4,000~4,500kW、夜間は 2,500kW 程度の消費で運用パターンはほぼ決まっている。休日にはほぼ一定の 2,000kW の消費となっている。

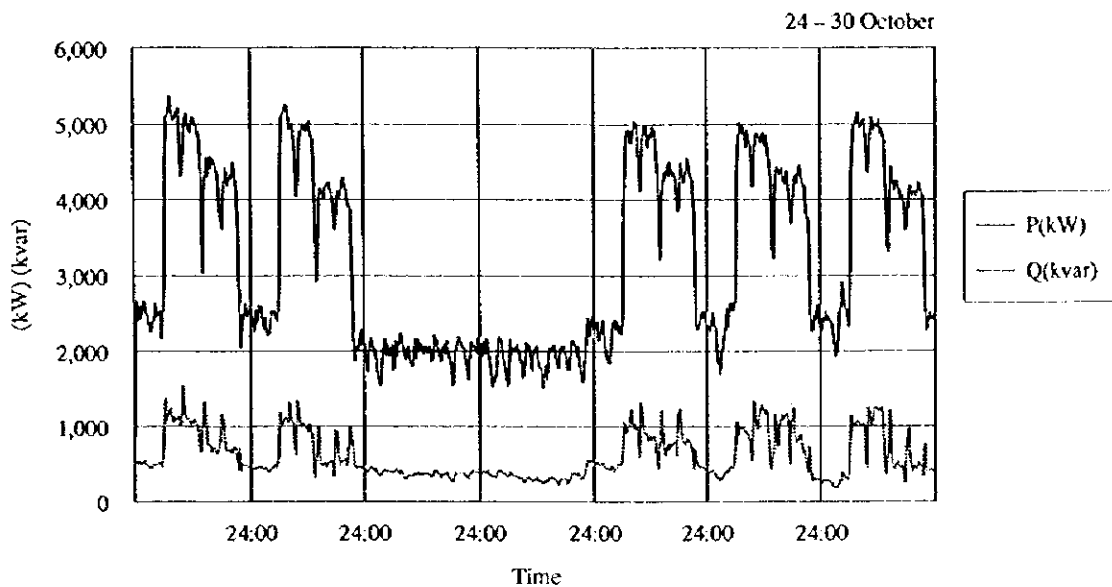
力率もほぼ 96%を満足している。電気料金面から土曜操業も検討したが、労務対策面で実施できなかったとのことである。契約電力は 6,100kW で現在の運転では 1,000kW 程度の余裕があるので、契約電力の引き下げを提案する。

契約電力を 5,500kW に引き下げた場合の電力料金削減量は、次のとおりである。

$$(6,100 - 5,500) \times 3.09 \times 1.8 \times 12m = 40,000 \text{ PLN/y}$$

デマンド監視装置 (67,000PLN) を設置して監視したとしても 2 年で投資回収ができる。

Figure 1.3.15 Lacznikow Receiving Power (1 Week)



b. 空気圧縮機

1) 圧縮空気の漏洩防止

この工場ではメッキ工程、ねじ切り工程等多くの工程で圧縮空気が使用され、空気圧縮機室から出た配管が各工程の建物に入り、建物内で数多く分岐している。工場が空気を使用しない時間帯に空気の供給を停止して、配管系の圧力の低下を時間的に把握すれば、その結果と空気配管の容積から空気の漏洩量を計算することができる。

工場では、鑄造工場の入り口の空気配管に圧力記録計が設置されている。週末の圧縮機が全停止する際の圧力記録チャートを解析して空気の漏洩量を求めることができた。Figure 1.3.16 に空気配管の系統を、Figure 1.3.17 に圧力測定チャートを示す。

Figure 1.3.16 Compressed Air Main Line

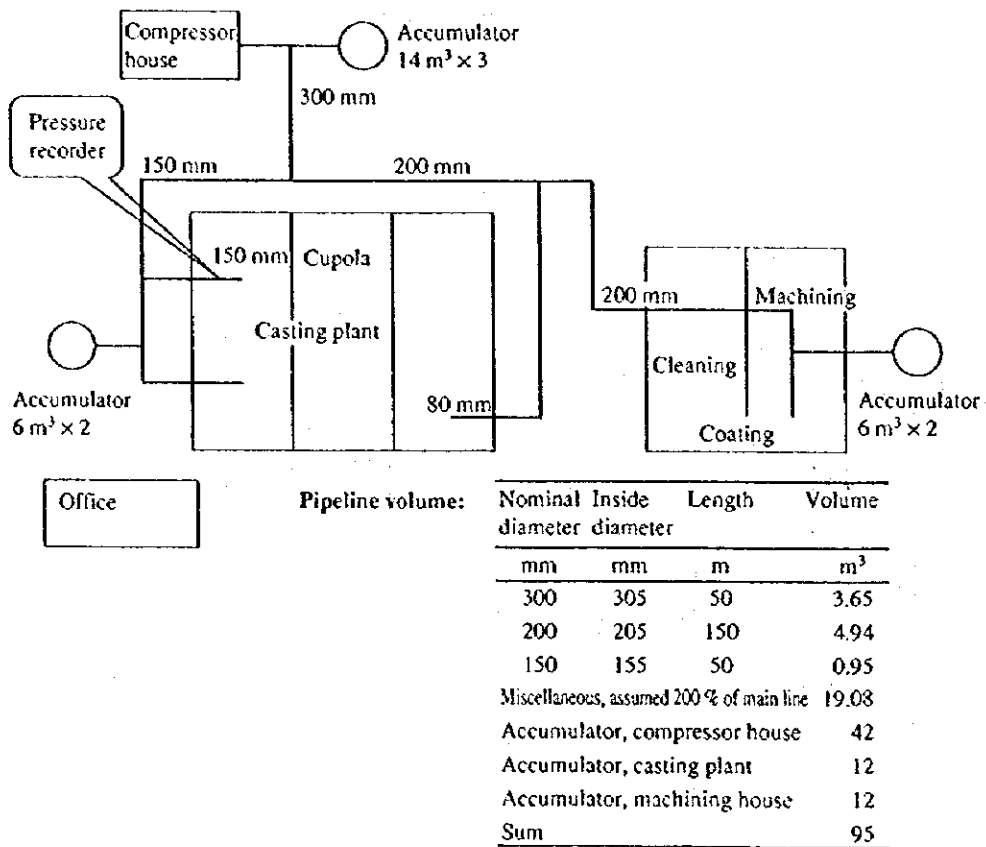
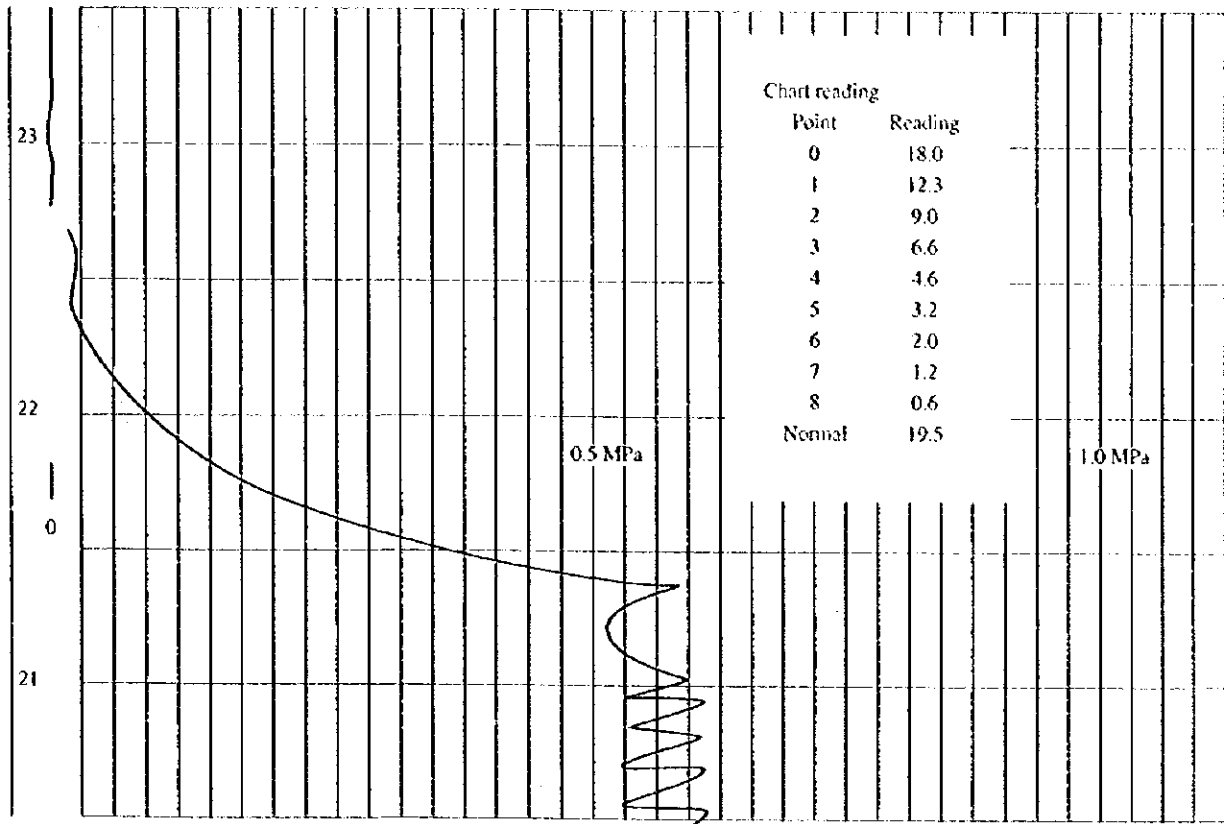


Figure 1.3.17 Air Pressure Chart at Casting Shop

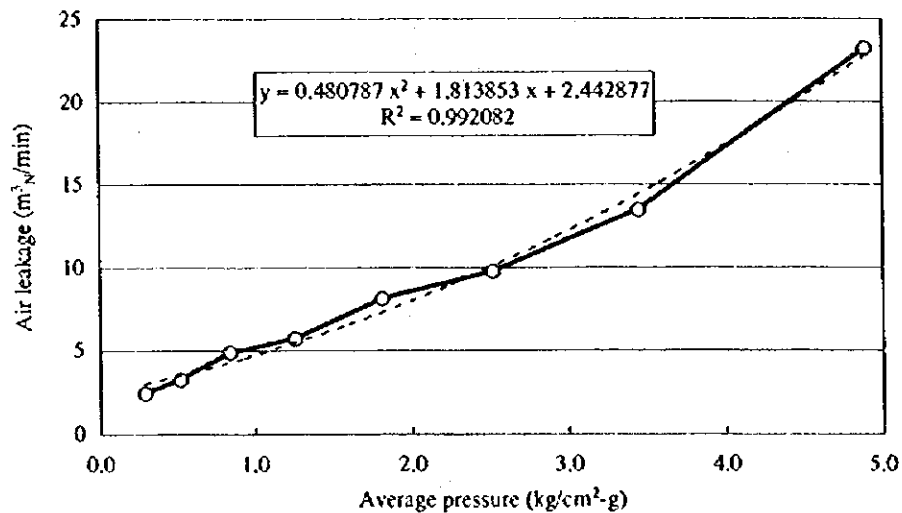


チャート上から圧力降下の経過を読み取り、これと配管容積から空気の漏れ量を求めた。漏洩量は圧力によって異なるので、計算された漏洩量を圧力を変数として直線近似し、通常の作業時の圧力における漏洩量を外挿近似した。Table 1.3.20 に計算シートを、Figure 1.3.18 に圧力と計算された漏洩量を示す。同図には圧力による1次近似式をも記載している。

Table 1.3.20 Air Leakage Assumption

Time	MPa	kg/cm ² g	Pressure difference	Pressure average	Leakage (m ³ _N /h)
0.0	0.563	5.811			
7.5	0.384	3.971	1.84	4.89	1,392.3
15.0	0.281	2.905	1.07	3.44	806.1
22.5	0.206	2.131	0.77	2.52	586.2
30.0	0.144	1.485	0.65	1.81	488.5
37.5	0.100	1.033	0.45	1.26	342.0
45.0	0.063	0.646	0.39	0.84	293.1
52.5	0.038	0.387	0.26	0.52	195.4
60.0	0.019	0.194	0.19	0.29	146.6
Normal operating		6.295			1,975

Figure 1.3.18 Air Leakage by Pressure



通常作業時の空気圧力 0.5MPa での空気漏洩量は、Figure 1.3.18 に示すように、24m³_N/min である。1 時間当りの漏洩空気量は 1,440m³_N (=24×60) であり、この量は空気圧縮機 (2,000m³_N/h) の 70%の能力に相当する。

即ち空気の漏洩を完全に修理すれば、空気圧縮機 0.7 台分の電力を作業時間相当分だけ節減できる。圧縮空気の漏洩場所は、工場の作業の停止中にその漏洩音で知ることができる。また今回のような漏洩の調査は、特別の計測器を必要としないので適宜実施して漏洩量を把握したほうがよい。

LACZNIKOW は調査団の解析結果に対し、直ちに漏洩個所の調査を行い、工場内の圧力調整バイパス弁の閉止不良を発見し、弁の閉止を行った。LACZNIKOW はバイパス弁取り付け後 1 年間圧縮空気を以下のように無駄に放出していたことになる。

年間操業日数は 215 日であり、空気圧縮機の圧縮空気原単位は $10\text{m}^3_{\text{N}}/\text{kWh}$ ($=2,000\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}/200\text{kW}$) であるから、空気漏洩による電力損失量は次のとおりである。

$$1,440/10 \times 24 \times 215 = 743,040\text{kWh/y} = 743\text{MWh/y}$$

今回の空気漏洩の発見に対して調査団は LACZNIKOW から謝意を表された。

2) コンプレッサーの起動停止による圧力制御

Figure 3.1.19、Figure 3.1.20 にコンプレッサーの消費電力と空気圧力の測定結果を示す。コンプレッサーの運転台数は第 1 直、第 2 直は 3~4 台、第 3 直は 1 台運転となっている。当日は 3 号機、4 号機、6 号機の測定を行ったが各機とも運転状態ではほぼ 200kW の定出力運転であった。

Figure 1.3.19 Power Consumption of Compressors

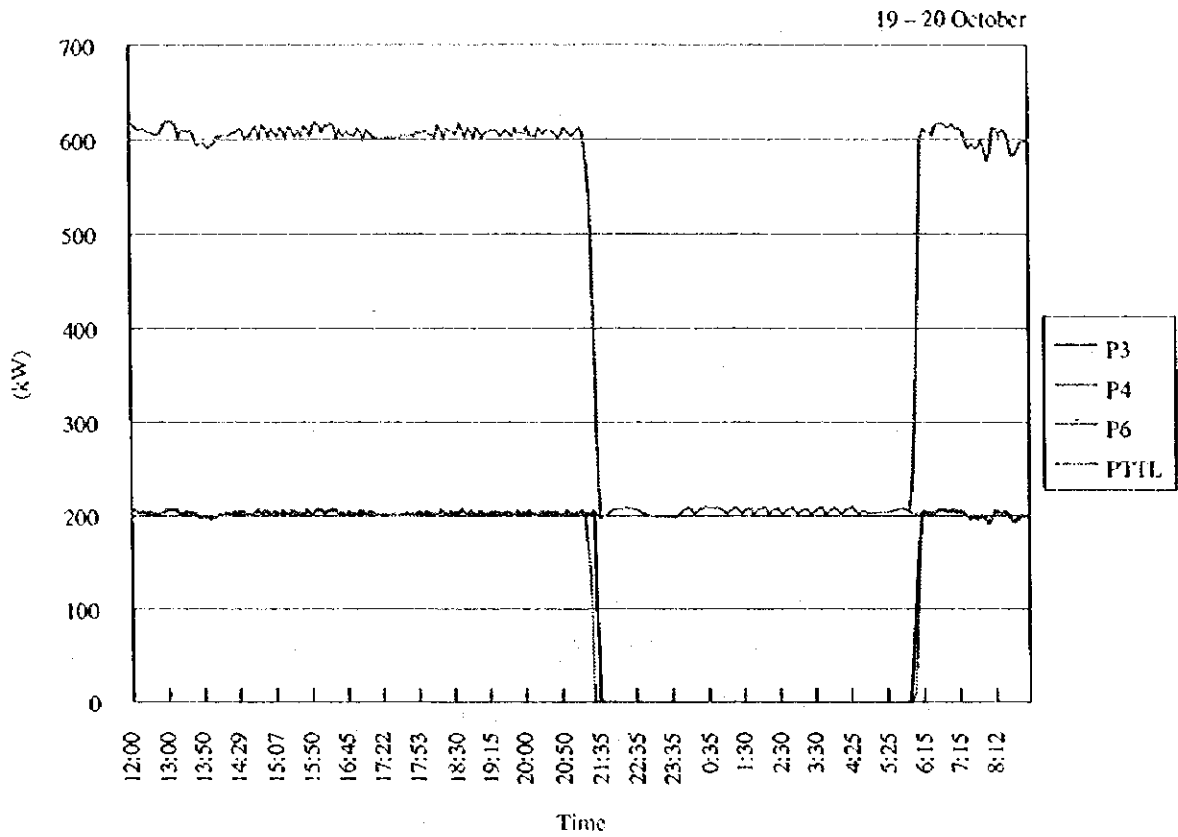


Figure 1.3.20 Power Consumption and Air Pressure

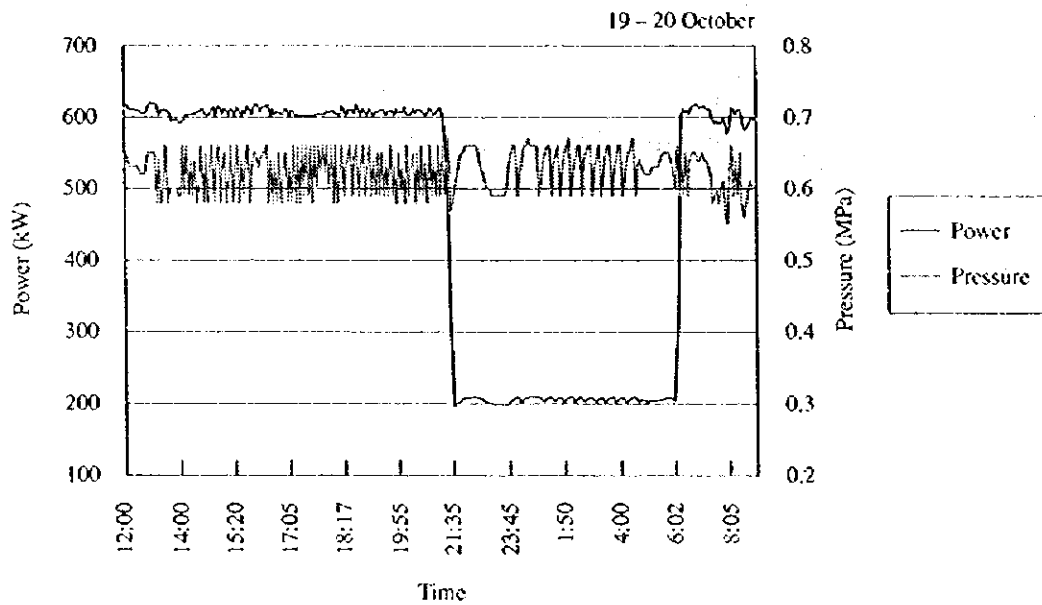


Figure 1.3.21 に示すように、空気圧縮機の圧力制御はばね式逃がし弁の開閉によるもので、消音のため、吸込配管内に放出している。以前は、空気圧縮機のアンロード機構により圧力制御を行っていたが、弁シートと弁板の摩耗に対する整備コストの上昇により、現在の逃がし弁方式による圧力制御に変更した。

空気圧縮機の圧力が上限値 (0.66MPa) を超えた時に、逃がし弁から空気を放出し、下限値 (0.58MPa) より低下した時に逃がし弁を閉める方式により、圧力は規定範囲内に制御されている。しかし、空気の放出回数は測定調査時の 21 時間に 84 回発生しており、1 日に約 100 回空気が放出され、相当大きなエネルギー損失となっている。

空気圧縮機の運転時間は昼間は朝 6:15 から夜 21:30 まで連続運転され、その出力は 600kW でほぼ一定である。夜間は 1 台が連続運転しており、出力は 200kW 一定である。

空気圧縮機の能力 : $2,000\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ ($33\text{m}^3_{\text{N}}/\text{min}$)、200kW

貯蔵タンクおよび配管容量 : 95m^3 (Figure 1.3.14 参照)

1 日当たりの電力使用量 : $600\text{kW} \times 15.25\text{h} + 200\text{kW} \times 8.75 = 10,900\text{kWh/d}$

1 日当たりの空気圧縮機の運転時間

: $10,900\text{kWh}/200\text{kW} = 54.5\text{h/d}$

逃がし弁が作動した時に、逃がし弁から放出される空気量は次のとおりである。

Figure 1.3.22 から空気の昇圧時と放出時の空気バランスを計算すると、 $49\text{m}^3_{\text{N}}/\text{min}$ である。空気バランス計算は次のとおりである。

① 昇圧 : 時刻 13:14 - 13:21 (7 min)、圧力 0.58MPa - 0.66MPa (0.08MPa)

昇圧による配管内の空気の増加量 : $0.08/0.1 \times 95 = 76\text{m}^3_{\text{N}}$

昇圧時間内の空気圧縮機の吐出量 : $33\text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 3\text{sets} \times 7\text{min} = 693\text{m}^3_{\text{N}}$

昇圧時間内の工場空気使用量 : $693 - 76 = 617\text{m}^3_{\text{N}}$

単位時間当たりの工場空気使用量 : $617/7 = 88\text{m}^3_{\text{N}}/\text{min}$

② 空気放出 : 時刻 13:21 - 13:23 (2min)、圧力 0.66MPa - 0.58MPa (0.08MPa)

放出時間内の配管内の空気量の減少

$$: 0.08/0.1 \times 95 = 76 \text{m}^3_{\text{N}}$$

放出時間 2 分間の空気圧縮機の吐出量

$$: 33 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 3 \text{sets} \times 2 \text{min} = 198 \text{m}^3_{\text{N}}$$

放出時間内の工場空気使用量

$$: 88 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 2 \text{min} = 176 \text{m}^3_{\text{N}}$$

放出空気量

$$: 76 + (198 - 176) = 98 \text{m}^3_{\text{N}}$$

単位時間当たりの逃がし弁からの空気放出量

$$: 98/2 = 49 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min}$$

昼間の放出量 G_c : Figure 1.3.22 から放出時間は 2 分間、昼間の平均放出間隔は 10 分、短い間隔の時で 4 分、上限圧力で連続放出している時間は約 10 分間である。

$$\begin{aligned} G_c &= 49 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 2 \text{min}/\text{time} \times 6 \text{time}/\text{h} \times 15.25 \text{h} + 10 \text{min} \times 49 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \\ &= 9,457 \text{m}^3_{\text{N}} \end{aligned}$$

夜間の放出量 G_n : 夜間の放出回数は 14 回、上限圧力で連続放出している時間は 60 分である。

$$\begin{aligned} G_n &= 49 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 2 \text{min} \times 14 \text{time} + 49 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 60 \text{min} \\ &= 4,312 \text{m}^3_{\text{N}} \end{aligned}$$

1 日の放出量 G_d : $G_d = G_c + G_n = 13,769 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{d}$

1 日の放出割合 : $13,769 / (54.5 \text{h} \times 33 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 60 \text{min}) \times 100 = 12.8\%$

この空気圧縮機は出力 200kW で吐出量 $2,000 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ であるから、圧縮空気原単位は $10 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{kWh}$ となり、年間損失電力量は年間操業日数 215 日として、 $(215 \text{d}/\text{y} \times 13,769 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{d}) / 10 \text{m}^3_{\text{N}}/\text{kWh} = 296,000 \text{kWh}/\text{y} = 296 \text{MWh}/\text{y}$ となる。

Figure 1.3.20 および Figure 1.3.22 に示すように、第 1 直から第 2 直に交替する 14:00 前後 10 分間は、圧縮空気を消費する機械が停止し、空気使用量がほとんど 0 に近いにも関わらず、3 台の空気圧縮機は全負荷運転している。配管内圧力が下限の 0.58MPa であるので、安全弁が手動で 10 分間開放さ

れていた可能性がある。この場合は、3台の空気圧縮機の全吐出量即ち $33\text{m}^3_{\text{N}}/\text{min} \times 3 \text{台} \times 10\text{min} = 990\text{m}^3_{\text{N}}$ が、大気に放出されていたことになる。電力損失防止対策として、電動機が200kWでかなり大きいので起動停止回数は制限されるが、圧力上限で1台停止、圧力下限で1台起動する運転台数制御の採用を検討すべきである。

Figure 1.3.21 Compressed Air Line in Air Compressor Room

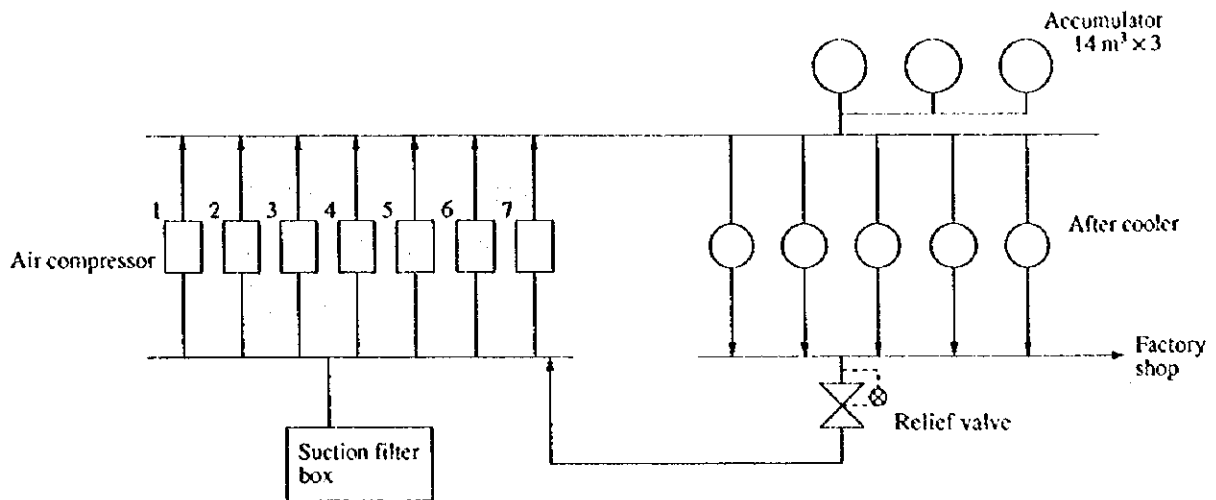
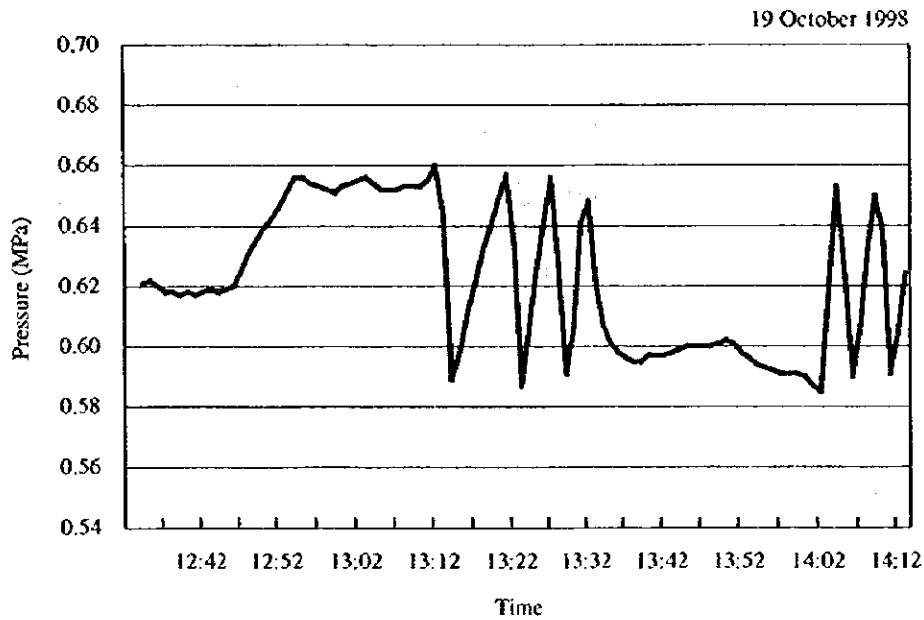


Figure 1.3.22 Laczniow Compressed Air Pressure



3) 圧縮空気・使用流量計取付

圧縮空気出側に流量計を取り付け、コンプレッサーの電力原単位を管理し、コンプレッサーの効率的運転（大気放散量の低減、インタークーラの掃除周期の決定等）を図ると共に、使用先の圧縮空気使用量の節減による省エネルギー努力を定量的に把握できるようにし、省エネルギー意欲を向上させる。またこの計器を取り付けることにより圧縮空気放出量も計算可能となる。

4) 新コンプレッサーの導入

工場としてはコンプレッサーが老朽化していることからコンプレッサーの更新を計画しているが、圧縮空気出側流量計が設置され、工場内で使用される圧縮空気の使用量の変動状況が明らかになった時点で、新しいコンプレッサーの型式・容量・台数等の仕様を決定する必要がある。この場合圧縮機単体の性能だけを比較するのではなく、工場の使用実態にあわせて圧縮機を運転することを前提に、1日当たりの電力量が最小になる空気圧縮機およびその制御方式（例えばインバーター方式）を決定して行く必要がある。

5) 低負荷時用コンプレッサー設置

夜間は200kW圧縮機1台運転で $2,000\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ の圧縮空気を工場に供給しているが、b.項1)に示した工場内の圧縮空気漏洩量 $1,440\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ を差引くと、必要圧縮空気量は $560\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ である。したがって、工場内の圧縮空気漏洩個所の修理を完了後に夜間運転用に75kWクラスの小型空気圧縮機を設置することも検討すべきである。

75kWのコンプレッサーを設置し、夜間運転する時の電力節約量は次のとおりである。

$$(200\text{kW} - 75\text{kW}) \times 8\text{h} \times 365\text{d} / 1,000 = 365\text{MWh/y}$$

c. プロアーポンプ

1) コンプレッサー冷却水ポンプ

Figure 1.3.23 に電力使用量測定結果を示す。ポンプは 37kW×4 台のうち 2 台運転であった。コンプレッサー 3 台運転に対応して 21 時までは約 56kW、夜間の 1 台運転に対応して約 41kW での運転である。この結果から分かるようにコンプレッサー 1 台運転に対しては電力使用量が大きくポンプ電力を低減する可能性があることを示唆している。

まず水量記録計を設置し、必要な水量とその変化を把握し、ポンプの回転速度制御等の採用を検討すべきである。

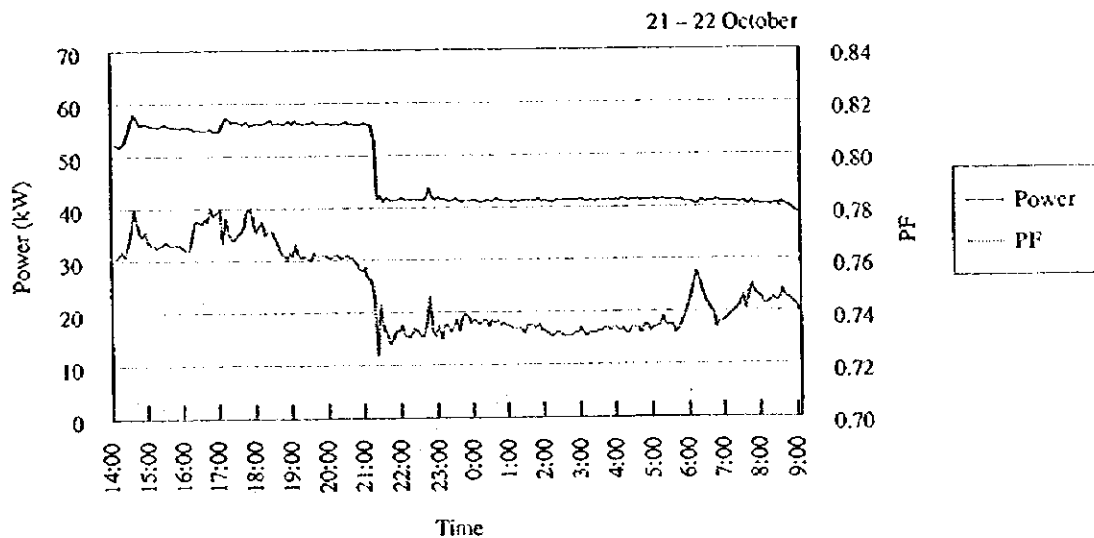
また、力率が 0.73~0.77 と低く、軽負荷運転となっているのでインバーターを設置するか機会を見て電動機の交換を計画する必要がある。

いずれにしてもコンプレッサー更新の際にポンプ設備の見直しをする必要がある。インバーターによる回転数制御により 40%の電力節約が出来る。

インバーター設置による電力節約量

$$: \{56\text{kW} \times 16 \times 250 + 41\text{kW} (8 \times 250 + 24 \times 115)\} \times 0.4 = 135\text{MWh/y}$$

Figure 1.3.23 Power Consumption of Compressor Cooling Pumps



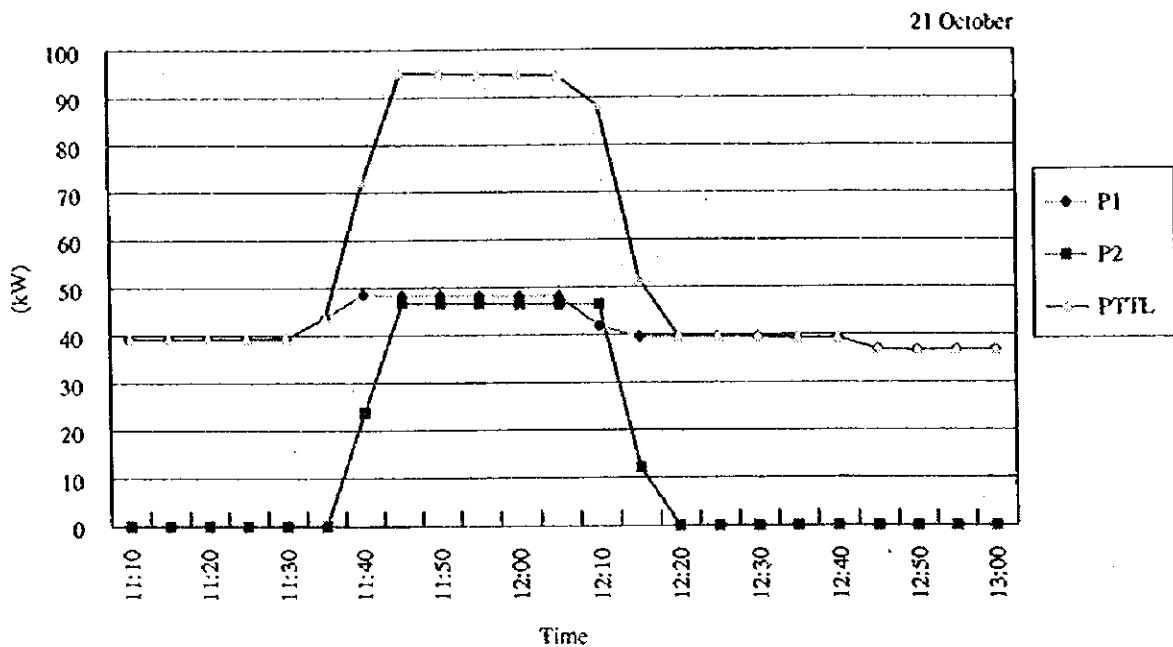
2) キュボラ設備 送風機

Figure 1.3.24 に電力使用量測定結果を示す。送風機は 75kW 2 台が設置されており常時は 1 台、必要に応じて、更に 1 台を運転している。キュボラの操業レベルに応じて風量を変化させているものと思われるので将来的には回転速度制御も検討すべきである。またこれらの電動機も出力が 40kW~

50kW と軽負荷運転となっているので機会を見てインバーターを設置するか適正容量のものに交換すべきである。インバーターによる回転数制御により、40%の電力節約が出来る。

インバーター設置による電力節約量： $50\text{kW} \times 16\text{h} \times 250 \times 0.4 = 80\text{MWh/y}$

Figure 1.3.24 Power Consumption of Cupola Blower

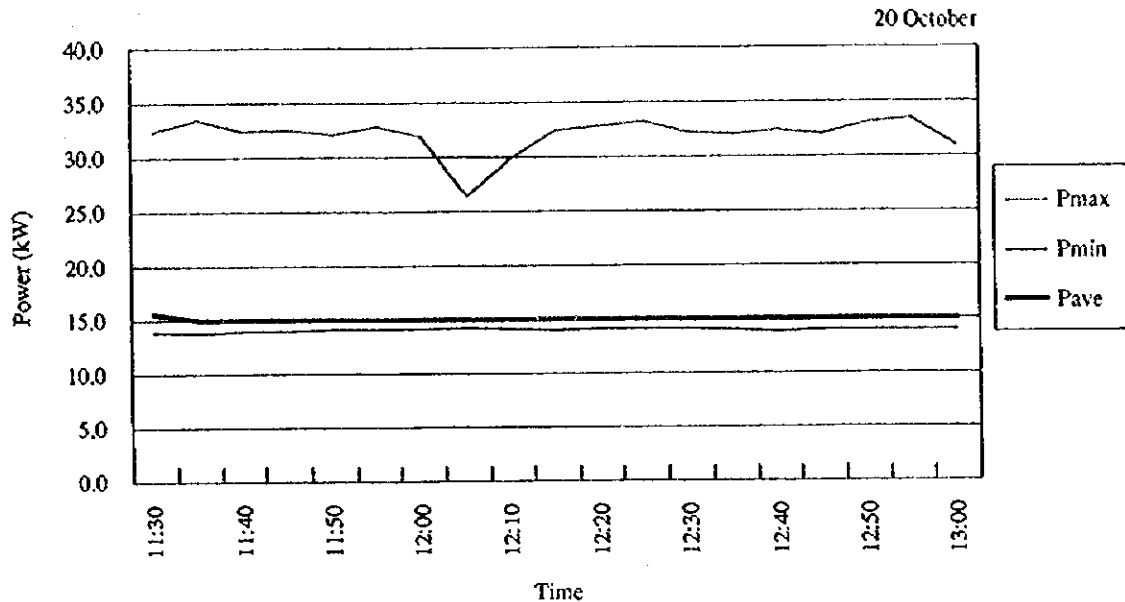


3) キュボラ設備 冷却ポンプ

Figure 1.3.25 に電力使用量測定結果を示す。このポンプは $37\text{kW} \times 2$ 台のうち1台でキュボラ冷却水の送水側のポンプである。このポンプは5分間平均出力 (P-ave) は 15kW でほぼ一定であるが、最大電力 (P-max) が約 33kW まで上がり、最小電力 (P-min) は 14kW を示す結果となっている。最大電力が生ずる時間は短いものと推定され、平均電力で見るとかなり余裕があるので、機会を見てインバーターを設置するか適正容量のものに交換すべきである。インバーターによる回転数制御により 40%の電力節約が出来る。

インバーター設置による電力節約量： $15\text{kW} \times 16\text{h} \times 250\text{d} \times 0.4 = 24\text{MWh/y}$

Figure 1.3.25 Power Consumption of Cupola Cooling Pump



ポンプ、フロアのモーターの総電力節約量：239MWh/y

d. 工場照明

代表的な測定値を示す。

鋳込み品の選別場 250~300Lx 基準 300Lx

キューボラ 50~150Lx 基準 100Lx

熱処理炉 100Lx (天井部明かり取りあり)
基準 100Lx

鋳型の壊し場 30~50Lx 基準 100Lx

建屋が高く、水銀灯が多いが (約 80 灯) 殆ど照明効果なし。

ナトリウム灯へ変更することで節電は可能であるが、現状で既に照度が不足しており、作業環境改善を実施する必要がある、省エネルギー効果は相殺され実質的な効果は得られない。

機械工場窓側 1,000Lx 基準 200Lx

窓からの自然光の下で蛍光灯 40W×約 100 灯点灯

[対策]

機械工場については昼間窓側の蛍光灯は消灯すべきである。また機械工場の天井には外部からの明かり取りがあるので、これを掃除することにより、更に昼間の消灯が可能となる。省エネルギーによる電力節約量は、次のとおりである。

$$40\text{W} \times 100 \text{ 灯} \times 8\text{h} \times 215\text{d} / 1,000 = 7,000\text{kWh/y}$$

その他の工場については現状の照度を前提にすれば、水銀灯をナトリウム灯に替えることにより省エネルギーが可能であるが、現実には基準を満たしていない場所がかなり多いので、照度改善を行う必要があり、上記節電による省エネルギー効果は減殺される。

(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 1.3.21 に示す。

Table 1.3.21 Emission Improvement by Energy Conservation Measures

Measures	Reduction, ton/year			
	CO2	SO2	NO2	Dust
Step 0				
Step 1	2,102	15.6	3.6	3.3
Step 2	5,883	43.0	9.8	9.3
Step 3	-967	14.0	-39.2	2.7
Step 1-3	7,018	72.5	-25.9	15.3

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 1.3.22 に示す。またこの表には、排出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 1.3.22 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	530	7	537	115	0.21	0.22
Step 2	938	19	956	2,075	2.17	2.21
Step 3	1,048	-7	1,040	3,721	3.58	3.55
Step 1-3	2,516	18	2,534	5,911	2.33	2.35

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

この Table 1.3.22 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、Step 3 で、熱処理炉の熱源を現行の電気からガスへ変更するのに伴い、CO₂ の排出料金は若干増加する。これは電力の単位 CO₂ 排出量が燃料の排出量よりも小さいことによるものである。

(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 1.3.23 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 1.3.26 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 1.3.27 に示す。

Table 1.3.23 Summary of Energy Conservation Potential

Item	Energy Conservation Potential				Electricity			Total		Investment Payback	
	GJ/y	Fuel 10 ³ PLN/y	%	MWh/y	10 ³ PLN/y	%	10 ³ PLN/y	10 ³ PLN/y	10 ³ PLN	year	period
第0ステップ (1997年実施済み)											
1 熱処理工場 5 炉廃業	0	0	0.0	506	87	1.8	87	87	0	0.0	0.0
小計				506	87	1.8	87	87	0	0.0	0.0
第1ステップ											
2 鋳鉄工場 3直操業、キュボラ1周毎切り替え	11,622	139	4.4		0		139		0	0.0	0.0
3 熱処理工場 炉の生産性向上			0.0	322	55	1.2			0	0.0	0.0
4 鋳金工場 乾燥炉前の水分除去		0	0.0	206	35	0.7			25	0.7	0.7
5 ボイラ 空気比改善	8,198	59	3.1		0		59		20	0.3	0.3
6 温水配管の弁の保温	3,227	23	1.2		0		23		40	1.7	1.7
7 ヒーク電力の減少		0	0.0	600kW	40		40		0	0.0	0.0
8 圧縮空気システム改善		0		296	51	1.1			30	0.6	0.6
9 圧縮空気漏れの防止		0		743	128	2.7			0	0.0	0.0
10 機械工場 昼間不要照明消灯		0	0.0	7	1	0.0			0	0.0	0.0
小計	23,047	220	8.8	1,574	309	5.6	529		115	0.2	0.2
第2ステップ											
11 鋳鉄工場 前炉更新、操業改善	50,384	602	19.2	△ 1,174	△ 202	-4.2	400		1,250	3.1	3.1
12 鋳鉄工場 キュボラコークス吹込み、酸素富化	14,402	172	5.5		0		172		313	1.8	1.8
13 熱処理工場 炉の保温強化		0	0.0	1,162	200	4.2	200		200	1.0	1.0
14 鋳金工場 鋳金炉能力増加(2基操業)		0		448	77	1.6	77		113	1.5	1.5
15 ポンプ、プロアモータのインバータ設置		0	0.0	239	41	0.9	41		129	3.1	3.1
16 小型空気圧縮機設置		0		365	63	1.3	63		70	1.1	1.1
小計	64,786	774	24.7	1,040	179	3.7	953		2,075	2.2	2.2
第3ステップ											
17 熱処理炉 電力から天然ガスに転換	△ 47,331	△ 667	-18.1	9,202	1,583	32.9	916		3,150	3.4	3.4
18 鋳鉄工場 鋳型工程自動化	18,397	131	7.0		0		131		571	4.3	4.3
小計	△ 28,934	△ 535	-11.0	9,202	1,583	32.9	1,048		3,721	3.6	3.6
合計 (第1、2、3ステップ)	58,899	459	22.5	11,816	2,071	42.3	2,530		5,911	2.3	2.3
1997年 燃料消費量(コークス、石灰、燃料油) : 261,988 GJ/y											
電力消費量 : 27,963 MWh/y											

Figure 1.3.26 Laczniow Energy Conservation Potential

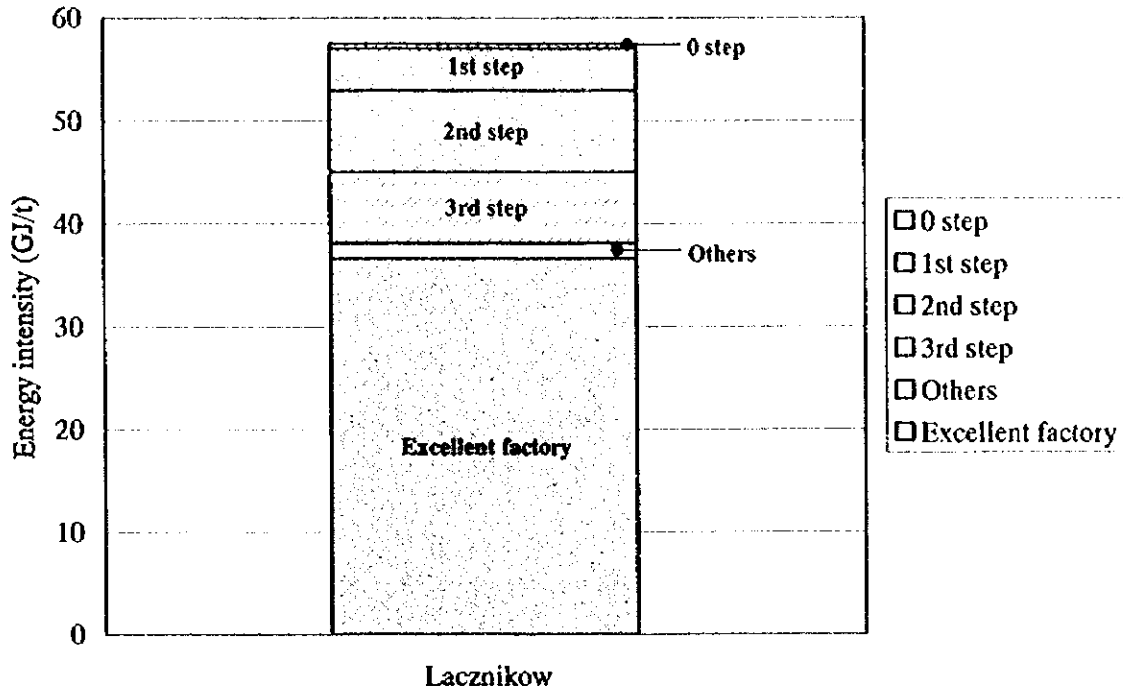
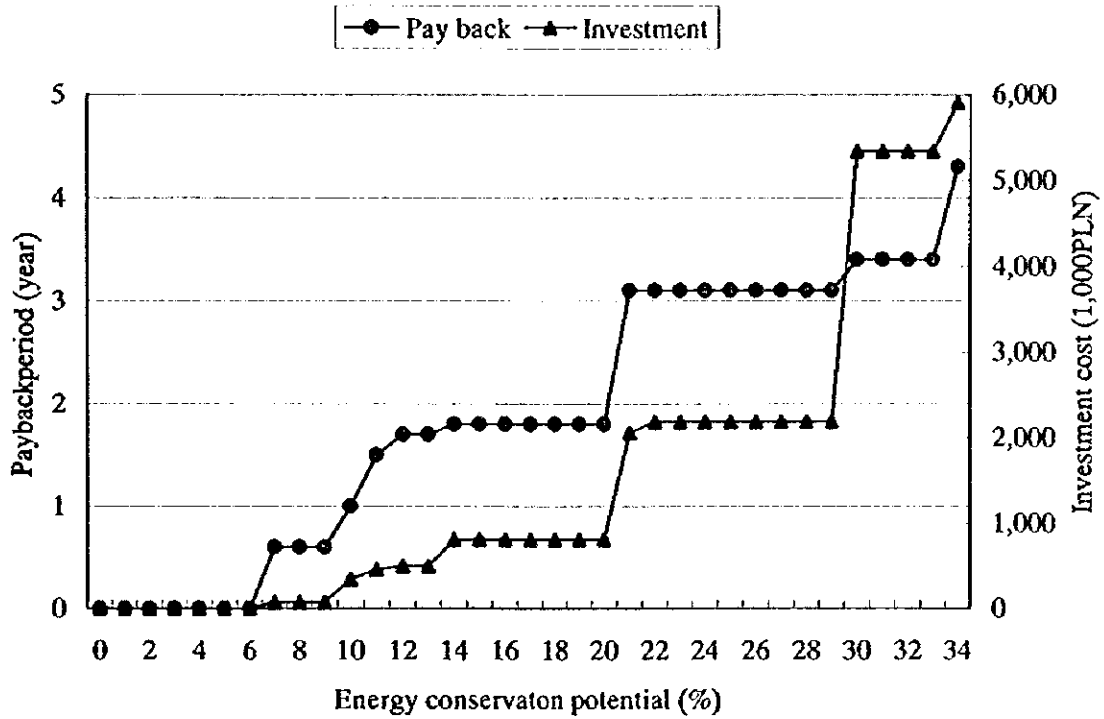


Figure 1.3.27 Laczniow Energy Conservation Potential



2. 化学工業の調査結果

2. 化学工業

2.1 Blachownia の調査結果

(1) 調査期間 1997年8月27日～29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. Marcin Szega	: Heat management

(3) 面接者

Mr. Antoni Zelazny	: Managing Board Member, Director for Techniques
Eng. Stanislaw Galdys	: Chief Engineer for Technics
M. Sc. Eng. Jerzy Marszycki	: Head of the Petrochemistry Department
M. Sc. Eng. Andrzej Mierzwinski	: Head of the Ethylbenzene Section in Petrochemistry Department
Mr. Wladyslaw Kociel	: Main Operator, Ethylbenzene Installation
M. Sc. Eng. Krystian Hennek	: Head of the Benzol Section in Petrochemistry

	Department
M. Sc. Eng. Malgorzata Siedlecka	: Process Engineer, Benzol Section
M. Sc. Eng. Janusz Helik	: Head of Tar Distillation Section in the Coke Chemistry Department
M. Sc. Eng. Marek Sarzynski	: Process Engineer of Tar Distillation Section in the Coke Chemistry Department
M. Sc. Eng. Roman Koczur	: Chief of Energy Department
M. Sc. Eng. Maiusz Rozmiarek	: Deputy Chief of the Energy Department
M. Sc. Eng. Ryszard Kraus	: Specialist responsible for electricity in Energy Department
Eng. Woldemar Bullo	: Electricity
Eng. Jan Witkowski	: Deputy Head of the Benzol Section in Petrochemistry Department
M. Sc. Eng. Andrzej Kuchar	: Head of the Coke Chemistry Department
M. Sc. Eng. Hieronim Konopka	: Head of the Plastics Department
Mr. Marian Pieczyrak	: Main operator of rotary furnace

2.1.1 工場の概要

- | | |
|------------|---------------------------------------|
| (1) 工場名 | Zakłady Chemiczne, "BLACHOWNIA" |
| (2) 工場所在地 | 47-225 KEDZIERZYN-KOZLE ul SZKOLNA 15 |
| (3) 従業員数 | 1,574 名 |
| (4) 主要製品 | エチルベンゼン、ビスフェノール-A、
ポリエチレン等 |
| (5) 生産能力 | 451,609t/y (27 工程) |
| (6) プロセス概要 | |

Zakłady Chemiczne, "BLACHOWNIA"の生産は、コークス化学、石油化学、合

成化学およびプラスチックの部門からなり、全体で 27 の処理工程と生産工程があり、製品は 75 品目である。単位操作としては、蒸留、有機合成および重合がある。主原料であるコールタール、粗ベンゼン、エチレンおよびアセトンは購入しており、また、エネルギーの蒸気、コークス炉ガスおよび電力は全て購入している。主なプロセスを挙げる。(Figure 2.1.1)

a. コールタール蒸留

購入コールタールをオットー式蒸留装置(OTTO PROCESS)で蒸留し、カルボル油(carbolic oil)からピッチ(Pitch)までの留分を分留する。分留成分の内カルボル油はカルボル油中フェノール分をビスフェノール-A (Bisphenol-A:BPA)用原料とし、他の成分は種々の誘導体の原料とする。熱はパイプスチル(Pipe still)および蒸留塔で消費する。

b. 粗ベンゼン蒸留

購入粗ベンゼン(Crude benzene)を水添脱硫装置で蒸留し、精製ベンゼンはエチルベンゼン(Ethylbenzene:EB)の合成原料とする。熱は蒸留塔で消費する。

c. エチルベンゼン合成

粗ベンゼン蒸留工程から得たベンゼン(Benzene)と購入エチレンから塩化アルミニウム(Aluminum chloride)触媒を用いて合成し、製品はスチレンモノマー(Styrene monomer)用原料として販売する。熱はベンゼン、エチルベンゼン、ポリエチルベンゼン(Polyethylbenzene:PEB)の蒸留塔で消費する。

d. ビスフェノール-A合成

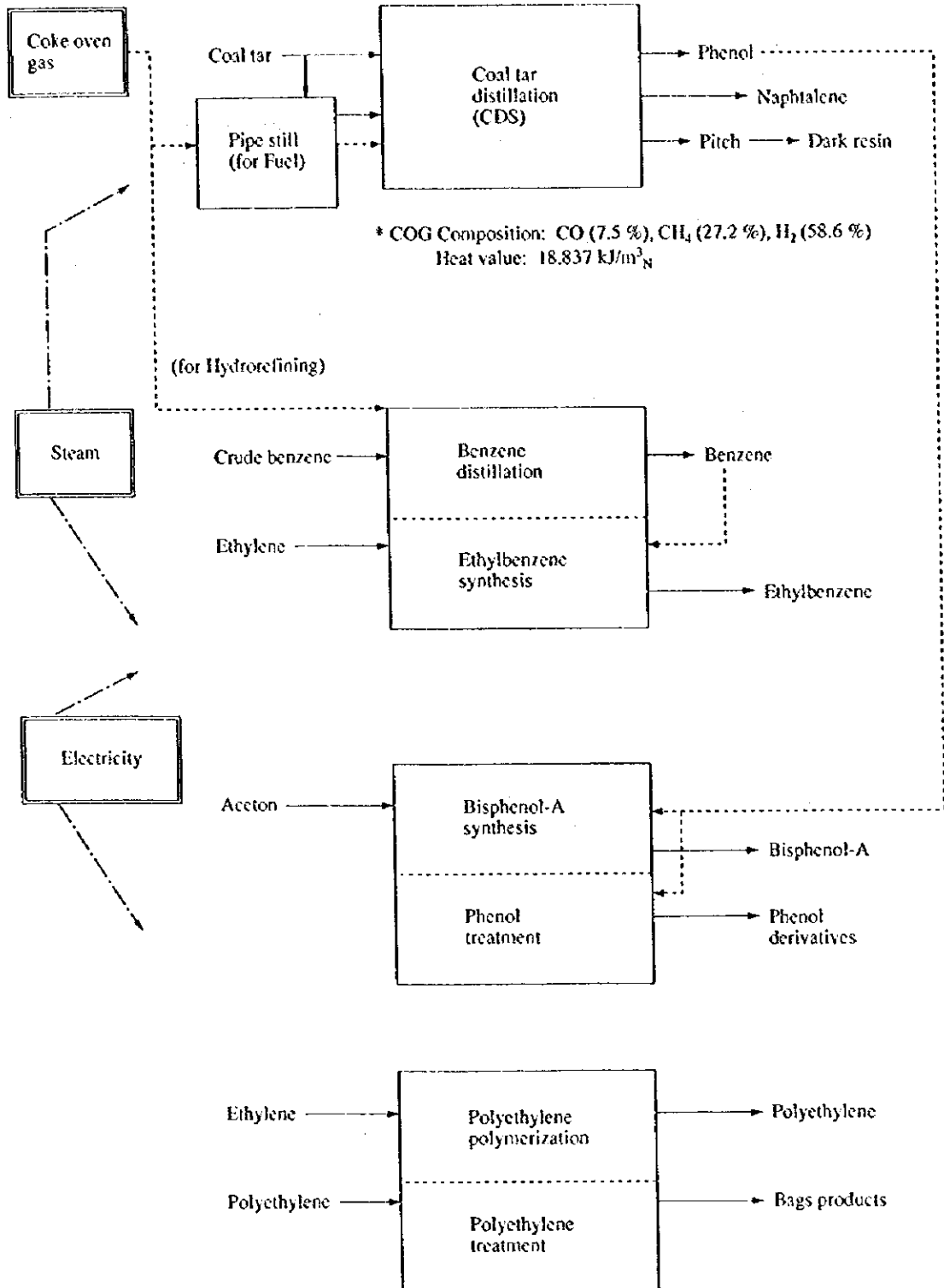
コールタール(Coal tar)蒸留工程から得たフェノール(Phenol)とアセトン(Acetone)を塩酸を用いて合成する。製品は合成樹脂用原料として販売する。熱は蒸留塔で消費する。

e. ポリエチレン重合

購入エチレンを高圧法、低密度プロセス(ICI PROCESS/ICI : Name of Company)で重合する。製品は高品位のため自社のポリエチレンバッグの

原料には使用せず販売する。熱は蒸留塔で消費し、圧縮機で電力を多量に消費する。

Figure 2.1.1 Main Process Flow

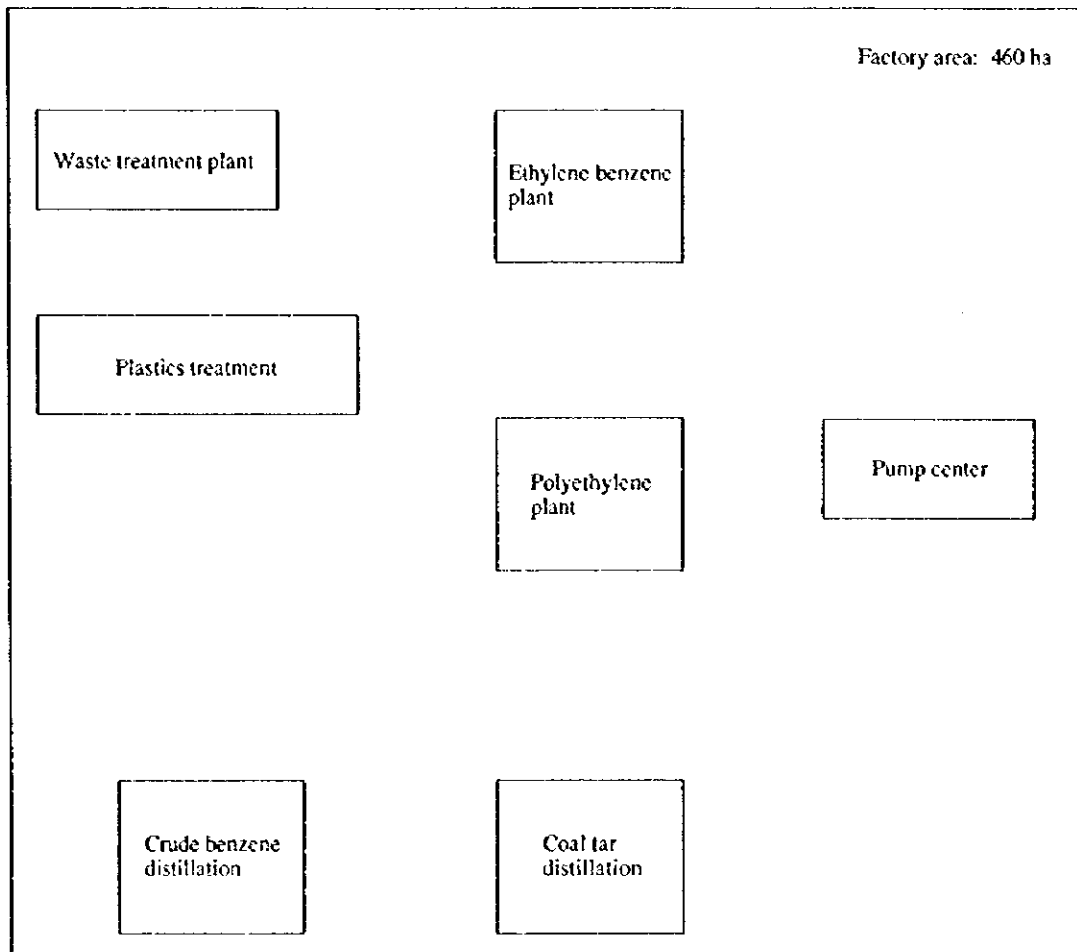


(7) 工場の沿革

1941年に"Blachownia chemistry"を設立し、1952年に粗ベンゼンプロセス、1963年にエチルベンゼンプロセス、1964年にビスフェノール-A、1966年にポリエチレンプロセスを建設した。ポーランドでは有数の化学工場であるが、当初計画されていた総合化学工場は実現せず、主要な原料であるエチレンは購入しており、また、合成したエチルベンゼンはスチレンモノマー原料として販売している。このような事情から各プロセスのレイアウトは必ずしも合理的ではない。輸出比率はポリエチレンが30%で他は国内消費である。現在広大な敷地と余裕のある蒸気や電力等の用役供給力を活用した具体的な工場リストラクチャリングを検討中である。

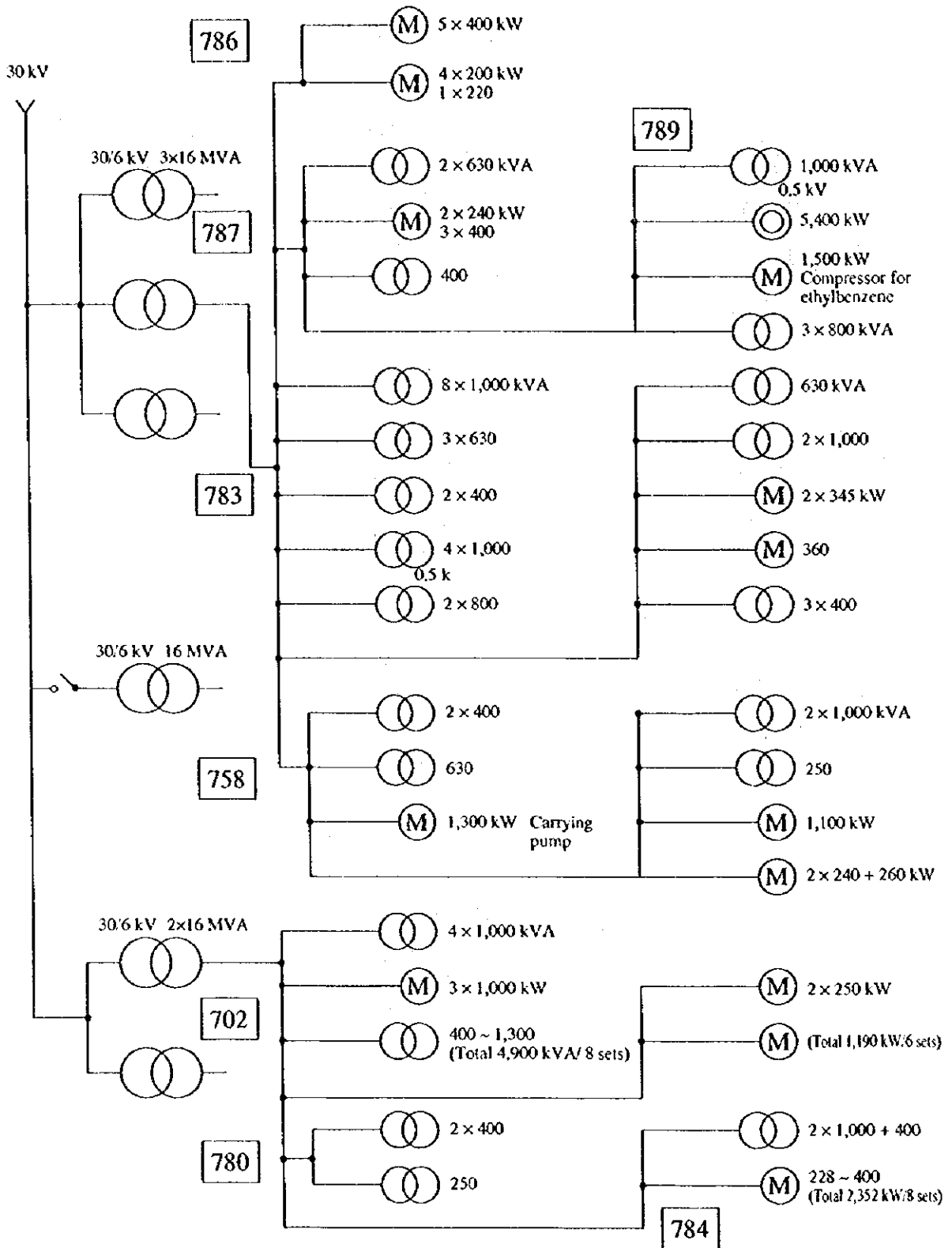
(8) 工場配置図

Figure 2.1.2 Plant Layout



(9) 電力單線結線圖

Figure 2.1.3 One Line diagram



(10) 主要設備の概要

Table 2.1.1 Major Equipment

Factory Specification		Design
Equipment		
Tar distillation (OTTO PROCESS)		CDS I 87,500 t/y
Pipe still		Capacity: 100,000 t/y
Distillation columns		CDS II 87,500 t/y
		CDS III 195,000 t/y (Stop)
Crude benzene distillation (HYDROREFINING)		100,000 t/y
Distillation columns		Start up: 1952; thereafter many times modernized. Recent modernization 1996-1997
Ethylbenzene synthesis (AlCl ₃ process)		103,000 t/y
Benzene distillation column		Start up: 1975
EB distillation column		
PEB distillation column		
Bisphenol-A synthesis (HCl process)		8,000 t/y
BPA distillation column		After modernized: 96,000 t/y Start up: 1977
Polyethylene polymerization (ICI process)		60 t/d
Compressor (125 MP)		Start up: 1966
Utilities	Pump	4
	Compressor	NA

(11) エネルギー価格

Table 2.1.2 Energy Price and Heat Value

	Energy Price	Heat Value
Steam	13.6 PLN/GJ	
Coke oven gas	0.17 PLN/m ³ _N	(18,837 kJ/m ³ _N)
Electricity	0.09 PLN/kWh	
Water from river	0.08 PLN/m ³	
Nitrogen	0.14 PLN/m ³	

(1st half of 1997)

2.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量の推移

Table 2.1.3 Trend of Production and Preparations

	Unit	1993	1994	1995	1996
Preparation					
Tar distillation	t	141,131	123,335	117,416	90,993
Benzene distillation	t	65,354	71,000	70,252	65,838
Production					
Ethylbenzene	t	52,955	58,875	56,020	56,490
Bisphenol-A	t	2,903	5,616	8,321	8,433
Polyethylene	t	17,288	18,870	19,160	16,959

(2) エネルギー消費量の推移

Table 2.1.4 Trend of Energy Consumption

	Unit	1993	1994	1995	1996
Electricity	MWh	70,777	69,883	70,623	NA
Steam	TJ	1,641	1,565	1,767	NA
Coke oven gas	GJ	38,823	35,564	80,773	NA
Compressed air	10 ³ m ³	51,533	49,635	49,814	NA
	MWh	7,266	6,999	7,024	NA

Coke oven gas: 18,837 kJ/m³

Compressed air: 0.141 kWh/m³

(3) エネルギー消費原単位の推移

Table 2.1.5 Trend of Energy Intensity

	Unit	1993	1994	1995	1996
a. Tar distillation					
Electricity	kWh/t	2.89	7.46	6.26	4.83
Steam	MJ/t	1,618.3	1,438.5	1,552.8	1,408.1
Coke oven gas	MJ/t	89.6	51.8	410.5	1338.5
Compressed air	m ³ /t	10.52	36.74	36.53	38.07
	kWh/t	1.5	5.2	5.2	5.4
b. Benzene distillation					
Electricity	kWh/t	11.16	11.70	10.85	14.38
Steam	MJ/t	5,401.0	4,564.7	5,418.0	4,864.2
Coke oven gas	m ³ /t	0	8.6	13.6	12.9
	MJ/t	0	162.6	256.1	242.2
Compressed air	m ³ /t	76.31	126.69	114.88	160.52
	kWh/t	10.8	17.9	16.2	22.6
c. Ethylbenzene synthesis					
Electricity	kWh/t	25.80	24.03	28.74	35.09
Steam	MJ/t	3,601.4	4,007.8	3,704.2	3,927.0
Compressed air	m ³ /t	32.86	29.89	31.03	30.52
	kWh/t	4.6	4.2	4.4	4.3
d. Bisphenol-A synthesis					
Electricity	kWh/t	752.33	630.70	545.13	514.99
Steam	MJ/t	46,573.8	27,572.7	25,445.6	26,314.8
Compressed air	m ³ /t	1,049.26	676.10	634.42	666.07
	kWh/t	147.9	95.3	89.5	93.9
e. Polyethylene polymerization					
Electricity	kWh/t	1,034.48	999.18	1,018.27	1,059.26
Steam	MJ/t	1,272.2	1,415.1	1,677.9	2,067.0
Compressed air	m ³ /t	301.13	259.36	222.70	186.56
	kWh/t	42.5	36.6	31.4	26.3

(4) 製品コストに占めるエネルギーコストの割合

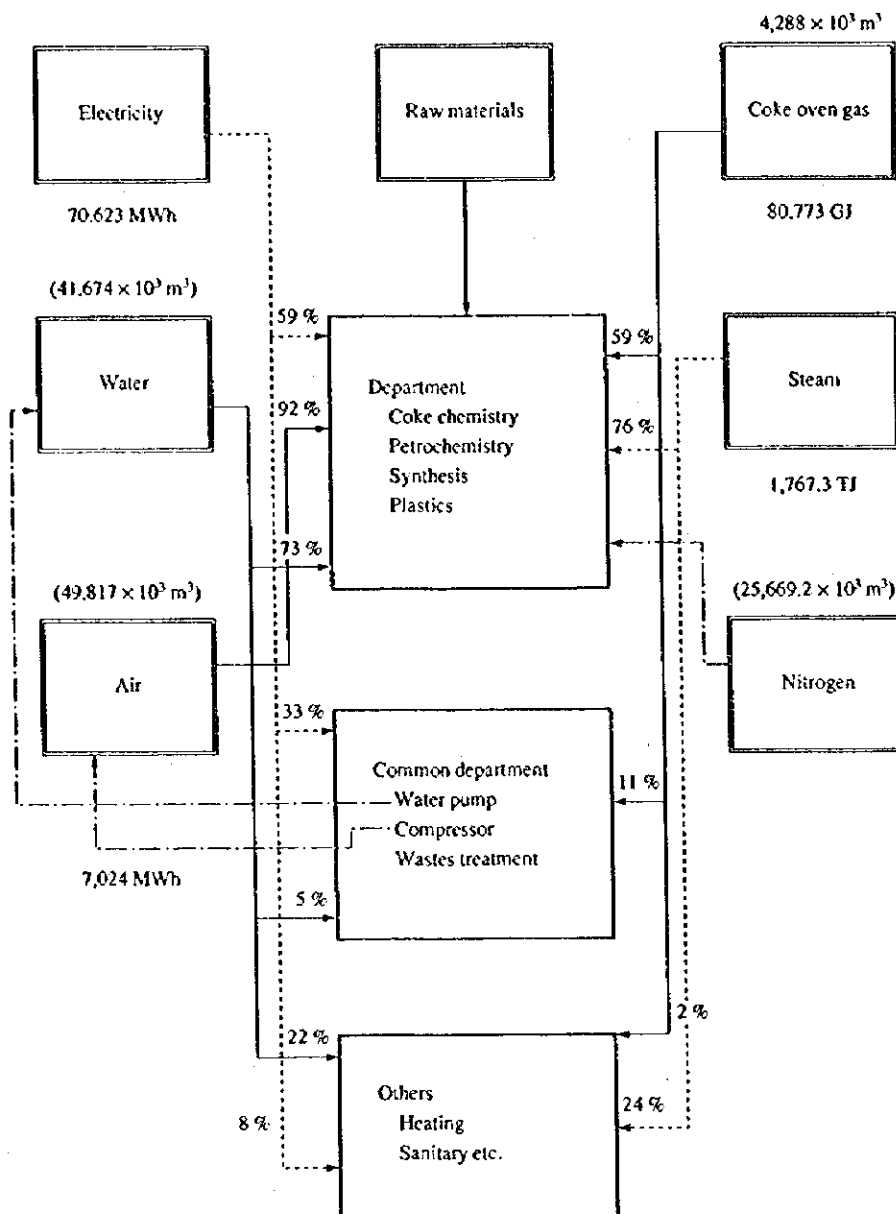
製造コストに関しては資料入手できなかったが 1995 年は、総売上高(274,271 × 10³PLN)に対して、電力 2.5%、蒸気 8%、コークス炉ガス 0.3%、合計

10.8%での割合との情報提供を受けた。

(5) エネルギーフロー

電力の 59%、蒸気の 76%、コーク炉ガスの 87%、圧縮空気の 92%、川水の 73%がプロセス用に使用され、電力の 33%、コーク炉ガスの 11%、圧縮空気の 1%、川水の 5%が共通部門の汚水処理、すなわちコンプレッサー等用として消費されている。その他残分は暖房用およびサニタリー用として使用されている。

Figure 2.1.4 Energy Flow



2.1.3 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

目標値はかなり詳細に設定されており、文書化されている。しかし、管理部門でファイルしはじめた段階であり、管理用として使用するまでには至っていない。

b. 省エネルギー推進に当たっての問題点

現在のプロセスでの省エネルギーは達成しているという認識を有しており、むしろ品質管理の面に重点を置いている。

(2) 組織的な活動

a. 省エネルギー専従部署の設置

エネルギー管理部門を設置している。

b. 省エネルギー委員会の設置

連絡会議を実施している。生産部門で異常なエネルギー消費実績が生じた場合等に行われ、日常的ではない。

c. 経営者のスタンス

管理体制構築に前向きである。

d. 人事評価のしくみ

省エネルギー関連の提案制度はない。

(3) データに基づく管理

a. エネルギー使用量の把握

エネルギー管理部門はエネルギー使用量は把握しているが、プロセスに

についての知識に乏しく、また、省エネルギーに関しあまり興味を示していない。

b. 主要な設備毎のエネルギー使用量の把握

各部門のエネルギー消費状況は、1週間毎にエネルギー管理部門からフィードバックされる。圧縮空気のコストは生産量に対する比例配分ベースで決められる。

c. 主要製品のエネルギー原単位の把握

整理作表しグラフ化するような作業は行われていない。

d. 計測器の設置

連続式の装置であり必要な制御関連計器は設置されている。

e. 生産管理、原価管理

ISO 9000 の認証を受けたばかりの状況で、管理体制の整備段階である。

(4) 設備管理

新旧入り交じった装置の組み合わせで複雑なシステムとなっている。

設備管理の面では不十分である。

2.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

上述の処理および生産工程のうちで、ビスフェノール A はデータ不明のため除き、コールタールの蒸留、粗ベンゼンの蒸留、エチルベンゼンの合成および高圧法ポリエチレンの重合工程について検討する。

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. Tar distillation

(1) Excellent factory とのエネルギー消費原単位比較

電力消費量を除き、他の使用エネルギーは Excellent factory に比較し圧倒的に多い。Excellent factory の電力消費量が高いのは減圧蒸留の減圧に真空 Pump を使用しているからである。

Table 2.1.6 Comparison of Energy Intensity in Tar Distillation Process (1)

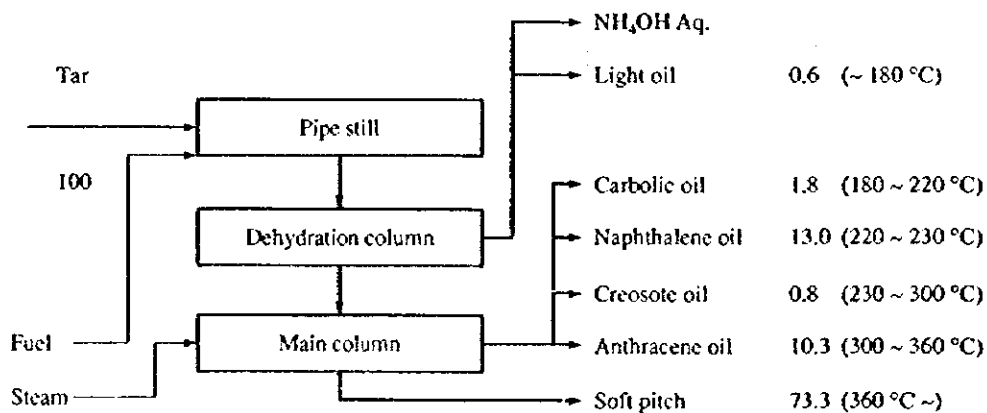
	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Electricity	kWh/t-tar	4.8	6.9	-2.1
Steam	MJ/t-tar	1,408.1	534	874.1
Fuel	MJ/t-tar	1,338.5	333	1,005.5
Compressed air	m ³ /t-tar	38.1	4.1	34
	kWh	5.4	0.6	4.8
Water	m ³ /t-tar	6.1	0	6.1
Production capacity	t/y	100,000	500,000	

(2) 省エネルギーポテンシャルの推定

a. プロセス

1) 物質収支と分留温度例

Figure 2.1.5 An Example of Material Balance and Fractional Distillation in the Tar Distillation Process



2) 原単位の差について

Table 2.1.7 Comparison of Energy Intensity in Tar Distillation Process (2)

	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Heat	MJ/t	2,747	867	1,880
Electricity	MJ/t	106	77	29
Total	MJ/t	2,853	944	1,909

a1. 外部要因による差

本工場と Excellent factory を比較しても原料のタールおよび COG は、コークス工場からの購入品であり、製品の種類および品質には差はない。プロセスおよびシステムにも大きな差はない。

生産能力は Excellent factory が Blachownia の 5 倍であるため、スケールメリットによるエネルギー原単位は、10%程度ある。年間平均気温はカトピッツ 8°C、Excellent factory 20°C で約 12°C の差がある。タール蒸留プロセス運転温度を 350°C とすると、原料、製品構成に大差はないので温度差による差は理論上、 $12/350=3.5\%$ 程度である。設備、炉体および配管類からの放熱は、供給熱量の約 30% であるから、 $2,747 \times 0.3 \times 0.035=29\text{MJ/t}$ となる。

したがって、外部要因による原単位差は、次のとおりである。

$$\text{原単位差} : 29 + 2,853 \times 0.1 = 314\text{MJ/t}$$

a2. 技術的要因による差

1) 生産管理体制

エネルギー原単位の月別変動幅が大きく、生産量との相関性にも一定の傾向がないところから、エネルギー原単位の情報を可及的迅速に生産部門にフィードバックし、原因究明と対策のとれる体制から構築されていないことが原因と考えられ本体制の整備が望まれる。

2) タール加熱炉の空燃比改善

種々の燃料を使用できる反面伝熱効率は低い。燃焼制御管理は不十分であり、空気比の調整により、1.6%の省エネルギーが可能である。測定値と解析結果はb. 1) に示す。

$$\text{省エネルギー量} : 1,338.5 \times 0.016 = 21\text{MJ/t} (1,911\text{GJ/y})$$

3) タール加熱炉の表面断熱強化

タール加熱炉の表面温度は 70～350℃と高温であり、断熱を強化する必要がある。測定値と解析結果はb. 2) に示すが断熱強化により下記の省エネルギーが可能となる。

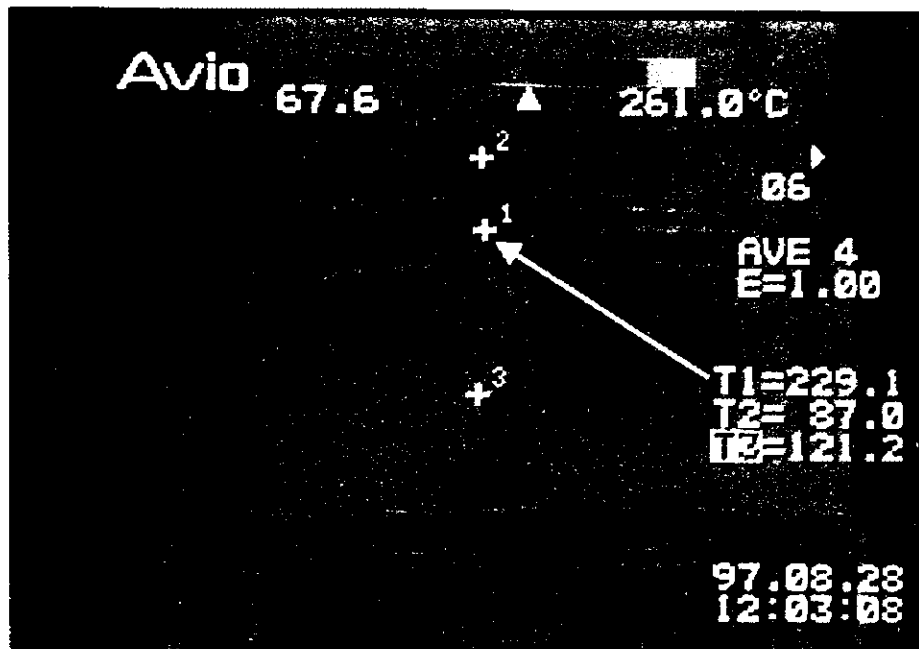
$$\text{省エネルギー量} : 3,102\text{GJ/y} (34\text{MJ/t})$$

4) 蒸留塔の保温強化

フランジ部の保温がないので、放熱ロスが大きい。保温の強化により、10%の省エネルギーが可能である。フランジ部の赤外線を用いた熱画像装置による表面温度分布を Figure 2.1.6 に示す。

$$2,747 \times 0.1 = 275\text{MJ/t} (25,023\text{GJ/y})$$

Figure 2.1.6 Thermal Image of the Flange Section



5) 圧縮空気の漏れ

圧縮空気使用量はプロセス用と制御用の割り振りが不正確であるが、Excellent factory の 7 倍であり、配管系の空気漏れ調査が必要である（第 4 次現地調査で実施予定であったが対象工場の変更で実施できず）。工場視察の結果、制御用圧縮空気は現状使用量の半分以下には削減可能と判断できるので本項ではこの制御用圧縮空気を Excellent factory 使用量の 3 倍程度の使用量まで低下させ得たものとし省エネルギー可能量を算出した。本前提で計算の結果 26MJ/t (2,366GJ/y, 231MWh/y)省エネルギー可能との結果が得られた。

6) 熱交換器の増強

熱交換器を新設することにより、30%の省エネルギーが可能である。

エネルギー低減量： $2,747 \times 0.3 = 824 \text{ MJ/t}$ (74,978GJ/y)

7) 蒸留塔のエゼクタ

蒸留塔の真空発生用の蒸気エゼクタの蒸気量は、160MJ/t であり余りにも多い。蒸気圧力が必要以上に高いことおよびエゼクタのノズルの点検整備の不備によりノズル口径の拡大等があることが原因である。これらの点を改善することで約 30%の蒸気量は削減できるものと判断する。

エネルギー低減量： $160 \times 0.3 = 48 \text{ MJ/t}$

b. ユーティリティ（熱利用設備）

1) タール加熱炉排ガスの計測と解析

排ガス計測は、タール加熱炉の接触伝熱部から煙道へ入る直前の接触伝熱部下部 3 点で O_2 濃度およびガス温度を各約 30 分間計測記録した。3 点を同時計測ではなく、逐次測定点を移動して測定した。

Figure 2.1.7 に計測結果の一例を示す。また、Table 2.1.8 には各測定点での測定結果を示す。

Figure 2.1.7 Measurement of Exhaust Gas from Tar Pipe Still

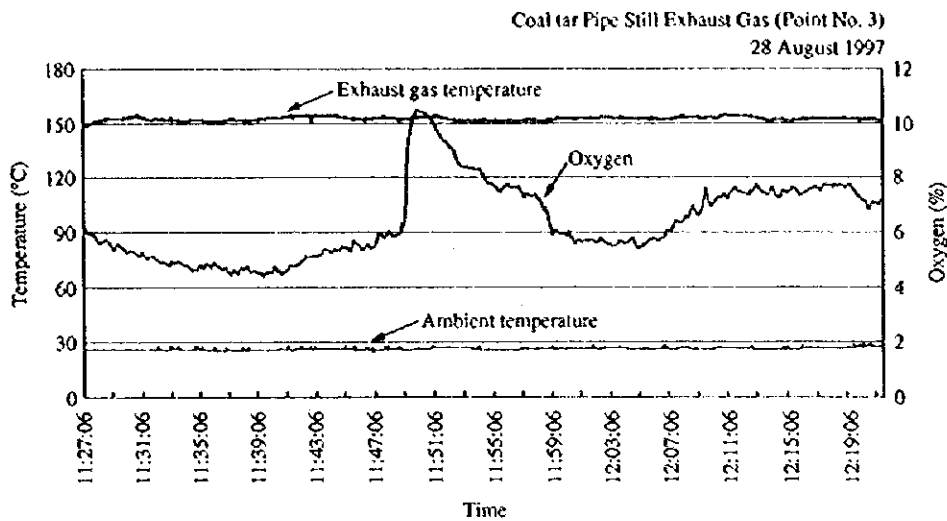


Table 2.1.8 Measurement of Exhaust Gas from Tar Pipe Still

	Oxygen			Temperature (°C)		
	Average	Maximum	Minimum	Average	Maximum	Minimum
Point-1	7.31 %	9.15 %	6.25 %	127	129	123
Point-2	5.87 %	6.90 %	4.81 %	150	152	145
Point-3	6.14 %	10.48 %	4.43 %	152	154	149
Grand:	6.44 %	10.48 %	4.43 %	143	154	123

空気比調整による燃料低減量を試算した結果を Table 2.1.9 に示す。この計算では空気量を調整することによって、排ガス中酸素濃度を実測平均値から実測最小値にまで低減した場合を前提として燃料節減量を求めている。

Table 2.1.9 Fuel Saving Effect by Air Ratio Control

Preconditions		Calculation Result			
Fuel gas			Theoretical Combustion	Current Air Ratio	Air Ratio after Improvement
Net heat value (kJ/m ³)	18,613	Oxygen in exhaust gas	0.0 %	6.4 %	4.6 %
Net heat value (kcal/m ³)	4,446	Air ratio	1.00	1.39	1.25
Combustion air temperature	26	Air amount (m ³ /m ³)	4.6	6.4	5.8
Exhaust gas temperature	143	Exhaust gas amount (m ³ /m ³)	5.3	7.1	6.4
Furnace infiltrating air ratio	0 %	Exhaust gas loss rate (to fuel heat)		6.2 %	5.7 %
		Fuel saving rate			1.6 %

Notes: The improved air ratio is the reference value based on judgment criteria in Japan.

Table 2.1.9 に見るように、空気比調整により排ガス酸素を 4.6%にまで低減すれば、1.6%の燃料低減が可能である。なお、この計算に用いた燃料組成は Table 2.1.10 のとおりである。

Table 2.1.10 Fuel Gas Composition of Tar Pipe Still

Gas Content	CO ₂	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	O ₂	H ₂ O
Wet volume	2.2 %	58.6 %	27.2 %	2.7 %	-	-	-	1.5 %	0.3 %	-

2) タール加熱炉の表面温度の計測と放熱量

炉体表面の各部を接触温度計により計測した結果では、地上レベルでの側壁温度は 50℃以下であるが、作業デッキレベルでは温度が高い。この部分について計測された温度、および推定表面積をもとに放熱量を計算した結果を Table 2.1.11 に示す。なお、表面温度を 50℃とした場合の試算も併記した。この表に見るとおり断熱強化により表面温度を 50℃まで低下可能とすれば放散熱量は現状に比し、82%減少できることがわかる。なお、表面温度の高い部分については、煉瓦の破損、脱落、目地切れ等点検の上補修するようリコメンドする。

Table 2.1.11 Tar Pipe Still and Heat Radiation

(Measured value)

Portion	Area (m ²)	Temperature (°C)	Heat conductivity		Unit heat amount (kcal/h/m ²)	Radiation amount (kJ/h)	Radiation amount (kcal/h)
			Conductivity (kcal/m ² /h/°C)	Radiation			
Upper deck							
Front/rear wall	35.00	70.0	4.60	5.78	483	70,757	16,903
Side wall (burner side)	24.50	79.0	4.86	6.04	605	62,058	14,825
Side wall (Counter-burner side)	24.50	200.0	6.75	10.54	3,052	313,009	74,775
8 Manholes	0.63	350.0	7.82	19.24	8,835	23,197	5,542
End wall plate	0.54	250.0	7.18	13.02	4,576	10,343	2,471
Total						479,364	114,516

(Test calculation of the effect by increasing the heat insulation)

Portion	Area (m ²)	Temperature (°C)	Heat conductivity		Unit heat amount (kcal/h/m ²)	Radiation amount (kJ/h)	Radiation amount (kcal/h)
			Conductivity (kcal/m ² /h/°C)	Radiation			
Upper deck							
Front/rear wall	35.00	50.0	3.86	5.24	241	35,313	8,436
Side wall (burner side)	24.50	50.0	3.86	5.24	241	24,719	5,905
Side wall (Counter-burner side)	24.50	50.0	3.86	5.24	241	24,719	5,905
8 Manholes	0.63	50.0	3.86	5.24	241	633	151
End wall plate	0.54	50.0	3.86	5.24	241	545	130
Total						85,929	20,528
						82 %	82 %

エネルギー低減量：(479,364 - 85,929) × 8,760 × 0.9 = 3,102 GJ/y

8,760 : h/y

0.9 : 稼働率

c. 省エネルギーポテンシャル

- | | |
|-----------------|---------------|
| 1) タール加熱炉空燃比改善 | 低減原単位：21MJ/t |
| 2) タール加熱炉の壁断熱強化 | 低減原単位：34MJ/t |
| 3) 蒸留塔の保温強化 | 低減原単位：275MJ/t |
| 4) 圧縮空気の漏れ | 低減原単位：26MJ/t |
| 5) 熱交換器の増強 | 低減原単位：824MJ/t |
| 6) 蒸留塔のエゼクタ | 低減原単位：48MJ/t |

2.1.4.2 Benzene distillation

(1) Excellent Factory とのエネルギー消費原単位比較

Table 2.1.12 Comparison of Energy Intensity in Benzene Distillation (1)

	Unit	Blachownia	Excellent Factory	Difference
Electricity	kWh/t-c.B	14.4	46.8	-32.4
Steam	MJ/t-c.B	4,864.2	1,779.1	3,085.1
Hydrogen	m ³ /t-c.B		17.9	-17.9
Hydrogen source (COG: H ₂ 60 %)	m ³ /t-c.B	12.9		12.9
	MJ/t-c.B	242.2	302.6	-60.4
Compressed air	m ³ /t-c.B	160.5	8.5	152
	kWh/t-c.B	22.6	1.2	
Water	m ³ /t-c.B	67	157.3	-90.3
Nitrogen	m ³ /t-c.B		8.5	-8.5
Production capacity	t/y	100,000	140,000	
BTX/c.B (%)		80	85	

C.B : Crude Benzene

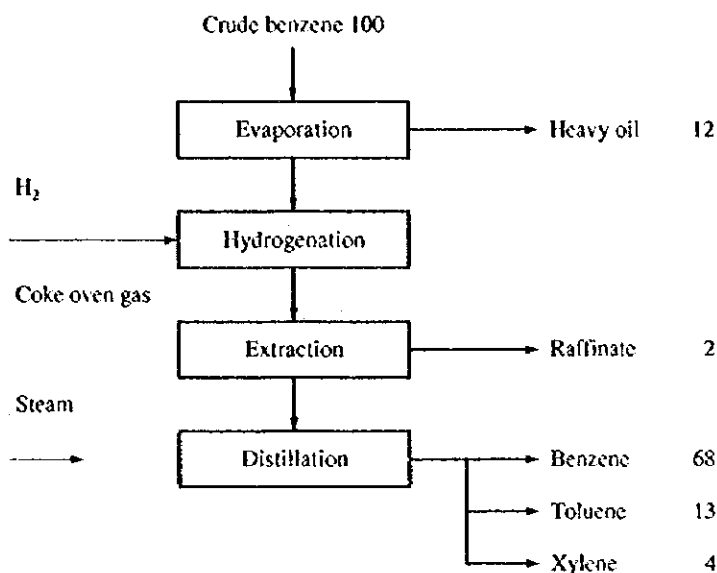
BTX: Benzene, Toluene, Xylene

(2) 省エネルギーポテンシャルの推定

a. プロセス

1) 物質収支

Figure 2.1.8 Material Balance in Benzene Distillation



2) 原単位の差について

Table 2.1.13 Comparison of Energy Intensity in Benzene Distillation (2)

	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Heat	MJ/t	4,864	2,082	2,782
Electricity	MJ/t	381	496	-115
Total	MJ/t	5,245	2,578	2,667

COG は水素源として使用しており、Blachownia, Excellent factory 共使用量に大差はない。

a1. 外部要因による差

原料の粗ベンゼンおよび COG は、コークス工場からの購入品であり、製品の種類および品質に大差はない。プロセスおよびシステムでは水素添加精製の水素源が COG(Blachownia)と水素(Excellent factory)の違いがあるが、本質的な差はない。なお、この点は詳細診断で調査する予定であったが調査対象が変更となり実施できなかった。

生産能力は Excellent factory が Blachownia の 1.4 倍程度なので、生産能力の差によるエネルギー使用量の差は特に考慮する必要がない。年間平均気温は Katowice 8℃、Excellent factory 20℃で約 12℃の差がある。粗ベンゼン蒸留プロセス運転温度を 100℃とすると、原料、製品構成に大差はないので温度差による差は理論上、 $12/100=12\%$ 程度である。設備、炉体および配管類からの放熱は、供給熱量の約 30%であるから、 $4,864 \times 0.3 \times 0.12=175\text{MJ/t}$ となる。

粗ベンゼン蒸留プロセスは 1994 年以降改造が続いており、1997 年度も大幅な改造が実施されており、提供された原単位は稼働率低下による熱ロスが含まれているものと推定される。この外部要因による熱ロスを供給熱量の 15%とすると $4,864 \times 0.15=730\text{MJ/t}$ となる。

したがって、外部要因による原単位差は、次のとおりである。

$$\text{原単位差} : 175+730=905\text{MJ/t}$$

a2. 技術的要因による差

1) 生産管理体制

エネルギー原単位の月別変動幅が大きく、生産量との相関性にも一定の傾向がみられない。これは現在プロセス各部の改造過程にあることからやむを得ないところであるが、エネルギー管理体制の不備も一因と考えられ可能な限りエネルギー原単位の情報を可及的迅速に生産部門にフィードバックし、原因究明と対策のとれる体制の整備が望まれる。

2) 蒸留塔の保温強化

フランジ部や配管の保温が不十分なので、放熱ロスが大きい。視察の結果保温の強化により、少なくとも 10%の省エネルギーは可能と推定でき

る。

$$4,864 \times 0.1 = 486 \text{ MJ/t (31,997 GJ/y)}$$

3) 圧縮空気の漏れ

圧縮空気使用量はプロセス用と制御用の割り振りが不正確であるが、Excellent factory の 20 倍であり、配管系の空気漏れ調査が必要である。制御用を Excellent factory の少なくとも 3 倍程度までには削減可能と判断できるので、195MJ/t (12,832GJ/y, 1,251MWh/y)削減となる。

4) 熱交換器の増強

熱交換器を新設することにより、20%の省エネルギーが可能である。

$$\text{熱量低減} : 4,864 \times 0.2 = 973 \text{ MJ/t (64,060 GJ/y)}$$

5) 省エネルギーポテンシャル

① 蒸留塔の保温強化	低減原単位：486MJ/t
② 圧縮空気の漏れ	低減原単位：54MJ/t
③ 熱交換器の増強	低減原単位：973MJ/t

C. Ethylbenzene synthesis

(1) Excellent factory とのエネルギー消費原単位比較

Table 2.1.14 Comparison of Energy Intensity in Ethylbenzene Synthesis (1)

	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Ethylene	kg/t-EB		736	
Benzene	kg/t-EB		270	
Flux oil make	kg/t-EB		5.7	
Aluminium chloride	kg/t-EB		1.45	
Ethly chloride	kg/t-EB		0.57	
NaOH (90 %)	kg/t-EB		0.36	
Electricity	kWh/t-EB	35.1	25.8	9.3
Steam	MJ/t-EB	3,927	-2,918	6,845
Fuel	MJ/t-EB		2,654	-2,654
Compressed air	m ³ /t-EB	30.5	8	22.5
	kWh/t-EB	4.3		
Water	m ³ /t-EB	6	0.4	5.6
Production capacity	t/y	103,000	210,000	

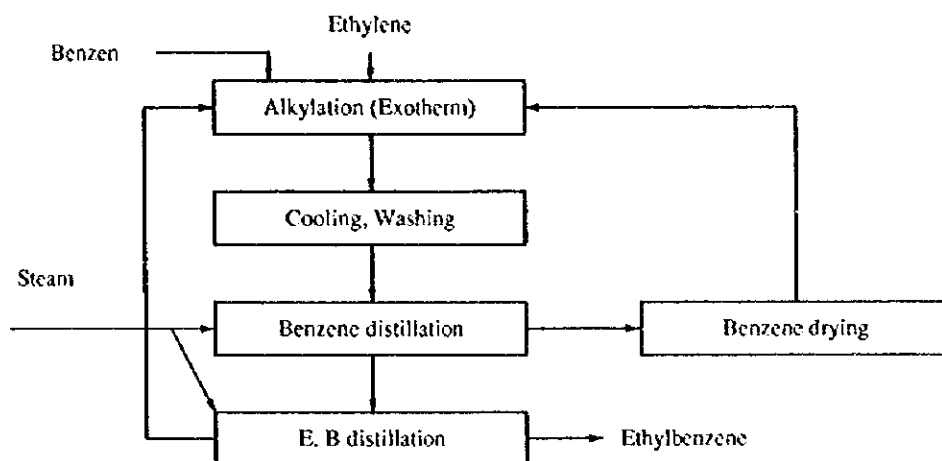
Excellent factory の steam が負の値を示しているのは排熱回収が実施されていることを意味する。

(2) 省エネルギーポテンシャルの推定

a. プロセス

1) フローシート

Figure 2.1.9 Flow Sheet of Ethylbenzene Synthesis



2) 原単位の差について

Table 2.1.15 Comparison of Energy Intensity in Ethylbenzene Synthesis (2)

	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Heat	MJ/t	3,927	-264	4,191
Electricity	MJ/t	407	278	129
Total	MJ/t	4,334	14	4,320

a1. 外部要因による差

原料のエチレンは購入品であり、ベンゼンは粗ベンゼン蒸留工程から受けており、製品の種類および品質には差はない。プロセスおよびシステムにも大きな差はない。生産能力は Excellent factory が Blachownia の 2 倍であるため、スケールメリットによるエネルギー原単位は 5% 程度ある。

年間平均気温は Katowice 8℃、Excellent factory 20℃で約 12℃の差がある。エチルベンゼン合成プロセスの運転温度を 170℃とすると、原料、製品構成に大差はないので温度差による差は理論上、 $12/170=7\%$ 程度である。設備、炉体および配管類からの放熱は、供給熱量の約 30%であるから、 $3927 \times 0.3 \times 0.07=83\text{MJ/t}$ となる。

エチルベンゼン合成プロセスはプラントは当初一貫生産体制とする計画であったが、スチレンモノマー合成プロセスとの併設が実現していない。Excellent factory は併設されており、アルキレーションの反応熱および熱交換によってスチーム 2,918MJ/t を回収し、スチレンモノマー合成プロセスに利用しており省エネルギーに大きく寄与している。日本の実績をベースにこの回収エネルギーの 80%を外部要因として扱う。

$$2,918\text{MJ/t} \times 0.8=2,330\text{MJ/t}$$

したがって、外部要因による原単位差は、次のとおりである。

$$\text{原単位差} : 83 + 4,334 \times 0.05 + 2,330 = 2,630\text{MJ/t}$$

a2. 技術的要因による差

1) 生産管理体制

エネルギー原単位の月別変動幅は比較的小さく、生産量との相関性にも一定の傾向がみられる。エネルギー原単位の年次計画は前年度実績をもとに立てられているが現場に充分浸透しておらず省エネルギー活動につながっていない。年次計画のみならず、週別、月別の情報を可及的迅速に生産部門にフィードバックし、問題点の発掘と対策のとれる体制を構築する必要がある。

2) 蒸留塔の保温強化

フランジ部の保温が不十分なので、放熱ロスが大きい。保温の強化により、少なくとも 10%の省エネルギーが可能である。

$$3,927 \times 0.1 = 393\text{MJ/t} \quad (22,201\text{GJ/y})$$

3) 圧縮空気の漏れ

圧縮空気使用量はプロセス用と制御用の割り振りが不正確であるが、Excellent factory の 4 倍もあり、配管系の空気漏れ調査が必要である。制

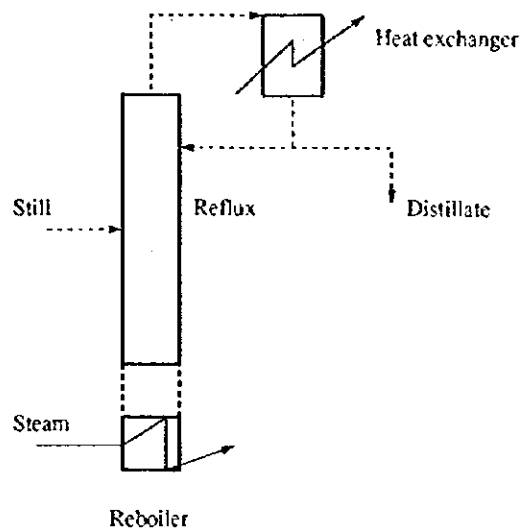
御用圧縮空気使用量は機器構成からみても現状の半量にまで削減できる。圧縮空気使用量を Excellent factory の使用量の 2 倍相当にまで削減したとすると、20MJ/t (1,130GJ/y, 110MWh/y) のエネルギー削減となる。

4) 熱交換器の増強

蒸留塔の蒸留塔留出物からの熱回収量の増加を図るため熱交換器を新設する。本増強により約 20% のエネルギー回収量増が可能となる。

エネルギー回収量増： $3,927 \times 0.2 = 785 \text{ MJ/t}$ (44,345GJ/y)

Figure 2.1.10 Heat Exchanger in Benzene Distillation



5) 蒸留塔のエゼクター

蒸留塔の真空発生用の蒸気エゼクタの蒸気量は、160MJ/t と異常に多い。使用蒸気圧力の適正化およびエゼクタのノズルの点検整備、適正ノズルの使用等により、大幅な蒸気使用量の低減が可能となる。設備能力および仕様から推定すると少なくとも、30% の蒸気量を削減できる。

エネルギー低減量： $160 \times 0.3 = 48 \text{ MJ/t}$ (2,712GJ/y)

6) プロセスの変更と新設

① アルキレーション反応塔の熱回収

アルキレーション反応の発熱量を試算すると次のとおりである。

発熱量： 25 kcal/mol

分子量： 106

$$4.186 \times 25 / 106 = 0.9 \text{ kJ/g} = 900 \text{ MJ/t}$$

熱量としては多いが本熱の回収を図るためにはスチレンモノマー製造設備の併設とこれに伴う全体的な設備変更から生ずるためかなり大規模な改造となる。慎重な検討を要する。

② スチレンモノマー工程の設置

エチルベンゼンの反応熱をスチレンモノマーの製造に利用できると、エネルギー効率は大幅に向上する。スチレンモノマー製造設備の設置は上述のとおり投資規模も大きくなるので、マーケット状況も踏まえ会社の経営戦略のもとに決定されるべきである。

7) 省エネルギーポテンシャル

- | | |
|------------|---------------|
| ① 蒸留塔の保温強化 | 低減原単位：393MJ/t |
| ② 圧縮空気の漏れ | 低減原単位：20MJ/t |
| ③ 熱交換器の増強 | 低減原単位：785MJ/t |
| ④ 蒸留塔のエゼクタ | 低減原単位：48MJ/t |

D. Polyethylene polymerization

本設備は 1966 年に建設された設備であるが良好なメンテナンスにより電力および蒸気原単位も Table 2.1.16 に示すとおり Excellent factory と同等であり、国際水準にある。

Table 2.1.16 Comparison of Energy Intensity in Polyethylene Polymerization

	Unit	Blachownia	Excellent factory	Difference
Electricity	kWh/t	1,059	1,050	9
Steam	MJ/t	494	300	194

B. ユーティリティ（電気利用設備）

a. 受配電設備の整備縮小

現状の受配電設備は将来の拡張を想定して設置されたため大容量でありかつ非常に立派であるが、電力使用量は極めて少ない。使用電力はピーク時約 13MW、平均時約 8.0MW で、配電設備容量の 20%程度である。
(Table 2.1.17 参照)

Table 2.1.17 Facility Capacity and Power Consumption

	Receiving Equipment	Distributing Transformer	High Pressure Motor	Power Consumption
No. of units	32 MVA	41.2 MVA	17.4 MW	Average 8.0 MW
in operation	2	56	43	Peak demand 13 MW

Receiving transformer not in operation: 64 MVA (4 units)

対策：

受電設備容量を縮小整備する。しかし、需要の拡大見込みがあれば現在設備の最小限の容量を確保する。

現状の配電変圧器の負荷率 $22.6\% (= (8\text{MW}/0.86)/41\text{MVA})$ を負荷率約 31% 程度に改善し、変圧器容量を減らす（減容量 11MVA）。

但し、全体の負荷 11.5MW、高圧モータ負荷 17.4MW×稼働率 20%と仮定した。なお、この対策の実施については、必要に応じて、安価な低圧架空配線で各変電室を連絡し、不足の容量を補完するとよい。

効果：

対策を実現すると、節減電力量は下表のようになり、年間稼働時間を 8,760 時間(365 日)とすると、年間の節減量は 126MWh となる。

ここで、配電変圧器合計 41MVA(1MVA×41 台)、負荷および力率は約 8MW（高圧モータ 17.4MW×0.2 除外）、86%、負荷量は一定と仮定した。また、変圧器損失は鉄損、銅損を夫々 $W_i:2.1\text{kW}$ 、 $W_c:11.3\text{kW}$ と仮定する。

Table 2.1.18 Reduction in Electricity Consumption as a Result of Decreasing the Capacity of Distributing Transformer

	Transformer capacity (kVA)	Iron loss W_i (kW)	Copper loss W_c (kW)	Loss total (kW)	Saving power (kW)
Current status	41 × 1,000	86.1	23.9 *	110	
After modification	30 × 1,000	63	32.6 **	95.6	14.4

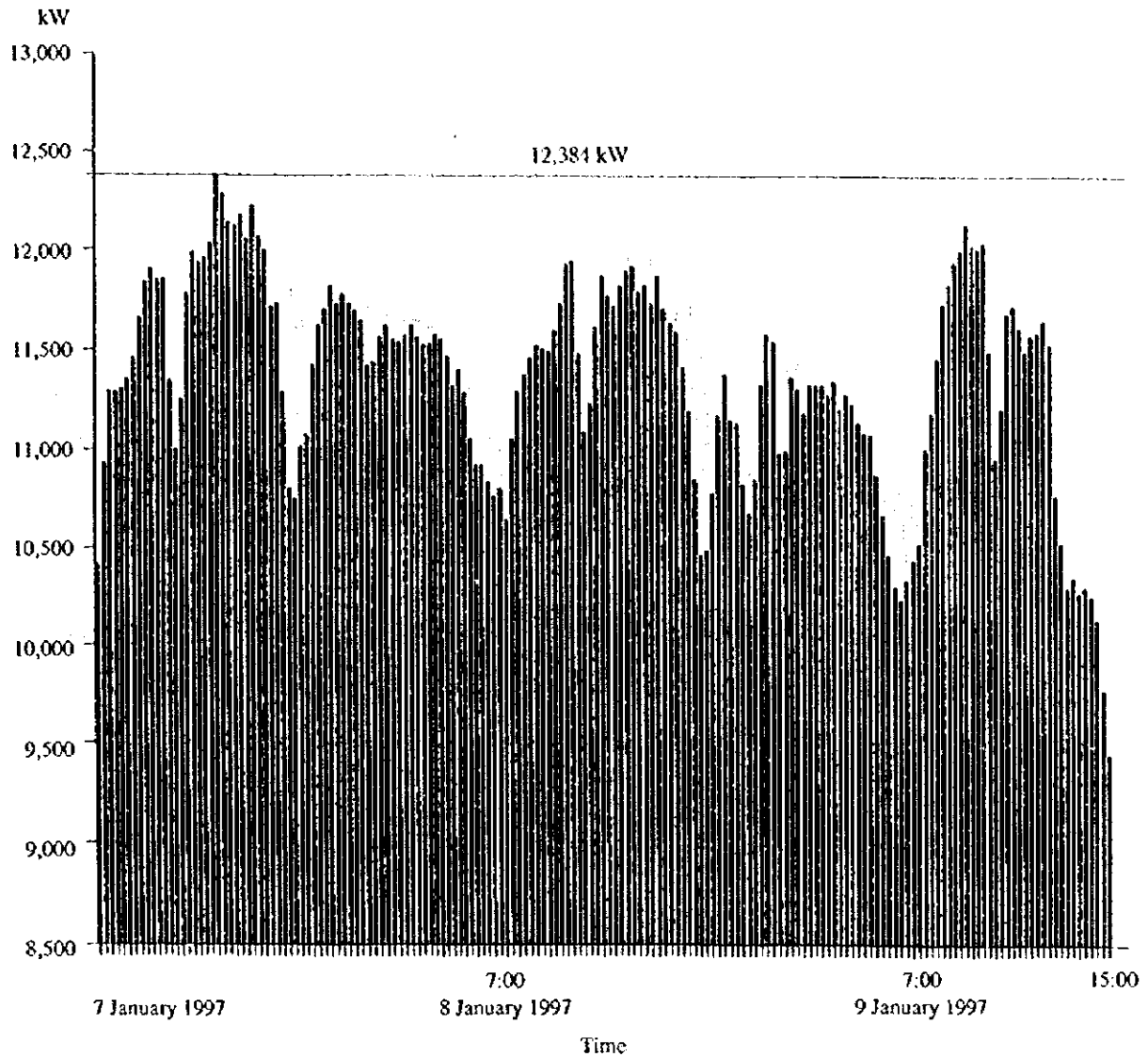
*: $11.3 \times 41 \times (8/41/0.86)^2 = 23.9 \text{ kW}$ **: $11.3 \times 30 \times (8/30/0.86)^2 = 32.6 \text{ kW}$

b. ピーク負荷を減らす

本工場の日負荷曲線図によれば (Figure 2.1.11 参照)、毎日略決まった時間にピーク負荷が発生している。ピーク負荷発生要因を分析検討しピーク負荷の低減対策を講ずるべきである。例えば、始業、就業の時間をずらす、デマンド監視装置を設置して、ピーク電力を監視し、デマンドが契約量を超した時に警報を発する、同時に不急の設備の稼働を休止する等の対策が容易に考え得る。本対策により少なくとも下記の省エネルギーが達成できるものと推測される。

ピークデマンド低減量： $12.384 \times 0.04 \approx 500 \text{ kW}$

Figure 2.1.11 Record of Power Consumption



c. 空気圧縮機および冷却水ポンプの効率運転

空気圧縮機(1,000kW)、ポンプ(400kW)共大型機各1台だけが運転されている。本設備は常に、負荷量に対し十分または過剰な設備が稼働していることになり極めて無駄が多い。特に、負荷が減少した場合には、バルブで調節するか放散させること以外省エネルギーを図る方法もなく、設備電力がそのまま無駄に消費されているものと考えられる。また、一部の工場の稼働時にも余剰能力の大型機械を運転せざるを得ず、無駄な損失を招いている。

現状の冷却水用電力は 1,0775MWh/y、原単位は 0.26kWh/m³（1994 年当該工場資料）と高く省電力対策上も重要課題である。

1) エア コンプレッサの省エネ対策と効果

対策：

- ① 圧縮空気の必要量と使用変動範囲、圧力および工場の 1 部だけの稼働に対する必要量等を検討し、これらの供給に適した経済的な設備を整備する。
- ② 圧縮機が圧力に応じてオンロードとアンロードを正確にできるようにし、かつ機械の使用率（オンロード時間/稼働時間）を極力高める。
- ③ ②の対策のために現在より小さな容量の機械を設置すると効率化が実現しやすい。
- ④ 圧縮空気の節減には、機器仕様に応じ圧縮空気の圧力を可能な限り低くし、かつ空気漏れを定期的にチェックし漏洩を止め無駄なエネルギー消費を極力抑止していく必要がある。

効果：

必要最小限量の圧縮空気を発生するような制御ができるため、機械の効率的運転ができる。また、空気圧の低減と空気漏れの防止ができ、経済的運転ができる。

2) 冷却水用ポンプの省エネ対策と効果

対策：

- ① 現状の冷却水の必要量をプロセス毎に調べ、且つ同時に使用するものを集計し、必要最小限の供給設備にする。
- ② 現状のポンプ容量の 50%程度の設備として、水の最適送量を制御し確保する。特に全体の半分以上を占める PIS ポンプ所から検討し対策を構ずる。
- ③ 冷却水に関わる省エネルギー対策は、季節、温度、水量、送水圧力循環水系統 熱交換効率および設備の運転法、老朽度等に応じて検討

する必要があるが、本工場の資料(1990年→1994年)によれば、水量の46%減に対し、電力使用量は35%減るのみであり、電力削減量としては充分とは言い難い。したがって設備およびシステム全般にわたり最適化を図るため再検討を実施する必要があるものとする。

効果：

必要な温度の冷却水を必要量だけプロセスに送ることにより、必要電力量が最低になる。インバーターによる回転数制御などの適当な対策により15～20%の改善が見込まれる。

インバーター設置による電力節約量： $1,775 \times 0.2 = 355 \text{ MWh/y}$

d. 照明の効率化

本工場の工場は広く大きい。工場内の外灯には水銀灯が用いられており消費電力は15kWh内外と推定される。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あり、約40%の電力節減ができるものと考えられる。

$$15 \text{ kWh} \times 8,760 \times 12 / 24 \times 0.4 = 26 \text{ MWh/y}$$

(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 2.1.19に示す。

Table 2.1.19 Emission Improvement by Energy Conservation Measures

Measures	Reduction, ton/year			
	CO2	SO2	NO2	Dust
Step 0				
Step 1	4,490	0.7	10.3	0.1
Step 2	10,299	0.9	23.4	0.2
Step 3				
Step 1-3	14,789	1.6	33.6	0.3

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 2.1.20 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 2.1.20 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	1,393	4.0	1,397	429	0.31	0.31
Step 2	2,472	8.9	2,481	4,577	1.84	1.85
Step 3						
Step 1-3	3,865	12.8	3,878	5,005	1.29	1.30

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

この Table 2.1.20 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、蒸気を購入しているので、化学反応のプロセスにおける熱交換器の増設などの蒸気低減対策は、汚染物質の排出料金の低減にはならない。このため排出料金の低減による投資回収年数の改善は僅少である。

(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 2.1.21 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 2.1.12 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 2.1.13 に示す。