

5.5.2 ボイラ給水処理設備の現状

(1) ボイラ給水処理設備の設備能力

PPSAでは表5.5-3に示す3つの系統から構成されており、その合計能力は1,540m³/hである。

表 5.5-3 ボイラ設備の設備能力

系統	系列数	系列の能力	系列の呼称	合計能力
第1系統				800m ³ /h
第2系統	3	80m ³ /h	A, B, C	240m ³ /h
第3系統	5	100m ³ /h	D, E, F, G, H	500m ³ /h
			総計	1,540m ³ /h

出所 ; PPSA

ここで、本検討の検討対象設備は第2、第3系統のA, B, C系列とD, E, F, G, H系列である。

(2) 前処理設備

原水はヴィスワ川から取水されており、図 5.5-1に示すようにボイラ給水処理設備の前処理設備が設けられている。前処理設備は汚度、色度を低くし、また、懸濁物を除去するために急速脱炭凝集沈殿装置および重力式濾過装置（砂と石を使う形式）から構成されている。前処理された水質を表5.5-4の脱炭酸水K-2欄に示す。

(3) ボイラ給水処理設備

1) 系統の構成

現在のボイラ給水処理設備は図5.5-2に示すように8系列で構成されている。これらの系の構成は図 5.5-3に示す。ここで、特徴的なことはA, B, C系列とD, E, F, G, H系列でイオン交換樹脂塔の配列が異なることと多段式である点である。ここで表 5.5-5に各塔の配列を示す。

表 5.5-5 ボイラ給水処理設備における機器の配列

系列 配列順序	A, B, C	D, E, F, G, H
1.	フィルター	フィルター
2.	有機物吸着	強陽イオン交換樹脂
3.	強陽イオン交換樹脂	有機物吸着
4.	弱陰イオン交換樹脂	弱陰イオン交換樹脂
5.	CO ₂ 除去	CO ₂ 除去
6.	強陽イオン交換樹脂	強陽イオン交換樹脂
7.	強陰イオン交換樹脂	強陰イオン交換樹脂
8.	SiO ₂ 除去	SiO ₂ 除去

出所 ; PPSA

尚、各イオン交換樹脂塔における充填樹脂、充填量、メイクアップ比、薬品消費量、再生廃水量等のデータは表 5.5-6にまとめる。

2) イオン交換樹脂の再生法

表5.5-5に示した配列順序3~7の部分抜粋して現状のシステムを図5.5-3に図示する。PPSAにおけるイオン交換樹脂の再生に関して特徴的な事項を次に示す。

- a) 再生は並流法で行われている。
- b) 陽イオン交換樹脂と陰イオン交換樹脂は別々のインターバルにて再生される。
- c) 陽イオン交換樹脂と陰イオン交換樹脂は双方とも複数基を有しているが、別々に再生される。

3) ボイラ給水処理設備からの廃水

表 5.5-7にボイラ給水処理設備から排出される廃水量を示す。これらの性状については分析データが無く不明である。

表 5.5-7 ボイラ給水処理設備から排出される廃水の発生分率

フィルター	46%
有機物吸着塔	11%
強陽イオン交換樹脂塔	15%
弱陰イオン交換樹脂	23%
強陰イオン交換樹脂	4%
SiO ₂ 除去塔	1%

出所 ; PPSA

また、設備的には酸性廃水とアルカリ廃水は同一の廃水ラインに接続されている。

5.5.3 ボイラ給水処理設備の問題点と評価・対策

(1) ボイラ給水処理設備の設備能力

PPSAは高圧ボイラの設備能力として2,640t/hのスチーム発生能力を有しており、また石油化学のポリマー設備等も有していることから、ボイラ給水設備の設備能力が1,540m³/hであることは妥当な規模であるものと考えられる。

ここで、各系列の能力は80~100m³/hと小規模であるが、原水性状が非常に厳しいことから妥当な規模であるものと考えられる。

表5.5-8に現在のボイラ給水処理設備で採水されたボイラ給水の水質を示すが、この水質は発電設備用スチームボイラの必要条件を十分に満たしている。

(2) 前処理設備

前処理された水質は、ボイラ給水処理設備の原水として、通常日本で使用される原水に比較して非常に劣るが、一般に採用されるボイラ給水処理設備によって、ボイラ給水を製造し得る範囲である。

(3) ボイラ給水処理設備

1) 系統の構成

表5.5-5に系統の構成が示されているが、若干問題があると思われるのはCO₂除去塔の位置である。本来、CO₂除去塔はイオン交換樹脂の負荷を軽減するために物理的に除去される手段であるが、pHが5.0以下の低pH条件において効果が著しい。現状の設備では前段の強陽イオン樹脂塔のイオン交換能力が低下した状態ではCO₂除去塔の能力が低下する可能性がある。この場合には、陰イオン樹脂塔の負荷が上昇する可能性がある。

従って、理想的には表5.5-5における配列順序4と6の弱陰イオン樹脂塔と強陽イオン樹脂塔の配列を入れ替えることが望ましいものと考えられる。

2) イオン交換樹脂の再生法

表5.5-6(3/3)にイオン交換樹脂再生時の薬品消費量がしめされているが、現状設備の問題点は再生薬品消費量が多いことである。再生薬品消費量を低減するためには幾つかの対策が考えられるが、具体的な対策については第6章の6.1.2節において述べる。

a) イオン交換樹脂の選択性

イオン樹脂を使用する場合選択性が非常に重要である。イオン選択性の差から、通水の流れ方向より陽イオン樹脂については、 $\text{Ca}^{+2} > \text{Mg}^{+2} > \text{Zn}^{+2} > \text{K}^+ > \text{NH}_4^+ > \text{Na}^+ > \text{H}^+$ の順序で、陰イオン樹脂については $\text{SO}_4^{-2} > \text{NO}_3^- > \text{CrO}_4^{-2} > \text{Cl}^- > \text{HCO}_3^- > \text{SiO}_2^-$ の順序でイオン交換層が形成される。このイオン順序は、イオン交換樹脂に対する親和力を示すもので、交換ポテンシャルといわれる。

従って、貫流点において陽イオン塔からは Na^+ 、 Mg^{+2} 及び Ca^{+2} の順序で、陰イオン塔からは SiO_2^- 、 HCO_3^- 及び Cl^- の順序でリークする。

b) 再生レベルとイオン交換容量

再生レベルは100%純度換算した再生剤使用量である。例えば、11(リタム)樹脂を100gの塩酸を用いて再生する場合、再生レベルは100g-HCl/l-Resinとなる。樹脂のイオン交換容量は再生レベルによって変わる。イオン交換樹脂は非常に高価であり、不必要な過剰容量は高い出費をまねくことになる。一方再生剤の費用は水処理設備の運転費の大部分を占める。従って競争力のある設備を建設するためには、次の要因を検討し、総合的に判断することが重要である。

- i) 設計条件としての原水性状
- ii) 貫流容量及び、選定樹脂
- iii) 再生レベル

c) 再生インターバル

再生インターバルは基本的には樹脂の貫流容量と充填量によって決まる。一般的には、水質計を用いて Na^+ のリークを検出して再生時期を決める陽イオンブレイク運転が行われる。もしくは陽イオン塔と陰イオン塔のサイクル当たりの採水量を同量となるように設計された水処理設備で、採水量が設計採水量に達した時点あるいはイオンブレイクを検知した時点で再生操作が実施される。接触効率が一定であれば、再生インターバルは純粋 lm^3 当たりの再生剤の使用量には影響しないが純水の得率には大きく影響する。

d) 再生効率

b)で述べた要因はボイラ給水処理設備の容量に関係するが、これとは別に接触効率に関する要因も極めて重要である。例えば、再生方式には向流再生と並流再生があるが、再生が同量の再生剤で行われる場合には向流再生の方がイオン交換容量は大きくかつ向流再生の方が並流再生に比べてより純度の高い採水

が可能である。並流再生は旧来の技術であり、図 5.5-4に再生方式と採水および再生段階におけるイオン組成分布を示す。この図から向流再生方式は、並流再生に比べて Na^+ (陰イオン樹脂の場合 SiO_2^{-2}) のリーク量が少ないので、より高純度の採水が可能であることが明らかである。

3) ボイラ給水処理設備からの排水

表 5.5-7にボイラ給水処理装置から排出される廃水の発生分率を示しているが、この表からは製造純水あたりの排水量の実績 $0.40\text{m}^3/\text{h}$ を改善するにはフィルター排水を回収することが絶対的な条件である。フィルターの逆洗排水は懸濁物質の濃度は高いが、イオン濃度は原水の濃度と同じであることから、フィルターの逆洗排水は遠心分離機により懸濁物質を除去した後に原水として回収するのが一般的である。

また、イオン交換樹脂の再生時に廃水量を削減するには薬液置換が終了した後のパージ水は回収をはかる必要がある。

4) 新技術によるボイラ給水処理設備

ANNEX 7 に参考として新技術による高採水効率及び高再生効率のボイラ給水処理設備の1例を紹介する。

5.5.4 発電設備における廃水処理の現状

発電設備構内には、ボイラ給水処理設備から出る廃液の中和設備と生活污水の処理設備の2設備が設けられており、その他の廃水に対する処理設備は設けられていない。雨水廃水以外のすべての廃水は、石油精製および石油化学工場の廃水系のシステム1主管に、雨水廃水は石油精製地区からの雨水主管にそれぞれ流入するようになっている。これらの廃水は図 5.5-5に図解されているように最終的には中央総合廃水処理装置で処理されている。

5.5.5 発電設備における廃水処理の問題点と評価・対策

(1) 発電設備で発生する廃水

通常発電設備では、以下に示すような廃水が発生する

- ボイラ給水処理設備の廃水
- 集塵器洗浄廃水
- 空気予熱器洗浄廃水
- 化学洗浄廃水

- タービン室床廃水
- ボイラ室床廃水
- ボイラのブロー水
- 復水器冷却廃水
- 燃料関係機器回り廃水
- 生活污水
- 発電設備構内の雨水廃水

(2) 発電設備内における廃水処理

公共発電設備では、専用の廃水処理設備が設けられ、発電設備で発生する上記(1)に示す廃水は、この専用の廃水処理設備で完全に処理され、排水基準値を満足する水質の排水が放出される。しかし本発電設備は全PPSAコンプレックスの1設備であり、PPSAには中央総合廃水処理装置が在るので、公共発電設備のような専用の廃水処理設備を設ける必要はない。ただしボイラブロー水、集塵器洗浄廃水、空気予熱器洗浄廃水および化学洗浄廃水のように、アルカリ性あるいは酸性廃水は発電設備内で中和処理した後、廃水主管に流入する方が好ましいと思われる。これは廃水主管の腐蝕等の障害の防止に役立つと共に中央総合廃水処理装置の負荷を軽減することにもなる。

表 5.5-4 TOTAL ANALYSIS OF VISTULA RIVER, COOLING WATER AND DECARBONATED WATER

TECHNICAL PROPERTY	UNIT	RAW WATER FROM VISTULA RIVER			COOLING WATER K-1			DECARBONIZED WATER K-2		
		MIN	MAX	AVR	MIN	MAX	AVR	MIN	MAX	AVR
Turbidity	mg/L	13	55.0	36.0	8.0	22.5	16.0	3.0	8.5	4.6
Color	mg/L	19	66.0	35.0	12.5	31.5	21.0	5.0	12.5	7.0
Reaction "P"	PH	7.6	8.9	8.2	7.9	9.0	8.6	9.4	10.6	10.58
Basicity "M"	mmol/L	0.35	3.5	2.9	0.8	3.3	2.55	0.8	1.7	1.20
Basicity "M"	mmol/L	9.9	15.8	13.2	1.8	13.7	11.9	6.2	11.2	8.5
Total Hardness	mmol/L	7.0	9.8	8.2	8.0	13.1	7.6	2.2	9.9	3.7
Carbonate Hardness	mmol/L	7.2	12.7	10.0	5.3	13.8	9.05	3.9	9.8	6.8
Calcium Hardness	mmol/L	2.2	15.0	3.2	1.7	10.3	2.85	0.4	3.8	1.8
Magnesium Hardness	mmol/L	66.0	116.0	91.5	48.7	98.0	83.0	36.0	90.0	61.6
Ca	mg/L	6.8	24.2	12.8	7.7	15.5	12.4	2.9	16.5	8.05
Mg	mg/L	0.225	0.85	0.56	0.17	0.68	0.29	0.05	0.18	0.10
Total Fe	mg/L	0.085	0.45	0.34	0.085	0.28	0.15	0.02	0.16	0.047
Fe (+2)	mg/L	0.17	0.46	0.31	0.07	0.32	0.225	0.07	0.22	0.12
Mn	mg/L	25.0	116.0	55.4	27.0	146.0	61.2	26.0	146.0	62.8
Na	mg/L	3.0	5.7	4.4	1.0	6.1	4.25	2.6	6.1	4.1
K	mg/L	45.0	164.0	99.9	45.0	260.0	117.2	50.0	260.0	115.5
Cl (-)	mg/L	50.3	70.8	62.6	51.7	90.4	71.1	54.8	105.3	73.4
SO4 (-2)	mg/L	0.22	14.2	7.6	0.37	18.7	7.2	0.82	14.2	6.1
Silica	mg/L	0.10	0.72	0.38	0.05	0.36	0.23	0.00	0.13	0.057
PO4 (-3)	mg/L	0.13	5.9	1.73	0.28	2.71	1.39	0.1	2.15	1.13
NO3 (-)	mg/L	0.019	0.094	0.066	0.007	0.435	0.071	0.060	0.167	0.073
NO2 (-)	mg/L	0.19	0.74	0.425	0.05	0.55	0.334	0.05	0.76	0.332
N in NH3	mg/L	7.3	15.5	11.1	5.2	9.9	6.9	3.2	5.0	4.2
Oxidity	mgO2/L	28.0	89.6	58.8	24.0	67.6	45.2	19.6	65.6	33.8
COD	mgO2/L	0.065	0.47	0.138	0.05	0.21	0.109	0.02	0.1	0.0375
Cu	mg/L	0.0006	0.014	0.0024	0.0006	0.0044	0.0017	0.0003	0.0025	0.0013
Phenoles	mg/L	0.15	1.1	0.45	0.05	0.22	0.142	0.025	0.2	0.104
HC	mg/L	0.0	0.3	0.055	0.0	0.4	0.56	0.0	0.0	0.0
Detergents	mg/L	0.0	17.6	5.5	0.5	23.7	9.9	0.5	8.5	4.3
CO2	mg/L	15.3	36.9	25.2	2.5	15.6	6.7	0.0	4.7	3.4
Total Suspended Solid	mg/L	4.8	20.5	14.2	1.8	8.9	6.2	0.0	4.4	1.4
Mineral Suspended	mg/L	5.0	20.7	11.0	0.7	7.2	3.2	0.0	4.4	1.4
Light (evaporated) Solid	mg/L	355.0	702.0	468.0	353.0	723.0	466.0	280.0	562.0	403.0
Dry Residue	mg/L	204.0	558.0	353.0	289.0	576.0	386.0	240.0	534.0	328.0
Ash	mg/L	36.0	208.0	115.0	40.0	147.0	80.0	22.0	143.0	75.0
Losses during Heating	mg/L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
F (-)	mg/L	0.002	0.023	0.0087	-	-	-	-	-	-
Al	mg/L	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Source: PPSA

表 5.5-6 OPERATING DATA OF BOILER FEED WATER SYSTEM(1/3)

[Pre-treating Section]		
Charge Rate(m ³ /h)	-	
Temperature (°C)	-	
pH(-)	-	
Floccurant Name	-	
Floccurant Inject.(g/m ³)	-	
Space Velocity of Clarifier(m/h)	-	
Retention Time(min)	-	
Filter Arrangement	parallel	series
Space Velocity of Filter(m/h)	-	
Criteria of Backwash	-	
Frequency of Backwash	-	
Point ① (Filter Outlet)	(see next page)	
[Demineralizer]		
(1) Cation Tower	A,B,C	D,E,F,G,H
Ion Exchange Resin	<u>Wofatit KPS</u>	<u>Wofatit KPS</u>
Filling Amount(l)	8,500 × 2	12,600
Treating Capacity(m ³ /Cycle)	1,300 × 2	2,100
Make up Ratio(%/Year)	5 %	5 %
Point ② (C-Tour Outlet)	(see next page)	
(2) Decarbonator		
Packing Thickness(m)	2.8	2.8
Point ③ (Decarb.Outlet)	(see next page)	
(3) Anion Tower	A,B,C	D,E,F,G,H
Ion Exchange Resin	<u>Amberlite IRA 910</u>	<u>Amberlite IRA 910</u>
Filling Amount(l)	7,400	11,200
Treating Capacity(m ³ /Cycle)	5,000	7,500
Make up Ratio(%/Year)	5 %	5 %
Point ④ (A-Tour Outlet)	(see next page)	
[Silica Polisher]	A,B,C	D,E,F,G,H
(1) Silica Polisher		
Ion Exchange Resin	<u>Wofatit KPS/MB</u>	<u>Wofatit KPS/MB</u>
Ion Exchange Resin	<u>Wofatit SIW/MB</u>	<u>Wofatit SIW/MB</u>
Filling Amount(l)	1,800	3,500
Filling Amount(l)	3,600	7,000
Treating Capacity(m ³ /Cycle)	28,000	36,000
Make up Ratio(%/Year)	5 %	5 %
Point ⑤ (SiO ₂ P.Outlet)	(see next page)	

表 5.5-6 OPERATING DATA OF BOILER FEED WATER SYSTEM(2/3)

Design Base

[Water Examination]

	Point①	Point②	Point③	Point④	Point⑤
pH	+	-	-	-	+
Turbidity(-)	-	-	-	-	-
COD(mg/l)	+	-	-	-	+
Elect. Conductivity(μ S/cm)	-	-	-	-	+
Ca(mg-CaCO ₃ /l)	+	-	-	-	+
Mg(mg-CaCO ₃ /l)	+	-	-	-	+
Na(mg-CaCO ₃ /l)	+	-	-	-	+
K (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
Total Cation(mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
HCO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	+	-	-	-	-
SO ₄ (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
Cl (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	+
NO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
CO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	-	+	+	-	-
SiO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	+	-	-	+	+
Total Anion(mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-

Operation

	Point①	Point②	Point③	Point④	Point⑤
pH	10.5	-	-	-	6.8
Turbidity(-)	-	-	-	-	-
COD(mg/l)	5.0	-	-	-	1.5
Elect. Conductivity(μ S/cm)	-	-	-	-	0.2
Ca(mg-CaCO ₃ /l)	120	-	-	-	0.00
Mg(mg-CaCO ₃ /l)	20	-	-	-	0.00
Na(mg-CaCO ₃ /l)	50-250	1.0	-	-	0.2
K (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
Total Cation(mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
HCO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	0-2.0	-	-	-	-
SO ₄ (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
Cl (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
NO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-
CO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	-	200.0	10.0	-	-
SiO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	5-10.0	-	-	0.5	0.03
Total Anion(mg-CaCO ₃ /l)	-	-	-	-	-

表 5.5-6 OPERATING DATA OF BOILER FEED WATER SYSTEM(3/3)

[Regeneration of Ion Exchange Resin]

[Demineralizer]

(1) Cation Tower

Regenerant Concentration(wt %)	HCl	33 wt %
Regeneration Conc.(WT %)	about HCl	5 wt %
Regeneration Temp. (°C)	15 - 25 °C	
	A,B,C	D,E,F,G,H
Product(m ³ /Cycle)		
HCl Consumption(g/l-Resin)	80	92
Reg. Waste Water(m ³ /Cycle)	140	160

(2) Anion Tower

Regenerant Concentration(wt %)	NaOH	45 wt %
Regeneration Conc.(WT %)	about NaOH	4 wt %
Regeneration Temp. (°C)	15 - 25 °C	
	A,B,C	D,E,F,G,H
Product(m ³ /Cycle)		
NaOH Consumption(g/l-Resin)	80	80
Reg. Waste Water(m ³ /Cycle)	135	185

[Silica Polisher]

(1) Silica Polisher

Regeneration Conc.(WT %)	about HCl	5 wt %
Regeneration Temp. (°C)	15 - 25 °C	
	A,B,C	D,E,F,G,H
Product(m ³ /Cycle)		
HCl Consumption(g/l-Resin)	142	170
Reg. Waste Water(m ³ /Cycle)	100	200
Regenerant Concentration(wt %)	NaOH	46 wt %
Regeneration Conc.(WT %)	about NaOH	4-5 wt %
Regeneration Temp. (°C)	15 - 25 °C	
NaOH Consumption(g/l-Resin)	97	120
Reg. Waste Water(m ³ /Cycle)	57	53

HCl Consumption = 0.696 kg/m³ -Demineralized Water

NaOH Consumption = 0.898 kg/m³ -Demineralized Water

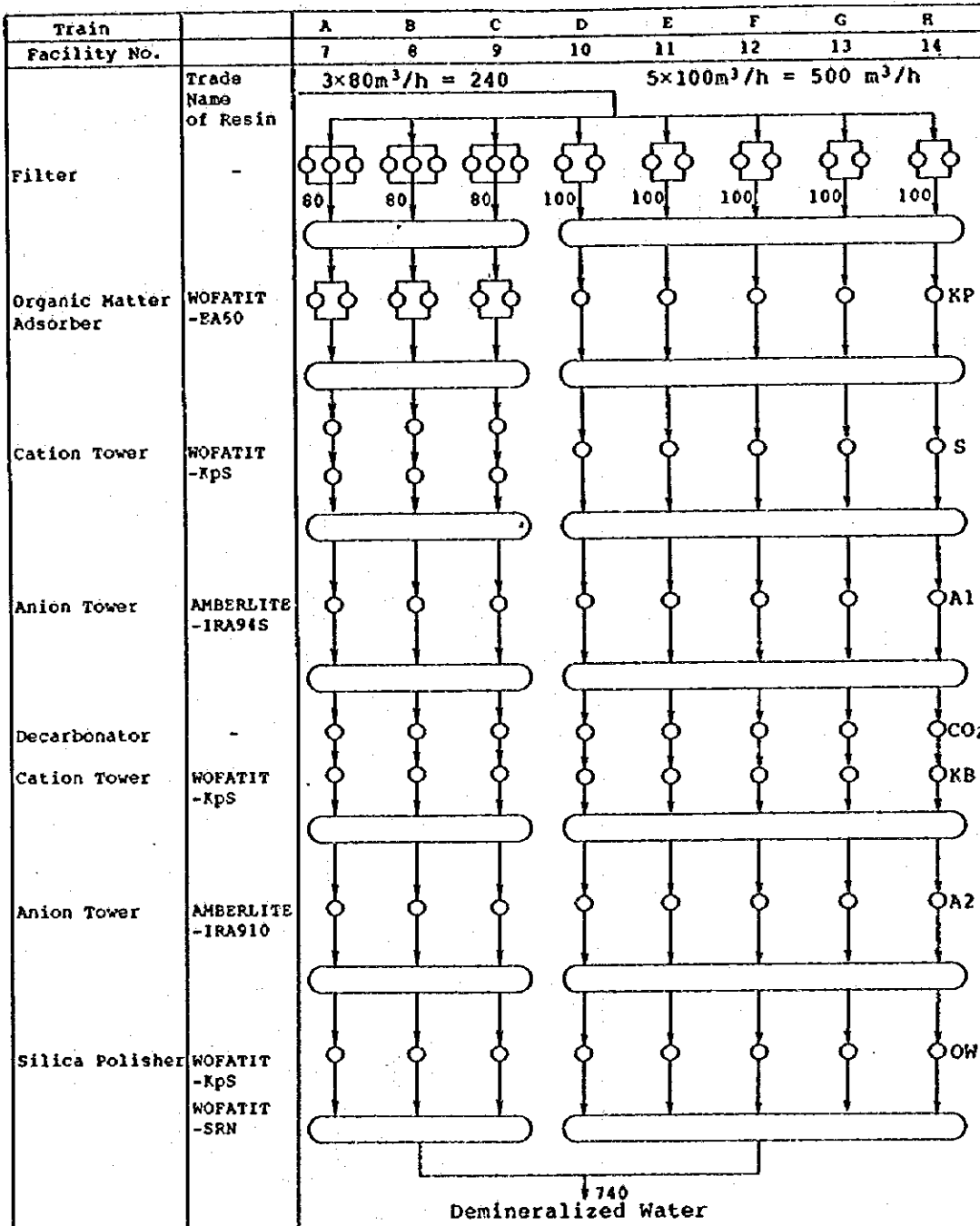
NACL Consumption = 0.011 kg/m³ -Demineralized Water

表 5.5-8 QUALITY OF BOILER FEED WATER

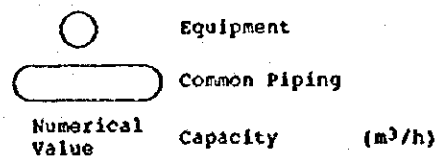
Item	Quality
SiO ₂	0.025
Hardness	none
Fe	0.02 mg/L
Cu	0.005mg/L
Oxydizable	5.0mg KMnO ₄ /L
pH	8.5 - 9.2
Na	0.1 mg/L
Oil	none
Electric Conductivity	0.2μS/cm

Source:PPSA

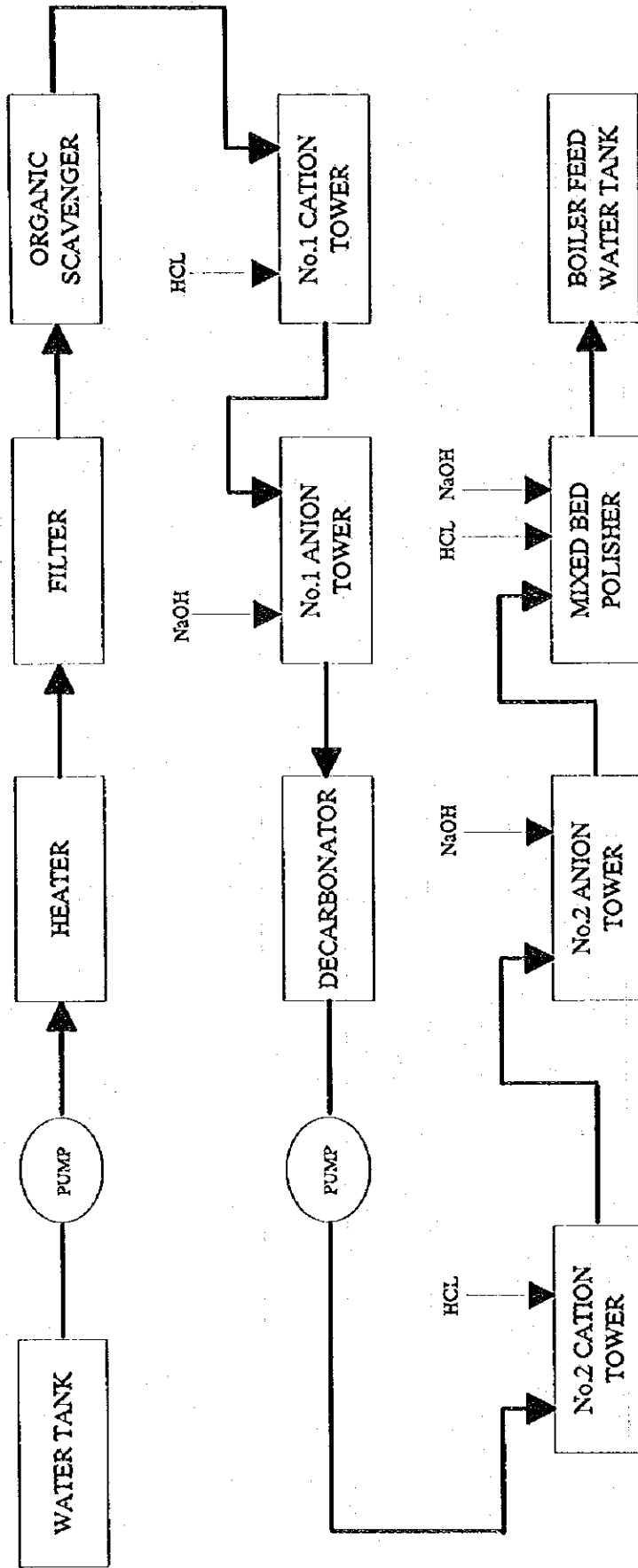
5.5-2 SCHEMATIC FLOW DIAGRAM OF CURRENT DE-MINERALIZER FACILITIES



Source:PPSA

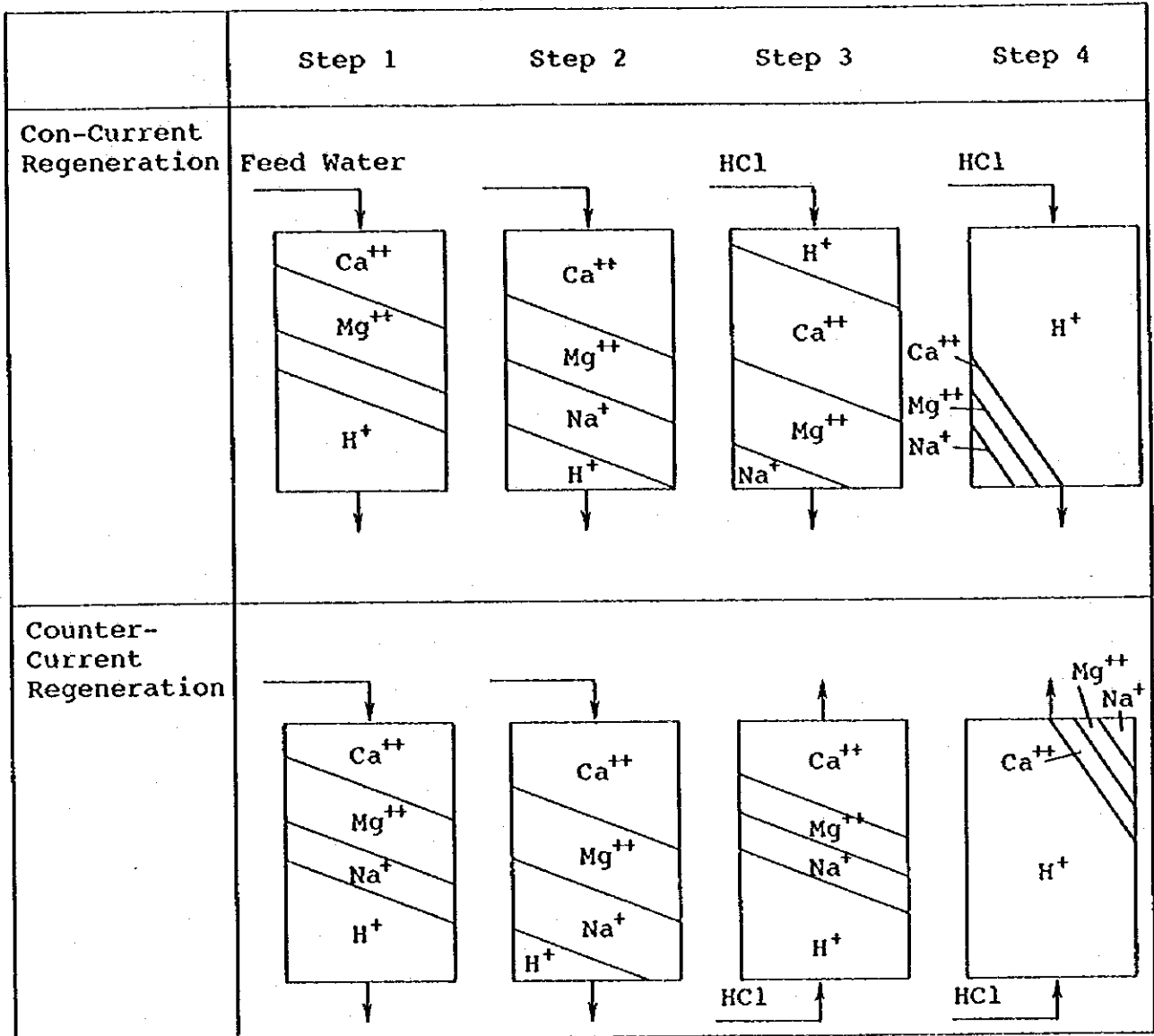


5.5-3 SCHEMATIC FLOW DIAGRAM OF BOILER FEED WATER TREATMENT FACILITY



SCHEMATIC FLOW DIAGRAM
 OF
 BOILER FEED WATER TREATMENT FACILITY
 OF
 MAZOVIAN OIL REFINERY AND PETROCHEMICAL WORKS
 IN
 PLOCK, POLAND

☒ 5.5-4 THE COMPARISON BETWEEN CON-CURRENT AND COUNTER CURRENT REGENERATION



Step 1 : Operation

Step 2 : End of Operation

Step 3 : Regeneration

Step 4 : End of Regeneration

5.6 燃料の種類、質に関する診断的評価

5.6.1 現状の燃料性状

(1) 1992年に使用された燃料の種類

PPSAでは減圧残渣油、燃料ガス、ディーゼル油、及びフェノールタールという4種類の燃料が使用されている。表 5.6-1に燃料油種毎の使用実績を示す。この表では実際の使用量と 7,000 kcal/kgの標準燃料換算値の双方の値が記載されている。ここで、標準燃料換算値の燃料の内訳は表 5.1-4に示されているが、減圧残渣油は96.7%を占めており実質的には減圧残渣油専焼ボイラである。

(2) 燃料性状

PPSAではこれまで Ural Crude が通油されてきたが、今後は中東原油等の比率が増加してくる傾向にある。従って、新しい仕様が最近追加されており、本検討用に用いる。表 5.6-2に燃料性状と仕様を示す。

表 5.6-2 PPSAにおける使用燃料の品質

使用燃料例(Feb. 1, 1994)		燃料仕様
発熱量	-	40,000 ~ 42,000 kJ/kg
比重	-	-
S 分	2.78 wt %	3 wt % - max
N 分	0.57 wt %	-
残留炭素	-	-
Asphalten	4.76 wt %	-
V	117 wt ppm	220 wt ppm (3 ppm)
Ni	39 wt ppm	-
Viscosity	2.5 ° E @ 190 °C	-

出所 ; PPSA

備考 ; () は1992年時点の仕様を示す。

5.6.2 燃料に関するレビュー

発熱量に加えて燃料中の SO_2 、 SO_3 、 NO_x や残留炭素等の含有量は、燃料を評価する為に重要な因子である。何故ならばこれらの要因は、大気汚染物質の排出量に大きく影響することや、燃焼排ガス系の腐食に大きく関与する。ここではこれらの物性に関して評価する。

(1) 硫黄分

硫黄分は燃焼により硫黄酸化物となる。この硫黄酸化物は酸性雨の原因となったり人間の健康上の問題になる。特に、 SO_3 は水に溶解して硫酸となる。 SO_2 の一部は大気中で酸化されて SO_3 となる。この為、 SO_2 量が法律で規制される。この SO_2 排出量を低減するには、燃料中の硫黄分を下げるか、排煙中の SO_2 を脱硫するかのいずれかの対応が必要となる。

PPSAでは、No. 4～No. 7ボイラの排ガスに対して、排煙脱硫装置の採用が計画されている。同時にNo. 1～No. 3ボイラの排ガスも排煙脱硫装置へ接続される。

排煙脱硫装置の処理能力は $110 \times 10^4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ が2系列である。この処理能力は排ガス中の O_2 濃度が3%のボイラでは2,400 t/h程度のスチーム発生量に相当する排ガスを処理可能である。従って、全ボイラの排ガスの O_2 濃度を3%程度まで低減できれば高圧スチーム発生ボイラ（合計能力2,640 t/h）の90%を処理可能である。

ここで、No. 1～No. 3からの排ガス中の O_2 濃度はユングストロームの内部リークが多いことから非常に高い。（1缶当たりの完成のリーク量は約 $12 \times 10^4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ を推定される）従って、ユングストロームの取替は排煙脱硫装置の能力を使用するために非常に有効な対策である。

(2) 窒素分

燃料中の硫黄分は全て SO_2 と SO_3 に転化されるのに対して、燃料中の窒素分の NO_x への転化率は運転条件や燃焼条件に依存し、一般的には約50%程度と低い。 NO_x は燃焼空気中の窒素に起因するものと（所謂、Thermal NO_x ）と燃料中の窒素分に起因するもの（所謂、Fuel NO_x ）とに分類できる。排ガス中の NO_x 濃度は過剰空気率、ボイラ負荷、燃料中の窒素分や燃焼炉の構造（2段燃焼、排ガス再循環等）やバーナー（低 NO_x バーナー）等により影響されることから、現状設備においては次のような相関関係を各ボイラ毎にテストランにより明確に把握し、 NO_x 排出量を管理する必要がある。

1) 排ガス O_2 濃度と NO_x との相関

ここで、排ガスのサンプルはユングストローム上流側から採取する必要がある。

2) ボイラ負荷と NO_x との相関

3) 上段、中段、下段のバーナーの負荷バランスと NO_x との相関

燃料中の窒素分の NO_x への転化率約50%と低いとはいえ、 NO_x 排出量が厳しく規制される場合には燃料中の窒素分も NO_x 低減対策を支配する要因となりうる。

現在の主力原油であるUral Crudeの性状は中東原油と比較した場合、窒素分の濃度は非常に低く、燃料としては好条件を備えていると評価できる。しかしながら、将来中東原油等の処理が増加してくることが予想されることから、これらの燃料を使用する条件における影響をも考慮しておく必要がある。例えば、窒素分が0.1%高い燃料を使用した場合にはFuel NO_x は約25 ppm増加することとなる。

ここで、現在使用されている燃料は0.57 wt%であり、日本の減圧残渣油使用実績の0.35~0.40 wt%に比較して0.20%程度高いことから日本の実績より NO_x 濃度は50 ppm程度高くなるものと推定される。

(3) バナジウム (V)

燃料中にVが多量に存在した場合、燃料灰中のV化合物による加速酸化作用により高温腐食損傷があることが認められている。PPSAのこれまでの実績では高温腐食損傷は認められないということであるが、その理由としてはこれまでの燃料にはVの含有量が低かったためと考えられる。しかしながら、表 5.7-2の将来の大気汚染物質の排出量の見通しから明らかなように1993年以降からはVの排出量が大幅に増加する。これは燃料中のV含有量が増加することによるが、このような状況下においては今後高温腐食損傷に対する対応を考慮しておく必要があるものと推定される。

現状の燃料油の製造工程においてはVが除去されることは期待できないことから、常圧蒸留装置における通油原油によってVの含有量は決定される。V化合物による高温腐食損傷の防止策としては、V化合物との良好な反応性と少量の添加で優れた融点上昇効果を示すMg化合物を主成分とする防食添加剤（以下、添加剤）の使用が主流を占めている。

Mg系添加剤を重油燃焼ボイラに注入した場合の堆積物は剥離性が良く炉底部に多量に堆積する傾向があるが、この場合の剥離はスーツプローにより剥離したものと推定される。一般的にはMg/V比は 2.0程度で注入されるが Vの含有量が高い燃料においては、必然的に添加量が増加することから、防食の面からは目的を達せられるものの、スーツプロアがない場合には多量の残渣物が伝熱面を汚して熱効率の低下や排ガス温度の上昇等の運転上の障害を助長する懸念がある。従って、燃料への添加剤の使用はスーツプロアの採用（伝熱管だけでなくユングストローム型の熱交換器にも必要）が必須の条件と考えられる。

(4) 残留炭素（コンラドソンカーボン）

日本においては重質油燃料の性状として残留炭素で管理されているが、PPSAではアスファルテンにて管理されている。残留炭素は燃焼性と深く係わることから排ガス中の煤塵量に影響する。アスファルテンは残留炭素が同じ値であっても原油油種によって値が異なるが、アスファルテンが4.76 wt%であれば残留炭素としては20 wt%以下であるものと推定される。従って、残留炭素に関しては日本の減圧残渣油使用ボイラと比較して同等もしくは若干緩やかな条件であるものと推定される。

(5) 粘度

燃料の粘度もまた燃焼性と深く係わる性状である。ここで、図 5.6-1に燃料の加熱温度と動粘度との相関を示す。この表から、PPSAの使用燃料は日本の実績と比較すると燃焼の面からは更に重質化しても問題ないものと推定される。しかしながら、減圧残渣油を重質化すれば硫黄分濃度も増加する。ボイラは将来排煙脱硫装置の建設が計画されているが、常圧蒸留装置等のプロセス加熱炉では SO_2 の発生量が増加することから、現実的には将来の燃料中の硫黄分は低減されるように計画されている。

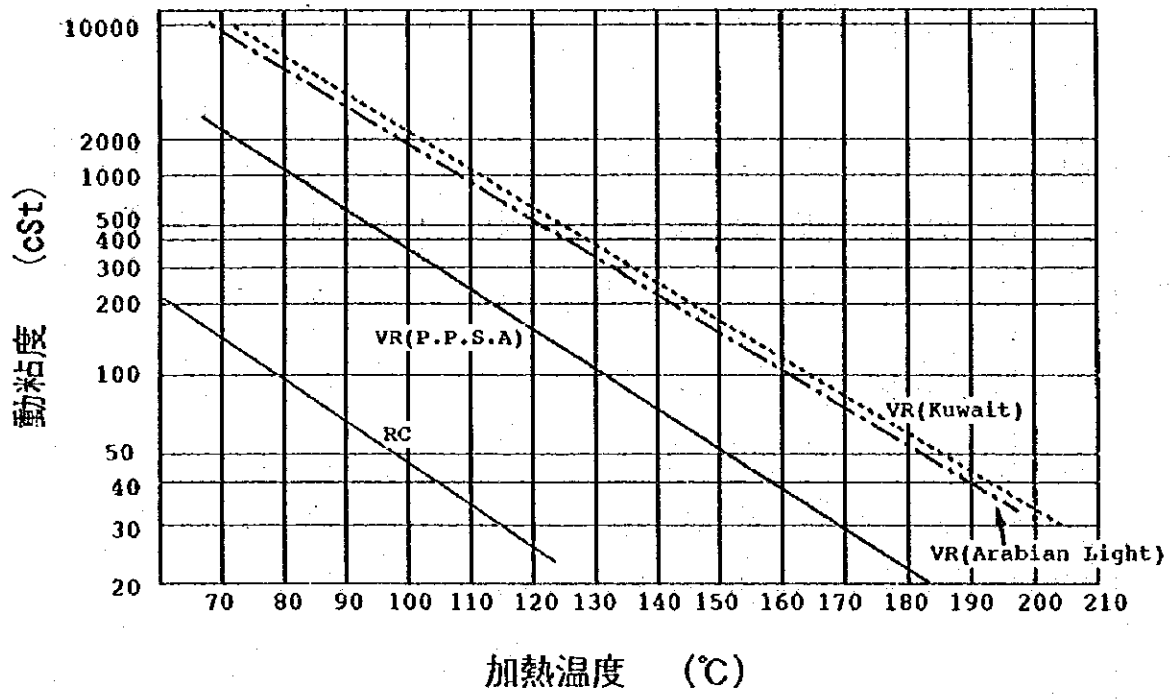
表 5.6-1 1992年における各種燃料の消費実績

Standard : Standard Fuel (7,000 kcal/kg)
Real : Real Fuel

	VAC Residue		GAS		Diesel Oil		Tars		Total
	Standard	Real	Standard	Real	Standard	Real	Standard	Real	
Plan Month	283,434	206,670	6,636	3,871	500	350	—	—	290,520
I	105,055	75,517	556	341	93	66	251	200	105,955
II	89,854	64,905	330	202	149	108	314	250	90,649
III	87,397	62,960	222	151	121	84	465	370	88,205
Sub total	282,308	203,382	1,108	694	363	258	1,030	820	284,809
Plan Month	233,952	120,590	3,008	1,755	500	350	—	—	237,460
IV	5,040+69,825	3,645+50,504	989	737	78	57	645	530	5,040+71,537
V	61,234	44,208	1,815	1,071	26	18	538	450	63,613
VI	50,619	36,578	3,457	1,821	95	66	602	510	54,773
Sub total	181,678+5040	131,290	6,261	3,629	199	141	1,785	1,490	189,923
Plan Month	42,136	30,458	4,988	3,054	246	168	533	454	47,903
VII	49,198	35,434	4,650	2,482	182	132	276	235	54,306
VIII	56,237	40,701	1,718	903	121	84	217	190	58,293
IX									
Sub total	147,571	106,593	11,356	6,439	549	384	1,026	879	160,502
Plan Month	80,733	57,897	1,648	866	102	70	518	475	83,001
X	85,692+1,816	62,438+1,323	1,404	738	142	106	458	410	87,696+1,816
XI	96,025	69,989	1,406	817	117	98	61	50	97,609
Sub total	262,450	190,324	4,458	2,421	361	254	1,037	935	268,306+1,816
1'st half	463,986+5040	334,672+3645	7,369	4,323	562	399	2,815	2,310	474,732+5,040
2'nd half	611,557+5040	441,265+3645	18,725	10,762	1,111	783	3,841	3,189	635,234+5,040
total	874,007+6856	631,589+4968	23,183	13,183	1,472	1,037	4,878	4,124	905,833+6,856

Source : P.P.S.A.

図 5.6-1 燃料油温度と動粘度との相関



出所；堀野 勝喜、出光石油技術、23(6)45-53(1980)

5.7 プラントからの公害量排出レベルに関する評価

5.7.1 現状の公害量排出レベル

表 5.7-1に1992年と1993年の大気汚染に関する各物質の規制値と排出レベルを示す。また、表 5.7-2にはこれらの物質の排出量と公害量排出負担金額に関する実績を示すが、大気汚染物質としてはSO₂、NO_x、Dust、CO、脂肪族炭化水素、芳香族炭化水素が規制の対象とされている。ここで、表 5.7-1のうち、No. 1~No. 3ボイラ関連の規制値と実績値を抜粋する。

(1) SO₂

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	1,720	g/GJ
	1997年12月31日以降	170	g/GJ
	現状の排出量	1,228	g/GJ
県との協定	1992年	618.44	kg/h
	現状の排出量	733	kg/h
	1993年	309.22	kg/h
	排出計画	677.7	kg/h

(2) NO_x (NO₂換算値)

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	160	g/GJ
	1997年12月31日以降	160	g/GJ
	現状の排出量	170.6	g/GJ
県との協定	1992年	141.56	kg/h
	現状の排出量	101.85	kg/h
	1993年	58.59	kg/h
	排出計画	114	kg/h

(3) Dust

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	-	g/GJ
	1997年12月31日以降	-	g/GJ
	現状の排出量	15	g/GJ

県との協定	1992年	35.56 kg/h
	現状の排出量	8.8 kg/h
	1993年	35.56 kg/h
	排出計画	6.6 kg/h

(4) CO

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	- g/GJ
	1997年12月31日以降	- g/GJ
	現状の排出量	8.4 g/GJ
県との協定	1992年	163.13 kg/h
	現状の排出量	5 kg/h
	1993年	163.13 kg/h
	排出計画	5 kg/h

(5) 脂肪族炭化水素

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	- g/GJ
	1997年12月31日以降	- g/GJ
	現状の排出量	17.2 g/GJ
県との協定	1992年	19.72 kg/h
	現状の排出量	10.25 kg/h
	1993年	- kg/h
	排出計画	7.6 kg/h

(6) 芳香族炭化水素

環境省の排出基準	1997年12月31日以前	- g/GJ
	1997年12月31日以降	- g/GJ
	現状の排出量	4.3 g/GJ
県との協定	1992年	4.55 kg/h
	現状の排出量	2.56 kg/h
	1993年	- kg/h
	排出計画	1.9 kg/h

5.7.2 公害量排出レベルに関するレビュー

(1) SO₂

SO₂ は燃料中の硫黄分濃度と燃料消費量によって排出量が決まってくる。従って、この排出量を低減するには使用燃料の硫黄分を低減するか燃焼排ガスを処理するかのいずれかの対策を必要とする。環境省基準の1,720 g/GJは41,000 kJ/kgの燃料を使用した場合、約3.55 wt%の硫黄分含有が許容されることに相当する。

しかしながら、1998年以降には許容排出量は170 g/GJと1/10に低減されることから、燃料転換か排煙脱硫のいずれかの対応が必要となる。

一方、プロツク県との協定は環境省基準より厳しく、実際の使用燃料の硫黄分濃度は1992年では2.5%、1993年の上半期では2.3%となっている。

(2) NO_x

燃料排ガス中の窒素酸化物は、NOとNO₂であり、その両者をNO_xと称している。通常のボイラ排ガスではモル比で95%がNOである。燃焼反応において発生するNO_xは燃料中の窒素化合物と燃焼用空気中の窒素の双方が寄与してくる。

NO_xに関する環境省の排出基準は160g-NO₂/GJであるが、燃料発熱量41,000 kJ/kg、理論空気量10.710 Nm³/kg-Fuel、理論乾き排ガス量10.090 Nm³/kg-Fuelと想定する時、燃焼排ガス中のO₂濃度を4%に換算したNO_xの許容排出濃度は、ボイラを定格負荷で運転した場合、254 vol ppmに相当する。

また、プロツク県との協定値は1992年では141.56 kg/hである。これは環境省の許容値と同等であるが、1993年では58.59 kg/hであり、これは定格負荷において105 vol ppmに相当する。

日本の場合には、既設設備に対する規制値としては地域によって異なっているが、150~180 vol ppm程度である。窒素分3,400 wt ppmの中東系原油の減圧残渣油を使用した場合、定格負荷において160 vol ppm程度である。このボイラはコーナーファイアリング、2段燃焼、低NO_xバーナー採用等の対策がとられており、これ以上の対策としては脱硝装置の採用が必要であろう。燃焼に起因するNO_xの低減対策は、基本的には燃焼反応を緩慢に行わせることであることから、バーナーの燃焼性と深く関わり、火炎の大きさ、輝度、燃え切り等が大きく変化してくる。ボイラの火炉の大きさはボイラの形式、燃料の種類、燃焼方式、通風方式、炉壁の構造等によって異なるが、局所的な高熱負荷を避け、常に安定した材料の許容される管壁温度となるように設計されている。一般的には次のようなNO_x低策が採用されるが、既設のボイラ

にとってどの対策または組み合わせが許容されるかボイラ製作メーカーに確認する必要がある。

1) バーナーチップの改造

バーナーチップの構造は火炎の形状や燃料油の噴霧性等に影響するが、これらの要因はNO_x生成量にも影響する。このことから、NO_x対策としても有効であり、設備的にも最も簡単な対策である。また、PPSAのボイラは燃焼室容積が大きいので、NO_x対策の特徴である緩慢燃焼に対して適しているものと考えられる。従って、燃焼性とNO_x対策の両面から総合的に良いバーナーチップを試行錯誤的に選定する必要がある。運転条件により多少の差はあるが、その改善効果は重油焚きの場合では約 20～30%との報告がある。

2) バイアス燃焼方式の採用

上段バーナーと下段バーナーに油量の異なるバーナーで燃焼させて燃焼温度を抑制し、NO_xの濃度低減を図る方法であり、適当なバーナーチップと組み合わせると改善効果は重油焚きの場合、約 40～45%に達した例がある。

3) 蒸気噴霧

蒸気噴霧方式は燃焼用空気ダクトに蒸気を吹き込み、燃焼用空気中の酸素濃度を下げ緩慢燃焼と水蒸気が熱を奪うための火炎温度の低下を図るものである。この方式では酸素濃度が19%程度まではNO_xの低減効果が認められるが、18%以下に下げても低減効果は低下する。この方式は変動費が高いことから高負荷時等の短期的対応やバックアップ的な対応として採用される。これに類する方式として水注入方式があるが、この方式ではバーナーチップの先端で燃料油と注入水が合流する方式であり、注入水量は燃料の 30%が限界である。この改善効果は重油焚きの場合、約 12～13%程度である。

4) 低NO_x バーナー

上記1)、2)、3)の対策では目標とするレベルに達することができなかった場合にはバーナー交換にまで対策が及ぶこととなる。これは、2)の対策に比較して 15～20%程度の改善効果が期待される。

5) 2段燃焼

この方法は、理論空気量の約 90~95%をバーナー口から導入し、燃焼に必要な空気の 10~20%をバーナーの上部に設けた空気口から導入する。この方法では 1段目の空気を少なくするほど、 NO_x の低減効果は大きくなるが、過度に減少させると燃焼が不安定となったり、煤塵の発生が多くなるなどの問題が発生する。2 段燃焼による低減効果は約 15~25%である。

6) 排ガス再循環

この方法は、燃焼用空気に燃焼排ガスの一部を混入することで、燃焼空気中の O_2 濃度の低減化を図り、緩やかな燃焼により、燃焼温度を低下させ、 NO_x 発生の低減を図るものである。再循環ガス量が多くなるほど低減効果は大きくなるが、余り大きくすると燃焼が不安定になるので、燃焼用空気に対して 20~30%が限界であるとされている。排ガス再循環による低減効果は5~50%と炉によって効果が顕著な場合とそうでない場合とがある。

NO_x 濃度はボイラ負荷、過剰空気率、ガス混焼率、2段燃焼用ダンパー開度、排ガス再循環量等の要因と密接な相関があり、その相関関係はボイラにより異なる。従って、 NO_x 低減対策をとるにはボイラ毎にこれらの相関関係を把握することが極めて重要である。

(3) ダスト

重油焚きボイラのダストは、燃料中に含まれるオイルアッシュと未燃カーボン、及び微量の SO_3 ミストをより構成されており、その粒径分布は1~3ミクロンと石炭焚きダストに比較して一桁ほど微細である。未燃カーボンはバーナーの燃焼性と密接に関係している。

重油焚きボイラで発生する未燃カーボンの量はバーナーの燃焼性に影響される。

例えば、5.7.2(2)に述べたように NO_x 対策は緩慢燃焼を指向しており、ダスト抑制という点からは相反することとなる。表 5.7-1によれば、1992年のプロツク県との協定による排出許容量は NO_x の NO_2 換算値として35.56 kg/h であるが、これはボイラの定格負荷において約 150 mg/ Nm^3 である。

また、1993年のダスト量の排出計画値は6.6 kg/hであり、この値は定格負荷における計画排出濃度が約 28 mg/ Nm^3 であることを意味しており、現状では問題となっていない。しかしながら、ダスト量は排ガス中の O_2 濃度や燃料中の残留炭素量と密接な相

関があることが知られている。従って、将来は次のような理由からダスト量低減の問題がクローズアップされるものと推定される。

1) 燃料中のコンラドソンカーボン含有量の増加

将来、PPSAにおいて中東原油の製造量が増加すれば燃料中のコンラドソンカーボン量は増加する。

排ガス中の O_2 濃度その他の運転条件が同じであればコンラドソンカーボンが増加するに連れてダスト量は増加する。

2) NO_x 低減対策の強化

中東原油が増加すると、燃料中の窒素分濃度は増加する。

従って、 NO_x 低減対策は更に厳しくなる。 NO_x 低減対策を強化することはダスト排出量の増加を意味する。

3) スーツプロアの設置

スーツプロア設置は年間を通じた安定連続運転を継続するには不可欠事項である。

スーツプロアは 1日に1~2回運転される。長抜き差し型スーツプロアは各スーパーヒーターゾーンやエコノマイザゾーンに採用され、少なくとも 5台のプロアがこれらのゾーンに必要とされる。長抜き差し型の場合、推定運転時間は約10分である。

固定式回転型プロアはユングストロームのエレメント用に採用され、予想運転時間は約50分間である。

ここで、排ガス中のダストの一部は排ガスダクトやスタックの内壁に付着し層に成長する。

従って、これらのスーツプロアが作動すると、ダスト層の一部が剥離する可能性がある。何故ならば、スーツプロアが作動すると瞬時点に排ガスダクトやスタックの線速度が上昇する。

故に、スーツプロアをスタートする前には風向きを確認する必要がある。

(4) CO

CO はダストと同様に燃焼性と深く関わっている項目である。図 5.7-1に燃焼排ガス中の O_2 濃度とダスト濃度との相関関係の一例を示す。日本では、一時期、燃焼性を確認する手段として排ガス系統に CO 計を設置することも試みられたが、実際には O_2 計で

信頼性良く管理できることから、現在ではCOの常時監視は行われていないのが実情である。

表 5.7-1によればブロック県との協定による排出許容量は 163.13 kg/hであるが、これはボイラの定格負荷において約 544 vol ppmに相当する。現在の排出レベルは 5.0 kg/hである。この排出濃度は約17 vol ppmに相当することから、現状の燃焼は完全燃焼が達成されているものと推定される。

(5) 脂肪族炭化水素、芳香族炭化水素

炭化水素の問題は日本においてはタンクのベントや塗料の溶剤等の観点に重点が置かれており、燃焼排ガス中の炭化水素についてはデータがない。

ここで、PPSAの1992年におけるNo. 1～No. 7ボイラの脂肪族炭化水素と芳香族炭化水素の合計排出量は 116.03 kg/hである。またここで、PPSAの原油処理量は2,400ton/Dであることから、原油の蒸気圧を0.6 kg/cm²と想定する時、原油タンクへの充填容積 × 0.6の体積の炭化水素ガスがタンクから放出されているものと推定される。この炭化水素の平均分子量をエタン相当と軽目に仮定しても 約990 kg/hrの放出量と推定される。従って、燃焼排ガスからの放出量はタンクからの放出量に比較して少ないことから、燃焼排ガスからの放出量の規制は厳しすぎる可能性がある。

5.7.3 発電設備からの流出物の現状

(1) 発電設備で発生する流出物

5.5.6(1)で述べたように、通常発電設備からは以下に示すような流出物が発生する。

- a. ボイラー給水処理設備の排水
- b. 集塵器洗浄廃水
- c. 空気予熱器洗浄廃水
- d. 化学洗浄廃水
- e. タービン室廃水
- f. ボイラー室廃水
- g. ボイラーのブロー水
- h. 復水器冷却廃水
- i. 燃料関係機器回り廃水
- j. 生活廃水
- k. 発電所構内の雨水廃水

これらの廃水に関し、それぞれの廃水量・廃水の組成・発電設備内における処理・処理後の排水の組成についての調査を試みたが、具体的なデータは入手出来なかった。

(2) 発電所構内における廃水処理設備の現状と流出物

発電設備構内には、ボイラー給水処理設備から出る廃液の中和設備と生活污水の処理設備の 2 設備が設けられており、その他の廃水に対する処理設備は設けられていない。雨水廃水以外の全ての廃水は、石油精製及び石油化学工場の廃水系のシステム 1・主管に、雨水廃水は石油精製地区からの雨水主管にそれぞれ流入するようになっている。これらの廃水は図 5.5-5 に図解されているように最終的には中央総合廃水処理装置で処理されている。従って発電設備からは、酸性廃水・アルカリ性廃水・含油廃水が流出される。

5.7.4 発電設備からの流出物の評価

公共発電設備では、専用の廃水処理設備が設けられ、発電設備で発生する廃水は、この専用の廃水処理設備で完全に処理され、排水基準を満足する水質の排水が放出される。しかし本発電設備は全PPSAコンプレックスの 1 設備であり、PPSAには中央総合廃水処理装置が在るので、公共発電設備のような専用の廃水処理設備を設ける必要はない。ただし本発電設備はかなり大規模であり、発生する廃水量もかなり大量であることが予測される。従って含油排水は問題とはならないが、ボイラーブロー水・集塵器洗浄廃水・空気予熱器洗浄廃水及び化学洗浄廃水のような、アルカリ性あるいは酸性廃水を未処理のまま廃水主管に流入させることは、廃水主管の腐食の原因ともなり得るので、避けるべきではないかと思われる。アルカリ性あるいは酸性廃水は発電設備内で中和処理した後廃水主管に流入させることが好ましいと判断する。

表 5.7-1 ボイラからの大気汚染物質の排出量と規制値 (1/3)

* from 11 July 1991
** from 30 December 1992

Boiler Name	00320 No.1 ~ No.3		00420 No.4 ~ No.7	
	in 1992	in 1993	in 1992	in 1993
[SO _x]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	1,720 g/GJ	1,720 g/GJ	1,720 g/GJ	1,720 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	170 g/GJ	170 g/GJ	170 g/GJ	170 g/GJ
Real Emission from Boiler	1,228 g/GJ	1,140 g/GJ	1,280 g/GJ	1,132 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	* 618.44 kg/hr	** 309.22 kg/hr	* 811.70 kg/hr	** 405.85 kg/hr
Real Emission from Boiler	733 kg/hr	677.7 kg/hr	935 kg/hr	800 kg/hr
[NO _x]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	160 g/GJ	160 g/GJ	160 g/GJ	160 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	160 g/GJ	160 g/GJ	160 g/GJ	160 g/GJ
Real Emission from Boiler	170.6 g/GJ	192 g/GJ	163 g/GJ	175 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	* 141.56 kg/hr	** 58.59 kg/hr	* 185.79 kg/hr	** 76.73 kg/hr
Real Emission from Boiler	101.85 kg/hr	114 kg/hr	119 kg/hr	124 kg/hr

Source ; P.P.S.A.

表 5.7-1 ボイラからの大気汚染物質の排出量と規制値 (2/3)

* from 11 July 1991
** from 30 December 1992

Boiler Name	00320 No.1 ~ No.3		00420 No.4 ~ No.7	
	in 1992	in 1993	in 1992	in 1993
[Dust]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
Real Emission from Boiler	15 g/GJ	15 g/GJ	11.3 g/GJ	11 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	*	**	*	**
Real Emission from Boiler	35.56 kg/hr	35.56 kg/hr	46.67 kg/hr	46.67 kg/hr
	8.8 kg/hr	6.6 kg/hr	10.8 kg/hr	7.8 kg/hr
[CO]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
Real Emission from Boiler	8.4 g/GJ	8.4 g/GJ	6.9 g/GJ	7.1 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	*	**	*	**
Real Emission from Boiler	163.13 kg/hr	163.13 kg/hr	213.33 kg/hr	213.33 kg/hr
	5 kg/hr	5 kg/hr	5 kg/hr	5 kg/hr

Source ; P.P.S.A.

表 5.7-1 ボイラからの大気汚染物質の排出量と規制値 (3/3)

* from 11 July 1991
 ** from 30 December 1992

Boiler Name	00320 No.1 ~ No.3		00420 No.4 ~ No.7	
	in 1992	in 1993	in 1992	in 1993
[Aliphatic Hydrocarbon]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
Real Emission from Boiler	17.2 g/GJ	12.7 g/GJ	21.2 g/GJ	21.1 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	*	**	*	**
Real Emission from Boiler	19.72 kg/hr	7.6 kg/hr	25.87 kg/hr	14.9 kg/hr
[Aromatic Hydrocarbon]				
State Standard (Valid to 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
State Standard (After 31 Dec. 1997)	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ	0 g/GJ
Real Emission from Boiler	4.3 g/GJ	3.2 g/GJ	5.3 g/GJ	5.3 g/GJ
Permission of Local Authority for Emission	*	**	*	**
Real Emission from Boiler	4.55 kg/hr	1.9 kg/hr	5.96 kg/hr	3.7 kg/hr

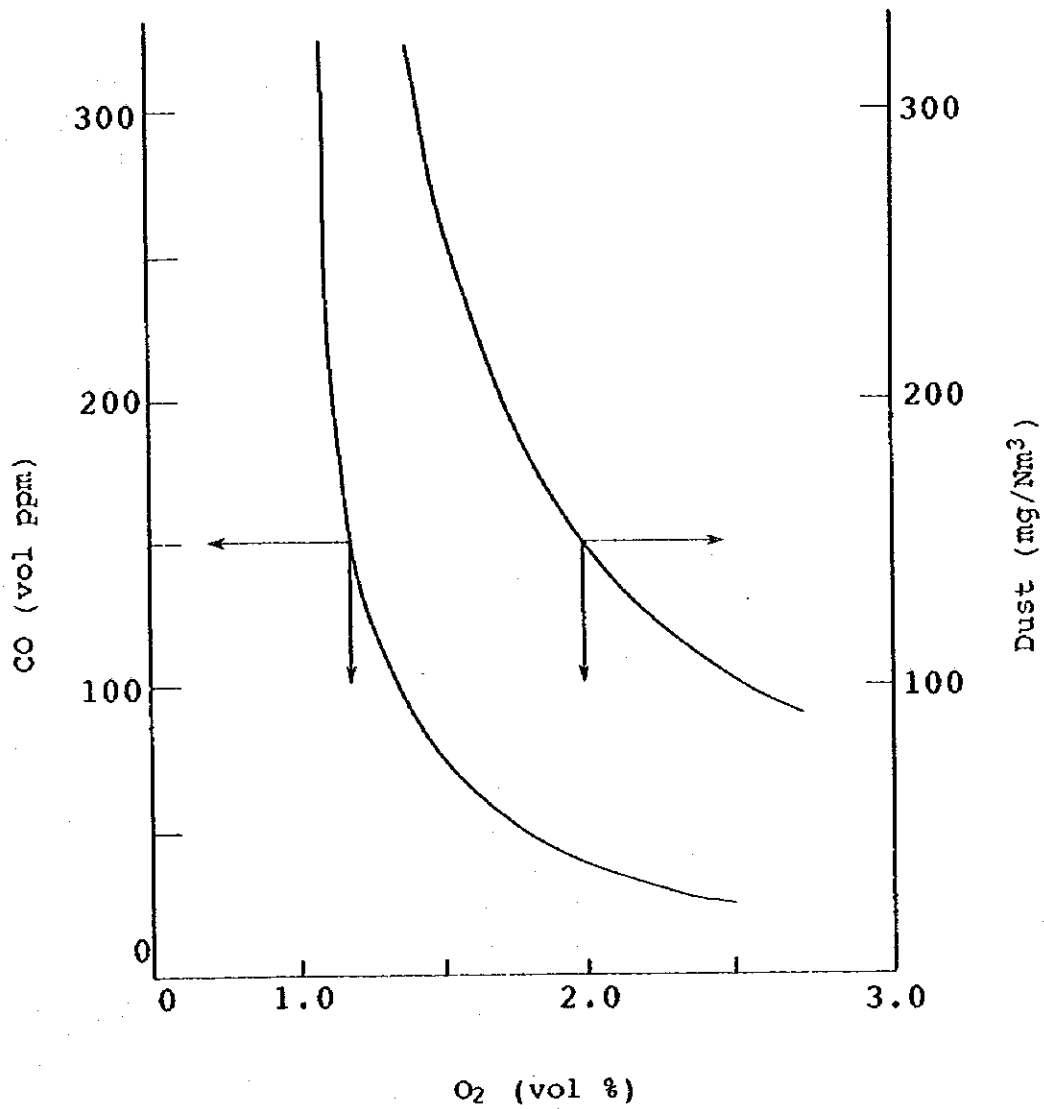
SOURCE ; P.P.S.A.

表 5.7-2 パワープラントからの大気汚染物質の排出量と賦課金

Year	in 1991		in 1992		first half of 1993	
	Emission ton	Fee million zl	Emission ton	Fee million zl	Emission ton	Fee million zl
SO ₂	41,770.1	28,403.7	32,068.7	24,692.7	15,018.5	18,022.2
NO _x	3,562.2	2,422.3	4,179.0	3,217.8	2,412.9	2,895.5
CO	195.0	0.0	269.4	56.6	96.7	29.0
CO ₂	-	0.0	-	0.0	401,686.8	401.7
Aliphatics Hydrocarbon	495.9	89.3	556.9	117.0	256.5	77.0
Aromatics Hydrocarbon	49.6	89.3	62.5	131.2	28.5	88.3
Dust	430.6	77.5	375.0	157.5	145.2	87.1
V	-	0.0	-	0.0	2.2	6.8
Ni	-	0.0	-	0.0	0.7545	754.5
Cr	-	0.0	-	0.0	0.0382	38.2
Pb	-	0.0	-	0.0	0.0057	2.9
Cd	-	0.0	-	0.0	0.0003	0.2
Waste	50.0	9.0	50.0	10.0	3.5	0.9
Total	-	31,091.1	-	28,382.0	-	22,403.0
Fuel Consumption	664,906.0 tons		631,589.0 tons		328,027.0 tons	
Heating Value	9,604.0 KCAL/KG		9,686.0 KCAL/KG		9,616.0 KCAL/KG	
Sulfur Content (Average)	3.0 wt %		2.5 wt %		2.3 wt %	

Source ; P.P.S.A.

図 5.7-1 燃焼排ガス中のCO、Dust及びO₂の相関関係



Boiler Load	145 T/H
Boiler Capacity	250 T/H
Combustion Method	Corner Firing 2 Stage Combustion
Fuel Vac.Residue Oil	85 %
Fuel Gas	15 %

出所 ; 佐々木武男、アスファルトの燃焼実績について、
講習会資料(火力原子力発電技術協会) (1982)

5.8 冷却水システムおよび廃熱の回収、排水に関する評価

5.8.1 冷却水システムの現状

(1) 冷却水方式と冷却水供給能力

PPSAコンプレックスの冷却水方式は、循環冷却水方式が採用されている。発電設備への冷却水供給能力は現在 3,600m³/hである。

(2) 冷却水の補給水の水質

冷却水の補給水は、ビスラ川より取水した水が図 5.5-1に示す処理設備で処理された水であり、その分析値は表5.5-4の冷却水K-1の欄に示されている。

(3) 冷却水の処理と障害発生状況

1) 冷却水の処理

冷却水による冷却水系の腐蝕、スケールおよびスライム等の障害の発生を防止するため、NALCO 社製その他の薬剤が使用されており、薬剤の添加量は15-60ppmである。

2) 障害の発生状況

a) 腐蝕

ペトロケミカル：<0.1mm/年

リファイナリー：0.2mm/年かそれ以上

b) スケール

0-10g/m²/日

c) スライム

スライムはフィルターで除去している。

5.8.2 冷却水システムの問題点と評価・対策

(1) 冷却水方式と冷却水供給能力

循環冷却水方式は多くのリファイナリーおよびペトロケミカルプラントで採用されている冷却水方式であり、標準的な冷却水方式である。

現在発電設備への冷却水の供給能力は 3,600m³/hであるが、将来の重要計画である新規に設置される発電用の抽気復水タービンの稼働時には約15,000m³/hの冷却水が必要であり、このための冷却水供給源の確保および冷却水管径の大幅なサイズアップが必要となる。

(2) 冷却水の補給水の水質

補給水の水質は日本で補給水として使われる工業用水の標準的な水質と比較して非常に劣る水質である。表5.8-1に冷却水K-1と日本の水質を示す。

表 5.8-1からわかるように補給水の水質としては日本の水質に比べて極めて劣り、日本の濃縮度 5倍程度の循環水に近い水質である。補給水の水質はスケールが問題となり易い水質と考えられる。但し最も処理が難しいと云われているシリカの含有量が少ないため、全体的に水質は劣るが、処理は比較的容易な水質と考えられる。

表 5.8-1 冷却水K-1と日本の水質

項目	補給水		日本の循環水 濃縮度5倍
	日本	冷却水K-1	
PH	7~7.6	8.6	8.8~9.0
Mアルカリ度 (mgCaCO ₃ /l)	40~80	128	250~350
Ca-硬度 (mgCaCO ₃ /l)	40~80	453	250~350
塩素イオン (mgCl/l)	20~40	117	120~180
シリカ (mgSiO ₂ /l)	20~30	7	100~130
濁度	5~10	16	10~15

(3) 障害

1) 腐蝕と防止対策

ペトロケミカル製品系統の腐蝕0.1mm/年以下の値は、この値が最大孔食深さであるならば、問題のない値であると判断される。

リファイナリー製品系統の腐蝕0.2mm/年以上の値は、この値が使用開始から 1~2年後の値であるならば問題ない値であるが、使用開始後 4年程度以降の年間の実績値であるならば高過ぎる値と判断される。

熱交換器チューブを例とした場合、その最大腐蝕の経時変化は下記の式で示される。

$$y = ax^{**}b$$

y : 最大腐蝕深さ

x : 時間 (年)

a : 定数 (初期 1年間の最大腐蝕深さ)

b : 定数 (一般に0.3~0.4)

これを図 5.8-1に示す。

腐蝕の経時変化を示す式あるいは図 5.8-1から判るように、使用開始初期が腐蝕が最も大きい。従って前述のようにリファイナリー製品系統の腐蝕0.2mm/年以上が初期であれば、問題ない値であるが、4年程度経過後の年間の実績値であれば、高過ぎる値と判断されるのである。

冷却水システムにおいて防食剤を使用する場合は、炭素鋼の平均腐蝕速度を10mmd(0.048mm/y)以下にすることを処理目標にすることが多い。表 5.5-4に冷却水の水质を示すが、この表から Cl^- 、 SO_4^{2-} の濃度はそれぞれ最大値で260mg/lと90mg/lである。図5.8-2に各種防食剤の防食効果に対する $(\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-})$ 濃度の影響を示す。冷却水システムへの補給水量は循環量の3%程度であり、蒸発ロスと飛散ロスはそれぞれ1.0~1.2%、0.5%であることから、濃縮倍数は1.6程度と予想される。従って、ホスホン系の防食剤を使用すれば十分な防食効果が期待されるものと予想される。カルシウム硬度が低い場合には防食剤の濃度を高くする必要があるが、補給水中の Ca^{2+} 濃度は平均値で83mg/l-(CaCO_3 換算207mg/l)であることから、図5.8-3に示すようにホスホン酸塩度として5 $(\text{PO}_4^{3-}$ mg/l)程度で十分な防食効果が期待できる。

2) スケールと防止対策

スケールの付着速度は0~10g/m²/日であるが、10g/m²/日はかなり大きな値であると判断される。一般には3.3g/m²/日程度が許容される値と云われている。

一般的には冷却水システムのスケール防止対策としてはスケール防止剤を使用する。またスケールの付着速度は流速と関係している。スケール防止剤を使用しかつ適当な流速を選択すれば、スケール付着速度は激減する。ここで図 5.8-4に流速と炭酸カルシウム付着速度の関係を示す。全硬度250mg/l-(CaCO_3)程度の水をそのまま冷却水システムの補給水として使用した場合には、スケール防止対策が非常に困難といわれている。PPSAでは沈殿軟化処理がおこなわれており、この処理水は通常のスケール防止剤による処理が容易に行われる範囲に入るといわれている。特に最も処理が難しいといわれるシリカの含有量が少ないので、ホスホン酸系薬剤処理が適当な処理方法と考えられる。

3) スライムと防止対策

水中に溶存している栄養源を利用して、細菌、糸状菌（かび類）、藻類等の微生物が増殖する。スライム障害は、これらの微生物を主体として、これに土砂等の無機物が混ざり合って形成される軟泥状の汚濁物の付着や堆積によって引き起こされる。ビスラ川の水質は CODが約60mg/lであり、本来スライムに対する条件として非常に厳しい条件である。しかしながら、余りPPSAの問題となっていないのはビスラ川の水が沈殿軟化処理されることから、PHが10程度に上昇するからである。冷却水中に存在する細菌群の最適生育PHは6～9程度であり、PHが10程度の条件では図 5.8-5に示すように増殖ポテンシャルは急激に減少することが判る。また冷却水システムへの補給水には塩素処理が行われていることから十分なスライム対策が行われているものと考えられる。近年では臭素系のスライムコントロール剤を併用することで、塩素系殺菌剤の殺菌力低下の防止がはかれる傾向にある。

図 5.8-1 AGED DETERIORATION OF MAXIMUM CORROSION DEPTH

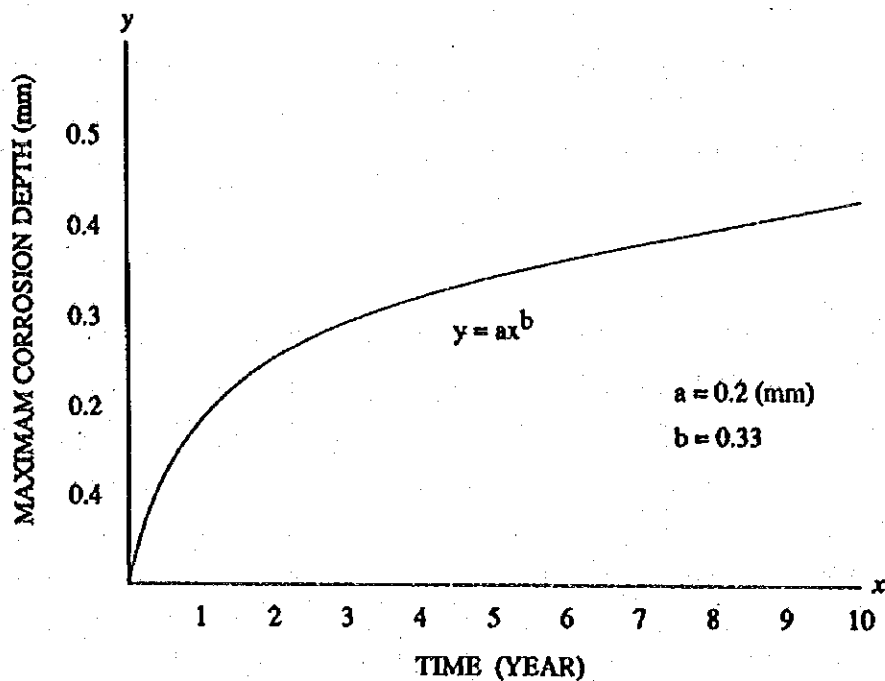
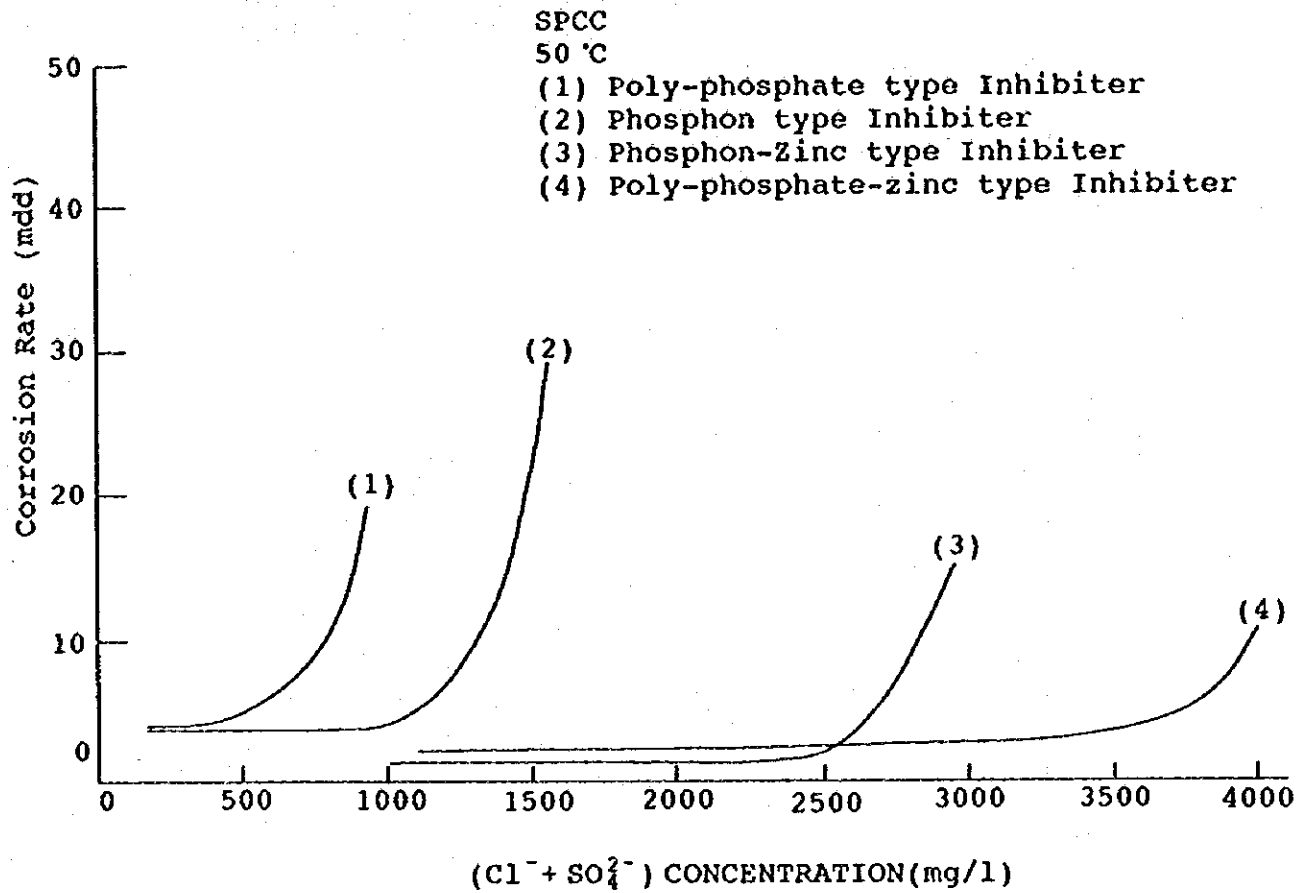
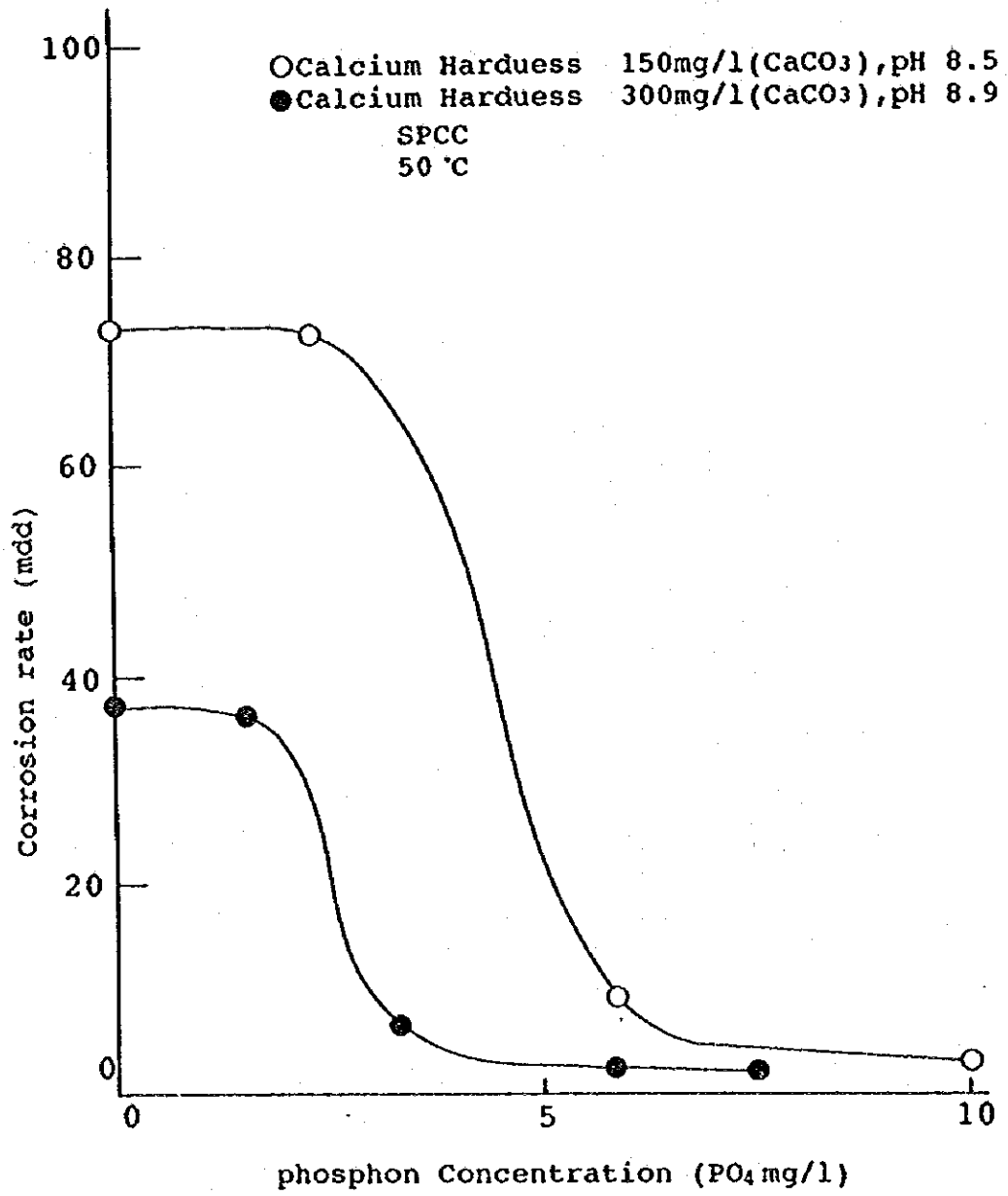


図 5.8-2 CORRELATION BETWEEN ION($\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-}$) CONCENTRATION AND CORROSION RATE



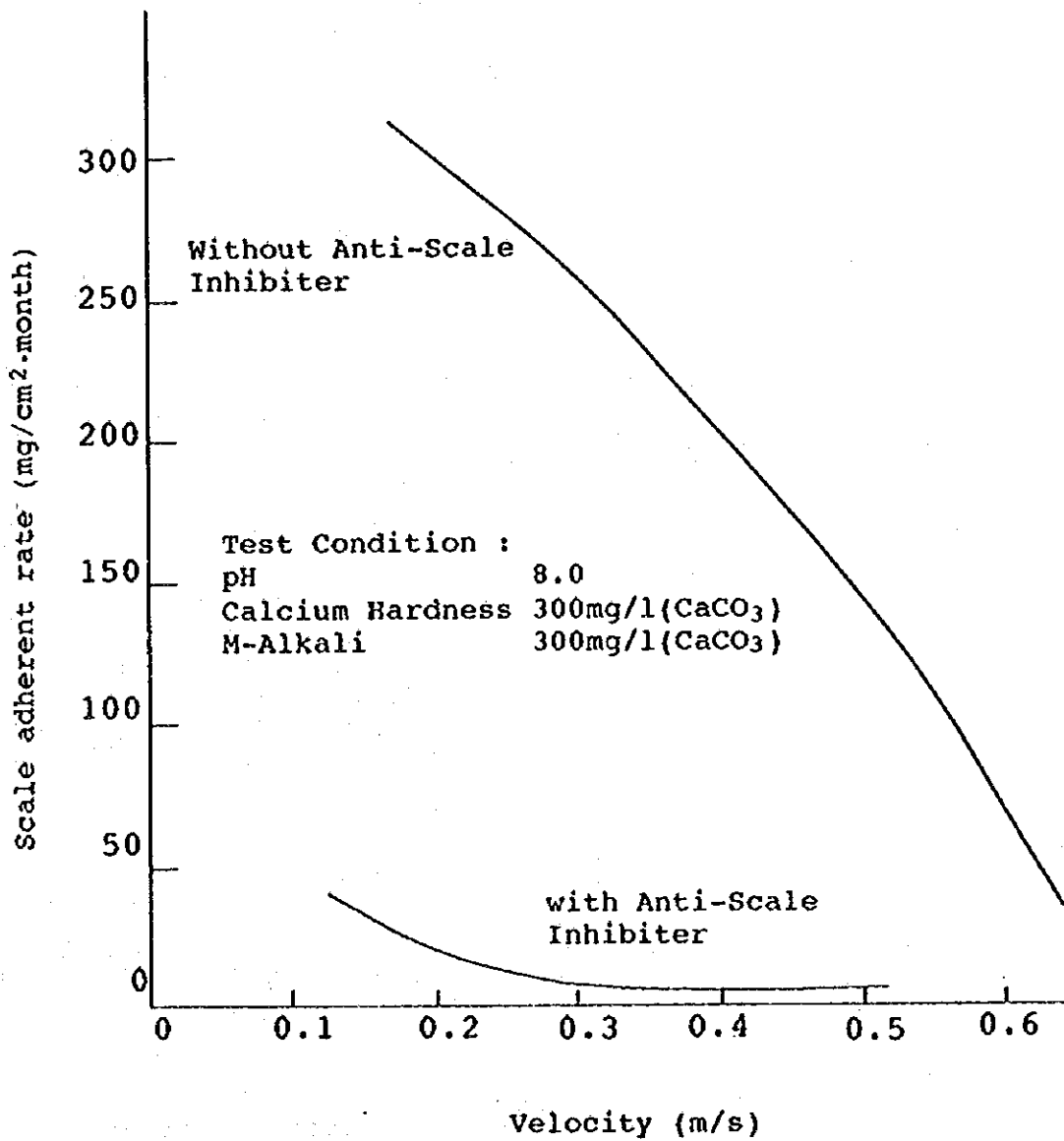
出所：薬品ハンドブック、栗田工業（株）編（1988）

図 5.8-3 ANTI-CORROSIVE EFFECT FOR CARBON STEEL



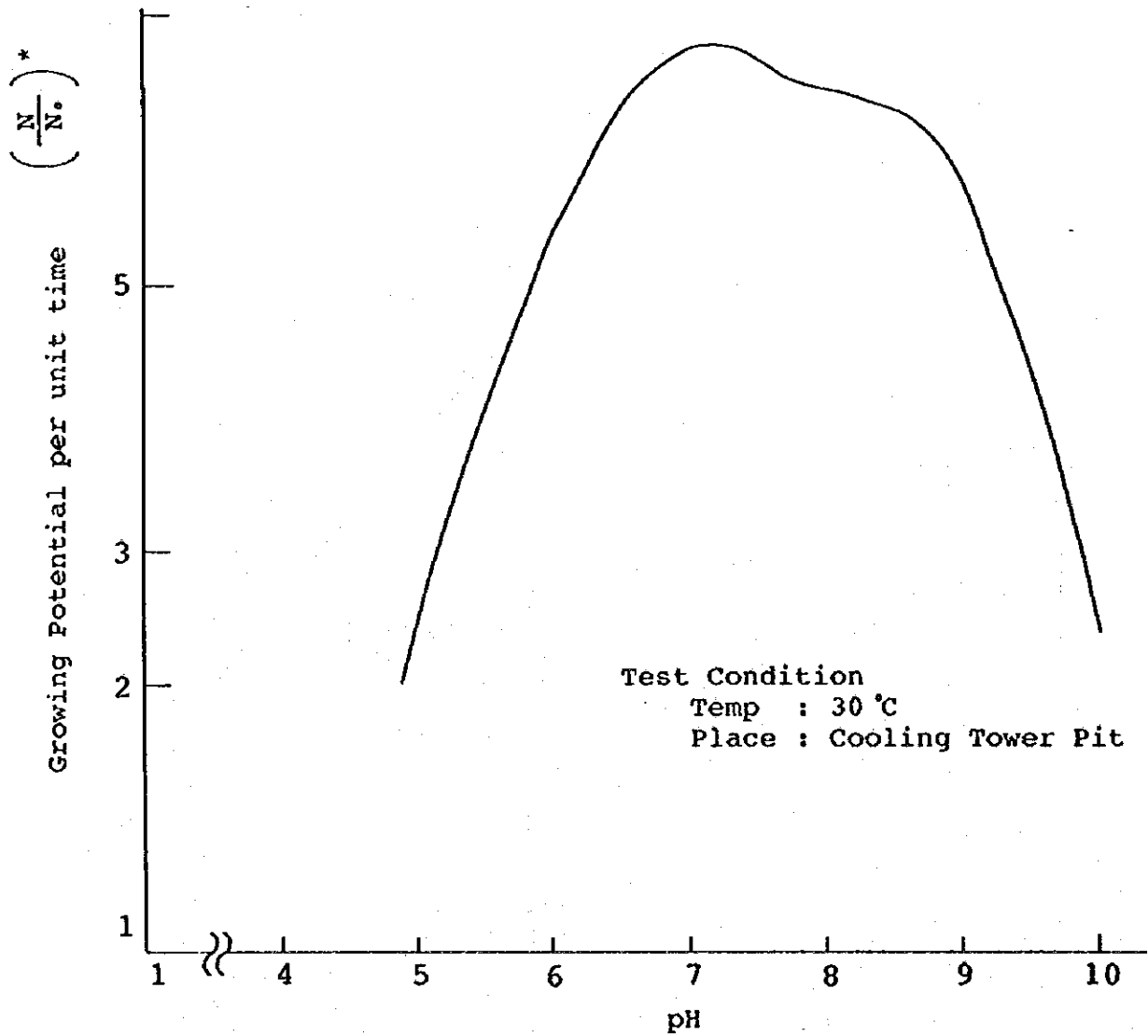
出所：薬品ハンドブック、栗田工業（株）編（1988）

図 5.8-4 CORRELATION BETWEEN VELOCITY AND ADHERENT SPEED



出所：薬品ハンドブック、栗田工業（株）（1988）

図 5.8-5 CORRELATION BETWEEN pH AND GROWING POTENTIAL OF MICROORGANISMS



* $\frac{N}{N_0} = e^{\mu t}$

N : number of microorganisms after t hours

t : time

N₀ : initial number of microorganisms

μ : relative growing rate

出所 : 薬品ハンドブック、栗田工業 (株) (1988)

5.9 環境測定及びモニタリングシステムの現状

5.9.1 サンプル採取方法の確認

No.1ユニットと同様に、全採取ガスについて採取位置、採取点、採取口、採取管、導管、捕集部について確認したが、JIS法と比較して特に問題はない。

特記事項は以下の通りである。

- (1) SO₂ : 手分析のために液体捕集を行う場合は、採取管のヒーティングが必要
- (2) HCl/HF : 外部の測定機関であるエネルゴポミール社が測定を請け負っている。液体捕集を行なうバブラーも確認したが問題はない。
- (3) Dust : ダスト測定は採取法が重要である。JISではダストの採取には等速吸引法が規定されている。ダストを質量濃度で求める場合は必ず等速吸引を行なう必要がある。PPSA及びエネルゴポミール社ともにJIS同様の等速吸引を行なっており問題はない。

5.9.2 サンプル分析方法の確認

- (1) SO₂
3.7.2 節と同じ。
- (2) NO_x
3.7.2 節と同じ。
- (3) CO
3.7.2 節と同じ。
- (4) HCl/HF

測定依頼先のエネルゴポミール社では、手分析吸光光度法で分析しているが高度な技術をもっており正確な数値が得られているものと思われる。

ポーランドでは日本のようにJIS規格のような公定法がなく、定量下限値などを決めにくい状況にあるので、定量範囲を含めた公定法の早期制定が望まれる。

- (5) O₂
PPSAではMADUR GA-60を使用している。この方式はJISでも採用している電気化学式、電極方式を測定原理としている。

一方、エネルゴポミール社では磁気風式の連続測定器を使用しているが、この方式もJISに規定されている。

日本では、ボイラーの燃焼管理などにも使用される化学分析方式であるオルザット式が排ガス測定にも広く使用されている。この方式は器具、試薬とも簡単である

が操作には若干の熟練が必要であり、正確な測定値が得られることでよく知られている。磁気風式の連続測定器は、標準ガスを用いて測定のと度校正ができるがMADUR GA-60は、サンプルの吸引時間が短いために異常値か否かの判断が出来にくい場合があるものと思われる。

以上のことからみて、オルザット方式による並行測定を提唱する。

5.9.3 排出測定値

ボイラーNo.1及び2号缶の集合煙突における測定点BEM-198における排気ガスの測定結果は以下の通りである。

測定項目	MD MADUR GA-60	検知管（ガステック）	使用検知管
CO (ppm)	15	15	1L
SO ₂ (ppm)	891	1000	5M
NO (ppm)	304	測定不可	11S
NO ₂ (ppm)	16	測定不可	11S
NO _x (ppm)	320	測定不可	No. 10
O ₂ (%)	7.39	7.0	No. 31
CO ₂ (%)	9.8	—	—
Cl ₂ (ppm)	—	ND < 0.5	8La

(Note) ND : 不検出

5.9.4 PPSAにおける測定場所並びに排出規制値及び実測値

表 5.5-1参照。

5.10 管理システムの評価

発電関連設備としては、ボイラ、ボイラ用純水製造装置、スチームタービン発電システムが主要な設備であるが、ここでは近代化の対象となるNo. 1, 2, 3ボイラ及びボイラ用純水製造装置を対象に管理システムの診断的評価を行う。管理システムの評価の運転管理面の内、設備の機械的・プロセス的問題については 5.1で既に述べられている。

5.10.1 運転管理面

(1) 管理組織と配員

Power Plantではボイラ10基、スチームタービン発電機5基、ボイラ用純水製造装置の運転管理をしており、No. 1, 2, 3ボイラ及びボイラ用純水製造装置に対する運転部門の管理組織を分離して評価することはできなかった。Power Plant 全体の組織を図 5.10-1 に示す。

Power Plantの運転は表5.10-1及び表5.10-2に示すように4直3交替(1直80人)16Hサイクルの勤務で行われ、またプロセス担当者と設備担当者の業務は一部を除き昼間勤務である。Power Plantの総人数は695人で、ボイラ10基(蒸気発生能力2,980T/H)、発電機5台(発電容量275 MW)と純粋製造装置の運転は1直約80人で行われている。

図5.10-2 に、日本国内の精製能力100,000 BD規模の石油製油所と石油化学工場のComplexの動力部門(ボイラ4基 390 T/H、発電機3基発電容量44 MW)の管理組織を、一例として示す。この装置は、分散型制御システム(DCS)等自動化・機械化を採用した近代的な動力装置である。Power PlantのNo.1, 2, & 3ボイラ及び純水製造装置は自動化システムが設置されていない旧式の設備であり、直接的に比較することはできないが、総人数695人、1直80人は明らかに過大である。

組織が過大になっている主要因の一つに、次の事項がある。PPSAは、3.8.2項に述べたMaintenance Systemを有しており、Technical Managerの下でRefineryとPetrochemical Worksの保全及び構外工事を行っている。Power Plantは、同じくTechnical Directorの下でMaintenance Systemとは別に保全部門を有し、一般保全を独自に行い、定期保全をMaintenance Systemに依存している。この分散保全方式のために、組織が巨大化している。

交替勤務者の業務は装置の運転を主体とし、Electric Sectionの直勤務に従事している電気設備担当者の業務やChemical Laboratoryの化学分析担当者の業務を昼間業務に移行し、交代勤務者の業務を極力減らすとともに業務を日中に集約し、作業効率を上げるべきである。また3.8.2(1)で述べたが、PPSAのRestructuringが実施される

際には、保全工事の外注業務化の検討など、保全業務の改革を行う必要がある。

(2) 労働時間と労務費

Power Plantの従業員の労働時間を表5.10-3に示す。装置の運転は表5.10-1及び表5.10-2に示すように4直3交替（1直約80名）、16日サイクルの勤務で行われている。

Power Plantの従業員は、社内規定のEducation and Training Systemによる職位別に17の категорияに分類されている。すべてのcategoryを大略分類し、それぞれに対する労務費を表5.10-4に示す。1993年10月現在の従業員の平均の労務費は、 8.0×10^6 Z1/月である。

5.10.2 保全管理面

保全管理面の評価結果はNo.1 unitと共通部分が多く、その大部分は3.8.1で述べた。ここでは、Power Plant固有の事項についてのみ記載する。

(1) 定期保全周期と実績

表5.10-5に、1988年から1992年までの高圧スチーム発生ボイラ7台の定期保全計画日数と、1992年の各ボイラのスタートアップ回数の実績を示す。定期保全による各ボイラの停止は、マイナー定期保全に対して年1回、メジャー定期保全に対して4～5年に1回で計画されているが、各ボイラのスタートアップ回数が年平均9回にも達し、非常に低い稼働率になっている。

計画保全を実行し、保全工事量と保全費を削減するため、改良保全の考え方に基づいて、特にこの繰り返したトラブルの原因となっているボイラチューブの汚れと硫酸腐食に対する改善を実施し、保全工事量及び保全費の削減努力を行うべきである。No.1, 2, 3各ボイラーのチューブ清掃に、表5.10-6に示す保全費（外注工事費）と用役ロスが生じている。

(2) 保全費

ここでは、調査対象のNo.1, 2, 3ボイラ単独のデータは入手できなかったため、表5.10-6に、ボイラ10基とタービン6台を総合した保全費の予算と実績、自社実施保全費実績、装置再調達価格を示す。

表5.10-8^{*1, *2}に、Power Plantの建設とほぼ同様時期の1957年米国及び1961年日本で実施された重プロセス（鉄鋼、紙パルプ、硫酸、塩ビ、ソーダ、レーヨン、製糖、

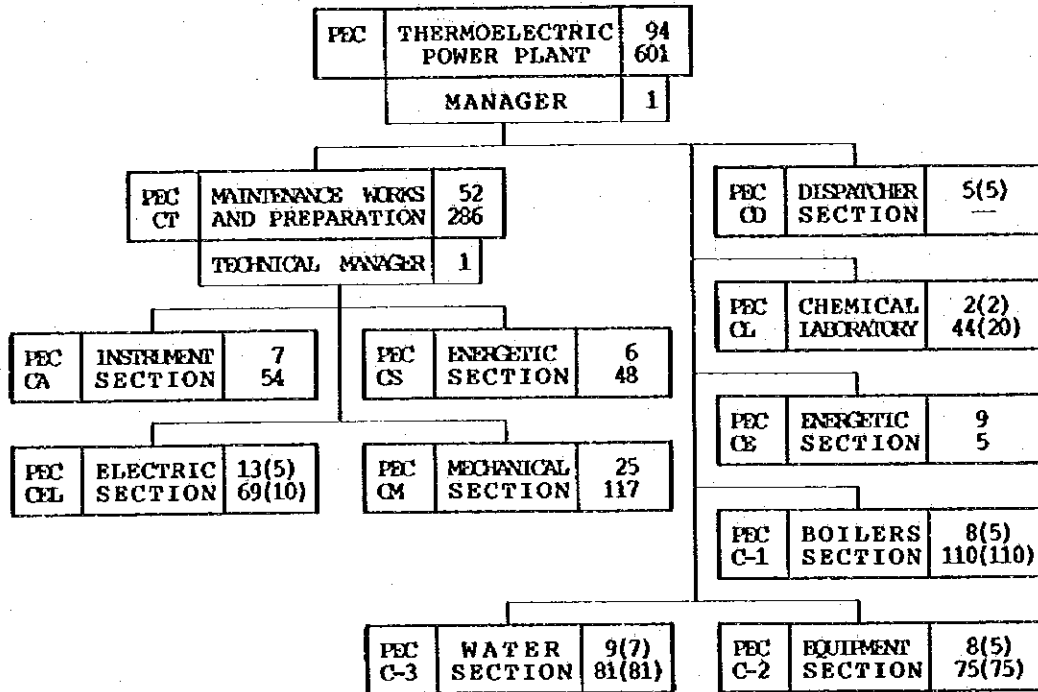
石油など)の保全費の実態調査結果を参考に示す。中位数の再調達価格に対する保全費は米国で5.9%、日本で7.2%である。1989年及び1990年はインフレ変動開始時期でデータとしての信頼性に欠けるものと考え、1991年、1992年、1993年のデータを検討した。これらの年の保全費の再調達価格比は6.8～7.8%であり、米国及び日本の重プロセスの値と比較してやや高めの値となっている。

3.8.2(4)3で述べたように、保全費を削減し保全作業の効率を向上するために、保全を管理するための指標が必要である。特に、インフレーション率の激しい変動に影響されにくい指標を確立する必要がある。

*1: Maintenance Cost Guide、FACTORY雑誌、1957年2月号、687社の集計

*2: 設備管理の焦点を探る、マネジメント誌、昭和36年6月号、182社の実数の集計

☒ 5.10-1 ORGANIZATION CHART OF POWER PLANT



The upper figures in squares show the number of staffs and the lower labourers. Figures in blankets indicates the number of shift workers. This organization chart was drawn on 31 December, 1991.

表 5.10-1 SHIFT OF EMPLOYEES FOR PRODUCTION OF UNIT NO. 1

SHIFT	SYMBOL	NUMBER OF WORKERS	ON-DUTY TIME
1ST SHIFT	①	80	06:00 - 14:00
2ND SHIFT	②	80	14:00 - 22:00
3RD SHIFT	③	80	22:00 - 06:00
OFF DUTY	○	80	-

表 5.10-2 SCHEDULE FOR WORK ON THREE EIGHT-HOUR SHIFTS

SHIFT	DAY															
	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15	16
SHIFT I:	①	①	①	①	○	③	③	③	③	○	○	②	②	②	②	○
SHIFT II:	②	②	②	○	①	①	①	①	○	③	③	③	③	○	○	②
SHIFT III:	③	○	○	②	②	②	②	○	①	①	①	①	○	③	③	③
SHIFT IV:	○	③	③	③	③	○	○	②	②	②	②	○	①	①	①	①

图 5.10-2 INSTANCE OF STRUCTURE OF SHIFT WORKERS FOR OPERATION OF A PLANT IN A JAPANESE REFINERY AND PETROCHEMICAL COMPLEX

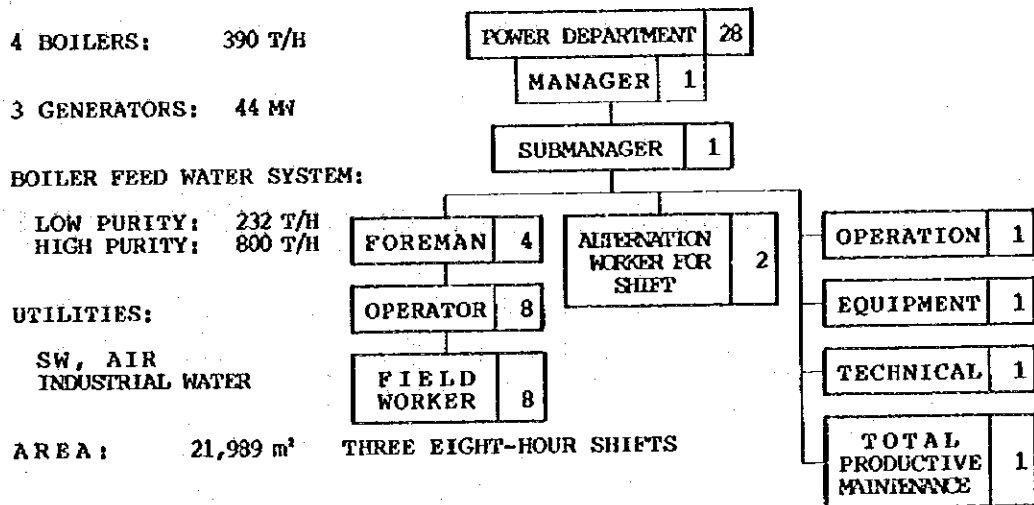


表 5.10-3 WORKING HOUR OF EMPLOYEES FOR THE POWER PLANT

WORKER	WORKING HOURS (HR)		
	HR/DAY	HR/MONTH	HR/YEAR
DAY WORKER	8	198	2376
SHIFT WORKER	8	180	2190

表 5.10-4 EMPLOYMENT

AS OF OCTOBER 1993		
JOB POSITIONS	EMPLOYEES	AVERAGE SALARY/10 ³ Z1
UNIT MANAGEMENT	12	13.7
TECHNICIAN	73	12.3
OFFICE WORKER	2	6.0
CLERK	3	8.1
SERVICING PERSONNEL	5	6.4
INDUSTRIAL LABOURER	554	7.3
TOTAL	649	8.0

表 5.10-5 PLANNED SHUTDOWN DAYS AND NUMBER OF START-UP OF 7 BOILERS

BOILER NO.	PLANNED SHUTDOWN DAYS					NUMBER OF START-UPS
	1988	1989	1990	1991	1992	1992
1	37	37	45	43	110	9
2	35	36	15	122	151	12
3	37	37	45	44	60	11
4	45	46	46	92	61	7
5	48	48	46	89	50	13
6	45	46	46	214	50	3
7	48	45	46	53	61	10

表 5.10-6 COSTS FOR CLEANING OF TUBES OF EACH BOILER

COST	NUMBER OF CLEANING UNIT COST COST REDUCTION		
	NO / Y	/10 ⁴ z1	/10 ⁴ z1/Y
MAINTENANCE COST	6	40	240
UTILITY LOSS	6	40	240
TOTAL			480

表 5.10-7 MAINTENANCE COSTS OF THE POWER PLANT

YEAR	1989	1990	1991	1992	1993
a: PLANNED COST OF MAINTENANCE (x 10 ⁴ z1)	2571	22509	49748	49824	85919
b: REAL COST OF MAINTENANCE (x 10 ⁴ z1)	5873	41884	73423	98210	115932
c: MAINTENANCE COST BY REFINERY (x 10 ⁴ z1)	1814	13178	21726	39280	28317
d: VALUE OF CAPITAL COST (x 10 ⁴ z1)	22999	135205	1080200	1251686	1221920
e: (b/a) x 100 (%)	228.4	186.1	147.6	197.1	134.9
f: (c/b) x 100 (%)	30.9	31.5	28.1	40.0	24.4
g: (b/d) x 100 (%)	25.5	31.0	6.8	7.8	9.5
h: (d/d PREVIOUS YEAR) x 100 (%)	-	587.9	798.9	115.9	97.6

表 5.10-8 MAINTENANCE COSTS OF FACILITIES IN HEAVY INDUSTRIES IN U.S.A. AND JAPAN

	RATE OF MAINTENANCE COSTS TO PRODUCTION			RATIO OF MAINTENANCE COST TO PRODUCTION COST			RATIO OF MAINTENANCE COST TO ACQUISITION COST		
	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %
USA	3.39	5.01	7.65	4.76	7.25	10.87	3.95	5.80	7.90
JAPAN	1.54	2.93	4.00	1.83	3.46	5.40	4.27	7.08	10.48

第6章

火力発電所の近代化に関する可能性検討及び代替案の検討

目次

	頁
第6章 火力発電所の近代化に関する可能性検討及び代替案の検討	6.1-1
6.1 ボイラー給水の供給に関する適正代替案の検討評価	6.1-1
6.1.1 ボイラ給水処理設備の近代化の目標	6.1-1
6.1.2 ボイラ給水処理装置の近代化のための対策	6.1-3
6.2 熱効率増加に関する有効なる代替手段の検討評価	6.2-1
6.2.1 ボイラ設備の近代化目標	6.2-1
6.2.2 ボイラ設備の近代化のための対策	6.2-1
6.3 復水タービン設置の必要性及び可能性に関する評価	6.3-1
6.3.1 抽気復水タービンの必要性	6.3-1
6.3.2 抽気復水タービンにおける抽気量と復水量の予測	6.3-2
6.3.3 抽気復水タービン発電システム建設に関する評価	6.3-5
6.4 適正近代化計画に関する概念設計の策定	6.4-1
6.4.1 適正近代化計画において採用すべき項目	6.4-1
6.4.2 適正近代化計画における改善効果	6.4-1

図表目次

	頁
表 6.1-1 ボイラ給水処理装置の近代化の目標値	6.1-1
表 6.1-2 検討ベースとしての原水性状	6.1-2
表 6.1-3 ボイラ給水処理装置の能力増強	6.1-3
表 6.1-4 復水処理装置における薬品の消費量	6.1-3
表 6.1-5 イオン交換樹脂の貫流容量	6.1-5
表 6.1-6 イオン交換樹脂の膨張率	6.1-7
表 6.1-7 イオン交換樹脂塔のサイズ	6.1-8
表 6.1-8 既設イオン交換樹脂塔を利用した潜在処理能力	6.1-8
表 6.1-9 A,B,C ユニット1サイクル運転時の再生排水量	6.1-9
表 6.1-10 純水製造量当たりの再生排水量	6.1-10
表 6.2-1 ボイラ設備の近代化の目標値	6.2-1
表 6.3-1 月別購入電力量と販売電力量	6.3-1
表 6.3-2 1992年における各交換弁のスチーム通過流量実績	6.3-3
表 6.3-3 18 ata STMの消費量増加予測値	6.3-4
表 6.4-1 No.1~No.3ボイラにおけるプロアの仕様	6.4-4
表 6.4-2 ボイラ給水処理装置の近代化後の性能予想値	6.4-7
表 6.4-3 ボイラ給水処理装置の能力増強の可能性	6.4-7
表 6.4-4 ボイラ給水処理装置の用水量の削減効果	6.4-8
表 6.4-5 抽気復水タービン発電システム建設後の予想電力バランス	6.4-9
表 6.4-6 抽気復水タービン発電システムの運転に必要な用役使用量	6.4-10
図 6.1-1 必要充填高さと通水量との相関 (A, B, C, Unit)	6.1-12
図 6.1-2 必要充填高さと通水量との相関 (D, E, F, G, H, Unit)	6.1-13
図 6.1-3 逆洗浄時における樹脂層の膨張率 (例 Amberlite IR-124)	6.1-14
図 6.1-4 逆洗浄時における樹脂層の膨張率 (例 Amberlite IRA-910)	6.1-15
図 6.1-5 フリーボード高さとの相関 (A, B, C, Unit)	6.1-16
図 6.1-6 フリーボード高さとの相関 (D, E, F, G, H, Unit)	6.1-17
図 6.2-1 RECOMMENDED POSITION OF SOOT BLOWER TO BE INSTALLED	6.2-7
図 6.3-1 PPSAにおける熱エネルギーの生産と消費	6.3-6
図 6.3-2 圧力レベル毎のスチーム発生量 (1991年)	6.3-7

第6章 火力発電所の近代化に関する可能性検討及び代替案の検討

6.1 ボイラ給水の供給に関する適正代替案の検討評価

6.1.1 ボイラ給水処理設備の近代化の目標

ボイラ給水の製造設備の問題点はイオン交換樹脂の再生薬品の消費量が多いことと純水収率が低いことである。PPSAのボイラ給水処理装置における近代化の目標値を表6.1-1に示す。ここで、検討ベースとして使用する原水の性状を表 6.1-2に示す。

表 6.1-1 ボイラ給水処理装置の近代化の目標値

項目	現状値	目標値
I. 薬品消費量の削減		
HCL 消費量	0.696 kg/m ³ -純水	0.40 kg/m ³ -純水
NaOH消費量	0.898 kg/m ³ -純水	0.50 kg/m ³ -純水
NaCL消費量	0.011 kg/m ³ -純水	なし
II. 用水量の削減		
用水量	1.40 m ³ /m ³ -純水	1.10 m ³ /m ³ -純水

出所 ; PPSA

注 ; 表 6.1-1に示す薬品消費量は100%濃度換算値である。

表 6.1-2 検討ベースとしての原水性状

	検討ベース	実運転データ
pH		9.8~10.6
SS (mg/l)		
COD (mg/O ₂ /l)	49.5	33
Ca (mg/CaCO ₃ /l)	206.3	137.5
Mg (mg/CaCO ₃ /l)	49.5	33.0
Na (mg/CaCO ₃ /l)	202.5	135.0
K (mg/CaCO ₃ /l)	8.3	5.5
Total Cation	466.6	311.0
HCO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	3.0	2.0
SO ₄ (mg-CaCO ₃ /l)	114.8	76.5
Cl (mg-CaCO ₃ /l)	244.5	163.0
NO ₃ (mg-CaCO ₃ /l)	1.5	1.0
CO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	87.0	58.1
SiO ₂ (mg-CaCO ₃ /l)	15.8	10.5
Total Anion	466.6	311.0

出所 ; PPSA

またここで、第 2次現地調査において対象装置の能力アップ検討をを含めるよう依頼され、追加した目標を表 6.1-3に示す。

表 6.1-3 ボイラ給水処理装置の能力増強

項目	現状値	目標値
I. A, B, C トレン	合計 240 m ³ /h	合計 500 m ³ /h
II. D, E, F, G, H トレン	合計 500 m ³ /h	合計 1,100 m ³ /h

出所 ; PPSA

また、PPSAでは水処理装置として軟水化装置と回収復水の処理装置も設置されている。しかしながら、低圧ボイラの稼働ニーズは低いことから軟水化装置の稼働は低く、復水処理装置では表 6.1-4に示すように薬品の消費量が少ないことから高圧ボイラ用の給水処理装置に焦点を絞って検討する。

表 6.1-4 復水処理装置における薬品の消費量

項目	現状値
HCL 消費量	0.016 kg/m ³ -純水
NaOH消費量	0.037 kg/m ³ -純水

出所 ; PPSA

6.1.2 ボイラ給水処理装置の近代化のための対策

まず、第 1段階として現状の設備において再生薬品消費量を低減する方策を検討し、次に第 2段階として能力増強がどの程度まで可能かどうかを検討する。

(1) 目標I. 再生用薬品消費量の低減

[STEP 1] 既設設備の改善

既設のボイラ給水処理装置の最大の問題はイオン交換樹脂の再生時の薬品消費量が多いことであるが、薬品消費量が多い要因については第 5 章の 5.5.2(2)において述べ

ている。

ここで、これまでの第1次現地調査の段階で入手した P&ID及びイオン交換樹脂塔の製作図等の資料からは次に示すような改善策が考えられる。

1) 適正な接触方式の選択

第 1の要因はイオン交換樹脂と再生薬品との接触方式にあるものと考えられる。この要因に対する対策としては次の項目を実施する必要がある。

(a) 向流再生法の採用

この方法では図 5.5-4に示すように、イオン交換樹脂との親和力の弱い成分の吸着層側から再生するので、再生効率が良く、また処理水の純度も高くなる。

2) 均一分散性の確保

装置名称A, B, C号機は処理能力80 m³/hに対して、イオン交換樹脂塔は 2,600mmの径を有している。このため、定格運転時の空塔速度が4.2 mm/secと極めて小さい。このよう低流速領域ではイオン交換樹脂の充填層の断面に均一な流速とするには、特別な配慮を必要とする。具体的には次のような対策が必要である。

- (a) 水の流れの上流側に反射板型に代えて枝管型ディストリビューターを設置
- (b) 再生液用に反射板型ディストリビューターを設置
- (c) 再生液用に集液コレクターを設置

3) シリーズ通薬

全部のボイラ給水処理装置が2基のカチオン塔と2基のアニオン塔を有している。これらのイオン交換樹脂塔はそれぞれ単独に再生されている。従って、NaOHや HClをシリーズに使用することを推奨する。そうすれば、強酸型（または、強アルカリ型）のイオン交換樹脂を再生したあと弱酸型（または、弱アルカリ型）イオン交換樹脂の再生に使用できる。従って、この方法はイオン交換樹脂の再生における薬品消費量の削減に有効である。

4) 滞留要因の排除

既設のボイラ給水処理装置はあらゆる状況に対応できるように配管が接続されたシステムとなっている。これらの配管のバルブがリークした場合や配管の袋小路部のパージが不十分である場合には、イオン交換樹脂の交換容量を低下させる要因となる。従って、シンプルな配管にまとめることを推奨する。

以上、述べた改善方法を全て実施すれば、現状の負荷における再生薬品消費量の目標数値が達成できるものと考えられる。

[STEP 2] 処理能力の増強

一般に、ボイラ給水処理装置の設計に際しては実際の原水を採取し、その原水に対して最適な樹脂が選定され、再生レベルと処理水の性状及び運転条件が明確になれば、実験的に選定樹脂の貫流容量が設定される。ここで、本検討における検討ベースを表 6.1-5 に示すが、これはPPSAより提示された現状設備の値を参考にした。

表 6.1-5 イオン交換樹脂の貫流容量

項目	検討ベース	現状値*1
陽イオン交換樹脂塔	55 g-CaCO ₃ /l-Resin	53.5 g-CaCO ₃ /l-Resin
弱陰イオン交換樹脂塔	40 g-CaCO ₃ /l-Resin	38.1 g-CaCO ₃ /l-Resin
強陰イオン交換樹脂塔	35 g-CaCO ₃ /l-Resin	33.8 g-CaCO ₃ /l-Resin

出所； PPSA

(注)； *1 PPSAから提示された純水11当たりの値をResin 1lに換算した

一般に、処理能力を増強するためには下記の 2つの判定基準を確認する必要がある。

判断基準I. 樹脂の充填層高さは樹脂の破壊等の観点から適正であること。

判断基準II. 樹脂層の逆洗浄に際してフリーボード高さが確保できること。

一般に、イオン交換樹脂塔の必要充填層高は次式で表される。

$$H_{RESIN} = C_{ION} \times Q \times Cycle \times Factor / BTC + \Delta H \quad (\text{式 6.1-1})$$

ここで、

H_{RESIN}	=	イオン交換樹脂充填高さ	(m)
C_{IO}	=	イオン濃度	(g-CaCO ₃ /m ³)
		陽イオン交換樹脂塔の場合 Total Cation	466.6 g-CaCO ₃ /m ³
		弱陰イオン交換樹脂塔 SO ₄ , NO ₃ , Cl の 50 %	233.3 g-CaCO ₃ /m ³
		強陰イオン交換樹脂塔 残(SO ₄ , NO ₃ , Cl)+HCO ₃ , SiO ₂	200.0 g-CaCO ₃ /m ³
Q	=	処理量	(m ³ /h)
Cycle	=	1サイクル当たりの時間	20 (hr)
Factor	=	余裕係数	1.1 (-)
BTC	=	貫流係数	(g-CaCO ₃ /l-Resin)

表6.1-5 による。

ΔH = 通業時の樹脂流動防止溜め層の高さ相当分 (l)

またここで、式 (6.1-1)により求めた各イオン交換樹脂層の必要充填層高と処理量との関係を図 6.1-1及び図 6.1-2に示す。

1) 判断基準I. (許容充填層高さ)

$$H_{RESIN, allowable} \times FLOW = F_{allowable} \quad (\text{式 6.1-2})$$

$H_{RESIN, allowable}$	=	許容充填高さ	(m)
FLOW	=	塔断面当たりの通水速度	(m ³ /m ² ・h)
$F_{allowable}$	=	係数	(m ² /h)
		カチオン樹脂	50 ~ 60
		アニオン樹脂	30 ~ 40

A, B, C Unitは塔径が2.6mであり、D, E, F, G, H Unitでは塔径は3.0mである。これらの値を(式6.1-2)に代入し、その結果を図6.1-1及び図6.1-2 に許容充填高さとして示す。

2) 判断基準II. (フリーボード高さへの配慮)

逆洗浄時のイオン交換樹脂層の膨張率は重要なデータであり、このデータは次式により計算できる。

$$Exp = 9,810 \times \mu \times V_0 / (g \times D_p \times (\rho_r - \rho)) \quad (\text{式6.1-2})$$

ここで、

Exp	イオン交換樹脂層の膨張率	(%)
μ	粘度	(Pa · sec)
V_0	上向流速	(m/sec)
g	重力加速度	(m/sec ²)
D_p	粒子径	(m)
ρ_r	イオン交換樹脂の密度	(kg/m ³)
ρ	水の密度	(kg/m ³)

出所； 矢木 栄、等 化学機械, 16, 307, (1952)

逆洗水の流速と樹脂層の膨張率との相関関係はカチオン樹脂とアニオン樹脂に関してそれぞれ図 6.1-3と図 6.1-4に示す。

従って、本検討では表 6.1-6に示されたデータを採用する。

表 6.1-6 イオン交換樹脂の膨張率

項目	検討ベース
陽イオン交換樹脂塔	1.50
弱陰イオン交換樹脂塔	1.90
強陰イオン交換樹脂塔	1.40

イオン交換樹脂塔では経時的に樹脂層に懸濁物質が堆積し圧力損失が上昇する。放置すると樹脂の破壊が進行することから、再生剤の適薬に先立って逆洗ブローにより懸濁物質が除去される。

この時、樹脂層は膨張するが、この膨張状態の樹脂層の高さはフリーボード高さと呼ばれる。一般的には樹脂層の上部に充填層高の50~100%の逆洗用空間が確保される。このフリーボード考慮時の必要高さと処理量との関係を図 6.1-5、図 6.1-6に示す。

ここで、既設の樹脂塔のサイズは表 6.1-7に示す。図6.1-6~9を使用して既設設備の潜在的能力を評価しその結果を表 6.1-8に示す。

表 6.1-7 イオン交換樹脂塔のサイズ

トレン	基数	塔径	胴長さ(TL-TL)
[A, B, C Train]			
陽イオン交換樹脂塔I	2	2.60 m	2.95 m
陽イオン交換樹脂塔II	1	2.60 m	2.95 m
弱陰イオン交換樹脂塔	1	2.60 m	2.95 m
強陰イオン交換樹脂塔	1	2.60 m	2.95 m
[D, E, F, G, H Train]			
陽イオン交換樹脂塔I	1	3.00 m	3.75 m
陽イオン交換樹脂塔II	1	3.00 m	3.00 m
弱陰イオン交換樹脂塔	1	3.00 m	3.75 m
強陰イオン交換樹脂塔	1	3.00 m	3.00 m

出所 : PPSA

表 6.1-8 既設イオン交換樹脂塔を利用した潜在処理能力

トレン	判断基準I.	判断基準II.
[A, B, C Train]		
陽イオン交換樹脂塔I	140-150 m ³ /h	150 m ³ /h
陽イオン交換樹脂塔II	140-150 m ³ /h	150 m ³ /h
弱陰イオン交換樹脂塔	90-100 m ³ /h	<u>80 m³/h</u>
強陰イオン交換樹脂塔	80- 90 m ³ /h	<u>80 m³/h</u>
[D, E, F, G, H Train]		
陽イオン交換樹脂塔I	140-150 m ³ /h	140 m ³ /h
陽イオン交換樹脂塔II	180-190 m ³ /h	170 m ³ /h
弱陰イオン交換樹脂塔	120-130 m ³ /h	120 m ³ /h
強陰イオン交換樹脂塔	110-120 m ³ /h	<u>110 m³/h</u>

フリーボード高さが不足すると健全樹脂と破砕樹脂との分離が不完全となり、充填層の圧力損失が上昇したり、樹脂の補給率が上昇する原因となり、長期運転に対して競争力が損なわれる。従って適正なフリーボード高さは長期に渡って性能を維持するには必須の条件である。

表 6.1-8よりA, B, C Train、D, E, F, G, H Train共にフリーボード高さから充填樹脂量が拘束され、既設設備の処理能力は潜在能力としてA, B, C Trainが80 m³/h、D, E, F, G, H Train が110 m³/hと評価できる。

塔径を既設に合わせてイオン交換樹脂塔を新製作し、フリーボード高さからの拘束要因を解決したとしても、判断基準 1（許容充填高さ）が拘束要因となり、大幅な能力増強は望めなく、表 6.1-2に示す能力増強の目標の達成は不可能と考えられる。従って、現状の合計設備能力740 m³/hを1,600 m³/hに増強するには、その不足分の能力は新設設備により対応する必要がある。（設備新設時の方式選定については Annex 3を参照。）

(2) 目標II. 用水量の低減

一般に、ボイラ給水処理装置から発生する排水の大部分はイオン交換樹脂再生時に発生する排水である。ここで、表 6.1-9にPPSAより提示されたイオン交換樹脂の再生時の排水量に関する情報をまとめる。表 6.1-9に示されたデータから純水1 m³製造時の排水量を算出した結果を表6.1-10に示す。

表 6.1-9 A, B, C ユニット1サイクル運転時の再生排水量

イオン交換樹脂塔	塔数	処理水量	再生排水量
陽イオン交換樹脂塔	2	1,300 m ³ /Cycle	140 m ³ /Cycle
弱陰イオン交換樹脂塔	1	940 m ³ /Cycle	135 m ³ /Cycle
強陰イオン交換樹脂塔	1	5,000 m ³ /Cycle	135 m ³ /Cycle
シリカポリッシャー	1	28,000 m ³ /Cycle	57 m ³ /Cycle

出所；PPSA

表 6.1-10 純水製造量当たりの再生排水量

イオン交換樹脂塔	再生排水量
陽イオン交換樹脂塔	$0.108 \times 2 = 0.216 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-pure water}$
弱陰イオン交換樹脂塔	$0.144 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-pure water}$
強陰イオン交換樹脂塔	$0.027 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-pure water}$
シリカポリッシャー	$0.002 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-pure water}$
合計	$0.389 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-pure water}$

表6.1-10はイオン交換樹脂の再生排水だけで純水 1 m^3 製造時の排水量がほぼ 0.4 m^3 に達することを示している。またここで、表 5.5-7に示されるボイラ給水処理設備からの排水の発生分率によれば、PPSAではサンドフィルターの逆洗浄水は回収されていなく、排水量の約 50%を占めている。

用水量の低減に対しては次のような対策が考えられる。

1) シリーズ通薬

これは再生用薬品の低減対策と同一の対策である。これは実質的には複数の陽イオン樹脂塔（以下、カチオン塔）、と複数の陰イオン樹脂塔（以下、アニオン塔）をそれぞれシリーズに再生することを意味する。これにより各イオン交換樹脂塔の再生回数を低減することが可能となり再生排水量が低減可能である。

2) サンドフィルター逆洗浄水の回収

日本の実績では原水中のイオン濃度が低い（PPSAの場合の $1/3 \sim 1/4$ ）ことから脱塩用のイオン交換樹脂を保護するために前処理システムとして浮上分離プロセスを用いる場合が多い。そのため、逆洗浄水は浮上分離プロセスの上流側に戻し回収することができる。PPSAでは脱塩用のイオン交換樹脂の保護システムとしてはイオン交換樹脂のスカベンジャーが設置されている。しかしながら、PPSAのシステムでは懸濁物質その他を排出する設備が無いことからサンドフィルターの逆洗浄水を回収することはできない。何故ならば、この逆洗浄水を原水のラインに戻すと懸濁物質その他は系内に蓄積することとなる。

従って、PPSAでは懸濁物質を系外に除去するために浮上分離プロセスのような前処理装置を必要とする。この前処理装置の建設費は用水消費量の削減に対しては非常に高くつくものと考えられる。例えば、処理能力 300 m³/h の浮上分離プロセスの建設費は約 140万 US\$するものと推定されるが、用水削減に伴う経費削減額は約 64,000\$程度に過ぎない。

従って、サンドフィルターの逆洗浄水を回収することは推奨できない。

但し、将来ボイラ給水処理装置が増設される時点で懸濁物質を系外に取除く形式の前処理装置が採用される場合には、既設のサンドフィルターの逆洗浄水を回収することは用水量の削減に大きく寄与することが出来る。

図 6.1-1 必要充填高さと通水量との相関 (A, B, C, Unit)

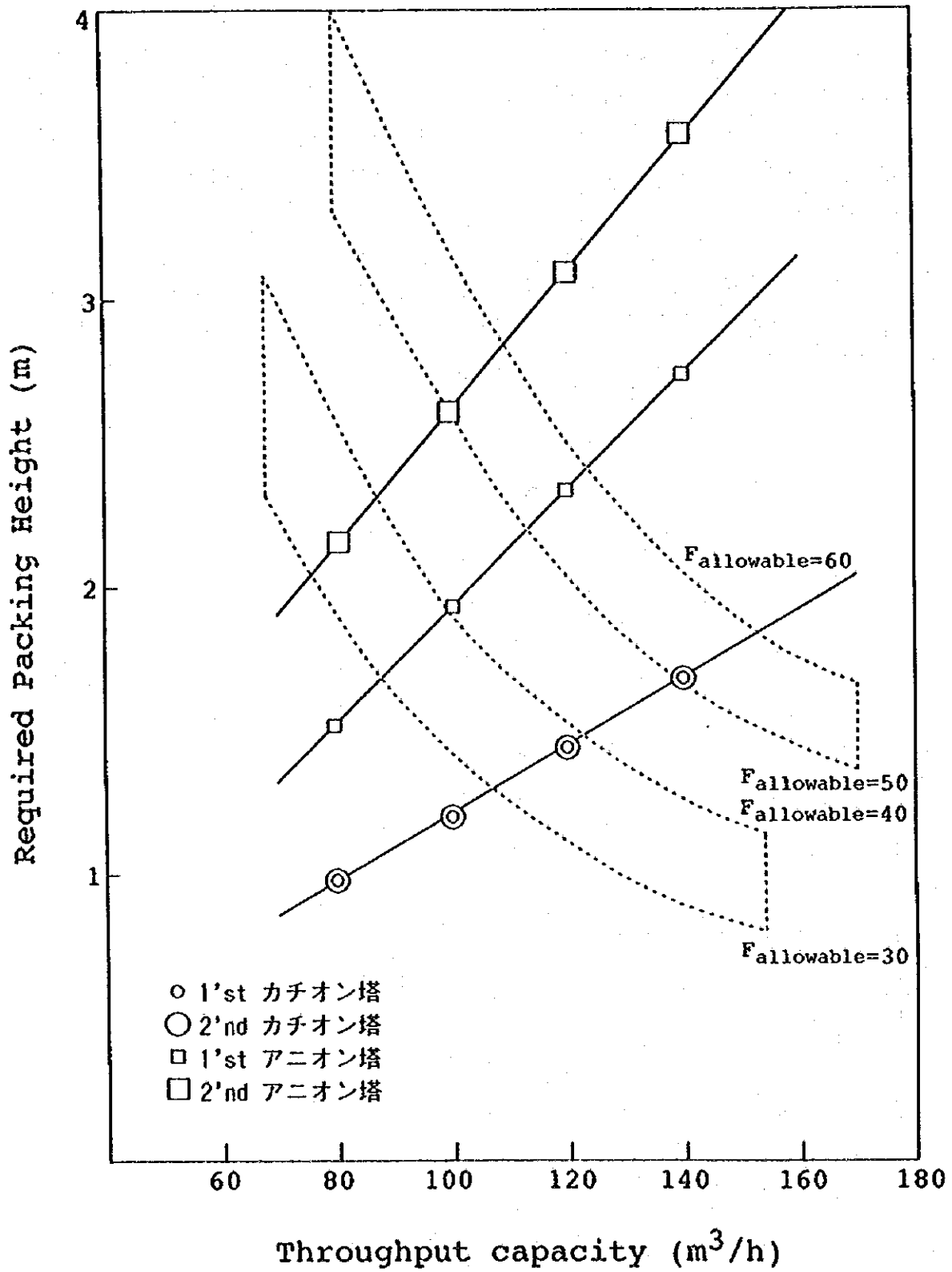


図 6.1-2 必要充填高さと通水量との相関 (D, E, F, G, H, Unit)

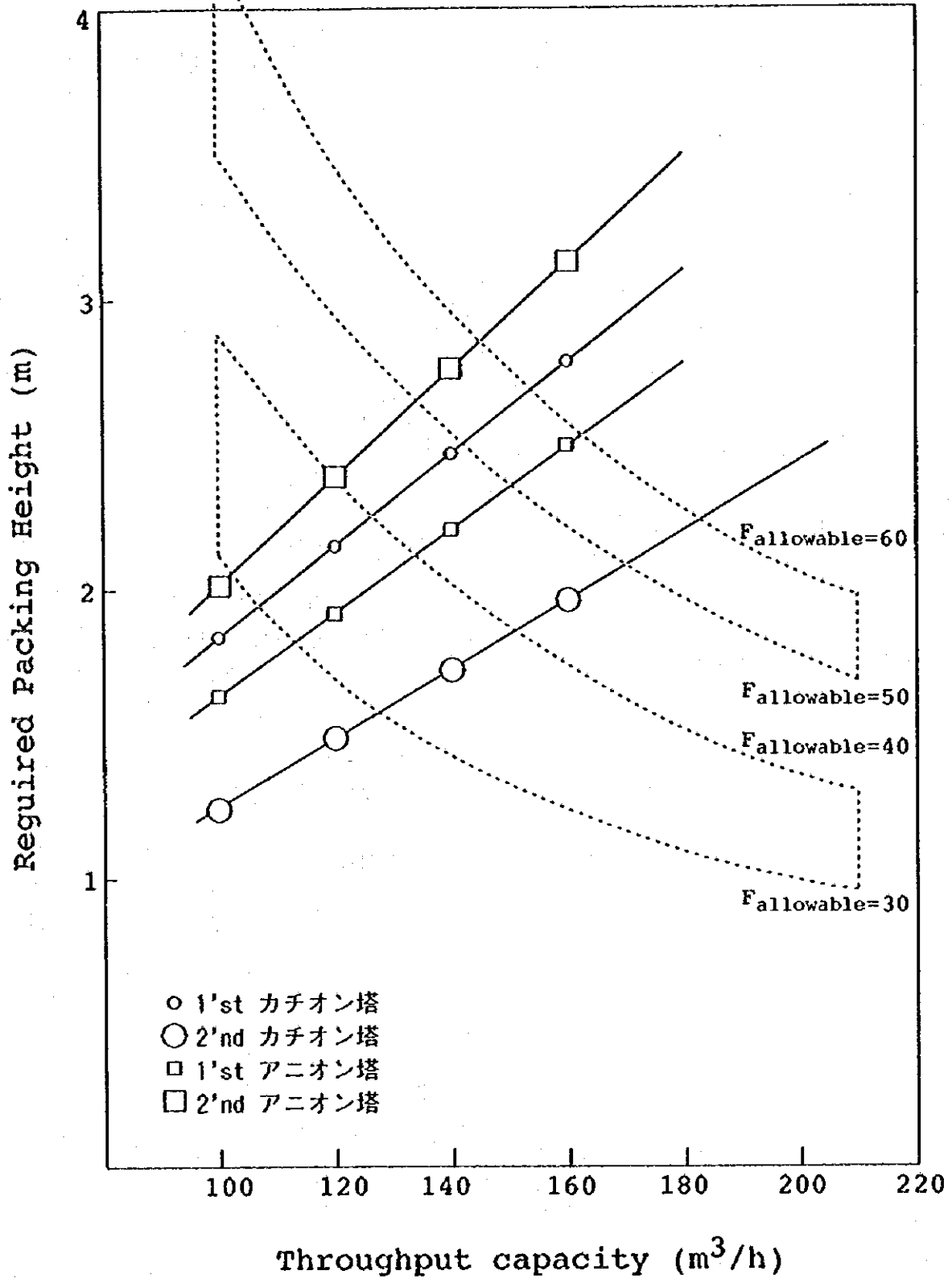
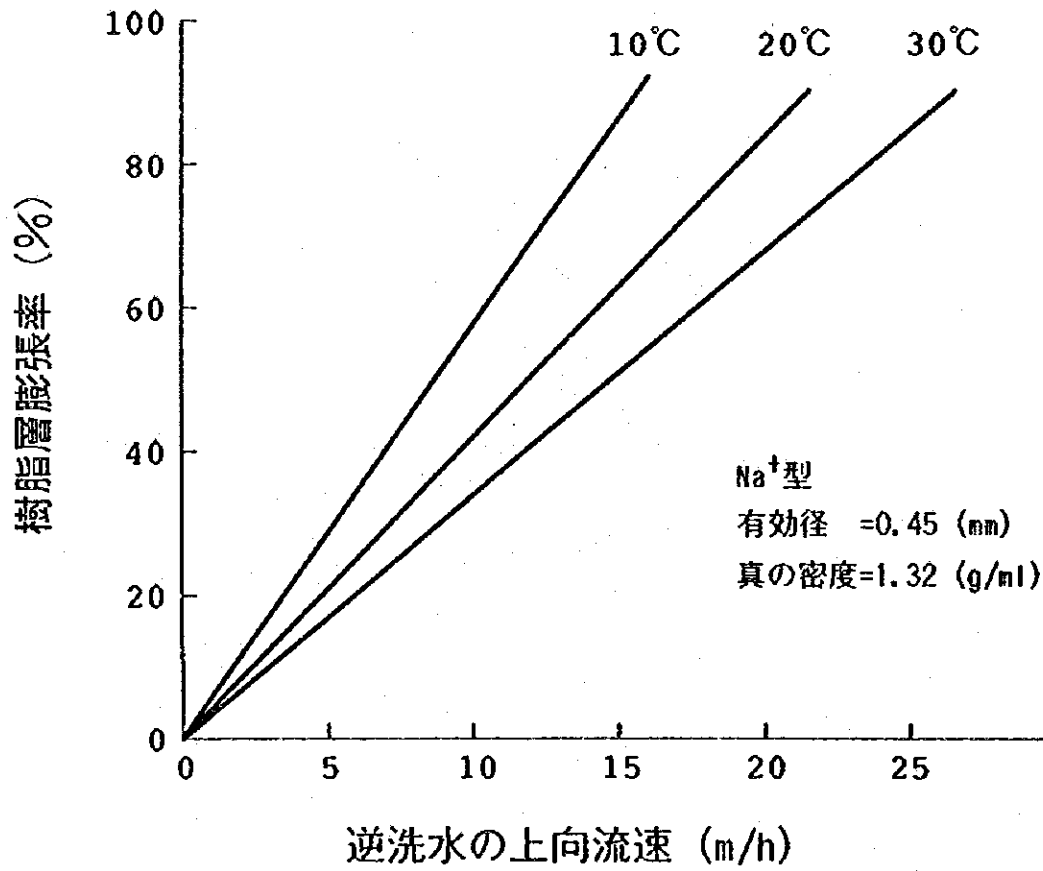
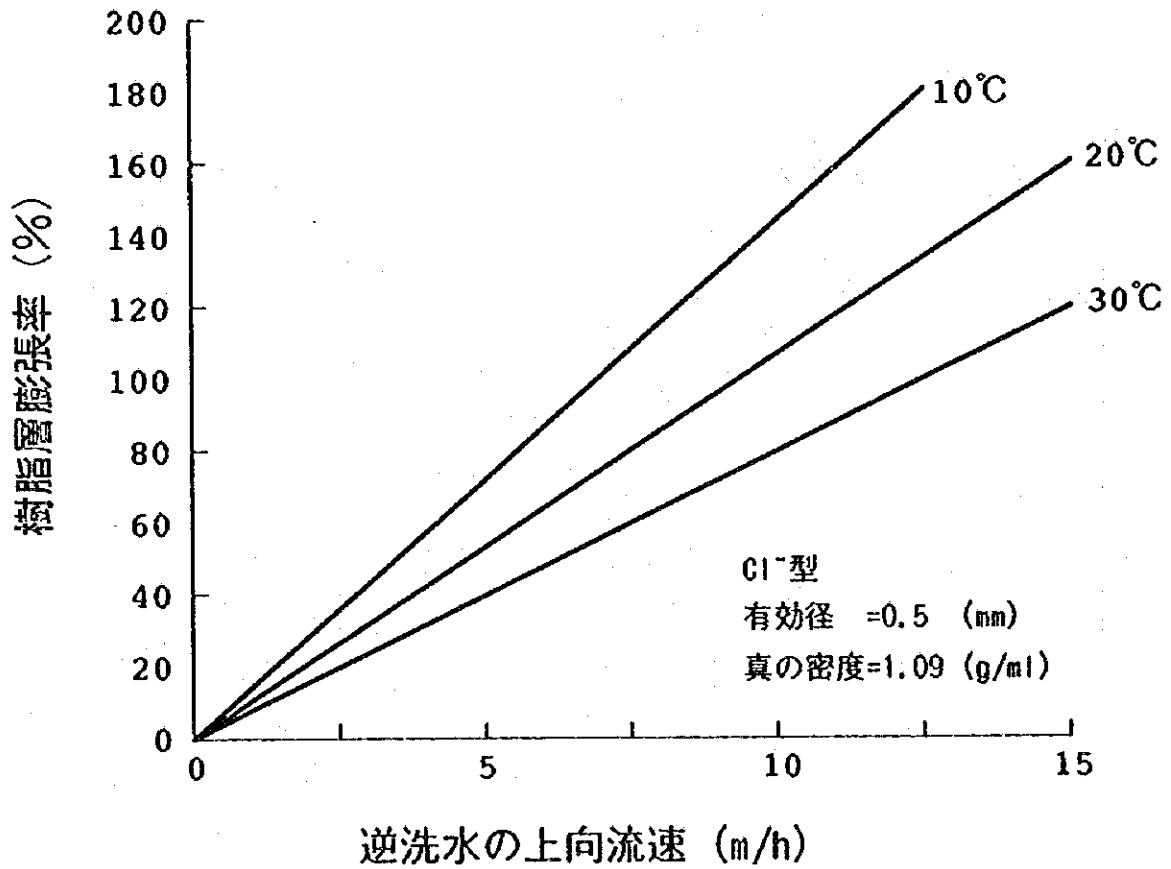


図 6.1-3 逆洗浄時における樹脂層の膨張率 (例 Amberlite IR-124)



出所 ; イオン交換樹脂 その技術と応用 、オルガノ(株) (1986)

図 6.1-4 逆洗浄時における樹脂層の膨張率 (例 Amberlite IRA-910)



出所 ; イオン交換樹脂 その技術と応用 、 オルガノ(株) (1986)

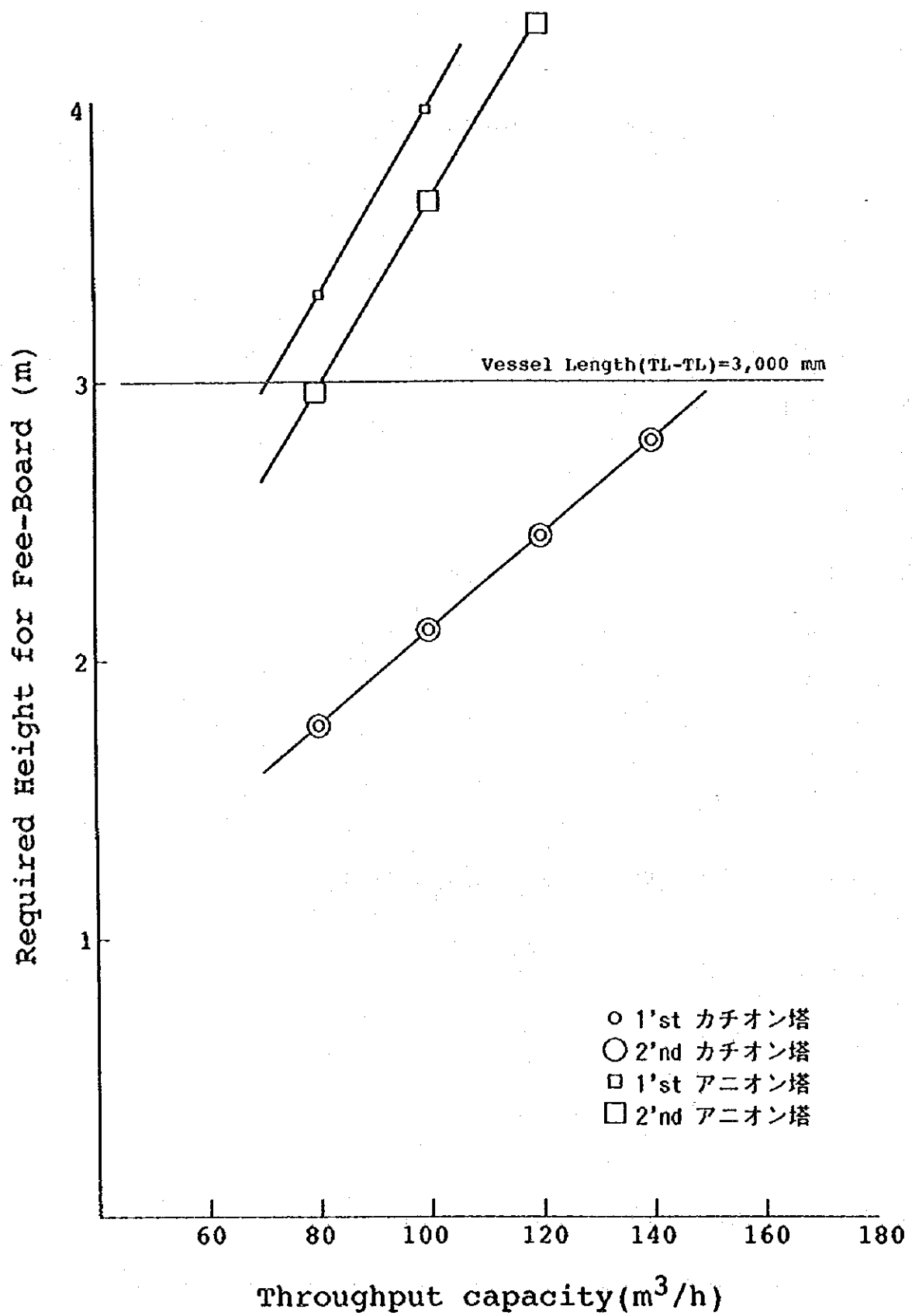


図 6.1-5 フリーボード高さと通水量との相関 (A, B, C, Unit)

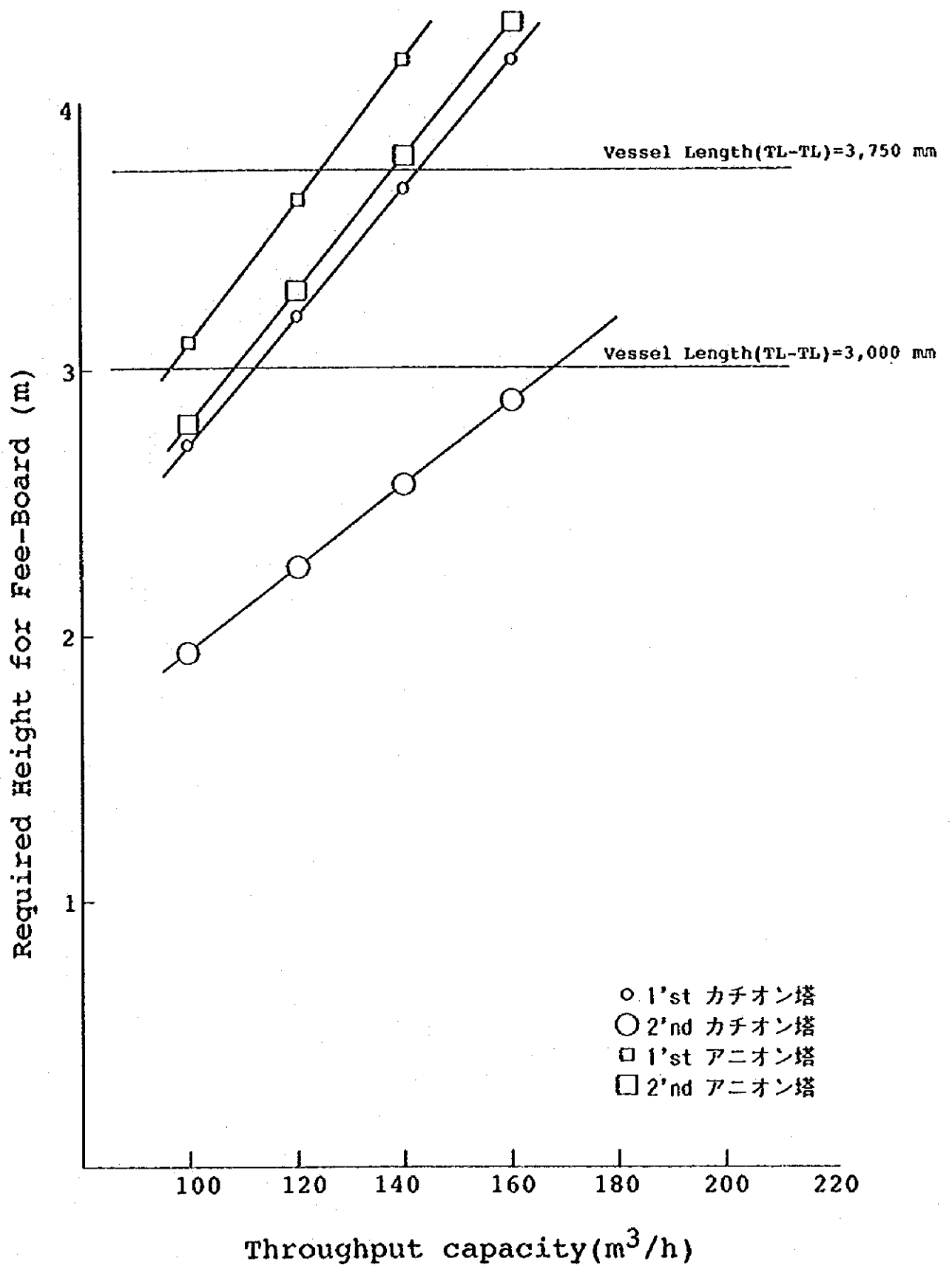


図 6.1-6 フリーボード高さと通水量との相関 (D, E, F, G, H, Unit)

6.2 熱効率増加に関する有効なる代替手段の検討評価

6.2.1 ボイラ設備の近代化目標

ボイラ設備の問題点は熱効率が低いことと、排ガス中の O_2 濃度が高いことである。前章 5.4節において、No.2ボイラの熱精算を行った結果は熱効率92.4%と良好なる結果であった。しかしながら、現状のボイラは伝熱チューブの汚れにより経時的に熱効率が低下している。運転末期においては約4%程度の効率低下があることから、現状の平均的な効率は約90%程度と評価される。PPSAのボイラ設備における近代化の目標値を表 6.2-1 に示す。

表 6.2-1 ボイラ設備の近代化の目標値

項目	現状値	目標値
I. 熱効率の改善	平均 90 %	平均 92~93%
II. 過剰空気率の低減	理論空気比 1.60 (O_2 濃度 7.9 %)	1.08 1.6%
III. 排ガス中の NO_x 低減	170.6 g/GJ * ¹	160 g/GJ * ²

出所 ; 事前調査報告書

注 ; *1 PPSA (Dec., '93), *2 PPSA (July, '94)

6.2.2 ボイラ設備の近代化のための対策

(1) 目標I. 熱効率の改善

PPSAのボイラでは前章 5.1節において述べたように、ボイラの連続運転性と性能の維持の面に問題があることから、熱効率を改善する方策としては下記の2つの方法がある。

- ・ 熱効率の低減を防止する方法
- ・ 熱効率を増加させる方法

1) 熱効率の低下の速度を低減する方法

(a) 伝熱チューブの汚れ防止

PPSAからの情報によれば、運転時間が経過するにつれて伝熱チューブにダストが堆積し、各部の排ガス温度が上昇する。このため、第2スーパーヒーター入口部の温度が880℃を越すか、ユングストロームの入口温度が400℃に達した時点で、ボイラを停止して伝熱チューブの清掃が実施されている。

表5.1-10の1992年の実績によればNo.1～No.3ボイラの稼働時の平均的な負荷は70%程度である。またここで、表5.7-1において56%負荷と84%負荷のデータを比例配分することにより、ユングストローム入口温度は負荷70%では317℃程度と予想される。

一般に排ガス温度が18～20℃上昇することは、ボイラ効率が約1%低下することに相当することから、ユングストロームの入口温度が400℃に達する運転末期においては約4%程度の効率低下が生じているものと推定される。

伝熱チューブの汚れを防止するには、第5章5.2節で述べたように噴霧用スチームを増加して燃焼性を改善すると共にスーツプロアを設置して伝熱チューブを自動的に清掃する必要がある。これらの対策を具体的に説明する。

a) バーナーチップの取り替え

既設のバーナーチップは燃料消費量の約13%以上の噴霧用スチーム量が注入できるような大きな孔を備えたものに取り替えるべきである。

b) スーツプロアの設置

重質燃料を使用するボイラにおいては各スーパーヒーターの前後とユングストロームの伝熱エレメントにスーツプロアが設置される。図6.2-1にNo.2ボイラにおけるスーツプロアの推奨設置位置を示す。スーツプロアの型式としては、高温部については長抜き差し型、低温部については定置回転型が推奨される。

ボイラ本体が非常に大きいことから、理想的には長抜き差し型のスーツプロアのノズルは12～13mの移動距離を必要とするが、プロット上の拘束要因により若干短くなる可能性も考えられる。

これらの伝熱チューブの汚れ防止対策により熱効率の低減を防止できれば、平均的なボイラの熱効率を約2%改善できることになる。

(b) ユングストロームの取り替え

図 5.4-1の熱精算図によれば損失熱としては乾きガスによる損失熱が 5.53%と非常に大きな割合を占めている。これは空気のリーク量から判断してシール部には相当大きなクリアランスが開いているものと考えられる。最近の適正なシール機構を装備したユングストロームではリーク量は 5~6%程度に抑えることが可能である。

ユングストロームには2つのシール機構が装備されている。1つは軸方向のシールであり、もう1つは円周方向のシールである。燃焼用空気の排ガス側への洩れは円周方向のシールの問題であるが、軸方向のシールも相当洩れているものと推定される。但し、軸方向のリークは熱回収量の低下という現象でしか表れないので、現状のリーク量は不明である。

ユングストロームの洩れ量から判断すると、ユングストロームは伝熱エレメントが回転する構造をしており、シール部のみを改造することは困難であるものと考えられる。

従って、既設のユングストロームを取り替えることが推奨される。

2) 熱効率を改善する方法

(a) 気水ドラムの連続ブロー水からの熱回収

ボイラ給水中の微量の不純物は気水ドラム中に濃縮され、スラッジやスケールの生成や腐食の原因となる。また、キャリーオーバーすれば過熱器やタービンにスケールが付着し、障害を起こす原因になる。

これらの汚水に起因する障害を予防し、ボイラの長期安定運転を図るためにはボイラ水の全固形分濃度、水質をブローにより調整する必要がある。

ここで、給水及び汚水の水質測値が与えられた場合、連続ブローの量は次式で与えられる。

$$B = \frac{f \times F}{m_0}$$

ここで、

B : ブロー量 (t/h)

f : 給水中の管理物質の濃度 (ppm)

F : 給水流量 (t/h)

m_0 : 汚水中の管理物質の濃度 (ppm)

一般に、管理物質としては塩化物もしくはシリカが選定される。連続ブロー水からの熱回収方法としては次のような方法が考えられる。

- a) 連続ブロー用の容器を低圧スチームのヘッダーと接続し低圧スチームとして回収する。

PPSAではこの方法が既に採用されており、7.5 ata スチームとして回収されている。ここで、約6t/hの連続ブロー量であると想定すると約2t/hの低圧スチームが回収されている。

- b) ブロー水を排熱ボイラ等の水質基準のゆるやかな低圧ボイラの給水として再利用する。

また、PPSAにおいては低圧ボイラは停止が可能であることから、ボイラプラントにおいては、この方法は採用できない。

(b) 脱気器ベント蒸気の回収

缶水中の溶存酸素はボイラ設備の腐食の最大原因の一つである。このため、給水段階でできるだけ溶存酸素を除去する必要がある。酸素の含有量を低減するためには次のような 2段階処理法を採用することが推奨される。

- ・ 脱気器による機械的な酸素含有量の低減
- ・ 脱酸素剤を用いた化学的な酸素含有量の低減

一般的には水中の溶存酸素の90%以上が脱気器で除去されるといわれている方法が効果的である。

ボイラ給水の脱気器では熱源として低圧蒸気を使用されており、その使用量は必要最小限に抑えるべきであることは当然のことであるが、ベントバルブの閉め過ぎは溶存ガスの放出を妨げ脱気効果を悪くする原因となる。

スプレースクラバー型は良く用いられるが、負荷が低いと給水と蒸気の接触効率が低下することにより脱気効果が低下する。

従って、ベント蒸気量としては定格給水量の1%程度を確保する必要がある。本検討の対象ボイラは320 t/hであることからベント蒸気量としては約3 t/hの低圧蒸気を使用されているものと推定される。このベント蒸気の有効利用する方法としてはタービン衛帯蒸気復水器等の熱源として回収する方法が考えられる。

この方法では約 1.8×10^6 kcal/hの熱回収が可能であることから0.7%の熱効率改善に相当する。

但し、脱気器のベント蒸気は酸素が含まれていることから腐食性流体である。

従って、このベントコンデンサーでは下記の材料が選定される。

- ・伝熱管 SUS304 ステンレス鋼
- ・シェル、チャンネルカバーその他 炭素鋼

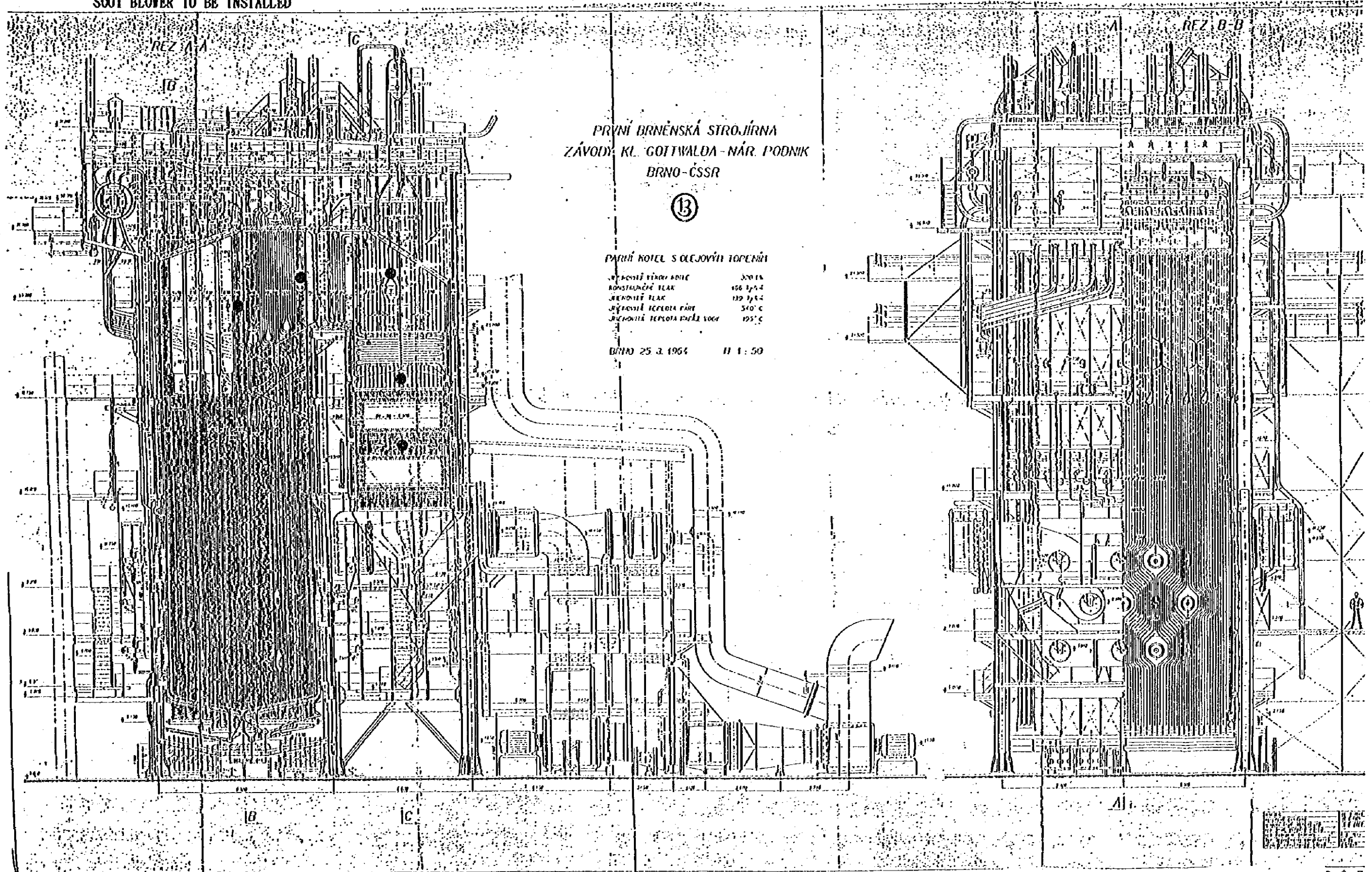
脱気器からのベント蒸気回収の経済性は、配管ルート等の要因に影響される。一般には日本では資本回収が 3年程度以内に入る場合には採用されている。

(c) ボイラの運転計画から熱効率を改善する方法

近代化改造によりボイラの運転信頼性が増やせば運転計画の面からも熱効率の改善が期待できる。具体的には次の方法が考えられる。

- a) 高圧ボイラの負荷設定を最大効率負荷の75～85%に設定。
 - b) 低圧スチームは全てタービン抽気より供給し低圧ボイラを停止
- 例えばa)の方法で近代化前に約70%負荷で運転されたものが、近代化後に約80%負荷で運転されると想定すると約 1%の熱効率改善が期待できる。

图 6.2-1 RECOMMENDED POSITION OF
SOOT BLOWER TO BE INSTALLED



6.3 復水タービン設置の必要性及び可能性に関する評価

6.3.1 抽気復水タービンの必要性

PPSAの用役部門は石油精製装置と石油化学装置とに電力、スチーム、工業用水等の用役を供給するだけでなく、PLOCK市に対して温水を供給していることから、季節的変動が顕著に現れる。即ち、冬場においてはPLOCK市への温水の需要が多くなることから、ボイラー負荷が高く、必然的に電力発生量が大きくなる。

ここで、図6.3-1には各月毎の温水の熱負荷、図6.3-2には各月の各圧力レベル毎のスチームの発生量を示す。

次に、図5.1-6から購入電力量と販売電力量を読み取り、時間平均値を求めて、表6.3-1に示す。

表 6.3-1 月別購入電力量と販売電力量

月	累計購入電力	時間平均購入電力 kW・h/h	累計販売電力 MW・h/Month	時間平均販売電力 kW・h/h
1月	2,200	2,960	14,500	19,490
2月	5,000	7,440	8,500	12,650
3月	8,400	11,290	6,100	8,200
4月	17,900	24,860	1,600	2,220
5月	28,500	38,300	1,000	1,340
6月	41,600	57,780	1,000	1,340
7月	43,800	58,870	1,300	1,750
8月	55,800	75,000	1,300	1,750
9月	48,400	67,220	1,000	1,340
10月	26,000	34,950	4,500	6,050
11月	14,500	20,140	4,800	6,670
12月	9,600	12,900	7,200	9,680

出所：PPSA

これらの資料から次のように考察できる。

- 1) 冬場の1月と2月は販売電力が購入電力を上回っている。即ち、電力需要は発電電力で完全に供給できている。
- 2) 3月～12月の間は消費電力が発電電力を上回り、不足分は購入電力で賄われている。
- 3) 8月は最も発電量が少なく、消費電力が約 $85 \times 10^3 \text{ MW} \cdot \text{h}/\text{Month}$ ($114,000 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{h}$) であるのに対して、発電電力は約 $29 \times 10^3 \text{ MW} \cdot \text{h}/\text{Month}$ ($39,000 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{h}$) であり、約 $56 \times 10^3 \text{ MW} \cdot \text{h}/\text{Month}$ ($75,000 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{h}$) が購入電力である。
- 4) 電力の需要は季節的変動が少ないのに対して、スチームの需要は季節的に大きく変動する。PPSAから PLOCK市へ暖房用の温水が供給されているが、この温水の熱源として 1.2 ataスチームが用いられている。この温水需要は季節変動が極めて大きい。例えば、1月の需要が92 Gcalに対して6月の需要はわずか 15 Gcalである。
従って、電力不足を解消するためには、スチームバランスに支配されない発電システムが必要である。このシステムとしては抽気復水タービンやガスタービンが考えられる。
ここで、PPSAでは余剰電力は外部系統に販売することが可能であることから年間を通じた稼働が可能である。

6.3.2 抽気復水タービンにおける抽気量と復水量の予測

新設される抽気復水タービンの抽気としては現在変換弁を流れているスチームと今回の近代化検討により増加する低圧スチームを抽気スチームとして考慮する。

(1) 現状における変換弁のスチーム通過流量実績

70 ata、45 ata、35 ata、18 ata、7.5 ataの各スチームは 139 ata スチームから変換弁を介して供給可能なシステムとなっている。ここで、表 6.3-2にこれらの変換弁のスチーム流量を示す。

表 6.3-2 1992年における各変換弁のスチーム通過流量実績

スチーム圧力	年間通過量	時間通過量
70 ata	1,472 t/y	0.17 t/h
45 ata	331,612 t/y	38.34 t/h
35 ata	143,842 t/y	16.65 t/h
18 ata	44,790 t/y	5.18 t/h
7.5 ata	1,000 t/y	0.16 t/h

出所 ; PPSA

この表から明らかなように、45 ataスチームが38 t/h、35ataスチームが16t/h と変換弁通過量が非常に多い。変換弁を経由して低圧スチームを供給することは、言い換えれば、発電機を経由することなく低圧スチームを発生させることであり、発電機の能力が利用されていない。

(2) 低圧スチーム使用量の増加量

5.2 節において、減圧蒸留残渣油の燃焼改善に対して、燃料噴霧用スチームを増加するような対策を推奨しているが、これにより燃料消費量の10 wt%に相当する18 ataスチームの消費量増加が発生する。

さらに、6.2 節では燃焼空気のスチームエアヒーターの能力増強を推奨しているが、18 ataスチームを用いてスチームエアヒーター出口温度を 105℃まで加熱するには外気温度からの昇温幅とボイラ負荷に比例して必要スチーム量が増加する。

これらの18 ataスチームの増加量は表5.1-1と表5.1-2のボイラの燃料消費量とスチーム発生量の実績値を基に各月毎の必要量を算出し表 6.3-3にまとめる。

ここで、外気温は1992年版の理科年表より過去30年間のワルシャワの平均気温の値を引用した。

表 6.3-3 18 ata STMの消費量増加予測値

月	*1 平均気温 ℃	*2 SAH 負荷 ℃	*1 ボイ平均負荷 t/h × 基数	*2 SAH-STM必要量 t/h	ATMIZ. STM 増加量 t/h
1月	-3.3℃	103.3℃	237 × 6	60.4 t/h	10.5 t/h
2月	-2.5℃	102.5℃	224 × 6	56.6 t/h	9.0 t/h
3月	1.3℃	98.7℃	197 × 6	48.0 t/h	8.8 t/h
4月	7.5℃	92.5℃	224 × 5	42.6 t/h	7.5 t/h
5月	13.0℃	87.0℃	178 × 5	31.7 t/h	6.1 t/h
6月	17.0℃	83.0℃	162 × 5	27.6 t/h	5.1 t/h
7月	18.1℃	81.9℃	133 × 5	22.4 t/h	4.2 t/h
8月	17.4℃	82.6℃	146 × 5	24.7 t/h	4.9 t/h
9月	13.2℃	86.8℃	141 × 6	30.1 t/h	5.7 t/h
10月	8.2℃	91.8℃	230 × 5	43.4 t/h	8.1 t/h
11月	3.3℃	96.7℃	179 × 7	49.7 t/h	8.9 t/h
12月	-0.7℃	100.7℃	193 × 7	55.8 t/h	9.7 t/h

注 ; *1 理科年表

*2 SAH (Steam Air Heater)

(3) 復水量の予測

抽気復水タービンの発電量を律する最も大きな要因は表面復水器の冷却水量であるが、PPSAでは復水タービンの冷却水は 11,000 m³/hで検討されている。既設ボイラへの冷却水量を加えると約15,000 m³/h となり、ヘッダーサイズが1,200 mmφであることから、線速度は約 3.7 m/sとなる。この値は限界に近い数値であるものと予想される。夏場の冷却水の最高温度は32℃であることから、復水量は約 210 t/hが可能である。

また、冬場においては冷却水の温度は20℃程度であることから、復水量は約550t/hが可能である。しかしながら、現実的には現有設備のボイラー負荷を考慮しなければならない。従って、実際には年間を通じて 210 t/h程度の復水量が妥当である。

6.3.3 抽気復水タービン発電システム建設に関する評価

PPSAでは夏場の購入電力量を削減するために抽気復水タービンの設置が検討されている。ここで、抽気復水タービンの発電端出力は 65,000 kWで検討されているが、これは夏場において表面復水器への冷却水が供給できる範囲でほぼ最大量の発電量である。

この発電量は表6.3-1によれば 8月の購入電力量よりは10,000 kW少ない発電量であるが、8月と9月を除いた月では電力を購入する必要をなくすることができる。

以上の結果から、本システムはPPSAにおける電力供給システムの強化に大きく寄与するものと考えられる。

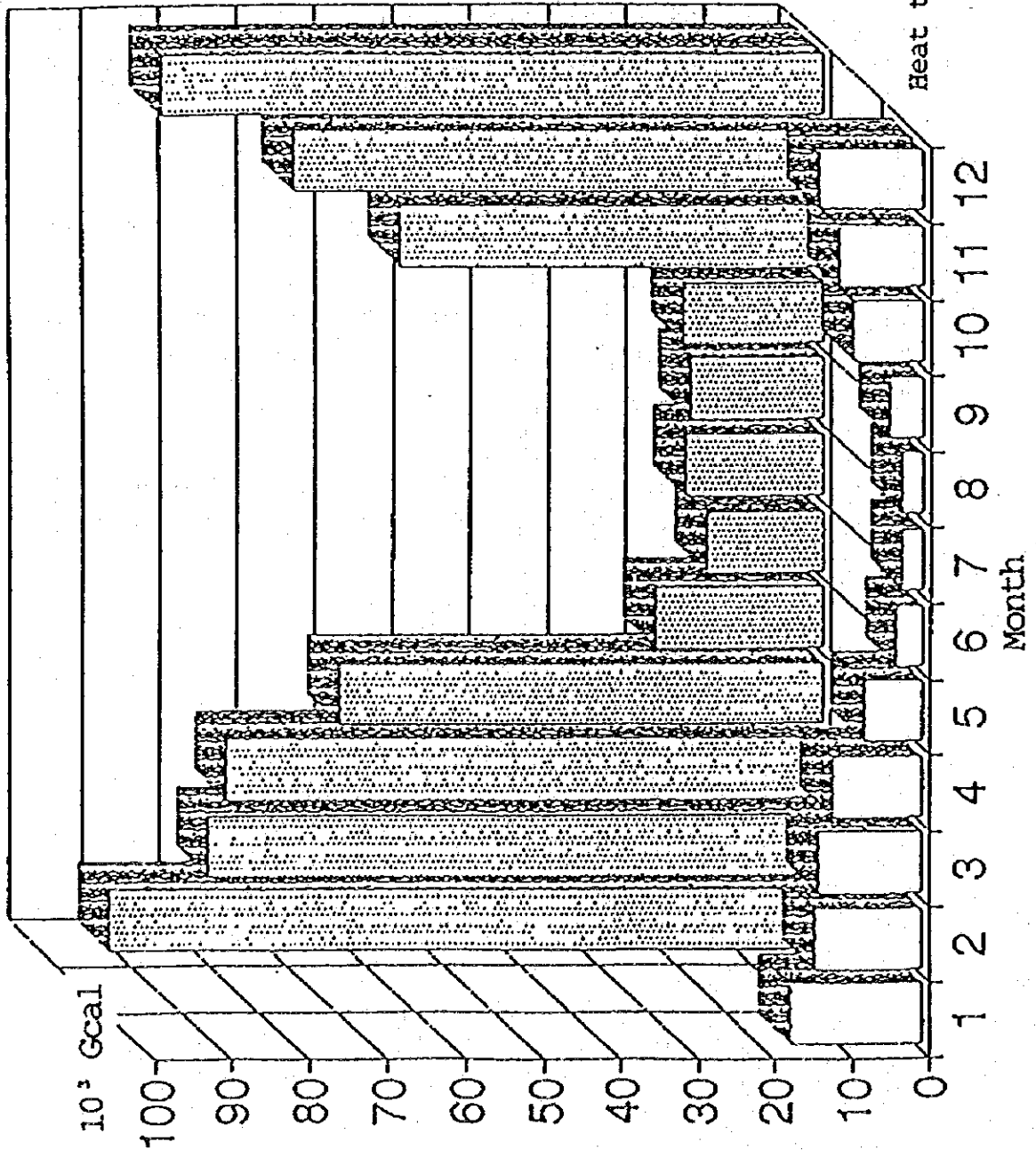
ここでまた、PPSAでは余剰電力は外部系統に販売することが可能である。抽気復水タービンは年間を通じて最大負荷の稼働が可能であることから、下記の条件を想定する。

- (1) 既設の抽気背圧タービンの運転は変えない。
- (2) 新設の抽気復水タービンは全シーズンを通じてフル負荷とし余剰電力は販売する。
- (3) 新設の抽気復水タービンは45 ata、18 ata、1.2 ata の抽気とし、経済性検討上の新設タービンの抽気負荷は新規に発生する低圧スチームの消費量増加分と変換弁の通過流量の削減に見合う抽気量とする。

これらの条件を基に抽気復水タービンで 65,000 kW発電した場合の高圧スチームの消費量及び復水の発生量の推定値を表 6.3-4にまとめる。これらのデータは第8章で述べる経済性検討のデータとして用いられる。

図 6.3-1 PPSAにおける熱エネルギーの生産と消費 (1992年)

Month	Heat to Plock City (Gcal)	Heat to P.P.S.A. (Gcal)
1	91,939	16,947
2	79,072	13,900
3	76,844	13,322
4	62,311	11,457
5	21,698	7,586
6	14,975	3,451
7	17,939	2,701
8	17,057	2,608
9	18,088	4,362
10	54,672	9,053
11	68,002	10,976
12	85,096	13,400

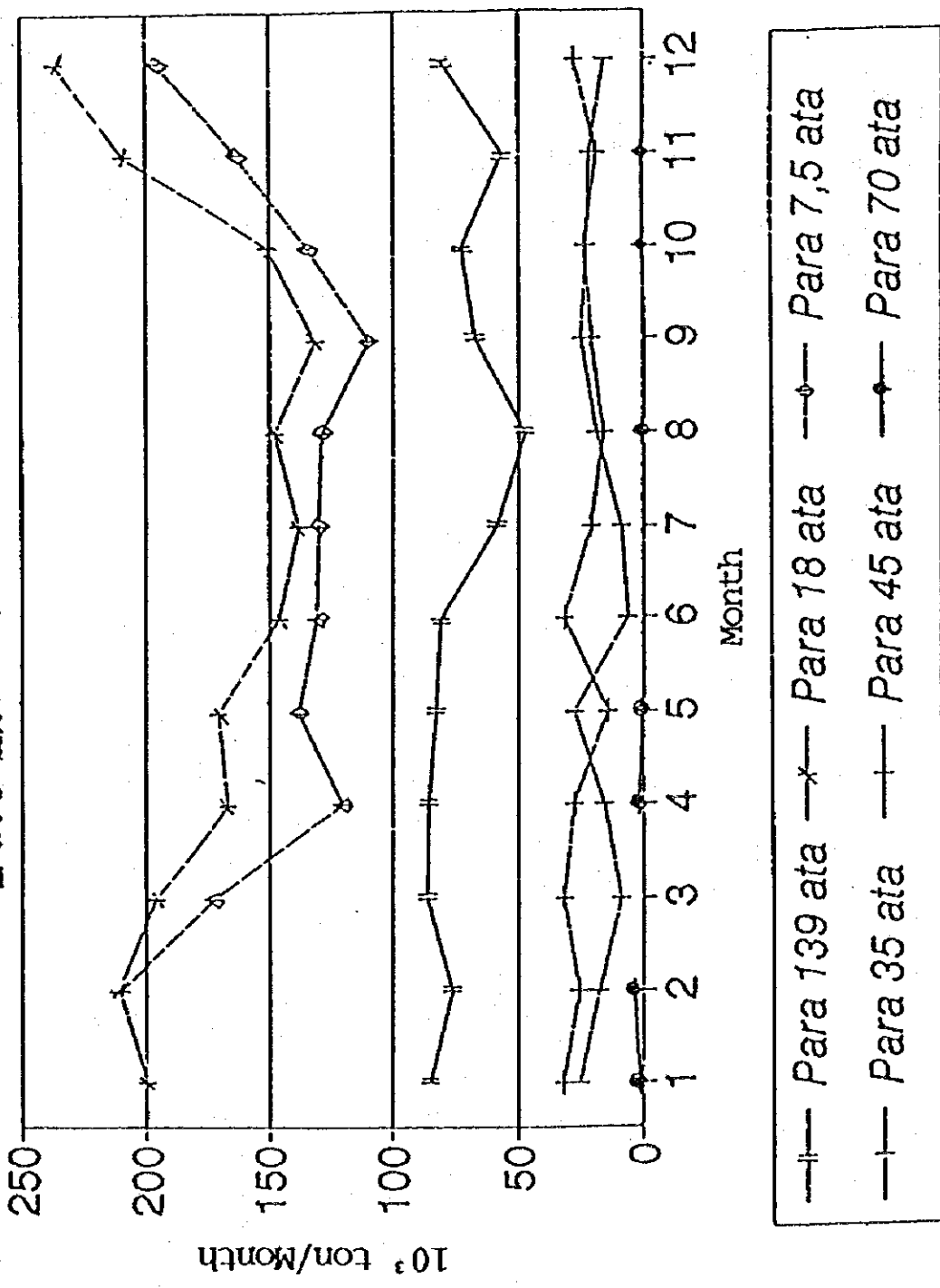


Heat to Plock City

Heat to P.P.S.A.

出所: PPSA

図 6.3-2 圧カレベル毎のスチーム発生量 (1991年)



出所：PPSA

6.4 適正近代化計画に関する概念設計の策定

これまで、設備の現状と問題点及び対策について述べてきたが、ここではPPSAの近代化計画において推奨される対策を絞り込み、これらの対策によりどのような改善効果が期待できるかについてまとめる。尚、対策費の前提条件については Annex 2を参照のこと。

6.4.1 適正近代化計画において採用すべき項目

(1) ボイラ設備

- 1) バーナーチップの取り替え(燃料噴霧の強化)
- 2) スーツフロアの設置
- 3) エコノマイザーチューブ配列の変更
- 4) ユングストロームの取り替え
- 5) 脱気器ベント蒸気の回収
- 6) 低NO_x バーナーの採用

(2) ボイラ給水処理設備

- 1) 各イオン交換樹脂塔に処理水用ディストリビューターの設置
- 2) 各イオン交換樹脂塔に再生液用ディストリビューターの設置
- 3) 各イオン交換樹脂塔に再生液用コレクターの設置
- 4) シリーズ通菜用の配管改造(酸排出、アルカリ排水配管の専用化を含む)

(3) 抽気復水タービン発電設備

- 1) 抽気復水タービン発電設備の設置

6.4.2 適正近代化計画における改善効果

適正近代化計画において採用される項目は互いに関連を持っており、またその効果も各種の効果が派生してくるものと考えられる。

(1) ボイラ設備

第5章5.5.1(3)で述べたように、SO₂ 排出制限を達成するには燃料中の硫黄濃度を下げるか高硫黄燃料の燃焼排ガスを排煙脱硫装置により処理する必要がある。改善効果はこれらの条件に大きく影響されることから、本項では両ケースにおいて検討する。

1) ボイラチューブの汚れ低減効果

前述の改造項目1)、2)、3)を採用した場合、ボイラチューブの汚れが減少することにより燃料消費量の低減が期待される。改善効果の評価における前提条件は下記の通りである。

- (a) No.1～No.3ボイラの平均負荷は 70%である。
- (b) ボイラチューブ清掃後のユングストローム入口温度は37℃であり、400℃ まで上昇した段階でボイラが停止され清掃される。
- (c) 近代化改造後にはこの温度上昇は 1年間で約10℃以内となる。
- (d) ユングストロームにおける洩れ空気量は 70%負荷において、90,000 Nm³/hである。

従って、改善効果 = $((400 - 317) - 10/2) / 2 = 39℃$ と評価する。

乾きガスの保有熱 (Q₀₂)は次式で表される。

$$Q_{02} = W_{FUEL} \times Load \times V_{D-FG} \times Cp_{FG} \times 39 + (V_{AIR} / 22.4) \times Cp_{AIR} \times 39$$

ここで、

W _{FUEL}	= 燃料消費量	(kg/h)
Load	= ボイラの負荷	(-)
V _{D-FG}	= 燃料当たりの乾きガス量	(Nm ³ /kg)
Cp _{FG}	= 排ガスの比熱	(kcal/(kg・℃))
V _{AIR}	= ユングストローム洩れ空気量	(Nm ³ /kg)
Cp _{AIR}	= 空気の比熱	7.0 (kcal/(kg-mol.・℃))

故に、

$$Q_{02} = 21,690 \times 0.7 \times 10.090 \times 0.33 \times 39 + (90,000/22.4) \times 7.00 \times 39 = 3.069 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$$

また、排ガス中の水蒸気の保有熱 (Q_{03}) は次式で表される。

$$Q_{03} = V_{\text{FUEL}} \times \text{load} \times (V_{\text{W-FG}} - V_{\text{D-FG}}) \times C_{p \text{ STM}} \times 39$$

ここで、

$$V_{\text{W-FG}} = \text{燃料当たりの湿りガス量} \quad (\text{Nm}^3/\text{kg})$$

$$V_{\text{D-FG}} = \text{燃料当たりの乾きガス量} \quad (\text{Nm}^3/\text{kg})$$

$$C_{p \text{ STM}} = \text{水蒸気の比熱} \quad (\text{kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}))$$

故に、

$$\begin{aligned} Q_{03} &= 21,690 \times 0.7 \times (11.391 - 10.090) \times 0.45 \times 39 \\ &= 0.367 \times 10^6 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

従って、

$$\begin{aligned} \text{エネルギー回収量} &= (3.069 + 0.367) \times 10^6 \\ &= 3.436 \times 10^6 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

またここで、燃料の発熱量は 9,708 kcal/kg であることから

$$\text{燃料削減量} = 354 \text{ kg-Fuel}$$

但し、上記の効果を得るには現在燃料消費量の4%の噴霧用スチームを 13%程度に増加させる必要がある。

従って、

上記効果を得るに必要なスチーム量

$$= 21,690 \times (0.13 - 0.04) \times 0.70 = 1,366 \text{ kg/h}$$

本項では、使用燃料が低硫黄であろうと、高硫黄であろうと改善効果は同一である。

従って、

$$\text{低硫黄燃料油使用時の改善効果} = 354 \text{ kg-Fuel/h}$$

$$\text{高硫黄燃料油使用時の改善効果} = 354 \text{ kg-Fuel/h}$$

2) 排ガス量の低減効果

前述の改造項目4)を採用した場合、ユングストロームの内部リークが改善されることにより、燃焼用空気ブロア (FDP) と排ガス吸引ファン (IDF) の負荷が大幅に減少する。ここで、表 6.4-1にこれらのブロアの主要な仕様を示す。

表 6.4-1 No. 1~No. 3ボイラにおけるブローの仕様

ブロー	基数	風量 Nm ³ /h	吐出圧力 m-H ₂ O	モーター電力 kW	モーター電圧 V
FDF	2	183,600	0.30	320	6,000
IDF	2	331,200	0.235	320	6,000

出所 ; PPSA

ここで、改善効果の評価における前提条件は下記の通りである。

- (a) 現状の排ガスファンの負荷は表 5.1-9に示すように 300,000 Nm³/hであり、近代化改造により 220,000 Nm³/hまで低減できる。
- (b) 現状の空気用ブローの負荷は表 5.1-9に示すように 270,000 Nm³/hであり、近代化改造により 180,000 Nm³/hまで低減できる。
- (c) 排ガスファン用モーターの現状の電流値は表 5.1-9に示すように22アンペアである。

現状のIDFの消費電力 = $6,000 \times 22 \times 0.80 \times \sqrt{3} = 183 \text{ kW}$

従って、期待される電力削減量 = $183 - 183 \times 220,000/300,000 = 49 \text{ kW}$

各ボイラには2台のIDFが設置されていることから合計100 kWの改善効果が生じるものと推定する。

また、現状の FDF負荷は270,000 Nm³/hに対して180,000 Nm³/hに改善できるものとすれば、IDFの消費電力を参考に

現状のFDFの推定消費電力 = $183 \times 270,000/300,000 \times 0.35/0.235 = 245 \text{ kW}$

従って、期待される電力削減量 = $245 - 245 \times 180,000/270,000 = 82 \text{ kW}$

各ボイラには2台のFDFが設置されていることから合計160 kWの改善効果が生じるものと推定する。

また、排ガス量が低減されることは将来設置される排煙脱硫装置におけるブローの消費電力にも影響する。排煙脱硫装置の FDFの吐出圧力を空気ブローと同程度と控えめに想定しても、排煙脱硫装置側でも 160 kW の電力削減が期待できる。

従って、

$$\text{低硫黄燃料油使用時の改善効果} = 100 + 160 = 260 \text{ kW}$$

$$\text{高硫黄燃料油使用時の完全効果} = 100 + 160 + 160 = 420 \text{ kW}$$

3) 新型ユングストローム設置による熱交換量の増加

シール性の良いユングストロームを採用すれば燃焼用空気が排ガスダクト側に洩れ込むことを防止できるだけでなく、軸方向の洩れをも改善されることが期待できることから、熱効率も改善されるものと期待される。

ユングストロームのカタログから従来型のシール機構と最新型のシール機構では製作時点で約3%のリーク量の差があることから、現状品では2倍のリーク量が改善できるものと想定する。

ここで、本章6.4.2(1)-1)に示すようにボイラ排ガスの39℃の温度差は、 3.436×10^6 kcal/hのエンタルピ差に相当する。ユングストローム入口、出口の温度差は実際には約175℃あることから、

$$\begin{aligned} \text{熱交換量の改善量} &= 3.436 \times 10^6 \times 175/39 \times 0.06 = 0.925 \times 10^6 \text{ kcal/h} \\ &= 95.3 \text{ kg-Fuel/h} \end{aligned}$$

本項も、使用燃料中の硫黄分濃度には左右されないことから、

$$\text{低硫黄燃料油使用時の改善効果} = 95 \text{ kg-Fuel/h}$$

$$\text{高硫黄燃料油使用時の改善効果} = 95 \text{ kg-Fuel/h}$$

4) SO₂ 排出量低減効果

[低硫黄燃料油使用ケース]

ここで、低硫黄燃料油は0.3wt%を想定するが、このケースでは燃料中の硫黄分濃度の低減は直接SO₂排出量の低減量となる。従って、

$$\begin{aligned} \text{低硫黄燃料油使用ケースの低減効果} &= 21,690 \times 0.70 \times (0.03 - 0.003) \times 2 \\ &= 820 \text{ kg/h as SO}_2 \end{aligned}$$

[高硫黄燃料油使用ケース]

PPSAにて現在計画されている排煙脱硫装置の処理能力は $1,100,000 \text{ Nm}^3/\text{h} \times 2$ Trainであり、通常の排ガスO₂ 3%相当のボイラであれば、スチーム発生量2,400 t/h程度の設備に対応可能である。ここで、この排煙脱硫装置にはNo.1~No.3ボイラのダクトも接続されることから、ユングストローム取り替えにより排ガス量が減少すれば排煙脱硫装置による処理機会を増大させることが可能となる。ここで、SO₂ 放出量の低減効果の評価における前提条件は下記の通りである。

(a) 燃料中の硫黄分濃度は3.0%である。

(b) 現状の排ガス量は表 5.1-9に示すように 300,000 Nm³/hであり、近代化改造により 220,000 Nm³/hまで低減できる。

従って

高硫黄燃料油使用ケースの低減効果

$$= 21,690 \times 0.70 \times 0.03 \times 64/32 \times (300,000 - 220,000) / 300,000 = 243 \text{ kg-SO}_2/\text{h}$$

5) NO_x 低減効果

NO_x低減対策として低NO_xバーナーを採用した場合、定格負荷において 250 ppm程度までNO_x濃度を低減することが可能であるものと想定される。

ここで、

現状の排出量	170.6 g/GJ	= 270 ppm
改善後のNO _x 濃度		= 250 ppm @ 100 % Load
		= 220 ppm @ 70 % Load
		= 140 g/GJ

燃料の発熱量を 41,000 kJ/kg、平均負荷を 70%と想定すれば、

現状の排出量	= 170.6 × 10 ⁻⁶ × 21,690 × 0.70 × 41,000
	= 106 kg/h
改善後の排出量	= 170.6 × 10 ⁻⁶ × 21,690 × 0.70 × 41,000
	= 106 kg/h

(2) ボイラ給水処理設備

1) 再生用薬品消費量の削減

再生用薬品消費量の削減効果については表 6.4-2に示す。

表 6.4-2 ボイラ給水処理装置の近代化後の性能予想値

項目	現状値	近代化後の予想値
1. 薬品消費量の削減		
HCL 消費量	0.696 kg/m ³ -純水	0.40 kg/m ³ -純水
NaOH消費量	0.898 kg/m ³ -純水	0.50 kg/m ³ -純水

2) 処理能力の増強

第6章 6.1.2節において、能力増強の可能性の検討を行った。しかしながら、イオン交換樹脂塔のサイズが小さいことからイオン交換樹脂の充填量に制限があり、大幅な能力増強は不可能である。

表 6.4-3に既設のイオン交換樹脂塔を有効に利用して再生薬品消費量の削減を図った場合の処理能力の潜在能力を示す。

表 6.4-3 ボイラ給水処理装置の能力増強の可能性

項目	現状値	潜在能力
I. A,B,C トレン	合計 240 m ³ /h	合計 240 m ³ /h
II. D,E,F,G,H トレン	合計 500 m ³ /h	合計 550 m ³ /h

3) 用水量の削減

PPSAにおいてボイラ給水処理設備の用水量を削減するには大改造を必要とするものと考えられる。従って、ボイラ給水処理設備からの最大の排水排出源であるサンドフィルターの逆洗浄水の回収には適当な対策がない。しかしながら、イオン交換樹脂の再生時に薬品消費量が削減できれば、ある程度の排水量を低減することは可能である。何故ならば、イオン交換樹脂の再生操作時の薬品消費量の削減対策の一つとしてシリーズ通業を推奨しているが、この対策は全カチオン塔（または、アニオン塔）の再生を同時に実施することと同じである。表 6.4-9は 1サイクル運転当たりの処理水量は

1,300 m³であるが、同時再生の場合では2,600 m³増加する。

従って、再生頻度は約 60%に低減することが期待できる。現在の排水量は0.40 m³/m³-P.W.であることから、

再生排水の削減量の予想値 = 0.40 x 0.40 = 0.16 m³/m³-P.W.

但し、実際には2つの塔を直列に洗浄することから若干の効率低下を予測して、

再生排水の削減量の予想値 = 0.10 m³/m³-P.W.と推定する。

表6.4-4 に近代化後の用水量の削減効果についてまとめる。

表 6.4-4 ボイラ給水処理装置の用水量の削減効果

項目	現状値	近代化後の予想値
II. 用水量の削減		
用水量	1.40 m ³ /m ³ -純水	1.30 m ³ /m ³ -純水

(3) 抽気復水タービン発電システム

抽気復水タービンで 65,000 kWの発電を行った場合の電力バランスを1992年をベースに検討し表 6.4-5に示す。

表 6.4-5 抽気復水タービン発電システム建設後の予想電力バランス

月	発電電力 (kW・h/h)	自家消費電力 (kW・h/h)	販売電力 (kW・h/h)	購入電力 (kW・h/h)
1	65,000	2,960	62,040	0
2	65,000	7,440	57,560	0
3	65,000	11,290	53,710	0
4	65,000	24,860	40,140	0
5	65,000	38,300	26,700	0
6	65,000	57,780	7,220	0
7	65,000	58,870	6,130	0
8	65,000	65,000	0	10,000
9	65,000	65,000	0	2,220
10	65,000	34,950	30,050	0
11	65,000	20,140	44,860	0
12	65,000	12,900	52,100	0
合計* ¹	569,400,000 kW・h/y	292,658,160	276,741,840	9,038,400
合計* ²	514,800,000 kW・h/y	264,595,050	250,204,950	8,171,700

注；*1 年間累計値

注；*2 年間累計値を年間 330日稼働として補正

但し、この発電システムを運転するには表 6.4-6に示す川役が必要となる。

表 6.4-6 抽気復水タービン発電システムの運転に必要な用役使用量

月	発電電力 (kW・h/h)	高圧スチーム* ¹ (t/h)	冷却水 (t/h)	冷却水温度 (°C)
1	65,000	174	4,350	12
2	65,000	179	5,470	14
3	65,000	182	6,260	16
4	65,000	185	7,270	18
5	65,000	191	8,750	20
6	65,000	191	10,500	22
7	65,000	196	11,000	24
8	65,000	196	10,800	22
9	65,000	191	8,750	20
10	65,000	184	7,230	18
11	65,000	183	6,290	16
12	65,000	180	5,500	14
合計* ²	569,400,000 kW・h/y	1,629,720 t/y	67,393,200 t/y	-
合計* ³	514,800,000 kW・h/y	1,473,450 t/y	60,930,840 t/y	-

注 ; PPSAより入手した1992年の電力バランス図 6.3-6を引用

注 ; * 1 凝縮水量に相当する高圧スチーム

注 ; * 2 年間累計値

注 ; * 3 年間累計値を年間 330日稼働として補正

第7章

コスト積算

目次

	<u>頁</u>
第7章 コスト積算	7.1-1
7.1 投資コスト積算	7.1-1
7.1.1 プロジェクトコスト算定的前提条件	7.1-1
7.1.2 所要投資コスト	7.1-1
7.1.3 プラントコスト	7.1-2
7.1.4 操業準備金	7.1-5
7.1.5 変動準備金	7.1-5
7.1.6 建設期間中金利	7.1-5
7.1.7 運転資金	7.1-6
7.2 運転コスト積算	7.2-1

表目次

	<u>頁</u>
表 7.1-1 SUMMARY OF NO. 1 CDU	7.1-7
表 7.1-2 SUMMARY OF POWER PLANT	7.1-8

第7章 コスト積算

7.1 投資コスト積算

7.1.1 プロジェクトコスト算定的前提条件

プロジェクトコストは調達品目により外貨による調達部分と内貨による調達部分に大別される。それぞれの部分に属する主要なコストには次のようなものがある：

- (1) 外貨部分：輸入する機器、材料、原材料コストおよび付帯する運賃、保険料
- (2) 内貨部分：
 - 国内調達の機器、材料、原材料コスト
 - 輸入・国内調達機器、材料の国内輸送コスト
 - 荷下ろし、据え付けコスト
 - 土木・建設コスト
 - 建設機械コスト
 - 政府に納付する税金

それぞれのコストは最初当該通貨で積算し、1993年末の公定外貨交換レート 1ドル=21,200ズロチで換算して、ドル表示に統一した。なお同時点の円交換レートは 1ドル = 112円（中値）であるから、1円 = 189.29 ズロチとなる。

7.1.2 所要投資コスト

本プロジェクトに要する機器、材料、建設コストについては次節で述べるので、ここではその他のコストについて述べる。

(I) 税金

現行のポーランドの税制では、プロジェクトコスト算定のために法人税

(Corporate tax)、付加価値税(Value Added Tax - VAT)、輸入関税 (Import duties)の3つの税を考慮に入れる必要がある。いかなる国においても、一つのプロジェクトに対する税は、国の当該プロジェクトに対する優先度、資金供与先の意向、プロジェクト実施に伴う折衝等により弾力的に運用されている。

ここでは 3つの税についてそれぞれ次のような前提条件を想定した：

- 1) 法人税：ポーランドでは企業に課される法人税は利益の 40%である。
- 2) 付加価値税：ポーランドでは、輸入物資・サービスを含む全ての物資・サービスに対して価額の 22%の付加価値税が課される。
- 3) 輸入関税：輸入関税は素材品目により異なり、1992年の平均税率は 18.4%であった。本プロジェクトの積算作業においては、輸入品目ごとに適用される関税率を参照した。

7.1.3 プラントコスト

表7.1-1及び7.1-2に第一原油精製装置及びパワープラントのそれぞれのプラントコストの積算結果を示す。またANNEX 1及びANNEX 2の後半にそれぞれの積算根拠を添付した。

投資費用の積算は以下の項目により構成される。

- 外国又は国内より供給される機器、材料
- 現場建設工事
- 設計、調達、及び現場監督人件費並びにそれに要する費用
- 輸入税並びに付加価値税

(1) 機器、材料

大部分の機器、材料はポーランド国内で調達可能である。従って外国からの供給品は最小限度とする。

具体的にいえば、第一原油蒸留装置ではユングストローム（空気予熱器）、特殊モーター、DCS設備及びコアレッサーを輸入品として考えた。又、発電所関連では、ユングストローム、スーツブローアとタービン発電機を輸入品とした。これらの価格につ

いては、ポーランドでの相当品輸入実績及び近隣ヨーロッパ諸国の価格を参考とした。

機器、材料の価格は以下の項目を含む。

- 海上及び、内陸輸送
- 輸送保険
- スタートアップ用の通常予備品
- 現地へ派遣されるベンダースペシャリスト

外国及び国内調達の機材代金は運賃及び輸送保険料を含んで建設現場持ち込みの渡しの金額とする。

(2) 現場工事

全ての現場工事はローカルコントラクターが施工可能であり、原材料、及び建設工事用の消耗資材及び油脂類もローカルコントラクターが供給できる。

全ての建設用機械及び、工具類の借用又は供給もローカルコントラクターが行う。

現場工事の価格は以下の項目を含む。

- 原材料及び消耗材料
- 建設機械及び工具類
- 場内小運搬
- 仮設
- 据付、配管、電気、計装、保温、塗装、土木及び建築工事
- 現場試験及び試運転準備
- 組立保険・労働災害保険・第三者損害賠償保険
- 既設物撤去工事

除外

以下の項目は除外する。

- 杭打ち
- 既設のスタビライザー及びスプリッターの撤去
- 撤去機材の処分（製油工場外への搬出）
- 既設プラントのパーシ作業
- 既設プラントの火災保険付保
- 試運転及びスタートアップ

(3) EPS. マンアワー及び諸経費

EPS. マンアワー（Engineering, Procurement, Supervising man-hours）及び諸経費は以下の項目を含む。

- 基本設計及び詳細設計
- 調達、工程管理、試験・検査及び船積
- 現場監督
- 工程管理・品質管理
- PPSAと施工業社間の連絡
- コントラクターの本社及び現場事務所経費

これらについてはPPSAが自分で全て行う場合には外部への支出はないと考えられるが、PPSA内部でマンアワー及び経費としてかかっているため、計上してある。

(4) 輸入税及び付加価値税

- 1) 輸入品に対しては輸入に係る税金を支払わなくてはならない。
税金の計算式は以下による。

$$T = B + C + D$$

T : 輸入税額

A : 機材のCIF代金

B : $A \times 0.15$

C : $(A + A \times 0.15) \times 0.06$

D : $[A + A \times 0.15 + (A + A \times 0.15) \times 0.06] \times 0.22$

即ち $T = A \times 0.48718 \approx A \times 0.49$

- 2) 22%の付加価値税をローカル供給の機材、現場工事、EPSマンアワー及び経費に対して支払わなくてはならない。

7.1.4 操業準備金

主要な費目は、DCSのような新規技術の導入に対応すべく現場従業員を機器メーカーに派遣し、研修を受けさせる費用及び試験操業に要する費用である。この費目としてプラントに対する投資額の5%を想定した。

7.1.5 変動準備金

変動準備金は概念設計、積算条件、建設作業の実施方法の変更等の事態に備えて計上しておく費用である。見込んだ比率は、機器設備については価格の5%、土木・建築部分については10%である。本調査においては、全てのコスト・価格はコンスタントなものとするという前提をおいているので、原材料・製品等の価格面の変動準備金は見込んでいない。

7.1.6 建設期間中金利

PPSAの会計実務においてプロジェクトコスト総額の50%は国内資金源からの借入、残りは自己資金で対処している。借入に適用される金利は12.5%である。建設期間中金利についてもこの利率が適用されるものと仮定した。

7.1.7 運転資金

一般的には、手元現金、原材料在庫、仕掛品在庫、製品在庫、売掛金、買掛金等の費目が想定される。しかし、装置産業の一部という本プロジェクトの性質上、仕掛品在庫及び製品在庫は存在せず、検討の対象外とした。これら以外の費目については、PPSAから提供された情報、資料に基づき次のように想定した：

手元現金　： 第一蒸留装置産出額の 9日分

原材料在庫： 投入原材料の30日分

売掛金　　： 第一蒸留装置産出額の14日分

買掛金　　： 投入原材料の14日分

表 7.1-1 SUMMARY OF NO.1 CDU

Unit: US\$

	Equipment & Material		Field work	EPS-MH and expenses	Sub total	Import duty	VAT	Total
	Foreign	Local						
1		992,946	2,232,550	433,920	3,569,416	-	804,078	4,463,494
2	306,250	656,000	708,180	189,990	1,860,420	150,063	341,917	2,352,400
3	15,400	65,000	51,600	19,800	151,800	7,546	30,008	189,354
4	633,000	794,200	242,800	214,080	1,884,080	310,170	275,238	2,469,488
5	-	6,400	10,000	-	16,400	-	3,608	20,008
6	338,000	-	84,600	12,700	435,800	165,865	22,790	624,455
	1,292,650	2,514,546	3,329,730	870,490	8,007,916	633,644	1,477,639	10,119,199

表 7.1-2 SUMMARY OF POWER PLANT

(Unit: US\$)

	Equipment & Material		Field work	EPS-MH and expenses	Sub total	Import duty	VAT	Total
	Foreign	Local						
B-1	1,973,100	2,355,960	647,110	212,230	5,188,400	966,819	707,366	6,862,585
G-1	8,000,000	5,500,000	6,272,680	1,676,868	21,449,548	3,920,000	958,901	26,328,449
W-1	66,000	28,800	348,760	89,130	532,690	32,340	102,672	667,702
Grand Total	10,039,100	7,884,760	7,268,550	1,978,228	27,170,638	4,919,159	1,768,939	33,858,736

7.2 運転コスト積算

運転コストは財務評価と密接な関係があるので、ここに含まれるコストについての説明は第9章で行う。

第8章

実施計画及びスケジュール

目次

	頁
第8章 実施計画及びスケジュール	8.1-1
8.1 実施計画及びスケジュール	8.1-1
8.1.1 一般及び目的	8.1-1
8.1.2 実施方法の策定での考慮すべき点	8.1-2
8.1.3 実施方式と調達方法	8.1-4
8.1.4 タイムスケジュール	8.1-6
8.2 設計及びエンジニアリング、調達、 建設並びに運転に対する効率的な準備及び手順	8.2-1
8.2.1 設計及びエンジニアリングに対する効率的な準備	8.2-1
8.2.2 調達	8.2-2
8.2.3 建設	8.2-3
8.2.4 運転	8.2-4
8.3 実施組織と管理	8.3-1
8.3.1 一般	8.3-1
8.3.2 組織と各人と責任分担	8.3-1
8.4 運転の必要人員及び訓練施設とプログラム	8.4-1
8.4.1 必要人員	8.4-1

図目次

	頁
図 8.1-1 IMPLEMENTATION SCHEDULE (NO.1 DISTILLATION UNIT)	8.1-7
図 8.1-2 IMPLEMENTATION SCHEDULE (POWER PLANT)	8.1-8
図 8.3-1 RECOMMENDED OWNER'S ORGANIZATION - ENGINEERING/PROCUREMENT PHASE MODERNIZATION OF NO.1 DISTILLATION UNIT	8.3-5
図 8.3-2 RECOMMENDED OWNER'S ORGANIZATION - CONSTRUCTION PHASE MODERNIZATION OF NO.1 DISTILLATION UNIT	8.3-6

第8章 実施計画及びスケジュール

8.1 実施計画及びスケジュール

8.1.1 一般及び目的

プロジェクト実施計画において考慮されなくてはならない要因としては以下の点がある。

- (1) 装置の設計、購入機器、及び建設工事の品質の維持。これには、運転のし易さ及び運転効率も含まれる。
- (2) 操業コストを低くするために、投資金額を最小限にすること。
- (3) 出来るだけ利益の実現を早くするため、また建中金利を削減するための最短スケジュールの実現。

更に、本調査には、既存設備の近代化が含まれるので、以下の点に留意する事が必要である。

- (4) 生産損失を最小限に止めるために、既存設備の停止期間を最小限に止める。
- (5) 当事業は既存設備の改修であるから、建設の安全性に留意する。

当然、これらの目標はしばしば互いに相反するものではあり、これらの目標の間での調整を行う必要がある。

当プロジェクトが実施段階に入る前に、次に述べるような実施計画が必要となる。

- (1) 業務範囲と仕様書の定義を含む、完全な業務定義の作成。
- (2) 作業をコスト要素別に分割し、コストを各要素に割り当て、投資金額の詳細を確認し決定する。
- (3) 当事業の総予算額と資金コストを考慮して、プロジェクト遂行のための資金を手当する。

- (4) 実施スケジュールの策定
- (5) PPSAの能力と資金側よりの必要性を考慮に入れて仕事の分割を決めて発注するパッケージの数を決める。
- (6) 適切なる調達方法と契約方式の策定

事業計画は当事業の色々な要素に変わるものであり、プロジェクトの性格と業務範囲の差を考慮したものでなければならない。本調査では、3つの明確な異なるプロジェクトが在る。それらは以下の通りである。

- (1) 目下運転中の既存設備の改修を含む第一原油蒸留装置の近代化
- (2) No. 1、2、3ボイラーと水処理設備の近代化、これもまた既存設備の近代化である。
- (3) 新設のタービンと発電システムの据付け

その結果、当事業の遂行のための実施計画と実施方法は互いに異なってくる。

8.1.2 実施方法の策定での考慮すべき点

本節においては、当プロジェクトの、実施方法と調達方式の検討を行う。実施方法と調達方式は主に(a)資金源(b)技術の複雑さ並びに(c)作業の特性、によって変わってくる。そしてこれがスケジュールに大きく影響を与えるものである。

(1) 資金源による影響

国際又は2国間の開発基金の利用は金利が大変低いという点で、事業には有益である。しかしながら、そのような融資には以下の複雑さが伴う。

- 1) 融資のために、融資機関は事業を評価し、合意を与えるまで長い時間がかかり、時には1年以上を要する。また、決定迄の過程において色々な組織が関わり、それが複雑さの要因になる。

2) そのような融資機関は、国際競争入札を通常要求するものである。国際競争入札は各種手順が必要となり、またその各々の段階において、時には入札書類、評価及び契約は融資機関の事前の承認もしくは合意を必要とされる。

他方、自己資金の使用又はその国の銀行資金を使用するときは、一般には、融資機関によって第3者による調達ルールを課せられることは全くない。そして調達はPPSA独自の規則に従って行うことが出来、融資機関の規定による調達と比較して、時間が大きく節約できる。

PPSAがサプライズクレジットで、事業の実行を計画する際、調達の手順は異なるものである。そして1つの契約の業務範囲を十分に大きくして色々な所からの入札を引きつけるようにすることがより望ましい。

7章で説明したように、今回のプロジェクトは自己資金又は自国の銀行資金であろうとの仮定条件に本調査は基づいている。それ故、調達方法に関しては融資機関による実用上の制約は全く存在しないとの前提で実施計画を策定する。

(2) 技術の複雑さによる差

全体としてプロジェクトが複雑なライセンス、特許及び技術を含む場合、事業の完成まで完全な責任を1つの組織（企業）に与えることは非常に有効であろう。例えば、性能保証が重要な製造設備（プロセス装置）に対しては、FOB 及び現地指導員（スーパーバイザー）派遣またはターンキー契約という形式での一括請負契約が適切であろう。もっともこれによるとコストが高くなる可能性がある。

他方、性能保証を含まず、また技術もそれほど複雑でない場合には、責任の分割によって、低コストな投資とPPSAの人員及び能力の有効な利用が可能であろう。

第一原油蒸留装置の近代化には、何ら特別のライセンスも必要なく、また技術もそれ程複雑ではないので、仕事を種々の部門に分割することにより、PPSAの幅広い運転経験と能力を有効に利用出来る。

ボイラーと水処理設備の近代化は、単位装置の改修である。新設のタービンと発電機の据え付けは単位装置の調達である。これらは次項にて述べる。

(3) プロジェクトの特質

第一原油蒸留装置の近代化は、製造設備の改修である。これは実施途中段階で種々様々な不確定要素、例えば思いがけない機器を取り替える必要性がPPSAとコントラクターにとって存在する。当改修工事の特質に留意しながら、作業単位の分割と契約の方法は決めなければならない。

ボイラーと水処理設備の近代化に関しては、既存単位機器改修であり、もとの機器の製造業者又はサプライヤーの技術的協力を得ることが大変重要である。この為、価格は高くなろうとも、機械的また性能的面での確証を得るために、既存設備の製造業者との直接契約による調達方式が採用されるべきである。

他方、新設のタービンと発電機の据え付けは能力のあるものなら誰でも構わないので、競争入札が適切となろう。

8.1.3 実施方式と調達方法

先に述べたように、当プロジェクトは 3つの異なる性格のプロジェクトよりなっている。すなわち、第一原油蒸留装置の改修、ボイラーと水処理設備の改修、更にタービン発電装置の新規据付けである。以下に各々の部門に対する実施方式及び調達方法を記述する。

(1) 第一原油蒸留装置

PPSAによれば目下遂行中の第二原油蒸留装置の改修事業に関しては、加熱炉、真空蒸留塔、ある種のポンプ、塔の内部部品、そして計装類 (DCS)などの改修を含んでおり、PPSAでは次のアレンジで実施している段階である。

- 1) 基本設計及び詳細設計は、PPSAのエンジニアリング部門によって行われている。ただし、常圧蒸留塔及び真空蒸留塔の内部装置の詳細は含まれない(トレイメーカーで設計される)。
- 2) 必要とされる機器と機材はPPSA自身で調達される。
- 3) 建設作業は自国の建設業者に発注される。

4) 試運転前準備と試運転はPPSAが行う。

作業の上述の分割と責任分担は 8.1.2で考慮された点に沿っており、今のやり方を変更する理由はない。No.1蒸留装置に関しても、同様のやり方が妥当であろう。

(2) ボイラー(No.1、2、3)の近代化及び水処理装置の近代化

既に述べたように、近代化のためには、既存装置の製造業者又はサプライヤーの技術的な協力協調を得ることが必要となる。この観点で考えると、作業の遂行に関しては、直接契約のみが可能と思われる。当然、ボイラーと水処理装置の製造業者は異なっており、2つの分割契約が要求されよう。直接契約では：

- 1) 設計及びエンジニアリングは、PPSAと既存設備のサプライヤー又は製造業者との共同作業になる。
- 2) 追加される機器類の調達は、サプライヤーの責任範囲内とする。
- 3) 追加される装置の据え付けは、サプライヤーが行うか又はサプライヤーの指導のもとでPPSAの保守要員によって取り行われることができよう。
- 4) 引き渡しと試運転は、PPSA並びにサプライヤーで共同して行う。

(3) 新設のタービン発電システムの据え付け

当システムの購入に当たっては、2つの可能性がある。その1つは、タービンと発電機を含む一括発注を行うことである。これは、2つの装置間の技術調整を1つのサプライヤーの完全な責任下に置くこととなるであろうから、PPSAとしてはタービンと発電機との間の技術的な調整は必要としない。

2つ目の可能性はタービンと発電機を別々に分割購入することである。これによる最低価格の機器の組み合わせが可能となるであろうが、PPSAにとって技術的な調整に非常に高度な水準を必要とする。PPSAは、ここしばらく1973年以来、当システムを調達した実績がないという事実を考慮してみると、発電機とタービンを含むシステムを、全体として一括して購入することを進言したい。建設は、地元の建設業者によってPPSAの契約によりサプライヤーの指導のもとで施工する事が可能である。試運転と初期操業運転は、サプライヤーの協力を得てPPSAによって行うことが可能である。

8.1.4 タイムスケジュール

本事業の遂行に対するタイムスケジュールを本節で述べる。今まで検討してきたこと、8.2で述べることより得られる前提条件は以下の通りである。

- (1) 融資先から実施方法と購入方法に制限制約はない。
- (2) ボイラーの近代化及び水処理装置の近代化を遂行するにあたっては、直接契約が各々別途に適用される。
- (3) 第一原油蒸留装置に関して、機器の調達と建設の契約は、国際入札で、指定された業者による競争入札となる。

上述の諸条件に基づいた典型的な実施スケジュールが、図8.1-1及び8.1-2に示されている。

**8.1-1 IMPLEMENTATION SCHEDULE
(NO.1 DISTILLATION UNIT)**

Work disciplines	Months																																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36			
Financial Arrangement																																							
Design and engineering																																							
Procurement of Equipment																																							
- Inquiry Document																																							
- Receipt of Bid																																							
- Evaluation and Purchase Orders																																							
- Delivery																																							
Construction																																							
- Inquiry Document																																							
- Preparation and Receipt of Bid																																							
- Evaluation																																							
- Contract																																							
- Construction Work																																							
Tie-in and Unit Shut Down																																							
Precommissioning and Start-up																																							

8.1-2 IMPLEMENTATION SCHEDULE (POWER PLANT)

Work disciplines	Months																																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36		
Financial Arrangement																																						
Boiler Modernization																																						
Water Treatment Modernization																																						
Direct Contract Negotiation																																						
Design and engineering																																						
Supply of Equipment																																						
Erection (Unit Shut Down)																																						
New Turbine/Generator																																						
Inquiry Document Preparation/issue																																						
Bid Preparation and Issue																																						
Evaluation																																						
Purchase Order																																						
Delivery																																						
Installation/Connection																																						
Performance Test																																						

8.2 設計及びエンジニアリング、調達、建設並びに運転に対する効率的な準備及び手順

8.1節において、実施方式及び業務の調達方式を検討した。業務を効率的に、しかも迅速な方法で遂行するためには、次の点に考慮しなければならない。

又、実施方法に見合ったPPSAの組織を作ることは非常に重要であるが、これは8.3節で別途に討議する。

8.2.1 設計及びエンジニアリングに対する効率的な準備

PPSAは、基本設計及び詳細設計が出来る人材を内部に持っており、しかも他の原油蒸留装置の改修に対し実際に設計を行っているし、又、今後行う予定である。既存設備に最も適した設計を適切に進めていくためには次の様な準備をする必要がある。

(1) 初期設計データ及び資料となる書類の準備

近代化作業とは、既存の第一原油蒸留装置の近代化である。したがって近代化のために基本データとして使用される、完全な設計データ及び関係書類を揃えることは、必須欠くべからざることである。必要とされる技術書類には次のものが含まれる。

- 配管及び計装系統図(P&I)
- プロセスフローダイアグラム(PFD)
- 機器配置図
- 各機器設計データ資料
- 関係図面集
- 計算書類
- ローディングデータ、その他

これらのデータと書類は、設計上必要となった時はいつでも入手できるように準備されていなければならない。

(2) 装置の最新のデータの準備

その装置が最初に建設されて以来、その装置に対して各種の改修がなされていると思われる。これらの改修は(1)で述べたデータ及び書類に組み込む必要がある。

(3) 運転データの準備

近代化の設計のためには、最大と最小の原料処理量における運転データが必要である。データは全体として一貫性があり、データ間の食い違いをなくする必要がある。相違が発見された場合には、十分に調査して調整する。

(4) 近代化項目

設計技術者が容易にその意図が理解できるように、近代化項目は詳細に定義されるべきである。その項目にはプロセス上の必要性だけでなく、機械的に劣化した部分も、その装置の再度の改修を避けるために含まれているべきである。DCSによる高度な制御に関しては、近代化のためにどの項目を適用するのかを決定するために、各サプライヤーよりどのようなメリットが出るのかの情報が必要であろう。

8.2.2 調達

全ての調達作業はPPSAによって行われる事になる。そして調達に対する適切な配慮が要求される。

機器（及び機材）のサプライヤーの選定は、サプライヤーのショートリストによる国際（国内を含む）競争入札で行える。その理由は以下による：

- (1) 石油精製装置の機器のサプライヤーの名前は容易に集めることが出来、入札公示をして集める必要はない。PPSAは信頼の置けるサプライヤーを選べ、資格審査の必要もなく機器納期の期間の節約になる。
- (2) ショートリストされたサプライヤーの間で競争入札を行うことができる。それによって、機器に対する価格が競争原理で決まり、コスト適正かが達成できる。

しかしながら、競争入札を行うのに際して、PPSAによって十分に完全な形の入札書類が準備されなければならない。入札書類には、通常次のものが含まれる。

- 1) 技術仕様書
- 2) 入札者への説明書
- 3) 調達の約定と条件
- 4) 応札価格を出す形式

5) その他諸々の関連書類

技術仕様の定義には、次の事柄が重要である。

(a)PPSAの設計条件が明確に定義されていること；(b)適切なる規格と法規が決定されていること；(c)サプライヤー及びPPSAによってなされる検査項目が定義されていること；そして(d)仕様書は特定のサプライヤーに片寄っていないこと。

入札書類の他の部分に関しては、標準様式（フォーマット）の準備が、全体の調達を通じての一貫性の維持及びPPSAの時間と工数の節約につながる。調達の約定と条件には、

- － 支払方式と条件
- － 性能保証
- － 機械保証
- － 納期の条件と納期の保証、等

が明確に記述されていなければならない。もしこのような条件がサプライヤーにて満たされなかった場合の罰金を規定することも必要である。これらの項目は大変重要であり、入札評価の対象とすべきである。

8.2.3 建設

第一原油蒸留装置の近代化に関しては、建設と据付業務はポーランドの建設業者に契約されることとしている。建設契約には多くの方式があるが、一般的なものは、2つの方式である。“コストプラスフィー”と“ランプサム”である。2つ方式の間で、両者の特性を結合した種々な代案が存在する。

競争入札によるランプサム契約は、プロジェクトコストの早期確定と低減に繋がる。しかしながら、その為には完全な図面及びPPSA購入装置の仕様に従った、作業範囲の詳細な記述が準備された時点で、始めて可能になる。これは、契約が結ばれるまでに長期にわたる時間が必要とされるため、事業実施の全体行程が長引くことを意味する。コストプラスフィー契約は、材料と人件費の全コスト及び、コントラクター事務所経費及びその利益を含む全ての経費を単価契約するものである。これには客先が業務の進捗と効率を綿密に追求するという、努力を発揮しない限り、この形式の契約ではコントラクターがコストを低くおさえる動機がない。もっともこれにより契約を早い時期に結ぶことは可能ではある。この2方式の間に、ユニットプライス契約がある。その契約の下では、建設工事の単価が設定されて、完成された作業の実質的な量に従って支払いがなされる。この方式のためには、

技術仕様は、入札の時点で完全でなければならない。時間的、コスト的の要素を考慮して、ある限られた量の変化の範囲内で、ユニットプライス条項を含んだランプサム契約を採用することを進言したい。

この形式の契約によると、

- (1) 詳細エンジニアリング業務が完成する以前に、入札と契約が成され得るので、時間が節約される。
- (2) 競争入札の採用が可能となり、この結果建設費は低く押さえられることとなる。

当然、コントラクターの責任は主にランプサムであることから、入札に際しては、財務上健全で有能なコントラクターを招くことが必須である。更に、事業は既設の設備の近代化に関することであるから、業務の遂行にあたっては、PPSAと採用されたコントラクターの間の密接な協力が大変重要となる。

建設に関しては、既存設備の運転期間中に、土建、建物及び、据付作業のような改修作業は避けられないのでその設備の停止期間をできるだけ短くすることが大切である。既設の運転中のプラントに対するいかなる損傷も許されないので、稼働中の設備内での出火及び爆発を防止するために、特別の対策が必要とされる。計画の段階において、配管は組立工場で事前に仮組立されるという方式で、現場作業を最小限にすることが同様に重要である。

8.2.4 運転

(1) 馴らし運転と引き渡しの準備

建設に関しては、工程(CPM)はコントラクターによって作成されるが、馴らし運転と試運転に関しては、CPM表はPPSAによって最短期間で完了するよう作成されなければならない。

(2) 電気、水等（ユーティリティー）との調整

近代化された設備のの馴らし運転と試運転にとって必要とされる電気・水等は、十分に確保されなければならないので、特に馴らし運転に先立って、電気・水等の部門との調整が重要である。安定した運転のためには、用役の為に予想外の緊急停止に繋がることは避けなければならない。

(3) 運転マニュアル

近代化はPPSAの主導の下で実施されるので、近代化後の運転の為の運転マニュアルの改正はPPSAによって作成されるべきである。マニュアルは、運転者が馴らし運転に先立って学ぶのに十分な時間を与えるために、早めに準備されなければならない。

(4) DCSのための訓練については8.4節で述べる。

