

3.2 焼結工場

3.2.1 設備概要と省エネルギー設備の現状

モデルプラントとして選定したNo.7 焼結機の主仕様を、Table II.3-5. に示す。減産操業に対応するために、主排風機を低吸引圧力型に改造している一方、日本では省エネルギーを目的に、大幅に改造を進めてきた装入装置と点火炉については、建設時の設計のままであり、改善の余地を残している。排熱回収設備は、No.6 焼結機に簡易型のクーラー排熱回収装置が設置されているが、No.7 焼結機には本格的な設備は設置されていない。

尚、調査のScopeであるNo.6 及びNo.7 焼結設備のうちNo.6 焼結設備は休止中であり、SIDEXの計画では94年度も引続き休止する計画であり、操業データの収集及び解析が出来ない状況にある。よって調査団としてはNo.7 焼結設備を中心に省エネ・環境対策を行い、No.6 焼結設備については、唯一の大きな違いであるクーラーの排熱回収設備の概念設計のみを提言する。

3.2.2 操業状況

- 1) 年間生産実績を、Table II.3-6. に示す。設備保全及び改造のために、各焼結機ともに、約7年間の周期で、計画的に長期間の生産休止を行っている。No.1-4 焼結機は、約1.5ヵ月間、No.5-6 焼結機は、約3ヵ月間、No.7 焼結機は、約6～12ヵ月間の休止を取っている。
- 2) Table II.3-7. に1992年のSIDEXと日本の焼結機の操業実績を示す。SIDEXの生産性及び稼働率は日本に比べて低く、また焼結鉱成品歩留りも低く、粉コークスとCOG消費量が高く、改善の余地がある。
- 3) Table II.3-8. に、No.7 焼結機の1年間の突発停止実績を示す。高炉との生産アンバランスに起因する停止が、10回/月の頻度で、82時間/月発生しており、稼働率11%の低下に繋がっている。一方、設備故障に起因する停止は、9回/月で、29時間/月、発生している。これらの停止は、停止及び起動時のエネルギーロスや、停止中の固定的

な無駄エネルギーの増大となっているものと考えられる。

4) Table II.3-9. に、1993年のSIDEXの焼結鉄の成品品質を示す。

原料配合の変化に起因する、大幅な成分の変動を来している。尚、成品成分及び生産性が変化しても、粉コークス消費量が概ね一定であり、焼結鉄成品の強度、被還元性、及び成品歩留りが、変動しているものと考えられる。

Table II.3-5. Main Specification of Sintering Plant

Equipment	Item	No. 7 Plant
Sintering machine	Sintering area Sprocket & span Pallet Grate bar Strand motor Thermal elongation absorption	$5^w \times 100^L = 500m^2$ 126.75 m $550^H \times 1500^L \times 179$ pieces $(16^w - 10^w) \times 190^L$ 310 pieces/pallet 75 kW \times 2 pieces Sliding frame
Feeding equipment	Sinter mix hopper Drum feeder Segregation device	30m ³ , Load cell \times 3, 1200 ϕ , 2 ~ 8 rpm Sloping plate, Angle = 55°
Ignition furnace	Type of furnace Size Number of burners	Side burner type $2,260^H \times 22,270^L$ 18 burners \times both sides
Discharge equipment	Hot crusher Breaker bar slit Water cooling	2,390 ϕ , 6 blades 150 mm (Blade depth :80 mm) Crusher axis and bar
Cooler	Type. Capacity Cooling air Size	Circular bin type, 1,800 t/h $350 \times 10^3 m^3/h \times 250mmAq \times 6$ Blowers $31,100 \phi \times 1,250^w \times 7,700^H$
Screen	1st screen 2nd screen	650 t/h \times 4, Open size: $6 \times 26/6 \times 30$ 500 t/h \times 3, Open size: 28 ϕ
Main blower	Capacity Roter type, Motor	$1.1 \times 10^6 m^3/h \times 1,100 mmAq \times 3$ Axial type 5000 kW \times 3
E. P.	Gas volume Voltage / electrode distance	$3.0 \times 10^6 m^3/h$, 4 \times 3 fields 250 kV / 250 mm
Silo	Ore and coke breeze	150 m ³ \times 10 bins
Drum mixer	1st mixer 2nd mixer	$5 \phi \times 15^L$, 5.1 rpm Retention time : 3 min $5 \phi \times 15^L$, 4.95 rpm Retention time : 4 min
Heat recovery		None (For No.6 sintering plant, convenient heat recovery system for cooler waste gas is installed.)

Table II.3-6.

焼結鉄の年間生産量推移

年	No. 1 ~ No. 4		No. 5, 6		No. 7		合 計
	生産量	休止時間	生産量	休止時間	生産量	休止時間	
1980	4,548,962	M1 850	2,823,042		—		7,372,004
1981	4,077,683	M2 1,096	3,068,050		—		7,145,733
1982	4,402,607		2,922,204		—		7,324,811
1983	3,984,945	M3 472	2,493,780		532,546		7,011,271
1984	4,822,587	M3 248	1,381,328		634,350		6,838,265
1985	4,232,976		1,771,533	M5, 6 2,029	2,636,409		8,640,918
1986	4,341,582	M4 376	2,529,504	M5 216	2,228,073		9,099,159
1987	4,081,093	M4 800 M1 1,245	2,186,660		1,315,835	1,016	7,583,588
1988	4,069,290	M2 1,405	2,428,113		1,831,517	2,184	8,328,920
1989	4,183,091		2,155,035		2,714,713		9,052,839
1990	3,130,880		1,980,055		* 823,217	5,708	5,934,152
1991	1,784,727	M3 504	365,489	11,760	2,241,110		4,391,326
1992	1,910,688	7,341	950,408	4,416	1,470,926	4,248	4,332,022
1993	1,587,844	15,892	—	16,032	2,106,672		3,694,516

休止時間 ; Summation of big scheduled line stop time.

* クーラー受けローラーの形状変更。

Table II.3-7. MAIN OPERATION DATA
(COMPARISON OF SIDEX WITH JAPAN BY ANNUAL DATA IN 1992)

ITEM	UNIT	SIDEX			JAPAN
		No. 1-3	No. 5 & 6	No. 7	
Grate area	m ²	156.2	192	500	320 × 28
Productivity	t/d/m ²	19.8	20.4	22.07	32.2
Workability	%	53.2	71.08	70.5	93
Bed height	mm	450	32-500	34-550	565
Raw material mix	mean size	---	---	---	2.3
	-125 μ	---	---	---	11
	FeO	6.36	---	---	4.5
Burnt lime	kg/t	---	0	0	13
Yield S/SIR [†]	%	68.0	68.0	68.0	83.7
COKE	kg/t	72.6	72.36	72.36	37
Anthracite	kg/t	0	0	0	6
BF Dust	kg/t	12.8	0	0	8
Total	kg/t	85.4	72.36	72.36	51
Energy consumpt.	Mcal/t	---	---	---	335
COG	Nm ³ /t	0	10.12	11.1	1.2
J:BFG/LDG, G:NG	Nm ³ /t	6.43	0.76	1.64	0.2
PCI	kg/t	0	0	0	0.1
Energy consumpt.	Mcal/t	---	---	---	7.6
Elect. consumpt. (Main Blower)	kWh/t	50.06	54.8	39.28	31.8
	kWh/t	---	---	---	---
Heat Recovery	kg/t	0	0	0	40
	kWh/t	0	0	0	0.6
RDI	%	---	---	---	36.5
SI	%	---	---	---	89.5
	J:TI, G:RUBIN	20.52	---	---	71.5
T. Fe	%	---	---	47.8	56.8
SiO ₂	%	13.59	11.09	12.42	5.2
FeO	%	---	---	---	6.5
CaO/SiO ₂	-	1.34	1.60	1.23	1.90

Table II.3-8. Unscheduled Shutdown* of No. 7 Sintering Plant

	1 to 8 hours						More than 8 hours						Total	
	Due to operation		Due to equipment		Total		Due to operation		Due to equipment		Total			
	Frequency	Hours	Frequency	Hours	Frequency	Hours	Frequency	Hours	Frequency	Hours	Frequency	Hours		
1 9 9 2. 1 1	5	13.45	14	33.97	19	47.42	1	10.40	0		1	10.40	20	57.82
1 9 9 2. 1 2	0		13	31.5	13	31.5	7	75.3	0		7	75.3	20	106.8
1 9 9 3. 1 1	3	14.95	10	22.6	13	37.55	3	28.75	0		3	28.75	16	66.3
1 9 9 3. 2	3	15.45	10	26.7	13	42.15	0		0		0		13	42.15
1 9 9 3. 3	2	10.45	14	41.05	16	51.5	1	8.15	1	30.15	2	38.3	18	89.80
1 9 9 3. 4	7	30.95	9	27.25	16	58.2	2	17.55	1	9.25	3	26.8	19	85.00
1 9 9 3. 5	2	7.60	12	34.24	14	41.84	5	50.4	1	16.35	6	66.75	20	108.59
1 9 9 3. 6	0		0		0		0	123.75	0		0	123.75	9	123.75
1 9 9 3. 7	8	36.25	6	22.95	14	59.20	13	174.75	0		13	174.75	27	233.95
1 9 9 3. 8	13	52.40	2	12.9	15	65.30	12	126.11	0		12	126.11	27	191.41
1 9 9 3. 9	9	32.45	5	8.4	14	40.85	8	107.95	2	20.8	10	128.75	24	189.60
1 9 9 3. 1 0	3	19.45	5	10.25	8	29.70	2	21.65	0		2	24.65	10	54.35
Total	55	234.40	100	271.81	155	505.21	63	747.76	5	76.55	68	824.31	223	1329.52

* Due to operation : 10 times/month. 82 hours/month(decrease of operational availability by 11.2%)

Due to equipment : 9 times/month. 29 hours/month(decrease of operational availability by 4.0%)

Table II.3-9. Monthly Operation Results of No. 7 Sintering Plant in 1993

Item	Unit	SIDE X (1993)												Japan
		Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	1992	
(1) Productivity	t/d/m ²	18.40	20.57	19.89	22.34	21.86	23.46	21.02	20.91	19.95	14.79	15.90	32.2	
(2) Operational availability	%	75.1	76.7	69.1	75.9	61.8	40.7	50.2	54.9	53.6	83.3	53.2	93.0	
(3) T.Fe (Average)	%	47.64	49.03	52.36	53.73	54.37	53.10	49.53	53.70	52.79	57.45	53.77	56.3	
(4) CaO (Average) CaO (σ)	%	14.84	14.36	11.51	10.68	9.74	12.78	17.18	11.79	13.23	8.45	11.88	9.4	
(5) SiO ₂ (Average) SiO ₂ (σ)	%	12.77	11.95	9.24	7.89	7.15	7.55	7.95	7.42	7.72	5.13	6.91	5.2	
(6) Coke consumpt.	kg/t	72.16	72.34	72.52	72.18	72.67	72.07	72.18	72.23	72.22	72.30	72.22	51.0	
(7) COG consumpt.	Nm ³ /t	8.28	9.28	7.92	6.55	9.46	6.49	11.47	8.10	9.68	8.65	9.93	2.0	
(8) Elect. consumpt.	kw/t	38.94	39.68	38.87	34.81	34.92	31.46	35.30	34.57	36.29	51.67	45.78	31.8	

3.2.3 生産バランスと課題

- (1) 2002年における稼働体制は、省エネルギー及び環境対策の効率を上げるべく、No.5, 6, 7の3基の大型焼結機に生産を集中する計画とする。
- (2) Table II.3-10. に、1992年と2002年の焼結鉄バランスを示す。2002年においては、焼結鉄成品の必要量は、1992年の4,332 kt/yに対して、7,022 kt/yと増大する。このため、高炉との生産アンバランスによる休止を解消するために、焼結鉄成品のヤード受け入れ、払い出しシステムを装備して、稼働率を日本並の90%に向上する必要がある。従って、高炉の長期平均稼働率（94%）を考慮すると、最大生産性は、26 t/d/m^3 となる。現状の生産性の実質は、20 ~ 22 t/d/m^3 であり、増生産対策として、通気性の改善のため、生石灰の添加設備が必要となる。

3.2.4 モデルプラントの現状の解析

1) エネルギーバランス

Table II.3-11. に、エネルギーバランスを示す。1992年のSIDEXのエネルギー消費量は、596 Mcal/tであり、日本の実績の417 Mcal/tの1.4倍となっている。入熱項では、粉コークスとCOGの消費量が多く、出熱項では、シンターケーキ顕熱、排ガス顕熱、石灰石分解熱が大きい。

2) 省エネルギーの課題

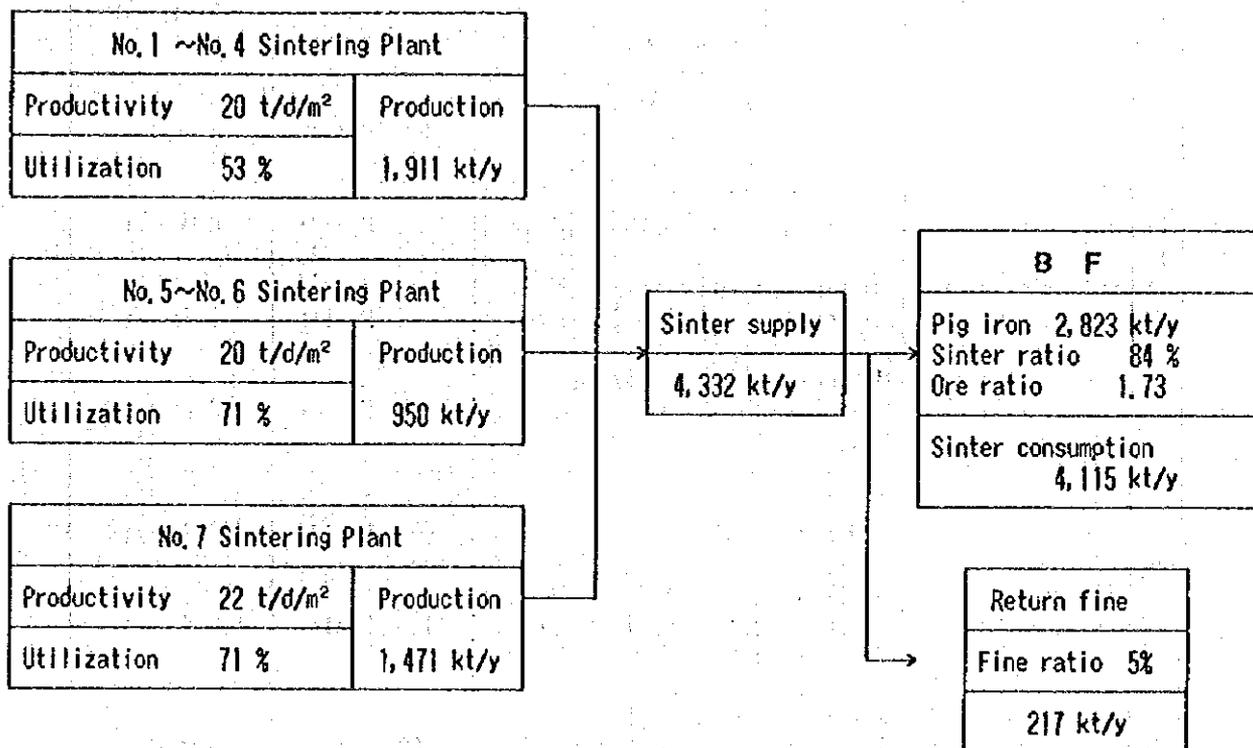
- (1) 粉コークス消費量の低減については、燃焼熱を効率良くシンターケーキに伝えるヒートパターンを形成することが課題であり、粉コークスの粒度及び焼結ベッド内の粉コークス分布の適正化が必要である。結果として、排ガス顕熱の低減につながる。
- (2) COG消費量の低減については、点火炉の着火機構を現在の雰囲気着火から雰囲気着火とフレイム着火を併用した複合着火機構とすることにより、高温で短時間の着火を得ることが課題である。尚、点火炉の更新と共に、排熱を利用して、燃焼用空気の予熱によるフレイム温度の上昇及

び原料の予熱を行うことにより、着火性能の向上が図られる。

- (3) シンターケーキ顕熱の低減については、成品歩留りの向上により、リターンファインに逃げる顕熱を減少することが、課題である。又、成品歩留りの向上は品質の改善、及び各種エネルギー消費量の低減に繋がる。
- (4) 電力消費量については、Fig. II.3-7. に示したように、固定消費的要素が強く、消費原単位が、生産性、及び歩留りに反比例して変化している。従って、電力消費量の低減には、歩留りの向上にも期待するが、66 %と極めて高い漏風を抑制して、主排風機の消費電力を低減することが、課題である。
- (5) 排熱回収については、クーラーの排熱を効率良く回収することが、課題である。No.7 焼結機のクーラーは、円形ピンタイプであり、排ガス温度が低いため、蒸気の回収には適していない。点火炉の燃焼用空気の予熱および原料の予熱に利用する方式が適している。No.6 焼結機のクーラーは、直線形トラフタイプであり、クーラー上流部の高温排ガスについて、蒸気による排熱回収が可能である。

Table II.3-10. Sinter Product Balance

(1) Sinter Product Balance in 1992



(2) Sinter product balance in future (2002)

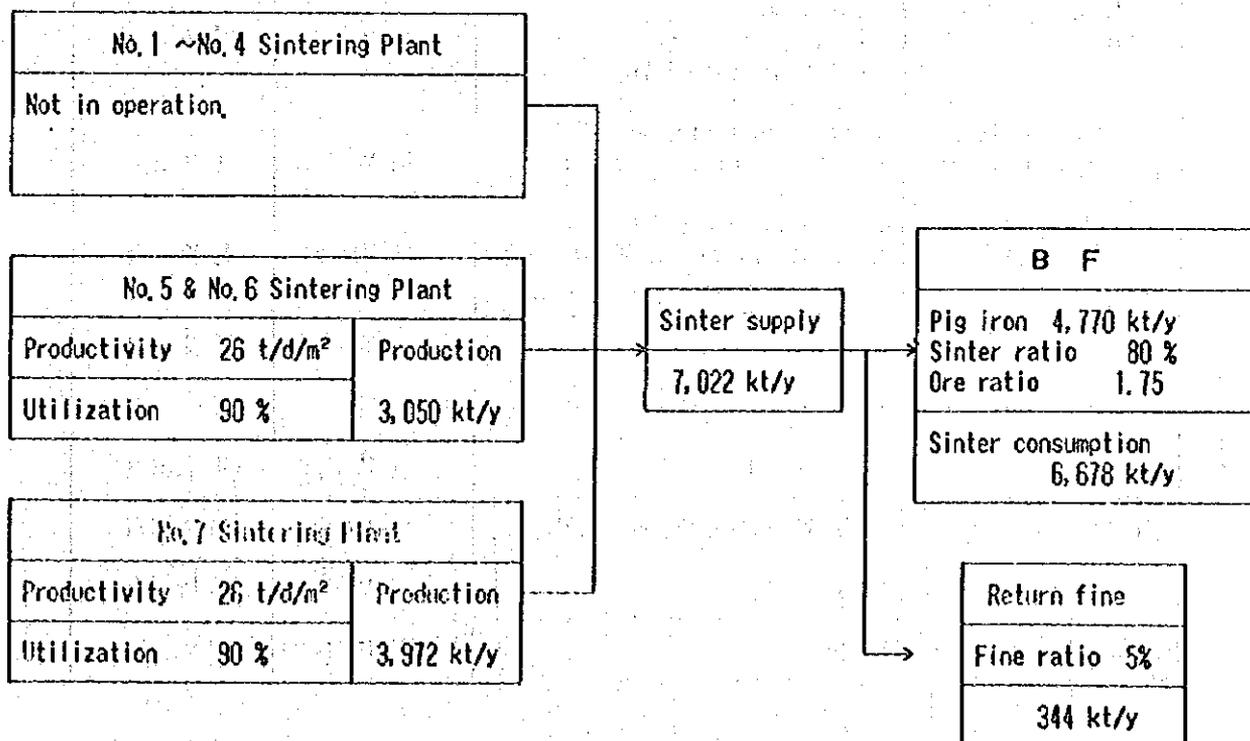


Table II.3-11. Heat Balance for Sintering Process(1992)

Items		S I D E X		Japan
		Remarks	Mcal/t-sinter	
I N P U T	Coke breeze	Coke consumption 67 kg/t Calorific value 6,800 kcal/t	455 Mcal/t	355 Mcal/t
	COG	COG consumption 9 Nm ³ /t Calorific value 4,250 kcal/Nm ³	38 Mcal/t	8 Mcal/t
	Sulfur oxidizing heat	Sulfur unit value 1.1 kg/t-s Calorific value 2,500 kcal/kg	3 Mcal/t	1 Mcal/t
	Sensible heat of material	Material volume 1,747 kg/t-s Specific heat 0.22 kcal/kg °C Mean temp 11 °C	4 Mcal/t	4 Mcal/t
	Total		500 Mcal/t	368 Mcal/t
O U T P U T	Sinter cake sensible heat	Sinter cake 1,470 kg/t Specific heat 0.22 kcal/kg °C Temperatuer 450 °C	146 Mcal/t	119 Mcal/t
	Waste gas sensible heat	Waste gas volume 3,000 Nm ³ /t Specific heat 0.32 kcal/Nm ³ °C Waste gas temp 94 °C	90 Mcal/t	53 Mcal/t
	Resolution heat of limestone	Limestone consumption 270 kg/t Resolution heat 426 kcal/kg	114 Mcal/t	76 Mcal/t
	Resolution heat of combined water	Combined water 1.5 % Raw material 940 kg/t-s Resolution heat 1,200 kcal/kg	17 Mcal/t	23 Mcal/t
	Latent heat of sinter mix H ₂ O	Moisture in sinter mix 6 % Sinter mix volume 1,747 kg/t-s	57 Mcal/t	46 Mcal/t
	Latent heat of CO waste gas	CO % in waste gas 0.6 % Waste gas volume 3,000 Nm ³ /t-s CO burning heat 3,000 kcal/Nm ³	55 Mcal/t	45 Mcal/t
	Heat loss		21 Mcal/t	6 Mcal/t
	Total		500 Mcal/t	368 Mcal/t
Electric consumption		39.3 kWh/t × 2,450 kcal/kWh	96 Mcal/t	79 Mcal/t
Heat recovery		None	0 Mcal/t	-30 Mcal/t
Total energy consumption			596 Mcal/t	417 Mcal/t

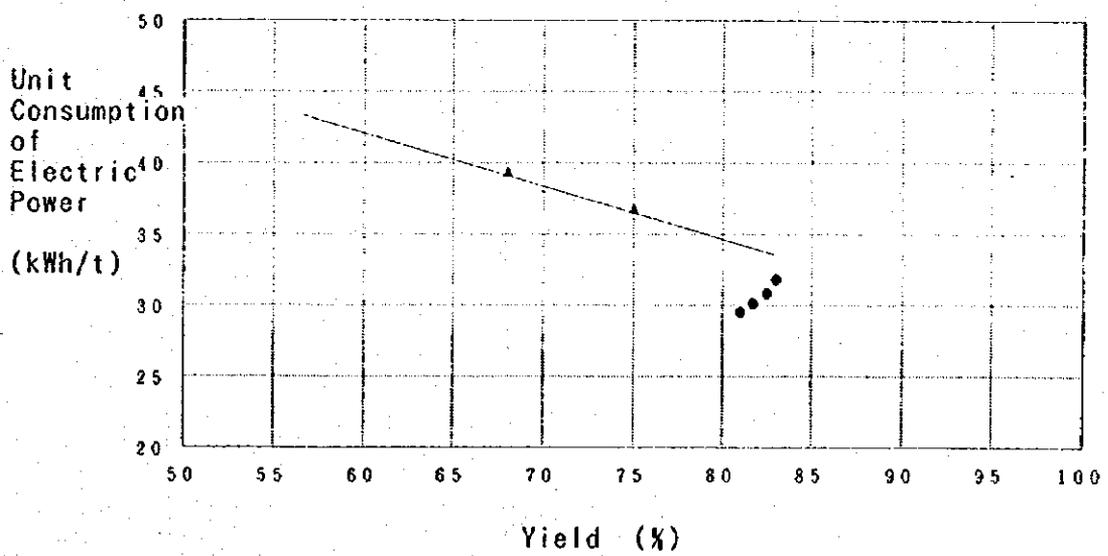
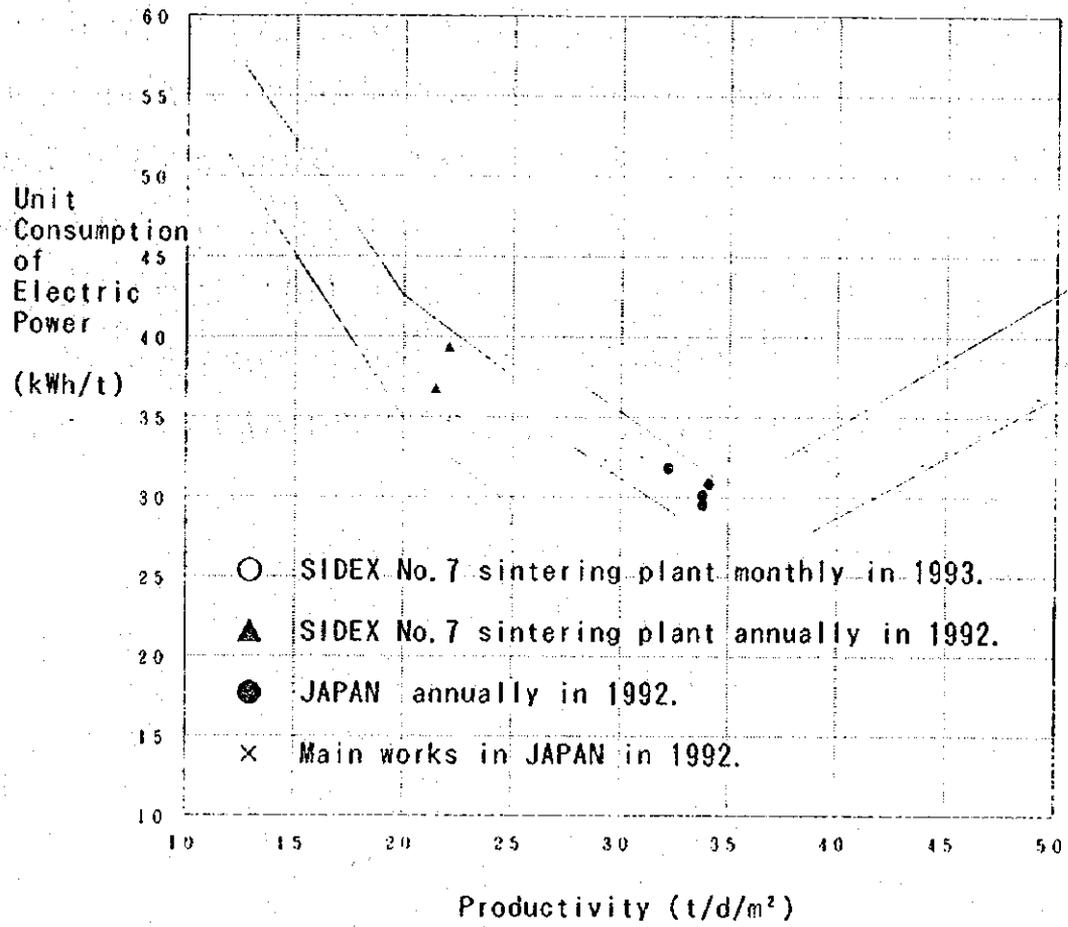


Fig. II.3-7. Change in Unit Consumption of Electric Power

3.2.5 省エネルギー対策と効果

Table II.3-12 に、検討した省エネルギー対策とその効果を示した。効果は操業対策で、5 Mcal/t、設備の改造で、16 Mcal/t、設備の増強等で、90 Mcal/t となり、合計 111 Mcal/t の省エネルギーが期待でき、2002 年におけるエネルギー消費原単位は、約 485 Mcal/t になると推定される。又、この効果は、1992 年度の生産ベースあっても 2002 年の生産ベースであっても、ほぼ同様に期待できる。

Table II.3-13. に、焼結工程の 2002 年におけるエネルギーバランスを示す。

生産性及び原料条件を補正すれば、概ね、日本と同等のレベルとなっている。

Table II.3-12. 焼結の省エネルギー対策と効果

対策のランク		対策概要	効果
I	操業改善	1. 焼成改善 (1)パレットサイド部過剰空気回避——パレットサイド部ベットの押え込み強化。 (2)粉コークス粒度粗粒回避——粉コークス粉碎強化。	歩留り0.2% (COKE 0.1 kg/t) (ΔE 0.1 kWh/t)
		2. 漏風防止 (1)パレット周辺漏風防止——パレットサイドウォール保全。 グレートバー保全。 (2)EP周辺漏風防止——シール部保全。	漏風3%減 (ΔE 0.6 kWh/t) 歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) 漏風2%減 (ΔE 0.4 kWh/t)
II	設備の部分改造	1. 焼成改善 (1)パレットサイド部過剰空気回避——サイド部へ盲グレードバーの装着	歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) 漏風1%減 (ΔE 0.2 kWh/t)
		2. 点火炉改善 (1)点火炉冷風侵入防止——点火炉シール強化 点火炉下、吸引風量制御改善 3. 漏風防止 (1)パレットシール機構の改造——シールバー構造 デッドプレート構造 パレット間シール構造 (2)各種弁類の改造——主排気管、EPのダストバルブetc.	漏風5%減 (ΔE 1.0 kWh/t) 漏風5%減 (ΔE 1.0 kWh/t)
III	設備増強・更新	1. 操業管理システムの強化 (1)品質管理システムの強化——冷閉強度の測定 (2)各秤量機の部分更新——原料、燃料の切り出し秤量精度の向上	歩留り2.0% (COKE 1.0 kg/t) (ΔE 1.2 kWh/t) 粉コークス (COKE 2.0 kg/t)
		2. 焼成改善 (1)装入分布の改善——新型装入装置 (2)粉コークス整粒強化——粗粒コークスの再破碎装置の設置 3. 点火炉 (3)雰囲気着火のため熱ロス大——小型点火炉に更新 4. クーラー廃熱回収 (1)原料予熱及び点火炉燃焼用空気予熱 (2)No.6焼結機については、約300°Cの排ガスの顕熱を蒸気にて回収する設備の新設。 5. 生産増 (1)稼働率の向上——焼結鉱成品のヤード受入、払出設備 (2)通気性の改善——生石灰添加設備	歩留り3% (COKE 1.5 kg/t) (ΔE 1.8 kWh/t) 粉コークス (COKE 3.5 kg/t) COG減 (COG 4.0 Nm ³ /t) 歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) COG減 (COG 0.5 Nm ³ /t) (蒸気 15 kg/t) 生産増 (ΔE 1.4 kWh/t) (COKE 0.6 kg/t) 歩留り1%増 (COKE 1.0 kg/t) 生産増 (ΔE 2.0 kWh/t)

消費エネルギー改善結果

エネルギー項目	単位	SIDEX		JAPAN
		対策前	対策後	
粉コークス	kg/t	67 (72)	56.7 (-10.3)	50
COG	Nm ³ /t	9	2.5 (-6.5)	1.5
E	kWh/t	40	29 +5 (-6)	32
歩留り	%	(68)	(76) (+8)	(84)
漏風	%	(66)	(50) (-16)	(33)
消費エネルギー	Mcal/t	596	485 (-111)	417

<SIDEX対策後とJAPANの差異>

粉コークス	カロリー差	2.8 kg/t
	歩留り差	2.4 kg/t
	スケール使用差	2.9 kg/t (JAPAN 21kg/t)
歩留り	原料スラグ分差	5% (Sv/TFE;0.6/0.4)
	生石灰使用差	1% (JAPAN 13kg/t)

*: 省エネ、環境設備の設置に伴う電力消費増

消費エネルギー改善まとめ

	粉コークス Mcal/t (kg/t)	COG Mcal/t (Nm ³ /t)	電力 Mcal/t (kWh/t)	合計 Mcal/t
操業改善	2.0 (0.3)		3.4 (1.4)	5.4
設備の 部分改造	1.4 (0.2)	8.5 (2.0)	6.1 (2.5)	16.0
設備増強 ・更新	66.6 (9.8)	19.1 (4.5)	16.4 (6.7) -12.0	90.1
合計	70.0	27.6	13.9	111.5

Table II.3-17. BLAST FURNACE & HOT STOVE ENERGY BLANCE (SIDEX JAPAN)

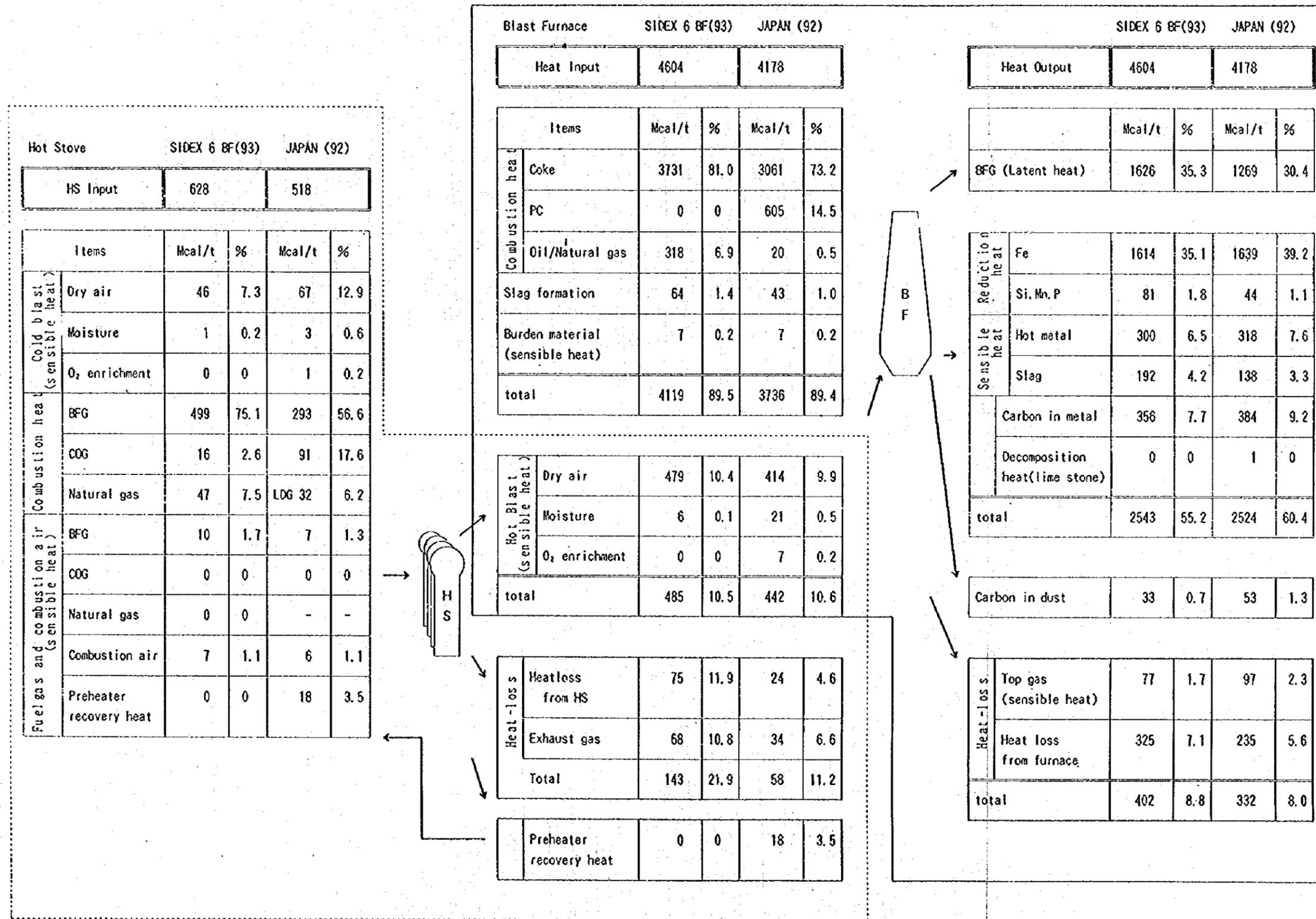


Table II.3-13. Heat Balance for Sintering Process(2002)

Items		S I D E X		Japan
		Remarks	Mcal/t-sinter	
I N P U T	Coke breeze	Coke consumption 56.7 kg/t Calorific value 6,800 kcal/t	385 Mcal/t	355 Mcal/t
	COG	COG consumption 2.5 Nm ³ /t Calorific value 4,250 kcal/Nm ³	10 Mcal/t	8 Mcal/t
	Sulfur oxidizing heat	Sulfur unit value 1.0 kg/t-s Calorific value 2,500 kcal/kg	3 Mcal/t	1 Mcal/t
	Sensible heat of material	Material volume 1.747 kg/t-s Specific heat 0.22 kcal/kg °C Mean temp 11 °C	4 Mcal/t	4 Mcal/t
	Total		402 Mcal/t	368 Mcal/t
O U T P U T	Sinter cake sensible heat	Sinter cake 1,313 kg/t Specific heat 0.22 kcal/kg °C Temperatuer 450 °C	130 Mcal/t	119 Mcal/t
	Waste gas sensible heat	Waste gas volume 2,000 Nm ³ /t Specific heat 0.32 kcal/Nm ³ °C Waste gas temp 90 °C	58 Mcal/t	53 Mcal/t
	Resolution heat of limestone	Limestone consumption 213 kg/t Resolution heat 426 kcal/kg	91 Mcal/t	76 Mcal/t
	Resolution heat of combined water	Combined water 1.5 % Raw material 987 kg/t-s Resolution heat 1,200 kcal/kg	18 Mcal/t	23 Mcal/t
	Latent heat of sinter mix H ₂ O	Moisture in sinter mix 6 % Sinter mix volume 1,580 kg/t-s	51 Mcal/t	46 Mcal/t
	Latent heat of CO waste gas	CO % in waste gas 0.8 % Waste gas volume 2,000 Nm ³ /t-s CO burning heat 3,000 kcal/Nm ³	48 Mcal/t	45 Mcal/t
	Heat loss		6 Mcal/t	6 Mcal/t
	Total		402 Mcal/t	368 Mcal/t
Electric consumption	(29 +5)kWh/t × 2,450 kcal/kWh	83 Mcal/t	79 Mcal/t	
Heat recovery	—	(3 Mcal/t)	-30 Mcal/t	
Total energy consumption		485 Mcal/t	417 Mcal/t	

Table II.3-12. 焼結の省エネルギー対策と効果

対策のランク		対策概要	効果
I	操業改善	1. 焼成改善 (1)パレットサイド部過剰空気回避——パレットサイド部ベット押え込み強化。 (2)粉コークス粒度粗粒回避——粉コークス粉碎強化。	歩留り0.2% (COKE 0.1 kg/t) (ΔE 0.1 kWh/t)
		2. 漏風防止 (1)パレット周辺漏風防止——パレットサイドウォール保全。 グレートバー保全。 (2)EP周辺漏風防止——シール部保全。	漏風3%減 (ΔE 0.6 kWh/t) 歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) 漏風2%減 (ΔE 0.4 kWh/t)
II	設備の部分改造	1. 焼成改善 (1)パレットサイド部過剰空気回避——サイド部へ盲グレードバーの装着	歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) 漏風1%減 (ΔE 0.2 kWh/t)
		2. 点火炉改善 (1)点火炉冷風侵入防止——点火炉シール強化 点火炉下、吸引風量制御改善 3. 漏風防止 (1)パレットシール機構の改造——シールバー構造 デッドプレート構造 パレット間シール構造 (2)各種弁類の改造——主排気管、EPのダストバルブetc.	漏風5%減 (ΔE 1.0 kWh/t) 漏風5%減 (ΔE 1.0 kWh/t)
III	設備増強・更新	1. 操業管理システムの強化 (1)品質管理システムの強化——冷間強度の測定 (2)各秤量機の部分更新——原料、燃料の切り出し秤量精度の向上	歩留り2.0% (COKE 1.0 kg/t) (ΔE 1.2 kWh/t) 粉コークス (COKE 2.0 kg/t)
		2. 焼成改善 (1)装入分布の改善——新型装入装置 (2)粉コークス整粒強化——粗粒コークスの再破碎装置の設置 3. 点火炉 (3)雰囲気着火のため熱ロス大——小型点火炉に更新 4. クーラー廃熱回収 (1)原料予熱及び点火炉燃焼用空気予熱 (2)No.6焼結機については、約300°Cの排ガスの顕熱を蒸気にて回収する設備の新設。 5. 生産増 (1)稼働率の向上——焼結錠成品のヤード受入、払出設備 (2)通気性の改善——生石灰添加設備	歩留り3% (COKE 1.5 kg/t) (ΔE 1.8 kWh/t) 粉コークス (COKE 3.5 kg/t) COG減 (COG 4.0 Nm ³ /t) 歩留り0.5% (COKE 0.2 kg/t) (ΔE 0.3 kWh/t) COG減 (COG 0.5 Nm ³ /t) (蒸気 15 kg/t) 生産増 (ΔE 1.4 kWh/t) (COKE 0.6 kg/t) 歩留り1%増 (COKE 1.0 kg/t) 生産増 (ΔE 2.0 kWh/t)

消費エネルギー改善結果

エネルギー項目	単位	SIDEX		JAPAN
		対策前	対策後	
粉コークス	kg/t	67 (72)	56.7 (-10.3)	50
COG	Nm ³ /t	9	2.5 (-6.5)	1.5
E	kWh/t	40	* 29 +5 (-6)	32
歩留り	%	(68)	(76) (+8)	(84)
漏風	%	(66)	(50) (-16)	(33)
消費エネルギー	Mcal/t	596	485 (-111)	417

<SIDEX対策後とJAPANの差異>

粉コークス	カロリー差	2.8 kg/t
	歩留り差	2.4 kg/t
	スケール使用差	2.9 kg/t (JAPAN 21kg/t)
歩留り	原料スラグ分差	5% (Sv/TFE; 0.6/0.4)
	生石灰使用差	1% (JAPAN 13kg/t)

*: 省エネ、環境設備の設置に伴う電力消費増

消費エネルギー改善まとめ

	粉コークス Mcal/t (kg/t)	COG Mcal/t (Nm ³ /t)	電力 Mcal/t (kWh/t)	合計 Mcal/t
操業改善	2.0 (0.3)		3.4 (1.4)	5.4
設備の 部分改造	1.4 (0.2)	8.5 (2.0)	6.1 (2.5)	16.0
設備増強 ・更新	66.6 (9.8)	19.1 (4.5)	16.4 (6.7) -12.0	90.1
合計	70.0	27.6	13.9	111.5

3.3 高炉

3.3.1 設備の概要と省エネルギー設備の現状

高炉設備はSIDEXにおける最大のエネルギー消費設備であり、かつ燃料比も日本に比し高い状況にあり、ここでの省エネルギー活動が一番大きな省エネルギー効果を生み出す。高炉設備の概要をTable II.3-14. に示す。

1,800m³クラスの小型高炉が4基、3,000m³クラスが1基及び今回のモデルプラントである高炉4,000m³クラスのNo.6号が1基設置されている。

No.6高炉には補助燃料設備として天然ガスの吹き込みを行なっている。

省エネルギー設備としての炉頂圧回収タービン(以下TRTと表示)設備は、高圧操業を行っている日本の大型高炉では常設されているが、SIDEXにおいては設置されていない。また熱風炉排ガスの排熱回収設備の設置もおこなわれていない。

3.3.2 操業状況

- (1) 生産実績量は'89年の6基稼働で約600万トンの後、需要の低迷により、現状ではNo.2, 3及び6高炉の3基稼働体制で、年間250万トン程度の生産をおこなっている。
- (2) 高炉の稼働は、1968年のNo.1高炉のスタートに始まり1981年のNo.6高炉までほぼ2-3年毎に順次稼働しており、高炉寿命は6-7年と最新の高炉寿命10-16年以上と比較してかなり短い。
- (3) SIDEX 6 BFの熱風炉としてはDIDIERタイプの外燃型熱風炉が4基設置されているが熱風炉寿命は日本の20年以上に対し6-7年と極端に短く、またセラミックバーナー寿命も日本では熱風炉と同じく約20年であるが2-3年と短い。
- (4) 現在のSIDEXの高炉の羽口の寿命は60-80日と、日本での約1年に比べて非常に短い。高炉の稼働率向上には、この寿命延長は不可欠である。

- (5) 高炉使用原料は主にロシアのクリボイログの鉱石を原料とした焼結鉱が約 80 %を占めており、残りはクリボイログからの酸性ペレットであるが、原料購買が不安定な状況にあり、ペレット配合率も 0 から 40 %と月々で大きく変動している。更に焼結鉱の鉄分は 50 %前後と低く、これにより高炉のスラグ比は 450 kg/t と日本に比し 150 kg/t も高いレベルにある。このように原料面で種々の問題があり、高炉の安定操業を目指して行く上では原料の長期に渡る安定した供給体制を確立することが望まれる。
- (6) SIDEX No.6 BF と日本の高炉の操業諸元の比較を Table II.3-15. に示す。ここに示すように日本の高炉に比べて種々の操業結果の違いがある。このうち省エネルギーの点で最も注目すべき点は、燃料比と出鉄比である。No.6 BF の燃料比は、日本に比べて約 60 kg/t 高く、これを削減することで大幅な省エネルギー及びエネルギーコストの削減が可能となる。又高燃料比は Fig. II.3-8. に示すように、BFG 回収量を増加させるものの、Fig. II.3-9.に示すように、同時に Blast air を増大させてしまう。よってこの面からも、燃料比の削減が求められている。出鉄比については、現状低負荷運転のため 0.97 と日本の約半分にすぎない。これは省エネの観点からは、出来るだけ避けるべきであり、運転計画を十分に検討しこの値を改善するよう努める必要がある。尚、高出鉄比のためには、炉頂圧のアップが不可欠であり、この関係を Fig. II.3-10. に示す。日量 6,000 t 以上を目指すなら、炉頂圧としては 2 kg/cm² 以上必要となるであろう。

Table II.3-14. Specifications of Blast Furnaces

BLAST FURNACE	No.1 BF	No.2 BF	No.3 BF	No.4 BF	No.5 BF	No.6 BF
Present Status	Banking	Operating	Operating	Relining	Relining	Operating
Working Volume	1,700 m ³	1,700 m ³	1,700 m ³	1,700 m ³	2,700 m ³	3,500 m ³
Inher Volume	1,824 m ³	1,824 m ³	1,824 m ³	1,824 m ³	3,124 m ³	4,102 m ³
Hearth Diameter	9.1 m	9.1 m	9.1 m	9.1 m	11.6 m	13.2 m
Tuyere	22	22	24	24	32	36
Tap Hole	1	1	2	2	2	4
Cast Floor	1	1	2	2	2	2
Type	Girder	Girder	Girder	Girder	Free-standing	Free-standing
Fuel Injection				PCR(1996)	PCI(1996)	Natural Gas
Charging Equipment	2 Bell&Valve seal;2 Bell&Valve seal;2 Bell&Valve seal;2 Bell&Valve seal					PW
Charging Conveyor	Skip	Skip	Skip	Skip	Skip	Belt Conveyor
Movable Armour	Movable Armour	Movable Armour	Movable Armour	Movable Armour	Movable Armour	PW
Top Pressure kg/cm ²	1.5 (1.2)	1.5 (1.2)	1.5 (1.2)	1.5 (1.2)	2.0 (1.5)	2.5 (1.7)
T.R.T.						
Cooling Equipment	Stave Cooler	Stave Cooler	Stave Cooler	Stave Cooler	Stave Cooler	Stave Cooler
Cast House:Main Runner	12 x 2.6	12 x 2.6	12 x 2.6	12 x 2.6	14 x 2.8	14 x 2.8
Slag Treatment	Granulation 98 %	Granulation 98 %	Granulation 98 %	Granulation 98 %	Granulation 98 %	Granulation 98 %
HOT STOVE						
Type						
Pressure (kg/cm ² O)	3	3	3	3	4	5
Blast Temperature (degc)	1,200	1,350	1,350	1,350	1,350	1,350
Blast Volume (Nm ³ /min)	3,700	3,700	3,700	3,700	5,000	6,000
Giner Brick(t)	3,800	3,600	3,600	3,700	3,800	4,000
Shell	4.4 m ² x 35 m	4.4 m ² x 26 m	4.4 m ² x 26 m	D 4.2 x 27 m	D 4.2 x 30.5 m	D 4.2 x 35 m
	D 9.0 x 35 m	D 9 x 26 m	D 9 x 26 m	D 8 x 27 m	D 8 x 30.5 m	D 8 x 35 m
Heating Surface(m ² /st)	35,000	43,000	43,000	56,420	48,730	56,700
Dome Temperature (degc)	1,300	1,450	1,450	1,550	1,550	1,550
Burner Type	Ceramic	Ceramic	Ceramic	Ceramic	Ceramic	Ceramic
Combustion Air Blower (Pressure:mmH ₂ O)	71,000 Nm ³ /hr;1	71,000 Nm ³ /hr;1	71,000 Nm ³ /hr;1	71,000 Nm ³ /hr;1	136,000 Nm ³ /hr;1	136,000 Nm ³ /hr;1
Recuperator	510	510	510	510	850	850
GAS CLEANING EQUIP						
Dust Catcher	○	○	○	○	○	○
Venturi Scrubber	220,000 Nm ³ /h	220,000 Nm ³ /h	220,000 Nm ³ /h	220,000 Nm ³ /h	360,000 Nm ³ /h	720,000 Nm ³ /h
Electric Precipitator						
COMPUTOR CONTROL						
Process Computer			EC881X2	EC881X2	AEG8020	AEG8020
					SPOT83	EC881X2

Note) Bracketed values show max. operating data.

Table II.3-15. Comparison Table among SIDEX, JAPAN, and KOBE STEEL in 1992 (Average Value).

	UNIT	SIDEX No.6 BF	JAPAN (Av.)	KOBE STEEL (Av.)	
Productivity	-	0.97	1.86	1.82	
Coke Rate	kg/t	539	432	382	
Aux.Fuel Rate	kg/t	39.5 (NG)	81 (PCI)	132 (PCI)	
Sinter Ratio	%	85	77	54	
Pellet Ratio	%	14	8	31	
Blast Volume	Nm ³ /min	4,611	4,928	4,812	
Blast Temperature	°C	961	1,095	1,097	
Blast Pressure	kg/cm ²	2.46	3.72	3.91	
Top Pressure	kg/cm ²	1.32	2.27	2.28	
Slag Rate	kg/t	455	310	282	
Si in Hot Metal	%	0.89	0.44	0.36	
BFG	Nm ³ /t	2,033	1,673	1,680	
TRT Recovery	kWh/t	-	39.8	42.8	
HS Recovery	Mcal/t	-	17.8	23.5	
HS	BFG	Nm ³ /t	661	384	374
	COG	Nm ³ /t	3	19	5
	Other Fuels	Nm ³ /t	14 (NG)	16 (LDG)	59 (LDG)
HS Heat Efficiency	%	78	85	88	

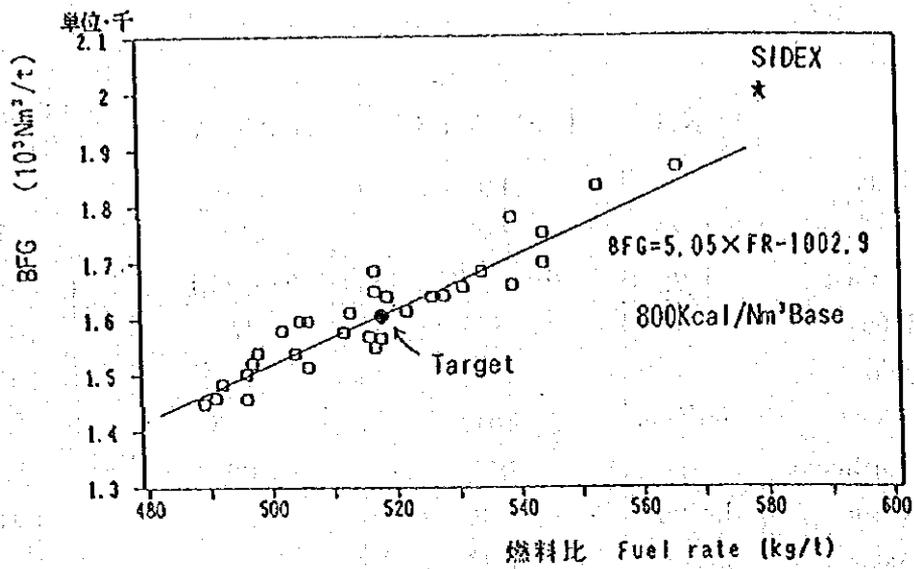


Fig. 11.3-8. 燃料比とBFG

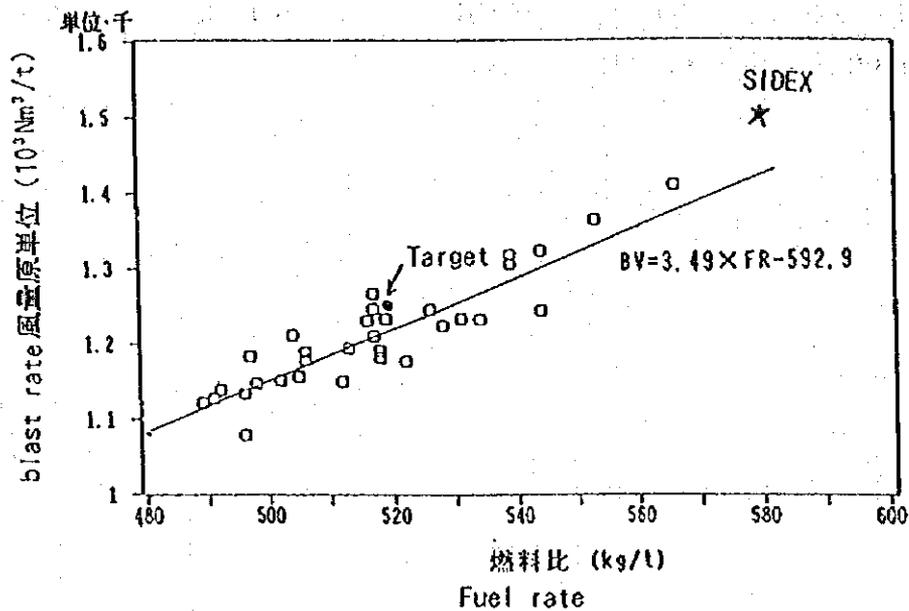


Fig. 11.3-9. 燃料比とblast-air

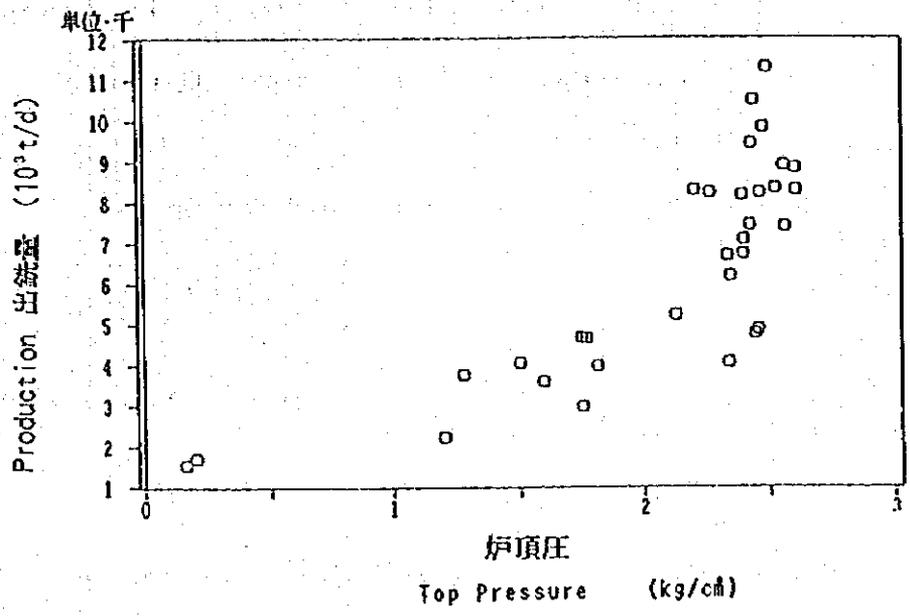


Fig. II.3-10. Relation on Production and Top Pressure

3.3.3 生産バランス

省エネルギーのベースとなる 2002 年の生産バランスを Table II.3-16. に示す。

Table II.3-16. Production Conditions in 1992 and 2002

	Item	No.1 BF	No.2 BF	No.3 BF	No.4 BF	No.5 BF	No.6 BF	Total
	Capacity (m ³)	1,824	1,824	1,824	1,824	3,128	4,102	14,526
1992	Operation Status	Stop	Operating	Operating	Stand-by	Stand-by	Operating	-
	Productivity	-	0.82	0.83	--	--	0.97	-
2002	Operation Status	Stop	Stop	Stand-by	Stand-by	Operating	Operating	-
	Coke Rate	-	-	-	-	370 kg/t	370 kg/t	-
	PC Ratio	-	-	-	-	150 kg/t	150 kg/t	-
	Production (k/y)	-	-	-	-	2,063	2,707	4,770

1) 高炉燃料比

SIDEXの計画では 2002 年における高炉の燃料比を現状の 580 kg/t から 480 kg/t のレベルに低下させる計画であるが、現状の操業技術、原料条件及び炉頂圧では困難であると推定される。1996 年に予定されている No.6 高炉の改修の際に、PCI 設備や送風機更新などの設備改善及び炉内状況確認のためのセンサー類などの設置をはかる対策を行なった上で、予想最低レベルの燃料比 510 kg/t に、SIDEXの周辺状況を考慮した 520 kg/t (PCI Ratio = 150 kg/t、Coke Ratio = 370 kg/t、これであれば日本並み) を目標とすることが、2002 年における燃料比として現実的であると考えられる。これを達成するための対策案については 3.3.5 項を参照のこと。

2) 高炉の稼働形態

SIDEXの計画では 2002 年における高炉の稼働形態を No.4、5及び No.6 高炉の 3 本で操業する計画であるが、平均出鉄比は 1.44 (出鉄量/内容積)

程度と日本の下限レベルにあり、生産性及び省エネ等の観点で他の欧州等の高炉と比較しても劣ることが予想される。Fig.II.3-11. に92年の日本の各高炉の出銑比と燃料比の関係を示す。この図から判るように出銑比と燃料比はほぼ逆相関の関係にあり、燃料比520 kg/t以下をターゲットとすると、1.7以上の出銑比が必要であることがわかる。これから言えるように、2002年の計画出銑量であれば、No.4, 5, 6の3基稼働よりも大型のNo.5, 6の2基の稼働体制にして、かつ出銑比を1.8に上げて操業することが望ましい。勿論現状の稼働率のままでは稼働日出銑比が2.0の操業となってしまうことから、稼働率向上対策も同時に必要であり、この対策は、3.3.5項に示されている。

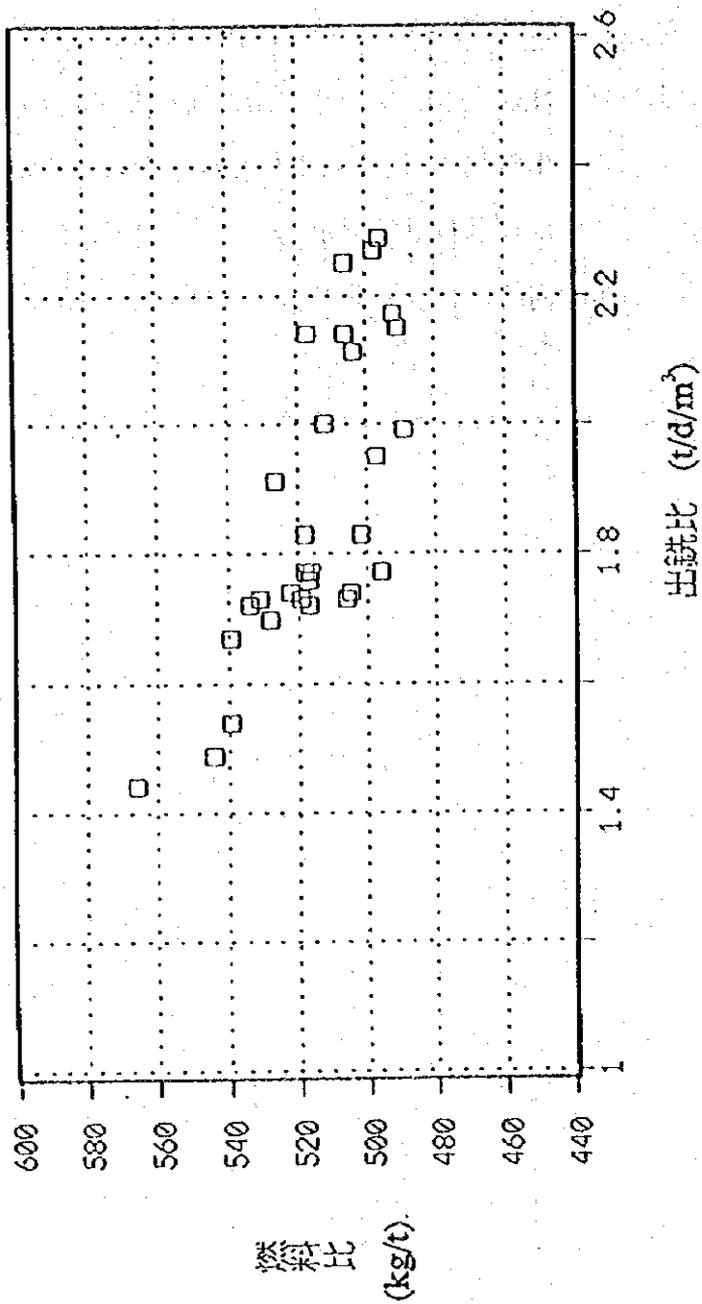


Fig.II.3-11. 92年の日本の高炉における出鉄比と燃料比の関係

3.3.4 モデルプラントの現状の解析

3.3.4.1 Heat BalanceにおけるHeat Lossの解析

Table II.3-17. に高炉及び熱風炉の Energy Balance を示す。

1) 高炉本体

高炉投入熱は 4.6 Gcal/t と日本に比し 400 Mcal/t 程高い。この大部分は燃料比が日本に比べて 60 kg/t ほど高いことによる。又、送風入熱も 45 Mcal/t ほど日本に比し高い。これは燃料比が高いために送風原単位も日本より 300 Nm³/t 程高くなるためである。(送風温度は日本より 130 °C 程低い) 一方、入熱の多い分出熱ではBFGの潜熱として 350 Mcal/t 多く回収しているが、炉体からの損失は逆に 90 Mcal/t 多くなっている。

2) 熱風炉

排熱回収設備による投入熱差を除くと、熱風炉投入熱は日本に比し 130 Mcal/t 高い。この内、45 Mcal/t の差は送風原単位が高いためで、85 Mcal/t については排ガスや炉体からの熱損失の差である。排ガス/炉体損失の差の原因としては、排ガス中の O₂ 濃度が 4.5 % と (日本 1-2 %) 高く過剰空気燃焼となっている、ロングフレイムによって炉体からの放熱が増大している、熱風炉の炉殻に断熱材が無施工である等が考えられる。

3.3.4.2 操業データによる解析

操業データから見て、最も効果のある対策は、燃料比の低減である。現状の 6 BFの操業状態をRISTモデルで説明すると以下の様になる。(Fig. II.3-12. 参照)

- ・SIDEXの 6 BFは燃料比が高いことから傾きが大きく、またA点で示されるガスの還元効率も低く且つE点で示される投入酸素原単位も大きい。
- ・ウスタイトとの平衡点を示すW点と操業線との距離で示されるシャフト効率も日本の 95.6 % に比べSIDEXは 79.2 % と低く、高炉内還元効率が非常に低い。

- ・以上の結果、D点で示される直接還元比率は、燃料比が高いにも係わらず高いことから、原料の被還元性の向上、炉内ガス分布制御技術の向上をはかっていくことが重要である。

上記分析に基づき、改善対策を計画していくことになるが、日本と比較した場合の燃料比の低減量は、以下のようにになると予想される。

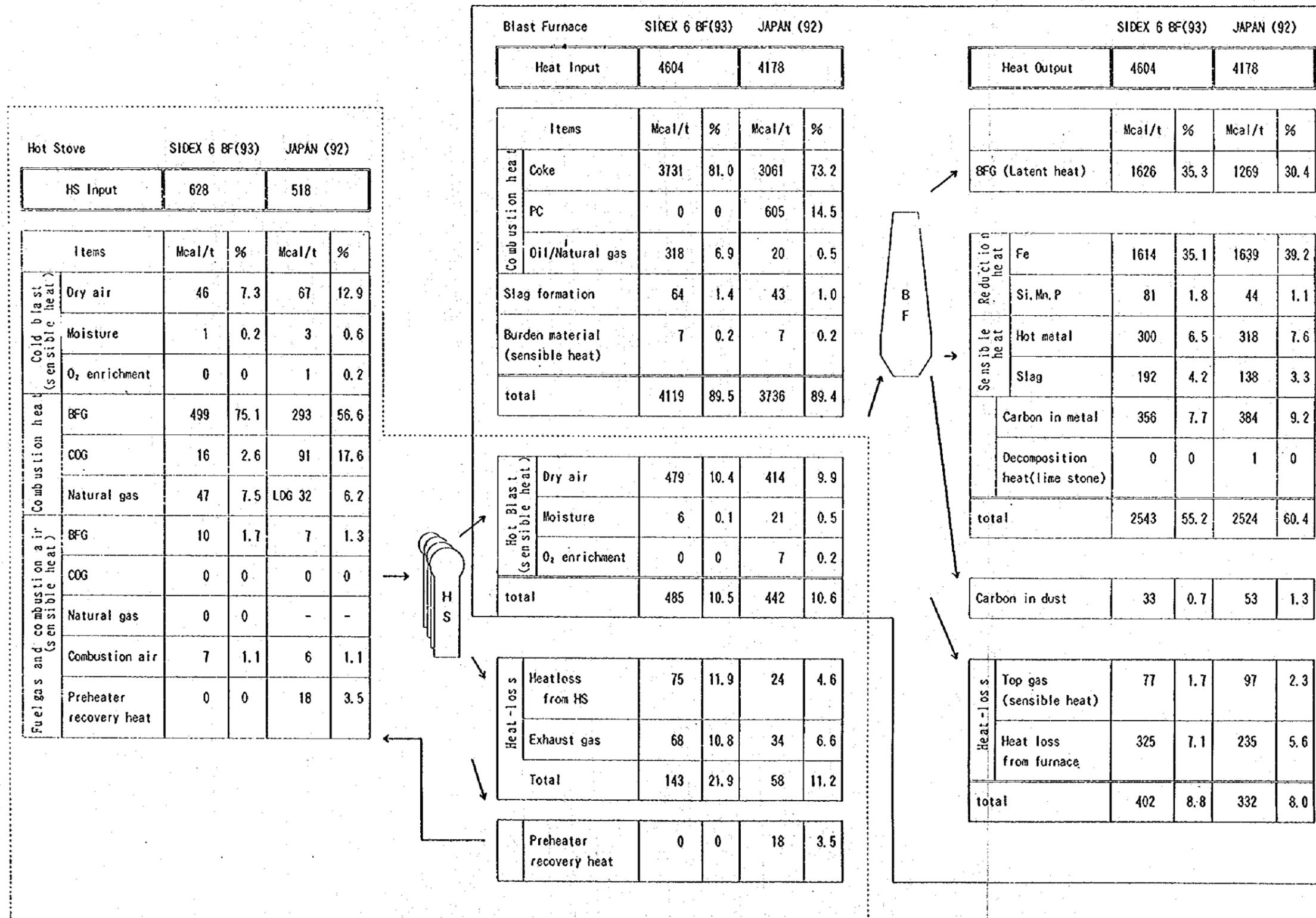
項目	燃料比低減量	対策
・スラグ比低減	29 kg/t	鉄鉱石中のFe アップ等
	10 kg/t	コークス中の灰分低減
・Blast air の湿分低減	17 kg/t	—
・熱ロスの改善	17.5 kg/t	炉内ガス分布の最適化 (挿入物分布の改善及び 衝風条件の適性化) 炉内通気性向上及び高圧操業 原料の被還元性向上
・稼働率の向上	7.6 kg/t	羽口の改造

また、上記熱ロスの改善により、シャフト効率が79%から日本並に改善出来ると予想され、その副次効果としてさらに以下のような燃料比低減が期待できる。

項目	燃料比低減量	対策
・送風温度上昇	13.9 kg/t	—
・溶銑中のSiの低減	10 kg/t	

以上をまとめると、約70 kg/tの燃料比低減、すなわち510 kg/tの燃料比による操業が期待でき、SIDEXの周辺状況を考慮した520 kg/tの燃料比を目標とすることが6BFでの最終的な姿と考えられる。

Table II.3-17. BLAST FURNACE & HOT STOVE ENERGY BALANCE (SIDEX JAPAN)



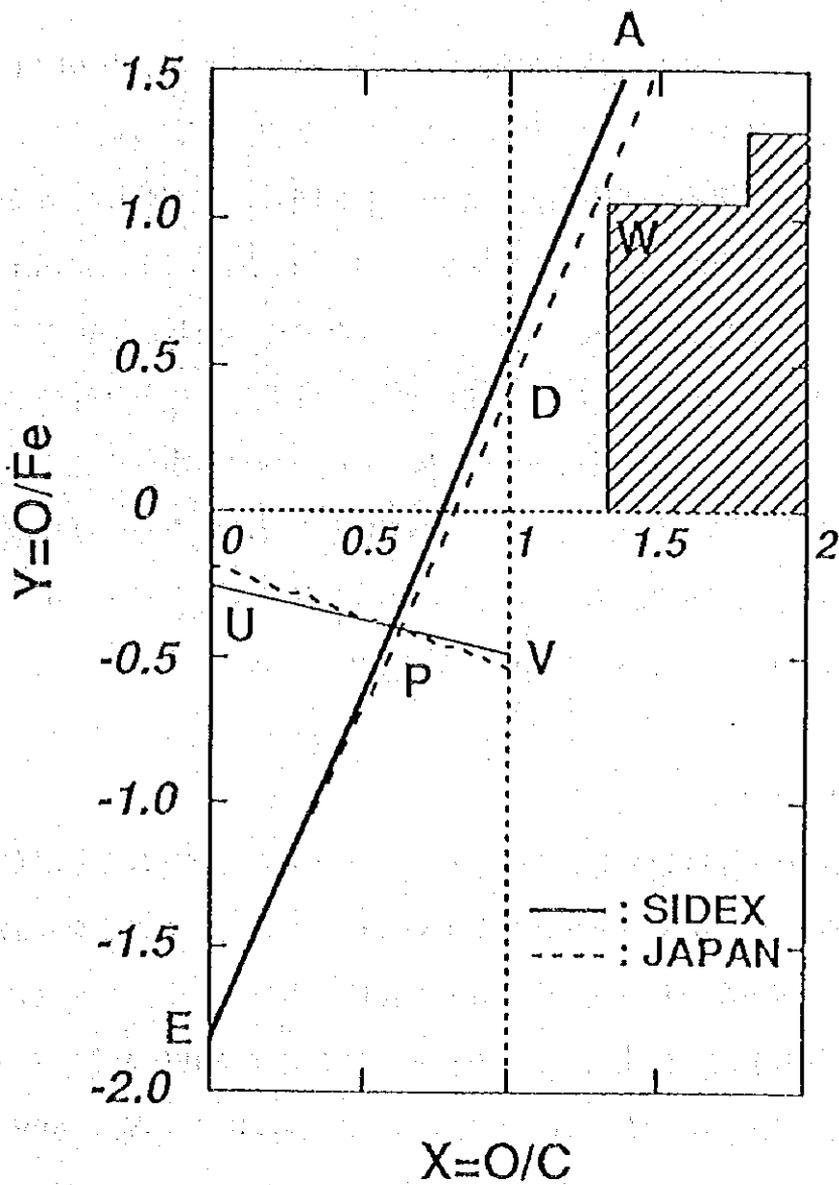


Fig.II.3-12. Rist Diagram

3.3.5 省エネルギー対策と効果

3.3.5.1 省エネルギー対策の概説

1) 高炉燃料比の低減

燃料比低減のためには、原料性状の安定化、高炉設備稼働率の向上、出銑滓管理や炉況監視などの操業管理を基本とした安定操業の継続を、実現し、その上で還元効率の改善、熱効率の向上を図ることが肝要である。このためには、日常的に使用できるセンサーによって Fig. II.3-13. に示すような融着帯形状、炉内ガス流れ、炉芯コークスなどの炉内状況の監視を行うと共に、これらの情報に基づき、高炉の装入物分布、衝風条件等の調整の指示を出すシステムの適用が必要である。また、日常の高炉操業を計測する計測器や制御機器の信頼性アップ・更新を行うだけでなく、高炉改修工事においては、円滑な出銑滓を行うための高炉鋳床設備や鋳床レイアウト及び炉体の冷却設備などの更新を行うことも必要である。

2) 微粉炭吹込みの実施

微粉炭吹込み量 150 kg/t が達成されれば、コークスバランスより現在稼働している No.1-4 の小型コークス炉が止められ、これによる大きな効果が期待できる。もちろん微粉炭吹込み量 150 kg/t は日本でも、トップクラスの成績であり、決して簡単に達成できるレベルではないが、6BF に先立って 4BF、5BF で微粉炭吹込みが実施されることから、これらの操業経験が 6BF には十分に生かされると予想され、さらに、以下に示すような対策が付加されれば、この微粉炭吹込みレベルは達成可能であると思われる。

：前述した炉況監視・制御システムの適用

：3) に示す微粉炭多量吹込みに対応した操業技術・設備の適用

：コークスの強度の増加

：4) に示す高炉送風機の更新

尚、6BFの微粉炭吹込み設備の能力としては、将来に渡る購入コークスの削

減や今後のコークス炉の寿命によるコークス減産に対応でき、かつ、さらなる吹込み量増加にも対応できるように、200 kg/tとした。

3) 微粉炭多量吹込みに対応した操業技術

Fig.II.3-14. に微粉炭吹込み量の増大に伴う、炉内状況の差をまとめたが、図中の高炉の絵のうち、左側はオールコークスの炉内状況のイメージを表しており右側は微粉炭多量吹込み時の状況を示している。微粉炭多量吹込みに伴い、鉄石／コークス比の増大だけでなく、熱流比の低下による炉頂ガス温度の上昇、周辺ガス流の増加による炉体熱損失の増大、未燃焼微粉炭の増加による炉芯コークスの不活性化などの問題が引き起こされるため、図中の高炉の絵の右側に示した対策が必要となる。この対策のメインであるコークス中心装入の概念をFig.II.3-15. に示すが、神戸製鋼所加古川No.1高炉では、コークス中心装入技術、微粉炭吹込み位置の制御等の対策により微粉炭吹込み量 190 kg/t 以上を安定的に継続している。よって、SIDEX においても、これらの微粉炭多量吹込みに対応した操業技術の適用が不可欠である。尚、6BF においては、ベルレスによって、また 5BF においては新規の装入設備の設置により、コークスの中心装入が可能となる。

4) 高炉送風機の更新

Table II.3-18. に示すように、現状の高炉送風機は、5.0 kg/cm² の設計仕様に対し送風圧力が 3.3 kg/cm²しか出せない。このため、出銑能力の低下、炉内ガス流速の上昇による燃料比の上昇を引き起こしている。一方で、将来の出銑比の上昇や、微粉炭吹込み量の増加に対応するには 4.25 kg/cm² までの送風圧力の上昇が必要と予測されるため、設備全体を更新することが望ましい。

Table II.3-18. Blower of Blast Furnace

		Present	Future (2002)		
Productivity	(t-p/d)	5,000	8,000	8,000	
PCI	(kg/t-p)	0	0	200	
	Blast Press.	(kg/cm ²)	2.6	3.6	4.0
	Top Press.	(kg/cm ²)	1.5	2.0	2.0
	ΔP	(kg/cm ²)	1.1	1.6	2.0
Blower Press.		(kg/cm ²)	2.85	3.85	4.25

5) 熱風炉の熱効率改善

高炉の熱風炉設備は、送風温度が 1,000~1,300 °C の高温であるため、耐火物を使用した蓄熱式熱交換器が採用されている。よって、

- 燃焼期と送風期の間欠的操業
- 排ガス温度、蓄熱室出口温度の経時的変化
- 構造面、耐熱面からの使用温度の制約

等の特性があり、これらを踏まえた省エネルギー対策が必要である。

蓄熱室出口熱風温度の経時的変化に対して、送風温度を一定にする送風方式としてシングル送風、スタッガードパラレル送風が採用されている。Fig.II.3-16., Fig.II.3-17. はそれぞれの送風方式の蓄熱室通過風量、出口熱風温度、排ガス温度の経時的変化と蓄熱室レンガの温度分布を示したものである。送風期では蓄熱室出口熱風温度が漸次低下するため、シングル送風の場合は混合冷風量が減少し、送風末期に蓄熱室通過風量は最大となるが、スタッガードパラレル送風の場合は、送風期前半は指定風量まで増加し、後半は前半の風量を補う形で減少する。燃焼期の蓄熱は、シングル送風の場合、蓄熱室上部の温度変動範囲が、ドーム温度と送風温度の間に制限されることから、蓄熱室全体にはほぼ均等に蓄熱される。スタッガードパラレ

ル送風では 2 基の送風を組み合わせることにより、蓄熱室上部での蓄熱が送風温度以下まで利用される結果、下部の蓄熱量が減少して排ガス温度が低下し、熱効率が向上する。

Fig.II.3-18. は送風温度と熱効率の関係を、ドーム温度をパラメータに整理したもので、ドーム温度と送風温度の差が大きくなるほど蓄熱室上部での蓄熱利用が増加する結果、排ガス温度が低下し熱効率は向上する。しかし、レンガ受金物の耐熱性による排ガス温度の上限、レンガの耐熱性などの制約によるドーム温度上限、珪石レンガ使用温度下限から送風可能温度範囲が制限される。

Fig.II.3-19. に熱風炉の省エネルギーの観点からの改善フローをその基礎特性から体系的に整理したものを示した。これを基にするとSIDEX の熱風炉の改善策は以下のようなになる。

現状の熱風炉本体の熱効率は現状 78 %であるが、排ガス予熱器の設置により 83 %に上昇できることが予測される。一方で、高炉が低燃料比操業を指向することにより、送風温度を上昇させる必要があるが、このためには現在のシングル送風から、より高温送風が可能で熱効率の高いパラレル送風やスタッガードパラレル送風を行なう必要がある。また熱風炉燃焼時の効率アップのためには、新制御システムの導入や、燃焼排ガスの酸素濃度の連続監視用センサーや燃料と空気の流量制御、燃料ガス (BFG) の圧力変動防止のためのガスホルダーの設置も必要である。

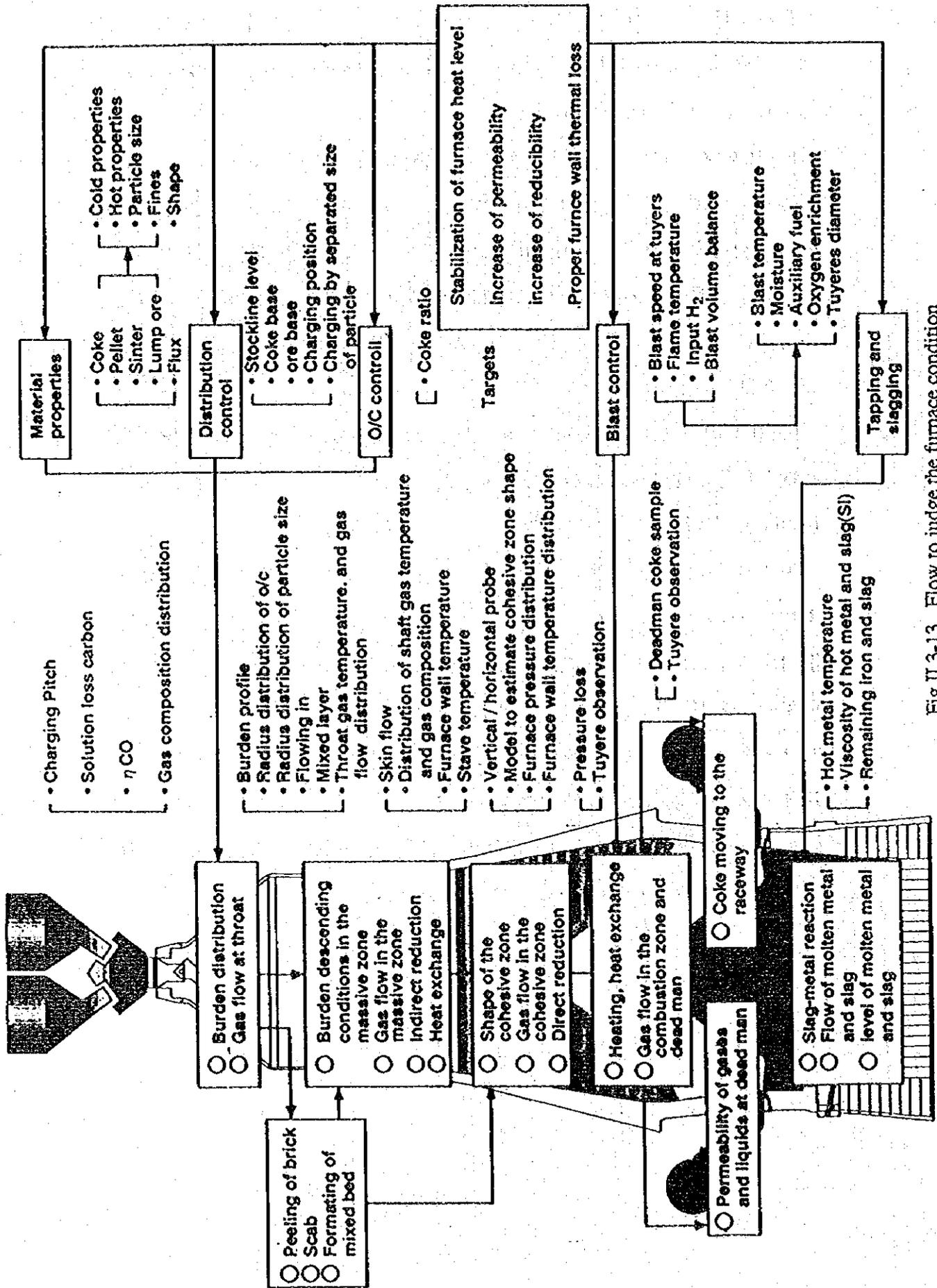


Fig.II.3-13. Flow to judge the furnace condition

Countermeasures

Change of B.F. Operation

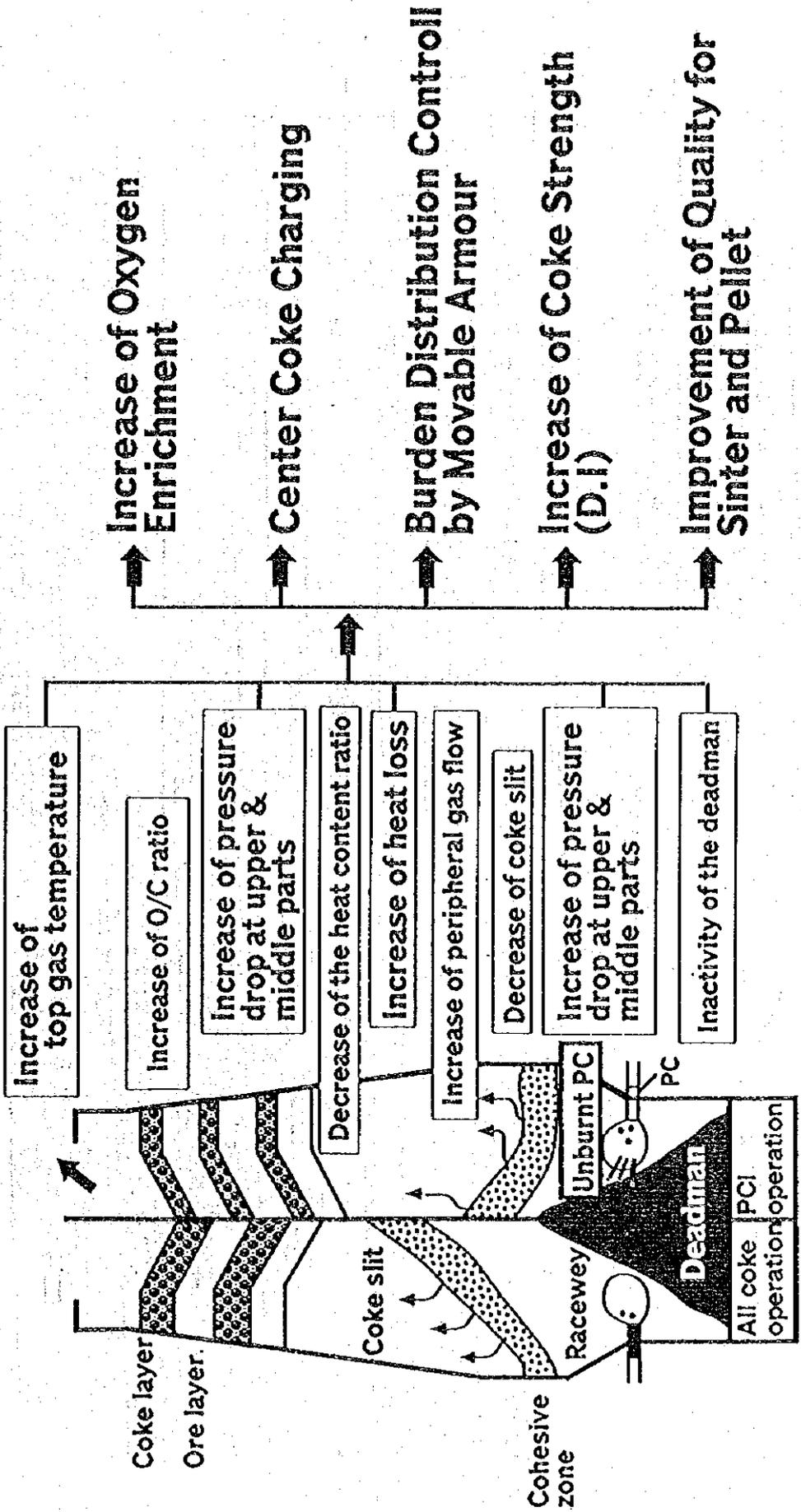


Fig.1.1.3-14. Change of Blast Furnace Operation with high PCI Rate and Countermeasures

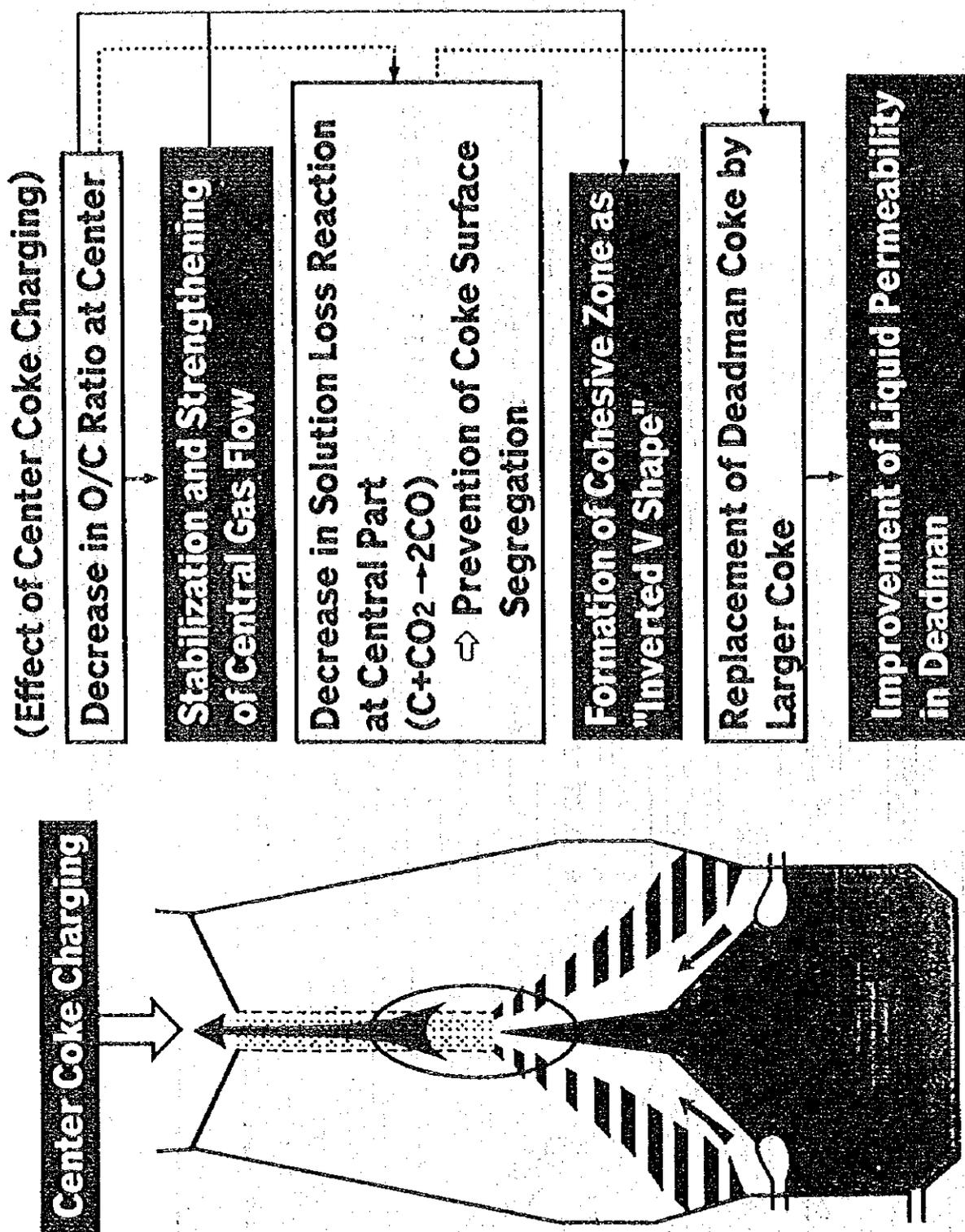
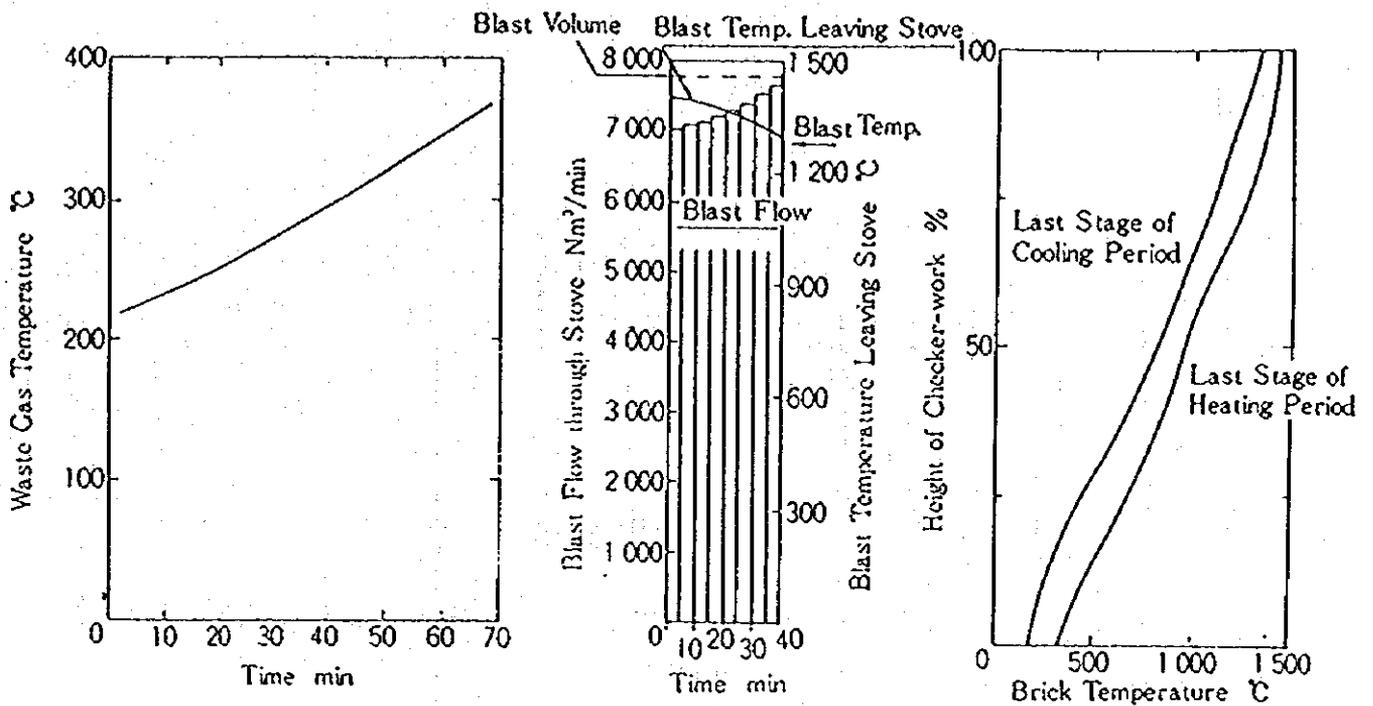
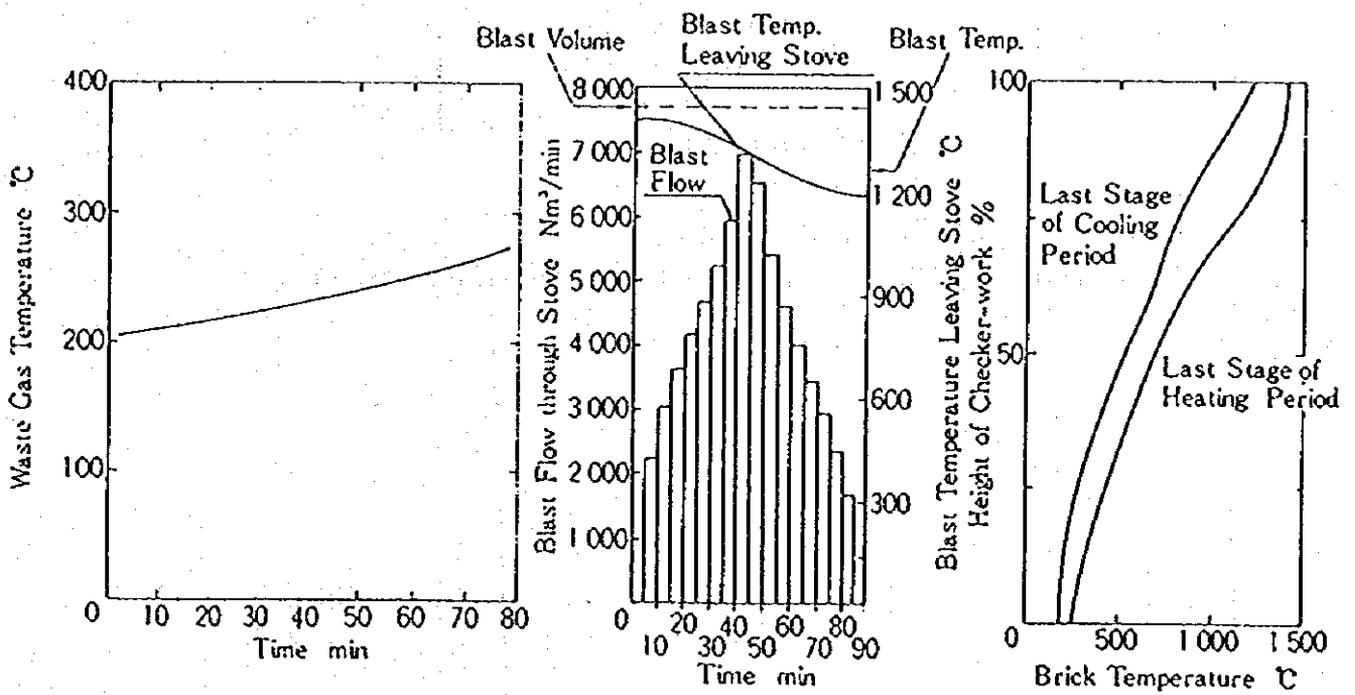


Fig.11.3-15. Control of in-furnace process using center coke charging method



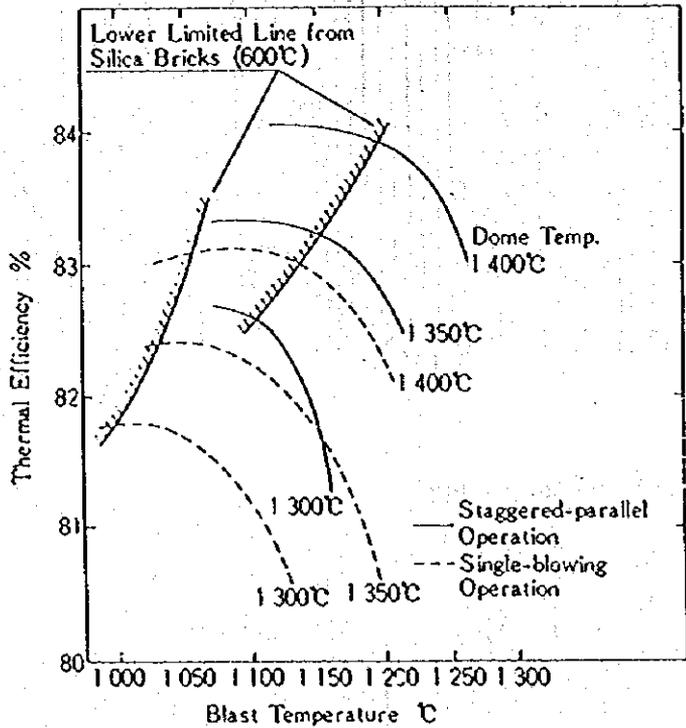
シングル送風時の特性

Fig.II.3-16. Characteristics in single-blowing operation



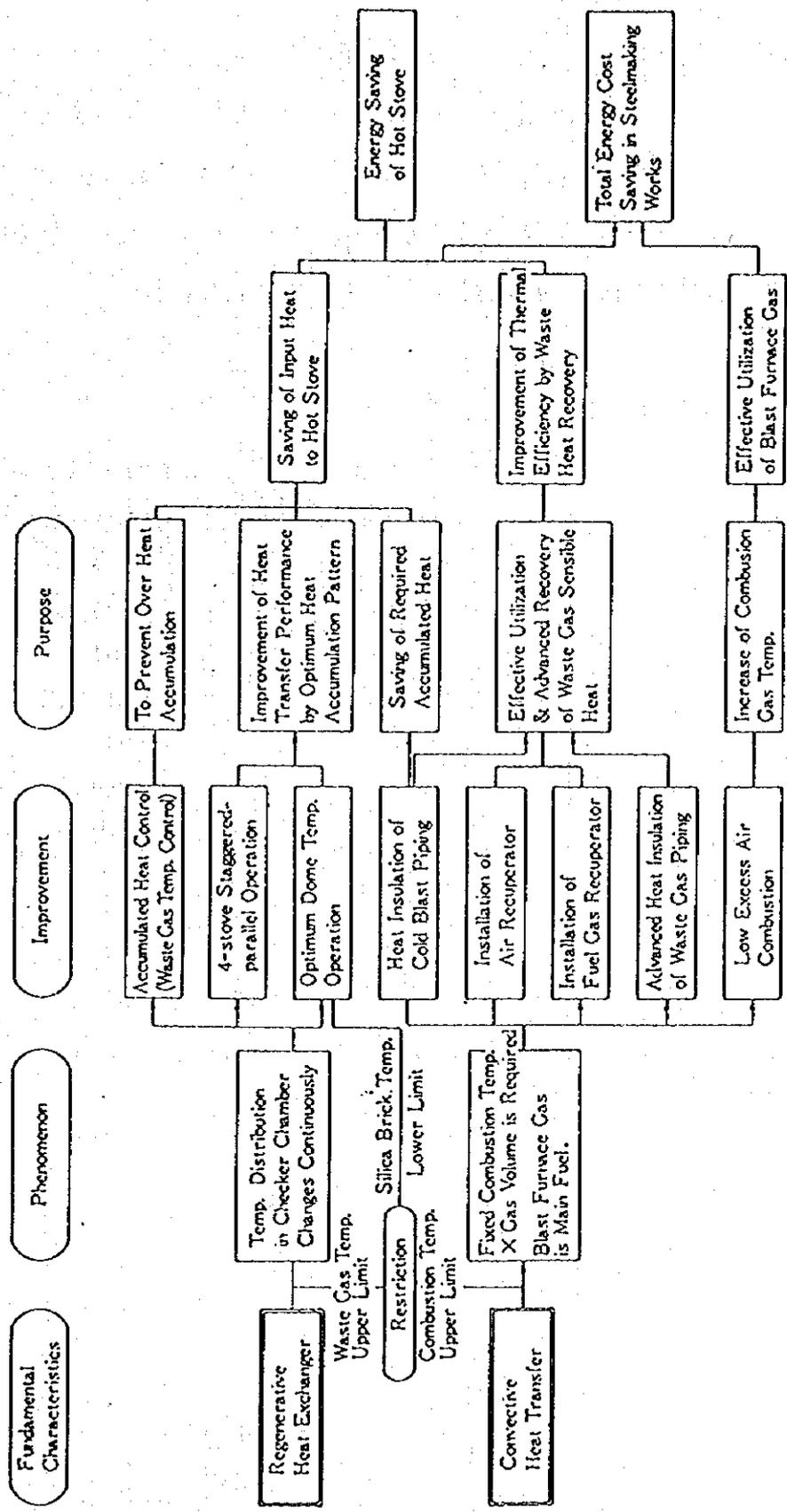
スタッガードパラレル送風時の特性

Fig.II.3-17. Characteristics in staggered-parallel operation



送風温度と熱効率の関係

Fig.II.3-18. Relation between blast temperature and thermal efficiency



基本特性と改善フロー

Fig.II.3-19. Fundamental characteristics and improvement flow

3.3.5.2 省エネルギー対策のまとめ

省エネルギー対策と効果予測をまとめて次頁以降に示す。高炉においては、設備改善だけでなく操業の適性化も省エネルギーに重大な影響を与えているので、高PCI操業、高ペレット操業等に係わる、トレーニング/操業技術導入で、最適な操業方法の確立を行うことが必須である。省エネルギー対策を実施することによって、Table II.3-19. に示す操業が期待できると思われる。

Table II.3-19. 高炉の操業予想

	現状レベル	対策後 2002 年レベル
高炉投入熱	4.6 Gcal/t	4.2 Gcal/t
出鉄比	1.0	1.8
燃料比	580 kg/t	520 kg/t
コークス比	580 kg/t	370 kg/t
BFG 発生量	2,000 Nm ³ /t	1,570 Nm ³ /t
HS 投入熱	630 Mcal/t	460 Mcal/t
HS 効率	78 %	85 %
TRT 回収電力	-	29 kWh/t

< 操業の改善によるもの（含む操業・保安全管理の強化） >

目的	対策項目	対策内容	省材料-効果予測	
			中期生産ベース	
高炉燃料比の低減	<ul style="list-style-type: none"> ・ 装入物分布の改善による炉内ガス分布の最適化（炉体熱損失の低減）（ガス利用率の向上） ・ 衝風条件の適性化による炉内ガス分布の最適化（炉体熱損失の低減）（ガス利用率の向上） ・ 原料の被還元性の向上 ・ 炉内通気性の向上 ・ 熱風炉の高温送風の実施 ・ 溶鉄中のSi低減 ・ 設備稼働率の向上 ・ 低湿分送風の実施 ・ スラグ比の低下 	<ul style="list-style-type: none"> ・ PWシステムによる装入物分布制御での安定中心ガス流れの確保 ・ 炉内径方向ガス流分布検知のためのセンサーの設置（ガスサンプラー、プロフィール・メーター等） ・ 適性羽口風速によるレースウェー深度の確保 ・ 円周方向風量バランスの確保 ・ 焼結鉱、ペレット配合率の安定化 ・ 焼結塩基度の高位安定化 ・ 焼結鉱中 FeOの低位安定化 ・ 焼結鉱の細粒化 ・ 鉱石中への小粒コークスの混合 ・ 自溶性ペレットの使用 ・ コークス冷間強度の向上 ・ 焼結鉱、ペレットの高温性状の改善（例 ペレット自溶性化） ・ 原料中微粉量の低減 ・ 燃料比低下に伴う送風顕熱の増加 ・ 溶鉄中のSi低減（副次効果） ・ 予防保全の実施（予定休風での設備保全等） ・ 湿分分解熱低減の為の低湿分送風 ・ 原料中の鉄分のアップ（低SiO₂ 鉱石原料配合） ・ コークス中灰分の低減 	<ul style="list-style-type: none"> △ 41.4 kg/t (高圧操業ベース) -17 kg/t △ 29 kg/t △ 10 kg/t 	
熱風炉送風量の低減	<ul style="list-style-type: none"> ・ 燃料比低下による溶鉄1当たり送風量の低下 	<ul style="list-style-type: none"> ・ 上記対策による燃料比の低下による → 結果的出鉄量が増大するため、高炉稼働基数の縮小可 	<ul style="list-style-type: none"> 1500→1200 Nm³/t へ 	

<設備の改善・改良によるもの（含む付帯設備関連）>

目的	対策項目	対策内容	省材料- 効果予測
			中期生産ベース
HS使用材料の低減	HS制御システムの導入	<ul style="list-style-type: none"> ・シングルからパラレル（含むスタッガードパラレル）へのHS切替え方法の変更 ・低空燃比によるHS燃焼 過剰空気、燃料ガス選択の変更によるドーム温度制御によるHS排ガス中酸素濃度の低減 ・蓄熱量管理による排ガス温度の低減 ・燃料ガス圧力のコントロール ・送風温度に対する適正ドーム温度の選択 	現状の4～5% →1～2%へ
高炉稼働率の向上	羽口寿命のアップ 羽口冷却能力の向上	<ul style="list-style-type: none"> ・冷却能力向上のための羽口構造の変更 子羽口先端部の流速のアップ 水路のスパイラル構造化 銅純度の向上 羽口上部のライニング ・羽口の冷却水の水量、水圧の変更 子羽口先端部の水圧の上昇～20kg/cm² 	△7.6 kg/t

<新機能の付加及び設備更新によるもの>

目的	対策項目	対策内容	省資源-効果予測
			中期生産ベース
高炉エネルギーコスト 低減	PCIの設置	<ul style="list-style-type: none"> 6BFへのPCIの設置及びそれに伴う操業方法の確立 内容積の最大である6高炉へのPCIの設置 45t/h程度のPCIの設置により、5高炉と同等の150kg/t(7,000 t/d)の吹込みが可能。(大型高炉でも技術的には同等) 3基のPCIの設置により、PC比150kg/tでコークス比370kg/tとなり、2002年の全コークス量2.2百万t/年となり、1炉用の休止が可能。 	
炉頂圧力の回収	TRTの設置	<ul style="list-style-type: none"> 6BFへのTRTの設置 大型高圧高炉への軸流型TRTの設置 	8600kW (2.0 bar) 8,000 t/d 29 kWh/t
出鉄比の向上	高圧操業の実施	<ul style="list-style-type: none"> 高炉送風機の更新及び高圧操業技術の確立 (高炉送風機の更新については、3.5項参照のこと) 	
H/S効率のアップ	燃料ガス予熱器の設置 燃焼空気予熱器の設置	<ul style="list-style-type: none"> 排ガス顕熱の有効利用と回収強化を目的としたH/S排ガスによる燃料、及び燃焼空気の予熱器の設置 	熱風炉効率 現状 設置後 78% 83% 25Mcal/t

3.4 加熱炉

3.4.1 設備の概要と省エネルギー設備の現状

熱延No.3 加熱炉の設備概要をTable II.3-20. に示す。タイプは日本で一般的に普及している Walking beam 方式ではなく Pusher 方式である。省エネルギー設備では、レキュベレータは能力は不十分であるが設置は行われており燃焼空気予熱を行なっている。しかし燃料ガス予熱設備については設置されていない。排熱ボイラが設置されており排熱を工場用蒸気で回収しているが、操業面からの省エネ対策である熱間装入（ホットチャージ）や直接圧延（ダイレクトローリング）等を行なわれていない。尚、調査のScope であるNo.1 加熱炉は休止しており、これと同じタイプ、同能力のNo.3 加熱炉について省エネ調査を実施している。

3.4.2 操業状況

92年度の燃料原単位は、入手した操業データによると 1,059 Mcal/t であり、日本の 260 Mcal/t（日本の新鋭製鉄所の値）に比較すると400 % 近くエネルギーを多消費していることになる。現地調査を行なった時点（連続操業時）での燃料原単位は 463 Mcal/t であり、このような安定時であってもおよそ 200 Mcal/t 程度、日本と比較して燃料原単位が高い。（Table II.3-21. を参照。）この表中の損失熱 293Mcal/t（スケールの潜熱除く）が、アイドリング時間に 100 % 放散しているだけでなく、損失熱が大きいためこのような時でも保熱のために多くの燃料を燃やす必要があり、年間平均では入手したデータのように高い燃料原単位となっていると推定される。以下の解析では 2002 年での稼働率において、省エネ対策を実施する前の燃料原単位 830 Mcal/t をベースにして省エネ対策効果を把握してゆく。尚、炉の公称能力は 200 t/h となっているが実際は 110 t/h 程度で使用されており、公称能力いっぱい生産することはスラブサイズ等の問題があり難しく、最高 160 t/h と思われる。

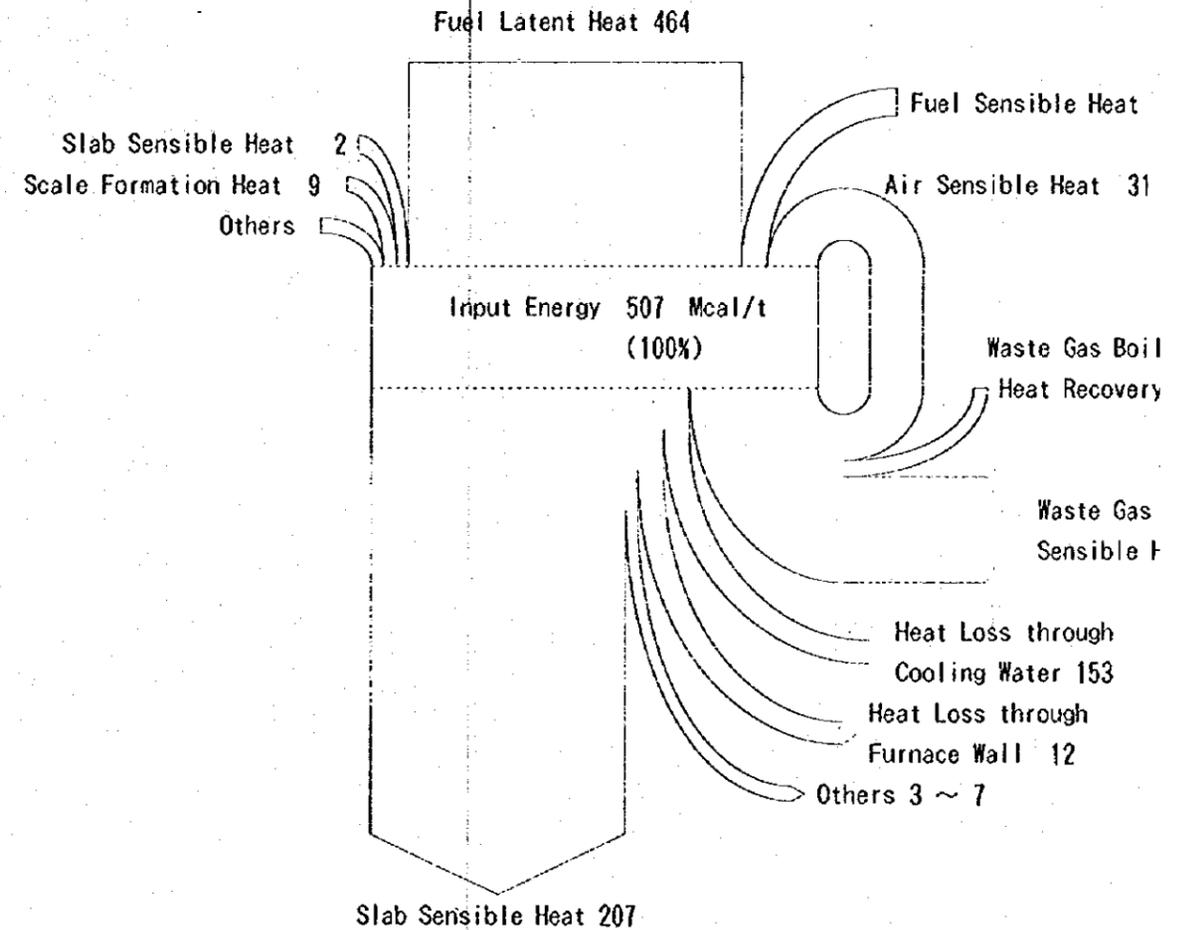
Table II.3-20. Specification of Reheating Furnace

	Unit	Design Data	Actual Data
Size of Reheating Hot Materials	Length	3,500-9,500-9,500	3,500-9,500-7,500
	Width	700-1,550-1,250	700-1,550-1,250
	Thickness	130-250-200	150-250-200
Material Properties		Low carbon steel, Low alloy, Si non oriented	
Reheating Temperature	°C	1,250	1,250-1,320
Reheating Capacity	t/h	200	100-125
Fuel & Combustion Capacity			
• Component	vol.%	Mixed Gas	Natural Gas
• Supply Condition	mmH2O	800	600
	°C		20
• Combustion Capacity	Mcal/h	9,000	
	Mcal/h	52,500	
	Mcal/h	75,000	Total 64,000
• Combustion Air	mmH2O	1,400	1,000
	°C	20	20
	°C	400	140
Material Transfer System		Pusher/Stock Extractor Type	
Energy Recovery Equipment			(Max.-Av.)
1. Air Recuperator			
• Exhaust gas	°C	980	1,100-550
	°C	600	850-420
	Nm ³ /h	110,000	170,000-76,000
	mmH2O	25	
• Heated Air	°C	20	20-20
	°C	400	400-140
	Nm ³ /h	2*45,000	78,000-75,500
	mmH2O	300	
	m ²	2*146	2*146
2. Waste Heat Boiler			
Steam Generation	t/h	2*2.5	2*7
Steam Pressure	bar	13	5
Steam Temp.	°C	280	190

Table II.3-21. Heat Balance for Reheating Furnace

(SIDE X No. 3 REHEATING FURNACE OF HOT ROLLING MILL; 8 DEC 1961)

Items	Remarks	Mcal/t-slab (%)
Fuel Latent Heat	Fuel Flow Rate 6,330 Nm ³ /h Calorific Value 8,050 kcal/Nm ³	463.3 Mcal/t-slab (50,960 Mcal/h)
Fuel Sensible Heat	Fuel Temp. 20 °C	0.4 Mcal/t-slab
Combustion Air Sensible Heat	Air Temp. 160 °C 20°C Air Flow Rate 67,840Nm ³ /h 11,970Nm ³ /h	31.4 Mcal/t-slab (3,450 Mcal/h)
Input of Slab Sensible Heat	Charging Temp. 20 °C	2.2 Mcal/t-slab
Scale Formation Heat	0.7% × 1,335 kcal/kg	9.4 Mcal/t-slab
Others		
Total		506.7 Mcal/t-slab
Output of Slab Sensible Heat	Discharging Temp. 1,276 °C	207.2 Mcal/t-slab
Waste Gas Sensible Heat	Furnace Outlet Waste Gas Temp. 470 °C, 8 % Waste Gas Flow Rate 86,140 Nm ³ /h	127.7 Mcal/t-slab
	Air Recuperator Outlet Waste Gas Temp.	
	Waste Gas Boiler Outlet Waste Gas Temp. 190 °C	
Heat Loss through Cooling Water	Water Temp. (inlet/outlet) Δ12°C Water Flow Rate 1,400 t/h	152.7 Mcal/t-slab
Heat Loss through Furnace Wall	Furnace Wall Temp.	11.7 Mcal/t-slab
Others (Sensible heat of scale)	0.7% 0.215 kcal/kg °C	2.5 Mcal/t-slab
Total		501.8 Mcal/t-slab
Productivity		110 t/h



3.4.3 生産バランス

省エネルギーのベースとなる 2002 年の熱延工場生産バランスを Table II.3-22. に示す。

Table II.3-22. Operation Status in 2002

		1992	2002	
Production (kt/y)		901	1,880	1,880
Reheating Furnace	Capacity	160 t/h	160 t/h	250 t/h
	Number of Operating Units	2	2	1(New)
	Operational Availability*	32 %	67 %	86 %

*= Production (t/y) / [Total Capacity (t/y) x 8,760 h] x 100

注) 省エネルギー対策として、160 t/h x 2 基の改造を行う案と 250 t/h x 1 基の新設を行う案があり、生産バランスでは両案併記している。

3.4.4 モデルプラントの現状の解析

3.4.4.1 Heat BalanceにおけるHeat Loss分の解析

Table II.3-21. のHeat balance よりHeat loss 分に当たる項目に着目して、設計値や日本の新鋭加熱炉での値と比較して解析を行なった。(Fig. II.3-20. 参照) Heat loss は293 Mcal/t であり日本の 2.4 倍程度の損失がある。中でも冷却水による損失と過剰空気による損失が大半を占めている。また回収熱も日本に比して 65 %の回収しかされていない。以下に各アイテム毎に述べる。

1) 排ガス

(1) 排ガス温度

理論排ガスによる損失は日本とほぼ同じで 85 Mcal/t 程度である。

(2) 排ガス組成

排ガス O₂ % が 4.11 % と設計値 O₂ = 2.5 % を大きく上回っている。日本の加熱炉の O₂ = 1.1 % に比較してもかなり高く、過剰空気燃焼となっている。この過剰空気分による損失は約 43 Mcal/t である。一方、CO =

0.1 %と過剰空気燃焼に係わらず未燃分が残留しており、燃焼装置に問題がある。原因として燃料ガス圧力変動により、燃焼装置及び燃焼制御装置が追随出来ないことが考えられる。

2) 冷却水

冷却水の持ち去る熱量が 153 Mcal/t と熱Loss 中最大である。炉内Skid の冷却水の流量、温度とも設計値を大幅に上回っている。(設計 900 t/h, $\Delta t = 10$ °C、実際 1,400 t/h, $\Delta t = 12$ °C) Skidの構造、断熱に問題がある。

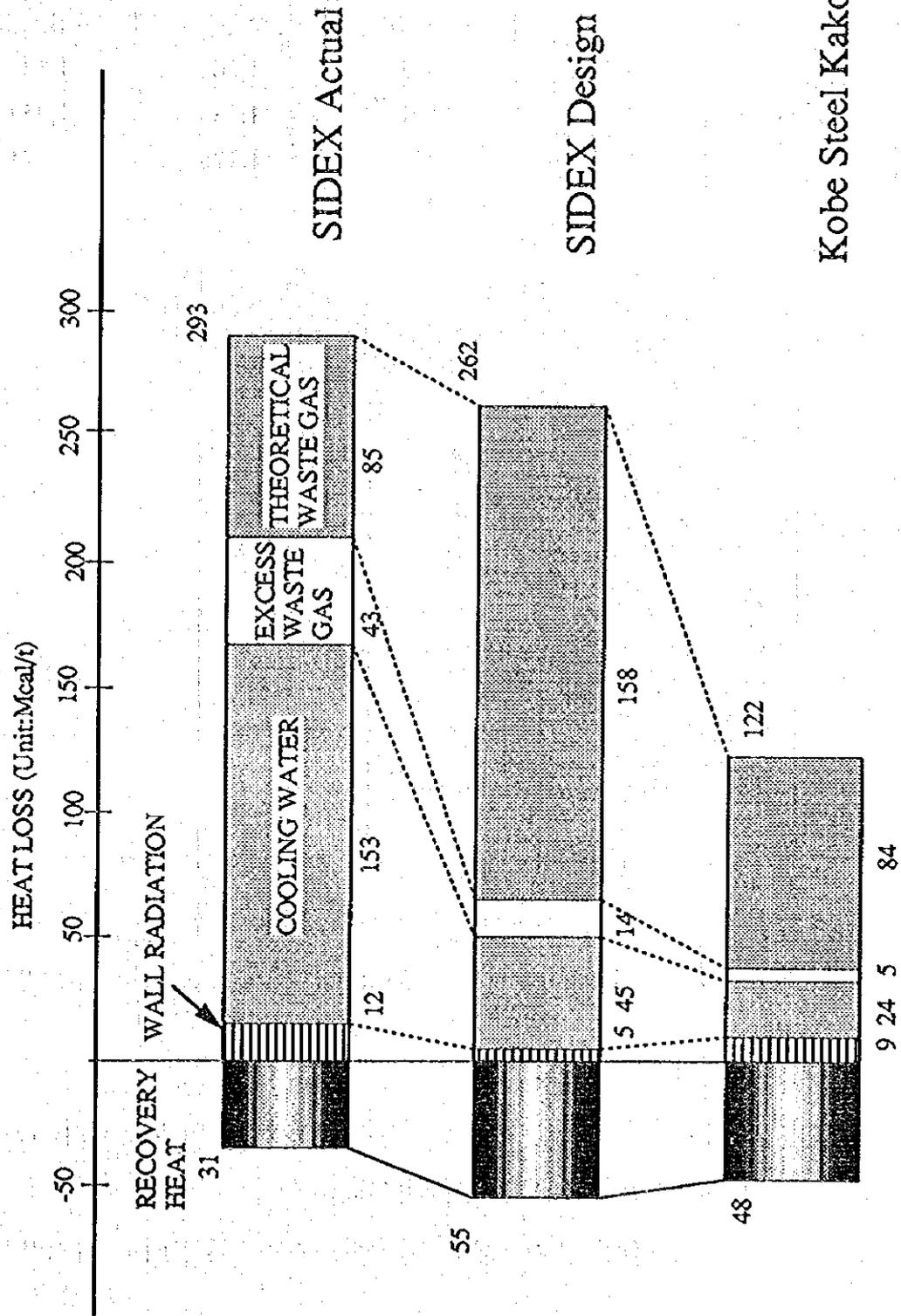
3) 炉体放散熱

炉体の鉄皮温度が 170-370 °C と日本 (60-140 °C) に比べて高い。特に均熱帯耐火物が欠落している可能性もある。

4) 排熱回収装置

- (1) 炉体から排ガスダクトまでの隙間からの侵入空気が大きく、レキュベレータ排ガス入口温度が大幅に低下していることもあり、空気温度計画値 400 °C に対して 140 °C のみの回収に留まっている。(日本の場合、514 °C 位の空気温度で回収)
- (2) レキュベレータの形式が輻射伝熱型で伝熱面積が少なく、回収熱量が小さい。
- (3) 排熱ボイラがレキュベレータの下流に設置されているが、計画通りの熱回収が行なわれていない。(設計値 蒸気回収量 25 t/h に対して、2-3 t/h の実績) また回収蒸気圧力も 4-5 kg/cm² と計画値 13 kg/cm² を大きく下回っており、必ずしも現行の蒸気回収方式が得策とはいえず、見直しが必要である。
- (4) 均熱帯用燃焼空気は予熱されていない。燃料ガスの予熱装置も設置されていない。

Fig. II.3-20. Comparison of Heat Loss between SIDEX and Kobe Steel Kakogawa Works in 1992



Kobe Steel Kakogawa Works

3.4.4.2 操業データによる解析

1) 鋼材の加熱特性 (Heat pattern)の解析

加熱炉の省エネルギーに大きく関係する、鋼材の加熱特性 (ヒートパターン) を実測した結果を次ぎに示している。(Fig. II.3-21. 参照)

鋼材温度 (°C)		予熱帯出口	加熱帯出口	抽出温度
	最高部	975	1,264	1,284
	最低部	697	1,188	1,257
平均	836	1,226	1,271	

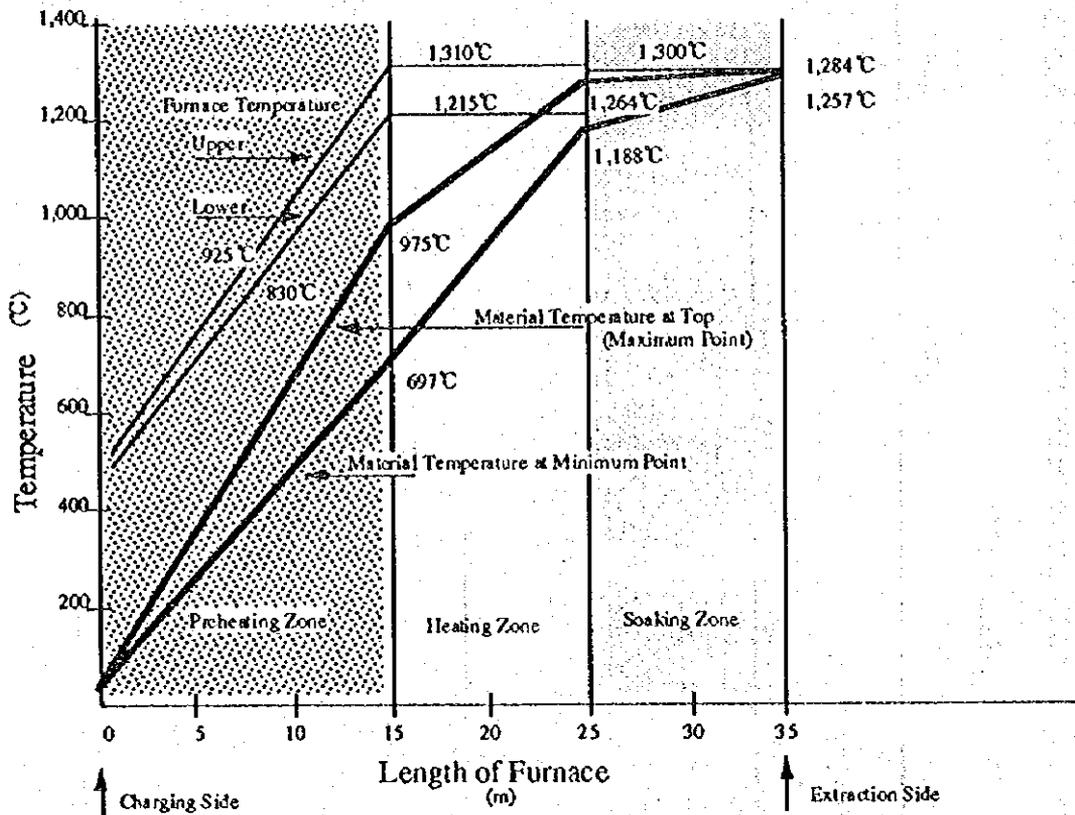


Fig. II.3-21. Analysis of Heating Pattern on Reheating Furnace of Hot Strip Mill
(Data from SIDEX dated Dec.09'93)

このグラフより

- (1) 抽出温度が平均でも 1271 °C と高く (SIDEX の目標抽出温度は 1250 °C)、特に鋼材上面が 1284 °C と過加熱傾向が強い。
- (2) 予熱帯及び加熱帯の下部炉温度が低いため、鋼材下面の昇温が遅れて

いる。

- (3) 上面においては加熱帯出口で既に 1264 °C と目標抽出温度を越えており、加熱帯上部の炉温低減による後段高負荷加熱の採用により燃料低減の余地がある。

2) その他の課題

- (1) 加熱炉の設計は Mix gas (NG + BFG) = 3,000 kcal/Nm³ で使用燃料が計画されていたが、Natural gasの圧力変動= 600-1,000 mmH₂O, 及びBFGの圧力変動 = 600-2,000 mmH₂O と供給圧力が大幅に変動するため、現状の流量の比率制御だけではカロリーの変動が大きい。このためGas mixing 装置は使われず、外部購入の高価なNatural gas に頼っている。

このNatural gas 量を削減する必要があるが、対策については 3.5 章を参照のこと。

- (2) 鋼材の熱間装入（ホットチャージ）や直接圧延（ダイレクトローリング）が行われていないが、日本での 92 年度における熱間装入比率は 70 %に達しており、平均装入温度は 600 °Cである。今後、SIDEXにおいても検討すべき省エネルギー対策であろう。

3.4.5 省エネルギー対策と効果

問題点に対する対策及び効果の概要を、以下にとりまとめている。

尚、省エネ対策は、

- (1) 既設の 2 基の加熱炉を改造する。
- (2) 新しく 1 基の加熱炉を設置する。

の 2 つに分けられる。それぞれ長所、短所はあるが、総合的に判断して、新しく 1 基の加熱炉を設置することを推奨する。

3.4.5.1 操業の改善によるもの（含む操業・保全管理の強化）

目的	対策項目	対策内容	省エネルギー効果予測 中期生産ベース																					
ヒートバターンの適性化によるインプット燃料の低減	抽出温度の低減による燃料の低減	<p>各帯の炉温度設定を以下のように変更し、抽出温度を1271℃から1250℃に低減し燃料を減少させる。</p> <table border="1"> <tr> <td>炉温</td> <td>均熱帯</td> <td>均熱帯</td> </tr> <tr> <td>上(右)</td> <td>1,310</td> <td>1,280</td> </tr> <tr> <td>下(左)</td> <td>1,215</td> <td>1,255</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 改善</p> <table border="1"> <tr> <td>燃料消費</td> <td>5,380</td> <td>950</td> </tr> <tr> <td>燃料消費</td> <td>5,138</td> <td>1,019</td> </tr> </table>	炉温	均熱帯	均熱帯	上(右)	1,310	1,280	下(左)	1,215	1,255	燃料消費	5,380	950	燃料消費	5,138	1,019	<p>熱原単位 14 Mcal/t 低減</p>						
炉温	均熱帯	均熱帯																						
上(右)	1,310	1,280																						
下(左)	1,215	1,255																						
燃料消費	5,380	950																						
燃料消費	5,138	1,019																						
ヒートバターンの適性化によるインプット燃料の低減	<p>各帯の炉温度設定を以下のように変更し、燃料に負荷配分を均熱帯側を増やし、合計燃料の低減化を図る。</p> <p>併せて、均熱帯下帯の炉温を上げさせ、鋼材上下の温度偏差を低減する。</p>	<table border="1"> <tr> <td>炉温</td> <td>均熱帯</td> <td>均熱帯</td> </tr> <tr> <td>上(右)</td> <td>1,310</td> <td>1,320</td> </tr> <tr> <td>下(左)</td> <td>1,215</td> <td>1,210</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 改善</p> <table border="1"> <tr> <td>燃料消費</td> <td>5,380</td> <td>950</td> </tr> <tr> <td>燃料消費</td> <td>4,155</td> <td>1,903</td> </tr> </table> <table border="1"> <tr> <td>鋼材最高温度</td> <td>1,284</td> <td>1,289</td> </tr> <tr> <td>鋼材最低温度</td> <td>1,257</td> <td>1,270</td> </tr> </table>	炉温	均熱帯	均熱帯	上(右)	1,310	1,320	下(左)	1,215	1,210	燃料消費	5,380	950	燃料消費	4,155	1,903	鋼材最高温度	1,284	1,289	鋼材最低温度	1,257	1,270	<p>熱原単位 22 Mcal/t 低減</p>
炉温	均熱帯	均熱帯																						
上(右)	1,310	1,320																						
下(左)	1,215	1,210																						
燃料消費	5,380	950																						
燃料消費	4,155	1,903																						
鋼材最高温度	1,284	1,289																						
鋼材最低温度	1,257	1,270																						
鋼材の熱間投入によるインプット燃料の低減	<p>鋼材の熱間投入による入側鋼材頭熱の有効利用</p>	<p>1. 周辺技術の確立 ・ 遠鉄での高温・無欠陥鑄造技術 ・ 連続一圧延の一貫スケジューリング 2. 加熱炉での熱間投入への対応技術 ・ パーナ燃焼制御範囲の拡大（バーナ単体、ゾーン分割、制御方法等） ・ 炉内鋼材温度予測技術</p>	<p>熱原単位 45 Mcal/t 低減</p>																					
炉の熱管理強化による熱損失の低減	<p>換気監視計器の設置・活用による熱管理強化及び傾向管理の強化</p>	<p>1. ガス分析計（排ガスO₂計、CO計）設置による恒常的な熱損失管理の実施 ・ 空気過剰率の低減と未燃損失の防止 ・ 侵入空気の傾向管理による炉圧の最適化と適正な保全実施 ・ レキユベレータ性能の維持管理と漏洩等不良の防止 ・ 排ガス温度監視による左右両側連の排ガスバランスの調節</p> <p>2. 定期的な熱診断の実施 ・ 非ガス損失、冷却水損失、炉壁放熱等の定期測定 ・ 測定データの傾向管理と設計値との対比による劣化防止と性能維持向上 ・ 鋼材温度分布及びヒートバターンの定期的なメンテナンス</p>	<p>熱原単位 5 Mcal/t 低減</p>																					

3.4.5.2 設備の改善・改良によるもの（含む付帯設備関連）

目的	対策項目	対策内容	省エネルギー効果予測									
			中期生産ペース									
熱損失低減による熱源単位の向上	燃焼制御系統の改善による温度及び燃焼制御精度の向上	現状の燃焼制御系（燃料流量制御先行型）を燃料と空気のクロスリミット機能を付加した制御系に改造し、流量変化時の空燃比制御の精度を改善する。 注）燃料ガスの圧力及びカローラーの安定化は必須条件。	熱原単位 5 Mcal/t 低減									
	炉圧制御系の改善による侵入空気の低減と排ガス吹出しの防止	現状の炉圧制御系（炉内圧力制御と両煙道の差圧制御のカスケード方式）を、単純化した圧力制御に改善し、炉圧の制御精度を向上させる。 ・レキエ出側ダンパーによる直接制御（侵入空気の原因となる入側ダンパーは撤去） ・両煙道のバランス調整は主従制御方法に集約する。	熱原単位 5 Mcal/t 低減									
	スキッドパイプの断熱強化等による冷却水損失の低減	スキッドパイプの断熱不良箇所の改善及び断熱強化を行い、冷却水量の低減と断熱係数の改善による熱損失の低減を図る。 <table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td>冷却水量</td> <td>1,400 t/h</td> </tr> <tr> <td>温度差</td> <td>12 °C</td> </tr> </table> <div style="text-align: center;">  </div> <table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td>冷却水量</td> <td>1,400 t/h</td> </tr> <tr> <td>温度差</td> <td>8 °C</td> </tr> </table> （断熱仕様：セラミックファイバー 80 mm施工）	冷却水量	1,400 t/h	温度差	12 °C	冷却水量	1,400 t/h	温度差	8 °C	熱原単位 51 Mcal/t 低減	
	冷却水量	1,400 t/h										
温度差	12 °C											
冷却水量	1,400 t/h											
温度差	8 °C											
炉帯の断熱強化による炉壁放散熱の低減	炉体の耐火断熱材の不具合箇所の補修及び材質・厚み等の断熱仕様の見直しを行い、炉体からの放散熱を低減する。	熱原単位 22 Mcal/t 低減										
炉内の伝熱性能の改善による熱原単位の向上	予熱帯仕切り壁改造による上下ガス偏流の防止	予熱帯上部に仕切り壁を設置し、上部のガス流れを制御することで上下部の炉温差（現状95°C）を低減し、ヒートバターンを改善する。	熱原単位 42 Mcal/t 低減									
	炉温延長による予熱帯伝熱面積の拡大	予熱帯入側を3m延長し、鋼材の予熱温度を上昇させることで燃料を低減する。 <table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td>予熱帯出口鋼材温度</td> <td>772°C</td> </tr> <tr> <td>燃料仕存量</td> <td>6,330 Nm³/h</td> </tr> </table> <div style="text-align: center;">  </div> <table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td>予熱帯出口鋼材温度</td> <td>925°C</td> </tr> <tr> <td>燃料仕存量</td> <td>5,802 Nm³/h</td> </tr> </table>	予熱帯出口鋼材温度	772°C	燃料仕存量	6,330 Nm ³ /h	予熱帯出口鋼材温度	925°C	燃料仕存量	5,802 Nm ³ /h	熱原単位 7 Mcal/t 低減	
	予熱帯出口鋼材温度	772°C										
	燃料仕存量	6,330 Nm ³ /h										
予熱帯出口鋼材温度	925°C											
燃料仕存量	5,802 Nm ³ /h											
スキッドパイプ配列・仕様の見直し	現状のスキッドパイプ配列・仕様を改良し、加熱帯の後半部でのスキッド位置をシフトすることで鋼材下面への伝熱量を拡大させる。 シフト位置は、加熱帯 4.5mの地点が適正	熱原単位 20 Mcal/t 低減										
炉内鋼材温度予測システム導入によるヒートバターンの最適化	計算熱を導入し、炉内鋼材の伝熱モデルにてオンライン伝熱計算を行い、鋼材のヒートバターン及び抽出温度の実績予測から、最適なオペレータガイダンスを行う。											

目 的	対 策 項 目	対 策 内 容	省エネルギー効果等別 中期生産ベース																								
排熱回収の強化と利用拡大による熱原単位の低減	侵入空気の低減によるレキユベレータ予熱空気温度の上昇	<p> 石圧の制御性改善に合わせ、炉体扉・排ガスダクト等のシール性を向上させ侵入空気量の低減により排熱回収量を増大させる。 </p> <table border="1" data-bbox="319 851 446 985"> <tr> <td>侵入空気比率</td> <td>30%</td> <td>最新技術</td> </tr> <tr> <td>レキユベレータ入口排ガス温度</td> <td>380℃</td> <td>67℃上昇</td> </tr> <tr> <td>予熱空気温度</td> <td>140℃</td> <td>現状レキユベレータ</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 改善</p>	侵入空気比率	30%	最新技術	レキユベレータ入口排ガス温度	380℃	67℃上昇	予熱空気温度	140℃	現状レキユベレータ	熱原単位 5 Mcal/t 低減															
侵入空気比率	30%	最新技術																									
レキユベレータ入口排ガス温度	380℃	67℃上昇																									
予熱空気温度	140℃	現状レキユベレータ																									
均熱帯燃焼空気への予熱空気の利 用拡大	高効率空気レキユベレータへの更 新	<p> 現在、常温で使用している均熱帯の燃焼空気をレキユベレータからの予熱空気に置き換える。 </p> <p> 現状の輻射型レキユベレータを対流型に更新し、併せて伝熱係数の向上と伝熱面積を増加させ、予熱空気温度の上昇を図る。 </p> <table border="1" data-bbox="606 851 766 985"> <tr> <td>諸 元</td> <td>諸 元</td> </tr> <tr> <td>型 式</td> <td>輻射加熱、2 基</td> </tr> <tr> <td>バス数</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>伝熱面積</td> <td>146 m²</td> </tr> <tr> <td>伝熱係数</td> <td>39 kcal/m²h℃</td> </tr> <tr> <td>入口排ガス温度</td> <td>380℃</td> </tr> <tr> <td>空気流量</td> <td>41,000 Nm³/h</td> </tr> <tr> <td>予熱空気温度</td> <td>140℃</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 更新</p>	諸 元	諸 元	型 式	輻射加熱、2 基	バス数	2	伝熱面積	146 m ²	伝熱係数	39 kcal/m ² h℃	入口排ガス温度	380℃	空気流量	41,000 Nm ³ /h	予熱空気温度	140℃	熱原単位 18 Mcal/t 低減								
諸 元	諸 元																										
型 式	輻射加熱、2 基																										
バス数	2																										
伝熱面積	146 m ²																										
伝熱係数	39 kcal/m ² h℃																										
入口排ガス温度	380℃																										
空気流量	41,000 Nm ³ /h																										
予熱空気温度	140℃																										
排熱回収の強化と利用拡大による熱原単位の低減	燃料ガスレキユベレータの設置 (排熱ボイラーの休止)	<p> 現状の熱回収率の低い排熱ボイラーを休止し、新たに燃料ガスレキユベレータを新設し、燃料ガス(ミックスガス)の予熱を行う。 </p> <table border="1" data-bbox="766 851 925 985"> <tr> <td>諸 元</td> <td>諸 元</td> </tr> <tr> <td>型 式</td> <td>対流加熱、2 基</td> </tr> <tr> <td>バス数</td> <td>4</td> </tr> <tr> <td>伝熱面積</td> <td>2,020 m²</td> </tr> <tr> <td>伝熱係数</td> <td>23 kcal/m²h℃</td> </tr> <tr> <td>入口排ガス温度</td> <td>380℃</td> </tr> <tr> <td>空気流量</td> <td>48,200 Nm³/h</td> </tr> <tr> <td>予熱空気温度</td> <td>322℃</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 更新</p>	諸 元	諸 元	型 式	対流加熱、2 基	バス数	4	伝熱面積	2,020 m ²	伝熱係数	23 kcal/m ² h℃	入口排ガス温度	380℃	空気流量	48,200 Nm ³ /h	予熱空気温度	322℃	熱原単位 56 Mcal/t 低減								
諸 元	諸 元																										
型 式	対流加熱、2 基																										
バス数	4																										
伝熱面積	2,020 m ²																										
伝熱係数	23 kcal/m ² h℃																										
入口排ガス温度	380℃																										
空気流量	48,200 Nm ³ /h																										
予熱空気温度	322℃																										
排熱回収の強化と利用拡大による熱原単位の低減	燃料ガスレキユベレータの設置 (排熱ボイラーの休止)	<table border="1" data-bbox="766 851 925 985"> <tr> <td>諸 元</td> <td>諸 元</td> </tr> <tr> <td>排ガス温度</td> <td>420℃</td> </tr> <tr> <td>ガス流量</td> <td>68,100 Nm³/h</td> </tr> <tr> <td>蒸発量</td> <td>3 t/h x 2 sets</td> </tr> </table> <p style="text-align: center;">↑ 更新</p> <table border="1" data-bbox="925 851 1085 985"> <tr> <td>諸 元</td> <td>諸 元</td> </tr> <tr> <td>型 式</td> <td>対流加熱、2 基</td> </tr> <tr> <td>バス数</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>伝熱面積</td> <td>785 m²</td> </tr> <tr> <td>伝熱係数</td> <td>10 kcal/m²h℃</td> </tr> <tr> <td>入口排ガス温度</td> <td>314℃</td> </tr> <tr> <td>ガス流量</td> <td>68,100 Nm³/h</td> </tr> <tr> <td>予熱ガス温度</td> <td>250℃</td> </tr> </table>	諸 元	諸 元	排ガス温度	420℃	ガス流量	68,100 Nm ³ /h	蒸発量	3 t/h x 2 sets	諸 元	諸 元	型 式	対流加熱、2 基	バス数	2	伝熱面積	785 m ²	伝熱係数	10 kcal/m ² h℃	入口排ガス温度	314℃	ガス流量	68,100 Nm ³ /h	予熱ガス温度	250℃	熱原単位 6 Mcal/t 低減
諸 元	諸 元																										
排ガス温度	420℃																										
ガス流量	68,100 Nm ³ /h																										
蒸発量	3 t/h x 2 sets																										
諸 元	諸 元																										
型 式	対流加熱、2 基																										
バス数	2																										
伝熱面積	785 m ²																										
伝熱係数	10 kcal/m ² h℃																										
入口排ガス温度	314℃																										
ガス流量	68,100 Nm ³ /h																										
予熱ガス温度	250℃																										

3.4.5.3 新機能の付加及び設備更新によるもの

目的	対策項目	対策内容	省エネルギー効果予測 中期生産ベース																																						
	<p>炉長延長も含めたプロファイルの最適化による伝熱性能の向上</p>	<p>現状のプロシヤ方式からウォーキングビーム方式に変更し、伝熱性能の向上を図る。</p> <table border="1" data-bbox="343 1052 542 1422"> <tr><th>予燃帯</th><th>炉長</th><th>炉高</th><th>型式</th></tr> <tr><td></td><td>15 m</td><td>3 m</td><td>軸流</td></tr> <tr><th>加熱帯</th><td>10 m</td><td>3 m</td><td>軸流</td></tr> <tr><th>均燃帯</th><td>9 m</td><td>1.4 m</td><td>サイド</td></tr> <tr><th>合計</th><td>34 m</td><td></td><td></td></tr> </table> <p style="text-align: center;">↑更新</p> <table border="1" data-bbox="343 593 542 884"> <tr><th>炉長</th><th>炉高</th><th>型式</th></tr> <tr><td>10 m</td><td>1 m</td><td></td></tr> <tr><td>9 m</td><td>2.8 m</td><td>サイド</td></tr> <tr><td>9 m</td><td>2.8 m</td><td>サイド</td></tr> <tr><td>8 m</td><td>2 m</td><td>サイド</td></tr> <tr><td>36 m</td><td></td><td></td></tr> </table>	予燃帯	炉長	炉高	型式		15 m	3 m	軸流	加熱帯	10 m	3 m	軸流	均燃帯	9 m	1.4 m	サイド	合計	34 m			炉長	炉高	型式	10 m	1 m		9 m	2.8 m	サイド	9 m	2.8 m	サイド	8 m	2 m	サイド	36 m			
予燃帯	炉長	炉高	型式																																						
	15 m	3 m	軸流																																						
加熱帯	10 m	3 m	軸流																																						
均燃帯	9 m	1.4 m	サイド																																						
合計	34 m																																								
炉長	炉高	型式																																							
10 m	1 m																																								
9 m	2.8 m	サイド																																							
9 m	2.8 m	サイド																																							
8 m	2 m	サイド																																							
36 m																																									
	<p>加熱方式・バーナ形式及び仕様の最適化による加熱性能の向上</p>	<p>炉の更新に伴い、バーナ仕様・配置を見直し加熱性能を向上させる。</p> <table border="1" data-bbox="582 1064 774 1422"> <tr><th>予燃帯</th><th>加熱帯</th><th>均燃帯</th><th>合計</th></tr> <tr><td>5,000 Mcal/h</td><td>3,500 Mcal/h</td><td>450 Mcal/h</td><td>136,500 Mcal/h</td></tr> <tr><td>8+7</td><td>8+7</td><td>10+10</td><td></td></tr> </table> <p style="text-align: center;">↑更新</p> <table border="1" data-bbox="582 616 774 884"> <tr><th>本数・容量</th></tr> <tr><td>2,600 Mcal/h</td></tr> <tr><td>1,400 Mcal/h</td></tr> <tr><td>390 Mcal/h</td></tr> <tr><td>87,000 Mcal/h</td></tr> </table>	予燃帯	加熱帯	均燃帯	合計	5,000 Mcal/h	3,500 Mcal/h	450 Mcal/h	136,500 Mcal/h	8+7	8+7	10+10		本数・容量	2,600 Mcal/h	1,400 Mcal/h	390 Mcal/h	87,000 Mcal/h																						
予燃帯	加熱帯	均燃帯	合計																																						
5,000 Mcal/h	3,500 Mcal/h	450 Mcal/h	136,500 Mcal/h																																						
8+7	8+7	10+10																																							
本数・容量																																									
2,600 Mcal/h																																									
1,400 Mcal/h																																									
390 Mcal/h																																									
87,000 Mcal/h																																									
<p>高性能加熱炉への更新による熱原単位等性能の向上</p>	<p>ウォーキングビーム化と配置・仕様の最適化による均一加熱と冷却水損失の低減</p>	<p>スキッドパイプの仕様を見直し、鋼材への伝熱量の増加・均一加熱・冷却水熱損失の低減を図る。</p> <table border="1" data-bbox="837 705 1061 1422"> <tr><th>本数・径</th><th>移動ビーム</th><th>固定ビーム</th></tr> <tr><td></td><td>4 x 160 mm</td><td>5 x 160 mm</td></tr> <tr><th>断熱仕様</th><td>ファイバー</td><td>ファイバー</td></tr> <tr><th>冷却水量</th><td>4 x 40 t/h</td><td>5 x 40 t/h</td></tr> <tr><th>冷却水温度差</th><td>15℃</td><td>15℃</td></tr> </table>	本数・径	移動ビーム	固定ビーム		4 x 160 mm	5 x 160 mm	断熱仕様	ファイバー	ファイバー	冷却水量	4 x 40 t/h	5 x 40 t/h	冷却水温度差	15℃	15℃	<p>能力 200 t/h 新製加熱炉 熱原単位 282 Mcal/t</p>																							
本数・径	移動ビーム	固定ビーム																																							
	4 x 160 mm	5 x 160 mm																																							
断熱仕様	ファイバー	ファイバー																																							
冷却水量	4 x 40 t/h	5 x 40 t/h																																							
冷却水温度差	15℃	15℃																																							
	<p>炉体の断熱強化による炉壁放熱の低減</p>	<p>炉体の断熱強化を図り、炉壁放熱を低減と熱応答性を向上させる。</p> <table border="1" data-bbox="1141 593 1396 1422"> <tr><th>予燃帯</th><th>加熱帯</th><th>均燃帯</th></tr> <tr><td>ファイバー 50mm</td><td>ファイバー 50mm</td><td>ファイバー 50 mm</td></tr> <tr><td>ファイバー 50mm</td><td>ファイバー 50mm</td><td>プラスチック 300 mm</td></tr> <tr><td>耐火レンガ 180 mm</td><td>耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm</td><td>断熱レンガ 115 mm</td></tr> <tr><td>耐火レンガ + 断熱レンガ 180 mm</td><td>耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm</td><td>断熱ボード 85 mm</td></tr> </table>	予燃帯	加熱帯	均燃帯	ファイバー 50mm	ファイバー 50mm	ファイバー 50 mm	ファイバー 50mm	ファイバー 50mm	プラスチック 300 mm	耐火レンガ 180 mm	耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm	断熱レンガ 115 mm	耐火レンガ + 断熱レンガ 180 mm	耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm	断熱ボード 85 mm																								
予燃帯	加熱帯	均燃帯																																							
ファイバー 50mm	ファイバー 50mm	ファイバー 50 mm																																							
ファイバー 50mm	ファイバー 50mm	プラスチック 300 mm																																							
耐火レンガ 180 mm	耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm	断熱レンガ 115 mm																																							
耐火レンガ + 断熱レンガ 180 mm	耐火レンガ + 断熱レンガ 200 mm	断熱ボード 85 mm																																							

対策内容

対策項目

目的

現状の輻射型レキユベレータを対流型に更新し、併せて伝熱係数の向上と伝熱面積の増加させ、予熱空気温度の上昇を図る。

諸元	
対流加熱	2基
バス数	4
伝熱面積	1,685 m ²
伝熱係数	23 kcal/m ² h°C
入口排ガス温度	750 °C
空気流量	32,800 Nm ³ /h
予熱空気温度	614 °C

諸元	
輻射加熱	2基
バス数	2
伝熱面積	146 m ²
伝熱係数	39 kcal/m ² h°C
入口排ガス温度	380 °C
空気流量	41,000 Nm ³ /h
予熱空気温度	140 °C



現状の熱回収率の低い排熱ボイラーを休止し、新たに燃料ガスレキユベレータを新設し、燃料ガス(ミックスガス)の予熱を行う。

諸元	
型式	対流加熱、2基
バス数	2
伝熱面積	300 m ²
伝熱係数	10 kcal/m ² h°C
入口排ガス温度	296 °C
ガス流量	46,100 Nm ³ /h
予熱ガス温度	252 °C

諸元	
排ガス温度	420 °C
ガス流量	68,100 Nm ³ /h
蒸発量	3 t/h x 2 sets



高性能加熱炉への更新による熱原単位等性能の向上
(炉帯設備関連)

燃料ガスレキユベレータの設置
(排熱ボイラーの廃止)

現状の燃焼制御系(燃料流量制御先行型)を燃料と空気のクロスリミット機能を付加した制御系に改造し、流量変化時の空燃比制御の精度を改善する。

現状の炉圧制御系(炉内圧力制御と両燃通の差圧制御のカスケード方式)を、単純化した圧力制御系に改善し、炉圧の制御精度を向上させる。

- レキユベーターによる直接制御(侵入空気の原因となる入側ダンパーは撤去)
- 両燃通のパラバランス調整は主従制御方法に集約する。

計装制御系の更新
・温度燃焼制御
・炉圧制御

前ページに記載

3.4.5.4 省エネルギー対策の評価と総括

SIDEX熱源加熱炉の省エネルギー対策として、現状の問題点である燃料供給・熱損失・伝熱性能・排熱の回収と利用の問題点に着目した改善策の企画に向けて分析及び検討を行った。

その結果、熱原単位への影響度及び改善のための費用対効果の観点から、効果的な省エネルギーに繋がる改善策を

- ① 操業の改善によるもの（含む操業管理、保全管理の強化策）
 - ② 設備の改善・改良・部分更新によるもの（含む附属設備、関連設備の改善）
 - ③ 新機能の付加及び設備更新によるもの
- の対策レベルに分けて以下に取りまとめた。

検討結果の概要は以下の通りである。

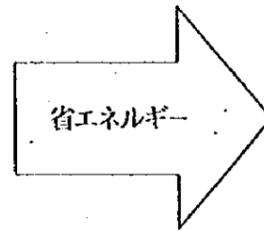
- ① 操業改善によるものでは、ヒートパターン^{#1}の改善を中心に4.1Mcal/lの省エネルギーが見込まれる
- ② 設備改造によるものでは、熱損失の低減と熱回収強化及び伝熱性能の向上により14.9Mcal/lの省エネルギーが図られる。一方、加熱能力の制約から中間生産レベルでは2基稼働となることから、対策工事も2基対象となる。

また、SIDEXでは炉の単体性能の問題に加え空焚時の加熱燃料の消費の問題も大きく、2基稼働体制での工場全体の平均燃料原単位は単体の連続定格運転の原単位を大きく上回る。従って、省エネルギーに併せ加熱能力の増強による稼働基数の集約に繋げると言う観点から

- ③ 設備更新による高性能加熱炉の導入が能力面も含め省エネルギー対策として最も効果的な方策といえる。

2002年（対策未実施では平均 830Mcal/l）

		現 状
熱原単位	連続定格	463 Mcal/l
	平均	1050 Mcal/l
生産量	平均	110 t/h・基
	年間	90.1 10 ³ t
稼働状況	生産能力	160 t/h・基
	稼働体制	2基 × 32%



		省 エ ネ ル ギ ー 対 策 後			備 考
		操 業 改 善	設 備 改 造	設 備 更 新	
熱原単位	連続定格	449 Mcal/l	314 Mcal/l	282 Mcal/l	
	平均	816 Mcal/l	560 Mcal/l ^{#2}	292 Mcal/l	
省エネルギー量		Δ 14 Mcal/l	Δ 149 Mcal/l	Δ 181 Mcal/l	連続定格に対するもの
稼働体制		2基 × 67%	2基 × 67%	1基 × 86%	

*: 設備改造では、7ドリング時間の熱損失も低減出来るので、149Mcal/l より多い効果が期待出来る。

省エネルギー 対策
① 燃料供給の安定化
② 熱損失の低減
③ 伝熱性能の向上
④ 排熱回収と利用の強化

実行条件
生産量 : 1880 10 ³ t/y
使用エネルギー : 天然ガス
エネルギー価格 : 90 \$/10 ³ Nm ³

操 業 改 善 の 対 策	
○ヒートパターンの改善	Δ 9 Mcal/l ^{#1}
・抽出温度の低減	
・後段高負荷加熱	
○炉の熱管理強化	Δ 5 Mcal/l
・排ガス等の熱損失管理	
・定期的な熱診断の実施	

設 備 改 造 の 対 策	
○熱損失の低減	Δ 61 Mcal/l
・スキッドパイプの断熱強化	
・燃焼制御系の改善	
・炉圧制御系の改善	
○伝熱性能の改善	Δ 42 Mcal/l ^{#2}
・予熱器の延長	
・スキッドパイプ配列の変更	
○排熱回収の強化	Δ 46 Mcal/l ^{#2}
・侵入空気の低減	
・空気レベルの更新	

設 備 更 新 の 対 策	
○高性能加熱炉への更新	
・伝熱性能の向上	
・熱損失の低減	
・排熱回収の強化	
○加熱能力の向上	
・稼働炉の1基への集約	
加熱能力 250 t/h	

#1: 前述ヒートパターンの的中率を25%と予想。

#2 熱損失の低減により、排ガス温度が低下した事を考慮。

3.5 エネルギー供給設備

エネルギーの安定かつ効率的な供給は、SIDEKの省エネルギー対策を進める上で、各プロセスでの省エネルギーの推進と合わせて、最も基本的な対策として必須である。主たる問題点のうち、モデルプラントに関係の深いガスの安定供給の問題及びNo.6 高炉用送風機の更新について詳述する。

注) 本来、ガスの安定供給設備と高炉送風機は、調査の範囲外であったが、第2次調査において、“提示された対策（各燃焼設備での空燃比の改善、高炉の出鉄比の向上、微粉炭多量吹き込みの採用等）を実施するには、ガス供給設備の安定化と高炉送風機の更新が不可欠であり、それが無いと、モデルプラントの省エネルギー対策も片手落ちになってしまう。よってこれらの設備の調査も、調査団の範囲に含めて欲しい。”との申し入れがSIDEKよりあった。調査団としても、モデルプラントの省エネルギー対策の完成のためにはこれが必要であることを認識し、SIDEKの申し入れを受諾して以下のような調査・改善対策の立案を行った。

3.5.1 Mix gas 及び副生ガス供給の改善

BFGを有効に活用するためCOGや天然ガスと混合してMix gas にすることが通常行われているが、現在、副生ガスラインにガスホルダーが無く、連絡配管がガスホルダーの役目を担っている。BFGラインの圧力変動を例にとれば 800 mmH₂O から 2,000 mmH₂O まで大きく圧力変動しており、各工場に分散して設置されているGas mixing 装置では一定カロリーに調整できていない。このため各炉での燃焼装置も追従出来ず、大きく過剰空気燃焼に陥ったり、燃料の一部が未燃状態で排出されたりして各燃焼装置での燃料原単位を大きく悪化させている。このような状況のため、Mix gas で十分な所に、高価な天然ガスを使う結果になっている。

対策としてはまず、BFGおよびCOGガスホルダーの設置を行ない、BFG配管中でのガス圧力変動を 50 mmH₂O以下におさえる。

また、分散して設置されているGas mixing 設備を集約、大型化し、ガス分析計を設置してWobbe index や理論空気量インデックスを自動制御することによりMix gas の熱量の安定化を図る。これにより、各工場の空気過剰率が 1.6 ~ 1.4 から 1.1 程度に低減できると思われる。

3.5.2 高炉送風機の更新

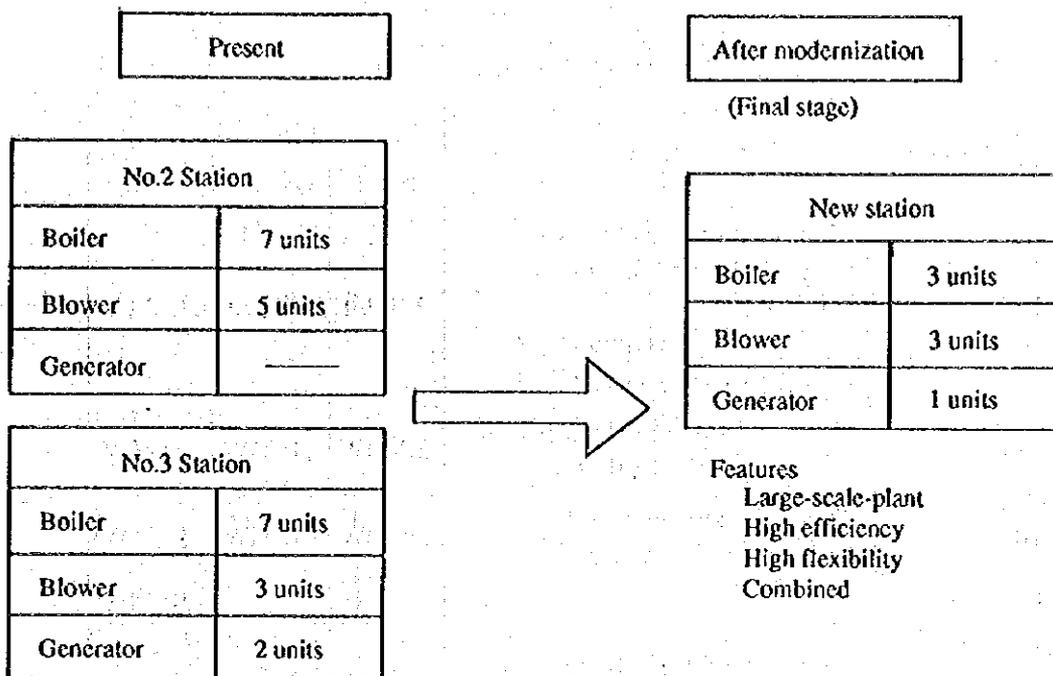
3.5.2.1 現状と対策

3.3 章で述べたように、今後 6 BF において、微粉炭の多重吹込みが行われるが、その場合、送風圧力を上昇させる必要がある。しかし、現在設置されている高炉送風機ではこの必要圧力を発生することができず、何らかの更新が求められている。一方、現在の高炉送風機の送風発生原単位は、送風機の容量が小さく、また効率も悪いため、 0.12 kWh/Nm^3 と日本のプラントの 0.07 kWh/Nm^3 に比べ、約 2 倍程度高い状況にある。加えて、ボイラー、タービン等も小容量で機器効率が悪いため、送風機動力の燃料原単位（ヒートレート）も $4,060 \text{ kcal/kWh}$ と日本の平均値の $2,658 \text{ kcal/kWh}$ に比べ、大幅に効率が悪い。

以上を踏まえると、高炉送風発電所全体を更新することが、最も効率的であると予想される。

3.5.2.2 新発電所のイメージ

新発電所の建設には多大な投資を要することから、先ず将来のSIDEXの発電所の有るべき姿を描き、それに段階的に近付けてゆく方法を取るべきであろう。すなわち、まず 6 BF 用高炉送風設備の更新を行い、2 期工事で 5 BF 用の高炉送風設備と共通予備設備（通常時は発電を行う）を設置する。将来の発電所のイメージを Fig.II.3-22. に示す



Schematic diagram

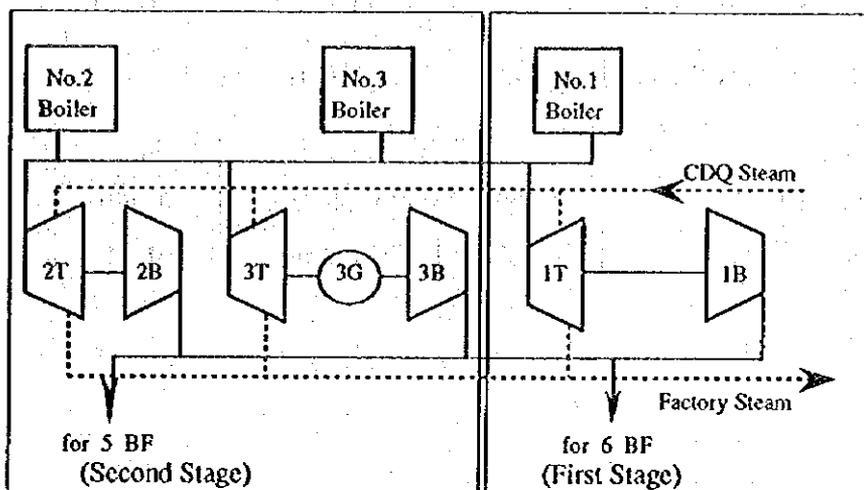


Fig.II.3-22. Image of new power station

3.5.2.3 新しい送風発電所の諸元

新しい送風発電所の諸元を以下に示す。

Equipment	Specifications	Capacity		
		No.1	No.2	No.3
Boiler	Main steam ; 100 atg, 540 °C Fuel ; BFG, COG, NG, and Mix-gas, Feed water temperature ; 200 °C Boiler efficiency ; 89 %	140 t/h	140 t/h	140 t/h
Turbine	Heater ; 4 stage feed water heater Exhaust pressure ; 0.16 ata	30 MW	30 MW	30 MW
Blower	Type ; Axial-flow-multi-stage Blower efficiency ; 85 %	30 MW	30 MW	(30 MW)
Generator		—	—	30 MW
Factory steam supply	Supply condition ; 8 atg, 180 °C (turbine extracted steam)	20 t/h	20 t/h	20 t/h
CDQ steam usage *	Usage condition ; 35 atg, 410 °C	10 t/h	10 t/h	10 t/h

* : Turbine would supply the steam oppositely when CDQ is stopped.

Items	新送風発電所	現状
熱原単位	2,600~2,900 kcal/kWh	4,060
送風電力原単位	0.07 kWh/Nm ³ -air	0.12

また新発電所の代表的熱バランスは Fig.II.3-23. のようになる。

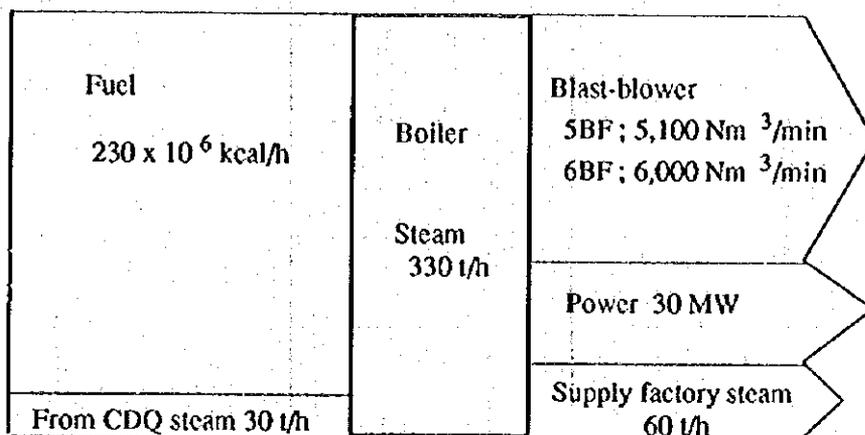


Fig.II.3-23. Typical heat balance of new power station

3.5.3 省エネルギー対策のまとめ

次ページに、エネルギー供給設備に関する省エネルギー対策とその効果をまとめました。

〈エネルギー供給設備の対策及び効果予測〉

目的	対策項目	対策の内容	効果予測
ガス供給設備の安定化 と副生ガスの利用	1. BFG及びCOGラインにガスホルダー 設置し副生ガス圧力の変動を小さく する。 2. ガスキッキング装置を集中化して設 置し、安定したガスを各工場に供給 する	1. BFG ガスホルダー 1基 (100,000 Nm ³) 2. COG ガスホルダー 1基 (50,000 Nm ³) 3. ガスキッキング装置 1式	1. ガス放散量の減少 (5%→0.5%) ΔNG = 56 x 10 ⁶ Nm ³ /y
No.6 BF用のプロワ-の 吐出圧力及び熱効率の 向上	1. プロワ-を駆動する蒸気タービンお よびボイラについては、No.6 高炉の 改修に併せて設置する 2. 発電所を段階的に更新する。	1. No.6 高炉用プロワ- 1基 (7,250 Nm ³ /min, 4.25 kg/cm ²) 2. プロワ-駆動用蒸気タービン 1基 30 MW, 5,180 rpm 3. ボイラ 1基 140 t/h, 100 atn, 540 °C BFG および天然ガス焼き	1. 送風蒸気原単位の改善 635→290 kg/t 2. 発電所燃料効率の改善 4,060→2,650-2,950 kcal/kWh (送風電力原単位 0.12→0.07 kWh/Nm ³)
新機能の付加・設備更新			

III. 環境対策

1. ルーマニアの環境対策の全体動向

1.1 全般

1989年の自由化後、ルーマニアにおける環境汚染を改善し、EU諸国と足並みを揃えた環境対策の戦略策定を目的とした調査事業が行われ、1992年7月にRomania Environmental Strategy Paperとしてまとめられた。本調査事業は、ルーマニア政府、US AID (United States Agency for International Development), US-EPA, EC-PHARE (Program for Restructuring Assistance), WHO及びWorld Bankの共同事業として実施されたものである。本報告書は、ルーマニアにおける経済、エネルギー使用と環境汚染の現状及び現行の環境規制制度のレビューを行った上で、今後ルーマニア政府がとるべき環境対策・戦略を提言し、最終的に"10 Points of Action"としてまとめている。この中で新たな規制に係わるものとして、環境基本法の制定、EU基準に沿った一般環境基準や排出基準の制定が挙げられている。また報告書は、特に汚染防止対策を優先して実施すべき地域 (Priority Area) として14の工業地域とドナウデルタを挙げているが、下記に示すように今回調査対象となったガラチ製鉄所や他の製鉄所が立地する地域は含まれていない。

(Priority Area)

1. Copsa Mica (非鉄)
2. Baia Mare (非鉄)
3. Zlatna (非鉄)
4. Ploiesti-Brazi (石化)
5. Borzesti-Onesti (石化)
6. Bacau (肥料)
7. Suceava (紙パ)
8. Pitesti (石油精製)
9. Tg.Mures (化学)
10. Turnu Magurele (肥料)
11. Tulcea (アルミナ)
12. Isalnita (アルミナ)
13. Brasov (化学)
14. Govora (農薬)

Romania Environmental Strategy Paper による提言を受けて、新しい施策が環境省 (Ministry of Water, Forestry, and Environmental Protection) を中心に打ち出されており、現在、審議及び策定中である。

1.2 新環境基本法及び環境基準

国の環境対策の根幹を示す環境基本法は1973年に制定されたものがある (Law of the Environmental Protection) が、新たに "Romanian Environmental Protection Law" が国会で継続審議中である。法案は、5章 104条から構成されており、環境保全のために事業者が遵守すべき事項として以下が定められている。

- (1) 高効率、最新の技術により、汚染物質を可能な限り除去し、規制値以下で排出するよう対策設備を設置すること。
- (2) 生産及び処理の工程で発生するエネルギー、廃棄物は、可能な限り低減、回収を図り、廃棄物については発生場所での再利用を行なうこと。
- (3) 環境への汚染物質の排出をコントロールするよう、訓練された要員を配置し、測定体制を整備して記録を保存すること。
- (4) 重要な汚染源については、事業者の支出により第三者による環境影響評価を実施し、その結果と対策を環境当局に提示し、またマスメディアへも公開すること。
- (5) 許容値を超える汚染物質の排出についてはペナルティーを支払うこと。

また、第8条～第19条は経済活動や開発行為による環境影響を評価するアセスメントの実施や認可手続を規定している。(手続きのフローはFig.III.1-1. に示した。) 第20条～第24条は、毒物及び有害廃棄物に関する規定であり、第25条～第35条は化学肥料と農薬の使用に関する規定である。第2章には、大気、水、土壌、生態系、住居地域・景観等の保全について規定している。この中で注目されるのは、第51条において、気象条件により特定地域に汚染物質の高濃度地域が出現する場合には、環境当局は排出者に対し一定期間、汚染源の操業停止を命ずることができることを規定している。第3章(第84条～第94条)は政府各機関及び地方当局の権限と責務、第4章(第95条～第101条)は罰則、第5章(第102条～第104条)は補則を規定している。

一方、大気、水質の環境基準は既に定められており、Table III.1-1., 1-2. に主要項目の基準値を示す。

1.3 排ガス規制

これまで規制の無かった煙道排ガス中のSO_x, NO_x, ばいじん等の排出について、'93年9月に規制値が制定され発効している。(Order 462/1993 On the Technical Conditions for the Approval of Atmospheric Protection and Methodological Regulations for the Emissions of Pollutants from Stationary Sources) 本規制の概要は次の通りである。

- (1) 規制値は特定地域だけでなく全国の排出源に適用される。
- (2) 工場などの固定発生源を規制の対象としており、規制項目や一般排出源に対する規制値は ANNEX 1 に、特定の燃焼設備に対する燃料別の規制値は ANNEX 2 に定められている。尚、規制値は、新規に設置する設備に対する規制値であるため、適用が猶予される期間の既存設備に対する規制値については、各産業を所管する省庁が、発効後3ヶ月以内に業種別の排ガス規制値案を示し、環境省と協議の上決定することになっている。

注) 予定より遅れてはいるものの、鉄鋼を含む金属産業局は現在規制値案を準備しており、1994年9月末には規制値が設定される見込みである。

- (3) 最低煙突高さを求める計算方法、排ガスのサンプリング及び分析方法等に関する技術基準についても規定されている。
- (4) 既存の工場、設備に対しては、7年を限度として規制基準に適合できるよう汚染防除システムの設置が義務づけられている。また、排出物質が基準値に適合していることを確認するための監視を行なうこと、特に地域の大気環境濃度に大きな影響を及ぼす排出源(工場)に対しては、工場自身による測定監視システムを設置して継続的な測定を行ない、その結果を行政に報告することも規定されている。

Table III.1-3. にSO_x, NO_x, ばいじんに係わるANNEX 1とANNEX 2による規制値を、Table III.1-4. にこれら規制値のEU基準値(Directive)との比較を示す。

今回定められた規制値はEU(Directive)の数値と比較しても遜色のないものであり、若干の例外を除けば、この基準を満足することでEU諸国と同等の環境保全

体制が確保されるものと考えられる。

1.4 排水規制

排ガスと異なり、全国一律の排水基準は制定されていないが、環境省の水資源保護局及びLocal AgencyとのAgreementにより、規制が行われている。

1.5 産業廃棄物規制

産業廃棄物の埋め立て処分等に関する規制は、有害廃棄物の越境移動を規制するバーゼル条約に係わるものがあるのみで、廃棄物の性状に応じた保管・運搬・処分に関する細かな規則を定めたものはなく今後期待される。

1.6 環境アセスメント制度

生産設備の新增設等を行う際の環境影響を事前に予測・評価し、所管の行政機関から建設及び操業の許可を得るもので、'92年に発効している。

関連する規定 (Order) は次の通りである。

Order 170 / 1990 - On the issuance of environmental approval

(Environmental Agreement 値を示しており、これに適合しなければ設置許可 (Approval) は出されない。)

Order 113 / 1990 - On the documents to be submitted for obtaining the environmental approval

Order 437 / 1991 - On the environmental permit

Order 619 / 1992 - On the issuance of the ecological impact study for the investments

G.D (Governmental Decision) 435 / 1992 - Approval for using water

1.7 環境対策設備投資に係わる減税措置

'91年に制定された法律 No.12には、生産設備の投資に対する減税措置を行うと同時に環境対策設備の設置を促す次のような規定がある。「生産設備の

拡大や近代化等に対する投資は環境汚染対策を目的とした設備投資と同様に、その投資額に応じた税金の 50 % が控除される。」すなわち、環境対策設備については、投資額の 50 % が控除される。

1.8 排ガス・排水のモニタリング

環境状態については、環境省が全国ベースの一般環境モニタリング体制の整備計画を推進中である。排出状態については、新環境基本法の施行に伴って、事業者自らが測定を行い、行政に報告する義務を受けるようになる予定である。

1.9 環境保全実施体制

ルーマニア全体では環境省が活動を統括しており、施策の実施にあたっては、全国を 40 地域 + 特別地域（ブカレスト）の 41 地域に分け、各地域に設置された環境省の支所 (Local Environmental Control Agency) によって法の執行、監督・監視及びモニタリングがおこなわれている。各支所は企業との折衝により、国の規制値に加えて個別の規制値を Agreement として取り交わす権限を有している。

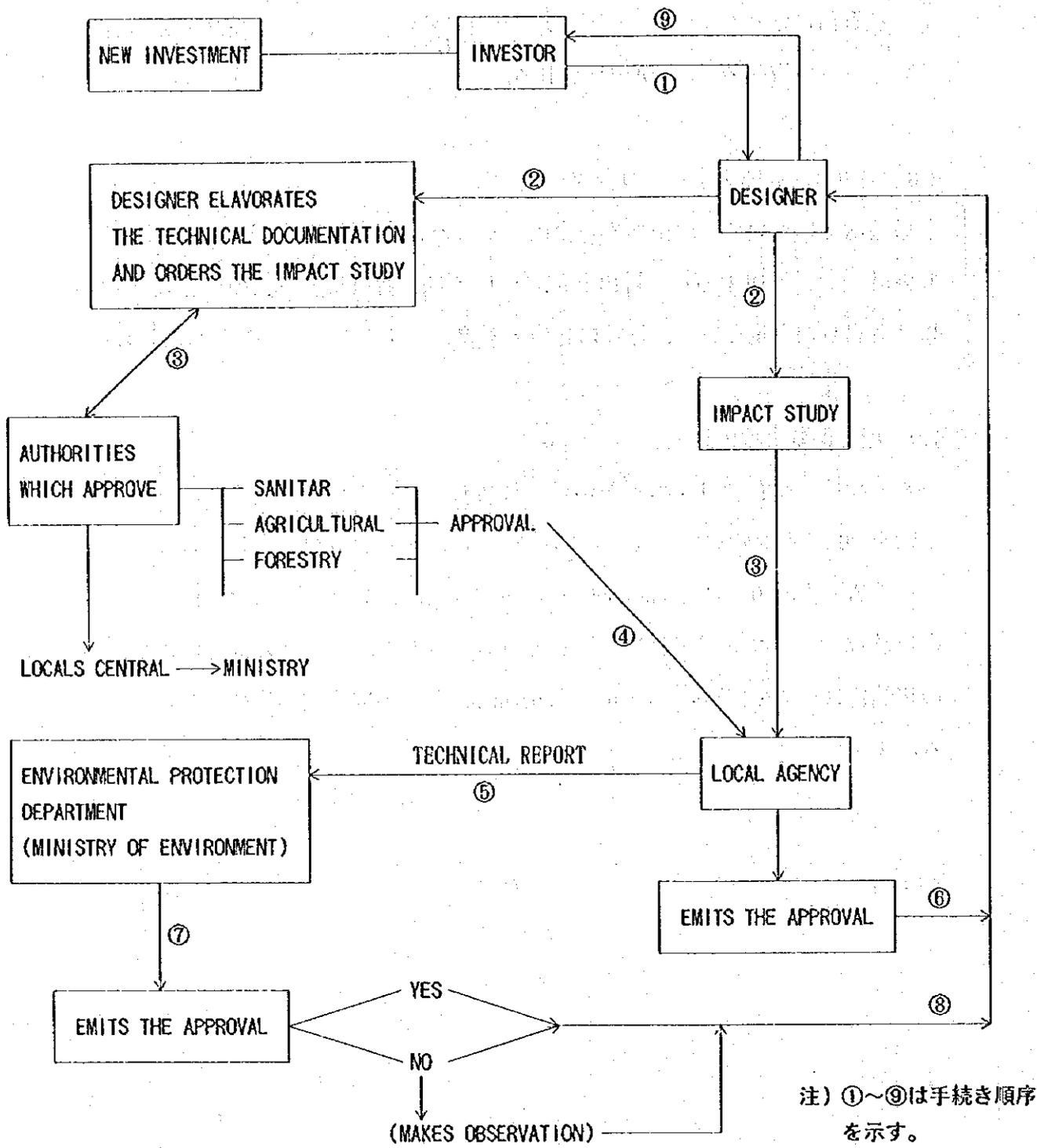


Fig. III. 1-1. 環境アセスメントフロー

Table III.1-1. 大気環境基準 (主要項目)

項目	許容濃度 (mg/m ³)		
	短期評価	長期評価	
	30分値	24時間値	年平均値
SO ₂	0.75	0.25	0.06
NO ₂	0.3	0.1	0.04
浮遊粉塵	0.5	0.15	0.075
CO	6.0	2.0	—
アンモニア	0.3	0.1	—
フェノール	0.1	0.03	—
オキシダント	0.1	0.03	—
鉛	—	0.0007	—
降下ばいじん	17g/m ² /month		

Table III.1-2. 水質環境基準 (主要項目)

項目	カテゴリー別許容濃度 (mg/l)		
	水質1種	水質2種	水質3種
CBO ₅	5	7	12
CCO-Mn	10	15	25
溶存酸素	6	5	4
7種のイオン	1	3	10
硝酸イオン	10	30	—
フェノール	0.001	0.02	0.05
全鉄	0.3	1	1
pH	6.5 ~ 8.5		
油分	0.1		
遊離残留塩素	0.005		
シアン	0.01		
カドミウム	0.003		
鉛	0.05		
6価クロム	0.05		

Table III. 1-3. ルーマニア排ガス規制値 (主要項目)

ANNEX I

項目	規制値 (mg/Nm ³)
SO _x (as SO ₂)	500
NO _x (as NO ₂)	500
ばいじん	50

ANNEX II

液体燃料	単位	熱量 MW/t			
		<100	100 - 300	300 - 500	>500
ばいじん	mg/Nm ³	50	50	50	50
CO	mg/Nm ³	170	170	170	170
SO _x (as SO ₂)	mg/Nm ³	1700	1700	400	400
NO _x (as NO ₂)	mg/Nm ³	450	450	450	450
酸素濃度	%, vol	3	3	3	3

固体燃料 (石炭、木材)	単位	熱量 MW/t			
		<100	100 - 300	300 - 500	>500
ばいじん	mg/Nm ³	100	100	100	100
CO	mg/Nm ³	250	250	250	250
SO _x (as SO ₂)	mg/Nm ³	2000	2000-400 (熱量に応じ直線的に変化)		400
NO _x (as NO ₂)	mg/Nm ³	500	400	400	400
Total Carbon(C)	mg/Nm ³	50	50	50	50
酸素濃度	%, vol	6	6	6	6

天然ガス	単位	熱量 MW/t			
		<100	100 - 300	300 - 500	>500
ばいじん	mg/Nm ³	5	5	5	5
CO	mg/Nm ³	100	100	100	100
SO _x (as SO ₂)	mg/Nm ³	35	35	35	35
NO _x (as NO ₂)	mg/Nm ³	350	350	350	350
酸素濃度	%, vol	3	3	3	3

(注) 燃料を混合使用の場合の規制値Cは次式で決める。 $C = \sum (C_i \cdot Q_i) / \sum Q_i$

Table III. 1-4. 排ガス規制値のEUとの比較 - 熱量 500 MW/t 以上 -

対象物質	ROMANIA			E C Directive(新設)		
	燃料の種類		濃度基準(mg/Nm ³)	燃料の種類		濃度基準(mg/Nm ³)
SO ₂	気体燃料	天然ガス	35, O ₂ 3%	一般気体燃料		35, O ₂ 3%
				液化ガス		5, O ₂ 3%
				低カロリーガス ;コークスガス, 高炉ガス		800, O ₂ 3%
				石炭気化ガス		未定
	液体燃料		400, O ₂ 3%	液体燃料		400, O ₂ 3%
固体燃料 : 石炭、木材		400, O ₂ 6%	固体燃料		400, O ₂ 6%	
NO _x	気体燃料 : 天然ガス		350, O ₂ 3%	一般気体燃料		350, O ₂ 3%
	液体燃料		450, O ₂ 3%	液体燃料		450, O ₂ 3%
	固体燃料 : 石炭、木材	400, O ₂ 6%	固体燃料	一般固体		650, O ₂ 6%
揮発性<10%				1300, O ₂ 6%		
DUST ばいじん	気体燃料	天然ガス	5, O ₂ 3%	気体燃料	製鉄所ガス	50, O ₂ 3%
					高炉ガス	10, O ₂ 3%
					一般気体燃料	5, O ₂ 6%
	液体燃料		50, O ₂ 3%	液体燃料	灰分>0.06% 500MW 未満	100, O ₂ 3%
					その他	50, O ₂ 3%
固体燃料 : 石炭、木材		100, O ₂ 6%	固体燃料	500MW 以上	50, O ₂ 6%	
				500MW 未満	100, O ₂ 6%	
CO	気体燃料		100, O ₂ 3%			
	液体燃料		170, O ₂ 3%			
	固体燃料		250, O ₂ 6%			

2. SIDEX及び周辺地域における環境の現状と対策

2.1 排ガス及び粉塵

2.1.1 排ガス及び粉塵の現在の排出状況

1) SIDEXに対する排ガス規制値

1993年9月に Order 462 / 1993 が発効しているが、既に述べたように、ここに規定されている数値は新設の設備に対して適用され、鉄鋼業における既存の設備に対する規制値については、1994年9月末を目処に設定される予定である。これに伴い、鉄鋼業の大気、水質、土壌に関する環境対策を専門的に計画する組織として1994年1月に ECOSIDER が組織され、ここで既存設備に対する排ガス規制値の案が準備され、産業省と共に環境省と協議の後、最終決定される運びである。

SIDEX に対する規制値については、適用猶予期間が7年間であり、中期の生産計画年度が2002年であることから、この時点での環境対策の目標値を下記の Order 462 / 1993 による規制値と同じ数値とした。

SO_x : 500 mg/Nm³ as SO₂

NO_x : 500 mg/Nm³ as NO₂

ばいじん : 50 mg/Nm³

酸素濃度 : 3 %

注記)

焼結機の排ガス中の酸素濃度は通常の燃焼設備とは異なり、15～16%となるのが平均的な姿であり、上記の規制値を他の燃焼設備と同様に酸素濃度 = 3% のままで焼結機排ガスに適用することには疑問がある。仮に酸素濃度 = 3% の時の SO₂ , NO₂ 規制値を酸素濃度 = 15% 時に換算すると、SO₂ , NO₂ = 167 mg/Nm³ の規制を受けることと等しくなる。これは、下記に示すように、西欧の規制に比べ極めて厳しいものであり、焼結機排ガスの SO₂ , NO₂ には酸素濃度による換算を行なわないかまたは 15% とするのが現実的と考えられ一方、ばいじんについては、西欧、日本ともに酸素濃度による換

算を行なっておらず、実際の排ガス中のばいじん濃度を規制している。これらの点については、ECOSIDER・産業省と環境省との間で協議され、西欧と同程度の規制が設定されると予想されるので、焼結機の排ガス対策に関しては、SO₂、NO₂ 規制値は酸素濃度 = 15 % とし、ばいじんについては、酸素濃度による換算を行わないことを検討の前提条件とした。

すなわち、2002年の焼結機排ガスの目標値は次の通りである。

SO₂, NO₂ : 500 mg/Nm³, O₂ 15 %

ばいじん : 50 mg/Nm³ (実ガス)

	SO _x as SO ₂	NO _x as NO ₂	ばいじん	酸素濃度 (実績)
ドイツ (新設)	500 mg/Nm ³	400 mg/Nm ³	50 mg/Nm ³	なし (15~16%)
フランス (新設)	750 mg/Nm ³	750 mg/Nm ³	100 mg/Nm ³	なし (15~16%)
日本	K値規制	450 mg/Nm ³	100 mg/Nm ³	15% (NO ₂ 規制のみ)

*K値規制：SO_x の地上着地濃度を規制する方式で、SO_x 排出量を下記の式で規制するものであり、地域の環境濃度に応じたK値が与えられる。

$$q = K \times 10^3 \cdot H_e \text{ (Nm}^3\text{/h)} \quad H_e: \text{有効煙突高さ (m)}$$

2) 現状の排ガス排出状況

排ガス濃度の測定に使用された機器と測定方法をTable III.2-1. に示す。

また、モデル工場の排ガス測定結果をTable III.2-2. に示す。コークス炉及び高炉熱風炉のばいじんについては煙道が地中にある等適当な位置に測定孔を設けることが困難であったため、実排ガスを採取して直接ばいじん濃度を測定することはできなかった。しかしながら、高炉熱風炉については高炉ガス (BFG) 中のばいじん濃度の測定値と熱風炉の使用燃料 (BFGが大部分) から排ガス中のばいじん濃度を推定することができるので、この推定値を検討に用いる。また、焼結排ガスのSO₂、NO₂ 規制値における酸素濃度は15%を前提とし、ばいじんでは酸素濃度による換算を行わないこととした。

注) 加熱炉については確認のためSO_x, NO_x の測定は実施した。

将来の規制値との比較からみて問題となるのは、コークス炉のSO_x, NO_x, ばいじん、焼結のSO_x, ばいじん及び熱風炉のばいじんと考えられる。コークス炉のばいじんについては実測定ができなかったが、調査期間中、ほぼ常時、煙突からの黒煙が観察されたことから、ばいじん濃度は規制値の 50 mg/Nm³ を超えていることは明らかであり、対策が必要であると推定した。

Table III.2-3. に日本の製鉄所との濃度比較を示すが、これによると、熱風炉のNO_x を除く、他のSO_x, NO_x, ばいじんは日本の平均レベルよりやや高くなっているが、極端な差は認められない。但し、焼結ばいじんは日本の10倍以上となっており、早急な改善が必要である。

3) 粗鋼トン当たりのSO_x, NO_x 排出量原単位

コークス、焼結部門における粗鋼トン当たりのSO_x, NO_x 排出量原単位をTable III.2-4. に示す。SIDEXのSO_x 排出総量はCOG, BFG及び天然ガス使用量とS含有量(推定値)及び焼結Sバランスから求めた。NO_x 量は気体燃料使用量から求められる燃焼排ガス量と実測及び推定NO_x 濃度の積及び焼結Nバランスから推定した。これによるとSO_x 排出量原単位に占める割合は焼結部門が圧倒的に大きく全体の81%であり、コークス工場と合わせれば91%に達する。またNO_x についても焼結の比率は59%であり、コークス部門と合わせれば70%以上になる。即ち、SO_x, NO_x の低減はコークス及び焼結工場を対象とした諸対策が低減のポイントとなる。

日本との比較をFig.III.2-1. に示す。脱硫、脱硝のない日本と比べても3割程度高く、改善の余地があると思われる。

4) 現状の粉塵の発生状況

コークス炉における石炭装入、窯出し時の発塵、焼結工場の排鉱部の発塵及び高炉出鉄時の発塵が特に目についた。集塵機が設置されていないこと

及び設置されていても所定の能力が出ていないことが原因であり、今回の対策検討の主要項目と位置づけられる。また、焼結原料地区は道路、通路の舗装が少ない上に粉塵が堆積しており、車両通行時の発塵が著しい。道路舗装及び清掃等の二次飛散対策が必要と思われる。

Table III. 2-1. 測定方法と機器

対象物質	測定方法	測定機器
SO _x , CO, CO ₂	非分散型赤外線吸収法	堀場VIA-510
NO _x	常圧化学発光法	堀場CLA-510S
O ₂	磁気圧力法	堀場MPA-510
ばいじん	JIS Z8808	-

Table III. 2-2. モデル工場排ガス濃度測定結果と規制値

モデル工場	項目	排出濃度		排ガス O ₂ (%)	O ₂ 3% 換算後	SIDE X規制値	
		ppm	mg/Nm ³ (as SO ₂ , NO ₂)			mg/Nm ³ (as SO ₂ , NO ₂)	O ₂ (%)
No. 5 コークス炉	SO _x	70~80	200~230	} 8	280~320	500	} 3
	NO _x	170	350		480	500	
	ばいじん	-	測定不可		-	50	
No. 7焼結	SO _x	75~100	215~290	} 18	430~580	500	15
	NO _x	100~130	205~270		410~540	500	15
	ばいじん	-	280~330		280~330	50	-
No. 6高炉 熱風炉	SO _x	30~60	86~172	} 5	97~194	500	} 3
	NO _x	1~2	2~4		2~5	500	
	ばいじん	-	65		73	50	
No. 3熱延 加熱炉	SO _x	10以下	29	} 13	65	500	} 3
	NO _x	50	103		232	500	
	ばいじん	未測定	-		-	50	

Note: 熱風炉のばいじんは、BFG中のばいじん濃度(105mg/Nm³)からの推定値である。
 また、コークス炉の煙突からは黒煙の排出が散見でき、燃焼改善が必要と思われる。
 焼結のSO₂, NO₂の補正值及び規制値は酸素濃度=15%とし、ばいじんの補正值及び規制値は酸素濃度による換算を行わないことにした。

Table III. 2-3. 排ガス濃度の比較

	SO _x (ppm)	NO _x (ppm)	ばいじん (mg/Nm ³)	O ₂ (%)
3-炉 S I D E X 実測	70~80	170	測定不可	8
(O ₂ 換算値)	75~86	183	-	7
日本	30	150 (70~320)	10	7 ¹⁾
焼結 S I D E X 実測	75~100	100~130	280~330	18
(O ₂ 換算値)	150~200	200~260	560~660	15
日本 (脱硫鉄)	160 (150~200)	190 (160~220)	50 (25~73)	15 ²⁾
高炉 S I D E X 実測	30~60	1~2	65	5
熱風炉 (O ₂ 換算値)	32~64	1~2	69	4
日本	20	30	10	4
熱延 S I D E X 実測	<10	50	-	13
加熱炉 (O ₂ 換算値)	<13	63	-	11
日本	10	54 (30~120)	10	11 ³⁾

1) NO_x及びばいじん規制のO₂濃度規制値

2) NO_x規制のO₂濃度規制値

3) NO_x及びばいじん規制のO₂濃度規制値

(注) S I D E Xの下段の値は日本のO₂濃度に換算したものであり、日本の数値は法に基づくO₂濃度規制値に換算した数値である。

Table. III.2-4. 粗鋼トン当たりのSOx、NOx排出原単位

	SIDE X原単位(kg/t-steel)	
	SOx asSO ₂	NOx asNO ₂
コークス部門	0.18 (10%)	0.24 (13%)
焼結部門	1.50 (81%)	1.10 (59%)
その他	0.16 (9%)	0.54 (28%)
製鉄所合計	1.85	1.88

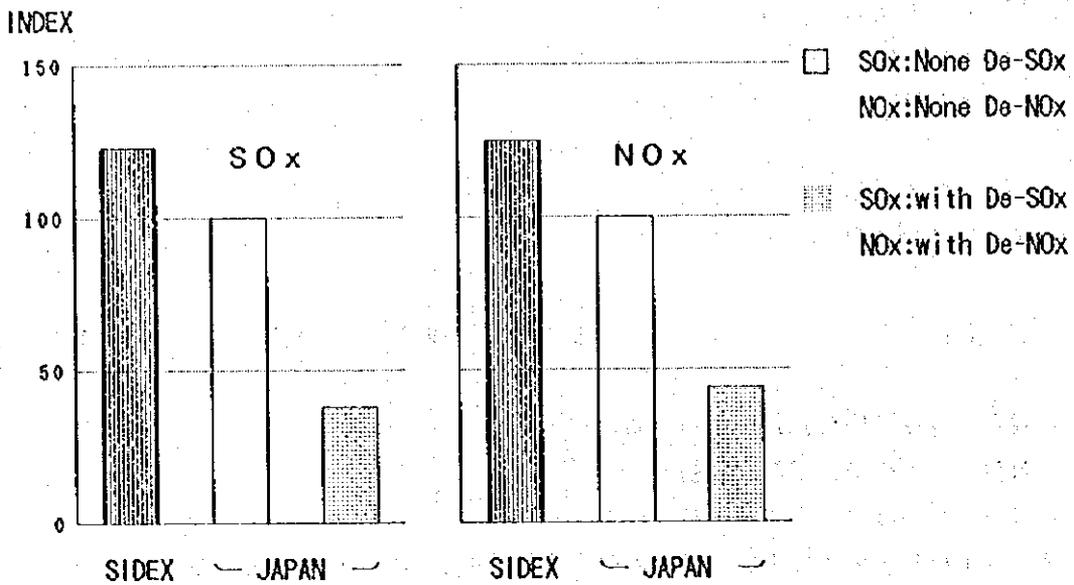


Fig. III.2-1. SOx、NOx排出原単位
(日本との比較)

2.1.2 問題点と対策

問題点と対策を考える場合、2002年の状況を踏まえて検討することが肝要である。現在の生産及び操業状態における汚染物質の排出状況から判断して、現状体制のまま生産量が計画通りに拡大した場合、Order 462/1993 の規制値への不適合が予想される項目は以下の通りであり、その他にもガラチ市街地に対する粉塵の影響拡大が予想される。これらに対する諸対策の詳細は、各工場の章において述べられるが、主要な対策項目を Table III.2-5. に示した。

- 1) コークス工場のSOx 420 ~ 460 mg/Nm³ ≒ 500 mg/Nm³ (O₂ 3%)
- 2) コークス工場のNOx 665 ~ 810 mg/Nm³ > 500 mg/Nm³ (O₂ 3%)
- 3) コークス工場のばいじん 100 ~ 150 mg/Nm³ > 50 mg/Nm³ (O₂ 3%)
- 4) 焼結工場のSOx 950 mg/Nm³ > 500 mg/Nm³ (O₂ 15%)
- 5) 焼結工場のばいじん 280 ~ 330 mg/Nm³ > 50 mg/Nm³ (実ガス)
- 6) 熱風炉のばいじん 73 mg/Nm³ > 50 mg/Nm³ (O₂ 3%)

Table III.2-5. 主な大気汚染防止対策

工場	対策項目
コークス炉 及び化成工場	(1) 稼働炉の変更 (No.5, 6, 7 炉による操業) (2) ミックスガスによる燃焼 (3) 燃焼の自動コントロール (4) COG 脱硫設備の設置 (No.7 炉 COG 対象) (5) 硫酸製造設備の設置 (6) コークス炉ガイド車及び CDQ 挿入時共用の 集塵機の設置 (7) 高圧安水ポンプの設置 (8) アセッションパイプのシーリング改善
焼結	(1) コークスブリーズの低減 (2) 移動電極型電気集塵機の設置 (3) 主排気脱硫設備の設置 (4) 排鉱部集塵の強化
高炉	(1) RSW の操業改善 (2) 鋳床集塵機の新設及び更新

1) 排ガスの問題点と対策

コークス工場では、No.1～4 炉の停止に伴う No.5 & 6 炉からの COG 脱硫率の向上、No. 7 炉対象の脱硫設備の新設により、排ガス SO_x は No.5 & 6 炉で 120～150 mg/Nm³ (O₂ 3%)、No.7 炉で 10～15 mg/Nm³ (O₂ 3%) まで低下し規制値には十分適合できると予想される。また、COG の脱硫率が向上するため COG を燃料として使用する他工場の SO_x 排出量も削減される。NO_x については、燃焼改善による炉温低下とミックスガスの使用により 400～490 mg/Nm³ (O₂ 3%) と排出基準値以下まで低下できると予想される。ばいじんについては、燃焼改善、使用燃料の転換及び炉の集約等の諸対策の結果として、排出濃度を規制値以下に低下することができると思われる。諸対策のうちでは、炉の燃焼制御の改善が主要項目である。

焼結工場の SO_x は、省エネ対策として実施するコークブリーズの原単位低減により総 S 量は低下するものの、燃焼性改善によるコークブリーズから SO_x ガスへの転換率が高くなること及び漏風対策によって排ガス量が減少（過剰空気量の低減）することにより、排ガス中の SO_x 濃度は現状よりも上昇することが予想される。従って、規制値以下にするためには排ガス脱硫設備の新設が必要となる。脱硫後の排ガス濃度はおよそ 240 mg/Nm³ (O₂ 15% 換算) と予想され、規制値を満足することができる。NO_x については、漏風対策により排ガス量が減少するものの、コークブリーズ原単位の低減により含有N量が削減できること及び点火方式の改善により NO 転換率を現状並に維持できるため NO_x 濃度は現状 (470 mg/Nm³ O₂ 15%) 並の 460 mg/Nm³ (O₂ 15%) になると予想され、脱硝設備の設置を行わずに規制値に適合することが可能と思われる。ばいじんは、現状でも排出基準を超過しており、早急に対策が必要である。現在の集塵機の除塵効率の低下の原因が高アルカリダストであることから、これらに効果のある移動電極型 EP に部分改良することが必要である。

高炉熱風炉のばいじんは、RSWの効率低下が原因である。RSWの運転状

況を改善することにより、BFG中のダスト濃度が低減でき、結果としてBFGを燃料としている熱風炉排ガスのばいじん濃度は、基準値以下に下げることができると思われ。

2) 粉塵の問題点と対策

粉塵の影響を定量化することは難しいが、後述するようにSIDEX周辺の降下ばいじん量は環境基準値を越えており、これに対するSIDEXの寄与の割合は不明であるものの影響を与えていることは間違いないであろう。よって、ばいじんの低減に加えて、粉塵防止対策（コークス炉、CDQの集塵機の設置、焼結の排鉱部の集塵強化、高炉鋳床集塵機の更新）の実施が早急に必要である。

2.2 排水

2.2.1 排水の排出状況

1) 排水口と取排水量

SIDEXには3ヶ所の最終排水口 (C8, C4, C7) があり、C8 排水口についてはマリナ湖 (MALINA Lagoon) 経由で、C4, C7 排水口はカチューシャ湖 (CATUSA Lagoon) 経由でそれぞれシレット川に放流され、さらに2~3キロ下流でドナウ川と合流する。現状の生産レベルでの排水量は、C8 排水口で45,900 m³/day、C4 排水口で29,900 m³/day、C7 排水口で3,200 m³/day、総計79,000 m³/dayである。SIDEXの排水系統をFig.III.2-2. に示す。ガラチ市の生活用水及びSIDEXの工業用及び飲料用として、シレット川との合流点の上流側のドナウ川から取水が行なわれている。SIDEXの工業用水としては、約10,000 m³/hrが取水され、脱炭酸、凝集沈澱処理の後、各工場及びSIDEXに隣接する発電所 (RENEL) に送水されている。飲料用水は1,300 m³/hr取水され、製鉄所内で沈澱、砂濾過、塩素処理の後給水されている。

2) 排水規制の概要

排水については排ガスと異なり、全国レベルでの規制は現状、制定されていない。SIDEXの排水に対しては、各排水口別に最大18項目にわたって濃度及び負荷量の両方について排出基準値 (Agreement) が設定されている。このAgreementには、罰金制度が設けられているが、基準値の超過に対する操業停止などの強い規制力はないようである。

現在の基準値は、環境省が設置される以前の1986年にSIDEXの計画・設計部門であるIPROMETの計画に基づき、当時の水資源局 (The National Council for Water) との間で合意されたもので、現在は、環境省の水資源保護局とガラチ支所 (Local Agency) の両者とSIDEXとの合意事項 (Agreement No.18/1986) として引き継がれている。このため、SIDEX自身による水質・水量測定は週1回の頻度で、最終排水口3ヶ所で実施されており、現状の排

出状況はよく把握されているといえる。

負荷量については、汚染物質ごとの月平均濃度と平均水量の積によって求められる排出負荷量が設定値を超過している場合、超過量に単価を乗じて計算される罰金を支払うことが義務づけられている。

Agreement 値については、EU諸国、日本等と比較すると、全般的により排出を制限する規制となっており、この基準が守られれば、排水の排出については、問題ないと言えるであろう。なお、現在の操業状況とAgreement 締結当時の状況（生産量）とに大きな差が生じていることから、Agreement No.18/1986 は、近く改訂が予定されている。なお、新しい基準値の案については、検討中とのことで入手することができなかった。

3) 排水濃度

Table III.2-6. に 1992 年の測定結果とAgreement 値を示す。平均濃度でみた場合、C8 においては溶解鉄、硫酸イオン、アンモニア、シアン、フェノールの 5 項目で基準値を超過している。C4 では溶解鉄、アンモニア、シアン、フェノール、SS（懸濁物質）、全イオウの 6 項目でAgreement 値を超過している。アンモニア、シアン、フェノール及び全イオウについてはコークス工場のガス液（コークス安水）の影響と想定される。硫酸イオン、SS、溶解性鉄については他の多くの水処理設備も発生元と考えられ、Agreement 値超過の原因を特定するにはモデル工場を含めた個別の水処理施設の調査分析が別途必要である。排水口の水質状況の概要は次の通りである。

(1) C8 排水口にはアンモニア、シアン、フェノールの主要な排出源である No.7、8 コークス炉の第2地区コークス水処理が接続しているが、調査時点では稼働していないことから、COG（コークス炉ガス）配管のドレンの混入が 3 物質の濃度を高める主因と考えられる。しかし、その量、濃度は把握されていない。

(2) C4 排水口には稼働中の第1地区コークス水処理の処理排水が放流され

ている。アンモニア、シアン、フェノール、全イオウはAgreement 値の 10 - 100 倍もの濃度であることから、第 1 地区コークス水処理の除去効率がかなり低くなっていると思われる。それらの要因等の内容についてはモデル工場の分析調査の章で詳述する。

- (3) C7 排水口は、接続している工場の稼働率が低く排水量も 3,200 m³/day と少なく、汚濁物質の濃度も低く特に問題はない。

4) 排出負荷量

各項目の基準負荷量 (kg/day) は、排水口別に〔排水量×濃度〕で設定され、罰金額は下記の式により月単位で算出される。実績との比較を Table III.2-7. に示す。

$$\text{〔月平均排水量 (m}^3\text{/day) } \times \text{月平均濃度 (mg/l) } \times \text{1,000 - 基準負荷量 (kg/day)}\text{]} \times \text{罰金単価}$$

'93 年の罰金額は約 85,000,000 Lei に達する見込みであり、US\$ 換算で約 77,000 US\$ (1 US\$ = 1,100 Lei) となる。超過項目はアンモニア、シアン、フェノール、溶解鉄、全イオウの 5 項目であり、フェノールが全体の約 60 % を占めている。

5) その他

有機汚濁の程度を示す COD 又は BOD の排水規制は行われておらず、SIDEX でも測定は行っていない。しかし、水質環境基準の項目に指定され、ガラチ支所もシレット川、ドナウ川で調査していることから、今後は規制対象に入ることも予想される。SIDEX においても自主測定し状態を把握しておく必要がある。有機汚濁物質の排出源はコークス安水が最大のものであり、現状の処理後の濃度は約 200 mg/l である。日本の平均的な濃度は 100 mg/l であり、改善の余地はある。もう一つの汚濁源である生活排水については SIDEX のみならずガラチ市全体の下水全量が無処理のままドナウ川に放流されている。

河川水質の改善には工場排水対策のみならず下水処理設備の設置が望まれる。

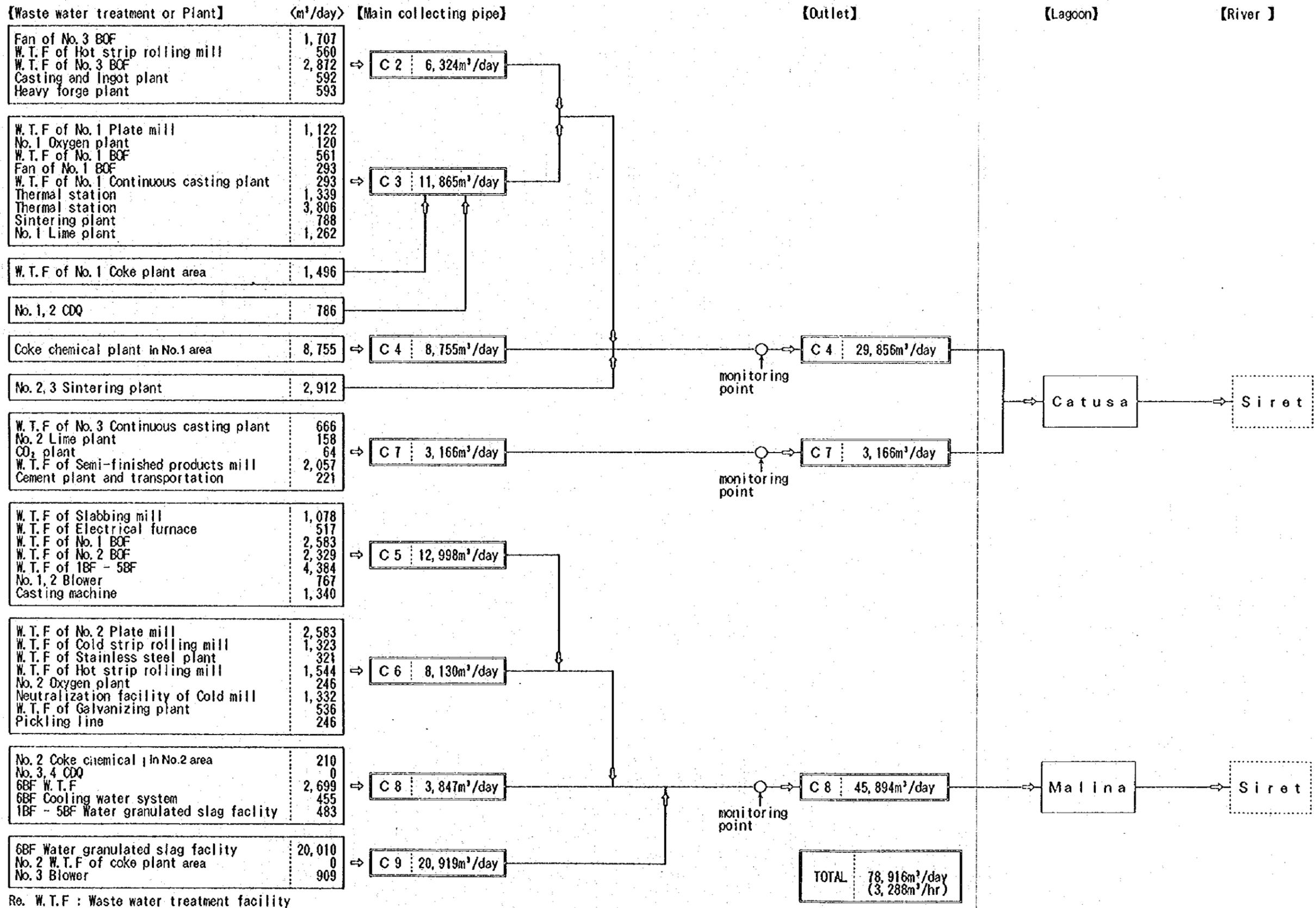


Fig. III.2-2. S I D E X の排水状況

Table III.2-6. 排水濃度とAGREEMENT 値 (mg/l)

項目	C 8排水口		C 4排水口		C 7排水口	
	基準値	測定値 (最大)	基準値	測定値 (最大)	基準値	測定値 (最大)
排水量(m ³ /day)	102,384	45,894	120,096	29,856	239,328	3,166
1. pH	7~8	7.9 (8.9)	7~8.5	7.9 (9.6)	6.5~8	
2. Caイオン	207	144 (198)	155	59 (100)	134	59 (80)
3. Mgイオン	26	21.2 (58.4)	36	26 (51)	20	27 (48)
4. 溶解性鉄	0.3	0.96(3.9)	0.5	2.2 (13)	0.3	
5. 塩素イオン	320	166 (248)	296	184 (320)	80	
6. 硫酸イオン	198	274 (379)	152	137 (172)	104	94 (145)
7. 硝酸イオン	18	7.1 (14.5)	5	3.6 (10)	5	4.6 (5.6)
8. アンモニア	3	3.6 (11.1)	3	31.2 (197.5)	-	1.6 (3.3)
9. シアン	0.08	0.23(3.02)	0.03	0.58 (2.24)	-	0 (0)
10. フェノール	0.15	0.87(4.16)	0.14	20.03 (99.1)	-	0.048 (0.099)
11. SS	30	26 (155)	40	43 (84)	41	26 (62)
12. 全イオウ	0.3		0.27	1.9 (3.54)	-	
13. Naイオン	128		121		25	
14. 全クロム	-		-		2.8	
15. 6価クロム	0.006		-		-	
16. 亜鉛イオン	0.009		0.12		-	
17. 遊離塩素	0.004		0.016		-	
18. 油分	0.5		0.4		0.3	

注) 各測定項目のブランクは、測定されていないことを示す。

Table III.2-7. 基準負荷量と排出実績 (kg/day)

超過項目	C 8排水口		C 4排水口		C7排水口 基準量	合計		単価 (Lei/kg)
	基準量	実績	基準量	実績		基準量	実績	
4. 溶解性鉄	35	124	57	129	5	97	253	57.77
6. 硫酸イオン	20,100	35,249	18,300	8,014	1,740	40,100	43,263	4.35
8. 777	300	464	340	1,823	-	640	2,287	173.30
9. 777	8	30	4	34	-	12	64	1,733.70
10. 777	15	112	17	1,172	-	33	1,284	2,889.52

2.2.2 問題点と対策

2002 年でのSIDEXとしての目標は、Agreement 値を越える濃度の排水を排出しないこと及び排出負荷量の超過による罰金をできる限り減らすことである。特に、後述するようにシレット川、ドナウ川に影響を及ぼしていると考えられるフェノールの低減については早急に対策の実施が必要である。排水の汚濁防止対策を Table III.2-8. に示す。

Table III.2-8. 水質汚濁防止対策

工場	対策項目
コークス化成工場	(1) 脱アンモニア設備の pH 制御の自動化 (2) 活性汚泥処理設備の改造 (3) 凝集沈澱設備の新設

1) Agreement 値のクリアー

現状、既に Agreement 値を超過している項目については早急な対策が必要である。対策を実施しなければ、排水濃度は 2002 年においても現在とほぼ同じと考えられ、排出負荷量については、生産量の増加率に応じた分だけ現状よりも増加すると考えられる。前述した対策の実施後の効果については、アンモニア、シアン、フェノール、全イオウが、コークス工場の活性汚泥処理設備の改造等及び COG ドレンの回収、処理により、大幅に低下し、基準値以下まで低減することと予想される。硫酸イオン、溶解鉄、SS については、今回の調査対象以外の設備との因果関係も明らかにする必要があり、SIDEXによる今後の調査、取り組みに期待したい。

2) 排出負荷量の低減

Fig.III.2-2. に示したように、SIDEXの現状の生産量における排水総量は、約 79,000 m³/day であり、粗鋼トン当たりの排水量は、9.9 m³/t-steel となる。日本の一貫製鉄所の場合は平均 4.2 m³/t-steel (2.0~9.1 m³/t-steel) であり、循

環率は 90 % 以上である。従って、製鉄所全体として汚濁負荷量の排出を減らすためには、現在排出している排水を処理（凝集沈殿、ろ過処理）し、回収再利用する（循環率の向上）ことによって排水量を削減することが有効な対策である。

2.3 廃棄物

2.3.1 廃棄物の排出の現状

1) 廃棄物に係わる規制

産業廃棄物の埋め立て処分等に関する規制は、前述のように有害廃棄物の越境移動を規制するバーゼル条約に係わるものがあるのみで、廃棄物の性状に応じた保管・運搬・処分に関する細かな規則を定めたものはない。このため現状、SIDEXの廃棄物についても特別の規制はない。廃棄物の再資源化を促進するための制度の導入が望まれる。

2) 廃棄物の処分の概要

SIDEXから発生するスラグ、ダスト、廃レンガ等の固型廃棄物の処分は、基本的には製鉄所の西側にある専用の処分場（スラグヤード）に投棄する方法を採っている。操業開始以来の投棄処分により、処分場は拡大を続け、現在の面積は約100ヘクタールになっており、このままの状態が続けば、数年後には隣接するマリナ湖畔に到達するものと予想されている。また、水処理の際に生ずるスラリー、汚泥類についても脱水処理することなく、処分場に隣接するスラリーポンドにパイプ圧送されて同様に投棄処分されている。ポンドはマリナ湖の一部を仕切る形で3ヶ所設置されており、主として圧延工場の水処理設備から発生するスラリー用、高炉集塵系シックナーのスラリー用及びコークス水処理のスラリー用に大別される。以上のようにSIDEXでは、日本の製鉄所に比べ処分場に余裕があるためか、廃棄物・副生品はスラグ、ダスト類の一部を除き、そのほとんどが投棄処分されている。

3) 主要廃棄物の利用、処分の状況

1992年の主要な廃棄物の発生量と回収利用状況はTable III.2-9.の通りであり、概要を下記に示す。

(1) 高炉スラグ

SIDEX においては、全高炉に水砕スラグの製造設備を有しているが、鉍碎発生量すべてを水砕スラグにできるのはNo. 6 高炉のみである。SIDEX が 1993 年にセメント原料として販売した水砕スラグは 60 万トンである。一方、ルーマニア国内の年間セメント消費量 470 万トンの内、水砕スラグを原料として使用する高炉スラグセメントは 250 万トンである。水砕スラグの配合率は約 25 %であることから、高炉スラグセメント生産に必要な水砕スラグ量のほとんどを SIDEX が供給していることになる。しかしながら、SIDEX の高炉スラグ再資源化率は 50 %以下に止まっており、残りは徐冷スラグの形でスラグヤードに投棄処分されているのが現状である。尚、ルーマニアのセメント規格においては、品種ごとに配合品比率が定められており、高炉スラグセメントについては PA35 で規格化されている。また、輸出向けにセメントを 250 万トンを生産しているが、これは英国の規格で生産され、高炉水砕スラグは使用されていない。日本における利用状況は Fig.III.2-3. の通りである。

(2) 転炉スラグ

高炉スラグの次に発生量が多い。Table III.2-9. では回収率が見かけ上、78 % と高くなっているが、これはスラグ中の粒鉄回収のためで、その後はヤード保管、実質投棄されているものと考えられる。日本における利用状況は Fig.III.2-4. の通りである。

(3) ダスト、スラッジ類

乾ダスト類は完全に回収再資源化されているが、アルカリ成分や亜鉛など焼結や高炉の操業に影響を与える成分の分析チェック体制を整備する必要がある。排水処理設備から発生し、スラリーボンドで処分されているスラッジ（汚泥類）については現状では殆ど回収・再利用がされていない。しかし、まだ一部ではあるが、天日乾燥したスラッジ