

7.4 現状の問題点

7.4.1 重油温度

バーナ前重油温度（測定は重油管表面温度であったが、この場合表面温度⇔重油温度とみなしうる。）は74℃で、重油性状からみて低すぎる。

7.4.2 バーナの調整

バーナ調整が粗く高低二段調整に近く、かつ重油量のみの調整で空気量の調整はなされていない。そのため重油流量の多いときは空気不足の状態となり、黒煙まじりの燃焼ガスが炉尻まで流れていた。

7.4.3 バーナの保全

バーナの噴霧が悪くて、粒度の大きな油滴の飛散が火炎中に見うけられた。また、火炎の方向が左右バラバラで、右側バーナ（バーナ・サイドからみて）は上向きに、左側バーナは下向きになっている。

7.4.4 侵入空気

炉尻上昇煙道における排ガス中のO₂濃度測定値が16%及び13%の高濃度であったことは、炉の開口部よりの侵入空気が極めて多量であることを示している。炉内への侵入空気は、加熱帯では高温鋼材の冷却、空気比増加による排ガス損失の増大、スケール量の増加の原因となり、装入口よりの侵入空気は空気予熱器入口の排ガス温度を低下させ空気予熱温度を低くする。

これは炉内圧が負圧であること、炉の開口部の大きいことが原因である。

炉圧が負圧であることは、抽出口の反対側の鋼材反転用及び鋼材押出用開口部扉のすき間から噴出している燃焼ガスの噴出位置が開口部のほぼ中央高さにあることから、炉床面での炉内圧は-0.2 ~ -0.3 mm水柱と見なしうる。

また、開口部については、抽出口扉が常時解放状態にあり、鋼材反転口及び鋼材押出口扉にすき間が多く、装入口に扉が無い。とくに目立ったことは、鋼材反転口及び鋼材押出口の前の炉床部が炉巾の1/4にわたって黒く冷却されていることで、これは扉すき間よりの侵入空気と水冷扉の影響によるものと考えられる。

注) 観察により炉内圧を推測する方法の一つとして扉のすき間より噴出する燃焼ガスの高さによる方法がある。この場合、ガスの噴出している高さより上の部分は正圧域であり、下は負圧域で、ガス噴出の最下端が炉内圧の±0 mm水柱の面である。

炉内圧は炉内における燃焼ガスの浮力により、およそその数値として1 mの高さで1 mm水柱の圧力差を生ずる。したがって炉床面より0.2 mの高さが噴出ガスの下端(炉内圧0 mm水柱レベル)とすると、炉床面における炉内圧は-0.2 mm水柱とみなし得る。

7.4.5 冷却水熱損失

スポット測定の結果をそのまま使用したため、冷却水損失量は額面どおりには受けとれないが、しかし冷却水による損失熱が排ガス損失と共に損失熱に大きな比率を占めていることは否定出来ない。

表3-7-3に示したように、この冷却水損失の大部分を占めているのは抽出部の水冷扉で、裸面が高温にさらされていることが損失量を著しく大きくしている。

表3-7-3 冷却水による損失熱量

	単 位	炉前炉門管 (抽出; 前D7-)	炉尾横管 (装入; リンク)	炉旋管 (抽出; 後D7-レベル)	前後炉門 大隔熱板 (7ヶ所, 后面D7-)	計
使用量	m ³ /h	7.18	16.18	19.24	12.27	54.87
"	kg/h	7,115	16,034	19,067	12,160	54,367
入口温度	℃	44	44	44	44	平均 44
出口温度	℃	69	57	73	72	平均 67.5
損失熱量	10 ³ kcal/h	177.9	208.4	552.9	340.5	1279.7

7.4.6 炉体の放熱

図3-7-2に示したようにバーナ側の壁表面温度が著しく高い。他の部分の表面温度も高目である。

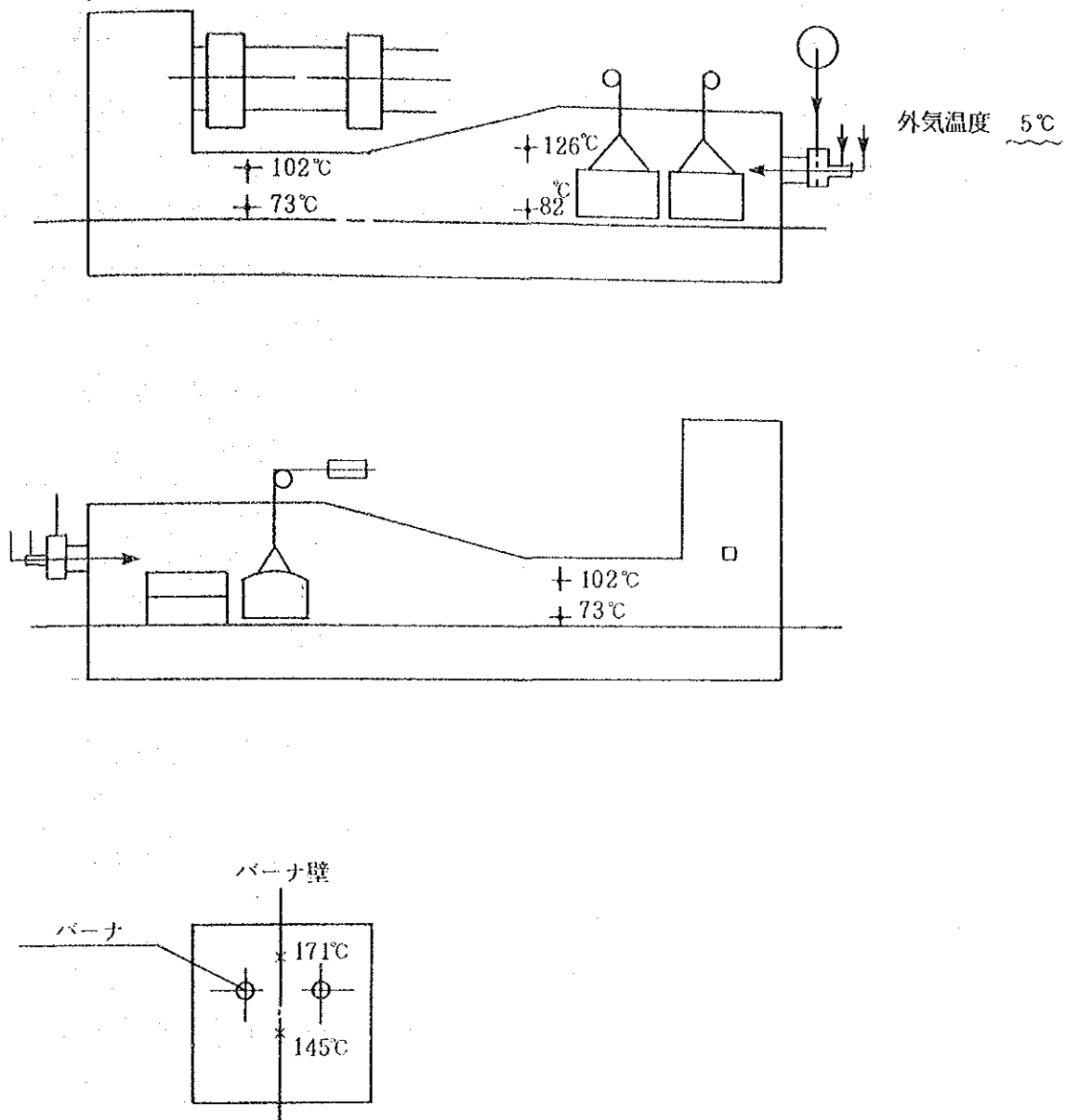


図 3 - 7 - 2 炉体表面温度測定結果

7.4.7 炉 型

炉内温度及炉内ビレット温度等についてのデータが無いので、感覚的な問題提起になるが、再熱材加熱位置とバーナとの距離が大きい様であること、ビレット加熱を軸流バーナだけの加熱に依存するのが良いのか、検討が必要のように思われる。

7.5 改善方策

7.5.1 燃焼改善

(1) 重油温度

重油の燃焼を良好にするには、バーナノズルから噴出する重油を微細な粒滴にすることが何よりの先決条件であるが、このためにはバーナに供給する重油粘度を低くすることが必要である。

空気あるいは蒸気による圧力噴霧バーナで使用する重油の標準的な粘度は25 [cSt] である。鋼廠で使用している重油の粘度は100 ~120 [°C] で5 ~6 エングラ度、これをcSt 粘度に換算すると35~45 [cSt] に相当するので、炉の近辺に重油加熱器を設置してバーナ前での重油温度を120 [°C] 程度に加熱すべきである。

(2) バーナの調節

バーナの重油量調節には玉形弁を使用しているが、この型式の弁は開閉用で中間流量の調節には不適である。したがって、開度と流量に比例性を有する流量調整用コックを使用すべきであり、これにより現在の高低二段調節に近い重油量調節が改善されて、きめ細かい調節が可能になる。

また、重油量を調節したときは必ず空気量の調節を行うこと。このためには炉内燃焼ガス中のO₂濃度の定期的な測定、重油流量調節コック開度と空気流量調節バタフライ弁開度の関係の標準化等が必要である。

(3) バーナの保全

バーナの噴霧の良否は、重油温度の他にオイルノズルの損傷によるノズル径の変化、変形及び芯ずれ等が関与するので、バーナは定期的な点検整備が必要である。

また、バーナの取付け不良は早急に整備されたい。バーナ取付角度は、下向きに約5度にされることを提案する。

7.5.2 侵入空気の防止

加熱帯の各扉すき間からの侵入空気は、炉床面での炉内圧が0～0.1〔mm水柱〕の正圧になる様に煙道ダンパを調節することにより防止出来る。

加熱帯の炉圧を正圧化した場合は、各扉の構造、取付けが不良ですき間が大きいと炉内ガスが噴出して扉金物の焼損を早め、職場環境を悪化させるので炉体とのシール性の良い扉構造に改造が必要である。

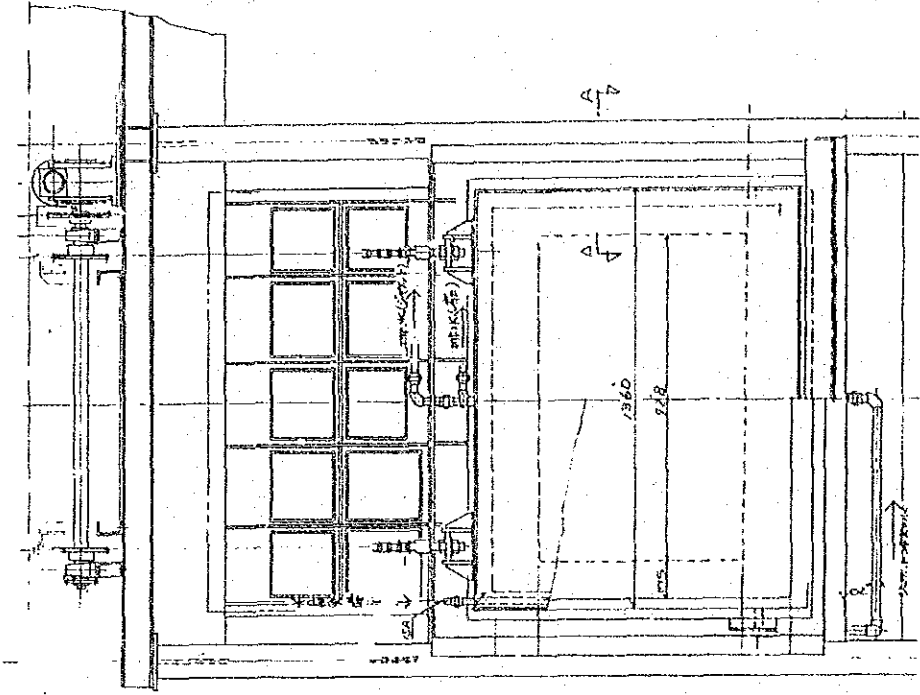
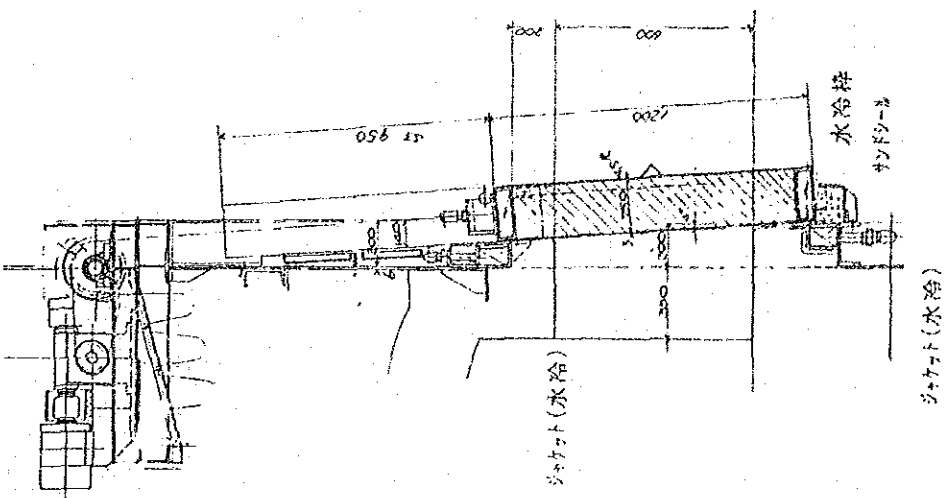
装人口よりの侵入空気量を減少するには鋼材装人に支障のない程度の小さい開口をもつ構造の扉を設置する。

7.5.3 冷却水熱損失の減少

冷却水による熱損失を減少させるには、水冷部を必要最小限度に止める必要がある。

まず第1は、水冷扉をすべて水冷棒をもつ耐火材（断熱材併用）の扉にすることである。

図3-7-3にその例を示す。



A-A 断面

(炉内側)

ジャケット(水冷)

水冷却棒 (塵)

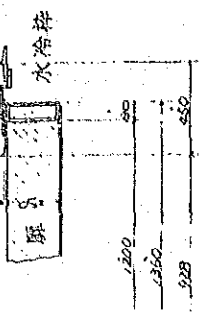


図3-7-3 鋸造工場加熱炉水冷却系(参考図)

さらに各水冷梁の断熱も実施する必要がある。

次に、開口面積の大きい鋼材反転口及鋼材押出口については、抽出口と同様に2部分に分け、夫々に作業に支障のない大きさの扉をつける。このことにより開口上部を構成している水冷梁を廃止できる可能性があるので充分検討する必要がある。

作業上どうしても現行の開口部を必要とするならば、現在の扉の水冷部の最小化（残りは断熱材使用）、水冷梁の断熱を是非実施すべきである。

7.5.4 炉壁の断熱

断熱れんが及び断熱ボードの使用により炉体表面温度の低下を図ること。

7.6 期待効果

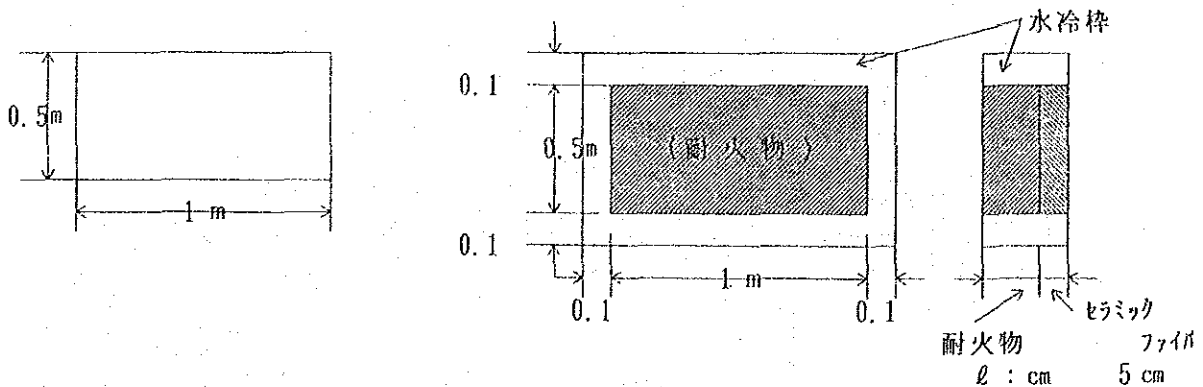
7.6.1 冷却水熱損失の減少

現在の水冷扉のかわりに水冷棒をもつ耐火物ライニング扉を採用したときの冷却水熱損失低減効果の推定結果を表3-7-4に示した。

表3-7-4 水冷扉の改善効果

項目	単位	水冷扉 (現状)	水冷棒をもつ耐火物ライニング扉	
			(a) $\ell : 30\text{cm}$	(b) $\ell : 20\text{cm}$
炉内温度	℃	1350		
冷却水温度	入口	40		
	出口	55		
冷却水量	kg/h	5,000	131	114
冷却水損失熱量 (A)	kcal/h	75,000	1,970	1,710
全比率	—	100	2.6	2.3
扉内面 (炉内側) 温度	℃	908	≒ 1,350	≒ 1,350
扉外面 (外気側) 温度	℃	47.5 (冷却水平均温度)	128	143
扉外面よりの放散熱 (B)	kcal/h	260	1,690	1,705
全比率	—	100	650	656
(A) + (B)	kcal/h	75,260	3,660	3,415
全比率	—	100	4.9	4.5

比較条件 扉寸法 : 水冷扉
: 水冷棒をもつ耐火物ライニング扉



熱伝導率 : 耐火物 1 kcal/m h °C
セラミックファイバ 0.15 kcal/m h °C
外気温 : 0 °C

8. 原材料処，石灰焼成炉

8.1 設備概要

型式 堅型円筒炉

能力 30 T/日・基

基数 3基

使用燃料 重油炉内注入，充填層内燃烧方式

炉寸法 内容積 51 m³ 図3-8-1

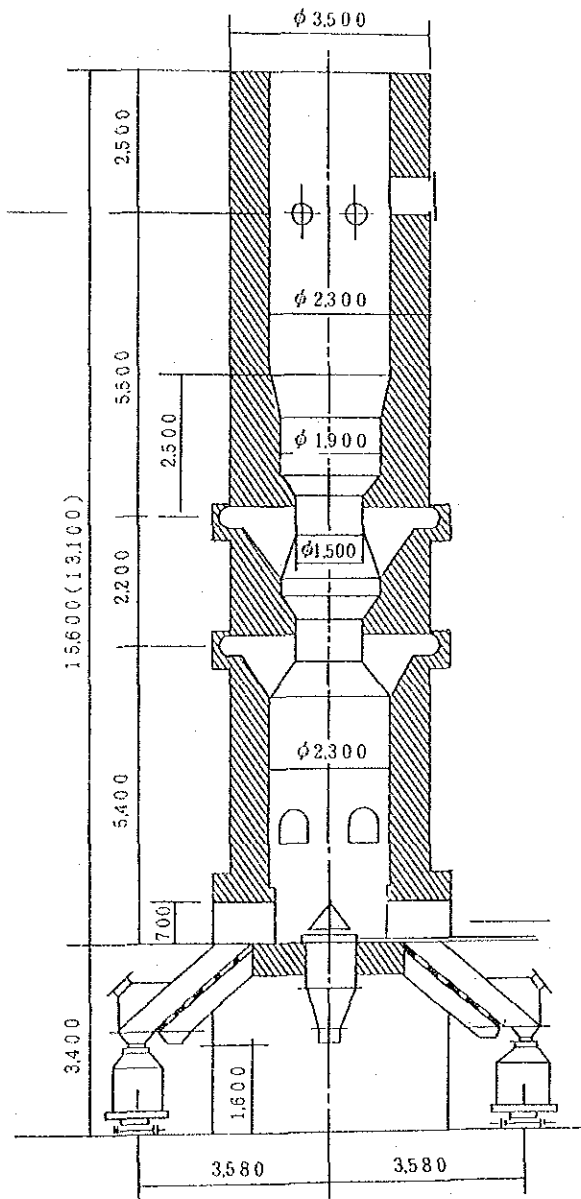


図3-8-1 炉本体寸法図

排風機 遠心型 16,000 $\text{m}^3/\text{H} \times 320 \text{ mm}$ 水柱 $\times 55\text{kW}$

原料装入 スキップ方式

製品用途 製鋼用

8.2 診断項目

- (1) 生産水準 生石灰 30 t/日/基
- (2) 現状重油消費量 138.6 kg/t
- (3) 診断項目
 - A) 熱勘定
 - B) 燃焼方法の改善
 - C) 空気侵入防止
 - D) 排風機, 巻上機電気設備

8.3 熱勘定

8.3.1 熱勘定の基準

- (1) 熱勘定は焼成された生石灰1tあたりについて行った。
- (2) 燃料の発熱量は低発熱量を用いた。
- (3) 熱勘定の基準温度は外気温度とした。

8.3.2 測定結果

- (1) 現地調査データ

現地での測定データ, 聞きとり調査結果及び日本における試料分析値を表3-1~3, 図3-8-2に示す。

表 3 - 8 - 1 - 1 現地調査データ (1)

3号炉について調査測定

項	目	単	位	測	定	値	備	考			
石灰石	組成	SiO_2	%	1.94			鋼	廠	数	値	
		Al_2O_3	%	0.70			"				
		Fe_2O_3	%	0			"				
		CaO	%	53.68			"				
		MgO	%	0.80			"				
		P_2O_5	%	0.018			"				
	付着水分	%	0			"					
	粒度範囲	mm	50~150			実	測				
燃料	種類	---		重油							
	低発熱量	kcal/kg	10,000			鋼	廠			数	値
	温度	°C	90			実	測				
	使用量	kg/H	138.6			鋼	廠			数	値
石灰	生産量	kg/D	30,000								
	水箒残	%	14			実	測				
	温度	°C	20			"					
排ガス (炉出口) 温度		°C	222.9			実	測				
排ガス (煙道) 配管径		m	0.590			実	測				
	流速	m/sec.	6.8, 8.0			"					
	圧力	mm水柱	-86			"					
	温度	°C	192.4			"					
	組成 O_2	%	11.7			"					
排ガス (77% 入口) 組成 CO_2		%	13.8			実	測				
	O_2	%	13.0			"					
	CO	%	0.1			"					

表3-8-1-2 現地調査データ(II)

3号炉について調査測定

項目	単位	測定値	備考
集塵ダスト量	kg/D	86	鋼廠データ
組成 CaO	%	49.51	実測(日本)
MgO	%	0.58	"
CO ₂	%	34.46	"
C	%	2.99	"
煙突飛散ダスト	g/Nm ³	4.0	推定

表3-8-2 運転実績(現場運転日報)

1~3号炉合計量 単位kg

		石灰石 装入量	油使用量	石灰生産量		一煉鋼	二煉鋼
				生産量	篩下品		
11/28	1	41,000	2,223.0	22,400	1,100	15,400	7,000
	2	25,000	1,316.08	14,000	700	7,000	7,000
	3	20,000	1,110.15	11,200	500	7,000	4,200
11/29	1	43,000	2,355.3	23,800	1,300	16,800	7,000
	2	41,000	2,210.4	22,400	1,000	15,400	7,000
	3	20,000	1,149.6	11,200	600	7,000	4,200
11/30	1	46,000	2,599.38	25,200	1,300	18,200	7,000
	2	20,000	1,195.2	11,200	500	7,000	4,200
	3	20,000	1,150.12	11,200	500	7,000	4,200
12/1	1	41,000	1,934.1	22,400	1,100	15,400	7,000
	2	25,000	1,276.2	14,000	700	7,000	7,000
	3	20,000	915.3	11,200	500	7,000	4,200
計		362,000	19,434.83	200,200	9,800	130,200	70,000

原石原単位 1.724 T/T

燃料原単位 92.5 kg/T

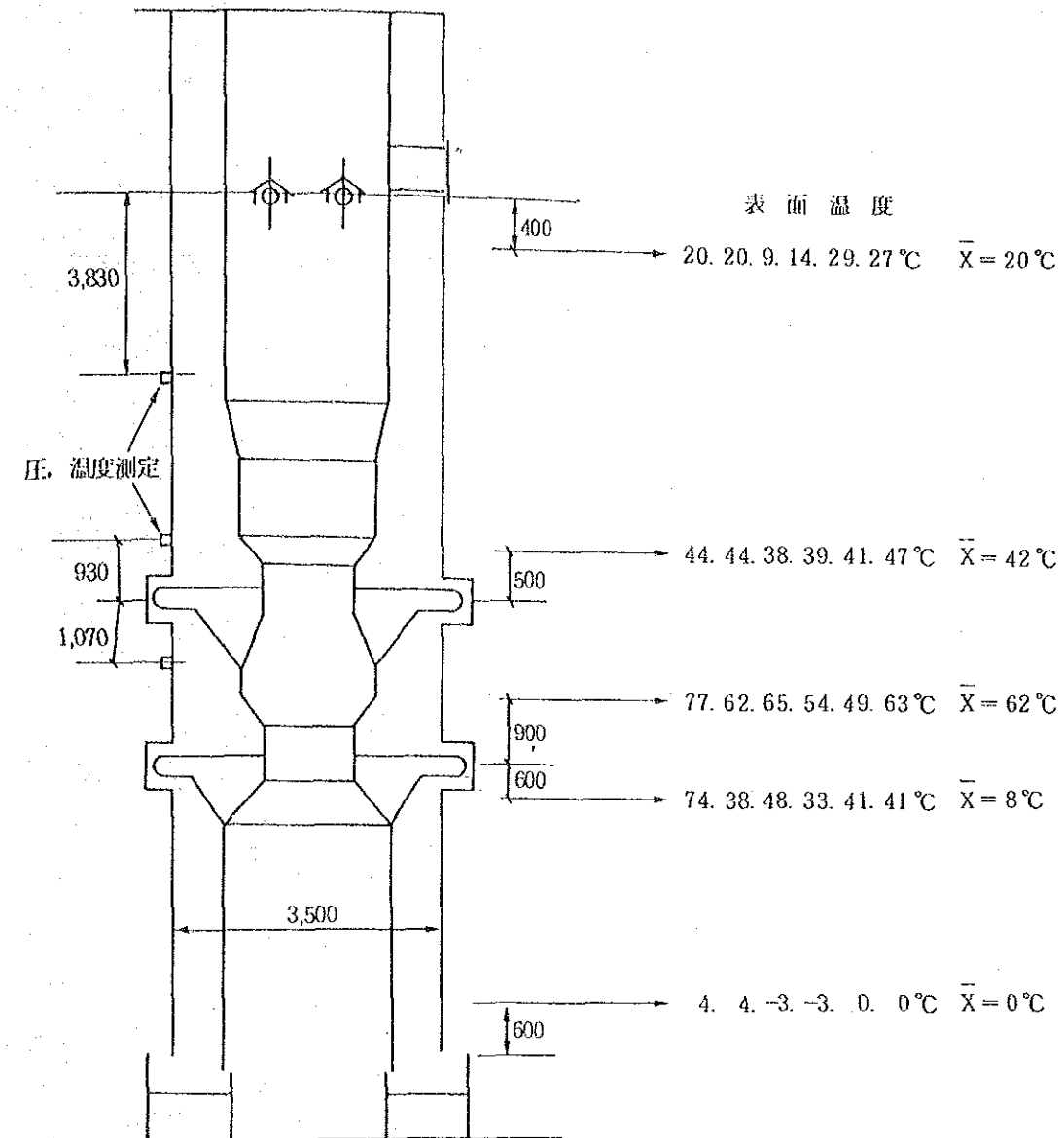


图 3 - 8 - 2 炉本表面温度测定值

表 3 - 8 - 3 月間生産実績 1 - 3号炉合計量

	生 产 量	重油消費	油原单位
	T	T	kg/T
1985. 1	633.5	61	96.3
2	527.3	62.98	119.4
3	879.2	81.58	92.3
4	707.7	67.97	96
5	875.7	79.09	90.3
6	878.2	83.67	95.3
7	1013.6	97.8	96.5
8	877.8	79.94	91.1
9	695.1	67.81	97.6
10	835.85	84.67	101.3
11	907.2	86.19	95

8.3.3 予備計算

(1) 生石灰生産量

$$30,000/24 = 1,250 \text{ [kg/H]}$$

(2) 生石灰 1 kg 当りの燃料使用量 m_f

流量計による実測値が得られないので、12月16日の運転が、11月28日～12月1日の運転状態と同様であるとして

$$m_f = 0.0925 \text{ [kg/kg-石灰]}$$

$$= 115.6 \text{ [kg/H]}$$

(3) 生石灰の成分

石灰石の成分、生石灰の水箴残より生石灰の成分を算出し、表3-8-4に示す。

表3-8-4 石灰の成分平衡

	石灰石中量	生石灰	
		生石灰中の量	%
SiO	0.0194	0.0194	3.19
Al ₂ O ₃	0.0070	0.0070	1.15
Fe ₂ O ₃	0	0	0
CaO	0.5368	0.5368	88.30
MgO	0.0080	0.0080	1.32
P ₂ O ₅	0.00018	0.00018	0.03
CO ₂ (CaCO ₃ として)	0.4218	X=0.03657	6.01
CO ₂ (MgCO ₃ として)	0.0087	0	0
計	1.00188	0.60795	100.00

(注) 生石灰の水箴時の 9 mm 不通過分 (石灰石) が 14% であったから

$$X \times \frac{1.00188}{0.4218 + 0.0087} = 0.14 \quad \therefore X = 0.03657$$

$$0.57138 + X$$

(4) 排ガス量

配管断面積	$\pi / 4 \times 0.59^2$	= 0.2734	[m ²]
流速	$(6.8 + 8.0) / 2$	= 7.4	[m/sec.]
圧力		= -86	[mm水柱]
温度		192.4	[°C]
流量	$(0.2734 \times 7.4 \times 3,600) \times 273 / (273 + 192.4)$		
	$\times (10,332 - 86) / 10,332$	= 4236.8	[N m ³ /H]
	$4,236.8 / 1,250$	= 3.39	[N m ³ /kg]

(5) 排ガス組成

重油組成は C = 86% H = 12% と仮定して計算する。

a 石灰石の分解 CO₂

$$(0.4305 - 0.03657) / 0.60795 \times 22.4 / 44 \times 1,250 = 412.3 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

b 重油の燃焼による CO₂

未燃炭素量は次頁による。

$$(115.6 \times 0.86 - 20.5 \times 0.0299) \times 22.4 / 12 = 184.5 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

c 重油の燃焼による H₂O

$$115.6 \times 0.12 \times 22.4 / 2 = 155.4 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

d 重油の燃焼に伴う N₂

$$(184.5 + 155.4 / 2) \times 0.79 / 0.21 = 986.4 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

e 侵入空気

$$2,498.2 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

計

$$4,236.8 \quad [\text{N m}^3/\text{H}]$$

これらの組成は表 3-8-5 のとおりである。

表 3-8-5 排ガス組成

	CO ₂	O ₂	N ₂	CO	H ₂ O	計
石灰石の分解	412.3					412.3
重油の燃焼	184.5		986.4		155.4	1326.3
過剰空気		524.6	1973.6			2498.2
合計	596.8	524.6	2960.0		155.4	4236.8
割合(湿)	14.0	12.4	69.9	0.1	3.6	100.0
割合(乾)	14.6	12.9	72.4	0.1		100.0

注 CO は排ガス分析値より推定

(6) 乾排ガスの比熱 C_e $C_e = 0.33 \text{ [kcal/N m}^3\text{°C]}$

(7) 乾排ガスの空気比 $72.4 / \{72.4 - 3.76(12.9 + 0.1/2)\} = 3.05$

(8) 乾排ガス量

$$(4,236.8 - 155.4) / 1250 = 3.27 \text{ [N m}^3\text{/kg]}$$

(9) 排ガスに伴うダスト

a ダスト量

サイクロンダスト $86/24 = 3.6 \text{ [kg/H]}$

飛散ダスト $4,236.8 \times 4 \times 10^{-3} = 16.9 \text{ [kg/H]}$

計 20.5 [kg/H]

$$20.5 / 1250 = 0.0164 \text{ [kg/kg]}$$

b ダスト組成

サイクロンダストの組成が全体のダスト組成と同じとすれば表 3-8-6 のとおりとなる。

表 3-8-6 ダスト成分

	分析値	組成
CaO	49.51%	6.36%
MgO	0.58	0.07
C	2.99	2.99
CO ₂	34.46	—
その他	12.46	12.46
CaCO ₃	—	77.05
MgCO ₃	—	1.07
計	100.00%	100.00%

c ダストの比熱

$$\text{CaCO}_3 + \text{MgCO}_3 \quad 0.225 \times 0.7812 / 0.8455 = 0.208$$

$$\text{CaO} + \text{MgO} \quad 0.197 \times 0.0643 / 0.8455 = 0.015$$

$$0.223 \text{ [kcal/kg °C]}$$

(10) 炉体表面積 表面温度

炉体表面積，表面温度，外気温度は表3-8-7のとおりである。

表3-8-7 炉体表面温度

	外 径	高 さ	表面積	表面温度	外気温度
	m	m	m ²	℃	℃
予熱帯	3.5	3.83	42.1	20	-5
上部バーナ室	3.5	2.74	30.1	42	5
下部バーナ室	3.5	2.20	24.2	54	5
冷却帯	3.5	4.33	47.6	0	-5

現地調査データ，及び予備計算より得られた結果を表3-8-8-1~2に示す。

表3-8-8-1 熱勘定の数値〔1〕

測 定 期 間		1985.12.16~1985.12.17		
天 候		外気温度	室内温度	
晴		-5℃	5℃	
項 目			測 定 値	
石 灰 成	粗	SiO ₂	%	1.94
		Al ₂ O ₃	%	0.70
		Fe ₂ O ₃	%	0
		CaO	%	53.68
		MgO	%	0.80
		P ₂ O ₅	%	0.018
		付 着 水 分	%	0
粒 度 範 圍	mm	50~150		
燃 料	種 類	—	重油	
	低 発 熱 量	kcal/kg	10,000	
	温 度	℃	90	
	使 用 量	kg/kg	0.0925	
石	水 蒸 気 残	%	14.0	
	温 度	℃	20	
灰 成	粗	SiO ₂	%	3.19
		Al ₂ O ₃	%	1.15
		Fe ₂ O ₃	%	0
		CaO	%	88.30
		MgO	%	1.32
		P ₂ O ₅	%	0.03
		CO ₂	%	6.01

表 3 - 8 - 8 - 2 熱勘定の数値〔II〕

項 目			測 定 値	
排 ガ ス	ガス量 (湿)		N m ³ /kg	3.39
	ガス量 (乾)		N m ³ /kg	3.27
	温 度		°C	223
	乾 ガ ス 組 成	CO ₂	%	14.6
		O ₂	%	12.9
CO		%	0.1	
N ₂		%	72.4	
空 気 比			3.05	
ダ ス ト	発 生 量		kg/kg	0.0164
	温 度		°C	223
	比 熱		kcal/kg°C	0.223
	組 成	CaO	%	49.51
		MgO	%	0.58
CO ₂		%	34.46	
C		%	2.99	
炉 殻	予 熱 帯 面 積		m ²	42.1
	温 度		°C	20
	上部バーナ室 面 積		m ²	30.1
	温 度		°C	42
	下部バーナ室 面 積		m ²	24.2
	温 度		°C	54
	冷却帯 面 積		m ²	47.6
	温 度		°C	0

8.3.4 熱勘定

(1) 入熱

A) 燃料の燃焼熱 Q_a

$$\begin{aligned} Q_a &= m_f \times H \ell \\ &= 0.0925 \times 10,000 \\ &= 925.0 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

B) 燃料の顕熱 Q_b

$$\begin{aligned} Q_b &= m_f \times C_f \times (t_f - t) \\ &= 0.0925 \times 0.45 \times \{90 - (-5)\} \\ &= 4.0 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

全入熱 Q_{a+b}

$$\begin{aligned} Q_{a+b} &= Q_a + Q_b \\ &= 929.0 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

(2) 出熱

A) 石灰石の分解熱 Q_c

$$\begin{aligned} Q_c &= \{ (CaO) / 100 - 1.273(RCO_2) / 100 \} \times 759 + (MgO) \\ &\quad / 100 \times 648 \\ &= \{ 88.30 / 100 - 1.273 \times 6.01 / 100 \} \times 759 + 1.32 / 100 \times 648 \\ &= 620.7 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

B) 石灰の持去る熱 Q_d

$$\begin{aligned} Q_d &= C_m \times (t_h - t) \\ &= 0.180 \times \{20 - (-5)\} \\ &= 4.5 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

C) 不完全燃焼による損失熱 Q_e

$$\begin{aligned} Q_e &= 3,020 \times (CO) / 100 \times V_c \\ &= 3,020 \times 0.1 / 100 \times 3.27 \\ &= 9.9 \text{ (kcal/kg)} \end{aligned}$$

D) 未燃炭素による損失熱 Q_f

$$\begin{aligned} Q_f &= 8,100 \times C_D \\ &= 8,100 \times (0.0164 \times 0.0299) \end{aligned}$$

$$=4.0 \text{ [kcal/kg]}$$

E) 捕集ダストの顕熱および分解に要した熱 Q_s

$$Q_s = \text{ダストの持去る熱 } Q_{s1} + \text{ダストの分解に要した熱 } Q_{s2}$$

$$Q_{s1} = C_d \times (t_g - t) W_d = 0.223 \times \{223 - (-5)\} \times 0.0164 \\ = 0.8 \text{ [kcal/kg]}$$

$$Q_{s2} = W_d \times \left[\left\{ \frac{(CaO)}{100} - 1.273 \frac{(RCO_2)}{100} \right\} \times 759 + \frac{(MgO)}{100} \times 648 \right] \\ = 0.0164 \left[(49.51/100 - 1.273 \times 34.46/100) \times 759 + 0.58/100 \times 648 \right] \\ = 0.8 \text{ [kcal/kg]}$$

$$Q_g = 1.6 \text{ [kcal/kg]}$$

F) 排ガスの持去る熱 Q_h

$$Q_h = V_e \times C_e \times (t_g - t) + (V_w - V_e) \times C_{H_2O} \times (t_g - t) \\ = 3.27 \times 0.33 \times \{223 - (-5)\} + (3.39 - 3.27) \times 0.36 \times \{223 - (-5)\} \\ = 255.9 \text{ [kcal/kg]}$$

G) 窯壁からの放散熱 Q_i

$$Q_i = \Sigma (h_c + h_r) \times (t_w - t) \times A / 1,250$$

$$h_c = 2.2 \times (t_w - t)^{1/4}$$

$$h_r = 4.88 \left[\left\{ \frac{(t_w + 273)}{100} \right\}^4 - \left\{ \frac{(t + 273)}{100} \right\}^4 \right] \times \epsilon / (t_w - t)$$

予熱帯 $h_c = 2.2 \{20 - (-5)\}^{1/4}$

$$= 4.9$$

$$h_r = 4.88 \left[\left\{ \frac{(20 + 273)}{100} \right\}^4 - \left\{ \frac{(-5 + 273)}{100} \right\}^4 \right]$$

$$\times 0.9 / \{20 - (-5)\}$$

$$= 3.9$$

$$Q_{i1} = (4.9 + 3.9) \times \{20 - (-5)\} \times 42.1 / 1,250$$

$$= 7.4 \text{ [kcal/kg]}$$

上部バーナ室

$$h_c = 2.2 \{42 - (-5)\}^{1/4}$$

$$= 5.4$$

$$h_r = 4.88 \left[\left\{ \frac{(42 + 273)}{100} \right\}^4 - \left\{ \frac{(-5 + 273)}{100} \right\}^4 \right]$$

$$\times 0.9 / (42 - (-5))$$

$$= 4.6$$

$$Q_{12} = (5.4 + 4.6) \times (42 - 5) \times 30.1 / 1,250$$

$$= 8.9 \text{ [kcal/kg]}$$

下部バーナ室

$$h_c = 2.2 (54 - 5)^{1/4}$$

$$= 5.8$$

$$h_r = 4.88 \left[\left\{ \frac{(54 + 273)}{100} \right\}^4 - \left\{ \frac{(5 + 273)}{100} \right\}^4 \right]$$

$$\times 0.9 / (54 - 5)$$

$$= 4.9$$

$$Q_{13} = (5.8 + 4.9) \times (54 - 5) \times 24.2 / 1,250$$

$$= 10.2 \text{ [kcal/kg]}$$

冷却帯

$$h_c = 2.2 \{0 - (-5)\}^{1/4}$$

$$= 3.3$$

$$h_r = 4.88 \left[\left\{ \frac{(0 + 273)}{100} \right\}^4 - \left\{ \frac{(-5 + 273)}{100} \right\}^4 \right]$$

$$\times 0.9 / \{0 - (-5)\}$$

$$= 3.5$$

$$Q_{14} = (3.3 + 3.5) \times \{0 - (-5)\} \times 47.6 / 1,250$$

$$= 1.3 \text{ [kcal/kg]}$$

$$Q_1 = 7.4 + 8.9 + 10.2 + 1.3$$

$$= 27.8 \text{ [kcal/kg]}$$

H) その他 $Q_2 = 4.6 \text{ [kcal/kg]}$

全出熱 $Q_c \sim Q_1$

$$Q_{c1} = Q_c + Q_d + Q_e + Q_f + Q_g + Q_h + Q_i + Q_j$$

$$= 620.7 + 4.5 + 9.9 + 4.0 + 1.6 + 255.9 + 27.8 + 4.6$$

$$= 929.0 \text{ [kcal/kg]}$$

(3) 熱効率

$$\eta = Q_c / Q_{a \sim b} \times 100$$

$$= 620.7 / 929.0 \times 100$$

$$= 66.8 \text{ [%]}$$

(4) 熱勘定表

熱勘定表を表3-8-9に、熱流れ図を図3-8-3に示す。

項 目		入 熱		出 熱	
		10 ³ kcal/T	%	10 ³ kcal/T	%
入 熱	(a) 燃料の燃焼熱	925.0	99.6		
	(b) 燃料の顕熱	4.0	0.4		
出 熱	(c) 石灰石の分解熱			620.7	66.8
	(d) 生石灰の持ち去る熱			4.5	0.5
	(e) 不完全燃焼による損失熱			9.9	1.1
	(f) 未燃炭素による損失熱			4.0	0.4
	(g) 捕集ダストの顕熱及び分解に要した熱			1.6	0.2
	(h) 排ガスの持ち去る熱			255.9	27.5
	(i) 窯壁からの放散熱			27.8	3.0
	(j) その他			4.6	0.5
	合 計	929.0	100.0	929.0	100.0
熱 効 率		66.8 %			

表 3 - 8 - 9 熱勘定表

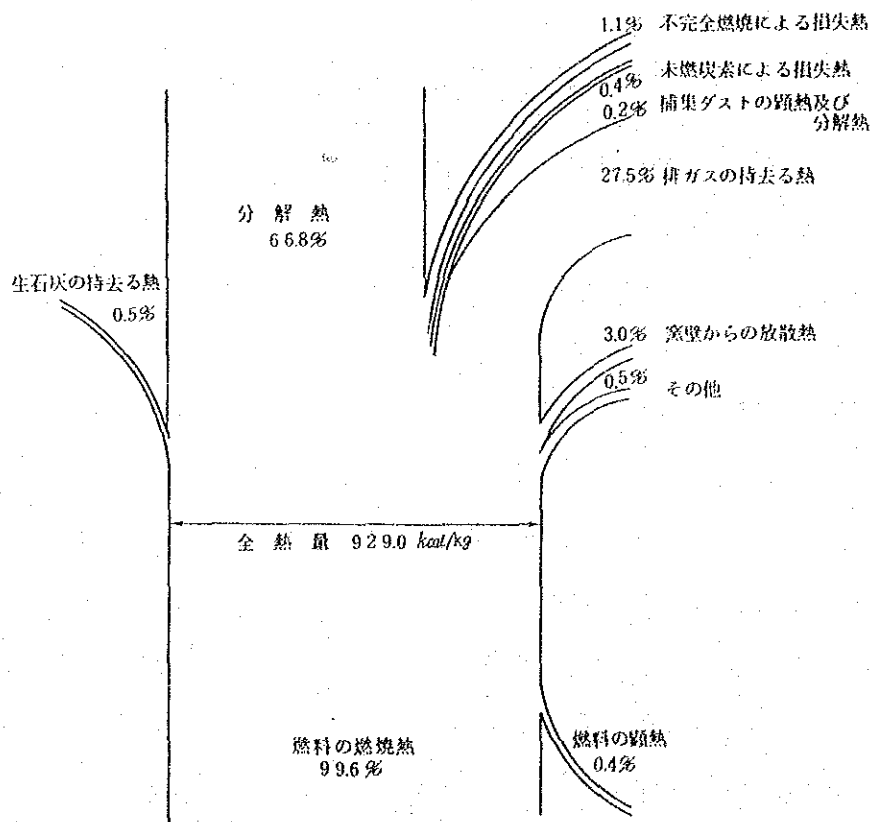


図 3 - 8 - 3 熱流れ図

- (a) 消費熱量は929 kcal/kg と比較的少ないが、石灰の未焼部分が14%と非常に多く、他の一般的な炉と比較して評価することは困難である。一般に電気炉に要求される未焼部分の少ない生石灰を製造するとすれば、排ガス温度も上昇し、熱原単位は相当悪化すると考えられる。
- (b) 排ガス損失が大きく改善の余地があることを示している。

熱勘定に使用した記号

A	炉壁の面積	[m^2]
(CaO)	石灰中のCaOの重量百分率	[%]
C_n	石灰1kg当りのダスト中の未燃炭素量	[kg/kg]
C_e	乾き排ガスの比熱	[$\text{kcal}/\text{Nm}^3\text{°C}$]
C_f	燃料の比熱	[$\text{kcal}/\text{kg}\text{°C}$]
$C_{\text{H}_2\text{O}}$	水蒸気の比熱	[$\text{kcal}/\text{Nm}^3\text{°C}$]
C_m	石灰の比熱	[$\text{kcal}/\text{kg}\text{°C}$]
(CO)	乾排ガス中のCOの容量百分率	[%]
H_l	燃料の低発熱量	[kcal/kg]
h_c	自然対流伝熱係数	[$\text{kcal}/\text{m}^2\text{hr}\text{°C}$]
h_r	放射伝熱係数	[$\text{kcal}/\text{m}^2\text{hr}\text{°C}$]
m_f	石灰1kg当りの燃料使用量	[kg/kg]
(MgO)	石灰中のMgOの重量百分率	[%]
(R. CO ₂)	石灰中の残留CO ₂ の重量百分率	[%]
t	外気の温度	[°C]
t _f	燃料の温度	[°C]
t _g	排ガスの温度	[°C]
t _h	石灰の温度	[°C]
t _w	炉外壁の温度	[°C]
V_e	石灰1kg当りの乾き排ガス量	[Nm^3/kg]
V_w	石灰1kg当りの湿り排ガス量	[Nm^3/kg]
W_d	石灰1kg当りの飛散ダスト量	[kg/kg]
ϵ	放射率	[—]

8.4 現状の問題点

現地調査の結果明らかとなった主な問題点は次のとおりである。

8.4.1 操業の不安定

生産量の変動が大きく操業が安定していない。生石灰の拔出し、原石の投入が一定時間毎に行われていないため、炉内の温度、圧力を安定に保つことが出来ない。

操業方法として、連続方式と回分方式があるが、特殊な場合を除いて生産性、製品品質、効率いずれにおいても連続方式の方が優っている場合が多い。石灰焼成炉のように加熱工程を必要とする場合は特に顕著であり、回分操業では熱損失が多く均一な加熱が出来ないので品質が悪く効率も低下する。

8.4.2 燃焼状況

重油を石灰石の表面で燃焼させる方式を採用している為完全燃焼が行われず遊離炭素の発生が多く、温度の均一性も悪い。又燃焼室への冷風侵入も多い。

石灰炉において燃料を直接充填層に供給する方式は熱量の分散が悪く局部加熱を起こし易い。燃料に対応する空気の供給についても過不足が起こり、結果として過剰の空気を送りながら一方では空気不足による黒煙を発生することとなる。不完全燃焼によって発生した遊離の炭素は燃焼し難いので黒煙として、又は製品と共に排出される。これは燃料原単位の悪化と製品品質の低下を来す。

8.4.3 侵入空気

排ガス中の酸素濃度が高く空気の侵入が多いことを示している。この為熱損失が多く排風機の電力消費も多い。余剰空気の侵入場所は次の3つの場合が考えられる。第一に炉頂装入口及び煙道のハンドホールやフランジ、第二にバーナ口、第三に炉底排出口である。炉頂装入口よりの侵入空気は生産能力の低下と排気動力の損失の原因となるので、可能な限り減少させることが望ましい。但し侵入空気を遮断した場合排ガス温度の上昇のため設備のメンテナンス上問題を起こす場合もあり注意を要する。バーナ口の空気侵入は排ガス量の増加を来す以外に、燃焼室の温度を低下させ燃焼速度を下げることになり燃焼効率を低下させる。又炉内温度の低下により伝熱効率を低下させる。炉底よりの空気侵入は、製品の顕熱回収と燃焼空気の確保の範囲内において

は有効であるが、これを越える量はバーナ口よりの侵入と同様の弊害が起こる。製品温度は20℃まで冷やされていたが100～150℃で排出されるのが一般的である。

8.4.4 計測器の不備

計測器が少なく、操業状況の把握が出来ていない。各炉毎の重油量、炉内温度、炉圧がわからない。

操業条件を最適に保つ為には操業状況を常に把握していることが必要で、その手段としての計測機器の整備が必要である。計測によって単に温度、圧力等の変化を把握できるのみならず、客観的な状況判断の尺度を得ることが出来る。客観的なデータを得ることにより操作の標準化が可能となり技術改良の出発点となり得る。

8.5 改善方策

8.5.1 燃焼方法の改善

(1) 石灰炉に求められる条件

堅型石灰焼成炉においては石灰石の移動層に高温ガスを接触させる必要がある。

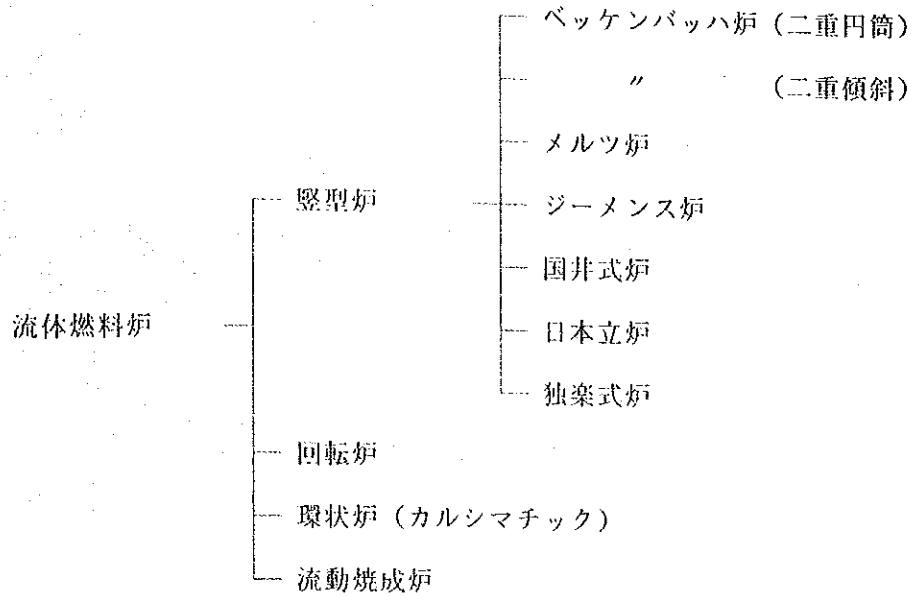
高温ガスの供給に当たっては

- (a) 炉壁の過熱を避ける。
- (b) 中心部までの熱の均一分散をはかる。
- (c) 過剰空気の流入を抑える。

ことが求められる。

固体燃料を石灰石と一緒に装入する炉においては比較的問題が少ないが、流体燃料を使用する炉では要因が複雑で技術的な問題が多く、その解決のためにいろいろなされ、数多くの型式の炉が開発されている。

日本において現在使用されている石灰炉を分類すると、図3-8-4のとおりである。



固体燃料炉 ———— 堅型炉

図 3 - 8 - 4 最近の石灰焼成炉

これらのうち代表的な液体燃料炉の特徴を比較すると、表 3 - 8 - 10 のようであり、石灰石の大きさ、要求品位、能力等状況に合わせて選択されている。日本で多く稼働しているのはベッケンバツハ炉 (二重円筒) とメルツ炉である。

これらの炉が上述の炉壁過熱防止、ガス均一分散、熱効率向上をはかるため、とっている対応策を整理すると表 3 - 8 - 11 のようになる。たとえばベッケンバツハ炉ではバーナを二段に配置して、それぞれ空気比 1.6, 0.5 で燃焼するようにして対処している。メルツ炉では予熱された充填層へ直接燃料を軸方向に供給するようにして対処している。

表 3 - 8 - 10 流体燃料を使用する堅型炉

	生産能力 T/D	熱原単位 kcal/kg	R. CO ₂ %	備 考
ベッケンバツハ 炉 (二重円筒)	150 ~ 450	1050	0.3	製品の品位が特に良い
” (二重傾斜)	100 ~ 200	1050	0.8	細粒石灰石が可能
メルツ炉	170 ~ 250	950	1.5~2.0	熱原単位が低い
国井式炉	30 ~ 75	1050	1.5~2.0	小型炉
ジーマンス炉	75 ~ 100	1150	2.0	過焼の防止
独楽式炉	25 ~ 50	1000	2.0	小型炉

表 3-8-11 主要炉における操作目的と対応策

操作目的 炉別	過熱防止 (温度コントロール)	熱量の分散	伝熱効率
ベッケンバッハ 炉 (二重円筒)	(1)下段の空気比を大きくすると共に、燃焼ガスを循環する。 (2)上段では空気比を小さくして温度を抑える。	(1)中筒の構築 (熱拡散不良部の排除) (2)ブリッジの構築 (3)バーナを上・下二段に配置	(1)バーナを二段に配置 (焼成熟量の分散) (2) $m > 1.6$ と $m < 0.5$ の組合せ(排ガス量の減) (3)レキュペレータの設置
ベッケンバッハ 炉 (二重傾斜)	同上	(1)スロート部の設置 (2)燃焼室の容積拡大 (3)バーナを上・下二段に配置	同上
メルツ炉	(1)充填層への燃料の直接供給	(1)バーナ本数を増加 (2)バーナ水平運動	(1)充填層への燃料直接供給 (2)予熱体を蓄熱層として活用
国井式炉	(1)空気比を小さくしてガス化燃焼とする。 (2)三次空気のバイパス (3)炉排ガスの循環 (4)エマルジョン燃焼	(1)焼成帯の絞り (2)小型炉	(1)バーナーの空気比を $m < 0.5$ (ガス量の減) (2)レキュペレータの設置

(2) 改善方法の検討

大連鋼廠の現状の炉型式が豎型円筒炉であることを考えると、ベッケンバッハ炉(二重円筒)、または国井式炉を参考として改善を検討することになる。総合的な性能評価よりみれば、ベッケンバッハ炉がすぐれているが、炉容積を考慮した場合は、国井式炉の方が参考になる。

しかしながら、大連鋼廠の現有炉を前提とすると、必要な高温充填層の長さの確保ができない等基本的な問題があり、有効な対策を見出すことができなかった。

部分的な改造では却って問題を残すことになり、根本的には設備を新設しなければならない。以下に参考までに国井式炉の概略を紹介する。

A) 国井式炉の操業例

国井式炉の構造説明図を図3-8-5に示す。炉内は、予熱帯、上部焼成帯、下部焼成帯、連結帯、冷却帯に区分して考えられる。下部焼成帯に直結するガス化室で重油を理論空気量の50%程度で燃焼させ、ガス化して炉内に送入する。

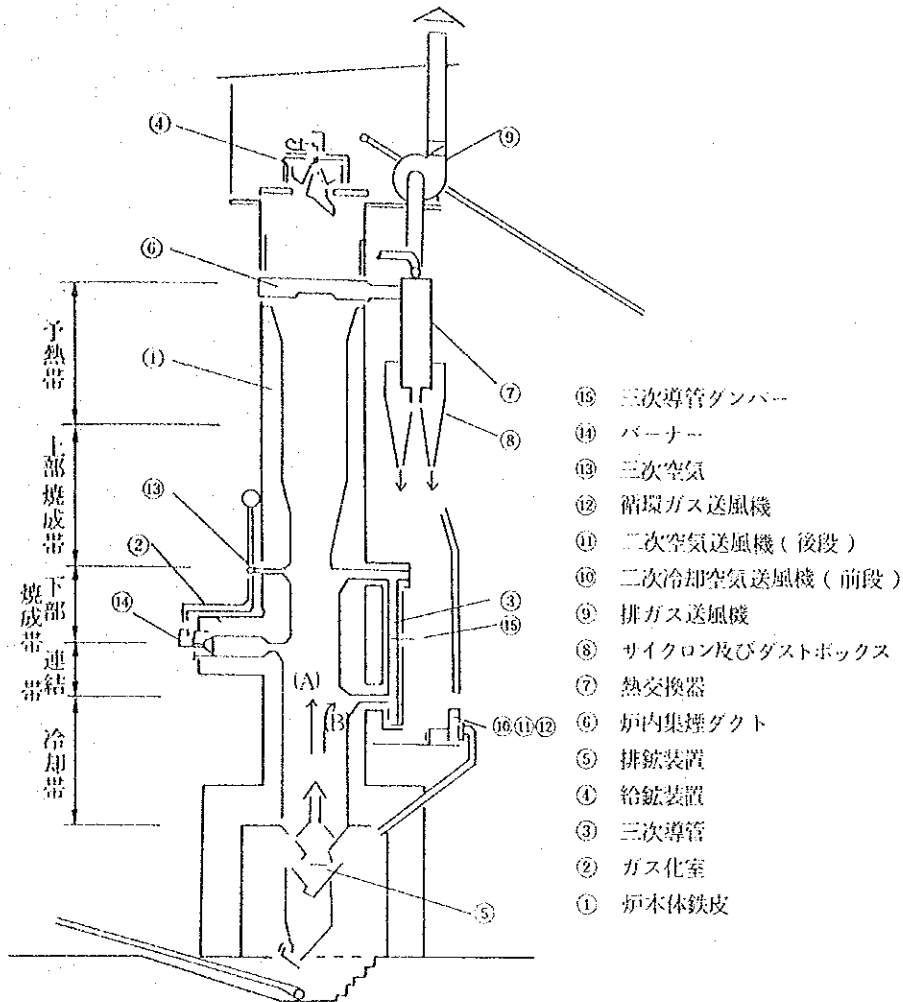


図 3 - 8 - 5 国井式炉

一方炉底より送入された生石灰冷却用空気は冷却帯で熱交換され一部（三次空気 A）は連結帯および下部焼成帯へ導入され、ガス化されたガスを燃焼させ下部焼成帯を形成する。さらに冷却空気の一部（三次空気 B）は三次導管を上昇し再び炉内に入り未燃のガス化ガスを燃焼させ上部焼成帯を形成する。三次空気 A と B の比率の変更は三次導管ダンパーにて行われ、下部焼成帯と上部焼成帯の燃焼割合を制御することが出来る。上部焼成帯の燃焼割合を大きくすれば軽焼生石灰を得、下部焼成帯の燃焼割合を大きくすれば硬焼生石灰を得ることが出来る。但し両者の標準的な配分比率は、三次空気 A を 30%、B を 70% とするのがよく、極端に片寄った場合連結帯での過焼又は予熱帯の容量不足となる。又特に軽焼生石灰を望む場合は下部焼成帯の温度上昇を抑制し、生石灰の焼結現象の進行を防止する為ガス化室へ炉排ガスを導入する。又ガス化室直上部周

辺の空気量の不足を補う為三次空気を別に導入し上部焼成帯の燃焼を助長している。

操作データの一例を図 3-8-6 に示す。

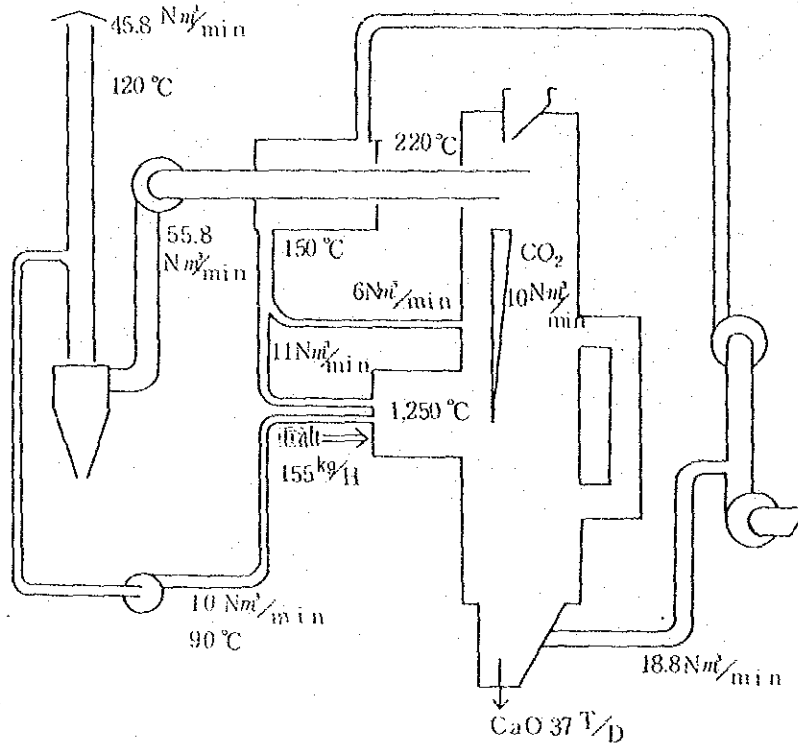


図 3-8-6 国井式炉操作データ

生産量	37 T/D
熱量原単位	1028 kcal/kg
R. CO ₂	1%

熱量原単位は増加するが、現状にくらべ石灰中の未焼石灰石が減少し、品質の向上が期待される。

なお、日本においては、現在一部の炉において30~50%程度の塊コークスの混焼が行われており、その結果、能力は20~50%増加し、熱原単位も改善されている。(日本においては重油よりコークスの方が安価である。)

8.5.2 空気侵入の防止

現状のガスバランスを表3-8-12に示したが、排ガスへの侵入空気が非常に多い。重油燃焼に必要な理論空気量は1254 N m³/Hであるが、現状における全炉の空気比は3.05になっている。侵入空気の侵入箇所別の配分の確認は困難である。

対策

(1) 上、下燃焼室よりの侵入空気

燃焼室温度を測定し許容範囲内において侵入空気を減少させるよう燃焼室の密閉化をはかる。又上部バーナーも併用し局所的な過熱を防止する。

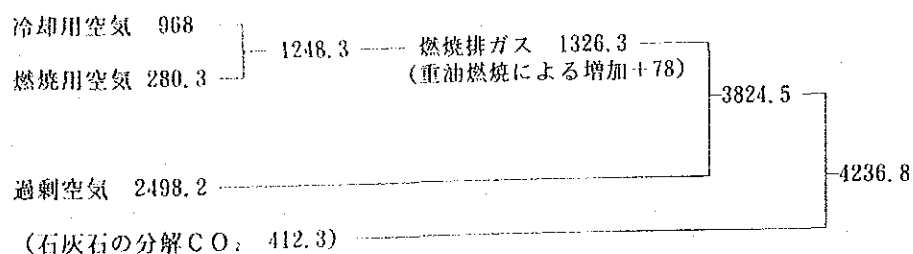
(2) 製品冷却空気

現状では製品温度も低く風量は過剰であり 968→750 N m³/H程度に下げるべきである。

(3) 炉頂部よりの侵入空気

装入口付近に空隙が多く、ベル部の密閉性も悪いようであり整備すべきである。日本で稼動中の炉について例を示すと図3-8-7、図3-8-8、のとおりである。

表3-8-12 現状の空気、排ガスバランス (N m³/H)



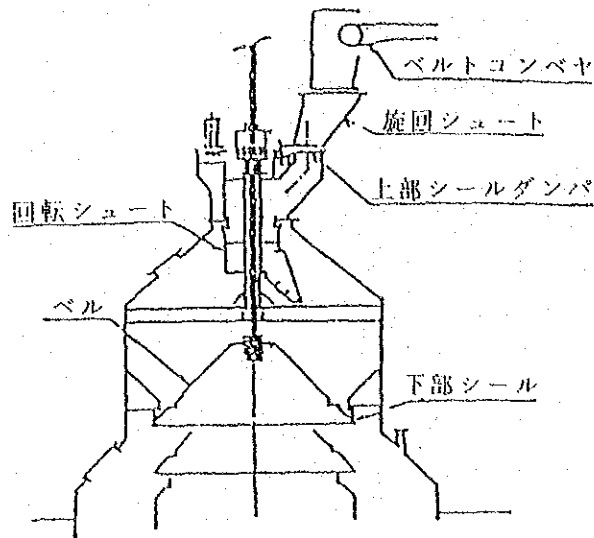


図3-8-7 改良型原石投入装置
(ベルト付回転シュート方式)

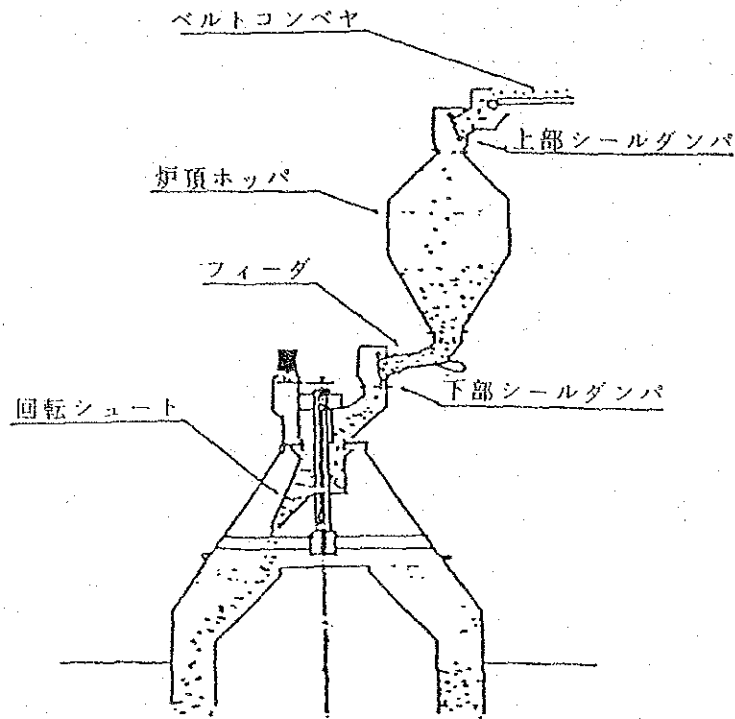


図3-8-8 改良型原石投入装置
(ベルトレス方式)

8.5.3 焼成効率の改善

焼成効率の向上は熱量原単位、電力原単位の向上と共に品位の安定化を図ることである。

原単位の低減については燃焼方法の改善と侵入空気の防止が主なるものであるが品質の安定化の為に次の点を検討すべきである。

(1) 運転の連続化

現状では製品排出が不連続であり効率のよい操業は困難である。不連続の場合炉内の温度分布が乱れ、局部過熱のおそれがあり、炉本体の保守が困難となる。連続加熱を実施する為には受人先との連絡を密にして製品用コンテナの効率的な運用を図る必要がある。

(2) 計装設備の整備

重油流量計以外は計器類が少なく炉の運転状態の把握が出来ない。各炉ごとに各部の温度、圧力、流量の計測が必要であり、最小限、次の計測器が必要である。

石灰石	投入台数カウンター	1点
重油	温度	1点
	流量	1点
炉排ガス	温度	1点
	圧力	1点
ファン入口ガス	温度	1点
燃焼室	温度	6点
製品	温度	1点
	排出機回転計	1点
排出部空気圧力		1点

(3) 品質管理

生石灰は電気炉における製鋼用の副原料であり、石灰焼成炉での品質管理が重要である。品質管理の為の試験項目の設定の一例を示すと表3-8-13のとおりである。

表3-8-13 品質管理測定項目

	項 目	頻 度
石灰石	化学成分 (SiO ₂ , Al ₂ O ₃ , Fe ₂ O ₃ , CaO, MgO, S, P)	1回/週
	粒度	1回/週
重油	比重	1回/週
	発熱量	1回/週
製 品	化学成分 (SiO ₂ , Al ₂ O ₃ , Fe ₂ O ₃ , CaO, MgO, S, P)	1回/日
	RCO ₂ 活性度	6回/日 3回/日

(4) 設備の保守

運転の連続化を計るためには、設備故障による運転の中断があってはならない。
設備補修が必要な場合計画的に実行し炉運転への影響を最小限とすべきである。

8.6 所要投資額 (1基)

(1) 燃焼方式の改善 (国井式への改造)	100,000千円
(2) 計装設備の整備	3,000千円
参考	
原石投入装置 (ベルレスタイプ)	15,000千円

8.7 期待効果

改善の効果を評価する場合、エネルギー原単位の向上による利益と品質向上による利益が考えられる。品質向上による利益は、製品を使用する工程の利益であり当該工程ではむしろエネルギー原単位の増加を招く場合もある。例えば、残留CO₂を減少させる事は熱原単位の悪化につながる等である。工場全体としての総合的な利益を検討して、改造の効果を評価すべきである。

8.8 電気管理

8.8.1 確認事項

- (1) 石灰炉2基稼動に対して排風機を1台運転している。排風機の吸込ダンパ開度50〔%〕、排風機の仕様は下記の通り。

離心式 J02-91-4 16000 (m³/h)
320 (mmAq)

駆動用電動機

三相誘導電動機 5.5 (kW) 380 (V)
連続定格 50 (Hz) 1470 (rpm)

- (2) 石灰装入バケット

生石灰は600～700〔kg/回〕の割合で30分に2回装入する。製品は30分に550～700〔kg〕抜きとられる。台車の重量は340〔kg〕である。ワイヤドラムの直径は300〔mm〕、電動機と巻上ドラムとの減速比は57.183対1、巻上斜度70°、巻上げ斜長24〔m〕、おもり1100〔kg〕、バケット用電動機の仕様は下記の通りである。

三相誘導電動機 4.5 (kW) 380 (V)
50 (Hz) 6極 960 (rpm)

8.8.2 測定項目

表3-8-14に排風機用電動機に対する供給電圧、消費電力、無効電力、力率、周波数、回転数、風量、風圧などを示し、表3-8-15にバケット用電動機の供給電圧、消費電力、力率、回転数、バケットの上昇時間ならびに下降時間などを示す。

表 3 - 8 - 14 石灰炉排風機電力測定結果

	電 圧 (V)	電 力 (kW)	無効電力 (kVar)	力 率 (%)	備 考
12.05	426	26.5	37.4	57.8	周波数は測定時間中
13.35	420	27.6	35.9	61.0	ほぼ49Hz
13.35	418	25.2	34.7	58.7	回転数は
14.00	418	24.9	34.9	58.2	1489~1490 rpm
14.15	422	24.1	35.9	55.7	
14.30	420	23.5	35.1	55.7	
14.45	424	23.4	36.3	54.1	
15.00	424	23.0	36.8	52.9	
15.15	426	23.7	37.7	53.3	
15.45	427	24.3	37.6	54.4	
16.00	425	23.7	36.5	54.5	
16.15	420	25.0	35.9	57.1	

風量 12678 (m³/h)

風圧 - 261 (mmAq)

温度 165°C

表 3-8-15 バケット駆動用電動機測定結果

石灰炉 バケット駆動用電動機 4.5 kW 4極

	電 動 機 回転数(rpm)	上昇時間 分' 秒"	下降時間 分' 秒"
No. 1 石灰炉	965	1' 28" 26	1' 27" 22
No. 3 石灰炉	981.5	1' 17" 09	1' 16" 24

	No. 1 石灰炉			No. 3 石灰炉		
	電力(kW)	力率(%)	電圧(V)	電力(kW)	力率(%)	電圧(V)
14.00	上昇4.8	52.7	412			
14.30	下降 2.7	33.1	412			
15.05				上昇 4.3	58.1	417
15.07				下降 2.5	40.0	420

8.8.3 現状の問題点

(1) 排風機

排風機用電動機の消費電力（入力）は表3-8-14のように23~27〔kW〕と定格出力55〔kW〕に比べて軽負荷で、供給電圧は定格電圧にくらべて10〔%〕以上も高いので力率が極めて低い。

12678〔m³/h〕, 261〔mmAq〕の場合、送風機の空気動力は

$$\frac{12678 \times 261}{60 \times 6120} = 9 \quad (\text{kW})$$

測定結果から電動機の入力は平均24.4〔kW〕。55〔kW〕4極の電動機の効率は50〔%〕負荷で92〔%〕, 25〔%〕負荷で88〔%〕であるからその間をとって90〔%〕とすると、電動機出力、即ち送風機入力は

$$24.4 \times 0.9 \approx 22 \quad (\text{kW})$$

したがって効率は $9 \div 22 = 40.9$ 〔%〕

次に表3-8-17のように電圧が420〔V〕から427〔V〕と電動機の定格電圧380〔V〕にくらべて10.5~12.4〔%〕も高い。それに前述のように軽負荷のため力率が極めて低い。

軽負荷の場合に供給電圧は電動機の定格電圧よりむしろ低くする方が効率がいい。以上の諸点から問題点を上げると下記の通りである。

- ① 排風機の実負荷が小さく、効率が悪い。
- ② 電動機も軽負荷である上、供給電圧が電動機の定格電圧にくらべて高すぎるので、効率が1~2%低くなり、力率も5~6%低くなる。
巻上機は30分の間に巻上、巻下各2回で351〔秒〕の短い運転だから消費する電力量も0.72 kWと僅かであり、改善策は排風機のみ検討すれば充分と思う。

8.8.4 改善方策

(1) 排風機に対するVVVFの適用

現在の負荷は

$$12678 \div 16000 = 0.79 \text{ 程度である。}$$

表3-8-16から風量80%の場合の電動機入力は吸込ダンパ制御の場合72.5%、VVVF制御の場合55%となる。風量12678〔m³/h〕のとき、電動機入力は24.4

(kW) だから V V V F 制御を採用することによって 1 年間に下記の省エネルギーとなる。

$$24.4 \times \frac{72.5 - 55}{72.5} \times 7200 \approx 42,400 \text{ (kwh)}$$

55 (kW) の電動機を定格回転数迄制御するには 70 (kVA) の容量の V V V F が必要である。

余裕をみて 70 (kVA) を採用すると約 2 百万円の費用が必要となる。

切替スイッチは 1 台の V V V F 装置を 3 台の送風機駆動用電動機に切替えて使用するためのもので、図 3 - 8 - 9 のように接続して使用する。

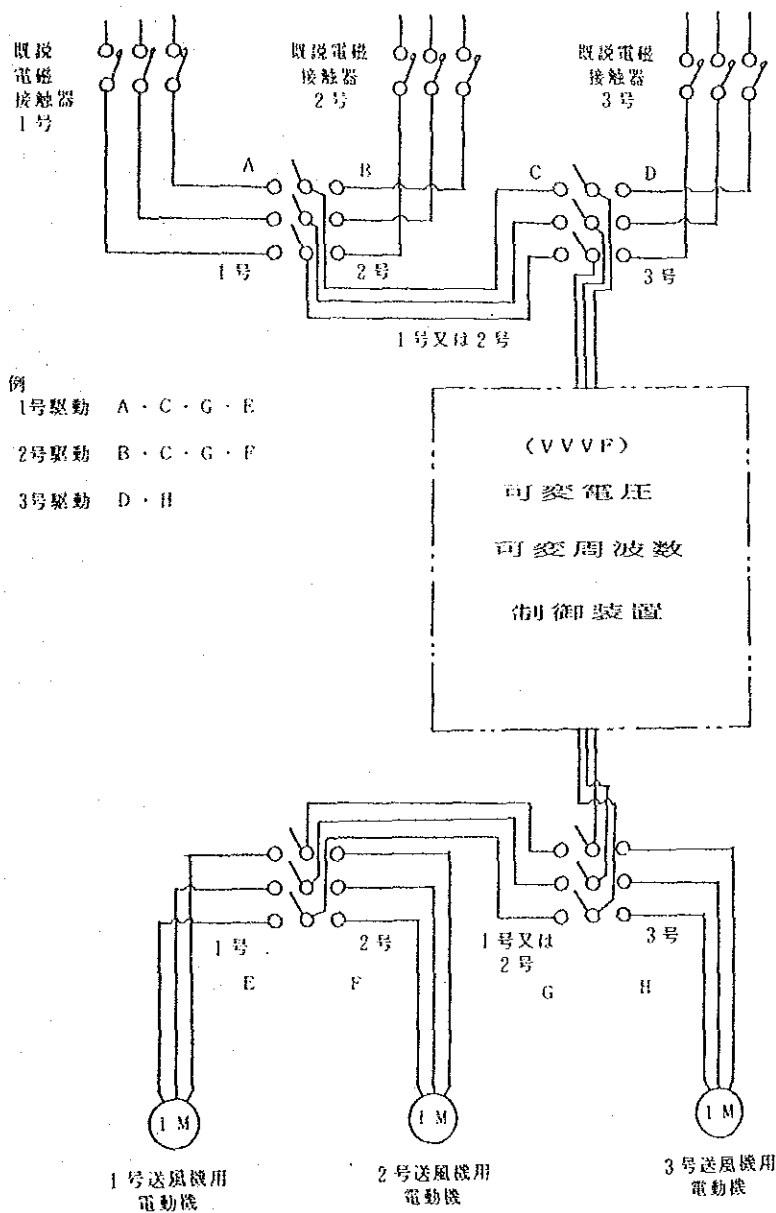


図 3 - 8 - 9 石灰炉送風機切替配線図

(2) 供給電圧の低下

供給電圧が電動機の定格電圧の10〔%〕以上も高いので、電動機の効率が低下し、力率も軽負荷の上、更に過電圧で低下するので設備全体としての損失を増加している。軽負荷の場合供給電圧は定格電圧に対して低目に抑えたい。

力率の改善を行えば、変圧器の負荷損や電線ケーブル類の抵抗損が減少するばかりでなく、変圧器に余裕を生じ、負荷の増加に対応することができる。

電圧管理の為には供給電圧の記録を定期的にとり変圧器のタップにより調整しなければならない。

表 3 - 8 - 16 送風機用電動機の消費電力特性

風量 〔%〕	軸動力 (理論値)	出口ダンパ制御 (吐出)		入口ダンパ制御 (吸込)		二次抵抗制御		VVVF制御 又はセルビウス		極数変換	
		電動機 入力	総損失	電動機 入力	総損失	電動機 入力	総損失	電動機 入力	総損失	電動機 入力	総損失
100	100	107	7	106	6	108	8	108	8	106	6
90	72.9	103.5	30.6	84	11.1	86	13.1	79	6		
80	51.2	99.5	48.3	72.5	21.3	68	16.8	55	3.8		
70	34.3	95	60.7	68	33.7	52	17.7	38	3.7		
60	21.6	89.5	67.9	64	42.4	39	17.4	25	3.4		
50	12.5	84	71.5	60	47.5	29	16.5	15	2.5	14	1.5
40	6.4	77.5	71.1	56	49.6	21	14.6	9	2.6		
30	2.7	71	68.3	52	47.3	15	12.3	5	2.3		

(注) (1) 数字は風量以外は電力で風量 100%の時の軸動力を 100とする。

(2) 総損失 = 電動機入力 - 軸動力

資料 3 - 8 現地調査での参考データ

項 目	単位	測定値	備 考		
石灰石 粒度分布	180~150 mm	%	0.0		
	150~100	%	46.6		
	100~76.2	%	38.9		
	76.2~50.8	%	14.0		
	50.8~0	%	0.5		
重油 バーナー毎の使用量	No. 1 - 1 回目	kg/H	35.0	測定時間 37"	
	2 "	"	28.8		40
	No. 2 - 1 回目	"	24.3		40
	2 "	"	25.2		40
	No. 3 - 1 回目	"	39.6		40
	2 "	"	59.0		25
	3 "	"	32.4		40
	No. 4 - 1 回目	"	33.3		40
	2 "	"	26.1		40
	No. 6 - 1 回目	"	28.8		40
	2 "	"	27.0		40
	製品 粒度分布	180~150 mm	%		0.0
150~100		%	12.7		
100~76.2		%	20.1		
76.2~50.8		%	19.9		
50.8~31.7		%	14.5		
31.7~19.1		%	12.5		
19.1~0		%	20.3		
圧力 炉出口	上部	mmAq	-57		
	中部	"	-16.8		
	下部	"	-10.0		
	バーナー口	"	- 8.3		
		"	-0.1, +1.3		
		"	+0.8, +1.2		
	"	-0.1, -0.4			

項 目			単 位	測 定 値	備 考
排ガス (ファン入口)	配管径		m	0.59	
	流速		m/sec.	13.0 12.7	
	圧力		mmAq	-261	
	温度		°C	165	
炉内温度分布	上部		°C	173.1	炉充填層外 周部。 内部測定不 能で参考値
	中部		°C	690.9	
	下部		°C	598.6	
炉内装	予熱帯	耐火材	mm	500	シャモット
		断熱材	"	8	アスベスト
	焼成帯	耐火材	"	800	ハイアルミナ
		断熱材	"	8	アスベスト
	冷却帯	耐火材	"	500	シャモット
		断熱材	"	8	アスベスト
補修周期			年	3~4	

9. 経済評価

9.1 前提条件

(1) 評価手法

単純資本回収期間法（下式）を用いる。

$$\text{単純資本回収期間（年）} = \frac{\text{投資額}}{\text{年間改善効果額}}$$

(2) 通貨交換率

1985年後半の為替相場を基準に、1米ドル=200円=3人民元とする。

(3) 投資額

投資額の算定にあたっては、日本国内での工場渡し設備価格（見積り）を用い、中国での据付工事費は含まないものとする。

(4) エネルギー価格

年間改善効果額算定に使用するエネルギー価格については、国民経済的観点からの評価も加味するため、中国国内価格の他に、国際価格も使用する。

各エネルギー価格及び算出根拠は表3-9-1の通りである。

表3-9-1 エネルギー価格

エネルギー	単 位	中国国内価格	国 際 価 格
重 油	元/l	115 * 1	435 * 2
電 力	元/kWh	0.06 * 1	0.23 * 3
発生炉ガス	元/1000m ³	30 * 4	86 * 5

* 1 : 大連市節能技術服務中心から提示された価格。

* 2 : 1985年10月~12月のシンガポール市場における重油(380 cSt.)のスポット価格(143米ドル/l~150米ドル/l)をもとに、145米ドル/l(≒435元/l)とする。

* 3 : 大連市の電力は主として石炭火力発電所により供給されているので、日本及び米国における石炭火力発電のコスト例をもとに、15円/kWh≒0.23元/kWhとする。

* 4 : 大連鋼廠での聞き取り調査により決定。

* 5 : 日本の製鉄所でのコスト例より、3.8円/1000kcal≒5.7円/m³≒86元/1000m³とする。
(発生炉ガス熱量は1513kcal/m³)

9.2 改善方策の経済評価結果

各改善案の投資額、年間改善効果額、及び単純資本回収期間は表3-9-2の通りである。

表3-9-2 各改善案の経済評価結果

改善案	投資額 (A) (千元)	年間改善効果額 (B)		単純資本回収期間 (C) = (A)/(B)	
		ケースA：中国国内価格 (千元/年)	ケースB：国際価格 (千元/年)	ケースA (年)	ケースB (年)
<u>I. 20トン電気炉</u>					
(1) 酸素吹込量増加	不要	電力 139	電力 533	0	0
(2) 溶解期電力増加	135	電力 140	電力 538	1.0	0.3
(3) 屑鉄予熱	2,100	電力 213 小計	電力 818 小計	10.7	2.8
		電力 ▲16	電力 ▲61		
		197	757		
<u>II. 10トン電気炉</u>					
(1) 酸素吹込量増加	不要	電力 185	電力 710	0	0
(2) 溶解期電力増加	不要	電力 33.4	電力 128	0	0
(3) 屑鉄予熱	1,500	電力 88.7 小計	電力 340 小計	18.1	4.7
		電力 ▲5.7	電力 ▲22		
		83.0	318		

表 3-9-2 各改善案の経済評価結果

改善案	投資額 (A)	年間改善効果額 (B)		単純資本回収期間 (C) = (A)/(B)	
		ケースA：中国国内価格 (千円/年)	ケースB：国際価格 (千円/年)	ケースA (年)	ケースB (年)
<u>Ⅲ. 圧延機</u>					
(1) ロール軸受部の改善	750	電力： 124	電力： 475	6.0	1.6
(2) ロール空転時間管理	不要	電力： 52.1	電力： 200	0	0
(3) セルビウス方式の採用	405	電力： 6.3	電力： 24.2	64.3	16.7
<u>Ⅳ. 第一圧延工場連続加熱炉</u>					
(1) 水冷管二重断熱	1,545	重油 154	重油 582	10.0	2.7
(2) 抽出扉の設置	150	重油 33.4	重油 126	4.5	1.2
(3) 送風機用 回転制御装置の設置	45.0	電力 19.3	電力 74.0	2.3	0.6
(4) 進相用コンデンサー設置	30.0	電力 2.4	電力 9.4	12.5	3.2

表 3-9-2 各改善案の経済評価結果

改善案	投資額 (A)	年間改善効果(B)		単純資本回収期間 (C) = (A)/(B)	
		ケースA：中国国内価格 (千元/年)	ケースB：国際価格 (千元/年)	ケースA (年)	ケースB (年)
<u>V. 鋼管工場ガス焚台車式熱処理炉</u>					
(1) 炉体断熱の強化	42.0	発生炉ガス 12.3	発生炉ガス 35.2	3.4	1.2
(2) 台車の軽量断熱化	6.6	発生炉ガス 15.7	発生炉ガス 45.0	0.4	0.1
<u>VI. 鋼管工場直火式 ローラハウスタイプ熱処理炉</u>					
(1) 新型炉への置き替え	4,350	発生炉ガス 192	発生炉ガス 550	22.7	7.9
(2) 間接水冷ローラの採用	576	発生炉ガス 113	発生炉ガス 325	5.1	1.8
(3) 装入・抽出扉の設置	188	発生炉ガス 3.0	発生炉ガス 8.6	62.7	21.9
(4) 計測制御機器の設置	195	発生炉ガス 50	発生炉ガス 144	3.9	1.3
<u>VII. 原材料処分灰焼成炉</u>					
(1) 排風機へのVVVF適用	30	電力 2.5	電力 9.8	12.0	3.1

第4章

大連水泥廠の調査結果

目 次

1. 総 論	4 - 1
1. 1 工場の概要	4 - 1
1. 2 エネルギー管理の状況	4 - 9
1. 3 調査対象設備と改善目標	4 - 11
1. 4 改善方策の要約	4 - 12
2. 原料部門	4 - 20
2. 1 調合原料安定化の方策	4 - 20
2. 1. 1 原料品質の変動	4 - 20
2. 1. 2 原料品質変動の原因と改善方策	4 - 22
2. 2 ミルの改善方策	4 - 26
2. 2. 1 測定結果の解析	4 - 26
2. 2. 2 改善方策の内容	4 - 36
2. 2. 3 所要投資額	4 - 38
2. 2. 4 期待効果	4 - 39
2. 3 原料乾燥炉の検討	4 - 42
2. 3. 1 2号乾燥炉の設備概要	4 - 42
2. 3. 2 熱勘定	4 - 42
2. 3. 3 原料乾燥炉の改善方策	4 - 48
2. 3. 4 1号乾燥炉を使用中止した場合の能力について	4 - 50
2. 3. 5 期待効果	4 - 53
3. 焼成部門	4 - 55
3. 1 5号焼成窯の熱勘定	4 - 55
3. 1. 1 予備計算	4 - 55
3. 1. 2 熱勘定	4 - 72
3. 2 現状の問題点と改善方策	4 - 77
3. 2. 1 クーラ改善	4 - 77

3. 2. 2	操業の安定化	4-83
3. 2. 3	燃焼器, 燃焼管理の改善	4-89
3. 2. 4	焼成窯リフター	4-90
3. 3	期待効果	4-92
3. 3. 1	クーラー改善の効果	4-92
3. 3. 2	操業の安定化による効果	4-92
3. 3. 3	その他の対策による効果	4-93
3. 3. 4	生産増による焼成窯放散熱低減	4-94
3. 3. 5	各種対策の総合効果	4-94
4.	ボイラ・発電部門	4-96
4. 1	3号ボイラ・2号タービン熱勘定	4-96
4. 1. 1	設備の概要	4-96
4. 1. 2	測定値と操業状況	4-96
4. 1. 3	3号ボイラ熱勘定結果	4-124
4. 1. 4	2号タービン熱勘定結果	4-127
4. 2	現状の問題点	4-130
4. 3	蒸気条件の改善(ボイラの改善)	4-130
4. 3. 1	ボイラの空気漏入防止	4-131
4. 3. 2	伝熱面の清浄化	4-134
4. 3. 3	制御装置の改善	4-137
4. 3. 4	蒸気条件改善による効果	4-139
4. 4	タービン蒸気消費率の改善	4-142
4. 4. 1	タービン入口蒸気条件	4-142
4. 4. 2	タービン排気圧力	4-142
4. 4. 3	タービン翼の清浄化	4-143
4. 4. 4	蒸気消費率改善効果	4-145
4. 5	蒸気配管系の保温強化	4-146
4. 6	運転管理計器の整備	4-148
4. 6. 1	不足計器の新設	4-148
4. 6. 2	既設計器の整備	4-148

4. 6. 3	水質管理用計器	4-148
4. 6. 4	運転管理項目	4-149
4. 7	改善による総合効果	4-150
4. 8	窯尻ファンの省電力	4-151
4. 8. 1	現状の5号窯尻ファンの効率	4-151
4. 8. 2	窯尻ファンの改善策	4-152
5.	仕上部門	4-153
5. 1	測定結果の解析	4-153
5. 1. 1	ミルボール充てん量、充てん率	4-153
5. 1. 2	ミル内被粉碎物の粒度分布	4-154
5. 1. 3	最大ボール径の算出	4-155
5. 1. 4	クリンカ及びセメントの温度	4-158
5. 1. 5	ミル挽入量、分級機炭粉量の検量	4-159
5. 1. 6	ミル電力原単位の算出	4-161
5. 1. 7	分級機の分級特性	4-162
5. 1. 8	ボール及び裏板の摩耗原単位	4-164
5. 2	改善方策の内容	4-165
5. 3	所要投資額	4-168
5. 4	期待効果	4-170
6.	経済評価	4-172
6. 1	前提条件	4-172
6. 2	改善方策の経済評価結果	4-173

1. 総論

1.1 工場の概要

(1) 工場名

大連水泥廠

(2) 工場所在地

大連市周水子

(3) 工場の沿革

1909年に乾式回転窯2基で生産を開始した。1923年には余熱発電付回転窯を新設し、それ以降数次にわたって増設し、能力拡大を行ってきた。

現在は小型窯2基、余熱発電付大型窯3基を有し、#425、#525普通セメント、油井セメントの3種合わせて57万t/年の生産能力になっている。

1990年までに、近傍に4,000t/日の大型設備を建設する予定であり、それに合わせて一部の窯を休止することになっている。

(4) 調査期間

1986年1月11日～1月25日

(5) 調査員

井口光雄	技術総括
細田豊	熱管理
末繁哲雄	〃
岡田信行	電気管理
矢寺啓二	プロセス管理

(6) 面接者

孫洗塵	廠長
夏章奇	副廠長
杜崇凱	生産技術科副科長
朱太仁	機動科科长
武慶成	機動科副科長
吳庚堯	計量能源科副科長

- 申 淑 英 生産技術科
- (7) 組 織
- 車 間 セメント生産 4 車間
- 発電
- 設備保全
- 管理部門等 16 科
- そ の 他 医院, 学校
- (8) 従 業 員 数
- 2,700 人
- (9) 生 産 量

品目別生産量の推移を表 4-1 に示す。

表 4-1 生産量推移

(千 t)

	1981 年	1982 年	1983 年	1984 年	1985 年
425 号普通セメント	530	522	447	421	470
525 号普通セメント	60	65	77	103	27
油 井 セ メ ン ト	0	7	35	45	29
ク リ ン カ	493	508	486	487	452

(10) 原料およびエネルギー消費量

原料使用量および原料原単位の推移を表 4-2 に、各工程毎の石炭および電力の消費量推移を表 4-3、表 4-4 にそれぞれ示す。

表 4 - 2 原料使用量及び原料原単位推移

		1981年		1982年		1983年		1984年		1985年	
		千 t	kg/tcl	千 t	kg/tcl	千 t	kg/tcl	千 t	kg/tcl	千 t	kg/tcl
ク リ ン カ 用 仕 上 用	石灰石	607	1,231	610	1,201	596	1,227	585	1,201	512	1,133
	磁渣	82	166	83	163	77	158	78	160	115	254
	頁岩	69	140	73	144	77	158	80	165	65	144
	鉄粉	20	41	21	41	23	48	20	41	25	55
	合計	778	1,578	787	1,549	773	1,591	763	1,567	717	1,586
用	石灰石	30	61	29	57	25	51	24	49	33	73
	磁渣	47	95	49	96	34	70	36	74	39	86
	石膏	22	45	22	44	25	52	28	58	24	53
	合計	99	201	100	197	84	173	88	181	96	212

表 4 - 3 石炭使用量推移

	1981年		1982年		1983年		1984年		1985年	
	t	kg/tcl	t	kg/tcl	t	kg/tcl	t	kg/tcl	t	kg/tcl
クリンカ焼成	154,400	313	158,900	313	154,300	317	157,800	324	148,600	329
原料乾燥	5,400	11	6,200	12	5,600	12	5,000	10	6,300	14
石炭乾燥	4,400	9	4,600	9	4,400	9	4,400	9	4,000	9
仕上用磁渣乾燥	1,000	2	1,100	2	700	2	800	2	900	2
合計	165,200	335	170,800	336	165,000	340	168,000	345	159,800	354

表4-4 電力原単位推移

	1981年		1982年		1983年		1984年		1985年		
	MWh	kWh/tcl	MWh	kWh/tcl	MWh	kWh/tcl	MWh	kWh/tcl	MWh	kWh/tcl	
鉾山	2,330	4.7	2,100	4.1	2,120	4.4	1,870	3.8	1,710	3.8	
原料	乾燥	1,890	3.8	1,980	3.9	2,030	4.2	2,130	4.4	2,070	4.6
	粉砕・輸送機	17,010	34.5	17,240	33.9	18,270	37.6	17,720	36.4	17,890	39.4
	小計	18,900	38.3	19,220	37.8	20,300	41.8	19,850	40.8	19,870	44.0
焼成	10,050	20.4	10,330	20.3	10,440	21.5	11,410	23.4	10,860	24.0	
余熱発電	7,870	16.0	8,410	16.6	9,100	18.7	9,300	19.1	8,980	19.8	
仕上	磁気乾燥	420	0.9	470	0.9	360	0.8	350	0.7	380	0.8
	工業用水	22,020	44.6	22,390	44.1	21,790	44.8	22,670	46.6	20,070	46.4
	小計	22,440	45.5	22,860	45.0	22,150	45.6	23,020	47.3	21,350	47.2
その他	包装出荷	1,490	3.0	1,480	2.9	1,410	2.9	1,410	2.9	1,320	2.9
	粉砕・輸送機	1,530	3.1	1,570	3.1	1,510	3.1	1,510	3.1	1,370	3.1
	小計	3,020	6.1	3,050	6.0	2,920	6.0	2,920	6.0	2,690	6.0
生産設備合計	64,610	131.0	65,970	129.8	67,030	137.9	68,370	140.4	65,460	144.8	
生産設備以外	930	1.9	1,770	3.5	2,510	5.2	2,390	4.9	3,160	7.0	
総合計	65,540	132.9	67,740	133.3	69,540	143.1	70,760	145.3	68,620	151.8	

注) 各部門の内訳

- 鉾山……………電気ショベル, 破砕機, 輸送機
- 原料……………貯蔵庫クレーン, 原料乾燥, 原料粉砕, 輸送機, 電気集塵器
- 焼成……………焼成窯, 石炭乾燥, 石炭粉砕, 輸送機
- 余熱発電……………窯戻ファン, ボイラ給水ポンプ, 発電所内補機
- 仕上……………仕上添加用磁気乾燥, 仕上粉砕, 輸送機
- その他……………包装出荷, 工業用水
- 生産設備以外……………他工場, 住宅, 病院, その他

(II) 工場配置図

水泥廠全体の工場配置図を図4-1に、電力単線結線図を図4-2にそれぞれ示す。

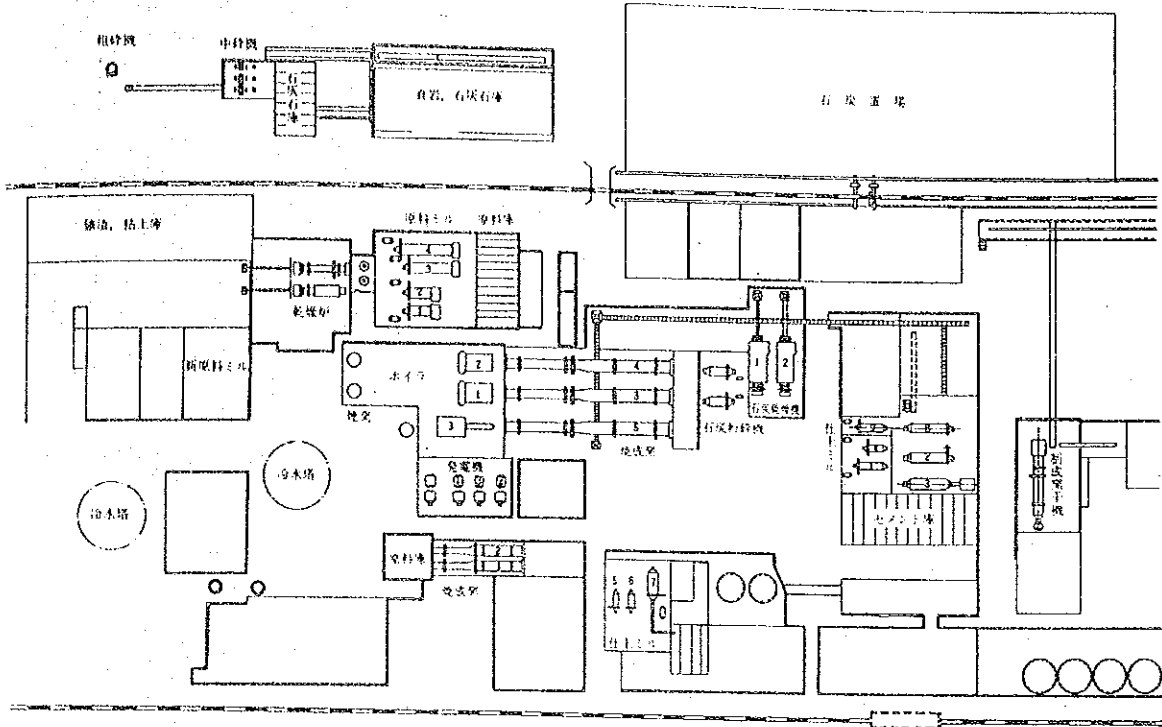


図4-1 工場配置図

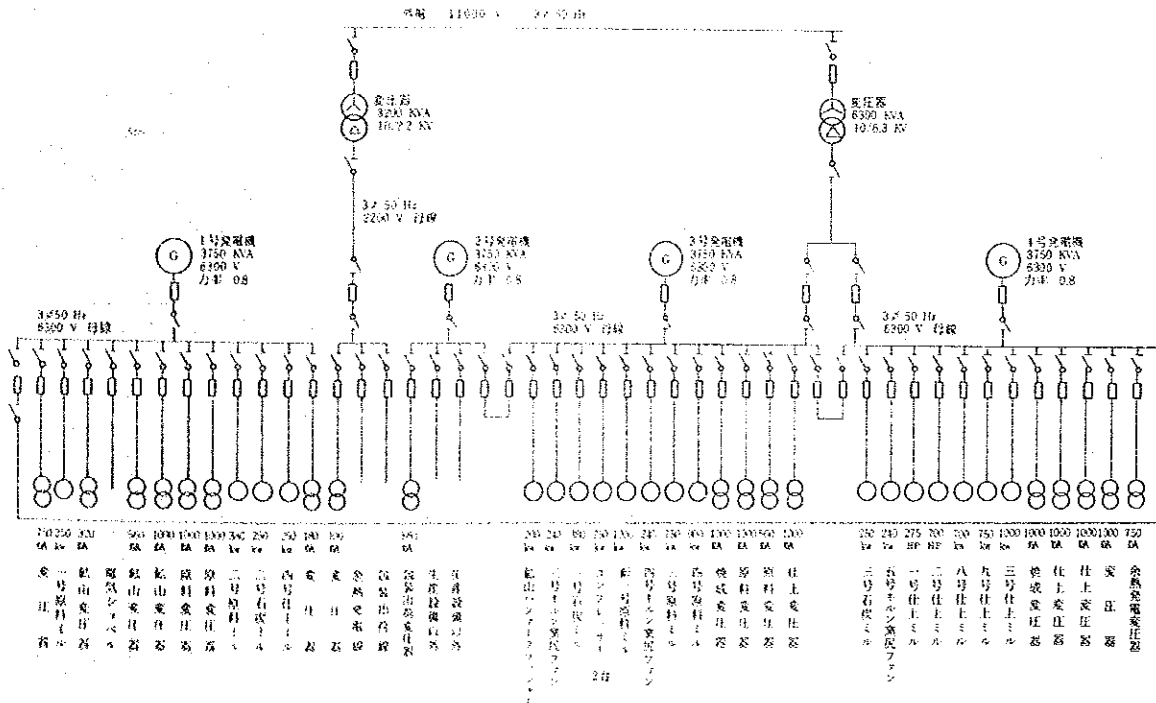


図4-2 電力単線結線図

(12) 製造工程

原料設備, 焼成設備, 仕上設備の工程図を, 図4-3, 図4-4, 図4-5にそれぞれ示す。

また, 余熱発電設備の系統図を図4-6に示す。

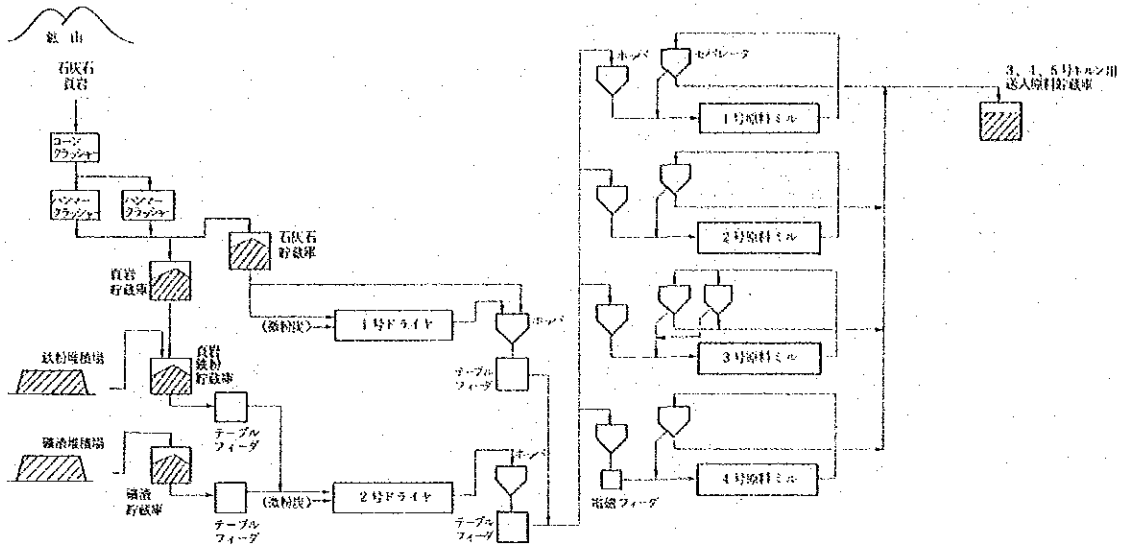


図4-3 原料設備工程図

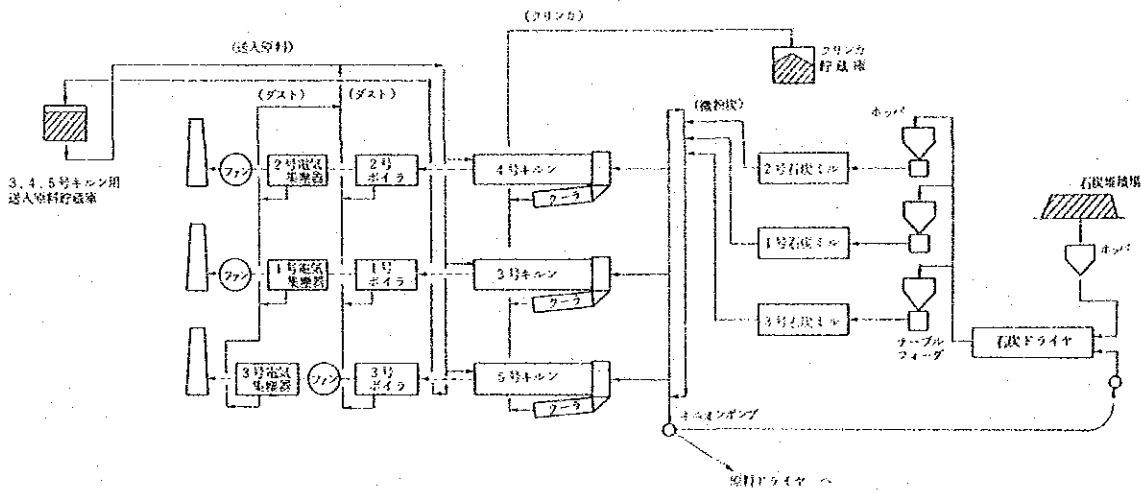


図4-4 焼成設備工程図

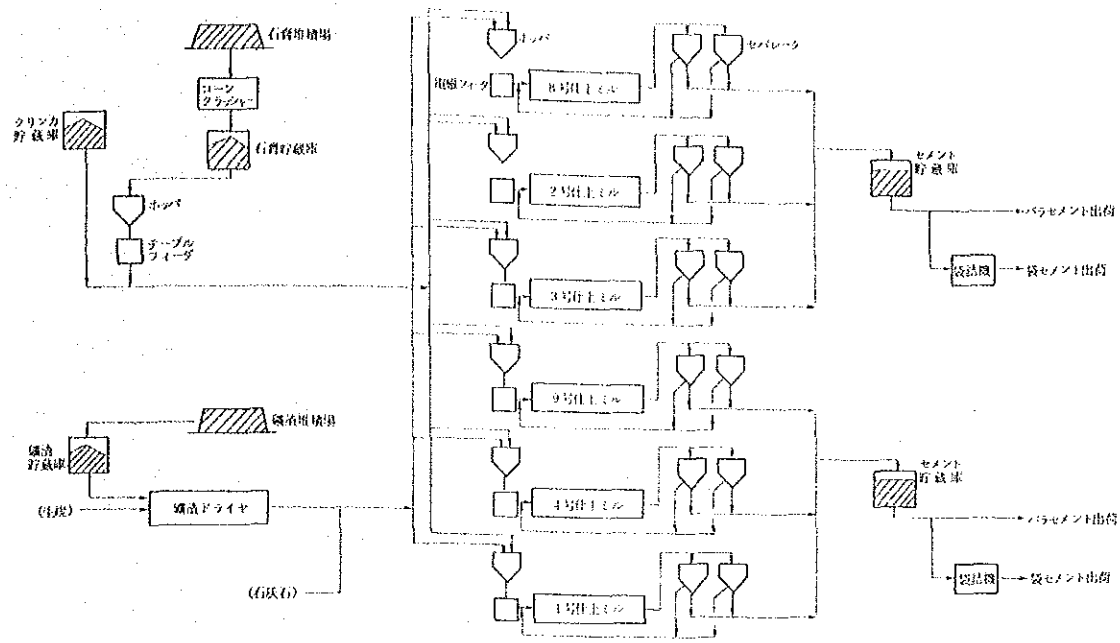


図 4 - 5 仕上設備工程図

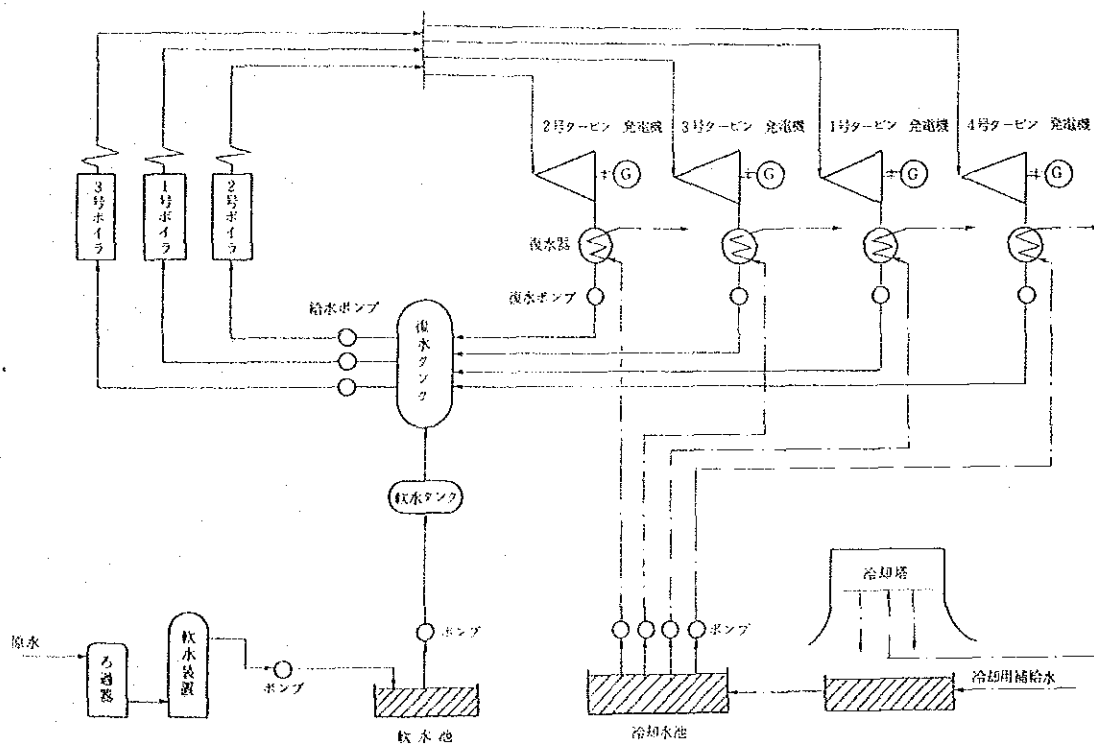


図 4 - 6 余熱発電設備系統図

(13) 主要設備の概要

主要設備の概要を表4-5に示す。

表4-5 主要設備の概要

名 称	仕 様	能力t/h	台数	備 考
原 料 ミ ル	2 m ϕ \times 6 m L, 閉回路	13.5	2	
原 料 ミ ル	2.15 m ϕ \times 11 m L, 閉回路	29	1	
原 料 ミ ル	2.4 m ϕ \times 14 m L, 閉回路	44	1	
焼 成 窯	2.7 m ϕ \times 2 m ϕ \times 30 m L	4.5	2	
焼 成 窯	3.5 m ϕ \times 3 m ϕ \times 60 m L	19.5	2	
焼 成 窯	3.5 m ϕ \times 3 m ϕ \times 60 m L	18	1	
ボ イ ラ	蒸気圧力24kg/cm ² , 温度 400°C	20	2	
ボ イ ラ	蒸気圧力24kg/cm ² , 温度 400°C	18	1	
タ ー ビ ン	発電能力 3,000kW		4	
仕 上 ミ ル	2 m ϕ \times 5.5 m L, 閉回路	8	1	
仕 上 ミ ル	2.15 m ϕ \times 11 m L, 閉回路	18.5	1	
仕 上 ミ ル	2.2 m ϕ \times 11 m L, 閉回路	18.5	1	
仕 上 ミ ル	2.4 m ϕ \times 4 m L, 閉回路	8	1	
仕 上 ミ ル	2.15 m ϕ \times 11 m L, 閉回路	18.5	2	

1.2 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギーに対する工場の姿勢

セメントはエネルギー多消費製品であり、工場幹部の省エネルギーに対する関心も強い。

これまでに、1978年～1981年の間に約500万元を投じて、余熱発電設備のボイラやタービンの更新、冷水塔の新設を行い、発電原単位を82kWh/tcl から131kWh/tcl に増加させている。

また、工場の従業員に対しては、年初や省エネルギー月間に、看板や放送を通じて省エネルギーの必要性を訴えている。

今後の省エネルギー目標も設定されており、1990年までに熱消費を1400kcal/kgclに低減させ、また余熱で生産用電力を充足することとしている。これを達成するための技術対策項目も幾つか列挙されている。

この計画は第7次5ヶ年計画とも関連するので、まだ一般従業員に公表されていなかったが、国の認可が得られ次第、できるだけ早く一般従業員に内容を説明し、全従業員がその実現に向かって努力しようとするように誘導する必要がある。

(2) エネルギー管理組織

1980年、「エネルギー管理指導小組」が設けられた。これは、副廠長を座長とし、副組長以下16名で構成され、年4回会合して省エネルギーに関する計画や技術問題の検討を行っている。

さらにその下部に各職場毎のエネルギー管理組織がある。これには工場全体で190人が参加しており、それぞれの職場の実際的な問題をとりあげて省エネルギーの検討を行っている。また、この構成員も上記の指導小組の会合に参加できるようになっており、上下の意志の疎通に役立っている。

これら組織の運営や、全般的な省エネルギーの企画を行う事務局として計量能源料が置かれている。

以上のように、全員参加の省エネルギーを進めるのに必要なエネルギー管理組織はよく整備されている。

(3) エネルギー消費実態の把握

各工程毎の物量、エネルギー量は毎月整理記録されている。ただし、工場全般にわたって計量器の数が少なく、物量の測定も例えばスクリーフィーダーの回

転数から推定したり、クリンカの量に一定の係数を乗じて原料の量とするなど、精度の低い値になっている。

操業の状態を示す温度計や圧力計等も指示不良で単に傾向を知るためにのみ使用されているものもあった。

これらの値は運転状況を定量的に表しており、操業改善のための基礎データ、着眼点を提供してくれるものとして重要である。製品の品質やエネルギー原単位に異常がみられた場合にその原因を究明したり、何らかの操業変更をおこなったときに、その効果を確認するのにも欠かすことができない。

当工場ではデータを収集、整理、記録する体制は整っているもので、以下の諸点の改善を進め、より正確な数値を把握できるようにし、操業改善につなげるようにされたい。

- ① 運転管理計器、計量器を充足するとともに、定期的に点検整備、校正を行なう。
- ② 原燃料の受入秤量値と供給元送出量の照合、10日毎の在庫量調査、袋詰セメントの抜き取り重量検査等により受払量、使用量を確認する。
- ③ 石炭熱量計を購入して受入石炭、使用石炭の発熱量を定期的に測定する。

焼成窯、ボイラ、乾燥炉の熱勘定は1980～1981年の間に詳細に実施されている。今後も設備や操業条件の大きな変更を行ったときに実施して、比較するとよい。

各設備、機器の稼働率も記録されている。全般的に稼働率が低く、エネルギー原単位を悪化させる原因となっているが、この記録を分析して問題の多い設備から順次計画的に整備を進めて行く必要がある。

(4) 従業員教育

エネルギーの使われ方は設備、機器によって差を生ずるだけでなく、その運転に携わる人の行動によっても大きな差を生ずる。従って、全従業員に省エネルギーの必要性を認識させ、工場のエネルギーの消費の現状と改善目標を知らせ、さらに必要な技術知識を与えて従業員が自発的に活動しようとする気運をつくることが肝要である。

当工場では看板、放送による呼びかけの他に、省エネルギー月間における映画や表彰によって従業員の省エネルギーに対する関心を喚起している。

技術者に対しては省や市の研修会に派遣したり、他のセメント工場の見学をさせたりして刺激を与えている。

運転員に対しては、職場毎の集会を利用して、それぞれの職場の実際的な問題を検討することによって教育を進めている。

当工場のような装置産業で、各工程が相互に関連している場合、それぞれの工程が安定した運転を続けることが省エネルギーにたいしても有効であり、職場毎の集会だけでなく、前後工程の職場との連絡会を開いて操業安定策を検討することも必要である。

1.3 調査対象設備と改善目標

(1) 調査対象設備

現在当工場では焼成窯が5基稼動しているが、4,000 t/日工場の新設計画があり、1990年頃これが完成する予定である。この新設計画の完成後、現在の5基の焼成窯のうち4、5号焼成窯2基を残し他の3基は廃棄される予定である。従って調査対象設備は下記のとおりとなった。

- | | |
|-------------|-----------------|
| ① 原料設備 | (計測は4号ミルについて実施) |
| ② 4、5号焼成窯設備 | (" 5号焼成窯 ") |
| ③ 同上用ボイラ設備 | (" 3号ボイラ ") |
| ④ タービン発電設備 | (" 2号タービン ") |
| ⑤ 仕上ミル設備 | (" 8号ミル ") |

(2) エネルギー消費の改善目標

改善目標は焼成窯2基で生産水準を280,000 t/年として、下記のとおりとされている。

- | | | |
|----------|--------------------|---------------------|
| ① 焼成窯熱消費 | 現 状 | 1 5 3 7 kcal/kg・c ℓ |
| | 目 標 | 1 4 0 0 " " |
| ② 余熱発電 | 発電電力で生産用電力を充足すること。 | |

1.4 改善方策の要約

(1) 作成方針

1.3に述べたように、中国側の将来計画は、4,000 t/日工場新設後は、生産能力が低く、熱消費の高い1,2号焼成窯を廃棄するとともに、焼成窯排気集塵設備建設用地に問題のある3号焼成窯も廃棄して、4,5号焼成窯2基のみを存続させ合理化を進めるというものである。

しかし、3号焼成窯の電気集塵設備の建設用地について検討した結果、既設電気集塵機用地及び空地利用によって設置可能とみこまれ配置上の問題はないことが判明したので、3,4,5号焼成窯を存続させるものとして、省エネルギー計画案を検討した。(図4-7参照)

また省エネルギー計画案の作成にあたっては、採算性も考慮し既存設備の有効利用に重点を置いて、工場の省エネルギー目標を達成するのに必要な最小限の設備改造案を選定する方針で行った。

(2) 期待効果の概要

個々の省エネルギー効果の詳細は各論に譲るとして、提案した対策の省エネルギー効果及び対策後の電力量総括を表4-6、表4-7に、電力原単位の変化を表4-8に示す。

表4-6 省エネルギー効果概要

		購入 設備費 (千円)	省エネルギー効果			
			燃料(石炭)		電 力	
			10 ³ kcal/tcl	t/年	kWh/tcl	MWh/年
省燃料	原料乾燥炉	11,000	23	2,000	—	—
	焼成窯	397,400	245	21,860	—	—
	小計	408,400	268	23,860	—	—
省電力	原料ミル	45,100	—	—	2.6	1,250
	仕上ミル	84,200	—	—	6.5	3,120
	窯尻ファン	20,000	—	—	9.8	4,700
	小計	149,300	—	—	18.9	9,070
余熱発電効率化		44,600	—	—	3.8	10,410
合 計		602,300	268	23,860	22.7	19,480

表4-7 電力量総括表

	現 状		実 施 後		増 減	
	原単位	電力量	原単位	電力量	原単位	電力量
	kWh/tcl	MWh/年	kWh/tcl	MWh/年	kWh/tcl	MWh/年
発電量	131.0	54,290	134.8	64,700	3.8増	10,410 増
買電量	—	15,210	—	4,270 余剰	—	19,480 減
使用電力量	144.8	69,500	125.9	60,430	18.9 減	9,070 減

表4-8 省エネルギー対策実施前後の電力原単位比較

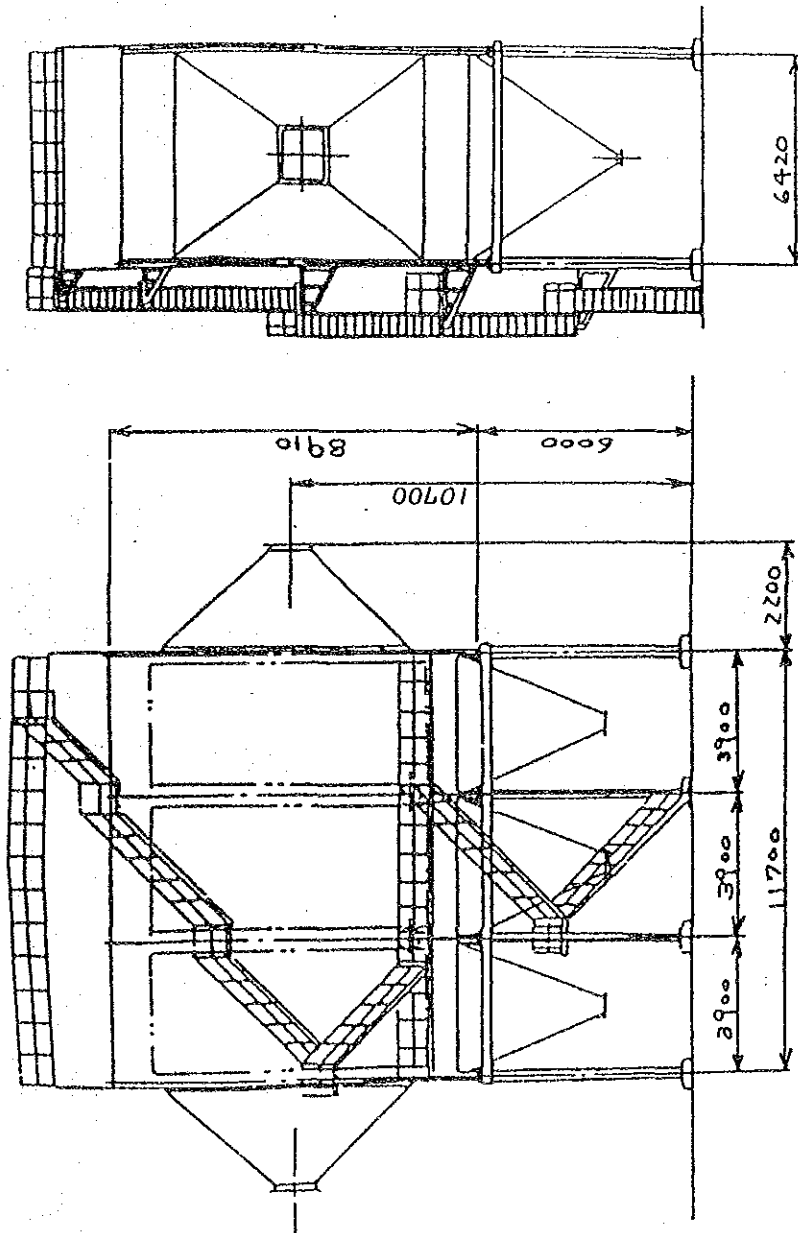
(kWh/tcl)

		現 状	実施後予想	差 異
鉾 山		3.8	3.8	—
原 料	乾 燥	4.6	4.6	—
	原料ミル本体	26.1	23.5	2.6
	輸送機・他	13.3	13.3	—
	計	44.0	41.4	2.6
焼 成	石炭ミル本体	8.7	8.7	—
	焼成窯・他	15.3	15.3	—
	計	24.0	24.0	—
余熱 発電	窯尻ファン	11.6	1.8	9.8
	ポンプ・他	8.2	8.2	—
	計	19.8	10.0	9.8
仕 上	磁渣乾燥	0.8	0.8	—
	仕上ミル本体	38.2	31.7	6.5
	輸送機・他	8.2	8.2	—
	計	47.2	40.7	6.5
そ の 他	包装出荷	2.9	2.9	—
	工業用水	3.1	3.1	—
	計	6.0	6.0	—
合 計		144.8	125.9	18.9

- 注) 1. 今回の測定対象以外の原料ミル、仕上ミル、窯尻ファンについては測定した設備と同率の改善効果が期待できるものとした。
 2. 石灰石ドライヤの停止やクリンカーの増強など多少の電力の増減はあるが、これらについては相殺されるものと見込み、その増減は計上していない。

図4-7 新設電気集塵器

条件	ガス量	48,000 Nm ³ /h
	ガス温度	200 °C
	水分	6.7 %
	入口ダスト量	150 g/Nm ³
	出口ダスト量	0.1 g/Nm ³
	ダスト固有電気抵抗	通常のキルン排ガスダストと同等とする。



(3) 所要投資額

省エネルギー計画案に必要な設備投資額は以下のとおりである。ただし、この金額は日本国内における本体価格のみを参考に示したもので、基礎費、据付費等は含まれていない。

A) 原料部門

a. 調合用計量供給機	5基	33,000千円
b. 原料ミル		
① ボール総替(4基分)	173.2t	※ 49,500
② 裏板総替(4基分)	104.1t	※ 46,200
③ 分級機改造	5基	18,700
④ ミル定量供給機	4基	26,400
c. 原料乾燥炉燃焼器	1式	11,000
(微粉炭バーナー及びファン)		
原料部門合計		184,800

B) 焼成部門

a. 焼成窯		
① 焼成窯内部リフト	3基分	52,800千円
② エヤシール	3基分	※ 12,000
③ 焼点温度記録計	3	4,150
④ 焼成窯電力記録計	3	1,150
⑤ 送原料スクリーコンベヤ用 電流計	3	650
⑥ 微粉炭供給スクリーコンベヤ用 電流計	3	650
b. クーラー		
① クーラー新設(#3, #5)	2	250,000
② クーラー改造(#4)	1	42,000
c. 石炭		
① 混炭用定量供給機	2	13,000
焼成部門合計		376,400

C) 余熱発電部門

a. ボイラ

① 煤吹機 6台×3 36,000 千円

b. タービン

① 蒸気流量制御機器 4台 1,120

② 蒸気流量計 4台 4,840

③ 復水流量計 4台 2,640

c. 窯尻ファン 3台 20,000

余熱発電部門合計 64,600

D) 仕上部門

a. 仕上ミル (ミル6基)

① ボール総替 (6基分) 235.9t ※ 68,000

② 裏板総替 (6基分) 296 t ※ 130,000

③ クリンカ散水設備 6組 600

④ 分級機改造 12基 46,200

⑤ ミル定量供給制御 (計量機) 6基 37,400

仕上部門合計 282,200

総計 908,000 千円

注) ※印の項は補修費的性格の強いものである。これを除くと総額は 602,300千円となる。

また、余熱発電部門に於ける薬品処理費用及び休転時の伝熱管掃除費用は含めていない。

上記諸表の算出基準は下記のとおりである。

A) 現状の 3, 4, 5号焼成窯の年間生産量は、稼働率を83%として414,400 t/年とし、改善後の年間クリンカ生産能力は480,000 t/年とした。

改善後の 3, 4, 5号焼成窯平均常用生産能力は省エネルギー推進による自然増を考慮して22 t/h × 3基 = 66 t/h となるので稼働率は83%になる。

B) 現状の発電原単位は131.0 kWh/t clであるが、改善後の発電原単位は134.8 kWh/t clなので、その差は3.8 kWh/t clとなる。但し、余熱発電効率化による発電量の増加は下記計算による。

$$134.8 \times 480 - 131.0 \times 414.4 = 10410 \text{ MWh/年}$$

C) 焼成窯熱消費量は熱勘定の検討結果に基づき現状を1645 kcal/kg・clとし、改善後は1400 kcal/kg・clとした。

D) 石炭発熱量は5年間の工業分析値から算出し、到着ベースに換算した平均値5,380kcal/kgを基準とした。

E) 省電力効果のもととなる使用電力原単位については表4-8を参照のこと。

F) 原料品質安定化のための設備費は焼成窯部門に算入した。但し補修費的性格のものは除外した。

G) 使用電力、買電（外電）の各電力量は生産系統に使用されたもののみを示した。

以上の結果から明らかな如く当工場の省エネルギー改善目標は充分達成でき、全生産設備が平均して稼働した場合、住宅、他工場など直接生産設備以外にも電力供給が可能である。

H) 改善方策実際に当たっては、次の点に留意する必要がある。

a. 現地調査時の計測は既述した通り、各部門ともに代表的な設備に対して実施したので、各部門の同種設備の改善効果については測定結果から類推した。従って、今回の報告書を参考にして貴工場の各部門の他の設備の改善案を検討の上、具体化されたい。

b. さらに工場として省エネルギー計画を総合的に効果あるものにするには、個々の設備の技術的検討、改善だけでなく、一連のセメント製造工程全体にわたって能力バランスをとりながら実施順序を決め、それぞれの効果を確認しながら進めていく事が必要である。更に、焼成窯、クーラー、ボイラ、電

気集塵器については一連の設備として通風バランス、圧力バランスをとりながら改善されたい。

- c. 改善に必要な機器の購入に当たっては、その材質、性能等を充分検討して良質なものを採用することが必要であり、それが結果的に効率化につながる。特にセメントのような装置産業では、突発故障、小修理等による休転損失の削減も省エネルギー推進上重要である。
- d. 原燃料の受入れ品質、受入れ量の安定化対策は工場内だけでなく供給元の協力により解決される部分もあるので、この面についての接渉も進められたい。
- e. 省エネルギー対策は地道な改善、努力の積み重ねであり、常に新しい対策の発掘と実施への執拗な挑戦を繰り返す必要がある。

2. 原料部門

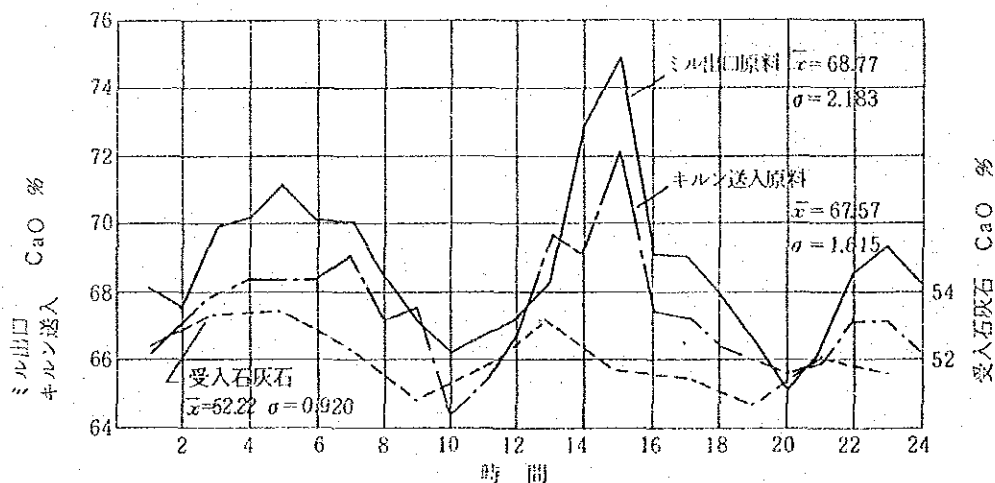
2.1 調合原料安定化の方策

セメント製造にとって、焼成窯に送入される原料品質を安定化することは最も重要なことであり、焼成窯の運転に大きな影響を及ぼす。品質の不安定な原料は焼成窯の安定運転を乱し、エネルギー消費の増大をもたらす。従って焼成窯に送入される原料品質の変動を少なくすることが省エネルギーの基本と言える。

2.1.1 原料品質の変動

受入れ石灰石、ミル出口原料、及び焼成窯送入原料の夫々の CaO成分の変動を下記の図4-8、図4-9、図4-10、に示す。

図4-8 原料品質の変動(14日)



これらの図によれば、焼成窯に送入される原料の CaO成分の変動は、図4-9以外においては、ほとんど減衰していないことがわかる。即ち、焼成窯送入原料と原料ミル出口原料の標準偏差の比は夫々、 $1.615/2.183 = 1/1.352$ 、 $1.001/2.706 = 1/2.703$ 、 $2.295/2.964 = 1/1.292$ となる。

図4-9のデータ採取日には原料がサイロに貯蔵されていたが、その他の場合はサイロに原料がほとんどなく、直接サイロを通過していたと思われる。

図4-9 原料品質の変動(15日)

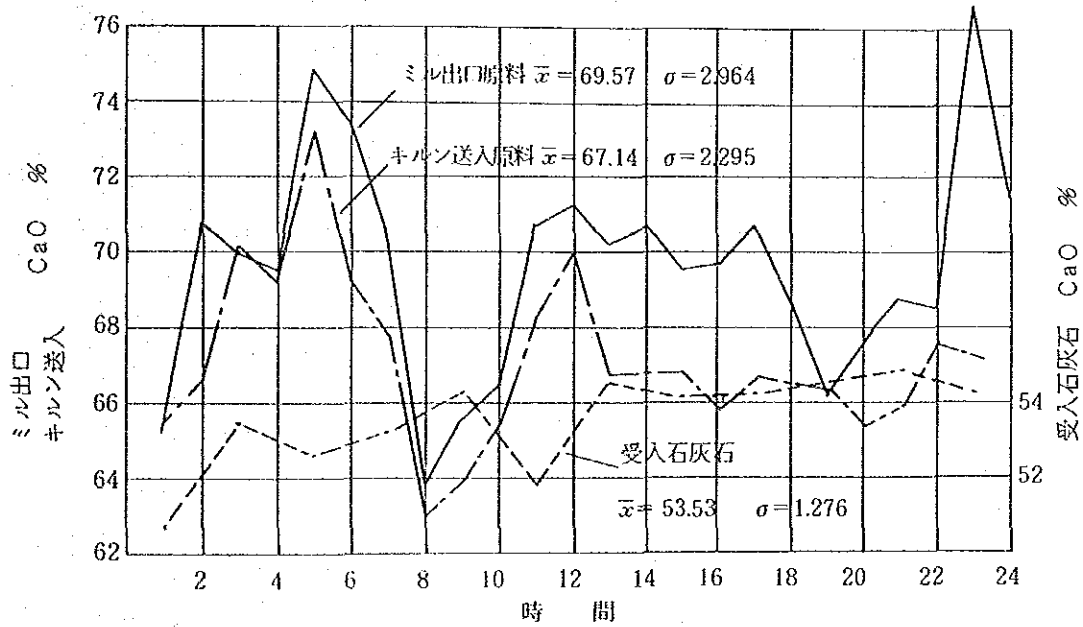
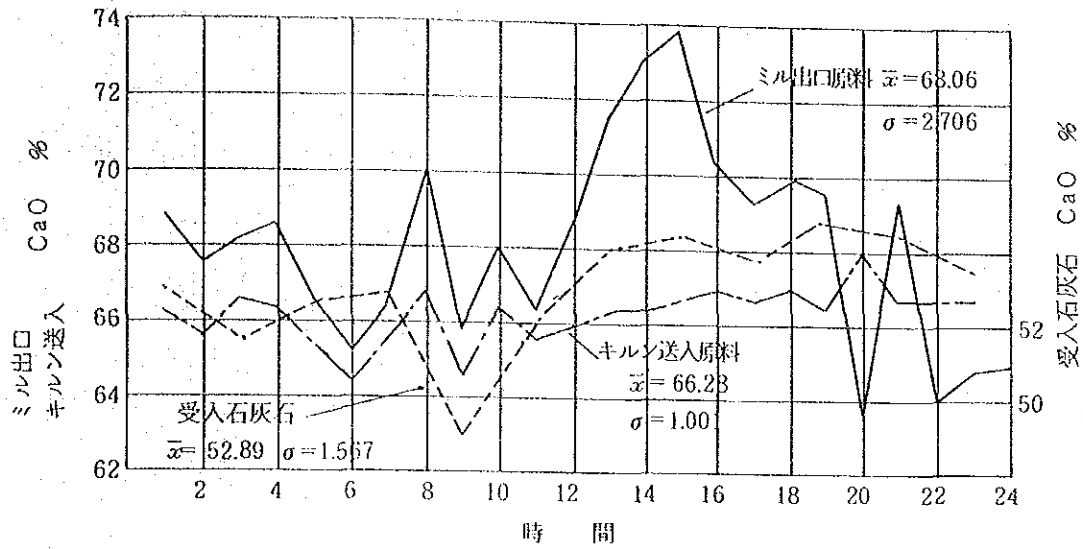


図4-10 原料品質の変動(16日)

2.1.2 原料品質変動の原因と改善方策

焼成窯に送入される原料の品質変動の主な原因は、調合用計量供給機の精度がよくないこと、及び、原料サイロにおける調合作用が有効に活かされていないことにある。

(1) 調合用計量供給機の精度向上

図4-11に調合関係のフローシートを示す。

当工場では、調合用計量供給機としてテーブルフィーダが使用されているがこの種の計量供給機では、原料の物性によりその流れが大きく変化し、その精度も低い。

また頁岩と鉄滓の混合には計量器がなく、バケット等による容積混合が行なわれている。

このように量の制御性の悪いテーブルフィーダ等を使用して調合を行った場合、良い結果を得ることは困難である。又、品質管理のためにはこの量を正確に把握することが基本である。

計量供給機として、ベルト式計量供給機を使用することを提案する。このベルト式計量供給機(C.F.W)の精度は一般に±1%である。図4-12、図4-13、図4-14に外形図、計量制御の例、改造後のフローシートを示す。

図4-11 調合フローシート

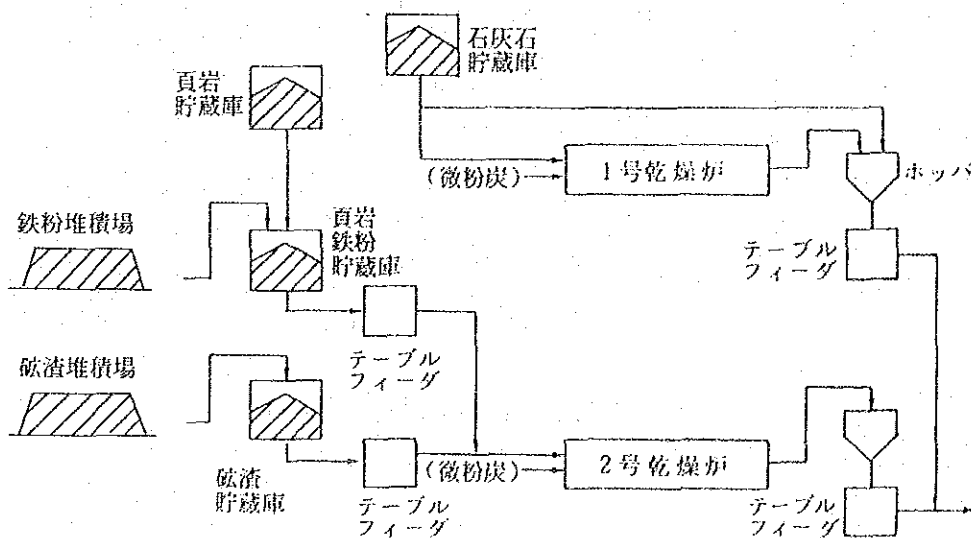


図 4 - 12 計量供給機外形図

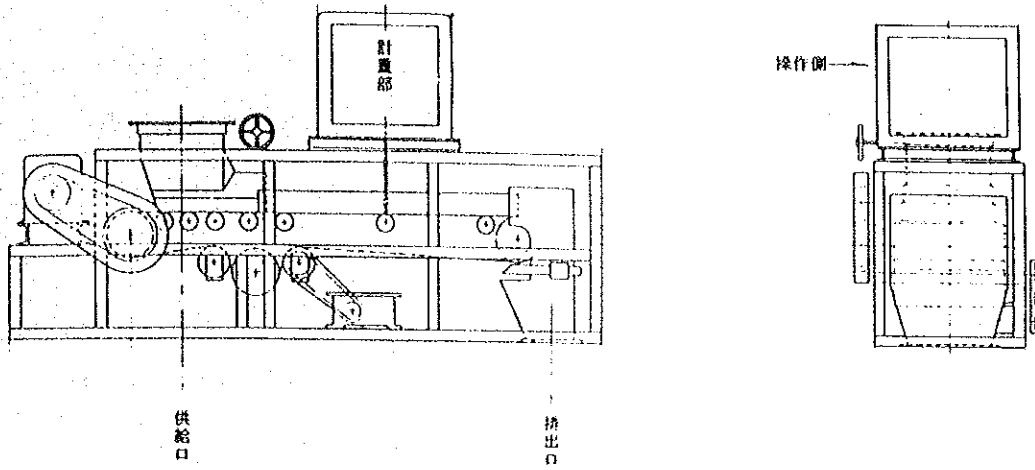
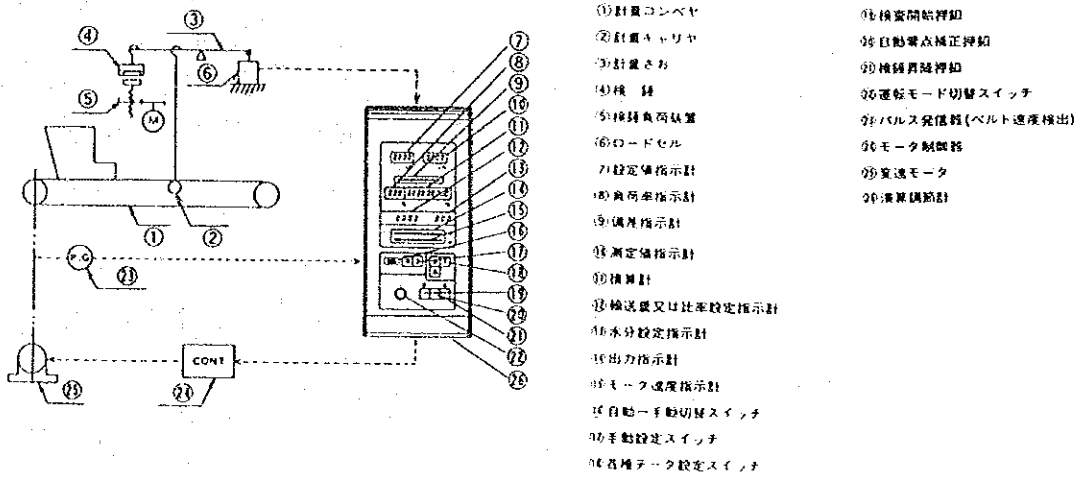


図 4 - 13 制御機能図



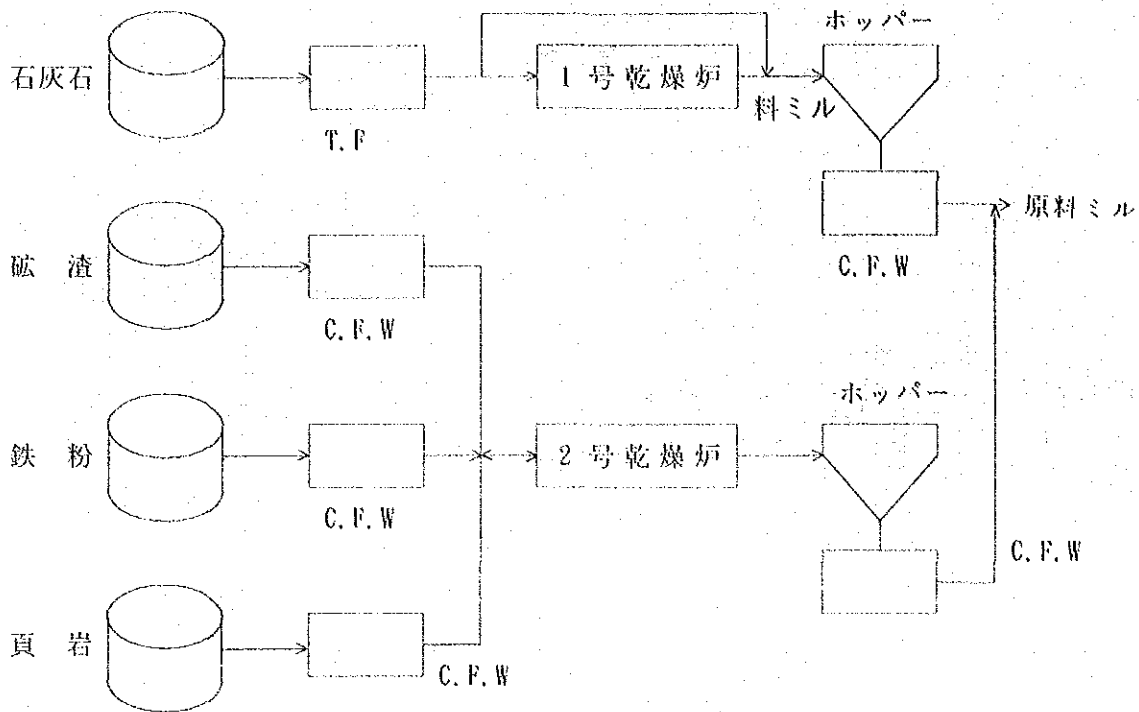


図 4-14 計量供給機 (C.F.W)設置図

設置すべき計量供給機 (C.F.W)は以下の5基である。

石 灰 石 用	1 2 0 ~ 2 5 t/h	1 基
磁 渣 用	1 5 ~ 3 t/h	1 "
頁 岩 用	1 8 ~ 4 t/h	1 "
鉄 粉 用	5 ~ 1 t/h	1 "
混合乾燥品用	3 0 ~ 5 t/h	1 "

この5基の本体価格は約33百万円である。

(2) 原料サイロの有効利用

この工場には10基の原料サイロがあるが、原料成分の変動を減衰させるようなサイロの有効利用がされていないと思われる。現在は10基のうち3基が使用されているのみである。また、故障等によりミルの能力が焼成窯の必要とする量に対して、不足となることが多く、サイロ内の貯留量が減少してサイロが混合設備の役割を果たしていないと考えられる。つまり、サイロがシュートのような働きしかしておらず、成分変動の減衰作用を行っていないと言える。新たな投資をせずに既存の10基のサイロの有効利用を図り、品質改善を行う方法を考慮することが最良の品質安定策である。しかし、前提条件として原料ミルの能力が焼成窯の

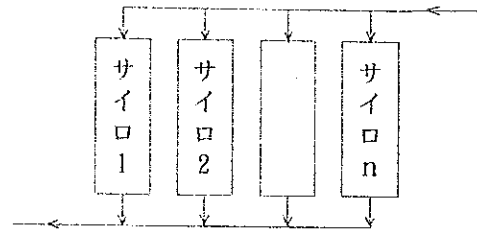
所要量に対して少し余裕をもってバランスすることが必要となる。即ち原料サイロが単なるシュートのように使用されてはならない。有効にサイロを使う方法としては3つの方法が考えられる。即ち、

- ① 時間毎投入と同時抜出の方法
- ② 更に①に加えて一部を循環する方法
- ③ 特性値別による層別投入法

であるが、この3つの方法のうち新規設備投資を必要としない①の方法を推挙する。以下これについて述べる。

現在10基のサイロのうち3基のサイロが使用されているが、#1～#10のサイロ全部を使用し図4-15のように順次投入を行う。即ち時間的に変動するミル出口原料を一定時間毎に順々にサイロをずらして投入し、

図4-15 多数サイロの効果



抜き出しは各サイロから等量に同時抜き出しを行えば、最初のサイロに戻るまでを1サイクルとすると、このサイクル内の変動は減少する。但し、このサイクル以上の周期をもつ変動はそのまま残る。各サイロから抜き出し装置により層別試料採取を行って、平均試料を得ていることと同じでサイクル内の変動はサイロ本数 n に応じて標準偏差が理論的には $1/\sqrt{n}$ に減少する。

前節に述べたミル出口原料の CaO 成分の変動は $\sigma_{\text{CaO}} = 2.183 \sim 2.964$ であるが他の成分の変動も考慮して、水硬率 $\text{HM} = \frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3}$ に換算するとその標準偏差 σ_{HM} は

$$\sigma_{\text{HM}} = 0.348 \sim 0.491$$

となる。従ってサイロの同時抜き出し後の標準偏差は

$$(0.348 \sim 0.491) \times \frac{1}{\sqrt{10}} = 0.110 \sim 0.155$$

となる。更に当工場で建設中のブレンディングサイロを併用し、前節で述べた調合用計量機の改造効果を見込めば送入原料のHMの標準偏差は0.03～0.05程度に改善されることが期待できる。但しこれと同時に石炭の灰分の変動も小さくする対策が必要である。

2.2 ミルの改善方策

2.2.1 測定結果の解析

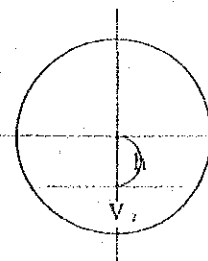
(I) ミルボール充てん量, 充てん率

対象ミルは4号原料ミルである。ミル各室ボールセンチ測定値より、ボール充てん量, 充てん率の計算結果を表4-9に示す。

表4-9 4号ミルボール充てん量, 充てん率

項目	単位	数値	備考
※-1 ボール センチ (h)	1室 mm	313	平均値： $\frac{320 + 320 + 300}{3}$
	2室 mm	343	平均値： $\frac{360 + 320 + 350}{3}$
	3室 mm	403	平均値： $\frac{405 + 410 + 393}{3}$
ミル有効 容積 (V ₁)	1室 m ³	13.22	$\frac{\pi \times 2.28^2}{4} \times 3.24$
	2室 m ³	16.61	$\frac{\pi \times 2.28^2}{4} \times 4.07$
	3室 m ³	24.53	$\frac{\pi \times 2.28^2}{4} \times 6.01$
ボール 充てん部容積 (V ₂)	1室 m ³	4.33	
	2室 m ³	5.18	
	3室 m ³	6.86	
ボール 充てん量	1室 t	19.5	※-2 $4.33 \text{ m}^3 \times 4.5 \text{ t/m}^3$
	2室 t	23.3	5.18×4.5
	3室 t	30.9	6.86×4.5
ボール 充てん率	1室 %	32.8	V_2/V_1
	2室 %	31.2	V_2/V_1
	3室 %	27.9	V_2/V_1

※-1. 各室3点測定
 ※-2. ボールの見掛比重



(2) ミル各室原料の粒度分布

1 m間隔で、2室で4点、3室で6点原料の試料採取を行い、各試料の88 μ 篩残分、ブレン値を測定し、分布図として示したのが図4-16である。

図4-16 2, 3室の原料の粒度分布

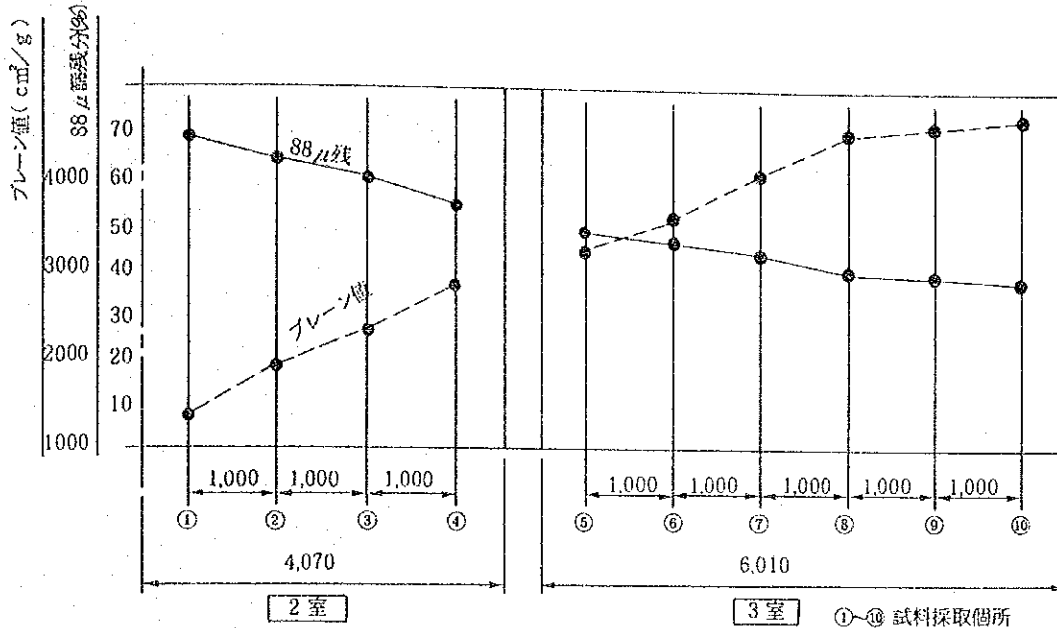
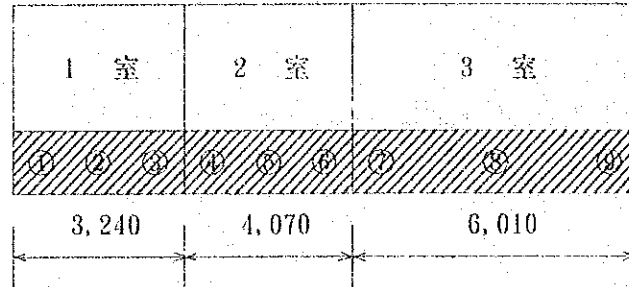


図4-16から判るように3室では88 μ 篩残分は傾斜がゆるく殆んど仕事がない。2室に於いても傾斜がゆるく良好とはいえない。2, 3室共粉碎効率が低い。この原因として以下のことが考えられる。

- a) 被粉碎物の粒徑に比し、ボール径が大きすぎる。
- b) 2, 3室の裏板形状(表面)が平となっているため、摩さい粉碎のみとなっている。衝撃粉碎も加味する必要がある。
- c) ミル内通風効果がない。従って過粉碎になる傾向がある。現状は自然通風となっているが、ミル内通風速度は0.7 ~ 1 m/s 位に取る必要がある。
- d) ボール材質が軟かく、摩耗変形により、粉碎効率が低下している。

(3) 最大ボール径の算出

本題に入る前にミル各室のボール配合割合を算出した。図4-17にボールの採取位置を、表4-10に配合割合の計算結果を示す。



- 1). ①～⑨ボール採取位置
2). 各点バケツ1杯分採取

図4-17 ミル内ボール採取位置

表4-10 ミル各室ボール配合割合

ボール径 (mm φ)	採取全重量 (kg)	重量配合割合 (%)	実測ボール径 (mm)	
1室	100	35.4	49.6	90 ~ 98
	90	27.5	38.5	81 ~ 89
	80	8.5	11.9	72 ~ 79
	計	71.4	100.0	
2室	80	30.2	36.9	75 ~ 80
	70	39.5	48.3	70 ~ 75
	60	12.1	14.8	60 ~ 69
	計	81.8	100.0	
3室	80	23.5	25.9	70 ~ 78
	70	28.0	30.9	60 ~ 69
	60	18.8	20.7	50 ~ 59
	50	10.4	11.5	46 ~ 50
	< 50	10.0	11.0	< 46
計	90.7	100.0		

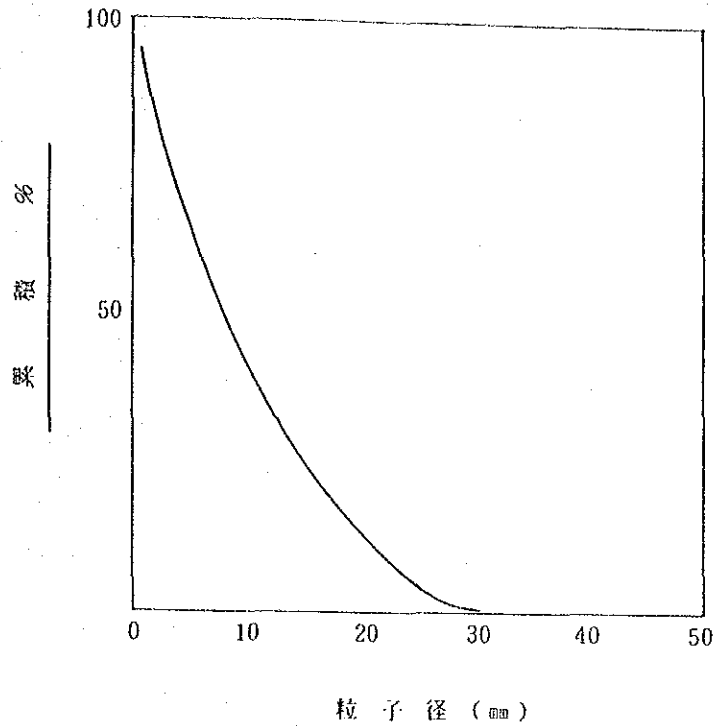


図 4-18 ミル供給原料の粒度分布

表 4-10 から、ボール最大径は 1 室で 100mm、2、3 室で 80mm であった。次に計算により適正なボール最大径を求める。

現地で測定したミル供給調合原料の粒度分布を図 4-18 に示す。図よりミル供給原料の最大粒径は 30mm で、2、3 室各入口付近の原料の最大粒径は日本に持ち帰り試料を測定した結果 4.76mm、2.38mm であった。

以上の原料の最大粒径から別記の式(1)により、各室の適正なボール最大径を計算した結果を表 4-11 に示す。

表 4-11 計算式(1)より求めた各室ボール最大径

	1 室	2 室	3 室
被粉碎物の最大粒径 (μ)	30,000	4,760	2,380
ボール最大径 (mm)	70.8	28.0	19.9

ミルボール最大径算出式

$$d_0^3 = k \cdot \delta \dots \dots \dots \text{Starkeの式} \dots \dots \dots (1)$$

d_0 : ボール最大径 (μ)

δ : 被粉碎物の最大粒径 (μ)

$$k : \text{係数} \left(\frac{1}{6} \times 10^6 \right)$$

計算結果 (表 4-11) より, 各室のボール最大径は 1 室で 75mm, 2 室で 30mm, 3 室で 20mm が適正という結果になるが, 供給原料の粒径変動, 分級機戻粉量の一時的増加による 2, 3 室への粗粒の流れ込み等を考慮する必要がある。現状の 2 室ボール径 (80~60mm), 3 室ボール径 (80~50mm) は被粉碎物の粒径に比し大き過ぎ, 従って粉碎効率は良くない。1 室で 90~60mm, 2 室で 50~40mm, 3 室で 30~20mm のボール配合が最適であると思われる。

(4) ミル挽入量, 分級機戻粉量の推定

現地での検量が都合により実施できなかった為, 以下の方法により, ミルの挽入量 (t/h), 分級機戻粉量 (t/h) を推定した。

a) ミル挽入量

① クリンカ総焼出量 $\dots \dots \dots 66 \text{ t/h}$

② 原料原単位 $\dots \dots \dots 1.52 \text{ t/t} \cdot \text{c} \ell$

③ 全原料ミル挽入量

$$66 \times 1.52 = 100.3 \text{ t/h}$$

ミル挽入量は (ミル有効径)^{2.5} × (ミル有効長さ)

に比例するので全原料 100.3 t/h をこの比で配分した結果が表 4-12 である。

表 4-12 原料各ミル挽入量推定値

	ミル有効径	ミル有効長さ	ミル挽入量
	m	m	t/h
1号原料ミル	1.9	5.69	13.5
2号 "	1.9	5.68	13.5
3号 "	2.05	10.37	28.0
4号 "	2.28	13.32	45.0

従って4号原料ミルの挽入量は45(t/h)となる。

b) 分級機戻粉量

ミル出口バケットエレベータの実測電力値より次式(1)を用いて、分級機の入粉量を算出後、戻粉量を求めた。

$$P = \frac{W \cdot H}{360 \times \tau_1 \times \tau_2} \dots\dots\dots(1)$$

P : バケットエレベータの所要動力 (kW)

(実測平均値………7.7 kW)

W : 輸送量(t/h)

H : バケットエレベータ上下鎖車間距離 (13.5 m)

τ_1 : バケットの容積効率 (0.8)

τ_2 : 伝導効率 (0.6)

(1)式よりW(t/h)を計算すると98.6 t/hとなる。

従って戻粉量は(2)式より53.6 t/hとなる。

$$\text{入粉量(t/h)} = \text{ミル挽入量(t/h)} \div \text{戻粉量(t/h)} \dots\dots\dots(2)$$

また循環率は(3)式より119 (%)となる。

$$\text{循環率} = \frac{\text{戻粉量(t/h)}}{\text{ミル挽入量(t/h)}} \times 100 (\%) \dots\dots\dots(3)$$

以上の結果をまとめると表4-13となる。

表4-13 4号原料ミルの挽入、戻粉、入粉量と循環率

ミル挽入量	戻粉量	入粉量	循環率
t/h	t/h	t/h	%
45	53.6	98.6	119

原料バランスを図4-19に示す。

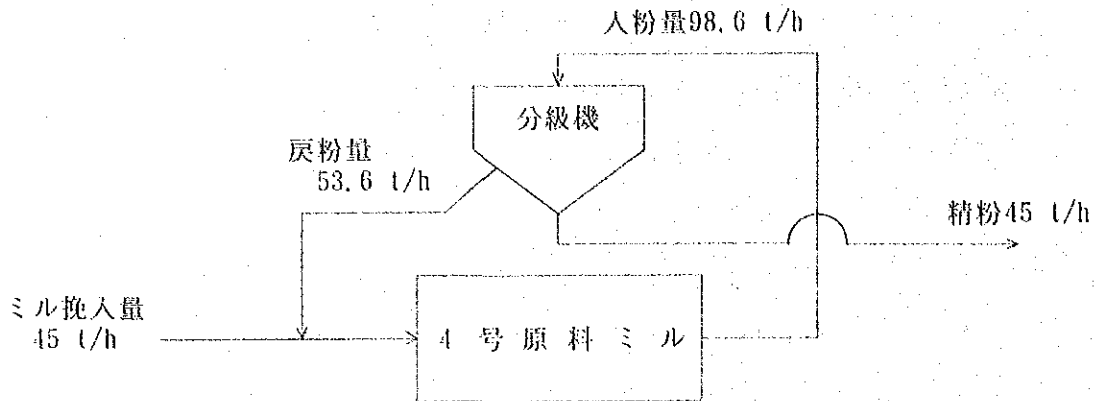


図4-19 原料バランス図

(5) ミル電力原単位の算出

現地でのミル電力実測値と(4)項でのミル挽入量より、4号原料ミルの電力原単位を算出すると表4-14となる。

ミル系全体の電力原単位は表4-15に示す。

表4-14 ミル電力原単位

測定時刻	ミル実測電力(kW)	ミル挽入量(t/h)	ミル電力原単位(kWh/t・原料)
13:00	713.4		
13:45	732.4		
14:05	731.9		
14:15	740.9		
14:30	710.3		
14:45	732.4		
15:00	734.2		
15:15	733.2		
16:00	742.5		
	平均: 730.13 ①	45 ②	①/② 16.2

4号原料ミルのミル電力原単位は16.2 kWh/t・原料となる。原料チューブミルの原単位としては余り悪くない数値である。この原因として考えられることは以下の通りである。

a) 2, 3室の裏板の表面が平滑な構造になっていて、ボールの掻き上げがないため、粉砕の機構が摩さいのみで、衝撃運動がなく、粉砕効率を低下させている。

b) ボールの充てん率がやゝ少目である。

4号原料ミルの場合ボールの充てん率は30.6%、日本の場合一般に30~35%である。

c) 供給原料の粉砕仕事指数 (kWh/l)の測定値が11.4で硬い原料でないこと。

(日本の場合平均値で11~12kWh/l位である。)

d) 精粉粉末度 (88 μ残分) が14.2%と比較的、粗いこと。一般に粉末度が大きくなれば電力原単位は小さくなる。

表4-15 4号原料ミル系の電力原単位

ミル本体	電力 (kW) 実測平均値					電力原単位 kWh/t・原料
	バケットエレベータ (下)	バケットエレベータ (上)	セパレータ	セパレータ ファン	合計	
730.13	8.65	7.70	7.23	33.30	787.01	17.49

(6) 分級機に分級特性

分級機に分級性能を調べる方法の一つとして、トロンプ曲線がある。

精粉、戻粉の粒径分布を測定し、セパレータ入粉量に対する戻粉量の割合を各粒径区分毎に計算し(表4-16)、曲線として描いたのが図4-20のトロンプ曲線である。

表 4-16 各粒径区分毎の入粉量に対する炭粉量の割合

	粒 径 分 布															
	0-1	1-1.5	1.5-2	2-3	3-4	4-6	6-8	8-12	12-16	16-24	24-32	32-48	48-64	64-96	96-128	128-180
精 粉 (%)	5.7	2.1	5.5	5.0	4.1	6.7	7.5	12.1	11.6	12.1	5.9	5.8	4.1	6.3	2.0	3.5
炭 粉 (%)	2.5	0.9	2.6	2.4	1.9	2.7	2.6	3.3	2.9	3.1	2.0	1.4	1.7	11.8	10.7	47.5
精粉の重量 (V_D)	2.57	0.95	2.48	2.25	1.85	3.38	3.38	5.45	5.22	5.45	2.66	2.61	1.85	2.84	0.90	1.58
炭粉の重量 (V_D)	1.34	0.48	1.39	1.29	1.02	1.39	1.39	1.77	1.55	1.66	1.07	0.75	0.91	6.32	5.74	25.46
※ 合 計 (V_D)	3.91	1.43	3.87	3.54	2.87	4.47	4.77	7.22	6.77	7.11	3.73	3.36	2.76	9.16	6.64	27.04
合計に対する炭粉の割合 (%)	34.3	33.6	35.9	36.4	35.5	32.4	29.1	24.5	22.9	23.3	28.7	22.3	32.9	68.9	86.4	94.2

※合計がセパレータ入粉量を示す

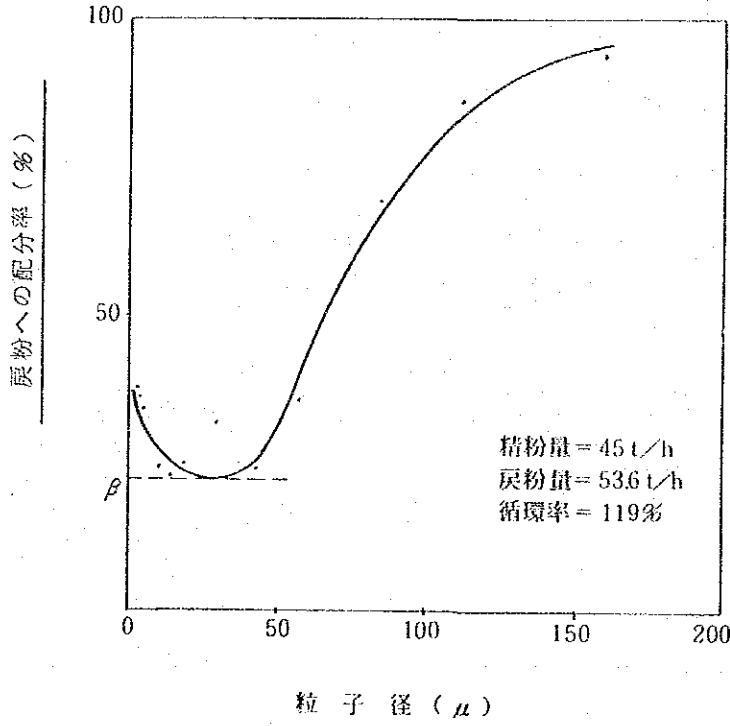


図 4-20 トロンブ曲線

図4-20から、4号原料ミルの分級機について以下のことが言える。

- a) 戻粉中に精粉として回収されるべき微粒子が多く混入している。図4-20の β 値は小さい程、理想的であるが21%と大きい。通常分級が良いと10~14%である。 β 値が大きいとそれだけ戻粉中に精粉が混入していることになる。
 - b) 曲線の傾斜がゆるく、分級が鋭くない。
勾配が急な程、分級は鋭い。
 - c) ミル内強制通風が行われていない為、過粉碎となり微粉の凝集現象が起こり、このことが β 値増大の一因となっている。
 - d) 分級機の羽根の回転数が一定の為、精粉の粉末度調整が出来ないことも β 値増大の一因と考えられる。
- (7) ボール及び裏板の摩耗原単位

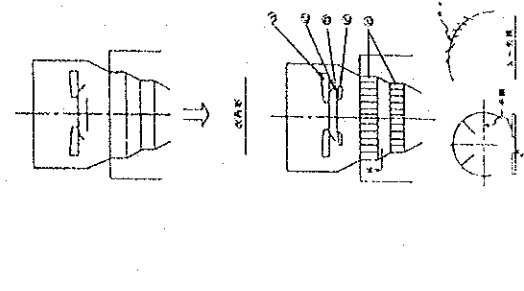
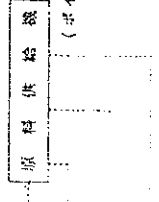
この項目については直接測定していないが、工場のデータによると仕上ミルのボールの摩耗原単位は1室で210 g/l・t/t、2室で53 g/l・tセメントとなっており、ボール及び裏板の材質が軟かいと思われる。

材質が軟かい場合、以下の点で不利である。

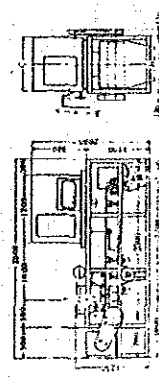
- a) ボール補充、選別、総替、及び裏板取替の頻度が多くなりミル稼働率が低下する。
- b) ボール摩耗による小径化で目板スリットの閉塞現象が起り、ミル通風を阻害する。またクリンカの過粉碎が生じ、ミルの粉碎効率の低下を招く。
- c) ミル裏板のリフト（凸部）の摩耗により、ボールの掻き揚げ効果が低減し粉碎効果の低下を招く。
- d) 偏摩耗によりボールの円滑な運動が阻害され、粉碎効率の低下を招く。

2. 2. 2 改修工程のPVA系（診断したイリ原料ミルについて記したが他のミルもこれに準ずるものとする）

対象項目	現状問題点	改善計画																												
1. ミル各室のボール配合	<p>① 各室の被粉動物の粒径に比し、ボール径が大き過ぎる。</p> <p>（現状） 1 室……100～80mm 2 室……80～60mm 3 室……80～50mm</p>	<p>① 計算値（2. 2. 1③）と多年の経験より、以下の配合が最適である。</p> <p>1 室……90～60mm 2 室……50～40mm 3 室……30～20mm</p> <p>配合割合の1例を下記に示す（各室の充てん率は現状でよい）</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th colspan="3">1 室</th> <th colspan="3">2 室</th> <th colspan="3">3 室</th> </tr> <tr> <th>ボール径 (mm)</th> <td>90</td> <td>80</td> <td>70</td> <td>60</td> <td>50</td> <td>40</td> <td>30</td> <td>20</td> </tr> <tr> <th>配合割合 (重量%)</th> <td>41</td> <td>28</td> <td>18</td> <td>13</td> <td>59</td> <td>41</td> <td>50</td> <td>40</td> </tr> </thead></table>		1 室			2 室			3 室			ボール径 (mm)	90	80	70	60	50	40	30	20	配合割合 (重量%)	41	28	18	13	59	41	50	40
	1 室			2 室			3 室																							
ボール径 (mm)	90	80	70	60	50	40	30	20																						
配合割合 (重量%)	41	28	18	13	59	41	50	40																						
2. ボール材質	<p>現状ボール材質は軟かく、摩耗原単位は高い。</p> <p>① ボール補充のためミルを止める機会が多くなる→ミル稼働率の低下。</p> <p>② ボール腐蝕による粉砕効率の低下。</p>	<p>① 耐摩耗性の良い材質のボールを使用する。摩耗原単位は3.0 t/t・原料以下が期待出来る。ボールの化学成分の1例を下記に示す。</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>化学成分 (%)</th> <th>C</th> <th>Si</th> <th>Mn</th> <th>Cr</th> <th>ロクウエル 硬 度</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>ボール径 (mm)</td> <td>90～60</td> <td>0.3～1.0</td> <td>0.3～0.6</td> <td>1.5～1.9</td> <td>6.0～6.1</td> </tr> <tr> <td></td> <td>50～20</td> <td>0.3～0.5</td> <td>0.3～0.6</td> <td>1.2～2.0</td> <td>6.2～6.3</td> </tr> </tbody> </table>	化学成分 (%)	C	Si	Mn	Cr	ロクウエル 硬 度	ボール径 (mm)	90～60	0.3～1.0	0.3～0.6	1.5～1.9	6.0～6.1		50～20	0.3～0.5	0.3～0.6	1.2～2.0	6.2～6.3										
化学成分 (%)	C	Si	Mn	Cr	ロクウエル 硬 度																									
ボール径 (mm)	90～60	0.3～1.0	0.3～0.6	1.5～1.9	6.0～6.1																									
	50～20	0.3～0.5	0.3～0.6	1.2～2.0	6.2～6.3																									
3. ミル裏板の形状と材質	<p>① 2. 3室の裏板の形状は表面が平滑滑造の為、摩まい運動が主となっている。衝撃運動も加味する必要はある。</p> <p>② 1室裏板凸部の摩耗によるボールの跳き上げ効果低減により粉砕効率の低下。</p> <p>③ 裏板の材質が軟かく寿命が短い為、取り替え間隔が短い→ミル稼働率の低下。</p>	<p>① 2. 3室の裏板形状を平滑化より微型に研磨する。</p> <p>② 耐摩耗性の良い材質の裏板の使用。</p> <p>裏板の化学成分の1例を右表に示す。</p> <div style="text-align: center;"> </div> <table border="1"> <thead> <tr> <th>種類</th> <th>化学成分 (%)</th> <th>C</th> <th>Si</th> <th>Mn</th> <th>Cr</th> <th>ロクウエル 硬 度</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>1 室 裏板</td> <td>1.08～1.42</td> <td>0.2～0.7</td> <td>0.2～1.5</td> <td>10.5～1.4</td> <td>48～52</td> </tr> <tr> <td>2. 3 室 裏板</td> <td>1.65～2.17</td> <td>0.2～0.7</td> <td>0.5～1.2</td> <td>1.1～1.4</td> <td>53～59</td> </tr> <tr> <td>中仕切 裏板</td> <td>0.23～0.37</td> <td>0.2～0.7</td> <td>0.6～1.5</td> <td>6～8</td> <td>50～55</td> </tr> </tbody> </table>	種類	化学成分 (%)	C	Si	Mn	Cr	ロクウエル 硬 度	1 室 裏板	1.08～1.42	0.2～0.7	0.2～1.5	10.5～1.4	48～52	2. 3 室 裏板	1.65～2.17	0.2～0.7	0.5～1.2	1.1～1.4	53～59	中仕切 裏板	0.23～0.37	0.2～0.7	0.6～1.5	6～8	50～55			
種類	化学成分 (%)	C	Si	Mn	Cr	ロクウエル 硬 度																								
1 室 裏板	1.08～1.42	0.2～0.7	0.2～1.5	10.5～1.4	48～52																									
2. 3 室 裏板	1.65～2.17	0.2～0.7	0.5～1.2	1.1～1.4	53～59																									
中仕切 裏板	0.23～0.37	0.2～0.7	0.6～1.5	6～8	50～55																									

対象項目	現状問題点	改善案
4. ミル内通風	<p>① 現状は自然通風となっている。</p> <p>② ミル内通風不足による微粉の系外排出が少なく、従って過粉砕傾向になり、微粉の選取頭数により、ミルの粉砕効率を低下させている。</p> <p>③ 中仕切棒の中心部が歪んでいる。</p> <p>④ 中仕切棒、自開き棒の隙による閉塞。</p>	<p>① 既設選取機（バグフィルター）の再使用を図り、ミル内通風速度が0.7～1.0 m/s（実断面換当り）位になるようにする。</p> <p>② 中仕切棒中心部は金剛鋼造とする。出口端も同様である。（但し、ボールが接触しない口徑とすること）</p>
5. ミル分級機	<p>① 分級機羽根の回転数が一定の為、粉末度調整ができきない。例えば、日操管理値に比し、精粉の粉末度が小さすぎる場合は分級機の回転数を下げれば、その分だけ精粉の回収率が上がる。</p> <p>② 分級効率が悪く戻粉中に回収されるべき精粉量がかなり含まれている。</p>	<p>① 分級機羽根の回転数を可変速にする（100～200 r.p.m）</p> <p>② 分級効率向上の為、以下の改造を考慮する。</p> <p>1) 小羽根枚数を現状より増やしてみる。④</p> <p>2) 分級盤上面に粉体の流動効果を与える為、平鋼（25×9）を周上8ヶ所放射状に等分に取り付ける。④</p> <p>3) 分級盤の下側に放散羽根（100×200）を6～8枚等分に取り付ける。④</p> <p>4) 分級盤周囲の塵室を除去する。④</p> <p>5) 精風風入口に角度調整可能なガイドベーンを取り付ける。④</p> 
6. ミル供給量制御	<p>ミル供給量制御がされていない為、ミル内原料の通過量に変動があり、粉砕効率及び分級効率を低下させている。</p>	<p>① 定電流給機の設置（ボイドメータ）→ボイドメータの概略図は仕上の項参照。</p> <p>② 供給量制御システムの採用（以下の方法があるが、費用の面でa）を推奨する。）</p> <p>a) ミル出口パケットエレベータの電流検出 → 原料供給機 (ボイドメータ)</p> <p>b) 分級機戻粉量検出 → 原料供給機</p> <p>c) ミル首検出 → 原料供給機</p> <p>d) ミル通風差圧検出 → 原料供給機</p> 

2.2.3 所製設備概観

項目	費用 (円)	内容	仕様	備考																																																		
1. ボール盤機	49,500,000		<table border="1"> <thead> <tr> <th>ミ</th> <th>ル</th> <th>ボール盤 (t)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>1号</td> <td>原料ミル</td> <td>25.5</td> </tr> <tr> <td>2号</td> <td>原料ミル</td> <td>25.5</td> </tr> <tr> <td>3号</td> <td>原料ミル</td> <td>48.5</td> </tr> <tr> <td>4号</td> <td>原料ミル</td> <td>73.7</td> </tr> <tr> <td colspan="3">計 173.2 t</td> </tr> </tbody> </table>	ミ	ル	ボール盤 (t)	1号	原料ミル	25.5	2号	原料ミル	25.5	3号	原料ミル	48.5	4号	原料ミル	73.7	計 173.2 t			・ボール材質はクロム系の耐摩耗性の良いものを使用。																																
ミ	ル	ボール盤 (t)																																																				
1号	原料ミル	25.5																																																				
2号	原料ミル	25.5																																																				
3号	原料ミル	48.5																																																				
4号	原料ミル	73.7																																																				
計 173.2 t																																																						
2. 裏板機	46,200,000		<table border="1"> <thead> <tr> <th>ミ</th> <th>ル</th> <th>裏板機容量 (t)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>1号</td> <td>原料ミル</td> <td>16.2</td> </tr> <tr> <td>2号</td> <td>原料ミル</td> <td>16.2</td> </tr> <tr> <td>3号</td> <td>原料ミル</td> <td>28.7</td> </tr> <tr> <td>4号</td> <td>原料ミル</td> <td>43.0</td> </tr> <tr> <td colspan="3">計 104.1 t</td> </tr> </tbody> </table>	ミ	ル	裏板機容量 (t)	1号	原料ミル	16.2	2号	原料ミル	16.2	3号	原料ミル	28.7	4号	原料ミル	43.0	計 104.1 t			・裏板材質はクロム系の耐摩耗性の良いものを使用。 ・ミル裏板、目板、目板、入口導葉板全てを含む。																																
ミ	ル	裏板機容量 (t)																																																				
1号	原料ミル	16.2																																																				
2号	原料ミル	16.2																																																				
3号	原料ミル	28.7																																																				
4号	原料ミル	43.0																																																				
計 104.1 t																																																						
3. 分級機改造	18,700,000		<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2">改造新設機器</th> <th rowspan="2">仕様</th> <th colspan="4">数</th> </tr> <tr> <th>1号</th> <th>2号</th> <th>3号</th> <th>4号</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>① V・Sモータ</td> <td>30 kW (操作観含)</td> <td>1</td> <td>1</td> <td>2</td> <td>1</td> </tr> <tr> <td>② 減速機</td> <td>30 kW × 1/5</td> <td>1</td> <td>1</td> <td>2</td> <td>1</td> </tr> <tr> <td>③ 広散羽板</td> <td>100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚</td> <td>—</td> <td>—</td> <td>—</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>④ ガイドベーン</td> <td>100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚</td> <td>50</td> <td>50</td> <td>100</td> <td>105</td> </tr> <tr> <td>⑤ 選別器</td> <td>200 幅 × 650 長さ × 4.5 厚</td> <td>24</td> <td>24</td> <td>48</td> <td>10</td> </tr> <tr> <td>⑥ コントローラバルブ</td> <td></td> <td>16</td> <td>16</td> <td>32</td> <td>—</td> </tr> </tbody> </table>	改造新設機器	仕様	数				1号	2号	3号	4号	① V・Sモータ	30 kW (操作観含)	1	1	2	1	② 減速機	30 kW × 1/5	1	1	2	1	③ 広散羽板	100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚	—	—	—	2	④ ガイドベーン	100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚	50	50	100	105	⑤ 選別器	200 幅 × 650 長さ × 4.5 厚	24	24	48	10	⑥ コントローラバルブ		16	16	32	—	・主軸回転数……100 ~ 200 r.p.m. ・#1 ~ 3ミルの仕様については仕上ミルに準ずる。				
改造新設機器	仕様	数																																																				
		1号	2号	3号	4号																																																	
① V・Sモータ	30 kW (操作観含)	1	1	2	1																																																	
② 減速機	30 kW × 1/5	1	1	2	1																																																	
③ 広散羽板	100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚	—	—	—	2																																																	
④ ガイドベーン	100 幅 × 200 長さ × 4.5 厚	50	50	100	105																																																	
⑤ 選別器	200 幅 × 650 長さ × 4.5 厚	24	24	48	10																																																	
⑥ コントローラバルブ		16	16	32	—																																																	
4. ミル定量供給調整器	26,400,000		<p>定量供給器 (ポイドメーター)</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>ミル</th> <th>1号</th> <th>2号</th> <th>3号</th> <th>4号</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>① 数</td> <td>1</td> <td>1</td> <td>1</td> <td>1</td> </tr> <tr> <td>② 供給量範囲 (t/h)</td> <td>4~20</td> <td>4~20</td> <td>8~40</td> <td>12~60</td> </tr> <tr> <td>③ ベルト幅 (mm)</td> <td>600</td> <td>600</td> <td>750</td> <td>900</td> </tr> <tr> <td>④ 測定精度</td> <td colspan="4">± 1/200 (最大供給時)</td> </tr> <tr> <td>⑤ 制御精度</td> <td colspan="4">± 1/100 ()</td> </tr> </tbody> </table>  <p>ベルト巾別各部分仕様表 (単位: mm)</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>記号</th> <th>A</th> <th>B</th> <th>C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>600</td> <td>750</td> <td>900</td> <td></td> </tr> <tr> <td>900</td> <td>1050</td> <td>1250</td> <td></td> </tr> <tr> <td>500</td> <td>650</td> <td>800</td> <td></td> </tr> <tr> <td>200</td> <td>300</td> <td>400</td> <td></td> </tr> </tbody> </table>	ミル	1号	2号	3号	4号	① 数	1	1	1	1	② 供給量範囲 (t/h)	4~20	4~20	8~40	12~60	③ ベルト幅 (mm)	600	600	750	900	④ 測定精度	± 1/200 (最大供給時)				⑤ 制御精度	± 1/100 ()				記号	A	B	C	600	750	900		900	1050	1250		500	650	800		200	300	400		・制御装置1式を含む。 ・制御方式はミル出口パケットエレベータ電流検出ポイドメーター
ミル	1号	2号	3号	4号																																																		
① 数	1	1	1	1																																																		
② 供給量範囲 (t/h)	4~20	4~20	8~40	12~60																																																		
③ ベルト幅 (mm)	600	600	750	900																																																		
④ 測定精度	± 1/200 (最大供給時)																																																					
⑤ 制御精度	± 1/100 ()																																																					
記号	A	B	C																																																			
600	750	900																																																				
900	1050	1250																																																				
500	650	800																																																				
200	300	400																																																				

2.2.4 期待効果

2.2.2 項で述べた改善策を実施することにより日本ならびに諸国の実績データからみて表4-17に示すような効果が期待できる。

ミル電力原単位については、現状16.2 kWh/t・原料から改善策実施により、14.6 kWh/t・原料となり約10%の向上が期待できる。診断時は磁渣は混入されていなかったが磁渣を挽入れても同等比率の効果は期待される。

ミル挽入量については現状45t/h が50.9t/h になり、13.1%の向上が期待でき磁渣挽入時も同比率の効果が期待される。

表 4-17 改善による期待効果

改善項目	効果期待値	
	電力原単位(kWh/t・原)	挽入量(t/h)
①ボール材質、裏板材質の変更	- 0.3 (1 ~ 2%)	+ 0.9 (1 ~ 2%)
②ミル内強制通風	- 0.15 (0.5 ~ 1%)	+ 0.9 (1 ~ 2%)
③分級機の改造	- 0.5 (2 ~ 3%)	+ 1.8 (3 ~ 4%)
④ミル供給量制御システム	- 0.5 (2 ~ 3%)	+ 1.4 (2 ~ 3%)
⑤ボール配合の変更と2, 3室裏板形状の変更	- 0.15 (0.5 ~ 1%)	+ 0.9 (1 ~ 2%)
合計	- 1.6	+ 5.9

現 状	
ミル電力原単位 (kWh/t・原料)	16.2
挽入量(t)	45



改 善 後	
ミル電力原単位 (kWh/t・原料)	14.6 (10.0%)
挽入量 (t/h)	50.9 (13.1%)



※ 鉱渣混入率=0

参 照 :

現状 4 号原料ミルの主仕様

項 目		単 位	数 値	
ミ ル 呼 称 寸 法		mφ × mL	2.4 × 14	
D/L			5.8	
有 効 径	1 室	mφ	2.28	
	2 室	mφ	2.28	
	3 室	mφ	2.28	
有 効 長	1 室	mL	3.24	
	2 室	mL	4.07	
	3 室	mL	6.01	
ミ ル 実 回 転 数 : N		r. p. m	21.51	
臨界速度 $\left(= \frac{42.3}{\sqrt{D}} \right) : N_c$		r. p. m	27.30	
N/N _c		%	78.8	
電 動 機 出 力		kW	900	
目 板 ス リ ット	開 孔 面 積	1, 2 室間	m ²	0.900
		2, 3 室間	m ²	0.907
		出 口	m ²	0.344
	開 孔 比 率	1, 2 室間	%	22.05
		2, 3 室間	%	21.85
		出 口	%	8.29
	ス リ ッ ト 幅	1, 2 室間	入口mm × 出口mm	10 × 14
		2, 3 室間	"	10 × 14
		出 口	"	6 × 10
分 級 機	型 式		サイクロン式 3 mφ	
	基 数		1	
	電 動 機	kW	22	
	フ ァ ン	m ³ /h × mm水柱 × kW	96,800 × 247 × 95	

2.3 原料乾燥炉の検討

原料乾燥炉としては石灰石用1号乾燥炉とその他の原料用2号乾燥炉の2基がある。まず2号乾燥炉の現状について検討し、次に1号炉の運転を中止した場合、2号乾燥炉で乾燥すべき負荷が増加する可能性があるため、この場合の能力について検討する。

2.3.1 2号乾燥炉の設備概要

表4-18 2号乾燥炉設備概要

乾燥炉	寸法	2.5 mφ × 20 mℓ	
	胴体傾斜	5 / 100	
	回転数	2.87	r. p. m
	設計能力	45	t/h
	電動機	40	kW
誘引ファン	風量	48,000	m ³ /h
	風圧	285	mm水柱
	電動機	58	kW

2.3.2 熱勘定

当工場の実施した熱勘定書（1981年10月10日付）の値を用いて、日本工業規格「鉱石等の連続式乾燥炉の熱勘定方式」（JIS R0304）に準拠して計算を行った。

(1) 使用した諸数値

(A) 原料		磁渣, 頁岩, 鉄滓
(B) 原料水分	%	7.75
(C) 乾燥品水分	%	0.125
(D) 送入力	kg/h	34,560
(E) 送入原料温度	℃	14
(F) 乾燥品温度	℃	111
(G) 気温	℃	24 (室温)

(H) 湿球温度 °C 20.5

(I) 石炭工業分析値

表 4-19 石炭工業分析値

(%)

水分	揮発分	灰分	固定炭素
1.46	27.94	23.73	46.87

(J) 排ガス分析値

表 4-20 排ガス分析値

(%)

CO ₂	O ₂	N ₂
5.4	14.95	79.65

(K) 排ガス温度 °C 132

(L) 微粉炭使用量 kg/h 683

(M) グスト飛散量 kg/h 4866

(2) 予備計算

① 石炭発熱量

工業分析値を用いて下記の式によった。

火力発電技術協会編：火力発電必携（1978）154 頁より

$$H_h = 81 C_f + (96 - \alpha \cdot W) (V_m + W)$$

ここで H_h : 高発熱量 kcal/kg

C_f : 固定炭素 %

V_m : 揮発分 %

W : 水分 %

α : 係数 W < 5 のとき α = 6.5

W ≥ 5 のとき α = 5.0

$$H_h = 81 \times 46.87 + (96 - 6.5 \times 1.46) \times (27.94 + 1.46)$$

$$= 6339.9 \quad \text{kcal/kg}$$

これより低発熱量

$$H_l = 6339.9 \div 1.04 = 6096 \quad \text{kcal/kg}$$

② 理論燃焼ガス量

当時の微粉炭の元素分析データがないので下記の式により、理論燃焼ガス量を計算する。

$$g_0 = \frac{1.17 \times H_L}{1000} + 0.05$$

ここで g_0 : 石炭 1 kg 当りの理論燃焼ガス量 Nm^3/kg

H_L : 石炭 1 kg 当りの低発熱量 kcal/kg

$$g_0 = \frac{1.17 \times 6096}{1000} + 0.05 = 7.18 \quad \text{Nm}^3/\text{kg}$$

従って 1 時間当りのガス量 G_0 は

$$G_0 = 7.18 \times 683 = 4904 \quad \text{Nm}^3/\text{h}$$

③ 空気比

乾燥炉排気煙道におけるガス分析より

$$m = \frac{21(\text{N}_2)}{21(\text{N}_2) - 79(\text{O}_2)}$$

$$= \frac{21 \times 79.65}{21 \times 79.65 - 79 \times 14.95} = 3.4$$

④ 空気量

燃焼用理論空気量は微粉炭の低発熱量 H_L を用いて下記により計算する。

$$a_0 = \frac{1.09 \times H_L}{1000} - 0.09 \quad \text{Nm}^3/\text{kg}$$

従って 1 時間当りの空気量 A は、石炭使用量が 683 kg/h であるから

$$A = 683 \times m \cdot a_0$$

$$= 683 \times 3.4 \times \left(\frac{1.09 \times 6096}{1000} - 0.09 \right) = 15222 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

⑤ 蒸発水分

	水分 %	含水率 %
送入原料	7.75	$7.75 \div (100 - 7.75) \times 100 = 8.4$
乾燥品	0.125	$0.125 \div (100 - 0.125) \times 100 = 0.125$

これより蒸発水分は処理量が 34.56 t/h であるから

$$34560 \times (1 - 0.0775) \times (0.084 - 0.00125)$$

$$= 2640 \text{ kg/h} \quad (3285 \text{ N m}^3/\text{h})$$

⑥ 空気中の水蒸気

関係湿度	72.5	%
乾球温度	24	°C
湿球温度	20.5	°C

これより飽和蒸気圧22.38 mmHgであるから水蒸気の分圧を P_w とすると

$$P_w = 0.725 \times 22.38 = 16.22 \text{ mmHg}$$

乾き空気 1 N m^3 中の水蒸気量は

$$\frac{16.22}{760 - 16.22} = 0.0219 \text{ N m}^3/\text{N m}^3$$

1時間当りの水蒸気量は空気量が 15222 $\text{N m}^3/\text{h}$ であるから

$$0.0219 \times 15222 = 333 \text{ N m}^3/\text{h}$$

⑦ 排気煙道のガス量

排気煙道のガス量は乾燥炉出口フード付近から入る漏洩量を含めて下記のようになる。(湿りガス量)

燃 焼 ガ ス	4,904	$\text{N m}^3/\text{h}$
蒸 発 水 分	3,285	$\text{N m}^3/\text{h}$
空気中の水蒸気	333	$\text{N m}^3/\text{h}$
過 剰 空 気	10,745	$\text{N m}^3/\text{h}$
石炭中の水分	13	$\text{N m}^3/\text{h}$
	計 19,280	$\text{N m}^3/\text{h}$

(3) 入 熱

気温は室内で24°Cであるが室外気温を14°Cとしてこれを基準として計算する。

① 石炭の燃焼熱

$$683 \times 6,096 = 4,163,568 \text{ kcal/h}$$

② 石炭の顕熱

乾き石炭の顕熱

$$683 \times (1 - 0.0146) \times 0.3 \times (50 - 14) = 7,366 \text{ kcal/h}$$

石炭水分の顕熱

$$683 \times 0.0146 \times 1 \times (50 - 14) = 359 \text{ kcal/h}$$

③ 空気の顕熱

乾き空気の顕熱

$$15,222 \times 0.312 \times (24 - 14) = 47,493 \text{ kcal/h}$$

空気中の水蒸気の顕熱

$$333 \times 0.357 \times (24 - 14) = 1,189 \text{ kcal/h}$$

④ 原料の顕熱（原料温度と大気温度を同一とした）0 kcal/h

(4) 出熱計算

① 乾燥品の顕熱

乾燥品 31920 kg/h と石炭の灰分 162 kg/h からダスト 4866 kg/h が飛散した残りを乾燥品として、その顕熱を算出する。

乾き原料の顕熱

$$\{31920 \times (1 - 0.00125) + 162 - 4866\} \times 0.2 \times (111 - 14) = 527,216 \text{ kcal/h}$$

水分の顕熱

$$31,920 \times 0.00125 \times 1 \times (111 - 14) = 3,870 \text{ kcal/h}$$

小 計 531,086 "

② 蒸発水分の顕潜熱

蒸発水分の加熱顕熱

$$2640 \times 1 \times (100 - 14) = 227,040 \text{ kcal/h}$$

蒸発水分の蒸発潜熱

$$2640 \times 540 = 1,425,600 \text{ kcal/h}$$

蒸発水蒸気の顕熱

$$2640 \times 0.443 \times (132 - 100) = 37,424 \text{ kcal/h}$$

小 計 1,690,064 kcal/h

③ 排ガスの顕熱

$$(4904 + 333 + 10745 + 13) \times 0.317 \times (132 - 14) = 598,309 \text{ kcal/h}$$

④ ダストの持ち去る顕熱

$$4866 \times 0.2 \times (132 - 14) = 114,838 \text{ kcal/h}$$

⑤ 胴体その他の放散熱

大連水泥廠の計算値を転用 324,937 kcal/h

表 4-21 2号乾燥炉熱勘定表

項 目		10 ³ kcal/h	%
入 熱	石炭の燃焼熱	4163.6	98.7
	石炭の顕熱	7.7	0.1
	空気の顕熱	48.7	1.2
合 計		4220.0	100.0
出 熱	乾燥品の持ち去る顕熱	531.1	12.6
	蒸発水分の顕潜熱	1690.1	40.0
	排ガスの持ち去る顕熱	598.3	14.2
	ダストの持ち去る顕熱	114.8	2.7
	胴体その他の放散熱	325.0	7.7
	その他の損失熱	960.7	22.8
合 計		4220.0	100.0
乾 燥 効 率		39.2%	

$$\begin{aligned}
 \text{乾燥効率} &= \frac{(\text{水分の加熱に要する熱}) + (\text{蒸発潜熱})}{\text{入 熱}} \\
 &= \frac{227.0 + 1425.6}{4220.0} \times 100 = 39.2 (\%)
 \end{aligned}$$

2.3.3 原料乾燥炉の改善方策

(I) 2号乾燥炉

前節の熱勘定の結果より2号乾燥炉の乾燥効率は約39%である。通常の乾燥炉の効率は50%程度であり、約10%低い。その他の熱損失が22.8%と高く、胴体その他の放散熱を加えたものは $22.8 + 7.7 = 30.5\%$ となるが通常この値は18%程度である。この原因としては、燃焼室に未燃焼分が落下しているのが見られ、灰も黒かったこと等から考えると、燃焼効率が悪いと考えられる。また排ガス温度も 132°C と少し高い。従って、微粉炭バーナーを改善すれば燃焼効率を高めることが出来ると判断される。また排ガス温度を下げるためには、内部リフトを検討することとする。

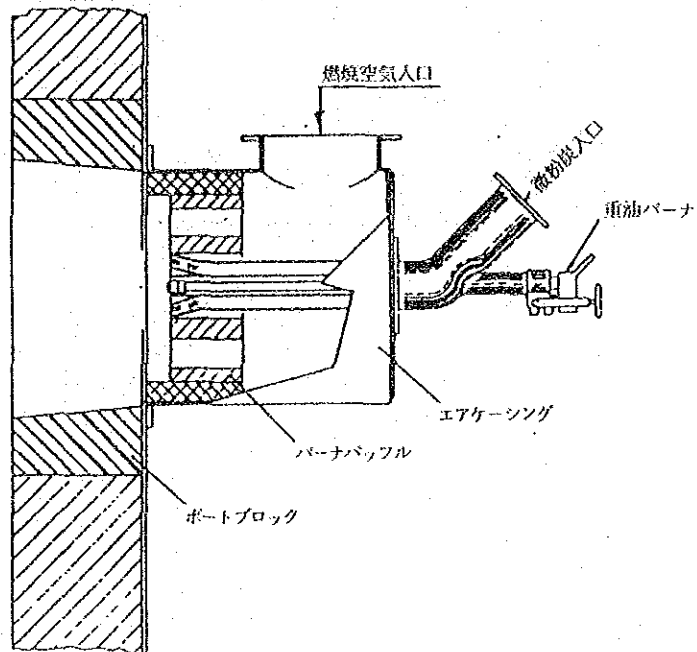
① 微粉炭バーナー

燃焼装置としては図4-21のような燃焼空気と微粉炭流がよく混合できるような機種を選定するとよい。

重油バーナーは起動時に使う。

燃焼用空気はファンによって押し込まれる。バーナー、ファンの設備費は11百万円程度とみこまれる。

図4-21 微粉炭バーナー



② 内部リフトの検討

$$(a) \text{ 通過時間 } T = \frac{1.77 \cdot L \cdot \sqrt{\theta}}{S \cdot D \cdot N} \times F$$

ここに	T	: 通過時間	分
	L	: 銅 長	20 m
	θ	: 安息角	36 度

S	: 胴体傾斜	2.86度 (5%)
D	: 胴 径	2.5 m
N	: 回 転 数	2.85r. p. m
F	: 係 数	2

$$T = \frac{1.77 \times 20 \times \sqrt{36} \times 2}{2.86 \times 2.5 \times 2.85}$$

$$= 20.8 \text{ 分}$$

(b) 保有率 Y

$$Y = \frac{P \cdot T}{60 \cdot V \cdot \gamma}$$

ここに P	: 送 入 量	t/h
T	: 通 過 時 間	分
γ	: 容 重	t/m ³
V	: ドライヤ容積	m ³

$$Y = \frac{34.56 \times 20.8}{60 \times \frac{\pi}{4} \times 2.5^2 \times 20 \times 1.5}$$

$$= 8.1 \%$$

(c) 最適リフト容量 Z₀ %

Z₀ と保有率 Y との間には Z₀ = (Y/3)^{2.5} の関係があり、最適リフト断面積を S₀ (m²/枚) とすればリフト枚数は 12 枚であるから

$$Z_0 = \left(\frac{Y}{3} \right)^{2.5} = \frac{S_0 \times 12 \times 100}{\pi/4 \times D^2}$$

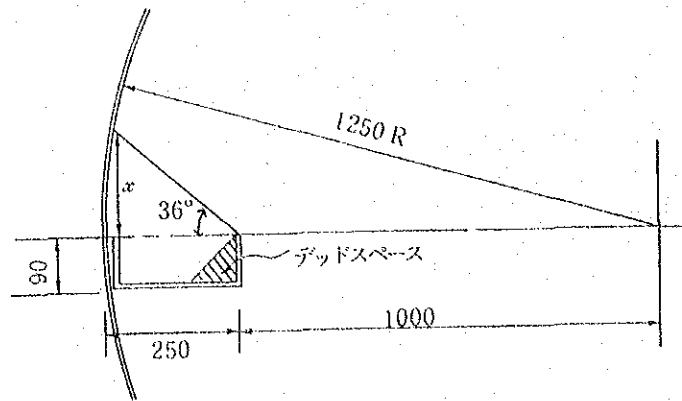
$$\therefore \left(\frac{8.1}{3} \right)^{2.5} = \frac{S_0 \times 1200}{\pi/4 \times 2.5^2}$$

$$\text{これより } S_0 = 11.98 \times \frac{\pi/4 \times 2.5^2}{1200}$$

$$= 0.049 \text{ m}^2/\text{枚}$$

現状のリフト搔上面積は、図 4-22 から、

図4-22 リフタ撮上面積



$$x^2 + (1000 + x \cdot \cot 36^\circ)^2 = (1250)^2 \quad \therefore x = 17.3 \text{ mm}$$

よって

$$S \approx \frac{0.25 \times 0.173}{2} + 0.25 \times 0.09 - \frac{0.09 \times 0.09}{2}$$

$$= 0.04 \text{ m}^2/\text{枚}$$

$$\text{最適値と比較すると, } S/S_0 = \frac{0.04}{0.049} = 0.82 \text{ となり}$$

面積で18%不足と思われる。寸法比は $\sqrt{\frac{S}{S_0}} = \sqrt{0.82} = 0.906$ となり約

10%不足と考えられる。

従ってリフタ寸法を約10%拡張して 280mmとするのがよい。

2.3.4 1号乾燥炉（石灰石用）を使用 中止した場合の能力について

現在、石灰石使用量の約50%を乾燥して使用しているが、石灰石中の水分の全水分に占める割合は大きくないので、この乾燥を中止することが出来るか、その場合2号乾燥炉のみで、ミル入口原料の水分を管理目標以下に乾燥できるかについて検討する。

(1) 2号乾燥炉の送原料の水分について

工場で使用されている原料の調合比及び水分は1981年～1985年の平均で表4-22のようになる。

表 4 - 2 2 原料調合比と水分

銘柄	湿分%	湿原料調合比%	乾原料調合比%	最大水分比%
石灰石	0.2~0.5	76.14	75.76	0.38
砒渣	1.3~1.6	11.45	9.62	1.83
頁岩	3~4	9.54	9.16	0.38
鉄滓	1.5~1.9	2.87	2.32	0.55
計		100.0	96.85	3.14

ミル入口原料の水分の管理目標は 0.5%である。また石灰石の水分は最大0.5%程度である。従って管理値 0.5%以下にするためには、砒渣、頁岩、鉄滓の混合物の乾燥品の仕上り水分も 0.5%以下に乾燥すればよいことになる。その場合乾燥前の水分は最大で、

$$\frac{1.83 + 0.38 + 0.55}{11.45 + 9.54 + 2.87} \times 100 = \frac{2.76}{23.86} \times 100 = 11.6 \%$$

となる。

(2) 2号乾燥炉の能力について

クリンカ生産量66t/h，原料原単位1.52で、砒渣、頁岩、鉄滓の調合比は9.62 + 9.16 + 2.32 = 21.1%であるから、

$$66 \text{ t/h} \times 1.52 \times 0.211 \times 1 / (1 - 0.116) = 24 \text{ t/h (湿)}$$

の処理能力があればよいが、25%の余裕をみて30t/hで検討する。検討結果を表4-23に示す。

表 4 - 2 3 2 号乾燥炉能力計算結果

送 入 量 (湿)	kg/h	30,000	
送 入 量 (乾)	kg/h	26,520	焼成窯所要量20.97 t/h
入 口 水 分	%	11.6	
出 口 水 分	%	0.5	
原 料 入 口 温 度	°C	15	
原 料 出 口 温 度	°C	110	
ガ ス 入 口 温 度	°C	800	
ガ ス 出 口 温 度	°C	120	
大 気 温 度	°C	20	
蒸 発 水 分 量	kg/h	33.17	
蒸 発 熱 量	kcal/h	2.121×10^6	q_1
原 料 昇 温 熱 量	kcal/h	0.504×10^6	q_2
放 散 熱 量	kcal/h	0.315×10^6	$q_3 = 0.12 \times (q_1 + q_2)$
伝 熱 量	kcal/h	2.940×10^6	$Q = q_1 + q_2 + q_3$
乾燥に必要なガス量	kg/h	18,015	G
対数平均温度差	°C	297	Δt
乾燥炉内容積	m ³	98.2	V
熱容量係数	kcal/m ³ ·h·°C	100	$Ua = \frac{Q}{\Delta t \cdot V}$
所要燃料最大	kg/h	700	
排 ガ ス 量	m ³ /h	22,600	

注) 石炭の発熱量は6039kcal/kg(低)を使用

表 4 - 23の計算結果より熱容量係数は $100\text{kcal/m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$ でこれは、ロータリー乾燥炉としては適当な値である。これは最大水分の場合の検討結果であり、通常はさらに低くなる。

また、排風機の容量は $48,000\text{m}^3/\text{h}$ であり、排ガス量は約 $22,600\text{m}^3/\text{h}$ であるから充分余力がある。

従って、石灰石の乾燥を中止しても、2号乾燥炉の能力は不足しない。

2.3.5 期待効果

原料乾燥炉のエネルギー節減効果としては、2号乾燥炉の燃焼設備の改造により、乾燥効率が39%から約50%に上昇すると見込んでいるが、この改造を行った後に1号石灰石乾燥炉の運転を中止するものとすれば、原料部門の乾燥用に使用されている現状の石炭使用量と、改造後の2号乾燥炉の予想される石炭使用量との差が効果となる。

表4-24 原料乾燥用石炭使用量

年 度	クリンカ生産量 t/年	原料乾燥用石炭 使用量 t/年	クリンカT当り使用 量 kg/t-cl	石炭発熱量 kcal/kg
1981年	492,982	5,383	10.92	5,431
1982年	507,841	6,185	12.18	5,576
1983年	485,972	5,596	11.52	5,544
1984年	486,922	5,025	10.32	5,017
1985年	452,468	6,346	14.02	5,330
平均	485,237	5,707	11.79	5,380

注) 石炭発熱量は工業分析値より計算し、到着ベースに換算した低発熱量である。

(1) 2号乾燥炉のみ運転した場合の必要熱量

2.3.4項では、原料湿分が年間で最大である場合の2号乾燥炉の能力について検討したが、以下に年間の平均の湿分をもった原料について、所要熱量を計算で求める。

表4-25 年間平均原料水分

	年平均水分	調合比(湿)%	調合比(乾)%	水分比%
石灰石	0.3%	76.14	75.91	0.23
砒渣	1.4	11.45	9.85	1.60
頁岩	3.5	9.54	9.21	0.33
鉄滓	1.7	2.87	2.38	0.49

表4-25の平均水分を用い、石灰石を乾燥しない場合、砒渣、頁岩、鉄滓の乾燥前の水分は、

$$\frac{1.60 + 0.33 + 0.49}{11.45 + 9.54 + 2.87} \times 100 = \frac{2.42}{23.86} \times 100 = 10.1 \%$$

これを1.3 %以下に乾燥すれば、石灰石と乾燥後の磁渣、頁岩、鉄滓との混合された原料の水分は0.5 %以下になる。

湿原料	30,000 kg/h	
乾原料	26,970 kg/h	(焼成窯所要量20.97 t/h)
蒸発水分	2,675 kg/h	
蒸発熱	1672 × 10 ³ kcal/h	

乾燥炉は前述のように改造するとして効率を50 %とすれば全入熱は

$$1672 \times 10^3 \div 0.5 = 3344 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

石炭の燃焼熱は全入熱の約98.7%として

$$3344 \times 10^3 \times 0.987 = 3300 \times 10^3 \text{ kcal/h}$$

となる。これをクリンカ1 t当りの所要熱に換算する。

原料原単位を1.52, 調合比は表4-25より

$$\frac{9.85 + 9.21 + 2.38}{75.91 + 9.85 + 9.21 + 2.38} = \frac{21.44}{97.35} = 0.22$$

従って

$$3300 \times 10^3 \div 26.970 \times 1.52 \times 0.22 = 40.9 \times 10^3 \text{ kcal/t} \cdot \text{クリンカ}$$

(2) 節 減 熱 量

現状の原料乾燥用熱量は表4-24より

$$11.79 \times 5380 = 63430 \text{ kcal/t} \cdot \text{クリンカ}$$

従って節減熱量はクリンカ1 t当り

$$63,430 - 40,900 = 22.5 \times 10^3 \text{ kcal/t} \cdot \text{クリンカ}$$

クリンカ1 t当り石炭節減量は

$$22.5 \times 10^3 \div 5380 = 4.18 \text{ kg} \cdot \text{石炭/t} \cdot \text{クリンカ}$$

クリンカ年産 66 t/h × 24 × 365 × 0.83 = 480,000 t/年とすると

$$4.18 \times 480,000 = 2000 \text{ t/年}$$

となる。

3. 焼成部門

3.1 5号焼成窯の熱勘定

1986年1月15日の測定結果をもとに、日本工業規格「セメント工業炉の熱勘定方式」(JIS R0303-1980)に準拠して計算した。

5号焼成窯の設備概要を表4-26に、操業状況を表4-27に示す。

3.1.1 予備計算

(1) 吹込微粉炭発熱量

A) 大連水泥廠分析・計算値

表4-28 吹込微粉炭工業分析値

水分	灰分	揮発分	固定炭素	発熱量(低)
%	%	%	%	kcal/kg
1.74	32.50	21.26	44.50	4991

低発熱量計算式

$$\begin{aligned}
 Q &= 100K_1 - (K_1 + 6)(W' + A') - 3V' \\
 &= 100 \times 80 - (80 + 6)(1.74 + 32.50) - 3 \times 21.26 \\
 &= 4991 \text{ kcal/kg} \dots\dots\dots (1)
 \end{aligned}$$

B) 大連第二発電所分析室元素分析値

表4-29 微粉炭元素分析値(%) (試料1月15日採取)

項目	C	H	O	N	S	灰分	水分
無水基準分析値	56.48	3.86	6.10	0.83	1.75	-	-
吹込微粉炭基準	55.50	3.79	5.99	0.82	1.72	30.44	1.74

吹込微粉炭基準に水分補正した各元素組成より、低発熱量を次式(省エネルギー
 一手帳, 財団法人省エネルギーセンター編)により計算する。

$$\begin{aligned}
 H\ell &= 8100 \cdot C + 28,600 \cdot h - 4,250 \cdot O + 2,500 \cdot S - 600 \cdot W \\
 &= 5357 \text{ kcal/kg} \dots\dots\dots (2)
 \end{aligned}$$

表 4 - 26 5号焼成窯の設備概要

設 置 年		1 9 7 6
製 作 所		大 連 水 泥 廠
製 造 様 式		乾 式 ボ イ ラ 付 焼 成 窯
能 力	設 計 能 力 t / h	1 8 . 0
	常 用 能 力 t / h	1 8 . 0
内 容 積 当 り 能 力 kg / m ³ h		3 5 . 8
焼 成 窯 諸 元	送 入 側 直 筒 部 m φ × m ^t	3 . 0 × 2 6 . 7 3
	テ ー パ ー 部 m φ / m φ × m ^t	3 . 0 / 3 . 5 × 5 . 0 0
	焼 成 側 直 筒 部 m φ × m ^t	3 . 5 × 2 8 . 2 7
	全 長 m ^t	6 0 . 0 0
	有 効 内 容 積 m ³	5 0 2 . 2
	勾 配 %	4 . 0
	回 転 速 度 r p m	0 . 5 ~ 1 . 2
	電 動 機 kW	8 0
燃 焼 器 の 形 式		自 家 製 単 管 式
ク ラ イ 諸 元	形 式	ロ ー タ リ ー 式
	大 き さ m φ × m ^t	2 . 5 × 2 1 . 8
	リ フ タ ー 部 長 さ m ^t	4 . 4 5
	有 効 内 容 積 m ³	1 0 7 . 0
	勾 配 %	4 . 4 5
	回 転 速 度 r p m	3 . 4 0 (一 定)
	電 動 機 kW	4 0

表4-27 5号焼成窯の操業状況

測定年月日			1986. 1. 15	
天候	気圧	風速	気温	湿球温度
晴	754.6 mmHg	無風	4.5℃	3.5℃
項目		単位	測定値	
毎時平均生産量		t/h	17.6	
工場内平均温度		℃	5.0	
原料水分		%	0.1	
原料温度		℃	74	
理論原料原単位		t/tcl	1.4846	
実際原料原単位		t/tcl	1.5132	
ダスト回収原単位		t/tcl	0.3884	
ダスト回収温度		℃	75	
クリンカ温度(焼成窯出口)		℃	1344	
クリンカ温度(クーラー出口)		℃	587	
冷却空気温度(クーラー入口)		℃	16	
燃料の種類		—	石炭	
燃料の発熱量(低位)		kcal/kg	5357	
燃料の使用量		kg/kg	0.307	
燃料の温度		℃	63	
燃料の水分		%	1.74	
熱消費量(低位)		kcal/kg	1644.6	
一次空気量		Nm ³ /kgcl	0.288	
一次空気温度		℃	97	
二次空気量		Nm ³ /kgcl	1.812	
二次空気温度		℃	241	
窯尻排ガス量		Nm ³ /kgcl	2.446	
窯尻排ガス温度		℃	893	
窯尻排ガス空気比		—	1.17	

尚、火力発電技術協会編火力発電必携（1978）では、工業分析結果から石炭発熱量を算定する方法として、次式（香坂の式）を示している。

$$H_h = 81 \cdot C_f + (96 - \alpha \cdot W) \cdot (V_m + W) \quad (3)$$

ここで、 H_h は高発熱量、 C_f は固定炭素（%）、 V_m は揮発分（%）、 W は水分（%）、また、 α は水分に関する係数で次の値を用いる。

$$W < 5.0 \text{ の場合 } \alpha = 6.5, \quad W \geq 5.0 \text{ の場 } \alpha = 5.0$$

式(3)に大連水泥廠工場での吹込微粉炭工業分析値を代入すると、

$$H_h = 5552 \text{ kcal/kg}$$

これを低発熱量に換算すると、

$$\begin{aligned} H_b &= H_h - 600(9 \cdot h + W) \\ &= 5337 \text{ kcal/kg} \end{aligned} \quad (4)$$

式(2)、(4)の結果は、近い値となったので、吹込微粉炭発熱量は元素分析結果に基づく5357 kcal/kgを採用することにする。

(2) 燃料原単位（熱消費量）

熱勘定実施日のクリンカ生産量 422 t/d, 17.6 t/h

熱勘定実施日の微粉炭使用量 129.6 t/d, 5.4 t/h

以上より、微粉炭使用原単位は0.307 kg/kgcl

従って、燃料原単位は

$$0.307 \times 5357 = 1644.6 \text{ kcal / kgcl}$$

となる。

(3) 理論原料原単位

熱勘定測定実施日のクリンカ，原料，ダストの化学成分を表4-30に示す。

表4-30 クリンカ，原料，ダストの化学成分

項目	Ig. Loss	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	SO ₃	f-CaO
クリンカー	—	21.74	6.24	4.66	63.36	2.35	0.40	0.89
石灰石	42.7	1.82	0.53	0.33	53.00	0.86	—	—
碓渣	0	37.24	8.25	0.49	43.13	8.18	—	—
頁岩	7.33	57.69	16.89	6.98	4.73	1.67	—	—
鉄粉	1.67	16.37	4.43	69.09	2.29	1.55	—	—
石炭灰分	0.4	58.99	20.55	9.43	2.75	2.35	—	—
生原料	32.64	11.52	3.02	2.27	46.92	1.92	—	—
送入原料	28.62	13.34	3.79	2.97	46.97	1.82	—	—
回収ダスト	12.96	17.62	5.57	3.58	50.91	1.89	3.17	—

上表より，生原料（ミル出口原料）のIgnition Loss(強熱減量)は32.64であるから，理論原料原単位 m kg/kg cl は，

$$m = \frac{100}{100 - 32.64} = 1.4846 \text{ kg/kg cl} \dots\dots(5)$$

これに対応する碓渣調合原単位 X kg/kg cl を推定する。

クリンカ中のAl₂O₃，CaO，MgOのうち，碓渣，石炭灰分以外からくる量(%)は，

$$(Al_2O_3) = 6.24 - 8.25X - 0.307 \times 0.3044 \times 20.55 = 4.32 - 8.25X \dots(6)$$

$$(CaO) = 63.36 - 43.13X - 0.307 \times 0.3044 \times 2.75 = 63.10 - 43.13X \dots(7)$$

$$(MgO) = 2.35 - 8.18X - 0.307 \times 0.3044 \times 2.35 = 2.13 - 8.18X \dots\dots(8)$$

クリンカ中のAl₂O₃のうち，碓渣，石炭灰分からくるもの以外は，カオリン

(Al₂O₃，2SiO₂・2H₂O)からくるものと仮定すると，これから発生する水蒸気の質量は，

$$m_{H_2O} = \frac{36}{102} \times \frac{(Al_2O_3)}{100} = 0.353 \times \frac{(4.32 - 8.25X)}{100} \dots\dots(9)$$

クリンカ中のCaO, MgOのうち礫渣, 石炭灰分からくるもの以外は,

CaCO₃, MgCO₃ からくるものとする, これから発生する二酸化炭素の質量は,

$$m_{CO_2} = \frac{44}{56} \times \frac{(CaO)}{100} + \frac{44}{40} \times \frac{(MgO)}{100}$$

$$= 0.786 \times \frac{(63.10 - 43.13 X)}{100} + 1.1 \times \frac{(2.13 - 8.18 X)}{100} \quad (10)$$

他方次式が成り立つので

$$m_{H_2O} + m_{CO_2} + 1 = 1.4846 \quad (11)$$

$$0.353 \times \frac{4.32 - 8.25 X}{100} + 0.786 \times \frac{63.10 - 43.13 X}{100} + 1.1 \times \frac{2.13 - 8.18 X}{100} = 0.4846$$

$$X = 0.1092 \text{ kg/kg cl} \quad (12)$$

礫渣調合割合は乾基準で

$$\frac{0.1092}{1.4846} \times 100 = 7.36 \% \quad (13)$$

従って, この礫渣調合割合に於いて, クリンカー中のAl₂O₃, CaO, MgOのうち, 礫渣, 石炭灰分以外からくる量(%)は,

$$(Al_2O_3) = 6.24 - (0.1092 \times 8.25 + 0.307 \times 0.3044 \times 20.55) = 3.42 \% \quad (14)$$

$$(CaO) = 63.36 - (0.1092 \times 43.13 + 0.307 \times 0.3044 \times 2.75) = 58.39 \% \quad (15)$$

$$(MgO) = 2.35 - (0.1092 \times 8.18 + 0.307 \times 0.3044 \times 2.35) = 1.24 \% \quad (16)$$

同様に, 乾原料から発生する水蒸気量, 二酸化炭素量は

$$m_{H_2O} = 0.353 \times \frac{3.42}{100} = 0.0121 \text{ kg/kg cl} \quad (17)$$

$$V_{H_2O} = \frac{44.8}{102} \times \frac{3.42}{100} = 0.0150 \text{ Nm}^3 / \text{kg cl} \quad (18)$$

$$m_{CO_2} = 0.786 \times \frac{58.39}{100} + 1.1 \times \frac{1.24}{100} = 0.4725 \text{ kg / kg cl} \quad (19)$$

$$V_{CO_2} = \frac{22.4}{56} \times \frac{58.39}{100} + \frac{22.4}{40} \times \frac{1.24}{100} = 0.2405 \text{ Nm}^3 / \text{kg cl} \quad (20)$$

(4) 回収ダスト量

生原料、送入原料、回収ダストの強熱減量は各々32.64%、28.62%、12.96%であるから、生原料1kgにXkgの回収ダストが混合して送入原料になったとすれば、

$$32.64 + 12.96 X = (1 + X) 28.62$$

$$X = 0.2567 \text{ kg ダスト/kg生原料} \dots\dots\dots (21)$$

理論原料原単位は、1.4846kg/kgcl であるが、煙突からの放散ダスト量を見込んで実際原料原単位を1.5132kg/kgcl と仮定すると(15)項参照)、ダスト送入原単位は、

$$0.2567 \times 1.5132 = 0.3884 \text{ kg/kgcl} \dots\dots\dots (22)$$

となる。

(5) 主煙突からの放散ダスト量

電気集塵器の集塵効率を93.09% (1981年10月26日測定値) とし、焼成窯発生ダストの78%が電気集塵器に入るものとすれば、焼成窯発生ダストXkg/kgcl は、

$$0.22 X + 0.78 X \times 0.9309 = 0.3884$$

$$X = 0.4105 \text{ kg/kgcl} \dots\dots\dots (23)$$

放散ダスト量は、

$$0.78 \times 0.4105 \times (1 - 0.9309) = 0.0221 \text{ kg/kgcl} \dots\dots\dots (24)$$

一方ダストのlg. Loss は12.96%、生原料のlg. Loss は32.64%なので、化学成分の差を無視すれば、放散ダストに相当する原料量は

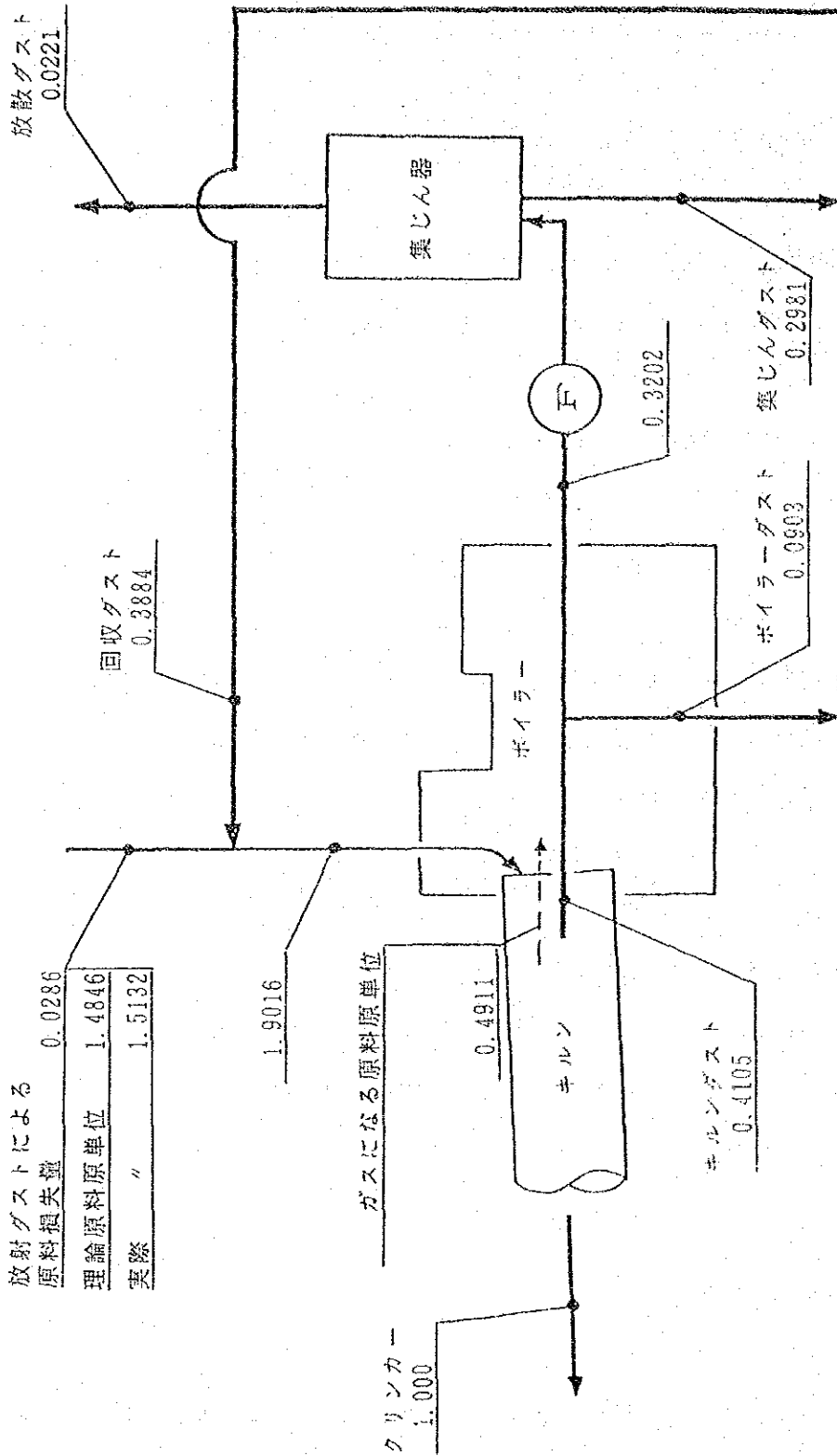
$$0.0221 \times \frac{(100 - 12.96)}{(100 - 32.64)} = 0.0286 \text{ kg/kgcl} \dots\dots\dots (25)$$

従って実際原料原単位は

$$1.4846 + 0.0286 = 1.5132 \text{ kg/kgcl}$$

これは前項で仮定した実際原料原単位1.5132kg/kgcl に一致したので、実際原料原単位は1.5132kg/kgcl と見込まれる。

(3)~(5)の結果をまとめて、図4-23物質収支図に示す。



単位：kg / kgCl

図4-23 物質収支図

(6) 燃焼用空気量, 排ガス量

A) 大気中の水蒸気量

測定値は, 下記の通りである。

乾球温度 4.5 °C 湿球温度 3.5 °C
大気圧 754.6 mmHg

大気中の水蒸気分圧はFerrelの式*により求める。

(* 谷下市松著, 工業熱力学応用編 (1964) 83頁, 裳華房)

$$P_w = P_s - 0.000652 P (t - t') (1.0165 + 0.00103 t') \quad (26)$$

P = 大気圧, P_w = 大気中の蒸気分圧

P_s = 湿球温度に対する蒸気の飽和圧力

t = 乾球温度 °C, t' = 湿球温度 °C

湿球温度 = 3.5 °C に対する蒸気の飽和圧力, $P_s = 5.895$ mmHg であるから,

$$P_w = 5.895 - 0.000652 \times 754.6 (4.5 - 3.5) (1.0165 + 0.00103 \times 3.5) \\ = 5.39 \text{ mmHg}$$

空気中の水蒸気量は

$$\frac{5.39}{754.6 - 5.39} = 0.00719 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ 乾空気} \quad (27)$$

B) 燃焼用空気量

理論燃焼用空気量

$$A_o = 8.89 \times C + 26.7 \left(h - \frac{0}{8} \right) + 3.33 \times S \\ = 8.89 \times 0.5550 + 26.7 \left(0.0379 - \frac{0.0599}{8} \right) + 3.33 \times 0.0172 \\ = 5.803 \text{ Nm}^3/\text{kg 石炭} \quad (28)$$

理論湿り燃焼用空気量

$$A_o' = 5.803 \times (1 + 0.00719) = 5.845 \text{ Nm}^3/\text{kg 石炭} \quad (29)$$

実際湿り燃焼用空気量

表 4-31 に示すガス分析値より, 窯尻排ガスの過剰空気比 m は 1.17 であり, 微

粉炭使用原単位は 0.307 kg/kgcl であるから,

$$A_o'' = 5.845 \times 1.17 \times 0.307 = 2.100 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (30)$$

一次空気量は測定値5,069Nm³/hより、0.288 Nm³/kgclであるから焼成窯へ入る
二次空気量は、漏洩空気を含めて、

$$2.100 - 0.288 = 1.812 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (31)$$

である。

表4-31 ガス分析値

時刻		9	11	13	14	代表値	
窯	CO ₂	23.8	24.6	27.3	26.0	25.4	
	O ₂	4.8	3.4	1.2	1.8	2.8	
	CO	0.0	0.0	0.2	0.0	0.05	
	N ₂	71.4	72.0	71.3	72.2	71.75	
尻		m	1.34	1.22	1.06	1.10	1.17
ボイラ出口	CO ₂	11.4	13.0	12.8	13.0	12.6	
	O ₂	11.8	12.0	10.8	12.3	11.7	
	CO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
	N ₂	76.8	75.0	76.4	74.7	75.7	
	m		2.37	2.51	2.14	2.63	2.39
集塵器出口	CO ₂	10.5	—	11.8	11.0	11.4	
	O ₂	11.5	—	12.4	12.8	12.6	
	CO	0.0	—	0.0	0.0	0.0	
	N ₂	78.0	—	75.8	76.2	76.0	
	m		2.25	—	2.60	2.72	2.66

C) 燃焼ガス量

理論湿り燃焼ガス量

$$\begin{aligned}
 G_{\text{e}} &= (1 - 0.21) A_0 + A_0 \times 0.00719 + 1.867 \times C + 11.2 \times h + 0.7 \times S + \\
 &\quad 1.244 \times W + 0.8 \times n \\
 &= 0.79 \times 5.803 + 5.803 \times 0.00719 + 1.867 \times 0.5550 + 11.2 \times 0.0379 + \\
 &\quad 0.7 \times 0.0172 + 1.244 \times 0.0174 + 0.8 \times 0.0082 \\
 &= 6.127 \text{ Nm}^3/\text{kg石炭} \quad (32)
 \end{aligned}$$

理論湿り燃焼ガス原単位

微粉炭使用原単位は0.307 kg/kgcl であるから、

$$G_o'' = 6.127 \times 0.307 = 1.881 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (33)$$

D) 排ガス量

原料から発生する水蒸気、二酸化炭素を含んだ窯尻、ボイラー出口、電気集塵器出口、各所に於ける排ガス量を次に計算する。

原料中の水分からの水蒸気量は水分 0.1%，実際原料原単位 1.5132 kg/kgcl であるから、

$$\frac{1.5132 \times 0.1}{100 - 0.1} \times \frac{22.4}{18} = 0.002 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (34)$$

乾原料から発生するガス量は(18)、(20)式に実際原料原単位を考慮して

$$V_{H_2O} = 0.0150 \times \frac{1.5132}{1.4846} = 0.015 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (35)$$

$$V_{CO_2} = 0.2405 \times \frac{1.5132}{1.4846} - 0.0221 \times 0.1296 \times \frac{22.4}{44} = 0.244 \text{ Nm}^3/\text{kgcl} \quad (36)$$

以上の諸数値を用いて、各所に於ける排ガス量を計算した結果を表 4-32 にまとめた。

表 4-32 各部排ガス量比較 (単位: Nm³/kgcl)

		H ₂ O	CO ₂ , CO, SO ₂	N ₂	空 気	合 計
窯 尻	原料からのガス量	0.017	0.244			0.261
	理論湿り燃焼ガス量	0.150	0.322	1.409		1.881
	過剰空気量 m = 1.17	0.002			0.303	0.305
	合 計	0.169	0.566	1.409	0.303	2.447
ボイ ラー 出 口	原料からのガス量	0.017	0.244			0.261
	理論湿り燃焼ガス量	0.150	0.322	1.409		1.881
	過剰空気量 m = 2.39	0.018			2.476	2.494
	合 計	0.185	0.566	1.409	2.476	4.636
集 塵 器 出 口	原料からのガス量	0.017	0.244			0.261
	理論湿り燃焼ガス量	0.150	0.322	1.409		1.881
	過剰空気量 m = 2.66	0.021			2.958	2.979
	合 計	0.188	0.566	1.409	2.958	5.121

(7) シェル放散熱量

クーラー、焼成窯フッド、焼成窯各シェルからの放散熱量の計算は次式による。

$$Q = Q_r + Q_c$$

$$= 4.88 \times \epsilon \left\{ \left(\frac{t_s + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_a + 273}{100} \right)^4 \right\} + 1.66 \times C (t_s - t_a)^{1.25} \dots (37)$$

- Q : 総合放散熱損失 (kcal/m²・h)
- Q_r : 放射伝熱による熱損失 (")
- Q_c : 対流伝熱による熱損失 (")
- t_s : 放熱体の表面温度 (°C)
- t_a : 外気温度 (°C)
- ε : 放熱体表面の放射率 (-)
- C : 対流損失定数 (-)

放射率 ε は 0.85 とした。対流損失定数は無風状態として下記による。

表面形状	C
垂直面	1.0
水平面	1.5
1 m以上の水平円筒	1.2

A) クーラー放散熱量

クーラー表面温度測定結果及びクーラー放散熱量計算結果を表4-33、表4-34に示す。表面温度の近似した区間毎に計算した。ローラー台内部の周囲温度はローラー台内壁温度の 1/2とした。工場周囲温度は5°Cであった。

放散熱量は 1351.4×10^3 kcal/h であるから、単位クリンカ当りの放散熱量は次のとおりとなる。

$$1351.4 \times 10^3 / 17.6 \times 10^3 = 76.8 \text{ kcal/kgcl} \dots (38)$$

表4-33 クーラー-表面温度 (放射温度計 I R-O150, $\epsilon=0.85$)

窯前より m	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	21.8
最高	466	443	441	416	280	360	355	380	390	385	370	360	330	330	320	-	-	-	-	220	185	-
最低	451	415	405	376	210	350	343	340	360	350	325	328	308	310	270	-	-	-	-	190	160	-
平均	455	430	423	390	245	355	350	360	375	367	350	344	316	320	295	-	-	-	-	205	172	-
最高	467	450	420	430	430	370	370	380	410	390	365	350	340	340	-	-	-	-	-	260	210	180
最低	446	403	400	370	350	340	320	330	350	355	330	320	300	250	-	-	-	-	-	230	200	165
平均	456	425	410	400	390	355	345	355	380	370	350	340	320	300	-	-	-	-	-	245	205	170
代表温度	456	428	417	395	318	355	348	358	378	369	350	342	318	310	295	-	-	-	-	225	189	170

1 0 1 4 平均
 1 番ローラー台内温度 174°C 180°C 177°C
 2 番ローラー台内温度 133°C 140°C 137°C

注) 16~19mはローラー台下部にあり、測定上危険があるため測定しなかった。

表 4-34 クーラー放散熱量計算表 (C = 1.2)

区 間 m	代表温度 ℃	周囲温度 ℃	単位面積当 り放熱量 kcal/m ² h	表 面 積 m ²	放散熱量 10 ³ kcal/h
0~4	424	89	11,932	31.4	374.7
4~12	352	5	9,065	62.8	569.3
12~15	308	5	6,977	23.6	165.1
15~19	295	68	5,512	31.4	173.1
19~21.8	195	5	3,147	22.0	69.2
合 計	—	—	—	171.2	1351.4

注) ローラー台内部の周囲温度はローラー台内壁温度の1/2とした。

B) 焼成窯フッド放散熱量

表面温度測定結果を表 4-35に示す。

表 4-35 焼成窯フッド表面温度 (放射温度計 IR-O150, ε = 0.85)

	午 前				午 後				代表値
	A	B	C	平均	A	B	C	平均	
正面	85	82	85	84	93	90	92	92	88
側面	170	150	160	160	138	130	134	134	147

放散熱量計算結果を表 4-36に示す。尚、フッド下部表面温度は80℃とし、フッド天井及びフッド下部クーラー入口斜面の対流損失定数は1.3とし、他の部分のそれは1.0とした。

表 4-36 焼成窯フッド放散熱量計算表

区 分	代表温度 ℃	周囲温度 ℃	対流損失 定数 C	単位面積当 り放熱量 kcal/m ² h	表 面 積 m ²	放散熱量 10 ³ kcal/h
フッド前壁	88	5	1.0	872.6	18.7	16.3
フッド側壁	147	5	1.0	1856.7	6.8	12.6
フッド天井	147	5	1.3	2100.0	9.2	19.3
下部前側壁	80	5	1.0	762.7	27.5	21.0
下部下斜面	80	5	1.3	872.6	13.2	11.5
合 計	—	5	—	—	75.4	80.7

表 4-36より、放散熱量は、 80.7×10^3 kcal/hであるから、単位クリンカ当りの焼成窯フッド放散熱量は、

$$80.7 \times 10^3 / 17.6 \times 10^3 = 4.6 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (39)$$

である。

C) 焼成窯放散熱量

焼成窯シェル表面温度の測定結果を表 4-37に示す。

表 4 - 37 焼成窯シエルの表面温度 (放射温度計 I R - 0 1 5 0, $\epsilon = 0.85$)

窯前より m	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
午前	393	287	290	340	256	222	257	258	254	257	301	272	256	242	222	185	220	168	174	194
最低	307	263	220	225	200	171	188	218	220	217	235	188	234	212	161	163	208	142	162	144
平均	380	275	260	283	228	200	220	235	240	240	268	230	230	225	190	170	210	160	170	170
午後	340	300	280	310	240	230	240	250	270	280	280	280	260	220	220	180	180	160	170	170
最低	310	270	200	250	200	190	200	210	240	240	240	250	220	190	170	160	160	110	140	140
平均	335	285	240	280	220	210	220	230	255	260	260	265	240	205	195	170	170	185	155	155
代表温度	353	280	250	282	224	205	220	233	248	250	264	248	245	215	193	170	190	148	163	163

窯前より m	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
午前	169	166	216	272	194	281	288	304	291	302	295	301	317	296	306	298	272	275	251	-
最低	143	142	165	140	182	248	277	280	288	292	285	284	312	286	303	216	248	261	233	-
平均	160	150	190	200	190	270	280	290	290	300	290	290	315	290	304	255	260	268	240	-
午後	165	182	192	290	308	330	320	330	340	340	330	350	330	328	310	315	310	280	240	220
最低	140	110	110	230	270	280	250	270	315	315	290	310	280	290	220	285	275	250	220	180
平均	152	151	171	260	290	300	280	310	320	320	314	330	318	310	280	290	296	265	230	200
代表温度	156	151	180	230	240	285	280	300	305	310	302	310	317	300	292	273	278	267	235	200

窯前より m	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
午前	-	200	-	-	138	-	-	149	-	-	172	-	-	137	-	-	137	-	-	-
最低	-	166	-	-	131	-	-	147	-	-	141	-	-	133	-	-	117	-	-	-
平均	-	184	-	-	134	-	-	148	-	-	155	-	-	135	-	-	124	-	-	-
午後	210	180	170	170	160	155	150	160	165	185	185	140	140	150	150	144	115	-	-	-
最低	170	150	140	140	130	145	145	145	142	155	145	135	130	140	135	128	90	-	-	-
平均	190	165	155	155	145	150	147	152	153	170	165	137	135	145	142	140	162	-	-	-
代表温度	190	175	155	155	140	150	147	150	153	170	160	137	135	140	142	140	113	-	-	-

焼成窯放散熱量計算結果を表4-38に示す。

表4-38 焼成窯放散熱量計算表 (C = 1.2, 周囲温度 5℃)

区 間 m	区 間 長 m	代表温度 ℃	単位面積当 り放熱量 kcal/m ² h	表 面 積 m ²	放散熱量 10 ³ kcal/h
0~1	1	353	9116	11.0	100.3
1~4	3	271	5525	33.0	182.3
4~7	3	216	3726	33.0	123.0
7~13	6	248	4720	65.9	311.0
13~15	2	204	3389	22.0	74.6
15~17	2	180	2767	22.0	60.9
17~23	6	160	2300	65.9	151.6
23~25	2	235	4299	22.0	94.6
25~27	2	283	5978	22.0	131.5
27~28.3	1.3	300	6659	14.3	95.2
28.3~33.3	5	309	7040	51.1	359.7
33.3~35	1.7	296	6494	16.0	103.9
35~38	3	273	5599	28.3	158.5
38~40	2	218	3784	18.8	71.1
40~42	2	183	2841	18.8	53.4
42~51	9	153	2147	84.8	182.1
51~60	9	135	1776	84.8	150.6
合 計	60	—	—	613.7	2404.3

表4-38より、放散熱量は、 2404.3×10^3 kcal/hであるから、単位ク
リンカ当りの焼成窯放散熱量は、

$$2404.3 \times 10^3 / 17.6 \times 10^3 = 13.6 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (40)$$

である。

3.1.2 熱力定

(I) 入熱 Q_i kcal/kgcl

A) 燃料の燃焼熱 Q_a kcal/kgcl

$$Q_a = m_f \times H_f \\ = 0.307 \times 5357 = 1644.6 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (41)$$

B) 燃料の顕熱 Q_b kcal/kgcl

$$Q_b = m_f \times C_f \times (t_f - t) \\ = 0.307 \times 0.25 \times (63 - 5) = 4.5 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (42)$$

C) 原料の燃焼熱 Q_c kcal/kgcl

$$Q_c = 0.0 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (43)$$

D) 原料の顕熱 Q_d kcal/kgcl

(a) 乾原料の顕熱 Q_{d_1} kcal/kgcl

$$Q_{d_1} = m_m \times C_m \times (t_m - t) \\ = 1.5132 \times 0.20 \times (74 - 5) = 20.9 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (44)$$

(b) 原料中の水分の顕熱 Q_{d_2} kcal/kgcl

$$Q_{d_2} = m_r \times (t_m - t) \\ = \frac{m_m \times W_m}{100 - W_m} \times (t_m - t) \\ = \frac{1.5132 \times 0.1}{100 - 0.1} \times (74 - 5) = 0.1 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (45)$$

(c) 原料の顕熱 Q_d kcal/kgcl

$$Q_d = 20.9 + 0.1 = 21.0 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (46)$$

E) 一次空気の顕熱 Q_e kcal/kgcl

$$Q_e = A_1 \times C_a \times (t_{a_1} - t) \\ = 0.288 \times 0.312 \times (97 - 5) = 8.3 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (47)$$

F) 冷却空気の顕熱 Q_f kcal/kgcl

$$Q_f = A_c \times C_a \times (t_{a_c} - 5) \\ = 1.812 \times 0.95 \times 0.311 \times (16 - 5) = 5.9 \text{ kcal/kgcl} \quad \dots\dots\dots (48)$$

二次空気量の5%を漏洩空気量とした。

G) 全入熱 Q_i kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_i &= Q_a + Q_b + Q_c + Q_d + Q_e + Q_f \\ &= 1644.6 + 4.5 + 0.0 + 21.0 + 8.3 + 5.9 \\ &= 1684.3 \text{ kcal/kgcl} \end{aligned} \quad (49)$$

(2) 出熱

A) クリンカ焼成用熱 Q_g kcal/kgcl

この計算では、常温を基準にした場合と0℃を基準にした場合とは、ほとんど変わらないので0℃基準で行う。

(a) 乾原料を900℃まで加熱するに要する熱 Q_{g1} kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_{g1} &= m \times C_m \times 900 \\ &= 1.4846 \times 0.262 \times 900 = 350.1 \text{ kcal/kgcl} \end{aligned} \quad (50)$$

$$C_m = 0.243 \times m_s + 0.264 \times (1 - m_s) \quad m_s : \text{破渣混入率 } 7.36\%$$

$$\begin{aligned} &= 0.243 \times 0.0736 + 0.264 \times (1 - 0.0736) \\ &= 0.262 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (51)$$

(b) 炭酸カルシウム、炭酸マグネシウム、及びカオリンの分解に要する熱

Q_{g2} kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_{g2} &= 714 \times 0.5839 + 588 \times 0.0124 + 564 \times 0.0342 \\ &= 443.5 \text{ kcal/kgcl} \end{aligned} \quad (52)$$

(c) 分解した原料を900℃から1450℃まで加熱するに要する熱

Q_{g3} kcal/kgcl

$$Q_{g3} = 0.265 \times 1450 - 0.234 \times 900 = 173.7 \text{ kcal/kgcl} \quad (53)$$

(d) クリンカ生成熱 Q_{g4} kcal/kgcl

$$Q_{g4} = 100 \text{ kcal/kgcl} \quad (54)$$

(e) 900℃で分解した二酸化炭素及び水蒸気の顕熱 Q_{g5} kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_{g5} &= (V_{CO_2} \times C_{CO_2} + V_{H_2O} \times C_{H_2O}) \times 900 \\ &= 187 \times (CaO) + 262 \times (MgO) + 159 \times (Al_2O_3) \\ &= 187 \times 0.5839 + 262 \times 0.0124 + 159 \times 0.0342 \\ &= 117.9 \text{ kcal/kgcl} \end{aligned} \quad (55)$$

(f) 1450℃においてクリンカの保有する顕熱 Q_{g6} kcal/kgcl

$$Q_{g6} = 0.265 \times 1450 = 384.3 \text{ kcal/kgcl} \quad (56)$$

(g) クリンカ焼成用熱 Q_g kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_g &= Q_{g_1} + Q_{g_2} + Q_{g_3} - Q_{g_4} - Q_{g_5} - Q_{g_6} \\ &= 350.1 + 443.5 + 173.7 - 100 - 117.9 - 384.3 \\ &= 365.1 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (57) \end{aligned}$$

B) クーラーに入るクリンカの顕熱 Q_h kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_h &= C_{cl} \times (t_{cl_1} - t) \\ &= 0.2565 \times (1344 - 5) = 343.5 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (58) \end{aligned}$$

C) クリンカの持ち去る熱 Q_i kcal/kgcl

$$\begin{aligned} Q_i &= C_{cl} \times (t_{cl_2} - t) \\ &= 0.2234 \times (587 - 5) = 130.0 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (59) \end{aligned}$$

D) クーラー抽気による一次空気の持ち去る熱 Q_j

$$\begin{aligned} Q_j &= A \times C_a \times (t_{a_1} - t) \times 1.20 \\ &= 0.288 \times 0.312 \times (97 - 5) \times 1.20 = 9.9 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots (60) \end{aligned}$$

ダスト沈降室、配管等の損失熱を一次空気顕熱の20%とした。

E) 原料中の水分の蒸発熱 Q_k

$$\begin{aligned} Q_k &= m_r \times (597 - 0.55 t) \\ &= \frac{1.5132 \times 0.1}{100 - 0.1} \times (597 - 0.55 \times 5) = 0.9 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots (61) \end{aligned}$$

F) 主煙突放散ダストの分解熱 Q_{gd} kcal/kgcl

ダストの分析値より、 $CaO = 50.91\%$ 、 $I.g. Loss = 12.96\%$ 、
一方、クリンカ中の $CaO = 63.36\%$ のうち分解すべき(CaO)は
 58.39% であるから、ダスト1kg当りの分解すべき $CaCO_3$ から発生する
 CO_2 の重量は、ダストとクリンカの化学組成差を無視すると、

$$m_{co_2} = \frac{44}{56} \times \frac{50.91}{100} \times \frac{58.39}{63.36} = 0.3688 \text{ kg/kg dust} \dots\dots (62)$$

ダスト中の CaO の50.91%のうち、キルン内で分解した〔 CaO 〕を計算すると、

$$[CaO] = 50.91 \times \frac{58.39}{63.36} \times \frac{0.3688 - 0.1296}{0.3688} = 30.43\% \dots\dots (63)$$

ダスト中の〔 MgO 〕 = 1.89%、〔 Al_2O_3 〕 = 5.57%は全量分解済
として、これらの分解に要する熱量は、放散ダスト量が0.0221kg/kgclで

あるから、

$$Q_{gd} = \left(714 \times \frac{30.43}{100} + 588 \times \frac{1.89}{100} \times \frac{1.24}{2.35} + 564 \times \frac{5.57}{100} \times \frac{3.42}{6.24} \right) \times 0.0221 = 5.3 \text{ kcal/kgcl} \quad (64)$$

G) キルン排ガスの持ち去る熱 Q_i kcal/kgcl

$$Q_i = (V_{H_2O} \times C_{H_2O} + V_{CO_2} \times C_{CO_2} + V_{N_2} \times C_{N_2} + V_A \times C_A) \times (t_g - t) = (0.169 \times 0.402 + 0.566 \times 0.524 + 1.409 \times 0.329 + 0.303 \times 0.334) (893 - 5) = 825.2 \text{ kcal/kgcl} \quad (65)$$

H) ダストの出入り顕熱差 Q_m kcal/kgcl

$$Q_m = [\text{ダストの持ち去る顕熱}] - [\text{回収ダストの顕熱}] = 0.4105 \times 0.25 \times (893 - 5) - (0.4105 - 0.0221) \times 0.20 \times (75 - 5) = 85.7 \text{ kcal/kgcl} \quad (66)$$

I) 放散熱 Q_n kcal/kgcl

(a) クーラー及び焼成窯フッドの放散熱 Q_{n_1} kcal/kgcl

$$Q_{n_1} = 76.8 + 4.6 = 81.4 \text{ kcal/kgcl} \quad (67)$$

(b) 焼成窯放散熱 Q_{n_2} kcal/kgcl

$$Q_{n_2} = 136.6 \text{ kcal/kgcl} \quad (68)$$

(c) 全放散熱

$$Q_n = Q_{n_1} + Q_{n_2} = 81.4 + 136.6 = 218.0 \text{ kcal/kgcl} \quad (69)$$

J) 微粉炭水分蒸発熱 Q_o kcal/kgcl

$$Q_o = \frac{m_f \times W_f}{100 - W_f} \times (597 - 0.55 t) = \frac{0.307 \times 1.74}{100 - 1.74} \times (597 - 0.55 \times 5) = 3.2 \text{ kcal/kgcl} \quad (70)$$

K) 未燃損失熱 Q_p kcal/kgcl 表4-31, 表4-32から

$$Q_p = (2.447 - 0.169) \times 0.0005 \times 3020 = 3.4 \text{ kcal/kgcl} \quad (71)$$

L) その他損失熱 Q_q

$$Q_q = Q_i - (Q_g + Q_j + Q_k + Q_{gd} + Q_l + Q_m + Q_n + Q_o)$$

$$\begin{aligned}
 & + Q_p) \\
 & = 1684.3 - (365.1 + 130.0 + 9.9 + 0.9 + 5.3 + 825.5 + 85.7 + 218.0 \\
 & \quad + 3.2 + 3.4) \\
 & = 37.6 \text{ kcal/kgcl} \dots\dots\dots (72)
 \end{aligned}$$

熱勘定結果を表4-39に示す

表4-39 焼成窯熱勘定表

項 目		10 ³ kcal/tクリンカー	%
入 熱	燃料の燃焼熱	1644.6	97.6
	燃料の顕熱	4.5	0.3
	原料の燃焼熱	0.0	0.0
	原料の顕熱	21.0	1.3
	一次空気の顕熱	8.3	0.5
	クーラー冷却空気の顕熱	5.9	0.3
合 計		1684.3	100.0
出 熱	クリンカー焼成用熱	365.1	21.7
	クリンカーの持ち去る顕熱	130.0	7.7
	一次空気の持ち去る顕熱	9.9	0.6
	原料中の水分の蒸発熱	0.9	0.1
	放散ダストの分解熱	5.3	0.3
	キルン排ガスの持ち去る顕熱	825.2	49.0
	ダストの出入り顕熱差	85.7	5.1
	フード・クーラー放散熱	81.4	4.9
	焼成窯放散熱	136.6	8.1
	微粉炭の水分の蒸発熱	3.2	0.2
	未燃損失熱	3.4	0.2
	その他の損失熱	37.6	2.3
	合 計		1684.3
焼 成 効 率		20.9 %	

$$\text{焼成効率} = \frac{365.1 - 21.0}{1644.6 + 0.0} \times 100 = 20.9 \%$$