セメント回轉窯の「ヒートバランス」の吟味 (第1報)

吉井 豊 藤 丸

The Investigation of "Heat Balances" of the Cement Rotary Kiln. I

By Toyofujimaru Yoshii

Abstract.

1. A notable error of heat balance of the cement rotary kiln hitherto depends upon mismeasurements and miscalculations of radiation and convection heat losses of the kiln and cooler shell, chiefly.

Then author measured them by means of "elongation method", which is contrived by myself, with a view to make a correct heat balance.

2. The loss due to flue dust, which is ignored as yet, play an important part of heat losses.
3. Author attempt to manifest the calculation method of heat balance in order to popularize it in practical use, expecting to improve of the kiln conditions and combustion efficiency of fuel, which is proposed by myself.

緒 言

「入るをはかつて出づるを制する」は經濟の要諦なるが如く 窯の熱經濟をはからんには先その「ヒートバランス」を知らなければならない。この意味から從來「ヒートバランス」の研究も少くないがその研究にあつてまゝ閉却されたる點及誤謬も亦少くはない。次に示すものは其一例である。

Table. 1. Heat Balance of Cement Rotary kiln

process	dry		wet		dry		wet		dry		wet	
	Cal/kg.Cl*	%	Cal/kg.Cl	%	Cal/kg.Cl	%	Cal/kg.Cl	%	Cal/kg.Cl	%	Cal/kg.Cl	%
For chemical reactions in burning	487	29	487	24	437	20	437	16	530	30.0	455	20.8
For evaporating water carried out by stack gases	—	—	1012	50	—	—	519	19	—	—	1510	69.1
carried out by clinker	617	37			1204	55	1202	44	1020	57.6		
lost by radiation and convection	16	1	16	1	284	13	300	11	40	2.2	40	1.8
Total	560	33	515	25	262	12	273	10	180	10.2	180	8.3
Authors name	1680	100	2030	100	2187	100	2731	100	1770	100.0	2185	100.0
	Hans kühl u (1) walter knothe				Meade (2)				Jakob koch (3)			

(1) Die chemie der hydraulischen Bindmittel.

(2) Portland cement (Meade)

(3) "Zement" 1930 Nr. 14

* Cal/kg of Clinker, 略以下同様

即ダストによる熱損の無視、輻射及對流による熱損失研究の不充分なりしが爲「ヒートバランス」の作製にあたり辻褃の合はぬ部分は全部これを輻射及對流による熱損に轉嫁したのである。著者はこれらの點につき吟味し新に正しいヒートバランスを作つて見たいと思ふ。

A 乾式回轉窯のヒートバランスの計算

本計算は 3.03m×49.4m の窯の順調なる場合につき試験し其結果に基き外氣 15°C を基準として計算したる

ものにして其時の原料石炭クリンカー等の成分及使用量は次の如し。

Table 2.

	raw meal	dust	coal ash	clinker		Coal
Ig.Loss	34.48	14.00	6.05	—	C	75.10
SiO ₂	14.32	16.20	47.01	22.74	H ₂	4.80
Al ₂ O ₃	3.34	5.58	30.57	5.51	O ₂	8.60
Fe ₂ O ₃	1.61	2.55	3.76	2.42	N ₂	1.80
CaO	44.65	50.39	7.60	67.68	S	0.20
MgO	1.08	1.54	2.53	1.65	ash	9.00
SO ₃	0.49	5.71	2.31	—	moisture	0.50
remainder	0.03	4.03	0.17	—		
Total	100.00	100.00	100.00	100.00	Total	100.00
remarks	dust mixed				cal	7340

セメント一樽を 170kg. としクリンカー 165kg. 石膏 5kg. 使用するものとしクリンカーに對する石炭の使用量は重量にて 23.59% 即クリンカー 1kg 當りの使用熱量は $0.2359 \times 7340 = 1731.5 \text{ Cal.}$ なり。

又原料を焼成する場合には原料中の灼熱減量が逃げる外にダストとして飛ぶものあり、同時に又焼成用炭の灰分がこれに加はるものにして其割合は下の如し。

原料 焼成物 石炭灰分 ダスト クリンカー

$1.6674 \text{ kg} \rightarrow 1.0838\% + 0.0212\% - 0.1050\% = 1.000\%$

1. クリンカー焼成に要する熱

上に示すが如く 1kg のクリンカーを焼くに要する原料は 1.6674kg にしてこれを更に粘土、石灰石及鐵鑛等の各原料成分に擴げる時は其内譯は次の如くなる。

Table. 3

Chemical ingredients of raw materials required per Kg of Clinker.	Kaolin	Al ₂ O ₃	55.7 ^{gr}	141.0 ^{gr}
		SiO ₂	65.7	
		H ₂ O	19.6	
	Hydrated SiO ₂	SiO ₂	173.1	182.2
		H ₂ O	9.1	
	CaCO ₃	CO ₂	526.6	1196.8
		CaO	670.2	
	MgCO ₃	MgO	18.0	37.6
		CO ₂	19.6	
	Fe ₂ O ₃	.....	26.8	
	CaO	.....	74.3	
	SO ₃ alkalies, etc.	.....	8.7	
	Total			1667.4

a. CaCO₃ の加熱及分解に要する熱

CaCO₃ の分解温度は其アトモスフェアによつて異り周囲の CO₂ ガスの一定壓力下に於てのみ分解温度は一定なり從而窯の條件に應じて CaCO₃ の分解される温度にも多少の差はあれども此窯に於ては 800°C 前後に於て大部分の CaCO₃ が分解さるゝものと考へらるゝが故に今其平均分解温度を 800°C とし計算する。

CaCO₃ を 15°—800°C 迄加熱するに要する熱量は A. Magnus 氏によれば其平均比熱は 0.267 なる故

$1.1968 \text{ kg} \times 0.267 \times (800^\circ - 15^\circ) = 250.8 \text{ Cal.}$ なり

次に CaCO₃ の分解に要する熱量は G. Martin⁽¹⁾ 氏の例によれば下の如し。

(1) Chem. Eng & Thermodynamics applied to the Cement rotary kiln p. 8-3.

$$Q_{800^{\circ}\text{C}} = -379.2\text{Cal}$$

$$\therefore 1.1968 \times 379.2 = 453.8\text{Cal}$$

合計 $250.8 + 453.8 = 704.6$ Cal. なり。

b. MgCO_3 の加熱及分解に要する熱

MgCO_3 は平均約 650°C に於て分解するものと考へらるゝ故それ迄に加熱するに要する熱量は

$$.0376\text{kg} \times (650 - 15) \times \overset{\text{S.H.}^{(2)}}{0.24} = 5.7\text{Cal.}$$

又 Meacle 氏によれば其分解に要する潜熱は $1282\text{B.T.U./lb} = 712\text{Cal/kg}$ なる故

$$712 \times .0376\text{kg} = 26.8\text{Cal.}$$

又一旦分解された MgO を 800°C 迄熱するに要する熱量は

$$.018\text{kg} \times (800 - 650) \times \overset{(3)}{0.222} = 0.6\text{Cal}$$

合計 $5.7 + 26.8 + 0.6 = 33.1\text{Cal.}$ なり。

c. CaO を 800°C 迄熱するに要する熱

メラー氏によれば CaO の 1mol. を 0°C. に熱するに要する熱量は次式にてあらはさる。

$$11.4 + 0.001 \times \theta$$

此式より計算すれば CaO の $15^{\circ} \sim 800^{\circ}\text{C}$ に於ける $\text{M.S.H.}^{(4)} = 0.3109$ なり。

$$\therefore .0743\text{kg} \times (800^{\circ} - 15^{\circ}) \times 0.2109 = 12.3\text{Cal}$$

d. Fe_2O_3 を 800°C 迄熱するに要する熱

J. W. Richards 氏によれば Fe_2O_3 の $0^{\circ} - t^{\circ}\text{C.}$ に於ける M.S.H. は次式にてあらはさる。

$$\text{M.S.H.} = 0.1456 + 0.000188t$$

従て $15^{\circ} \sim 800^{\circ}\text{C.}$ に於ける $\text{M.S.H.} = 0.2988$ にして其所要熱量は

$$0.0268 \times 0.2988 \times (800 - 15) = 6.3\text{Cal.}$$
 となる。

e. カオリンの加熱及分解に要する熱

Martin 氏によればカオリン 1lb. を分解して 800°C. 迄熱するに要する熱は $633.5\text{B.T.U./lb} = 352.0\text{Cal/kg.}$ なり。

$$\therefore 352 \times 0.141 = 49.6\text{Cal.}$$

f. 含水珪酸の加熱及分解

Martin 氏によれば含水珪酸(5% の水分含有の場合) 1lb. を分解して 800°C. 迄熱するに要する熱は 439.9B.

$\text{T.U./lb.} = 244.4\text{Cal/kg.}$ なり。

$$\therefore 244.4 \times 182.2 = 44.5\text{Cal.}$$

g. クリンカーを(遊離石灰も含む) $800^{\circ} - 1450^{\circ}\text{C.}$ 迄熱するに要する熱

Harrison 氏に従へばクリンカーの平均比熱は次式にてあらはさる。

$$Q = 0.1754t + 139144 \times 10^{-9}t^2 - 125 \times 10^{-9}t^3 + 4685 \times 10^{-14}t^4.$$

t に 1450°C 及 800°C を夫々代入して其差をもとむれば

(2) by. 2 A. S. Herschel.

(3) by. Marks Handbook.

(4) M.S.H. 平均比熱の略

$Q = 188.3$ (centigrade heat units) となる。

$$\therefore \text{M.S.H.}(800^\circ \sim 1450^\circ \text{C}) = Q/t = \frac{188.3}{1450 - 800} = 0.290$$

$\therefore$ 1kg のクリンカーを $800^\circ \text{C} \rightarrow 1450^\circ \text{C}$ に熱するには

$$1 \times (1450 - 800) \times 0.290 = 188.3 \text{ Cal. を要す。}$$

h. クリンカーの發熱反應

Nacken 氏によれば其發熱量は 100.0 Cal/kg.Cl なり。

i. クリンカーの冷却による回收熱

1450°C のクリンカーが 1250°C (窯出口に於ける温度)迄冷却される故其回收熱量は Harrison 氏の式によつて計算すれば次の如し。

$$Q_{1450 \sim 1250^\circ \text{C}} = 66.0 \text{ Cal/kg.Cl}$$

j. 原料の分解によつて生ずる瓦斯のもつ熱量

	飛散ダスト中に残る CO_2 分	重量	分解温度
CaCO_3 からくる CO_2	526.6 - 19.3	507.3g	800°C
MgCO_3 " CO_2		19.6	650°C
カオリン " H_2O		1.96	800°C
含水珪酸 " H_2O		7.0	400°C

$$\begin{array}{l} \text{CaCO}_3 \text{ 中の } \text{CO}_2 \text{ のもつ熱} \quad \left\{ \begin{array}{l} 0.5073 \times 800^\circ \times 0.253 = 102.7 \\ \text{"} \times 15^\circ \times 0.203 = 1.6 \end{array} \right. \\ \hline 101.1 \text{ Cal} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{MgCO}_3 \text{ 中の } \text{CO}_2 \quad \left\{ \begin{array}{l} 0.0196 \times 650^\circ \times 0.246 = 3.1 \\ \text{"} \times 15^\circ \times 0.203 = 0.1 \end{array} \right. \\ \hline 3.0 \text{ Cal} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{カオリンの水分より来る熱} \quad \left\{ \begin{array}{l} 0.0196 \times 800^\circ \times 0.484 = 7.6 \\ \text{"} \times 15^\circ \times 0.462 = 0.1 \end{array} \right. \\ \hline 7.5 \text{ Cal} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{含水珪酸の水分} \quad \left\{ \begin{array}{l} 0.091 \times 400^\circ \times 0.470 = 1.7 \\ \text{"} \times 15^\circ \times 0.462 = 0.1 \end{array} \right. \\ \hline 1.6 \text{ Cal} \end{array}$$

$$\text{合 計} \quad 113.2 \text{ Cal/kg.Cl}$$

k. クリンカーの廢熱によりクーラー内にて空氣が豫熱されて

回收さるゝ熱量 = 153.1 Cal/kg.Cl . (詳細後出)

故にクリンカー 1kg. をやくに要する正味の熱量 (Q_d) は

$$Q_d = \frac{a+b+c+d+e+f}{1.0838 (= \text{原料焼成物重量 kg/kg.Cl})} + g - (h+i+j+k)$$

$$= 784.6 + 188.3 - (100.0 + 66.0 + 113.2 + 153.1) = 540.6 \text{ Cal/kg.Cl. なり。}$$

2. クリンカーのもつ廢熱

クリンカーがクーラーから出る温度は平均 385°C なる故其中に含まるゝ熱量は $Q_{385 \sim 15} = 79.4 \text{ Cal/kg.Cl.}$ なり。

3. クーラーのセルから逃げる熱及豫熱空氣による同收熱

著者の考案にかゝる『線膨脹法』によりセルの温度をもとめ其輻射及對流による熱損を算出すること下の如し。

輻射によるもの	=	47.0
對流	"	= 24.7
合計		= 71.7 Cal/kg.Cl.

又クリンカーがクーラー入口と出口に於て保有する熱量の差は $Q_{1250-885^{\circ}} = 306.9 - 82.1 = 224.8 \text{ Cal/kg.Cl.}$ にしてこれより上の輻射及對流による熱損を差引たる $224.8 - 71.7 = 153.1 \text{ Cal.}$ が豫熱空氣として同收さるゝことゝなる。

4. 窯のセルから失はるゝ熱量

著者の曩に研究せしところによれば之にフッド及窯尻斷面より逃げるものを加へ 15264 Cal/bbl 即 $15264/165 = 92.6 \text{ Cal/kg.Cl.}$ なり。

5. 窯に供給さる外氣のもつ熱

クーラー尻に於ける空氣の温度は平均 20°C. なり故に其もつ熱量は $1.9381 \text{ m}^3 \times 0.241 \times (20^{\circ} - 15^{\circ}) = 2.3 \text{ Cal/kg.Cl.}$ なり。

6. 燒成用炭の温度より來る熱量

$$0.247 \times 0.2359 \text{ kg} \times (67^{\circ} - 15^{\circ}) = 3.0 \text{ Cal/kg.Cl.}$$

7. 窯入原料の温度より來る熱

$$1.6674 \text{ kg} \times 0.197 \times (55^{\circ} - 15^{\circ}) = 13.1 \text{ Cal/kg.Cl.}$$

(原料の M.S.H. = 0.194 + 0.000077t)

8. ダストによつて失はるゝ熱

煙道及ボイラーまはり(この窯は餘熱ボイラーを附屬す)にて沈澱するダストは燒出クリンカーの目方の約3%、收塵室にて沈澱するゝもの約13.8%、なり而してダストの温度は廢ガス温度と同一なりと見做しうが故に計算の結果 46.4 Cal. となる。(詳細後出)

又ダストは一部分やけて居る故化學的エネルギーを保有す。即ダストは窯内にて概ね 800°C 以下熱處理を受けたものと思ふべく且ダスト中の殘存灼熱減量より推せば CaCO_3 は其約71% だけやかれて居ることゝなり1. の a. b. e. f の項と同様の計算を行へばダスト中に保有さるゝ化學的エネルギーは 41.7 Cal/kg.Cl. となる。

9. 廢ガスのもつ熱

a. 原料からくるガス

$$\text{CaCO}_3 \text{ 中の } \text{CO}_2 \quad 1196.8 \text{ g} \times .44 = 526.6 \text{ g}$$

$$\text{MgCO}_3 \text{ " } \text{CO}_2 \quad 37.6 \text{ " } \times \frac{44}{84.32} = 19.6$$

$$\hline 546.2 \text{ g}$$

然るに收塵室へ分解せずにとぶ CaCO_3 中の CO_2 分は次の如し。

(1) 本誌 No. 461 (昭和6年5月) 及 Rock. Products Vol XXXV No. 4 の著者報文参照
(2)

$$\begin{array}{c} \text{(ダスト)} \\ \downarrow \\ 137.7 \times \frac{14.0}{100} = 19.3 \text{g/kg.Cl.} \end{array}$$

$$\therefore 546.2 - 19.3 = 526.9 \text{g CO}_2/\text{kg.Cl.}$$

而して CO_2 1l (0°C 760m/m) の目方は 1.9632g なる故其容積は

$$\frac{526.9}{1.9632} = 0.2684 \text{n-m}^3/\text{kg.Cl.} \quad \text{となる,}$$

$$\text{b. カホリンからくる水蒸気} = 19.6 \text{g}$$

$$\begin{array}{rcl} \text{含水珪酸} & \text{〃} & \text{〃} \\ & & \text{〃} \end{array} = \frac{9.1}{28.7} \text{〃}$$

$$\frac{28.7}{0.8038} = 35.71 \text{l} \doteq 0.0357 \text{n-m}^3/\text{kg.Cl.}$$

c. 石炭の燃焼によるガス

先この石炭 1000g が燃えた場合の瓦斯量をもとむべし。

$$\begin{array}{rcl} \text{C,} & \text{C} & \text{O}_2 & \text{N}_2 & \text{CO}_2 & \text{N}_2 \\ & \downarrow & \downarrow & \downarrow & \downarrow & \downarrow \\ & 751 \text{g} & + 2000.7 \text{g} & + 6704.7 \text{g} & = 2753.7 \text{g} & + 6704.7 \text{g} \\ \text{即} & 751 \text{g} & + 1402.7 \text{l} & + 5333.9 \text{l} & = 1402.7 \text{l} & + 5333.9 \text{l} \end{array}$$

$$\begin{array}{rcl} \text{H}_2 & \text{H}_2 & \text{O}_2 & \text{N}_2 & \text{H}_2\text{O} & \text{N}_2 \\ & \downarrow & \downarrow & \downarrow & \downarrow & \downarrow \\ & 37.3 \text{g} & + 298 \text{g} & + 997.7 \text{g} & = 335.3 \text{g} & + 997.7 \text{g} \\ \text{即} & \text{〃} \text{g} & + 208.7 \text{l} & + 793.7 \text{l} & = 417.4 \text{l} & + 793.7 \text{l} \end{array}$$

$$\text{N}_2 \quad 18 \text{g} = \frac{18}{1.257} = 14.3 \text{l}$$

$$\begin{array}{rcl} \text{S,} & \text{S} & \text{O}_2 & \text{N}_2 & \text{SO}_2 & \text{N}_2 \\ & 2.0 \text{g} & + 2.0 \text{g} & + 6.7 \text{g} & = 4.0 \text{g} & + 6.7 \text{g} \\ \text{即} & 2.0 \text{g} & + 1.4 \text{l} & + 5.3 \text{l} & = 1.4 \text{l} & + 5.3 \text{l} \end{array}$$

$$\begin{array}{rcl} \text{H}_2 + \text{O}_2, & \text{H}_2 & \text{O}_2 & \text{H}_2\text{O} \\ & 10.75 \text{g} & + 86.0 \text{g} & = 96.75 \\ & \frac{96.75}{.8038} & = 120.4 \text{l} \end{array}$$

$$\text{水分.} \quad 5.0 \text{g} = \frac{5}{.8038} = 6.2 \text{l}$$

序に後章に於て必要ある故此石炭中の炭素の全部が不完全燃焼をなして一酸化炭素を生じたる場合のガス量を計算し一括表示すること下の如し。

Table. 4 Gasses from Coal 1 kg

	C mplets combustion		Incomplete Combustion	
	Weight(g)	Vol'(n-m ³)	Weight(g)	Vol'(n-m ³)
CO ₂	2753.7	1.4027	1752.4	1.4027
H ₂ O	437.1	0.5440	437.1	0.5440
N ₂	7727.1	6.1472	4374.6	3.4802
SO ₂	4.0	0.0014	4.0	0.0014
Total	10921.9	8.0953	6568.1	5.4283
cal's produced	7340		3091	
remarks	No excess air used		No excess air used	

(1) n-m³ は m³/0°C. 760m/m の略以下同様

而してセメント一樽 (クリンカー 165kg.) に付 38.92kg の石炭を使用せし故クリンカー 1kg に對する生成ガス量は次の如し。

$$\begin{aligned}
 &\text{石炭の燃焼によるもの} && 8.0953n\text{-m}^3 \times \frac{38.92}{165} = 1.9097n\text{-m}^3 \\
 &\text{原料中の石灰石からの } \text{CO}_2 && = 0.2684\text{ } \text{ } \\
 &\text{カオリンからの水蒸氣} && = 0.0357\text{ } \text{ } \\
 &\text{計} && = 2.2138n\text{-m}^3
 \end{aligned}$$

然るに本試験中は石炭の完全燃焼を保證する爲廢ガスが常に約 1% の遊離酸素を含む様に調整せし故其場合のガス容積及成分は次の如し。

$$\text{過剰空氣} = \begin{cases} \text{O}_2 = 1\% \\ \text{N}_2 = 1 \times \frac{79}{21} = 3.76\% \end{cases}$$

$$\text{故に } \frac{2.2138}{100 - (1 + 3.76)} = 2.3244n\text{-m}^3$$

Table 5.

Chemical compositions of kiln exit gasses

Symbols in Fig. 1.	a—a		b—b		C—C	
	n-m ³ /kg.Cl %		n-m ³ /kg.Cl %		n-m ³ /kg.Cl %	
CO ₂	0.5877	27.38	0.5816	26.48	0.5993	25.78
CO	—	—	0.0220	1.00	—	—
H ₂ O	0.1595	7.43	0.1657	7.54	0.1641	7.06
N ₂	1.3991	65.18	1.4274	64.97	1.5375	66.15
O ₂	—	—	—	—	0.0232	1.00
SO ₂	0.0003	0.01	0.0003	0.01	0.0003	0.01
Total	2.1466	100.00	2.1970	100.00	2.3244	100.00
remarks	No excess air		containing 1%CO.		containing 1%O ₂ .	

次に廢ガスの比熱は其ガス成分によるものにして詳細なる計算の結果これを Fig. 1 に示せり。

Table 6.

Mean specific heats of gasses at const' pres' 1n-m³

gasses	CO ₂ & SO ₂	H ₂ O	O ₂ , N ₂ , CO, H ₂ , & air
heat ranges			
15°~900°C	0.507	0.394	0.330
15°~1000°	0.513	0.398	0.332
15°~1100°	0.519	0.402	0.334

10. ヒートバランスの總括

以上を綜合して熱量の受拂の計算を行へば差引 923.9Cal. の熱量が廢ガス及其中に浮游するダストの保有すべき熱なり。而して廢ガストとダストとは同温度と見做すべく今此温度を $x^\circ\text{C}$ とせば次の式を得べし。

$$V.S_0.(x-15^\circ) + D.S_a.(x-15^\circ) = Q_g \dots\dots\dots (1)$$

$$\therefore x = \frac{Q_g}{V.S_0 + D.S_a} + 15$$

$$\text{即 } x = \frac{923.9}{2.3244 \times 0.383 + 0.168 \times 0.28} + 15 = 1000.7^\circ\text{C}.$$

但 Q_0 : 廢ガス及ダスト中に含まるゝ熱量 (Cal)

V : 廢ガスの容積 (n-m^3)

S_0 : 此廢ガス中に 1% の O_2 を含む場合の恒
壓平均比熱 ($15^\circ \sim 1000.7^\circ\text{C}$)

D : ダストの重量 kg/kg.Cl.

S_d : ダストの平均比熱

故に廢ガスのもつ熱量は

$$2.3244 \times 0.383 \times (1000.7 - 15) = 877.5 \text{ Cal.}$$

ダストのもつ熱量は

$$0.168 \times 0.28 \times (1000.7 - 15) = 46.4 \text{ Cal なり。}$$

合計 923.9

上の計算より得たる廢ガスの温度は窯からの逃口に於ける温度にして (エヤシールからのリーケージ其他輻射熱損等の爲に所謂キルンハウシングに於けるガス温度はこれよりも 5~10% 低きを常とす) 計算の結果と數次の實測とはよく近似するが故に此ヒートバランスが正しきことを證するに足る。

以上の結果を總括して表示すれば次の如し。

11. 石炭の燃焼効率

以上は廢ガス中に 1% の酸素を含む場合のヒートバランスなり。然れども更に理想をいふならば『全々過剰空氣を用ふることなくして石炭が完全燃焼する』ことが望ましい。著者はかゝる場合を『理想燃焼』と名づけ今その場合のヒートバランスを算出せん。

a. 石炭が理想燃焼をなしたる場合

廢ガスの温度は一の窯の順調なる場合には常に一定特有のものと思ふべきが故に前同様 (1000.7°C) とし前の場合 (1% の O_2 を含む) よりも石炭が $x \text{ kg/kg.Cl.}$ だけ節約されたと假定する

然る時は次の式を得。

$$[(c-x_1)V_c + V_r]S(T-t) = (Q_0 - x_1H) \dots \dots \dots (2)$$

$$\therefore x_1 = c - \frac{cQ_0 - Q_0 + S.V_r(T-t)}{Q_c - V_cS(T-t)}$$

但 C = 石炭使用量 kg/kg.Cl (廢ガス温度 $T^\circ\text{C}$. その中に 1% O_2 を含む)

x_1 = 理想燃焼によつて完全燃焼 (1% O_2 含有) の場合よりも節約される石炭量 (kg/kg.Cl)

V_c = 理想燃焼の場合の燃焼ガス量 $\text{n-m}^3/\text{kg.Coal.}$

V_r = 原料から出るガス量 $\text{l-m}^3/\text{kg.Cl.}$

S = 理想燃焼の場合の廢ガスの平均恒壓比熱 ($at \sim T^\circ\text{C}$)

T = 廢ガス温度 ($^\circ\text{C}$)

t = 外氣温度 ($^\circ\text{C}$)

Fig 2.
Heat blance (dry process)

Q_0 = 廢ガス (1% O_2 含有) 中の熱量 (Cal)

Q_c = 石炭發熱量 (Cal/kg)

$$\text{即 } x_1 = 0.2359 - \frac{0.2359 \times 7340 - 877.5 + 0.386 \times 0.3041 \times 985.7}{7340 - 8.0953 \times 0.386 \times 985.7} = 0.2359 - 0.2276 = 0.0083 \text{ kg.}$$

即理想燃焼をなせば 0.0083kg/kg.Cl の石炭が節約されて

$$(0.2359 - 0.0083) \times 7340 = 1670.6 \text{ Cal/kg.Cl にて足ることとなる。}$$

今理想燃焼の場合の石炭の燃焼効率を 100% とし 1% の過剰酸素を用て完全燃焼したる場合の石炭燃焼効率を E_1 とせば

$$E_1 = \frac{100(c - x_1)}{c} = \frac{100 \times 0.2276}{0.2359} = 96.48\% \text{ となる}$$

b. 石炭が不完全燃焼をなし廢ガス中に 1% の CO を含む場合

若し又空氣が不足したる場合には廢ガス中には CO ガスが残り明に不經濟にして今假に 1% の CO を含む場合につき計算を試みん。

但廢ガス温度は前同様 (1000.7°C) とし 1kg のクリンカーをやくに $(x+y)$ kg の石炭を使用し内 x kg が完全燃焼をなし ($C \rightarrow CO_2$) y kg. が不完全燃焼をなし ($C \rightarrow CO$) たりと假定す。

然る時は次の式を得

$$\frac{y \cdot V_{co}}{x_2 V_c + y \cdot V_m + V_r} = \frac{p}{100} \quad \dots \dots \dots (3)$$

$$(x_2 \cdot V_c + y \cdot V_m + V_r) \cdot S_m \cdot (T - t) = x_2 \cdot Q_c + y \cdot Q_m + Q_r - Q_0 \quad \dots \dots \dots (4)$$

$$\text{即 } y = \frac{p[V_r \cdot Q_c + V_c(Q_0 - Q_r)]}{100V_{co}[Q_c - V_c \cdot S_m \cdot (T - t)] - p(Q_c V_m - V_c \cdot Q_m)}$$

$$x_2 = y \left(\frac{100 \cdot V_{co} - p \cdot V_m}{p \cdot V_c} \right) - \frac{V_r}{V_c}$$

但

V_c = 石炭中の炭素が全部不完全燃焼したる場合の CO ガスの容積 ($n\text{-m}^3/\text{kg.coal}$)

V_m = 同上の場合の燃焼ガス總量 ($n\text{-m}^3/\text{kg.coal}$)

p = 廢ガス中の CO ガスの Vol%

Q_m = 石炭中の炭素が全部不完全燃焼した場合の發熱量 (Cal/kg.coal)

Q_r = 原料, 石炭, 所要空氣の温度からくる總熱量 (Cal/kg.Cl)

Q_0 = 所要總熱量と廢ガス中の熱量との差 (Cal/kg.Cl)

x_2 = 完全燃焼せし石炭量 kg/kg.Cl.

y = 不完全燃焼せし石炭量 kg/kg.Cl.

S_m = 廢ガス (1% CO 含有) の恒壓平均比熱 (@ $T - t^\circ\text{C}$)

Q_c, V_c, V_r, T 及 t は本節 a の場合と同様とす

上式にそれぞれ數をあてはむれば

$$y = \frac{1 \times [0.3041 \times 7340 + 8.0953(872.4 - 18.4)]}{100 \times 1.4027 \times [7340 - 8.0953 \times 0.385 \times (1000.7 - 15)] - 1 \times (7340 \times 5.4283 - 8.0953 \times 3091)} \\ = 0.01566 \approx 0.0157$$

次に $x_2 = 0.2233$ となる。

故に此場合の石炭使用量は $0.2233 + 0.0157 = 0.2390 \text{ kg/kg.Cl}$ 即

$0.2390 \times 7340 = 1754.3 \text{ Cal'/kg.Cl}$ に相當し理想燃熱に對する此場合の石炭燃焼效率 E_2 は

$$E_2 = \frac{1670.6}{1754.3} \times 100 = 95.23\% \text{ となる。}$$

Martin 氏は其著書の中にセメント同轉窯の石炭燃焼に就て論じ繁雜なる式を與へて廢ガス中に 1% の過剰酸素が存在する時は使用石炭量の約 1% (但廢ガス温度 580°C に於て) の損失又 CO が 1% 存在する場合には廢ガス温度の如何に拘はらず約 5.84% の損失なりとのべて居る。

然れどもこれは前提に於て既に大なる錯誤があり其他にも首肯されない點がある。從て余の結果とは甚しき逕庭がある。いづれ機會を見て詳しく論評を試みて見たいと思ふ。

兎もあれ石炭の不完全燃焼の場合のもとより過剰なる空氣を用ふる場合も亦不經濟にして吾人は最善の注意を拂つて石炭の燃焼效率を 100% に接近せしむる様努めねばならぬ。

而して實測の結果やゝもすれば石炭の燃焼效率が 100% を超える場合なきにしもあらず。然れどもこれは石炭焚燒の技術によるものにあらずして測定の誤差にあらざれば即窯の條件が明に改善されたる證査にて此場合にはその因つて來る原因を探究して新に改善された窯の條件に應ずるヒートバランスを作製して焚燒技術による石炭の燃焼效率はあくまで 100% 迄漕つける様心がけねばならない。(昭和 8 年 12 月受理)

珪酸石灰の研究(第2報)微構造

近藤清治・山内俊吉

Calcium Silicates, Part 2. Microstructure

By Seiji Kondo and Toshiyoshi Yamauchi

Abstract

Experiments have been made of microstructure and refractive indices of the synthetic products described in Part 1 with the following results:

(1) The $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ samples prepared at 1800°C are pure analytically as well as optically. However they contain minute proportions of β $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ type crystals.

(2) The $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ sample prepared at 1700°C consists solely of α type. It is likely that $\beta \rightarrow \gamma$ inversion of the silicate takes place more suddenly than $\alpha \rightarrow \beta$.

(3) The $3\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2$ samples prepared at temperatures varying from 1450° to 1475°C seem to be composed of $3\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2$ (or α $\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$), γ $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ and α $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$, although they are almost pure $3\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2$ analytically.

(4) The $\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ sample prepared at 1500°C is almost pure α $\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$. α $\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ crystals are not optically biaxial and positive, but are optically uniaxial and negative, their refractive indices being $\omega_D = 1.650$ and $\epsilon_D = 1.610$.

(5) The results of the observations of those samples which were prepared at temperatures lower than the maxima but higher than 900°C agree very well with the results of the synthetic experiments given in Part 1.

(6) All compound prepared at temperatures under 1500°C , especially at 1300° to 1400°C , are apt to dust.