

# 燒成工程管理 演習 (I)

雙龍洋灰工業株式會社  
東海工場 生産課長

朴 炳 哲

## 차 례

### I. Kiln排 가스 분석과 應用

1. 개 요
2. 오르사트 분석
3. 가스中の 水分測定
4. 연소공정 관리
  - (1) 과잉공기
  - (2) 燃燒가스의 自動分析 장치관리
  - (3) 外氣흡인량의 계산(Falschluft)
5. 가스 比重과 노점계산
  - (1) 건조가스의 비중계산
  - (2) 가스中の 水分 및 노점계산
6. 排가스 분석에 依한 열손실량 계산
7. Co 열 손실량 계산
8. 排가스 분석으로부터 열소모량 계산
9. 排가스 온도계산

### II. 溫度측정

### III. 流量측정

1. 프란트관(Prandt Rohr)에 依한 流量측정
2. 표준오래피스(Standard orifice)에 依한 流量측정
  - (3) 理論 排가스 계산
  - (4) 理論 排가스에 依한 노점계산

### IV. 합진량 측정

### V. 코팅과 링生成에 對한 고찰

### VI. 크링카의 容重

### VII. 크링카의 化學的 鑛物學的 管理

1. 유리석회의 結晶分析
2. 크링카 鑛物의 結晶分析

### VIII. 燒成工程을 위한 原料조정

1. 시험일반
2. 化學的 및 物理的 실험
3. 原料조정

## I. 排가스 분석과 그 應用

### 1. 개 요

工程管理 담당자는 키른 內에서 일어나는 현상 즉 原料의 組成 變化에 따른 상태의 不規則性이 어떻게 키른 內에서 평형을 이루게 되는지를 究明하여야 한다.

最大의 生産量과 最良의 品質 수준을 계속 유지하기 위하여서는 規則的인 여러가지 測定 즉 排가스의 組成과 溫度 키른 쉘의 溫度, 流量, 壓力 등의 측정 관리가 반드시 필요하다.

그중에도 키른 排가스 組成의 측정은 가장 중요한 항목이라 할 수 있다.

流量이나 열량, 노점 水分 등의 측정은 측정하고 저하는 포인트의 위치 등에서 오는 誤差가 크게 될뿐 아니라 실제로 운전중 정확한 측정은 매우 어려운 일이다.

反面 이 排가스 組成으로부터 계산한 유량이나 壓力, 노점, 水分 등이 오히려 더 정확하고 신속한 點으로 보아 排가스의 組成의 측정, 해석 관리는 매우 중요한 의미를 지니고 있는 것이다.

따라서 거의 모든 시멘트 공장의 키른운전조작실(c.o.p) 관널에는 이 排가스조성의 분석 및 指示계나 기록계가 구비되어 있다. 규철적인 이의 補正, 확인이 필요한바 오르사아트(Orsat) 분석장치를 많이 이에 利用하고 있다.

## 2. 오르사아트 分析 장치의 使用法 「샘플링」

관낼용 自動分析 계기용의 샘플링 장치와 별도 샘플링 파이프를 利用하는 것의 두가지가 있다.

이때 쓰는 파이프는 유리나 堽業物質 혹은 시 크로말(Sicromal) 같은 耐燃耐熱 강등이 있다.

「가스 샘플링 時 주의할 點」으로는 샘플링 가스에 外氣의 吸引이 절대 없어야 한다는 것이다. 또 샘플링할 포인트에서 (一) 壓力이 비교적 적게 걸릴 경우에는 고무로된 手動吸引 펌프(Gumipumpe)나 自動析장치용에서는 물을 利用한 吸引(water injection) 장치를 (一) 壓力이 多少 많이 걸리는 포인트에서는 실험실용 특수펌프(예. PFEIFR社의 MEDVAKPUMP)를 利用한다.

이 펌프에는 吸引 가스中の 먼지를 제거하기 위한 필타(glass woll Filter)가 들어 있어 먼지 粒子的 吸着에 依한 오차를 줄이고 있다.

어느 경우에서나 샘플링 할 때에는 吸引 排出(Blow out)을 몇번 반복한 後 뷰레트나 고무공에 가스를 포집하여 샘플링하여야 한다. 또 샘플링이 측정 포인트의 값을 정확히 代表하는지 여부를 검토 확인하여야 한다. 특히 이 分析值로부터 熱收支 계산을 하고자 할 경우 측정 個所의 단면적 上의 몇개의 點을 擇하여 샘플링한 後 代表值(평균치)를 얻도록 해야 한다.

### 〔分析〕

구체적인 分析 방법의 설명은 생략하고 주의할 點과 특기 사항에 對하여만 기술하기로 한다.

보통의 오르사아트 分析 장치로써는 水素나 微量의 가스(Trace) 含量은 알 수가 없다. 즉 水素를 측정하려면 연소 장치가 오르사아트 장치에 附加 설치되어야 하며 아류산가스(SO<sub>2</sub>)는 탄산가스(CO<sub>2</sub>)에 흡수되어 버림으로 오르사아트 장치로써는 分析되지 않는다.

몇가지 주의할 點으로써는 용액에 分析할 가스가 充分히 흡수되도록 하여 오차가 생기지 않게 하여야 한다. 또한 온도 변화가 없는 곳에 설치하여 分析함으로써 샘플의 體積 변화가 없도록 주의 해야 한다. 일정기간이 지나면 흡수 용액을 교환하여야 하고 誤 조작으로 용액이 넘쳐 서로 오염이 되지 않도록 유의해야 하며 연결 고무호수를 체크하여 老化되어 구멍이 생기지 않았나 살펴 교환해야 한다.

## 3. 건습 二溫度計에 依한 水分측정

건습 二個 온도계를 가스 導管内에 同一 깊이로 서로 닿지 않도록 삽입하여 온도를 측정하고 가스中の 水分을 계산하는 방법이다.

측정 하고자 하는 가스가 먼저 乾球溫度計를 스킵하고 다음 濕球 온도계에 닿도록 조작해야 한다. 즉 처음 乾球溫度計에서 온도가 급격히 상승한 後 어느 溫度에서 지속하게 되면 濕球溫度計를 조작하여 습구 온도계에서 더 이상 내려가지 않는 一定한 포인트를 잡아 두 온도의 差를 求한다. 그러나 실제 습구 온도계에 들어 있는 숨이 측정할 동안 차차 건조하게 될 것임으로 一定하게 지속하는 온도를 정확히 포착하기는 쉬운 일이 아니다. 그러므로 10~20초 간격으로 온도를 기록하여 도표로 나타내면 급격히 상승(하강)하다가 그 상승률(강하율)이 완만해지다가 다시 상승하면 변곡점이 생기게 되는데 이 변곡점의 온도를 측정 온도로 간주한다.

또 습구온도계의 숨이 측정 가스中에 함유되어 있는 먼지를 흡수하는 點에 유의해야 한다.

측정할 동안 계속 물을 숨에 공급하여 一定水分을 유지하도록 설계되어 있는 U-型 습도계도 있다.

### (예) Model Wärme stelle Düsseldorf

이때 가스의 조성과 壓力도 同時 측정하여야 水分 계산에 필요한 比熱補正이 가능하며 壓力으로부터 (靜壓과 大氣壓) 水分 계산에 필요한 가스의 絶對壓이 계산 가능하다.

또 가스中の SO<sub>3</sub>분이 있으면 노점이 낮아지는 경향이 있음에 유의해야 하고 이를 物質收支 계산에서 나오는 노점(Low Point)와 비교해 보아야 한다.

## 4. 熾燒工程 관리

### (1) 과잉공기

어떤 종류의 키른에서나(건식, 습식, 샤프트키른 등) 크링카 소성에 필요한 燃料의 연소時 필요 上的 과잉 공기를 적게 할려고 기도할 것이다.

왜냐 하면 과잉공기량이 많다는 것은 연소온도를 一定하게 유지하려면 그에 해당하는 만치 연료가 더 필요하게 된다는 것을 의미하기 때문이다. 즉 열손실이 많다는 뜻이다. (특히 排가스) 이 과잉 공기를 연소에 필요한 理論 공기량과 실제공기량과의 比로써 표시하고 있으며 공기比(Excess air factor) n로 통용되고 있다. 이 공기比는 키른

인켈 부분의 排가스로부터 계산한다.

$$n = \frac{1}{1 - 3.762 \frac{(O_2 - 1/2Co)}{H_2}}$$

O<sub>2</sub>=건조가스 中の O<sub>2</sub> 體積百分率 %

Co<sub>2</sub>= " Co<sub>2</sub> " %

Co= " Co " "

N<sub>2</sub>= " N<sub>2</sub> " "

[예제] 습식키른의 키른 入口의 排가스 조성 이 Co<sub>2</sub>=23.4%

O<sub>2</sub>=3.0%

Co=0.2%

N<sub>2</sub>=73.4%일때

$$n = \frac{1}{1 - 3.762 \frac{3.0 - 0.1}{73.4}} = 1.7$$

(表 1)

키른의 종류별 열소모량, 과잉공기, 배기온도, 노점

Kiln의 종류			열소모량	比容量	키른공급 원료상태	원료의	空氣比(n)		키른 排가스 溫度	노점 C
			kcal/kg-cl			水分(%)	키른 인켈	키른 排가스		
			Warme- aufwand kcal/kg kli,	Belastung t/m <sup>3</sup> 24h	Aufgabe- gut	Gutfeuchte %	Luftubersch- neinlauf Abgas	Abgas- temp. °C	Taupunkt °C	
습식키른	NaBverfahren									
1. Long kiln	1. Langer Drehofen mit Einbauten	min.	1,200	0.4	Schlamm	32	1.05	1.40	120	71
		max.	1,400	0.7		40	1.50	1.60	220	77
2. Slury spray type	2. Drehofen mit Schlamm einspritzung	min.	1,200	0.7	Schlamm	32	1.05	1.45	150	55
		max.	1,400	1.1		40	1.25	2.80	250	74
3. Slury dryer type	3. Drehofen mit Schlamm trockner	min.	1,200	0.7	Schlamm	32	um	1.40	120	65
		max.	1,400	0.9		40	1.10	1.40	120	65
건식키른	Trockenverfahren									
1. S.P. type	1. Drehofen mit Schwebegas Wärmeaustauscher	min.	750	1.4	trockenes		1.05	1.17	300	20
		max.	900	1.8	Rohmehl	1	1.20	1.60	350	50
2. Lopol //	2. Lepolofen m. doppelter Gasführung	min.	750	1.5	Granalien	11	1.10	1.50	80	45
		max.	900	1.9		14	1.40	2.30	130	60
3. shaft kiln simple	3. einfacher Schacht- ofen	min.	um	15 <sup>2)</sup>	PreBlinge u	8	0.90 <sup>3)</sup>		50	35
		max.	1,000	25	Granalien	14	1.10		120	50
4. shaft kiln (高性能)	4. Hochleistungssch- achtoven	min.	750	25 <sup>2)</sup>	PraBlinge u	8	1.00 <sup>3)</sup>		65	35
		max.	950	40	Granalien	14	1.30		190	50

b)에 對한 설명

時間에 따른 연료 공급량의 변동이 심한 경우 과잉 공기량은 많아야 한다. 과잉 공기가 많아야 완전 연소가 보장될 것이다.

한편 원료공급량의 변동이 심해도 위와 같은 이유로 과잉 공기량을 많이 해야 한다. 따라서 원료 나 연료 공급장치를 개선하여 키른 상대의 均一을

일반적으로 과잉공기는 키른의 종류에 관계 없이 다음 요인에 따라 결정된다.

- a) 키른內에서의 열전달과 증발수증기의 量
  - b) 원료 및 연료 成分의 변화와 그 量의 均一
- a)에 對한 웨버氏(P.weber<sup>①</sup>)의 설명

과잉 공기량이 많으면 키른內의 가스온도가 낮아질 것이고 이에 따라 소성 物質의 열교환이 不良하게 된다. 그러나 과잉공기량을 줄일 때 어느 한계 點이 있는바 이에 유의해야 한다.

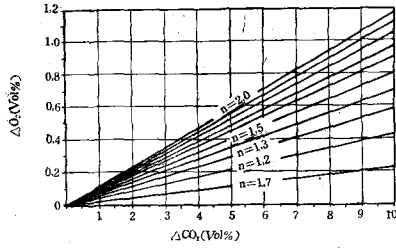
한계점

- ① 완전연소가 가능할 것.
- ② 크링카가 過燒(overburing)되지 않을 것.
- ③ 排氣가 응축되지 않을 程度의 溫度를 유지해야 할 것.(노점 以上)

기하고 또한 과잉 공기를 줄여야 하며 이에 따라 우수한 品質의 크링카 증산이 가능할 것이다.

이러한 과잉 공기에 對한 인식과 연구가 발전됨에 따라 원료와 연료의 均一化를 위한 기술 개발이 이룩되었고 自動가스 分析장치를 키른 인켈 부분에 설치하여 과잉 공기 조절에 依한 소성 공정 관리를 실시하기에 이른 것이다.

그림 1. CO<sub>2</sub>에 따른 O<sub>2</sub>%의 補正



(E. Ziegler氏의 강연제목

“Auswertung der Abgasanalyse”에서)

지글러(E. Zieler<sup>②</sup>)氏에 依하면(그림1참조) 排  
 가스中 CO分이 없고 또 공기比  $n$ 가 一定할 경우  
 산소와 탄산가스 사이에는 다음과 같은 관계가 成  
 立된다.

$$\Delta O_2 = k \Delta CO_2$$

$$k = \frac{n-1}{4,762n-1} = \text{const}$$

즉 CO<sub>2</sub>가 ΔCO<sub>2</sub>만큼 변하면 O<sub>2</sub>는 - $k$ 배 변한다.  
 따라서 소성 공정관리를 한마디로 말하자면 一  
 定한 원료 조건과(量과 成分) 一定한 排가스量,  
 一定한 二次 공기온도에서의 기준 排잉 공기량을  
 결정하고 이 排잉 공기량에 해당하는 산소(O<sub>2</sub>)량  
 을 기준으로 하여 연소를 조절하는 것이라고 말  
 할 수 있다.

그러나 실제로는 원료 조건이 항상 변하며 또  
 그의 燒成度(burnability)가 항상 同一할 수가 없  
 기 때문에 活用할 수가 없는 문제이기도 하나 이  
 를 根本原理로 하여 主力해야(Approach) 할 것  
 이다.

(2) 연소가스 自動分析 장치관리

이는 표준 가스로써 계기의 눈금 조정 및 補正  
 하는 方法과 오르사아트 分析에 依한 補正하는 方  
 法の 二가지를 말한다.

첫째 方法은 시험용 표준 가스를 계기에 흡인  
 시켜 얻는 CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO의 分析値와 표준値와의 差  
 로 계기의 눈금을 補正하는 것이며,

둘째 方法은 오르사아트와 계기에 同時에 샘플  
 링 分析하여 比較 補正하는 것이다.

後者は 여러回 샘플링하여야 하며 또 시간이 많  
 이 걸리며 오차도 前者보다 클 가능성이 있다.

(3) 外氣吸引空氣量의 計算(FALSCHLUFTME-  
 NGE)

프리히타가 있는 키른(VORWARMER OFEN)  
 이나 키른 폐열을 利用하여 건조 및 분쇄하는 複  
 합 시스템에서는 도중에서 外氣의 吸引 가 능성

이 많으므로 이 계산은 매우 중요하다고 할 수  
 있는 습식공정에서는 흡인된 外氣로 인하여 증  
 발된 수증기 排出에 오히려 有利한 全體流量이 증  
 가되지만 現代式 乾式 키른에서는 이를 절대 피  
 하여야 한다. 이는 키른과 예열기의 境界點에서  
 연소가스와 소성원료간의 溫度差를 크게하여 열  
 교환을 惡化(Brenngut) 시키기 때문이다.

또한 이 吸引된 外氣를 폐기溫度까지 加溫해야  
 함으로 열 손실이 증가되는 不利한 點이 있다.

그 外에도 집진공정에서는 이로 인하여 집진효  
 유이 나빠지게 되는데 특히 호퍼 부근의 吸引은  
 아주 나쁘다.

프리히타에서는 이로 인하여 싸이크론 효율이  
 저하되고 이로 인한 열손실과 排風機 故障을 유  
 발시킨다.

집진효율이 저하되는 이유는 吸引공기로 인하  
 여 유량과 유속이 증가되는데 있다. 또한 집진기  
 의 부식과 백철타의 積粉 등의 原因이 되기도 한  
 다.

測定하고자 하는 部分 I, II間에 吸引 外氣量  
 은 I, II에서 同時 샘플링한 가스 組成으로부터  
 다음과 같이 계산할 수 있다.

I, II에서 공기比를  $n_1, n_2$ 일 때 II에서의 吸  
 引 공기량의 백분율은

$$\text{Vol. \% I / II} = \frac{n_2 - n^I}{n_2} \times 100 \quad \%$$

(dry base)

I.에서의 吸引 공기량의 백분율은

$$\text{Vol. \% I / II} = \frac{n_2 - n_1}{n_1} \times 100 \quad \%$$

(dry base)이다.

I.이나 II 中 어느 한 點의 공기량(dry base)  
 을 알고 있을 때 다른 한 點에서의 流量은 다음  
 과 같다.

$$V_{Fl. I / II} = \frac{n_2 - n_1}{n} \times V_{tr. I} \quad \text{Nm}^3/\text{hr dry}$$

$$\text{혹은 } V_{Fl. I / I} \frac{n_2 - n^I}{n_2} = V_{tr. II} \quad \text{Nm}^3/\text{hr dry}$$

(예) 측정點 I에서 CO<sub>2</sub>=28.6%  
 O<sub>2</sub>=5.3%  
 N<sub>2</sub>=66.1%  
 n<sub>1</sub>=1.43

$$V_{tr. I} = F3.500 \quad \text{Nm}^3/\text{hr dry}$$

측정點 II에서 CO<sub>2</sub>=16.4%  
 O<sub>2</sub>=10.5%

$$N_2=73.1\%$$

$$n_2=2.18\% \text{ 일 때}$$

II에서의 流量은

I에서의 吸引 공기 백분비

$$V_{F1}\% I/II = \frac{2.18-1.43}{1.43} \times 100 = 52.5\%$$

II " "

$$V_{F1}\% I/II = \frac{2.18-1.43}{2.18} \times 100 = 34.4\%$$

따라서 II에서의 流量

$$V_{F1} I/II = 73,500 \times \frac{2.18-1.43}{1.43} = 38,600 \text{ Nm}^3/\text{hrdy}$$

燃焼 가스의 組成(dry state)으로부터 다음과 같이 wet state의 流量을 환산할 수가 있다. 但 이 式은 I, II, 사이에서 건조 현상만 일어날 때 有效하다.

또 이 式은 어느 한點에서는 流量 측정 이 가능 하나 다른 한 點에서는 不可能할 때 利用되며 I, II,에서의 가스 조성 과 노점 I,에서의 流量 (wet base)을 알아야 한다.

$$V_{f2} = V_{f1} \left(1 - \frac{f_{tr1}}{1+f_{tr1}}\right) \left(1 + \frac{n_2-n_1}{n_1}\right) (1+f_{tr2})$$

Nm<sup>3</sup> wet/h

$$f_{tr1,2} = w_{O1,2}/0.804$$

但

$V_{f1,2} = I, II$ 에서의 연소(Fluegas) 가스량(wet)

$w_{N1,2} = //$  의 760mm Hg, 포화 상태 時의

水分含量(Table 2)kg/Nm<sup>3</sup>

$f_{tr1,2} = I, II$ 에서의 포화상태의 水分量(Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>)

$n_{1,2} =$  공기비

(예)  $V_{f1} = 78,370 \text{ Nm}^3/\text{b}$

노점(I) = 37°C

노점(II) = 55°C

$w_{O1} = 0.0533 \text{ kg}/\text{Nm}^3 \text{ dry}$   $w_{O2} = 0.1484 \text{ kg}/\text{Nm}^3$

dry

$$f_{tr1} = 0.0663 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ dry} \quad f_{tr2} = 0.185 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ dry}$$

$$n_1 = 1.43$$

$$n_2 = 2.18$$

$$V_{f2} = 78,370 \left(1 - \frac{0.0663}{1.0663}\right) \left(1 + \frac{2.18-1.43}{1.43}\right) (1.185)$$

$$= 132,700 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

上記 계산은 측정 點의 노점이 一定하다는 가정下에서 가능하며 가스中 水分含量의 變動이 심할 境遇는 여러번 측정하여 그 近似值를 求하여야 한다.

### 5. 가스의 比重과 노점計算

노점은 流量計算에 절대 必要할 뿐만 아니라 공정 관리상 매우 重要한 역할을 한다. 즉 건조공정의 性格을 결정하고 허용 排가스 온도 결정에 重要한 구실을 하며 집진공정에서는 집진기의 배치 결정에까지 영향을 미친다.

#### 1.5.1 건조 가스의 比重계산

그 가스가 몇 個의 成分이 혼합 構成되어 있을 경우 個個 成分의 비중과 그 함량(%)으로부터 다음과 같이 계산한다.

$$\gamma_{O_2r} = \frac{\text{Vol}\% \text{CO}_2}{100} \gamma_{O_2r2} + \frac{\text{Vol}\% \text{O}_2}{\%} \gamma_{O_2}$$

$$+ \frac{\text{Vol}\% \text{CO}}{100} \gamma_{CO} + \frac{\text{Vol}\% \text{N}_2}{100} \gamma_{N_2}$$

$$\gamma_{O_2r} = 1.977 \times \frac{\text{Vol}\% \text{CO}_2}{100} + 1.429 \frac{\text{Vol}\% \text{O}_2}{100}$$

$$+ 1.250 \frac{\text{Vol}\% \text{CO}}{100} + 1.257 \frac{\text{Vol}\% \text{N}_2}{100}$$

「예」  $\text{CO}_2 = 23.4\%$   $\text{O}_2 = 3.0\%$   $\text{CO} = 0.2\%$   $\text{N}_2 = 7$

3.4%로 構成되어 있는 가스의 比重(dry)

$$\gamma_{O_2r} = 1.577 \times 0.234 + 1.429 \times 0.030 + 1.257$$

$$\times 0.002 + 1.250 \times 0.734 = 1.432 \text{ kg}/\text{Nm}^3 \text{ dry}$$

#### 1.5.2 가스中的 水分, 노점, 비중(wet base)

계산룸벨그(A, Rumberg<sup>4</sup>)氏와 일레펠트(H. Ihlefeldt<sup>5</sup>)氏의 公式은 다음과 같다.

$$w_o = \frac{0.804 r_2 \frac{P_2}{P - P_2} - x(t_{tr} - t_{f2})}{i^{11} - t_{f2}} \text{ kg}/\text{Nm}^3 \text{ dry}$$

上記 式에서  $t_{tr-1}$ ,  $t_{f2-1}$ ,  $p$ ,  $x$ 는 건습온도계에 依한 方法에서 알 수 있으며  $\gamma_2 P_2 i^{11}$ 는 表 2에서 찾아야 한다.

$w_{O1} =$  불포화 가스(혹은 혼합가스)中的 水分含量

kgH<sub>2</sub>O/Nm<sup>3</sup>-H<sub>2</sub>O free gas

$t_{tr} =$  가스 온도 °C (dry)

$t_{f2} = //$  (wet)

$t_{f2} =$  습구 온도계 上의 이론 溫度

$$t_{f2} = t_{tr} - \frac{t_{tr} - t_f}{a}$$

$a =$  가스의 速度와 온도계 材質에 따른 常數

2m/s 以上の 流速의 경우 溫度에 따른  $a$ 의 값은 다음과 같다.

$t_{tr}$  40°C 60°C 90°C 120°C 150°C

$a$  0.985 0.955 0.950 0.950 0.950

$r_2 = t_{f2}$  °C에서 물의 증발열 kcal/kg(表 2)

$i^{11} = t_{tr}$  °C에서 혼합 가스의 열용량( // )

$P_2 = t_{f2}$  °C에서 포화증기의(kcal/kg) 分壓(表 2)

$P =$  가스의 절대 壓力  $bp_{st}$  mmHg

$x=H_2O$ -free gas의 比熱 kcal/Nm<sup>3</sup> °C

이 비열은 CO<sub>2</sub> 함량에 따라 변한다.

CO <sub>2</sub>	0%	10%	20%	30%	40%
N	0, 312	0, 322	0, 332	0, 342	0, 352

(예)  $t_{tr}=142.4^{\circ}C$

$t_f=58.6^{\circ}C$

$b=743\text{mmHg}$

$p_{st}=-38\text{mmWC}$

$=-2.8\text{mmHg}$

$P=743-2.8=740.24\text{mmHg}$

$Co_2=24.3\%$

$N=0, 335$

$a=0.95$

$$t_{f2}=142.4 - \frac{142.4-58.6}{0.95} = 54.2^{\circ}C$$

表 2에서  $i^{11}=653.4\text{kcal/kg at } t_{tr}^{\circ}C$

$\gamma_2=566.56 \text{ // at } t_{f2}^{\circ}C$

$p_2=113.6\text{mmHg}$

$$w_0 = \frac{0,804 \times 566.56 \frac{113.6}{740.2-113.6} - 0,335}{653.4 -}$$

$$\frac{(142.4-54.2)}{54.2} = 0.0886\text{kcal/Nm}^3 \text{ dry}$$

(표 2)

수증기(포화)의 分壓, 熱容量

(Kalorische Daten von Wasserdampf)

온 도	수증기의 포화 壓力 (°C)	수증기의 열 용 량	기 화 열 kcal/kg	까스의 水分含量 g/Hm <sup>3</sup>	
				포화상태	760mmHg 포화상태
Temperatur	Sättigungs druck des Wasser dampfes in mm QS bei 0°	Wärmeinhalt von wasserdampf kcal/kg	Ver- dampfungs wärme kcal/kg	im gesättigte Zustand gm <sup>3</sup>	im sättigungs- zustand bei 760 mm QS in g/Nm <sup>3</sup>
1 t°	2 P <sub>2</sub>	3 i"	4 r2	5 w	6 w
0	4.579	597.2	597.2	4.9	4.93
1	4.956	597.6	596.6	5.1	5.15
3	5.685	598.5	595.5	6.0	6.11
4	6.101	599.0	595.0	6.4	6.55
5	6.543	599.4	594.4	6.8	6.98
6	7.013	599.8	593.8	7.3	7.52
7	7.513	600.3	593.3	7.8	8.08
8	8.045	600.7	592.7	8.3	8.64
9	8.609	601.2	592.3	8.9	9.30
10	9.209	601.6	591.6	9.4	9.86
11	9.844	602.0	591.0	10.1	10.65
12	10.518	602.5	590.5	10.7	11.32
13	11.231	602.9	589.9	11.4	12.12
14	11.987	603.4	589.4	12.1	12.92
15	12.788	603.8	588.8	12.9	13.84
16	13.634	604.2	588.2	13.7	14.77
17	14.530	604.7	587.7	14.5	15.70
18	15.477	605.1	587.1	15.4	16.76
19	16.477	605.6	586.6	16.4	17.93
20	17.535	606.0	586.0	17.4	19.10
21	18.650	606.4	585.4	18.4	20.30
22	19.827	606.9	584.9	19.5	21.63
23	21.068	607.3	584.3	20.6	22.97
24	22.377	607.8	583.8	21.8	24.42
25	23.756	608.2	583.2	23.1	26.00
26	25.209	608.6	582.6	24.4	27.65
27	26.739	609.1	582.1	25.8	29.30

온 도	수증기의 포화 壓力 (°C)	수증기의 열용 량	가 화 열 Kcal/kg	가스의 水分含量g/Hm <sup>3</sup>	
				포화상태	760mmHg 포화상태
Tempeatur	Sättigungs druck des Wasser dempfes in mm QS bei 0	Wärmeinhait von Wasserdampf kcal /kg	Verdampfungs-wärine kcal/kg	im gesättigten Zustand gm <sup>3</sup> .	im Sättigungs-zustand bei 760 mm QS in g/Nm <sup>3</sup>
1 t°	2 P <sub>2</sub>	3 i''	4 r2	5 w	6 w
28	28.349	609.5	581.5	27.3	31.26
29	30.043	610.0	581.0	28.8	33.15
30	31.824	610.4	580.40	30.4	35.20
31	33.695	610.8	579.82	32.1	37.40
32	35.663	611.2	579.24	33.9	39.73
33	37.729	611.7	578.66	35.7	42.10
34	39.898	612.1	578.08	37.7	44.75
35	42.175	612.5	577.50	39.7	47.45
36	44.563	612.9	576.94	41.8	50.28
37	47.067	613.38	576.38	44.8	53.27
38	49.692	613.82	575.82	46.3	56.43
39	52.442	614.26	575.26	48.7	59.74
40	55.324	614.70	574.70	51.2	63.27
41	58.34	615.12	574.12	53.8	67.02
42	61.50	615.54	573.54	56.5	70.95
43	64.80	615.96	572.96	59.4	75.13
44	68.26	616.38	572.38	62.4	79.60
45	71.88	616.8	571.80	65.4	84.10
46	75.65	617.24	571.24	68.7	89.12
47	79.60	617.68	570.68	72.0	94.27
48	83.71	618.12	570.12	75.5	99.80
49	88.02	618.56	569.56	79.2	105.7
50	92.51	619.0	569.00	83.0	111.8
51	97.20	619.40	568.42	87.0	118.4
52	102.09	619.80	567.84	91.0	125.2
53	107.20	620.20	567.26	95.3	132.5
54	112.51	620.60	566.68	99.7	140.1
55	118.01	621.0	566.10	104.3	148.4
56	123.80	621.44	565.54	109.1	157.1
57	129.82	621.88	564.98	114.1	166.4
58	136.08	622.32	564.42	119.2	176.2
59	142.60	622.76	563.86	124.6	186.5
60	149.38	623.20	563.30	130.1	197.5
61	156.43	623.60	562.70	135.9	209.3
62	163.77	624.00	562.10	141.9	221.8
63	171.38	624.40	561.50	148.1	235.2
64	179.31	624.80	560.90	154.5	249.5
65	187.54	625.20	560.30	161.1	264.9
66	196.09	625.62	559.72	168.1	281.8
67	204.96	626.04	559.14	175.1	298.6
68	214.17	626.46	558.56	182.5	316.6
69	223.73	626.88	557.98	190.1	337.6
70	233.7	627.88	557.40	198.0	359.0

온 도	수증기의 포화 壓力 (°C)	수증기의 열 용 량	가 화 열 Kca /kg	가스의 水分含量 g/Hm <sup>3</sup>	
				포화상태	760mmHg 포화상태
Temperatur	Sättigungs druck des Wasser dampfes in mm QS beio°	Warmeinhalt von wasserdampf kcal /kg	Ver-dampfungswarme kcal/kg	im gesättigter Zustand gm <sup>3</sup>	im sättigungs- zustand bei 760 mm QS in g/Nm <sup>3</sup>
1 t°	2 P2	3 i"	4 r2	5 w	6 w
71	243.9	627.70	556.80	206.2	382.7
72	254.6	628.10	556.20	214.7	408.2
73	265.7	628.50	555.60	223.3	435.0
74	277.2	628.90	555.00	232.5	465.1
75	289.1	629.30	554.40	241.9	498.0
76	301.4	629.70	553.78	251.4	532.7
77	314.1	630.10	553.16	261.4	571.3
78	327.3	630.50	552.54	271.8	614.0
79	341.0	630.90	551.92	282.4	661.0
80	355.1	631.30	551.30	293.3	712.5
81	369.7	631.68	550.68	304.6	769.9
82	384.9	632.06	550.06	316.2	832.8
83	400.6	632.44	549.44	328.4	905.6
84	416.8	632.82	548.82	340.8	987.2
85	433.6	631.20	548.20	363.2	107.9
86	450.9	633.58	547.58	366.8	1186
87	468.7	633.96	546.96	380.4	1308
88	487.1	634.34	546.34	394.4	1453
89	506.1	634.72	545.72	408.7	1623
90	525.76	635.10	545.1	423.6	1828
91	546.05	635.5	544.48	438.9	2079
92	566.99	635.9	543.86	454.7	2396
93	588.60	636.2	543.24	470.9	2801
94	610.90	636.6	542.62	487.7	3345
95	633.90	637.0	542.00	505.1	4106
96	657.62	637.4	541.38	522.6	5253
97	682.07	637.8	540.76	540.6	7173
98	707.27	638.1	540.14	599.3	10970
99	733.24	638.5	539.52	578.7	22460
100	760.00	638.9	538.90	598.7	—
101	787.57	639.3	538.24	—	—
102	815.9	639.6	537.58	—	—
103	845.1	640.0	536.92	—	—
104	875.1	640.3	536.26	—	—
105	906.1	640.7	535.60	—	—
106	937.9	651.1	534.96	—	—
107	970.6	641.4	534.32	—	—
108	1004.4	641.8	533.68	—	—
109	1038.9	642.1	533.04	—	—
110	1074.6	642.5	532.40	—	—
111	1111.2	642.9	531.74	—	—
112	1148.8	643.2	531.08	—	—
1 13	1187.5	643.6	530.42	—	—



온 도	수증기의 포화 壓力 (°C)	수증기의 열 용 량	가 화 열 Kcal/kg	가스의 水分含量 g/Hm <sup>3</sup>	
				포화상태	760mmHg 포화상태
Temperatur	Sättigungs druck des Wasser dampfes in mm QS bei 0°	Warmeinhalt von Wasserdampf kca /kg	ver dampfungs warme kcal/kg	im gesättigte Zustand gm	imSättigungs- ustand bei 760 mm Qr in g/Nm <sup>3</sup>
1 t°	2 P2	3 i"	4 r2	5 w	6 w
114	1227.3	643.9	529.76	—	—
115	1268.1	644.3	529.10	—	—
116	1310.1	644.6	528.42	—	—
117	1353.0	645.0	527.74	—	—
118	1397.3	645.3	527.06	—	—
119	1442.7	645.7	526.38	—	—
120	1489.2	646.0	525.70	—	—
121	1536.9	646.3	525.04	—	—
122	1586.1	646.7	524.38	—	—
123	1636.4	647.0	523.72	—	—
124	1687.9	647.4	523.06	—	—
125	1741.0	647.7	522.40	—	—
126	1795.2	648.0	521.70	—	—
127	1850.9	648.3	521.00	—	—
128	1907.9	648.7	520.30	—	—
129	1966.4	649.0	519.60	—	—
130	2026.3	649.3	518.90	—	—
131	2087.6	649.6	518.18	—	—
132	2150.6	649.9	517.46	—	—
133	2214.8	650.2	516.74	—	—
134	2280.9	650.5	516.02	—	—
135	2347.4	650.8	515.30	—	—
136	2416.5	651.1	514.62	—	—
137	2488.3	651.5	513.94	—	—
138	2560.8	651.8	513.26	—	—
139	2635.0	652.2	512.58	—	—
140	2710.7	652.5	511.90	—	—
141	2788.4	652.8	511.16	—	—
142	2867.7	653.1	510.42	—	—
143	2949.1	653.4	509.68	—	—
144	3032.0	653.7	508.04	—	—
145	3110.9	654.0	508.20	—	—
146	3203.7	654.3	507.48	—	—
147	3292.5	654.6	506.76	—	—
148	3383.1	654.9	506.04	—	—
149	3475.9	655.2	505.32	—	—
150	3570.7	655.5	504.60	—	—

[노점계산]

$$w = w_0 \times 1000 = 88.6 \text{ g/Nm}^3 \cdot \text{dry}$$

위에서 구한  $w_0$ 에 1000을 곱하여 (g/Nm<sup>3</sup>-dry)

$$\text{노점} = 45.9^\circ\text{C}$$

表 2 (6째 중)에서 이 값에 해당하는 온도를 찾으려면 노점이 된다.

wet gas의 수분함량

$$f_f = \frac{f_{tr}}{1 + f_{tr}} \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3 \cdot \text{wet}$$

(예)  $w_0 = 0.0866 \text{ kg/Nm}^3 \cdot \text{dry}$

(예)  $f_{tr}=0.110$

$$f_f = \frac{0.110}{1 \times 0.110} = 0.0991 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3\text{-wet.}$$

wet gas 의 比重

$$\gamma_0 f = \frac{\gamma_{otr} + w_0}{1 + f_{tr}} \text{ kg/Nm}^3\text{-wet}$$

(예)  $\gamma_{otr}=1.432$   $w_0=0.0886$   $f_{tr}=0.110$

$$\gamma_0 f = \frac{1.432 + 0.0886}{1 + 0.110} = 1.370 \text{ kg/Nm}^3\text{-wet}$$

### 6. 排가스 分析으로부터 열손실계산

소성공정에서 열손실의 내용은 다음과 같다.

- ① 키른 동체의 복사열손실
- ② 습식 반습식 키른의 수분증발 열손실
- ③ CO에 의한 열손실
- ④ 키른 排가스의 잠열(sensible heat)에 따른 열손실
- ⑤ 쿨라 排가스에 의한 열손실

키른 排가스에 의한 열손실은 대개 다음과 같다

wet kiln 120~250kcal/kg-cli

Lepol kiln 80~120 //

(쿨라 열손실 80 // )

S.P. Type kiln 180kcal/kg-cli

(쿨라 열손실 80~90kcal/kg-cli

shapt kiln 200kcal/kg-cli

키른 排가스의 열손실은 다음과 같이 구한다

$$Q_{Abg} = V_{f.Abg} \times C_{pm} \times (Q_{Abg} - 20) \text{ kcal/kg-cli}$$

$Q_{Abg}$  = 排氣의 열용량 kcal/kg-cli Or 열손실

$V_{f.Abg}$  = 크링카 1kg當 排氣量(wet base)

Nm<sup>3</sup>/kg-cli

$C_{pm}$  = 排氣의 平均比熱 Kcal/Nm<sup>3</sup>°C

$Q_{Abg}$  = 排氣溫度 °C

[ $C_{pm}$ 의 계산]

$$C_{pm} = \left( \frac{\%CO_2}{100} \cdot C_p.CO_2 + \frac{\%O_2}{100} \times C_p.O_2 + \right.$$

$$\left. \frac{\%CO}{100} \times C_p.CO + \frac{\%N_2}{100} C_p.N_2 \right) \times \frac{100 - \%H_2O}{100}$$

$$+ \frac{\%H_2O}{100} \times C_p.H_2O$$

$\%CO_2$   $O_2$   $CO$   $N_2$  = 오르사이트에 의한 各가스의 %

$\%H_2O$  = 가스中の 水分의 %

$C_p.CO_2$  =  $CO_2$ 의 比熱 kcal/Nm<sup>3</sup>°C

(예)  $V_{f.Abg} = 2.40 \text{ Nm}^3/\text{kg-cli}$   $Q_{Abg} = 125^\circ\text{C}$

$CO_2 = 21.5\%$   $O_2 = 6.3\%$   $CO = 0.1\%$

$N_2 = 72.1\%$   $f_f = 0.115 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$

(or 11.5% $H_2O$ )

表 3에서  $C_p.CO_2 = 0.417 \text{ kcal/Nm}^3^\circ\text{C}$

$C_p.O_2 = 0.316 //$

$C_p.CO = 0.312 //$

$C_p.N_2 = 0.312 //$

$C_p.H_2O = 0.360 //$

$$C_{pm} = (0.417 \times 0.215 + 0.316 \times 0.063 + 0.312$$

$$\times 0.001 + 0.312 \times 0.721) \times \frac{(100 - 11.5)}{100}$$

$$+ 0.360 \times 0.115 = 0.338 \text{ kcal/Nm}^3^\circ\text{C}$$

$$Q_{Abg} = 2.40 \times 0.338 (125 - 25) = 85.2 \text{ kcal/kg-cli}$$

(表 3)

각종 기체의 비열 (1Nm<sup>3</sup> 0°~°t°C)

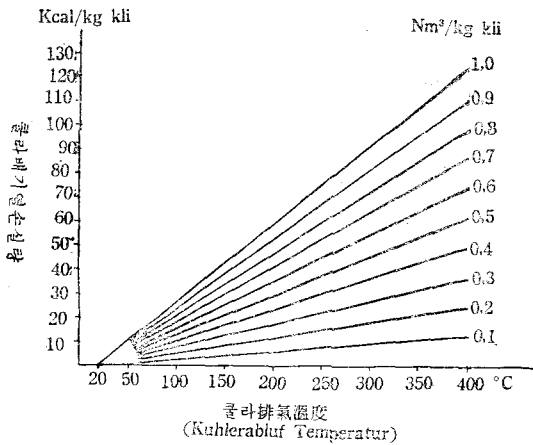
(Mittlere spezifische Wärme von Gas für Nm zwischen 0°C und t°C)

t°C kg/Nm <sup>3</sup>	H2 0.090	N2 1.250	O2 1.429	air 1.293	CO 1.250	CO2 1.977	HO2 (0.804)
0	0.306	0.311	0.313	0.310	0.311	0.389	0.300
25	0.307	0.311	0.313	0.310	0.311	0.395	0.357
100	0.309	3.311	0.315	0.311	0.311	0.412	0.350
200	0.310	0.312	0.319	0.313	0.312	0.432	0.367
300	0.311	0.314	0.324	0.315	0.315	0.450	0.372
400	0.311	0.317	0.329	0.318	0.318	0.465	0.378
500	0.312	0.319	0.334	0.321	0.321	0.481	0.384
600	0.313	0.322	0.339	0.324	0.324	0.493	0.390
700	0.314	0.325	0.343	0.327	0.328	0.054	0.397
800	0.315	0.328	0.347	0.331	0.331	0.513	0.403
900	0.316	0.331	0.350	0.334	0.334	0.253	0.409
1000	0.317	0.334	0.353	0.337	0.338	0.530	0.416
1100	0.319	0.337	0.356	0.340	0.341	0.538	0.422

1200	0.321	0.340	0.359	0.342	0.344	0.544	0.427
1300	0.323	0.342	0.361	0.345	0.346	0.550	0.434
1400	0.325	0.345	0.363	0.347	0.348	0.555	0.439
1500	0.326	0.347	0.366	0.350	0.350	0.560	0.444
1750	0.331	0.352	0.370	0.354	0.355	0.571	0.453
2000	0.336	0.356	0.375	0.360	0.359	0.580	0.464

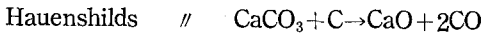
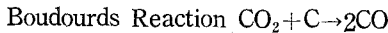
클라 배가스 열손실은 表 3를 利用 키론에서 同一 方法으로 계산할 수 있다. 혹은 그림 2로서 간단히 구할 수도 있다.

(그림 2) 클라배가스 열손실  
(0°→t°C 및 공기량 Nm³/kg-Cli)



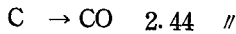
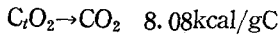
7. CO 熱손실

소성공정에서 공기가 不足할 경우 일산화 탄소 (CO)가 生成된다.



J. Wuhrer 및 K Hedden\*6氏에 依하면

코크스의 경우



이라고 표시하였다.

즉 CO 生成으로 인하여 상당한 열손실이 초래 되는 것을 알 수 있다.

Naries\*7氏의 샤프트 키론을 대상으로 한 조사 결과에 의하면 CO 生成으로 인한 열손실은 129 ~268kcal/kg-cl이었고 全 열소모량의 18~24%에 達하였다.

CO열 손실은 다음과 같이 計算할 수 있다.

$$QC_0 = V_{co} \times H_{KI.co} \text{ kcal/kg-cl}$$

$$= \%CO/100 \times V_{tr.H^0g} \times H_{LI.CO}$$

$$= \%CO/100 \times V_{tr.Abg} \times 3.020$$

QC0=CO 1gr 生成으로 잃어버리는 열량 kcal/kg-cl

VCO=배가스 中の CO量 Nm³/kg-cl

%CO= // %

$V_{tr.Abg}$ =排스量(dry) Nm³/kg-cl

$H_u.CO$ =CO의 發熱量=3020kcal/Nm³

(예)  $CO=2.6\%$   $V_{tr.Abg}=2.11Nm^3/kg-cl$

$$QC=2.6/100 \times 2.11 \times 3020=166kcal/kg$$

8. 배가스 分析에 依한 열소모량 計算

燃料量 크링카 生産量 및 燃料의 發熱량을 알아야만 열소모량을 구할 수 있는 것은 아니다. 간단한 方法(운전중 키론 排가스의 오르사이트 分析)으로도 구할 수 있다. 이러한 計算의 理論的 근거는 排가스中的  $CO_2$ 는 燃料과 原料에서 오는  $CO_2$ 의 合과 같다는 前提에 두고 있다.

$$\%CO_2 = \frac{Nm^3CO_2(\text{원료}) + Nm^3CO_2(\text{연료로부터})}{Nm^3 \text{ 연소가스(dry)}}$$

혹은

$$\%CO_2 = \frac{CO_{2R} + (CO_2 + SO_2)_r \times K}{CO_{2R} + K[V_{Rmin}(n-1) \times L_{min}]} \times 100$$

위 式에서 燃料소모량 K는

$$K = \frac{CO_{2R}(1 - \frac{\%CO_2}{100})}{\frac{\%CO_2}{100} [A.P.min + (n-1)L_{min}] - (CO_2 + SO_2)_r}$$

kg/kg-cl

열소모량

$W.E. \parallel K.H_U$  kcal/kg-cl

K=燃料의 사용량 kg/kg-clincer

%CO2=키론 排氣中的 CO2 %

$CO_{2R}$ =원료에서 生成된  $CO_2$ 量 Nm³/kg-cl

$V_{R.min}$ =원료 1kg에서 生成되는 最小 연소가스량 Nm³/kg-fuel

$L_{min}$ =원료 1kg 연소에 필요한 最小 공기량 Nm³/kg-fuel

$(CO_2 + SO_2)Br$ =원료 1kg 연소時 發生하는  $CO_2$ 와  $SO_2$ 의 量 Nm³/kg-cl

n=공기比

$H_U$  = 연료의 低位 발열량 kcal/kg-fuel

원료로부터 탄산가스 량의 계산

$$CO_{2R} = \frac{\%CO_2}{1977} \times R \text{ Nm}^3/\text{kg-cli}$$

혹은

$$CO_{2R} = 0.223 \frac{C_a CO_3 + M_g CO_3}{100} \times R //$$

但  $R$  = 크랑카 1kg에 해당하는 원료의 量  
(dust loss 무시)

$$R = \frac{\Sigma O_{\times K} + s \Sigma O_{\times s} - a \Sigma O_{\times a}}{\Sigma O_{\times R}} - s \text{ kg/kg-cli}$$

혹은

$$R = \frac{100 - a^1}{100 - g} \quad \text{但 } a^1 = \varphi \cdot K \cdot \frac{A}{100}$$

$K$  = 크랑카 1kg 소성에 필요한 연료량  
kg/kg-cli

$\Sigma O_{\times K}$  = 크랑카 成分中 산화物의 和  
(sulphate 및 alkali 제외)

$\Sigma O_{\times s}$  = clean gas dust 中の 산화物의 合

$\Sigma O_{\times a}$  = 연료 成分中の //

$\Sigma O_{\times R}$  = 원료 成分中の //

$s$  = clean gas dust 量 kg/kg-cli

$a$  = 全灰分量 //

$a^1$  = 크랑카에 混入한 灰分量 //

$\varphi$  = 크랑카 中の 灰分量 %

$A$  = 연료 中の 灰分量 %

$C_a CO_3 + M_g CO_3$  = 원료 中の  $C_a CO_3 + M_g CO_3$  %

연료에서 오는 全體 연소가스량과  $CO_2 + SO_2$  量  
은 연료의 元素分析으로부터 다음과 같이 구할 수  
있다.

$$L_{min} = 8.876 \times C + 3.324 \times S + 26.443 \times H_2 \\ - 3.333 O_2 \text{ Nm}^3/\text{kg-fuel}$$

$$V_{Rmin} = 1.855 \times C + 0.684 \times S + 0.800 N_2 \\ + 0.79 L_{min} //$$

上記式에서 첫째 2항은  $(CO_2 + SO_2) Br$ 에 해당  
한다.

$$(CO_2 + SO_2) Br = 1.855 \times C + 0.684 \times S$$

$H_U$ 를 알고 있을 때 다음의 간단한 식으로 近似  
値를 구할 수 있다.

固體 연료의 경우

$$V_{Rmin} = 1.375 + 0.95 \times \frac{H_U}{1000} \text{ Nm}^3/\text{kg-fuel}$$

$$L_{min} = 0.5 + 1.012 \times \frac{H_U}{1000} //$$

중유의 경우

$$V_{Rmin} = 1.11 \frac{H_U}{1000} \text{ Nm}^3/\text{kg-oil}$$

$$L_{min} = 1.7 + 0.88 \times \frac{H_U}{1000} //$$

但 上記式은 10% 以下の 灰分을 함유하고 있  
는 연료에 적용된다.

(表 4) 石炭연소時의  $CO_2 + SO_2$  量

低位발열량 Unterer Heizwert $H_U$ kcal/kg Br	$(CO_2 + SO_2)$ 量 $Nm^3/kg-fuel$ $(CO_2 + SO_2)$ Volumen $Nm^3/kg Br$
6000	1.21
6200	1.24
6400	1.28
6600	1.31
6800	1.35
7000	1.39
7200	1.42
7400	1.46

이상 키른 排가스로부터 精確한 열소모량을 계  
산하려면 다음 사항을 유의해야 한다.

- ① 가스分析이 실제의 平均値이어야 한다.
- ② 原料中の 可燃成分이 0.1% 以下일 것.
- ③ 순환 다스트에서 오는  $CO_2$ 가 排가스中の  
 $CO_2$ 에 영향이 미치지 않아야 할 것.

그러나 실제  $\pm 5\%$  오차는 불가피하다.

그리고 원료나 연료가 불균일 한 경우 오르사  
이트 分析 원료 및 크랑카의 分析을 數回 실시하  
여 그 平均値를 구해야 하는 점을 강조하고 싶다.

Ziegler氏의  $CO_2$ 에 따른 熱소모량의 그래프  
를 소개한다.

이 그림은  $H_U = 6500$  kcal/kg-clinker

$$(CO_2 + SO_2)_R = 1.30 \text{ Nm}^3/\text{kg-cli}$$

원료 中の  $CaCO_3 = 78.5\%$

$$R = 1.53 \text{ kg/kg-cli}$$

의 조건 下에서 계산 plot한 것이다.

(예)  $CO_2 = 21.5\%$

$$O_2 = 5.9\%$$

$$n = 1.44$$

$$H_U = 6106 \text{ kcal/kg}$$

CaCO<sub>3</sub> of Raw Meal=77.3%

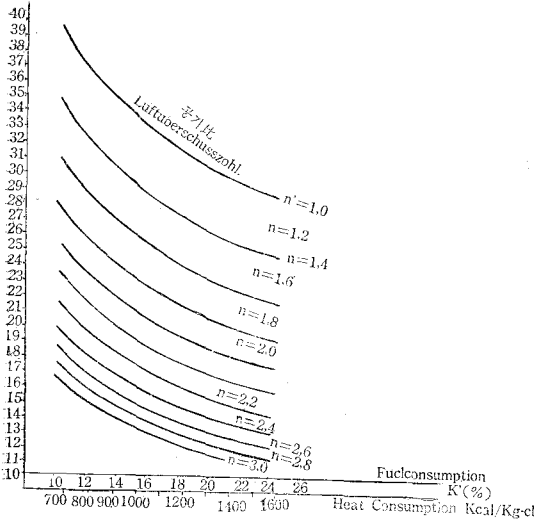
R=1.52kg/kg-cli

보조계산

$$(CO_2)_R = \frac{0.223 \times 77.3}{100} \times 1.52 = 0.262 \text{ Nm}^3/\text{Kg-cli}$$

(CO<sub>2</sub>+SO<sub>2</sub>)Br=1,225Nm<sup>3</sup>/kg-coal (表 4에서)

(그림 3) CO<sub>2</sub>%와 공기비에 따른 열소모량



$$V_{Rmin} = 1.375 + 0.95 \times \frac{6106}{1000} = 7.175 \text{ Nm}^3/\text{kg-coal}$$

$$L_{min} = 0.5 + 1.012 \times \frac{6106}{1000} = 6.679 \quad //$$

$$K = \frac{0.262 \left(1 - \frac{21.5}{100}\right)}{\frac{21.5}{100} (7.175 + 0.44 \times 6.679) - 1.225}$$

$$= 0.2165 \text{ kg/kg-cli}$$

$$\text{열소모량} = 0.2165 \times 6106 = 1322 \text{ kcal/kg-cli}$$

9. 排가스 온도 계산

Weber 氏는 1959년 Wet kiln 을 대상으로 하여 桃氣온도와 공기比間에 關係를 연구하여 다음과 같은 計算式을 발표하였다.

$$tm = \frac{V_1 \times Cpm(1) \times t_1 + V_2 \times Cpm(2) \times t_2}{V_1 \times Cpm(1) + V_2 \times Cpm(2)} \text{ } ^\circ\text{C}$$

tm=두個의 流量 V<sub>1</sub>V<sub>2</sub>를 混合하였을때의 排氣 온도

Cpm(1,2)=V1,2의 比熱

t<sub>1,2</sub>=V1,2의 氣體 온도 °C

이 tm 를 더 확대하여 外氣吸引한 桃氣의 온도 tsg, 그 流量 V<sub>f.sg</sub> 과 關係하여 다음과 같이 구한다.

$$V_{f.gA} = (V_{tr.1} + V_F)(1 + f_{tr.Ag})$$

$$= \left( V_{tr.1} + V_{tr.1} \frac{n_{Ag} - n_1}{n_1} \right) (1 + f_{tr.Ag})$$

桃 氣中의 수증기는 全部 V<sub>f.1</sub>에서 온다고 가정한다면

$$V_{f.Ag} = V_{tr.1}(1 + f_{tr.1}) + V_{tr.1} \frac{n_{Ag} - n_1}{n_1}$$

$$f_{tr.1} = f_{tr.Ag} \frac{n_{Ag}}{n_1}$$

상기式을 t<sub>m</sub>式에 代入하면 但 이때

(V<sub>tr.1</sub>=1 로 적용)

$$t_1 = t_{Ag} + \frac{(t_{Ag} - t_2)(n_{Ag} - n_1)}{(n_1 + f_{tr.Ag} \cdot n_{Ag})} \frac{Cpm(2)}{Cpm(1)} \text{ } ^\circ\text{C}$$

V<sub>f.sg</sub>=排 氣量, wet, with fresh air

Nm<sup>3</sup>/h, Nm<sup>3</sup>/kg-cli

V<sub>f.1</sub>= // wet, fresh air free //

V<sub>tr.1</sub>= // dry, with fresh air //

VF=排氣中의 外氣吸引量 //

n<sub>Ag</sub>=排氣의 공기比 (with fresh air)

n<sub>1</sub>= // (fresh air free)

f<sub>tr.Ag</sub>=排氣中의 水分含量 Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>-dry (with fresh air)

f<sub>tr.1</sub>= // (fresh air free)

f<sub>f.1</sub>= // Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>-wet

t<sub>1</sub>= 排氣溫度 (fresh air free)

t<sub>2</sub>= 吸引外氣의 온도 °C

t<sub>Ag</sub>= 排氣溫度 (with fresh air state)

Cpm(1)=排氣 (fresh air free)의 比熱 kcal/Nm<sup>3</sup> °C at t<sub>1</sub> °C

$$(CO_2)_1 = (CO_2)_{sg} \times \frac{n_{Ag}}{n_1}$$

$$(O_2)_1 = \frac{n_1 - 1}{4.762 \times n_1 - 1} (100 - (CO_2)_1^{*6})$$

$$(N_2)_1 = 100 - (CO_2)_1 - (O_2)_1$$

排氣의 分析(fresh air free)로 부터 (1-f<sub>f.1</sub>)을 곱하여 V<sub>f.sg</sub> (wet, with fresh air state의 waste gas)를 구할수있다.

$$f_{f.1} = \frac{f_{tr.Ag} \times \frac{n_{Ag}}{n_1}}{1 + f_{tr.Ag} \frac{n_{Ag}}{n_1}} = \frac{(H_2O)_1}{100} \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3\text{-wet}$$

$C_{pm}(2)$  = 吸引外氣의 比熱 0, 311 kcal/Nm<sup>3</sup> °C  
 (예)  $t_{Ag} = 160^\circ\text{C}$

$$(CO_2)_{Ag} = 21.5\% \quad (O_2)_{Ag} = 5.9\% \quad (N_2)_{Ag} = 72.6\% \quad n_{sg} = 1.44$$

키른인펠에서의  $n_1 = 1.17$

排가스의 水分함력  $f_{ir, Ag} = 0, 458$

Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>-dry

흡신外氣온도  $x_2 = 20^\circ\text{C}$

// 比열  $C_{pm}(2) = 0, 311 \text{ kcal/Nm}^3\text{°C}$

$$\text{계산 } f_{f,1} = \frac{0,458 \frac{1.44}{1.17}}{1 + 0,458 \frac{1.44}{1.17}} = 0,361 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3\text{-wet}$$

$$(CO_2)_1 = 21.5 \times \frac{1.17}{1.44} = 26.5\%$$

$$(O_2)_1 = \frac{1.17 - 1}{4,762 \times 1.17 - 1} (100 - 26.5) = 2.7\%$$

$$(N_2)_1 = 100 - 26.5 - 2.7 = 70.8\%$$

fresh air free, wet gas 상태에서의

$$(H_2O)_{f,1} = 36.1\%$$

$$(CO_2)_{f,1} = (1 - 0,361)26.5 = 17.0\%$$

$$(O_2)_{f,1} = (1 - 0,361) \times 2.7 = 1.7\%$$

$$(N_2)_{f,1} = (1 - 0,361) \times 70.8 = 45.2\%$$

Table 3 과  $t_1 = 200^\circ\text{C}$  에서의

$C_{pm}(i) = 0, 353 \text{ kcal/Nm}^3\text{°C}$  을 代入하면

$$t_1 = 160 \frac{(160 - 20)(1.44 - 1.17)(0,311)}{(1.17 + 0,458 \times 1.44)0,353} = 178.2^\circ\text{C}$$

측정한  $t_1$  과 계산한  $t_1$  間에 差가근소하면  $L_{pm}$  에 對하여 補正할 필요가 없다.

#### Reference

1. Wärmeübergang in Drehofen unter Berücksichtigung der Kreislaufvorgänge und der phaseneubildung. Bawerlag wiesbaden 1960.
2. E. Eiegler; Auswertung der Abgasanalyse, Tagungsberichte der zement industrie 1958.
3. H. Eigen Untersuchung der beiden Wärmesysteme des Drehofens für Portlandzement, Toni Nr. 77 (1953)
4. A. Rumberg "Rechertafeln zum Auswerten von Gasfeuchtigke tnessurgen"
5. H. Ihlefeldt Bestimmung der Feuchtigkeit in den ofenabgasen nach dem Zweithermoneterverfahren E.K.G. 3 (1950)
6. J. Wuhler u k Hedden "Einfluß der CO-Bildung auf die wärmewirtschaft" ZK.G. 9 (1956)
7. A. Najes "Wo steht der Schachtofer heute? ZKCT 13 (1960)

## < 해 의 토 막 >

### — 미국의 콘크리트 도로 포장 —

미국 포트랜드 시멘트 협회의 통계발표에 의하면 미국은 1968~1969年 사이 콘크리트 도로 포장이 9.7% 증가되었다. 그 결과 미국 전역의 콘크리트 도로 포장 면적은 116.7百萬 sq yd에 달하며, 이것은 폭 24피트 총연장 길이 8290 마일에 달한다는 것이다.

지역별로 보면 캘리포니아주가 10.5百萬 sq yd 로써 제일위 이며 다음이 아이오아주 10.3百萬 sq yd 이다.