

Preheater 열역학적 현상의 모델화

유 재 상

〈雙龍 中央研究所〉

I. 서 언

근대 시멘트 공업의 주된 과제는 제조공정의 핵심인 소성공정의 생산성 향상과 에너지 소비 비용의 절감으로 집약되는데, 이를 위해 각국은 New Suspension Preheater (이하 NSP)의 개발로 생산성 향상에 노력했고 1, 2차 석유 위기 후에는 석탄으로의 연료 전환으로 연료비 부담을 절감해 왔으며, 최근에는 에너지 소비를 줄이기 위해 N-NSP 개발 등 공정개발 및 개선에 역점을 두고 있다.



한편 소성공정상의 에너지 절감을 위해서는 우선 공정의 정확한 열역학적 해석이 필요하나, 지금까지는 공정 전체에 대한 열정산으로 만족하고 있는 실정이다. 그러나 소성공정 전체를 대상으로 열정산을 하였을 때는 개괄적인 해석에 그침으로써 제조공정에 관련되는 여러 매개 변수가 어떤 과정으로 어느 정도 영향을 미치는지를 정확히 해석하기가 곤란하다.

소성공정은 크게 preheater, 킬른 및 cooler로 대별되며 이중에서도 생산성 향상 및 에너지 절감을 위해서는 예열 및 분해반응이 일어나는 preheater가 가장 중요하다고 할 수 있다.

따라서 본고에서는 NSP system을 중심으로 preheater 각 stage별로 열역학적 모델을 세우고 컴퓨터를 이용하여 정확히 해석함으로써, 공정해석의 기반을 구축하고 공정개선방향을 제시하고자 한다.

다만 컴퓨터 프로그램을 이용할 때 고려해야 할 것은 몇가지의 가정치 및 정확한 대표치 선정의 어려움 등의 문제로 절대치를 얻는 것이 힘들지라도 공정을 상대적으로 해석하고 예측하는 데는 큰 도움이 된다는 점이다.

II. Preheater 의 열역학적 모델

1. 입력 매개변수 (Input parameter)

시멘트 제조에 관련되는 공정조건을 대상으로 하여 모델 프로그램에 입력할 매개변수를 선정한다. 선정 매개변수의 단위(unit)는 현재 사용하고 있는 SI unit를 적용했다.

〈표-1〉은 입력 매개변수를 실제 computer program 상으로 작성된 variable 명과 함께 수록한 것이다.

〈표-1〉 Input parameters with the nomenclatures

Parameter	Unit	nomenclature	remark
number of cyclone stages		N	
raw meal/clinker ratio		CF	
raw meal to preheater	kg/hr	RM	
coal to preheater	kg/hr	PHCOAL	
coal to main burner	kg/hr	MBCOAL	
raw meal feeding air	Nm ³ /min	AKF	
primary air	Nm ³ /min	AP	
CaO content in clinker	%	CAO	
MgO content in clinker	%	MGO	
Al ₂ O ₃ content in clinker	%	Al ₂ O ₃	
Na ₂ O content in No. 1 R/M	%	NA ₂ O	
K ₂ O content in No. 1 R/M	%	K ₂ O	
SO ₂ content in No. 1 R/M	%	SO ₂ NO1	
carbon content in No. 1 R/M	%	CKF	
SO ₃ content in raw meal	%	SO ₃ KF	
moisture in air by Drager	g/m ³	Z	
<u>(Items about coal)</u>			
specific heat of coal	kcal/kg°C	CPCOAL	
available hydrogen vs. carbon		F(I)	*I designates
IM content in coal	%	IM(I)	the classification
FM content in coal	%	FM(I)	of coal
VM content in coal	%	VM(I)	
ash content in coal	%	ASH(I)	
sulfur content in coal	%	S(I)	
high calorific value	kcal/kg	QK(I)	
<u>(Items for air excess factor)</u>			
CO ₂ content in exit gas	%	UCO ₂ (J)	*J is the No.

O ₂ content in exit gas	%	UO ₂ (J)	of individual cyclone stage	
CO content in exit gas (Item for radiation loss)	%	UCO(J)		
surface area of cyclone	m ²	FCYC(J)		
surface area of meal chute	m ²	FCHT(J)		
surface area of gas duct	m ²	FDT(J)		
surface temp. of cyclone	°C	TS(J)		
surface temp. of meal chute	°C	TC(J)		
surface temp. gas duct	°C	TD(J)		
present temp. of exit gas	°C	T(K)		*K = J + Const.
present temp. infiltrated air	°C	T(M)		
ignition loss of raw meal	%	IG(J)		
cyclone efficiency (initial value)		YY(J)		
dust from kiln to preheater	kg/kg-cl	RMDCHI		
degree of recarbonation		REC		
designation of ultimate		IGASKY		

① 기초 입력변수

Cyclone stage 수와 클린커 factor 가 입력되고 원료 및 coal feeding 량과 원료 공급용 공기 및 연소용 일차 공기량이 조업현황대로 입력된다.

클린커중의 CaO, MgO 및 Al₂O₃의 화학분석치로 탈탄산열 및 점토분해열을 산출하게 되고, 최하단 원료중의 화학분석치가 알카리-sulfur 순환열¹을 구하기 위해 입력된다.

또한 연소효율(combustion efficiency)을 얻기 위해 최하단 원료중의 미연탄소함량 %를 입력시킨다. 대기중의 수분량은 multi-gas detector 인 Dräger apparatus 로 측정된 수치를 입력하여 구한다.

② coal 관련변수

coal의 비열은 열역학 table로 부터 얻고 수분, 휘발분, 회분 및 sulfur 등의 함량은 공업분석(proximate analysis) data를 이용했으며, 원소분석(ultimate analysis)은 공업분석 data를 이용하여 계산으로 구한다.

③ 가스조성

Orsat 가스분석으로 얻은 각단의 배가스 조성을 입력하여 공기비(air excess factor)를 구한다.

④ 방열손실

각 cyclone stage 별로 cyclone 본체, 배가스 dust 및 raw meal chute로 구분하여 표면적과 그에 대응하는 측정 평균표면온도를 입력하여 복사열(heat transfer by radiation)과 대류열(heat transfer by convection)을 동시에 포함하는 값으로 방열손실을 구한다.²

⑤ 기초조건 변수

각 cyclone stage 온도(측정치) 및 원료의 강열값이 기초조건 변수로 들어간다. cyclone efficiency는 초기치(initial value)로 가정치를 사용하나 계산단계에서 최적화(optimization)를 통해 현장조건을 추정할 수 있고, 그밖의 가정치로서 킬른에서 비산해 들어오는 dust의 순환량과 재산화율(degree of recarbonation)이 입력된다.

2. 수학적 모델의 설정(Construction of mathematical model)

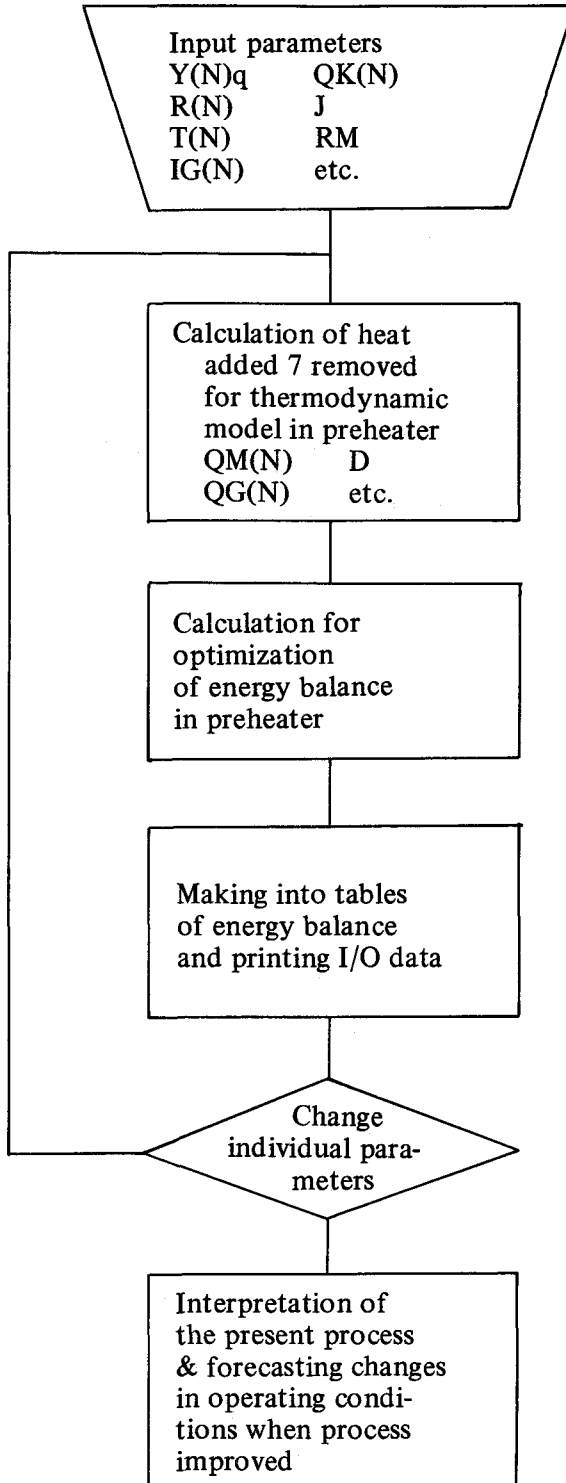
Preheater 내에서 일어나는 모든 열역학적 현상의 수학적 모델화 과정은 material 및 가스의 energy balance의 단계를 거친다.

Preheater 내에 출입하는 material 및 가스의 현열(sensible heat)은 평균비열과 ΔT (=보유온도-기준온도)의 곱으로 표시되는 enthalpy에 kg. clinker 당 입출량을 곱하여 산출한다.³ 이와 동시에 고려한 열량은 여러 반응열(heat of reaction) 및 표면방사열(heat of radiation) 등인데, 방사열은 복사열과 대류열을 포함하며, 반응열로 취급된 항목은 탈탄산(decarbonation), 점토분해(dehydration), 재산화(recarbonation)⁴ 알카리-sulfur 순환 등에 소모되거나 발생하는 열량 및 preheater에 공급되는 연료의 연소열, 즉 2차 소성열이다.

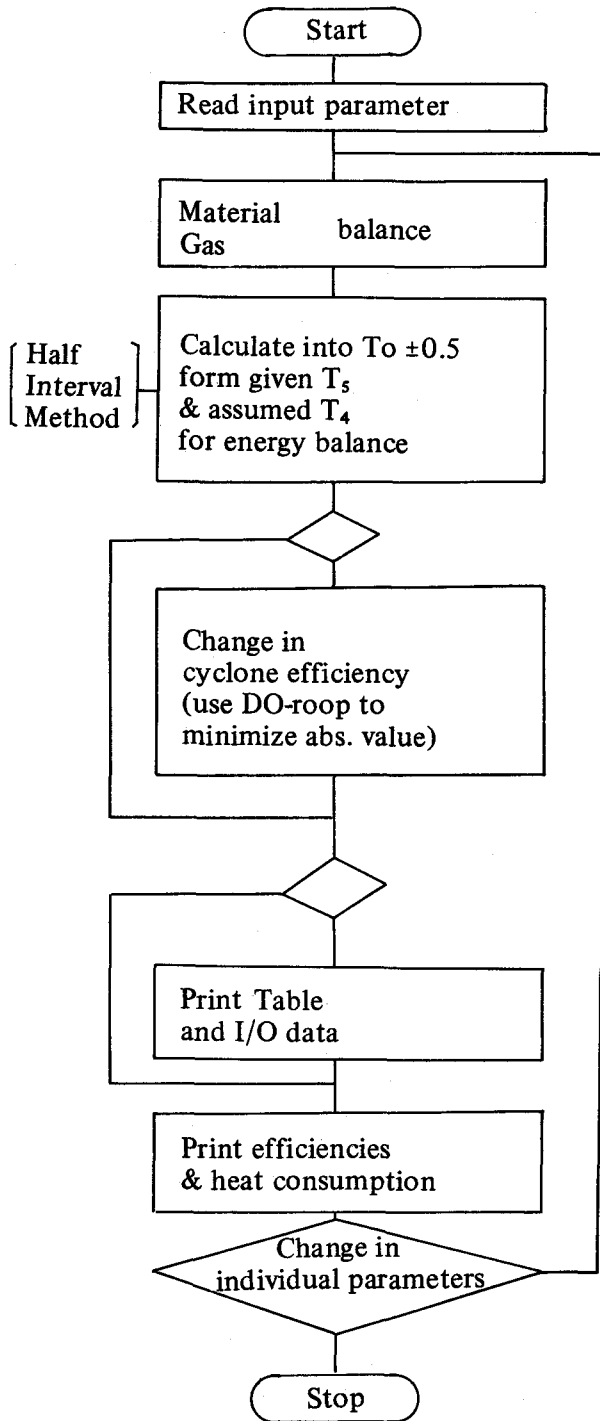
정상가동중인 plant의 관련 data 및 몇몇 가정치(assuming values)로부터 위의 방법으로 열량을 계산하되 역산의 개념으로 일단 가정된 cyclone efficiency를 입력하여 각 cyclone stage의 온도를 구한다.^{3 4 5}

이와같이 주어진 입력 매개변수로 부터 결과 data인 energy balance를 비롯한 각종 출력 data를 얻어내는 개략적인 과정 및 현상해석, 입력 data 변환의 과정을 <그림-1>에 보였다. <그림-2>는 구체적인 계산 방법의 flow chart로서 원하는 출력 data를 얻기 위한 하나의 technique인 Half interval method가 개입되어 있다.

한편<표-2>에는 단계적으로 계산되어 결과로 나오는 값을 갖게되는 프로그램 변수(program variables)를 보였다. 이들 각각에 대해서는 각 balance 설정과정에서 자세



〈그림-1〉 Sequence of model programming and interpretation



<그림-2> Flow chart for optimization

히 설명하기로 한다. 앞으로 언급될 변수의 기호표시(nomenclature)는 가능한한 실제 컴퓨터 프로그램에 사용된대로 한다. 단 모든 계산에서 최상단을 1 단으로 하며 pre-heater 하부에서 연료가 공급되는 부분, 즉 calcinator 는 별도의 stage 로 취급하지 않고, calcinator 에서 일어나는 재현상은 최하단 cyclone 에 포함시켜 생각하기로 한다.

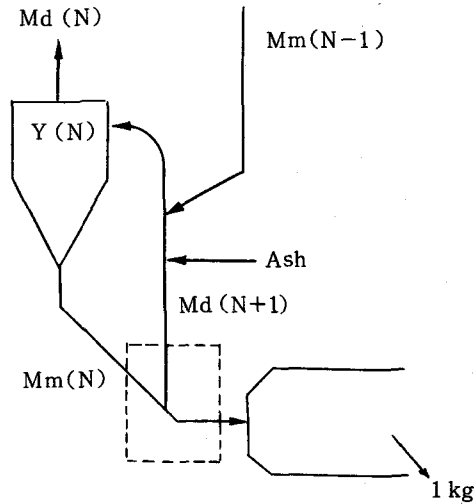
〈표- 2〉 Program variables calculated from input data

variable	Unit	nomenclature	remark
<u>(Material balance)</u>			
clinker production	kg/hr	CKS	
coal to preheater & kiln	kg/kg-cl	RK(I)	
ash	kg/kg-cl	ASH	
material from cyclone No. J	kg/kg-cl	MM(J)	
dust from cyclone No. J.	kg/kg-cl	MD(J)	
<u>(Gas balance)</u>			
C content in coal	%	C(I)	
H content in coal	%	H(I)	
O content in coal	%	O(I)	
N content in coal	%	N(I)	
apparent degree of decarbonation	%	D	
combustion efficiency		E	
carbon content in coals to preheater theoretical air quantity required for combustion	kg/kg-cl	CC	
air excess factor	Nm ³ /kg-cl	AO(I)	
practical air for combustion	Nm ³ /kg-cl	R(J)	
CO ₂ content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	AA(I)	
N ₂ content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	TC02(J)	summation of gas quantity from raw meal, fuel & excess air
O ₂ content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	TN2(J)	
O ₂ content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	TO2(J)	
SO ₂ content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	TSO2(J)	
H ₂ O content in exit gas	Nm ³ /kg-cl	TH2O(J)	
raw meal feeding air	Nm ³ /kg-cl	ALKF	
primary air	Nm ³ /kg-cl	APL	
leakage air to cyclone No. J	Nm ³ /kg-cl	MLA(J)	
exit gas from cyclone No. J	Nm ³ /kg-cl	MG(J)	DMS(J); dry base
<u>(Energy balance)</u>			
specific enthalpy of exit gas	kcal/Nm ³	HG(J)	
specific enthalpy of air	kcal%Nm ³	CPAIR	

variable	Unit	nomenclature	remark
specific enthalpy of material & dust	kcal/kg	HD(J)	
heat in gas from cyclone No. J	kcal/kg-cl	QG(J)	
heat in air to cyclone No..J	kcal/kg-cl	QA(J)	
heat in material from cyclone No. J	kcal/kg-cl	QM(J)	
heat in dust from cyclone No. J	kcal/kg-cl	QD(J)	
heat in feeding air to top cyclone	kcal/kg-cl	QALKF	
heat in primary air to calcinator	kcal/kg-cl	QAPL	
radiation loss of cyclone as such	kcal/kg-cl	QHCYC(J)	
radiation loss of gas duct	kcal/kg-cl	QHDT(J)	
radiation loss of raw meal chute	kcal/kg-cl	QHCHT(J)	
radiation loss of every cyclone stage	kcal/kg-cl	QH(J)	
heat of dehydration	kcal/kg-cl	QHYD	
heat of decarbonation	kcal/kg-cl	QDEC	
heat of precalcination	kcal/kg-cl	QPRE	*heat of combustion
heat of formation according to alkalisulphur from kiln to preheater	kcal/kg-cl	QABS	*heat of combustion
sensible heat added with coal to preheater	kcal/kg-cl	QCOAL	
heat of recarbonation	kcal/kg-cl	QREC	
optimum efficiency		Y(J)	
the total wall heat loss	kcal/kg-cl	TQH	
the total heat in leakage air	kcal/kg-cl	TQLA	
calculated temp of cyclone No.J	C	T(J)	
limitation of bottom stage temp as initial condition	°C	CCKEY1 CCKEY2	*for the use of half interval method
calcinator efficiency		AFIL	
preheater efficiency		BFIL	

2-1 Material 의 mass balance

Mass balance (이하 material 의 mass balance 는 mass balance 라 한다) 는 두가지 방법으로 세울 수 있다. 즉 preheater 상단부로 부터 계산해 내려와 balance 를 취하는 방법과 킬른으로부터의 dust 는 가정하고 그 역으로 계산해 올라가는⁴ balance 선



〈그림-3〉 Material and dust balance in preheater

정이 가능한데 〈그림-3〉은 후자를 모형화한 것으로 원리는 다음과 같다.

.....으로 둘러싸인 부분을 하나의 계(system)로 보면 클린커 1kg을 생산하는 것으로 기준하여(1-1)식이 성립한다.

$$Mm(N) = Md(N+1) + 1 \quad (1-1)$$

여기서, N cyclone stage 수

Mm(N) N 단에서 나오는 material 량 (kg/kg-cl)

Md(N+1) 킬른에서 오는 dust 량 (kg/kg-cl)

다음에 N 단의 cyclone efficiency Y(N)을 가정하면

$$Mm(N) = Mm(N) (1/Y(N) - 1) \quad (1-2)$$

으로 되며 Md(N)은 N 단에서 나오는 dust 량을 나타낸다.

N 단까지를 하나의 계로 생각하면

$$Mm(N-1) = Md(N) + 1 - Ash \quad (1-3)$$

으로 되고, 여기서 Ash는 preheater에서 연소되는 coal의 회분량(kg/kg-cl)이다.

마찬가지로하여 최상단까지의 mass balance가 세워지는데 계산상의 material 및 dust의 량(quantity)은 감열감량 시킨것으로 전제한다. 이 감량부분은 energy balance에서 고려한다.

mass balance는 컴퓨터 프로그램상으로는 Do-roop로 계산하는데 다음과 같이 프로그램되었다. 참고로 comment statements(해설문)로 기술된 전자의 방법도 첨부한다.

MASS BALANCE OF MATERIAL

```

BMASH=ASH(2)*RK(2)
NN=N+1
RMD(NN)=RMDCHI
RMM(NN)=1.+RMD(NN)
DO 110 I=1, N
NA=NN-I
NR=NN+1-I
NC=NB-1
RMD(NA)=RMM(NB)*(1./Y (NA)-1.)
RMM(NC)=1.-BMASH/100.+RMD(NA)
110 CONTINUE
----- ANOTHER MODEL FOR MASS BALANCE -----
RMM(1)=RM/CKS*(1.-AIG(1)/100.)
RMD(1)=RMM(1)-(1.-BMASH/100.)
NN=N+1
DO 111 I=2, NN
IK=I-1
RMM(I)=RMD(IK)*Y(IK)/(1.-Y(IK))
RMD(I)=RMM(I)-(1.-BMASH/100.)
111 CONTINUE
RMD(NN)=RMD(NN)-BMASH/100.

```

2-2 Gas balance

각 cyclone stage 상부에서 채취한 가스를 Orsat apparatus로 성분을 분석하여 공기비를 구한다. 공기비 및 연소용 이론 공기량으로 부터 실제 연소용 공기량을 구하고⁶ 각 cyclone stage 배가스량의 계산은 원료 및 연료로부터 발생되는 배가스와 파잉 공기로부터 고려되는 배가스를 합산하여 계산하되, kiln inlet의 킬른 배가스 조성 및 배가스량은 연소효율 및 탈탄산율을 감안한다.

⑦ 예비계산(Preliminary calculation)

공기비는 $UCO_2(U)$, $UO_2(U)$, $UCO(U)$, $UN_2(U)$ 를 각각 Orsat 가스분석에 의한 CO_2 , O_2 , CO , N_2 의 함량%라 하면,

$$R(J) = 21 \cdot UN_2(J) / (21 \cdot UN_2(J) - 79(UO_2(J) - 0.5 \cdot UCO(J))) \quad (2-1)$$

인데, 다만 kiln inlet는 대표치의 채취가 곤란하기 때문에¹⁹ 측정치 이외에도 여러가지

가능한 data 로 입력처리 하였다. 프로그램은 경우에 따라 계산으로 구하지 않고 공기비를 직접 입력시킬 수도 있도록 하였다.

연소용 이론공기량 및 실제 연소용 공기량은 coal 의 원소분석치로 부터

$$AO(I) = 22.4/21 \cdot (C(I)/12 + H(I)/4 + S(I)/32.1 - O(I)/32) \cdot PK(I) \quad (2-2)$$

$$AA(J) = (AO(1) + AO(2) + AO(3)) \cdot R(J) \quad (2-3)$$

kiln inlet 의 실제 연소용 공기량은 연소효율을 E라고 하면,

$$AA(N+1) = ((Ao(1) + Ao(2)) (1-E) + Ao(3)) \cdot R(N+1) \quad (2-4)$$

이고 식(2-8)에서 RK(I)는 kg·clinker 당 coal 공급량을 나타낸다.

㉞ 각 cyclone stage 배가스량^{2,6,7,8,9,14}

각 cyclone stage 를 출입하는 배가스는 원료, 연료 및 과잉공기(excess air)로 부터 연유한다.

원료의 탈탄산으로 CO₂가, 원료중의 점토분해로 H₂O가스가 배출되고, 원료로 부터는 CO₂, SO₂, N₂ 및 H₂O가 발생하며, 연소용 공기 중의 N₂ 및 H₂O, 과잉공기중에 연소용으로 사용되고 남은 O₂가스가 배가스중에 포함된다.

총배가스량은 이들을 합해 산출하되, 킬른 inlet 의 배가스량 계산시에는 원료로부터의 CO₂ 발생량에 탈탄산율을 감안하고, 연료로부터 배가스 발생량에 연소효율을 감안한다. 이를 Do-roop로 계산하여 배가스 조성을 구하게 되는데, 이들은 출력상으로는 각단별로<표-3>과 같은 배가스조성표로 나타나게 된다.

<표-3> An illustration of composition & quantity of exit gas conducted a way from a cyclone stage

Composition & quantity of exit gas for cyclone stage No.(2)

	R / M	COMB. AIR	EXCESS AIR	SUM	WET %	DRY %
CO ₂	0.2767	0.1681		0.4448		36.0672
O ₂			0.0185	0.0185		1.5022
SO ₂		0.0007		0.0007		0.0591
N ₂		0.0026	0.7667	0.7693		62.3715
H ₂ O	0.0246	0.0570	0.0119	0.0935		
SUM(WET)				1.3269		
SUM(DRY)	0.2767			1.2334		

㉞ 각 cyclone stage 의 leakage air 량

각 cyclone stage 에서 흡입되어 들어오는 leakage air 량의 계산은 두 cyclone stage 간의 공기비 차이로 구하는데 원칙을 두되, 최상단의 경우 원료공급용 공기 및 cal-

cinator의 버어너 연소용 일차공기(primary air)는 별도로 감안한다.

다만 최하단의 leakage air는 따로 계산하여야 하는데 이는 Prepol - AT system에서는 킬른 inlet의 공기비가 매우 높기 때문이다.

J단의 leakage air는,

$$Mla(J) = (R(J) - R(J+1)) (Ao(1) + Ao(2) + Ao(3)) \quad (2-5)$$

최상단은 원료 공급용 공기를 감안하여,

$$Mla(1) = Mla(1) - Alkf \quad (2-6)$$

최하단은 따로 계산하면,

$$\begin{aligned} Mla(N) = & (R(N) - 1) (Ao(1) + Ao(2) + Ao(3)) - Apl \\ & - (R(NN) - 1) ((Ao(1) + Ao(2)) (1 - E) + Ao(3)) \\ & + (Ao(1) + Ao(2)) \cdot E \end{aligned} \quad (2-7)$$

여기서, Alkf 원료공급용 공기량 (Nm³/kg·cl)

Apl 연소용 일차 공기량 (")

R(NN)..... kiln inlet 공기비(NN = N + 1)

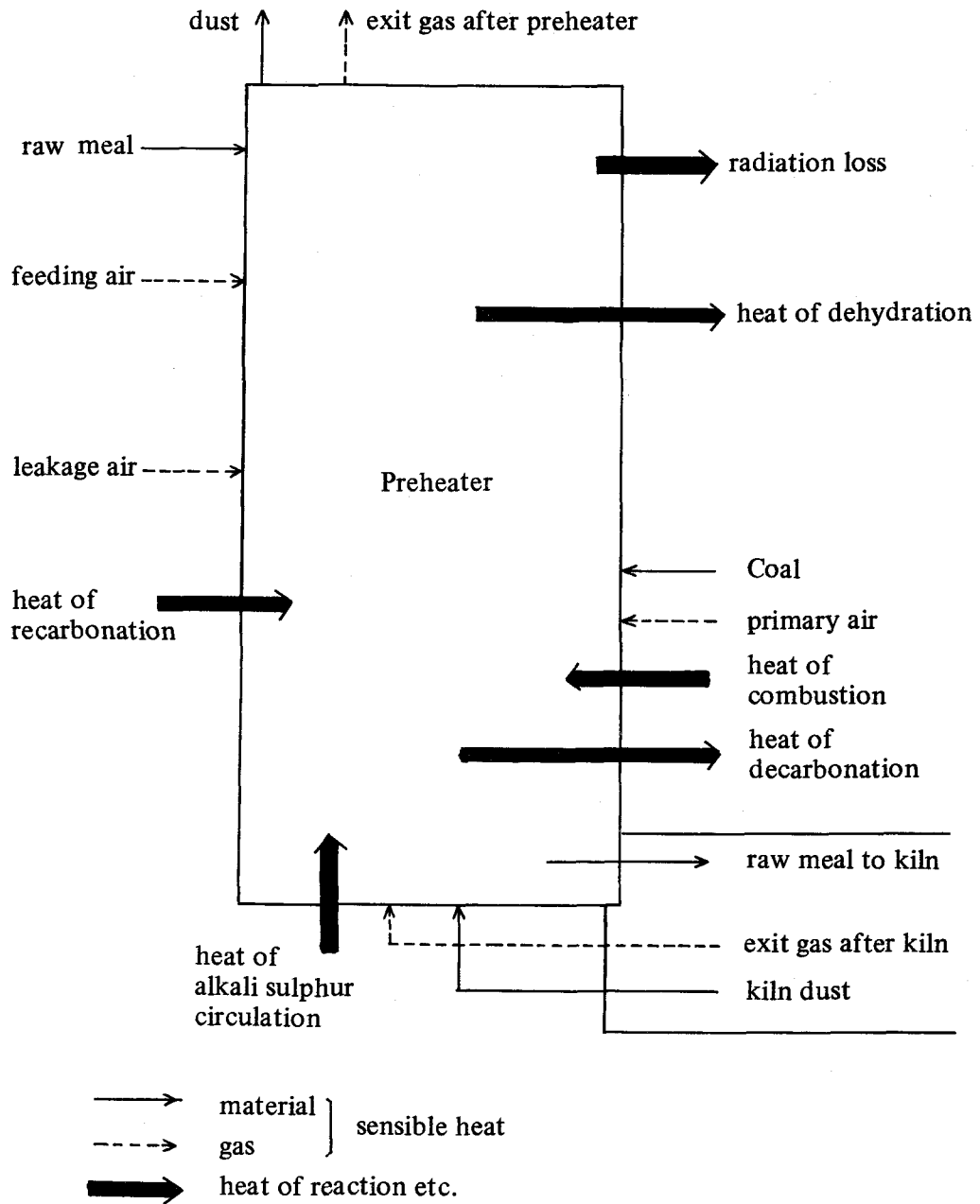
2-3 Energy balance

Mass balance 및 gas balance 설정 단계에서 단위 kg·clinker 당으로 산출된 material 및 가스량을 중심으로 그 현열을 구하고 여러가지 반응열 및 방사열을 구한다. 단 기준온도는 0℃로 한다.

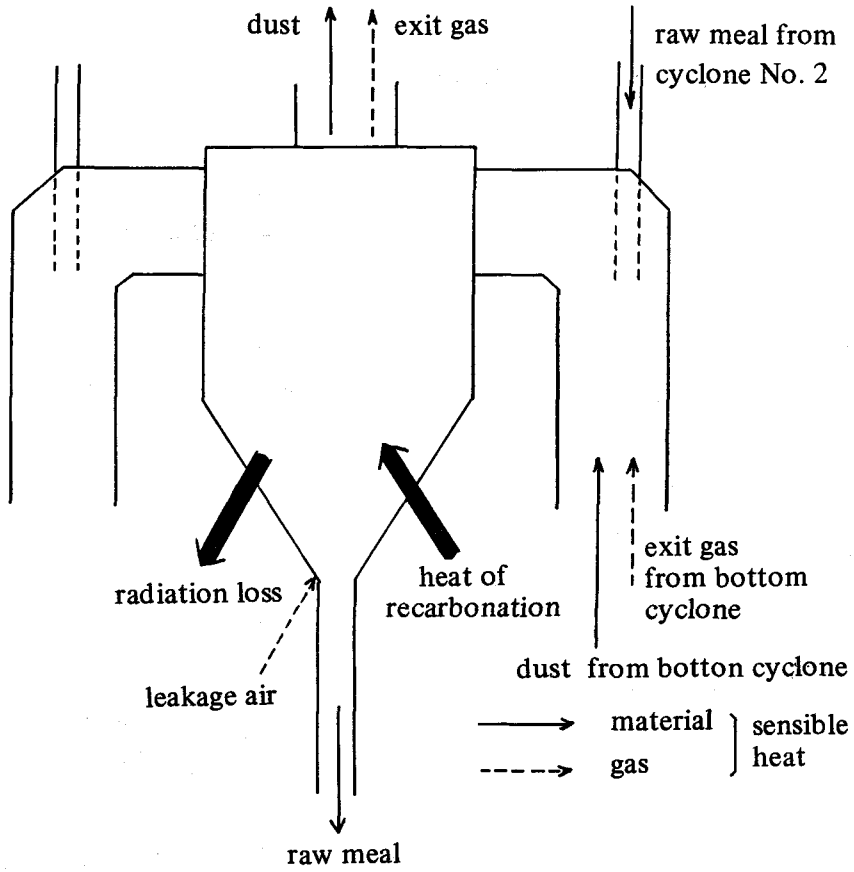
Energy balance를 얻기위한 기본적인 입출열량 관계의 설정은 <그림-4>와 <그림-5>와 같은 모델에 입각한다. <그림-5>는 하나의 cyclone stage의 예로 vortex의 energy balance를, <그림-4>는 preheater전체의 energy balance를 보이고 있다.

현장에서 측정하거나 시료를 채취, 분석한 data로부터 energy balance를 세우는 방법은 2가지로 생각할 수 있다. 각 cyclone stage의 온도를 구하기 위해서는 cyclone efficiency를 가정하여 초기치를 입력하고 이를 변화시키면서, 적정온도를 현장 data와 비교 결정하는 과정을 최상단으로부터 계산해나가는³ 방법과 최하단으로부터 계산하는 방법이 있지만 cyclone을 출입하는 material은 배가스보다 그 specific enthalpy 값이 비교적 일정하다고 생각되므로 최하단으로부터 온도를 계산해 나가도록 한다.

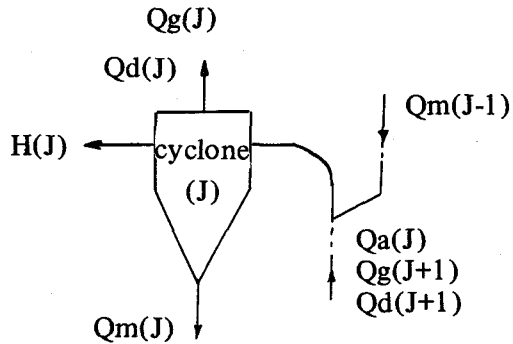
이 계산과정을 거치기 위해 각 cyclone stage별로 입출열 항목을 간략화한 모형이 <그림-6>이다. 여기서 특정 cyclone stage에서만 발생하거나 소모되는 반응열 등은 고려되어 있지 않다.



< 그림-4 > Energy balance in the whole preheater



<그림-5> Energy balance in the vortex



<그림-6> Energy balance in any of the cyclone stages.

⑦ 예비계산

우선 각단 온도에 관계없이 구할 수 있는 여러가지 반응열과 방사열을 계산하고 원료공급용 공기 및 일차공기를 포함하여 leakage air가 갖고 들어가는 현열을 구한다.

한편 킬른으로부터 비산되어 들어오는 dust의 순환현열이 예비계산치로 측정치 킬른 inlet 온도로 구해진다.

이에 앞서 현열 항목의 계산을 돕는 프로그램과정의 하나로 온도가 새로 계산될 때마다 그 온도에서의 보다 정밀한 비열값을 사용하기 위해 관련문헌¹⁰ 참조하여 배가스 조성 및 온도에 따라 배가스의 비열은 물론 원료의 비열을 구할 수 있는 계산식이 부프로그램(sub-program)으로 설정되었다. 단지 비열은 온도의 함수이므로 비열에 ΔT 를 곱한 값을 프로그램 변수로 준다. (specific enthalpy)

다음 (3-1)에서 (3-5)까지 반응열 등을, (3-6)에서 (3-9)까지 여러가지 현열을, (3-10)에 방사열의 산출식을 기술 하였다.

2단 cyclone에서 일어날 점토분해열은,

$$Q_{\text{hyd}} = \frac{36}{102} \cdot \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{100} \cdot 564 \quad (3-1)$$

최하단 cyclone에서 탈탄산에 소요되는 열량은 탈탄산율이 $D(\%)$ 이면,

$$Q_{\text{des}} = \left(\frac{\text{CaO}}{100} \cdot 714 + \frac{\text{MgO}}{100} \cdot 588 \right) \cdot \frac{D}{100} \quad (3-2)$$

최하단 cyclone에서 공급되는 연료(coal)의 연소열은 저발열량으로 하여

$$Q_{\text{pre}} = (\text{RK}(1)(\text{QK}(1) - 6(9\text{H}(1) + \text{IM}(1))) + \text{RK}(2)(\text{QK}(2) - 6(9\text{H}(2) + \text{IM}(2)))) \cdot E \quad (3-3)$$

과 같이 계산하고 마찬가지로 최하단 cyclone에서 발열하는 alkali-sulfur순환에 의한 열량은 최하단 raw meal chute로 배출되는 원료 중 sulfur의 함량이 최상단에 투입되는 원료 및 2차 소성 연료로부터 들어간 sulfur의 함량보다 크고, 이 sulfur가 raw meal chute 원료 중에서 반응할 수 있는 알카리보다 많은 mole 수를 갖고 있을 경우에 식(3-4)와 같이 계산한다.¹

$$Q_{\text{ABC}} = \text{RMSO}_3 \cdot 96.1 \cdot 1000 \quad (3-4)$$

여기서 RMSO_3 는 최하단 배출원료 중 CaO와 반응 가능한 SO_3 mole 수(g·mole)를 나타낸다.

한편 최하단에서 3단으로 가는 dust는 CaO고함량이므로 3단 cyclone에서 이 CaO의 일부가 가스중의 CO_2 와 다시 CaCO_3 를 형성한다.^{4, 15, 16} 이 재산화의 비율(degree of recarbonation)을 가정하여 재산화열을 다음과 같이 구하고¹⁷ 그에 따른 3단 배출 원료의 강열감량(%)를 계산한다.

$$Q_{rec} = CO_2 \text{ mol} \cdot REC \cdot 1,000 \cdot 39.5/44 \quad (3-5)$$

여기서 $CO_2 \text{ mol} \cdots \cdots CaO$ 와 결합 가능한 CO_2 의 최대 mole 수
(g · mole)

rec $\cdots \cdots$ 재산화율

각 cyclone stage의 온도와 관계없이 입출열 되는 현열은 leakage air 및 kiln inlet의 가스 · dust의 현열 등이다.

각단의 false air 즉 간단 leakage air, feeding air 및 primary air의 현열은 공기의 비열을 $Cp \text{ air}$ (kcal / Nm³ °C)로 하면,

$$Qa(I) = Ma(I) \cdot Cp \text{ air} \cdot \Delta T \quad (3-6)$$

$$Qapl = Apl \cdot Cp \text{ air} \cdot \Delta T \quad (3-7)$$

$$Qalkf = Alkf \cdot Cp \text{ air} \cdot \Delta T \quad (3-8)$$

과 같고 킬른에서 비산되어 들어오는 dust 및 가스가 갖고 오는 현열은

$$Qg(N+1) = Mg(N+1) \cdot HG(N+2) \quad (3-9)$$

$$Qd(N+1) = Md(N+1) \cdot HD(N+2)/(1-IG(N+1)/100) \quad (3-10)$$

여기서, $HG(N+2)$, $HD(N+2) \cdots \cdots$ kiln inlet 온도에서 비열과

ΔT 의 적(kcal / kg 또는 kcal / Nm³)

$IG(N+1) \cdots \cdots$ 킬른에서 오는 dust의 강열감량(%)

한편, 평균표면온도 Ts (J), 표면적 Fs (J)이면 각단 cyclone의 방열손실은 일본공업규격(JIS)으로 구하면

$$Qh(J) = Fs(J)(3.5 + 0.062 Ts(J))(Ts(J) - Tair)/CKS \quad (3-11)$$

로 되고 $Tair$ 는 대기온도이다.

㉔ 각 cyclone stage 온도 계산

<그림-6>과 같은 energy balance 개념에 입각하여 앞서 언급한 바와 같이 예비계산된 값을 사용하여 역의 계산으로 각단 온도를 구한다.^{3,4,5}

다만 각 단에서 배출되는 가스 및 원료 온도의 차 ΔT 는 어느 정도 있을것으로 생각되나¹⁴, 측정치로 입력된 온도는 가스 및 원료 온도의 평균온도이므로 energy balance로 계산되는 온도도 이와 같은 평균 온도 개념으로 본다.

온도계산 과정을 요약하면 다음과 같다. 즉 kiln inlet 온도를 고정하고 최하단 cyclone의 온도의 범위를 가능한 한도까지 주고, 이 상한 및 하한 온도의 중심치 온도로부터 최하단 cyclone의 입출열량을 계산하면, 미지수 항목으로 남는 3단 배출 원료의 열량(현열)은 입열과 출열의 차이가 된다. 3단 원료의 량(quantity)는 이미 mass balance로 부터 알고 있는 값이므로 온도(ΔT)를 구할 수 있다. 이같이 최상단으로 계산해 올라간 결과로 구하여진 preheater feed(최상단 투입원료)의 온도가 실제 측정치와

일치할 때까지 주어진 온도범위를 축소시켜가면서(Half Interval Method) 타당한 각 단의 온도를 구하고 실제 측정치와 온도와의 차이의 절대값의 합을 기억시켜 놓고 다른 cyclone efficiency 값을 취하여, 모든 계산과정을 다시 거치게 한다.

최적화로서, 절대값의 합이 최소가 되는 cyclone efficiency를 찾되 가능한한 0에 수렴하도록 여러 차례의 simulation을 행한다.

최하단으로부터 이와같은 계산과정을 거친 이유는 미지수 항목으로 원료의 현열을 이용하기 위함인데, 최상단으로부터 계산해 내려오는 경우 미지수 항목이 가스의 현열이 되고, 조성에 따라 배가스는 비열의 차이가 큰데 반하여 원료의 비열은 온도에 따라 대체로 일정한 값을 갖기 때문이다.

한편 계산된 energy balance로 부터 calcinator 또는 preheater에서의 열교환정도를 나타내는 인자로 calcinator efficiency 및 preheater efficiency를^{3,19} 다음과 같이 정의한다.

$$\eta_{cal} = 1 - \frac{QD(N) + QG(N)}{QD(N-1) + QG(N+1) + Q_{pre}} \quad (3-12)$$

$$\eta_{pre} = 1 - \frac{QD(1) + QG(1)}{QD(N+1) + QG(N+1) + Q_{pre}} \quad (3-13)$$

III. 프로그램 simulation 결과

본 장에서는 전장에서 기술한 바와 같이 개발된 preheater의 열역학적 현상에 대한 수학적 model의 프로그램을 이용하여, 각 입력 변수의 단독 변화에 따른 온도 및 열소비 등의 공정 변화에 대하여 논하기로 한다.

한편 이론적 가정과 공장 조건의 사이 때문에 입력 매개변수를 넣어서 나온 결과는 실제치와는 다소 차이가 있으나, 상대치의 계산 및 입력 매개 변수 변화에 따른 공정 변화의 해석에는 충분하다.

1. Cyclone efficiency

<표-4>에서 알 수 있는 바와 같이 cyclone efficiency가 저하되면 preheater 배가스 온도 및 열소비가 일반적으로 상승한다. (단 최상단 cyclone efficiency가 저하되면 배가스 온도는 하락한다) 특히 최하단의 경우가 가장 커서 cyclone efficiency가 0.05 하락되면 배가스 온도는 26℃ 정도 상승되고 15 kcal/kg·cl의 열소비가 증가되는 반면 기타 cyclone에서는 그 상승폭이 매우 작다. 이는 최하단 cyclone은 고온이면서 효율이 CaO의 재산화열에 직접 영향을 미치기 때문이다.

〈표-4〉 Exit gas temperature and heat consumption depending on the cyclone efficiencies

top	cyclone efficiency			exit gas temp. (°C)	heat consumption* (kcal / kg · cl)
	No. 2	No. 3	bottom		
0.961	0.86	0.79	0.83	378	206
			0.80	395	215
			0.77	409	224
0.961	0.86	0.82	0.80	392	213
		0.79		395	215
		0.76		395	216
0.961	0.90	0.79	0.80	392	213
	0.86			395	215
	0.82			395	216
0.981	0.86	0.79	0.80	398	213
0.961				395	215
0.941				389	216

* The value of heat consumption is the summation of sensible heat carried with exhaust gas and dust after preheater.

2. 킬른 배 dust 순환량

킬른 배 dust 순환량이 0.1 kg/kg · cl 증가하면 열소비는 8 kcal/kg · cl 정도 상승된다.

〈표-5〉 Exit gas temp. & heat consumption with the heat of recarbonation depending on the dust circulation from kiln to preheater

dust circulation (kcal / kg · cl)	heat of recarbonation (kcal / kg · cl)	temp. (°C)	heat consumption (kcal / kg · cl)
0.8	103.6	401	217
0.7	97.9	393	212
0.6	92.1	379	204
0.5	86.3	366	194

3. Leakage air

〈표-6〉에서는 동일량의 leakage air 가 유입된다해도 온도가 높은 하단 cyclone 에

유입되는 경우보다 열소비 증가가 큼을 보여 주고 있다.

즉 preheater 전단에 걸쳐 leakage air 가 50 % 증가되면 배가스중의 O₂ 함량은 0.65 % 정도 상승되며, 열소비는 3 kcal/kg·cl 증가되는 반면 같은량이 최하단에서 유입되면 8 kcal/kg·cl 정도의 열소비가 증가된다.

〈표-6〉 Heat consumption as a function of leakage air

leakage air (Nm ³ /kg·cl)				O ₂ content in pH exit gas (%)	heat consumption (kcal / kg · cl)	remark
top	No. 2	No. 3	bottom			
0.035	0.030	0.021	0.010	3.01	215	* 50% increase to a stage
0.087	0.080	0.071	0.060	3.66	216	
				"	218	
			"	"	220	
			"	"	223	
0.055	0.045	0.032	0.015	3.66	218	* 50% in- through - out stages
0.035	0.030	0.021	0.010	3.01	215	
0.017	0.016	0.011	0.005	2.34	211	

4. 하소로 효율(Calcinator efficiency)

〈표-7〉을 보면 하소로 효율이 증가되었을 때 최하단 cyclone 출구 가스 온도 및 pre-heater 열소비가 떨어짐을 알 수 있다. 즉 하소로 효율이 1 % 상승되면 최하단 cyclone 출구 온도는 18 °C 정도 하락되며, 열소비는 13 kcal/kg·cl 정도 하락된다.

이는 NSP system 에서 열소비 절감에 하소로의 효율이 지대함을 잘 보여주고 있다.

〈표-7〉 Changes in operating conditions according to calcinator efficiency

calcinator efficiency (%)	exit gas temp. of calcinator (°C)	heat consumption (kcal / kg · cl)
47.5	862	195
46.9	873	202
46.3	884	210
45.7	894	216
45.1	905	226

5. 재산화율(Degree of recarbonation)

최하단 cyclone에서 3 단으로 가는 dust에 포함되어 있는 CaO의 재산화율이 증가하면 재산화열(heat of recarbonation)의 증가로 말미암아 열소비가 증가됨을 <표-8>로 알 수 있다.

즉 재산화율이 10% 증가하면 약 11 kcal/kg·cl 정도의 열소비 증가를 가져온다. 그런데 실제현장 plant에서 재산화율에 따른 열소비의 증감은 탈탄산율, 최하단배 dust 농도, 최하단 cyclone efficiency 도 그 영향인자로 된다.

<표-8> Heat consumption depending on degree of recarbonation

degree of recarbonation (%)	heat of recarbonation (kcal/kg·cl)	heat consumption (kcal/kg·cl)
20	41	185
30	62	194
40	82	206
50	104	217

6. 2차 소성비(Ratio of secondary firing)

<표-9>에서 알 수 있는 바와같이 킬른의 전소성 열량이 일정한 경우 2차 소성 열량비가 증가하면 preheater 배가스 온도 및 열소비가 상승된다.

즉 2차 소성열량비를 10% 증가시키면 preheater 배가스 온도는 14℃ 상승되며 열소비는 8 kcal/kg·cl 정도 증가된다.

그러나 실제 현장 plant에서는 2차 소성 열량비가 변화하면 킬른 생산량이 변화할 수 있으므로 생산량을 감안한 적정 2차 소성 열량비를 선정해야 한다.

<표-9> Exit gas temperaure & heat consumption depending on the ratio of secondary firing

ratio of secondary firing (%)	pH exit gas temp. (°C)	heat consumption (kcal/kg·cl)
41	404	221
38	400	219
35	397	217
32	394	215
29	387	212

7. Cyclone stage 수

〈표-10〉에서 알 수 있듯이 preheater의 단수가 4단에서 5단으로 증가하면 각단의 온도가 변화하며, 특히 배가스 온도가 49℃ 하락하고 29 kcal/kg·cl 정도의 열소비가 감소된다.

한편 stage 온도변화 및 용적증가로 인한 방사열 손실은 5 kcal/kg·cl 정도 증가된다.

〈표-10〉 Comparison between 4- and 5-stage preheater

number of stages exit gas temp. (°C)	4 stages	5 stages
top stage		345
4th stage	394	532
3rd stage	606	698
2nd stage	805	825
bottom stage	877	878

〈參考文獻〉

1. 곽흥배 et al., "560 정상화 방안" 쌍용연구보고, 1981, pp. 37-107
2. JIS RO 303, セメント工業用窯爐の熱測定方式, 1980
3. Frankenberger, R., "Effect of dust cycles on the efficiency of raw meal preheaters," "Zement-Kalk-Gips, No. 6, 1970, pp. 254-262
4. Elkjaer, H. P., "Determining the heat consumption of a 4-stage preheater by applying a mathematical model," "Z-K-G, No. 2, 1980, pp. 63-68
5. Ritzmann, H., "The effect of dust cycles on the heat consumption of rotary kiln plants with raw meal preheaters," "Z-K-G, No. 2, 1971, pp. 576-580
6. 寺田 清, 燃料·燃燒 および窯爐, 1976, pp. 44-60, pp. 576-580
7. 박병철 · 양재균, "Rotary kiln의 열수지의 생산과 공정관리면의 응용." 시멘트, No. 8, 1970, pp. 25-39
8. 박병철 · 양재균, "Rotary kiln의 열수지 생산에" 시멘트, No. 2, 1971, pp. 32-38
9. 박병철 편저, 공장실험연구, 쌍용양회(주), 1970, pp. 267-291
10. 한태희 · 박원희, 공업화학제산법, 1979, pp. 409-415, p. 265
11. Wilfrid Francis, Fuels and fuel technology, Pergamon Press, 1965, pp. 38-47
12. Francis, W. & Peters, M. C., Fuels and fuel technology, 2nd Ed, Pergamon Press, 1980, pp. 41-47

13. 木村英雄 · 藤井修治, 石炭化學と工業, 1979, p 259
14. 産業圖書(株), セメント技術總論, 1980, pp.226-231, pp 265-267
15. Ronald Barker, "The reversibility of the reaction $\text{CaCO}_3 \rightleftharpoons \text{CaO} + \text{CO}_2$ " J. Appl. Chem Biotechnol, 1973, pp.733-742
16. Muller, A., Dahm, B., and stark, J., "Contribution to the kinetics of calcium carbonate dissociation." Z-K-G, No. 2, 1979, pp.78-82
17. Lea, F. M., The chemistry of cement and concrete, 1971, pp.118-127
18. Pospisil, Z., and Pospisilova, B., "The irregularity of the composition of the exit gas in the dry process," Z-K-G, No. 3, 1980, pp.123-125
19. 大西 利夫, "Dimensional analysis and similarity criteria" 小野田研究報告, No.2, 1976, pp.121-127