

다단사이클론 예열소성로와 로터리킬른 소성로의 성능 모형평가: 시멘트공정사례

엄태규* · 최상민**

*한국과학기술원 기계공학과

Performance Evaluation of a Multistage-Cyclone Pre-heating Calciner and a Rotary Kiln Calciner: Case of a Cement Process

Taeyu Eom* and Sangmin Choi**

*Department of Mechanical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology

(Received 17 February 2015, Received in revised form 1 June 2015, Accepted 2 June 2015)

ABSTRACT

Calcination, which represents thermal decomposition of CaCO_3 , is the key reaction in a cement process. Some reactions including heating-up also take place simultaneously in the calcination reactors. Basic thermal performance and dimensions of the reactors in two cases, which are a rotary kiln with a four-stage cyclone pre-heater and a simple single rotary kiln, were compared. To employ the heat transfer, mass transfer and reaction rate as well as calcination, one-dimensional modeling was conducted in each case. Some simplification about the reactors was described, however, the reliable Nusselt number and heat transfer coefficients on the reactors were used to make results reliable.

Key Words : Staged cyclone, Rotary kiln, Calciner, One-dimensional model

기 호 설 명

A	: cross section area, m^2	k_0	: pre-exponential factor
C_p	: specific heat, $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$	m	: mass flow rate, kg/s
D	: diameter, m	u	: velocity, m/s
D_e	: hydraulic diameter, m	Γ	: angle of fill of the kiln, $^\circ$
E_A	: activation energy, kJ/mol	ϕ	: sphericity
ΔH	: reaction heat, $\text{kJ/mol}\cdot\text{K}$	ψ	: exergy, kJ/kg
L(H)	: length(height), m	α	: heat loss factor
MW	: molecular weight, kg/kmol	β	: heat consumption for calcination, kJ/kg-cl
R	: universal gas constant, $\text{kJ/kmol}\cdot\text{K}$	ε	: emissivity
S	: source term in discretized equation	η	: filling ratio
T	: temperature, $^\circ\text{C}$	μ	: dynamic viscosity, $\text{Pa}\cdot\text{s}$
X	: mass fraction, kg/kg	ρ	: density, kg/m^3
d_s	: particle diameter, m	σ	: Stefan-Voltzmann constant, $\text{W/m}^2\cdot\text{K}^4$
h	: heat transfer coefficient, $\text{W/m}^2\cdot\text{K}$	τ_{res}	: residence time, s
k	: thermal conductivity, $\text{W/m}\cdot\text{K}$		

† Corresponding Author, smchoi@kaist.ac.kr

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

ω : kiln rotational velocity, rpm	e : exit
Re : Reynolds number	f : flame
Pr : Prandtl number	g : gas
Sh : Sherwood number	gs : gas to solid
Nu : Nusselt number	gw : gas to wall
Fm : gas-solid ratio	i : inlet
	k : phase (solid or gas)
Subscripts	p : particle
cal : calcination	rad : radiation
cl : clinker	ref : reference
cond : conduction	s : solid
conv : convection	t : terminal
	w : wall

1. 서론

시멘트산업은 에너지집약산업으로써, 클링커와 석고의 혼합 및 분쇄를 통해 시멘트를 생산한다. 탄산칼슘(CaCO₃)을 주성분으로 하는 석회질 및 규석이 클링커의 주원료이며, 산화칼슘(CaO)과 이산화규소(SiO₂)의 화합물이 클링커의 주요 구성 광물이다.

시멘트공정은 원료의 수분 증발을 위한 건조공정, CaCO₃의 열분해 반응(소성반응)을 일으키는 소성공정 및 고온의 화합물을 냉각시켜 클링커로 만드는 냉각공정이 연속적으로 구성되어 있다. 1톤의 클링커를 생산하기 위해 이론적으로 1.6 GJ이 필요하며, 실제 공정에서는 약 3-5 GJ을 소비했던 것으로 알려져 있으며 최근 들어 1.8 GJ 정도의 열량을 소비하는 공정이 만들어 지고 있다[1,2]. 원료에 열을 전달하여 반응을 일으키며 온도를 높이는 동시에 또한 열을 빼앗아 냉각시키는 연속적인 공정으로 인해 전체 공정의 열효율이 약 40%이다[3].

전체 시멘트공정 총사용에너지양 중, 건식고온공정(건조 및 소성)에 사용되는 에너지양이 90%를 차지하고 있으며, 원료 및 석탄 연료의 가격 상승 등으로 인해 효율적 에너지 사용이 더욱 중요해지고 있다.

위와 같이 건식고온공정의 효율적인 운전이 중요해지고 있는 상황에서, 다양한 반응기의 적용을 고려하는 것이 에너지 효율적 사용의 한 방법이 될 수 있다. 따라서 본 연구는 시멘트원료 소성 반응기 기초설계과정 일반화, 성능평가 및 고려사항들을 정리하는 데 중점을 두었다. 시멘트공정은 원료의 온도를 상승시키는 예열공정과 소성반응을 담당하는 소성공정으로 일반화하여 고려할 수 있으며 Table 1에서는 각 공정을 담당하는 반응기들을 확인할 수 있다. 본 연구에서는 설계 사례로 실제 운전 중인 대용량 시멘트공정을 참고하였으며[3], 반응기로는 다단사이클론 예열소성로와 로터리킬른 소성로를 고려하였다.

Table 1. General reactor type at each process

Preheating	Calcination
Rotary Kiln	Rotary Kiln
Staged Cyclone	
Fluidized Bed Reactor	

2. 반응기 특성, 단순화 및 가정

2.1. 공정해석을 위한 단순화

시멘트공정은 연속적인 반응을 통해 시멘트원료를 제품(클링커)으로 변화시키며, 일반적인 반응은 Table 2에서 확인할 수 있다.

시멘트원료의 주성분은 산화칼슘(CaO), 이산화규소(SiO₂), 산화알루미늄(Al₂O₃) 및 산화철(Fe₂O₃)이며 본 연구에서 사용한 성분비는 Table 3에서 확인할 수

Table 2. Successive reactions in cement calcination

Description	Temperature (°C)
부착수분 증발	> 100
결정수분 증발	> 500
CaCO ₃ → CaO + CO ₂	> 800
기타 반응	> 900
액상형성	> 1200
C ₃ S 생성 및 반응 완료	> 1280

Table 3. Simplified compositions of raw meals

Component	Mass fraction
CaCO ₃	0.340
CaO	0.396
SiO ₂	0.179
Al ₂ O ₃	0.043
Fe ₂ O ₃	0.042

Table 4. Abbreviation of the chemical formulae used in the cement field

Clinker phase	Clinker phase abbreviation
Ca_3SiO_5	C_3S
Ca_2SiO_4	C_2S
$\text{Ca}_3\text{Al}_2\text{O}_5$	C_3A
$\text{Ca}_4\text{Al}_2\text{Fe}_2\text{O}_{10}$	C_4AF

Table 5. Reactions, kinetics and heat of reaction[4]

No.	Reaction	k_0	E_A (kJ/mol)	ΔH_{reac} (kJ/mol)
R1	$\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$	1.0×10^3 ($\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)	185	179.4
R2	$2\text{CaO} + \text{SiO}_2 = \text{C}_2\text{S}$	1.0×10^7 ($\text{m}^3/\text{kg} \cdot \text{s}$)	240	-127.6
R3	$\text{C}_2\text{S} + \text{CaO} = \text{C}_3\text{S}$	1.0×10^9 ($\text{m}^3/\text{kg} \cdot \text{s}$)	420	16.0
R4	$3\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 = \text{C}_3\text{A}$	1.0×10^8 ($\text{m}^3/\text{kg} \cdot \text{s}$)	310	21.8
R5	$4\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 = \text{C}_4\text{AF}$	1.0×10^8 ($\text{m}^6/\text{kg}^2 \cdot \text{s}$)	330	-41.3

있다[2]. 또한 클링커의 주성분은 규산칼슘(Ca_3SiO_5 , Ca_2SiO_4) 및 알루미늄산화물($\text{Ca}_3\text{Al}_2\text{O}_5$, $\text{Ca}_4\text{Al}_2\text{Fe}_2\text{O}_{10}$)이며, 각 성분은 Table 4와 같이 약어로 사용하는 것이 일반적이다.

시멘트공정은 Fig. 1과 같이 예열, 소성 및 냉각으로 이루어져 있으며, 일반적인 전체 투입열량은 클링커 단위질량 당 1900 kJ이고 예열 및 소성공정에는 약 400 kJ 및 1500 kJ이 각각 투입된다. 클링커 생산을 위해 5가지 화학반응 및 반응속도식 적용을 위한 수치들은 Table 5에 정리하였으며 각 반응열량은 Fig. 2에서 확인할 수 있다. 반응열 및 반응량이 많은 1번 및 2번 반응이 다른 반응에 비해 시멘트원료 물질과의 열량교환에 영향을 중요하게 미칠 것으로 짐작할 수 있다.

또한 원료성분 및 고려반응 단순화로 시멘트 소성공정 모사의 정확성이 감소할 수 있지만, 설계과정 고려사항 및 운전조건 변화에 따른 반응기 성능 예측에 쉽게 접근할 수 있다.

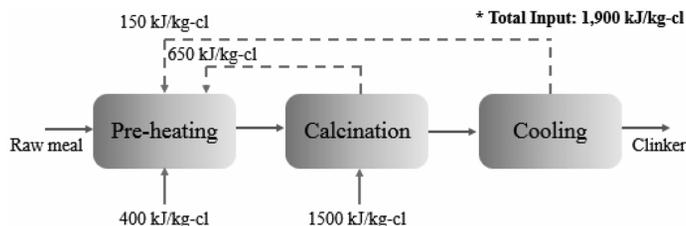


Fig. 1. Typical heat consumption in cement process.

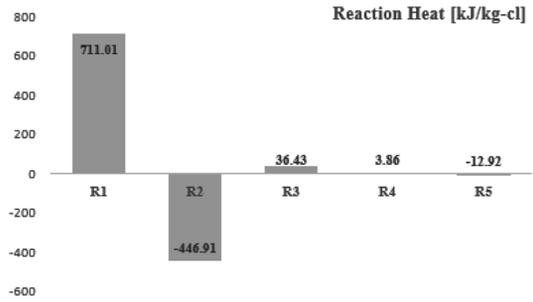


Fig. 2. Reaction heat per clinker at each reaction in cement calcination.

2.2. 다단사이클론 예열소성로

다단사이클론 예열소성로(multistage-cyclone pre-heating calciner)는 Fig. 3처럼 다단사이클론 예열기 부분과 비교적 짧은 로터리킬른으로 구성되어 있다. 이와 같은 구성에서 승온을 포함한 소성반응의 절반 이상이 예열기 내에서 이루어지며 운전 조건에 따

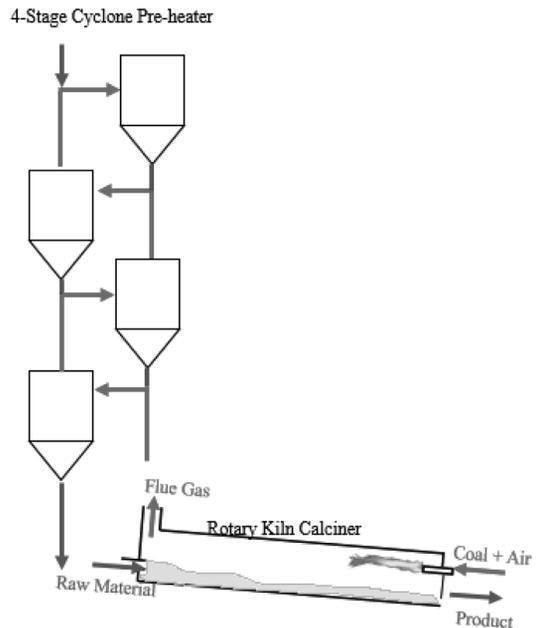


Fig. 3. A rotary kiln calciner with four-stage cyclone pre-heater.

른 예열기 성능을 예측하고 최적화된 운전 조건을 찾을 수 있는 연구도 있다[5].

로터리킬른 대비 열전달 성능이 뛰어난 다단사이클론 예열기 부분에서 원료 입자의 결정수분 증발 및 승온을 담당하며, 배출 입자 온도는 일반적으로 800-900℃이고, 배가스 온도는 200-300℃이다. 또한 마지막 부분에서는 전체 소성반응 중 약 1/3이 진행되는 것으로 알려져 있다. 그리고 로터리킬른 부분에서 나머지 소성반응 및 화합물의 1100-1300℃ 온도까지의 승온을 담당한다. 다단사이클론 예열기는 로터리킬른의 배출기체를 사용하며, 투입기체 속도는 일반적으로 15-30 m/s이다. 기체-고체 접촉 면적이 높고 열 전달 성능이 우수한 다단사이클론 예열기 사용으로 인해 효과적인 원료 결정수분 증발 및 소성 반응 온도까지의 승온 반응을 얻을 수 있다. 따라서 소모 열량을 감소시킬 수 있으며 로터리킬른 소성로의 크기 또한 줄일 수 있다.

하지만 다단사이클론 예열기의 빠른 기체 투입 속도로 인해 추가 동력이 필요하며, 반응기의 수직화로 인해 추가 유지비용이 발생할 수 있다. 원료의 비산문제 및 해결책 또한 고려가 필요하지만, 계산의 단순화를 위해 반응기 수직화에 따른 문제점 및 추가 집진설비는 고려하지 않았다.

2.3. 예열기 없는 소성로

로터리킬른(rotary kiln)은 투입 고체의 종류 및 처리목적에 따라 유연하게 운전이 가능한 장점으로 인해 시멘트산업 초기부터 사용되었다.

하지만 열효율이 낮다는 단점이 있으며, 이를 극복하기 위해 리프트 및 체인 설치 등을 통해 열효율을 높일 수 있는 방법 등이 제안되고 있다. 로터리킬른 소성로는 Fig. 4와 같이 긴 원통형으로 고체층과 기체층이 분리되어 있고 내부에서 연료의 연소반응이 일어나며, 기체-고체 간 대류 열전달 및 복사 열전달을 이용하여 열교환이 일어난다. 또한 낮은 기체 속도로 운전하여 고체 입자의 비산을 제어한다. 로터리킬른 소성로에서 측정치를 통해 조율된 반응 속도식을 이용하여 결정수분 증발 및 탄산칼슘의 열분해 반응을 모사할 수 있다. 이는 로터리킬른 반응기 내부에서의 고체 입자 거동 해석 및 고체 입자의 반응 참여도 계산에 어려움이 많기 때문이다. 고체 대비 기체 비

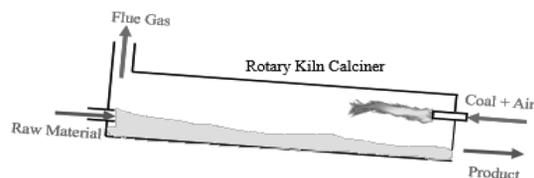


Fig. 4. A rotary kiln calciner heated by in-kiln open flame.

율이 상대적으로 작으므로 로터리킬른 소성로 내 기체가 통과할 수 있는 단면적은 고체 입자가 차지하는 비율(충전율)을 제외한 부분으로 고려할 수 있다.

또한 로터리킬른 반응기 내 고체 입자 차지 비율이 5%에서 15%에 위치하는 경우 성능이 극대화되는 것으로 알려져 있다[6].

2.4. 로터리 킬른 화염 단순화

로터리킬른 소성로의 경우 반응기 내부에서 연료의 연소반응을 통해 화염에 의한 복사 열전달, 고온기체의 대류 열전달 및 벽면으로부터의 전도 열전달을 통해 시멘트원료 승온 및 탄산칼슘 열분해반응에 필요한 열량을 공급한다.

로터리 킬른에서 연소는 반응기 성능에 직접적으로 영향을 미치는 중요 특성이기 때문에 적절한 고려가 요구된다. 특히 연소 반응에서 화염의 길이를 정의하는 데 어려움이 있으며 로터리킬른 계산모형에서는 화염 길이를 가정한 후, 연소반응으로 인한 발열량은 화염 길이를 따라 지수적으로 방출되어 화염의 마지막 부분에서는 0에 수렴하는 지수적인 모형을 사용할 수 있다[7].

$$Q_{comb} = HHV[1 - \exp(-a \frac{x}{L_f})] \tag{1}$$

여기서 a는 연소율을 표현하는 상수이며, L_f는 화염의 길이 및 x는 화염 내 위치를 나타낸다. 본 연구에서는 이전연구를 참고하여 화염길이를 로터리킬른 길이의 40%라고 가정한 후 계산하였다[4]. 이와 같은 가정은 로터리킬른의 길이에 관한 영향은 고려하지 않은 한계가 있으며 보다 개선된 1차원 연소 모형이 필요할 것이다. 로터리킬른에 주로 사용되는 연료는 석탄으로써 석탄의 연소반응은 입자의 승온, 탈휘발, 좌연소로 고려할 수 있으며 이에 관한 논의 및 반응기 성능 비교 또한 필요할 것이다.

3. 반응기 단계적 성능평가 접근방법

3.1. 반응기 블록 성능평가 및 예비설계

반응기 설계는 Fig. 5처럼 완전혼합 반응기로 단순화하여, 출입하는 물질의 양 및 에너지(열)를 파악하

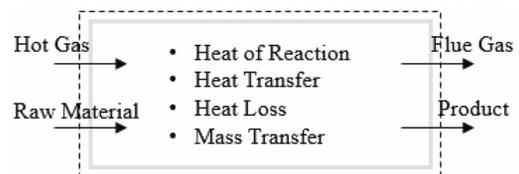


Fig. 5. Concept for a well-mixed reactor block.

는 단계에서부터 시작한다. 위 계산과정을 블록 열·물질 정산이라고 일컬으며, 파악한 에너지 출·입량을 통하여 반응기의 에너지 소비 항목 및 반응기 특성 등을 예측할 수 있을 뿐만 아니라 에너지절감 개선방안으로의 확장까지도 생각할 수 있다. 하지만 반응기 내부 성능을 예측하는 데 어려움이 있다.

이를 개선하기 위해서는 반응기의 크기를 고려한 1차원 또는 고차원 모형 계산이 수행되어야 한다. 이러한 이유로 블록 계산 결과를 통해 대략적인 반응기의 치수를 예측할 수 있는 계산과정이 필요하며, 이를 예비설계라 부르기로 한다.

3.1.1. 고체광석 질량 출·입량 계산

소성로에 출입하는 물질로는 시멘트원료, 연료 및 공기를 고려할 수 있다. 시멘트원료의 탄산칼슘함량에 따라 소성반응 정도 및 요구열량이 정해지며, 필요연료량과 공기량을 계산할 수 있다.

\dot{m} 은 질량유량, X는 조성, MW는 분자량을 의미하며 하첨자 i, e, g, s는 각각 입구, 출구, 기체, 고체를 나타낸다.

① CO₂ 생성량 (소성반응)

$$\dot{m}_{CO_2} = \dot{m}_{i,s} \left(\frac{X_{CaCO_3}}{MW_{CaCO_3}} \right) MW_{CO_2} \quad (2)$$

② 광석 배출량

$$\dot{m}_{e,s} = \dot{m}_{i,s} - \dot{m}_{CO_2} \quad (3)$$

3.1.2. 에너지정산

소성공정에 필요한 에너지를 항목별로 파악하는 과정으로써, 탄산칼슘 열분해 목표량 및 광석의 목표 출구 온도를 고려하여야 한다. 에너지 보존식 사용 및 반응기 특성에 맞는 열효율이 필요하다.

① 시멘트원료 승온 요구열량

$$Q_1 = \dot{m}_{e,s} C_{p,s} (T_{e,s} - T_{i,s}) \quad (4)$$

② CO₂ 승온 요구열량

$$Q_2 = \dot{m}_{CO_2} C_{p,CO_2} (T_{e,g} - T_{i,s}) \quad (5)$$

③ 소성반응 요구열량

$$Q_3 = \dot{m}_{i,s} \left(\frac{X_{CaCO_3}}{MW_{CaCO_3}} \Delta H_{reac.1} + \frac{X_{C_2S}}{MW_{C_2S}} \Delta H_{reac.2} \right. \\ \left. + \frac{X_{C_3S}}{MW_{C_3S}} \Delta H_{reac.3} + \frac{X_{C_3A}}{MW_{C_3A}} \Delta H_{reac.4} \right. \\ \left. + \frac{X_{C_4AF}}{MW_{C_4AF}} \Delta H_{reac.5} \right) \quad (6)$$

④ 배가스 배출열량

$$Q_4 = m_{e,g} C_{p,g} (T_{e,g} - T_{ref}) \quad (7)$$

공정에서 배출가스의 온도, 즉 배출열량은 공정 에너지 소비량 및 반응기 성능에 직결되는 부분이다. 반응기의 종류 및 공정종류에 따른 변동의 폭이 큰 부분이며 유사 공정의 실측값을 참조하여 적절한 온도를 가정하여야 한다. 하지만 이와 같은 정보가 부족한 경우에서는 한계점이 존재한다. 식 (7)을 통해 계산할 수 있으며, T_{ref}는 외기온도이며, 25℃이다.

소성공정 목표성능에 도달하기 위해 필요한 이론 요구열량은 위 항목들의 총합이며, 실제필요투입열량은 이론필요열량과 더불어 열손실까지 고려한 식 (8)을 이용하여 계산할 수 있다.

$$Q = (1 + \alpha)(Q_1 + Q_2 + Q_3) + Q_4 \quad (8)$$

α 는 반응기의 열손실을 반영하는 지표로써, 건조기의 경우 일반적으로 0.1-0.2에 해당한다[6].

블록성능평가를 통해 에너지 소모량을 항목별로 파악하였다면, 비교 용이한 아래의 지수를 이용하여 소성로의 특성을 간단하게 비교평가 할 수 있다.

⑤ 클링커 단위질량당 투입열량 비율

$$\beta = \frac{Q_i}{m_{e,s}} \quad (9)$$

β 를 통하여 반응기 투입 열량을 생산품량 기준으로 살펴볼 수 있다 Q_i는 총 투입열량을 의미하며, 투입 기체 온도(T_{i,g}), 유량 및 비열을 통해 식 (10)과 같이 계산할 수 있다.

$$Q_i = C_{p,g} m_g T_{i,g} \quad (10)$$

3.1.3. 고온기체질량 출·입량 계산

소성공정에 필요한 시멘트원료 및 에너지(열) 출·입량을 항목별로 파악한 후, 필요연료량 및 공기량을 결정할 수 있다. 저등급 연료일수록 연소반응에

Table 6. Fuel properties

wt.%					HHV
C	H	O	N	S	kJ/kg
88	12	0	0	0	28,173

Table 7. Theoretical O₂ and air for combustion according to fuel component

Reaction	Theo. Oxygen [kg/kg]	Theo. Air [kg/kg]
C+O ₂ = CO ₂	2.664	11.485
H+1/4O ₂ = 1/2H ₂ O	7.921	34.141
S+O ₂ = SO ₂	0.998	4.302
O = 1/2O ₂	-1.000	-4.310

서 이론공기량에 비해 높은 공기량이 요구되며, 이론공기량은 연료를 연소시키는데 필요한 최소공기량을 의미한다.

① 연료투입량

$$\dot{m}_f C_{p,f} T_{i,f} + \dot{m}_a C_{p,a} T_{i,a} + \dot{m}_f HHV = Q_i \quad (11)$$

식 (11)으로 필요투입열량에 적절한 연료투입량을 결정할 수 있다. 그러기 위해서는 공기투입량 또한 결정하여야 하며, 일반적으로 이론공기량보다 1.2배 높은 공기량을 투입한다. 연료의 종류로는 석탄을 고려하였으며, 특성은 Table 6에서 확인할 수 있다.

② 공기투입량

이론공기량은 연료의 성분과 직접연관이 있으며, Table 7에서 성분에 따른 연료 단위질량당 이론산소량 및 이론공기량을 확인할 수 있다. 이론산소량은 연소반응에 필요한 산소에 해당하는 분자량을 원로 분자량으로 나눈 값을 의미하며, 이론공기량은 공기의 산소함량(질량기준 0.232)을 고려하여 계산할 수 있다. 완전연소를 위해 과잉공기를 투입하는 것이 일반적이며, 반응기 특성 및 연료 특성에 따라 과잉 공기비는 달라질 수 있다.

$$\dot{m}_{stoich,a} = \dot{m}_f (11.485C + 34.141H + 4.302S - O) \quad (12)$$

$$Excess\ Air\ Ratio = \frac{m_a}{m_{stoich,a}} \quad (13)$$

3.1.4. 반응기 예비설계 절차

블록 열·물질 정산을 통해 반응기 물질 및 에너

지 출·입량을 파악하였다면, 반응기 내부성능을 예측하기 위한 기초설계 단계가 필요하다. 반응기 치수를 계산하는 데 있어 반응기의 단면적과 반응기의 길이(높이)를 고려하여야 한다. 하지만 기체 및 고체의 상호작용으로 인해 예측하기 어려우며 알려진 정보의 부족으로 단순한 기체 유량이 흐르는 원형 관으로 고려할 수 있다. 위와 같이 단순 계산된 반응기 크기와 실제 운영되고 있는 반응기 크기의 크기 비교를 통해 간접적으로나마 계산된 반응기 크기를 평가할 수 있다.

① 로터리킬른

$$\dot{m}_{i,g} = \rho_g \times u_g \times A \quad (14)$$

반응기 단면적은 간단하게 기체의 질량 유량과 밀도, 속도 그리고 기체가 통과할 수 있는 단면적과의 관계를 통해 계산할 수 있다. 단면적을 계산하기 위해서는 반응기의 적정 투입속도 결정이 필요하며 이는 반응기의 특성 및 고체 입자의 특성과 관계가 있다.

로터리킬른반응기의 경우, 실제 반응기 운전 시 기체와 고체의 상호작용에 영향을 주는 변수들이 다양하고 문헌들의 정보가 불분명하므로 기체 투입속도 결정 과정을 명확하게 정의하는데 한계가 있다.

이러한 경우에는 실제 운전하는 반응기의 운전조건을 참고하는 방법이 가장 현실적인 대안이 될 수 있으며, 국내 운전중인 로터리킬른반응기의 경우 단면적 대비 기체 유량이 보통 1 kg/m²·hr에서 1.5 kg/m²·hr에 위치함을 확인할 수 있었다.

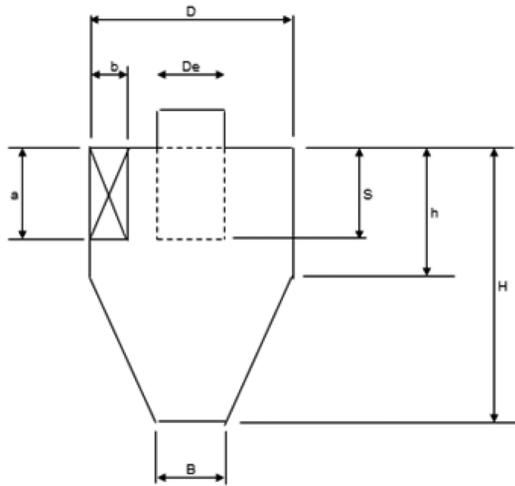
반응기의 길이는 반응기 내 기체의 공탑속도와 공정 필요 체류시간의 곱을 통해 계산할 수 있다. 하지만 각 반응기에서 공정 필요 체류시간은 각 반응기의 열전달계수와 직접 관련이 있으며 고려사항들이 많아 이 또한 예측하는 데 어려움이 있다. 로터리킬른 반응기의 경우와 같이 필요 체류시간의 계산이 어려운 경우에는 h_v(체적열전달계수)를 이용하여 반응기 전체 부피를 계산한 후, 단면적으로 나누어 길이를 계산할 수 있다. 하지만 위와 같이 가정 및 실제 운전 중인 반응기의 조건을 이용하여 계산하여 반응기의 크기를 예측하는 경우에는 많은 한계가 있음을 인지하여야 한다.

② 사이클론

사이클론의 기본적인 모형은 Fig. 6과 같이 나타낼 수 있으며, 사이클론 목적에 적절한 수치는 Table 8에서 확인할 수 있다.

Table 8. Standard proportion of vertical reverse-flow cyclones

Recommended Duty	$\frac{a}{D}$	$\frac{b}{D}$	$\frac{D_c}{D}$	$\frac{S}{D}$	$\frac{h}{D}$	$\frac{H}{D}$	$\frac{B}{D}$	Reference
a. High throughput	0.75	0.375	0.875	0.875	1.5	4.0	0.375	Stairmand [8]
b. High throughput	0.8	0.35	0.85	0.85	1.7	3.7	0.4	Swift [9]
c. General purpose	0.5	0.25	0.6	0.6	1.75	3.75	0.4	Swift [9]
d. General purpose	0.5	0.25	0.625	0.625	2.0	4.0	0.25	Lapple [10]
e. High efficiency	0.44	0.21	0.5	0.5	1.4	3.9	0.4	Swift [9]
f. High efficiency	0.5	0.22	0.5	0.5	1.5	4.0	0.375	Stairmand [8]

**Fig. 6.** Schematic description of a cyclone reactor.

사이클론설계를 위해 원통 부분의 지름이 필요하며, 입구 덕트(직사각형)와 원통 지름과의 관계, 투입 기체의 속도 및 유량을 통해 계산할 수 있다. 다음으로 계산된 입구 덕트 높이와 너비의 곱과 Table 8에 제시된 지름과의 관계식을 통해 원통지름을 계산할 수 있다. 원통지름이 정해진 후, 사이클론 각 부분의 치수를 정할 수 있다.

$$ab = \frac{\dot{m}_{i,g}}{w_{i,g}\rho_g} \quad (15)$$

3.2 반응기 1차원 모형 단순화

① 로터리킬론

로터리킬론에 투입된 기체와 고체는 체인, 리프터 및 회전에 의해 혼합이 일어난다. 고체입자 비산 효과 및 이로 인한 기체-고체-벽면간의 접촉면적을 측정하는데 어려움이 있어 1차원 모형에서는 비산을 고려하지 않은 기체층과 분리된 고체층만을 고려할 수 있다. 이와 같은 단순화를 통해 기체-고체-벽면간의 접촉면적을 손쉽게 계산할 수 있다. 또한

기체 및 고체의 유동특성은 고려하지 않으며, 완전히 혼합되어 각 상의 온도는 등온으로 가정할 수 있다. 이전 로터리킬론 연구들을 통해 단순화된 1차원 모형 계산값과 실험값이 잘 일치하였음을 확인할 수 있다[4,11-13].

② 사이클론

사이클론에 접선방향으로 투입된 기체는 두 가지 소용돌이 형태의 흐름으로 이동하며, 하나는 아랫방향으로 흐르는 외부소용돌이이며 다른 하나는 윗방향으로 흐르는 내부소용돌이이다. 여기서 외부소용돌이와 내부소용돌이의 경계면은 일반적으로 사이클론 기체출구부분을 기준으로 나눌 수 있다[14]. 고체입자는 벽면방향으로의 원심력과 이에 상응하는 항력을 받으며, 외부소용돌이 흐름을 따라 아랫방향으로 운동을 하며 기체와 열전달이 이루어진다. 사이클론 내부 각 위치에서 고체입자는 접선방향, 아랫방향 및 반지름방향으로의 속도를 갖으며 반지름방향으로의 속도가 빠를수록 벽면에 빠르게 도달하여 집진효율이 우수할 것으로 생각할 수 있다[15].

사이클론 1차원 모형 계산에 관한 이전 연구는 거의 없으며, 대부분 상용해석프로그램으로 고차원 모형을 적용하여 열전달뿐만 아니라 유동 특성을 해석하는 연구들이 대부분이다. 사이클론 반응기에서 유동해석이 중요한 성능인자이지만 본 연구의 범위는 사이클론의 열전달 성능을 예측하는 것이므로 간단한 1차원 모형을 사용하였다.

1차원 모형 계산을 진행하기 위해 사이클론 높이방향으로의 이산화 및 기체, 고체 운동의 단순화가 필요하다. 단순하게 사이클론의 집진효율을 100%로 가정할 경우, 모든 고체입자는 외부소용돌이흐름을 따라 아랫방향으로 움직이는 것으로 고려할 수 있으며, 이때 기체 및 고체입자의 아랫방향 속도는 투입체적유량을 이동단면적으로 나눔으로써 계산할 수 있다.

3.3. 반응기 1차원 성능평가

예비설계 결과를 통해 반응기 계산 영역을 Fig. 7

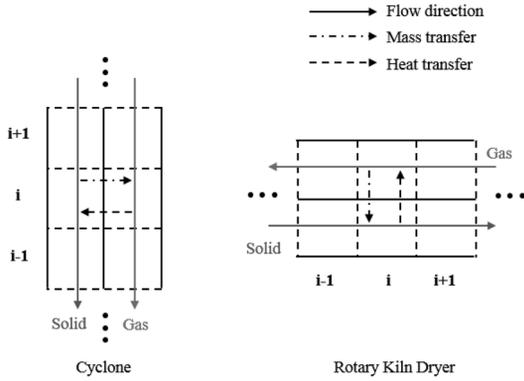


Fig. 7. 1-Dimensional discretized computational domain of a cyclone and a rotary kiln calciner.

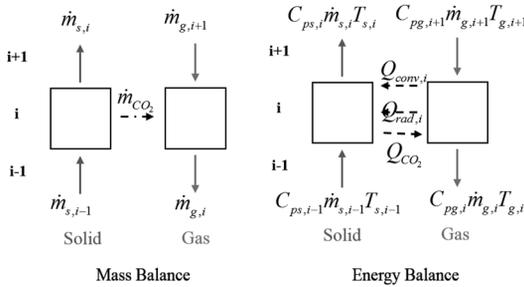


Fig. 8. Description of mass and heat transfer at the *i*'th cell.

처럼 이산화할 수 있으며, 정상상태 이산화 질량 보존식 및 에너지 보존식을 통해 반응기 내부 성능평가를 진행할 수 있다. 세부적인 각 반응기의 이산화 계산영역은 Fig. 8에서 확인할 수 있다.

3.2.1. 물질전달

먼저, 정상상태 이산화 질량 보존식 및 생성 항은 식 (16)-(18)에서 확인할 수 있다.

$$\dot{m}_{i,k} - \dot{m}_{e,k} = S_{mass,k} \quad (16)$$

$$S_{mass,gas} = \dot{m}_{CO_2} \quad (17)$$

$$S_{mass,gas} = -S_{mass,solid} \quad (18)$$

아래첨자 *k*는 상(기체 또는 고체)을 의미하며, 소성로의 경우 질량 보존식의 생성 항(S_{mass})은 탄산칼슘 열분해로 인한 이산화탄소 발생량으로 고려할 수 있다. 이산화탄소 발생으로 인해 고체 질량은 감소하며, 기체질량은 증가하고 고체 질량감소량은 기체 질량증가량과 같다.

3.2.2. 열전달

다음으로, 정상상태 이산화 에너지 보존식 및 생성 항은 식 (19)-(21)과 같다. 에너지 보존식의 생성 항은 연료 연소열량, 전도 열전달, 대류 열전달, 복사 열전달, 소성반응열량 및 열 손실로 고려할 수 있다.

$$C_{p,i,k} \dot{m}_{i,k} T_{i,k} - C_{p,e,k} \dot{m}_{e,k} T_{e,k} = S_{energy,k} \quad (19)$$

$$S_{energy,s} = Q_{cond} - Q_{conv} - Q_{rad} + Q_{reaction} \quad (20)$$

$$S_{energy,g} = -Q_{comb} + Q_{conv} + Q_{rad} + Q_{loss} \quad (21)$$

또한 로터리킬른 소성로의 배가스 및 추가 연소반응을 통해 시멘트원료를 예열하는 다단사이클론 예열기의 경우에는 기체-고체의 직접 접촉을 통한 대류 열전달 영향을 중요하게 고려하여야 한다.

① 전도 열전달

$$Q_{cond,wb} = h_{cond,wb} A_{cond,wb} (T_w - T_b) \quad (22)$$

$$h_{cond,wb} = 11.6 \frac{K_b}{A_{cond,wb}} \left(\frac{\omega R^2 \Gamma}{\alpha_b} \right) \quad (23)$$

로터리킬른 소성로에서는 내부 화염 및 고온기체로 인한 벽면의 온도가 상승하게 되며, 이에 따른 벽면에서 고체원료로의 전도 열전달을 중요하게 고려하여야 한다. 로터리킬른 벽면과 고체와의 전도 열전달식은 Tscheng와 Watkinson이 제안한[4] 식 (23)을 이용할 수 있다.

② 대류 열전달

$$Q_{conv,gs} = h_{conv,gs} A_{conv,gs} (T_g - T_s) \quad (24)$$

$$h_{conv,gs} = 0.46 \frac{k_g}{D_e} Re_D^{0.535} Re_w^{0.104} \eta^{-0.341} \quad (25)$$

$$Q_{conv,gw} = h_{conv,gw} A_{conv,gw} (T_g - T_w) \quad (26)$$

$$h_{conv,gw} = 1.54 \frac{k_g}{D_e} Re_D^{0.575} Re_w^{-0.292} \quad (27)$$

로터리킬른 소성로 내부에서 고온기체에서 고체원료 및 벽면으로의 대류 열전달계수 관계식은 Tscheng와 Watkinson이 제안한[4] 식 (25), (27)을 참고할 수 있다. 각 무차원수(Re_D , Re_w , η) 및 수력학적 지름

(D_c) 정의는 식 (28)-(31)과 같다. ω 는 킬른의 회전속도, Γ 는 킬른 내 고체가 차지하는 부분을 호로 가정하였을 때의 중심각이며, n 는 킬른 내 고체가 차지하는 충전비율(filling ratio)이다.

$$Re_D = \frac{\rho_g u_g D_c}{\mu_g} \quad (28)$$

$$Re_w = \frac{\rho_g w D_c^2}{\mu_g} \quad (29)$$

$$D_c = \frac{0.5D(2\pi - \Gamma + \sin\Gamma)}{(\pi - (\Gamma/2) + \sin(\Gamma/2))} \quad (30)$$

$$\eta = \frac{\Gamma - \sin\Gamma}{2\pi} \quad (31)$$

기체-고체 간 넓은 접촉면적과 대류 열전달을 이용하는 사이클론 열교환기의 경우에는 식 (24)형태의 대류열전달식을 참고할 수 있다. 사이클론 열교환기의 대류 열전달계수는 Table 9의 누셀트 수를 이용하여 계산할 수 있으며, 누셀트 수(Nu)는 레이놀즈 수(Re), 프랜틀 수(Pr), 고체-기체비(F_m)의 관계식을 통해 계산할 수 있다. 본 계산에서는 Raju 등이 제안한[16] 식을 사용하였으며, 각 무차원수의 정의는 식 (32)-(35)와 같다. h 는 대류열전달 계수, D 는 사이클론 실린더 지름, k_g 는 기체의 열전도도, μ_g 는 기체의 동점성계수, ρ 는 밀도, m 은 질량유량을 의미한다.

$$Nu_p = \frac{hD}{k_g} \quad (32)$$

$$Pr = \frac{\mu_g C_{p,g}}{k_g} \quad (33)$$

$$Re_p = \frac{D_c u_g \rho_g}{\mu_g} \quad (34)$$

$$F_m = \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} \quad (35)$$

Table 9. Empirical correlations for heat transfer

Cyclone Heat Exchanger	
$Nu=0.001217Re_p^{1.41}F_m^{0.501}Pr^{2/3}$	Raju et al.[16]
$Nu=1300Re_p^{0.41}F_m(\frac{2d_p}{D_c})Pr^{1/3}$	Yen et al.[17]

Table 10. Kiln and solid data used in calculation

Kiln operating conditions		
Rotation speed	RPM	1.5
Filling ratio	%	8
Wall emissivity	-	0.9
Solid conditions		
Diameter	μm	100
Density	kg/m^3	914
Specific heat	$\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$	1.0
Conductivity	$\text{W/m}\cdot\text{K}$	0.5
Solid emissivity	-	0.9

③ 복사 열전달

$$Q_{rad,gs} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_s^4)}{\left(\frac{1}{\epsilon_g A_{rad,gs}} + \frac{1 - \epsilon_s}{\epsilon_s A_{rad,gs}}\right)} \quad (36)$$

$$Q_{rad,gw} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_w^4)}{\left(\frac{1}{\epsilon_g A_{rad,gw}} - \frac{1 - \epsilon_w}{\epsilon_w A_{rad,gw}}\right)} \quad (37)$$

$$Q_{rad,wb} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_w^4)}{\left(\frac{1 - \epsilon_w}{\epsilon_w A_w} - \frac{1}{A_w F_{wb}(1 - \epsilon_w)} - \frac{1 - \epsilon_s}{\epsilon_s A_s}\right)} \quad (38)$$

직접화염가열식 반응기의 경우, 화염의 높은 온도에 의한 복사 열전달 고려가 필수적이다. 기체에서 벽면 및 고체로, 벽면에서 고체로의 복사열전달을 고려할 수 있으며, 회로 해석방법으로 유도한 식 (36)-(38)를 이용하여 계산할 수 있다. ϵ_g , ϵ_s , ϵ_w 는 각각 기체, 고체 및 벽면의 방사율을 의미하며 $A_{rad,gs}$ 는 기체와 고체가 접촉하는 면적, $A_{rad,gw}$ 는 기체와 벽면이 접촉하는 면적, A_w 는 고체와 맞닿지 않은 벽면 면적, A_s 는 고체와 맞닿는 벽면 면적이다.

전도, 대류 및 복사열전달식 계산에 사용한 기본적인 운전조건 및 고체 물성치들은 Table 10에서 확인할 수 있으며 기체 물성치들은 성분비를 고려하여 계산하였으며 방사율은 평균광로(mean beam length)를 이용하여 계산하였다.

4. 결과

4.1. 반응기 블록 성능평가 및 예비설계

반응기 블록 열·물질 정산 결과로 반응기 출입 물질 질량 및 에너지양을 Table 11에 정리하였으며

Table 11. The results of block performance evaluation

		Case 1	Case 2
Raw meal	(t/h)	72.58	
	(°C)	13.4 → 1,300	
Coal	(t/h)	4.06	4.21
Air	(Nm ³ /h)	59,975	62,286
Off-Gas	(Nm ³ /h)	68,423	71,426
	(°C)	250	200

Table 12. The composition of clinker

Component	Mass Fraction
C ₃ S	0.503
C ₂ S	0.222
C ₃ A	0.051
C ₄ AF	0.149
CaO	0.075

Table 13. The heat consumption composition at each case

kJ/kg-cl	Case 1	Case 2
Off-gas	314.7	255.2
Reaction	291.5	291.5
Product	1020.0	1020.0
Loss	141.7	262.3
Engineering Safety	40.3	46.9
Total	1808.2	1875.9

Table 14. The results of preliminary engineering calculation

	Case 1		Case 2
	Cyclone	Rotary Kiln	Rotary Kiln
Number of Units	4	1	1
Diameter (m)	2.0	4.5	5.0
Length (m)	8	50	120

최종생산품인 클링커의 조성은 Table 12에서 확인할 수 있다. 이제부터 Case 1은 다단사이클론 예열소성로, Case 2는 로터리킬른 소성로를 의미한다. 반응기 별 전체 소요열량 및 항목별 소요열량을 Table 13에 정리하였으며 기초 예비설계 계산과정을 통해 각 반응기의 지름 및 길이(높이)를 계산하였으며 Table 14에서 확인할 수 있다.

4.2. 1차원 반응기 성능평가

4.2.1. 다단사이클론 예열소성로(Case 1)

각단 사이클론 높이 방향에 따른 시멘트원료 온도, 로터리킬른에서 길이 방향에 따른 기체, 시멘트원료 온도 및 시멘트원료의 성분변화를 확인할 수 있다. 이를 통해 기초 예비설계의 입구조건 및 반응기 예측 크기의 타당성 확인 및 운전조건변화에 따른 공정성능평가를 유연하게 할 수 있다.

Fig. 9를 살펴보면 시멘트원료물질은 13.4°C로 투입되며 로터리킬른 소성로의 배출기체 및 추가 연소기체와의 열교환을 통해 470°C로 로터리킬른 소성로에 투입되는 것을 확인할 수 있다. 사이클론예열기 내부 기체에서 고체입자로 전달되는 열 유속(heat flux)은 Fig. 10에 도식하였으며, 각각의 고체입자 모두가 열전달에 참여하는 것으로 계산이 되었기 때문에 낮은 열 유속이 계산되었다. 또한 상대적으로 기체와 고체입자의 온도차이가 높은 1단 사이클론에서부터 온도차이가 낮은 4단 사이클론 순으로 열

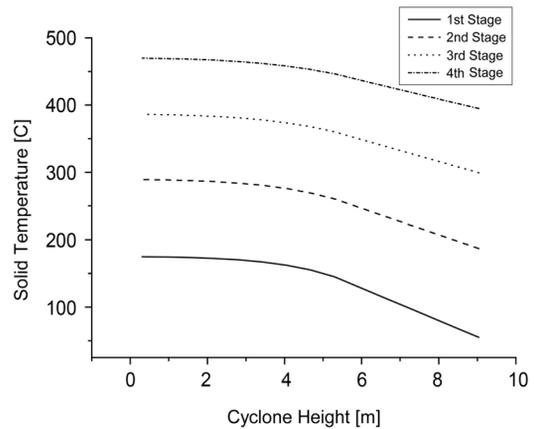


Fig. 9. Solid temperature profiles at each stage along the axis.

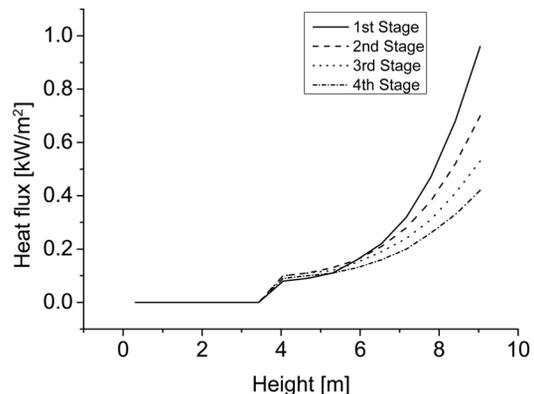


Fig. 10. Heat flux from gas side to solid side at each stage along the axis.

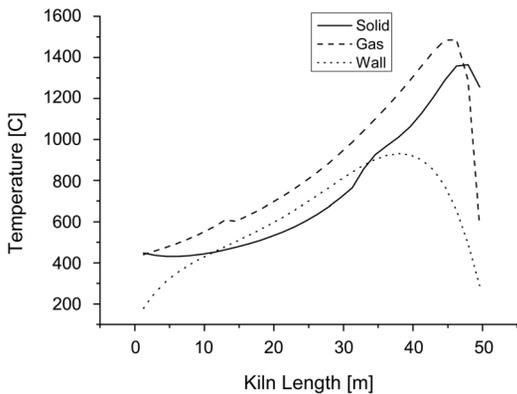


Fig. 11. Solid, gas and wall temperature profiles in the rotary kiln along the axis (Case 1).

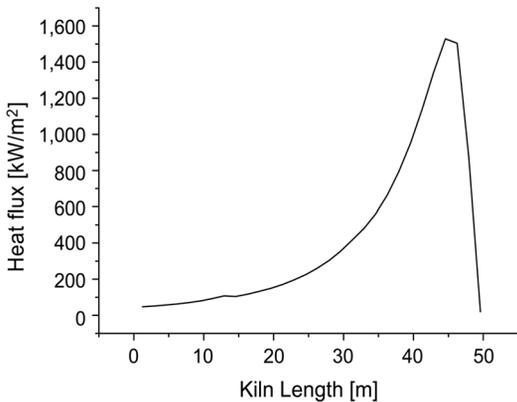


Fig. 12. Heat flux from gas side to solid side in the rotary kiln along the axis (Case 1).

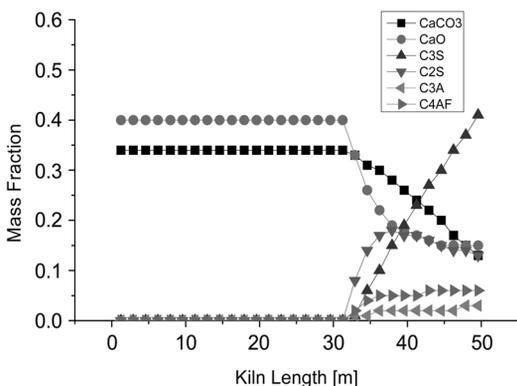


Fig. 13. Mass fraction profiles in the rotary kiln along the axis (Case 1).

유속이 낮아지는 경향을 확인할 수 있었다. 로터리킬른 소성로 내부에서의 시멘트원료, 기체 및 벽면 온도를 Fig. 11에 도식하였으며, 기체에서 고체층으로의 열 유속을 Fig. 12에서 확인할 수 있다. 기체와 고체입자 접촉 면적이 사이클론반응기에

비해 작으며 온도차이가 크기 때문에 상대적으로 높은 열 유속을 갖는 것을 확인할 수 있다. 시멘트원료의 화학반응들은 Fig. 13에서 확인할 수 있으며 시멘트원료 온도에 영향을 받기 때문에 Fig. 11과의 비교를 통해 설명할 수 있다. 로터리킬른을 진행하며 연소기체 및 벽면과의 열전달을 통해 시멘트원료 온도는 상승하며, 온도가 약 800℃ 도달하는 경우 탄산칼슘의 열분해와 같은 화학반응들이 진행되는 것을 확인할 수 있다.

4.2.2. 예열기 없는 소성로(Case 2)

예열기 없는 로터리킬른 소성로 내부 온도는 Fig. 14에서 확인할 수 있다. 고온기체에서 고체층으로의 열 유속 또한 Fig. 15에 도식하였으며 Fig. 12와 유사한 그래프를 확인할 수 있다. 시멘트원료는 13.4℃로 로터리킬른 소성로에 투입되며 연소기체와의 열교환을 통해 승온 및 화학반응들이 발생하는 것을 확인할 수 있다. 로터리킬른 소성로의 경우 열전달 효과가 사이클론 열교환기와 비교하면 충분하지 못

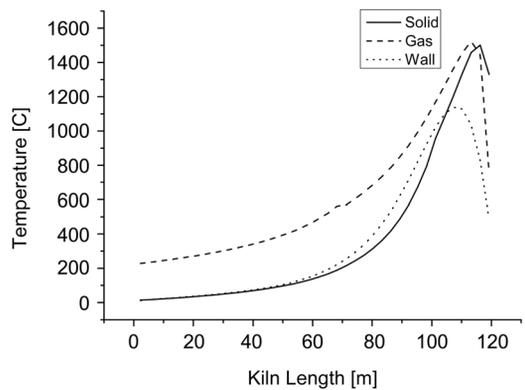


Fig. 14. Solid, gas and wall temperature profiles in the rotary kiln along the axis (Case 2).

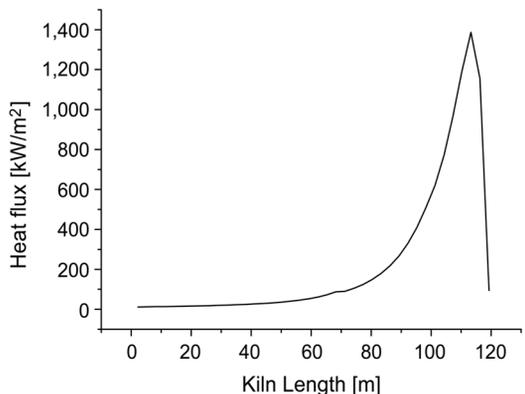


Fig. 15. Heat flux from gas side to solid side in the rotary kiln along the axis (Case 2).

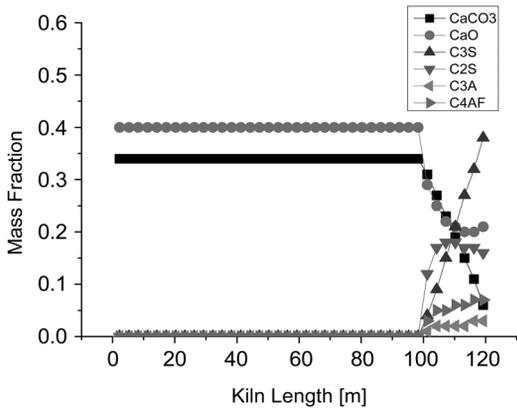


Fig. 16. Mass fraction profiles in the rotary kiln along the axis (Case 2).

하며, 시멘트원료 온도가 소성반응 시작점인 800℃에 도달하는데 대부분 반응기가 사용됨을 유추할 수 있다. Fig. 16에서는 시멘트원료의 조성을 확인할 수 있으며, 시멘트원료 온도가 800℃에 도달한 후 Fig. 13과 유사한 경향으로 조성변화가 일어남을 확인할 수 있다.

4.3. 소성로 설계안 비교

일반적으로 1차원 계산모형에서는 많은 단순화를 포함하고 있으며, ‘3.2.2 열전달’에 기재된 열전달식 및 아레니우스 식 형태를 이용한 화학반응식과 같이 경험식이 주로 사용된다. 동일한 화학반응이더라도 주위 조건에 따라 다양한 아레니우스 식이 존재할 수 있으며 보다 효율적인 계산모형을 위해서는 적절한 가정 및 조건에 적합한 경험식 적용이 필요할 것이다.

Table 15. The composition of clinker at each case

Component	Designed	Case 1	Case 2
	Mass Fraction		
CaCO ₃	0.00	0.13	0.06
SiO ₂	0.00	0.05	0.05
Al ₂ O ₃	0.00	0.02	0.02
Fe ₂ O ₃	0.00	0.03	0.03
CaO	0.07	0.15	0.21
C ₃ S	0.52	0.41	0.38
C ₂ S	0.21	0.13	0.16
C ₃ A	0.05	0.03	0.03
C ₄ AF	0.15	0.06	0.07
Temp.	℃		
Clinker	1300	1256	1330

1차원 모형을 적용하여 계산된 결과를 Table 15에 정리하였으며 예비설계과정을 통해 계산된 결과와는 차이를 확인할 수 있다. 차이점 발생 원인으로서는 열전달 및 화학반응속도 등이 고려되었으며 반응기를 단열로 고려하여 계산하였기 때문에 차이점이 발생했을 것으로 생각할 수 있다. 또한 화학반응속도를 고려하였기 때문에 광석 온도에 따라 화학반응속도가 달라지며 최종적으로는 서로 다른 조성을 갖는 결과를 얻을 수 있었다.

5. 결론

시멘트공정 목표치를 만족하는 반응기의 일반적인 설계과정을 블록 성능평가, 기초 예비설계, 그리고 고차원 성능평가 순으로 정리하였으며, 특정 설계 사례를 가정하여 기초설계과정을 진행하였다.

기초설계 결과를 적용하여 열전달 및 화학반응물을 고려한 1차원 모형 계산을 진행한 결과, 많은 오차를 발견할 수 있었으며 블록 성능평가의 한계 및 1차원 모형 성능평가의 필요성을 알 수 있었다. 하지만 1차원 모형은 많은 가정들이 포함되어있기 때문에 결과를 전적으로 신뢰하기에는 어려움이 있으며 공정 운전조건 결정 및 성능을 예측하는데 참고자료로써 활용을 할 필요가 있다.

따라서 실제 공정의 운전 조건을 알지 못하거나 공정을 설계하는 기초 단계에서 블록 성능평가가 공정의 필요 열량을 파악하는 데 도움이 되며, 다음 단계로 1차원 모형 성능평가를 통해 공정의 성능 달성에 필요한 운전 조건의 재정립 및 공정 재설계에 도움이 될 것으로 생각할 수 있다.

후기

본 연구는 한국과학기술원 BK21 플러스의 지원을 받았으며, 이에 감사드립니다.

부록

A. 소성로 모형 계산 결과와 참고문헌 자료 비교

운전 중인 반응기 내부에서 기체 및 고체의 온도, 더욱이 고체입자의 조성변화를 파악하는 데에는 어려움이 있다. 따라서 이와 직접적으로 영향을 주고받는 기체 및 고체 온도 또는 반응기 벽면 온도 측정을 통해 간접적으로 고체입자의 조성을 예측하는 방식으로 반응기 성능을 파악하는 것이 일반적이다. 반응기 내부 온도 프로파일 파악이 반응기 성능을 확인하는데 중요한 수치이므로 시멘트 생산업체 또는 관련 문헌에서 실제 운전 중인 공정의 온도 프로파일을 찾기는 어려움이 있다. 반응기 전체 온도

Table A-1. Dimensions, operating conditions and industrial data of kilns[4]

Case		# 1	# 2	# 3
Length	m	50	60	68
Diameter	m	3.4	3.6	4.0
Rotation	RPM	5.5	3.3	3.5
Flow rate of solid	kg/s	38.88	50.78	48.12
Solids composition at exit				
C ₃ S		0.483	0.508	0.500
C ₂ S		0.239	0.257	0.269
C ₃ A		0.051	0.048	0.042
C ₄ AF		0.143	0.151	0.142
CaO		0.084	0.035	0.047

프로파일 파악이 어렵지만 몇 Mujumdar 등의 문헌 [4]에서 반응기 출구에서 고체입자 온도 및 조성을 확인할 수 있었으며 이를 이용하여 소성로 계산모형의 타당성을 확인하려고 하였다. 로터리킬른의 지름, 길이, 회전속도 및 기울기 및 고체투입량 등의 기본적인 운전조건 및 로터리킬른 출구에서의 고체 조성을 확인할 수 있으며 Table A-1에 정리하였다. 이 문헌에서는 다단계열기는 다루지 않았으며, 연료(석탄)투입량, 공기투입량 등도 확인할 수 없었기 때문에 기본적인 계산을 통해 적절 연료투입량 및 공기투입량을 예상하였다.

본 연구에 사용된 계산모형에 세 경우의 자료를 입구조건으로 하여 반응기 출구에서의 광석 조성을 계산해보았으며 결과는 Figs. A-1~A-3에서 확인할 수 있다. 반응기 내부의 광석 조성변화는 자료가 없어 비교할 수 없었으며, 출구 광석 조성 자료를 참고할 수 있었다.

각 그래프에서 속이 비어있는 도형은 계산결과를 의미하며 속이 찬 도형은 문헌에서 참고한 로터리킬른 소성로 출구에서 측정 자료를 나타낸다. 각 경우에서 C₂S, C₃S, C₃A 출구 조성은 계산 값과 측정 자료와 최대 15%의 차이가 있으며, CaO 및 C₄AF에서는 최대 50%의 차이를 확인할 수 있다.

CaO와 C₄AF은 반응물과 생성물로서 C₄AF 생성량이 증가할수록 CaO는 4배(몰 기준) 감소하는 관계이다. C₄AF 생성 반응은 1300℃에서 발생하는 반응으로써 본 계산모형에서는 해당 반응이 충분히 진행되지 못하기 때문에 이와 같은 결과가 발생하였으며, 해당 반응의 속도가 낮게 계산된 이유로는 사용한 아레니우스 식 계수들의 불확실성 및 고체입자 온도를 생각할 수 있다. Mujumdar 등[4]은 실제 다양한 문헌에서 동일한 반응을 묘사하기 위해 사용된 아레니우스 식이 서로 다르며, 계산 결과에서

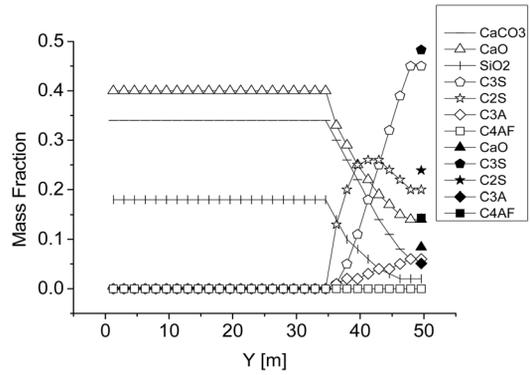


Fig. A-1. Mass fraction profiles in the rotary kiln along the axis (#1).

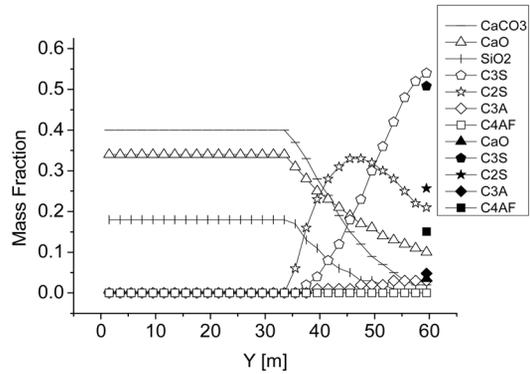


Fig. A-2. Mass fraction profiles in the rotary kiln along the axis (#2).

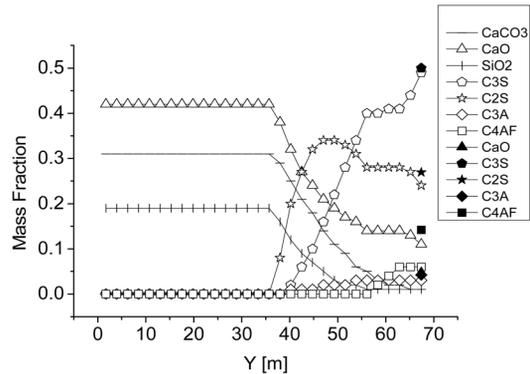


Fig. A-3. Mass fraction profiles in the rotary kiln along the axis (#3).

차이가 있음을 이야기 하였다. 보다 정확한 계산을 위해서는 실험 등을 통해 해당 분위기에 적합한 아레니우스 식이 필요할 것이다. 정확한 아레니우스 식 계수를 통해 정밀한 계산모형을 만드는 일도 중요하지만 공학적인 관점에서 때로는 세밀한 계산의 정확성보다는 전체적인 공정의 경향 및 대략적인 공

정 성능을 파악하는 일 또한 의미가 있다. 이러한 관점에서 본 연구를 시작하여 결과에서 오차가 있을지라도 공정 성능파악을 체계적으로 할 수 있었으며 화염 및 화학반응 모형 개선이 추후과제로 진행되어야 할 것이다.

참고문헌

- [1] Engin, T., and Ari, V., Energy Auditing and Recovery for Dry Type Cement Rotary Kiln Systems- A Case Study, *Energy Conversion and Management*, 46, 2005, 551-562.
- [2] Khurana, S., Banerjee, R. and Gaitonde, U., Energy Balance and Cogeneration for a Cement Plant, *Applied Thermal Engineering*, 22, 2002, 485-494.
- [3] Kabir, G., Abubakar, A. I. and El-Nafaty, U. A., Energy Audit and Conservation Opportunities For Pyroprocessing Unit of a Typical Dry Process Cement Plant, *Energy*, 35, 2010, 1237-1243.
- [4] Mujumdar, K. S. and Rande, V. V., Simulation of Rotary Cement Kilns Using a One-Dimensional Model, *Chemical Engineering Research and Design*, 84, 2006, 165-177.
- [5] Choi, H., and Lee, C., Modeling of a Combined Suspension Preheater and the Fluidized Calciner of a Cement Plant, *Journal of the Korean Institute of Chemical Engineers*, 25(4), 1987, 355-366.
- [6] Krokida, M., Marinos-Kouris, D. and Mujumdar, A. S., Rotary Drying(in Handbook of Industrial Drying), 3rd Ed., Taylor & Francis Group, London, 2006, 181-187.
- [7] Oritz, F., "Modeling of Fire-Tube Boilers", *Applied Thermal Engineering*, 31, 2011, 3463-3478.
- [8] Stairmand, C. J., Design and Performance of Cyclone Separators, *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 29, 1951, 356-573.
- [9] Swift, P., Dust Control in Industry, 2, *Steam Heat Engineer*, 38, 1969, 453-456.
- [10] Lapple, C. E., Process Use Many Collectors, *Chemical Engineering*, 58, 1951, 144.
- [11] Owens, W. D., Silcox, G. D., Lighty, J. S., Deng, X. X., Pershing, D. W., Cundy, V. A., Leger, C. B. and Jakway, A. L., Thermal Analysis of Rotary Kiln Incineration: Comparison of Theory and Experiment, *Combustion and Flame*, 86, 1991, 101-114.
- [12] Mintus, F., Hamel, S. and Krumm, W., Wet Process Rotary Cement Kilns: Modeling and Simulation, *Clean Technology Environment Policy*, 8, 2006, 112-122.
- [13] Eom, M., Hahn, T., Lee, H. and Choi, S., Performance Analysis Modeling for Design of Rotary Kiln Reactors (in Korean), *J. Korean Soc. Combust.*, 18(3), 2013, 9-23.
- [14] Smirnov, A. S., Lebedev, V. Y., Barulin E. P. and Gorlova, V. V., Mathematical model of flow in the reverse-flow cyclone (in Russian), *Khimiiia Khim, Tekhnologiiia*, 35, 108-113.
- [15] Basu, P., Kefa C. and Jestin, L., *Boilers and Burners Design and Theory*, Springer, New York, 1999, 334-338.
- [16] Raju, R. H., Chilton H. and Cecil, H., Gas-Solid Heat Transfer in Cyclone Heat Exchanger, Gas-Solid Heat Transfer in a Gas Cyclone, *Journal of the Indian Institute of Chemical Engineers*, 36(1-2), 1994, 58-62.
- [17] Yen, S. C., Lu, W. M. and Shung, S. C., Gas-Solid Heat Transfer in a Gas Cyclone, *Journal of the Chinese Institute of Engineers*, 21(4), 1990, 197-206.