

로터리킬른 반응기 설계를 위한 성능해석 모형

엄민재* · 한택진** · 이후경** · 최상민***

Performance Analysis Modeling for Design of Rotary Kiln Reactors

Minjae Eeom, Taekjin Hahn, Hookyung Lee and Sangmin Choi

ABSTRACT

A rotary kiln furnace is one of the most widely used gas-solid reactors in the industrial field. Although the rotary kiln is a versatile system and has different size, approach to the reactor modeling can be generalized in terms of flow motion of the solid and gas phases, heat transfer, and chemical reactions on purpose. In this paper, starting from a zero-dimensional model and extending to higher dimension and comprehensive models, overall procedure of the design development of rotary kiln reactors and considerations are presented. The approaches to performance analysis of the reactors are introduced and examples of application cases are presented.

Key Words : Rotary kiln design, Modeling step, Dimensional approach, Performance analysis

1. 서론

고체 원료 또는 연료가 주입되어 주위 기체와 상호 작용하는 기체-고체 반응기는 산업용 보일러, 소각로, 가스화기 뿐 아니라 시멘트 소성, 각종 금속광물 정련 등을 위한 목적으로 이용되고 있으며, 고체층 형태에 따라 고정층, 이동층, 비탈동반, 유동층, 로터리킬른 반응기 등으로 구분할 수 있다. 이 중 로터리킬른 반응기는 석회 및 시멘트 제조, 각종 금속의 환원, 폐기물 처리 및 소각, 식품 가공 등 다양한 산업분야에서 활용되고 있다[1].

로터리킬른은 Fig. 1과 같이 회전하는 원통형 반응기로 수평면에 대해 약간 기울어진 형태(1-3°)로 설치되며, 축을 기준으로 느린 속도(1-2rpm)로 회전하면서 킬른의 위쪽으로부터 투입된 반응제와 원자재를 이동시킨다. 고체물질은 회전방향으로 운동하면서 서서히 축방향으로 진행하므로 시스템 내 체류시간이 길어지고, 이 과정에서 충분한 반응 정도를 얻을 수 있다. 로터리킬른은 거의 모든 원료물질에 적용 가능하고, 전처리 과정을 거치지 않고 소각 및 연소가 가능하며, 처리목적에 따라 온도와 체류시간을 적절하게 조절할 수 있다는 장점이 있다. 하지만 소량의 처리에 부적합하고, 내화재의 손상이 심하

여 미연분과 비산분진이 많이 발생할 수 있으며, 다른 반응기에 비하여 열효율이 비교적 낮다는 단점이 있다[1]. 로터리킬른은 공정방식에 따라 습식과 건식, 열매체와 원료의 접촉방식에 따라 병류식과 향류식, 시스템 내부 가열방식에 따라 직접 가열식(연료 연소가스 사용)과 간접 가열식(전기 등 외부열원 사용)으로 분류할 수 있다.

로터리킬른은 종류와 사용목적에 따라 시스템의 크기, 운전조건, 열전달 메커니즘 등이 다르지만, 기체상과 고체층 사이의 열 및 물질 전달, 화학반응 등 주요 물리화학적 과정들은 매우 유사하다. 따라서 로터리킬른 내 고체층과 기체상 사이의 열물질 전달에 대한 접근방법은 일반화 될 수 있으며, 본 연구는 이에 대한 물리적 현상을 이해하고 정상상태에서 단계별 반응기 설계 접근방법과 의미, 고려사항을 정리하고자 한다. 또한 성능해석을 위한 모형 개발과정을 일반화하고 적용사례를 통해 결과 활용방안을 논의한다.

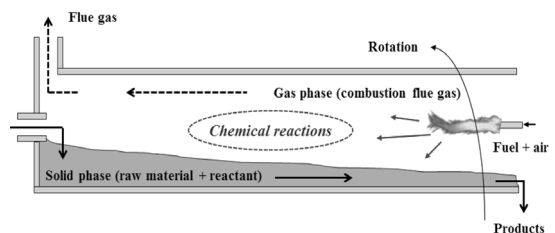


Fig. 1. Schematic diagram of a typical rotary kiln reactor.

* KAIST 기계공학과 (현재 소속: 현대 엔지니어링)

** KAIST 기계공학과

† 연락저자, smchoi@kaist.ac.kr

2. 물리화학적 고려사항과 단순화

2.1. 고체유동

로터리킬른 내 고체입자의 거동은 킬른의 직경, 회전속도, 기울기, 입자 안식각의 함수이다. 킬른의 회전력에 따른 단면에서 고체층의 움직임은 Rotational Froude 수($Fr = \omega^2 \cdot r/g$)에 의해 예측된다. 여기에서 ω 는 각속도, r 은 킬른의 반경, g 는 중력을 의미한다. 각속도 증가에 따라 미끄럼 모드(slipping mode, 고체입자들이 킬른 내벽을 따라 올라가지 못하고 미끄러지는 현상)부터 원심분리 모드(centrifuging mode, 킬른의 회전속도가 빨라 원심력이 중력보다 커져 고체입자들이 킬른 내벽을 둘러싸고 움직이는 현상)까지 예측할 수 있다[2]. 이 중 대부분의 로터리킬른은 Fig. 2와 같이 롤링 모드(rolling mode)에서 운전된다. 왜냐하면 이 운전조건에서 입자의 혼합이 최대화되며, 고체층 단면에서의 온도구배가 최소화되어 좋은 열물질 전달 특성을 보여주기 때문이다[1,3].

이 영역에서 고체층은 기체상과의 접촉 수준에 따라 두 개의 층으로 나눌 수 있다. 주위 기체와 접촉하여 반응에 참여하는 활성층(active layer)과 기체와 접촉이 없는 비활성층(passive layer)으로 단순화할 수 있다[3-6]. 활성층에서 입자는 기울어진 고체층 표면을 따라 반경방향으로, 기울기에 따라 축방향으로 반복 이동한다. 비활성층에서 입자는 킬른의 회전방향으로는 운동이 없으나 축방향으로 서서히 진행되는 것으로 가정한다. 반응기 회전에 의한 입자운동은 회전방향 및 중력에 의한 축방향의 합력에 의해 발생한다고 가정할 수 있다. 이를 축방향 면에서 거

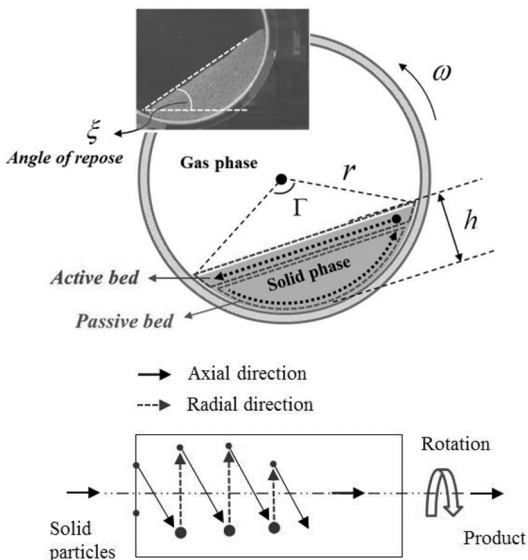


Fig. 2. Conceptual description of displacement of solid particles in a rotary kiln[3-5].

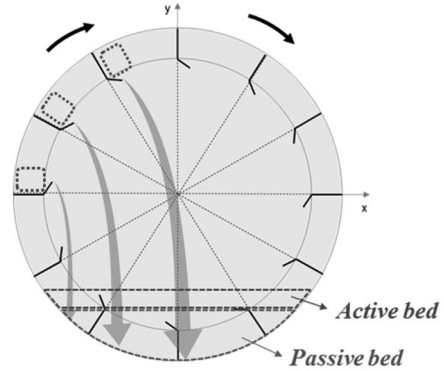


Fig. 3. Motion of solid particles with lifter - active and passive bed[6].

시적으로 보면 길이 방향으로의 움직임은 Fig. 2와 같이 규칙적으로 반복되는 두 가지 과정으로 단순화 할 수 있다[4,5]. 또한 Fig. 3과 같이 열물질 전달 및 혼합효과의 증진을 위해 킬른 내에 리프터(lifter or flight)가 설치되어 있을 경우 고체입자가 리프터에 의해 내벽을 타고 상승 후 낙하한다. 이 경우에는 (단위 시간에) 주위 기체와 접촉하는 활성층 영역이 더욱 확대되는 것으로 이해할 수 있다[6].

이러한 고체유동 특성을 갖는 로터리킬른 내에서 고체층의 축 방향 이송 속도에 따라 체류시간 및 체적유량이 결정되기 때문에 이송 속도를 예측하는 것은 중요하다. 반응기 반경, 회전속도, 기울기와 측정된 고체입자의 안식각을 안다면 반응기 내 고체입자의 평균 이송 속도는 식 (1)과 같이 계산될 수 있다 [1]. 여기서 r 은 반응기 반경, ϕ 은 기울기, ω 는 회전속도, ξ 은 입자의 안식각을 의미한다(Fig. 2).

$$\bar{u}_{axial} = 2\pi r \omega \left(\frac{\phi}{\sin \xi} \right) \quad (0^\circ < \xi < 90^\circ) \quad (1)$$

평균 체류시간은 식 (2)와 같이 킬른의 길이 L 을 이송 속도로 나누어 구하며,

$$\bar{\tau} = \frac{L \sin \xi}{2\pi r \omega \phi} \quad (2)$$

고체층 체적유량 q 는 식 (3)과 같이 이송 속도에 킬른의 단면적 A_x 를 곱하여 구해 준다. 여기서 h 는 반응기 단면에서 볼 때, 충전된 고체층의 최장 높이를 말한다(Fig. 2).

$$q = \int \bar{u}_{axial} dA_x = \frac{4\pi\omega}{3} \left(\frac{\phi}{\sin \xi} \right) (2rh - h^2) \quad (3)$$

2.2. 열전달 및 화학반응

로터리킬른 내부에 주입된 원료 입자는 기체상 또는 고체상의 주위 반응제와 화학반응(물질 전달)을 한다. 목적인 반응에 필요한 열을 공급하기 위해 일반적으로 화석연료를 연소시켜 연소가스를 사용하거나(직접 가열식) 벽 외부에서 열을 공급(간접 가열식) 할 수 있다[7-9]. 이를 표현하기 위해서는 (직접 가열식의 경우 연소모형과 함께) 로터리킬른 내에서 발생하는 주요 열물질 전달 메커니즘을 알아야 한다. 기존 연구들에서 이미 로터리킬른 내 열전달에 대한 연구가 많이 진행되었으며[6-12], Fig. 4는 이에 대한 개념도를 보여준다. Fig. 5는 보다 자세한 열전달 메커니즘을 보여준다. 여기에는 각각 형태가 다른 고체입자, 기체상, 킬른 벽면 사이의 복잡한 전도, 대류, 복사 열전달이 있지만 실제로 모두 다루기 어렵기 때문에 대부분 반응기 모형에서는 각 상(phase)을 연속체로, 열물질 전달 메커니즘을 단순화하여 표현한다.

반응기에 따라 각 열전달 현상의 중요도 및 열전달 계수는 다르지만 열전달에 의해 고체입자의 승온 및 반응에 필요한 열량이 공급된다. 일반적으로 내부 온도가 높을수록 반응은 더 빠르게 이루어지기 때문에 열전달과 화학반응, 그리고 이어지는 물질 전달은 서로 밀접하게 관련되어 있다.

열전달에 의해 고체에 전달된 열량은 손실된 열량을 제외하고 입자의 승온 및 건조, 소성, 환원 등 여러 화학반응에 사용된다. 고체층에 전달된 열량 중 반응에 사용되는 열량과 고체입자의 온도 상승에 사용되는 열량 분배는 해당 화학반응의 평형상수 또는 반응속도를 적용하여 결정될 수 있다[13].

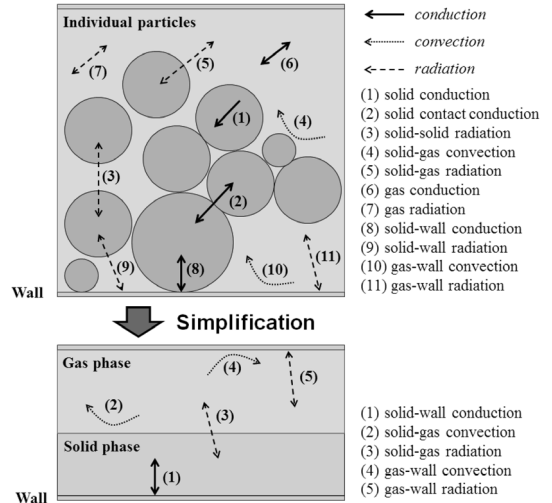


Fig. 5. Simplification of heat transfer mechanism in a rotary kiln.

$$K_{eq}(T) = \frac{[R]^{\rho}[S]^{\sigma}}{[A]^{\alpha}[B]^{\beta}} \quad (4)$$

$$\frac{dm_A}{dt} = -k[C_A][C_B] \text{ where, } k = k_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (5)$$

in reaction, $\alpha A + \beta B \rightarrow \rho R + \sigma S$ (ΔH_r° [kJ/mol])

식 (4)는 일반적으로 알려진 온도의 함수인 평형상수를 통한 화학종들의 열역학적 관계를 보여주고, 식 (5)는 반응속도 상수를 사용한 아레니우스 식 형태의 반응률 모형을 나타낸다. 화학반응의 메커니즘은 반응기의 사용목적(연소, 소성, 환원 등)에 따라

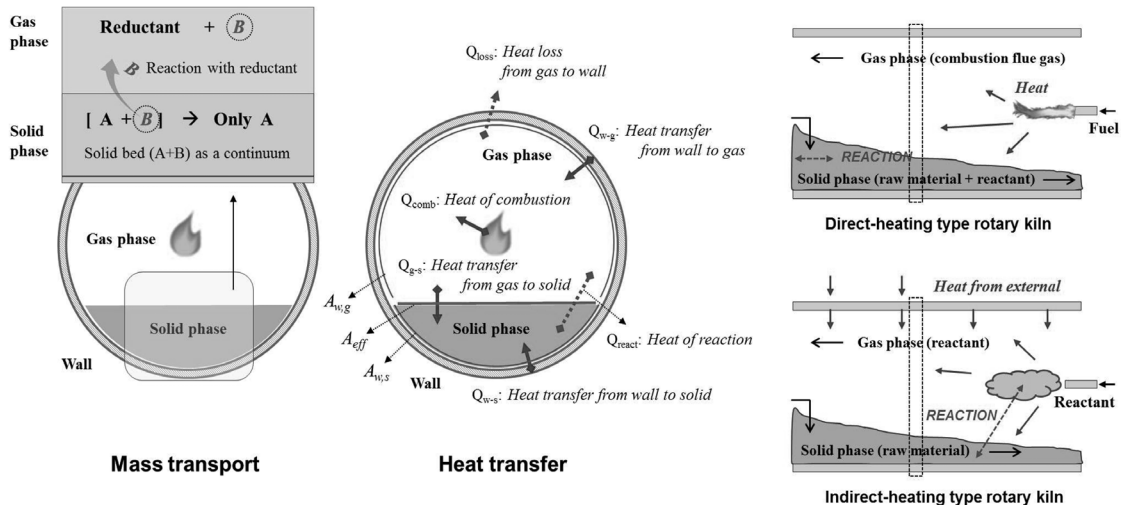


Fig. 4. Material flow and heat transfer mechanism in a rotary kiln.

여러 경우가 있고, 이에 대해 적절하게 단순화된 메커니즘을 사용할 수 있다. 또한 적절한 운전조건 범위 내에서 적용할 수 있는 상수들을 문헌으로부터 인용할 수 있다[13-15].

3. 단계적 모델링-차원적 접근방법

3.1. 반응기 출입 열물질 정산(0차원)

로터리킬른 기본 설계와 운전 평가를 위한 기초적인 부분은 반응기를 완전 혼합된 0차원 반응기(perfectly-mixed reactor)로 가정하고 수행하는 열물질 정산이다. 실제 시스템은 주어진 기하학적 형상 내 운전조건에서 시간과 공간에 따라 열물질 전달과 화학 반응의 정도가 달라지는데, 0차원 모형은 앞서 설명한 유동에 관한 개념을 고려하지 않고 반응기 내에 주입된 물질들의 체류시간이 충분하여 반응이 완전하게 (시간이 무한대로) 진행되었다고 가정된 이상적인 모형이다. 공간적인 개념 없이 하나의 검사체적과 입출구만이 고려되고 여기에 들어가고 나오는 양이 질량 보존법칙과 에너지 보존법칙을 바탕으로 계산된다.

Fig. 6은 로터리킬른에서 발생하는 열 및 물질 정산에 대한 개념도를 보여준다. 직접 가열식 반응기의 경우 전체 시스템을 연소실과 반응기로 나누어

생각할 수 있다. 투입된 물질들은 반응기에서 혼합, 반응, 물질 전달 현상을 거쳐서 에너지 방출 및 물질 전환이 발생하며 그 결과는 처리된 광석, 부산물, 배출가스, 반응기 및 주위로의 열손실 그리고 불완전 연소에 의한 열손실 등으로 나타난다. 가열 방식에 따라 고려해야 하는 출입 열물질이 다를 수 있다. 예를 들어, 직접 가열식 반응기의 경우 연료의 연소와 관련된 항들이 추가되고, 간접 가열식 반응기의 경우 공급되는 외부열원에 대한 항이 고려되어야 한다. 각각의 인자들에 대한 계산방법은 다음과 같다.

3.1.1. 물질 정산(Mass balance)

시스템에 투입되는 물질로는 기본적으로 원료 광석과 반응제가 있고, 생성물질로는 처리된 광석과 배출가스 등의 부산물이 있다. 직접 가열식이라면 연료와 연소용 공기가 투입되고 연소가스가 생성될 것이다. 이를 수식으로 표현하면 식 (6)과 같이 질량 보존식 형태로 나타낼 수 있으며, 각 인자들의 의미와 계산방법은 다음과 같다.

$$\sum_i \dot{m}_i = \sum_e \dot{m}_e \tag{6}$$

- i : raw material, reactant, fuel, inlet air (oxidizer)
- e : product, by-product, exhaust gas

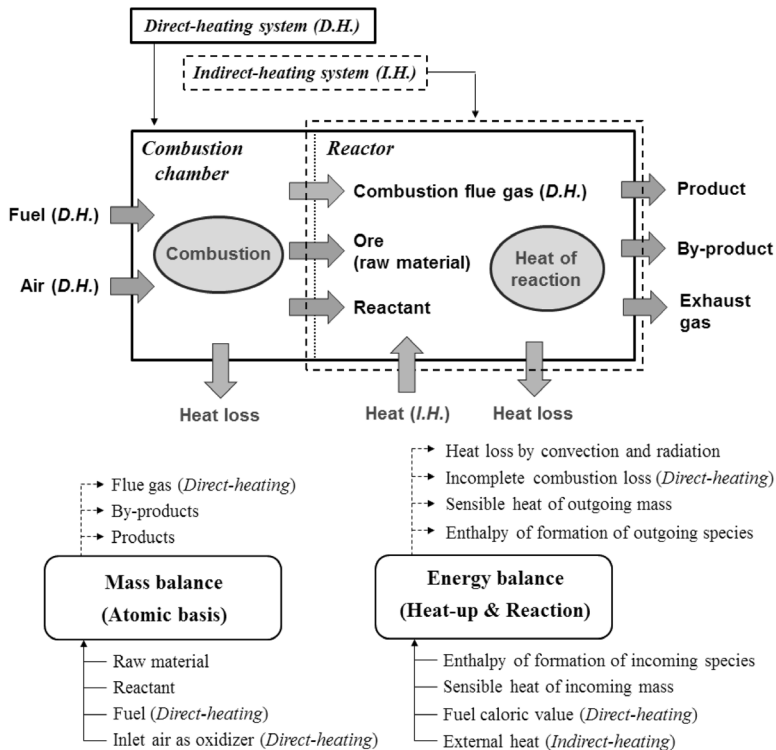
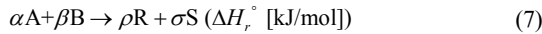


Fig. 6. Conceptual diagram of mass and energy balance for a zero-dimensional steady flow reactor model.

① 광석 처리량 결정 및 특성 분석

원료 광석의 처리량을 결정하는 과정에는 처리량 뿐 아니라 처리 대상 광석의 화학적 성분 및 반응 특성을 분석하여 반응기 내에서 발생하는 열화학 반응식을 결정하는 것도 포함된다. 목표 생산물의 양을 결정한 후 광석 내 성분의 중량을 실험적으로 파악하면(로터리킬른 내 공정상의 손실을 무시한다면) 필요한 원광석의 양이 도출된다. 광석의 환원 등에 사용되는 반응제의 종류를 결정한 후 발생하는 반응식을 구성한다. 이들의 반응식은 중간 반응을 포함한 여러 단계의 반응식이 있을 수 있지만 0차원 모형에서는 반응물이 모두 생성물로 전환되었다고 가정하기 때문에 식 (7)과 같이 완전 반응식이 사용된다.



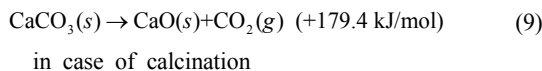
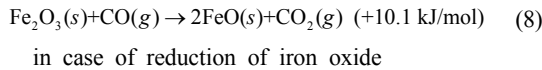
A : raw material

B : reactant (such as reductant)

R : product

S : by-product

예를 들어, 로터리킬른 내에서 발생하는 대표적인 반응으로는 산화철(Fe₂O₃)의 환원 과정과 석회석(CaCO₃)의 소성 과정이 있다. 식 (8)과 (9)는 각각 표준상태에서 열화학 반응식을 나타낸다.



② 반응제와 생성물의 양

화학 양론적으로 살펴보면 식 (7)에 의해 환원 등에 필요한 반응제와 생성 부산물의 양이 결정된다. 여기서 고려해야 할 점은 최종적으로(완전 반응이 아닐 때) 생성된 물질의 양이 알려진 값이라면, 또는 반응을 기준으로 시스템 효율이 100%가 아닌 특정 값이라면 내부에서 반응하지 않고 배출된 원광석의 양을 고려하여 반응식이 수정될 수 있다.

③ 연료 주입량

직접 가열식의 경우 필요한 열을 공급하기 위해 연료를 연소시킨다. 여기에 필요한 연료 주입량은 반응기 내 물질의 반응열과 열손실 등을 모두 고려한 열정산 후 시스템에서 요구되는 열을 연료의 발열량과 관련지어 결정될 수 있다.

Table 1. Theoretical amount of oxygen and air on atom composition of fuel

	A _w	Complete reaction	A _{m,O₂} [kg/kg]	A _{m,air} [kg/kg]
C	12.0	C + O ₂ = CO ₂	32/12.0	A _{m,O₂} * (100/23.2)
H	1.01	H + 1/4O ₂ = 1/2H ₂ O	8/1.01	
O	16.0	O = 1.2O ₂	-32/32	
N	14.0	N = 1/2N ₂	0	
S	32.1	S + O ₂ = SO ₂	32/32.1	

Table 2. Theoretical amount of combustion flue gas on product species and excess air ratio (EAR)

	M _w	Amount of flue gas [kg/kg]
CO ₂	44.01	(44.01/12.01)·C
H ₂ O	18.02	(9.01/1.01)·H
O ₂	32.00	(A _{m,air})*(EAR-1)*23.2*0.01
N ₂	28.02	(A _{m,air})*EAR*76.8*0.01
SO ₂	64.07	(64.07/32.1)*S

④ 연소용 공기 주입량

연소에 필요한 공기는 일반적인 화석연료의 경우, 이론공기량 즉 완전연소에 필요한 최소 공기량의 1-1.2배 정도 주입한다(과잉 공기비, excess air ratio). 이를 결정하기 위해서는 연료의 구성원소별 산화반응을 고려해야 한다. 연료의 연소특성을 결정하는데 있어 가장 기초적인 인자는 연료의 화학적 성분이다. 원소분석을 통해 연료를 C_xH_yO_zN_mS_n 형태로 구성되었다고 가정하면 연료의 구성원소별 이론 연소용 산소량과 공기량은 Table 1과 같이 계산된다. 연료에 포함된 산소는 산화제의 역할을 하므로 필요 공기량을 줄이는데 영향을 준다. 이를 종합하여 공기 주입량(A_{m,air})계산식으로 표현하면 식 (10)과 같다.

$$A_{m,air} = 11.49(C) + 34.14(H) + 4.297(S) - 4.310(O) \quad (10)$$

$$11.49 = (32/12.0)*(100/23.2)$$

$$34.14 = (8/1.01)*(100/23.2)$$

$$4.297 = (32/32.1)*(100/23.2)$$

$$4.310 = (-32/32)*(100/23.2)$$

$$\text{unit is [kg/kg], based on mass O}_2 : \text{N}_2$$

$$= 23.2 : 76.8 \text{ [%] in air}$$

⑤ 연소가스 발생량

연소에 의해 발생하는 연소가스의 양은 반응기 체적결정 및 이후에 기체가 통과하게 되는 부대설비들의 용량을 결정하는데 필요하다. 과잉 공기비를 고려할 때 각 원소의 연소에 의한 연소가스 발생량은 Table 2와 같다. 로터리킬른은 긴 원통형 용기로서

원형 덕트 내 유동으로 가정될 수 있기 때문에 반응기의 규모가 결정된 상태라면 연소가스 발생량을 통해 시스템 내부에서 기체의 선속도를 예상할 수 있다.

3.1.2. 열 정산(Heat balance)

열정산은 반응기 내 입열과 출열이 균형을 이루는 것으로 계산이 된다. 식 (11)은 앞서 언급한 물질 정산을 바탕으로 한 에너지 평형 관계식을 보여준다. 이에 앞서 직접 가열식 반응기의 경우 연료의 발열량과 발생하는 연소가스의 비열에 대한 정보를 파악해야한다. 연료의 발열량은 대부분 실험적으로 측정하거나 원소분석결과를 이용하여 경험식을 통해 발열량을 예측할 수 있다.

$$\sum_i \dot{H}_i + \sum \dot{Q}_{source} + \sum \dot{Q}_{react} - \sum \dot{Q}_{loss} = \sum_e \dot{H}_e \quad (11)$$

i : sensible heat of incoming materials
 e : sensible heat of outgoing materials
 $source$: internal heat by combustion or external heat
 $react$: exothermic ($\dot{Q} > 0$) or endothermic ($\dot{Q} < 0$)
 $loss$: heat loss to wall by convection and radiation

연소가스의 비열은 연소가스의 열용량 및 열전달 계산에 필요하며, 온도 및 연소가스 구성성분의 비율에 따라 달라진다. 비열은 온도에 따라 변하기 때문에 Table 3에 나타난 계수를 사용하여 식 (12)와 같은 방식으로 단순화하여 계산한다.

$$\bar{C}_{p,g} = \sum_{i=1}^n a_i m_i + T \cdot \sum_{i=1}^n b_i m_i \quad (12)$$

열정산을 위한 각 인자들의 의미와 계산방법은 다음과 같다.

3.1.2.1. 입열량 계산

① 연소가스의 현열

직접 가열식 로터리킬른은 0차원 모형에서 Fig. 6과 같이 연소실과 반응기가 연결된 시스템으로 생각

Table 3. Specific heat capacity coefficients of chemical species[16]

Species	a [J/kg.K]	b [J/kg.K ²]
CO ₂	839.07	0.4789
H ₂ O	1835.8	0.6220
N ₂	1034.6	0.2000
O ₂	914.12	0.2178
Air	987.28	0.2025

할 수 있다. 반응기에서의 열정산을 위해 연소실에서 생성된 연소가스가 현열을 가지고 들어간다. 식 (13)은 이를 구하기 위해 연소실 내에서 입출열 차이를 나타낸 식이다. 각 항의 의미는 아래에 자세히 설명된다.

$$\dot{Q}_{source} = \dot{E}_f + \dot{H}_f + \dot{H}_{air} - \dot{H}_{ash} - \dot{Q}_{ub} \quad (13)$$

- 연료 현열과 발열량 : 연료 현열은 식 (14)와 같이 연료가 반응기에 투입될 때 가지고 들어오는 온도에 의한 상대 에너지로서 기본적으로 열물질 정산에서는 0°C가 기준온도로 쓰인다. 또한 연소에 의한 연료의 발열량은 식 (15)와 같이 연료의 저위발열량을 투입량으로 곱하는 것으로 계산된다.

$$\dot{H}_f = W_f \cdot C_{p,f} \cdot T_f \quad (14)$$

$$\dot{E}_f = LHV_f \cdot W_f \quad (15)$$

W_f : mass flow rate of fuel [kg/s]
 $C_{p,f}$: specific heat of fuel [kJ/kg.K]
 T_f : temperature of fuel [K]
 LHV_f : lower heating value of fuel [kJ/kg]

- 연소용 공기의 현열 : 연소용 공기는 대부분 연료의 연소반응성을 높이기 위해 가열되어 주입된다. 공기의 비열은 온도에 따라 크게 변화가 없으며(예를 들어, 27°C에서 1.005 kJ/kg.K, 227°C에서 1.029 kJ/kg.K) 열물질 정산에 참여하는 비율이 높지 않아 다음과 같은 식 (16)이 이용된다.

$$\dot{H}_{air} = W_{air} \int_{T_0}^T C_{p,air}(T) dT \approx W_{air} \cdot \bar{C}_{p,air} \cdot T_{air} \quad (16)$$

W_{air} : mass flow rate of air for combustion [kg/s]
 T_{air} : temperature of air [K]

- 미연분 손실 : 석탄 등의 연료 중 탄소성분이 반응 후 모두 이산화탄소로 완전히 연소되지 못하고 일부가 불완전 연소물질인 일산화탄소로 전환됨에 따른 열손실을 의미한다. 물론 일산화탄소 이외에도 메탄, 수소 등의 다양한 불완전 연소물질들이 존재하지만 그 비율이 낮아 무시한다.

$$\dot{Q}_{ub} = W_f \frac{28C}{12} \left(\frac{X_{CO}}{X_{CO} + X_{CO_2}} \right) H_{CO} \quad (17)$$

X : mole fraction of species
 H_{CO} : heat of reaction of CO [kJ/kg]

• 재의 현열에 의한 손실 : 반응기에서 반응을 끝낸 바닥재는 배출된다. 이때 재의 온도는 상당히 고온이기 때문에 재의 질량이 갖고 있는 현열은 열손실에 해당한다. 이는 식 (18)과 같이 계산할 수 있고, 재의 비열은 대략 1 kJ/kg.K으로 가정한다.

$$\dot{H}_{ash} = W_f \cdot \left(\frac{A}{1 - A_c} \right) \cdot C_{P,ash} \cdot T_{ash} \quad (18)$$

A : mass fraction of ash in fuel
 A_c : unburned carbon mass fraction in ash
 $C_{P,ash}$: specific heat of ash \approx 1kJ/kg.K
 T_{ash} : temperature of ash [K]

② 외부 열원에 의한 열량

간접 가열식의 경우 반응기 내 물질의 승온, 반응열, 열손실 등을 모두 고려한 열정산 후 시스템에서 요구되는 외부 열원의 양이 구해지게 된다. 공급열량 계산에 관하여는 다음 절에 구체적으로 언급된다.

③ 광석과 반응제의 현열

연료의 현열과 마찬가지로 광석과 반응제가 반응기에 투입될 때 가지고 들어오는 온도에 의한 상대 에너지로써 식 (19)와 같이 계산된다.

$$\dot{H}_{i,k} = W_{i,k} \cdot C_{P,k} \cdot T_k \quad (19)$$

k : raw material and reactant

3.1.2.2. 출열량 계산

① 대류에 의한 열손실

공급열로 인해 고온의 상태에 있는 기체 반응제는 반응기 벽면과의 대류 열전달에 의해 열을 방출하게 된다. 반응기 내 열유동을 단순 덕트 내 유동으로 가정하면 식 (20)과 같은 열전달 식을 사용할 수 있다. 열전달 계수는 여러 문헌에서 제시한 관계식 또는 실험값 중 모형에 적용 가능한 것을 찾아 적용할 수 있다[8-15]. 벽 온도의 경우 상온으로 가정할 수 있거나 실제 운전 중인 시스템이 있다면 측정을 통해 대입할 수 있다. 열전달이 발생하는 면적은 Fig. 4와 같이 기체와 벽면이 만나는 면적으로 고려한다.

$$\dot{Q}_{conv} = hA_{w,g} (T_g - T_w) \quad (20)$$

h : convective heat transfer coefficient [W/m².K]
 $A_{w,g}$: contact area between gas phase and wall [m²]

② 복사에 의한 열손실

반응기 내부 기체의 온도가 올라갈수록 복사에 의한 열전달이 급격하게 증가되며 벽으로의 열손실 역시 증가된다. 복사 열전달을 계산하기 위해 식 (21)과 같은 경험식이 주로 사용된다[17]. 관계되는 가스 방사율과 흡수율 등은 대류 열전달과 마찬가지로 여러 문헌에서 제시한 관계식 또는 실험값 중 모형에 적용 가능한 것을 찾아 적용할 수 있다[18-21].

$$\dot{Q}_{rad} = A_{w,g} \sigma (\epsilon_w + 1) \left(\frac{\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_w^4}{2} \right), \text{ where } \epsilon_w > 0.8 \quad (21)$$

σ : Stefan-Boltzmann constant = 5.67×10^{-8} [W/m².K⁴]
 ϵ_w : emissivity of wall surface
 ϵ_g : emissivity of gas phase
 α_g : absorptivity of gas phase

③ 배출 광석, 부산물 및 배출가스의 현열

최종적으로 반응기에서 배출되는 처리된 광석과 생성된 부산물, 배출가스의 현열은 식 (22)와 같이 고려된다. 생성물의 온도는 상온으로 가정할 수 있거나 실측을 통해 대입할 수 있다.

$$\dot{H}_{e,k} = W_{e,k} \cdot C_{P,k} \cdot T_k \quad (22)$$

k : product, by-product, and exhaust gas

3.1.2.3. 반응열 및 공급열량 계산

승온과 화학반응은 로터리킬른 내에 열량을 공급하는 원인이기 때문에 열정산 후 필요 연료량과 산화제량 또는 외부 가열량 선정 시 중요한 인자로 작용한다. 반응열은 앞서 식 (7)과 같이 정해진 반응식에서 식 (23)과 같이 생성물이 가진 생성열(enthalpy of formation)의 총합에서 반응물이 가진 생성열의 총합의 차이로써 구할 수 있다[22]. 식 (8), (9)와 같은 열화학 반응식에서 표준 생성 엔탈피를 사용하는 것은 반응물 및 생성물의 상변화를 모두 고려하는 것이기 때문에 전체 필요열(승온을 위한 현열과 반응열)이 합이라 할 수 있다[23]. 또한 엔탈피를 가지고 에너지 평형을 고려하는 것은 반응기가 등압 상태라는 점이 가정된다.

$$\dot{Q}_{\text{reac}} = \sum \Delta v_p \Delta H_f^\circ(\text{products}) - \sum \Delta v_r \Delta H_f^\circ(\text{reactants}) \quad (23)$$

- v_p : stoichiometric coefficient of the products
 v_r : stoichiometric coefficient of the reactants
 ΔH_f° : standard enthalpy of formation for the reactants or the products ($\Delta H_f^\circ > 0$: endothermic, $\Delta H_f^\circ < 0$: exothermic)

위 항목들을 모두 고려하여 연소가스의 온도와 각 열량은 기체의 현열과 함께 반복 계산을 통해 구해진다. 대류 및 복사 열손실은 온도의 함수이고 각 온도에 따른 생성 엔탈피 값이 다르기 때문에 연료 유량 또는 외부 가열량의 초기치를 가정하여 계산하고 그 값으로부터 오차가 줄어드는 방향으로 반복 계산하여 오차가 기준 범위 안에 있을 때의 값이 시스템에 필요한 총 열량이 된다.

시스템 내에서는 다양한 물리화학적 현상이 발생하므로 반응기를 단순하게 완전 혼합된 이상적인 시스템으로 가정하는 것은 실제상황을 모사하기에 한계가 있지만 0차원 모형으로부터 로터리킬른 성능에 영향을 주는 요소들을 찾을 수 있기 때문에 중요한 단계라 할 수 있다. 열물질 정산을 통해 반응기에 출입하는 물질과 에너지의 사용관계를 파악하여 필요한 반응기(단순 기체 부피 등을 통해) 규모를 일차적으로 예측할 수 있기 때문이다. 반응기의 설계를 위해서는 위 항목들 외에도 실제 반응기 내 상황에 영향을 끼치는 인자들이 많으며, 석탄 등 고체연료의 경우 성상의 불균일성이 심하기 때문에 결과에 대한 고찰이 필요하다.

3.2. 축(길이) 방향 진행형 (1차원)

로터리킬른의 1차원 해석은 반응기 내 운전조건을 고려하여 축(길이)방향으로 변화하는 온도, 화학종의 분포 및 반응률을 예측하기 위한 방법이다. 로터리킬른은 거시적으로 보면 반경방향보다 체류시간에 따른 길이방향으로의 물질 흐름이 중요시되기 때문에 정상상태 1차원 모형은 반응기 설계를 위한 의미 있는 결과들을 준다[9,20,24]. 0차원 모형으로부터 길이의 개념이 도입됨으로써 2장에서 언급한 물리화학적 현상의 모형이 적용된다. 단위 길이 또는 단위 시간 내에서 발생하는 현상이 각각 정해진 반응기 길이 또는 체류시간에 따라 진행됨에 따라 열물질 전달의 정도(degree of heat and mass transport)에 대한 개념이 더해지고 로터리킬른 축방향에 따른 이들의 분포와 중간 상황을 예측할 수 있다.

Fig. 7은 1차원 반응기 모형의 개념을 나타낸 그림으로써 로터리킬른을 길이방향으로 수 개의 시스템으로 나누어 고려한다. 각 셀은 길이 dx 를 갖는 균일

한 검사체적으로 가정되고, 기체상과 고체층은 서로 열물질 전달을 하며 반대방향으로 진행한다. 각 셀에서 고체층의 체류시간은 전체 체류시간 중 일부를 차지하며 기체상 유동은 균일유동(plug flow)으로 가정되어 덕트 내 유동과 같은 형태로 고려된다. 수많은 입자의 개별적인 행동을 고려하는 것은 어렵기 때문에 고체층 역시 균일한 연속체로 충분히 잘 혼합되어 있다고 가정된다. 단위 검사체적에서 기체상과 고체층에 대한 물질 전달 및 평형식은 식 (24), (25)와 같이 표현되고, 열량 전달 및 평형식은 식 (26), (27)과 같이 나타낼 수 있다. 기체상 및 고체층이 여러 화학종의 혼합물일 경우 비열은 각 화학종의 몰분율을 고려하여 위에서 언급한 식 (12)와 같이 계산할 수 있다[22].

$$\frac{dn_{g,i}}{dx} = \sum_j (v_{g,i,j} \cdot r_j)_{\text{prod}} - \sum_j (v_{g,i,j} \cdot r_j)_{\text{react}} \quad (24)$$

in gas phase

$$\frac{dn_{s,k}}{dx} = \sum_m (v_{s,k,m} \cdot r_m)_{\text{prod}} - \sum_m (v_{s,k,m} \cdot r_m)_{\text{react}} \quad (25)$$

in solid phase

- $n_{g,i}$: molar flow rate of gas species i
 $n_{s,k}$: molar flow rate of solid species k
 $v_{g,i}$: stoichiometric parameter for gas component i in the j th reaction
 $v_{s,k,m}$: stoichiometric parameter for solid component k in the m th reaction
 r_j : reaction rate of j th gas-involved reaction [kmol/s]
 r_m : reaction rate of m th solid-involved reaction [kmol/s]

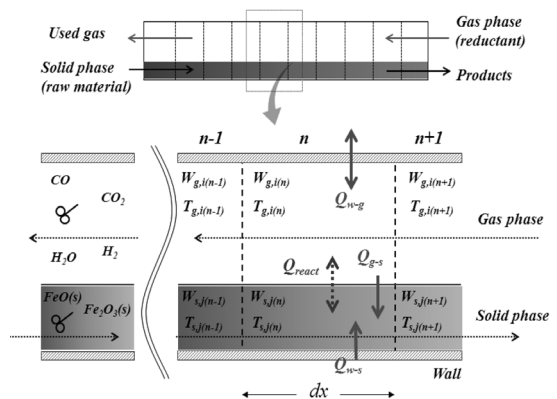


Fig. 7. Conceptual diagram of a one-dimensional steady flow reactor model.

$$\frac{d(W_{g,mix} \bar{C}_{p,g,mix} T_g)}{dx} = \dot{Q}_{g-s} + \dot{Q}_{w-g} + \dot{Q}_{source} + \sum_j (\Delta H_{r,j}^o) \cdot r_j \quad (26)$$

$$\text{where, } W_{g,mix} = \sum_i W_{g,i}$$

in gas phase

$$\frac{d(W_{s,mix} \bar{C}_{p,s,mix} T_s)}{dx} = -\dot{Q}_{g-s} + \dot{Q}_{w-s} + \sum_m (\Delta H_{r,m}^o) \cdot r_m \quad (27)$$

$$\text{where, } W_{s,mix} = \sum_k W_{s,k}$$

in solid phase

Contact surfaces are shown in Fig. 4.

\dot{Q}_{g-s} : heat transfer at the contact surface between the gas phase and the solid phase, A_{eff}

\dot{Q}_{w-g} : heat transfer at the contact surface between the wall and the gas phase, $A_{w,g}$

\dot{Q}_{w-s} : heat transfer at the contact surface between the wall and the solid phase, $A_{w,s}$

\dot{Q}_{source} : heat of combustion(in direct-heating reactors) or external heat from wall(in indirect-heating reactors)

$\Delta H_{r,j}^o$: heat of reaction in j th gas-involved reaction

$\Delta H_{r,m}^o$: heat of reaction in m th solid-involved reaction

[-] means exothermic reaction such as combustion

[+] means endothermic reaction such as reduction

물질 전달은 해당 화학 반응식의 반응률에 따라 반응물에서 생성물로 변화하며 발생한다. 반응률은 반응물의 농도와 온도의 함수이고 많은 모형에서 운전 데이터와 비교를 통한 타당성을 고려하여 아레니우스 식 형태의 모형을 사용한다[9,20,24-28]. 각 셀에서 기체상과 고체층의 온도는 반응률에 영향을 미치는 가장 중요한 변수이며 위 식에서와 같이 반응기 내에서 발생하는 여러 열전달 메커니즘을 계산하여 구해진다. 연소 또는 외부가열(벽면으로부터 받은 열량)로부터 얻은 열량 중 고체층의 온도를 상승 시키는데 사용된 열량, 화학반응에 사용된 열량, 벽면으로 손실된 열량이 계산되면 해당 셀에서 기체상과 고체층의 온도가 연결되어 계산된다. 위에서 언급된 수식에 관계된 인자들의 의미와 계산방법은 다음과 같다.

① 화학 반응률

단위 시스템에서 열물질 전달률은 화학 반응률과 긴밀한 관계에 있다. 시간 또는 공간의 진행에 따른

반응 정도는 열물질 전달에 직접 영향을 미치기 때문에 반응률 결정에 대한 이해가 필요하다. 일부 모형에서는 각 검사체적에 평형상수를 도입하여 화학종의 평형상태(local equilibrium)를 반응기 길이와 체류시간을 기준으로 나누어 고려한 모형과, 식 (28)과 같이 아레니우스 식을 통해 물질 전달률 및 반응열을 고려하고 있다. 이는 화학반응 속도상수의 온도 의존성을 설명하기 위한 경험식으로써, 빈도인자(k_0), 활성화 에너지(E_a), 기체상수(R), 온도(T), 반응물 A , B 의 농도 $[C_A]$, $[C_B]$ 의 함수로 표현한다. 반응속도는 반응물의 변화량과 생성물의 발생으로 연결되고 해당 반응열을 방출 또는 흡열한다. 온도범위가 넓은 때에는 엄밀히 빈도인자와 활성화 에너지 역시 온도의 함수가 되지만 이를 단순화 하여 상수로 가정한다. 그러므로 정확한 변수 결정이 필요하고 이를 위해 측정치와의 비교를 통한 모형 조율이 필요하다.

$$r = -k[C_A][C_B] \quad \text{where, } k = k_0 \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (28)$$

k : rate constant

C_A , C_B : concentration of species A and B , respectively [kmol/m³]

k_0 : pre-exponential factor

E_a : activation energy [kJ/kmol]

R : gas constant [kJ/kmol.K]

② 연료 발열(연소)

직접 가열식 반응기는 연료의 연소를 통해 필요한 열을 공급하기 때문에 적절한 연소모형을 통한 발열량이 에너지 평형식에 추가된다. 0차원 반응기 모형에서는 반응열, 열손실 등을 고려한 후 최종 필요 연료량 및 공기량에 대한 정보를 얻었다면 1차원 모형에서 그 정보들은 초기 및 경계 조건으로 활용된다.

반응기의 내부 상황 예측에 초점을 맞춘다면 복잡한 연소현상을 자세히 다루는 것 보다 단순모형을 사용하는 것이 유용하다. 예를 들어, 1차원 모형의 특성상 연료가 가진 에너지를 축방향으로 방출하는 식 (29)와 같은 열방출 속도 모형을 적용하여도 적절한 모사성을 가질 수 있다[25].

$$\dot{Q}_{source} = \dot{Q}_{comb} \left[1 - \exp\left(-\tau \frac{x}{L_f}\right) \right] \quad (29)$$

τ : heat release constant

③ 전도 열전달

로터리킬른에서 단순화된 열전달 메커니즘은 Fig. 5와 같이 나타낼 수 있다. 전도에 의한 열전달 효과

는 식 (30)과 같이 고체층과 벽면 사이에서 이루어지고 해당 열전달 상수는 문헌을 참고할 수 있다[8]. 고체층의 확산과 전도율을 측정된 후 충전율에 따른 증식속으로부터의 각을 안다면 킬른의 운전조건을 사용하여 열전달 상수를 예측할 수 있다. 열전달 상수에 포함된 비례상수는 실험을 통해 조정할 수 있다. 하지만 전도에 의한 열전달량은 대류와 복사 에 비해 상대적으로 작은 양이므로 더 단순한 모형에서는 고려하지 않을 수 있다[1].

$$\dot{Q}_{cd,w-s} = A_{w,s} h_{w,s} (T_w - T_s) \quad (30)$$

$$h_{w,s} = 11.6 \frac{k_s}{A_{w,s}} \left(\frac{\omega r^2 \Gamma}{\alpha_s} \right)$$

- $h_{w,s}$: conductive heat transfer coefficient [W/m².K]
- $A_{w,s}$: contact area between the solid phase and the wall [m²]
- k_s : thermal conductivity of solid phase [W/m.K]
- Γ : angle of fill of the kiln [rad]
- α_s : thermal diffusivity of solid phase [m²/s]

④ 대류 열전달

가열된 기체 반응제와 고체층, 벽면 사이에는 대류 열전달이 발생한다. 이는 식 (31)과 같이 나타낼 수 있으며 가열방식에 따라 열전달 방향이 다를 수 있다. 예를 들면, 직접 가열식 반응기의 경우 기체상의 온도가 높기 때문에 상대적으로 낮은 벽으로 방출될 수 있고(열손실), 간접 가열식 반응기의 경우 벽면 온도가 기체상 보다 더 높기 때문에 벽면에서 기체상으로 열전달이 발생한다.

$$\dot{Q}_{cv,g-s} = h_{eff} A_{eff} (T_g - T_s) \quad (31)$$

$$\dot{Q}_{cv,g-w} = h_{w,g} A_{w,g} (T_g - T_w)$$

- $h_{eff}, h_{w,g}$: convective heat transfer coefficient [W/m².K]
- A_{eff} : contact area between the gas phase and the solid phase [m²]
- $A_{w,g}$: contact area between the gas phase and the wall [m²]

열전달 계수는 여러 문헌에서 제시한 관계식 또는 실험값 중 모형에 적용 가능한 것을 찾아 적용할 수 있다[8-15]. 본 모형에서는 식 (32) 형태의 열전달 상수를 사용한다. 이는 회전에 의한 레이놀즈 수의 영향을 고려한 식으로써 충전율에 대한 함수이다. 이로써 고체층의 충전율은 열전달 상수에 영향을 미치는 중요한 인자라는 점이 인식되고 정확히 측정되어야 한다.

$$h_{eff} = 0.46 \frac{k_g}{D_e} Re_d^{0.535} Re_\omega^{0.104} \eta^{-0.341} \quad (32)$$

$$h_{w,g} = 1.54 \frac{k_g}{D_e} Re_d^{0.575} Re_\omega^{-0.292}$$

- k_g : gas thermal conductivity [W/m.K]
- D_e : hydraulic diameter of the kiln [m]
- Re_d : axial Reynolds number
- Re_ω : angular Reynolds number
- η : fill fraction

⑤ 복사 열전달

반응기 내부 기체의 온도가 올라갈수록 기체상의 복사에 의한 열전달이 급격하게 증가된다. 고체층과 벽면에 전달하는 열량은 식 (33)과 같은 경험식이 사용된다[17].

$$\dot{Q}_{rd,g-s} = A_{eff} \sigma (\epsilon_s + 1) \left(\frac{\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_s^4}{2} \right), \text{ where } \epsilon_s > 0.8 \quad (33)$$

$$\dot{Q}_{rd,g-w} = A_{w,g} \sigma (\epsilon_w + 1) \left(\frac{\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_w^4}{2} \right), \text{ where } \epsilon_w > 0.8$$

- σ : Stefan-Boltzmann constant = 5.67×10^{-8} [W/m².K⁴]
- $\epsilon_w, \epsilon_g, \epsilon_s$: emissivity of wall surface, gas phase, and solid phase, respectively
- α_g : absorptivity of gas phase

간접 가열식 반응기의 경우 벽면 온도가 일반적으로 고체층보다 상당히 높기 때문에 이들 사이에 복사 열전달이 발생하며 이는 식 (34)와 같이 고체층이 쌓인 형태를 고려하여 표현된다[29]. 관계되는 가스 방사율과 흡수율 등은 대류 열전달과 마찬가지로 여러 문헌에서 제시한 관계식 또는 실험값 중 모형에 적용 가능한 것을 찾아 적용할 수 있다[18-21,29].

$$\dot{Q}_{rd,w-s} = A_{w,s} \sigma \epsilon_s \epsilon_w \Omega (T_w^4 - T_s^4) \quad (34)$$

$$\text{where, } \Omega = \frac{L_s}{D(\pi - \beta)}$$

- $A_{w,s}$: contact area between the solid phase and the wall [m²]
- Ω : view factor for radiation
- L_s : chord of the sector covered by the charge [m]
- D : kiln diameter [m]
- β : angle made by the solids at the center of kiln [rad]

전체 반응기를 일정 간격으로 나눈 미소 시스템의 개수에 따라 A_{eff} , $A_{w,g}$, $A_{w,s}$ 등의 기체상과 고체층, 벽면 사이의 면적이 정의되며, 이를 통해 열물질 전달이 발생한다. 위 식들은 0차원 반응기와 마찬가지로 온도와 화학종을 구하기 위해 반복계산 방식으로 축방향에 대해 계산된다. 내부 상황을 알 수 없는 고온 반응기의 경우 1차원 모형을 사용하여 반응의 진행 정도 및 온도 분포 경향을 알 수 있고, 운전 중인 시스템의 특정 지점에서 측정된 결과와 비교할 수 있기 때문에 그 적절성과 조율성에서 매우 유용한 접근방법이다. 따라서 1차원 모형은 반응기 설계에 유용하게 적용되고 있다.

3.3. 유동 현상을 고려한 다차원 해석

앞서 언급한 모형들에서 의미 있는 결과들을 도출할 수 있지만 실제 로터리킬른과 같이 반응기 내부에 고체 미립자와 기체 유동이 존재하는 경우에는 유동에 의한 영향을 고려해줄 수 있는 모형이 필요하다. 이는 기본적인 열물질 전달과 더불어 실제 운전 중에 발생하는 비산과 혼합 문제를 다룰 수 있는 단계이다. 위에서 언급한 0, 1차원 모형에서는 집중질량 (lumped mass) 형태의 균일 고체층, 완전 혼합물로 가정하여 반복 계산을 통한 각 상의 평균온도를 해당 검사체적에 적용하였지만, 실제 로터리킬른에서는 주입되는 입자의 각기 다른 직경, 밀도, 모양 등의 차이와 기체상과의 상호작용 때문에 분리현상과 온도구배가 발생하게 된다. 이는 자연스럽게 고체층의 온도, 반응 정도에 있어서 킬른의 길이 방향은 물론 반경방향으로의 불균일성으로 이어진다. 기체상 역시 온도 등의 주위환경에 따라 속도, 점성, 밀도 등이 달라지고, 이는 고체입자와 접촉 시 반응률과 입자 무리의 흩어짐에 영향을 주기 때문에 이에 대한 2, 3차원적인 접근이 필요하다[30].

분리된 객체로써 고체입자와 연속체인 기체상의 상호작용은 Fig. 8과 같이 표현된다. 로터리킬른의 운전 경계조건 아래 기본적인 지배방정식에 의해 형성된 유동장에서 고체입자는 검사체적 내 기체상과 열물질 전달을 하고[31], 입자의 밀도와 직경 감소 등 물리적인 변화와 함께 기체상과 입자 운동량의 합력과 중력 등에 의해 이동한다.

고체입자와 주위 기체와의 물리적 상호작용은 일반적으로 식 (35)와 같이 표현될 수 있다. 이는 개별 입자에 작용하는 역학적 평형을 고려한 입자의 운동 방정식이다. 두 상의 밀도, 상대속도, 중력 이외에 회전하는 킬른을 모사하기 위해 추가적인 가속항으로 회전에 의해 입자에 영향을 미치는 힘 역시 고려되어야 한다. 킬른 내부에 공급되는 원료 미립자는 대부분 μm 단위를 가지므로 항력을 계산할 때 주

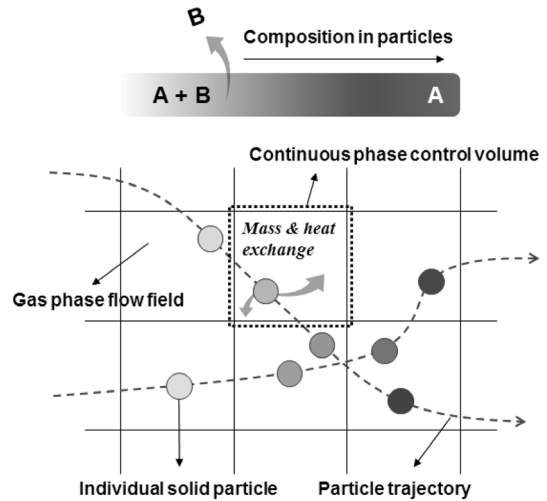


Fig. 8. Mass and heat exchange between individual particle and gas phase flow field.

의가 필요할 수 있다. 대부분 모형에서는 합리적인 모델링 구현을 위해 식 (36), (37)과 같이 입자 외형을 구형으로 가정하여 계산하고 레이놀즈 수 범위에 따른 적절한 항력 계수를 사용한다[32].

$$\frac{d\vec{u}_p}{dt} = F_D(\vec{u}_g - \vec{u}_p) + \frac{g(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} + \vec{F} \quad (35)$$

$$F_D = \frac{18\mu C_D \text{Re}}{\rho_p d_p^2} \quad (36)$$

$$\text{where, } C_D = a_1 + \frac{a_2}{\text{Re}} + \frac{a_3}{\text{Re}^2} \quad (\text{spherical}) \quad (37)$$

u_p, u_g : particle velocity and gas velocity, respectively [m/s]

ρ_p, ρ_g : density of particle and gas, respectively [kg/m³]

g : gravity [m/s²]

F_D : Drag force

F : additional force

개별 입자의 현열과 반응열은 주위 기체상과 열물질 전달을 통해 얻거나 방출하며 수학적인 평형 방정식은 식 (24)-(27)과 같은 형태로 3차원 공간의 인접 미소체적간 이동 현상으로 나타난다. 그리고 열물질 전달항의 의미와 계산방법 역시 1차원 모형에서 고려한 내용과 유사하다. 2, 3차원 모형이 1차원 모형과 다른 점은 1차원 모형에서는 기체상과 고체층이 분리되어 혼합되지 않으나 3차원 모형에서는

기체상의 단위체적 안에 기체상과 고체상이 공존 하는 것으로 해석한다는 점이다. 또한 집중질량 개념이 아니기 때문에 고체입자가 속한 기체상 검사체적 내의 온도를 가지고 대류 및 복사 열전달 식이 표현된다. 그리고 열전달과 화학반응이 발생하는 면적이 Fig. 5에서 단순화하기 전 상황과 같이 고체층이나 반응기 벽의 한 면이 아니라 개별 입자의 겉넓이가 적용된다는 점이다. 반응이 일어날 때마다 입자의 밀도는 일정하고 직경이 감소하는 중심부 수축 모형 (shrinking core model) 또는 직경이 일정하고 밀도가 감소하는 단순 입자 모형 (grain model)이 적용될 수 있다[33,34]. 푸리에(Fourier) 수가 매우 작아 입자 내에 온도구배가 없다고 가정하면 각 공간적 분포에 따른 고체입자의 환원률 또는 온도는 해당 부피 내에서 평균을 통해 구할 수 있다.

근래에는 범용 전산유체역학 코드가 널리 사용되어 입자의 궤적, 기체와 고체 유동, 열전달, 화학반응 등의 종합적인 정보를 얻을 수 있기 때문에 로터리 킬른 반응기 모형에 확장되고 있다[26,27,32,35].

4. 해석사례 및 활용방안

지금까지 정리한 접근방법을 적용하여 해석한 세 가지 모형 사례를 소개한다. 대상 로터리킬른은 국내에서 운전 중인 금속 환원용 반응기들로서 각각 0차원, 1차원 해석을 위한 사례 (I), (II)의 대상 반응기 운전조건은 Table 4에, 3차원 해석을 위한 사례 (III)의 반응기 운전조건은 Table 5에 나타내었다. 사례 (I), (II)의 대상은 미분탄을 연소시켜 열원을 확보하는 직접 가열식 반응기이고 길이/직경 비 24의 대형 반응기이다. 사례 (III)의 대상은 역시 금속 환원을 위한 로터리킬른으로써 길이/직경 비 12의 파일렛 스케일 반응기이다. 이는 외부열원을 통해 킬른의 외벽을 가열함으로써 내부의 온도를 상승시키는 간접 가열식 시스템이다. 원료의 환원을 위한 환원제는 기체상으로써 광석과 환원제 이동 방향은 대향류 구조이다.

Table 4. Operating condition of a direct-firing type rotary kiln for example cases (I) and (II)

Rotary kiln	Aspect ratio (L/D)	24
	Rotating velocity	1-2 rpm
	Bed-fill capacity	10%
Fuel	Type	coal
	Flow rate	6 t/hr
Reductant	Type	solid phase
	Flow rate	8 t/hr
Solid material	Flow rate	120 t/hr
	Residence time	120 min

Table 5. Operating condition of an indirect-firing type rotary kiln for example case (III)

Rotary kiln	Aspect ratio (L/D)	12
	Rotating velocity	1-2 rpm
	Bed-fill capacity	10%
Heating	Type	electric
	Temperature from wall	ave. 800°C
Reductant	Type	gas phase
Solid material	Flow rate	1 t/hr
	Residence time	90 min

Input		Output	
	kW (%)		kW (%)
Combustion energy	89,145 (97.3)	Product	25,587 (27.9)
Ore sensible heat	1,090 (1.2)	Off-gas	24,010 (26.2)
Fuel sensible heat	79 (0.1)	Reduction	22,520 (24.6)
Reductant sensible heat	52 (0.1)	By-product	12,041 (13.1)
Inlet air sensible heat	1,269 (1.3)	Heat loss	7,477 (8.2)
Total	91,635 (100)	Total	91,635 (100)

Fig. 9. Conceptual example diagram of energy flow based on a zero-dimensional steady flow reactor model.

4.1. 적용사례 (I) 0차원 모형

사례 (I)은 정상상태 0차원 모형의 결과로써 투입 물질은 원료 광석, 연료용 미분탄, 환원용 석탄, 공기이고, 배출물질로는 calcine, ash, 배기가스가 있다. 열정산 항목은 입열로 원료 현열, 미분탄 현열, 환원탄 현열, 주입공기 현열이 있고, 출열에는 생성된 calcine 현열, 환원된 FeO 현열, 배기가스 현열, 재 현열, 대류 및 복사 열전달에 의한 출열이 있다. 0차원 열물질 정산 결과는 Fig. 9와 같이 요약하여 나타낼 수 있다. 0차원 열물질 정산을 통해 로터리킬른 환원로에 필요한 환원탄 투입량 및 공기 주입량을 알 수 있다. 또한 각 요소에서 사용되는 물질과 에너지의 양을 예측할 수 있기 때문에 반응기 설계 면에서 전체적인 그림을 그릴 수 있다.

4.2. 적용사례 (II) 1차원 모형

사례 (II)는 사례 (I)과 같은 대상의 로터리킬른을 정상상태 1차원 성능 해석한 내용이다. 내부에 석탄 화염과 추가 환원용 석탄과 산화제 공기를 주입한 위치를 고려하였다. 대상 반응기는 직접 가열식으로 연소 모형이 필요하고 이는 석탄화염에 의한 발열이 킬른의 길이에 따라 지수적으로 나타난다는 단순 연소 모형을 사용하였다[25]. Fig. 10은 그 결과로써 길이방향으로 계산된 온도분포이다. T_g 와 T_s 는 각각 위에서 소개된 접근방법으로 얻은 기체상, 고체

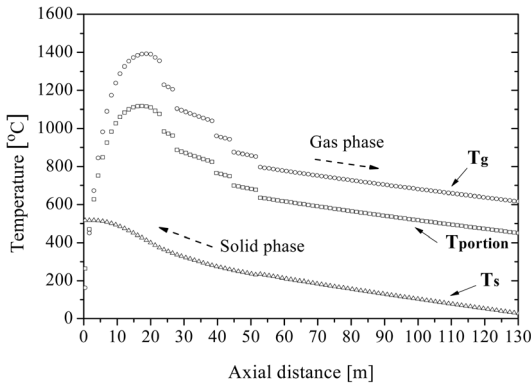


Fig. 10. Temperature profile along the axial direction of a rotary kiln in a one-dimensional steady flow reactor model.

층의 온도분포이다. 해당 시스템은 상온의 보조용 공기가 내부로 공급되기 때문에 기체상 온도가 급격히 감소하는 구간이 발생한다. $T_{portion}$ 값은 기체상의 온도와 고체층의 온도의 가중평균을 계산하여 나타낸 온도이다. 실제 로터리킬른 내 온도측정에 사용되는 열전대가 온도측정 시점에 따라 (킬른이 회전함에 따라) 기체상 혹은 고체층의 온도를 측정데이터로 얻는다. 그래서 열전대가 임의의 순간 기체상에 위치할 확률은 약 72%, 고체층에 위치할 확률은 약 28%임을 고려(충진율 10%일 때 원주의 비율)하여 가중평균을 계산하였다.

4.3. 적용사례 (III) 유동을 고려한 모형

사례 (III)은 앞서 언급된 차원의 모형들에서 얻은 고체층과 기체상의 온도분포 뿐만 아니라 시스템 내부 유동이 물리화학적 현상에 미치는 영향을 고려한 경우이다. 고체층 및 기체상을 집중 질량(lumped

mass) 형태의 완전 혼합된 상태로 가정하는 모형과는 달리 실제 운전에서 겪고 있는 유동 형태에 의해 좌우되는 다양한 현상들이 표현될 수 있다.

예를 들어 고체 미립자의 비산, 기체와의 혼합, 기구적 조건변화(회전속도, 기울기의 변화 등)가 내부 현상에 미치는 영향을 알 수 있다. Fig. 11은 상용 CFD 프로그램인 Fluent ver. 6.0을 사용하여 도출된 결과로써 기체상의 환원제와 광석입자들이 각각 시스템 끝단에서 대향류 방향으로 분사될 때 시스템 내 유동의 속도 분포와 광석의 환원률을 보여준다. 이로써 실제 운전 중 측정하기 어려운 내부 유동장을 예측할 수 있다. 개개의 고체 미립자들은 기체와 상호작용하여 비산되는 결과 역시 예측할 수 있다. 이는 실제 운전 중 측정하기 어려운 점으로써 모형에 의한 예측은 유용한 참고자료가 될 수 있다. 전산해석에서 이를 다루기 위해서는 광물의 정확한 입도, 항력 계수 등이 필요하며, 본 사례에서는 실험을 통해 얻을 수 있었고[6,28] 이를 본 모형에 적용하였다.

고체입자를 연속체로 가정한 1차원 모형 결과와 비교하여 복잡한 거동을 보여주기 때문에 각 입자의 평균적이고 확률적인 정보를 활용하는 것이 유용하다고 사료된다.

5. 결론

대표적 기체-고체 반응기인 로터리킬른 설계를 위한 성능해석 모형 개발 과정에 대해 논의하였다. 반응기 종류와 용도에서부터 일반적인 형태, 물리화학적 현상 묘사의 단순화 가능성, 열 및 물질 전달 메커니즘, 단계별 해석차원에 따라 각 모형이 줄 수 있는 정보, 해당 수학적 모형을 살펴보았다. 로터리킬른의 설계 및 해석 절차를 적용하여 두 가지 대상 반응기에 대해 시행된 단계별 해석 사례들을 소개하

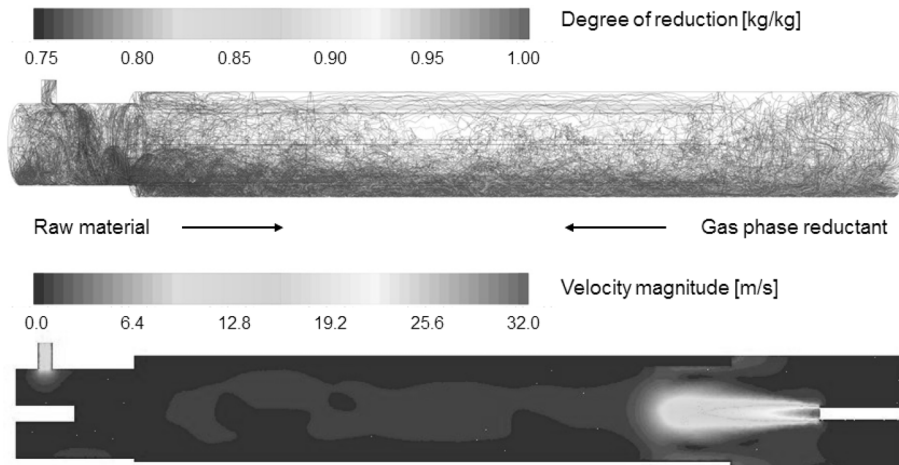


Fig. 11. Degree of reduction of raw material(in case of Fe_2O_3) and velocity distribution in a rotary kiln.

었다. 각 모형들은 연구대상과 목적에 따라 각 차원에서 의미 있는 결과를 줄 수 있었다. 이와 같은 일련의 단계별 모형을 통하여 다양한 실제 로터리킬른 운전에도 적용하여 반응기의 설계 및 해석에 도움을 줄 수 있을 것으로 사료된다.

후 기

본 연구는 한국과학기술원 가치제조 기체사업단(BK21)의 지원을 받았으며, 이에 감사드립니다.

참고문헌

- [1] Boateng, A., "Rotary kilns: Transport phenomena and transport processes", Elsevier, Oxford, 2008.
- [2] Henein, H., "Bed behavior in rotary cylinders with applications to rotary kilns", Ph.D. dissertation, University of British Columbia, Vancouver, Canada, 1980.
- [3] Britton, P., Sheehan, M., and Schneider, P., "A physical description of solids transport in flighted rotary dryers", Powder Technology, Vol. 165, 2006, pp. 153-160.
- [4] Li, S., Chi, Y., Li, R., Yan, J., and Cen, K., "Axial transport and residence time of MSW in rotary kilns: Part I. Experimental", Powder Technology, Vol. 126, 2002, pp. 217-227.
- [5] Li, S., Chi, Y., Li, R., Yan, J., and Cen, K., "Axial transport and residence time of MSW in rotary kilns: Part II. Theoretical and optimal analyses", Powder Technology, Vol. 126, 2002, pp. 228-240.
- [6] Lee, H. and Choi, S., "Lifter design for enhanced heat transfer in a rotary kiln reactor", Journal of Mechanical Science and Technology, Vol. 27, 2013 (to appear).
- [7] Gorog, J., Adams, T., and Brimacombe, J., "Heat transfer from flames in a rotary kiln", Metallurgical Transactions B, Vol. 14, 1983, pp. 411-423.
- [8] Tscheng, S. and Watkinson, A., "Convective heat transfer in rotary kilns", The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 57, 1979, pp. 433-443.
- [9] Venkateswaran, V. and Brimacombe, J., "Mathematical model of the SL/RN direct reduction process", Metallurgical and Materials Transactions B, Vol. 8, 1997, pp. 387-398.
- [10] Boateng, A. and Barr, P., "A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 39, 1995, pp. 2131-2147.
- [11] Barr, P., Brimacombe, J., and Watkinson, A., "A heat transfer model for the rotary kilns :Part I. Pilot kiln trials", Metallurgical Transactions B, Vol. 20, 1989, pp. 391-402.
- [12] Owens, W., Silcox, G., Lighty, J., Xiao, X., Pershing, D., Cundy, V., Leger, C., and Jakway, A., "Thermal analysis of rotary kilns incineration: Comparison of theory and experiment", Combustion and Flame, Vol. 86, 1991, pp. 101-114.
- [13] Nicholson, T., "Mathematical modelling of the ilmenite reduction process in rotary kilns", Ph.D. dissertation, University of Queensland, Queensland, Australia, 1995.
- [14] Hara, Y., Tsuchiya, M., and Kondo, S., "Reduction of iron oxide pellets with hydrogen at high temperature", Tetsu-to-Hagane, Vol. 55, 1969, pp. 1297-1311.
- [15] Hara, Y., Tsuchiya, M., and Kondo, S., "Intraparticle temperature of iron-oxide pellet during the reduction", Tetsu-to-Hagane, Vol. 60, 1974, pp. 1261-1270.
- [16] White, F., "Heat and mass transfer", Addison-Wesley, New York, U.S., 1988.
- [17] Hottel, H. and Saforim, A., "Radiative transfer 1st edition", McGraw-Hill, New York, U.S., 1967.
- [18] Mintus, F., Hamel, S., and Krumm, W., "Wet process rotary cement kilns: modeling and simulation", Clean Technologies and Environmental Policy, Vol. 8, 2006, pp. 112-122.
- [19] Marias, F., Roustan, H., and Pichat, A., "Modelling of a rotary kiln for the pyrolysis of aluminium waste", Chemical Engineering Science, Vol. 60, 2005, pp. 4609-4622.
- [20] Mujumdar, K., Ganesh, K., Kulkarni, S., and Ranade, V., "Rotary cement kiln simulator (RoCKS): Integrated modeling of pre-heater, calciner, kiln and clinker cooler", Chemical Engineering Science, Vol. 62, 2007, pp. 2509-2607.
- [21] Thammavong, P., Debacq, M., and Dupoizat, V., "Experimental apparatus for studying heat transfer in externally heated rotary kilns", Chemical Engineering and Technology, Vol. 34, 2011, pp. 707-717.
- [22] Moran, M. and Shapiro, H., "Fundamentals of Engineering Thermodynamics 6th edition", John Wiley and Sons, New York, U.S., 2008.
- [23] Stull, D. and Prophet, H., "JANAF thermochemical tables 2nd edition", NSRDS-NBS 37, U.S., 1971.
- [24] Xiao, X., Kuwabara, M., and Muchi, I., "Mathe-

- mathematical modelling for process of direct reduction of iron ore by rotary kiln”, *Tetsu-to-Hagane*, Vol. 72, 1986, pp. 380-387.
- [25] Ortiz, F., “Modeling of fire-tube boilers”, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 31, 2011, pp. 3463-3478.
- [26] Marias, F., “A model of a rotary kiln incinerator including processes occurring within the solid and the gaseous phases”, *Computers and Chemical Engineering*, Vol. 27, 2003, pp. 813-825.
- [27] Mastorakos, E., Massias, A., Tsakiroglou, C., Goussis, D., Burganos, V., and Payatakes, A., “CFD predictions for cement kilns including flame modelling, heat transfer and clinker chemistry”, *Applied Mathematical Modelling*, Vol. 23, 1999, pp. 55-76.
- [28] Eeom, M., “Interaction of heat transfer and chemical reaction in a gas-solid reactor: Design application to rotary kiln for nickel ore reduction”, Master’s thesis, KAIST, Daejeon, Korea, 2013.
- [29] Mujumdar, K. and Ranade, V., “Simulation of rotary cement kilns using a one-dimensional model”, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 84, 2006, pp. 165-177.
- [30] Sbrizzai, F., Verzicco, R., and Soldati, A., “Turbulent flow and dispersion of inertial particles in a confined jet issued by a long cylindrical pipe”, *Flow Turbulence and Combustion*, Vol. 82, 2009, pp. 1-23.
- [31] Patankar, S., “Numerical heat transfer and fluid flow”, McGraw-Hill, New York, U.S., 1984.
- [32] Morsi, S. and Alexander, A., “An investigation of particle trajectories in two phase flow systems”, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 55, 1972, pp. 193-208.
- [33] Yagi, S. and Kunii, D., “Studies on combustion of carbon particles in flames and fluidized beds”, *The fifth Symposium(International) on Combustion*, 1955, pp. 231-244.
- [34] Papanastassiou, D. and Bitsianes, G., “Modelling of heterogeneous gas-solid reactions”, *Metallurgical Transactions*, Vol. 4, 1973, pp. 477-486.
- [35] Wardenier, K. and Van den bulck, E., “Steady state waste combustion and air flow optimization in a field scale rotary kiln”, *Environmental Engineering Science*, Vol. 14, 1997, pp. 43-54.

논문접수일 : 2013. 08. 22

심사완료일 : 2013. 09. 23