

석탄의 고품위화를 위한 기류건조기와 로터리킬른 건조기의 성능 비교평가

엄태규* · 최상민**

*한국과학기술원 기계공학과

Performance Evaluation of a Flash Dryer and a Rotary Kiln Dryer for Upgrading Low Rank Coal

Taeyu Eom* and Sangmin Choi**

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

(Received 30 December 2014, Received in revised form 5 June 2015, Accepted 5 June 2015)

ABSTRACT

Drying, which is the oldest and most energy-intensive process, is an essential process for treatment of solid product. The specific procedure to design and evaluate the dryers, which are a rotary kiln dryer and a flash dryer, in case of drying the high-moisture coal was described. From determination of size to the heat and mass balance in one-dimensional model were conducted to evaluate the performance of dryers. Heat consumption, inlet gas temperature and size of the dryers were compared between a rotary kiln dryer and a flash dryer. Further considerations to evaluate the reactor elaborately were also discussed. Performance simulation of dryers along with the design procedure described here will provide helpful basis for understanding the concept of reactor design.

Key Words : Flash dryer, Rotary kiln dryer, Evaporation, One-dimensional model

기 호 설 명

A	: cross sectional area or surface area, m^2	Q	: heat transfer rate, kW
B	: evaporation capacity, $kg-H_2O/m^3 \cdot h$	R	: universal gas constant, $kJ/kmol \cdot K$
C_p	: specific heat, $kJ/kg \cdot K$	S	: source term in discretized equation
D	: diameter, m	T	: temperature, $^{\circ}C$
D_v	: diffusion coefficient, cm^2/s	(ΔT)	: temperature difference, $^{\circ}C$
E_A	: activation energy, kJ/mol	X	: moisture content, kg/kg -dry solid
F	: solid feed rate dry-basis, kg/s or view factor	d_s	: particle diameter, m
G	: gas flow rate per unit area of dryer cross section, $kg/m^2 \cdot h$	d^*	: particle dimensionless diameter
H_{evap}	: latent heat of evaporation, $kJ/kg \cdot K$	h_h	: convective heat transfer coefficient, $W/m^2 \cdot K$
L(H)	: length(height), m	h_m	: convective mass transfer coefficient, m/s
M	: molecular weight, $kg/kmol$	n_f	: the number of lifter
m	: mass flow rate, kg/s	p	: pressures, kPa
N_T	: thermal unit	q	: heat transfer rate per particle, $kW/particle$

† 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.

u	: velocity, m/s	evap	: evaporation
u _t	: terminal velocity, m/s	g	: gas
u _t *	: dimensionless terminal velocity, m/s	gs	: gas to solid
α	: heat loss factor	gw	: gas to wall
β	: heat consumption for	i	: inlet
ε	: evaporation, kJ/kg-H ₂ O	k	: phase (solid or gas)
μ	: volume fraction or emissivity or porosity	m	: true mean
	: dynamic viscosity, Pa·s	lm	: logarithmic mean
ρ	: density, kg/m ³	p	: particle
σ	: Stefan-Voltzmann constant, W/m ² ·K ⁴	s	: solid
φ	: sphericity	sat	: saturation
ψ	: exergy, kJ/kg	so	: solid outside
τ _{res}	: residence time, s	si	: wet core
Re	: Reynolds number	ss	: solid surface
Pr	: Prandtl number	t	: terminal
Sh	: Sherwood number	v	: vapor or volumetric
Nu	: Nusselt number	vo	: water vapor at the particle crust
		vg	: water vapor at the gas phase
Subscripts		W	: water
avg	: average	w	: wet-bulb or wall
e	: exit	ws	: wall to solid

1. 서론

저등급 석탄(low rank coal)은 과거에는 사용이 활발히 이루어지지 않았지만, 미사용 석탄으로 인한 환경오염을 절감할 목적과 석탄 가격상승에 따른 발전용 에너지 위기 때문에 주목을 받고 있다. 저등급 석탄은 가격이 일반 석탄에 비해 낮지만, 수분이 많고 불안정하여 사용하기 어렵기 때문에 저등급 석탄을 고품위화(건조, 안정화)하는 전 처리공정의 필요성이 증가하고 있다. 실제로, 벤치규모 기류건조기를 이용하여 석탄의 수분 함유율을 30%에서 6-10%로 감소시킨 국내 연구사례도 있다[1].

광석건조는 수분증발에 필요한 열이 주위 환경에서 광석으로 전달되는 과정과 광석 내부 수분이 표면으로 확산하여 증발하는 과정이 동시에 일어나는 것으로서, 위 두 과정은 건조속도에도 영향을 미친다. 건조는 일반적이면서도 다양한 반응기가 적용될 수 있는 공정으로써, 산업에서 소비되는 총 에너지 중 약 20% 정도를 차지하는 에너지 집약적인 공정이다[2].

광석의 종류, 함수율 및 목적에 따라 적합한 반응기를 채택하는 과정은 작은 규모 또는 예비규모의 실험이 필요하며, 고체 처리량, 고체입자 지름, 함수율, 고체입자 온도민감도 그리고 생산품가치와 같은 변수들이 고려되어야 하는 과정이다. 본 연구는 건조공정 반응기 설계 기초단계의 일반화, 성능 평가 및 필요 고려사항들을 정리하는 데 중점을 두었으며

500 MWe 화력발전소에 사용되는 석탄량을 건조시키기 위한 반응기 설계를 디자인 사례로 정하였다. 건조공정 반응기로는 대향류(counter-flow)식 로터리킬른 건조기와 동축류(co-flow)식 기류건조기를 고려하여 반응기 성능 비교평가를 하려고 한다. 건조기 성능 비교평가를 위해 체적대비수분증발용량(B, kg-H₂O/m³·h), 수분증발대비투입열량(β, kJ/kg-H₂O) 및 투입 엑서지(ψ, kJ/kg)를 계산하여 비교하였다.

2. 반응기 별 특성 및 단순화

2.1. 기류건조기

기류건조(flash drying)는 고체 대비 사용 기체 질량비가 크기 때문에 고체 처리량이 클 경우 반응기의 크기가 커지는 단점을 가지고 있다. 또한 투입 기체의 온도가 상대적으로 낮고 고체의 비산을 동반하는 반응기의 특성상 고체입자 지름이 작은 경우에 적합하며 빠른 기체 속도에서 운전된다. 고체입자 지름이 100~300 μm 경우에서 1000-2000 μm 경우보다 20% 더 큰 건조효율을 보임을 실험한 사례도 있다[1,3]. 빠른 기체 속도로 인해 체류시간이 수 초 단위로 짧아, 온도 상승에 민감한 고체입자 건조에 장점이 있으며, 특히 고체입자 표면 수분증발에 효과적이다. Fig. 1과 같이 고온의 가스와 고체입자가 같은 방향으로 이동하며 직접적인 접촉을 통하여 건조가 진행된다.

기류건조기 시스템은 고체입자와 기체가 함께 배

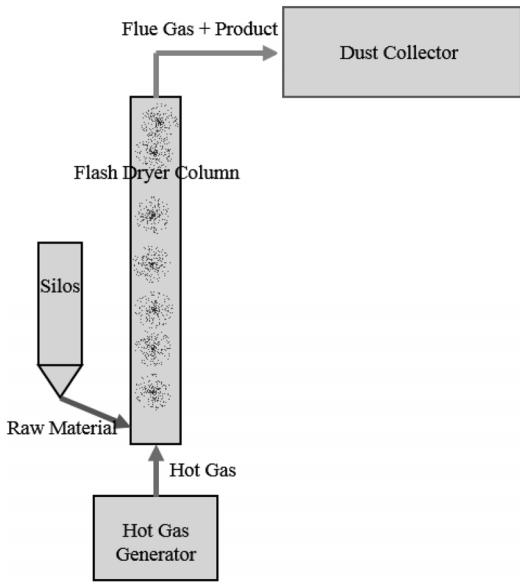


Fig. 1. A flash dryer with hot gas generator.

출되는 특성상 집진설비가 필요하게 된다. 집진 설비에는 다단사이클론, 멀티사이클론 및 백하우스 등이 있으며, 백하우스의 경우 투입 기체 온도에 제한이 있기 때문에 반응기 배출 온도 제어가 요구된다. 하지만 계산의 단순화를 위해 기류건조기만을 고려하였으며 배출 가스 온도 제어는 고려하지 않았다.

기류건조기 내에서 고체입자는 기체와 충분히 접촉하고 있기 때문에 반응에 참여하는 고체입자를 투입 고체 전부로 고려할 수 있다.

또한 열전달계수와 직접 연관된 누셀트 수(Nu), 레이놀즈 수(Re) 및 프랜들 수(Pr)와의 관계로 제안된 관계식들이 비슷한 경향을 나타내기 때문에 물질전달식과 대류열전달식을 이용하는데 적합하다. 그리고 반응기 내부의 기체-고체 질량비가 크므로 기체가 통과할 수 있는 단면적을 고체 반응기 단면적 전체로 고려할 수 있다.

2.2. 로터리킬른 건조기

로터리킬른 건조(rotary kiln drying)는 투입 고체의 종류 및 처리목적에 유연하게 대처하여 운전이 가능하지만, 일반적으로 열효율이 낮다는 단점이 있다 [4]. 로터리킬른 건조기의 경우 효율적인 열전달을 위해 대향류식(counter-current flow type)으로 사용되는 것이 일반적이다.

로터리킬른 건조기는 Fig. 2와 같이 긴 원통형으로 고체층과 기체층이 분리되어 있고 고체입자의 반응기 체류시간은 1시간 단위이다. 또한 Fig. 2(a) 또는 Fig. 2(b)와 같이 고온기체를 직접 주입하거나 내부 연소반응을 통해 필요한 열량을 공급하는 것이 일

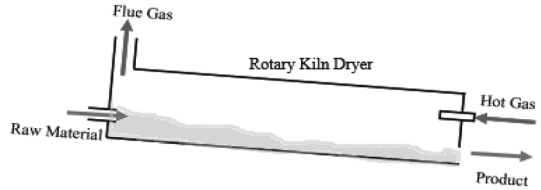


Fig. 2(a). Rotary kiln dryers heated by hot gas.

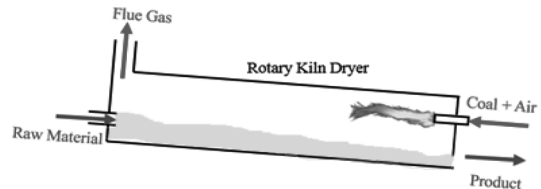


Fig. 2(b). Rotary kiln dryers heated by in-kiln open flame.

반적이며 투입기체 온도에 유연하게 운전할 수 있다. 로터리킬른 건조기는 기체-고체 간 대류 열전달 (Fig. 2(a) 경우) 또는 화염복사 및 연소기체와 고체입자 간의 복합 열전달(Fig. 2(b) 경우)을 이용하는 반응기이며, 혼합효과 증진(열 전달량 증진)을 위해 리프터를 설치할 수 있다. 또한 고체입자의 비산을 막기 위해 상대적으로 고체입자 크기가 큰 경우에 적합하며 낮은 기체 속도로 운전된다. 적정 기체 속도 결정 과정은 다음 장에 서술하였다.

반응기 내부의 고체입자 거동해석 및 반응에 관여하는 고체입자를 정의하는데 어려움이 많아 측정치를 통해 조율된 아레니우스식을 이용하여 반응률을 결정할 수 있다. 또한 일반적으로 6개 또는 12개의 리프터가 설치되며 리프터 개수에 따른 열전달량 경험식을 사용할 수 있다[5]. 그리고 반응기 내 고체가 차지하는 비율이 크기 때문에 기체가 통과할 수 있는 반응기의 단면적은 고체입자가 차지하는 비율(충전율)을 제외한 부분으로 고려할 수 있다.

로터리킬른 건조기의 길이와 지름 비는 2와 20 사이에 위치하고 반응기 내 충전율(filling ratio)이 5-15%에 위치하는 경우 성능이 극대화 되는 것으로 알려져 있다[5].

$$2 \leq L/D \leq 20$$

$$0.05 \leq \text{Filling Ratio} \leq 0.15$$

3. 반응기 단계적 성능평가 접근방법

3.1. 반응기 블록 성능평가 및 예비 설계

반응기 설계는 Fig. 3처럼 완전혼합 반응기로 단순화하여, 출입하는 물질 및 에너지(열)를 파악하는 단계에서부터 시작한다. 위 계산과정을 블록 열·물

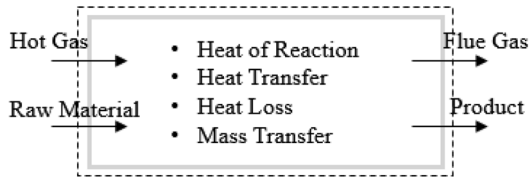


Fig. 3. Concept for a well-mixed reactor block.

질 정산이라고 일컬으며, 파악한 에너지 출·입량을 통하여 반응기의 에너지 소비 항목 및 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 계산이 수행되어야 하며 이러한 이유로 블록 계산 결과를 통해 대략적인 반응기의 치수를 예측할 수 있는 계산과정(예비설계)이 필요하다.

3.1.1. 고체광석 질량 출·입량 계산

반응기(건조기)에 출입하는 물질로는 고체광석과 고온기체를 고려할 수 있으며, 고체 광석의 목표 수분증발량 및 질량 보존식을 이용하여 물질 출·입량을 계산할 수 있다. 하지만 필요한 기체량은 수분증발에 필요한 에너지량과 관련되어 있기 때문에 에너지정산 후 계산할 수 있다.

F는 투입 고체광석(수분제외) 질량유량, X는 광석의 수분함유율 그리고 \dot{m} 은 질량유량을 의미하며 하첨자 i, e, g, s는 각각 입구, 출구, 기체, 고체를 나타낸다.

① 고체 광석(수분포함) 투입량

$$\dot{m}_{i,s} = F(1 + X_i) \quad (1)$$

② 고체 광석(수분포함) 배출량

$$\dot{m}_{e,s} = F(1 + X_e) \quad (2)$$

③ 수분증발량

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

3.1.2. 에너지정산

건조공정(목표 수분증발량 및 광석의 목표 출구 온도에 필요한 에너지를 항목별로 계산하는 과정으로 에너지 보존식 및 열손실 계수를 사용하여 투입 에너지량을 계산할 수 있다. 반응기의 입구온도는 반응기 및 광석의 특성, 그리고 필요 출구 기체

온도에 따라 정할 수 있으며, 반응기의 일반적인 열전달수(N_T)를 이용하여 배출 기체의 온도를 계산할 수 있다[5].

① 광석 내 수분증발온도 승온 요구 열량

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

② 광석 내 수분증발 요구 열량

$$Q_2 = \dot{m}_{evap} H_{Evap} \quad (5)$$

③ 증발된 수분 승온 요구 열량

$$Q_3 = \dot{m}_{evap} C_{p,vapor} (T_{e,g} - T_w) \quad (6)$$

④ 광석 내 수분 출구 승온 요구 열량

$$Q_4 = F X_e C_{p,w} (T_{e,s} - T_{i,s}) \quad (7)$$

⑤ 광석(수분제외) 승온 요구 열량

$$Q_5 = F C_{p,s} (T_{e,s} - T_{i,s}) \quad (8)$$

⑥ 반응기 기체 입구 및 출구온도 관계

$$N_T = \ln \left(\frac{T_{i,g} - T_w}{T_{e,g} - T_w} \right) \quad (9)$$

위 항목들의 총합이 건조공정 목표성능에 필요한 이론필요 열량이며, 실제사용 열량은 이론필요 열량에 열손실까지 포함된 열량으로 식 (10)을 이용하여 계산할 수 있다.

$$Q = (1 + \alpha)(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (10)$$

α 는 반응기의 열손실을 반영하는 지표로써, 건조기의 경우 일반적으로 0.1-0.2에 해당한다[5].

블록 열정산으로 항목별 에너지 소모량을 파악하였다면, 투입기체의 엑서지 및 아래의 지수를 이용하여 반응기의 특성을 간단하게 살펴볼 수 있다.

⑦ 엑서지 정의

$$\psi = C_p (T - T_0) - T_0 C_p \ln(T/T_0) \quad (11)$$

엑서지(ψ)는 열원이 할 수 있는 최대일을 의미하

기 때문에 T_0 는 기체가 배출되는 외기온도(300 K)로 고려하였다.

⑧ 수분 1 kg당 투입 열량 비율

$$\beta = \frac{Q_i}{F \times X_i} \quad (12)$$

β 를 통하여 반응기 투입 열량을 광석의 수분 함 유량 기준으로 살펴볼 수 있다. Q_i 는 총 투입열량을 의미하며, 식 (9)를 통해 타당하게 가정할 수 있는 투입기체 온도($T_{i,g}$), 유량 및 비열을 통해 식 (13)과 같이 계산할 수 있다.

$$Q_i = C_{p,g} m_g (T_{i,g} - T_0) \quad (13)$$

3.1.3. 고온기체 질량 출·입량 계산

건조공정 목표치에 필요한 고체광석 출입량 및 에너지 출·입량을 항목별로 파악하였다면 다음으로 고온기체의 입구 및 출구온도 및 질량 유량을 계산하는 것이 요구된다.

① 고온기체 투입량

$$\dot{m}_{i,g} = \frac{Q}{C_{p,g} (T_{i,g} - T_{e,g})} \quad (14)$$

② 기체 배출량

$$\dot{m}_{e,g} = \dot{m}_{i,g} + \dot{m}_{evap} \quad (15)$$

3.1.4. 반응기 예비설계 절차

블록 정산을 통해 반응기 기초 성능을 파악하였다면, 반응기 내부 성능을 예측하는 단계가 필요하다. 이를 위해서 반응기의 복잡한 모형을 고려하는 것이 필요하지만, 기본단계로써 반응기는 단순한 원통형 구조로 고려하였다.

반응기 치수를 계산하는 데 있어 반응기의 단면적과 반응기의 길이(높이)를 고려하였다.

① 반응기 단면적

$$\dot{m}_{i,g} = \rho_g \times u_g \times A \quad (16)$$

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 고체입자의 특성과 관계가 있다. 유동층 반응기에서는 고체입자의 종말속도(u_t)를 파악하는 것이 첫 단계이다. 특정 기체 내에서 고체입자가 침강할 때 침강속도에 따라 항력이 작용하게 되며 일정 시간이 지나면 두 힘이 같아져 등속도로 침강하게 되는데, 이때의 속도를 종말속도라고 한다. 종말속도를 계산하기 위해서는 무차원화된 고체입자 지름과 무차원화 된 고체입자종말속도를 이용하여 계산할 수 있다[6].

$$d_s^* = d_s \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (17)$$

무차원 고체입자지름(d_s^*)은 종말속도를 계산하기 위해 도입된 무차원수로 온도차에 기인하는 부력과 기체가 가지고 있는 관성력과의 비와 관련되어 있으며 식 (17)로 계산할 수 있다. μ 는 기체의 동점성 계수, ρ 는 밀도 및 g 는 중력가속도를 의미한다.

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_s^*)^2} + \frac{0.591}{(d_s^*)^{0.5}} \right]^{-1} \quad \text{where } \phi_s = 1 \quad (18)$$

무차원 고체입자종말속도(u_t^*)는 앞서 정의한 무차원 고체입자지름의 함수로써 실험을 통해 제안된 식이며 식 (18)로 계산할 수 있다[6].

$$\phi_s = \frac{s}{S} \quad (19)$$

ϕ_s 는 고체입자의 구형도를 의미하며, 해당고체입자와 같은 부피를 갖는 구의 표면적(s)과 해당고체입자의 표면적(S)비로 계산할 수 있다.

$$u_t = u_t^* \left[\frac{\mu (\rho_s - \rho_g) g}{\rho_g^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (20)$$

마지막으로 앞서 계산된 무차원 고체입자종말속도와 고체입자의 부력, 관성력 그리고 기체의 관성력의 함수인 식 (20)을 통해 고체입자의 종말속도를 계산할 수 있다.

따라서 고체입자의 종말속도는 해당 기체분위기에 민감하게 영향을 받으며, 일반적으로 기체온도가 높아질수록 종말속도는 빨라지는 경향을 갖는다. 이는 온도가 높을수록 기체와 고체입자와의 밀도차이가 증가하여 부력을 높이기 때문에 종말속도 역시 증가하는 것으로 생각할 수 있다.

Table 1. Required gas velocity for various solids transport[8]

Material		Coal	Cement
Approx. Diameter	[μm]	< 380	< 88
Av. Bulk Density	[kg/m^3]	560	1040
Min Gas Velocity \leftrightarrow	[m/s]	4.6	7.6
Min Gas Velocity \uparrow	[m/s]	1.5	1.5

고체입자의 수직방향 이송을 기반으로 하는 반응기의 경우에는 적당히 높은 속도($20 u_t$ 이상)가 필요하며, 그렇지 않은 경우에는 이송을 동반하지 않는 범위 내 높은 속도가 필요하다[7]. 로터리킬른 같은 고체입자와 기체가 수평방향으로 이동하는 반응기에서 고체입자 이송을 위해 필요한 최소 속도는 수직방향 이송에 필요한 최소 속도보다 일반적으로 2-3 배 높다. 수직방향이송은 중력과 반하는 방향으로 고체입자에 힘을 주기 때문에 더 낮은 속도로 이송이 가능한 것으로 예상되며 몇 가지 고체입자의 수직 및 수평방향 이송을 위한 기체속도를 Table 1에서 확인할 수 있다.

일반적으로 건조기 내부 기체속도가 빠를수록 열전달계수 및 물질전달계수가 높아지게 되어 열전달 및 물질전달효과가 상승하여 건조기 요구체류시간의 감소를 예상할 수 있다. 하지만 반응기의 크기는 요구체류시간 및 기체속도의 함수이기 때문에 두 가지 사항 모두 고려하여야 한다. 또한 빠른 속도로 기체를 투입하는 경우, 추가동력소모 및 반응기 진동과 같은 문제가 발생하며, 이들 모두를 종합적으로 고려한 기체투입속도 결정이 필요하다.

② 반응기 길이(높이)

$$L(H) = u_g \times \tau_{res} \quad (21)$$

$$L(H) = \frac{\text{Volume}}{\text{Area}} \quad (22)$$

반응기의 길이(높이)는 반응기 내 기체의 공탐속도와 공정 필요 체류시간의 곱을 통해 계산할 수 있다. 하지만 각 반응기에서 공정 필요 체류시간은 각 반응기의 열전달계수와 직접 관련이 있으며 고려사항들이 많아 예측하는 데 어려움이 있다. 특히 로터리킬른 반응기의 경우 운전조건과 예상 체류시간의 관계식이 예전부터 제안되어왔지만 각 관계식마다

예상 체류시간에 60%에서 80%의 오차가 존재하고 있다[5].

로터리킬른 반응기의 경우와 같이 필요 체류시간의 계산이 어려운 경우에는 경험적인 h_v (체적열전달계수)를 이용하여 반응기 전체 부피를 계산한 후, 단면적으로 나누어 길이를 계산할 수 있다.

3.2. 반응기 1차원 성능평가

예비설계 결과를 통해 반응기 계산영역을 Fig. 4 처럼 이산화할 수 있으며, 정상상태 이산화 질량 보존식 및 에너지 보존식을 통해 반응기 내부 성능평가를 진행할 수 있다. 기류조건기는 수직형 반응기 및 고체입자와 기체의 이동방향이 같은 동축류(co-flow) 모형으로 고려할 수 있으며, 로터리킬른 건조기는 수평형 반응기이고 이동방향이 서로 다른 대향류(counter-flow) 모형으로 고려할 수 있다.

이산화된 계산영역 중, 특정 i 번째 셀에서의 열전달 및 물질전달을 Fig. 5에서 확인할 수 있다. 고체영역에서 기체영역으로 주위 환경에 맞는 수분량이 증발하며, 이에 따른 엔탈피 출입을 확인할 수 있다. 그리고 기체영역에서 고체영역으로 복사열전달 및 대류열전달을 고려할 수 있다.

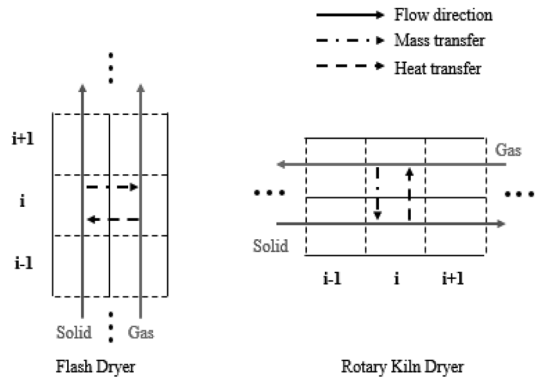


Fig. 4. 1-Dimensional discretized computational domain of a flash dryer and a rotary kiln dryer.

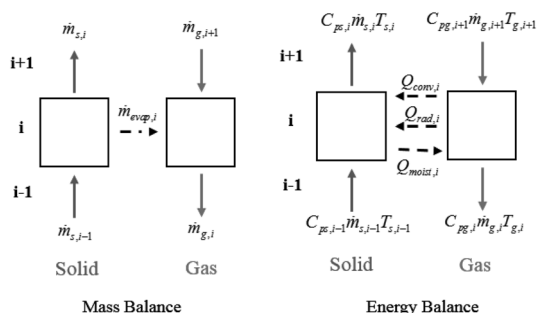


Fig. 5. Description of mass and heat transfer at the i 'th cell.

3.2.1. 물질전달

먼저, 정상상태 이산화 질량 보존식 및 생성 항은 식 (23)-(25)와 같다.

$$\dot{m}_{i,k} - \dot{m}_{e,k} = S_{mass,k} \quad (23)$$

$$S_{mass,gas} = \dot{m}_{evap} \quad (24)$$

$$S_{mass,gas} = -S_{mass,solid} \quad (25)$$

아래첨자 k는 상(기체 또는 고체)을 의미하며, 건조기의 경우 질량 보존식의 생성 항(S_{mass})은 수분증발량으로 고려할 수 있으며, 고체입자의 질량 감소량은 기체의 질량 증가량과 같다.

① 물질전달식

건조기 내부 건조율을 계산하기 위해서는 물질전달식을 사용할 수 있다.

$$\dot{m}_p = h_m \pi d_s^2 \left(\frac{M_H p_{vo}}{RT_{ss}} - \frac{M_H p_{vg}}{RT_g} \right) \quad (26)$$

$$\dot{m}_{evap} = \frac{6\epsilon_s}{\pi d_s^3} \dot{m}_p \quad (27)$$

식 (26)을 통해 한 개의 고체입자에서 증발하는 수분량을 계산할 수 있으며, 고체입자의 개수를 곱한 식 (27)을 통해 전체 수분증발량을 얻을 수 있다. ϵ_s 는 고체의 부피비를 의미하며, 이를 고체입자(완전 구형)부피($\pi d_s^3/6$)로 나누어 고체입자 개수를 예상할 수 있다.

물질 전달계수(h_m)는 셔우드 수(Sh)를 통해 계산할 수 있으며 셔우드 수(Sh)는 레이놀즈 수(Re)와 슈미트 수(Sc)의 함수이며, 본 연구에서는 Table 2의 Bayens 등이 제안한[9] 대용량 기류건조기에 적합한 관계식을 사용하였다. 각 무차원수의 정의는 식 (28)-(30)과 같다.

Table 2. Empirical correlations for mass transfer coefficient in a flash dryer

Flash Dryer	
$Sh = 0.15Re$	By Bayens et al.[9]
$Sh = 0.15Re^{1.3}Sc^{0.67}$	By De Brandt[9]
Rotary Kiln Dryer	
k_0 (kmol/s)	E (kJ/mol)
1.45×10^{-2}	42,660

$$Sh = \frac{h_m d_s}{D_v} = f(Re, Sc) \quad (28)$$

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_v} \quad (29)$$

$$Re = \frac{\rho_g u d_s}{\mu_g} \quad (30)$$

② 아레니우스 식

$$\dot{m}_{evap} = M_W (-k[H_2O]) \text{ where, } k = k_0 \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad (31)$$

명확한 셔우드 수(Sh) 관계식의 활용이 어려운 경우에는 식 (31)과 같이 아레니우스 형태를 통해 건조율을 표현할 수 있다. $[H_2O]$ 는 고체입자수분의 몰농도를 의미하며, 아레니우스 식은 온도와 화학반응 속도상수의 관계를 설명하는 경험식으로서, 계산의 편의성을 위해 상수로 가정할 수 있다.

타당한 반응률을 계산하기 위해서 해당 운전조건에서 적용 가능한 빈도인자 및 활성화 에너지가 필요하다. 본 연구에서는 실제 운전되고 있는 로터리킬른 건조기 측정치를 참고하여 계산된 빈도인자 및 활성화 에너지를 사용하였으며 Table 2에서 확인할 수 있다.

3.2.2. 열전달

다음으로, 정상상태 이산화 에너지 보존식 및 생성 항은 식 (32)-(34)와 같다.

에너지 보존식의 생성 항은 대류 열전달, 복사 열전달, 증발 열량 및 열손실로 고려할 수 있다.

투입기체 온도가 높지 않으며 기체-고체와의 직접 접촉을 통한 대류 열전달 방식이 주된 건조기의 경우, 복사 열전달을 고려하지 않는 단순 모형을 적용할 수 있다. 따라서 Fig. 2(a)와 같이 고온기체로 열량을 공급하는 경우 복사 열전달 효과 고려를 미룰 수 있다.

$$C_{p,i,k} \dot{m}_{i,k} T_{i,k} - C_{p,e,k} \dot{m}_{e,k} T_{e,k} = S_{energy,k} \quad (32)$$

$$S_{energy,s} = -Q_{conv} - Q_{rad} + Q_{evap} \quad (33)$$

$$S_{energy,g} = Q_{conv} + Q_{rad} - Q_{v,heat up} + Q_{loss} \quad (34)$$

하지만 Fig. 2(b)처럼 로터리킬른 건조기 내부 연소반응을 고려하는 경우에는 식 (33)-(34)의 복사 열전달의 영향을 중요하게 고려하여야 한다. 단순화된

Table 3. Empirical correlations for heat transfer

Flash Dryer	
Nu = 0.15Re	By Bayens et al.[9]
Nu = 0.15Re ^{1.3} Pr ^{0.67}	By De Brandt[9]
Rotary Kiln Dryer	
Q = 1.02LD(nf-1)/2G ^{0.46} ΔT _{lm}	By Miller et al.[5]

화염 길이에 따른 열량 방출량 또는 세부적인 석탄 입자의 연소모형을 적용하는 경우, 반응기 내부 온도 프로파일에 다른 경향성을 나타낼 것으로 예상할 수 있다. 또한 물질 전달량 역시 고체입자와 기체 입자 온도의 함수이기 때문에 기체의 온도 프로파일 변화로 인한 수분증발률, 고체입자 및 기체의 질량 유량변화가 발생할 것으로 생각할 수 있다.

본 연구에서는 건조기에 고온기체 투입 모형으로 계산하였기 때문에 식 (33)-(34)에서 복사 열전달 항은 고려하지 않았다.

① 대류열전달

$$q_{conv} = h_h \pi d_s^2 (T_g - T_{ss}) \quad (35)$$

$$Q_{conv} = \frac{6\epsilon_s}{\pi d_s^3} q_{conv} \quad (36)$$

대류열전달식 (35)를 이용하여 기체와 단위 고체 입자의 대류 열전달량을 파악할 수 있으며, 고체입자 개수($6\epsilon_s/\pi d_s^3$)의 곱을 통해(식 (36)) 전체 대류 열전달량 계산할 수 있다.

대류열전달계수(h_h)는 누셀트 수(Nu)를 통해 계산할 수 있으며 누셀트 수(Nu)는 레이놀즈 수(Re)와 프렌들 수(Pr)의 관계식을 통해 알 수 있다.

Table 3에서 기류건조기 실험을 통해 얻어진 관계식들을 확인할 수 있으며, 본 계산에서는 Bayens 등이 제안한[9] 대용량 기류건조기에 적합한 식을 사용하였다. 각 무차원수의 정의는 식 (37)-(38)과 같다.

$$Nu = \frac{h_h d_s}{k_g} = f(Re, Pr) \quad (37)$$

$$Pr = \frac{\mu_g C_{p,g}}{k_g} \quad (38)$$

② 복사열전달

$$Q_{rad,gs} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_s^4)}{\left(\frac{1}{\epsilon_g A_{rad,gs}} + \frac{1 - \epsilon_s}{\epsilon_s A_{rad,gs}}\right)} \quad (39)$$

$$Q_{rad,gw} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_w^4)}{\left(\frac{1}{\epsilon_g A_{rad,gw}} - \frac{1 - \epsilon_w}{\epsilon_w A_{rad,gw}}\right)} \quad (40)$$

$$Q_{rad,ws} = \frac{(\sigma T_g^4 - \sigma T_w^4)}{\left(\frac{1 - \epsilon_w}{\epsilon_w A_w} - \frac{1}{A_w F_{ws}(1 - \epsilon_w)} - \frac{1 - \epsilon_s}{\epsilon_s A_s}\right)} \quad (41)$$

직접화염가열식 반응기의 경우, 화염의 높은 온도 에 의한 복사 열전달 고려가 필수적이다. 기체에서 벽면 및 고체로, 벽면에서 고체로의 복사열전달을 고려할 수 있으며, 회로 해석방법으로 유도한 식 (39)-(41)을 이용하여 계산할 수 있다.

③ 열전달 경험식

하지만 반응기의 명확한 누셀트 수(Nu) 정보가 부족한 경우, 기초적인 경험식들을 사용하여 반응기의 열 전달량을 계산할 수 있다.

로터리킬른 건조기 경험식은 Table 3에서 Miller 등[5]이 제안한 관계식을 사용할 수 있다. nr는 리프터 개수, G는 반응기 단면적 대비 기체유량 그리고 ΔT_{lm}은 반응기 로그 평균 온도차를 의미한다.

4. 결과

4.1. 반응기 블록 성능평가 및 예비 설계

반응기 블록 열·물질 정산 결과로 반응기 출입 물질 질량 및 에너지량을 Table 4와 같이 파악할 수 있었으며, 반응기에 투입되는 기체의 종류는 고온의 공기로 가정하였다. 기류건조기의 경우, 로터리킬른 건조기 대비 낮은 기체 투입 온도와 약 3.3배의 질량이 더 필요함을 확인할 수 있었으며 짧은 체류 시간으로 인해 고체입자의 배출 온도가 높지 않을 것임을 예상할 수 있었다.

기초 예비설계 계산과정을 통해 각 반응기의 지름 및 길이(높이)를 계산하였으며 Table 5에서 확인할 수 있다. 석탄 처리량이 시간당 250톤으로 방대한 수치이며, 이를 단일반응기로 처리할 경우 로터리킬른 건조기 및 기류건조기의 치수가 존재하기 어려운 수치로 계산되었다.

Table 4. Results of block performance evaluation

	Moist. (30% → 10%)	Rotary Kiln Dryer	Flash Dryer
	Coal	(t/h)	252
	(°C)	25 → 150	25 → 60
Gas	(t/h)	680	1000
	(°C)	500 → 200	210 → 60

Table 5. Results of preliminary engineering calculation

		Rotary Kiln Dryer	Flash Dryer
Number of Units		4	8
Diameter	(m)	5.5	2
Length (H)	(m)	60	20

따라서 현재 상용화된 로터리킬른 건조기 및 기류 건조기의 치수와 비슷한 수준으로 고려를 하는 것이 필요하다. 일반적으로 상용화 규모 로터리킬른 건조기의 지름은 5-6 m이며 기류건조기는 유동화상태에서 믹싱효과 저감을 피하기 위해 지름이 2 m 이내로 존재하는 것을 확인하였다. 따라서 로터리킬른 건조기 4개 그리고 기류건조기 8개가 필요할 것으로 생각할 수 있다. 반응기 종류에 따라 반응기 개수, 그에 따른 바닥면적 및 에너지소비량을 복합적으로 고려하여 평가하는 단계가 필요하며 구체적인 비교는 4.3에서 확인할 수 있다.

4.2. 1차원 반응기 성능평가

4.2.1. 기류건조기

기류건조기 높이 방향에 따른 석탄의 수분 함량 및 온도 변화를 Fig. 6과 7에 도시하였다. 본 연구에서는 석탄 내 수분의 종류를 고려하지 않았으며 모든 수분은 표면에 존재한다고 가정하였다. 수분증발률은 Fig. 6과 같이 기류건조기 입구 부분에서 가장 빠르며, 이처럼 계산된 이유는 입구 부분에서 기체와 고체의 온도차이가 가장 크고 기체와 고체표면의 큰 수증기 몰농도 차이 때문에 수분의 확산 효과가 크기 때문이다.

기체와 고체의 이동방향이 같은 반응기로서 이동함에 따라 기체와 고체온도가 수렴하는 온도 분포를 Fig. 7에서 확인할 수 있으며 수분증발률 또한 진행 방향에 따라 감소하는 것을 확인할 수 있다. 하지만 고체입자의 수분을 전부 표면의 수분으로 고려한 한계점을 인지한 후, 얻어진 수분증발률 및 온도분포를 해석하여야 하며, 위와 같은 가정의 영향을 확인해보기 위해 PVC 건조실험 측정치와 계산값을 비교해보았다[9].

실험의 기본조건은 Table 6에 정리하였으며, PVC 수분 함량 및 기체 온도 측정치와 1차원 계산값 비교 결과를 Fig. 8과 9에서 확인할 수 있다. 실제 고체입자의 표면에 존재하는 수분의 경우, 쉽게 증발할 수 있을 것으로 고려할 수 있지만, 수분이 고체입자 내에 존재하거나 다른 분자들과 화학적 결합 상태로 존재하는 경우에는 추가 시간 및 열량이 필요할 것이다. 이와 같은 사항들을 계산결과와 실험결과를 비교하는 과정에서 확인할 수 있었다.

Fig. 8에서 기류건조기 높이 약 10 m까지는 수분

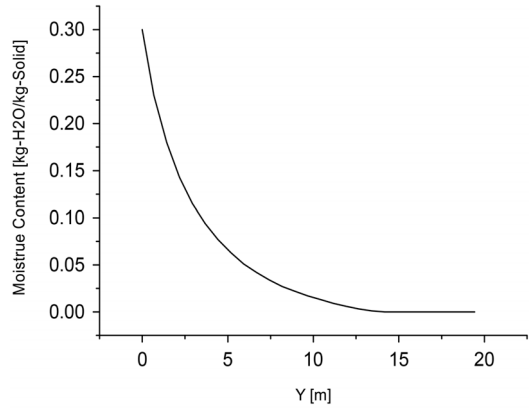


Fig. 6. Variation of moisture content in the coal along the axis.

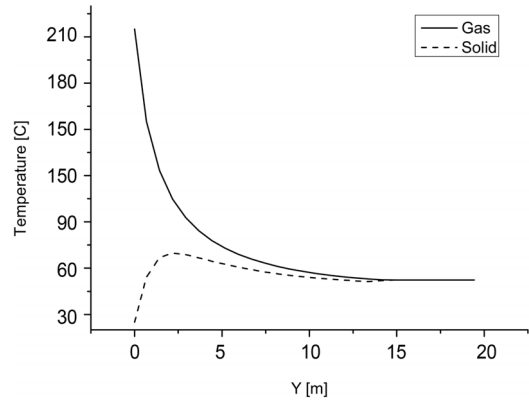


Fig. 7. Variation of temperature along the axis.

Table 6. Experimental conditions of a flash dryer[9]

Particle		PVC
Particle Diameter	(μm)	140
Density	(ρ_p)	1195
Heat Capacity	(kJ/kg·K)	0.980
Initial Moist.	(%)	36
Solid Flow Rate	(kg/m ² ·s)	1.29
Gas Flow Rate	(kg/m ² ·s)	10.4
Inlet Gas Temperature	(K)	400
Flash Dryer Diameter	(m)	1.25

증발률 계산값과 측정치가 비슷한 수준임을 알 수 있지만, 높이가 더 올라갈수록 두 값의 차이가 벌어짐을 확인할 수 있다. 이를 통해 실제 PVC의 36% 수분 중 약 20% 수분만이 표면에 존재하며 나머지 수분은 증발이 쉽지 않은 다른 화학적 결합 형태일 것으로 추측할 수 있다. 하지만 실제로 고체입자에 포함된 수분을 명확한 범주로 분류하는 것은 어려움이 있으며 본 1차원 성능모형에서는 이를 고려하지

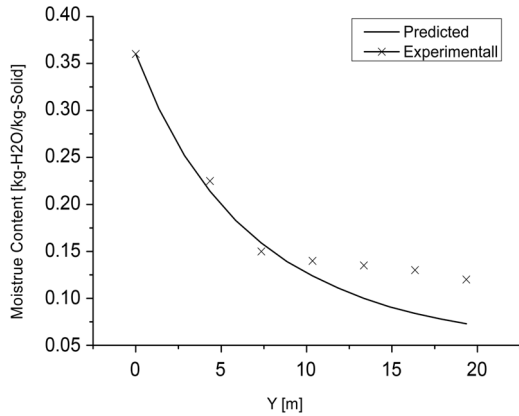


Fig. 8. Comparison of numerical value with experimental value of moisture content in the PVC along the axis.

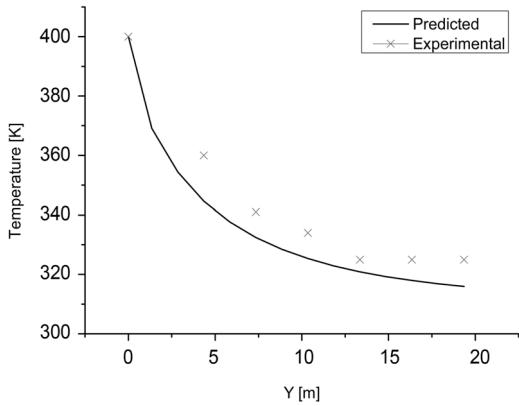


Fig. 9. Comparison of numerical value with experimental value of gas temperature according to a flash dryer height.

못하였기 때문에 반응기 출구에서의 수분 함량이 실험치보다 낮게 계산되었다.

따라서 석탄 입자의 전체 수분함유율보다 표면 수분과 내부 수분의 비율이 기류건조기 성능에 중요한 인자가 될 수 있음을 유추할 수 있으며, 고체입자의 표면 수분증발률을 예측하는 경우에는 타당함을 Fig. 8을 통해 확인할 수 있다. 보다 개선된 수분증발 모형을 위해서는 고체입자의 내부수분(증발이 어려운 수분의 증발을 계산하는 것이 필요하며, 식 (42)와 같은 스테판 확산 법칙을 이용하여 수분증발률을 고려할 수 있다[10].

$$\dot{m}_p = - \frac{d_{si} - d_{so}}{d_{so} d_{si}} \frac{2\pi\epsilon D_c p}{RT_{avg}} \times \ln\left(\frac{p - p_{sat}}{p - \frac{RT_{ss}}{h_m \pi d_{so}^2 M_W} \dot{m}_p - \frac{p_{vg} T_{ss}}{T_g}}}\right) \quad (42)$$

식 (42)를 사용하기 위해서는 고체입자 내부 수분 함량을 알아야 하며, 해당 분위기에 적절한 수분의 확산계수 또한 필요하다. 위 식이 고려된다면 보다 나은 수분증발 계산 결과를 얻을 수 있는 것으로 알려져 있다[11]. 위 식에서 ϵ 는 고체입자의 다공성으로 일반적으로 0.05-0.25의 값을 갖는다[11].

고체 입자 수분증발과 직접적으로 관련이 있는 기류건조기 내부 기체온도 계산값과 문헌을 참고한 실험값을 Fig. 9에서 비교할 수 있다. 일반적으로 기체 비열이 작기 때문에 온도가 쉽게 변한다는 점과 계산결과가 실험값보다 수분증발이 더 발생한 점을 고려하면 계산값과 실험값에서 차이를 이해할 수 있다.

본 계산에서는 고체 입자크기분포를 고려하지 않고, 100 μm 로 일정하다고 가정하였다. 하지만 고체 입자 크기는 투입기체 속도(식 (17)-(20))와 관련 있으며, 질량전달 및 열전달특성에도 영향을 주는 중요인자이다. 고체입자 지름이 작은 경우, 쉽게 유동화 되고 열전달 계수 및 표면적 증가로 인해 수분증발 및 열전달이 증진될 것이다. 반대로 고체입자 지름이 큰 경우, 상대적으로 유동화가 힘들고 수분증발 및 열전달효과 역시 감소할 것이다. 따라서 고체 입자크기분포를 고려한다면 평균크기에 해당하는 유동화속도로 기체를 투입하는 것으로 가정할 수 있으며, 입자크기에 따른 고체출구온도분포 및 수분증발률분포를 얻을 수 있을 것으로 예상된다.

4.2.2. 로터리킬른 건조기

로터리킬른 건조기 길이 방향으로의 수분증발량 및 온도분포를 Fig. 10과 11에서 확인할 수 있다. 측정치를 기준으로 조율된 아레니우스식을 이용하여 수분증발량을 계산하였으며 리프터 개수에 따른 열전달 경험식으로 열전달량을 예측하였다. 실제 아레니우스식의 빈도 인자와 활성화 에너지는 온도 및

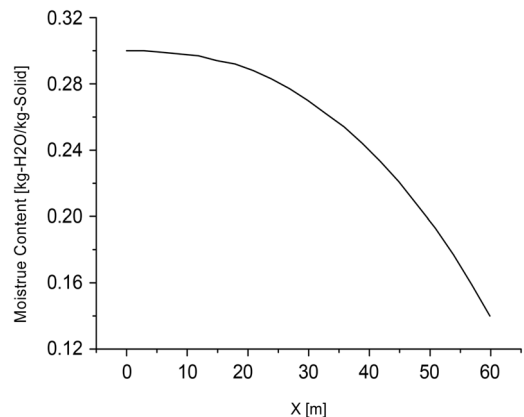


Fig. 10. Variation of moisture content in the coal along the axis.

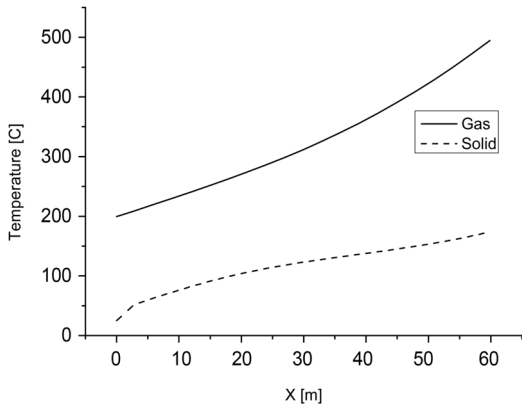


Fig. 11. Variation of temperature along the axis.

주위 환경의 변수이지만, 계산의 단순화 및 정보의 부족으로 인해 상수로 고려하였다.

기류건조기와 달리, 반응기의 길이가 증가할수록 고체입자의 출구온도가 증가하며 함수율 역시 감소할 것으로 예상할 수 있다. 또한 체류시간이 초 단위인 기류건조기와 달리, 시간 단위의 체류시간을 갖는 로터리킬른 건조기에서는 수분증발과 더불어 고체입자의 높은 승온 효과를 동반하는 계산결과를 얻을 수 있었다.

기체의 온도가 높지 않은 로터리킬른 건조기 초기 부분에서는 고체입자의 온도가 아레니우스식의 활성화 에너지를 극복하기에는 부족하며, 따라서 수분증발률이 매우 낮음을 알 수 있다. 고체입자가 진행 방향으로 이동하며 고온기체로부터 열전달을 받아 온도가 상승하기 시작하며 약 18 m 이후에서부터 고체입자의 온도가 100 °C에 도달하게 되어 수분증발률이 가속되는 결과를 얻을 수 있었다. 이후 출구 부분에서 고체입자는 고온기체와 접촉을 하게 되며 고체입자의 온도가 기류건조기의 경우보다 월등히 높게 계산되었다.

4.3. 건조기 설계안 비교

블록 성능평가, 예비설계 및 1차원 성능평가의 결과를 통해 두 건조기를 비교해보았다. 목표 증발량이 같더라도, 두 반응기의 특성은 Table 7에 정리한 것과 같이 분명하게 차이를 확인할 수 있다. 반응기의 고체입자 체류시간이 길고 투입 기체 온도가 높은 로터리킬른 건조기에서 배출 고체 온도가 높으며, 요구 기체 유량이 적음을 확인할 수 있다. 이와 같은 특성들은 반응기의 에너지 사용량 및 반응기 치수에 변화를 일으킬 수 있는 인자들로서, 계산된 결과를 토대로 건조기의 특성을 살펴보았다.

블록 성능평가, 예비설계 및 1차원 성능평가의 결과를 통해 두 건조기를 비교해보았다. 목표 증발량

Table 7. Comparison of the results

	Moist. (30% → 10%)	Rotary Kiln Dryer	Flash Dryer
Coal	(t/h)	252	252
	(°C)	(25→150)	(25→60)
Gas	(t/h)	680	1000
	(°C)	(500→200)	(210→60)
Energy Consum. (β)	(kJ/kg-H ₂ O)	4,900	3,700
Evap. Capacity (B)	(kg-H ₂ O /h·m ³)	11	127
Input Exergy (ψ)	(kJ/kg)	200	40

이 같더라도, 두 반응기의 특성은 Table 7에 정리한 것과 같이 분명하게 차이를 확인할 수 있다. 반응기의 고체입자 체류시간이 길고 투입 기체 온도가 높은 로터리킬른 건조기에서 배출 고체 온도가 높으며, 요구 기체 유량이 적음을 확인할 수 있다. 이와 같은 특성들은 반응기의 에너지 사용량 및 반응기 치수에 변화를 일으킬 수 있는 인자들로서, 계산된 결과를 토대로 건조기의 특성을 살펴보았다.

먼저 증발수분 kg당 소요열량(β)을 사용하여 에너지 사용량 관점에서 반응기를 비교해보았다. 기류건조기의 β값이 로터리킬른 건조기보다 약 25% 적음을 확인할 수 있으며, 이는 기류건조기에서 반응기 열손실률이 적을 뿐만 아니라 고체입자의 승온에 사용되는 열량이 적기 때문일 것으로 유추할 수 있다. 실제로 일반적인 로터리킬른 건조기와 기류건조기의 β값 4500 kJ/kg-H₂O 정도임을 확인할 수 있었다[2].

반응기의 체적 또한 반응기 성능 평가 시 고려해야 할 중요 사항으로써, 건조기 체적 대비 수분증발량(B)을 통해 반응기를 비교해보았다. 기류건조기의 B값(반응기 개수 고려)이 로터리킬른 건조기보다 11.5배 큰 값을 갖는 것으로 계산되었으며, 이는 같은 체적에서 기류건조기 수분증발 성능이 우수할 것임을 예상할 수 있다. 이와 같은 수치들이 일반적인 건조기 체적 대비 수분증발량(B) 범위에 속하는 것을 확인할 수 있다[2].

마지막으로, 건조공정에 사용되는 열의 등급 파악을 통하여 건조기기의 잠재적 에너지 절감 특성을 비교할 수 있다. 엑서지 계산을 통해 열원의 등급을 판단할 수 있으며, 상대적으로 고온기체를 사용하는 로터리킬른 건조기의 투입 엑서지가 기류건조기의 것보다 5배 높은 결과를 얻었다. 이는 상대적으로 저온기체를 사용하는 기류건조기에서 낮은 등급의 열원을 이용하여 공정을 운전할 수 있는 것으로 해석할 수 있으며, 잠재적 에너지절감 관점에서 보다 효과적인 반응기로 고려할 수 있다.

4.4. 추가고려사항

지금까지 기류건조기와 로터리킬른 건조기의 출입 물질 및 에너지, 반응기 치수 그리고 내부 성능 등 항목으로 건조기 비교평가를 진행하였다. 이와 더불어 공학적 관점의 경제성평가 및 엑서지 성능평가가 진행된다면 보다 효과적인 건조기를 결정하는데 도움이 될 것이다.

경제성 평가를 위해서는 블록 성능평가 결과와 예비설계 결과가 필요하며, 이를 토대로 장치운송비용과 설치비, 감가상각비와 보험료와 같은 고정비, 공정 운전이 영향을 받는 변동비를 각각 계산할 수 있다. 장치 설비비, 고정비 및 변동비의 종합적인 고려를 통해 반응기의 경제성 평가를 진행할 수 있으며 자세한 계산과정은 [12]를 참고할 수 있다.

다음으로 공정조건에 적절한 품질의 에너지를 사용하여 에너지 이용 효율을 높이는 방안 고려 또한 필요하다. 이를 위해서는 에너지 출입량을 파악하는 수준을 넘어서는 에너지 유효이용도를 평가하는 단계가 필요하며, 엑서지 성능평가의 한 과정이라고 할 수 있다. 엑서지 성능평가를 통해 반응기에 출입하는 열을 유용도에 따른 등급으로 분류할 수 있으며 적절한 등급의 열을 사용하는지 평가할 수 있다.

본 연구에서는 건조공정만을 고려하였지만, 실제 건조공정은 광물처리의 필수적인 전처리공정으로써 소성, 환원공정과 함께 복합공정으로 존재하는 것이 일반적이다. 따라서 건조공정 외 공정에서 폐열 발생이 일반적이며 복합공정의 에너지절감관점에서 효율적인 폐열활용방안 고려가 필요하다. 고온 폐열은 고등급에너지로써, 열교환기, 연소공기 예열 및 공정 직접투입 등 활용범위가 넓지만 저온 폐열은 저등급에너지로써, 활용범위가 국한적이다. 따라서 고온폐열뿐만 아니라 저온 폐열(저등급에너지)을 활용할 수 있는 방안 모색이 복합공정에너지절감에 효과적일 수 있으며, 상대적으로 낮은 열원을 사용하는 반응기 적용이 저온 폐열 활용의 한 방법으로 고려될 수 있다.

5. 결론

건조공정 목표치를 만족하는 반응기의 일반적인 설계과정을 블록 성능평가, 기초 예비설계, 그리고 고차원 성능평가 순으로 정리하였으며, 특정 설계사례를 가정하여 기초 설계과정을 진행하였다.

다양한 건조기 중, 기류건조기와 로터리킬른 건조기만을 적용하였으며 간단한 계산을 수행하였지만, 단순한 두 반응기에서도 건조 성능이 다르며 고려해야 할 인자들 또한 다름을 확인할 수 있었다. 수분증발이 주목적인 건조기에서도 부수적인 운전 특

성(고체입자 및 기체의 입구와 출구온도, 체류시간, 반응기의 수직성 등)이 광범위하므로 단순한 수분증발 목표치만을 고려한 상태에서 건조기를 설계하는 것은 적절하지 않음을 확인할 수 있었으며, 특히 고체입자의 수분 형태가 건조기 성능에 중요한 인자임을 간접적으로 확인할 수 있었다.

수분증발 및 고체입자의 승온이 목적인 경우에는 로터리킬른 건조기의 경우가 적합할 수 있지만, 고체입자가 온도에 민감한 경우에는 기류건조기의 경우가 더 적합한 반응기일 수 있다. 또한 반응기의 바닥면적 또한 반응기를 선택하는 데 중요한 고려 인자가 될 수 있으며, 반응기의 수직화에 따른 추가 비용 고려 또한 필요할 것으로 생각된다.

건조기 성능평가 과정을 제시하고 건조기 설계과정 및 설계 시 고려사항을 정리하였으며 일반적인 반응기 설계로의 확장을 위한 기초 자료로 활용될 수 있을 것으로 생각된다.

후 기

본 연구는 한국과학기술원 BK21 플러스의 지원을 받았으며, 이에 감사드립니다.

참고문헌

- [1] Kim, S, Lee, S, Rhim, Y., Choi, H., Lim, J, Chun, D. and Yoo, J., Drying Characteristic of High Moisture Coal Using a Flash Dryer (in Korean), J. Korean Chem. Eng. Res., 50(1), 2012, 106-111.
- [2] Mujumdar, A. S, Principles, Classification, and Selection of Dryers (in Handbook of Industrial Drying), 3rd Ed., Taylor & Francis Group, London, 2006, 4-31.
- [3] Indarto, A., Halim, Y. and Partoputro, P., Pneumatic Drying of Solid Particle: Experimental and Model Comparison, Experimental Heat Transfer, 20, 2007, 277-287.
- [4] Eeom, 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.
- [5] Krokida, M., Marinou-Kouris, K., and Mujumdar, A.S., Rotary Drying(in Handbook of Industrial Drying), 3rd Ed., Taylor & Francis Group, London, 2006, 181-187.
- [6] Haider, A., and Levenspiel, O., Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Nonspherical Particles, Powder Technology, 58(1), 1989, 63-70.

-
- [7] Kunii, D. and Levenspiel, O., Fluidization Engineering, 2nd Ed., Elsevier, Amsterdam, 1991, 84-85.
- [8] Kunii, D. and Levenspiel, O., Fluidization Engineering, 2nd Ed., Elsevier, Amsterdam, 1991, 385-386.
- [9] Bayens, J., van Gauwberge, D. and Vinckier, I., Pneumatic drying: the use of large-scale experimental data in a design procedure, Powder Technology, 83, 1995, 139-148.
- [10] Abuf, N. and Staub, F. W., Drying of liquid-solid slurry droplets, Drying'86 Proceedings of the Fifth International Drying Symposium, 1, 1987, 227-248.
- [11] Borde, I., and Levy, A., Pneumatic and Flash Drying (in Handbook of Industrial Drying), 3rd Ed., Taylor & Francis Group, London, 2006, 397-453.
- [12] Sztabert, Z. T., and Kudra, T., Cost-Estimation Methods for Drying (in Handbook of Industrial Drying), 3rd Ed., Taylor & Francis Group, London, 2006, 1269-1281.