

## 다중 고체상을 고려한 고체 연료층 연소 모델링

양원\* · 류창국\* · 최상민\*\*†

### Combustion Modeling of a Solid Fuel Bed with Consideration of the Multiple Solid Phases

Won Yang\*, Changkook Ryu\*, Sangmin Choi\*

#### ABSTRACT

In this study we propose an unsteady 1-dimensional model of bed combustion with multiple solid phases, which confers a phase on each solid material. This model can be applied to a variety of bed combustion cases of various configurations and ignition methods. It contains fuel combustion, gaseous reaction, heat transfers between each phase, and geometric changes of the solid particles. An iron ore sintering pot is selected for verifying the model validity and simulation results are compared with the limited experimental data set of various coke contents and air supply rates. They predict the experimental results well and show applicabilities to the various system of the fuel bed with various solid materials.

**Key Words** : Combustion, Solid fuel, Modeling, Iron ore sintering bed

#### 1. 서론

연소기 내 고체 연료층의 연소는 주위에서 흔히 볼 수 있는 연소 형태 중의 하나로, 에너지 및 환경 문제의 관점에서 많은 관심의 대상이 되고 있다. 오염 물질 배출을 줄이기 위해서는 연소기 내에서의 완전 연소가 이루어져야 하는데, 고체 연료층에서는 연소의 균일성 측면에서 기체 연료나 액체 연료에 비해 완전 연소를 이루기가 쉽지 않다. 이에 따라 연소기 내에서의 고체 연료층 연소 상황을 모사하기 위한 연구들이 수행되어 왔다. 연료층 연소 연구의 경우에는 단입자 연소와 달리 열 및 물질전달과 같은 입자들의 상호작용이 연소 특성에 많은 영향을 끼치게 되므로 이를 고려한 공학적 접근을 필요로 한다.

Fig. 1 에는 층을 이루어 반응하는 연소기(반응기)들의 다양한 형태들을 나타내었다. Type I 과 같은 단순한 형태의 고정층 연소로나 가스화기의

경우에는 가스 유동장과의 상호 작용이 거의 없는 반면에, 연료 과잉 상태에서 운전이 이루어질 때 고체 연료가 기체 연료로 변환되는 현상이 함께 고려가 되어야 하고, 산화제의 성분과 주입 방법, 노내 압력 등에 따르는 고체 연료의 반응 및 가스화 특성의 변화를 고려해야 한다. Type II 와 같은 moving bed 형태의 연소로는 화격자식 소각로나 제철 공정의 소결기 등에서 사용되는 방식이다. 소각로의 경우에는 화격자의 이송에 의한 연료층의 혼합과 쓰레기 성상의 불균일성, 많은 비중을 차지하는 가스 유동장과의 상호 작용 등으로 인해 해석이 어려운 반면 소결기에서는 이러한 특성들이 거의 없어 해석하기가 비교적 용이하다. 그러나 소결기에서는 다른 연료들에 비해 훨씬 많은 비중을 차지하는 불연물들의 물리적 성상이 소결에 의해 변화되므로 이 경우에 발생하는 연소 특성의 변화가 함께 고려되어야 한다. Type III 와 같은 형태는 로의 회전이나 유동사와의 상호작용 등에 의해 복잡하게 진행되는 연료층 거동을 고려해야 하므로 Type I 이나 II 와는 다른 방식으로 접근해야 한다. 본 연구에서 대상으로 하는 시스템은 연료층 내

\* 한국과학기술원 기계공학과

\*\* 한국과학기술원 기계공학과

† 연락 저자, 042-869-3030, smchoi@mail.kaist.ac.kr

## 기 호 설 명

a : coefficient of the air inlet velocity	W : molecular weight (kg/kmol)
A : area (m <sup>2</sup> )	y : coordinate along the height (m); fraction of reaction heat absorbed by solid
C <sub>p</sub> : specific heat (J/kg-K)	
C : molar concentration (kmol/m <sup>3</sup> )	
D : gas diffusivity (m <sup>2</sup> /s)	<b>Greeks</b>
d <sub>p</sub> : particle diameter (m)	ε : bed void fraction, internal pore
E : activation energy (J/kmol)	ν : stoichiometric coefficient
f <sub>AS</sub> : fraction of the ash segregation	ρ : density (kg/m <sup>3</sup> )
f <sub>v</sub> : volume fraction	τ : optical thickness
F : mass of char/initial mass of char	κ : absorption coefficient
FFS : flame front speed (cm/sec)	μ : dynamic viscosity (Pa-s)
h : enthalpy (J/kg)	
h : convective heat transfer coefficient	<b>Superscripts</b>
h : enthalpy/unit volume (J/m <sup>3</sup> )	o : initial
k : thermal conductivity (W/m-K); rate coefficient (/s)	* : equilibrium
k <sub>m</sub> : mass transfer coefficient (m/s)	
K : equilibrium constant	<b>Subscripts</b>
M : volumetric mass generation rate (kg/m <sup>3</sup> s)	b : blackbody
m : mass fraction	eff : effective
n : number density (/m <sup>3</sup> ); packing parameter	g : gas
p : pressure (Pa)	I, J : index number of the solid phases
Q : heat (W)	i, j : index number of solid component and gas species
q : volumetric heat generation rate (W/m <sup>3</sup> )	ip : internal pore
R : universal gas constant (kJ/kg-K)	ℓ : limestone
T : temperature (K)	o : initial
t : time (sec)	r : Arrhenius reaction rate; reaction
v : velocity (m/s)	s : solid, stoichiometric
	u : unreacted

교반을 무시할 수 있고 plug flow 가정을 사용할 수 있는 Type I 과 II 에 해당되는 범주로, 다양한 형태의 반응기 내에서의 고체 연료층 연소 특성을 모사할 수 있는 일반화된 모델을 수립하였다.

각 시스템에 따라 산화제의 공급 방법이 달라져 연소기 내에서 물리화학적으로 다른 현상들이 일어나게 되지만, 이러한 모든 현상들은 연소, 열전달, 물질 전달의 관점에서 보았을 때 경계조건과의 차이와 생성항의 계산 방법만 제외하면 일반화하는 것이 가능하다. 최근 들어 이러한 개념을 바탕으로 일반화된 고체 연료층의 연소 모델이 수립되어 고정층 연소로, 폐기물 소각로 및 철광석 소결 베드 등의 다양한 형태의 연소로에 적용되었다[1~7]. 지금까지 수행되어 온 모든 형태의 모델링은, 지배방정식을 수립함에 있어서 고체상과 가스상의 두 부분으로 나누어져 수행되었다. 고체상의 경우에는 다양한 성상을 가진 연료 또는 고체 입자가 혼합되어 있을 때에도 균일한 크기를 가진 가상의 단입자에 각각의 종류의 연료

가 초기 질량분율만큼 혼합되어 있는 것으로 가정되었다. 그러나 이러한 가정은 실제 계산에 있어 많은 문제점을 내포하고 있다. 소결 베드와 같이 특정 고체 입자의 온도가 전체 공정에 있어서 중요한 역할을 하는 경우나, 특정 종류의 고체 입자의 입경 변화에 따른 베드 특성 변화가 잘 예측되지 못하는 약점을 가지고 있다. 또한, 연료의 표면적이 계산에 제대로 반영되지 못하여 반응률에 영향을 끼치는 경우도 나타나고 있다 [1],[2]. 이러한 결과들은 고체 입자들의 성상에 따라 각각에 phase를 부여하는 다중 고체상 (multiple solid phase) 모델링의 필요성을 보여 주고 있다[2].

Fig. 2 에는 다중 고체상 모델의 특징을 단일 고체상 모델과 비교하여 나타내었다. 단일 고체상 모델에서는 각각의 component 들이 균일한 크기의 고체 입자에 균일하게 분포되어 있다고 가정한다. 반면에 multiple solid phase 에서는 각각 다른 성상과 크기를 가진 고체 연료들이 층을 이루고 있을 때, 각각의 성상 및 크기에 따라 각각

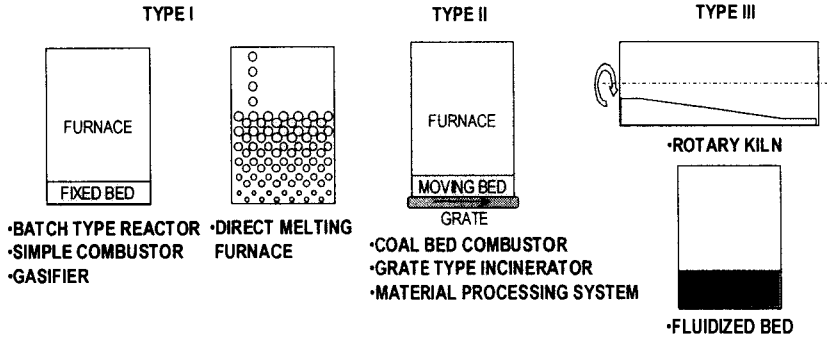


Fig. 1. Various types of reactors for solid fuel bed combustion

에 phase를 부여하게 된다. 본 연구에서는 이러한 개념에 근거한 다중 고체상 모델링을 수행하고, 제철소에서 소결 성능을 실험적으로 파악하는 데에 사용되는 소결 포트(sintering pot)에 대하여 이를 적용하였다. 계산 결과는 제한된 범위 내에서 실험 결과와 비교되었다.

다. 또한 고체상에서 반응하여 발생하는 기체생성물들은 기체상과의 특정 성분과 반응하게 된다. 각 고체상 사이에서는 접촉에 의한 열전달이 일어난다. 이러한 과정들을 거치는 가운데 고체상은 각각의 입자 크기가 바뀌게 되고, 이로 인해 다공층(porous media)의 특성이 변화한다.

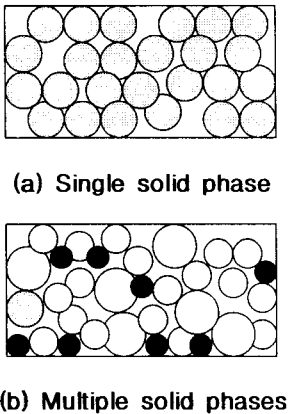


Fig. 2. Comparison of the multiple solid phases with single solid phase

## 2. 모델링

### 2.1 고체 연료층 내 주요현상

Fig. 3 에는 다중 고체상을 포함한 고체 연료층 내 주요 현상을 나타내었다. 고체 부분은 그 성상과 입자 크기 등에 따라 수 개의 고체상으로 나뉘어진다. 이들은 모두 기체상(gas phase)과 열 및 물질 전달이 이루어진다. 또한 각고체상은 기체중 특정한 성분과 반응하여 생성물을 교환한

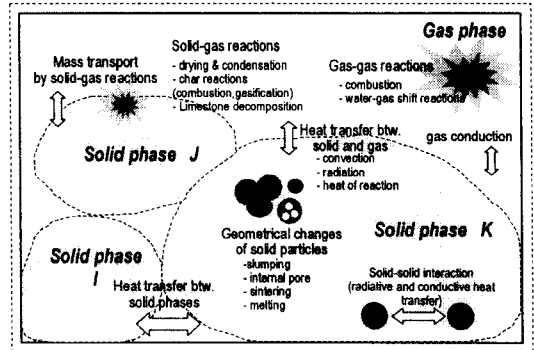


Fig. 3. Major phenomena in the solid fuel bed with consideration of the multiple solid phases

### 2.2 지배방정식

지배방정식은 기존의 연구[1,2]와 마찬가지로 1차원 비정상 모델을 사용하였다. 폭 방향 및 길이 방향의 변화를 무시하고 높이 방향의 열 및 물질 전달에 의해 층의 연소가 진행된다고 가정하였다. 이에 따라 moving bed 의 경우 하나의 연료 열이 시간에 따라 보이는 경계조건의 변화와 내부 연소의 해석으로 단순화되는 기존의 가정을 그대로 채택하였다. 다중 고체상을 고려하게 되면 지배방정식의 기본 형태는 다음과 같은 형태로 나타내어진다.

고체상 I :

$$\frac{\partial(\rho_{s,l} f_{l,s,l} \phi_{s,l})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{s,l} v_{s,l} \phi_{s,l})}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ f_{l,s,l} \Gamma_{s,l} \frac{\partial \phi_{s,l}}{\partial y} \right] + S_{\phi_s}$$

기체상 :

$$\frac{\partial(\rho_g \varepsilon \phi_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g \phi_g)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ \varepsilon \Gamma_g \frac{\partial \phi_g}{\partial y} \right] + S_{\phi_g}$$

각각의 생성항을 포함하여 자세히 기술하면 지배 방정식은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

**고체상 I (Solid phase I)**

Mass :

$$\frac{\partial(\rho_{s,l} f_{l,s,l})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{s,l} v_{s,l})}{\partial y} = \sum_{\substack{\text{phase } J \\ I \neq J}} \dot{M}_{solid-gas \text{ reactions, } I \rightarrow J}$$

Energy :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(f_{l,s,l} h_{s,l})}{\partial t} + \frac{\partial(v_{s,l} h_{s,l})}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial y} \left( f_{l,s,l} k_{s,l} \frac{\partial T_{s,l}}{\partial y} \right) + \sum_j h_{j,l} A_{s,l} (T_{s,l} - T_{s,j}) \\ &+ \sum_I h_{conv,g-l} A_{s,l} (T_g - T_{s,l}) + \frac{f_{v,l}}{1-\varepsilon} q_{rad} \\ &+ \sum_r y_l \dot{M}_{s,l,r} \Delta H_r - \left( \sum_r \dot{M}_{s,l,r} \right) C_{p,l} T_{s,l} \end{aligned}$$

where  $A_{s,l} = n_{p,l} A_{p,l}$

Component :

$$\frac{\partial(\rho_{s,l} f_{l,s,l} m_{s,l,k})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{s,l} v_{s,l} m_{s,l,k})}{\partial y} = \sum_r \dot{M}_{s,l,k,r}$$

**기체상 (Gas phase)**

Mass :

$$\frac{\partial \rho_g \varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial \rho_g v_g}{\partial y} = - \sum_I \sum_r \dot{M}_{s,l,r}$$

y-momentum :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_g \varepsilon v_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g v_g)}{\partial y} &= -\varepsilon \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} \left( \varepsilon \mu_g \frac{\partial v_g}{\partial y} \right) - \frac{\partial p_{bed}}{\partial y} \end{aligned}$$

Energy :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\varepsilon h_g)}{\partial t} + \frac{\partial(v_g h_g)}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial y} \left( \varepsilon k_g \frac{\partial T_g}{\partial y} \right) + \sum_I h_{conv,g-l} A_{s,l} (T_{s,l} - T_g) \\ &+ \sum_r (1-y_r) \dot{M}_{s,l,r} \Delta H_r + \left( \sum_r \dot{M}_{s,l,r} \right) C_{p,l} T_{s,l} \end{aligned}$$

Chemical species :

$$\frac{\partial(\rho_g \varepsilon m_{g,k})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g m_{g,k})}{\partial y} = \sum_r \sum_I \dot{M}_{s,l,k,r} + \sum_r \dot{M}_{g,k,r}$$

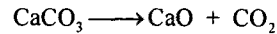
Equation of state :

$$\rho_g = p / R \sum \frac{m_j}{W_j} T_g$$

지배방정식들은 유한체적법을 이용해 풀이되었고, 이산화(discretization)는 고체상의 경우 central differencing scheme을, 가스상은 upwind scheme을 적용하였다.

**2.3 반응 및 열전달**

반응은 앞에서 기술한대로 크게 heterogeneous reaction 인 고체-기체 반응과 homogeneous reaction 인 기체-기체 반응으로 나눌 수 있다. 각각의 반응 및 열전달은 기존의 단일 고체상 모델에서 채택한 것과 일치한다[2]. 다만 고체 연료층에 석회석이 포함되어 다음과 같이 분해되는 현상이 추가되었다.



위와 같은 반응이 일어나는 기작은 Young[5]의 모델을 채택하여 온도에 대한 아레니우스 형태 및 확산에 대한 함수로 나타내었다.

$$R_i' = \pi n_i d_i' (C_{CO_2}^* - C_{CO_2}) k_i' \quad (\text{kg/m}^3 \text{ sec})$$

$$\text{where } k_i' = \frac{1}{\frac{1}{k_m} + \frac{d_p(d_p - d_i)}{d_i D} + \frac{2K_i \cdot 4.1868}{k_i RT_i} \left( \frac{d_p}{d_i} \right)}$$

화 연소는 코크스 중의 화 성분이 산소와 반응하여 CO를 생성하고, 이 CO가 산소와 반응하여 CO<sub>2</sub>를 생성하는 것으로 해석하였다.

열전달에 있어서도 기본적으로 고려되는 현상은 단일 고체상 모델에서 채택한 것과 같다. 다만, 다중 고체상으로 확장됨에 따라 고체상 사이에서의 열전달을 고려하는 것이 중요한 부분이다. 고체상 사이에서의 열전달은 대류 열전달 계수의 형태로 다음과 같이 나타내었다.

$$q_{s,l} = h_{l,l} A_{s,l} (T_{s,l} - T_{s,l})$$

대류열전달 계수 형태로 나타난 열전달 계수는 유동층에서 유동사의 emulsion phase와 벽면 사이의 열전달 계수를 산출하는 다음과 같은 식을

통하여 예측되었다.

$$h_{ij} = h_c \frac{f_{i,j}}{f_{i,1}}$$

$$h_c = \zeta \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{\sum_i f_{i,1} k_{s,1} (\rho_s C_{ps})_i + \epsilon k_g \rho_g C_{pg}}{\sum_i f_{i,1} t_s + \epsilon t_g}}$$

고체상들 사이의 에너지 보존을 맞추기 위해서는 다음과 같은 reciprocity rule 이 성립되어야 한다.

$$h_{ij} A_{s,j} = h_{ji} A_{s,i}$$

### 2.4 Geometrical Changes

고체 연료층에서 일어나는 geometrical change 는 입자 크기의 변화, 입자 내부 기공의 변화, 이로 인한 다공층의 특성 변화로 정리될 수 있다. 이러한 현상들은 모두 고체 연료층 연소 특성에 영향을 미치게 된다.

입자 크기는 고체-기체 반응에 의한 체적변화 또는 용융이나 소결 등과 같은 현상으로부터 결정된다. 입자 크기의 변화를 설명하는 방식에서 중요한 것은 화 연소에 의한 입자 표면 회분의 거동인데, 이를 설명하는 모델로 SP(Shell Progressive) 모델과 AS(Ash Segregation) 모델이 있다. 이를 일반화하기 위해 다음과 같은 인자를 정의하였다.

$$f_{AS} \equiv \frac{\text{Mass of ash segregated}}{\text{Total mass of ash}} \quad (0 \leq f_{AS} \leq 1)$$

$f_{AS}$  가 0일 경우는 회분이 입자에서 떨어져 나가지 않는 경우, 즉 SP 모델일 경우이며, 반대로  $f_{AS}$  가 1일 경우는 AS 모델일 경우이다. 위 인자를 사용하고, Fig. 4 에 나타나 있는 입자 직경들의 정의를 사용하면, 입자의 크기는 다음과 같은 형태로 정의할 수 있다.

$$d_p = [(1-F)d_u^3 + Fd_r^3]^{1/3}$$

where  $d_r = [(1-f_{AS})d_u^3 + f_{AS}d_u^3]^{1/3}$

실제 계산에 사용되는 입자 크기는  $d_p$  이며, 초기 입자 직경  $d_0$ , 반응이 끝나지 않은 부분의 직경에 해당되는  $d_u$ , 회분이 떨어져 나가고 실제로 남은 입자의 직경에 해당되는  $d_r$ 을 사용하여 입자 직경을 계산하였다.

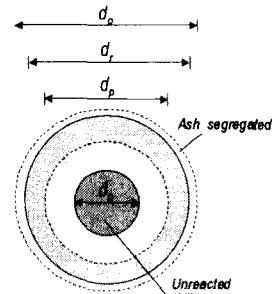


Fig. 4. Definition of the solid particle diameters

내부 기공 발생은 기존의 연구에서 계산한대로 다음과 같은 지배방정식의 형태로 나타내었다.

$$\frac{\partial f_{v,s,1} \epsilon_{ip,1}}{\partial t} + \frac{\partial v_s \epsilon_{ip,1}}{\partial y} = - \sum_i f_{ip,i} \frac{\dot{M}_{comb,i}}{\rho_i} + \dot{\epsilon}_{ip,Juss,1}$$

이러한 변화들은 필연적으로 베드 특성의 변화를 가져오게 된다. 베드의 특성변화는 크게 높이의 변화와 기공도(porosity)의 변화로 나눌 수 있다. Fig. 5 에는 베드 높이 변화에 관련된 극단적인 두 경우를 나타내었다. 하나는 베드의 높이가 변하지 않는 대신, 단위 체적당 입자의 수밀도가 변화하는 경우이며, 나머지는 그 반대 경우이다. 이를 일반화하여 나타내기 위해 다음과 같이 packing parameter  $n$ 을 정의하였다.

$$f_v = f_v^{1-n} f_v^0$$

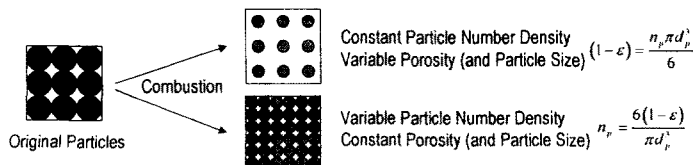


Fig. 5. Two ultimate cases for porosity and particle number density

n이 1인 경우는 해당 고체상의 volume fraction 이 변화하지 않는 경우로, 입자 크기의 변화가 베드 높이 변화에 그대로 반영되는 경우이며, n 이 0인 경우는 입자 크기의 변화가 해당 고체상의 volume fraction 에 영향을 미쳐 기공도의 변화에 그대로 반영되는 경우이다. 실제 해석에서는 0과 1 사이의 n 값을 사용하게 된다.

### 3. 계산 결과 및 고찰

#### 3.1 적용 대상 및 계산 조건

다중 고체상 모델의 타당성 검증을 위하여 철광석 소결 포트틀을 사용하였다. Fig. 6 에는 철광석 소결 베드 내의 현상을 개념적으로 나타내었다. 원료로부터 형성된 입자들이 별도의 장입장치에 의해 소결층에 공급된 후, 버너에 의해 상부 표면이 착화되면 서서히 코크스의 연소가 일어나며, 이로 인해 연소대 안의 상승된 온도 분위기에서 소결이 이루어진다. 연소대 아래쪽에서는 입자에 포함된 수분이 연소가스에 의해 증발된다. 그러나 연소가스가 더 아래로 진행하면서 이슬점 아래로 냉각되어 수분이 재응축되는 과정이 일어난다. 연소용 공기의 공급은 흡입 팬을 통해 아래에서 공기를 빨아들이는 형태로 이루어진다. Fig. 7에는 계산 결과를 검증하기 위한 실험장치의 개략도를 나타내었다. 소결 베드는 직경 20.5cm, 높이 60cm 이며, 높이별로 세 지점에서 온도를 측정할 수 있게 되어있다. 온도 측정의 정확한 위치는 Fig. 8 에 나타내었다. 베드 하부에는 통기도의 향상을 위해 2cm 이상의 소결광을 3cm 높이로 쌓아놓았다. 또한 연소 가스 조성을 측정할 수 있게 되어있으며, O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, SO<sub>2</sub>, NO 분석기가 설치되어 있다. T/C 는 Wind box 의 경우는 K type, Bed 내 온도의 경우에는 R type을 사용하였다. 온도 측정 간격은 19cm 이다. 유입 공기의 속도와 출구 유량을 측정함으로써 질량보존을 확인할 수 있도록 하였다.

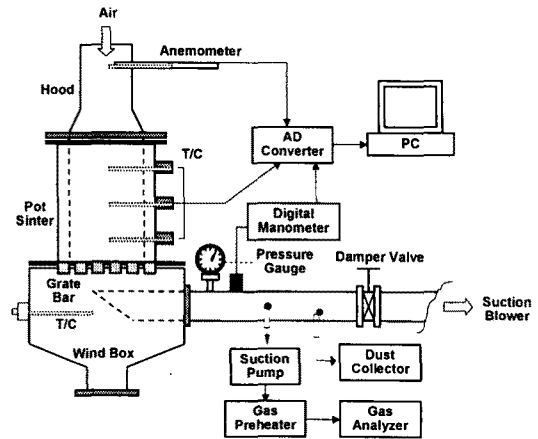


Fig. 7. Schematic Diagram of the Sintering Pot

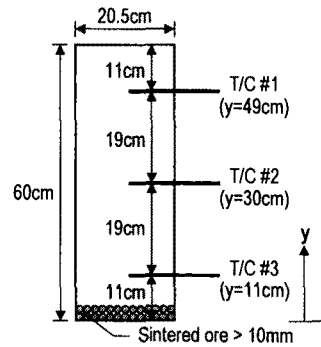


Fig. 8. Schematic Diagram of the Sintering Pot

Table 1 에는 계산에 사용된 원료 성상 및 주요 입력 인자들을 나타내었다. 고체 부분은 크게 철광석, 코크스, 석회석의 세 상으로 고려하였다. 원료는 철광석이 80%가 넘는 대부분을 차지하고 있으며, 연료에 해당되는 코크스는 약 4% 가량, 석회석은 약 13% 가량을 차지하고 있다. 점화는 LNG 버너를 사용하여 90초 동안 이루어졌으며, 이 때의 부압은 1000 mmAq 이다. 계산은 점화 부분을 포함해서 1500초까지 수행했으며, 시간 간격은 1초로 하여 해석하였다. 케이스별로 연소 시간이 많이 걸리는 경우는 최대 2000초까지 계산을 수행하였다.

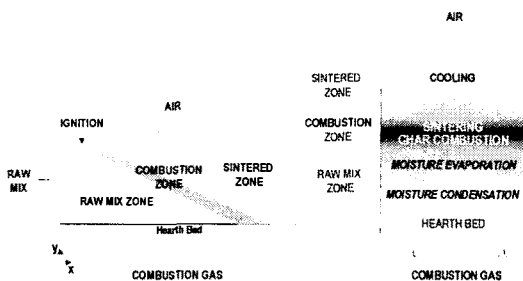


Fig. 6. Major phenomena in the sintering bed[2]

Solid Phases				
Phase	Iron ore	Cokes	Limestone	
Mf(%)	83.2	3.8	13.0	
Moisture(%)	7.0	7.0	7.0	
$\epsilon_{sp}^0$	0.025	0.025	0.025	
Total mass	35 kg			
Porosity	0.4			
Other Input Parameters				
Ignition	Time(sec)	90	n	0.6
	$v_{in}$ (m/s)	4	Drying	0.9
	T (K)	1400	$y_i$	ChR* 0.6
	$\Delta P$ (mmAq)	1000		LimD* 0.7
Cell #	57		$f_{As}$	0
Timetstep	1sec			

Table 1. Major input parameters

실험 가운데 베드 내 상황에 영향을 미칠 주요 인자는 원료 조성파 운전 조건을 들 수 있다. 원료 조성 중에는 본 실험의 목적에 가장 부합하는 인자인 코크스 함량을 변화시키면서 실험을 수행했으며, 운전 조건으로는 공기 공급량(suction fan 부압)을 변화시킴으로서 실험을 수행하였다. 부압은 운전시에 점화 후 초기값 세팅 후 별다른 조작을 하지 않으므로 시간에 따라 공기 공급량이 저절로 늘어나게 된다. 이를 계산에 반영하기 위하여 공기 속도 측정치를 다항함수 형태로 fitting 하여 시간에 따라 변화하도록 나타내었다. 이러한 조건들을 Table 2 에 정리하여 나타내었다.

\*IRO : Iron Ore, \*COK : Cokes, \*LIM : Limestone

Case	Particle diameter (mm)			$\Delta P$ (mmAq)	Ini.m of Cokes (%)	$V_{air, in, avg}$ ( $a+b \times t+c \times t^2$ )(m/s)		
	IRO*	COK*	LIM*			a	b	c
Coke3.4					3.4			
Coke3.8	3.2	1.6	3.2	1500	3.8	0.32		
Coke4.2					4.2			
dP800				800		0.17	7.94	1.31
dP1200				1200		0.21	$\times 10^6$	$\times 10^6$
dP1500				1500		0.28		
dP2000				2000		0.34		

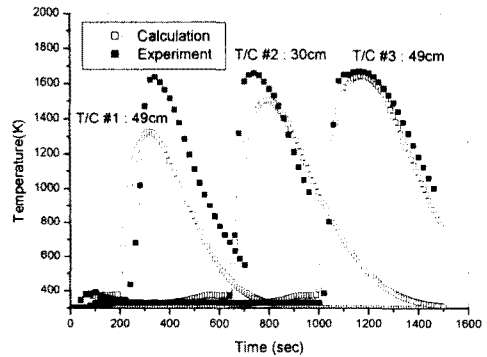
Table 2. Experimental and Calculation cases

### 3.2 계산 및 실험 결과

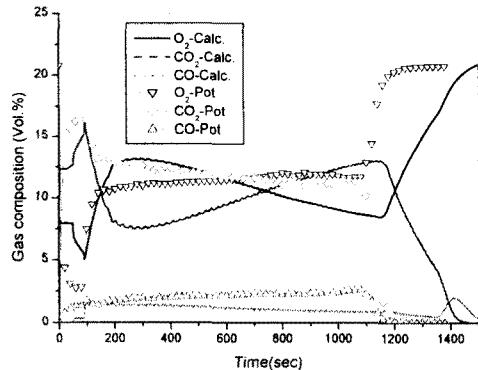
위 인자들을 반영하여 계산한 결과 화 반응 및 석회석 분해에 의하여 원료 입자의 크기가 줄어들고, 이로 인해 베드 높이가 7cm 감소하는 결과가 나타났다. 이는 실제 실험을 수행했을 때와 비슷한 결과이다. 또한 porosity 도 초기 0.4에서 0.45로 증가했으며, 이는 기존의 연구 결과에서 가정한 값과도 일치하므로, 베드 높이와 porosity 측면에서 베드 특성 예측이 타당함을 알 수 있다. 이는 porosity 변화 및 베드 높이 변화를 고

려하지 않고 해석하였던 기존의 연구 결과[1,2]를 더욱 개선한 것이다.

Fig. 8 에는 케이스 Coke3.8 에 대하여 온도 분포와 가스 조성을 나타내었다. 단일 고체상 모델에서는 각 입자의 크기 및 표면적이 반영되지 못하기 때문에 연소 진행속도가 실제보다 빨라지는 문제가 있는 반면에[1,2], 다중 고체상 모델을 사용했을 때는 온도값 및 온도 상승 시점이 비교적 일치하고 있는 모습을 보여주고 있으며, 가스 조성의 경우에도 대략적으로 일치하는 경향을 보여주고 있다. 다만, 가스 조성의 경우, O<sub>2</sub> 및 CO<sub>2</sub>의 농도가 실험값처럼 시간에 따라 일정하게 나타나지 않고 있는데, 이는 화 연소를뿐 아니라 석회석 분해율에 있어서 좀더 세밀한 계산이 필요한 부분으로 보인다.



(a) Temperature



(b) Gas composition

Fig. 8 Comparison of the calculation results with the experimental results; (a) Temperature distributions (b) Gas compositions (Coke3.8)

Fig. 9 에는 코크스 함량의 변화에 따른 3번 열전대, 즉 베드 아래에서 11cm 높이 부분 온도값의 실험 및 계산 결과를 비교하였다. 코크스 함량이 많을수록 최고 온도부분이 두껍게 형성되는

것을 볼 수 있으며, 더 늦게 온도 상승이 시작됨을 알 수 있다. 이는 연료 대비 공기량이 코크스 함량이 높을수록 작아져 연소 진행 속도가 느려지기 때문이다. 실험 결과에서 나타난 이러한 경향을 계산 결과도 잘 예측하고 있다.

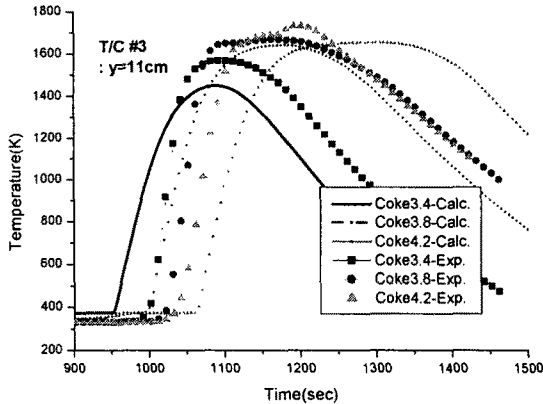


Fig. 9 Temperature profiles ( $y=11\text{cm}$ ) for various coke contents

소결 베드에서 공기 공급량은 점화 후 설정되는 흡입 팬의 초기 부압으로 규정된다. 공기 공급량은 연소 속도에 중요한 영향을 미치며, 이를 정상화하기 위해 기존 연구에서와 마찬가지로 [1,2] FFS (Flame Front Speed) 를 다음과 같이 정의하여 사용하였다.

$$\text{FFS(Flame Front Speed)} = \frac{\text{Distance between two points}}{\text{Time consumed for propagation}}$$

위 식의 분자 부분은 1번 열전대와 3번 열전대 사이, 즉 38cm 로 계산하였으며, 분모는 1번 열전대와 3번 열전대가 각각 1000K 이 되는 지점의 시간차를 사용하였다.

Fig. 10 에는 계산결과와 실험결과의 비교를 위하여 각 케이스별 FFS 값을 계산하여 비교하였다. 부압값이 커져서 공기 공급량이 많아질수록 FFS 값도 비례하여 증가하고 있다. 계산 결과는 실험을 통해 나온 결과를 비교적 잘 예측하고 있음을 확인할 수 있다.

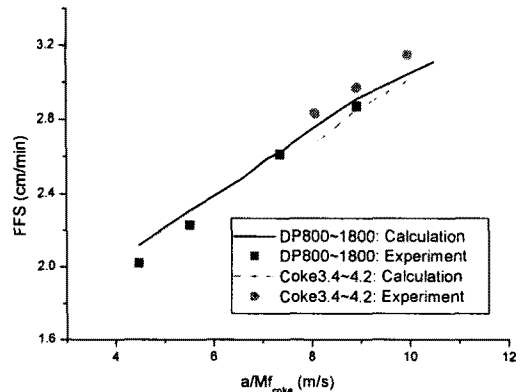


Fig. 10. FFSs' for various air inlet velocities

이상의 계산 결과들을 통하여 다중 고체상을 고려한 모델링이 다양한 원료가 혼합되어 있는 경우에 좀더 세밀한 계산을 수행할 수 있음을 알 수 있으며, 그 결과도 실험 결과와 비교하여 비교적 잘 맞고 있는 것을 볼 수 있다. 이러한 모델은 소결 베드 외에도 다양한 연료가 혼합되어 있는 소각로 내 폐기물 층이나, 혼합 연소를 통하여 연소로 내 상황의 제어를 도모하는 증연소 시스템에도 효과적으로 적용될 수 있다. 그렇지만 향후 더 세밀한 해석을 위해서는 각 반응들과 원료 성분 변화에 따른 평가와, 모델의 각 입력 인자들에 대한 민감도 해석이 함께 수행되어야 한다.

#### 4. 결론

기존의 단일 고체상 모델의 한계를 개선하기 위하여 고체 입자의 종류에 각각의 상을 부여하여 해석하는 다중 고체상 모델을 수립하였다. 이를 철광석 소결 포트에 적용하여 해석을 수행하였으며, 계산 결과는 제한된 실험 결과와 비교되었다. 계산 결과는 실험 결과를 비교적 잘 예측하고 있었으며, 이를 통해 다양한 원료로 구성되어 있는 타 연료층에도 적용이 가능함을 확인할 수 있었다.

#### 참고문헌

- [1] 양원, 류창국, 최상민, “제철 소결공정의 철광석-코크스 베드에서의 연소와 열전달 해석”, 제 23회 KOSCO Symposium 논문집, 2001, pp. 161-168.
- [2] 양원, 류창국, 최상민, “제철 소결기 베드 내 연소 및 열전달 모델링”, 한국연소학회지, vol. 7, 2002, pp.23-31.



- [3] M. L. Hobbs., P. T. Radulovic, and L. D. Smoot, "Combustion and Gasification of Coals in Fixed Beds", *Prog. Energy Combust. Sci.*, Vol. 19, 1993, pp. 505-586.
- [4] D. H. Shin, and S. Choi "The Combustion of Simulated Waste Particles in a Fixed Bed", *Combust. and Flame*, Vol. 121, 2000, pp. 167-180.
- [5] R. W. Young, "Dynamic Mathematical Model of Sintering Process", *Ironmaking and Steelmaking*, Vol. 7, No. 6, 1977, pp. 321-328.
- [6] M. J. Cumming, and J. A. Thurlby " Developments in Modelling and Simulation of Iron Ore Sintering", *Ironmaking and Steelmaking*, Vol. 17, 1990, pp. 245-254.
- [7] M. V. Ramos, E. Kasai, J. Kano and T. Nakamura, "Numerical Simulation Model of the Iron Ore Sintering Process Directly Describing the Agglomeration Phenomenon of Granules in the Packed Bed", *ISIJ Int.* Vol. 40, 2000, pp. 448-454