

미분탄 보일러 연소 해석에서 석탄 반응 모델 및 난류 혼합 속도의 영향 평가

양주향* · 김정은* · 류창국**

*성균관대학교 기계공학부

Influence of Coal Conversion Model and Turbulent Mixing Rate in Numerical Simulation of a Pulverized-coal-fired Boiler

Joo-Hyang Yang*, Jung-Eun A. Kim* and Changkook Ryu**

*School of Mechanical Engineering, Sungkyunkwan University

(Received 30 June 2015, Received in revised form 22 September 2015, Accepted 22 September 2015)

ABSTRACT

Investigating coal combustion in a large-scale boiler using computational fluid dynamics (CFD) requires a combination of flow and reaction models. These models include a number of rate constants which are often difficult to determine or validate for particular coals or furnaces. Nonetheless, CFD plays an important role in developing new combustion technologies and improving the operation. In this study, the model selection and rate constants for coal devolatilization, char conversion, and turbulent reaction were evaluated for a commercial wall-firing boiler. The influence of devolatilization and char reaction models was found not significant on the overall temperature distribution and heat transfer rate. However, the difference in the flame shapes near the burners were noticeable. Compared to the coal conversion models, the rate constant used for the eddy dissipation rate of gaseous reactions had a larger influence on the temperature and heat transfer rate. Based on the operation data, a value for the rate constant was recommended.

Key Words : Boiler, Computational fluid dynamics, Pulverized coal, Devolatilization, Turbulent reaction rate, Char combustion

기 호 설 명

A, B : Magnussen 모델 무차원 상수	k_{dash} : 좌 표면 회분층 가스 확산 속도 ($g/cm^2 \cdot atm \cdot s$)
A_p : 빈도 인자(s^{-1})	M_p : 생성물의 분자량(kg/kmol)
d_p : 입자의 지름(m)	M_R : 반응물의 분자량(kg/kmol)
k : 난류 운동에너지(m^2/s^2)	P_{eff} : O_2 , CO_2 또는 H_2O 의 분압(atm)
k_s : 화학 반응 속도($g/cm^2 \cdot atm \cdot s$)	P_t : 운전 압력(atm)
k_{diff} : 가스 확산 속도($g/cm^2 \cdot atm \cdot s$)	Y_R : 반응물의 질량 분율(kg/kg)
R : 반응속도($kmol/m^3 \cdot s$ 또는 $g/cm^2 \cdot s$)	v : 반응 계수
T_s : 입자 온도(K)	ϵ : 난류 운동 에너지 소산율(m^2/s^3)
Y : 좌 코어/입자 직경비(m/m)	ρ : 밀도(kg/m^3)
Y_p : 생성물의 질량 분율(kg/kg)	

1. 서론

† Corresponding Author, cryu@skku.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.

석탄은 전체 발전량의 40%를 차지하고 전 세계 전기 생산량의 34%를 차지하는 주요한 연료이다. 하지만 석탄은 고체연료로서 중유나 LNG에 비해 사용이 제한적이고 NOx, SOx 및 미세입자 배출량이 많

을 뿐 아니라 온실가스 배출계수가 높다는 문제가 있다. 이로 인해 저탄소화, 고효율화, 청정 연소기술 등에 대한 꾸준한 연구개발이 이루어지고 있다.

석탄화력 보일러에 대한 전산유동해석(CFD) 기술은 순산소 연소[1-4]와 같은 새로운 연소기술의 개발, 저 NOx화[5,6], 바이오매스와 혼소[1,7], 운전조건 최적화[8,9] 등의 연구개발에 있어 여러 대안을 평가하고 성능을 예측하는데 유용하게 활용된다. 미분탄 연소에 대한 해석은 지배방정식인 질량, 운동량, 난류, 에너지, 화학종 보존식이 서로 연계되어 있고, 각 식에는 입자, 석탄연소, 가스반응, 복사열전달 등 다양한 세부모델이 생성항(source term)으로서 큰 영향을 미치게 된다. 따라서 세밀하고 균형 잡힌 세부모델들의 설정과 입력값(모델 계수, 경계조건 등)의 적절한 결정이 필요하다. 그러나 석탄 전환반응(탈휘발, 좌 연소)의 휘발분 조성, 반응상수 등은 탄종 특성뿐 아니라 입자 승온율 등 반응 분위기에 의해 달라지기 때문에 실험을 통해 도출하는 것이 쉽지 않다. 또한, 대형 보일러의 경우 사용한 모델 및 입력조건의 타당성을 검증할 수 있는 측정자료가 극히 부족하다. 따라서 CFD 해석의 신뢰성, 소요시간, 수렴성 등의 측면에서 적절한 모델 설정 및 계수들의 결정이 쉽지 않다.

Andersen 등은 순산소 연소에서 가스 반응 메커니즘 중 Jones and Lindstedt mechanism과 Westbrook and Dryer mechanism의 비교 연구를 수행하였다[10]. Xue 등은 실험실 규모의 enclosure fire에 대하여 대표적인 가스 반응 모델인 Volumetric heat source model, Eddy break-up model, Presumed PDF model을 비교하였다[11]. 국내에서는 정 등이 실험실 규모의 연소로 해석에서 탈휘발 및 좌반응 모델이 미치는 영향을 평가하였다[12]. 하지만 상용급 보일러에 대한 해석에 대해 탈휘발 반응, 좌 반응, 가스 반응 모델의 영향을 분석한 연구는 거의 없다.

본 연구는 미분탄 보일러에 대한 CFD 해석을 구성하는 여러 모델 중 석탄 및 가스 반응 모델을 대상으로 그 영향을 평가하기 위한 것이다. 이를 위해 국내 상용 운전중인 500 MWe급 대향류 보일러를 대상으로 석탄 탈휘발 모델, 좌 반응 모델, 가스 반응 중 난류 혼합속도를 비교 해석하였다. 그리고 각 모델별 화염형태를 분석하고 온도 분포와 벽면 열유속의 변화를 운전자료와 비교하여 모델의 영향을 고찰하였다.

2. 연구 방법

2.1. 대상 보일러

Fig. 1은 해석에 사용된 500 MWe급 미분탄 보일러의 구조를 나타낸 것이다. 보일러의 전벽 및 후벽에

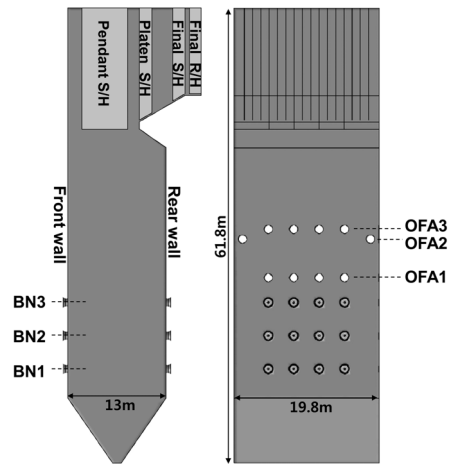


Fig. 1. Schematic of the opposed-firing boiler at 500 MWe capacity.

각각 12개, 총 24개의 스윙 버너가 3단(BN1, BN2, BN3)으로 설치된 전형적인 대향류 방식이다. 각 스윙 버너를 통해 석탄 및 1차공기와 2차공기가 공급되고, 버너 영역 상부에서 3단의 Over-fire air(OFA)를 통하여 나머지 연소공기가 공급된다. 연소실 벽면은 증발기 수관으로 구성되며 상부에는 스팀 생산을 위한 과열기 및 재열기 패널들이 설치되어 있다. 연소해석을 위해 Fig. 1의 형상에 대해 약 83만개의 육면체 셀로 격자를 구성하였다.

2.2. 운전 조건

해석 대상 탄종은 공업분석 결과 총 수분 10%, 휘발분 26.5%, 고정탄소 49.3%, 회분 14.2%로 구성되며, 고위발열량은 25.24 MJ/kg이다. 운전 조건은 석탄 46.6 kg/s(입열량 1177 MW_{th}), 과잉공기비 10%(총 공기유량 421.5 kg/s)로서 각 버너 및 OFA 포트의 공기 유량 배분은 공기에열기로부터 보일러로 연소 공기를 공급하는 4개의 윈드 박스 내부에 설치된 각각 7개의 댐퍼에 의해 결정되는데 선행 연구인 홍 등 [13]의 논문에서 윈드 박스에 대한 분석을 통해 제시된 값을 사용하였다. 이 때, 연소공기의 전체적인 배분은 당량비 기준으로 버너 영역 83.8%, OFA 26.2%이다. 버너 영역 최상단(BN3)은 전벽과 후벽측이 서로 번갈아 작동되는데 해석시에는 전벽측 버너들이 작동되는 것으로 설정하였다.

2.3. 해석 방법

2.3.1. 유동 및 열전달 모델 구성

전술한 보일러를 대상으로 상용코드인 Fluent (ver. 6.3)[14]을 이용하여 해석을 진행하였다. 보일러 내 유동 및 연소의 해석은 질량, 운동량, 에너지, 화학종

보존식과 함께 생성항으로서 난류, 복사, 화학 반응, 입자 거동에 대한 모델을 필요로 한다. 난류 모델은 선회류와 제트유동에 대해 좋은 해석결과를 보이는 Realizable k-ε 모델을 적용하였다. 복사 열전달은 구분좌법(discrete ordinate method)을 적용하였다. 가스 중 CO₂, H₂O의 복사 참여에 따른 흡수 계수는 회색기체가중합법(weighted sum of gray gases model)을 통해 계산하고 입자의 복사 참여를 고려하였다.

수냉벽의 경계 조건의 경우 유효열전달계수는 1,500 W/m²K, 스팀 온도는 입출구 평균온도인 660 K로 설정하였다. 또한 벽면의 표면 방사율은 0.7로 설정하였다.

미분탄 입자는 평균 크기 55 μm의 Rosin- Rammler 분포를 가진 총 40,000개의 입자들에 대해 난류에 대한 영향을 고려하여 Lagrangian방식으로 추적하였다.

2.3.2. 석탄 탈휘발 모델 비교

석탄의 반응은 크게 탈휘발(devolatilization)과 좌(char) 반응으로 나눌 수 있다. 탈휘발은 석탄의 고분자 구조가 열적으로 붕괴되어 다양한 휘발분을 방출하고 탄소 위주의 고체인 좌를 형성하는 과정이다. 탈휘발 모델은 FLASHCHAIN[15]과 단순 모델의 두 가지에 대해 영향을 평가하였다. FLASHCHAIN은 석탄 네트워크 모델에 기반하여 석탄의 원소 및 공업 분석 결과로부터 승온율 및 반응조건에 따른 탈휘발 속도와 휘발분 조성을 해석하는 모델이다.

Table 1은 대상 탄종에 대해 예측된 휘발분 조성을 나타낸 것이다. 반면에 단순모델은 공업분석의 휘발 성분(volatile matter) 및 고정탄소(fixed carbon)를 각각 실제 연소분위기에서의 휘발분과 좌로 설정하고, 원소분석 결과로부터 좌의 탄소를 제외한 나머지 가연분을 하나의 휘발분 화학종(C_xH_yO_zN_nS_s)으로 설정하게 된다. 실제 보일러의 승온율은 104 K/s 수준으로 매우 높아 공업분석의 휘발분(26.5% 또는 30.9% daf)에 비해 휘발분의 발생이 증가하게 되는데 Table 1과 같이 FLASHCHAIN은 46.78%daf로 예측하였다. 이로 인해 반응속도가 느린 좌의 비중은 단순모델이 더 높게 된다.

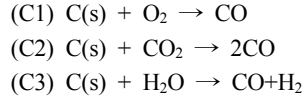
탈휘발 속도는 아레니우스 식에 기반한 single-rate model을 적용하였다. FLASHCHAIN을 통해 예측된 빈도 상수와 활성화 에너지는 A_p=5799 s⁻¹, E=33.08 MJ/kmol로서 A_p값에 각각 10, 0.1을 곱하여 설정한 두 경우를 추가하여 비교하였다.

Table 1. Volatiles composition (wt.%daf) predicted by FLASHCHAIN

Tar	H ₂	CH ₄	C _n H _m	CO	CO ₂	H ₂ O	Total
36.67	1.37	2.00	1.84	2.7	2.4	5.2	46.78

2.3.3. 좌 반응 모델 비교

좌 반응의 경우 다음과 같이 산화반응(C1)과 CO₂, H₂O에 의한 가스화반응(C2, C3)으로 구성된다.



좌 반응속도는 자유 탄소의 반응속도와 함께 가스의 입자 표면 및 내부 기공으로의 확산, 기공의 생성 및 소멸, 회분 층의 형성 등 많은 물리적, 화학적 기작이 함께 영향을 주기 때문에 이를 모사하는 다양한 모델이 존재한다. 이 연구에서는 Unreacted-core shrinking model (UCSM)[16]를 기본모델로 하고 Apparent-rate/diffusion-rate model (A/DRM)[17]을 적용한 경우와 비교하였다. A/DRM은 석탄 연소에 대한 CFD 연구에서 적용되는 일반적인 모델로서 가스의 확산속도(k_{diff})와 화학반응속도(k_s) 중 느린 반응이 전체 반응속도를 지배하도록 구성된다.

$$R_{c,i} = \frac{1}{\frac{1}{k_{diff,i}} + \frac{1}{k_{s,i}}} P_i \quad (1)$$

UCSM의 경우, 식 (2)와 같이 좌 반응 진행에 따른 탄소 코어의 크기 감소(Y)와 입자 표면에 생성되는 회분층에 의한 확산속도(k_{dash}) 저하를 추가적으로 고려할 수 있다.

$$R_{c,i} = \frac{1}{\frac{1}{k_{diff,i}} + \frac{1}{k_{s,i} Y^2} + \frac{1}{k_{dash,i}} \left(\frac{1}{Y} - 1\right)} P_{eff} \quad (2)$$

UCSM은 입자 내부로의 확산속도에 비해 반응속도가 상대적으로 커 좌 표면에서 대부분의 반응이 진

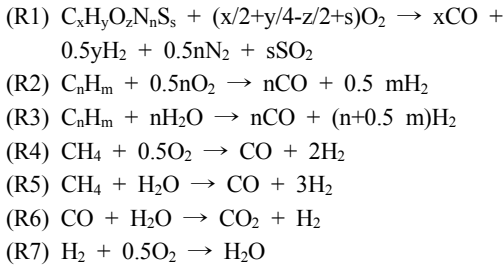
Table 2. Reaction rate and effective partial pressure of char conversion model

Reaction	Equations
C1	$k_s = 8710 \exp(-17967/T_s)$ $k_{diff} = 1.382 \times 10^{-3} (T/1800)^{0.75} / (P_t/d_p)$ $P_{eff} = P_{O_2}$
C2	$k_s = 247 \exp(-21060/T_s)$ $k_{diff} = 7.45 \times 10^{-4} (T/2000)^{0.75} / (P_t/d_p)$ $P_{eff} = P_{CO_2}$
C3	$k_s = 247 \exp(-21060/T_s)$ $k_{diff} = 1 \times 10^{-3} (T/2000)^{0.75} / (P_t/d_p)$ $P_{eff} = P_{H_2O} - (P_{H_2} \cdot P_{CO}) / K_{c,q}$ $K_{c,q} = \exp[17.644 - 30206 / (1.8 T_s)]$

행되는 경우에 적합한 모델로서 대형 보일러에서와 같이 1,300℃ 이상의 높은 온도에서 일어나는 촉 산화반응(C1)에 대해 적합하다. 반면, 촉 가스화 반응(C2, C3)의 경우 반응속도가 낮아 입자 내 기공에서 반응이 일어나지만, 연소의 경우 촉 전환반응에서 산화의 비중이 90% 내외로 높기 때문에 적용이 가능하다. 이 때, 두 촉 반응모델에 적용되는 반응 상수는 Table 2와 같이 Wen & Chung[16]에 의해 제시된 값을 적용하였다.

2.3.4. 가스 반응 모델 및 난류 혼합속도 비교

가스 반응은 휘발분 내 화학종들과 촉 전환반응의 생성물이 최종 연소생성물인 CO₂, H₂O로 전환되는 과정으로서, 전체 반응구성은 탄화수소에 대한 Jones-Lindstedt mechanism[18]에 기반한 7개의 반응식을 적용하였다.



여기에서 단순 탈휘발 모델을 적용한 경우 (R2)-(R5)의 4개 반응은 적용되지 않는다.

난류 유동 하에서의 가스 반응속도는 화학반응속도와 난류 혼합속도 중 최솟값에 의해 결정되는 kinetic-rate/eddy-dissipation-rate model[19]을 적용하였다.

$$R = \min \left\{ R_s, \min \left(A\rho \frac{\epsilon}{k} \min \left(\frac{Y_R}{\nu_R M_R}, AB\rho \frac{\epsilon}{k} \frac{\Sigma Y_P}{\Sigma \nu_P M_P} \right) \right) \right\} \quad (3)$$

여기에서 반응물과 생성물에 대한 두 난류혼합속도에 적용된 Magnussen 상수 A, B는 각각 4와 0.5가 추천되는 값이다[19]. 그러나, 이는 화염의 특성에 따라 달라지는 값으로서 Visser 등의 연구[20]에서 석탄의 선회 화염에서는 A 값은 0.5-0.7이 적절하다고 제시한 바 있다. 이 연구에서는 두 난류 반응속도 항 모두에 곱해지는 A의 값을 0.5, 1(기준값), 2, 4로 변화시켜 이에 따른 영향을 분석하였다.

3. 해석 결과

3.1. 기준 조건

기준조건(탈휘발: FLASHCHAIN, 촉 연소: UCSM, Magnussen 상수: A=1)에서의 연소 특성을 간략히

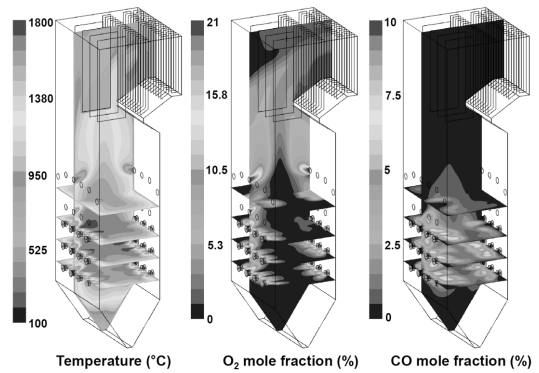


Fig. 2. Temperature, O₂ and CO mole fraction distribution in the reference case.

설명하면 다음과 같다. 해당 보일러의 자세한 화염 형태, 유동 특성 및 열전달 분포 등의 분석은 선행연구[21]에서 동일한 설계의 다른 보일러와 비교하여 제시된 바 있다. Fig. 2는 기준 조건에서 얻어진 온도 분포와 O₂, CO 농도 분포를 나타낸 것이다. 버너 영역 전체적으로는 1,600℃ 내외의 온도분포를 가지며 벽면으로의 열전달에 의해 상부로 상승하면서 온도가 점진적으로 하락한다. 최고 온도는 1,741℃로서 벽면으로의 열손실이 적은 BN2, BN3 레벨 안쪽에서 나타났다. 버너 바깥쪽으로 공급되는 2차공기 선회가 강하게 때문에 각 버너별 화염이 부채꼴 모양을 가지며 내부에 재순환영역(internal recirculation zone, IRZ)이 형성되었다.

버너 영역의 당량비는 연료과잉 상태이기 때문에 산소가 빠르게 소모되어 버너 영역 중심부에서는 농도가 매우 낮으며 상부의 OFA에 의해 공기가 추가 공급된 이후 2% 내외로 증가하였다. 이로 인해 탈휘발 및 촉 전환에 의해 생성되는 CO 등 잔류 미연분이 버너영역을 빠져나와 OFA 레벨을 지나면서 산화반응이 종료되었다.

3.2. Magnussen 상수의 영향

보일러 내 고온 분위기에서는 화학반응속도(R_s)가 충분히 빨라 버너 근처의 착화영역을 제외하고 난류 혼합속도가 전체 반응속도를 지배하므로 식 (3)의 Magnussen 상수가 여기에 직접적인 영향을 주게 된다. Fig. 3은 Magnussen 상수 A의 변화에 따른 연소로 내 수직평면의 온도 분포와 최고 온도를 나타낸 것이다. A 값이 증가함에 따라 난류 혼합 속도가 빨라져 반응속도가 직접적으로 증가하므로 화염 온도가 높아짐을 알 수 있다. A=0.5인 경우 버너영역 최고 온도 1,532℃, 전체적으로 1,500℃ 이하로서 상당히 낮다. 반면, A=2, 4인 경우 최고온도가 1,900℃가 넘고 버너 근처에서는 1,800℃ 이상의 고온영역이

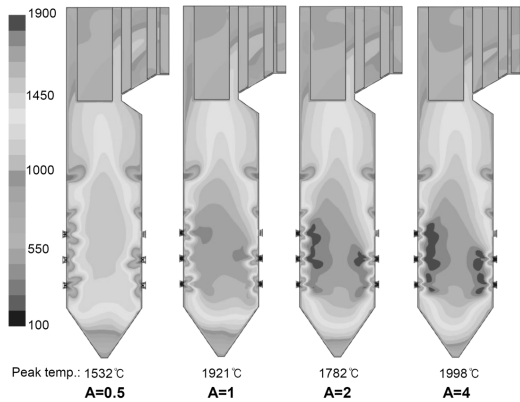


Fig. 3. Temperature distribution for different values of Magnussen constant A.

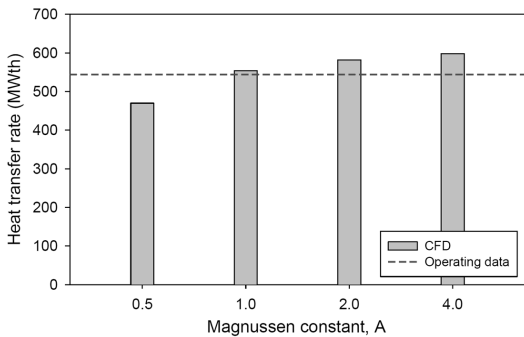


Fig. 4. Heat transfer rate of membrane wall for different values of Magnussen constant A.

넓게 형성되어 온도가 과도한 것으로 판단된다. 보통 화염부의 온도는 1,600 °C 내외로 보기 때문에 A=1 인 경우가 적절하다고 판단된다.

연소실 내 직접적인 온도 측정은 Pendant S/H와 Platen S/H의 사이에서 측벽에서 광학적인 기법으로 이루어지는데 해석대상 운전조건에서 전형적인 값은 약 1,152 °C이다. 그러나 이는 깊이 방향으로 누적된 값이고 측정 방식의 한계 상 오차가 상당할 수 있어 하나의 국부적인 값으로 전체 해석 결과를 판단하기에 무리가 있다. 따라서 측정의 신뢰성이 높고 전체적인 온도분포 해석 결과를 평가할 수 있는 자료로서 벽면 전열량을 활용하였다. Fig. 4는 Magnussen 상수 A의 변화에 따른 벽면 전열량 해석값과 실제 운전 자료를 비교한 것으로 A=1인 경우가 가장 가깝게 나타났다. 그러므로 화염 내 온도 범위와 벽면 전열량으로부터 A=1이 적절하다고 판단된다.

3.3. 탈휘발 모델의 영향

Fig. 5와 6은 두 탈휘발 모델에 대해 전벽 BN2 안쪽에 위치한 버너의 중심선을 따라 나타나는 화염 내 CO, O₂의 몰분율과 온도를 각각 비교한 그래프이다.

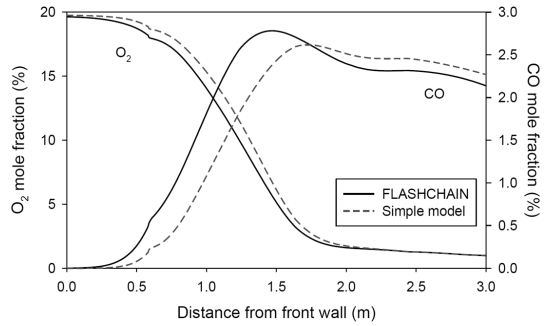


Fig. 5. O₂ and CO mole fraction along BN2 axis from the front wall.

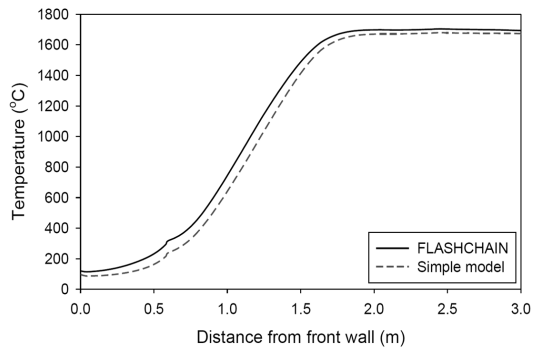


Fig. 6. Temperature distribution along BN2 axis from the front wall for different devolatilization models.

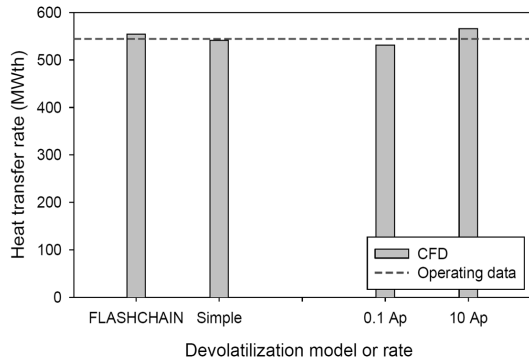


Fig. 7. Heat transfer to the membrane wall for different devolatilization models and Ap values.

FLASHCHAIN을 적용한 경우 휘발분이 타르 뿐 아니라 CO, H₂, CH₄ 등으로 구성되어 탈휘발과 동시에 CO가 생성되므로 버너에서 가까운 위치에서 농도가 상승한다. 반면 하나의 단일 화학종으로 적용한 경우 휘발분의 반응(R1)을 거쳐서 CO가 생성되기 때문에 상대적으로 느리게 생성된다. 이와 같이 가스 조성에 따른 반응열의 차이로 인해 FLASHCHAIN을 적용한 경우 버너 근처에서 온도가 약간 더 빠르게 상승하나 단순 탈휘발 모델과의 차이는 크지 않다.

Fig. 7의 탈휘발 모델에 따른 벽면 전열량을 보면 FLASHCHAIN 모델과 단순 모델에 따른 차이도 2% 정도로 크지 않다. 따라서 새로운 버너 개발 등 화염 형태의 세밀한 분석이 필요한 보일러 해석이 아닌 경우 입력 조건 결정이 쉬운 단순 탈휘발 모델을 적용하는 것도 적절하다고 판단된다. 이는 모델에 따라 구체적인 휘발분 조성과 양이 달라져도 전체적인 석탄 발열량 및 원소(C, H, O) 조성이 동일하게 유지될 뿐 아니라, 공기 유량, 버너의 유동과 혼합 등 연소와 관련된 다른 인자들이 가연분의 반응에 영향을 주기 때문으로 판단된다.

3.4. 탈휘발 속도의 영향

Fig. 8은 탈휘발의 빈도 상수 A_p 값의 변화에 따른 BN2 버너 중심축에서의 온도변화를 나타낸 것이다. $0.1A_p$ 를 적용한 경우, 버너영역에서 온도가 낮아지고 탈휘발 과정이 느려짐에 따라 모든 반응들이 $10A_p$ 를 적용한 경우보다 느려지고, 버너영역에서 넓게 진행되었다. $10A_p$ 를 적용한 경우, 버너영역에서 온도가 증가하였고 모든 반응이 버너영역에 인접한 곳에서 일어났다. 탈휘발 속도는 버너영역에서의 세부적인 화염의 형상이나 온도분포에 영향을 끼치나, 이는 10 또는 0.1을 곱하여 적용한 경우이므로 이 범위 안에서의 A_p 의 변화는 큰 영향을 주지 않을 것으로 예측된다.

Fig. 7의 전열량 변화를 보면 총 100배의 A_p 값 변화 범위 안에서 2-4%의 전열량 변화를 보이므로 결과에 큰 영향을 주지 않는 것으로 판단된다. 그러나 탄종 및 분석방식에 따라 보고되는 탈휘발 속도상수의 편차가 매우 크기 때문에 직접 측정된 값을 사용하는 경우가 아니라면 다양한 문헌을 참고하거나 FLASHCHAIN, CPD 또는 FG-DVC 등 석탄 네트워크 모델 기반의 고급모델을 활용한 신중한 선택이 필요하다.

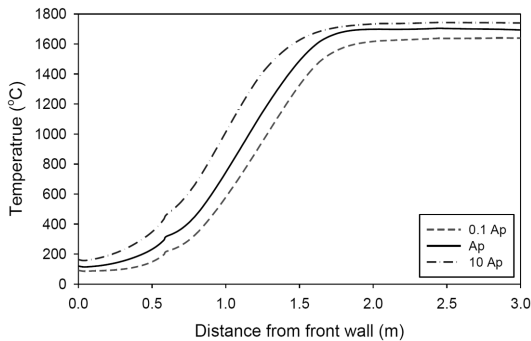


Fig. 8. Temperature profiles along BN2 axis from the front wall for different values of A_p .

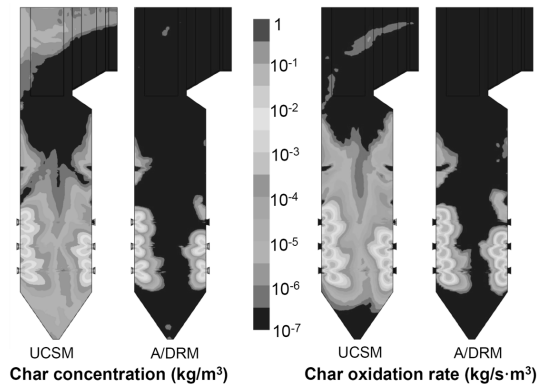


Fig. 9. Char concentration and oxidation rate for different char conversion models.

3.5. 촉 반응 모델의 영향

Fig. 9는 촉 반응에서 UCSM과 A/DRM을 적용했을 때 촉의 농도와 촉산화 반응 속도를 비교한 것이다. A/DRM은 식 (1)에 나타난 바와 같이 촉 전환반응의 후반에도 초기와 같은 속도를 가진다. 따라서 OFA가 공급되는 시점에서 잔여 촉의 반응이 종료되므로 촉 burn-out이 완전하게 진행된다. 이는 비산재에 소량의 미연탄소가 존재하는 실제와 차이가 있다. 반면 UCSM의 경우 반응이 진행되면서 촉 코어의 크기 감소와 표면에 형성되는 회분층에서 따른 가스 확산 속도 저하를 고려하므로 반응 속도가 점진적으로 느려지게 된다. 이로 인해 연소로 상부 S/H 패널에서도 잔류 촉가 존재하게 된다. 이는 일부 석탄 입자가 OFA와 직접 혼합되지 못하고 측벽을 따라 연소로 상부까지 빠져나가기 때문이다. 따라서 OFA 설계나 버너별 공기분포 최적화 등 미연탄소의 저감을 분석할 필요가 있는 경우 UCSM이 적절할 것으로 판단된다.

반면 Fig. 10의 보일러 높이별 평균 온도 분포를 비교한 경우 UCSM과 A/DRM은 거의 유사한 온도

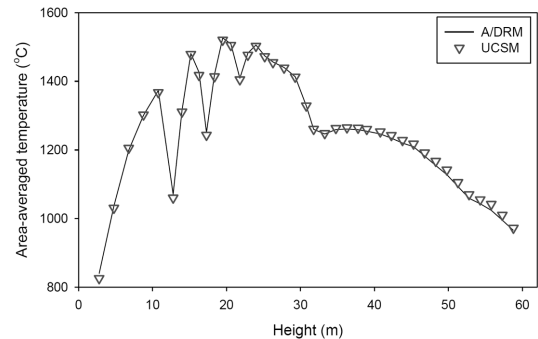


Fig. 10. Comparison of average temperatures in the horizontal planes between different char conversion models.

분포를 보이며 총 전열량의 경우 가시적인 차이가 드러나지 않았다. 이는 Fig. 9에 나타난 바와 같이 좌산화반응 속도가 10^{-4} kg/sm³ 이상으로 큰 영역은 두 모델 모두 각 버너 앞단에서 유사하게 나타난다. 이는 산소가 충분하여 온도가 1,400℃ 이상으로 높기 때문에 반응속도에 비해 느린 산소의 확산속도가 전체 산화반응에 지배적인 영향을 주게 되어 두 반응 모델의 차이가 없어진 것으로 판단된다. 반면, UCSM을 적용한 경우 후단에서 미연탄소의 분포가 나타나지만 그 농도가 10^{-6} kg/m³ 수준으로 굉장히 낮아 전체적인 온도 및 전열량 분포에 주는 영향은 크지 않다.

4. 결론

본 연구에서는 석탄 탈휘발, 좌 반응 모델 및 가스난류반응 상수가 대항류 미분탄 보일러 연소 해석에 미치는 영향을 평가하였다. 온도 분포나 벽면 전열량을 고려했을 때, Magnussen 상수 A는 1.0이 적절할 것으로 판단된다. 탈휘발 모델의 경우 FLASHCHAIN과 단순 모델을 비교하였을 때, 전열량은 큰 차이가 없었다. 그러나 개별 버너에서 세부적인 화염 형태와 반응 특성을 관찰할 경우에는 FLASHCHAIN과 같이 다양한 휘발분 조성을 고려하는 것이 적절하다고 판단된다. 탈휘발 속도의 빈도 상수(A_p)는 10배 증가 또는 감소시킨 경우에도 전열량에 큰 차이가 없어 연소특성에 민감한 인자로 판단되지 않는다. 그러나 탈휘발 반응 속도 상수의 변화폭이 탄종에 따라 매우 크기 때문에 실험을 통해 결정하지 않을 경우 신중한 선택이 필요하다. 좌 반응 모델의 경우 미연탄소가 많거나, 과잉 연소 공기 등으로 인한 연소로 내에서 산화제의 불균일한 분포가 연소에 미치는 영향을 알아보는 경우 UCSM 모델을 사용하는 것이 실제 현상을 더 잘 모사할 수 있다.

후 기

본 연구는 2013년도 산업통상자원부의 재원으로 한국에너지기술 평가원(KETEP)의 지원을 받아 수행한 연구과제입니다(No.20131010101830).

참고문헌

- [1] J. Szuhánszki, S. Black, A. Pranzitelli, L. Ma, P.J. Stanger, D.B. Ingham, M. Pourkashanian, "Evaluation of the performance of a power plant boiler firing coal, biomass and a blend under oxy-fuel conditions as a CO₂ capture technique," *Energy Procedia*, 37, (2013), 1413-1422.
- [2] A.H. Al-Abbas, J. Naser, D. Dodds, "CFD modeling of air-fired and oxy-fuel combustion in a large-scale furnace at Loy Yang A brown coal power station," *Fuel*, 102, (2012), 646-665.
- [3] S. Park, J.A. Kim, C. Ryu, T. Chae, W. Yang, Y.J. Kim, H.Y. Park, H.C. Lim, "Combustion and heat transfer characteristics of oxy-coal combustion in a 100 MWe front-wall-fired furnace," *Fuel*, 106, (2013), 718-729.
- [4] J.-E. A. Kim, C. Ryu, W. Yang, Y.J. Kim, H.Y. Park, H.P. Kim, "Assessment of combustion and heat transfer in Youngdong 100 MWe retrofit boiler for demonstration of oxy-coal combustion," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 17, (2013), 250-258.
- [5] C.R. Choi, C.N. Kim, "Numerical investigation on the flow, combustion and NO_x emission characteristics in a 500 MWe tangentially fired pulverized-coal boiler," *Fuel*, 88, (2009), 1720-1731.
- [6] W.P. Adamczyk, S. Werle, A. Ryfa, "Application of the computational method for predicting NO_x reduction within large scale coal-fired boiler," *Applied Thermal Engineering*, 73, (2014), 343-350.
- [7] T.J. Taha, A.F. Stam, K. Stam, G. Brem, "CFD modeling of ash deposition for co-combustion of MBM with coal in a tangentially fired utility boiler," *Fuel Processing Technology*, 114, (2013), 126-134.
- [8] C. Schuhbauer, M. Angerer, H. Spliethoff, F. Kluger, H. Tschaffon, "Coupled simulation of a tangentially hard coal fired 700℃ boiler," *Fuel*, 122, (2014), 149-163.
- [9] M.Y. Hwang, C.H. Jeon, J.H. Song, G.B. Kim, S.M. Kim, M.S. Park, "Coal ash combustion simulation for 500 MW coal-firing boiler," *Trans. Korean Soc. Mech. Eng. B*, 35(9), (2011), 939-946.
- [10] J. Andersen, C. L. Rasmussen, T. Giselsson, P. Glarborg, "Global combustion mechanisms for use in CFD modeling under oxy-fuel conditions," *Energy & Fuels*, 23, (2009), 1379-1389.
- [11] H. Xue, J. C. Ho, Y.M. Cheng, "Comparison of different combustion models in enclosure fire simulation," *Fire Safety Journal*, 36, (2001), 37-54.
- [12] D. Joung, K. Han, K.Y. Huh, H. Park, "Evaluation of the structural coal combustion model in a swirling pulverized coal combustor," *J. Korean Soc. Combust.*, 17(2), (2012), 32-39
- [13] J.H. Hong, J.A., Kim, C., Ryu, Y., Kim, "Evaluation of operational characteristics in a 500 MWe opposed-fired coal boiler using computational fluid

- dynamics,” The 43th KOSCO Symposium, December 1st-2nd, 2011, 447-450.
- [14] Fluent Inc., Fluent 6.3 user's guide, NH: Fluent Inc, Lebanon, 2006.
- [15] S. Niksa, PC Coal Lab version 4.1: user guide and tutorial. CA: Niksa Energy Associates LLC, Belmont, 1997.
- [16] C.Y. Wen, T.Z. Chaung, “Entrainment coal gasification modeling,” *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 18(4), (1979), 684-695.
- [17] M.M. Baum, P.J. Street, “Predicting the combustion behaviour of coal particles,” *Combustion science and technology*, 3, (1971), 231-243.
- [18] W.P. Jones & R. P. Lindstedt, “Global reaction schemes for hydrocarbon combustion,” *Combustion and Flame*, Vol. 73(3), (1988), 233-249.
- [19] B.F. Magnussen, B.H. Hjertager, “On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion,” In *Symposium (International) on Combustion*, 16(1), (1977), 719-729.
- [20] B.M. Visser, J.P. Smart, W.L. Van de Kamp, R. Weber, R, “Measurements and predictions of quarl zone properties of swirling pulverised coal flames,” In *Symposium (International) on Combustion*, 23 (1), (1991), 949-955.
- [21] J. Yang, J. A. Kim, J. Hong, M. Kim, C. Ryu, Y.J. Kim, H.Y. Park, S.H. Baek, “Effects of detailed operating parameters on combustion in two 500 MWe coal-fired boilers of an identical design,” *Fuel*, 144, (2015), 145-156.