

가압유동층 석탄연소로의 모델링

송병호*, 강 용*, 서용철*, 진경태**, 손재익**, 김상돈***
 부산대학교 화학공학과, 충남대학교 화학공학과*, 연세대학교 산업환경학과*,
 한국에너지기술연구소 에너지환경연구부**, 한국과학기술원 화학공학과***

Model Study of a Pressurized Fluidized Bed Coal Combustor

B. H. Song, Y. Kang*, Y. C. Seo*, G. T. Jin**, J. I. Son**, and S. D. Kim***
 Dept. of Chem. Eng., Kunsan National Univ., Dept. of Chem. Eng., Chungnam National Univ.*,
 Dept. of Ind. Env. & Health, Yonsei Univ., Energy & Environ. Research Dept., Korea Inst. of Energy
 Res.**,
 Dept. of Chem. Eng., Korea Advanced Institute of Sci. and Technology***

1. 서론

유동층연소로 모델은 촉의 연소특성, 층내탄소함량, 가스상의 농도구배를 계산하는 과정을 포함하며 모델의 정확성은 주로 기포상과 에멀전상의 가스교환상수, 기포크기 혹은 반응속도 등 주요한 인자들에 좌우된다. 대부분의 유동층 모델들은 상압조건에서 전개되었으며, 최근 가압조건에서 연구된 바 있으나[1, 2] 시스템에 미치는 압력의 영향이 구체적으로 언급되지 못하였다. 본 연구에서는 조업변수(압력, 층온도, 기체유속, 과잉공기율)가 유동층의 거동(기포특성 및 물질전달계수) 및 시스템의 성능(탄소연소효율, 층내탄소함량, 가스조성)에 미치는 영향을 예측할 수 있는 가압유동층연소로(PFBC) 모델을 전개하였다. 15 기압까지 압력 조건에서 각 성능인자들을 계산하여 상압조건의 결과와 비교하였다.

2. 모델의 전개

본 모델은 탄소물질수지, 수력학적 특성에 대한 상관식, 가스상의 물질수지, 탄소연소효율에 대한 식으로 구성되며 층내에는 기포상과 에멀전상만 존재한다고 가정하였다. 층내의 최소유동화속도는 Wen and Yu[3], 기포직경은 Mori and Wen[4], 기포상상속도는 Davidson and Harrison[5], 가스교환상수는 Kobayashi et al.[6]의 상관식을 사용하였다. Elutriation rate에 대한 Merrick and Highley[7]의 식은 회분으로 채워진 유동층에서 실험을 통하여 얻어졌다.

$$k_{ei} = \frac{130A_i \rho_g U}{W_T} \exp \left[-10.4 \left(\frac{U_{ii}}{U} \right)^{0.5} \left(\frac{U_{mf}}{U - U_{mf}} \right)^{0.25} \right] \quad (1)$$

입자의 크기가 변할 때 다음의 가정하에 물질수지를 세울수 있다[8]: (1) 정상상태 (2) 거시적 관점에서 등은 유동층 (3) 고체입자의 완전혼합 (4) 촉의 연소과정은 미반응 수축핵 모델에 따른다 (5) 입자의 비산은 층내에 존재하는 상당 입자의 농도에 비례한다.

$$W_{ci} = \frac{F_{oi} - W_{ci+1} S(r_{i+1}) / \Delta r_i}{F_1 / W_c + k_{ei} - \frac{S(r_j)}{\Delta r_i} - 3W_c \frac{S(r_j)}{r_i}} \quad (2)$$

이 식은 원료에 존재하는 모든 입자크기 간격에 확대 적용하면 입자크기의 간격수에 상당하는 식들로 구성된 연립방정식이 되며, 이는 다음의 조건이 만족될때까지 반복식으로 풀수 있다. 이후에는 총괄수지로부터 F_2 및 그 입자분포를 구한다.

$$\sum_{i=1}^{N_s} \frac{W_{ci}}{W_c} = \sum_{i=1}^{N_s} \frac{F_{ii}}{F_1} = 1 \quad (3)$$

가스상의 물질수지에서 가정은 (1) 층내 기상흐름은 고체가 없는 기포상과 에멀전상의 틈새흐름으로 구성된다. (2) 에멀전상의 공극율은 최소유동화상태와 같다. (3) 기포흐름과 에멀전상의 흐름은 모두 플러그 흐름이다. (4) 기포와 에멀전상의 온도는 같으며 층온도는 에멀전상의 온도로 간주한다. (5) 층내 전열의 온도는 균일하다. (6) 촉의 연소반응은 에멀전상에서

발생한다. (7) 휘발분의 연소반응은 고려하지 않는다.

In emulsion phase:

$$(1 - \delta)U_{mf} \frac{dC_{jE}}{dz} = \delta K_{BE}(C_{jB} - C_{jE}) + (1 - \delta) \left[(1 - \epsilon_{mf}) \sum_i \alpha_{ij} R_i + \epsilon_{mf} \sum_k \alpha_{kj} R_k' \right] \quad (4)$$

In bubble phase:

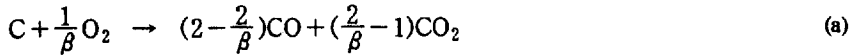
$$\delta U_B^* \frac{dC_{jB}}{dz} = \delta K_{BE}(C_{jE} - C_{jB}) + \delta \sum_k \alpha_{kj} R_k \quad (5)$$

where $U_B^* = U_B + 3U_{mf}$

Initial conditions:

at $z = 0$ $C_{jE} = C_{jB} = 0.21(P/RT)$ for oxygen
 $C_{jE} = C_{jB} = 0$ for other components (6)

윗 식에서 R_i 와 R_i' 는 양의 반응속도 값이며, α_{ij} 는 양론계수이다. r_i 는 기체와 고체가 관여하는 반응의 경우이며, R_i' 는 기체끼리만의 반응이다. 본 연구에서는 반응(a)과 반응(b)만을 고려하였다. 반응(b)는 반응(a)와는 달리 기체간의 반응이므로 예멸전상내의 공간에서 반응이 일어난다. β 는 메카니즘인자이다[9, 10].



석탄의 연소반응은 미반응 수축핵모델을 가정하되, 화학반응과 gas film의 물질전달을 고려한 유효단계를 가정한다. 화학반응을 1차반응으로 가정하면 석탄입자의 수축속도가 도출된다. 한 개의 취입자에 대해 탄소수지를 세우면 산소의 소멸속도가 탄소의 수축속도와 다음과 같이 연관된다.

$$r_{O_2} = \frac{6}{d_i} k C_{O_2} = - \frac{6}{d_i} \frac{\rho_s j_c}{M_c} S(r_i) = - \frac{\rho_s j_c S(r_i)}{4r_i}$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_{diff}}} \quad \text{where} \quad k_{diff} = \frac{2r_i}{Sh D_G} \quad (7)$$

가압조건에서 좌의 연소반응 kinetic parameter에 대한 경험식이나 상관식이 제시된바 없다. 따라서 본 연구에서는 좌의 연소반응에 대한 속도상수 k_c 로서 다음식을 사용하였다[9]:

$$k_c = 595 T_p \exp[-149200/RT_p] \quad (8)$$

Sherwood 수와 확산계수는 다음식으로 구할 수 있다[11].

$$Sh = 2\epsilon_{mf} + 0.95 Re_{mf}^{1/2} Sc^{1/3} \quad (9)$$

$$D_G = 8.34 \times 10^{-4} \frac{T^{1.75}}{P} \quad (10)$$

시스템의 압력이 증가하면 생성열량이 증가하게 된다. 외관상 동일한 규모의 프렌트에 대하여 상압과 가압연소를 비교하기 위해서는 충내 열교환용 튜브의 길이 서로 다르므로 이를 수용하기 위해서는 서로 다른 층높이, 즉 층무게를 적용하여 계산해야한다. 본 연구에서는 수지를 세우는 대신 문헌상의 데이터[2]로부터 다음의 상관식을 도출하여 사용하였다:

$$W_T = W_{TA}(0.15P_B + 0.85) \quad (11)$$

충내의 탄소연소효율(carbon combustion efficiency)은 다음식으로 계산한다:

$$E_b = \frac{F_F X_{CF} - F_1 - F_2}{F_F X_{CF}} \times 100 \quad (12)$$

3. 결과 및 고찰

모사에 사용된 석탄의 성질과 유동층의 형상 및 조업변수의 범위 및 전형적인 계산 결과들 문헌에서 찾을수 있다[12]. 유동층의 온도가 증가하면, 좌의 연소반응속도가 증대되

므로 층내의 탄소함량은 지수적으로 감소하였다. 시스템의 압력이 증가하면 산소의 절대농도가 증가해 최의 연소속도가 증가할지라도 층내탄소함량은 저온범위에서 압력에 따라 미세한 증가를 보인다(Fig 1). 결과를 살펴보면 10 atm에서의 탄소함량% 값을 상압에서의 값과 비로서 비교하면 $U/U_{mf} < 20$ 에서 2 이하의 값을 보이고 있는 한편, 탄소공급량은 압력이 10 배가 되면 10 배로 증가한다. 즉 유동층연소로에서 가압을 하면 탄소연소효율의 이득을 얻음과 동시에 적은 층내탄소함량의 증가의 댓가로 원료처리량을 크게 증대시킬 수 있다는 것을 알 수 있다.

유동층의 상태를 나타내는 중요한 인자인 탄소의 연소효율에 영향을 미치는 주된 인자는 반응온도, 과잉공기율, 기체의 층내체류시간이다. 층온도에 따른 연소효율의 변화를 살펴보면(Fig. 2) 비교적 높은 온도인 900 °C에서는 상압에서도 최의 고유한 연소반응속도가 높아서 약 95 % 의 높은 효율을 보이므로 가압에 의한 이득은 2 % 미만으로 나타났다. 그러나 최의 반응속도가 낮은 700 °C에서는 가압에 의해 효율을 약 5 % 증대시킬 수 있어 상압에서의 조건으로 환산하면 870 °C 의 고온에서 조업하는 효과를 얻을 수 있다. 과잉 압력을 증대시킴으로써 어느정도 탄소효율을 끌어올릴 수 있는가를 과잉공기율 15 %, $U/U_{mf} = 6$ 의 조건에서 계산하였다. Fig. 3에는 층온도를 인자로 하여 압력의 증가에 따른 상압에 비교한 효율의 이득을 나타냈다. 900 °C의 층온도에서는 압력이 3 atm까지 증가하면 효율의 이득은 약 0.6 %를 얻게 되며 그 이상의 압력증가는 아무런 효과를 얻을 수 없었다. 그러나 비교적 낮은 온도인 700 °C에서는 압력의 증가에 따라 효율의 이득은 꾸준히 증가하여 15 atm에서는 약 5 %의 이득을 볼 수 있는 것으로 나타났다.

본 연구에서는 두가지 반응, 즉 최의 연소반응과 CO의 연소반응만 고려하였다. 예멸전상의 산소농도는 emulsion fraction과 가스교환상수에 크게 좌우된다. Fig. 4에는 생성가스 조성에 대해 상압조건에서의 실험데이터[13]와 예측치를 비교하였는데 산소의 농도가 약간 높게 예측되었으며, 나머지 가스의 농도는 비교적 잘 예측되었다. 시스템의 압력을 10 atm 까지 증가시키면 최의 고유연소반응속도가 증가하여 O₂와 CO는 상압에서보다 더 낮은 농도를 보이며 최종 생성물인 CO₂는 더 높은 농도를 나타내었으나 그 ratio들은 큰 차이가 나지 않았다.

4. 결론

본 연구조건에서 유속 및 층온도가 낮을수록, 즉 상압에서 낮은 효율을 나타내는 조업조건에서 가압에 의한 효율의 이득이 더욱 크게 나타났다. 700 °C의 조건에서는 15 atm으로 가압함으로써 약 5 %의 효율을 증가시킬 수 있다. 유동층연소로에서 가압을 하면 탄소연소효율의 이득 뿐만아니라 적은 층내탄소함량의 증가의 댓가로 원료처리량을 크게 증대시킬 수 있다. 가압조건에서는 반응속도와 같은 물질전달에 관련된 항들이 변화하지만, 이를 예측할 수 있는 이론은 아직 확립되지 않았으므로 이에 따른 차후의 모델 수정이 기대된다.

참고문헌

1. Degang, R., Baosheng, J., Mingyao, Z.: "A Coal Combustion Model in Pressurized Fluidized Bed", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp 1177-1181 (1991).
2. Miccio, M. and Nistri, V, and Poletto, M.: "The Effect of System Pressure on Char Combustion in Fluidized Beds: Model Predictions", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp 1233-1243 (1991).
3. Wen, C.Y. and Yu, Y.H.: *AIChE J.*, **12**, 610 (1966).
4. Mori, S. and Wen, C.Y.: *AIChE J.*, **21**, 109 (1975).
5. Davidson, J.F. and Harrison, R.D.: "Fluidized Particles", Cambridge Univ. Press (1963).
6. Kobayashi, H., Arai, F., and Sunagawa, T.: *Kagaku Kogaku*, **31**, 239 (1967).
7. Merrick, D. and Highley, J.: *AIChE Symp. Ser.*, **70**(137), 366 (1974).
8. Overturf, B. W. and Reklaitis, G. V.: *AIChE J.*, **29**(5), 813 (1983).
9. Field, M. A. et al.: "Combustion of Pulverized Coal", British Coal Utilization Research Association, Leatherhead, Chenev and Sons Ltd, Banbury (1967).
10. Ross, I.B. and Davidson, J.F.: *Trans. I. Chem. E.*, **60**, 108 (1981).
11. LaNauze, R. D.: *Chem. Eng. Res. Des.*, **63**(1), 3 (1985).
12. 송병호, 강 용, 서용철, 진경태, 손재익, 김상돈: "가압유동층 석탄연소로에서 압력의 영향", 화학공학, in review
13. Gibbs, B.M.: *Inst. Fuel Symp. Ser.*, **1**, A5.1-A5.10 (1975).

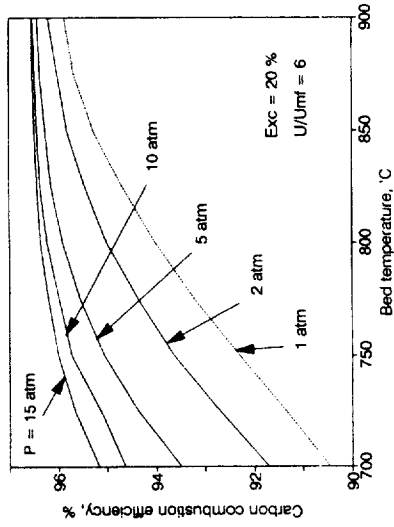


Fig. 2. Effect of bed temperature on the carbon combustion efficiency

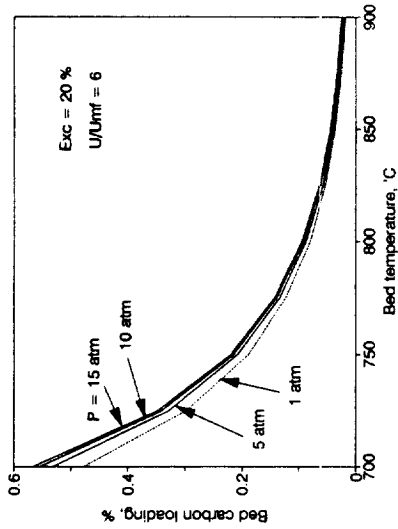


Fig. 1. Effect of temperature on the bed carbon loading

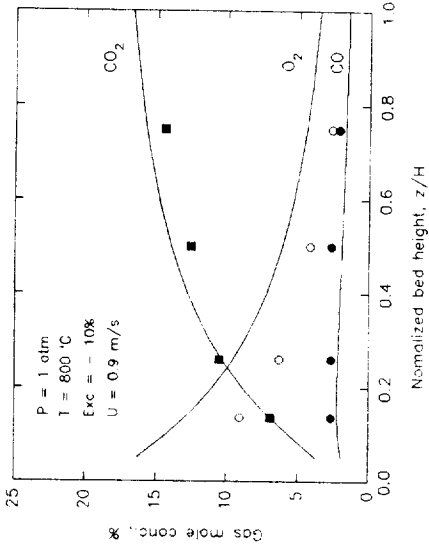


Fig. 4. Gaseous concentration along the bed (lines: the model predictions; symbols: data of Gibbs et al. 1975).

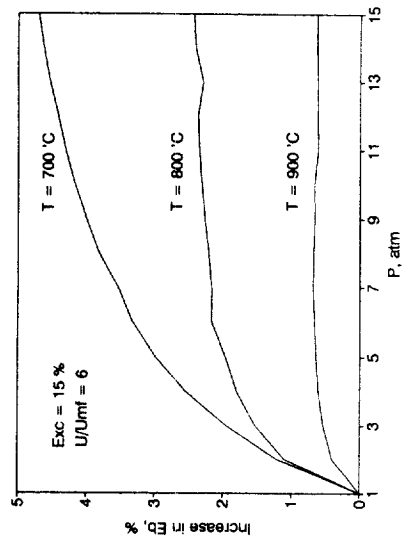


Fig. 3. Increase of E_b with pressure at different temperatures.