

## 가압유동층 석탄연소로에서 압력이 연소특성에 미치는 영향

송병호 · 강 용<sup>†\*</sup> · 서용철<sup>\*\*</sup> · 진경태<sup>\*\*\*</sup> · 손재익<sup>\*\*\*</sup> · 김상돈<sup>\*\*\*\*</sup>

군산대학교 화학공학과

\*충남대학교 화학공학과

\*\*연세대학교 산업환경학과

\*\*\*한국에너지기술연구소 에너지환경연구부

\*\*\*\*한국과학기술원 화학공학과

(1996년 1월 8일 접수, 1996년 4월 27일 채택)

## Effect of Pressure on the Combustion Characteristics in a Pressurized Fluidized Bed Coal Combustor

Byung-Ho Song, Yong Kang<sup>†\*</sup>, Yong-Chil Seo<sup>\*\*</sup>, Gyoung-Tae Jin<sup>\*\*\*</sup>, Jae-Ek Son<sup>\*\*\*</sup> and Sang-Done Kim<sup>\*\*\*\*</sup>

Dept. of Chem. Eng., Kunsan National Univ., Kunsan, Chonbuk 573-360, Korea

\*Dept. of Chem. Eng., Chungnam National Univ., Taejeon 305-764, Korea

\*\*Dept. of Ind. Environment & Health, Yonsei Univ., Wonju, Kangwon-Do 220-710, Korea

\*\*\*Energy & Env. Research Dept., Korea Institute of Energy Research, Taejeon 305-343, Korea

\*\*\*\*Dept. of Chem. Eng., Korea Advanced Institute of Sci. and Technology, Taejeon 305-701, Korea

(Received 8 January 1996; accepted 27 April 1996)

### 요 약

시스템의 공정변수를 예측할 수 있는 가압하의 유동층 석탄연소로의 모델을 전개하였으며 본 모델을 사용하여 반응기 압력의 변화에 따른 시스템의 성능(탄소연소효율, 층내 탄소분율, 생성가스의 조성)을 넓은 범위에 걸쳐 분석하였다. Geldart B군에 속하는 석탄연소로 기포유동층의 거동은 압력의 변화에 의해 거의 바뀌지 않았다. 높은 유속 및 낮은 층온도의 조건에서 가압에 의한 효율의 이득이 크게 나타났으며 700°C의 층온도 조건에서는 15 atm으로 가압함으로써 약 5%의 효율을 증가시킬 수 있다. 가압을 하면 산소의 농도증가로 탄소연소효율이 증대되지만 층내 탄소함량은 압력에 따라 2배 미만의 범위에서 증가하였다.

**Abstract**—The effect of system pressure on the performance of a pressurized fluidized bed coal combustor(carbon combustion efficiency, bed carbon loading, gaseous concentration profile) has been studied by a PFBC model. The behavior of bubbling bed of Geldart B group does not change by pressurization. The more increase in the carbon combustion efficiency can be obtained by pressurization at conditions of the lower temperature and higher gas velocities. At the bed temperature of 700°C, 5% increase in the carbon efficiency can be obtained with 15 atm. The carbon efficiency increases due to larger oxygen concentration, whereas the bed carbon loading also slightly increases with an increase in system pressure.

**Key words:** Pressurized Fluidized Bed, Model, Combustor, Coal

### 1. 서 론

유동층연소로(FBC)를 가압의 조건에서 운전하면 상압에서보다 층내 전열속도와 탄소효율이 증가되어 연소로의 크기를 줄일 수 있으며 따라서 같은 용량의 상압유동층에 비해 연료주입구의 숫자도 줄어든다. 가압유동층에서는 상압유동층보다 더 낮은 온도로 조업할 수 있으므로 (i) NO<sub>x</sub> 배출량이 더욱 줄어들며 (ii) 원료내 존재하는 알칼리금속의 휘발을 억제할 수 있으며 석탄 회분의 sintering도 막을 수 있으므로 결과적으로 가스터빈의 부식이나 침식을 감소시킬

수 있다. 가압유동층연소(Pressurized Fluidized Bed Combustion) 공정은 복합발전이나 석탄가스화공정내의 전형적인 보일러를 대체하는데 가장 유망한 공정으로 부각되고 있다. 이 기술은 이미 미국의 330 MWe 가압보일러의 건설로 demonstration 단계에 와 있으나 공정변수에 미치는 시스템 압력의 영향에 대한 기본적인 연구는 아직도 진행 중에 있다. 가압유동층의 설계 및 개발을 위한 파이롯 플랜트 실험에는 매우 큰 비용이 소요되므로 반응기의 설계, 모사, 최적화를 위해서는 총괄적인 반응기 모델이 필요하다. 모델은 연소효율에 미치는 서로 상이한 조업변수들의 영향을 고려하여야 하는데, 이

러한 모델을 적당한 양의 실험데이터와 함께 이용하면 변수들의 넓은 범위를 통하여 연소로의 거동을 예측하는 것이 가능하다. 본 연구에서는 조업변수(시스템의 압력, 온도, 기체유속, 과잉공기율)가 유동층의 거동(기포특성 및 물질전달계수) 및 시스템의 성능(탄소연소효율, 층내 탄소함량, 가스조성)에 미치는 영향을 체계적으로 조사할 수 있도록 가압유동층 연소로 모델을 전개하였다. 모델을 사용하여 15기압까지 압력조건에서 층내 탄소함량, 층연소효율, 생성가스 조성을 계산하여 상압조건에서의 결과와 비교하였다.

## 2. 유동층 연소로의 모델

유동층 연소로 모델은 석탄의 연소특성과 열 및 물질수지를 연결하여 각 변수의 영향을 고려하며 구성 인자의 고려방법에 따라 특성이워진다. 문헌에 제시된 대부분의 모델들은 좌의 연소특성, 층내 탄소함량, 가스상의 농도구배를 계산하는 과정을 갖는다. 모델의 정확도는 사용한 중요 인자들의 정확도에 의해 좌우되는데, 주로 기포상과 에멀전상의 가스교환상수(gas exchange coefficient or cross flow factor), 기포크기 혹은 반응속도 등이 주요한 조정인자이다. 모델들은 유동층내의 상(phase)들을 구분하는 방법, 기상 및 고체흐름 형태에 대한 가정에 따라 분류된다. Choi[1]와 Gibbs[2]는 석탄의 연소에 입자마모와 비산유출을 더한 모델을 고려하였고, Arena 등[3], Chirone 등[4]은 석탄의 연소를 층내 탄소분포, 석탄의 입도분포, 석탄의 마모특성 등과 관련짓는 모델을 고찰하였다. Rajan과 Wen[5], Horio와 Wen[6]은 population balance를 기반으로 하여 입자의 비산 유출과 층내 입도분포를 계산할 수 있는 모델을 고려하였다. 이 모델들은 층내에서 촉방향의 고체혼합과 촉방향의 좌입자분포 등을 예측하고자 하였고 탈황 및 열전달특성도 고려하였다. Chen과 Saxena[7]는 석탄의 연소, 물질전달, 층의 수력학적 특성, 열전달 그리고 연소로의 형태가 연결된 수학적 모델을 고찰하였다. Wells 등[8]은 20 MW 유동층 연소로를 대상으로 경험식들을 사용하여 구조적 해석을 하였으며 연소로의 복잡한 모델을 고찰하였다. 이 모델들은 사이클론 포집입자의 재순환을 포함한 대부분의 유동층 연소로공정을 포괄적으로 고려하였다. 그밖에 석탄연소를 중점적으로 고려한 모델들도 있다[9-11]. 그러나 상기한 유동층 모델들은 대부분 상압의 반응조건에서 전개되었으며, 최근에 가압의 조건에서 모델을 전개한 바 있으나[12, 13] 시스템에 미치는 압력의 영향이 구체적으로 언급되지는 않았다.

## 3. 가압유동층 모델의 전개

본 모델은 가압유동층 석탄연소로의 설계변수 및 조업변수들의 영향을 알아 볼 수 있도록 탄소물질수지, 수력학적 특성에 대한 상관식, 가스상의 물질수지, 탄소연소효율에 대한 식들로 구성되었으며 에너지수지는 고려하지 않았다.

### 3-1. Hydrodynamic Property

층내의 최소유동화속도, 기포직경, 기포상승속도, 기포분율, 가스 교환상수(gas interchange coefficient) 등의 수력학적 성질을 예측하기 위해 다음의 상관식을 사용하였다. 본 모델에서는 층내에 기포상과 에멀전상, 두 가지 상만 존재한다고 가정하였다. 주어진 고체원료의 각 크기 간격을 고려한 평균입경은 다음의 식으로 구해진다.

$$d_p = \frac{1}{\sum_i (x_i/d_{pi})} \quad (1)$$

층내의 입자는 대부분 불활성물질(inert)로 채워서 있으므로 총 bed

holdup은 다음과 같다.

$$W_t = \rho_p (1 - \epsilon_{mf}) A_t H \quad (2)$$

최소유동화속도는 Wen과 Yu[14]가 제안한 상관식을 사용한다.

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho_g}{\mu} = [33.7^2 + 0.0408 Ar]^{1/2} - 33.7 \quad (3)$$

여기서 Ar은 Archimedes 혹은 Galileo number로 불리는 무차원군이며, 이 식에서는  $d_p$ 로서 평균입자경을 사용한다.

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

Mori와 Wen[15]은 층직경이 기포의 크기에 미치는 영향을 고려하여 기포유동층에서 기포의 직경을 예측하는 상관식을 제시하였다(SI unit).

$$D_B = D_{BM} - (D_{BM} - D_{B0}) \exp(-0.3 z/D_t) \quad (4)$$

$$\text{where } D_{BM} = 1.64 [A_t (U - U_{mf})]^{0.4}$$

$$D_{B0} = 0.872 [A_t (U - U_{mf}) / N_d]^{0.4}$$

여기서  $D_{B0}$ 는 초기의 기포크기이며,  $D_{BM}$ 은 기포의 합체로 인하여 일어날 수 있는 최대의 기포크기이다. 이 상관식의 적용범위는 비교적 좁은 편이라서, 큰 입자 및 매우 높은 유속을 사용하는 경우에는 적용하기 어렵다(상기 식의 도출에 사용된 입자의 범위는  $60 < d_p < 450$  micrometer). 기포의 상승속도에 대한 상관식은 Davidson과 Harrison[16]의 식을 사용하였다.

$$U_R = U - U_{mf} + 0.711 \sqrt{g D_B} \quad (5)$$

만약 기포속도가 기포상승속도보다 느린 경우에는 slugging condition을 고려한다.

$$U_B = U - U_{mf} + 0.35 \sqrt{g D_B} \quad (6)$$

기포분율(bubble fraction)은 다음 식으로 예측할 수 있다[17].

$$\delta = \frac{U - U_{mf}}{U_B} \quad (7)$$

가스교환상수(gas interchange coefficient)에 대해서는 여러 가지 상관식이 제안되어 있으나 본 연구에서는 Kobayashi 등[18]의 상관식을 사용하였다.

$$K_{GE} = \frac{0.11}{D_B} \quad (8)$$

각 크기의 입자에 대한 종말속도(terminal velocity)는 Haider와 Levenspiel[19]이 제시한 식으로 계산할 수 있다(CSG unit).

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

$$U_i^* = \left[ \frac{18}{d_i^{*2}} + \frac{2.335 - 1.744\phi}{d_i^{*0.5}} \right]^{-1}$$

$$U_{tr} = U_i^* \left[ \frac{\mu (\rho_s - \rho_g) g}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (9)$$

### 3-2. 입자비산속도(elutriation rate)

유동층 연소로에서 미연탄소의 손실은 주로 비산유출탄소에 지배되며 주어진 조건에 따라 모델에서 입자비산의 고려가 중요한 역할을 할 수 있다. 입자직경에 따른 입자비산속도에 대해서는 여러 연구자들이 상관식을 제시한 바 있다. 특히 Merrick과 Highley[20]가 제안한 다음 식은 회분(ash)으로 이루어진 유동층에서 실험을 통하여 얻어진 식이기 때문에 유동층 연소로의 모델에서 가장 많이 사용되고 있다.

$$k_{ei} = \frac{130A_i \rho_g U}{W_i} \exp \left[ -10.4 \left( \frac{U_n}{U} \right)^{0.5} \left( \frac{U_{mf}}{U - U_{mf}} \right)^{0.25} \right] \quad (10)$$

### 3-3. 탄소물질수지(population balance)

정량적인 측면에서 볼 때, 연소로에 주입되는 석탄은 급격한 건조와 휘발공정을 겪게 되는 것이 분명하다. 이때 남게 되는 최하 ash layer의 존재에 관계없이 미반응 수축핵모델(shrinking unreacted core model)에 따라 층내에서 연소된다. 채 연소되지 않은 탄소물질은 주로 overflow나 비산에 의해 층으로부터 이탈한다. 주어진 원료 입자의 공급량과 입자크기분포로부터 overflow 및 carryover 양을 입자크기분포와 함께 예측하기 위해서는 유동층 시스템에서 탄소에 대해 물질수지를 세워야 한다. 본 연구에서는 흡수제는 고려하지 않았다. 유동층 시스템에서 입자의 크기가 변할 때 입자분포를 고려하여 물질수지를 세울 수 있으며[17] 여기에는 다음의 가정이 필요하다.

- (1) 정상상태
- (2) 거시적 관점에서 등온 유동층
- (3) 고체입자의 완전혼합
- (4) 최하 연소과정은 미반응 수축핵 모델에 따른다.
- (5) 입자의 비산은 층내에 존재하는 상당 입자의 농도에 비례한다.

구분된(discrete) 입자 분포를 갖고며 특히 입자간격의 수가 적을 경우에, Overturf와 Kayihan[9]은 다음의 물질수지식이 population balance를 푸는데 있어 보다 실용적이며 정확하다는 것을 보였다.

$$W_{ci} = \frac{F_{oi} - W_{i-1} S(r_{i-1}) / \Delta r_i}{F_i / W_i + k_{ei} - \frac{S(r_i)}{\Delta r_i} - 3W_i \frac{S(r_i)}{r_i}} \quad (11)$$

이 식은 원료에 존재하는 모든 입자크기 간격에 확대 적용하면 입자크기의 간격수에 상당하는 식들로 구성된 연립방정식이 되는데, 이는 다음의 조건이 만족될 때까지 반복식으로 풀 수 있다.

$$\sum_{i=1}^{N_i} \frac{W_{ci}}{W_i} = \sum_{i=1}^{N_i} \frac{F_{oi}}{F_i} = 1 \quad (12)$$

이후에는 총괄수지로부터  $F_2$ 를 구할 수 있으며,  $F_2$ 의 입자분포도 구해진다.

$$F_1 + F_2 - F_0 = 3W_i \sum \frac{F_{oi} S(r_i)}{F_i r_i} \quad (13)$$

$$F_{2i} = W_{ci} k_{ei} \quad (14)$$

계산순서는 다음과 같다.

- (1) 모두 같은 크기간격을 사용하던지 screen크기에 따라서 적당한 입자크기 간격  $\Delta r_i$ 를 선택한다. 각 간격내의 입자들에 대한 평균 반경  $r_i$ 를 결정한다.  $r_{ni}$ 는 원료입자 중 가장 큰 크기를 포함하는 간

격에서의 평균반경이다.

- (2)  $F_0$ ,  $F_1$  혹은  $W_i$  중에서 미지수 하나를 초기치로 가정한다( $F_1$ ).

(3) 식 (11)로부터 미지의 흐름량을 계산한다( $W_{ci}/W_i$ ).  $W_{ci}/W_i=0$ 으로 놓고 처음에 초기간격  $r_{ni}$ 에서 시작하여  $r_{n-1}$ ,  $r_{n-2}$ 의 순으로 계산해 나간다. 식 (11)은 원료공급속도  $F_0$ , overflow  $F_1$ , 비산탄소량  $F_2$ 를 갖는 연속반응기내의 연소모델에서 해의 기본을 제공한다. 즉 모델의 나머지부분들은 shrinking core rate 항인  $S(r_i)$ 와 비산속도상수  $k_{ei}$ 를 추정하게 된다.

(4) 식 (12)를 만족하는지 검사한다. 만족하면 step 5로 넘어가고, 그렇지 않으면 step 2로 가서 초기치를 수정한다.

- (5) 식 (13)으로부터 총 비산 유출량  $F_2$ 를 계산한다.

(6) 비산 유출흐름의 조성  $F_{2i}$ 를 식 (14)로 계산한다. 이제,  $F_0$ ,  $F_1$ ,  $F_2$ 와 각각의 입자분포를 알게 된다.

### 3-4. 수축속도(shrinking rates)

석탄의 연소반응은 미반응 수축핵모델을 가정하되, 화학반응과 gas film의 물질전달을 고려한 율속단계를 가정한다. 화학반응을 1차 반응으로 가정하면 석탄입자의 수축속도는 다음 식으로 표현된다.

$$S(r_i) = \frac{dr_i}{dt} = - \frac{M_i}{\rho_s j_i} k C_{O_2}^* \quad (15)$$

여기서  $C_{O_2}^*$ 는 층내에서 연소되는 석탄입자가 마주치게 되는 에멀전상의 유효산소농도이다. 층내의 입자들은 완전혼합이 이루어지므로, 이 유효농도는 유동층내 각 상(phase)간의 산소교환에 대한 가정과 반응기내 gas flow regime에 직접 좌우된다. 더구나 석탄내에 존재하는 휘발분의 휘발특성 및 휘발분의 연소에 대한 가정도 역시 이 산소농도에 영향을 주게 된다. 따라서 식 (15)는 탄소물질수지에 직접 대입할 수는 없고, 탄소물질수지와 함께 층내 산소농도의 구배를 계산하는 가스수지를 동시에 풀어야만 한다.

### 3-5. 가스상의 물질수지

산소를 비롯한 가스상의 층내 축방향 농도구배는 유동층내 기체 흐름형태(gas flow pattern)에 좌우되며 휘발분의 휘발 및 연소특성에 영향을 받는다. 기체상의 해석은 다음의 가정을 근거로 전개할 수 있다.

- (1) 층내 기상흐름은 고체가 없는 기포상과 에멀전상의 틈새흐름으로 구성된다.
- (2) 에멀전상의 공급률은 최소유동화상태의 공급률과 같다.
- (3) 기포흐름과 에멀전상의 흐름은 모두 플러그 흐름이다.
- (4) 기포와 에멀전상의 온도는 같으며 층온도는 에멀전상의 온도로 간주한다.
- (5) 층내 전역의 온도는 균일하다.
- (6) 최하 연소반응은 에멀전상에서 발생한다.

연소로에 주입된 석탄은 즉시 탈수 및 탈휘발되어 최하 되고 에멀전상에서는 최하 연소반응이 주로 일어난다. 석탄내 휘발분의 휘발이 원료주입부에서 수행될 경우에는 가스수지 방정식에는 포함되지 않으나 초기조건에서 고려하는 것이 필요하다. 또한 층내를 통해 균일하게 휘발이 수행되는 것으로 생각할 경우에는 에멀전상의 방정식에서 그에 따른 산소의 소모를 고려해야 할 것이다. 본 연구에서는 탄소에 휘발분의 연소반응은 고려하지 않았다. 높이  $dz$ 인 반응기의 미소요소를 고려하여 물질수지를 세우고 정리하면 층높이에 따른 가스상농도의 변화를 미분식으로 얻을 수 있는데, 여러 가지 가스성분이 관여할 경우에는 다음과 같이 일반적인 식을 얻을 수 있다.

에멀전상에서 가스의 물질수지 :

$$(1 - \delta)U_{mf} \frac{dC_{JE}}{dz} = \delta K_{BE} (C_{JE} - C_{JE}) + (1 - \delta)[(1 - \epsilon_{mf}) \sum_i \alpha_i R_i + \epsilon_{mf} \sum_k \alpha_k R_k'] \quad (16)$$

기포상에서 가스의 물질수지 :

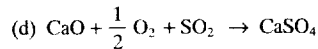
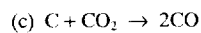
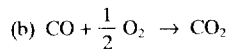
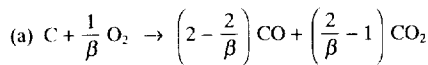
$$\delta U_B \frac{dC_{JB}}{dz} = \delta K_{BE} (C_{JE} - C_{JB}) + \delta \sum_i \alpha_i R_k' \quad (17)$$

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

초기조건 :

$$\begin{aligned} \text{at } z=0 \quad C_{JE} &= C_{JE} = 0.21(P/RT) \text{ for oxygen} \\ C_{JB} &= C_{JB} = 0 \text{ for other components} \end{aligned} \quad (18)$$

윗 식에서  $R$ 와  $R'$ 는 양의 반응속도 값이며,  $\alpha$ 는 양론계수이다.  $R$ 는 기체와 고체가 관여하는 반응의 경우이며,  $R'$ 는 기체끼리만의 반응이다. 석탄의 연소가 일어나는 유동층내에서는 다음의 화학반응들을 고려할 수 있는데, 본 연구에서는 반응(a)과 반응(b)만을 고려하였다. 참고로 여기서 반응(d)는 오로지 에멀전상에서만 일어난다.



일산화탄소가 산소와 결합하여 이산화탄소를 생성하는 반응(b)는 반응(a)와는 달리 기체간의 반응이므로 에멀전상내의 공극에서 반응이 일어난다는 것에 주의를 해야 한다.

### 3-6. 최악 연소반응

회발분이 급속하게 증발된 후 남은 최악은 (a)반응에 의해 연소된다. 여기서  $\beta$ 는 메카니즘인자로서 최악자로부터 이산화탄소가 발생하면 1의 값이며, 일산화탄소로 발생할 경우에는 2의 값을 갖는다[21]. 이 인자는 최악자의 직경과 온도의 함수이다. 미세한 입자의 경우, 물질전달이 비교적 빠르므로 최악자에서 생성된 일산화탄소는 빠르게 확산되어 입자의 외부로 나와 연소된다. 반면, 비교적 큰 입자의 경우에는 물질전달이 느리므로 일산화탄소는 최악자의 경계층내에서 연소되어 결국 최악자의 주변에 이산화탄소를 내놓는다. 따라서 입자경이 1mm보다 큰 입자들을 사용할 경우  $CO_2$ 가 생성되는 반응만 고려할 수 있다고 제시된 바 있는데[22] 이 인자는 다음식과 같이 표현된다.

$$\begin{aligned} \beta &= \frac{2p+2}{p+2} \quad \text{for } dp < 5 \times 10^{-5} \text{ m} \\ \beta &= \frac{(2p+2) - p(100dp - 0.005)/0.095}{p+2} \quad \text{for } 5 \times 10^{-5} < dp < 0.001 \text{ m} \end{aligned}$$

여기서  $p$ 는 최악 연소에 의해 생성되는  $CO/CO_2$ 비인데, 다음 식으로 주어진다[23].

$$p = 2500 \exp(-5.19 \times 10^7 / RT), \quad R = 8314.8 \text{ J/kmol} \cdot K$$

산소의 소멸속도는 앞에서 언급한 수축속도와 다음과 같이 연관되

는데, 이는 최악자의 최악자에 대해 탄소수지를 세우면 알 수 있으며, 총괄반응속도상수의 정의를 보였다.

$$\begin{aligned} r_{O_2} &= -\frac{6}{d_i} k C_{O_2} = -\frac{6}{d_i} \frac{\rho_s j_c}{M_c} S(r_i) = -\frac{\rho_s j_c S(r_i)}{4r_i} \\ k &= \frac{1}{\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_{diff}}} \quad \text{where} \quad k_{diff} = \frac{Sh D_G}{2r_i} \end{aligned} \quad (19)$$

일단 층높이에 따른 산소농도구배가 얻어지면, 층높이에 따른 수축속도를 얻을 수 있다.

층내 기체흐름을 플러그 흐름으로 가정하였으므로 에멀전상의 최악자는 층의 위치에 따라 상이한 환경을 마주하게 되므로 층 높이에 따른 최악자의 수축속도를 알게 되면, 평균 수축속도를 다음과 같이 얻을 수 있으며, 이는 곧 탄소수지를 푸는데 사용한다. 이 식은 최악자의 여러 직경군에 대한 평균을 나타내고 있다.

$$r_{O_2} = -\sum_i \frac{\rho_s j_c S(r_i) W_{ci}}{4r_i W_T} \quad (20)$$

유동층 시스템에서 Sherwood 수를 계산하는 식은 여러 가지가 제안된 바 있는데[24], 다음 식이 주로 많이 사용된다.

$$Sh = 2\epsilon_{mf} + 0.95 Re_{mf}^{1/2} Sc^{1/3} \quad (21)$$

가압의 조건에서 최악 연소반응에 대한 연구가 이루어지고 있으나 [25, 26] 아직까지는 kinetic parameter에 대한 경험식이나 상관식이 제시된 바는 없다. 따라서 본 연구에서는 최악 연소반응에 대한 속도상수  $k$ 로서 Field 등[21]의 식을 사용하였다.

$$k_c = 595 T_p \exp[-149200/RT_p] \quad (22)$$

where  $R = 8.314 \text{ J/mol} \cdot K$

윗 식에서  $T_p$ 는 최악자의 표면온도로서 에너지수치를 동시에 적용할 경우에는 상관식이 없겠으나 본 연구에서는 유동층의 특성상 층온도로 대체하여 사용하였다. 확산계수(molecular diffusion coefficient)로는 질소내에서 산소의 확산계수를 사용하는데 다음 식으로 구해진다.

$$D_G = 8.34 \times 10^{-4} \frac{T^{1.75}}{P} \quad (23)$$

여기서  $P$ 는 시스템의 압력인데  $D_G$ 는 압력에 반비례한다. 따라서 식 (23)으로부터  $(Sh - 2)\epsilon_{mf} D_G$ 는  $P^{0.5}$ 에 반비례한다. 결국  $k_{eff}$ 는  $P^n$ 에 반비례하며, 여기서  $n$ 은 0.5보다 작다. 그러므로 탄소의 반응속도식은 다음과 같이 다시 쓸 수 있다.

$$r_{O_2} = \frac{P}{aP^n + b}$$

여기서  $a$ 와  $b$ 는 주어진 유동층의 조업조건에 따른 상수이다. 화학반응이 율속인 경우에는  $aP^n \ll b$ 이며 확산율속인 경우에는  $aP^n \gg b$ 가 된다. 두 경우 모두 압력이 증가하면 연소속도가 증대될 것을 알 수 있다. 일산화탄소와 산소와의 기체간 반응인 (b)반응의 경우, Howard 등[27]의 상관식을 사용할 수 있다. 본 연구에서는  $H_2O$  농도로써 주입되는 공기 중의 수분농도를 가정하여 사용하였다.

$$r_{O_2} = 6.5 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-30000 \times 4184}{RT}\right) C_{CO} C_{O_2}^{1/2} C_{H_2O}^{1/2} \quad (24)$$

### 3-7. 과잉공기율과 압력의 증가에 따른 층무게의 보정

유동층으로 공급되는 공기량을  $Q_a$ , 과잉공기율(%)을 Exc라고 하자. 과잉공기의 정의에 의하여 완전연소에 필요한 산소의 양은  $Q = 0.21Q_a/(1+0.01Exc)$ 이다. 탄소는 산소와 동일몰비로 반응하므로 완전연소에 참여하는 탄소의 몰수는 산소의 몰수와 같다. 따라서 이상 기체법칙을 가정하면 탄소의 참여 몰수는  $n = Q_a P / (RT)$ 이므로 결국 층으로 주입되는 탄소의 질량속도는 다음 식에 의해 과잉공기율과 연관된다.

$$F_0 = \frac{2.52 PQ_a}{RT(1 + 0.01Exc)} \quad (25)$$

시스템의 압력이 증가하면 생성열량이 증가하게 된다. 외관상 동일한 규모의 플랜트에 대하여 상압의 연소와 가압연소를 비교하기 위해서는 층내 열교환용 튜브의 양이 서로 다르므로 이를 수용하기 위해서는 서로 다른 층높이, 즉 층부게를 적용하여 계산해야 한다. 즉 열교환기를 통해 반응기로부터 얻는 열량을 동일하게 고정하고, 연소효율을 1로 가정한 후, 연소로에 대한 열수지 및 물질수지를 세우면 필요한 층높이를 계산할 수 있다. 본 연구에서는 수지를 세우는 대신 문헌상의 데이터[13]로부터 다음의 상관식을 도출하여 사용하였다.

$$W_T = W_{TA} (0.15P_R + 0.85) \quad (26)$$

여기서  $W_{TA}$ 는 상압유동층에서의 층부게이며,  $P_R$ 는 시스템의 압력으로 단위는 atm이다.

마지막으로 층내의 탄소연소효율(carbon combustion efficiency)은 다음 식으로 계산할 수 있다.

$$E_s = \frac{F_F x_{c,F} - F_1 - F_2}{F_F x_{c,F}} \times 100 \quad (27)$$

## 4. 결과 및 고찰

시스템의 조업조건 및 연소로의 설계변수에 따라 연소로내의 기포의 성질, 원료석탄의 공급량, overflow, 비산흐름량, 층내 탄소함량, 층내 가스상의 축방향 농도구배, 탄소연소효율을 계산하도록 하였다. 모사에 사용된 석탄의 물성 및 성분분석과 유동층의 형상변수 및 조업변수의 범위를 Table 1에 정리하였다. 조업변수로는 압력, 온도, 유속, 과잉공기율을 선정하였다.

### 4-1. 유동층의 hydrodynamic properties

상용화된 유동층반응기를 중 많은 것들이 가압의 반응을 수행하고 있는데, 이는 층의 단면적을 변화시키지 않고도 더 많은 원료를 처리할 수 있기 때문이다. 시스템의 압력이 증가하면 유동층의 성질이 크게 바뀔 수 있는데 기포유동층에서 층거동의 변화는 다음과 같이 요약할 수 있다[17, 28]. (i) 압력의 증가에 따라  $\epsilon_m$ 는 1-4% 정도 증가한다. (ii)  $U_m$ 는 감소하나, 알려진 상관식으로 예측이 된다. (iii) Geldart B군에 속하는 입자로 이루어진 시스템에서 유속이 최소유동화속도 보다 충분히 증가된 경우 에멀전상의 공극률(void fraction), 기포의 형상 및 크기가 거의 변하지 않는다. (iv) 상압의 조건에서보다 유동화가 유역하게 이루어지며, 슬러깅현상이 감소하고 비산량이 증가한다. 현재까지는 가압하의 기포특성에 대한 상관식이나 경험식이 제시된 바가 없을 뿐더러 유동층 연소로에 사용되는 석탄입자나 불활성물질은 대부분 Geldart B군에 속하므로 본 시스템에서 기포에 대한 상관식은 수정의 필요성이 없다고 하겠다. 결국 본 모델을 통해 기포직경이나 가스교환상수는 압력에 따라 변하지 않는 것으로 나타난다. Fig. 1에는 층높이에 따른 기포직경의 변화를 도시

Table 1. Input data used in this simulation study

Proximate and ultimate analyses of lignite(as received)			
FC	71.0	C	44.8
VM	27.3	H	4.1
Moisture	0.0	N	0.2
Ash	1.7	S	4.4
Size distribution of feed coal particles			
Size interval number, i	Mean size ( $d_p$ ), mm	wt%	
1	0.05	0.7	
2	0.15	7.3	
3	0.25	13.5	
4	0.35	17.0	
5	0.45	18.2	
6	0.55	17.0	
7	0.65	13.5	
8	0.75	8.8	
9	0.85	3.5	
10	0.95	0.5	
11	1.05	0	
Reactor geometry and coal properties			
$D_r=0.3$ m			
$H=1.0$ m			
$H_r=1.5$ m			
$\epsilon_{mf}=0.48$			
$N_d=100$			
$\rho_s=1200$ Kg/m <sup>3</sup>			
$\phi=0.8$			
Simulation conditions			
$T=700-900^{\circ}\text{C}$			
$P=1-15$ atm			
$U/U_{mf}=2-40$			
Exc= 20-40%			

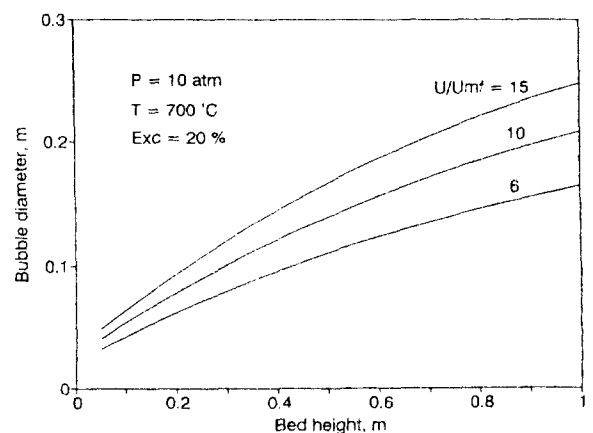


Fig. 1. Variation of bubble diameter with gas velocity at 10 atm.

하였다. 기포의 직경은 층의 높이에 따라 증가하며 유속이 증가할수록 더욱 큰 기포가 생성됨을 알 수 있는데, 이는 Geldart B군의 기포특성과 일치하였다. 가스교환상수는 기포상과 에멀전상간의 가스교환량을 직접 좌우하므로 중요한 인자이다. 가스교환상수에 대한 여러가지 상관식을 시험해 본 결과 Kunii와 Levenspiel[29]의 식은 비교적 큰 값을 나타내어 기포상과 에멀전상의 가스상 농도차가 거의 없는 것으로 예측되었다. 반면, Kobayashi 등[18]의 상관식을 사용하였을 때 생성가스의 조성은 실제 데이터와 유사하게 나타났다.

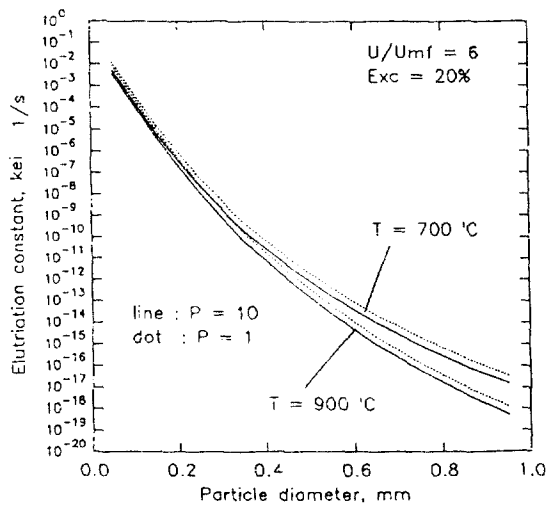


Fig. 2. Elutriation constant of each particle size at different operating conditions.

대부분의 상관식 형태에서 알 수 있듯이 가스교환상수는 기포의 직경에 반비례하므로 층높이에 따라 감소하는 것으로 나타났다.

입자비산속도상수는 식 (10)에 의해 예측되는데, 본 연구에서는 이 상수로서 13000을 사용하였다[30]. 온도 및 압력의 변화에 따른 비산속도상수의 변화를 Fig. 2에 나타냈다. 층의 온도가 증가하면 공기의 밀도가 감소하여 비산속도상수는 감소한다. 시스템압력 10 atm, 과잉공기율 20%를 적용하였을 때의 계산결과를 Table 2에 보였다. 이처럼 층의 온도가 증가하면 비산속도상수가 감소할 뿐더러 Table 2에서 보듯 층내 탄소함량(bed carbon loading,  $W_t=100 W_i/W_j$ )이 감소하게 되므로 식 (14)에 의해 예측되는 입자의 총 비산량은 줄어든다. 즉 700°C에서 1.98%이던  $F_2/F_0$  비는 900°C가 되면 0.08%로 감소하는 것으로 나타났다. 한편 압력이 증가하면 공기의 밀도 및 층내 탄소함량이 증가하므로 비산량의 증가가 예측된다. 그러나 한편으로는 압력에 따른 층무게(total bed holdup,  $W_j$ )의 보정을 통해 식 (26)과 (10)이 서로 상쇄효과를 갖게 되기 때문에 압력의 증가에 따른 입자비산상수 변화가 두드러지지 않았으며 오히려 약간 감소하는 추세를 보였다.

#### 4-2. 탄소수지

층내 탄소의 입자분포는 좌의 연소반응 및 입자간의 마찰을 통해 결정되어 주입되는 원료물질의 입자분포와는 달라지게 되며 비산되는 입자의 크기분포는 층내 입자분포에 상관된다. 연소로를 출입하는 각 탄소흐름에 대한 입자분포는 탄소수지 식 (11)-(14)로부터 계산된다. 주어진 과잉공기율로부터  $F_0$ 가 결정되면 IMSL optimization routine "DBCPOL"을 사용하여 탄소수지를 계산하였다. 이로부터  $W_i$ 와  $F_i$ 가 얻어지는데, routine에서 입력값인  $F_i$ 의 상한값으로서  $F_0$ 의 5%를 사용하였다. 10 atm에서 얻어진 탄소의 입자분포를 상압에서의와 비교하여 Fig. 3에 보였다. 모사에 사용된 입자간격의 수가 10개로 비교적 적은 편이라 분포곡선이 그다지 유연하지는 않으나 결과는 쉽게 판별할 수 있다. 가정에 의하여 overflow 흐름의 입자분포는 층내 탄소입자분포와 같다. 층내의 각 크기간격내 입자들은 그 마다 비산될 수 있는 확률이 있다. 압력이 10 atm으로 상승함에 따라 층내 입자분포는 큰 변화를 보이지 않으며 다만 큰 쪽의 입자들이 좌의 활발한 연소반응으로 인해 약간의 손실이 나타날 뿐이다. 한편 비산되는 입자의 경우에는 미세 입자들의 분포가 증가하는 것으로 나타나 층으로부터 입자의 비산손실이 어느정도 증가하는 것을 알

Table 2. Result of combustion simulation

P	$T_c$	$U/U_{mf}$	Exc	$F_F$	$W_i\%$	$F_1/F_0$	$F_2/F_0$	$E_b$
10	700	6.0	20	3.9E-03	0.55	3.39	1.98	94.63
10	725	6.0	20	3.8E-03	0.34	3.55	1.33	95.13
10	750	6.0	20	3.6E-03	0.21	3.40	0.88	95.72
10	775	6.0	20	3.5E-03	0.14	3.46	0.58	95.97
10	800	6.0	20	3.3E-03	0.09	3.40	0.38	96.22
10	825	6.0	20	3.2E-03	0.06	3.40	0.25	96.35
10	850	6.0	20	3.1E-03	0.04	3.39	0.17	96.43
10	875	6.0	20	3.0E-03	0.03	3.41	0.12	96.47
10	900	6.0	20	2.9E-03	0.02	3.41	0.08	96.51
10	700	2.0	20	1.3E-03	0.10	3.40	0.00	96.60
10	700	4.0	20	2.6E-03	0.27	3.40	0.29	96.31
10	700	6.0	20	3.9E-03	0.55	3.39	1.98	94.63
10	700	8.0	20	5.3E-03	0.96	3.40	4.63	91.97
10	700	10.0	20	6.6E-03	1.50	3.39	7.40	89.21
10	700	12.5	20	8.2E-03	2.30	3.47	12.03	84.50
10	700	15.0	20	9.9E-03	3.04	3.39	18.12	78.49
10	700	17.0	20	1.1E-02	3.51	3.45	23.45	73.10
10	700	20.0	20	1.3E-02	4.26	0.20	33.50	66.31
10	700	22.5	20	1.5E-02	3.86	3.45	39.16	57.40
10	700	25.0	20	1.6E-02	3.64	3.45	46.09	50.47
10	700	30.0	20	2.0E-02	2.90	3.45	58.43	38.12
10	700	35.0	20	2.3E-02	2.15	3.45	68.40	28.15
10	700	40.0	20	2.6E-02	1.57	3.45	76.09	20.46
1	700	6.0	30	3.6E-04	0.40	3.39	5.98	90.62
2	700	6.0	30	7.3E-04	0.42	3.39	4.70	91.91
3	700	6.0	30	1.1E-03	0.43	3.39	3.89	92.72
4	700	6.0	30	1.5E-03	0.43	3.39	3.33	93.28
5	700	6.0	30	1.8E-03	3.39	3.53	2.92	93.55
6	700	6.0	30	2.2E-03	0.44	3.39	2.59	94.02
7	700	6.0	30	2.5E-03	0.44	3.40	2.33	94.27
8	700	6.0	30	2.9E-03	0.45	3.39	2.12	94.48
9	700	6.0	30	3.3E-03	0.45	3.40	1.95	94.65
10	700	6.0	30	3.6E-03	0.45	3.47	1.80	94.73
11	700	6.0	30	4.0E-03	0.45	3.39	1.68	94.93
12	700	6.0	30	4.4E-03	0.46	3.39	1.57	95.04
13	700	6.0	30	4.7E-03	0.46	3.47	1.47	95.06
14	700	6.0	30	5.1E-03	0.46	3.40	1.39	95.22
15	700	6.0	30	5.5E-03	0.46	3.39	1.31	95.30

$T_c$  [°C], \*Percentage.

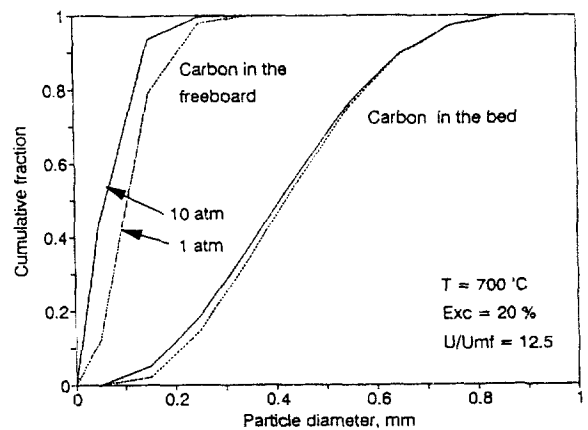


Fig. 3. Particle size distribution of the bed and elutriable particles.

수 있다.

유동층의 상태를 나타내는 하나의 상태변수인 층내 탄소함량은

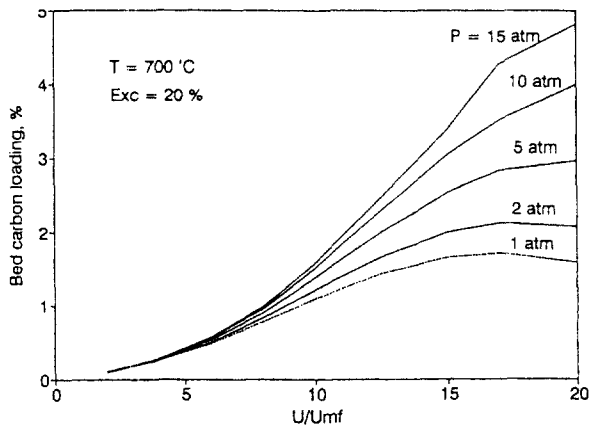


Fig. 4. Variation of the bed carbon loading with gas velocity at different pressures.

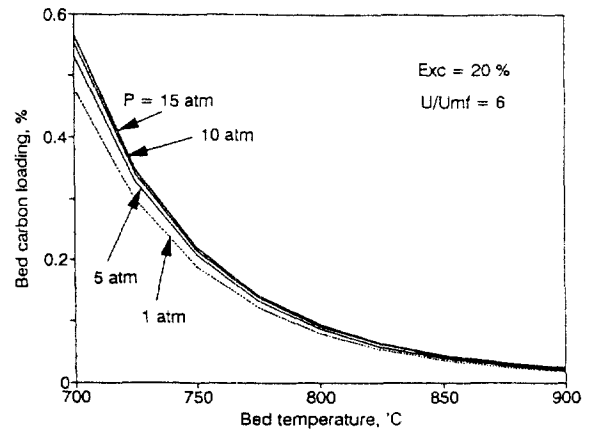


Fig. 6. Effect of temperature on the bed carbon loading at different pressures.

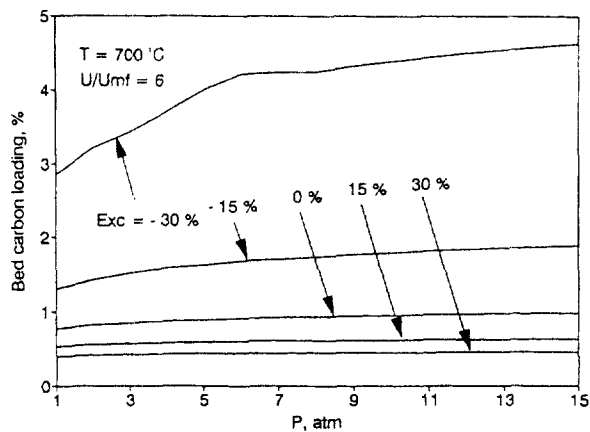


Fig. 5. Effect of pressure on the bed carbon loading at different excess air.

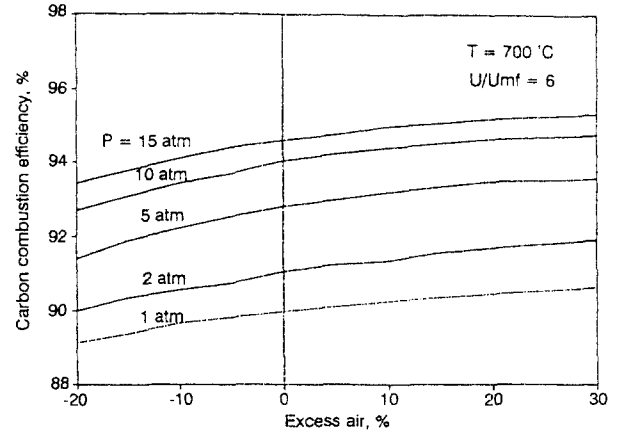


Fig. 7. Effect of gas velocity on the carbon combustion efficiency at different pressures.

유동층 석탄연소 공정에서 중요한 공정변수로 꼽을 수 있다[3]. 본 모델을 통해 계산된  $W_b$  %는 전반적으로 5% 이내의 값을 보여 일반적으로 알려진 수치와 유사하게 나타났다. 기체유속의 변화에 따른 층내 탄소함량의 추이를 Fig. 4에 보였다. 기체유속의 증가에 따라 층내 탄소함량은 계속 증가한다. 과잉공기율을 고정시켰을 때, 낮은 유속으로부터 유속을 증가시키면 식 (25)에 따라 원료의 공급량( $F_b$ )이 증가하므로 탄소수지에 의해  $W_b$  %가 증가하게 된다. 그러나 유속이 어느 한계 이상으로 증가하면 한편으로 탄소의 비산량이 급격히 증대되어 탄소수지상  $W_b$  %는 다시 감소하게 될 것이다. Fig. 4에는 표시되지 않았으나  $U/U_{mf}$ 가 20보다 높은 쪽의 결과를 살펴보면 기체유속에 따른  $W_b$  %의 그림은 최대값을 보이는 것으로 나타났다. 압력의 증가에 따라서  $W_b$  %는 증가함을 알 수 있는데 높은 유속의 범위에서는 그 증가가 두드러지지만 기포유동층의 정상적인 조업조건( $U/U_{mf} < 10$ )에서는 압력에 따른 증가가 그리 크지 않다.

압력의 증가에 따른  $W_b$  %의 변화를 예측한 Fig. 5에서 적용한 유속은  $U/U_{mf}=6$ 으로서 이 경우 압력의 증가에 따라  $W_b$  %는 전반적으로 증가하고 있으나 그 증가분은 상압에 비해 매우 미세하다. 한편 유속을 고정시킨 상태에서 과잉공기율을 증가시키면 식 (25)에 의해  $F_b$ 가 감소하여 탄소수지에 의해  $W_b$  %는 감소하므로 과잉공기율이 -30%인 경우 가장 높은  $W_b$  %를 나타내고 있다. 유동층의 온도가 증가하면, 화의 연소반응속도가 증대되므로 층내의 탄소함량이 감소할 것이다. 이 결과를 Fig. 6에서 볼 수 있는데, 온도증가에 따라

$W_b$  %는 지속적으로 감소하였다. 역시 과잉공기율 20%, 기체유속  $U/U_{mf}=6$ 인 조건에서 압력증가에 따른 변화는 미미함을 알 수 있다.

#### 4.3. 층내 탄소연소효율

유동층의 상태를 나타내는 상태변수 중에서 가장 중요한 것은 임자비산( $F_i$ )과 overflow( $F_o$ ). 층내 탄소함량의 관계에 의해 결정되는 탄소연소효율( $E_b$ )이다. 탄소의 연소효율에 영향을 미치는 주된 인자는 반응온도, 과잉공기율, 기체의 층내 체류시간이다. 참고적으로 실제 상업적인 설계에서는 가스체류시간을 충분히 크게 잡던지 과잉공기율을 매우 크게 선택하여 높은 연소효율을 선택하고 있다. 본 연구에서는 freeboard의 연소는 고려하지 않았으며 조업조건에 따른 유동층연소로의 성능을 평가하는데 있어 층내 탄소연소효율( $E_b$ )을 평가의 척도로 삼았다. 과잉공기율 20%, 층온도 700°C에서 유속에 따른 탄소연소효율의 변화를 Fig. 7에 보였다. 유속을 증가시키면 비산량  $F_i/F_b$ 가 급격히 증가하므로  $E_b$ 가 급히 감소할 것임을 쉽게 예측할 수 있다. 상압에서는  $U/U_{mf} < 6$ 에서 90% 이상의 효율을 보이지만 유속이 증가하여  $U/U_{mf}=15$ 에서는 70% 이하로 떨어진다. 그러나 이때 압력을 15 atm으로 증가시키면 약 80%로 효율을 증대시킬 수 있다. 따라서 이러한 모사를 통해 원하는 효율에 따른  $U/U_{mf}$ 의 조업조건을 추정할 수 있다. 과잉공기율을 증가하면 연소효율의 증대를 기대할 수 있으나 큰 이득을 얻을 수는 없는 것으로 나타났다. Fig. 8에서 과잉공기율이 -20에서 30%까지 증가해도 효율의 증가는

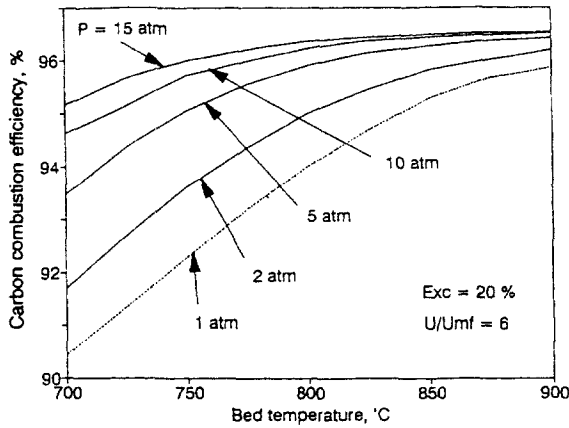


Fig. 8. Effect of excess air on the carbon combustion efficiency at different pressures.

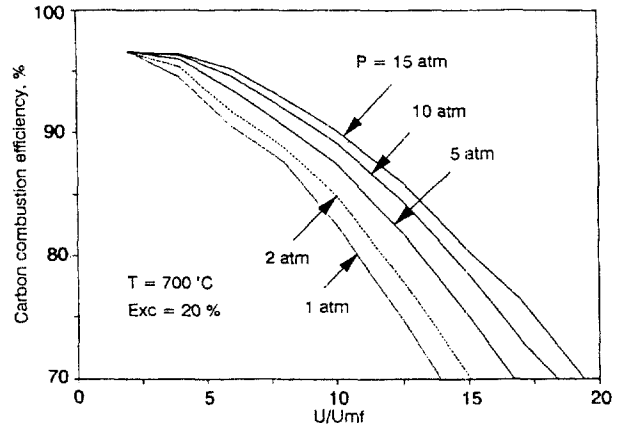


Fig. 10. Increase of  $E_b$  with pressure at different temperatures.

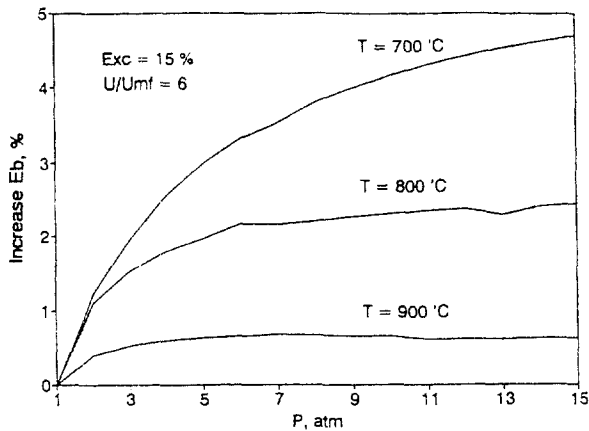


Fig. 9. Effect of bed temperature on the carbon combustion efficiency at different pressures.

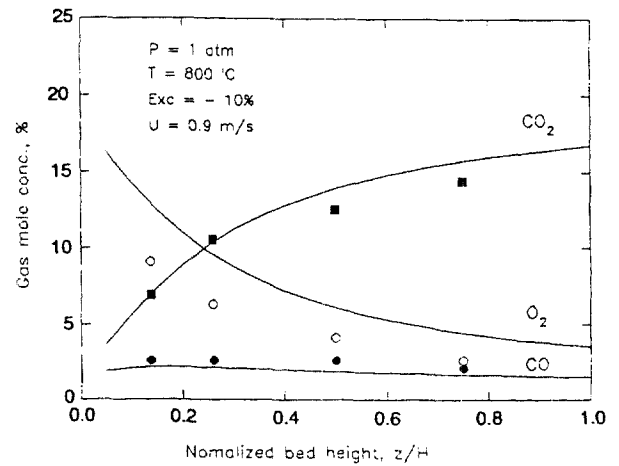


Fig. 11. Gas species concentration along the bed (lines: the model predictions; symbols: data of Gibbs et al. 1975).

2%를 넘지 못함을 알 수 있다. 그대신 압력을 15 atm으로 증대시키면 비교적 낮은 유속인  $U/U_{mf}=6$ 일 때에도 약 5%의 효율증가가 나타나고 있다.

층온도를 700°C에서 900°C로 변화시켜가면서  $E_b$ 의 변화를 살펴 보았다(Fig. 9). 비교적 높은 층온도인 900°C에서는 상압에서도 확고한 연소반응속도가 높아서 95% 정도의 효율을 나타내고 있다. 따라서 가압에 의한 이득은 2% 미만으로 나타난다. 그러나 확고한 반응속도가 낮은 700°C에서는 가압에 의해 효율을 약 5% 증대시킬 수 있어서 상압에서의 조건으로 환산하면 870°C의 고온에서 조업하는 효과를 얻을 수 있는 것으로 나타났다. 과연 압력을 증대시킴으로써 어느정도 탄소효율을 끌어올릴 수 있는가를 과잉공기율 15%,  $U/U_{mf}=6$ 의 조건에서 계산하였다. Fig. 10에는 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.

상기의 해석을 통하여 분명히 알 수 있는 것은 압력을 증가시키면 산소의 절대농도가 증가해 확고한 연소속도가 증가할지라도 층내 탄소함량은 압력에 따라 증가한다는 것이다. 결과를 요약한 Table 2에서 10 atm에서의  $W_b$  %값을 상압에서의 값과 비로서 비교하면

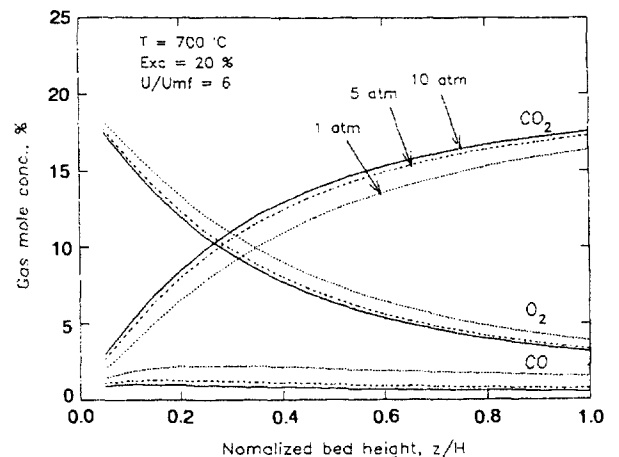


Fig. 12. Gas species concentration along the bed at different pressures.

$U/U_{mf} < 20$ 에서 2 이하의 값을 보이고 있는 한편, 탄소공급량  $F_b$ 는 압력이 10배가 되면 10배로 증가한다. 즉 유동층연소에서 가압을 하면 탄소연소효율의 이득을 얻음과 동시에 적은 층내 탄소함량의 증가의 댓가로 원료처리량을 크게 증대시킬 수 있다는 것을 알 수



있다. 물론 여기서는 앞에서 언급한대로 층무계, 즉 층높이의 증가가 수반된다.

#### 4.4. 층내 가스상의 농도구배

본 연구에서는 두 가지 반응, 즉 화의 연소반응과 일산화탄소의 완전연소반응만 고려하였다. 유동층내의 두 가지 상이 모두 plug flow로 흐른다는 가정하에 전개된 가스수지식 (18)-(20)은 연립미분 방정식으로서 IMSL routine "DIVPAG"를 사용하여 층내 가스상의 농도를 층높이에 따라 계산하였다. 층내의 화가 실제 마주하게 되는 환경은 에멀전상의 가스환경이므로 에멀전상의 가스농도가 기포상 농도보다 중요하다. Fig. 11에는 상압조건에서의 얻어진 실험데이터 [2]와 본 모델의 생성가스 예측치를 비교하였다. 실험데이터는 단면적  $0.3 \times 0.3$  m, 층높이 0.6 m, 장치 높이 1.85 m의 석탄연소로에서 얻어진 것이다. 그림을 살펴보면 산소의 농도가 약간 높게 예측되었으며, 나머지 가스의 농도는 비교적 잘 예측하고 있다. 모델에서 emulsion fraction으로 큰 값을 가정하거나 물질전달상수, 즉 가스교환상수를 크게 선택하는 부모모델을 적용하면 에멀전상의 산소농도가 층을 통해 비교적 높은 값을 갖게 된다. 따라서 상기 두 가지 인자를 적절히 조절할 수 있는 상황에서는 실험데이터를 보다 정확히 예측할 것이다. Fig. 12에는 상압과 10 atm에서 가스상의 농도구배를 비교하였다. 기체분산판을 통해 층하부로 주입될 때 21%이던 산소의 농도는 화의 연소반응과 CO의 연소반응에 소모됨에 따라 층높이가 상승할수록 감소하며 이에 따라 CO는 계속 증가한다. 한편 CO는 화의 연소반응에 의해 생성되자마자 곧바로 산소와 반응하게 되므로 기체분산판 근처에서 약간의 증가를 보이다가 층높이에 따라 서서히 감소한다. 시스템의 압력이 10 atm으로 증가하면 화의 고유연소반응속도가 증가하여 상기의 두 반응들이 더 원활하게 이루어질 것이므로 산소와 일산화탄소는 상압에서보다 더 감소하며 최종 생성물인 CO<sub>2</sub>는 더 생성되고 있다. 그러나 압력에 따른 층내의 가스상 농도는 그림에서 볼 수 있듯이 확연히 달라지지는 않는 것으로 나타났다.

## 5. 결 론

가압유동층연소로 모델을 통하여 압력변화에 따른 시스템의 성능을 평가하였다. 석탄연소로의 경우 시스템 압력의 변화에 의해 층의 거동은 거의 바뀌지 않는다. 본 연구조건에서 층내 탄소함량은 유속의 증가에 따라 최고점을 보였으며, 과잉공기율을 증가시켜 얻어지는 연소효율의 이득은 온도의 증가로 얻는 이득보다 적었다. 유속 및 층온도가 낮을수록, 즉 상압에서 낮은 효율을 나타내는 조업조건에서 가압에 의한 효율의 이득이 크게 나타났는데, 700°C의 조건에서는 15 atm으로 가압함으로써 약 5%의 효율을 증가시킬 수 있다. 유동층연소로에서 가압을 하면 탄소연소효율의 이득을 얻음과 동시에 적은 층내 탄소함량의 증가의 댓가로 원료처리량을 크게 증대시킬 수 있다는 것을 알 수 있었다. 가압조건에서는 반응속도와 같은 물질전달에 관련된 항들이 변화하지만, 이를 예측할 수 있는 이론은 아직 확립되지 않았으므로 이에 따른 차후의 모델 수정이 기대된다.

## 사용기호

$A_c$	: cross-sectional area of the bed [m <sup>2</sup> ]
$C_b$	: oxygen concentration in bubble phase [kmol/m <sup>3</sup> ]
$C_e$	: oxygen concentration in emulsion phase [kmol/m <sup>3</sup> ]
$\bar{C}_{O_2}$	: average oxygen concentration in the bed [kmol/m <sup>3</sup> ]
$d_p$	: diameter of particle [m]

$D_b$	: bubble diameter [m]
$D_e$	: effective diffusivity [m <sup>2</sup> /s]
$D_G$	: diffusivity of oxygen in nitrogen [m <sup>2</sup> /s]
$D_t$	: bed diameter [m]
$d_p$	: mean particle diameter [m]
$E_b$	: carbon combustion efficiency [%]
Exc	: excess air [%]
$F_0$	: carbon flow rate in the coal feed [kg/s]
$F_1$	: carbon overflow [kg/s]
$F_2$	: elutriation rate of carbon to the freeboard [kg/s]
$F_f$	: coal feeding rate [kg/sec]
$H$	: expended bed height [m]
$H_f$	: freeboard height [m]
$j_c$	: carbon fraction in char particles [-]
$K_{be}$	: overall coefficient of oxygen exchange between phases [1/s]
$k_s$	: kinetic constant for surface reaction [m/s]
$k_{e_i}$	: elutriation constant of particles with average size $r_i$ [1/s]
$k_{diff}$	: mass transfer coefficient around a particle [m/s]
$M_c$	: weight of char particle [kg]
$N_d$	: number of orifices in the distributor
$N_p$	: number of populations
$P$	: pressure [Pa]
$Q_a$	: amount of air supplied to the bed [m <sup>3</sup> /s]
$Q_c$	: amount of oxygen required for the complete combustion [m <sup>3</sup> /s]
$P_h$	: pressure [atm]
$R$	: gas constant [J mol/K]
$Re_{mf}$	: Reynolds number at minimum fluidization conditions
$R_i$	: reaction rate [kmol/(m <sup>3</sup> ·sec)]
$r_i$	: mean radius of particles in the population $i$ [m]
$r_{O_2}$	: overall reaction rate of oxygen [kmol/(m <sup>3</sup> ·sec)]
$S_c$	: Schmidt number= $\mu/(\rho_c D_G)$
$Sh$	: Sherwood number
$S(r_i)$	: shrinking rate of char particles of size $r_i$ [m/s]
$t$	: time [sec]
$T$	: bed temperature [K]
$T_p$	: surface char particle temperature [K]
$U_0$	: superficial gas velocity [m/s]
$U_b$	: bubble rising velocity [m/s]
$U_B^*$	: real bubble rising velocity [m/s]
$U_{mf}$	: minimum fluidization gas velocity [m/s]
$U_{ti}$	: terminal velocity of char particles with $r_i$ [m/s]
$W_c$	: total carbon holdup [kg]
$W_t$	: total bed holdup [kg]
$W_{TA}$	: total bed holdup at atmospheric pressure [kg]
$x_i$	: weight fraction of interval $i$ [-]
$x_{CF}$	: fraction of carbon [-]
$z$	: height from the distributor [m]

## 그리스 문자

$\delta$	: bubble fraction in the bed [-]
$\epsilon_{mf}$	: bed voidage at minimum fluidization condition [-]
$\phi$	: sphericity of coal particle [-]
$\rho_c$	: density of char [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_g$	: density of air [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_p$	: density of inert [kg/m <sup>3</sup> ]

$\mu$  : viscosity of air [kg/(m · sec)]

## 참고문헌

- Choi, J. H.: Ph.D. Thesis, KAIST, Seoul, Korea(1989).
- Gibbs, B. M.: *Inst. Fuel Symp. Ser.*, **1**, A5.1-A5.10(1975).
- Arena, U., D'Amore, M. and Massimilla, L.: *AIChE J.*, **29**, 40 (1983).
- Chirone, R., D'Amore, M. and Massimilla, L.: *AIChE J.*, **31**, 812(1985).
- Rajan, R. R. and Wen, C. Y.: *AIChE J.*, **26**, 642(1980).
- Horio, M. and Wen, C. Y.: *AIChE Symp. Ser.*, **74**(176), 101 (1978).
- Chen, T. P. and Saxena, S. C.: *AIChE Symp. Ser.*, **74**(176), 149 (1978).
- Wells, J. W., Byrd, J. R. and Krishnan, R. P.: Proc. 7th Int. Conf. on FBC, I, 284-294(1982).
- Overturf, B. W. and Reklaitis, G. V.: *AIChE J.*, **29**(5), 813(1983).
- Horio, M. and Shibata, T., Kadoguchi, K. and Muchi, I.: "Behavior of Entrained Particles in the Freeboard", Proc. 2nd China-Japan Symp., edited by Kwauk, M. and Kunii, D., 124-135(1985).
- Park, D. and Levenspiel, O.: *Fuel*, **61**, 578(1982).
- Degang, R., Baosheng, J. and Mingyao, Z.: "A Coal Combustion Model in Pressurized Fluidized Bed", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp 1177-1181(1991).
- Miccio, M. and Natri, 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).
- Wen, C. Y. and Yu, Y. H.: *AIChE J.*, **12**, 610(1966).
- Mori, S. and Wen, C. Y.: *AIChE J.*, **21**, 109(1975).
- Davidson, J. F. and Harrison, R. D.: "Fluidized Particles", Cambridge Univ. Press(1963).
- Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering", 2nd ed., Chap. 6, Boston, Butterworth-Heinemann(1991).
- Kobayashi, H., Arai, F. and Sunagawa, T.: *Kagaku Kogaku*, **31**, 239(1967).
- Haider, A. and Levenspiel, O.: *Powder Technol.*, **58**, 63(1989).
- Merrick, D. and Highley, J.: *AIChE Symp. Ser.*, **70**(137), 366 (1974).
- Field, M. A., Gill, D. N., Morgan, B. B. and Hawkseley, P. G. W.: "Combustion of Pulverized Coal", British Coal Utilization Research Association, Leatherhead, Chenev and Sons Ltd, Banbury (1967).
- Ross, I. B. and Davidson, J. F.: *Trans. I. Chem. E.*, **60**, 108(1981).
- Arthur, J. R.: *Trans. Faraday Soc.*, **47**, 164(1951).
- LaNauze, R. D.: *Chem. Eng. Res. Des.*, **63**(1), 3(1985).
- Shiao, S. Y., Warchol, J. J. and Botros, P. E.: "Coal Devolatilization and Char Oxidation under Simulated PFBC Conditions", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp 1183-1190(1991).
- Wallman, P. H. and Carlsson, R. C. J.: "Fluidized Bed Combustion Kinetics at Elevated Pressures", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp 1517-1522(1991).
- Howard, J. B., Williams, G. C. and Fine, D. B.: Proc. 14th Int. Symp. on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburgh, pp 975-985(1973).
- Hoffmann, A. C. and Yates, J. G.: *Chem. Eng. Comm.*, **41**, 133 (1986).
- Kunii, D. and Levenspiel, O.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **29**, 1226 (1990).
- Adanez, J. and Abanades, J. C.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **31**, 2286 (1992).