

순환유동층에서의 기체의 역혼합

남궁 원, 김 상돈
한국과학기술원 화학공학과

Gas Backmixing in a Circulating Fluidized Bed

W. Namkung and S. D. Kim
Dept. of Chem. Eng., KAIST, Taejon, Korea

서론

순환유동층이란 상승관(riser)내에 기체를 고속으로 주입하여 비말동반되는 고체입자를 집진기에서 포집하여 층내에 재주입하는 유동층으로 난류유동층, 고속유동층, 회박상유동의 유동영역에서 조업이 이루어진다[1]. 순환유동층은 높은 기상유속에서 조업이 이루어지기 때문에 고체입자의 재순환이 격렬하게 이루어지며, 기-고체간의 접촉효율이 높고, 층내 전체에서 기-고의 접촉이 균일한것등 많은 장점이 있어서 소각로, 석탄가스화기등 기-고 반응기에 적용이 확대되고 있다[2]. 특히 최근에는 강화된 환경배출 규제에 대처하기 위한 방안의 하나로 기존의 기포유동층 석탄연소로에 비해 우수한 연소효율과 낮은 SOx, NOx 배출 특성을 갖는 순환유동층 연소로에 대한 연구가 활발히 진행되고 있다[3].

그러나, 현재까지 대부분의 연구는 고체의 특성 규명에 대하여 이루어졌고, 기존의 기포유동층에 비해 기체의 혼합 특성에 대한 연구는 미비한 실정이다. Cankurt 와 Yerushalmi [4]는 고속유동층에서 처음으로 기체 혼합에 대하여 연구하였다. 이들은 고속유동이 난류영역에 비하여 기체 역혼합이 크게 줄어들어 반응기는 plug flow 형태로 존재한다고 하였다. 그러나, Brereton 등은[5] 기체체류 시간 측정으로 기체의 상당한 역혼합이 존재함을 보였다. 위의 두 차이는 순환유동층내에 core-annulus 라는 다른 흐름 영역이 존재하기 때문이다(Li and Weinstein [6]). 즉, 중심부근에서는 고체농도가 아주 회박한 상태에서 상승흐름을 가지며 기체의 역혼합이 거의 없는 plug flow 을 갖는 반면에, 벽면에서는 입자의 농도가 상대적으로 높으면서 하강흐름이 존재한다. 그러므로, 기체의 역혼합은 벽면에서 입자의 하강흐름에 기인하게 된다. 일반적으로 기체흐름형태는 기체 역혼합정도 측정에 의해 간접적으로 예측할 수 있다. 비록 역혼합 방법이 기체 흐름 형태에 대하여 정확하게 설명하지는 못하지만, 반응기내 전환률에 영향을 미치는 기체흐름 특성 영향에 대한 선형적인 관계를 제공한다(Li and Weinstein [6]).

그러므로, 본 연구에서는 순환유동층에서 조업변수에 대한 기체의 역혼합특성에 대하여 연구하고, 이를 바탕으로 순환유동층내 기체 흐름 특성을 예측하는데 필요한 기초자료를 확보한다.

이론

순환유동층내 조업이 매우 높은 유속에서 이루어지기 때문에 분산계수는 다 음식과 같은 dispersion plug-model 로 부터 구할 수 있다.

$$\frac{\partial c}{\partial t} + U \cdot \nabla c = \nabla \cdot (D \cdot \nabla c) + r_x \quad (1)$$

식(1)에서 반응기내에서 반응이 일어나지 않고, 정상상태로 조업되며, 축방향 분

산계수는 높은 기상유속에서 조업이 되기 때문에 convective 분산에 비해 무시할 수 있으므로, 분산계수가 측정범위내에서 반응기 높이와 반경방향에 대하여 값이 변화하지 않는다면, 반경방향의 분산계수는 다음과 같이 구할 수 있다[7].

$$U \frac{\partial c}{\partial x} = D_r \left(\frac{\partial^2 c}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial c}{\partial r} \right)$$

b.c. $x=0, r=0, c=c_i$
 $r \neq 0, c=0$ (2)

$x=\infty, c=c_\infty$
 $r=R, \frac{\partial c}{\partial r} = 0$

또한, 순환유동층내 벽면에서 입자의 하강흐름으로 인하여 기체의 역혼합이 일어나므로, 역혼합정도를 나타내는 axial gas dispersion 은 (3) 식과 같이 구할 수 있다[7]. 식(3)에서 D_r 값은 식(2)에서 구한 값을 이용한다.

$$D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) + D_a \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} = U \frac{\partial c}{\partial x}$$

b.c. $x=-\infty, c=0$ (3)
 $x=0, r=r_0, c=c_0$
 $r=R, \frac{\partial c}{\partial r} = 0$

실험

본 연구에 사용된 실험장치를 Fig. 1 에 나타내었다. 그림에서 보듯이 반응기는 상승관과 사이클론, 호퍼와 J-valve 로 구성되었다. 상승관은 내경 0.1 m 이고, 분산판으로 부터 상단까지의 높이가 5.3 m 이다. 상승관내에서의 흐름현상을 관찰하기 위하여 상승관은 Plexiglas column 으로 제작되었다. 상승관내로 주입되는 기상유속은 glove valve 로 유량이 조절되어 주입되며, 주입되는 유량은 rotameter 를 사용하여 확인하였다. 순환되는 고체의 양은 J-valve 내로 들어가는 공기유량을 조절하여 조정하였다. Tracer 기체는 CO₂ 를 사용하였고, 주입되는 영향을 최소화 하기 위하여 tracer tube tip 에서의 속도는 공탑속도와 동일하게 주입하였다. Tracer tube는 분산판위 1.5 m 지점에 설치하였고, 기체의 sampling 관은 주입부 0.1, 0.2, 0.35, 0.45 m 아래에 설치하였다. Tracer 와 sampling 관은 반경방향의 기체농도 주입과 측정을 위하여 반경방향으로 이동이 가능하게 하였다. 그리고, sampling 된 기체는 GC(HP 5850 II) 를 사용하여 분석하였다.

결과 및 고찰

순환유동층내의 core-annulus 구조로 인하여 tracer 주입부에 따라 기체 역혼합에도 상당한 영향을 미친다. Table 1 은 기상유속이 2.0 m/s 인 경우에 얻어진 값으로 x 는 주입부 아래에서 sampling tube 까지의 길이를 나타낸다. Table 1 에서 회박상 영역은 Fig. 2 에서 보여지는 바와같이 고체순환속도가 13 kg/m²s 인 경우에 농후상 영역은 고체순환속도가 26 kg/m²s 에서 실험한 값을 나타낸다. Table 1 에서 보여지듯이 회박상 영역인 경우에 center 주입시 upstream 에서 tracer 농도는 검출되지 않았다. 이것은 중심부근의 빠른 상승흐름으로 인하여

기체의 역혼합이 일어나지 않기 때문이다. 반면에 농후상 영역의 경우 중심부근에서 tracer 기체를 주입한 경우 미세하나마 벽면 근처에서 CO₂ 가 검출되었다. 이것은, 농후상 영역의 경우 회박상에 비하여 내부 순환이 많이 일어나며 중심과 벽근처사이에 기-고의 물질전달이 활발하게 일어나기 때문으로 여겨진다. Wall에서 tracer 기체를 주입한 경우에는 농후상과 회박상 모두에서 CO₂ 가 벽면에서 검출되었다. 이것은 벽면에서 입자의 하강흐름으로 인하여 기체의 역혼합이 일어났기 때문이다. 비록, 기체 역혼합 실험으로 정확하게 core-annulus 구조에 대하여 설명하지는 못하지만 (core의 반지름, core 와 annulus 에서의 고체체류량 값 등), 기체 역혼합 실험으로 순환유동층내의 core-annulus 구조의 존재를 확인할 수 있었다.

참고문헌

1. 김상돈, 이근성: 화학공업과 기술, 5(3), 68(1987).
2. Yerushalmi, J.:in "Circulating Fluidized Bed Technology", eds. by P. Basu, Pergamon Press, New York, 97(1986).
3. Dry, R.J. and La Nauze, R.D.:*Chem. Eng. Progress*, 86(7), 31(1990).
4. Cankurt, N.T. and Yerushalmi, J.:in "Fluidization", eds. by J.F. Davidson and D.R. Keairns, Cambridge University Press, Cambridge, 387(1978).
5. Brereton, C.M.H., Grace, J.R. and Yu, J.:in "Circulating Fluidized Bed Technology II", eds. by P.Basu and J.F. Large, Pergamon Press, Oxford, 307(1988).
6. Li, J. and Weinstein, H.:*Chem. Eng. Sci.*, 44, 1697(1989).
7. Bader, R., Findlay, J. and Knowlton, T.M.:in "Circulating Fluidized Bed Technology II", eds. by P.Basu and J.F. Large, Pergamon Press, Oxford, 123(1988).

Table 1. Gas backmixing data ($U_g = 2.0$ m/s).

Injection : center				Injection : wall			
dilute region		dense region		dilute region		dense region	
x (m)	C_w/C_o	x (m)	C_w/C_o	x (m)	C_w/C_o	x (m)	C_w/C_o
0.10	-	0.10	0.36	0.10	0.96	0.10	3.80
0.20	-	0.20	0.29	0.20	0.79	0.20	2.12
0.35	-	0.35	0.19	0.35	0.29	0.35	1.03
0.45	-	0.45	0.14	0.45	0.20	0.45	0.60

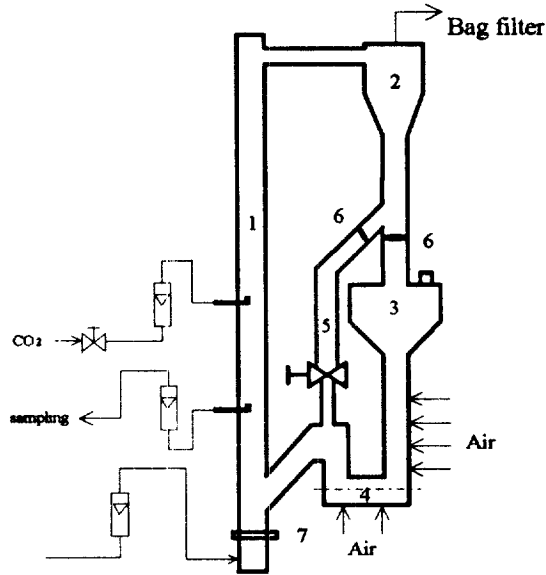


Fig. 1. Schematic diagram of apparatus
 1. riser, 2. cyclone, 3. hopper, 4. J-valve
 5. sampling port, 6. slide valve
 7. distributor

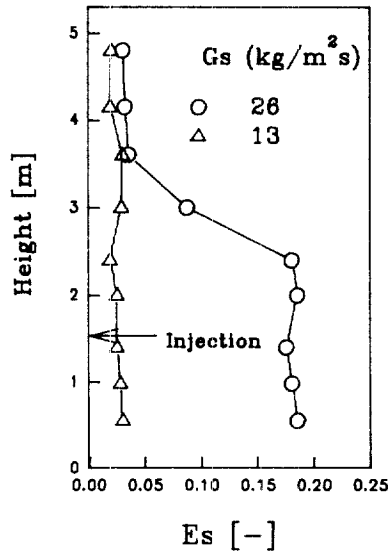


Fig.2. Axial solid distribution in a CFB
 ($U_g = 2.0 \text{ m/s}$)