

삼상유동층에서 고체 유동입자의 축방향 분산

강 용[†] · 고명한 · 김기인 · 김상돈*

충남대학교 화학공학과

*한국과학기술원 화학공학과

(1995년 3월 2일 접수, 1995년 7월 29일 채택)

Axial Dispersion of Fluidized Solid Particles in Three-Phase Fluidized Beds

Yong Kang[†], Myung Han Ko, Ki In Kim and Sang Done Kim*

Department of Chemical Engineering, Chungnam National University

*Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology

(Received 2 March 1995; accepted 29 July 1995)

요 약

직경 15.2 cm의 아크릴 관으로 된 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산특성을 고찰하였다. 분산계수는 크기가 다른 두 가지 입자 유동층의 혼합영역에서 각 입자의 농도를 구하여 이를 축방향 분산모델에 적용하여 구하였다. 실험변수로는 기체 및 액체의 유속 그리고 유동입자의 크기 등을 선택하였으며 이들 변수들이 유동입자의 축방향 분산계수에 미치는 영향을 고찰하였다. 실험결과 유동입자의 축방향 분산계수는 기체유속과 유동입자의 크기가 증가함에 따라 증가하였고, 액체유속의 증가에 따라서는 최대값을 나타내었다. 삼상유동층에서 유동입자의 분산계수는 실험변수와 등방난류 모델에 의한 상관식으로 나타내었다.

Abstract—Axial dispersion characteristics of fluidized solid particles have been investigated in a three phase fluidized bed of 0.152 m ID. The axial dispersion coefficient has been estimated by resorting to the axial dispersion model of fluidized particles with the knowledges of particle concentrations in the mixing region of fluidized bed of binary mixture. The flow rates of gas and liquid phase and particle size have been selected as operating variables, and effects of them on the dispersion coefficient of fluidized particles have been discussed. It has been found that the dispersion coefficient increases with increases in the gas flow rate and particle size, but it exhibits the maximum value with the variation of liquid flow rate. The dispersion coefficient has been correlated in terms of operating variables and by means of isotropic turbulence model.

Key words: Three Phase Fluidized Bed, Particles, Axial Dispersion

1. 서 론

삼상유동층의 동특성은 연속상인 액상에 분산상으로 존재하는 상승기포와 고체 유동입자들의 거동에 의해 결정된다. 따라서 삼상유동층의 해석이나 공업적 응용을 위해서는 기포와 유동입자의 거동특성에 대한 연구는 필수적이라 할 수 있다. 삼상유동층에서 분산상인 기포의 크기 및 분포, 상승속도, 흐름영역 그리고 합체와 분쇄 등의 특성들에 대한 연구와 기포거동의 모델링 등에 대한 연구는 상당히 진행되어져 왔으나[1-4], 고체 유동입자의 거동에 대한 연구는 상대적으로 어렵기 때문에 매우 미흡한 실정이다.

기체-액체-고체가 존재하는 삼상계에서 매우 미세한 고체입자들이 슬러리 상태로 존재하는 계에서의 고체입자의 분포나 축방향 분산 그리고 상대속도 등에 대한 연구들은 진행되었으나[5, 6], 이들 계에서는 슬러리상을 이루는 고체입자들이 연속상인 액체와 함께 연속적으로 계에 유입, 유출되므로 고체 유동입자가 유동층내에서

batch 상태로 존재하는 삼상유동층과는 그 거동특성이 다르다 하겠다.

지금까지 삼상유동층에서 유동입자의 혼합이나 축방향 분산에 대한 연구는 두 가지 종류의 혼합입자계에서 축방향 분산모델을 사용하여 입자의 혼합과 흐름영역의 관계를 규명하고자 한 연구에 불과하며[7, 8], 삼상유동층에서 층팽창 이완방법에 의해 통계학적으로 유동입자의 축방향 분산계수를 구하고자 한 연구에서는 기체의 유속이 커짐에 따라 압력요동이 심하여져서 유동입자의 거동을 해석하기가 매우 어려워져서 낮은 유속범위에서 유동입자의 축방향 분산계수를 제한적으로 구한 정도였다[9].

그러나, 삼상유동층에서 유동입자의 거동이나 흐름형태는 유동층 내에서의 연속액상의 혼합 뿐만 아니라 열전달 및 물질전달에도 큰 영향을 미치므로[10-15], 이에 대한 연구는 매우 필요하다 하겠다.

따라서, 본 연구에서는 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산

거동을 해석하기 위하여 측방향 분산모델을 사용하여 혼합입자 유동층에서 유동입자의 측방향 분산계수를 구하였으며, 각 운전변수가 이들 측방향 분산계수에 미치는 영향을 검토하였다. 이와같은 연구는 삼상유동층에서 상대적으로 소홀히 다루어졌던 고체 유동입자의 거동해석이나, 이들 거동이 삼상유동층의 특성에 미치는 영향을 규명하는 등에 필수적인 정보를 제공할 것으로 사료된다.

2. 해 석

삼상유동층에서 크기가 다른 두 종류의 입자가 유동화할 경우 유동입자들은 유체흐름에 의해 유동화되면서 혼합이 일어난다. 이와 같은 유동입자의 측방향 분산거동을 해석하기 위해서는 유동입자의 분포가 반경방향으로는 균일하며, 측방향의 분산계수는 일정한 값을 나타낸다는 가정을 도입할 수 있다. 고체 유동입자의 측방향 흐름은 유체들의 흐름에 의한 분산과 유동입자 자체의 공간 흐름(bulk flow or convective flow)으로 식 (1)과 같이 구별할 수 있으며, 전자는 입자의 혼합을 유발하나 후자는 입자들의 분리현상으로 나타낼 수 있다.

$$N_z = -D_p \frac{dC_i}{dz} + \bar{U}_p C_i \quad (1)$$

정상상태로 운전되는 삼상유동층에서 유동층 벽면에 대한 유동입자의 flux는 없으므로 식 (1)에서 $N_z=0$ 이 된다. 식 (1)에서 D_p 와 \bar{U}_p 는 각각 유동입자의 측방향 분산계수와 유동입자 자체의 평균 공간 흐름속도(bulk or convective flow)를, 그리고 C_i 는 i 성분 유동입자의 농도를 나타낸다.

한편, 식 (1)에서 유동입자의 평균공간 흐름속도, \bar{U}_p 는 액체-고체 유동층에서와 같이 기체-액체 혼합 유체의 단위 면적당 유효부피 흐름속도(effective volumetric flux)인 U_0 와 다음과 같은 관계로 나타낼 수 있다[16-19].

$$\bar{U}_p = \frac{U_0 - U_f}{\epsilon_G + \epsilon_L} \quad (2)$$

$$\text{여기서, } U_0 = f_G U_G + f_L U_L \quad (3)$$

$$f_G = \frac{\epsilon_G}{\epsilon_G + \epsilon_L}, \quad f_L = \frac{\epsilon_L}{\epsilon_G + \epsilon_L} \quad (4)$$

이며, U_f 는 크기가 같은 유동입자들이 정상상태로 유동할 수 있게 하는 유체의 흐름속도로 식 (5)와 같이 나타낼 수 있다[16-19].

$$U_f = k(\epsilon_G + \epsilon_L)^n \quad (5)$$

식 (5)에서 k 와 n 은 실험결과 결정되는 상수이다[19].

따라서, 식 (1)과 (2)로부터

$$D_p \frac{dC_i}{dz} = \left(\frac{U_0 - U_f}{\epsilon_G + \epsilon_L} \right) C_i \quad (6)$$

가 되며, 이를 풀면 식 (7)을 얻을 수 있으므로 실험적으로 측정된 유동층 높이에 따른 상체류량과 유동입자의 농도들로부터 유동입자의 측방향 분산계수 D_p 를 얻을 수 있다.

$$\int_{L_1}^{L_2} \left(\frac{U_0 - U_f}{\epsilon_G + \epsilon_L} \right) dz = D_p \ln \left[\frac{C_i(L_2)}{C_i(L_1)} \right] \quad (7)$$

한편, 유동입자의 평균공간 흐름속도 \bar{U}_p 가 다음과 같이 측방향

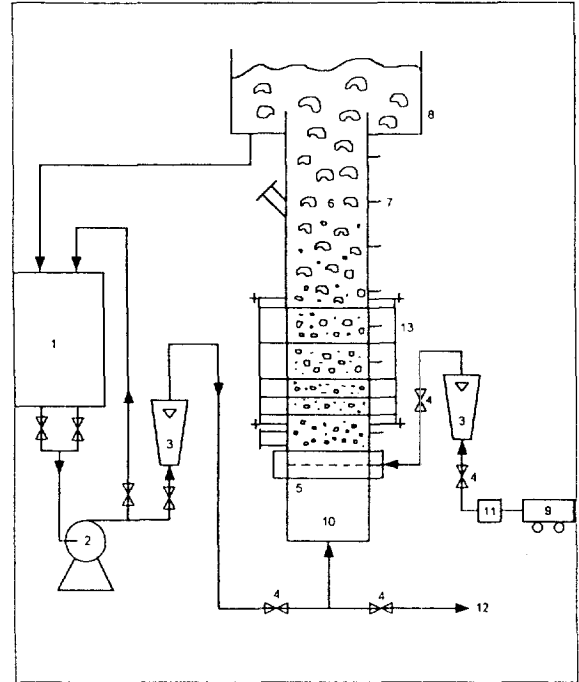


Fig. 1. Experimental apparatus.

- | | |
|------------------|------------------------|
| 1. Reservoir | 8. Weir |
| 2. Pump | 9. Compressor |
| 3. Rotameter | 10. Calming section |
| 4. Valve | 11. Filter & regulator |
| 5. Distributor | 12. Drain |
| 6. Main column | 13. Sampling plate |
| 7. Pressure taps | |

높이의 함수로 나타낼 수 있다면[8, 16-18] 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\bar{U}_p = a + bZ \quad (8)$$

식 (8)에서 a 와 b 는 각각 실험적으로 결정되는 상수이다. 이 식을 식 (7)에 대입하면 식 (9)를 얻을 수 있다.

$$\int_{L_1}^{L_2} (a + bZ) dZ = D_p \ln \left[\frac{C_i(L_2)}{C_i(L_1)} \right] \quad (9)$$

3. 실험

본 연구에서 사용한 실험장치는 Fig. 1에서 보는 바와 같이 직경 0.152 m, 높이 2.5 m인 아크릴 관을 사용하였다. 실험장치는 분산판 박스와 유동층 그리고 weir의 세부분으로 이루어져 있으며, 분산판은 스테인레스로 만들어졌고 기체와 액체가 동시에 같은 면에서 주입되도록 제작되었다. 각 실험조건에서 유동층 내부에서의 측방향 압력강하 측정을 위해서 분산판으로부터 0.15 m 간격으로 압력측정 tap을 10개, 그리고 분산판으로부터 0.225 m의 위치에 1개 설치하였으며 이들을 액체 마노미터에 연결하였다. 액상으로는 물을, 기상으로는 압축공기를, 그리고 유동입자로는 밀도가 2500 kg/m³인 유리구슬을 사용하였고, 크기는 1.0, 3.0, 6.0 mm의 세 종류를 선택하였으며, 각 조건에서의 상 체류량은 정압강하법[10, 19, 20]에 의해 결정하였다. 유동입자의 측방향 농도를 측정하기 위하여 유

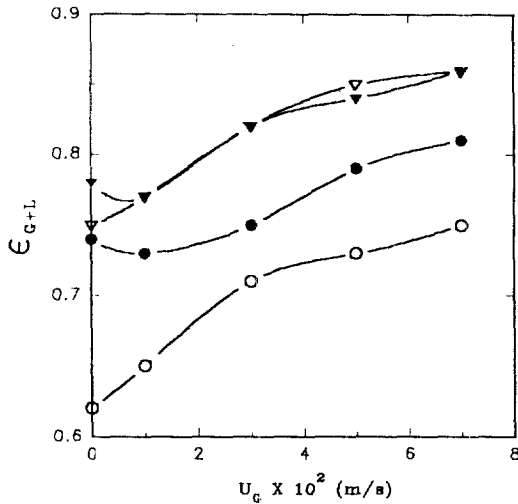


Fig. 2. Variation of bed porosity in three-phase fluidized beds of binary mixtures of particles.

	●	▼	○	▽
$d_p(\text{mm})$:	1+3	1+3	3+6	3+6
$U_L(\text{m/s})$:	0.10	0.12	0.12	0.18

동층이 주어진 조건에서 정상상태에 도달된 후 유동층의 유동입자 혼합영역 벽면에 부착된 시료채취관을 유동층에 순간적으로 삽입하여 유동입자가 유동하고 있는 위치에서 채취되도록 하였다.

시료채취관은 5개로 이들의 위치는 유동입자들의 혼합영역에 위치하도록 액체-기체 분산판으로부터 0.15, 0.225, 0.30, 0.45, 0.60 m 높이에 설치하였다. 시료채취관 밑면은 유체는 통과하고 고체 유동입자들은 통과하지 못하도록 400 mesh 스테인레스 강으로 되어 있으며, 시료채취관과 유동층 벽면은 유체의 누출을 막기 위하여 실리콘으로 sealing되어 있다.

실험은 무게비로 같은 양의 두 종류 유동입자를 유동층에 투입한 후 일정 수준으로 기체와 액체의 유속을 조절하여 정상상태에 도달된 후 유동입자의 혼합영역에서 유동입자를 동시에 채취하여 그 분율로 농도를 결정하였다.

유동입자들의 혼합영역에서의 체류량들과, 기체 및 액체의 체류량은 다음 식들에 의해 결정하였다[10, 20].

$$\epsilon_{Gi} + \epsilon_{Li} + \epsilon_{SLi} + \epsilon_{SSi} = 1.0 \quad (10)$$

$$\frac{\Delta P}{L_i} = (\epsilon_{Gi}\rho_G + \epsilon_{Li}\rho_L + \epsilon_{SL}\rho_{SL} + \epsilon_{SS}\rho_{SS})g \quad (11)$$

$$\epsilon_{SLi} = \frac{W_{SLi}}{A L_i \rho_{SL}} \quad (12)$$

$$\epsilon_{SSi} = \frac{W_{SSi}}{A L_i \rho_{SS}} \quad (13)$$

4. 결과 및 고찰

혼합입자 삼상유동층에서 기체유속의 변화에 따른 총 공극률, $\epsilon_G + \epsilon_L$ 의 변화를 Fig. 2에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 유동입자가 3 mm와 6 mm의 혼합입자인 경우에는 유동층의 총 공극률이 기체유속의 증가에 따라 점차적으로 증가하였으나, 유동입자의 크기가 1 mm와 3 mm의 혼합입자인 경우에는 기체유속이

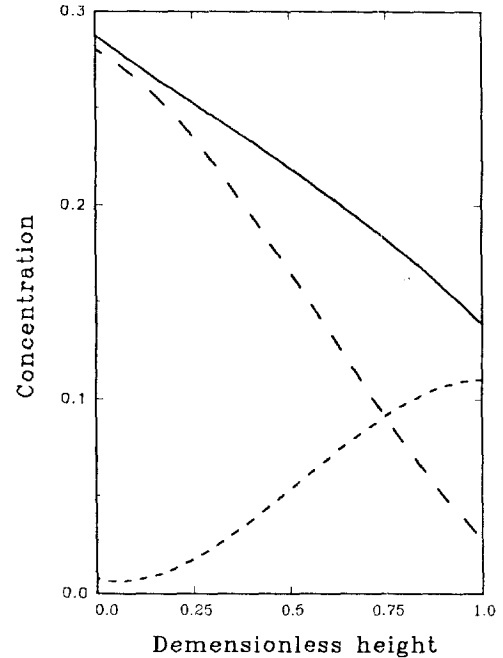


Fig. 3. Concentration profile of particles with the variation of dimensionless position in the mixing zone.

$U_G = 0.03$ m/s, $U_L = 0.12$ m/s, total concentration; $d_p(3 \text{ mm} + 6 \text{ mm}) = \text{—}$, floatsam concentration; $d_p(3 \text{ mm}) = \text{---}$, jetsam concentration; $d_p(6 \text{ mm}) = \text{- - -}$.

낮은 범위에서 총 공극률이 액체-고체 유동층과 비교하여 약간 감소하여 최소값을 보이는 것을 알 수 있다. 이와 같은 현상은 삼상 유동층의 총 수축 현상에 의한 것으로 일반적으로 유동입자의 크기가 작은 경우에 나타나는 것으로 알려져 있으며[1-3, 10, 20], 본 연구에서와 같이 유동입자가 두 종류인 경우에도 유동입자의 크기가 비교적 작으면 나타난다고 볼 수 있다. 그러나, 기체유속이 큰 범위에서는 유동입자의 크기가 작아도 유속의 증가에 따라 총 공극률은 증가하는 것을 알 수 있다.

유동입자들의 혼합영역에서 절단된 각 부분에서의 유동입자, 액체 및 기체 체류량은 실험적으로 측정된 각 절단부분에서의 압력강하와 각 절단부분에서 채취된 큰 입자와 작은 입자들의 무게들 그리고 절단부분의 높이로부터 얻었으며, 이로부터 유동입자 혼합영역의 높이에 따른 입자들의 농도를 결정하였다.

혼합입자 삼상유동층에서 유동조건에 따라 형성되는 입자 혼합영역에서의 무차원 높이에 따른 입자들의 농도변화를 Fig. 3에 나타내었다. 입자 혼합영역에서의 상층부 경계는 작은 입자들의 분율이 bulk 영역에서의 분율과 유사한 값을 나타내는 부분에서 결정되었으며, 입자혼합영역의 하층부 경계는 큰 입자들의 분율이 bulk영역에서의 분율과 유사한 값을 나타내는 부분에서 결정되었는데, 물론, 입자들의 혼합영역은 유동조건에 따라 변화하였다[8, 18]. Fig. 3에서 볼 수 있듯이 유동입자들의 전체 체류량은 입자 혼합영역의 무차원 높이의 증가에 따라 단조 감소하였으며, 큰 입자인 jetsam의 농도는 감소한 반면 작은 입자인 floatsam의 농도는 증가하는 것을 알 수 있었다. 이와 같은 혼합입자들의 농도 변화들과 각 유동 조건에서의 상체류량의 data를 이용하여 식 (7)에 의해 유동입자의 축방향 혼합계수 D_p 를 구할 수 있었다. 한편, 입자 혼합영역에서 무차원 높이의 변화에 따라 유동입자의 평균공간 호

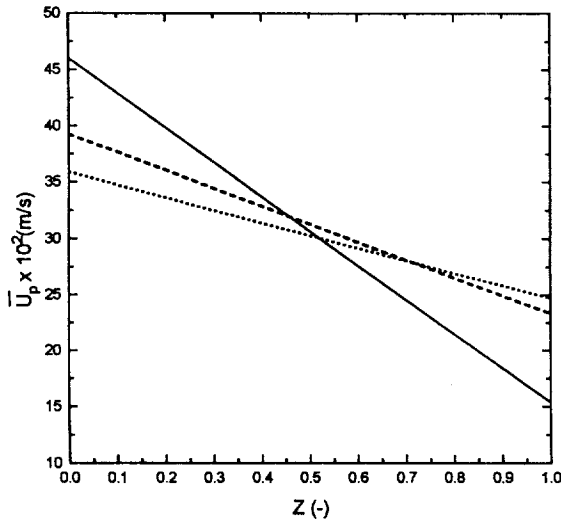


Fig. 4. Variation of \bar{U}_p with axial height in three-phase fluidized beds of binary mixture of particles (3 mm in mixture particles, 1 mm + 3 mm).

U_G (m/s) :	3	1	3
U_L (m/s) :	12	12	10

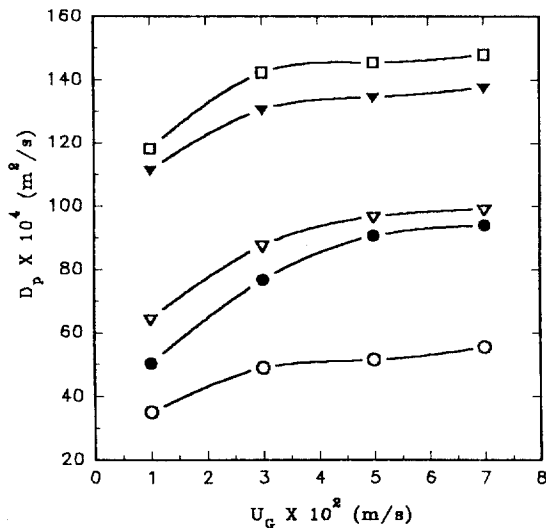


Fig. 5. Effects of U_G on D_p in three-phase fluidized beds.

d_p (mm) :	1	3	3	6	6
U_L (m/s) :	0.10	0.08	0.10	0.12	0.14

를속도는 Fig. 4에서 보는 바와 같이 선형적으로 변화하므로 식 (8)과 같은 관계식을 이용하여서 식 (9)에 의해서도 유동입자의 축방향 혼합계수를 구할 수 있으며, 이들 값들은 유사한 결과가 됨을 알 수 있었다.

이렇게 구한 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수 D_p 는 Fig. 5에서 보는 바와 같이 기체유속 U_G 의 증가에 따라 증가하였다. 이는 기체유속의 증가에 따라 유동층 내부에 작용하는 유체의 drift flux가 증가할 뿐만 아니라 유동층 내부에 존재하는 분산상인 기포의 흐름이 많아지므로 연속상인 액상과의 흐름속도 차이(slip velocity)에 의한 유동층 내부에서의 난류현상이 증가하기 때문인 것으로

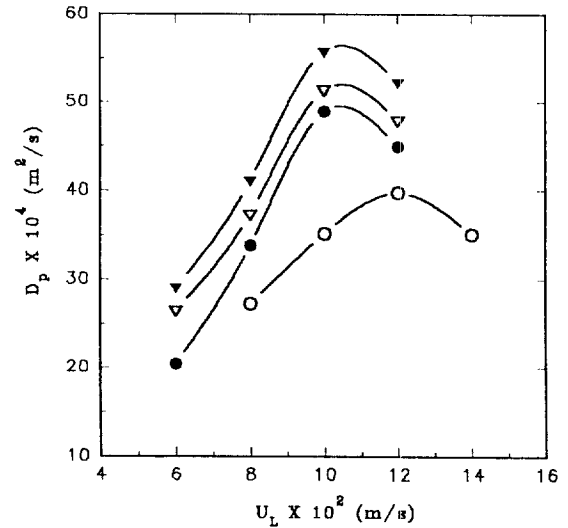


Fig. 6. Effects of U_L on D_p in three-phase fluidized beds ($d_p = 1$ mm).

U_G (m/s) :	0.01	0.03	0.05	0.07
---------------	------	------	------	------

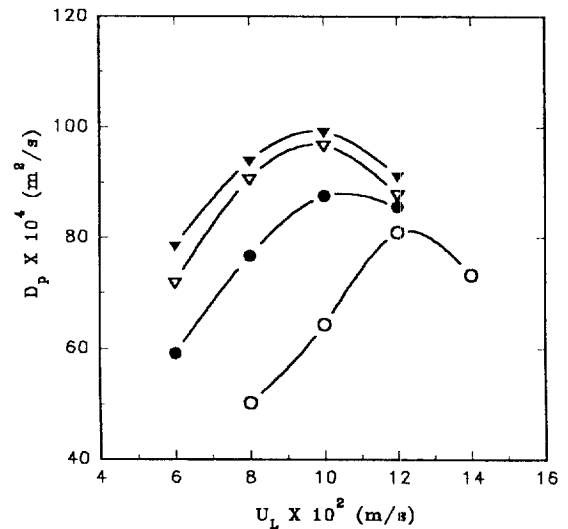


Fig. 7. Effects of U_L on D_p in three-phase fluidized beds ($d_p = 3$ mm).

U_G (m/s) :	0.01	0.03	0.05	0.07
---------------	------	------	------	------

판단된다. 더욱이, 기체유속의 증가에 따라 기포의 영역이 증가하여 유동층 내부의 층공극률을 증가시켜 주기 때문에 고체 유동입자들의 운동영역이 증가하여 결국 흐름거동이 활발하여지는데도 그 원인을 찾아 볼 수 있다.

삼상유동층에서 액체의 유속 U_L 이 유동입자의 축방향 분산계수에 미치는 영향을 입자의 크기별로 Fig. 6에서 8까지 나타내었다. 이들 그림에서 볼 수 있듯이 유동입자의 축방향 분산계수는 액체유속이 증가함에 따라 증가하였다가 최대값을 보인 다음 다시 감소하였다. 이와 같은 현상은 다음과 같이 설명될 수 있다. 즉, 액체유속이 작은 범위에서는, 액체의 유속이 증가함에 따라 유동층의 층공극률이 이루어지면서 유동입자들의 축방향 거동속도가 빨라지기 때문에 유속의 증가에 따라 유동입자의 분산도 증가하나, 액체유속이 큰 범

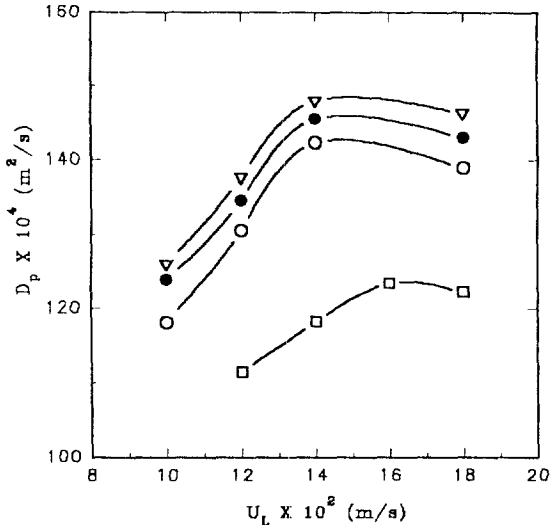


Fig. 8. Effects of U_L on D_p in three-phase fluidized beds ($d_p = 6 \text{ mm}$).

$U_G \text{ (m/s)}$: ○ ● △ ▼

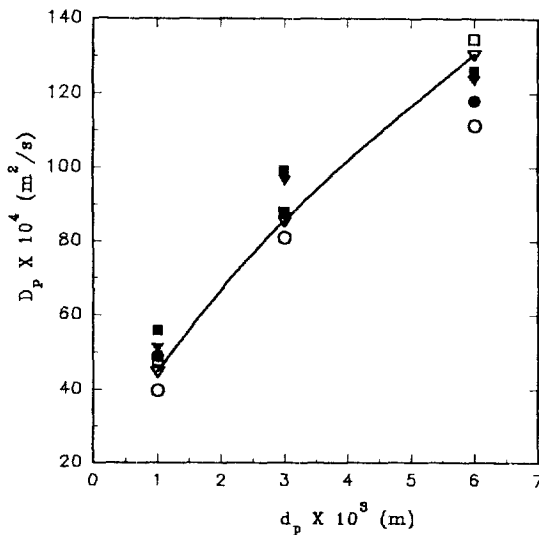


Fig. 9. Effects of d_p on D_p in three-phase fluidized beds.

$U_G \text{ (m/s)}$: ○ ● △ ▼ □ ■
 $U_L \text{ (m/s)}$: 0.01 0.03 0.03 0.05 0.05 0.07
 0.12 0.10 0.12 0.10 0.12 0.10

위에서는 유동층의 팽창이 이미 상당히 이루어진 후이고 또, 혼합 입자층에서 작은 입자들은 상층부분에 그리고 큰 입자들은 하층 부분에 이미 어느 정도 분리가 이루어진 후이기 때문에 혼합영역에서 존재하는 유동입자들의 농도 또는 유동입자의 체류량이 매우 감소되어 유동입자들의 축방향 분산계수는 감소한다고 할 수 있다.

또한, 이와 같은 현상은 단일 입자 삼상유동층에서 액체유속이 증가함에 따라 유동입자의 흐름거동이 변화한다는 연구의 결과들 [10, 14, 19]에 대한 정량적인 자료를 뒷받침하여 준다고 판단된다. 즉, 삼상유동층에서 액체유속이 증가함에 따라 유동입자는 순환 흐름거동(circulation motion)에서 난류적인 무작위적거동(turbulent random motion)으로 그 흐름거동이 변화하는데, 유동입자가 순환 흐름거동을 하는 영역에서는 액체유속의 증가는 유동입자의 흐름

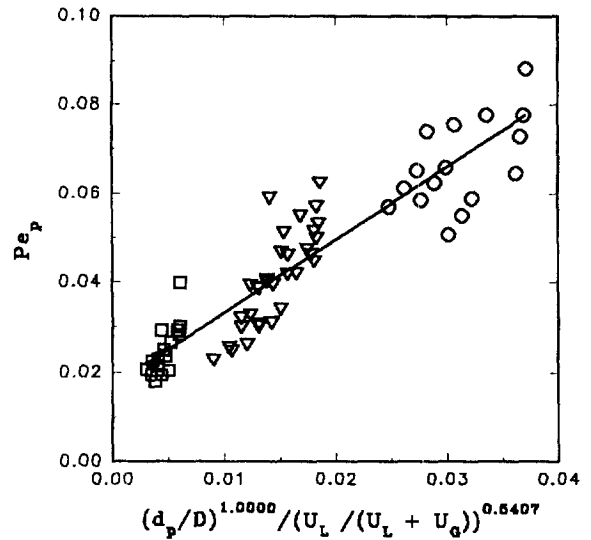


Fig. 10. Correlation of the dispersion coefficient of fluidized particles in three-phase fluidized beds.

□ △ ○
 $d_p \text{ (mm)}$: 1.0 3.0 6.0

거동속도를 증가시켜 입자들의 혼합효과를 증가시켜 입자들의 축방향 분산계수가 증가하는 반면, 유동입자의 거동이 난류적인 무작위적 거동인 경우에는 액체유속의 증가는 유동입자들의 공간속도 자체에는 증가를 가져오나 유동입자의 혼합이나 분산효과보다는 유동입자들의 분리(segregation) 효과를 증가시켜 주기 때문에 유동입자의 분산계수는 감소한다고 설명할 수 있다.

따라서, 삼상유동층에서 액체유속의 증가에 따라 유동입자의 분산계수는 최대값을 나타내며 이 분산계수가 최대값을 나타낼 때의 유동조건에서 유동입자들의 흐름거동변환이 일어난다고 할 수 있다.

삼상유동층에서 유동입자의 크기가 입자의 축방향 분산계수에 미치는 영향을 Fig. 9에 나타내었는데, 유동입자의 축방향 분산계수는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 일반적으로 증가하는 것을 알 수 있다. 이와 같은 현상은 유동입자의 크기가 클수록 입자의 최소유동화속도가 증가하기 때문에 이들 입자들을 유동화시키기 위해서는 높은 수준의 액체유속이 요구되는데, 이와 같은 조건은 유동층 내의 난류현상의 증가를 가져와 유동입자의 분산거동을 증폭시켜 주기 때문으로 해석할 수 있다. 다시말하면, 유체의 유속은 유동입자가 유동하도록 하는 drag 힘을 제공하는데 상대적으로 밀도가 큰 액체의 유속이 입자의 유동이 크게 작용한다. 입자의 크기가 작은 경우에는 액체의 유속이 높은 유동조건에서 층 팽창이 심각하게 일어나므로 제한된 영역에서의 입자의 분산은 오히려 감소하게 된다(Fig. 7). 그러나 입자의 크기가 증가할수록 이 입자들을 유동화시키기 위한 액체유속은 증가되어야 하며 이에따라 유동층 내부에서의 난류현상은 더욱 증가되므로 입자들의 혼합정도는 증가하게 된다. 또한 유동입자의 크기가 증가할수록 액체유속의 증가에 따라 층팽창의 정도가 작은 입자에 비하여 상대적으로 크지 않기 때문에 입자의 혼합정도가 증가한다고 해석할 수 있다. 이와 유사한 경향을 액체-고체 유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수가 유동입자의 크기가 증가함에 따라 증가하는 현상에서도 찾아볼 수 있다[10, 16-18].

삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수는 실험변수인 기체 및 액체의 유속 그리고 고체 유동입자의 크기에 따라 영향을 받는

것으로 나타나기 때문에 다음과 같이 실험변수들과의 상관식을 얻을 수 있었다.

$$D_p = 45.35 U_G^{0.1482} U_L^{0.4622} d_p^{0.5875} \quad (14)$$

식 (14)의 상관계수는 0.9473이었다.

한편, 유동입자의 분산계수를 삼상유동층에서의 등방난류모델[3, 12, 21]을 적용하여 식 (15)와 같은 상관식으로 나타낼 수 있었는데, 이 식의 상관계수는 0.9260으로, Fig. 10에서 볼 수 있는 바와 같이 실험결과와 잘 맞는 것을 알 수 있다.

$$Pe_p = \frac{U_L d_p}{D_p} = 1.0182 \left(\frac{d_p}{D} \right)^{1.0000} \left(\frac{U_L}{U_L + U_G} \right)^{0.5407} \quad (15)$$

5. 결 론

본 연구의 결과 다음과 같은 몇 가지 결론을 얻을 수 있었다.

(1) 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수는 두 가지 크기의 혼합입자 유동 조건에서 축방향 분산모델을 적용하여 구할 수 있었으며, 두 가지 입자 삼상유동층에서도 유동입자의 크기가 작은 경우(1 mm + 3 mm)에는 기체의 유속이 낮은 범위에서($U_L \leq 0.02$ m/s) 충수층이 일어나 충공극률이 액체-고체 유동층에 비하여 감소하는 현상이 일어났다.

(2) 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수는 기체유속과 유동입자의 크기가 증가할수록 증가하였으나, 액체유속이 증가함에 따라서는 최대값을 나타내었으며, 운전변수들 중 액체유속의 변화에 가장 많은 영향을 받았다.

(3) 삼상유동층에서 유동입자의 축방향 분산계수는 등방난류모델에 의한 무차원군들의 상관식으로 다음과 같이 나타낼 수 있었다.

$$Pe_p = \frac{U_L d_p}{D_p} = 1.0182 \left(\frac{d_p}{D} \right)^{1.0000} \left(\frac{U_L}{U_L + U_G} \right)^{0.5407}$$

사용기호

A	: cross sectional area of fluidized bed [m ²]
a, b	: constant
C	: fractional volumetric concentration of particles [-]
D	: diameter of the column [m]
D _p	: axial dispersion coefficient of the particles [m ² /s]
d _p	: particle diameter [m]
f	: fraction in the fluid [-]
g	: gravitational acceleration [m/s ²]
L	: bed height [m]
N	: total particle flux [m/s]
ΔP	: pressure difference in the bed [Pa]
Pe _p	: Peclet number
Ū _p	: bulk or convective velocity of a particle in axial direction [m/s]
U	: superficial velocity of fluid [m/s]
U _f	: effective volumetric flux of fluid in the bed of one component [m/s]
U ₀	: effective volumetric flux of fluid [m/s]
W	: total mass of the particles [kg]
Z	: axial height in the bed [m]

그리스 문자

ε	: holdup
ρ	: density [Kg/m ³]

하첨자

f	: fluid
G	: gas
i	: sampling layer
L	: liquid
SL	: large particles
SS	: small particles
Z	: axial direction

참고문헌

1. Muroyama, K. and Fan, L. S.: *AIChE J.*, **31**, 1(1985).
2. Fan, L. S.: "Gas-Liquid-Solid Fluidization Engineering", Butterworth, Stoneham, MA(1989).
3. Kim, S. D. and Kang, Y.: Encyclopedia of Fluid Mechanics(Dispersed Phase Characteristics in Three Phase Fluidized Beds), Vol. 4, Ed. by N. P. Cheremisinoff, Gulf Pub. Co., N. J., in print (1995).
4. Kang, Y. and Kim, S. D.: *Chem. Ind. Technol.*, **13**, 27(1995).
5. Kato, Y., Morooka, S., Kago, T., Saruwatari, T. and Yang, S.: *J. Chem. Eng. Japan*, **18**, 308(1985).
6. Uchida, S., Okamura, S. and Katsumata, T.: *Can. J. Chem.*, **67**, 166(1989).
7. Fan, L. S., Chern, S. H. and Muroyama, K.: *AIChE J.*, **30**, 858(1984).
8. Fan, L. S., Yamashita, T. and Jean, R. H.: *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 17(1987).
9. Kang, Y., Nah, J. B., Choi, S. W. and Kim, S. D.: *Hwahak Konghak*, **30**, 605(1992).
10. Kang, Y., Suh, I. S. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1(1985).
11. Morooka, S., Kusakabe, K. and Kato, Y.: *Int. Chem. Eng.*, **20**, 433(1980).
12. Kang, Y. and Kim, S. D.: *I & EC Process Des. Dev.*, **25**, 717(1986).
13. Muroyama, K., Fukuma, M. and Yasunishi, A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **62**, 199(1984).
14. Kang, Y., Fan, L. T. and Kim, S. D.: *AIChE J.*, **37**, 1101(1991).
15. Kang, Y., Fan, L. T., Min, B. T. and Kim, S. D.: *Biotech. Bioeng.*, **37**, 580(1991).
16. Al-Dibouni, M. R. and Garside, J.: *Trans I Chem E.*, **57**, 94(1979).
17. Van Der Meer, A. P., Blanchard, C. M. R. J. P. and Wesselingh, J. A.: *Chem. Eng. Res. Des.*, **62**, 212(1984).
18. Juma, A. K. and Richardson, J. F.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 955(1983).
19. Kang, Y. and Kim, S. D.: *Particulate Sci. Technol.*, **6**, 133(1988).
20. Kim, S. D., Baker, C. G. J. and Bergougnou, M. A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 134(1975).
21. Sanger, P. and Deckwer, W. D.: *Chem. Eng. J.*, **22**, 179(1981).