

## 삼상 유동층의 고체 입자 흐름 형태 변환

강 용 · 김상돈\*

충남대학교 공과대학 화학공학과

\*한국과학기술원 화학공학과

(1987년 2월 26일 접수, 1987년 5월 6일 채택)

## Flow Transition of Solids in a Three Phase Fluidized Bed

Yong Kang and Sang Done Kim\*

Department of Chemical Engineering, College of Engineering, Chungnam National University, Daejeon 300-31, Korea

\*Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology, Seoul 131, Korea

(Received 26 February 1987; accepted 6 May 1987)

### 요 약

직경 15.2 cm의 유리관을 사용하여 삼상 유동층에서 고체 유동입자의 흐름 형태 변환을 연구하였으며, 삼상 유동층에서 유체의 유속과 층 공극률과의 관계를 구하였다.

기체 및 액체의 유속, 유동입자의 크기 및 층 공극률이 유동입자의 흐름 형태 변환에 미치는 영향을 검토하였는데, 연속상인 액상으로는 물을, 기체상으로는 압축공기를, 그리고 유동입자로는 유리구슬을 사용하였다. 유동입자의 유동층내에서의 운동을 예견할 수 있는 변형된 입자 레이놀즈수가 층 공극률의 증가에 따라 최대값을 나타내었으며, 이와 유사한 층 공극률에서 삼상 유동층에 적합하도록 변형된 Drag coefficient의 기울기가 갑자기 변화하는 것으로 보아 유동입자의 흐름 형태 변환을 알 수 있었고 이는 실험적인 관찰과도 일치하였다.

문헌에 보고된 유동층 내부의 열원과 삼상 유동층간의 열전달계수, 유동층 벽면과 유동층간의 열전달계수 및 액상의 반경 방향 혼합계수들이 각각 유동입자의 흐름 형태가 변환되는 유동조건에서 최대값을 나타내는 것을 확인할 수 있었다.

**Abstract**—Flow transition of solids in a three phase fluidized bed has been studied in a 15.2 cm-ID pyrex glass column. The relation between the fluid flow rate and the bed porosity in a three phase fluidized bed has been obtained by means of effective volumetric flux of fluid from the modification of the Richardson and Zaki's equation.

Effects of gas (4-12 cm/s) and liquid (4.0-16.0 cm/s) velocities, particle sizes (1.7-8.0 mm), and bed porosity on the flow transition of solid have been determined. Water as the liquid phase, glass beads as the solid phase and filtered compressed air as the gas phase have been used in this study.

The modified particle Reynolds Number which describes the effective bulk motions of solid particles and gas and liquid elements exhibited its maximum value with the variation of bed porosity in a three phase fluidized bed. The drag coefficient which is the ratio of drag per unit projected area of particle to the velocity head changed its slope apparently at the bed porosity where the maximum modified particle Reynolds Number could be obtained.

From literatures, immersed heater-to-bed heat transfer coefficient, wall-to-bed heat transfer coefficient, radial mixing coefficient of liquid phase were found having maximum values at these flow transition conditions in three phase fluidized beds.

## 1. 서 론

삼상 유동층 반응기는 열전달 및 물질전달의 효과가 다른 다상반응기에 비하여 탁월하게 좋으며, 특히 촉매를 사용하는 기-액 반응기에 매우 적합한 것으로 알려져 있다[1]. 그러나 삼상 유동층 반응기는 기체, 액체 및 고체 유동입자의 동특성(dynamic characteristics)이 매우 복잡하게 나타나므로 반응기의 조작조건들을 적절한 수식으로의 묘사나 해석적인 해(analytical solution)를 아직 구하지 못하고 있는 실정이며, 주로 실험적 접근(experimental approach)에 의해 열전달[2-6], 물질전달[7-10] 및 수력학적 특성[11-13]들에 대한 실험식들이 제시되어지고 있으며, 이들 실험식이나 경험식들이 유동층 반응기의 설계 등에 사용되어지고 있다.

삼상 유동층은 기체, 액체 및 고체의 다상(multi-phase)을 포함하고 있으므로 이들 상(phase)들간의 접촉강도나 흐름 특성, 혼합도 및 체류량 등은 삼상 유동층 반응기의 조작조건을 결정하는데 매우 중요한 요소가 된다. 이에 따라 삼상 유동층에서의 상 체류량 및 축방향 혼합도 등에 대한 많은 연구가 발표되어 있다. 그러나 상들간의 접촉강도나 흐름 특성 등에 대한 연구는 매우 미흡한 실정이며, 이들 문제들의 해석은 삼상 유동층내에서의 열 및 물질전달현상에 매우 중요한 정보를 제공할 것으로 판단된다[14, 15].

현재까지 알려져 있는 삼상 유동층에서 총 공극률(bed porosity)과 유체의 유속간의 관계식은 측정이 용이하고 결과식도 간결한 액체 유동층[16, 17]의 경우와는 달리, 매우 복잡한 형태의 실험식들[4, 11]이 보고되어 있을 뿐만 아니라, 각상(phase)들의 흐름 특성을 예측하기도 매우 어려운 실정이다.

따라서, 본 연구에서는 삼상 유동층에서의 총 공극률과 유체(기체, 액체)의 흐름 속도간의 관계를 매우 간단 하면서도 유용한 식으로 나타내고자 하며, 이들 관계식을 이용하여 삼상 유동층에서 고체 유동입자의 흐름 형태 변환을 고찰하고자 한다. 특히, 고체 유동입자의 흐름 형태 변환이 삼상 유동층에서의 열전달, 유동층 벽면과 유동층간의 물질전달 및 액상의 반경 방향 흐름 등에 미치는 영향을 검토함으로써 본 연구의 결과는 삼상 유동층의 수력학적 특성 연구와 삼상 유동층 반응기의 설계 및 그 조작조건의 예측에 매우 중요한 정보를 제공할 수 있으리라 사료된다.

## 2. 실험

실험장치 및 방법은 이미 발표한 문헌[6]에 자세히 설명되어 있으므로 실험범위만을 개략하면 삼상 유동층으로는 직경이 15.2cm인 pyrex glass column을, 고체 유동입자로는 밀도가 2.5g/cm<sup>3</sup>이고 직경이 1.7, 4.0, 6.0, 8.0mm인 4종류의 유리구를 사용하였으며, 액체 유속의 범위는 공탐속도가 4.0-12.0cm/s이었다.

또한 액체상으로는 물을, 기체상으로는 공기를 사용하여, 각 유동조건에서의 유동층 높이(bed height) 상체류량 및 총 공극률은 정압강하측정법(static pressure drop method)[3, 4, 11]에 의하여 구하였다.

## 3. 결과 및 고찰

### 3-1. 삼상 유동층에서 유체 유속과 총 공극률간의 관계

삼상 유동층에서 총 공극률과 유체의 유속과의 관계는 삼상 유동층의 수력학적 특성을 해석하는데 매우 필요한 자료이므로 이에 대한 연구가 그동안 진행되긴 하였으나 이들 모두가 복잡한 실험식으로 나타나 있으므로[4, 11] 총 공극률과 유속간의 상관성을 얻는데는 어려움이 많았다.

삼상 유동층에서 총 공극률은 액체와 기체의 부피 분율로 나타나므로 유동층내에서 유체의 유속을 단위 면적당 유효 부피 흐름 속도(effective volumetric flux)로 나타내면 유체의 유속을 좀더 효과적으로 간단히 나타낼 수 있다. 즉, 유체의 유속을 액체와 기체의 공탐속도(Superficial velocity)와 체류량으로 나타내어 유동층내에서의 단위 면적당 유효 부피 흐름 속도로 나타내면, 식(1)과 같은데,

$$U_r = f_g U_g + f_l U_l \quad (1)$$

이 유체의 단위 면적당 유효 부피 흐름 속도는 Fig. 1에서 보는 바와 같이 기체 및 액체의 유속, 고체 유동입자의 크기에 따라 영향을 받는다. 특히, 단위 면적당 유체의 유효 부피 흐름 속도  $U_r$ 는 유동입자의 크기가 작고 기체 유속이 적을 때 삼상 유동층에서 나타나는 총 수축현상(bed contraction)도 잘 나타내는 것을 알 수 있다(Fig. 1의  $d_p=1.7\text{mm}$  경우).

액체 유동층에서 Richardson과 Zaki는 액체의 유속

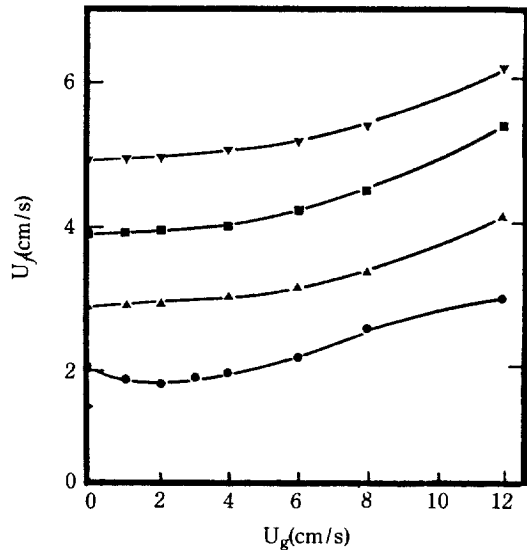


Fig. 1. Effect of  $U_g$  on  $U_f$  in three phase fluidized beds.

● ▲ ■ ▼  
 $d_p$  (mm) : 1.7 4.0 6.0 8.0  
 $U_f$  (cm/s): 4.0 6.0 8.0 10.0

과 증 공극률과의 관계를 간단한 식으로 나타내었는데 [16], 본 연구에서는 Richardson과 Zaki의 식을 변형하여 삼상 유동층에 적용하기 위하여 단위 면적당 유체의 유효 부피 흐름 속도,  $U_f$ 와 증 공극률 ( $\epsilon_g + \epsilon_l$ )과의 상관관계를 구하고자 하였는데, Fig. 2에서 보는 바와같이 단위 면적당 유효 부피 흐름 속도와 증 공극률의 대수값(logarithmic value)들은 모든 입자크기에 대하여 직선관계를 나타내었다.

따라서, 삼상 유동층에서 기-액의 유효 부피 흐름 속도와 증 공극률과의 관계를 식 (2)와 같이 쓸 수 있다.

$$U_f = K (\epsilon_g + \epsilon_l)^n \quad (2)$$

이 식은 삼상 유동층의 두가지 형태, 즉 기포합체층 (bubble coalescing bed)과 기포분채층 (bubble

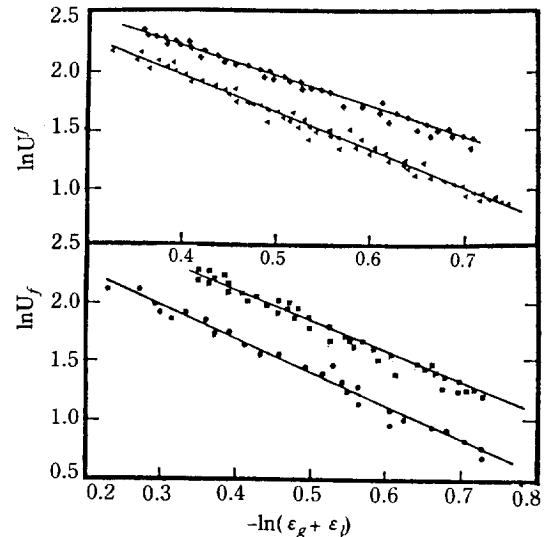


Fig. 2. Relation between the effective volumetric flux of fluid and the bed porosity in three phase fluidized beds.

● ▲ ■ ◆  
 $d_p$  (mm): 1.7 4.0 6.0 8.0

disintegrating bed) 모두에 적용될 수 있으며, 본 연구에서 증 수축현상이 일어났던 직경 1.7 mm인 유동 입자의 경우에도 Fig. 2에서 보는 바와같이 식 (2)가 적용될 수 있다는 것이 이를 입증하고 있다.

일반적으로 삼상 유동층의 기포합체현상에 의한 증 수축현상은 유동조건에 따라 약간의 차이는 있으나 유동입자의 크기가 직경 2.54 mm 이하인 작은 입자의 경우에 나타나는 것으로 알려져 있다[18].

식 (2)에서  $K$ 와  $n$ 은 상수이며, Richardson과 Zaki [16]의 index에 상응하는 지수  $n$ 값은 Fig. 2에서 얻을 수 있는데, 이 값들은 실험조건과 같이 나타낸 Table 1에서 볼 수 있듯이 유동입자의 크기에 따라 약간의 차이를 나타내고 있다.

Table 1. Experimental variables and critical bed porosity in three phase fluidized beds.

$d_p$ (mm)	$\mu_l$ (mPa.s)	$U_l$ (cm/s)	$U_g$ (cm/s)	$\rho_s$ (g/cm <sup>3</sup> )	$n$	$(\epsilon_g + \epsilon_l)$ $C_{D, critical}$	$(\epsilon_g + \epsilon_l)$ Rep. max. expt.	$(\epsilon_g + \epsilon_l)$ Rep. max. *
1.7	1.0	4-10	4-12	2.5	3.05	0.66	0.670	0.672
4.0	1.0	4-12	4-12	2.5	3.00	0.65	0.655	0.667
6.0	1.0	6-14	4-12	2.5	2.81	0.63	0.645	0.644
8.0	1.0	8-16	4-12	2.5	2.68	0.61	0.630	0.627

\* obtained from Eq. (9)

### 3-2. 삼상 유동층에서 고체 입자 흐름 형태 변화

삼상 유동층의 수력학적 특징은 연속상(continuous phase)인 액체에 분산상인 고체 유동입자와 기포(bubble)가 존재함으로써 각 상들의 접촉 및 흐름 특성에 의해 결정된다. 그런데, 연속상인 액상과 분산상중 기포는 유동층내에서 연속적으로 유입, 유출되거나 분산상중 고체 유동입자는 항상 유동층내에 머물면서 유동 조건에 따라 그 유동형태와 특성이 다르게 나타나므로 유동입자의 동특성은 삼상 유동층의 열전달, 물질전달 및 혼합특성에 매우 중요한 인자가 되는 것으로 알려져 있다[2, 3, 6, 8, 14]. 삼상 유동층내에서 이들 고체 유동입자의 유동형태 및 그 특성은 유체에 의해 제공받는 부력(buoyancy force)과 관성력, 점성력 및 중력 등에 의해 결정된다고 볼 수 있는데, 삼상 유동층과 같이 다른 입자들의 존재하에서 한 고체입자에 작용하는 힘의 균형(force balance)을 식(3)과 같이 나타낼 수 있으므로[19],

$$\frac{1}{2} C_D \pi d_p^2 (\rho_l + \rho_g) U_s^2 = \frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_l - \rho_g) g \quad (3)$$

유동층 단위 부피당에 존재하는 입자들에 대해 force balance를 세우면 식(4)와 같이 쓸 수 있다.

$$\frac{1}{2} C_D \pi d_p^2 \epsilon_s^2 (\rho_l + \rho_g) U_s^2 = \frac{\pi}{6} d_p^3 \epsilon_s^2 (\rho_s - \rho_l - \rho_g) g \quad (4)$$

식(4)에서  $\epsilon_s$ 는 고체입자의 체류량을,  $U_s$ 는 유체의 유동층내에서의 실제속도(interstitial velocity)를 나타내므로 식(4)로부터 삼상 유동층에서 입자에 작용하는

Drag coefficient  $C_D$ 를 식(5)와 같이 나타낼 수 있다.

$$C_D = \frac{d_p \{1 - (\epsilon_s + \epsilon_l)\} (\epsilon_s + \epsilon_l)^2 (\rho_s - \rho_l - \rho_g) g}{3 (\rho_l + \rho_g) U_s^2} \quad (5)$$

식(5)에서 중력 가속도,  $g$ ,와 고체, 액체 및 기체의 밀도  $\rho_s$ ,  $\rho_l$ ,  $\rho_g$ 는 각각 일정하므로 식(5)를 식(6)과 같이 drag coefficient항을 유동입자의 크기, 층 공극률 및 유체의 단위 면적당 유효 부피 유량와 함수로 나타낼 수 있다.

$$\frac{3 C_D (\rho_l + \rho_g)}{(\rho_s - \rho_l - \rho_g) g} = C'_D = \frac{d_p (\epsilon_s + \epsilon_l)^2 \{1 - (\epsilon_s + \epsilon_l)\}}{U_s^2} \quad (6)$$

식(4)는 삼상 유동층내에서 고체 유동입자와 분산된 기포들이 균일하게 분포되어 있다는 가정을 내포하고 있는데, 이와같은 가정은 삼상 유동층의 거시적인 특성중의 하나로 타당성있게 받아들여지고 있다[1, 13].

유체내에서 입자의 거동은 일반적으로 층류 흐름에서 흐름이 가속화됨에 따라 Drag coefficient가 감소하여서 난류흐름의 영역에서는 Drag coefficient의 변화가 거의 없는 것으로 나타나 있으며, Drag coefficient의 slope가 심하게 변하는 전환영역(transition regime)이 층류흐름과 난류흐름 영역의 경계를 이루고 있는데 [19], Fig. 3에서 보는 바와같이 삼상 유동층에서 변형된 Drag coefficient  $C'_D$ 가 층 공극률의 증가에 따라 그 기울기가 완전히 바뀌는 영역이 존재하는 것으로 보

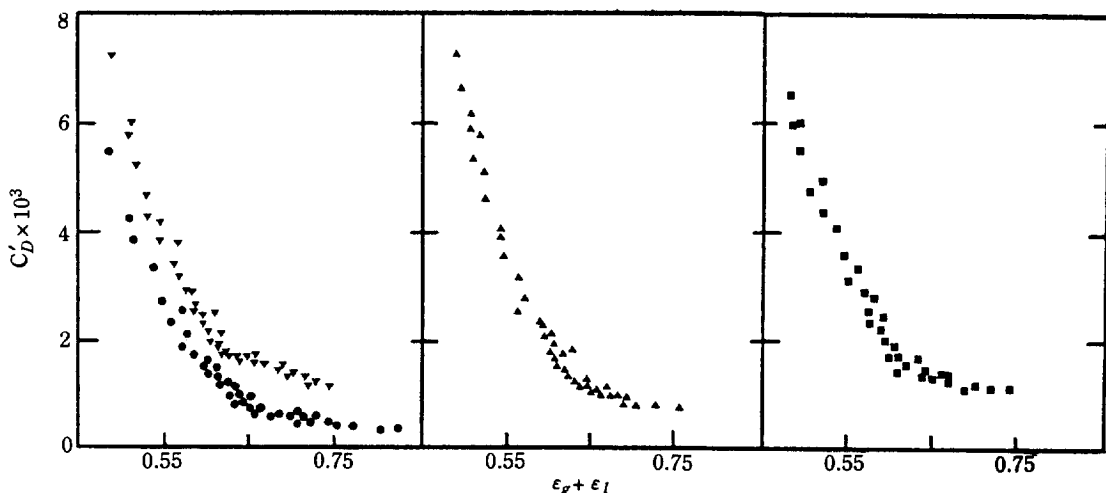


Fig. 3. Plots of modified drag coefficient VS. bed porosity in three phase fluidized beds.

$d_p$  (mm): 1.7 4.0 6.0 8.0

아 층 공극률의 증가에 따라 유동입자의 흐름 거동에서 전환 영역의 존재를 유추할 수 있다.

다시 말하면, 삼상 유동층에서 층 공극률은 유체의 흐름 속도가 증가함에 따라 증가하므로, 유체의 흐름 속도가 증가함에 따라 고체 유동입자의 흐름 형태가 변환하는 것을 알 수 있다.

이와같은 고체 유동입자의 흐름 형태의 변환은, 유동입자의 관성력, 형태 난류(form turbulence) 등 유동입자에 작용하는 힘과 밀접한 관계가 있는 유동입자의 크기에 따라 영향을 받는 것을 Fig. 3에서 볼 수 있다. 고체 유동입자의 흐름 형태가 변환되는 때의 층 공극률은 유동입자의 직경이 1.7 mm인 경우는 0.66 정도이나 유동입자의 크기가 증가함에 따라 점점 감소하여 입자의 직경이 8.0 mm인 경우는 0.61 정도를 나타내고 있다(Fig. 3, Table 1).

이와같은 현상은 유동입자의 크기가 증가함에 따라 최소유동화속도(minimum fluidization velocity,  $U_{mf}$ )의 증가 때문이다[3, 6, 13].

삼상 유동층에서 고체 유동입자의 거동을 유동입자의 bulk 운동과 유체의 유동층내에서 속도(effective

interstitial velocity)로 나타내면 식(7)과 같이 변형된 입자 Reynolds수로 나타낼 수 있는데,

$$Re_p = \frac{d_p \epsilon_s (U_g f_g + U_i f_i) \rho_i}{\mu_i (\epsilon_g + \epsilon_i)} = \frac{d_p \{1 - (\epsilon_g + \epsilon_i)\} U_g \rho_i}{\mu_i (\epsilon_g + \epsilon_i)} \quad (7)$$

Fig. 4에서 보는 바와같이 층 공극률에 따른 변형된 입자 Reynolds수는 모든 유동조건에서 최대값을 나타내었다. 삼상 유동층에서 고체 유동입자의 운동속도는 유체의 유동층내에서의 흐름 속도에 의해 의존되며 식(7)의 변형된 입자 Reynolds수는 유동입자가 유체속에서 가지는 관성력(inertia force)과 점성력의 비를 나타낸 것이다. 이 값이 층 공극률의 증가에 따라 최대값을 나타내는 것은 고체 유동입자의 유체속에서의 운동에서 흐름 형태의 변환 영역이 존재한다는 것을 의미한다고 볼 수 있다. 즉, Fig. 4에서 층 공극률이 작은 영역에서는 유체의 유속이 작은 영역이므로 고체 유동입자의 운동속도가 유속의 증가에 따라 점점 증가하므로 유동층 단위 부피당 유동입자의 관성력의 증가를 가져와 입자 Reynolds수의 증가를 가져오나, 유체의 유속이 큰 영역에서는 고체 유동입자의 운동속도는 증가하나 유동층 단위 부피당 유동입자의 체류량의 심각한 감소로 유동층 단위 부피당 유동입자의 관성력은 점점 감소하므로 입자 Reynolds수의 감소를 가져온다고 해석할 수 있다.

Fig. 4에서 입자 Reynolds수가 최대가 되는 때의 층 공극률은 Table 1에 나타냈듯이 유동입자의 Drag coefficient의 기울기가 갑자기 변화하는 때의 층 공극률과 매우 유사한 값을 나타내는 것을 알 수 있는데 이는 삼상 유동층에서 층 공극률이 작은(낮은 유속의) 범위에서는 고체 유동입자의 흐름 형태가 층류의 형태를 유지하고 있다가 점점 유체의 속도가 증가해-감에 따라 유동입자의 흐름 형태가 난류로 바뀐다고 설명할 수 있으며, 이 입자의 흐름 형태가 바뀌는 영역에서 입자 Reynolds수가 최대값을 나타낸다고 할 수 있다. 한편, 식(2)로부터 유동층 단위 면적당 유효부피 유량  $U_g$ 는 층 공극률로 나타낼 수 있으므로 식(7)을 식(8)과 같이 나타낼 수 있고, 식(8)의 1차 미분 형태로 부터

$$Re_p = \frac{K d_p \{1 - (\epsilon_g + \epsilon_i)\} \rho_i (\epsilon_g + \epsilon_i)^{n-1}}{\mu_i} \quad (8)$$

삼상 유동층에서 유동층 단위 부피당 입자 Reynolds수가 최대로 되는 유동조건에서의 층 공극률을 식(9)와 같이 구할 수 있다.

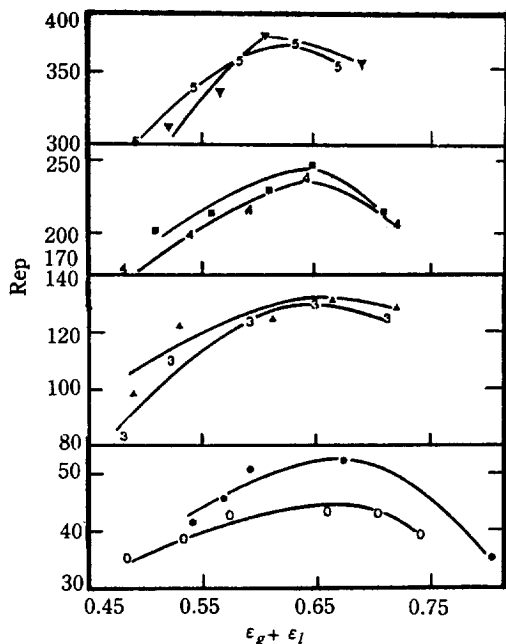


Fig. 4. Modified particle Reynolds Number with the variation of bed porosity in three phase fluidized beds.

○ ● 3 ▲ 4 ■ 5 ▼  
 $d_p$  (mm) : 1.7 1.7 4.0 4.0 6.0 6.0 8.0 8.0  
 $U_g$  (cm/s): 4.0 12.0 4.0 8.0 4.0 12.0 4.0 8.0

$$(\epsilon_g + \epsilon_l)_{rep, max} = \frac{n-1}{n} \quad (9)$$

식(9)로부터 얻은 입자 Reynolds수를 최대로 하는 때의 층 공극률은 Fig. 4에서 실험적으로 구한 값과 매우 유사하였다(Table 1 참조).

### 3-3. 삼상 유동층에서 유동입자의 흐름 형태 변환이 열전달, 물질전달 및 액상 혼합에 미치는 영향

삼상 유동층에서 유동층 내부 열원 또는 유동층 벽면 열원과 유동층간의 열전달, 유동층 벽면과 유동층간의 물질전달 그리고 액상의 반경 방향 혼합 등에서 고체 유동입자는 열원 주위에 형성된 열적 경계층(thermal boundary layer)이나 유동층 벽면에 형성된 수력학적 경계층(hydraulic boundary layer)과 효과적으로 접촉하여 이들 경계층들의 두께를 얇게하여 줄 뿐만 아니라, 유동층내에서 분산상으로 존재하면서 wake를 동반하고 있는 기포(bubble)를 분쇄 또는 합체시키기도 하며, 유체의 흐름 속에서 유체 성분과 효과적으로 접촉, 방해함으로써 형태 난류(form turbulence)에 의한 난류현상 등을 유발하여줌으로써 유동입자가 존재하지 않는 기-액 기포탐에 비하여 삼상 유동층이 열전달이나 물질전달 그리고 혼합 효과가 좋은 것으로 알려져 있다[2-6, 8, 14].

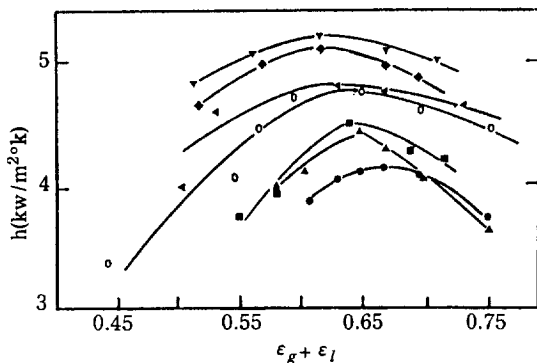


Fig. 5. Effect of bed porosity on heat transfer coefficient in three phase fluidized beds.

$d_p$  (mm) : 1.7 4.0 6.0 8.0 : Kang et al. [6]  
 $U_g$  (cm/s): 8.0 8.0 8.0 8.0

$d_p$  (mm): 4.76  $\times$  3.175  $\gamma$ -alumina 4.76  $\times$  4.76  $\gamma$ -alumina:  
 Chiu & Ziegler [2]  
 $U_g$  (cm/s): 4.7 4.7

$d_p$  (mm) : 5.0 : Baker et al. [3]  
 $U_l$  (cm/s): 1.6

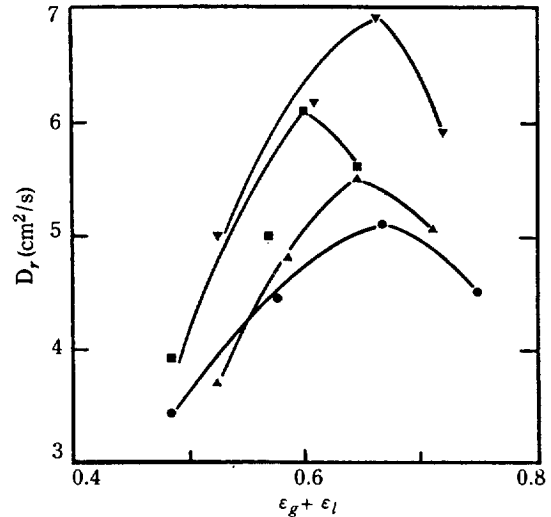


Fig. 6. Effect of bed porosity on liquid radial mixing coefficient in three phase fluidized beds.

$d_p$  (mm): 1.7 4.0 4.0 6.0 : Kang & Kim [14]  
 $U_g$  (cm/s): 4.0 4.0 8.0 4.0

이와같은 중요한 역할을 하는 고체 유동입자의 흐름 형태의 변환은 삼상 유동층 내부에서 주로 반경 방향의 전달현상에 큰 영향을 미치고 있는데, Fig. 5에서 보듯이 유동층 내부의 열원과 유동층간의 열전달 및 유동층 벽면의 열원과 유동층간의 열전달에서 열전달계수가 유동입자의 흐름 형태가 변환하는 유동조건에서 최대값을 나타내는 것을 알 수 있는데, 이는 유속이 작은 범위에서는 고체 유동입자들이 순환흐름 등의 층류 흐름 형태를 가지나 유속이 큰 범위에서는 고체 유동입자들이 난류의 무질서운동이 심해지면서 체류량의 심각한 감소를 가져오기 때문에 유동입자의 흐름 형태의 변환이 일어나는 바로 그 임계 유동조건에서 열원과 유동입자의 접촉회수(contacting frequency)가 최대가 되기 때문이라고 설명할 수 있다[6]. 이와 유사한 이유에서 유동층 벽면과 유동층간의 물질전달계수도 유동입자의 흐름 형태가 변환되는 유동조건에서 최대값을 갖는다고 볼 수 있다[8].

삼상 유동층의 층 공극률이 액상의 반경 방향 혼합에 미치는 영향을 Fig. 6에 나타내었는데[14], 액상의 반경 방향 혼합계수 역시 유동입자의 흐름 형태가 변환되는 층 공극률 주위에서 최대값을 나타냄을 알 수 있으며, 이는 유동입자의 흐름 형태가 변환되어 무질서한 난류운동(turbulent random motion)을 하는 경우 유

동입자 체류량의 감소 때문에, 유동입자에 의한 형태 난류의 심각한 감소와 액체 성분(liquid element)의 흐름을 방해하는 효과가 감소되어 축방향의 액체 성분의 흐름을 반경 방향으로 바꾸는 유동입자의 역할이 매우 감소하기 때문이라고 할 수 있다[14].

#### 4. 결 론

이상과 같은 연구결과로 부터 다음의 몇가지 결론을 얻을 수 있다.

1. 삼상 유동층에서 기체, 액체의 유속을 식(1)과 같이 단위 면적당 유효 부피 흐름 속도(effective volumetric flux)로 효과적으로 나타낼 수 있으며, 유체의 유속과 층 공극률간의 관계를 식(2)와 같은 간단한 식으로 나타낼 수 있었다.

2. 삼상 유동층에서 고체 유동입자의 흐름 형태는 Drag coefficient의 기울기가 갑자기 변화하며 변형된 입자 Reynolds수가 최대값을 나타내는 유동조건에서 층류흐름으로 부터 난류흐름으로 변환된다고 할 수 있다.

3. 삼상 유동층에서 유동층 내부 열원이나 유동층 벽면의 열원으로 부터 유동층으로의 열전달 및 액상의 반경 방향 혼합 등 유동층 내부에서의 반경 방향 전달현상에 유동입자의 흐름 형태는 매우 중요한 영향을 미치며, 유동입자의 흐름 형태가 변환되는 유동조건에서 이들 열전달계수 및 반경 방향 혼합계수는 각각 최대값을 나타냄을 알 수 있다.

#### NOMENCLATURE

$C_D$	: Drag Coefficient
$C_D'$	: modified Drag Coefficient defined in Eq (6)
$d_p$	: Particle diameter [mm]
$f_g$	: fraction of gas in the fluid phase.
$f_l$	: fraction of liquid in the fluid phase.
$g$	: gravitational acceleration [ $\text{cm/s}^2$ ]
$K$	: Constant in Eq (2)
$n$	: Constant in Eq (2)
Rep	: modified particle Reynolds Number defined in Eq(8)
$U$	: Superficial velocity [ $\text{cm/s}$ ]
$U_f$	: effective volumetric flux of fluid defined in Eq (1) [ $\text{cm/s}$ ]
$U_s$	: interstitial velocity of fluid [ $\text{cm/s}$ ]

#### Greek Letters

$\varepsilon$	: holdup
$\rho$	: density [ $\text{g/cm}^3$ ]
$\mu$	: viscosity [ $\text{g/cm sec}$ ]

#### Subscripts

$f$	: effective flux
$g$	: gas
$l$	: liquid
$s$	: solid

#### REFERENCES

1. Muroyama, K. and Fan, L.S.: *AIChE J.*, **31**, 1 (1985).
2. Chiu, T.M. and Ziegler, E.N.: *AIChE J.*, **29**, 677 (1983).
3. Baker C.G.J., Armstrong, E.R. and Bergougnou, M.A.: *Powder Technology*, **21**, 195 (1978).
4. Kato, Y., Uchida, K., Kago, T. and Morooka S.: *Powder Technology*, **28**, 173 (1978).
5. Muroyama, K., Fukuma, M. and Yasunishi, A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **62**, 199 (1984).
6. Kang, Y., Suh, I.S. and Kim, S.D.: *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1 (1985).
7. Chang, S.K., Kang, Y. and Kim, S.D.: *J. Chem. Eng. Japan*, **19**, 524 (1986).
8. Morooka, S., Kusakabe, K. and Kato, Y.: *Int. Chem. Eng.*, **20**, 433 (1980).
9. Dhanuka, V.R. and Stepanek, J.B.: *AIChE J.*, **26**, 1029 (1980).
10. Nguyen-Tien, K., Patwari, A.N., Schumpe, A. and Deckwer, W.D.: *AIChE J.*, **31**, 194 (1985).
11. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **50**, 695 (1972).
12. Kim, S.D. and Kim, C.H.: *J. Chem. Eng. Japan*, **16**, 172 (1983).
13. Epstein, N.: *Can. J. Chem. Eng.*, **59**, 649 (1981).
14. Kang, Y. and Kim, S.D.: *I & EC Process Des. Dev.*, **25**, 717 (1986).
15. Kang, Y. and Kim, S.D.: *Proc. of KICChE Annual Meeting (Autumn)*, 317 (1985).
16. Richardson, J.F. and Zaki, W.N.: *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 35 (1954).
17. Garside, J. and Al-Dibouni, M.R.: *I & EC Process Des. Dev.*, **16**, 206 (1977).
18. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 134 (1975).
19. Joshi, J.B.: *Chem. Eng. Res. Des.*, **61**, 143 (1983).