

## 액체유동층의 고체입자 흐름형태 변화와 액상 반경방향 혼합

강 용 · 김상돈\*

충남대학교 화학공학과

\*한국과학기술원 화학공학과

(1986년 2월 3일 접수, 1986년 4월 7일 채택)

## Flow Transition of Solids and Radial Dispersion of Liquid in Liquid-Fluidized Beds

Yong Kang and Sang Done Kim\*

*Department of Chemical Engineering, Choongnam University, Daejeon, Korea*

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

(Received 3 February 1986; accepted 7 April 1986)

### 요 약

직경 10.2 cm의 액체 유동층에서 고체 유동입자의 흐름형태 변화(transition of flow pattern)과 액상의 반경방향 혼합특성(liquid radial dispersion characteristics)을 고찰하였다. 액상의 유속 (4 - 12 cm/s), 유동층 공극율 및 유동입자의 흐름형태 변화이 액상의 반경방향 혼합계수에 미치는 영향을 검토하였다. 액상의 반경방향 혼합계수는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 증가하였으나, 액상의 유속과 유동층 공극율의 증가에 따라서는 최대값을 나타내는 곡선으로 변화하였다. 액상의 반경방향 혼합계수가 최대값을 나타낼때의 층 공극율 (bed porosity)은 유동입자의 연속파동속도 (continuity wave velocity)로 예측된 유동입자의 흐름형태가 변환할 때의 층 공극율과 일치하였으며, 이때의 층 공극율은 액체 유동층내에서의 난류강도 (turbulent intensity)와 역학적 에너지 소멸속도가 최대값을 나타내는 때의 층 공극율과 일치하였다.

**Abstract**—Flow transition of solids and radial dispersion of liquid phase in liquid fluidized beds have been studied in a 10.2cm-ID plexiglas column.

The effects of liquid velocity and particle size on bed porosity and radial dispersion coefficient have been determined.

The radial dispersion coefficient increased with particle size. Whereas, the coefficient exhibited a maximum value at a liquid velocity or bed porosity.

The bed porosity at which maximum radial dispersion coefficient occurred coincide with the bed porosity which was derived from the continuity wave velocity at which the flow transition of solids occurred. Also, the porosity value at which the coefficient exhibited a maximum value agreed well with the values at which the turbulent intensity and energy dissipation rate attained its maximum values.

## 1. 서 론

촉매를 이용한 크래킹(cracking), 이온교환수지를 이용한 특정물질의 분리 및 회수 또는 흡착, 침강(sedimentation) 등에 공업적으로 응용될 수 있는 액체유동층(liquid fluidized bed)은 반응기 내에서의 분산상인 고체유동 입자와 연속상인 액체의 접촉(contact), 고체 유동입자의 부유(suspension) 정도 및 각 상들의 흐름형태(flow pattern) 등이 연속상인 액상의 유속과 고체입자의 밀도, 크기등에 따라 일반적으로 결정되며, 이들 특성들을 이해하기 위하여 상 체류량(phase holdup) 및 혼합(mixing) 등의 수력학적 특성들을 인지하여야 한다.

그러므로 액체유동층 반응기의 설계에 필요한 주요 변수들을 예측하기 위해서 연속상인 액상의 유속과 유동층 내의 액상 체류량인 층 공극율 (bed porosity)과의 관계에 대한 연구가 많이 진행되어 왔다.

Richardson과 Zaki[1]는 액상유속과 고체 유동 입자의 종말속도(terminal velocity)의 비를 유동층 공극율의 함수로 나타내었고, Garside와 Al-Dibouni [2]는 Richardson-Zaki의 지수를 구하는 방법을 발전시켰으며, Ramamurthy와 Sabbaraju[3]는 고체입자의 종말속도를 기준으로 한 Reynolds 수와 Galileo수의 관계식을 층 공극율의 함수로 나타내었으나 일반적으로 Richardson-Zaki의 식이 액상유동층에 잘 적용되는 것으로 알려져 있다[4, 5].

Joshi[6]는 액체 유동층에서의 난류강도(turbulent intensity)가 액상유속과 유동층 공극율과의 관계에 영향을 미치는 주요인자가 된다고 제안하였으며, 이미 발표된 문헌의 data들로부터 유동형태(fluidization type)의 변환특성을 연구하였다.

액체 유동층에서 연속상인 액상의 반경방향 혼합(liquid radial mixing)은 유동층 내에서의 물질전달이나 열전달등에 영향을 미치며, Wasmund와 Smith[7] 및 Petal과 Simpson[8]은 액체유동층에서 벽면과 유동층 내부간의 열전달 현상을 해석하는 과정에서 액상의 반경방향 혼합계수(liquid radial dispersion coefficient)를 고찰하였고, El-Temtamy등[9]은 무한 공간모델(infinite space model)을 사용하여 액상의 반경 방향 혼합계수를 측정하였다.

이들 연구의 결과 연속상인 액상의 반경방향 혼

합계수는 일반적으로 유동입자의 크기가 증가할수록 증가하는 것으로 나타났다.

본 연구에서는 액체유동의 특성을 나타내는 주요 요소중의 하나인 고체유동입자의 흐름형태 변환 및 각 유동조건에 따른 액상의 반경방향 혼합계수의 변화특성을 고찰하였으며, 유동입자의 흐름형태 변환이 연속상인 액상의 반경방향 혼합특성에 미치는 영향을 검토하여서 액체유동층 반응기의 최적 조작조건(optimum operating condition) 결정에 중요한 기초자료를 제공하였다.

## 2. 실 험

본 연구에 사용된 실험장치는 Fig. 1에서 보는 바와같이 Kang과 Kim[5]의 실험장치와 유사한데 내경이 10.2cm이고, 높이가 3m인 아크릴관을 사용하였다. 관내의 tracer의 주입은 주어진 실험조건에서 정상상태(steady state)에 도달된 다음 액체 분산판(liquid distributor)으로부터 5 cm 떨어진 위치의 관 중앙에서 직경 3 mm의 스테인레스 강관(stainless steel tube)을 사용하여 점 주입(point source)시켰다. Tracer로서는 1.0N의 KCl 용액을 사용하였으며, tracer의 유속은 미소유량 측정펌프

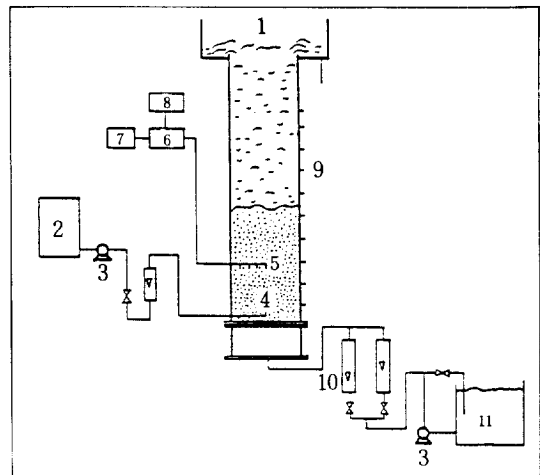


Fig. 1. Experimental apparatus.

- |                       |                         |
|-----------------------|-------------------------|
| 1. Main Column        | 2. Tracer Tank          |
| 3. Pump               | 4. Tracer Inlet         |
| 5. Conductivity Probe | 6. Conductivity Bridge  |
| 7. Recorder           | 8. D. C. Power Supplier |
| 9. Pressure Tap       | 10. Rotameter           |
| 11. Liquid Tank       |                         |

를 사용하여 측정하였고, 관내에서 tracer의 반경방향 농도 분포를 측정하기 위하여 4개의 전기전도도 탐침(electroconductivity probe)을 tracer의 주입 위치로부터 10cm 떨어진 곳에 설치하였는데, 이들의 반경 방향 위치는 관의 중앙으로부터 각 1.53cm의 거리를 두고 설치하였다. 전기전도도 탐침은 직경 5 mm의 스테인레스 강관에 0.5mm 직경의 백금 wire를 삽입하여 만들어졌다.

실험변수로 다루어진 액상의 유속 범위는 4-12 cm/s이었으며, 유동입자로는 밀도 2.5g/cm<sup>3</sup>의 유리구슬이 사용되었는데 그 크기는 직경이 1.7, 4.0 및 6.0mm이었고 초기입자층 높이는 28-30cm이었다. 유동층의 높이 및 압력강하측정을 위해 아크릴관의 벽에는 관의 밑에서부터 12.5cm의 간격으로 15개의 압력 tap을 설치하여 액체 마노미터(liquid manometer)에 연결하였으며, 이로부터 유동층내의 상체류량을 결정하였다[10].

Tracer 주입 후 정상상태하에서 측정된 tracer의 반경방향 농도분포로부터 액상의 반경방향 확산계수(liquid radial dispersion coefficient)를 Klinkenberg등[11]이 유도한 무한공간 모델(infinite space model)을 사용하여 구할 수 있는데, 이 모델은 본 연구와 같은 유동층에 적용하는데 적합한 것으로 알려져 있다[9].

이 무한공간 모델(infinite space model)의 해는 식(1)과 같이 무차원 축 방향 좌표,  $\xi$ 와 변형된 Peclet Group,  $\psi$  및 무차원 반경방향 좌표 X의 함수로 나타낼 수 있다.

$$C/C_o = \frac{\psi}{2\xi} \exp(-\psi/2\xi \cdot X^2) \quad (1)$$

여기서

$$\psi = \frac{U_t/\epsilon_t \cdot R}{2D_z^{1/2} D_r^{1/2}} \quad (2)$$

$$\xi = \frac{D_r^{1/2} \cdot Z}{D_z^{1/2} \cdot R} \quad (3)$$

$$X = \frac{r}{R} \quad (4)$$

이며,  $D_z$ 와  $D_r$ 은 각각 액상의 축방향과 반경방향 확산계수이고, Z와 R은 각각 전기전도도 탐침이 있는 높이와 유동층의 반경을 나타낸다. 따라서 실험적으로 측정된 반경방향 무차원 좌표 X의 변화에 따른 tracer의 농도 분포로부터 식(1)에 의하여

액상의 반경방향 확산계수를 구하였다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3-1. 유동입자의 흐름형태변환(Solid Flow Transition)

액체 유동층(liquid fluidized bed)에서 층공극율(bed porosity)은 유동입자 크기의 함수로서 액상 유속의 증가에 따라 변한다. 이 액상 유속과 층공극율과의 관계는 Richardson-Zaki[1]의 식으로 다음과 같이 표현된다.

$$\frac{U_t}{U_t^*} = \epsilon_t^n \quad (5)$$

여기서  $U_t$ 는 유동입자(fluidizing particle)의 종말속도(terminal velocity)를 나타낸다. Fig. 2에서 보는 바와같이 본 실험결과를 식(5)를 잘 만족하였으며, 이로부터 각 유동입자의 종말속도  $U_t$ 와 n값을 구하여 Table 1에 나타내었다. Garside와 Al-Dibouni는[2] 그들의 실험결과로부터 Richardson-Zaki 식[1]의 n값을 식(6)과 같이 유동입자의 종말속도를 사용한 Reynolds수의 함수로 나타내었다.

$$\frac{5.1-n}{n-2.7} = 0.1 R_{et}^{0.9} \quad (6)$$

액체유동층은 액상유속의 증가에 따라 유동입자

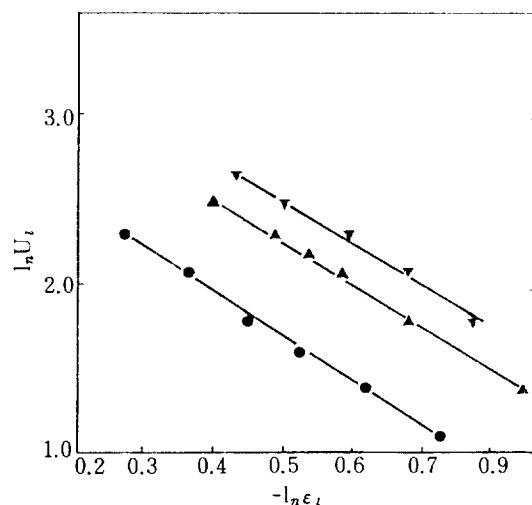


Fig. 2. Plots of Richardson-Zaki correlation in liquid fluidized beds.

● ▲ ▼  
 $d_p$  (mm) : 1.7 4.0 6.0

**Table 1. Comparison between the values of bed porosity at which the maximum continuity wave velocity and radial dispersion coefficient attained.**

$d_p$ (mm)	$\mu_i$ (mPa·s)	$\rho_s$ (g/cm <sup>3</sup> )	$U_i$ (cm/s)	$n$	$(\epsilon_i)_{v_{w, max}}$	$(\epsilon_i)_{D_{r, max}}$
1.7	1.0	2.5	21.5	2.65	0.62	0.69
4.0	1.0	2.5	33.5	2.48	0.60	0.61
6.0	1.0	2.5	41.2	2.43	0.59	0.55

의 체류량(holdup)의 변화를 가져오고 이에따라 유동입자의 운동속도도 영향을 받으므로 Wallis[12]가 유도한 유체의 흐름속에서 유동입자의 연속파동 속도(continuity wave velocity)를 액상 유동층에 적용하면 식(7)을 얻을 수 있다.

$$U_w = (U_i + U_s) + \frac{\partial F_i}{\partial \epsilon_i} \quad (7)$$

여기서  $F_i$ 은 액체와 유동입자간의 drift flux 이고  $U_i$ ,  $U_s$ 는 각각 액상과 유동입자의 공탐속도(superficial velocity)를 나타낸다. 액체 유동층에서 액체와 유동입자간의 drift flux는 식(8)과 같이 쓸 수 있다.

$$F_i = (1 - \epsilon_i)U_i - \epsilon_i U_s \quad (8)$$

액체유동층에서 유동 고체입자는 유동층을 빠져나가지 않고 층의 내부에서만 존재하므로 고체유동입자의 공탐속도,  $U_s$ 는 0이라 할 수 있다. 따라서 (7)식으로부터 유동입자의 연속 파동속도,  $U_w$ 는 식(9)와 같이 쓸 수 있다.

$$U_w = U_i + \frac{d}{d\epsilon_i} \{ (1 - \epsilon_i)U_i \} \quad (9)$$

한편 식(5)에서 액상 유속  $U_i$ 을 식(10)과 같이 액상 체류량의 함수로 나타낼 수 있으므로

$$U_i = U_{i0} \epsilon_i^n \quad (10)$$

식(10)을 식(9)에 대입하여 정리하면 식(11)과 같이 유동입자의 연속파동속도(continuity wave velocity)를 액상 체류량,  $\epsilon_i$ 만의 함수로 나타낼 수 있다.

$$U_w = n U_{i0} (1 - \epsilon_i) \epsilon_i^{n-1} \quad (11)$$

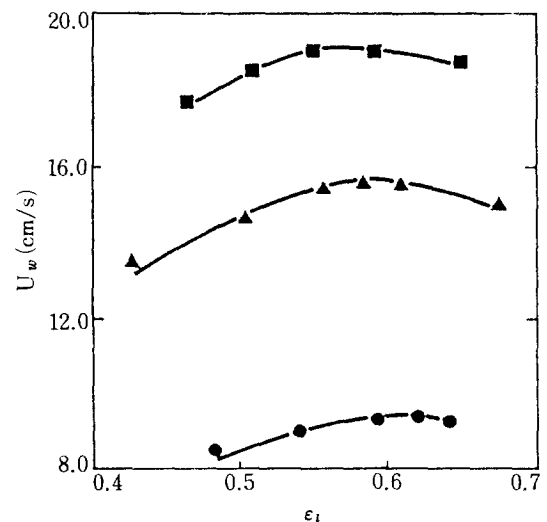
식(11)의 유동입자의 연속 파동속도는 Fig. 3에서 보는 바와같이 액상 체류량 또는 층의 공극율의 증가에 따라 증가하다가 감소하는 경향을 나타내는데, 유동입자의 연속 파동속도가 최대가 되는 때의 층 공극율(bed porosity)은 식(11)의 층 공극율,  $\epsilon_i$ 에 대한 1차 도함수로부터 식(12)와 같이 상수  $n$ 만의 함수로 나타낼 수 있다.

$$(\epsilon_i)_{v_{w, max}} = \frac{n-1}{n} \quad (12)$$

액체유동층에서 유동입자의 연속 파동속도는 유동층내에서의 유체와 고체입자의 접촉과 흐름 특성에 의하여 유도되어진 것이므로 유동입자의 연속 파동속도가 변화하는 양상은 유동층내에서의 흐름 특성의 변화를 의미한다고 할 수 있다.

즉, 액체 유동층에서 액상 유속의 증가에 따라 액상 체류량의 증가를 가져오므로, 유동층 단위 부피당의 유동입자의 체류량은 점점 감소하여 유동입자의 흐름형태가 순환흐름(circulation flow)에서 무질서한 난류흐름(turbulent random flow)으로 바뀐다고 할 수 있겠다.

유동입자가 순환흐름의 형태를 갖는 영역에서는 층의 공극율이 크지 않으므로 유동입자-상호간의



**Fig. 3. Continuity wave velocity of solid phase as a function of bed porosity in liquid fluidized beds.**

$d_p$  (mm) : 1.7      4.0      6.0

거리가 멀리 떨어지지 않아서 이들 상호간의 충돌 및 액상의 유체성분 (fluid element) 과의 접촉이 빈번히 일어나며, 액상 유속의 증가는 이들 충돌과 접촉회수를 증가시켜주는 역할을 하므로 유동입자의 연속 파동속도,  $U_w$ 는 액상 유속 및 층 공극율의 증가에 따라 점점 증가된다.

그러나 액상 유속이 상당히 빠른 난류흐름 영역에서는 유동층의 공극율이 매우 증가하여 유동입자의 체류량 감소가 심각하게 일어나므로 액상 유속의 증가에 따라 유동입자의 속도는 증가하지만 유동입자 상호간의 충돌과 액상과의 접촉회수가 현저하게 감소하여[13], 결국 유동입자의 연속 파동속도의 감소를 가져온다고 할 수 있다.

따라서 유동입자의 흐름 형태가 순환흐름 (circulation flow) 에서 난류흐름 (turbulent flow) 으로 바뀌는 때의 유동입자의 연속 파동속도는 최대값을 나타낸다고 볼 수 있다 (Fig. 3).

본 실험 영역에서  $(U_w/U_{mf})_{max}$  값은 3.8-4.5 범위에 변화되고 있다.

또한 액체유동층에서 난류의 bulk 강도는 Joshi [6] 에 의하면 식(13)처럼 나타낼 수 있는데,

$$I = \frac{U_t \varepsilon_s}{1 - \varepsilon_s} = U_t \left( \frac{1 - \varepsilon_t}{\varepsilon_t} \right) \quad (13)$$

식(10)을 식(13)에 대입하여 정리하면 식(11)과 유사한 식이 되며, 결국 액체 유동층에서 난류의 bulk 강도가 최대가 되는 경우의 층 공극율은 유동입자의 연속 파동속도가 최대가 되는 때의 층 공극율과 일치하게 된다. 이와같은 경향은 에너지 측면에서도 검토될 수 있는데, Kang 등은 [13] 액체유동층에서 역학적 에너지 손실 속도를 식(14)와 같이 유도하였으며,

$$E_D = \frac{U_t \varepsilon_t^n (1 - \varepsilon_t) (\rho_s - \rho_t) g}{\varepsilon_t \rho_t} \quad (14)$$

역학적 에너지 손실 속도가 최대가 되는 때의 층공극율을 식(14)로부터 구하였는데 그 결과는 식(12)와 같다.

그러므로 액체유동층에서 유동입자의 흐름형태가 순환흐름에서 난류흐름으로 바뀌는 바로 그때의 유동조건에서는 유동입자의 연속 파동속도가 최대가 될뿐만 아니라 유동층내의 난류의 bulk 강도와 역학적 에너지 손실 속도도 최대가 됨을 알 수 있다.

### 3-2. 액상의 반경방향 혼합

액체유동층에서 유동입자의 흐름 형태의 변화는 유동층내에서의 혼합등 수력학적 특성뿐만 아니라 열 및 물질전달등의 전달현상[14]에도 큰 영향을 미칠것으로 예견되는데, 본 연구에서는 연속상인 액상의 반경방향의 혼합 (mixing) 에 미치는 영향을 검토하였다.

액체유동층의 혼합은 일반적으로 유동층내의 난류현상, 액상과 유동입자의 흐름형태 및 액체분산관 (liquid distributor) 등의 영향을 받는 것으로 알려져 있는데 [6], 특히 액상유동입자의 크기 및 유속의 증가는 유동층내의 난류현상을 유발하여 축방향혼합[15]뿐만 아니라 반경방향의 흐름에도 중요한 영향을 미친다고 할 수 있다. 본 연구의 실험조건하에서 입자크기의 변화에 따른 tracer의 반경방향 농도분포를 Fig. 4에 나타내었는데, 입자크기의 증가에 따라 tracer의 반경방향 농도 구배 (radial

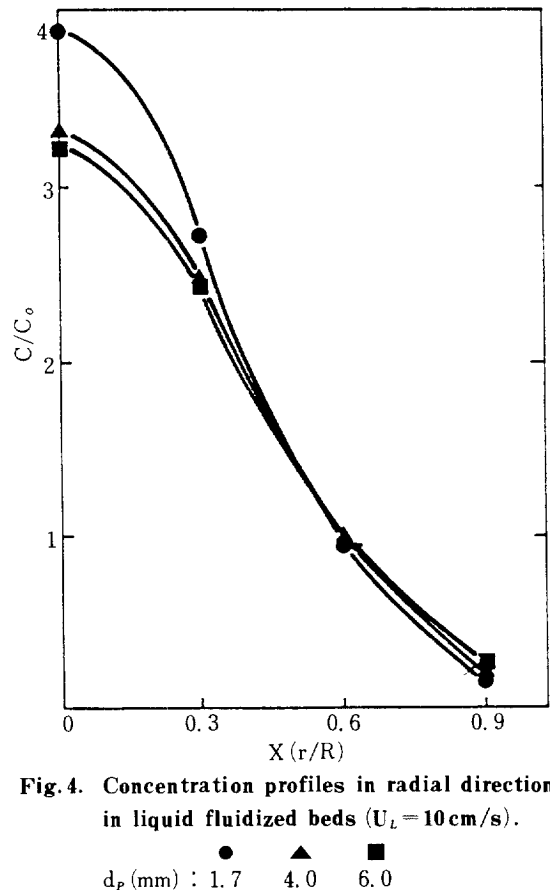


Fig. 4. Concentration profiles in radial direction in liquid fluidized beds ( $U_L = 10 \text{ cm/s}$ ).

concentration gradient)는 점점 감소하는 것을 알 수 있었으며, 이는 결국 반경방향의 혼합도의 증가를 의미한다.

액상의 반경방향 혼합도는 Fig. 4와 같은 tracer의 반경방향 농도구배를 식(1)의 무한 공간 모델(infinite space model)에 적용하여 얻을 수 있는 반경방향 확산계수로 나타낼 수 있는데, 이 액상의 반경방향 확산계수,  $D_r$ 은 Fig. 5에서 보는 바와같이 액상 유속의 증가에 따라 최대값을 나타낸다.

액상의 반경방향 확산계수가 최대값을 나타내는 때의 총 공극율(Fig. 6)은 유동입자의 연속 파동속도가 최대값을 나타내는 때의 총 공극율,  $(\epsilon_t)_{U_{w, max}}$ 과 매우 유사한 값을 나타내고 있는데 이는 유동입자의 흐름 형태가 순환흐름에서 난류 흐름으로 바뀌는 때의 액상의 반경방향 혼합이 가장 잘 일어나는 것을 의미한다(Table 1). 또한 이 때의 유동층내의 에너지 소멸속도가 가장 빠르는데 이는 액상과 유동입자의 접촉 및 유동입자 상호간의 충돌이 가장 활발하다는 것을 의미하며, 이때에 난류의 강도도 최대가 되어 유동층내의 반경방향 혼합에 최적의 조건을 조성한다고 할 수 있다.

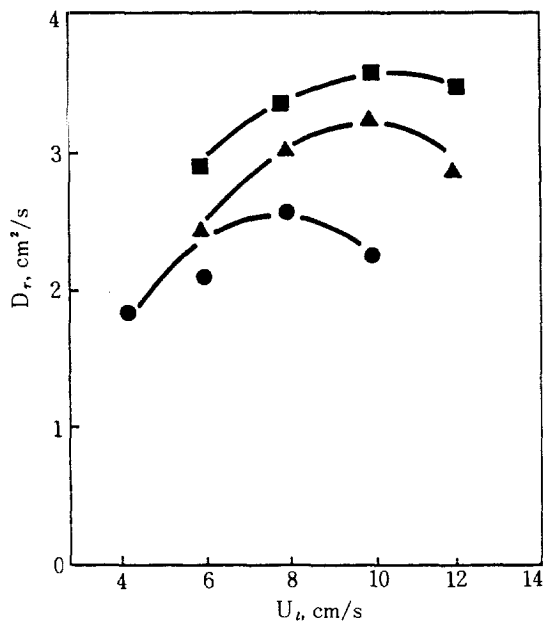


Fig. 5. Effect of liquid velocity on radial dispersion coefficient in liquid fluidized beds.

$d_p$  (mm) : 1.7    4.0    6.0

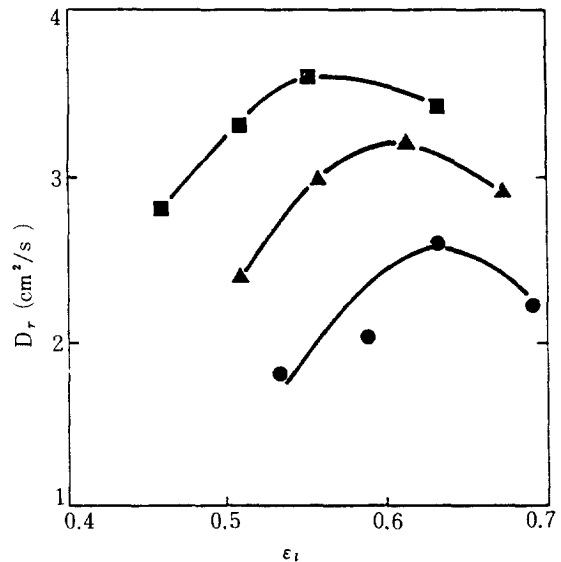


Fig. 6. Effect of bed porosity on radial dispersion coefficient in liquid fluidized beds.

$d_p$  (mm) : 1.7    4.0    6.0

액상의 유속이 매우 빠른 난류흐름영역(turbulent flow region)에서는 유동입자 체류량의 급격한 감소로 유동입자 상호간의 충돌 횟수도 급격히 감소할 뿐만 아니라 유동입자에 의해 일어나는 액체성분(liquid element)의 반경방향흐름(radial flow)은 유동입자의 흐름이 순환흐름영역에서 난류흐름영역으로 변환되는 임계영역(critical regime)에서 보다 오히려 감소하는 경향을 나타낸다고 할 수 있다(Figs. 5 and 6) [16]. Figs. 5와 6에서 볼 수 있듯이 액상의 반경방향 확산 계수는 유동입자의 크기가 증가할수록 증가하는 경향을 나타내는데 이는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 입자의 크기에 의해 결정되는 형태 난류(form turbulence) 증가를 가져오기 때문인데 Schlichting[16]은 구형 입자를 지나가는 유체의 수력학적 정보로부터 형태난류(form turbulence)를 대략  $d_p/2$ 에 비례한다고 하였다.

액체유동층에서 액상의 반경방향 혼합은 연속상인 유체성분(fluid element)의 흐름속도와 밀접한 관계가 있으므로 액상의 유동층내에서의 속도(interstitial velocity)를 기준으로 한 Peclet Number,  $Pe_r^*$ 로 액상의 반경방향 확산계수를 나타내면 Fig. 7과 같다.

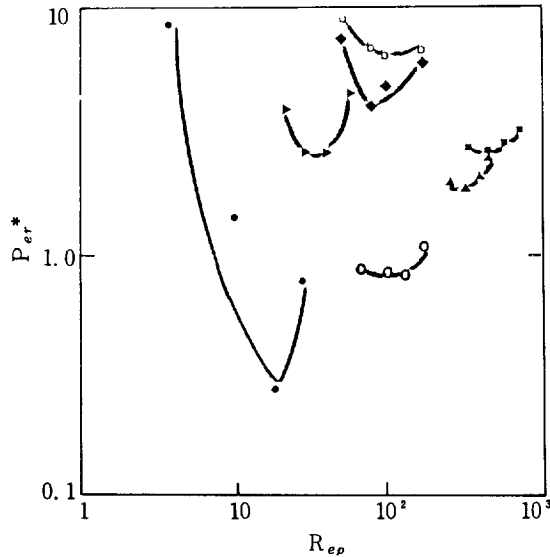


Fig. 7. Relationship between modified Peclet number and particle Reynolds number in liquid fluidized beds.

○  $d_p$  (mm) : 1.7  
 ▲  $d_p$  (mm) : 4.0  
 ■  $d_p$  (mm) : 6.0; present study  
 b  $d_p$  (mm) : 1.3; Wasmund and Smith (7)  
 ●  $d_p$  (mm) : 0.57  
 ◆  $d_p$  (mm) : 1.37; Patel and Simpson (8)  
 ▼  $d_p$  (mm) : 2.0; Cairns and Prausnitz (17)

유동입자의 크기를 기준으로 한 Reynolds 수 (particle Reynolds Number)의 증가에 따라  $P_{er}^*$  값은 최소값을 보이는 것을 알 수 있다. Wasmund와 Smith (7), Patel과 Simpson (8), 그리고 Cairns와 Prausnitz (17) 등의 실험결과에서도 이와 유사한 경향을 찾아볼 수 있으며 (Fig. 7), 약간의  $P_{er}^*$  값의 차이는 각각의 연구에서 사용한 유동층의 반경, 액체분산판, 유동입자의 밀도 등  $P_{er}^*$  값의 결정에 고려되지 않은 유동조건에 차이 때문으로 볼 수 있겠다.

본 연구의 실험결과를 Kang과 Kim (5)이 삼상유동층에 사용한 등방 난류모델 (isotropic turbulence model)을 적용하고 유동층내에서의 유동입자의 연속 파동속도를 고려하여 correlation하면 식(15)와 같이 Peclet Number를 유속의 비와 유동입자와 유동층 직경에 대한 비의 함수로 나타낼 수 있었다.

$$P_{er} = 130.3 \left\{ \left( \frac{d_p}{D} \right) \left( \frac{U_i}{U_i + U_w} \right) \right\}^{1.1} \quad (15)$$

이 식의 correlation 계수는 0.94로 실험 결과와 잘 일치하였다.

#### 4. 결 론

1. 액체유동층에서 연속상인 액상 유속의 증가에 따라 고체유동입자의 흐름은 순환흐름 (circulation flow)에서 난류흐름 (turbulent flow)으로 그 형태가 변환되는 것을 유동입자의 연속 파동속도의 변화로부터 예측할 수 있다.

2. 액체 유동층에서 유동입자의 흐름형태가 변환될때의 층 공극율 (bed porosity)은 유동층내에서의 난류 강도와 역학적 에너지 소멸속도가 최대될 때의 층 공극율과 일치하였다.

3. 액체유동층에서 액상의 반경방향 확산계수 (liquid radial dispersion coefficient)는 유동입자의 크기가 증가할수록 증가하였으나 액상유속의 증가에 따라서는 최대값을 나타내었으며, 이 액상의 반경방향 확산계수가 최대값을 갖는 때의 층 공극율은 유동입자의 흐름형태가 변환될때의 층 공극율과 유사한 값을 갖는다.

#### 감 사

본 연구의 수행은 과학재단의 지원으로 가능하였으며, 귀 재단에 감사를 드립니다.

#### NOMENCLATURE

C	: concentration of tracer, mol/l
Co	: initial concentration of tracer, mol/l
D	: column diameter, cm
$d_p$	: particle diameter, mm
$D_r$	: radial dispersion coefficient, $\text{cm}^2/\text{s}$
$D_z$	: axial dispersion coefficient, $\text{cm}^2/\text{s}$
$E_D$	: energy dissipation rate per unit mass of liquid, $\text{J/kg}\cdot\text{s}$
I	: turbulent intensity in liquid fluidized bed, $\text{cm/s}$
n	: index in equation (5)
$P_{er}$	: Peclet number based on radial dispersion coefficient, $U_i d_p / D_r$

- $P_{er}^*$  : Peclet number based on radial dispersion coefficient and interstitial velocity of liquid phase,  $\frac{U_i d_p}{\varepsilon_i D_r}$
- $R$  : radius of column, cm
- $r$  : radial distance, cm
- $Re_p$  : particle Reynolds number,  $\frac{d_p U_i \rho_i}{\mu_i}$
- $Re_t$  : particle Reynolds number based on terminal velocity,  $\frac{d_p U_t \rho_i}{\mu_i}$
- $U_i$  : superficial velocity of liquid phase, cm/s
- $U_s$  : superficial velocity of solid phase, cm/s
- $U_t$  : terminal velocity of solid phase, cm/s
- $U_w$  : continuity wave velocity of solid phase cm/s
- $X$  : dimensionless radial coordinate
- $Z$  : distance of electroconductivity probe from the distributor, cm

### Greek Letters

- $\varepsilon$  : phase holdup
- $\rho$  : density, g/cm<sup>3</sup>
- $\psi$  : modified Peclet Group in equation (2)
- $\zeta$  : dimensionless axial coordinate

### Subscript

- $l$  : liquid phase
- max : maximum
- $r$  : radial direction
- $s$  : solid phase
- $z$  : axial direction

### REFERENCES

1. Richardson, J.F. and Zaki, W.N. : *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 35 (1954).
2. Garside, J. and Al-Dibouni, M.R. : *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 206 (1977).
3. Ramamurty, K.K. and Sabbaraju, K. : *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 184 (1973).
4. Vasalos, I.A., Rundell, D.N., Megiris, K.E., and Tjatjopoulos, G.J. : *AIChE J.*, **28**, 346 (1982).
5. Kang, Y. and Kim, S.D. : *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **25**, 717 (1986).
6. Joshi, J.B. : *Chem. Eng. Res. Des.*, **61**, 143 (1983).
7. Wasmund, B. and Smith, J.M. : *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 156 (1967).
8. Patel, R.D. and Simpson, J.M. : *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 67 (1977).
9. El-Temtamy, S.A., El-Sharnoubi, Y.O. and El-Halwagi, M.M. : *Chem. Eng. J.*, **18**, 161 (1979).
10. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A. : *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 134 (1975).
11. Klinkenberg, A.A., Krajenbrink, H.J. and Lauwerier, H.A. : *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1202 (1953).
12. Wallis, G.B. : *One Dimensional Two Phase Flow*, McGraw-Hill N.Y. (1969).
13. Kang, Y., Suh, I.S. and Kim, S.D. : *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1 (1985).
14. Kim, S.D., Kang, Y. and Lee, H.K. : *Hwahak Konghak*, **23**, 167 (1985).
15. Kim, S.D. and Kim, C.H. : *J. Chem. Eng., Japan*, **16**, 172 (1983).
16. Schlichting, H. : *Boundary Layer Theory*, 6th. Eds. McGraw-Hill, N.Y., (1968).
17. Cairns, E.J. and Prausnitz, J.M. : *AIChE J.*, **6**, 554 (1960).