

充填流動層의 固體粒子混合研究

金 容 翊* 李 哲 洙** 姜 雄 基***

Longitudinal Solid Mixing in a Screen Packed Fluidized Bed

Yong Eak Kim*, Chul Soo Lee**, Woong Ki Kang***

*** Atomic Energy Research Institute

*** Research Institute of Mining and Metallurgy

MIXING in a screen packed fluidized bed was studied using activated glass beads as a tracer. Glass beads of about 0.2mm were used as bed material. A 5cm Pyrex column was employed and longitudinal diffusivities were obtained.

Diffusion model was successfully applied. Corelation given by Kang and Osberg was checked, which agreed well with the present experiment at lower air velocities. At higher air velocities a random walk model was proposed and gave good results.

緒 論

流動層에서의 現象은 流動層이 均一하게 팽창할 때와 bubble 現象이 支配의일 때의 두 경우로 區分된다. 前者를 particulate fluidized bed 라 하여, 주로 液固系 流動層에서 일어나는 現象으로 알려져 있고, bubble 現象이 支配의일 때를 aggregate fluidized bed 이라 하여, 氣固系 流動層에서 많이 일어나는 現象으로 알려져 있다.

그러나 氣固系の 流動層인 경우도, baffle 이 있거나 充填된 경우에는 훨씬 均一하게 된다. Leva 는 流動層에 baffle 이 있을 경우와 없는 경우 固體混合에 관한 비교를 하였다(1). Sutherland et al 은 여러가지 packing material 을 使用하여 實驗하였고 screen ring 의 効用性을 提示했다(2). Kang and Osberg 는 screen ring 을 使用하여 充填流動層에서의 固體混合을 研究하였고, 充填物이 없을 때는 成立하지 않는 diffusion model 이 充填物이 있을 경우에는 成立함을 밝히었다(3). Gabor et al 은 spherical ball 을 使用한 充填流動層에서의 固體混合과 熱傳達를 研究하였고(4, 5, 6), 充填流動層의 熱傳達도 여러 사람에 의해 研究되었다(7, 8).

充填流動層의 解析은 比較的 덜 어려운 것으로 생각되며, 이것은 充填流動層이 充填物이 없을 때보다 均一한 現象을 나타내기 때문이다. Ruckenstein (9)과 Houghton(10)은 homogeneous fluidized bed 에 對한 解析의 結果를 Kramers 의 液固系流動層의 data(11)와 비교하였다. 液固系流動層의 混合에 관한 研究는 Hanratty 와 Krishnaswamy 에 의해서도 研究되었다(12, 13).

本 實驗의 目的은 screen ring 으로 充填된 流動層의 longitudinal solid mixing 을 廣範圍한 空氣流量에 걸쳐 측정하고 충전운동층의 現象을 관찰 해석하는 것이다.

理 論

Diffusion model 이 充填流動層에 適用됨은 이미 밝혀진바 있다(3).

一次元 finite batch mixer 에 對한 diffusion equation 과 境界조건은 아래와 같다.

$$D_e \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (1)$$

$$C(x, 0) = 0 \text{ for } L > x > 0 \quad (2)$$

$$C(x, 0) = C_0 \text{ for } -l < x < 0 \quad (3)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x}(-l, t) = \frac{\partial C}{\partial x}(L, t) = 0 \quad (4)$$

$$C(-0, t) = C(+0, t) \text{ for } t > 0 \quad (5)$$

** 原子力研究所

*** 金屬燃料綜合研究所

$$\frac{\partial C}{\partial x}(-0, t) = \frac{\partial C}{\partial x}(+0, t) \text{ for } t > 0 \quad (6)$$

그 해는

$$\frac{C}{C_\infty} = 1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \left[(-1)^n \exp\left\{-\frac{n^2 \pi^2 D_e}{(L+l)^2} t\right\} \cos \frac{n\pi(L-x)}{L+l} \frac{\sin \frac{n\pi l}{L+l}}{\frac{n\pi l}{L+l}} \right]$$

for $x > 0$ where $C_\infty = \frac{lC_0}{L+l}$ (7)

$l/(L+l)$ 이 작을 때 (7)식은

$$C_N = 1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \left[\exp\left(-\frac{n^2 \pi^2 D_e}{H^2} t\right) \cos n\pi x' \right] \quad (8)$$

where $C_N = C/C_\infty$ $x' = \frac{x+l}{L+l}$ $H = L+l$

Bubble Model

Aggregate fluidized bed 에 대하여 Kang & Osberg 는 bubble model 을 제의하였다(3). Finite batch mixer 가, 같은 크기의 back mixing rate 가 같은 連續的인 mixer 로 나누어 진다고 가정하여 다음 式을 유도하였다.

$$D_e \cong k \frac{\epsilon_b^2}{\epsilon_c} \quad (9)$$

k 는 實驗的으로 257 로 決定하였다.

Random Walk Model

Random walk 運動에서 各 층들間의 平均距離와 平均時間은 diffusivity 를 使用하여 Einstein 의 diffusion equation 으로 다음과 같이 주어진다(14).

$$\overline{\Delta x^2} = 2D\theta \quad (10)$$

θ 는 다음과 같이 생각할 수 있고,

$$\theta = \frac{|\Delta x|}{u} \quad (11)$$

u 는 平均粒子速度이며 superficial air velocity 와 다음과 같은 관계가 있다.

$$\rho_s u^2 \propto \rho(v^2 - v_{mf}^2) \quad (12)$$

式(12)는 Ruckenstein 이 homogeneous fluidized bed 解析에 使用한 式이다(9). 층들간의 平均運動距離 즉 mean free path 는 粒子들이 점유하고 있는 體積에 逆比例한다는 氣體分子運動論의 結果를 使用하면

$$|\Delta x| \propto \frac{1}{\epsilon_c} = \frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon} \quad (13)$$

式(10)(11)(12)(13)으로부터,

$$D_e = k(v^2 - v_{mf}^2)^{1/2} (1 - \epsilon_{mf}) / (1 - \epsilon) \quad (14)$$

實驗裝置와 方法

Fig. 1 에 보인 바와 같이 150cm 높이, 5cm 內徑의 유

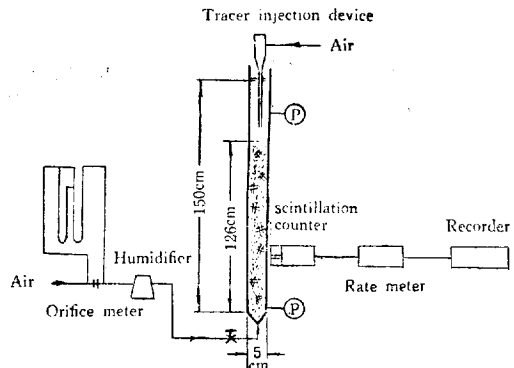


Fig. 1. Apparatus

리칼럼을 使用하였고 空氣는 칼럼 下部로 부터 導入하였다. 空氣流量은 orifice meter 로 測定하였고 相對濕度 30%以上으로 하였다. Electro static effect 를 減少시키기 위함이었다. v_{mf} 를 決定하기 위하여 칼럼 上部와 下部間의 압력差가 측정되었다. Bed material 은 0.193mm 정도의 유리가루를 使用하였고 充塡物質은 12Mesh screen cloth 로 製作한 1/2" dia × 1/2" 의 open end screen ring 을 使用하였다.

Tracer 로 使用된 物質은 neutron flux 에 依해 放射化된, bed material 의 一部이고 칼럼 上部에서 瞬間的으로 注入되었으며 그 activity response 를 칼럼 上部로 부터 2/3 되는 지점에서 scintillation counter 로 測定하였다. 測定된 signal 은 rate meter 를 거쳐 recorder 에 記錄되었다. Recorder 는 0.25cm/sec 의 빠르기로 回轉했다. 2/3 되는 곳에서 測定한 것은 이곳에서 비교적 緩저한 activity 變化를 얻을 수 있었고 end effect 등이 감소된다고 생각되었기 때문이다. 매 實驗마다 bed 의 팽창과 유량을 測定하였다.

Bed 物質과 packing material 에 관한 諸元이 Table 1 에 表示되어 있다.

Table 1

Packing	Opening	ϵ_p	v_{mf}	mean particle dia	ρ_{mf}
1/2" 12Mesh	0.17 cm sq	0.026	7.35 cm/sec	0.193mm	1.20 gr/cm ³

D_e 의 決定은 一般的으로 momentum 을 使用하는 方法이 있으나(15), 여기서 는 다음 方法에 依하였다.

式(8)에서 $x' = 2/3$ 이고 $-\frac{\pi^2}{H^2} D_e t$ 가 크다면

$$C_N \cong 1 - \exp\left(-\frac{\pi^2 D_e}{H^2} t\right)$$

또는

$$\log(1 - C_N) = -21.4(D_e/H^2)t \quad (16)$$

$\log(1 - C_N)$ 을 t 에 대하여 graph 에 나타내면 충분히

큰 t 값에 대해 實驗値가 원점을 지나는 직선이 된다. 이 部分들에 對한 data로 부터 最少自乘法에 의해 D_e 를 算出하였다. 이렇게 計算된 D_e 의 값을 實驗곡선과 比較하여 Fig.3에 나타내었다.

實驗結果 및 考察

充填流動層의 팽창 充填流動層의 팽창은 fluctuation이 적으므로 比較的 精確히 測定할 수 있다. 本實驗의 範圍는 minimum fluidization이 일어나는 곳에서 pneumatic conveying이 일어나기 前까지이다.

Baffled gas fluidization에 관한 結果가 Leva에 의해 정리되었고(1), particulate fluidized bed의 팽창에 관한 式이 Davidson에 의해 주어져 있다(16). 이 結果들을 直接 적용할 수는 없었으나 경향을 알기 위하여

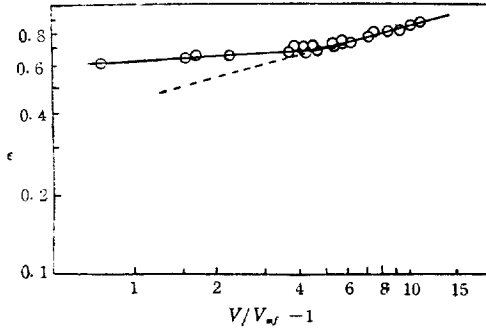


Fig. 2. Expansion of bed

比較하였다. Fig.2로 부터 流速이 빠른 部分은 particulate한 성질이 强하고 유속이 느린 部分에서는 aggregate한 性質이 강하다는 것을 추측할 수 있다. 이 추론

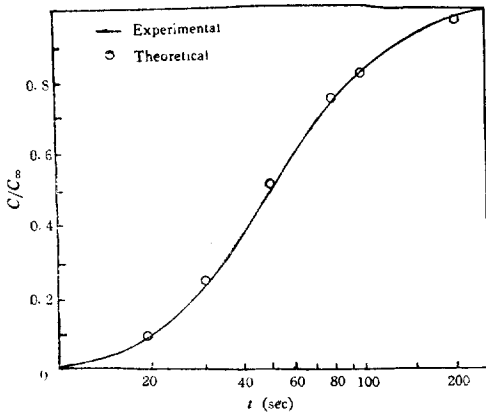


Fig. 3 Typical longitudinal mixing curve $u/u_{mf} = 9.52$ $\epsilon = 0.79$

은 D_e 를 voidity의 函數로 나타낸 graph에서도 나타난다.

ϵ_{mf} 는 0.56이었고 ϵ 는 다음 式들에 의해 計算하였다. 즉 $\epsilon_b = (H - H_{mf})/H$, $\epsilon = \epsilon_b + \epsilon_{mf} \times \epsilon_c$, $\epsilon_c = 1 - \epsilon_b$

Longitudinal particle mixing과 diffusion model 代表的인 mixing curve가 Fig.3에 주어져 있다. 빠른 流速에서도 diffusion model이 成立함을 알 수 있다.

ϵ 의 函數로 表示된 mixing curve D_e 를 ϵ 의 函數로 하여 Fig.4에 表示했다. Fig.4로부터 曲線이 두 部分으로 나뉘어 점을 알 수가 있다. D_e 는 $\epsilon = 0.7$ 에서 極大에 達하고 그후 급격히 상승한다. Kramers의 homogeneous fluidization의 data(11)도 비슷한 경향이 있으며 Ruckenstein의 homogeneous fluidization에

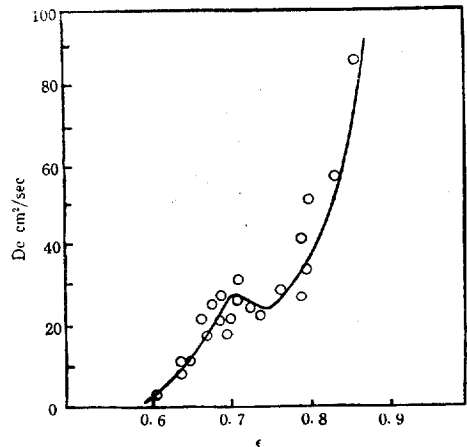


Fig. 4. Eddy diffusivity as a function of voidity

對한 解析은 높은 流量의 범위에서 실험치와 더 잘 일치한다(9). 유속이 느린 部分에서는 Kang & Osberg의 解析을 적용할 수 있으나 빠른 流速의 部分에 對하여서는 particulate fluidization을 가정 한 새로운 model이 必要하다고 생각된다.

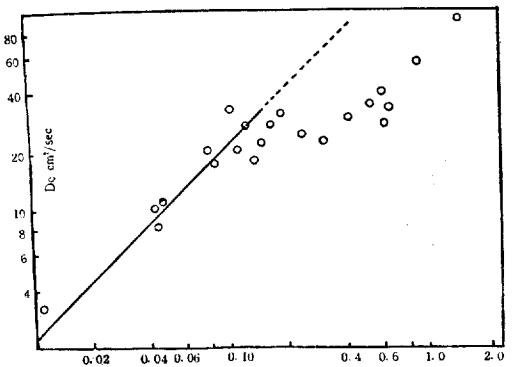


Fig. 5. Eddy diffusivity as a function of void term

ϵ_b^2/ϵ_c 의 函數로 表示된 Mixing Curve Fig. 5에 D_e 를 ϵ_b^2/ϵ_c 의 函數로 表示하였다. 그림에서 알 수 있는 바와같이 이 관계는 適用한계가 있으며 Fig. 4에 의하면 $\epsilon=0.7$ 정도까지의 범위에 해당한다.

Kang and Osberg의 式(9)에서 $k=257$ 로 발표되었으며 이번 實驗値는 205이었다. Kang & Osberg에 의하면 k 는 packing의 크기에는 관계가 없고 particle size에 대한 영향은 밝혀지지 않았다.

流速과 ϵ 의 函數로 表示된 Mixing Curve Fig. 6에 $(v^2-v_{mf}^2)^{1/2}(1-\epsilon_{mf})/(1-\epsilon)$ 의 函數로 D_e 가 表示되어 있다. Bubble model이 成立하지 않는 部分에 對해 式(15)는 잘 일치한다. 計算된 k 의 값은 0.28이었다.

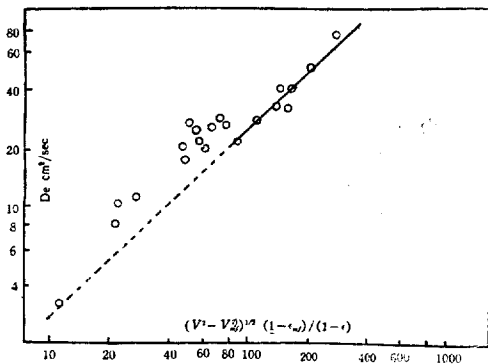


Fig. 6. Eddy diffusivity as a function of velocity and void term

結 論

Diffusion model은 充填流動層에서 全實驗範圍에 걸쳐 成立되었고, 낮은 流量에서는 aggregate bed가 가지는 性質을 나타내고 높은 流量에서는 particulate bed의 性質에 가까웠다.

Aggregate bed에 對해 Kang & Osberg의 式이 적용되었고 particulate bed에 對해 새로운 式을 유도하였다. 즉,

$$D_e = 0.28(v^2 - v_{mf}^2)^{1/2}(1 - \epsilon_{mf}) / (1 - \epsilon)$$

記號說明

- C=tracer concentration, gm tracer/gm total
- C_N =normalized tracer concentration
- C_0 =initial tracer concentration, gm tracer/gm total
- C_∞ =average tracer concentration, gm tracer/gm total
- D_e =eddy diffusivity, cm^2/sec
- H=total bed height, cm

- k, K =constant
- l =initial tracer layer thickness, cm
- L=bed height before the tracer injection, cm
- t =time from the tracer injection, sec
- v =superficial velocity of air, cm/sec
- u =particle velocity, cm/sec
- Δx =mean free path, cm
- ρ =apparent density, gm/cm³
- ϵ =voidity or volumetric fraction
- <subscripts>
- b=bubble phase
- c=continuous phase
- s=solid
- mf =minimum fluidization
- p= packing

BIBLIOGRAPHY

- 1) Leva, M., "Fluidization" McGraw Hill, New York, (1959)
- 2) Sutherland, J. P., Vassilatos, G. H. and Osberg, G. L., A. I. Ch. E. Journal, 9, 437 (1963)
- 3) Kang, W. K. and Osberg, G. L. Can. J. Chem. Eng., 42, 163 (1964)
- 4) Gabor, J. D. and Mecham, W. J., Ind. Eng. Chem. Fund., 3, 60 (1964)
- 5) Gabor, J. D., A. I. Ch. E. Journal, 10, 345 (1964)
- 6) Ibid., A. I. Ch. E. Journal, 11, 127 (1965)
- 7) Zeigler, E. N. and Brazelton, W. T. Ind. Eng. Chem. Process Design and Development, 2, 276 (1963)
- 8) Basakov, A. P. and Vershinina, V. S., Intern. Chem. Eng., 4, 119 (1964)
- 9) Ruckenstein, E., Ind. Eng. Chem. Fund., 3, 260 (1964)
- 10) Kramers, H., Westermann, M. D., Groot, J. H. and Dupont, F. A., Third Congress of European Federation of Chemical Engineers, B1, 1962
- 11) Houghton, G., Ind. Eng. Chem. Fund., 5, 153 (1966)
- 12) Hanratty, J., A. I. Ch. E. Journal, 2, 372 (1956)
- 13) Krishnaswamy, P. R., The 15th Canadian Chemical Engineering Conference (1965)
- 14) Hinze, J. O. "Turbulence" McGraw Hill, New York (1965)
- 15) Levenspiel, O., Bishop, K. B. "Advances in Chemical Engineering" Vol. 4 pp. 95-199 Academic Press, New York, (1963)
- 16) Davidson, F. Harrison, D., "Fluidized Particles" Cambridge University Press, (1963)