

금망충전 유동화상에서 고체입자의 체류시간의 분포

최 대 기 · 이 원 국

한국과학원 화학공학과

(접수 1979. 2. 19)

Residence Time Distribution of Solids in a Screen-Packed Fluidized Bed

Dae-Ki Choi and Won Kook Lee

Department of Chemical Engineering

Korea Advanced Institute of Science, Seoul 131, Korea

(Received February 19, 1979)

요 약

분말 활성탄재생의 기초연구로써 기 고병류유동층에서, 고체입자의 크기, 기체유속, 금망충전의 mesh 크기, aspect ratio(유동층에서 층고와 직경의 비) 등을 변수로 하여 고체입자의 혼합유형을 고체의 체류시간을 정함으로써 연구하였다. 실험결과에 의하면 기체유속과 aspect ratio가 크게 영향을 미쳤으며, aspect ratio가 감소할수록 또 기체유속이 증가할수록 고체입자들은 완전혼합에 가깝게 되었다. 또한 유동입자의 크기가 클수록 충전물 mesh 크기가 클수록 완전혼합에 가까워지며, 이들에 대한 관계는 다음과 같은 실험식으로 표시할 수 있었다.

$$(S-1) = 6.6 \times 10^{-2} \frac{(L/D)^{0.56}}{\left(\frac{u_g}{u_{mf}} - 1\right)^{1.73} (\bar{d}_p)^{0.68} (\bar{d}_{m_0})^{0.2}}$$

Abstract

The mixing pattern of solids in a co-current gas fluidized bed with screen packings was studied by measuring the residence time distribution (RTD) for a basic research on the thermal regeneration of activated carbon. The variables selected for investigation of RTD of solids were aspect ratio (the length to diameter ratio of the fluidized bed), the flow rate of fluidizing gas, particle size, mesh size of screen packing and the flow rate of solid through the

system. The experimental results showed that the gas flow rate and the aspect ratio had a marked effect on the mixing pattern of solids. The tendency to perfect mixing of solids increases with decrease of aspect ratio and increase of gas flow rate. The results also showed that the tendency to perfect mixing increased with increase of mesh size of screen cylinder and particle size of solids. But within the range studied, the feed rate of solids had no effect on the mixing pattern. From these results, the following empirical equation was obtained.

$$(S-1) = 6.6 \times 10^{-2} \frac{(L/D)^{0.56}}{\left(\frac{u_g}{u_{mf}} - 1\right)^{1.73} (\bar{d}_p)^{0.68} (\bar{d}_{m0})^{0.20}}$$

1. 서 론

연속조작계에서의 고체 혼합은 고체입자의 체류시간 분포(RTD)를 측정하여 이것으로부터 고체혼합을 정량적 및 정성적으로 설명할 수 있는데, 이와 같은 방법은 Gilliland와 Mason^{3),4)}이 유동층에서 고체입자의 역혼합을 연구하면서 처음 사용하였고, 그 후 Danckwert²⁾가 이를 보다 체계적으로 정리해서 다른 정상류계에도 적용하였다.

Tailby와 Cocquerel¹⁰⁾, Morris⁶⁾, Turyayev¹¹⁾ 등은 aspect ratio를 변화시키면서 고체혼합을 연구하였으며, 또한 Turyayev¹¹⁾는 고체입자 크기에 대한 고체혼합의 영향을, Gilliland와 Mason³⁾, Turyayev와 Builov¹¹⁾는 기체혼합에 대한 고체입자 크기의 영향 등을 실험하였다. 또한 Wolf와 Resnick¹²⁾는 실험에서 얻은 RTD 곡선을 두 개의 model parameter를 이용해서 해석하였고, Overcashier¹⁴⁾ 등은 체류시간 분포에 대한 baffle effect를 조사하여 baffle이 RTD spectrum을 좁혀주고 solid entrainment도 줄여준다고 발표하였다.

그리고 Kang⁵⁾ 등은 유동층에 원통형 금망을 충전시켜서 실험한 결과 회분계나 연속조작계 모두 확산 model에 잘 적용된다고 하였다.

이와 같이 연속류계에 screen cylinder를 충전시켜서 기포의 크기를 층 전체에 일정하게 유지시켜 압력 fluctuation이 적고 entrainment loss를 감소시키며, 열전도도를 높이고,

RTD spectrum을 좁혀줌으로써 유동층을 이용해서 활성탄을 재생하는데 온도나 체류시간을 조절하는데 보다 유용하게 쓰일 것이다.

그래서 본 실험에서는 분말활성탄 재생의 기초 연구로써 기체의 유속, 입자의 크기, 충전물의 mesh opening, aspect ratio에 따른 혼합상태를 연구하였다.

2. 이론적 고찰

연속류계에서의 혼합공정은 유입물질의 성질을 한 steady value에서 다른 steady value로 변화, 즉 step change시켜서 연구할 수 있다. 이와 같이 해서 얻은 실험결과, 임의의 시간 θ 와 $\theta + d\theta$ 사이에 나는 금속물질의 fraction을 시간에 대해 도식한 것을 F-diagram이라 하며 다음과 같은 관계식을 갖는다.

(a) piston flow의 경우

$$0 < u\theta/V < 1 ; F(\theta) = 0 \quad (1)$$

$$u\theta/V > 1 ; F(\theta) = 1 \quad (2)$$

(b) perfect mixing의 경우

$$F(\theta) = 1 - \exp(-u\theta/V) \quad (3)$$

(c) 모든 경우에는

$$\int_0^\infty [1 - F(\theta)] d(u\theta/V) = 1 \quad (4)$$

$$\text{또는 } \int_0^{uGr/V} [1 - F(\theta)] d(u\theta/V) + M = 1 \quad (5)$$

이 F-diagram은 유체의 체류시간 분포에 따라 달라지며 전형적인 F-diagram을 Fig. 1에 도시하였다.

그런데 유동층내에서는 여러가지 현상들이 복

합적으로 일어나는 바 이러한 현상들을 설명할 수 있고, 일반적으로 사용할 수 있는 실험식을 Gilliland 와 Mason³⁾, Wolf 와 Resnick¹²⁾ 등이 제안하였다. 실험에서 얻은 data 를 $\ln[1-F(\theta)]$ 와 $u\theta/V$ 에 대해 도시하면 직선이 얻어지는데, 이 직선의 기울기와 절편으로부터 S 와 I 를 구하면 실제 system 의 F -diagram 은 다음과 같이 될 것이다.

$$F(\theta) = 1 - \exp\left[-S\left(\frac{u\theta}{V} - I\right)\right] \text{ for } \frac{u\theta}{V} > I \quad (6)$$

$$F(\theta)=0 \quad \text{for} \quad 0 < \frac{u\theta}{V} < I \quad (7)$$

여기서 S 값은 완전혼합으로부터의 편차를 나타내므로 이 값으로부터 혼합상태를 알 수 있다.

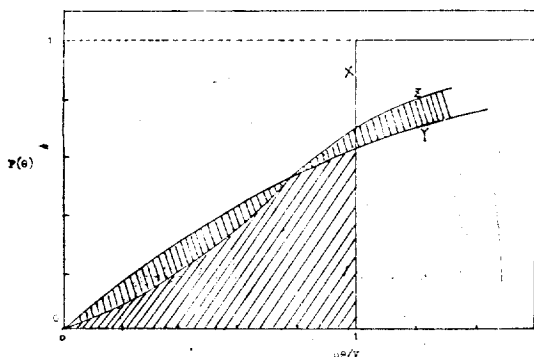
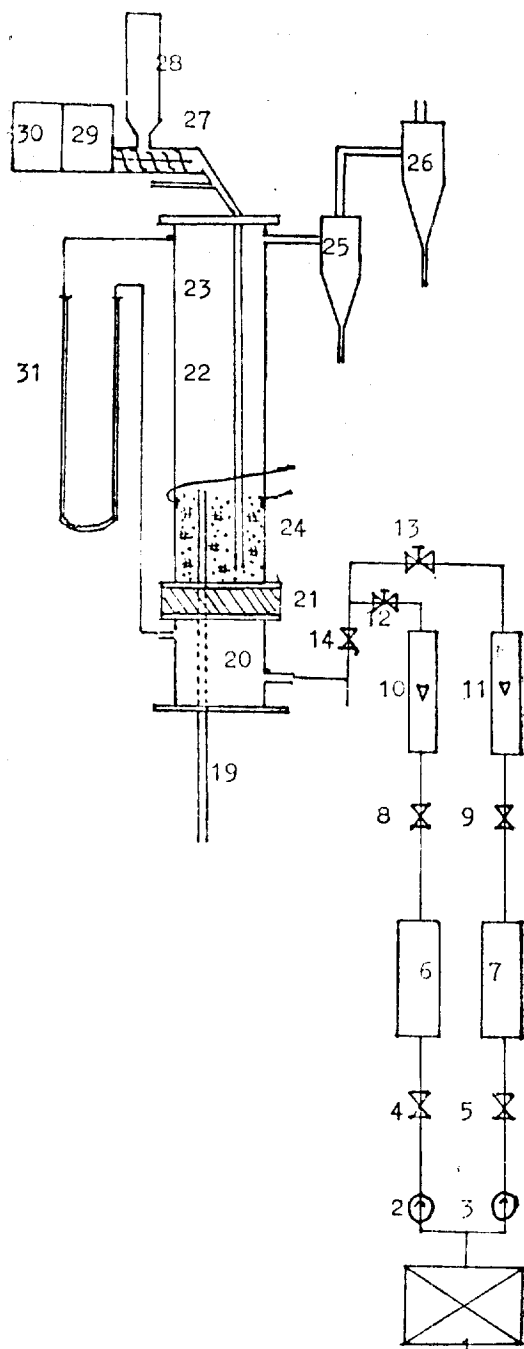


Fig. 1. F-Diagram for Piston Flow(X) and Perfect Mixing(Y) Compared with Experimental Curve(Z)

3. 실험장치 및 방법

유동층은 내경이 9 cm 이고 길이가 120 cm 인 acryl 원통을 사용하였으며, 공기 distributor 로는 ceramic 으로 만든 두께가 2 cm 인 sintered plate 를 사용하였다. 고체입자는 윗 부분에 설치한 hopper 에서 전압조정기로 회전속도를 조



- | | | | |
|---------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------|
| 1. air compressor | 2.3. pressure regulator | 21. gas distributor | 22. fluidized bed |
| 4.5. gate valve | 6.7. dehumidifier | 23. feeding pipe | 24. probe |
| 8.9. gate valve | 10.11. rotameter | 25.26. cyclone | 27. screw feeder |
| 12.13. needle valve | 14. plug cock | 28. hopper | 29. D.C. motor |
| 19. overflow pipe | 20. air box | 30. voltage regulator | 31. manometer |

Fig. 2. Schematic Diagram of Experimental Apparatus

절할 수 있는 screw feeder를 이용해서 bed에 넣을 수 있게 하였다.

유동기체는 압축공기를 regulator를 이용하여 2kg/cm^2 의 일정한 압력으로 유지하여 사용하였고, 또한 유동에 정전기적인 영향을 줄이고 일정한 습도를 유지하기 위하여 유동기체를 calcium chloride 층을 통과시켰다. 충전물로는 8, 10, 12 mesh/in의 stainless steel 망으로 만든 $1\text{cm} \times 1\text{cm}$ 의 원통형 금망을 사용하였다. 유동 입자로는 81, 97, 151 micron의 활성탄을 사용하였고, 추적입자는 활성탄과 같은 크기의 쌀가루를 사용하였다. 시간에 따른 농도변화를 측정하기 위해 $1\text{cm} \times 1\text{cm}$ 크기의 동관을 over-flow pipe 상단보다 약간 낮은 위치에 층벽과 밀착시켜 사용하였다.

실험은 먼저 bed에 금망을 충전시키고 일정한 양의 쌀가루를 넣는다. 이 실험에서 사용한 aspect ratio (L/D)는 고정층에서의 값이다. 그리고 gas를 원하는 기체유속으로 일정시간동안 유동을 시킨 후 활성탄을 bed에 유입시킨다. 이와 동시에 층벽에 밀착된 probe를 이용해서 농도변화를 연속적으로 recorder에 기록한다.

이 때 over flow pipe는 bed의 expansion height에 일정하게 맞추어 놓았기 때문에 고체의 input되는 양과 output되는 양은 같게 유지될 수 있다. 이와 같이 얻은 결과는 Park⁷⁾이 사용한 방법에 의해 전압을 농도로 바꿀 수 있다.

4. 실험결과 및 고찰

Fig. 3는 활성탄을 step input시켰을 때 얻어지는 시간에 대한 농도변화를 나타내는 graph로써 전형적인 F-diagram을 나타낸다.

실험은 재현성을 측정하기 위해 모든 경우에 있어서 같은 조건에서 3번씩 실험하였으며, 이 F-diagram에서 Danckwert²⁾가 제안한 hold-back과 segregation은 도식식분에 의해 구할 수 있다.

실제계에서 고체혼합을 좀 더 정량적으로 설명하기 위해 식 (6)에 나타난 실험식을 구해 보았다. 이것은 실험에서 얻은 data를 이용해서

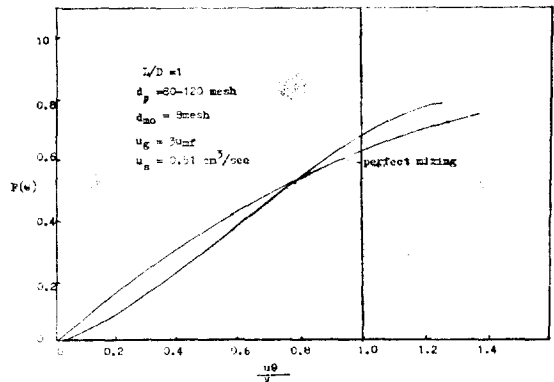


Fig. 3. Relation between $F(\theta)$ and $\frac{u\theta}{V}$ (F-Diagram)

$\ln[1-F(\theta)]$ 를 $u\theta/V$ 에 대해 plot하여 얻은 직선의 기울기와 절편으로부터 S 와 I 를 구했다. 그런데 이 S 값은 F-diagram의 모양, 즉 혼합 상태에 따라 달라지며, 완전혼합일 경우에 S 값이 1이므로 이 값으로부터의 편차로부터 혼합정도를 알 수 있다.

또 실제로 구한 I 의 값도 Gilliland와 Mason³⁾이 제시한 식 ($SI=I-1$)으로 구한 것과 비슷한 값을 나타냈다. 따라서 S 값으로부터 각 유동조건에 따른 의존도와 혼합정도를 알 수 있으므로 bed 설계와 조작조건을 정하는데 도움을 줄 수 있을 것이다.

기체유속에 따른 혼합효율 S 의 영향은 Fig. 4에서 보는 바와 같이 유속이 증가할수록 ($S-1$)값은 감소하며, 대수 그래프에서 (u/u_{mf})에 대해 ($S-1$)값을 plot했을 때 직선으로 나타나며, 이들 직선의 평균 기울기로부터 다음과 같은 관계식이 얻어진다.

$$(S-1) \propto \left(\frac{u_g}{u_{mf}} - 1 \right)^{-1.73} \quad (8)$$

또한 유동입자 크기에 대한 영향을 고려해 본 결과 Fig. 5과 같이 입자크기가 커질수록 ($S-1$)의 값이 감소하고 각 직선의 평균 기울기로부터

$$(S-1) \propto (\bar{d}_p)^{-0.68} \quad (9)$$

의 관계식이 얻어졌다.

위의 결과는 본 실험에서 사용한 입자의 크기가 보통 유동에 사용하는 것보다 작기 때문에

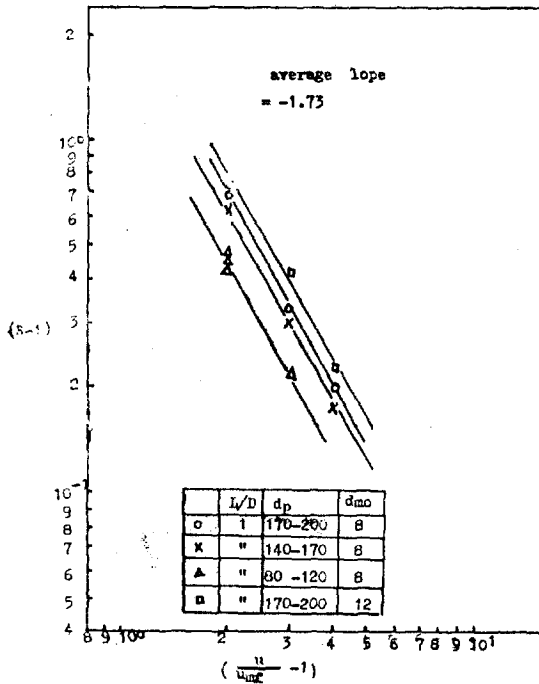


Fig. 4. Relationship between (S-1) and Gas Velocity

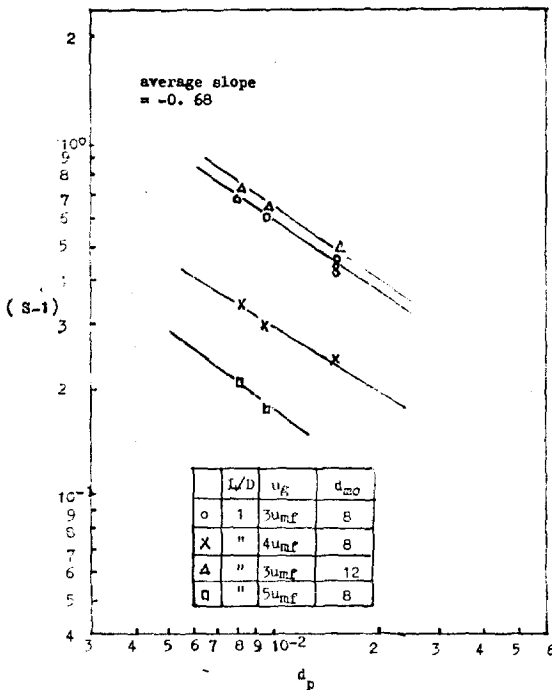


Fig. 5. Relationship between (S-1) and Particle Size

큰입자일수록 fluidity가 좋아져서 혼합이 더 잘 일어났다. 이와 같은 결과는 또 Turyayev와 Tzailingold¹¹⁾ 등도 평균입자크기가 0.15, 0.23, 0.28mm인 것을 사용했을 때 얻었다.

Fig. 6은 충전물의 mesh 크기에 대한 영향을 나타낸 것으로써 mesh 크기가 클수록 (S-1) 값이 감소하는 것을 알 수 있다.

이와 같은 현상은 mesh 크기가 클수록 solid circulation에 대한 방해가 덜 일어나서 역혼합이 증가했기 때문일 것이다. 그래서 이 graph로부터

$$(S-1) \propto (d_{mo})^{-0.2} \quad (10)$$

의 관계식을 얻었다.

그리고 aspect ratio에 대한 영향은 Fig. 7에서와 같이 aspect ratio가 증가 할수록 (S-1) 값도 따라서 증가하며, 이들의 평균 기울기로부터 다음과 같은 관계식을 얻을 수 있다.

$$(S-1) \propto (L/D)^{0.56} \quad (11)$$

이상 식 (8), (9), (10), (11)에서 나타난 경향을 종합해서 그려보면 Fig. 8과 같다.

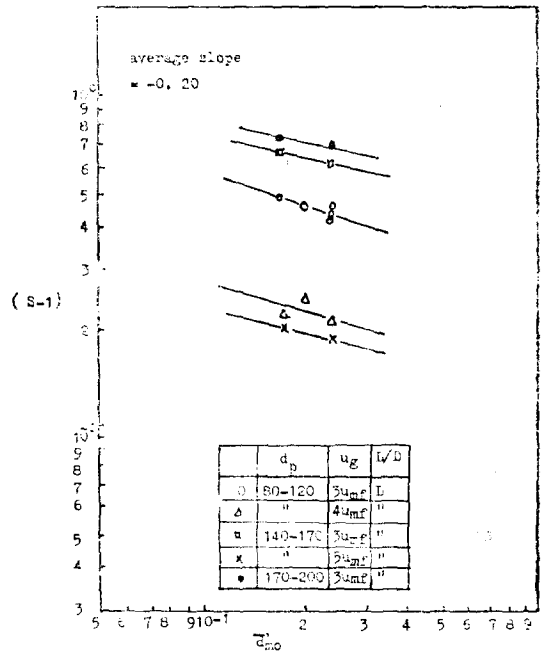


Fig. 6. Relationship between (S-1) and Mesh Size

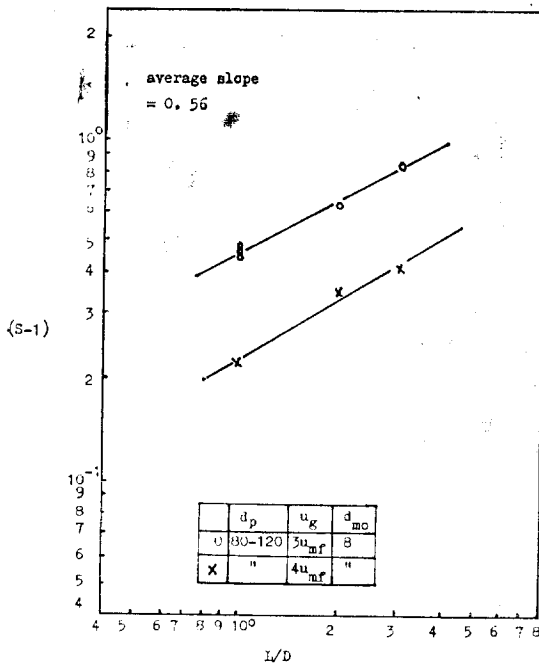


Fig. 7. Relationship between $(S-1)$ and Aspect Ratio

따라서 이를 관계식으로 표현하면 다음과 같다.

$$(S-1) \propto \frac{(L/D)^{0.56}}{\left(\frac{u_g}{u_{mf}} - 1\right)^{1.73} (\bar{d}_p)^{0.68} (d_{mo})^{0.20}} \quad (12)$$

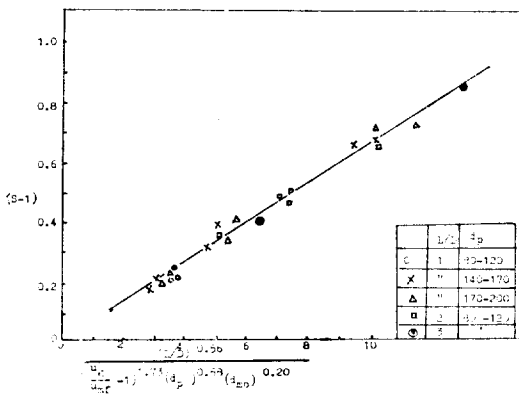


Fig. 8. Correlation of $(S-1)$ with Gas Velocity, Particle Size Mesh Size and Aspect Ratio

5. 결 론

본 실험에서 행한 실험범위 내에서 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. 고체혼합에 대한 solid feed rate에 대한 영향은 거의 없었다.

2. 기체유속과 aspect ratio가 고체혼합에 큰 영향을 주었으며, 기체유속이 증가할수록 aspect ratio가 감소할수록 완전혼합에 가깝게 되었다.

3. 고체입자에 대한 영향은 입자크기가 클수록 혼합이 잘 되었고, 충전물의 mesh 크기에 대한 영향은 매우 적었다.

이와 같은 결론을 혼합효율 S 와 유동조건을 연관시켰을 때 다음과 같은 실험식이 성립하였다.

$$(S-1) = 6.6 \times 10^{-2} \frac{(L/D)^{0.56}}{\left(\frac{u_g}{u_{mf}} - 1\right)^{1.73} (\bar{d}_p)^{0.68} (d_{mo})^{0.20}}$$

사 용 기 호

- D Fluidized Bed Diameter, cm
- \bar{d}_p Mean Particle Diameter, cm
- d_{mo} Mesh Opening Size of Screen Cylinder, cm
- $F(\theta)$ Fraction of Feed Material at Outlet at Time θ Using Step Function Technique
- I System Phase Shift, Coefficient of eq(6)
- L Fixed Bed Height, cm
- M Fraction of Bed Material (Tracer) Left in Bed at End of Run
- S Mixing Efficiency, Coefficient of Exponent (eq 6)
- u_g Superficial Gas Velocity, cm/sec
- u_{mf} Minimum Fluidization Velocity, cm/sec
- u_s Solid Bulk Volumetric Flow Rate, cm³/sec
- V Bed Volume, cm³
- u Same as u_s
- $\bar{\theta}$ Residence Time for Particles, sec
- θ Time
- (RTD) Residence Time Distribution

참 고 문 헌

1. C.E. Cape and A.E. McIlhinney, *AIChE J.*, **14** (1968) 917.
2. P.V. Danckwerts, *Chem. Eng. Sci.* **2** (1953) 1.
3. E.R. Gilliland and E.A. Mason, *I&EC*, **41** (1949) 1191.
4. *ibid.*, **44** (1952) 218.
5. W.K. Kang and G.L. Osberg *J. of Chem. Eng.*, **44** (1966) 142.
6. D.R. Morris, K.E. Gubbins and S.B. Watkins, *Trans Instn. Chem. Engrs.*, **42** (1964) T 323.
7. S.W. Park, M.S. Thesis, KAIS, 1977.
8. A.K. Reed and Y.B.G. Varma, *Chem. Eng. Sci.*, **29** (1974) 697.
9. J.P. Sutherland, G. Vassilators, H. Kubota and G.L. Osberg, *AIChE J.*, **9** (1963) 437.
10. S.R. Tailby and M.A.T. Cocquerel, *Trans. Instn. Chem. Engrs*, **39** (1961) 195.
11. Vojtech Vanecek, Miroslav Markvartand Radek Drbohlav, "Fluidized Bed Drying"
12. D. Wolf and W. Resnick, *I&EC Fundamentals*, **2** (1963) 287.
13. S. Yagi, and D. Kuni., *Chem. Eng. Sci.*, **16** (1961) 364.
14. R.H. Overcashier, D.B. Todd and R.B. Olney, *AIChE J.*, **5** (1959) 54.

