

流動層內的 Bulk Flow Rate Index 와 熱傳達係數에 관한 研究

崔 青 松* · 都 東 斐* · 姜 雄 基*

Study on the Bulk Flow Rate Index and Heat Transfer in a Fluidized Bed

*Cheong Song Choi · *Dong Sup Doh · *Woong Ki Kang

Department of Chemical Engineering, Korea University

Abstract

In this investigation, the heat transfer coefficient in an air-solid fluidized bed was correlated with the bulk flow rate index which was measured in terms of the buoyancy of a spherical float within the fluidized bed.

The bulk flow rate index was largely affected by the air flow rate and the particle characteristics as well as the inlet gas distributor, and the radial profile of the flow rate index was similar to that of the heat transfer coefficient.

The results of the present study show that the heat transfer coefficient can be determined as a function of the bulk flow rate index.

1. 緒 論

流動化상태를 說明하기 위하여 marsheck¹⁾는 thermometer probe 로 粒子運動을 pneumatic conveying system 을 利用하여 조사하였고, miller²⁾는 incipient fluidization condition 下에서 固體混合과 熱傳達關係를 研究하였다.

kunii³⁾ 등은 effective bubble size 를 parameter로 하는 bubbling bed model을 사용하여 mass transfer, heat transfer, 그리고 촉매반응에 對한 關係를 보고하였다.

그밖에 기포의 거동^{4,5)} 유동층內的 viscosity⁶⁾ 분급^{7,8)}에 關한 研究가 發表되었으며 특히 氣-固系 流動層에 對한 熱傳達에 關하여서는 여러 研究者⁹⁻¹³⁾에 의하여 많은 實驗式과 理論式이 發表되었다.

本 研究에서는 유동화기구를 說明하는 한 方法으로 流動層內的 bulk flow rate index 를 측정하고 層內的 固體 發熱體의 表面과 層間의 熱傳達係數를 측정하여

이들간의 關係를 檢討하였다.

2. 實驗裝置 및 方法

2. 1. 裝 置

本 實驗에 使用한 裝置는 Fig. 1 에 表示되어 있는 바와같은 內徑 11 cm, 높이 70 cm의 아크릴 원통이다. 기체분산판은 Table 1 에 表示된 것과 같은 stainless steel로 만든 다공판을 사용했으며 분산판 윗부분에는 100 mesh 의 금속망을 부착시켰다. 固體粒子는 한강변의 모래를 사용하였으며 이의 物理的 諸元은 Table 2 에 表示되어 있다.

Table 1. The kind of gas Distributors.

Plate	D_T [mm]	D_s [mm]	N_s [-]	RA [%]
A	110	0.5	31	0.064
B	110	0.5	57	0.117
C	110	1.0	25	0.204

* 高大 化學工學科

Table 2.1. Physical properties of Fluidized System.

D_p [cm]	3.9×10^{-2}
e_s [g/cm ³]	2.58
ϕ_s [-]	0.65
U_{mf} (cm/sec)	16
E_{mf} [-]	0.529
U_t [cm/sec]	136

Table 2.2. Average density of Fluidized Bed for different superficial Air velocities.

u/u_{mf}	ρ_m [g/cm ³]
1.06	0.951
1.11	0.936
1.19	0.914
1.25	0.895
1.28	0.889
1.31	0.878
1.41	0.854
1.56	0.815
1.75	0.773
2.0	0.721
2.19	0.688
2.37	0.651

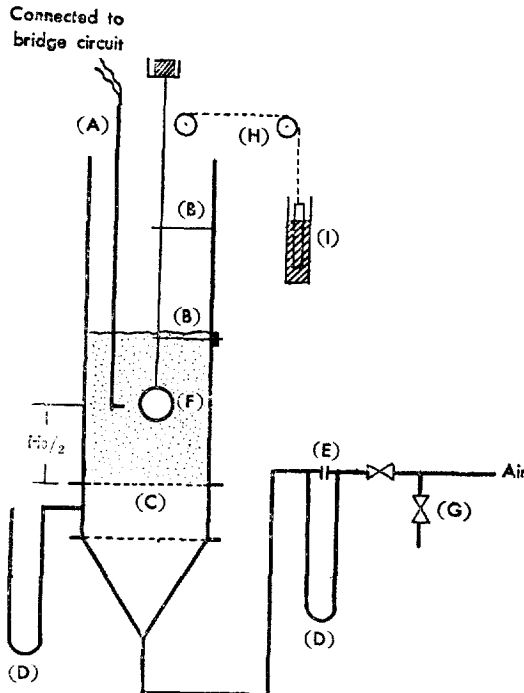


Fig. 1. (A) Thermistor probe (B) Supporter
(C) Gas-distributor (D) Manometer
(E) Orifice meter (F) Spherical float
(G) By pass (H) Frictionless pulley
(I) Buoyancy Balance

Bulk flow rate index를 측정하기 위하여 球形 float는 外徑이 3.78 cm, 2.6 cm의 두 종류를 사용했으며 球形 float는 sharp-edge hole을 가진 supporter에 의해 수직方向으로 자유로이 움직이게 하였다. 그리고 熱傳達係數를 측정하기 위해서는 外徑이 2 mm, 길이가 20 mm, 끝부분이 半球形인 glass heater thermister를 發熱體로 사용했으며 Thermister의 物理的 特性은 Table 3에 表示했고 發熱體에 對한 회로는 Fig. 2에 표시했다.

Table 3. Glass Thermister Specifications.

Type	CS-252k, TOA Elect. Co.
Resistance, at 25°C	2800 Ohm
Temp. Coeff. of Resistance	-2.9 %/°C
B-constant.	2.46×10^3 °K

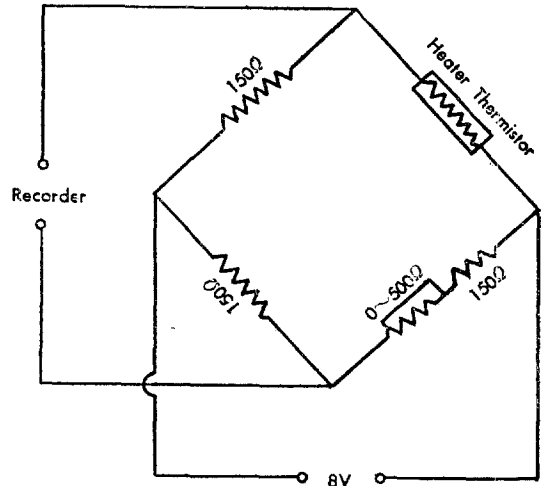


Fig. 2. Diagram of Bridge Circuit for Heater Thermister.

2.2. 測定原理 및 方法

流動層內에 球形 float의 一定 position을 유지시키기 위하여 조그만 bucket에 加한 무게를 W 라하고 이에 對한 force balance를 세우면 다음식 (1)과 같다.

$$\pi/6 D_f^3 e_s g / g_c \pm F_D = W_f + W \quad (1)$$

流動層內에서 球形 float의 drag force에 相當하는 bulk flow rate index는 式(2)와 같이 정의할 수 있다.

$$F_D = C_D \frac{I^2 \rho_m}{2 g_c} - \frac{\pi}{4} D_f^2 \quad (2)$$

여기서 流動層의 平均密度, $\rho_m^{(4)}$, 는 다음 式에 의하여 계산하였음.

$$\rho_m = 0.8(\rho_s - \rho_g) \{1 - (u^*)^n\} \quad (3)$$

여기서 $u^* = u/u_t$

$$n = \log \varepsilon_{mf} / \log (u^*)_{mf}$$

$$(u^*)_{mf} = u_{mf}/u_t$$

流動層內에서 sphere의 drag coefficient는 알려져 있지 않으므로 같은 reynolds number에서는 fluid flow

수 있다. 이때 流動層의 viscosity⁽⁵⁾는 本研究에서 사용한 固體粒子는 均一한 크기 이므로 本研究의 범위에서는 130 centistokes 로 하여 계산하였다. 그러므로 bulk flow rate index, I, 는 流動層의 밀도, 粒子의 크기 및 求形度, viscosity 등 많은 복잡한 factor를 포함하는 것이다.

本 實驗에서 $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 1 이상일 때에는 球形 float의 fluctuation이 심하여 buoyance balance를 사용하여 비교 실험 하였음을 밝혀둔다.

3. 實驗結果 및 고찰

3.1. Bulk Flow Rate Index의 반경방향 분포

Bulk flow rate index의 반경방향 분포는 Fig. 3에서 보는 바와 같이 層中心部에선 상승하고 벽 부근에서는 하강하고 있음을 알 수 있다.

3.2. 球形 float의 크기에 對한 영향

外徑 3.78 cm와 2.6 cm의 두 종류의 球形 float에 對

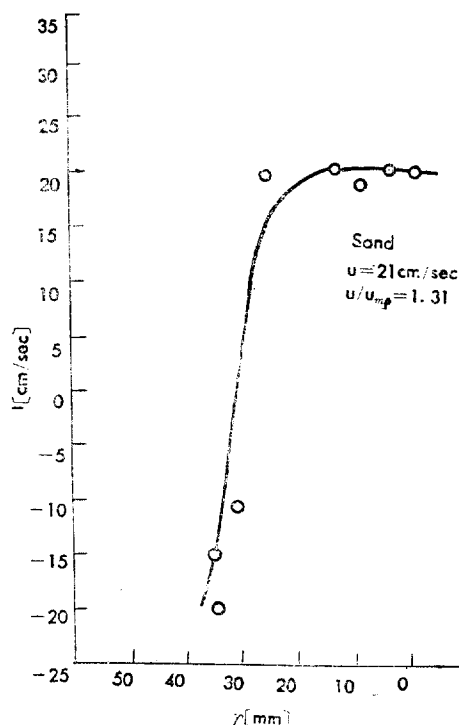
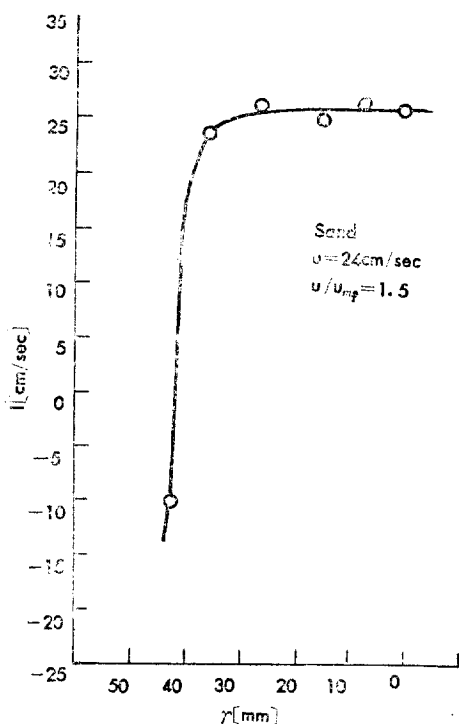


Fig. 3. Radial profile of I.

와 流動層의 sphere의 drag coefficient는 같다고 가정하여 式(2)에 의하여 bulk flow rate index, I를 求할

한 bulk flow rate index는 Fig. 4에 表示한 바와 같이 球形 float의 外徑과는 아무 관련이 없음을 알 수 있다.

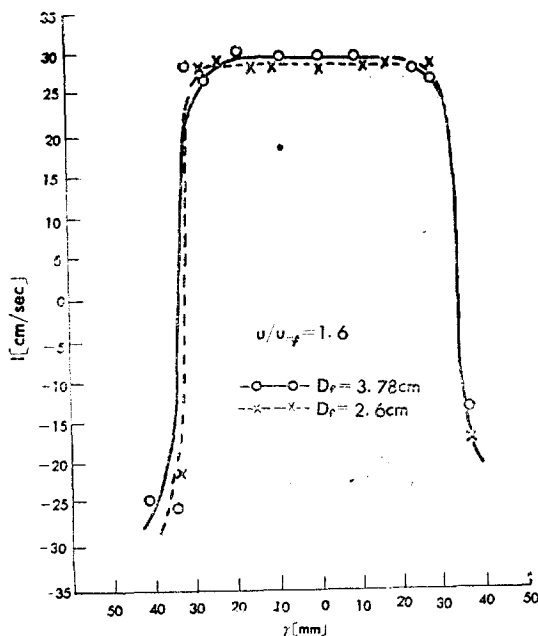


Fig. 4. Effect of Diameter of Spherical Float on I.

3.3. Bulk Flow Rate Index 와 空氣速度, 流動層의 密度 및 開孔比와의 關係

流動層內의 bulk flow rate index가 空氣速度, 層의 密度, 그리고 개스분산단의 종류에 따라 定量的으로 어떤 관계가 있는가를 이들 각각의 영향을 개별적으로 분석 종합하여 보기로 한다.

3.3.1 공기속도의 영향

Fig. 5에서 보는 바와 같이 공기속도를 무차원 속도

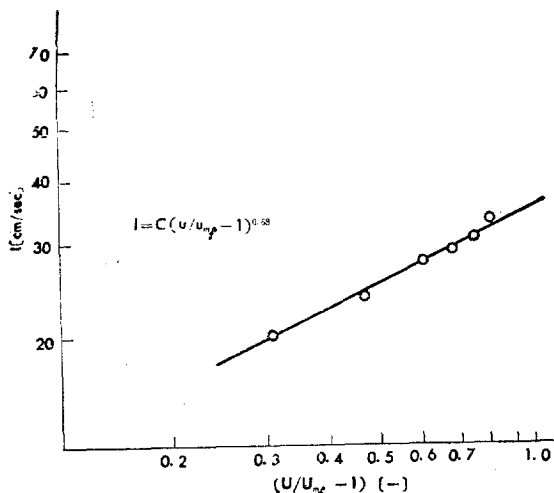
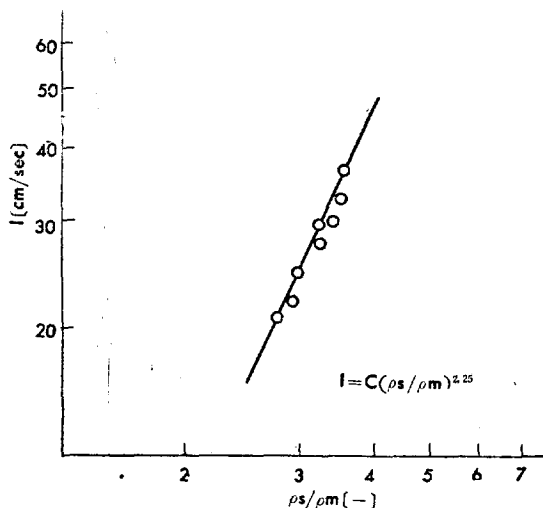


Fig. 5. Effect of Gas Flow Rate on I.

인 $(u/u_{mf}-1)$ 로 表示하면 bulk flow rate index, I, 는 $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 약 1이 될때까지는 $(u/u_{mf}-1)$ 의 0.68 승에 비례하여 증가하다가 그 이상에서는 거의 일정한 값을 나타낸다.

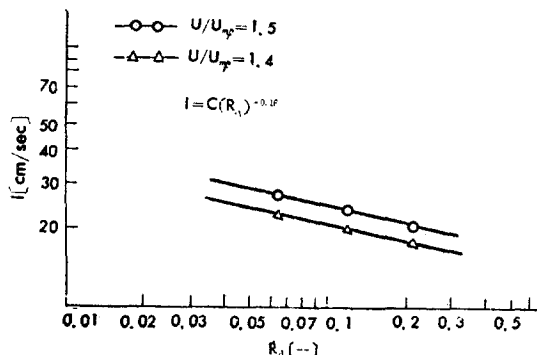
3.3.2 流動層密度的 영향

Fig. 6에 表示된 바와 같이 流動層의 密度를 무차원 密度인 ρ_s/ρ_m 로 表示하면 bulk flow rate index, I, 는 ρ_s/ρ_m 의 2.25 승에 비례하여 증가함을 알 수 있다.

Fig. 6. Effect of ρ_s/ρ_m on I.

3.3.3 開孔比의 영향

Fig. 7에서 보는 바와 같이 개스분산단의 開孔比(R_A)의 0.16 승에 반비례함을 알 수 있다.

Fig. 7-1. Effect of R_A on I.

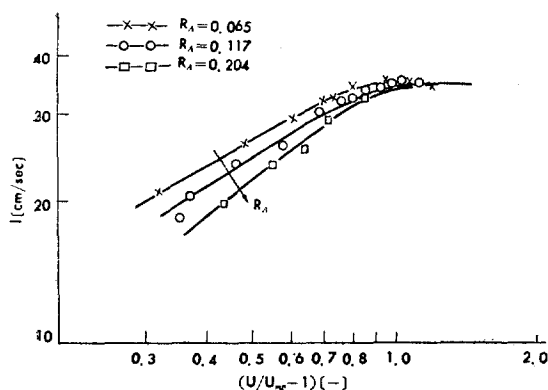


Fig. 7-2. Effect of Gas Flow Rate and The kind of Gas Distributor on I.

이상의 결과를 종합하여 空氣를 流動化氣體로 사용하는 流動層에서의 bulk flow rate index의 實測値는 Fig. 8에서 보는바와 같이 다음과 같은 實驗式으로 나타낼 수 있다.

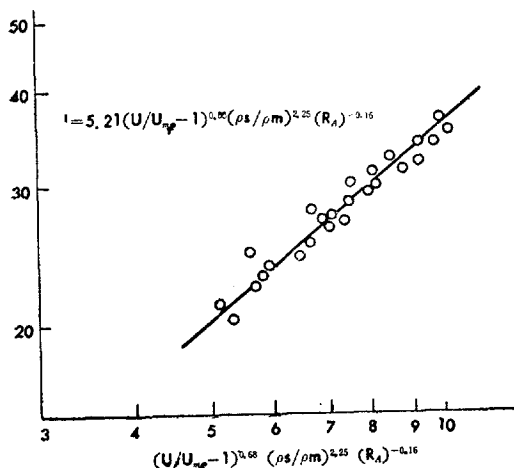


Fig. 8. Correlation of Experimental Results for $(u/u_{mf}-1)^{0.68} (\rho_s/\rho_m)^{2.25} (R_A)^{-0.16}$ and I.

$$I = 5.21(u/u_{mf}-1)^{0.68} (\rho_s/\rho_m)^{2.25} (R_A)^{-0.16} \quad (7)$$

3.4. Bulk Flow Rate Index와 熱傳達

Thermister 自體를 發熱體로 하여 그 表面과 流動層間의 熱傳達係數, h 를 다음과 같은 기초식에 의하여 測定하였다.

$$Q = hA(T_i - T_b) \quad (8)$$

Thermister의 發熱量은

$$Q = 0.86 VI = 0.86 V^2/R_i \quad (9)$$

그럼으로 (8), (9)식에 의하여 열전달계수 h 는

$$h = \frac{0.86 V^2}{AR_i(T_i - T_b)} \quad (10)$$

$$T_i - T_b = \frac{T_b T_i}{B} \ln \frac{R_b}{R_i} \quad (11)$$

여기서 B 는 thermister의 특성으로 실험적으로 求한 값이다.

3.4.1. 熱傳達係數의 반경방향 분포

空氣流速을 일정히 하고 軸방향으로는 bulk flow rate index와의 關係를 알기 위하여 發熱體의 위치를 $H_0/2$ 로 고정시키고 반경방향의 위치만을 變化시켰다.

Fig. 9에 表示된 바와 같이 流動層의 中心部에선 열전달계수, h ,가 커지고 벽 부근에서는 작아지는 경향을 나타낸다.

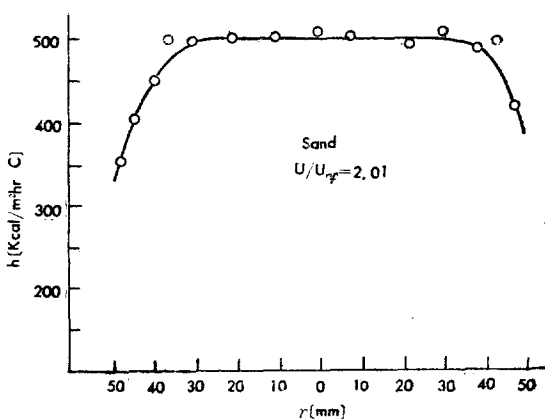


Fig. 9. Radial profile of Heat Transfer Coefficient.

이것은 bulk flow rate index의 경향과 유사함을 알 수 있다.

3.4.2. 熱傳達係數의 개스분산판에 對한 영향

Fig. 10 에 表示된 바와 같이 열전달계수의 개스분산판에 對한 영향은 流動層의 bulk flow rate index 와 매우 유사하다. 즉 $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 거의 1 이 될때 까지 開孔比(R_A)가 증가함에 따라 열전달계수 h , 가 작은 값을 나타낸다.

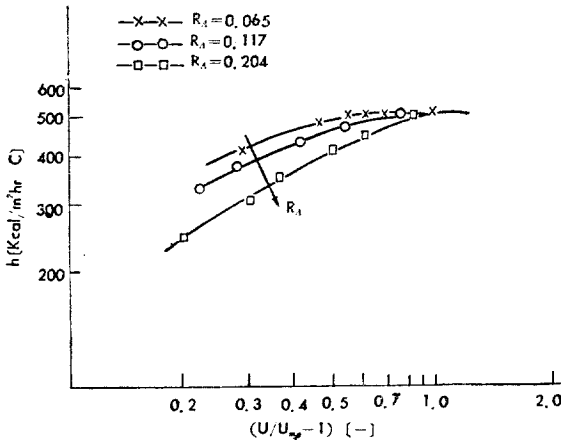


Fig. 10. Effect of Gas Flow Rate and The kind of Gas Distributor.

3.4.3. Bulk Flow Rate Index 와 熱傳達係數와의 관계

$(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 거의 1 이 될때까지 空氣의 流速,

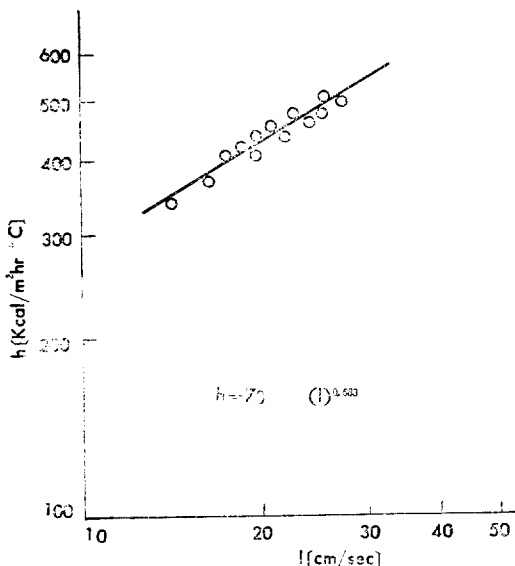


Fig. 11 Relation between Heat Transfer Coefficient and Bulk Flow Rate Intensity.

개스분산판의 종류에 따르는 變化가 bulk flow rate index 와 熱傳達係數와의 관계에 미치는 영향이 거의 같으며 $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 1 이상인 경우에는 本 實驗의 범위에서는 거의 일정한 값을 가지므로 $(u/u_{mf}-1)$ 이 1 까지의 범위에서 Fig. 11 에 表示된 바와같이 다음과 같은 실험식으로 表示할 수 있다.

$$h = 73(I)^{0.63} \quad (12)$$

단 式(12)는 粒子가 上昇운동을 하는 範圍에 限한다.

4. 結 論

流動層內의 bulk flow rate index 와 熱傳達係數를 $u/u_{mf} \leq 5$ 의 범위에서 측정한 결과 다음과 같은 結論을 얻었다.

(1) 空氣의 流速, 層의 密度, 그리고 開孔比와 bulk flow rate index 와의 關係에서는 $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 1 이하의 범위에서는 다음과 같은 實驗式으로 나타낼 수 있다.

$$I = 5.21(u/u_{mf}-1)^{0.68}(\rho_s/\rho_m)^{2.28}(R_A)^{-0.16}$$

(2) bulk flow rate index 와 熱傳達係數와의 關係는 粒子가 上昇運動을 하는 범위에서 다음과 같은 式으로 表示할 수 있다.

$$h = 73(I)^{0.63}$$

(3) $(u/u_{mf}-1)$ 의 값이 1 이상인 범위에서는 bulk flow rate index, I , 는 약 35 cm/sec 로 일정한 값을 나타내며 熱傳達係數, h , 는 약 520 KCal/m² hr °C 로 일정한 값을 나타낸다.

Nomenclature

- A : Surface area of heating element (cm^2)
- C_D : Drag coefficient of sphere (-)
- D_f : Diameter of spherical float (cm)
- D_o : Diameter of holes of gas distributor (cm)

d_p : Diameter of particle (cm)
 D_c : Diameter of column (cm)
 F_D : Drag force (g)
 g : Gravitational acceleration (cm/sec²)
 g_c : Gravitational Conversion factor (g. cm/g. sec²)
 h : Heat transfer coefficient (Kcal/m² hr °C)
 H : Height of bed at minimum fluidization velocity (cm)
 I : Bulk flow rate index of fluidized bed (cm/sec)
 N_o : Number of holes of gas distributor (—)
 Q : Heat generated by thermistor (Kcal/hr)
 R_A : Ratio of hole area to total area of perforated plate (%)
 R_b : Resistance of thermistor at T_b (ohm)
 R_t : Resistance of thermistor at T_t (ohm)
 T_b : Fluidized bed temperature (°K)
 T_t : Thermistor temperature (°K)
 U : Superficial air velocity (cm/sec)
 U_t : Terminal velocity (cm/sec)
 V : Applied voltage (volt)
 W : Weight defined by Equation (1)(g)
 W_f : Weight of spherical float (g)
 μ : Viscosity of fluid (g/cm sec)
 ρ_m : Average density of fluidized bed (g/cm³)
 ρ_s : Density of Particle (g/cm³)
 ρ_g : Density of gas at 20 °C (g/cm³)
 ϕ_s : Sphericity of particle (—)
 ϵ_{mf} : Void fraction at minimum fluidization velocity (—)

Reference

1. R. M. Marsheck and A. Comzplata, *A. I. Ch. E. Journal*, **11** 170 (1965).
2. Kalman J. Miller and Richard M. Edwards, I & EC Process Design and Development **8**, 235 (1969).
3. Daizo Kunii and Octave Levenspiel, I & EC Process Design and Development, **7**, 482 (1968).
4. J. Davidson and D. Harrison, "Fluidized particles", Cambridge University Press (1963).
5. J. Davidson and D. Harrison, *Chem. Eng. Sci.*, **21**, 731 (1966).
6. Thomas Hagyard and Albert M. SacerDote, I & EC Fundamentals **5** 502 (1966).
7. P. J. Sutherland and K. Y. Wong *The Canadian Journal of Chem. Eng.*, **42**, 163 (1964).
8. C. E. Capes and J. P. Sutherland, I & EC Process Design and Development **5** 330 (1966).
9. C. Y. Wen and M. Leva, *A. I. Ch. E. Journal* **2**, 482 (1956).
10. H. S. Mickley, D. F. Fairbanks, *A. I. Ch. E. Journal*, **1**, 374 (1955).
11. T. Shirai, Kagaku Kogaku (*Chem. Eng. Japan*) **26**, 637 (1962).
12. N. R. Soonkoori and R. Kaphathi, *Chem. Eng. Sci.*, **12**, 166 (1960).
13. 南宮 寔, 柳慶玉 화학공학 **3**, 151 (1965).
14. Yagi. S. Muchi, I. *Chem. Eng. Japan*, **19**, 158, (1955).
15. Diazo Kunii and Octave Levenspiel, "Fluidization Engineering", John Wiley & Sons, INC. p.76 (1968).