

# 循環流動層の流動特性

伊地知 和也・田中 安彦  
峯尾 英章\*・吉田 邦夫\*  
(受理 昭和63年 5月31日)

## FLOW CHARACTERISTICS OF A CIRCULATING FLUIDIZED BED

Kazuya IJICHI, Yasuhiko TANAKA,  
Hideaki Mineo\* and Kunio YOSHIDA\*

Pressure drop, particle hold-up and concentration profiles were measured in a circulating fluidized bed with a 10 cm I.D. riser to study the hydrodynamic behavior of binary mixture systems containing particles of different density. The equi-sized particles of silica sand and iron ore were used as the lighter and heavier materials of the bed in the experiments, respectively. Concerning the pressure drop and the degree of solids mixing, the following results were obtained; (1) A modification of an existing correlation for the pressure drop in mono-component particulate systems can be applied to mixtures of particles differing in density. (2) The downward flow of particles appears to be closely related to segregation phenomena.

### 緒 言

循環流動層は、従来の気泡流動層に比較して、ガス処理能力が大きいこと、微粉や附着性粒子への適応性が高いこと、燃焼効率が良いことなどに注目が集まり、近年、研究開発が活発に行われている。循環流動層を固気接触反応装置や燃焼ボイラに利用する場合、反応や燃焼の進行に伴って流動粒子の密度や粒径が変化するため、粒子のセグリゲーションが生じ、ホットスポットの形成やシンタリングの出現など、正常な操作を妨げるトラブルの発生も考えられるので、多成分系の粒子の挙動を明らかにすることは重要である。

気泡流動層における二成分粒子系のセグリゲーションに関する研究は Rowe ら<sup>1)</sup>、Nienow ら<sup>2)</sup>のほか、多くの研究者<sup>3),4)</sup>によって広範に行われ、その結果、粒子の密度差が大きい場合には、セグリゲーションが顕著になり、また、気泡の存在は、セグリゲーションの

状態に著しく影響を与えることが明らかにされている。しかしながら、循環流動層を形成するような高ガス速度領域では、セグリゲーションの研究は少なく、わずかに堀尾ら<sup>5)</sup>が、平均径の異なる鉄粉とガラスビーズを用いて、ライザー内の粒子の挙動を調べた報告がある程度である。本研究では、平均径が大略等しく、密度の異なる混合粒子を用いて、循環流動層のライザー内の粒子のセグリゲーションに関する実験を行い、圧力損失と混合度に及ぼすガス空塔速度と粒子濃度の影響について検討した。

### 1. 実験装置および方法

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。塔本体は内径 108mmφ、100メッシュ金網製の分散板からの高さが 5.2m のステンレス製で、一部に粒子の流動状態を観察するための透明アクリル樹脂\*が使用されている。循環系は固気流れから粒子を分離回収するためのサイ

\*東京大学工学部

\* Faculty of Engineering, Tokyo University.

\*静電気の影響を除くために、アクリル部の数ヶ所をアースした。

クローン④、粒子循環量測定装置⑤、ホップ⑥、および循環量調整バルブ⑦とから構成され、サイクロンで捕集された粒子は、ホップを経て分散板直上に設けられた45度の傾斜管(内径65mmφ)により塔本体へ戻る。また、塔本体には粒子ホールドアップ測定用として、2個のボールバルブ②と一組のシャッター③が装備されている。圧力タップは塔下部から塔上部にわたって6ヶ所に取り付けられており、コックの切り替えにより各タップ間の差圧が測定できる。本実験で使用した流動粒子は、篩分け調整された鉄鉱石と珪砂5号で、Fig. 2に粒度分布を、Table 1にその物性を示す。ここで、平均径は累積分布が50%に対応する粒径で、終末速度  $U_t$  は球形粒子と仮定した計算値である。また、最小流動化速度  $U_{mf}$  は別個に50mmφの流動層を用いて測定した値である。

実験操作は以下のように行われた。まず、所定濃度になるように鉄鉱石と珪砂をホップに仕込んだのち、オリフィス流量計を用いて流量を調整した空気を塔内

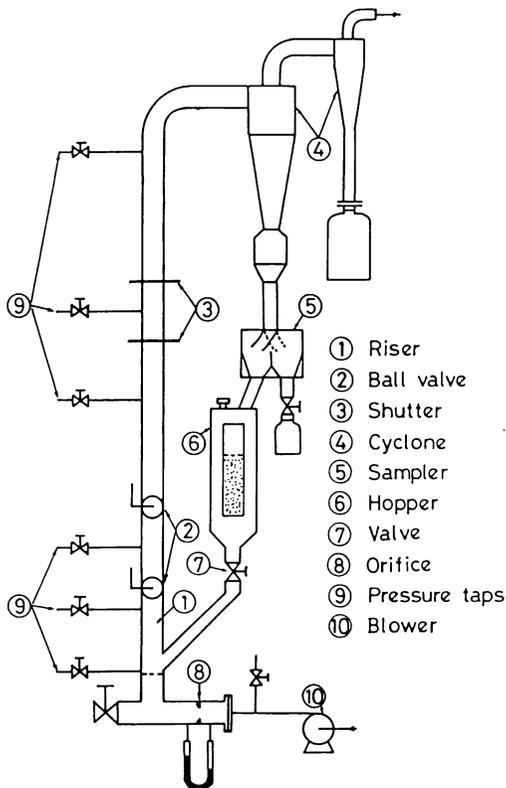


Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus

に送り、空塔における各タップ間の差圧を測定する。その後、ホップ下部の粒子循環量調整バルブを徐々に開いて、粒子を循環させる。ホップの透明部分から粒子混合状態を観察し、粒子層表面レベルが一定となって、さらに塔内圧損が安定するまで粒子の循環を続ける。このときを粒子流動の定常状態とみなし、ライザー各部圧力損失と粒子循環量を測定する。最後に、塔内への送風を止めると同時にシャッターおよびボールバルブを閉じ、ライザー各部の捕集粒子を回収し、秤量ののち、磁気分離法と密度法を併用して鉄鉱石の濃度を求めた。また、粒子ホールドアップは鉄鉱石の濃度をもとに(1)式から算出した。

$$(1-\varepsilon)_i = \frac{w_1/\rho_1 + w_2/\rho_2}{V_i} \quad (1)$$

実験条件を Table 2 に示す。

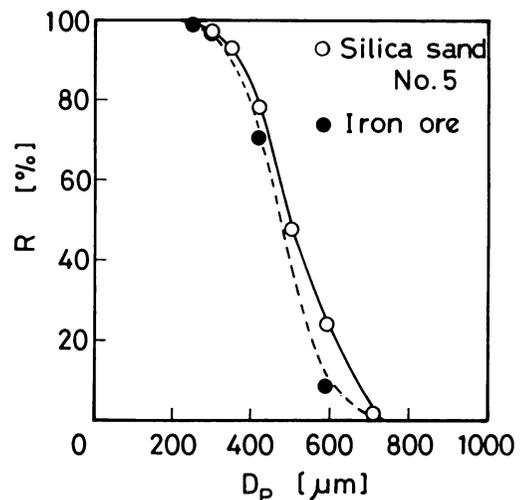


Fig. 2 Particle size distributions of particles used

Table 1 Physical properties of particles used

particles used	average diameter $d_p$ [ $\mu\text{m}$ ]	particle density $\rho$ [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	terminal velocity $U_t$ [ $\text{m}/\text{s}$ ]	minimum fluidization velocity $U_{mf}$ [ $\text{m}/\text{s}$ ]
Iron ore	480	4630	6.0	0.36
Silica sand	520	2660	4.5	0.27

Table 2 Experimental conditions

$D_t$ [m]	0.108
$x_0$ [-]	0.1, 0.5
$U_a$ [ $\text{ms}^{-1}$ ]	5, 6, 8
$G_s$ [ $\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$ ]	6.1~66.9

## 2. 実験結果および考察

### 2.1 圧力損失

二成分系の固気流れにおける塔内圧力損失は、気流によって管内に生ずる圧力損失  $\Delta P_c$  と粒子によって付加される圧力損失  $\Delta P_s$  とにわけられる。さらに、 $\Delta P_s$  は粒子を加速するための損失  $\Delta P_A$ 、粒子相互の衝突による損失  $\Delta P_K$ 、粒子と管壁との間の摩擦による損失  $\Delta P_F$ 、および粒子ホールドアップに基づく損失  $\Delta P_H$  にわけられる。したがって、全圧力損失  $\Delta P_T$  は(2)式であらわすことができる。

$$\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_A + \Delta P_K + \Delta P_F + \Delta P_H \quad (2)$$

通常、 $\Delta P_c$  はファニングの式より求められる。また、 $\Delta P_A$ 、 $\Delta P_K$  は  $\Delta P_F$ 、 $\Delta P_H$  に比べて非常に小さいと考えられるので、ここでは無視した。

鉄鉱石と珪砂の二成分粒子系の固気流れを平均密度  $\rho_{av}$  の単一成分固気流れと考えると、 $\rho_{av}$  は粒子の重量分率から(3)式で与えられる。

$$\rho_{av} = x_1 \rho_1 + (1 - x_1) \rho_2 \quad (3)$$

したがって、粒子ホールドアップに基づく損失  $\Delta P_s$  は(4)式より求められる。

$$\Delta P_H = \rho_{av} (1 - \varepsilon) g \Delta L \quad (4)$$

また、粒子と管壁との間の摩擦による損失  $\Delta P_F$  は、加藤ら<sup>6)</sup>の相関式を適用して、(5)、(6)、および(7)式より求められる。

$$\Delta P_F = 2f_s (1 - \varepsilon) \rho_{av} \frac{U_s^2}{D_t} \quad (5)$$

$$U_s = \frac{G_s}{\rho_{av} (1 - \varepsilon)} \quad (6)$$

$$f_s = 0.038 \left( \frac{U_s}{\sqrt{g D_t}} \right)^{-0.77} \quad (7)$$

Fig. 3 に、空塔速度  $U_a$  が 5 m/s の場合で、仕込み濃度  $x_0$  が 0.5 のときのライザーの圧損分布を示した。縦軸  $Z$  は分散板からの塔高さを基準にした無次元高さである。図中の○と△印は粒子循環量  $G_s$ 、粒子ホールドアップ  $(1 - \varepsilon)$  などの実測値を用いて、前述の方法によって計算した値である。この  $U_a = 5$  m/s における粒子の流動状態として、塔全体にわたって激しい粒子の下降流が観察されている。本図から  $G_s$  が増加すると  $\Delta P/L$  も増大していることがわかる。これは  $U_a$  が一定の条件下においては、 $G_s$  の増加により、ライザー内の粒子ホールドアップが増すためと思われる。また、塔下部には  $\Delta P/L$  の高い領域の存在が認められる。

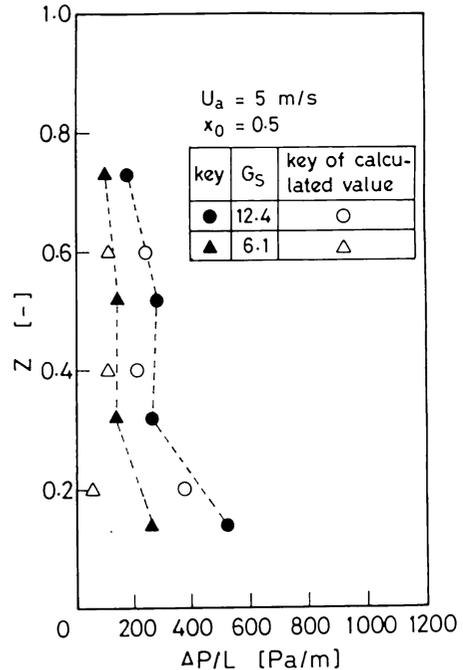


Fig. 3 Relationship between  $Z$  and  $\Delta P/L$  at  $x_0=0.5$  and  $U_a=5$  m/s

Fig. 4 に  $U_a = 6$  m/s,  $x_0 = 0.5$  の場合の圧損分布を示した。本図からも  $U_a = 5$  m/s の場合と同様に  $G_s$  が増加すると  $\Delta P/L$  の値も増加していることが示されている。目視観察による流動状態として、前述の粒子下降流がライザー途中で消失するのが認められた。また、この場合は塔下部での  $\Delta P/L$  の計算値と実測値に大きな差が生じている。これに関しては後で検討する。

Fig. 5 は  $U_a = 8$  m/s,  $x_0 = 0.1$  の場合の圧損分布を示したものである。本ガス速度においては、粒子の下降流はほとんど観察されていない。また、高ガス速度のため、塔頂部においては、中央部よりも圧損の大きい場合も見られ、塔頂効果が強くあらわれているといえる。

前述したように、圧損の計算値と実測値を比較すると、塔下部においては両者の差が大きい。本来、シャッター方式による粒子ホールドアップは、空間平均の瞬間値を与えるので、測定値は採取区間を長く取るとか、多回数の測定によって時間平均値に近づくものと考え

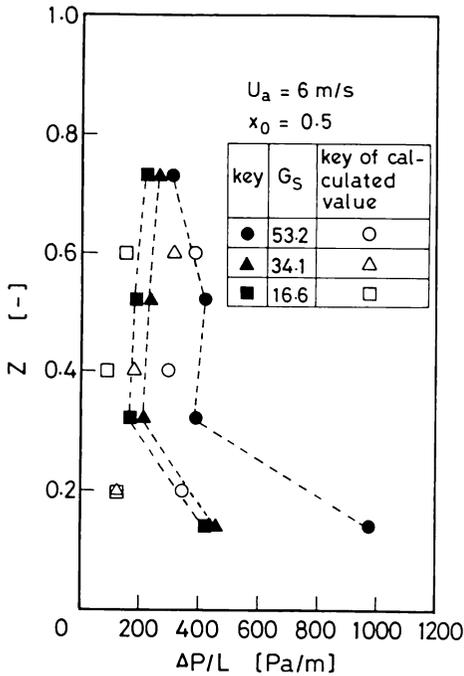


Fig. 4 Relationship between  $Z$  and  $\Delta P/L$  at  $x_0=0.5$  and  $U_a=5$

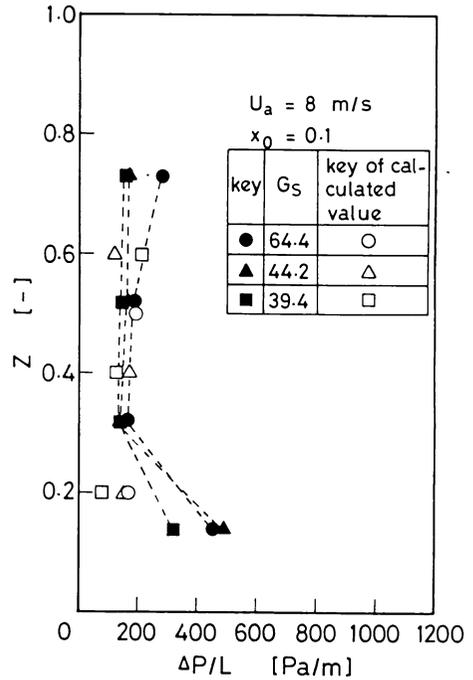


Fig. 5 Relationship between  $Z$  and  $\Delta P/L$  at  $x_0=0.1$  and  $U_a=5$

られる。したがって、本実験装置においては、塔下部の採取方式を再検討する必要があると思われる。

### 2.2 混合度

二成分粒子系循環流動層におけるライザー内の粒子混合状態を調べる場合、サイクロン、ホッパーおよび塔入口などの循環系の各部においても粒子のセグレーションが起こるので、塔入口での鉄鉱石濃度を制御することはきわめて困難である。したがって、本研究ではライザー内の平均濃度として、塔底部を除いた塔内の鉄鉱石平均濃度  $x_{av}$  とライザーの各高さでの鉄鉱石濃度  $x_i$  を用いて混合度  $M$  を(8)式で定義する。

$$M = \frac{x_i}{x_{av}} \quad (8)$$

Fig. 6 に  $U_a=5 \text{ m/s}$ ,  $x_0=0.1$  の場合の  $M$  と  $Z$  の関係を示す。図より、 $Z$  が小さくなるにしたがって  $M$  は増大する傾向を示しており、ライザー内で軸方向にセグレーションが起こっていることが指摘される。また、 $G_s$  を増すとセグレーションが顕著にな

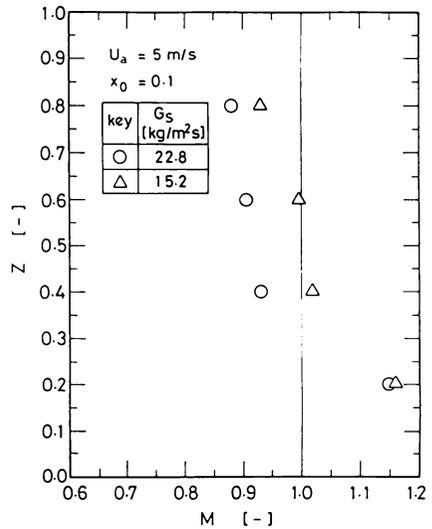


Fig. 6 Relationship between  $Z$  and  $M$  at  $x_0=0.1$  and  $U_a=5 \text{ m/s}$

る傾向も示されている。これは、 $G_s$ を増すと粒子の下降流が増大するためと思われる。

Fig. 7に  $U_a = 5 \text{ m/s}$ ,  $x_0 = 0.5$ の場合の  $M$  と  $Z$  の関係を示す。塔下部を除いては Fig. 6の場合と同様な傾向を示しており、仕込み濃度による差異は明確ではない。

Fig. 8に  $U_a = 6 \text{ m/s}$ ,  $x_0 = 0.1$ の場合の  $M$  と  $Z$  の関係を示す。前述のとおり、 $U_a = 5 \text{ m/s}$ の場合と多少異なり、粒子の下降流はかなり存在するが、粒子は下降途中でライザー中心部の上昇流に巻き込まれて、下降流が消失するためセグリゲーションは顕著ではない。

Fig. 9に  $U_a = 8 \text{ m/s}$ ,  $x_0 = 0.5$ の場合の  $M$  と  $Z$  の関係を示す。図より、本ガス速度においてはライザー底部から頂部にわたって混合度は一定値を示しており、セグリゲーションは起こっていない。これは、このガス速度においては、頻繁に濃厚粒子群が上昇するのが観察されており、粒子の下降流が存在しないためと思われる。

### 3. 結 言

平均径が大略等しく、密度の異なる二成分粒子系の流動化実験を行い、次の結果を得た。

1) 圧力損失に関して、単一成分固気系流れにおけ

る推算式中の粒子密度の代わりに、二成分粒子系における平均密度式(2)式を用いると、二成分粒子流れの圧損を大略推算できる。

2) 粒子の下降流が生じるガス速度においては、ライザー内で軸方向に無視しえない濃度分布が生じ、セグリゲーションが起こる。

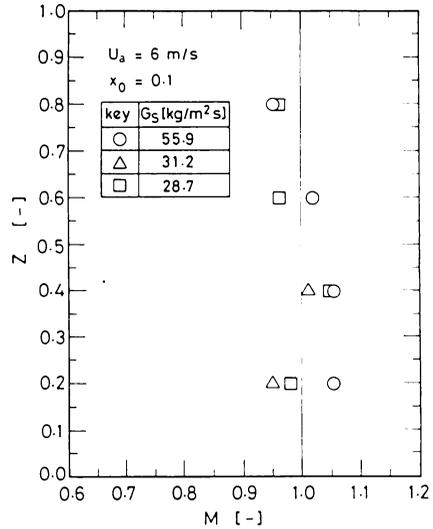


Fig. 8 Relationship between  $Z$  and  $M$  at  $x_0 = 0.1$  and  $U_a = 6 \text{ m/s}$

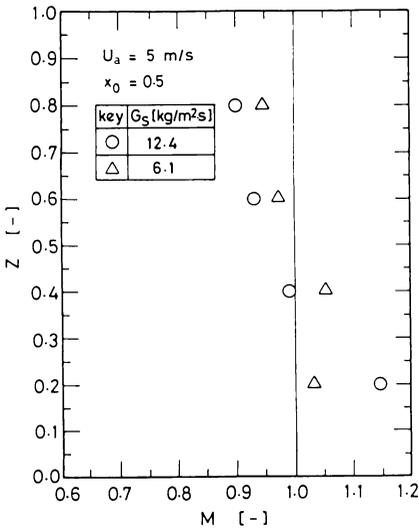


Fig. 7 Relationship between  $Z$  and  $M$  at  $x_0 = 0.1$  and  $U_a = 5 \text{ m/s}$

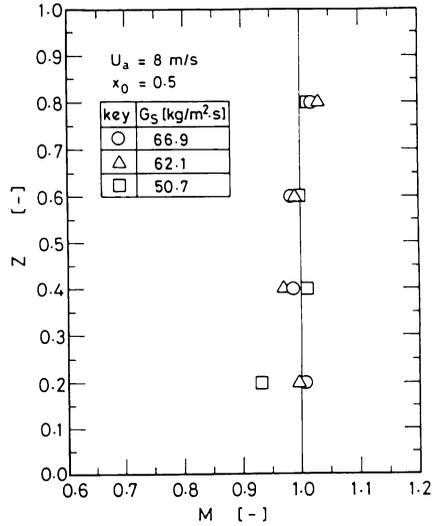


Fig. 9 Relationship between  $Z$  and  $M$  at  $x_0 = 0.1$  and  $U_a = 8 \text{ m/s}$

## Nomenclature

$D_i$ = inside diameter of riser	[m]	$x_1$ = concentration of iron ore	[-]
$f_s$ = solid friction factor	[-]	$x_{av}$ = average concentration of mixture	[-]
$g$ = gravitational acceleration	[m·s <sup>-2</sup> ]	$Z$ = dimensionless height	[-]
$G_s$ = mass flux of particles	[kg·m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ]	$\epsilon$ = void fraction in the riser	[-]
$\Delta L$ = distance between pressure taps	[m]	$\rho_1$ = density of iron ore	[kg·m <sup>-3</sup> ]
$M$ = mixing index	[-]	$\rho_2$ = density of silica sand	[kg·m <sup>-3</sup> ]
$\Delta P_A$ = pressure drop due to acceleration of particles	[Pa]	$\rho_{av}$ = average density of mixture	[kg·m <sup>-3</sup> ]
$\Delta P_f$ = pressure drop due to hydrodynamic resistance of particles	[Pa]		
$\Delta P_G$ = pressure drop due to hydrodynamic resistance of gas	[Pa]		
$\Delta P_H$ = pressure drop due to particles holdup	[Pa]		
$\Delta P_K$ = pressure drop due to particles interaction	[Pa]		
$\Delta P_T$ = total pressure drop	[Pa]		
$U_a$ = superficial gas velocity	[m·s <sup>-1</sup> ]		
$U_s$ = solids velocity	[m·s <sup>-1</sup> ]		
$V_i$ = local bed volume	[m <sup>3</sup> ]		
$W_1$ = weight of iron ore	[kg]		
$W_2$ = weight of silica sand	[kg]		
$x_0$ = initial concentration of iron ore	[-]		

## Literature cited

- 1) Rowe, P.N., A.W.Nienow, A.J.Agbim: Trans. Inst. Chem. Eng., 50, 324 (1972)
- 2) Nienow, A.W., P.N.Rowe, T.Chiba: AIChE Symp. Ser., 74, 45 (1978)
- 3) Chiba, S., T.Chiba, A.W.Nienow, H.Kobayashi: Powder Technol., 30, 195 (1981)
- 4) Rice, A.W., J.F.Brainovich Jr.: AIChE J., 32, 7 (1986)
- 5) Horio, M., K.Morishita, O.Tachibana: World Congress III Chem. Eng. Tokyo, 536 (1986)
- 6) Kato, K., Y.Ozawa, H.Endo, M.Hiroyasu, T.Hanzawa: Fluidization V, edit by K.Ostergard, A.Sorensen, Eng. Fund., 265 (1986)