気固系流動層内の粒子挙動に及ぼす粒子径とリング状バッフルの影響[†]

中島充幸^{*}・広田大輔・山崎量平^{**}・神保元二

名古屋大学工学部 化学工学科^{††}

流動層内の粒子循環は層内の粒子混合や均一性に関係し、また、層内粒子流れが気泡の空間分布にも影響を与える⁴⁾など、流動状態を示す重要なパラメータの1つである。

しかしながら、Geldart²⁾の分類によるB粒子では粒子挙動の粒径依存性は従来あまり考えられておらず、粒子循環量を求める従来のモデル^{5,7)}においても粒子径の影響は考慮されていない。そのため、気泡の運動に関しても、気泡の分裂現象を考慮にいれなければ、粒子径によらず気泡の運動は変わらない⁸⁾と考えられてきた。ところが、B粒子の範囲内においても粒子径により粒子の運動に大きな差があることが最近になって定性的に明らかにされた⁴⁾。また、層内にインターナルを挿入した場合の粒子循環パターンへの影響についても、報告¹⁾がなされているもののまだ十分に整理されている状態とは言えない。

そこで、本研究においては、粒径、粒子密度の異なる6種類の粒子を用いて、粒径、粒子密度、ガス流速、塔径、層高をパラメータに選び、粒子流動パターンと粒子下降速度、および層内にリング状バッフルを挿入した場合の粒子流動に与える影響について実験し、粒子循環に関する実験式を得た。

1. 実験装置および方法

流動層は半円筒形で、透明アクリル樹脂製の内径18cmと48cmの流動層を用意したが、主に18cmのものを用いた。ガス分散板は4cmピッチ正方配列の孔を持つ多孔板(開孔比0.3%)である。粒子は粒径の違う5種の珪砂(粒子密度 $\rho_p=2650\text{ kg/m}^3$ 、平均粒子径 $\overline{d_p}=46, 87, 135, 230, 360\text{ }\mu\text{m}$ 、最小流動化速度 $u_{mf}=0.0018\text{ m/s}$ (計算値⁶⁾)、(以下測定値)0.006, 0.016, 0.058, 0.11 m/s)の他、珪砂とは粒子密度の違う熔融アルミナ粒子($\rho_p=3970\text{ kg/m}^3$ 、 $\overline{d_p}=83\text{ }\mu\text{m}$ 、 $u_{mf}=0.011\text{ m/s}$)を用いた。

実験は、所定のガス流速で流動化している半円筒形流

動層にトレーサ粒子を上方から瞬間的に層状に投入し、垂直平面壁におけるトレーサ粒子の位置変化をビデオカメラを用いて撮影した。トレーサ粒子は層内粒子に墨汁で着色したものをを用いた。同じ条件での実験について12回撮影し、後にビデオを再生して経過時間1秒(または0.5秒)毎の粒子の移動を観察し、各経過時間毎の半径方向位置9点について分散板からの高さ位置 z_i を求め、粒子の流れパターンを得た。さらにEqs.(1), (2)に従ってトレーサ粒子の平均高さ $\overline{z_i}$ を求め、 $\overline{z_i}$ の時間変化から粒子下降速度 v_d を得た。

$$\overline{z_i} = \frac{2}{R^2} \int_0^R z_i \cdot r dr \quad (1)$$

$$v_d = -\frac{d\overline{z_i}}{dt} \quad (2)$$

実験条件については、粒径、粒子密度、塔径の他、ガス流速($u-u_{mf}=0.05\sim0.15\text{ m/s}$)や静止層高($L_s/D_t=1.78, 1.11$)も変化させた。また、層内の塔壁近傍に幅8mmのリング状バッフル⁴⁾2段($z_r=0.10\text{ m}, 0.27\text{ m}$)を挿入して同様の観察を行い、バッフルの有無による粒子流動パターンの違いを観察した。

2. 実験結果および考察

粒子流動パターンに及ぼす粒子径リング状バッフルの影響 どの場合にもトレーサ粒子の層の下降が観察された。というのは、層下部で気泡ウェイクに取り込まれた粒子は、気泡とともに層内を上昇し、層表面で放出され、それに見合う分だけトレーサ粒子の層が下降するものと思われる。気泡がトレーサ粒子の層を通過する際に、ドリフトによる変形も起こるが、トレーサ粒子の層の平均的な高さには影響していないものと思われる。

Fig. 1にはバッフルの無い自由型流動層(Free bed)の場合の経過時間毎の位置 z_i の例を示す。粒子流動パターンは粒径により大きな差があり、87~230 μm 粒子では、層中心部に比べ壁面近傍の粒子下降が速いが、比較的粒径の大きな360 μm 径粒子では半径方向位置の違いによる粒子下降速度の差はほとんどなく、粒子下降速度も小さい。

Fig. 2に層内にリング状バッフルを設置した場合の粒子流動パターンを示す。360 μm 粒子を除いて流動パター

[†] 1989年11月28日受理；化学工学会第22回秋季大会（東京，1989年10月）にて一部発表

^{††} 〒464-01 名古屋市千種区不老町

^{*} (株)新潟鉄工所

^{**} 東京大学工学部 化学工学科

Fig. 1 Observed displacement of tracer particles in a semi-cylindrical fluidized bed without rings

Fig. 2 Observed displacement of tracer particles in a semi-cylindrical fluidized bed with rings

ンが変わり、46~135 μm 粒子で顕著に見られるように、壁近傍に設置したリングにより壁付近での粒子下降流が阻害され、逆に層中心部での粒子下降が速くなる。このようにリングの存在で、Free bed の場合と比べ大きく粒子流動パターンは変わる。但し、360 μm 粒子の場合には、Free bed の場合のパターンとほとんど変わらない。これは Free bed においても元々壁近傍に粒子下降流が顕著でないために、リングを入れても流動パターンはほとんど

変化しないと考えられる。

平均粒子下降速度 Eq. (2) で求められる粒子下降速度 v_d は、分散板上に形成されるガスジェットが直接影響する高さを除きほぼ一定で、その平均値を平均粒子下降速度 $\bar{v}_d$ として、 $\bar{v}_d$ と粒子径の関係求めた。その一例を Fig. 3 に示す。粒子径が小さいほど粒子の平均下降速度は速いが、リングの有無は平均粒子下降速度にほとんど影響を与えない。また、平均粒子下降速度は $(u - u_{mf})$ に

Fig. 3 Effect of particle size on mean velocity of descending solids

比例し、粒子密度が大きい方が下降速度は遅くなった。Geldart's map²⁾でA粒子とされる46 μ m珪砂粒子を除き、次の実験式にまとめることができる。なお、流動層の径と層高は粒子の下降速度にはほとんど影響がなかった。

$$\bar{v}_d = 26.9 \times (\rho_p)^{-0.5} \times (u - u_{mf}) \times \exp(-2.87 \times 10^3 \times \bar{d}_p) \quad (3)$$

ここで ρ_p と $\bar{d}_p$ の単位はそれぞれkg/m³とmである。Fig. 3の実線はEq.(3)を示す。粒子密度だけでなくガス密度 ρ_f を用いて (ρ_f/ρ_p) の形にし、式の左右の次元の不自然さを解消することも考えられるが、ガス密度は実験パラメータとしなかったため、今後の課題である。

粒子径、粒子密度、ガス流速、塔径を変えて実験した結果とEq.(3)とは、Fig. 4に示されるように46 μ m珪砂を除いてよい相関を示している。46 μ m珪砂が外れるのは、A粒子の場合に報告されている層内密度差による循環³⁾が支配的であるためであると思われる。

実験結果のまとめ 内挿物の無い自由型流動層と、小さな占有面積のリング状バッフルを挿入した流動層を用いて、粒子挙動について実験し、以下の結果を得た。

(1) 粒子循環パターンはリング状バッフルの有無により変わるが、粒子の平均下降速度は変わらない。

(2) 粒子の平均下降速度 $\bar{v}_d$ について、GeldartのB粒子の範囲内で以下の相関が成立する。

$$\bar{v}_d = 26.9 \times (\rho_p)^{-0.5} \times (u - u_{mf}) \times \exp(-2.87 \times 10^3 \times \bar{d}_p)$$

Nomenclature

D_t = bed diameter	[m]
d_p = 50% particle diameter based on weight	[m]
L_s = static bed height	[m]
R = bed radius	[m]
r = radial coordinate (distance from bed center)	[m]
t = elapsed time	[s]
u = superficial gas velocity	[m/s]

key	$d_p \times 10^3$ [m]	D_t [m]	particle	
+	83	0.18	Fused alumina	free bed
x				with rings
Δ	46	0.18	Silica sand	free bed
$\blacktriangle$				with rings
∇				free bed
$\blacktriangledown$	87	0.48		with rings
$\triangledown$				free bed
$\circ$	135	0.18		with rings
$\bullet$				free bed
$\square$	230	0.48		with rings
$\diamond$	360	0.18		free bed
$\blacklozenge$				with rings

Fig. 4 Comparison between experimental data and calculated value using Eq.(3)

u_{mf} = minimum fluidizing velocity	[m/s]
v_d = velocity of descending solids	[m/s]
z_r = level of ring from distributor	[m]
z_t = height of tracer particles above distributor	[m]

ρ_f = gas density	[kg/m ³]
ρ_p = particle density	[kg/m ³]

Literature cited

- Chen, M.M., B.T.Chao and J.Liljegren: "Fluidization IV", ed. by D.Kunii et al., Engineering Foundation, p.203 (1983)
- Geldart, D.: *Powder Technol.*, 7, 285 (1973)
- Miyauchi, T., S.Furusaki, S.Morooka and Y.Ikeda: "Transport Phenomena and Reaction in Fluidized Catalyst Beds", *Advances in Chem. Eng.*, ed. by T.Vermeulen et al., vol.11, p.275, Academic Press (1981)
- Nakajima, M., D.Hirota, K.Nakamura, R.Yamazaki and G.Jimbo: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 16, 130 (1990)
- Rowe, P.N.: *Chem. Eng. Sci.*, 28, 979 (1973)
- Wen, C.Y. and Y.H.Yu: *AIChE J.*, 12, 610 (1966)
- Werther, J.: *Powder Technol.*, 15, 155 (1976)
- Yamazaki, R., M. Nakajima, G. Jimbo and T. Oshimi: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 13, 627 (1987)

The Effects of Particle Size and Ring-Shaped Baffles on the Behavior of Solid Particles in Gas-Solid Fluidized Beds

Mitsuyuki Nakajima*, Daisuke Hirota, Ryohei Yamazaki**
and Genji Jimbo

Dept. of Chem. Eng., Nagoya Univ., Nagoya 464-01

Key Words : Fluidization, Particle Behavior, Particle Size, Flow Pattern, Solids Circulation, Baffle

Solid flow behavior was examined in fluidized beds without internals and those with ring-shaped baffles which had small cross-sectional area. The following results were obtained.

(1) The solid circulation pattern was changed by installing baffles. However, the mean velocity of descending solids was unchanged.

(2) For Geldart's B powder, the mean velocity of descending solids was well correlated by the following equation.

$$\bar{v}_d = 26.9 \times (\rho_p)^{-0.5} \times (u - u_{mf}) \times \exp(-2.87 \times 10^3 \times \bar{d}_p)$$

where ρ_p is particle density in unit of kg/m^3 , u superficial gas velocity, u_{mf} minimum fluidizing velocity and $\bar{d}_p$ median particle diameter in unit of m .

* Niigata Engineering Co., Ltd.

** Dept. of Chem. Eng., Univ. of Tokyo

海洋における定常状態での炭素の物質収支 —Two Box Model による推算—[†]

稲葉 敦・進藤勇治*

公害資源研究所^{††}

小宮山 宏

東京大学工学部 化学工学科^{†††}

1. 緒言

近年測定されている大気中の二酸化炭素の濃度増加の対策として、回収した二酸化炭素の海洋投棄、および大気中の二酸化炭素の海洋による吸収などが提案されてい

る¹⁾。これらの対策の有効性を評価する場合には、海洋における炭素の循環機構をモデル化することが不可欠である。

海洋における炭素の循環では、植物プランクトンによる二酸化炭素の固定が重要な役割を果たしていると考えられている²⁾が、海洋への二酸化炭素吸収モデルとして植物プランクトンによる炭素の固定を考慮したモデルは見あたらない。しかし、物理吸収による従来のモデルは、

[†] 1989年12月6日受理

^{††} 〒305 つくば市小野川16-3

^{†††} 〒113 文京区本郷7-3-1

* 化学技術研究所