液相循環流動床の粒子ホールドアップ*

橋 詰 健 一^{*1}, 森 田 真 一^{*2}

Particle Holdup in a Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed

Kenichi HASHIZUME^{*3} and Shinichi MORITA^{*3} Department of Intelligent Mechanical Engineering, Hiroshima Institute of Technology,
2-1-1 Miyake, Saeki-ku, Hiroshima-shi, Hiroshima, 731-5193 Japan

An experiment was conducted obtain systematic data of particle holdup in a liquid-solid circulating fluidized bed. In the experiment, 2 kinds of riser tube having a diameter of 24 mm and 36 mm were used. Tested particles were of glass and ceramics, and their diameter range was from 2.10 to 4.95 mm. Water at ambient conditions was used as the fluidizing fluid. Particle holdup in the riser tube was measured using the shut-off method. Based on the experimental data, correlations for the drag coefficient and the particle holdup were derived, the latter could reproduce almost all experimental data with an accuracy of 15%. The effect of wall was not recognized within the experimental range, i.e., the particle to the riser tube diameter ratio of less than 0.2. The independent parameters for the flow characteristics were identified.

Key Words: Liquid-Solid Two-Phase Flow, Fluidized Bed, Volume Fraction, Holdup

1. 緒 言

液相循環流動床は優れた耐汚れ性を有していることから、これを応用した熱交換器が多量の汚れ成分を含む液体の蒸発装置等として実用化⁽¹⁾⁽²⁾されており、さらに化学工業における反応器への応用も考えられている⁽³⁾。しかしながらその流動現象についての研究が行われるようになったのは比較的最近のことである。

流動様式については、液流速の増加とともに上昇管内の流動様式が床型流動床領域、過渡領域、循環流動床領域、輸送領域へと遷移することを梁ら⁽⁴⁾が見いだし、Liang ら⁽⁵⁾はこの研究を発展させて流動様式線図を作成した。その後、Zheng-Zhu⁽⁶⁾は循環流動開始条件を詳細に調べ、その結果に基づいて Zhu ら⁽³⁾は Liang らの流動様式線図を修正した。

粒子の抗力係数については、梁ら⁽⁴⁾が考察を行っている。圧力損失については Grbavcic ら⁽⁷⁾が解析を行って、摩擦損失が無視できない大きさであり、循環流動床においては上昇管内での静圧分布から粒子ホール

ドアップ(固相率)を予測すると誤差が大きいことを示した。

粒子ホールドアップについては Zheng ら⁽⁸⁾が系統的な実験データを収集した。また、梁ら⁽⁴⁾、Liang ら⁽⁵⁾⁽⁹⁾、Zheng ら⁽¹⁰⁾は粒子ホールドアップの半径方向分布を調べ、管壁近傍の局所値は平均値よりも大きくなることを見いだした。Liang-Zhu⁽¹¹⁾はこれらの結果に基づいて、管中央部と管壁近傍とで粒子ホールドアップが異なる二層モデルにより解析的に粒子ホールドアップを求めようとした。しかし粒子ホールドアップの半径方向変化は滑らかで、二層モデルによる解析には無理があることを Zhu ら⁽³⁾や Zheng ら⁽¹⁰⁾が指摘している。

一方、管断面平均値としての粒子ホールドアップは実際の装置に充てんする粒子量を決定するために必要であり、また、熱伝達率の整理⁽¹²⁾にも基本となる量である。しかしながら粒子ホールドアップを循環流動床の基本パラメータから算出できる整理式は見当たらない。

このような背景のもとで、著者らは2種類の上昇管、3種類の供試粒子を用いて締切法により粒子ホールドアップの測定を行って系統的な実験データを収集した。そしてこの実験データに基づいて粒子ホールドア

* 原稿受付 2007年1月15日。

^{*1} 正員、広島工業大学工学部(〒731-5193 広島市佐伯区三宅2-1-1)。^{*2} (株)シンコー(〒732-0802 広島市南区大州5-7-21)。

E-mail: khshzm@cc.it-hiroshima.ac.jp

ップを算出する整理式を導き、さらに、循環流動床の流れを支配する独立パラメータについても考察したので以下に報告する。

記 号

Ar : アルキメデス数 $= \rho_L(\rho_p - \rho_L)gd_p^3/\mu_L^2$

C_D : 抗力係数

D : 上昇管の内径

d_p : 粒子の直径

G_L : 液の質量流束

G_p : 粒子の質量流束

Re_p : 粒子レイノルズ数 $= u_L d_p / \nu_L$

Re_s : スリッレイノルズ数 $= U_s d_p / \nu_L$

Re_t : 終端流速レイノルズ数 $= u_t d_p / \nu_L$

u_L : 液の見掛けの流速 $= G_L / \rho_L$

u_p : 粒子の見掛けの速度 $= G_p / \rho_p$

u_t : 終端流速

u^* : 固液速度比 $= u_p / u_L$

U_L : 液の実際の流速 $= u_L / (1 - \epsilon_p)$

U_p : 粒子の実際の速度 $= u_p / \epsilon_p$

U_s : スリップ速度 (粒子と液との速度差)

$= U_L - U_p$

ϵ_p : 粒子ホールドアップ (固相率)

μ_L : 液の粘性係数

ν_L : 液の動粘性係数

ρ_L : 液の密度

ρ_p : 粒子の密度

2. 実 験

実験装置を図1に示す。装置の主要部は上昇管(1)、下降管(2)、混合部(3)により構成され、流動状態を観察するために透明塩化ビニル製としている。上昇管は長さ2000 mmで、内径は24 mmと36 mmの2種類を用意した。混合部はノズル(4)、分散板(5)、混合室(6)から成る。

液相としての水(常温常圧の市水)はタンク(7)にためられ、ポンプ(8)により流量計(9)を経て3方向から上昇管に送られる。主流は混合部の下部からノズルに流入し、主として水の循環量を決定する。二次流は分散板の下方から流入し、粒子を混合室内で流動化させる。補助流は下降管の下部へ流入し、粒子を円滑に混合室に送り込む。粒子循環量の設定は装置に充てんする粒子の量、補助流の流量、ノズル位置の調整により行う。

水と粒子の循環量の測定は循環量測定部(10)で行う。これは採集管(11)、計量管(12)、粒子分離器(13)

1:Riser, 2:Downcomer, 3:Mixing section, 4:Nozzle, 5:Distributor, 6:Mixing chamber, 7:Water tank, 8:Pump, 9:Flowmeter, 10:Flowrate measuring section, 11:Sampling vessel, 12:Measuring cylinder, 13:Separator, 14:Holdup measuring section, 15:Measuring tube, 16:Shut-off plate

Fig. 1 Experimental apparatus

から成る。測定時にはタイマで制御されたロータリアクチュエータが作動して採集管を水平面内で90°回転させ、一定時間の間に上昇管の上部から流出する液・固混合物の全量を循環量測定部に流入させる。粒子分離器で分離された粒子は水分除去後にその質量が計測されて粒子の循環量が算出される。粒子と分離された水は計量管で体積が測定され、水の循環量が算出される。

粒子ホールドアップの測定はホールドアップ測定部(14)で行う。これは上昇管と同一内径の測定管(15)と、同一内径の開孔を有する2枚の締切板(16)から成る。締切板の間隔は515 mmである。測定時にはエアシリンダで2枚の締切板を同時に急速閉鎖し、測定管に閉じ込められた粒子を取り出してその体積を測定することにより粒子ホールドアップを算出する。

循環流動床の粒子は下降管での下向き流れから上昇管での上向き流れへと流れ方向が変化するので、上昇管で粒子の速度が一定になるまでの区間(助走域)が存在するが、この助走域は極めて短いことが知られてお

Table 1 Tested particles and test conditions

Particle				Riser	Water temp. (°C)	Ar	Test number Tno.
Pno.	Material	ρ_p (kg/m ³)	d_p (mm)	D (mm)			
53	Glass	2530	4.95	24	26.5±2	2.39×10 ⁶	Tno.53(H)
					22.0±2	2.04	Tno.53(L)
				36	20.0±2	1.77	Tno.53(D)
61	Ceramics	3700	2.10	24	26.5±1	0.328	Tno.61(H)
				36	20.5±1	0.251	Tno.61(L)
63	Ceramics	3700	4.02	24	19.0±2	0.233	Tno.61(D)
					26.0±2	2.27	Tno.63(H)
					21.0±2	1.83	Tno.63(L)

り, Grbavcic ら⁽⁷⁾の実験($D=32$ mm)では上昇管の下端0.1 mから上端(1.02 m)までは静圧こう配が一定であった。また、静圧こう配からホールドアップを間接的に測定した Liang ら⁽⁴⁾($D=140$ mm)では0.4~2.4 mの間の6点で、Zheng ら⁽⁸⁾($D=76$ mm)では0.5~2.2 mの間の7点で、Liang ら⁽⁹⁾($D=90$ mm)では0.25~5.2 mの間の5点で粒子ホールドアップが一定値となった。これらの結果を参考にして本実験における粒子ホールドアップ測定部は上昇管のほぼ中央部に設置した。また、締切板の間隔については、Grbavcic ら⁽⁷⁾の実験($D=24$ mm)では上昇管高さ1.8 mの中央部に0.8 m間隔の静圧孔を挟んでその上下に2枚の締切板を設置しているが、本実験では閉じ込められる粒子の測定精度から0.5 mあれば十分と判断した。

供試粒子はガラス球とセラミック球で、直径は2.10~4.95 mmの計3種類である。表1に供試粒子と実験条件を示す。実験では粒子レイノルズ数 Re_p と速度比 u^* が一定になるように計算しながら系統的なデータを収集した。上昇管内における流動状態は必ずしも均質ではないので、粒子ホールドアップはすべての実験点について5回計測を行ってその平均値を実験値としたが、平均値に対するばらつきは最大でも10%未満であった。

3. 実験結果と解析評価

3・1 抗力係数 床型流動床(明りょうな床の上縁を有する通常の流動床)においてはボイド率関数

$$F = \frac{C_D}{C_{D\infty}} = \frac{\frac{4}{3} \frac{Ar}{Re_p^2}}{\frac{4}{3} \frac{Ar}{C_{D\infty} Re_p^2}} \quad (1)$$

による流れ解析が行われた⁽¹³⁾。ここで C_D は流動化状態にある粒子の見掛けの抗力係数、 $C_{D\infty}$ は単一粒子の抗力係数である。循環流動床においても見掛けの液流

速 u_L (粒子がないとしたときの液の平均流速) のかわりに粒子と液の速度差(スリップ速度) U_s を用いれば式(1)を適用できる可能性がある。つまり式(1)を

$$F_s = \frac{C_D}{C_{Ds}} = \frac{\frac{4}{3} \frac{Ar}{Re_s^2}}{\frac{4}{3} \frac{Ar}{C_{Ds} Re_s^2}} \quad (2)$$

$$Re_s = \frac{U_s d_p}{\nu_L} \quad (3)$$

とする。ここで C_{Ds} はスリップ速度 U_s に基づく単一粒子の抗力係数である。スリップ速度は粒子ホールドアップ ϵ_p から

$$U_s = U_L - U_p = \frac{u_L}{1 - \epsilon_p} - \frac{u_p}{\epsilon_p} = u_L \left(\frac{1}{1 - \epsilon_p} - \frac{u^*}{\epsilon_p} \right) \quad (4)$$

により算出される。式(4)で u^* は粒子と液の見掛けの速度の比(固液速度比)

$$u^* = \frac{u_p}{u_L} = \frac{G_p/\rho_p}{G_L/\rho_L} \quad (5)$$

であり、 G_p と G_L は粒子および液の質量流速である。

梁ら⁽⁴⁾は上昇管内径 $D=140$ mm、粒子直径 $d_p=0.26\sim0.78$ mm のガラス球とセラミック球を用いて行った実験データに基づいて

$$F_s = 2.34(1 - \epsilon_p)^{-0.52} \left(\frac{Re_s}{Re_t} \right)^{-0.704} \left(\frac{\rho_p - \rho_L}{\rho_p} \right) \times \left(\frac{d_p}{D} \right)^{0.106} \quad (6)$$

を作成した。図2は本実験の結果と式(6)との比較を示したもので、縦軸は実験データから算出した値 $F_{s,exp}$ と式(6)による計算値 $F_{s,cal}$ との比をとっているが、よい一致はみられない。その理由としては実験条件の違いと、式(6)における直径比の項 d_p/D が考えられる。直径比の項は本来は流動状態に及ぼす管壁の影響を表す項であるが、粒子が密集した床型流動床でさえ直径比の影響がみられない $d_p/D=10^{-3}$ のオーダーでこのような項が登場するのは不自然であって、式(6)では粒子直径の影響を単に上昇管内径で無次元表

Fig. 2 Comparison of experimental data with Eq. (6)

Fig. 3 Drag coefficient ratio vs. bed voidage (Symbols as in Fig. 2)

示したにすぎないのではないかとと思われる。

式(1)による F はボイド率 ($=1-\epsilon_p$) の関数になることからボイド率関数と呼ばれているので、式(2)による F_s についても本実験の結果をプロットしてみたところ、図3に示すようにボイド率だけではよい相関はみられなかった。つまり、循環流動床では式(2)による F_s をボイド率関数と呼ぶのは適切ではないことがわかったので、ここでは抗力係数比としておく。

ところで、スリップ速度 U_s が終端流速 u_t に近づけば見掛けの抗力係数 C_D は単一粒子の値 C_{Ds} に近づかずである。そこで、本実験の結果を式(6)にも含

Fig. 4 Drag coefficient ratio vs. terminal velocity ratio (Symbols as in Fig. 2)

Fig. 5 Exponent C_1 of Eq. (8) (Symbols as in Fig. 2)

まれる終端流速比に対してプロットしてみると図4のようになり、抗力係数比 F_s との間に良好な相関関係が認められた。全実験点は

$$F_s = \left(\frac{Re_s}{Re_t} \right)^{-1.78} \dots\dots\dots (7)$$

により $\pm 20\%$ の範囲内で再現されている。しかし、実験番号(表1に示した Tno.)により直線のこう配にわずかな違いがみられるので、式(7)を

$$F_s = \left(\frac{Re_s}{Re_t} \right)^{-C_1} \dots\dots\dots (8)$$

として、指数 C_1 の値を調べてみると図5(上側の値)のようになった。図5から指数 C_1 はアルキメデス数 Ar (左図) と直径比 d_p/D (右図) の両方に依存しているようにみえる。しかし、直径比のみが異なるデータ間で C_1 の値に有意差がみられないので、図5左図(上側の値)から $C_1 \propto Ar^{0.05}$ としてみると左右両図における下側の値のようにほぼ一定値となった。これより式(8)は

$$F_s = \left(\frac{Re_s}{Re_t} \right)^{-0.89Ar^{0.05}} \dots\dots\dots (9)$$

となり、実験範囲内 ($d_p/D \leq 0.206$) では粒子直径の影響がないことがわかった。図5右図(上側の値)において直径比の影響があるようにみえるのは水温(アルキメデス数)の変化が原因ということが判明した。床型流動床においては直径比が $d_p/D=0.2$ では管壁の影響を受けるところか良好な流動化さえも得られない⁽¹³⁾。これに対して循環流動床では粒子がまばらなためにこのような大きな直径比になってもなお管壁の影響を受けないものと思われる。式(9)はほとんどすべての実験点を $\pm 10\%$ の精度で再現している。なお、以上の検討において単一粒子の抗力係数 C_{Ds} に対しては Turton-Levenspiel⁽¹⁴⁾ の式を、終端流速 u_t に対しては Hartman ら⁽¹⁵⁾ の式を用いた。

3・2 粒子ホールドアップ 粒子ホールドアップ整理式を導出するに先立って循環流動床の流れを支配する独立パラメータについて考察する。

3・1 節において抗力係数比は式(7)または式(9)の形にまとめられ、実験範囲内では直径比の影響がみられないことがわかったので、循環流動床の流れを支配する各変数に対する独立パラメータはそれぞれ

$$F_s = \frac{4}{3} \frac{Ar}{Re_s^2} = f(C_{Ds}, Ar, Re_s, Re_t)$$

: 式(2)と式(9)より

$$C_{Ds} = f(Re_s)$$

: Turton-Levenspiel⁽¹⁴⁾ の式より

$$Re_s = f(Re_p, u^*, \varepsilon_p)$$

: 式(3)と式(4)より

$$Re_t = f(Ar)$$

: Hartman ら⁽¹⁵⁾ の式より

となる。これより粒子ホールドアップを決定する独立パラメータは

$$\varepsilon_p = f(Ar, Re_p, u^*) \dots\dots\dots (10)$$

の三つであると考えられる。ここでアルキメデス数 Ar は粒子と液の性質から決まる無次元数、粒子レイノルズ数 Re_p は任意に設定する液流速から定まる無次元数、固液速度比 u^* は粒子の充てん量や粒子を上昇管に戻す機構から決まる無次元数で、実験条件によってそれぞれ独立に設定することができる。そこで、まず式(10)において固液速度比 u^* の影響を調べてみると図6のようになった。ここで各 Re_p 数についての実験点を貫く直線は

$$\varepsilon_p \propto (u^*)^{C_2} \dots\dots\dots (11)$$

で表され、指数 C_2 の値はほぼ一定値になったので、 $C_2=0.88$ とする。図6に描いている直線は

$$\varepsilon_p = C_3 (u^*)^{0.88} \dots\dots\dots (12)$$

である。式(12)の係数 C_3 は Re_p 数に対して直線的に減少する傾向がみられたのでこれを

$$C_3 \propto Re_p^{-C_4} \dots\dots\dots (13)$$

として指数 C_4 の値を調べてみるとほぼ一定値になったので、

$$C_4 = 0.428$$

として

Fig.6 Experimental data of particle holdup

Fig. 7 Comparison of Eq.(15) with experimental data

$$\varepsilon_p = C_5 Re_p^{-0.428} (u^*)^{0.88} \quad \dots\dots\dots (14)$$

とする。最後に係数 C_5 を求めてみると

$$C_5 = 1.83 Ar^{0.2}$$

で表された。以上より粒子ホールドアップの整理式は

$$\varepsilon_p = 1.83 Ar^{0.2} Re_p^{-0.428} (u^*)^{0.88} \quad \dots\dots\dots (15)$$

として得られた。図7は実験データと式(15)による計算値との比較であるが、ほとんどすべての実験点が $\pm 15\%$ の精度で式(15)により再現されている。式(15)は本実験の範囲

アルキメデス数 $Ar = (0.23 \sim 2.4) \times 10^6$

粒子レイノルズ数 $Re_p = (0.2 \sim 1.1) \times 10^4$

固液速度比 $u^* = 0.005 \sim 0.2$

直径比 $d_p/D = 0.058 \sim 0.206$

のデータに基づいて作成されたものであるから、その適用範囲は基本的にはこの実験範囲に限定される。粒子ホールドアップの系統的な実験としては Zheng ら⁽⁸⁾ によるものも知られている。彼らの実験範囲は

アルキメデス数 $Ar = (0.19 \sim 14) \times 10^3$

粒子レイノルズ数 $Re_p = (0.1 \sim 3) \times 10^2$

固液速度比 $u^* = 0.002 \sim 0.06$

直径比 $d_p/D = 0.0067 \sim 0.0076$

で、固液速度比を除けば本実験の範囲と大きく異なるが、式(15)と比較してみると図8に示すようによい一致がみられた〔図中の実線は式(15)による計算値〕。この比較から式(15)の適用範囲は本実験の範囲よりも広いように思われるが、適用範囲を明確化するためにはさらなる実験データの収集が必要である。

3・3 輸送領域の存在 梁ら⁽⁴⁾は輸送領域の存在

Fig. 8 Comparison of Eq.(15) with experimental data by Zheng et al.⁽⁸⁾

を示唆している。彼らは、液流速を増加させていくとやがて上昇管への粒子の進入力が不足して粒子の循環を維持できなくなる現象を見だし、これを輸送領域と名づけた。その後、Liang ら⁽⁵⁾はこの研究を進展させて図9のような流動様式線図を作成した。図9は粒子ホールドアップが $\varepsilon_p = 0.1$ に対して描かれたもので、横軸は無次元粒子直径

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_L (\rho_p - \rho_L) g}{\mu_L^2} \right]^{1/3} = Ar^{1/3} \quad \dots\dots\dots (16)$$

縦軸は無次元液流速

$$u_L^* = u_L \left[\frac{\rho_L^2}{(\rho_p - \rho_L) \mu_L g} \right]^{1/3} = \frac{Re_p}{Ar^{1/3}} \quad \dots\dots\dots (17)$$

としている。図9において、見掛けの液流速 u_L が流

Fig. 9 Flow pattern map by Liang et al.⁽⁵⁾

動開始流速 u_{mf} よりも小さいときには固定床, u_{mf} と終端流速 u_t とに挟まれた領域が床型流動床の領域になる。 u_L が u_t を超えると粒子の循環が始まり, 循環流動床の領域に入る。この循環開始の液流速を Liang らは u_t よりも小さな値としたが, 後に Zhu ら⁽³⁾ は u_t よりもわずかに大きな値に修正した。さらに液流速を増すと, 粒子の見掛けの速度と終端流速の比

$$u_{pt}^* = \frac{u_p}{u_t} = \frac{u_p}{u_L} \cdot \frac{u_L}{u_t} = u^* \frac{Re_p}{Re_t} \dots \dots \dots (18)$$

により決まる値が図9中の実線を超えたときに輸送領域に入る。破線は $u_{pt}^* \rightarrow \infty$ の極限値の予想線である。そこで本実験のデータのうちから $\varepsilon_p = 0.1$ に相当する実験点 ($\varepsilon_p = 0.08 \sim 0.12$) をプロットしてみると○印のようになって破線よりも小さく, さらに●印で示す実験点は $u_{pt}^* = 0.09$ の外挿線よりもはるかに小さくなっている。つまり, Liang らによる流動様式線図では本実験の範囲は循環流動床の領域であり, 輸送領域の存在は確認できなかった。

ところで, 図9は $\varepsilon_p = 0.1$ に対して描かれたものであり, 終端流速レイノルズ数 Re_t は Ar 数のみの関数であることを考えると, 輸送領域を決定するパラメータは式(16)~(18)より ε_p , Ar , Re_p , u^* の四つということになる。ここで ε_p は式(15)より求まる後三

者の従属変数であるから, 輸送領域が存在して Liang らの流動様式線図が正しいものとするれば, 輸送領域を決定する独立パラメータは後三者ということになる。これは3・2節の考察と一致し, 循環流動床の流れを支配する独立パラメータはアルキメデス数 Ar , 粒子レイノルズ数 Re_p , 固液速度比 u^* の三つ, と結論づけることができる。

4. 結 言

2種類の上昇管と4種類の粒子を用いて液相循環流動床の粒子ホールドアップを締切法により測定し, 粒子レイノルズ数 Re_p および固液速度比 u^* を一定とする系統的な実験データを収集した。実験データを解析評価して得られた結果は以下のように要約される。

(1) 直径比 $d_p/D \leq 0.2$ では循環流動床の流れに及ぼす管壁の影響は認められない。

(2) 粒子の見掛けの抗力係数 C_D は主としてスリップ速度の終端流速に対する比によって決まる。本実験の結果は梁ら⁽⁴⁾の式(6)とは一致せず, 実験整理式として式(7)または式(9)を導出した。

(3) 粒子ホールドアップ ε_p の実験整理式として式(15)を導出した。

(4) 式(15)の適用範囲は基本的には本実験の範囲
アルキメデス数 $Ar = (0.23 \sim 2.4) \times 10^6$
粒子レイノルズ数 $Re_p = (0.2 \sim 1.1) \times 10^4$
固液速度比 $u^* = 0.005 \sim 0.2$
直径比 $d_p/D = 0.058 \sim 0.206$

に限定されるが, これとは著しく条件の異なる Zheng ら⁽⁸⁾の実験データともよい一致を示した。式(15)の適用範囲を明確化するにはさらなるデータの収集が必要である。

(5) 液相循環流動床の流れを支配する独立パラメータはアルキメデス数 Ar , 粒子レイノルズ数 Re_p , 固液速度比 u^* の三つであることを示した。

なお, 本研究における実験には広島工業大学工学部知能機械工学科の卒業研究の一環として木村洋一君, 殿明米志君, 吉田正幸君の協力を得たことを記し, 感謝の意を表す。

文 献

- (1) Taten, T., The Klarex Heat Exchanger, *Sangyou Kikai*, (1999), pp. 51-53, in Japanese.
- (2) Matsuo, H. and Murayama, N., Application Examples of the Klarex Heat Exchanger, *Haikan Gijutsu*, (2000), pp. 82-85, in Japanese.
- (3) Zhu, J.-X. et al., (Gas-) Liquid-Solid Circulating Fluidized Beds and their Potential Applications to Bioreactor Engineering, *The Canadian Journal of Chemi-*

- cal Engineering*, Vol. 78 (2000), pp. 82-94.
- (4) Liang, W. et al., Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed, *Journal of Chemical Industry and Engineering*, Vol. 44, No. 6 (1993), pp. 666-676, in Chinese.
- (5) Liang, W. Zhang, S., Zhu, J-X., Jin, Y. and Yu, Z., Flow Characteristics of the Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, Vol. 90 (1997), pp. 95-102.
- (6) Zheng, Y. and Zhu, J. X., The Onset Velocity of a Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, Vol. 114 (2001), pp. 244-251.
- (7) Grbavcic, Z. B. et al., Hydrodynamic Modeling of Vertical Liquid-Solids Flow, *Powder Technology*, Vol. 72 (1992), pp. 183-191.
- (8) Zheng, Y. et al., The Axial Hydrodynamic Behavior in a Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 77 (1999), pp. 284-290.
- (9) Liang, W. et al., Radial Nonuniformity of Flow Structure in a Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed, *Chemical Engineering Science*, Vol. 51, No. 10 (1996), pp. 2001-2010.
- (10) Zheng, Y. et al., Radial Solids Flow Structure in a Liquid-Solids Circulating Fluidized Bed, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 88 (2002), pp. 141-150.
- (11) Liang, W. and Zhu, J-X., A Core-Annulus Model for the Radial Flow Structure in a Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed (LSCFB), *Chemical Engineering Journal*, Vol. 68 (1997), pp. 51-62.
- (12) Hashizume, K. and Kimura, Y., Heat Transfer Characteristics in Liquid-Solid Circulating Fluidized Beds, to be published in *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 73, No. 732 (2007), in Japanese.
- (13) Hashizume, K., *Liquid Fluidized Bed*, (2000), pp. 40-54, IPC, in Japanese.
- (14) Turton, R. and Levenspiel, O., A Short Note on the Drag Correlation for Spheres, *Powder Technology*, Vol. 47 (1986), pp. 83-86.
- (15) Hartman, M. et al., Predicting the Free-Fall Velocities of Spheres, *Chemical Engineering Science*, Vol. 44, No. 8 (1989), pp. 1743-1745.