鉛直円管内粗大粒子－水系固液二相スラグ流の固体粒子速度^{*}

Velocities of Solid Particles of Large Particle-Water Two-Phase Slug Flow in a Vertical Pipe

坂 口 忠 司^{**}
SAKAGUCHI Tadashi

山 下 高 広^{***}
YAMASHITA Takahiro

党 力[†]
DANG Li

三 杉 幸 夫^{††}
MISUGI Yukio

Abstract Flow behavior of large particle-water two-phase slug flow was observed in a vertical pipe of 30.3mm inside diameter. Large particles with 12.9 and 17.8 mm in mean diameter and density about 2300 kg/m³ were used as solid phase. Velocities of solid slug composed of several particles and of solid particles in liquid slug were estimated by proposed correlations of their restricted settling velocities in a pipe. Departure phenomenon of a solid particle from solid slug were also discussed.

Keywords : Liquid-Solid Two-Phase Slug Flow, Velocities of Solid Particles, Vertical Pipe, Very Large Solid Particle

1. 緒 言

固液二相流は、主として固体粒子の水力輸送管路で見られる[1-7]。これらの装置を計画・設計し、運転するためには、各相体積流束などの流動条件と、巨視的流動特性である流動様式、体積率ならびに圧力降下さらに局所的流動特性である液相速度分布、乱れ強さ分布、固相体積率分布などとの関係を把握しておく必要がある。

スラリーあるいは固体粒子径と管径との比が0.3程度以下の比較的小さい固体粒子からなる固液二相流の流動特性に関する研究は既に数多く報告され、貴重な知見が公表されている[1-10]。この直

径比の範囲をさらに拡張するために、本研究室では固体粒子径と管径との比が0.818にまで達する同一寸法・密度の粗大固体粒子を用いた固液二相流の流動特性を研究している[11-14]。このような比較的大きな固体粒子からなる固液二相流は、深海底に賦存するマンガン団塊の揚鉱管などでみられる。

別報[14]では固体粒子径と管径との比が0.270-0.818の粗大粒子－水系固液二相流の流動様式の定義と分類ならびに流動様式線図について報告した。本報では、そこで述べた流動様式の内、最も特徴的であった固液二相スラグ流に注目し、一つ

* 1996.9.10 受付

** 神戸大学工学部機械工学科

〒657 神戸市灘区六甲台町1-1 TEL(078)803-1112 FAX(078)803-1131

*** 神戸大学大学院 † 茶谷産業 †† 神戸市交通局

のモデルを設定して、固体スラグの上昇速度と液体スラグ中の固体粒子の上昇速度を固体粒子の沈降終速度や固相体積率と関連づけて論じると共に固体スラグからの固体粒子の離脱現象の解明を行い、各種固体粒子速度の推算法を提示した。なお、これら固体粒子速度は、固液二相流の密度の算出にも使用される固相体積率に密接に関係する物理量である。

2. 実験装置及び実験方法

使用流体は常温・常圧の空気と水、使用固体粒子は、粒子径が12.9mmと17.8mmのアルミナセラミック製球形粒子で、その諸特性値をTable 1に示す。本研究に用いた固体粒子は、その密度が液相密度より大きな沈降性固体粒子である。球形度 S_p には、45度間隔の四方向で計測した直径の平均値からの最大偏差と最小偏差を平均直径で除した値を用いた。また、 V_{ST} 、 Re_{ST} 、 C_{DST} はそれぞれ実験に基づく値である。

実験装置の概略をFig. 1に示す。試験部⑬は管内径 D が30.3mmの亚克力樹脂製透明鉛直円管である。液相は、オーバーフロータンク⑬から、モノポンプ②によってノズル④を介して混合部⑤に供給される。固相は、下降管⑨から混合部に供給され、両者は固液二相流となって試験部を上昇する。固体粒子径が12.9mmの場合、下降管に内径50mmの管を用い、固体粒子の供給をより円滑にし、そして固相供給量の調節を行うために、モノポンプ①によって固相供給用補助ノズル⑩を介して混合部直前の下降管に液相を小量供給した。固体粒子径が17.8mmの場合、固体粒子を一行に並べるために、下降管内径を20mmとした。モーターによって駆動される供給機を用いて所定時間間隔で固体粒子を一個ずつ混合部に供給した。

固相供給量の調節は、モーターの回転数を変化させることにより行った。固体粒子の供給量に変動を生じさせないために、下降管の固体粒子群の上

1.Mhno Pump 2.Mhno Pump 3.Mhno Pump 4.Nozzle
5.Mixer 6.Drainage 7.Pressure tap 8.2way valve 9.Separator
($d_s \leq 12.9$ mm) 10.Separator ($d_s > 12.9$ mm) 11.Tank 12.Load
cell 13.Flow meter (Solid) 14.Flow meter (Liquid)
15.Pressure gauge 16.Over flow tank 17.Supporting nozzle
for a solid supply 18.Test section 19.Video camera
20.Downcomer

Fig. 1 Schematic diagram of experimental setup.

Table 1 Properties of solid particles

d_s (mm)	ρ_s (kg/m ³)	V_{ST} (m/s)	Re_{ST}	C_{DST}	S_p (%)	
					max	min
12.9	2350	0.668	1.03×10^4	0.508	0.495	-0.386
17.8	2330	0.760	1.63×10^4	0.535	0.990	-0.961

$$\rho_s: \text{density of solid particle} \quad V_{ST}: \text{free settling velocity} \quad Re_{ST} = \frac{V_{ST} d_s}{\nu_L}$$

$$\nu_L: \text{dynamic viscosity of liquid} \quad C_{DST}: \text{drag coefficient} \quad S_p: \text{degree of sphericity}$$

端位置は、常に一定になるように上部より固体粒子を供給した。固体粒子を円滑に試験部に送り込むために、所定流量以上の液相を供給することがあるが、その場合過剰に供給された液相は液相引き抜き部⑥からモノポンプ③によって排除される。試験部を上昇した固液二相流は、固液分離部⑨あるいは⑩で各相に分離され、固相は下降管⑫に、液相はオーバーフロータンク⑬に戻り再循環される。

流量測定時には、管内を上昇した固液二相流を固液分離部に送らず、体積流量測定器⑬、⑭の方へ導いて、受け止め法によって各相流量を計測した。測定時間内に受け止めた液相ならびに固相の体積を、校正済みのトランスデューサ式静圧計⑮ならびに動歪式ロードセル⑯の出力値からそれぞれ求めた。さらに、混合部出口より約6mにおいて試験部を8ミリビデオカメラ⑰を用いて撮影し、その映像から、各種固体粒子速度や固体スラグ中の固体粒子数などを求めた。そのさい鏡を用いて、正面像と側面像を同一画面上に撮影した。撮影区間の流動軸方向長さは、200mmである。実験範囲は、液相体積流速 $\langle J_L \rangle = 0.592\text{--}1.22\text{m/s}$ 、固相体積流速 $\langle J_s \rangle = 0.00955\text{--}0.0873\text{m/s}$ である。

3. 粗大粒子系固液二相スラグ流における各種固体粒子速度特性と推算法

粗大粒子系固液二相スラグ流の典型的な例をFig. 2に示す。若干の固体粒子が、管断面全体を塞ぐように集まり、固体粒子は管壁ともまた他の固体粒子とも互いに接触しながら上昇する。この固体粒子群を固体スラグと呼ぶ。この固体スラグが、流動軸方向に断続的に存在する。これらの中には、液相が主として占める部分がある。この部分を液体スラグと呼ぶ。液体スラグ中では、小数の固体粒子が個々に分散したり、少数の固体粒子が塊状をなしている。固体スラグの長さとその中の固体粒子の数、液体スラグの長さとその中の固体粒子の数が、各固体スラグや液体スラグにおいて同じということはない。固体スラグと液体スラグが交互に周期的に流動するが、周期が厳密に一定ということではなく、固体スラグが来ると期待される辺りに、固体スラグが崩れたような複数の固体塊が散在していることもある。

気液二相スラグ流において大気泡上昇速度が重要であるように、固体スラグの上昇速度も重要で

ある。これに加えて、液体スラグ中の小気泡の挙動が注目されたように、液体スラグ中の粗大粒子の速度も検討対象となる。ところで、液体スラグ中に小気泡が分散している場合、大気泡のすぐ下部に密集するようにして大気泡とはほとんど同じ速度で上昇する小気泡群がある[15]。これに対して、小気泡密集部下端と大気泡先端との間に在る小気泡の一部分は大気泡の周囲の液膜内を通過して大気泡の下方へと移動し、他の部分は大気泡の周囲の液膜内を通過中に大気泡と合体する。粗大粒子系固液二相スラグ流を観察すると、固体スラグと管壁との間をすり抜けるような固体粒子は存在しないが、固体スラグの上部に上方から入ってくる固体粒子が認められる。一方、固体スラグ下部からは、固体粒子が離脱し、液体スラグ中を通過して下方の後続の固体スラグの上部に加わって、その固体スラグの一部となるのが認められた。これより、固体スラグの上昇速度に比べて、離脱粒子と液体スラグ中の固体粒子の速度は小さいこと、したがって同一の固体粒子が固体スラグ部を終始構成しているのではなく、固体粒子は順次入れ替わっていることが分かる。

本研究では、このような粗大粒子系固液二相スラグ流における固体スラグの速度 V_{ss} 、液体スラグ中の固体粒子の速度 V_{sl} について検討すると共に固体スラグから離脱する固体粒子の速度 V_{sd} に

Fig. 2 Liquid-solid two-phase slug flow.
 $\langle J_L \rangle = 0.6\text{m/s}$, $\langle J_s \rangle = 0.03\text{m/s}$,
 $d_s = 12.9\text{mm}$.

についても考察する。なお、はじめの二種類の速度は、固体スラグを構成している期間並びに液体スラグ中に存在している期間内の固体粒子速度であるが、固体スラグから離脱する固体粒子の速度は、離脱という極めて限られた期間内の固体粒子速度である点で上記二種類の速度とは異なる。

3. 1 固体スラグの速度

固体スラグの速度 V_{ss} は、固体スラグを構成している固体粒子全体の平均速度である。固体スラグ先端あるいは後端の移動速度ではない。ビデオの撮影画像より固体スラグを構成する各固体粒子の速度を求め、その算術平均値をもって固体スラグの速度とした。固体粒子が固体スラグに合体あるいは離脱する場合には、その固体粒子の速度だけ固体スラグの速度が変化するので、合体現象と離脱現象の生じていないときの固体スラグを対象とした。

固体スラグの速度 V_{ss} と固液両相全体の体積流速 $\langle J_T \rangle$ との関係をFig. 3に示した。同一流動条件下でも、その速度はかなり異なり、実験値のばらつきは大きい。標準偏差でその範囲を示した。 V_{ss} は $\langle J_T \rangle$ の増大と共に、ほぼ直線的に大きくなっている。両者の関係を、ドリフト流速モデル[16],[17]に倣って次の一次式で近似する。

$$V_{ss} = C_{oss} \langle J_T \rangle + (V_{sj})_{ss} \quad (1)$$

分布パラメータ C_{oss} と固相ドリフト速度 $(V_{sj})_{ss}$ は、 $d_s = 12.9\text{mm}$ に対して0.987、 -0.235 、 $d_s =$

17.8mmに対して1.06、 -0.362 となる。 C_{oss} の値は、固体粒子径によって少し異なるが、ほぼ1であり、従来の推奨値1.0–1.2[17]と一致する。固相ドリフト速度として自由沈降終速度 V_{ST} を用いることが、推奨されているので[17]、 $(V_{sj})_{ss}$ と各固体粒子の自由沈降終速度 V_{ST} との関係をFig. 4に示した。両者は一致していない。なお、式(2)を用いて自由沈降終速度 V_{ST} を計算した。

$$V_{ST} = \frac{4}{3} \sqrt{\frac{gd_s}{C_{DST}} \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L}} \quad (2)$$

ここで g は重力加速度、 ρ_L は液相の密度である。 C_{DST} は自由沈降終速度状態の固体粒子の抗力係数で、推算式として式(3)[18]を用いた。

$$C_{DST} = \frac{24}{Re_{ST}} (1 + 0.15 Re_{ST}^{0.687}) + \frac{0.42}{1 + 4.25 \times 10^4 Re_{ST}^{-1.16}} \quad (3)$$

$$Re_{ST} = \frac{\rho_L V_{ST} d_s}{\mu_L} \quad (4)$$

Re_{ST} は自由沈降粒子レイノルズ数、 μ_L は液体の粘性係数である。両者が一致しない原因として、 V_{ST} が自由空間中の単一固体粒子を対象としたものであることが考えられる。そこで、固相体積率を考慮した固体粒子群の自由沈降終速度 V_{SG} を与えるWallisの式[19]

Fig. 3 Velocity of solid particles in solid slug versus total volumetric flux.

Fig. 4 V_{ST} , V_{SG} , V_{SW} , V_{SWG} versus $(V_{sj})_{ss}$.

$$V_{SG} = (1 - \langle \alpha_s \rangle)^n V_{ST} \quad (5)$$

を、また管壁の存在を考慮した単一固体粒子の管内干渉沈降終速度 V_{SW} [13]

$$\frac{V_{SW}}{V_{ST}} = 0.855 \left(\frac{d_s}{D} - 0.1 \right)^3 - 2.01 \left(\frac{d_s}{D} - 0.1 \right)^2 + \frac{1}{1 + 0.603 \exp(-2.46 \sqrt{\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L}})} \quad (6)$$

を用いることを考えた。式(5)の $\langle \alpha_s \rangle$ は、時空間平均固相体積率、指数 n は、Richardson-Zaki [20] によって与えられている値で、本実験条件においては、2.39 となる。さらに、この両効果を考慮した場合の固体粒子群の管内干渉沈降終速度 V_{SWG} として式(5)と式(6)より誘導される次式

$$V_{SWG} = (1 - \langle \alpha_s \rangle)^n V_{SW} \quad (7)$$

を考えた[13]。

$(V_{SJ})_{SS}$ と V_{SG} , V_{SW} , V_{SWG} との比較図を同様に Fig. 4 に示した。これらを式(2)–(7)を用いて算出するには、固相体積率 $\langle \alpha_s \rangle$ が必要で、これには、後出の Fig. 10 で説明される固体スラグ部の固相体積率 $\langle \alpha_{SS} \rangle$ を用いた。 $(V_{SJ})_{SS}$ は、式(7)の値に近く、これによって近似できる。

3. 2 液体スラグ中の固体粒子の速度

液体スラグ中の固体粒子の速度 V_{SL} は、液体スラグ中に存在する各固体粒子の速度の算術平均値である。固体粒子の速度は、本来その半径方向位置によって異なるが、ここではそれらの平均値を用いた。

Fig. 5 に V_{SL} と $\langle J_T \rangle$ の関係を示した。この場合も、 V_{SS} と同様に、実験値はかなりばらついていて、上の例と同様に一次回帰すると、その分布パラメータ C_{0SL} とドリフト速度 $(V_{SJ})_{SL}$ は $d_s = 12.9$ mm に対して 0.965、 -0.318 、 $d_s = 17.8$ mm に対して 1.07、 -0.442 となる。 C_{0SL} の値は、事実上 1 と見なして良いだろう。この $(V_{SJ})_{SL}$ と V_{ST} などとの比較を Fig. 6 に示した。 V_{SG} と V_{SWG} の算出に必要な固相体積率には、液体スラグ部の固相体積率 $\langle \alpha_{SL} \rangle$ を用いた。 $d_s = 12.9$ mm の場合に式(7)による値がやや大きい、他の値より $(V_{SJ})_{SL}$ に最も近い値なので、 $(V_{SJ})_{SL}$ は式(7)によって近

似できるとみなした。

以上より、分布パラメータ C_{0SS} 、 C_{0SL} は、1 と置ける。一方、ドリフト速度 $(V_{SJ})_{SS}$ と $(V_{SJ})_{SL}$ は、近似的に式(7)で表されるので、結果として各種固体粒子速度 V_{SS} と V_{SL} の推算式として、次式を得た。

$$V_{SS} = \langle J_T \rangle + (V_{SWG})_{SS} \quad (8)$$

$$V_{SL} = \langle J_T \rangle + (V_{SWG})_{SL} \quad (9)$$

ここで $(V_{SWG})_{SS}$ 、 $(V_{SWG})_{SL}$ は、式(7)の固相体積率 $\langle \alpha_s \rangle$ に $\langle \alpha_{SS} \rangle$ 、 $\langle \alpha_{SL} \rangle$ を各々用いた場合の固体粒子群の管内干渉沈降終速度である。

Fig. 5 Velocity of solid particles in liquid slug versus total volumetric flux.

Fig. 6 V_{ST} , V_{SG} , V_{SW} , V_{SWG} versus $(V_{SJ})_{SL}$

3.3 各種固体粒子速度の相互関係

固体スラグの速度に比べて液体スラグ中の固体粒子の速度が小さいことは、上述したように定性的には推定されている。ここでは両者の定量的な差について論じる。Fig. 7に固体スラグの速度 V_{SS} と液体スラグ中の固体粒子の速度 V_{SL} との関係を示した。液体スラグ中の固体粒子が固体スラグの上部に吸収されているのだから、当然のことながら、 $V_{SS} > V_{SL}$ が成り立っている。本実験において、 V_{SS} は V_{SL} より 0.0818 m/s はど大きい。式(8)と(9)に示すように、各速度の分布パラメータが、1と見なされるので、両速度の差はドリフト速度の差である。このドリフト速度は式(7)で近似される。式(7)に用いられる単一固体粒子の管内干渉沈降終速度 V_{sw} は、同一密度・寸法の固体粒子に対しては、それが固体スラグ中であっても液体スラグ中であってもそれぞれ同じ値になるので、両速度の差は結局固体スラグ部の固相体積率と液体スラグ部の固相体積率の差に帰着する。固相体積率の大きな固体スラグ中の固体粒子のドリフト速度の絶対値の方が、液体スラグ中の固体粒子のドリフト速度の絶対値より小さくなり、これらが負の値のため $V_{SS} > V_{SL}$ の関係を生み出しているのである。なお、液体スラグ中の固体粒子は固体スラグ下端より離脱してくるもので、この離脱現象については後述する。

粗大粒子系固液二相スラグ流として、固体スラグと液体スラグが交互に流れている状態のスラグユニット中の全固体粒子の平均速度 V_s は次式で

表される。

$$V_s = \frac{N_{SS}}{N_s} V_{SS} + \frac{N_{SL}}{N_s} V_{SL} \quad (10)$$

ここで N_s はスラグユニット中の全固体粒子数、 N_{SS} は固体スラグを構成している固体粒子の数、 N_{SL} は液体スラグ中の固体粒子の数である。なお同様のことが、気液二相スラグ流や小径固体粒子からなる固液二相スラグ流でも考えられるが、液体スラグ中の分散相の速度の計測が容易でないため、検討されていないようである。

Fig. 8にスラグユニット中の全固体粒子の平均速度 V_s と V_{SS} ならびに V_{SL} との関係を示した。 V_s が、前述のようにスラグユニットを構成する全固

Fig. 7 Velocity of solid particles in solid slug versus velocity of solid particles in liquid slug.

(1)

(2)

Fig. 8 Velocity of solid particles in solid slug and in liquid slug, versus mean velocity of solid particles in slug unit.

体粒子の平均速度であるから、 V_s は固体スラグ速度より小さく、液体スラグ中の固体粒子の速度より大きく、 $V_{ss} > V_s > V_{sl}$ となっている。

以上の諸式は、粗大粒子系固液二相スラグ流における各固体粒子速度間ならびに各種終速度などとの関係を示すもので、式(8)–(10)を用いて、具体的に固体スラグ速度 V_{ss} 、液体スラグ中の固体粒子速度 V_{sl} ならびにスラグユニットを構成する全固体粒子の平均速度 V_s を算出するためには、さらに固体スラグを構成する固体粒子数 N_{ss} と固相体積率 α_{ss} 、ならびに液体スラグ中の固体粒子数 N_{sl} と固相体積率 α_{sl} を推算する式が別途必要になる。これらを各相体積流速や固体粒子の諸特性の関数として提示するには、まだまだ多くの研究が必要である。

以上の三種類の固体粒子速度と固体スラグから離脱する固体粒子の速度以外に、固相体積流速 $\langle J_s \rangle$ と時空間平均固相体積率 α_s から、次式によって算出される平均固相速度 V_{SM} がある。

$$V_{SM} = \frac{\langle J_s \rangle}{\langle \alpha_s \rangle} \quad (11)$$

Fig. 9に平均固相速度 V_{SM} とスラグユニット中の全固体粒子の平均速度 V_s の関係を示す。両者は比較的同じ値になっているが、 V_{SM} の小さい場合に V_s の方が V_{SM} よりやや大きくなっている。これは、固体スラグに合体あるいは離脱する固体粒子による効果ならびに周期的には固体スラグが存

Fig. 9 Mean velocity of solid particles in slug unit versus mean velocity of solid particles.

在すると思われる位置付近に固体スラグが存在しなくて、塊状の固体粒子が散在していることによる効果等が V_{SM} に組み込まれているが、 V_s には含まれていないためによるものと思われる。これらの効果を適正に考慮するためには、固体スラグ周期のばらつきや固体スラグへの固体粒子の合体と固体スラグからの固体粒子の離脱の頻度などに関するさらなる研究の蓄積が必要である。

以上の説明では固体粒子群の下端の固体粒子の速度が遅くなり固体粒子群より離れていく現象には触れていない。以下、固体粒子が固体スラグから離脱する現象について考察する。

4. 固体スラグから離脱する固体粒子の速度特性と推算法

粗大粒子系固液二相スラグ流で観察された固体スラグの下端より固体粒子が離れていく様子をFig. 2に示した。固体粒子の固体スラグからの離脱の瞬間を精密に求めることは困難であったので、本研究では、ビデオ画像より離脱固体粒子を確認した後、テープを逆戻し、固体スラグから離れたとみなされた画面とその1/30秒後の画面を用いて、固体粒子速度を算出した。

固体スラグから固体粒子が離脱する理由を本研究では、次のように考えた。Fig. 10に示すように固体粒子は液体を介して他の固体粒子の干渉を間

Fig. 10 Sketch of liquid slug flow.

接的に受けたりまた直接的な粒子同士の衝突による干渉を受ける。さらに管壁からの干渉も受けるだろう。このような状態の下で、固体粒子群の内部の固体粒子は全方向から他の固体粒子の影響を受けているのに対して、固体粒子群の下端の固体粒子は下方に固体粒子が存在しないため、下からの固体粒子による干渉は受けない。その結果として、固体粒子群の下端の固体粒子が固体粒子群より離れ、相対的に降下する、すなわちその上昇速度が小さくなるのだろう。

Fig. 11に離脱粒子の速度 V_{SD} と固体スラグの速度 V_{SS} との関係を示した。 V_{SD} は、 V_{SS} より小さい。

ここでは、 V_{SS} の推算式を基礎として、離脱粒子の速度 V_{SD} を推算する式を導いた。その際、固体スラグ下端の固体粒子周りの固相あるいは液相の役割を組み込んだモデルを考えた。固体スラグ下端の固体粒子の周囲の液相が増加したと見なし、式(7)における液相体積率すなわち $(1-\langle\alpha_{SS}\rangle)$ の項を ζ 倍したドリフト速度を用いた次式を、離脱粒子の速度を与える式と仮定した。

$$V_{SD} = C_{OSD} \langle J_T \rangle + \{ \zeta (1 - \langle \alpha_{SS} \rangle) \}^n V_{SW} \quad (12)$$

ここで ζ は、1より大きい実数である。この式とドリフト流束モデルに倣った V_{SS} を与える次式

$$V_{SS} = C_{OSS} \langle J_T \rangle + (1 - \langle \alpha_{SS} \rangle) V_{SW} \quad (13)$$

より V_{SW} を消去した式の V_{SS} 、 V_{SD} 、 $\langle \alpha_{SS} \rangle$ 、 $\langle J_T \rangle$ に各実験値(添字_{exp}で表す)を代入すると、 ζ を求める式として、次式が導かれた。

$$\zeta = \left(\frac{V_{SDexp} - C_{OSD} \langle J_T \rangle_{exp}}{V_{SSexp} - C_{OSS} \langle J_T \rangle_{exp}} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (14)$$

ここで C_{OSD} と C_{OSS} を1として求めた ζ は液相体積流束、固相体積流束、固相体積流量比、固体スラグ部の固相体積率にほとんど依存しないで、固体粒子直径のみに依存した。すなわち、 $d_s=12.9\text{mm}$ に対して1.18、 $d_s=17.8\text{mm}$ に対して1.10となった。 ζ として1.15を用いて求めた離脱粒子速度の計算値 V_{SDcal} と離脱粒子速度の実験値 V_{SDexp} との関係をFig. 12に示した。

ζ として1.15を用いたので、 $d_s=17.8\text{mm}$ に対する計算値が大きくなるが、実験点は、いずれの場合にも $\pm 30\%$ 以内にあり、固体スラグ下端付近における固体粒子に及ぼされる他の固体粒子による干渉の減少すなわち周囲の液相体積率の増加が、その固体粒子の速度の減少を招いたと考えて良いようである。この影響を表す係数 ζ の値として、本実験では1.15を得たが、これが他の固体粒子や管径においても使用できるか否かは、今後の検討課題である。

Fig. 11 Velocity of solid particle departing from solid slug versus velocity of solid particles in solid slug.

Fig. 12 Calculated value versus experimental value of velocity of solid particle departing from solid slug.

なお、以上の議論は単に推算式を示すためというよりは、むしろ各部の固体粒子速度が各部のドリフト速度あるいは固相体積流束や固体粒子の干渉沈降終速度、液相体積率や固相体積率等で表される可能性を提示したものである。したがって、そこに現れた指数 n の値、 C_{DST} や V_{SW} の推算式として、将来このモデルを実用する時点における最も信頼性の高いものを用いることが必要である。

以上の検討において、便宜的にドリフト流束モデルのみを用いたが、固相速度の推算方式としては、これ以外に、ドリフト流束モデルの変形[21]、質量中心速度モデル[10]、局所相対速度モデル[22]等があるので、それらを本現象に適用した結果について検討することは不可欠なことである。その検討結果については別途報告する。

5. 結 論

鉛直円管内粗大粒子－水系固液二相スラグ流の固体スラグ速度ならびに液体スラグ中の固体粒子速度について論じると共に、これらの推算式をドリフトフラックスモデルに倣って表した。そこでは分布パラメータには 1 を、ドリフト速度には、固体粒子群の管内干渉沈降終速度 V_{SWG} を用いれば良いことがわかった。

固体粒子群より離れる固体粒子の離脱現象は、固体粒子群の下端にある固体粒子には固体粒子群内部に位置する固体粒子に比べて、その周囲の固体粒子などからの干渉が少ないために生じることを明らかにした。この影響を考慮するために導入した液相体積率の補正係数 α は、液相体積流束、固相体積流束、固相体積流量比、固体スラグ部の固相体積率によって変化することなく一定となり、その値は 1.1～1.2 となった。これは、液相体積率の影響が、離脱する固体粒子では固体粒子群内部のものに比べて 1.1～1.2 倍になっていることを意味している。

謝辞 本実験に協力された当時神戸大学学生 梶原 吉郎君(現石川島播磨)ならびに宿屋 伸和君(現トプコン)に感謝いたします。

Nomenclature

C_{DST} : drag coefficient of solid particle at free settling condition
 C_{OSS} : distribution parameter of solid particle departing from solid slug

C_{OSL} : distribution parameter of solid particle in liquid slug
 C_{OSS} : distribution parameter of solid particle in solid slug
 D : pipe diameter [m]
 d_s : mean diameter of solid particles [m]
 g : acceleration due to gravity [m/s^2]
 $\langle J_L \rangle$: volumetric flux of liquid phase [m/s]
 $\langle J_S \rangle$: volumetric flux of solid phase [m/s]
 $\langle J_T \rangle$: total volumetric flux [m/s]
 N_S : number of solid particles in slug unit
 N_{SS} : number of solid particles in solid slug
 N_{SL} : number of solid particles in liquid slug
 n : constant given by Richardson-Zaki[20]
 S_p : degree of sphericity
 Re_{ST} : Reynolds number of free settling solid particle
 V_S : mean velocity of solid particles in a slug unit [m/s]
 V_{SD} : velocity of solid particle departing from solid slug [m/s]
 V_{SG} : free settling velocity of solid particles in cluster [m/s]
 V_{SL} : mean velocity of solid particles in liquid slug [m/s]
 V_{SM} : mean velocity of solid phase given by $\langle J_S \rangle / \langle \alpha_S \rangle$ [m/s]
 V_{SS} : mean velocity of solid particles in solid slug [m/s]
 V_{ST} : free settling velocity of a single solid particle [m/s]
 V_{SW} : restricted settling velocity of a single solid particle in a pipe [m/s]
 V_{SWG} : restricted settling velocity of solid particle cluster in a pipe [m/s]
 $(V_{SJ})_{SL}$: drift velocity of solid phase in liquid slug [m/s]
 $(V_{SJ})_{SS}$: drift velocity of solid phase in solid slug [m/s]
 $(V_{SWG})_{SL}$: restricted settling velocity of solid particle cluster estimated using $\langle \alpha_{SL} \rangle$ for volume fraction of solid phase [m/s]
 $(V_{SWG})_{SS}$: restricted settling velocity of solid particle cluster estimated using $\langle \alpha_{SS} \rangle$ for volume fraction of solid phase [m/s]
 $\langle \alpha_S \rangle$: time and space averaged volume fraction of solid phase
 $\langle \alpha_{SL} \rangle$: volume fraction of solid phase in liquid slug
 $\langle \alpha_{SS} \rangle$: volume fraction of solid phase in solid slug
 ζ : real number
 μ_L : viscosity of liquid phase [$Pa \cdot s$]
 ν_L : kinematic viscosity of liquid phase [m^2/s]

ρ_L : density of liquid phase [kg/m³]
 ρ_S : density of solid phase [kg/m³]

subscripts

cal : calculated
exp : experiment

参考文献

- [1] Durand, R., Proc. Int. Hydraulics Convention, Minnesota, Int. Assoc. Hydraulic Research, 89-103 (1953).
- [2] Worster, R. C., and Denny D. F., Proc. Inst. Mech. Engr., Vol. 169, No. 32, 563-586 (1955).
- [3] Newitt, D. M., Richardson, J. F., and Gliddon, B. J., Trans. Instn. Chem. Engrs., Vol. 39, 93-100 (1961).
- [4] 吉沢幸雄, 川島俊夫, 野田佳六, 日本鉱業会誌, Vol. 80, No. 918, 1047-1053 (1964-11).
- [5] Oedjoe, D., and Buchanan, R. H., Trans. Instn. Chem. Engrs, Vol. 44, No. 10, T364-T370 (1966-10).
- [6] 都田昌之, 他 3 名, 化学工学, Vol. 33, No. 1, 67-73 (1969-1).
- [7] Ayukawa, K., Kataoka, H., and Hirano, M., Proc. 7th Intern. Confer. Hydraul. Trans. Solids in Pipes. HYDROTRANSPORT 7 Paper E2. 195-202 (1980).
- [8] Sakaguchi, T., et. al., Proc. 1st World Conf. Exper. Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, Dubrovnik, Yugoslavia, 1353-1360 (1988-9).
- [9] 坂口忠司, 他 3 名, 機械学会論文集 Vol. 56, No. 521B, 5-10 (1990-1).
- [10] 佐田富道雄, 他 3 名, 混相流学会誌, Vol. 4, No. 2, 111-124 (1990-6).
- [11] 坂口忠司, 他 4 名, 混相流シンポジウム'92 (第11回) 講演論文集, 83-86 (1992-7).
- [12] 党力, 神戸大学博士論文 (1993-3).
- [13] Sakaguchi, T., et. al., Proc. 12th Int. Conf. Slurry Handling and Pipeline Transport. HYDROTRANSPORT 12 in Brugge, 773-784 (1993-9).
- [14] 坂口忠司, 他 4 名, 混相流学会誌, Vol. 10, No. 4, 397-404 (1996-12).
- [15] 日本機械学会, 気液二相流ハンドブック, コロナ, 東京 (1989).
- [16] Zuber, N. and Findlay, J. A., Trans. ASME, 87-4, 453-468 (1965).
- [17] Govier, G. W. and Aziz, K., The Flow of Complex Mixtures in Pipes, Van Nostrand, New York (1972).
- [18] Clift, R. and Gauvin, W. H., Proc. Chemeca '70, 1, 14-28 (1970).
- [19] Wallis, G. B., One Dimesional Two-Phase Flow, McGraw-Hill, New York (1969).
- [20] Richardson, J. F. and Zaki, W. N., Trans. Inst. Chem. Eng., 32, 35-53 (1954).
- [21] 坂口忠司, 他 5 名, 機械学会論文集 53-487, 1040-1046 (1987-3).
- [22] 富山明男, 他 3 名, 機械学会論文集 57-537, 32-37 (1991-5).