流動化操作を用いた粉体の高濃度輸送*

Dense Phase Pneumatic Conveying of Powder Using Fluidization

尾形 公一郎**
OGATA Koichiro

Abstract Dense phase pneumatic conveying in a pipeline is often applied to avoid disadvantage such as high power consumption, particle breakage and pipeline abrasion. This article described mainly the dense phase pneumatic conveying in a horizontal rectangular channel using the fluidizing air. The fluidized powder conveying system consists of a powder supply vessel and a horizontal rectangular channel at the side of vessel. The powder was fluidized by air through the porous membrane at the bottom of a vessel and a horizontal channel. The powder used belongs to Geldart A particle, where the mean diameter is 53 μm , the particle density is 2523 kg/m^3 and the minimum fluidizing velocity is 4.329 mm/s . The mass of transported powder, the bed height of powder in a vessel and the supply air pressure were measured when the fluidizing velocities at the bottom of vessel and horizontal channel were changed. The powder could be transported smoothly when the air was supplied to the bottom of vessel and the velocity of the bottom of horizontal channel exceeded the minimum fluidizing velocity. In this case, the powder was discharged smoothly from vessel to horizontal channel, and then the powder flowed easily toward the exit of horizontal channel. Therefore, the fluidizing air at the bottom of vessel and horizontal channel was important to obtain smooth powder conveying on this system. Also, the mass flow rate of powder and the solid loading ratio were estimated from the mass of transported powder against the elapsed time. As the result, the solid loading ratio had taken a one peak when the fluidizing velocity at the bottom of horizontal channel was larger than the minimum fluidizing velocity. In addition, it is found from the analyzed solid loading ratio that the high dense powder conveying was possible in this system.

Keywords: Dense phase pneumatic conveying, Fluidization, Minimum fluidizing velocity
Solid loading ratio

1. はじめに

近年、様々な産業分野で粉体化した物質を取扱う機会が増えており、粉体の単位操作技術の向上と高精度化が求められている[1]。粉体の単位操作は、貯蔵、輸送、混合、反応、分離などの多くの操作があり、この操作は固液、固気二相流などの流動現象を示すため混相流と密接に関係する。本稿では、本特集のテーマ「移動・輸送と混相流」の中でも固気二相流の輸送現象である、粉体の空気輸送に着目し、既存の研究を概説した後に、筆者らが進める粉体の流動化輸送の輸送特性や流

動様式についての研究成果を紹介する。

2. 粉体の空気輸送

固気二相流による粉体の単位操作は、材料の変質や乾燥工程が不要などの利点を有するため広く用いられている。固気二相流の輸送現象として、粉体の空気輸送が一般的に知られている。粉体の空気輸送は輸送管内を被輸送物が圧縮空気と混合しながら輸送されるため、被輸送物の散乱や汚染、異物の混入が少ないことやプラント設備中での設置の自由度が高いなどの利点を有するため、

* 2013.8.7 受付

** 大分工業高等専門学校機械工学科 〒870-0152 大分県大分市大字牧 1666 番地
TEL: (097)552-6927 FAX: (097)552-6927 E-mail: k-ogata@oita-ct.ac.jp

化学、食品、医薬品などの様々な産業で用いられている。空気輸送は低濃度高速輸送と高濃度低速輸送に大別されるが、空気輸送に必要な消費動力、輸送管の摩耗や粒子破碎の低減が求められており、高濃度低速輸送が利用されている[2]。

粉体の高濃度輸送は、粒子に作用する重力、気流の方向や対象とする粉体によって多種多様な流動様式を示す。また、粉体輸送時の設計では、気流速度と管径、粉体の質量流量が輸送中の圧力損失に影響するため、従来までの研究をまとめた詳細な解説記事が存在する[2,3]。さらに、高濃度輸送時の最小輸送限界や流動様式は重要であり、種々の研究が進められている[4-8]。しかしながら、この輸送方法でも管内閉塞の発生や粉体の間欠的な輸送、機械式コンベヤと比較して壁摩擦の影響による消費動力の増加が問題となることが指摘されている[3, 9,10]。この問題に対して、例えば、河府ら[9,10]は、輸送管に超音波振動を与えて、粉体のプラグ輸送時の圧力損失が低減できることを明らかにし、粉体の壁面圧と圧力損失の関係を調査している。このように、粉体の高濃度輸送技術はある程度成熟した技術ではあるが、管内閉塞や消費動力低減などを図る高濃度空気輸送技術の進展は重要な課題である。

3. 粉体の流動化輸送

前節で述べたような管内を移動する粉体と輸送管との摩擦などを低減させる高濃度輸送の一つにエアスライドと呼ばれる空気流動化重力コンベヤによる輸送方法がある。一般に、輸送管断面は矩形で、粉体が輸送される流路と流動化空気を供給する流路は独立で、両流路間は空気を透過する多孔材で仕切られた構造である。輸送方法は、水平面に対して数度の傾斜を与えた輸送管底部に設置した多孔材を通過する均質な空気で粉体を流動化し、流動化粉体が重力の成分によって下流方向に輸送される[11]。被輸送粉体には、ゲルダート線図[12]中のA粒子やB粒子などの乾燥した流動化しやすい粉体が用いられる。この輸送では、流動化空気によって粉体層中の粒子間力や粉体と輸送管との摩擦力の低減が可能[13]であり、その輸送性能は低速、低摩擦損失、高い輸送量や低動力であることが知られている[11]。空気流動化重力コンベヤの研究は古くから行われており、その流動機構などが明らかにされてきた[14,15]。

しかしながら、この輸送方法は粉体を輸送するために輸送管を水平面に対して傾ける必要であるとされている。この要件は、空気流動化重力コンベヤの適用範囲を制限していると考えられる。そのため、最近では、輸送管の傾斜が小さい場合や、水平及び僅かに上向きに傾斜させた場合の研究が進められている[16-19]。例えば、Gupta ら[17]は、密閉矩形輸送管内を流動化輸送する際のフライングシュアの流動様式や粉体輸送量に対する傾斜角度や空気速度の影響を調査し、粉体の流動様式は傾斜角度や空気速度に依存して変化することを示した。また、流動様式は波状流、脈動流、遷移流や移動層流であることを観測した。さらに、Tomita ら[6]は、流動化粉体の輸送量に対する水平輸送管上部の空気開放の影響を調査し、粉体輸送量や粉体層高さは輸送管上部から空気を開放した場合に増加することを明らかにした。

これらの研究では、粉体を輸送管上部のホッパーから自由落下で供給する方式を取っており、ホッパーから供給された粉体を輸送管底部からの流動化空気で輸送している。しかしながら、ホッパーから自由落下で粉体を供給できない場合には、この輸送方法の使用は制限される。加えて、自由落下による粉体供給が困難な場合の流動化粉体輸送に関する知見は明らかになっていない。そこで、筆者らは、ホッパーから自由落下で粉体を供給しない場合の密閉矩形流路内の流動化粉体の水平輸送特性の研究を行っている[20,21]。この輸送装置は粉体供給容器と容器側面に取り付けた水平輸送管で構成され、粉体は供給器底部と水平輸送管底部からの流動化空気流で円滑な粉体輸送が実現可能となる。以降に、被輸送粉体として、ゲルダート線図中のA粒子に属するガラスビーズを用いて、供給器底部と輸送管底部の流動化空気速度を変化させた場合の輸送特性や流動様式、輸送限界や輸送効率などを調査した結果を紹介する。

4. 流動化輸送実験

4.1 流動化輸送装置

Fig.1に実験装置の概略を示す。本輸送装置は、内径 241mm、高さ 1000mm のアクリル製粉体供給容器と輸送距離 1000mm、高さと幅が 30mm の正方形断面のアクリル製矩形輸送管で構成している。供給容器と輸送管底部には空気透過用の厚

さ 6mm の多孔材を設置し、マスフローコントローラで任意の流量に制御した空気を与えて粉体を流動化輸送する。粉体を輸送するための空気はコンプレッサで生成した。粉体輸送量の測定のため、供給容器底部、輸送管底部と回収容器底部にロードセルを設置した。粉体輸送中の供給容器底部、輸送管底部の圧力測定に圧力センサを用いた。供給容器内の粉体層高さの測定にレーザー変位計を使用した。供給容器内や輸送管内の粉体の流動様式はデジタルビデオカメラで撮影した。

実験は、粉体を供給容器に充てん後に空気を混入して粉体層を一旦流動化させて、粉体層の上部表面を平らにする。このとき、輸送管底部に粉体が僅かに堆積した状態に設定する。その後、空気供給バルブを開放して供給容器と輸送管の底部にマスフローコントローラで設定した空気を同時に流して輸送実験と計測を行った。

Fig.1 Experimental apparatus.

Table 1 Experimental conditions.

M_{pi} [kg]	Q_h [m ³ /s]	Q_t [m ³ /s]
30	$(0\sim3)\times10^{-4}$	$(1.167\sim8.333)\times10^{-4}$
u_{mf} [mm/s]	u_h/u_{mf} [-]	u_t/u_{mf} [-]
4.329	0~1.519	0.898~6.417

4.2 被輸送粉体と輸送条件

本実験では、平均粒子直径 $d_p=53\mu\text{m}$ 、真密度 $\rho_p=2523\text{kg/m}^3$ 、最小流動化速度 $u_{mf}=4.329\text{mm/s}$ のガラスビーズを使用した。Table 1 に実験条件を示す。表中の M_{pi} は装置内に充てんする初期粉体

質量、 u_h と u_t は供給容器と輸送管へ与える空気速度で、供給容器と輸送管底部に供給した空気流量 Q_h と Q_t をそれぞれの通過断面積で除した値である。本稿では、 u_h と u_t を最小流動化速度 u_{mf} で除した無次元空気速度を評価パラメータとして用いる。

5. 流動化粉体の輸送特性[20, 21]

5.1 粉体輸送量、粉体層高さと圧力特性[20]

粉体供給器底部と矩形輸送管底部に空気を供給した場合の粉体輸送特性について述べる。Fig.2 に粉体輸送量 M_p の時間変化を示す。ここで、供給器底部への流動化空気速度は $u_h/u_{mf}=0.844$ で、輸送管底部への流動化空気速度は $u_t/u_{mf}=0.898\sim6.417$ である。図より、輸送管への空気速度が最小流動化速度以下の場合に粉体輸送は実現できないが、輸送管への空気速度が最小流動化速度を超えると粉体輸送が始まることを確認できる。この結果は、既存の研究結果[6, 17]と同様の傾向であり、本輸送方法においても粉体の最小流動化速度が重要なパラメータであることが分かる。また、図より、輸送管への空気速度 u_t/u_{mf} が 1.283 の条件で輸送量は時間経過とともに増加し、一定値に漸近する傾向を示す。さらに、 u_t/u_{mf} が 2.567 以上の輸送条件では、輸送時間に対する輸送量の分布形が同一となることが確認された。ここで、粉体供給容器の底部に空気を供給しない場合の実験も行ったが、Fig.2 の輸送管への空気速度が最小流動化速度以上の条件で得られた粉体の円滑な輸送特性は確認できなかった。このことは、粉体供給容器底部へ空気を与える操作が本輸送方法に重要であることを示している。

Fig.3 に供給容器内部の粉体層高さ H の時間変化を示す。ここで、実験条件は Fig.2 と同一である。図より、輸送管への空気速度 u_t/u_{mf} が 1.283 になると、粉体層高さは輸送時間の増加とともに減少し、一定値に漸近する傾向が見られた。また、 u_t/u_{mf} が 2.567 以上になると、Fig.2 の粉体輸送量の輸送時間に対する分布形と同様に空気速度に関わらず同一の分布形を取ることが分かる。この結果は、Fig.2 の粉体輸送量と密接に関係しているといえる。

Fig.4 に供給容器底部の空気圧力 p_h の時間変化を示す。ここで、実験条件は、Fig.2 と Fig.3 と同じである。図より、輸送管への空気速度 u_t/u_{mf} が

最小流動化速度より小さい場合、粉体は供給容器内に留まっているために、圧力はほぼ一定である。その後、輸送管への空気速度を増加させると、圧力は空気を供給した後に最大圧力に達して、Fig.3 で示した粉体層高さの減少に対応して圧力が減少することが分かる。さらに、供給容器底部圧力は輸送管底部へ供給する空気速度 u_h/u_{mf} が 2.567 以上の条件では、Fig.2 と Fig.3 と同様に同一の分布形を取ることが分かる。以上の結果から、粉体の輸送特性、粉体層高さや供給容器底部圧力の変化は互いに関係することが理解できる。

5.2 流動様式と管内圧力特性[20]

本輸送装置の輸送特性や圧力特性は粉体の流動様式と密接に関係する。そこで、粉体供給容器底部と輸送管底部に空気を供給した場合の輸送装置内部の粉体の流動様式を調査した結果を述べる。

Fig.5 に粉体供給容器内部の粉体の流動様式の模式図を示す。ここで、供給容器底部への空気速度は $u_h/u_{mf}=0.844$ で、輸送管底部への空気速度は $u_t/u_{mf}=6.417$ である。実験中の粉体流動の可視化から、図のように、供給容器内部の粉体は容器底部に向かって粉体層上部表面が水平に近い状態で急速に底部方向へ降下する様子が確認された。また、実験中の粉体流動の観察から、空気を供給容器底部に与えた場合、容器内の粉体層は僅かに膨張する傾向が見られた。さらに、供給容器底部に与える空気速度を増加させると、粉体層が降下する流れが速くなることが確認できた。これは、容器底部へ空気流を与える操作は、粒子間力や粒子-壁面間力を減少させて、容器内部の粉体の流動性が改善し、この操作が Fig.2 と Fig.3 で示した、粉体供給容器から水平輸送管への粉体の円滑な供給を促進させたといえる。

Fig.6 に水平輸送管入口付近の粉体の流動様式を示す。ここで、 $u_h/u_{mf}=0.844$ 、 $u_t/u_{mf}=1.283$ で、 t は輸送時間である。この輸送条件では、Fig.6(a) のように、水平輸送管内に粉体が充満した状態で定常的に輸送される様子が確認された。この流れは移動層流に似た流動現象であり、プラグ流や脈動流のような非定常流れは確認できなかった。次に、Fig.6(b) のように、輸送時間が増加すると、輸送管内の粉体層高さが減少する流動が確認された。この時、粉体は輸送管内に堆積した粉体層の上部表面を流れ、粉体層が僅かに上下振幅する

Fig.2 Time histories of the mass of the transported powder when air was supplied to the bottom of the vessel and the horizontal channel.

Fig.3 Time histories of the bed height of the powder when air was supplied to the bottom of the vessel and the horizontal channel.

Fig.4 Time histories of the air pressure at the bottom of the vessel when the air velocities to the bottom of the horizontal channel were changed.

流れを示した。Fig.2 から、輸送時間が増加した場合、輸送時間に対する粉体輸送量の増加率は低くなる事が分かる。Fig.6(b)の流れは、供給容器内の粉体が減少し、供給容器から輸送管への粉体流入量が減少したことが関係したと推測される。また、輸送管内の粉体層が減少した場合に気泡流動も観測された。

Fig.5 Illustration of the powder discharge from the vessel when $u_h/u_{mf}=0.844$ and $u_t/u_{mf}=6.417$.

(a) $t=10s$

(b) $t=90s$

Fig.6 Illustration of the powder flow in the horizontal channel during powder conveying when $u_h/u_{mf}=0.844$ and $u_t/u_{mf}=1.283$.

(a) $t=10s$

(b) $t=30s$

(c) $t=50s$

Fig.7 Illustration of the powder flow in the horizontal channel during powder conveying when $u_h/u_{mf}=0.844$ and $u_t/u_{mf}=6.417$.

Fig.7 に、 $u_h/u_{mf}=0.844$ 、 $u_t/u_{mf}=6.417$ の条件での流動化粉体輸送時の流動様式を示す。Fig.7(a)のように、輸送管底部へ供給する流動化空気速度が上昇すると、輸送管内の粉体層に上昇流が発生し、粉体が輸送管出口に向かって急速に移動する様子が確認された。この時、粉体層は流動化空気によって膨張し、上下に激しく振幅する流動を示した。この流れは脈動流に類似した流れであるといえる。次に、Fig.7(b)のように輸送時間が経過すると、輸送管内の粉体層に数多くの気泡が発生し、

上下振幅が増加する流動が確認された。さらに、輸送時間が経過すると、Fig.7(c)のように、輸送管内の粉体層高さや振幅は徐々に減少する傾向を示した。この時、粉体の単位時間当たりの輸送量の低下が見られた。これは、供給容器からの粉体の流入量が低下したためである。さらに、Fig.6の結果と比較して、輸送管内の粉体層の気泡の成長と分裂が増加することが確認された。これは、輸送管底部に供給した流動化空気速度の増加に伴うものであるといえる。Figs.5～7の結果から、供給容器と輸送管の底部に供給した空気流によって、流動化輸送中の粉体には層膨張や気泡流動が発生し、粒子間力や粒子－壁面摩擦などが減少したと考えられる。

Fig.8に、輸送管底部の空気圧力 p_t の時間変化を示す。ここで、 $u_h/u_{mf}=0.844$ 、 $u_t/u_{mf}=0.898\sim6.417$ である。図より、輸送管への空気速度 u_t/u_{mf} が最小流動化速度より高い場合、輸送管底部圧力は粉体輸送を開始した直後に急激に増加し、輸送時間の増加とともに減少する。これは、供給空気量の増加に加えて、Fig.2で示したように、この条件では粉体供給容器から輸送管に流入する粉体が増加したことが影響していると思われる。また、図より、粉体輸送中に周期的な圧力変動が発生することが確認できる。これは、Fig.7の結果で示したような、輸送管内の粉体層の上下振幅などが圧力変動に大きく影響したと考えられる。このため、輸送管底部の圧力は輸送管内の粉体流動の影響を大きく受けることが明らかとなった。

Fig.8 Time histories of the air pressure at the bottom of the horizontal channel when the air velocities to the bottom of the horizontal channel were changed.

5.3 輸送限界と輸送効率[21]

Fig.9に、供給容器底部と輸送管底部への空気速度 u_h/u_{mf} 、 u_t/u_{mf} を変化させた場合の粉体の輸送状態を示す。ここで、 $u_t/u_{mf}=0\sim1.519$ 、 $u_h/u_{mf}=0.898\sim6.417$ で変化した。本輸送方法の輸送判定は、各 u_h/u_{mf} で u_t/u_{mf} を変化させた、Fig.2と同一の粉体輸送量の時間変化の図を作成し、次の4つの粉体流動に分類した。まず、Fig.2の $u_t/u_{mf}=0.898$ のように、粉体輸送が不可能な場合はFig.9中に×でプロットした。次に、 $u_t/u_{mf}=1.027$ の条件のように、粉体は輸送時間の増加とともに線形的に増加するが、十分な粉体輸送量を得ることができていない場合はFig.9中に△で表わした。さらに、 $u_t/u_{mf}=1.283$ のように、空気供給開始後に輸送量が増加し、一定値に漸近する分布形を示すが、輸送量は比較的小さい場合をFig.9中に●で示した。加えて、本研究では、Fig.2の $u_t/u_{mf}>2.567$ の条件のように、輸送時間に対する粉体輸送量の分布形が同一になる粉体流動を定常輸送と定義し、Fig.9中に○でプロットした。Fig.9の結果から、本輸送装置では、粉体供給容器底部に空気を供給し、かつ、水平輸送管底部に最小流動化速度以上の空気を与えることによって、良好な輸送特性を示すことが明らかとなった。

Fig.9 Classification of the state of powder conveying with fluidizing velocity.

Fig.10に、粉体の単位時間当たりの最大輸送量 G_{smax} と供給容器底部と輸送管底部の流動化空気速度 u_h/u_{mf} 、 u_t/u_{mf} の関係を示す。粉体の単位時間当たりの輸送量は、Fig.2の輸送時間に対する粉体輸送量の傾きから求めた。ここで、本輸送方法では、時間経過とともに輸送量の傾きが変化するため、輸送開始から90秒までの間の2.5秒ごと

に傾きを取り、その最大値を求めて、単位時間当たりの最大輸送量として定義した。図より、粉体の単位時間当たりの最大輸送量は輸送管底部への空気速度が最小流動化速度を超えた後に急激に増加することが分かる。また、単位時間当たりの最大輸送量は任意の最大値を取った後に、輸送管底部の空気速度の増加とともに徐々に減少する傾向を示す。さらに、単位時間当たりの最大輸送量は供給容器底部への空気速度を増加によって、その値を増加させることが分かる。

Fig. 10 Relationship between the maximum mass flow rate of powder and the fluidizing velocity to the bottom of vessel and horizontal channel.

Fig. 11 Relationship between the maximum solid loading ratio and the fluidizing velocity to the bottom of vessel and horizontal channel.

Fig.11 に、供給容器底部と輸送管底部の流動化空気速度 u_b/u_{mf} 、 u_t/u_{mf} の変化に対する最大混合比 m_{max} の関係を示す。ここで、最大混合比は次式で定義した。

$$m_{max} = \frac{G_{s,max}}{G_a} = \frac{G_{s,max}}{\rho_a(Q_h + Q_t)} \quad (1)$$

式中の G_a は各実験で使用した空気的全質量流量、 ρ_a は空気密度、 Q_h と Q_t は供給器と輸送管底部に供給した空気の体積流量である。Fig.11 より、最大混合比は粉体の単位時間当たりの最大輸送量の結果と同様に粉体の最小流動化速度付近で急激に増加し、本実験範囲内では $u_t/u_{mf}=1.283 \sim 2.567$ の条件で最大値に達することが分かる。この条件では、Fig.5 や Fig.6 のように、供給容器と輸送管内部の粉体層が底部からの空気流の影響で僅かに膨張し、粉体が供給容器から輸送管へ安定的に流れる良好な粉体流動を示す。このため、この条件では、少ない空気流量で多くの粉体を効率的に輸送できることが理解できる。さらに、本実験では、最大混合比が 2000 程度まで達し、本輸送方法が高い濃度で輸送されていることが確認できる。一方、 $u_t/u_{mf} > 2.567$ の条件では、最大混合比が輸送管への空気速度の増加とともに急激に減少する傾向を示す。これは、Fig.10 の結果から分かるように、粉体の単位時間当たりの最大輸送量が徐々に減少したことが影響したと考えられる。この結果、本輸送方法は、供給器底部や輸送管底部に与える空気速度を増加させても、必ずしも効率的な粉体輸送にはならないことを示唆している。

6. まとめ

本稿では、固気二相流の輸送現象として、流動化操作を用いた粉体の高濃度輸送に焦点を当てて、著者らが取り組んでいる流動化粉体輸送の技術的知見を紹介した。これまでに、粉体供給容器に空気を与え、かつ、輸送管に最小流動化速度以上の空気流を与えることで、粉体の円滑な流動化水平輸送が可能であることが明らかになっている。このように、本輸送装置は、粉体を空気で浮かせるだけで流すことが可能になるという単純な原理で、制御性も良く、省エネルギーの促進も期待されることから、本稿で紹介した輸送装置のみならず、他の粉体ハンドリングへの適用も期待される。

謝 辞

本研究の成果は、研究当時に大島商船高専学生

であった古川友也氏、山本祐輔氏の多大なる協力を得た。ここに記して、感謝の意を表する。

Nomenclature

d_p	: Particle diameter	[m]
G_a	: Total mass flow rate of air	[kg/s]
G_{smax}	: Maximum mass flow rate	[kg/s]
H	: Bed Height of powder in a hopper	[mm]
M_p	: Mass of transported powder	[kg]
M_{pi}	: Initial mass of powder	[kg]
m_{max}	: Maximum solid loading ratio	[-]
p_h	: Air pressure at the bottom of hopper	[Pa]
p_t	: Air pressure at the bottom of channel	[Pa]
Q_h	: Flow rate of air to the hopper	[m ³ /s]
Q_t	: Flow rate of air to the channel	[m ³ /s]
t	: Elapsed time	[s]
u_h	: Fluidizing velocity to the hopper	[mm/s]
u_{mf}	: Minimum fluidizing velocity	[mm/s]
u_t	: Fluidizing velocity to the channel	[mm/s]
ρ_a	: Air density	[kg/m ³]
ρ_p	: Particle density	[kg/m ³]

参考文献

- [1] Tomita, Y., Technique of Powder Handling, Chemical Equipment (in Japanese), Vol.5, 23-72 (1999).
- [2] Tomita, Y., Conveying of Powder -State of the Art and Some Topics in Future-, J. Soc. Powder Technol., Japan, Vol.34, 411-417 (1997).
- [3] Konrad, K., Dense-Phase Pneumatic Conveying: A Review, Powder Technology, Vol.49, 1-35 (1986).
- [4] Pan, R., Material Properties and Flow Modes in Pneumatic Conveying, Powder Technology, Vol.104, 157-163 (1999).
- [5] Wypych, P. W. and Yi, J., Minimum Transport Boundary for Horizontal Dense-Phase Pneumatic Conveying of Granular Materials, Powder Technology, Vol.129, 111-121 (2003).
- [6] Tomita, Y., Agrawal, V. K., Asou, H. and Funatsu, K., Low-Velocity Pneumatic Conveying in Horizontal Pipe for Coarse Particles and Fine Powders, Particuology, Vol.6, 316-321 (2008).
- [7] Mallick S. S. and Wypych, P. W., Minimum Transport Boundaries for Pneumatic Conveying of Powders, Powder Technology, Vol.194, 181-186 (2009).
- [8] Tomita, Y. and Asou, H., Low-Velocity Pneumatic Conveying of Coarse Particles in a Horizontal Pipe, Powder Technology, Vol.196, 14-21 (2009).
- [9] Kofu, K., Ochi, M., Takei, M. and Hirai, Y., Pressure Drop Reduction by Applying Ultrasonic for Plug Transportation of Granular Particle, J. Soc. Powder Technol., Japan, Vol.46, 858-864 (2009).
- [10] Koike, Y., Kofu, K. and Ochi, M., Pressure Loss by Wall Friction in Horizontal Plug Conveying of Granular Particles, J. Soc. Powder Technol., Japan, Vol.49, 12-18 (2012).
- [11] Klinzing, G. E., Marcus, R. D., Rizk, F. and Leung, L. S., Pneumatic Conveying of Solids - A Theoretical and Practical Approach, Second edition, Chapman and Hall, 340-347 (1999).
- [12] Geldart, D., Type of Gas Fluidization, Powder Technology, Vol.7, 285-292 (1973).
- [13] Woodcock, C. R. and Mason, J. S., Bulk Solid Handling - An Introduction to the Practice and Technology, Leonard Hill, 456-477 (1987).
- [14] Mori, Y., Aoki, R., Oya, K. and Ishikawa, H., Transportation of Solid Material by an Air Slide Conveyor, Chemical Engineering of Japan, Vol.19 (1), 16-22 (1955).
- [15] Ishida, M., Hatano, H. and Shirai, T., The Flow of Solid Particles in an Aerated Inclined Channel, Powder Technology, Vol.27, 7-12 (1980).
- [16] Rao, M. M. and Tharumarajan, S., Experimental Investigations on Fluidized Gravity Conveying, Bulk Solids Handling, Vol.6 (1), 99-103 (1986).
- [17] Gupta, S. K., Agrawal, V. K., Singh, S. N., Seshadri, V. and David M., An Experimental Investigation on a Fluidized Motion Conveying System, Powder Technology, Vol.167, 72-84 (2006).
- [18] Gupta, S. K., Agrawal, V. K., Singh, S. N., Seshadri, V. and Mills, D., Parameters Affecting Fluidized Motion Conveying of Fly Ash, Particulate Science and Technology, Vol.26, 469-487 (2009).
- [19] Gupta, S. K., Agrawal, V. K. and Mills, D., A Model for Fluidized Motion Conveyor Transporting Fly Ash, Experimental Thermal and Fluid Science, Vol.34 (8), 1042-1048 (2010).
- [20] Ogata, K., Furukawa, T. and Yamamoto, Y., Fluidized Powder Conveying in a Horizontal Rectangular Channel Using Fluidizing Air, Advanced Powder Technology, Vol.23 (6), 761-770 (2012).
- [21] Ogata, K., Furukawa, T. and Yamamoto, Y., Influence of Fluidizing Velocity on Fluidized Powder Conveying in a Horizontal Rectangular Channel, Proceedings of ASME-JSME-KSME Joint Fluids Engineering Conference 2011 on USB, AJK2011-12012, 1-7 (2011).