流動化粉体の水平輸送に及ぼす粉体ヘッドや流動化空気速度の影響*

Effect of Powder Head and Fluidizing Velocity to Fluidized Powder Conveying
in a Horizontal Rectangular Channel

尾形 公一郎** 山本 祐樹** 矢野 智大**
OGATA Koichiro YAMAMOTO Yuuki YANO Tomohiro

Abstract This study has experimentally investigated fluidized powder conveying in a horizontal rectangular channel when the powder head at the powder discharge vessel and fluidizing velocity at the bottom of the discharge vessel and the horizontal channel were varied. The powder used was glass beads of the Geldart B particle, with mean particle diameter of $118\mu\text{m}$, the particle density of 2623kg/m^3 and the minimum fluidizing velocity of 12.3mm/s . As the result, steady powder conveying achieved in case of the reduced powder head in the powder discharge vessel. It is also necessary to supply the air at the bottom of the powder discharge vessel, and to give to greater than the minimum fluidizing velocity at the bottom of a horizontal channel. The profile of mass flow rate and solid loading ratio against fluidizing velocity to the bottom of the powder discharge vessel and a horizontal channel revealed the similar tendency when the powder head was changed. It was clarified that when the powder head was lowered, the total pressure drop decreased, the mass flow rate and the solid loading ratio also decreased, and then the performance of the pneumatic conveying equipment was greatly affected. In addition, it was confirmed that high dense pneumatic conveying could be realized even if the powder head was changed within the range of the present experiment. Moreover, the flow pattern in the horizontal channel during steady conveying showed the ripple flow, and the bubble flow was generated into the powder layer as the fluidizing velocity at the bottom of the channel increased. It is also inferred that the part of the pressure energy of the powder bed in the powder discharge vessel became the driving force for the horizontal conveying of the powder.

Keywords: Powder head, Fluidizing velocity, Mass flow rate, Air pressure, Solid loading ratio

1. 緒言

粉体の流動化を利用した輸送方法の一つに空気流動化重力コンベア（エアスライド輸送）がある[1]。この方法は、流動化空気によって粒子間力や粒子と壁面間の摩擦力の低減が可能であり、低速、低摩擦損失、低動力で高い輸送性能を持っている[1, 2]。被輸送粉体には、ゲルダート線図[3]のA粒子やB粒子などの流動化しやすい粉体が用いられている。輸送方法は、水平面に対して任意の傾斜角を与えた矩形断面の輸送管内で粉体を流動化

して下流方向に輸送する[1]。

エアスライド輸送の研究は古くからなされており、その輸送特性や流動機構などが明らかにされてきた[4, 5]。一方、エアスライド輸送で粉体を輸送するためには、輸送管を水平面に対して傾斜させる必要があるとされている。この要件は、エアスライド輸送の適用範囲を制限しており、輸送管の傾斜が小さい場合や、輸送管を水平および僅かに上向きに傾斜させた場合の研究が進められ、その輸送特性や管内の流動様式の調査が行われ

* Received: 29 July 2020 / Accepted: 21 January 2021 / Published online: 5 March 2021

** 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

てきた[6-10]。また、最近では、ブロータンク式の流動化輸送に関するモデルの提案や設計指標に関わる報告もなされている[11]。しかしながら、これらの研究では流動化粉体輸送時の輸送量や管内圧力と流動様式などの詳細な関係は示されていない。

そこで、筆者らは、ゲルダート線図の A 粒子と B 粒子に属するガラスビーズを用いた流動化水平輸送実験を行い、その輸送特性、圧力特性や流動様式などを明らかにしようとした。その結果、粉体供給容器の底部に空気流を与え、かつ、輸送管底部に最小流動化速度以上の空気流を与えることで流動化水平輸送が可能となることを示した[12]。また、粒子径の異なる 2 種類のガラスビーズが同様の輸送特性を持つことを明らかにした[13]。さらに、これらの研究から、供給容器と輸送管内部の圧力上昇が粉体輸送に関連することも分かった。

一方で、既報[12, 13]で使用した輸送装置では、粉体供給容器内の粉体層高さ、粉体輸送量や圧力が輸送時に変化し、定常状態での流動化輸送特性を調査することができなかった。このため、前報[16]で粉体供給容器内の粉体層高さ(粉体ヘッド)を一定に保つための供給ホッパーを製作し、粉体ヘッドが一定の条件で粉体の定常輸送が可能になることを示した。さらに、粉体の質量流量の変化に装置内部の圧力損失が影響することを明らかにした。しかしながら、粉体ヘッドが粉体の流動化水平輸送に及ぼす影響が明らかとなっていない。そこで、本研究では、前報[16]から粉体ヘッドを変化させた条件での流動化水平輸送実験を行い、粉体ヘッドや流動化空気速度が輸送特性に及ぼす影響を調査した結果について述べる。

2. 実験

2.1 実験装置

本研究では Fig. 1 に示す流動化水平輸送装置を用いた。輸送装置は粉体供給ホッパー①、供給管②、粉体供給容器③、容器側面に設置した水平輸送管④および粉体供給容器と水平輸送管の底部に設けた空気供給部⑤で構成される。粉体供給ホッパーは内径 250 mm、高さ 520 mm の塩化ビニル製で、粉体供給容器上部に配置した。また、供給ホッパーから粉体供給容器へ粉体を供給する管には、内径 52 mm のアクリル製パイプを用

Fig.1 Schematic diagram of the experimental apparatus.

いた。ここで、本実験では前報[16]から粉体ヘッドを変化させるために、パイプ下端から供給容器底部までの距離を 416 mm とした。さらに、粉体供給容器には内径 241 mm、高さ 1000 mm のアクリル製円筒容器を使用した。粉体供給容器底部の空気供給部はアルミ製で内径 241 mm、高さ 15 mm である。輸送管は、輸送距離 1000 mm、1 辺 30 mm の正方形断面を有するアクリル製の矩形輸送管である。輸送管底部の空気供給部もアクリル製で輸送管と同一の長さおよび断面積を有する。また、供給容器底部と輸送管底部には粉体層へ均質な空気流を送るために、厚さ 6 mm の多孔材⑥(中尾フィルター製、TR-312)を取り付けた。空気流はコンプレッサ⑦(日立産機システム製、ベビコン)で生成し、エアフィルタ⑧(SMC 製、AF30)、ミストセパレータ⑨(SMC 製、AM150C)、活性炭フィルタ⑩(日立産機システム製、HKF-8B)、減圧弁⑪を介してマスフローコントローラ⑫(コフロック製、MODEL 3660)へ導き、所定の空気流量に設定した。

2.2 測定方法

本実験では、従来までの研究と同様に粉体輸送量、圧力、粉体層高さを測定した。まず、粉体輸送量 M_p の測定には、供給容器③、輸送管④と回収器⑬の底部に設置したロードセル⑭(ミネベアミツミ製、C2G1)を用いた。ここで、水平輸送管からの粉体排出量と粉体回収量がほぼ同じ値であることを確認した上で、論文中で示す粉体輸送

量には回収器底部に設置したロードセルの測定値を用いた。

次に、圧力センサ⑮（共和電業製、PD および PDV）で、供給容器と輸送管の底部の空気圧力および輸送管内部の圧力を測定した。ここで、本実験で測定した圧力は全てゲージ圧である。本研究でも、供給容器内部の圧力損失 Δp_h を粉体輸送時の供給容器底部圧力 p_h の測定値から空気のみを供給した場合の圧力 p_a の差として求めた。輸送管内部の圧力損失 Δp_d は水平輸送管の入口から 60 mm の測定位置と 995 mm の測定位置までの 935 mm 区間の差圧である。さらに、レーザ変位計⑯（KEYENCE、LK-500）を使用して供給容器内部の粉体層高さ H を測定した。実験では前述した各測定機器の信号を直流増幅器⑰を介してデータロガー⑱（KEYENCE、NR-500）に送って輸送量、圧力、粉体層高さや空気流量の時系列データを取得した。測定時間は 180 秒、サンプリング周期は 50 ms である。

2.3 使用粒子と実験条件

使用粒子は前報[16]と同じで、50 %粒子径 $x_p=118 \mu\text{m}$ 、真密度 $\rho_p=2623 \text{ kg/m}^3$ のガラスビーズである。この粒子はゲルダート線図[3]中の B 粒子に属する。粒子径と真密度はレーザ回折式粒子径分布測定装置（HORIBA 製、LA-950）とルシヤテリエ比重法で測定した。

Table 1 に実験条件を示す。表中の M_{pi} は供給容器と供給ホッパーに充てんした粉体の初期質量、 H_i は供給容器内部の初期粉体層高さである。本実験では粉体ヘッドの影響を調査するために前報の初期粉体層高さ $H=526\sim 567 \text{ mm}$ から粉体層高さを減少させて $H=414\sim 455 \text{ mm}$ に設定した。表中の u_{mf} は最小流動化速度、 u_h と u_i は供給容器と輸送管の底部の空気速度であり、前報と同一の速度条件に設定して輸送実験を行った。ここで、最小流動化速度は、流動層に対して容器底部から空気を与えた場合、粒子に働く流体抗力と粒子に働く重力がつり合う空気速度として定義される。本研究では、Fig. 1 に示す輸送装置の水平輸送管部を取り外して管断面部を塞いだ後、ガラスビーズを供給容器に充てんして、粉体層の圧力損失と流動化空気速度の関係から最小流動化速度を実験的に求めた。加えて、最小流動化速度を基準に空気速度の条件を設定しており、実験結果を議論する際のパラメータとして供給容器と輸送管の

Table 1 Experimental conditions.

$M_{pi} [\text{kg}]$	50	
$H_i [\text{mm}]$	414～455	526～567
$u_{mf} [\text{mm/s}]$	12.3	
$u_h/u_{mf} [-]$	0.84～1.27	
$u_i/u_{mf} [-]$	0.9～3.85	

底部の無次元空気速度 u_h/u_{mf} と u_i/u_{mf} を用いた。

3. 結果と考察

3.1 輸送特性に及ぼす流動化空気速度の影響

Figs. 2、3 に供給容器底部の空気速度 u_h/u_{mf} が一定で輸送管底部の空気速度 u_i/u_{mf} を変化した場合の粉体輸送量 M_p と粉体層高さ H の時間変化を示す。ここで、供給容器底部の空気速度 $u_h/u_{mf}=1.0$ 、輸送管底部の空気速度 $u_i/u_{mf}=0.9\sim 3.85$ である。

Fig. 2 より、輸送管底部の空気速度が最小流動化速度以下の $u_i/u_{mf}=0.9$ の条件での計測終了時の輸送量は 2.3 kg であり、粉体はほとんど輸送されていない。これは、輸送管内の粉体が非流動化状態で粒子間力や粒子と壁面間の摩擦力の影響が大きく、粉体輸送が難しいためであると考えられる。その後、輸送管への空気速度が最小流動化速度以上の条件（ $u_i/u_{mf}=1.03\sim 1.58$ ）になると、輸送管内の粉体は流動化状態に遷移し、空気速度の増加とともに輸送量は大きく増加することが分かる。また、これらの条件から、経過時間に対する輸送量の傾き、すなわち、質量流量が一定の定常輸送を実現できている。さらに空気速度を増加した $u_i/u_{mf}=2.03\sim 3.85$ の条件では、時間に対する輸送量の分布形がほぼ同一となる結果が得られた。ここで、 $u_i/u_{mf}=1.28\sim 3.85$ の条件で輸送時間が経過した際に輸送量の傾きが徐々に減少した理由は、後述するように、Fig. 1 の粉体供給ホッパー①から粉体供給容器③への粉体供給が終了して粉体層高さが減少したためである。加えて、供給容器底部の空気速度 u_h/u_{mf} を変化した場合でも粉体輸送量の時間変化は同様の傾向を示すことが確認された。

Fig. 3 より、 $u_i/u_{mf}=0.9$ の条件では、測定時間中の粉体層高さ H は 448 mm から 421 mm へ僅かに減少するのみである。これは、Fig. 2 の結果で述べたように、粉体輸送が難しかったためである。また、 $u_i/u_{mf}=1.03$ 、1.16 の条件でも粉体の輸送量

が少ないために粉体層高さは経過時間に対して緩やかに減少する傾向を示す。その後、輸送管への空気速度を $u_i/u_{mf}=1.28$ に増加すると、経過時間に対する粉体層高さの分布形に変化がみられる。

Fig. 2 Time histories of transported mass of powder ($u_h/u_{mf}=1.0$, $u_i/u_{mf}=0.9\sim3.85$).

Fig. 3 Time histories of height of powder bed in the discharge vessel ($u_h/u_{mf}=1.0$, $u_i/u_{mf}=0.9\sim3.85$).

Fig. 4 Time histories of air pressure in the powder discharge vessel ($u_h/u_{mf}=1.0$, $u_i/u_{mf}=0.9\sim3.85$).

その分布形は、約 20 秒から 120 秒付近まで粉体層高さが約 410 mm で、その後は時間経過とともに高さが 290 mm 付近まで減少する傾向を示す。このとき、Fig. 2 の粉体輸送量も約 120 秒付近まで輸送量の傾きが一定で、その後、その傾きは減少する。この結果から、本実験でも前報[16]と同様に供給容器内の粉体層高さが一定を保っているときに質量流量が一定の定常輸送が行われていることを確認できた。さらに、 $u_i/u_{mf}=1.58\sim3.85$ に空気速度を増加すると、経過時間が 60 秒および 40 秒付近までは粉体層高さは一定値を保ち、その後は粉体層高さが急速に減少することが分かる。ここで、Fig. 2 の同一条件の輸送量の時間変化の結果と比較すると、輸送量の傾きが一定の時間と粉体層高さが一定の時間はほぼ対応していることが分かる。また、 $u_i/u_{mf} \geq 2.03$ の条件では経過時間に対する粉体層高さの分布形はほぼ同一であり、Fig. 2 の同一条件下の輸送量の分布形も同様の傾向を示す。さらに、供給容器底部の空気速度 u_h/u_{mf} を変化させた条件でも粉体層高さの時間変化の分布形は Fig. 3 と同様の傾向を示すことが確認できた。ここで、本実験装置では、粉体供給容器の底面から 105 mm の位置に輸送管の底面を取り付けている。このため、輸送管より低い位置に充てんされたガラスビーズは輸送できずに、粉体供給容器内に残留することが確認された。

3.2 圧力特性に及ぼす流動化空気速度の影響

Figs. 4、5 に供給容器内部圧力損失 Δp_h と輸送管内部圧力損失 Δp_d の時間変化を示す。両図ともに供給容器底部の空気速度 $u_h/u_{mf}=1.0$ で、輸送管底部の空気速度 $u_i/u_{mf}=0.9\sim3.85$ である。ここで、2.2 節で述べたように、 Δp_h は粉体輸送時の供給容器底部圧力 p_h と非輸送時の空気圧力 p_a の差、 Δp_d は水平輸送管内の差圧である。また、Fig. 5 は管内輸送特性の説明に使用する結果を抜粋した。

Fig. 4 より、 $u_i/u_{mf}=0.9$ の場合、供給容器内部圧力損失 Δp_h は約 5000 Pa であり、測定中の圧力は僅かに減少するのみである。また、 $u_i/u_{mf}=1.03$ 、1.16 の条件では Δp_h は 4400~4800 Pa 付近に推移する。Figs. 2、3 の結果で述べたように、 $u_i/u_{mf}=0.9$ の条件では粉体輸送が困難であり、 $u_i/u_{mf}=1.03$ 、1.16 の条件でも輸送量は少ない。このときの粉体層高さの変化は僅かで、このことに対応して圧力損失の変化も僅かであったといえる。

次に、 $u_t/u_{mf}=1.28$ の条件では、経過時間が約 20 秒から 120 秒までの区間で Δp_h は約 4500 Pa を維持し、その後は経過時間の増加とともに圧力は徐々に減少する傾向を示す。また、 $u_t/u_{mf}=1.58$ の条件では Δp_h が一定の時間は短くなるが、経過時間に対する圧力の分布形は変わらない。加えて、 $u_t/u_{mf} \geq 2.03$ では経過時間に対する圧力損失がほぼ同一の分布形を取ることが確認できた。ここで、Figs. 2、3 の粉体輸送量と粉体層高さの結果と比較すると、粉体輸送量の傾きと粉体層高さが一定値を取るときに供給容器内部の圧力損失も一定値を示している。また、供給容器底部の空気速度 u_h/u_{mf} の増加や減少に伴い圧力も増減することも確認された。以上の結果から、粉体輸送量、粉体層高さおよび供給容器内部の圧力損失が装置の輸送特性に大きく関係していることが分かった。

Fig. 5(a)より、 $u_t/u_{mf}=0.9$ の条件での輸送管内部

圧力損失 Δp_d は約 1500 Pa に推移した。このとき、粉体輸送はほとんど行われておらず、輸送管内に粉体が堆積層を形成した状態で圧力は一定値を示したといえる。次に、粉体輸送量が徐々に増加する Fig. 5(b)の $u_t/u_{mf}=1.16$ の条件では、輸送管内に堆積した粉体層が徐々に流動化状態に移移するために圧力変動が大きくなる。その後、Fig. 5(c)の $u_t/u_{mf}=1.28$ の条件では、粉体輸送量の傾きが一定の経過時間が約 120 秒まで Δp_d は圧力変動が見られるもののほぼ一定値を取り、輸送量の傾きの減少とともにその値も減少する傾向を示す。ここで、120 秒までの圧力変動は輸送管内の粉体層の流動化状態が活発になったことや粉体輸送量が増加したために生じたと考えられる。また、120 秒以降の圧力減少は輸送量の減少に伴う輸送管内の粉体層高さの減少によるものであるといえる。さらに、Fig. 5(d)~(f)のように $u_t/u_{mf}=1.58 \sim 3.85$

Fig. 5 Time histories of air pressure in the horizontal rectangular channel ($u_h/u_{mf}=1.0$, $u_t/u_{mf}=0.9 \sim 3.85$).

に増加すると、粉体輸送量の傾き、供給容器内部の粉体層高さおよび供給容器内部圧力が一定値を示す時間において、輸送管内の圧力は周期的な圧力変動が見られるもののほぼ一定値を取り、時間経過とともにその圧力が減少する傾向を示す。ここで、図中の周期的な圧力変動や u_l/u_{mf} の増加に伴う Δp_d の減少は、既報[12]や後述するように輸送管内を流れる粉体が堆積層から流動化されて波状のフローパターンを形成することに起因したものであることを目視観察から確認した。また、経過時間の増加に伴う圧力変化については、管内を流れる粉体輸送量の変化に対応した結果といえる。さらに、供給容器底部への空気速度 u_h/u_{mf} を変化させた場合の経過時間に対する圧力の分布形は同様の傾向を示すことが確認された。

3.3 輸送特性に及ぼす粉体ヘッドの影響

Fig. 6 に供給容器内の粉体ヘッド H を変化した場合の質量流量 G_s と供給容器と輸送管の底部の空気速度 u_h/u_{mf} 、 u_l/u_{mf} の関係を示す。図中の白抜き記号 ($\times$, $\square$, $\triangle$) が本実験で得られた結果で、黒塗り記号 ($+$, $\blacksquare$, $\blacktriangle$) は前報[16]の結果である。本実験の粉体ヘッド H は約 400 mm、前報は約 500 mm であり、本論文の図中では $H=400$ mm、 $H=500$ mm と表記する。ここで、 G_s は供給容器内の粉体層高さが一定のときの輸送量の傾きである。算出方法は前報と同一で、Figs. 2、3 を全ての実験条件で作成し、それらのデータから G_s を求めた。図中には前報と同様に輸送特性の変化に対応した区間(A)、(B)、(C)を示している。ここで、区間(A)は質量流量が輸送管底部の空気速度の増加とともに増加する領域、区間(B)は質量流量の傾きが徐々に減少する領域、区間(C)は質量流量が最大値に達してほぼ一定値もしくは僅かに増減する領域として分類した[16]。また、これらの領域については本実験の範囲内では粉体ヘッドによる変化はほとんど見られなかった。

まず、Fig. 6 の $H=400$ mm で u_h/u_{mf} が一定条件下での G_s の結果をみると、図より、 $1 \leq u_l/u_{mf} \leq 1.28$ の区間(A)で G_s は u_l/u_{mf} の増加とともに増加する。その後、 $1.28 \leq u_l/u_{mf} \leq 2.57$ の区間(B)においても G_s は増加するが、 u_l/u_{mf} に対する傾き、すなわち、 G_s の増加率は減少する傾向を示す。さらに、 $u_l/u_{mf} \geq 2.57$ の区間(C)では G_s はほぼ一定、もしくは、僅かに増減する結果となった。加えて、供給容器への空気速度 u_h/u_{mf} の増加とともに G_s も増加する

Fig. 6 Relationship between mass flow rate and fluidizing velocity to the bottom of the horizontal channel and the discharge vessel when powder head is varied.

ことを確認できた。これらの傾向は $H=500$ mm の結果と同様であり、粉体ヘッドを変化させても本装置の流動化空気速度の変化による輸送特性は変わらないことが分かった。

次に、 u_l/u_{mf} と u_h/u_{mf} が一定で粉体ヘッドを $H=500$ mm から $H=400$ mm に変化させた結果を比較すると、全ての条件で粉体ヘッドが減少すると G_s も減少することが分かる。その減少率は、 G_s が最大値を示す区間(C)で見ると、27~38 %であった。この結果から、流動化空気速度が同一条件下での質量流量は粉体ヘッドの影響を受けることが明らかとなった。

ここで、区間(A)~(C)の質量流量 G_s の変化と装置内部の粉体のフローパターンの変化は相互に関連するため、輸送中のフローパターンを観察した。Fig. 7(a)~(d)に代表的なフローパターンの模式図を示す。まず、区間(A)では、Fig. 7(a)のように、最小流動化空気速度以上の空気によって流動化状態に遷移し、輸送管内に粉体が充満した状態で粉体層全体が下流方向へ輸送されており、粉体層上部表面で波状の流れが確認された。次に、区間(B)では、Fig. 7(b)、(c)のように、流動化空気速度の増加によって輸送管上部付近の粉体が激しく波打っている様子が観察された。このとき、粉体層内部には気泡が発生して粉体流動がかなり活発となっている。粉体の流れは図のように輸送方向に向かって斜め上部方向への流れが支配的であることが分かる。さらに、区間(C)では、流動化空気速度の増加で粉体層内部に形成される気

泡が成長し、区間(B)よりも激しい波状流れが Fig. 7(d)のように観察された。加えて、一般的な粉体の水平空気輸送のフローパターン[17]と比較すると、本研究のフローパターンは波状流れとプラグ流れに近いといえる。また、本研究では粉体の流動化を利用していることから、輸送管底部の流動化空気速度の増加とともに粉体層内部に気泡

Fig. 7 Typical flow pattern in the horizontal channel for fluidized powder conveying.

流が発生する流動様式を示す特徴を有している。

前報から質量流量の変化には圧力損失が影響することが分かっている。そこで、圧力損失に対する粉体ヘッドの影響を調査する。

Fig. 8 (a)~(c)に粉体ヘッド H を変化させた条件での流動化空気速度 u_h/u_{mf} 、 u_l/u_{mf} に対する圧力損失の結果を示す。(a)は輸送装置内部の全圧力損失 Δp_T 、(b)は供給容器内部圧力損失 Δp_{hm} 、(c)は輸送管内部圧力損失 Δp_{dm} である。全圧力損失 Δp_T は前報と同様に次式で求めた。

$$\Delta p_T = \Delta p_{hm} + \Delta p_{dm} \quad (1)$$

式中の Δp_{hm} と Δp_{dm} は Fig. 6 の質量流量を求めた区間での供給容器と輸送管の内部の圧力損失の最大値である。輸送装置は供給容器の上部と水平輸送管の出口部が大気解放状態であり、図中の圧力はゲージ圧を表す。記号は Fig. 6 と同一で白抜き記号が粉体ヘッド $H=400$ mm の結果、黒塗り記号が $H=500$ mm の結果である。

Fig. 8 (a)より、 $H=400$ mm で供給容器への空気速度 $u_h/u_{mf}=1.27$ の場合、輸送管底部の空気速度が $1 \leq u_l/u_{mf} \leq 1.28$ の区間(A)では、 Δp_T は 7000 Pa 程度の高い圧力を保持する。このとき、Figs. 2、6 のように、 u_l/u_{mf} の増加によって粉体輸送量 M_p と質量流量 G_s は増加する。次に、 $1.28 \leq u_l/u_{mf} \leq 2.57$ の区間(B)では、 u_l/u_{mf} の増加とともに Δp_T が約 7000 Pa から 5500 Pa へと徐々に減少することが分かる。また、この区間では、 u_l/u_{mf} に対する G_s の傾きが徐々に減少することを Fig. 6 から確認できる。さらに、 $u_l/u_{mf} \geq 2.57$ の区間(C)で Δp_T は 5800 Pa 程度、 G_s も 0.7~0.8 kg/s 程度のほぼ一定値を取る。加えて、供給容器への空気速度 u_h/u_{mf} が減少すると Δp_T および G_s は減少する。これらの結果は前報の $H=500$ mm の条件でも得られており、粉体ヘッドが変化しても全圧力損失が質量流量の変化に大きく影響することが理解できる。

次に、粉体ヘッド H を変化させた条件での全圧力損失 Δp_T の結果について述べる。図より、 u_l/u_{mf} と u_h/u_{mf} が一定で粉体ヘッドのみを変化させた結果を見ると、本実験のように粉体ヘッドを減少させた場合に、装置内部の全圧力損失は減少する傾向を示す。その減少割合は、前述の G_s が最大値を取る区間(C)で 19~33 % 程度であり、質量流量の減少率に対応している。以上の結果から、粉体ヘッドの減少に伴う全圧力損失の減少によって粉体の質量流量が減少したと考えられる。こ

ここで、Fig. 8 (a)の Δp_T は $u_t/u_{mf}>2$ の条件でほぼ一定値を示している。このとき、Fig. 6の質量流量

(a) Total air pressure

(b) Air pressure in the powder discharge vessel

(c) Air pressure in the horizontal channel

Fig. 8 Air pressure in the fluidized powder conveying equipment against fluidizing velocity when powder head is varied.

G_s も同様にほぼ一定を取って飽和することが確認され、全圧力損失が質量流量に大きな影響を与えていると思われる。

加えて、Fig. 8 (b), (c)から供給容器と輸送管の内部の圧力損失の結果を確認すると、 u_t/u_{mf} と u_h/u_{mf} が一定で粉体ヘッドのみを変化させた場合、 Δp_{hm} と Δp_{dm} は H の減少によってその値が減少することが分かる。これは供給容器内部の粉体層高さの減少による圧力損失の減少、および、粉体輸送量の減少に起因したものであり、両圧力損失の減少によって全圧力損失が減少したといえる。

これまでの結果から、区間(B)、(C)において円滑な流動化水平輸送を実現できることが確認された。そこで、これらの区間における本輸送装置の粉体の水平運動の駆動力について考える。ここでは、Fig. 2の粉体輸送量が約40 kgの最大値に達した $u_t/u_{mf} \geq 1.58$ の条件を対象とし、供給容器内部の最大圧力差 Δp_{hd} と輸送管内部圧力損失 Δp_{dm} の関係をjいて検討する。Fig. 9に輸送管内部圧力損失 Δp_{dm} と供給容器内部の最大圧力差 Δp_{hd} の関係を示す。また、Fig. 10に輸送管への流動化空気速度 u_t/u_{mf} に対して輸送管内部圧力損失と供給容器内部の最大圧力差の比 $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ をプロットした結果を示す。両図中の記号は前述までと同様である。ここで、 Δp_{hd} は各条件での Fig. 8(b)の定常輸送時の最大圧力損失 Δp_{hm} と Fig. 4の Δp_h の最小値の差として定義した。この Δp_{hd} は供給容器内部の粉体層の最大圧力と最小圧力の差であり、粉体層の保有する圧力エネルギーに相当する。よって、 Δp_{hd} と Δp_{dm} を比較することで、供給容器の圧力エネルギーの粉体の水平運動への影響度を知ることができるといえる。

Fig. 9より、 Δp_{dm} は Δp_{hd} の増加とともに増加する傾向を示す。粉体ヘッドが一定条件で見ると、 u_h/u_{mf} が高くなると Δp_{dm} も徐々に高い値を取る。さらに、 u_h/u_{mf} が一定条件の Δp_{dm} は粉体ヘッドの増加によって、その値を増加することが分かる。これらの結果から、粉体ヘッドや供給容器底部の流動化空気速度の増加によって供給容器内部の圧力エネルギーが増加し、水平輸送管内部の圧力損失も増加することが理解できる。

次に、Fig. 10に示す輸送管内部圧力損失と供給容器内部の最大圧力差の比 $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ から両者の影響度を確認する。図より、 $H=400\text{ mm}$ 、 $u_h/u_{mf}=0.84, 1.0$ の条件では、 $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ は68~82%

程度に推移することが分かる。 u_t/u_{mf} との相関性は見られないが、 $u_h/u_{mf}=1.27$ に増加すると $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ が 60 %まで減少する傾向を示す。さらに、粉体ヘッドと u_h/u_{mf} が増加すると $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ は減少して、その最小値は 58 %に達する。前述したように、 Δp_{hd} は供給容器内部の粉体が保有する圧力エネルギーであり、本実験条件の範囲内では、その 58~82 %が粉体の水平運動に寄与していると考えられる。一方で、粉体の水平輸送に寄与しなかったエネルギーは、粉体層を透過する空気や供給容器から輸送管への流入損失などで消費されたのではないかと推測される。ここで、一部の $\Delta p_{dm}/\Delta p_{hd}$ が 1 に近い値を示しているが、 Δp_{dm} は Fig. 5 に示したように輸送管内の粉体流動に対応して周期的に増減する。今回は、供給容器内部の最大圧力差と比較するために輸送管内部の圧力損失の最大値を Δp_{dm} としたために、値を過大評価している可能性がある。例えば、Fig. 5(d), (f) の Δp_d の瞬時平均を輸送時の圧力損失とする場合には、供給容器内部の圧力損失との比は 1 以下になると考えられ、他の条件に近づく予想される。

加えて、本研究では被輸送粉体が同一で粉体ヘッドのみを変化した実験を行ったが、今後、本現象の一般化を考える場合には粒子径や密度を変化させた条件での研究が必要となると考えられる。これまでに、初期粉体層高さがほぼ一定で、本研究で使用したガラスビーズと粒子径が同等で密度が小さい PVC の輸送実験を行った[18]。その結果、輸送粉体の密度が低下すると質量流量も減少することが明らかになっている。しかしながら、本研究と同様に粉体ヘッドが一定条件での輸送実験は実現できていない。このため、今後は本現象に対する被輸送粉体の粒子径や密度の影響についても検討を行う。

Fig.11 に粉体ヘッド H を変化した場合の混合比 m と輸送管と供給容器への空気速度 u_t/u_{mf} 、 u_h/u_{mf} の関係を示す。混合比は従来までの研究と同様に次式で定義した。

$$m = \frac{G_s}{G_a} = \frac{G_s}{\rho_a(Q_h + Q_t)} \quad (2)$$

式中の G_s は実験から得られた粉体の質量流量、 G_a は各実験条件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 は供給容器と輸送管の底部に供給した空気の体積流量である。式(2)の混合比は粉体の質量流量と粉体輸送時に使用した空気

の質量流量の比であり、装置の輸送効率を表す。図中の記号も Figs. 6、8 などと同一である。

図より、本実験条件の粉体ヘッド $H=400$ mm の結果を見ると、 u_h/u_{mf} の条件によらず、 m は区間(A)で急激に増加する。その後、区間(B)でも m は増加し、 $u_t/u_{mf}=2.03$ の条件で最大値を取ることが確認できる。さらに空気速度を増加した区間(C)では、 u_t/u_{mf} の増加とともに m が減少する傾向を示す。この結果は、Fig. 6 で示したように、区間(B)と(C)で G_s が緩やかに増加して一定値に達したことと、 G_a が u_t/u_{mf} の増加とともに増加したこ

Fig.9 Relation of maximum air pressure in the horizontal channel and pressure difference in the powder discharge vessel when powder head and fluidizing velocity at the bottom of horizontal channel and powder discharge vessel are varied.

Fig.10 Ratio of maximum air pressure in the horizontal channel and pressure difference in the powder discharge vessel against fluidizing velocity at the bottom of horizontal channel and powder discharge vessel.

Fig. 11 Relationship between solid loading ratio and fluidizing velocity to the bottom of horizontal channel and powder discharge vessel when powder head is varied.

とが m の減少に繋がったものと考えられる。加えて、図より u_t/u_{mf} に対する m の分布形は粉体ヘッド $H=500\text{ mm}$ の場合も変わらないことも確認できた。

次に、粉体ヘッドの変化による混合比の比較を行う。Fig. 11 より、 u_t/u_{mf} と u_h/u_{mf} が一定で、本実験のように H を減少させると、 m は大きく減少する。その減少率は、 $H=500\text{ mm}$ を基準にして各 u_h/u_{mf} で m が最大値を取る条件で見ると、 $H=400\text{ mm}$ の場合に混合比が 25~40 %程度減少し、粉体ヘッドの変化が輸送装置の性能に大きく影響することが分かった。これは、粉体ヘッドが低下した場合に全圧力損失が減少して質量流量が減少したことに起因していると考えられる。ここで、粉体ヘッド $H=400\text{ mm}$ の条件での混合比の最大値は約 400 であり、低濃度輸送[14]や高濃度輸送[15]の混合比の値と比較して、本実験範囲内で得られた混合比の最大値は高濃度輸送に分類されることが確認された。

最後に、本研究で得られた結果から実際に本輸送システムを実用化した場合の最適操作条件を考えると、供給容器と輸送管内の粉体が流動化状態へ遷移し、輸送システムの圧力が一定値を取り始める条件において最も効率的な輸送がなされると予想される。

4. 結 言

本研究では、ゲルダート線図の B 粒子に属するガラスビーズの流動化水平輸送実験を行い、供給

容器内の粉体ヘッドを変化させた場合の輸送特性と圧力特性を調査し、以下の結果が得られた。

- (1) 供給容器内の粉体ヘッドを低下させた場合も、供給容器底部に空気を供給し、かつ、輸送管底部へ最小流動化速度以上の空気速度を供給することで流動化水平輸送が実現できることが分かった。
- (2) 粉体ヘッドを低下させた条件でも粉体の輸送特性と圧力特性に流動化空気速度が影響することが確認された。
- (3) 供給容器と輸送管へ送る流動化空気速度に対する質量流量と混合比の分布形は粉体ヘッドを変化させた条件でも同様の傾向を示すことが明らかとなった。
- (4) 粉体ヘッドを低下させると、全圧力損失が減少して質量流量や混合比が減少し、輸送装置の性能に大きく影響することが明らかとなった。また、本実験範囲内では粉体ヘッドを変化させても高濃度輸送が実現できていることが確認された。
- (5) 定常輸送時の輸送管内のフローパターンは波状流れを示し、輸送管底部の流動化空気速度の増加とともに粉体層内部に気泡流が発生する流動様式となることが観察された。
- (6) 供給容器と輸送管の内部の圧力損失を比較した結果、供給容器内の粉体層に保有される圧力エネルギーの一部が粉体の水平輸送の駆動力になったと推測される。

謝 辞

本論文の作成にあたり、本校の安部りほ事務補佐員の協力を得た。また、査読者からの有益なコメントを頂戴した。ここに記して謝意を表する。

Nomenclature

G_a	: Total mass flow rate of air	[kg/s]
G_s	: Mass flow rate of powder	[kg/s]
H	: Bed height of powder in vessel	[mm]
M_p	: Mass of transported powder	[kg]
M_{pi}	: Initial mass of powder	[kg]
m	: Solid loading ratio	[-]
t	: Elapsed time	[s]
u_h	: Fluidizing velocity to vessel	[mm/s]
u_{mf}	: Minimum fluidizing velocity	[mm/s]
u_t	: Fluidizing velocity to channel	[mm/s]

x_p	: Particle diameter	[m]
ρ_a	: Air density	[kg/m ³]
ρ_p	: Particle density	[kg/m ³]
Δp_{dm}	: Maximum pressure drop at channel	[Pa]
Δp_{hd}	: Pressure difference at vessel	[Pa]
Δp_{hm}	: Maximum pressure drop at vessel	[Pa]
Δp_T	: Total pressure drop	[Pa]

参考文献

- [1] 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).
- [2] Woodcock, C. R. and Mason, J. S., Bulk Solid Handling - An Introduction to the Practice and Technology, Leonard Hill, 456-477 (1987).
- [3] Geldart, D., Type of Gas Fluidization, Powder Technology, Vol. 7, 285-292 (1973).
- [4] 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).
- [5] Ishida, M., Hatano, H. and Shirai, T., The Flow of Solid Particles in an Aerated Inclined Channel, Powder Technology, Vol. 27, 7-12 (1980).
- [6] Rao, M. M. and Tharumarajan, S., Experimental Investigations on Fluidized Gravity Conveying, Bulk Solids handling, Vol. 6(1), 99-103 (1986).
- [7] Gupta, S. K., Agrawal, V. K., Singh, S. N., Seshadri, V. and Mills, D., An Experimental Investigation on a Fluidized Motion Conveying System, Powder Technology, Vol. 167, 72-84 (2006).
- [8] 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).
- [9] 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).
- [10] 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).
- [11] Behera, N., Agrawal, V. K., Jones, M. G. and Williams, K. C., Modeling and Analysis for Fluidized Dense Phase Conveying Including Particle Size Distribution, Powder Technology, Vol. 235, 386-394 (2013).
- [12] 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).
- [13] Ogata, K., Hirose, T. and Yamashita, S., Effect of Particle Properties on Fluidized Powder Conveying in a Horizontal Channel, Procedia Engineering, Vol. 102, 968-975 (2015).
- [14] 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, 8-9 (1999).
- [15] Mallick, S. S. and Wypych, P. W., Minimum Transport Boundaries for Pneumatic Conveying of Powders, Powder Technology, Vol. 194, 181-186 (2009).
- [16] Ogata, K. and Yano, T., Effect of Internal Air Pressure to Fluidized Powder Conveying in a Horizontal Channel, Japanese Journal of Multiphase Flow, Vol. 33(2), 187-194 (2019).
- [17] 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, 12 (1999).
- [18] Ogata, K., Yamashita, S. and Hirose, T., Flow Characteristics on Fluidized Powder Conveying in a Horizontal Rectangular Channel, Proceedings of the ASME-JSME-KSME Joint Fluids Engineering Conference 2015, AJK2015-32191, 1-7 (2015).