

背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内 移動層からの粒子群の排出特性*

永 島 大**

Discharge Characteristics of Solid Particles from a Moving Bed Downcomer with an Orifice under Negative Pressure Gradient

Hiroshi NAGASHIMA**

The flow and discharge characteristics of solid particles in a moving bed downcomer with an orifice under the influence of negative pressure gradient have been investigated experimentally using eight kinds of solid particles (Geldart D, B and A powders) because these characteristics in a downcomer are important factors in solids handling processes, such as a multi-stage spouted bed or circulating fluidized bed etc. Based on experimental observation, the moving bed flow pattern changed from stable flow [Region (I)] to slip-stick flow [Region (II)] and then changed from slip-stick flow to intermittent flow [Region (III)] as the gas pressure gradient in the moving bed downcomer was increased. Moreover, the gas flow in the stable moving bed downcomer could be expressed by Kozeny-Carman's equation for all samples of particles. As a result, a correlation of solids discharge rate in the stable moving bed downcomer under negative pressure gradient was derived for each sample of particles.

Key Words : Downcomer, Orifice, Moving Bed, Negative Pressure Gradient, Solids Flow

1. 緒 言

噴流層や流動層のスケールアップの手段の一つとして多段化が挙げられる。例えば、多段噴流層(Madonna et al., 1961)は、単一段の噴流層を縦方向に積み重ね、直列に配列したものである。したがって本装置では、ガスが上向きに流れる中、塔頂部から供給される原料粒子は各段で噴流化されながら、上段から下段へ逐次下降し、最終的に装置底部から製品粒子として回収される。その際、段間の粒子輸送にはダウンカマー(Malek and Walsh, 1966)が用いられることが多く、この場合ダウンカマー内の粒子群の流れがスムーズで安定していることが装置全体を定常に操作する上で重要となる。一般的にダウンカマーの底部には粒子群の流量を調節するため、オリフィスなどが装着されている。よって多段噴流層や流動層の設計・操作は、背圧下におけるオリフィス付きダウンカマーからの粒子群の排出という問題に帰着する。ま

た、オリフィス付きダウンカマーは、低圧の上部から高圧の底部へ粉粒体を輸送し、同時に管の両端を内部の粒子群でシールする役割を果たすため、これらの背圧下での粉粒体ハンドリング技術は様々な粉粒体プロセスに利用されている。背圧下におけるオリフィス付きダウンカマーに関しては、Zhang and Rudolph(1991, 1998)が、スタンドパイプの内部全体が粒子で満たされた移動層を用いてその流動パターンなどの検討を観察に基づいて行い、オリフィス近傍のガスと粒子の挙動が安定操作に影響を与えることを報告している。また、Nagashima et al.(2007, 2009a, 2009b, 2012)は、スタンドパイプの代わりに操作条件によって内部の粒子層高が変化するダウンカマーを用いて、同様の検討を行っている。

本報告では、噴流層や流動層の多段化を念頭におき、ダウンカマー内部で安定な移動層が形成され、しかも上記のZhang and Rudolph(1991, 1998)の実験とは異なり、操作条件によって粒子層高が変化するダウンカマー操作の検討をGeldart(1973)の D, B, A粒子に属する8種類の粒子を用いて行った。背圧下での粒子排出速度が自然排出の状態からどのように変化するか、その結果も含めたダ

* 平成 25 年 5 月 31 日受付

** 化学システム工学科

ウンカマー内の安定な移動層におけるガスと粒子の挙動の検討および背圧下における粒子排出速度に与える設計条件などの影響を考慮した相関式の導出を試みた。

2. 実験

2. 1 実験装置および方法

a) 背圧下におけるオリフィス付きダウンカマーからの粒子排出実験

背圧下におけるオリフィス付きダウンカマーからの粒子群の排出実験に用いた実験装置の概略をFigure 1に示す。装置本体およびダウンカマー③は透明なアクリル樹脂製の円筒で、内部の粒子群の流動状態を目視で把握できるようになっている。ダウンカマーの全長は約700 mmで、その上部と底部にはそれぞれ真ちゅう製のオリフィス②, ④が取り付けられている。 D_d , D_h , D_o はそれぞれダウンカマーの内径, オリフィス②, ④のオリフィス径を示す。粒子は、ホッパー①からオリフィス②を通してダウンカマー内へ自然排出(重力排出)で供給され、その供給速度は D_h によって調節される。

装置に供給するガスには空気を用いた。ブロワー⑪からサージタンク⑩, 流量調節バルブ⑥を経て空気を装置内に供給し、ダウンカマー底部を加圧して、その圧力

(背圧) ΔP を流量調節バルブ⑥, ⑨で設定する。なお ΔP を設定して、オリフィス④に流入するガスが粒子の排出を妨げ、オリフィス④からの粒子排出速度 F がオリフィス②からの供給速度と等しくなり、ダウンカマー内の移動層の粒子層高 L が一定になる状態を定常とみなした。そしてその定常の時の ΔP , F , L さらにオリフィス④からダウンカマー③に流入するガス流量 G_0 , ホッパー①内の粒子群が減少することに伴い、吸引される空気流量 G を測定した。 ΔP は圧力変換器⑫で検出され、その出力をAD変換器が内蔵されたPC⑬に集積して処理を行った。 F は、実験装置底部の粒子捕集ビン⑤を用いて所定時間に回収される粒子質量から求めた。ガス流量 G_0 および G は膜面流量計を用いて測定した。また、粒子群の挙動が静電気の影響を受けないように、オリフィス④にアース線⑧を取り付け、さらにダウンカマー内壁に静電気防止剤を塗布して実験を行った。

なお、本装置のダウンカマー③を多段噴流層における連結管とみなした場合、ホッパー①が上段の噴流層、粒子捕集ビン⑤が下段の噴流層、背圧 ΔP が噴流層一段分の圧力損失に相当する。

b) 圧力計測システム

圧力の計測は圧力変換器(半導体圧力センサ)を用いて行い、得られたデータをパソコンに取り込み処理した。

Figure 2は、実験に用いた圧力計測システムの概略図である。図に示すように、圧力センサボックス①内の電子式圧力センサ(株式会社共和電業製)②に圧力 ΔP を導入し、圧力の検出値はアナログ信号として出力される(0-5V)。そのアナログ信号はA/D変換器③(パソコン④に内蔵)でデ

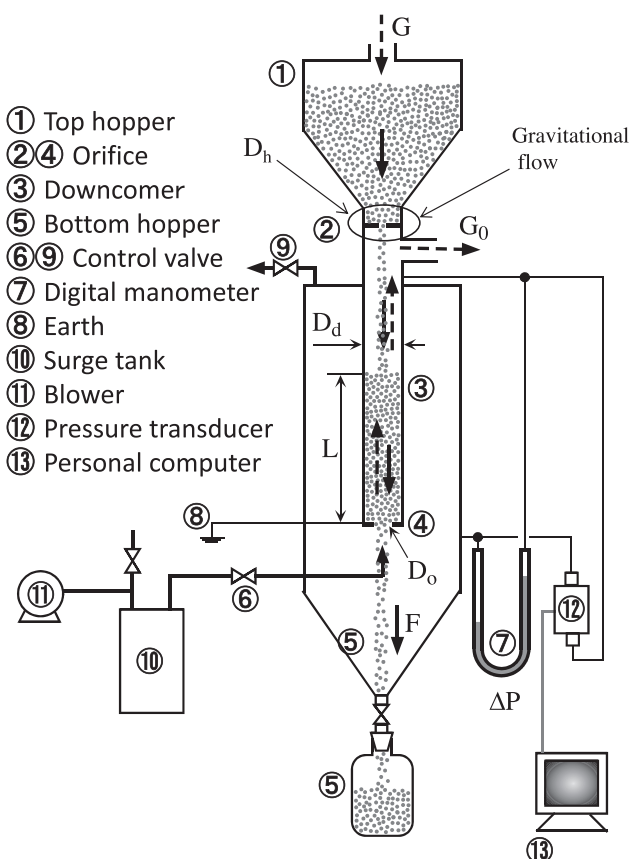
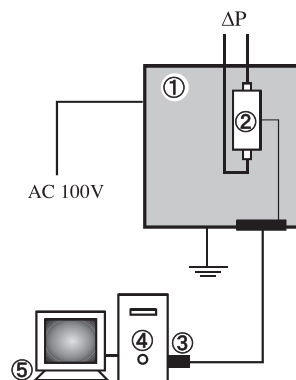


Figure 1. Schematic diagram of experimental apparatus.



①	Sensor Box			
②	Minute Differential Pressure Transmitter	PDV-50GA	ΔP	0 - 5 kPa
③	A/D Converter			
④	Personal Computer	DELL Optiplex 740		
⑤	Liquid Crystal Display			

Figure 2. Schematic diagram of instrument system for measuring pressure drop.

Table 1 Experimental conditions.

Column diameter	D_T	[mm] : 100
Downcomer diameter	D_d	[mm] : 20, 30
Orifice diameter	D_o	[mm] : 6, 7, 8 ($D_d=20$ mm) : 11, 12, 13 ($D_d=30$ mm) D_d/D_o [-] : 2.31 ~ 3.33
Supply orifice diameter	D_h	[mm] : 2.3 ~ 12.0
	F/F_0	[-] : 0.05 ~ 1.00
Bed length	L	[mm] : 50 ~ 450

デジタル信号に変換されてパソコン④に自動集録される。
なお、パソコンに取り込まれた圧力データはMicrosoft-Excelで読み込める形式で保存され、実験後データの処理、解析を行った。

c) 操作条件

実験条件を**Table 1**に示す。ダウンカマーは内径 D_d が 20, 30 mmの2種類を用いた。ダウンカマー底部のオリフィス径 D_o は、 $D_d=20$ mmのダウンカマーに対しては 6, 7, 8 mm, $D_d=30$ mm には11, 12, 13 mm で実験を行った。なお、 D_d と D_o の比 D_d/D_o は2.31~3.33の範囲になる。粒子供給オリフィスのオリフィス径 D_h を表中の範囲内に設定し、粒子排出速度 F を調節した。 F_0 は、ダウンカマー底部オリフィスからの粒子の自然排出速度であり、背圧下で実験を行い、 F を $F/F_0=1-0.05$ の範囲にして行った。実験は、まずダウンカマー底部に孔径 D_o のオリフィスを装着し、次に適当な粒子供給用オリフィスの孔径 D_h ($D_o>D_h$)を調節し、ダウンカマー内の移動層が粒子層高 L を一定に保つ定常状態にして前述の各測定を行った。実験では L を50 mmから450 mmの間で段階的に変化させた。

d) 使用した粒子

実験に用いた粒子は、豊浦砂(TS)、大きさの異なる3種類のガラスビーズ(GB-150, -780, -50)、ジルコン砂(ZS)、合成石英粉(SQ)、相馬砂(SS)、ポリエチレンビーズ(PE)の8種類で、各試料粒子の主な特性を**Table 2**に示す。粒子径 D_{PS} は空気透過法で求めた比表面積球相当径、粒子密度 ρ_p はピクノメータ法による実験値で、 ε は本実験から得られた背圧下における移動層内の空隙率で、Fig. 1に示すホッパーに自然吸引されるガス流量 G の測定から算出された値である [$\varepsilon=1-F/(\rho_p \cdot G)$]。また流動層の実験も行い、得られた最小流動化速度 U_{mf} 、その時の空隙率 ε_{mf} および粒子基準のレイノルズ数 Re_{mf} の値も表中に記入している。8種類の試料粒子のうちTS, GB-150, ZS, SQの4種は、粒子径が150 μ m程度のグループ、SS, GB-780, PEの3種は750 μ m程度のグループ、GB-50は50 μ m程度で、Geldartの分類に基づく、それぞれB, DおよびA粒子に相当する。粒子密度はジルコン砂(ZS)と

Table 2 Properties of particles used.

Particles		D_{PS} [μ m]	ρ_p [kg/m ³]	Geldart's classification	ε [-]	ε_{mf} [-]	U_{mf} [m/s]	Re_{mf} [-]
Toyoura sand (TS)		142	2670	B	0.461	0.489	0.038	0.360
Glass beads (GB-150)		146	2480	B	0.389	0.477	0.031	0.301
Zircon sand (ZS)		163	4670	B	0.417	0.435	0.057	0.620
Synthetic quartz (SQ)		124	2200	B	0.475	0.495	0.039	0.322
Soma sand (SS)		704	2670	D	0.401	0.413	0.407	19.1
Glass beads (GB-780)		780	2480	D	0.372	0.387	0.421	21.2
Polyethylene beads (PE)		752	920	B	0.377	0.446	0.149	7.5
Glass beads (GB-50)		46	2480	A	0.443	0.503	0.004	0.012

Experimental values

ポリエチレンビーズ(PE)を除くといずれもガラスビーズ(GB)の2480 kg/m³と同程度(± 10 %程度)である。ZSの粒子密度はガラスビーズの1.88倍、PEは0.37倍で、この両粒子は他の粒子と密度がかなり異なる。なお、形状に関しては、GBとPEは球形に近い粒子とみなされる。

2. 2 予備実験

a) 粒子の自然排出速度

本実験では背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内の移動層におけるガスと粒子の挙動およびオリフィスからの粒子排出速度などを検討するが、その際、同一の系で自然排出の場合の結果が不可欠である。したがってオリフィスからの各試料粒子の自然排出速度を調べ、その結果から自然排出速度を表す推算式を導出した。

粒子の自然排出速度 F_0 に関してBeverlooら(1961)は、次式で表すことができることを報告している。

$$F_0 = \alpha \cdot \rho_b \cdot \sqrt{g} (D_o - k \cdot D_p)^{2.5} \quad (1)$$

上式中、 α , k ($k \approx 1.4$)は定数、 g は重力加速度、 ρ_b は粒子群のかさ密度 [$\rho_b = \rho_p \cdot (1-\varepsilon)$]、 D_o , D_p はそれぞれオリフィス径、粒子径である。本実験ではオリフィスからの粒子の自然排出速度はオリフィスの有効孔径(D_o-D_p)に支配されると考えて、Eq.(1)に基づいた次式を用いた。

$$F_0 = \alpha \cdot \rho_p \cdot (1-\varepsilon) \cdot \sqrt{g} (D_o - D_p)^{2.5} \quad (2)$$

Figure 3は、粒子径がほぼ150 μ mの豊浦砂(TS)、ほぼ750 μ mの相馬砂(SS)および、ほぼ50 μ mのガラスビーズ(GB-50)を用いた場合の F_0 と(D_o-D_p)の関係を両対数紙に示したものである。図からいずれの粒子の場合でも F_0 と(D_o-D_p)が直線関係で、その傾きがほぼ2.5であることから、Eq.(2)が適用できることがわかる。なおこの傾向は、実験に用いた他の粒子の場合にも認められた。したがって各粒子に対して、まず実験データをEq.(2)の形で近似して式中の $\alpha \cdot \rho_p \cdot (1-\varepsilon) \sqrt{g}$ を図の切片から求め、次に ρ_p と g は既知の値であるので、 $\alpha' = \alpha \cdot (1-\varepsilon)$ を得る。例えば、豊浦砂の場合、 $F_0 = 0.25 \cdot \rho_p \cdot \sqrt{g} \cdot (D_o - D_p)^{2.5}$ となる。そして ε に本実験で得られた移動層の空隙率の実験値を用いて α を決定し、各粒子の自然排出速度の推算式を導出した。その

Table 3 Coefficient in Eq. (2) .

Particles		α' [-]	ε [-]	$1 - \varepsilon$ [-]	α [-]
Toyoura sand (TS)		0.25	0.461	0.539	0.464
Glass beads (GB-150)		0.30	0.389	0.611	0.491
Zircon sand (ZS)		0.32	0.417	0.583	0.549
Synthetic quartz (SQ)		0.27	0.475	0.525	0.514
Soma sand (SS)		0.25	0.401	0.599	0.417
Glass beads (GB-780)		0.32	0.372	0.628	0.510
Polyethylene beads (PE)		0.31	0.377	0.623	0.498
Glass beads (GB-50)		0.19	0.443	0.557	0.341

$$\alpha' = \alpha \cdot (1 - \varepsilon)$$

結果をTable 3に示す。

b) 移動層を形成させるための限界オリフィス径

ダウンカマー底部のオリフィスは、粒子排出速度を制御し、さらにオリフィス上部に移動層を形成させるために用いられているが、Zhang and Rudolph (1991, 1998)は粒子径 $677 \mu\text{m}$ のガラスビーズを用いて実験を行い、スタンドパイプ内に移動層が形成され、オリフィスからの粒子の排出が安定しているとき、オリフィス直上には動的アーチが形成されていること、この動的アーチをガスが粒子の最小流動化速度 U_{mf} で流入すること、さらに動的アーチは半球状にまで成長することを考察している。このことは、安定な移動層操作のためにはガス流量とオリフィス径に限界があることを示す。ガス流量に関しては、オリフィス直上の半球面積基準のガス速度 U_g (Figure 4参照)が U_{mf} を超えると、粒子の排出が不安定になり、オリフィス径 D_o に関しては、 D_o の増加とともにオリフィス直上の半球面から流入するガス流量($=\pi \cdot D_o^2 \cdot U_{mf}/2$)が増加し、この値がダウンカマー内の最小流動化流量($=U_{mf} \cdot A_d = \pi \cdot D_d^2 \cdot U_{mf}/4$)に達すると移動層を維持できなくなる。実験でも確認したが、オリフィス径がこの限界値を超えるとオリフィス直上の動的アーチが半球まで成長する前にダウンカマー内の粒子群が流動化、sluggingを生じるようになる。オリフィス径の限界に関しては、上記条件を満たす D_o を D_{oc} とすると次式で表すことができる。

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{2} D_{oc}^2 \cdot U_{mf} &= \frac{\pi}{4} D_d^2 \cdot U_{mf} \\ \therefore D_{oc} &= \frac{D_d}{\sqrt{2}} = 0.707 D_d \end{aligned} \quad (3)$$

上式よりダウンカマー底部に装着するオリフィスは、安定な移動層操作のためにはオリフィス径 D_o をダウンカマーの内径 D_d の70%以下にする必要がある。

なお本実験でこの D_{oc} を確認したところ、粒子径 $750 \mu\text{m}$ 程度の相馬砂(SS)、ガラスビーズ(GB-780)およびポリエチレンビーズ(PE)の場合いずれも $D_d=30 \text{ mm}$ に対して

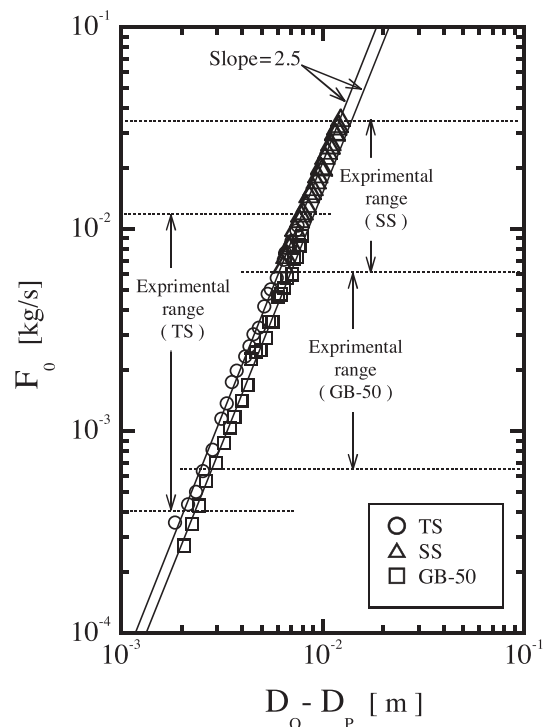


Figure 3. Relationship between gravitational flow rate of solid particles and difference in diameter of orifice and particles.

$D_o \leq 19 \text{ mm}$, また $150 \mu\text{m}$ 程度の豊浦砂(TS)の場合 $D_d=20 \text{ mm}$ に対して $D_o \leq 14 \text{ mm}$ で移動層が形成された。したがって D_{oc}/D_d はそれぞれ0.63, 0.70となり、この結果はEq. (3)とほぼ一致することが認められた。なお、前述のTable 1に示しているように、オリフィス径 D_o を D_{oc} 以下にして実験を行っている。

3. 実験結果および考察

3.1 背圧下におけるダウンカマー内粒子群の目視による流動パターン

観察により、背圧下におけるダウンカマー内粒子移動層の流動状態が3つのパターンに大別できることがわかった。それぞれの流動状態をFigure 4に定性的に示す。ダウンカマー内径 D_d 、オリフィス径 D_o および粒子層高が一定のもとで圧力勾配($\Delta P/L$)が増加すると F が減少し、これに伴い流動状態が(I)→(II)→(III)と変化する。(I)は、粒子群がスムーズに下方へ移動する安定な移動層状態で、ダウンカマー底部のオリフィス直上には動的アーチが形成されており、このアーチを通して粒子は連続的に排出される。(II)では、オリフィス近傍で気泡の発生と消滅が断続的に生じ、粒子の排出が不安定になる。したがってオリフィス上部の移動層では粒子が下降と停止を小刻みに繰り返すslip-stick flowの状態になり、その結果、不安定な移動層状態になる。なお、粒子

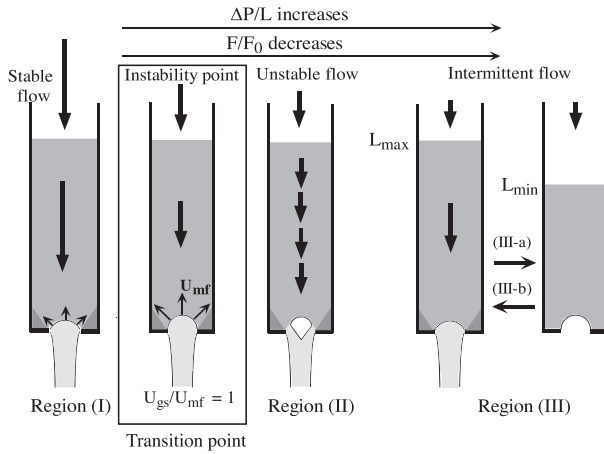


Figure 4. Schematic diagram of flow patterns in a moving bed downcomer with an orifice.

径が750 μm 程度の比較的大きな粒子やガラスビーズのように形状が球に近い粒子を用いた場合には、(I)と(II)の流動状態を明確に区別することはできなかった。(III)は、粒子群の排出と閉塞が周期的に繰り返し生じ、これに応じて移動層高さ L が最大値 L_{max} と最小値 L_{min} の間を上下する不安定な状態である。よって(III)の状態を、オリフィスから粒子が排出し層高が L_{max} から L_{min} まで減少する(III-a)と閉塞が生じて層高が L_{min} から L_{max} まで増加する(III-b)の2つに区分した。なお、この(III)の状態は、通常のスタンドパイプの操作では現れない流動パターンである。本実験ではダウンカマーが粒子群で満たされておらず、内部の移動層の層高(L)が変化するため、次の2つの現象が交互に生じていると考えられる。ただし、圧力 ΔP はほぼ一定で、圧力勾配と移動層内のガス速度は比例関係にあるとみなしている。① 閉塞が生じて粒子層高 L が L_{min} から上昇する。 L の増加とともに圧力勾配($\Delta P/L$)が減少し、ダウンカマー内のガス上昇速度が減少する。その結果、流体抵抗が減少し、 L_{max} に達した時点で粒子の排出が再開する。② 排出が再開して L が L_{max} から減少し、圧力勾配($\Delta P/L$)が増加する。これに伴いガス速度が増加するが、定常状態のガス速度に達する以前に L_{min} に達した時点で流体抵抗の増加により閉塞が生じる。したがって再度 L が増加する。なお、相馬砂(SS)やガラスビーズ(GB-780)など粒子径が750 μm 程度の粒子を用いた場合には、移動層内の空隙率など粒子充填状態が変わるためか、(III-a)の状態では ΔP は時間とともに、すなわち L の減少とともに減少し、(III-b)では L の増加とともに増加し、若干ながら変動することが認められた。この要因は解明できておらず、今後の課題の一つである。

3. 2 背圧下におけるダウンカマーからの粒子排出速度

a) 粒子排出速度に与える圧力と粒子層高の影響

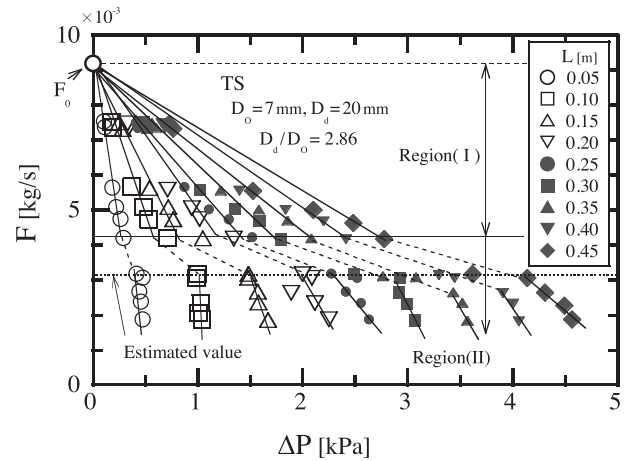


Figure 5. Relationship between solids flow rate and pressure drop as a parameter of moving bed height for Toyoura sand.

Figure 5は背圧下におけるダウンカマーからの粒子排出速度 F と背圧 ΔP の関係である。図は、豊浦砂を用いた場合の結果で、パラメータをダウンカマー内移動層の粒子層高 L として示しており、各流動状態の領域も付記している。図中 $\Delta P=0$ における F は粒子の自然排出速度 F_0 にあたり、 L には無関係であることがわかる。一方、図より一定の L のもとでは F は ΔP の増加とともに減少する。また一定の ΔP のもとでは F は L の増加とともに増加し、粒子の自然排出速度が層高に依存しないことと異なる。このことから、背圧下では自然排出と異なり、 F は圧力 ΔP や層高 L に依存して変化することが認められる。さらに流動パターンが(I)の範囲では F は ΔP の増加によって直線的に減少することがわかる。

この傾向は豊浦砂(TS)の場合と合成石英粉(SQ)の粒子径が150 μm 程度で形状が角張った2種類の試料を用いた場合に認められた。

相馬砂の場合を**Figure 6**に示す。豊浦砂の場合と異なり、 ΔP の増加によって F は上に凸の曲線状に減少する。このことから、背圧 ΔP が小さい範囲では、 ΔP の増加が F の減少に与える影響は小さいが、 ΔP の増加とともにその影響が次第に大きくなることがわかる。なおこの傾向は、粒子径が750 μm 程度の粒子(SS, GB-780, PE)、密度が大きな粒子(ZS)、または球形の粒子(GB-150)を用いたときに認められた。

粒子径が50 μm 程度の小さな粒子の場合はまた異なった傾向を示す。**Figure 7**はガラスビーズ(GB-50)を用いたときの F と ΔP の関係である。他の粒子と同様に ΔP の増加によって F は減少するが、前に述べた二通りの傾向とは異なり、下に凸の曲線状に減少することがわかる。GB-50の場合、粒子が小さいため相対的に流体抵抗の影響が大きくなる。したがって比較的小さい背圧 ΔP における F の減少が著しくなると考えられる。

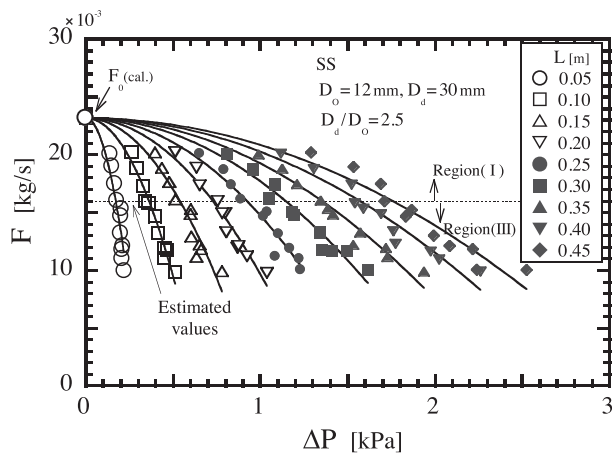


Figure 6. Relationship between solids flow rate and pressure drop as a parameter of moving bed height for Soma sand.

以上のことから背圧 ΔP の増加によって粒子排出速度 F は減少するが、用いる粒子の物性によってその減少パターンが異なり、3つのパターンに大別できることが認められ、また F が 圧力勾配 $\Delta P/L$ に著しく依存することが推測される。

b) 粒子排出速度に与える圧力勾配の影響

Figures 8, 9, 10はそれぞれ豊浦砂(TS)、相馬砂(SS)、ガラスビーズ(GB-50)の F と圧力勾配 $\Delta P/L$ の関係を示す。各図は、ダウンカマー内径とオリフィス径の比 D_d/D_o をパラメータとして示している。Figure 5の豊浦砂のデータから、一定の F のもとでは ΔP と L は $\Delta P/L$ が一定となる関係にあるので、Figure 8に示すように $L(=50-450 \text{ mm})$ のデータを圧力勾配 $\Delta P/L$ で整理できることになる。さらにFigures 9, 10より、相馬砂 および ガラスビーズ(GB-50)の場合も同様にまとめられることがわかる。

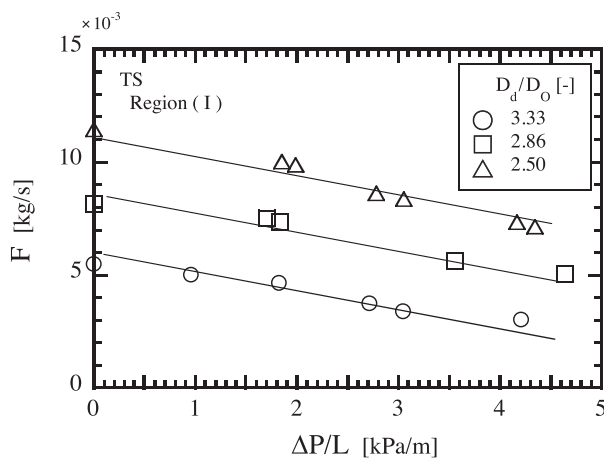


Figure 8. Relationship between solids flow rate and pressure gradient as a parameter of orifice diameter for Toyoura sand.

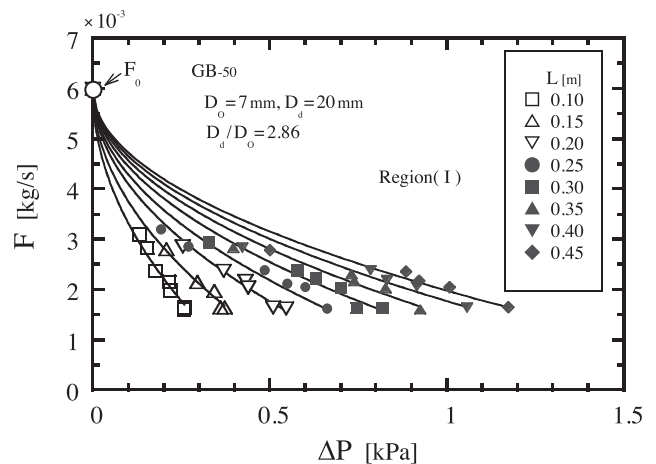


Figure 7. Relationship between solids flow rate and pressure drop as a parameter of moving bed height for glass beads (GB-50).

Figures 8, 9, 10より豊浦砂(TS)の場合には、 F は圧力勾配 $\Delta P/L$ の増加によって直線的に減少すること、相馬砂(SS)の場合、上に凸の曲線状に減少すること、ガラスビーズ(GB-50)の場合、下に凸の曲線状に減少することがわかる。

以上のことから背圧下のオリフィス付きダウンカマーからの粒子の排出速度 F は背圧 ΔP と移動層の粒子層高 L の影響を受けるが、圧力勾配 $\Delta P/L$ で関連できることがわかった。また、 F は D_d/D_o の値によって異なること、さらに圧力勾配 $\Delta P/L$ の増加が粒子排出速度 F の減少に与える影響が粒子の物性により異なり、3つのパターンに分けられることが認められた。

3. 3 ダウンカマー内粒子群中のガス透過特性

a) 圧力と粒子層高の関係

ダウンカマー内粒子群中のガス流れに着目して、安定

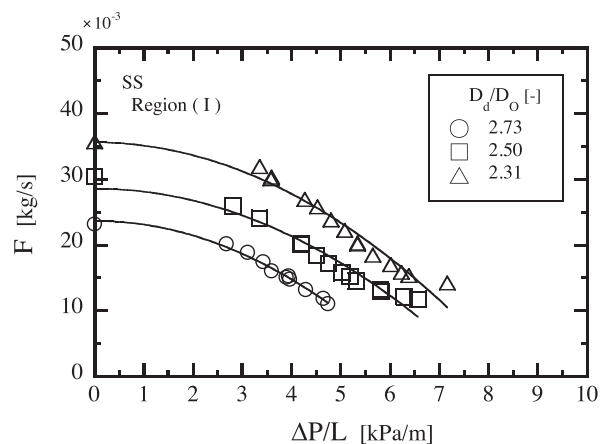


Figure 9. Relationship between solids flow rate and pressure gradient as a parameter of orifice diameter for Soma sand.

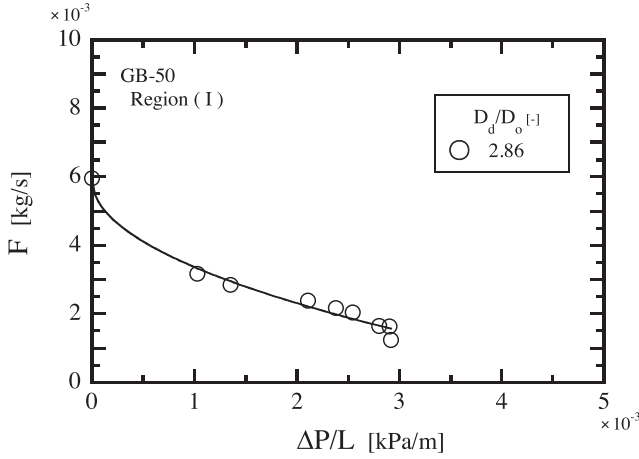


Figure 10. Relationship between solids flow rate and pressure gradient for glass beads (GB-50).

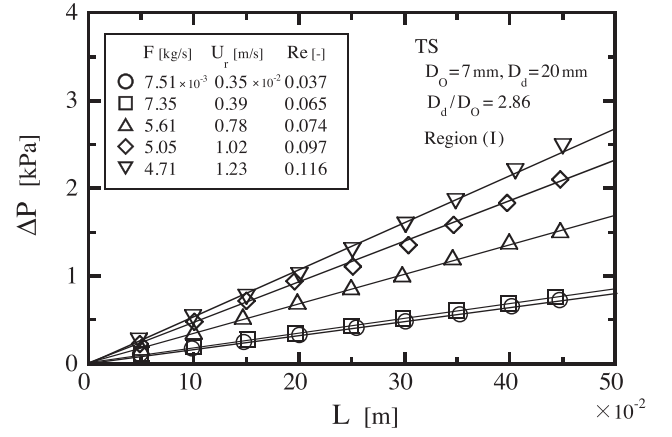


Figure 11. Relationship between pressure drop and moving bed height in Regime (I) for Toyoura sand.

領域のRegion (I)における背圧 ΔP とダウンカマー内移動層の粒子層高 L の関係をFigure 11に示す。図は豊浦砂を用いた場合の実験結果で、粒子排出速度 F とガスと粒子の相対速度 $U_r (=G_o/A_d)$ をパラメータとしている。 F が一定であれば U_r も一定で、 F が増加すると U_r は減少する。なお、背圧 ΔP はダウンカマー内移動層の圧力損失とみなすことができる。図は、 F, U_r が一定であれば、 ΔP が L の増加とともに直線的に増加すること、その直線は原点を通ることを示している。このことから ΔP と L は比例関係にあること、および空塔圧損、すなわち粒子が存在しない場合 ($L = 0$) にガスがオリフィスを通ることにより生じる圧損 ΔP は、無視できる程度に小さいことがわかる。さらにこの直線の傾き、すなわち圧力勾配は、 F の減少やそれによる U_r の増加とともに増加することが認められる。なお、この傾向は他の全ての試料粒子

の場合にも認められた。

Figures 12, 13は、同じく豊浦砂を用いた場合のRegion (II) および (III) の結果である。Figure 12より、移動層の粒子群の流れはslip-stick flowの状態、粒子が下降と停止を繰り返す動きを示すようになるが、 ΔP は安定な移動層状態のFigure 11と同様に L の増加とともに直線的に増加することが認められる。この場合、直線の傾きである圧力勾配はRegion (I) の場合より大きくなる。なお、前述したようにこのRegion (II) の状態は、豊浦砂と合成石英粉の2つの試料粉体を用いた場合にのみ現れた現象である。Figure 13のRegion (III) は、前述したように ΔP はほぼ一定値を保ちながら粒子層高 L が L_{\min} 、 L_{\max} の間を周期的に上下する状態である。図より、 ΔP と L の関係は、 L_{\min} 、 L_{\max} の場合で各々、1本の直線にまとめ、この場合 F の値によって直線の傾きは変わらず一定である

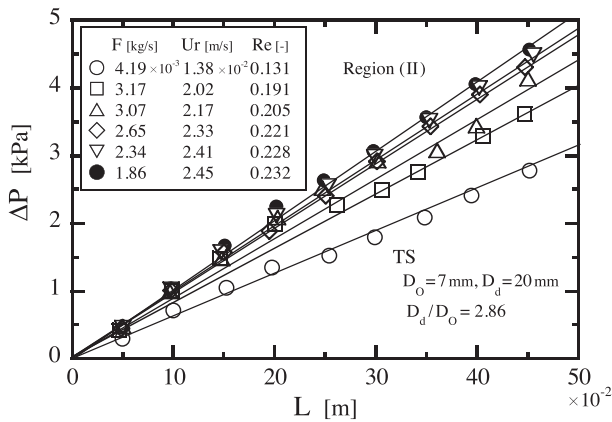


Figure 12. Relationship between pressure drop and moving bed height in Regime (II) for Toyoura sand.

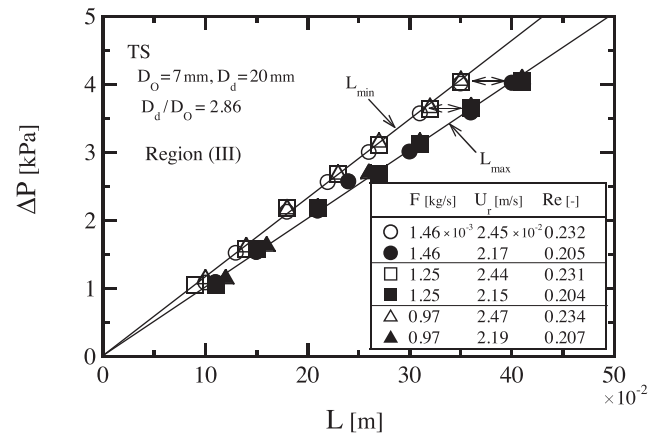


Figure 13. Relationship between pressure drop and moving bed height in Regime (III) for Toyoura sand.

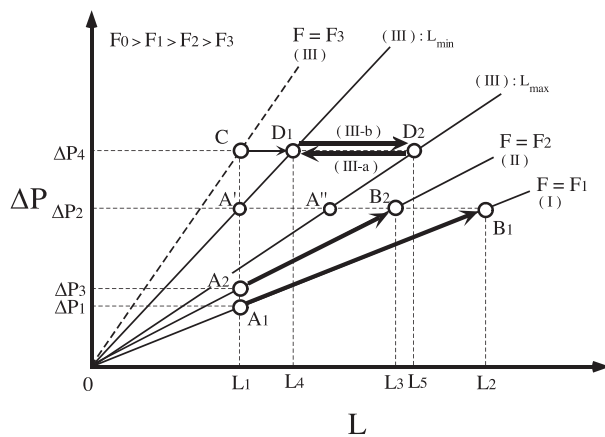


Figure 14. Concept of relation between pressure drop and moving bed height for operation condition.

ことが認められる. L_{\min} の直線の傾き(圧力勾配 $\Delta P/L$)は L_{\max} の場合より大きいことから, U_r は L_{\min} の時に最大, L_{\max} の時に最小で, この2本の直線で囲まれた部分で流下管内の粒子群の状態が変化していると考えられる.

以上の実験結果から, 操作条件の変化によるRegion (I), (II), (III)における背圧 ΔP と移動層の層高 L の定性的な関係をFigure 14に示す. 図の縦軸は ΔP , 横軸は L である. 前述したように F が一定なら ΔP と L は比例関係にあり, 圧力勾配($\Delta P/L$)は一定になること, さらに F の減少とともに圧力勾配は増加することが認められた. 一例として, 図ではRegion (I)における F を F_1 , (II)における F を F_2 および(III)における F を F_3 として示している. Region (I)の場合, ΔP と L は $F = F_1$ の直線上を変化する. 同様にRegion (II)では, (I)の場合より傾きが大きな直線に沿って変化する. さらにRegion (III)の場合には, 本来 $F = F_3$ の直線上で定常状態になるが, 粒子層高 L が L_{\min} , L_{\max} の間を周期的に上下するので図中の(III): L_{\max} と(III): L_{\min} の2本の直線の間を変動する. 図中, 直線(III): L_{\min} の上の領域は閉塞が生じ, 直線(III): L_{\max} の下領域は定常に粒子が排出することを表している.

図中の点 A_1 はRegion (I)の状態, $F = F_1$ で粒子が流れる中 ΔP と L はそれぞれ ΔP_1 , L_1 で定常状態を保っている. 今, 点 A_1 (L_1 , ΔP_1)を起点として, 圧力を上げて ΔP_2 に設定した場合を考える. 状態は一時的に点 A' (L_1 , ΔP_2)に移動する. 点 A' は直線(III): L_{\min} の上の領域に位置するため, 閉塞が生じる. したがって層高 L が増加する. よって ΔP_2 一定のまま L が増加する. その途中, 直線(III): L_{\max} との交点 A'' で粒子の排出が再開する. しかし点 A'' における圧力勾配は元の直線よりも大きく, 排出速度が供給速度 F より小さいため, L はさらに上昇を続け, 最終的に元の直線上の点 B_1 (L_2 , ΔP_2)に達したところで定常になる. 同様にRegion (II)の場合は点 A_2 から点 A' , A'' を経て点 B_2 で定常になる.

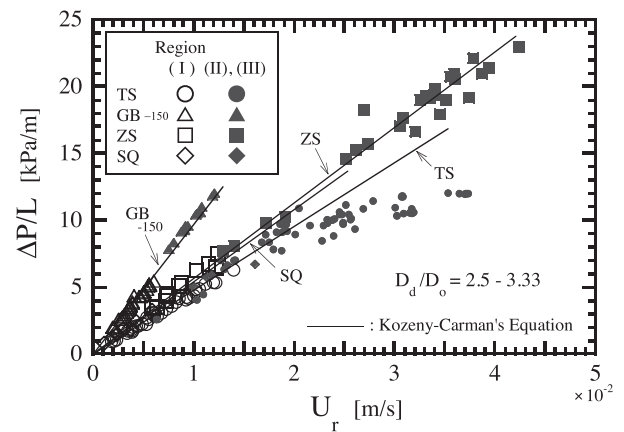


Figure 15. Relationship between pressure gradient and relative gas velocity in moving bed downcomer for particles with diameter of about 150 μm .

Region (III)の場合は, 起点を直線(III): L_{\min} よりも圧力勾配の大きな直線(III)上の点 C (L_1 , ΔP_4)とする. 点 C は閉塞の領域であるため L が増加する. よって ΔP_4 一定で L が増加する. そして直線(III): L_{\max} との交点, 点 D_2 に達すると粒子の排出が生じる. この場合, 点 D_2 における圧力勾配は起点の点 C の圧力勾配よりも小さく, 排出速度が供給速度 F_3 より大きいため L は逆に減少する. そして点 D_1 に達したところで再度閉塞が生じ, 前記と同様に点 D_2 に向かう. 以後この2点 D_1 , D_2 間を周期的に繰り返し往復し, それに伴って層高は L_{\min} (L_4), L_{\max} (L_5)の間を上下するようになる. なお, 点 $D_2 \rightarrow$ 点 D_1 , 点 $D_1 \rightarrow$ 点 D_2 の状態は, それぞれ前述の(III-a), (III-b)に対応する.

b) 圧力勾配とガス速度の関係

前述の結果に基づき, ダウンカマー内移動層の圧力勾配 $\Delta P/L$ と粒子とガスの相対速度 $U_r (=G_o/A_d)$ の関係をFigure 15に示す. 図は粒子径が150 μm 程度の4種の粒子の結果である. 図より, いずれの粒子の場合でも圧力勾配と U_r が比例関係にあることがわかる. この時の移動層内の空隙率 ε は, 前述したようにFig. 1に示すホッパーに自然吸引されるガス量 G の測定値を用いて求めており $[\varepsilon = 1 - F/(\rho_p \cdot G)]$, その結果をFigure 16に示す. 図より, 安定な移動層状態であるRegion (I)の状態であれば, 全ての粒子で ε はほぼ一定で, U_r による変化は $\pm 5\%$ の範囲内であることが認められる. これはZhang and Rudolph (1991)による, 移動層の空隙率がガス速度の増加とともに充填層の値から最小流動化状態における値まで変化する実験結果とは異なる. この相違は, Zhang and Rudolphの実験がダウンカマー内全体に粒子が充填している移動層操作であるのに対して, 本実験は移動層の粒子層高が操作条件によって変化するため, この層高変化によって一定の空隙率を保っていると考えられる. Figure 15中の直線は, Table 2に示す粒子径や実験で得られた ε の平

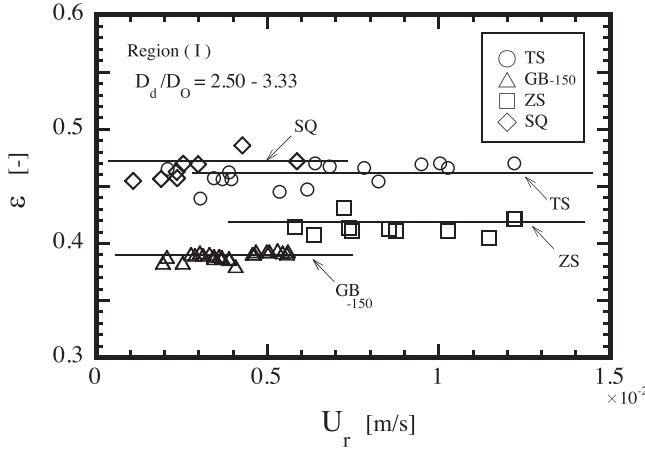


Figure 16. Relationship between void fraction and relative gas velocity in moving bed downcomer for particles with diameter of about 150 μm .

均値を次のKozeny-Carmanの式に代入して求めた圧力勾配($\Delta P/L$)の計算値を示す. なお, 本実験の操作範囲がTable 2に示されるように層流域($\text{Remf} < 20$)であるため, 次式を用いている.

$$\frac{\Delta P}{L} = 180 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu}{D_{PS}^2} \cdot U_r \quad (4)$$

(I)の領域ではこの計算値と実験値が良く一致することが認められる. また, 図中の直線の傾きは粒子径 D_{PS} , 空隙率 ε によって変化するが, Table 2に示すように球形のGB-150は他の砂状の粒子と比べ ε が小さいため傾きが大きくなることが認められる.

Figures 17, 18は粒子径が750 μm 程度の3種の粒子の実験結果で, それぞれ圧力勾配と U_r , 空隙率 ε と U_r の関係である. 両図より, 粒子径が750 μm 程度の粒子の場合

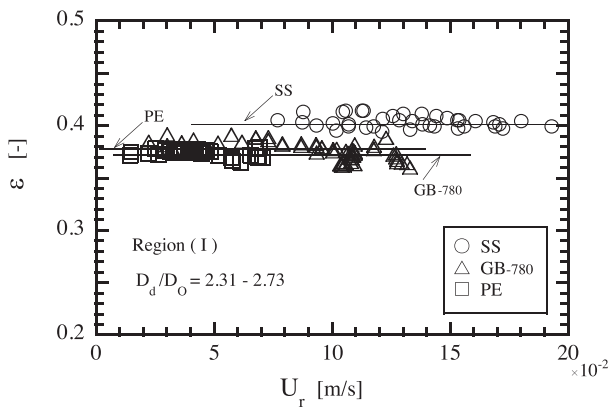


Figure 18. Relationship between void fraction and relative gas velocity in moving bed downcomer for the particles with diameter of about 750 μm .

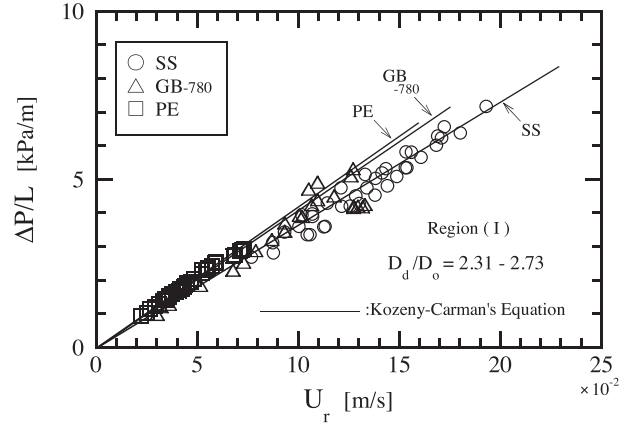


Figure 17. Relationship between pressure gradient and relative gas velocity in moving bed downcomer for particles with diameter of about 750 μm .

もまたRegion (I)では圧力勾配と U_r が比例関係にあること, ε はほとんど一定であること, 更にKozeny-Carmanの式による計算値と良く一致することがわかる. またこの粒子径のグループの場合も球形粒子のGB-780やPEの場合, 角張った形状の相馬砂に比べて空隙率 ε が小さく, これに対応してFigure 17中の直線の傾きが少し大きくなることがわかる.

Figure 19は, ガラスビーズ(GB-50)を用いた場合の圧力勾配と U_r の関係である. 粒子径が50 μm 程度の粒子の場合も実験結果がKozeny-Carmanの式による計算値と一致することが認められる. 以上のことから背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内の移動層に対して安定操作の範囲内であればその層流のガス流れにKozeny-Carmanの式が適用できることがわかった.

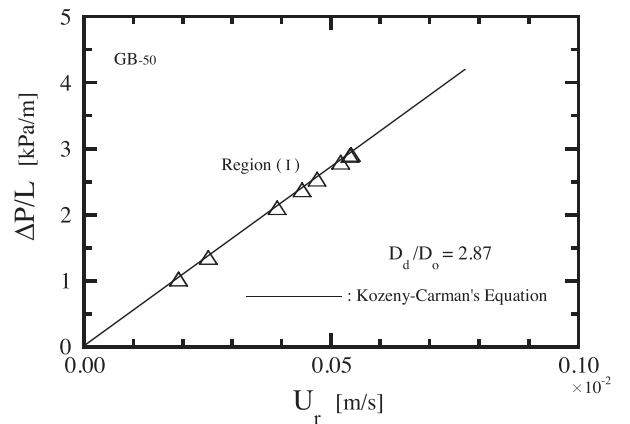


Figure 19. Relationship between pressure gradient and relative gas velocity in moving bed downcomer for glass beads (GB-50).

Table 4 α and β in Eq. (5).

Particles		α [-]	β [-]
Toyoura sand (TS)		0.18	1
Glass beads (GB-150)		0.11	2
Zircon sand (ZS)		0.07	2
Synthetic quartz (SQ)		0.15	1
Soma sand (SS)		0.11	2
Glass beads (GB-780)		0.15	2
Polyethylene beads (PE)		0.17	2
Glass beads (GB-50)		0.55	0.5

3. 4 背圧下における粒子排出速度の相関式

背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内の移動層からの粒子排出速度に関する無次元相関式が、各粒子に対して 前述の実験結果に基づいて 次式で整理された。

$$\frac{F_0 - F}{F_0} = \alpha \cdot \left[\left(\frac{\Delta P}{L \cdot \gamma_b} \right) \cdot \left(\frac{D_d}{D_o} \right)^2 \right]^\beta \quad (5)$$

なお上式は粒子排出速度 F 、粒子の自然排出速度 F_0 、圧力勾配 $\Delta P/L$ 、移動層の比重量 $\gamma_b [= \rho_p \cdot (1 - \epsilon) \cdot g]$ 、ダウンカマーの内径とオリフィス径との比 D_d/D_o の関係を次元解析によって導出された(Appendix参照)。安定な移動層流れのデータを上式に適用し、各粒子について式中の定数 α と β を決定した。Table 4に α と β の値を列挙する。

Figure 20は豊浦砂(TS)、ガラスビーズ(GB-150)、ジルコン砂(ZS)、合成石英粉(SQ)およびガラスビーズ(GB-50)のデータをEq.(5)に適用させた結果である。図中の直線はEq.(5)による計算値を示すが、実験値と概ね一致することがわかる。さらにFigure 21は相馬砂(SS)、ガラスビーズ(GB-780)およびポリエチレンビーズ(PE)の場合を示しており、この場合も実験値は、概ね計算値と一致している。また式中の β の値は粒子によって1, 2, 0.5の3通りに分類された。これは前述したように、 F に与える $\Delta P/L$ の影響が粒子により3つのパターンに分かれることと対応している。この F に関する相関式による計算値と実験値の比較をFigure 22に示す。安定な移動層操作の領域においてはほとんどのデータが 概ね $\pm 20\%$ の範囲内で相関できることが認められる。

Eq.(5)で定義された相関式は、多段噴流層や流動層における段間の粒子輸送にダウンカマーを用いる際、有用な設計方程式とみなされる。例えば、操作条件として粒子の処理量 F 、各段の噴流層や流動層の圧力損失 ΔP が与えられ、 F_0 がダウンカマー底部のオリフィス径 D_o を想定

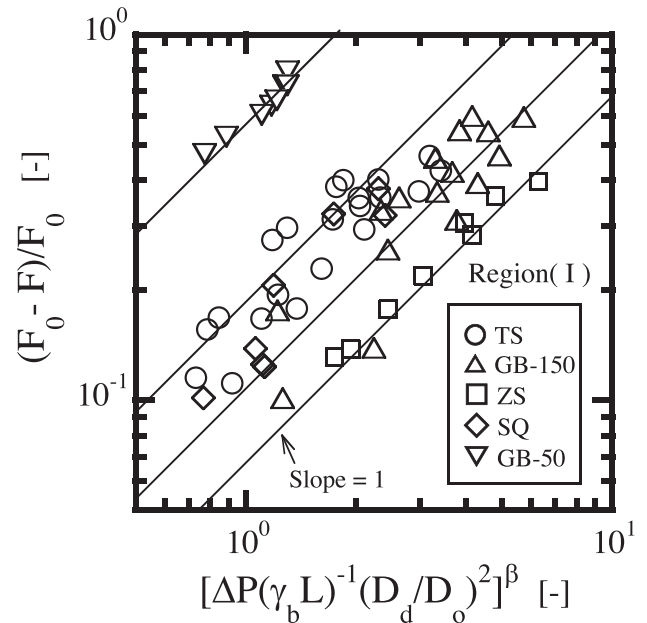


Figure 20. Correlation of F for a moving bed downcomer with an orifice under negative pressure gradient for particles with diameter of about 150 μm and 50 μm .

することで決まると、この式を適用してダウンカマーの内径 D_d や長さ L などの設計因子が求められることになる。

4. 結 言

噴流層や流動層の多段化における連結管への応用などを念頭において背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内移動層からの粒子群の排出特性をGeldartのD, B, A粒子に相当する8種類の粒子を用いて検討し、以下の結果を得た。

1. ダウンカマー内の粒子群の流動状態が圧力勾配 $\Delta P/L$ の変化によって、安定な移動層流れ：(I)、移動層内の粒子が下降と停止を小刻みに繰り返す不安定な移動層流れ、slip-stick flow：(II)、排出と閉塞を周期的に繰り返しそれに伴って移動層の層高が最大値と最小値の間を絶えず上下する不安定な流れ：(III)の3つのパターンに変化することを目視による観察によって確認した。なお、D粒子や球形の粒子の場合、(I)と(II)を明確に区別することはできなかった。
2. ダウンカマー内の粒子群が移動層状態で安定な流れにある時、ガス流れに対して層流域で成立するKozeny-Carmanの式が適用でき、この式を用いて圧力勾配と相対速度の関係を表すことができた。また、本実験では移動層内の空隙率は操作条件によら

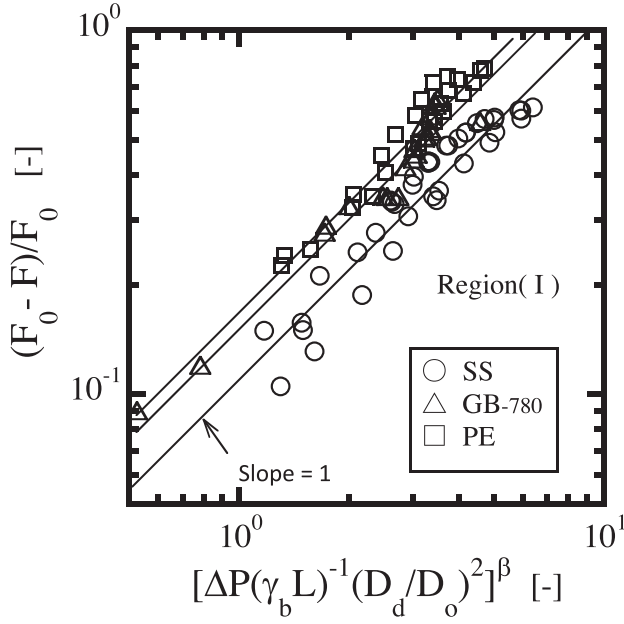


Figure 21. Correlation of F for a moving bed downcomer with an orifice under negative pressure gradient for particles with diameter of about $750 \mu\text{m}$.

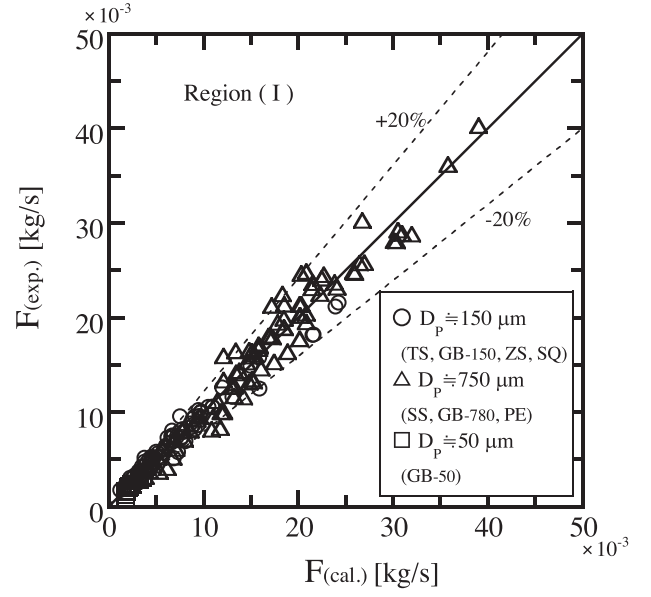


Figure 22. Comparison of experimental data of F with calculated results.

ずほとんど一定を保ち、粒子層高が変化することが認められ、粒子群で満たされたスタンドパイプ内の移動層流れとは傾向が異なることがわかった。

3. 背圧下における粒子排出速度が圧力勾配に依存すること、また圧力勾配による排出速度の変化過程に3つのパターンがあり、粒子物性によって異なることがわかった。さらに詳細に操作条件や装置条件の影響を検討し、背圧下における各粒子の排出速度の無次元相関式を圧力勾配と装置形状に着目して導出し、その整理式は±20%の精度で実験値を相関できた。

以上、背圧下におけるオリフィス付きダウンカマー内移動層の流動特性の検討から、安定な操作のための設計方程式とみなされる粒子排出速度の無次元相関式が導かれた。この式を用いると、噴流層や流動層の多段化において所定の設計条件が与えられれば、安定操作のための圧力勾配やダウンカマーの内径、必要な長さなどの設計因子や操作因子が得られることになる。

Appendix

次元解析に基づく背圧下における粒子排出速度式

背圧下における粒子排出速度 F は、自然排出速度 F_0 、圧力勾配 $(\Delta P/L)$ 、比重量 $\gamma_b = \rho_p \cdot (1-\epsilon) \cdot g$ 、および装置形状

としてオリフィス径 D_o 、ダウンカマーの内径 D_d の関数と考えられる。

これらの物理量の関係が次の代数式で表されるとする。

$$F = k \cdot F_0^a \cdot \left(\frac{\Delta P}{L} \right)^b \cdot \gamma_b^c \cdot D_o^d \cdot D_d^e \quad (\text{A-1})$$

ここで k は定数、 a, b, c, d, e は未知の指数である。また式中の各因子を次元式で表すと次の通りになる。

$$\begin{aligned} F : [\text{kg/s}] &= [\text{M} \cdot \text{T}^{-1}], F_0 : [\text{kg/s}] = [\text{M} \cdot \text{T}^{-1}], \\ \Delta P/L : [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}^2)] &= [\text{M} \cdot \text{L}^{-2} \cdot \text{T}^{-2}], \\ \gamma_b = \rho_p \cdot (1-\epsilon) \cdot g : [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}^2)] &= [\text{M} \cdot \text{L}^{-2} \cdot \text{T}^{-2}], D_o : [\text{m}] = [\text{L}], \\ D_d : [\text{m}] &= [\text{L}] \end{aligned}$$

Eq. (A-1) が次元的に意味を持つためには式中左右両辺の次元が同一でなければならない。今、Eq. (A-1) を次元で表すと次の通りになる。

$$\begin{aligned} [M^1 \cdot T^{-1}] &= [M^1 \cdot T^{-1}]^a \cdot [M^1 \cdot L^{-2} \cdot T^{-2}]^b \cdot \\ &\quad [M^1 \cdot L^{-2} \cdot T^{-2}]^c \cdot [L^1]^d \cdot [L^1]^e \end{aligned} \quad (\text{A-2})$$

今物理量が6個、基本単位が M, L, T の3つであるため π 定理より、Eq. (A-1) は、 $6-3=3$ 個の無次元項からな

る.

Eq. (A-2)より, M, L, T に関して次の関係が成り立つ.

$$l = a + b + c \quad (\text{A-3})$$

$$0 = -2a - 2b - 2c + d + e \quad (\text{A-4})$$

$$-l = -a - 2b - 2c \quad (\text{A-5})$$

Eqs. (A-3), (A-4), (A-5) より,

$a = 1, c = -b, d = -e$ となり, Eq. (A-1)は, 次式で表される.

$$F = k \cdot F_0 \cdot \left(\frac{\Delta P}{L} \right)^b \cdot \gamma_b^{-b} \cdot D_o^{-e} \cdot D_d^e$$

上式を整理して

$$\frac{F}{F_0} = k \cdot \left(\frac{\Delta P}{L \cdot \gamma_b} \right)^b \cdot \left(\frac{D_d}{D_o} \right)^e \quad (\text{A-6})$$

なお, 本実験では背圧 ΔP が, 重力による粒子排出に対して抗する働きをする. すなわち, 重力排出の場合 F_0 から背圧が作用することによって $(F_0 - F)$ の分, 流量が減少すると考えて Eq. (A-6) を変形して次式を得た.

$$\frac{F_0 - F}{F_0} = \alpha \cdot \left(\frac{\Delta P}{L \cdot \gamma_b} \right)^\beta \cdot \left(\frac{D_d}{D_o} \right)^\gamma \quad (\text{A-7})$$

F がオリフィス開孔面積とダウンカマー断面積の比に関係するとし,

次の Eq. (5) を得る.

$$\frac{F_0 - F}{F_0} = \alpha \cdot \left[\left(\frac{\Delta P}{L \cdot \gamma_b} \right) \cdot \left(\frac{D_d}{D_o} \right)^2 \right]^\beta \quad (5)$$

〔謝 辞〕 本報の研究に有益な助言を賜りました当学科の石蔵利文教授および実験などにご協力いただいた井上貴公君 (現大日本塗料㈱) をはじめ本研究室の卒業生諸氏に感謝いたします.

Nomenclature

A_d	= cross-sectional area of downcomer	[m ²]
a	= exponent in Eq. (A-1)	[-]
b	= exponent in Eq. (A-1)	[-]
c	= exponent in Eq. (A-1)	[-]
D_d	= diameter of downcomer	[m]
D_h	= diameter of supply orifice	[m]
D_o	= diameter of orifice fitted to bottom of downcomer	[m]
D_{oc}	= critical orifice diameter	[m]
D_p	= particle diameter (medium diameter)	[μm]
D_{ps}	= particle diameter (equivalent specific surface diameter)	[μm]
D_r	= column diameter	[m]
d	= exponent in Eq. (A-1)	[-]
e	= exponent in Eq. (A-1)	[-]
F	= mass flow rate of solids under negative pressure gradient [$= U_s \cdot (1-\varepsilon) \cdot \rho_p \cdot A_d$]	[kg/s]
F_0	= mass flow rate of solids under gravity	[kg/s]
G	= gas flow rate of air displaced by descending particles	[m ³ /s]
G_0	= gas flow rate of air through outlet of downcomer	[m ³ /s]
g	= gravitational acceleration	[m/s ²]
k	= coefficient in Eq. (1) or Eq. (A-1)	[-]
L	= moving bed height in downcomer	[m]
ΔP	= pressure drop	[kPa]
Re	= Reynolds number [$= D_p \cdot U_r \cdot \rho_g / \mu$]	[-]
Re_{mf}	= Reynolds number [$= D_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g / \mu$]	[-]

U_{gs}	= superficial gas velocity through hemisphere with orifice diameter [$= U_g (D_d / D_o)^2 / 2$]	[m/s]
U_{mf}	= minimum gas velocity for fluidization	[m/s]
U_r	= superficial gas relative velocity [$= U_g - \varepsilon \cdot U_s = G_0 / A_d$]	[m/s]
U_s	= downward velocity of particle in downcomer [$= F / \{A_d \cdot \rho_p (1-\varepsilon)\}$]	[m/s]

Greek letters

α	= coefficient in Eqs. (1), (2) or (5)	[-]
α'	= coefficient in Eq. (2) [$= \alpha' (1-\varepsilon)$]	[-]
β	= coefficient in Eq. (5)	[-]
γ_b	= specific weight of moving bed [$= \rho_p \cdot (1-\varepsilon) \cdot g$]	[kg/(m ² s ²)]
ε	= void fraction in moving bed [$= 1 - F / (\rho_p \cdot G)$]	[-]
ε_{mf}	= void fraction at minimum fluidization	[-]
μ	= gas viscosity	[Pa·s]
ρ_g	= gas density	[kg/m ³]
ρ_p	= particle density	[kg/m ³]

Literature cited

- Beverloo, W. A., H. A. Leniger and J. van de Velde; "The Flow of Granular Solids through Orifices," *Chem. Eng. Sci.*, **15**, 260-269 (1961)
- Geldart, D.; "Types of Gas Fluidization," *Powder Technol.*, **7**, 285-292 (1973)
- Knowlton, T. M.; "Unique Problems and Solutions in Gas-Solids Flow," *AIChE Symp. Series*, **93** (317), 1-6 (1997)
- Madonna, L.A., R. F. Lama and W. L. Brisson; "Solids-Air Jet," *Brit. Chem. Eng.*, **6**, 524-528 (1961)
- Malek, M. A. and T. H. Walsh; "The Treatment of Coal for Coking by the Spouted Bed Process," Rep. No. FMP 66/54-SP. Dept. Mines and Tech. Surveys, Ottawa, Canada (1966)
- Nagashima, H., T. Ishikura and M. Ide; "Behavior of Gas-Solid Mixtures in a Moving Bed Downcomer with an Orifice under Negative Pressure Gradient," Proceedings of the 3rd Asian Particle Technol. Symp., 34-43, Beijing, China (2007)
- Nagashima, H., T. Ishikura and M. Ide; "Flow Characteristics of a Small Moving Bed Downcomer with an Orifice under Negative Pressure Gradient," *Powder Technol.*, **192**, 110-115 (2009a)
- Nagashima, H., T. Ishikura and M. Ide; "Solids Operation Characteristics in a Moving Bed Downcomer with an Orifice under Negative Pressure Gradient," Proceedings of the 15th SCEJ Symp. on Fluidization & Particle Processing, 9-12, Kagoshima, Japan (2009b)
- Nagashima, H., T. Ishikura and M. Ide; "Flow Characteristics of a Moving Bed Downcomer for Multi-stage Spouted Bed Operation," Proceedings. of the 5th Asian Particle Technol. Sympo., 293-301, Singapore (2012)
- Zhang, J. -Y. and V. Rudolph; "Transitional Packed Bed Flow in Standpipes," *Can. J. Chem. Eng.*, **69**, 1242-1246 (1991)
- Zhang, J.-Y. and V. Rudolph; "Flow Instability in Non-Fluidized Standpipe Flow," *Powder Technol.*, **97**, 109-117 (1998)