

円管内における粒体の水力輸送(第6報) : 管内濃度, 直径比の流動様式に及ぼす影響と粒子の拡散係数について

その他(別言語等)のタイトル	Hydraulic Transport of Solids in Pipes (Part 6) : Effects of Particle Concentration and Diameter Ratio on the Flow Pattern of Solid-Liquid Mixtures and on the Vertical Diffusivity
著者	奥田 教海, 山岸 英明
雑誌名	室蘭工業大学研究報告. 理工編
巻	9
号	2
ページ	535-542
発行年	1977-12-10
URL	http://hdl.handle.net/10258/3668

円管内における粒体の水力輸送

第6報 管内濃度、直径比の流動様式に及ぼす影響と粒子の拡散係数について

奥田 教海, 山岸 英明

Hydraulic Transport of Solids in Pipes Part 6. Effects of Particle Concentration and Diameter Ratio on the Flow Pattern of Solid-Liquid Mixtures and on the Vertical Diffusivity

Kyokai Okuda and Hideaki Yamagishi

Abstract

The authors present two items of model test results for the mechanics of solid-liquid flow in hydraulic transport pipeline.

The one is the effect of particle concentration in pipe and diameter ratio of particle to pipe on the flow pattern of solid-liquid mixtures as expressed in the following form :

$$C \times Frd^{1/2} \times (d/D)^{0.7728} = 0.5333,$$

where C is particle concentration in pipe, Frd particle Froude number at the flow pattern transition from "moving bed" to "asymmetric suspension", and d/D diameter ratio of particle to pipe.

The other is the effect of both particle concentration and diameter ratio on the vertical diffusivity as illustrated in the paper.

I. ま え が き

J. O. Hinze¹⁾はその著書 Turbulence において、「乱流中における個別粒子群の挙動は主として(1)粒子の濃度および(2)流体中の乱れ尺度に対する粒子の大きさに左右される。…理論的に余り解明されていないのは、任意の濃度で、ある程度の大きさの個別粒子と流体の混合体の場合で、しかもいずれも乱流状態にある場合の流動機構である」と述べている。我々はこの採り上げ方を考慮に入れて、比較的粗い粒子（球径対管径比 $d/D=0.06-0.30$ 程度）を、低濃度で円管内に水力輸送するモデル実験を行って来た。

本報告では同題名の第5報²⁾の中の流動様式に関する報告と、昭和48-50年度において行った実験とをまとめて「管内濃度、直径比の流動様式に及ぼす影響」として報告し、次に前報³⁾で述べた粒子の拡散係数に関するその後の実験結果を報告する。

上記(2)の乱れ尺度に対する粒子の大きさを問題にするとき、粒子が混在する乱流の乱れ尺度

を測定することは困難を伴うので、この報告では上記の直径比 d/D を以てこれに当てることとする。

II. 実験装置と実験方法

前報までの実験では主として図1に示す $\phi 100$ mm (または $\phi 50$ mm) 管路の実験装置を用い、比重 1.05–1.44 の各種合成樹脂球多数を、流速 0.8–2.8 m/sec で輸送する実験を行い、今回は図2に示すように、新たな $\phi 52$ mm の管路に、オーバー・フロー・タンクを付け、ヘッドを段階的に変化させて実験した。

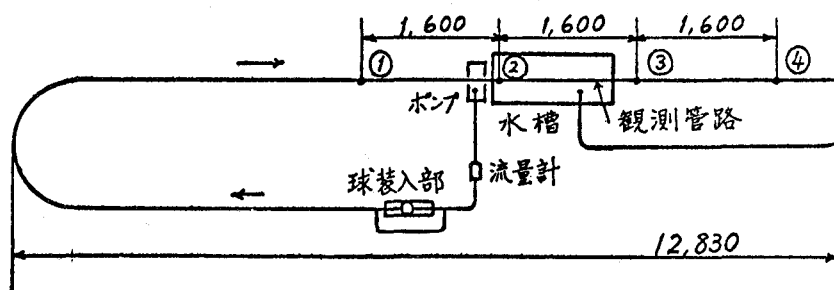


図1. 実験装置1

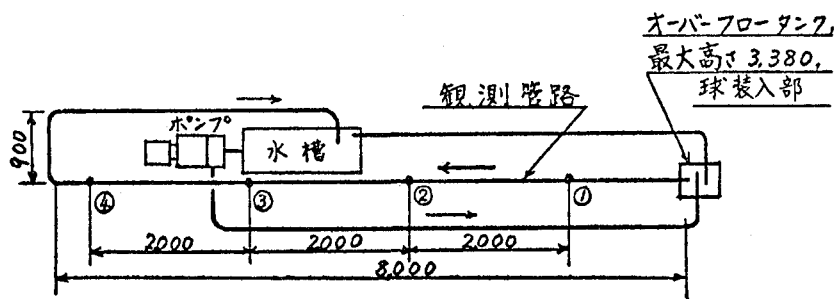


図2. 実験装置2

用いた合成樹脂球は、埋込樹脂、ナイロン、ポリスチロールの $\phi 6$ mm 球、比重はそれぞれ 1.27, 1.15, 1.05 である。1 回に装入した球の個数はそれぞれについて、25, 50, 100 個、流速は 1.98, 1.55, 1.20 m/sec である。流動様式すなわち管断面内および流れ方向の球群の浮遊状態の変化を測定する方法は従来通りで、管断面を図3に示す5層に分割し、各層を通過する球の量を光源、光電変換素子にビシグラフを組合わせて測定した。その方法の詳細は第5報を参照されたい。

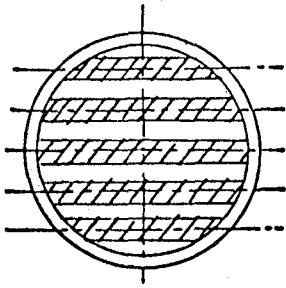


図3. 断面内測定位置

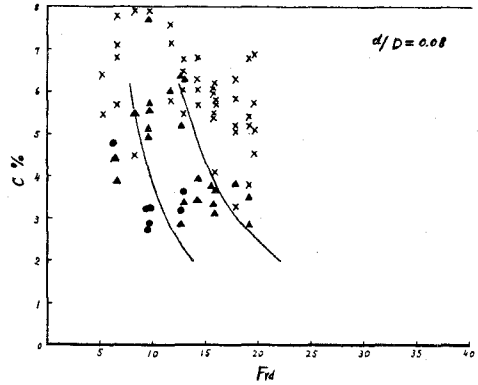


図5. C-F_{rd} - (流動様式) 2

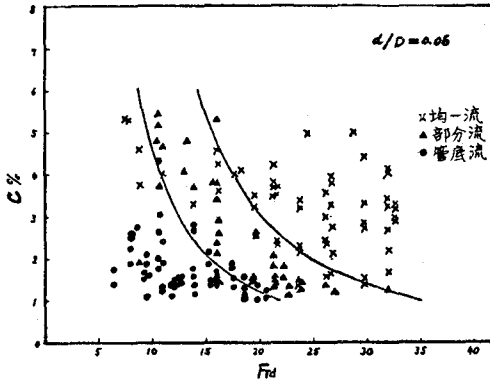


図4. C-F_{rd} - (流動様式) 1

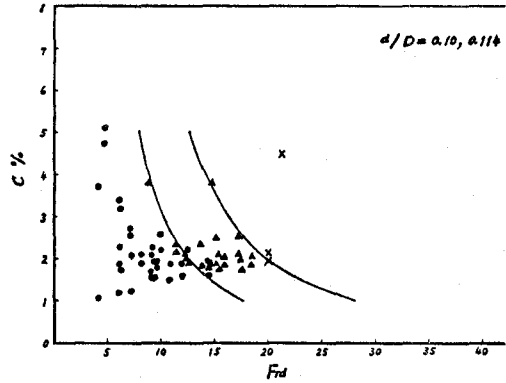


図6. C-F_{rd} - (流動様式) 3

III. 管内濃度，直径比の流動様式に及ぼす影響

「まえがき」に述べた3年度にわたる実験結果を整理して、 d/D の値ごとに粒子フルード数 F_{rd} と管内体積濃度 C によって流動様式がどう変わるかを調べ、管底流（摺動流）を●印，部分流（不均質流）▲印，均一流（均質流）×印で表わしたものの例を図4—6に示す。この流動様式の分類は、第5報で述べた次の判定条件によって行った。

管底流：1層（最下層）と2層の濃度比の和が95%以上のもの、

部分流：1層と2層の濃度比の和が95%以下かつ3層（管中心を含む層）濃度比が15%以下のもの、

均一流：3層濃度比が15%以上のもの。

図4—6はそれぞれ $d/D=0.06, 0.08, 0.10$ (0.114を含む) の場合の $C-F_{rd}$ - (流動様式) 関係をプロットしたものである。 $d/D=0.29$ までの結果を総合すると、部分流の下限，上限を示す曲線（図4—6では実線で示した双曲線的な曲線）は d/D の増加につれて、漸次かなり規

則的に座標の原点に近づくことが解った。

部分流の下限を表わす曲線を

$$C = f_l(d/D) \times F_{rd}^n \tag{1}$$

同じく上限を表わす曲線を

$$C = f_u(d/D) \times F_{rd}^n \tag{2}$$

と置く。ただし、 $f_l(d/D), f_u(d/D)$ は d/D のある種の関数とする。

$$f_l = k_1(d/D)^{m_1}, f_u = k_2(d/D)^{m_2} \tag{3}$$

$$n = -2.0$$

とにおいて最小自乗法を用いて曲線のあてはめを行った結果

下限に関しては

$$C \times F_{rd}^2 \times (d/D)^{0.7728} = 0.5333 \tag{4}$$

上限に関しては

$$C \times F_{rd}^2 \times (d/D)^{0.8272} = 1.1912 \tag{5}$$

が得られた。ただし、 F_{rdl}, F_{rdul} はそれぞれ部分流の下限および上限に対応する粒子フルード数 F_{rd} である。式(4), (5)の下限, 上限を示す曲面を等測投影図に表わしたものは図7である。縦軸は管内濃度 $C\%$, 左横軸は直径比 d/D , 右横軸は粒子フルード数 F_{rd} である。実験のデータとしては、管内濃度 0.5% 程度から 8% 程度またはそれ以上のものもあるが、この図には比較的データ数の多い 1-6% までを曲面として表わしてある。

この図によって見れば、管内濃度が増加するにつれ、または直径比が増加するにつれて F_{rd} が増すに従い管底流から部分流, 均一流へ流動様式の遷移が早く行われるということを示している。 $C, d/D$ および F_{rd} は相互に関連をもっているので、その中の 2 者だけで流動様式の遷移を議論することは不十分であることがわかる。

さて図8に示したものは、第5報で報告した図9, $d/D-F_{rd}$ 関係線図である。その報告で

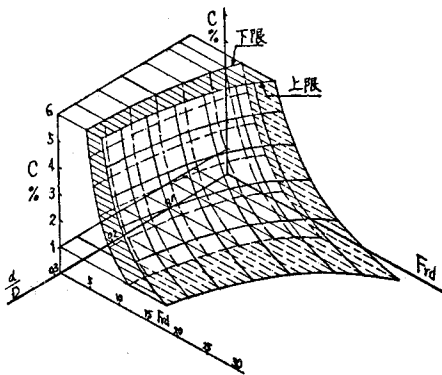


図7. $C-F_{rd}-d/D$ 部分流の上限・下限曲面

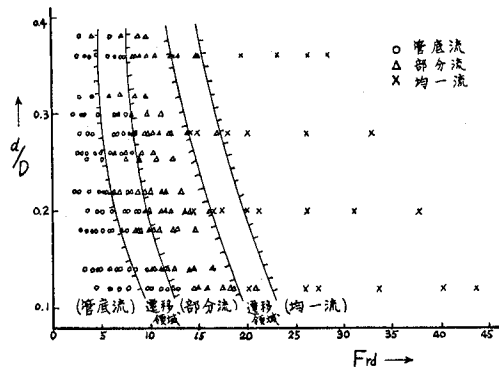


図8. $d/D-F_{rd}$

は粒子の管内濃度は特記してなかったが、この図7と比較対照すると、図8の部分流領域（遷移域を含まない）を示す線は、図7の $C=2.0\%$ の場合とかなりよく一致することが解ったので、第5報の図9は、本報告の図7中に含まれるものであることを、ここで追加報告する。

ここで式(4)が実際問題としての水力輸送の限界速度と、どのような関連があるかを見るために、現在使用されている二、三の限界速度の実験式と比較してみる。

比較する対象の式の元となる実験の管径、粒子径、粒子の性状などやその実験範囲も同一ではなく、また限界速度の定義も研究者により幾分異っていると思われるので、厳密な意味での比較はできないのであるが、二、三の管径、粒子径、粒子吐出濃度について、外挿して試算し、比較することとする。

限界速度を与える実験式として提案されているものについての詳細な比較検討は既に W. Wiedenroth⁴⁾によって行われており、式相互の一致はあまりよくないことが報告されている。それでここでは式(4)による値が比較する式の与える値とどの程度近接しているかを見るに止める。限界速度の定義としては「管底流（摺動流）から部分流（不均質流）へ遷移するときの管路の平均流速」を採る。このとき管路の圧力損失は最小になると一般に考えられている。

(1) Smoldyrev の式との比較

A. E. Smoldyrev⁵⁾は直径2 mm以上の粒群に対する限界速度として次式を与えている。限界速度を V_c m/sec とすると、

$$V_c = C'' \sqrt{C_2(s-1)C_v g D} \quad (6)$$

ただし、 C'' は常数で 管径 $D < 250$ mm のとき $C'' = 7 - 8$,

$D = 250 - 500$ mm のとき $C'' = 8 - 9$,

$C_2 = 0.70 - 0.46$ (岩石), $0.46 - 0.32$ (砂利),

$0.32 - 0.20$ (石炭), $0.20 - 0.10$ (無煙炭),

s : 粒子比重, C_v : 粒子の吐出濃度, g : 重力の加速度。

著者の式(4)を $F_{rdt} = V_c / \sqrt{gd(s-1)}$, ただし d : 粒子の直径, によって変形すると

$$V_c = \sqrt{0.5333gd(s-1) / \{C \times (d/D)^{0.7728}\}} \quad (7)$$

となる。ただし式(7)の粒子濃度 C は管内粒子濃度であり式(6)およびその後に出てくる比較の対象の式の C_v は吐出濃度であるから、 C_v に対応する C を試算して比較することとする。比較の結果を表1—3に示す。

(2) Durand and Condolios の式との比較

R. Durand and E. Condolios⁶⁾は1953年に次式を与えている。

表1 Smoldyrev の式と著者の式による V_c の比較($C_v=0.05$, $C=0.06$, $d/D=0.06$ の場合)

管径D, 粒子比重s	Smoldyrev($C_v=0.05$)	著者($\frac{C=0.06}{d/D=0.06}$)	比
0.1m, 2.65(砂利)	1.54 m/s	2.75 m/s	1 : 1.79
0.1m, 1.6 (石炭)	0.78	1.66	1 : 2.13
0.3m, 2.65	3.01	4.77	1 : 1.58
0.3m, 1.6	1.51	2.88	1 : 1.91

$$V_L/\sqrt{2gD(s-1)} = F_L \quad (8)$$

ただし V_L : 沈殿限界速度, F_L : 固体粒子の大きさと固体粒子濃度によって定まる定数, 粒径 2 mm 以上の砂,石炭の場合 $F_L=1.34$ (一定),この式の実験は水平鋼管 $D=40-700$ mm。

ここでいう V_L と上述の項で問題としている V_c とでは定義が異っているが, 試みに計算してみる。表 2 に比較の結果を示す。

表2 Durand and Condolios の式の V_L と著者の式の V_c との比較($C_v=0.05$, $C=0.06$, $d/D=0.06$ の場合)

管径D, 粒子比重s	Durand and Condolios	著者	比
0.1m, 2.65	2.41 m/s	2.75 m/s	1 : 1.14
0.1m, 1.6	1.45	1.66	1 : 1.14
0.3m, 2.65	4.17	4.77	1 : 1.14
0.3m, 1.6	2.52	2.88	1 : 1.14

(3)川島の式^{7),8)}との比較

$$V_c = \left[(n-1)C_v K \{ \sqrt{C_D / gD(s-1)} \}^{-n} \right]^{\frac{1}{2n}} \quad (9)$$

ただし $n=1.5$, $K=200$, 実験範囲: ビニール・ペレット, 安山岩碎石, $d=3.5-6.9$ mm, $C_v=0.10$, 水平管内摺動流。 $C_D=1.55^8)$ 。 n , K , C_v , C_D の諸値を代入すると, 式(9)は次のようになる。

$$V_c = 1.931\sqrt{gD(s-1)} \quad (10)$$

著者の式との比較を表 3 に示す。

表3 川島の式と著者の式の V_c の比較
($C_v=0.10, C=0.12, d/D=0.06$ の場合)

管径D, 粒子比重s	川島 ($C_v=0.10$)	著者 ($C=0.12, d/D=0.06$)	比
0.1m, 2.65	2.46 m/s	1.95 m/s	1 : 0.79
0.1m, 1.6	1.48	1.17	1 : 0.79
0.3m, 2.65	4.25	3.37	1 : 0.79
0.3m, 1.6	2.57	2.03	1 : 0.79

IV. 垂直方向拡散係数 ξ と水平方向拡散係数 $K(\alpha, \gamma)$

ここで述べる ξ は、前報⁹⁾において述べた垂直方向の分散係数 D を意味する。 $K(\alpha, \gamma)$ の定義は次の通りである。

Batchelor ら⁹⁾は、粒子の管内速度は時間に関する不規則関数であるとし、次式を導いている。

$$\overline{[T(x) - \overline{T(x)}]^2} / \overline{T(x)^2} = \{2au_\tau / (xv_w)\} \cdot K(\alpha, \gamma) \tag{11}$$

ここで $T(x)$: 距離 x を一つの球が通過するに要した時間、

$\overline{T(x)}$: $T(x)$ の確率平均時間, a : 管半径, u_τ : 摩擦速度,

v_w : 水の平均流速, $\alpha = d/D$, $\gamma = V/v_w$,

V : 粒子の沈降速度, $K(\alpha, \gamma)$: 粒子の水平方向拡散係数で、 α, γ の関数。

これより $K(\alpha, \gamma)$ は、

$$K(\alpha, \gamma) = \{xv_w / (2au_\tau)\} \cdot \overline{[T(x) - \overline{T(x)}]^2} / \overline{T(x)^2} \tag{12}$$

となり、右辺は実験によって求められる諸量であるから、 $K(\alpha, \gamma)$ が求められる。

図9には、 $\xi - \gamma$ 関係を示す。この図で本実験の結果は□、◇および+印で示してある。他のデータは昭和50年度行った実験結果と、Barnard and Binnie¹⁰⁾の実験結果である。垂直方向拡散係数 ξ は、粒子の大きさ、管内濃度などの条件が同一であれば $|\gamma|$ の増加につれて減少すると考えられているが、図9では球径の異なるもの、実験のときの装入個数の異なるもの、すなわち管内濃度の異なるものを共にプロットしてあるので、それらの相違による ξ の変化の傾向の方が強く現われている。 d/D が増すにつれ、すなわち球径が6, 12mm ($d/D=0.12$) から18mm ($d/D=0.18$) となるに従い、 ξ は増加する傾向にある。また装入個数が多くなれば管内濃度 C が増し、これも ξ を増加させる傾向にある。

以上の傾向はIII.において述べた「管内濃度、直径比が増加するにつれ流動様式の遷移が早く行われる」という結果を裏付けるものである。

図10には $K - \gamma$ 関係を示す。本実験の結果は●印で、昭和50年度の結果は▲印で示してあ

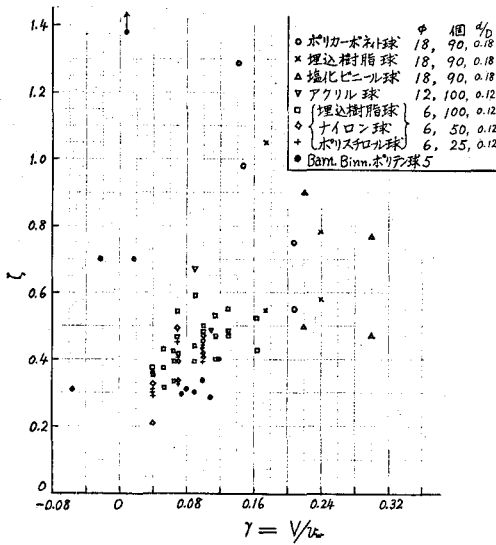


図9. 垂直方向拡散係数と

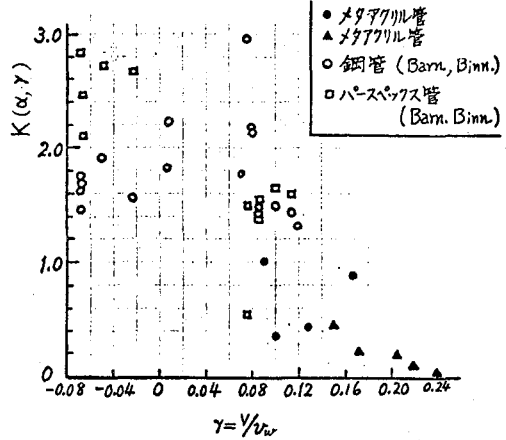


図10. 水平方向拡散係数 $K(\alpha, \gamma)$

る。○、□印は Barnard and Binnie¹⁰⁾の実験結果である。これらの実験結果を総合してみると、 γ の増加に従い $K(\alpha, \gamma)$ が減少する傾向は明らかである。

V. ま と め

1. 粒子の管内濃度が比較的低い場合の実験により、管内濃度 C と直径比 d/D の、流動様式の遷移に及ぼす影響が、式(4)、(5)で示されるように明らかになった。
2. 限界速度に関して他の3研究者の式と式(4)を二、三の例について比較した。
3. 垂直、水平両方向の拡散係数と、 K の実験結果を示し、それらをまとめて、沈降速度と流速の比 γ または d/D 、 C との関係を考察した。

(昭和52年5月21日受理)

文 献

- 1) Hinze, J. O. : Turbulence, p. 352 (McGraw-Hill Book Co., 1959)
- 2) 奥田教海：室蘭工業大学研究報告（理工編），8，(3) 671 (1976)
- 3) 奥田教海，山岸英明：室蘭工業大学研究報告（理工編），9，(1) 269 (1976)
- 4) Wiedenroth, W. : Proc. of Hydrotransport 2, E 1, (BHRA, 1972)
- 5) スモルズイレフ著，外尾，永井共訳：パイプ流送，p. 200 (技術書院，1963)
- 6) Durand, R. and Condiolis, E. : Proc. Minnesota International Convention (1953)
- 7) 川島俊夫：スラリー輸送研究会，スラリー輸送システム実用化技術資料集，p. 120 (日本経済センター，1974)
- 8) 寺田 進：ハイドロリックコンベア，p. 72 (日刊工業，1962)
- 9) Batchelor, G. K. et al : Proc. Phys. Soc., B, 68, p. 1095 (1955)
- 10) Barnard, B. J. S. and Binnie, A. M. : J. Fluid Mech., 15, p. 35 (1963)