

(27) 下水汚泥の管路輸送における圧力損失の予測方法

PREDICTION OF PIPELINE PRESSURE DROP FOR SEWAGE SLUDGE

松原 誠^{*}・渡部春樹^{*}・佐藤和明^{*}・笠井淳史^{**}

Makoto MATSUBARA^{*}, Haruki WATANABE^{*}, Kazuaki SATO^{*}, Atsushi KASAI^{**}

ABSTRACT ; Sewage sludge pumping experiments were conducted by using a loop pipeline to establish the methods of predicting pressure drop. To avoid changing sludge viscosity during pressure measurement and to measure the viscosity exactly by the rotational viscometer, sample sludge was fully circulated and sludge particles were disintegrated to some extent before the measurement. In case of laminar flow, experimental Darcy-Weisbach's friction loss factor f was successfully expressed by Reynolds number R_e for non-Newtonian fluid, such as Bingham Plastic and Pseudoplastic. The relationship between R_e and f became $f = 64/R_e$ like water. In case of turbulent flow, however, sludge did not have the same relationship as water except for dilute Newtonian sludge. The method proposed by Dodge and Metzner gave us a relatively good result. The applicable region of Chou's method, which has been used commonly in Japan and is based on sludge multiplication factor, turned out to be very limited. Then, we tried to improve on this method and proposed a new one to which the factor calculated with sludge concentration and average velocity was applied.

KEYWORDS ; Sludge Pumping, Viscosity, Friction Loss Factor, Reynolds Number, Sludge Multiplication Factor

1. はじめに

下水汚泥の管路輸送は、液状の汚泥を最も効率的にかつ経済的に輸送する方法として処理場内、処理場間の汚泥輸送に用いられている。送泥管の圧力損失は送泥システムを設計する際の最も重要な因子の1つであるが、Vesilind¹⁾も "Sludge pumping is not an exact science." と述べているようにその予測は容易ではなく、正確で適用範囲の広い予測方法はいまだに確立されていない。

汚泥の圧力損失を包括的に扱うためには層流と乱流の2つの予測式が必要である。これは、通常の水の管路内流れでは乱流のみを考慮すればよいが、濃厚な汚泥は粘性が高く、流速や管径が十分に大きくても層流が生じる可能性があるためである。予測式を流れの状態によって使い分けるためには、層流と乱流の境界条件を明確にしておく必要がある。

また、水はニュートン流体であるのに対し汚泥は希薄な場合を除いて非ニュートン流体であり、速度勾配の増加に伴い見かけ粘度が低下する性質をもつ。このため汚泥の流動特性は2つのレオロジー定数をもつビンガム流体 (Bingham Plastic) もしくは擬塑性流体 (Pseudoplastic) として扱われてきた。流体モデルの選択はおもに粘度測定の結果からなされており、管路輸送の観点から比較検討された例は少ない。

レオロジー定数を決定するためには正確な粘度測定が必要である。一般に汚泥の粘度は回転粘度計により測定されるが、汚泥中の粗大粒子が2筒間の間隙に引っかかる場合は測定ができない。また、汚泥は流動変

^{*} 建設省土木研究所 (Public Works Research Institute, Ministry of Construction)

^{**} 小野田ケミコ株式会社 (Onoda Chemico Co., Ltd.)

形を受けることにより粘性が低下する性質（チクソトロピー）をもつため、測定条件（回転数や回転時間）によって得られるレオロジー定数に変化する。既存の研究においても様々な測定結果が報告されており、例えばニュートン流体との境界濃度について、遠藤ら²⁾は0.4%、Mulbargerら³⁾は1%と報告しているのに対し、Chou⁴⁾や川島⁵⁾は4%としている。またチクソトロピーの境界濃度については、高田ら⁶⁾が7%としているのに対し、遠藤ら²⁾は0.5%でもチクソトロピーが生じたとしている。このような粘度測定の違いとそれに起因する測定結果のばらつきも、予測方法により値が大きく異なる原因の1つであると考えられる。

そこで本研究では、圧力損失の予測方法確立のための基礎的段階として、粘度測定の障害となる粗大粒子やチクソトロピーの影響を排除した状態で汚泥の管路輸送実験と粘度測定を実施し、これまでに提案されている諸予測式の精度および流体モデルによる差異について検討を行った。さらに、現行の設計指針⁷⁾の予測方法について問題点を指摘し、その改良を試みた。

2. 実験装置および方法

2. 1 汚泥輸送実験装置

実験装置は Fig. 1 に示すように、貯留タンク、送泥ポンプ、送泥管からなるループであり、供試汚泥を循環圧送した際の圧力損失を、側管に設置した電子式差圧発信器により測定するものである。

貯留タンクは容量 200l で、タンク内の汚泥は均質化を図るため攪拌器により常時攪拌される。汚泥はタンク底部より引き抜かれ、送泥管を経由してタンク上部の戻り管から再びタンクに返される。送泥ポンプは 1 軸ネジポンプで、濃厚な汚泥でも脈動がなく一定流量で送泥することが可能である。送泥管は管径 36.8mm のステンレス鋼管で、管壁は滑らかであることを清水実験により確認した (Hazen-Williams 式の流速係数 $C_H = 150$)。圧力損失測定区間は直管部 20m で、その手前 4m を助走区間とした。測定区間内はフランジを設けず管の接合は溶接によった。送泥管の全長は約 55m であり、送泥管全体が水平となるように設置した。差圧発信器の測定スパンは連続可変であり、出力はペンレコーダーにより記録される。側管にはあらかじめ清水を封入して気泡を除去した。

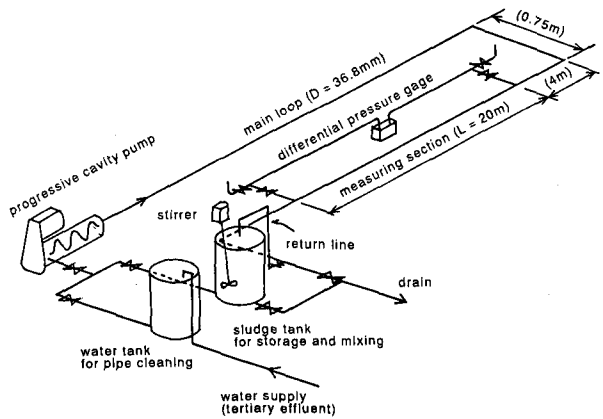


Fig. 1 Schema of Sludge Pumping Transportation Equipment

Table 1 Characteristics of tested sludges

Test No.	Type of sludge	TS [%]	VS [% of TS]	Temp. [°C]	Density [kg/m ³]
1	Digested	1.60	64.5	10	1008
2	Digested+W*	0.80	64.4	11	1004
3	Digested+D**	2.01	68.3	9	1012
4	Digested+D	2.72	69.8	20	1008
5	Thickened+D	4.24	75.4	30	1010
6	Thickened+D	5.52	73.2	27	1007
7	Primary	0.58	77.5	26	1000
8	Primary+W	0.41	75.7	26	997
9	Digested	1.59	64.2	36	1000
10	Digested+W	0.65	64.1	23	1001
11	Digested+D	5.47	66.9	29	1021
12	Digested+D	6.18	67.2	32	1021

* +W : mixed with Water (tertiary effluent)

** +D : mixed with Dewatered sludge (TS=80, VS=70)

Table 2 Dimensions and measurement program of Rotational Viscometer

Types of Viscometer	Haake, RV12
Sensor System	MV1
Rotor Height	60 mm
Rotor Radius	20.04 mm
Cup Radius	21.0 mm
Radii Ratio	1.05
Acceleration Region	6 min
Hold Region	0 min
Deceleration Region	6 min
Maximum Rotational Speed	128 rpm [= 300 s ⁻¹]

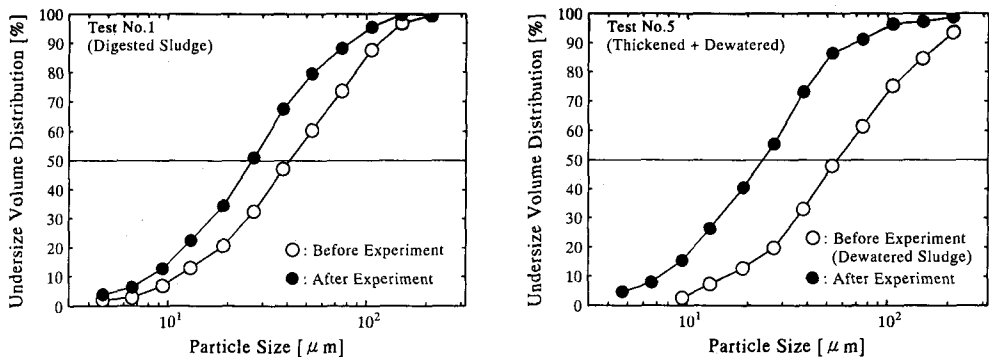


Fig. 2 Examples of particle size distribution

2. 2 実験方法

供試汚泥には霞ヶ浦浄化センターの初沈汚泥、混合濃縮汚泥、消化汚泥、およびこれらを貯留タンク内において脱水汚泥もしくは三次処理水と混合して濃度調整を行ったものを用いた。汚泥の固形物濃度の範囲は0.4~6.2%, 供試汚泥量は1回の実験につき約160lであった。供試汚泥の性状についてTable 1に示す。

本装置では汚泥を高速で循環圧送するため汚泥粒子の崩壊に伴う粘度低下が避けられず、また供試汚泥が濃厚な場合はチクソトロピーによっても粘度が低下するおそれがある。そこで、測定中の汚泥粘度を一定に保ち、かつ粗大粒子やチクソトロピーの影響を排除して粘度測定に支障がない状態を現出するため、測定時の最大流速にて1~2時間供試汚泥を循環圧送し、圧力損失がほぼ一定となってから測定を開始することとした。実験前と実験後の汚泥の粒度分布をレーザー回折・散乱式粒度分析計により測定した例がFig. 2であり、実験後の粒子の微細化が顕著にあらわれている。

測定は流速を大きい方から小さい方へ10点ほど変化させて行った。流速の範囲は0.1~1.9 m/sであり、これは設計指針で推奨されている流速範囲1~1.5 m/sを含んでいる。流速は戻り管部分において汚泥流量を実測して換算した。汚泥温度は貯留タンク内に設置した温度計により数回測定し、その平均を実験時の汚泥温度とした。測定中の温度変化は概ね1℃程度であった。しかし各実験ごとの汚泥温度は気温、天候に左右され、温度差は最大27℃に達した。供試汚泥の粘度は輸送実験後に実験時の汚泥温度のもとで回転粘度計を用いて測定した。粘度計の諸元および測定方法についてTable 2に示す。汚泥粒子の微細化を反映して粘度測定は円滑に行われた。汚泥密度はピクノメーターにより比重を測定し、実験時の温度の密度に換算した。

以上のように、本実験においては供試汚泥の粒子を強制的に微細化させており、また温度差も大きいので実験条件はいささか不備であるといわざるを得ないが、測定された粘度と圧力損失によりレオロジカルな考察を行う限りにおいては影響がないと考えられる。

3. 実験結果および考察

3. 1 供試汚泥の粘性

擬塑性流体およびビンガム流体においては、せん断応力 τ [Pa] と速度勾配 du/dy [s^{-1}] との関係は次のようになる。

$$\text{Pseudoplastic : } \tau = k (du/dy)^n \quad (1)$$

$$\text{Bingham Plastic : } \tau = \tau_y + \eta (du/dy) \quad (2)$$

ここで k [$Pa \cdot s^n$] は擬塑性粘度、 n [-] は構造粘度指数、 τ_y [Pa] は降伏値、 η [$Pa \cdot s$] は塑性粘度とよばれるレオロジー定数である。測定された流動曲線の16~128rpm ($37.5 \sim 300 s^{-1}$) のデータから求められる各

レオロジー定数を汚泥濃度 C [%] で整理すると Fig. 3 のようになり $C > 0.7\%$ においては C の関数として次のように表すことができた。

$$\text{Pseudoplastic : } k = 0.0385 C^{2.87} ; \quad n = 0.682 C^{-0.473} \quad (3)$$

$$\text{Bingham Plastic : } \tau_y = 0.283 C^{2.32} ; \quad \eta = 0.00516 C^{1.32} \quad (4)$$

汚泥の種類や温度が異なるにも関わらずレオロジー定数が C の関数として表されたことから、粒子の微細化に伴い汚泥性状が均質化されたこと、および濃度変化に比べて温度変化の影響が小さいことが推察される。また $C < 0.7\%$ ではニュートン流体として扱うことができた。

3. 2 層流域の圧力損失

層流域における非ニュートン流体の挙動についてはすでに理論的に導出されている⁸⁾⁻¹⁰⁾。圧力損失の考え方は水の場合と同様で、管内の応力分布と各流体の流動特性から管壁の速度勾配 $(du/dy)_w$ を求め、これに対応する管壁の応力 τ_w により圧力損失が生ずるとしている。ここでは、圧力損失を Darcy-Weisbach 式の摩擦損失係数 f で表すこととし、さらに $R_e = 64/f$ とおくことにより非ニュートン流体の場合のレイノルズ数を定義すれば、流体モデルによらず水の場合と同じ式により圧力損失の予測が可能となる。下水汚泥の密度を ρ [kg/m³]、流速を V [m/s]、管径を D [m] とすれば、非ニュートン流体のレイノルズ数は次のように表される。

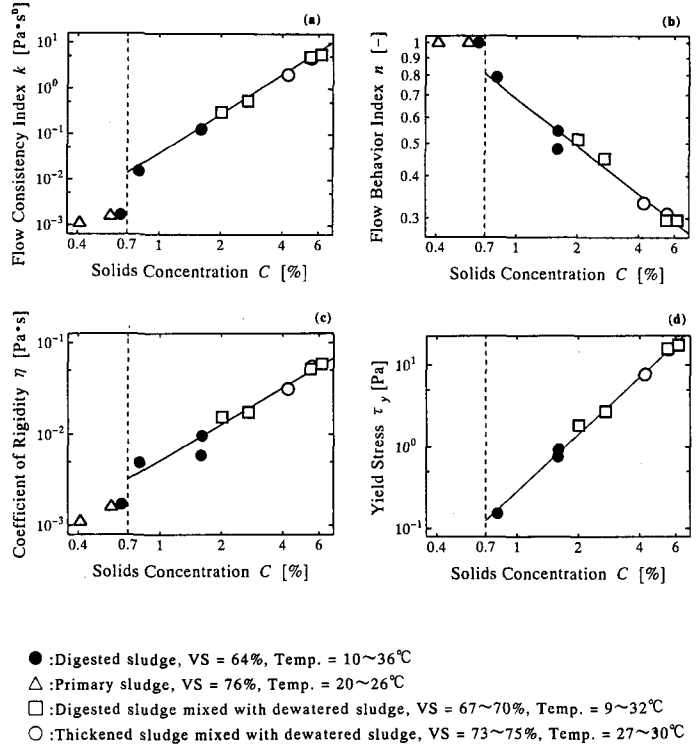


Fig. 3 The relationships between solids concentration and rheology coefficients

$$\text{Pseudoplastic : } R_{eP} = \frac{8 \rho V^{2-n} D^n}{k[(6n+2)/n]^n} \quad (5)$$

$$\text{Bingham Plastic : } R_{eB1} = \frac{\rho V D}{\eta} \left(1 - \frac{4}{3} a + \frac{1}{3} a^4\right); \quad a^4 - 4a + 3 = 24(\eta V/D \tau_y) a \quad (6)$$

$$R_{eB2} = \frac{\rho V D}{\eta + (\tau_y D)/(6V)} \quad (7)$$

ここで、ビンガム流体のレイノルズ数は R_{eB1} であるが、比栓半径 $a (= \tau_y/\tau_w)$ を求めるには4次方程式を解く必要があり実用的でない。そこで(6)式において $a \ll 1$ と仮定して求まる R_{eB2} が用いられることが多い。 f の予測値はこれらのレイノルズ数を用いて $f_{\text{PREDICTED}} = 64/R_e$ から求められる。伊藤¹¹⁾ や富田¹²⁾ は

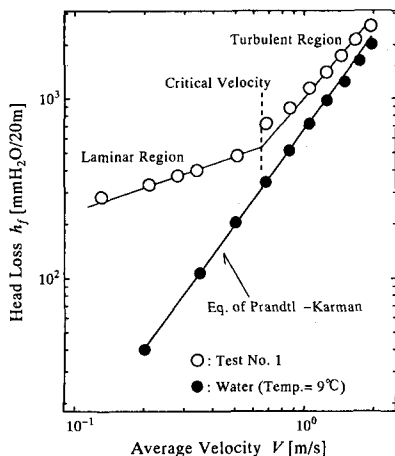


Fig. 4 An example of the relationship between average velocity and head loss

$R_{eB3} = R_{eB1} \cdot (1-a)$ なるレイノルズ数を用いる独自の方法を提案しているが、結局 R_{eB1} を用いた場合と同じ f が得られる。また、ヘッドストリーム数を用いる方法^{10),13)} も R_{eB1} の場合と同じ計算結果が得られる。

一方、損失水頭の測定値を h_f [m] とすれば f の実測値は次式により計算される。

$$f_{\text{EXPERIMENTAL}} = h_f \cdot \frac{\rho_w}{\rho} \cdot \frac{D}{L} \cdot \frac{2g}{V^2} \quad (8)$$

ここで、 $\rho_w = 1000 \text{ kg/m}^3$, $L = 20\text{m}$, $D = 0.0368\text{m}$, $g = 9.8 \text{ m/s}^2$ である。汚泥の流れが層流であるかどうかの判断は、Fig. 4 のように V と h_f を両対数紙上にプロットしその傾きから判断した。

f の予測値と実測値とを比較したものが Fig. 5 である。流体モデルによる差異は小さく、どの方法によっても予測可能であることが明らかとなった。しかし、高濃度の場合には予測値が大きくなる傾向があり、流速を下げながら測定している間に粘度が回復した可能性のあることを示唆している。

また R_{eB2} はレイノルズ数の小さい領域において多少誤差が大きく、 R_{eB1} は計算が煩雑であることから、 R_{eP} が f の予測に最も適したレイノルズ数であるといえる。

3. 3 乱流域の圧力損失

乱流域の圧力損失を求めるためのアプローチは大きく2つに分けることができる。1つは、層流域と同様にレイノルズ数を用いるレオロジカルな方法で、もう1つは、汚泥の圧力損失が、同じ条件における水の圧力損失の何倍にあたるかを汚泥濃度などから求めようとする方法である。設計指針の方法は後者であり、こ

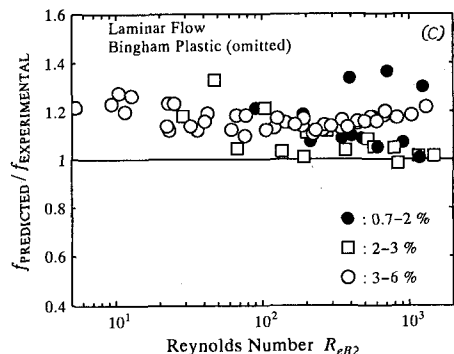
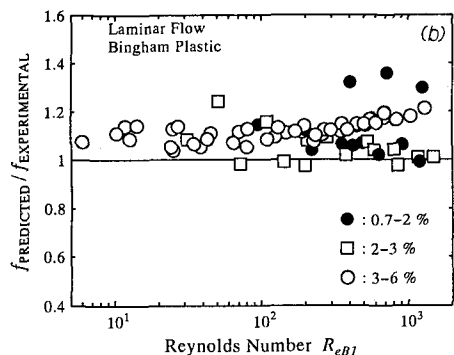
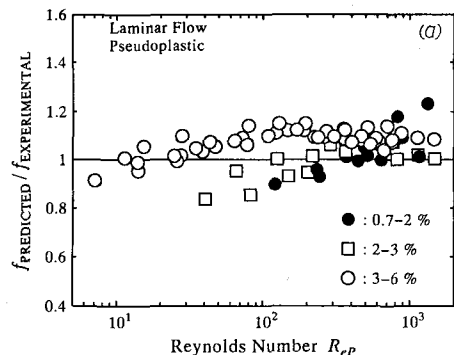


Fig. 5 Comparison between the prediction methods in laminar region

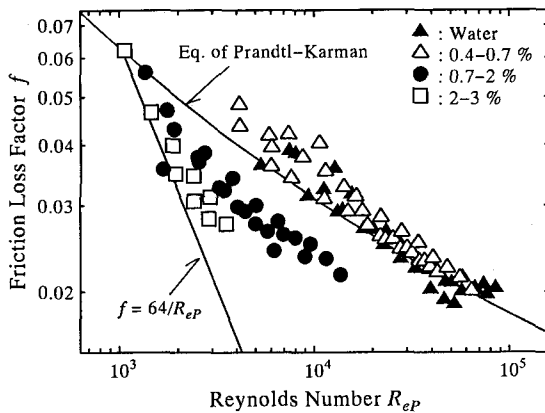


Fig. 6 The relationship between experimental friction factor and Reynolds number for pseudoplastic fluid

れについては後述することとし、ここではレイノルズ数を用いた予測方法について検討する。

非ニュートン流体の乱流域における挙動は十分に解明されておらず、既存の研究においては実験的考察により f と R_e の関係を求めたものが多い。例えば Caldwell ら⁸⁾ は、汚泥の分散媒である水の粘度 μ_w を用いたレイノルズ数 $R_{eW} = \rho V D / \mu_w$ により f が予測できるとしている。この方法では汚泥と水の圧力損失は等しいことになる。また、伊藤¹¹⁾ や富田¹²⁾ は前述の R_{eB3} を用いれば水の場合と同じ摩擦抵抗則が成り立つと述べている。遠藤ら²⁾ も f を広義のレイノルズ数の関数として表現している。

(8) 式から求まる乱流域における f の実測値を擬塑性流体のレイノルズ数 R_{eP} で整理したものが Fig. 6 である。図中には水の滑管摩擦抵抗則 (Prandtl-Karman 式) による計算結果も示したが、これと一致するのはニュートン流体として扱える希薄な汚泥のみであり、濃度が高くなるほど f は小さくなる傾向があった。この結果から、乱流域の摩擦損失係数はレイノルズ数のみにより表現できないことが明らかである。

既存の研究において f が R_e のみの関数とされた背景として実験条件の不備を指摘することができる。つまり、Caldwell らの実験は通常の管路輸送では用いられないような過大な流速 (2~10 m/s) で行われていること。伊藤の実験では、汚泥をはじめとする高濃度のデータは層流域だけで、乱流域のデータはほとんどニュートン流体として扱えるような低濃度のものしかないこと。遠藤らの実験においては汚泥濃度の範囲が限定されていること (滑管に対し 0.5~2 %) 等である。

これに対し Dodge ら¹⁴⁾ は擬塑性流体の乱流域の挙動について、その速度欠損は k には依存しないが n に依存すると仮定し、次元解析と管路実験から次のような n を含んだ摩擦抵抗則を提案している。

$$\sqrt{\frac{1}{F}} = \frac{4.0}{n^{0.75}} \log (R_{eP} \cdot F^{1-n/2}) - \frac{0.40}{n^{1.2}} \quad (9)$$

ここで F は Fanning の摩擦係数で、 $f = 4F$ の関係がある。(9) 式では、ニュートン流体の場合 ($n = 1$) は

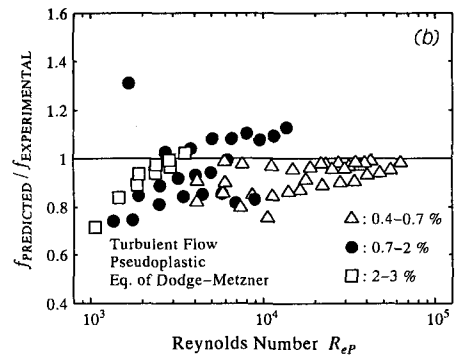
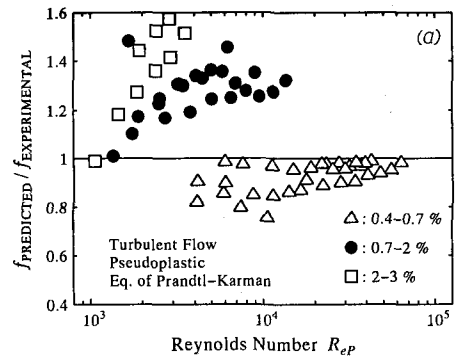


Fig. 7 Comparison between the prediction methods in turbulent region

Prandtl-Karman 式と同じ結果が得られるが、 $n \neq 1$ の場合は R_{eP} が等しくても n が小さいほど f の予測値も小さくなる。Fig. 7 に Prandtl-Karman 式および Dodge らの式による f の予測値と実測値とを比較した結果を示した。どちらも R_{eP} を用いているが、Dodge らの方法では $C > 0.7\%$ のときの誤差も小さく、レイノルズ数の小さい領域 ($R_{eP} < 2000$) を除けば層流域と同程度の予測精度が得られた。

3. 4 層流の生ずる条件

層流と乱流の予測式を使い分け
るためには、層流の生ずる条件を
明確にしておく必要がある。本実
験においては濃度が 0.7~3% の場
合に乱流から層流への遷移が生じ
た。 $V-h_f$ 線図の変曲点 (Fig. 4 参
照) から求められる臨界流速 V_{cr} お
よび擬塑性流体の臨界レイノルズ
数 R_{ePcr} を汚泥濃度で整理したも

のが Fig. 8 である。臨界流速は汚泥濃度の上昇とともに増加し両者の間にはよい相関がみられた。臨界レイ
ノルズ数は 1000~1700 の範囲にあり約 1500 とすることができた。濃度との関係は明確でなかった。

水の臨界レイノルズ数は 2100 程度であり¹⁵⁾、今回の実験結果は水の値より幾分小さい値を示している。
これに対し Caldwell ら⁸⁾ はビンガム流体の臨界レイノルズ数が 2000~3000 の範囲であることを実験と文
献値により確かめている。Dodge ら¹⁴⁾ も n が小さくなるほど擬塑性流体の臨界レイノルズ数は増大し、 n
= 0.38 のとき $R_{ePcr} = 3100$ であったと報告している。本実験においては、臨界流速付近の測定点が少な
かったこと、流速を減ずる方向のみの測定であったこと、遷移域では圧力が変動しやすかったこと、および流
れの状態を目視により観察していないこと等の理由によりこのような差が生じたと考えられ、正確な臨界レ
イノルズ数の測定は今後の課題である。しかし、いずれにしても水の臨界レイノルズ数と大きく異なること
はないものと考えられる。

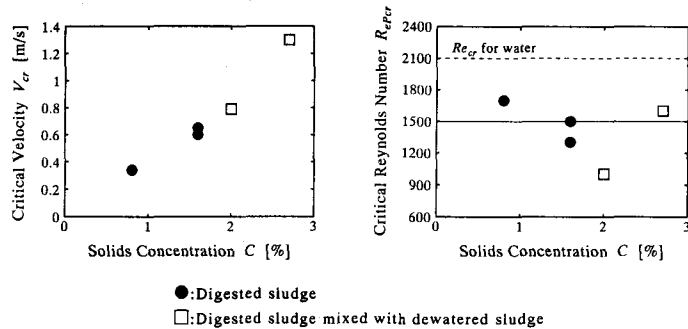


Fig. 8 Measured critical velocity and critical Reynolds number

3. 5 汚泥倍率に基づく簡便法

汚泥倍率 (Sludge Multiplication Factor) は、汚
泥の圧力損失が同一条件で流れる水の圧力損失の
何倍に相当するかを表したもので、粘度測定を行
わずに汚泥濃度などから圧力損失を予測するため

の簡便法として用いられてきた。乱流域では層流域に比べ圧力損失に及ぼす粘度の影響が小さくなり、粘度
を濃度で代用することによる誤差も小さくなるので、このような考え方も有効な方法の1つである。

設計指針の予測方法は、Chou⁴⁾ が Brisbin¹⁶⁾ の実験データをもとに提案したものであり、汚泥倍率の考え
方に基づくものである。汚泥の損失水頭 h_f [m] は、Hazen-Williams 式の流速係数 C_H のかわりに、汚泥濃
度 C [%] の増加に伴い C_H を Table 3 で示すような割合に減じた $C_{H'}$ を用いて次のように計算される。

Table 3 Chou's suggestion for turbulent flow head loss

% Solids C	0	2	4	6	8	10
Recommended Percentage (C_H'/C_H) $\times 100$	100	80	63	50	40	34
Sludge Multiplication Factor $\alpha = (C_H'/C_H)^{1.85}$	1	1.5	2.4	3.6	5.4	7.4

$$h_f = 6.82 \frac{L}{D^{1.17}} \left(\frac{V}{C_{H'}} \right)^{1.85} = \alpha \left[6.82 \frac{L}{D^{1.17}} \left(\frac{V}{C_H} \right)^{1.85} \right] \tag{10}$$

ここで、 $\alpha = (C_H'/C_H)^{1.85}$ は汚泥倍率、 L [m] は管長、 V [m/s] は流速、 D [m] は管径である。

しかし、Chou の方法はいくつかの問題点を含んでいる。Fig. 9 は、本方法による汚泥倍率と、今回の実

験における乱流域の損失水頭の実測値から計算された汚泥倍率を比較したものであるが、汚泥倍率は濃度だけでなく流速によっても影響を受けることがわかる。Chouの方法による予測値は過大評価であるとする報告^{17),18)}があるが、本実験における流速 1m/s 以下の場合には、むしろ過小評価であった。

次に、本方法だけでは流れが乱流であることを判断できないという問題がある。汚泥の流れが層流であっても同じ条件の水の流れは乱流と考えてよく、Fig. 4 の場合のように汚泥倍率は 10 倍にも達することがある。このような場合、本方法による予測値はかなり過小評価になると考えられる。また Chou は汚泥倍率について $C = 10\%$ まで言及しており、あたかも $C = 10\%$ でも本方法が適用可能であるかの印象を受けるが、わが国で 10% の汚泥といえばほとんど流動性がなく、乱流で流れる可能性は低い。

さらに、Chou が参考とした Brisbin の実験データにも問題が多い。実験条件が $V = 1.5\text{m/s}$, $D = 100\text{mm}$, $C_H = 100$ の場合に限定されており、供試汚泥についても $C < 4\%$ のデータが 1 つもない。また実験に用いられたポンプが脈動のあるタイプであり、圧力損失の測定に際して少なからず誤差を含んでいるものと考えられる。

以上の問題点を改良するために、レオロジカルな方法により汚泥倍率の試算を行った。試算に際しては次のような仮定をおいた。

- (1). 汚泥は擬塑性流体として扱い、レオロジー定数 k, n は (3) 式で表される。
- (2). 汚泥の圧力損失は、Dodge らの方法 (9) 式から求められる。
- (3). 乱流は $Re_P > 1500$ のときに生ずる。
- (4). 水の圧力損失は Prandtl-Karman 式により求める。
- (5). 汚泥と水の密度はともに 1000 kg/m^3 とする。
- (6). 試算の範囲は、通常の汚泥輸送を考えて $C = 1 \sim 6\%$, $V = 0.25 \sim 2\text{m/s}$, $D = 150 \sim 600\text{mm}$ に限定する。

試算した汚泥倍率を Chou の方法による汚泥倍率と比較した結果が Fig. 10 である。汚泥倍率は特に C, V の影響を大きく受け D の影響は小さかった。各濃度の臨界流速に対応する汚泥倍率を図中に点線で示したが、その値は 2~2.5 の範囲にあり、かつ C の影響をあまり受けないことから、層流との境界のめやすとして用いることができる。Chou の方法は、 $C = 0 \sim 3.5\%$, $V = 1.2 \sim 1.5\text{m/s}$ の範囲のみで適用され得るものと考えられ、これは Fig.

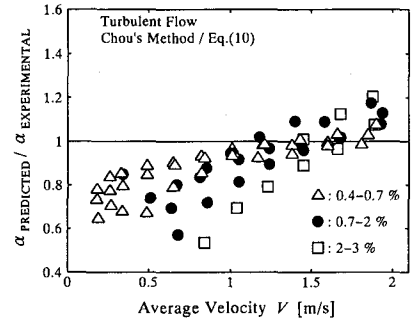


Fig. 9 Comparison of experimental sludge multiplication factor with those predicted by Chou's method

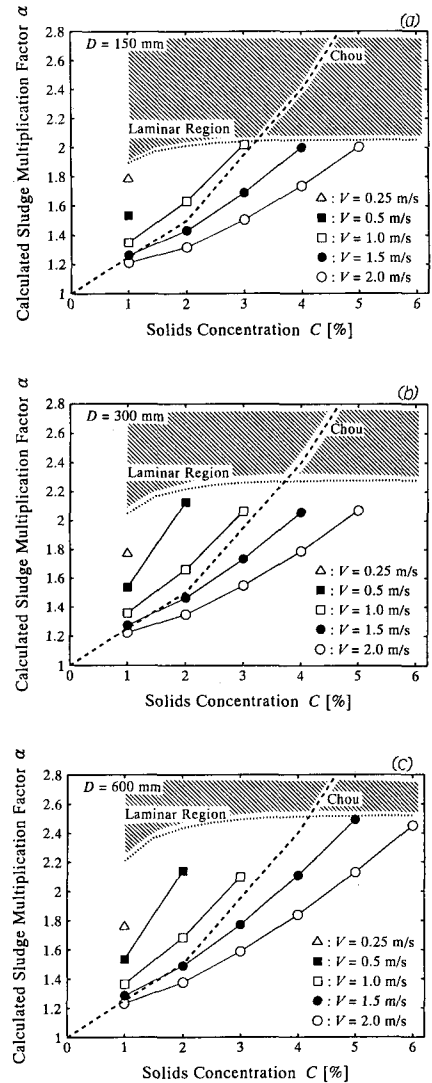


Fig. 10 Sludge multiplication factor calculated on Dodge's method

9の結果ともほぼ一致した。

以上の検討から、汚泥倍率 α は汚泥濃度 C [%] および流速 V [m/s] の2つの要素より予測することが妥当であると考えられ、Fig. 10における各計算値を用いて C, V を独立変数とした重回帰分析を行った結果、次の予測式を得た。

$$\alpha = 0.26C - 0.39V + 1.58 \quad (11)$$

本予測式による汚泥倍率の予測値と実測値とを比較したものが Fig. 11 である。実験は試算の範囲外の $D = 36.8\text{mm}$ で行われているが、 α に及ぼす D の影響が小さいことを反映して予測値と実測値は比較的よく一致している。しかし $Re_P < 2000$ に相当するいくつかの点については予測値が過小評価であった。

今回提案した汚泥倍率を汚泥濃度と流速から求める考え方は、通常の汚泥輸送の範囲全体をカバーすることができるため、Chou の方法よりも有用である。流れが乱流であることは、計算された汚泥倍率が $\alpha < 2 \sim 2.5$ であることをもって判断できる。しかし、(11) 式の導出に際して粒子が微細化した汚泥の粘度を用いていること、および Dodge らの予測式は管壁が滑らかな場合のみに適用されることなどから、(11) 式の各係数は多少修正を加える必要があろう。また、(11) 式は非常に希薄な汚泥の場合は誤差が大きく、 $C = 0$ のとき $\alpha = 1$ とならないが、このような場合には汚泥倍率をほぼ 1 と考えてよく、実際上は水の予測値に適當な安全率をかけて用いれば問題ないと考えられる。

4. まとめ

本研究においては、正確に圧力損失と粘度を測定するために、汚泥粒子をいくらか微細化した条件のもとで汚泥輸送実験を行い、圧力損失の予測方法について検討した。以下に得られた結果を要約する。

- (1). 汚泥の流動特性を擬塑性流体とビンガム流体で近似した。各レオロジー定数は汚泥性状や実験温度が異なっていたが、濃度の関数として表すことができた。
- (2). 層流域において、非ニュートン流体のレイノルズ数から計算される摩擦損失係数を実測値と比較した。流体モデルによる差異は小さかった。擬塑性流体のレイノルズ数 Re_P が予測に適していた。
- (3). 乱流域においては、摩擦損失係数をレイノルズ数のみの関数として表現することはできなかった。Dodge らの Re_P と n を用いる予測方法が実測値とよく一致した。
- (4). 乱流から層流への遷移は、汚泥濃度によらず $Re_P = 1500$ 程度で生じた。
- (5). 設計指針の予測方法の抱える問題点について検討した。その適用範囲は $D = 150 \sim 600\text{mm}$ の場合、 $V = 1.2 \sim 1.5\text{m/s}$ 、 $C = 0 \sim 3.5\%$ に限定されると考えられる。Dodge らの予測式と本実験における粘度測定の結果を用いて、汚泥倍率を C, V の2つの要素から求める新しい予測式を回帰分析により導いた。この方法は、汚泥が非常に希薄な場合をのぞけば、通常の汚泥輸送の範囲全体に適用可能である。

送泥時の圧力損失の予測方法を確立するためには、管径、管壁粗度、汚泥粒子の微細化、汚泥温度、チクソトロピー等の影響について明らかにしていく必要がある。また同時に、汚泥の粘度測定方法の確立も重要な課題である。

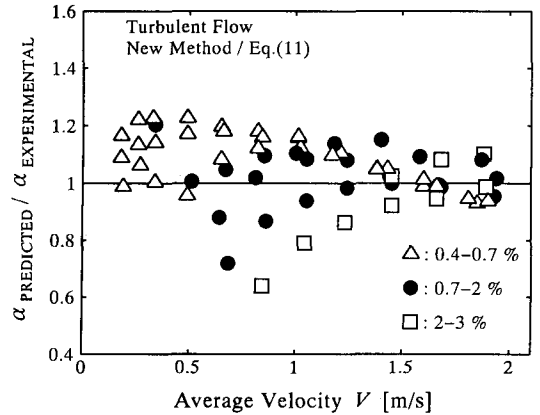


Fig. 11 Comparison of experimental sludge multiplication factor with those predicted by Eq. (11)

参考文献

- 1) Vesilind, P. A. :Treatment and disposal of wastewater sludges, Ann Arbor Science, 1980.
- 2) 遠藤郁夫, 金成英夫 : 下水汚泥の摩擦損失係数に関する基礎的研究, 土木学会論文報告集, No. 301, pp. 71-82, 1980.
- 3) Mulbarger, M. C., *et al.* :Pipeline friction losses for wastewater sludges, Journal WPCF, Vol. 53, No. 8, pp. 1303-1313, 1981.
- 4) Chou, T. L. :Resistance of sewage sludge to flow in pipes, Proc. ASCE, SA5, Paper 1780, 1958.
- 5) 川島 晋 : 下水汚泥の管内塑性流動機構に関する考察, 大阪工業大学紀要, 理工篇, Vol. 8, No. 2, pp. 169-184, 1962.
- 6) 高田 徹, 川島 晋 : 下水汚泥のチキソトロピー挙動, 下水道協会誌, Vol. 11, No. 123, pp. 21-29, 1974.
- 7) 下水道施設設計指針と解説 -1984年版-, 日本下水道協会, 1984.
- 8) Caldwell, D. H. and Babbitt, H. E. :The flow of muds, sludges, and suspensions in circular pipe, Trans. A. I. Ch. E., Vol. 37, pp. 237-266, 1941.
- 9) Annen, G. :Zur Berechnung der Reibungsverluste von Klärschlamm, GWF, 104 Jahrg., Heft 12, pp. 342-346, 1963.
- 10) Behn, V. C. :Derivation of flow equations for sewage sludges, Proc. ASCE, SA6, pp. 59-81, 1960.
- 11) 伊藤四郎 : 塑性流体の流れ, 新化学工学講座 V, 日刊工業新聞社, 1961.
- 12) 富田幸雄 : 非ニュートン流体の管内流れについて, 日本機械学会論文集, Vol. 24, No. 141, pp. 288-294, 1958.
- 13) Process design manual for sludge treatment and disposal, Chap. 14 "Transportation", U. S. EPA, 625/1-79-011, 1979.
- 14) Dodge, D. W. and Metzner, A. B. :Turbulent flow of non-Newtonian systems, A. I. Ch. E. Journal, Vol. 5, No. 2, pp. 189-204, 1959.
- 15) 水理公式集 -昭和 60 年版-, 土木学会, 1985.
- 16) Brisbin, S. B. :Flow of concentrated raw sewage sludges in pipes, Proc. ASCE, SA3, Paper 1274, 1957.
- 17) 東京都下水道局計画部技術開発課 : 汚泥輸送に関する調査報告書 (その 3) , 1982.
- 18) 遠藤郁夫, 金成英夫 : 下水汚泥の管路輸送に関する実験的研究, 土木学会論文報告集, No. 324, pp. 73-82, 1982.