

早稲田大学理工学部 正員 遠藤郁夫
 国土館大学工学部 正員 ○金成克夫
 早稲田大学理工学部 学生員 竹内秀二

1. 緒論

下水汚泥を管路輸送する場合の摩擦損失水頭は算定方法に理論的根拠がなく、さまざまの計算式を用いている。本研究は下水汚泥の流動特性を加味して、摩擦損失水頭の計算方法を明らかにし、計算値と実験値、更に実験管路での測定値などについて比較検討したものである。

2. 理論的検討

汚泥の管内流動において、管壁での速度勾配 $(-du/dr)_w$ は

$$\left(-\frac{du}{dr}\right)_w = \left(\frac{3n+1}{4n}\right) \left(\frac{8V}{D}\right) \quad (1)$$

$$\text{ただし, } n' = d(\ln \frac{D\Delta P}{4L}) / d(\ln \frac{8V}{D}) \quad (2)$$

D : 管径, ΔP : 圧力損失, L :

管長, V : 流速

となり, n' が一定の場合,

$$\frac{D\Delta P}{4L} = R' \left(\frac{8V}{D}\right)^{n'} \quad (3)$$

となり, (1) 式へ代入すると

$$\tau_w = \frac{D\Delta P}{4L} = R' \left(\frac{4n'}{3n'+1}\right)^{n'} \left(-\frac{du}{dr}\right)_w^{n'} \quad (4)$$

(4) 式は擬塑性流体に関する de Waele

Ostwald の式

$$\tau_w = R \left(-\frac{du}{dr}\right)^n \quad (5)$$

3. 実験方法

摩擦損失水頭の測定は直径 2.46 cm の塩化ビニール製の管路で行なった。圧力損失はマノメーターで測定した。汚泥は清水を加えて濃度を調節した。汚泥の粒度は外筒半径 $R_2 = 1.50 \text{ cm}$, 内筒半径 $R_1 = 1.25 \text{ cm}$, 内筒の長さ $L = 7.00 \text{ cm}$ の外筒回転型回転粘度計を用いて測定した。せん断応力 τ_0 と速度勾配 $G(\tau_0)$ はそれぞれ次の式で計算した。

$$\tau_0 = \frac{M}{2\pi R_2^2 L} \quad (10)$$

$$G(\tau_0) = \frac{4\pi N}{1 - \frac{R_1^2}{R_2^2}} \left[1 + R_1 \left(\frac{1}{R_2} - 1\right) + R_2 \left(\frac{1}{R_2} - 1\right)^2 \right] \quad (11)$$

ただし, $R_2 = \frac{5.2}{2.5} (1 + \frac{2}{3} \ln 5)$, $R_1 = \frac{5.2}{6.5} \ln 5$, $S = \frac{R_2}{R_1}$, M : トルク, N : 回転数

4. 実験結果および考察

下水汚泥の流動特性は非ニュートン流体として考えることができるが、回転粘度計でトルクと回転数との関係を測定した場合、測定回数とともにトルクが減少し、ある平衡状態に収束する (図-1)。一方、汚泥を管路輸送する場合、汚泥は流動状態にあるので、上記の動的平衡状態に達した曲線が管内の汚泥の流動状態に最も近いものと考えられる。図-2 は測定回数とトルクとの関係の一例である。トルクはある測定回数をすぎると、測定回数に無関係に一定値となる。図-3 は平衡状態のトルクと測定回数 1, 2, ..., i 回目のトルクとの差 $\Delta M_1, \Delta M_2, \dots, \Delta M_i$ と濃度との関係である。図-3 から濃度 15,000 ppm

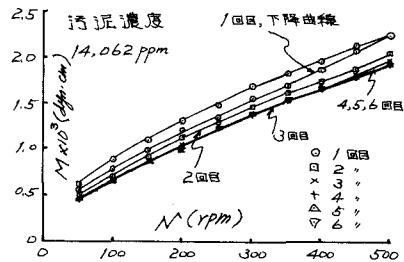


図-1. 汚泥の回転数とトルクとの関係

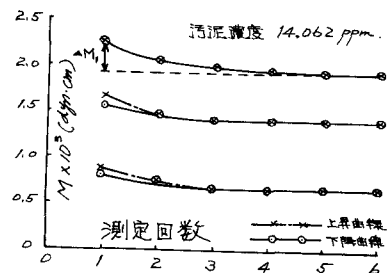


図-2. 測定回数とトルクとの関係

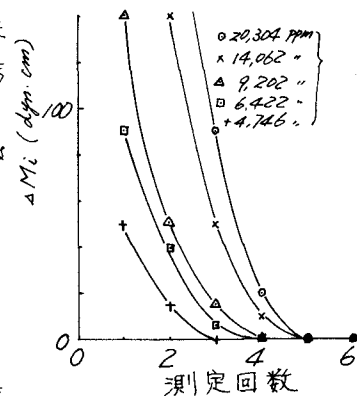


図-3. 測定回数と ΔM_i との関係 ($N=500 \text{ rpm}$)

以下では測定回数4回目, 15,000~20,000 ppm の範囲では5回目の曲線で平衡状態に達していることが認められた。下水汚泥の摩擦損失水頭は, 上記のように平衡状態に達した流動曲線から算定するのが妥当であろう。図4は(8)および(9)式を用いて算定した汚泥の Re と f との関係である。図5は流速0.5, 1.0および1.5%の場合, 摩擦損失水頭の計算値と実験値との誤差〔(計算値-実験値)×100/実験値〕を示したものである。 Re 数が5,000以上では誤差は±10%以内にあり, 計算値は実験値に良く一致することが認められた。また, 次の様な実際の管路について検討を加えてみた。管路は直径33.8 cm, 長さ10,600 mである。圧力はポンプ吐出口($D=20$ cm)で, 流量は電磁流量計で測定した。放流末端は管路を直接, 濃縮槽中に挿入しており, 摩擦以外の損失は $L/D=31,600 > 3,000$ であるから無視するものとする。吐出口および濃縮槽の高さは, それぞれ12.10 m, および4.70 mであり, この2点にベルヌーイの式を適用すると, 摩擦損失水頭は次のようになる。

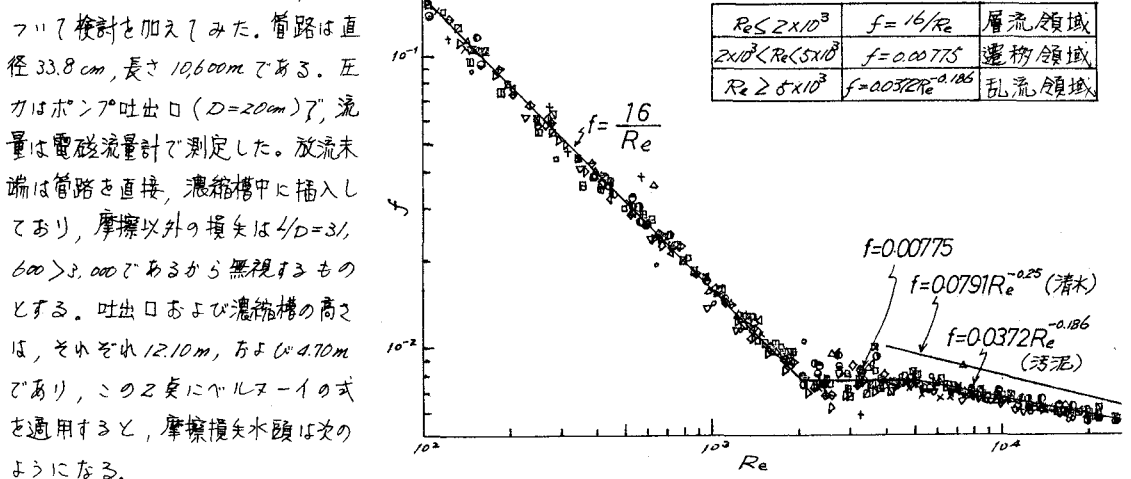


図-4 汚泥の Re と f との関係

$$h_f = 7.40 + 10 \frac{P}{w} + 0.417 V^2 \quad (12)$$

ただし, P :ポンプ吐出口の圧力 (kg/cm^2), w :汚泥の単位体積重量 (g/cm^3), V :流速 (m/sec)

計算値は次のようにして求めることができる。汚泥濃度 12,000 ppm,

$w = 1.03 g/cm^3$, $V = 1.0 m/sec$ の場合, $Re = 0.837$, $R' = 0.121 dyn \cdot sec/cm^2$, w および (7) 式から $Re = 0.837$, $R' = 0.134 dyn \cdot sec/cm^2$,

(9) 式から Re 数は

$$Re = \frac{33.8^{0.837} \times 100^{2-0.837} \times 1.003}{9^{0.837-1} \times 0.134} = 44,900$$

図-4 から, $f = 0.0372 \times 44,900^{-0.186} = 0.00507$,

摩擦損失水頭 h_f は

$$h_f = 4f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} = 4 \times 0.00507 \times \frac{10600}{0.0286} \times \frac{1.0^2}{2 \times 9.8} = 32.4 m$$

となる。表-1は吐出口における圧力 P (kg/cm^2)と流速 V (%)を測定して, (12)式から h_f を求めた実験値と, その際に採取した汚泥について(9)式と図-4を用いて計算した計算値とを示したものである。誤差は±10%以内にあることが認められた。

5. 総括および結論

下水汚泥の摩擦損失水頭の計算方法を示し, 実験的に検討を加え, 次の結論が得られた。

1) 汚泥の管内流動について, Re 数と f との関係を明らかにした。

層流領域 $Re \leq 2,000$ $f = 16/Re$

遷移領域 $2,000 < Re < 5,000$ $f = 0.00775$

乱流領域 $Re \geq 5,000$ $f = 0.0372 Re^{-0.186}$

2) 本計算法は Re 数5,000以上, すなわち, 乱流領域では, 実際の管路と比較検討の結果, 誤差の範囲は±10%以内であった。

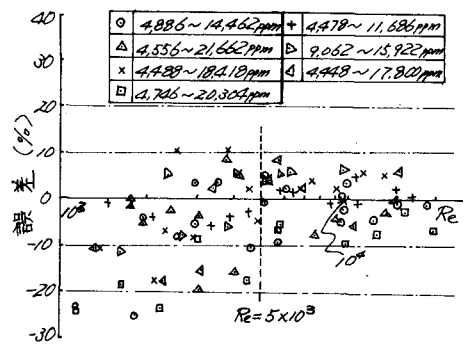


図-5 Re と誤差との関係

表-1. 実際管路の測定結果

濃度 T.S. (ppm)	V (m/s)	P (kg/cm^2)	実験値 (m)	計算値 (m)	誤差 (%)
5,777	1.13	2.80	35.9	35.6	-0.8
6,045	1.18	2.80	36.0	37.9	5.4
7,156	1.18	2.85	36.5	38.9	6.6
8,135	1.19	2.85	36.5	40.3	10.4
9,242	0.991	2.35	31.3	29.0	-7.3
10,416	0.991	2.35	31.3	30.1	-3.8
10,523	1.00	2.35	31.3	30.8	-1.6
11,272	1.01	2.35	31.3	31.1	-0.6
11,761	1.02	2.36	31.4	31.6	0.6
12,766	1.01	2.36	31.4	32.0	1.9
13,300	1.01	2.35	31.3	33.0	5.4