

港湾底泥を対象とした空気混入軟泥の 圧送に関する研究

岡山義邦¹・加藤英夫²・安立重昭³・佐々木晃⁴・福本裕哉⁵・中川浩二⁶

¹日本海工株式会社 技術研究所長 (〒143-0006 東京都大田区平和島5-11-3)

²正会員 運輸省港湾技術研究所 機械技術部 浚渫埋立研究室長 (〒239-0826 神奈川県横須賀市長瀬3-1-1)

³正会員 運輸省港湾技術研究所 機械技術部長

⁴運輸省港湾技術研究所 機械技術部 浚渫埋立研究室

⁵運輸省第二港湾建設局 鹿島港湾工事事務所 (〒311-1201 茨城県常陸那珂市阿字ヶ浦町字前山172-2)

⁶正会員 工博 山口大学教授 工学部社会建設工学科 (〒755-8611 山口県宇部市常盤台2557)

近年各地の港湾工事で用いられている軟泥空気圧送工法は、土砂処分地の必要容量の低減、処分地から排出する余水量の低減等のメリットがあり、土砂処分のコストを大きく引き下げる可能性を持っている。しかしながら現在行われている軟泥空気圧送システムの設計は、過去の実績・経験に依存する面が多く、経済性を評価するためにも、軟泥の流動特性を考慮した合理的なシステム設計手法の確立が求められている。本論文では軟泥空気圧送システムの評価・設計手法の確立のため、まず現地軟泥の流動特性をベースにした流動状況予測手法を提案した。その上で現地施工データによって流動状況予測手法の検証を行い、その妥当性を確認した。

Key Words: *high density slurry transport, slurry transport with compressed air, non-Newtonian fluid, dredging and reclamation*

1. まえがき

港湾工事において高濃度の軟泥に空気を混入した状態で輸送する工法¹⁾が使われ始めている。この軟泥空気圧送工法は土砂処分地必要容量の低減、処分地から排出する余水量の低減、埋立地盤強度の増大等を目的として採用されたもので、これらの特徴により土砂処分のコストを引き下げる可能性を持っている。しかしながら現在各地で試行されている空気混入軟泥輸送システムの設計は、過去の実績あるいは経験に依存する面が多く、経済性を評価するためにも、軟泥の流動特性の解明と合理的なシステムの設計手法の確立が求められている。

本論文ではまず排送管中での軟泥スラリー単独の流動特性を、次に軟泥スラリーに空気を混入した場合の流動特性を模型実験により明らかにした。次に模型実験の成果を基に、輸送システムの評価・設計のための排送管中での流動状況予測手法を提案した。その上で現地施工データによって当流動状況予測手法の適用性・妥当性の検証を行った。

2. 空気混入軟泥の流動特性と圧送システムに関する既往の研究

軟泥の空気圧送工法においては流体である軟泥が気体である空気とともに流れる気液二相流となる。このような流れについては、化学・石油プラント分野でいくつかの研究がなされてきた。Lockhartら²⁾は空気とニュートン流体の二相流における圧力損失及びボイド率を求める手法を提案している。Metznerら³⁾は非ニュートン流体について独自のレイノルズ数を提案し、層流域、遷移域、乱流域におけるFanningの摩擦係数との関係を明らかにしている。Chhabraら^{4), 5)}は空気と非ニュートン流体の二相流における圧力損失及びボイド率を求める手法を提案している。このように二相流の流動特性に関する研究の中でLockhartらの研究は気液二相流であるがニュートン流体についてである。これはシルト・粘土等の微粒子と海水の混合物であり非ニュートン流体としての挙動を示す港湾の軟泥には適用できない。またChhabraらの研究は非ニュートン

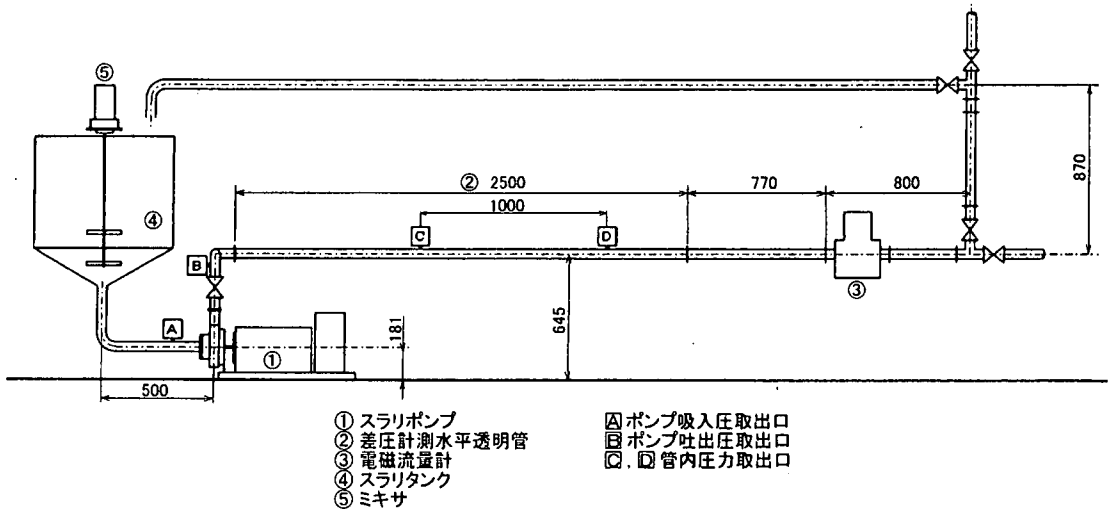


図-1 軟泥スラリー流動模型実験装置

流体の気液二相流であるが、対象とする流体は一樣に溶解した水溶性ポリマー及び希薄なカオリン懸濁液であり、港湾分野で対象とされる高濃度のシルト・粘土と海水の混合物と同じ挙動を示すという保障はない。

3. 軟泥スラリーの流動特性解明のための模型実験

(1) 実験装置と実験方法

a) 軟泥スラリー流動模型実験装置

軟泥スラリー単独の流動特性を調べるために用いた模型実験装置の概略を図-1に示す。

実験装置の主体であるスラリー流送配管は全長が約10mである。水平に配置された圧力損失計測部②は長さ2.5mで内径38mmの透明塩化ビニール管を使用している。計測部以外の配管は鋼管(SGP40A)により構成されている。スラリータンク④でミキサ⑤により攪拌され一定濃度に調整された軟泥スラリーは、スラリーポンプ①を経て圧力損失計測部へ送られたのち再びタンク内に回収される。

軟泥スラリーの管内流速はスラリーポンプの回転数を変えることにより変更することができ、この管内流速は電磁流量計③により計測される。スラリーポンプ吸入圧・吐出圧は圧力取出口A, Bに、圧力損失計測部における圧力は圧力取出口C, Dに圧力センサを取り付けて計測した。実験中の軟泥スラリー濃度はタンク内からのサンプリング試料により求めた。

b) 空気混入時軟泥スラリー流動模型実験装置

空気を混入した軟泥スラリーの流動特性を調べる

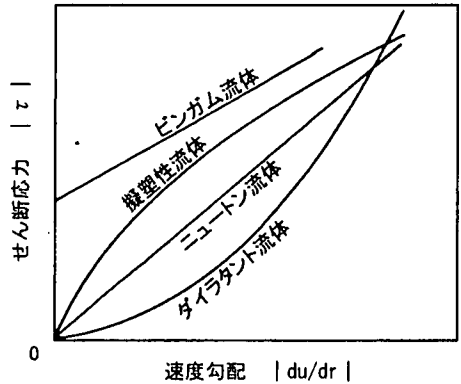


図-2 流体の流動特性

ために用いた模型実験装置は基本的には前項の「軟泥スラリー流動模型実験装置」をベースとして、スラリーポンプより下流位置でコンプレッサにより圧縮空気をパイプライン内に混入できるようにしたものである。

スラリー流送配管は全長が約20mであり、計測部以外の配管は鋼管(SGP80A)を使用している。本実験装置は軟泥スラリー単独の実験装置に比べ径の大きな管を用いている。この理由は軟泥スラリー単相の場合は管径はあまり流動状況に影響しないが、軟泥と空気の二相流の場合管径が極端に小さくなると流動状況が異なってくることが考えられるので、実機に近い比較的大きな管径のものを用いたためである。圧力損失計測部は長さ4mで内径82mmの透明塩化ビニール管を使用している。空気を含んだ軟泥スラリーは管出口すなわちタンク入口で大気解放され、空気相を分離したのち再びタンク内に回収される。

空気を含まない軟泥スラリーが定常流送されている場合、スラリータンク内の泥面レベルは一定に保たれている。しかしこれに空気を混入するとパイプライン内において空気の占める割合に応じてタンク内の泥面レベルは上昇する。このことを利用して本実験では、タンク内の泥面レベルを測定することにより管内平均ボイド率を求めた。

(2) 軟泥スラリーの流動特性

a) 非ニュートン流体の流動特性

一般に港湾底泥は非ニュートン流体であり、中でも擬塑性流体またはビンガム流体の挙動を示すことが多い。非ニュートン流体の流動特性を図-2に示す。

①擬塑性流体

擬塑性流体の特徴は、せん断応力が速度勾配に比例せず速度勾配のべき乗となり、そのべき乗の指数 n が1より小さいものである。つまりみかけ粘度は速度勾配の増大につれて減少し、速度勾配が大きいほど相対的に容易に流れる。擬塑性流体においてはせん断応力と速度勾配は以下の式で表される(各記号の意味は巻末の主要記号一覧参照)。

$$\tau = K \cdot \left(\frac{-du}{dr} \right)^n \quad (1)$$

この式を積分すると次の式が得られる(付録1参照)。

$$\tau_0 = K \cdot \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \cdot \left(\frac{8 \cdot u_s}{D} \right)^n \quad (2)$$

式(2)における $(8 \cdot u_s / D)$ はせん断変形における速度勾配から求められ、せん断速度 S_s と称している。また液体のみかけ流速 u_s は Q_s / A で求められる。このせん断速度 S_s と管壁せん断応力 τ_0 を両対数座標にプロットし、結果が層流部分(流動状況の遷移点より S_s が低い領域)においてほぼ直線であれば上式における n と $K \cdot (3n+1)^n / (4n)^n$ がそれぞれ傾きと切片として求まる。

②ビンガム流体

ビンガム流体の特徴は、せん断応力が降伏応力 τ_y に達するまで全く流れず、これを越えるとニュートン流体のようにせん断応力の降伏応力を越える部分が速度勾配に比例して流動するものである。ビンガム流体モデルにおいては、せん断応力 τ と速度勾配は以下の式で表される。

$$\tau - \tau_y = \mu_B \cdot \left(\frac{-du}{dr} \right) \quad \tau \geq \tau_y \quad (3)$$

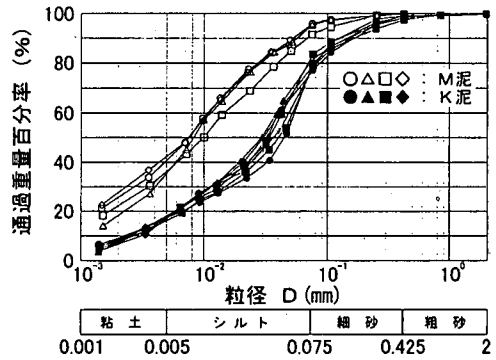


図-3 M泥、K泥の粒径分布

$$\frac{du}{dr} = 0 \quad \tau < \tau_y \quad (4)$$

この式からわかるように、管中心付近では速度勾配がないために流速が一定となり、流速分布はニュートン流体の場合の放物線に対し管中心付近で流速一様の栓部を持った形となる。

比栓半径 a (栓部の半径 r_y の管の半径 r_0 に対する比) と上記の式を用いてせん断速度 S_s と管壁せん断応力 τ_0 の関係を求めると以下のようなになる(付録2参照)。

$$\tau_0 = \mu_B \cdot S_s + \frac{4}{3} \tau_y \quad (5)$$

この管壁せん断応力 τ_0 とせん断速度 ($S_s = 8 \cdot u_s / D$) を普通座標にプロットし、その結果層流部分において降伏せん断応力が存在し、これを越えるとせん断応力の降伏応力を越える部分が速度勾配に比例するものであれば、上式における μ_B と $(4 \tau_y) / 3$ がそれぞれ傾きと切片として求まる。

b) 検討対象軟泥の流動特性

ここでは現地軟泥を用いて簡単な室内実験により層流状態にある軟泥スラリーの流動パラメータを求める手法について述べる。

①M泥について

M泥は採石場より排出される微粒子分の多い50%平均粒径0.008mm、粒子比重2.65のシルト混じり粘土である。M泥の粒径加積曲線を図-3に示す。

M泥について種々の流動実験を行い、図-2におけるせん断応力と速度勾配(せん断速度)の関係を調査したところ、擬塑性流体に相当する挙動を示した。以下にこれを具体的に検証する。

式(2)における管壁せん断応力 τ_0 は、模型実験から得られた単位長さ当たり圧力損失 D_p / l から次式により求められる⁶⁾。

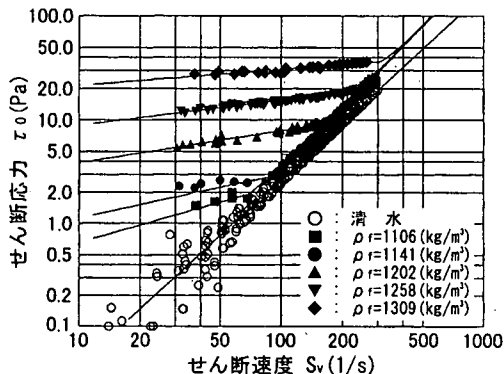


図-4 せん断速度 S_v とせん断応力 τ_0 の関係(M泥)

表-1 M泥の物性一覧

泥種	ρ_f (kg/m ³)	n	K (Pa · s ⁿ)
M泥	1106	0.56	0.1646
	1141	0.43	0.3753
	1202	0.31	1.660
	1258	0.24	4.485
	1309	0.15	13.27

$$\tau_0 = \frac{(D_p/l) \cdot D}{4} \quad (6)$$

またせん断速度($S_v = 8 \cdot u_d/D$)は実験条件から定まり、これらを両対数座標にプロットすると図-4のようになる。図-4は現地泥の密度を数ケース変化させた場合の実験結果を示しており、参考のため清水に対するものも併せて示している。

図-4によると、実験データはデータの屈折点よりせん断速度 S_v が低い領域(層流部分)においてほぼ直線であり、また傾き(式(2)におけるべき数 n)が1より小さいので擬塑性流体であると見なせる。プロット結果から切片と傾きを求め、さらに流動パラメータ n 、 K を求める。表-1にM泥の平均密度とともに、実験データから得られた n と K を示す。

②K泥について

K泥はK港における底泥で50%平均粒径0.035mm、粒子比重2.68のシルト混じり粘土である。K泥の粒径加積曲線をM泥に併せて図-3に示す。

K泥については、層流部分の変化の仕方、またK泥に関しビンガム流体として取り扱った過去の研究⁷⁾等から、擬塑性流体よりもビンガム流体として取り扱った方が良く考えた。以下にこれを検証する。

式(5)における管壁せん断応力 τ_0 は、M泥と同様に模型実験から得られた単位長さ当たり圧力損失

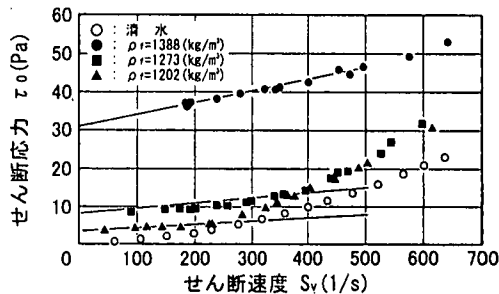


図-5 せん断速度 S_v とせん断応力 τ_0 の関係(K泥)

表-2 K泥の物性一覧

泥種	ρ_f (kg/m ³)	μ_B (Pa · s)	τ_y (Pa)
K泥	1202	0.00853	2.612
	1273	0.0140	6.000
	1388	0.0305	23.38

から求める。またせん断速度もM泥と同様に求め、これらを普通座標にプロットすると図-5のようになる。図-5も現地泥の密度を数ケース変化させた場合の実験結果を示している。

図-5によると、せん断速度 S_v の低い領域(層流部分)においてせん断速度とせん断応力が直線関係にあり、またせん断速度0付近ではせん断応力が有限の値すなわち降伏せん断応力が存在するので、ビンガム流体であると見なせる。プロット結果から切片と傾きを求め、さらに流動パラメータ μ_B 、 τ_y を求める。表-2にK泥の平均密度とともに、実験データから得られた μ_B と τ_y を示す。

c) 管内圧力損失の推定による流動パラメータの検証

ここでは前項で得られた流動パラメータをもとに乱流領域を含めた軟泥スラリの圧力損失を求める手法について述べる。

①M泥について

流動パラメータ n 、 K が与えられたとすると、以下に示すような順序で乱流領域を含めた模型・実機管路における単位長さ当たり圧力損失 D_p/l を求めることができる。

$$n, K \rightarrow R_{eMR} \rightarrow f \rightarrow \frac{D_p}{l}$$

まず流動パラメータ n 、 K を用いてMetzner-Reedのレイノルズ数 R_{eMR} ³⁾を求め、これから層流部分に対する摩擦損失係数 f を次式で求める。

$$f = \frac{16}{R_{eMR}} \quad (7)$$

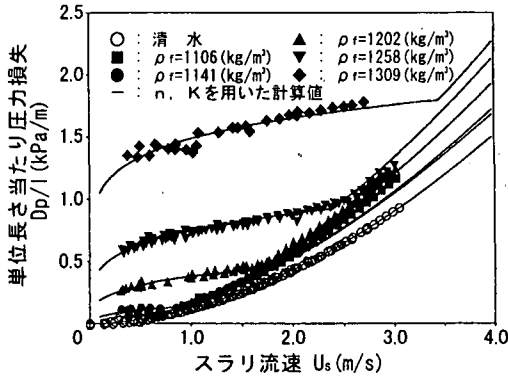


図-6 単位長さ当たり圧力損失 D_p/l と流速 u_s の関係 (M泥)

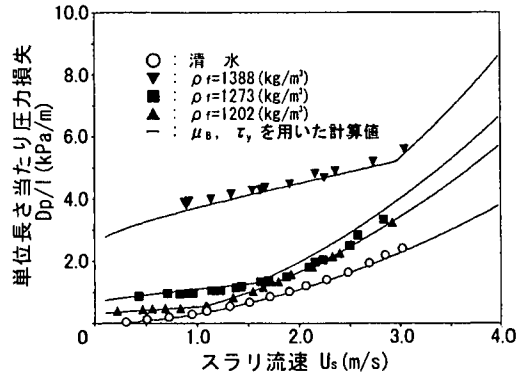


図-7 単位長さ当たり圧力損失 D_p/l と流速 u_s の関係 (K泥)

次に乱流部分における摩擦損失係数 f の決定は以下のようにして行う。図-4には清水の場合を含めて層流から乱流への変化の状況を示している。この図から次のようなことが言える。

実験データは層流から外れてくると、せん断応力 τ_0 がせん断速度 S_s に対して清水の場合とほぼ同じ傾き(べき数)で変化している。せん断応力は式(6)と後述式(10)より摩擦損失係数に比例し、せん断速度は定義から軟泥スラリー流速つまりレイノルズ数に比例するので、結局軟泥スラリーの摩擦損失係数は清水の摩擦損失係数と同じべき数でレイノルズ数に対して変化すると考えられる。

清水の摩擦損失係数を表す実験式はKnudsen and Katz⁸⁾の式にきわめて近い以下の式が得られている。

$$f_w = 0.048 \cdot R_e^{-0.2} \quad (8)$$

したがって軟泥スラリーの摩擦損失係数はこのべき数を考慮して以下の式で計算した。

$$f = f_c \cdot \left(\frac{R_{eMR}}{R_{eMRC}} \right)^{-0.2} \quad (9)$$

すなわち乱流部分における摩擦損失係数は臨界レイノルズ数において f_c の値をとり、それ以後は清水の摩擦損失係数と同じべき数で変化していくと考える。

また層流から乱流への遷移点については、実験データとの適合性から益山らの式⁹⁾を用い決定した(以上付録3参照)。

以上のようにして層流、乱流部分における摩擦損失係数を決定し、これらの値から単位長さ当たり圧力損失を以下の式により求めた。

$$\frac{D_p}{l} = \frac{4 \cdot f \cdot \rho_f \cdot u_s^2}{2 \cdot D} \quad (10)$$

図-6は確認のため、模型実験データと n, K を用いて計算した圧力損失を比較したものである。曲線が n, K を用いて計算した値である。本手法により計算した圧力損失は、乱流部分においても実験データと大きな離がないことが認められる。

②K泥について

流動パラメータ μ_B, τ_y が与えられたとすると、以下に示すような順序で管内圧力損失 D_p/l を求めることができる。

$$\tau_y, \mu_B \rightarrow R_{cbl} \rightarrow f \rightarrow \frac{D_p}{l}$$

レイノルズ数は富田のレイノルズ数 R_{cbl} を用いて、層流部分に対する摩擦損失係数 f を以下の式により求めた。

$$f = f_{bl} \cdot (1-a) \quad (11)$$

ここで

$$f_{bl} = \frac{16}{R_{cbl}} \quad (12)$$

である。

また乱流部分に対してはKarman-Prandtlの式を用いて f_{bl} を定め、層流部分と同様に式(11)により摩擦損失係数を求めた(以上付録4参照)。

以上のようにして層流、乱流部分における摩擦損失係数を決定し、M泥と同様にこれらの値から単位長さ当たり圧力損失を式(10)により求めた。なおK泥の場合は層流から乱流への遷移については特に議論せず、上記二つの摩擦損失係数のうち大きい方の値を用いた。図-7は確認のため、模型実験デー

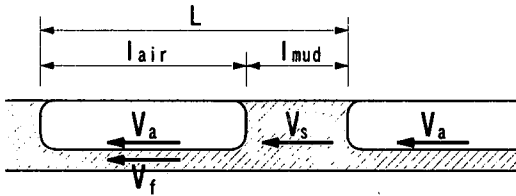


図-8 空気混入スラリの流動模式図

タと μ_b, τ_y を用いて計算した圧力損失を比較したものである。曲線が μ_b, τ_y を用いて計算した値である。本手法により計算した圧力損失は、乱流部分においても実験データと大きな離がないことが認められる。

(3) 空気混入時軟泥スラリの流動特性

a) 空気を含んだ流れの各部流速

水平管における空気を含んだ流れは一般に図-8のように示すことができる。この図で液体(軟泥スラリー)の連続から管壁周囲の軟泥スラリー相の絶対速度 V_f と空気相の絶対速度 V_a 、軟泥スラリー相の絶対速度 V_s の間に次の式が得られる。

$$V_f = \frac{V_s - \alpha \cdot V_a}{1 - \alpha} \quad (13)$$

ここで α は管の半径方向のポイド率である。

また Q_s/A で求められる空気みかけ流速を u_a とすると、前述の液体のみかけ流速 u_s 、空気みかけ流速 u_a と軟泥スラリー相の絶対速度 V_s の関係は以下の式となる⁸⁾。

$$V_s = u_a + u_s \quad (14)$$

このように軟泥スラリー相の絶対速度 V_s は、軟泥スラリーみかけ流速 u_s と空気みかけ流速 u_a の和として計算でき、後述のシミュレーションではこの式を用いて軟泥スラリー相の速度を計算している。

b) 水平分離モデルによる圧力損失の推定

水平管中の気液二相流の流動様式は液体に対する気体の流量比により様々に変化する¹⁰⁾。模型実験、現地実験における軟泥スラリー流量及び空気流量から、流動様式は十分に発達した状態ではいわゆるスラグ流(管路上部あるいはほぼ縦断面全域にわたって長い空気泡が間欠的に存在する流れ)になっていると考えられる。

この流れは図-8に示すようなものであり、式(14)もこのような流れに対して成り立つものであるが、圧力損失の計算に関しては、モデルの単純化のため軟泥スラリー相と空気相が完全に分離したモデルを想定した。すなわち液相が軟泥で清水等に比べ流動性が低いことと、空気の流量が液の流量に比

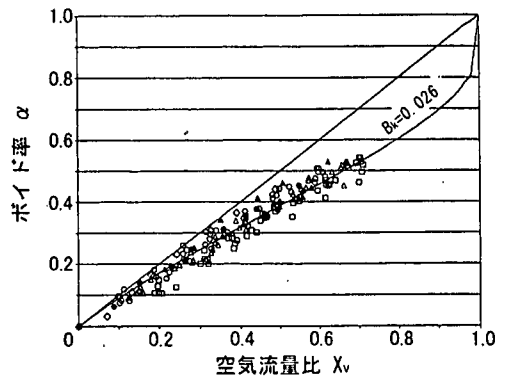


図-9 空気流量比 X_v とポイド率 α の関係 (水と空気：乱流)

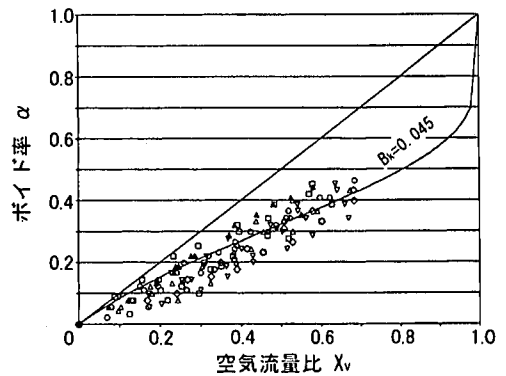


図-10 空気流量比 X_v とポイド率 α の関係 (軟泥スラリーと空気：層流)

べ大きいことにより、空気相が発達し、管壁周囲の軟泥スラリー相が非常に薄くなり、圧力分布に関してはほとんど完全分離と見なすうと考えた。

さらに空気スラグ(水平分離した空気相)の圧力損失は軟泥スラグ(水平分離した軟泥スラリー相)よりはるかに小さいため、圧力計算時には計算を容易にするため全体の平均流速を軟泥スラグの流速 V_s であるとした。

すなわち全体の圧力損失は軟泥スラグ、空気スラグそれぞれが V_s で動いていると考えた時の損失を、長手方向のポイド率 α で按分したものとなり、以下の式で計算できる。

$$\frac{D_p}{l} = d_{p-s} \cdot (1 - \alpha) + d_{p-a} \cdot \alpha \quad (15)$$

c) ポイド率

前項で圧力損失を求める場合ポイド率 α を計算しなければならない。一般には管内を流動している液相と空気相は各相が同一速度で流れているとは

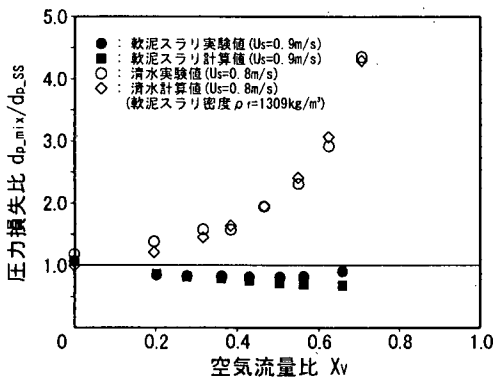


図-1-1 軟泥スラリー, 清水に対する圧力損失比の比較

限らず, ボイド率は空気流量比 X_v とは異なった値を示す。空気流量比 X_v は以下の式で定義される。

$$X_v = \frac{u_a}{u_a + u_s} \quad (16)$$

ボイド率 α については, 空気-水系二相流の環状流領域について以下に示す井上らの式¹⁾が求められており, この場合式中の係数 B_k は0.025となる。ここでは式(17)を基に, 実測ボイド率ならびにその時の空気流量比から本実験に適合する B_k を決定した。

$$\alpha = \frac{1}{1 + B_k \cdot \left(\frac{\rho_f}{\rho_s}\right)^{0.46} \cdot \left(\frac{1 + X_v}{X_v}\right)^{0.25} + \frac{1 + X_v}{X_v}} \quad (17)$$

ボイド率 α はタンク内の液面レベル測定データから求めた。実験データを図-9, 図-10に示す。図-9は乱流の場合, 図-10は層流の場合である。乱流では B_k は0.026と井上らの式に近い値をとるが, 層流では0.045と式とは異なる値になる。

d) 空気混入時軟泥スラリーの圧力損失

以上述べた方法でM泥(擬塑性流体)について空気を混入した場合の圧力損失を計算したものの例を模型実験データとともに図-11に示す。図-11には参考として清水の場合も併せて示している。ただしこの図で縦軸は単位長さ当たりの圧力損失 $d_{p,mix}$ を空気を混入しない場合の単位長さ当たり圧力損失 $d_{p,ss}$ で割って圧力損失の比で表している。本計算は実験結果とほぼ一致した傾向を示しており, 特に軟泥スラリーにおいて圧力損失比が1より低くなることも良く反映している。この傾向はカオリン懸濁液に関する他の研究^{4), 5)}の結果と一致している。

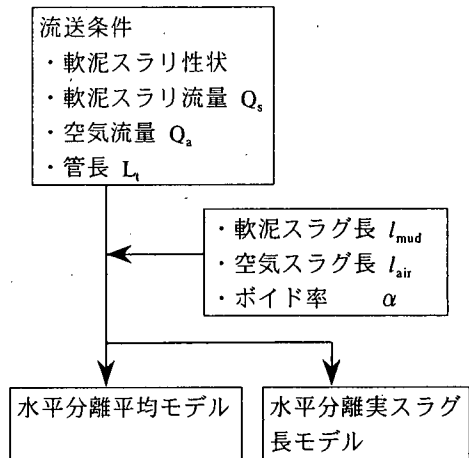


図-1-2 シミュレーションフロー

なお本論文では一例として擬塑性流体についての計算結果を示したが, ビンガム流体についても同様に軟泥スラリーの圧力損失を求め, それをベースに水平分離モデルを用いて圧力損失を求めることができる。

4. シミュレーション手法の提案

(1) シミュレーションの概要

前章における圧力損失の推定はボイド率を管全長にわたって一定としたものであり, また軟泥スラグ, 空気スラグの長さは考慮せず, それらの長さの平均的な比を用いて計算したものであった。しかしボイド率は圧力により変化し, 実際の管内の流動状況を考えると, 場所により圧力が異なってくるので管全長にわたって一定ではない。また流送条件によって軟泥スラグ長さ, 空気スラグ長さが異なり, これにより圧力損失も異なってくる。そこでさらに管内の流動状況を正しく再現するために, 場所によるボイド率の違い, 軟泥スラグ長さ, 空気スラグ長さ等を考慮した圧力変化シミュレーションを行った。

圧力変化シミュレーションのフローを図-12に示す。与えられた流送条件(軟泥スラリー性状, 軟泥スラリー流量, 空気流量等)を基に, 次章に示す方法でボイド率, 軟泥スラグ長さ, 空気スラグ長さ等を推定し, これらのデータを用いてシミュレーションを行うものである。

ここで圧力変化シミュレーションは2種類のもの提案する。一つは「水平分離平均モデル」で, ある任意の部分で一定割合の空気スラグと軟泥スラグが混在するとしたものであり, その部分の圧力

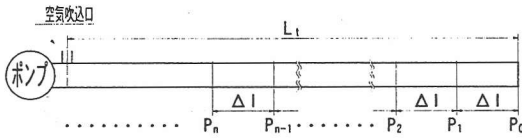


図-1 3 水平分離平均モデルにおけるパイプライン分割図

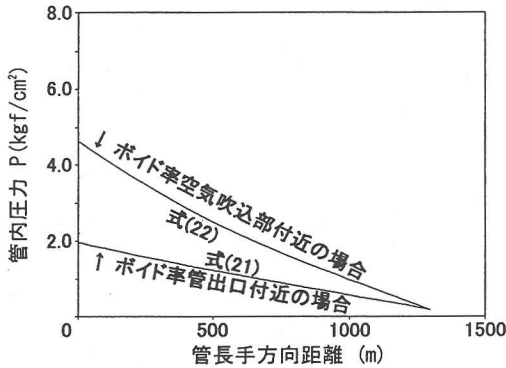


図-1 4 水平分離平均モデルの計算例

の時間平均を表す。もう一つは「水平分離実スラグ長モデル」で、これは空気スラグと軟泥スラグの長さ毎に圧力勾配を求め、それをもとに管内の圧力分布を表すものである。

(2) 水平分離平均モデル

本モデルは図-1 3 に示すように、管端から Δl 毎に軟泥スラグと空気スラグを合わせた圧力損失を求め、それを上流に向かって順次繰り返して管内の平均圧力分布を求めるものである。

いま空気吹き込み部から管端までの距離を L_t とし、管端から Δl 毎に上流に向かってとったある点の管内圧力 P_{n-1} と一区間離れた点の管内圧力 P_n との関係は以下ようになる。

$$P_n = P_{n-1} + \left\{ (d_{p_s}) \cdot (1-\alpha) + (d_{p_a}) \cdot \alpha \right\} \cdot \Delta l \quad (18)$$

上式において d_{p_s} は式(10)により求める。ボイド率 α は、 Δl 進む毎にその場所における圧力から空気みかけ流速 u_a を求め、これと軟泥スラグみかけ流速 u_s から算出する。これらの値を用いて上記 P_n を計算する。この計算を管端から空気吹き込み部まで順次繰り返すことになる。図-1 4 に水平分離平均モデルの計算例を示す。

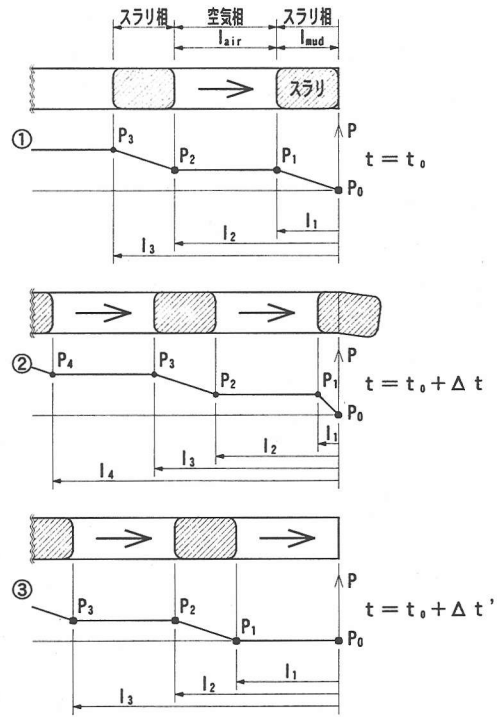


図-1 5 水平分離実スラグ長モデル模式図

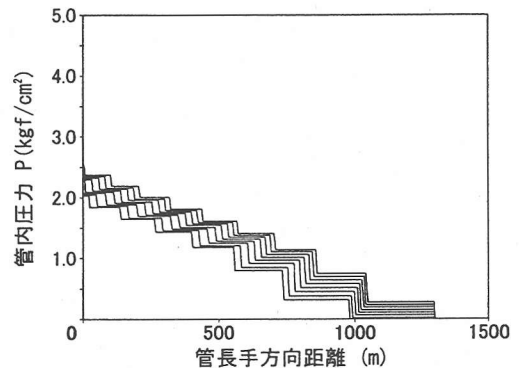


図-1 6 水平分離実スラグ長モデルの計算例

(3) 水平分離実スラグ長モデル

本モデルにおいては、まずある軟泥スラグの先端が管出口に達した点を時間 0 とし、次の軟泥スラグの先端が再び管端に達するまでを 1 サイクルとして一定時間 (Δt) 毎に管全長にわたる圧力分布を計算する。

図-1 5 に計算モデルの模式図を示す。計算はまず管端部の空気みかけ流速 u_a と軟泥スラグみかけ流速 u_s から軟泥スラグの絶対速度 v_s を出し、管端部から軟泥スラグ長 l_{mud} にわたる圧力損失を求める。

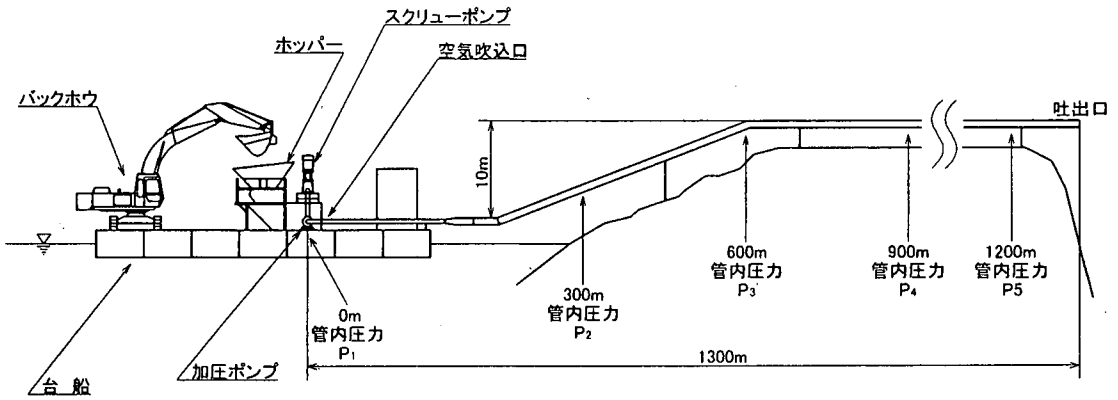


図-17 M現場プラント配管概略

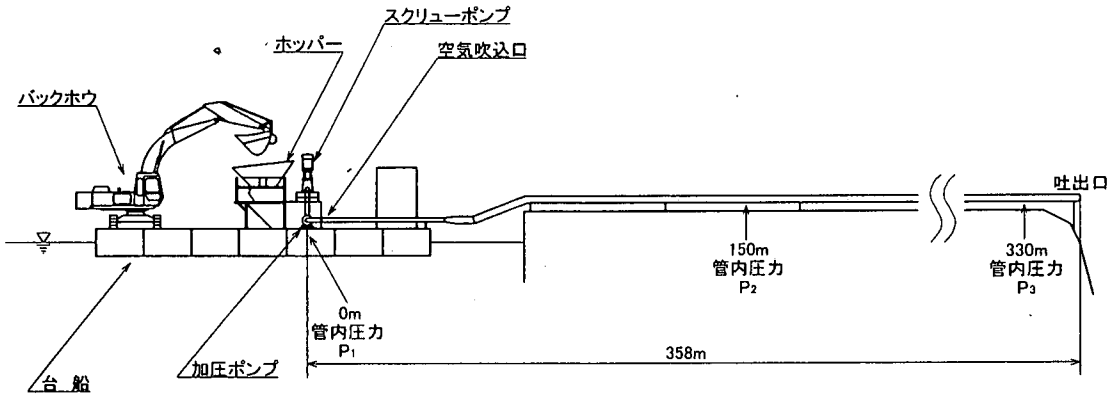


図-18 K港プラント配管概略

すなわち図-15の①において P_1 が計算できる。次にこの P_1 における空気みかけ流速 u_a を求め、これと軟泥スラグみかけ流速 u_s からこの点のボイド率を算出する。これによって空気スラグ長さ l_{air} が求まり l_s が計算できる。また $P_2 = P_1$ とおくことにより P_2 が求められる。これを順次繰り返すことにより、ある時刻における管端部からの距離と圧力が求まり、圧力分布が決定できる。

ここで一つ注意しなければならないことは、 Δt 経過以降上記のような計算をして圧力分布を求めていくと、上流（空気吹込部側）に行くにしたがってみかけ上軟泥スラグの位置が上流側にずれて行くことである。これは実際には空気スラグ長さは、上流側にある軟泥スラグに押さえられてボイド率から求めた長さ l_{air} までは膨張しないためであるが、現時点ではこれを補正する手法が明らかでないので上記の計算法でシミュレーションを行った。図-16に本モデルの計算例を示す。

本モデルでは軟泥スラグの位置は上流に行くにしたがってずれて行くが、各々の軟泥スラグによる圧力損失の大きさはほぼ妥当であることがわかる。

5. 現地施工データによる検証

(1) 圧送装置の概要

a) M現場

図-17にM現場で使用された空気圧送システムの概要を示す。これは石材を切り出した後の廃さい土砂を1300m離れた土捨て場まで輸送するものである。

寄せ集められた泥はバックホーでホッパに投入される。ホッパ下部にスクリーポンプが結合されており、これによって引き出された軟泥スラリは遠心ポンプによって加圧され空気吹込口に至る。空気吹込口から管出口までは1300mあり、図-17に示す P_1 から P_5 の各点に300m間隔で圧力センサが設置されている。

b) K港

K港においては、泊地及び航路の土砂を浚渫し、これを密閉式バージで海上輸送したのち、バージから空気圧送プラントによって埋立地へ排送するという施工を行っている。

図-18に全体の配管ならびに圧力センサ設置

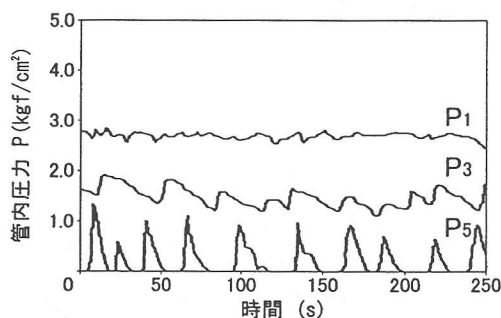


図-19 M現場管内圧力Pの連続データ

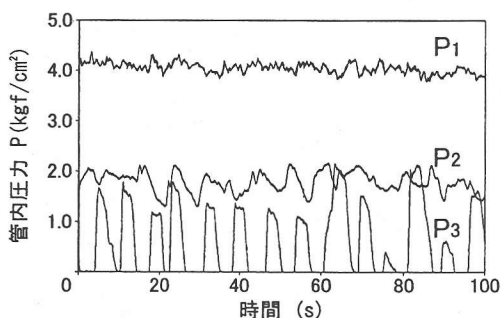


図-20 K港管内圧力Pの連続データ

状況を示す。空気吹込口から管出口までは358mあり、本管に設置された圧力センサはP₁、P₂、P₃の三箇所である。圧送プラントはM現場のものと同様であり、土砂の供給は横付けされたバージよりバックホーを用いて行われる。遠心ポンプで加圧された軟泥スラリは、P₁点で管路へ吹き込まれた空気と合流する。

(2) 空気混入軟泥流動時の圧力変化

図-19及び図-20にそれぞれM現場及びK港における管内各点圧力の連続記録データを示す。全般的傾向として、下流側へ進むにつれて管内圧の変動の長周期化が顕著になってきており、軟泥スラリ相と空気相が徐々に流れ方向に分離したいわゆるスラッグ流が形成されていく様子がわかる。

(3) 軟泥スラリ相ならびに空気相の分離状況の推定

図-21は、図-22に示す管出口近くにおける圧力センサで得られる圧力の時間変化の状況を理想化して示している。このように現地プラントにおける最も管出口に近いセンサの記録を解析することにより軟泥スラッグ、空気スラッグの一個一個の長さを算出することができる。軟泥スラッグの長さ l_{mud} は

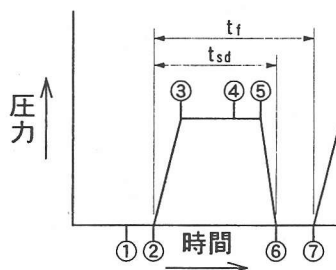


図-21 管出口における圧力時間変化

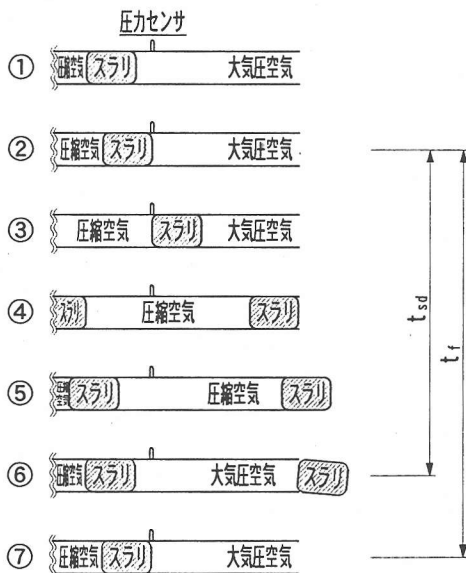


図-22 管出口におけるスラリ流動モデル

次式で求められる。

$$l_{mud} = u_s \cdot t_f \quad (19)$$

また空気スラッグの長さ l_{air} は次式で求められる(以上付録5参照)。

$$l_{air} = u_{ad} \cdot t_f \quad (20)$$

以上の方法で管出口における軟泥スラッグと空気スラッグの長さの和 L が求められるが、この L ならびに管直径 D を用いた無次元量 L/D について u_a/u_s で取りまとめたものを図-23に示す。図-23はM泥、K泥による現地計測データ、M泥による模型実験データを同時に示しており、ほぼ一本のラインに取りまとめることができる。すなわちこのラインを用いて一般的に軟泥スラリ流量、空気流量が与えられた場合の軟泥スラッグ、空気スラッグの一個一個の長さを求め、圧力変化シミュレーションに用いることができる。図-23には世古口ら¹²⁾による実験データ

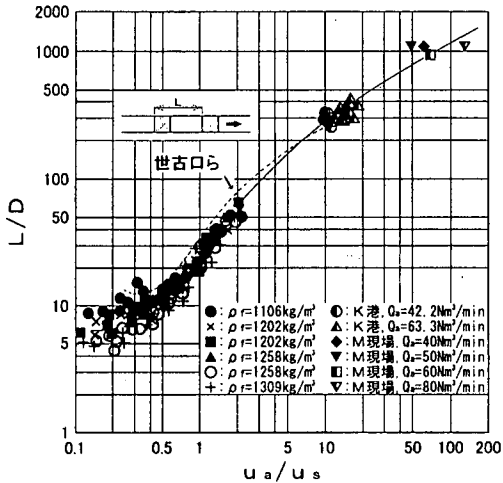


図-2 3 u_a/u_s と L/D の関係

(点線)も示しているが本研究の計測結果と良く一致している。

(4) 空気混入れにおけるポイド率

圧力変化シミュレーションを行うにはポイド率も知る必要があるが、これを求める手法について以下に説明する。

現地データから、管出口付近では軟泥スラリ相と空気相は完全分離に近いが、空気吹込部直後では十分に分離していないと考えられる。完全に分離している場合は、管内のポイド率 α は空気流量比 X_v に等しくなり以下の式で表される。

$$\alpha = X_v = \frac{u_a}{u_a + u_s} \quad (21)$$

しかし分離が十分でない場合は、ポイド率 α は空気流量比 X_v とは異なり、これにより空気を含んだ軟泥スラリの単位長さ当たり圧力損失も異なってくる。このことから現地圧力損失データを用いて、場所が異なった場合のポイド率の違いを計算した。

図-2 4 は空気吹込部付近の現地データであり、これから吹込部付近におけるポイド率 α の実験式を従来のポイド率算定式をベースに以下のように定めた。

$$\alpha = (0.833 + 0.167X_v^{7.02}) \cdot X_v \quad (22)$$

これによるとポイド率 α は空気流量比 X_v に比べてかなり低い。また図-2 5 は管出口付近における現地データであり、ポイド率はほぼ空気流量比に等しい。

なお水平分離平均モデル、水平分離実スラグ長モデルとともにモデルとしては軟泥スラリ相と空気相

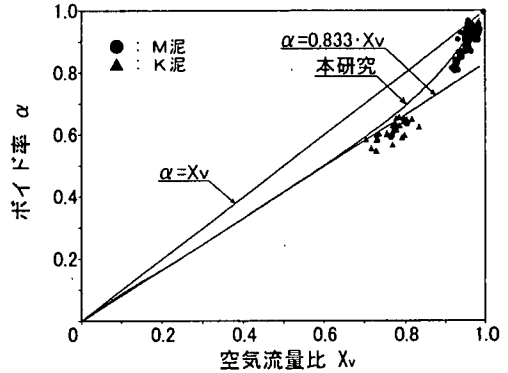


図-2 4 空気流量比 X_v とポイド率 α の関係 (空気吹込部付近)

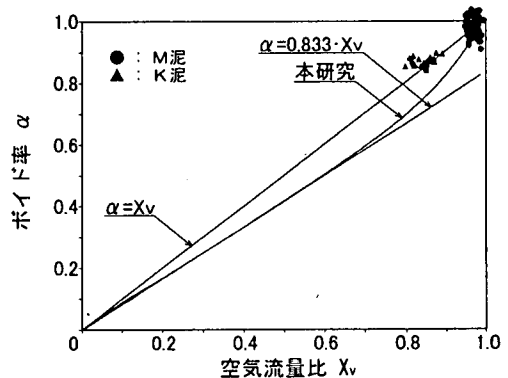


図-2 5 空気流量比 X_v とポイド率 α の関係 (管出口付近)

が水平に分離したものを考えているが、実際の流れは上述のように空気吹込部直後では軟泥スラリ相と空気相は十分に分離していないと考えられる。この違いに対処するため、後述のシミュレーションで水平分離平均モデルにおいては、ポイド率を式(21)と式(22)両方の場合について計算して現地データとの比較を行っている。

(5) シミュレーション結果と現地データの比較

前節までの方法で軟泥スラグ長、ポイド率等を探め、現地泥の流動パラメータ、現地における軟泥スラリ流量、空気流量等をもとに水平分離平均モデル、水平分離実スラグ長モデルを用いてシミュレーションを行った。なお現地泥の流動パラメータは、表-1、表-2の模型実験結果をもとに現地の泥の密度に対し各々の流動パラメータを外挿して求めた。

図-2 6 に一例としてK港についてのシミュレーション結果をP1、P2、P3点における圧力変動の形で表したものを示す。シミュレーション結果は

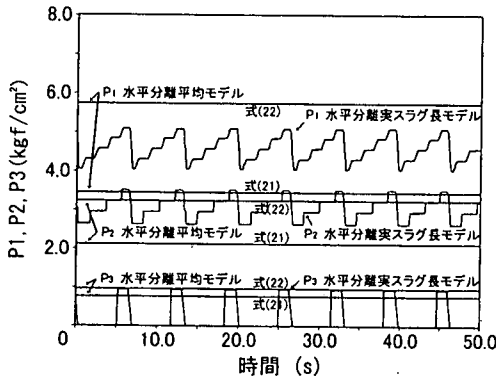


図-26 シミュレーション結果の時間変化
(K港：水平分離平均モデル、
水平分離実スラグ長モデル)

水平分離平均モデルと水平分離実スラグ長モデルを同時に示している。水平分離平均モデルは、ポイド率を管出口付近の式(21)と空気吹込部付近の式(22)の両方の場合について計算している。図-26の水平分離実スラグ長モデルでは前述のように上流に行くにしたがって見かけ上軟泥スラグの位置がずれてくる。このため P_2 、 P_1 点と行くにしたがって実際の波形との差は大きくなっていくが、圧力変動の幅は図-26に示す各々の圧力時間変化の最大値と最小値の差程度と考えられる。先に示したK港の現地データ(図-20)と水平分離実スラグ長モデルを比較すると、水平分離実スラグ長モデルは現地の流動状況を良く表しており、特に P_2 、 P_3 点については現地データと良く一致した傾向を示している。すなわちこれらの点では完全分離にほぼ近い流れとなっていることが推測される。一方 P_1 点については現地データは変動幅が小さくこの部分での水平方向分離はまだ不完全であることを物語っている。

図-27、図-28にはそれぞれM現場とK港について、水平分離平均モデル及び水平分離実スラグ長モデルのシミュレーション結果を管長手方向に表したものを示す。図には同時に現地データもプロットしてある。水平分離実スラグ長モデルのシミュレーション結果より、M現場の場合はK港に比べ空気スラグ長が軟泥スラグ長に対して長くなっていることがわかる。水平分離実スラグ長モデルのシミュレーション結果は、M現場の場合は水平分離平均モデルの下線(式(21)で計算した場合)に、K港の場合は水平分離平均モデルの上線(式(22)で計算した場合)に近いという違いはあるが、おおむね両方の線の間におさまっている。また現地データに

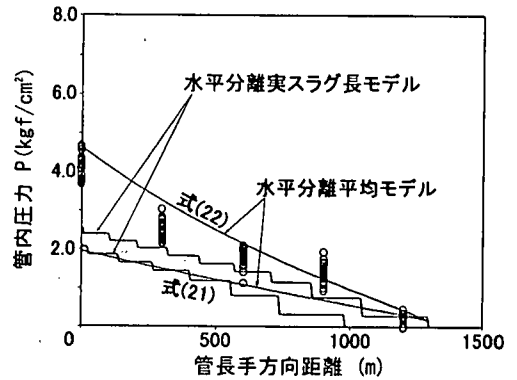


図-27 シミュレーション計算と現地データの比較
(M現場)

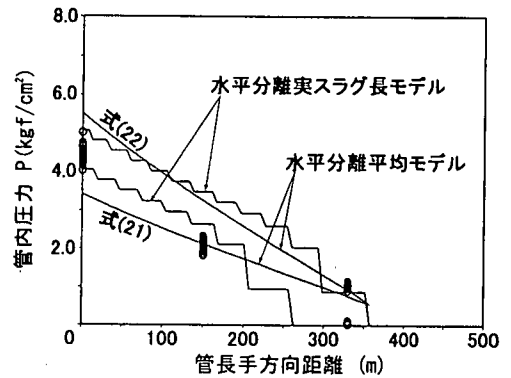


図-28 シミュレーション計算と現地データの比較
(K港)

についても同様に、ほぼ水平分離平均モデルの両方の計算値の間におさまっている。

本来は空気吹込部付近で式(22)のポイド率を使い、その後なめらかに式(21)のポイド率に移ってゆくの
が妥当な考え方であるが、両者の遷移点については明らかになっていないため、両方のカーブにはさまれた値を推定値としてとるのが実際的であろう。

今回の2つの現地におけるデータとシミュレーション結果を比較すると、現地における軟泥スラグ部、空気スラグ部ごとの圧力分布といった実際の圧力分布の状況は水平分離実スラグ長モデルが良く表すことができるが、圧力変動の幅(上限と下限)は両シミュレーション結果で大きな違いはなく、実用上は水平分離平均モデルを用いて圧力分布を推定するのが現実的である。

6. 結論

本論文では軟泥スラリー単独の流動特性を基に、空気混入軟泥圧送現地プラントのスラリー流動状況のシミュレーションを行う手法を提案し、その手法の妥当性を2つの現地施工データにより検証した。その結果本論文の結論は以下のように取りまとめられる。

- (1) 軟泥スラリー自体の管内流動は、M現場に対してはMetzner-Reedのレイノルズ数を用いた擬塑性流体モデル、K港に対してはビンガム流体モデルにより解析できる。
- (2) 管内圧力は空気混入直後の一定区間で急激に減少し、その後減少傾向がゆるやかになってくる。これを管内ポイド率に着目して考えると、空気混入後一定区間は空気相と軟泥スラリー相が完全分離せずポイド率は空気流量比より低くなっているが、その後徐々に水平方向分離が進みポイド率も空気流量比に等しくなってくる。
- (3) 空気圧送工法における空気流量比は通常の気液流れに比べて極めて高いため、ポイド率を推定するにあたって従来のポイド率算定式をベースにして新しい式を作成した。この式は特に空気吹込部付近のポイド率を推定する時に用いることができる。
- (4) 空気を混入した場合の圧力損失は、水平分離平均モデルを用いて計算することができる。空気相と軟泥スラリー相が管路の流れ方向に分離した地点以降においては、ポイド率を空気流量比に等しいと置いて計算することができるが、空気吹込部付近では上記(3)のポイド率を使用した方が現地データとの一致性は良い。どの地点で水平方向分離が完成するかの予測は困難であるので、二つの方法で算出した中間値から圧力損失を推定する方法が現実的である。

7. あとがき

今回のシミュレーションでは水平分離平均モデルによるシミュレーション結果が現地データには近かった。しかし空気圧送工法は一般に他分野の気液二相流と比べて空気スラッグの長さが軟泥スラッグより長く、バラツキも大きい。このような流れを表すには平均的なモデルより実際のスラッグ長を考慮したモデルの方が適していると考えられるので、今後さらに水平分離実スラッグ長モデルの改良を検討し流送条件、土質条件等の異なる現地データにより

検証を行う必要があると考えられる。

付録1 擬塑性流体のせん断速度と管壁せん断応力の関係

擬塑性流体においてはせん断応力と速度勾配は以下の式で表される^{1,3)}。

$$\tau = K \cdot \left(\frac{-du}{dr} \right)^n \quad (A1)$$

上式の数値勾配から、これを管壁で流体が滑らないという条件で積分処理すれば、管内の流速分布を以下のように表すことができる^{1,3)}。

$$u = \left(\frac{n \cdot r_0}{n+1} \right) \cdot \left(\frac{\tau_0}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \cdot \left\{ 1 - \left(\frac{r}{r_0} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right\} \quad (A2)$$

この式を再度積分すると次の式が得られる。

$$\tau_0 = K \cdot \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \cdot \left(\frac{8 \cdot u_s}{D} \right)^n \quad (A3)$$

ここで u_s は液あるいは軟泥スラリーのみかけ流速とい

$$u_s = \frac{Q_s}{A} \quad (A4)$$

で表される。

付録2 ビンガム流体のせん断速度と管壁せん断応力の関係

ビンガム流体モデルにおいてはせん断応力と速度勾配は以下の式で表される^{1,3)}。

$$\tau - \tau_y = \mu_B \cdot \left(\frac{-du}{dr} \right) \quad \tau \geq \tau_y \quad (A5)$$

$$\frac{du}{dr} = 0 \quad \tau < \tau_y \quad (A6)$$

比栓半径 a すなわち栓部に対する管中心からの半径 r_y の管の半径 r_0 に対する比は以下の式となる^{1,3)}。

$$a = \frac{\tau_y}{\tau_0} = \frac{r_y}{r_0} \quad (A7)$$

式(A5),(A6),(A7)を用いて任意の点の流速 u を表すと以下ようになる^{1,3)}。

$$u = \frac{\tau_0 \cdot r_0}{2 \cdot \mu_B} \cdot \left\{ 1 - 2a + 2a \cdot \left(\frac{r}{r_0} \right) - \left(\frac{r}{r_0} \right)^2 \right\} \quad (A8)$$

せん断速度 S_v と管壁せん断応力 τ_0 の関係は以下のようになる。

$$S_v = \frac{8 \cdot u_s}{D} = \frac{\tau_0}{\mu_B} \cdot \left(1 - \frac{4a}{3} + \frac{a^4}{3} \right) \quad (A9)$$

S_v が大きい範囲では $a^4 \approx 0$ となり式(A9)は以下のようになる。

$$\tau_0 = \mu_B \cdot S_v + \frac{4}{3} \tau_y \quad (A10)$$

付録3 擬塑性流体に対する管内圧力損失の推定手法

以下の式により流動パラメータ n, K からMetzner-Reedのレイノルズ数³⁾を求める。

$$R_{eMR} = \frac{\rho_f \cdot D^n \cdot u_s^{(2-n)}}{K} \cdot 8 \cdot \left(\frac{n}{6n+2} \right)^n \quad (A11)$$

層流部分に対する摩擦損失係数 f を次式で求める。

$$f = \frac{16}{R_{eMR}} \quad (A12)$$

また乱流部分における摩擦損失係数 f は本文にあるように清水の摩擦損失係数の式の形を考慮して次式で求めることとした。

$$f = f_c \cdot \left(\frac{R_{eMR}}{R_{eMRC}} \right)^{-0.2} \quad (A13)$$

層流から乱流への遷移点については、以下に示す益山らの式⁹⁾を用い決定した。

$$R_{eMRC} = \frac{2240 \cdot (2n+1) \cdot (3n+2)}{(3n+1)^2} \quad (A14)$$

付録4 ビンガム流体に対する管内圧力損失の推定手法

富田のレイノルズ数 R_{cb} は以下のようになる¹⁴⁾。

$$R_{cb} = R_{cb} \cdot \phi \cdot (1-a) \quad (A15)$$

ここで

$$R_{cb} = \frac{\rho_f \cdot u_s \cdot D}{\mu_B} \quad (A16)$$

$$\phi = 1 - \frac{4a}{3} + \frac{a^4}{3} \quad (A17)$$

である¹⁴⁾。

次に層流部分に対する摩擦損失係数 f は次式で求められる¹⁴⁾。

$$f = f_{bt} \cdot (1-a) \quad (A18)$$

ここで

$$f_{bt} = \frac{16}{R_{cbt}} \quad (A19)$$

である。

乱流部分に対してはKarman-Prandtlの式を用い f_{bt} を以下のように定め¹⁴⁾、式(A18)により摩擦損失係数 f を求める。

$$\frac{1}{\sqrt{f_{bt}}} = 4 \cdot \log \left\{ R_{cbt} \cdot \sqrt{f_{bt}} \right\} - 0.4 \quad (A20)$$

付録5 軟泥スラグならびに空気スラグの長さ

軟泥スラグの長さ l_{mud} とする。時間 t_f を一個の軟泥スラグがセンサに到達した時間から次の到達時間すなわち一サイクル時間とすれば、 t_f 間に供給された軟泥スラリ量 Q_{if} は

$$Q_{if} = t_f \cdot Q_s \quad (A21)$$

であり、これは

$$Q_{if} = A \cdot l_{mud} \quad (A22)$$

とも表される。したがって

$$l_{mud} = u_s \cdot t_f \quad (A23)$$

が得られる。

また空気スラグの長さ l_{air} も同様に次式で求められる。

$$l_{air} = u_{ad} \cdot t_f \quad (A24)$$

主要記号一覧

- A : 管断面積
- a : 比栓半径

B_k : ボイド率に関する係数
 D : 管径
 D_p/l : 単位長さ当たり圧力損失
 d_{p_a} : 空気相が絶対速度 V_s で流動したときの単位長さ当たり圧力損失
 $d_{p_{mix}}$: ボイド率で按分した空気混入スラリの単位長さ当たり圧力損失
 d_{p_s} : 軟泥スラリー相が絶対速度 V_s で単独で流動したときの単位長さ当たり圧力損失
 $d_{p_{ss}}$: 軟泥スラリーのみ流れたと仮定した時の単位長さ当たり圧力損失
 f : Fanningの管摩擦損失係数
 f_c : 臨界レイノルズ数における摩擦損失係数
 f_w : Fanningの清水流送時の摩擦損失係数
 f_{bt} : ビンガム流体に対する富田の摩擦損失係数
 K : コンシステンシー係数
 l_{air} : 単一空気相の管長手方向の長さ
 l_{mud} : 単一軟泥スラリー相の管長手方向の長さ
 L : $l_{air} + l_{mud}$
 L_1 : 空気吹き込み部から管端までの距離
 n : レオロジー指数
 $P_{0,n}$: 管内圧力, 圧力センサ設置点
 Q_a : 単位時間当たり空気流量
 Q_s : 液あるいは軟泥スラリの単位時間当たり流量
 r : 管中心から外へ向かう距離
 r_y : 栓部に対する管中心からの半径
 r_0 : 管の半径
 R_c : レイノルズ数
 R_{cMR} : Metzner-Reedのレイノルズ数
 R_{cMRC} : 臨界レイノルズ数
 R_{cbt} : 富田のレイノルズ数
 S_v : せん断速度
 t_f : 一サイクル時間
 u : 管内流速
 u_a : 空気みかけ流速
 u_{ad} : 吐出口における空気みかけ流速
 u_s : 液あるいは軟泥スラリーのみかけ流速
 V_s : 軟泥スラリー相の絶対速度
 V_a : 空気相の絶対速度
 V_f : 管壁周囲の軟泥スラリー相の絶対速度
 X_v : 空気流量比
 α : 管長手方向ボイド率
 α_r : 管半径方向ボイド率
 μ_B : ビンガム流体の粘性係数
 μ_w : 清水の粘性係数
 ρ_a : 空気の密度

ρ_f : 液または軟泥スラリの密度
 ρ_w : 清水の密度
 τ : せん断応力
 τ_0 : 管壁 r_0 におけるせん断応力
 τ_y : ビンガム流体の降伏応力

参考文献

- 1) 嶺泰宏 : 熊本港高濃度圧送工法による浚渫埋立工事, マリンボイス 21, No.164, pp.35-44, 1992.
- 2) Lockhart, R.W. and Martinelli, R.C. : Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two Component Flow in Pipes, *Chemical Engineering Progress*, Vol.45, No.1, PP. 39-48, Jan.1949
- 3) Metzner, A.B. and Reed, J.C. : Flow of Non-Newtonian Fluids-Correlation of the Laminar, Transition, and Turbulent-Flow Regions, *A.I.Ch.E. Journal*, Vol.1, No.4, pp.434-440, December 1955.
- 4) Chhabra, R.P., Farooqi, S.I., Richardson, J.F. and Wardle, A.P. : Co-current Flow of Air and Shear Thinning Suspensions in Pipes of Large Diameter, *Chem Eng Res Des.*, Vol.61, pp.56-61, Jan.1983.
- 5) Chhabra, R.P., Farooqi, S.I. and Richardson, J.F. : Isothermal Two-Phase Flow of Air and Aqueous Polymer Solutions in a Smooth Horizontal Pipe, *Chem Eng Res Des.*, Vol.62, pp.22-32, Jan.1984.
- 6) 藤本武助 : 流体の力学と流体機械, 養賢堂, pp.71, 1965.
- 7) 鶴谷広一 : 回転粘度計による底泥の流動特性の検討, 港湾技研資料, No.566, Dec.1986.
- 8) Govier, G.W. and Aziz, K. : *The Flow of complex Mixtures in Pipes*, Van Nostrand Reinhold Co., NY, pp.152, 1972.
- 9) 益山忠, 川島俊夫 : 非ニュートン流体の下限臨界レイノルズ数について, 日本機械学会論文集 (第2部), 43巻, 373号, pp.3320-3326, 1977年9月.
- 10) 赤川浩爾 : 気液二相流, コロナ社, pp.8-12, 1965.
- 11) 井上晃, 青木成文 : 管内二相流の圧力損失に関する基礎的研究 (第4報), 日本機械学会論文集 (第2部), 36巻, 288号, pp.1366-1373, 1970年8月.
- 12) 世古口彦彦, 佐藤泰生, 飯島崎侃 : 気水二相流体の非整定流動範囲に関する研究, 日本機械学会論文集 (第2部), 35巻, 279号, pp.2234-2242, 1969.
- 13) スラリー輸送研究会 : スラリー・カプセル輸送技術要覧, 開発問題研究所, pp.94-95, 1984
- 14) Govier, G.W. and Aziz, K. : *The Flow of complex Mixtures in Pipes*, Van Nostrand Reinhold Co., NY, pp.229, 1972.

(1999.9.1 受付)

TRANSPORT OF SOFT SEA BOTTOM MUD IN PORT USING COMPRESSED AIR

Yoshikuni OKAYAMA, Hideo KATO, Shigeaki ADACHI, Akira SASAKI,
Hiroya FUKUMOTO and Koji NAKAGAWA

Methods to transport dredged soft mud in high density using compressed air in port construction works has some merits as minimizing volume of soil disposal area required and has potential to reduce total cost of disposal of soft mud. However, it is urgently needed to establish suitable and rational design method of such transport system because presently the design is conducted based almost on the past experiences.

In this report, the authors proposed the method to predict the state of flow of soft mud with compressed air based upon fluidity characteristics of the mud to establish suitable design method. The predicted results were studied comparatively with the data of actual plants and verify the validity of the prediction method.