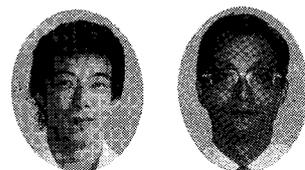


下水汚泥浮上濃縮実験結果

Experiments on Flotation Thickening of Waste Activated Sludge



(環)技術部 計画第1課
平井 孝 明
Takaaki Hirai
原田 元
Hajime Harada

Solid concentration of waste activated sludge (WAS) thickened in gravity thickeners is decreased inversely as the increase in organic contents in the WAS. In recent years, flotation thickening of WAS has been becoming popular to concentrate the sludge.

The subject of the study is to specify the mechanisms of flotation thickening by the fundamental experiments and to predict the possible limit concentration of floating sludge.

The test results shows the behavior of gas in the froth, including determination of physical properties of bubbles such as surface tension and sizes.

まえがき

浮上濃縮法は、懸濁物質の比重が1以下のものから、1以上のものでも固液分離ができる特長を有している。一般に浮上濃縮法の操作変数としては、気固比(A/S)、固形物負荷(L/S)などがあり、汚泥性状を示す指標としては、SVIが用いられている。しかし、これらの数値だけでは到達濃縮固形物(フロス)濃度の予測が困難で、設計値に対して大きく変動することがある。

本研究は、浮上濃縮法におけるフロス濃度の予測を正確に行えるようにし、また、フロス濃度を少しでも増加させるために、浮上濃縮機構の解明を含めて基礎的に検討を加えようとするものである。今回、気泡の挙動を中心に基礎実験を行い、シミュレーションを実施したので、結果を報告する。

1. 実験方法

1.1 下水処理水の表面張力の測定

下水処理場の最終沈殿池から、自動採水器で1時間間隔で、24時間採取した上澄水をじゅうぶん攪拌したのち、10分間静置し、Ring method 装置で表面張力を測定した。

測定は冬期と夏期に行った。

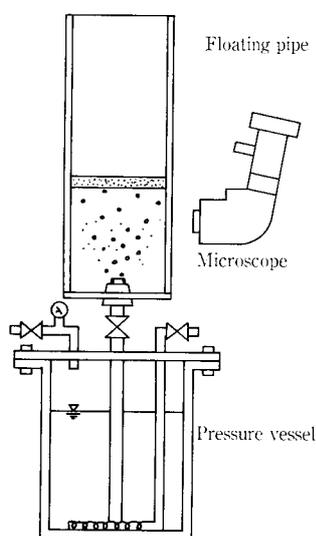
1.2 発生気泡径の測定

実験装置は、第1図に示すように、加圧容器の上部に、内寸10cm×10cm、高さ92cmのアクリル樹脂製角筒を取り付けたものである。試料を加圧容器に入れ、所定の圧力で加圧空気を5分間溶解させた後、角筒に加圧液を導入し、角筒内に発生する気泡の径を実態顕微鏡により測定した。

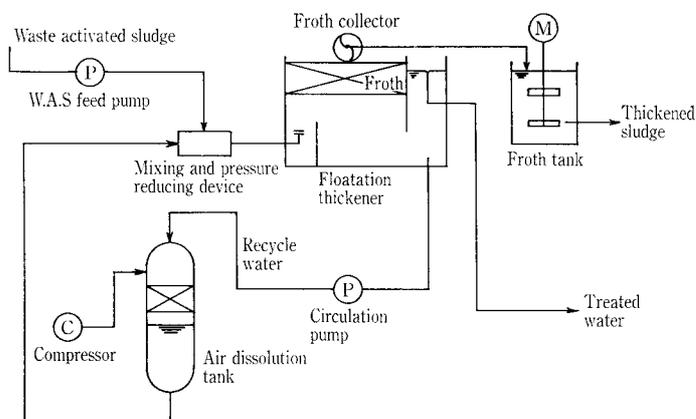
次に、第2図に示す実験装置(浮上面積1.51m²)を用い加圧力4kg/cm²、固形物負荷(L/S)100kg/m²、気固比(A/S)0.025の条件で連続運転を行い、定常状態に達した時点で内径8cm、長さ100cmの円筒状サンプリング器具を用いて鉛直方向のフロスをサンプリングし、10cm間隔で、存在する気泡の径を実態顕微鏡により測定した。

1.3 フロス層内気泡のガス組成の分析

第1図の加圧容器の吐き出し口に風船を取り付け、4kg/cm²に加圧した混合液を風船の中でフロスとして発生させ無効空気と分離水を取り去り、所定の時間放置した後、



第1図
実験装置
Fig. 1
Test device
(Flotation tester)



第2図 実験装置フロー
Fig. 2 Flow diagram of test plant

フロスの内の気体を採取し、ガスクロマトグラフィーによるガス組成分析を行った。実験はすべて20°Cの恒温室にて行った。

1.4 フロス内部の気体の体積変化の測定

第3図に示すテスターのフロス発生筒に越流管を取り付けた装置に、フロスを発生させた後、円筒を密閉し、越流管の水位により気体の体積を測定した。実験はすべて20°Cの恒温室にて行った。

1.5 フロスの鉛直方向の体積分率の算出

本実験においては、汚泥は水中で存在するため、湿潤状態における汚泥の体積を固体分の体積として算出した。ここでいう湿潤状態とは汚泥1360G(3000rpm)で20分間遠心分離機にかけ、沈積した汚泥の状態とする。

第1図の加圧容器に、気固比(A/S, 析出空気量kg/汚泥kg)0.025に設定した混合液を、圧力4kg/cm²で5分間静置した後、3本の円筒にフロスを形成させる。所定の時間静置した後、フロスを鉛直方向に1cmごとに採取し、湿潤状態の固体分の質量と体積を求める。次に各層の全質量から固体分の質量を差し引いたものを気体の体積として、各層の気・液・固相の体積分率を求めた。

2. 実験結果および考察

2.1 表面張力

下水処理場の処理水の表面張力の平均値は、冬期が59.6×10⁻³N/m(at 20°C)で処理水の密度は、1.0005t/m³であった。また夏期に行った測定では、表面張力の平均値は70.1×10⁻³N/m(at 20°C)で、処理水の密度は1.0002t/m³となり、蒸留水に近い結果が得られた。この原因としては次のようなことが考えられる。

- (1) 夏の方が使用水量が多くなるため、洗剤などの界面活性剤がうすめられている。
- (2) 夏場は、気温・水温が高いため、処理能力に優れ冬場より良好な上澄水を得ている。

微細気泡は表面張力により気泡の圧縮を受け、浮力に影響

を及ぼすため測定を行った。表面張力により発生する圧力(P_σ)は次式に示される。

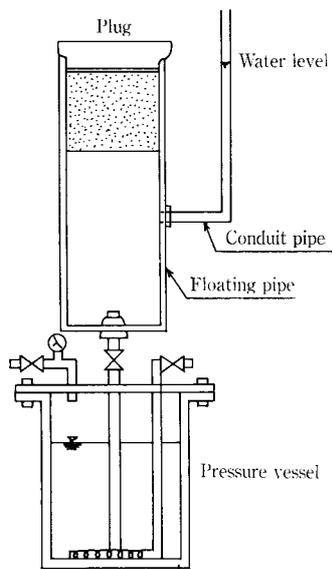
$$P_{\sigma} = \frac{2\sigma}{r}$$

ここに、σ：表面張力(夏場平均値70.1×10⁻³N/mとする)
r：気泡径

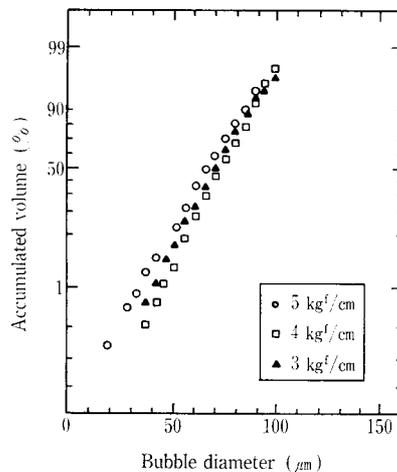
フロス層内に存在する気泡の累加体積分布より求まる体積平均径が約400μm(2.2参照)であったので、P_σは上式より3500dyn/cm²となる。これは大気圧980000dyn/cm²に比べ充分小さい。従って、表面張力が気泡の径に与える影響は、無視してよいと考えられる。

2.2 発生気泡

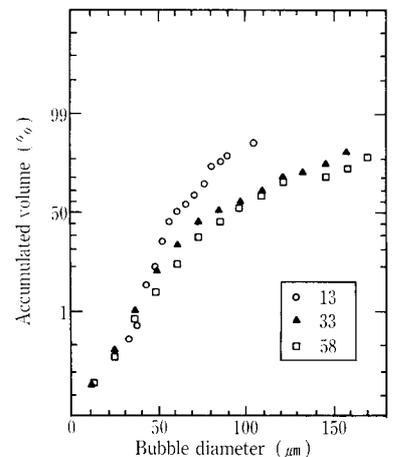
第1図のフローテーションテスターに、下水処理場の2次処理水のみを用いて、加圧力を3kg/cm²、4kg/cm²、5kg/cm²と変化させて、吐き出し口より上方33cmの所で測定した発生気泡の累加体積分布を第4図に示す。気泡の体積平均径は、それぞれ74.2μm, 71.2μm, 68.0μmであった。すなわち、加圧力を上げると、発生気泡の径が小さくなる傾向が認められた。次に、活性汚泥混合液を用い4kg/cm²の加圧力で汚泥フロックに付着している気泡の径を吐き出し口から13cm, 33cm, 58cmの位置で測定した結果を第5図に示す。汚泥が存在する場合には、吐き出し口より離れるにつれて径の大きな気泡が現われるが200μm以上の径の気泡は存在しない。一方その時形成されたフロス層内の気泡の径を、フロス層の下部より18~38mm, 38~58mm, 63~83mmの3カ所にて測定した結果を第6図に示す。その結果、フロス層内に存在する気泡は、体積平均径で、390μmとなり200μm以上の径の大きな気泡が存在する。また、フロス層内の気泡の分布状態はほとんど均一で変化が見られない。これらのことよりフロス層内の気泡はフロス層最下部において結合し、その後成長することがないと考えられる。



第3図 実験装置
Fig. 3 Test device



第4図 発生気泡累加体積
Fig. 4 Accumulated volume of generated bubbles



第5図 汚泥付着気泡累加体積
Fig. 5 Accumulated volume of bubbles adhered to sludge

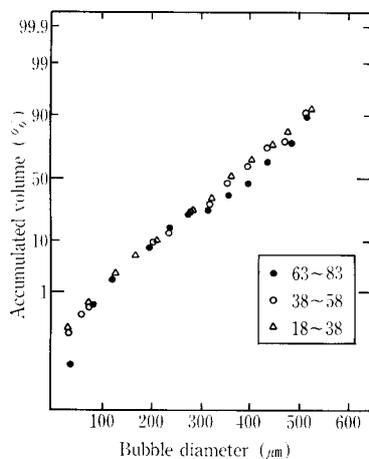
さらに第2図の実験装置の連続運転の定常状態におけるフロス層内の気泡の累加体積分布は、第7図のようになり、体積平均径は $410 \mu\text{m}$ であった。連続運転（定常状態）においてもフロス層内の気泡の形態は、第1図のテストターを用いて行った非定常実験とほとんど差異は認められない。定常状態において、気泡径が若干大きくなっているのは、フロスの掻き取りによる影響と考えられる。

これらの結果より気泡が汚泥に付着し、フロスを形成する状態をまとめると次のようになる。

- (1) 吐き出し口より発生した気泡は、体積平均径約 $70 \mu\text{m}$ で汚泥と付着する。
- (2) 汚泥と付着した気泡は、固液分離部を通過する間に若干増大する。（体積平均径で約 $100 \mu\text{m}$ ）
- (3) 固液分離部を通過した気泡は、フロス層最下部において増大し、体積平均径で $400 \mu\text{m}$ まで成長する。
- (4) 最下層を除くフロス層内では気泡の成長、合体はない。

2.3 フロス層内気泡のガス組成

フロス内部のガス組成の経時変化を第8図に示す。フロス内の酸素 (O_2) は4時間で完全に消費され無酸素状態となっている。析出空気量中に占める O_2 の割合は、 4 kg/cm^2 の圧力下での酸素 (O_2) と窒素 (N_2) の水に対する溶解量の違いにより計算値 33% (実測値は 24%) となる。つまり、浮上濃縮においては析出する空気量中、33% が O_2 であり、 O_2 が消費されることによりフロス内の空気量は、最大 33% 減少または変化する。



第6図
フロス内気泡累加体積分布
Fig. 6
Accumulated volume of bubbles in froth

O_2 が消費されると、炭酸ガス (CO_2) の発生が考えられるため、 CO_2 ガス濃度の経時変化を測定した。その結果を第9図に示す。第8、9図より O_2 の消費につれて CO_2 が発生していることがわかる。しかし、 CO_2 の濃度は最大でも 2~3% にすぎず、計算値の O_2 濃度 33% との間に大きな差が生じている。これは、 CO_2 ガスが水に溶け易いために、発生と同時に水中に溶け込むためと考えられる。

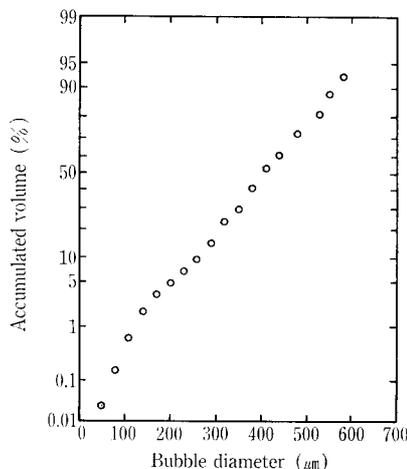
また、20時間を経過するとメタンガス (CH_4) が検出され、フロス層内が嫌気状態になっていることを示した。

2.4 フロス内部の気体の体積変化

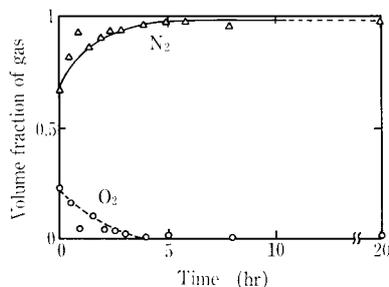
フロス内ガスの体積変化の一例を第10図に示す。フロス発生後2時間程度までは体積が減少しているが、これは、前述の実験結果より O_2 の消費によるものと考えられる。しかし、その後、体積は増加を示しており、 O_2 の消費と前後して他のガスが発生していることがわかる。ガス分析によると、 CO_2 ガスは発生するものの最大 2~3% 程度の濃度で、体積の増加に影響が出るほどではない。また、 CH_4 ガスも 20時間後までは検出されなかったため、気体の体積の増加の原因となっているのは、脱窒による窒素ガス (N_2) の発生によるものと考えられる。また、20時間後以降の体積の増加は、 CH_4 ガスの発生のためである。

2.3、2.4の結果をまとめると次のようになる。

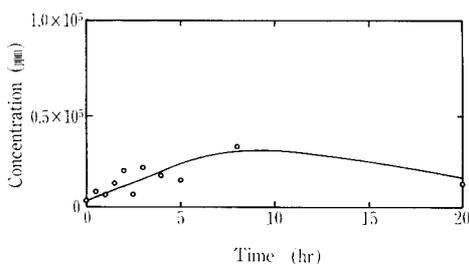
フロス層内においては、フロス形成後、約4時間で無酸素状態になり、気相の体積は約 2~3 割減少する。それと前後して、脱窒反応が起こり気相の体積は増加する。約 20 時間経過するとフロス層内は嫌気状態となり、 CH_4 ガス



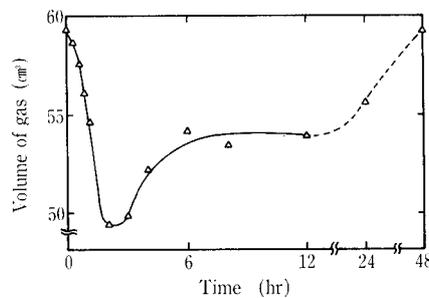
第7図
定常状態におけるフロス内気泡累加体積分布
Fig. 7
Accumulated volume of bubbles in froth (in continuous operation)



第8図
フロス内気泡のガス組成の経時変化
Fig. 8
Variation of volume fraction of gas in froth



第9図
 CO_2 濃度の経時変化
Fig. 9
Variation of CO_2 content



第10図
フロス内ガスの体積変化
Fig. 10
Variation of gas volume (in froth)

を発生して再び気相の体積が増加する。

気相の体積は、浮力に関係する因子であるため、気相の体積の変動は、フロスの浮力、ひいてはフロスの濃縮力に影響を与える。実装置の一般的運転状態（固形物負荷 $100 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{d}$ 、フロス厚 1 m 、フロス濃度 4% 、連続運転）においては、フロスの滞留時間は $8 \sim 9$ 時間あるため、脱窒反応までを考慮に入れる必要がある。つまり、汚泥の酸素消費速度や、汚泥中の全窒素量、および硝化・脱窒反応速度などを新たに因子として加える必要がある。

2.5 フロスの鉛直方向の体積分率

フロス形成後、1時間後、4時間後、8時間後のフロスの鉛直方向の体積分率の変化と A/S の変化を第11図に示す。1時間後に比べ4時間後、8時間後と時間の経過とともに気体分率は増加している。これは、前述のように、酸素の消費や、脱窒作用による N_2 ガスの発生が関係しているものと考えられる。フロス層下部を除くフロス層内では、固相の深さ方向の体積分率にあまり変化が見られないため、フロスの圧密は液体の減少によるところが大きく、垂直方向に一様に濃縮されている。

一方、操作因子として与えた設定 A/S は $0.025 \text{ kg} \cdot \text{Air} / \text{kg} \cdot \text{SS}$ であったのに対し、フロスに実際に付着している気泡量より求まる A/S は、ほとんどが低い値となっている。その原因としては、汚泥に付着しないまま系外に出てしまう無効空気や、気体の体積の減少などが考えられる。実装置において、無効空気はフロス層を乱す原因となり、また、装置の高効率化のためにも、無効空気の発生を少なくするノズルなどの開発が必要である。

また、浮上濃縮にあたっては、析出空気量より無効空気量を除いた有効 A/S を考える必要がある。

3. シミュレーションモデル

基礎的な実験事実を考慮に入れ、次の考え方に基づきシミュレーションを行った。

3.1 理論的考察

浮上濃縮においては汚泥粒子（固相）の水中重量、汚泥粒子間接触による有効応力、汚泥粒子に挟まれている気泡の変形分による有効応力、気泡による浮力、間隙水が汚泥に対して相対運動するとき汚泥粒子に作用する流体粘性

力、間隙水が気泡に対して相対運動するとき気泡に作用する流体粘性力、気泡が汚泥粒子に対して相対運動するとき作用する応力の和が0になっていると考える。この考えかたに基づいた連続式と運動方程式は、次の仮定のもとに導かれる。

仮定

- (1) 汚泥の性状は均一である。
- (2) 汚泥粒子および液体の圧縮は無視しえる。
- (3) 汚泥粒子の濃縮と液体の排出は、一軸的に行われる。
- (4) 各相の運動のレイノルズ数は、慣性を無視できるほど小さい。
- (5) 汚泥の各相間の相対速度は、汚泥全体の移動速度に影響されない。
- (6) フロス層表面まで、液体は毛管現象により引き上げられる。

連続式

$$\text{液相: } \frac{\partial \varepsilon_l}{\partial t} + \frac{\partial V_l}{\partial x} = 0$$

$$\text{固相: } \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} + \frac{\partial V_s}{\partial x} = 0$$

$$\text{気相: } \frac{\partial C_g}{\partial t} + \frac{\partial N_g}{\partial x} = f(x, t)$$

$$\varepsilon_g = C_g \frac{RT}{P_a + P_s}, \quad N_g = C_g V_g, \quad \varepsilon_l + \varepsilon_s + \varepsilon_g = 1$$

$$v_l = \varepsilon_l V_l \quad v_s = \varepsilon_s V_s \quad v_g = \varepsilon_g V_g$$

ここに、 ε : 体積分率

V : 体積速度（空塔速度）

v : 実速度

l, s, g : 添字で、それぞれ液・固・気相を表す。

C_g : 汚泥単位体積当りの気相分の質量

N_g : 単位水平面当りの気相の質量速度

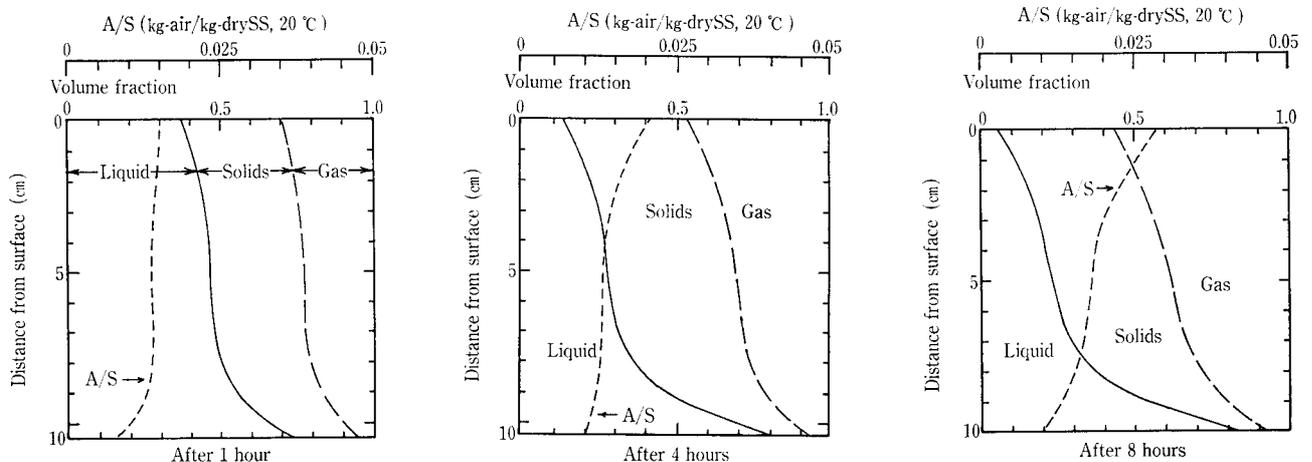
$f(x, t)$: 汚泥単位体積当りのガス発生速度

R : 気体定数

T : 絶対温度

P_a : 水圧

P_s : 表面張力による気泡内圧力



第11図 フロスの体積分率及び A/S の鉛直分布の経時変化

Fig. 11 Variation of volume fraction and A/S

x : 座標軸 (鉛直上向正)
 t : 時間

である。

運動方程式

$$\text{全体: } \frac{\partial}{\partial x} (P_1 + P_s + P_g) + \{\varepsilon_s(P_s - P_1) + \varepsilon_g(P_g - P_1)\} g = 0$$

$$\text{液相: } \frac{P_1}{\partial x} + K \left\{ 1 - \frac{\mu}{\delta \varepsilon_g / (\varepsilon_s + \varepsilon_g)} \right\} \left\{ \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_1 - \frac{\varepsilon_1 V_s}{\varepsilon_s} \right) + \frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_1 - \frac{\varepsilon_1 V_g}{\varepsilon_g} \right) \right\} = 0$$

$$\text{固相: } \frac{\partial P_s}{\partial x} - K \left\{ 1 - \frac{\mu}{\delta \varepsilon_g / (\varepsilon_s + \varepsilon_g)} \right\} \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_1 - \frac{\varepsilon_1 V_s}{\varepsilon_s} \right) - G(\varepsilon_s) \left(V_g - \frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_s} V_s \right) + \beta \varepsilon_s (P_s - P_1) g + (1 - \gamma) \varepsilon_g (P_g - P_1) g = 0$$

$$\text{気相: } \frac{\partial P_g}{\partial x} - K \left\{ 1 - \frac{\mu}{\delta \varepsilon_g / (\varepsilon_s + \varepsilon_g)} \right\} \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_1 - \frac{\varepsilon_1 V_g}{\varepsilon_g} \right) + G(\varepsilon_s) \left(V_g - \frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_s} V_s \right) + (1 - \beta) \varepsilon_s (P_s - P_1) g + \gamma \varepsilon_g (P_g - P_1) g = 0$$

- ここに、 P_1 : 過剰間隙水圧
 P_s : 有効応力
 P_g : 気相が伝達する有効応力
 μ : 液相の分子粘性係数
 K : 透水係数 ($K = K(\varepsilon_1)$)
 $G(\varepsilon_s)$: 気・固相間の相対速度を応力に変換する関数
 δ : 気相の存在に上る透水係数の変化分を示す係数
 $\beta \cdot \gamma$: 固相の水中重量と気相の浮力の固相あるいは液相における負担比率を示す係数

である。

3. 2 実際例への適用

実際例への適用をするにあたって、次のように仮定する。

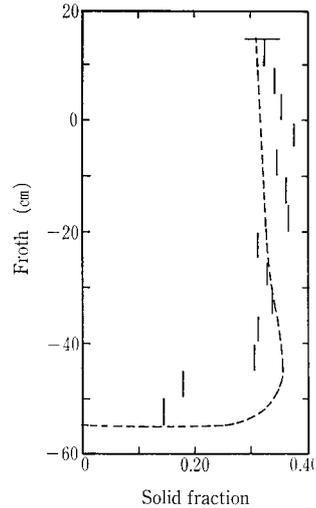
- (1) 現象は定常である。
- (2) 固・気相間の相対速度は無視できるほど小さい。
- (3) 汚泥内におけるガス発生は無視できるほど小さい。
- (4) 気泡表面の粘性抵抗は気泡が充分小さいので固体壁についてのものと同一である。

上記の仮定のもとに、連続式と運動方程式より、次式が導かれる。

$$\frac{d\varepsilon_s}{dx} = \frac{d\varepsilon_s}{dP_s} \left\{ \frac{\mu}{K} \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left\{ q_0 + \frac{P_{sd} V_s}{\alpha} \left[\frac{A}{S} \right] \frac{RT P_1 g x}{P_{a0} + P_{\sigma 0}} - \frac{V_s}{\varepsilon_s} \right\} - \left\{ \beta (P_s - P_1) + (1 - \gamma) \frac{P_{sd}}{\alpha} \left[\frac{A}{S} \right] \right\} \frac{RT}{P_{a0} + P_{\sigma 0}} \left(1 + \frac{P_1 g x}{P_{a0} + P_{\sigma 0}} \right) (P_g - P_1) \right\} \varepsilon_g g$$

ここに、 q : 体積流速 ($x=0$)

$\left[\frac{A}{S} \right]$: 有効気固比



第12図
 汚泥固体分率の鉛直分布
 Fig. 12
 Vertical variation of solid fraction

- P_{sd} : 汚泥固相乾燥密度
 α : 汚泥の湿潤体積と乾燥体積の比
 P_{a0} : 大気圧
 $P_{\sigma 0}$: 大気圧下での表面張力による圧力

である。

上式を、数値積分にて解くことにより、鉛直方向の固体分率の分布を求めた1例を第12図に破線(---)で示す。同図中の実線(—)は実測値である。実測結果では固体分率がほぼ一定となるのに15 cmほど要しているのに、計算ではわずか5 cmしか要していない。またフロス層上部では、実測結果の方が計算値に比べ固体分率が大きくなっている。これは仮定において、汚泥内におけるガスの発生を無視したこと、透水係数(K)および有効応力負担率(β, γ)の与え方、または実測サンプル採取時に不攪乱採取になっていない可能性があることなどの理由によるものである。

汚泥のガス発生速度は、汚泥の性状(活性度)にかかわる因子であり、今後、汚泥の挙動についても検討を加えていく必要がある。

むすび

浮上濃縮機構の原理の解明にまでは致らなかったが、表面張力、発生気泡径、フロス層内の気体の挙動、フロス層の体積分率などについての知見を得ることができた。

今後、さらに実験的な検討を加え、浮上濃縮機構の原理解明さらに実装置の改良と研究を進めていくつもりである。

最後に、本研究を行うにあたり、ご指導いただいた九州大学教授の楠田哲也博士と同大学水工土木研究室の方々に感謝の意を表す。

【参考文献】

- 1) 楠田哲也, 平井孝明: 浮上濃縮機構に関する基礎的研究、第25回下水道研究発表会講演概要集 pp. 442~444, 1988。
- 2) 楠田哲也, 古賀誠司, 平井孝明: 浮上濃縮機構に関する基礎的研究(Ⅱ)、第26回下水道研究発表会講演概要集, pp. 526~528, 1989。