

下水汚泥の浮上濃縮の予測と改善手法に関する研究

PREDICTION AND IMPROVEMENT OF CONCENTRATION OF ACTIVATED SLUDGE IN FLOTATION



(環)技術部計画第2課
平井孝明
Takaaki Hirai

浮上濃縮機構のシミュレーションモデルを構築し、そのモデルを用いて実験的に求め難い各因子が濃縮汚泥濃度に与える影響について検討を行ない、濃縮メカニズムの解明を試みた。その結果、フロスは気固比、固形物負荷およびSVIに強く影響を受け、有効応力や透水係数等その他因子による影響は少ないこと、実機では掻取機による攪乱作用によりフロス濃度が低下すること、浮上濃縮過程は圧密過程と云うよりむしろ気泡の挙動過程であると云えること、等が明らかになった。

Based on theoretical consideration, a simulation model of flotation of waste activated sludge is presented. Using this simulation model, effects of influential factors on froth concentration, which have been hardly investigated by experiments, are discussed and optimum conditions in designing and operating for current flotation plants are indicated. Results of this simulation show that the concentration of froth is influenced tremendously by Solid-loading rate, Air-Solid ratio, and SVI but little by the coefficient of permeability, the effective pressure, the transmission proportion of effective pressure, the thickness of froth and hydraulic pressure in the froth. Comparison of results of the calculation with those of the experiments indicates that the solid concentration decreases by the affection of devices such as collecting device and is influenced stronger by the change of gas fraction than of the effective pressure because thickening of the solids finishes almost in the lower layer of the froth.

Key Words :

浮上濃縮	flotation (thickening)
余剰汚泥	activated sludge
シミュレーションモデル	simulation model
フロス濃度	solid concentration

まえがき

近年、汚泥の有機物含有率等の増加に伴い重力濃縮過程における濃縮効率の低下が問題となり、機械濃縮法が採用されている。その中でも浮上濃縮法は、他の処理法に比べ比重が1ないし1より小さい懸濁物質でも除去できる特長を有しているため、余剰汚

泥のような難濃縮汚泥の濃縮に多用されている。

浮上濃縮法は汚泥に気泡を付着させて見掛け比重を液相のものよりも小さくすることにより分離濃縮する方法で、汚泥性状、操作因子、気・固・液三相間の相対運動などが複雑に関与する物理・生物・化学過程である。現在までに、それらに関する研究も

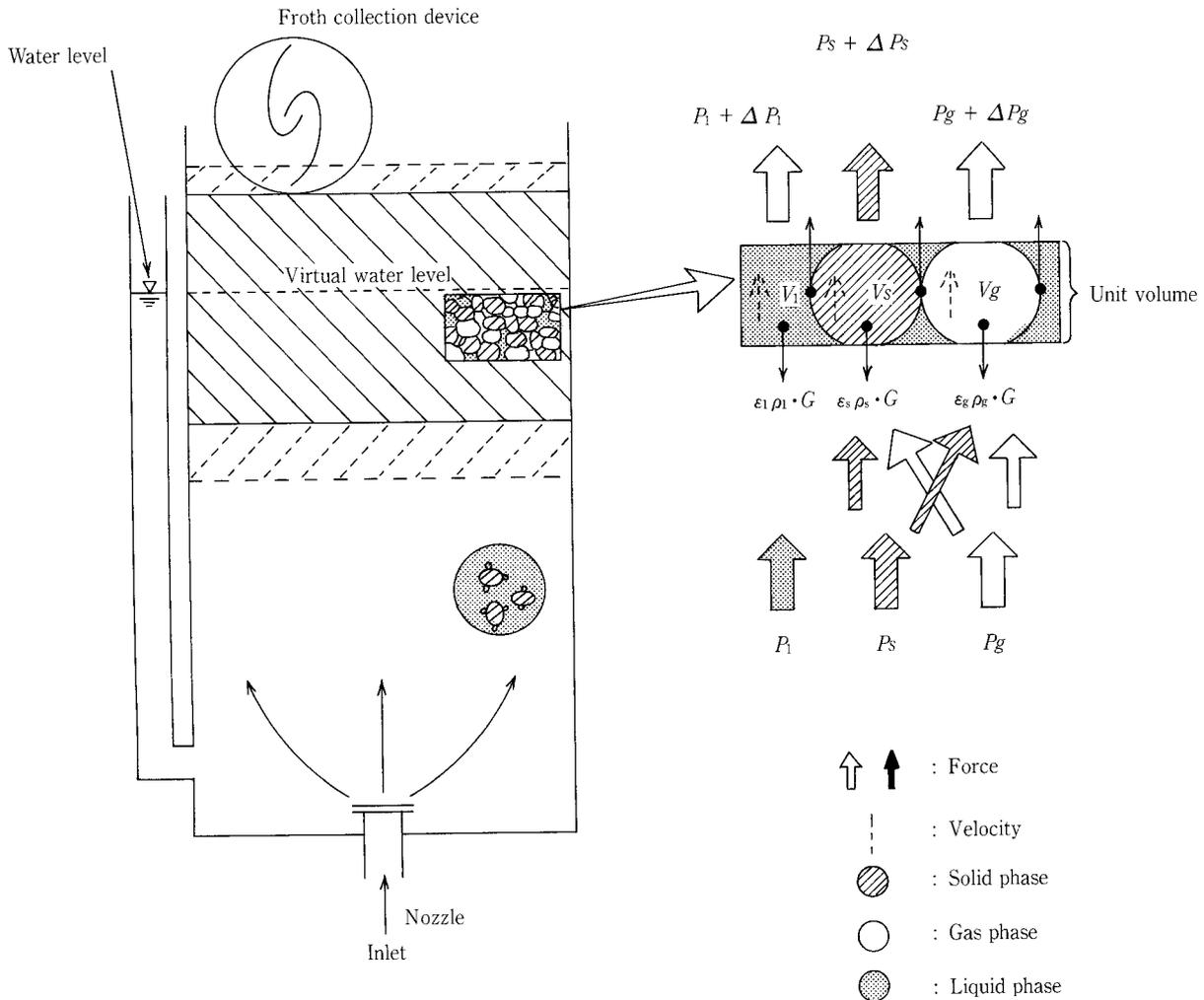
数多くなされているが、これら研究の大部分は実験的なもので、操作因子である気固比や固形物負荷等いくつかの操作変数と分離濃縮効果の関係を議論する程度に限られており、浮上分離濃縮機構の解明が十分になされているとは云えない。

本論文は、加圧浮上分離濃縮機構の解明の一環として、浮上濃縮過程のモデルを構築し、このモデルを用いてシミュレーションを行う際に必要な条件および濃縮機構に関する基礎関係式や実験式を提示し、また、実際にシミュレーションを用いて実験的に求め難い各因子毎の浮上濃縮効果に与える影響および実装置との差異について検討し、浮上濃縮分離装置の改善に貢献することを目的とする。

1. 浮上濃縮機構のモデル化

浮上濃縮機構は、第1図に示すように原理的には

固相（湿潤状態での汚泥）、気相（気泡）、液相（水）の三相から構成される混合流体の運動であるためこの系において、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、気相による浮力、間隙水が圧密により下方に流れる際に固相に対して作用する流体粘性力、間隙水が気相に対して相対運動するときに気相に作用する応力、およびフロス層内の気泡径がある程度以上となると気泡も有効応力を伝達しようとした報告¹⁾に基づいた汚泥粒子に挟まれている気泡の変形分による有効応力の代替的伝達分の力が作用し、これらの応力の総力が釣り合っていると考える。厳密には、上述の諸力のほかに気・固・液相間の運動による慣性力も存在しているが、各相のレイノルズ数は1より十分小さく慣性項を無視できるため、無視するものとする。



第1図 浮上濃縮の模式図
Fig. 1 Concept of flotation thickening

また、仮定として

- 1) 汚泥性状は均一である。
- 2) 汚泥粒子および液体の圧縮は無視できる。
- 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。

をもとに連続式および運動方程式よりモデル式を導く。

連続式

$$\text{液相: } \frac{\partial \varepsilon_l}{\partial t} + \frac{\partial V_l}{\partial x} = 0 \quad (1)$$

$$\text{固相: } \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} + \frac{\partial V_s}{\partial x} = 0 \quad (2)$$

$$\text{気相: } \frac{\partial C_g}{\partial t} + \frac{\partial N_g}{\partial x} = f(x, t) \quad (3)$$

$$\varepsilon_g = C_g \frac{RT}{P_a + P_o} \quad (4)$$

$$N_g = C_g v_g \quad (5)$$

$$V_l = \varepsilon_l v_l \quad (6)$$

$$V_s = \varepsilon_s v_s \quad (7)$$

$$V_g = \varepsilon_g v_g \quad (8)$$

$$\varepsilon_s + \varepsilon_l + \varepsilon_g = 1 \quad (9)$$

ここに、

- ε : 体積分率
- V : 体積速度
- v : 実速度
- l, s, g : 添字で、それぞれ液、固、気相を示す。
- 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_o : 表面張力による気泡内圧力

x : 座標軸 (鉛直上向き)

t : 時間

である。

運動方程式

$$\text{全体: } \frac{\partial}{\partial x} (P_l + P_s + P_g) + \{ \varepsilon_s (\rho_{sw} - \rho_l) + \varepsilon_g (\rho_g - \rho_l) \} g = 0 \quad (10)$$

$$\text{液相: } \frac{\partial P_l}{\partial x} - \frac{\mu}{K} \left\{ \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_l - \frac{\varepsilon_l V_s}{\varepsilon_s} \right) + \frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_l - \frac{\varepsilon_l V_g}{\varepsilon_g} \right) \right\} = 0 \quad (11)$$

$$\text{固相: } \frac{\partial P_s}{\partial x} - \frac{\mu}{K} \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_g} \left(V_l - \frac{\varepsilon_l V_s}{\varepsilon_s} \right) - G(\varepsilon_s) \left(V_g - \frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_s} V_s \right) + \beta \varepsilon_s (\rho_{sw} - \rho_l) g + (1 - \gamma) \varepsilon_g (\rho_g - \rho_l) g = 0 \quad (12)$$

ここに、

P_l : 過剰間隙水圧

P_s : 有効応力

P_g : 気相が伝達する応力

ρ_{sw} : 固相湿潤密度

ρ_l : 液相の密度

ρ_g : 気相の密度

μ : 液相の分子粘性係数

K : 透水係数

$G(\varepsilon_s)$: 気、固相間の相対速度を応力変換する関数

β, γ : 有効応力の固相および気相の負担比率を示す係数

である。

また、気相の運動方程式は、全体の式より固相及び液相分を差し引いたものとなる。

次に仮定として、

- 7) 固、気相間の相対速度は無視できるほど小さい。
 - 8) 気泡表面の粘性抵抗は気泡が十分小さいので固体壁についてのもと同である。
- とし、非定常流の考え方を適用する。

式(3)に式(4)および式(5)を代入した式と、式(1)、(2)との和をとり、式(9)を適用した式を、数値計算の便宜のため固相分の質量を基準とした座標 (w, t) に変換し、仮定7)および時間による水圧の変化割

合は、汚泥によるガス発生速度に比べ無視できる程小さいという事実、およびガス発生速度はある特定の汚泥塊では、フロス下端に付着した後（フロス形成後）の経過時間 t のみの関数として扱ってよいことなどを考慮し、非定常モデルの基礎式 (13), (14) が導かれる。

$$V_s = \varepsilon_s \int_0^w \frac{1}{\varepsilon_s \rho_{sw}} \frac{RT}{P_a + P_g} g(t') dw - \frac{K}{\mu} (\varepsilon_s + \varepsilon_g) \left[\varepsilon_s \rho_{sw} \frac{\partial P_s}{\partial w} + \beta \varepsilon_s (\rho_{sw} - \rho_l) g \right] + (1 - \gamma) \varepsilon_g (\rho_g - \rho_l) g \quad (13)$$

$$\frac{1}{\rho_{sw}} \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} + \varepsilon_s^2 \frac{\partial}{\partial w} \left(\frac{V_s}{\varepsilon_s} \right) = 0 \quad (14)$$

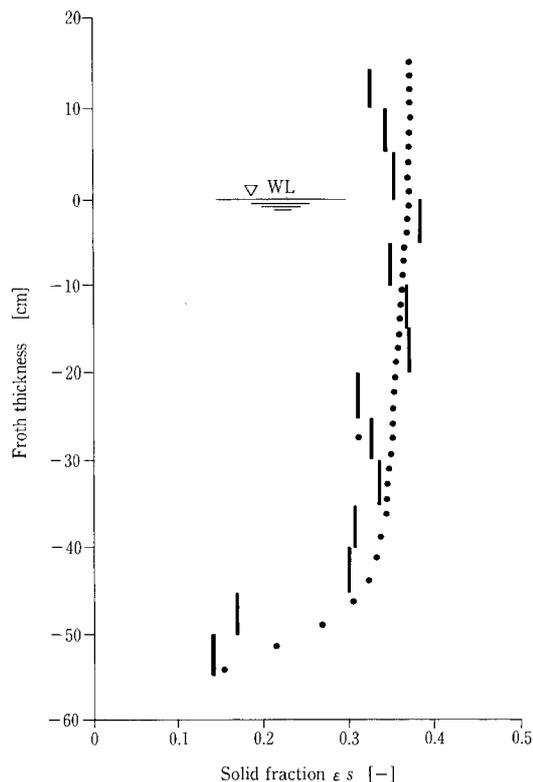
また、数値計算に際しては、楠田ら²⁾の表現方法と同様に、固相に作用する有効応力は固相分率そのものが有効応力に及ぼす影響の方が、固液相間の相対速度等による影響分よりはるかに大きいことより、

$$\frac{\partial P_s}{\partial w} = \frac{dP_s}{d\varepsilon_s} \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial w} \quad (15)$$

と表し、式 (15) を用いて、モデル式を差分化し数値シミュレーションを行う³⁾。

2. シミュレーションの結果および考察

モデルのシミュレーション結果の一例を第2図に示す。図中のプロットは搔取りを連続的に行うとして境界条件を定め、定常状態に達したときの固相（湿潤汚泥）分率の鉛直分布を示したものであり、縦軸の0点は水面（仮想水面）位置を、横軸は固相分率を示す。計算に用いた値は、パイロットプラントによる実測値⁴⁾（第1表, Run）を使用し、図中の実線はその実験における実測値を示す。固相分率は下端より鉛直上方に向かうにしたがい増加するが、フロス層下部の約10 cmは変形が大きく構成則が異なっている。これは、汚泥にはある程度塑弾性的性質があるため、汚泥がフロス下端に着き互いに接触し始めても汚泥の変形が大きく力学的に一義的な関数となるまでにある程度の時間を要するためと考えられる。計算結果と実験結果を比較すると、実測値の方に多少のばらつきがあるが、全般的によく合っており、本モデルは現象をよく再現しうることが解る。図中、計算結果では上方に向かうにしたがい徐々



第2図 固相分率のフロス鉛直分析
Fig. 2 Vertical distribution of solid fraction

に圧密が進行し、固相分率が増加しているのに対し、実測値ではフロス層上部において固相分率が低下している。固相分率の低下は、ここで仮定した条件下では物理的に生じえないことから別の外的要因が作用したものと考えられる。この外的要因として、フロスの搔取り以外には考えられず、本パイロットプラントにおけるフロスの搔取りは固相分率を低下させることが解る。この固相分率の低下は、最終的には液相分率の増加につながり、ひいてはフロス濃度の低下となる。浮上濃縮設備においては、フロスの搔取りは最終過程であり、最終過程での濃度低下は設備全体の性能に影響を与える。したがって、搔取り時にフロス層の攪乱による間隙水の上方への移動をいかに低めるかが、今後の実装置の設計上の課題となる。

3. 濃縮に係わる因子の検討

浮上濃縮機構は多数の因子が複雑に関与しているため、ある特定の因子のみが、濃縮汚泥濃度に与える影響を実験的に求めることは非常に困難である。本報では浮上濃縮に作用する因子として、操作因子 ($A/S, L_s$)、汚泥性状に係る因子〔汚泥性状に起因する因子 ($K, P_s, \beta, \gamma, g(t')$) および汚泥固有の性状を示す因子 ($\rho_{sw}, \rho_{sd}, \alpha$)〕、フロス厚および水

圧について、第1表の基本数値欄に示す数値を基準値とし、ある因子のみを変動させたときの濃縮乾燥汚泥濃度（以下フロス濃度） C_s に与える影響について検討する。

3. 1 操作因子 (A/S , L_s)

実装置で用いられる A/S は通常、設備運転の設定値としての A/S が用いられ、実際にフロス内に実存する A/S とは区別する必要がある。ここでは

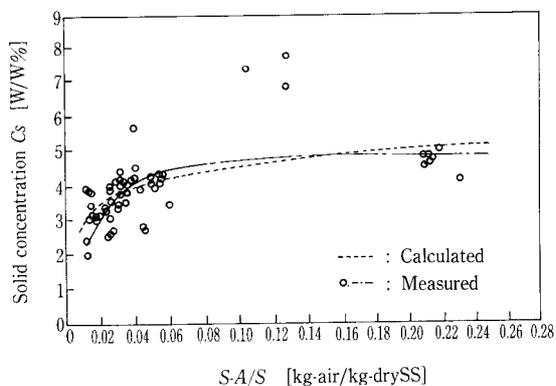
設定条件としての A/S を $S-A/S$ 、フロス内に実存する A/S を $R-A/S$ として扱うものとする。この $S-A/S$ と $R-A/S$ の関係は装置の構造等に左右されるものと考えられるが、ここでは、パイロットプラント実験⁴⁾による実験式

$$R-A/S = 3.93 (S-A/S)^{-0.32} \quad (16)$$

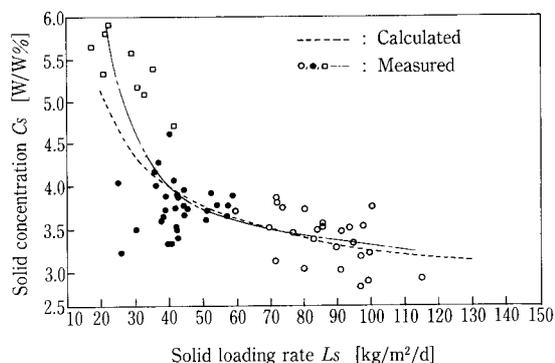
第1表 実験結果及び計算基本数値

Table 1 Conditions and standard values for calculation

Symbol	item	unit	Values	
			Run	standard for calculation
μ	Viscosity	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$	0.001	
R	gas constant	$\text{J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{kg}^{-1}$	286.8	
g	gravitational acceleration	$\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$	9.8	
P_{ao}	atmospheric pressure	$\text{N} \cdot \text{m}^{-2}$	101 300	
$P_{\sigma\sigma}$	surface tension	$\text{N} \cdot \text{m}$	720	
ρ_l	density of liquid phase	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 000	
ρ_g	density of gas phase	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1.29	
$g(t')$	as production rate	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$	when $t' < T_a$, $g(t') = 0.13/T_a$ $t' \geq T_a$, $g(t') = 0$	
T_a	O_2 depletion time	sec	10 800 (3 hr)	
T_f	froth collecting interval	sec	600 (10min)	
$\beta(\gamma)$	transmission ratio of effective pressure	—	$\beta = \varepsilon_s / (\varepsilon_s + \varepsilon_g)$ $\gamma = \varepsilon_g / (\varepsilon_s + \varepsilon_g)$	
K	coefficient of permeability	m^2	$1.84 \times 10^{11} [\varepsilon_s (1 - \varepsilon_l)^{-2}]^{0.927}$	
P_s	effective pressure	Pa	$2.57 \times 10^3 (1 - \varepsilon_l - 0.165)^{2.97}$	
L_s	solid loading rate	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$	139.6	100
$S-A/S$	air-solid ratio (setting value)	$\text{kg Air} \cdot \text{kg SS}^{-1}$	0.0279	0.02
$R-A/S$	air-solid ratio (real value)	$\text{kg Air} \cdot \text{kg SS}^{-1}$	0.0141	$3.93(S-A/S)^{0.32}$
T	temperature	$^{\circ}\text{K}$	298	293
ρ_{sw}	wet solid density	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 667	1 667
ρ_{sd}	dry solid density	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 030	1 030
α	volumetric ratio of wet and dry solid	(—)	21.75	21.75



第3図 気固比とフロス濃度との関係
Fig. 3 Relationship between $S-A/S$ and C_s



第4図 固形物負荷とフロス濃度との関係
Fig. 4 Relationship between L_s and C_s

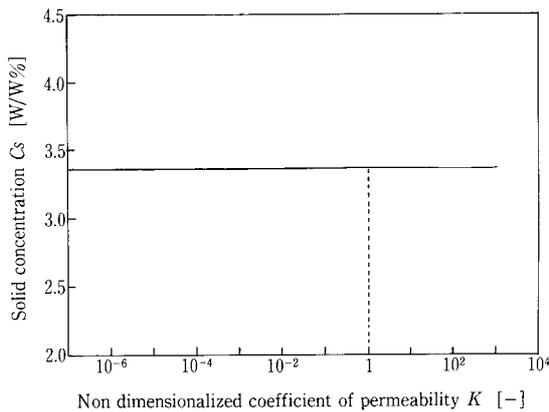
を用い計算を行うものとする。

第3, 4図はそれぞれ $S-A/S$ および固形物負荷 L_s を変化させた場合の C_s の変化を示したものである。図中の点線 (.....) は計算結果, $\circ \bullet$ 点および一点鎖線 (---) は, 実測値⁵⁾⁶⁾を引用したものである。

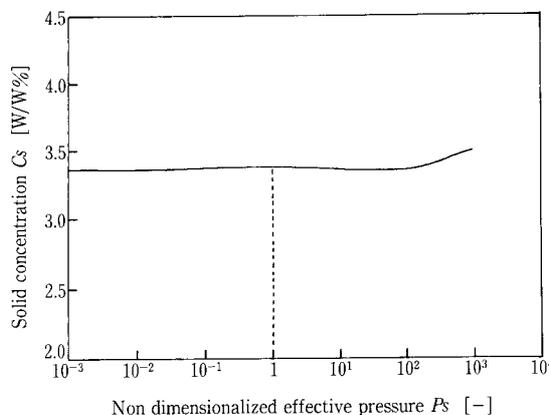
第3図より, $S-A/S$ 値が比較的小さい (0.04以下) ところでは, 実測値および計算値とも, $S-A/S$ 値が大きくなるにしたがいフロス濃度 C_s も増加している。これは, 気泡量の増加による浮力の増加および気相分率の増加による液相分率の低下が主因である。ただし, $S-A/S$ 値が0.04を超えると, C_s はほぼ横這いとなっている。これは, フロス層内にある程度以上気泡量が増加すると気泡の抜けが発生しているためと考えられる。つまりフロス層内にある程度気泡量が増加すると, 気泡間の距離が短くなり, 系の表面自由エネルギーの減少つまり安定状態への移行が進み易くなり, その結果, 気泡は合体を繰り返

返し, 気泡がある径以上となると気泡の浮力が, 気-固間の界面張力を越え, 気泡の抜けが起こるものと考えられる。気泡の抜けがないとした場合には, フロス層は最終的には, 固相と気相とのみにて構成され, その時のフロス濃度は7.43% (基本数値で算出) となる。これらのことより, フロス層内に保持される A/S の値には限界があり, その限界点はフロス掻取りおよび気, 液, 固相間の界面張力に左右され, フロス到達濃度は, 最高値 (理論値) に比べかなり小さくなる。このことは, $S-A/S$ 値がある値を超えるとフロス濃度はほとんど変化しなくなるという野中⁷⁾および Krofta と Wang⁸⁾らの研究結果とも一致する。また, 空気量 ($S-A/S$) を必要以上に増加させた場合, 液面下の濃度は低くなる傾向になるとした東京都の調査結果⁹⁾は, このフロス層よりの気泡の抜けによる攪乱が原因であると考えられる。

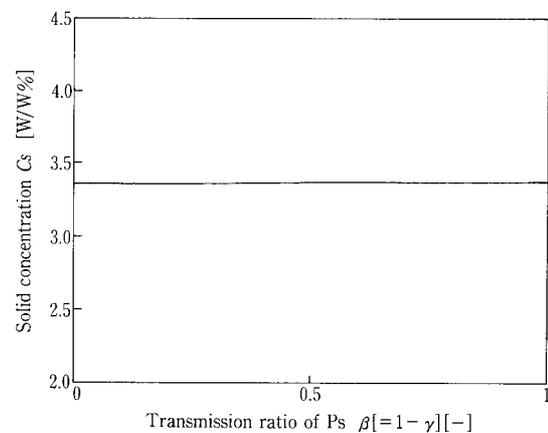
L_s の変化 (第4図) では, 計算値, 実測値とも L_s 値の増加にともないフロス濃度 C_s は低下する。 L_s 値に対する C_s の変化割合は, 計算値, 実測値とも40~60 kg/m²/d を境として, L_s 値が小さい程大きく, L_s 値が大きい程小さくなっている。このことは, L_s 値が大きい程, 供給汚泥濃度の変動等による負荷変動に対し, 濃縮への影響が少ないことを意味している。実プラント設備においては, 浮上濃縮設備は汚泥処理系の前処理的な役割を担うため, 濃度の変動は発生汚泥量の変動をきたし, 後段設備に多大な影響を与える可能性がある。したがって, 汚泥処理設備全体として見た場合ある程度濃度を犠牲にして L_s を大きめの値 (60 kg/m²/d 以上) にて, 設備を稼働させる方がよいと考えられる。



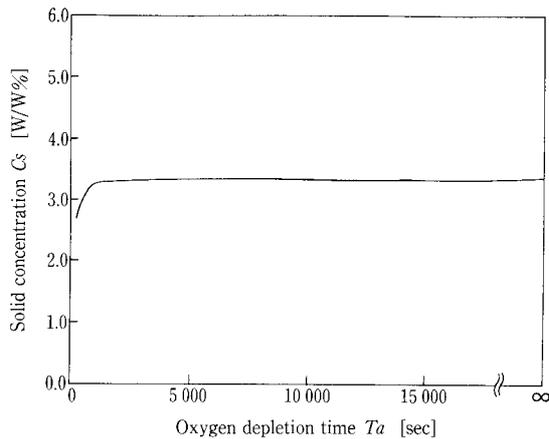
第5図 透水係数とフロス濃度との関係
Fig. 5 Relationship between K and C_s



第6図 有効応力とフロス濃度との関係
Fig. 6 Relationship between P_s and C_s



第7図 応力伝達率とフロス濃度との関係
Fig. 7 Relationship between $\beta (= 1 - \gamma)$ and C_s

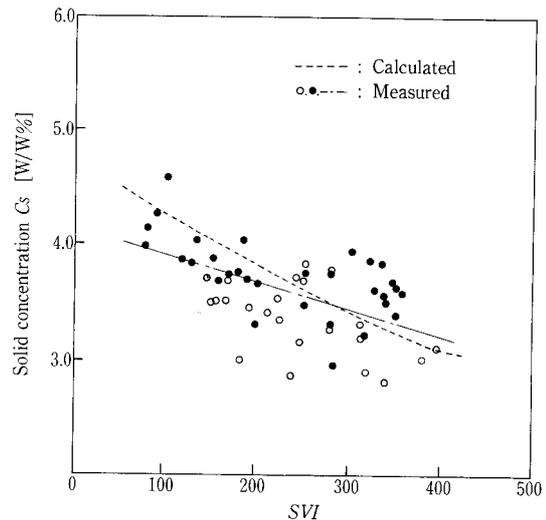


第8図 酸素消費速度とフロス濃度との関係
Fig. 8 Relationship between T_a and C_s

3. 2 汚泥性状に係る因子 ($K, P_s, \beta, \gamma, g(t')$)

第5, 6, 7図は, 汚泥性状に係る因子が変化した場合にフロス濃度 C_s に与える影響を示したもので, それぞれ透水係数 K , 有効応力 P_s , 有効応力の負担比率 $\beta \cdot \gamma$ と C_s の関係を示す。なお, 第5, 6図の横軸は, 実験で求めた値³⁾を基準値として無次元化したもので基準値からの倍率を示す。これらの結果より, 透水係数, 有効応力, 負担比率が変化してもフロス濃度はほとんど変化しない。これは, ある程度汚泥粒子が圧密されると有効応力等の変動に対する圧密の感度が低下することによるものと考えられる。つまり, フロス層の下部を除きある程度フロス層の骨格が形成された状態では, 既に圧密はほぼ限外近くまで完了してしまっており, 水の透水性や圧密力が変動しても濃縮度合つまりフロス濃度にはほとんど影響をあたえないものと考えられる。

第8図は, フロス層のガス発生(酸素消費)速度 $g(t')$ が変化した場合におけるフロス濃度の変化を示したもので, 横軸は酸素が消費されて気相の変化がなくなる(酸素消費)により, 13%気相体積が減少する¹⁰⁾までの時間 T_a を示す。また $T_a = \infty$ は酸素消費がない場合, つまり, フロス層内で気泡の変化がないとした場合の計算結果を示す。酸素消費速度が速い (T_a が小さい) 場合は, フロス濃度は少し低下する。これは, T_a が比較的小さい値 ($T_a < 1000$ sec) の場合は, フロス下端についた汚泥がフロスの骨格の構成則を形成するまでに酸素を消費してしまい, 実質上 A/S の低下となるためであると考えられる。しかし, T_a が1000 sec 以上では, フロス濃度はほとんど変化しない。したがって, フロス骨格が形成されるまでのガス発生(酸素消費)速度は, フロス濃度に影響を与えるが, 一旦骨格が形



第9図 SVIとフロス濃度との関係
Fig. 9 Relationship between SVI and C_s

成されてしまうと, ガス発生速度による影響は無視できる程小さいものとなる。

3. 3 汚泥固有の性状を示す因子 ($\rho_{sw}, \rho_{sd}, \alpha$)

汚泥固有の性状を表す指標としては, 湿潤汚泥密度 ρ_{sw} , 乾燥汚泥密度 ρ_{sd} , および湿潤汚泥体積/乾燥汚泥体積 α があり, これらの因子の間には次の関係がある。

$$\rho_l + \frac{\rho_{sd}}{\alpha} = \rho_{sw} + \frac{\rho_l}{\alpha} \quad (17)$$

上式において, 液相の密度を一定とすると, 汚泥固有の性状は2つの因子により定まる。また, 汚泥固有の性状を表す因子は, 一般に SVI との相関⁴⁾が指摘されている。

$$\rho_{sw} = 1037.4 - 0.0231 (\text{SVI}) \quad r = 0.999 \quad (18)$$

$$\alpha = 16.51 + 0.0152 (\text{SVI}) \quad r = 0.974 \quad (19)$$

ここでは, 上述の関係を用い SVI とフロス濃度 C_s の関係について検討する。

第9図は, SVI とフロス濃度 C_s の関係を示したもので, 図中点線 (.....) は上記実験式を代入した場合の計算結果を示し, 一点鎖線 (---) および \circ, \bullet 点は引用した実測値⁶⁾を示す。SVI が小さくなるほどフロス濃度が増加する。これより沈降性の良い汚泥は, 浮上性もよい¹¹⁾¹²⁾ことが分かる。また, 実測値, 計算値ともほぼ同様の軌跡を示していることより, $\alpha, \rho_{sw}, \rho_{sd}$ は SVI にて代表されうるものと考えられる。ただし, 実測値 (\circ, \bullet) のばらつ

きには、 A/S または L_s の変動に起因するものも含まれると考えられるが、汚泥性状に起因するものも含まれると考えられるため、詳細な検討が必要である。

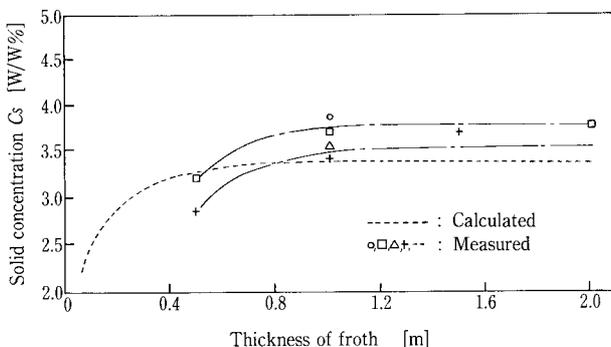
3.4 フロス厚

フロスの厚さは、固相の圧密時間と考えることができ、仮想水面位置より掻取り面までの間隔 H_s を変化させることにより、フロスの厚さを調節できる。

第10図は、掻取り位置を変化させて計算を行ったフロスの厚みとフロスの濃度の関係および実測データ¹³⁾を示したもので、点線は基本数値による計算値、一点鎖線は実測値を示す。計算値では、フロスの厚が10 cm ぐらいまでは、フロスの濃度は急激に増加し、その後40 cm ぐらいまでは、厚みの増加と共に徐々に増加するが、40 cm 以上となるとほぼ横這いとなる。フロスの厚を圧密時間に換算すると、汚泥はフロス層下端に付いた後、約30~40分で急激に濃縮が進み、その後2.5時間程度までで圧密が完了するということになる。これは、野中⁷⁾、Vrablik¹⁴⁾の報告とほぼ同じ結果となる。一方、実測値では圧密が完了するまでに約1 m のフロスの厚を要している。これは掻取りによる攪乱の影響と考えられるが、計算値の0.4 m に対し、倍以上のフロスの厚みを必要としている。いいかえれば、実装置の運転に際し、掻取りによる界面の乱れを吸収するために、圧密に必要なフロスの厚以上の厚みを必要としていることになる。一般に設計値としてのフロスの厚は0.5~2.0 m¹³⁾¹⁴⁾が採用されているが、掻取りによる界面の乱れがないものとするれば、フロスの厚は0.5 m 程度で済むことになる。したがって、掻取り装置の改良は、槽深等の設備のコンパクト化に対しても有効であるといえる。

3.5 水圧による影響

フロス内における気泡は、水圧により体積が変化

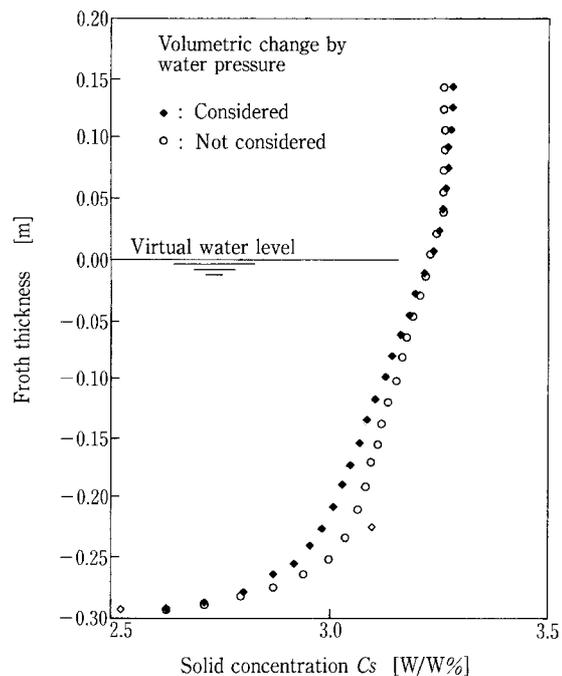


第10図 フロス厚とフロスの濃度との関係
Fig.10 Relationship between thickness of froth and C_s

する。気泡の体積変化は浮力に影響を与え、ひいてはフロスの濃度に影響を与える。第11図は同一条件で、水圧による気泡の体積変化を考慮した場合と体積変化がないものとして計算を行った場合の、フロスの濃度の鉛直分布を示したものである。図より、水圧の影響がないとした場合は、ある場合に比べ、仮想水面位置付近までは、フロスの濃度が低く、仮想水面位置を越えると逆転している。したがって、掻取りフロスの濃度は水圧補正がある場合の方が濃くなっている。これは、フロス層内では、水圧の影響の有無にかかわらず、固相の圧密がフロス層下部にてほぼ完了してしまっており、浮力の総和として表される圧密力（有効応力）が増加しても固相の圧密が進行しないこと、および水深が浅くなることによる気泡の膨張（気相分率の増加）分がそのまま液相分率の低下となっていることによるものと考えられる。つまり、フロスの濃度は、有効応力の変化より気泡の挙動（気相分率の増減）により左右される。これらのことより、浮上濃縮機構は、固相の圧密過程ではなく、気泡（気相）の挙動過程として扱うことができる。

むすび

下水余剰汚泥の浮上濃縮機構について理論的考察を加え、実験結果をあわせてシミュレーションモデルを作成し、そのモデルの実装置への適応性およびシミュレーションにより濃縮機構に作用する各因子が濃縮汚泥濃度に与える影響および実装置の設計、運転条件について検討した。得られた結果は以下の



第11図 水圧がフロスの濃度に及ぼす影響
Fig.11 Influence by water pressure

とおりである。

- 1) 実装置のフロスの掻取りは、フロス層を攪乱し、フロス濃度の低下の原因となる。
- 2) 気固比(設定 A/S) を大きくすると、フロス掻取濃度は増加するが、フロス層内に実際に保持される気泡量(実 A/S) には限界値が存在し、実装置における限界値はノズル効率や気泡のぬけ等により理論限界値に比べ小さくなる。
- 3) 固形物負荷が大きくなれば、掻取りフロス濃度は低下するが、固形物負荷が大きい程、掻取りフロス濃度の低下率は減少する。
- 4) 固相の圧密はフロス層下部にて、ほぼ完了してしまうと考えられ、通常運転範囲では、透水係数、有効応力、有効応力伝達率の変化が掻取りフロス濃度に与える影響は他因子に比べ小さい。
- 5) フロスの掻取りを考慮しない場合では、概ねフロス厚0.4 m で圧密が完了するが、実装置のような場合、掻取りにより界面が攪乱され圧密が完了するまで倍以上のフロス厚(約1 m) を要する。
- 6) 汚泥の物性を表す指標(湿潤汚泥密度、乾燥汚泥密度、汚泥の湿潤状態と乾燥状態の体積比)は、SVIにて代表される。また、浮上濃縮機構を考慮するに際しては、汚泥性状に起因する因子(有効応力、透水係数、ガス発生速度等)が、フロス掻取り濃度に与える影響が小さいことより、SVIは汚泥性状に係る因子を総括し代表しうる。
- 7) 固相の圧密は、フロス層下部にてほぼ完了してしまい、掻取りフロス濃度は有効応力より気相分率の変化に左右され易い。

〔参考文献〕

- 1) 楠田哲也, 張 満良, 平井孝明: フロス内気泡の形

- 状から見た浮力の有効性, 下水道協会誌論文集 No.4, Vol.28, No.334, pp.54-61 (1991)
- 2) 楠田哲也, 綿引綾一朗, 久保田 修, 栗谷陽一: 汚泥の重力濃縮機構, 下水道協会誌, Vol.23, No.262, pp.23-32 (1986)
- 3) 楠田哲也, 平井孝明: 浮上濃縮のモデル化とシミュレーション, 下水道協会誌論文集, Vol.34, No.419, pp.76-88 (1998)
- 4) 楠田哲也, 平井孝明, 張 満良: パイロットプラント実験による余剰汚泥の浮上濃縮に関する研究, 下水道協会誌論文集 No.2, Vol.28, No.324, pp.59-67 (1991)
- 5) EPA: Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal (1979)
- 6) 建設省都市局下水道部, 日本下水道事業団: 汚泥管理手法の改善に関する調査報告書, pp.43-47 (1983)
- 7) 野中八郎: 下水処理プロセスとプラントの設計, 日本下水道協会, pp.44-57 (1970)
- 8) Krofta, M. and Wang, L. K.: Sludge Thickening and Dewatering by Dissolved Air Flotation: Process Design, PB Rep., No. PB-88-200589, pp.55-63 (1986)
- 9) 寺沢克夫, 野口 廣: 余剰汚泥の加圧浮上濃縮実験報告, 東京都下水道局技術調査年報, p.539 (1982)
- 10) 楠田哲也, 張 満良, 平井孝明: 下水余剰汚泥浮上濃縮時の濃度予測指標に関する実験的研究, 下水道協会誌論文集 No.1, Vol.27, No.316, pp.88-96 (1990)
- 11) 福士憲一, 丹保憲仁: 加圧浮上法による高濃度活性汚泥の分離, 下水道協会誌, Vol.17, No.196, pp.31-39 (1980)
- 12) Langenegger, O.: Thickening of Waste Activated Sludge with a Dissolved Air Flotation Unit, J. Wat. Pollut. Control, pp.79-86 (1978)
- 13) 日本下水道事業団技術開発部編: 効率的な汚泥濃縮法の評価に関する第3次報告書—浮上濃縮法について—(1994)
- 14) Vrablik, E. R.: Fundamental Principles of Dissolved-Air Flotation of Industrial wastes, Proceedings of the 14th Purdue Industrial wastes Conference. (1960)

連絡先

平井孝明 環境装置事業部
(工学博士) 技術部計画第2課

TEL 078-232-8102

FAX 078-232-8056

E-mail t.hirai@ pantec. co.jp