

Dewatering of activated sludge with coaxial cylindrical electrodes

メタデータ	言語: jpn 出版者: 公開日: 2017-10-03 キーワード (Ja): キーワード (En): 作成者: メールアドレス: 所属:
URL	http://hdl.handle.net/2297/24742

〈論 文〉

同軸円筒型電極による活性汚泥の脱水分離

林 良 茂* 川 西 琢 也*
 奥 谷 晃 宏** 松 岡 弘***

Dewatering of Activated Sludge with Coaxial Cylindrical Electrodes

Yoshishige HAYASHI*, Takuya KAWANISHI*,
 Akihiro OKUYA* *and Hiroshi MATSUOKA***

* Dept. of Chemistry and Chem. Eng., Kanazawa University, 2-40-20 kodatsuno, Kanazawa 920 Japan

** ditto (now in Komatsu-Seiren Co., Ltd.) 167 Hama, Neagari, Ishikawa 929-01 Japan

*** ditto (now in Asahi Kasei Co., Ltd.) 4-3400-1 Asahi, Nobeoka Miyazaki 882 Japan

Abstract

The fundamental characteristics for the operation of dewatering of an activated sludge with coaxial cylindrical electrodes, which has a feature that the activated sludge is dewatered without mechanical filtrations or the use of coagulating agents, were investigated. The experiment was performed by applying the interfacial electrokinetic phenomena to the activated sludge in a D.C. electric field and a dewatering model, estimating the charge time with electricity required to get the desired water content, was proposed on investigating the mechanism for dewatering in a cell.

The results show that the profile of the strength of electric field in the vicinity of anode is the most important variable for dewatering, and that it is more useful to reduce the generation of gases on electrode reactions at anode and cathode by preparing the pH of sludges in alkali fields.

Key words: activated sludge, dewatering, electrokinetic phenomena, nonuniform electric field, cylindrical electrode

1. 緒 言

活性汚泥は一種のタンパク質であるため、それを有効利用しようとするときには汙過助剤、凝集剤等の添加を避けねばならない。一般に有機質汚泥は有効利用の用途がなければ最終的に焼却される場合が多いが、ケーキ水分が燃料消費量に大きく影響するため、できるだけ低含水率にまで脱水する方法が重要となる。また、従来の機械的脱水作用だけでは圧搾力を増加させても脱水ケーキの水分を大幅に低下させることは困難

であり、汚泥のコンポスト化をも含めて考えると、実質的には凝集剤を添加せずに汚泥を低含水率にまで処理する方法が望まれる。

しかし、現実には活性汚泥は親水性であり、汙過の比抵抗が大きく、機械的脱水を容易にするために汙過助剤、凝集剤の添加によって比抵抗を下げた処理する場合が多い。一方、油川ら^{1)~5)}は難脱水性のスラッジを用いて電気浸透を利用した重力場での脱水法について検討し、その研究結果を報告している。この電気浸透を利用した脱水方法は軟弱地盤の水分を抜き取る土木

* 金沢大学工学部物質化学工学科 〒920 石川県金沢市小立野2-40-20

** 同上(現 小松精練㈱) 〒929-01 石川県能美郡根上町浜町×167番地

*** 同上(現 旭化成工業㈱) 〒882 宮崎県延岡市旭町2-2-1

分野での基礎工事に古くから採用されており、実際に活性汚泥に適用した例としては、最近機械的脱水操作を併用した電気浸透式キャピラプレスが開発されている。

著者ら^{9)~11)}はこれまで活性汚泥の ζ 電位が負であることに着目して、電気泳動および浸透の界面動電現象を利用して凝集剤を加えずに、また機械的操作に頼ることなく脱水分離を行う方法について検討してきた。その結果、平行平板型電極では電極間での電位勾配が一定になるためあまり顕著な界面動電現象は認められないが、同軸円筒型電極を利用すると中心電極近傍での電位勾配が急激に変化するため電気泳動および浸透に非常に有効であり、従来の機械的圧搾では不可能な値まで活性汚泥を脱水できることが明らかとなった。

本報では同軸円筒型電極を用い、浴電圧、浴容積、電極径を変え、重力沈降によって処理した染色工場の活性汚泥に電界を加えて脱水実験を行った。そして処理汚泥の含水率に及ぼす諸因子の影響について検討すると共に、その脱水過程について解析した。

2. 理論

2.1 同軸円筒型電極での電界¹⁰⁾

円筒電極における電界の強さ E は、次式で定義される。

$$E = -\frac{\partial V}{\partial r} = \frac{q}{2\pi\epsilon\epsilon_0} \frac{1}{r} \quad (1)$$

また、浴電圧 V は次式で表される。

$$V = \frac{q}{2\pi\epsilon\epsilon_0} \ln(r_2/r_1) \quad (2)$$

従って、中心から r の位置での電位を V_r とすると次式の関係を得る。

$$V_r = \frac{\ln(r_2/r)}{\ln(r_2/r_1)} V \quad (3)$$

Eq.(3)から明らかなように、円筒電極の電界は中心電極に近づくにつれて強くなる。汚泥に対してオームの法則が成立すると仮定すると、セル内の電気抵抗 R は次式で表される。

$$R = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi\kappa H} \quad (4)$$

従って、同軸円筒型電極間の抵抗は (r_2/r_1) の対数、およびセル内への汚泥の仕込量によって変わる汚泥深さ H の逆数に比例して大きくなる。

2.2 電界による脱水原理

汚泥に電界を加えた場合、水と汚泥は2相に分離し、通電初期に生ずる陰極近傍の固・液界面が時間と共に陽極方向へ移動して行く。汚泥濃度が低い場合には、汚泥粒子は電気泳動により陽極近傍に集まる。その結

果粒子間距離が非常に短くなり、粒子内の組織力、粒子同士の電気排斥力によって、粒子は電気泳動によって自由に運動できなくなる。この現象は重力場における最大圧縮濃度になった汚泥の場合と類似しており、これ以降は粒子間を毛細管として上方からの自重によって脱水が進行する。従って、このときの重力を電気力に置き換えると、粒子が自由に運動できないくらい粒子濃度が高い場合には電気浸透によって脱水が進行することになる。

界面動電現象による水の相対的移動速度 u は次式となる。

$$u = \pm \frac{\zeta\epsilon\epsilon_0 E}{\mu} \quad (+\text{電気浸透}, -\text{電気泳動}) \quad (5)$$

2.3 体積濃度

汚泥の体積濃度を次式で定義した。

$$\phi_s = (\rho_s - \rho_l) / (\rho_f - \rho_l) \quad (6)$$

いま、汚泥の湿乾質量比を m_s 、フロックの湿乾質量比を m_f とすると次式の関係が成立する。

$$\phi_s(\rho_f/\rho_s) = m_f/m_s = m \quad (7)$$

また、含水率は次式で表される。

$$a = (1 - 1/m_s) \times 100 \quad (8)$$

Eqs. (6), (7)より

$$\rho_f = \frac{m\rho_f\rho_s}{(m-1)\rho_s + \rho_l} \quad (9)$$

汚泥中の ρ_f は脱水前後で不変*であるが、電界によって脱水された汚泥の密度 $\rho_{s\infty}$ はピクノメータで求めることができないので、次式の関係より求めた。

$$\rho_{s\infty} = \frac{\rho_f\rho_l}{(1-m_\infty)\rho_f + m_\infty\rho_l} \quad (10)$$

従って、Eqs. (6), (10)より

$$\phi_{s\infty} = \frac{m_\infty\rho_l}{(1-m_\infty)\rho_f + m_\infty\rho_l} \quad (11)$$

3. 実験装置および実験方法

Fig. 1 は実験装置の概略を、Fig. 2 は実験に用いたセルの形状を示したものである。実験にはセル内径の異なる2種類のものを用いた。セル A は内径149mm、高さ15cm、セル B は内径76mm、高さ12.5cm のアクリル製円筒である。陽極には 6, 9, 12, 19, 25mm、肉厚1.0mm の5種類のステンレス管を、陰極には厚さ0.1mm のステンレス板をセルの内側に密着させるように取り付けた。浴電圧は30, 40, 50V の3通りについて行った。電源としては定電圧直流電源を用いた。なお、ステンレス管の液浸部の断面はシリコンゴムで

* 電界によって移動するのは電気二重層のすべり面から外側にある自由水のみである。

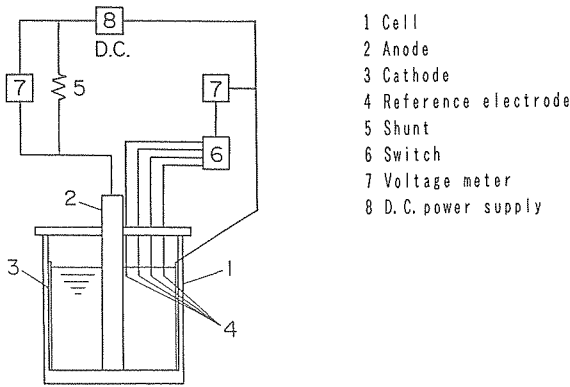


Fig. 1 Experimental apparatus

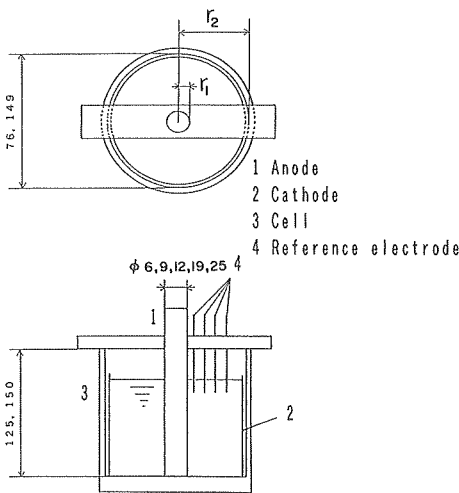


Fig. 2 Details of cell

封をして局所的な分極を防いだ。

Fig. 3はセルAおよびBにおける電流の経時変化の代表例を示したものである。本研究では電流値が変化なくなった時点で現象が終了したとみなし、セルAでは通電時間を4時間、セルBでは2時間に設定した。なお電流は分流器により電位差に変換し、ペンレ

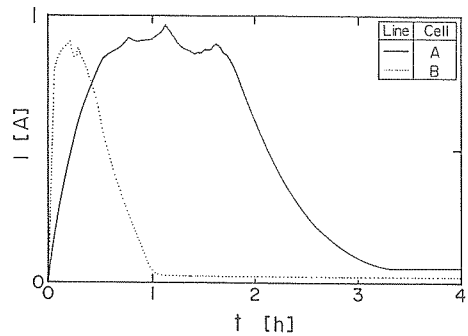


Fig. 3 Typical electric current chart in cell

コードで記録した。また、陽極表面より5mmの点から半径方向に10mm間隔で照合電極を挿入し、陰極との電位差を電圧計で測定した。

実験に用いた活性汚泥は染色工場の余剰汚泥（界面沈降速度より求めた活性汚泥フロックの相当直径は $510\mu\text{m}$ ）で、24時間重力沈降させ、上澄み液と分離したものを使用した。汚泥の初期含水率は97~99%であった。Eq. (4)から明らかなように、系の電気抵抗に対して汚泥深さ H が影響力を持つためセルAについては汚泥量を400, 600, 800ml、セルBについては150, 200, 250mlとして H を変化させた。また、汚泥粒子の挙動に対する ξ 電位の影響を調べるためにKOHを添加して汚泥の初期pHを変化させる実験、およびセル内のpH分布を測定する実験も併せて行った。とくに後者の実験においては設定時間毎に液をシリンジで採取したので、測定を行ったセルはその時点で廃棄処分とした。

通電終了後の脱水汚泥の含水率は、セルから取り出した汚泥をネット上に12時間放置した後に測定した。この放置時間は、含水率の時間的変動を調べて得た汚泥の間隙水や表面に緩く付着した水が完全に失われたと見なすときの値である。Table 1には使用した汚泥の物性を、またTable 2には原子吸光光度計による元素分析結果を示した。

Table 1 Change of physical properties of activated sludge with time

Time [Day]	$\rho_s \times 10^{-3}$ [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]*	$\rho_l \times 10^{-3}$ [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]*	$\rho_t \times 10^{-3}$ [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ **]	ϕ_{sl} [-]	pH [-]	κ [$\text{S} \cdot \text{m}^{-1}$]	$\xi \times 10^3$ [V]	$U_e \times 10^8$ [$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{V}^{-1}$]
1	1.006	1.002	1.008	0.738	7.30	2.50	—	—
2	1.006	1.001	1.010	0.739	7.47	2.51	-79.17	5.38
3	1.008	1.002	1.010	0.766	7.59	2.52	-79.62	5.47
4	1.008	1.002	1.012	0.816	7.43	2.69	-78.12	5.15

* measured by pycnometer ** calculated by Eq. (9)

Table 2 Analytical results for activated sludge by atomic absorption spectrometry

Metals	Cd	Pb	Zn	Fe	Mn	Cr	Ni	Co	Na	K	Ca	Mg	Al	Hg
[ppm]	0.07	5.80	16.1	38.4	9.10	2.70	29.2	8.96	483	54.2	50.3	73.1	32.4	0.02

4. 実験結果および考察

4.1 通電中の汚泥の状態

通電中汚泥は脱水され、通電開始後5~10分で Fig. 4-a に示したように陰極近傍に水と汚泥層の界面が形成された。界面は時間と共にゆっくりと陽極方向へ移動し、陽極と陰極の中央付近で静止した。Fig. 4-b は通電終了時の陽極側に集結した脱水汚泥の様相を示したものである。脱水汚泥は上部の方が下部より太くなっている。これは陽極での気泡の発生によって汚泥が電解浮上すること、また脱水されて軽くなった汚泥が陽極近傍に集まって来ることに起因している。

通電初期において両極表面からの気泡の発生が認められた。後述のごとくセル内の汚泥は、通電初期において陽極側は酸性、陰極側はアルカリ性を呈していた。実験後、陽極であるステンレス管の表面を観察すると多くの孔食がみられたことや、通電初期に刺激臭がしていたので Cl₂ の発生が考えられる。また陽極と濃縮汚泥との間に局部電池の発生も考えられ、これらを総合すると両極側で起こっている電極反応は以下のようにまとめられる。

陽極側

- (a) $2H_2O \rightarrow 4H^+ + O_2 + 4e^-$
- (b) $2Cl^- \rightarrow Cl_2 + 2e^-$
- (c) $4OH^- \rightarrow 2H_2O + O_2 + 4e^-$ (生成された OH⁻ の陽極側への移動)
- (d) $Fe \rightarrow Fe^{2+} + 2e^-$ (局部電池の発生)

陰極側

- (e) $2H_2O + e^- \rightarrow H_2 + 2OH^-$
- (f) $2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2$ (生成された H⁺ の陰極側への移動)
- (g) $2Na + 2H_2O \rightarrow 2NaOH + H_2$ (副反応)
(Fe, Mg, K, Ca 等も同様)
- (h) $O_2 + 4H^+ + 4e^- \rightarrow 2H_2O$ (溶液中の O₂ の存在)

このように汚泥中では陽極で H⁺ が陰極で OH⁻ が生成されている。一般に電気分解ではこれらのイオンはそれぞれ異符号の電極側へ移行し、定常状態では溶液の pH は一定値を示す。しかし、汚泥に電界を加えるとセル内での pH の経時変化は Fig. 5 のように、またそのときの電流変化は Fig. 6 のようになった。このときの実験条件はセル B, 浴電圧40V, 陽極径 9 mm, 汚泥深さ4.5cm である。

Fig. 5 から明らかなように通電時間0~12分でセル

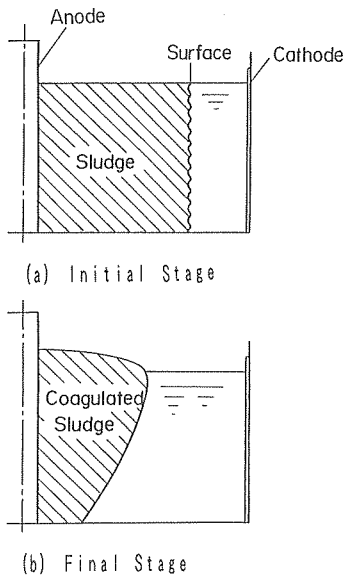


Fig. 4 Typical behavior of activated sludge

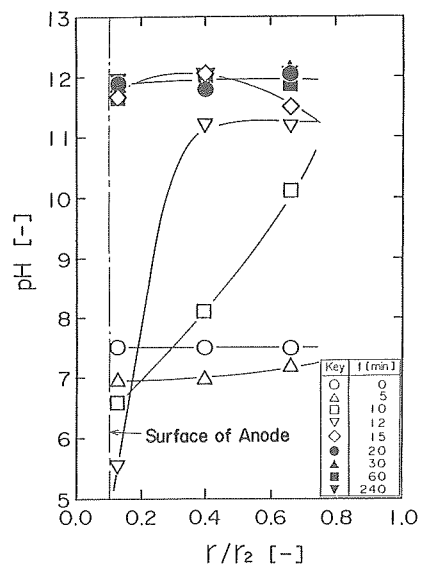


Fig. 5 Relationship between pH and r/r_2

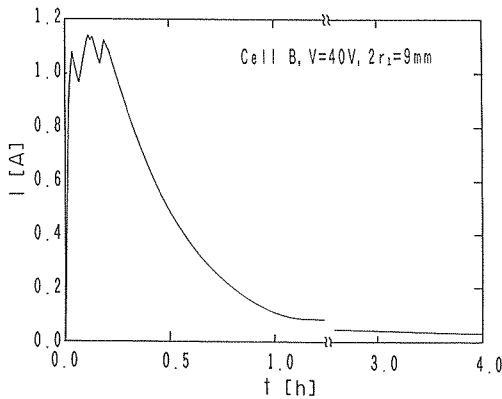
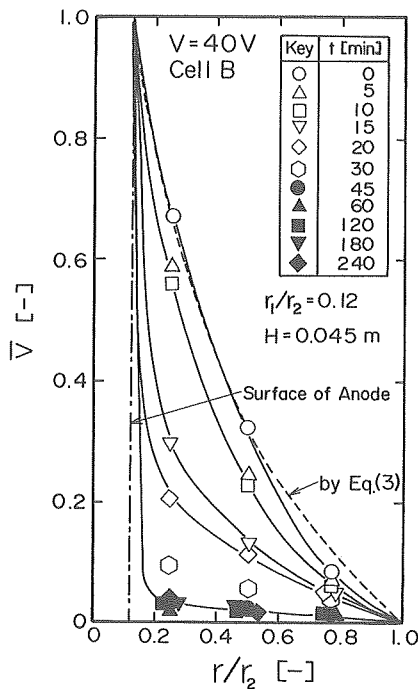
Fig. 6 I vs. t 

Fig. 7 Distribution of dimensionless electric potential in cell

内の pH は陽極近傍で酸性へ、陰極近傍でアルカリ性へと移行し、約15分以降はセル全体にわたって強いアルカリ性を示す。観察結果によると、陽極側が酸性からアルカリ性に移る時点で気泡の発生が鎮静化していた。通電開始直後はまだ気泡の発生は緩やかであるが、電極反応(a), (e)によって発生するイオンは H^+ の方が多く、またイオンの移動度は $H^+ > OH^-$ であるので、5分後にはセル全体の pH が初期 pH よりもわずかに酸性側に移行している。しかし、汚泥粒子が陽極側へ移

動して陰極近傍に界面が形成されると、粒子密度は界面から陽極方向に向かって高くなるので、陽極近傍の粒子密度の高い濃縮汚泥が一種の抵抗のような働きをする。このころから気泡の発生も顕著になり、この抵抗と陽極で発生する O_2 ガスが陽極近傍の液相に対流を発生させていることから、気泡が発生し続けている通電開始後約5~10分間は、生成された H^+ が陽極側に滞留し、強い酸性を示したものと考えられる。また、陽極側で生成された H^+ イオンは電極反応(f), (h)によって消費されるため、電極反応(g)で示した金属水酸化物の生成により OH^- の方が量的に多くなり、最終的にはセル全体がアルカリ性になっている。とくに、通電開始10~12分で陽極近傍の pH が急激にアルカリに転じているのは、電極反応(g)による影響が大きいものと推定される。

Figs. 5, 6 を比較すると気泡の発生がおさまり、陽極近傍の pH がアルカリに転ずると電流がピーク値を迎える時間とがほぼ一致する。電流値は通電開始後、電極反応による気泡の発生に伴って急激に立ち上がり、ピーク値を示した後、濃縮汚泥が抵抗となって徐々に低下して行く。実験の観察から、界面の移動は電流値がピークを迎えるのとほぼ同時に動かなくなることが判った。

Fig. 7 はこのときのセル内の電位分布を示したものである。縦軸は次式で定義した無次元電位である。

$$\bar{V} = V_r / V_{r=r_1} \quad (12)$$

図から明らかなように時間の経過と共に陽極近傍で電位が急激に降下し、通電開始後15分でセル中央部と陰極との電位差は5 V 程度になり、セル内の電界も弱くなっている。図中の破線はセル内の濃度分布が均一であると仮定したときの Eq. (3) による計算値である。

4.2 脱水分離に対する汚泥深さ H および陽極径 r_1 と陰極径 r_2 の比, r_1/r_2 の影響

Eqs. (4), (12) から明らかなように H および r_1/r_2 の値は脱水分離に影響を及ぼす因子の1つである。

Fig. 8 は代表例として浴電圧40V のときの汚泥深さ \bar{H} と実験終了時の含水率の関係を示したものである。なお、 \bar{H} は便宜上最も仕込量の少なかったときの汚泥深さを基準にとり、次式で定義した無次元変数である。

$$\bar{H} = H/H_{lower} \quad (H_{lower} = 0.023m) \quad (13)$$

Figs. 8, 9 から明らかなように、セル A では含水率に及ぼす汚泥深さ、および r_1/r_2 の影響がほとんど認められないが、セル B では $\bar{H} = 2.0$, $r_1/r_2 = 0.25$ で含水率が低くなる傾向を示している。セル A とセル B とでは汚泥深さおよび r_1/r_2 が同じ条件でも電極表面間の距離 ($r_2 - r_1$) が異なり、間隔の長いセル A の電

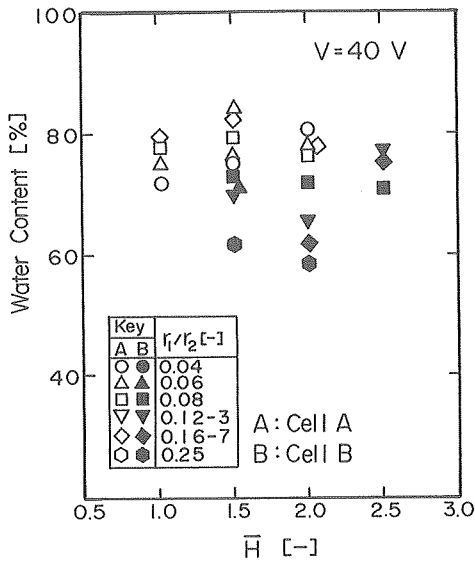


Fig. 8 Relationship between water content of dewatered activated sludge and \bar{H}

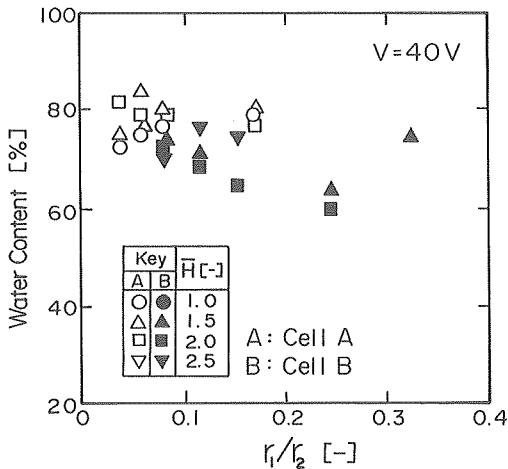


Fig. 9 Relationship between water content of dewatered activated sludge and r_1/r_2

界はセル B の場合より弱く、しかも汚泥が陽極に集まってくると陽極近傍のオーム損により陽極から離れたところで電位勾配が緩やかになり電界が弱くなるため、セル A では含水率に及ぼす汚泥深さ、および r_1/r_2 の影響はほとんど見られなかったものと思われる。一方、セル B では汚泥の仕込量を多くして系の電気抵抗を小さくしたとき、また r_1/r_2 が 0.25 を超えたときには、通電初期段階で過剰電流が流れて気泡の発生が激しくなり、汚泥が電解浮上によりセル外へあふれ出る現象が見られた。このため $\bar{H}=2.5$ 、および $r_1/r_2=$

0.32 のときのデータが少なくなったが、このような条件は実用にあまりふさわしいとはいえない。

分離された汚泥を観察すると、いずれのセルの場合も中心電極近傍の汚泥は固く凝結しており、その周りを濃縮された汚泥が取り囲んでいた。セル B ではとくに固く凝結した部分が多いことが判った。汚泥は通電開始後、電気泳動によって陽極に集まってくるが、粒子密度が高くなると電気 2 重層の重なりによって粒子間に反発をもたらす浸透圧力が働く。この浸透圧力と汚泥粒子に作用する静電圧とによる静電効果により電気浸透が生ずる¹¹⁾ので、静電圧の強さが汚泥の脱水に貢献することになる。しかし静電圧の強さは電界の強さの 2 乗に比例するので、結果として電界の強さが脱水に影響を及ぼす重要な因子となることは明らかである。

4.3 pH の影響

汚泥の脱水にはある程度電気抵抗を小さくする方が有利なようであるが、それに伴う気泡の発生によって汚泥が分解したり、気泡に同伴してセル外へ押し出されてしまう。また、気泡の発生によって電気エネルギーが消費されるため、このエネルギーを脱水に有効に使うためには何らかの手段で気泡の発生を抑えなければならない。両極で電極反応(a)~(h)が起きているので、セル内をアルカリ性にすれば H_2 の発生が抑えられ、陽極からのガス発生量も少なくなるはずである。本実験ではアルカリ添加剤として KOH を使用した。KOH の添加により ζ の値を大きくすることができるので、

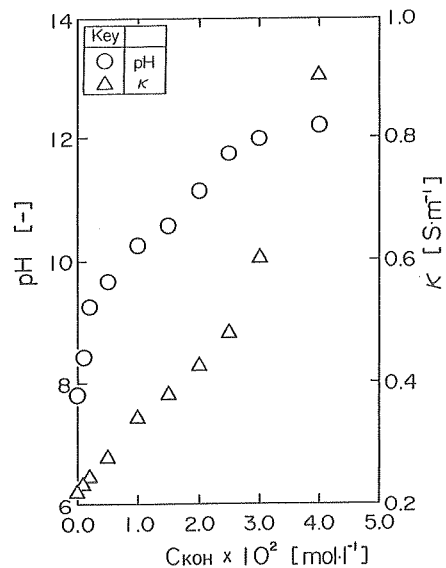


Fig. 10 Change the values of pH and κ with KOH concentration in activated sludge

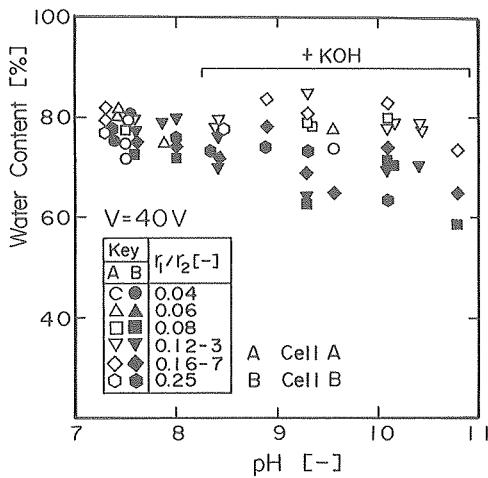


Fig. 11 Relationship between water content of dewatered activated sludge and pH

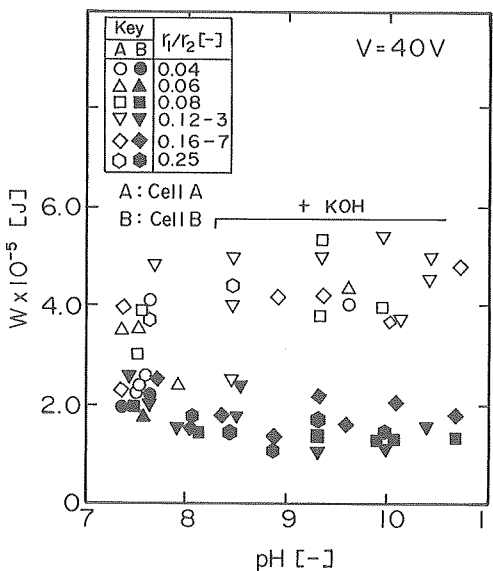


Fig. 12 Relationship between W and pH

ξ 電位の影響についても併せて考察する。

Fig. 10 は KOH 濃度と pH および κ の関係を示したものである。図から明らかなように KOH 濃度が大きくなるにつれて pH, κ の値が共に大きくなっている。この場合、pH が 11 を超えると汚泥が完全に変質してゲル状になり、電界を加えても全く脱水が行われなかった。本実験では添加する KOH の量で汚泥の pH を調整し pH \leq 11 の条件で行った。

Fig. 11 は最終含水率と初期 pH との関係を示したものである。セル A では pH が変化しても脱水効率は

ほとんど変わらないようであるが、セル B では明らかに pH が高くなるにつれて含水率が低くなる傾向がみられる。前述のごとく実験終了後の汚泥の pH は、初期 pH の値にかかわらず pH = 12 近傍の強アルカリ性を示していたので、KOH を加えた実験で含水率の比較的高い 80% 前後のデータを調べてみると、共通して電流値がピークに達する時間が遅いことが判った。この事実は汚泥を速やかに陽極側に集めることができない場合、電極反応によるセル内のアルカリ化によって陰極側の汚泥粒子が陽極側に集結する前に強いアルカリ雰囲気さらされるため、溶解して脱水が進行しなかったことを示している。実験終了後の観察結果によると、陰極側の溶液中には茶褐色のゲル状のものが点在していた。従って、電流がピークを迎える時間を電気泳動が終了するときの目安とすると、脱水を向上させるためには通電初期において汚泥をできるだけ速く陽極側に集結させることが必要となる。

Fig. 12 は初期 pH と消費電力 W との関係を示したものである。セル A ではデータのばらつきによりはっきりした傾向をつかむことはできないが、KOH 無添加の場合よりやや高くなっているようである。一方、電界がセル A の場合に比べて強いセル B では、pH の上昇によって消費電力がやや減少する傾向を示している。セル A, B 間の消費電力の違いは、通電中電流が Fig. 3 に示した状態と同じ挙動を取ることから当然といえる。しかし、pH 変化による汚泥の電気伝導度 κ は Fig. 10 に示したように pH = 11 で KOH 無添加の場合より約 3 倍大きくなっているが、その影響はほとんど現れていない。全データについて考察すると、消費電力に関しては浴電圧の依存性が非常に強く、pH の影響はほとんど認められなかった。

4.4 ξ 電位の影響

Eq. (5) から明らかなように、電気泳動速度を速めるためには ξ 電位の正負にかかわらず、 ξ の値を大きくすることが有効な手段のようである。

Fig. 13 は浴電圧が 40V の場合の最終含水率と ξ 電位との関係を示したものである。図から明らかなように $\xi = -0.11V$ 近傍で脱水が最も良く、 $\xi < -0.11V$ ではかえって脱水が悪くなる傾向がみられる。とくに浴電圧が高くなるとこの傾向が強くなっていた。汚泥の pH をアルカリ性にするによりガスの発生量を抑制することができたので、 ξ の値を大きくすると脱水速度を上げ、速やかに電気泳動を終了させることができるはずである。しかし、KOH の添加によって ξ の値を大きくすると、汚泥フロックからの有機物の溶出により汚泥自身の粘度が上昇するため、粘度の逆数に比例する脱水速度に影響を及ぼす。従って、 $\xi < -0.11$

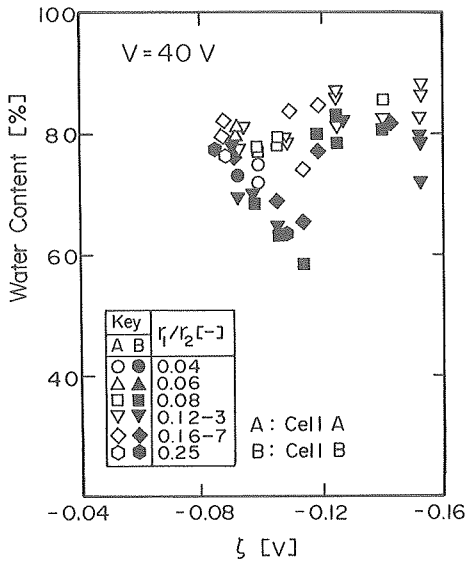


Fig. 13 Relationship between water content of dewatered activated sludge and ξ

Vでは、汚泥フロックからの急激な有機物の溶出により脱水速度が急激に減少し、Fig. 13で見られたように脱水があまり進行しなかったものと考えられる。

4.5 汚泥の初期含水率の影響

後述のEq. (2)から明らかなように、浸透液量は空隙率 $(1 - \phi_{si})$ に比例するので脱水を行う際、初期汚泥濃度を変えると最終含水率がどのように変化するか調べた。初期汚泥含水率の調整は重力沈降させた汚泥に遠心脱水を施し、それを上澄み液と混合させて行った。

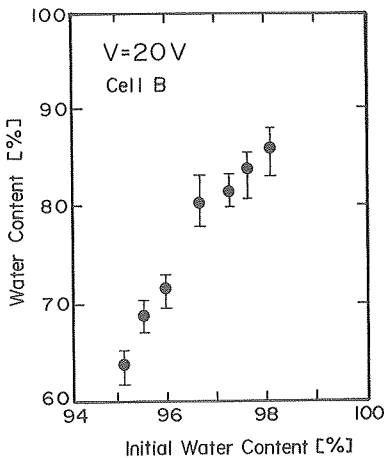


Fig. 14 Change of water content of dewatered activated sludge with the decrease in initial water content of activated sludge

実験は浴電圧を低くして20Vとし、ガス発生を抑えた条件で行った。Fig. 14から明らかなように初期含水率が3~4%低下しただけで最終含水率は約20%強低くなっており、何らかの方法で初期含水率を95%程度にまで処理して、これに電界を与えると充分に脱水が施された汚泥を得ることができることが判る。

4.6 統計処理による検討

汚泥の脱水には様々な因子が関与しているが、脱水効率に対してどの因子の影響が最も大きいかを調べるために、ここではデータを統計的に扱い含水率 a に及ぼす諸因子の影響度を検討した。

多重線形回帰モデルを設定し、次式のごとく5つの因子を説明変数として最小2乗法を用いて回帰分析を行った。

$$a = \text{Func}(|\xi|, pH, R, T, E) \quad (14)$$

なお、計算に当たって ξ の絶対値が0.11V以下のときのデータを、 r_1/r_2 に関しては0.25以下のデータを採用した。また、静電圧の強さ T 、電界の強さ E は中心電極からの距離によって変動するので、次式で示すセル内での平均値を採用した。

$$T = \frac{\epsilon \epsilon_0 V^2}{2r_1 r_2 [\ln(r_2/r_1)]^2} \quad (15)$$

$$E = V / (r_2 - r_1) \quad (16)$$

セルAとBを用いて得られたデータに基づき、後退消去法を用いて解析し最適な回帰モデルを探索した結果、以下の関係式を得た。

$$a_{\text{cellA}} = 32.74 |\xi|^{-0.22} R^{-0.04} T^{-0.06} \quad (17)$$

$$a_{\text{cellB}} = 28.75 R^{0.06} T^{-0.10} \quad (18)$$

中心電極から同一距離にある面ではセルBの電界、および静電圧はセルAの場合よりも強く、また電界の強さは電気泳動速度に対して、静電圧の強さは電気浸透を引き起こす粒子間のポテンシャルに対して大きな影響力を持っている。セルBではとくに陽極近傍での電

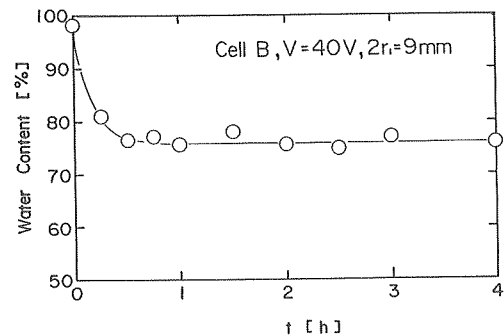


Fig. 15 Change of water content of dewatered activated sludge with charge time with electricity

位勾配が大きいので、電気泳動による電気2重層の重なりがセルAの場合より顕著になる。従ってセルBを用いた場合、さらに脱水を進行させるには、これによって増加する浸透圧力に対抗する静電圧がセルAの場合よりも多く要求される。この結果がEqs. (17), (18)の T のべき乗の値の違いとなって現れている。またこれまで支配的因子と考えていた電界の強さ E の項が最適回帰モデルに入っていないことに注意すべきである。Fig. 15は実験条件がセルB、浴電圧40V、 $2r_1=9$ mmのときの汚泥含水率の経時変化を示したものである。同一の実験条件のときの電流の経時変化を示したFig. 6を参考にすると、界面の移動が止まって電気泳動が終了したと推定される時間は、電流がピーク値を示す約6分であり、この時の汚泥の含水率はまだ88%程度であるから最終含水率76%まで低下させているのは電気浸透の作用であることが判る。従って、Eqs. (17), (18)の結果は汚泥の含水率を低くするには陽極近傍の静電圧の貢献度が大きいことを示しているが、静電圧は電界の2乗に比例することに留意すべきである。

また、含水率に影響を及ぼすその他の共通因子として電気抵抗 R がある。電界の強いセルBでは電気抵抗が小さいほど脱水に有利であるが、セルAでは逆の結果を示すと共に新たに ζ の値が大きいほど脱水が効果的に行われるという結果を示している。

前述のごとくセルAではセル内の電界が比較的弱いので、あまり脱水が進行していなかった。汚泥の電気抵抗を大きくすると通電後、セル内において抵抗の小さい場合よりも速く電位降下が起るため、中心電極近傍の電界が強くなる。従って、この結果はセル内の電界が弱い場合には中心電極近傍の電界を強くすること、すなわち電位勾配を大きくすることが、脱水を良くする方向に働いていることを示している。また、電界が弱いと電気泳動速度は遅くなるが、 ζ の値を大きくすると汚泥の陽極への集結を速めることができるので、セルAを用いたときに汚泥の含水率が $|\zeta|^{-0.22}$ に比例する結果になったものと考えられる。

一方、電界の強いセルBでは、汚泥をできるだけ速く陽極側に集結させるには ζ の値を大きくするよりも、電気抵抗を小さくした方が効果が大きいことを示しており、処理汚泥の含水率を低くするにはセル内の電界を強くし、Eq. (18)で見られたように含水率が電気抵抗と静電圧の関係で表示されるような条件にした方が得策であると考えられる。

実用に当たっては大容量の汚泥を処理するので、陽極形状の改良等によりセル内で電界が強くなるように工夫すれば、さらに低電圧で消費エネルギーを小さくして脱水効果を上げることができる。また、汚泥のpH

をアルカリ域にすることで気泡の発生を抑え、電気エネルギーを有効に利用できることが明らかとなったが、分離された水は強アルカリ(pH=12)になるので後処理の問題からpH=9程度に抑えるために緩衝液の使用が有効なようである。なお、腐食の問題から陽極に酸化チタンを用いて実験を行ったが、チタン電極内での電位降下が大きいため満足される脱水結果を得ることができなかった。

4.7 脱水モデル

いま、脱水の第一段階を陰極表面の汚泥粒子が中心電極側に集結するまでとし、その時間を $t_{cat,1}$ とする。汚泥粒子が中心電極側に集結する場合、陰極表面の粒子は中心から r_0 の距離($r_1 < r_0 < r_2$)まで移行することになる。しかし、円筒電極を用いた場合、円筒内の任意の面での局所粒子速度は中心電極からの距離 r の関数となり、陰極表面の粒子が未知の値である r_0 の距離まで到達するのに要する時間を一義的に決定することはできない。従って、ここでは以下のようにして第一段階の終了する時間を算出した。円筒型セル内での平均粒子速度 u_{av} は次式で表示される。

$$u_{av} = \frac{\int_{r_1}^{r_2} u(r) dr}{\int_{r_1}^{r_2} dr} = \frac{\varepsilon \varepsilon_0 \zeta (V_1 - V_2)}{\mu (r_2 - r_1)} \quad (19)$$

Eq. (19)によるとセル内の粒子速度は一定となり、中心から任意の距離 r ($r_1 < r \leq r_2$)にある粒子が中心電極に到達するに要する時間と r との間に線形関係が成立するので、セル内の汚泥粒子が中心電極に到達するに要する平均時間は

$$t_{cat,1} = \mu (r_2 - r_1)^2 / 2 \varepsilon \varepsilon_0 \zeta V \quad (20)$$

このときの浸透液量 $Q_{cat,1}$ は

$$Q_{cat,1} = \pi H (1 - \phi_{s1}) (r_2 - r_1)^2 / \ln(r_2/r_1) \quad (21)$$

また、初期汚泥中の全水量 Q_{total} は次式で表される。

$$Q_{total} = \pi (r_2^2 - r_1^2) H \rho_s a_i / 100 \rho_l \\ = \pi (r_2^2 - r_1^2) H (1 - \phi_{s1}) \quad (22)$$

ここで a_i 、 ϕ_{s1} はそれぞれ初期汚泥の含水率および体積濃度である。Eqs. (21), (22)より $t_{cat,1}$ 後の濃縮汚泥中の水分量 Q_{res} は

$$Q_{res} = \pi H (1 - \phi_{s1}) \{ (r_2^2 - r_1^2) - (r_2 - r_1)^2 / \ln(r_2/r_1) \} \quad (23)$$

また、浸透液量 $Q_{cat,1}$ だけ陰極側に水層が形成されたとすると、濃縮汚泥層の外半径 r_{coag} は

$$r_{coag} = (r_2^2 - Q_{cat,1} / \pi H)^{1/2} \quad (24)$$

従って、濃縮汚泥層の体積濃度 ϕ_{s1} は

$$\phi_{s1} = 1 - \frac{Q_{res}}{\pi (r_{coag}^2 - r_1^2) H} \quad (25)$$

このときの汚泥の空隙率は

$$\varepsilon = 1 - \phi_{s1} \quad (26)$$

いま、濃縮汚泥層の粒子間隙を半径 r_0 の毛細管からなる管束と見なし、電気浸透作用によって毛細管内に流れが引き起こされると仮定する。濃縮層の空隙率は Eq. (26) で表示されるが、中心電極からの距離 r によって濃縮層の垂直方向の断面は同心円状に変化するのので、ここでは $r_1 \sim r_{coag}$ における平均値を採用して、次式の関係から毛細管の本数 N を求めた。

$$(1 - \phi_{s1}) 2\pi \frac{(r_1 + r_{coag})}{2} H = \pi r_0^2 N \quad (27)$$

N 本の毛細管を通して浸透する単位時間当りの自由水量¹⁰⁾は

$$Q_{capi} = \frac{V}{(r_{coag} - r_1)} \frac{\xi \varepsilon \varepsilon_0}{\mu} (1 - \phi_{s1}) (r_{coag} + r_1) \pi H \quad (28)$$

所望の含水量 Q_{final} の汚泥を得るために、さらに濃縮汚泥より脱水しなければならない水量 $Q_{cat,2}$ は

$$Q_{cat,2} = Q_{res} - Q_{final} \quad (29)$$

それに必要な理論時間 $t_{cat,2}$ は

$$t_{cat,2} = \frac{Q_{cat,2}}{Q_{capi}} = \frac{Q_{cat,2} (r_{coag} - r_1)}{\pi H (r_{coag} + r_1) (1 - \phi_{s1})} \frac{\mu}{\xi \varepsilon \varepsilon_0 V} \quad (30)$$

従って、所望の含水量 Q_{final} の汚泥を得るために必要な理論時間 t_{total} は

$$t_{total} = t_{cat,1} + t_{cat,2} \quad (31)$$

以上の関係式を用いると、実験条件および実験値より脱水に必要な通電時間を算出することができる。本実験結果を用いてこの脱水モデルの有用性について検討する。初期含水率98.7%の汚泥の脱水実験を行ったとき、実験終了後の含水率は75.3%であった。実験条件は浴電圧40V、 $r_1=4.5$ mm、 $r_2=38$ mm、汚泥体積200 mlであり、物性は $\rho_s=1.008 \times 10^3$ kg·m⁻³、 $\rho_l=1.002 \times 10^3$ kg·m⁻³、 $|\zeta|=0.11$ V である。計算結果は以下の通りである。

$$Q_{total} = 0.198 \times 10^{-3} \text{ m}^3, \quad Q_{final} = 0.414 \times 10^{-5} \text{ m}^3$$

$$Q_{cat,1} = 0.368 \times 10^{-4} \text{ m}^3, \quad Q_{cat,2} = 0.157 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$t_{cat,1} = 2.85 \text{ min}, \quad t_{cat,2} = 19.10 \text{ min}$$

$$t_{total} = 21.95 \text{ min}$$

前述のごとく脱水の第一段階が終了する時間を電流がピーク値を迎える時間とした。同一の実験条件での電流の経時変化を示した Fig. 6 からは電流は通電開始後6分弱でピークを迎えている。計算値とは約3分の違いがみられるが、計算は理想的な系を扱っているのに対し、実験では Fig. 7 で見られたようにセル内の電位が時間と共に変動しており、また気泡が発生していることを考慮するとオーガ的にはほぼ妥当といえる。

脱水の第2段階が終わるのは計算では22分となっている。この実験条件での汚泥の含水率変化を示した

Fig. 15 を参照すると、通電後約30分経過後は汚泥の含水率はほとんど変化していないことが判る。計算値はオーガ的に脱水に要する時間をよく表現しているようであり、脱水のための所要通電時間の目安として十分に本計算を使用することができる*。なお、この時間の目安として電流がピーク値の10%に低下した時間とすると、Fig. 6 より約1時間となり安全を見越した値として充分に対応できると思われる。また、計算結果からも明らかのように、脱水量は第二段階の電気浸透によるものが電気泳動によるものよりも多く、本計算法は実験結果をよく表現している。

5. 結 言

同軸円筒型電極を用いて、重力沈降で処理した活性汚泥に外部電界を与えて脱水実験を行い、以下の結論を得た。

1) 不均一電界による活性汚泥の脱水機構は以下に示す2つの段階に分けて考えることができる。(1)第一段階は電気泳動による汚泥の濃縮が終了し、電気浸透による脱水に移行する段階であり、電流値がピークを迎える時間をもって目安とすることができる。(2)第二段階は電気浸透による脱水が終了し、汚泥の脱水現象が完了する段階であり、便宜上電流がピーク値の10%に低下した時間をもって目安とすることができる。

2) 脱水を速やかに行うには、本実験で用いたセルBのように陽極近傍での電界が強いものが有利であり、陽極形状等の電極の改良により大容量の汚泥の処理が可能となる。

3) 活性汚泥に脱水の前処理として KOH を加えてアルカリ性にする気泡の発生を抑制し、速やかに脱水を進行させることができる。しかし、 $\zeta < -0.11$ V に設定すると汚泥フロックからの有機物の溶出により汚泥の粘度が増加するため、十分な脱水効果を得ることはできなかった。

4) アルカリを強くすると (pH > 11)、汚泥そのものが変質し、ゲル状になり全く脱水されなくなる。

5) 分離された水は pH = 12 の強アルカリ性を示すので、実用に当たっては pH = 9 程度に抑えるために緩衝液の使用が妥当である。

6) 電界によって活性汚泥を処理する際、汚泥の初期含水率を95%以下に設定することができれば50%台の最終含水率を期待できる。

7) 脱水モデルは汚泥の脱水現象をよく表しており、このモデルに基づいて汚泥を所望の含水率まで低下させるのに要する通電時間を計算すると、省エネルギー

* Appendix に本計算法の応用例を示す。

ギーの面で非常に有効である。

Appendix

初期含水率が a_i [%] である活性汚泥を含水率 a_{final} まで脱水に要する時間は、以下の手順で求められる。

含水率の定義により

$$a_j/100 = WT_j / (D_{SL} + WT_j) \quad (j=i, final) \quad (A1)$$

上式にて、 WT_i は初期汚泥中の全水量、 WT_{final} は脱水後の汚泥中の全水量、また D_{SL} は汚泥中の一次粒子の質量でこの値は一定となる。従って、脱水すべき全水量 Q_2 は

$$Q_2 = (WT_i - WT_{final}) / \rho_l \quad (A2)$$

処理する汚泥量 V_{studge} が決定されれば、 WT_i は次式で表される。

$$WT_i = V_{studge} \rho_s a_i / 100 \quad (A3)$$

また、Eq. (A1) より次式の関係を得る。

$$WT_{final} = a_{final} D_{SL} / (100 - a_{final}) \quad (A4)$$

$$D_{SL} = WT_i (100 - a_i) / a_i \quad (A5)$$

Eqs. (A3)~(A5) を Eq. (A2) に代入すると

$$Q_2 = \frac{WT_i}{\rho_l} \left[1 - \frac{a_{final}(100 - a_i)}{(100 - a_{final})a_i} \right] \quad (A6)$$

従って、含水率 a_i , a_{final} , 処理する汚泥の体積 V_{studge} , 初期汚泥密度 ρ_s , 上澄み液の密度 ρ_l が与えられれば Q_2 が求まるから、実験装置の寸法を決定すれば、 $Q_{cat,2} = Q_2 - Q_{cat,1}$ として脱水に要する時間を Eqs. (20), (21), (24), (25), (28), (30), (31) より求めることができる。

(原稿受付 1991年10月1日)

(原稿受理 1992年6月10日)

使用記号

a : 湿量基準含水率	[%]
D_{SL} : 乾燥汚泥質量	[kg]
E : 電界の強さ	[V·m ⁻¹]
H : 円筒セル内の汚泥深さ	[m]
\bar{H} : Eq. (13) で定義した無次元変数	[—]
I : 全電流	[A]
m : Eq. (7) で定義した無次元変数	[kg-水和粒子·kg ⁻¹ -汚泥]
m_f : フロックの湿乾質量比	[kg-水和粒子·kg ⁻¹ -乾燥汚泥]
m_s : 汚泥の湿乾質量比	[kg-汚泥·kg ⁻¹ -乾燥汚泥]
N : 濃縮汚泥中の全毛細管数	[—]
Q_2 : Eq. (A2) で定義した汚泥から除去する水分量	[m ³]
$Q_{cat,1}$: Eq. (21) で定義した汚泥から除去された水分量	[m ³]
$Q_{cat,2}$: Eq. (24) で定義した濃縮汚泥から除去する水分量	[m ³]
Q_{capr} : 単位時間当り濃縮汚泥の全毛細管内を流れる水分量	[m ³ ·s ⁻¹]
Q_{final} : 脱水汚泥中の水分量	[m ³]
Q_{res} : $t_{cat,1}$ 後の濃縮汚泥中の水分量	[m ³]
Q_{total} : 汚泥中の全水分量	[m ³]
q : 電荷密度	[C·m ⁻¹]

R : 電気抵抗	[Ω] or [1·S ⁻¹]
r : セル中心からの距離	[m]
r_{coag} : 濃縮汚泥の半径	[m]
r_0 : 毛細管半径	[m]
r_1 : 陽極半径	[m]
r_2 : 陰極半径	[m]
T : 静電圧の強さ	[Pa]
t : 通電時間	[s]
$t_{cat,1}$: 電気泳動の運動が終了した時間	[s]
$t_{cat,2}$: 電気浸透の運動が終了した時間	[s]
t_{total} : Eq. (31) で定義した脱水終了時間	[s]
U_e : 電気泳動度	[m ² ·(s·V) ⁻¹]
u : 電気泳動あるいは電気浸透速度	[m·s ⁻¹]
u_{av} : 固・液界面の移動速度	[m·s ⁻¹]
V : 浴電圧	[V]
V_r : 陰極と $r=r$ 間の電位差	[V]
V_{studge} : 汚泥の全体積	[m ³]
\bar{V} : Eq. (12) で定義した無次元電位	[—]
V_1 : 陰極電位	[V]
V_2 : 陽極電位	[V]
W : 電気量	[J]
WT : 汚泥中の全水分量	[kg]
ϵ : 比誘電率	[—]
ϵ_0 : 真空中の誘電率	[F·m ⁻¹]
ξ : ゼータ電位	[V]
ζ : 汚泥の電気伝導度	[S·m ⁻¹]
μ : 汚泥の粘度	[Pa·s]
ρ_f : フロック構成1次粒子の水和密度	[kg-水和粒子·m ⁻³ -水和粒子]
ρ_l : 分散溶液の密度	[kg·m ⁻³]
ρ_s : 汚泥の密度	[kg-汚泥·m ⁻³ -汚泥]
ϕ_s : Eq. (6) で定義した汚泥の体積濃度	[m ³ -水和粒子·m ⁻³ -汚泥]
ϕ_{s1} : Eq. (25) で定義した濃縮汚泥の体積濃度	[m ³ -水和粒子·m ⁻³ -汚泥]

添 字

$final$: 脱水後
i : 初期
∞ : 脱水汚泥

文 献

- 湯川博 (1965) 電界を加えたスラリーの圧縮区間における回分沈降特性, 化学工学, 29, 579-585.
- Yukawa, H., Chigira H., Hoshino, T. and Iwata, M. (1971) Fundamental study of electroosmotic filtration, *J. Chem. Eng. Japan*, 4, 370-376.
- Yukawa, H., Yoshida H., Kobayashi, K. and Hakoda, M. (1976) Fundamental study on electroosmotic dewatering of sludge at constant electric current, *J. Chem. Eng. Japan*, 9, 402-407.
- idem (1978) Electroosmotic dewatering of sludge under condition of constant voltage, *ibid*, 11, 475-480.
- Yoshida, H., Shinkawa, T. and Yukawa, H. (1980) Comparison between electroosmotic dewatering efficiency under conditions of constant electric current and constant voltage, *J. Chem. Eng. Japan*, 13, 414-417.

- 6) 林良茂, 平井英二, 松岡彰 (1986) 電気浸透法による活性汚泥の脱水, 化学工学協会第51年会講演要旨集, 248.
- 7) 林良茂, 平井英二, 奥谷晃宏, 嶋田仁義 (1988) 電場による活性汚泥の脱水, 化学工学協会岐阜大会講演要旨集, 140-141.
- 8) 林良茂, 奥谷晃宏, 西野正文, 平井英二 (1989) 不均一電界による活性汚泥の脱水機構, 化学工学協会第22回秋季大会講演要旨集, 195.
- 9) 林良茂, 奥谷晃宏, 西野正文, 平井英二 (1989) 不均一電界による活性汚泥の脱水, 化学工学協会第23回秋季大会講演要旨集, 55.
- 10) 高橋正雄, 仁木克己, 朝倉祝治 (1976) 電気化学システム, コロナ社, 東京.
- 11) Levich, V.G. (1962) Physicochemical Hydrodynamics, Chapter 9, Prentice-Hall Inc., N.J.