特集Ⅱ 汚泥の濃縮・消化

下水汚泥濃縮技術の展望

View on Condensing Technology of Sewage Sludges

川 島 普*

1. 概 要

下水処理施設において、汚泥を濃縮する目的はその含水率を減少させることによって、汚泥の流動性は保ったままでその体積を大幅に減少させることである。

汚泥の濃縮は汚泥処理過程のまず最初の基本操作であって、処理過程で汚泥を嫌気性消化する場合は、消化タンクの所要容量を節減できるので加温設備や運転費の節減となり、生汚泥を直接脱水する場合でも汚泥調整用の凝集剤の添加量を節約できる。

その方法には、①重力沈降濃縮による汚泥濃縮タンクを用いる方法、②浮上分離法を利用した汚泥浮上濃縮タンクによる方法、③遠心濃縮機による方法などがある。

従来は大体12時間程度の自然沈降濃縮で含水率が95%位になるといわれ、そのように濃縮タンクは設計されてきたが、最近は含水率が98%位にしかなくその原因として食生活が変化し汚泥中の有機物が年々増加してきたため沈降性がわるくなったといわれている。そこで別の方法として浮上分離法や遠心濃縮法が考えられてきた。

汚泥濃縮タンクは高含水率の最初沈澱池の生汚泥や最終沈降池からの余剰汚泥を、嫌気性消化や機械的脱水に先立つて計画汚泥量の12時間程度滞留させて汚泥を濃縮させるもので¹⁾、その際生ずる分離液は流入管または最初沈澱池に返送して生下水と共に浄化する。

重力濃縮法の長所は、その単純性にあるが、ある場合にはその濃縮効果があがらず他の濃縮法でえられる程度の濃縮率がえられないことが多い。普通、1次処理の生汚泥は濃縮し易いが、2次処理汚泥は濃縮性が劣り、別個に外部的濃縮を行なう必要があるといわれている²⁾。

浮上分離法は液相から固相あるいは液体粒子を分離

するための単位操作である。分離は気泡を液相に導入して行われる。気泡は固形物に付着し、その浮力が十分に大きいと粒子は水面に浮上する。沈降濃縮にくらべて浮上分離法の利点は、沈降速度の小さい微細粒子または比重の小さい粒子が効率よく短時間で除去できることである。水面に浮上した粒子はスキマーで収集分離される³⁾。

現在、都市下水処理に適用されているものでは浮上気体として空気を用いるものに限られており、気泡は次の方法で導入される。①大気圧下のばっ気（空気浮上分離）、②加圧された液体に空気を導入し、ひきつづいて大気圧に減圧する（溶解空気浮上分離）、③大気圧下で空気を飽和させつぎに真空にする（真空浮上分離）。これらのシステムにおいて除去率を高めるため種々の薬剤を添加する。

汚泥浮上濃縮タンクには一般に加圧法が採用され、タンクの滞留時間は気泡と粒子の付着物の上昇時間とタンクの水深により決定されるが、上昇速度は汚泥の性質、気一固比(A/S)によって変化するので、実験的にこの値を求め一般に、A/Sは0.01~0.03 g/gの範囲とし⁴⁾、上昇速度は0.02~0.04 m/分程度がよいといわれている。重力濃縮法とくらべて濃縮率が高く、建設費が安いので余剰汚泥の濃縮に使われるようになった。

浮上濃縮法の因子として、①圧力、②循環率、③流入汚泥濃度、④滞留時間、⑤気一固比、⑥汚泥の性質、⑦固形物負荷と水面積負荷、⑧助剤の使用があげられている⁵⁾。

遠心分離機は元来、汚泥脱水に用いられて発展してきたが、とくに加圧汙過機を汚泥脱水に使用する場合に供給汚泥濃度が支配的要因となるのに重力濃縮では汚泥濃度が希薄でありまたそのスペースもいるので最近ディスクノズル型の遠心分離機が活性汚泥の濃縮に用いられてきた⁶⁾。また最近の高分子凝集剤の発展と相俟って益々その適用範囲を広めつつある趨勢にある。

* 大阪工業大学工学部土木工学科教授
Hiroshi KAWASHIMA

その他、最近、汙過濃縮装置が開発されている。タンクに汙過板と汙布からなる汙室がセットされており、全自動運転方式で、3～4時間の汙過時間で浄水汚泥を固形物濃度10%に濃縮したという省エネルギー型であり注目される⁷⁾。また、シーブドラム濃縮装置は円筒枠の外周に汙布をとりつけ内部に下水汚泥に極少量（固形物比で0.4%）の高分子凝集剤を添加して凝集汚泥として投入し、低速回転しながら4.5～6.0%まで濃縮するものである⁸⁾。

2. 重力沈降濃縮

ここでは重力沈降濃縮の基本的問題として活性汚泥の干渉沈降特性と諸因子についての最近の研究を述べる。

活性汚泥は凝集性を有し、広い粒径分布をもっており、しかもその体積濃度などが正確に定義しにくいので、一般の非凝集性粒子を母体とした懸濁液の界面沈降について示されている諸式は使用できない。活性汚泥懸濁液の臨界濃度は一定でなく、初期濃度によって変化することや⁹⁾、初期水深の影響が大きいためから1ℓメスシリンダーなどによる沈降特性の考察は一般性をもたないことも述べられている¹⁰⁾。この点についてDickらは濃度以外の因子である初期水深によって沈降速度が変化することを調査し、Kinch理論が設計には適用できないことを示した¹¹⁾。大垣、松尾は活性汚泥の沈降過程を初期濃度と温度をかねて実験し、粒子群内相互作用が顕著となるような初期濃度（実験例では最終沈降体積率 $V_f=0.25\sim0.30$ ）ではわずかな濃度変動や温度変化で沈降特性が大きく悪化する可能性があることを指摘した¹²⁾。

穂積らは、活性汚泥flocは濁質凝集flocと同程度かそれ以上の含水率を有しており、活性汚泥スラリーの圧縮沈降特性は凝集性スラリーのそれと類似していると考えて、上水道薬沈汚泥のような濁質凝集スラリーに対して提案した次式が^{13), 14)}、活性汚泥についての沈降実験の結果、広範な圧密沈降区間に成立すると述べた。

$$\log\left(\frac{H-H_\infty}{H_c-H_\infty}\right)=-n\log\left(\frac{t}{t_c}\right)$$

ここで、 H =圧密点以降の任意の沈降時間におけるスラリー界面高 (cm), H_∞ =無限時間経過後のスラリー界面高 (cm), H_c =圧密点におけるスラリー界面高 (cm), t =沈降時間 (分), t_c =圧密点における沈

降時間 (分), n =比例定数, また, C_0 =初期SS濃度 (mg/ℓ), 定数 $\alpha=1.4\times10^{-2}$, $\beta=0.9$ として $H_\infty=\alpha(C_0)^\beta$ としている。 n は C_0 の増大と共に大きくなるが, $C_0>2000\text{mg}/\ell$ では0.5程度の一定値をとる。 $H-H_\infty=r t^{-n}$ となり, r は C_0 の増大と共に逆S字形曲線をなして増大すると述べている¹⁵⁾。

山中らは¹⁶⁾、活性汚泥の界面沈降過程をコイルバネとダッシュポットと組み合わせた模型を用いて表現し、このモデルの力収支をもとに数式化して汚泥界面レベル、汚泥濃度分布を解析し、実測値と比較検討して同じ汚泥性状の汚泥について、任意濃度における汚泥界面沈降曲線を1回測定することにより、他の汚泥濃度における沈降曲線を解析できること、沈降曲線を沈降管の断面積 A_0 から A_1 へ、高さ H_0 から H_1 へスケールアップする場合、応力緩和係数 $f_1(C)$ 弾性係数 $g_1(C)$ は $f_1(C)=f_0(C)\times(A_1/A_0)(H_1/H_0)$
 $g_1(C)=g_0(C)\times(A_1/A_0)(H_1/H_0)$ より算出できることを示した¹⁶⁾。

馬場らは¹⁷⁾、汚泥混合液中の嫌気性菌に着目してその代謝ガス生成過程を数式モデル化し、回分実験によりその妥当性を検討した。このモデルに基づいて温度変化や嫌気性菌濃度変化に対する濃縮運転法について考察している。

下水・汚泥の処理・処分に関する海外調査団報告によると¹⁸⁾、7ヶ所の処理場の濃縮と消化システムの共通的な処理工程として図-1のように、余剰汚泥は機械及び沈降濃縮して消化タンク投入濃度を6～8%にし、初沈汚泥は沈降濃縮して投入し消化汚泥を後濃縮でさらに沈降濃縮している。これについていまいし述べると、ハンブルグ市のケーブルプラントヘフト処理場とハイデルベルグ市の処理場では、初沈の生汚泥は重力濃縮、余剰汚泥は浮上濃縮して消化後の後濃縮は重力濃縮としている^{19), 20)}。デュッセルドルフ市南部処理場では、前濃縮はいまないが遠心濃縮を計画中、後濃縮は塩化第2鉄と消石灰による凝集沈殿を行っている。スイス、チューリッヒ市のヴェルドホエツリイ処理場では、生汚泥と余剰汚泥の混合汚泥を前濃縮として重力濃縮し、後濃縮も重力濃縮としている²¹⁾。フライブルグ郊

図-1 汚泥消化システム¹⁸⁾

外のブライスガウ地区処理場でも、前濃縮、後濃縮共重力濃縮している²³⁾。ミュンヘン市グロースラッペ処理場では、初沈污泥は重力濃縮で4.5～5.0% (固形物) に、余剰污泥は遠心濃縮で6～8% として消化タンクへ送り、後濃縮は重力濃縮としているなど報告されている²⁴⁾。Dixon らは²⁵⁾、回分沈降における污泥の界面沈降の実験と解析についての、④CoeとClevengerの方法と、⑥TalmageとFitchの方法について比較検討を行った。⑥の方法は濃度が増大すると底部からの圧密の反作用が強くあらわれ誤差が大きくなる。この誤差の解析と評価を行って、④の方法が誤差が少なくなまっていることなどを指摘した。

Lovett らは²⁶⁾、污泥の沈降性と脱水性について、肉汁を使った実験室規模の試験に基づき、污泥令とSVIとの間に高い相関があること、污泥令と分散污泥濃度の関係、污泥令と比抵抗、CSTについて、比抵抗とCSTは同じ傾向を示したことなどを述べている。

Lawler らは²⁷⁾、市販の2種のSiO₂を用いてバッチ濃縮実験をし、粒径分布を測定して凝集効果と不等速沈降との観測を行って、粒子の粒径分布と粒子表面の性質が凝集と沈降性に強い影響を及ぼすことを指摘している。

3. 加圧浮上分離法

加圧して空気を溶解し、常圧にもどすと溶けこんでいた空気が微細気泡となって遊離する。この微細気泡を粒子に付着させて軽くし、浮上分離する装置を加圧浮上分離装置とよんでいる。これは液の流れの方向により上向流式と水平流式に分けられる²⁸⁾。

そもそも加圧浮上分離法を活性污泥に適用する方法には、①污泥の濃縮、②最終沈降池の代わりであって、①については古くから研究されており実績も多いが、②は活性污泥処理の能率化の一方法として注目されてきたものである。ここでは污泥の濃縮用としての加圧浮上分離法について述べる。

気一固比と処理水水質の関係は、気一固比が0.02以上になると処理水のSSが安定化するが、下水活性污泥の方が、紙・パルプ排水より浮上分離による清澄化が容易のようである。

固形物負荷と固形物除去率の関係は、気一固比に無関係に10 kg/m²・hr以上で急激に処理悪化する。表面積負荷について、下水活性污泥0.7～3 m³/m²・hr、油排水4～7 m³/m²・hr、紙・パルプ3～8 m³/m²・hr が設計値として採用されている²⁹⁾。

濃縮への影響因子として気一固比は0.01～0.02 以上にすれば濃縮に十分で、活性污泥について滞留時間との関係は、滞留時間に比例して濃度が増加する傾向があり、固形物負荷量と污泥濃度の関係はシックナーによるより浮上法が有利であり、また濃縮性のわるい污泥の濃縮度を向上させたいときは高分子凝集剤の利用が有効であるといわれている²⁹⁾。

浮上分離濃縮タンクでは下水の固形物分離が急速におこるので、重力式濃縮タンクに比べて高負荷を用いることができ、表1で示した固形物負荷で運転される。

設計では最小値を用い、最大値は20 lb/ft²・day (97.7 kg/m²・day) とした方がよいとされている³⁰⁾。

表1 溶解空気による浮上分離濃縮タンクの負荷³⁰⁾

汚 泥 の 種 類	負 荷 (lb/ft ² ・day)	負 荷 (kg/m ² ・day)
活性污泥混合液	5 ～ 15	24.4～ 73.3
沈殿活性污泥	10 ～ 20	48.9～ 97.7
50%最初沈殿池污泥+ 50%沈殿活性污泥	20 ～ 40	97.7～195.5
最初沈殿污泥のみ	55 まで	268.8 まで

加圧浮上濃縮の方法として、その加圧方法の差により図-2に示すように3種類に大別される。

全量加圧式は、污泥全量を加圧し污泥中に直接空気を供給する方法であり、部分加圧法は污泥の一部を加圧し浮上槽へ供給し、その後残りの污泥と混合する方法である。循環加圧法は、分離液の一部を循環使用するので、この分離液を加圧し空気を溶解した後浮上槽へ供給し、その後污泥と混合する方法である。現状では、全量加圧式が循環加圧式が適用されている³¹⁾。

図-2 加圧浮上濃縮の方法³¹⁾

つぎに、最近における浮上法に関する諸研究について述べてみよう。

Gehrらは³²⁾、浮上操作の解析にあたって濃縮指標(T.P.)を次のように定義した(T.P.)=(濃縮倍率)/(A/S)、このT.P.とA/Sとの間に直線関係がみられ通常の運転範囲においては、T.P.は個々の汚泥と浮上装置に対して一定値を示した。またT.P.が高いほど濃縮しやすいと報告している。

加圧浮上法には、濃縮と液体の清澄化との2つの目的があるが、奥村らは³³⁾、後者の目的について1ℓ容器のフローテーションテスターを用いて水産加工廃水活性汚泥を中心に実験し、良好汚泥(SVI=90)で加工水量比(R)=加圧水量/(浮上タンク入口排水量)=0.5で7m/時の極めて速い浮上速度をえている。また、ベンチスケールおよびパイロットプラントによる連続実験の結果、加圧浮上法の採用は活性汚泥管理のわずらわしさをいくらかでも省略できると報告している。

小池は³⁴⁾、実験プラントによるデーターをもとに浮上濃縮に及ぼす装置的な因子、操作上の因子、汚泥性状の影響などについて述べた。操作的因子として固形物負荷が小さいほどフロスは濃度が高くなること、A/Sには上限がありそれ以上に増やしても動力費が高くなるばかりで効果のないこと、フロス厚みと分離水SSとの関係では浮上槽の深さにもよるが、フロス層が厚いほど分離水SSは多くなっている。汚泥中の強熱減量(V.T.S.)と濃縮汚泥濃度との間にはかなりはっきりした相関性がみられること。その他、浮上法による下水汚泥の濃縮では凝集剤の注入は一切不要であり、フロスに付着した気泡は機械的な攪拌を15~30分間行なうことにより十分に脱気できるのでその後の汚泥処理に悪影響を与えなかったなどの興味ある結果がえられている。

土居は³⁵⁾、部分加圧型による加圧浮上濃縮のパイロットテストを行ない、その結果、A/Sが大きくなると浮上速度が大きくなり濃縮効果はよくなるが、A/Sがある一定値以上になるとそれほど効果があがらない。また、表面積SS負荷は100~400の範囲で濃縮に対する影響は少なくそれほど重要な因子とはいえないとしている。

丹保らは³⁶⁾、活性汚泥の加圧浮上分離における基本的操作条件を検討し、最終沈殿池の代替としての加圧浮上分離法の可能性をさぐるために、バッチ式加圧浮上実験を行った。フローテーションテスターは奥村ら

と同じ市販のものをを用いている。その結果をまとめて、①原水汚泥濃度が高い場合でも適当なA/Sを設定してやれば良好な浮上結果がえられ、実験では9,000mg/ℓでも浮上することを確認した。②A/Sの適正範囲はmass-ratioで0.015~0.04 g-air/g-solid程度であり、これ以上A/Sを増加させても処理結果に大幅な改善がみられず不経済であった。③浮上処理結果は汚泥性状にかなり影響される、沈降性のよい汚泥ほどフロス固形物濃度の高いものがえられたなどの報告をしている。

野口らは³⁷⁾、加圧方法のちがいが濃縮性に与える影響と汚泥性状を調査するために、循環加圧型と全量加圧型の2種類について実規模で実験し、フロス層の安定性と濃縮性を観察し測定した。その結果、全量加圧型の分離水質は循環加圧型より悪化するがフロス固形物濃度は高くなる傾向を示し、汚泥も安定した浮上を示したと報告している。

杉村らは³⁸⁾、下水汚泥の濃縮-脱水工程に加圧浮上濃縮装置と加圧汙過機を用い、余剰汚泥を浮上濃縮し、一方、初沈汚泥を重力沈降濃縮して両汚泥の脱水試験も行ない浮上濃縮と脱水の関係を調べた。

立川らは³⁹⁾、下水汚泥の濃縮性悪化の原因とされている沈降性の悪い余剰汚泥を、全量加圧型連続式による加圧浮上実験を行ない、その効果を加圧脱水機により確認した。余剰汚泥を加圧浮上濃縮すれば汚泥濃度が高まり重力沈降濃縮したときより脱水性が向上すること、余剰汚泥単独処理の場合の約1.6倍、初沈降汚泥との混合処理の場合でも約1.3倍の処理能力をえたので、従来は混合汚泥を重力沈降濃縮槽で濃縮する方式が一般的に採用されてきたが脱水処理効率から考えて、沈降濃縮性のわるい余剰汚泥を初沈汚泥と分離し、加圧浮上濃縮する方式は非常に有効であるといっている。

布目らは⁴⁰⁾、下水汚泥を加圧浮上法で濃縮するときの重要な因子として、「かき取り操作」に注目し、ら線ドラム式とフライト式のかき取り装置を用い、両者の比較実験を行った。ら線ドラム式かき取り法は浮上濃縮汚泥に対して有効なかき取り法であったと報告している。

加圧浮上法以外の浮上濃縮法として、最近、鈴木らは、常圧浮上濃縮法を開発した。これは、低動力かつ経済的な微細気泡の生成方法をとっており、起泡助剤を加えた液体をタービン翼で攪拌することにより乱流域をつくり、その乱流およびタービン翼の剪断力によ

り微細気泡を生成するものである。常圧浮上法によれば、種々の条件のもとでも濃縮固形物濃度は4%以上を確保しており、しかも分離水のSSも10~30mg/ℓと安定した結果をえたと報告している⁴¹⁾。

長崎市中部及び北部の2つの下水処理場の余剰汚泥を対象とした濃縮方法として加圧浮上法による④パイロットプラント、⑤回分式テスト機による実験結果が報告されている⁴²⁾。

多量の汲取し尿の混入している中部処理場汚泥では加圧下混合法（加圧水に3~4kg/cm²の高圧下で原汚泥を接触後減圧して浮上濃縮する）による濃縮効果の改善が若干みられたが、くみ取りし尿混入のない北部処理場汚泥では減圧下混合法（循環している加圧水を減圧後、原汚泥を0.5kg/cm²以下の低圧下で接触させるもの）がよい結果を示したこと、150kgSS/m²・日の負荷条件下で、かきとり濃度3%以上をえるには、気一固比0.025g Air/g SS以上、滞留時間1.2hr以上の条件を満足させること、減圧混合法で間歇給泥を行なうと連続給汚法より濃縮効果がえられたこと、海水の混入は濃縮性能に悪影響を及ぼさなかったこと、界面活性剤を少量（5ppm）添加して濃縮性能が著しく改善されたことなどが報告されている。

福知山市では初沈汚泥は重力式濃縮で、終沈からの余剰汚泥は加圧浮上濃縮を行なっている。加圧空気を溶解させた加圧水を、混合器で余剰汚泥に混合させて浮上槽に流入し、大気圧下で加圧水中の空気は微細な泡となって汚泥に付着しフロスとして上昇させている。

汚泥濃度0.8%（0.6~1.0%）で汚泥量530m³/日、固形物量4,240kgSS/日のものが浮上濃縮滞留時間1.78hr、固形物負荷100kgSS/m²・日、気一固比0.03kg Air/kg SSで濃縮汚泥濃度5.0%、濃縮汚泥量85m³/日となっている。2年半の運転をへて、①固形物負荷が高くなるとフロス濃度は低くなる。②気一固比が不足すると、フロス層全体の厚みはふえるが、水面上のフロスが少なくなり、フロス濃度は低くなる。③フロスカき取り用のバスケットの回転数は、フロスの粘性によって異なり、回転数が遅すぎるとフロスが流れ出し、早すぎるとかき取り機の前方におちるのでフロスの状況により調節する必要があるとの結論が駒井により報告されている⁴³⁾。

GehrとHenryは⁴⁴⁾、生下水、標準活性汚泥法および長時間ばっ気法のばっ気槽混合液にDAF（空気溶解式浮上法）を適用した場合の特性を比較した。結論として、濃縮の式（T.E.）は濃縮特性を表わす有用な

方法である。活性汚泥については気一固比の処理水質に対する影響はみられなかったが、生下水では臨界点があった。生下水を浮上される場合ポリマーは不要であったが、活性汚泥混合液の場合処理水に重要な影響があり、パイロットプラントではポリマー無添加の運転ができなかった。DAFによる汚泥濃縮は標準活性汚泥混合液に最も効果的であるが、最も良質の処理水は長時間ばっ気プラントの混合液のときえられた。生下水は水面負荷率が支配的であるが、活性汚泥では固形物負荷が運転を左右すると述べている。

4. 遠心濃縮機による濃縮

遠心分離法は固液分離操作として化学工学方面で古くから用いられてきたが、水処理分野への適用は比較的新しい。わが国では1959年神戸市でし尿消化汚泥の脱水機として用いられてきた。ところが分離液の懸濁物濃度が高い、スクリー部が摩耗するなどの問題がおこりその使用は一時下火となったといわれる。汚泥が化学工学の単位操作で取扱われている処理場と比較して、桁外れに難処理であり、その適用性を追求する必要にせまられて各機種とも汚泥処理専用機として開発、改良されてきたのである。さらに近年になって高分子凝集剤がめざましく発展して、前処理として添加すれば分離液が清澄化することがわかり再び注目をあびることとなった。

市販されている遠心分離機は表2のようである。

①は分離板があり、ノズルの目詰りなどに注意がいる。②構造簡単で維持管理が容易であり、③は回収率はすぐれているが構造は複雑となり、④は大粒径や結晶状の固形物に有利といわれている。

表2において、ソリッドボウル型カウンターカレント式以外のものでも、それぞれ適用されるスラリーによってはその特長を十分に発揮するが、汚泥が一般的に微粒子で構成されていることや、処理量が多いことから連続式ではほぼ万能性を有するボウル型カウンターカレント式が圧倒的に多く使用されている⁴⁵⁾。

表2 遠心分離機の型式⁴⁵⁾

型 式	適 用 条 件		運転方式
	スラリー濃度(%)	粒 径	
①分離板式	~5	~1μ	回 分
②ソリッドボウル型 カウンターカレント式	1~50	1μ~10mm	連 続
③ソリッドボウル型コンカレント式	1~50	1μ~10mm	連 続
④スクリーンボウル型	10~70	0.1~10mm	連 続

従来、汚泥脱水用に使用されてきた遠心分離機に改良を加え、新たに汚泥濃縮用として種々の形の遠心濃縮機が開発されてきた。ここで重要なことは、脱水の場合と異なり濃縮された汚泥が流動性を持っていることであり、濃縮汚泥の排出時に汚泥原液や分離液が混入して処理効率が不安定になることを防ぐことであるといわれている⁴⁶⁾。

遠心濃縮機の種類として、①バスケット型、②分離板型、③スクリュコンベア型デカンターなどがある。

①バスケット型は汚泥を多孔円筒に供給し、高速回転を与え遠心力によって孔から分離液を排出する型式のものと、無孔円筒を高速回転し、円筒内壁に固形分を沈降させ、分離液はバスケット上端のセキから越流させる型式のものがある。両型式とも濃縮汚泥が円筒内壁に埋積した時点で汚泥の供給を停止し、ナイフあるいはパイプにより濃縮汚泥を排出するバッチ式である。これは堅型遠心濃縮機とよばれることもある。

②分離板型は濃縮機内に多数の分離板を設け、汚泥中の固形分の沈降時間を短縮することを原理としている。固形分は分離板にそって外周側へ移動し、濃縮汚泥はノズルから排出される。分離液は中央部へ集められ越流する。この型では閉塞防止のため、ひんばんに内部の洗滌を必要とするのでバッチ運転となる。下水汚泥への適用は一般に困難といわれている。

③スクリュコンベア型デカンターは、汚泥は中心のパイプで供給され、遠心力で内壁に沈降した固形分は内部のスクリュコンベアにより連続的に円錐部へかきあげられ、水切りされて排出される。分離液は他端のセキから越流される。この型は下水汚泥の遠心濃縮機として最も普及しており、最近では分離板（セパレーティングディスク）を内蔵して濃縮効果を向上させる機構をもつものや、分離液清澄度を向上させる機構（軸流コンベア）をもつものが開発されている⁴⁷⁾。

スクリュコンベア型デカンター遠心濃縮機の機械操作条件として、①ボウル回転数、②セキ半径、③差速、④処理量があげられている。一般にボウル回転数を増加すると遠心効果が大きくなり、濃縮効果が向上する。セキ半径が小さくなればボウル内液面は高くなり、濃縮汚泥濃度は低くなるが固形物回収率は上昇する傾向がある。デカンタボウル回転数とスクリュコンベア回転数の差を差速といっており、スクリュコンベアのボウルに対する相対的な回転数を示している。差速を小さくすると沈殿汚泥濃度は上昇し、固形分回収率は悪化する傾向がある。処理量と濃縮効果の関係は、固形

分回収率は処理量が少いほどボウル内での汚泥の滞留時間が長くなるので上昇する。一方、汚泥濃度は差速が小さい場合は処理量の増加と共に濃度が低下するが、差速が大きいと処理量が減少しても濃度が低下する傾向があったと述べられている^{47, 48)}。

Vaughnらは⁴⁹⁾、SVIが高い汚泥ほど濃縮しにくくなること、濃縮汚泥の固形物濃度を高めるには引抜き汚泥量を少くすればよいが、オーバーフローするSSのためSS回収率はわるくなるなどを指摘している。また米国における成績は良好であり、薬品汚泥についても回収率90%で固形物濃度6%が確保できたといっている。

上原らは⁵⁰⁾、連続式の遠心分離機実用機（遠心効果711～1422G、仕切板設置）を用いて濃縮のむづかしい余剰汚泥の強制濃縮実験を行ない、滞留時間2分でケーキ含水率95%、SS回収率最低70%以上の好成績を報告している。

活性汚泥、混合汚泥を対象に活性汚泥は混合汚泥にくらべて分離性がよいが、濃縮濃度は混合汚泥が高い傾向がみられ、遠心濃縮における一般的な仕様として固形物回収率は活性汚泥で90%以上、混合汚泥で80%以上、消費動力について、活性汚泥で0.3～0.4KW・hr/m³、混合汚泥について0.4～0.7KW・hr/m³となり、従来の横型や立型で消費動力が1.2～1.5KW・hr/m³より少ない省エネルギー型の横型遠心濃縮機が開発されている⁵¹⁾。また遠心力と汜過作用の両効果を利用した遠心濃縮機で、従来の1000Gに対して200～300Gでもよいといった省エネルギー型で、騒音についても80デレベル程度のものが67デレベルに低下させることができたとの報告もある⁵²⁾。

清水らは⁵³⁾、下水汚泥の堅形遠心濃縮実験を行ない、300～400Gで余剰汚泥を固形分濃度4～6%に濃縮でき、SS回収率も90%程度であったと述べている。

星は円錐状の回転体に多数の孔をあけたその内部に特殊汜布体を取りつけた遠心汜布形濃縮機を用いて下水汚泥を濃縮し、200G程度でよい成績をあげた。運転動力が少なく省エネルギー的であるので小規模下水処理場に適しているといっている⁵⁴⁾。

下水汚泥で、余剰汚泥は難濃縮性であるので遠心濃縮機で濃縮し、初沈汚泥と分離して初沈汚泥は重力式濃縮槽で濃縮した方が濃度の高い汚泥がえられるといわれている。

スクリュコンベア型デカンターの短所として、電力消費量が大きいこと、スクリュコンベアの寿命が短か

く補修費用が高つくこと、機内の夾雑物の閉塞を発生などが指摘されていたが、今日ではこれらの点が大幅に改善され、ランニングコストは加圧浮上濃縮設備のそれと差のない程度に低減され、高濃度の濃縮汚泥がえられるようになった⁴⁷⁾。

5. む す び

下水処理施設における濃縮工程は汚泥処理及びそれにつづく処分の原点となる工程であり、消化工程や脱水工程だけでなく、汚泥処理施設全体に与える影響の大きい極めて重要な意義をもった工程である。また、汚泥の構成からみちびいた汚泥特性因子を用いれば、汚泥の沈降濃縮性状から脱水効果が予測できる⁵⁵⁾。

在来わが国ではほとんど重力濃縮装置が採用されてきたが、近年、汚泥の性状変化などによる濃縮効果悪化の改善や省エネルギー化を目的とした処理施設全体の効率化が進められてきた。浮上濃縮、遠心濃縮の最適な濃縮方法や、下水汚泥以外の汚泥についても新しい模索が始まってきた。

わが国の小規模下水道は極めて低い普及率であり、地方中小都市や農山漁村において下水道整備が急がれている。こうした小都市の下水処理施設の汚泥の特徴は大都市のものと異なり、未分解の有機性固形物が多く、目詰りやその他の機械的トラブルが多くて脱水性がわるいといわれている⁵⁶⁾。濃縮については重力法が用いられているが、こうした小都市の汚泥処理施設についての諸問題は今後の研究課題として大切であろう。

本文は主としてわが国のこうした濃縮技術の一部について述べた。汚泥の濃縮法については、今後共益々基本的な研究努力がはらわれねばならないと考える。

参 考 文 献

- 1) 日本下水道協会：下水道施設設計指針と解説，(1972) 424 頁
- 2) 地域公団，都市整備事業部：実用可能な最善の廃棄物処理のための管理技術比較，56～57頁，昭和51年11月
- 3) 浅野孝訳：廃水処理工学，2，Metcalf or Eddy Inc.，西原育英文化事業団，54頁
- 4) Eckenfelder W. W., D. J. O'Conner: Biological Waste treatment, Pergamon Press, (1961) pp. 179～187
- 5) 土木学会：下水汚泥の処理・処分および利用に関する研究報告書，昭和43年度，39～40頁
- 6) 文献2)，57頁
- 7) ろ過装置，水，Vol. 23, No. 313, 50～51頁 (1981)
- 8) 奥村英樹，徳永一利：シーブドラムによる汚泥濃縮について，環境創造，Vol. 10, No. 8, 57～60頁 (1980)
- 9) エッケンフェルダー・オコンナー(岩井重久訳)：「廃水の生物学的処理」162頁，コロナ社 (1965)
- 10) 吉野善彌：凝集沈殿理論，用廃水管理叢書No. 3，「凝集沈殿」，14頁，工学図書 (1966)
- 11) Dick R. I. et al.: Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories, ASCE, 93, SA 4 (1967)
- 12) 大垣真一郎，松尾友矩：沈降濃縮過程に及ぼす温度の影響，第10回衛生工学研究討論会講演論文集，41～46頁 (1974)
- 13) 穂積準：凝集性スラリーの圧縮沈降特性に関する研究 I)，水道協会雑誌，第514号，2～16頁，7月，昭和52年
- 14) 穂積準，河野芳宣：凝集性スラリーの圧縮沈降特性に関する研究(II)，水道協会雑誌，第520号，33～42頁，1月，昭和53年
- 15) 穂積準，河野芳宣：圧縮沈降領域における活性汚泥スラリーの沈降性状，下水道協会誌，Vol. 16, No. 184, 19～27頁，9月 (1979)
- 16) 山中矢，柴崎和夫，肥塚淳次：活性汚泥の回分沈降濃縮のモデル解析，下水道協会誌，Vol. 17, No. 192, 27～32頁，5月 (1980)
- 17) 馬場研二，渡辺昭二，野地舜介：汚泥濃縮過程における嫌気性菌の代謝ガス生成，下水道協会誌，Vol. 21, No. 236, 56～64頁，1月 (1984)
- 18) 水田安茂：西独の卵形消化タンクを見聞して，環境技術，Vol. 13, No. 2, 18～22頁，2月 (1984)
- 19) 木田公夫ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 35頁，2月 (1984)
- 20) 村上俊介ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 42頁，2月 (1984)
- 21) 吉田作治ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 50～51頁，2月 (1984)
- 22) 木田公夫ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 30～31頁，2月 (1984)
- 23) 木田公夫ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 39頁，2月 (1984)
- 24) 村上俊介ら：環境技術，Vol. 13, No. 2, 47頁，2月 (1984)
- 25) D. C. Dixon: Compression Effects in Batch Settling Tests, Proc. ASCE, Vol. 108, No. EE 6, pp. 1171～1191, Dec. (1982)
- 26) D. A. Lovett, et al.: Effect of Sludge Age and Substrate Composition on the Settling and Dewatering Characteristics of Activated Sludge, Water Research, Vol. 17, No. 11, pp. 1511～1515, Dec. (1983)
- 27) D. F. Lawler et al.: Particle behavior in gravity thickening, Jour. WPCF, Vol. 54, No. 10, pp. 1388～1400, Oct. (1982)
- 28) 井出哲夫編：水処理工学，83～84頁，技報堂，昭和51年6月
- 29) 文献28)，90～91頁
- 30) 浅野孝訳：廃水処理工学，3，Metcalf of Eddy Inc.，西原育英文化事業団，15頁
- 31) 杉山淳一：下水汚泥の濃縮システムと実際，環境創造，Vol. 10, No. 8, 24～29頁，8月 (1980)
- 32) R. Gehr and J. G. Henry: "Measuring and Predicting Flootation Performance", Jour. WPCF, Vol. 50, No. 2, pp. 203～215, Feb. (1978)
- 33) 奥村憲，有田浩三，佐々木繁司，谷藤享：活性汚泥の加圧浮上分離法，下水道協会誌，Vol. 16, No. 181, 13～20頁 (1979) 6月

- 34) 小池莊一郎：加圧浮上法における下水汚泥の濃縮，環境創造，Vol. 10，No. 8，61～65頁（1980）8月
- 35) 土居孝芳：下水汚泥の加圧浮上濃縮法とその実施例，環境創造，Vol. 10，No. 8，67～70頁（1980）8月
- 36) 丹保憲仁，福士憲一：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. 196，31～39頁（1980）9月
- 37) 野口廣，岡田和男，寺沢克夫：余剰汚泥の加圧浮上濃縮に与える汚泥性状の影響，第18回下水道研究発表会講演集，568～570頁（1981）
- 38) 杉村達，櫻出敏次：下水汚泥の加圧浮上濃縮と脱水について，第18回下水道研究発表会講演集，577～579頁（1981）
- 39) 立川延雄，榎山淳一：余剰汚泥の加圧浮上濃縮とその脱水性，第18回下水道研究発表会講演集，580～582頁（1981）
- 40) 布目温，立川肇，土師英樹：浮上濃縮汚泥の有効なかき取り方法とかき取り装置，第18回下水道研究発表会講演集，571～573頁（1981）
- 41) 鈴木昭，塩谷康実：下水汚泥の常圧浮上濃縮，環境技術，Vol. 10，No. 11，39～46頁（1981）
- 42) 野見山季治：長崎市下水処理場における余剰汚泥を対象とした浮上濃縮実験，用水と廃水，Vol. 25，No. 2，25～32頁（1983）2月
- 43) 駒居十一：加圧浮上法による難濃縮汚泥の克服，月刊下水道，Vol. 13，No. 12，45～48頁（1980）11月
- 44) R. Gehr and J. G. Henry：Assessing Flotation Behaviour of Different Types of Sewage Suspensions，IAWPR Tenth International Conference，Toronto（1980）pp. 1～21
- 45) 関西地区上下水道コンサルタント協議会，汚泥処理に関する講習会，遠心分離機の最近の進歩と設計の要点，昭和49年8月，27～40頁
- 46) 岡崎明晃：下水汚泥の各種濃縮装置について，環境創造，Vol. 10，No. 8，45～49頁（1980）8月
- 47) 西村博：遠心濃縮の最新技術，汚泥研究年報（1982），36～43頁，3月（1982）
- 48) 西村博：下水汚泥の遠心濃縮とその実例，環境創造，Vol. 10，No. 8，50～56頁（1980）8月
- 49) D. R. Vaughn and G. A. Reitweiser：“Disknozzle Centrifuges for Sludge Thickening”，JWPCF，Vol. 44，No. 9，pp. 1789～1797，Sept.（1972）
- 50) 上原義昭，中沢貴生，荒幡実，中 勉：遠心分離による汚泥の強制濃縮，下水道協会誌，Vol. 16，No. 180，16～24頁，5月（1979）
- 51) G. S. 遠心濃縮装置とその適用，水，新年増刊号，72～73頁（1982）
- 52) CF濃縮機，水，Vol. 23，No. 312，48～49頁（1981）
- 53) 清水裕，内村輝美，松尾英介：下水汚泥の濃縮設備の評価，環境創造，Vol. 10，No. 8，30～38頁，8月（1980）
- 54) 星範晴：下水汚泥の濃縮，環境創造，Vol. 10，No. 8，39～44頁，8月（1980）
- 55) 川島普：汚泥の機械的脱水法の力学的解析と脱水効果，汚泥研究年報，（1980）96～111頁
- 56) 小規模下水処理施設ハンドブック，産業用水調査会，153頁，昭和50年11月