

# S-TE PROCESS®/ 下水汚泥の 減量化実証試験

Full-Scale Demonstration of S-TE PROCESS®  
in Sewage Treatment Plant



(技)研究開発部第1研究室  
塩田憲明  
Noriaki Shiota  
赤司昭  
Akira Akashi  
長谷川進  
Susumu Hasegawa

著者らはこれまでに、余剰汚泥消滅型活性汚泥プロセスである S-TE PROCESS® の石油化学工場廃水を用いたパイロットスケール実証試験の結果を報告している。本稿では、1998年4月より行っている、S-TE PROCESS® の実規模テスト機を用いた下水汚泥への適用実証試験の経過を報告する。運転開始以来処理する汚泥量を徐々に上げてゆき、同年10月以降、発生する余剰汚泥を全量消滅した運転を行っている。処理水質については、BOD、SS が一般的な下水の処理水放流基準以下であり、T-N の除去率も79%と前年度と同程度であった。

We previously reported a pilot-scale demonstration of a novel zero-discharge activated process (S-TE PROCESS®) in a petrochemical wastewater treatment plant. In this paper, we describe operational results of its full-scale facility (50 kg-DS/d capacity) in a sewage treatment plant. The facility has been operated without generating excess sludge for four months, whose operation is still going on. Effluent BOD and SS were each less than 20 mg/L. Efficiency of T-N removal (79%) was comparable with that in the year 1997. Therefore, the process is useful not only for industrial wastewater treatment but also for sewage treatment.

## Key Words :

好熱性細菌  
余剰汚泥  
可溶化  
活性汚泥法

Thermophilic bacteria  
Excess Sludge  
Solubilization  
Activated Sludge Process

## まえがき

下水処理によって生じる汚泥の最終処分は、経費のかかる問題の一つである。我が国では、1997年度の下汚泥の発生量は約3.5億 m<sup>3</sup> に達しており、今後も下水道の普及率向上と高度処理の実施によりさらに増加すると予想される。<sup>1)</sup> 発生する汚泥の大部分は焼却ののち埋立最終処分されているが、有害物質による大気汚染や地下水汚染への関心が高まっている中でその処理方法の見直しが迫られている。最近、下水汚泥の資源化、リサイクルへの取り組みが行われており社会的関心も高いが、汚泥そのものを

農地利用や建設資材利用するには重金属の含有量などクリアすべき問題点もある。一方、汚泥の発生量削減という観点から、これまでに生物膜法や長時間曝気法などいくつかの汚泥発生量の少ない水処理プロセスの検討がなされてきたが、近年になって、オゾンや好熱性細菌（以下、好熱菌と述べる。）などを併用した活性汚泥法が見かけ上余剰汚泥の発生しないプロセスとして報告された。<sup>2),3)</sup> これらはいずれも、水処理の段階で発生する汚泥を減量・消滅する、水処理—汚泥処理一体型プロセスである。

著者らが開発した好熱菌を用いたプロセス S-TE

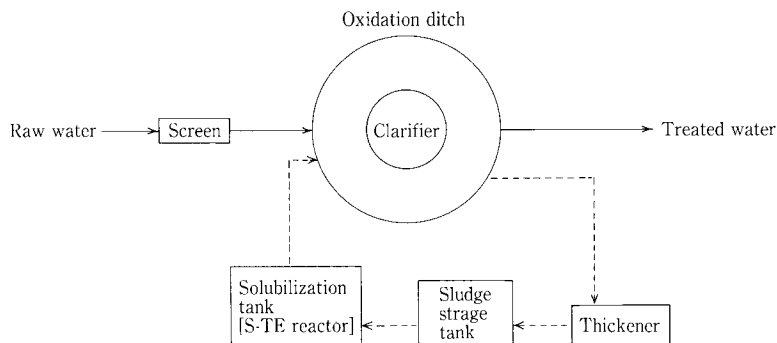
PROCESS<sup>®</sup>は、引き抜いた余剰汚泥を高温好気条件下で生物処理し、その処理汚泥を曝気槽へ循環返送するものである。高温好気条件下で好熱菌から分泌される細胞外酵素が汚泥を構成する微生物の細胞壁や細胞膜を溶かし（以下、可溶化と述べる。）、汚泥を生物分解されやすい形態に変質させる（Solubilization by thermophilic enzymesを略してS-TEと称する。）。可溶化処理を受けた汚泥は再び曝気槽に返送され、そこで中温活性汚泥によって二酸化炭素や水に分解されて減量化が達成される。通常、可溶化処理した汚泥の約1/3が曝気槽内で分解されるため、減量すべき汚泥量の約3倍量を高温消化槽（以下、S-TE槽と述べる。）に移送すれば余剰汚泥を全量減量した運転ができることになる。これまでに、石油化学工場を含む複数の民間工場廃水を用いたパイロットスケール実証試験を行っている。<sup>4)</sup>

## 1. 実証試験の概要

実証試験は群馬県中之条町沢渡水質管理センターにおいて1998年4月から行っており、現在も継続中である。本稿では本運転を行った1998年6月から1999年2月までの運転経過を報告する。

### 1.1 実証試験装置

実証試験のフローシートを第1図に、設備概要を第1表に示す。試験を行った沢渡水質管理センター



第1図 S-TE PROCESS<sup>®</sup>実証試験のフロー  
Fig. 1 Flow diagram of S-TE PROCESS<sup>®</sup>

第1表 装置仕様

Table 1 Specification of the components in the S-TE PROCESS<sup>®</sup>

Item	Specification
Screen	Bar Screen (Pitch 5 mm)
Aeration tank	Oxidation ditch, 4.2 m <sup>w</sup> × 3 m <sup>D</sup> (400 m <sup>3</sup> )
Mechanical aerator	mechanical surface aerator with a horizontal-axis rotor
Clarifier	6.6 m <sup>f</sup> × 3 m <sup>D</sup>
Thickener	Screw pressing thickener with stainless steel screen, Pitch 5 mm, 1-3 m <sup>3</sup> /h
Sludge storage tank	4 m <sup>w</sup> × 4 m <sup>f</sup> × 4 m <sup>D</sup> (50 m <sup>3</sup> )
Heat exchanger	Spiral type (2 m <sup>2</sup> )
S-TE reactor	1.5 m <sup>f</sup> × 5 m <sup>H</sup> (7 m <sup>3</sup> )
Boiler	Oil boiler, 100 kg/h, 53 900 kcal/h

は、オキシデーションディッチ (OD) を1系列有している。まず、流入下水は微細スクリーンを通じたのちODに入る。ODでは、硝化・脱窒処理を目的とした曝気機の間欠運転がなされている。これまでは、下水処理で生じる余剰汚泥はODから直接引き抜かれ、濃縮機によって濃縮されたのち場外搬出されていた。本試験では、濃縮機を用いて濃縮した汚泥を可溶化処理するフローを採用した。可溶化処理する汚泥は熱交換器を通してS-TE槽に投入され、一定の槽内液位でオーバーフローした汚泥を全量ODに返送した。S-TE槽は蒸気を直接吹き込むことによって加温した。写真1にS-TE槽の外観を示す。当センターには1系列のODしかないため対照系はない。

### 1.2 運転方法

#### 1) 投入汚泥量の設定

実験では、それまでの当センターの運転方法を

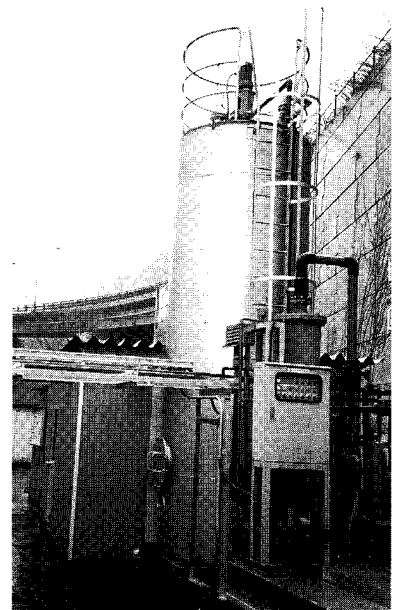


写真1 S-TE槽の外観  
Photo.1 Outside view of S-TE reactor

踏襲した。また、S-TE 槽への汚泥の移送量を次の3段階で増加させ、最終的に汚泥の全量減量を目指した。

- ① RUN 1 : 汚泥処理率を1倍量とし、発生余剰汚泥量の1/3を減量させる。
- ② RUN 2 : 汚泥処理率を2倍量とし、発生余剰汚泥量の2/3を減量させる。
- ③ RUN 3 : 汚泥処理率を3倍量とし、発生余剰汚泥量の全量を減量させる。

ここで、汚泥処理率とは、1日発生余剰汚泥量(Qw)に対するS-TE槽での汚泥処理量(Qs)(乾燥重量基準)の倍率と定義する。その際、対照系が存在しないため、1997年度の発生余剰汚泥量の実績値(22.3 kg-DS/d)からS-TE槽への汚泥移送量を設定した。一方、RUN 1、及び、RUN 2では発生汚泥の一部減量運転を行ったため、減量処理しなかった残りの分を余剰汚泥として搬出した。各RUNにおける運転条件を第2表に示す。特に、RUN 2ではSRTを長く保つために、発生汚泥量の一部減量運転をしつつ余剰汚泥引き抜きを停止してODのMLSS濃度を上昇させることを試みた。

## 2) 装置制御と運転立ち上げ法

汚泥貯留槽から汚泥移送ポンプを使って濃縮汚泥を送り、熱交換器を通してS-TE槽に投入した。処理汚泥量の変化に対応し、S-TE槽での液位を変化させることにより滞留時間を1日に調整した。S-TE槽は蒸気加温で65±2℃に保ち、通気は0.05 vvmで行った。運転立ち上げ時、S-TE槽には種菌として当研究室で分離した汚泥可溶化好熱性細菌 SPT2-1株(通産省工技院生命工学工業技術研究所受託番号 FERM P-15395)を接種した。

## 1.3 分析方法

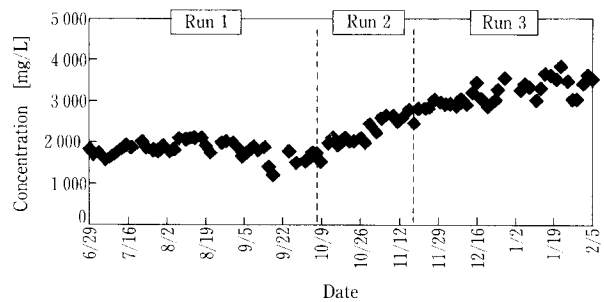
分析サンプルは、流入下水のSS、BOD濃度が1日のうちの平均的なものになる定時のスポットサンプルとした。流入水と放流水の水質、及び、汚泥の分析は下水試験法に準じた。<sup>5)</sup>

## 2. 実験結果

### 2.1 運転状況

第2図にODのMLSS濃度の推移を示す。RUN 1ではMLSS濃度を一定に保つように余剰汚泥を引き抜きながら、S-TE槽へ1倍量の汚泥を循環させて運転した。RUN 2ではODのMLSS濃度を上昇させる運転を行った。つまり、RUN 2では、発生汚泥量の2/3を減量しつつ、汚泥の引き抜きを停止してODのMLSS濃度を上昇させた。RUN 2後半で一部汚泥の引き抜きを行ったが、最終的にODのMLSS濃度を2900 mg/Lにまで上昇させた。RUN 3では完全に汚泥を引き抜かない運転を行った。その一方で、ODのMLSS濃度は2900 mg/Lから3500 mg/Lに増加した。RUN 3での流入SS量は予測していたよりも多く、発生汚泥量は増加していたと推測される。そのため、S-TE槽での汚泥処理量、つまり、ODからの汚泥引抜き量が足りず、MLSS濃度が上昇したと考えられる。

第3図に期間を通じた余剰汚泥発生量を示す。ここでの汚泥発生量は、ODタンク内MLSS濃度の増減と引抜き汚泥の積算値である。一方、流入SS量から算出した推定汚泥発生量も同図に示した。図より、S-TE槽での処理率を上げるにつれて発生余剰汚泥量が減少し、RUN 3ではODへの汚泥の蓄積があるため若干の傾きはあるものの、余剰汚泥をほとんど発生しない運転ができたことがわかる。



第2図 ODのMLSS濃度の推移  
Fig. 2 Daily MLSS concentration in OD

第2表 運転条件  
Table 2 Operating conditions

	Before	RUN 1	RUN 2	RUN 3
Date	Year 1997	6/23-10/6	10/7-11/16	11/17-99/2/5
Qs/Qw (-)	0	1	2	3
% of the sludge decomposed (%)	0	33	66	100
MLSS (mg/L)	2760 (Average)	2000	3000	3000

S-TE槽への供給汚泥と可溶化汚泥のVSS濃度から、S-TE槽におけるVSS除去率を算出し、これを汚泥が可溶化されている指標と考えた。第4図に期間を通じたVSS除去率(汚泥可溶化率)を示す。各RUNにおけるVSS平均可溶化率はそれぞれ48, 37, 42%であった。安定した濃度でS-TE槽に汚泥を供給できなかったためにばらつきはあったものの、総じて好熱菌による可溶化は効率的に進んだことがわかる。

## 2.2 汚泥収支

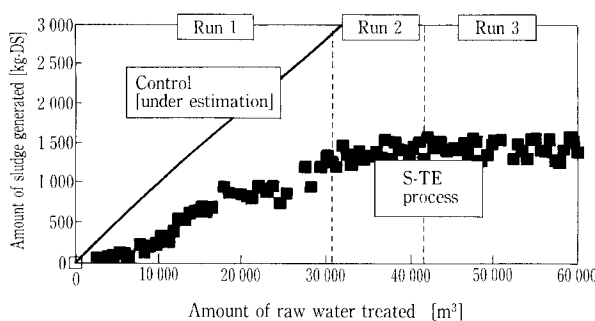
第3表に本プロセス導入前と本実験での汚泥収支をまとめた。表におけるマイナスは汚泥量の減少を意味する。1997年度は、平均34.7 kg-DS/dのSSが流入し、22.3 kg-DS/dの余剰汚泥が発生した。これにより、流入SSあたりの汚泥発生率(SS-汚泥転換率と称する。)は0.64であった。過去3年間(1995~1997年度)のSS-汚泥転換率もほぼ同様の

値であったため、これらの平均値0.66を本処理場のSS-汚泥転換率とした。本実験での余剰汚泥発生量をODタンク内MLSS濃度の増減と引抜汚泥の積算値と定義すると、RUN1では14.4 kg-DS/dの余剰汚泥が発生したことになる。ここで流入SS量が36.6 kg-DS/dであるから、推定余剰汚泥発生量は $36.6 \times 0.66 = 24.2$  kg-DS/dとなる。したがって、RUN1での汚泥消滅率は $(24.2 - 14.4) / 24.2 = 40.5\%$ となる。また、このときのS-TE槽への汚泥処理率は1.1倍であった。同様に、RUN2の汚泥消滅率は43.6%、汚泥処理率は1.5倍となり、RUN3の汚泥消滅率は88.7%、汚泥処理率は3.1倍となった。

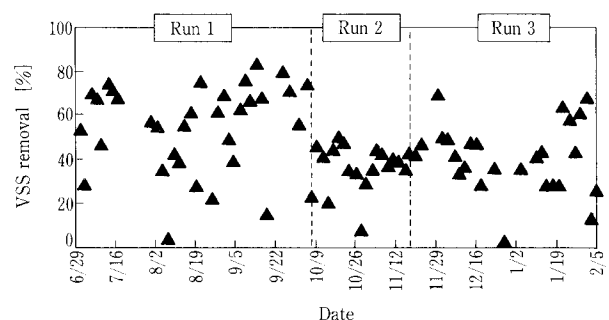
## 2.3 処理水質

### ① SS

第5図に、流入下水、および、放流水のSS濃度の推移を示す。汚泥処理率を上げるにつれて放



第3図 積算余剰汚泥発生量  
Fig. 3 Amount of excess sludge generated



第4図 VSS可溶化率の推移  
Fig. 4 Daily VSS removal rate upon sludge solubilization

第3表 運転時の汚泥収支  
Table 3 Mass balance of SS

	Before ('95-'97)	RUN 1 (6/23-10/6)	RUN 2 (10/7-11/16)	RUN 3 (11/17-2/5)
① Operating period (d)	1 095	105	41	81
② Influent rate (m³/d)	225	293	260	234
③ Influent SS conc. (mg/L)	168	125	159	172
④ Influent SS (kg-DS/d) = ② × ③ / 1 000	37.8	36.6	41.3	40.2
⑤ MLSS conc. in A-tank (mg/L) Start:	3 000	1 700	1 700	2 900
End:	2 500	1 700	2 900	3 500
⑥ Accumulated SS in A-tank (kg-DS/d) = ⑤ / ① × 400 / 1 000	-0.5	0	11.7	3.0
⑦ Effluent SS conc. (mg/L)	5.6	4.9	6.1	8.0
⑧ Effluent SS (kg-DS/d) = ② × ⑦ / 1 000	1.3	1.4	1.6	1.9
⑨ Sludge withdrawn (kg-DS/d)	22.3	14.4	3.7	0
⑩ Excess Sludge generated (kg-DS/d) = ⑥ + ⑨	21.8	14.4	15.4	3.0
⑪ Inlet SS of S-TE reactor (kg-DS/d)	0	27.3	40.9	82.7
⑫ Estimated amount of sludge generated (kg-DS/d)*	—	24.2	27.3	26.5
⑬ Circulating ratio (Qs/Qw) = ⑪ / ⑩	—	1.1	1.5	3.1
⑭ Sludge decomposed (kg-DS/d) = ⑫ - ⑩	0	9.8	11.9	23.5
⑮ % of sludge decomposed (%) = ⑭ / ⑫ × 100	0	40.5	43.6	88.7

\*SS-sludge yield (=0.66) is calculated from the data of past three years.

流水中の平均 SS 濃度は上昇し、それぞれ 4.9, 6.1, 8.0 mg/L であった。過去 3 年間の放流水 SS 値と比較すると、RUN 3 における上昇率は約 1.4 倍になった。放流水 SS の上昇の原因としては、汚泥の可溶性により微細な細胞破片などが流出している可能性が考えられ、冬季であった RUN 3 では特に悪化する傾向が見られた。しかし、実験期間を通じて実験目標値である 20 mg/L を越えることはなく、一般的な下水処理水放流基準 (70 mg/L) を十分満たした。

② BOD

第 6 図に、流入下水、および、放流水の S-BOD 濃度の推移を示す。各 RUN における放流水の S-BOD 濃度は 5.3 mg/L 以下、7.0 mg/L 以下、5.1 mg/L 以下であった。最近、放流水中の T-BOD 濃度を測定し始めてから、T-BOD 濃度と SS 濃度との間の相関を調べたところ、両者の間には高い相関が見られた。つまり、BOD 濃度の上昇は放流水中の SS に起因するところが大きいことがわかる。この近似式から各 RUN における放流水 T-BOD 濃度を推測すると 9.7, 10.4, 10.3 mg/L となった。したがって、T-BOD 濃度でも実験期間を通じて、一般的な下水処理水放流基準

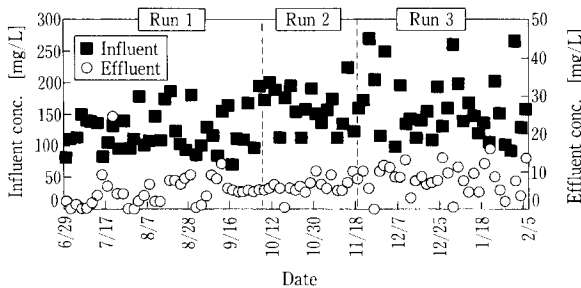
(20 mg/L) をクリアできると推察される。

③ COD<sub>Mn</sub>

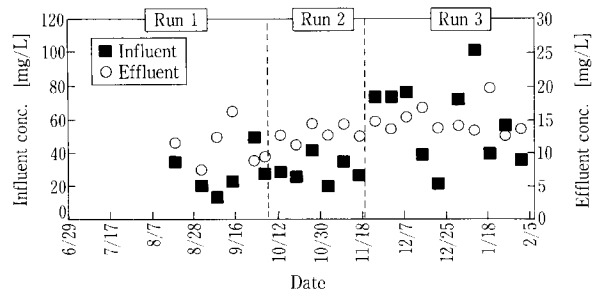
第 7 図に、流入下水、および、放流水の S-COD<sub>Mn</sub> 濃度の推移を示す。各 RUN における放流水の平均 S-COD<sub>Mn</sub> 濃度は 10.9, 13.1, 14.9 mg/L であった。一方、放流水中の T-COD<sub>Mn</sub> 濃度を測定し始めてから、T-COD<sub>Mn</sub> 濃度と SS 濃度との間の相関を調べたところ、両者の間には高い相関が見られた。その近似式から各 RUN における放流水 T-COD<sub>Mn</sub> 濃度を推測すると、17.6, 18.4, 18.3 mg/L となる。これらの数値は実験目標値の 20 mg/L をクリアするものの、除去率は BOD ほど高くなかった。その原因としては、汚泥の可溶性の返送による曝気槽の負荷が上昇することに加えて、これまで余剰汚泥に吸着させて除去していた難分解性物質が本プロセスにより溶解してくることが考えられる。

④ 窒素

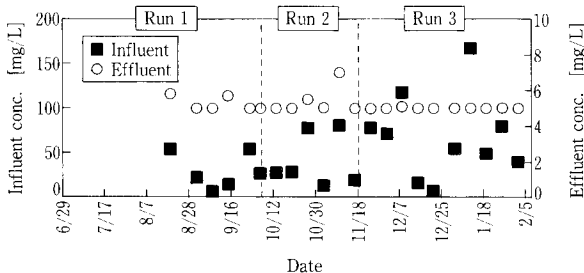
第 8 図に、流入下水、および、放流水の T-N 濃度の推移を示す。各 RUN における全窒素の平均除去率はそれぞれ 75, 61, 79 % であった。一方、前年度の平均除去率は 84 % であった。全窒素除去



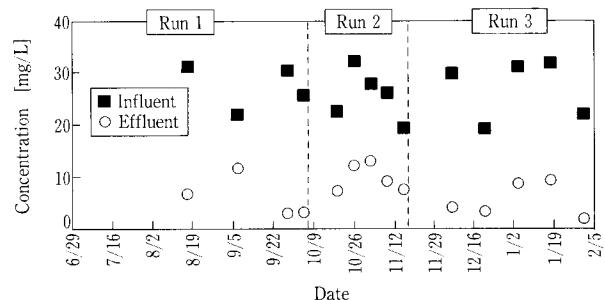
第 5 図 流入水と放流水 SS の推移  
Fig. 5 Daily concentrations of influent and effluent SS



第 7 図 流入水と放流水 S-COD<sub>Mn</sub> の推移  
Fig. 7 Daily concentrations of influent and effluent S-COD<sub>Mn</sub>



第 6 図 流入水と放流水 S-BOD の推移  
Fig. 6 Daily concentrations of influent and effluent S-BOD



第 8 図 流入水と放流水 T-N の推移  
Fig. 8 Daily concentrations of influent and effluent T-N

率は前年度と比べて低くはなかったものの、残存 T-N のうち  $\text{NH}_3\text{-N}$  の割合が高く、硝化不足の傾向が見られた。また、この現象は、S-TE 槽からの返流負荷を考慮して、OD での酸素通気量を若干増やすことにより解消された。本プロセスでは S-TE 槽に汚泥を循環させることより SRT が短くなるため、窒素除去を行う必要がある場合には硝化に必要な SRT を十分確保する必要がある。

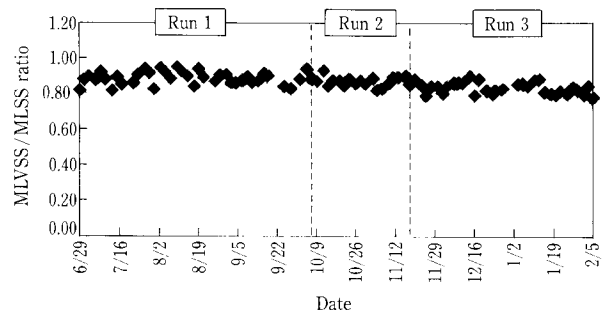
その他、リンについては、実験期間を通じて流入下水と放流水中の T-P 濃度のばらつきが大きかった。基本的には、余剰汚泥とともに除去されていたリンは本プロセス導入後はほとんど除去されないと推察される。また、処理水透視度は汚泥循環率を上げるにしたがって低下する傾向にあった。放流水 pH は本実験前と同等であった。

#### 2.4 本設備（活性汚泥系）への影響

S-TE PROCESS<sup>®</sup> のように余剰汚泥を引き抜かずに系内で消滅させるプロセスの場合、流入下水中に含まれる無機物質（微細な砂粒子や無機塩類など）が系内に蓄積することが懸念される。特に、当センターには沈砂池や最初沈殿池がないため、活性汚泥中に取り込まれて OD タンク内に蓄積しやすいと考えられる。そこで、OD タンク内の MLVSS/MLSS 比を無機物質蓄積の指標として測定した。第 9 図にその推移を示す。汚泥処理率を上昇させるにつれて、MLVSS/MLSS 比は RUN 1 の 0.89 から RUN 3 の 0.84 まで若干減少傾向にあるものの、その減少率は低く、運転開始以来 1 年経過後でも 0.83 であった（データ未掲載）。無機成分は、系外に汚泥を引き抜かなくても系内に蓄積することはほとんどなく、無機性 SS、あるいは溶解性イオンとして放流水中に流出すると考えており、今後長期運転によりどの程度の MLVSS/MLSS 比で安定するか調べるつもりである。

#### むすび

S-TE PROCESS<sup>®</sup> の実規模テスト機を用いて下水汚泥への適用実証試験を行った。80 日間にわたり余剰汚泥を発生しない運転を行うことができ、現在



第 9 図 OD の MLVSS / MLSS 比の推移  
Fig. 9 Daily MLVSS / MLSS ratio in OD

もその実証を継続している。処理水質については、BOD や SS が一般的な下水の処理水放流基準を満たし、窒素除去率もそれほど悪くなかった。ただし、通常の処理法と比べると、 $\text{COD}_{\text{Mn}}$  と T-P については処理水の濃度上昇に留意する必要がある。また、最初沈殿池のない小規模処理場においても、無機物質の系内への蓄積は現状ではほとんどなかった。S-TE PROCESS<sup>®</sup> は、通常の汚泥脱水・搬出処理に比べてその運転費用がかなり低減できることを報告している。<sup>3)</sup> 今後は、長期運転が処理水質や無機物蓄積に及ぼす影響を調べるとともに、本プロセス装置をよりコストを低減したものに改良するためのデータを収集していく予定である。

最後に、本実験は日本下水道事業団との共同研究として実施されたものであり、日本下水道事業団技術開発部、中之条町下水道課、および、同町沢渡水質管理センターの関係者の皆様より多大なるご指導ご支援を賜りましたことに深く感謝いたします。

#### 【参考文献】

- 1) 社) 日本下水道協会編、下水道統計 (平成 9 年度版)
- 2) Yasui, H., and Shibata, M., *Wat. Sci. Tech.*, Vol.30, No.9 (1994), p.11.
- 3) 桂健治, 三浦雅彦, 長谷川進, *水環境学会誌*, Vol.21, No.6 (1998), p.360.
- 4) 長谷川進, 福井孝博, 赤司昭, 桂健治, *神鋼パテック技報* Vol.41, No.2 (1998), p.2.
- 5) 社) 日本下水道協会編, *下水試験方法* (1997 年度版)

#### 連絡先

塩田 憲明 (農学博士)	技術開発本部 研究開発部 第 1 研究室	赤司 昭 (医学博士)	技術開発本部 研究開発部 第 1 研究室	長谷川 進 (工学博士, 技術士・水道部門)	技術開発本部 研究開発部 第 1 研究室 主任研究員
	TEL 078 - 992 - 6525		TEL 078 - 992 - 6525		TEL 078 - 992 - 6525
	FAX 078 - 992 - 6504		FAX 078 - 992 - 6504		FAX 078 - 992 - 6504
	E-mail n.shiota@pantec.co.jp		E-mail a.akashi@pantec.co.jp		E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp