

エステプロセス®の下水汚泥への適用 —省エネルギーを目的とした 濃縮汚泥処理運転について—



Treatment of Concentrated Sewage
Sludge with S-TE PROCESS®

(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
那須潔
Kiyoshi Nasu

著者らはこれまでに、汚泥減量化プロセスエステプロセス®の下水汚泥への適用結果を一部報告した。本稿では、1998年4月より行っている同プロセス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とともに、運転条件の最適化の中で、特に高濃縮汚泥を投入した場合の可溶化処理特性、及び、運転コストに与える影響を考察した。投入汚泥濃度を1.5%から3%に上昇させることにより灯油消費量を40%程度削減できた。しかし、濃度を6%にまで上昇させると、曝気動力が大幅に増加してそれに伴う電力費が増加した。一方、投入汚泥濃度を4%として運転したところ、3%汚泥運転時と比較して電力消費量、灯油消費量ともに同等、もしくはそれ以下となることを確認した。

The S-TE PROCESS® is a novel activated sludge process in which the generation of excess sludge is completely reduced. We previously reported the demonstration of its full-scale plant in a sewage treatment plant. This paper describe the result of the recent operating data as well as the examination of the cost-saving operation of the plant. The oil consumption on its operation with concentrated (40 g/L) sludge was decreased by 40 % as compared with that of the low-concentrated sludge (15 g/L) operation. However, the operation with highly concentrated sludge (60 g/L) required more amounts of energy for aeration. Therefore, the operation with the sludge with the concentration of 30-40 g/L is likely economical.

Key Words :

好気性好熱細菌
余剰汚泥
可溶化
活性汚泥法

Thermophilic Aerobic Bacteria
Excess Sludge
Solubilization
Activated Sludge Process

まえがき

下水などの有機性廃水は一般的に活性汚泥法によって処理されているが、この処理では必然的に余剰汚泥が発生するためその処理・処分が大きな問題となっている。我が国では、1997年度の下水汚泥の発生量は約3.5億 m³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。¹⁾ 現在、余剰汚泥の処理・処分は脱水、焼却のち埋立最終処分されるのが主流であり、汚泥の農地還元や建設資材化などのリサイクルに回る分は30%程度にとどまっている。このような中で汚泥減容化技術の一つとして、汚泥可溶化工程と好気

処理を組み合わせた汚泥減量型活性汚泥法が近年幾つかのメーカーによって開発されている。

著者らが開発した好気性好熱細菌（以下、好熱菌と称す）を用いたエステプロセス[®]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。²⁾ 本技術の基本フローは次のとおりである。

- ① 水処理系から引抜いた汚泥の一部を高温好気条件に保った汚泥可溶化 (Solubilization by thermophilic enzymes を略して S-TE と称す) 槽に投入し、S-TE 槽で増殖した好熱菌の作用によって汚泥の生物分解性を高める。(可溶化工程)。
- ② 可溶化処理後の汚泥を再び反応タンクに返送して生物処理を行うことにより、可溶化汚泥中の有機物の一部が無機化されて一部は再汚泥化される。(無機化工程)
- ③ 以上の工程によって、減量化すべき汚泥量に見合った量の汚泥を可溶化処理するとその分の汚泥減量化が達成される。

通常、S-TE 槽に投入した汚泥量の約 3 分の 1 が可溶化されたのちに反応タンク内で無機化されるため、減量化すべき汚泥量の約 3 倍量を S-TE 槽に投入すれば余剰汚泥をほぼ全量減量できることになる。これまでに、石油化学工場など複数の民間工場廃水を対象にパイロットスケール実証試験を行い、余剰汚泥の完全減量化を達成している。²⁾

1. 汚泥減量化プロセスの最適化

既報³⁾では、エステプロセス[®]で 1.5% に濃縮した下水汚泥を処理できることを報告した。今回はコスト低減に向けて、(1) 高濃縮汚泥の処理、及び、(2) 高効率曝気機の使用、を目的とした装置改良と運転条件の確立を試みた。投入汚泥を濃縮することにより S-TE 槽容積を小さくでき、加温に必要な熱量を低減できる利点がある。また、高効率曝気機を用いることで曝気動力を低減し、排気熱量を抑えることができる。

2. パイロット実証試験

本実証試験は、1998年度の日下水道事業団共同研究テーマ「好気性好熱細菌による下水汚泥の減量化」として開始し、3年間にわたり実施する予定である。本共同研究は、エステプロセス[®]の下水処理への適用可能性について、余剰汚泥の減量効果と処理水質への影響など基本性能を確認するとともに、経済的な運転条件を確定することを目的としており、群馬県中之条町沢渡水質管理センター（以下、当セ

ンターと称す）の実下水処理施設において実証試験を行っている。

2.1 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。当センターは、オキシデーションディッチ（以下 OD と称する）法を採用しており、処理能力 400 m³/d の横軸ローター型 OD を 1 系列有する。まず、流入下水は微細スクリーンを通過したのち 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、多重円板外胴型濃縮機によって濃縮されたのち場外搬出されていた。本実験では、OD からの引抜汚泥を同濃縮機で濃縮し、この濃縮汚泥を可溶化処理するフローを採用した。写真 1 に S-TE 槽の外観を示す。RUN 3、及び、RUN 4 では有効容積 8 m³ のタンクに OHR エアレーターと機械式攪拌機を設置した（タイプ 1）。一方、RUN 5、及び、RUN 6 では有効容積 5.3 m³ のタンクにアスピレーター型曝気攪拌機を設置した（タイプ 2）。当センターには 1 系列の OD しかないため対照系はない。

2.2 運転方法

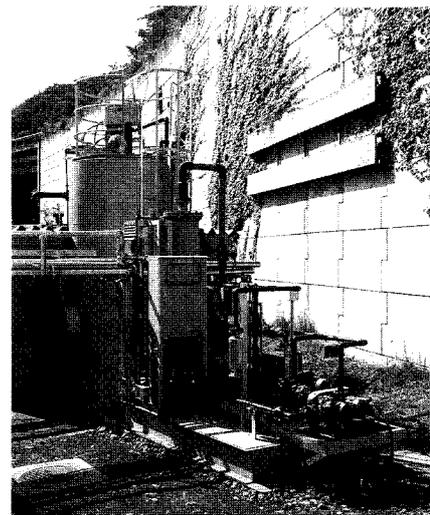
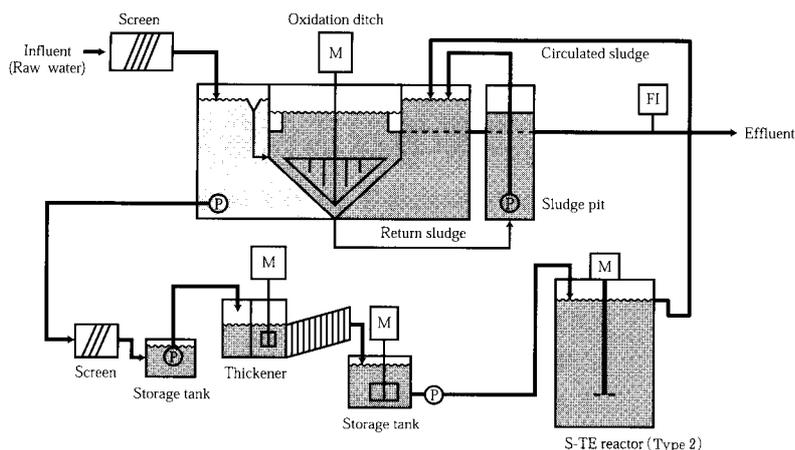
1) 運転計画

実験装置の運転計画を第 2 表に示す。実験では、それまでの当センターの運転方法を踏襲した。基本設定は既報の通り、まず汚泥循環率を設定し、それに見合った汚泥量を S-TE 槽に投入した。ここで汚泥量循環率は、流入下水固型物量に対する S-TE 槽投入固型物量（乾燥重量基準）の倍率と定義し、次式で示される。

$$\begin{aligned} \text{汚泥循環率} &= \text{S-TE 槽投入固型物} / \text{流入固型物量} \\ &= Q_{\text{S-TE}} \cdot C_{\text{S-TE}} / Q \cdot C_{\text{in}} \end{aligned} \quad (1)$$

ここで、 $Q_{\text{S-TE}}$: S-TE 槽投入汚泥量 (m³/d)
 $C_{\text{S-TE}}$: 被処理汚泥濃度 (mg/L)
 Q : 流入 (流出) 下水量 (m³/d)
 C_{in} : 流入 SS 濃度 (mg/L)

RUN 3 では 1.5% 濃縮汚泥を処理し、汚泥循環率を 3 倍に設定して汚泥減量効果を調査した。一方、RUN 4 以降では RUN 3 での結果を踏まえて汚泥循環率を 4 倍に、S-TE 槽への投入汚泥濃度を 3 ~ 6% に設定した。RUN 7 では、当処理場における余剰汚泥発生量を再度確認するために、汚泥可溶化装置部分を運転せず対照系運転データを収集した。



第1図 パイロットテストフローシート
Fig. 1 Flow Diagram of pilot test plant

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

第1表 装置仕様
Table 1 Specification of the components in the full-scale plant

Item	Specification
Aeration tank	Oxidation ditch, 4 200 mm ^w × 3 000 mm ^D , 400 m ³
Aerator	Mechanical surface aerator with a horizontal-axis rotor
Clarifier	6 600 mm ^f × 3 000 mm ^D
Thickener	Screw pressing thickener with stainless steel screen, 1-3 m ³ /h
Sludge storage tank	1 200 mm ^w × 1 000 mm ^L × 700 mm ^H
S-TE reactor	Type 1; 1 500 mm ^f × 5 000 mm ^H Type 2; 1 500 mm ^f × 3 500 mm ^H
Aerator of S-TE reactor	Type 1; OHR aerator + agitator Type 2; Aspirating aerator
Boiler	Oil boiler, 100 kg/h, 53 000 kcal/h

第2表 運転計画
Table 2 Operating conditions

	RUN 3	RUN 4	RUN 5	RUN 6	RUN 7**	RUN 8
	17 Nov. '98 -23 June '99	24 June -20 Sep.	21 Sep. -15 Dec.	16 Dec. - 14 Feb. '00	14 Feb. -30 Mar.	31 Mar. -14 June
% of the sludge decomposed	100	100	100	100	0	70
Circulating ratio*	3	4	4	4	---	3
Concentration of the sludge to be treated (g/L)	15	30	60	40	---	40
Temperature (°C)	65				---	65
Influent rate (m ³ /d)	220-270					
MLSS (mg/L)	3 000-4 000					

*Qs/Q of influent SS. **No operation of the S-TE reactor.

一方、RUN 8 では RUN 6 までの結果を踏まえて、70% 汚泥減量化を行いつつ汚泥を一部引き抜いて OD の MLSS を一定に保つ運転を行った。

各 RUN における余剰汚泥の減量効果を確認するために、汚泥発生量から汚泥減量化率を算出して評価した。汚泥発生量は OD 内 MLSS 濃度の変動を考慮して、次式で算出した。

$$\begin{aligned} \text{汚泥発生量} &= \text{余剰汚泥引抜量} + \text{MLSS 変動量} \\ &= Q_{\text{ex}} \cdot X + V \cdot \Delta X \end{aligned} \quad (2)$$

ここで、 Q_{ex} : 余剰汚泥引抜流量 (m^3/d)
 X : MLSS 濃度 (mg/L)
 V : 反応タンク容量 (m^3)
 ΔX : MLSS 濃度の変化 (mg/L)

OD の MLSS 濃度は 3 000~4 000 mg/L を目標に設定した。

2) 装置制御

濃縮汚泥貯留槽から汚泥移送ポンプを使って濃縮汚泥を S-TE 槽に投入し、一定の槽内液位でオーバーフローした処理汚泥を全量 OD に返送した。また、反応槽での液位を変化させることにより滞留時間を

1~2 日に調整した。S-TE 槽は蒸気加温で 65 ± 2 °C に保ち、また通気を行い好気条件を保った。

2.3 分析方法

分析サンプルについて、RUN 4 以降の原水、処理水の採水は自動サンプラーによるコンポジットサンプルとした。RUN 3 については、原水、処理水の採水はスポットサンプルとし、後日、コンポジットサンプル法との補正係数を算出してこれに乗じた補正值を採用した。汚泥はスポットサンプルとした。一般的な水質項目の分析は全て下水試験方法に準じて行い、溶解性成分は 0.45 μm のフィルター濾液を分析した。⁵⁾

3. 実験結果

3.1 運転状況

第 3 表に運転経過を示す。投入汚泥濃度についてはほぼ運転計画通りとなった。

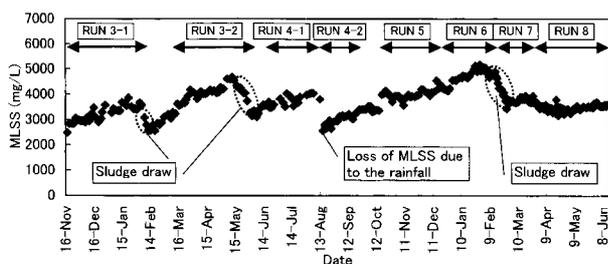
MLSS 濃度については、RUN 3-1、及び RUN 4 から RUN 6 まで、汚泥の引き抜きを行わなかった場合、1 日当たり 10 mg/L 前後の上昇傾向が見られた(第 2 図)。RUN 7 では、上昇した MLSS 濃度を一旦 3 500 mg/L 程度まで低下させたのち一定に保ち、対照系の運転を実施した。RUN 8 では、発

第 3 表 運転状況

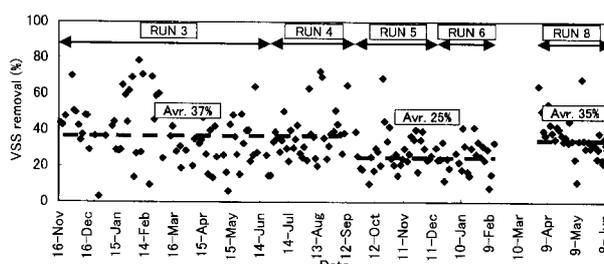
Table 3 The result of the operation

	RUN 3	RUN 4	RUN 5	RUN 6	RUN 7	RUN 8
Influent (m^3/d)	237 205-284	312 244-624	260 231-450	250 213-283	247 201-309	261 209-344
Influent SS (mg/L)	108 39-346	98 25-247	108 55-158	128 66-358	104 54-145	117 32-362
MLSS (mg/L)	3 520 2 480-4 680	3 410 2 560-4 050	3 810 3 300-4 200	4 755 4 130-5 170	3 930 3 430-4 890	3 480 3 260-3 780
Concentration of the sludge to be treated (g/L)	17 4-30	32 14-48	59 34-88	41 31-56	—	42 30-50
HRT of S-TE reactor (d)	1.3	1.7	1.5	1.1	—	2.5

Upper: average Lower: range



第 2 図 反応タンク MLSS の推移
 Fig. 2 Daily MLSS in OD



第 3 図 VSS 可溶化率の推移
 Fig. 3 Daily VSS removal on sludge solubilization

生污泥量のうち一部污泥の引き抜きを行いつつ MLSS 濃度を3500 mg/L 前後に保った。RUN 3-1 終了時、及び、RUN 3-2 運転中に装置故障が起きたため余剰污泥引き抜きを実施した。また、RUN 4-1 終了時には降雨により一部 SS が処理水中に流出した。

污泥可溶化の指標として、可溶化処理前後の VSS 除去率（以下、污泥可溶化率と称す）を算出した。第 3 図に污泥可溶化率の推移を示す。各 RUN ごとに見ると、RUN 3、及び、RUN 4 ではいずれも平均 37% であったのに対し、RUN 5、及び、RUN 6 では平均 25% 程度に低下した。原因としては、RUN 5 で 6% という高濃度の污泥を処理したために好気条件を保てなかったことが考えられ、RUN 6 においてもその影響が残っていた可能性が高い。RUN 7 で污泥引き抜きを実施して以降、RUN 8 では再び污泥可溶化率は平均 35% に回復している。

3.2 污泥収支

第 4 表に各 RUN における污泥収支を示す。污泥収支は各 RUN における安定運転期間を選び、その期間についての収支を示した。OD 内 MLSS 変化量は第 2 図の MLSS 濃度の推移から、また、積算流入 SS 量と積算余剰污泥発生量は第 4 図から各 RUN における傾向が読み取れる。RUN 3-1 では、流入 SS 量が 116 g/m³ であり、発生污泥量は 17.1 g/m³ であることから、流入 SS に対する余剰污泥減量化率は $(116 - 17.1) \div 116 \times 100 = 85\%$ と計算された。またこの時の污泥循環率は $333 \div 116 = 2.9$ となっ

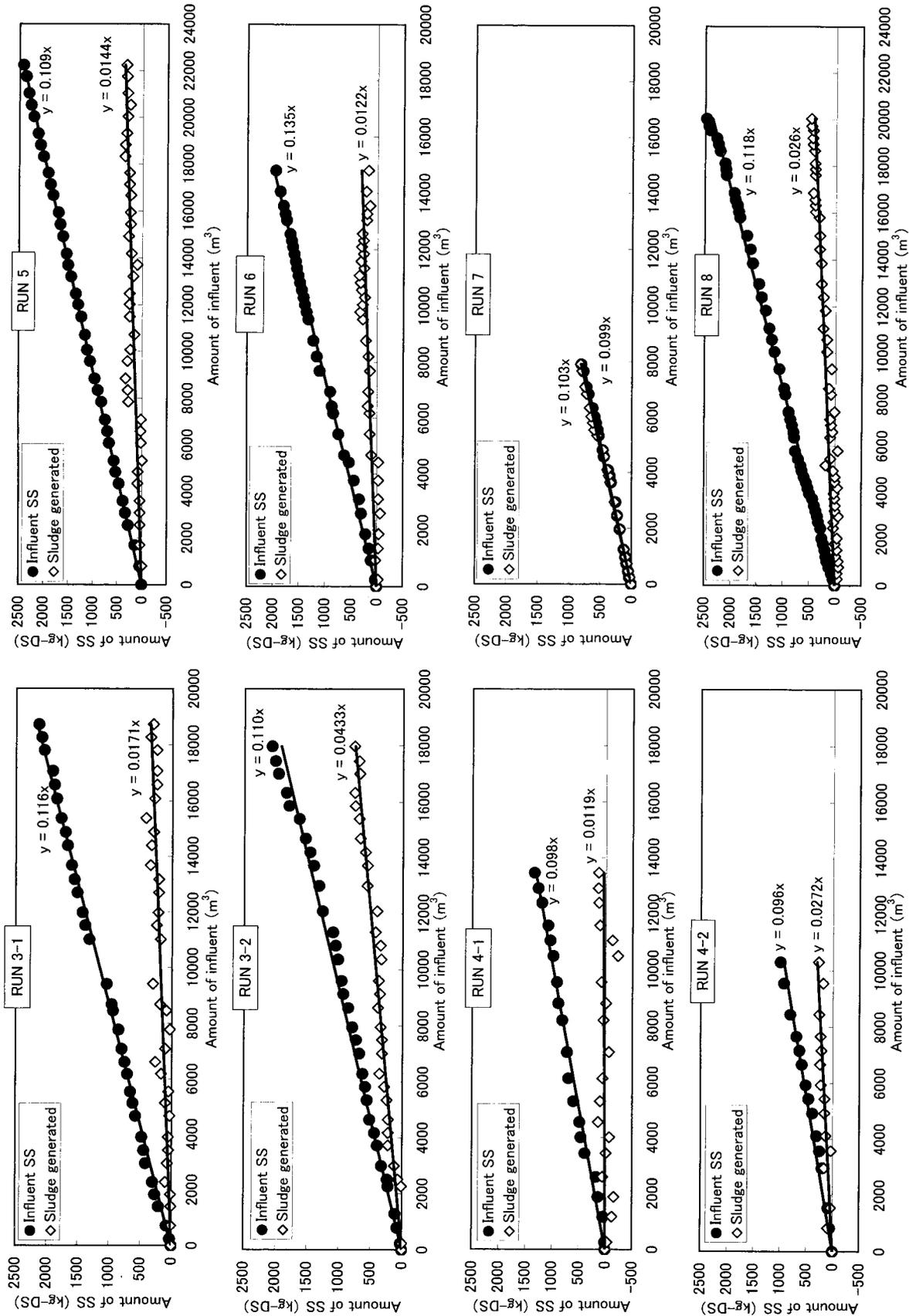
た。同様に、各 RUN について污泥循環率と余剰污泥減量化率を算出した。

RUN 3 では余剰污泥を系外に引き抜かない運転を目標としたが、RUN 3-2 では濃縮污泥濃度が安定しなかったことと装置トラブルが起きたために污泥を一部引き抜きながら運転した。RUN 4 から RUN 6 では、污泥の引き抜きを行わずに、かつ、高度濃縮污泥を処理する運転を行った。その際、RUN 3 以前の運転結果から污泥循環率 3 では完全減量化が達成できないと判断し、RUN 4 以降では污泥循環率を 4 に設定した。RUN 5 ではそれ以前と比較して特に循環率が高くなった。RUN 3 から RUN 6 では全量減量化を目標としたが、RUN 3-2 を除いて污泥循環率が 2.9~5.5 の条件で余剰污泥減量化率は 72~91% となった。ここで処理水として流出した分も発生污泥に含めた場合、余剰污泥減量化率は 69~81% となった。ちなみに、RUN 7 の結果から、本処理場における余剰污泥発生量は流入水量 1 m³ 当たり 0.1 g となり、流入 SS に対する污泥転換率はほぼ 1 であった。

一方 RUN 6 までの結果を踏まえて RUN 8 では、OD の MLSS 上昇分に相当する污泥量（流入 SS 量に対して約 20%）を引き抜きつつ、OD の MLSS 濃度が一定になる条件で運転した。その結果、污泥循環率が 2.5 の時 MLSS 濃度が一定となり、この時の污泥減量化率は 78% であった。今後は 20% であった污泥引抜き量をできるだけ少なくできる運転条件を確立する予定である。

第 4 表 污泥収支
Table 4 Mass balance

	RUN 3-1 11/17-2/5	RUN 3-2 3/14-5/28	RUN 4-1 6/24-8/6	RUN 4-2 8/17-9/20	RUN 5 9/20-12/15	RUN 6 12/16-2/14	RUN 7 2/27-3/30	RUN 8 3/31-6/14
(1) Operating period (d)	80	75	43	35	86	60	32	76
(2) Total influent (m ³)	18 733	17 976	13 454	10 310	22 249	14 805	7 892	20 040
(3) Influent SS (g/m ³)	116	110	98	96	109	135	99	118
(4) MLSS in A-tank (mg/L) Start:	2 800	3 600	3 650	2 550	3 300	4 300	3 700	3 600
End:	3 600	3 750	4 050	3 250	4 100	4 750	3 700	3 600
(5) Accumulated SS in A-tank (g/m ³) = $\int (4) \times 400 \text{ m}^3 / (1)$	17.1	3.3	11.9	27.2	14.4	12.2	0	0
(6) Effluent SS (g/m ³)	8	11	14	3	6	17	9	7
(7) Sludge drawn (g/m ³)	0	40	0	0	0	0	103	26
(8) Excess sludge generated (g/m ³) = (5) + (7)	17.1	43.3	11.9	27.2	14.4	12.2	103	26
(9) Sludge decomposed (g/m ³) = (3) - (8)	98.9	66.7	86.1	68.8	94.6	122.8	0	92
(10) Inlet SS of S-TE reactor (g/m ³)	333	248	315	445	597	626	—	292
(11) Circulating ratio = (10)/(3)	2.9	2.3	3.2	4.6	5.5	4.6	—	2.5
(12) % of sludge decomposed (%) = (9)/(3) × 100	85	61	88	72	87	91	—	78



第4図 積算流入SS量と積算余剰汚泥量（処理水流出SS分を除く）
Fig. 4 Amount of sludge generated

3.3 処理水質

第5表に、各RUNの処理水質(BOD, COD_{Mn}, TOC, SS, T-N, T-P, 色度)を示す。

T-BODは15 mg/L程度を示すこともあったが、S-BODは5 mg/Lを越えることはなかった。このことは、T-BODの上昇が処理水とともに流出するSSに起因すると言える。

T-COD_{Mn}は総じて高くなり、特に低水温時には20 mg/L前後になった。T-COD_{Mn}に占めるS-COD_{Mn}が高く、通常は引抜汚泥とともに除去されていた難分解性物質が流出していることが考えられる。

汚泥循環率を上昇させるにつれてSS濃度は上昇したものの、20 mg/Lを越えることはほとんどなかった。処理水SSが上昇する原因には、汚泥フロックが細かくなり、微細なSSが流出していることが挙げられる。

処理水T-Nは冬場の低水温時に10 mg/Lを越えた点があったが、これはNH₄-NやNO_x-Nが十分低いことから、処理水SSに由来するものと推察される。

以上のように、水質項目のうちBOD, COD_{Mn}, TOC, T-Nについては、その悪化の原因には処理水SSとの関連が見られた。

3.4 ユーティリティ

第6表に各RUNにおける減量汚泥量あたりのユーティリティを示す。灯油消費量は、蒸気配管などか

らの放散熱やボイラブローに伴う損熱を含む。電力量は、攪拌機、汚泥移送ポンプ、ボイラー、脱臭用ブローを含む。また、RUN3とRUN4については上記に加えて散気用ブローと汚泥循環ポンプも電力量に含む。

RUN3とRUN4を比較すると、投入汚泥を1.5%から3%まで濃縮することにより灯油消費量、電力消費量ともに削減できた。汚泥昇温に必要な熱量の差は気温、水温に影響を受けるが、それを加味しても十分削減効果はあると考えられる。

RUN5では5.5という高い汚泥循環率で運転したために灯油、電力ともに消費量は増加した。特に電力消費量の増加は、6%の場合顕著であった。これは、高濃度汚泥の処理では酸素溶解率が極端に低下するため、酸素供給に多大な動力を要したためである。

投入汚泥濃度を4%に設定したRUN6とRUN8では、消費電力量、灯油消費量ともに3%汚泥運転時と同程度かそれ以下に抑えることができた。

汚泥濃縮の際に用いるポリマーは、目標とする汚泥濃度によって対SS当たり1%前後添加した。減量汚泥あたりに換算したポリマー消費量は0.025~0.1 kg/kg-DSであった。

次の計算条件で熱交換器を用いて熱回収した場合の灯油消費量を算出した。

第5表 処理水質

Table 5 Quality of treated water

	RUN 3-1	RUN 3-2	RUN 4	RUN 5	RUN 6	RUN 7	RUN 8
Effluent temp. (°C)	11.4 9.5-15	14.3 9.0-20.0	24.1 20.0-26.5	17.1 12.8-22.5	10.9 8.2-12.5	10.7 9.0-14.2	17.4 12.0-22.2
T-BOD (mg/L)	9.0 8.4-10.2	12.6 7.8-24.7	5.7 2.0-12.7	4.8 2.0-7.4	13.5 4.1-23	6.6 3.9-10.2	6.5 4.2-11.2
S-BOD (mg/L)	4.0 2.0-5.1	5.1 3.6-6.5	2.3 2.0-2.8	2.3 2.0-4.1	4.4 2.0-12.6	2.1 2.0-2.8	2.4 2.0-5.0
T-COD _{Mn} (mg/L)	19.5 16.4-22.8	20.3 16.3-29.7	12.6 7.9-16.7	19.2 9.3-29.2	25.6 19.5-32.6	13.9 9.7-21.7	14.3 10.5-18.7
S-COD _{Mn} (mg/L)	14.9 12.7-19.8	17.1 12.5-19.5	13.6 12.3-14.8	15.8 9.1-29.2	18.7 15.3-27.7	10.0 8.1-12.4	12.1 7.4-15.0
T-TOC (mg/L)	13.5 8.8-19.5	14.9 7.7-30.0	8.1 4.8-13.4	11.1 2.8-17.5	17.0 9.7-27.3	6.3 3.0-9.8	9.0 7-11.5
SS (mg/L)	10.0 0.5-65	10.6 3.0-36	5.1 0.4-17.5	8.8 0.6-32	21.5 6.8-41	9.3 4.9-22	6.9 2.3-15
T-N (mg/L)	5.5 2.0-9.4	9.5 4.0-16.1	2.4 1.7-3.9	4.7 2.7-7.4	9.7 4.9-18.4	2.8 1.7-7	3.5 1.8-7.6
T-N removal (%)	81 71-91	53 10-83	88 79-95	82 68-89	58 35-78	87 70-93	87 72-93
T-P (mg/L)	1.9 1.3-2.7	1.7 0.7-2.1	1.3 0.6-3.1	2.7 0.4-3.3	2.1 1.4-3.8	0.5 0.29-0.68	1.8 1.4-2.6
Color (degree)	—	—	25 14-32	39 20-64	54 40-64	32 32	37 32-48

Upper: average, Lower: range

第 6 表 ユーティリティ
Table 6 Utility

RUN	Concentration of the sludge to be treated (g/L)	Circulating ratio (-)	Type of aeration	Electricity (kw/kg-DS)	Oil (L/kg-DS)	Polymer (kg/kg-DS)
3	15	2.9, 2.3	Defuser + agitator	3.9	2.4	0.05
4	30	3.2, 4.6	Defuser + agitator	2.3	1.4	0.07
5	60	5.5	aspirator	5.3	1.4	0.10
6	40	4.6	aspirator	2.4	1.5	0.06
8	40	2.5	aspirator	2.0	1.0	0.025

減量化汚泥量 (RUN 6) : 25.9 kg-DS/d
 可溶化槽投入汚泥量 (RUN 6) : 3.83 m³/d
 灯油消費量 (RUN 6) : 1.5 L/kg-DS
 ボイラー効率 : 70 %
 灯油の発熱量 : 10 000 kcal/L
 熱交換器の熱回収率 : 67 %

10 000 kcal/L × 0.7
 = 179 000 kcal/d

仮に、処理汚泥の熱を 67 % 回収できる熱交換器を用いて RUN 6 を運転したとすると、必要な灯油量 W は次式より求められる。

S-TE 槽内の全エネルギーは変化の前後において一定であることからの熱収支は次の式で表される。

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 - Q_6 + Q_7 \quad (3)$$

ここで、 Q_1 : 投入汚泥持込熱量 (kcal/d)
 Q_2 : ボイラー供給熱量 (kcal/d)
 Q_3 : 給気熱量 (kcal/d)
 Q_4 : 排気熱量 (kcal/d)
 Q_5 : 放散熱量 (kcal/d)
 Q_6 : 発酵熱量 (kcal/d)
 Q_7 : 処理汚泥持出熱量 (kcal/d)

このとき、熱回収により値の変化しない $Q_4 + Q_5 - Q_6 - Q_3 = q$ (kcal/d) と表すと、

$$q = Q_1 - Q_7 + Q_2 \quad (4)$$

となる。

熱交換器なしで運転した RUN 6 では、

$$q = 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 15^\circ\text{C} - 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 65^\circ\text{C} + 1.0 \text{ L/kg} \times 25.9 \text{ kg-DS/d} \times$$

$$q = 179\,000 \text{ kcal} = 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 45^\circ\text{C} - 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 65^\circ\text{C} + X \times 25.9 \text{ kg-DS/d} \times 10\,000 \text{ kcal/L} \times 0.7$$

$$W = (179\,000 \text{ kcal} + 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 65^\circ\text{C} - 3\,830 \text{ L/d} \times 1 \text{ kcal/L} \cdot ^\circ\text{C} \times 45^\circ\text{C}) \div (25.9 \text{ kg-DS/d} \times 10\,000 \text{ kcal/L} \times 0.7)$$

よって、 $W = 1.0 \text{ L/kg-DS}$ となり、灯油消費量を 33 % 減少できる計算となる。以上のように、ユーティリティについてはまだ改善の余地があり、現在運転コスト削減に鋭意取り組んでいる。

3.5 投入汚泥の高濃度化に関する考察

RUN 5 の運転を開始するに当たり、投入汚泥濃度を 6 % に上昇させた場合の、汚泥可溶化に必要な酸素量を試算した。その際総括酸素移動容量係数 (K_{La}) の補正係数である α を、通常の反応タンクエアレーション装置での必要酸素量計算に用いる値の半分である 0.5 と仮定して算出した。実験前の試算では、アスピレーター型曝気機は必要酸素量に対して 5 倍以上の余裕があり、十分適用できると判断した。ところが、RUN 5 では S-TE 槽の ORP が大きく負の値になり、好熱菌の活性を維持するのが

困難な状態になった。

そこで、ORP 低下の原因が汚泥濃度上昇による粘度上昇と、それに伴う K_{La} の低下と推測し、 α 値を再度室内実験にて測定した。6%汚泥投入時の S-TE 槽内汚泥濃度は可溶化の進行により 4%程度と考えられるが、清水に比べて粘度は約300倍も上昇し、 α 値も0.1~0.2と予想を大きく下回る値であった。つまり、6%汚泥を処理する場合に設置したアスピレーター型曝気機の酸素供給能力は辛うじて満たすものの、必要酸素量を十分供給できるだけの余裕はないとの結論が得られた。

一方、減量化汚泥当たりの消費電力量からこれ以上の曝気機能力上昇は運転コストの上昇を招くため、現状では6%汚泥の処理は困難であり、3~4%濃縮汚泥の処理が現実的であると考ええる。

む す び

これまで約2年にわたり、エステプロセス®のOD法への適用実証試験を行った。その結果、現在までに次の知見が得られた。

- (1) 汚泥循環率2.5で発生汚泥量の78%を減量化しつつ安定運転でき、本プロセスによる汚泥減量効果を確認した。
- (2) 処理水質は、おおむね、BODは15 mg/L以下、

COD_{Mn}は20 mg/L以下、SSは20 mg/L以下、T-Nは10 mg/L以下であった。

(3) 投入汚泥を濃縮することによりユーティリティーを削減できるものの、現状では6%まで濃縮した場合通気量が増加するため、3~4%の汚泥処理が最適である。

今後、本プロセスの信頼性・安定性を高めるために、①余剰汚泥発生量をより削減できる運転条件の把握、②低水温期の安定運転、③処理水質の向上、④ユーティリティーの削減、に取り組む所存である。

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、及び、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) 桂健治ほか:水環境学会誌, Vol. 21, No. 6 (1998), p. 360
- 3) 長谷川進ほか:神鋼パンテック技報 Vol. 41, No. 2 (1998), p. 2
- 4) 塩田憲明ほか:神鋼パンテック技報 Vol. 43, No. 1 (1999), p. 10
- 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
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail n.shiota@pantec.co.jp

赤司 昭
(医学博士) 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
FAX 078-992-6504
E-mail a.akashi@pantec.co.jp

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
FAX 078-992-6504
E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp

那須 潔 技術開発本部
研究開発部
第1研究室
次席研究員
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail k.nasu@pantec.co.jp