

余剰有機物と都市排水の共同処理技術に関する研究

研究予算：運営費交付金（一般勘定）

研究期間：平 18～平 22

担当チーム：リサイクルチーム

研究担当者：岡本誠一郎、新井小百合

【要旨】

本研究では、下水道施設を活用して余剰有機物と都市排水とを共同処理して資源・エネルギー回収を行う技術を開発することを目的とした。発酵廃水の性状及び発生形態について調査を行い、UASB と後段好気処理、さらに嫌気性消化槽を組み合わせたシステムについて、実下水を用いた連続運転を行い処理性能とともに、砂ろ過による高度後処理の適用性について評価した。

その結果、発酵廃水・下水混合液の嫌気処理技術については想定される pH の変動やフェノールの流入に対応可能であり、UASB-嫌気性消化(AD)-活性汚泥処理(AS)システムは、夏季にはメタンガスの回収及び BOD の除去が確認できた。DHS 後段処理に砂ろ過を追加した場合は、低水温期に悪化した処理水に対しては砂ろ過の BOD 削減効果は限定的であり、運転条件の変更など他の対策の併用が必要であった。

キーワード：余剰有機物、都市排水、共同処理、メタン発酵、嫌気処理

1. はじめに

バイオマス・ニッポン総合戦略¹⁾の推進など、都市で発生する余剰有機物の有効利用が求められているが、発酵処理に伴い発生する廃水の処理に技術的課題が残されている。従って、都市の資産であり、有機物および廃水の処理に優れた能力を有する下水道施設を活用して、これら余剰有機物と都市排水とを合わせて処理して資源・エネルギー回収を行う、新たな複合処理技術の開発が求められている。本研究では、都市排水と地域社会で発生する余剰有機物を合わせて処理することにより、資源・エネルギー回収を行い、その際に発生する発酵廃水を下水処理施設で効率的に共同処理する技術を開発する。

2. 研究方法

2. 1 発酵廃水・下水の混合排水処理の基礎技術の開発

(1)処理影響物質に対する処理の安定性

水処理に影響を与える可能性のある水質の下水として、下水道法等の法令の許容範囲で想定して、酸性排水（pH7.4 より pH5.0 へ段階的に低下）、アルカリ性（pH7.4 より pH9.1 へ段階的に上昇）、フェノール性排水（フェノール 5mg/L）がそれぞれ流入した場合の水処理安定性について、ラボスケールの実験装置（UASB 容量約 16L、DHS スポンジ容量約 4L）を用いて 20℃条件下で人工下水による連続運転を行い、実験的検討を行った。

(2)嫌気処理におけるエネルギー回収効率の向上実験

エネルギー回収の向上及び UASB 汚泥発生量の制御に関する検討のため、UASB-DHS システムと嫌気性消化槽を組み合わせた実験プラント（UASB 容量約 230L、DHS スポンジ容量約 65L、嫌気性消化槽容量は UASB の 20% の約 46L）を下水処理場に設置し、UASB に実下水 460L/d（HRT12 時間）を流入させて温度制御なし（流入水温は 14.4℃～23.2℃で平均 17.9℃）で運転した。

UASB と嫌気性消化槽の間で汚泥を 2.3L/d で 1 日 1 回循環させる運転条件で（UASB の流入水量に対する汚泥循環率 0.5%、嫌気性消化槽の SRT20 日）、1～35 日目（Run0）の予備運転後に、36～109 日目（Run1）の運転を行い、110 日目以降（Run2）は循環量を 2 倍の 4.6L/d（UASB 汚泥循環率 1.0%、嫌気性消化槽 SRT10 日）として 141 日目まで運転した。

2. 2 発酵排水・下水の混合嫌気処理及び後処理の検討

UASB-DHS 砂ろ過システムの小規模パイロットプラント実験装置を製作して下水処理場に設置し、実下水を用いて自然の気温条件下で連続運転を行い、低水温、高負荷による処理性能低下時において、砂ろ過の追加による処理水質安定化の可能性について検討した。実験装置を図 2.2-1 に示す。

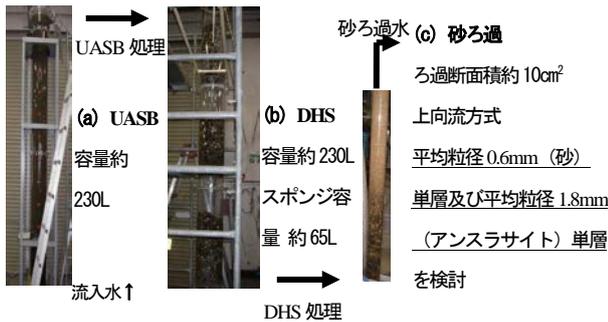


図 2.2-1 UASB-DHS-砂ろ過システム実験装置

2. 3 発酵廃水・下水の混合排水処理の実用化技術の開発

(1) 実験方法

発酵廃水と下水一次処理水を UASB で共同嫌気処理する UASB-嫌気性消化(AD)システムの後段に好気処理の活性汚泥法(AS)を組み合わせる UASB-AD-AS システムの開発を行った。

実験は、実験系列 (UASB-AD-AS) 及び対照系列 (標準活性汚泥法, AS) を各 1 系列ずつ用いて行った。対照系列では、標準活性汚泥法として最初沈殿池、エアレーションタンク、最終沈殿池を設置した。

実験系列では、最初沈殿池を設置せず、実験プラント (UASB 容量約 230L、嫌気性消化槽容量は UASB の 20% の約 46L) を下水処理場に設置し、UASB に実下水 460L/d (HRT12 時間) を流入させて温度制御なし (流入水温は 14.4°C~23.2°C で平均 17.9°C) で 8 週間運転した。負荷を等しく (HRT12 時間) し気温のみの差を確認するため、平成 22 年度に夏季に 1 ヶ月、冬季に 3 ヶ月同様に実験を行った。実験プラントの概要は図 2.3-1 に示すとおりである。

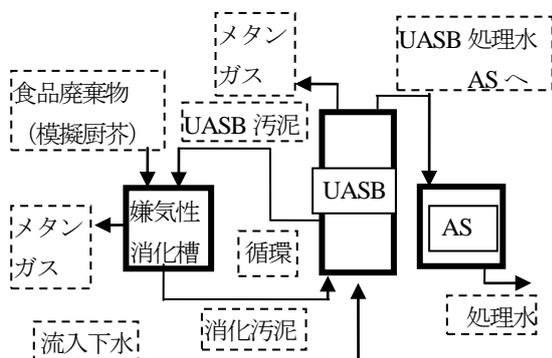


図 2.3-1 UASB-AD-AS システムの概要

最終沈殿池の余剰汚泥は消化槽に投入した。嫌気性消化槽に投入する余剰有機物として、家庭厨房を模擬して既報²⁾を参考に調製した食品廃棄物の混合スラリーを用

いた。食品廃棄物の組成は、湿重ベースで、果物の皮 30% (リンゴ・グレープフルーツ・バナナを各 10%)、野菜 36% (にんじん・キャベツを各 18%)、炭水化物 20% (うどん・パンを各 5%、米飯を 10%)、タンパク質等 14% (魚の骨皮・豚肉を各 7%) として、ミキサーで混合した。

なお、平成 21 年度は流入下水の有機物濃度が低すぎたため、別途用意した生汚泥を連続的に混合して、実験に適した流入下水濃度に調整してから、実験系列及び対照系列に流入させた。

(2) 分析

実験装置より必要な汚泥・水・ガス試料を週に 1 回程度採取して、温度、pH、BOD、CODcr、TS、VS、SS、VSS、N・P、ガス発生量及び CH_4 濃度等の分析を、下水試験方法に則って行った。

2. 4 処理方式のフィージビリティ・スタディー

(1) UASB-DHS システムの小規模処理場への適用性

平均気温が高い九州・沖縄地方の下水処理場の維持管理費に占める汚泥処理費及び燃料費の割合を「平成 18 年度版下水道統計 (社)日本下水道協会」により算出し、UASB-DHS での年費用削減率を試算した。また、UASB-DHS の導入に際して、汚泥発生量及びエネルギー消費量の高度な抑制のために建設コストを増加する可能性を検討した。

(2) 余剰有機物と都市排水の共同処理のコスト・エネルギー効率分析

余剰有機物と下水汚泥の共同処理技術のフィージビリティスタディ (FS) として、エネルギー効率及び経済性の観点から検討を行った。検討の基本条件は前年度と同様であり、下水汚泥の嫌気性消化施設及び下水処理施設については国土交通省等の資料^{2),3)}を、食品廃棄物のメタン発酵施設については環境省資料⁵⁾をそれぞれ参照した。各資料の費用関数等の前提条件が異なっているため、FS に適用可能な部分を抽出した。

3. 結果及び考察

3. 1 発酵廃水・下水の混合排水処理の基礎技術の開発

(1) 処理影響物質に対する処理の安定性

図 3.1-1 に示す通り、酸性側で pH5.0 まで、アルカリ性側で pH9.1 までのいずれの流入水質の場合も処理に深刻な影響は見られなかった。UASB の COD 除去率がやや低下した場合でも後段の DHS において十分な処理が行われ、トータル処理性能に影響はなく、砂ろ過も不要であっ

た。また、フェノール性排水（フェノール 5mg/L）の流入による影響実験の結果については、排水の流入による処理影響はほとんど見られなかった。産業排水処理分野ではより高濃度のフェノールを含む排水の嫌気処理が実施されているが、それらは十分な馴致期間の確保あるいはフェノール処理に適した微生物の選択的利用等により実施されているのに対して、本実験では特にフェノールに馴致していない通常の下水生物処理においてフェノール性排水が突発的に流入した場合に、処理に深刻な影響が起こらないかを確認するためのものであったが、5mg/L程度は許容範囲であると考えられた。

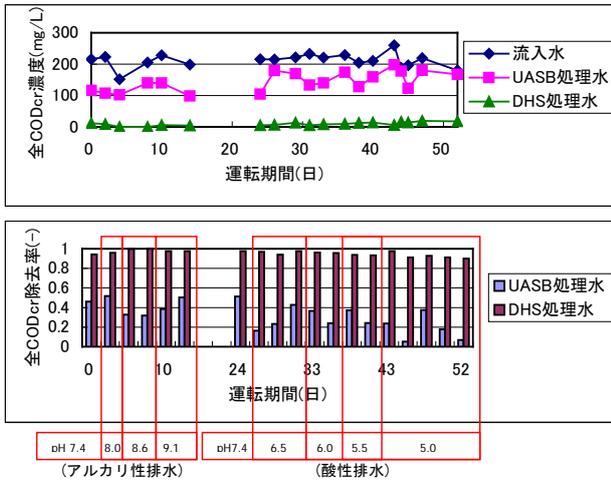


図 3.1-1 アルカリ性及び酸性排水の処理影響評価実験の結果

(2)嫌気処理におけるエネルギー回収効率の向上実験

運転が安定した Run1 及び Run2 について、T-COD (全 CODCr)、VS の除去及びメタンガス回収の状況を図 3.1-2 に、COD 物質収支を図 3.1-3 にそれぞれ示した。

水処理は、いずれの条件でも問題がなかった。メタンガスは、実験装置の不具合により嫌気性消化槽・UASB ともに精確に回収できず、ガス発生量の定量的評価はできなかった。

Run1 の UASB 汚泥循環率 0.5%、嫌気性消化槽 SRT20 日の条件では、嫌気性消化槽における汚泥分解速度よりも UASB における汚泥蓄積速度が大であり、UASB に汚泥が蓄積された。

Run2 で汚泥循環率を 2 倍にすると、嫌気性消化槽における汚泥分解速度が UASB における汚泥蓄積速度を上回り、UASB 汚泥の嫌気性消化槽における分解が進んだため、UASB 汚泥が減少し、UASB+嫌気性消化槽全体の COD 除去のほとんどが嫌気性消化槽でなされていた。

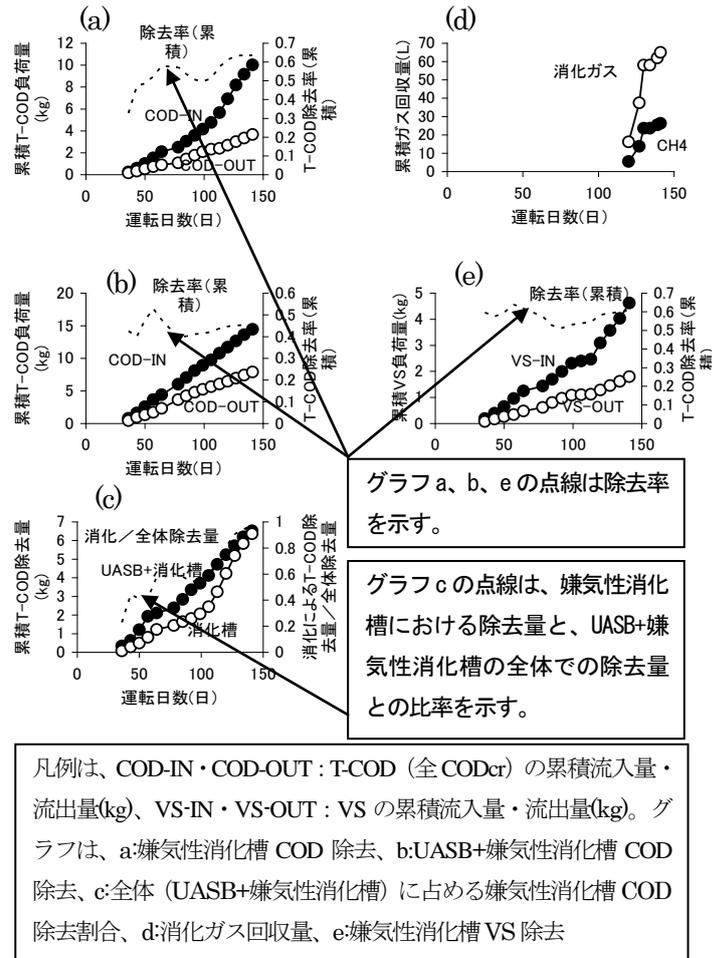


図 3.1-2 高度処理対応型システムの UASB+嫌気性消化槽部分における有機物処理特性

Run	嫌気性消化槽	UASB	全体
Run1	全体に対する除去率 25% ↑分解 2.4 槽内の除去率 51%	全体に対する除去率 17% ↑分解・蓄積 1.68 UASB内の除去率 14%	総除去率 42% 全体 ↑分解・蓄積 4.1 処理水→ 5.6 ←流入水 9.8
Run2	全体に対する除去率 84% ↑分解 3.9 槽内の除去率 74%	全体に対する除去率 -32% ↑分解・蓄積 -1.52 UASB内の除去率 -25%	総除去率 51% 全体 ↑分解・蓄積 2.4 処理水→ 2.3 ←流入水 4.7
Run1+2	全体に対する除去率 44% ↑分解 6.4 槽内の除去率 63%	全体に対する除去率 1% ↑分解・蓄積 0.16 UASB内の除去率 1%	総除去率 45% 全体 ↑分解・蓄積 6.5 処理水→ 7.9 ←流入水 14.4

図 3.1-3 高度処理対応型システムの UASB+嫌気性消化槽部分における有機物収支 (全 CODCr(kg)及び除去率)

ここで、UASB の HRT(12 時間)、汚泥循環率 (0.5%)、嫌気性消化槽の容積比 (20%) 及び嫌気性消化槽の SRT

(20日)の間には、次の関係式(式3.1-1)が成立する。

$$\frac{\text{UASBのHRT}}{\text{嫌気性消化汚泥のSRT}} \times \frac{\text{嫌気性消化槽の容積比}}{\text{汚泥循環率}} = 1 \cdot \text{(式3.1-1)}$$

実際には、UASBのHRTは主として流入水量・水質により決定されることから、汚泥制御のために操作可能な因子は、残りの3因子となる。例えば汚泥循環率を変えずに(0.5%)嫌気性消化槽の容積比を2倍(40%)にしてSRTを2倍(40日)にする場合と、汚泥循環率を2倍(1%)にして嫌気性消化槽の容積比を変えずに(20%)にSRTを1/2倍(10日)にする場合とを比較すると、後者の方が嫌気性消化槽への有機物供給速度が高くなり、嫌気性消化に過負荷にならない範囲では、有機物分解速度も大になると考えられる。

従って、UASBと嫌気性消化槽を組み合わせたシステムでは、汚泥循環率を操作因子として、UASBの汚泥量を容易に制御することが可能と考えられた。

循環率が過大になると、UASB汚泥が減少しすぎて水処理に影響が発生するおそれがあるとともに、汚泥循環等に要するエネルギーの増大を招くことから、流入水質、HRT、汚泥性状等を考慮して循環率を適切に設定することが重要である。

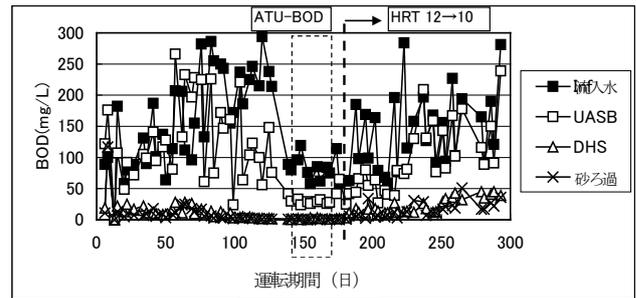
以上より、UASBと嫌気性消化槽を組み合わせることで、汚泥発生量の抑制と水処理性能の維持を両立しつつ、メタンガス回収によるエネルギー高度利用も達成可能であると考えられた。効果のより詳細な評価については、ガスの回収可能量の確認などについて、今後さらなる実験的検討と技術開発が必要であろう。

3.2 発酵排水・下水の混合嫌気処理及び後処理の検討

処理水質の図3.2-1より、夏期の運転期間(7月~9月、88~176日目)は高水温(流入水平均25.9℃)かつ低負荷(HRT12時間)の好条件であったため、UASB-DHS処理水は常にBOD10mg/L以下でBOD除去率は平均95%以上あり、砂ろ過(粒径0.6mm)は不要であった。

冬期の運転期間(12月~1月、242~299日目)は低水温(流入水平均17.4℃)かつ高負荷(HRT10時間)で夏期より悪条件に設定したため、UASB-DHS処理水質は悪化し、砂ろ過(粒径1.8mm)後でもほとんど常にBOD15mg/L以上となった。DHS処理水中の有機汚濁は溶解性の割合が高くなったため(全COD_{Cr}の約80%が溶解性)、砂ろ過では十分に除去されず、UASB-DHS-砂ろ過システムのBOD除去率は85%程度に低下した。SSは40mg/L以下に常に制御できたものの、BOD除去につい

ての砂ろ過の効果は限定的であった。



ATU-BODで示す区間のBODは、N-BODを除外してC-BODのみを測定した値である

図3.2-1 UASB-DHS-砂ろ過システムの処理水質(BOD)

砂ろ過のろ材の違いの影響については、夏期が粒径0.6mmの砂、冬期が粒径1.8mmのアンスラサイトで単純比較は難しいが、冬期のDHS処理水の水質悪化により、粒径1.8mmでも砂ろ過層の閉塞・圧力損失の急増等によるトラブルがしばしば発生しており、粒径が小さいとさらに閉塞しやすくなることから、可能な範囲で粒径が大きめのろ剤を選んだ方が運転管理が容易になると考えられた。

3.3 発酵廃水・下水の混合排水処理の実用化技術の開発

(1)UASB-AD-ASシステムの基礎検討

発酵廃水と下水一次処理水をUASBで共同嫌気処理するUASB-ADシステムの後段に好気処理の活性汚泥法を組み合わせるUASB-AD-ASシステムの検討を行った結果を以下に示す。

UASBでの水処理について、TBOD、T-COD及びSSの経時変化を図3.3-1~3.3-3に示した。

主要な結果は以下の通りである。

①実験開始初期(day7~day14)には、実験系列

(UASB-AD-AS)で、前段UASBの流出汚泥(流入下水SSのうちUASBで捕捉されなかったもの及びUASBの汚泥層から流出したもの)が後段ASのエアレーションタンクで沈降して嫌氣的性状を呈していた。沈降していた汚泥は、曝気強度を上げることにより、再度浮遊状態とすることができた。本実験のエアレーションタンクは、曝気攪拌方式であり、好気処理と同等の曝気強度では活性汚泥が沈降してしまっていたことから、UASB流出汚泥は好気処理の活性汚泥と比較して沈降しやすいものと考えられた。

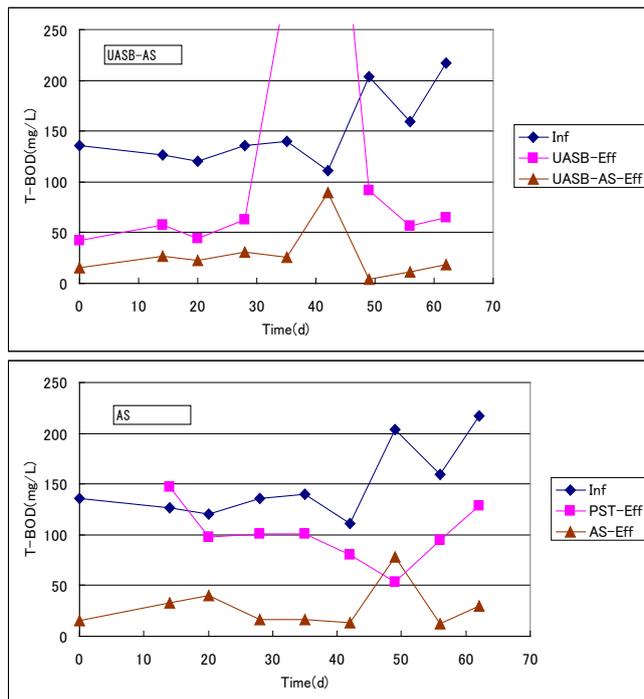


図 3.3-1 UASB-AD-AS システムの T-BOD 処理特性
 (上図：実験系列 (UASB-AD-AS)、Inf：流入下水、
 UASB-Eff：UASB 処理水、UASB-AS-Eff：AS 処理水、
 下図：対照系列 (AS)、Inf：流入下水、PST-Eff：最
 初沈殿池処理水、AS-Eff：AS 処理水、
 上図の day35、day42 の UASB 処理水の値はそれぞれ
 300mg/L、520mg/L)

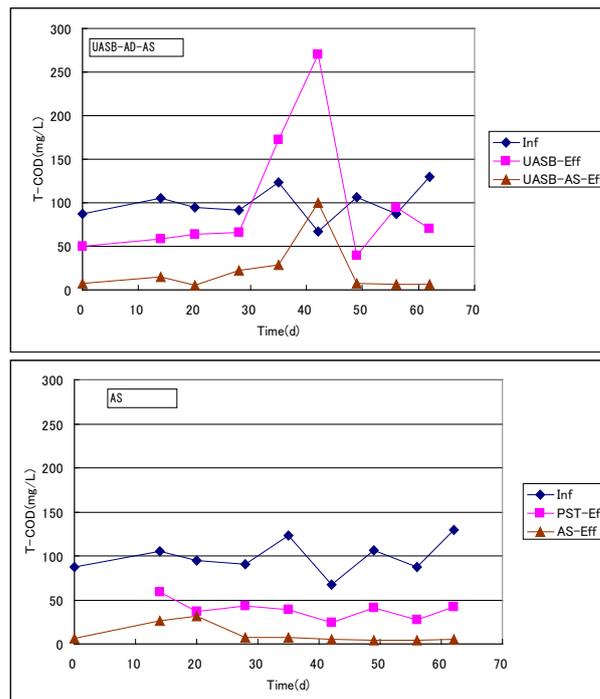


図 3.3-3 UASB-AD-AS システムの SS 処理特性
 (図の凡例等については図 3.3-1 と同様)

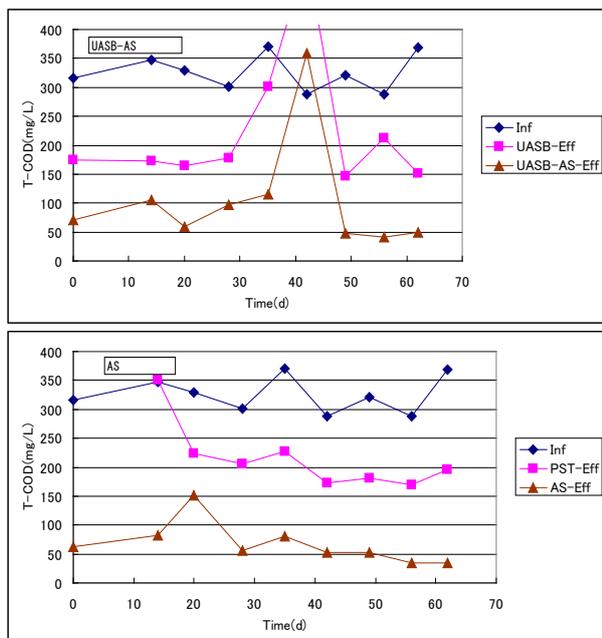


図 3.3-2 UASB-AD-AS システムの T-COD 処理特性
 (図の凡例等については図 3.3-1 と同様、上図の day42
 の UASB 処理水の値は 530mg/L)

②UASB からの汚泥流出量が一時的に増えて、AS に過大な負荷を与えて処理水質が悪化することが見られた。UASB の汚泥量が多く汚泥界面が上昇していたため、突発的な流出が起きていた可能性が考えられた。従って、UASB 汚泥量を適正に制御して AS への汚泥流出を抑制することにより、処理水質を安定化できる可能性が考えられた。

③これにより、実験系列 (UASB-AD-AS) のエアレーションタンクに流入して沈降する UASB 汚泥を抑制し、活性汚泥の浮遊状態を保つのに必要な曝気量を対照系列 (AS) よりも削減することで、本来の目的である消費エネルギーの削減ができ、UASB 導入のメリットが発揮できる可能性が考えられた。

④実験装置の不具合 (最終沈殿池の動作不良) により、対照系列 (AS) で T-BOD が 15mg/L を超えることが多く、標準活性汚泥法の一般的な水質とならなかったことから、実験系列 (UASB-AD-AS) の処理水質を対照系列と比較して処理性能を検証することはできなかったが、実験装置の性能の範囲内では、実験系列 (UASB-AD-AS) と対照系列 (AS) の処理水質は大きな差は見られなかった。ただし、UASB からの汚泥の流出が大となった際には UASB-AD-AS システムの処理水質も悪化したため、UASB 汚泥の適正な制御が必要と考えられた。

(2)UASB-AD-AS システムの温度要因の検討

UASBでの水処理について、T-BOD、メタンガス発生量及びエネルギー効率の経時変化を図 3.3-4～3.3-6 に示した。なお、発生電力量は次の関係式 (式 3.3-1) が成立する。ここで、今回は下水汚泥からのメタン発酵のため、メタン発熱量=37,180(kJ/m³)、発電効率=0.25、電力換算=3600(kJ/kWh)を用いた⁶⁾。

発生電力量(kWh/d)=

$$\frac{\text{メタンガス発生量(Nm}^3\text{)} \times \text{メタン発熱量(kJ/m}^3\text{)} \times \text{発電効率}}{\text{電力換算(kJ/kWh)}}$$

・・・(式 3.3-1)

図 3.3-4 より、夏季・冬季共に流入水質の変動が大きかったが、夏季の運転期間(6月)は高水温(平均気温 24.0℃)であったため、UASB 出口水はほとんど BOD30mg/L 以下で BOD 除去率は平均 78%であった。冬季の運転期間(12月～2月)は低水温(平均気温 14.0℃)で夏季より悪条件になったため、UASB 処理水質は悪化し、ほとんど BOD100mg/L 以上となった。UASB の働きは夏季のほうが良好であったといえる。しかし、系列全体で比較すると実験系列・対照系列共に冬季の処理水の方が最終沈殿池が十分に機能して BOD は良好であった。なお、実験系列には夏季・冬季共に流入水中有機物負荷の約 15%相当の食品廃棄物+下水汚泥(最初沈殿池)を消化槽に投入しており、実験系列の UASB 処理水が対照系列の処理水よりも BOD の値が小さいかほぼ等しくなっていた。系列全体で比較すると、夏季・冬季問わず BOD の除去に関しては UASB-AD-AS システムが対照系よりも BOD の除去量が高かったことが確認できた。

図 3.3-5 より、夏季・冬季共に 35℃の恒温条件で運転していた嫌気性消化槽から発生するメタンガス量は平均 20%弱であったが、外気温の影響を大きく受ける UASB から発生するメタンガス量は、高水温期(平均気温 24.0℃)は常に 35NL 以上で、低水温期(平均気温 14.0℃)にはほとんど発生しなかった。ガス発生量全体で比較すると UASB-AD-AS システム全体でのメタンガス発生量は UASB での発生が大きいため、高水温期は低水温期に比べて平均で約 3 培程度発生量が多いことが確認できた。夏季と冬季の UASB の界面を比較しても、夏季の界面高さはずっと当初の界面高さと同程度であったが、冬季は実験を進めるごとに 5m の UASB 容器からあふれることはなかったが、界面高さが上昇した。これは水温の低い冬季では UASB 中の汚泥に含まれる有機物がほとんど分解せず蓄積したためと考えられた。

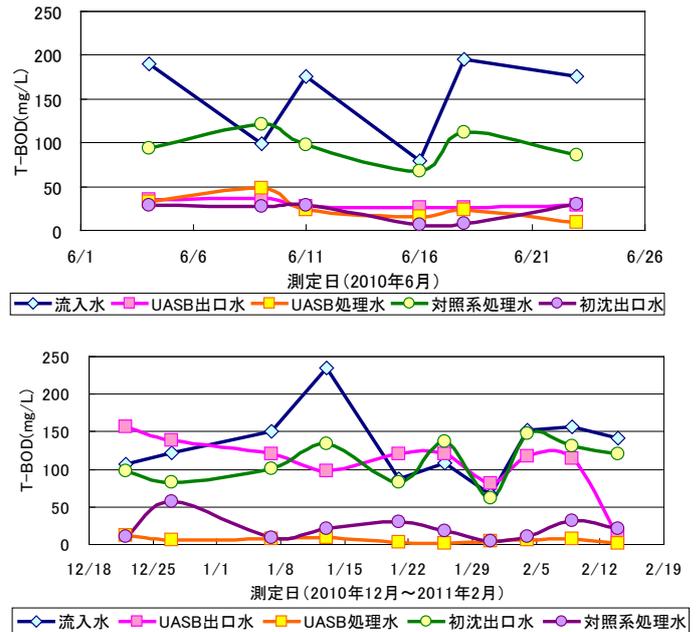


図 3.3-4 UASB-AD-AS システムの T-BOD 処理特性
(上図：夏季測定結果、下図：冬季測定結果
UASB 出口水：UASB 出口直後の水質
UASB 処理水：UASB、AS 後の水質)

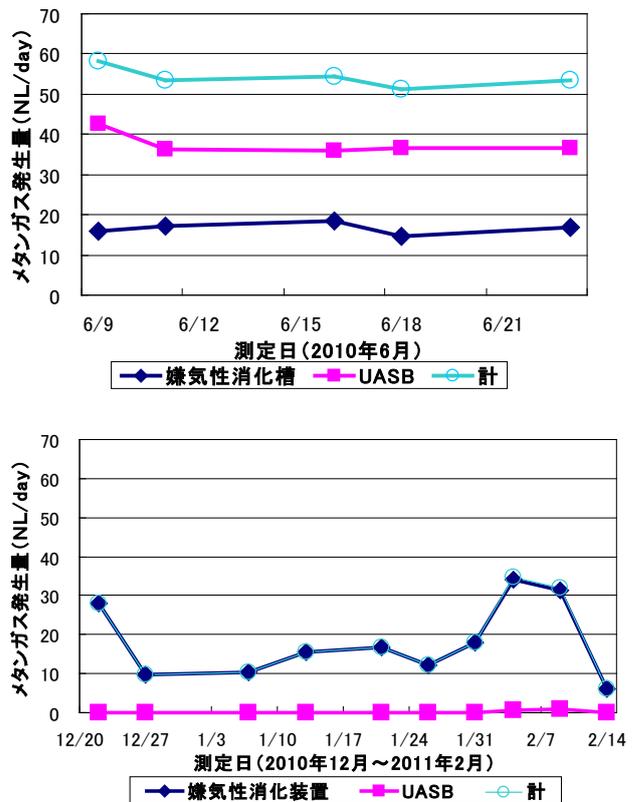


図 3.3-5 UASB-AD-AS システムのメタンガス発生量
(上図：夏季測定結果、下図：冬季測定結果)

3. 4 処理方式のフィージビリティ・スタディー

(1)UASB-DHS システムの小規模処理場への適用性

下水道統計に基づく集計により、対象地域（九州・沖縄）の下水処理場の汚泥処理費及びエネルギー費の割合は維持管理費の約 25%であった。よって、UASB-DHS システムにより、エネルギー消費量及び汚泥発生量を 70%削減が見込めることから⁸⁾、維持管理費の約 18% (25%×0.7=17.5%) の削減が可能と考えられた。

表 3.4-1 に示す年費用の試算例より、UASB-DHS システムの建設費が同規模の活性汚泥処理システムと同等と仮定すると、処理場の建設費及び維持管理費の年費用に対する削減率は約 8～11%となる。

また、建設コストの償却年数を検討した図 3.4-1 より、例えば活性汚泥システムと比較して、仮に建設費が 10～20%程度割高になっても、15～27 年で回収可能であることが分かる。逆に、実際の建設費が活性汚泥法と同等かより低ければ、原価償却年数の短縮が可能になる。従って、UASB-DHS システムの下水処理分野への導入にあたり、経済性の問題が阻害要因となる可能性は低く、むしろ促進要因となる可能性も十分あるものと考えられた。

表 3.4-1 小規模下水道を想定したケーススタディにおける年費用試算例

計画人口 P(人)	日平均 Qa(m ³ /d)	日最大 Qd(m ³ /d)	建設費 C(百万円)	償却年数 Y(y)	年当たり建設費 Cy(百万円/y)	維持管理費 M(百万円/y)	年費用合計 CM(百万円/y)
1,000	300	429	245	33	7	12	19
5,000	1,500	2,143	1,557	33	47	40	87
10,000	3,000	4,286	2,259	33	68	61	129

計画人口 P(人)	維持管理費削減率 R(%)	維持管理費削減額 Mr(百万円/y)	年費用削減率 CMr(%)
1,000	18	2	11
5,000	18	7	8
10,000	18	11	8

(建設費・維持管理費の推定は、文献⁴⁾より)

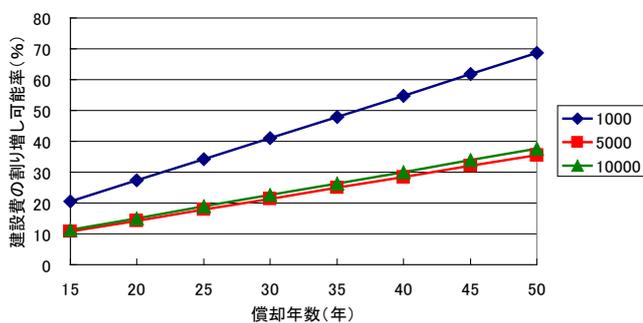


図 3.4-1 小規模下水道を想定したケーススタディにおける償却年数と建設費の関係

(2)余剰有機物と都市排水の共同処理のコスト・エネルギー効率分析

余剰有機物と下水汚泥の共同処理技術のフィージビリティ

ティスタディ(FS)として、エネルギー効率及び処理の経済性について検討した結果を以下に示す。

①エネルギー効率

嫌気処理・後段好気処理(活性汚泥処理以外の方式)を用いた発酵廃水処理における消費エネルギーは、無曝気・省エネルギー型次世代水資源循環技術の開発(NEDO事業)で実証された結果をもとに標準活性汚泥法を用いた場合の 30% (70%減)⁹⁾と設定し、メタン発酵によるエネルギー回収とあわせてエネルギー効率を検討した。流入下水量約 60×10³m³/dで下水汚泥 1,000t/d(TS1%換算)、食品廃棄物 20t/d(TS20%)を共同メタン発酵している場合を想定し、発酵廃水(脱水ろ液等として返流)の処理水量を 1040m³/dと想定した場合、標準活性汚泥法では、曝気及び汚泥返送ポンプ等のエネルギー消費により約 18MWh/dの電力消費が水処理過程で必要となり、嫌気処理・高度後処理では 30%の約 5.5MWh/dの電力消費となる。一方、消化ガス発生量は 4,800Nm³/d(CH₄換算)と算出され、消化ガス発電の効率を 2.6KWh/CH₄Nm³とすると、発電によるエネルギー回収は約 12.4MWh/dであることから、嫌気処理・高度後処理を用いた発酵廃水処理に必要な電力約 5.4Mwh/dの約 2.3 倍に相当するエネルギーが消化ガス発電により自給可能であることが分かる。発酵廃水処理に標準活性汚泥法を用いた場合のエネルギー自給率は、AS プロセスの電力消費量が多いことから、約 68%に止まっている。嫌気処理・後段好気処理(活性汚泥処理以外の方式)を用いることによりエネルギー自給率を約 4 倍に高めることが可能となり、エネルギー効率を大幅に向上させることが分かる。

②経済性

余剰有機物として食品廃棄物をメタン発酵する場合と下水汚泥を嫌気性消化する場合を対象として、それぞれ単独で実施する場合と混合して共同メタン発酵を実施する場合の費用について検討した。発酵廃水処理は嫌気処理・高度後処理を用いるものとして、建設費は既往の活性汚泥法と同等と設定し、維持管理費のうち、電力費(燃料費)が 30% (70%減)になるとして費用の算出を行った。

検討条件は以下の通りである。食品廃棄物の単独メタン発酵の場合は、含水率 80%で収集し、前処理後に TS10%でメタン発酵し、ガス発電するものとした。発酵廃水は脱水し、固形分は埋め立て処分、排水は前処理後に下水道へ放流するものとした。施設規模としては、20t/d及び 50t/d処理 (TS20%) の 2 通りの費用試算値⁹⁾を用いた。

下水汚泥の単独メタン発酵(嫌気性消化)の場合は、消化汚泥は脱水・埋め立て処分、返流水は下水処理場で処理するものとした。施設規模は、下水汚泥 1,000t/d 及び

5,000t/d 処理 (TS1%換算) の 2 通りを想定した。

下水汚泥と食品廃棄物を混合して共同メタン発酵する場合は、表 3.4-2 に示す Case1~4 について、下水処理及び汚泥処理の費用関数をベースにして、食品廃棄物の受け入れによる処理量が増加するものとして試算した。

表 3.4-2 下水汚泥と食品廃棄物の共同メタン発酵の条件

	下水汚泥 (t/d, TS1%換算)	食品廃棄物 (t/d, TS20%)	食品廃棄物割合 (TSベース%)
Case1	1,000	50	50.0
Case2	1,000	20	28.6
Case3	5,000	50	16.7
Case4	5,000	20	7.4

いずれの Case でも、消化汚泥は脱水後に埋め立て処分、発酵廃水 (返流水) は下水処理場で処理するものとした。下水汚泥の単独発酵及び共同発酵ともに、濃縮方法及びガス発電の有無について、(a) 重力濃縮+発電なし、(b) 機械濃縮+発電なし、(c) 重力濃縮+発電あり、(d) 機械濃縮+発電あり、の 4 通りのシナリオで試算を行った。食品廃棄物の受け入れによる排水処理の費用増大分については、水量の増加は全流入水量に比べてわずかであるため施設建設費には反映せず、流入下水水質の 100 倍程度 (BOD で約 20 倍、TN で約 90 倍、TP で約 130 倍) の高濃度排水が発生することから維持管理費が水量×水質係数(100 と仮定) の分だけ増加するとして計上した。

年費用の試算結果は図 3.4-2 に示すとおりであり、Case2~4 では全シナリオで共同メタン発酵による費用削減効果が得られたが、Case1 ではシナリオ(c)以外では単独処理より割高となった。

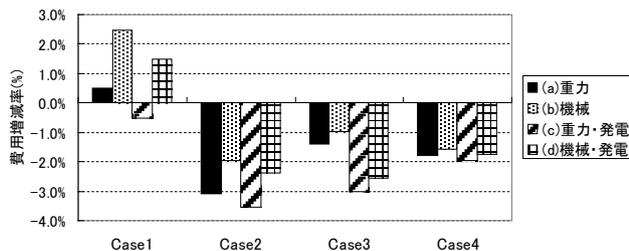


図 3.4-2 嫌気処理導入時の各シナリオの費用増減率 (単独発酵-排水嫌気処理をベース)

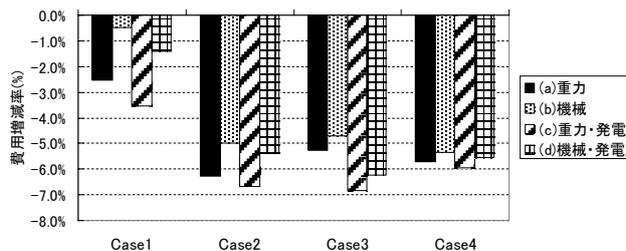


図 3.4-3 嫌気処理導入時の各シナリオの費用増減率 (単独発酵-排水標準法処理をベース)

この理由としては、食品廃棄物単独でのメタン発酵 (TS10%程度) と比較して下水汚泥と混合する場合は低濃度 (TS2~4%程度) となり容積効率が低下すること、食品廃棄物の混合割合が増えるほど影響が大になること、Case1 は下水汚泥の嫌気性消化施設としては中規模であるが Case3、4 よりは規模が小さく食品廃棄物の追加によるコスト増加率が高いこと等が考えられる。食品廃棄物の割合が高い場合でも共同処理による費用削減効果を得るためには、下水汚泥の嫌気性消化濃度を高める等の効率化が必要と考えられた。

また、発酵廃水処理に標準活性汚泥法を用いた場合について前年度に検討した結果と比較すると、嫌気処理・高度後処理を用いた方が全ての Case で経済性が向上していることが分かる。これは主として維持管理費 (電力費・燃料費) の削減による効果と考えられる。

4. まとめ

本研究では、発酵廃水の性状及び発生形態について調査を行い、発酵廃水・下水共同処理技術、嫌気処理水の高度後処理技術を開発するため、UASB と嫌気性消化槽を組み合わせたシステムについて検討を行った。その結果、以下のことがわかった。

- 1) 処理に障害をもたらすおそれのある水質への適応性調査では、下水で想定される pH5.0~9.1 の変動及びフェノール 5mg/L の流入に対応可能であった。低水温時の汚泥発生量抑制・エネルギー回収促進の検討では、嫌気性消化槽と汚泥循環させることで、汚泥発生量を抑制しエネルギー回収を促進できる可能性が示された。
- 2) DHS 後段処理に更に砂ろ過を追加した場合の適用性調査では、高水温期の処理水質は良好で安定、砂ろ過は不要だった。低水温期に処理水質を悪化させて、処理水中に溶解性有機物が多くなった場合の試験では、砂ろ過の BOD 削減効果は限定的であり、運転条件の変更など他の対策の併用が必要であった。
- 3) UASB-AD-AS システムに対して、夏季はメタンガスの発生及び BOD の除去が確認できたが、冬季は水温の低下のため、UASB のメタンガスの発生量及び BOD 除去量が著しく減少した。

参考文献

- 1) バイオマス・ニッポン総合戦略：2006.3.31 閣議決定
- 2) 竹崎義則他、「ディスポーザ排水の負荷原単位設定」、廃棄物学会誌、Vol.12、No.5、pp.312-321、2001
- 3) 国土交通省都市・地域整備局下水道部：バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル、(社)日本下水道協会、2004.3

- 4) (社) 日本下水道協会：効率的な汚泥処理施設整備のための都道府県構想策定マニュアル(案)，2002.2
- 5) 環境省：生ごみ等の3R・処理に関する検討会資料，2006
- 6) NEDO：新エネルギーガイドブック 2008、2008.3
- 7) Microbial activity in a combined UASB-activated sludge reactor system, J.S. Huang et al. Chemosphere, 61, pp.1032-1041, 2005
- 8) 独立行政法人土木研究所:平成 19 年度下水道関係調査研究年次報告集、pp71-75、2007
- 9) 「無曝気・省エネルギー型次世代水資源循環技術の開発」事後評価報告書, <http://www.nedo.go.jp/content/100096827.pdf>, <http://www.nedo.go.jp/content/100096828.pdf>