

8 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：材料地盤研究グループ（リサイクル）

研究担当者：岡本誠一郎、山下洋正

【要旨】

近年、都市の余剰有機物の有効利用および発酵廃水の効率的処理が求められおり、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の開発が必要である。下水生汚泥と食品廃棄物を混合発酵して、発酵廃水と下水一次処理水を UASB で共同嫌気処理する効率的な処理技術を開発した。また、実下水が流入する UASB-DHS システムにおいて、UASB に保持している汚泥を小型の中温嫌気性消化槽との間で循環させることにより、気温低下時においてもメタン発酵の維持および汚泥発生量の抑制が可能であり、処理水質への悪影響はなかった。

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基礎技術を開発する。

2. 研究方法

2.1 発酵廃水・下水混合液の嫌気処理の基礎技術の開発

発酵廃水・下水混合液の嫌気処理の基礎技術の開発のため、UASB 法（Upflow Anaerobic Sludge Blanket、上向流嫌気性汚泥床法）を用いて、無加温で嫌気処理を行う技術について次に述べる通り実験的検討を行った。

2.1.1 下水生汚泥・食品廃棄物の混合発酵および発酵廃水・下水一次処理水の共同嫌気処理実験

流入下水を最初沈殿池で一次処理し、発生した下水生汚泥に食品廃棄物を添加して嫌気性消化槽で混合発酵を行い、消化汚泥を脱水汚泥と発酵廃水に分離して、発酵廃水と下水一次処理水を UASB で共同嫌気処理する技術の開発を行った。

下水生汚泥・食品廃棄物の混合発酵の特性を把握するとともに、その発酵廃水と下水一次処理水の共同嫌気処理の特性を把握するために、嫌気性消化槽（容量約 4L）および UASB（容量約 16L）を組み合わせた実験装置を温度制御条件下（消化槽：35℃、UASB：20℃）で連続運転した。装置の概要は図-1 に示すとおりである。

嫌気性消化槽に投入する基質として、実下水の生汚泥を沈降濃縮させた汚泥および家庭厨芥を模擬して既報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。

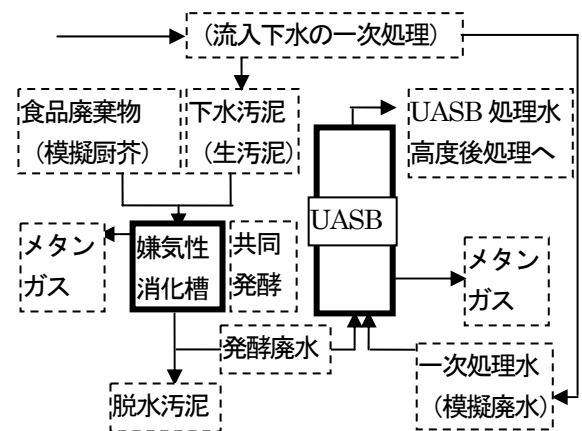


図-1 下水生汚泥・食品廃棄物の混合発酵および発酵廃水・下水一次処理水の共同嫌気処理の実験装置の概要

この下水生汚泥と食品廃棄物の混合スラリーを、嫌気性消化槽に1日1回0.2L供給した。供給量と等量の消化汚泥を供給前に引き抜く運転方法により、嫌気性消化槽をSRT20日で運転した。実験開始時の1~28日目(Run 1)は嫌気性消化槽に下水生汚泥のみを供給して運転を行い、嫌気性消化が安定してから、食品廃棄物の添加率を、29~63日目(Run 2)は25%、64~91日目(Run 3)は50%、92~119日目(Run 4)は100%、120~154日目(Run 5)は75%と段階的に変化させた。155~217日目(Run 6)は、75%のままで、嫌気性消化槽を2基にして発酵廃水量を2倍に増やした。

嫌気性消化槽より引き抜いた消化汚泥は、遠心分離により発酵残さ(脱水汚泥)と発酵廃水(脱水ろ液)に分離した。この発酵廃水と下水一次処理水(模擬廃水)を所定の比率で混合して、UASBへ流入させた。

UASBは、下水汚泥の嫌気性消化汚泥を種汚泥として予備運転を開始して、安定後にHRT12hで実験した。

2.1.2 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およびUASB汚泥発生量の制御に関する検討のため、NEDO共同研究「無曝気・省エネルギー型次世代水資源循環技術の開発」(共同研究者：三機工業(株)、(株)荏原製作所、(財)造水促進センター)により、UASBとDHS(Downflow Hanging Sponge、下降流懸架式スポンジ反応器)からなるUASB-DHSシステム³⁾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。実験プラントの概要は図-2に示すとおりである。

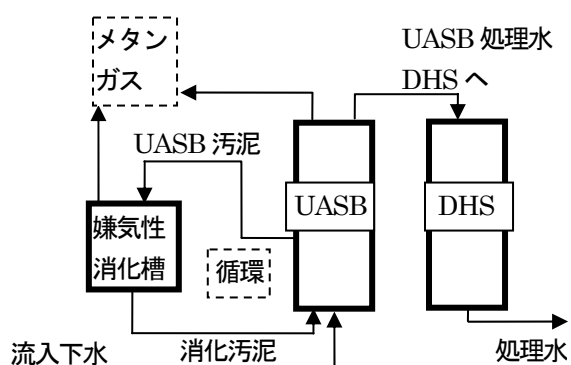


図-2 嫌気処理におけるエネルギー回収効率の向上の実験装置の概要

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(Run 0)の予備運転後に、36~109日目(Run 1)の運転を行い、110日目以降(Run 2)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。

2.1.3 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、COD_{Cr}、TS、VS、SS、VSS、N・P、ガス量およびCH₄濃度等の分析を、下水試験方法に則って行った。

2.2 嫌気処理水の高度後処理の基礎技術の開発

2.2.1 方法

嫌気処理水の高度後処理を、嫌気処理と組み合わせて導入する際の適用性について、小規模下水処理場を念頭にケーススタディとして検討を行った。

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および燃料費の割合を下水道統計⁴⁾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、汚泥発生量およ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ことが可能か検討した。

3. 結果および考察

3.1 発酵廃水・下水混合液の嫌気処理の基礎技術の開発

UASBを用いて、無加温で嫌気処理を行う技術について検討した結果を以下に示す。

3.1.1 下水生汚泥・食品廃棄物の混合発酵および発酵廃水・下水一次処理水の共同嫌気処理実験

(1) 下水生汚泥への食品廃棄物の添加による性状変化

家庭厨芥を模擬して調製した食品廃棄物は、下水生汚泥と比べて、TS当たりのCOD濃度が約120%と高く、T-N・T-Pの濃度は、TS当たりで約81%・50%、COD当たりで約65%・41%と低かった。S-N・S-Pの濃度は、下水生汚泥と比べて、TS当たりで約120%・600%、COD当たりで約86%・510%であり、特にS-P濃度が高かった。これは、溶解性Pの割合S-P/T-Pが、下水生汚泥では約4.5%であるのに対して、食品廃棄物では約57%と高いことによるものと考えられた。溶解性Nの割合については、下水生汚泥で約16%、食品廃棄物で約24%と大

差なかった。従って、下水生汚泥に食品廃棄物を添加した場合の分析値では、TS 当たりの COD 濃度が高くなり、TS・COD 当たりの T-N・TP 濃度は低くなり、S-N 濃度については、TS・COD 当たりで変化は少ないが、S-P 濃度は、TS・COD 当たりで大幅に上昇した。

(2) 混合発酵の特性と発酵廃水の性状（食品廃棄物添加率 50%）

下水生汚泥へ食品廃棄物を TS 比率で 50% 添加した混合スラリーは、COD 濃度が下水生汚泥の約 1.5 倍の 52,000mg/L 程度となったが、35°C・SRT20 日で COD 分解率は約 70% で安定して嫌気性消化が可能であった。下水生汚泥のみで消化した場合と比べて、メタンガス発生量は約 1.4 倍となった。消化汚泥を遠心分離して得た発酵廃水の揮発性脂肪酸濃度は 40mg/L 程度であり、消化槽への揮発性脂肪酸の蓄積はなかった。COD 濃度は約 1.7 倍の 2,600mg/L 程度、T-N 濃度は約 1.5 倍の 900mg/L 程度、TP 濃度は約 1.7 倍の 50mg/L 程度であり、食品廃棄物の添加により、発酵廃水中の COD・N・P 濃度が上昇することが分かった。投入スラリーの S-N 濃度は約 340mg/L、S-P 濃度は約 49mg/L であったことから、N については嫌気性消化により可溶化されて発酵廃水中の T-N（ほとんど S-N）が約 3 倍に増加しているが、P についてはほとんど変化がないことが分かった。

(3) 混合発酵の特性と発酵廃水の性状（食品廃棄物添加率 100%）

下水生汚泥への食品廃棄物の添加率を 100% に変更し、COD 濃度が最大で下水生汚泥の約 1.8 倍の 71,000mg/L 程度まで高くなった混合スラリーを嫌気性消化槽に供給すると、3 週間の運転で発酵廃水の pH が 5.3 まで低下し、揮発性脂肪酸濃度が約 4,900mg/L まで上昇した。嫌気性消化が負荷増大により不調になったものと考えられ、下水生汚泥のみで消化した場合と比べて、メタンガス発生量は約 17% まで減少し、発酵廃水の COD 濃度は約 10 倍の 16,000mg/L 程度、T-N 濃度は約 1.6 倍の 990mg/L 程度、TP 濃度は約 3.9 倍の 110mg/L 程度となった。発酵廃水の COD 濃度のうち、約 55% に相当する 8,600mg/L が揮発性脂肪酸によるものと計算された。食品廃棄物添加率 50% の場合と比べて、T-N 濃度がほとんど変化がないのに対して、TP 濃度は約 2 倍に上昇していた。これは、嫌気性消化の不調とは関係なく、食品廃棄物添加量を増加させたことにより、投入スラリー中の S-P 濃度が約 100mg/L に上昇し、発酵廃水中でも同程度となったためと考えられた。

(4) 混合発酵の特性と発酵廃水の性状（食品廃棄物添加

率 75%）

嫌気性消化槽への負荷量を減少させるため、下水生汚泥への食品廃棄物の添加率を 75% に低下させ、あわせて消化槽に NaOH 水溶液を添加して pH を 7 付近に調整したところ、メタンガス発生量が増加して 1 週間で下水生汚泥のみの場合の約 98% まで回復し、約 3 ヶ月後には約 1.7 倍となった。発酵廃水中の揮発性脂肪酸濃度は約 1 ヶ月で 10mg/L 以下となった。約 2 ヶ月後には、COD 濃度も約 3,000mg/L まで低下して、嫌気性消化が安定した。メタン発酵自体は速やかに復調したものの、SRT (=HRT) 20 日であるため、消化槽内で高濃度に蓄積した揮発性脂肪酸および COD が減少するのに時間を要したものと考えられた。

(5) 発酵廃水の性状

UASB へ流入する一次処理水（模擬廃水）の平均水質は、BOD 約 180mg/L、SS 約 140mg/L、T-N 約 36mg/L で、一般的な下水一次処理水よりやや高めめの値であり、特に TP については約 9.3mg/L であり、一般的な 1~3mg/L 程度より数倍高い濃度であった。発酵廃水は、UASB への流入水質と比較して、COD 濃度で約 3.4~45 倍、T-N 濃度で約 17~31 倍、TP 濃度で約 2.1~11 倍であった。下水生汚泥への食品廃棄物の添加割合が高い方が発酵廃水が高濃度となる傾向であったが、これは易分解性・溶解性の成分が多くなるためと考えられた。特に、負荷量が急に過大となり嫌気性消化が不調になると、大量の揮発性脂肪酸が生成されて高濃度に蓄積することにより、発酵廃水の COD 濃度が著しく上昇した。

(6) UASB での共同嫌気処理への発酵廃水の影響

HRT12 時間で運転している UASB へ流入させた発酵廃水の流量は、UASB 流入水量の 0.55% 程度（消化槽容量が UASB 容量の 25% 相当の場合）または 1.1% 程度（消化槽容量が UASB 容量の 50% 相当の場合）であり、UASB への流入負荷量は、COD で約 1.9~23%、T-N で約 9.4~34%、TP で約 1.2~7.8% 増加した。負荷量増加の要因として、COD については、嫌気性消化が不調になった際の揮発性脂肪酸の増加、T-N については、有機物の可溶化による $\text{NH}_4\text{-N}$ の増加が考えられた。TP については、食品廃棄物の添加割合が高い方が投入スラリー中の S-P 濃度が高かったため、発酵廃水中の TP 濃度も高くなったと考えられた。発酵廃水の TP の負荷量割合が COD・T-N より低いのは、UASB 流入水質で TP が一般的な流入下水の数倍高いことによるものと考えられ、通常の水質の流入下水として TP 濃度を 1/3 にして再計算すると、負荷量の増加は約 3.5~24% と推定され

た。

UASB での共同嫌気処理に与える発酵廃水の影響については、発酵廃水の COD 濃度変化は UASB の処理水質にほとんど影響しなかった。発酵廃水中の COD 濃度上昇時の COD 増加分は主として嫌気性消化の不調により蓄積された揮発性脂肪酸と考えられたが、これは UASB で速やかに分解され、UASB 処理水中に揮発性脂肪酸はほとんど検出されなかった。TN および TP は UASB ではほとんど除去されないため、発酵廃水による負荷量増加分は、そのまま UASB 処理水に反映されるものと考えられた。

また、現実的な下水処理場の運転管理を想定して、1日に発生する発酵廃水を8時間程度でUASBに流入させるものと仮定すると、その間の水処理への負荷量増加割合は、全体に対する増加割合の3倍となり、一時的に処理水質が悪化することも考えられた。このため、UASBへの負荷量変動の均質化を考慮する必要があると考えられた。

(7) まとめ

下水生汚泥に食品廃棄物を添加して嫌気性消化槽で混合発酵して、その発酵廃水と下水一次処理水を UASB で共同嫌気処理するシステムにおいては、下水生汚泥への食品廃棄物の添加割合を TS 比で 75%程度までとすれば、35°C・SRT20 日で安定して嫌気性消化が可能であった。75%添加で安定時の CH₄ 発生量は下水生汚泥のみ消化の場合の約 1.7 倍であった。発酵廃水による UASB への流入負荷量の増加割合は、COD で約 6.0%、TN で約 16%、TP で約 11%であり、下水生汚泥のみ消化の場合と比較して、COD で約 2.3 倍、TN で約 1.5 倍、TP で約 2.0 倍であった。

3.1.2 嫌気処理におけるエネルギー回収効率の向上実験

UASB-DHS と嫌気性消化槽を組み合わせたシステムの実験結果について、水質項目および汚泥項目を図-3 および図-4 に示した。また、運転が安定した Run1 (36~109 日目) および Run2 (110~141 日目) について、T-COD (全 COD_{cr})、VS の除去およびメタンガス回収の状況を図-5 に、COD 物質収支を図-6 にそれぞれ示した。

(1) 水処理・汚泥処理の全般的特性

図-3 より汚泥の循環条件によらず水処理が安定して行われていたことが分かる。図-4 より、UASB 汚泥を嫌気性消化槽に循環させることにより、汚泥濃度が半分未満に減少することが分かる。嫌気性消化槽における有機酸

や S-COD の蓄積もなく、嫌気性消化が安定して行われていたと考えられる。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。図-4 および図-5 より、T-COD (全 COD_{cr}) の除去と VS の除去が同様の傾向であることが確認できるので、収支として T-COD を中心に検討することにした。

(2) COD 収支の計算方法

図-6 では、UASB と嫌気性消化を組み合わせたシステム全体 (UASB-嫌気性消化) について、流入水としての COD 流入量と UASB 処理水としての COD 流出量

(DHS へ流入) の差を COD 除去量として、総除去率を算出した。また、嫌気性消化槽単独としての COD 流入量 (UASB からの流入) と COD 流出量 (UASB への返送) の差を COD 除去量として、除去率を算出した。UASB については、COD 流入量 (流入水および嫌気性消化槽からの返送) と COD 流出量 (UASB 処理水および嫌気性消化槽への流出) の差を COD 除去量として、除去率を算出した。いずれの場合も、COD 除去量には、メタン発酵等による COD 分解の他に、嫌気性消化槽および UASB 内部の汚泥量の増減 (蓄積等) も含まれており、見かけの除去量となっている。

(3) 汚泥循環率が低い Run1 における COD 収支

Run1 (36 日目~109 日目、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) では、UASB-嫌気性消化に COD 約 9.8kg が流入し (流入水)、COD 約 5.6kg が流出した (UASB 処理水)。差し引き約 4.2kg の COD が UASB-嫌気性消化において削減されて除去率が約 42%であった。UASB と嫌気性消化槽の汚泥循環により、嫌気性消化槽において約 2.4kg の COD が減少しており、嫌気性消化槽としての除去率は約 51%で、UASB-嫌気性消化の除去率 45%の半分よりやや多い約 25%の除去に寄与していた。

嫌気性消化槽の汚泥濃度は Run1 の開始時と終了時でほとんど差がなく容量も一定であることから、嫌気性消化槽における COD 除去は汚泥量の増減ではなく嫌気性消化による分解が主体と考えられた。UASB では約 1.7kg の COD が見かけ上除去されたが、UASB の汚泥濃度は Run1 の開始時と終了時で約 2 倍に上昇しており、換算すると約 1kg の COD が UASB 内に汚泥として貯留されたことになる。残りの COD 約 0.7kg は UASB で分解されたと考えられる。

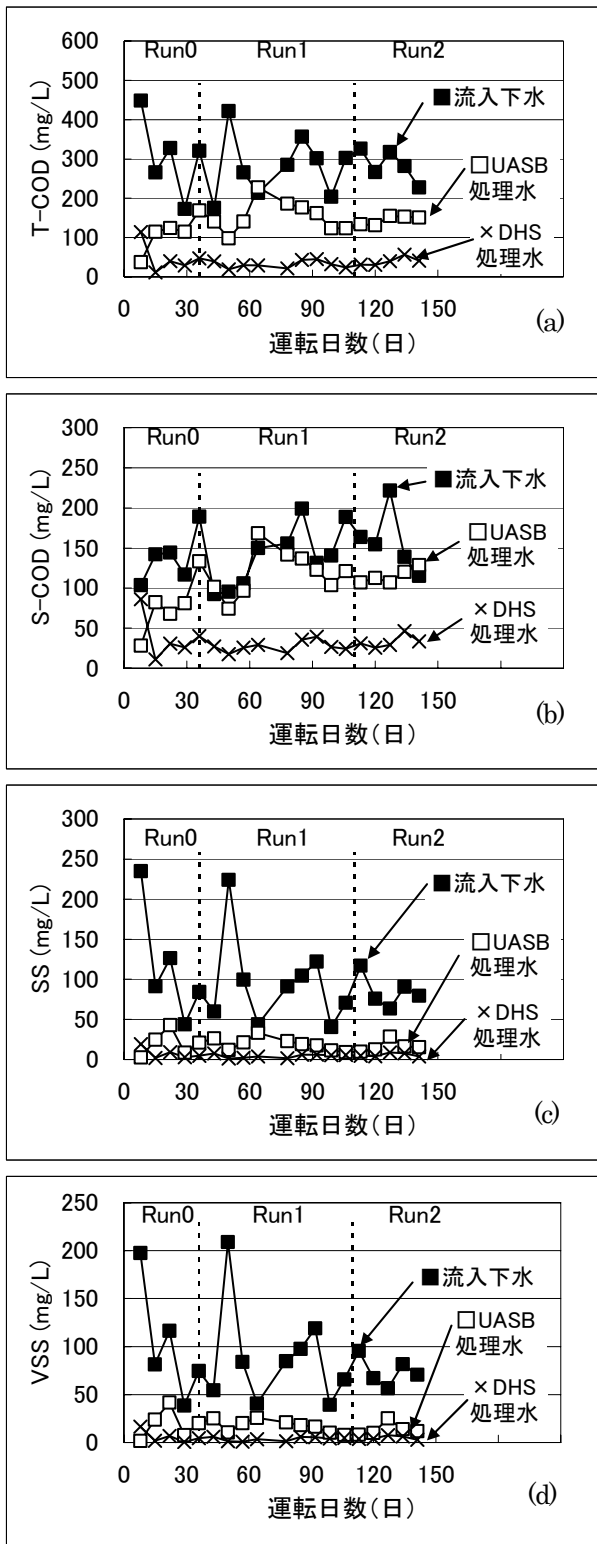


図-3 UASB-DHS と嫌気性消化を組み合わせたシステムの処理特性 (水質)

(凡例について、Run0:運転 1~35 日目、Run1:運転 36~109 日目、Run2:運転 110~141 日目、グラフについて、a:全 COD_{Cr} 濃度、b:溶解性 COD_{Cr} 濃度、c:SS 濃度、d:VSS 濃度)

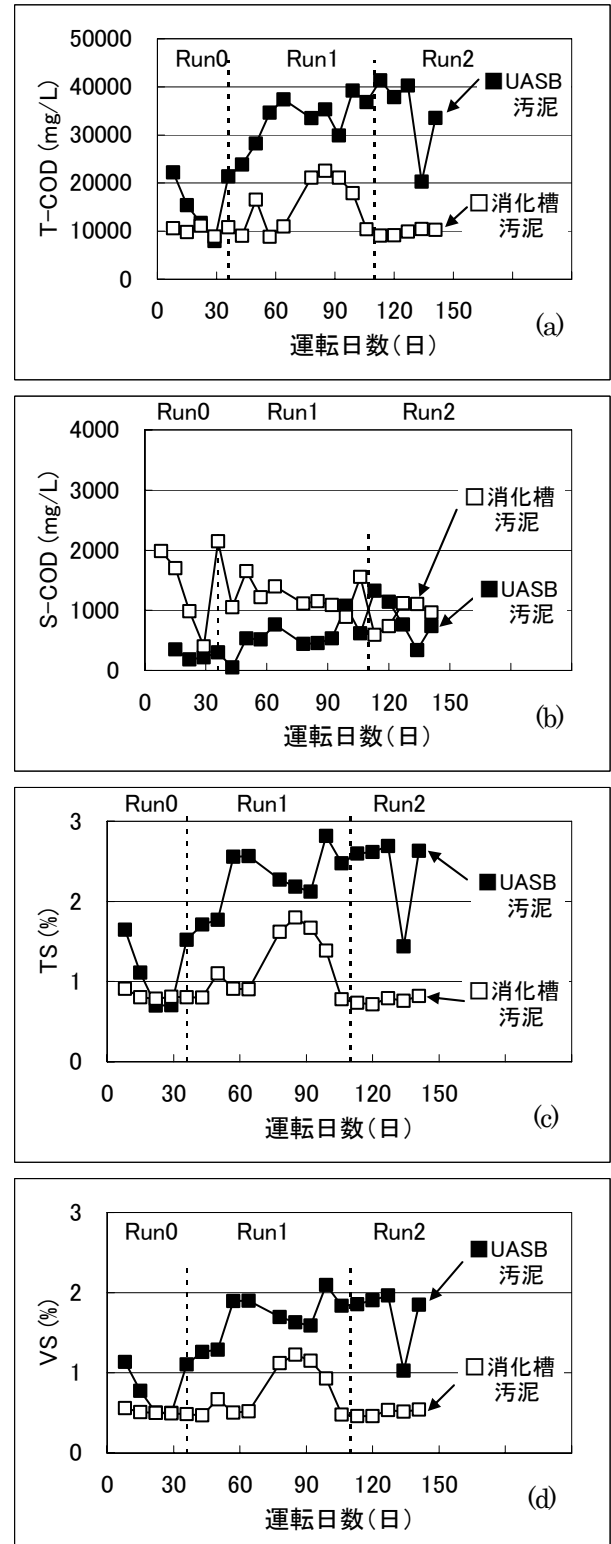


図-4 UASB-DHS と嫌気性消化を組み合わせたシステムの処理特性 (汚泥)

(凡例について、Run0:運転 1~35 日目、Run1:運転 36~109 日目、Run2:運転 110~141 日目、グラフについて、a:全 COD_{Cr} 濃度、b:溶解性 COD_{Cr} 濃度、c:TS 濃度、d:VS 濃度)

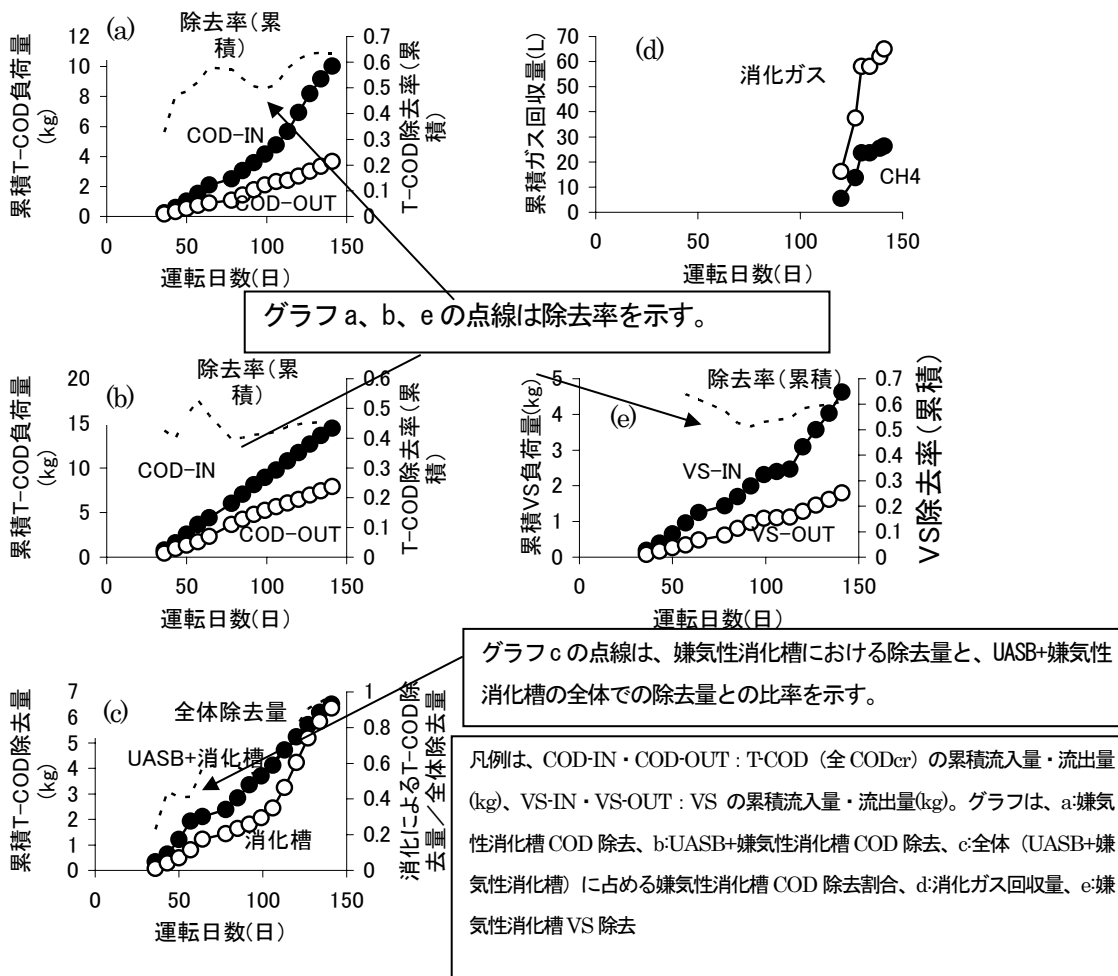


図-5 UASB+嫌気性消化槽部分における有機物処理特性

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

図-6 UASB+嫌気性消化槽部分における有機物収支 (全 COD_{Cr}(kg)および除去率)

(4) 汚泥循環率が高い Run2 における COD 収支

Run2 (110 日目～141 日目、UASB の流入水量に対する汚泥循環率 1%、嫌気性消化槽の SRT10 日) では、UASB-嫌気性消化に COD 約 4.7kg が流入し(流入水)、COD 約 2.3kg が流出した (UASB 処理水)。差し引き約 2.4kg の COD が UASB-嫌気性消化において削減されて除去率が約 51%であった。UASB と嫌気性消化槽の汚泥循環により嫌気性消化槽において約 3.9kg の COD が減少しており、嫌気性消化槽としての除去率は約 74%で、UASB-嫌気性消化の除去率 51%より多い約 84%の除去に寄与していた。

嫌気性消化槽の汚泥濃度は Run2 の開始時と終了時でほとんど差がなく容量も一定であることから、嫌気性消化槽における COD 除去は汚泥量の増減によるものではなく、UASB に Run1 で貯留されていた汚泥が嫌気性消化槽へ移動して分解されたことによるものと考えられた。UASB-嫌気性消化への流入を上回る量の COD が UASB から嫌気性消化槽へ移動したことになり、UASB 汚泥が減少し、UASB-嫌気性消化としての COD 除去量よりも多くの COD が嫌気性消化槽で除去されたものと考えられた。

UASB の汚泥は、Run2 の開始時と終了時の比較で COD 相当で約 0.7kg 減少しているが、UASB での COD 減少量約 1.5kg と比較すると汚泥の減少量が少ないことから、差し引きの COD 減少量約 0.8kg は UASB での分解によるものと考えられた。

(5) 汚泥量の制御に関する考察

Run1 と Run2 を通して見ると、Run1 の UASB 汚泥循環率 0.5% (流入水量約 460L/d に対して汚泥循環 2.3L)、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 に汚泥が蓄積されていた。Run2 で汚泥循環率を 2 倍にすると (UASB 汚泥循環率 1%、嫌気性消化槽 SRT10 日)、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 汚泥が減少するとともに、UASB-嫌気性消化の COD 除去がほとんど嫌気性消化槽でなされていた。

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%) および嫌気性消化槽の SRT (20 日) の間には、次式が成立する。

$$\frac{\text{UASB の HRT}}{\text{嫌気性消化槽の SRT}} \times \frac{\text{嫌気性消化槽の容積比}}{\text{汚泥循環率}} = 1$$

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。

(6) まとめ

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と考えられた。

3. 2 嫌気処理水の高度後処理の基礎技術の開発

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・エネルギー費が維持管理費に占める割合は約 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・汚泥発生量を 70%削減すると、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-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、処理場の建設費およ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-7 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

しる促進要因となる可能性も十分あるものと考えられた。

表-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、「効率的な污水処理施設整備のための都道府県構想策定マニュアル(案)」⁵⁾より)

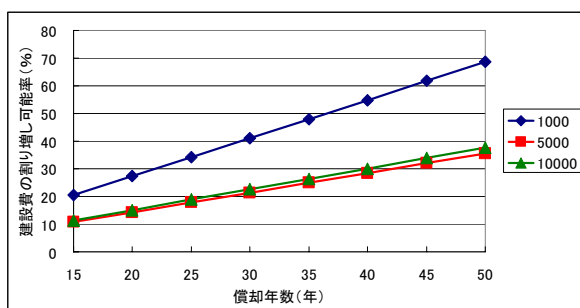


図-7 小規模下水道を想定したケーススタディにおける償却年数と建設費の関係 (凡例は計画人口 (人))

4. まとめ

(1) 下水生汚泥に食品廃棄物を添加して嫌気性消化槽で混合発酵して、その発酵廃水と下水一次処理水をUASBで共同嫌気処理するシステムを開発した。下水生汚泥への食品廃棄物の添加割合をTS比で75%程度までとすれば、35°C・SRT20日で安定して嫌気性消化が可能であった。75%添加で安定時のCH₄発生量は下水生汚泥のみ消化の場合の約1.7倍であった。発酵廃水によるUASB

への流入負荷量の増加割合は、CODで約6.0%、TNで約16%、TPで約11%であり、下水生汚泥のみ消化の場合と比較して、CODで約2.3倍、TNで約1.5倍、TPで約2.0倍であった。

(2) 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と考えられた。

(3) 小規模下水道を想定したケーススタディによる検討の結果、UASB-DHSシステムでは活性汚泥法と比較して維持管理費が約2割削減可能と想定され、建設費もあわせた年費用の約1割を削減できる可能性があるなど、経済性で有利となりうるということが分かった。費用関数を用いた試算であり、かつ開発したUASB-DHSシステムの実際の建設費用についても現時点では不確定要素があるなど、精度に課題が残るものの、少なくとも導入に当たり経済性が阻害要因となる可能性は低く、むしろ促進要因となりうるものと考えられた。

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、「ディスプレイ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) Agrawal, et.al.: Treatment of raw sewage in a temperate climate using a UASB reactor and the hanging sponge cubes process, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.36, No.6-7, pp.433-440, 1997.
- 4) (社)日本下水道協会：平成18年度版下水道統計、2008.8
- 5) (社)日本下水道協会：効率的な污水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

STUDY ON COMBINED TREATMENT TECHNOLOGY FOR EXCESS BIOMASS AND MUNICIPAL WASTEWATER

Abstract: The growing need to recycle excess biomass generated in urban areas and to effectively treat fermentation wastewater requires an innovative technology that can treat excess biomass and municipal wastewater together while recovering resources and energy. A co-digestion system treating raw sewage sludge and food waste, followed by combined upflow anaerobic sludge blanket (UASB) treatment of the digestion wastewater and primary treated sewage, was developed. A UASB-DHS (downflow hanging sponge) system for treating raw sewage was also examined. Circulation of sludge between the UASB and a small mesophilic anaerobic digester enabled stable digestion and excess sludge reduction while causing no adverse effect on the quality of treated water, even under low-temperature conditions.

Key words: biomass, municipal wastewater, anaerobic treatment, combined treatment