

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 20

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：尾崎正明，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。フィージビリティスタディにより，下水・発酵廃水共同処理への嫌気処理・高度後処理の導入がエネルギー効率および経済性の観点で有効と考えられた。UASB-DHS システム（上向流嫌気汚泥床ー下向流無曝気好気処理）の処理安定性を検討し，酸性，アルカリ性，フェノール性排水流入の影響は少ないこと，夏期の高水温時の処理は良好で砂ろ過不要だが，冬期の低水温時に高負荷で処理水中に溶解性有機物が多い場合は，砂ろ過効果が限定的であることを把握した。
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してい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してエネルギー・資源回収を行う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 FS および処理方式の基本設計

フィージビリティスタディ(FS)として，余剰有機物と下水汚泥を混合して共同メタン発酵を行い，発酵廃水を嫌気処理および高度後処理を行う場合についてエネルギー効率およ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およ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⁴⁾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。

2. 2 発酵廃水・下水混合液の嫌気処理の基礎技術および嫌気処理水の高度後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および嫌気処理水の高度後処理の基礎技術の開発のため，UASB（上向流嫌気汚泥床システム）ーDHS（下向流スポンジ担体処理システム）⁵⁾および砂ろ過システムを用いて，無加温で嫌気処理を行い，無曝気で好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。

また，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」により，計画処理水量 50m³/d の実証プラントを下水処理場に設置しており，実下水を用いて温度制御なしで連続運転を行いデータを蓄積している。

(1) 処理安定性評価

水処理に影響を与える可能性のある悪質下水として，酸性，アルカリ性，フェノール性排水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) 砂ろ過追加による処理水質安定化

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。下水処理場に設置した実験プラント（UASB 容量約 230L，DHS：スポンジ容量約 65L）で，実下水を用いて温度制御なしで連続運転を行った。砂ろ過は上向流で，平均粒径 0.6mm（砂）単層および平均粒径 1.8mm（アンサラサイト）単層の場合について，それぞれ検討した。

3. 結果および考察

3.1 FS および処理方式の基本設計

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、エネルギー効率およ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・高度後処理を用いた下水・発酵廃水共同処理における消費エネルギーを、標準活性汚泥法を用いた場合の30% (70%減) 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。流入下水水量約 $60 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ で下水汚泥 $1,000 \text{ t}/\text{d}$ (TS1%換算)、食品廃棄物 $20 \text{ t}/\text{d}$ (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 $1,040 \text{ m}^3/\text{d}$ と想定した場合、標準活性汚泥法では、曝気および汚泥返送ポンプ等のエネルギー消費により約 $18 \text{ MWh}/\text{d}$ の電力消費が下水・発酵廃水共同処理過程で必要となり、嫌気処理・高度後処理では30%の約 $5.5 \text{ MWh}/\text{d}$ の電力消費となる。一方、消化ガス発生量 (水処理過程の発生分は除く) は $4,800 \text{ Nm}^3/\text{d}$ (CH_4 換算) と算出され、消化ガス発電の効率を $2.6 \text{ kWh}/\text{CH}_4 \text{ Nm}^3$ とすると、発電によるエネルギー回収は約 $12.4 \text{ MWh}/\text{d}$ であることから、嫌気処理・高度後処理を用いた下水・発酵廃水共同処理に必要な電力約 $5.4 \text{ MWh}/\text{d}$ 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。下水・発酵廃水共同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約68%であり、嫌気処理・高度後処理を用いることによりエネルギー自給率を約4倍に高めて余剰エネルギー生産が可能となり、エネルギー効率を大幅に向上させられることが分かる。

(2) 経済性

余剰有機物として食品廃棄物をメタン発酵し、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および下水・発酵廃水共同処理を実施する場合の費用について検討した。

検討条件を表-1に示す。

表-1 下水汚泥と食品廃棄物の共同メタン発酵および下水・発酵廃水共同処理の条件

	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%)	都市排水と 発酵廃水の共同処理	発酵廃液処理法
Case1	1,000	50	50	下水+汚泥+食品	嫌気法
Case2	1,000	20	28.6	下水+汚泥+食品	嫌気法
Case3	5,000	50	16.7	下水+汚泥+食品	嫌気法
Case4	5,000	20	7.4	下水+汚泥+食品	嫌気法
汚泥単独1	1,000	-	0	下水+汚泥	嫌気法
汚泥単独2	5,000	-	0	下水+汚泥	嫌気法
食品単独1	-	50	100	-	従来法
食品単独2	-	20	100	-	従来法

嫌気法：嫌気処理+高度後処理
従来法：標準活性汚泥法その他これまで実施されていた処理方法

共同メタン発酵の下水・廃水共同処理方法について、前年度の検討では標準活性汚泥法を用いた場合の試算を

行ったが、今年度は嫌気処理・高度後処理を用いた場合について検討した。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。下水処理場において、下水汚泥を単独メタン発酵する場合または食品廃棄物と共同メタン発酵する場合 (Case1~4, 汚泥単独1, 2) に、下水と発酵廃水の混合排水処理に嫌気処理を適用するものとし、食品廃棄物のみを単独メタン発酵する場合 (食品単独1, 2) の発酵廃水処理については従来行われている処理法 (活性汚泥法等) を用いることとした。他の条件は前年度と同様であり、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、 $20 \text{ t}/\text{d}$ おおび $50 \text{ t}/\text{d}$ (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 $1,000 \text{ t}/\text{d}$ および $5,000 \text{ t}/\text{d}$ (TS1%換算) の2通りを想定した。

下水処理およ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。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/共同発酵ともに、濃縮方法およ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。

年費用の試算結果について、下水・発酵廃水共同処理に嫌気処理・高度後処理を導入した場合における、単独メタン発酵と共同メタン発酵の比較を、費用増減率として図-1に示す。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。これは前年度に下水・廃水共同処理に活性汚泥法を用いる場合として試算した結果と同様であり、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。

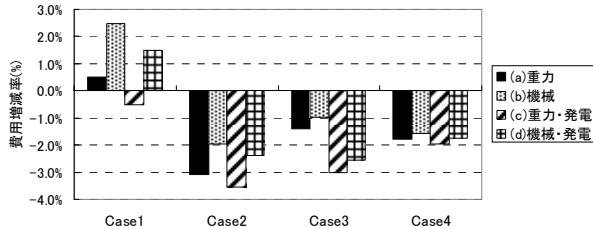


図-1 嫌気処理導入時の各シナリオの費用増減率（単独メタン発酵で廃水嫌気処理の場合との比較）

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の比較を図-2 に示す。

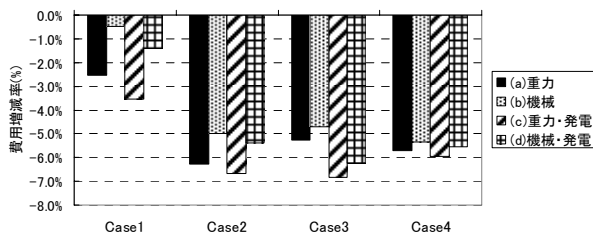


図-2 嫌気処理導入時の各シナリオの費用増減率（単独メタン発酵で廃水を活性汚泥法処理の場合との比較）

全てのCase およびシナリオについて、費用削減効果が得られており、発酵廃水処理に嫌気処理を導入することの有効性が示されている。なお、下水汚泥の単独処理の場合でも、下水汚泥 1000t/d、5000t/d でそれぞれ 3.7% および 5.3% の費用が削減されるなど、全体的に削減効果があるため、発酵廃水処理に標準法を使用する場合と比較すると、Case1 で共同処理の方が割高となる場合も含めて、全Case・シナリオで費用の削減効果が発揮されると考えられる。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、都市排水と余剰有機物の共同処理の推進において、嫌気処理・高度後処理の導入が有効であることを示している。

3. 2 発酵廃水・下水混合液の嫌気処理の基礎技術および嫌気処理水の高度後処理の基礎技術の開発

(1) 処理安定性評価実験

酸性排水（pH7.4 より pH5.0 へ段階的に低下）およびアルカリ性排水（pH7.4 より pH9.1 へ段階的に上昇）の流入による影響実験の結果について、UASB への流入水、

UASB 処理水およびDHS 処理水の流入排水および処理水中の COD_{Cr} 濃度（総濃度および溶解性濃度）ならびにUASB での COD_{Cr} 除去率およびUASB-DHS での COD_{Cr} 除去率（総除去率および溶解性除去率）を、酸性廃水について図-3 に、アルカリ性排水について図-4 にそれぞれ示した。

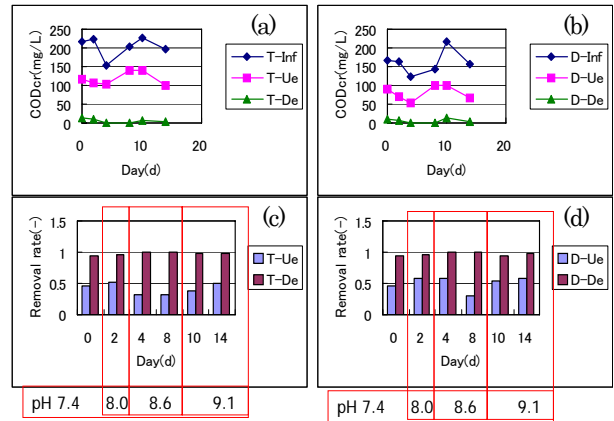


図-3 酸性排水流入時の処理水質および除去率変化（凡例について、T-Inf: 流入水濃度（全体）、T-Ue: UASB 処理水濃度（全体）、T-De: DHS 処理水濃度（全体）、D-Inf: 流入水濃度（溶解性）、D-Ue: UASB 処理水濃度（溶解性）、D-De: DHS 処理水濃度（溶解性）

グラフについて、T-a: 全 COD_{Cr} 濃度、b: 溶解性 COD_{Cr} 濃度、c: 全 COD_{Cr} 除去率、d: 溶解性 COD_{Cr} 除去率)

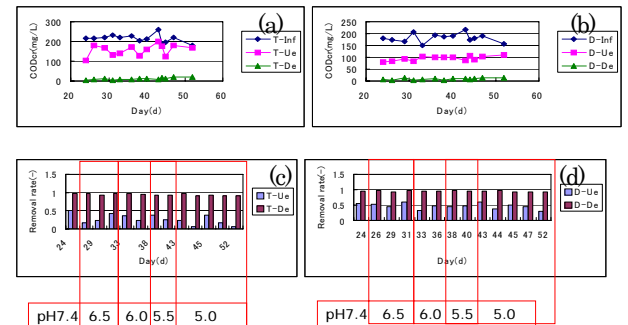


図-4 アルカリ性排水流入時の処理水質および除去率変化（凡例およびグラフについて、図-3 と同じ）

これより、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、トータルの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。

(2) 砂ろ過追加による処理水質安定化

夏期および冬期を含む期間の運転状況について、水温および水質（全BOD，全CODcr，SS）の変化について図-5に示す。Day1～181はUASBにおけるHRT12時間で運転しており、Day182以降はHRT10時間で運転した（DHSのスポンジ担体ベースではそれぞれ約3.3時間および約2.8時間）。BOD測定については、Day139～167の期間は全試料をATU-BODとして測定を行い、それ以降は全試料を通常の総BODで測定し、DHS処理水および砂ろ過処理水についてはATU-BODの測定も実施した。

夏期の運転期間（2007年7月～9月，Day88～176）は高水温（平均水温：流入水25.9℃，UASB処理水27.1℃，DHS処理水27.1℃）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、DHS出口でのBOD除去率は平均95%以上あり、砂ろ過（粒径0.6mm）は事実上不要であった。

冬期の運転期間（2007年12月～1月，Day242～299）は低水温（平均水温：流入水17.4℃，UASB処理水13.7℃，DHS処理水13.3℃）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、砂ろ過後でもほとんど常にBOD15mg/L以上となった。

DHSスポンジの汚泥保持量は夏期のDay124の時点で27gSS/sponge L以上と高濃度でありその後も同様であったことから、DHS下部からの送風がスポンジ・汚泥層（1mカラムの上中下3段構成であり、各段の層厚約60cm）に遮られて上部まで届かない閉塞に近い状態となり、酸素供給が不十分となっていた可能性がある。

実施設の処理装置では、こうした閉塞状態を避けて酸素供給を向上させる対策が当然なされるはずであるが、本実験では処理水質の悪化を砂ろ過でカバーできるかどうかを確認することを目的としているため、あえて処理が悪化した状態を保ったまま運転を継続した。DHS処理水のDO濃度は正の値であり、嫌気あるいは無酸素状態になっていたとは考えられないが、DHS処理水のORPは連続的に低下傾向にあり、水温低下以前のday180頃からほぼ常に負の値を示していたことから、このような酸素供

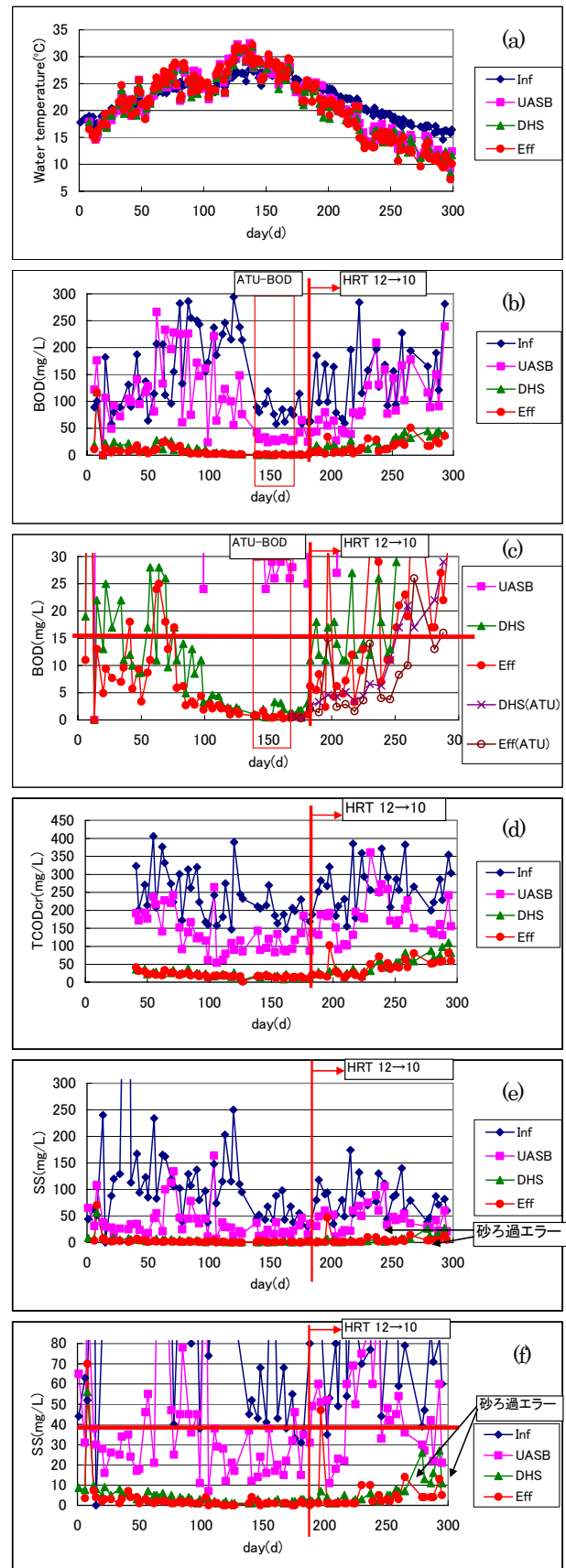


図-5 UASB-DHSの水温、BOD、TCODcr およびSSの変化
 (凡例について、Inf:流入下水，UASB:UASB流出水，DHS:DHS流出水，Eff:砂ろ過処理水，グラフについて、
 a:水温，b:全BOD濃度，c:全BOD濃度の拡大図，d:全CODcr濃度，e:SS濃度，f:SS濃度の拡大図)

給の低下に加えて、水温の低下、HRTの短縮等の悪条件が重なったことにより、DHS処理水は水質・除去率が悪化したものと考えられる。DHS処理水中の有機汚濁は溶解性の割合が高かったため（溶解性COD_{cr}が全COD_{cr}の約80%）、砂ろ過によっても十分に除去されず、UASB-DHS-砂ろ過システム全体としてのBOD除去率は85%程度であった（砂ろ過実験装置エラーの場合を除く）。

砂ろ過のろ材の違いによる性能比較については、夏期に粒径0.6mmの砂、冬期に粒径1.8mmのアンスラサイトをそれぞれ単層で用いており、夏期はUASB-DHSで十分に処理された良好な水質で砂ろ過に供給されたため砂ろ過装置としての処理性能があまり把握できない状況であったのに対して、冬期はUASB-DHS処理水の水質自体は低下していたものの存在割合が大であった溶解性有機汚濁についてはそもそも砂ろ過での除去が困難であったことから、砂ろ過性能の単純比較は難しいと考えられた。

しかし、ろ剤粒径が0.5～数mmまでの範囲ではSS除去効果はろ剤粒径にあまり影響されないとされていること⁶⁾、砂ろ過水の透視度低下、濁度上昇は、砂ろ過のろ剤変更以前に始まっており、DHS処理水の水質悪化と同様な傾向にあったことなどから、砂ろ過のろ剤変更（0.6mm→1.8mm）が処理水質に悪影響を及ぼした可能性は低いと考えられる。DHS処理水の水質悪化により、砂ろ過への負荷が高まり、砂ろ過層の閉塞・圧力損失の急増等によるエラーがしばしば発生してろ剤やSSの流出につながったことから、あまり粒径が小さすぎると閉塞が進行しやすく逆洗浄頻度の増大やトラブルを招きやすくなる可能性が高いため、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る。

本実験では、100～200m/d程度の実用的な処理速度でUASB-DHS処理水のろ過を行い、砂ろ過処理水中のSS濃度は、処理が良好な夏期には平均1.5mg/L（1未満～4mg/L）、処理が低下した冬期でも平均5.3mg/L（2～14mg/L）であった。DHS処理水のSSは冬期で最大27mg/Lであり、砂ろ過を設置することで余裕を持って水質基準40mg/Lを遵守できていた。

以上のことから、後処理システムとしての砂ろ過は、

高水温や低負荷で運転が良好な場合には実質的に不要で補完的役割となり、低水温や高負荷で運転が良好でない場合には、SSの安定除去には効果的であるが、処理水中に溶解性有機物が多い場合は有効ではなく、運転条件の変更など他の対策の併用が必要と考えられた。

4. まとめ

(1) 下水汚泥と食品廃棄物の共同メタン発酵および廃水処理のFSの結果、嫌気処理を活用した発酵廃水処理が、エネルギー効率および経済性の観点で有効と考えられた。

(2) UASB-DHSシステム（上向流嫌気汚泥床一下向流無曝気好気処理）の処理安定性の実験的検討を行った結果、酸性、アルカリ性またはフェノール性排水流入の影響は少なかった。

(3) UASB-DHSシステムへの砂ろ過追加による処理水質安定化の検討を行った結果、夏期の高水温時の処理水質は良好で安定しており、砂ろ過は実質的に不要であった。冬期の低水温時に高負荷で処理水質が悪化した場合で、処理水中に溶解性有機物が多くなった状況下では、砂ろ過の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) 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
- 3) （社）日本下水道協会：効率的な汚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
- 4) 環境省：生ごみ等の3R・処理に関する検討会資料，2006
- 5) 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.
- 6) （社）日本下水道協会：下水道施設計画・設計指針と解説後編 2001年版，P245，2001.5

STUDY ON COMBINED TREATMENT TECHNOLOGY FOR EXCESS BIOMASS AND MUNICIPAL WASTEWATER

Abstract: The recent needs to recycle excess biomass generated in urban areas and to effectively treat fermentation wastewater require an innovative technology that can treat excess biomass and municipal wastewater together while recovering resources and energy. A feasibility study has shown that the anaerobic treatment of fermentation wastewater was effective from the view point of energy efficiency and cost reduction. Upflow anaerobic sludge blanket – downflow hanging sponge system (UASB-DHS) was examined, revealing good stability of wastewater treatment under the sudden inflow of alkaline, acidic or phenolic wastewater.

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