無動力攪拌機構を有する新規低コストメタン発酵リアクターの開発

小林 拓朗* 宇佐見 心** 李 玉友***

Development of an Advanced Low-cost Methane Fermentation Reactor with Self-agitation System

Takuro KOBAYASHI*, Shin USAMI** and Yu-You LI***

* National Institute for Environmental Studies, Onogawa 16-2, Tsukuba, Ibaraki 305-0053, Japan

** Department of Civil and Environmental Engineering, Tohoku University, 6-6-06 Aza-Aoba, Aramaki, Aoba-ku, Sendai, Miyagi 980-8579, Japan

*** Graduate School of Environmental Studies, Tohoku University, 6-6-06 Aza-Aoba, Aramaki, Aoba-ku, Sendai, Miyagi 980-8579, Japan

Abstract

Continuous operation treating $100 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ total solids (TS) simulated food waste was investigated using a novel methane fermentation reactor that enables the agitation of the fermentation liquid without electricity. In this study, the overall performance and reaction attributes of the reactor were evaluated. Under mesophilic condition and at different chemical oxygen demand (COD_{Cr}) loading rates (5 to $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), the reactor achieved 220 days of stable continuous operation. Inside the reactor, the continuous change in the liquid level and the 5 to 16 times self-agitation occurred daily, which was likely responsible for the distribution of organic load near the inlet port of the reactor. The reactor attained $0.72 - 0.82 \text{ m}^3 \cdot \text{g}^{-1}$ -TS biogas production yield and 79.4 – 85.5% COD_{Cr} reduction on average, and a small amount of volatile fatty acid (VFA) was detected in the effluent. These results suggest that the novel reactor investigated is comparable in biogas production yield and COD_{Cr} reduction and superior in residual VFA level to the completely stirred tank reactor, in the treatment of same simulated food waste used in a previous study.

Key words: Low cost, Methane fermentation, Reactor, Self-agitation

1. はじめに

固形物濃度の高い廃棄物系バイオマスのメタン発酵施設は、世界的にはアジア地域に集中しており、1,000万基を超える家庭用小規模発酵施設が中国とインドに分布している¹⁾。中国の農村部では約1億4千万世帯で小規模発酵施設の導入が見込まれており、2010年までにその4,000万基の導入を目標としている²⁾。これらの施設では、簡素な低コスト型発酵槽が利用されている。それは一般的には無加温、無攪拌の押し出し流れ型の方式であり³⁾、モニタリング等の管理も必要としない簡素なシステムである。当然ながらそれは低効率であり、十分な処理を達成するには40～50日程度の長いHRTを要し、大きな容量の装置となる³⁻⁵⁾。無攪拌のメタン発酵は、投入基質中の固形物の槽内への沈殿蓄積を引き起こし、それが運転上の問題を生じることが指摘されている⁶⁾。また、中国農村部で現在普及しているそうした伝統的低コスト型発酵槽は、設備の高度化および維持運営コスト低減が課題視されていることが徐らにより報告されている⁷⁾。従って、先進国で培ってきた技術をベースとし、従来の低コスト型メタン発酵槽を高度化するこ

とでそうした問題に対して貢献できると考えられる。しかし、これまでに低コスト型メタン発酵槽の高度化に焦点を当てた研究がほとんどない。著者らは、電力を要さず、仕切り板とU字管とを利用した簡単な原理によって、従来の低コスト型発酵槽には不備であった攪拌機能を付与した新規な低コスト型メタン発酵リアクターの開発に取り組んだ。

メタン発酵において攪拌は次の2つの効果を持つと考えられる：(1)微生物と有機物との接触効率を高め、処理効率を向上させる、(2)リアクター内の混合液を均一に保ち、スカム形成・固形物沈殿による槽容積減少や、短絡流生成を回避する。とくに、 $100 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ 以上の高TS濃度の基質の処理において、上に述べた攪拌の効果が大きいことが報告されている⁶⁾。小規模施設で処理が想定されるのは比較的TS濃度の高い固形性バイオマスであるため、その効果が期待できる。例えば、無攪拌装置で実際に問題となっているスカム形成や固形物の沈殿蓄積の回避である。また、易分解性の高有機物濃度の基質を攪拌がない押出流れ方式で処理する場合、流入口付近に負荷が集中して、有機酸蓄積を生じる危険性が高い。槽内で攪拌が行われていれば、負荷は分散し、そうした危険を

* 国立環境研究所循環型社会・廃棄物研究センター 〒305-0053 つくば市小野川 16-2

** 東北大学大学院工学研究科土木工学専攻 〒980-8579 仙台市青葉区荒巻字青葉 6-6-06

*** 東北大学大学院環境科学研究科 〒980-8579 仙台市青葉区荒巻字青葉 6-6-06

回避できる。以上のような理由から、固形性バイオマス処理する低コスト型メタン発酵システムにおいて、撹拌が可能となることの意義は大きい。

著者らが開発したリアクターは、4つのチャンバーからなる反転流構造であり、流入口付近のチャンバーでバイオガスを貯留し、それが一定量に達したときに、貯留されたガスがU字管を通して隣のチャンバーへ一気に移動する仕組みとなっている。このガス移動によって発酵液は流入口方向に向かって引き戻され、このとき生じる液流動によって撹拌を行う。このようにして、発酵液の撹拌をリアクター形状の工夫によって無動力で行うのが新規無動力撹拌リアクターの特徴である。本研究では、開発した無動力撹拌リアクターの性能および特性を把握することを目的として、ラボスケールの実験装置を利用し、生ごみのメタン発酵連続運転による性能評価と反応機構の考察を行った。

2. 実験方法

2.1 連続運転装置

本研究のメタン発酵連続運転装置の概要図を Fig. 1 に示す。基質には水道水で TS 100 g・L⁻¹ に希釈した模擬生ごみ⁸⁾をミキサーによって微細化したものを使用した。その平均的性状は Table 1 に示す。基質は容量 15 L の機械撹拌式タンクにおいて 4℃ で保持し、タイマー制御式のポンプによって 2 時間に 1 回ごとメタン発酵リアクターに間欠投入した。メタン発酵リアクターは有効容量 43 L で、内部は 4 つのチャンバー (Fig. 1 の左から第 1, 第 2, 第 3, 第 4) に分けられている。リアクターの高さは 80 cm, 横幅 80 cm, 奥行きは 10 cm である。各チャ

ンバーの横幅は等しく 20 cm となっている。各チャンバーには汚泥サンプリング用のポートが、Fig. 1 に示すように合計 10 箇所取り付けられている。リアクターの温度は、ウォータージャケットに温水を循環することで 35℃ に制御した。基質投入は Fig. 1 に示すポート 3 から行った。汚泥流出は、リアクター内に有効容量以上の汚泥が蓄積されたとき Fig. 1 に示す第 4 チャンバー上部の U 字管から自然流下によって行われる。第 1 チャンバーの気相部のみが密封されており、第 2～4 チャンバーのそれらは吹き通しの構造で、バイオガスは第 4 チャンバー天井部のポートからリアクター外に排出される。種汚泥は、宮城県仙塩浄化センターに設置された下水汚泥の中温嫌気性消化槽から採取した消化汚泥を使用した。HRT は 75 日, 50 日, 30 日, 20 日, 15 日と段階的に短縮して運転を行った。また、第 2 チャンバーの流入口方向の壁面付近から、生物脱硫用の空気をローラーポンプによって連続的に投入した。空気吹き込み速度は、平均バイオガス生成速度の 2.5% になるように設定し、各 HRT でその速度は固定した。

撹拌の動作原理は Fig. 2 に示すようになっている。撹拌が行われた直後の状態は Fig. 2 の a に示すようになっている。気相部が密封された第 1 チャンバーでは、発生するバイオガスによって汚泥の液面が徐々に押し下げられていく (Fig. 2 b)。それに伴って、第 2～第 4 チャンバーにおける液面は上昇する。第 2～第 4 チャンバーの気相部は生物脱硫の反応スペースとなっている。液面上昇に伴い、この脱硫スペースに対し発酵汚泥が栄養として供給される。押し下げられた液面が U 字管の底部まで達したとき、第 1 チャンバー気相部に貯留されたバイオガスは U 字管を通して隣のチャンバーへ一気に移動する (Fig. 2 c)。発酵液は第 1 チャンバーへ向かって引き戻され、第 1 チャンバー液面は上昇し、第 2～4 チャンバー液面は下降する。このときに生じる液流動によって槽内の撹拌が行われる (Fig. 2 d)。

2.2 分析方法

バイオガス生成量は湿式ガスメータ (Shinagawa, W-NK) を用いて測定し、ノルマル状態の量に換算した。ガス組成の分析には TCD ガスクロマトグラフ (Shimadzu, GC-8A) を使用した。カラムには Porapak Q (Shimadzu GLC) を充填したステンレスカラムを使用し、カラムおよび検出器の温度はそれぞれ 100℃, 70℃ とした。運転 136 日目からは、カラムを酸素が測定可能な SHINCARBON ST (Shimadzu GLC) に変更した。カラムおよび検出器の温度はそれぞれ 200℃, 70℃ とした。アルカリ度, NH₄⁺-N, T-KN, S-COD_{Cr}, Volatile fatty acid

Fig. 1 Schematics of the system for continuous experiment.

Table 1 Average characteristics of stimulated food waste taken from the feed tank during operation.

HRT (d)	30	20	15
pH	4.30 ± 0.14	4.47 ± 0.10	4.28 ± 0.39
TS (g・L ⁻¹)	94.5 ± 0.9	99.2 ± 3.6	98.9 ± 3.5
VS (g・L ⁻¹)	89.0 ± 0.7	93.2 ± 3.8	92.5 ± 3.3
T-COD _{Cr} (g・L ⁻¹)	145.0 ± 4.6	143.0 ± 4.4	146.1 ± 5.8
S-COD _{Cr} (g・L ⁻¹)	58.2 ± 2.8	60.0 ± 1.6	63.9 ± 5.6
VFA (mg・L ⁻¹ as acetate)	1,730 ± 816	993 ± 198	1,300 ± 706

Fig. 2 Principle of operation of the self-agitated reactor.

(VFA) の測定に使用する上清は、3,000 rpm、20 分の遠心分離と 0.45 μm 孔径のフィルターろ過を経て準備した。アルカリ度、TS、VS、SS、VSS の測定は下水試験方法⁹⁾に従って行った。COD_{Cr} の測定は APHA Standard Method¹⁰⁾に従った。アンモニア性窒素はインドフェノール青吸光光度法により、下水試験方法⁹⁾に準じて測定した。ケルダール窒素は HACH 社のダイジェスタール分解器 (Models 23120-20) を用いて有機性窒素をアンモニア性窒素に分解した後、上記のインドフェノール青吸光光度法でアンモニア性窒素として測定した。pH 測定には TOA DKK 製のガラス電極 pH メータ (HM-30V) を使用した。VFA の測定には、FID ガスクロマトグラフ (Agilent 6890) を使用した。カラムは 30 m のキャピラリーカラム (Agilent, DB-WAXetr) を用いた。カラムは 125°C で 5 分、125°C から 180°C まで 15°C / 分、180°C で 12 分の段階的昇温操作を行った。検出器の温度は 280°C とした。

3. 結果および考察

3.1 連続運転データの推移

スタートアップ後、段階的に HRT を短縮しながら、それぞれ HRT 30 日では 74 日、HRT 20 日では 50 日、HRT 15 日では 45 日間の運転を行った。その期間、平均 COD_{Cr} 容積負荷はそれぞれ 4.82 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 30 日)、7.16 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 20 日)、9.74 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 15 日) であった。Fig. 3 において、A にバイオガス生成速度とメタン濃度の推移を示す。各 HRT においてバイオガス生成速度とバイオガス組成は、常に標準偏差が平均値の 10% 以内で安定が持続されたので、HRT 切り替え後、HRT と同じ日数経過以降の運転期間を定常状態と定義して、平均的な運転性能を検討することにした。定常状態期間におけるバイオガス生成速度は、リアクター容積あたり平均 $2.23 \pm 0.10 \text{ L} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 30 日)、平均 $3.46 \pm 0.13 \text{ L} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 20 日)、平均 $4.57 \pm 0.33 \text{ L} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ (HRT 15 日) となり、HRT 短縮に伴い増大しながら、各 HRT で安定して推移した。脱硫のための空

気を吹き込んでいる期間において、各 HRT における平均メタン濃度は 55.7 ~ 57.6%，平均二酸化炭素濃度は 41.1 ~ 43.1% の範囲であった。本研究では、生物脱硫を行うためバイオガス生成速度の 2.5% の割合で空気を吹き込んでいる。本研究と同様にその 5% の割合で空気を吹き込んだ研究では、メタン発酵性能に対して影響は認められなかったが、バイオガス中のメタン濃度が平均約 3% 減少し、約 1% の酸素が残留した¹¹⁾。本研究では、HRT 30 日で運転中の 57 日目から 64 日目までは一時的に空気吹き込みを停止しているが、HRT 30 日における空気吹き込みありの時期はそれなしの時期と比較してバイオガス中のメタン濃度が平均約 1% 低かった。一方、実験期間を通して酸素濃度は 0.09% の検出限界以下であった。酸素はすべて脱硫等のために使用されたと考えられる。Fig. 3 B には流入および流出液の COD_{Cr} 濃度とプロセスでの COD_{Cr} 減量化率、Fig. 3 C には流出液の VFA 濃度、Fig. 3 D には流出液の pH とアルカリ度それぞれの推移を示している。COD_{Cr} 減量化率は HRT 30 日、20 日、15 日の定常状態において、それぞれ平均 $85.5 \pm 0.6\%$ 、 $80.7 \pm 0.9\%$ 、 $79.4 \pm 2.3\%$ で安定して推移した。流出液の VFA 濃度はすべての HRT 条件の定常状態期間、常に 100 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ as acetate 以下でほとんど検出されなかった。流出液 pH は、運転期間を通じて平均約 7.8 ~ 8.0 の範囲であり、メタン発酵に適した水準であった。流出液アルカリ度 (pH 4.8) は、運転期間中 7 ~ 10 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ as CaCO_3 の範囲で分布した。図示はしていないが、流出液の $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度は運転期間中 1,500 ~ 2,000 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ の範囲であり、一般的に中温メタン発酵で阻害が生じると考えられる水準 (3,000 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)¹²⁾ より低かった。以上述べてきたバイオガス生成速度および組成、主な指標 (COD_{Cr} 減量化率、pH、アルカリ度) は、各 HRT において標準偏差が平均値の 10% 以内で安定しており、VFA はほとんど未検出かつ pH は適正範囲であった。このことから、本リアクターは、COD_{Cr} 容積負荷 4.82 ~ 9.74 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ の条件において、安定かつ安全な水準の連続運転が可能であったと判断できる。

Fig. 3 Evolutions of reactor performance during continuous operation.

3.2 物質収支

投入された生ごみの物質収支を把握するために、投入基質と流出液、バイオガスとの間の COD 収支を計算した。Fig. 3 E は、各分析日における（流出液の COD_{Cr} + 生成メタンの COD_{Cr} 当量）/（流入基質の COD_{Cr} ）によって計算される COD 収支を示している。HRT 30 日, 20 日, 15 日の各定常状態期間における COD 収支の平均値は、それぞれ $100 \pm 3\%$, $102 \pm 6\%$, $100 \pm 5\%$ であった。この結果は、リアクターに投入された基質の COD 成分は

浮遊スカム形成や沈殿蓄積によるロスがほとんどなく、メタンガスと流出液とでほとんど回収できていたことを意味する。実際、スカム形成は運転中に目視では確認できなかった。また、Karim ら⁶⁾はリアクター内における固形物蓄積は、TS と VS の物質収支によって判断できると指摘している。よく攪拌が行われているリアクターは TS 減量化率と VS 減量化率が近い数値となるが、無攪拌のリアクターでは TS 減量化率が VS 減量化率と比較して顕著に高い数値を示すとしている。この現象は、

次のことを意味している。VS 成分はガス化されたもの以外は流出液中から回収されるが、TS 成分はガス化されたもの以外に沈殿した灰分の一部が槽内に蓄積し、流出液中から回収されない場合がある。つまり、固形物沈殿蓄積が生じているリアクターでは、TS 減量化率は VS のそれと比較して、被分解分に沈殿分が上乗せされて大きくなる。この観点から、本リアクターの運転結果を評価すると以下ようになる。本研究と同組成の模擬生ごみを使用して中温の完全混合リアクター (CSTR) で運転を行った李らの研究⁸⁾では、平均 TS 減量化率と平均 VS 減量化率との比率が約 0.94 (HRT 30 日)、約 0.94 (HRT 15 日) であったのに対し、本研究のそれは 0.94 (HRT 30 日)、0.95 (HRT 20 日)、0.94 (HRT 15 日) であった。これらの結果は、TS と VS の物質収支の観点から判断して、本リアクターは固形物沈殿蓄積を CSTR と同程度回避できていることを示している。

3.3 リアクターの内部の反応状況

運転期間中に各チャンバーにおける汚泥性状の推移を追跡した。汚泥採取を行ったポートは、Fig. 1 に示す port 2, 4, 7, 9 である。汚泥は攪拌が起きた直後に採取した。HRT30 日の定常状態の期間において、すべてのチャンバーから VFA はほとんど検出されなかった。各チャンバーで pH は 7.5 ~ 7.9、アルカリ度は 10.0 ~ 11.9 g·L⁻¹ as CaCO₃ の範囲で分布しており、それぞれ各チャンバー間での標準偏差が常に平均値の 10% 以内であり、チャンバーごとのばらつきは小さかった。HRT 20 日の期間においては、定常状態期間である 161 日目と 167 日目にはすべてのチャンバーで約 500 mg·L⁻¹ acetate 以下の低い水準となった。各チャンバーにおける VFA 濃度は、第 1、第 2 > 第 3 > 第 4 の順に減少し、第 4 チャンバーでは 10 mg·L⁻¹ as acetate 以下であった。161、167 日目における pH とアルカリ度は各チャンバー間での標準偏差が平均値の 10% 以内であった。pH は 7.6 ~ 7.9、アルカリ度は 6.2 ~ 8.2 g·L⁻¹ as CaCO₃ の範囲で分布していた。HRT 15 日の期間、184、206、211 日目において VFA は第 1 ~ 第 3 チャンバーで 350 ~ 1,150 mg·L⁻¹ as acetate の低水準の蓄積が認められたが、第 4 チャンバーでは 80 mg·L⁻¹ as acetate 以下であった。pH は、第 1 ~ 第 3 チャンバーでは 7.4 ~ 7.6 の範囲、第 4 チャンバーでは 7.7 ~ 7.9 の範囲であった。アルカリ度は、第 1 ~ 第 3 チャンバーでは 4.8 ~ 6.2 g·L⁻¹ as CaCO₃ の範囲、第 4 チャンバーでは 6.9 ~ 7.3 g·L⁻¹ as CaCO₃ の範囲であった。こうしたように、定常状態の期間はリアクター内部すべてのチャンバーでメタン発酵にとって安全な水準下での運転が行われていたといえる。

Fig. 4 には、それぞれの HRT の定常状態期間の 1 日を選んで、攪拌直後すべてのサンプリングポートから採取した汚泥の性状プロファイルを示している。pH、アルカリ度、VFA の分布を見ると、第 1 ~ 第 3 チャンバーに相当するポート 1 ~ 7 までと第 4 チャンバーに相当するポート 8 以降とで異なる傾向を示していることがわかる。つまり、ポート 1 ~ 7 の領域では VFA が比較的高水準であり、ポート 8 以降の領域では VFA が分解されるとともに pH とアルカリ度がポート 1 ~ 7 の領域と比較して高水準となっていた。第 1 チャンバーにおけるガス生成速度のリアクター全体におけるそれに占める

割合はそれぞれ平均で、約 23% (HRT 30 日)、約 34% (HRT 20 日)、約 34% (HRT 15 日) であり、バイオガス中のメタン濃度は 48 ~ 58% の範囲であった。このことは、リアクター内における有機物分解反応のほとんどが前半部において起きていることを示している。Fig. 4 の COD_{Cr} のプロファイルからは、ポート 8 ~ 10 にかけて約 8 g·L⁻¹ の COD_{Cr} 濃度減少が認められるが、そのほとんどが VFA を含む Soluble COD の分解である。Total COD_{Cr} から Soluble COD_{Cr} を差し引いた固形性 COD_{Cr} は、ポート間の標準偏差が平均値の 5% 以内でほとんど変化していない。以上のことから判断して、リアクター前半部は有機物の微細化・酸生成のほとんどとメタン生成の多くの部分の反応を担当していると考えられる。Fig. 4 の VFA プロファイルから、リアクター前半部で蓄積した VFA の分解が後半部のポート 8 ~ 10 の領域でよく進行していることがわかる。ポート 1 ~ 7 で検出される VFA の内訳は、いずれの時もプロピオン酸が全 VFA の 8 割以上を占めていた。プロピオン酸分解は水素分圧の影響を強く受けることがよく知られている。HRT 15 日の期間において、最もプロピオン酸濃度が高い第 1 チャンバーの気相部から採取したバイオガスの平均水素濃度は 0.05% であったのに対し、VFA がほとんど検出されない第 4 チャンバーの気相部から採取したバイオガスからは水素は検出されなかった。このことから、リアクター前半部のポート 1 ~ 7 の領域と比較して、後半部のポート 8 ~ 10 の領域では水素分圧が低く、VFA の分解が進行しやすい環境が形成されていると考えられる。以上見てきたように、リアクター内部の反応は、有機物の微細化・酸生成のほとんどとメタン生成の多くの部分の反応を担当する前半部と、残留した溶解性有機物や VFA の分解を担当する後半部に役割分担がなされている。このようなリアクターの反応特性により、高い容積負荷においても流出液中への VFA の残留が回避できたと考える。

上の結果からポート 1 ~ 7 の領域内においては、pH、アルカリ度、VFA は均一的に分布していた。VSS および Total および Soluble COD_{Cr} の分布から見ても、ポート 1 ~ 7 で顕著なばらつきは認められない。通常、押し出し流れ方式のメタン発酵リアクターでは、基質の流入口から流出口にかけて段階的に基質の分解が進行していく傾向がある^{13,14)}。つまり、COD や VFA などは流入口から流出口にかけて減少していく傾向がよく観察される。とくに、流入口付近は高い有機物負荷となり、VFA 蓄積が生じやすい。そうした問題を回避するためにアルカリ度供給を行うケースがある^{13,15)}。一方、無動力攪拌リアクターでは、基質の平均 COD_{Cr} 濃度が 143 ~ 146 g·L⁻¹ であるにも関わらず、流入口であるポート 3 を含むポート 1 ~ 7 の領域で COD_{Cr} 濃度は 40 g·L⁻¹ 付近の濃度で均一的に分布していた (HRT 15 日)。流入口付近での VFA の高水準の蓄積も見られなかった。この結果は、ポート 1 ~ 7 の領域において、加水分解から酸生成にかけての基質分解の進行段階がほぼ同水準であることを示していると解釈できる。こうした現象は、(1)無動力攪拌と(2)リアクター内における汚泥の配置変化の 2 要素に起因していると考えられる。(1)は攪拌によってリアクター内の汚泥の混合を促進する。(2)が意味するのは、攪拌に至る

Fig. 4 Profiles in the reactor with different HRTs at steady state.

Fig. 5 An example of the change of the liquid level in the chamber 1 at HRT 30 days.

まで第1チャンバー内の汚泥が流出方向に向かって次第に押し出されて行き、また引き戻されるというサイクルによる汚泥の移動である。**Fig. 5**はHRT 30日の運転期間において、第1チャンバー液面の連続的な変化の様子を記録したデータである。縦軸は、第1チャンバー液面のリアクター底部からの高さを示している。液面がU字管の底辺に相当する28 cmに達したときにガス移動が生じて攪拌が行われる。**Fig. 5**から明らかなように、リアクター内の汚泥の配置は一定のサイクルを持って常に変化を続けている。基質流入はポート3から行われるが、汚泥の配置は絶えず変化しているため、流入基質と直接接する汚泥はいつも異なっている。このことが汚泥に対する有機物負荷の分散に寄与していると考えられる。このような特徴は本無動力リアクター特有のものであり、許容できる有機物負荷の増大に役立ち得る。

3.4 無動力攪拌の頻度

攪拌直後から次の攪拌が起きるまでの時間を測定し、1日あたりの攪拌回数として攪拌頻度を算出した。各HRTの定常状態期間において各7回以上の測定を行って、それぞれ平均攪拌頻度とした。平均攪拌頻度はそれぞれ、 5.4 ± 0.8 回 $\cdot$ d⁻¹ (HRT 30日), 11.3 ± 0.4 回 $\cdot$ d⁻¹ (HRT 20日), 16.9 ± 3.2 回 $\cdot$ d⁻¹ (HRT15日)となっており、COD_{Cr}容積負荷に比例して増大した ($R^2=0.99$)。攪拌直後の状態から第1チャンバーにバイオガスが4.3 L蓄積することで1回の攪拌が生じる。従って、攪拌頻度は第1チャンバーから発生するバイオガス生成速度に依存している。リアクター運転結果から明らかなように、バイオガス生成速度はCOD_{Cr}容積負荷上昇に比例して増大しているため、攪拌頻度も増大したわけである。上で述べたように、第1チャンバーにおけるガス生成速度のリアクター全体におけるそれに占める割合はすべてのHRTで約23～34%であった。また、第1チャンバーから発生するバイオガスのメタン濃度はすべてのHRTで48～58%の同様の範囲で推移していた。つまり、すべてのHRT条件において発生するメタンガスの多くは第

1チャンバーに由来しているといえる。以上のことから、第1チャンバーで活発なメタン生成が行われることが攪拌頻度増加の鍵であると考えられる。リアクター内部の汚泥性状分析から判明したように、第1チャンバーにおいて深刻なVFA蓄積やpH低下が起こらずに安定した運転ができたことが、COD_{Cr}容積負荷増大に伴う攪拌頻度増加につながったといえる。こうしたリアクターの反応特性を理解した上で、攪拌頻度の増大と安定を確保するための装置デザインの最適化を今後の研究課題としたい。

3.5 無動力攪拌リアクターの運転性能評価

3.5.1 滞留時間による影響

Table 2には各HRTにおける定常状態の運転性能の平均値をまとめた。表の上段に示す流出液のpH、アルカリ度、VFAの平均値およびその標準偏差から判断して、上でも議論したようにすべてのHRT条件においてメタン発酵にとって安全な水準での運転が安定的に行われたといえる。表中段に示すCOD_{Cr}、TS、VS、SS、VSS各減量化率はすべてHRT短縮に伴い減少の傾向があるが、最短のHRT 15日においてもCOD_{Cr}減量化率は約80%、VS減量化率も約82%を保持しているため、HRT 30日のそれらと比較して著しい性能悪化ではない。表下段に示すバイオガス生成特性からは、投入基質量あたりのバイオガス生成倍率およびガス組成に関して、HRT短縮に伴う顕著な変化は認められなかった。以上のことから判断して、生ごみでのCOD_{Cr}容積負荷約10 kg $\cdot$ m⁻³ $\cdot$ d⁻¹までの運転は本無動力攪拌リアクターの許容範囲内であると評価できる。

3.5.2 CSTRとの運転性能比較

本研究では、無動力攪拌リアクターが攪拌動力ありのCSTRと同等以上のメタン発酵性能を有することを目標の一つとした。本研究と同じ組成の模擬生ごみを用いたメタン発酵の研究が、李らによってこれまで報告されてきた^{8,16,17)}。**Table 3**は、本研究と同じ組成の模擬生ごみを基質とする、攪拌動力ありのCSTRによる中温メタン

Table 2 Average performances of the reactor with different HRTs at steady state.

HRT (d)	30	20	15
pH	7.78 $\pm$ 0.09	7.94 $\pm$ 0.08	7.83 $\pm$ 0.04
Alkalinity pH 4.8 (g $\cdot$ L ⁻¹ as CaCO ₃)	9.64 $\pm$ 0.56	7.47 $\pm$ 0.53	7.21 $\pm$ 0.17
T-COD _{Cr} (g $\cdot$ L ⁻¹)	20.9 $\pm$ 0.4	27.6 $\pm$ 1.6	30.0 $\pm$ 2.5
VFA (mg $\cdot$ L ⁻¹ as acetate)	17 $\pm$ 39	26 $\pm$ 17	< 1
NH ₄ ⁺ -N (mg $\cdot$ L ⁻¹)	2,060 $\pm$ 50	1,580 $\pm$ 60	1,780 $\pm$ 120
COD _{Cr} reduction (%)	85.5 $\pm$ 0.6	80.7 $\pm$ 0.9	79.4 $\pm$ 2.3
TS reduction (%)	81.0 $\pm$ 0.6	79.9 $\pm$ 1.1	77.3 $\pm$ 2.0
VS reduction (%)	86.4 $\pm$ 0.3	84.3 $\pm$ 0.8	81.9 $\pm$ 1.8
Biogas production rate (L $\cdot$ L ⁻¹ $\cdot$ d ⁻¹)	2.23 $\pm$ 0.10	3.46 $\pm$ 0.14	4.71 $\pm$ 0.19
Biogas production ratio (L $\cdot$ L ⁻¹ -substrate)	73.5 $\pm$ 3.3	73.4 $\pm$ 3.4	74.9 $\pm$ 3.0
CH ₄ (%)	55.7 $\pm$ 0.8	57.6 $\pm$ 1.7	55.7 $\pm$ 1.4
CO ₂ (%)	41.6 $\pm$ 0.9	41.1 $\pm$ 1.8	43.0 $\pm$ 1.3
N ₂ (%)	2.9 $\pm$ 0.6	1.9 $\pm$ 0.2	1.6 $\pm$ 0.4

Table 3 Comparison between average performances of the self-agitated reactor and CSTR.

	This study		CSTR ⁸⁾	
Substrate	Stimulated food waste (TS 100 g·L ⁻¹)			
HRT (d)	30	15	30	15
COD _{Cr} loading rate (kg·m ⁻³ ·d ⁻¹)	4.82 ±0.13	9.74 ±0.39	5.07	10.1
VFA (mg·L ⁻¹ as acetate)	17 ±39	< 1	Approx. 100	Approx. 100
COD _{Cr} reduction (%)	85.5 ±0.6	79.4 ±2.3	83	79
TS reduction (%)	81.0 ±0.6	77.3 ±2.0	78	73
VS reduction (%)	86.4 ±0.3	81.9 ±1.8	83	78
Biogas production yield (m ³ ·kg ⁻¹ -TS)	0.82 ±0.06	0.73 ±0.06	0.70	0.73

発酵の定常状態期間の運転性能と本研究のそれとの比較を示している。この CSTR では COD_{Cr} 容積負荷も本研究とほとんど同じ条件で実験を行っている。両 HRT 条件において、流出液 VFA 濃度は CSTR よりも無動力攪拌リアクターの方が明らかに低水準であった。このことには、上で述べたように内部で有機物分解の役割分担がある本リアクターの反応特性が寄与していると考えられる。全体で均一に反応が進行する CSTR と比較して、VFA 分解に特化した領域を有する本リアクターでは微量の VFA を残留させにくいと推察される。また、同じく両 HRT で無動力攪拌リアクターの COD_{Cr}、TS、VS 減量化率のそれぞれは、CSTR のそれらをわずかに上回る数値を示した。無動力攪拌リアクターの投入 TS あたりのバイオガス生成収率は、HRT 30 日において CSTR のその 1.1 倍程度、HRT 15 日において CSTR のそれと同程度であった。以上述べた観点からは、本研究の無動力攪拌リアクターは、攪拌動力ありの CSTR と同等以上の運転性能を示したといえる。

4. まとめ

簡易な構造で無動力の攪拌機構を実現するためにデザインした新規メタン発酵リアクターを用いて、模擬生ごみを基質として連続運転を行ったところ、COD_{Cr} 容積負荷約 5 kg·m⁻³·d⁻¹ から 10 kg·m⁻³·d⁻¹ の範囲で安全かつ安定した運転が可能であった。COD_{Cr} 収支の結果から判断して、有機物のリアクター内蓄積は回避できた。本リアクターは、COD_{Cr} 減量化率、バイオガス生成収率、流出液 VFA 濃度の観点から、攪拌動力ありの CSTR を用いた同負荷の運転と比較して同等以上の運転性能が実現できた。

(原稿受付 2010 年 9 月 15 日)

(原稿受理 2010 年 10 月 27 日)

参 考 文 献

- 1) Huttunen, S. and Lampinen, A. (2005) Bioenergy technology evaluation and potential in Costa Rica, University of Jyväskylä printing house, Jyväskylä, Finland.
- 2) Chew, C. S. (2007)「中国の再生可能エネルギー中長期発展計画—バイオマス資源の開発—」, <http://eneken.ieej.or.jp/data/pdf/1464.pdf>

pdf (2010 年 9 月 1 日時点).

- 3) Lansing, S., Botero, R. B. and Martin, J. F. (2008) Waste treatment and biogas quality in small-scale agricultural digesters, *Bioresour. Technol.*, **99** (13), 5881-5890.
- 4) Lansing, S., Viquez, J., Martínez, H., Botero, R. and Martin, J. (2008) Quantifying electricity generation and waste transformations in a low-cost, plug-flow anaerobic digestion system, *Ecol. Eng.*, **34**, 332-348.
- 5) Lansing, S., Martin, J. F., Botero, R. B., da Silva, T. N. and da Silva, E. D. (2010) Methane production in low-cost, unheated, plug-flow digesters treating swine manure and used cooking grease, *Bioresour. Technol.*, **101** (12), 4362-4370.
- 6) Karim, K., Hoffmann, R., Klasson, T. and Al-Dahhan, M. H. (2005) Anaerobic digestion of animal waste: waste strength versus impact of mixing, *Bioresour. Technol.*, **96** (16), 1771-1781.
- 7) 徐開欽, 蛇江美孝, 神保有亮 (2010) 中国農村地域における液状廃棄物処理の現状と課題—北京市延慶県永寧鎮新華営村の事例紹介—, 用水と廃水, **52** (2), 12-18.
- 8) 李玉友, 佐々木宏, 鳥居久倫, 奥野芳男, 関廣二, 上垣内郁夫 (1999) 生ごみの高濃度消化における中温と高温処理の比較, 環境工学研究論文集, **36**, 413-421.
- 9) 日本下水道協会 (1997) 下水試験方法 上巻, 812pp., 日本下水道協会, 東京.
- 10) APHA (1995) Standard methods for the examination of water and wastewater, 19th ed, American public health association, Washington, D. C.
- 11) 小林拓朗, 李玉友, 久保田健吾, 原田秀樹, 前田武巳, 河合和保, 吉田彦彦 (2009) 硫酸化細菌を利用したメタン発酵槽の微好気環境下におけるバイオガス脱硫, 土木学会論文集 G, **65** (2), 104-113.
- 12) Speece, R. E. (1999) 産業廃水処理のための嫌気性バイオテクノロジー, 462pp., 技報堂出版, 東京.
- 13) Nachaiyasit, S. and Stuckey, D. C. (1995) Microbial response to environmental changes in an anaerobic baffled reactor (ABR), *Anton. Leuwen*, **67**, 111-123.
- 14) Wang, J., Huang, Y. and Zhao, X. (2004) Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor, *Bioresour. Technol.*, **93** (2), 205-208.
- 15) Ferguson, J. F., Eis, B. J. and Benjamin, M. M. (1984) Neutralization in anaerobic treatment of an acidic waste, *Water Res.*, **18**, 573-580.
- 16) 佐々木宏, 李玉友, 関廣二, 上垣内郁夫 (1999) 生ごみの高温・高濃度メタン発酵に及ぼす滞留時間と負荷の影響, 水環境学会誌, **22** (12), 983-989.
- 17) Li, Y. Y., Noike, T., Mizuno, O. and Funaishi, K. (2006) A new two-phase process for waterless methane fermentation treating the organic fraction of MSW, *J. Environ. Eng. Management*, **16** (5), 297-302.