

N-11 膜分離型メタン発酵処理システムの開発

(株)クボタ 間處威俊 上野 将 師 正史
添田祐二 ○山本哲也 柴田敏行

1. はじめに

従来、生ごみをはじめとする有機性廃棄物は焼却処理場で処分されてきた。しかし、近年、焼却場からのダイオキシン問題がクローズアップされ、含水率が高い生ごみの焼却は敬遠されつつある。さらに、エネルギーリサイクル、マテリアルリサイクルを目的とした厚生省の汚泥再生処理センター構想においても、生ごみをし尿、浄化槽汚泥とともにメタン発酵を行うこととされている¹⁾。メタン発酵技術は古くからし尿処理、畜産廃液処理などに用いられてきた。しかしながらメタン生成菌の増殖速度が遅いため、大きな発酵槽が必要であった。発酵槽を小さくするには槽内の菌濃度を保持する必要がある、そのためにUASB、固定床、流動床および、膜分離型メタン発酵槽を用いた方法が考案されている。

当社は自社開発の液中膜を用いて、膜分離型メタン発酵槽のパイロット規模での運転を行ってきた。今回は発酵污泥の無薬注脱水を行い、その脱水ろ液（以下、脱離液と表記）を酸発酵槽に返送することによるメタン発酵の効率化の確認とアンモニア阻害状況について報告する。

2. 膜分離型メタン発酵槽の概要

プラントのフローシートを図-1に示す。プラントは概ね二つのプロセスから構成されている。生ごみを受け入れメタン発酵槽でバイオガスを生産するバイオガスプロセスと水処理プロセスである。バイオガスプロセスは生ごみの破碎、発酵不適合物の除去、メタン発酵、発酵汚泥の処理、バイオガスの利用を行う装置群で構成されている。水処理プロセスは処理量約 2.4 m³/d（し尿+メタン発酵膜透過液）であり、高負荷膜分離型の処理を行った。

膜分離型メタン発酵槽の特徴としては、以下のようなものが上げられる。

- ・発酵槽内の汚泥濃度を高濃度に保持できるため、HRT を短縮できる。
- ・メタン発酵の溶解性阻害物質（アンモニア、高濃度の有機酸）を希釈、除去し、適切な条件でのメタン発酵が可能である。その際にも汚泥濃度を保持でき、発酵槽容量を小さく抑えられる。

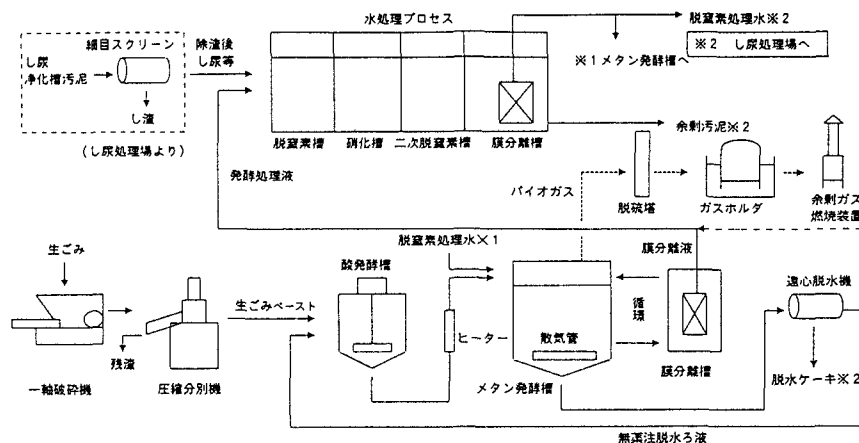


図-1 パイロットプラントのフローシート

3. 運転方法

3.1 原料

生ごみの原料は近隣の給食センター、老人ホーム、保育園、および旅館の調理屑、残飯を収集して原料とした。収集は月曜から金曜日まで毎日行い、生ごみはビニール袋に入った状態で受け入れた。実験期間のごみの搬入量は収集日平均で 137 kg/d であった。脱離液返送期間中の原料生ごみの性状を表-1 に示す。

表-1 原料生ごみの性状

項目	単位	最小値	最大値	平均値
TS	mg/L	16900 ~	23300	19200
VTs	%/TS	92.9 ~	95.5	94
COD _{Cr}	mg/L	184000 ~	341000	239000
BOD	mg/L	120000 ~	170000	146000
T-N	mg/L	6400 ~	11600	9600
T-P	mg/L	460 ~	1180	770

3.2 前処理方法

搬入生ごみは、一軸破砕機にビニール袋ごと投入した。生ごみは油圧式のプッシャにより一軸破砕機前面に位置する回転刃に押し付けられ、そこで破袋と粗破砕が行われる。粗破砕された生ごみとビニール袋は圧縮分別機へと移送される。ごみは圧力シリンダの中で約 20 MPa の圧力をかけられ、ペースト状になる。ペースト状になったものは 0.3~0.7 mm のスリットを通り抜け次工程に送られる。一方、ビニール袋などペースト状にならないものはシリンダ内に残り分別して排出される。圧縮分別機の概念図を図-2 に示す。

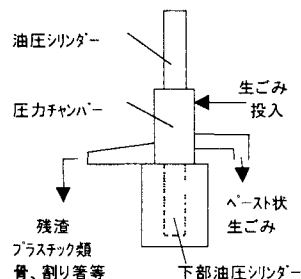


図-2 圧縮分別機の概念図

3.3 メタン発酵

ペースト状になった生ごみは酸発酵槽（容量約 0.6 m³）に送られ、37 °C および 55 °C にて酸発酵を行った。酸発酵槽には脱離液を返送した。次に酸発酵液をメタン発酵槽（容量約 2.5 m³）に送り込み、55 °C にてメタン発酵を行った。メタン発酵槽の攪拌は発生したガスを循環することで行った。発酵汚泥の TS は 5~6 % に調整した。また、水処理プロセスより脱窒素処理水を発酵槽内に投入し、槽内のアンモニア濃度を調節した。

3.4 膜分離装置

膜分離には当社が開発した液中膜を用いた。使用した液中膜の表面積は 5.6 m² であった。膜分離槽（約 100 L）へポンプで汚泥を循環し、膜面へのクロスフロー流速はブロウを用いて発酵槽内のガスを循環攪拌することで得た。透過液の引抜は水頭圧ろ過で行い、透過流束は 0.1 m³/(m²・d) となるように設定した。

3.5 無薬注脱水

膜分離型メタン発酵槽では膜により処理液を分離できるため、脱水によって処理液を得なくても良い。そのため、脱水ケーキを系外に取り出す際に無薬注で脱水を行い、脱離液は酸発酵槽に返送した。脱水は遠心脱水機を用い、無薬注脱水時の TS 回収率は 30 ~ 50 % 、ケーキ含水率は約 75 % であった。無薬注であるため、脱水の操作性、ケーキ、脱離液の安全性が向上した。

表-2 酸発酵状態の比較

4. 運転結果

4.1 酸発酵の状況

酸発酵槽の運転を 37 °C（中温）と 55 °C（高温）で行った。滞留時間は全て 2 日程度になるように行った。以前行った脱離液の返送をしない運転方法での酸発酵槽における VFA

運転条件		脱離液返送なし		脱離液返送あり	
温度 [°C]		37		37	55
返送比率 [kg-脱離液/kg-生ごみ]		0		0.36	0.90
pH [-]		4.11		4.21	5.09
VFA (COD _{Cr} 換算値) [mg/L]	最小値	1241		1913	3019
	最大値	5014		4022	15773
	平均値	2576		2972	6815

（揮発性脂肪酸）由来の COD_{Cr} 濃度と脱離液返送時の COD_{Cr} 濃度を表-2 に示す。返送なしと比較して、

返送があるときは VFA 濃度 (COD_{Cr} 換算値) が中温で約 1.2 倍 (返送率 0.36)、高温で約 2.6 倍 (返送率 0.90) 増加した。酸発酵の至適 pH は 4 ~ 6 であり、返送がない場合ではこれ以上酸発酵が進まないと考えられる。一方、返送を行った場合には、脱離液の M-アルカリ度が約 8 000 mg/L あり、これが酸発酵の促進に役立っていると考えられる。

4. 2 メタン発酵

実験期間のメタン発酵槽への生ごみ投入量とガス発生量の経過を図-3に示す。生ごみ投入量は 178 kg/d (安定搬入期間中の平均値、以下同じ) であった。膜分離装置により発酵汚泥の TS を 52 000 mg/L 近辺に保持したことで、 COD_{Cr} 負荷は $18.1\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 、TS ベースの F/M 比は $0.23\text{ kg}/(\text{kg}\cdot\text{d})$ であった。脱離液の酸発酵槽への返送率は $0.93\text{ kg-脱離液}/\text{kg-生ごみ}$ であった。脱離液返送運転による発生ガス量は $12.3\text{ m}^3\text{N/d}$ であり、メタンガス濃度は 59.5% であった。安定搬入期間中のマスバランスを図-4に示す。TS 分解率は 79.0 % であり、 COD_{Cr} 分解率は 80.2 % であった。

4. 3 アンモニアによる阻害状況

発酵槽内のアンモニア濃度と投入 COD_{Cr} 当りのメタンガス発生量の関係を図-5に示す。脱離液返送により、アンモニア濃度は 3 500 mg/L 以上で推移した。脱窒素処理水による希釈は平均 2.27 倍で行った。今回の脱離液返送運転は槽内にアンモニアを蓄積してしまうことにもなるが、膜分離槽型メタン発酵システムによりアンモニアを希釈できたため、メタン発酵が可能であった。希釈率をさらに増加すれば、阻害はほとんど起こらないと思われる。

4. 4 膜分離装置の運転状況

膜分離装置は以前より継続して運転を行っているが、この期間中もフラックス $0.100 \sim 0.110\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 、ろ過水頭 50 ~ 200 mmAq で安定した運転が可能であった。なお、前処理に圧縮分別機を採用したことで浸漬型平膜間の流路閉塞は起きなかった。

5. まとめ

- ・膜分離型メタン発酵システムを用いて生ごみのメタン発酵を行い、安定した運転が確認できた。
- ・発酵汚泥の無薬注脱水ろ液を酸発酵槽に返送する運転では酸発酵を効率化する反面、発酵槽内にアンモニアが蓄積することが分かった。しかし、膜分離型メタン発酵システムではアンモニアを希釈、除去する事ができ、阻害を防止できることが確認できた。

参考文献 1) 伊藤恵治他：有機性廃棄物のメタン発酵技術. 生活と環境. Vol. 42 No.7. 31-38 (1997)

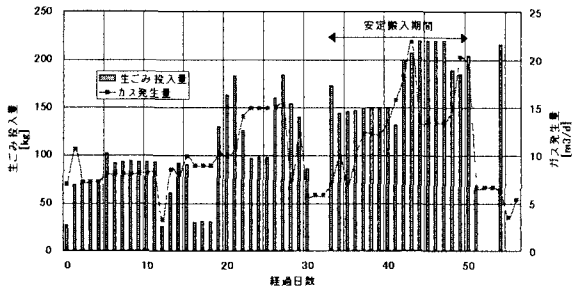


図-3 生ごみ投入量とガス発生量

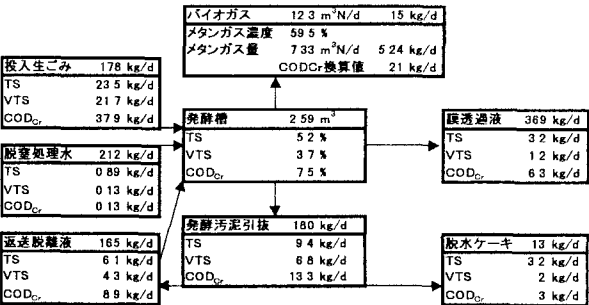


図-4 脱離液返送時のマスバランス

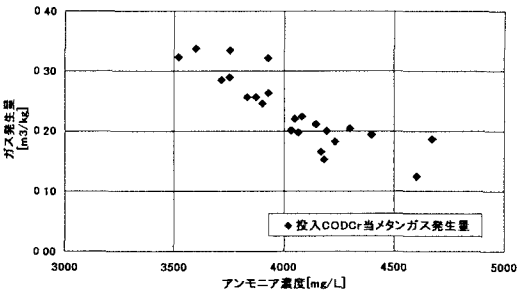


図-5 アンモニア濃度とガス発生量