共同研究報告書
整理番号第410号

下水汚泥の高効率発酵システムの開発に関する共同研究報告書

平成２２年１０月

独立行政法人土木研究所
国立大学法人東北大学
株式会社タクマ

Copyright © (2010) by P.W.R.I.

All rights reserved. No part of this book may be reproduced by any means, nor transmitted, nor translated into a machine language without the written permission of the Chief Executive of P.W.R.I.

この報告書は、独立行政法人土木研究所理事長の承認を得て刊行したものである。したがって、本報告書の全部又は一部の転載、複製は、独立行政法人土木研究所理事長の文書による承認を得ずしてこれを行ってはならない。

共同研究報告書
第410号2010年10月

下水汚泥の高効率発酵システムの開発に関する共同研究報告書

独立行政法人土木研究所　材料地盤研究グループリサイクルチーム　上席研究員　岡本誠一郎
前上席研究員　尾崎正明※1
前総括主任研究員　落　修一※2
前研究員　宮本豊尚※3
前専門研究員　庄司　仁※4
国立大学法人東北大学大学院　環境科学研究科　准教授　李　玉友
株式会社　タクマ　水処理技術部　水処理技術部長　鮎川大祐
水処理技術部　前水処理技術部長　春木裕人
水処理技術部　前水処理技術部長　坂上正美
水処理技術部　１課　１課長　宍田健一
水処理技術部　１課　１課専任課長　土井知之
水処理技術部　１課　課員　福沢正伸
水処理技術部　プラント技術課　前課員　洪　鋒
水処理技術部　バイオガス技術課　前バイオガス技術課長　入江直樹

※１：現岡山市下水道局　局長　※２：現財団法人下水道新技術推進機構資源循環研究部　副部長
※３：現国土交通省国土技術政策総合研究所下水道研究部下水道研究室　研究官
※４：現財団法人電力中央研究所環境科学研究所バイオテクノロジー領域　特別契約研究員

要旨

本報告書は，平成１８年度～２１年度に土木研究所，国立大学法人東北大学，株式会社タクマとの間で実施した共同研究の成果である。本研究では，大幅なエネルギーを投入することなく下水汚泥の有機物分解率が 65%以上の高効率な発酵システムを確立することを目的とし，ラボ実験による微生物反応，発酵槽の最適化とフィージビリティスタディを行った。その結果，汚泥の高濃度化と温度フェーズ消化プロセスを組み合わせた高濃度高効率発酵システムにより目標の有機物分解率を達成し，経済性の向上およびCO_2の削減効果も確認された。

キーワード：下水汚泥，高効率メタン発酵，フィージビリティスタディ，エネルギー生産

まえがき

近年，地球温暖化対策の一環として，またグリーンイノベーションの主要施策の一つとして，バイオマス利用の推進が注目されている。平成21年には「バイオマス活用推進基本法」が制定されており，これに先立って「バイオマス・ニッポン総合戦略」などのアクションプランも策定されている。バイオマス資源の一つである下水汚泥についても，これまで主流だったマテリアル利用から，次第にエネルギー利用に対する期待が高まっており，利用用途の転換も見られるようになっている。今後，下水処理プロセスで回収したエネルギーを下水処理施設だけでなく周辺地域においても活用することにより，地域エネルギー供給システムの構築に貢献することが重要である。

これまで下水汚泥のメタン発酵処理では，その分解率が40～50%と低いことが課題となっていた。これを高めることが可能となれば，メタンガス生成量の増加とともに，汚泥処理量の減容化にもつなげることが出来ることから，重要な技術開発課題となっている。

こうした背景を踏まえ，独立行政法人土木研究所では，平成18年度より4年間にわたり下水汚泥の分解率の向上を目的として，国立大学法人東北大学，株式会社タクマと「下水汚泥の高効率発酵システムの開発に関する共同研究」を実施した。本報告書はこれらの成果を取りまとめたものである。

目　次

第1章　緒言

1.1　研究背景 1

1.2　研究目標 1

1.3　研究手法 1

第2章　多段消化槽による高効率化

2.1　六段消化槽による発酵プロセスの時系列的解析 3

2.1.1 はじめに 3

(1) 背景・目的

2.1.2　実験方法 4

(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目

2.1.3 実験結果および考察 6

(1) pH と VFA の挙動　(2) VS 分解率の挙動　(3) ガスの発生量と組成

2.1.4 小結 10

2.2 二相式メタン発酵の検討 11

2.2.1 はじめに 11

(1) 背景　(2) 目的

2.2.2　実験方法 11

(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目

2.2.3 実験結果および考察 15

(1) 投入原料への熱処理効果　(2) 酸生成槽の滞留時間の検討　(3) ガス発生状況

(4) 消化汚泥性状　(5) COD 収支　(6) 有機物分解率

2.2.4 小結 19

2.3　初沈汚泥を用いた単相と温度フェーズプロセスの比較 21

2.3.1 背景と目的 21

2.3.2 実験方法 21

(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目

2.3.3 実験結果および考察 23

(1) 運転状況　(2) ガス発生状況　(3) 有機物分解率　(4) COD 物質収支

(5) メタン生成の化学量論

2.3.4 小結 28

2.4 高濃度混合生汚泥を用いた温度フェーズプロセスの消化特性 30

2.4.1 背景と目的 30

2.4.2 実験方法 30

(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目

2.4.3 実験結果および考察 31
(1) ガス発生状況　(2) 消化汚泥性状　(3) 有機物分解率
2.4.4 小結 32
2.5 まとめ 34
第3章　二酸化炭素吹込みによる発酵効率向上法の検討
3.1　回分実験による二酸化炭素分圧のメタン発酵への影響 36
3.1.1 実験方法 36
3.1.2 実験結果および考察 37
(1) ガスの発生量について　(2) 各ガスの濃度　(3) 各ガスの発生量・吸収量
(4) VS 分解率と TOC　(5) VFA の生成について
3.1.3 小結 39
3.2 六段消化槽への適用 40
3.2.1 目的 40
3.2.2 実験方法 40
(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目
3.2.3 実験結果および考察 41
(1) pH と VFA の挙動　(2) VS 分解率の挙動　(3) ガスの発生量と組成
3.2.4 小結 43
3.3 温度フェーズプロセスへの適用 44
3.3.1 はじめに 44
3.3.2 実験方法 44
(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) CO_2 濃度調整方法　(5) 分析項目
3.3.3 実験結果および考察 46
(1) ガス発生状況
(2) 高温槽のメタン発生量の挙動　(3) 高温槽の COD 収支および有機物分解率
(4) CO_2 濃度調整時の後段（中温槽）のガス発生への影響　(5) 消化汚泥性状
(6) 高温槽における二酸化炭素の化学平衡
3.3.4 小結 50
3.4 まとめ 51
3.4.1 各実験結果まとめ 51
3.4.2 既往研究との比較 51
(1) CO_2 分圧　(2) 消化温度　(3) 撹拌方式　(4) 投入汚泥 TS 濃度　(5) 有機物分解率
3.4.3 結論 54
第4章　高濃度汚泥の消化特性
4.1 はじめに 56

(1) 背景　(2) 目的
4.2 実験方法 56
(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件　(4) 分析項目
4.3 実験結果および考察 57
(1) 操作条件および消化特性　(2) 消化ガス発生状況　(3) アンモニア性窒素
(4) 消化汚泥 pH　(5) 有機物物質指標　(6) 有機物分解率および固形物の可溶化率
(7) 汚泥成分毎の分解特性
4.4 まとめ 62
第5章　汚泥性状の調査
5.1 汚泥性状と消化特性の関係 64
5.1.1 目的 64
5.1.2 実験方法 64
(1) 対象汚泥　(2) 実験装置　(3) 分析項目
5.1.3 実験結果および考察 65
(1) 汚泥性状　(2) 有機物分解率
5.1.4 小結 66
5.2 下水汚泥性状の季節変動 67
5.2.1 目的 67
5.2.2 実験方法 67
(1) 供試汚泥　(2) 分析方法
5.2.3 実験結果および考察 67
(1) 汚泥性状　(2) 消化槽内のアンモニア性窒素濃度
5.2.4 小結 68
5.2.5 まとめ 68
第6章 下水汚泥とバイオマスの混合消化
6.1 高濃度汚泥とバイオマスの混合消化 70
6.1.1 はじめに 70
6.1.2 実験方法 70
(1) 供試試料　(2) 実験装置　(3) 実験条件
6.1.3 実験結果および考察 71
(1) ガスの発生状況　(2) 消化汚泥性状　(3) 温度フェーズにおける有機物分解率
(4) 混合消化の有機物分解率への影響　(5) COD 収支
6.1.4 小結 74
6.2 メタン発酵プロセスの安定運転のための微量栄養塩濃度の検討 75
6.2.1 はじめに 75

6.2.2 実験方法 75
(1) 連続実験　(2) 回分実験
6.2.3 実験結果 77
(1) 連続実験の経時変化（栄養塩添加なしの実験期間 1）
(2) 回分実験における栄養塩添加の必要性評価　(3) 連続実験における栄養塩添加効果（実験期間 2）
6.2.4 考察 80
(1) 栄養塩添加量の理論的計算　(2) 連続実験における VFA の累積と Fe, Co, Ni 濃度
(3) 安定状態における高濃度中温メタン発酵の結果
6.2.5 小結 84
6.3 まとめ 86
第 7 章　装置の最適化およびフィージビリティスタディ
7.1 最適システムに関する考察 87
7.2 フィージビリティスタディ 89
7.2.1 はじめに 89
7.2.2 試算条件 89
(1) 試算条件　(2) 比較方式
7.2.3 試算結果 92
(1) 各設備仕様　(2) 消化ガス発生量　(3) 脱水汚泥発生量
(4) 各設備の消費電力　(5) ガス利用方法の経済性比較　(6) CO_2 排出量の削減
7.2.4 まとめ 97
7.2.5 バイオマスとの混合消化の場合 97
(1) はじめに　(2) 試算条件　(3) 経済性評価　(4) CO_2 排出量の削減効果　(5) 小結
7.2.6 まとめ 100
参考 試算方法 102
第 8 章　結言
8.1 本研究の成果 107
8.2 今後の課題 109

第1章　緒言

1.1　研究背景

近年，バイオマスの利用促進に関しては，「バイオマス・ニッポン総合戦略」などが定められ，さらに平成21年には「バイオマス活用推進基本法」が制定されるなど，バイオマス資源の積極的な利用が期待されている。バイオマス資源の一つである下水汚泥については，バイオマス・ニッポン総合戦略では，「これまで利活用の中心だった製品としてのマテリアル利用だけでなく，他のバイオマスとの混合処理やエネルギー利用の進展により，一層の効率的な利活用が期待される。」とされるなど，そのエネルギー利用に対する期待が高まっている。

バイオマスはもともと大気中の二酸化炭素が有機物として固定されたものであり，ここから取り出したエネルギーは，燃焼しても大気中の二酸化炭素は増加せず地球温暖化に影響しない（カーボンニュートラル）とされている。メタン発酵法は，汚泥の有機物含有率を低下して安定化させ，あわせて減容化を図りながらメタンガスを得る技術であり，これを下水汚泥に適用することで，これまでエネルギー面で有効利用されていなかった下水汚泥の有機成分からカーボンニュートラルなエネルギーを得ることができる。このエネルギーを効率よく取り出して利活用することは，下水処理工程のみでなくエネルギーを供給する周辺地域における二酸化炭素排出量を削減する可能性を高める社会的意義を有する。また，これにより下水処理場はエネルギー供給基地となる可能性もあり，下水道事業の収益向上といった経済的意義も有している。

現状の下水汚泥のメタン発酵処理は分解率が 50%程度だが，分解率を高めメタンガスの生成量を向上させることは，汚泥の減容化率を高くするだけでなく，エネルギー回収率を高くし，現在消化槽の保温などの用途にのみ利用され，残りは処分されているケースが多い下水汚泥消化システムを，バイオマスエネルギーとして有効に利活用することが可能なシステムへと発展させることが可能となる。今後，下水処理で創生したエネルギーを下水道施設のみならず周辺地域に供給し，下水処理場を核とした地域エネルギー供給システムを構築することは，循環型社会実現のためにも重要であると考えられる。

1.2　研究目標

これらの背景を踏まえ，メタン発酵における分解効率およびガス発生効率を向上させることは，エネルギー利用，汚泥の減容化のために重要な課題である。そこで本研究では大幅なエネルギーを投入することなく，下水汚泥の分解率（有機物分解率）が 65%以上の高効率な発酵システムを確立することを目標とする。

1.3　研究手法

研究開発目標である，下水汚泥の分解率（有機物分解率）65%を達成するために，

①　ラボ実験による微生物反応，発酵槽の最適化

②　①で得られた成果によるフィージビリティスタディ

を実施する。①では，以下に示す要素技術を単独あるいは必要に応じて選択し組み合わせ，研究目標を

達成する。

①ラボ実験による微生物反応，発酵槽の最適化

下水汚泥の分解率を高め，下水汚泥からメタン発酵されるまでの微生物反応を至適化するための検討事項としては以下の項目が考えられる。これら項目を適宜選択し，組み合わせることでメタン発酵の高効率化を図る。

1）高効率発酵システムの発酵槽構造に関する検討

多段の反応槽から構成される発酵実験装置を用い，メタン発酵過程の各反応において最適な反応槽の組み合わせを設定する。温度フェーズプロセスについてもあわせて検討を行う。

2）二酸化炭素吹き込みによる発酵効率向上法の検討

昭和63年からの土木研究所共同研究（二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究報告書）で提案された二酸化炭素還元によるメタン発酵槽の高効率化システムについて検証を行い，1)の多段反応槽に適用する。そこで得られた知見によって設定された槽配置において実験を行い，二酸化炭素吹き込みの効果を検証する。温度フェーズプロセスとの組み合わせについても検討を行う。

3）高濃度汚泥の発酵特性の検討

メタン発酵の高効率化およびエネルギー効率の向上のためには，槽内微生物濃度と供給する汚泥濃度を高めることが必須であるが，高濃度汚泥が発酵槽に供給されたときの槽内の汚泥性状，発酵特性について不明な点が多い。そこで，高濃度の下水汚泥を供給した際の槽内汚泥の状況を検討し，メタン発酵の高効率化につなげる。

4）汚泥性状の調査

メタンガスを効率よく発生させるための汚泥性状を把握するため，複数の処理場の汚泥性状を比較し，発酵特性の把握を行なう。また，実際の下水処理場の汚泥性状を，年間を通じて調査し，高効率メタン発酵装置の設計に必要なデータを取得する。

5）消化を促進させる助剤の検討

メタン発酵の助剤として，副資材としての食品廃棄物の活用や，微量金属類の添加による効果について検討を行う。

②装置の最適化およびフィージビリティスタディ

1)～5)の検討で得られた知見から，各要素技術を有機的に組合せて装置群の最適化を図り，その際の性能を実験により検証する。最適化された装置群についてフィージビリティスタディを行い，総合評価を行なう。

第 2 章　多段消化槽による高効率化

2.1　六段消化槽による発酵プロセスの時系列的解析

2.1.1 はじめに

(1) 背景・目的

メタン発酵は，有機物の微細化反応，加水分解反応，酸生成反応，酢酸生成反応およびメタン生成反応から成る一連のプロセスと定義され，微細化，加水分解，酸生成反応の 3 段階を併せて酸生成相，酢酸生成およびメタン生成の 2 段階を併せてメタン生成相と呼ばれる(図-2.1.1)。

最初の微細化反応は，有機性固形物から溶解性の生物分解性高分子成分（炭水化物，たんぱく質，脂質）と非生物分解性成分（不活性物質）が生成される物理的な反応である。次に，加水分解反応は，溶解性の生物分解性高分子成分の加水分解によるモノマー（単糖，アミノ酸，高級脂肪酸）の生成反応である。酸生成反応は，加水分解産物のモノマーから揮発性脂肪酸（吉草酸，酪酸，プロピオン酸等。以下「VFA」という。）や水素ガスの生成，ならびにそれに伴う細菌群の増殖が行われる。酢酸生成反応は，単糖類や VFA からの酢酸や水素ガスの生成，ならびにそれに伴う細菌群の増殖である。メタン生成反応は，酢酸や水素ガスからのメタン生成，ならびにそれに伴う細菌群の増殖である。

各反応には異なる細菌が関与しており，加水分解・酸生成反応には，偏性嫌気性細菌や偏性好気性細菌など様々な種の細菌が含まれ，*Crostridium, Eubacterium* 等が知られている。メタン生成細菌は古細菌に分類される偏性嫌気性細菌であり，*Methanobacterium, Methanosarcina, Methanosaeta* 等が知られている。

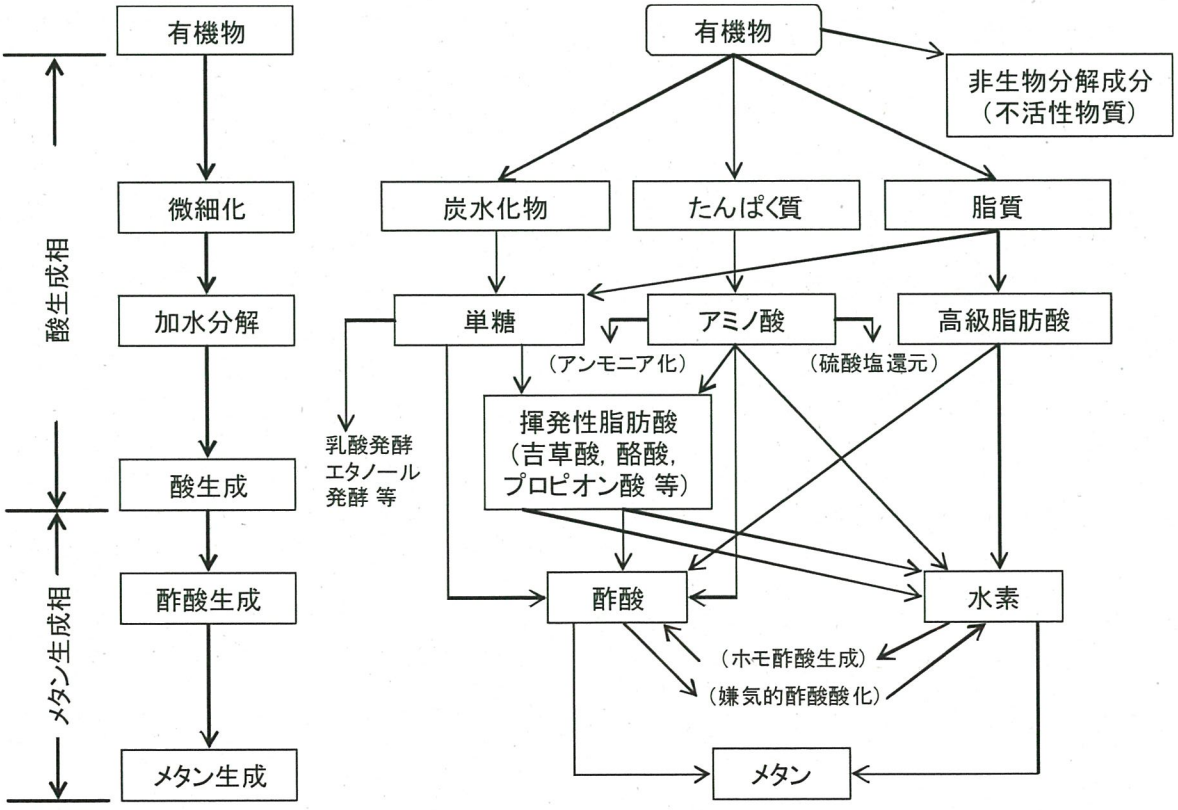


図-2.1.1　メタン発酵プロセスにおける有機性 COD 成分の代表的な生物分解反応[1)]

本節では，発酵槽を六段に分割することで時系列的なメタン発酵の変化について確認し，その効果について検討した。あわせて返送量が与える影響についても検討を行った。

2.1.2 実験方法

(1) 供試試料

A処理場の中温消化槽から採取した消化汚泥を種汚泥として使用し，投入汚泥は**図-2.1.2** に示す方法で調整したTS4%の余剰汚泥及びセルロースパウダーの混合汚泥とした。実験に用いた余剰汚泥はA処理場で採取した遠心濃縮余剰汚泥をあらかじめ2㎜のふるいを通過させたものであり，セルロースパウダーはAdvantec社製の粉末ろ紙(typeD)を使用した。投入汚泥の性状を**表-2.1.1** に示す。

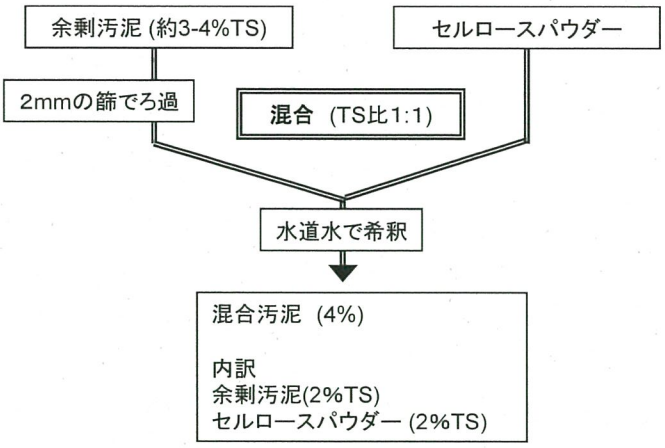


図-2.1.2 投入汚泥調整方法

表-2.1.1 投入汚泥性状(混合汚泥)

分析項目	(単位)	平均	標準偏差
TS	(g/L)	42	3.3
VS	(g/L)	38	3.3
SS	(g/L)	38	2.6
VSS	(g/L)	35	2.6
TC	(mg-C/L)	1700	640
IC	(mg-C/L)	140	97
TOC	(mg-C/L)	1500	650
アンモニア性窒素	(mg-N/L)	300	120
リン酸態リン	(mg-P/L)	24	18

(2) 実験装置

実験は35℃に制御された恒温室において実施し，**図-2.1.3** に示すような6つの嫌気性消化槽(5L×6槽)を直列につないだ装置を用いた。各消化槽は，表面にスカムが発生しないよう，マグネチックスターラーにより強力に撹拌を行った。各消化槽には適宜設置した汚泥溜りの先にテドラーバックを取り付けて発生したガスを捕集し，また各槽の中央部には汚泥が引抜けるように工夫を行い，適宜採泥を行った。(1)で調整した投入汚泥は一定時間間隔で一定量をポンプで投入し，自然流下によりNo.1からNo.2，No.3へと汚泥が送られる。実験系によっては，No.6の後から一部の汚泥を一定時間間隔で一定量をポンプで引抜き，No.1に投入を行った。No.6に達した汚泥は，最終的に引抜汚泥タンクに押し出される。

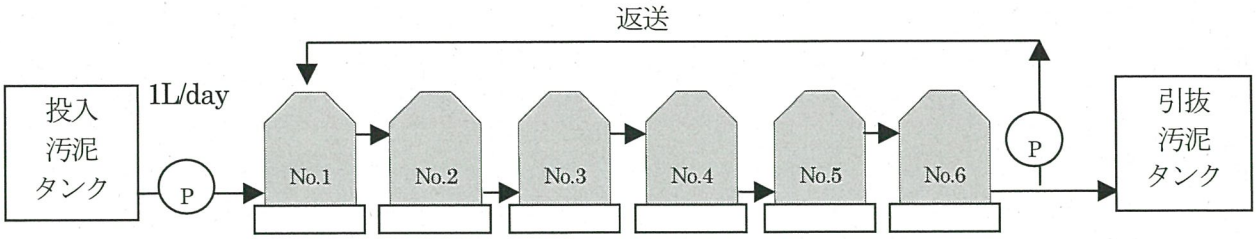


図-2.1.3　実験装置概略図

(3) 実験条件

実験条件を表-2.1.2 に示す。RUN1 では返送を行わず，HRT=30 日の条件で十分馴致された消化汚泥を用い，HRT=15 日となるように設定して各槽の状況を把握した。

次に，RUN2 では，RUN 1 の消化汚泥を除去し，再立ち上げを行って，第一槽を酸発酵状態となるように調整を行った。このとき汚泥は No. 6 から No. 1 に返送を行い，系全体での HRT を 30 日になるように設定した。RUN3 では，返送量を増加させることによる影響を確認した。RUN4 では，再び RUN2 と同じ状態に戻し，状況の比較を行った。

返送を行っているため，各槽の返送汚泥を含む一槽あたりの実滞留時間は実験条件によって同じ槽でも変化することになる。本節では簡単のため，各槽の返送汚泥を含む一槽あたりの実滞留時間を累積したものを累積内部 HRT と定義し，これを用いて各槽の時系列変化について議論を行うこととする。例として，図-2.1.4 に，RUN2, RUN4 の累積内部 HRT の様子を示している。

表-2.1.2　実験条件

	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4
汚泥返送比(wet)（投入汚泥:返送汚泥）	-	1:0.5	1:0.64	1:0.5
系全体の滞留時間(HRT)	15日	30日	30日	30日
返送汚泥を含む一槽あたりの実滞留時間	2.5日	3.3日	3.0日	3.3日
系全体のVS負荷　平均値（kg-VS/m^3/日）	2.57	1.23	1.24	1.34
第一槽のVS負荷　平均値（kg-VS/m^3/日）	15.45	8.35	9.04	9.37
実験期間	3ヶ月	4ヶ月	7ヶ月	2ヶ月

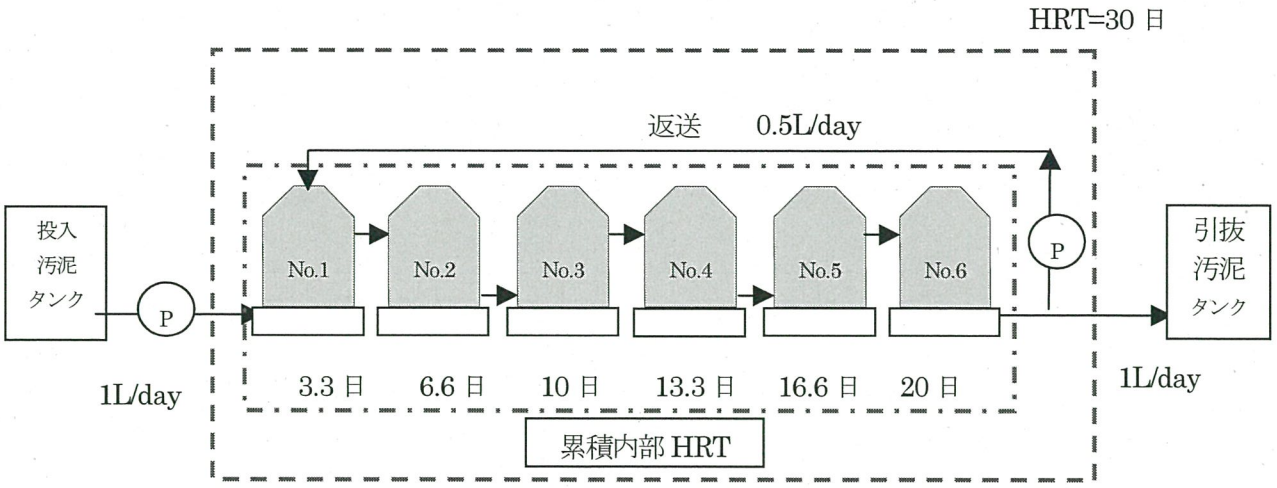


図-2.1.4　RUN2, RUN4 時の HRT

(4) 分析項目

液相の分析は 2 週間に一回程度，気相の分析は基本的には一週間に一回程度の頻度で実施した。

消化槽から発生した消化ガスおよび消化汚泥の測定手順の概要を図-2.1.5 に示す。投入汚泥および消化汚泥は，pH，TS，VS，VFA の分析を行った。pH，TS，VS の分析は下水試験方法に準じた。VFA は高速液体クロマトグラフ(DIONEX IC 20 Ion Chromatograph)により定量した。発生ガス量は湿式ガスメータで計測した。CH_4, CO_2, N_2, O_2 濃度は TCD ガスクロマトグラフ(SHIMADZU GC-2014)を用いて分析した。VFA の分析は，0.45 μm のフィルターユニットを通過したものを分析試料に用いた。

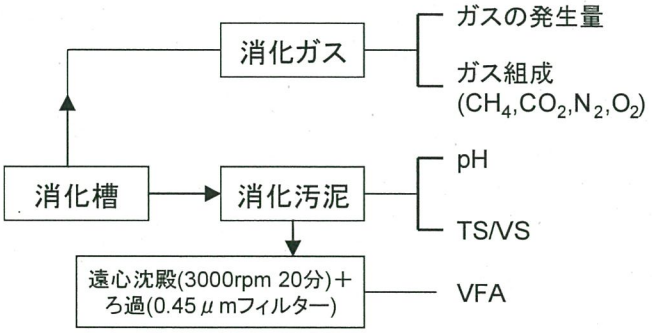


図-2.1.5 消化ガスおよび消化汚泥の分析手順

2.1.3 実験結果および考察

(1) pH と VFA の挙動

既往の研究から嫌気性消化プロセスの機能に発酵液の pH が大きな影響を与えることが多くの研究者によって報告されてきた[2)]。各実験系での安定期間中の pH の平均値を図-2.1.6 に，第 1 槽の酢酸，プロピオン酸の濃度の平均値を表-2.1.3 に示す(濃度はいずれも酢酸換算している)。返送を行っているため，図-2.1.5 の横軸にとっている内部 HRT は実験条件によって同じ槽でも変化する。

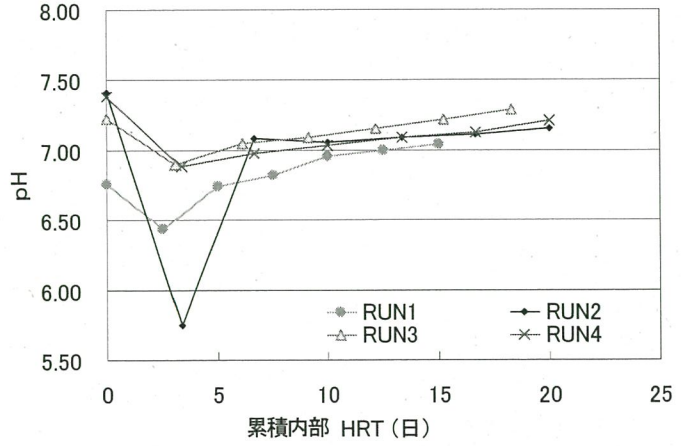


図-2.1.6　pH の平均値

表-2.1.3　酢酸，プロピオン酸濃度(第 1 槽)

単位:mg-酢酸/L

		平均	標準偏差
酢酸	RUN1	110	35
	RUN2	190	100
	RUN3	140	96
	RUN4	190	260
プロピオン酸	RUN1	400	210
	RUN2	2400	660
	RUN3	70	110
	RUN4	30	50

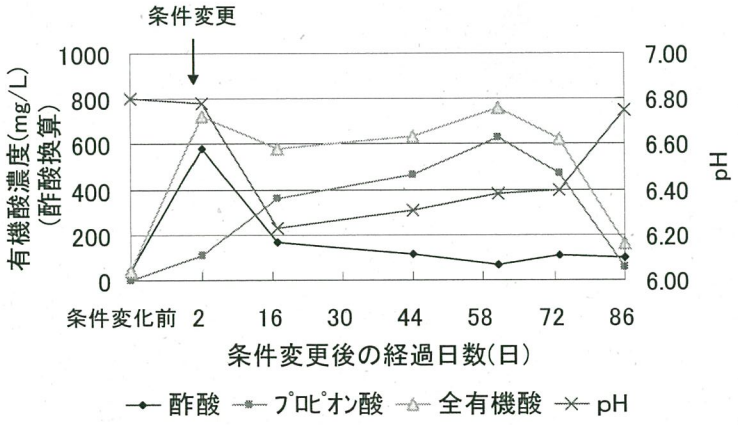


図-2.1.7　pH/VFA の挙動(RUN1 第 1 槽)

RUN1 では，各槽 HRT=2.5 日の押し出し流れの発酵槽となっている。第 1 槽の pH は平均では 6.4 であったが，一時は VFA の蓄積が起き，pH は 6.23 まで低下した。しかし，図-2.1.7 に示すように 2 週間後には酢酸が，3 ヵ月後にはプロピオン酸も消費され，最終的に pH は 6.75 となっていた。第 2 槽～第 6 槽では pH は 6.5 以上であり，VFA の蓄積も第 1 槽でプロピオン酸濃度が高まったときに越流してきたものを除くといずれも 150 mg /L(酢酸換算，以下同じ)以下となった。VFA の蓄積は 2.5 日以内にピークがあり，それ以降は VFA の生成よりも消費の方が大きくなっている。

RUN2～4 では返送を行い，返送に伴う影響について調査した。

RUN2 では，実験系が安定してからは第 1 槽の pH は 6 以下であった。

このときの VFA は，表-2.1.3 に示すように第一槽でプロピオン酸が 4 ヶ月以上にわたって 1,700～3,200mg/L と高濃度に維持されていた。VFA が 1,000～2,000mg/L を超えるとメタン発酵が阻害される可能性が出てくるとされることから [3]，メタン発酵が阻害される酸発酵槽が形成されたと考えられる。また，RUN 1 よりも長い期間酸発酵状態を維持できていたことから，本条件下では安定した酸発酵状態であったと推察される。酸発酵状態を作るためには一般的に HRT=0.2～2 日と言われているが [4]，発酵の立ち上げ方によってはそれより長い HRT=3.3 日の条件下でも酸発酵状態を維持できた。第 2 槽～第 6 槽では pH が 7 以上あり，メタン発酵状態であった。

RUN2 から RUN3 に移行した際に，これまで微妙なバランスで成り立っていた酸発酵状態が 2 週間程度で解消し，メタン発酵に移行した。返送量を変化させずに投入量を増やして第 1 槽の HRT が短くなったのであれ

ば，メタン生成細菌は増殖速度が酸生成菌よりも遅いため[4]，メタン発酵槽にはならないと考えられる。返送した第6槽の消化汚泥は十分に発酵が進んでおり，アルカリ度が高いと推察される。汚泥の返送量増加に伴い，アルカリ度の供給量が増えてpHが上昇する。それによってメタン菌の活動が可能となり，第1槽に蓄積していたプロピオン酸が減少しさらにpHが上昇する。最終的に蓄積されたプロピオン酸が消費されてしまい，第1槽はメタン発酵槽へと移行していったと考えられる。RUN4では再び返送量をRUN2の条件に戻したが，酸の蓄積は見られなかった(**表-2.1.3**)。

(2) VS分解率の挙動

本報告書では，有機物分解率を式（2.1.1）と定義している。

$$\text{有機物分解率}(\%) = \frac{\text{投入汚泥有機物濃度}(g/L) - \text{消化汚泥有機物濃度}(g/L)}{\text{投入汚泥有機物濃度}(g/L)} \times 100 \qquad (2.1.1)$$

返送を施している系では，返送に伴う投入汚泥の希釈が起きる。しかし，ここでは各槽毎のVS分解率について議論するため，本節ではVS分解率の分母は第1槽に投入されている汚泥すべてのVS，すなわち「投入汚泥」と「返送汚泥」のVSを投入量で比例合算した値を用いている。VSの時系列変化を**図-2.1.8**に示す。ここでは横軸は各槽のHRTをとっている。

各槽HRT=2.5日の押し出し流れの発酵槽となっているRUN1では，概ねHRT=5日程度で分解率が50%を超えておりHRT＝12日程度で分解率が60%に達していた。

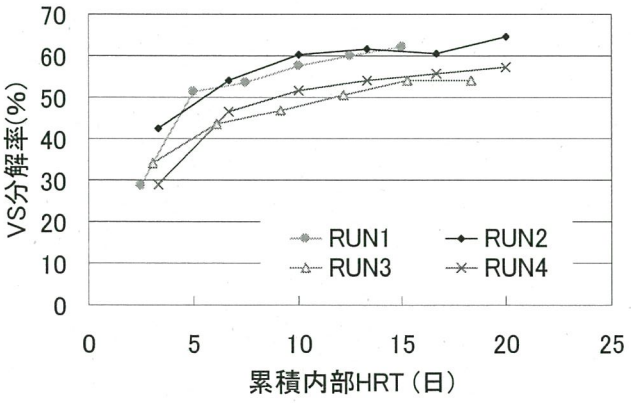


図-2.1.8　VS分解率の時系列変化

他の実験系では，第1槽が酸発酵状態となったRUN2ではRUN1と同様にHRT=6日程度でVS分解率が50%を超え，HRT10日程度でVS分解率が60%を超えている。第1槽が酸発酵槽とならなかったRUN3,4では分解率が50%を超えるのがHRT10～12日目となり，VS分解率60%には到達しなかった。酸発酵状態にならなかった系となった系ではVS分解率に違いが見られており，これは既往の知見と一致している[5]。

返送量の増減により F/M 比(food /microorganism)を局所的に小さくすることができる。第1槽が酸発酵槽となっていないRUN3とRUN4の第1槽のVS分解率の比較をすると，返送量の多いRUN3の方が分解率は高くなっているが，第6槽のVS分解率では返送量の少ないRUN4の方が高くなっている。

なお，希釈効果を含めた系全体としてのVS分解率(HRT30日)は，**表-2.1.4**に示す結果となった。第1槽が酸発酵槽とならなかったRUN3,4でもVS分解率は65%を超えているが，酸発酵槽を形成したRUN2では70%を超える分解率となっている。返送を行ってい

表-2.1.4　系全体のVS分解率

	VS分解率	第1槽pH平均値	返送	HRT
RUN1	62%	6.44	無	15日
RUN2	73%	5.75	有	30日
RUN3	66%	6.90	有	30日
RUN4	67%	6.88	有	30日

ないRUN1でも15日間でVS分解率が60%に達しており，本実験は総じて非常に状態の良いメタン発酵であったといえる。

(3) ガスの発生量と組成

リアクターの形状に問題があり第1槽と第2槽で発生するガス量を分離して捕集することができなかった。また，途中ガスの捕集に失敗していた期間もあったため，解析には安定してガスが捕集できた期間のみを用いて解析を行った。**図-2.1.9**に各実験系でのガスの発生量を，**図-2.1.10**に発生ガスのCH_4とCO_2の比を示す。また，**表-2.1.5**に投入VSあたりの第2槽までの発生ガスと総発生ガス量を示す。

単純押し出し流れのRUN1では第3槽(HRT=7.5日)まで活発なガス化反応が見られていたが，第6槽(HRT=15日)まで全ての槽でガスが発生していることが確認できた。ガスの組成は徐々にCH_4/CO_2の比率が変化しており，第1槽ではCH_4：CO_2=5.5：4.5，第3槽以降ではCH_4：CO_2=6：4であった。

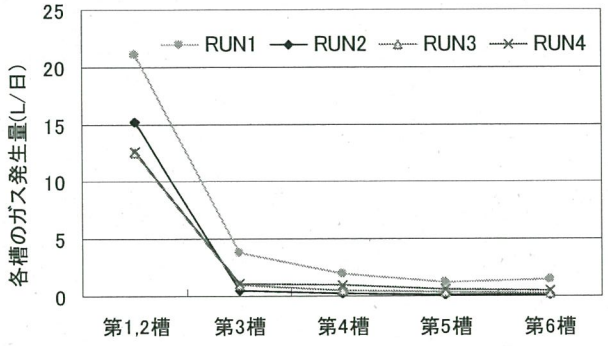


図-2.1.9　各槽のガス発生量

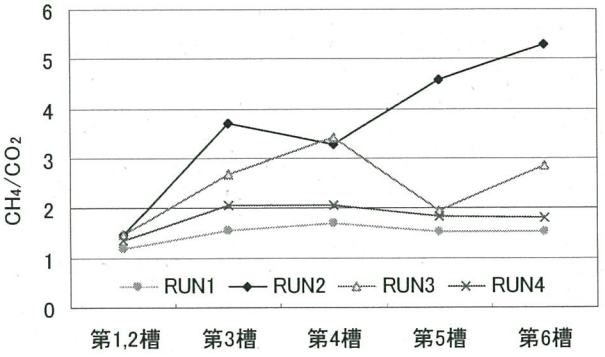


図-2.1.10　発生ガスのCH_4とCO_2の比

表-2.1.5　投入VSあたりのガス発生量

	投入VS (g/日)	ガス発生量(L/g-投入VS)		HRT
		第2槽まで	総ガス発生量	
RUN1	37.9	0.28	0.39	15日
RUN2	36.8	0.41	0.44	30日
RUN3	36.9	0.34	0.39	30日
RUN4	40.6	0.31	0.39	30日

返送を行っているRUN2,3,4では，ガスの発生は第1槽と第2槽に集中していた。また，第3槽以降のCH_4/CO_2の比率はいずれも概ねCH_4：CO_2=7：3以上となった。炭水化物の分解に伴うCH_4/CO_2は1，タンパク質の分解に伴うCH_4/CO_2は2.2，脂質の分解に伴うCH_4/CO_2は2.3であることから[6]，汚泥に添加したセルロースは概ね10日間以内に大半の分解が終了していたと考えられる。また余剰汚泥由来のたんぱく質や脂質の分解は炭水化物と比較して分解に比較的時間を要していたと考えられる。

F/M比を低くすると培養初期に発生するバイオガスが増えるとともに最大のバイオガス発生速度(ピーク)に達する時間が短くなることが知られている[7]。第1槽と第2槽の合計ガス発生量は，返送量の多いRUN3の

方が多くなっており，既往の知見と合致する。また，F/M 比はガスの発生総量にはほとんど影響を与えないとされているが[6]，RUN3 と RUN4 の総ガス発生量は概ね一致しておりこの点についても既往の知見と合致している。

2.1.4 小結

本節で実施した実験結果を以下にまとめる。

(1) 多段化による影響について

第 1 槽の HRT を 3 日程度とした場合，必ずしも酸発酵槽が形成されるわけではない。どの実験系でも VS 分解率は HRT=5～7 日程度で最終分解率の約 8 割に達しており，VS 分解率を高めるには発酵初期での工夫が必要となると推察される。VS 分解率と同様に消化ガスの発生は第 1 槽と第 2 槽に集中しており，このとき主に分解されているのはセルロースと予想される。

(2) 酸発酵槽が与える影響について

本実験では発酵の立ち上げ方を工夫することにより第 1 槽にプロピオン酸を蓄積させ，酸発酵状態を形成することができた。この場合，系全体として VS 分解率が高くなりガスの発生量も増加する傾向にあった。

(3) 返送が与える影響について

返送により後段のアルカリ度やメタン生成菌を前段に供給する効果が見られる。また返送量を調整することにより F/M 比が変化し，前段でガスの発生量が多くなったもののガスの発生総量にはほとんど影響を与えなかった。

参考文献

1) 野池達也編著:メタン発酵,技報堂出版, p.25,2009
2) 矢口淳一：嫌気性消化におけるセルロースの分解に及ぼす pH の影響，下水道協会誌，Vol.38，No.466，pp150-163，2001
3) 野池達也編著:メタン発酵,技報堂出版, p.123,2009
4) 野池達也編著:メタン発酵,技報堂出版, pp.110-112,2009
5) Kunst,S.E.，”Investigations on a Two Staged Pretreatment of Starch Wastewater”，Proc. 7th International Symposia on Anaerobic Digestion - South Africa, p.274, 1994
6) 野池達也編著:メタン発酵,技報堂出版, p.20,2009
7) 野池達也編著:メタン発酵,技報堂出版, pp.130-131,2009

2.2 二相式メタン発酵の検討

2.2.1 はじめに

(1) 背景[1)]

酸生成相およびメタン生成相に関わる細菌群は，生理的および動力学的に異なる特性を有している。例えば，酸生成相とメタン生成相は，pH など最適な環境条件が異なり，酸生成相の至適 pH は pH5.0～6.5 の酸性範囲にあるのに対し，メタン生成相の至適 pH は pH7.0 以上の弱アルカリ性である。また，増殖速度も大きく異なり，酸生成相に関わる細菌は増殖速度が速いが，メタン生成相に関わる細菌は増殖速度が遅い。このように酸生成相およびメタン生成相は，それぞれ生理的・動力学的に異なる特性を有していることから，これを利用して二相を分離した二相式メタン発酵プロセスが考案されている。同プロセスは，動力学的もしくは物理化学的に各相に適した環境条件を 2 基の消化槽に生み出すことで，酸生成相とメタン生成相をそれぞれの槽で最適化し，メタン発酵プロセス全体の効率化を図るものである。

動力学的方法は，酸生成相とメタン生成相にそれぞれ関わる細菌群の増殖速度が異なることを利用して，酸生成槽の滞留時間を短縮し，メタン生成細菌を washout させる。物理化学的方法は，酸生成相は酸性，メタン生成相は中性から弱アルカリ性というように最適な pH が異なることから，酸生成槽の pH を薬注などにより酸性に制御し，メタン生成相を不活性化させるものである。

(2) 目的

本節では，**第 4 章**で後述するように，投入汚泥の高濃度化は消化槽の高効率化に有効な手段であり，高濃度化（8%以下）に伴う発酵阻害は見られなかったことから，高濃度混合汚泥を原料とした時の二相式メタン発酵プロセスの最適条件を確認することを目的として連続実験を行った。具体的には，酸生成槽の最適な滞留時間や酸生成槽およびメタン生成槽の消化特性の確認を行った。また，二相式プロセスの高効率化を目的として，前処理や汚泥返送の組み合わせの効果も併せて検討した。前処理法は，場内の廃熱利用により熱量を賄える可能性が高いことから 80℃の熱処理を採用した。消化温度は，熱処理と温度差のある中温消化（35℃）とした。

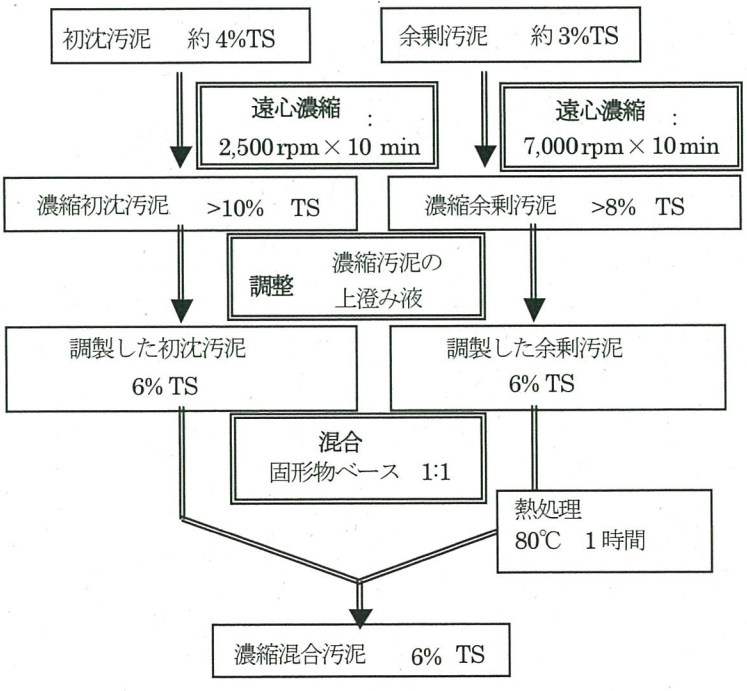


図-2.2.1　投入汚泥調整方法

2.2.2 実験方法

(1) 供試試料

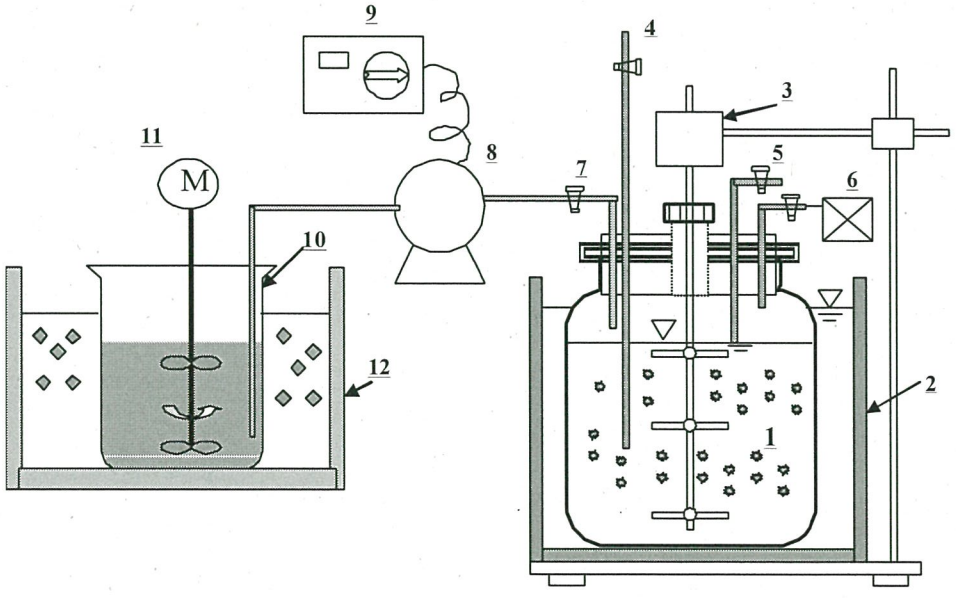
種汚泥は，食品廃棄物を原料とした 35℃の中温メタン発酵槽から採取した消化汚泥を下水汚泥で充分に馴致したものを用いた。投入汚泥は，B 処理場から採取した重力濃

縮された初沈汚泥と遠心濃縮された余剰汚泥を用いた。B 処理場は，排除方式が合流式であり，汚泥集約処理を実施している。

投入汚泥の調整方法を**図-2.2.1** に示す。汚泥は採取後，速やかに実験室において遠心濃縮機（TOMY GRX-220）を用いて，TS 濃度 8%以上に濃縮してから，濃縮時の上澄み液を用いて TS6%に調整した。余剰汚泥は前処理として，オートクレーブ（平山製作所，HV-110）を用いて 80℃で 1 時間（昇温後）の加熱処理を行

表-2.2.1　投入汚泥性状（混合汚泥）

TS	(g/L)	60
VS	(g/L)	47
VS/TS	(%)	78
SS	(g/L)	56
VSS	(g/L)	45
$T\text{-}COD_{Cr}$	(gCOD/L)	79
$S\text{-}COD_{Cr}$	(gCOD/L)	4.2
アンモニア性窒素	(mg-N/L)	200
M アルカリ度	($mgCaCO_3$/L)	1,100
炭水化物	(g/L)	15
たんぱく質	(g/L)	12
脂質	(g/L)	4.4
粗繊維	(g/L)	0.65



1: 嫌気性消化槽（ガラス製）
2: 恒温水槽
3: 機械式攪拌機
4: サンプリング口
5: 消化液引き抜き口
6: ガスバック
7: 基質投入口
8: ローラーポンプ
9: タイマー
10: 基質貯留ビーカー
11: 基質混合用攪拌機
12: 基質冷却用保温水槽

図-2.2.2 実験装置

った。その後，固形物ベース 1:1 の割合で混合し，投入汚泥とした。投入汚泥性状を**表-2.2.1** に示した。

(2) 実験装置

本節の実験で用いた実験装置を**図-2.2.2** に示す。消化槽は，容積は 5L（有効容積：3L）とし，機械撹拌装置を有する耐熱ガラス製の完全混合型反応装置（CSTR, Completely Stirred Tank Reactor）とした。これを 4 基用意し，酸生成槽とメタン生成槽の 2 基を 1 系列として，2 系列を実験に供した。酸生成槽の滞留時間は，槽内汚泥液面レベルを調整することで変更した。消化槽の温度制御には恒温水槽を用いた。投入汚泥の変質を防ぐため，汚泥貯留容器は氷水中に設置した。汚泥の投入は，タイマー制御のローラーポンプにより 1 日数回行った。実験開始時，消化槽へ所定量の種汚泥を入れた後，N_2 パージを充分行い，気相部を嫌気状態としてから消化槽の運転を開始した。所定 HRT の 3 倍以上の期間運転を実施し，定常状態の時に 4 回程度分析を行い，その平均値を運転データとした。

(3) 実験条件

実験条件を**表-2.2.2** に示す。消化温度は，酸生成槽およびメタン生成槽ともに 35℃の中温消化とした。投入汚泥の前処理は，オートクレーブを用いて 80℃で 1 時間（昇温後）の熱処理を行った。熱処理対象汚泥は，RUN1 で余剰汚泥，RUN2 で余剰汚泥および返送汚泥（メタン生成槽消化汚泥）とした。返送汚泥に対する熱処理を行ったのは，返送汚泥の可溶化およびメタン生成細菌が多く含まれる返送汚泥を無処理で返送した場合，酸生成槽でメタン生成反応が活発化することが予想されたためである。

滞留時間（以下，HRT）は，酸生成槽において酸生成相が優勢となるまで，5 日から 1 日まで徐々に短縮した。メタン発酵槽は 25 日で一定とし，系全体の HRT は 26～30 日とした。なお，汚泥返送比は，投入汚泥：

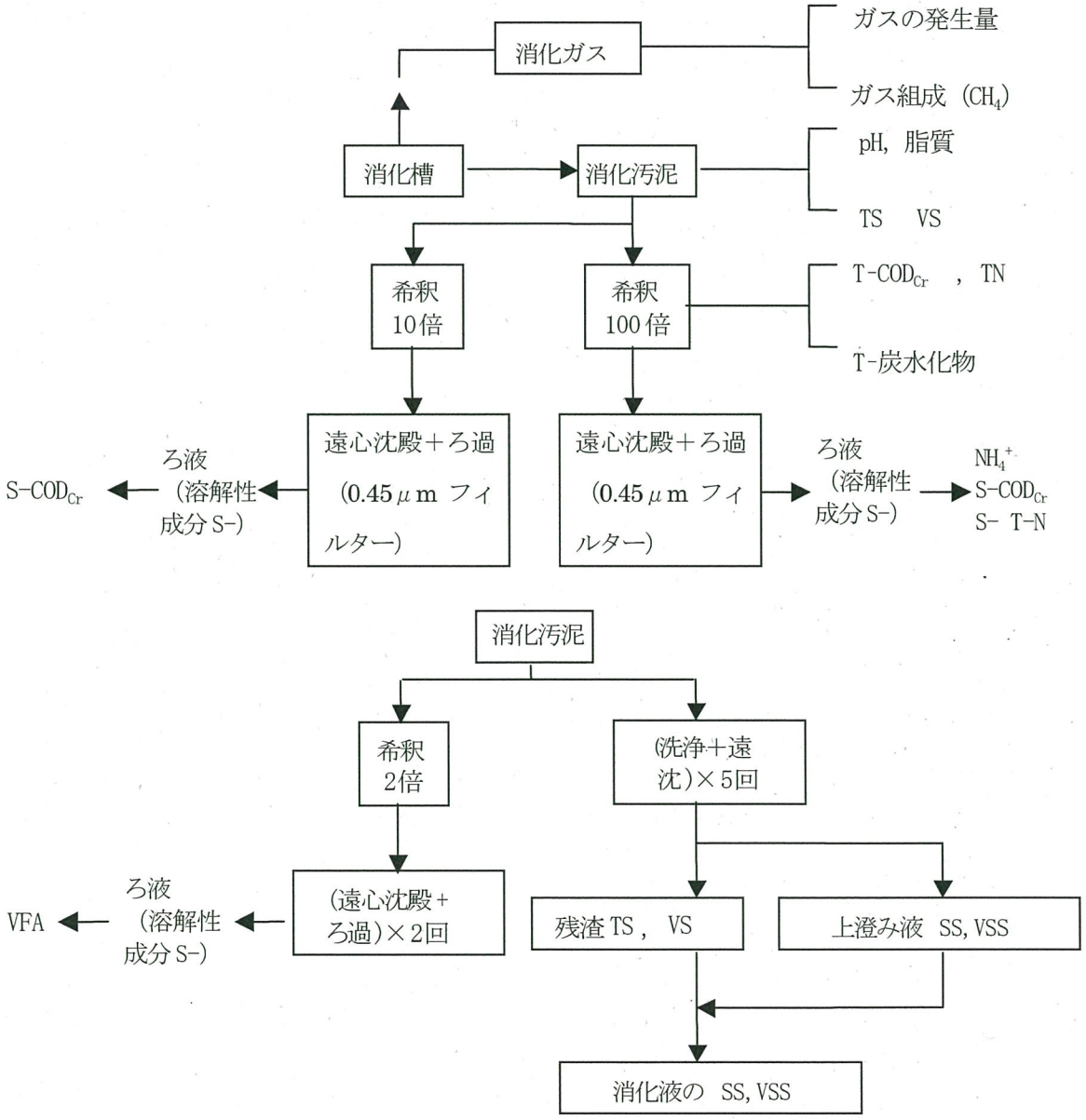
表-2.2.2　実験条件

	RUN 1		RUN 2	
	酸生成槽	メタン発酵槽	酸生成槽	メタン発酵槽
発酵温度	35 ℃		35 ℃	
前処理	80 ℃　1時間		80 ℃　1時間	
前処理対象汚泥	余剰汚泥		余剰汚泥　返送汚泥	
汚泥返送比（wet） （混合汚泥：返送汚泥）	—		2 ： 1	
各槽の滞留時間（HRT） 槽容量/(混合汚泥＋返送汚泥)	1～5 日	25 日	1～5 日	17 日
系全体の滞留時間（HRT）	26～30 日		26～30 日	
VS 負荷	1.9 kgVS/m^3・日			
COD 負荷	3.3 kgCOD/m^3・日			

返送汚泥で wet ベース 2:1 とした。

(4) 分析項目

消化槽から発生した消化ガスおよび消化汚泥の測定手順の概要を**図-2.2.3** に示す。投入汚泥および消化汚泥は，pH，COD_{Cr}，TS，VS，SS，VSS，VFA，T-N，アンモニア性窒素，脂質，炭水化物の分析を行った。pH，T-N，TS，VS，SS，VSS，アンモニア性窒素の分析は下水試験方法に準じた。COD_{Cr} は米国の Standard Methods に従った。VFA は HPLC（高速液体クロマトグラフ，Waters 2487 series，Shim-pack SPR-H）により定量した。発生ガス量は湿式ガスメータで計測した。メタン濃度は TCD ガスクロマトグラフ(Yanaco G2800T)を用いて分析した。脂質濃度はエーテル抽出方法，炭水化物はグルコースを標準溶液としたフェノール硫酸法でそれぞ



P-COD_{Cr}（固形性）＝（T-COD）－（S-COD）
P-T-N（固形性）＝（T-N）－（S-T-N）

図-2.2.3　消化ガスおよび消化汚泥の分析手順

れ測定した，粗たんぱく質の測定は改良ケルダール法によって定量した有機性窒素量（T-N 濃度とアンモニア性窒素濃度の差）に，窒素－たんぱく質換算係数(6.25)を乗じて算出した。溶解性成分については，0.45 μm のフィルターユニットを通過した試料を分析に供した。

2.2.3 実験結果および考察

(1) 投入原料への熱処理効果

投入汚泥への熱処理は，RUN1 で余剰汚泥，RUN2 で余剰汚泥と返送汚泥に対して行った。各投入汚泥の VFA 濃度を**図-2.2.4** に示す。各 VFA 濃度は式(2.2.1)で酢酸換算した値で示した。熱処理なしで 2,000mg/L，RUN1 は 4,700mg/L，RUN2 は 3,200mg/L であった。RUN1 は熱処理なしに比べて約 2.4 倍に増加した。VFA の各成分の増加割合は，i-酪酸，n-酪酸，プロピオン酸の順で多かった。一方，RUN2 は，RUN1 の約 2/3 の濃度となった。これは，返送汚泥に対しては熱処理を行っても VFA がほとんど生成されなかったことが原因と考えられる。

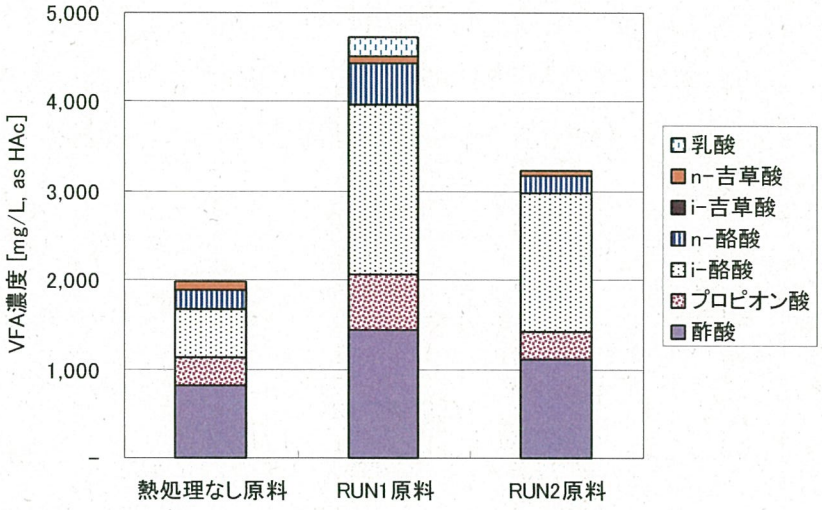


図-2.2.4 投入原料汚泥の VFA 濃度

余剰汚泥に対する熱処理のメタン発生量の増収効果については，余剰汚泥を用いた中温消化の回分実験を行った研究において，80℃，30 分～1 時間の熱処理で 10%程度のメタン発生量の増収効果があったとの報告がある[2),3)]。このため，熱処理を行った余剰汚泥を初沈汚泥と混合して連続実験の投入汚泥に使用した。

$$\text{T-VFA濃度}(mg/L) = HAc + H\,Pr\frac{60}{74} + i-HBut\frac{60}{88} + n-HBut\frac{60}{88} + i-HVal\frac{60}{102} + n-HVal\frac{60}{102} + HLac\frac{60}{90} \quad (2.2.1)$$

ここで，HAc：酢酸，HPr：プロピオン酸，HBut：酪酸，HVal：吉草酸，HLac：乳酸

(2) 酸生成槽の滞留時間の検討

酸生成槽およびメタン生成槽の pH，消化ガス発生量，VFA 濃度の経日変化を**図-2.2.5** に示す。酸生成槽の HRT5 日運転のスタートアップ時，pH は RUN1 で pH6.5，RUN2 で pH6.0 まで低下し，消化ガス発生量も顕著に減少し，酸生成相の卓越を示した。しかし，その後一転して pH 上昇とそれに伴って消化ガス発生量が増加したことから，メタン生成相の卓越を示す状況となった。これらの結果から，HRT5 日では HRT が長すぎたためにメタン生成菌が washout せず，メタン生成菌により VFA が消費されたことで pH が上昇し，酸生成相が卓越した状態を維持することができなかったと推察された。

そこで，HRT を 5 日から 1 日に変更した。その結果，RUN1 は pH5.5 まで低下し，消化ガスの発生がほぼ停

止し，それが継続状態となったことから，酸生成相が卓越したと考えられた。一方，RUN2 は HRT1 日としても pH 低下および消化ガス発生量の減少は見られず，酸生成相は卓越しなかった。

RUN2 において，酸生成相が卓越しなかった原因としては，汚泥返送による投入汚泥 VFA 濃度の減少と酸生成槽内アンモニア性窒素濃度の増加による pH 上昇が考えられる。投入汚泥の VFA 濃度は**図-2.2.4** に示したように，RUN2 は RUN1 と比較して約 2,000mg/L 程度低い値となった。また，酸生成槽内アンモニア性窒素濃度は，RUN1 で 1,200mg-N/L，RUN2 で 1,400mg-N/L であったことから，RUN2 は 200mg-N/L 高い値となった。汚泥返送によって投入汚泥 VFA 濃度の減少と槽内アンモニア性窒素濃度の増加という 2 つの pH 上昇要因が重なったことで，メタン生成細菌の至適pH 範囲 (6.5～8.0 程度) まで上昇し，メタン生成反応が卓越したと考えられた。

以上の結果より，酸生成相とメタン生成相を相分離するには，HRT は 1 日程度の条件とする必要があることを確認した。返送比 2:1 程度の汚泥返送を行った場合，酸生成槽の pH 上昇を招き，HRT1 日でも相分離することはできなかった。

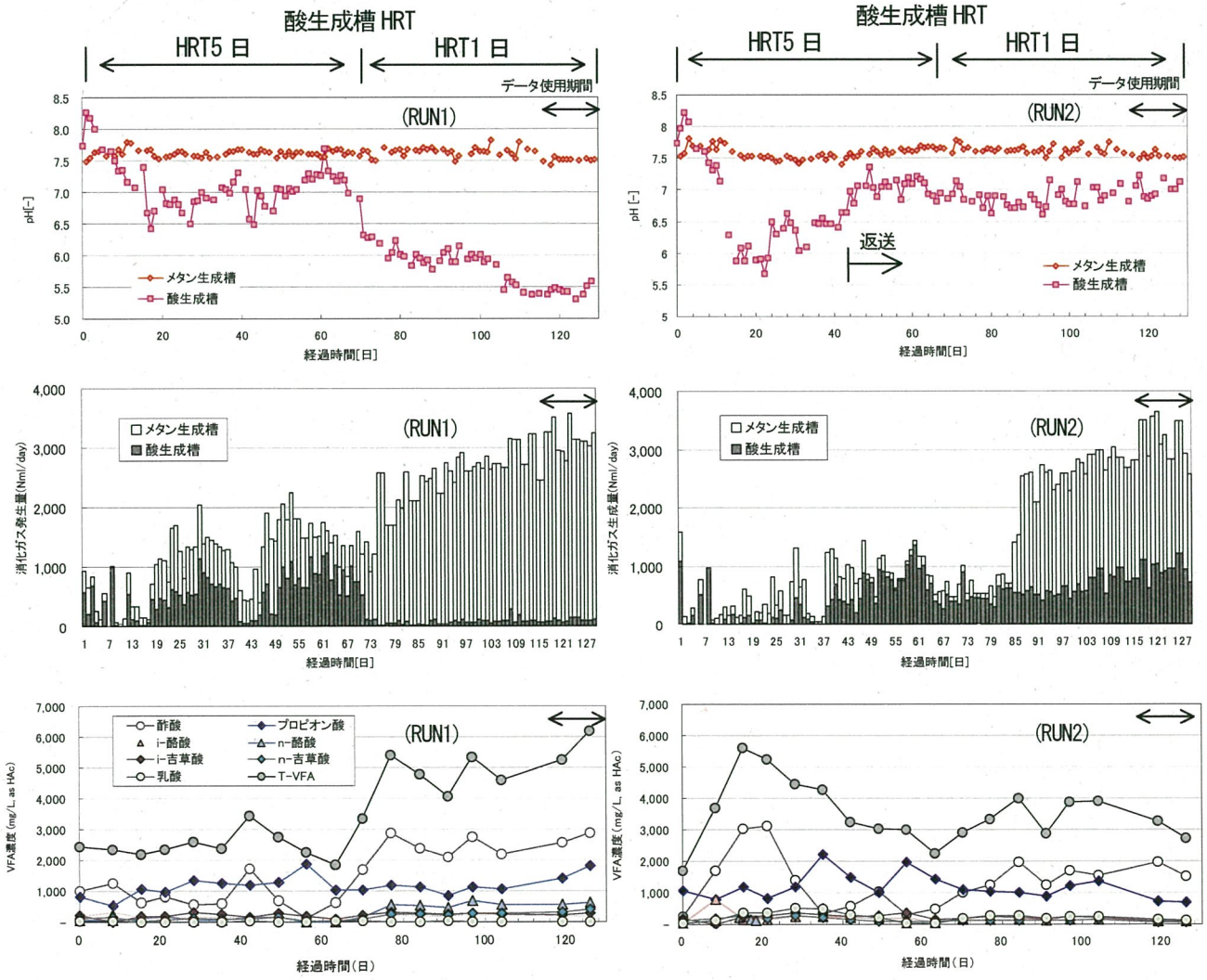


図-2.2.5　pH(上)，各槽消化ガス発生量(中)，VFA 濃度（下）の各経日変化

(3) ガス発生状況

酸生成相において，酸生成相およびメタン生成相の相分離を行うことができたのは，RUN1 の HRT1 日の条件であった。この時のガス発生状況を**表-2.2.3** に示す。酸生成槽およびメタン発酵槽の消化ガス発生倍率はそれぞれ 0.89，21 であり，2 槽合計の消化ガス発生倍率は約 22 であった。酸生成槽からのガス発生は全体の約 3.7%でほとんどガス停止状態にあり，そのガス組成は二酸化炭素が大半を占めた。メタン濃度は，酸生成槽は 42%，メタン生成槽は 66%であったことから，相分離の結果，酸生成相では二酸化炭素濃度が高くなり，メタン生成槽はメタン濃度が若干高めの値となる傾向が見られた。メタン生成収率(投入 VS あたりのメタン発生量) は 0.306Nm^3/kgVS であった。高濃度下水汚泥を用いた高温消化実験（HRT20 日）の結果，メタン生成収率は 0.315Nm^3/kgVS であったと報告されている[4]。異なる汚泥を用いた結果ではあるが，高温消化と同程度の収率が得られたと考えられた。

一方，RUN2 は酸生成槽 HRT1 日の条件でも相分離せず，活発なメタン生成が確認された。2 槽合計の消化ガス発生倍率は 22Nm^3/m^3，メタン生成収率は 0.313 Nm^3/kgVS であり，RUN1 とほぼ同程度の値を示した。

(4) 消化汚泥性状

HRT1 日における RUN1 の消化汚泥性状を**表-2.2.4** に示す。酸生成槽およびメタ

表-2.2.3　ガス発生状況

	単位	RUN1		
		酸生成槽	メタン生成槽	合計
滞留時間(HRT)	(日)	1.1	24	25
消化ガス発生量	(NmL/日)	120	2,800	3,000
メタン発生量	(NmL/日)	36	1,800	1,800
メタン濃度	(%)	42	66	61
消化ガス発生倍率	(Nm^3/m^3)	0.89	21	22
メタン生成収率	(Nm^3/kgVS)	—	—	0.306

表-2.2.4　消化汚泥性状

		単位	RUN1	
			酸生成槽	メタン生成槽
pH		(-)	5.6	7.6
COD_{Cr}	T-	($gCOD_{Cr}$/L)	77	38
	S-	($gCOD_{Cr}$/L)	16	2.6
	P-	($gCOD_{Cr}$/L)	62	36
TS		(g/L)	53	42
VS		(g/L)	40	23
VS/TS		(%)	74	56
SS		(g/L)	45	36
VSS		(g/L)	34	20
VSS/SS		(%)	75	54
SVS※		(g/L)	5.8	3.6
T-N	T-	(mg-N/L)	2,700	3,100
	S-	(mg-N/L)	1,400	1,900
	P-	(mg-N/L)	1,300	1,200
アンモニア性窒素		(mg-N/L)	1,200	1,800
T-VFA		(mg/L, as HAc)	5,100	87
アルカリ度		($mgCaCO_3$/L)	1,900	6,400

※SVS：溶解性強熱減量 (SVS=VS−VSS)

ン発酵槽の pH は，前述したように，RUN1 は pH5.6，pH7.6 であった。酸生成槽消化汚泥は低 pH であったが，後段のメタン生成槽に流入しても影響は見られなかった。

アンモニア性窒素濃度は，酸生成相が 1,200mg-N/L，メタン生成槽は 1,800mg-N/L であった。中温消化におけるアンモニア阻害濃度は，4,500～5,000mg-N/L以上といわれており[5]，阻害濃度よりも低濃度であった。

VFA 濃度は，酸生成槽が 5,100mg/L であったが，メタン生成槽は 84mg/L と大幅に減少した。熱処理過程および酸生成槽で生成された VFA はほとんどメタン化され，良好なメタン生成反応が行われていたものと考えられる。

(5) COD 収支

RUN1 の HRT1 日の条件における COD 収支を**図-2.2.6** に示す。

溶解性成分割合の変化を見ると，初期の混合汚泥中には 6%であったが，余剰汚泥に対して熱処理を行った結果，16% に増加した。酸生成槽ではさらに 20%へと増加した。後段のメタン生成槽のメタンと溶解性成分を合せた割合は 54%であった。メタン生成反応は加水分解＋酸生成反応の後段反応であるため，メタン生成槽では残りの 30%程度の固形物の可溶化が進行し，メタン化されたと考えられた。

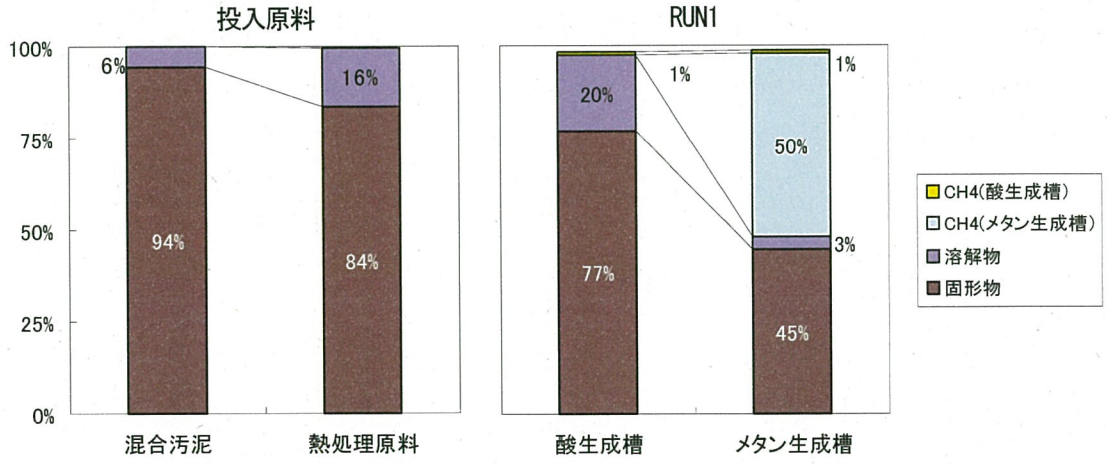


図-2.2.6　COD 物質収支

(6) 有機物分解率

有機物分解率は式（2.1.1）で算出した。良好に相分離を行うことができた RUN1，HRT1 日における各有機物の分解率を**表-2.2.5** に示す。各消化槽における VS 分解率は，酸生成槽，メタン生成槽の順に，RUN1 は 16%，系全体で 51%であった。 同様に VSS 分解率は，RUN1 は 25%，31%，系全体で 56%であった。VSS 分解率は VS 分解率と比べて約 5%高い値を示した。

系全体の各成分の分解率は，炭水化物は 69%，たんぱく質は 39%，脂質は 52%であった。成分別の分解率は，炭水化物，脂質，たんぱく質の順に高い値を示した。一方，各消化槽の分解率を見ると，酸生成槽ではたんぱく質，炭水化物の順で分解が進行し，脂質はほとんど分解されなかった。メタン生成槽では脂質，炭水化物，たんぱく質の順に分解された。たんぱく質の分解率は，菌体増殖に伴う窒素利用分を考慮していな

い見かけの分解率であったために低い値に止まったと推察された。

以上の結果から，二相式メタン発酵において，成分毎に主な分解反応を担う消化槽が異なることが認められた。すなわち，たんぱく質は酸生成槽，炭水化物および脂質はメタン生成槽であった。たんぱく質は酸によって変性することが知られており，酸生成槽はたんぱく質の分解が進行しやすい環境条件であったと思われる。逆に脂質は低 pH 域の酸生成槽ではほとんど分解されず，中性域のメタン生成槽で分解が進行した。

表-2.2.5　有機物分解率(%)

	RUN1		
	酸生成槽	メタン生成槽	系全体
TS	12	18	30
VS	16	34	51
SS	20	16	36
VSS	25	31	56
COD_{Cr}	2.3	49	52
炭水化物	20	50	69
たんぱく質	21	12	33
脂質	0.0	52	52

また，RUN2 の有機物分解率（返送工程を含むが投入汚泥を分母に計算）は，VS 分解率で 53%，COD 分解率で 52%を示し，RUN1 と同等の値であった。相分離が行われた RUN1 と相分離されなかった RUN2 を先述のガス発生状況の結果と併せて比較すると，二相式メタン発酵による有機物分解率およびガス発生倍率の増加は確認できなかった。一方，2.1 の六段消化槽の連続実験の結果では，相分離が成立した条件(RUN1)において有機物分解率およびガス発生量が増加傾向を示している。本節の結果が 2.1 と異なった原因として，**第 5 章**で後述するように本節の実験に供した汚泥が採取時点で既に消化が進行していたために有機物分解率が低水準に止まったと推察された。汚泥性状や運転条件によっては 2.1 の結果のように有機物分解率の向上が示唆された。

2.2.4 小結

本節で実施した高濃度混合汚泥を用いた二相式メタン発酵プロセスの実験結果を以下にまとめる。

(1) 酸生成相とメタン生成相を相分離して運転するためには，酸生成槽の滞留時間は 1 日程度とする必要があった。汚泥返送を実施すると，酸生成槽の pH が上昇し，その結果，メタン生成反応が起こったために酸生成は優勢とならなかった。

(2) 中温二相式メタン発酵の COD 分解率は約 52%，消化ガス発生倍率は 22Nm^3/m^3，メタン生成収率は 0.306Nm^3/kgVS であった。

(3) 各消化槽で分解が進行しやすい有機物成分は異なり，たんぱく質は酸生成槽，炭水化物および脂質はメタン生成槽でそれぞれの分解が進行した。

(4) 二相式メタン発酵が成立した条件(RUN1)と成立しなかった条件（RUN2）のガス発生状況および有機物分解率は同程度であった。これは 2.1 における相分離が成立した条件で分解率が増加した結果とは異なるものであったが，本節の供試汚泥が比較的難分解であったことが一因と推察された。汚泥性状によっては二相式メタン発酵プロセスを採用することにより，ガス発生量の増加および有機物分解率の向上が示

唆された。

参考文献

1) 野池達也編著：メタン発酵，技法堂出版，pp. 109-112, 2009

2) 李玉友，野池達也：余剰汚泥の嫌気性消化に対する前熱処理の促進効果，第25回下水道研究発表会講演集，pp. 478-480, 1988

3) 仰木雅也，江口芳夫，下原悦子，鈴木学：嫌気性消化における前処理方法の比較，第40回下水道研究発表会講演集，pp. 1063-1065，2003

4) 清原雄康，宮原高志，水野修，野池達也，李玉友：高温嫌気性消化法を用いた高濃度下水汚泥の処理特性，土木学会論文集，NO. 671，pp. 35-43，1998

5) Li Y. Y., Ko I. B., Noike T., Funaishi K. and Sasaki H. “Comparison of Ammonia Inhibition between the Methopilic and Thermophilic Anaerobic Digestion of Municipal Solid Wasete”, *Proc. of 10th World Congress on Anaerobic Digestion*, Volume1, pp. 507-514, 29/Aug-2/sep/2004, Montreal, Canada, 2004

2.3　初沈汚泥を用いた単相と循環式温度フェーズプロセスの比較

2.3.1　背景と目的

一般的にメタン発酵の至適温度は 35℃前後(中温)と 55℃前後(高温)に分けられることが知られている。高温発酵では有機物の加水分解，ガス化速度が速く，一方で中温発酵では高温発酵に比べてアンモニア耐性が高いなど安定した処理が可能である。この高温発酵と中温発酵の特長を組み合わせた温度フェーズプロセスに関する研究が行われており，従来の単相式メタン発酵に比べて固形物の分解率が向上すると報告されている[1), 2)]。また李ら[3)]は生ごみを対象とした循環方式の温度フェーズプロセスを開発し，後段の中温メタン発酵槽の発酵液を前段の高温発酵槽に返送循環することで中温メタン発酵液の再分解の効果があると報告している。

そこで本節では，初沈汚泥を対象とした循環式温度フェーズプロセスを提案し，従来手法である中温単相メタン発酵と循環式温度フェーズプロセスを比較し，その消化特性の違いを明らかにすることを目的として連続実験を行った。

2.3.2　実験方法

(1) 供試試料

基質の初沈汚泥はC下水処理場より採取したものを用いた。採取した初沈汚泥は基質投入ポンプが詰まるのを防ぐため孔径 1mm のフィルターに通した。また基質の変質を避けるため基質貯留タンクは 4℃以下に保持した。本研究で用いた初沈汚泥の性状を**表-2.3.1**に示した。

高温メタン発酵用の種汚泥には，D 汚泥再生処理センターの生ごみとし尿を処理する高温メタン発酵槽から採取した消化汚泥を用いた。中温メタン発酵用の種汚泥には，C 下水処理場の中温嫌気性消化槽から採取した消化汚泥を用いた。

表-2.3.1　初沈汚泥の性状

pH			5.0
TS		(%)	3.6
VS		(%)	3.1
SS		(g/L)	31.3
VSS		(g/L)	28.3
T-COD		(g/L)	54.5
炭水化物		(g/L)	9.8
タンパク質		(g/L)	7.7
脂質		(g/L)	5.0
元素組成	C	(%)	45.4
	H	(%)	8.0
	O	(%)	28.7
	N	(%)	4.7

(2) 実験装置

本節の実験に用いた実験装置の概略図を**図-2.3.1**に示す。発酵槽はいずれもアクリル製の完全混合型反応槽であり，発酵槽内の攪拌はモーターに攪拌翼を付けた機械攪拌方式とした。また各発酵槽の温度はウォータージャケット内を循環する温水により制御した。発酵槽への基質の投入および発酵液の排出・循環は1日4～6回，タイマー制御をしたローラーポンプ(古江サイエンス，RP-LV2)を用いて行った。

(3) 実験条件

実験条件を**表-2.3.2**に示す.循環式温度フェーズプロセスは高温発酵槽(有効容積2.5L,培養温度55±1℃)と中温発酵槽(有効容積 10L，培養温度 35℃±1℃)からなる。基質は高温発酵槽に投入され，高温発酵槽か

らの排出液を中温発酵槽へ投入した。また汚泥循環比が1:1となるように中温発酵槽からの排出液のうち投入基質と同量を高温発酵槽に返送し投入した。中温単相メタン発酵は有効容積4Lの反応槽を用い，培養温度35±1℃とした。両実験系列ともにHRT100日の条件で実験を開始し，段階的にHRTを短縮し最終的にHRTが30日の条件で定常運転を行った。HRT30日の条件で2ヶ月以上連続運転を行い，定常状態における5回の測定データの平均値を運転データの代表値として用いた。なお定常状態における循環式温度フェーズプロセス全体のHRTは30日であるが，高温発酵槽および中温発酵槽のHRTはそれぞれ3日と12日である。

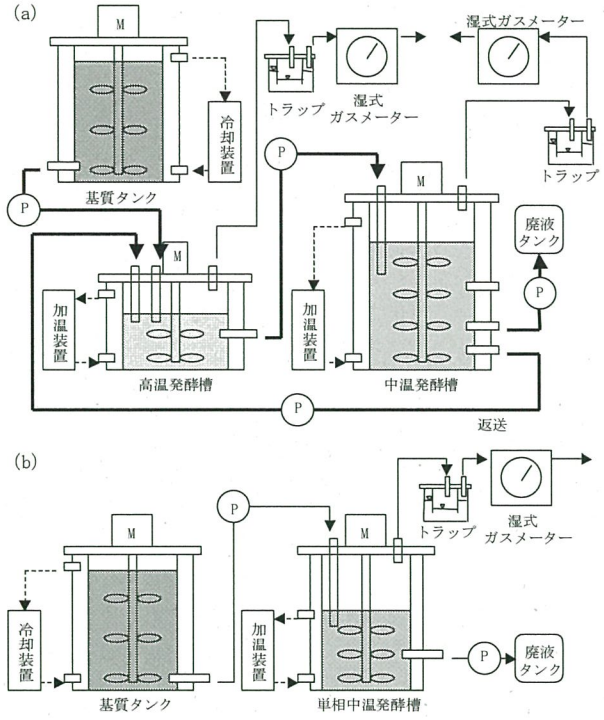


図-2.3.1　実験装置の概略図

(a：循環式温度フェーズプロセス，b：中温単相発酵)

表-2.3.2　実験条件

		循環式温度フェーズプロセス			中温
		高温発酵槽	中温発酵槽	全体	単相発酵
温度	℃	55±1	35±1		35±1
ＨＲＴ	日	3	12	30	30
有効容量	L	2.5	10	12.5	4
ＴＳ負荷	g/L/day	8.17	1.85	1.18	1.18
ＶＳ負荷	g/L/day	6.70	1.41	1.04	1.04
ＣＯＤ負荷	g/L/day	11.2	1.65	1.82	1.82

(4) 分析項目

バイオガス生成量は湿式ガスメーター(シナガワ, W-NK-0.5)により計測し, 標準状態に換算した。生成ガス中のメタン, 二酸化炭素および窒素濃度は TCD ガスクロマトグラフ(SHIMADZU, GC-8A)により測定した。Porapak Q を充填した 2m ステンレスカラムを用い, He をキャリアガス(流量 30mL/分)とし, カラム温度 70℃, 注入口温度および検出器温度を 100℃とした。pH, TS, VS, SS, VSS およびアルカリ度の測定は下水試験方法[4]に従って行った。COD_{cr}(以下 COD とする)は米国の APHA Standard methods[5]に従って測定した。炭水化物はグルコースを標準物質としたフェノール硫酸法, タンパク質は牛血清アルブミンを標準物質とした Lowry 法, 脂質は Bligh-Dyer 法により測定した。VFA は, FID ガスクロマトグラフ(Agilent 6890)により測定した。カラムに DB-WAXetr を用い, キャリアガスはヘリウム(圧力 30.4kPa, 流量 4.2mL/分), メイクアップガスはヘリウム(流量 45mL/分)を用いた。カラムオーブンは 125℃で 5 分保持, 125℃から 180℃まで 15℃/分で昇温, 180℃で 12 分保持の段階的昇温操作を行った。注入口温度および検出器温度を 250℃とした。アンモニア性窒素はキャピラリー電気泳動装置(大塚電子, CAPI-3200)を用いて測定した. イミダゾール 0.068g, 2-ヒドロキシイソ酪酸 0.052g, 18-クラウン-6 0.053g を蒸留水 50mL に溶かし, これに酢酸 200μL を加えて蒸留水で 100mL にしたものを泳動液に用いた。内径 75μm, 長さ 810mm のキャピラリーカラムを用いて, 落差法(H=25mm, 30 秒)で試料を注入し, 泳動温度 25℃, 電圧 20kV とし, 210nm でインダイレクト UV 検出で測定を行った。溶解性成分は下水試験方法に従い, 試料を遠心分離(3000rpm, 20 分)した上澄液について分析を行った。VFA およびアンモニア性窒素は溶解性成分測定用の試料を孔径 0.45μm のフィルターを用いてろ過した後, 0.1 規定の塩酸を用いて 1:1 に混合し pH を 2 以下にしたものを測定した。元素分析は Elementar, vario EL Ⅲを用いて分析した。

2.3.3 実験結果および考察

(1) 運転状況

図-2.3.2 と**図-2.3.3** にそれぞれ循環式温度フェーズプロセスと単相中温発酵におけるバイオガス生成速度とガス組成の経日変化を示した。スタートアップ期間を 1 ヶ月程度設けた後, 本実験条件の HRT30 日で運転を行った。定常状態での循環式温度フェーズプロセスの高温発酵槽と中温発酵槽におけるバイオガス生成速度はそれぞれ 0.64L/L/day と 0.70L/L/day であり, 後段の中温発酵槽におけるバイオガス生成速度の方が大きかった。バイオガス中のメタンガスの組成に関しては, 高温発酵槽と中温発酵槽でそれぞれ 57%と 61%で安定した値を示しており, こちらも中温発酵槽の方が高い値を示した。Han[6]らは高温－中温二段発酵プロセスを下水汚泥を対象に行ったところ, 前段の高温発酵でのメタン含有量が少なくなったと報告しており, 本研究でも同様の傾向を示した。中温単相メタン発酵ではバイオガス生成速度, メタンガス組成はそれぞれ 0.58L/L/day, 61%であった。

表-2.3.3 に定常状態の各反応槽における pH と VFA 濃度を示す。メタン発酵の最適 pH は 6.8～7.6 といわれており[7, 8]. 循環式温度フェーズプロセスの高温発酵槽, 中温発酵槽および中温単相メタン発酵槽の pH はそれぞれ 7.24, 7.40, 7.52 であり, 本研究における pH はいずれも最適 pH の範囲内にあった。

中温単相メタン発酵において VFA の蓄積は見られなかったが, 循環式温度フェーズプロセスではプロピオ

ン酸が蓄積する傾向が見られ，高温発酵槽で 890mg/L，中温発酵槽で 934mg/L であった。高温発酵槽ではプロピオン酸の他に酢酸，酪酸および吉草酸が 270～310mg/L 蓄積していたが，中温発酵槽ではこれらの VFA はほとんど見られなかった。

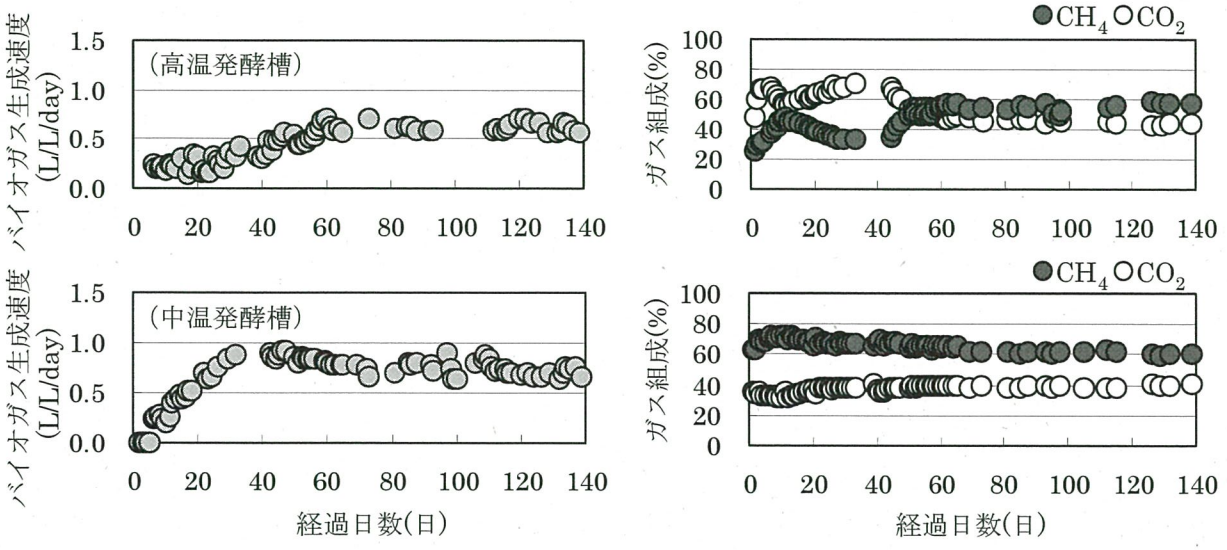


図-2.3.2　循環式温度フェーズプロセスにおけるバイオガス生成速度とガス組成の経日変化

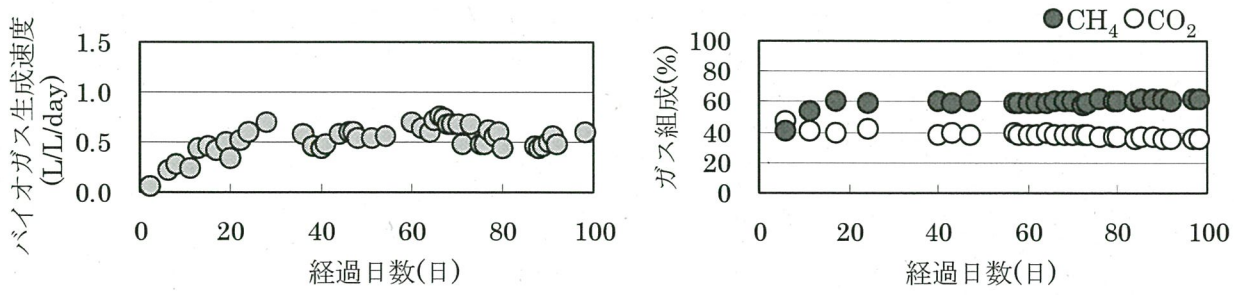


図-2.3.3　中温単相メタン発酵におけるバイオガス生成速度とガス組成の経日変化

表-2.3.3　pHおよびVFA濃度

		循環式温度フェーズプロセス		中温
		高温発酵槽	中温発酵槽	単相発酵
pH		7.24	7.40	7.52
VFA	酢酸 mg/L	300	0	10
	プロピオン酸 mg/L	890	930	0
	酪酸 mg/L	270	0	10
	吉草酸 mg/L	310	20	10

(2) ガス発生状況

表-2.3.4 に定常状態におけるガス生成状況を示す。循環式温度フェーズの高温発酵槽および中温発酵槽に

おけるバイオガス生成量をまとめて循環式温度フェーズ全体のバイオガス生成量とした。投入VSあたりのバイオガス回収率は中温単相メタン発酵で0.53L/g-VS投入であったのに対して循環式温度フェーズでは0.66L/g-VS投入と高い値を示した。バイオガス中のメタン含有率はともに60～61%であり，投入VSあたりのメタンガス回収率は循環式温度フェーズ，中温単相メタン発酵でそれぞれ0.40L/g-VS投入，0.32L/g-VS投入であった。投入汚泥1Lあたりのバイオガス生成倍率は中温単相メタン発酵で17.4L/L-投入汚泥であったのに対し循環式温度フェーズでは20.6L/L-投入汚泥であり約18%高くなった。分解VSあたりのバイオガス回収率は約0.9L/g-VS分解であり循環式温度フェーズプロセスと中温単相メタン発酵でほとんど差は見られなかった。

表-2.3.4　ガス生成状況

			循環式温度フェーズプロセス			中温
			高温発酵槽	中温発酵槽	全体	単相発酵
バイオガス生成速度		L/L/day	0.64	0.70	0.69	0.58
バイオガス収率		L/g-VS投入	0.10	0.50	0.66	0.53
バイオガス収率		L/g-VS分解	0.60	1.06	0.93	0.86
バイオガス生成倍率		L/L-投入汚泥	1.92	8.4	20.6	17.4
ガス組成	CH_4	%	57.1	60.6	59.9	60.5
	CO_2	%	43.6	39.6	40.3	37.3
	N_2	%	2.3	1.8	1.9	2.0

(3) 有機物分解率

有機物分解率は次式(2.3.1)を用いて算出した。

$$\text{有機物分解率}(\%) = \frac{\text{投入汚泥有機物濃度} - \text{消化汚泥有機物濃度}}{\text{投入汚泥有機物濃度}} \times 100 \qquad (2.3.1)$$

図-2.3.4 に循環式温度フェーズプロセスおよび単相中温メタン発酵における TS，VS，COD，炭水化物およびタンパク質の分解率を示した。単相中温メタン発酵における TS 分解率，VS 分解率および COD 分解率はそれぞれ51%，62%，63%であったのに対し，循環式温度フェーズプロセスにおけるこれらの分解率はそれぞれ62%，71%，77%であった。循

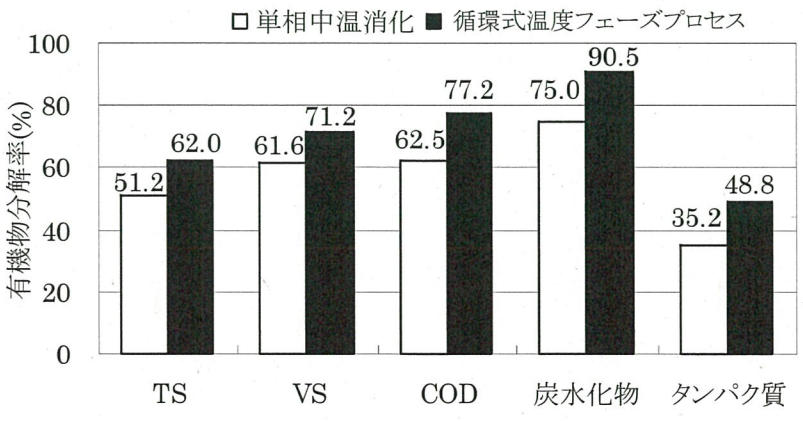


図-2.3.4　TS，VS，COD，炭水化物，タンパク質の分解率

環式温度フェーズプロセスでは単相中温消化に比べて10～15ポイント以上分解率が高くなっており，従来手法のメタン発酵に比べて有機物の分解率が16～23%向上したと言える。炭水化物およびタンパク質の分解率に関しても単相中温メタン発酵に比べて循環式温度フェーズプロセスにおいて約 15%高い分解率を示した。タンパク質の分解率は炭水化物の分解率の半分程度と低い値であった。

(4) COD 物質収支

メタン発酵における物質分解の挙動を把握するためにCOD換算による物質収支の算出を行い，**図-2.3.5** に示した。投入 COD を 100%とし，反応槽から出る物質を固形物，溶解成分，ガスの 3 大類に分け，それぞれの COD 物質収支を計算した。基質の初沈汚泥は83%の固形物と17%の溶解成分からなる。単相中温消化により固形物は約 27%にまで減少した。一方で循環式温度フェーズプロセスでは固形物の残存割合は約 12%で単相中温消化の半分以下となり，循環式温度フェーズプロセスでの固形物の減量の効果が見られた。溶解成分の残存割合は循環式温度フェーズプロセスと単相中温消化でともに約11%程度で変わらなかった。投入COD のメタンガスへの転換率は循環式温度フェーズプロセスおよび単相中温消化でそれぞれ65%と 55%であった。

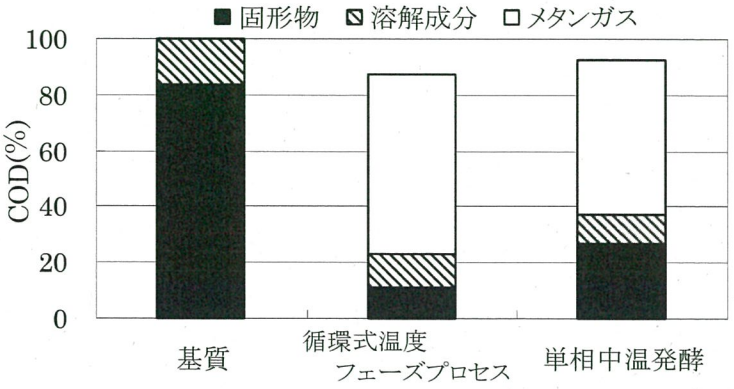


図-2.3.5 COD 物質収支

(5) メタン生成の化学量論

メタン発酵法は汚泥を減量化できるだけでなく生成したバイオガスをエネルギーとして利用することが可能である。そこでバイオガスの回収率について元素分析の結果から求めた計算理論値と本実験の結果を比較した。

汚泥中の有機物成分は主に炭素(C)，水素(H)，酸素(O)，窒素(N)の各元素から構成されており，メタン発酵における物質変換は以下の式(2.3.2)の化学量論式で簡潔に表現できる[9]。

$$C_nH_aO_bN_c + (n - 0.25a - 0.5b + 1.75c)H_2O \rightarrow$$
$$(0.5n + 0.125a - 0.25b - 0.375c)CH_4$$
$$+ (0.5n - 0.125a + 0.25b - 0.625c)CO_2 + cNH_4^+ + cHCO_3^- \qquad (2.3.2)$$

メタン発酵において，理論的には一部の有機物は菌体の合成にも消費されることも考慮する必要があるが，菌体合成収率は小さく，また消化槽中の嫌気性細菌の量を測定することは極めて困難なため近似式として式(2.3.2)を用いることが可能であり，これまでにも用いられている[10]。

元素分析を行った結果，本実験で用いた初沈汚泥の元素組成は炭素 45.4%，水素 8.0%，酸素 28.7%，窒素

4.7%であり，その擬似分子式は$C_{11}H_{24}O_5N$(分子量250)と推定された。式(2.3.2)を用いて初沈汚泥のメタン発酵の化学量論式を計算すると以下の式(2.3.3)になる。

$$C_{11}H_{24}O_5N + 4.25H_2O \rightarrow 6.875CH_4 + 3.125CO_2 + NH_4^+ + HCO_3 \qquad (2.3.3)$$

式(2.3.3)より求めた初沈汚泥のバイオガス生成量とメタンおよび二酸化炭素の含有率の理論計算値を**表-2.3.5**に示す。また併せて本実験の循環式温度フェーズプロセスと中温単相メタン発酵で得られた実測値および文献に報告された他のバイオマスの擬似分子式を用いて試算した結果を示す。

式(2.3.3)より，初沈汚泥のメタン発酵における理論上のバイオガス生成量は0.90L/g-VS分解，メタン含有率69%，二酸化炭素含有率31%と求まり，分解VS 1gあたりのメタンガス生成量は0.62Lであった。この計算値と他のバイオマスの例を比較すると，初沈汚泥において分解VSあたりのバイオガス生成量は乳牛ふん尿に次いで生ごみと同程度のポテンシャルを有し，他のバイオマスに比べてメタン含有率が大きいため分解VSあたりのメタンガス生成量は最も多くなることが分かる。

また，計算値と本実験の実測値の比較を行った。バイオガス生成量は循環式温度フェーズプロセスで0.93L/g-VS-分解，中温単相メタン発酵で0.86L/g-VS-分解であり計算値とほぼ一致するが，メタンガスの含有率は計算値が約69%であるのに対し実測値は約60%と低い値であった。この理由としては，式(2.3.3)は初沈汚泥の有機物成分が全て分解したと仮定した場合であり，実際は汚泥の各成分の分解率が一様でないことが挙げられる。汚泥の主要成分はタンパク質，炭水化物，脂質および粗繊維から構成され，**表-2.3.5**に示した通り，タンパク質および炭水化物の分解により生成するバイオガス中のメタン含有率はそれぞれ約69%と50%であり，炭水化物の分解による生成するバイオガス中のメタンガス含有率が低いことが分かる。本研究では前述の通り炭水化物の分解率は高い値を示した一方でタンパク質の分解率は炭水化物の半分程度の低い値であったことからバイオガス中のメタン含有率も低い値となったと考えられる。

表-2.3.5　擬似分子式から求めたバイオガス収率とメタン含有率

	擬似分子式	メタン	バイオガス	メタンガス	参考文献	
		%	L/g-VS分解	L/g-VS分解		
初沈汚泥（本実験）	$C_{11}H_{24}O_5N$	68.8	0.90	0.62	本実験	計算値
		59.9	0.93	0.56		循環式
		60.5	0.86	0.52		単相
余剰汚泥	$C_5H_7O_2N$	62.5	0.79	0.50	李ら[11]	
し尿汚泥	$C_7H_{12}O_4N$	60.4	0.77	0.47	李ら[11]	
生ごみ	$C_{17}H_{29}O_{10}N$	57.8	0.88	0.51	李ら[11]	
乳牛ふん尿	$C_{22}H_{31}O_{11}N$	56.0	0.97	0.54	櫻井ら[12]	
炭水化物	$(C_6H_{10}O_5)_n$	50.0	0.83	0.42		
タンパク質	$C_{16}H_{24}O_5N_4$	68.8	0.76	0.53		

2.3.4 小結

初沈汚泥を用いて循環式温度フェーズプロセスと中温単相メタン発酵の比較を行った結果を以下に示す。

(1)　循環式温度フェーズプロセスでのバイオガス生成倍率は20.6L/L-投入汚泥，COD分解率は77%となり，これは中温単相メタン発酵に比べて2割程度高い値であった。

(2)　循環式温度フェーズプロセスでは固形物の残存割合は約12%となり，中温単相メタン発酵に比べて固形物の減量化の効果が見られた。

(3)　本実験で用いた初沈汚泥のメタン発酵の化学量論式は，$C_{11}H_{24}O_5N+4.25H_2O \rightarrow 6.875CH_4+3.125CO_2+NH_4^+ + HCO_3^-$と表され，この式を用いてバイオガスの生成量を計算した結果，分解VSあたりのバイオガス生成量の実験値は理論値に近い値を示したが，メタン含有量には差が見られた。

参考文献

1) Yue Han, Shihwu Sung and Richard R. Dague：Temperature-phased anaerobic digestion of wastewater sludge, Water Science and Technology, Vol.36, No.6-7, pp.367-374, 1997

2) S. Watts, G. Hamilton and J. Keller：Two-stage thermophilic-mesophilic anaerobic digestion of waste activated sludge from a biological nutrient removal plant, Water Science and Technology, Vol.53, No.8, pp.149-157, 2006

3) 李玉友，水野修，舩石圭介，山下耕司：二相循環方式高濃度メタン発酵プロセスを用いた生ごみの高速メタン化処理，環境工学研究論文集，Vol.40，2003

4) 社団法人日本下水道協会，下水試験方法上巻－1997年版－，1997

5) A.D.Eaton, L.S.Clesceri, E.W.Rice and A.E.Greenberg：Standard methods for the examination of water and wastewater 21st Edition 2005 Centennial Edition, American Public Health Association, 2005

6) Y. Han and R. R. Dague：Laboratory studies on the temperature phased anaerobic digestion of domestic primary sludge, *Water Environment Research*, Vol. 69, No. 6, pp. 1139-1143, 1997

7) 李玉友, 西村修: メタン発酵法による廃棄物系バイオマスの循環利用, 混相流, Vol. 21, No. 1, pp. 29-38, 2007

8) 李玉友, 張岩, 野池達也：メタン発酵を用いた下水汚泥の減量化・エネルギー回収システム, 月間 ECO INDUSTRY, Vol. 9, No. 9, pp. 15-29, 2004

9) 野池達也編著：メタン発酵, 技法堂出版, 2009

10) 水野修, 李玉友, 奥野芳男, 関廣二, 一瀬正秋：二相循環式メタン発酵プロセスによる食品加工廃棄物の無希釈処理, 環境工学研究論文集, Vol. 41, 2004

11) 李玉友：メタン回収技術の応用現状と展望, 水環境学会誌, Vol. 27, No. 10, pp. 622-626, 2004

12) 櫻井邦宣, 李玉友, 野池達也: 牛ふん尿の中温高濃度メタン発酵特性, 廃棄物学会論文誌, Vol. 16, No. 1, pp. 65-73, 2005

2.4 高濃度混合生汚泥を用いた温度フェーズプロセスの消化特性

2.4.1 背景と目的

2.3 で初沈汚泥を用いた場合の温度フェーズプロセスの有効性が確認されたことから，本節では高濃度混合汚泥を用いたときの温度フェーズプロセスの消化特性について検討した。

2.4.2 実験方法

(1) 供試試料

高温消化槽および中温消化槽の種汚泥はそれぞれ，B 処理場の高温消化槽から採取した消化汚泥，2.2.2 と同様に食品廃棄物処理のメタン発酵槽より採取した中温消化汚泥を使用した。投入汚泥は，2.2.2 と同様に**図-2.2.1** に示す方法で調整した TS6%の初沈汚泥および余剰汚泥の混合汚泥とした。

(2) 実験装置

実験装置は，2.2.2 と同装置を使用した。但し，消化槽は高温槽 1 基（55℃）と中温槽 1 基（35℃）の計 2 基を 1 系列とした。汚泥の投入はタイマー制御のローラーポンプにより行い，高温消化槽には混合汚泥，中温消化槽には高温消化汚泥をそれぞれ 1 日数回投入した。

(3) 実験条件

投入汚泥性状および実験条件を**表-2.4.1** に示す。滞留時間（以下，HRT）は，前段の高温槽で 4 日，後段の中温槽で 10 日の合計 14 日程度が適していると報告されている[2)]。しかし，今回は，高温消化槽の可溶化率は中温消化槽よりも優れているため，高温消化槽はやや長い HRT で運転し有機物の可溶化および消化を充分に行った後，仕上げ処理という位置づけで主に溶解性成分の分解を目的として中温消化槽を設け，系全体の分解率の向上を図ることとした。したがって HRT は，高温消化槽と中温消化槽で同じ 12 日に設定し，合計 24 日とした。COD 負荷は 3.9kgCOD/m^3・日であった。

表-2.4.1 投入汚泥性状および実験条件

投入汚泥性状	TS		(g/L)	60
	VS		(g/L)	47
	VS/TS		(%)	78
	T-COD_{Cr}		(g/L)	80
実験条件	HRT	前段	(日)	12
		後段		12
		合計		24
	COD負荷		(kgCOD/m^3/日)	3.9
実験期間				2008年1月～3月

(4) 分析項目

分析項目は**第2章2.2.4**と同様とした。

2.4.3 実験結果および考察

(1) ガス発生状況

ガス発生状況を**表-2.4.2**に示す。消化ガス発生倍率（投入汚泥あたりの消化ガス発生量）は，前段の高温槽および後段の中温槽はそれぞれ22 Nm^3/m^3，2.3Nm^3/m^3，2槽合計で約24 Nm^3/m^3であった。また，メタン生成収率（投入VSあたりのメタン発生量）は，それぞれ0.290$Nm^3/kgVS$，0.026$Nm^3/kgVS$であり，2槽合計で約0.310$Nm^3/kgVS$であった。このことから，後段の中温槽では高温消化汚泥の分解がさらに進行していることが認められた。

また，今回の中温槽のガス発生割合は，消化ガス発生倍率，メタン生成収率の順に9.4%，8.3%であったことから，中温槽は消化ガス発生量およびメタン発生量を約10%増加させる効果があった。

表-2.4.2　ガス発生状況

	単位	前段（高温）	後段（中温）	合計
滞留時間（HRT）	（日）	12	12	24
消化ガス発生量	（Nml/日）	5,500	570	6,000
メタン発生量	（Nml/日）	3,200	290	3,600
メタン濃度	（%）	59	51	-
消化ガス発生倍率	（Nm^3/m^3）	22	2.3	24
メタン生成収率	（$Nm^3/kgVS$）	0.290	0.026	0.310

(2) 消化汚泥性状

消化汚泥性状を**表-2.4.3**に示す。消化汚泥の T-COD_{Cr} 濃度は，前段および後段はそれぞれ38gCOD/L，33gCOD/Lとなり，後段の中温槽においても有機物濃度が低減された。また，S-COD_{Cr}の値が3gCOD/L低下したことから，それは主に溶解性成分の減少によるものであることを確認した。成分毎に見ると，炭水化物が0.9g/L減少したのに対し，たんぱく質はほとんど低下しなかった。

アンモニア性窒素濃度は前段，後段ともに約2,000mgN/Lで，高温消化におけるアンモニア阻害濃度2,500mg-N/L以下[4]であることから，温度フェーズプロセスは今回の汚泥性状およびTS6%の条件では充分に余裕をもって運転可能であった。VFA濃度は，高温消化汚泥および中温消化汚泥はそれぞれ510mg/L，290mg/Lであり，中温消化槽で43%減少した。

表-2.4.3　消化汚泥性状

	単位	前段（高温）	後段（中温）
pH	(-)	7.9	7.8
TS	(g/L)	35	33
VS	(g/L)	23	20
VS/TS	(%)	65	61
SS	(g/L)	26	23
VSS	(g/L)	16	14
VSS/SS	(%)	62	59
$T\text{-}COD_{Cr}$	(g/L)	38	33
$S\text{-}COD_{Cr}$	(g/L)	8.4	5.4
アンモニア性窒素	(mg-N/L)	2,000	2,000
炭水化物	(g/L)	5.5	4.6
たんぱく質	(g/L)	9.6	9.3
VFA	(mg/L, as HAc)	510	290

(3) 有機物分解率

有機物分解率を**表-2.4.4**に示す。各消化槽における VS 分解率は前段，後段で51%，5.9%，系全体で57%，COD分解率は，前段，後段で53%，5.9%，系全体で 59%であった。前段，後段ともに HRT12 日の運転条件においては，後段の中温槽の効果により，高温単槽と比べて分解率を 1 割程度増加することが確認され，その結果はガス発生量の結果とも一致した。また，後述（**第 5 章**参照）する汚泥性状による分解率の補正を行った場合，COD 分解率は 1 割上昇し，65%を達成することを確認した。

表-2.4.4　有機物分解率(%)

	VS	COD
前段（高温槽）	51	53
後段（中温槽）	5.9	5.9
系全体	57	59

2.4.4 小結

高濃度混合生汚泥を用いて温度フェーズプロセスの連続運転を行った結果を以下に示す。

(1)　各槽の HRT は，前段の高温消化槽および後段の中温消化槽はともに 12 日に設定した（合計 24 日）。その結果，高温消化槽で活発にメタン生成及び有機物分解が行われ，中温消化槽では高温消化汚泥中の溶解性成分が分解，メタン化されることを確認した。

(2)　消化ガス発生倍率は，高温消化槽および中温消化槽の順に 22 Nm^3/m^3，1.9 Nm^3/m^3，合計 24 Nm^3/m^3，メタン生成収率は，同様に 0.290 $Nm^3/kgVS$，0.026 $Nm^3/kgVS$，合計約 0.310 $Nm^3/kgVS$ であった。中温消化槽により消化ガス発生量は 1 割増加した。

(3) COD 分解率は，後段の中温消化槽による溶解性成分の分解効果により，系全体の有機物分解率は 59%となった。前段，後段ともに HRT12 日の条件においては，高温消化槽単槽に比べて分解率は 1 割上昇した。

参考文献

1) 李玉友，小林拓郎：下水汚泥嫌気性消化システム評価およびプロセスの高効率化，水，Vol50，NO.9，pp.20-34，2008

2) Yue Han, Shihwu Sung, Richard R. Dague : Temperature-phased anaerobic digestion of wastewater sludges, Water Science and Technology, Vol.36, No.6-7, pp.367-374, 1997

3) H.W. Kim, S.K. Han, H.S. Shin :Simultaneous treatment of sewage sludge and food waste by the unified high-rate anaerobic digestion system, Water Science and Technology, Vol.53, No.6, pp.29-35, 2006

4) Li Y.Y., Ko I.B., Noike T., Funaishi K. and Sasaki H. "Comparison of Ammonia Inhibition between the Methopilic and Thermophilic Anaerobic Digestion of Municipal Solid Wasete", *Proc. of 10th World Congress on Anaerobic Digestion*, Volume1, pp.507-514, 29/Aug-2/sep/2004, Montreal, Canada, 2004

2.5 まとめ

本章では，六段消化槽，二相式メタン発酵，温度フェーズプロセスの各システムを連続実験にて検討した。各検討において得られた知見を下記に示す。

2.1 六段消化槽における実験結果を以下に示す。

(1) 多段化による影響について

第 1 槽の HRT を 3 日程度とした場合，必ずしも酸発酵槽が形成されるわけではない。どの実験系でも VS 分解率は HRT=5～7 日程度で最終分解率の約 8 割に達しており，VS 分解率を高めるには発酵初期での工夫が必要となると推察される。VS 分解率と同様に消化ガスの発生は第 1 槽と第 2 槽に集中しており，このとき主に分解されているのはセルロースと予想される。

(2) 酸発酵槽が与える影響について

本実験では発酵の立ち上げ方を工夫することにより第 1 槽にプロピオン酸を蓄積させ，酸発酵状態を形成することができた。この場合，系全体として VS 分解率が高くなりガスの発生量も増加する傾向にあった。

(3) 返送が与える影響について

返送により後段のアルカリ度やメタン生成菌を前段に供給する効果が見られる。また返送量を増加することにより F/M 比が減少し，前段でガスの発生量が多くなったものの，ガスの発生総量にはほとんど影響を与えなかった。

2.2 二相式メタン発酵プロセスの実験結果を以下に示す。

本節で実施した高濃度混合汚泥を用いた二相式メタン発酵プロセスの実験結果を以下にまとめる。

(1) 酸生成相とメタン生成相を相分離して運転するためには，酸生成槽の滞留時間は 1 日程度とする必要があった。汚泥返送を実施すると，酸生成槽の pH が上昇し，その結果，メタン生成反応が起こったために酸生成は優勢とならなかった。

(2) 中温二相式メタン発酵の COD 分解率は約 52%，消化ガス発生倍率は 22Nm^3/m^3，メタン生成収率は 0.306Nm^3/kgVS であった。

(3) 各消化槽で分解が進行しやすい有機物成分は異なり，たんぱく質は酸生成槽，炭水化物および脂質はメタン生成槽でそれぞれの分解が進行した。

(4) 二相式メタン発酵が成立した条件(RUN1)と成立しなかった条件（RUN2）のガス発生状況および有機物分解率は同程度であった。これは 2.1 における相分離が成立した条件で分解率が増加した結果とは異なるものであったが，本節の供試汚泥が比較的難分解であったことが一因と推察された。汚泥性状によっては二相式メタン発酵プロセスを採用することにより，ガス発生量の増加および有機物分解率の向上が示唆された。

2.3 初沈汚泥を用いて循環式温度フェーズプロセスと中温単相メタン発酵の比較を行った結果を以下に示す。

(1) 循環式温度フェーズプロセスでのバイオガス生成倍率は 20.6L/L-投入汚泥，COD 分解率は 77%となり，これは中温単相メタン発酵に比べて 2 割程度高い値であった。

(2) 循環式温度フェーズプロセスでは固形物の残存割合は約 12%となり，中温単相メタン発酵に比べて固形物の減量化の効果が見られた。

(3) 本実験で用いた初沈汚泥のメタン発酵の化学量論式は，$C_{11}H_{24}O_5N+4.25H_2O \rightarrow 6.875CH_4+3.125CO_2+NH_4^+ + HCO_3^-$ と表され，この式を用いてバイオガスの生成量を計算した結果，分解 VS あたりのバイオガス生成量の実験値は理論値に近い値を示したが，メタン含有量には差が見られた。

2.4 高濃度混合生汚泥を用いて温度フェーズプロセスの連続運転を行った結果を以下に示す。

(1) 各槽の HRT は，前段の高温消化槽および後段の中温消化槽はともに 12 日に設定した（合計 24 日）。その結果，高温消化槽で活発にメタン生成及び有機物分解が行われ，中温消化槽では高温消化汚泥中の溶解性成分が分解，メタン化されることを確認した。

(2) 消化ガス発生倍率は，高温消化槽および中温消化槽の順に 22 Nm^3/m^3，1.9 Nm^3/m^3，合計 24 Nm^3/m^3，メタン生成収率は，同様に 0.290 $Nm^3/kgVS$，0.026 $Nm^3/kgVS$，合計約 0.310 $Nm^3/kgVS$ であった。中温消化槽により，消化ガス発生量は 1 割増加した。

(3) COD 分解率は，後段の中温消化槽による溶解性成分の分解効果により，系全体の有機物分解率は 59%となった。前段，後段ともに HRT12 日の条件においては，高温消化槽単槽に比べて分解率は 1 割上昇した。

以上の結果から，本研究において検討した消化プロセスの中では，高温消化および中温消化を組み合わせた温度フェーズプロセスが最も優れた有機物分解率を示すことを確認した。

第3章　二酸化炭素吹込みによる発酵効率向上法の検討

本章では，昭和63年から約3年間，建設省土木研究所と株式会社タクマの両者の間で行われた共同研究「二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究」[1]の成果に基づき，二酸化炭素分圧をコントロールすることによるメタンガス発生量の増加可能性について検討を行った。

3.1　回分実験による二酸化炭素分圧のメタン発酵への影響

本節では「二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究」の成果を確認し，また，VS分解率等の液相の追加情報を得るために，回分試験を行い，二酸化炭素分圧がメタン発酵に与える影響について調査を行った。

3.1.1　実験方法

実験は，「二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究」で行われた実験[1]に準拠して実施した。**表-3.1.1**に示した実験条件により，100ml用バイアル瓶(内容量160ml)を用いて35℃で行った。バイアル瓶には，消化が完了した嫌気性消化汚泥を種汚泥として50ml注入し，気相部を所定のガスで密封した。いずれもバイアル瓶内部のガスの置換には十分なガスを用いて実施している。培養中のバイアル瓶は，一日に一回程度手動で撹拌し，5日目又は15日目のガス組成変化を調べた。分析項目とその方法は以下のとおりである。また，**図-3.1.1**に分析フローを示す。

気相：所定日数に達したバイアル瓶に，注射針をつけた60mlのシリンジを突き刺してシリンジ内の圧力が大気圧と釣り合うまで放置し，シリンジの目盛りを読むことにより発生したガス量を測定した。その後1mlのシリンジで所定量ガスを採取し，TCDガスクロマトグラフ(SHIMADZU GC-2014)にて分析を行った。

液相：採取した汚泥を20ml分取し，TS及びVSの測定に供した。残った汚泥を遠心分離機(3000rpm 20分)にかけ，得られた上澄みを孔径0.2μmのろ紙でシリンジろ過しVFAの分析に供した。残った上澄みを濾紙(GFB 孔径0.45μm)で吸引ろ過し，ろ液を用いてTOCの測定を行った。VFAの測定は高速液体クロマトグラフ(DIONEX IC 20 Ion Chromatograph)によって行い，TOCはTOC計(SHIMADZU TOC-5000A)によって測定した。

表-3.1.1　実験条件

	Run1	Run2	Run3	Run4
消化日数	5日	15日	5日	15日
パージガス	N_2	N_2	CO_2	CO_2

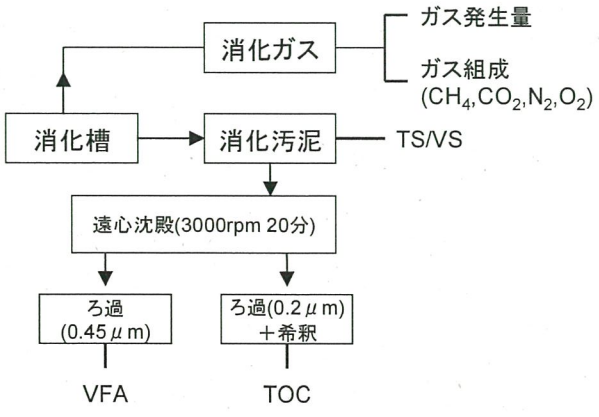


図-3.1.1　分析フロー

3.1.2　実験結果および考察

（1）ガスの発生量について

ガスの発生量は図-3.1.2 に示す結果となった。N_2 と CO_2 とでパージするガスの種類を変えることによってガスの発生量が大きく異なった。また，消化期間が長いほうがガスの発生量は多くなっている。

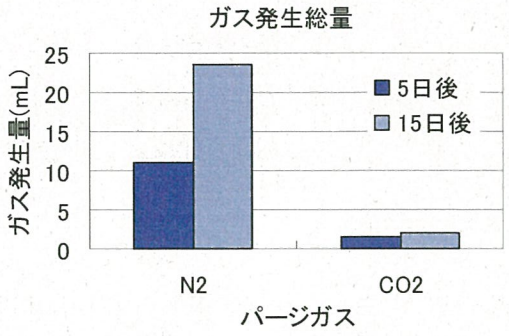


図-3.1.2　ガス総生量

（2）各ガスの濃度

①　メタンガス

今回の実験結果と既往の実験結果[1]を図-3.1.3 に示す。N_2 パージと He パージでは本質的に同じ現象がおきていると考えてよく，今回の実験結果と既往の実験結果は概ね一致しているといえる。メタンガス濃度は消化期間に依存するが，少なくとも 5 日間程度ではパージするガス種類の影響を受けていない。

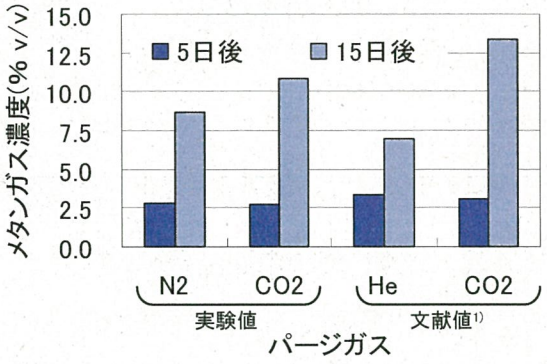


図-3.1.3 メタンガス濃度

②　二酸化炭素・窒素ガス

各ガスの濃度は図-3.1.4 に示す結果となった。いずれもパージガスの濃度が下がっている。これはバイアル瓶の中で CH_4 ガス等が発生したことによる効果のほか，測定誤差が影響している。

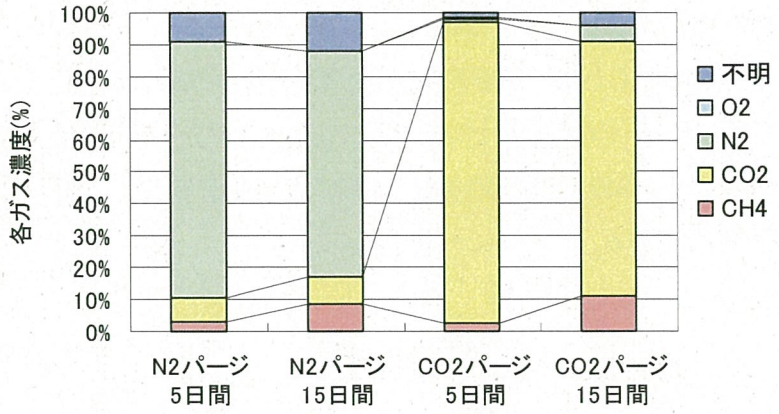


図-3.1.4 各ガス濃度

（3）各ガスの発生量・吸収量

各ガスの発生量は式(3.1.1)で定義できる。この値がマイナスになったときは液相中に吸収されたと考えてよい。

各ガスの分圧×(ガスの総発生量＋パージガス総量)－(パージ量)　　(3.1.1)

① メタンガスの発生量

メタンガスの発生量は図-3.1.5 に示す結果となった。CH_4 の発生量は，いずれも日数を置くと増加している。一方，同じ経過日数であればパージガスの種類によらずメタンガスの発生量は同程度であった。

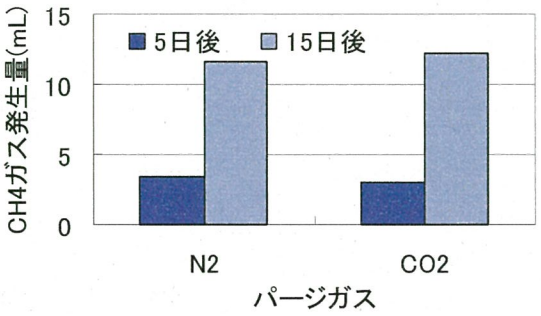


図-3.1.5 メタンガス発生量

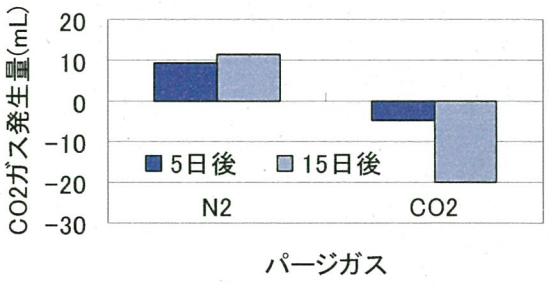


図-3.1.6 二酸化炭素発生量

② 二酸化炭素の発生量・吸収量

メタン発酵では，有機物が分解してメタンと二酸化炭素が生成する [2]。しかし N_2 でパージした系では CO_2 が発生し，CO_2 でパージした系では CO_2 は吸収されている(図-3.1.6)。CO_2 の発生量・吸収量は，いずれも日数を置くと増加している。これは，ヘンリーの法則により N_2 でパージした場合には気相中の CO_2 分圧が低いため，液相中に CO_2 が保持されず気相に移行していると考えられる。一方，CO_2 でパージした場合には気相中の CO_2 分圧が高いため，液相中に CO_2 が吸収されていると考えられる。

（4）VS 分解率と TOC

図-3.1.7 に液相の VS の挙動を，図-3.1.8 に TOC の結果を示す。CO_2 パージは N_2 パージと比べて VS および TOC が若干減少する傾向が見られた。予備実験では十分消化した汚泥に CO_2 パージを行うことで pH が 7.4 から 6.6 程度まで低下，N_2 パージを行うことで 7.8 まで上昇することが確認されている。本実験では CO_2 パージを施すことで液相中の pH が低下し，酸生成菌の活動が活性化することによって液相で VS や TOC の分解が起きている可能性が考えられる。

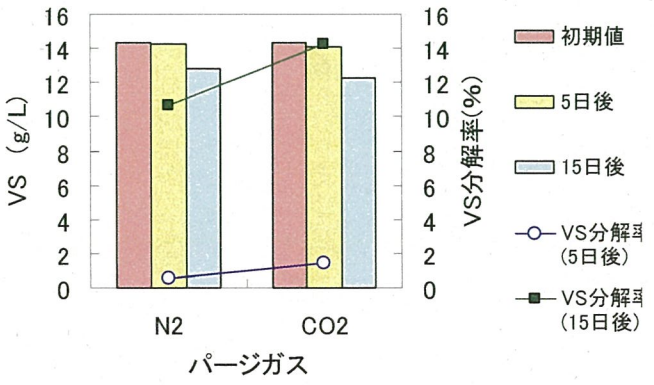


図-3.1.7 VS の時系列変化

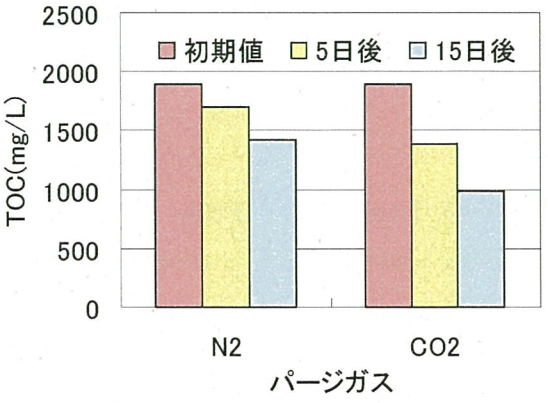


図-3.1.8 TOC の時系列変化

（5）VFA の生成について.

測定された VFA 濃度はいずれも 5mg/L 以下と低く（表-3.1.2），有意な差は見られなかった。確認された VFA は主に酢酸であった。

表-3.1.2　VFA 分析結果

	測定値（mg-酢酸/L）								
	コハク酸	乳酸	ギ酸	酢酸	プロピオン酸	i-酪酸	n-酪酸	i-吉草酸	n-吉草酸
元試料	0.00	0.00	0.40	4.89	0.58	0.00	0.00	0.00	0.00
RUN1	0.00	0.00	0.39	3.66	0.49	0.00	0.00	0.00	0.00
RUN2	0.00	0.00	0.31	2.88	0.39	0.00	0.00	0.00	0.00
RUN3	0.00	0.00	0.27	2.79	0.51	0.00	0.00	0.00	0.00
RUN4	0.00	0.00	0.18	1.79	0.44	0.00	0.00	0.00	0.00

3.1.3　小結

バイアル試験の結果から，気相中の CO_2 濃度を高めることで以下のことが明らかとなった。

(1) 本実験結果では，気相中の CO_2 濃度によって CH_4 ガスの増加することは確認できなかった。

(2) 液相中の VS 及び TOC は，CO_2 パージの場合には N_2 パージより若干減少量が大きくなっていた。VFA については有意な差は見られなかった。

3.2　六段消化槽への適用

3.2.1 目的

3.1 の回分実験の結果から，気相部の CO_2 分圧を高めることで CH_4 の発生量の増加は確認できなかったものの液相での VS 分解率向上の可能性が見出された。そこで本節では，2.1 で使用した六段消化槽の後段 No.5 槽に CO_2 を添加し，その効果について検討を行った。

3.2.2 実験方法

(1) 供試試料

2.1 と同じ方法で採取，調整した汚泥を実験に使用した。

(2) 実験装置

実験は図-3.2.1 に示すように，2.1 の実験装置を一部改造して行った。汚泥の投入，撹拌，引き抜き方法は 2.1 と同様である。炭酸ガスの供給については，一般工業用炭酸ガスを 100L のテドラーバッグに採取し，ポンプチューブを用いて No.5 槽に設置したガス管から連続的に行った。

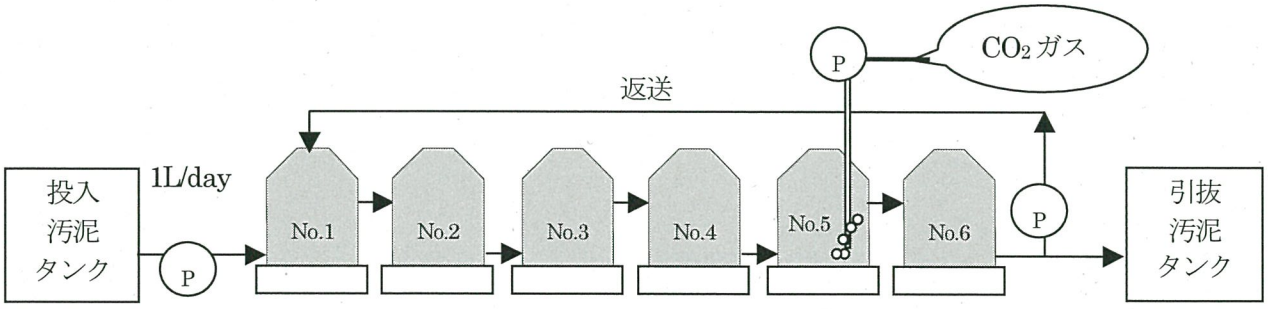


図-3.2.1　実験装置概略図

(3) 実験条件

2.1 の RUN3 の汚泥の投入・返送条件で CO_2 の吹き込みを行っているため，これを RUN3’と設定する。実験条件を表-3.2.1 に，RUN3’の HRT を図-3.2.2 に示す。本節も 2.1 と同様に簡単のため，図-3.2.2 に示す累積内部 HRT を用いて各槽の時系列変化について議論を行うこととする。

表-3.2.1　実験条件

	RUN3	RUN3’
汚泥返送比(wet)（投入汚泥:返送汚泥）	1:0.64	1:0.64
系全体の滞留時間（HRT）	30日	30日
返送汚泥を含む一槽あたりの実滞留時間	3.0日	3.0日
系全体のVS負荷　平均値（kg-VS/m^3/日）	1.24	1.24
第一槽のVS負荷　平均値（kg-VS/m^3/日）	9.04	9.04
炭酸ガス投入量	—	約6L/日
実験期間	7ヶ月	4ヶ月

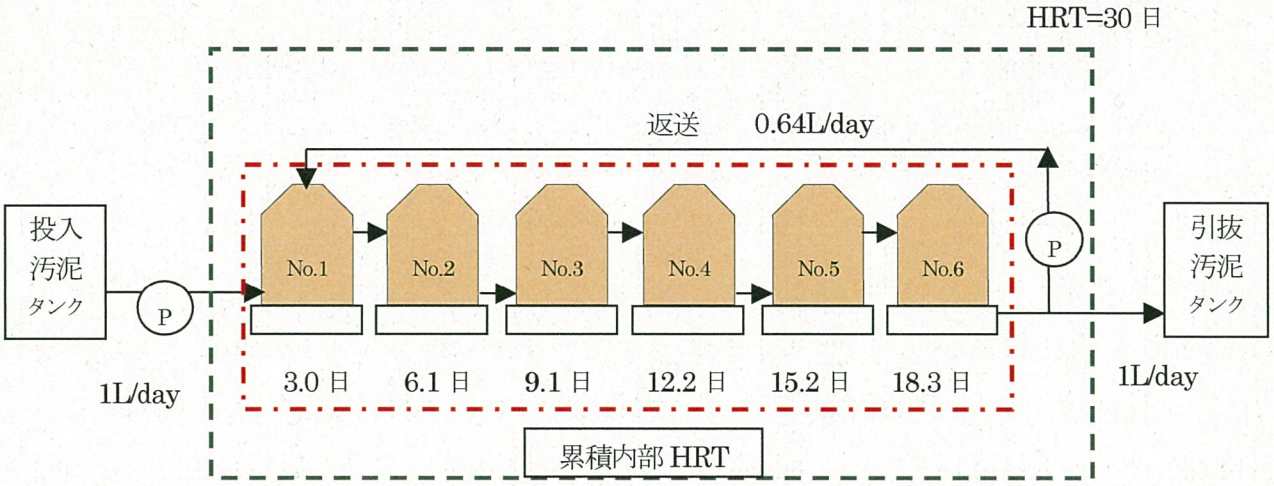


図-3.2.2　RUN3' 時の HRT

(4) 分析項目

分析項目及び分析手法は2.1と同様である。

3.2.3 実験結果および考察

(1) pH と VFA の挙動

3.1の予備実験から CO_2 の吹込みによって発酵液の pH が下がることが確かめられている。一方で VFA の生成についてはバイアル試験では明らかとならなかった。そこで，はじめに CO_2 の吹込みにより pH と VFA の挙動に与える影響について確認を行った。各実験系での安定期間中の pH の平均値を図-3.2.3に示す。

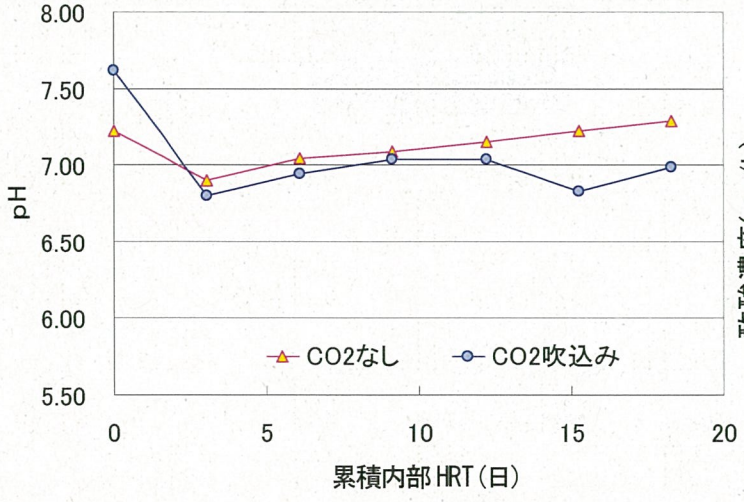


図-3.2.3　pH の平均値

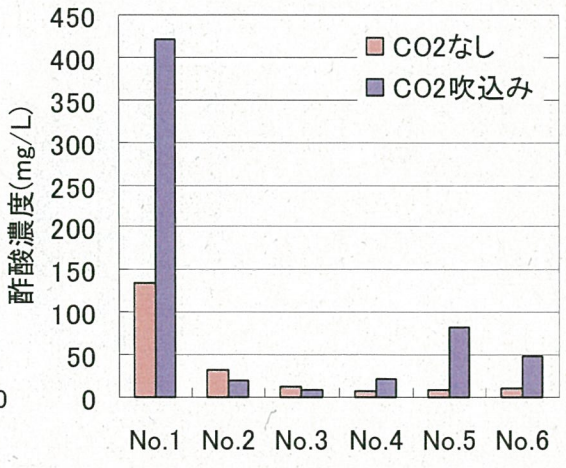


図-3.2.4　各槽の酢酸の値

No.5 で CO_2 を吹込んでいるため，同槽で pH が低下している。CO_2 の吹き込みの影響は No.5 の流出先の No.6 だけでなく，返送によって全槽に及んでいるといえる。CO_2 吹込み時の VFA は吹き込み初期のデータしか得られていないため参考値扱いではあるが，No.5, No.6 では酢酸や吉相酸の生成が認められている。

(2) VS 分解率の挙動

CO_2吹込みの有無による VS 分解率の変化を**図-3.2.5** に示す。全体的に CO_2 を吹き込むことにより，VS 分解率が高くなる傾向が見られた。2.1 で示唆されたように，消化液中の pH を下げることで VS 分解率が向上する可能性がある。

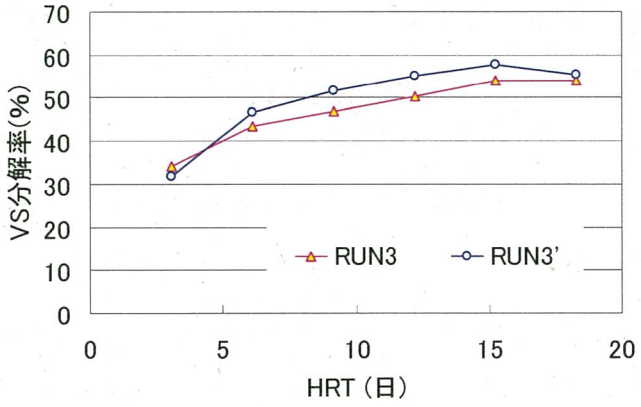


図-3.2.5　VS 分解率の時系列変化

(3) ガスの発生量と組成

2.1 と同様に，第 1 槽と第 2 槽で発生したガス量の解析は合算値として行う。また，途中ガスの捕集に失敗していた期間もあったため，解析には安定してガスが捕集できた期間のみを用いて解析を行った。**図-3.2.6** に各槽のガスの捕集量を内訳もあわせて示す。

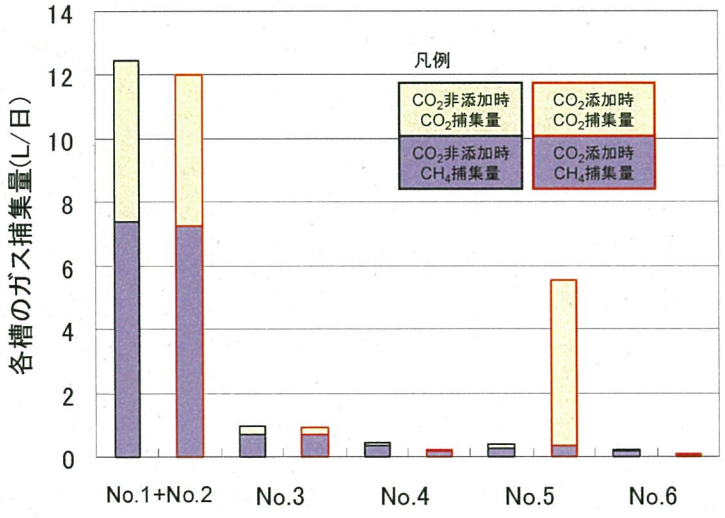


図-3.2.6　各槽のガス捕集量

CO_2 を吹き込んでいる No.5 においてはガスの捕集量は増加している。吹き込んだ CO_2 のうち大半が直接気相に移行して捕集されたと考えられる。メタンガスの総発生量については CH_4 発生量全体への影響は無視できる程度であったといえる(**図-3.2.6**)。

局所的に見れば，VFA が No.5 で生成されて No.6 で減少していることから，No.6 では VFA の分解に伴う

CH_4の生成が起きていると考えられる。酢酸の挙動から発生しうるメタンガス量は式(3.2.1)のとおりである。

$$(83-48)\,mg/L \times 1.64L/day \times 1/60000\ mol/mg \times 22400\ mL/mol = 20ml/day \qquad (3.2.1)$$

RUN3′における第6槽でのCH_4発生量は30ml/dayであったので，No.6に限って言えばCO_2添加の影響は少なくないが，系全体ではその影響は小さいと考えてよい。

3.2.4 小結

連続メタン発酵を行っている六段消化槽の後段No.5槽に連続的にCO_2を吹き込むことで以下のことが明らかとなった。

(1) 返送を行っている影響もあり，CO_2を吹き込むことによって全槽でpHの低下やVS分解率の向上が見られた。VFAについては参考値扱いではあるがNo.5, No.6で生成されていることが確認できた。

(2) 吹き込んだCO_2のうち大半がNo.5の気相へ直接移行し，捕集されていた。

(3) CO_2の吹き込みに伴いCH_4は局所的に生成されている可能性があるが，全体を通してみるとほとんど影響を及ぼさない。

参考文献

1） 二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究報告書，共同研究報告書第64号，建設省土木研究所，1991

2） 野池達也編著：メタン発酵，技報堂出版，p.19，2009

3.3 温度フェーズプロセスへの適用

3.3.1 はじめに

3.2 で，六段消化槽を用いて CO_2 吹込み位置の検討を行った。その結果，メタン生成反応がほぼ停止状態の後段の消化槽に対して CO_2 吹込みを行った場合，VFA の生成が確認されたもののメタン発生量の増収効果は余り確認できなかった。この結果から，CO_2 の吹込みは活発なメタン生成反応が見られる段階に対して行うことが有効と考えられた。

そこで，本節では，CO_2 吹込みと**第 2 章**で最も高い有機物分解率を示した温度フェーズプロセスを組み合わせ，前段の高温槽に対する CO_2 吹込み効果の確認を行うことを目的とした。

3.3.2 実験方法

(1) 供試試料

種汚泥は 2.4.2，投入汚泥は 2.2.2 とそれぞれ同様のものを使用した。

(2) 実験装置

実験装置は 2.4.2 と同様のものを使用した。但し，温度フェーズの前段の高温槽は，消化槽内に CO_2 を吹込めるように改良した（**図-3.3.1**）。CO_2 の消化槽への注入方法は，所定の量の純 CO_2 ガスを充填したガスバッグ（二ツ口）の一方の口をマイクロチューブポンプに接続し，ガス注入管（ガラス管，内径約 5mm，散気管なし）を通じて消化槽の汚泥中に注入した。ガスバッグのもう一方の口は，消化槽の気相部と接続することにより，ガスバッグ内のガスと消化槽内の気相部のガスを循環できるようにした。ガス注入量は約 60mL/min とした。CO_2 充填量は，所定の CO_2 濃度となるように予想される消化ガス発生量から算出した。消化槽は，温度フェーズ 2 基，対照系の高温消化 1 基の計 3 基を使用した。

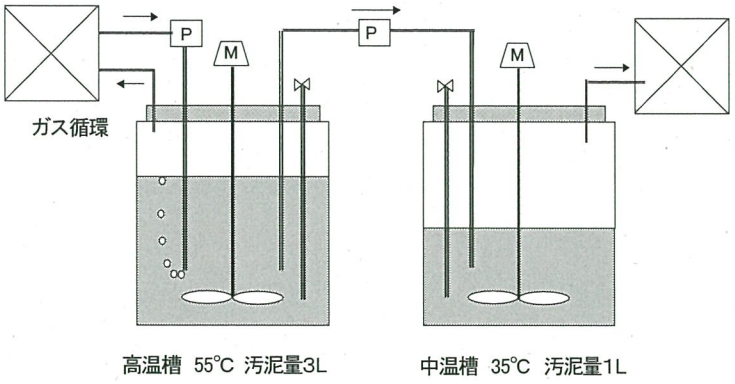


図-3.3.1 実験装置概略図

(3) 実験条件

実験条件を**表-3.3.1** に示す。VS 負荷は 3.1kgVS/m^3/日，COD 負荷は 5.2 kgCOD/m^3/日であった。HRT は，前段の高温槽は約 15 日，後段の中温槽は約 10 日とした。2.4 で確認されたように温度フェーズプロセスの後段の中温槽は，主に溶解性成分の分解を担っており，溶解性物質からのメタン化プロセスは固形物からの分解と比べて短時間で行われる。そのため各槽の HRT は，前段で 12 日から約 15 日，後段で 12 日から約 10 日にそれぞれ変更した。

CO_2 ガスの吹込みによる消化槽内の気相部 CO_2 濃度の調整は，活発なメタン生成反応が見られた温度フェーズプロセスの高温消化槽に対して実施した。CO_2 濃度を RUN1-1 で 65%，RUN2-2 で 75%にそれぞれ調整して運

転した。HRT の 3 倍の期間運転を行い，定常期間に 4，5 回の分析値の平均値を運転データとした。

表-3.3.1 実験条件

		単位	実験期間①		実験期間②	
			実験系	対照系	実験系	対照系
			RUN1-1	RUN1-2	RUN2-1	RUN2-2
VS 負荷		(kgVS/m³/日)	3.1			
COD 負荷		($kgCOD_{Cr}$/m³/日)	5.2			
HRT	前段	(日)	14	16	15	16
	後段		10	－	9	－
	合計		24	16	24	16
CO_2 調整	前段	(気相部濃度	65	×	73	×
	後段	v/v %)	×	×	×	×

×：実施せず，－：なし（対照系は高温 1 槽構成）

(4) CO_2 濃度調整方法

CO_2 濃度の調整方法は，1 日 1 回ガス発生量を測定するためにガスバッグを交換する際に，ガスバッグ内に純 CO_2 ガスを所定の量を充填したものを消化槽に接続する。ガスバッグ内のガスは，ポンプにより消化槽内の気相部と連続的に循環させている。これにより，消化ガス中の CO_2 発生量に合せてガスバッグへの充填量を変更することで消化槽の気相部の CO_2 濃度の調整を可能とした。

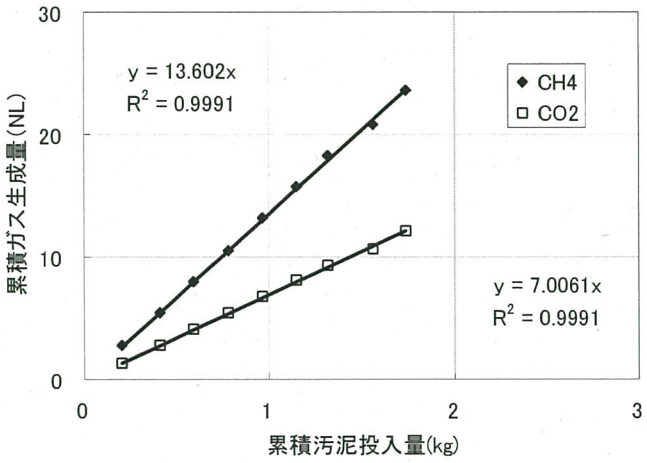


図-3.3.2 CH_4 および CO_2 の発生倍率

CO_2 濃度の調整方法は，1 日 1 回ガス発生量を測定するためにガスバッグを交換する際に，ガスバッグ内に純 CO_2 ガスを所定の量を充填したものを消化槽に接続する。ガスバッグ内のガスは，ポンプにより消化槽内の気相部と連続的に循環させている。これにより，消化ガス中の CO_2 発生量に合せてガスバッグへの充填量を変更することで消化槽の気相部の CO_2 濃度の調整を可能とした。

次に，本消化槽の CO_2 発生量を知るため，各ガス発生倍率を算出した。累積汚泥投入量と累積ガス生成量の関係を**図-3.3.2** に示す。CH_4 および CO_2 のプロットの近似曲線は，CH_4 ガス発生倍率および CO_2 発生倍率を表しており，CO_2 発生倍率は 7.0 であった。この値を用いて式（3.3.1）により，ガスバッグへの CO_2 充填量

を算出した。HRT15 日の時，計算値では CO_2 濃度 65%の場合は約 3.7L，75%の場合は約 6.8L となったが，運転の結果，その量では不足したため徐々に充填量を増加した。実際に充填した量は，CO_2 濃度 65%の場合で約 6L，75%の場合で約 9L であり，計算値の約 1.6 倍の量が必要であった。その原因については 3.3.3 で詳述するが，消化ガス中の CO_2 発生量が，CO_2 吹込み以前と比べて減少したためであった。

$$\text{気相部}CO_2\text{濃度}(\%) = \frac{CO_2\text{発生量}(mL/d) + CO_2\text{充填量}(mL/d)}{CH_4(mL/d) \times CO_2\text{発生量}(mL/d) \times CO_2\text{充填量}(mL/d)} \qquad (3.3.1)$$

ここで，CH_4 発生量：汚泥投入量×13.6 ，CO_2 発生量：汚泥投入量×7.0

(5) 分析項目

分析は 2.2.2 と同様に行ったが，追加項目として消化汚泥の TOC（SHIMADZU, TOC-V）を測定した。

3.3.3 実験結果および考察

(1) ガス発生状況

各槽の定常状態におけるガス発生状況を表-3.3.2 に示す。CO_2 吹込みを実施した RUN1-1 の前段，および RUN2-1 の前段の CO_2 濃度はそれぞれ 65%, 73%であり，各 RUN を所定 CO_2 濃度に調整することができた。なお，RUN1-1 および RUN2-1 の前段は，CO_2 吹込みを行ったため，表中の消化ガス発生量および CO_2 発生量は CO_2 充填量を含んでおり，対照系と比べて多くなっている。

表-3.3.2　ガス発生状況

		RUN1-1			RUN1-2	RUN2-1			RUN2-2
	単位	前段	後段	合計	高温	前段	後段	合計	高温
HRT	(日)	14	10	24	16	15	9.4	24	16
消化ガス発生量	(Nml/日)	9,400	450	9,800	3,900	12,000	400	12,000	4,100
CH_4発生量	(Nml/日)	2,900	250	3,100	2,400	2,800	230	3,000	2,600
CO_2発生量	(Nml/日)	6,200	170	-	1,300	8,600	150	-	1,400
CH_4濃度	(%)	31	56	-	62	24	56	-	63
CO_2濃度	(%)	65	38	-	32	73	38	-	33
消化ガス発生倍率	(Nm^3/m^3)	-	-	-	21	-	-	-	22
CH_4発生倍率	(Nm^3/m^3)	13	1.1	14	13	14	1.2	15	14
消化ガス発生率	(Nm^3/kgVS)	-	—	—	0.462	-	—	—	0.466
CH_4生成収率	(Nm^3/kgVS)	0.285	0.024	0.309	0.287	0.295	0.024	0.319	0.294

(2) 高温槽のメタン発生量の挙動

CO_2濃度65%に調整したRUN1-1の前段と対照系のRUN1-2を比較すると，メタン発生倍率は，RUN1-1，RUN1-2の順に，13 Nm^3/m^3，13 Nm^3/m^3，メタン生成収率は同様に，0.285 $Nm^3/kgVS$，0.287 $Nm^3/kgVS$であったことから，メタン発生量においてCO_2調整の効果は見られなかった。

次にCO_2濃度73%に調整したRUN2-1の前段と対照系のRUN2-2を比較すると，メタン発生倍率は，RUN2-1，RUN2-2の順に，14 Nm^3/m^3，14 Nm^3/m^3，メタン生成収率は同様に，0.295 $Nm^3/kgVS$，0.294 $Nm^3/kgVS$であったことから，CO_2濃度75%の条件においてもメタン発生量においてCO_2調整の効果は見られなかった。

メタン発生倍率とCO_2濃度の経日変化を**図-3.3.3**に示す。RUN1-1において，メタン発生倍率は±4程度，CO_2濃度は±2%程度増減した。メタン発生倍率とCO_2濃度に相関は見られず，汚泥投入量の変動に由来するものであった。一方，RUN2-1では，メタン発生倍率は比較的安定しており，メタン発生倍率は±1%，CO2濃度は±3%程度であった。RUN2-1もメタン発生倍率とCO_2濃度に相関は見られなかった。

以上の結果から，高温消化槽の気相部CO_2濃度を65%および75%に調整した時，対照系と比べてメタン発生量の各指標にほとんど差は見られず，CO_2濃度の違いによる影響も確認できなかった。また，CO_2濃度とメタン発生量の経日変化においても相関は見られなかった。

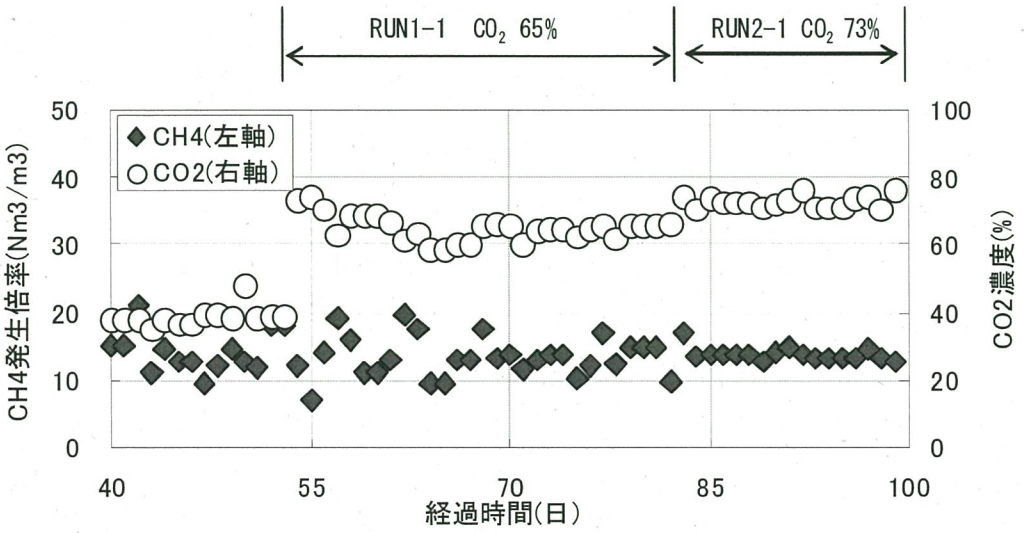


図-3.3.3 高温消化槽のメタン発生倍率とCO_2濃度の経日変化

(3) 高温槽のCOD収支および有機物分解率

CO_2濃度を調整した温度フェーズの高温槽と対照系のCOD収支を**図-3.3.4**に示す。各高温槽を見ると，メタンの割合は約50%，固形物は41%，溶解性物質は約9%とそれぞれ等しく，CO_2濃度の影響は確認できなかった。

次に，VS，VSSおよびCODの各分解率を**表-3.3.3**に示す。CO_2制御系の高温槽のVS，VSS，CODの各分解率は，それぞれ52%，64%，50%であった。一方，対照系の高温槽は，51%，62%，50%であった。有機物分解率において，CO_2分圧の影響はほとんど認められなかった。

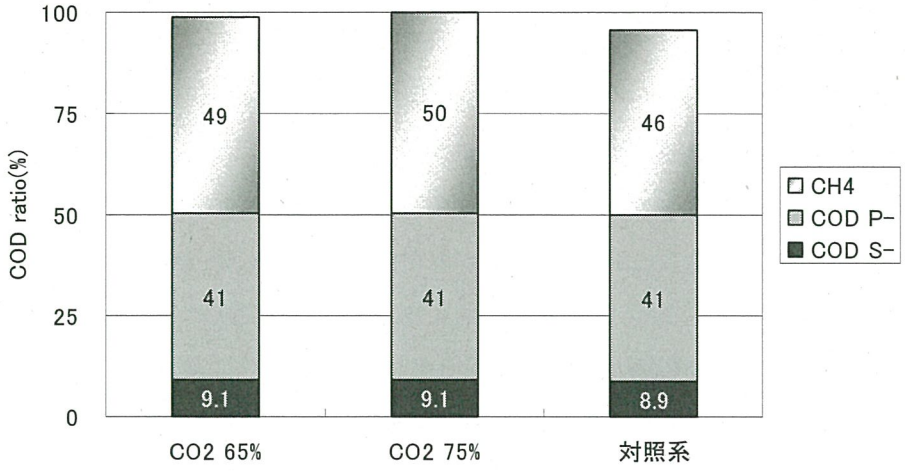


図-3.3.4　COD 収支

表-3.3.3　有機物分解率(%)

	RUN2-1			RUN2-2
	前段	後段	合計	対照系
VS	51.5	5.8	57.3	50.6
VSS	64.1	1.8	65.8	61.9
COD	49.7	6.0	55.7	49.9
炭水化物	66.4	7.6	74.1	67.3
たんぱく質	21.3	3.7	25.0	22.8

(4) CO_2 濃度調整時の後段（中温槽）のガス発生への影響

CO_2 濃度を調整した前段，高温消化槽の消化汚泥が流入する後段の中温槽のガス発生状況について検討する。CO_2 濃度 65%および 75%にそれぞれ調整した時の後段のガス発生量を比較すると，メタン発生倍率は，RUN1-1，RUN2-1 の順に，1.1 Nm^3/m^3，1.2 Nm^3/m^3，メタン生成収率は同様に，0.024 $Nm^3/kgVS$，0.024 $Nm^3/kgVS$ であった。また，メタン濃度はいずれの条件でも 58%であった。このことから，前段の高温消化槽の気相部 CO_2 濃度の変化による後段の中温槽に対しての影響は余り見られなかった。

(5) 消化汚泥性状

CO_2 濃度 75%時の消化汚泥性状を**表-3.3.4** に示す。RUN2-1 の前段の高温槽および RUN2-2（対照系）を比較すると，各有機物指標はほとんど同等であった。pH は対照系よりも 0.1 程度低い値を示した。M アルカリ度もわずかに低い値を示した。これは前述したように，CO_2 濃度上昇により CO_2 の溶解量が増大したことにより，炭酸水素イオンが増加したことに起因していると思われる。このように CO_2 濃度上昇が消化汚泥に与える影響はわずかであった。

表-3.3.4　消化汚泥性状　(CO_2濃度75%時)

		RUN2-1		RUN2-2
	単位	前段CO_2 75%	後段	対照系
pH	(-)	7.68	7.73	7.76
TS	(g/L)	37	35	37
VS	(g/L)	23	20	23
VS/TS	(%)	61	57	62
SS	(g/L)	28	27	29
VSS	(g/L)	16	15	17
VSS/SS	(%)	58	57	59
SVS	(g/L)	6.4	4.6	6.0
T-COD	(g/L)	39	35	39
S-COD	(g/L)	7.1	3.7	6.9
アンモニア性窒素	(mg-N/L)	2,000	2,100	2,100
Mアルカリ度	(mg-$CaCO_3$/L)	6,200	7,300	6,300
炭水化物	(g/L)	5.0	3.9	4.9
たんぱく質	(g/L)	10	9.2	9.4
VFA	(mg/L , as HAc)	350	82	290

(6) 高温槽における二酸化炭素の化学平衡

CO_2予想発生量は式(3.3.2)のように，最初にガスバッグへ充填したCO_2量と消化ガス中のCO_2発生量の合計値として，式(3.3.3)から，予想と実際の発生ガス量の差を算出した(**表-3.3.5**)。その結果，実際のCO_2発生量は，予想発生量よりも880～1,100Nml/日低い値となった。

$$CO_2\text{予想発生量}(Nml/d) = CO_2\text{充填量} + \text{汚泥投入量} \times 7.0 \qquad (3.3.2)$$

$$CO_2\text{減少量}(Nml/d) = CO_2\text{予想発生量}(Nml/d) - \text{実際の}CO_2\text{発生量}(Nml/d) \qquad (3.3.3)$$

一方，式(3.3.4)～(3.3.7)に示すように消化槽内でCO_2は気液平衡状態となっている。気相部のCO_2濃度が高くなると，液相への溶解量が増加し，式(3.3.4)～(3.3.7)の各平衡は右方向に進む。その結果，消化ガス中のCO_2発生量が低下したと考えられた。

$$CO_2(g) \Leftrightarrow CO_2(aq) \qquad (3.3.4)$$

$$CO_2(aq) + H_2O \Leftrightarrow H_2CO_3(aq) \qquad (3.3.5)$$

$$H_2CO_3(aq) \Leftrightarrow H^+ + HCO_3^- \qquad (3.3.6)$$

$$HCO_3^- \Leftrightarrow H^+ + CO_3^{2-} \qquad (3.3.7)$$

表-3.3.5　実際のCO_2発生量と計算値の比較

	単位	CO_2 65%	CO_2 75%	備考
充填量	(Nml/日)	5,700	8,400	標準状態換算
予想発生量	(Nml/日)	7,100	9,800	式(3.3.2)
実際の発生量	(Nml/日)	6,200	8,600	実測値
減少量	(Nml/日)	880	1,100	式(3.3.3)

次に，CO_2濃度75%時の各槽の消化汚泥のTC, ICおよびTOC濃度を**表-3.3.6**に示す。CO_2濃度75%の系のIC濃度は対照系と比べて100mg-C/L高い値を示した。

これらのことから，CO_2発生量が予想よりも小さかったのは，気液平衡の関係でCO_2が液相へ溶解したためと考えられた。なお，CO_2濃度75%では，投入汚泥あたりのCO_2消費量は2.9g-C/Lである。これは，前述のCO_2濃度75%の系と対照系のIC値の差100mg-C/Lと比べてかなり大きいが，炭酸水素イオンなどの溶解性炭酸物質は，気相部の分圧変化によって速やかにCO_2となって揮散してしまうため，分析サンプルの貯留中もしくは分析作業中に揮散したと想定された。

表-3.3.6　高温消化汚泥中のTC, ICおよびTOC濃度

(CO_2濃度75%時)

	単位	CO_2 75%	対照系
TC	(mg-C/L)	4,500	4,400
IC	(mg-C/L)	1,400	1,300
TOC	(mg-C/L)	3,000	3,100

3.3.4 小結

本節で実施した，温度フェーズプロセスの前段の高温槽にCO_2吹込みを行った結果を以下に示す。

(1) CO_2濃度を65%，75%の2条件に調整して連続実験を行った。CO_2吹込みの影響は，メタン発生量および消化汚泥の有機物指標への影響を確認することは出来なかった。

(2) CO_2濃度を高くすると，消化汚泥への溶解量が増加し，消化ガスとしてのCO_2発生量は減少した。

(3) CO_2が通常よりも多く溶解した高温消化汚泥が，後段の中温消化槽に流入したが，中温消化槽でその影響はほとんど見られなかった。

参考文献

1)　李玉友，小林拓郎：下水汚泥嫌気性消化システム評価およびプロセスの高効率化，水，Vol50，NO.9，pp.20-34，2008

3.4 まとめ

3.4.1 各実験結果まとめ

本章では，CO_2分圧のメタン発酵プロセスへ与える影響を検討するため，回分実験による基礎実験，六段消化槽および温度フェーズへの適用を行った。

3.1 で回分実験におけるCO_2分圧の影響を以下に示す。

(1) 本実験結果では，気相中のCO_2濃度によってCH_4ガスの増加することは確認できなかった。

(2) 液相中の VS 及び TOC は，CO_2パージの場合にはN_2パージより若干減少量が大きくなっていた。VFA については有意な差は見られなかった。

3.2 で連続メタン発酵を行っている六段消化槽の後段 No. 5 槽に連続的にCO_2を吹き込むことで以下のことが明らかとなった。

(1) 返送を行っている影響もあり，CO_2を吹き込むことによって全槽で pH の低下や VS 分解率の向上が見られた。VFA については参考値扱いではあるが No. 5, No. 6 で生成されていることが確認できた。

(2) 吹き込んだCO_2のうち大半が No. 5 の気相へ直接移行し，捕集されていた。

(3) CO_2の吹き込みに伴いCH_4は局所的に生成されている可能性があるが，全体を通してみるとほとんど影響を及ぼさなかった。

3.3 で温度フェーズプロセスへ適用した結果を以下に示す。

(1) CO_2濃度を 65%，73%の 2 条件に調整して連続実験を行った。CO_2吹込みの影響は，メタン発生量および消化汚泥の有機物指標への影響を確認することは出来なかった。

(2) CO_2濃度を高くすると，消化汚泥への溶解量が増加し，消化ガスとしてのCO_2発生量は減少した。

(3) CO_2が通常よりも多く溶解した高温消化汚泥が，後段の中温消化槽に流入したが，中温消化槽でその影響はほとんど見られなかった。

3.4.2 既往研究との比較

共同研究報告書第 64 号（以下，既報と略記）では，消化槽内気相部のCO_2分圧制御（濃度調整）によるメタン増収効果が報告されている。しかし，本研究ではCO_2分圧制御による同効果は確認できなかった。既報と今回の相違点について考察する。各実験条件および結果を**表-3.4.1** に示す。既報と今回の相違点は①CO_2分圧，②消化温度，③投入汚泥 TS 濃度，④有機物分解率の 4 点が考えられる。

(1) CO_2分圧

CO_2分圧について二酸化炭素還元型メタン発酵に関するその他の既往研究を見ると，金ら[1)]は人工基質を用いた中温消化実験でCO_2の最適分圧は HRT によって異なり，HRT10 日より短い場合は 0.5～0.6atm 程度，HRT10 日の場合は 0.7atm 程度で，CO_2分圧は最適値以下でもそれ以上でも分解率は低下したと報告している。

Alimahmoodi and Mulligan ら[2]は，中温メタン発酵条件においてラボスケールの二酸化炭素還元型 UASB リアクターの検討を行っている。基質は酢酸などの VFA を炭素源としたメタン生成菌の培地を用い，CO_2 の供給方法は基質タンク内で基質に純 CO_2 ガスを 1atm（100 %v/v）で注入し，CO_2 飽和状態となった基質をリアクターに供給した。実験の結果，酢酸が高濃度の条件において最も多くのメタンが生成し，CO_2 除去率も最も高い値を示したと報告している。

上記の 2 報告は異なる CO_2 吹込み方法および CO_2 分圧で実施しており，最適な CO_2 分圧については結論が一致しないが，少なくとも CO_2 吹込みによるメタン収率の増加傾向は共通して認められる。但し，いずれも中温消化条件で人工基質を用いた実験結果であり，高温消化や下水汚泥を用いた場合の検討は行われていない。一方，既報の CO_2 分圧は 30～45%でメタン収率の増加効果が確認されている。

本研究では六段式で 78%，温度フェーズの高温槽で 65～73%というように，既報の CO_2 分圧以上として実施したが，メタン収率の増加は確認できなかった。

表-3.4.1　CO_2 吹込み実験条件および結果まとめ

引用	共同研究報告書　第 64 号[3]		3.2（今回）	3.3（今回）	
消化方式	単相		六段式	温度フェーズ	
消化温度	35 ℃		35 ℃	55 ℃	
投入汚泥	混合生		余剰	混合生	
汚泥濃度	2.2 %		4 %	6 %	
撹拌方式	ポンプ循環＋ガス撹拌		機械撹拌	機械撹拌	
CO_2 分圧調整方法	気体分離膜		ガスバッグ充填	ガスバッグ充填	
CO_2 分圧	30 %	45 %	78 %	65 %	73 %
VFA 生成	×	×	△	×	×
メタン収率増加	○（17 %）	○（27 %）	×	×	×
有機物分解率増加	× （35 % → 34 %）	○ （41 % →51 %）	×	× （51%→52%）	× （51%→52%）

(2) 消化温度

前述の既往研究および既報では中温消化の条件で実験を行っている。本研究では高温消化への適応も検討した。高温消化の場合，中温消化とはメタン発酵に関与する微生物群集構造が異なることが報告されており，また，温度上昇により液相への CO_2 の溶解度は低下する。

小林ら[4]は，余剰汚泥の中温消化と高温消化における微生物群集構造の変化について分子生物学的解析手法を用いて検討し，中温消化は水素資化性メタン生成細菌（*Methanoculleus*）が酢酸資化性メタン生成細菌（*Methanosarcina*）よりも多くの割合を占めていたが，高温消化ではその比率が逆転していたと報告している

(表-3.4.2)。ただし，HRT などの運転条件によってその比率が変動することがある。これは同じ細菌であっても温度によって菌体収率が異なることを示していると考えられる。このように，細菌群集構造は中温と高温では明かに異なる。

表-3.4.2　中温消化および高温消化の各古細菌の割合[4]

中温消化		高温消化	
古細菌の系統	割合(%)	古細菌の系統	割合(%)
Methanosaeta	7.0		
Methanosarcina	19.3	*Methanosarcina*	72.0
Methanoculleus	56.1	*Methanoculleus*	28.0
その他	17.5		

一方，メタン生成反応と炭酸利用反応の化学反応式を表-3.4.3，表-3.4.4 に示す。水系反応であるため，水素資化性メタン生成細菌の利用する二酸化炭素の形態は主に炭酸水素イオン（HCO_3^-）であると考えられる。既往研究[1]では中温消化の最適 CO_2 分圧は 0.5～0.7atm と報告されている。ヘンリーの法則が成り立つと仮定した場合，一定圧力における水への気体の溶解度は温度が高いほど小さい。中温消化槽の35℃に対して高温消化槽は55℃であり，20℃の温度差がある。高温消化槽で中温消化槽と同程度の炭酸水素イオン濃度を得るためには，気相部の CO_2 濃度は今回実験を行った75%以上とすることが必要である可能性があった。しかし，実機においてそれ以上の濃度とするためには，さらに気体分離膜の膜面積の大型化および真空ポンプの大容量化等が必要となると思われる。

表-3.4.3　主なメタン生成反応[5]

NO.	基質	反応式	標準自由エネルギー変化 $\Delta G^{0'}$ (kJ /mol CH_4)
①	H_2+CO_2	$4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$	−131
②	ギ酸	$4HCOO^- + 2H^+ \rightarrow CH_4 + CO_2 + 2HCO_3^-$	−119
③	酢酸	$CH_3COO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	−36

表-3.4.4　メタン発酵に関わる炭酸利用反応の例[5]

NO.	名称	反応式	標準自由エネルギー変化 $\Delta G^{0'}$ (kJ / 反応)
④	メタン生成反応	$HCO_3^- + H^+ + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 3H_2O$	−135.6
⑤	ホモ酢酸生成反応	$2HCO_3^- + H^+ + 4H_2 \rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$	−104.6

(3) 撹拌方式

既報のパイロットプラントはポンプ循環＋ガス撹拌の組み合わせであり，本研究では機械撹拌であった。気体分離膜によって CO_2 濃度が高められた消化ガスをガス撹拌することにより，消化槽内の発酵液と CO_2 ガスの接触機会は非常に多かったことが予想され，CO_2 分圧調整の影響を受けやすい消化条件であったと推察される。一方，本研究でも発酵液の CO_2 溶解量は飽和に近づくものの，汚泥と CO_2 の接触機会としてはガス撹拌に

劣ると予想された。

(4) 投入汚泥 TS 濃度

既報[3]の投入汚泥は 2.2%であったのに対して，今回は 4～6%と高濃度であった。しかし，消化槽内の TS 濃度は既報が 1.4%，今回が 2～3%程度であり，投入汚泥濃度の差に比べて消化槽内 TS 濃度には余り差はないと考えられた。

(5) 有機物分解率

既報の有機物（COD）分解率は，CO_2 分圧 45%の実験時で 35～40%程度，CO_2 分圧 60%の実験時は 41～51%であった。両実験の分解率は，混合生汚泥を使用した一般的な中温消化と比べて低水準であり，本研究で CO_2 分圧調整を行った実験も分解率 50%以上を示している。この結果は，既報で使用した汚泥が今回用いたものよりも難分解であったために分解率は低水準に止まったが，CO_2 分圧制御によってメタン発酵プロセスが促進された可能性が考えられた。

3.4.3 結論

CO_2 吹込み効果について既報と今回で異なる実験結果となった原因について考察の結果を以下に示す。

(1) 最適 CO_2 分圧は，既往研究や既報で結論が異なるものの，CO_2 分圧調整等によって CO_2 溶解量を増加することでメタン収率の増加を報告している。本研究では，中温消化槽および高温消化槽に対して CO_2 分圧調整を行ったが，メタン収率の増加は確認できなかった。

(2) 高温消化は中温消化に比べて細菌叢の多様性に乏しく，消化槽内汚泥への CO_2 溶解度は低下する。高温消化槽で中温消化槽と同程度の CO_2 溶解量を得るためには，気相部の CO_2 濃度は今回実験を行った条件（75%）以上とすることが必要であった可能性がある。

(3) 既報[3]の有機物分解率は一般的な中温消化に比べて低水準であり，今回の研究結果と比べても低い値であった。このことから，既報の実験で供試された汚泥は今回よりも難分解であった可能性があった。また，ガス撹拌は機械撹拌に比べて，CO_2 分圧調整の影響が現れやすい可能性があった。CO_2 分圧調整の効果は，汚泥性状，撹拌方式および運転条件などの影響を受けるため，本研究の実験条件では効果が見られなかったものと考えられた。

参考文献

1) 金永哲，野池達也：嫌気性消化に及ぼす CO_2 の分圧の影響，水環境学会誌，Vol. 19, No. 6, pp. 491-500, 1996

2) Alimahmoodi Mahmood, Mulligan Catherine N. : Anaerobic bioconversion of carbon dioxide to biogas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor, Journal of Air & Waste Management Association, Vol. 58, No. 1, pp. 95-103, 2008

3) 二酸化炭素還元型メタン発酵機構の解明に関する共同研究報告書，共同研究報告書第 64 号，建設省土木研究所，1991

4) 李玉友，小林拓郎：下水汚泥嫌気性消化システム評価およびプロセスの高効率化，水，Vol50，NO.9，pp.20-34，2008

5) 小浜暁子，須藤隆一：水環境保全のための生物学，産業用水調査会，2004

第4章　高濃度汚泥の消化特性

4.1　はじめに

(1) 背景

嫌気性消化槽の熱収支を改善するためには，消化槽に投入される汚泥の TS 濃度を高くする濃縮処理を行うことが有効な手段である。TS 濃度の上昇により，投入汚泥の容積が少なくなり，必要加温熱量は大幅に減少，消化槽容量も小さくなる等のメリットがある。

平成 19 年度版下水道統計[1]によると，消化槽へ投入される汚泥の TS 濃度は平均約 2%で，多くの処理場では重力濃縮方式による濃縮処理が行われている。しかしながら，重力濃縮では余剰汚泥の濃縮効率が低い場合，初沈汚泥は重力濃縮，余剰汚泥は機械濃縮というように分離濃縮を行っているところが多い。機械濃縮機には，従来から遠心濃縮方式があるが，消費電力が高いことが課題であった。一方，近年，省エネルギー型の機械濃縮機が開発され，機械濃縮方式を採用する処理場が増えつつあり，消化槽に投入される汚泥の高濃度化が進んでいる。既に大阪市や横浜市などでは TS4～5%程度の高濃度消化が行われている。

高濃度消化に関する既往研究を見ると，TS5%下水汚泥を用いた高濃度高温消化の結果，滞留時間 10 日で分解可能な有機物の 80%が分解されたと報告されており[2]，汚泥濃縮と高温消化を組み合わせることで消化槽容量の更なる低減が可能である。脱水下水汚泥を用いた研究では，35℃の中温消化で TS11%までは安定的な嫌気性消化が可能であったと報告している[3]。

(2) 目的

本章では，消化槽へ投入される汚泥濃度の高濃度化が進んでいることから，投入汚泥 TS 濃度の高濃度化が消化特性に与える影響の把握を目的とした。消化温度は高温消化（55℃）とした。高温消化は従来の中温消化と比べて反応が早く，有機物分解率が高いという特徴がある[4]。反応時間が短くなればその分，消化槽容量を小さくすることができる。検討項目は，主に①TS 濃度と有機物分解率の関係，②TS 濃度とアンモニア性窒素濃度の関係，③滞留時間と有機物分解率の関係，の 3 点とした。

4.2　実験方法

(1) 供試試料

種汚泥は，B 処理場の高温消化槽から採取した高温消化汚泥を用いた。投入汚泥の調整方法は**図-4.1.1** に示す方法で行った。TS8%に濃縮した初沈汚泥および余剰汚泥を湿潤ベース 1:1 で混合し TS8%汚泥を調整した。また，その混合汚泥を水道水で希釈して TS4,6%の投入汚泥をそれぞれ作成した。TS8%に調整した投入汚泥性状（冬季採取分）を**表-4.1.1** に示す。投入汚泥性状は季節変動した（**表-5.2.3** 参照）。投入汚泥は約 1 ヵ月間隔で採取し，調製後に冷蔵保存した。汚泥は使用直前に冷蔵庫から取り出し，実験に供した。

表-4.1.1　投入汚泥性状(TS8%調整, 冬季)

TS	(g/L)	80.0
VS/TS	(%)	78
$T\text{-}COD_{Cr}$	(gCOD/L)	98.4
T-N	(mg-N/L)	4,420

(2) 実験装置

本節の実験に用いた実験装置は**図-2.2.2**と同様である。消化槽は，容積は5L（有効容積：3L）とし，機械撹拌装置を有するガラス製の完全混合型反応装置を3基使用した。消化槽の温度をコントロールするために，消化槽を55℃の恒温水槽内に設置した。投入汚泥タンクは，汚泥成分の変質を防止するために，冷却保温水槽に設置して，氷水で下水汚泥を 4℃に保持した。汚泥の投入はローラーポンプとタイマースイッチの組合せで設定し，滞留時間に応じて1日4～6回投入した。消化液の引き抜きは注射器で1日1回採取した。発生した消化ガスは連結したガスバックで捕集した。

(3) 実験条件

TS濃度4%，6%および8%の下水汚泥を用いた約1年間の高温高濃度消化連続実験を行った。3基の消化槽は滞留時間30日以上でスタートアップし，馴致を十分に行った上で，滞留時間（以下，HRT）は20日，15日，10日の3条件で運転を実施した。各消化槽は所定のHRTの3倍の期間運転し，定常状態に達してから水質項目の詳細分析を4～5回行って，その平均値を各HRTの定常状態での運転データとした。

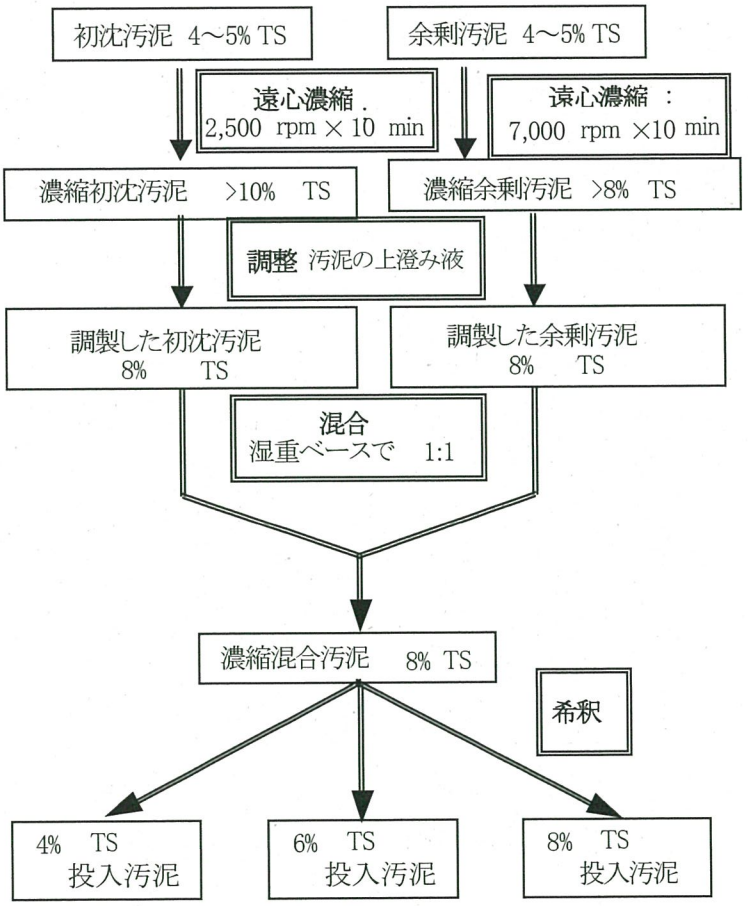


図-4.1.1 投入汚泥の調整方法

(4) 分析項目

分析項目及び分析方法は，2.2.6と同様とした。

4.3 実験結果および考察

(1) 操作条件および消化特性

TS4%, 6%および8%の混合汚泥を用いたときの各消化槽の運転条件および運転結果を**表-4.1.2**，および**表-4.1.3**に示す。HRTは，30日以上（馴致期間），20日，15日，10日の4条件である。投入汚泥CODの濃度は実験期間を通じて変動した。**第5章**で後述するが，汚泥の季節変動によるものと考えられた。

(2) 消化ガス発生状況

消化ガス発生倍率は，投入汚泥TS4%(RUN1-1～1-4)では，RUN1-1からRUN1-4の順に，14.5, 15.4, 14.5, 17.3であった。投入汚泥TS6%(RUN2-1～2-4)では，RUN2-1からRUN2-4の順に，21.2, 20.3, 19.6, 24.0であ

った。投入汚泥 TS8%(RUN3-1～3-4)では，RUN3-1 から RUN3-4 の順に，33.0, 29.8，31.0，31.3 であった。ガス発生倍率は HRT の短縮とともに増大する傾向にあったが，**表-4.1.2** に示すように，投入汚泥の $T\text{-}COD_{Cr}$ 濃度が採取時期によって異なっていたことの影響も大きかったと考えられる。以上の結果から，消化ガス発生倍率は，TS 濃度に比例して増加し，TS4%で約 15 Nm^3/m^3，TS6%で約 20 Nm^3/m^3，TS8%で 31 Nm^3/m^3 程度であった。メタン濃度は HRT との相関は見られず，各条件で 55～60%の範囲にあった。

(3) アンモニア性窒素

高温消化におけるアンモニア性窒素の阻害濃度は 2,500mg-N/L 以上と言われている[3]。投入汚泥 TS8%の条件では，汚泥性状の変動によって一時的に阻害濃度程度となることがあった。しかし，ガス発生倍率の減少や VFA の蓄積が見られなかったことから，アンモニア阻害は生じていなかったと考えられる。

今回の供試汚泥の場合，汚泥性状の変動を考慮して通年で消化槽内アンモニア性窒素濃度が 2,500mg-N/L 以上となり，阻害が発現すると予想されるのは TS10%以上であった。したがって，高温消化での投入汚泥濃度は TS10%程度以下とし，TS 濃度 10%以上とする場合では高温消化ではなく中温消化(35℃)を採用する必要があると推察された。

(4) 消化汚泥 pH

消化汚泥の pH は投入汚泥 TS 濃度に関わらず，各実験期間中 pH7.5～8.0 の範囲で変動した。pH はアンモニア性窒素濃度の影響を受ける[3]。アンモニア性窒素濃度は，TS4%で 1,000～1,300mg-N/L，TS6%で 1,600～1,900mg-N/L，TS8%で 2,000～2,600mg-N/L であり，投入汚泥 TS 濃度に比例して増加し，ガス発生倍率同様に投入汚泥性状（T-N 濃度）に応じて変動した。アンモニア性窒素濃度が TS 濃度に比例し増加した一方で，pH は余り変化しなかった。VFA 濃度は TS 濃度に比例して増加したために，結果として pH は同程度になったものと推察される。

(5) 有機物物質指標

消化汚泥の VS および $T\text{-}COD_{Cr}$ 濃度は，投入汚泥 TS 濃度に比例して増加し，馴致期間を除いて滞留時間の短縮化によって増加する傾向にあった。$S\text{-}COD_{Cr}$ 濃度は $T\text{-}COD_{Cr}$ 濃度と同様の傾向を示した。$T\text{-}COD_{Cr}$ 濃度に対する割合は 20～30%の範囲であり，いずれの TS 濃度においても一定割合で溶解性有機物が残留した

表-4.1.2　操作条件

	Run1-1	Run1-2	Run1-3	Run1-4	Run2-1	Run2-2	Run2-3	Run2-4
投入汚泥 TS 濃度（%）	4				6			
投入汚泥 T-COD_{Cr} 濃度（gCOD/L）	48	48	49	52	72	73	74	78
滞留時間（日）	50	21	16	11	37	20	16	11
COD 容積負荷（kgCOD/m^3 消化槽容量）	0.81	2.1	3.1	5.1	1.7	3.6	4.5	7.3
期間	2007/1/23 ～4/16	2007/4/17 ～7/18	2007/7/19 ～11/1	2007/11/1 ～12/31	2007/2/7 ～4/13	2007/4/14 ～7/20	2007/7/20 ～10/12	2007/10/13 ～2008/2/4
実験経過時間(日)	0～83	84～176	177～282	283～342	0～65	66～163	164～247	248～362

	Run3-1	Run3-2	Run3-3	Run3-4
投入汚泥 TS 濃度（%）	8			
投入汚泥 T-COD_{Cr} 濃度（gCOD/L）	96	97	98	104
滞留時間（日）	55	20	16	10
COD 容積負荷（kgCOD/m^3 消化槽容量）	1.8	4.9	6.3	11
期間	2007/2/1 ～4/13	2007/4/14 ～7/19	2007/7/20 ～10/31	2007/11/1 ～12/24
実験経過時間(日)	0～65	66～162	163～266	267～320

表-4.1.3　実験結果

		Run1-1	Run1-2	Run1-3	Run1-4	Run2-1	Run2-2	Run2-3	Run2-4	Run3-1	Run3-2	Run3-3	Run3-4
消化ガス	消化ガス発生倍率 (Nm^3/m^3)	14.5	15.4	14.5	17.3	21.2	20.3	19.6	24.0	33.0	29.8	31.0	31.3
	メタン濃度(%)	59	54	57	56	59.2	55.5	55	57	60	60	56	58
消化汚泥性状	pH (-)	8.0	7.6	7.6	7.7	8.0	7.7	7.7	8.0	8.0	7.8	7.8	8.0
	TS (g/L)	22	23	24	26	34	33	38	39	49	45	49	50
	VS (g/L)	13	13	14	17	19	20	21	25	28	27	29	34
	T-COD_{Cr} (gCOD/L)	20	22	24	28	28	33	36	43	44	43	49	58
	P-COD_{Cr} (gCOD/L)	14	18	20	23	20	26	20	23	31	31	41	45
	S-COD_{Cr} (gCOD/L)	5.3	4.5	3.5	4.8	8.1	7.00	6.2	9.2	13	12	8.1	13
	T-N (mg-N/L)	1,900	2,000	2,000	2,400	2,900	3,200	3,100	3,700	4,200	4,400	4,000	4,700
	NH_4^+-N (mg-N/L)	1,300	1,100	1,100	1,300	1,900	1,600	1,600	1,900	2,600	2,300	2,000	2,500
	VFAs (mg/L , as HAc)	-	20	24	41	-	250	440	720	-	680	270	1,100
	VFAs (g/L , as COD_{Cr})	-	0.52	0.64	0.72	-	0.78	1.1	1.3	-	1.3	0.50	1.7

(6) 有機物分解率および固形物の可溶化率

TS4, 6, 8%の3基の消化槽におけるCODおよびVS分解率を**表-4.1.4**に示す。

COD分解率は，式(2.2.1)で算出した。その結果，HRT20日，15日，10日の順に，TS4%で54%，52%，48%，TS6%で55%，54%，50%，TS8%で57%，53%，47%であった。VS分解率は，投入汚泥TS濃度の影響が余り見られなかったが，滞留時間の短縮によって低下した。COD分解率においても同様の結果であった。TS8%の高濃度汚泥を用いても，TS4%と同程度の有機物分解率であることが確認された。

P-COD_{Cr}可溶化率を式(4.1.1)で計算した（VSSも同様）。P-COD_{Cr}およびVSS可溶化率を**図-4.1.2**に示す。P- COD_{Cr}とVSSの可溶化率は，各TS濃度においてもそれぞれ50～65%，55%～65%の範囲にあり，TS濃度の影響は見られなかったが，HRTの短縮によって低下した。可溶化率はT- COD_{Cr}とVSの分解率の値よりも約5%高かったことから，可溶化された固形有機物の全てが消化ガスに転換されたわけではなく，溶解性有機物として消化液中に一部残留した。

$$P-COD\text{可溶化率}(\%)=\frac{\text{投入汚泥}P\text{-}COD(\text{mg/L})-\text{消化汚泥}P\text{-}COD\,(\text{mg/L})}{\text{投入汚泥}P\text{-}COD(\text{mg/L})} \qquad (4.1.1)$$

表-4.1.4　有機物分解率

	TS4%		TS6%		TS8%	
滞留時間	VS	COD	VS	COD	VS	COD
20日	56	54	56	55	57	57
15日	54	52	53	54	54	53
10日	47	48	47	50	46	47

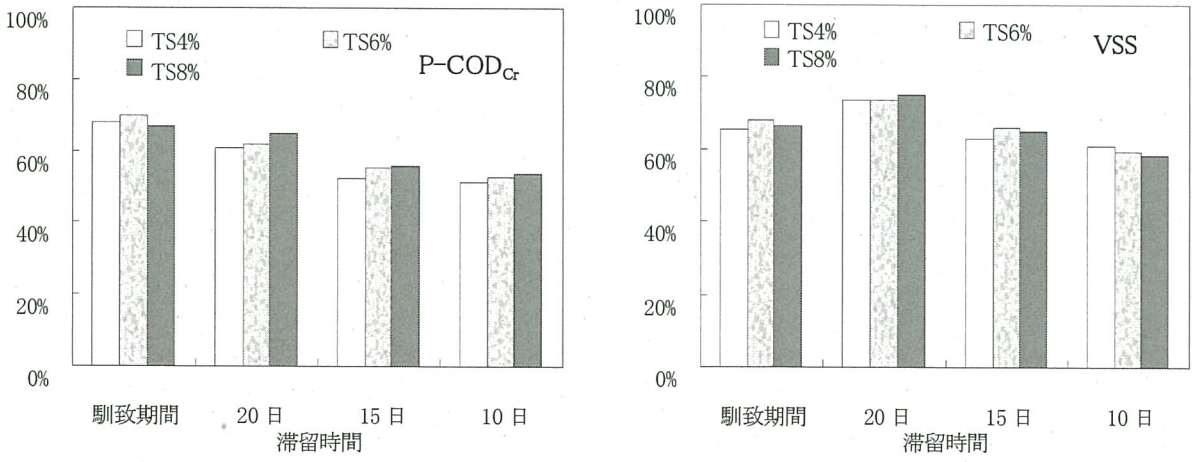


図-4.1.2　固形物可溶化率(P-COD_{Cr}・VSS)

(7) 汚泥成分毎の分解特性

投入汚泥の有機物は主に炭水化物，たんぱく質および脂質より構成され，それぞれの割合はおよそ 5 割，4 割，1 割であった。成分毎の分解状況を**図-4.1.3** に示す。

各消化槽における炭水化物の分解率は，63%～73%の範囲にあり，HRT の短縮とともに低下した。たんぱく質の分解率は，46%～63%の範囲で，滞留時間と分解率には相関が見られなかった。たんぱく質の分解率が低いのは，今回の計算方法が菌体増殖で利用される窒素量を考慮していない見かけの分解率であったためである。脂質の分解率は，65%～75%の範囲にあった。

汚泥成分毎の分解率を比較すると，HRT20 日では炭水化物＞脂質＞たんぱく質，HRT10 日では脂質＞炭水化物＞たんぱく質となった。HRT によって順序が一部逆転し，いずれの条件においてもたんぱく質は最も低い値を示した。この結果と同様の報告がなされている[2)]。脂質は 5 日程度で大部分の分解が進行するため，HRT を短くしても影響が少ないと考えられた。

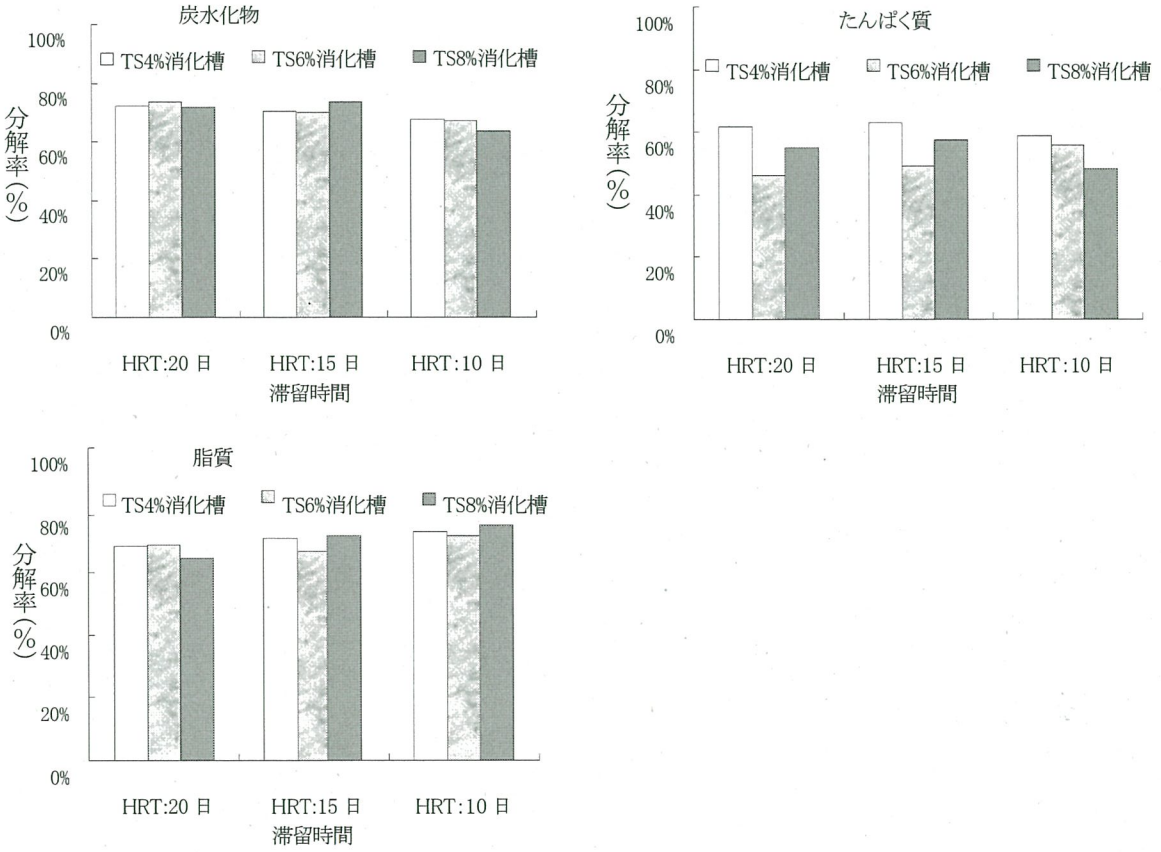


図-4.1.3　汚泥成分毎の分解率（炭水化物，たんぱく質，脂質）

4.4 まとめ

本節で実施した汚泥濃度 4～8%までの高濃度汚泥を用いた高温消化実験の結果を以下にまとめる。

1）汚泥濃度 4～8%までの高濃度汚泥に対して，高温消化は TS 濃度の影響を受けず，ほぼ同等の有機物分解率を示した。VS 分解率は HRT20 日，15 日，10 日でそれぞれ 56%，53%，48%程度であった。

2）汚泥成分毎の分解率は，HRT20 日では炭水化物＞脂質＞たんぱく質，HRT10 日では脂質＞炭水化物＞たんぱく質であり，HRT によって一部，順序が逆転した。たんぱく質はいずれの条件においても最も分解率が低かった。

3）投入汚泥濃度 TS8%時，アンモニア性窒素濃度は平均 2,000mg－N/L，投入汚泥の変動により最大 2,500mg-N/L 以下で，アンモニア阻害濃度よりも低い値であった。今回の汚泥性状で TS10%以上とした場合，通年でアンモニア阻害濃度の 2,500mg-N/L 以上となることが予想された。

4）高温消化は，各 TS 濃度において一定割合（20～30%）で溶解性有機物が残留した。

参考文献

1) 社団法人日本下水道協会，平成 19 年度版下水道統計

2) 清原雄康，宮原高志，水野修，野池達也，李玉友：高温嫌気性消化法を用いた高濃度下水汚泥の処理特性，土木学会論文集，NO.671，pp.35-43，1998

3) Li Y.Y.,Ko I.B.,Noike T.,Funaishi K. and Sasaki H. “Comparison of Ammonia Inhibition between the Methopilic and Thermophilic Anaerobic Digestion of Municipal Solid Wasete”, *Proc. of 10th World Congress on Anaerobic Digestion*, Volume1, pp.507-514, 29/Aug-2/sep/2004, Montreal, Canada, 2004

4) 李玉友，小林拓郎：下水汚泥嫌気性消化システム評価およびプロセスの高効率化，水，Vol50，NO.9，pp.20-34，2008

第5章　汚泥性状の調査

本章では，実際の下水処理場の汚泥性状を，年間を通じて調査し，季節変動等の装置設計に必要なデータを採取した。

5.1 汚泥性状と消化特性の関係

5.1.1 目的

汚泥の性状は処理場毎に異なると考えられ，消化特性もその影響が大きいと思われる。**2.2**，**2.4**，**第4章**及び**5.2**で実験に供した汚泥は同じB下水処理場で採取したものである。これらの実験の結果，最大の有機物分解率は温度フェーズシステムによる最大59%（COD）であった。

そこで，B処理場とその他3箇所の下水処理場の汚泥性状の分析や回分実験を行い，汚泥性状と消化特性の関係を検討した。

5.1.2 実験方法

(1) 対象汚泥

汚泥の比較検討を行った下水処理場の施設概要を**表-5.1.1**に示す。B処理場は，処理水量28万m^3/日の比較的大規模な処理場で排除方式は合流式であり，また汚泥集約処理を実施している。

これに対して比較検討を行った処理場は，小中規模かつ分流式の3箇所の処理場（E,FおよびG）とした。E及びF処理場の処理水量はともに約3万m^3/日で，G処理場は処理水量7.6万m^3/日である。排除方式はいずれも分流式だが，G処理場は一部合流式であった。B,EおよびF処理場は初沈汚泥および余剰汚泥，G処理場は初沈汚泥を実験に供した。

表-5.1.1　各下水処理場の施設概要

	B処理場	E処理場	F処理場	G処理場
処理水量(万m^3/日)	28	2.8	3.2	7.7
下水排除方式	合流式	分流式	分流式	分流式 (一部合流)
高度処理（反応タンク）	○	×	×	○
汚泥集約処理	○	×	×	×

(2) 実験装置・実験条件

回分実験は，100mL容のバイアル瓶に種汚泥50ml，供試試料10mlをそれぞれ分注し，気相部をN_2パージして嫌気状態としてから実験を開始した。バイアル瓶は恒温振とう槽に設置し，消化温度は55℃の高温消化とした。実験期間は30日間である。種汚泥は**2.4.2**と同様にB処理場の高温消化汚泥を使用した。各試料での実験は2回繰り返し行い，実験データはその平均値を採用した。

(3) 分析項目

消化ガスは，ガス発生量およびメタン濃度を定期的に計測した。供試試料，種汚泥および消化汚泥は，TS, VS, T-COD_{Cr} について実験開始前後に分析を行った。各分析方法は 2.2.2 と同様とした。

5.1.3 実験結果および考察

(1) 汚泥性状

B および E 処理場の汚泥の外観を**図-5.1.1** に示す。E 処理場の余剰汚泥は茶色であるのに対して，B 処理場の初沈汚泥および余剰汚泥は黒褐色であった。一般的に汚泥の外観は茶色であるが，嫌気度が高くなると黒褐色化することが知られていることから，B 処理場の汚泥は嫌気度が高かったと考えられた。B 処理場の汚泥は濃縮後のものを採取したが，採取時点ですでに一部の有機物（特に易分解物質）の分解が進行していた可能性がある。その原因は，同処理場は大規模な処理場であり，汚泥集約処理を行っているため，各槽や配管内における滞留時間が長く，嫌気消化が進行したものと推測された。



図-5.1.1 汚泥の外観　（左）E 処理場：余剰汚泥（中央）B 処理場：初沈汚泥，（右）B 処理場：余剰汚泥

汚泥性状の分析結果を**表-5.1.2** に示す。各処理場の VS/TS をみると，初沈汚泥は B 処理場で 77%，E, F 及び G 処理場はそれぞれ 90%, 87%, 88%であり，B 処理場はその他と比べて約 13%低い値であった。一方，余剰汚泥は，B 処理場で 76%, E 及び F 処理場はそれぞれ 84%, 85%であり，B 処理場はその他と比べて約 9%低い値であった。TS 比 1:1 の混合汚泥とした場合を計算した結果，B 処理場で 77%，E, F 処理場はそれぞれ 87%, 88%となり，混合汚泥では，B 処理場はその他の処理場に比べて 10%程度低い値であった。これは B 処理場のみ排除方式が合流式であるため無機物が多いこと，また B 処理場は汚泥集約処理を行っているため，E, F 及び G 処理場よりも消化が既に進んでいること等が原因と推察された。

次に，各汚泥は TS 濃度が異なり，このままでは COD 濃度を比較できないため，参考指標として TS あたり

表-5.1.2 汚泥性状の比較

		初沈汚泥				余剰汚泥			混合汚泥（計算値）		
項目 ＼ 処理場		B	E	F	G	B	E	F	B	E	F
TS	(g/L)	45	45	24	32	29	41	29	37	43	26
VS	(g/L)	35	41	21	28	22	35	24	29	38	23
VS/TS	(%)	77	90	87	88	76	84	85	77	87	86
T-COD_{Cr}	(gCOD/L)	64	74	44	55	39	53	42	51	63	43
COD/TS	(gCOD/gTS)	1.4	1.6	1.9	1.7	1.3	1.3	1.5	1.4	1.5	1.6

のCOD（COD/TS）を計算した。B処理場とその他の処理場を比較したとき，初沈汚泥の値に大きな差が見られた。初沈汚泥は流入下水性状の影響を受けやすいため，排除方式により差が表れたものと考えられる。一方，余剰汚泥は，流入有機物をほぼ分解し終わった活性汚泥であるため，余り差が生じなかったものと考えられる。また全体的に初沈汚泥は余剰汚泥に比べてCOD/TSが高い傾向にあったが，これは各汚泥性状の違いによるもので，初沈汚泥は流入下水中に含まれる脂質を多く含む一方で，余剰汚泥は活性汚泥細菌の塊であり，たんぱく質の割合が多いためと考えられる。

(2) 有機物分解率

次に，回分実験のメタン発生量の結果から，各汚泥のCOD分解率（＝メタン化率）を式(5.1.1)により算出した(**表-5.1.3**)。式(5.1.1)のブランクのメタン発生量とは，供試汚泥を投入せず，種汚泥由来のメタン発生量を示している。このとき，B処理場の初沈汚泥および余剰汚泥をそれぞれ100とした指数で示した。

その結果，初沈汚泥はE処理場で若干低いが，それ以外処理場では同等の値であった。一方，余剰汚泥は，B処理場に対してE及びF処理場は2割以上高い分解率を示した。初沈汚泥と余剰汚泥をTS比1:1で混合した場合のCOD分解率を計算した結果，B処理場はE及びF処理場と比べて約1割低い値であることがわかった。

$$\text{COD分解率}(\%)=\frac{\left(\text{メタン発生量}(L)-\text{ブランクのメタン発生量}(L)\right)\times 2.857(\text{g-COD/L})}{\text{供試汚泥投入量}(L)\times\text{汚泥COD濃度}(g\text{-}COD/L)} \qquad (5.1.1)$$

表-5.1.3　COD分解率※

処理場	B	E	F	G
初沈汚泥	100	92	99	101
余剰汚泥	100	124	125	-
混合汚泥（計算値）	100	108	112	-

※B処理場の初沈汚泥および余剰汚泥の分解率を100とした時の指数で表示

5.1.4　小結

本節では，汚泥性状と消化特性について検討を行い，以下の点が確認された。

(1) B処理場の汚泥の外観は，その他の処理場と比べて明らかに黒く，嫌気度が高い状態と推測された。B処理場は，排除方式が合流式であり，処理水量の多い大規模施設で，また汚泥集約処理も行っていることから，各槽や配管内等でその他の処理場よりも既に消化が進行していたものと考えられた。

(2) 汚泥性状は処理場毎に異なると考えられ，汚泥性状と消化特性の関係について検討した。汚泥性状を比較した結果,B処理場のVSは，その他の処理場よりも約10%低い値であった。

(3) 回分実験によるCOD分解率を比較した結果，B処理場の汚泥はその他の処理場と比べて1割下回った。この結果から，B処理場の汚泥性状の特性に起因して，B処理場の汚泥を用いた実験の有機物分解率は1割程度過小に評価されている可能性が示唆された。

5.2 下水汚泥性状の季節変動

5.2.1 目的

嫌気性消化槽へ流入する下水汚泥性状は，水温，流域の下水発生量及び下水性状等が季節によって変化する影響で変動するものと推測される。下水汚泥性状の季節変動を調査するため，B 処理場の同じ採取場所の汚泥の性状と同汚泥を用いて連続運転を行っている消化槽のアンモニア性窒素濃度を 1 年以上にわたって分析した。

5.2.2 実験方法

(1) 供試汚泥

B 処理場の初沈汚泥および余剰汚泥を 2.2.2 と同様の方法で調整した混合生汚泥とした。初沈汚泥および余剰汚泥は 1 ヶ月程度の間隔で B 処理場の同じ場所で採取した。

(2) 分析方法

混合汚泥の性状は，汚泥の採取後 TS8%に調整したサンプルを用いて，TS, VS, T-COD_{Cr}，T-N について分析した。

消化槽内のアンモニア性窒素濃度の季節変動は，**第 4 章**で述べた TS4～8%の投入汚泥を用いた連続実験を行っている消化槽から定期的に消化汚泥を採取して分析した。各分析方法は 2.2.2 と同様に行った。

5.2.3 実験結果および考察

(1) 汚泥性状

B 処理場の採取時期毎の混合生汚泥の性状を**表-5.2.1** に示す。投入汚泥の VS 濃度（VS/TS）は，冬季から夏季にかけて 78%から 72%に低下し，気温上昇に伴い低下傾向となった。一方，夏季から秋季にかけて VS 濃度は 72%から 79%へ上昇し，気温低下に伴って上昇する傾向を示した。COD/TS は大きな変動は見られず，1.2～1.3 で安定していた。また，T-N 濃度は，春から夏にかけては 4,500mg-N/L 前後であったが，夏から秋にかけて約 600mg-N/L 上昇した。

表-5.2.1 汚泥性状の変化（第 4 章 TS8%調整の B 処理場の混合生汚泥）

採取時期		2006/12～07/3	2007/4～6	2007/7～8	2007/9～11
		冬～春	春	夏	秋
TS	(g/L)	80			
VS/TS	(%)	78	75	72	79
COD/TS	(gCOD/gTS)	1.2	1.2	1.2	1.3
T-N 濃度	(mg-N/L)	4,400	4,400	4,500	5,100

(2) 消化槽内のアンモニア性窒素濃度

第 4 章の TS4%, 6%, 8%の 3 基の高温消化槽内のアンモニア性窒素濃度の挙動を**図-5.2.1** に示す。2007 年 3 月頃まで著しくアンモニア性窒素濃度の上昇が見られたが，これは消化槽の立ち上げ期であったためである。その後，各消化槽のアンモニア性窒素は，原料汚泥濃度が異なっても，4 月から 8 月の間に気温の上昇に合せて低下傾向を示し，その後 8 月から翌 1 月まで，気温の低下に合せて上昇する傾向が見られた。夏季と冬季の差は TS8%で約 600mg-N/L で，投入汚泥 T-N 濃度の変動幅と同程度であり，投入汚泥の T-N 濃度変動の影響と思われた。

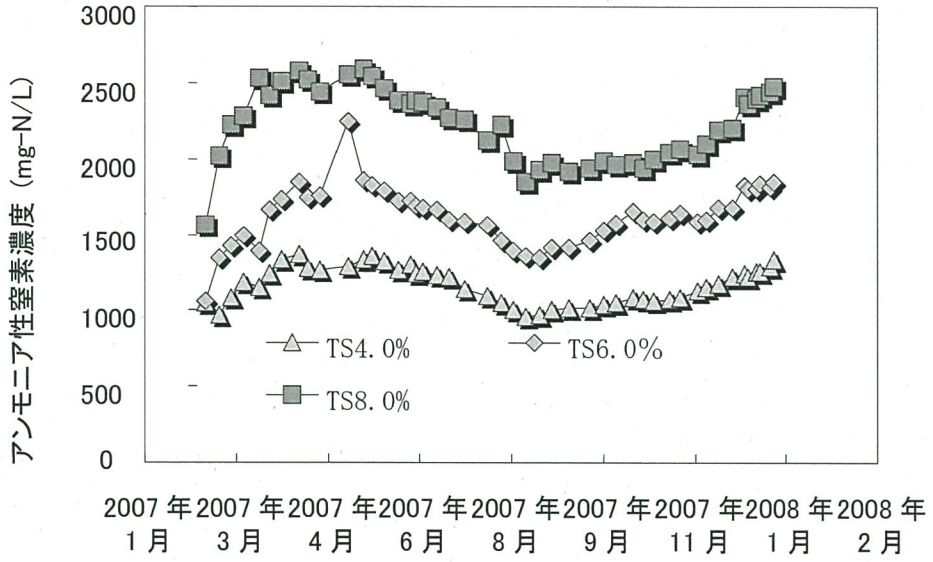


図-5.2.1　各高温消化槽におけるアンモニア性窒素濃度の挙動（TS4%, 6%, 8%）

5.2.4 小結

下水汚泥性状および消化槽内のアンモニア性窒素濃度の季節変動について検討した。

(1) 下水汚泥(TS8%に濃縮調整した汚泥, 以下同じ)の VS および T-N 濃度は夏季で低く，秋季で高い傾向を示した。TS8%混合汚泥における変動幅は，VS で約 7%，T-N で約 700mg-N/L であった。

(2) 消化槽内のアンモニア性窒素濃度は，下水汚泥の VS および T-N 濃度と同様に，夏季は低く，冬季は低い傾向を示した。これは下水汚泥の T-N 濃度変動の影響であると思われた。

5.3　まとめ

本章で得られた知見を以下に示す。

(1) 汚泥性状は処理場毎に異なると考えられるため，汚泥性状と消化特性の関係について検討した。汚泥性状を比較した結果, 本研究の供試汚泥である B 処理場の混合汚泥の VS は，その他の処理場よりも約 10%低い値であった。

(2) B 処理場の汚泥の外観は，その他の処理場と比べて明らかに黒く，嫌気度が高い状態であったと推測された。B 処理場は比較的大規模な施設であり，また汚泥集約処理も行っていることから，各槽や配管内

等で，その他の処理場よりも既に消化が進行していたものと考えられた。

(3) 回分実験による分解率を比較した結果，B 処理場の汚泥はその他の処理場と比べて 1 割下回った。この結果から，汚泥性状によっては，B 処理場の汚泥を用いた本研究における有機物分解率は 1 割上昇することが示唆された。

(4) 下水汚泥の VS(TS8%に濃縮調整した汚泥)および T-N 濃度は夏季で低く，秋季で高い傾向を示したことから汚泥性状の季節変動を確認した。

(5) 消化槽内のアンモニア性窒素濃度は，下水汚泥の VS および T-N 濃度と同様に，夏季は低く，冬季は低い傾向を示した。これは下水汚泥の T-N 濃度変動の影響であると思われた。

第 6 章 下水汚泥とバイオマスの混合消化

6.1 高濃度汚泥とバイオマスの混合消化

6.1.1 はじめに

近年，下水処理場の嫌気性消化槽へ下水汚泥以外のバイオマスの受け入れを行う，下水汚泥とバイオマスの混合消化が実用化段階となっている。例えば，石川県珠洲市の珠洲浄化センターでは下水汚泥以外に，生ごみ（事業系），し尿，農業集落排水汚泥および浄化槽汚泥の受け入れも行う複合型メタン発酵施設が稼動中である [1]。また，北海道北広島市の北広島下水処理センターでは既設の消化槽に対して家庭系生ごみの受入れを行う計画であり，生ごみの受け入れ及び前処理設備等が建設中である（平成 21 年現在）。生ごみを受け入れるメリットの一つは，消化ガス発生量が大幅に増加することである。同程度の TS 濃度における消化ガス発生倍率を比較すると，**第 4 章**の結果より混合汚泥では 16m^3/m^3（TS4%）程度であるのに対して，生ごみは 37 m^3/m^3（TS5%）[2] と汚泥の 2 倍以上にものぼる。

一方，**第 4 章**で TS4～8%の高濃度汚泥を用いた高温消化実験を行った結果，高濃度汚泥を消化槽へ投入しても分解率には影響せず，良好に嫌気消化を行えることを確認した。

以上の成果から，投入汚泥を高濃度に濃縮することで消化槽の空き容量が生まれるため，バイオマスを受け入れることが可能となる。また，**第 2 章**で多段消化槽による高効率化を検討し，温度フェーズシステムが最も高い分解率を示したことから，温度フェーズシステムを導入することで有機物分解率の向上が期待される。そこで，温度フェーズシステムにおける高濃度下水汚泥とバイオマスの混合消化の特性を確認するために，模擬生ごみを使用して混合消化の連続実験を行った。

6.1.2 実験方法

(1) 供試試料

種汚泥は，2.4.2 と同様のものを使用した。投入原料の性状を**表-6.1.1** に示す。下水汚泥は 4.2 と同様の方法で TS4%に調整した混合汚泥を使用した。模擬生ごみは，ドッグフードをミキサーで粉砕し，篩に通して均一化し，蒸留水で TS20%に希釈したものを用いた。模擬生ごみの VS/TS は 90%，T-COD_{Cr} は 350gCOD/L であった。混合汚泥と模擬生ごみの混合割合は，体積比で 2:1，TS 比で 1:2.4 とした。混合後の投入原料は，TS 濃度が 93g/L，T-COD_{Cr} 濃度が 150 gCOD/L であった。粘度は 1,500mPa･s であり，TS 濃度の割に低い値であった（参考値，汚泥 TS6%：4,500mPa･s）。

表-6.1.1　投入原料性状

		下水汚泥	模擬生ごみ	投入原料
TS	(g/L)	40	200	93
VS	(g/L)	31	180	81
VS/TS	(%)	77	90	86
T-COD_{Cr}	(g/L)	52	350	150
粘度	(mPa・s)	-	-	1,500
混合比	(wet)	2.0	1.0	-
	(dry)	1.0	2.4	-

(2) 実験装置

2.4.2 で述べた温度フェーズの実験装置と同様のものを使用した。

(3) 実験条件

実験条件を**表-6.1.2** に示す。VS 負荷は 5.4 kgVS/m³/日，COD 負荷は 10 kgCOD/m³/日であった。HRT は，前段の高温槽（55℃），後段の中温槽（35℃）でそれぞれ 14 日，11 日，合計 25 日とした。2.4.2 と同様の理由により，各 HRT を設定した。

表-6.1.2 運転条件

VS負荷		(kgVS/m³/日)	5.4
COD負荷		(kgCOD/m³/日)	10
HRT	前段	(日)	14
	後段		11
	合計		25
実験期間			2009年1月～4月

各槽は下水汚泥（TS4%）のみを用いて立ち上げを行った後，運転状態が安定したところでドッグフードを原料に混合し，所定の HRT の 3 倍以上の期間運転した。定常状態となった期間中に 4～5 回分析を行い，その平均値を運転データとした。

6.1.3 実験結果および考察

(1) ガスの発生状況

定常状態におけるガス発生状況を**表-6.1.3** に示す。消化ガス発生倍率は前段 52 Nm³/m³，後段 4.8 Nm³/m³，合計 57 m³/m³ であった。メタン生成収率（投入 VS あたりのメタン発生量）は同様に，前段 0.380 Nm³/kgVS，後段 0.038 Nm³/kgVS，合計約 0.420 Nm³/kgVS であった。後段の中温槽により，消化ガス発生倍率およびメタン生成収率でともに約 9%増加した。

下水汚泥（TS4%）のみの消化ガス発生倍率は，**第 4 章**の結果では 15～17 Nm³/m³ であったことから，今回の条件で生ごみを混合した場合，消化ガス発生倍率は約 3.3～3.8 倍に増加した。

(2) 消化汚泥性状

消化汚泥性状を**表-6.1.4** に示す。pH は各槽ともに pH7.7 でほぼ同等であった。有機物指標である VSS は，前段および後段の順にそれぞれ 18g/L，15g/L，SVS は，同様に 7.2g/L，4.8g/L であり，後段の中温槽で VSS 濃度および SVS 濃度の低下を確認した。アンモニア性窒素濃度は前段および後段の順に，2,000mg-N/L，

表-6.1.3 ガス発生状況

	単位	前段（高温）	後段（中温）	合計
消化ガス発生量	(NL/日)	11	1.0	12
メタン発生量	(NL/日)	6.6	0.65	7.2
メタン濃度	(%)	59	64	-
消化ガス発生倍率	(Nm³/m³)	52	4.8	57
メタン生成収率	(Nm³/kgVS)	0.380	0.038	0.420

2,300mg-N/L であり，後段で 300mg-N/L 増加したことから，後段においてもたんぱく質の分解が進行したと推察された。VFA 濃度(酢酸換算)は前段および後段の順に 1,300mg/L，870mg/L であり，後段での 500mg/L 程度の VFA 濃度低下が見られた。粘度は高温槽で 160mPa･s，中温槽で 190mPa･s であり，ほぼ同程度であった。但し，これはドッグフードを用いた結果であるため，実際の生ごみを用いた時の粘度については別途検討が必要であると思われた。

表-6.1.4　消化汚泥性状

	単位	前段（高温）	後段（中温）
pH	(-)	7.7	7.7
TS	(g/L)	39	33
VS	(g/L)	25	19
VS/TS	(%)	64	58
SS	(g/L)	29	25
VSS	(g/L)	18	15
SVS	(g/L)	7.2	4.8
$T\text{-}COD_{Cr}$	(gCOD/L)	44	35
$S\text{-}COD_{Cr}$	(gCOD/L)	6.9	3.7
炭水化物	(g/L)	4.9	3.4
アンモニア性窒素	(mg-N/L)	2,000	2,300
VFA	(mg/L，as HAc)	1,300	870
粘度	(mPa・s)	160	190

(3) 温度フェーズにおける有機物分解率

各発酵槽の有機物分解率を**表-6.1.5** に示す。COD 分解率は，前段の高温槽は 71%，後段の中温槽は 5.8%で，合計 76%の分解率となった。これは，**第 2 章 2.4.3** で述べたように中温槽による VFA や SVS などの溶解性成分の分解によるものと考えられた。

表-6.1.5　有機物分解率

	前段（高温）	後段（中温）	合計
VS	68	7.4	76
COD	71	5.8	76

(4) 混合消化の有機物分解率への影響

前段の高温槽の有機物分解率への混合消化の影響を検証する。今回使用したものと同じドッグフードを用いて単独消化実験を行った結果，HRT15 日の COD および VS 分解率は，それぞれ 71%，67%であった。一方，第 4 章における同 HRT での TS4%汚泥の COD および VS 分解率は，それぞれ 54%，52%であった。

汚泥と生ごみを混合しても原料それぞれの分解率は変わらないと仮定して，TS ベースの混合比に基づいて

式(6.1.1)により混合消化時の分解率を算出した。その結果，COD 分解率は 65%であった（**表-6.1.6**）。しかし，実際の分解率は 71%であり，今回の実験結果は計算値よりも約 6%高い値であった。分解率が上昇する一因として，混合消化は単一原料による消化と比べて様々な栄養塩が消化槽に投入されるため，消化槽内の細菌叢の多様化が生じ，さらにその活性も上昇するのではないかと推察された。

既往研究によれば，生ごみを原料としたメタン発酵槽にし尿汚泥を投入すると，汚泥によって Fe，Ni，Co 等の微量金属塩が補われ，ガス発生量が増加したと報告されている [2),3)]。一方で，人工生ごみと下水汚泥の混合消化を行ったが，混合消化を行っても分解率は変化しなかったとの報告もあり [4)]，見解は一致していない（使用した生ごみ性状が異なることが原因の可能性も考えられる）。このように，混合消化における有機物分解率の上昇のメカニズムについては不明な点が多い。また，今回の混合消化実験と別途実施した模擬生ごみ単独消化実験は，異なるリアクター（CSTR 型）を用いたことから，混合消化による分解率の変化については更なる検討は必要と思われる。

有機物分解率 (%)
＝汚泥分解率 ×0.29(汚泥割合)＋模擬生ごみ分解率 ×0.71(擬似生ごみ割合) (6.1.1)

表-6.1.6　高温消化槽における混合消化の分解率への影響

	下水汚泥※ (HRT:15日)	模擬生ごみ※※ (HRT:15日)	混合消化	
			計算値	実験結果
VS分解率　(%)	54	67	63	68
COD分解率　(%)	52	71	65	71

※　**第4章**の高温消化，TS4%，HRT15日の結果より

※※　別途の高温消化実験，TS10%に調整した今回と同じドッグフードを使用

(5) COD 収支

各消化槽の COD 収支の計算結果を**図-6.1.1** に示す。各槽のメタン割合は，投入原料の COD に対して，高温槽は 62%，中温槽で 6.2%，合計 68%であった。溶解性成分の割合は，高温槽で 4.6%，中温槽で 2.4%であり，中温槽で溶解性成分割合が減少した。

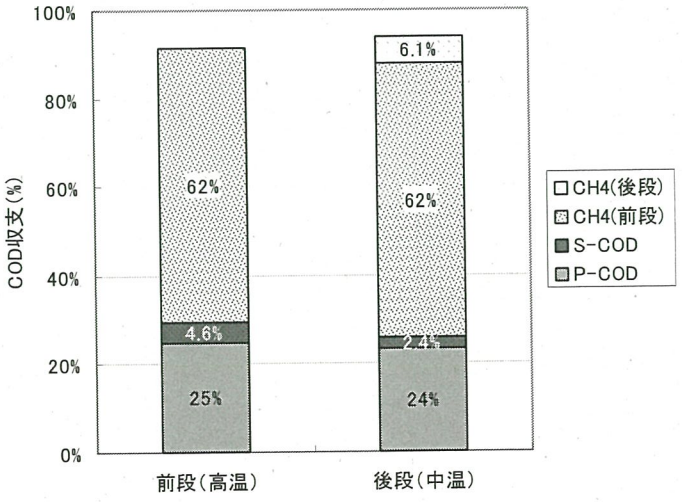


図-6.1.1　COD 収支

6.1.4 小結

下水処理場の消化槽で高濃度汚泥とバイオマスを混合消化する場合の消化特性の把握を目的として連続実験を行い，以下の知見が得られた。

(1) 温度フェーズシステムにおいて，高濃度汚泥と模擬生ごみ（ドッグフード）を用いた混合消化実験（混合比，体積比 2:1，TS 比 1:2.4）を行った結果，COD 分解率は系全体で約 76%に達した。

(2) 消化ガス発生倍率およびメタン生成収率はそれぞれ 57Nm^3/m^3，0.420Nm^3/kgVS であった。模擬生ごみを投入することにより，汚泥単独消化に比べて，消化ガス発生倍率は約 3.3～3.8 倍，消化ガス発生倍率は 1.4 倍にそれぞれ増加した。

(3) 温度フェーズの前段の高温槽の分解率は 71%に達した。一方，汚泥および模擬生ごみをそれぞれ単独で消化した時の分解率（実測値）と混合比に基づいて算出した分解率は 65%であった。この結果から，下水汚泥とバイオマスの混合消化を行うことで，分解率が増加する可能性が示唆された。

参考文献

1) 表野悦夫，下水処理場における複合バイオマスメタン発酵施設の導入～「珠洲・バイオマスエネルギー推進プラン」～，再生と利用，Vol.30,No.117,pp.86-88,2007

2) 李玉友，佐々木宏，奥野芳男，関廣二，上垣内郁夫：生ごみの高温メタン発酵に及ぼす投入汚泥濃度の影響，環境工学論文集，Vol.35 ，pp.29-39，1998

3) 奥野芳男，李玉友，佐々木宏，関廣二，上垣内郁夫：生ごみと汚泥を混合処理する高温高濃度メタン発酵における汚泥比率の影響，廃棄物学会論文集，Vol.14，No.1，pp.27-35，2003

4) 坪田潤，津野洋：下水汚泥と厨芥類の混合消化における生物学的超高温可溶化の効果に関する研究，下水道協会誌，Vol.44，No.534，pp.122-130，2007

6.2 メタン発酵プロセスの安定運転のための微量栄養塩濃度の検討

6.2.1 はじめに

メタン発酵における固形または高分子有機物から溶解性有機性単体(糖，アミノ酸及び高級脂肪酸)を生成可溶化，加水分解（Hydrolysis)，加水分解生成物である溶解性単体から VFA（蟻酸，酢酸，プロピオン酸，酪酸など)，アルコール類などを生成する酸生成（Acidogenesis)，プロピオン酸や酪酸などのＣ３以上の VFA から酢酸と水素を生成する酢酸生成（Acetogenesis)，水素や酢酸などからメタンを生成するメタン生成（Methanogenesis)，という四つの段階からなる。生ゴミなどの高濃度有機性廃棄物をメタン発酵プロセスで処理する場合，酸生成細菌とメタン生成細菌のそれぞれの最適生育条件が異なり，VFA の蓄積，高濃度アンモニアによるメタン生成阻害など多くの問題が残されている[1-8]。組成が比較的単純な高濃度生ゴミをメタン発酵する時には，微量金属などの栄養源が不足し，良好なメタン発酵処理ができない可能性がある。但し，下水汚泥との混合消化や分別回収ごみ等のメタン発酵では，原料中に微量栄養塩が含まれるため，改めて添加を行う必要はない。

メタン生成古細菌による有機物の分解過程には，Fe，Ni，Co などから構成される(補)酵素が関与していることが既往研究により知られている[9-10]。純粋培養のメタン発酵におけるこれらの必須元素（栄養塩）の要求量と至適濃度については報告[4]があるが，複雑な微生物群集による高濃度メタン発酵反応に及ぼすそれぞれの金属の影響を定量的に評価した研究は十分に報告されていない。そのため，現在高濃度メタン発酵プラントの建設に必要な微量金属濃度についての明確な設計基準は得られていない。

本研究は高濃度メタン発酵に及ぼす微量金属の影響を明らかにすることを目的とし，炭水化物を主成分とした生ゴミ（食品廃棄物）を原料とした連続実験を行い，その必要性や添加効果を実証したとともに，元素分析と菌体増殖に基づく理論的考察を加えた。

6.2.2 実験方法

(1) 連続実験

① 連続実験基質の組成と調製

実験に用いた基質は，ある生ゴミの組成に基づきコロッケ，じゃがいも，パン粉およびたまねぎの４つの生ゴミを混合して調製した。前処理としては高速ブレンダーで粒径 3mm 以下に破砕してスラリー状にし，水道水を加えて TS14%程度に調製した。その化学的性状を**表-6.2.1** にまとめた。

② 連続実験装置

連続実験装置の概略を**図-6.2.1** に示す。基質は 4℃基質貯留槽から１日数回ポンプでメタン発酵槽に定量投入した。嫌気性消化槽全容量は 15L で液体反応有効容積は 12L であり。槽内はウォータージャケットへ循環する温水により一定温度（35±0.5℃）に保ち，消化槽ではモーター撹拌翼を付けた機械撹拌で行った。発生したバイオガスはガスメーターで測定した。

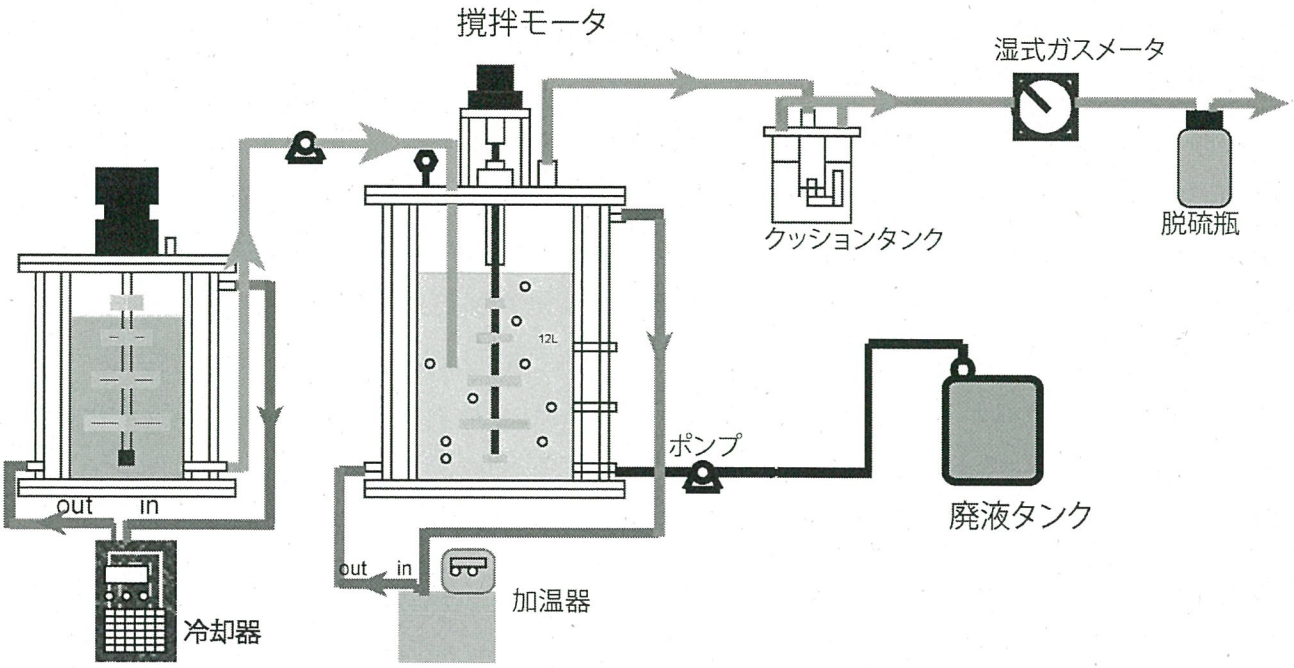


図-6.2.1 連続実験装置概略

③ 連続実験条件

投入基質の平均組成を**表-6.2.1**に示した。投入TS濃度を14%に固定し。なお消化槽運転の安定性確保するため，負荷に応じて投入回数を増やして１回当りの投入量を消化槽有効容量の１%以下とした。種汚泥は下水汚泥の中温嫌気性消化槽から採集した。スタートアップの初期には基質を添加して負荷を段階的に上げて運転し，pH，ガス生成量，消化槽のVFA濃度，TS濃度等の指標から判断して定常状態に達したことを確認した上で，3回以上詳細分析を実施して平均値を代表値とした。

④ 連続実験分析方法

pH，NH_4^+-N，TS，VS，SS，VSSの分析は下水試験方法に準拠して行った。$CODc_r$（以下CODと略記）は米国のStandard Methods （1995） により測定した。炭水化物はアンスロン一硫酸法により分析を行った。VFA濃度はFIDガスクロマトグラフ(Agilent 6890型)法により定量した，DB- WAXetrキャピラリーカラム(30m×0.53mmI.D.，1.0μm)を使用し，キャリアガスはヘリウム(圧力 38.6kpa， 流量 (5.5ml/分)， メイクアップガスもヘリウム(流量45ml/分)を用いた。カラムオーブンは125℃で5分，125℃から180℃まで15℃／分， 180℃で12分の段階的昇温操作を行った。検出器の温度は280℃とした。アンモニア性窒素濃度(NH_4^+-N)の測定はインドフェノール青吸光光度法を用いた。ガス組成 (CH_4， CO_2，N_2) は TCD ガスクロマトグラフ(SHIMADZU，GC-8A) を用いて行った。Heをキャリアガスとして流量は30 ml/分に設定し，カラム温度70℃，検出器／注入孔温度 100℃，TCD 電流 80mA，ATTENUATION64 の条件で分析した。H_2S は気体検知管(GASTEC，No.4H)を用いて測定した。元素分析は全自動元素分析装置 (Elementsl 社，Vario ELⅢ) を用いて測定した。微量元素はICP-MS (Agilent，HP 4500) を用いて測定した。

表-6.2.1 実験に用いた生ゴミの性状

	項目	単位	平均値 (n=3)	標準偏差
基質組成	TS	(%)	14.3	1.75
	VS	(%)	13.1	1.71
	SS	(g/l)	122	24.0
	VSS	(g/l)	120	24.0
	T-COD	(g/l)	188	6.53
有機元素組成	C	(%)	47.4	0.01
	O	(%)	43.7	0.28
	H	(%)	6.65	0.28
	N	(%)	1.90	0.09
	S	(%)	0.41	0.06
無機元素組成	Na	(mg/l)	5,880	206
	K	(mg/l)	5,480	134
	P	(mg/l)	4,260	928
	Mg	(mg/l)	1,410	26.6
	Ca	(mg/l)	482	12.0
	Zn	(mg/l)	14.0	3.00
	Fe	(mg/l)	34.9	4.58
	Co	(mg/l)	0.08	0.01
	Ni	(mg/l)	n.d	n.d

(2) 回分実験

回分実験では，Fe，Co および Ni の添加による高濃度メタン発酵の促進効果について検討した。培養には，容量 120ml のバイアル瓶を使用した。植種源として連続実験から採集した汚泥を用いた。Run1 では基質添加無しで，その他の Run では Fe,Co,Ni またはこれらの組合せで，各金属濃度がそれぞれ 10ml/ l -Fe, 1mg/l-Co, 1mg/l-Ni となるように調整して栄養塩を投入し，全量で 80ml となるように調製した。Run2 から Run8 ではバイアル瓶から 4g の混合液を取り出し，すぐに 4g の基質を投入した。バイアル瓶の気相部を窒素ガスで置換しで 35℃，100rpm で振とう培養を行った。

6.2.3 実験結果

(1) 連続実験の経時変化（栄養塩添加なしの実験期間 1）

連続式高濃度メタン発酵における全ガス生成速度，pH および VFA 濃度の経日変化を**図-6.2.2** に示す。連続実験は，微量金属の添加を行わなかった期間（実験期間１）および微量金属添加の影響を検討した期間（実

験期間 2）から構成されている。以下，それぞれの実験期間における結果をまとめる。

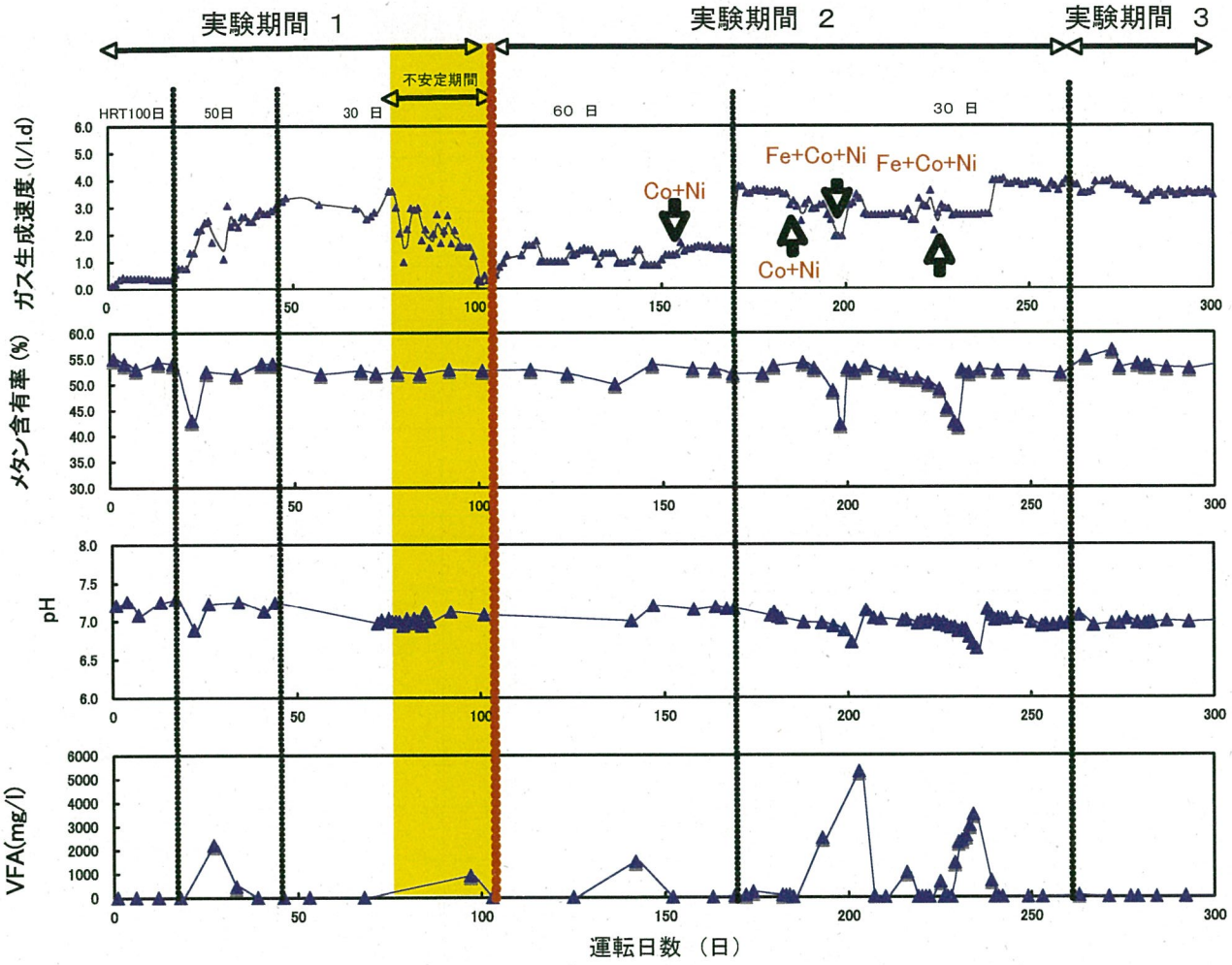


図-6.2.2　連続式高濃度メタン発酵に及ぼす微量金属添加の影響

実験期間 1 は，高濃度メタン発酵のスタートアップについて検討した期間である。実験期間 1 では，HRT を 100 日から 100→50→30 日と段階的に短縮した。対応している COD 容積負荷は 1.9ー6.3kg/m^3/d の範囲で変化した。**図-6.2.2** に示すように，HRT が 100 日および 50 日の期間は，安定したメタン発酵が可能であったが，実験開始から 50 日目辺り（HRT 30 日）から，ガス生成速度および pH が低下する傾向が見られた。ただし，実験開始から 75 日目以降にガス生成速度が不安定になったのは，pH の低下を防ぐために，原料の投入を断続的に行ったためである。実験期間 1 の後半にガス生成がほぼ停止したので，実験期間 2 において HRT を 60 日に増大した。HRT を 60 日に増大してからは，ガス生成が再開したものの，ガス生成速度は変動が大きく不安定であった。このようにメタン発酵槽の運転が不安定になった原因は，アンモニア阻害または微量栄養塩の欠乏によるものと考えられる。NH_4^+-N 濃度は微量栄養塩添加がなかった時において 1,100 mg/L 以下であり，文献[11-12]に報告されたメタン発酵条件での阻害濃度（NH_4^+-N 濃度は 1700-2000 mg/L 程度である）より低く，アンモニア性窒素による阻害は軽微だったと推定される。従って本実験における発酵への阻害影響は，主に微量金属の不足に起因と考えられたことから，回分実験において Co，Ni および Fe の添加の影響について検討した。

(2) 回分実験における栄養塩添加の必要性評価

回分実験は8回（Run）繰り返して行った。第1回は基質添加なしで培養した。Run2 から Run8 まではそれぞれ基質を注入して実験を行った。実験期間中にガス生成量とガス組成を測定した。バイアル瓶を用いた微量元素の添加の影響実験における累積バイオガス生成量及び累積メタンの推移を図-6.2.3, 図-6.2.4 に示す。全バイオガス，メタン生成量ともに同様の傾向が得られている。Run1 ではぞれぞれのバイアル瓶中に種汚泥と微量元素を加えたが，各バイアル瓶の全バイオガス，メタン生成量は比較的小さく，顕著な差が見られなかった。しかし， 回分実験は何回か繰り返した後，基質を数回投入したため，微量元素の不足が顕著になり，各系列の全バイオガス，メタン生成量は大きく差を示した。Run8 では Co と Ni それぞれ 1 mg/l 同時添加または Fe 10mg/l, Co 1mg/l, Ni 1mg/l 同時添加の系列で炭水化物を主成分とした生ゴミのメタン発酵が明らかに促進された。

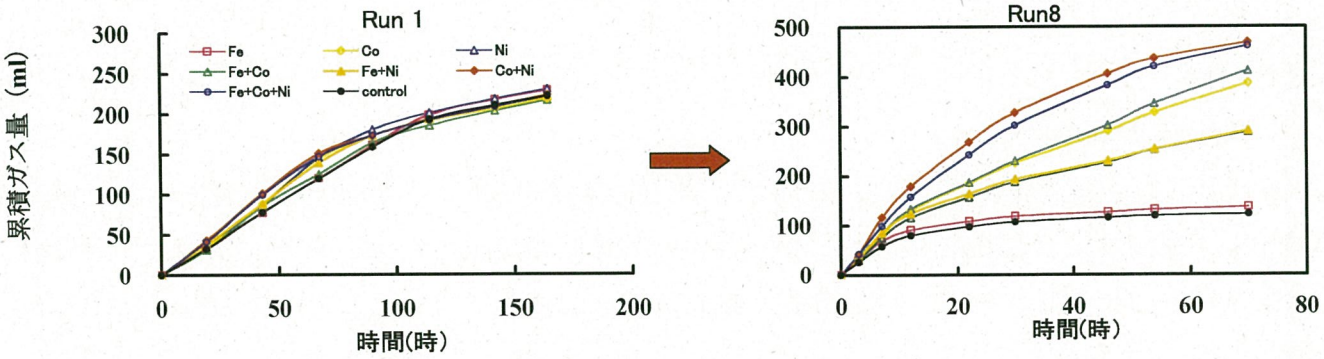


図-6.2.3　回分実験における累積バイオガス生成量の推移

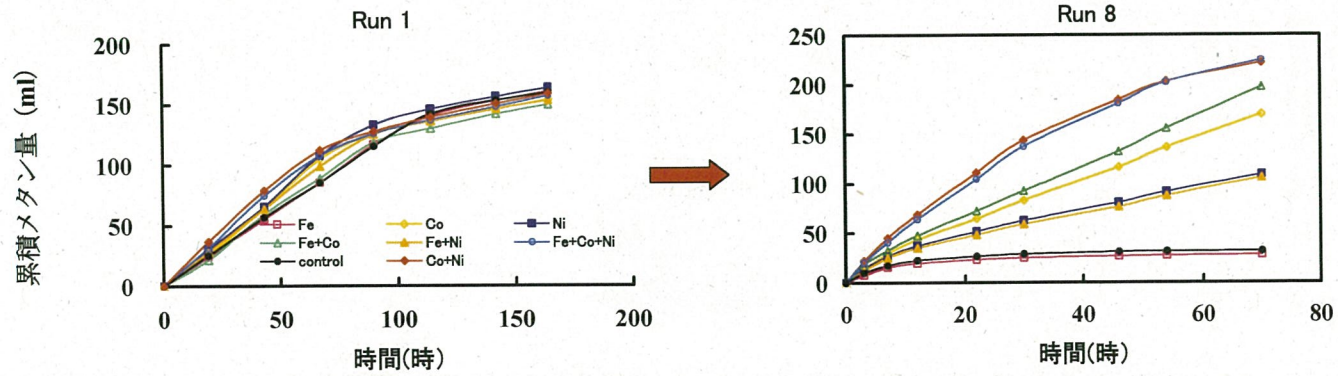


図-6.2.4　回分実験における累積メタン生成量の推移

(3) 連続実験における栄養塩添加効果（実験期間 2）

回分実験においてFe, CoおよびNiの添加がメタン発酵の促進に特に重要であったので，まずこれらの添加による連続実験の改善効果について検討した。**図-6.2.2** に示すように(Co, Ni)の添加は，ガス生成速度の低下およびVFAの蓄積が観察された149日目(HRT 60日)およびその45日後の194日目(HRT 30日)おいて実施した。149日目の(Co, Ni)の添加後には，ガス生成速度は安定し，VFAの蓄積も解消した。しかし，2回目の添加後におけるガス生成速度およびpHの低下傾向には，回復が見られず，実験開始から201日目には高濃度のVFAが蓄積した。そこで，回分実験とは環境の異なる連続実験では，他の微量金属の添加も必要となる可能性があると考え，(Co, Ni)に新たにFeを加えた微量金属溶液(Co, Ni, Fe)を203日目および36日後の239日目にメタン発酵槽へ添加した。それぞれの操作以降，金属溶液を添加する以前に観察されたガス生成速度およびpHの低下，またVFAの蓄積現象はいずれの場合も解消し，安定したメタン発酵の運転ができた。その後，基質にCo, NiおよびFeをそれぞれ1 mg/l-Co, 1 mg/l-Niおよび10 mg/l-Feとなるように添加することで，安定的なメタン発酵を実現できることも確認された。

6.2.4 考察

(1) 栄養塩添加量の理論的計算

栄養塩添加量の適正化を図るため，文献調査と理論的計算を試みた。本研究の連続実験における2回微量元素の添加の間に反応槽微生物によって分解されたCOD量と利用したFe, Co, Ni量を計算して，食品廃棄物の中温高濃度メタン発酵における微量元素の必要量を**図-6.2.5** と式(6.2.1)～(6.2.3)に基づいて概算した。

$$Fe/COD = [S\ (Fe)in + M\ (Fe)eff] / [\ (COD)in - CODeff\ ] \quad (6.2.1)$$

$$Co/COD = [S\ (Co)in + M\ (Co)eff] / [\ (COD)in - CODeff\ ] \quad (6.2.2)$$

$$Ni/COD = [S\ (Ni)in + M\ (Ni)eff] / [\ (COD)in - CODeff\ ] \quad (6.2.3)$$

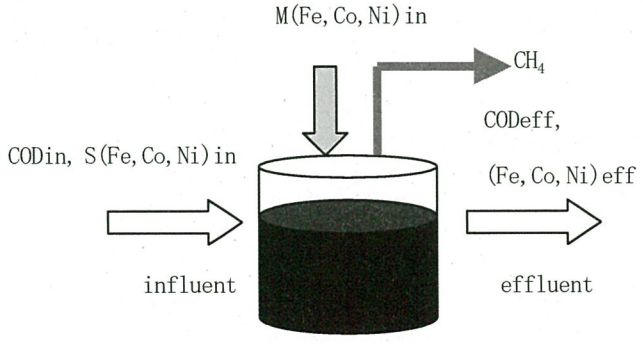


図-6.2.5　本研究における（Fe,Co,Ni / COD）の計算方法

ここで式(6.2.1) と式(6.2.3)は本研究に利用したFe, Co, Ni対CODの計算式である。有機廃棄物のメタン発酵における有機物の分解と微量元素利用量を考察する上でCOD収支と微生物増殖を考慮する必要がある。文献調査により純粋培養の微生物のFe, Co, Ni　の必要量を**表-6.2.2** にまとめた。これらの文献で

は[7-11]微生物の Fe，Co，Ni の必要量が（Fe，Co，Ni）量／微生物乾細胞重単位で計算されるため，COD 換算が必要となる。微生物の組成を模擬分子式 $C_5H_7O_2N$ とすると，次の計算ができる。

$$C_5H_7O_2N+5O_2 \rightarrow 5CO_2+2H_2O+NH_3 \qquad (6.2.4)$$

化学量論に従って $C_5H_7O_2N$ と COD の関係を考えると，1g の $C_5H_7O_2N$ 酸化するには，式（6.2.4）のように 1.42g の酸素が必要になる。

表-6.2.2　文献に報告された純粋培養系におけるメタン制生成微生物の Fe，Co，Ni の必要量

Bacteria	Trace metals	Range of trace metals	Reference	Range of trace metals(COD 換算)
Methanogenic bacteria	nickel	250-1100 nmol.g^{-1}.dry cells^{-1}	Diekert G, et al.,1981 [10]	(0.16-6.86) mg/Kg-COD
Methanosarcina barkeri `fusaro´	nickel	135 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(1.43-14.3) mg/Kg-COD
Methanobacterium Thermoautotrophicum on H_2 and CO_2	nickel	150 nmol$NiCl_2$ g^{-1}dry $cell^{-1}$	Peter Schonheit et al., 1979 [15]	(0.09-0.93) mg/Kg-COD
Methanosarcina barkeri `fusaro´	Cobalt	60 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(0.64-6.35)mg/Kg-COD
Methanogens growth on pure H_2	Cobalt	10-20 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(0.11-2.11) mg/Kg-COD
Methanosarcina	Cobalt	25-80 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(0.26-8.45) mg/Kg-COD
Methanobacterium Thermoautotrophicum on H_2 and CO_2	Cobalt	20 nmol$CoCl_2$ g^{-1}dry $cell^{-1}$	Peter Schonheit et al., 1979 [15]	(0.01-0.12) mg/Kg-COD
Methanogenesis from methanol	Cobalt	2.7-8.5 mg Kg^{-1}-COD	Lourdinha F et al., 1993 [16]	(2.7-8.5)mg Kg^{-1}-COD
Methanogenesis from methanol	Cobalt	5.15 mg Kg^{-1}-COD	Nishio,N et al., 1992 [17]	(5.15)mg Kg^{-1}-COD
Methanosarcina barkeri `fusaro´	iron	2150 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(22.7-227) mg/Kg-COD
Methanogens growth on pure H_2	iron	1100-1500 μg g^{-1}dry $cell^{-1}$	Scherer P, et al.,1983 [14]	(11.6-158) mg/Kg-COD

有機物のメタン発酵に COD 変換過程は**図-6.2.6** のように微生物細胞の増殖と代謝産物であるバイオガス（メタンと二酸化炭素）に分ける。1mol のメタン生成量当り 1～8g の細胞が増殖される（Y_{CH4}）[13]。これを基に細胞が増殖するために利用する COD の割合を推定することができる。そして，**表-6.2.2** に示す文献調査による（Fe，Co，Ni）量／微生物乾細胞重単位から（Fe，Co，Ni）量／COD 単位に変換することができた。計算した結果を**表-6.2.3** にまとめた。メタン発酵の安定化を図るために，基質中の栄養塩対 COD の比率を確保することが必要である。この比率は文献によって範囲が異なるが，本研究の Fe/COD，Co/COD，Ni/COD 比率は文献報告（**表-6.2.2** に示す）の範囲にあった。**図-6.2.2** に示すように，連続実験に 260 日以後，基質に Fe，Co，Ni を 6.2.2(2)に示した量を添加した結果，安定状態運転を実現した(実験期間 3)。

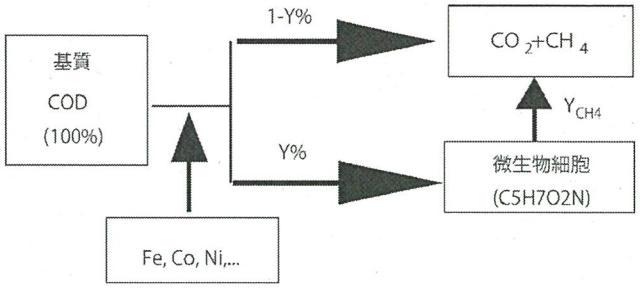


図-6.2.6　メタン発酵における基質の転化模式

表-6.2.3　計算した微量栄養塩添加量と実験結果の比較

項目	単位	文献に基づく計算結果	本実験の結果
Fe/COD	mg/kg	38.7-302.8	200
Co/COD	mg/kg	0.04-11.83	6.0
Ni/COD	mg/kg	0.3-19.0	5.7

(2) 連続実験における VFA の累積と Fe，Co，Ni 濃度

図-6.2.7 に示すように連続実験において VFA の累積に伴う Fe，Co，Ni 濃度の急な低下現象が見られた。特に，Fe の濃度が検出線以下になったため，高濃度メタン発酵における Fe の要求量が高いと推定された。Fe，Co，Ni を添加した後，累積した VFA が急速に分解した。

(3) 安定状態における高濃度中温メタン発酵の結果

HRT30 日における有機物の分解率および生成バイオガスの特性をまとめた。**表-6.2.4** より明らかなように，定常状態において中温メタン発酵による TS，VS，T-COD および炭水化物の分解率はそれぞれ 75%，78%，76%および 93%であった。

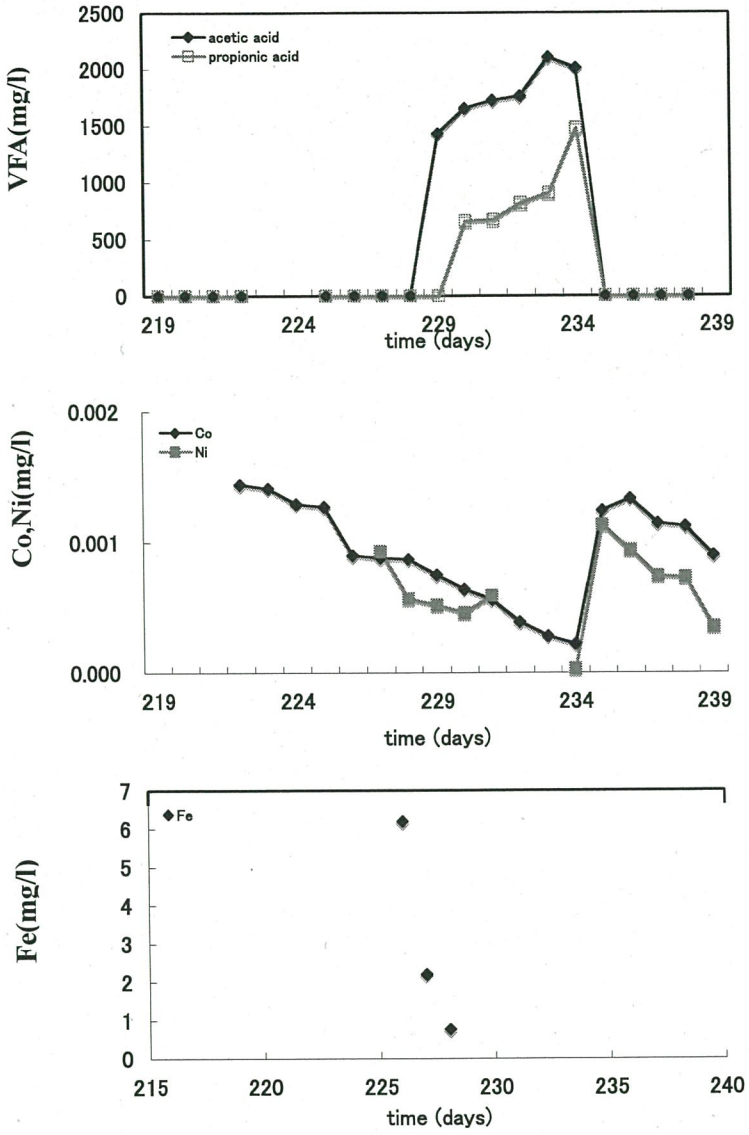


図-6.2.7　Fe, Co, Ni 添加前後 VFA の累積と分解

表-6.2.4　生ゴミ高濃度中温メタン発酵の定常状態における平均値

項目		単位	平均値
実験条件	温度	℃	35
	HRT	日	30
	NH_4^+-N	mg/l	813
分解率	TS	%	75
	VS	%	78
	T-COD	%	76
	炭水化物	%	93
バイオガス生成	ガス生成率	m^3/kg-TS	0.76
	CH_4含有率	%	51.3
	CO_2含有率	%	48.1

6.2.5 小結

高濃度生ゴミメタン発酵について連続実験で検討した結果，以下の知見が得られた。

(1) 微量金属を添加せずに食品廃棄物の連続メタン発酵を行うと，2～3ヶ月で処理性能が不安定になることが繰返し観察された。その特徴は，ガス生成量が若干減少してガス組成中のメタン濃度が低下，CO_2 濃度が高くなった。またメタン発酵槽混合液のpHが徐々に低下し，メタン発酵槽内のVFAが蓄積した。

(2) 微量金属Co，NiおよびFeの混合物を添加することで，安定的メタン発酵を実現できた。その添加方法は，約1ヶ月間隔でメタン発酵内にCo，NiおよびFeをそれぞれ1 mg/L-Co，1 mg/L-Niおよび10 mg/L-Feとなるように添加するものだった。また，直接原料タンクに1 mg/L-Co，1 mg/L-Niおよび10 mg/L-Feとなるように添加することも有効であることを確認した。この投入量は理論的に計算することが可能である。

(3) 定常状態において中温メタン発酵によるTS，VS，T-CODおよび炭水化物の分解率はそれぞれ75%，78%，76%および93%であった。

参考文献

1) 李玉友，水野修，船石圭介，山下耕司：二相循環方式高濃度メタン発酵プロセスを用いた生ごみの高速メタン化処理，環境工学研究論文集，Vol.40，pp.321-331，2003.

2) 編集委員会：動き出した汚泥再生処理センター，都市清掃，Vol.54，No.244，pp.543-，2001.

3) 岩尾充：メビウスシステムについて，環境技術，Vol.27，pp.845-852，1998.

4) 久芳良則：REMシステムについて，環境技術，Vol.27，pp.853-859，1998.

5) 奥野芳男，李玉友，佐々木宏，関廣二，上垣内郁夫：生ゴミと汚泥の高濃度混合メタン発酵に及ぼす汚泥比率と発酵温度の影響，土木学会論文集，No，734，pp.75-84，2005.

6) 大羽美香，李玉友，野池達也：二相循環プロセスによるジャガイモ加工廃棄物の無希釈水素．メタン発酵の特性．水環境学会誌，Vol.28，No.10，pp.629-636，2005.

7) 李玉友，佐々木宏，奥野芳男，関廣二，上垣内郁夫：生ゴミの高濃度メタン発酵に及ぼす投入濃度の影響，環境工学研究論文集，Vol.35，pp.29-39，1998.

8) 李玉友，佐々木宏，奥野芳男，関廣二，上垣内郁夫：生ゴミの高温．高濃度メタン発酵における滞留時間と負荷の検討，水環境学会誌，Vol.22，No.12，pp.983-989，1999.

9) Speece，R.E. 産業廃水処理のため嫌気性バイオテクノロジー，技報堂出版，監訳：松井三郎，高島正信，pp.237-264，1996.

10) Diekert G.，Konheiser U.，Piechulla K. and Thauer R. K.：Nickel requirement and factor F430 content of methanogenic bacteria. J. Bact.，Vol.148，pp.459-464，1981.

11) van Velsen A. F. M.： Adaptation of methanogenic sludge to high ammonia-nitrogen concentrations. Water Res.，Vol.13. pp.995-999，1979.

12) Koster I. W. and Lettinga G.：The influence of ammonium-nitrogen on the specific activity of palletized methanogenic sludge. Agric. Wastes. Vol.9，pp.205-216 (1984).

13) Vogels G. D., Keltjens J. T. and van der Drift C. : Biochemistry of methane production, in Biology of Anaerobic Microorganisms, edited by Alexander J. B. Zehnder, pp. 707-770, 1988.

14) Scherer P., Lippert H., and Wolff G. : composition of the major elements and trace elements of 10 methanogenic bacteria determinated by inductively coupled plasma emission spectrometry. Bio. Trace element res., Vol. 5, pp. 149-163, 1983

15) Schonheit P., Moll J., and Thauer R. K. : Nickel, Cobalt, and Molybdenum requirement for growth of Methanobacterium thermoautotrophicum. Arch. Microbiol., Vol. 123, pp. 105-107, 1979.

16) Florencio L., Jenicek P., Field J. A., Lettinga G. : Effect of Cobalt on the anaerobic degradation of Methanol. Journal of Fermentation and Bioengineering, Vol. 75, No. 5, pp. 368-374, 1993.

17) Nishio, N., Kakizono, T., Silveira, R. G., Takamoto, S., and Nagai, S. : Nutrient control by the gas evolution in methanogenesis of methanol by Methanosarcina barkeri. J. Ferment. Technol., Vol. 73, pp. 481-485, 1992.

18) Takashima M. and Speece, R. E. : Mineral nutrient requirements for high rate methane fermentation of acetate at low SRT. J. Water Pollution Control Federation, Vol. 161, pp. 1645-1650, 1988.

19) Takashima M. and Speece R. E. : Mineral requirements for methane fermentation. Crit. Rev. Environ. Control, Vol. 19, pp. 465-479, 1990.

20) Murray W. D. and Van Den Berg L. : Effects of Nickel, cobalt, and molybdenum on performance of methanogenic fixed-film reactors, Applied and Environmental Microbiology, Vol. 42, No. 3, pp. 502-505, 1981.

6.3 まとめ

本章では，下水処理場の消化槽へ下水汚泥以外のバイオマスの受け入れが注目されていることから，高濃度下水汚泥と模擬生ごみを用いた温度フェーズプロセスによる連続実験を行った。また，微量金属塩を含まない食品廃棄物をメタン発酵する場合において必要となる微量金属塩の添加基準を確認した。

6.1 で高濃度汚泥と模擬生ごみの混合消化における温度フェーズプロセスの消化特性の把握を目的として連続実験を行い，以下の知見が得られた。

(1) 温度フェーズプロセスにおいて，高濃度汚泥と模擬生ごみ（ドッグフード）を用いた混合消化実験（混合比，体積比 2:1，TS 比 1:2.4）を行った結果，COD 分解率は系全体で約 76%に達した。

(2) 消化ガス発生倍率およびメタン生成収率はそれぞれ 57Nm^3/m^3，0.420Nm^3/kgVS であった。模擬生ごみを投入することにより，下水汚泥単独消化に比べて，消化ガス発生倍率は約 3.3～3.8 倍，メタン生成収率は 1.4 倍にそれぞれ増加した。

(3) 温度フェーズの前段の高温槽の分解率は 71%であった。一方，汚泥および模擬生ごみをそれぞれ単独で消化した時の分解率（実測値）と混合比に基づいて算出した分解率は 65%であった。この結果から，下水汚泥とバイオマスの混合消化を行うことで，分解率が上昇する傾向が示唆された。

6.2 で微量金属塩を含まない食品廃棄物を用いて連続実験で検討した結果，得られた知見を以下に示す。

(1) 微量金属を添加せずに食品廃棄物の連続メタン発酵を行うと，2～3 ヶ月で処理性能が不安定になることが繰返し観察された。その特徴は，ガス生成量が若干減少してガス組成中のメタン濃度が低下，CO_2 濃度が高くなった。またメタン発酵槽混合液の pH が徐々に低下し，メタン発酵槽内の VFA が蓄積した。

(2) 微量金属 Co，Ni および Fe の混合物を添加することで，安定的メタン発酵を実現できた。その添加方法は，約 1 ヶ月間隔でメタン発酵内に Co，Ni および Fe をそれぞれ 1 mg/L-Co，1 mg/L-Ni および 10 mg/L-Fe となるように添加するものである。また，直接原料タンクに 1 mg/L-Co，1 mg/L-Ni および 10 mg/L-Fe となるように添加することも有効であることを確認した。この投入量は理論的に計算することが可能である。

(3) 定常状態において中温メタン発酵による TS，VS，T-COD および炭水化物の分解率はそれぞれ 75%，78%，76%および 93%だった。

第7章　装置の最適化およびフィージビリティスタディ

本章では，本研究で検討を行った各システムの性能を総括し，フィージビリティスタディによりその実用性を評価する。

7.1　最適システムに関する考察

本研究で検討したシステムを表-7.1.1にまとめた。

第2章では，多段消化槽による高効率化を目的として，六段消化槽，二相式，温度フェーズの検討を行った。2.1では，六段消化槽による連続運転の結果，主な反応は最初の2槽（HRT10日程度）で行われることがわかった。そこで2.2では，二段消化槽を用いて酸生成相およびメタン生成相を相分離する二相式メタン発酵を検討した。その結果，相分離して連続運転することができたが，有機物分解率は52%に止まった。2.3および2.4では，高温槽と中温槽を組み合わせた温度フェーズを検討した。有機物分解率は初沈汚泥で77%，混合生汚泥で59%であり，温度フェーズシステムによる高効率化を確認した。

第3章では，二酸化炭素吹込みによる高効率化を検討した。3.1の回分実験の結果，気相部のCO_2濃度が高い場合，有機物分解率が若干高くなる傾向が示されたが，メタン発生量の増加は確認できなかった。3.2では中温条件の六段消化槽の5槽目にCO_2ガスを吹き込んだ結果，メタン発生量はほとんど変化しなかったが，わずかにVFAの生成が確認された。3.3では温度フェーズの前段（高温）にCO_2吹込みを行った結果，高温メタン発酵プロセスへの影響はほとんど見られなかった。

第4章では，高温消化における高濃度混合生汚泥の消化特性を検討し，HRT10～20日において分解率は46～55%であった。TS4～8%の範囲では，汚泥濃度は分解率に影響せず，アンモニア阻害も見られなかった。

第6章では，汚泥の高濃度化によって生じる消化槽の空き容量の有効利用という目的で，その他のバイオマスの受入れを想定して混合消化を検討した。6.1では，下水汚泥とバイオマスの混合消化の連続実験を行った結果，有機物分解率は高温消化で71%，温度フェーズで76%に向上した。また，混合消化は単一原料を消化するよりも分解率が若干向上した。6.2では，微量金属塩を含まない食品廃棄物で安定的なメタン発酵槽を連続運転するために必要な微量金属塩の添加基準を明らかにした。

表-7.1.1 実験結果まとめ

方　式	中温	六段式	二相式	高温			温度フェーズ	
消化温度　(℃)	35	35	35	55			55+35	
供試汚泥	初沈	余剰※	混合生	混合生			初沈	混合生
下水排除方式	分流	分流	合流	合流			分流	合流
汚泥濃度　(%)	4	5	6	4～8			4	6
H R T　(日)	30	30	26	10	15	20	30	24
有機物分解率　(%)	63	73	52	46	52	55	77	59
参照章節番号	2.3	2.1	2.2	4			2.3	2.4

※セルロースパウダーを混合したものを使用

一方，**第5章**では，消化設備の設計に関わる汚泥性状の季節変動等を確認した。汚泥性状と分解率の関係を評価するため，性状分析及び回分実験によってB処理場とその他の処理場の汚泥との比較を行った。排除方式は，B 処理場が合流式，その他は分流式（一部合流含む）であった。その結果，分解率はその他の処理場がB処理場よりも約1割高い値を示した。これは，本研究でB処理場の汚泥を用いたシステムの分解率は，汚泥性状によっては現状よりも1割程度高くなることを示している。B 処理場の汚泥は，採取時点で既に分解が進行していたことが予想された。

そこで，下水処理場では混合生汚泥の嫌気消化処理が主に行われていることから，本研究でB処理場の混合生汚泥を使用した検討システムにおいて，一般的な汚泥を用いたと仮定した場合の分解率に補正した。その結果，温度フェーズの分解率は59%から65%となり，開発目標の有機物分解率65%を超える結果となった。

以上の結果をもとに，フィージビリティスタディでは温度フェーズプロセスを中心に検討を行うこととした。

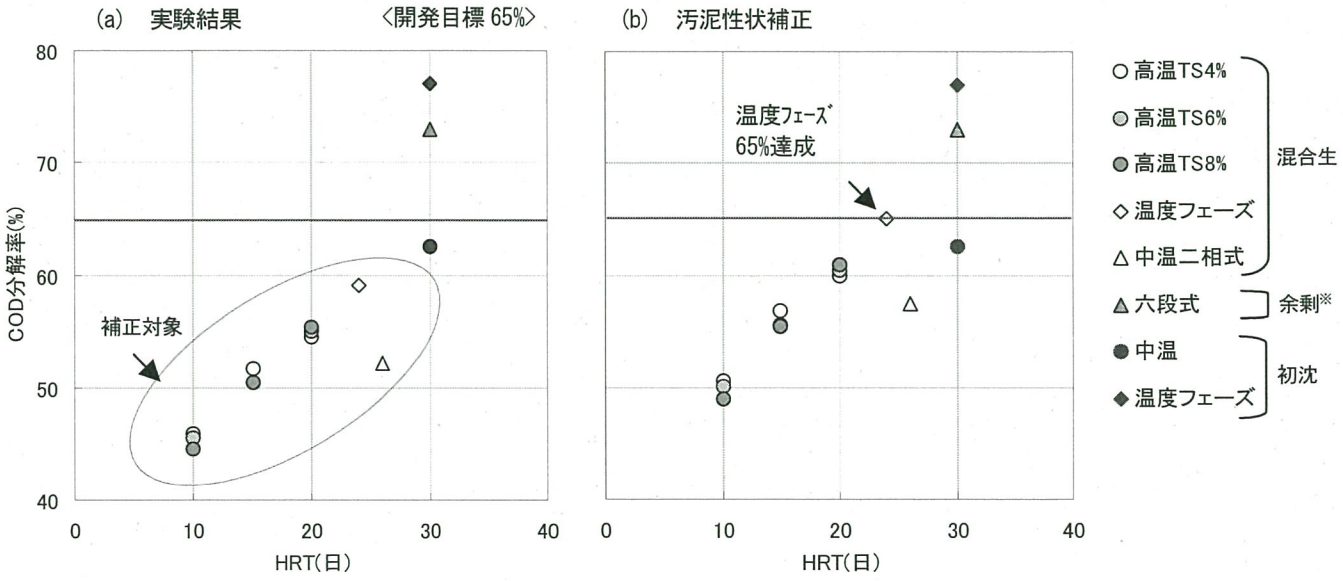


図-7.1.1　有機物分解率まとめ

※参考値としてVS分解率，
余剰汚泥にセルロースパウダーを混合

7.2 フィージビリティスタディ

7.2.1 はじめに

7.1 で述べたように，本研究の一連の検討より，高濃度汚泥を用いた温度フェーズシステムは有機物分解率 65%程度が期待できることを確認した。そこで，同システムの実用性を検証するため，フィージビリティスタディ（以下，FS と略記）を行った。同システムは汚泥の高濃度濃縮と高効率消化方式の組み合わせで成り立つものであるため，FS では濃縮および消化工程を併せて評価する必要がある。そこで，濃縮および消化工程において，現在実用化されている他方式との比較によって同システムの経済性およびガス発電による CO_2 排出量の削減効果を評価することとした。また，汚泥以外のバイオマスとの混合消化についても検討を加えた。

7.2.2 試算条件

(1) 試算条件

＜対象規模＞

・計画 1 日最大汚水量　　：120,000 m^3/日
・水処理方式　　：標準活性汚泥法
・排除方式　　：分流式
・汚泥処理量　　：20 t-DS/日

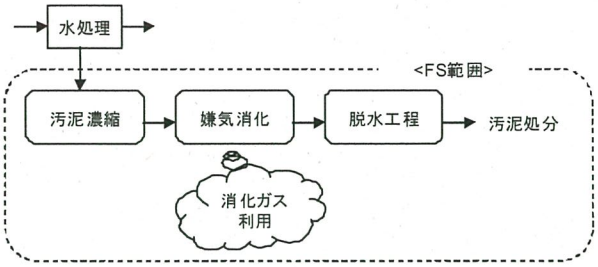


図-7.2.1 FS 範囲

＜試算範囲＞

試算範囲を**図-7.2.1** に示す。汚泥濃縮，消化，脱水，汚泥処分および消化ガス利用を試算範囲とした。

＜試算原単位＞

試算単価を**表-7.2.1**，CO_2 排出係数を**表-7.2.2** に示す。

表-7.2.1 試算単価

	試算単価
電　力　費 [1]	15 円/kWh
消化ガス発電買取 [2]	20 円/kWh
精製消化ガス買取 [3]	123.6 円/m^3
高分子凝集剤 [1]	500 円/kg
L　P　G [4]※	150 円/m^3
汚泥処分費 [5]	16,000 円/t-wet

※参考文献データを基に算出

表-7.2.2 CO_2 排出係数

	排出係数
高分子凝集剤 [6]	6,534 kg-CO_2/kg
電　力 [7]	0.555 kg-CO_2/kWh
汚泥処分 [8]※	0.119 kg-CO_2/kg-DS

※セメント化および運搬時の発生量

(2) 比較方式

比較する 4 ケースの濃縮・消化方式を**表-7.2.3** に示す。ケース 1～3 は現在，消化槽に既に導入されている従来技術である。ケース 1 は，混合生汚泥を重力濃縮し，中温消化を行う従来的な条件とした。ケース 2 および 3 は初沈汚泥を重力濃縮，余剰汚泥を遠心濃縮し，消化方式は現在普及している中温と高温とした。

ケース４は本研究の開発システムであり，濃縮方式は混合生汚泥を対象に回転スクリーン式濃縮により高濃度濃縮を行い，高効率の消化方式である温度フェーズを組み合わせた条件とした。各比較ケースの濃縮・消化設備フローを図-7.2.2 に示す。

表-7.2.3　比較ケースの濃縮・消化方式

工程	項目	従来技術			開発システム
		ケース１	ケース２	ケース３	ケース４
消化	消化方式	中温消化	中温消化	高温消化	温度フェーズ
	有機物分解率	55 %	55 %	60 %	65 %
	滞留時間	30 日	30 日	20 日	25 日
濃縮	初沈汚泥	重力濃縮	重力濃縮	重力濃縮	回転スクリーン式濃縮（混合生汚泥）
	余剰汚泥		遠心濃縮	遠心濃縮	
	濃縮汚泥濃度	2.2 % [9]	3.5 % [10]	3.5 % [10]	5 % [11]
	薬注率	無薬注	無薬注	無薬注	高分子凝集剤　0.4 %

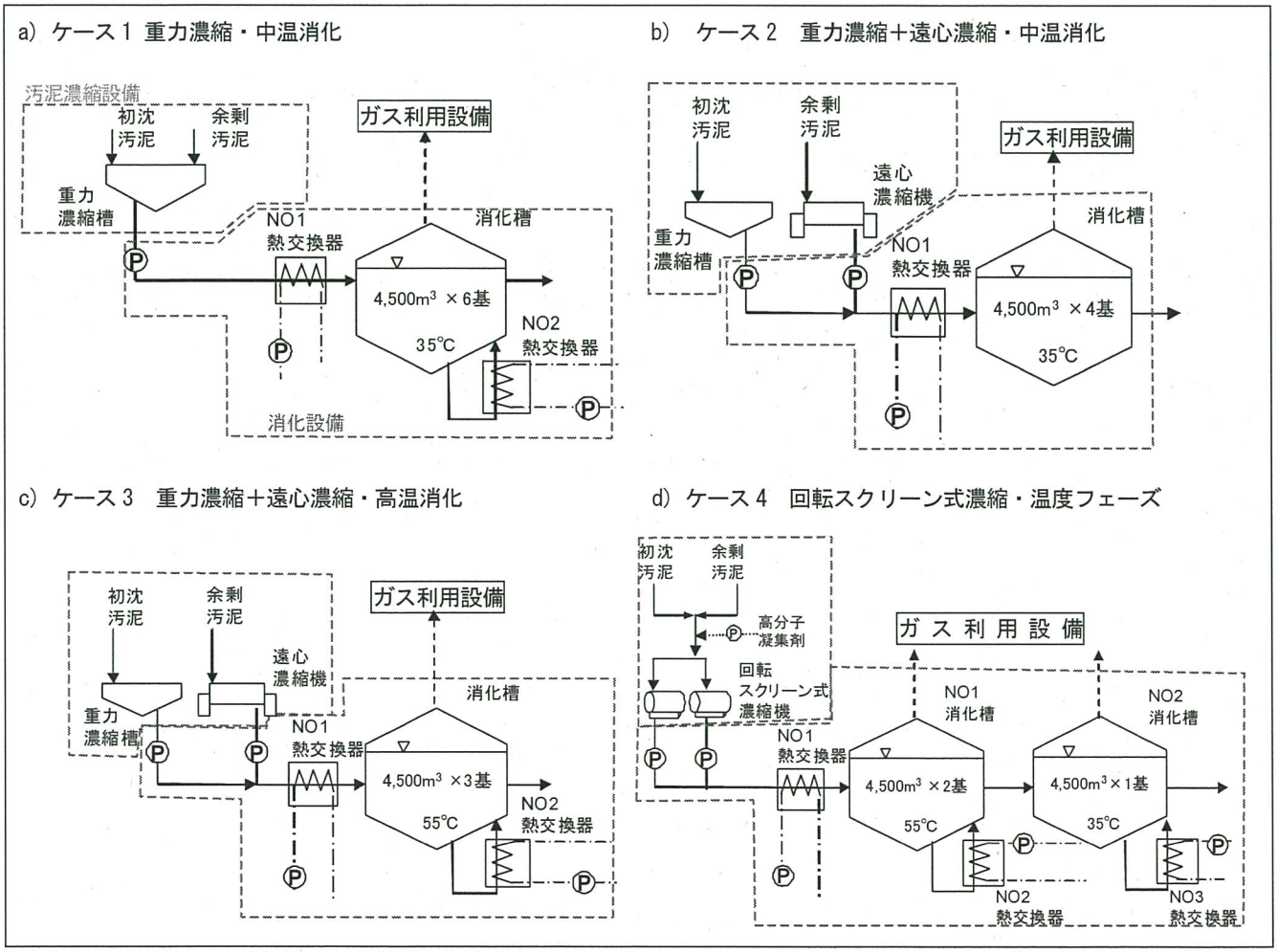


図-7.2.2 各ケースの濃縮・消化設備フロー

＜ガス利用方法＞

消化ガスの利用方法は，ガスエンジンによるガス発電および精製した消化ガスのガス導管注入の２種類について検討を行った。各消化ガス利用設備フローを**図-7.2.3** に示す。

表-7.2.4　消化ガス発電　維持管理費

ガスエンジン	5	円/kWh

表-7.2.5　ガス精製　維持管理費

精製装置維持費 [12)※]	0.7	円/Nm^3
精製装置消費電力 [12)]	0.675	kWh/Nm^3
付臭	3	円/Nm^3

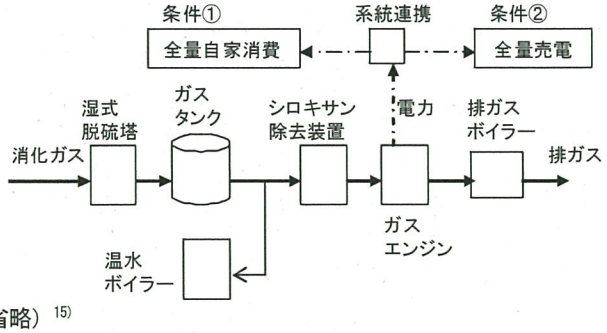
※参考文献データを基に算出

①ガスエンジンによる発電

現在，下水処理場で行われている消化ガス発電では，発電した電力を処理場内で自家消費していることが多く，電力使用料の節減および購入電力量の削減に伴う CO_2 排出量の削減効果が期待できる。一方，2003 年 4 月に施行された「電気事業者による新エネルギー等の利用に関する特別措置法（RPS 法，Renewable Portfolio Standard ）」では，電力会社に対し新エネルギー等によって発電された電力を買取ることが義務付けられた。また，再生可能エネルギーの普及促進のため「再生可能エネルギーの全量買取制度」が検討されている [5)]。バイオマスによる発電も対象であり，買取価格は 15～20 円/kWh と想定されている。同制度の導入によって，売電単価は買電単価と同等かそれ以上となった場合には，ガスエンジンにより発電した電力を場内利用するよりも電力会社へ全量売電することで経済性が高まる。試算単価は，買電単価 15 円/kWh，売電単価 20 円/kWh とした。

発生した消化ガスは，湿式脱硫装置，ガスホルダー，シロキサン除去装置を経てガスエンジンに供給され発電を行う。発電効率は 38%，熱回収効率は 45%で総合効率 83%とした。熱回収はエンジンの水冷ジャケットおよび排ガスボイラーによって行われる。消化ガス発電の維持管理費を**表-7.2.4** に示す。ガスエンジンの維持管理費は，定期的なエンジン交換費用も含めて 5 円/kWh とした。

(a) 消化ガス発電



(b) ガス導管注入設備（一部省略）[15)]

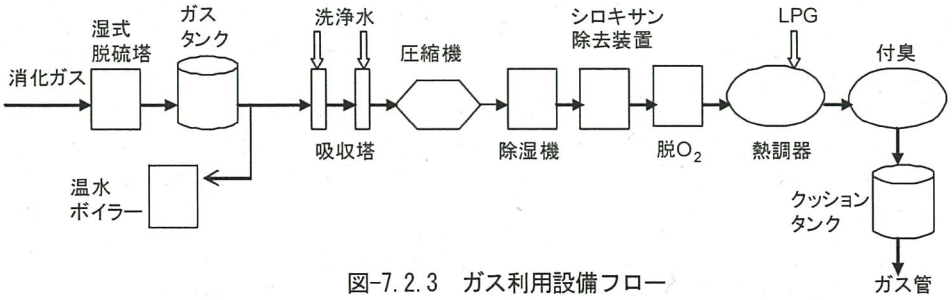


図-7.2.3　ガス利用設備フロー

②ガス導管注入

平成21年施行された「エネルギー供給事業者による非化石エネルギー源の利用及び化石エネルギー原料の有効な利用の促進に関する法律（エネルギー供給構造高度化法）」でガス事業者に対しバイオガス（消化ガス）の買取りを義務付ける制度が導入された（バイオガス買取りについては今後実施予定となっている）。これまでも金沢市や長岡市では，精製した消化ガスを都市ガス原料として近隣のガス製造工場への供給，販売が行われてきた[13]。一方，神戸市では下水処理場内に設けたガス精製設備により，消化ガスを都市ガスとほぼ同等品質まで精製し，その精製ガスをガス導管へ直接注入する実証試験が行われている[14]。近隣にガス製造工場がない場合でも，ガス導管が近くまで敷設されていれば実施可能であるため，今後ガス導管注入が普及していく可能性がある。ガスの精製設備は，吸収塔，熱調器，付臭装置などから構成される。ガス精製コストは**表-7.2.5**に示す通りとした。なお，付臭費は推定値とした。

7.2.3 試算結果

(1) 各設備仕様

①消化槽容量

比較した4ケースの消化槽容量を**表-7.2.6**に示す。1基あたりの消化槽容量は4,500m³とした。

表-7.2.6 消化槽容量

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4
消化方式	中温	中温	高温	温度フェーズ
消化槽基数	6	4	3	3
消化槽容量	27,000	18,000	13,500	13,500

②濃縮設備仕様

比較した4ケースの濃縮機仕様を**表-7.2.7**に示す。ケース4の電動機容量は，ケース2,3の約1/6となった。

表-7.2.7 濃縮機仕様

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4
方式	重力	重力＋遠心	重力＋遠心	回転スクリーン式[3]
電動機容量（合計）	0.75 kW	45.3 kW	45.3 kW	8.2 kW
台数	1	2	2	2
薬注率	-	-	-	0.4 %-TS

③ 脱水機仕様

脱水機容量を**表-7.2.8**に示す。脱水機は圧入式スクリュープレスを選定した。ケース4の汚泥処理量は，

ケース１と比べて約 15%減少となった。

表-7.2.8　脱水機仕様 [1)]

	ケース１	ケース２	ケース３	ケース４
方　式	圧入式スクリュープレス脱水機			
電動機容量	6.1 kW（総合）			
台　数	1			
汚泥処理量	476 kg-DS/h	476 kg-DS/h	443 kg-DS/h	411 kg-DS/h
薬注率	1.4 %-TS	1.7 %-TS	1.7 %-TS	1.7 %-TS

(2)　消化ガス発生量

消化ガス発生量を**表-7.2.9** に示す。ケース４の発生量は，ケース１と比べて約 18%増加となった。

表-7.2.9　消化ガス発生量（メタン濃度 60%）

	ケース１	ケース２	ケース３	ケース４
消化ガス発生量	3,123,000 Nm^3/年	3,123,000 Nm^3/年	3,407,000 N Nm^3/年	3,691,000 Nm^3/年

(3)　脱水汚泥発生量

脱水汚泥発生量を**表-7.2.10** に示す。ケース４の汚泥発生量は，ケース１と比べて約 15%減少となった。

表-7.2.10　脱水汚泥発生量（含水率 80%換算）

	ケース１	ケース２	ケース３	ケース４
脱水汚泥発生量	20,842 t/年	20,842 t/年	19,418 t/年	17,995 t/年

(4)　各設備の消費電力

各設備の消費電力を**表-7.2.11** に示す。ケース４の消費電力合計は，ケース１と比べて約 39%減少となった。

表-7.2.11　濃縮，消化および脱水設備の消費電力（kWh/年）

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4
濃縮設備	4,599	272,874	277,473	59,480
消化設備	1,447,790	1,002,386	964,454	941,372
脱水設備	155,446	155,446	152,592	149,737
合　計	1,607,835	1,430,706	1,394,519	1,150,589

(5) ガス利用方法の経済性比較

ガス発電およびガス導管注入の2種類のガス利用方法における経済性の評価を行った。ガス発電については，自家消費および全量売電の2条件で試算した。

① 消化ガス発電

消化ガス発電による発電量およびガスエンジン・温水ボイラーへの各消化ガス供給量を**表-7.2.12**に示す。ケース4の発電量は，ケース1と比べて約47%増加となった。汚泥濃度の高濃度化による投入汚泥加温熱量が減少したことと消化ガス発生量が増加したことによって，通年でガスエンジンの排熱だけで全ての加温熱量を賄うことが可能となり，温水ボイラーへのガス供給が不要となったためである。

発生電力を自家消費する場合の試算結果を**表-7.2.14**に示す。ケース4の利益は，ケース1と比べて約6,700万円/年の増加となった。次に，全量買取制度により売電単価20円/kWhで全量売電した場合の試算結果を**表-7.2.15**に示す。ケース4の利益は，ケース1と比べて約8,100万円/年の増加となった。また，自家消費と比べてケース4は約1,500万円/年の増加となった。

② ガス導管注入

ガス導管への消化ガス注入量（精製前）を**表-7.2.13**に示す。ケース4のガス注入量はケース1の約68%増加となった。次に経済性の試算結果を**表-7.2.16**に示す。精製ガスの買取価格は1 m^3あたり123.6円[5]とした。ケース4の利益は，ケース1と比べて約7,700万円/年の増加となった。

表-7.2.12　消化ガス発電量

	春			夏			秋			冬			年合計
	発電量 (kWh/日)	ｶﾞｽｴﾝｼﾞﾝ 供給量 (Nm^3/日)	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量 (Nm^3/日)	発電量 (kWh/日)	ｶﾞｽｴﾝｼﾞﾝ 供給量 (Nm^3/日)	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量 (Nm^3/日)	発電量 (kWh/日)	ｶﾞｽｴﾝｼﾞﾝ 供給量 (Nm^3/日)	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量 (Nm^3/日)	発電量 (kWh/日)	ｶﾞｽｴﾝｼﾞﾝ 供給量 (Nm^3/日)	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量 (Nm^3/日)	発電量 (kWh/年)
ケース1	18,428	7,323	1,233	21,530	8,556	0	18,432	7,325	1,231	10,975	4,362	4,194	6,329,651
ケース2	21,530	8,556	0	21,530	8,556	0	21,530	8,556	0	21,530	8,556	0	7,858,542
ケース3	17,178	6,827	2,507	22,380	8,894	440	17,250	6,855	2,479	12,816	5,093	4,241	6,353,230
ケース4	25,445	10,112	0	25,445	10,112	0	25,445	10,112	0	25,445	10,112	0	9,287,367

表-7.2.13　ガス導管注入量　(Nm^3/日)

	春		夏		秋		冬		年合計
	ガス導管 注入量	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量	ガス導管 注入量	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量	ガス導管 注入量	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量	ガス導管 注入量	ﾎﾞｲﾗｰ 供給量	ガス導管注入量 (Nm^3/年)
ケース1	3,446	5,110	5,076	3,480	3,447	5,109	2,053	6,503	1,279,490
ケース2	5,287	3,269	6,326	2,230	5,283	3,273	4,393	4,163	1,942,634
ケース3	3,213	6,121	4,185	5,149	3,226	6,108	2,397	6,937	1,188,110
ケース4	5,871	4,241	6,545	3,566	5,882	4,230	5,308	4,804	2,154,060

表-7.2.14　消化ガス発電（自家消費）の経済評価　（千円/年）

	利益	収益		支出	
		電力費の節減	汚泥処分費の節減※1	メンテナンス費※2	薬品費
ケース１	10,282	70,827	0	31,648	28,897
ケース２	22,036	96,418	0	39,293	35,089
ケース３	33,044	74,381	23,068	31,766	32,638
ケース４	76,964	122,052	46,136	46,437	44,787

表-7.2.15　消化ガス発電（全量売電）の経済評価　（千円/年）

	利益	収益		支出		
		電力費の節減	汚泥処分費の節減※1	メンテナンス費※2	薬品費	電力費
ケース１	41,930	126,593	0	31,648	28,897	24,118
ケース２	61,328	157,171	0	39,293	35,089	21,461
ケース３	64,810	127,065	23,068	31,766	32,638	20,918
ケース４	123,400	185,747	46,136	46,437	44,787	17,259

表-7.2.16　ガス導管注入の経済評価　（千円/年）

	利益	収益		支出			
		ガス売却益	汚泥処分費の節減※1	メンテナンス費※2	薬品費※3	電力費	LPG購入費
ケース１	30,262	118,820	0	896	31,781	37,072	18,809
ケース２	54,582	164,715	0	1,360	39,087	41,130	28,557
ケース３	37,480	100,739	23,068	832	35,083	32,947	17,465
ケース４	107,316	182,642	46,136	1,508	49,220	39,069	31,665

※1 汚泥処分費の節減は，ケース１を基準として，汚泥の減容化によって節減された費用を示している。

※2 ガス利用設備のみのメンテナンス費を示している。

※3 薬品費に付臭剤費用も含む。

(6) CO_2 排出量の削減

CO_2 排出削減量の試算結果を**表-7.2.17** に示す。ケース 4 の削減量は，ケース 1 から 1,756t-CO_2/年の増加となった（削減量約 77%増）。

表-7.2.17 CO_2 排出削減量

	CO_2 排出削減量	削減		排出	
		発電	汚泥処分量の減少	電力	高分子凝集剤
ケース 1	2,243	3,513	0	892	378
ケース 2	3,109	4,361	0	794	459
ケース 3	2,360	3,526	34	774	427
ケース 4	3,999	5,154	69	639	585

※実質削減量＝削減量（発電由来＋汚泥処分量の減少）－排出量（設備消費電力＋高分子凝集剤由来）

7.2.4 まとめ

開発システム（ケース 4）の経済性評価および CO_2 排出削減量の試算を行った結果，**表-7.2.18** に示すとおり，全てのガス利用方法において従来技術（ケース 1）と比べて，利益は大きく増加した。ガス利用方法を比べると，消化ガス発電の自家消費と全量売電では，買電－売電単価をそれぞれ 15 円／kWh，20 円／kWh とした場合，全量売電の方が高利益という結果となった。ガス導管注入の経済性は精製ガス買収価格を 123.6 円／m^3 とした場合，消化ガス発電の自家消費よりも優れ，全量売電とほぼ同等という結果であった。また，CO_2 排出削減効果は年間 1,756t-CO_2 となった。

表-7.2.18 開発システム（ケース 4）FS 結果まとめ

項目			試算結果	⊿増加※
利益（千円/年）	消化ガス発電	自家消費	76,964	66,682
		全量売電	123,400	81,470
	ガス導管注入		107,316	77,054
CO_2 排出削減量(t-CO_2/年)			3,999	1,756

※従来技術（ケース 1）との差

7.2.5 バイオマスとの混合消化の場合

(1) はじめに

下水処理場の消化槽で下水汚泥以外のバイオマスを受け入れ，下水汚泥と混合消化を行う研究がこれまで活発に行われてきたが，2007 年より石川県珠洲市で実機の供用が開始されている[16]。

既設の消化槽においても，汚泥の高濃度化によって消化槽に余剰容量が生じるため，その他のバイオマス

の受け入れが可能となる。下水処理場の既設消化槽は，バイオマスの受け入れ可能な既設メタン発酵施設としての利用が期待されている。そこで，回転スクリーン式濃縮機と温度フェーズを組み合わせたシステムにその他のバイオマスを受け入れた場合の経済性及びCO_2排出量の削減効果を試算した。

(2) 試算条件

表-7.2.19 濃縮・消化システム

汚泥濃縮	回転スクリーン式
汚泥濃度	5 %
消化方式	温度フェーズ
滞留日数	25 日
消化槽数	4,500m^3×3 基

濃縮および消化システムを**表-7.2.19** に示す。本研究の開発システムであるケース 4 にバイオマスを受け入れ，混合消化を行った場合を想定した。

バイオマスの種類および受け入れ量を**表-7.2.20** に示す。ケース 5 は畜産廃棄物，ケース 6 は生ごみの受け入れを想定したものとする。各設備の消費電力は開発システム（ケース 4）をベースにバイオマスの投入および加温設備を追加，加算した。また，バイオマスの前処理設備は，収集方法や分別方法によって大きく異なるため，ここでは除外して試算した。ケース 5 はバイオマスの希釈が不要であるため，無希釈で消化槽へ投入する 。ケース 6 は，T-N および TS 濃度が高いため，アンモニア阻害対策および消化槽内の撹拌性を確保するため，希釈後に消化槽へ投入することとした。バイオマスの受入れ収入は，畜産廃棄物および生ごみともに 16,000 円/t [8] とした。

表-7.2.20 バイオマスの種類と受け入れ量

	バイオマス種類	受け入れ量	メタン発生倍率	備考
ケース5	畜産廃棄物	20 t/日	16.3 Nm^3/m^3	豚糞尿 [17]
ケース6	生ごみ	20 t/日	150 Nm^3/m^3	高効率原燃料回収施設 [18]

(3) 経済性評価

試算は 7.2.2 と同様の方法で行った。試算結果を消化ガス発電の自家消費は**表-7.2.21**，全量売電は**表-7.2.22**，ガス導管注入は**表-7.2.23** に示す。

表-7.2.21 混合消化における消化ガス発電（自家消費）（千円/年）

	処理対象	利益	収益			支出	
			電力費節減	汚泥処分費節減	ﾊﾞｲｵﾏｽ受入れ	ﾒﾝﾃﾅﾝｽ費	薬品費
ｹｰｽ5	畜産廃棄物	177,156	125,392	29,317	116,800	48,935	45,418
ｹｰｽ6	生ごみ	215,594	186,548	27,137	116,800	69,391	45,500
ｹｰｽ1	汚泥のみ	10,282	70,827	0	0	31,648	28,897
ｹｰｽ4	汚泥のみ	76,964	122,052	46,136	0	46,437	44,787

表-7.2.22　混合消化における消化ガス発電（全量売電）　（千円/年）

	処理対象	利益	収益			支出		
			売電	汚泥処分費節減	バイオマス受入れ	メンテナンス費	薬品費	電力費
ケース5	畜産廃棄物	226,091	195,740	29,317	116,800	48,935	45,418	21,413
ケース6	生ごみ	284,985	277,564	27,137	116,800	69,391	45,500	21,624
ケース1	汚泥のみ	41,930	126,593	0	0	31,648	28,897	24,118
ケース4	汚泥のみ	123,400	185,747	46,136	0	46,437	44,787	17,259

表-7.2.23　混合消化におけるガス管導入（千円/年）

	利益	収益			支出			
		ガス売却益	汚泥処分費節減	バイオマス受入れ	メンテナンス費	薬品費	電力費	LPG購入費
ケース5	210,415	194,356	29,317	116,800	1,605	50,135	44,622	33,696
ケース6	294,038	321,964	27,137	116,800	2,658	53,314	60,071	55,819
ケース1	30,262	118,820	0	0	896	31,781	37,072	18,809
ケース4	107,316	182,642	46,136	0	1,508	49,220	39,069	31,665

(4)　CO_2 排出量の削減効果

試算は 7.2.2 と同様の方法で行った。混合消化の消化ガス発電における CO_2 排出削減量の試算結果を**表-7.2.24** に示す。

表-7.2.24　CO_2 排出削減量　（t-CO_2/年）

	CO_2 排出削減量	削減		排出	
		発電	汚泥処分量の減少※	消費電力	高分子凝集剤
ケース5	3,851	5,035	−3	556	626
ケース6	6,116	7,306	−8	556	627
ケース1	2,243	3,513	0	892	378
ケース4	3,999	5,154	69	639	585

※ケース1の汚泥処分量との差に由来するCO_2排出削減量を示す

(5)　小結

開発システム＋下水汚泥以外のバイオマスとの混合消化（ケース 5, 6）の経済性評価および CO_2 排出削減量の試算結果を**表-7.2.25** に示す。各ガス利用法の 1 年あたりの利益を従来技術（ケース 1）と比べた場合，自家消費でケース 5, 6 の順に，166 百万円，205 百万円，全量売電で 184 百万円，243 百万円，ガス導管注入で

180 百万円，263 百万円の増加となった。ガス発電（自家消費）における 1 年あたりの CO_2 排出量は同様に，1,918t-CO_2，4,175t-CO_2 の削減となった。受入バイオマスの種類で比較すると，畜産廃棄物（ケース 5）よりも生ごみ（ケース 6）の方がそれぞれのガス利用法において大きく利益が増加し，CO_2 排出削減量も約 2,100t-CO_2/年増加した。これは**表-7.2.20** に示したように，単位あたりのメタン発生量を見ると生ごみは畜産廃棄物の約 9 倍と格段に多いためである。

また，生ごみとの混合消化（ケース 6）と汚泥単独消化（ケース 4）を比較すると，自家消費で約 100 百万円，全量売電で約 162 百万円，ガス導管注入で約 187 百万円それぞれ高い値を示した。これは生ごみ由来のガス発生量が加わり，さらにバイオマスの受入収入が上積みされたためであった。

表-7.2.25 開発システム＋混合消化（ケース5, 6）FS結果まとめ

項目			試算結果		⊿増加 ※	
			ケース5	ケース6	ケース5	ケース6
利益（千円/年）	消化ガス発電	自家消費	177,156	215,594	166,874	205,312
		全量売電	226,091	284,985	184,160	243,055
	ガス導管注入		210,415	294,038	180,153	263,776
CO_2排出削減量(t-CO_2/年)			4,161	6,418	1,918	4,175

※ケース１との比較

ここで，従来技術（ケース 1）に対して，開発システムおよび生ごみの混合消化（ケース 6）を導入した場合，5 年間に生じる利益を算出した。その結果を**表-7.2.26** に示す。ガス発電の自家消費で 1,027 百万円，全量売電で 1,215 百万円，ガス導管注入で 1,319 百万円であった。

表-7.2.26 開発システム＋混合消化（生ごみ）導入時の利益（5 年間）

消化ガス発電	自家消費	1,027
	全量売電	1,215
ガス導管注入		1,319

（単位：百万円）

7.2.6 まとめ

本 FS では 20t-DS/日規模の処理場で，汚泥濃度の高濃度化及び温度フェーズを組み合わせた高効率消化システムの経済性（ランニング）ならびに CO_2 排出削減量を試算し，比較評価した。その結果を以下に示す。

（1） 開発システムを導入し，消化ガス発電やガス導管注入を行った場合，従来技術に比べて経済性が向上し，CO_2 排出量は削減した。1年あたりの利益（ガス利用収入および汚泥処分費の節減による収益と電力，メンテナンス費および薬品費などによる支出の差）は，消化ガス発電で66百万円，全量売電で

81 百万円，ガス導管注入で 77 百万円増加した。また，CO_2 排出量は 1,756t-CO_2/年の削減となった。

（2） 開発システムの導入に加えて，畜産廃棄物（ケース 5）および生ごみ（ケース 6）のバイオマスの受け入れを行った場合，メタン発生量の増大およびバイオマスの受け入れ収入により，利益が増加した。バイオマスの種類で比較すると，生ごみの方が畜産廃棄物よりもそれぞれのガス利用法において利益および CO_2 排出削減量は大きく増加した。生ごみを受け入れた場合の 1 年あたりの利益は（ケース 1 との比較），消化ガス発電で約 205 百万円，全量売電で約 243 百万円，ガス導管注入で約 264 百万円増加した。また，CO_2 排出量は 4,175t-CO_2/年の削減となった。但し，バイオマスを受入れる場合は前処理設備を別途検討する必要がある。

参考文献

1) 高効率型圧入式スクリュープレス脱水機 技術マニュアル，財団法人下水道新技術推進機構，2006
2) 再生可能エネルギーの全量買取に関するプロジェクトチーム（第 5 回）-配付資料，http://www.meti.go.jp/committee/materials2/data/g100723aj.html，経済産業省，2010
3) 日本経済新聞（オンライン），平成 22 年 3 月 3 日付，2010
4) 下水汚泥エネルギー利用調査報告書 5.1 消化ガス利用関連技術，社団法人日本下水道協会，p. 122, 2008
5) 下水汚泥エネルギー利用調査報告書 5.4 ロータスプロジェクト，p. 197，社団法人日本下水道協会，2008
6) 下水道設備の地球温暖化防止対策検討書，社団法人東京下水道設備協会，2004
7) 下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き（平成 21 年 3 月），国土交通省，2009
8) 小松登志子，河島宏典：下水汚泥の有効利用に関する LCA，再生と利用，Vol. 23, No. 88, pp. 15-20, 2000
9) 下水道施設計画・設計指針と解説（後編）2009 年版，社団法人日本下水道協会，p. 327, 2009
10) 機械設備標準仕様書 平成 21 年度，日本下水道事業団，pp. 12-45，2009
11) 山下博史，水野孝昭，坂上正美：回転ドラム型濃縮機の実証試験報告，第 43 回下水道研究発表会講演集，社団法人日本下水道協会，pp. 926-928, 2006
12) バイオマスを活用した地域エネルギーに関する事業化に向けた具体的研究 新しい官民パートナーシップ（PPP）の姿 長野モデル構想 調査報告書，財団法人広域関東圏産業活性化センター，2007
13) 下水汚泥エネルギー利用調査報告書 5.1 消化ガス利用関連技術，社団法人日本下水道協会，2008
14) 報道発表資料「日本初の下水道バイオガス都市ガス導管注入実証事業について」，http://www.mlit.go.jp/report/press/city13_hh_000088.html，国土交通省，2009
15) バイオガス買取要領改訂版，大阪瓦斯株式会社，2010
16) 下水汚泥エネルギー利用調査報告書 5.3 広域連携，社団法人日本下水道協会，pp. 158-162, 2008
17) 亀岡俊則：養豚の低コストメタン発酵プラントの普及型処理施設，畜産環境情報，Vol31, pp. 10-15，財団法人畜産環境整備機構，2001
18) 中央環境審議会廃棄物・リサイクル部会（第 46 回）議事要旨・資料 参考資料 2 廃棄物処理における地球温暖化対策について，http://www.env.go.jp/council/03haiki/y030-46.html ，環境省，2009

参考 試算方法

① 温度条件

四季毎の温度条件を**表-7.2.27**に示す。

表-7.2.27 四季毎の各温度条件 [1)]

季節	春（4,5,6月）	夏（7,8,9月）	秋（10,11,12月）	冬（1,2,3月）
大気温度（℃）	14.2	22.1	8.8	2.1
汚泥温度（℃）	17.1	23.2	17.6	12.5
土壌温度（℃）	12.6	19.6	15.4	8.3

② 各部表面の熱伝達率

壁－空気　：　83.736　kJ/m²·hr℃　（20 kcal/m²·hr℃）

壁－汚泥　：1256.04　kJ/m²·hr℃　（300 kcal/m²·hr℃）

壁－土　：　20.934　kJ/m²·hr℃　（5 kcal/m²·hr℃）

③ 四季の発酵槽加温熱量

配管や熱交換器，発酵槽などを考慮して放熱量 Q_{out}（＝消化槽加温熱量 Q_{in}）を計算した。消化ガスの持ち出し熱量は考慮していない。

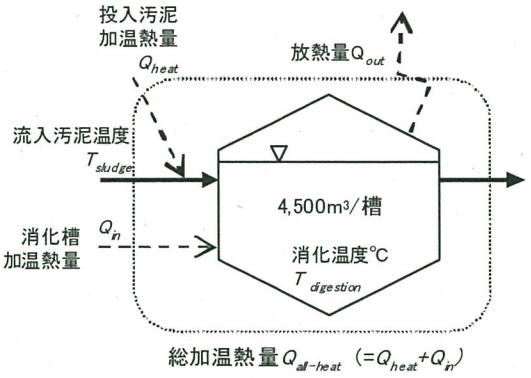


図-7.2.4 消化槽の熱収支

④ 四季の投入汚泥加温熱量

投入汚泥の加温熱量 Q_{heat} は式(7.2.1)より算出した。

$$Q_{heat} = (T_{digestion} - T_{sludge}) \times V_{sludge} \times \rho \times 4.186 * \quad (7.2.1)$$

Q_{heat}：投入汚泥加温熱量［MJ/日］　$T_{digestion}$：消化温度［℃］

T_{sludge}：流入汚泥温度［℃］（表-7.2.7参照）　V_{sludge}：流入汚泥量［m³/日］

ρ：密度　［1.02 t/m³］　＊4.186 J/Cal

⑤ 全加温必要熱量

Q_{heat} と Q_{in} を合わせた総加温熱量 $Q_{all-heat}$ は式(7.2.2)より算出した。

$$Q_{all-heat} = (Q_{heat} + Q_{in}) \times 1.05^{*} \quad (7.2.2)$$

$Q_{all-heat}$：総加温熱量［MJ/日］　＊熱交換器ロス5%

⑥ メタン発生量および消化ガス保有熱量

投入汚泥の COD 濃度 C_{COD} は TS2.2%で 26.7kg-COD/m^3 とし，各汚泥濃度で比例計算した。1 日あたりのメタン発生量 V_{CH4} および消化ガス保有熱量 Q_{biogas} は，式(7.2.3)および(7.2.4)よりそれぞれ算出した。

$$V_{CH4} = \frac{V_{sludge} \times C_{COD} \times D_{COD}}{2.857*} \times 10^{-2} \quad (7.2.3)$$

V_{CH}：メタン発生量［m^3-CH_4/日］ C_{COD}：COD 濃度［kg-COD/m^3 汚泥］ D_{COD}：COD 分解率［%］

＊メタンの理論 COD 等量［kgCOD/m^3・CH_4］

$$Q_{biogas} = V_{CH4} \times 39.7* \quad (7.2.4)$$

Q_{biogas}：1 日当たりの発生消化ガスの熱量 ［MJ/日］ V_{CH}：1 日当たりのメタン発生量［m^3/日］

＊メタン 1m^3 あたりの保有熱量［MJ/m^3-CH_4］

⑦ 脱水汚泥発生量（汚泥処分量）

脱水汚泥の発生量 $V_{h\text{-}sludge}$ は，投入汚泥の VS 濃度 C_{VS} を 79%，脱水汚泥の TS 濃度 $C_{TS-h-sludge}$ を 20%（含水率 80%）として，式（7.2.5）により算出した。また，VS 分解率 D_{VS} と COD 分解率 D_{COD} は等しいと仮定して，各ケースの COD 解率を VS 分解率に代入した。

$$V_{h-sludge} = \frac{(1-C_{VS}/100) \times C_{TS} + (1-D_{VS}/100) \times C_{TS} \times C_{VS}}{C_{TS-h-sludge}} \quad (7.2.5)$$

$V_{h\text{-}sludge}$：脱水汚泥発生量［m^3/日］ C_{TS}：投入汚泥 TS 濃度［%］ C_{VS}：投入汚泥 VS 濃度［79 %］

$C_{TS-h-sludge}$：脱水汚泥 TS 濃度［20 %］ D_{VS}：VS 分解率※［%］ ※COD 分解率と等しいと仮定した

⑧ 高分子凝集剤使用量

高分子凝集剤は，濃縮工程および脱水工程で使用される。ケース 4 の回転スクリーン式濃縮では混合生汚泥を全量濃縮処理することとし，高分子凝集剤の薬注量 $V_{c\text{-}polymer}$ は，薬注率 $R_{c\text{-}polymer}$ を 0.4%-TS として式(7.2.6)より試算した。

$$V_{c-polymer} = V_{r-sludge} \times C_{TS} \times R_{c-polymer} \times 10^{-2} \quad (7.2.6)$$

$V_{c\text{-}polymer}$：高分子凝集剤の薬注量［t/日］ $V_{r\text{-}sludge}$：混合生汚泥量［t/日］

$C_{r\text{-}TS}$：混合生汚泥 TS 濃度［%］ $R_{c\text{-}polyme}$：薬注率［0.4 %-TS］

脱水機における高分子凝集剤の薬注量 $V_{h\text{-}Polymer}$ は，式(7.2.7)より試算した。

$$V_{h-polymer} = V_{d-sludge} \times \quad {}_{d-TS} \times R_{h-polymer} \times 10^{-2} \quad (7.2.7)$$

$V_{h\text{-}Polymer}$：高分子凝集剤の薬注量［t/日］ $V_{d\text{-}sludge}$：消化汚泥量［t/日］

$C_{d\text{-}TS}$：消化汚泥の TS 濃度［%］ $R_{h\text{-}polymer}$：薬注率［%-TS］

⑨ ガスエンジンによる発電量

ガスエンジンによる発電量は，温水ボイラーへの供給熱量 Q_{boiler} を除いた消化ガス保有熱量に発電効率を乗じて算出した。算出式を式(7.2.8)に示す。

$$P_E = (Q_{biogas} - Q_{boiler}) \times 0.277^{*} \times 0.38^{**} \quad (7.2.8)$$

P_E：発電量［kWh/日］　＊ 熱量の換算係数　［kWh/MJ］ ** ガスエンジン発電効率

ガスエンジンの水冷ジャケットおよび排ガスボイラーからの廃熱回収熱量だけでは総加温熱量 $Q_{all\text{-}heat}$ を満足できない場合，消化ガスをガス焚温水ボイラーに供給し，不足分を補うこととした。温水ボイラーへの供給熱量 Q_{boiler} は式(7.2.9) および(7.2.10)より算出した。

$$Q_{biogas} = Q_{engine} + Q_{boiler} \quad (7.2.9)$$

$$Q_{all-heat} = Q_{engine} \times 0.45^{*} + Q_{boiler} \times 0.85^{**} \quad (7.2.10)$$

Q_{biogas}：1 日当たりの発生消化ガスの熱量［MJ/日］　Q_{engine}：ガスエンジンへの供給熱量［MJ/日］

Q_{boiler}：温水ボイラーへの供給熱量［MJ/日］　$Q_{all\text{-}heat}$：総加温熱量　［MJ/日］

＊ ガスエンジンのジャケットおよび排ガスからの廃熱回収率 **温水ボイラーの熱回収率

式(7.2.9)および(7.2.10)の連立方程式により，Q_{engine} ，Q_{boiler} を求めることが出来る。Q_{boiler} は式(7.2.11)で求められる。

$$Q_{boiler} = \frac{(Q_{all-heat} - Q_{biogas} \times 0.45)}{0.4} \quad (7.2.11)$$

Q_{biogas}：1 日当たりの発生消化ガスの熱量［MJ/日］ Q_{boiler}：温水ボイラー供給熱量［MJ/日］

⑩ ガス導管注入量

投入汚泥および消化槽の加温は消化ガスを温水ボイラーへ供給し，温水熱交換器により行う。温水ボイラー供給ガス量 V_{boiler} および外部供給用消化ガス量 $V_{out\text{-}biogas}$ （精製前）は，式(7.2.12) および(7.2.13)でそれぞれ算出した。

$$V_{boiler} = \frac{V_{all-heat}}{39.7^{*} \times 0.6^{**}} \quad (7.2.12)$$

$$V_{out\text{-}biogas} = V_{biogas} - V_{boiler} \quad (7.2.13)$$

＊メタン保有熱量［MJ/Nm^3］　** メタン濃度［%］

ガス導管へ消化ガスを注入するためには，O_2，硫化水素および CO_2 除去等の精製工程，LPG を添加する熱量調整工程，精製ガスに付臭剤を添加する付臭工程等を経て，都市ガスと同等品質まで精製する必要がある。精製工程で一部のメタンガスが洗浄水等に溶解してしまうため，その損失分を考慮する。また，その精製工程後のメタン濃度 $C_{C\text{-}CH4}$ を 90% （わずかに水分や窒素等を含むため）として，濃縮ガス量 $V_{c\text{-}biogas}$ は式(7.2.14)で算出した。濃縮ガスの熱量(36 万 MJ/m^3)は都市ガス 13A の熱量(46MJ/m^3)に足りないため，熱量の高い LPG(99

万 MJ/m³) を添加し補う。LPG 添加率 R_{LPG} は濃縮ガス体積あたり 15%として LPG 添加量を求め，式(7.2.15)より濃縮ガス量と LPG 添加量の総和からガス導管注入量（売却量）$V_{out-p-biogas}$ を算出した。

$$V_{c\text{-}biogas} = \frac{V_{out-biogas} \times 0.6^{*} \times 0.95^{**}}{C_{C-CH4}} \quad (7.2.14)$$

C_{C-CH}：濃縮ガスのメタン濃度［90 %］　＊ 消化ガス中のメタン濃度［60 %］

** 濃縮工程のメタン回収率［95 %］

$$V_{out\text{-}p\text{-}biogas} = V_{c-biogas} \times (1 + V_{LPG}) \quad (7.2.15)$$

$V_{out-p-biogas}$ ：ガス導管注入量［m³/日］　V_{LPG}：LPG 添加量［m³/日］

⑪ CO_2 排出量の削減

汚泥の濃縮および脱水工程で使用する高分子凝集剤の製造過程で発生する二酸化炭素排出量 $m_{Poly-CO2}$ は式(7.2.16)より算出する。

$$m_{poly-CO2} = V_{polymer} \times 6.534^{*} \quad (7.2.16)$$

$V_{polymer}$：高分子凝集剤薬注量［t/日］　＊高分子凝集剤の CO_2 排出係数［t-CO_2/t］

ガスエンジンによって得られた電力 P_E は，自家消費の場合，濃縮，消化および脱水設備の消費電力以外を下水処理場内で使用し，電力会社からの購入電力量を削減したとして電力換算の CO_2 削減量を式(7.2.17)より求めた。

$$m_{E-CO2} = (P_E - P_C - P_A - P_H) \times 0.000555^{*} \quad (7.2.17)$$

m_{E-CO2}：発電による CO_2 排出削減量［t-CO_2/日］ P_E：ガスエンジンによる発電量［kWh/日］

P_C：濃縮設備による電力使用量［kWh/日］ P_A：消化設備による電力使用量［kWh/日］

P_H：脱水設備による電力使用量［kWh/日］　＊電力の二酸化炭素排出係数［t-CO_2/kWh］

脱水汚泥の処分に関わる CO_2 排出量 m_{s-CO2} は，セメント化時の CO_2 換算係数を用いて式(7.2.18)より算出した。ケース 1 と比べた消化汚泥固形物量(汚泥処分量)の減少量を，システム導入効果による CO_2 削減量とした。

$$m_{S-CO2} = (V_{d-sludge(case\alpha)} - V_{d-sludge(case1)}) \times 0.119^{*} \quad (7.2.18)$$

$V_{d-sludge(case\alpha)}$：各ケースの消化汚泥固形物量［t-DS/日］

$V_{d-sludge(case1)}$：ケース 1 の消化汚泥固形物量［t-DS/日］

※セメント処理工程における CO_2 換算係数［t-CO_2/t-DS］

系全体の CO_2 排出削減量は，式(7.2.19)により，購入電力の削減および汚泥処分量の減少に関わる CO_2 排出削減量から，濃縮もしくは脱水工程において使用される高分子凝集剤製造由来の CO_2 排出量を差し引いて算出した。

$$m_{T-CO2} = m_{E-CO2} + m_{S-CO2} - m_{polymer-CO2} \quad (7.2.19)$$

m_{T-CO2}：CO_2 排出削減量総計［t-CO_2/日］

参考文献

1) ガスエンジンのシミュレーションモデルに関する報告書，土木研究所資料第1934号，建設省土木研究所，1983

第8章　結言

8.1 本研究の成果

本研究は，大幅なエネルギー投入をすることなく，下水汚泥の有機物分解率 65%以上の高効率な発酵システムを確立することを目的として実施した。本研究で得られた知見を以下に示す。

1．多段消化槽による高効率化（第2章）

① 六段消化槽（全体 HRT30 日，返送あり）を用いた中温消化連続実験により，メタン発酵プロセスの時系列的解析と多段化によるフェーズ効果を検討した。その結果，主な反応は前段2槽で行われ，残りの後段槽の反応は余り活発ではなかった。1 段目は酸生成相，2 段目はメタン生成相がそれぞれ優勢であった。有機物分解率は，余剰汚泥とセルロースパウダーを使用した場合，73%（VS 分解率）に達した。このような結果から，消化槽構成は2段構成で十分であると考えられた。

② 酸生成相とメタン生成相で構成される二相式メタン発酵プロセス（全体 HRT25 日，中温 35℃）の連続実験を行った結果，有機物分解率は約 52%（COD 分解率）であった。

③ 高温消化と中温消化を組み合わせた温度フェーズプロセスを検討した結果，有機物（COD）分解率は，初沈汚泥で 77%（全体 HRT30 日，返送あり），混合生汚泥で 59%（全体 HRT25 日，返送なし）に達した。

2．二酸化炭素吹込みによる発酵効率向上法の検討（第3章）

① 消化槽の気相部の CO_2 分圧の影響を確認するために，回分実験を行った結果，気相部を CO_2 で置換した場合，N_2 で置換するよりも VS 除去率が増加する傾向を示した。一方，メタン発生量はほぼ同等であった。

② ほとんど反応が停止状態にある六段消化槽の 5 段目に CO_2 を吹き込むことによる発酵促進を試みたが，メタン発生量はほとんど変化が見られなかった。

③ これまで CO_2 吹込みの検討は中温消化でのみ行われており，高温消化での消化特性は不明であるため，温度フェーズプロセスの前段高温消化へ CO_2 吹込みを行って連続実験を行った。その結果，槽内 pH がわずかに低下したが，メタン発生量および有機物分解率に変化は認められなかった。後段の中温槽も同様に変化は認められなかった。

④ 既報（建設省土木研究所共同研究報告書第 64 号）の有機物分解率は一般的な中温消化に比べて低水準であり，今回の研究結果と比べても低い値であった。このことから，既報の実験で供試された汚泥は今回よりも難分解であった可能性があった。また，ガス撹拌は機械撹拌に比べて，CO_2 分圧調整の影響が現れやすい可能性があった。CO_2 分圧調整の効果は，汚泥性状，撹拌方式および運転条件などの影響を受けるため，本研究の実験条件では効果が見られなかったものと考えられた。

3．高濃度汚泥の消化特性（第4章）

① 汚泥濃度の高濃度化は，加温熱量の減少，消化槽の省スペース化，消化槽の空き容量にその他の

バイオマスの受け入れが可能となる等のメリットがある。そこで，TS4～8%の高濃度混合生汚泥を用いて連続実験を行い，消化特性を検討した。

② TS8%でもアンモニア濃度は約2,200mg-N/Lであり，アンモニア阻害濃度に達しなかったため，安定発酵が可能であった。今回の汚泥性状の場合，TS10%程度まで高濃度化することが可能と考えられた。

③ 有機物分解率は汚泥濃度の影響を受けず，HRT10日で約46%，HRT15日で約52%，HRT20日で約55%であった。

4．汚泥性状の調査（第5章）

① 汚泥性状は，気候，地域性，季節性などの処理場の環境条件や排除方式，水処理および汚泥処理方式などの下水処理方式等々，様々な因子の影響を受けており，下水処理場毎に汚泥性状は異なると考えられる。そこで，複数の処理場の汚泥性状を比較し，消化特性の把握を行った。その結果，汚泥性状によって有機物分解率が1割程度異なることが認められた。

② 高効率メタン発酵装置の設計に必要なデータを取得するため，汚泥性状の季節変動を調査した。その結果，混合生汚泥のVS濃度およびT-N濃度は，夏季に低く，冬季に高い傾向が認められた。変動幅は，TS8%に濃縮した混合生汚泥の場合，VS濃度で7%，T-N濃度で700mg-N/Lであった。また，消化槽内のアンモニア濃度も，混合生汚泥の性状変動に伴うものと思われる季節変動が認められた。

5．消化を促進させる助剤の検討（第6章）

① 下水汚泥と模擬生ごみの混合消化の消化特性を確認するため，温度フェーズプロセスで連続実験を行った。その結果，COD分解率は全体で約76%に達した。生ごみを投入することにより，汚泥のみの場合に比べて，消化ガス発生倍率は約3.3～3.8倍，メタン生成収率は1.4倍にそれぞれ増加した。また，下水汚泥とバイオマスの混合消化を行うことにより，分解率が若干増加する傾向が示された。

② 安定したメタン発酵に必要な微量金属塩の添加基準を明らかにするため，微量金属塩を含まない食品廃棄物を用いて連続実験を行った。その結果，2～3ヶ月で処理性能が不安定になることが観察された。その時の消化特性は，ガス生成量の若干の減少，メタン濃度の低下，消化槽内のpH低下，VFAの蓄積等が見られた。対処法として，約1ヶ月間隔で消化槽へCo，NiおよびFeをそれぞれ1 mg/L-Co，1 mg/L-Niおよび10 mg/L-Feとなるように添加することで安定的なメタン発酵が可能となった。また，原料に対して，1 mg/L-Co，1 mg/L-Niおよび10 mg/L-Feとなるように添加することも有効であった。この投入量は理論的に計算することが可能であった。

6．装置の最適化およびフィージビリティスタディ（第7章）

① **第5章**で示された汚泥性状と分解率の関係から，温度フェーズで混合生汚泥を用いた場合，汚泥性状によっては分解率が65%となると考えられ，開発目標の有機物分解率65%を達成した。これよ

り，FSでは温度フェーズプロセスをターゲットに検討を行った。

② FSは，汚泥処理量20t-DS/日規模の条件で，従来技術として，中温＋重力濃縮（ケース1），中温＋重力・遠心濃縮（ケース2）および高温＋重力・遠心濃縮（ケース3），開発システムとして温度フェーズ＋機械濃縮（ケース4）の4方式で行った。消化ガス利用法は，消化ガス発電およびガス導管注入とした。なお，消化ガス発電は自家消費および全量売電の2条件で検討した。試算の結果，開発システムの導入によって生じる利益（ガス利用収入および汚泥処分費の節減による収益と電力，メンテナンス費および薬品費などによる支出の差）は，従来技術（ケース1）と比べて消化ガス発電で66百万円/年，全量売電で81百万円/年，ガス導管注入で77百万円/年のそれぞれ増加となった。また，CO_2排出量は，消化ガス発電の時，1,756t-CO_2/年の削減となった。以上のFSの結果から，従来技術の濃縮・消化システムから本研究の開発システムに置き換えることで，経済性およびCO_2排出削減量の点で導入メリットを有することを確認した。

③ 開発システムの導入に加えて，畜産廃棄物（ケース5）および生ごみ（ケース6）のバイオマスの受け入れ（各受け入れ量20t-wet/日）を行った場合についても検討を加えた。その結果，メタン発生量の増大およびバイオマスの受け入れ収入が見込まれるため，汚泥単独での消化に比べて利益が増加した。バイオマスの種類で比較すると，生ごみの方が畜産廃棄物よりも各ガス利用法において，利益およびCO_2排出削減量が増加した。生ごみを受け入れた場合の利益は，従来技術（ケース1）と比較して，消化ガス発電の自家消費で約205百万円/年，同じく全量売電で約243百万円/年，ガス導管注入で約264百万円/年それぞれ増加した。また，CO_2排出量は4,175t-CO_2/年の削減となった。但し，バイオマスを受入れる場合は，前処理設備を別途検討する必要がある。

8.2 今後の課題

下水処理場の汚泥処理における嫌気性消化槽は未だ低効率で運転されていることが多い。それに対し，メタン発酵プロセスの効率化のために様々なプロセスがこれまでに提案されてきたが，その多くが多大なエネルギー投入を伴うプロセスであり，エネルギー収支および費用対効果という課題が普及を阻んでいる。そのような背景から本研究の目的は，省エネルギー型高効率発酵システムの確立と設定した。

そして，一連の研究結果より，汚泥の高濃度化と温度フェーズ消化プロセスを組み合わせた高濃度高効率発酵システムにより有機物分解率65%を達成した。さらに，フィージビリティスタディ（20t-DS/日規模）により，低動力型機械濃縮機と温度フェーズプロセスを組み合わせ，消化ガス発電やガス導管注入を行った場合，経済性（ランニング）は最大81百万円/年の改善，CO_2排出量は1,756t-CO_2/年の削減となることを確認した。また，汚泥濃度の高濃度化によって生じる消化槽余剰容量に対して，生ごみ等のバイオマスの受け入れを行った場合，経済性の向上およびCO_2排出削減量の増加効果も確認された。

本研究に残された課題を以下に示す。

① 温度フェーズプロセスは高温消化に比べて消化汚泥の溶解性成分も分解されるため，脱水時の凝集剤使用量や反応タンクへの返流水（脱水脱離液）の水質改善が期待されることから，開発システムの水

処理系も含めたトータルでの評価が必要である。

② 消化条件や汚泥性状等の条件下では消化槽内の二酸化炭素分圧調整によるメタン収率の明確な増加効果は確認されておらず，今後のさらなる検討が必要である。

③ 汚泥と模擬生ごみの混合消化において分解率が上昇する傾向が見られた。その一因として，混合消化では単一原料による消化と比べて様々な栄養塩が消化槽に投入されるため，消化槽内の細菌叢の多様化が生じ，さらにその活性も上昇するのではないかと推察されるが未だ不明点が多い。

共同研究報告書
Cooperative Research Report of PWRI
No.410 October 2010

編集・発行 ©独立行政法人土木研究所

本資料の転載・複写の問い合わせは

独立行政法人土木研究所 企画部 業務課
〒305－8516 茨城県つくば市南原1－6 電話029－879－6754