

広島県産学官共同研究プロジェクト

「有機性排水・余剰汚泥の高効率嫌気性処理システムの開発」

平成16年度報告書

(平成14年11月研究開始)

平成17年3月

(財)ひろしま産業振興機構

広島県産業科学技術研究所

## ・ 目 次 ・

1. 成果概要	1
2. 緒言	2
3. 乾式嫌気消化プロセスの開発	
3.1 使用汚泥の性状	5
3.2 脱水余剰汚泥を用いたアンモニア発酵の条件検討	5
3.3 アンモニア発酵，乾式メタン発酵における微生物群集解析	6
3.3.1 アンモニア発酵微生物群	
3.3.2 メタン発酵微生物群	
3.4 脱アンモニア汚泥を使用した長期乾式メタン発酵（ラボスケールリアクター）	6
3.5 脱アンモニア汚泥作製装置の開発（ベンチスケールリアクター）	8
3.6 汚泥嫌気消化・エネルギー回収システムのコスト算出，フィージビリティスタディー	8
4. 嫌気排水処理プロセスの開発	
4.1 はじめに	16
4.2 実験装置	
4.2.1 パイロットプラント1系 ～公共下水道及び農業集落排水向け～	16
4.2.2 パイロットプラント2系 ～産業・特殊排水向け～	18
4.2.3 パイロットプラント3系 ～合併浄化槽向け～	18
4.2.4 ラボスケールリアクター～中高濃度廃水対応型～	18
4.3 実験結果	
4.3.1 パイロットプラント1系連続処理実験	19
4.3.2 パイロットプラント2系連続処理実験	22
4.3.3 パイロットプラント3系連続処理実験	23
4.3.4 ラボスケールリアクター連続処理実験	24
4.4 まとめ	26
5. 平成17年度の研究計画概要	27
6. 研究メンバー	29

## 1. 成果概要

乾式嫌気消化プロセス開発の研究では、下水処理場から排出される脱水余剰汚泥（水分含量 80%前後）をそのまま用いて嫌気消化（メタン発酵）を行い、有機物の除去及び 80%以上の減容化を可能とする乾式嫌気消化プロセスの開発を目的としている。前年度までに、汚泥から生物的にアンモニアを遊離し、そのアンモニアを物理化学的に除去した後に嫌気消化を行う多段乾式嫌気消化法を考案、その有効性を示した。平成 16 年度は、処理性能の向上および長期処理安定性評価を目的として、研究室レベルでのアンモニア生成条件の最適化を行うとともに、脱アンモニア汚泥を用いた長期メタン発酵試験を行い、40 日及び 20 日の汚泥処理速度で 200 日以上持続的な乾式消化を達成した。さらに、検討結果に基づき、アンモニア発酵槽およびアンモニア除去装置からなる、脱アンモニアベンチプラントを設計・製作し、試験運転を開始した。また、乾式消化処理に伴う微生物生態系の変動状況を詳細に把握し、よりの確なプロセス構築を目指すために処理汚泥中の微生物群集構造の解析を行った。

## 2. 緒言

産業排水ならびに一般排水（下水）を活性汚泥法に代表される好気性処理により生成される余剰汚泥処理が深刻な問題となっている。日本全体では毎年 170 万トン（乾物基準）もの余剰汚泥が発生しており、焼却・埋め立て、セメント、コンポスト化がなされているが、8割が焼却または埋立処理されている。しかし、焼却による処理は、ダイオキシン等有害物質発生の可能性が問題視され、また、埋立地の確保も年々困難になっておりその処理コストは年々増加している。広島県では、現在、7,000 円～15,000 円/トンであるが、今後 30,000 円/トンまで上昇すると予測されている。また、近年、コンポストは全国的にほぼ需要を満たしつつあり（広島県では余剰気味）、今後も日々排出される全国の汚泥をコンポスト処理することは非現実的であり、汚泥処理は深刻な社会問題になりつつある。したがって、汚泥排出企業はもとより下水処理の担い手である行政機関にとっては汚泥排出量の減容化とゼロエミッションは大きな課題になってきている。

広島市の静脈ライフラインである下水道終末処理場の脱水汚泥量を平成 10 年から平成 13 年にかけて排出量を調査したところ次のような結果であった。

表 2 - 1 下水処理場脱水汚泥発生量（トン/年）

	平成 10 年	平成 11 年	平成 12 年	平成 13 年
千田下水処理場	14,033	13,196	15,315	15,083
江波下水処理場	12,669	11,861	12,455	12,553
大洲下水処理場	1,996	2,143	2,056	2,141
旭町下水処理場	5,146	4,825	5,483	6,086
西部浄化センター	20,538	22,863	21,847	28,542
合 計	54,382	54,888	57,156	64,405

表 2 - 1 から平成 13 年度の脱水汚泥発生量を基準に下水道人口普及率 90%とし一部地域を含めた発生量は 250 トン/日であり今後、普及率の上昇及びし尿処理場も含めた場合脱水汚泥発生量は約 300 トン/日に達することは必至である。また、広島県のライフライン（下水及びし尿処理施設）から発生する脱水汚泥量は約 1000 トン/日に達するものと予想される。これを処理するためには、現状での処理費用を 15,000 円/トンとして計算した場合でも 15 百万円の処理費用がかかり、広島県の人口が約 290 万人なので、一人当たり年間約 1,900 円を負担する計算となる。

また、広島県は比較的他県に比べ有機性廃棄物の中間処理施設が多くあるが、中小の施設が大半で処理方法は建設機械による堆積と自然発酵（コンポスト化）が主流である。この方法は臭気対策、劣悪な作業環境、処理に 1 ヶ月以上かかるなどの様々な問題があり、コスト上昇を生む要因ともなっている。また、余剰汚泥は有機物であり貴重な循環型資源とも言えるが、好気性処理ではリサイクルが限定される（基本的にコンポスト化）。以上のことから、新しい汚泥減容化技術の開発が求められている。

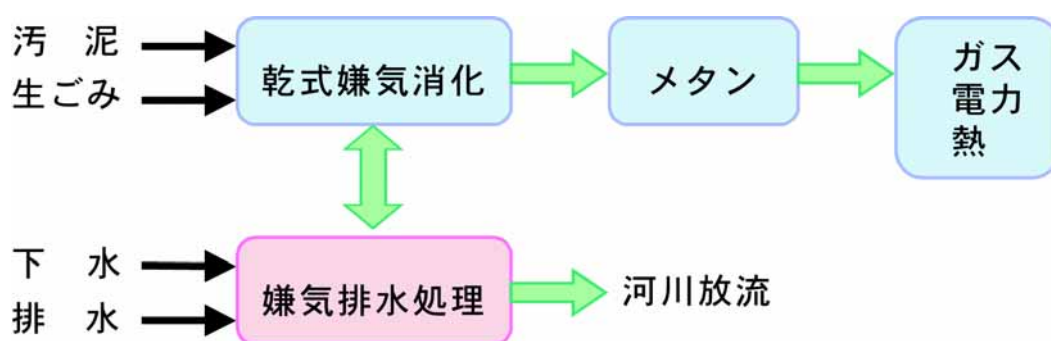
一方で、余剰汚泥問題の根本的原因は排水処理のために活性汚泥法を代表とする好気的処理法に依存していることにあるとも言える。好気処理法は、およそ 1 世紀前に開発された排水処理技術で、排水をほとんど極限まで浄化するという点では非常に優れた処理法である。しかし、好気処理では排水中の有機物量に対する菌体変換率が 40～50%あるため大量の余剰汚泥が発生することを避けることはできない。また、処理には大量の酸素を必要とするため 通気・攪拌動力に大きなエネルギーを必要とする（日本全体の消費電力の約 1%が消費されている）。しかも、空気を槽内の隅々に行き届かすために、曝気槽を深くできないので、処理施設設置面積が非常に大きいエネルギー・スペース浪費型プロセスとも言える。今後も排水処理を好気処理に依存することは将来のエネルギー

一枯渇問題を考えると極めて不都合である。従って、現在大量に排出されている余剰汚泥を効率的に減容化する技術の研究開発を行うとともに、好気処理法に取って代わる、余剰汚泥が少なく且つ省エネルギー型の新しい排水処理法の確立は日本国内のみならず世界的に見ても大きなインパクトを与えられる。

新しい技術に求められる条件は、1) 省スペース、2) 省エネルギーであり、かつ3) 好気処理法と同等の処理水品質を保証できるプロセスであろう。このような条件を達成できる可能性がある現状技術として研究者が長年に渡り研究を行ってきた嫌氣的廃水処理法があげられる。本処理法は、通気攪拌が必要ないので槽を3次元的に設計でき、処理設備を非常にコンパクトにすることができるとともに、運転に必要なそもそものエネルギーが少なく済むのはもちろんのこと副産物としてエネルギーであるメタンを回収できるエネルギー製造装置としての側面も持っている。さらに、高濃度廃水への適用が可能であり、好気処理法と比較して生成される汚泥量が1/3~1/5と極めて少ないのも大きな特徴である。さらに、微生物を高密度に充填することにより高速化も達成している。以上のような利点からビールメーカーを始めとする食品製造工場への導入が急速に進んでいる。もし、嫌気性廃水処理法が全ての廃水処理プロセスに採用されれば、余剰汚泥問題解決に大きく前進するとともに、極めて経済的な廃水処理プロセスとなりうる。しかし嫌気処理の問題は、低温でメタン生成菌が活性化しないことから、都市下水のような低温かつ低濃度の廃水を対象とすることが難しいことや、中高濃度廃水を対象とすることがほとんどであり、通常一部有機物が分解されず残ってしまうことであり、これが一般排水処理に嫌気処理法が用いられない理由である。

以上の背景より、本研究開発では、我々プロジェクトチームが持つ嫌気性廃棄物処理シーズを用いて、2つの装置開発を行う(図2-1)。一つは現在、大量に廃棄されている余剰汚泥の処理技術として、有機廃棄物の嫌気消化技術を活用して現状対応型の乾式嫌気消化法による余剰汚泥減量化装置の開発を行う。さらには、低温、低濃度排水の嫌気的高度水処理技術を活用した未来志向型である一般下水などの低温・低濃度排水へ全面的に適用可能な嫌気型排水処理装置の研究開発を行う。2つの装置は単独でも使用可能であるが、組み合わせることにより、滲出水をエネルギー使用の低い嫌気浄化装置で処理できるとともに、ディスポーザーにより粉碎された生ゴミの下水配管への直接放流が許可された場合に、固液分離後の固形分処理を乾式嫌気消化装置で対応できるなど、これまで別々に処理しなければならなかった一般排水(下水)と固体廃棄物(余剰汚泥、都市ごみ)を一括処理しうる高効率総合有機性廃棄物処理施設を構築できる。

そこで本年度はまず余剰汚泥の乾式嫌気消化に関するピーカースケールでの基礎検討を行うとともに、嫌気排水処理パイロットプラント及びラボスケールプラントの設計・製作を行った。



## 完全嫌気型有機廃棄物処理プロセス (CARPプロセス) Complete Anaerobic Organic Matter Removal Process

図2-1 本プロジェクトの概要図

### 3. 乾式嫌気消化プロセスの開発

これまでの検討の結果、乾式メタン発酵阻害の主要な原因は、培養初期に生成する高濃度のアンモニアによるものであることがわかった。アンモニア生成の大部分は、処理開始後、数日以内に行われることから、図3-1のような、前段にアンモニア生成を主に担うアンモニア発酵槽および、生成したアンモニアを除去する脱アンモニア装置、脱アンモニア汚泥の嫌気消化を行う乾式メタン発酵槽からなる二段プロセスが適当であるとの結論に達した。そこで、平成16年度は、研究室においてアンモニア発酵の最適化、脱アンモニア汚泥を用いたメタン発酵の長期試験を行うとともに、アンモニア発酵、脱アンモニア発酵ベンチプラントの設計および製作を行った。

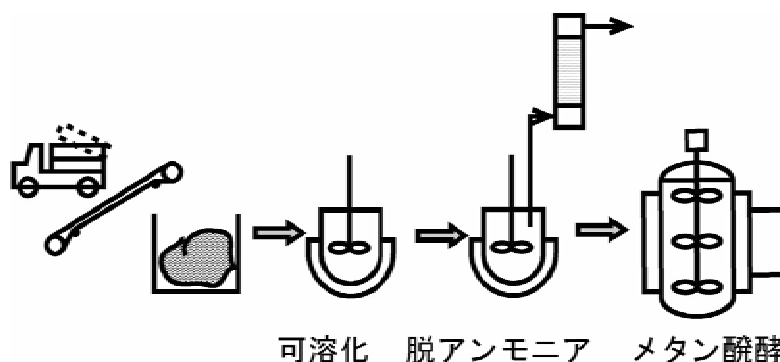


図3-1 脱水汚泥の乾式メタン発酵プロセスの概念図

#### 3.1 使用汚泥の性状

種汚泥として広島市大洲下水処理場余剰汚泥高温嫌気消化脱水汚泥(以下大洲汚泥)、広島市東部浄化センター中温嫌気消化脱水汚泥(以下東部汚泥)、処理用標準脱水汚泥として広島県宮島町排水浄化センター余剰脱水汚泥(以下宮島汚泥)を用いた。各汚泥の性状を表3-1に示す。

表3-1 使用汚泥性状

測定項目	種汚泥		余剰脱水汚泥
	大洲汚泥	東部汚泥	宮島汚泥
pH	7.5	8.5	5.4
NH <sub>3</sub> (mg-N/kg-ww*)	630	1030	1260
全窒素(mg-N/kg-ww*)	6400	-	13120
水分(%)	79.8	79.4	80.0
有機炭素含量(%dry base)	26.8	33.3	42.1
有機物量(%dry base)	56.4	66.3	83.4

\*wet weight

#### 3.2 脱水余剰汚泥を用いたアンモニア発酵の条件検討

アンモニア発酵最適条件を決定するために、まずは、バイアルレベルでの発酵条件の検討を行った。連続的なアンモニア発酵は、種汚泥：宮島汚泥を1：1の比率で混合して10日間培養した後に、全汚泥の半量引き抜き、宮島汚泥(pH7～8に調製)を半量添加して培養を続けた。この操作を設定SRTの半日毎に繰り返して行った。

大洲汚泥を種汚泥として使用し、培養温度を37℃、55℃に設定してアンモニア発酵を行った結果が図3-2、図3-3である。負荷速度を上げると37℃より55℃の方が宮島汚泥のアンモニア変換率が高かった。

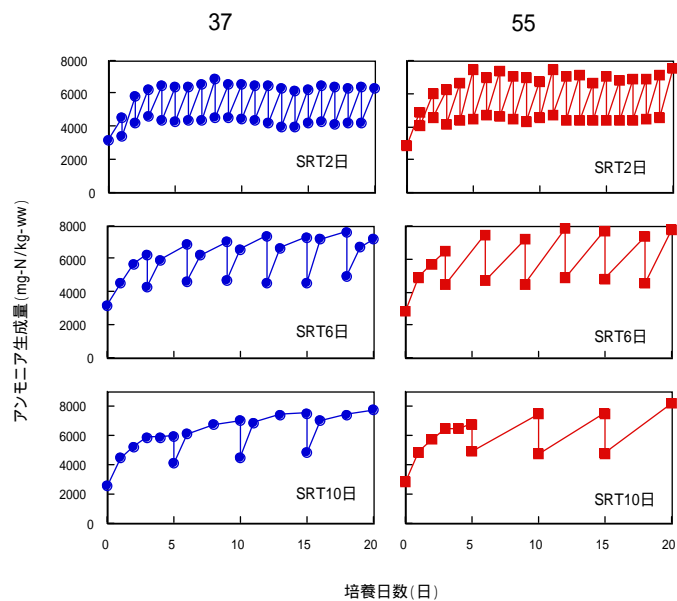


図3・2 宮島汚泥の連続アンモニア発酵（大洲）

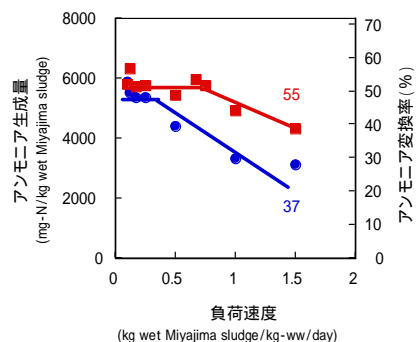


図3・3 負荷速度とアンモニア生成量

次に、中温菌が優占している東部汚泥を種汚泥として使用し、培養温度を 55 に設定してアンモニア発酵を行った結果が図3・4、図3・5である。高温菌が優占している大洲汚泥と比較しても発酵速度、宮島汚泥のアンモニア変換率はほぼ同じであることが分かった。

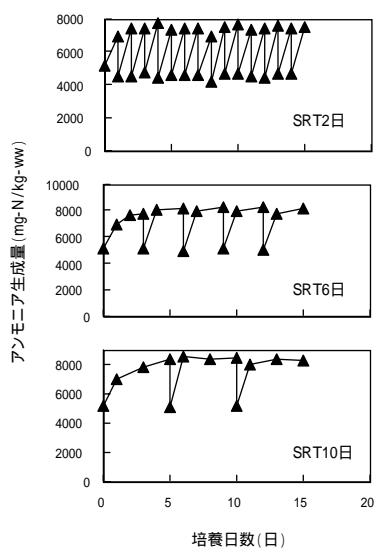


図3・4 宮島汚泥の連続アンモニア発酵（東部）

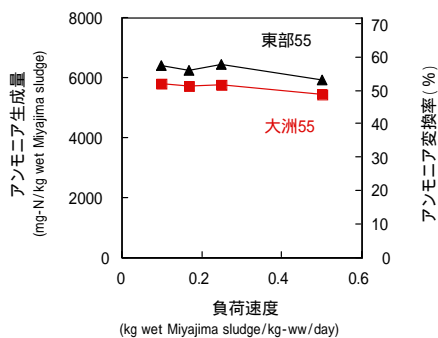


図3・5 負荷速度とアンモニア生成量

低水分含量におけるアンモニア発酵の温度特性を調べるために、種汚泥として大洲汚泥を使用し、宮島汚泥の TS を 5 ~ 15%、温度を 35, 45, 55, 65 に設定して 10 日間培養を行った。その結果を図3・6、3・7に示す。

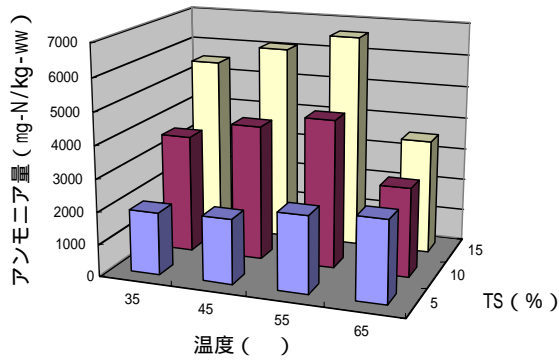


図3・6 乾式アンモニア発酵

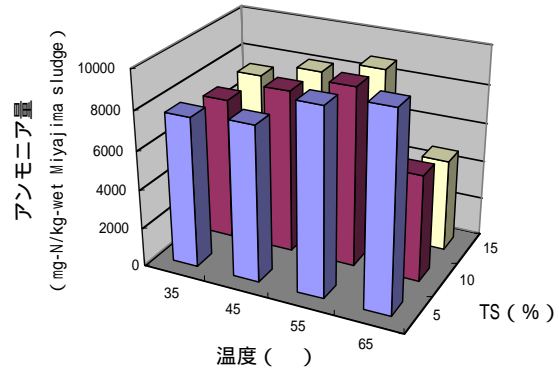


図3・7 乾式アンモニア発酵（宮島汚泥あたり）

TSが5%では45以上が、TSが10, 15%では55がアンモニア発酵の最適条件であった。またTS5%を超えると65ではアンモニア発酵が停止することも分かった。

### 3.3 アンモニア発酵，乾式メタン発酵における微生物群集解析

アンモニア発酵，乾式メタン発酵に伴う微生物生態系（群集構造）の変動状況を把握し，より効率的な処理プロセス構築を目指すために，処理汚泥中の遺伝子情報を利用した微生物群集構造の解析を行った。

汚泥サンプルから Fast DNA SPIN Kit for Soil を用いて DNA を抽出し，Eubacteria 汎用プライマー（341F-GC，517R），Archaea 汎用プライマー（344F-GC，915R）を用いて DNA を増幅し DGGE（Denaturing Gradient Gel Electrophoresis）解析を行った（PCR-DGGE 法）。

また同様に抽出した DNA を用いて，Eubacteria 汎用プライマー（341F-GC，907R），Archaea 汎用プライマー（344F-GC，915R）を用いて DNA を増幅し，ベクターにクローニング後，形質転換したコロニーを選別して RFLP（Restriction Fragment Length Polymorphism）解析を行い，主要クローンのみをシーケンス解析に供して微生物の同定を行った（クローンライブラリー法）。

#### 3.3.1 アンモニア発酵微生物群

種汚泥として大洲汚泥，処理汚泥として宮島汚泥を用い，回分培養（0，2，5，10 日目），連続培養（SRT 2～10 日の培養 20 日目）でアンモニア発酵を行ったサンプルを，Eubacteria 用 PCR プライマーを用いて PCR-DGGE 法を行った結果が図3・8であり，クローンライブラリー法により SRT 2 日のサンプルのクローン解析を行った結果が図3・9である。

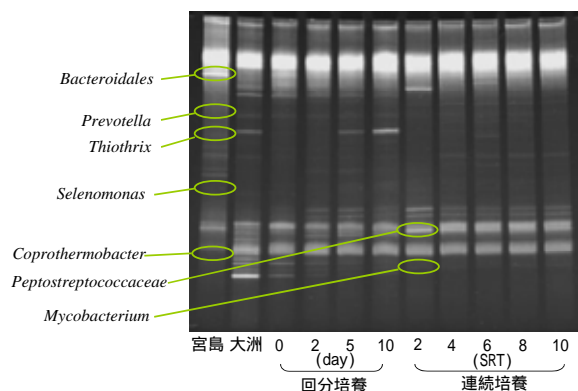


図3・8 PCR-DGGE 法（Eubacteria）

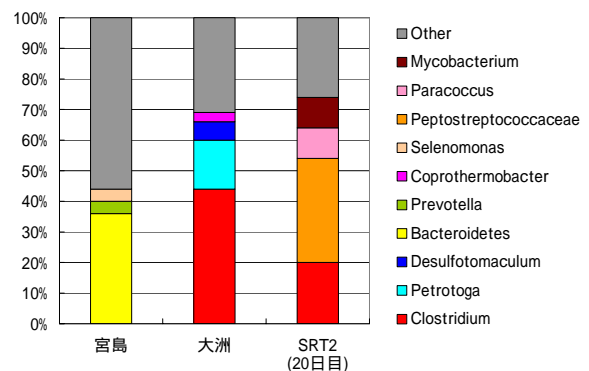


図3・9 クローンライブラリー法（Eubacteria）



この解析から、1) 連続アンモニア発酵においては *Peptostreptococcaceae* 属, *Clostridium* 属の割合が大きい, 2) 宮島汚泥由来のタンパク分解菌である *Bacteroidetes* 属, *Prevotella* 属は連続培養を行う過程で流出してしまった, という結果が得られた。SRTが2日と短いために, 増殖速度の速い菌が優勢してくることで, 元汚泥とは異なる菌相に遷移してきたのだと考えられた。

### 3.3.2 メタン発酵微生物群

脱アンモニア汚泥を用い, 比較的短期間に SRT を変えて半連続式メタン発酵を行ったサンプルの菌相解析を行った。55 日, 嫌気条件下で大洲汚泥 5 kg に対し 0 日目から SRT20 日, 24 日目から SRT14 日, 51 日目から SRT10 日で運転し, 53 日目からは汚泥の投入を中止した。結果を図 3・10 に示す。SRT20 では開始初期にプロピオン酸の蓄積が見られたが, 8 日目以降順調なメタン生成が見られた。そこで SRT を 14 に変更したところ, 変更から約 2 週間は順調であったが, その後, プロピオン酸が蓄積するとともに, メタン生成が顕著に低下した。SRT を 10 日にしたが, メタン生成量は引き続き低下したため, 汚泥の投入を中止した。上記現象が, 微生物群集構造により引き起こされたのかを調べるために, 0, 12, 30, 48, 56, 82 日目の引き抜き汚泥のクローン解析を行った。

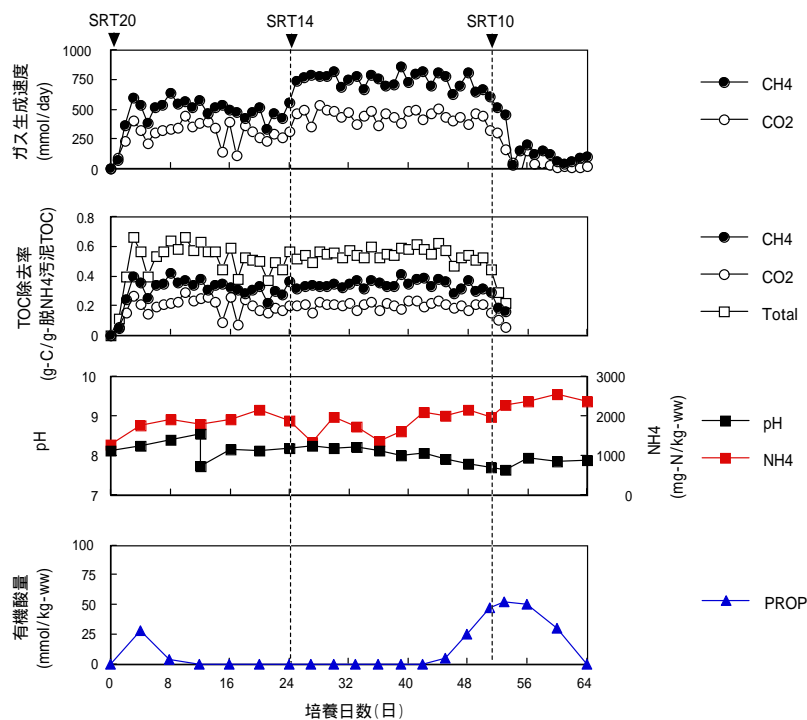


図 3・10 脱アンモニア宮島汚泥を使用した半連続式メタン発酵

Eubacteria の DGGE-PCR 解析を図 3・11 に, クローン解析を図 3・12 に示す。この解析から, 1) 運転開始時には *Petrogla* 属と *Thermotogales* 属が多く存在しているが, 徐々に *Clostridium* 属が優勢してくる, 2) メタン発酵が安定している時に *Syntrophomonas* 属, *Desulfotomaculum* 属が存在している, という結果が得られた。*Syntrophomonas* 属は酪酸を資化して酢酸と水素を生成する共生細菌, *Desulfotomaculum* 属はプロピオン酸資化性菌であるとの報告があり, メタン発酵をスムーズに進めるためには必須の微生物であると考えられる。運転後半には *Syntrophomonas* 属, *Desulfotomaculum* 属が見られなくなっていることから, メタン生成の系がうまく機能しなくなったのは, 酪酸・プロピオン酸資化微生物量の顕著な低下が原因の一つと示唆された。

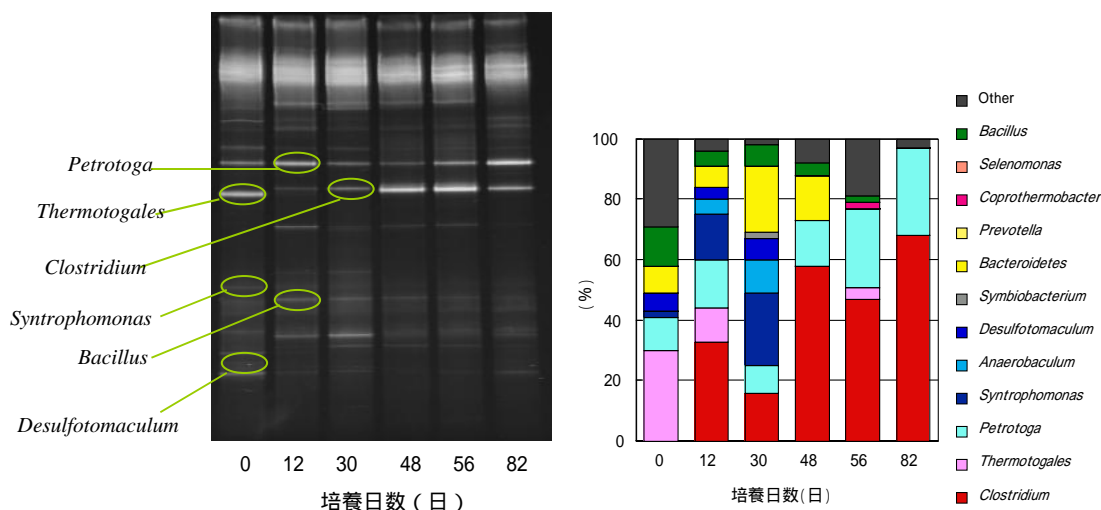


図3・1・1 PCR-DGGE法 (Eubacteria) 図3・1・2 クローンライブラリー法 (Eubacteria)

同様に Archaea の DGGE-PCR 解析結果を図3・1・3に、クローン解析を図3・1・4に示す。この解析から、1) *Methanothermobacter thermautotrophicus* と *Methanosarcina thermophila* のみが検出され、2) *Methanosarcina thermophila* の占める割合が運転後半では減少してきている、という結果が得られた。*Methanosarcina thermophila* の増殖速度は *Methanothermobacter thermautotrophicus* に比べて非常に遅いため、SRT を短くしたことで菌の流出が起こったと考えられる。

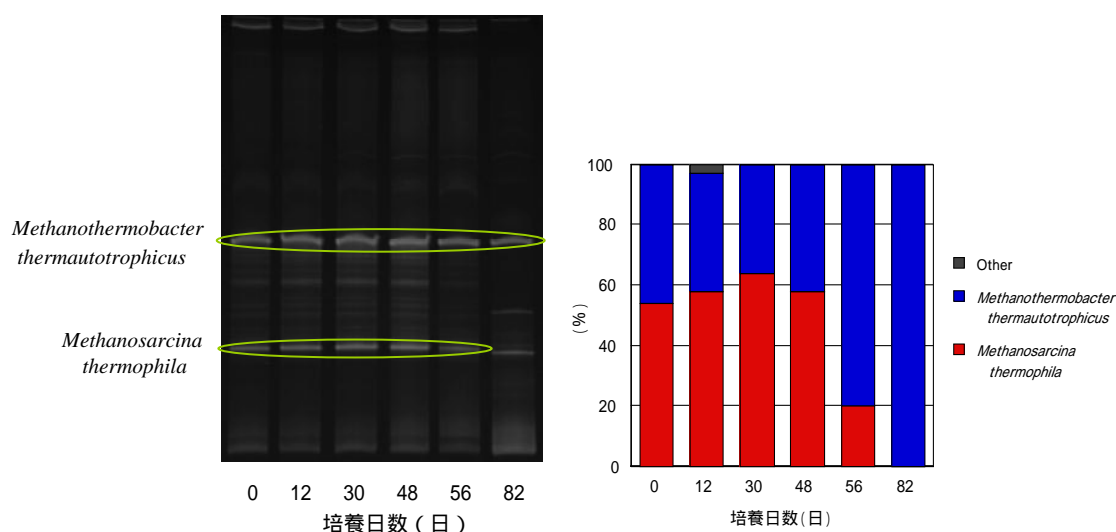


図3・1・3 PCR-DGGE法 (Archaea) 図3・1・4 クローンライブラリー法 (Archaea)

### 3.4 脱アンモニア汚泥を使用した長期乾式メタン発酵 (ラボスケールリアクター)

アンモニア発酵は種汚泥 (大洲汚泥もしくはアンモニア発酵終了後汚泥) 1 に対し宮島汚泥を 1 ~ 4 の割合で混合し、55℃、初発 pH 7 ~ 8、嫌気条件下で行った。アンモニア濃度が 8000mg-N/kg-ww 以上を発酵終了の目安としてアンモニア生成を行った。生じたアンモニアを 85% 以上、pH 9 以上の条件下でガスとして放散させて回収し、脱アンモニア宮島汚泥を調製した。

作製した脱アンモニア宮島汚泥を使用して、55℃で半連続の乾式メタン発酵を行った。ラボリアクターの大洲汚泥 5 kg に対し、設定 SRT に応じて脱アンモニア宮島汚泥を毎日投入した。ガス生成による減量分を考慮して

リアクター内の汚泥量が5kgとなるように汚泥を適時引き抜いた。バイオガスの測定は毎日行い、VS量、pH、アンモニア、有機酸量は引き抜いた発酵残渣をサンプリングして測定した。その結果を図3・15に示す。

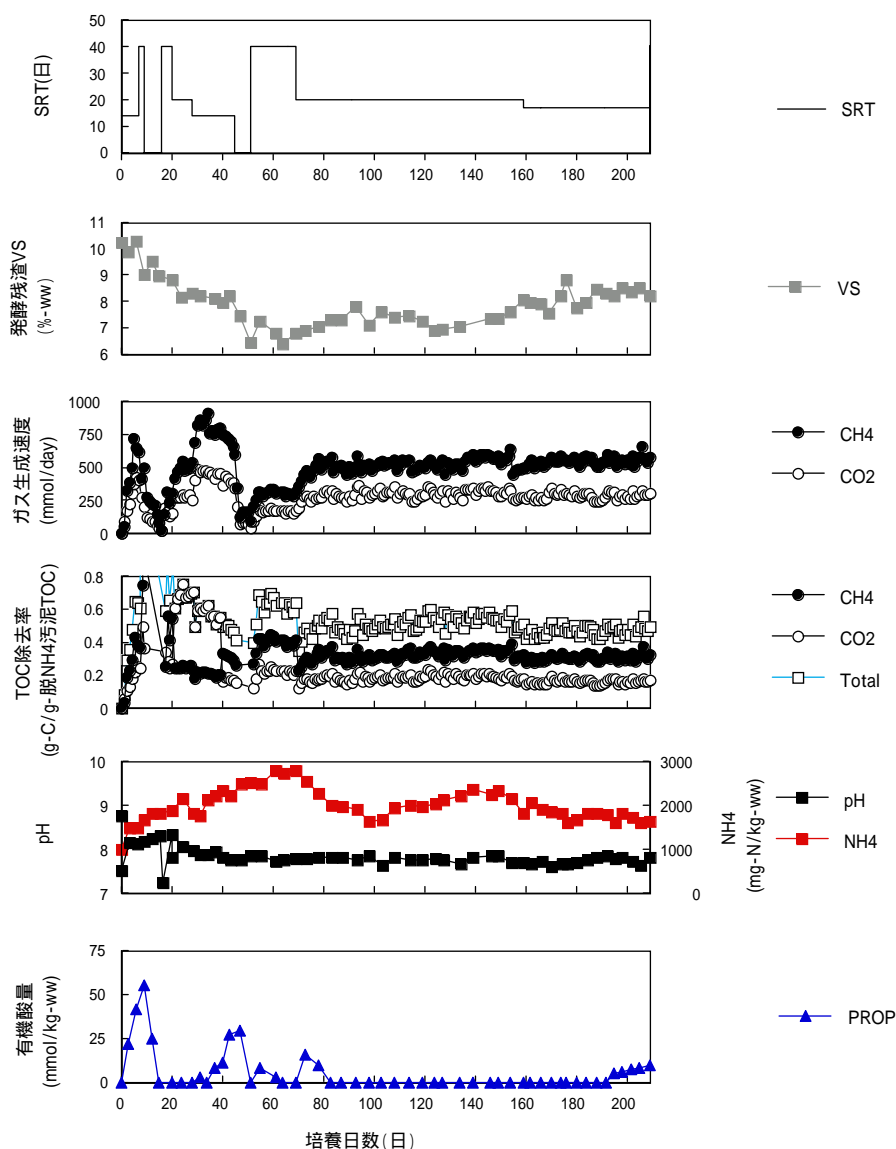


図3・15 脱アンモニア宮島汚泥を使用した半連続式メタン発酵

開始から44日目まではSRTを14~40日まで変えたが、負荷を高くするとプロピオン酸が蓄積したため、汚泥の投入を中止して蓄積したプロピオン酸の資化を待った。51日目からSRT40日で汚泥の投入を開始し、69日目からSRT20日、159日目からSRT17日で運転を行った。

今回の実験で、1) バイオガスによる全有機体炭素 (TOC: Total Organic Carbon) 除去率は、SRT40日で58%、SRT20日で52%、SRT17日では47%であった、2) 運転開始51日目以降の処理が安定した時のアンモニア濃度は2000mg-N/kg-ww付近で推移した、3) 有機酸は負荷を変えた直後はプロピオン酸が蓄積したが、その後資化されて検出されなくなった、4) SRT20日で80日間以上にわたり安定的な処理が可能であった、という結果が得られた。

TOC除去率は負荷を上げると徐々に低下していったが、この原因として、1) SRTが短くなったために投入脱アンモニア汚泥中のVS成分が十分に可溶化されていないため、2) 全攪拌方式のために未分解のVS成分が発酵残渣と共に引き抜かれてしまったため、と考えられる。

さらに Archaea の DGGE-PCR 解析結果を図 3・16 に、クローン解析を図 3・17 に示す。この解析から、1) *Methanothermobacter thermautotrophicus* と *Methanosarcina thermophila* のみが検出され、2) *Methanosarcina thermophila* の占める割合が運転後半でも 60%程度と安定している、という結果が得られた。

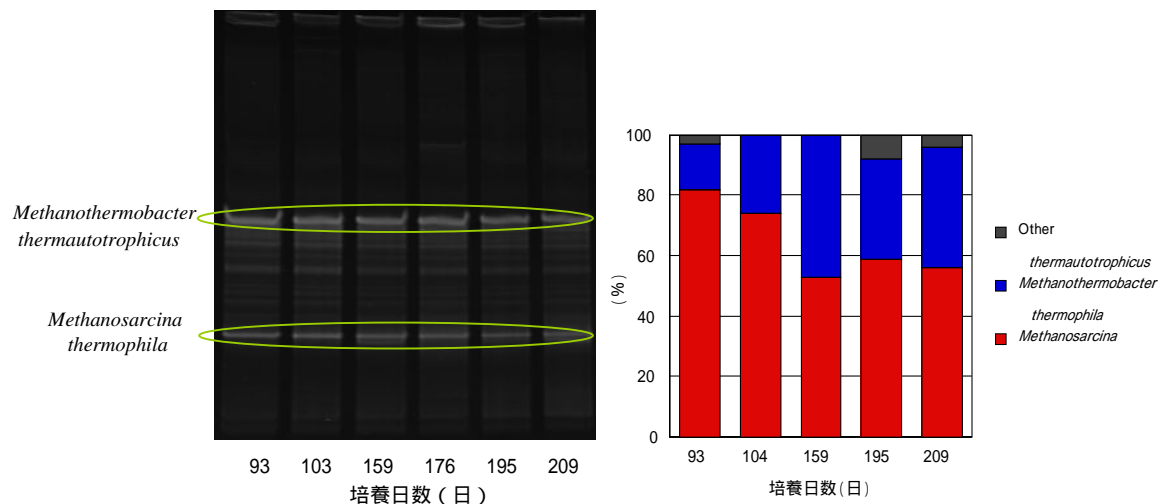


図 3・16 PCR-DGGE 法 (Archaea)

図 3・17 クローンライブラリー法 (Archaea)

また、引き抜いた汚泥に有機酸を添加してその資化速度を求めたのが表 3・2 である。その結果、全ての期間を通じて、投入脱アンモニア汚泥に含まれる 1 日あたりの有機酸よりも資化速度の方が早いことが確認された。このことが実験期間中に有機酸が蓄積せず、良好で連続的な処理が行われた理由であると考えられる。

表 3・2 有機酸資化速度

	有機酸資化速度 (mmol/kg-ww/day)				
	104日目 SRT20(36)	159日目 SRT20(90)	176日目 SRT17(17)	195日目 SRT17(36)	209日目 SRT17(49)
ACE	149	241	266	203	232
BUT	109	125	129	110	109
PRO	8	16	13	5	6

### 3.5 脱アンモニア汚泥作製装置の開発 (ベンチスケールリアクター)

ラボレベルでは日量わずか 250 g ではあるが、脱アンモニア汚泥を用いると SRT20 日前後で長期にわたる乾式嫌気消化が可能となった。本研究は最終年度で日量 100 ~ 150 kg の汚泥処理装置の完動を目標としている。ラボレベルからのスケールアップ量は 400 ~ 500 倍にもなり、全体を一気に製作することにはリスクが多い。そこで、脱水汚泥 アンモニア発酵 脱アンモニア汚泥化 乾式嫌気消化 減容化汚泥までの内、～を行うベンチスケールリアクター (前段装置) の開発を年度後半に着手。この 2 月より設置先の (株) カンサイで試験運転に移った。ベンチリアクターの構成概要を図 3・18、図 3・19 に現場写真を示す。

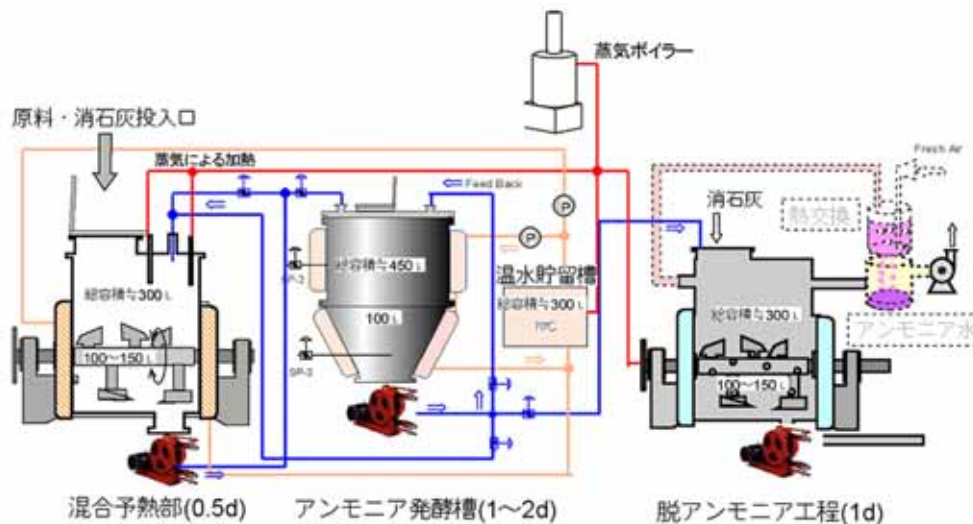


図3・18 ベンチリアクター（前段装置）の概要

平成17年6月頃までには、脱アンモニア汚泥の調整方法や熱収支など装置や操作法上の技術課題を解決し、後段の嫌気消化装置と結合し、日量100～150kgを処理する乾式嫌気消化プラントに連結する予定である。



図3・19 アンモニア発酵・脱アンモニアベンチリアクターの設置状況

### 3.6 汚泥嫌気消化・エネルギー回収システムのコスト算出、フィージビリティスタディー

乾式嫌気消化プラントの事業性に関して、実プラントのヒアリング調査、統計資料や各種資料の調査解析を行い、下水処理場の脱水汚泥の処理の現状を明らかにするとともに、本プロジェクトのプロセスを適用するにふさわしい処理規模を想定した。また、有識者へのヒアリングにより、今後の汚泥処理コストの動向も推察した。

一方、本プロジェクトにて進められているラボ試験結果を検討・解析し、物質収支とエネルギー収支を明らか

にし、この結果を用いてモデルプラントを計画し、概略仕様、施設レイアウトを決定してイニシャルコストおよびランニングコストを試算した。

その結果、1)全国の下水処理場のうち半数以上は脱水污泥発生量が2t/日以下の比較的小規模な施設が占めており、脱水污泥処理単価は16,000円/tであった、2)污泥処理単価は急激に上昇する可能性は低い、今後25,000円/t程度まで上昇する可能性がある、3)2t/日のモデルプラントを計画設計したところ、イニシャルコストは約1.7億円、運転コストは9,900円となった、4)キャッシュフロー計算により事業性の評価を行ったところ、2t/日処理では現行の污泥処理単価16,000円では採算が合わずプロセスの見直しが必要であった。また20t/日処理ではスケールアップ効果により事業性が改善された、5)プロセス改善(システムの自動化、廃棄物量の削減など)を行うと、償却期間20年以内で設備投資回収が期待できる実現性のあるプロセスになり得ることが示唆された。

## 4. 嫌気排水処理プロセスの開発

### 4.1 はじめに

UASB に代表される嫌気性処理法は、中・高温域かつ易分解性の産業廃水に広く普及し、好気性処理と比較して汚泥排出量と消費電力量の少なさを証明している。しかしながら、下水処理に UASB を適用した場合、その処理水は中程度 (BOD 除去率 70% 程度) であり、後段処理によるポリッシュアップが必要である。しかし、国内では、季節による温度変動が UASB 処理性能 (メタン生成) を不安定にし、それに伴う後段処理のプロセスダウンが懸念される。そこで、本研究では UASB と好気性処理を組み合わせ、嫌気性処理をメタン生成のみに依存しない循環型システムを 3 系列製作し、パイロットプラント (写真 4・1) での実下水連続処理実験を行った。

また、中高濃度の産業排水の実 UASB プラントにおいては、排水基準をクリアするために後段に活性汚泥法を併用している。しかし、活性汚泥法は余剰汚泥の発生、消費エネルギーが多いなどの問題がある。そこで、本研究ではこの処理方式に変わるエアレーションを不要とする省エネルギー型システム (中温 UASB+嫌気槽+スポンジ型散水ろ床) を開発し、その処理特性について検討した。



写真 4・1 パイロットプラントの全景 (左から原水槽, 嫌気槽, 好気槽)

### 4.2 実験装置

#### 4.2.1 パイロットプラント1系 ~公共下水道及び農業集落排水向け~

図4・1に1系リアクターの概要を示す。原水として用いたスクリーン通過後の下水は、脱窒槽(1.40m<sup>3</sup>)とUASB(8.40m<sup>3</sup>)からなる嫌気槽で前段処理され、その流出水は固定床型の接触曝気槽(4.32m<sup>3</sup>)と沈澱槽(2.88m<sup>3</sup>)を経て処理水となる。循環ラインは沈澱槽下部から脱窒槽に設け、沈殿したSS成分を含む好気処理水を返送した。脱窒槽と接触曝気槽には、板状の支持体にそれぞれ10mm,5mm厚のスポンジ(ポリウレタン)を両面に貼り合わせた担体を設置した。担体の見かけ充填率は、脱窒槽:21%,接触曝気槽:13%とした。接触曝気槽は全面曝気方式とした。

表4・1に1系リアクターの運転条件を示す。システム全体のHRT(水理的滞留時間)は12-24hr,循環比(=循環水量/流入水量)は0.3-2,運転温度は制御フリーとした。冬季は硫酸塩還元による有機物処理を活性化させる目的で、好気処理水の返送量を低下(循環比を低くする)させた。すなわち硫酸塩還元反応がスムーズに行くとされるUASB内の嫌気度-250mV以下を確保しようとした。700日を越える連続運転の過程でUASB内に浮遊汚泥が発生し、その汚泥が接触曝気槽に悪影響を与えた。それは循環運転による好気性菌の流入による影響であると判断し、RUN5以降は循環無しの運転とした。

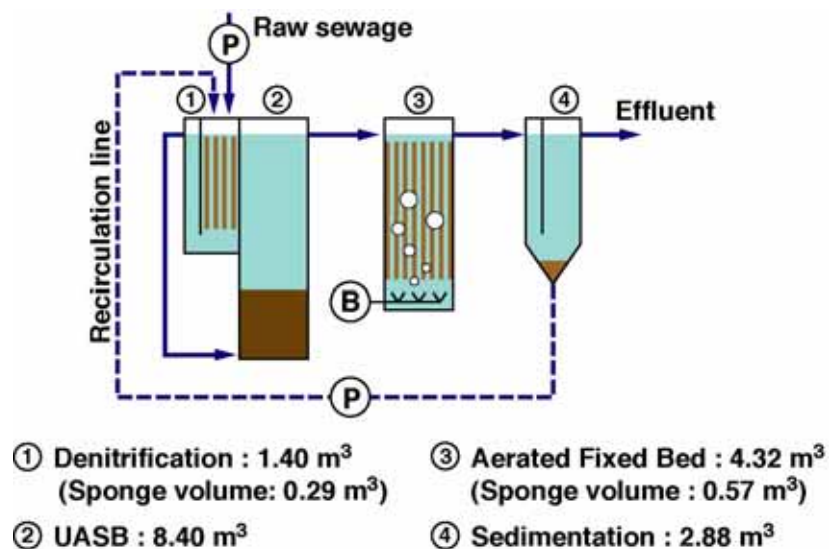


図4・1 1系リアクター処理フロー

表4・1 1系リアクター運転条件

RUN No.	Day	HRT (hr)	Recirculation ratio	Sewage temp. (°C)
1	0 - 170	24	2	23 (4)
2	171 - 184	24	2	12 (3)
3	185 - 268	24	0.3	10 (2)
4	269 - 414	24	1	23 (5)
5	415 - 531	12	0	23 (4)
6	532 - 659	12	0	11 (2)
7	660 - 702	12	0	18 (2)

#### 4.2.2 パイロットプラント2系 ~産業・特殊排水向け~



図4・2に2系リアクターの実験装置の概要を示す。下水処理フローは1系と同様であり、スクリーン通過後の下水を、脱窒槽(1.40 m<sup>3</sup>)とUASB(8.40 m<sup>3</sup>)からなる嫌気槽で前段処理する。得たUASB処理水は後段のDHS(13.9 m<sup>3</sup>)により好気処理し、砂ろ過槽(1.0 m<sup>3</sup>)を通過して最終処理水となる。循環ラインは、DHS流出から脱窒槽に設け、DHS処理水と砂ろ過浄水を返送した。DHS担体は、スポンジ(ポリウレタン)をネットリング(ポリプロピレン)で覆ったものをランダムパックした。担体の充填率は31%とした。

表4・2に2系リアクターの運転条件を示す。システム全体のHRTは12-24hr、循環比は0.3-2、運転温度は制御フリーとした。冬季は1系と同様に水温の変化に伴い循環比を操作した。また、RUN7以降は有機物除去と同時に窒素除去を狙った運転を行った。操作としては一旦HRTを14hrとしDHS流入の有機物負荷を低下させた。運転472日目以降はDHS流出水のpHが7.5-8.0となるように循環水のpHを苛性ソーダの添加により制御した。

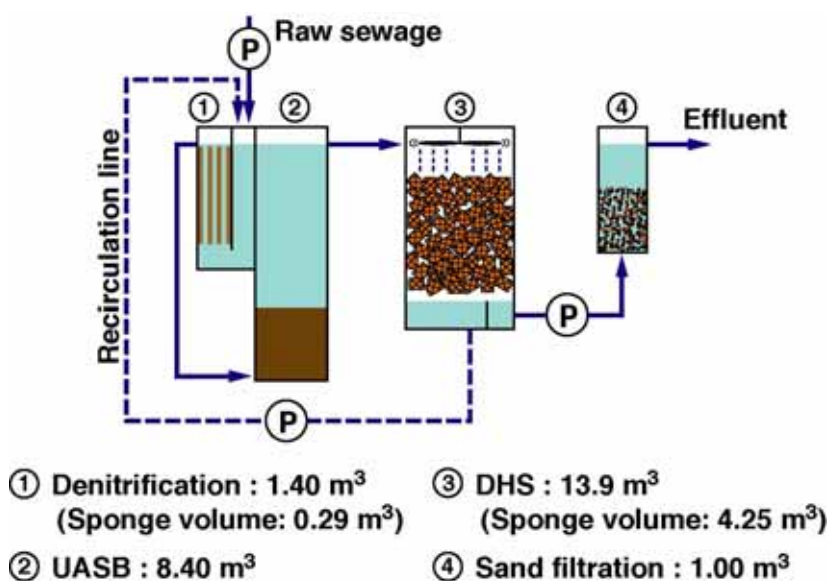


図4・2 2系リアクター処理フロー

表4・2 2系リアクター運転条件

RUN No.	Day	HRT (hr)	Recirculation ratio	Sewage temp. (°C)
1	0 - 49	24	2	26 (1)
2	50 - 163	12	2	23 (5)
3	164 - 184	24	2	13 (3)
4	185 - 222	12	0.3	10 (2)
5	283 - 372	24	1	20 (4)
6	373 - 399	12	2	27 (1)
7	400 - 533	17	2	24 (5)
8	534 - 678	17	2	11 (2)
9	679 - 702	14	2	19 (2)

#### 4.2.3 パイロットプラント3系 ~合併浄化槽向け~

図4・3に3系リアクターの実験装置の概要を示す。3系は実機を想定して各処理槽を一体化した。リアクター

は、最初沈澱槽 (2.04 m<sup>3</sup>), 2 段式 UASB (1.63 m<sup>3</sup>), 固定床式接触曝気槽 (1.04 m<sup>3</sup>), 最終沈澱槽 (0.59 m<sup>3</sup>) で構成されており、最終沈澱槽の下部から最初沈澱槽への循環ラインを設けた。接触曝気槽の担体には 1 系と同様のスポンジ担体を用いた。

表 4・3 に 3 系リアクターの運転条件を示す。システム全体の HRT は 24, 50hr, 循環比は 2, 0.5, 運転温度は制御フリーとした。冬季はこれまでと同様に水温の変化に伴い循環比を操作した。

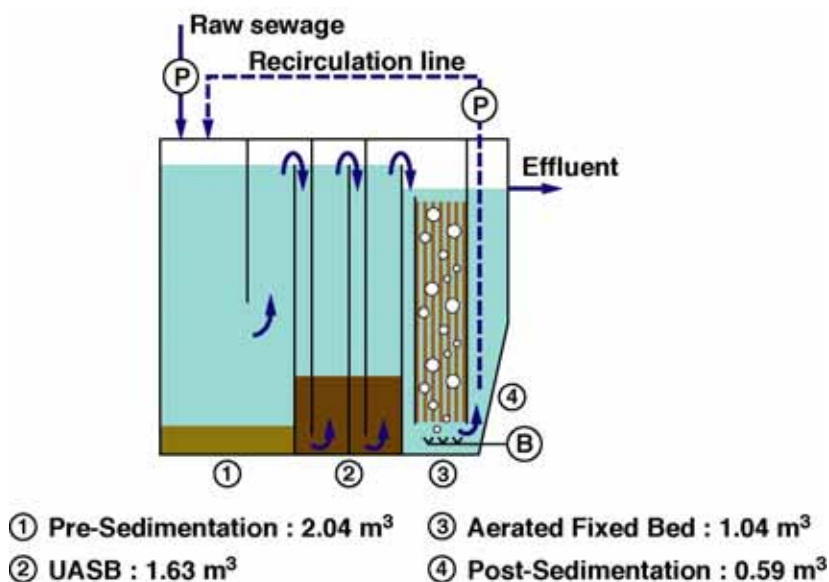


図 4・3 3 系リアクター処理フロー

表 4・3 3 系リアクター運転条件

RUN No.	Day	HRT (hr)	Recirculation ratio	Sewage temp. (°C)
1	0 - 72	24	2	27 (1)
2	73 - 173	50	2	21 (5)
3	174 - 186	50	2	10 (2)
4	187 - 285	50	0.5	10 (2)
5	286 - 531	50	0.5	23 (4)
6	532 - 603	50	0.5	10 (4)

なお、パイロットプラント全系の植種汚泥として UASB 槽に中温メタン発酵グラニュール (食品排水処理), 好気槽には活性汚泥を用いた。

#### 4.2.4 ラボスケールリアクター ~中高濃度廃水対応型~

図 4・4 にラボスケール実験装置の概要を示す。前段処理装置は、メタン発酵型リアクターである 35 (中温)

UASB を配置した。35 UASB の処理水は、後段の無加温 2 槽型嫌気槽（脱窒系 + UASB）を通過させ、最終的に DHS で処理した。循環ラインは DHS 流出から脱窒素槽に設けた。また硫酸塩の添加ラインを脱窒素槽に設けた。基質は糖系食品廃液を用い、微量元素等を添加して流入した。

ラボスケールリアクターの運転条件として、図 4・5 に HRT・COD 負荷と各槽水温の経日変化を示す。運転はまず先行して 35 UASB を運転し、運転 5 日後に後段のシステムを接続した。システム全体の HRT は 36hr、循環無しで開始し、運転 21 日目に HRT を 24hr に短縮した。COD 負荷は処理性能の安定を確認しながら、1-3kgCODcr/m<sup>3</sup>/day に段階をおって高めた。本運転期間内における硫酸塩添加は UASB 流入濃度で 50mgS/L になるように制御した。試験期間は冬から春にかけての時期であったため、水温は低温域から中温域への変化を示している。植種汚泥として 35 UASB に中温メタン発酵グラニュール（食品排水処理）、無加温 UASB にパイロットプラント 2 系の UASB 保持汚泥、好気槽には活性汚泥を用いた。

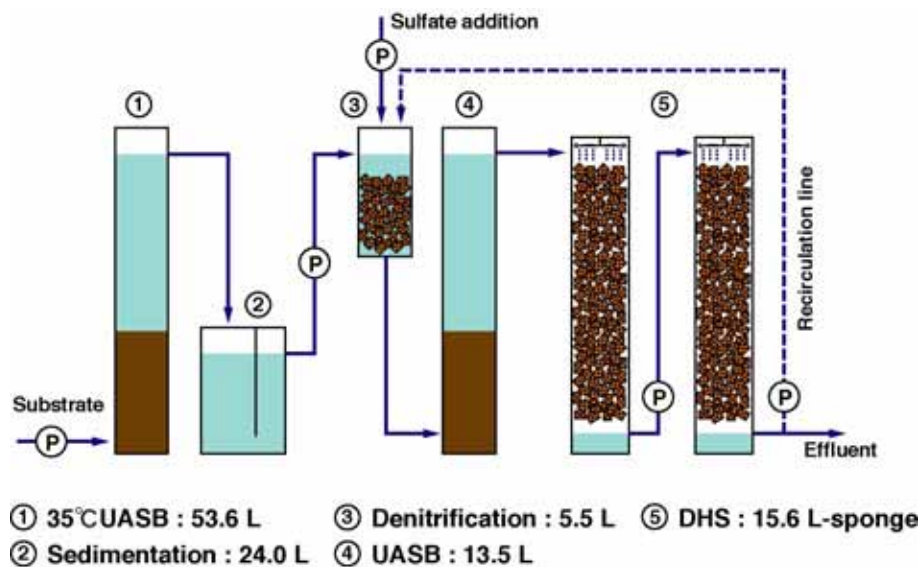


図 4・4 ラボスケールリアクター処理フロー

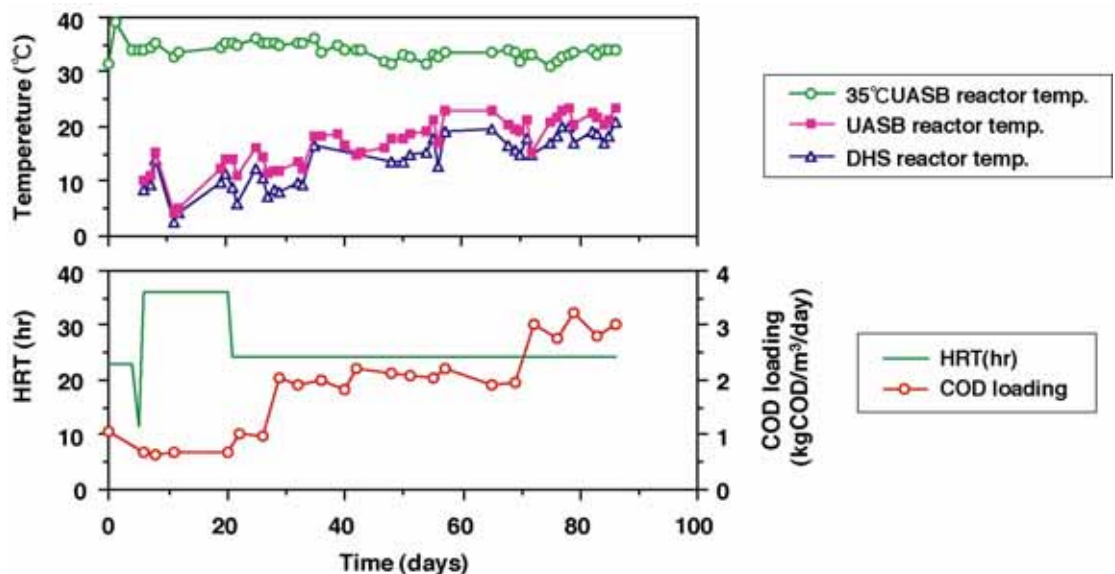


図 4・5 ラボスケールリアクター運転条件

### 4.3 実験結果

#### 4.3.1 パイロットプラント 1 系 ~ 公共下水道及び農業集落排水向け ~

図4・6に「1系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化を示す。運転期間を通して流入下水の平均SS濃度は100-300mg/L，平均BOD濃度は100-200mg/Lである。

RUN1の下水の日平均水温が20℃を上回る環境では，最終処理水のSSで25mg/L以下，全BODでは20mg/L以下の良好な水質が得られた。

RUN2，RUN3の下水水温が20℃を遙かに下回る10℃程度の環境では，メタン菌の活性が大きく低下するためUASBにおける溶解性BODの処理能力は減少することになるが全プロセスの最終処理水の全BODで20-30mg/L程度を確保できた。しかし，運転250日目（RUN3後半）からUASB保持汚泥が流出するに至った。

RUN4では295日目，359日目，414日目にUASB，接触曝気槽，沈殿槽から汚泥の引き抜きを実施した。引き抜き量（143kgSS）は，システム全体に留まった累計SS（下水SS-処理水SS）の13%となった。汚泥引き抜き後は，直ちに全BODは20mg/L以下となったが，50-60日間隔でUASB内には沈降性の低い5000-7000mgSS/Lの濃度の汚泥の体積が確認された。

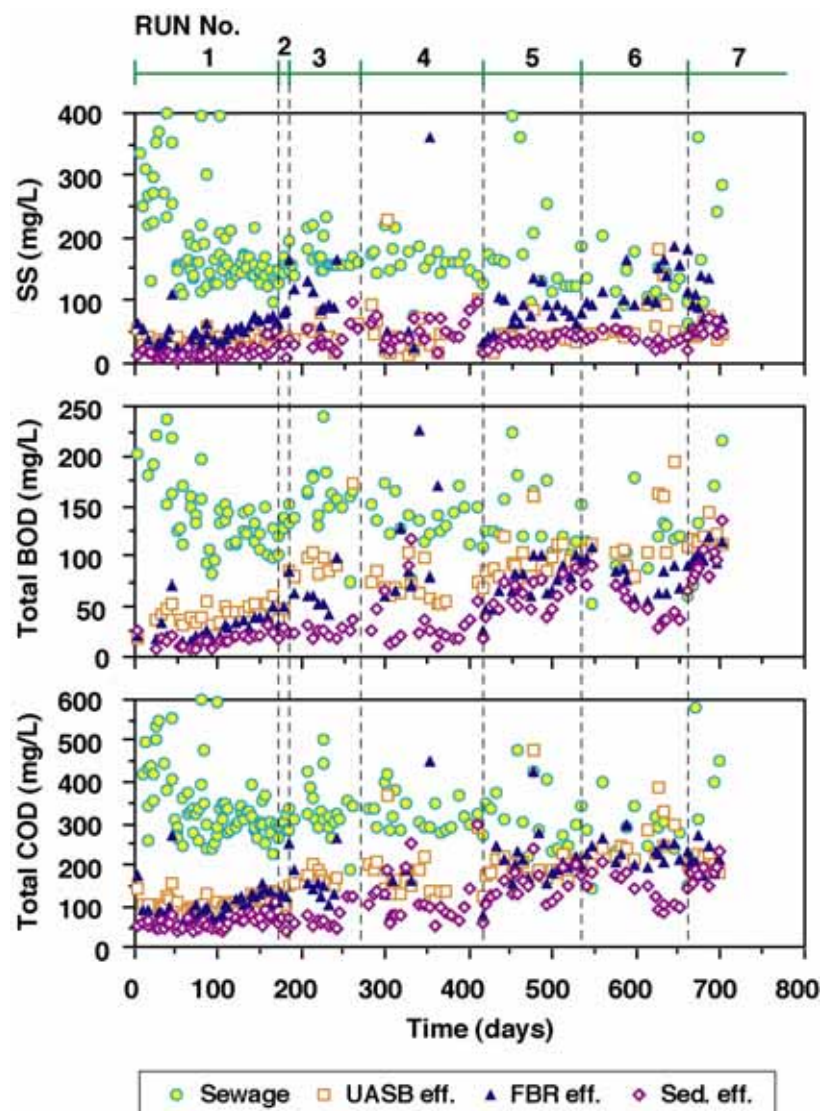


図4・6 「1系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化

汚泥体積の理由として次のことが考えられる。図4・7に硫化物濃度の経日変化を示す。冬季（RUN3）は循環比を2から0.3に操作し，硫酸還元菌の活性を高める運転を行った。そうすることでUASB処理水中には硫化物

が高く検出され始めた。硫化物の生成が起こると、接触曝気槽内では硫酸酸化菌の働きにより硫化物が硫酸塩に酸化されるが、同時に硫酸酸化菌も自己増殖する。よって循環水中には常に硫酸酸化菌が混入することになり、UASB に流入した硫酸酸化菌は嫌気環境で死滅する。そしてそれが嫌気汚泥ベッドに堆積したものと推測している。

RUN5 以降は循環無しでの運転を行った。UASB からの汚泥流出は起こらなくなったが接触曝気槽内は硫酸酸化菌が増殖し、槽内は白濁した。白濁物を顕微鏡観察したところ、硫黄顆粒をもった糸状菌（写真 4・2）であり、*Thiothrix* 属の存在も確認した。また、糸状菌は固定床担体の表面を覆い尽くしており、スポンジ内部は嫌気状態となり処理性能を悪化させていた。

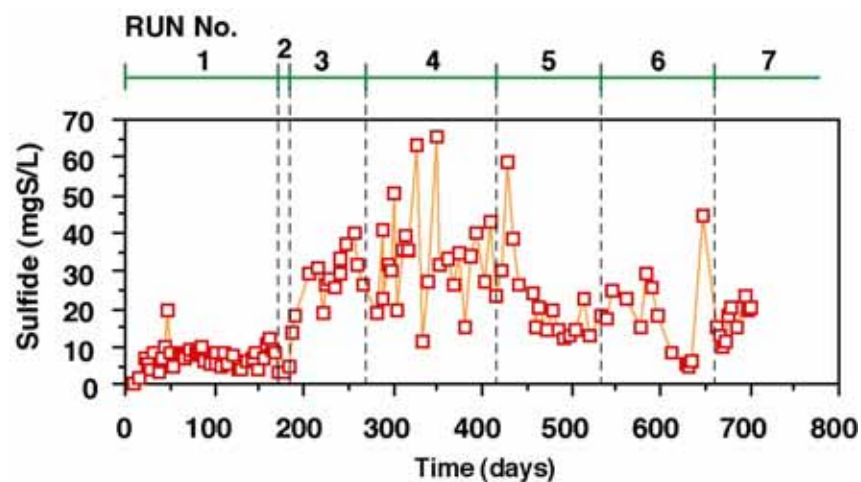


図 4・7 「1系」UASB 処理水に含まれる硫化物濃度の経日変化

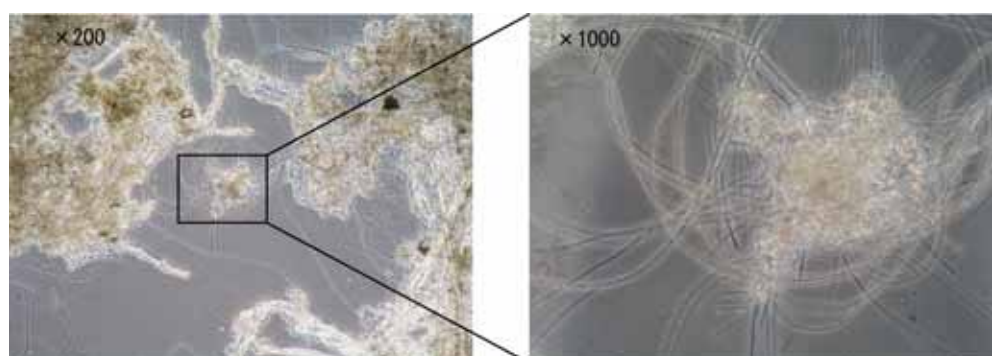


写真 4・2 「1系」接触曝気槽内の白濁物（硫酸酸化菌）

対策として、UASB と曝気槽の間に硫酸酸化のみをターゲットとした小型 DHS の設置を計画している（図 4・8）。曝気槽への硫黄態の流入は硫化物でなく硫酸塩として供給することで、硫酸酸化細菌の増殖を抑制し、曝気

槽の処理性能の向上と、循環運転による硫黄サイクルを行った際の本プロセスの優れたパフォーマンスを実証したい。

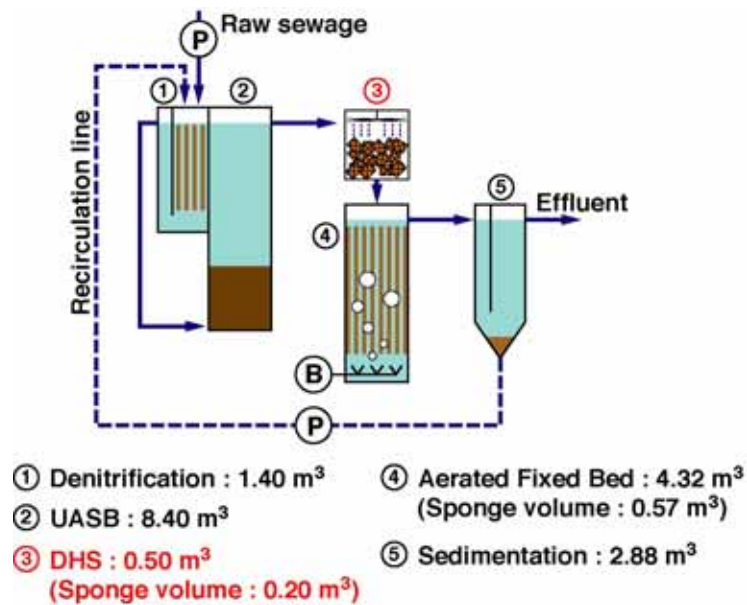


図4・8 「1系」改良型フロー

#### 4.3.2 パイロットプラント2系 ~産業・特殊排水向け~

図4・9に「2系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化を示す。

RUN1は、スタートアップ期間としてHRT 24hr、循環比2の条件で運転を行い、RUN2ではHRTを12hrに短縮した。しかしDHSの処理性能が低下したため、RUN3でHRT 24hr、循環比2に戻し、処理を安定化させた。

RUN4では、秋から冬にかけての低温域に向かう時期であったため、硫酸塩還元活性を高める目的で、循環比を0.3に操作した。またHRTは12hrに短縮した。このときの全BODは、流入下水で153mg/L(335mgCOD/L)、UASB処理水で83mg/L(168mgCOD/L)、DHS処理水で14mg/L(66mgCOD/L)を得た。223日目以降は構造上のトラブルにより運転を一時中断した。

RUN5では、HRT 24hr、循環比1の条件で運転を行い、RUN6でHRTを12hrに短縮した。このときの全BODは、流入下水で140mg/L(298mgCOD/L)、UASB処理水で51mg/L(108mgCOD/L)、DHS処理水では11mg/L(78mgCOD/L)を達成した。

RUN7では、HRT 17hr、循環比2の条件で運転を行った。RUN7は夏から秋に向かう下水水温が低下する時期であるが、水温低下の影響を受けず安定した処理性能が得られた。平均SS濃度は、流入下水で176mg/L、UASB流出で40mg/L、DHS流出で59mg/L、砂ろ過後の最終処理水は13mg/Lを得た。また、全BODは、流入下水で135mg/L(335mgCOD/L)、UASB処理水で41mg/L(97mgCOD/L)、DHS処理水では7mg/L(80mgCOD/L)を得た。

RUN8では、下水水温が15℃を下回る時期であり、これまでは循環比を低下させる操作を行ったが、RUN7と同条件で運転した。運転562日目以降は下水温度が10℃以下となったが、有機物分解能は安定しており、全BOD除去率94%を得た。

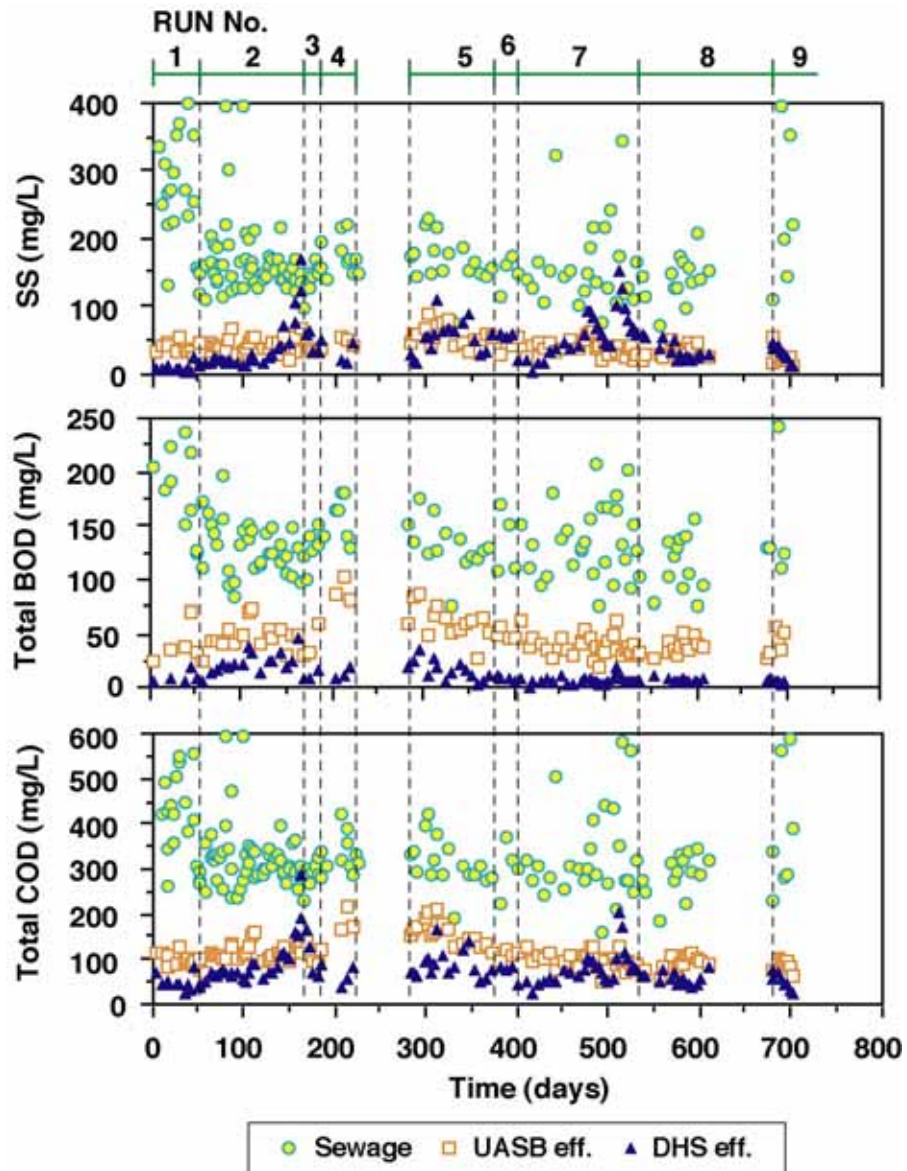


図4・9 「2系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化

図4・10に下水とDHS処理水における全窒素濃度，全窒素除去率の経日変化を示す。システムに流入する下水の平均全窒素濃度は42mgN/Lであった。運転555日目以降（RUN8）では，HRT 17hr，循環比2，下水水温  $11 \pm 2$  の条件下でDHS処理水中の全窒素濃度は安定し15-20mgN/Lのレベルとなった。このときの全窒素除去率は  $58 \pm 7\%$  であり，理論的な除去率67%に近い値を得た。

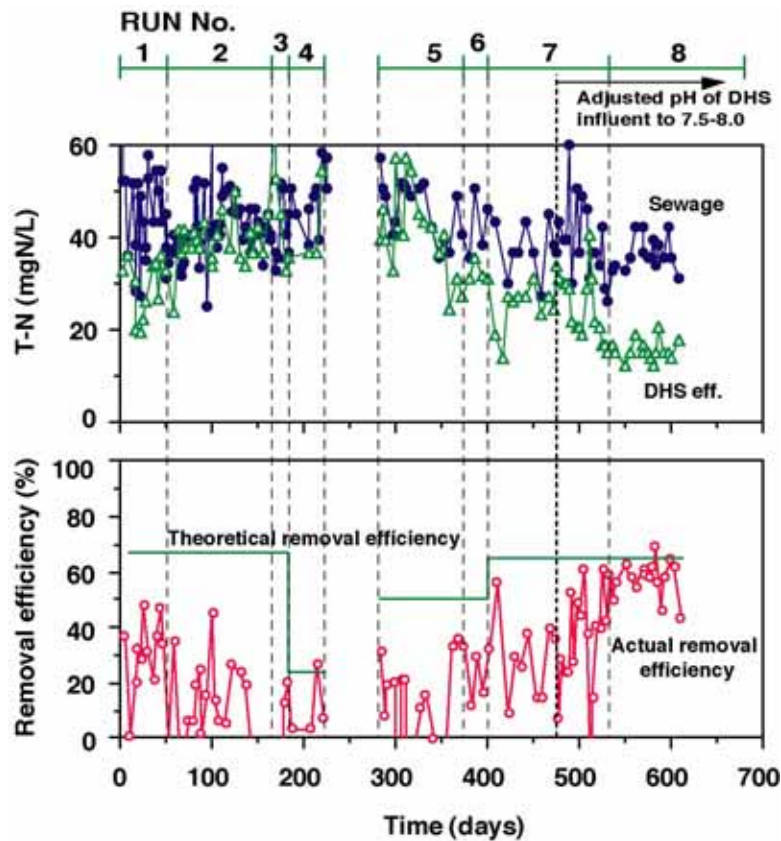


図4・10 「2系」全窒素濃度，全窒素除去率の経日変化

図4・11に400-609日(RUN7-RUN8)におけるBOD収支を示す。棒グラフ間の結線は液中に存在する有機物量を示す。UASB流入におけるBODの増加は、DHS流出水からの返送による増加である。UASB内では固形性成分の約半量が減少するが、これは汚泥ベット内で酸生成が進行し有機酸を主成分とする溶解性成分に可溶化したことが原因である。生産された有機酸は嫌気性細菌の働きにより分解されていた。流入下水のBOD量を100%としたときのシステム全体の有機物分解寄与率は、嫌気性利用、好気性利用がそれぞれ26%、70%であった。砂ろ過へはBODの6%が流入するが、ろ過機能により固形性成分は物理的に取り除かれ脱窒槽に返送されるため、最終処理水中のBODは2%となった。また、槽内に蓄積した汚泥量は、流入汚泥量に対して、SSベースで2-3%の蓄積であった。

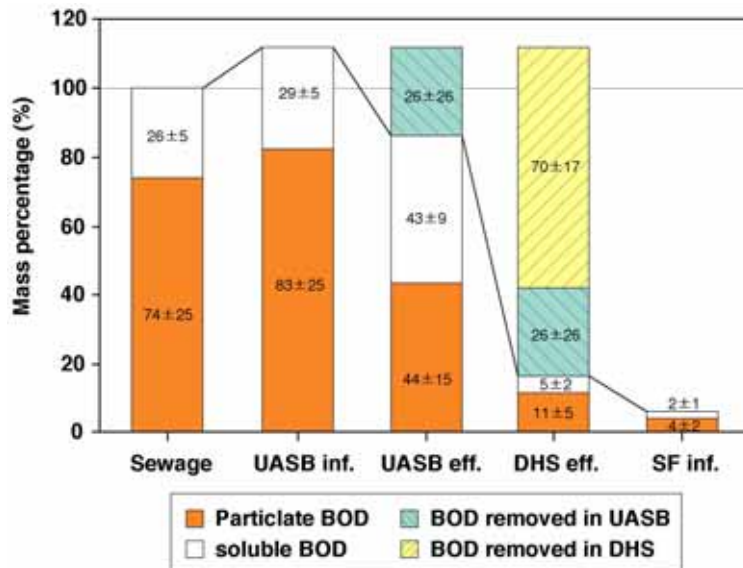


図4・11 「2系」BOD収支



図4・12に、(A) UASB 保持汚泥のMPA, SRA の変化と (B) 活性比 SRA/MPA を示す。UASB の植種汚泥には中温メタン発酵グラニューールを用いたので、初期のMPAは高値を示し、酢酸基質で0.335 gCOD/gVSS/day、水素基質で1.35 gCOD/gVSS/dayであった。RUN5からRUN9の通年したMPAは酢酸・水素基質共に、約0.1 gCOD/gVSS/day以下のレベルとなった。一方、MPAが低下した下水水温が低い時期におけるSRAは、反対に上昇する傾向にあり、特に609日目(RUN8)の水素基質においてMPAを卓越した。そのときSRA/MPAは、酢酸基質で0.82、水素基質で2.59となり、UASBの有機物除去に硫酸塩還元の寄与度が高くなった。

写真4・3に624日目(RUN8)のUASB保持汚泥のFISH写真を示す。(A)は全菌、(B)は主に*Desulfovibrio*, *Desulfobulbus*といった不完全酸化型の硫酸塩還元菌の蛍光を表示し、冬季において硫酸塩還元菌の存在を確認できた。

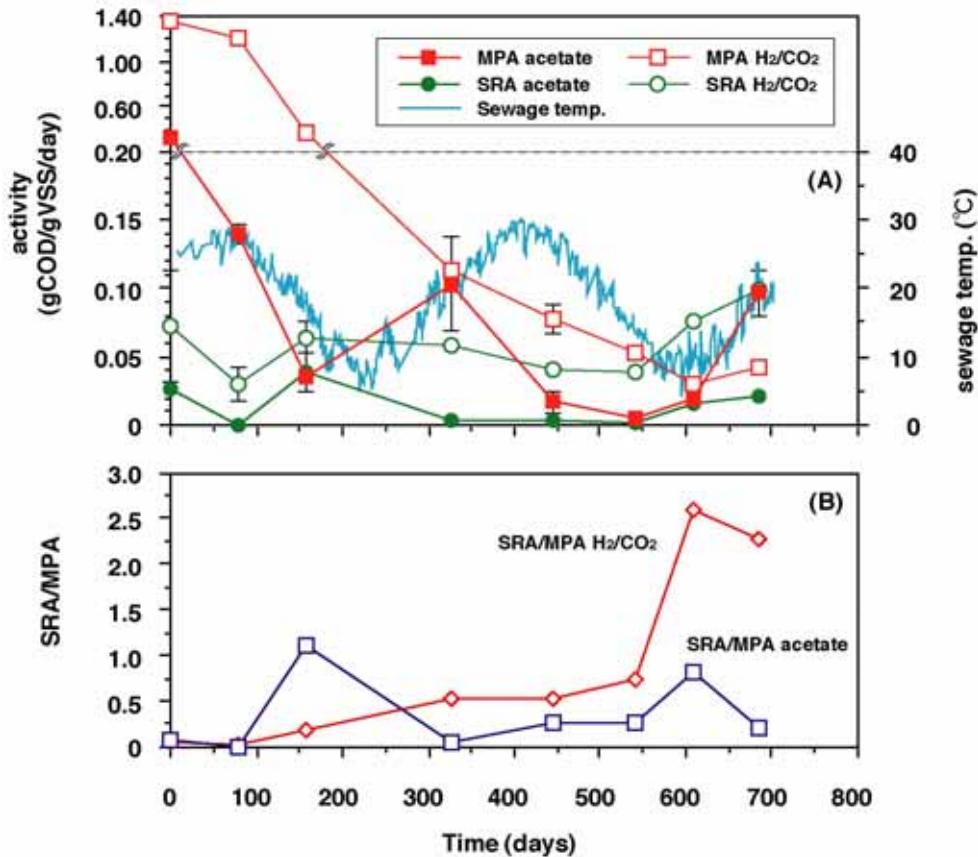


図4・12 「2系」(A) UASB 保持汚泥のMPA, SRA の変化, (B) 活性比 SRA/MPA

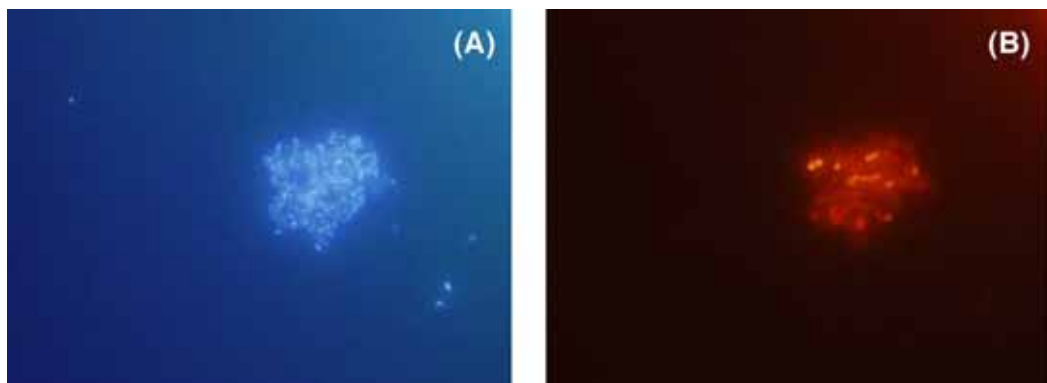


写真4・3 「2系」UASB 保持汚泥のFISH写真(A)全菌,(B)不完全酸化型の硫酸塩還元菌の蛍光

#### 4.3.3 パイロットプラント3系 ~合併浄化槽向け~

図4・13に「3系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化を示す。処理は安定しているが、目標の処理水質はクリアできていない。原因としては1系と同様の現象（循環運転により好気菌が嫌気槽に流入することで死滅してしまい、結果としてUASB内にSSとして蓄積し、それが循環することで、除去に問題が発生）が起きていると考えられる。3系は1系の改善結果が得られるまで運転を停止する予定である。1系で得られた成果を3系に反映し、小型合併浄化槽としてのシステムを検討したい。

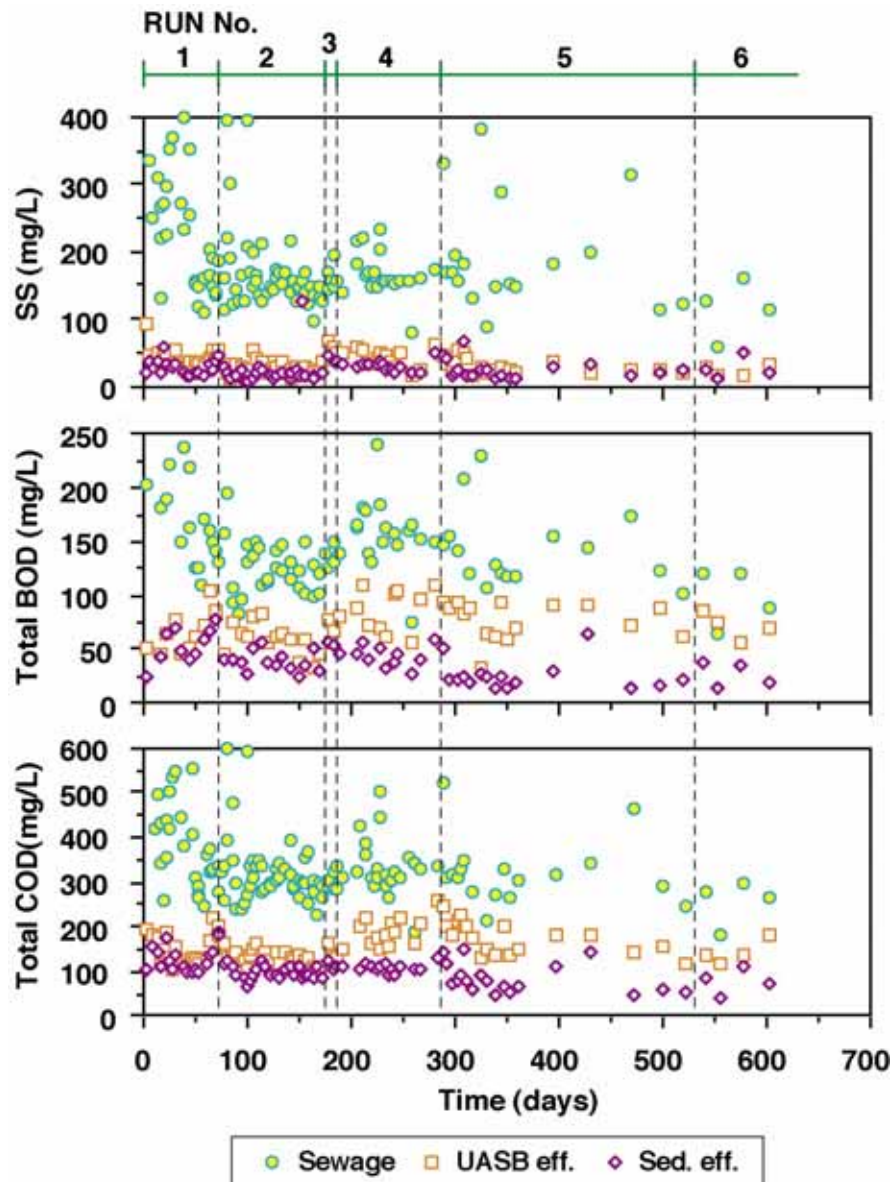


図4・13 「3系」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化

#### 4.3.4 ラボスケールリアクター ～中高濃度廃水対応型～

図4-14に「ラボ基」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化を示す。システムに流入するSSやBOD濃度は設定COD負荷により大小する。COD負荷を高めた29日以降は、SSで200-600mg/L、全BODでは1300-1600mg/Lの範囲で流入した。全成分のほとんどは35℃UASBで処理された。メタンガス回収率は70%程度であった。最終処理水のSSは10mg/L以下、全BODは5mg/L（20mgCOD/L以下）と良好であった。

実際の現場では、COD負荷 3-5kgCODcr/m<sup>3</sup>/day、HRT 48hrで稼働している。これに対し、本開発システムはCOD負荷 3kgCODcr/m<sup>3</sup>/day、HRT 24hrで水質も良好なことから、現行システムと同等以上の処理能を有しており、また更なる高速処理が期待できる。

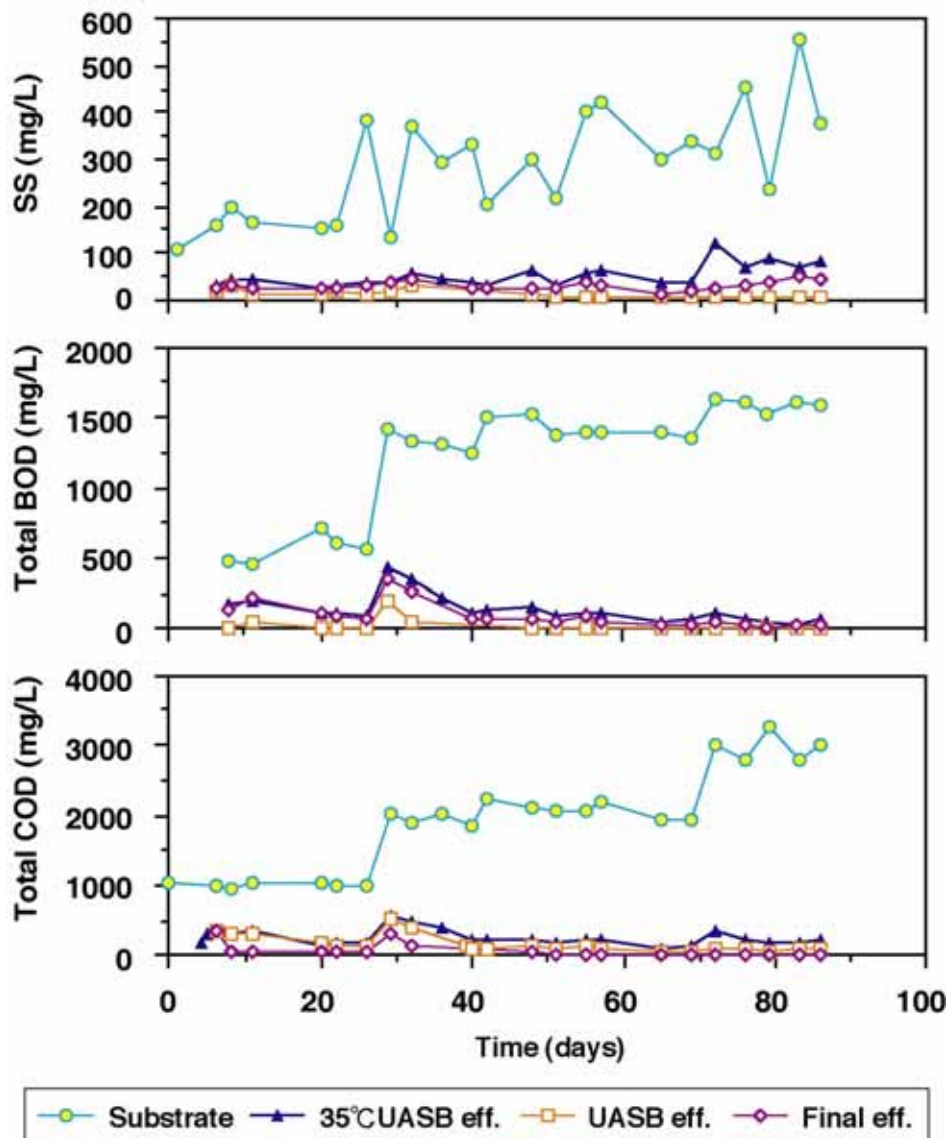


図4-14 「ラボ基」各位置でのSS・全BOD・全COD濃度の経日変化

#### 4.4 まとめ

##### 1系（公共下水道及び農業集落排水向け）；

連続実験を開始した15年度は優れた処理性能を発揮し（夏季の処理水質: SS: 25mg/L以下, BOD: 20mg/L以下）、冬季も処理レベルに問題は生じなかった。16年度は汚泥引き抜きを実施した。引き抜き量は143kg（累積SS量の13%を引き抜いたのみ）であり、汚泥削減にも効果があることが分かった。また循環運転により嫌気槽に流入した好気菌（糸状菌）は死滅する。それがUASBに蓄積し接触曝気槽に流出する。その悪循環で除去に問題が発生した。

##### 2系（産業・特殊排水向け）；

HRT 17hr, 循環比2, 下水温度が $24 \pm 5$  の条件条件において、全BOD濃度は、流入下水で135mg/L, UASB処理水で41mg/L, DHS処理水で7mg/Lであった。下水温度が10 を下回った期間においてもDHSを経た全システムにおける全BOD除去率は94%を達成した。槽内に蓄積した汚泥量は、流入汚泥量に対して、SSベースで2-3%の蓄積であり、本プロセスが汚泥排出の極めて少ない特性を有することが分かった。なお連続運転期間内において汚泥の引き抜きは一切行っていない。また窒素除去については、除去率が循環比2において58%に達したことから、本システムが窒素除去にも有効であることが確認できた。

##### 3系（合併浄化槽向け）；

処理自体は安定しているが、当初目標の処理水質はクリアできていない。原因としては1系と同様の現象が起きていると考えられた。

##### ラボ基（中高濃度廃水対応型）；

COD 負荷  $3\text{kgCODcr/m}^3/\text{day}$ , HRT 24hr の運転条件において、最終処理水のSSは10mg/L以下、全BODは5mg/L（全COD: 20mg/L以下）と良好であった。

## 5. 平成 17 年度の研究計画概要

### (1) 乾式嫌気消化プロセスの開発

#### 1. ベンチスケール アンモニア発酵・脱アンモニア装置の調整と運転の最適化

(株)カンサイ事業所内に設置したベンチスケール アンモニア発酵・脱アンモニア装置を用いた場合の汚泥調整法や熱収支など、装置や操作法上の技術課題を解決し、日量 100～150kg 量の原料汚泥中の窒素分をアンモニアとして 50%以上継続的に除去できるような改良と運転手法の確立を H17 年 6 月頃までを目標に行う。

#### 2. 連続乾式メタン発酵装置の製作と運転

後段装置に当たる嫌気消化槽を H17 年 7 月までの設置を目標に、現在これを製作中。本装置の熱エネルギーには発生バイオガスの一部を使う方式を盛り込んだ。既設の前段装置にこの消化槽を結合し、日量 100～150kg、有機炭素除去率 60%以上、嫌気消化日数 15～20 日を達成しうる連続乾式嫌気消化プラントとして仕上げる。期間中、最低 6 カ月間の継続データを採取することを目標とする。産科研究研究室においては、ベンチスケールプラント各段階での汚泥性状の解析を行い、処理条件の最適化にフィードバックする。

#### 3. ラボスケールリアクターを使用した連続乾式メタン発酵

処理時間の短縮、ベンチスケールプラントとの連携を目的とし、プラントで作製された脱アンモニア汚泥を用い長期にわたるラボリアクターの運転を行う。

#### 4. 微生物群集解析

16 年度に引き続きアンモニア発酵並びにメタン発酵に関与する微生物の定性的、定量的解析を行う。その結果は可能であれば運転状況の診断に用いるとともに余剰汚泥処理条件の最適化にフィードバックする。

### (2) 嫌気排水処理プロセスの開発

#### 1. 排水処理実用化実験

パイロットスケール・バイオリアクターについては、昨年度に引き続き、東広島浄化センターでの連続処理試験を実施する。具体的には、農業集落排水及び、産業・特殊排水（現在不凍液排水を想定）に 50m<sup>3</sup>/日規模のパイロットスケール・バイオリアクターを適用し処理特性を評価し、目標性能（BOD 20mg/L以下、HRT 6hr以内）の達成条件を検討する。また、早期実用化の可能性が高い排水発生場所へパイロットプラントを移設し、用途別の運転データ取得についても検討する。

内容；

##### 1系（公共下水道及び農業集落排水向け）

UASBと曝気槽の間に硫酸酸化DHSを設置し、曝気槽における硫酸酸化細菌の増殖を抑制し、曝気槽の処理性能の向上と、循環運転による硫黄サイクルを行った際の本プロセスの優れたパフォーマンスを実証する。

##### 2系（産業・特殊排水向け）

16年度に引き続き、HRTの短縮を行いながら有機物除去と同時に窒素除去を目指す。また特殊排水として不凍液を供給したときのパフォーマンスデータの収集を行う。

##### 3系（合併浄化槽向け）

3系は1系と同様に硫酸酸化菌による水質悪化の問題が起こっているため、1系の改善結果が得られるまで運転を停止する。1系で得られた成果を3系に反映し、小型合併浄化槽としてのシステムを検討する。

##### ラボ基（中高濃度廃水対応型）

16年度に引き続き、食品排水メタン発酵リアクター（例 アヲハタUASBリアクター）と硫酸還元・硫酸酸化

リアクターを組み合わせたシステムの処理特性を評価する。

## 2. リアクター内の微生物群集解析

農業集落排水および産業・特殊排水の処理に適用したパイロットスケール・バイオリアクター保持微生物生態の経年変化を評価する。

6. 平成16年度研究メンバー

研究項目	分担内容	氏名	所属
	研究全体の取りまとめ	西尾尚道	広島県産業科学技術研究所
(1)乾式 嫌気消化 プロセス の開発	サブテーマの取りまとめ リアクター開発	中島田豊	広島県産業科学技術研究所
		汚泥嫌気消化条件最適化 ラボリアクター開発・最適化	難波祐三郎
		藪 宏典	広島県産業科学技術研究所
		大島康隆	広島県産業科学技術研究所
	微生物群集解析	村上克治	産業技術総合研究所中国センター
		仙波光一郎	広島県産業科学技術研究所
	ベンチスケールリアクター 設計・製作	江見 亨	(株)日本製鋼所
花川哲夫		(有)エッチ・イー・シー	
(2)嫌気 排水処理 プロセス の開発	サブテーマの取りまとめ リアクターの開発	山口隆司	広島県産業科学技術研究所
	リアクター最適化・改良	高橋優信	広島県産業科学技術研究所
		倉本恵治	広島県産業科学技術研究所
		文後佳久	広島県産業科学技術研究所
	機能微生物の役割評価	荒木信夫	長岡工業高等専門学校
	運転パラメータの最適化	山崎慎一	高知工業高等専門学校
	合併浄化槽系および高濃度 廃液メタン発酵後段プラ ント製作・試験・改良	椋本定雄	ノシロ工業(株)
	農業集落排水系プラント製 作・試験・改良	霜崎 敏	寿工業(株)
産業・特殊排水系プラント製 作・試験・改良	長野 晃弘	三機工業(株)	