

東京大学大学院 新領域創成科学研究科  
社会文化環境学専攻

2019 年度

修士論文

間欠接触酸化法を利用した汚泥減量技術の開発と  
小規模下廃水処理施設への適用可能性

Development of Sludge Reduction Technology using Intermittent  
Contact Oxidation Process and Its Applicability to Small Scale  
Wastewater Treatment Plants

2020 年 1 月 20 日提出  
指導教員 佐藤 弘泰 准教授

小林 駿  
Kobayashi Shun

# 目次

1.	はじめに .....	1
1.1	研究の背景 .....	1
1.2	研究の目的 .....	3
1.3	論文の構成 .....	3
2.	既往の知見 .....	5
2.1	下水汚泥とその処理 .....	5
2.2	汚泥処理の各工程 .....	6
2.2.1	汚泥濃縮 .....	6
2.2.2	汚泥消化 .....	6
2.2.3	汚泥脱水 .....	8
2.3	汚泥減量技術 .....	8
2.4	小規模処理場における汚泥処理について .....	9
2.5	間欠接触酸化法について .....	11
2.5.1	間欠接触酸化法の原理 .....	11
2.5.2	管路内浄化技術 .....	11
2.6	間欠接触酸化法の特徴 .....	12
2.6.1	間欠接触酸化法との類似技術 .....	12
2.6.2	類似技術との違い .....	13
2.6.3	間欠接触酸化法の特徴 –汚泥減量の可能性として– .....	13
2.7	本研究の位置づけ .....	14
3.	実験 .....	16
3.1	共通する事項 .....	16
3.1.1	実験装置の構成・運転条件 .....	16
	・実験 A .....	17
	・実験 B、実験 C、実験 E .....	19
3.1.2	実験装置の運転操作とその呼称 .....	20
3.1.3	分析方法 .....	20
3.2	実験 A：汚泥減量の確認試験その 1 .....	25
3.2.1	実験方法 .....	25
3.2.2	実験結果と考察 .....	26
3.2.3	まとめ .....	27
3.3	実験 B：汚泥減量の確認試験その 2 .....	28
3.3.1	実験方法 .....	28
3.3.2	実験結果と考察 .....	28

3.3.3	まとめ	32
3.4	実験 C：運転パターン(循環回数頻度)による影響評価	33
3.4.1	実験方法	33
3.4.2	実験結果と考察	34
3.4.3	まとめ	35
3.5	実験 D：温度による影響評価	36
3.5.1	実験方法	36
3.5.2	実験結果と考察	37
3.5.3	まとめ	39
3.6	実験 E：長期間運転による影響	40
3.6.1	実験方法	40
3.6.2	実験結果と考察	41
3.6.3	まとめ	46
3.7	実験 F：スポンジ中の細菌相解析	47
3.7.1	実験方法	47
3.7.2	実験結果及び考察	48
3.7.3	まとめ	50
3.8	実験結果のまとめ	51
4.	総合的考察	52
4.1	想定される装置と実用可能性	52
4.2	今後の検討課題	55
5.	おわりに	57
6.	謝辞	58
7.	参考文献	59

## 1. はじめに

### 1.1 研究の背景

下水処理を行う上で必ず副産物として汚泥が発生する。下水処理に伴い発生する汚泥は、最初沈殿池で取り除かれる最初沈殿汚泥と最終沈殿池で取り除かれる余剰汚泥とがある。最初沈殿池は下水中の固形分が沈殿したものであり微生物は比較的少なく、それに対して余剰汚泥は有機物の分解に伴い増殖する微生物が主たる成分である。発生した汚泥は濃縮、消化、脱水焼却等の処理を経て、最終的に埋め立て処分されたり、あるいはセメント材料、建設資材、固形燃料、農業用肥料等として有効利用されている。

日本においては、平成 24 年に国交省が出した新下水道ビジョン<sup>1)</sup>にて水・資源・エネルギーの集約・自立・供給拠点化が謳われたことを皮切りに、平成 27 年度下水道法の改定<sup>2)</sup>では発生した汚泥の燃料・肥料としての再生利用に関わる努力義務が追加規定された。また、国交省が平成 28 年にスタートした生産性革命プロジェクト<sup>3)</sup>でも、2020 年までに下水汚泥のエネルギー・肥料利用率を 40%にまで引き上げるとしている。しかし、小規模の処理施設では経済性を出しにくい。そこで、広域的な汚泥処理によるスケールメリットの向上やさまざまな地域バイオマスの汚泥処理施設への受け入れを前提として、特にエネルギー回収を目指す研究が非常に活発に行われている。

しかし、人口密度が希薄であり、そういった汚泥の有効利用が難しい地域も日本には存在する。例えば、島根県の中央部に位置する邑智郡美郷町では図 1 に示すようにいくつかの下廃水処理施設や農業用集落排水処理施設が点在している<sup>4)</sup>。そうした地域においては汚泥やバイオマス資源の発生量は小さく、エネルギー回収は経済的に見合わないことが予想される。むしろ、施設や自治体の実態に合わせ、経済的な負担を軽減する方向の技術を導入することも検討されるべきであろう。

一般的な処理場の汚泥処理フローが濃縮→(消化)→脱水→有効利用と進んでいく。それに対して、小規模処理場では汚泥を脱水する施設さえ設けられていない場合があり、その場合、貯留されている汚泥はバキュームカーを用いて脱水設備のある処理場まで搬送するか、または、移動式脱水車を巡回させ各処理場に貯留されている汚泥を定期的に脱水・回収するという方法がとられる。

先に例として出した美郷町は後者の手段を取っており、移動式脱水車を定期的に域内の各施設を巡回させている。しかし、同町の移動式脱水車は製造してから 20 年以上経過し、更新の時期を迎えており、近い将来更新するか、または、バキュームカーでの汚泥の収集をするか、いずれかをしなければならなくなる。移動式脱水車は一台数千万円する高価な装置であり、下水道財政が厳しく、人口が減少しつつある同町では更新も困難である。一方、点在する各処理場間の距離は 10~30km 程度であり山間部ということもあり、バキュームカーによる輸送もまた大きな労力を要する。

美郷町の置かれている状況では、各処理施設で発生する汚泥量を減少させる技術を導入



しつつ、バキュームカーによる汚泥収集に移行するというオプションも考えられるだろう。しかし、貯留されている汚泥の量を減少させる技術は、ほとんど存在しない。また、美郷町は決して特殊な事例ではなく、日本の人口の減少に伴い、既存の汚泥処理や広域化から漏れるような地域が全国で発生する可能性がある。そのため、低コストで維持管理が容易な、とくに汚泥貯留施設に付設可能な汚泥減容技術があるとよい。

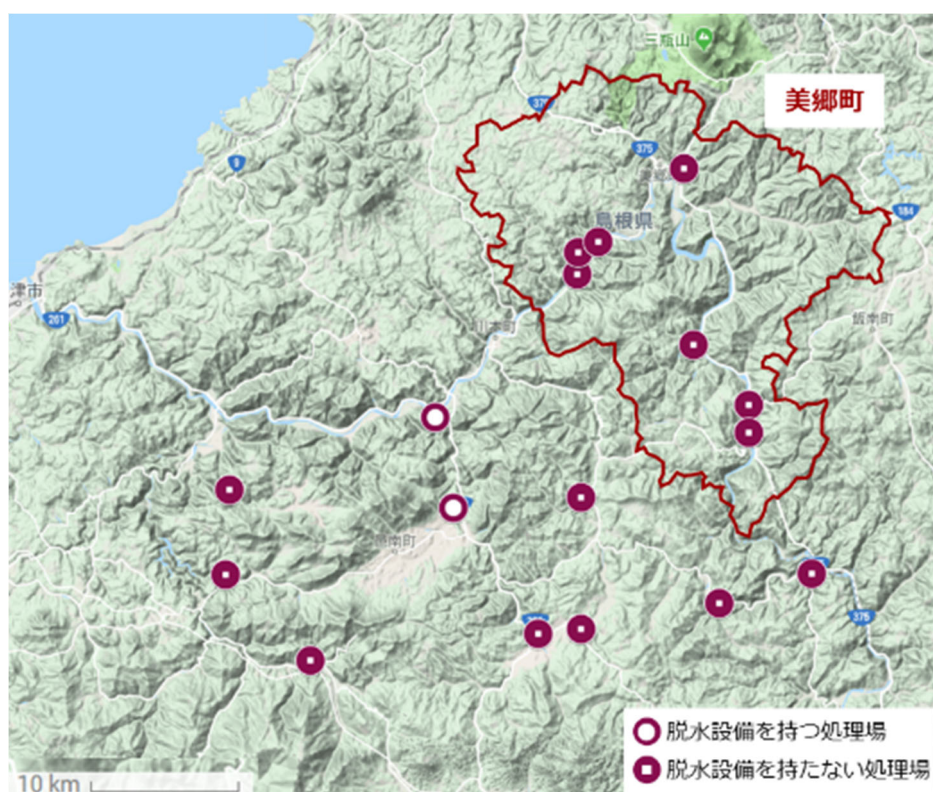


図 1.1.1 島根県邑智郡の処理場

参考文献 4 を参考に著者作成 地図情報はグーグルマップ参照

ところで、本研究室では無曝気で下水中の有機物除去を行う間欠接触酸化法を開発している。この方法は微生物による有機物の貯蔵能力を利用して、微生物担体であるスポンジを下水と空気に間欠的に接触させることで有機物を除去する方法である。本研究室ではより実地に近づけた実験として、下 wastewater 処理施設に実験規模装置を設置し、実下水を連続処理する実験を行っているが、装置の運転中に

- 1) 下水の処理に伴い増加していくはずの汚泥量が一定量で抑制される現象
- 2) 微生物担体表面に生成された汚泥が目視で消失する現象

を確認した<sup>5)</sup>。こういった現象から間欠接触酸化法を汚泥減量技術として活用できる可能性がある。仮に間欠接触酸化法を用いて汚泥減量を行うことが可能であれば、

- 1) 無曝気で汚泥を減量できる
- 2) 維持管理が容易

3) いくつかの簡単な設備のみで運転が可能

4) 装置の簡単さから装置の追加・撤去をやすく、将来の負荷変動に対応可能

等の利点が考えられ、前述したような点在する小規模処理場に適応可能な汚泥処理技術となる可能性がある。

しかし、現状では間欠接触酸化法における汚泥減量は目視観察に留まっており、データによって十分に裏付けられているわけではない。また、間欠接触酸化法を汚泥処理のために活用するためには微生物担体として用いるスポンジの性状やさまざまな運転条件が汚泥減量に及ぼす影響について把握する必要がある。さらに、汚泥が減量するメカニズムも解明する必要がある。

## 1.2 研究の目的

ここまで述べた背景を踏まえ、本研究では間欠接触酸化法による汚泥減量を確認した上で、各要因による影響を調査し今後の装置開発に繋がる基礎的な検討を行うこと、またそれらの検討を通して間欠接触酸化法を活用した汚泥減量装置を提案すること目的とし、以下の検討を行った。

[実施した各検討項目]

### 1. 汚泥減量の確認

間欠接触酸化法によって汚泥減量能が行えることを最適化されていない条件下で大まかに確認する。

### 2. 汚泥減量性能と酸素収支

汚泥の質量・容積ベースでの減少と酸素収支から間欠接触酸化法による汚泥減量性能を調査する。

### 3. 諸条件が汚泥減量性能に与える影響調査

汚泥減量装置として設計する際に必要となる諸条件 (スポンジ厚、運転条件、温度、長期間運転時の挙動) による汚泥減量性能への影響を明らかにする。

### 4. 汚泥減量メカニズムの解明

間欠接触酸化法において汚泥が減量するメカニズムを明らかにする。

### 5. 装置案と性能評価

得られた知見から、小規模下廃水処理施設を想定して間欠接触酸化法による汚泥減量施設の設計を試み、その結果に基づいて適用可能性を評価する。

## 1.3 論文の構成

以上の目的を踏まえ、本論文は以下の通りの構成とした。

1 章では本研究の背景及び目的を述べた。2 章では既往の知見の整理として既存の汚泥処理技術、小規模処理場における汚泥処理の問題点、間欠接触酸化法及びそれに関連する技術を述べ、改めて本研究の意義を述べる。3 章では装置構成や分析方法など実験に共通す

る事項について述べた後に目的を達成するために行った各実験 A~F について述べる。4 章では総合的考察として目的 5 に沿い、4 章で得た結果を用いて性能指標の提示、実際の装置設計、今後の検討課題について述べる。最後に 5 章では本研究のまとめを行う。

## 2. 既往の知見

本章ではまず 2.1 で下水汚泥の発生やその処理の概要について説明する。また、2.2 では処理の工程について主要なものを取り上げ説明する。2.3 では発生する汚泥量を低減する技術について述べる。2.4 ではそれらを踏まえた上で小規模下廃水処理場における汚泥処理についてとその課題について述べる。2.5 ではその課題を解決できる可能性がある技術として間欠接触酸化法について全体的な説明を行い、2.6 で既存の類似担体処理法との比較を交えながら間欠接触酸化法の特徴について述べる。最後に 2.7 で既往の知見を踏まえて改めて本研究の位置づけを述べる。

### 2.1 下水汚泥とその処理

下水処理では下水中の有機汚濁成分を酸化分解したり、あるいは固体（汚泥）とすることにより処理水から分離する。そのため、下水の処理に伴って汚泥が発生する。下水処理に伴い発生する汚泥は、最初沈殿池で引き抜かれる最初沈殿池汚泥と、生物処理後の最終沈殿池で引き抜かれる余剰汚泥にわけられる。下廃水処理施設で発生する汚泥は含水率が 98%程度と高く、流入下水の 1~2%に相当する量が発生する。また、乾燥させた汚泥の有機物の含有量は 70~80%と高い<sup>6)</sup>。そのため、適切な処理を行わなければ周辺環境に悪臭や害虫の発生などの悪影響を及ぼす。一方で高い有機物濃度からバイオマス資源として活用することも可能である。

そこで、汚泥処理の目的は以下の 3 つが挙げられる<sup>6)</sup>。

- 1) 汚泥の減量化を図ること
- 2) 汚泥性状の安定化を図ること
- 3) 汚泥を資源として利用を図るため、加工すること

汚泥処理にかかる維持管理費においては汚泥の処分費が多くを占めており、その処分費を低減するためには汚泥の含水率を低減もしくは固形分量を減少させる必要がある。上記の目的の達成と処分費低減のために様々な工程を組み合わせる汚泥処理を実施するが、そのフローは大まかには図 2.1.1 に示すように表現できよう。下廃水処理施設において最も選択されている工程は濃縮+脱水であり、有効利用の選択肢として最も事例が多い肥料利用である。総重量としてはセメント原料として利用される量が最も多い<sup>7)</sup>。

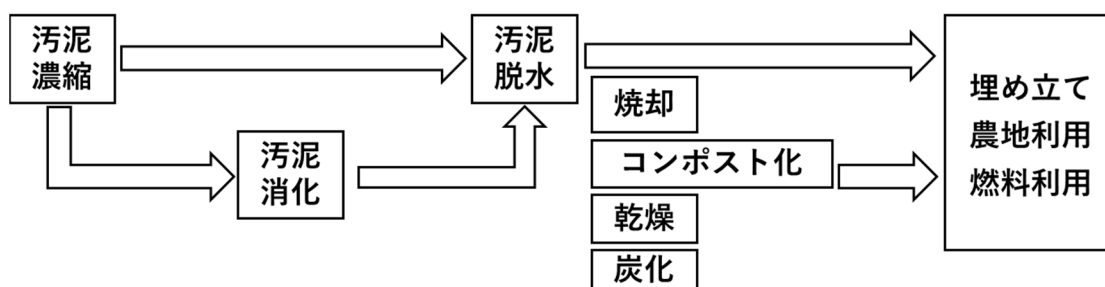


図 2.1.1 下水汚泥の処理フロー

## 2.2 汚泥処理の各工程

ここでは図 2.1.1 に記載してある汚泥処理の各工程についての説明を行う。対象とするのは汚泥の含水率・固形物量を低減し、重量・容積を減量する目的を持つ濃縮、消化、脱水の3工程とする。

### 2.2.1 汚泥濃縮

汚泥濃縮は処理フローの最初に行われる工程であり、後段の処理工程への負荷を低減するために汚泥の含水率を低下させることを目的とする。重力濃縮と機械式濃縮が存在する。重力濃縮が一般的に用いられる方法であるが、水温の上昇する夏季において、特に最初沈殿池汚泥を処理する際に汚泥が腐敗しガス（二酸化炭素）により汚泥が浮上してしまい、機能が低下する場合がある。小規模処理場では最初沈殿池が省略されることが多く、そうした場合には腐敗しにくい余剰汚泥のみが濃縮の対象となるので、重力濃縮が一般的に採用されている。また、後段の脱水工程で使用する脱水機によっては濃縮工程を経ずに貯留した汚泥をそのまま用いることもある。なお濃縮後の汚泥は粘性が強い流動体（スラリー）である。

### 2.2.2 汚泥消化

汚泥消化は減量化の効果もあるが、どちらかという汚泥性状の安定化を主たる目的とする。消化には嫌気的条件下で行われる嫌気性消化と好気的条件下で行われる好気性消化が存在する。汚泥を脱水する前の単位操作の一つであり、また、本研究で対象とする間欠接触酸化法と同様生物を用いて処理する技術である。

嫌気性汚泥消化は汚泥中の有機物を二酸化炭素(CO<sub>2</sub>)とメタン(CH<sub>4</sub>)まで分解し汚泥を安定化する生物的手法であり<sup>8)</sup>、図 2.1.1 に示すように通常濃縮した汚泥に対して用いられる。汚泥処理技術として嫌気性消化を用いる利点としては

- 1) 酸素供給の必要がない
- 2) 病原性微生物や寄生虫卵が速やかに死滅する
- 3) メタンを主とするバイオガスを得ることが出来る

という点である。一方の欠点としては

- 1) 嫌気性細菌の代謝が遅いため、長い滞留時間が必要になり、装置が巨大になる
- 2) 温度、pH といった要因に対して敏感であるため、運転管理が複雑
- 3) 汚泥の脱水性が低下する

という点が挙げられる。

嫌気性消化は好気性の反応とは異なりいくつもの嫌気性微生物群集が関与して進行する多段階の反応である<sup>9)</sup>。有機物は加水分解から始まり、酸生成、酢酸生成、メタン生成という過程を経て酸化される。この過程の中で加水分解が反応の律速段階とされている。嫌気性消化設備の概略図を図 2.2.2 に示す<sup>10)</sup>。消化タンクは加温が行えるようなものを使

用し、攪拌効率の高さや放熱量の少なさといったメリットを持つ卵型が良いとされるが建設コストを加味しソロバン玉形や半球のクラシック形等から選択される。発生する消化ガスは脱硫設備を経てガスタンクに貯蔵される。消化ガスは燃焼させて熱源としたり、また、発電機の動力として用いることができるのは大きなメリットである。その一方、付帯設備も含めて装置としてはかなり大がかりなものが必要になる。そのため建設費用、維持管理費用も必然的に高くなる。

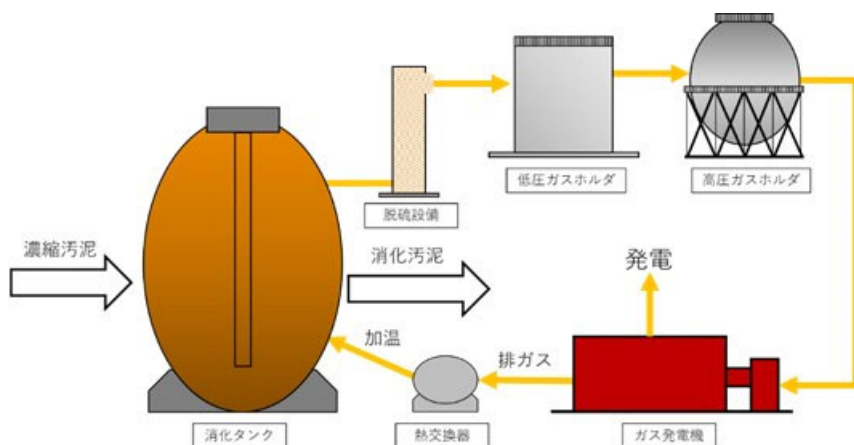


図 2.2.2 嫌気性消化設備(主要なものを[23]を参考に作成)

好気性消化は微生物の好氣的代謝、つまり汚泥内生物の内生呼吸を促進して有機物量を減少させる方法である。嫌気性消化と比較して<sup>11)</sup>

- 1) 十分に曝気されている場合、嫌気性消化と同等の固形物減少が得られる
- 2) 汚泥脱離液の有機物濃度が低い
- 3) 臭気の問題がない
- 4) 曝気以外の運転管理が不要であり維持管理が簡単
- 5) 嫌気性消化よりも設備建設コストが低い

といった利点がある。一方の欠点としては

- 1) 曝気に多大なコストを要求すること
- 2) 生成される消化汚泥の脱水性が低い(性状が悪い)こと
- 3) 処理性能が温度、容器設計により大きく左右される
- 4) メタンガスを回収できないこと

といった点が挙げられる。

内生呼吸によって酸化される細胞成分は最終的に二酸化炭素(CO<sub>2</sub>)、水(H<sub>2</sub>O)、アンモニア(NH<sub>3</sub>)になる。実際に酸化されるのは細胞成分のうちの 80%程度とされている。

好気性消化においても温度と消化日数が重要となる。汚泥の強熱減率の減少は温度と消化日数の積で示される<sup>11)</sup>。40%の減少率を得るには 500、つまり 30℃環境下で 16 日間の消化日数が必要となる。そのため、汚泥の加温や消化タンクの被覆といった措置や地面の下に装置を設けるなどの工夫を行う必要がある。

また、好気性消化を高温で加速させる手法として ATAD (autothermal thermophilic aerobic digestion) 法<sup>12)</sup>や高温好気法<sup>13)</sup>がある。これらは微生物の有機物酸化の際のエネルギーを利用して反応系を高温に保つことで通常の好気性消化よりも高速に汚泥消化を行う方法である。一般的に 45~70°C程度が本手法の範囲となり、十分に固形物濃度の高い汚泥を用いることで外部加温を必要とせずに運転することが出来る。通常の好気性消化よりも高速である、バクテリアやウイルスの死滅率が高いという利点はあるが、断熱された消化槽が必要になること、運転管理が複雑であることから導入例は多くない。

### 2.2.3 汚泥脱水

汚泥脱水は汚泥中の水分を汚泥が流動性を持たない程度までに減少させることで汚泥量を減少させ、その後の処理効率を向上させるものである。濃縮や消化を経た汚泥でも含水率は 97~96%と非常に高い。そのため本工程により脱水ケーキと呼ばれる固形状態まで含水率(70%~80%程度)を低下させ、汚泥の体積をおよそ十分の一程度とする。

脱水方式には機械式脱水と天日乾燥が存在しているが、国内では設置面積や臭気の問題から前者が主に選択される。機械的脱水装置はベルトプレス型、加圧型、遠心型等の方式があり、汚泥性状や処理場規模に合わせて選定される。脱水設備を持つ下廃水処理施設は全体の約 70%とされており<sup>7)</sup>、東京都区部など大都市では濃縮汚泥をパイプラインで集約し、汚泥処理場で脱水している。また、処理規模の小さい農業用集落排水処理施設においては、先に述べた美郷町の事例のように移動式脱水車を用いる場合もあるが、外部の脱水設備を持つ処理施設へ車両により輸送することが多い。

### 2.3 汚泥減量技術

発生した汚泥を処理する技術の他に、下廃水処理施設で発生する汚泥量そのものを低減させる技術が存在する。そうした技術は可溶化技術ともよばれる。ここでいう可溶化とは余剰汚泥を可溶化専用の槽で低分子化させることであり<sup>14)</sup>、低分子化処理した余剰汚泥は水処理系の生物処理装置(活性汚泥槽)にもどし、活性汚泥微生物により酸化分解させる。

2.1 で述べたように余剰汚泥は微生物の集合体であり、細胞壁の内部に炭水化物、タンパク質といった溶存態の有機物を合計で 80%程度含んでいる。この余剰汚泥を可溶化させると細胞壁が破壊され、内部の有機物が細菌にとって容易に利用できる可溶化分として液相に溶出する。また、細胞壁という固形物が低分子化することで汚泥量としても減量する。

可溶化技術は化学的、物理的、生物的方法の 3 つに大別することが出来る。化学的な方法ではオゾンや酸・アルカリが用いられる。また、温度を上げて可溶化を促進する場合もある。物理的な方法としては超音波照射が用いられる場合もある。生物的な方法としては、加水分解酵素の分泌が盛んなバチルス菌を用いる方法や、好熱菌を利用した S-TE 法が知られている。処理系内全体での発生汚泥量を削減することが出来るが、可溶化槽の運転管理はいずれの方法においても煩雑であり、薬剤添加費や機械運転費、生物反応のための曝

気や加温が必要となる。また活性汚泥槽についても流入有機物負荷が増大するため曝気量も大きくなる。そのため導入事例は限られている。

## 2.4 小規模処理場における汚泥処理について

ここまで汚泥処理技術全般について述べてきた。本節では本研究で対象とする小規模処理場における汚泥処理の特徴について説明する。

1章で述べたように日本においては下水汚泥の再生利用が促進されており、その点からはバイオガスによるエネルギー回収が可能な汚泥処理方法として嫌気性消化は積極的に取り入れられてよいように思える。

しかし、嫌気性消化によるバイオガスの有効活用が行えるのは処理水量の多い大規模な処理場に限られる。国土交通省が発表した「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン」<sup>15)</sup>ではいくつかの汚泥有効利用技術を利用した際の経済評価ケーススタディが行われているが、その対象は処理規模が2~10万m<sup>3</sup>/日、既存設備として消化タンクを保持している下 wastewater 処理施設に限られている。処理規模2~10万m<sup>3</sup>/日は、人口では8万人~40万人程度に相当する。経済評価の際に最新の消化ガス発電機を導入した場合には処理水量8500~2万m<sup>3</sup>/日の処理場においても経済性がある<sup>16)</sup>とする報告もあるが、処理水量が8500m<sup>3</sup>以上の処理場は全体の約32%でしかない<sup>7)</sup>。いかに地域バイオマスの集約化や消化効率の向上が図られたとしても嫌気性消化をすべての処理場に適応することは難しい。

一方、好気性消化については、消化速度が速いことから施設のコンパクト化が図れるため嫌気性消化ではスケールメリットが得られない中・小規模な処理場に適しているといえる。しかし、日本においては曝気による動力が維持管理上のネックとなり、し尿・浄化槽汚泥処理施設に対する適用に留まっている<sup>17)</sup>。

ここで小規模な処理場で想定される汚泥処理フローを図2.4.1に示す。

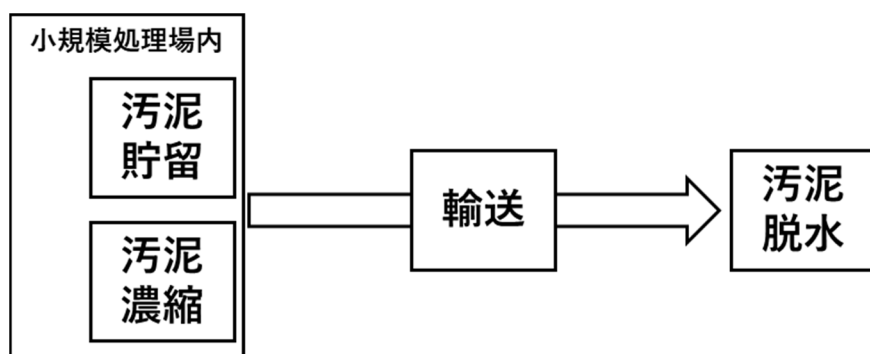


図 2.4.1 小規模処理場における汚泥の処理フロー

図 2.4.1 で示したフローが濃縮工程から最終処分までを一貫して行うのに対して、小規模処理場では汚泥脱水設備を持たないため汚泥の貯留・濃縮までしか行うことが出来ない。



そのためその後の脱水を行うためには汚泥をバキュームカーで脱水設備のある処理場に輸送するか、移動式脱水車を巡回させることで対応することとなる。1章で述べた島根県美郷町の事例はこの最たる例であるが、美郷町の邑智浄化センター(計画処理水量 250 m<sup>3</sup>/日)と同規模の処理場は全国に約 290 カ所存在し、そのほとんどが汚泥の処理については貯留、濃縮程度までのため輸送や移動式脱水による対応を行っている<sup>7)</sup>。全国に約 5000 カ所存在する農業用集落排水処理施設を含めればその数はさらに増加する。処理人口が少ないことからこの輸送工程の負担が大きく、今後設備の更新や人口の減少により下水道財政が悪化し汚泥処理が行えない施設が出てくる可能性もある。このように小規模処理場では汚泥の有効活用以前の脱水工程すら難しい状況である。

規模の小さな処理場における汚泥処理技術については

- 1) 小規模化によって建設維持管理コストが増大しないこと
- 2) 維持管理に関して専門技術者の常駐を必要としないこと
- 3) それぞれ地域に適した処理性能であること

が求められており<sup>18)</sup>、また人口の増減にもフレキシブルに対応できる技術である必要もある。従来下水道技術、特に汚泥処理については特に大規模都市での適応を前提としたものが多く、ここまで述べた汚泥処理技術も小規模向けとは言えないものがほとんどである。つまり、こういったところでは今までの汚泥処理とは異なる方向性の技術が求められている。

## 2.5 間欠接触酸化法について

2.4 では小規模処理場における汚泥処理と課題について述べた。ここではその課題を解決できる可能性を持つ手法として本研究室で研究を行っている間欠接触酸化法について説明する。

### 2.5.1 間欠接触酸化法の原理

本研究で使用する手法である間欠接触酸化法は本研究室で開発した技術であり、無曝気で、すなわち動力や機械による曝気をおこなわずに下水中の有機物を酸化分解する手法である。図 2.5.1 に示すような微生物担体を下水中に浸漬・干出を繰り返すことにより

1. 下水中に浸漬している時：微生物が下水中の有機物を摂取し貯蔵
2. 空気と接触している時：空気から供給される酸素を用いて蓄えていた有機物を酸化分解

という 2 つのプロセスを繰り返すことで、有機物を酸化分解する。

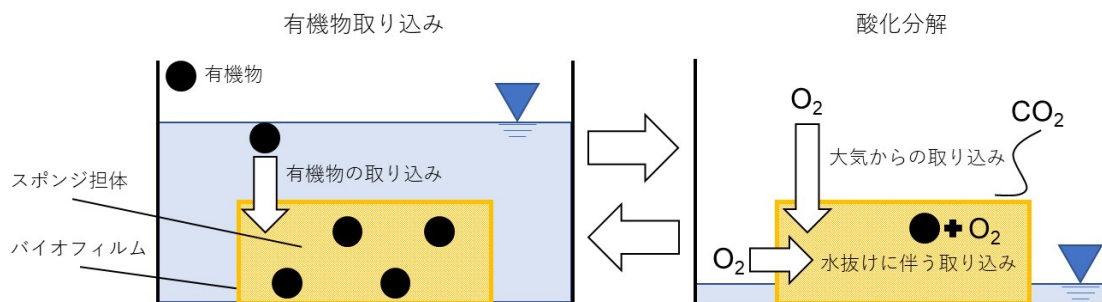


図 2.5.1 間欠接触酸化法の原理

この手法においては微生物担体への酸素供給が重要な視点となることが考えられる。酸素の供給経路は、1)浸漬時の下水に含まれる溶存酸素 (DO) としての供給、2)スポンジ表面での空気酸素の溶解、3)担体から水が抜ける際空気がスポンジ内部に移流進入することによる移流効果の 3 つが挙げられる。黒木(2016)は水抜けが十分に起こる条件下ではその中でも移流効果が支配的であると報告している<sup>19)</sup>。またスポンジ担体の物理的特性も重要である。後述する既存の微生物担体法と異なり、酸素供給機構の独自性から担体の水抜けのしやすさ、水抜け後の保水量といった点が重要なパラメータとなる<sup>20)</sup>。藤井(2018)によれば、水抜けについてはスポンジの細孔が大きく影響しており細孔密度が低い(目が粗い)ほど保水性が低下、つまり水抜けしやすい<sup>21)</sup>。

### 2.5.2 管路内浄化技術

間欠接触酸化法の応用として、下水管路内での水質浄化が検討されている。一般的に下水管路内において自浄作用により下水の流下に伴い有機物の一部が酸化分解されることが知られている<sup>22)</sup>。そこに間欠接触酸化法を応用し、下水管の浄化能力を高めようという。下水管の中で下水は常に流下しているわけではなく、生活パターンによって浸漬・干出が繰り返される。呂(2019)<sup>23)</sup>は下水道の上流段階における間欠接触酸化法の適応性について

検討しており、下水量や水質、パターンは散在しているが、短い下水流下時間でも十分な干出時間が得られれば安定した有機物除去能が得られることを報告している。また Sotelo *et al.*(2018)<sup>24)</sup>はラボスケールでの実験において脂質の分解能が 1.3 – 9.2 kg COD/m<sup>3</sup>·day であったこと、スポンジの干出時間の増加によって減少率は低下するものの最大分解率の 24~46%を維持できること、酸素濃度の増加により分解率が改善されることを報告しており、下水中の油分へ適応出来る可能性がある。

さらに、下水管内を二層構造にし、上層に下水を導入し下層に微生物担体を設置し、流量の多い時のみ上層から下層に下水をあふれさせる仕組みを導入したのもも提案されている。いくつかの実証実験<sup>25)</sup>から工場廃水や生活廃水において 12~39g/m<sup>3</sup>·day の BOD 除去速度が得られることが分かっている。二層構造間では間欠接触酸化の原理による酸化分解に加え、上段から下段に下水が落ちる際の酸素の溶解促進効果が起こることにより、高い性能が発揮される。

## 2.6 間欠接触酸化法の特徴

ここではまず間欠接触酸化法と類似する技術との違いを述べた後に、どういった点から間欠接触酸化法によって汚泥減量が期待できるかを述べる。

### 2.6.1 間欠接触酸化法との類似技術

ここでは間欠接触酸化法に類似する技術として、生物担体・生物膜を利用する既往の水処理技術についての知見を述べる。

DHS(Downflow Hanging Sponge : 下降流懸垂型スポンジ)法はスポンジ担体を槽内に積み重ね、上部から下水を滴下し担体表面および内部に生息する微生物と接触させ、好気性処理する方法である。酸素は、下水が担体表面を流下するときに大気から下水に溶解する。酸素を溶解させた水は流下に伴って担体表面や内部を通過し、それによって酸素が担体に生息する微生物に供給される。曝気動力を必要とせず好氣的に有機物除去を行うことが可能である。

本研究室で対象としている間欠接触酸化法が下水の水平方向移動に伴い浄化を行うのに対して、この手法は鉛直方向の処理といえる。その省エネルギー性から発展途上国に適した下水処理方法として UASB 法や沈殿池と組み合わせての運転が行われているほか<sup>26,27)</sup>、下流部では硝化反応が起きる点に着目し海洋生物の飼育水をターゲットにした研究もおこなわれている<sup>28)</sup>。担体法であることから多くの微生物を保持することが出来、運転 500 日目で汚泥濃度がスポンジ 1L あたり 26g-VS 程度となったとの報告もある。また、高い汚泥濃度から基質不足となり自己消化が促進され、余剰汚泥生成率も処理 COD あたり 2%と低い値になることが報告されている。また、保持汚泥には貧毛類や輪虫などの微小後生動物が確認され、食物連鎖によるエネルギー消散も余剰汚泥の削減に寄与しているとされている<sup>29)</sup>。高濃度の SS を含む下水が流下した場合目詰まりが発生することが報告されてい

るため<sup>30)</sup>、高有機物廃水の処理もかねて前段処理として上昇流嫌気性スラッジブランケット(UASB)法と組み合わせることが多い。

また、間欠接触酸化法とよく似た環境になる方法として回転円板法が挙げられる。この方法は回転する円板を下水に半分接触するように設置し回転させることにより下水と大気に交互に触れるように運転を行い下水中の有機物を除去する方法である<sup>31)</sup>。

## 2.6.2 類似技術との違い

2.6.1 で述べた類似技術と間欠接触酸化法を比較した際の大きな違いとしては以下の3点が考えられる。

- 1) 微生物担体が浸漬・干出という大きく異なる環境に晒されること
- 2) 浸漬・干出の環境下に晒される時間が一定ではないこと
- 3) 担体に求められる物理的特性が異なること

1)については接触酸化法やDHS法の担体が常に下水と接触しているのに対して、本手法ではたびたび干出状態にさらされる。この環境の変化により、間欠接触酸化法においては既存の方法とは異なる処理生物相となっていることも考えられる。

2)については同じ様に環境変化が繰り返される回転円板法が毎分1回以上は浸漬・干出を等間隔に繰り返すのに対して、間欠接触酸化法はそこまで頻繁な変化を想定していない。例えば浄化管として下水管路に用いるのであれば、生活様式に応じて偏ったパターンで下水が流れ、特に干出時間が優占すると考えられる。

3)については担体として用いるスポンジの孔の大きさ、つまり目の粗さが最も異なる点として挙げられる。DHSを始めとする担体法では活性汚泥法と比較して体積当たりの保持生物量が多いことが利点となる。そのため、使用する担体においては微生物膜が形成される表面積が大きくなるもの、つまり目の細かいスポンジが用いられる。一方の間欠接触酸化法においては2.1.1で述べたように保水性和水抜けのしやすきのバランスが重要である。そのため、表面張力によって高い保水性を持つ目の細かいスポンジよりも、ある程度目が粗く、水抜けしやすいスポンジの方が適していると考えられる。

## 2.6.3 間欠接触酸化法の特徴 —汚泥減量の可能性として—

上記した既存方法との違いを踏まえて、間欠接触酸化法の特徴について汚泥減量という目的に沿って述べる。

まず、担体がさらされる環境は、浸漬・干出と変化し、特に干出状態の時間が優占する。そのため、担体に生息する微生物はダイナミックに変化する環境に対して適応したものが優占してくるであろう。流れのある浸漬環境においては有機物を内部に貯蔵できる、または液中の有機物を即座に利用できる微生物が有利である。一方の干出状態においては、貯蔵した有機物を酸化分解した後は容易に利用できる有機物が不足した状態になる。そういった環境になった場合、微生物は貯蔵した有機物を酸化分解したり、あるいは内生呼吸(自

身の細胞構成成分を酸化分解すること)して生き長らえるか、自身の周りに豊富に存在するバイオフィーム(=汚泥)を有機物として使用すると考えることが出来る。なお、内生呼吸は食物連鎖を含めた意味としても用いられるが、本論文では微生物学で用いられる「容易に使用できる有機物が不足し、細菌が自身の細胞内物質を酸化分解してエネルギーを得る反応」と定義する。つまりやせ細っていくことと言える。

内生呼吸は使用できる有機物のない状態で微生物が自身の細胞内物質を有機物として使用し増殖を伴わずに代謝を続ける現象であり、後述する好気性消化法は、食物連鎖による酸化分解促進効果が多少はあるにせよ、この内生呼吸を利用して汚泥中の有機物を減少させる方法である。

一方のバイオフィームを有機物として利用することについては好気性消化の反応液<sup>32)</sup>や液体コンポスト中の細菌相<sup>33)</sup>に余剰汚泥を分解、つまり可溶化する細菌(可溶化菌)が出現するという報告がある。余剰汚泥を基質として利用するにはまず余剰汚泥中微生物の細胞壁を溶解する必要がある、可用化菌はプロテアーゼやセルラーゼといった加水分解酵素を菌体外に分泌する必要がある。間欠接触酸化法の干出状態は流れが存在していないため、こうした酵素は分泌した菌体細胞の近傍にとどまり、周辺の基質を有効に分解することが期待できる環境といえる。そのため、干出状態において余剰汚泥を分解する細菌が優占する可能性がある。

また、間欠接触酸化法では食物連鎖がより高次に形成される可能性がある。原生動物・後生動物を始めとする高等生物を排水処理システム内に高濃度に保持することで、食物連鎖を通じて濁度の減少や余剰汚泥量の削減及び沈降性の向上といったメリットがあることは広く知られている。この高等生物を担体法で大量に定着させるには、生息場である担体の孔径のサイズを高等生物の体長よりも大きなものにする必要があるという報告がある<sup>34)</sup>。つまり、ある程度目の粗いスポンジを用いることが望ましいという特徴から間欠接触酸化法のスポンジが通常の担体処理方法では定着が難しいような高等生物の生息場となることが期待できる。さらに活性汚泥法や生物膜法において食物連鎖の最上位として出現するイトミミズに代表される貧毛類は反応槽内の攪拌強度が小さいほど出現する傾向があるとされている<sup>35)</sup>。単純比較はできないが、間欠接触酸化法は干出状態が優占するため攪拌頻度は比較的小さいと考えられ、貧毛類の出現が期待できる。こういった点から高次の食物連鎖が形成され汚泥減量が発生する可能性がある。

## 2.7 本研究の位置づけ

本章ではまず既存の汚泥処理技術と小規模処理場に求められる技術について述べた。両者にはギャップがあり、小規模処理場に適した汚泥処理技術についていまだ満たされていないニーズがあることを示した。その後、新たな汚泥処理技術となる可能性を持つ間欠接触酸化法の特徴と汚泥減量が期待できる理由について他技術と比較しながら述べた。1章で述べたように間欠接触酸化法には無曝気である・装置が簡単・維持管理が容易という利

点があり、本章の内容と総合すると小規模処理場向けの汚泥処理技術として適していると考えられる。最終的に実用的な技術とするには、性能の有用性・性能に影響を与える要素・メンテナンス性・メカニズムについて明らかにする必要がある。そういった点を踏まえて、本研究では間欠接触酸化法を汚泥処理に適用するための検討を行うこととした。

### 3. 実験

本研究では1章に述べた目的を達成するために以下の実験をおこなった。各実験の個別の目的とあわせて記す。

実験 A 汚泥減量の確認1。実験 A-1、A-2、A-3 の3回おこなった。

実験 B 汚泥減量の確認2。実験 B-1、B-2 の2回おこなった。

実験 C 運転パターン(循環頻度)による影響

実験 D 温度による影響

実験 E 長期間の運転による影響

実験 F スポンジ内の細菌相変化の解析

なお、実験 A では3.1 に述べるように下水（最初沈殿池越流水相当）を処理する構成となっている装置に余剰汚泥を加え、その分解を観察した。本当に汚泥を分解することができるのか確認するための、予備的な実験という位置付けである。一方実験 B では実験 A でおこなっていた下水の流入・流出を廃し余剰汚泥のみを負荷することで、余剰汚泥の分解をより正確に把握しようとした。また実験 B ではスポンジの厚みが汚泥の減量性能に及ぼす影響についても検討した。

本項ではまず3.1 にて実験 A~F に共通する実験装置構成と運転条件、分析方法について述べる。3.2~3.7 で実験 A~F の実験方法及び結果、考察について述べる。最後に3.8 で実験結果についてまとめる。

実験にて実下水処理場に設置し使用した間欠接触酸化実験装置の運転状況をまとめたものを表3.1.1 に示す。

表 3.1.1 実験 A、B、C、E、F の日程と概要

実験期間	実験	各条件 (G1)	(G2)	運転条件	初期化	その他
2019/5/20~6/13	A-1	下水+返送汚泥	下水	(15分循環、45分干出)×20.4時間干出	終了後あり	
2019/6/13~7/16	A-2	下水+返送汚泥	下水	(15分循環、45分干出)×20.4時間干出	終了後あり	付録に記載
2019/7/16~8/23	A-3	下水+返送汚泥	下水	(15分循環、45分干出)×20.4時間干出	終了後あり	付録に記載
2019/9/20~9/26	B-1	返送汚泥	返送汚泥	(15分循環、45分干出)×20.4時間干出	終了後あり	G1スポンジ厚2cm
2019/9/26~10/3	B-2	返送汚泥	返送汚泥	(15分循環、45分干出)×20.4時間干出	終了後あり	G1スポンジ厚2cm
2019/10/5~10/16	C	返送汚泥	返送汚泥	日ごとに変更	なし	
2019/10/16~11/20	E	返送汚泥	返送汚泥	(15分循環、345分干出)×4	なし	加温無し
2019/10/20~	E	返送汚泥	返送汚泥	(15分循環、345分干出)×4	なし	毛布で包み加温

#### 3.1 共通する事項

ここでは本研究で用いる装置構成と運転条件、分析方法について述べる。

##### 3.1.1 実験装置の構成・運転条件

実験装置は各実験において構成・運転条件が異なる。ここではそれぞれに実験において

どのように実施したのかを述べる。なお間欠接触酸化実験装置は千葉縣市川市菅野終末処理場内に設置させていただいた。実験に使用する下水は汚泥重力濃縮槽の上澄み返送液と最初沈殿後の流入下水の混合ラインから採取した。汚泥については活性汚泥槽に返送される返送汚泥貯留槽から採取した。装置は同一設計である G1、G2 の 2 つを使用した。

## ・実験 A

実験に用いた実験装置の概略図を図 3.1.1 に示す。本装置は下水の流入・放流の機能が付加されている点を除けば基本的には実験 B、C、E とも共通である。

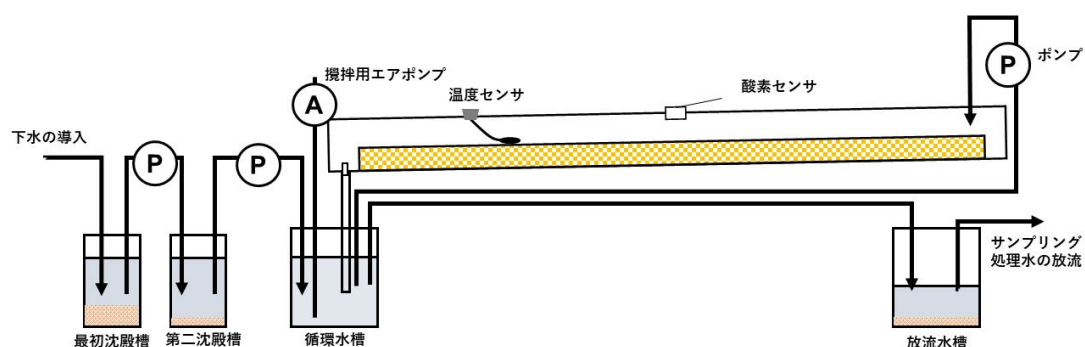


図 3.1.1 実験 A で用いた実験装置の概略図

G1,G2 共に同じ設計の装置を使用し、最初・第二沈殿までは共有している

装置はスポンジを設置する矩形水路、酸素センサ (ME2-O2-φ20, Winsen Electronics Technology, Zhengzhou, China)、温度センサ (203AT、サーミスタ、東京都墨田区)、循環用ポンプ、循環水槽、循環水槽攪拌用エアポンプ、放流水槽、最初沈殿槽、第二沈殿槽からなる。水路はポリ塩化ビニル製であり厚さは各 5mm である。長さ 900mm、深さ 60mm、幅 70mm になるように組み立て総容積は 3.78 L であり、排出口としてゴム製ホースが取り付けられている。内部に設置するスポンジ (図 3-2-1) は空隙率 96% の連続気泡ポリウレタン製 (BCD-2 アキレス株式会社) であり、長さ 800mm、厚さ 10mm、幅 70mm、体積 0.56 L である。従って、水路内のスポンジを除く気相の容積は 3.22 L である。循環用ポンプ及び酸素センサ、温度センサにはゴム栓を取り付け水路上部に蓋にセットした。

装置は千葉縣市川市菅野終末処理場内の屋外に設置した小屋 (ユニットハウス) の中に置いた。小屋の中の気温は 30°C 以下の場合には成り行きであり、温度が 30°C 以上になった場合はエアコンを用いて 30°C 程度とした。

実験装置は本実験の開始に先立って数ヶ月下水処理の実験のために用いられていたものであり、スポンジ内の微生物は下水に対して十分に馴致されていたと考えている。

実験 A では実験装置全体での物質収支を把握することが目的である。運転条件において物質収支を正確に把握できるようにするため、次の 4 つの工夫を導入した。まず、汚泥や固形分が系外から流入、また流出することを防ぐため、導入する下水は最初沈殿槽及び第



二沈殿槽で2度重力沈降を行った上澄みを用いたこととした。入念に沈殿したのは、実験時期が気温・水温が上昇する初夏にあたり、処理場の重力濃縮槽の汚泥が浮上し、それが流入下水ラインに逆流され、東大の実験施設に流入してくる場合があったためである。一方、循環水槽からの放流時に実験系内の汚泥が流出することも考えられた。そこで、2つ目の工夫として、放流の際には一度処理水は放流水槽に輸送し汚泥の沈殿を行ったのち上澄みのみを放流した。放流水槽の沈殿は、適宜回収して循環水槽に戻し、または実験期間最終日に、生成した汚泥の一部として回収・定量した。さらに、3つ目の工夫として、実験 A-1 を除き、実験開始直前にスポンジに蓄積している汚泥を概ね除去する初期化の作業をおこなった。最後に4つ目の工夫として、第二沈殿槽及び放流水槽にはオートサンプラーを設置し、下水を交換した直後に試料を採取することで、流入下水、各装置のおよび処理水を採取し、下水の流入や放流に関わる物質収支も把握できるようにした。なお、採取した試料はクーラーボックス内に保存した。

装置の運転方法の詳細は次のとおりである。

循環ポンプは一定の間隔で下水を水路内に循環させた。通常、ポンプは流量 600ml/min で15分稼働した後に45分間の休止を繰り返した。ただし、次に述べる下水の入れ替え時と、深夜は循環を停止した。また、循環ポンプ稼働時、攪拌用エアポンプも同時に稼働させ循環水槽内を攪拌し、底に沈んだ汚泥が循環されやすいようにした。

また、6時間ごとに循環水槽の下水を放流し、第二沈殿槽から流入させ入れ替えを行った。循環水槽内には上限・下限水位を検知するセンサーを設置し、排水時には下限水位(0.8L)まで排水し、そして、上限水位まで第二沈殿槽からの下水を流入させた。下限水位では水量 0.8L、上限水位では 4.1L であり、したがって、4.1L 中 3.3L が入れ替えられた。また、放流直後水位の低下した時間帯では循環水の採水位置が水面より上になる。その状態で循環ポンプを5分間稼働させることで水路内の空気を入れ替えた。放流された下水は放流水槽に貯留された。

また、実験開始前に装置内に溜まっている汚泥を除去する初期化の作業をおこなった。添加する余剰汚泥は循環用ポンプのゴム栓を外しそこから流し入れた。

水路内の気相は外部の大気と隔離されるよう、気密するための工夫をした。そのような工夫をしたのは、水路内部の気相の酸素濃度を測定し、その濃度の減少を汚泥の酸化分解の指標としたいと考えたためである。水路の蓋はシリコンスポンジ紐で作成したパッキンを水路本体との接触部に貼り付け、それをクランプを用いて水路本体に密着固定させることで、水路内の気密を保った。また、パッキンに隙間ができる場合はシリコングリースを援用した。一方、排出口のホース先端は循環水槽に沈め、水封した。ことで水路を密閉状態とした。

蓋に取り付ける流入チューブはやセンサー類に関連する電線の出入り口は、次の方法で

気密を図った。すなわち、(1)蓋に 1cm 程度の長さの塩ビ管を装着し、そこにゴム栓をはめ込む。(2)そのゴム栓に流入チューブやセンサー類を貫通させる。(3)(1)の蓋に塩ビ管を装着した部分の隙間は塩ビ溶接で塞ぎ、また、それでも隙間が残る場合はシリコン系充填剤で埋める。また、(4)(2)貫通部にできる隙間もシリコン系充填剤で埋める。なお、(1)のようすることで、流入チューブ等を取り外し再装着しても、簡単に気密を得ることができる。

### ・実験 B、実験 C、実験 E

実験 B、実験 C、実験 E で用いた装置概略図を図 3.1.2 に示す。

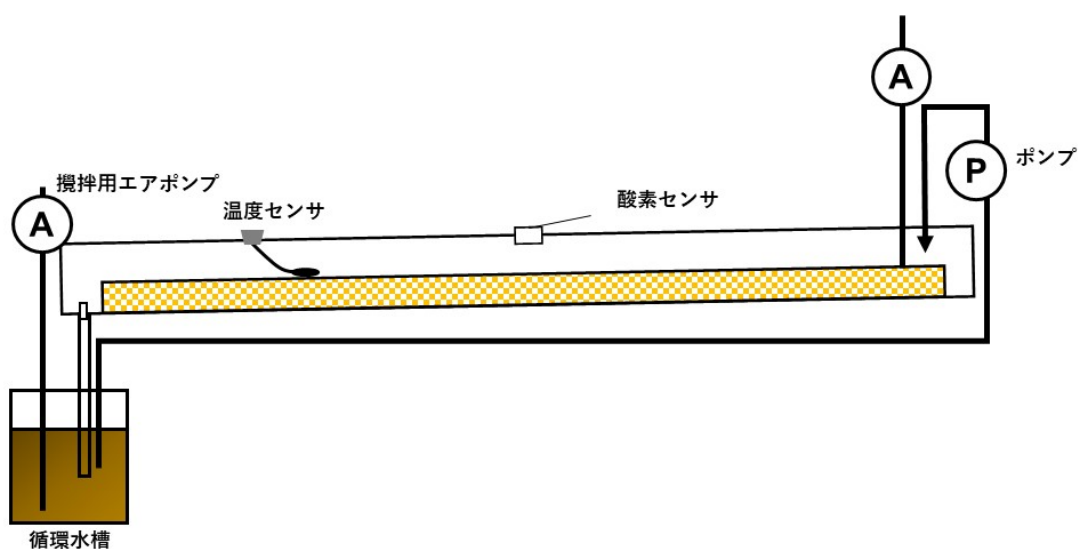


図 3.1.2 リアクター概略図

スポンジ厚は 10mm、20mm を用意した

実験 A と異なり基質として下水を添加しなかった。そのため、実験 A で用いた装置から実験装置から最初沈殿槽、第二沈殿槽、放流槽を取り除いた構成となっている。また、水路内の空気入れ替えをより確実にするため、循環ポンプ用のゴム栓に新たにエアポンプを取り付けた。

実験 A では循環水を水路に入れる入り口から汚泥を流入させたが、循環水槽には返送汚泥を添加した。水路に取り付けたホースが循環水槽水位以下となるため水道水を添加し合計量を 5L または 5.5L とした。なお合計量を 5L としたのは運転期間中に蒸発によりホースの先端が水位以上になることを防ぐためである。循環ポンプの流量を 500mL/min (実験 C および D では 550mL/min) としそれ以外の運転条件は実験 A から引き継いだ。ただし、深夜も循環を繰り返した。また、それぞれの実験での汚泥の添加量や循環ポンプの運転方法は各実験に方法に記す。

### 3.1.2 実験装置の運転操作とその呼称

ここでは実験装置の主たる運転操作について説明する。

「循環」とは装置の循環用ポンプを稼働させる操作であり、水路内部に下水もしくは汚泥が流入し、スポンジと下水・汚泥が接触する。つまり間欠接触酸化法という浸漬状態となる。

一方、「干出」とは循環用ポンプが停止し、スポンジが空気と触れている状態である。循環用ポンプが停止すると、水路内の水は抜けてスポンジは乾いた状態となる。

「初期化」とは水路内部の汚泥や付着生物、水槽内の汚泥を概ね取り除く操作である。ブラシを用いて水道水で洗い流しながら目視で汚泥が確認できない程度に洗浄する。本実験では、系内の汚泥全量を把握する実験を始める際に初期化の操作を行った。初期化した直後のスポンジの様子を図 3.2.2 に示す。



図 3.1.2.1 初期化後のスポンジ

### 3.1.3 分析方法

#### ・COD(化学的酸素要求量)

水中の有機物濃度は主に TOC、COD、BOD の 3 つが挙げられる。TOC は試料中の炭素量を測定するものであり、COD、BOD は試料中の利用可能な有機物量をそれぞれ酸化剤による化学反応及び生物による生物反応による酸素要求量から表すものである。特に COD は有機物量、生物量、使用された酸素量といったいくつかの指標を示すことができ、物質収支も確認することが出来る。そのため本実験では水中の有機物量や減少した汚泥量は COD ベース(酸素消費量)で示すこととした。

COD は重クロム酸を酸化剤として用いる COD<sub>Cr</sub> 法を適応した。COD<sub>Cr</sub> 法においては塩化物イオンによる影響を防ぐために硝酸第二水銀を添加している。しかし水銀は毒性が強く適切な処分は負担となる。そのため本研究では Kishimoto *et al.*(2018)<sup>35)</sup>の水銀を使用しない方法をもとに、ただし反応後に残存する酸化剤の量を吸光度法ではなく硫酸アンモニウム鉄(II)溶液を用いて滴定することで定量した。また、試料の分解に用いる試薬の量も、操

作しやすいように変更した。詳しい試薬組成、方法については付録に記載する。

#### ・汚泥量、VS(強熱減量)

活性汚泥法を始めとする多くの方法において、系内に存在する生物量は VS によって示される。本手法においても試料中の生物量を測定する際には VS を使用した。測定方法については下水道試験法<sup>36)</sup>の活性汚泥試験の遠心分離法を参考として行った。

1. 試料 50ml が入った 50ml チューブを遠心分離機にて 3000rpm(g)で 10 分程度遠心分離を行い、上澄み水を捨てる。
2. 蒸発皿に沈殿物を水で洗い入れ、105°Cで乾燥させる。乾燥後デシケーターで放冷した後に質量をはかり蒸発皿の前後に質量差(a)を求め、次式によってまず SS(mg/L)を算出する。

$$SS(mg/L) = a \times \frac{1000}{\text{試料 ml}(50)}$$

3. 2 の乾燥皿を強熱灰化(600°C 30 分)した後に放冷する。

※すぐにデシケーターに入れずに 105°C乾燥炉で放冷した後にデシケーターに入れる。

4. 質量をはかり、前後の質量差(b)を求め次式によって 1.採取した資料の VS 濃度(mg/L)を算出する。

$$VS(mg/L) = (a - b) \times \left( \frac{1000}{\text{試料 ml}(50)} \right)$$

5. 添加量や水槽の水量を乗じて VS 量を算出する。なお、水量は、循環水槽内の VS 量を算出する際は循環水槽内の水量をメスシリンダーで計測したものをを用いた。実験終了時に実験期間中に生成された汚泥の全量を測定した実験では、循環水槽内の汚泥、スポンジや水路から回収された固形分、実験 A では放流水槽内の固形分をあわせ、よく攪拌し、上記 1.の操作をおこなうとともに、回収された懸濁液の全量をメスシリンダーで測定した。

なお、最終的な汚泥減少量やマスバランスの確認においては VS 量を COD 当量に換算した。その際、測定した VS の組成とし活性汚泥の近似組成 (C<sub>60</sub>H<sub>87</sub>O<sub>23</sub>N<sub>12</sub>P)を用い、その完全酸化反応における化学量論関係をもとに COD に変換した。ただし、酸化反応の結果窒素はアンモニア、リンはオルトリン酸になるとした。この場合、VS 1g は COD として約 1.45 g-O となる。

#### ・ MLSS、MLVSS、有機物添加量

MLSS、MLVSS は下水道試験方法を参照に算出した。手法としては上記の汚泥量の SS 算出方法、VS 方法と同様である。また、添加した有機物量は MLVSS に添加した液体量を乗ずることで算出した。

#### ・SVI(汚泥容積指標)

活性汚泥の沈殿性状を表す指標として用いられ、30 分静置した時に 1g の活性汚泥浮遊

物質が占める容積を mL で示したものである。本研究では下水道試験法を参考にしたが一部簡略化した部分がある。

1. 試料 1L をメスシリンダーにとり、30 分間静置する。
2. 静置後の汚泥体積(a mL)を読み取り、次式によって SV<sub>30</sub> 算出する。

$$SV(\%) = \frac{a}{10}$$

3. 次式によって SVI を算出する。

$$SVI = \frac{SV \times 10000}{SS(\text{mg/L})}$$

下水道試験法では SV が概ね 30%以上の場合は希釈したものについて使用するとあるが、本研究ではこの操作を省略した。この作業を行わないことによって SVI が高く出てしまうことがある。そのため、本研究における SVI は簡易的に示したものであることに留意する必要がある。

#### ・酸素減少量の計算

酸素減少量はデータロガーから採取した酸素濃度の減少の傾きから以下の式により推定した。使用する傾きデータは各サイクルの直線的な減少が確認できる区間を使用した。単位時間当たりの減少量は Sotelo *et al.*(2018)<sup>23)</sup>を参考にして計算した。

$$\text{酸素減少量} = \left( \text{傾き} \times \frac{\text{酸素密度} \times \text{水路内空气体積}}{100} \right) \times \text{時間}$$

※ここで酸素減少量(g)：その時間中に減少した酸素量、傾き：時間中の酸素濃度の減少値 ( $\frac{\%O_2}{\text{時間}}$ )、酸素密度：20°Cにおいて圧力 1 気圧で酸素濃度 100%のガス 1L 中の酸素の質量 (1.33g/L)、水路内空气体積(L)：水路容積—スポンジ体積。

また、硝化による消費酸素量も測定した。 $NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O$  の式を用いて 1mol のアンモニウムの酸化の際に 2mol の酸素が消費されるとして計算した。実際にはアンモニウムの減少量ではなく硝酸の生成量から求めた。

#### ・イオンクロマトグラフィ

硝化反応によるアンモニウム、亜硝酸、硝酸の動態を確認するために行った。ICS-3000(DIONEX カリフォルニア)を用いて分離カラムには IonAS12A(DIONEX カリフォルニア)を用いた。バックグラウンドの溶離液として、2.7mml/L Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>+0.3mmol/L NaHCO<sub>3</sub> 溶液及び 4mmol/L メタンスルホン酸溶液を用いた。試料は DISMIC-25 メンブレンフィルター(東洋濾紙 東京都千代田区)でろ過したものを使用した。

## ・分子生物学的実験(PCR-RFLP 法および逆転写 PCR-RFLP 法)

実験 F にて簡易的な細菌相解析を行った。ここではそこで使用した手法について説明する。

PCR 法は DNA を人工的に増幅させる方法である。増幅させたい塩基配列部位の両端に相補的なプライマーを用いて、温度の上下により DNA の乖離→結合→伸長を繰り返すことで目的の DNA を指数的に増加させる。

RFLP 法は PCR 法と組み合わせてその産物の組成を調べる方法の一つである。PCR 産物を制限酵素（特定の塩基配列を認識し消化する作用を持つ酵素）を用いて切断し、その産物をゲル電気泳動法で分離する。断片はその大きさによって分離される。つまり、二つの試料について、同じプライマーを用いて PCR をおこない、その産物を RFLP 法で分析したとする。もし二つの試料の PCR 産物が同じ配列であれば、RFLP は同一のパターンとなるはずである。しかし、もし、産物が異なる塩基配列を含む場合、RFLP のパターンは異なるものとなることが予想される。この原理に基づいて、例えば二つの試料から得られた PCR 産物の相違を調べることができる。ただし、異なっている場合であってもかならずその相違を検出できるわけではない。制限酵素の認識部位が偶然同じであったり、あるいは、塩基配列に相違のある部分に制限酵素により切断されるサイトがない場合もあるからである。

PCR-RFLP 法を用いて試料中の細菌相の相違を調べることができる。その場合、最近の分類に広く用いられている 16S rRNA 遺伝子の全体または部分塩基配列を対象として PCR 反応を行うことが多い。

また、16S rRNA 遺伝子は DNA 分子の一部であるのに対して、リボソームに含まれる 16S rRNA 分子を対象として同様の解析を行うこともできる。その場合、PCR 反応に先立って、逆転写反応を実施する。これを、逆転写 PCR-RFLP 法とよぶ。

16S rRNA 遺伝子を対象とする場合、活性を失った細菌の DNA も増幅される可能性がある。一方、細菌細胞中のリボソームの量はその細胞におけるタンパク質生産速度と関係していると考えられる。そのため、リボソーム中の 16S rRNA 分子を対象とする場合、活性の高い細胞を中心に調べることができると期待される。

本研究では細菌の 16SrRNA の部分塩基配列 (V1-V3 領域) を対象として実験を行った。また、PCR-RFLP 法と逆転写 PCR-RFLP 法の双方の解析を実施した。

細かな細菌種や存在比等を確認するには次世代シーケンサを用いる必要があるが、短時間で簡便に行うことが出来るため数量の多いサンプルや簡易確認に適している。

使用する DNA の抽出、PCR、逆転写 PCR、制限酵素処理、RFLP については以下のように実施した。

### 1. 試料保存及び DNA 抽出

試料は 99.5%エタノール(富士フィルム和光純薬 大阪府大阪市)と 1対1となるように混合し-20℃で保存した。

保存していた試料の 0.5mL をビーズチューブ(エーエムアール株式会社 岐阜県)に添加し、FastPrep FP120(サーモフィッシャーサイエンティフィック株式会社 東京都港区)を用いてスピード 6.0 にて、40 秒破碎し核酸を抽出した。これを精製せずに次の PCR 反応や逆転写 PCR 反応に供した。

## 2. PCR 及び逆転写 PCR

核酸を抽出した試料を 100 倍程度に希釈したものを鋳型として用い、PCR 反応を行った。プライマーとして MIDAS で推奨されている 16srRNA の V1~V3 領域を対象とする 27F(AGAGTTTGATCMTGGCTCAG)及び 519R(GWATTACCGCGGCKGCTG)を使用した。PCR は Ex Taq Hot Start Version (タカラバイオ株式会社 滋賀県草津市)を使用し、95°C30 秒、[94°C 30 秒、55°C 30 秒、72°C 30 秒]×30、72°C 10 分で行った。

また、同様に希釈した試料を鋳型として用いて逆転写 PCR も行った。酵素系としては PrimeScript One Step RT-PCR Kit Ver.2 (タカラバイオ株式会社 滋賀県草津市)を用い 50°C30 分、94°C2 分、[94°C 30 秒、55°C 30 秒、72°C 30 秒]×20、72°C 10 分で行った。なお、逆転写 PCR を行う場合、通常試料中に残存する DNA 分子は DNA 分解酵素を用いて除去するが、ここでは DNA 分子の除去はおこなわなかった。

## 3. 制限酵素処理

逆転写 PCR は PCR 産物について *HhaI*(Nippon Gene、東京都千代田区)による制限酵素処理を行った。産物、制限酵素添加量は PCR 反応産物 5µL、*HhaI* 0.133 µL (1.6 unit) とし、消化条件は(37°C 3 時間→65°C10 分)とした。

## 4. RFLP 分析

制限酵素処理した PCR 産物について、BioAnalyzer (アジレント・テクノロジー株式会社 東京都八王子市)を用いて RFLP 分析を行った。基本的な手順は BioAnalyzer のマニュアルに準じたが、サンプルの添加量を 1µl から 2µl に増量した。バイオアナライザーは通常のアガロースゲル電気泳動法とは異なりキャピラリー内に充填したゲルを用いて核酸を分離する。そのため、通常のアガロースゲル電気泳動法による RFLP 法よりも解像度・再現性のよい結果を得ることができる。

### 3.2 実験 A：汚泥減量の確認試験その 1

本実験では下水処理実験のためにすでに稼働していた間欠接触酸化実験装置を利用し、汚泥減量を確認することとした。具体的には 1 つの装置には有機物負荷として下水に加えて汚泥を適宜添加、もう一方の装置は下水のみを負荷とした。この 2 つの装置は添加している基質以外は同条件である。いずれの系でも下水を処理しているのでその分装置内（水路、循環水槽、放流水槽）の合計の汚泥量は増加する。汚泥を添加した系では、実験期間終了時には、下水処理によって生成した汚泥量よりも多くの汚泥が回収されることが予想される。二つの系で回収される汚泥量の差分を計算すれば、添加した汚泥がどれくらい減ったのか、知ることができる。

#### 3.2.1 実験方法

##### 1) 実験装置と運転条件

実験装置及び運転条件はすでに 3.1 に示した。汚泥減量を確認するため、2 つの実験装置 G1 および G2 を基本的には同一条件で平行して運転した。2 つの装置の運転条件の違いは、G1 は下水に加え菅野終末処理場で発生した余剰汚泥を添加して運転した点である。運転期間は約一か月程度とし 2019 年 5 月から 3 回行った(実験 A-1、A-2、A-3)。なお本論文では 2019 年 5 月末から 6 月はじめにかけておこなった実験 A-1 の結果について報告する。残りの 2 回は付録に記載する。

G1 に添加した汚泥の添加は表 3.2.1 のとおりであり、実験期間中、1,500mg 前後の汚泥を 5 回添加した。添加した汚泥量は合計 8,800mg 程度であり、COD 換算では 12,700mg 程度に相当する。

表 3.2.1 実験 A-1 の汚泥添加量

※6月6日はサンプリング出来なかったためそれまでの期間で用いた汚泥の平均値を用いた

汚泥添加日	添加量(ml)	MLSS(mg/L)	MLVSS(mg/L)	添加VS量(mg)
5月23日	150	7650	6210	1355
5月28日	200	7850	6510	1895
5月30日	200	7666	6304	1835
6月3日	200	7508	6112	1779
6月6日	200			1836

実験開始時には初期化をおこない、装置内の汚泥をあらかじめ除去した。運転期間中の流入下水、処理水は 3.1 で述べた様にオートサンプラーにて採取しクーラーボックス内で保存した。採取した試料について COD を測定した。採取する間隔は 3、4 日ごとなのでサンプリングする試料はそのサンプリング直前までの数日のコンポジットである。1 日に流入及び排出される水量が 13.2L なので掛け合わせることで期間中の流入 COD と流出 COD を求めることが出来る。実験期間終了時、水路、循環水槽、放流水槽に存在している汚泥をスポン



ジ中の汚泥も含めて回収し、回収した汚泥混合液の全体積を測定するとともに、その 50ml 採取して 3.1 に示したように VS を測定した。また、期間中の気中酸素減少量についても同様に 3.1 に準じた。

### 3.2.2 実験結果と考察

G1,G2 の処理水 COD 及び発生汚泥量の合計値の比較を図 3.2.1 に示す。

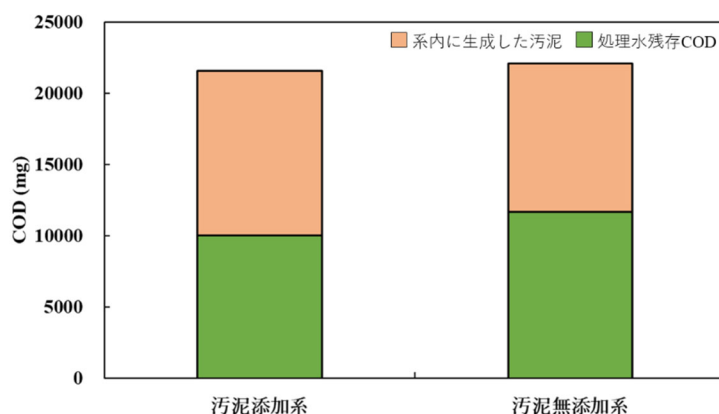


図 3.2.1 実験 A-1 における汚泥添加系(G1)と汚泥無添加系(G2)の残存 COD の比較

G1 では COD として 12,700mg 程度の汚泥を添加したにも関わらず、実験装置から処理水として排出された COD および装置内に汚泥として蓄積された COD の量の合計は G1 と G2 の間に差がほとんどないことが確認できる。他の 2 回の運転でも概ね同様の結果だった。そのためこの結果は G1 において汚泥減量が発生したことを示している。

また下水または汚泥として負荷した COD 量あたりの汚泥発生率 (g-VS/g-COD) を表 3.2.2 に示す。

表 3.2.2 各運転期間の処理 COD 当たりの汚泥転換率

運転期間	G1 (g-VSS/g-COD)	G2 (g-VSS/g-COD)
5月～6月	0.26	0.36
6月～7月	0.43	0.55
7月～8月	0.31	0.46

いずれの期間においても G1 が低い値であった。これらのことから G1 において添加した汚泥の減量が発生していたと考えられる。運転期間中の酸素消費量の比較を図 3.2.1 に示す。酸素量は硝化によって消費されたと考えられる酸素を除いたものを示している。G2 と比較して G1 において酸素が多く消費されている。この過剰分が汚泥の酸化分解に使用されたのではないかと考えられる。

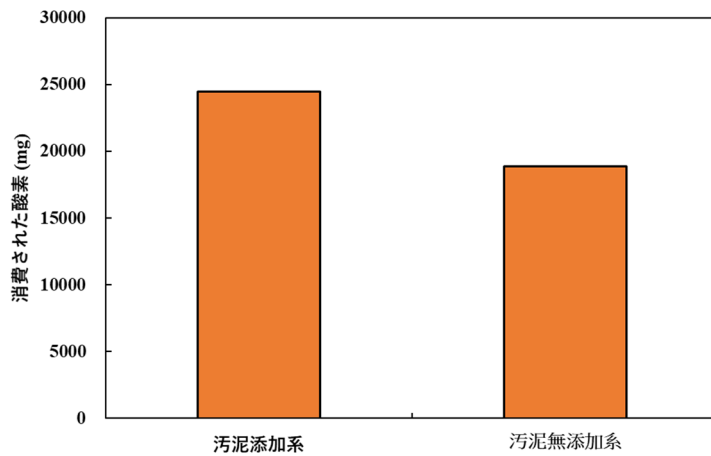


図 3.2.2 各系での酸素消費量

### 3.2.3 まとめ

下水を処理する間欠接触酸化装置において、余剰汚泥が酸化的に分解されることを確認することができた。次の実験 B および実験 C では、負荷として余剰汚泥だけを用い、その分解能力についてさらに検討を進めることとした。

- 1) 汚泥添加系において添加した汚泥は COD として減量した。
- 2) 汚泥が減量した系では酸素消費量が増加した。

### 3.3 実験 B：汚泥減量の確認試験その 2

実験 A では実験室で運転を行っていた実下水処理間欠接触酸化装置を使用して汚泥減量を確認した。一方実験 B では汚泥のみを負荷とし、汚泥の減量について評価した。質量 (VS) ベースでの把握をするとともに、SVI を測定し汚泥体積の変化を調査した。本実験は実験 B-1(9/20~9/26 までの 6 日間)、B-2(9/26~10/3) までの 7 日間の 2 回行った。また、本実験ではあわせてスポンジの厚さが減量性能に及ぼす影響についても検討した。

#### 3.3.1 実験方法

##### 1) 実験装置と運転条件

実験に使用する装置及び運転条件は 3.1.1 の後半に示した通りである。スポンジの厚さによる汚泥減量への影響を調査するために G1 には G2 と比較して厚さ 2 倍の 20mm としたスポンジを設置した。

##### 2) 運転方法

実験は以下の流れで行った。

- ① 循環水槽内の汚泥、スポンジ表面及び内部に存在している汚泥や高等生物をすべて概ね取り除いた。すなわち、初期化を行った。
- ② 循環水槽に一定量の汚泥（菅野終末処理場の返送汚泥）と水道水を添加する。添加した汚泥量について表 3.3.1 に示す。また汚泥の沈降性も 3.1 に準じて測定した。
- ③ 6~7 日間の循環運転を行う。運転パターンは 3:00-7:00 までは循環無し、残りの時間は 15 分循環、45 分間干出とした。水路内の空気を入れ替えるために 6 時間ごとに上流に設置したエアポンプを 5 分間稼働させた。
- ④ 期間終了後、スポンジの初期化を行い、付着した汚泥（高等生物を含む）を除去し、循環水槽・処理水内に残存する汚泥量と合わせた。そして、回収した混合液の容積を測定するとともに、よく攪拌して 50ml を採取し、VS の測定に供した。あわせて汚泥沈降性を測定し、②の結果との比較を行う。

以上の操作から、汚泥減量性能の評価は質量(VS)ベース、汚泥の取り扱い性(SVI)ベースの二つの方向から行った。また、酸素センサで計測した酸素消費と汚泥 VS の減少から酸素収支を確認した。

#### 3.3.2 実験結果と考察

表 3.3.1 に本試験の結果を示す。

表 3.3.1 各運転時の結果

運転期間	リアクター温度(°C)	スポンジ体積(L)	VSS量の推移(mg)	VSS減少率(%)	汚泥減少量(mg-COD)	酸素消費量(mg)	好気性消化の分解速度と比較(増加率%)	SVI
9/20~9/26	24	0.56	7333→5113	27	3100	3267	31	181→58
9/20~9/26	26	1.12	8093→5113	30	3232	3821	26	181→60
9/26~10/3	25	0.56	7513→4770	37	4123	6178	42	311→170
9/26~10/3	27	1.12	7513→4680	37	3992	3974	37	311→122

VS は 1 週間の運転で最大 37%減少した。2.2.2 で述べた様ように好気性消化における VS 分解率は温度と消化日数の積であらわされる。37%の分解率を好気性消化で得るためにはこの積の値が 300 程度必要となる。本結果においては 24.8°Cで 7 日間の運転、つまり 174 程度で同様の分解率を得ることが出来た。つまり 42%程度性能が向上していると言える。全結果を総合すると好気性消化と比較して 26~42%程度向上していた。

本手法における汚泥の減量が発生する要因としては

- 1) 内生呼吸
- 2) 汚泥溶解を行う細菌の優占や高等生物の出現による食物連鎖

の 2 つが考えられるが、好気性消化と比較して高い性能を発揮した要因としては食物連鎖が考えられる。図 3.3.1 に B-1 の運転終了時のスポンジ下部を撮影した写真を示す。



図 3.3.1 9月26日の運転終了後のスポンジの様子(G2)

目視ではっきり確認できるサイズのみみずのような生物(以下水棲みみず)が生息している。このサイズの生物が生息しているということからはスポンジ内で水棲みみずを頂点とす

る食物連鎖が形成されていたことが推測される。一方の好気性消化では微生物の内生呼吸が汚泥減量の主な要因でありこれほど大きな生物が出現することはない。

また SVI についても実験開始時と比較して 45~67%向上した。この結果についても一般的な活性汚泥法において食物連鎖の構築により SVI が改善することが知られており食物連鎖による影響と考えることが出来る。ただ、2 の汚泥溶解を行う細菌が本手法の特殊な環境下で優占した可能性もあり、汚泥減量のメカニズムについては今後明らかにする必要がある。

図 3.3.2 に汚泥の減少量と消費された酸素量のバランスを示す。硝化反応による酸素消費は除いている。2 系列で 2 回、計 4 つの実験結果があるが、減少した汚泥量を COD 換算した値と消費された酸素量は概ね一致した。このことから本手法における汚泥減量は好氣的に進行し、酸素の減少をモニタリングすることで確認できることが示された。

またスポンジ厚による性能の違いはほとんど確認できなかった。既往研究においてもスポンジ厚が薄いほど単位スポンジ体積あたりの酸素消費が活発になることが報告されており<sup>20)</sup>本研究でも同様の結果となることが示唆された。添加汚泥量が増えればスポンジに保持される汚泥のトラップ量に影響してくる可能性はあるが、スポンジ厚が大きくなるとスポンジ内部への酸素供給が困難になる。本実験の結果より汚泥は好氣的に分解されているためスポンジには容易に酸素が供給される方が望ましい。そのため、スポンジ厚は 10mm 程度で十分であると考えられる。その上でスポンジの見掛けの表面積(空気にさらされる面の表面積。なお、内部の空隙を含まない)が性能に影響すると考えられる。

そこでこの結果から、本研究において以後の実験ではスポンジ厚さを 1cm とし、汚泥減量性能を  $g/(m^2 \cdot Day)$ (厚さを 10mm と仮定)という指標の単位で示すこととした。単位の下分母の  $m^2$  はスポンジの見掛けの表面積である。

ただし、本研究では 10mm と 20mm の厚さのスポンジしか比較していないので、10mm がもっともよいという保証はない。10mm 前後のさまざまな厚みで比較検討すると、もっとも分解性能のより厚みが見出される可能性はある。

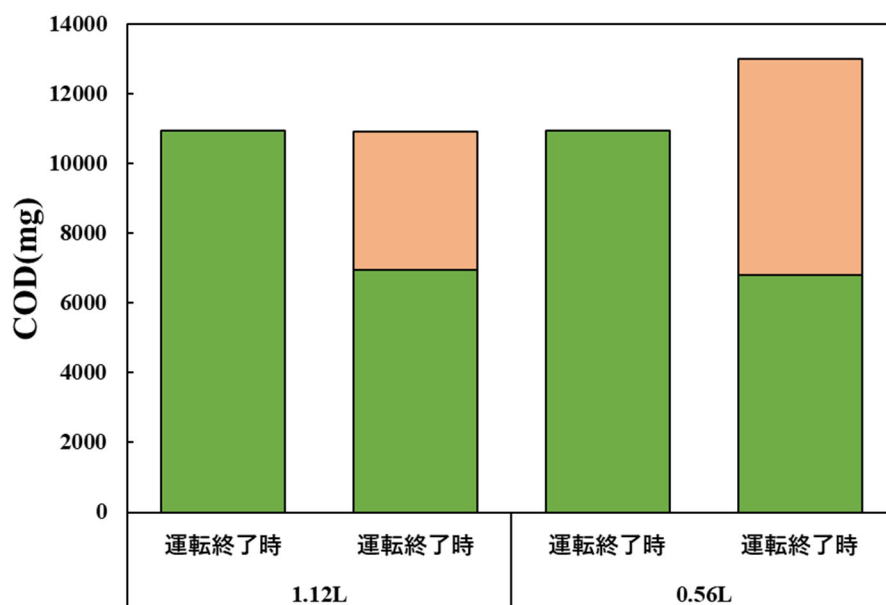
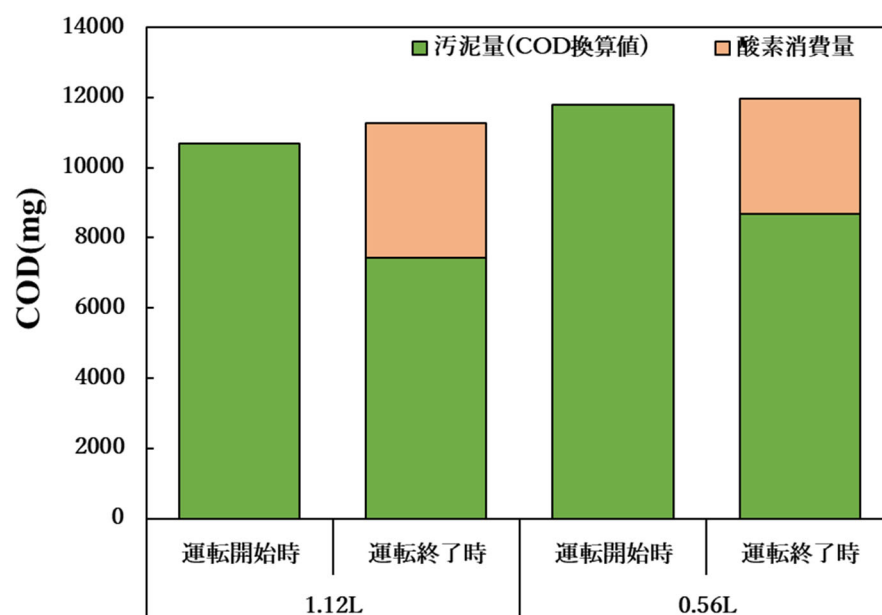


図 3.2.3 減少した汚泥量と消費された酸素量のバランス  
(上:B-1、下:B-2)

### 3.3.3 まとめ

間欠接触酸化法による汚泥減量について、本実験によって得られた知見は次の通りである。

- 1) 汚泥は質量(VS)として減量した。また減少速度は好気性消化と比較して 26~42%程度優れていた。
- 2) 汚泥の沈降性状も SVI として向上した。
- 3) スポンジの厚さが増加しても汚泥減量能に差はなかった。スポンジ担体の厚さは 20mm よりも 10mm の方がよかった。また、性能は体積よりも表面積によって性能が支配されている可能性が示唆された。

以後の実験ではスポンジ厚さを 10mm とし、汚泥減量性能を  $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{Day})$  との単位で示すこととした。

- 4) 減少した汚泥量と消費された酸素量は概ね一致していた。本手法において汚泥は好氣的に分解されていることが示された。

### 3.4 実験 C：運転パターン(循環回数頻度)による影響評価

実験 B において間欠接触酸化法が汚泥減量技術として有用であることが示された。

一方本手法を適用した装置を運転する場合、電力消費のほとんどは汚泥を水路内に流下させる際のポンプ稼働である。つまりこのポンプの稼働頻度が本手法のエネルギー消費や運転管理上の重要な要因因子である。そこで本項では運転パターン循環頻度が汚泥減量能にどのような影響を与えるかを調査検討した。

#### 3.4.1 実験方法

実験装置・運転条件については 3.1.1 の後半に示している。実験 B の実験終了後、G1,G2 それぞれの初期化を行った後に実験を開始した。運転パターンによる汚泥減量能を調査するため、1 日当たりの循環頻度の異なる 6 つの運転パターンを用意した。図 3.4.1 に運転パターンのイメージ図を示す。

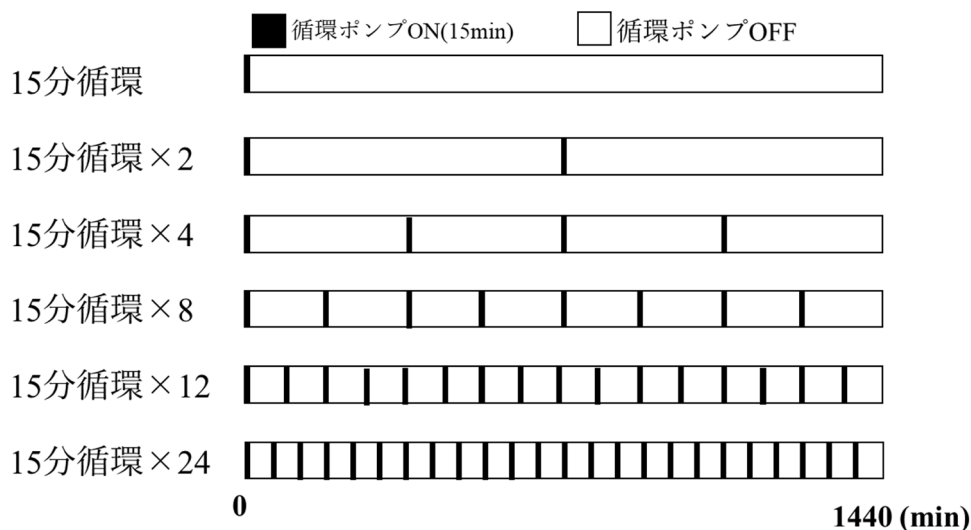


図 3.4.1 運転パターンイメージ図

循環ポンプを稼働させる時間は循環一回につき 15 分間とし、1 日あたり 1、2、4、8、12、24 回とした。また、1 日ごとに運転パターンを変化させ装置を運転した。G1、G2 は同じ環境であると扱い、2 日間の馴致運転の後、10 月 4 日～10 月 15 日まで各パターンを 2 つの装置で 2 回ずつ、計 4 繰り返しで行った。運転期間中、基質としての汚泥が不足しないよう表 3.4.1 のように適宜返送汚泥の添加を行った。

表 3.4.1 添加した汚泥量と添加日

汚泥添加日	添加量(ml)	汚泥濃度(mg/L)	MLVSS(mg/L)	添加有機物量(mg-O)
10月7日	400	4848	3464	2009
10月9日	1300	3879	3050	5750
10月11日	2000	4263	3423	9927



本試験では添加した汚泥以外の有機物負荷は系内に存在していない。そのため、酸素センサーで計測した酸素消費速度を汚泥減量能の指標として用いて、各パターンでの酸素消費速度を比較した。また、実験中の温度データも採取した。

### 3.4.2 実験結果と考察

運転パターンごとの酸素消費速度の比較結果をスポンジ温度とともに図 3.4.2 に示す。

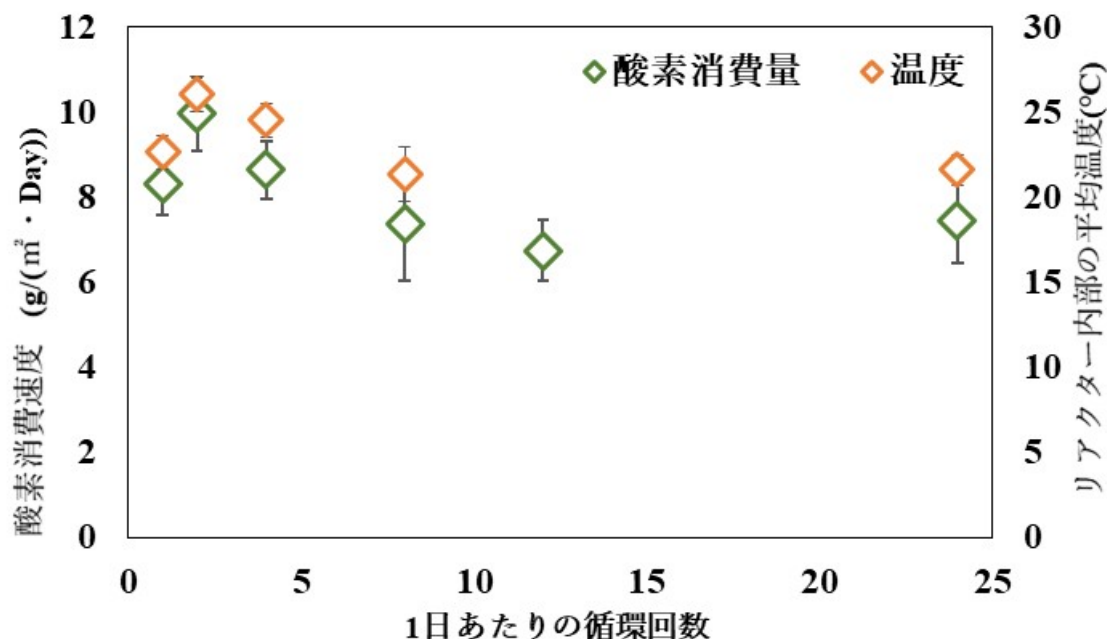


図 3.4.2 循環回数と酸素消費速度の関係

エラーバー：標準偏差 (n=4)

酸素消費速度はスポンジ表面積あたりに換算して用いている。酸素消費速度は 6.7~9.9 g/(m<sup>2</sup>·Day)とばらつきこそあるものの循環回数による傾向は見られない。有意水準 5%における相関分析の結果からも酸素消費と循環回数に有意な関係は認められなかった(P = 0.18 > 0.05)。そのため、間欠接触酸化法における汚泥減量能に運転パターンは影響を及ぼさないことが示唆された。

本章の冒頭で述べた様に、本手法を装置として使用する際にはポンプの稼働が最もエネルギーを消費する工程である。本結果からは、ポンプの稼働はスポンジに汚泥を添加・供給する意味合いしか持たないと考えることが出来る。そういった点から実装置として運用する際には 1 日に 1~数回、乾燥を防ぐ程度に運転すればよく、極めて省エネルギーで運転することが出来ると考えられる。

間欠接触酸化法においてはスポンジ担体への酸素供給が反応の核であり、循環は移流効果による酸素供給と直結するため酸素供給面から重要な点と考えられる。

また、図 3.4.2 からは温度の上昇によって酸素消費が増加している傾向が見て取れる。有

意水準 5%における相関分析の結果から酸素消費と温度には有意な関係が認められた( $P = 0.001 < 0.05$ )。そのため間欠接触酸化法による汚泥減量においては温度条件が性能を左右する重要な要素であることが考えられる。

### 3.4.3 まとめ

- 1) 汚泥減量能に運転パターン（循環頻度）は影響を及ぼさないことが示された。
- 2) 温度が汚泥減量に支配的な要素である可能性が示唆された。

### 3.5 実験 D：温度による影響評価

実験 C では循環頻度よりもむしろ温度が性能を左右する要素であるとの示唆が得られた。生物を使用する処理方法である以上温度によって性能が左右されることは容易に考えられる。特に汚泥消化においては好気性・嫌気性問わず、高い性能を出すにあたって重要な要因である。仮に温度を上昇させることで性能が向上するのであれば加温により性能を向上させることも考えられる。本手法は汚泥全体を加温するのではなくスポンジに捕捉された汚泥を加温するのみでよいので性能が向上しやすいとも考えられる。本章では汚泥減量に対して温度の及ぼす影響を調査した。

#### 3.5.1 実験方法

##### 1) バッチ試験用容器及び使用したスポンジ片、試験条件

温度による酸素消費活性への影響を調べるため、本試験においてはスポンジ片を設置した小型の反応器をインキュベーター内で培養するバッチ試験により測定を行うこととした。実験は以下の手順で行った。

①ポリ塩化ビニル製クリア板を塩ビパイプ用接着剤及びエポキシ樹脂(セメダイン社、東京都品川区)により接着し、容積 30mm×35mm×10mm となる容器を作成した。作成した容器内壁に Fibox3(PreSens ドイツ レーゲンスブルク)用のセンサーシールを貼付した(図 3.5.1)。

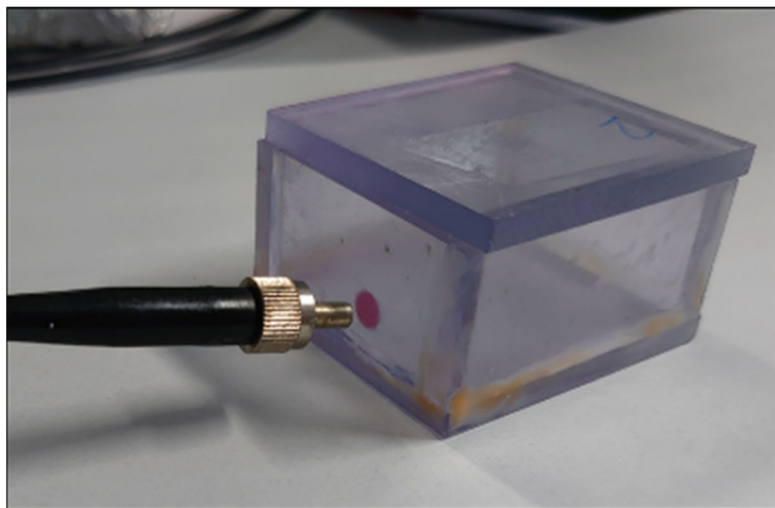


図 3.5.1 バッチ試験容器及び測定の様子

② 実験装置 G1,G2 の水路より採取したスポンジ担体を 30mm×35mm×10mm に切断したものを用意した。切断したスポンジ片を①で作成した容器内に設置し、シリコングリス HIVAC-G(信越化学工業 東京都千代田区)を用いて容器の蓋を密封した。なお、減量対象とした汚泥はもともとスポンジ担体に付着していたものである。また、スポンジはキムワイプ上に一度置き、水分を取り除いた。

③ 密閉した容器について 10、20、30°Cに設定した恒温器及び室温(22°C)の 4 つの温度条件に静置し、Fibox3 酸素センサーを用いて 5 時間での容器内の酸素濃度変化を測定し、その結果から酸素消費速度を求めた。各設定温度にて、試験は G1 のスポンジを用いて 3 回、G2 のスポンジを用いて 3 回行った。繰り返しの際には同じスポンジを使用した。試験終了後、各スポンジの汚泥を洗い出し VS を生物量として測定した。

### 3.5.2 実験結果と考察

本試験で使用したスポンジ内の生物量(VS)を表 3.5.1 に示す。各スポンジにおいて多少の差は見られたが、それほど大きな違いはなかった。そこで、実験結果は生物量ではなく表面積(m<sup>2</sup>)で基準化して評価することとした。

表 3.5.1 各スポンジの汚泥量

実験使用スポンジ	VSS量 (g)
No.1 (G1)	0.166
No.2 (G1)	0.165
No.3 (G1)	0.188
No.4 (G1)	0.203
No.5 (G2)	0.194
No.6 (G2)	0.200
No.7 (G2)	0.188
No.8 (G2)	0.173
平均値(標準偏差)	0.185 (0.014)

図 3.5.2 にスポンジの表面積当たりの酸素消費速度と温度の関係を示す。酸素消費速度は 5 時間での結果を 24 時間当たりで表現して示した。酸素消費速度は温度の上昇と共に増加した。温度依存性は、以下のようなになる。分解速度の自然対数を取る。

$$\ln(r(T)) = \ln(r_{20}) + a(T-20) \text{ すなわち } \ln(r(T)) = aT + b, \quad b = \ln(r_{20}) - 20a$$

温度を x、 $\ln(r(T))$  を y に見立てて回帰分析すると、 $a=0.1089$ 、 $b=1.0885$ 、 $\ln(r_{20})=3.2665$ 、 $r_{20}=8.87926$  となる。この式を整理して、例えば温度が 5°C 上昇したとすると

$$\frac{r(T+5)}{r(T)} = e^{a(T+5-20)-a(T+5-20)-a(T-20)} = e^{5a}$$

と表すことが出来る。つまり 1.48 倍となる。

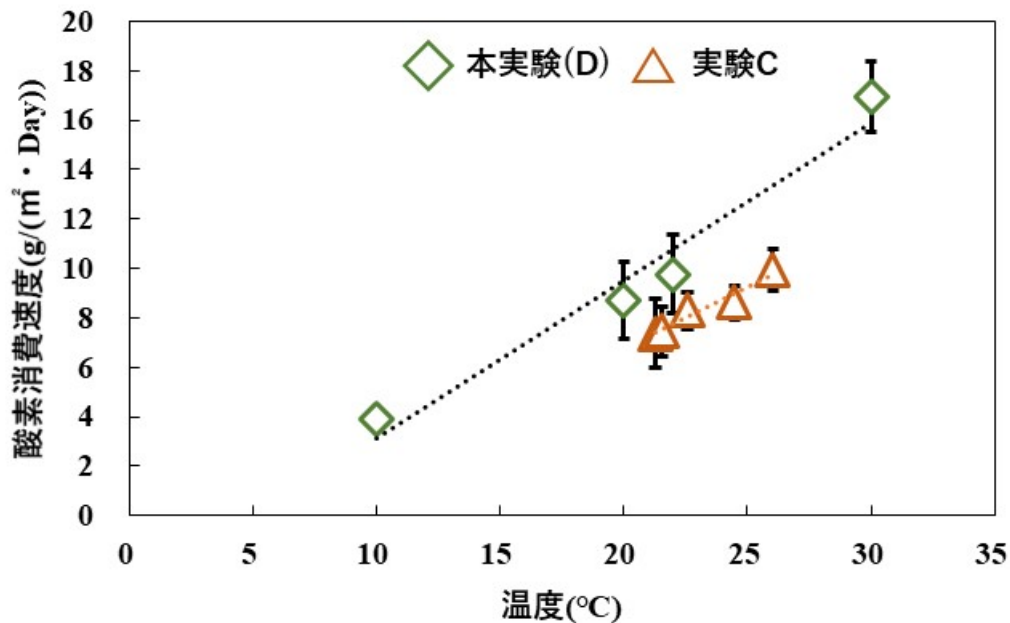


図 4.4.2 酸素消費速度と温度の関係

エラーバー：標準偏差(実験 D :n=6,実験 C: n=4)

30°Cで約 17 g/(m³·Day)であった。活性汚泥モデル<sup>37)</sup>における典型例として 10°Cから 20°Cに温度が変化すると内生呼吸速度は 2 倍になるとされており、本結果も概ねそれに倣うものとする。また、実験 C での酸素消費速度と比較しても温度上昇によって酸素消費速度が増大するという傾向は一致している。実験 C での酸素消費速度が若干低い値となっている。この原因として、バッチ試験が温度変化のない理想環境で行われたのに対して、実験 C での温度は一日の平均温度で示しているためであると考えられる。また、使用したスポンジに付着していた汚泥量が影響を与えた可能性もある。さらに水路内部と違い、スポンジの壁面も空気と触れるため酸素供給が良好だった可能性もある。

本結果は、一般的に知られている微生物活性の温度依存性から容易に予想される結果ではあるが、汚泥減量装置としての性能を向上させる上では重要な知見である。

また、既存の汚泥消化法が消化タンクや曝気槽、つまり液体としての汚泥を加温するのに対して、本手法ではスポンジに保持された汚泥と装置内の空気が加温対象である。そのため本手法では加温のためのエネルギー消費が少なく済むという特徴がある。今回の実験では実環境で温度操作せずに起こりうる温度(10-30°C)で行ったが、性能の向上を目指す場合はさらに高い温度での性能も測定する必要があるかもしれない。

### 3.5.3 まとめ

実験Bと同じく温度の上昇に伴い酸素消費速度は増大した。温度依存性を近似式で表した。その式によると、温度が5°C上昇すると、酸素消費速度は1.48倍になる。また、今回の実験で得られた最大の酸素消費速度は17 g/(m<sup>2</sup>・Day)であった。

### 3.6 実験 E：長期間運転による影響

ここまで間欠接触酸化法による汚泥減量に各種要因が及ぼす影響を調査してきたが、実験 B、C では 1 週間程度、実験 A では 1 ヶ月弱の検討に留まっている。実装置として使用する際にはこのような短い間隔ではなくさらに長期間の運転が前提となる。本手法を長期間運転した際に考えられる問題として、汚泥によるスポンジの閉塞とそれに伴う性能の低下が考えられる。実際、既往研究<sup>19)</sup>ではバイオフィルムの生育によりスポンジの閉塞が進み有機物処理能力が低下することが示唆されている。その一方、汚泥の減量が有効に進行すれば処理性能に致命的な影響を与える可能性は低いことも予想できる。また、運転に伴い水路内部がどういった様子になるか観察することで実際の装置構造の改善につながる知見を得ることもできる。これらの点を踏まえ、実験 C の終了後は装置の長期運転を行った。

#### 3.6.1 実験方法

##### 1) 実験装置と運転条件

装置構成及び運転条件は 3.1.1 の後半に準じた。装置は実験 C から初期化を行わずに使用した。この運転を 10 月 18 日から 12 月 19 日までの約 9 週間行った。なお、11 月 20 日以降は水路を電気毛布で包む形で加温した(図 3.6.1)。実験室環境で測定した場合毛布表面温度は 25°C であった。

なお、汚泥は図 3.6.2 に矢印で示すタイミングで投入した。新たな汚泥を投入するときには、循環水槽内の汚泥混合液を除去し、水槽を洗い、処理場からの返送汚泥 3L と水道水 2.5L を循環水槽に入れた。また、このときに除去した汚泥混合液のうち 50mL を回収し、VS を測定した。



図 3.6.1 毛布で包んだ実験リアクター

##### 2) 測定、観察項目

運転中の酸素消費速度を汚泥減量の指標として使用した。また、循環水槽内の混合液も 1 週間ごとに採取し、添加時の VS との比較を行った。また、循環水槽の混合液を交換する



タイミングで水路の蓋を開き、内部を観察した。全体的な様子、汚泥の有無や蓄積している部位、ロショウバエや水棲ミミズの有無とその大まかな数(多い、少ない)について観察し写真撮影を行った。なお、スポンジ内に蓄積されている汚泥量は測定しなかった。

### 3.6.2 実験結果と考察

12月19日までの酸素消費速度の推移を図3.6.2に、温度と酸素消費速度の関係を示したものを図3.6.3に示す。図3.6.2にはあわせて汚泥を投入したタイミングを示している。

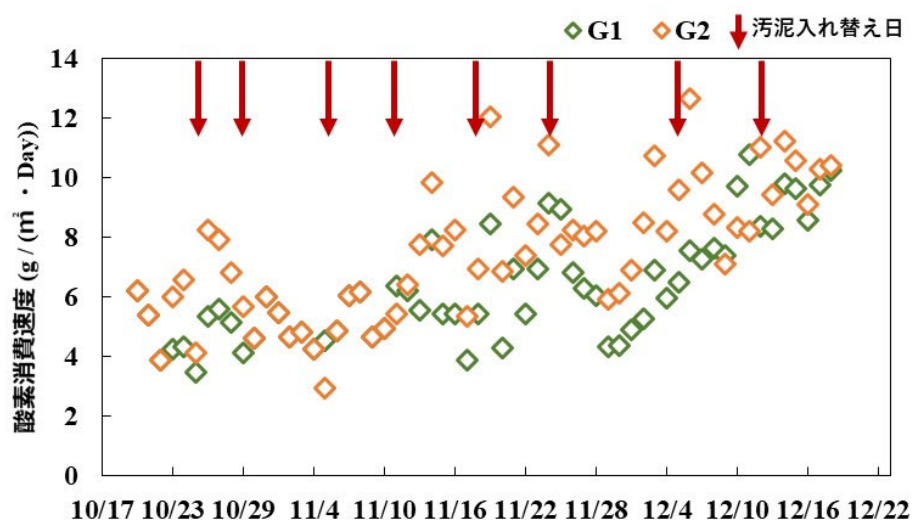


図 3.6.2 長期間運転時の酸素消費速度

赤の矢印は汚泥添加日を示す

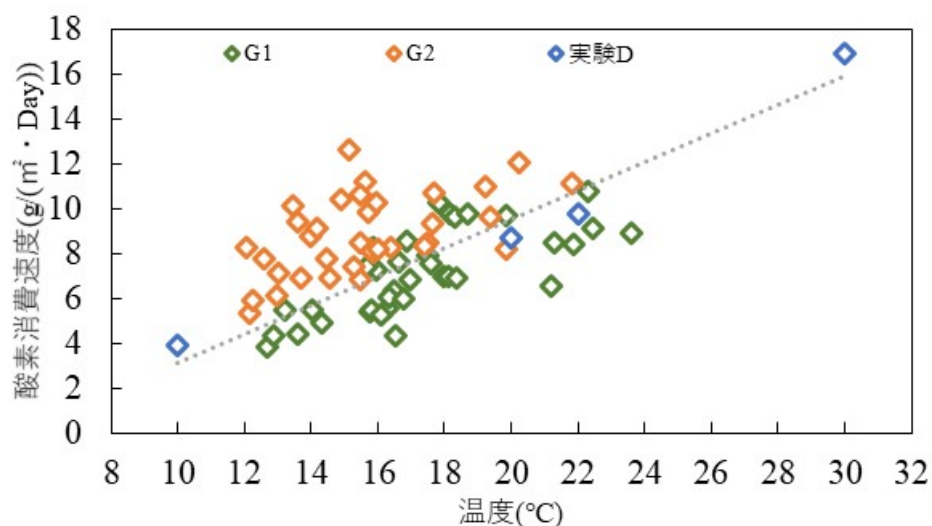


図 3.6.3 酸素消費速度と温度の関係（実験 D および実験 E）の結果



スポンジ面積当たりで評価した1日の酸素消費速度は2.9~12.6 g/(m<sup>2</sup>・Day)で推移した。図3.6.2において前日と比較して酸素消費速度が大きく出ているプロットが幾つかある。こうしたプロットの多くは循環水槽内の汚泥混合液を交換した日及び翌日に該当する。つまり本実験中において基質としての汚泥が不足気味だった期間があり、そのために最大の性能が出ていなかった可能性がある。それでも全平均では6.9 g/m<sup>2</sup>・Dayの酸素消費速度を確認できた。また、実験期間中は冬に向けて気温が低下しつつある時期であり、どちらかという生成した汚泥が分解されにくかった。汚泥が分解されにくいということは、閉塞が発生しやすい条件であったともいえる。にもかかわらず装置性能の明確な低下は観察されなかった。以上より、2ヶ月程度の実験期間ではあるが、長期間運転においてもスポンジの閉塞により致命的な性能低下を招くことはないように考えられる。

また図3.6.3からは、実験C、Dに引き続き、温度と酸素消費に有意な相関があることが確認できる(有意水準5%: G1 P=0.0000005827 < 0.05、G2 P=0.009 < 0.05)。なお温度データについては10月18日~11月13日まで装置トラブルにより測定できていなかったためそれ以降のデータのみを使用している。

図3.6.4に循環水槽内のVSの減少量を示す。結果には実験C期間中も含んでいる。循環水槽内のVSは、1週間の運転で概ね減少していた。ただし、G2においては一度VS量が増加している期間があるが、これは水路内部に蓄積していた汚泥が流出したためだと考えられる。

12月12日までの累積で約35gのVSが減少した。これをCOD量に換算すると52g-Oとなる。一方、酸素センサーによる観測結果からは、累積酸素消費速度は25~28gと算出された。すなわち、酸素の収支は25g程度釣り合わない(表3.6.1)。

表 3.6.1 VS 減少量と酸素消費量のバランス

リアクター	減少VSS量(g)	スポンジ内の汚泥(g)	実減少量(g)	COD換算値(g)	消費酸素量(g)	誤差(%)
G1	35.9	9.87	26	37.7	25	33.7
G2	35.7	9.87	25.8	37.4	28.5	23.8

ただし、本実験では実験装置内部の汚泥量を測定しなかった。そのため、酸化分解されずに除去された汚泥は装置内部に蓄積されていたものと考えられる。仮にスポンジにCOD等量として25g-Oの汚泥が蓄積していたとするとVSとして理論上は17gが存在していることになる。実験Dのカットスポンジ(30×35mm)内部の汚泥量は0.185gであり、これを今回使用した装置内に設置したスポンジ量に換算すると9.87gとなる。理論値と約7gの誤差が存在しているが実際の装置内部において汚泥はスポンジ内部だけではなく上部や下部に堆積していることが確認できる。そのため装置内部にVSとして17gの汚泥が蓄積していることは十分に考えられる。

酸素消費速度を見るとG1はバッチ試験の結果と近いのに対して、G2はそれらよりも酸

素消費が活発である。この結果については高等生物の出現による食物連鎖から説明出来る可能性がある。図 3.6.5、3.6.6 に 12 月 5 日に撮影した G1、G2 のスポンジの写真を示す。



図 3.6.5 12月5日のリアクターの様子(G1)



図 3.6.6 12月5日のリアクターの様子(G2)



G1 ではスポンジ表面は汚泥により黒くなっており、スポンジ下部には汚泥が蓄積していた。目視では水棲ミミズを始めとする生物は確認出来なかった。一方の G2 においてはスポンジ表面に汚泥が付着していない部分を確認できる。またスポンジ下部にはロショウバエの幼虫のようなものや水棲ミミズが一目で確認できるほどに存在している。また、翌週の 12 月 12 日においては G1 にも水棲ミミズが確認できる(図 3.6.7)。



図 3.6.7 12 月 12 日のリアクターの様子(G1)

それに伴うように酸素消費速度も増大している。こういった点からより高次な食物連鎖が形成されることにより酸素消費速度が増大している可能性がある。実験 B においても水棲ミミズは確認されたが、本実験のようにより長期間の運転により多くの生物にとって活動しやすい環境が形成されている可能性もある。

実験中にはロショウバエも確認された。図 3.6.8 に示すように水路内部で大量に出現することもあった。



図 3.6.8 11 月 25 日のリアクターの様子(G2)

ロショウバエも高等生物であるため食物連鎖によるエネルギー消散という形で汚泥減量

に貢献すると考えられる。通常不快害虫のためなるべく出現しない方が望ましいが、水路内から外部に逃げ出さない限りは問題とはならない。図 3.6.6, 3.6.7 で示した 12 月 4, 12 日にはロショウバエはほとんど確認できなかった。大量に確認できた水棲ミミズが食物連鎖の頂点と仮定すると、ロショウバエの減少はその卵が水棲ミミズにより捕食されたり、エサ（汚泥）の獲得で水棲ミミズとの競争に負け、消滅したと考えることが出来る。これは活性汚泥法においては水棲ミミズが食物連鎖の頂点であるということからの仮説であり、実際の食物連鎖については確認する必要もあるかもしれない。ただ、食物連鎖をうまく形成することで各種性能を向上することが出来る可能性がある。

### 3.6.3 まとめ

本実験は長期間運転による挙動を確認するために行ったが、約 2 か月程度しか運転出来なかった。そのため運転がさらに長期間に及べば異なる挙動を示す可能性があることを留意する必要がある。その上で本実験のまとめは以下の通りである。

- 1) 酸素消費速度は  $2.9 \sim 12.6 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{Day})$  で推移した。推移には気温の影響が大きく影響していると考えられる。
- 2) 同様の条件で運転を行っている装置間でも酸素消費速度には違いが見られた。内部では高等生物出現の有無という違いが確認された。つまり食物連鎖をより高次に形成することでさらに性能を向上できる可能性がある。
- 3) 不快害虫の出現も食物連鎖の形成により抑制できる可能性がある。

### 3.7. 実験 F：スポンジ中の細菌相解析

汚泥消化においては嫌気性では酸生成菌やメタン生成古細菌、好気性消化や液体コンポスト化では余剰汚泥を溶解する細菌種が出現しており、本手法でも汚泥減量に寄与する生物が出現、優占している可能性がある。そこで本章では細菌に焦点を絞り、PCR-RFLP と逆転写 PCR-RFLP を用いて間欠接触酸化法による汚泥減量中の細菌相の変化を捉えようとした。

#### 3.7.1 実験方法

##### 1) 対象サンプル及びサンプリング方法

実験には菅野処理場で運転している G1 から 10 月 29 日に採取したスポンジを使用した。本実験では汚泥添加後にスポンジ担体の細菌相が時間的に変化していく様子を捉えたい。そのため、実験開始時スポンジ片をいくつかにカットし、それぞれのスポンジ片に等量の汚泥を添加し、所定時間培養後一つずつスポンジ片を破壊的に採取するという方法で行った。なお、切断したスポンジ片それぞれの細菌相の違いは無視しようと考えた。また、試料採取が破壊的である理由は、採取したスポンジ試料から細菌 DNA を抽出する操作が破壊的だからである。

実験開始時のスポンジ片の生物相が均一であることは確認できないが、別日に行った予備実験において T-RFLP 泳動図に大きな差がないことを確認した(付録に記載)。また、添加する汚泥量についてはスポンジ内の生物量と概ね等しい量とした。

実際の手順としてはスポンジを 10mm×10mm にカットし、それぞれに 4ml(VS 量として 6.7mg)の余剰汚泥をピペットで添加した。スポンジはタッパー内に図 3.7.1 のように設置し、時間毎(0,2,3,5,15,24,28,40,48 時間)にスポンジを採取した。採取したスポンジはすり鉢内でミリ Q 水 0.5ml と混合し乳棒を用いて圧搾することで内部の汚泥を絞り出し、得られた汚泥混合液を 3.1.2 に準じ、試料と等量のエタノールを加えて保存した。



図 3.7.1 サンプルスポンジの様子  
乾燥を防ぐため濡れキムワイプを配置した

## 2) DNA 抽出及び PCR、LFLP 分析

方法については 3.1.2 に記したとおりである。PCR-RFLP では試料中の細菌の存在比を捉えることが出来る。そのためサンプル間の細菌相の違いを捉えることが出来る。一方の逆転写 PCR-RFLP では転写産物(RNA)の存在比を捉えることが出来る。つまりその時点で活発に転写を行っている、言い換えれば活発に活動している細菌相を捉えることが出来る。こういった理由から特に逆転写 PCR-RFLP にて各サンプル間で大きな違いが期待できると期待した。

### 3.7.2 実験結果及び考察

PCR-RFLP の結果を図 3.7.2 に、逆転写 PCR-RFLP の結果を図 3.7.3 に示す。

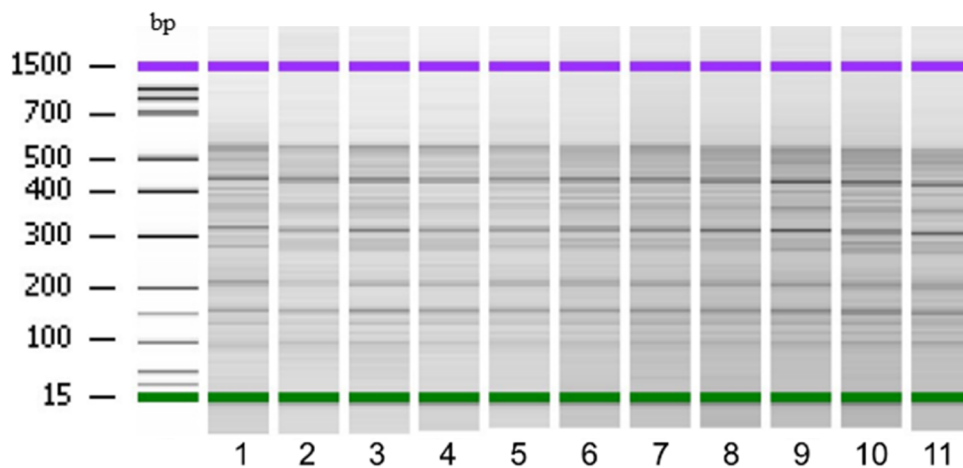


図 3.7.2 RFLP 図

1:添加汚泥、2:採取スポンジ、3:汚泥添加後 0H、4:2H 経過後、  
5:3H、6:5H、7:15H、8:24H、9:28H、10:40H、11:48H

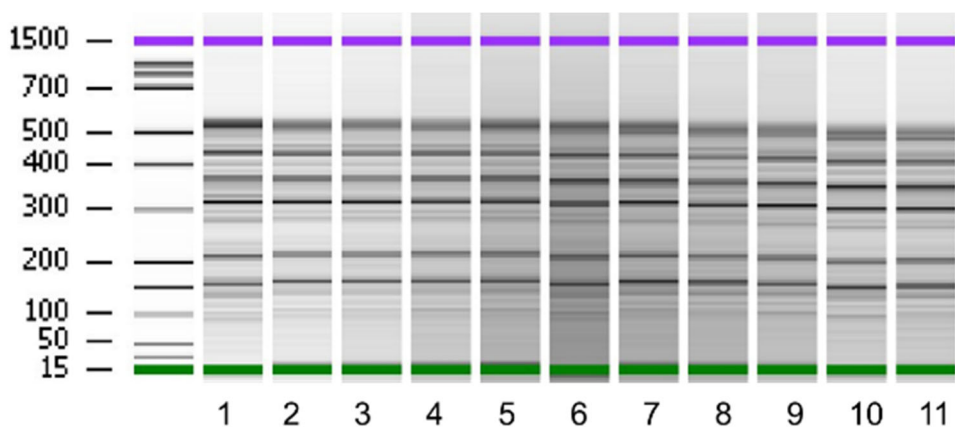


図 3.7.3 逆転写 RFLP 図

1:添加汚泥、2:採取スポンジ、3:汚泥添加後 0H、4:2H 経過後、  
5:3H、6:5H、7:15H、8:24H、9:28H、10:40H、11:48H

RFLP はバンドパターンの違いが生物相の違いを示すが、PCR-RFLP 法、逆転写 PCR-RFLP 法とも、添加した汚泥と初期のスポンジのバンドパターンには大きな違いはなかった。また、時間経過による細菌相の変化も 400~500bp において若干の変化が見られるものの、大きな変化は確認できなかった。

このような結果となった原因は、いくつか考えられる。一つ目は、本実験においては汚泥減量の際に活発に活動するような細菌種が存在していなかったという可能性である。ここまでの実験で本手法においては高等生物の出現が汚泥減量に大きく寄与している可能性があるとして述べてきたが、高等生物が大きな役割を果たしているとする、汚泥の添加により活発化する細菌はあまりいないのかもしれない。しかし、高等生物の糞に由来する、いわゆる共生細菌が活性化する可能性もある。もう一つの可能性は、使用した活性汚泥とスポンジ中に定着していた細菌相のバンドパターンがたまたま酷似していたために、実際には細菌相が変化していたにも関わらず、RFLP ではその変化を視覚化できなかった可能性もある。

本実験では細菌相の変化についてこれ以上踏み込んだ検討はしなかった。例えば今回のスポンジ中微生物のバンドパターンと全く異なるバンドパターンを持つ汚泥を入手し添加すれば、細菌相の変化をよりはっきりと捉えられるのではないかと考えられるし、また、次世代シーケンサーを用いて PCR 反応産物や逆転写 PCR 反応産物を解析すれば、細菌相の変化を明確に捉えることができたかもしれない。また、実験温度をあげて分解速度を上げ、さらに培養時間も長くした方が良かったのかもしれない。

しかし、時間の関係で本実験はこれ以上継続することはできなかった。



### 3.7.3 まとめ

- 1) RFLP 及び逆転写 RFLP 解析からは、添加している返送汚泥とスポンジ中細菌相の間には大きな違いは見られなかった。
- 2) 干出状態で時間が経過するにつれ RFLP において 400~500bp 付近のバンドに若干の変化が見られた。

### 3.8 実験結果のまとめ

3.2~3.7では汚泥減量の確認から運転条件による影響や温度、長期間運転による影響、細菌相の変化を調査した。それらの結果は以下のようにまとめられる。

- 1) 本手法において汚泥減量は好氣的に発生する。減量性能は好気性消化と比較して分解速度、処理汚泥性状ともに優れている。
- 2) 循環頻度は1日1回程度でも良い。また、スポンジ厚は性能に影響を与えず、性能はスポンジの表面積に大きく依存する。また、温度も分解性能に大きな影響を与える。
- 3) 各実験において水棲ミミズを始めとする高等生物が出現し、食物連鎖が既存の消化法と比較して高次に形成されていた。また、目視観察で高等生物が大量に出現している系は酸素消費が活発であった。細菌相に大きな変化がなかったことも含めると食物連鎖が汚泥減量の大きな要因であることが示唆された。

1)からは本手法における汚泥減量は好氣的に発生していること、2)からは本研究の性能はスポンジの表面積と温度が大きな要因であることが示された。これらを統合するとスポンジの空気に触れる表面積を増やすこと及び温度を上げることで汚泥減量性能を高めることが出来ると言える。

通常の好気性消化法は微生物の内生呼吸を曝気により促進する。本手法においても内生呼吸による汚泥の減量は重要である。しかし3)を踏まえると間欠接触酸化法において食物連鎖が大きな特徴・強みであることが考えられる。1)の結果も通常の好気性消化法において消化汚泥の脱水特性が低下することを考えると、食物連鎖によって引き起こされていると考えることもできる。この点については更なる検討が必須であるが、汚泥のみならず固形分分解という面からも今後重要な知見が得られるかもしれない。

## 4. 総合的考察

本節では 3.2～3.8 の実験結果を踏まえ、考察を行う。4.1 ではその結果を踏まえて装置の実用に向けた検討を行う。最後に 4.2 で本研究をさらに発展させるために今後検討すべき課題を述べる。

### 4.1 想定される装置と実用可能性

ここまでの実験で得た結果をもとに実際の装置の構造を検討するとともに、実用可能性について述べる。表面積を確保すべきことを考えると図 4.1.1 のような装置構成が考えられる。

図 4.1.1 は本研究で使用した実験装置と同じ構造であり、循環タンクの代わりの小規模処理場の汚泥貯留タンクに接続する。スポンジは汚泥が出来るだけ均等に添加されるようし、表面積を確保するため多段に設置する。汚泥が下部に流れていくように各段に角度をつけたり、底面を金網のようにすることでスポンジ底面も空気に晒し表面積を増加させることも出来るかもしれない。

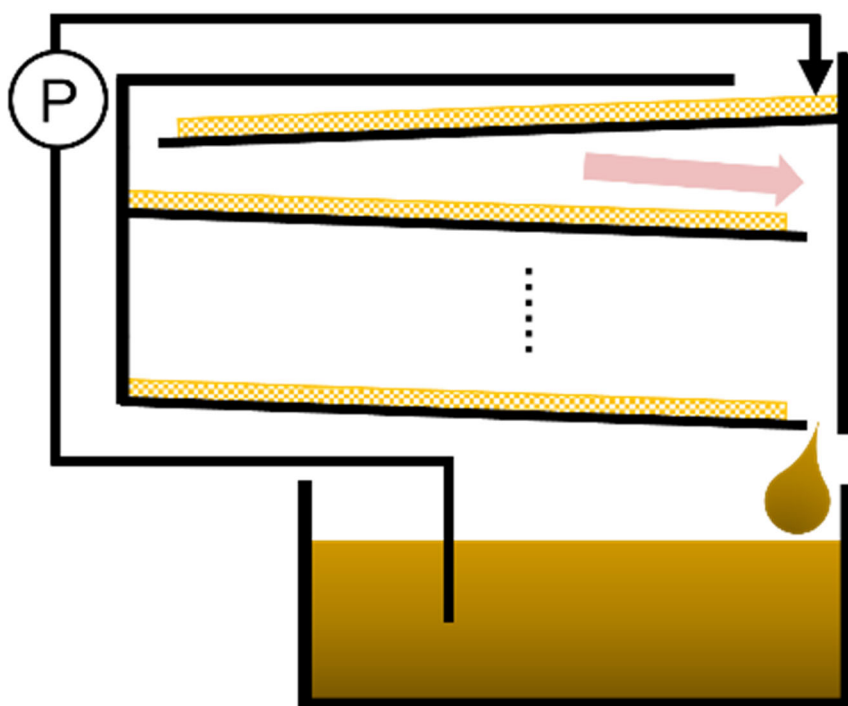


図 4.1.1 間欠接触酸化法を適用した汚泥減量装置

装置の単位体積あたりの性能は、次のように見積もることができる。厚さ 1cm のスポンジを用いた間欠接触酸化法の汚泥減量性能は、実験 D より 30°C で  $17 \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{Day})$  であった。使用できる装置容積が  $1 \text{ m}^3$  だとして、図 4.1.1 のような装置を使うとすると勾配 2% でスポンジ (1000×1000×1000mm) を 33 段重ねることが出来る (約 20mm 間隔となる。なお流下方向の長さは少し短くしなければならないがここでは長さ 1000mm として計算する)。つまり

561 g-O /m<sup>3</sup>・Day となる。

なお、この性能を出すためには加温する必要があるが、装置の外壁に保温材を用いて外部に熱が逃げることがない前提で 15°Cから 30°Cに加温する場合に必要なエネルギー量は次の様に求められる。

1kg の COD が分解の際に発するエネルギー量を 3.0×10<sup>6</sup>cal とする。スポンジの総体積は 330 L。水分がこの半分である 165 L 残っているとすると、15°Cから 30°C、つまり 15°C加温すると水が必要とするエネルギー量は 165×15 = 2475kcal。この差は 759kcal。約 0.8×10<sup>6</sup>cal となる。必要なエネルギーの多くが COD 分解の際の反応熱で賄うことが出来るため、スポンジ密度をさらに高めることが出来れば ATAD 法のように加温を必要とせずに運転できる可能性もある。

装置 1 m<sup>3</sup>あたりに含まれる酸素量は 188 g-O であり、1 日当たり数回エアポンプによって空気の入替えを行う必要はあるものの、曝気操作と比較すればエアポンプのエネルギーコストは低い。また加温した空気を送ることが出来れば加温作業とも両立できる。

また 1 日当たりの発生汚泥量を COD ベースで考える。1 人が 1 日に COD(クロム酸法)として 100g 排出するとし、汚泥転換率を 40%とすると、汚泥の発生量は一人当たり 40g-o/人・Day となる。つまり間欠接触酸化装置 1 m<sup>3</sup>で 1 日に 14 人分の汚泥を減量もしくは 28 人分の汚泥を半減することが出来る。

間欠接触酸化法による汚泥減量を既存の汚泥消化方法の性能を比較してみる。表 4.1.1 に 3 つの汚泥処理方法の大まかな特徴をまとめた。

表 4.1.1 各処理方法の特徴

	間欠接触酸化法	嫌気性消化法	好気性消化法(ATAD)
処理性能(g-o / (m <sup>3</sup> ・Day))	561 (30°C)	2100 (50~60°C)	700 (55°C)
汚泥性状	SVIとして改善	機械脱水性は低下	機械脱水性は低下
必要設備 (初期必要設備)	ポンプ、容器、スポンジ	保温性の高いタンク(ブローワー付き)、ガスホルダー、ガス発電機	曝気可能な保温性の高いタンク(ブローワー付き)、
維持管理	ポンプの稼働のみ(出来ればスポンジの加温)	汚泥の加温、pH、ガス、ブローワー管理	汚泥の加温、ブローワー、曝気管理
処理場規模	必要設備から1人でも可能	8500m <sup>3</sup> /Day~(最新設備導入時)	嫌気性消化より小規模

汚泥の組成を C<sub>60</sub>H<sub>87</sub>O<sub>23</sub>N<sub>12</sub>P とすると一般的な嫌気性消化法の性能(1 日当たりの COD 除去率)は約 2100 g-O /m<sup>3</sup>・Day、好気性消化の変法である ATAD 法は 55°Cで約 700g /m<sup>3</sup>・Day<sup>12)</sup>(VS の減少率から計算)である。単純な減量性能としては既存方法に劣るが、一般的な汚泥消化法が初沈汚泥と余剰汚泥の混合汚泥を処理対象にしているのに対して、本研究では余剰汚泥のみを使用している。また余剰汚泥は初沈汚泥と比較して消化効率が低いことが知られている<sup>39)</sup>。そのためこの比較では本手法の性能を低く見積もっているとも考えることが出来る。また表 4.4.1 で示すように嫌気性・好気性消化ともに大がかりな装置、煩雑な運転管理や加温や攪拌のエネルギーを要求する。

好気性消化については日本では導入事例は少なく、嫌気性消化は対象とするような小規模処理場に導入するのは現実的ではない。間欠接触酸化法の装置設計と維持管理の容易さ

を考えると十分な性能とも考えられる。

本装置の実用可能性についての検討を考える。100 人規模の処理場に導入する場合、装置容積として 4 m<sup>3</sup>確保することが出来れば 1 日当たりの発生汚泥量を半減させることが出来る。これは汚泥の質量での減少である。実際に輸送する汚泥は貯留槽で沈殿したものであり、これには汚泥の容積減少が大きく影響する。例えば汚泥容積を従来の貯留しておく場合の 1/2 に減少させることが出来れば、汚泥輸送の頻度は従来の 1/2 になる。これらを踏まえてエネルギーコストの面でどれだけの利点が出るかを大まかに検討した結果を表 4.1.2 に示す。

表 4.1.2 エネルギーコストの検討

条件	巡回頻度	移動燃料費(円)	操作燃料費(円)	合計
バキュームカーのみ	52回/年	87230	70980	158210
バキュームカー+間欠接触酸化法	26回/年	43615	35490 + 42705(ポンプ代)	121810 (-23%)

検討には、バキュームカーの各種費用には下水汚泥処理総合計画策定マニュアル<sup>39)</sup>記載の式を用いた。各種条件については 1 章で述べた島根県の例を参考に処理場規模 100 人、移動距離 15km、軽油と電気料金についてはそれぞれ 130 円/L、15 円/kw として仮定した。間欠接触酸化法は 1 日に 2 回循環すると仮定した。その他条件と計算過程は付録に示す。非常に大まかな算定であるがエネルギーコスト的には有利であることが確認できる。また実際に巡回する処理場は 1 カ所ではなく数カ所～数十カ所であること、山間部のため燃費が悪くなることを考えると移動にかかるエネルギーコストはさらに増大する。

加えて経済性についてまで話を拡張すると、最も大きな負担であると考えられる人件費も削減できる。そもそも小規模な処理施設が存在している地域では人材の不足が問題となっているところも多い。そういった負担も軽減できる可能性も加味すれば十分に適用可能性はあると言える。

装置のイニシャルコストについては検討を行っていないが、基本的には容器、スポンジ、ポンプからなるため既存の消化法ほど高価になることは考えにくい。スポンジも本研究では水処理用のものを使用しているが、日常的に使用するスポンジでも代用できるかもしれない。

## 4.2 今後の検討課題

ここでは本技術を実用化に近づけるにあたり検討すべき事項について述べる。項目としては大きく分けて以下の4つが考えられる。

- 1) 実験操作、調査、評価手法の確立
- 2) 沈降性(汚泥性状)の改善効果の確認
- 3) 汚泥減量及び沈降性改善のメカニズムの解明
- 4) 実用化に向けた装置設計やメンテナンス性、性能の更なる向上

このうち1)番は研究全体に絡む最も重要な点である。間欠接触酸化法の研究を行うにあたり最も難しい点は既存技術の研究方法をそのまま活用することが出来ない点である。既存の廃水・汚泥処理技術の実験系(曝気・消化槽)の多くが微生物や成分が水中に均一に存在しているのに対して、間欠接触酸化法は水平・鉛直どちらをとっても明らかに異なっている。

例えば本研究における汚泥減量は主に「酸素消費速度」または「酸素消費量」、「VSの減少量」から評価している。「VSの減少量」については既存の汚泥消化法でも用いられる一般的なものであり、そちらの場合は反応槽から一定量のサンプルを採取することで測定することが出来る。一方、間欠接触酸化法は汚泥が循環タンクとリアクター内部のスポンジに存在している。そのためVSの減少量を正確に測定するにはリアクター内部の汚泥を洗い流さなければならない。操作としても面倒であるし、汚泥を減量する生物を洗い流す行為のため性能も低下してしまう恐れがある。そういった点から「酸素消費量」を用いての評価も本研究では行っていない。実験C,Eのような系内に有機物として汚泥のみが存在し、装置も密閉できる場合には有効な手段である。しかし実際の装置としては密閉して使用する場合でも、実験室環境でスケールを大きくする場合には密閉は難しい。今後、より実務に近づけた実験を行う上で新たな汚泥減量の評価方法を確立する必要がある。

また、汚泥の添加方法といった実験の核となるような点から、リアクター内部の観察の仕方(写真の撮り方・高等生物の評価の仕方)についても本研究では確固とした方法があるわけではない。特に観察の仕方については本研究では大まかな全体像を捉えられるように、一見してわかる違い(汚泥がある、水棲ミミズがいる、ハエがいる)を観察したが、今後はより定量的なデータを採ることができるようにならなければならない。現在の設計ではリアクター内部が均一とは言えないものの、図4.1.1に示すような実験装置であれば各段のスポンジを指定したサイズだけサンプリングしそれらを代表として調査するという手段も考えられる。実験系の組み方で改善できる可能性は多々ある。

2)番については本研究では3.3の実験Bで検討を行ったが、ごく限られた条件・回数での検討にとどまっており、今後、改善効果をしっかりと確認する必要がある。4.1で述べた様に汚泥輸送の負担を軽減するには汚泥容積の減少、つまり沈降性の向上が重要となる。本研究でもSVIの向上は確認したが、測定方法は下水道試験法に示された公定法とは異なり、

また2度しか行っていない。食物連鎖の形成から改善することは予想されるが今後しっかりと確認する必要がある。

3)番については本研究では実験Fが該当するが、今後さらにしっかりと検討する必要がある。本研究においては細菌相の簡易的な確認しか行えなかった。いくつかの実験結果を総合して高等生物による食物連鎖の形成が汚泥減量と沈降性の改善に寄与している可能性が高いとしているが、定量的なデータは少なく、恣意的に解釈しているともいえる。細菌相についても検討する余地は多々ある。細かなメカニズムまでいかなくとも汚泥減量に最も関与している生物を特定できれば、よりその生物に合わせた設計・運転条件を設定することが出来、性能をさらに向上させることが出来る。そういった点から重要な事項である。

4)番については本研究の実質的なゴールと言える。本研究で使用したリアクターは浄化管の研究に用いていたものを言わば流用したものであり、汚泥減量に最適化したものとは言えない。今後は4.1で述べた装置に近いようなものを検討する必要がある。そのためには1)、2)で述べたことに加えて水理学的な要素からの検討や実験に用いている汚泥の特性についても詳しく調査する必要がある。装置構成によってはさらに性能を向上させることが出来るかもしれない。また、現在処理装置を設置している菅野終末処理場以外の汚泥を用いた実験を行う必要もあるかもしれない。加えて本研究では実験Eにて検討を行ったがメンテナンスの有無や方法についても検討を行う必要がある。

番号は振らなかったが、本研究が求められているような地域へのヒアリングも重要である。ヒアリングを行うことで実際に求められている装置設計や性能を知ることが出来、社会実装に向けて無駄なく研究の方向性を決めることが出来る。本論文では主に基礎的な検討にとどまったが、今後は上記の検討を行う必要があると考える。

## 5. おわりに

本研究では間欠接触酸化法を汚泥減量技術として用いるためにいくつかの検討を行った。その結果、次の結論を得た。

- 1) 間欠接触酸化法によって汚泥減量が行えることを最適化されていない条件下で大まかに確認した。(3.2)
  - 2) 汚泥が質量、体積ベースで減量することを確認した。また、酸素収支の確認から、減量が好氣的に進行することを示した。好気性消化と比較して 26~42%優れた速度で固形分の分解を行った。(3.3)
  - 3) 用いるスポンジ厚と 1 日当たりの循環回数は性能に影響を及ぼさなかった。温度の上昇により性能は向上した。また、長期間運転(約 9 週間)の際に閉塞により性能が低下することはなかった。(3.4, 3.5, 3.6)
  - 4) 汚泥減量のメカニズム解明として細菌相の解析を行った結果、スポンジ担体と添加する汚泥には大きな違いは見られなかった。(3.7)
  - 5) 得られた知見から予想される装置の性能について記述し、既存の処理方法と比較した。見積もられた処理性能は  $561 \text{ g-O} / \text{m}^3 \cdot \text{Day}$  であった。(4.1)
  - 6) 今後、装置を実用化するにあたり検討すべき点を整理した。(4.2)
- また以上に加えて以下の結論も得られた。
- 1) スポンジの見掛けの表面積が性能に影響を与えらる。と考えられる。(3.3)
  - 2) 高等生物の出現が汚泥減量に大きな影響を与えることが示唆された。(3.3,3.6,3.7)

汚泥の有効利用が推進される中、本研究はそういった動きから漏れる地域の処理施設を対象としたある意味では主流から離れた研究でもある。確かに汚泥は重要な資源であり、出来る限り有効利用することが望ましい。しかしあらゆる地域においてそういった処理が求められているわけではない。一見効率的に見える広域・集約処理に限定する必要はなく、地域特性に合わせた処理方法や対策を選択できることが望ましいと考える。本研究が小規模下廃水処理施設における汚泥処理の負担を軽減する新たな対策のひとつとなれば嬉しい。



## 6. 謝辞

本修士論文をまとめるにあたり、多くの方々にお世話になりました。この場をかりて皆様に深く感謝いたします。

指導教員である佐藤弘泰准教授には入学してからの約2年間様々な面で大変お世話になりました。分野に対して体系的な知識があるわけでもない私を受け入れてくれたこと、研究に限らない広い知見を惜しみなく与えて下さったことに深く感謝いたします。ミーティングの際には、目的を設定すること、理論立てた実験の組み立て、主体的に動くこと、他人にわかりやすく伝えることの重要性といった社会に出る上で必要なことを何度も教えて下さいました。考えを放棄しがちで、物分かりが悪く、実験の方針を「エイヤッ!」と決めることが癖になっていたため大変お手を煩わせたと思います。考えなしに生きてきた私が修士論文を一応の形とすることが出来たのは佐藤先生の指導のおかげです。ご指摘頂いたことは今でも治ったとは言えませんが、常に念頭に置いて今後生きていきたいと思っています。

味埜俊教授には研究会や研究室の歓迎会等でお世話になりました。直接お話する機会は少なかったですが、研究に対する鋭いご指摘から研究に限らない様々な話題についてお聞きすることが出来ました。深く感謝いたします。

副指導教員である佐々木淳教授には2回のミーティングの機会を頂きました。データの見せ方や説明の仕方、章立てといった分かりやすく伝えるためにどうすべきかといったアドバイスを頂きました。深くお礼申し上げます。

研究室の秘書である服部さんには書類の申請から幅広くお世話になりました。申請や書類に不備があった際など色々ご迷惑をおかけしたと思います。

市川市菅野終末処理場の職員の方々には、処理場での作業の際にお世話になりました。深く感謝いたします。

同期である岩坪さんには入学時から大変お世話になりました。業界を知っているからこそそのアドバイスから豊富な社会経験からくるお話は大変面白く知見が広がりました。気さくに接して頂いたこと、大変感謝しております。

研究室のメンバーのおかげで2年間を充実させることが出来ました。研究に限らず、飲み会から遊びなどプライベートの面でもお世話になりました。教えて頂いた名店は今後も通うつもりです。また、筑波山登山は良い思い出です。

またここまで私を支えてくれた家族にも深く感謝いたします。高専卒業時に就職するという話から大学院まで進学するという身勝手を許して頂いたご恩は今後返していくつもりです。

ここに挙げた以外の方にも多くの方のお世話になりました。本当にありがとうございます。

2020年1月20日

## 7. 参考文献

- 1) 国土交通省下水道政策研究委員会(2014) “新下水道ビジョン,”  
[http://www.mlit.go.jp/mizukokudo/sewerage/mizukokudo\\_sewerage\\_tk\\_000307.html](http://www.mlit.go.jp/mizukokudo/sewerage/mizukokudo_sewerage_tk_000307.html).
- 2) 国土交通省(2015) “改定下水道法,”
- 3) 国土交通省(2017) “「生産性革命プロジェクト 20」の具体化状況について,”  
<http://www.mlit.go.jp/common/001236874.pdf>.
- 4) 国土交通省(2019) “広域化・共同化検討分科会 第2回資料,”  
[http://www.mlit.go.jp/mizukokudo/sewerage/mizukokudo\\_sewerage\\_tk\\_000551.html](http://www.mlit.go.jp/mizukokudo/sewerage/mizukokudo_sewerage_tk_000551.html).
- 5) 佐藤弘泰、松原善治、庄司仁(2014) “管路内での間欠接触酸化による下水処理特性の評価“, 第51回下水道研究発表会講演集 46-48.
- 6) 松尾友矩(2014) 水環境工学第三版, オーム社 東京都千代田区.
- 7) 日本下水道協会(2009), 平成21年度下水道統計.
- 8) 片岡直明(2010) “嫌気性生物処理技術の特徴と発展の流れ,” エバラ時報, 229巻 p27-38,
- 9) 李 玉友(2010) “嫌気性消化による汚泥の減量化とエネルギー利用,” *汚泥の処理とリサイクル技術*, NTS,
- 10) 横浜市環境創造局下水道施設部北部下水道センター(2019), “北部汚泥資源化センター,”  
[https://www.city.yokohama.lg.jp/kurashi/machizukuri-kankyo/kasengesuido/gesuido/center/saisei\\_center/12src.html](https://www.city.yokohama.lg.jp/kurashi/machizukuri-kankyo/kasengesuido/gesuido/center/saisei_center/12src.html).
- 11) F. L. B. H. D. S. George Thobanoglous(2004) “Wastewater Engineering Treatment and Reuse FOURTH EDITION“, McGraw-Hill アメリカ ニューヨーク.
- 12) Shugen Liu, Nanwen Zhu, Loretta Y. Li(2012) “The one-stage autothermal thermophilic aerobic digestion for sewage sludge,” *Bioresource Technology*, vol104, pp. 266-273.
- 13) 森忠洋 (1995) 汚泥も水もでない生物処理は可能か?—高温・好気法による高濃度有機排水処理—. 用水と廃水, 37(10), 40-44.
- 14) 今井剛、荒金光弘、樋口隆哉、関根雅彦、村上定瞭、竹内正美(2008) “可溶化技術を用いた汚泥処理に関する研究展望,” *廃棄物学会論文誌*, 第19巻, 第1号, 1-8.
- 15) 国土交通省下水道部(2018) “下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン,”  
<https://www.mlit.go.jp/common/001132522.pdf>
- 16) 石田貴(2017) “嫌気性消化法の導入可能性,” 月間下水道, 第40巻 第13号. 1-5.
- 17) 松田圭二、岩堀恵祐(2016) “し尿・汚泥集約処理システムの史的背景と処理技術の変遷,”
- 18) 村上哲夫(1987) 小規模下水道の計画、設計、施工, 山海堂.
- 19) 黒木雄介(2016) “下水の間欠接触酸化処理におけるスポンジ担体の干出による酸素供給効果の検討,” 東京大学大学院新領域創成科学研究科社会文化環境専攻修士論文.
- 20) 藤井元貴(2019) “間欠接触酸化法に用いるスポンジ担体の酸素供給ポテンシャルの検討,” 東京大学大学院新領域創成科学研究科社会文化環境専攻修士論文.
- 21) Tiffany Joan Sotelo, Hiroyasu Satoh, Takashi Mino(2019) “Effect of sponge media structure on

the performance of the intermittent contact oxidation process for in-sewer purification,” *Biochemical Engineering Journal* , vol149 107254

22) 越智孝敏、田中修司、田中直也、三品文雄、森田弘昭(2004) 下水道管渠内反応, 技報堂出版、東京都千代田区.

23) 呂日陶(2019) “Exploring Intermittent Contact Oxidation Process for Enhanced In-sewer Purification at Sewer Upstream“ Graduate Program in Sustainability Science Global Leadership Initiative Graduate School of Frontier Sciences THE UNIVERSITY OF TOKYO

24) Tiffany Joan Sotelo, Hiroyasu Satoh, Takashi Mino(2018) “Lipid Degradation Behavior for the In-sewer Application of the Intermittent Contact Oxidation Process“*Journal of Water and Environment Technology*, Vol.16, No.5: 211–219

25) 松坂勝雄、松原善治、佐藤弘泰、庄司仁(2014) “管路内での間欠接触酸化による下水処理技術の開発,” 第 51 回下水道研究発表会講演集, 646-648.

26) A. H. MadanTandukar, A.Ohashi, H.Harada “Performance comparison of a pilot-scale UASB and DHSsystem and activated sludge process for the treatment ofmunicipal wastewater,” *WATER RESEARCH*, 41, pp. 2697-2705, 2007.

27) 長町晃宏、井口晃徳、瀬戸雄太、久保田健吾、押木守、荒木信夫、大久保務、上村繁樹、高橋優信、原田秀樹、田川正(2016) “一時沈殿+DHS システムによる衛生指標微生物の処理性能評価,” *土木学会論文集 G*, Vol 72, No 7, 187-195.

28) 川又睦、森正人、日下潤、勝俣宏信、古川斐人、中村明靖、幡本将史、山口 隆司(2013) “水族館水処理における高性能硝化システムの開発,” *大成建設技術センター報*, vol46. 50-1.

29) 松永健吾、小野寺崇、山口隆司、上村繁樹、長野晃弘、久保田健吾、原田秀樹 “DHS の汚泥保持特性とその減量化ポテンシャル,” 土木学会第 63 回学術講演会.

30) 大久保務(2015) “途上国のための新規下水処理装置 DHS におけるスポンジ担体の水の流れと酸素の取り組み特性の評価,” *実験力学*, vol 15, No1. 30-37.

31) A.W.Patwardhan(2003) “Rotaing biological contactors A review,” *Industrial & Engineering Chemistry research* ,42,. 2035-2051

32) 庄司仁、落修一、春日郁郎、尾崎正明(2006) “下水汚泥の液体コンポスト化における汚泥の分解に関わる細菌群集構造の解析,” *水環境学会誌*, vol 29, No7. 407-413.

33) 松本翔一郎、李雪松、前田憲成、尾川博昭(2008) “下水余剰汚泥を溶解する細菌株の分離・同定およびその汚泥溶解性,” *環境バイオテクノロジー学会誌* , Vol8, No1 49-54.

34) 藤井邦彦、稲森悠平、松村正利、戎野棟一(1999) “有用微小後生動物輪虫類の大量定着と水質浄化に及ぼす付着担体の効果,” *水環境学会誌*, vol22,No2, pp. 127-132.

35) 国林紀男、稲森悠平、須藤隆一(1997) “環形動物貧毛類の増殖に及ぼす環境因子の影響,” *日本水処理生物学会誌*, vol33, No4,207-214.

36) Naoyuki Kishimoto a, Masashi Okumura(2018) “Feasibility of Mercury-free Chemical Oxygen Demand (COD) Test with Excessive Addition of Silver Sulfate,” *Journal of Water and Environment*

Technology, vol16 6. 221-232.

37) 日本下水道協会(2012) 下水道試験方法(上巻)、日本下水道協会 東京都千代田区.

38) 監訳：味埜俊(2005) 活性汚泥モデル ASM1,ASM2,ASM2D,ASM3, 環境新聞社.

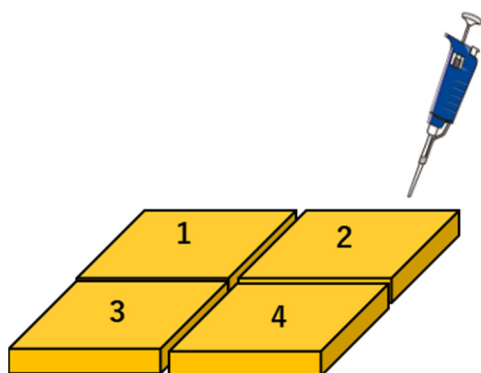
39) 平岡正勝, 武田信生,大隅欣一, 奥兼美(1981) “下水汚泥の嫌気性消化システムに関する研究(第1報),” 環境技術, vol 10, no. 9. 691-701 .

40) 日本下水道協会(1991) “下水汚泥処理総合計画策定マニュアル“.

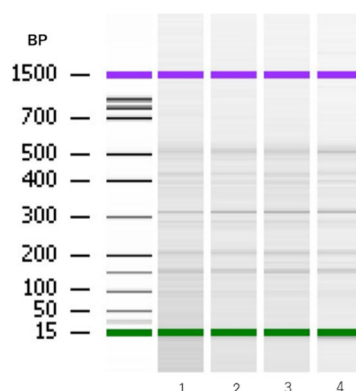
## 付録

### ・付録 RFLP 実験の検討

事前に 3.5×3.5cm の 4 当分にカットしたスポンジを用いて RFLP を行った。各条件は本文と同様である。イメージを図 1 に、結果を図 2 に示す。



検討のイメージ図



RFLP 結果

各サンプルに大きな差はないと判断し実験 F を行った。この判断が適切かどうかは今後の NGS 解析の結果により明らかとなる。今後の研究に期待したい。

### ・付録 バキュームカーのコスト算定方法

基本的には参考文献の下水汚泥処理総合計画策定マニュアルに準じた。しかし 1991 年出版であるため古い情報であること、多くの仮定を含んでいるため大まかな推定である。

- 1) バキュームカーの移動距離を 15 km と仮定。往復で 30km。
- 2) 処理人口は 100 人として発生汚泥量は 1 m<sup>3</sup>/Day。
- 3) バキュームカーは吸引 20 分、排泥 10 分を 1 回の操作とする。また燃料は 21L/hr で消費
- 4) 軽油価格は 130 円/L、電気料金は 15 円/kw (中国電力の個人料金参考)

燃料消費量は  $11.236 \times (52 \text{ 週} \times 30 \text{ km} / 26.1) = 671 \text{ L}$

性能から一回当たり 0.5h 運転。  $0.5 \times 52 \times 21 = 546 \text{ L}$

$(671 + 546) \times 130 = 158210 \text{ 円}$ 。

・間欠接触酸化法に用いるポンプは鶴見製作所の PN ポンプを参照とした。

[https://www.tsurumpump.co.jp/products/industrial/Submersible\\_Pumps/Wastewater/PN.php](https://www.tsurumpump.co.jp/products/industrial/Submersible_Pumps/Wastewater/PN.php)

## ・付録 COD の測定方法

Kishimoto *et al.* は COD<sub>Cr</sub> 法において塩化物イオンによる触媒銀への影響を防ぐために添加している硝酸第二水銀を過剰な量の硝酸銀によって代替できるとしている。本研究ではこの方法を元にした測定方法を採用している。

### 1) 使用試薬

・ Digestion solution (酸化剤) : ニクロム酸カリウム( $K_2Cr_2O_7$ ) 2.044g/L を 1L 6N  $H_2SO_4$  に混合。(酸素相当量 : 0.3336g-o/L)

・ Sulfuric acid reagent(触媒、塩化物イオン阻害防止) : 硫酸銀( $Ag_2SO_4$ )19.1g を 1L  $H_2SO_4$  に混合。

・ Ferrous ammonium sulfate titrant(FAS 滴定剤 0.25M) : 硫酸アンモニウム鉄(II)( $(NH_4)_2Fe(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ ) 98g/L を 1L 0.72N  $H_2SO_4$  に混合。

・ Dissolved ferrous ammonium sulfate titrant(DFAS 0.01M) : FAS 溶液を 0.72N  $H_2SO_4$  で 25 倍希釈。本試薬は使用時に作成する。

・ Ferriin indicator solution(指示薬) : 1,10 o-phenanthroline monohydrate 1.485 g と  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  を 100ml ミリ Q 水に混合。

・ Standard solution (COD 標準液) : 下水道試験法記載の TOC 標準液(1000mg/L)を使用。50 倍希釈したもの(50mgC/L)を 125mg-O/L、100 倍希釈したもの(10mgC/L)を 62.5mg-O/L として使用。

### 2)測定方法

1. 反応試薬を以下のようにチューブに調整する。

・ Digestion solution : 0.6ml (酸素相当量 0.2mg)

・ Sulfuric acid reagent : 1.4mL

・ Sample or Standard : 1mL

※スタンダードとして上記記載の溶液とミリ Q 水(0mg/L)を使用する。

※サンプルは検量線範囲内に収まるように適宜希釈する。

2. ヒートブロックにて 150°C で 2 時間加温する。その後室温放置し温度を低下させる。

3. Ferriin indicator solution を 5 $\mu$ l 添加する。その後チューブを含めた重量を測定する(これを A とする)。

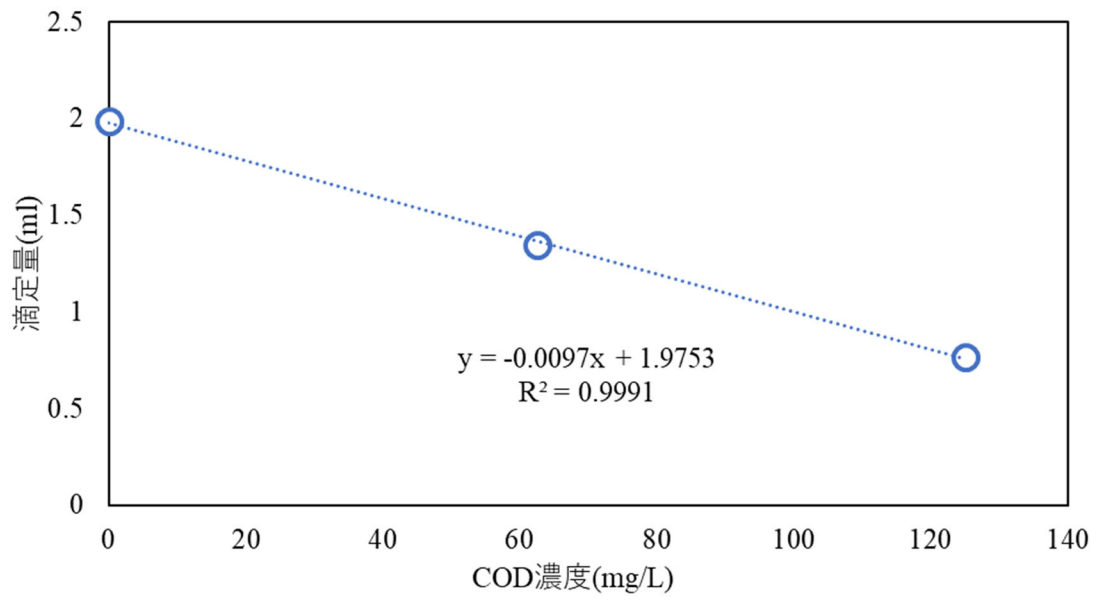
4. DFAS 溶液を使い溶液色が赤色に変化するまで滴定を行う。その後重量を測定する(これを B とする)。

5. B-A により滴定量を算出する。既知であるスタンダードの滴定量を用いて回帰直線を求め(図)、サンプルの COD 濃度を算出する。

※グラフの各プロットはそれぞれ COD 濃度 0、62.5、125mg/L を示す。この回帰直線式の y が滴定量であり、x が求めるべき COD 濃度となる。つまり式としては

$$y = ax + b$$

※ここで x=サンプルの COD 量(mg/L)、y=滴定量(ml)、a=傾き(ml/(mg/L))、b=切片(ml)



検量線作成のイメージ

・付録4 実験A

実験Aの結果の算出に用いたデータを示す。なお本論文に記載していないA-2、A-3の結果もここに含む。

実験A-1 計算シート

	流入負荷			流出			
	期間中の流入下水に含まれていたCOD(mg-O)	追加の余剰汚泥の負荷(mg-O)	期間中の系内に添加された全COD(mg-O)	期間中の残存COD(mg-O)	期間中の消費COD(mg-O)	期間中に発生した汚泥量(mg-O)	消費酸素量(mg-O)
G1	33924	8768	42624	12249	38375	11561	24462
G2	33924	0	33924	14897	19027	10395	18850

実験A-2 計算シート

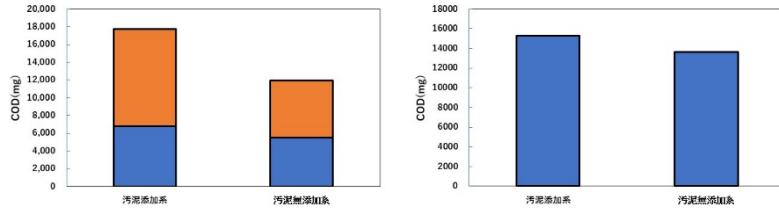
	流入負荷			流出			
	期間中の流入下水に含まれていたCOD(mg-O)	追加の余剰汚泥の負荷(mg-O)	期間中の系内に添加された全COD(mg-O)	期間中の残存COD(mg-O)	期間中の消費COD(mg-O)	期間中に発生した汚泥量(mg-O)	消費酸素量(mg-O)
G1	15575	8784	24360	6797	17563	10970	15283
G2	15575	0	15575	5473	10102	6487	13632

実験A-3 計算シート

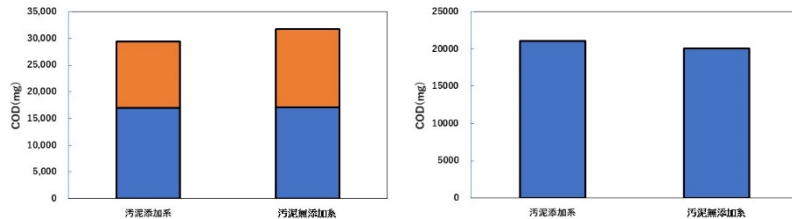
	流入負荷			流出			
	期間中の流入下水に含まれていたCOD(mg-O)	追加の余剰汚泥の負荷(mg-O)	期間中の系内に添加された全COD(mg-O)	期間中の残存COD(mg-O)	期間中の消費COD(mg-O)	期間中に発生した汚泥量(mg-O)	消費酸素量(mg-O)
G1	38670	6195	44865	17069	27857	13270	21090
G2	38670	0	38670	17171	21499	14594	20637

表 実験A COD生データ

	sample	COD(mg/L)	処理率(%)	期間中合計COD量(mg)
A-1	5/23 mf	110		4365
	5/23 G1	41	63	1632
	5/23 G2	38	66	1401
	5/28 mf	89		5972
	5/28 G1	1	99	47
	5/28 G2	9	90	807
	5/30 mf	44		1183
	5/30 G1	11	75	392
	5/30 G2	16	64	412
	5/31 mf	50		2620
	5/3 G1	17	66	954
	5/3 G2	21	57	1132
	5/6 mf	124		4902
	5/6 G1	35	72	1383
	5/6 G2	35	72	1383
	5/10 mf	88		4632
	5/10 G1	41	67	2190
	5/10 G2	70	44	3082
	5/13 mf	90		2658
	5/13 G1	27	78	1056
5/13 G2	26	79	1049	
5/17 mf	52		2733	
5/17 G1	42	20	2198	
5/17 G2	46	11	2424	
5/21 mf	77		4089	
5/21 G1	48	37	2587	
5/21 G2	52	33	2747	
5/25 mf	54		2325	
5/25 G1	25	52	1345	
5/25 G2	28	47	1400	
5/28 mf	72		2865	
5/28 G1	59	18	2355	
5/28 G2	26	64	1025	
7/1 mf	63		3305	
7/1 G1	15	76	788	
7/1 G2	20	69	1038	
7/5 mf	44		2207	
7/5 G1	14	68	730	
7/5 G2	14	68	730	
7/12 mf	47		2468	
7/12 G1	15	66	788	
7/12 G2	12	73	619	
7/16 mf	46		1804	
7/16 G1	20	54	791	
7/16 G2	14	67	559	
7/19 mf	95		5029	
7/19 G1	74	22	3929	
7/19 G2	27	72	1424	
7/23 mf	86		2543	
7/23 G1	37	57	1084	
7/23 G2	41	52	1214	
7/26 mf	65		2578	
7/26 G1	33	49	1310	
7/26 G2	36	44	1448	
7/29 mf	78		3190	
7/29 G1	13	83	513	
7/29 G2	31	61	1208	
8/1 mf	61		2429	
8/1 G1	32	48	1256	
8/1 G2	35	43	1388	
8/5 mf	81		4298	
8/5 G1	29	65	1508	
8/5 G2	37	54	1506	
8/8 mf	122		3935	
8/8 G1	44	64	1726	
8/8 G2	22	82	899	
8/13 mf	68		4470	
8/13 G1	21	69	1370	
8/13 G2	21	69	1364	
8/19 mf	64		5088	
8/19 G1	28	56	2211	
8/19 G2	40	38	3147	
8/23 mf	82		4341	
8/23 G1	40	52	2084	
8/23 G2	59	28	3125	



実験A-2 結果



実験A-3 結果



・実験 C 酸素消費量データ

4 繰り返しで行ったデータをここに示す。G1,G2 間には差が確認できなかった。

表 G1 酸素消費量

G1							
運転日時	運転名	循環回数	循環時間	干出時間	酸素消費量(g/Day)	(g/m <sup>2</sup> ・Day)	温度(°C)
10月6日	A運転	1	15	1425	0.51	9.05	24.09
10月5日	B運転	2	30	1410	0.63	11.16	27.02
10月8日	C運転	4	60	1380	0.54	9.70	24.54
10月9日	D運転	8	120	1320	0.53	9.42	23.77
10月7日	E運転	24	360	1080	0.45	7.95	22.94
10月11日	A運転	1	15	1425	0.40	7.18	22.24
10月13日	B運転	2	30	1410	0.49	8.71	26.98
10月12日	C運転	4	60	1380	0.47	8.43	25.60
10月14日	D運転	8	120	1320	0.31	5.57	20.59
10月10日	E運転	24	360	1080	0.49	8.73	21.75
10月15日	F運転	12	180	1260	0.43	7.63	20.00
10月16日	F運転	12	180	1260	0.39	6.90	21.00
合計					5.62	100.42	

表 G2 酸素消費量

G2							
運転日時	運転名	循環回数	循環時間	干出時間	酸素消費量(g/Day)	(g/m <sup>2</sup> ・Day)	温度(°C)
10月6日	A運転	1	15	1425	0.45	8.12	22.70
10月5日	B運転	2	30	1410	0.56	10.01	24.51
10月8日	C運転	4	60	1380	0.44	7.80	22.93
10月9日	D運転	8	120	1320	0.41	7.31	21.40
10月7日	E運転	24	360	1080	0.40	7.08	21.04
10月11日	A運転	1	15	1425	0.50	8.89	21.30
10月13日	B運転	2	30	1410	0.55	9.88	25.60
10月12日	C運転	4	60	1380	0.48	8.56	24.83
10月14日	D運転	8	120	1320	0.40	7.20	19.40
10月10日	E運転	24	360	1080	0.34	6.01	20.46
10月15日	F運転	12	180	1260	0.38	6.82	20.00
10月15日	F運転	12	180	1260	0.31	5.59	21.00
合計					5.22	93.26	

・実験 B (B-2 については撮影を忘れた)

沈降性の確認(SV<sub>30</sub>)



図 SV<sub>30</sub> 実験 B-1 左から開始時、終了時 G1、G2

・その他沈降性の簡易的確認

実験 E 中に循環水槽の汚泥沈降性を 50ml チューブで 30 分静置することで簡易的に調査した。

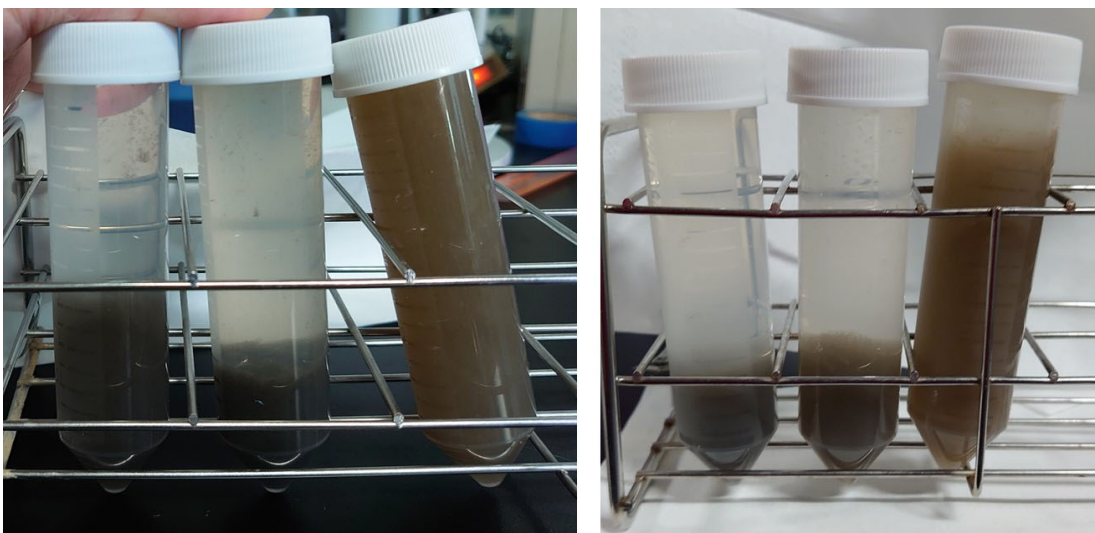


図 左：12月12日 右：12月18日

それぞれ左から G1,G2,入れ替えた汚泥混合液