

ISSN 0386-5878

土木研究所資料第3395号

土木研究所資料

自己造粒汚泥を利用した新しい
下水処理プロセスに関する研究

平成8年1月

建設省土木研究所
下水道部三次処理研究室

Copyright © (1996) by P.W.R.I.

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

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

自己造粒汚泥を利用した新しい 下水処理プロセスに関する研究

三次処理研究室 室 長 高 橋 正 宏
奥 井 淳

部外研究員 国 分 剛*

部外研究員 池 田 裕 幸**

要旨

新しい都市下水の生物学的処理方式として、自己造粒汚泥を利用する手法を開発した。自己造粒汚泥を安定して形成させる条件を検討し、上向流型反応タンク内における上向流速や投入エネルギー密度、自己造粒に関与する生物種等の条件を明らかにした。結合型固定化微生物と自己造粒汚泥を組み合わせる利用することによって、効率的な窒素除去プロセスを開発した。パイロットプラントの運転によってその設計手法を提示し、従来の窒素除去プロセスとの比較設計を行い、施設容量、使用エネルギーとも新方式が有利であることを示した。

キーワード：自己造粒汚泥、窒素除去、ベギアトア、硫黄

* 部外研究員在職期間（平成5年4月から6年3月まで）

** 部外研究員在職期間（平成6年4月から7年3月まで）

自己造粒汚泥を利用した新しい下水処理プロセスに関する研究

目次（案）

1	研究の背景と目的	1
2	下水処理の現状と将来展望	5
2. 1	下水道をめぐる将来的情勢	7
2. 2	現況の下水道技術での対応	8
2. 3	生物学的下・排水処理プロセスの可能性	10
3	自己造粒汚泥の生成機構	29
3. 1	自己造粒汚泥の分類	31
3. 2	自己造粒に関する攪拌条件の検討	32
3. 3	嫌気性上向流汚泥床（U A S B）	42
3. 4	好気性上向流汚泥床	44
3. 5	微好気性上向流汚泥床 （多段反転流式バイオリアクター：M R B）	47
3. 6	<u>Beggiatoa</u> ・硫酸還元細菌の分離と代謝特性	55
4	微好気性自己造粒汚泥を用いた下水処理プロセス	71
4. 1	プロトタイプM R Bの設計条件と処理成績	73
4. 2	多段反転流式バイオリアクターパイロットプラントの運転	81
4. 3	酸素供給量の制御方法の検討	95
5	窒素除去プロセスへの発展	111
5. 1	パイロットプラントによる予備実験	113
5. 2	担体投入実験	116
5. 3	U S Bでのアンモニアの生成に関する検討	127
5. 4	新窒素除去プロセスの実用性に関する検討	136
5. 5	まとめ	156
6	まとめ	157

第 1 章 研究の背景と目的

1. 研究の背景と目的

排水処理、特に都市下水の処理方法として、わが国では活性汚泥法に代表される生物学的処理方法が圧倒的なシェアを占めている。排水の生物学的処理法には、様々な方法があるが、共通する基本原理は、生物の増殖にともなう同化・異化作用を利用して、排水中の有機物を無機化、ガス化したり、生物体内に取り込ませて、水中から除去するものである。有機物の除去にともない、アンモニア、りんなどの無機塩類も一部除去される。工場排水における工場の特定の工程排水など、成分が一定の排水を処理する場合には、特定の細菌が優占種となることがあるが、都市下水のように多様で、時間的に変動する成分を含む排水の処理を行う場合には、ある処理生物種を優占種とすることは非常に困難である。排水処理のメカニズムの基本が処理生物種の増殖であるにも拘わらず、都市下水処理において主要な種を同定できないとすると、その増殖を支配する特定の因子を明らかにすることができず、排水処理のメカニズムそのものも解明困難となる。従来の生物学的排水処理施設の設計においては、生物種の構成をブラックボックスとし、都市下水なら都市下水に対して経験的な設計数値（例えば水理学的滞留時間、空気倍率等）を求め、それを用いて設計を行っている。設計の目標となる指標は、処理水中のBOD等で代表される多様な成分を総括的に示す指標である。このような水質の総括指標を用いた設計においては、多種多様な生物が処理の係わっているため、処理に関わる特定の生物種を同定し、制御することは困難である。

近年、生活様式の変化、分流式下水道の普及などで、都市下水の水質が変化している。また、排水基準として窒素、りん等が加わり、排水処理の機能を向上させる必要が生じていることなどから、従来の、BOD除去を目標とした経験的な設計手法が通用しない状況となっている。一方では、都市下水の成分の多様性という問題は相変わらず存在し、生物の増殖に着目した処理メカニズムの解明もままならないという状況にある。

ブラックボックスとして扱われることの多い生物処理の内部メカニズムも、因果律の明確な二つの観点を導入することによって、より決定論的に取り扱うことが可能である。

一つ目の観点は、特定の成分に着目し、その処理に関わる生物種を抽出し、その増殖、死滅に関わる因子を検討することである。アンモニアの硝化に関わる硝化細菌について、この種の検討が進んでおり、かなりの成功を収めている¹⁾。通常の下水を活性汚泥法や固定床の生物膜法で処理する場合、アンモニアが硝化される条件ではBODはほぼ限界まで除去されるため、BODの除去を考慮する必要がないのが一般的である。アンモニア除去の他に、ポリビニルアルコール²⁾や硫化水素³⁾で、この種の観点からの内部メカニズムの解明が試みられている。

優占種を決定する条件としては、基質となる成分以外に、物理化学的な環境条件も重要である。二つ目の観点は、下水という基質の中身はブラックボックスとしたまま、それ以外の物理化学的な環境条件によって、処理生物種の構成をコントロールしようとするものである。例えば、活性汚泥法の構成種は非常に多様な

細菌、原生動物、菌類、後生動物などであるが、共通する性質として、沈殿池で沈降可能なフロック内に残留できる能力、すなわち凝集性を持つことが必要である。沈殿するフロック内に残留することによって、返送汚泥としていく度も基質を摂取し、増殖する機会を得ることができるが、分散性が強く沈殿しない微生物は、処理水とともに流出してしまうからである。凝集性という性質に着目するだけで、活性汚泥の優占種をコントロールすることはできないが、より特殊な条件を付加して残留可能な種を限定すれば、都市下水を処理する場合でも特定の優占種を出現させることが可能である。

この点が本稿で論じようとしているものである。

本稿は、都市下水という非常に多様な基質で構成されている排水の処理において、特定の生物の増殖をコントロールし、処理目標の達成を確実なものとする手段を論じるものである。上述の一つ目の観点から導かれる手段は、アンモニアの酸化や、ポリビニルアルコールの処理という点では実用化に近い。また酸発酵が終了した後のメタン発酵においては、メタン細菌の増殖に着目した解析が可能となっている。しかし、都市下水中のそのほかの処理対象物質については、不明の点が多い。例えば、アンモニアの酸化によって生じる硝酸イオンを窒素ガスに還元する脱窒については、関与する細菌種が多いため生物学的原理による検討は困難であり、脱窒タンクの設計は、水理学的滞留時間や実測された脱窒速度などの経験的な数値に頼っている。アンモニアの酸化やメタン生成には、特殊な能力を持った細菌群の関与が必要なため、その細菌群に着目したコントロールが可能であるが、BODやCODの除去といった、多くの生物種が関与する反応では、特定の物質に着目した生物種の制御は困難である。換言するならば、一つ目の手段は特定の生物を選択する手段として、基質を選択圧に利用する方法であるが、この方法が成功するためには、基質を優先的に利用できる生物種が限られている必要があり、多種類の生物に利用される基質では選択圧となり難いということである。

基質以外の環境条件を選択圧として用いるという二つ目の観点は、一般の有機物を基質とし、ある特定の性質を強く持った生物を優占種とする方法といえる。本方式で近年実施されているものとしては、「セクター」による糸状性細菌の増殖の抑制や、嫌気-好気活性汚泥法によるりん蓄積細菌の集積化を挙げることができる。セクターは、生物反応タンクの流入部を押し出し流れに近づけることによって、下水中の基質をできるだけ濃厚な状態で生物と接触させ、高濃度基質の摂取速度の高い細菌を優占化させるものである。活性汚泥のバルキングの原因細菌として代表的な糸状性細菌であるType-021Nは、フロックを形成する細菌と比較し、高濃度基質下での増殖速度が低いため、セクターを導入するとフロック形成細菌によって淘汰されると言われている。

このように、基質の除去に関しては、ブラックボックスとして扱われている生物処理の内部メカニズムも、因果律の明確な、異なった観点を導入することによって、処理に関わる生物叢を制御することが可能である。本研究では、処理に関わる優占種を決定する条件として、基質となる成分のみではなく、その他の環境

条件も重要であることに注目した。

本研究の中心となるテーマは、生物の自己造粒現象である。基質組成が、希薄で、複雑な都市下水においても、上向流式の汚泥ブランケットタイプのリアクタによって、沈降速度の大きな生物体を、反応タンク内に選択的に維持することが可能である。ある種の条件でそれらの生物体は粒状の集塊、自己造粒汚泥を形成する。通常の活性汚泥法のような浮遊性生物を主体とした生物叢や、散水ろ床法のような固着した生物膜叢とは異なり、自己造粒汚泥は、微生物を主体とする、しっかりとした粒子状の集塊を形成する。自己造粒汚泥が、活性汚泥と比較して優れていると考えられる点は、微生物の高濃度化による反応速度の促進が図られる点と、処理の仕上げとしての固液分離が容易な点である。さらに、特定の微生物の集積化等も期待できる。本研究では、都市下水のような、希薄で、雑多な基質を処理する場合にも、自己造粒汚泥を形成させることができることを示し、その生物学的メカニズムを検討し、種々の自己造粒汚泥の特性を明らかにした上で、最も実用的と考えられる自己造粒汚泥を組み込んだ処理プロセスを開発し、従来法との比較を試みた。本論文の構成とその概要は以下の通りである。

ここ、第一章は、研究の背景と目的であり、排水の生物学的処理メカニズムを解明する上での問題点の指摘と、問題解決への種々のアプローチの仕方を論じている。また、本論文の全体的な構成にも言及している。

第2章は、生物処理研究の歴史と現状を、第一章で論じたアプローチ毎にまとめたものであり、現在の研究の到達点を明らかにすると共に、本論文が取り扱う研究のアプローチの独自性を明らかにしている。

第3章は、著者が開発した微好気性自己造粒を用いた多段反転流式バイオリアクター(MRB)について、自己造粒汚泥の形成機構、関与する微生物の生理学的特性、排水処理のメカニズムを論じたものである。MRBにて形成される自己造粒汚泥では、排水中の硫酸イオンを還元する硫酸還元細菌と、その代謝生成物である硫化水素を微好気状態にて酸化する *Beggiatoa* の共生関係が成立しており、造粒汚泥内部に生息する硫酸還元細菌を、表面に生息する *Beggiatoa* が包みこむために、自己造粒汚泥が生成されることを示した。浄化の主役たる硫酸還元細菌は、通常の活性汚泥に比べ、基質摂取量に対する菌体合成量が小さく、汚泥発生量が小さくなることが示された。また *Beggiatoa* は、ごく低濃度の酸素を好み、通性の独立化学栄養にても増殖可能であることを示し、微好気性条件下での増殖の優位性を論じた。さらに、自己造粒汚泥形成に関する重要な因子として、反応タンク内の水理学的な攪拌条件を取り上げ、MRB、上向流式嫌気性汚泥床、上向流式好気性汚泥床、それぞれのG値を比較した。MRB、好気性汚泥床では、G値が 10^0 のオーダーで、上向流による汚泥の浮遊化が自己造粒の主たる要因であり、嫌気性リアクターではガスの発生に起因する攪拌が、自己造粒汚泥の形成に必要であることを示した。

第4章は、MRBの処理実験を、プロトタイプ、及びパイロット規模で行った結果と、その考察である。プロトタイプのMRBは処理水量 $1.2 \sim 1.7 \text{ m}^3/\text{日}$

の小型実験装置であり、負荷が低い場合には良好な処理が行われたが、高負荷時には自己造粒汚泥が大きな集塊を形成し、反応タンク底部に沈積したため処理効率が悪化した。パイロットプラントは処理水量 $225 \text{ m}^3/\text{日}$ の、実用規模に近い施設であり、自己造粒汚泥の形成に成功し、夏期には良好な処理成績を示したが、冬期には水温の低下、負荷の増大によって処理成績が低下した。高負荷時におけるこれらの問題は、酸素不足による不十分な有機物の酸化と硫化水素の処理水への残留であることを解明し、酸素供給を実施設にて促進するための基礎的な検討を行った。検討された手法は、“曝気タンクにおけるエアーリフト効果”を利用した処理水の循環であり、パイロットプラントにおいて、付加的な循環ポンプなどを用いずに、流入水の10倍以上の水量を循環させることができた。また、微好気性自己造粒汚泥を用いる方法の問題点として、窒素・りん除去への対応が困難であることが懸念された。

第5章では、前章の検討結果を受けMRBパイロットプラントを大幅に改造した。曝気タンクに、ポリプロピレン製の結合固定化担体を投入し、溶解性有機物の生物体への変換と、流入水中アンモニアの硝化を同時に行った。自己造粒汚泥がブランケットを形成する生物反応タンクでは、固形性汚濁物、及び前段で変換された生物体を、ブランケットで捕捉すると共に、前段で生成された硝酸イオンを脱窒するものとした。汚泥ブランケットに持ち込まれる水素受容体は、MRBでは別のタンクで溶解させた酸素のみであったが、今回のフローでは当該の酸素に加え硝酸イオンも供給するように変更したため、汚泥ブランケットは好気的な状態を維持することが可能となった。パイロットプラントによる2年間の運転において、有機物、窒素とも良好な除去性能を示したため、プラントの実用化に向け設計因子を抽出した。溶解性ケルダール性窒素・容積負荷として $0.1 \text{ kg-D-K-N/m}^3/\text{日}$ で硝化の進行を担保し、自己造粒汚泥濃度 $6,000 \sim 7,000 \text{ mg/l}$ で脱窒と自己造粒汚泥の確保が行われることを示した。現在の、代表的な窒素除去プロセスである循環式硝化脱窒法と本法を同一条件で設計し、所要の反応タンク容積、消費動力を比較したところ、いずれも本法が優位であった。

第6章はまとめであって、本研究を総括すると共に、今後の自己造粒汚泥を用いたプロセスの可能性について言及した。

参考文献

- 1) IAWQRC, "Activated sludge model No.1", Scientific and technical report No.1, 1987
- 2) 山田祥文、吉田恭司、石川明伯、高橋正宏、“繊維工場排水含有下水の長時間SRT法による処理実験”、下水道協会誌、28巻、332号、pp83-91、平成3年10月
- 3) 高橋正宏、“下水の嫌気性処理より発生する水中硫化物の制御”、用水と排水、13巻、4号、pp60-65、平成元年4月

第 2 章 下水処理の現状と将来展望

2. 下水処理の現状と将来展望

わが国の排水規制は、水質汚濁防止法を基本とし、有害物質に係わる排水基準の項目として24項目、その他の項目として、BOD、SS、窒素、りんなどの16項目が定められている。通常の都市下水の処理において、除害施設の設置、管理が十分に行われている場合には、健康項目に関して問題が生じる例はほとんど無い。生活環境項目についても、活性汚泥処理で対応できない水質項目（銅など）や、対応可能であっても排出負荷量が大きすぎる事業所については除害施設を設置し、排水規制を満足する処理水を排出している。このように現在の都市下水処理は、活性汚泥の処理能力に見合った負荷を受け入れ、能力を超える負荷については処理系に受け入れないと言う前提で成り立っている。

一方、瀬戸内海環境保全特別措置法、湖沼水質保全特別措置法などによって、りん、窒素の排水基準が設定されるようになり、活性汚泥法的一种である生物学的硝化脱窒法、嫌気好気活性汚泥法、凝集剤添加活性汚泥法などのいわゆる高度処理が都市下水処理に導入されるようになった。りん、窒素は生活排水中に相当量含まれるため、きびしい規制がかかった場合には下水処理場で対応しなければならない項目といえる。

2. 1 下水道をめぐる将来的情勢

現在の下水処理技術の水準は、BOD、SSなどの汚濁物質を対象に（場合によってはりん、窒素も）、通常の生活排水に近い流入水質の下水を処理することを目標としている。将来的に、下水処理技術の水準が活性汚泥法のレベルにとどまるかについては、以下の3点で検討する必要がある。

① 放流水質の目標：微量有害物質に関する規制が、水道水水質基準や環境基準に、近年導入されており、それらは排水規制にも反映されている。都市下水に流入する微量有害物質のすべてが、従来の除害施設による対応で排除できるかどうかは不明であり、活性汚泥法での除去も確認されていない。

また、下水道の普及率の向上によって、わが国の河川の下流域などでは、低水流量のかなりの部分を、下水処理水が占めることになろう。上流部に大きな人口の張り付いている河川下流域における利水の状況を考えるのなら、放流水質の向上は時代の要請といえる。

環境用水としての水利用を視点に移すと、透視度、色度、臭い、疫学的安全性なども、放流水質の目標となるが、これらの項目については活性汚泥法の除去効果には限界がある。

② 流入水質の変化：都市下水の流入水質は、経年的に変化している。堺ら¹⁾は、東京都の下水処理場の流入水におけるBOD/SS比をまとめた。図2. 1に引用したように昭和39年の0.8~1.2から昭和62年の1.0~1.7へと急激な上昇を見せている。これは、下水管渠の整備が進み侵入水などに起因するSSが減少し

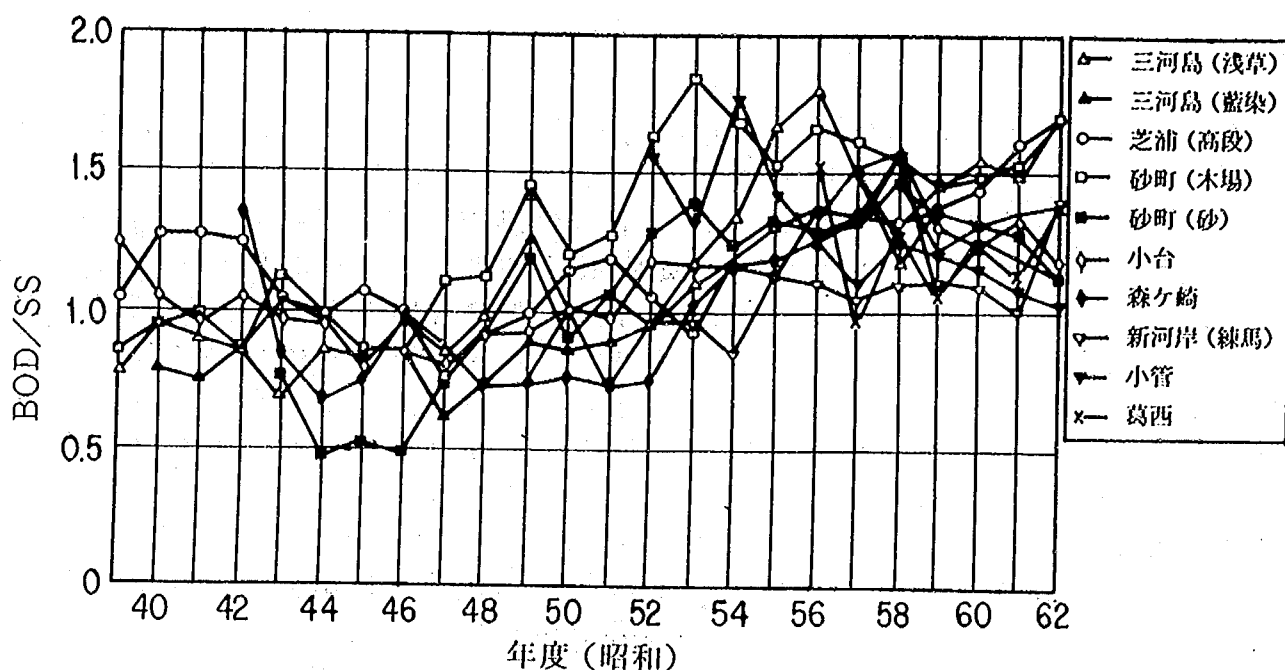


図 2. 1 流入下水の B O D / S S 比の変化

たことに加え、生活様式の変化もかなり寄与していると考えられる。今後の生活様式の変化には、ディスポーザーの普及による汚濁物負荷量の増加、洗浄機構付き便器によるトイレットペーパー使用量の減少等が考えられ、社会的趨勢としては、下水再生水の循環利用による難分解性物質の蓄積、節水型社会への移行による流入汚濁物濃度の増加の可能性も挙げられる。

③ 下水道の使命の変化：下水道の役割として、生活環境の整備（トイレの水洗化、住宅周辺からの側溝の撤去など）、雨水の速やかな排除、公共水域の保全の3つが挙げられるが、これらの役割は下水道の整備を進める段階で強調されるべき役割である。下水道の普及率は平成6年には全国ベースで50%に達しており、近い将来、下水道がどこでも当たり前の生活施設として使用される時期がくる。そのときには下水道施設は膨大なストックを抱えることとなるが、そのストックを新たな役割の創造に向けて活用することを今から考えなくてはならない。下水道は各家庭、事業所と直接接続し、下水処理場に収集される大管渠網を持つ施設である。また、下水処理場は都市域で広大な面積を有しており、液体状の都市廃棄物からの資源の再生、創造施設としてのポテンシャルを十分有すると考えられる。

2. 2 現況の下水道技術での対応

下水道をめぐる情勢が大きく変化しようとしている昨今、現況の下水道で、これらの変化にどのように対応が可能かを検討することとする。

① 放流水質の目標：現在、閉鎖性の湖沼に適用されているりん・窒素排水基準の上乗せ規制が、平成7年度中には東京湾、大阪湾などの閉鎖性海域にも適用されようとしている。これらの湾の流域では、比較的古くに建設された下水処理場が多く、周囲に用地を拡張する余裕がないため、これまでも人口増などによる負荷の増大に対して、反応タンクの多層化、深層化²⁾、汚泥処理施設の集約化による空き地の確保、比較的余裕のある処理場への分水などで対応してきた。上乗せ規制の導入に対応するため、生物学的窒素除去法などの反応時間を増加させなくてはならない高度処理プロセスを既存の処理場に導入しようにも、これらの高度処理に対応するための施設、用地に余裕が少ないのが現状である。窒素除去については、硝化細菌の増殖を確保するために、汚泥滞留時間(Sludge Retention Time:SRT)を長くとる必要があり、反応タンクの容量が大きくなる原因となっている。近年、硝化細菌をプラスチック表面に付着させたり³⁾、多孔質ポリマーに包括固定する方法⁴⁾が実用化段階を迎えており、現状の高度処理レベル程度の窒素除去は、反応タンクを拡張しなくともほぼ可能となった。りんについては、凝集剤添加活性汚泥法⁵⁾や嫌気-好気活性汚泥法⁶⁾によって、施設に余裕のない下水処理場でも若干の改造で除去することができる。

有害物質として排水基準が定められている物質が、公共下水道の処理水から基準値を超える値で検出されることはほとんどない。有害物質を排出する恐れのある事業所には、除外施設の設置などで、下水道に流入しないようなシステムが完成していることがその理由である。しかし、家庭で利用される化学物質などの流入は微量ではあるが考えられ、近年はトリハロメタン生成能など、一般の有機物起源の潜在的有害物質⁶⁾も問題となっている。このような通常の都市活動から排出される有害物質の問題に対して、現在の下水道は明確な解答を見いだしていない。

② 流入水の水質変化：流入下水の水質で、近年、最も顕著な変化を示した項目はりん濃度と、BOD/SS比である。りん濃度の変化は、無リン洗剤の普及のためであり、下水処理にとっては処理水のりん濃度が低下するという、好影響があった。また、BOD/SS比が増加する傾向にあるが、これは溶解性有機物の割合が固形性有機物に比べ上昇していることを意味し、近年多発している活性汚泥のバルキングの一因といわれている⁷⁾。バルキングの制御方法として、反応タンク流入部に嫌気部分をもうける嫌気-好気活性汚泥法が実施で普及しつつあり、処理水中に汚泥が流失するような深刻なバルキングは見られなくなっている。ただし、BOD/SS比の上昇とともに、無機性のSSの絶対量も減少しており、活性汚泥中の有機物量(VSS)が増加する傾向にある。近い将来、りん、窒素など排水規制項目が追加された場合、多くの処理場が高度処理に対応した活性汚泥法に転換しなくてはならず、特に冬季にMLSS濃度を高濃度に保つことが必要となる。汚泥中の有機物含有量が上昇しているため、汚泥の濃縮性が経年的に悪化しており、最終沈殿池で高濃度の返送汚泥を得ることが困難になりつつ

ある。対策としては、最終沈殿池の設計を汚泥の濃縮機能に重点を置いたものとする、つまり汚泥ホッパー部分を大きくするとともに、汚泥返送率を高くとれるような返送汚泥ポンプを設けることが望ましい。

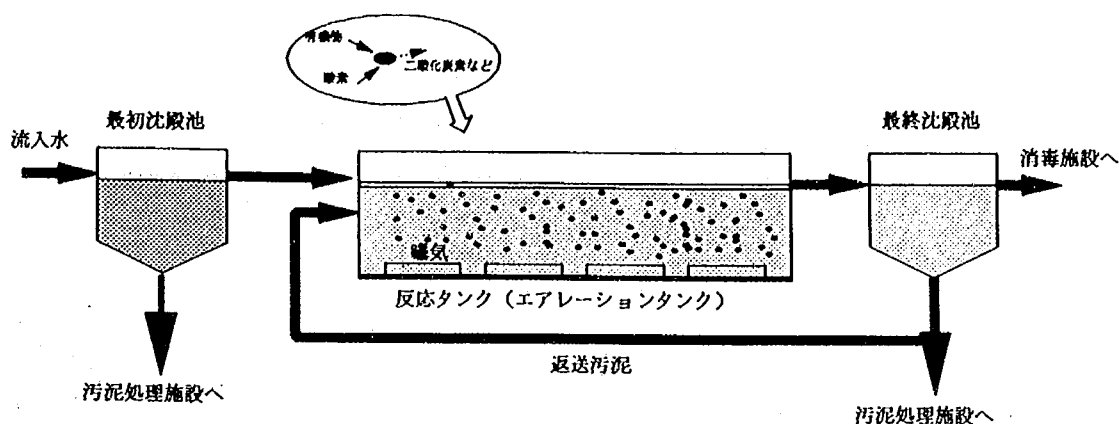
③ 下水道の使命の変化：下水道システムに求められる、新たな役割は、都市のノンポイントソースの制御、下水管渠網を利用した光通信システムの構築など、多岐に渡っている。下水・汚泥処理の分野に特に関わりがあるものとして、都市の物質・エネルギー代謝システムの重要な一部を構成するサブシステムとしての役割がある。都市の水代謝に、下水道の污水管や雨水管が大きく関わっていることは明らかであるが、放流先への細かな配慮を欠いたまま、“処分”という形で放流されているのが現状である。都市で使用される水、都市に降った雨水は、適切な処理を行い、適切な放流先を選ぶことによって、水資源や、都市環境用水として再生させることができる。福岡市、東京都などで部分的な再生水の利用が行われており、身近な水資源としての下水処理水に対する需要は多くなるものと考えられる。しかし、二次処理水は勿論、現状の高度処理水にしても、窒素やりんなどの栄養塩類濃度は、富栄養化を起こしている湖沼のそれに比べて一桁以上高く、環境用水として広範囲に用いることには慎重にならざるを得ない。りん除去については、生物学的りん除去と物理化学的処理の組み合わせによって、望ましいレベル（ 0.01mg/l ）に近い処理水を得ることができる。窒素については、生物学的窒素除去を厳密にコントロールすることによって、少なくとも無機性窒素（アンモニア、硝酸態窒素など）は同様のレベル（ 0.1mg/l ）まで除去できる可能性がある。技術的には可能であるが、問題は実用的・経済的レベルでこれら除去技術を普及できるかどうかであろう。

都市は大量の物質を消費し、排出する。排出先は下水道であり、ごみ集積場である。現状の大量消費、大量廃棄の物質サイクルがいずれ行き詰まることは、十分予測される。物質を廃棄するのではなく、循環する技術が必要となる。下水道システムは、基本的には流入水中の水以外の物質を汚濁物質として扱い、それを水中から除去し、固形物の汚泥として廃棄するシステムである。除去された物質のうち、物質循環に乗る形で利用されているものは、現在ではほとんどないといってよい。有機質肥料としての利用は例外であるが、汚泥を溶融してスラグを建設資材として用いる利用などは物質循環なのか、形を変えた廃棄なのか判然としない。現状の技術で物質の循環に貢献できる例として、りんの回収がある。生物学的脱りん法は、下水中のりんを微生物の体内に取り込ませるものであるが、汚泥処理の過程で取り込んだりんを再び放出させ、高濃度のりん溶液を得ることができる。これを物理化学的に処理し、りんを回収することができる。りん鉱石は比較的早く枯渇する資源といわれており、この技術を早急に普及させることが必要であろう。このほかにも、有機物、繊維、窒素などが比較的大量に含まれており、将来的には下水道は、これらの物質を循環させる原動力とならねばならない。

2. 3 生物学的下・排水処理プロセスの可能性

先に述べたように、下水道システムが果たさなくてはならない将来の役割は大きい。現在の活性汚泥法を中心とする下水処理システムにおいては、制約があるため、技術的に大きく飛躍することは難しい。しかし、活性汚泥法を含めた生物処理は、生物の持っている能力のごく限られた部分を利用しているにすぎず、まだまだ発展の可能性を秘めている。本節では生物処理の可能性を高めるために、現在までに行われた研究をとりまとめるものとする。

活性汚泥法に代表される浮遊性生物処理法の特性を始めに検討するものとする。活性汚泥法の基本的なフローシートは図2. 2に示す通りである。活性汚泥とは流入水中の基質を利用して増殖する微生物群であり、基質の利用に伴って流入水中の汚濁物質を除去する働きを有する。しかし、活性汚泥中には流入水中の固形物質が凝集作用などによって取り込まれており、生物学的に不活性な無機物や、



用される場合もあるが、多くはいくつかの手法の組み合わせで適用される。

2. 3. 1 生物膜・固定化微生物の利用

浮遊生物を利用した活性汚泥法以前に、生物膜を利用した種々の下水処理法が提案されている。

現在の公共下水道に採用されている生物学的処理法は、活性汚泥法とその変法が大部分を占めているが、生物学的排水処理には多くの処理方式がある。これらを分類すると図2. 3のようになる。生物処理には処理に関わる主たる微生物が好気性か嫌気性か、又はその両方かという見方からの分類がある。一方、処理微生物を活性汚泥のように浮遊状態で利用するのか、生物膜として利用するのかという分類もある。両方の分類は図2. 3に示すように重層しており、さらに、内

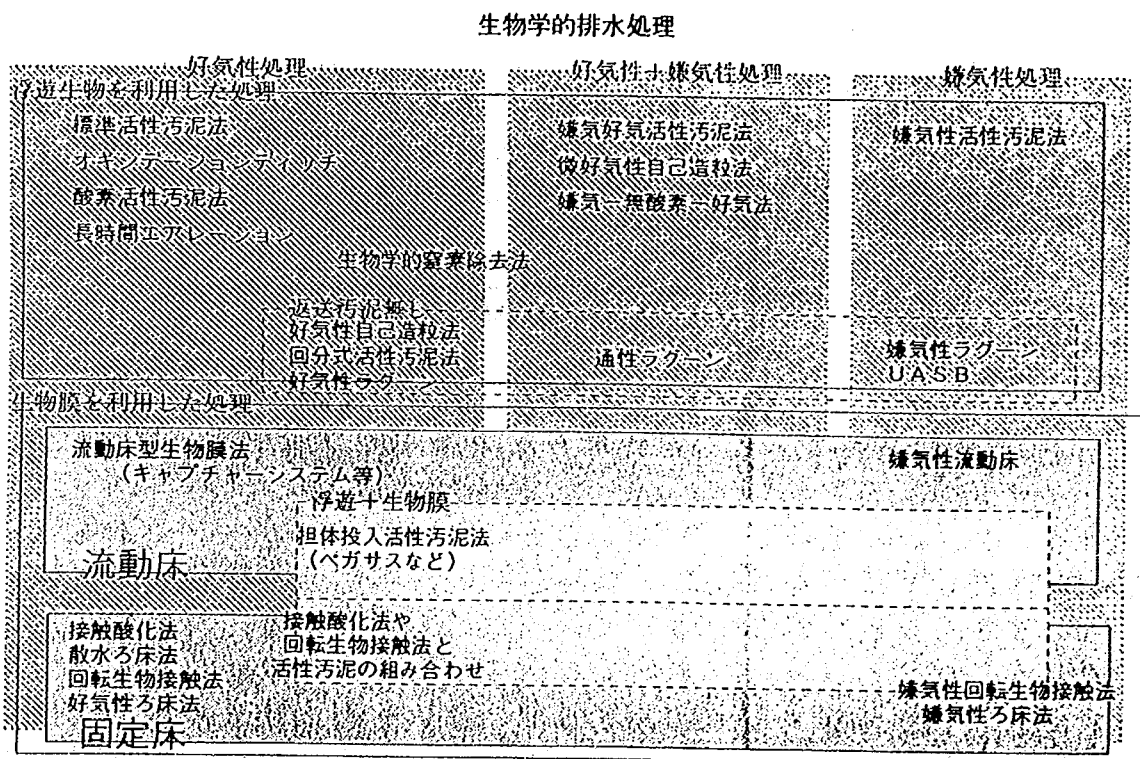


図2. 3 生物学的排水処理法の分類

部でいくつにも分類することができる。生物膜を利用した生物処理は、生物膜を保持する担体が、水中に自由に流動しているのか、ある程度固定されているのかによって、流動床と固定床に分けることができる。また、流動、固定床とも主に生物膜単独で処理を行う場合と、活性汚泥などの浮遊生物と生物膜を併用する場合の二つの方式がある。

本節では、生物膜法と最近開発の進む固定化微生物を利用した方法について最近の下水道分野における動向を概観するものであるが、それに先だって生物膜法

全体の歴史をまとめてみた。

(1) 生物膜法の歴史

生物膜法は、川底の礫の表面に微生物の膜が形成され、その膜が河川水中の汚濁物質を浄化する現象を、人工的に効率よく行わせようとするものである。清澄な河川の生物膜は、好氣的に保たれている。生物膜法による処理で、清澄な処理水を得ようとするのなら、生物膜法の生物膜表面も好氣状態になくなくてはならない。好氣的生物膜法としては、散水ろ床が古くから用いられている。19世紀末のヨーロッパにおいて、都市下水の衛生的処理技術の開発は緊急を要する課題であった。下水を畑地に灌漑する下水農場法は16世紀中葉より記述があるが⁸⁾、19世紀においては土壌の目詰まりなどの問題から新たな下水処分方式が求められていた。英国のフランクランド卿が、1870年に下水を間欠的に砂よりなる浸透地に導き、浸透と休止を繰り返す、間欠ろ過法を報告している⁹⁾。米国マサチューセッツのローレンス実験場においても1887年に間欠ろ過法の実験報告が出されたが、同実験場においては砂以外に礫などを用いたろ過法が試された。この中から礫に間欠的に下水を散布する散水ろ床法が生まれた。1891年には良好な実験結果が得られ、その後の改良を経て1908年には公共下水道の処理場としての第一号がペンシルバニア州で稼働している⁸⁾。英国においては、土壌浸透に適した砂が得にくかったため、1892年、ディブディンがコンタクトベッド法を開発した。これは現在の接触酸化法とは異なり、ろ床を下水で水没させて、しばらく放置した後、下水を引き抜いてろ床を空とするもので、空となっている間にろ材表面の生物膜に酸素を供給している⁹⁾。1912年には前述のローレンス実験場において、スレート製の接触材を用い強制的に曝気を行う、現在の接触酸化法と同様の方法が実験されている⁸⁾。この実験が、英国人アーデンとロケットによる活性汚泥法の開発の引き金となったこと⁸⁾は有名である。1930年代には、下水に浸漬した石綿コンクリート板を用いた接触酸化法、ヘイズプロセスが普及するようになった¹⁰⁾。比較的高価な接触材を用いることから、米軍関係の施設に広く用いられたようである。この時点で実用化された生物膜法は、間欠ろ過法、コンタクトベッド法、散水ろ床法、接触酸化法であるが、結局、散水ろ床法が最も広く普及することとなった。これは活性汚泥法の特許をめぐる争いがあったため、活性汚泥法の普及がおくれ、散水ろ床にはその問題がなかったためと思われる¹⁰⁾。しかし、特許問題の解消(1915年から1935年)に伴い、活性汚泥法が広く普及するようになった¹⁰⁾。第二次大戦後、安価で耐久性の高いプラスチック製の製品が入手できるようになって接触酸化法の研究が進むこととなる。1960年にはドイツにおいて回転生物接触法が開発された¹¹⁾。1970年代にはフランスにおいて好気性ろ床法が開発された¹²⁾。これは、砂ろ過のろ層下部から空気を供給するもので、ろ過機構を合わせ持つという点で従来の接触酸化とは趣を異にしている。わが国では戦後の下水処理方式として散水ろ床法がGHQの方針の元、一時的に広まったことがあるが¹¹⁾、やがてほとんどの下水処理場で活性汚泥法を採用するようになった。一方、接触酸化法や回転生物

接触法は、昭和55年のし尿浄化槽の構造基準改訂にあわせて、この分野で大幅に採用されるようになった。下水道の分野では、回転生物接触法の第一号が昭和54年度に供用開始し、平成4年度現在24カ所で稼働している。その多くは観光地などの負荷変動の大きな箇所に採用されている。接触酸化法はわずか4例を見るだけである。

ここまで、見てきた生物膜法はすべて、固定床型の生物膜法である。流動床型の生物膜法に関しては、1981年ジュウェルらが示した嫌気性流動床¹³⁾があるが、下水道の分野で本格的な検討が始まったのは、英国におけるキャプチャープロセス、ドイツにおけるリンポールプロセスの開発からである¹⁴⁾。両プロセスとも立方体のスポンジの小片を反応タンクに投入し、好気性生物膜による処理を行うものである。日本においては昭和60年から平成元年まで建設省の総合技術開発プロジェクトとして実施された「バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発：通称バイオフィォーカスWT」にて、多くの流動床タイプの生物膜法が開発された¹⁵⁾。嫌気、好気いずれの方式も検討され、用いられた担体（生物膜を付着させるもの）は、珪砂、アンスラサイトなどの無機系のものと、プラスチック、ポリマー等の有機系のものがある。歴史的に見れば流動床型の生物膜法が実用化されたのは、つい最近のことといえる。

（2） 固定床と流動床

歴史で見てきたように、散水ろ床法以外の生物膜法は比較的近年に実用化されたものが多い。これは、生物膜の担体として、礫や木製品以外に安価で耐久性のある材質が少なかったためである。生物膜法の発展は、担体素材の開発とともに始まったといっても過言ではない。回転生物接触法や接触酸化法といった固定床型の生物膜法は、プラスチックなどの新素材の適用によって、初めて実用化の域に達した。これらの処理法は維持管理作業が活性汚泥法に比べ格段に容易であるという長所を有するため¹⁶⁾、コミュニティープラントや戸別浄化槽に広く用いられている。公共下水道の分野では回転生物接触法がある程度採用されている。

生物膜法の浄化機能において、最も重要な因子は、有効な生物膜面積であり、反応タンクの単位体積あたりの有効膜面積が大きければ大きいほど、単位体積あたりの処理効率が高くなり、コンパクトな施設で良好な処理水質を得ることができる。しかし、繊維状の担体などを用いて、生物膜が付着する前の表面積を大きくとったとしても、繊維をおおうように膜が付着すると、浄化に有効に関わる表面積は見かけよりも減少してしまう。近年、より表面積を大きく取れるプロセスが開発された。流動床型の生物膜法がそれである。反応タンクに直径数mm以下の担体を投入し、その表面に生物膜を形成させるものであり、従来の固定床型の担体が直径数cm～数十cmのオーダーであったことを考えると、担体単位体積あたりの表面積は百倍以上にすることができる。しかも、担体は常にタンク内を流動しており、すべての表面積が有効に作用する。流動担体としては、ポリエチレングリコールを用いた包括固定化担体やポリプロピレン製の結合固定化担体の実用化されており、このほかにも高炉水砕、珪砂、その他のプラスチック製担体がパイ

ロット規模で検証されている。

一方、固定床型の生物膜においても、フランスで開発された好気性ろ床が、表面積を大きく取れるという点で、流動床に匹敵することが評価されている。好気性ろ床も直径数mmのセラミックやアンスラサイトのろ材を用い、前処理で固形物を除いた下水を、ろ過しながら、ろ材表面の生物膜で処理を行うものである。生物膜への酸素供給はろ層下部からのエアレーションによる。本プロセスは生物膜の肥大化に伴い短時間でろ層の目詰まりが生じるが、定期的な洗浄によって目詰まりを解消している。固定床についてはもう一つの展開も見られる。下水の嫌気性処理への適用である。もともと、浄化槽の分野では、嫌気タンクに固定床担体を設置し、汚泥の嫌気性分解を促進するとともに、嫌気汚泥が後段仕上げ処理の好気タンクに移行するのを押さえるという仕組みが採用されていた。この原理は下水処理にも応用できるものであり、嫌気性固定床＋好気性ろ床という組み合わせの下水処理場が山梨県高根沢町で稼働中である。

好気性処理に限って、流動床と、近年採用が見られる新世代の好気性ろ床タイプの固定床の特性を論じると以下のようなよう。

両方式とも、担体の直径が数mm程度であり、有効な単位体積あたりの生物膜表面積という点ではほぼ等しいオーダーであると考えられる。接触酸化法等の、他の生物膜法と比較して表面積を大きくとることができるため、効率的な処理が可能であり、反応タンク容量を小さくすることができる。BODを除去対象とした活性汚泥法との比較では、多少反応タンク容量を小さくすることはできるものの、担体に必要なコストを考えると、建設費においてさほど大きなメリットは生じないかもしれない。このため、流動床型、固定床型ともその特性を最も生かす形での下水処理への適用の仕方を考えなくてはならない。固定床の特性の一つとして、活性汚泥法に比較して維持管理が容易であるということが挙げられる。小規模な下水処理場で、広い用地が得られない場合に、好気性ろ床が採用されるようになってきた。従来の生物膜法と異なり好気性ろ床法はろ床の洗浄操作が必要であるが、急速ろ過のろ床洗浄と基本的に同じであり、制御機器の信頼性が向上した現在、洗浄操作はほとんど自動化できる。

流動床は、現在、硝化を短時間で促進するために用いられることが多い。通常の活性汚泥法では冬季の水温が低下した時期に硝化が起こりにくくなる。完全な硝化を達成するためには、活性汚泥濃度を高く保つとともに、十分な曝気時間を確保しなくてはならない。包括法や結合法の流動担体を活性汚泥法の好気タンクに投入することによって、冬季でも3時間程度の滞留時間で流入水中の窒素をほぼ完全に硝化することができる。この場合、流入水中のBOD成分の除去を活性汚泥で行い、担体は主に硝化に関与するような条件をつくることが重要である。具体的には、りん吐き出しタンクか脱窒タンクを担体の存在する硝化タンクの前に設けることである。これは流入水中の有機物を最終沈殿池からの返送汚泥に最初に摂取させ、下流の担体が存在するタンクに溶解性の有機物が流入しないようにするためである。この目的を達成するためには、活性汚泥濃度を比較的高めに保つことが必要であり、活性汚泥が不十分にしか存在しない状態で担体が流入水

と接するとBOD除去に関わる細菌が担体表面の優占種となり、硝化が不安定となる。好気性ろ床も硝化を促進するために用いることができる。この場合、二次処理の後段に好気性ろ床を設け、硝化とろ過を兼ねた施設とするケースと、好気性ろ床のみでBOD除去と硝化を同時に行うケースがある。好気性ろ床も低水温期における硝化が安定して起こるため、活性汚泥を用いて硝化を行う場合よりも、かなり反応タンクの容量を減ずることができるかと期待されている。

(3) 生物膜法、固定化微生物のまとめ

わが国の現在の下水处理技術分野では活性汚泥法が圧倒的シェアを占めている。今までの下水処理場の特性として、規模が比較的大きく、維持管理要員が常駐している場合が多いこと、目標とする処理対象はBODやSSであること、を挙げることができる。このため標準活性汚泥法が最適な処理技術であった。今後は、ごく小規模な下水処理場が多数建設されることとなるため、維持管理の容易な固定床型の生物膜法の検討が必要となろう。また、既存の処理場で窒素、りん除去のための高度処理を導入する必要性が高まるため、流動床型の担体投入活性汚泥法が主要な高度処理技術として普及する可能性が高い。同時に、固定床型生物膜法による高度処理も、併せて検討対象となろう。固定床、流動床いずれも下水道分野における経験はまだ浅いため、研究、実施設での運転を通じ、処理目標に合致した設計、維持管理手法の確立を行うとともに、これらの建設費、耐用年数や維持管理費用を総合的に評価することが必要である。

2. 3. 2 物理化学的環境の制御

排水の生物処理に関与する物理化学的環境としては、温度、pH、圧力、溶解性物質の種類と濃度、溶存酸素、酸化還元電位などがある。小規模な事業所排水などでは、排水の元々の性状が、生物処理になじまない場合でも、pHを調整したり、りんや窒素を加えるといった調整を行い、生物処理がうまく進行するように制御することができる。しかし、都市下水処理のように大量の排水を処理する場合には、操作できる環境は限られてくる。最も広く行われている制御は、溶存酸素、酸化還元電位の制御である。これは、反応タンク内に供給する酸素を制御するもので、嫌気、無酸素、好気の3つの状態に制御可能である。現状をまとめると以下の通りである。

嫌気好気活性汚泥法、無酸素一好気法、嫌気一無酸素一好気法が、多くの下水処理場で採用されつつある。現状ではこれらの処理法が、りん、窒素を除去するための有力な処理方法の一つである。これらの方法を採用する処理場が増えているもう一つの理由は、バルキング、スカム対策として嫌気好気活性汚泥法が推奨されているためである¹⁷⁾。バルキング、スカム対策として嫌気好気活性汚泥法を採用する場合、通常のエアレーションタンクの流入側の送気を極端に絞るといった操作を行うだけであるので、下水道統計などの上では「標準活性汚泥法」に分類されており、どの処理場でこの運転方法が採用されているのかは明確になっていない。りん・窒素除去やバルキング対策に用いられる活性汚泥の変法は、通

称として「嫌気好気法」と呼ばれるが、原理的な仕分けから言えばいくつかの異なった処理法を含んでいる。本節ではこれらの処理法の現状を紹介し、今後の発展について展望してみたい。

(1) 「嫌気性、無酸素性、好気性」の定義

下水の生物処理を念頭において、これらの定義をまず明確にしておく必要がある。好気性、嫌気性の定義は、溶存酸素のある無しということで比較的分かりやすい。無酸素性は溶存酸素がなく、硝酸イオン (NO_3^-) 亜硝酸イオン (NO_2^-) に含まれる結合した酸素が存在する状態であると、ここでは定義する。この場合、さきの「嫌気性」とは硝酸イオンがない程度 (硫酸イオン SO_4^{2-} や炭酸イオン、重炭酸イオンは存在してもかまわない) の酸素欠乏状態をいう。

(2) 嫌気—(無酸素)—好気法の現状

1) バルキング、スカム対策としての嫌気好気活性汚泥法

バルキングやスカムは近年、多くの下水処理場で問題になっており、その背景には分流式下水道の普及や生活習慣の変化による流入水質の経年的な変化があるといわれている。バルキング、スカムは、その原因となる細菌が、活性汚泥中で異常に増殖する現象であり、標準活性汚泥法で「標準的」な運転を行っていても、この問題を解決することは困難な場合が多い。嫌気好気活性汚泥法 (図 2. 4) はこれらの細菌の増殖を抑える作用を持つため、有力な対策法の一つとなっている。

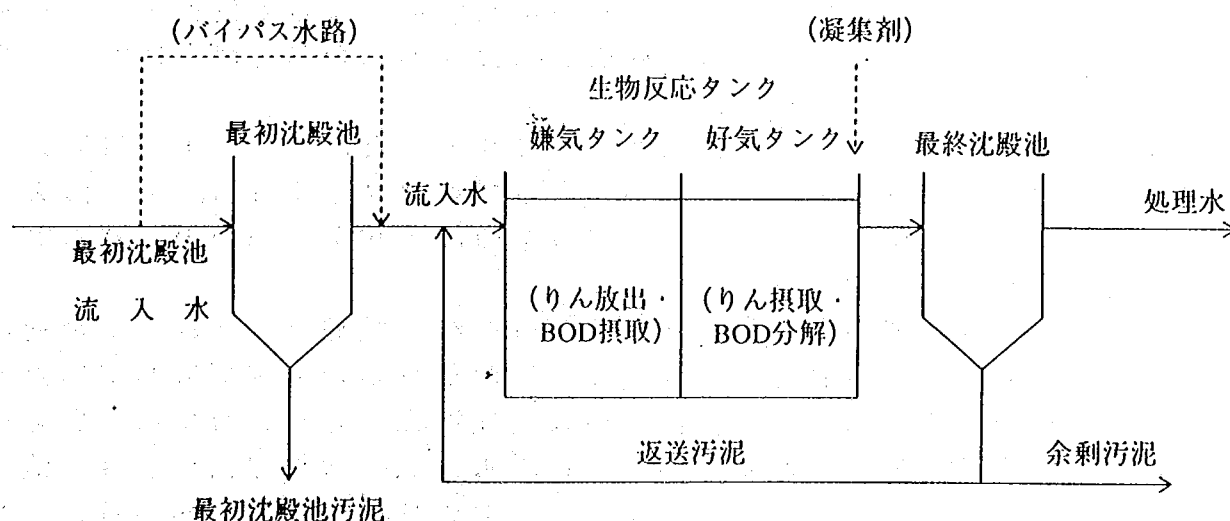


図 2. 4 嫌気好気活性汚泥法の基本的フロー

本法においては流入水と活性汚泥が嫌気状態で接触するため、増殖のための栄養を嫌気状態の下で迅速に取り込むことのできる細菌が、そうでない細菌より有利に増殖することができる。代表的なバルキング原因細菌である Type-012N は、

このような競争に弱いため、この細菌が原因の場合には効果が期待できる。スラム原因細菌の放線菌類は、嫌気状態では増殖できない細菌であるが、長時間嫌気状態におかれても生存し、好気性になると再び増殖を開始する。このため、本法の適用によって劇的な効果は期待しにくい、ある程度の抑制効果はある¹⁸⁾。

バルキング、スラム対策としての嫌気好気活性汚泥法は、標準活性汚泥法や長時間曝気法のエアレーションタンクの流入部を嫌気性にする形で適用されている。汚泥が沈殿しない範囲で、エアレーションタンクの流入部の散気装置の空気量を絞る程度で効果が認められるが、専用の水中攪拌機を設置し、酸素を極力供給しないことがより確実である。副次的にりん除去率が向上するが、汚泥処理系で問題が生じる恐れがあるため、実施への適用に当たっては次項に示すような注意が必要である。また、エアレーションタンクが隔壁などで細かく仕切られているほうが、バルキング抑制効果が高いという報告がある¹⁹⁾。

2) りん除去

嫌気好気活性汚泥法による生物学的りん除去は、図2、4に示すように活性汚泥を嫌気状態で流入水（有機物）と混合し、その後通常の曝気を行って好気状態にするという単純な処理フローで構成される。嫌気状態で有機物を活性汚泥中に取り込む過程で、汚泥中に蓄積されていたりんが水中に放出される。それに引き続く好気状態で、汚泥はりんを再摂取し、その量は放出した量を上回るため（りんの過剰摂取）、結果的にりんの除去が達成されるものである。通常の標準活性汚泥法でも、汚泥の増殖にともなってりんが摂取されるが、その量は除去BOD量に対して1%程度にすぎない。つまり流入りん濃度が3mg/lであったとき、流入BOD100mg/lを除去した場合の処理水中のりん濃度は2mg/l程度になる。嫌気好気活性汚泥法を良好に運転すると、りんの過剰摂取によって処理水中のりん濃度がほとんどゼロになる場合もある。除去されたりんは余剰汚泥中に蓄積された形で、水処理系から引き抜かれる。

嫌気好気活性汚泥法によるりん除去が広く普及するためには、① 汚泥処理系からの返流水中のりんを削減することのできるプロセスとする事。② 雨天時など流入水中のBOD濃度が低下したり、硝酸塩の流入がある場合の、りん除去効率の低下対策。が必要になる。

①に関しては、水処理系から引き抜かれた汚泥が、濃縮タンクなどで最初沈殿池汚泥（有機物）と混合され、嫌気性条件下におかれると過剰摂取していたりんを再放出する現象が広く見られる。汚泥の嫌気性消化を行う場合には、さらに多量のりんを放出する。放出されたりんは、返流水として水処理系に戻り、流入りん濃度を増大させる。一旦、りんの水処理—汚泥処理間の循環が起これば、最終的に汚泥のりん摂取能力以上のりんが流入するため、水処理系での除去効率が低下する。このため、汚泥処理プロセスを、りんの放出の少ないものにすることが求められる。なお、返流水中のりん濃度が高まると、りん酸アンモニウムマグネシウムの析出が起これば、汚泥処理系のパイプなどを閉塞させる事があるため注意を要する。②に関しては、嫌気タンクへ流入するBOD濃度が低くなったり、硝酸塩が流入して完全な嫌気状態が保てなくなった場合、汚泥のりん放出量が低下

し、それに続く好気タンクにおけるりんの過剰摂取が停止することが、報告されている²⁰⁾。雨天時には流入りん濃度も低下するため、処理目標濃度レベルによっては特段の対策をとらない場合もあるが、汚泥の過剰摂取能力の回復に時間がかかる例もあるため、凝集剤添加などのバックアップ施設が必要となることがある。

3) 窒素除去

窒素の生物学的除去は、好気タンクにおけるケルダール性窒素の硝化と、これによって生成した硝酸・亜硝酸イオンの無酸素タンクにおける脱窒の組み合わせによって達成される。硝化を行う硝化細菌を活性汚泥中に保持するためには、汚泥滞留時間を標準活性汚泥法よりも長くとる必要がある。このため施設容量を大きくするか、反応タンク内の微生物濃度を高める設計、運転法が用いられる。効率的に脱窒を行うためには、無酸素タンクにて有機物濃度が高くなるように運転することが重要である。従来、図2. 5に示す循環式硝化脱窒法²¹⁾がおもに採用されていた。本法は基本的に循環水量と流入水量の比によって窒素除去率の限界があり、より高い窒素除去率を得るために二段循環式硝化脱窒法²²⁾ (図2. 6)の採用が検討されている。循環を多段にするほど理論的な除去率は向上するが、操作が煩雑となるため二段循環が実用的であろう。硝化内生脱窒法²³⁾ (図2. 7)も流入するケルダール窒素をほぼ全量硝化し、脱窒工程に回すことができるため高い窒素除去率が期待できる。従来は、内生脱窒で利用できる有機物量が少なかったため脱窒速度が遅く、長時間の滞留時間を必要とした。

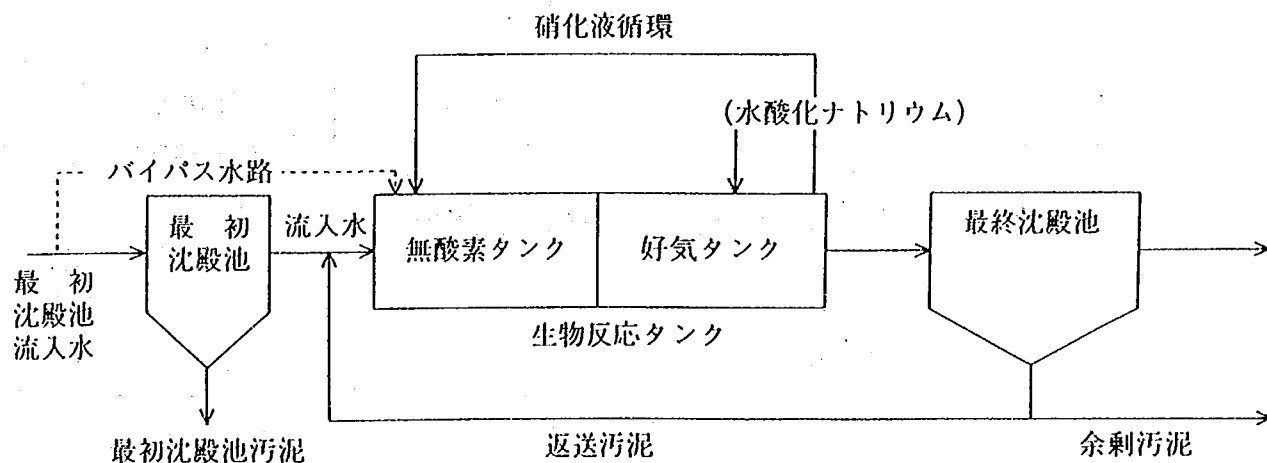


図2. 5 循環式硝化脱窒法の基本的フロー

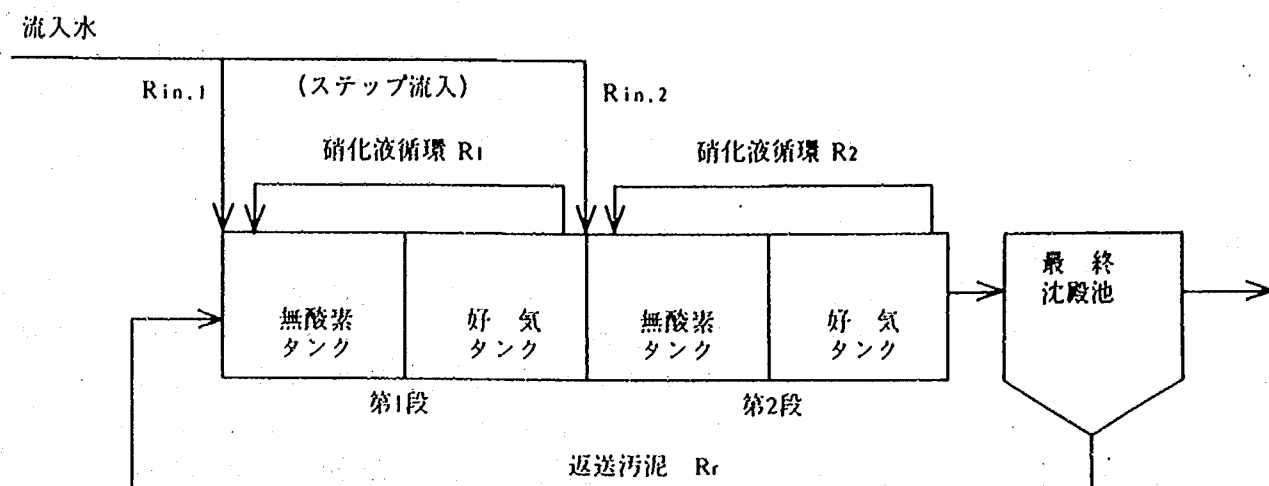


図 2. 6 二段循環式硝化脱窒法の基本的フロー

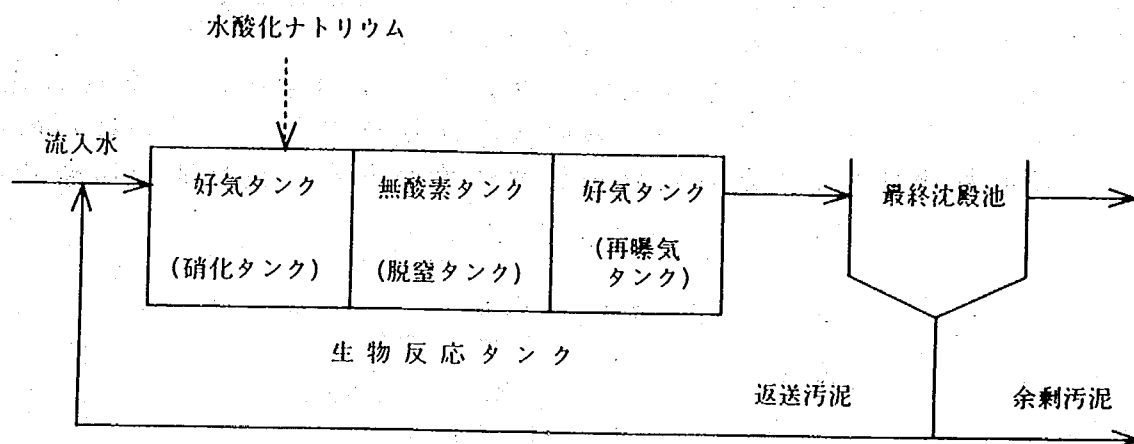


図 2. 7 硝化内生脱窒法の基本的フロー

4) りん・窒素同時除去

嫌気・無酸素・好気状態を組み合わせることによって生物学的にりんと窒素を同時に除去するプロセスが種々提案されている。原理的には前述のりんの過剰摂取現象と硝化・脱窒を組み合わせたものであり、特徴、採用に当たっての留意点もほぼ同様である。現在、嫌気-無酸素-好気法²⁴⁾ (図2. 8)、二段式嫌気好気法²⁵⁾等が、実施設やパイロットプラントで運転されている。

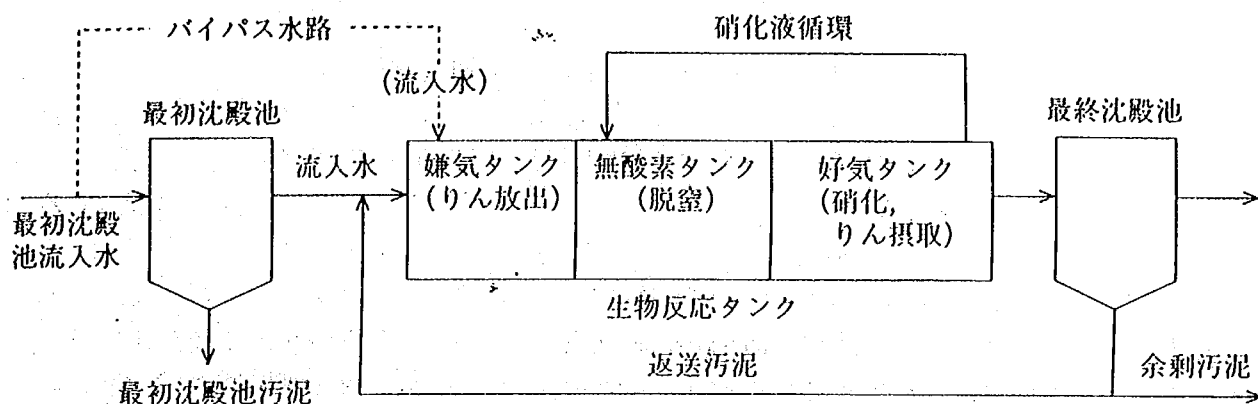


図2. 8 嫌気-無酸素-好気法の基本的フロー

5) 有機物を対象とした嫌気性処理

下水の嫌気性処理は、セプティックタンクなどで早くより用いられていた。また、嫌気性細菌群の研究は発酵工業における加水分解、酸生成細菌、農業関係の土壌学における硫酸塩還元細菌、有機性廃棄物や高濃度の有機性産業排水処理におけるメタン生成細菌など、下水道以外の分野で一定の蓄積がある。これに対して、下水処理における嫌気性細菌群の研究は最近緒に付いたばかりであり、実際のフィールドにおいては下水組成の複雑さ、変動の大きさ、生息する細菌の種類が多さなどから、厳密な細菌学的研究方法を適用するには多くの困難が予想される。しかし、活性汚泥のような好気性処理に関わる細菌群と異なり、嫌気性処理に関わる細菌群は限られた基質しか利用できないものが多い（例えばメタン生成細菌は、水素、二酸化炭素、酢酸、蟻酸、メチルアルコール、メチルアミン以外の基質を利用できず、このなかでも更に菌株によって利用できる基質は限られる）、浄化に関与する細菌間の役割分担が比較的明確であり、細菌種の生理・生態に関する研究成果が、実際の現象の解明に役立つ可能性が高い。

嫌気性処理において解決すべき問題点は多々あるが、代表的なものを挙げると以下の通りである。

- ① 低温時に有機物分解効率が極端に低下する。
- ② 嫌気性微生物を反応タンク内に、より高密度に蓄積する手法が望まれる。

- ③ 高級脂肪酸を含む汚泥、排水の処理が難しい。
- ④ 嫌気性処理の処理レベルには限界があり、環境に直接排出できる程度に有機物を分解することは出来ない、りん・窒素などの栄養塩類を処理できない、硫化水素などの有害な副成物が発生するなどの問題がある。
- ⑤ 下水汚泥のような複雑な固形物質に対し、分解率が良くない。
- ⑥ 低濃度の排水に対する適用性が低い。
- ⑦ 硫酸塩還元細菌の役割が大きい、この細菌をどのように評価するのか定まった方針を立てる必要がある。
- ⑧ 好気性排水処理に比べ、水理学的滞留時間が長い。

これらの問題のうち、④は嫌気性処理に関わる細菌群の性質からくる基本的問題であり、細菌群の性質を十分把握すると共に、工学的手法による対策などを含め総合的に判断する必要がある。そのためには、好気性微生物を嫌気性処理の後処理に利用した場合の評価などトータルシステムとしての評価が必要となろう。

ここで取り上げた問題の殆どに対して、嫌気性微生物の固定化、新しいリアクターの開発などの、工学的解決手法の導入が検討されているが、微生物学的アプローチとして重要な研究課題である嫌気性細菌群間の相互作用の解明により③、⑤の分解効率の向上、⑦の硫酸塩還元細菌の取り扱い、等の問題の意味が明らかとなり、プロセスの改良、開発が大いに促進されることもあろう。

実際の嫌気性反応装置内での微生物群の働きは分類や計数が殆ど不可能な数の菌株がダイナミックに変動しながら一連の反応に関わっており、厳密な細菌学的手法では把握できないことが多い。このような複雑な系での細菌の働きを工学的評価に利用できる程度に解析するための新しい手法の開発が今後重要になろう。①、⑥、⑧のように、低温、低濃度での嫌気性処理の非効率性や、好気性処理との比較での反応速度の低さは、嫌気性微生物を扱うかぎり宿命的短所である。一方、好気性処理では酸素供給が律速となり、微生物密度を一定の限界以上に大きく取れないという問題があるが、嫌気性処理ではその問題がないため、微生物密度を好気性処理に比べ大幅に大きくすることが出来るという利点がある。この利点によって①、⑤、⑥、⑧といった短所の埋めあわせが出来る可能性がある。そのためには、嫌気性微生物群のフロック、生物膜、自己造粒汚泥内での細菌間の相互作用をより精密に解析し、水理学的状況も含めた、最適な微生物の高密度化手法を開発する必要がある。

また、好気性処理では難分解性とされている物質を、嫌気性細菌の働きで分解しようという試み、光合成細菌、硫酸塩還元細菌など従来は処理微生物としてあまり省みられていなかった細菌類の利用、汚泥のメタン発酵の前処理として、固形物の可溶化を促進する微生物を利用する技術などが研究、開発されており、今後の発展によっては、下水、汚泥処理の新しい可能性を開くものと期待できる。

(3) 物理化学的環境制御のまとめ

下水処理における制御可能な物理化学的環境としての、溶存酸素、酸化還元電

位の制御に関わる今後の動向をまとめると以下の通りである。

① 高度処理を必要とする新設の処理場にあつては、生物学的なりん・窒素除去法が普及するであろう。現在、比較的大規模な処理場に適用可能な処理方法は図 3. 5 に示した嫌気-無酸素-好気法である。この場合、特にりん除去においては最適な汚泥処理プロセスの検討が重要である。また、凝集剤によるりん除去のバックアップも考慮する。小規模な処理場においては、回分式活性汚泥法、OD 法などを高度処理向けに運転することが求められよう。その場合の制御方法の簡素化、安定化についての研究が必要である。

② りん除去を既存の処理場にて実施する場合には、汚泥処理系に問題がなければ嫌気好気活性汚泥法の採用が考慮されるべきであろう。通常の既存処理場では、最初沈殿池汚泥と余剰汚泥が混合処理されるため、返流水中のりん濃度が高まる恐れがある。また、嫌気性消化タンクを有する処理場では、本法の適用はむずかしい。このような場合にも、汚泥脱水工程で石灰や金属塩を用いる場合には、これらの薬剤の利用によって、返流水中のりん負荷をカットできる可能性はある。

③ 窒素除去を既存の処理場にて実施するためには、施設容量の大幅な拡張か、新技術の適用が必要となろう。固定化硝化細菌の利用によって、循環式硝化脱窒法、硝化内生脱窒法ともかなりの施設容量の削減がはかれることが、最近の研究で明らかになった²⁶⁾。また、好気タンクにおける酸化還元電位を一定に制御することによって、好気タンク内での脱窒も可能となるという報告がある²⁷⁾。

④ 下水処理技術の動向は、より高度な処理水質を求める方向に向かっている。現在の BOD 20mg/l という基準が、今後のわが国の水環境の保全を考えたときに、より高度なものに改革されるという事は充分考えられる。その場合、欧米でも問題となっているアンモニアが、削減の対象となりうる。アンモニアの削減には硝化がもっとも現実的であるが、わが国の下水の多くは硝化を進めるとアルカリ度が消費され、極端な pH の低下が懸念される。アルカリ度の回復のために脱窒操作が必要となり、ここでも硝化脱窒法（無酸素-好気法）の重要性が増すものと考えられる。

⑤ 排水の嫌気性処理については、省エネルギー、汚泥発生量の少なさといったメリットがある反面、不十分な浄化能力、硫化水素などの発生、大きな施設容量が必要などの問題点があり、微生物学的、工学的に更なる検討が必要である。

2. 3. 3 微生物種の相互作用の利用

活性汚泥のような微生物の混合培養系においては、微生物間における基質・副生産物のやりとり、捕食、住みかの争奪と提供、などの競争、共生関係がある。それを制御することによって、微生物反応全体を制御することも可能である。その顕著な例が、次章以降、本論文で扱う自己造粒現象である。自己造粒については後述する。それ以外に微生物間の相互作用を排水処理に積極的に利用した例には、「セレクター」がある²⁷⁾。活性汚泥のバルキングの原因となる、糸状細菌の増殖を抑えるために、フロックを形成する細菌が糸状細菌よりも有利に基質の

摂取が行える環境を作るものである。フロック形成細菌が有利な環境とは、基質濃度の高い環境であり、ここで基質を優先的に摂取できるため、糸状細菌の基質摂取量が減少し、フロック形成細菌が優先種となる²⁸⁾。また、一部の糸状細菌は嫌気状態で基質の摂取ができず、フロック形成細菌の一部はそれが可能なため、嫌気タンクを流入部に設けてバルキングを防止する、嫌気性セレクターという概念がある²⁹⁾。いずれも、反応タンクの前段を区切り、そこをセレクターと称して、局所的な有機物負荷を高めたり、嫌気攪拌を行うものであるが、セレクター内で水中の有機物を確実にフロック形成細菌に摂取させることが肝要で、残存有機物があると糸状細菌にも増殖のチャンスを残すこととなる。微生物相互間の関係を解析する研究をポピュレーションダイナミックスと呼び、セレクターはその応用である。しかし、複雑な活性汚泥の構成生物すべての相互関係を明らかにすることはまだまだ時間がかかる。糸状細菌とフロック形成細菌の競合関係についても二種類の細菌の増殖速度と基質親和性の関係から想定される単純な結果を、活性汚泥系に敷衍したにすぎない³⁰⁾。排水処理への本格的なポピュレーションダイナミックスの適用は、自己造粒汚泥の形成機構の解明から始まることとなるう。

2. 3. 4 別途に培養した微生物の植種：

商業ベースでの売り込みや、個人的な篤志家の一部には、別途に培養した微生物叢を活性汚泥などに添加すると、処理効率が上がる、汚泥発生量が減少する等の主張をするものが多い³¹⁾。しかし、その効果を科学的に証明した例は未だない。汚泥、廃油などの固形、又は濃厚廃棄物では、特定の微生物叢の添加により発酵、分解が促進されることは知られており、排水処理においても原理的には促進効果は認められよう。茨城県鹿島流域下水道事務所において、流入アンモニア濃度が高すぎるため、亜硝酸酸化細菌がアンモニアによる増殖阻害を受けたと思われる事例がある。アンモニアの酸化が亜硝酸までで停止してしまったため、別途培養した亜硝酸酸化細菌を活性汚泥に添加し、硝酸態窒素までの酸化を達成した³²⁾。ただし、厳密な解析は行われておらず、実際に亜硝酸酸化細菌の添加がどの程度の効果をもたらしたのかは明らかではない。米国ではBioaugmentationと呼ばれるこの技術について、いくつかの報告がある。Rittmannら³³⁾は、Bioaugmentationの意義を「米国ではBODなどの包括的な汚濁指標の除去はほぼ完成し、今後は化学合成された微量汚濁物質を除去する技術が求められている。このようなリアクターの性能を規定する重要な因子に微生物の遺伝子情報がある。Bioaugmentationは遺伝子情報を操作するために重要な手法である。」と述べている。合成基質を用いた室内実験ではKennedy³⁴⁾らが、レビューを含めた仔細な検討を行っている。また、Babcock³⁵⁾は、特定物質の分解遺伝子を誘導させるサブリアクターを、メインのリアクターに付加するという、秀逸な発想のシステムを提案している。石油化学製品で実際に汚染された地下水層に、商業ベースで開発された特殊菌叢を注入する試みが、カリフォルニアで行われた³⁶⁾。初期の報告では、7カ月間に93%の全炭化水素を除去したといわれているが、その後の報告は続い

ていない。Bioaugmentationは、元々商業ベースで開発されている技術であり、学術的に再現性がある実施例の報告は見あたらないが、効果的な実施例が全く行われていないとは言い切れない。しかし、それらは高濃度に汚染された工場排水や、地下水を対象としたものであり、下水のような希薄な基質では、効果を得るための微生物の供給に多大の費用がかかるものと思われる。

2. 3. 5 まとめ

活性汚泥法における微生物の制御手法は、最終沈殿地による沈殿分離と、沈殿した汚泥の返送、汚泥滞留時間の制御、酸素供給による好気状態の維持などである。これらの制御手法とは異なった手法で生物処理の可能性を拡大する手段を求めるため、① 生物膜・固定化微生物の利用 ② 物理化学的環境の制御 ③ 微生物種の相互作用の利用 ④ 別途培養した微生物種の植種 などの研究、実施例を概観してみた。

生物膜・固定化微生物の利用に関しては、微生物を保持する担体の機能、形状が処理対象物質や処理効率に大きな影響を与えることを示した。新たな担体材料の開発によって更に進歩した処理プロセスが開発される可能性がある。

物理化学的環境の制御に関しては、下水処理の分野で最も制御しやすい酸化・還元的環境の制御についてまとめを行った。りん・窒素除去、バルキング・スカムの改善、嫌気微生物による省エネルギー処理、汚泥発生量の減少などを論じた。

微生物種の相互作用の利用に関しては、排水処理に係わる微生物相互間の生態学的な関係の重要性を指摘したが、現在までの知見では、バルキング・スカム改善のためのセクターが微生物相互間の競争的關係を利用している可能性が高いことを示すにとどまった。

別途培養した微生物種の植種については、更に知見が不足している。しかし、混合培養などの比較的簡易な培養技術を用いて培養した微生物を、水処理系に添加することによって、ある遺伝情報を伝達させることが可能であった。つまり、特定の微量合成物質など、もともと生物界に存在しない物質の分解を行うため、新たな分解に関する遺伝情報を導入する等の目的には、ある微生物群を別途培養し、処理系に添加するという技術も利用できる可能性があることを示した。

参考文献

- 1) 堺好雄、高須弘、岡本光夫、久保二郎 「標準活性汚泥法現行設計指針に対する維持管理サイドからの提言」 第29回下水道研究発表会講演集 日本下水道協会 1992 pp314-316
- 2) 藤井秀夫 「深層曝気槽における酸素移動」環境技術、Vol. 8、No. 7、1979 pp734-747
- 3) 滝沢智、鈴木穰、高橋正宏、波多野伸、宮田純、「硝化-内生脱窒法における固定化微生物の応用」環境工学研究論文集、Vol. 30、1993、pp275-286
- 4) 「包括固定化担体を用いた硝化促進型循環変法「ペガサス」の評価に関する報告書」日本下水道事業団、技術資料92-004、1993

- 5)「高度処理施設設計マニュアル(案)」建設省・高度処理会議、日本下水道協会頒布図書番号059、1994、pp79-122
- 6)相沢貴子「浄水処理における副生成物」水環境学会誌、Vol.16、No.12、1993 pp830-835
- 7)堺好雄「下水処理場におけるバルキング」月刊下水道、Vol.13、No.3、1990 pp2-11
- 8)METCALF, L. & EDDY, H. P., "American sewerage practice," McGraw-Hill Book Com., Inc., New York & London, 1935.
- 9)FAIR, G. M. et al., "Water and wastewater engineering." John Wiley and Sons, Inc., New York, 1968.
- 10)ALLEMAN, J. E. & PRAKASAM, T. "Reflections on seven decades of activated sludge history." J. WPCF, Vol.55, No.5, pp436-443, 1983
- 11)岩井重久監修 "生物膜法" 産業用水調査会昭和55年
- 12)STENSEL, H. D. et al., "Biological aerobic filter evaluation" Proc. ASCE, Vol.114, No.3, pp655-671, 1988.
- 13)JEWELL, W. J. et al., "Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process." J.WPCF, Vol.53, No.4, pp 482-490, 1981.
- 14)CONDREN, A. J. et al., "A primary assessment of high biomass system." Proceedings twelfth US/Japan conference on sewage treatment technology, US EPA, pp515-529, 1989.
- 15)建設省 「バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発」 日本下水道協会、平成3年2月
- 16)日本下水道事業団技術評価委員会 "回転生物接触法の評価に関する第2次報告書" 昭和57年
- 17)下水道維持管理指針 ポンプ場・処理場施設編 1991年版、日本下水道協会、P767
- 18)三品文雄、嫌気好気活性汚泥法による放線菌スカムの減少、月刊下水道、Vol.13、No.5、1990.4
- 19)矢野丘、エアレーションタンクの水利特性と処理機能について、第28回下水道研究発表会講演集、日本下水道協会、1991、p325
- 20)村上孝雄、宮入篤、生物学的脱りん・脱窒プロセスの実施設による運転調査、下水道協会誌、Vol.20, No.230, 1983
- 21)りん窒素除去法設計資料(Ⅱ 循環式硝化脱窒法設計資料)、建設省・高度処理会議、昭和61年2月
- 22)微生物を利用した窒素及びりん除去プロセスの評価に関する第三次報告書、日本下水道事業団技術評価委員会、平成2年4月
- 23)りん窒素除去法設計資料(Ⅳ 硝化内生脱窒法設計資料)、建設省・高度処理会議、昭和62年3月
- 24)りん窒素除去法設計資料(Ⅴ 嫌気-無酸素-好気法設計資料)、建設省・高度処理会議、平成3年3月
- 25)河田、堺、北川、三島、二段式嫌気好気法に関する検討、第28回下水道研究発表会講演集、日本下水道協会、1991、p370

- 26) バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発報告書（下水道編）、建設省、平成3年2月、p255
- 27) 高度処理施設設計マニュアル（案）、（社）日本下水道協会、平成6年、p199
- 28) J. Chudoba, P. Grau, V. Ottava, Control of activated sludge filamentous bulking - II . selection of microorganisms by means of a selector, Water Research, Vol.7, pp1389-1406, 1973
- 29) Y. J. Shao, D. Jenkins, The use of anoxic selectors for the control of low F/M activated sludge bulking, Water Science and Technology, Vol.21, pp609-619, 1989
- 30) D. Jenkins, Toward a comprehensive model of activated sludge bulking and foaming, Water Science & Technology, Vol.25, No.6, pp215-230, 1992
- 31) 比嘉照夫, 微生物の農業利用と環境保全, （社）農産漁村文化協会, 1991
- 32) 深芝処理場における窒素対策調査報告書（総集編）、茨城県鹿島下水道事務所、昭和60年
- 33) Rittmann, B. E., Smets, B. F., Stahl, D. A., The role of genes in biological process, Environ. Sci. Technol., Vol.24, No.1, pp23-29, 1990
- 34) Kennedy, M. S., Grammas, J., Arbuckles, W. B., Parachlorophenol degradation using bioaugmentation, Resear. Jou. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol.62, No.3, pp227-233, 1990
- 35) Babcock, R. W. et al., Development of an off-line enricher-reactor process for activated sludge degradation of hazardous waste, Wat. Environ. Res., Vol.64, No.6, pp782-791, 1992
- 36) von Wedel, R. J. et al., Bacterial biodegradation of petroleum hydrocarbons in groundwater: *in situ* augmented bioreclamation with enrichment isolates in California, Wat. Sci. Tech., Vol.20, No.11/12, pp501-503, 1988

第 3 章 自己造粒汚泥の生成機構

3 自己造粒汚泥の生成機構

3. 1 自己造粒汚泥の分類

3. 1. 1 自己造粒とは

排水の生物学的処理において、微生物自身が通常の浮遊汚泥とは明かに異なる集塊を形成する現象が報告されている。この集塊は、薬品や担体の添加無しに形成されることが重要な点であり、この点で、薬品や担体を用いて微生物を集積させる包括固定化法や結合固定化法と区別される¹⁾。汚泥が自己造粒することにより以下の特性が一般的に得られる。

(1)反応に関与する微生物を、高濃度にリアクター内に集積できる。

(2)汚泥の沈降性が改善する。

(1)の特性に関連して、生成した汚泥ペレット内部に存在する微生物も、反応に関与するという条件が満たされれば、反応時間の短縮という利点が見られる。また、汚泥滞留時間(SRT)の増加が見込め、増殖速度の小さい微生物を利用できると同時に、汚泥発生量の減少も見込むことができる。(2)の特性に関連しては、固液分離を簡単にできる、つまり、生物反応のリアクターに、固液分離機能を兼ねさせることが可能で、沈殿池、汚泥の返送などが不要となるという利点が挙げられる。

3. 1. 2 自己造粒の条件

現在、嫌気性上向流汚泥床²⁾、好気性上向流汚泥床³⁾、微好気性上向流汚泥床⁴⁾、の三種類のリアクターで自己造粒現象が起こることが確認されている。自己造粒の機構については未だ完全な説明はなされていないが、三種類のリアクターの特徴を比較することにより、共通の因子を抽出することが可能であろう。表3. 1に、三種類のリアクターの代表的設計条件、運転条件を示す。

表3. 1 各リアクターの設計・運転条件

表一1 各リアクターの設計、運転条件

条件	嫌気性リアクター ²⁾	好気性リアクター ³⁾	微好気性リアクター ⁴⁾
滞留時間 (h)	6.7~8	1.2~3.7	4.7
流速 (m/h)	0.61~0.69	5.2~6.5	4.5~9
深さ (m)	4.5	3.6	3.5
直径 (m)	7.5	0.8	6段直列
有機物濃度 (kg/m ³ ・日)	無し	有り	0.85~1.2
汚泥濃度 (mg/l)	11.2~14 asCOD	0.98~1.57 asBOD	0.5~2.27 asBOD
汚泥発生量 (mg/l)	4,000~5,200	69~119	48~247
汚泥濃度 (mg/l)	17,300~33,600	5,500~8,200	2,800~11,400
汚泥発生量 (kg/m ³ ・反応部・h)	0.09~0.23	無し	無し
流入水溶酸素 (mg/l)	—	50~70	4~8

ここで取り上げた例は、実際の排水を処理しており、表に示す通り、かなり規模の大きい装置で、自己造粒汚泥が安定して観察されたものである。水理学的滞留時間は嫌気性リアクターがやや長く、好気、微好気ではほぼ同じである。反応部上向流速（空塔速度）は好気、微好気で大きく、下水道施設の最終沈殿池に比べ5倍以上の速度となっている。嫌気性リアクターでは、この値は小さいが、替わって発生ガスによる攪拌が行われていることが重要である。ガス攪拌の程度はLVベースで比較すると、活性汚泥法のエアレーションタンク（滞留時間8時間、空気倍率4倍と仮定）の2～5割に相当するかなりの強度となるが、ガスと汚泥の分離機構がリアクター上部に設けられているため汚泥の流出は少ない。嫌気性リアクター内部では、ガスによる攪拌が、自己造粒化のための重要な因子となっている。子細な水理学的検討については次節に示すものとする。これに対して好気性、微好気性では大きな上向流速による汚泥の流動化とともに、装置内を機械的に攪拌することによって、短絡流、デッドスペースの発生を防いでいると考えられる。容積負荷、流入有機物濃度についても、嫌気性と、好気・微好気性では大きく異なっているが、これは、自己造粒する微生物の種がまったく異なっていることを示している。好気性と微好気性では、水理学的滞留時間、流入有機物濃度などで多くの共通点があるが、最も異なる点は、流入水溶存酸素濃度である。溶存酸素濃度の違いにより、両リアクターの自己造粒に関与する生物相は大きく異なり、好気性では

*Sphaerotilus*などの好気性糸状細菌や、*Epistylis*などの柄を有する原生動物が多く観察されるが、微好気性では*Beggiatoa*のような微好気性糸状細菌と、硫酸塩還元細菌などの嫌気性細菌が共存している。このように、多くの微生物が自己造粒に関与することが明かとなっており、特別な微生物の増殖が自己造粒に必須であるということはないようである。

自己造粒現象のもっとも重要なファクターとしては、リアクター内の水理学的条件（上向流であること。短絡流、デッドスペースの防止）が、重要と考えられる。この上向流であるという条件は、リアクター内に残留し、かつ浮遊するもののみを蓄積させる条件、言い換えると、上向流速より小さな沈降速度を有する固形物をウオッシュアウトする条件として作用するものであり、自己造粒する可能性の高い微生物を選択していることになる。この選択圧のもとで残った生物種が次第に高濃度化する過程で、自己造粒汚泥が形成されて行くと考えられる。

最近、自己造粒汚泥中のバイオポリマーに着目した研究が発表されている。北牧ら⁶⁾が行った人工下水を用いた実験によると、活性汚泥の多糖類含有量は、20～30mg/g-MLSSであるが、好気性の自己造粒汚泥では50～60、嫌気性自己造粒汚泥で30～37mg/g-MLSSという値が報告されている。この違いが、自己造粒汚泥にとり決定的なものであるか否かについては、まだ明らかではない。

3. 2 自己造粒に関する攪拌条件の検討

表3. 1に示したデータより、各プロセスの反応タンク内の攪拌条件を、G値を求めて比較することとする。

3. 2. 1 微好気性リアクター

反応タンクに投入されるエネルギーは、流入水による上向流に起因するエネルギー、反応槽底部の流入ノズルから水が流入する際のエネルギーと、攪拌機による攪拌エネルギーである。流入ノズルは4個で直径0.05mの管が、反応タンク底部に向かって設置してある。攪拌機の形状は、幅0.05m長さ0.27mの平板の羽根を2枚、十字型に組み合わせたパドルが、鉛直方向に5組並んだものである。回転数は $5.2 \cdot 10^{-2}$ (1/秒)である。

(1) 上向流のエネルギーに関する検討

1) レイノルズ数 : Re

$$Re = v \cdot D / \nu \quad (3. 2. 1)$$

$$= 2.3 \cdot 10^{-3} \cdot 0.85 / 1 \cdot 10^{-2} \\ = 0.2$$

v : 上向流速 (m/秒)

D : 反応部の直径 (m)

ν : 水の動粘性係数 ($\text{cm}^2/\text{秒}$)

レイノルズ数0.2より、層流領域を考慮する。

2) 反応部での損失水頭 : H (m)

$$H = f \frac{v^2}{D \cdot 2g} \cdot L \quad (3. 2. 2)$$

$$= \frac{64}{0.2} \cdot \frac{(2.3 \cdot 10^{-3})^2}{0.85 \cdot 2 \cdot 9.8} \cdot 3.5$$

$$= 3.56 \cdot 10^{-4} \text{ (m)}$$

f : 摩擦損失係数 $64 / Re$

g : 重力加速度 9.8 ($\text{m}/\text{秒}^2$)

L : 反応部長さ (m)

3) 上向流による動力消費 P_f は、船水⁶⁾らによると

$$P_f = \rho_0 \cdot H \cdot g \cdot A \cdot v \quad (3. 2. 3)$$

$$= 1 \cdot 10^3 \cdot 3.56 \cdot 10^{-4} \cdot 9.8 \cdot 0.567 \cdot 2.3 \cdot 10^{-3}$$

$$= 4.55 \cdot 10^{-3} \text{ (k g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)}$$

$$\rho_0 : \text{水の密度 } 1 \cdot 10^3 \text{ (k g} \cdot \text{m}^{-3}\text{)}$$

$$A : \text{反応部断面積 } 0.567 \text{ (m}^2\text{)}$$

(2) ノズルからの流出によるエネルギー

1) ノズルから流失するときの流速 : v_n (m / 秒)

は、流量とノズル径より 0.17 (m / 秒)

2) ノズルにおける損失水頭 H_n (m) は

$$H_n = v_n^2 / 2g \quad (3.2.4)$$

$$= 0.17^2 / 2 \cdot 9.8$$

$$= 1.47 \cdot 10^{-3}$$

3) 反応タンク全体の損失水頭 H_{nh} に換算すると
ノズルとタンクの面積比より

$$H_{nh} = 2.03 \cdot 10^{-6} \text{ (m)}$$

4) ノズルによる動力消費 P_{fn} は、(3.2.3) と同様に

$$P_{fn} = \rho_0 \cdot H_{nh} \cdot g \cdot A \cdot v \quad (3.2.5)$$

$$= 1 \cdot 10^3 \cdot 2.03 \cdot 10^{-6} \cdot 9.8 \cdot 0.567 \cdot 2.3 \cdot 10^{-3}$$

$$= 2.59 \cdot 10^{-4} \text{ (k g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)}$$

(3) 攪拌のエネルギーに関する検討

1) レイノルズ数 : Re

$$Re = n \cdot D^2 / \nu \quad (3.2.6)$$

$$= 5.2 \cdot 10^{-2} \cdot (0.85)^2 / 1 \cdot 10^{-2}$$

$$= 0.38$$

n : 回転数 (1 / 秒)

レイノルズ数 0.38 より、層流領域を考慮する。

2) 攪拌機による動力消費 P_m は、水理公式集⁷⁾より

$$P_m = K_1 \cdot \mu \cdot n^2 \cdot D^3 \quad (3.2.7)$$

$$= 35.6 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot (0.052)^2 \cdot (0.27)^3$$

$$= 1.94 \cdot 10^{-6} \text{ (kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)}$$

μ : 水の粘性係数 $1 \cdot 10^{-3}$ (Pa $\cdot$ 秒)

K_1 : 定数 パドル型の場合 36.5

なお、(3.2.7)では K_1 の選定に当たって、パドルの数や型が考慮されていないが、求められた P_m は他の消費動力と比較して非常に小さな値であり、 P_m は無視するものとする。

(4) MRBの反応部におけるG値

$$G = (P_f + P_n) / (A \cdot H \cdot \mu) \quad (3.2.8)$$

$$= 1.56$$

3.2.2 好気性リアクター

反応タンクに投入されるエネルギーは、流入水と循環水による上向流に起因するエネルギー、反応槽底部の流入ノズルから水が流入する際のエネルギーと、攪拌機による攪拌エネルギーである。流入ノズルの詳細は不明であるが、損失水頭の計算には支障がないものと思われる。攪拌機の形状も不明であるが、周速として1.5~4 cm/秒を推奨しているため、当該反応装置における回転数としては $0.6 \sim 1.6 \cdot 10^{-2}$ (1/秒)である。攪拌機形状はMRBと同様のパドルとして扱うものとする。

(1) 上向流のエネルギーに関する検討

1) レイノルズ数: Re

$$Re = v \cdot D / \nu \quad (3.2.9)$$

$$= 1.6 \cdot 10^{-3} \cdot 0.80 / 1 \cdot 10^{-2}$$

$$= 0.128$$

レイノルズ数 0. 128 より、層流領域を考慮する。

2) 反応部での損失水頭: H (m)

$$\begin{aligned} H &= f \frac{v^2}{D \cdot 2g} \cdot L & (3. 2. 10) \\ &= \frac{64}{0.128} \cdot \frac{(1.6 \cdot 10^{-3})^2}{0.80 \cdot 2 \cdot 9.8} \cdot 3.6 \\ &= 2.94 \cdot 10^{-4} \text{ (m)} \end{aligned}$$

3) 上向流による動力消費 P_f は

$$\begin{aligned} P_f &= \rho_o \cdot H \cdot g \cdot A \cdot v & (3. 2. 11) \\ &= 1 \cdot 10^3 \cdot 2.94 \cdot 10^{-4} \cdot 9.8 \cdot 0.503 \cdot 1.6 \cdot 10^{-3} \\ &= 2.32 \cdot 10^{-3} \text{ (kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)} \end{aligned}$$

(2) ノズルからの流出によるエネルギー M R B と同じノズルを想定し

1) ノズルから流失するときの流速: v_n (m/秒)

は、流量とノズル径より 0. 10 (m/秒)

2) ノズルにおける損失水頭 H_n (m) は

$$\begin{aligned} H_n &= v_n^2 / 2g & (3. 2. 12) \\ &= 0.10^2 / 2 \cdot 9.8 \\ &= 5.1 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

3) 反応タンク全体の損失水頭 H_{nh} に換算すると

ノズルとタンクの面積比より

$$H_{nh} = 7.97 \cdot 10^{-6} \text{ (m)}$$

4) ノズルによる動力消費 P_{fn} は、(3. 2. 3) と同様に

$$P_{fn} = \rho_o \cdot H_{nh} \cdot g \cdot A \cdot v \quad (3. 2. 13)$$

$$= 1 \cdot 10^3 \cdot 7.97 \cdot 10^{-6} \cdot 9.8 \cdot 0.503 \cdot 1.6 \cdot 10^{-3}$$

$$= 6.29 \cdot 10^{-6} \text{ (k g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)}$$

(3) 攪拌のエネルギーに関する検討

好気性リアクターの攪拌の回転数はMRBより更に小さいため、消費動力として非常に小さな値であり、 P_m は無視するものとする。

(4) 好気性リアクターの反応部におけるG値

$$G = (P_f + P_n) / (A \cdot H \cdot \mu) \quad (3.2.14)$$

$$= 1.01$$

3.2.3 嫌気性リアクター

反応タンクに投入されるエネルギーは、流入水による上向流に起因するエネルギー、反応槽底部の流入ノズルから水が流入する際のエネルギーと、汚泥ブランケット内で発生するメタンなどのガスによるガス攪拌エネルギーである。

(1) 上向流のエネルギーに関する検討

1) レイノルズ数: Re

$$Re = v \cdot D / \nu \quad (3.2.15)$$

$$= 1.8 \cdot 10^{-4} \cdot 7.5 / 1 \cdot 10^{-2}$$

$$= 0.135$$

レイノルズ数 0.135 より、層流領域を考慮する。

2) 反応部での損失水頭: H (m)

$$H = f \frac{v^2}{D \cdot 2g} \cdot L \quad (3.2.16)$$

$$= \frac{64}{0.135} \cdot \frac{(1.8 \cdot 10^{-4})^2}{7.5 \cdot 2 \cdot 9.8} \cdot 4.5$$

$$= 4.70 \cdot 10^{-7} \text{ (m)}$$

3) 上向流による動力消費 P_f は

$$P_f = \rho_0 \cdot H \cdot g \cdot A \cdot v \quad (3.2.17)$$

$$= 1 \cdot 10^3 \cdot 4.70 \cdot 10^{-7} \cdot 9.8 \cdot 44.2 \cdot 1.8 \cdot 10^{-4}$$

$$= 3.66 \cdot 10^{-4} \text{ (kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}\text{)}$$

(2) ノズルからの流出によるエネルギー

非常に小さいため、無視する。

(3) ガス攪拌のエネルギーに関する検討

嫌気性リアクターにおけるガス攪拌は、水中でガスが発生し、それが上昇することによって、周囲の水をガスが連行し攪拌が起こる。またガスの発生と、上方に連行された水のため、局所的に水面の上昇、ガスホールドアップが起こり、水位差によって水が循環流れを起こすことによる攪拌も起こる。

タンク内にドラフトチューブや、下降流チューブを持たない、図 3. 1 の場合については Akita⁸⁾ が、ガス量とガスホールドアップの関係をまとめている。ただし、タンク内の水の流れに関する記述は行われていない。一方、Koide⁹⁾ は、タンク内にドラフトチューブを設置した図 3. 2 の場合について、ガス量と、ガスホールドアップ、循環流速の関係についてまとめている。

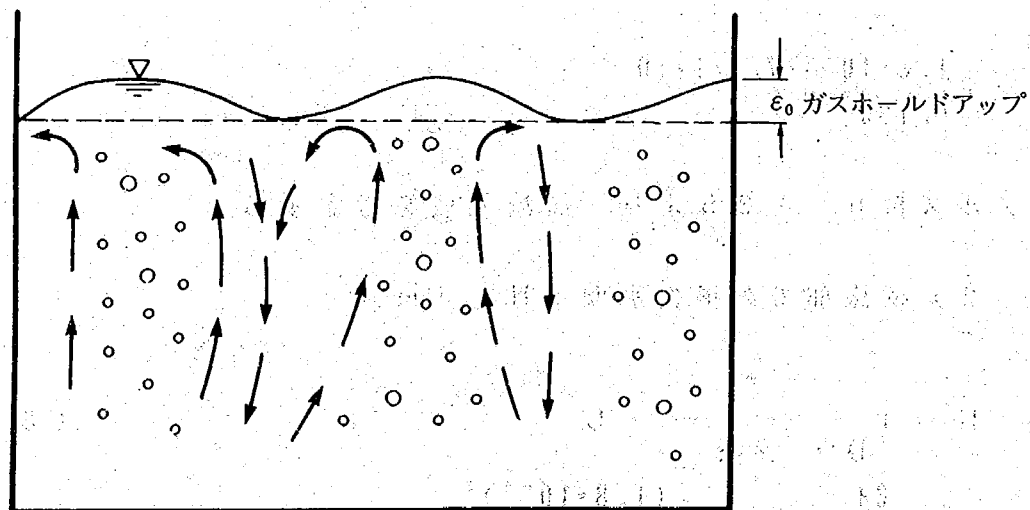


図 3. 1 ガス攪拌の模式図

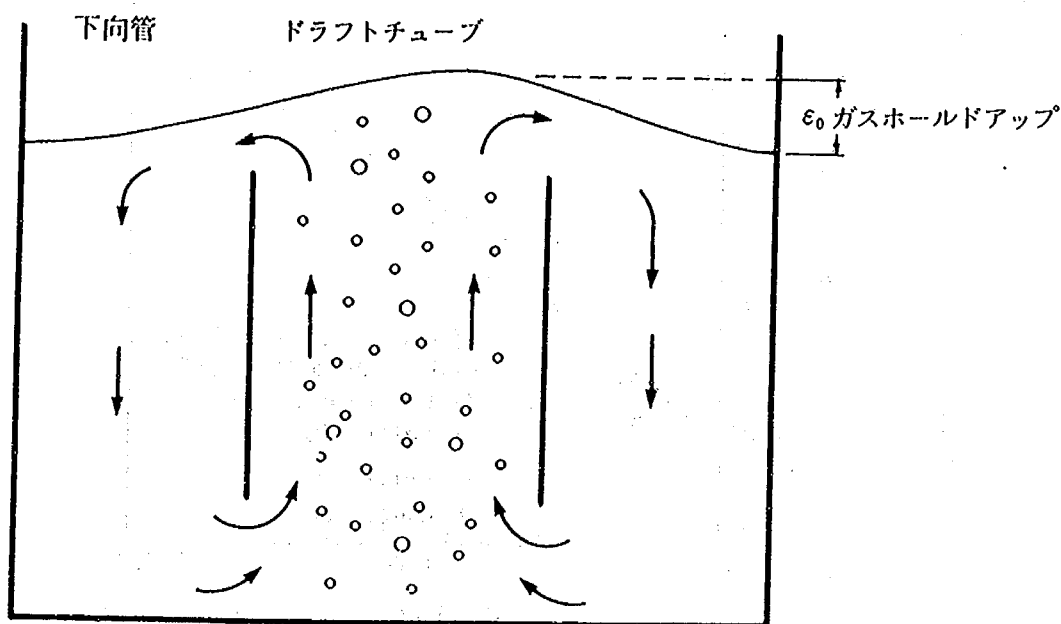


図 3. 2 ドラフトチューブによるガス攪拌

AkitaとKoideらの結果を比較すると、図 3. 1 の全断面で、 L という空搭速度でガスを供給した場合に観察されるガスホールドアップは、図 3. 2 のドラフトチューブ内で L という同様の空搭速度でガスを供給した場合に、ドラフトチューブ上面で観測されるガスホールドアップと等しかった。

Akitaの実験による、ガス流量とガスホールドアップの関係は、図 3. 3 の通りである。嫌気性リアクターのガス発生の空搭速度は、 $2.875 \cdot 10^{-4}$ (m/秒) であり、図 3. 3 と比較して、観測可能なガスホールドアップよりはるかに小さいことがわかる。しかし、ガス発生により、タンク内に流れが発生していることは確かであるので、いくつかの仮定をおいて、流れの規模を推定することとする。

今、図 3. 1 の様な形状をしている嫌気性リアクターを、図 3. 2 の様にドラフトチューブと下降管を持つものとし、それぞれが等断面積であると仮定する。ここで、ガスは全てドラフトチューブ内で発生するとすると、ガス空搭速度は $5.75 \cdot 10^{-4}$ (m/秒) となる。図 3. 3 の相関曲線を外挿すると、この場合の体積比で示されるガスホールドアップ ϵ_0 は、 $2.36 \cdot 10^{-3}$ となる。Koideらは、ドラフトチューブ型の反応タンクで、ガス空搭速度と平均循環流量の関係を、図 3. 4 の様に示している。ドラフトチューブと下降管の面積比は、平均循環流量には影響が少ないとKoideらは述べている。先の仮定で、両者の面積は等しいとしたので、平均循環流速 U_{lc} が、嫌気性リアクター内のガス攪拌による平均流速となる。図 3. 4 でも、嫌気性リアクターで観測されたガス空等速度は、測定範囲外であるが、線を外挿することによって

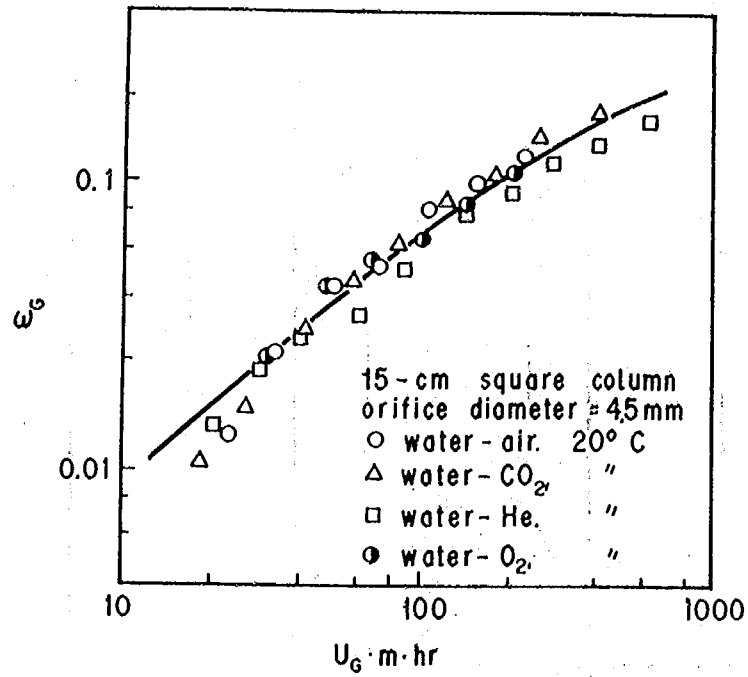


図 3. 3 ガス流量とガスホールドアップの関係

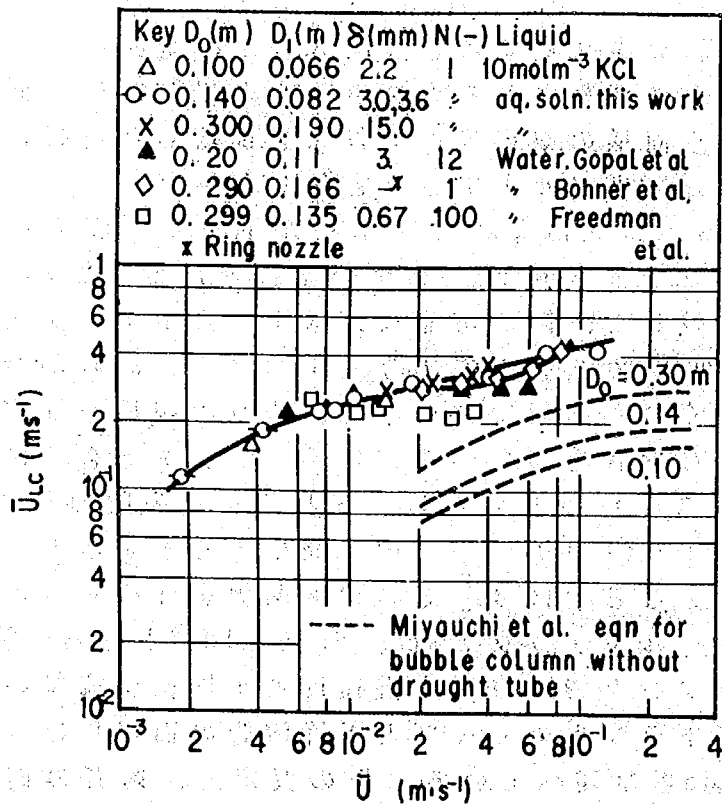


図 3. 4 ガス流量と平均循環流速の関係

$U_{Lc} = 4.6 \cdot 10^{-2}$ (m/秒) となり、実態よりやや大きいと考えられるが、オーダー的には妥当な推定といえよう。

ガスホールドアップ ε_0 と平均循環流速 U_{lc} を用いて、ガス攪拌による動力消費 P_g を求めると

$$P_g = \rho_0 \cdot (\varepsilon_0 \cdot H) \cdot g \cdot A \cdot U_{lc} \quad (3.2.18)$$

$$= 1 \cdot 10^3 \cdot (2.36 \cdot 10^{-3} \cdot 4.5) \cdot 9.8 \cdot 44.2 \cdot 4.6 \cdot 10^{-2}$$

$$= 212 (\text{kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3})$$

(4) 嫌気性リアクターの反応部における G 値

$$G = (P_f + P_g) / (A \cdot H \cdot \mu) \quad (3.2.19)$$

$$= (221 + 3.66 \cdot 10^{-4}) / (44.2 \cdot 4.5 \cdot 10^{-3})$$

$$= 33.3$$

3.2.4 自己造粒に関する攪拌条件の検討のまとめ

自己造粒を起こす三種類のリアクターについて、その攪拌条件を検討した。動力を投入している構成要素毎の動力投入密度と、G 値を各プロセス毎にまとめると、表 3.2 の通りである。

表 3.2 動力源毎の動力投入密度と G 値のまとめ

		微好気性リアクター	好気性リアクター	嫌気性リアクター
動力投入 密度 ($\text{kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{秒}^{-3}$)	上向流速	$4.55 \cdot 10^{-3}$	$2.32 \cdot 10^{-3}$	$3.66 \cdot 10^{-4}$
	攪拌機	$1.94 \cdot 10^{-6}$	無視	なし
	ノズルの吹き出し	$2.59 \cdot 10^{-4}$	$6.29 \cdot 10^{-6}$	無視
	ガス攪拌	なし	なし	212 (最大)
G 値 (1/秒)		1.56	1.01	33.3

表 3.2 より、微好気性、好気性リアクターは、上向流速による動力投入がもっとも卓越しており、攪拌機による動力投入は非常な低回転数であるため、殆ど無視しうるものであることがわかる。上向流による攪拌も、上向流速が低いため、G 値でみると非常に小さなものである。これらのリアクターにおいては、上向流

で固形物が浮遊した状態になっているということが、自己造粒現象の重要な因子であり、攪拌は、みず道の形成やブロッキングを防ぎ、自己造粒汚泥の肥大化を防止するという役割を果たしているものと思われる。一方、嫌気性リアクターでは、ガス攪拌による動力投入が非常に大きいことが示された。同リアクターでは、自己造粒汚泥が浮遊するほどの上向流速が無いため、ガス攪拌による汚泥の流動化が、自己造粒現象を大きく支配していると考えられる。

3. 3 嫌気性上向流汚泥床 (U A S B) ¹⁰⁾

U A S Bのうち、生物分解を受けやすい、高濃度または中程度の濃度の有機性排水に関しては、適用例が多く発表されており、その自己造粒機構については総説¹¹⁾にゆずるものとする。

ここでは、U A S Bを、都市下水のような低濃度有機性排水の処理に適用した例に触れることとする。3. 1. 2で述べたようにU A S Bの自己造粒にはガス攪拌が必要であるが、低濃度の有機性排水を処理する場合、ガスの発生はあまり期待できず、自己造粒も起こらないと考えられる。また、都市下水には8mg/l以上の硫黄（ほとんどは硫酸イオンとして存在）が含まれており¹³⁾、嫌気状態では硫化水素等に還元される。発生したメタンガスについても、水中に溶解する部分が多く、仕上げの好気性処理を行う場合、嫌気性処理で残留した有機物に加え、溶解している硫化水素、メタンまでも酸化せねばならず、嫌気性処理の大きな特長であるエネルギーコストの削減効果をあまり発揮することができない。

建設省の総合開発プロジェクト、バイオフォーカスW. T. では、石川島播磨重工業 (I H I) との共同研究でU A S Bの都市下水処理への適用を研究した¹²⁾。図3. 5は研究に用いたパイロットプラントのフローであり、生活排水を主体とする都市下水を、U A S Bと仕上げの好気性処理である改良型散水ろ床（浸透エ

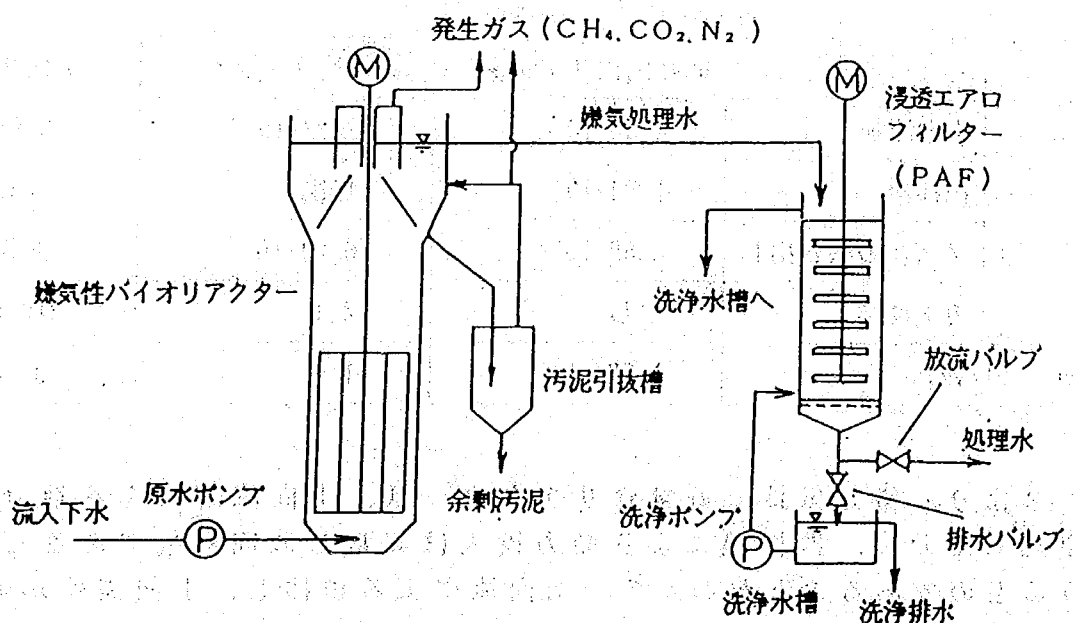


図 3. 5 U A S B パイロットプラントのフロー

アロフィルター、P A F) で、高級処理水以上のレベルまで処理するものである。自己造粒のための条件である、タンク内の均一化を確保するため、通常のU A S Bとは異なり、攪拌装置を有していることが特徴となっている。プラントの仕様、運転条件を表3. 3に示す。

表3. 3 U A S Bパイロットプラントの仕様・運転条件

仕様、条件	U A S B	P A F
有効容積 (m ³)	5.0	1.3
直径(m)×高さ(m)	1.1φ×5	0.75φ×3
水理学的滞留時間(h)	6~8	1.5~2
線速度 (m/h)	0.7~0.9 (上向流速)	1.4~1.9
充填材	無し	ポリウレタンフォーム立方体
COD _c 容積負荷 (kg/m ³ ・日)	0.5~0.9	—
水温 (°C)	12~25	

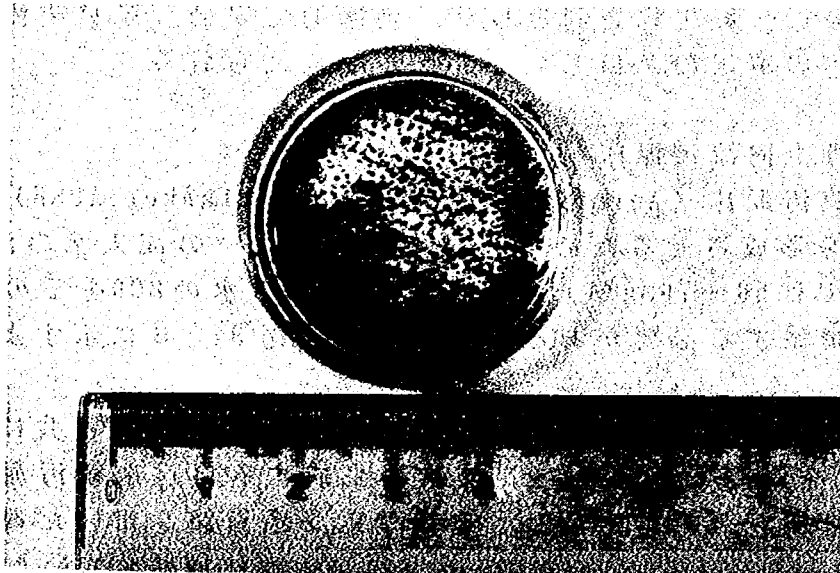


写真3. 1 都市下水を原水としたU A S Bの嫌気性自己造粒汚泥

低濃度排水を受け入れているにも関わらず、数カ月後には嫌気性汚泥のペレッ

トが形成された（写真3. 1）。ペレットの径は0.3~0.6mmであり、写真3. 2、3. 3に示すようにMethanothrix様の糸状性細菌が観察された。本プラントは、仕上げ処理に散水ろ床タイプの好気性処理を選定しているため、流入水と放流先の水頭差に余裕がある場合には、通常運転時の消費電力量は大幅に削減することができる。課題としては、UASBの流量変動時の挙動（50~150%の変動に対しては問題ないことは確認済み）、大気中に揮散する硫化水素による悪臭、腐食

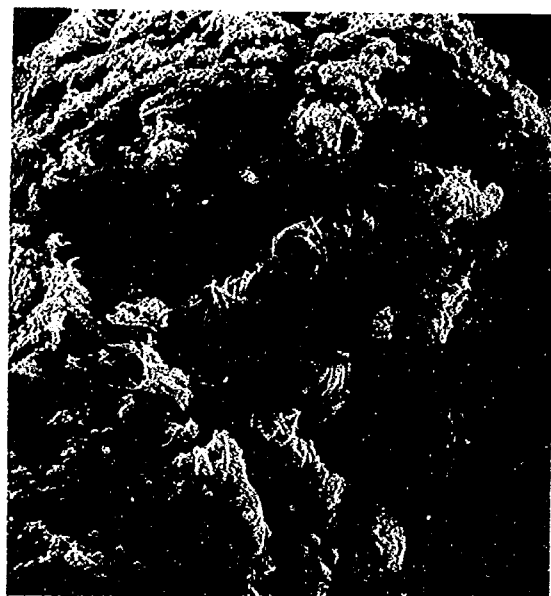
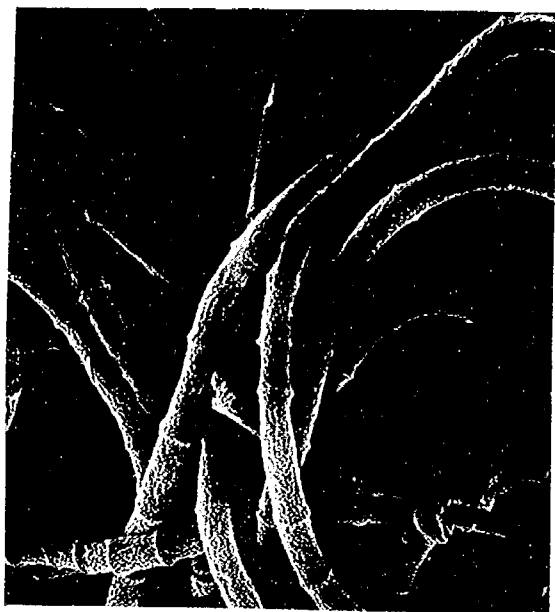


写真3. 2 自己造粒汚泥電子顕微鏡写真

写真3. 3 糸状細菌

対策がある。最近、微生物を利用した、効率的で安価な脱臭装置が開発されており、この問題への解決の糸口も見えてきたと考えられる。

3. 4 好気性上向流汚泥床³⁾

好気性上向流汚泥床（Aerobic Upflow Sludge Blanket:AUSB）においては、好気性の汚泥床を形成させるため、上向流リアクターの流入水の溶存酸素濃度を、高濃度（ここでは50~70mg/l）に保ち、かつ流入水のBODをその溶存酸素濃度に見合うように調整する必要がある。そのため、図3. 6に示すように高濃度の酸素

を加圧した酸素溶解タンクを用い、溶存酸素濃度を高めると共に、処理水を循環して、BOD濃度を調整している。この結果生成する自己造粒汚泥は、写真3. 4に示すように直径2~8mmに生長し、走査型電子顕微鏡を用いた観察によるとSphaerotilus、つりがね虫といった糸状の微生物が表面に増殖していた（写真3. 5）。

本プラントは、前出の表3. 3に示した運転条件で、都市下水の一次処理水を用いて、約1年半の運転を行った。運転結果を、表3. 4に示す。

Run-C-5の結果から12.3℃という低水温下において、BOD容積負荷1.39kg/m³・

日滞留時間3.7時間で高級処理に匹敵する処理水質を得ることができた。

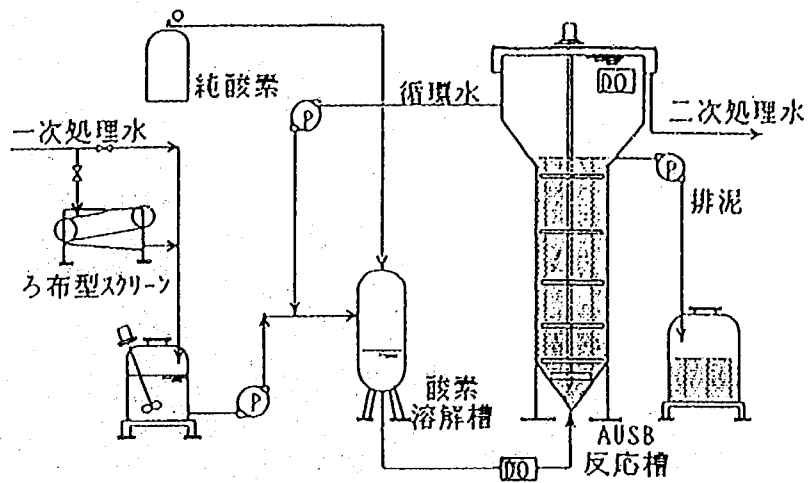


図 3. 6 A U S B パイロットプラントのフロー

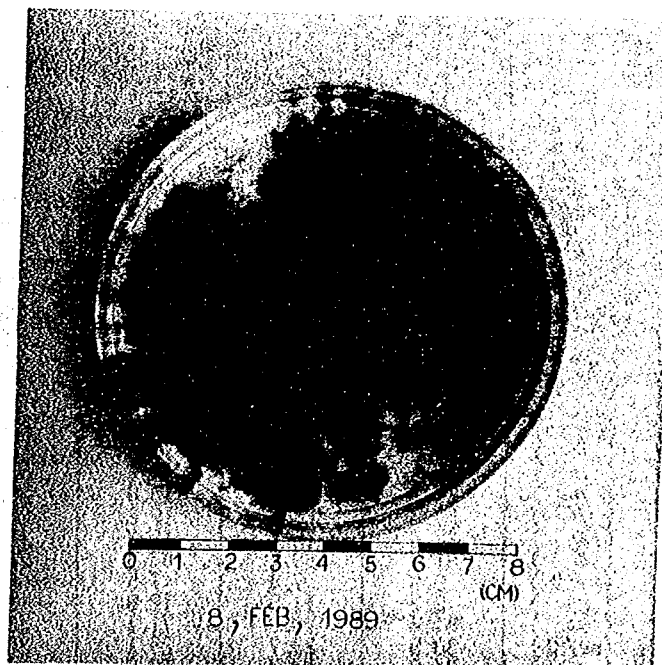


写真 3. 4 A U S B の好気性自己造粒汚泥

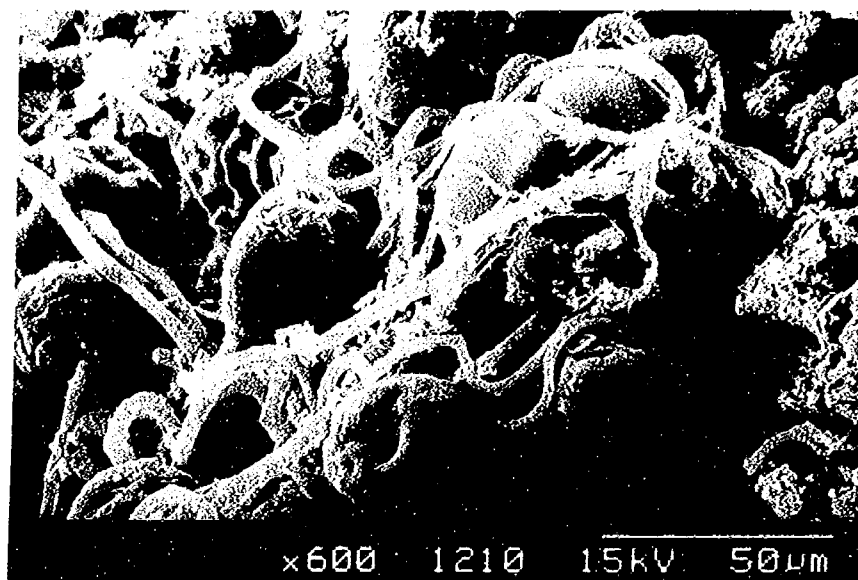


写真 3. 5 好気性自己造粒汚泥の電子顕微鏡写真

表 3. 4 A U S B パイロットプラントの運転結果

実験区 (期間)	Run-C-1 1年1-3月	Run-C-2 1年4-5月	Run-C-3 1年7-9月	Run-C-4 1年10-11月	Run-C-5 2年1月
水温 (°C)	14.4	17.2	23.2	17.8	12.3
原水流量 (m³/d)	24.5	25.4	25.0	11.5~33.6	11.5~27.9
AUSB滞留時間 (hr)	1.7	1.7	1.7	1.2~3.7	1.5~3.7
処理水循環比 (-)	1.6	1.5	1.8	~2.1	~2.1
反応部通水速度 (m/d)	125	127	140	~157	~157
DO AUSB Inf. (mg/Q)	63.0	48.8	49.5	53.8	64.3
Eff. (//)	4.8	3.5	2.1	3.1	5.2
BOD容積負荷 (kg/m³·d)	1.57	1.27	0.98	1.17	1.39
//汚泥負荷 (kg/kg·d)	0.23	0.22	0.16	0.20	0.23
MLSS (g/Q)	8.17	6.57	6.87	5.47	6.51
SVI (mL/g)	71.7	68.5	60.0	65.9	67.5
pH Inf. (//)	7.2	7.1	7.2	7.2	7.3
Eff. (//)	6.8	6.8	6.7	6.8	6.9
BOD Inf. (mg/Q)	112.6	86.5	68.7	94.7	119.4
Eff. (//)	19.9	16.2	12.8	14.9	15.7
D-BOD Inf. (//)	42.4	37.9	26.1	29.4	51.3
Eff. (//)	10.2	8.5	6.8	8.1	9.8
CODMn Inf. (//)	65.0	44.8	36.7	51.0	63.3
Eff. (//)	27.7	19.8	15.0	20.2	24.8
D-CODMn Inf. (//)	30.9	23.6	19.2	23.7	31.6
Eff. (//)	22.6	15.4	12.2	15.7	20.9
SS Inf. (//)	91.3	69.8	63.6	79.8	100.5
Eff. (//)	9.6	7.4	7.5	8.4	7.4
透視度 Inf. (cm)	9.3	11.5	12.9	9.5	8.4
Eff. (//)	51.4	70.0	71.1	48.2	58.9
T-N Inf. (mg/Q)	30.9	28.7	26.1	30.6	—
Eff. (//)	24.6	20.7	20.0	22.0	—
NH ₃ -N Inf. (//)	21.8	19.5	18.7	22.9	—
Eff. (//)	21.9	16.9	7.9	13.2	—
NO _x -N Inf. (//)	0.0	0.0	tr.	0.0	—
Eff. (//)	0.0	0.9	6.9	3.9	—
T-P Inf. (//)	2.7	2.5	1.8	2.5	—
Eff. (//)	1.8	1.7	1.2	1.4	—
PO ₄ ³⁻ -P Inf. (//)	1.7	1.7	1.2	1.7	—
Eff. (//)	1.6	1.5	0.9	1.1	—

(注) ・滞留時間、容積負荷は反応部容積 (1.75m³) を基準に算出

・Run-C-4~C-5は原水流量変動実験

・D- はワットンGF/Bろ紙ろ液を示す

AUSBは高負荷運転が可能で、最終沈殿池を必要としないため、省面積型の新しい二次処理施設として発展の可能性が大きい。さらに、*Sphaerotilus*、つりがね虫等の排水処理に一般的にみられる好気性微生物も、条件によっては自己造粒に貴重な役割を果たすらしいことが明らかになったことは貴重な知見である。好気性の場合、いかに自己造粒汚泥内部まで酸素や基質を到達させるかという課題があり、嫌気性の自己造粒汚泥のように、大粒で強度の高いものを形成させることは困難なようである。

3. 5 微好気性上向流汚泥床（多段反転流式バイオリアクター：MRB）

3. 5. 1 微好気性自己造粒汚泥の生成機構

生物学的排水処理システムは、好気性処理と嫌気性処理の2つに大きく分けることができる。2つの処理方式を比較すると、それぞれ長所、短所を有している。例えば好気性処理は嫌気性処理に比べ、短い処理時間で良好な処理水質を得ることができるが、消費エネルギーや、余剰汚泥生成量が多いという短所を有する。嫌気性処理は好気性処理に比べ、消費エネルギーや余剰汚泥生成量が少ないかわりに処理時間が長く、処理水質も劣るという問題がある。各処理方式の短所は、処理に応用されている生物学的原理そのものに起因することが多いため従来の処理方式を踏襲するのみでは、これらの短所を克服することは一般的に困難である。しかし、従来の好気性処理、嫌気性処理とは異なった微生物学的環境を導入することによって、全く新しい生物学的原理を利用した処理方式を開発する可能性は十分あろう。

多段反転流式バイオリアクター（Multi-stage Reversing flow Bioreactor: MRB）^{14), 15)}は、限定的酸素供給を汚泥床型のバイオリアクターに適用し、硫黄の代謝に関与する微生物の相互関係を自己造粒汚泥の形成に利用した、新しい処理方式であり、微好気、または嫌気性という微生物学的環境下で、排水処理を行うものである。

3. 5. 2 MRBの原理

MRBの概念図を図3. 7に示す。流入水は一段目の下向流式曝気タンクの上部より流入する。ここには浮遊性固型物は滞留しない。次のタンクは上向流式生物反応タンクである。水の上向流速より速い沈降速度をもつ固型物は、ここに滞留する。以下のタンクは同様の組み合わせを直列につないだものとなっている。曝気タンクは単に溶存酸素を供給するためのタンクである。生物反応タンクにおいて、浮遊性固型物はゆっくりと上向流れにより攪拌され、やがて径2～5mmの自己造粒汚泥を形成する。

図3. 3示すMRBのプロトタイプ（写真3. 6）は1986年11月より運転された。^{11) 12)}

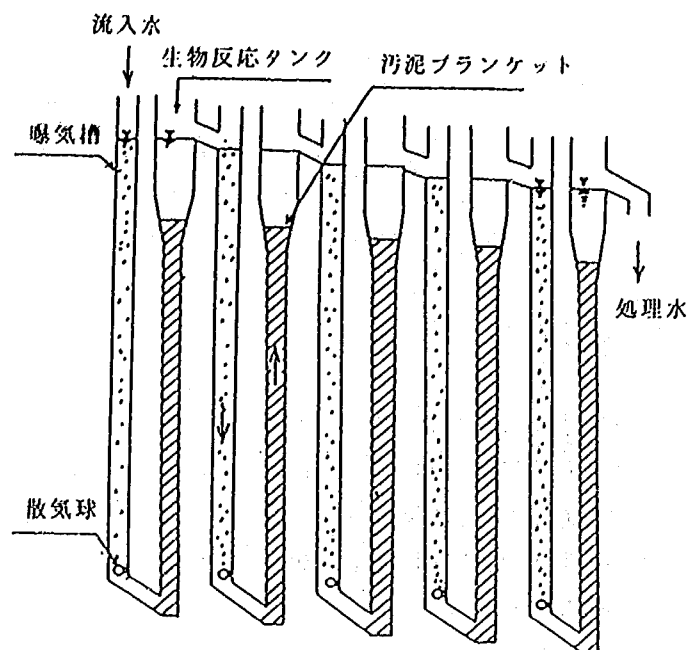


図 3. 7 M R B の 概 念 図

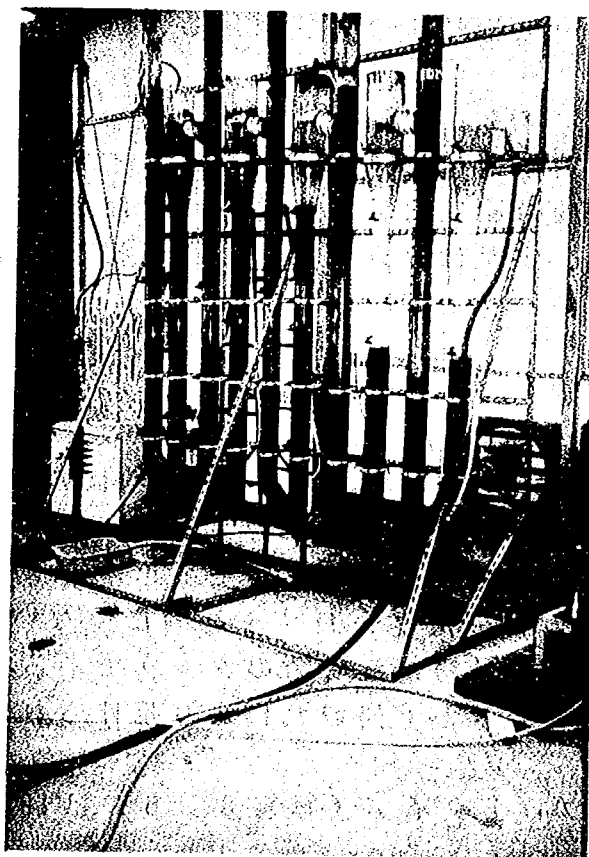


写真 3. 6 M R B プ ロ ト タ イ プ の 全 景

流入水は、都市下水処理場の最初沈殿池越流水であり、種汚泥の添加などを行わなかった。運転開始後3週間で、まず嫌気性の汚泥が第一生物反応タンクに蓄積し、それが、次第に、第二、第三生物反応タンクへ越流していき、写真3.7, 3.8に示す自己造粒汚泥がやがて生成した。自己造粒汚泥のSVIは汚泥採取時に自己造粒汚泥が崩壊するため正確な値は分からないが、反応タンク底部よりの引抜汚泥濃度は平均2.8%であり、沈降性、濃縮性とも良好である。自己造粒汚泥による汚泥床が第一～第四生物反応タンクに形成されると、そこでの有機物の除去が進行し、第五生物反応タンクに流入する水のBODは20mg/l以下となるため嫌気性微生物が生育するに十分な濃度の有機物が供給されず、好気性の汚泥



写真3.7 M R Bにおける自己造粒汚泥

床が形成された。この好気性汚泥床は自己造粒汚泥を形成しないが、上向流速144m/日の生物反応タンク内で、安定的に、汚泥床を形成し得た。

3. 5. 3 自己造粒機構

M R Bの最も興味深い現象は、自己造粒汚泥形成の機構である。自己造粒汚泥は写真3.9に示すようにピンセットでつまめる程度の強度を有しているが、ポンプを通す等の強いせん断力を加えると破壊されてしまう。

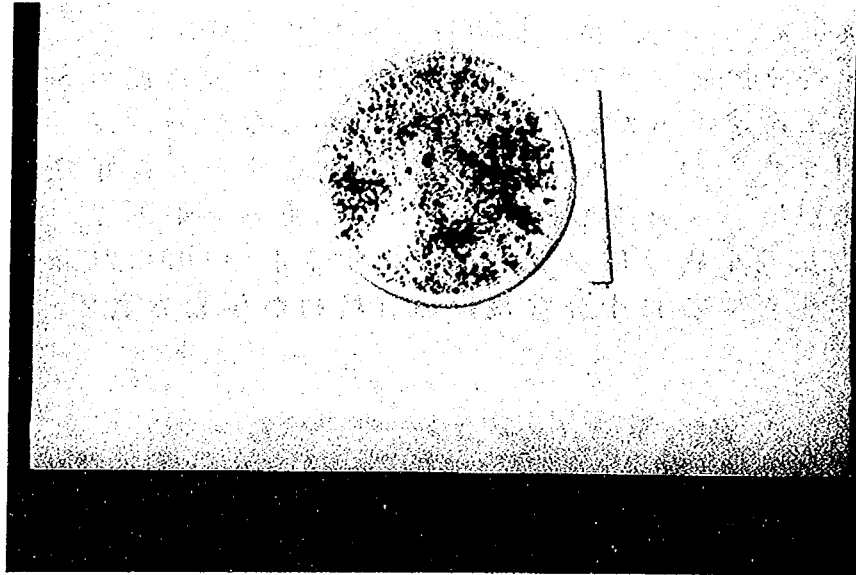


写真 3. 8 取り出された自己造粒汚泥

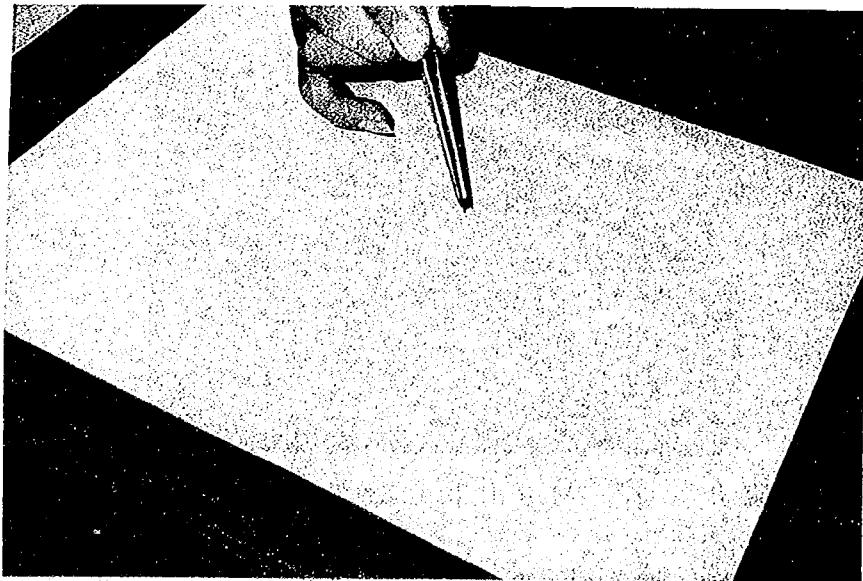


写真 3. 9 ピンセットで摘める自己造粒汚泥

写真 3. 7 に見られるように、ほとんどの自己造粒汚泥は白く薄い膜に被れている。写真 3. 10 は、自己造粒汚泥の断面の電子顕微鏡写真であり、表面が糸状の物質で覆われていることがわかる。写真 3. 11 は自己造粒汚泥の表面であり、この膜が糸状細菌により構成されていることが明らかである。写真 3. 12 は、写真 3. 7 に示した自己造粒汚泥の表面近くをピンセットで採取したサンプル

ルの光学顕微鏡による生菌状態の糸状細菌の写真であるが、菌体内に硫黄の小粒を有すること、特徴的なすべり運動をすること等より¹⁶⁾、*Beggiatoa*と同定された。自己造粒汚泥の内部は、黒く、嫌氣的であった。写真3.13は内部の電子顕微鏡写真であるが、球菌、短程菌、及び長程菌が混在しており、一部の長程菌は、大きさ(5 μ 程度)、形状より硫酸還元細菌の一種 *Desulfovibrio* sp.と思われた²⁸⁾。表3.5に示す平板培地で、30℃の嫌気性チャンバー内培養を2週間行い、自己造粒汚泥中の硫酸還元細菌の計数を行ったところ、 10^6 N/g-ssの値を得た。これは下水処理用の嫌気性上向流汚泥床(UASB)中の汚泥よりは、1オーダー低い値であるが、下水の嫌気性消化汚泥(10^6 N/g-VSS)に比べるとはるかに多い¹⁷⁾。

M R Bでは、ほとんど微生物が存在しない曝気タンクで酸素の供給が行われる。曝気タンクの溶在酸素濃度は排水の水溫、水質によって決まる飽和濃度以上になることはない。一方、生物反応タンクには高濃度の汚泥が蓄積しているため、流入水中に、十分な有機物が存在する場合には、曝気タンクで供給された酸素は急速に消費される。その結果生物反応タンク液中のORPが-200mv以下に低下し、硫酸還元細菌が生育できる嫌気的環境となる²⁸⁾。

上記の観察結果より、自己造粒の機構を推定すると、以下のようなものである。

図3.8は、硫酸還元細菌、硫黄酸化菌としての *Beggiatoa* 及び他の嫌気性細菌の相互関係をまとめたものである。排水中の有機物の一部は自己造粒汚泥内部

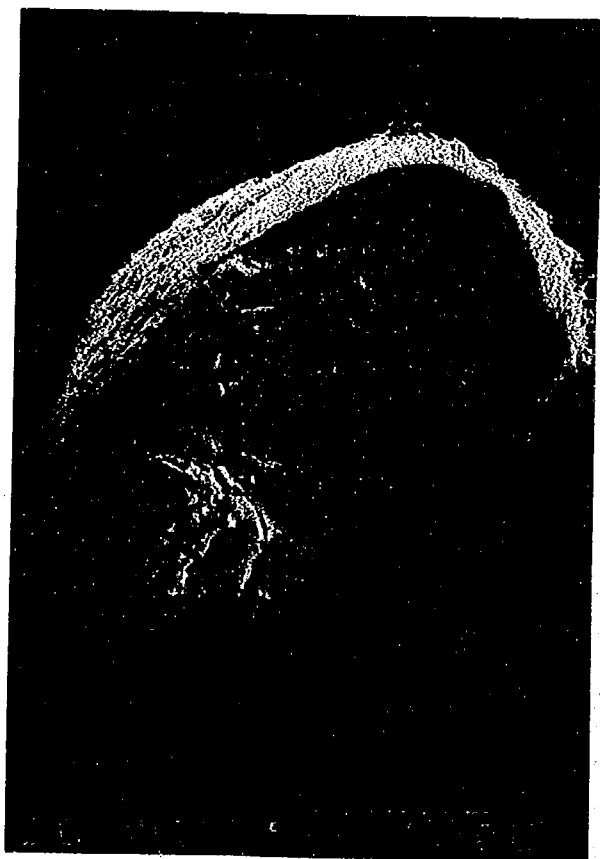


写真3. 10 断面の電子顕微鏡写真

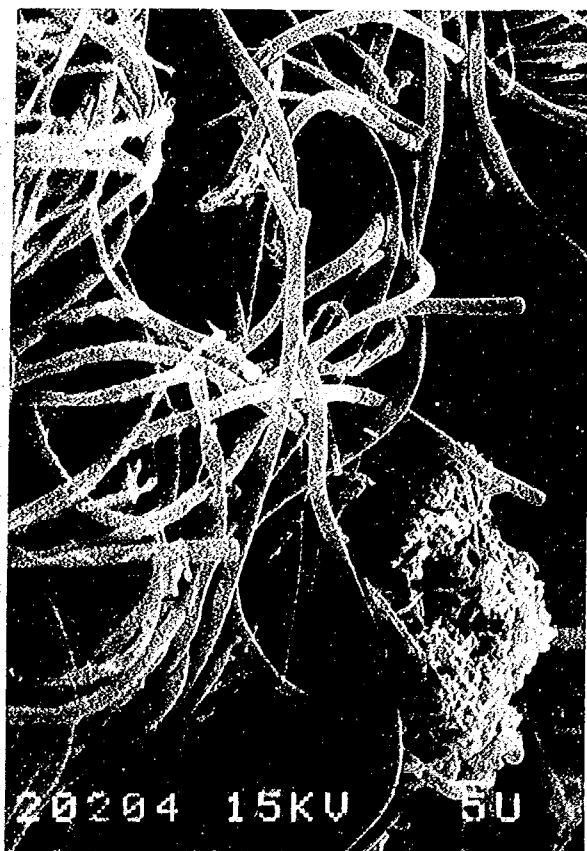


写真3. 11 表面の糸状細菌

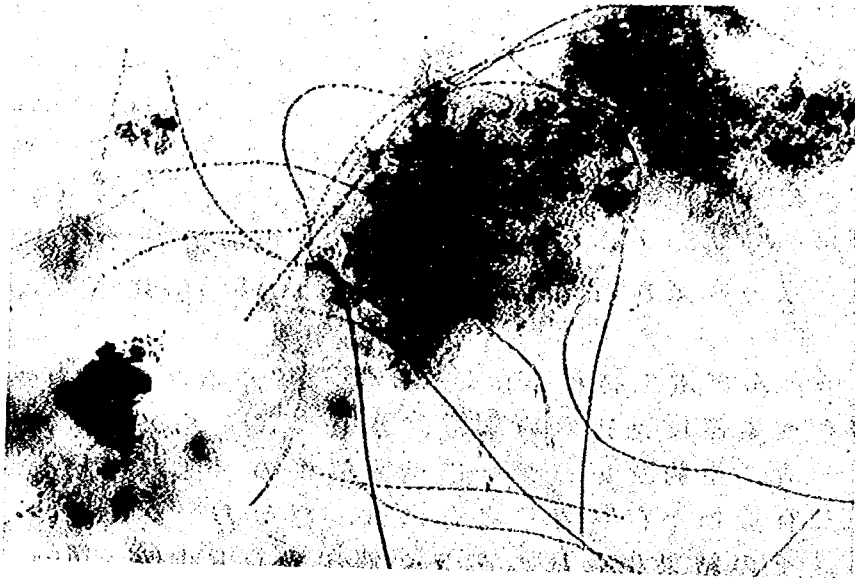


写真 3. 1 2 光学顕微鏡で見た表面付近の生物相



写真 3. 1 3 自己造粒汚泥の内部の生物相

表 3. 5 硫酸還元細菌計数用培地の組成

Sodium lactate	3.5 g
Yeast extract	1.0 g
K ₂ HPO ₄	0.5 g
NH ₄ Cl	1.0 g
Na ₂ SO ₄	1.0 g
CaCl ₂ ·6H ₂ O	0.1 g
FeSO ₄ ·7H ₂ O	0.2 g
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0.1 g
Agar	15 g
Distilled water	1 l
Sodium Thioglycollate* (1 w/v%)	10 ml
Sodium-L-Ascorbate* (1 w/v%)	10 ml

*ろ過滅菌

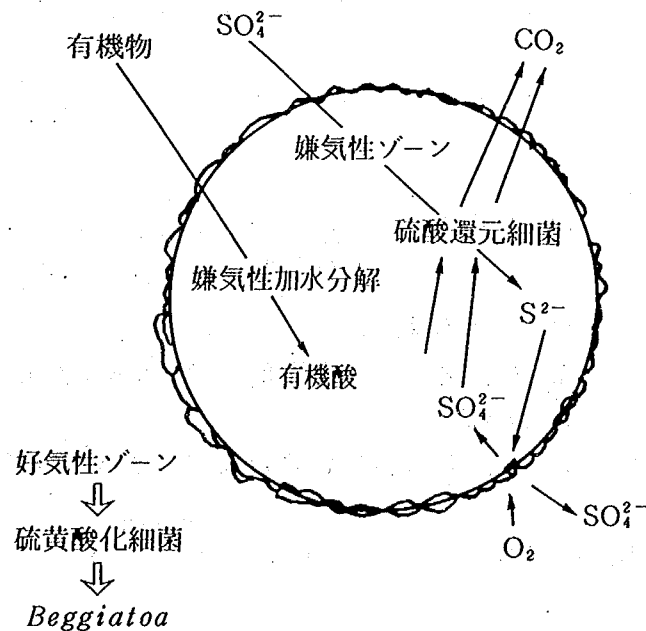


図 3. 8 自己造粒汚泥における細菌の相互関係

に透過し、嫌気性加水分解菌により、酢酸、プロピオン酸等の有機酸に分解される。硫酸還元細菌はこの有機酸を利用し、排水中の硫酸根を還元する。この反応により生成した硫化水素は、自己造粒汚泥の表面を通過して外部のバルク水中へ透過していく。反応タンク内での酸素供給は行われていないが、自己造粒汚泥の表面に生育する微生物は、前段の曝気タンクで供給された酸素に接触する機会を有しており、ここでは好気性代謝を行う微生物も成育可能である。Nelsonら¹⁸⁾によると *Beggiatoa* の一種はそのすべり運動によって微量の酸素 (10 μM 未満、0.3

2mg/l未満)と硫化水素(10μM未満、0.34 mg/l未満)が共存する環境へ移動する能力を有しており、MRBにおいても、Beggiatoaは硫酸還元細菌を含む嫌気性フロックの表面に選択的に集まることが考えられる。また微小なフロックが自己造粒汚泥へと成長する過程でも、常にその表面へ移動していくものと思われる。更にNelsonら¹⁸⁾のデータによる酸素フラックスと、Beggiatoa現存量より計算したBeggiatoaの酸素消費速度は、バルクの酸素濃度が0.32mg/l以下の場合でも、30~140mg-O₂/g-菌体・hであり、MRBにおいてもほぼ同様な環境にあることから、供給された酸素のかなりの部分が、Beggiatoaにより消費されていると考えられる。

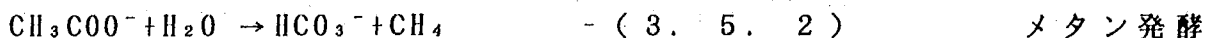
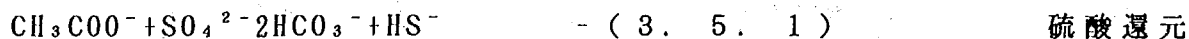
今回用いた実験装置は上向流速の変更(10cm/sec、又は15cm/sec、反応タンク下部)程度しか行っておらず、自己造粒汚泥の形成に関する水理学的条件についての十分な検討ができない。ただし、後述するように1日12回の流入水の停止、再流入といった瞬間的な水理条件の変化に対しても自己造粒汚泥が崩壊したり凝集しないことから、松井ら¹⁹⁾が報告した、上向流中での粒子の成長と破壊の平衡状態から起こる物理的造粒作用よりも、Beggiatoaを主体とする生物学的造粒過程がMRBにおける自己造粒現象の主たる機構と考えられる。

自己造粒汚泥による水中からの汚濁物質除去機構は、基本的にはつぎの3種類の機構が考えられる。

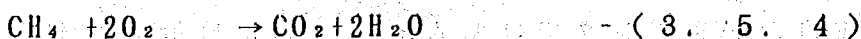
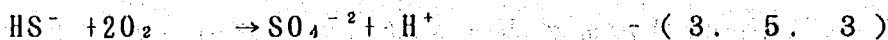
- ① 懸濁性物質の汚泥ブランケットへの取り込み
- ② 嫌気性細菌による除去
- ③ 好気性細菌による除去

更に除去された汚濁物質の汚泥中での挙動については、以下の3種類の経路が挙げられる。

- ① 余剰汚泥として系外に排出される。
 - ② 嫌気性細菌により分解される。(最終的には硫酸還元、メタン発酵)
 - ③ 好気性細菌により分解される。
- ③は、酢酸を基質とした場合、次式に示す反応で表される。

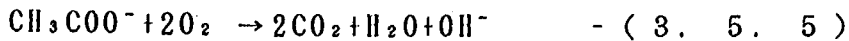


生成された硫化水素、メタンは下水の場合大部分が水に溶解しているため、処理水として排出する以前に酸化する必要がある。好气的条件下では硫化水素、メタンは以下の反応で生物学的に酸化される。



1モルの酢酸を好气的に酸化するためには(3.5.5)式のように2分子の酸

素が必要であり、メタンや硫化水素が気中に放出されないかぎり、これらの酸化に必要な酸素量は変わらない。



以上のように、MRBの浄化機構は、最終的には好氣的酸化である。ただし、余剰汚泥として系外に排出される汚濁物質は、大部分が嫌氣性消化を受けた汚泥であり、余剰汚泥生成量としては好氣性の下水処理プロセスよりも少なくなる。

なお硫黄化合物の濃度と組成は、汚泥の自己造粒機構にとって非常に重要であるが、我国の都市下水中においては、これらは問題とはならないと考えられた¹³⁾。

3. 6 Beggiatoa・硫酸還元細菌の分離と代謝特性

3. 6. 1 はじめに

Beggiatoaは、排水処理の分野において古くから知られる糸状性細菌の一種である²⁰⁾。硫化水素を酸化する能力を有しており、酸素供給が不足している活性汚泥によく出現するため、汚泥の状態を診断する上での一つの指標生物となっている²¹⁾。我が国の下水処理場においてもしばしば見られるが、これが優占種となり、バルキングのような障害を起こすことは稀である。

バイオフィォーカスWTにおいて開発されたバイオリアクターの中には、嫌氣性と好氣性のバイオリアクターの組み合わせで処理を行うもの、意図的に酸素供給量を制限して、嫌氣性細菌と好氣性細菌を同時に働かせようとするものなどがあり、このようなバイオリアクター内では硫化水素の存在下で酸素が供給され、Beggiatoaの好む生育環境が提供されるため、しばしば、これが優占種となった。

土木研究所の開発した多段反転流式バイオリアクター²²⁾における自己造粒汚泥の形成機構にも、嫌氣性細菌の一種である硫酸塩還元細菌の生成する硫化水素を利用するBeggiatoaが関わっており、今後排水処理の分野におけるBeggiatoaの重要性は増加するものと思われる。本研究においては排水処理の分野で出現するBeggiatoaの硫黄酸化能力と生育条件の關係に着目し、その利用と制御方法を明らかにしようとするものである。

3. 6. 2 Beggiatoaの分類学的特性

Beggiatoaは、グラム陰性で滑り運動を行う無色の糸状性細菌であり、好氣性または微好氣性細菌である(図3.9照)。硫化水素の存在下で増殖させると、硫黄の小粒を細胞内に蓄積し、poly- β -hydroxybutyric acid、ボルチンの顆粒が観察されることもある²³⁾。

一般に従属栄養細菌と云われており、化学独立栄養との報告もあったが確認されなかった²³⁾。細胞の大きさは幅1 μm 以下から55 μm まで、長さも1 μm 以下から13 μm までの広がりを持った菌株が幾つか報告されている²³⁾。Nelsonら²⁴⁾の研究によると、海水性のBeggiatoaの一種は、硫化水素と微量のビタミン類を含む無機培地において良く増殖し、通性化学独立栄養と考えられる。淡水性のBeggiatoaでは、独立栄養性は報告されていない。

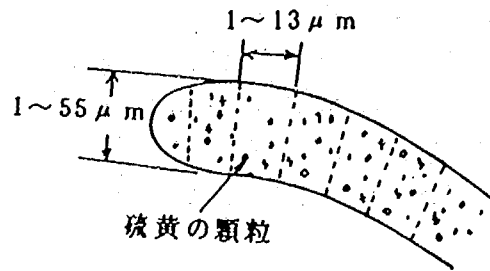


図 3. 9 Beggiatoaの形状

3. 6. 3 Beggiatoaの分離

Beggiatoaの分離方法は以下の通りであり、概ね河野の方法²⁶⁾に従った。

分離源として多段反転流式バイオリアクターの自己造粒汚泥を用いた。図 3. 10 に示すようにガラス製ホモジナイザーで汚泥を破碎し、ニクロム線で糸状性細菌を釣りだし、カタラーゼを40U/ml添加した生理食塩水に分散させる。

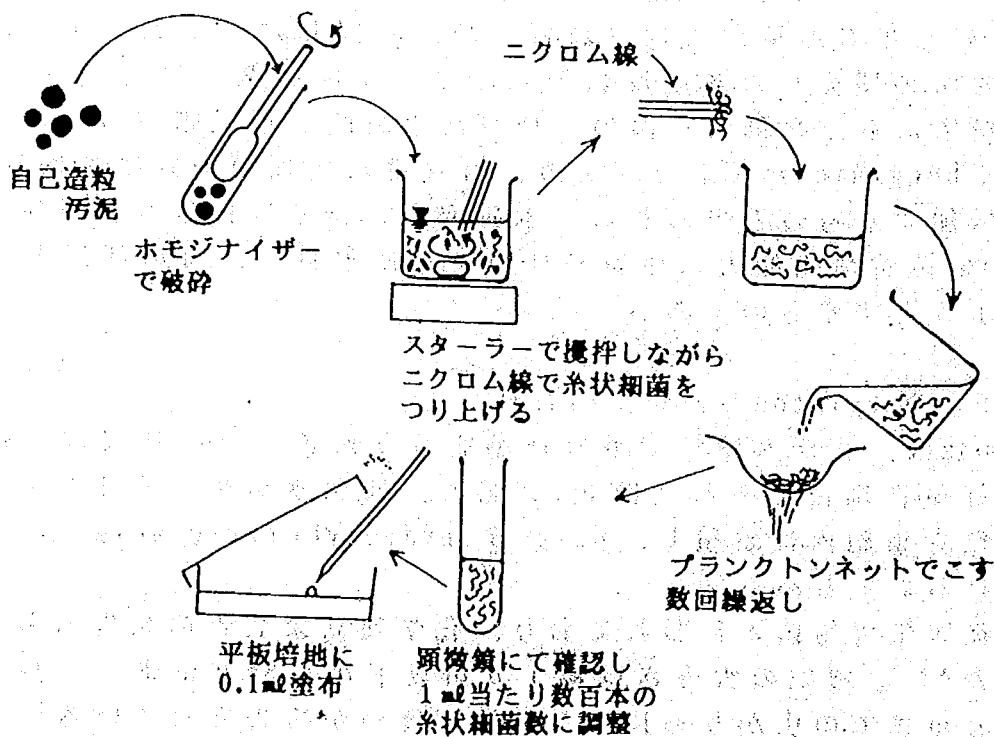


図 3. 10 Beggiatoaの分離方法

この液をプランクトンネットでろ過し、残渣を再び生理食塩水に分散させる操作を2～3回行い、糸状性細菌を洗浄する。1ml当たり数百本の糸状性細菌濃度になるよう、プランクトンネットによるろ過濃縮や希釈操作で調整した液を、表3.6に示す平板培地に0.1ml塗布し、25℃で10日間培養する。この培地では、まず雑菌のコロニーが多数出現し培地表面を覆うが、やがて雑菌のコロニーの下にBeggiatoaが数十本固まった糸状となって、網状に広がってくるのが観察される(写真3.14)。ほとんどの雑菌のコロニーは培地表面に広がるのみであるが、Beggiatoaの先端は寒天培地の中に潜り込んでいることが多く、

表 3. 6 Beggiatoa分離用平板培地 1 l 当たりの組成

乳酸ナトリウム	1.0 g	ビタミン液*100ml当たり	
Na ₂ S·9H ₂ O	0.5 g	パントテン酸カルシウム	0.1 g
HEPES Buffer	2.38 g (0.01M)	ナイアシン	0.1 g
カタラーゼ	40 Unit	ビオチン	0.005 g
以上は当日調整		シアノコバラミン	0.005 g
(NH ₄) ₂ SO ₄	0.5 g	葉酸	0.1 g
MgSO ₄ ·2H ₂ O	0.1 g	ピリドキシン	0.1 g
CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.05 g	p-アミノ安息香酸	0.1 g
KH ₂ PO ₄	0.11 g	コカルボキシラーゼ	0.1 g
K ₂ HPO ₄	0.085 g	イノシトール	0.1 g
FeCl ₂ ·6H ₂ O	0.002 g	塩酸チアミン	0.1 g
EDTA	0.003 g	リボフラビン	0.1 g
ビタミン液*	1.0 ml		
寒天	15 g		

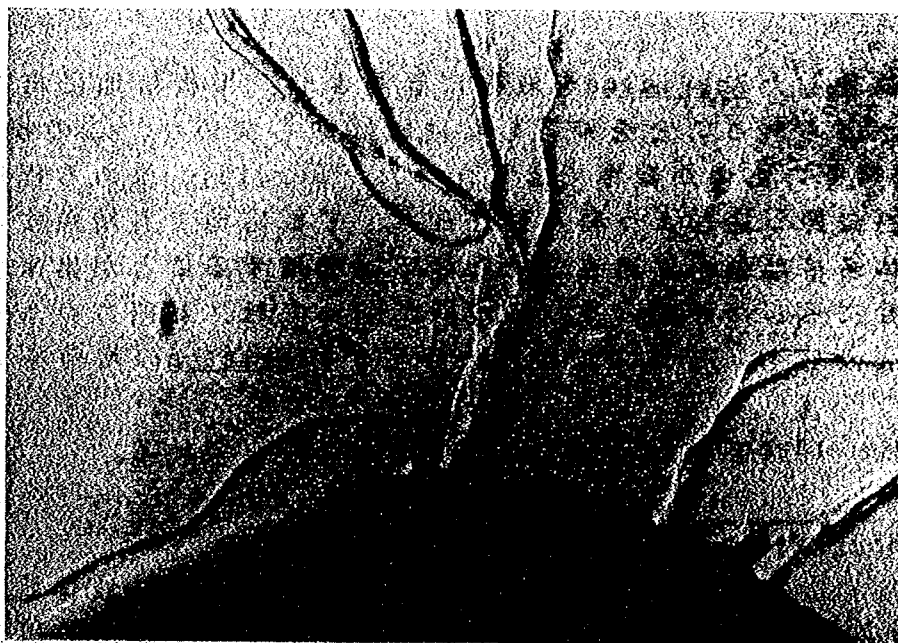


写真 3. 14 雑菌のコロニーより広がるBeggiatoa

その部分をガラス棒を引き伸ばした針を用いて実体顕微鏡下で採取し、新たな寒

天培地に植え付ける。植え付けに当たってはある程度まとまった量の Beggiatoa を採取し、新たな寒天培地の内部に押し込むように植えつけると、Beggiatoa は一週間以内に数ミリオーダーのコロニーを形成することが出来る。この操作を、一回当たり40点程度、数回繰り返すことにより、雑菌を含まない Beggiatoa のコロニーを得ることが出来る（写真3.15）。

このようにして得られた Beggiatoa のコロニーの純粋性を確認するためには、

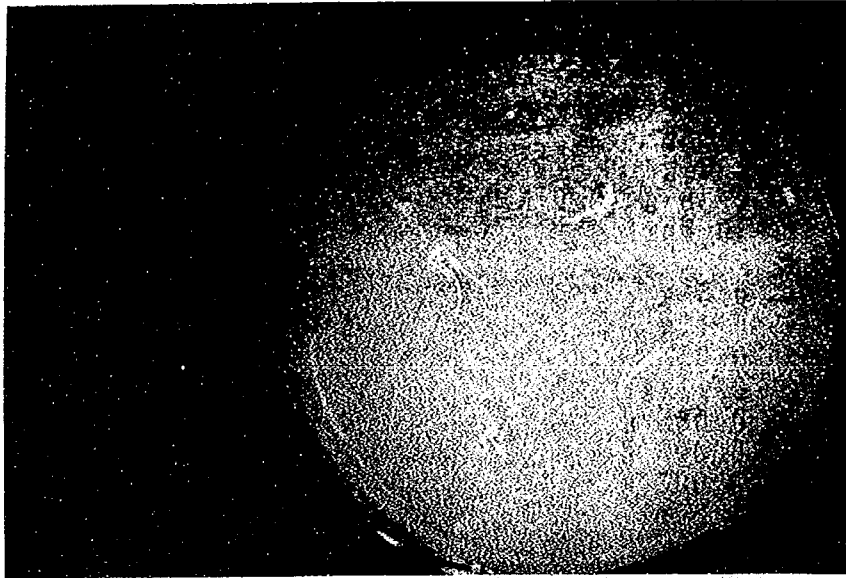


写真3. 15 純化された Beggiatoa

コロニーより採取した Beggiatoa を液体に懸濁させ、平板培地に再び塗布して純粋なコロニーが得られることを確認しなければならないが、この操作を行うと、Beggiatoa の増殖そのものが観察できなかった。Beggiatoa はある程度まとまった量を寒天培地内に押し込むよう植え付けると、平板培地でも増殖するが、バラバラにされた菌体を培地表面に塗布しただけでは増殖することが出来ないようである。図3. 10に示した分離の最初の段階においては、雑菌コロニーの下でのみ増殖可能なことから、空気中の酸素の存在が Beggiatoa の増殖を阻害するものと思われる。

純化の確認は、1000倍の光学顕微鏡観察により行っている。

3. 6. 4 Beggiatoa の培養

Nelsonは、培地上部の酸素分圧を大気の約五分の一にし、液体培地で Beggiatoa の培養を行った²⁶⁾。また、軟寒天を上層に設けた二層培地での培養も行っている²⁶⁾。本研究においては、二層培地を用い、Beggiatoa の培養を行うこととした。

(1) 培養方法

用いた二層培地の組成を表 3.7 に、形状を図 3.11 に示す。本培地においては、下層培地中の硫化水素は上層培地に徐々に拡散し、一方、上層培地からは、空気中の酸素が下方に向かい拡散していく。硫化水素は酸素と接すると化学的に酸化されるため、上層の軟寒天培地中のある点において、酸素濃度と、硫化水素濃度が非常に低くなるところが出現する（図 3.12 参照）。このような地点は

表 3.7 二層培地の組成

① 上層軟寒天培地 1 当たり		② 下層培地 1 当たり	
乳酸ナトリウム	0.5 g	Na ₂ S·9H ₂ O	0.36 g
(但し無機培地では除く)		寒天	15 g
カタラーゼ	40 unit	(NH ₄) ₂ SO ₄	0.5 g
寒天	2 g	MgSO ₄ ·2H ₂ O	0.1 g
(NH ₄) ₂ SO ₄	0.5 g	CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.05 g
MgSO ₄ ·2H ₂ O	0.1 g	KH ₂ PO ₄	0.11 g
CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.05 g	K ₂ HPO ₄	0.085 g
KH ₂ PO ₄	0.11 g	FeCl ₂ ·6H ₂ O	0.002 g
K ₂ HPO ₄	0.085 g	EDTA	0.003 g
FeCl ₂ ·6H ₂ O	0.002 g	ビタミン液*	1.0 ml
EDTA	0.003 g		
ビタミン液*	1.0 ml		

* Nelsonらに準ずる²⁸⁾

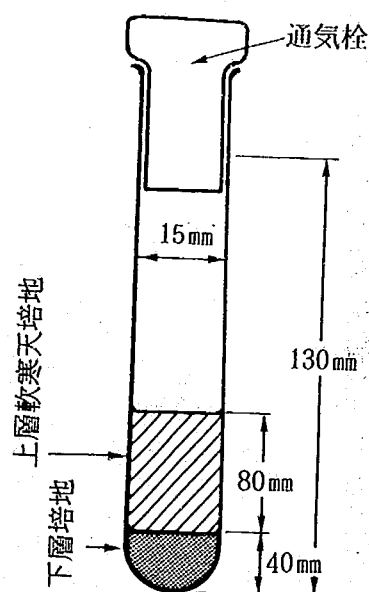


図 3.11 二層培地の形状

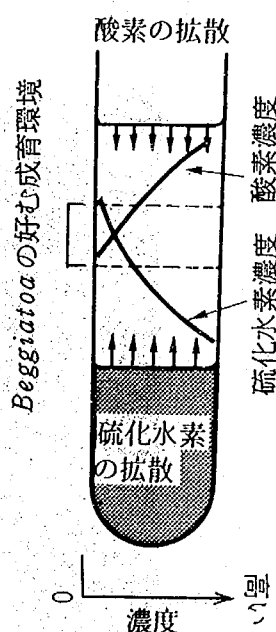


図 3.12 二層培地中での酸素と硫化水素の分布の概念図

*Beggiatoa*が好む環境であると考えられ、ここで培養を行おうとするものである。調整した二層培地は、硫化水素と酸素が上層内で平衡に達するよう二日間放置した。*Beggiatoa*を接種しない状態での上層内における硫化水素(S²⁻)濃度分布の例を図 3.13 に示す。硫化物の分析方法はメチレンブルー法を改良したNelson

²³⁾の方法による。また、今回分離した *Beggiatoa* が、硫化水素のみをエネルギー源として用いる事が出来る化学独立栄養であるかどうかを確認するため、一部の培地には、微量のビタミン類以外には有機物を添加しなかった。3. 6. 3 で純化が完了したと思われるコロニーからガラス針で採取し、軟寒天培地上に2-3 mm 押し込むように接種し、25℃で静置培養した。

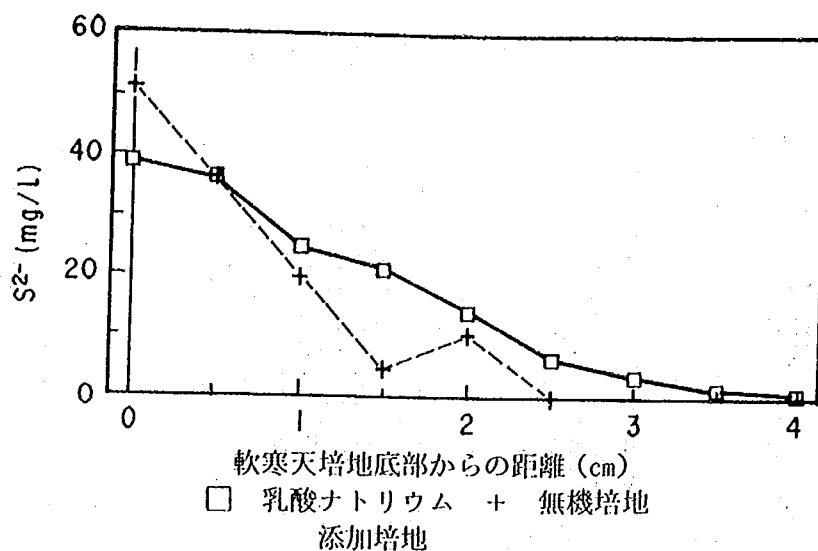


図 3. 1 3 軟寒天培地中の硫化物の分布の例

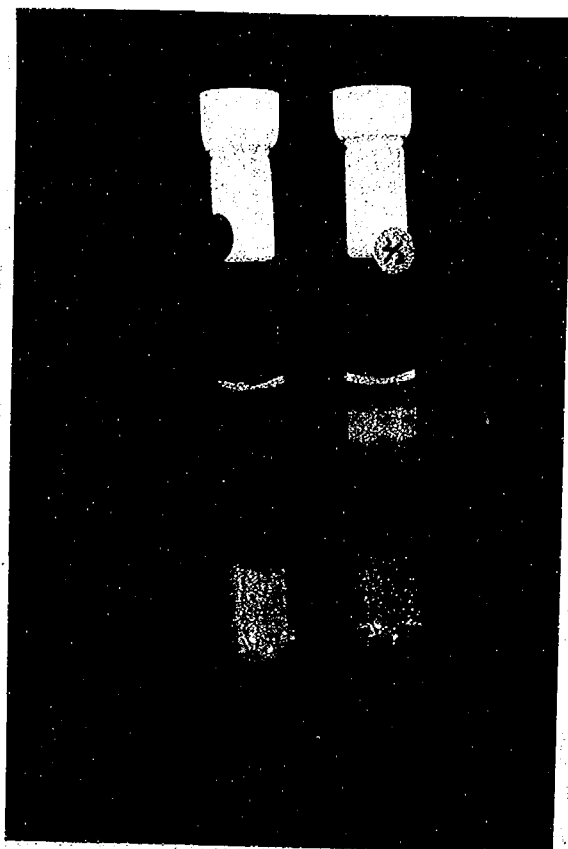


写真 3. 1 6 二層培地における *Beggiatoa* の増殖の様子

(2) 実験結果

写真 3.16 に接種後 2 週間目の二層培地における *Beggiatoa* の増殖の様子を示す。右側が上層に乳酸ナトリウムを含む培地、左が有機物を含まない無機培地である。何れの培地においても *Beggiatoa* の増殖が見られたが、培地の種類によって *Beggiatoa* の増殖する位置が明らかに異なった。

乳酸ナトリウムを含む培地では表面より 2.5mm の位置から 17mm までの比較的広い範囲に増殖が見られたが、無機培地においては表面より 10mm の位置に幅 2mm の狭いバンド状に増殖した。乳酸ナトリウム培地においては、エネルギー源となる有機物が全層に渡って存在するため、*Beggiatoa* は酸素濃度のみに依存してその増殖する場所を選択するのに対し、無機培地においては、表面および下層培地よりの拡散によって運ばれる酸素と硫化水素の同時に存在する、極めて狭い範囲でしか増殖が出来ないものである。

3. 6. 5 硫酸還元細菌の細菌学的特性と排水処理における影響

硫酸還元細菌はグラム陰性で、酸素に晒されると死滅する絶対嫌気性細菌であり、一般的に知られている性質として嫌気条件下で有機物（低分子の有機酸、アルコールなど）を分解すると共に、硫酸イオンを還元し、硫化水素（ H_2S ）を生成する。ただし、より高分子の基質や水素を利用できるもの、硫酸イオンを必ずしも必要としないものなど、色々な性質を持った菌株が最近報告されている²⁷⁾。

本細菌は自然環境中に、広く分布しており、海、湖などの底泥、水田の土壤中などからよく分離される。下水道施設においては、管渠内の堆積汚泥、嫌気性消化汚泥中に大量に生息しており、汚泥を嫌気性にとすると黒変するのは、硫酸還元細菌の生成する硫化水素が汚泥中の鉄などの金属イオンと反応し、黒色の硫化金属となるためである。

排水処理における硫酸還元細菌の影響としては以下の項目が挙げられよう。

- ① 硫酸還元細菌の生成する硫化水素は、下水道施設から発生する悪臭の主要な原因物質である。
- ② また、好気的環境に放出された硫化水素は、硫黄酸化細菌によって酸化され再び硫酸イオンとなるが、これが水滴等に蓄積すると硫酸となり、コンクリート、鋼材の腐食の原因となる。
- ③ 汚泥や下水の嫌気性処理を行うとき、硫酸還元細菌は他の嫌気性細菌と共に有機物を分解する。硫酸還元細菌は、通常の発酵性細菌が生産する低分子の有機酸やアルコールを更に分解することができるため、硫酸イオンが豊富に存在する場合には、嫌気性処理における有機物の分解、無機化に主要な役割を果たす。
- ④ 下水の嫌気性処理において、硫酸還元細菌は、主要な役割を果たしていると考えられるが、有機物の分解に伴って硫化物を生成するため、嫌気性処理の仕上げ処理として、好気性処理を設け、水中の硫化物除去を行う必要がある。
- ⑤ 低分子有機酸のうち酢酸、蟻酸は同じ絶対嫌気性細菌であるメタン生成細菌も利用するため、メタン発酵に対して競合する場合があるが、一部の菌株はメタ

ン生成細菌が利用できないプロピオン酸を酢酸に分解するため、メタン発酵の効率を向上させることもある。しかし、通常の汚泥の嫌気性処理では硫酸イオン濃度が有機物濃度に較べ低いので問題になることが少ない。

3. 6. 6 硫酸還元細菌の代謝特性

(1) 研究の目的

本節においては、硫酸イオン摂取速度を指標として硫酸還元細菌の温度、pH に対する依存性を調べるとともに、除去硫酸イオン、TOC 当たりの収率を求める実験を行い、硫化物の生成ポテンシャル、有機物の除去能力を評価した。

本実験は、対象微生物として、硫酸還元細菌4株を選び、純粋系代謝特性実験を行った。尚、本菌株は同定を行っていない。実験では温度、pH と増殖速度係数の関係、及び除去TOC、硫酸イオン当たりの菌体収率を求めた。

(2) 実験方法

実験対象細菌は、多段反転流式バイオリアクター(MRB)実験プラントより採取、分離培養した硫酸還元細菌より4株を選んだ。菌株の名称は、1-1, 1-8, 3-6, 3-8 である。菌体数は、表3.8に示す培地でMPN法及び平板培養法(30℃, 嫌気)により、直接計数した。温度特性実験では、集積培養された菌体をホモジナイズして分散させ、表3.9の液体培地55mlに1ml植種して、嫌気箱中で培養した培養液より経目的に3~5mlの培養液を分取し、メチレンブルー吸光光度法で硫化物濃度、イオンクロマトグラフ法(DIONEX社 MODEL-10)で硫酸イオン濃度の測定した。また、初日と実験終了日に、MPN法により菌体数を測定した。

表3.8 硫酸還元細菌の菌体数測定用培地

酵母エキス	1.0g
リン酸水素二カリウム (K_2HPO_4)	0.5g
塩化アンモニウム (NH_4Cl)	1.0g
硫酸ナトリウム (Na_2SO_4)	1.0g
塩化カルシウム六水和物 ($CaCl_2 \cdot 6H_2O$)	0.1g
硫化鉄(II)七水和物 ($FeSO_4 \cdot 7H_2O$)	0.2g
硫酸マグネシウム七水和物 ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$)	0.1g
乳酸ナトリウム ($C_3H_5O_3Na$)	3.5g
寒天 (注1)	15.0g

(1ℓ pH7.2)

注1. MPN法による計数用培地では除く。

注2. 嫌気状態にする為、チオグリコール酸ナトリウム溶液(1W/v%, 0.22μろ過滅菌)及びアスコルビン酸ナトリウム溶液(1W/v%, 0.22μろ過滅菌)の還元剤を、当日無菌的に、10ml/l添加する。

温度依存性を求める実験での温度条件は、5℃、10℃、20℃、30℃の4段階とし、サンプリングは、菌の活性状況を観察しながら、1～3日おきに約15回行った。pHは7.0に設定した。菌株の増殖速度は、対数増殖期における菌株の増殖速度と硫酸イオンの減少速度係数が比例関係にあるという考え方より硫酸イオンの減少速度係数によって評価するものとした。硫酸イオンの減少速度係数の求めかたは、次式を用い最小二乗法により求めた。

表 3. 9 硫酸還元細菌増殖実験用の培地

K ₂ HPO ₄	0.5g
酵母エキス	1.0g
NH ₄ Cl	1.0g
Na ₂ SO ₄	4.5g
CaCl ₂ ・6H ₂ O	0.06g
FeSO ₄ ・7H ₂ O	0.004g
MgSO ₄ ・7H ₂ O	0.06g
乳酸ナトリウム	3.5g
クエン酸ナトリウム2水塩	5.0g

(1ℓ pH7.1~7.4)

注1. 嫌気状態にする為、チオグリコール酸ナトリウム溶液(1W/v%, 0.22μろ過滅菌)及びアスコルビン酸ナトリウム溶液(1W/v%, 0.22μろ過滅菌)の還元剤を、当日無菌的に、10ml/l添加する。又、2週間に一度、同液体培地において、継体培養を行ない、菌の保存をした。

$$S = S_0 \cdot 10^{-kt} \quad (3.6.1)$$

S : 硫酸イオン (mg / l)

S₀ : 初期硫酸イオン (mg / l)

k : 硫酸イオン減少速度係数 (1 / 日)

t : 経過日数 (日)

pH依存性を求める実験では温度依存性実験と同様の方法により、温度設定20℃において設定pHを変化させた実験を行った。pH条件は、pH 5, 7, 8, 9, 10である。但し、培養開始後30日間経過しても菌体の増殖が認められないものについては、環境不適合として、実験を打ち切った。また、培養中のpHの変化が予測される為、増殖後のpHを参考として測定した。

以上より求めた20℃における至適pH条件(pH 8.0)において表3.8の液体培地250mlに集積培養の菌体5mlを植種し、嫌気培養を行い菌体収率を求めた。

培養中、経日的に硫化物の濃度を測定し、その濃度変化により対数増殖期の初期、終期を判定して、対数増殖期初期、終期における菌体数（MPN法）、菌体重量（0.22 μ メンブレンフィルター過法）、硫酸イオン（イオンクロマトグラフ法）及びTOC（TOCメーター法、Shimadzu TOC-500型）を測定した。

また、培養開始時についても、同様の測定を行った。

収率は次式で定義される。

$$Y_{xs} = \frac{\Delta X}{-\Delta S} = \frac{X_t - X_0}{-(S_t - S_0)} \quad (3.6.2)$$

Y_{xs} : 基質（炭素又は硫酸イオン）に対する収率（mg-菌体 / mg-基質）

S : 基質濃度（mg-基質 / l）

X : 菌体濃度（mg-菌体 / l）

t → 対数増殖終期を示す

0 → 対数増殖初期を示す

（3）実験結果

図3.14に生菌数、硫酸イオン、硫化物の経時変化の例を示す。この時の条件は、菌株3-8、pH 7、温度20℃である、良好な環境条件では、大きな遅滞時間もなく、菌体は対数増殖期に入り、同時に硫酸イオンの減少、硫化物の発生が始まる。硫酸イオンの減少速度が低下し、液中硫化物濃度が減少する時点が、対数増殖期後期と一致する（液中硫化物濃度の減少は、気中への揮散によるものと思われる）。本実験で使用した培地における溶存TOCの変化は、初期設定値3,000mg/l、最終値2,600～2,800mg/lであり、有機物が増殖の制限因子にはならなかった。図3.15は各菌株の増殖の温度特性実験の結果である。各菌株とも至適温度は30℃以上のところにあると考えられるが、都市下水を対象とした場合5～30℃間のデータが重要である。菌株間の差はかなりあり、硫酸イオン減少速度係数の30℃における値は、1-1株が最小で0.05(1/日)、3-8株が最大で0.21(1/日)であった。いずれの菌株も10℃以下での活性は、30℃の時に比べ大幅に低下した。5℃における活性は30℃の時に比べ1-1株で18%、3-8株で7%であった。

図3.16は各菌株の増殖pH特性実験の結果である。本実験ではスタート時にpHを調整したが、菌体の増殖に伴いpHが変化し、増殖の見られた、いずれのケースでも最終pHは7.6～7.8になった。本実験における至適pHは8～10であり、pH 5では、増殖しなかった。

収率実験の結果を表3.10に示す。この結果、硫酸イオンの消費に対する菌体の増殖量で表す収率は、0.3～0.5程度で菌株による大きな差はなかった。

収率の大きい順から3-8 < 1-8 < 3-6 ≤ 1-1となった。

また、TOCに対する収率は3-8及び1-8で約 0.6、1-1, 3-6で約 0.8であり、1-8, 3-8がTOCの消費量に対して菌体の増殖量が他の二種類に比べ少なかった。

収率実験時の対数増殖期の前後より、菌のおおよその比増殖速度及び世代時間を次式により計算したものが表 3.11 である。

$$\mu = \frac{1}{N} \frac{dN}{dt} \quad (3.6.2)$$

$$= \frac{1}{(t_1 - t_0)} \times \ln \frac{N_1}{N_0}$$

$$td = \frac{\ln 2}{\mu} \quad (3.6.3)$$

但し μ : 比増殖速度 (1 / hr)

N : 菌体数 (個 /)

t : 時間 (hr)

td : 世代時間 (hr)

$0 \rightarrow$ 対数増殖期前期

$1 \rightarrow$ 対数増殖期後期

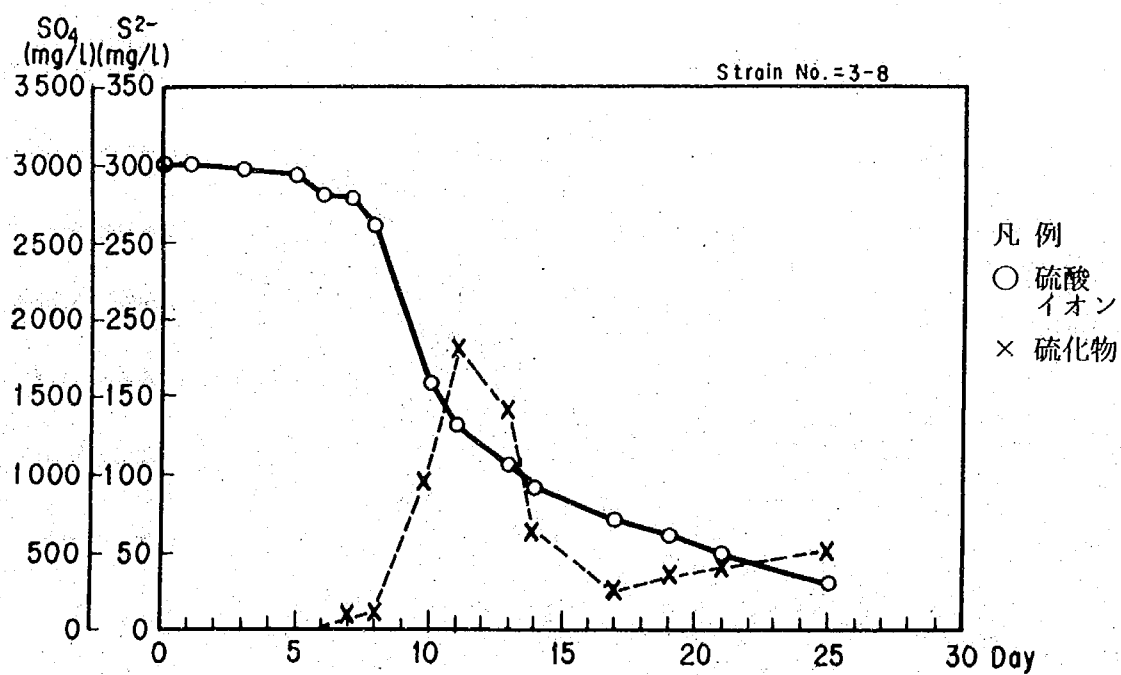
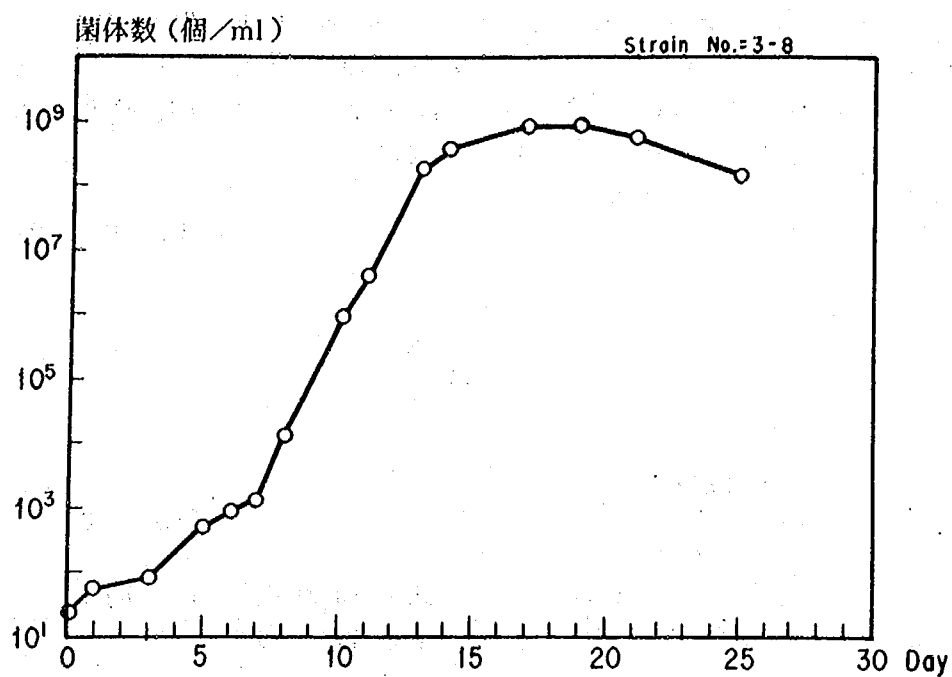


図 3. 1 4 硫酸還元細菌の増殖と硫酸イオンの減少の関係

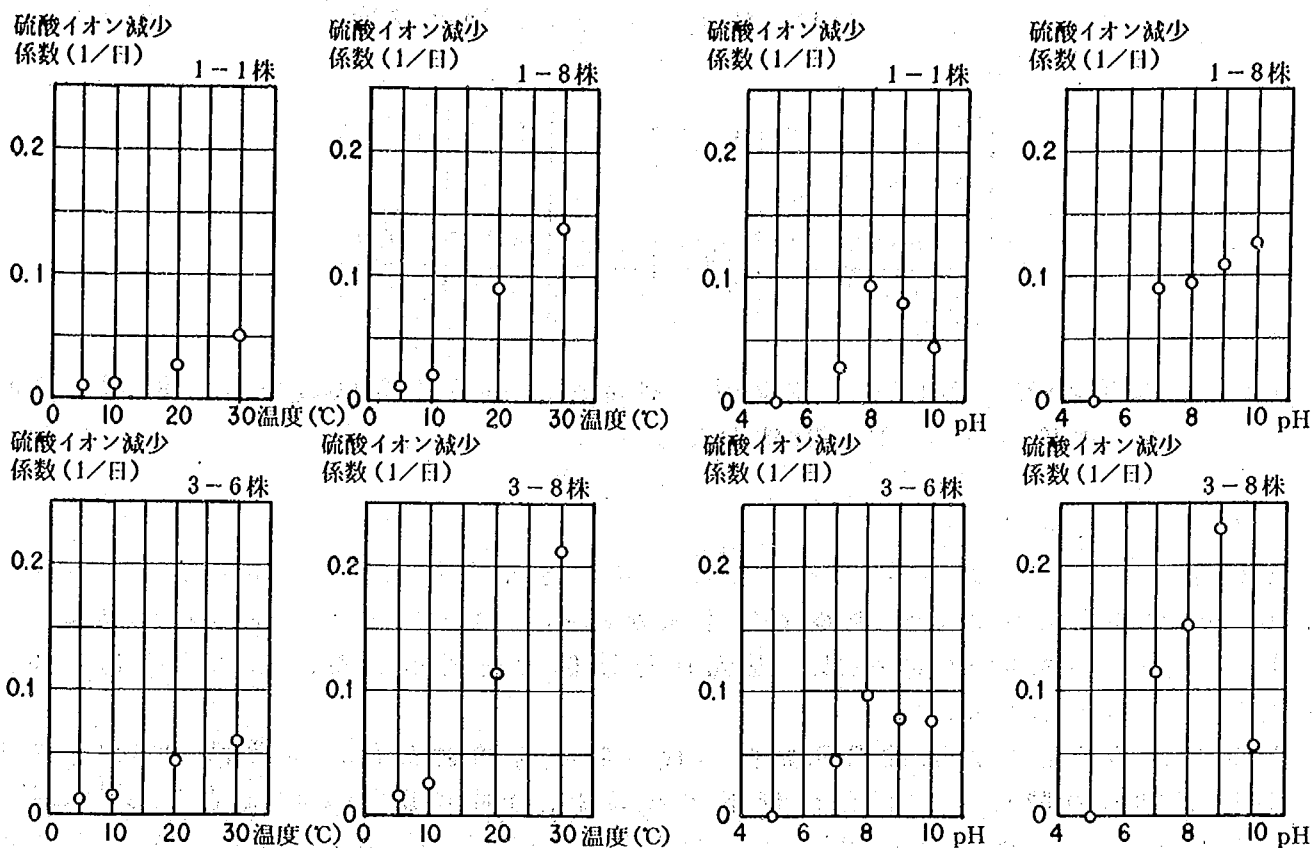


図 3. 1 5 硫酸還元細菌増殖の温度特性

図 3. 1 6 増殖の pH 依存性

表 3. 1 0 硫酸還元細菌の収率
pH : 8.0 温度 : 20°C

菌株	除去硫酸イオン 当たり(g/g)	除去TOC 当たり(g/g)
1-1	0.470	0.828
1-8	0.442	0.570
3-6	0.471	0.854
3-8	0.335	0.592

注) 対数増殖のデータで計算

表 3. 1 1 硫酸還元細菌の増殖速度

pH : 8.0 温度 : 20°C

菌株	1-1	1-8	3-6	3-8
増殖速度				
比増殖速度 (1/hr)	0.034	0.029	0.022	0.030
世代時間 (hr)	20.6	23.7	30.9	23.5

pH 8.0, 温度 20°C において、硫酸還元細菌の比増殖速度はおおよそ 0.02~0.03 (1/hr), 世代時間は 20~30 時間であった。

3. 6. 7 まとめ

多段反転流式バイオリアクターの自己造粒汚泥より *Beggiatoa* を分離し、空気中のような酸素分圧の高い環境では増殖が認められないことを示した。また、MRB より分離した *Beggiatoa* は、還元性無機硫黄を利用する、独立栄養による増殖を行うことを示した。

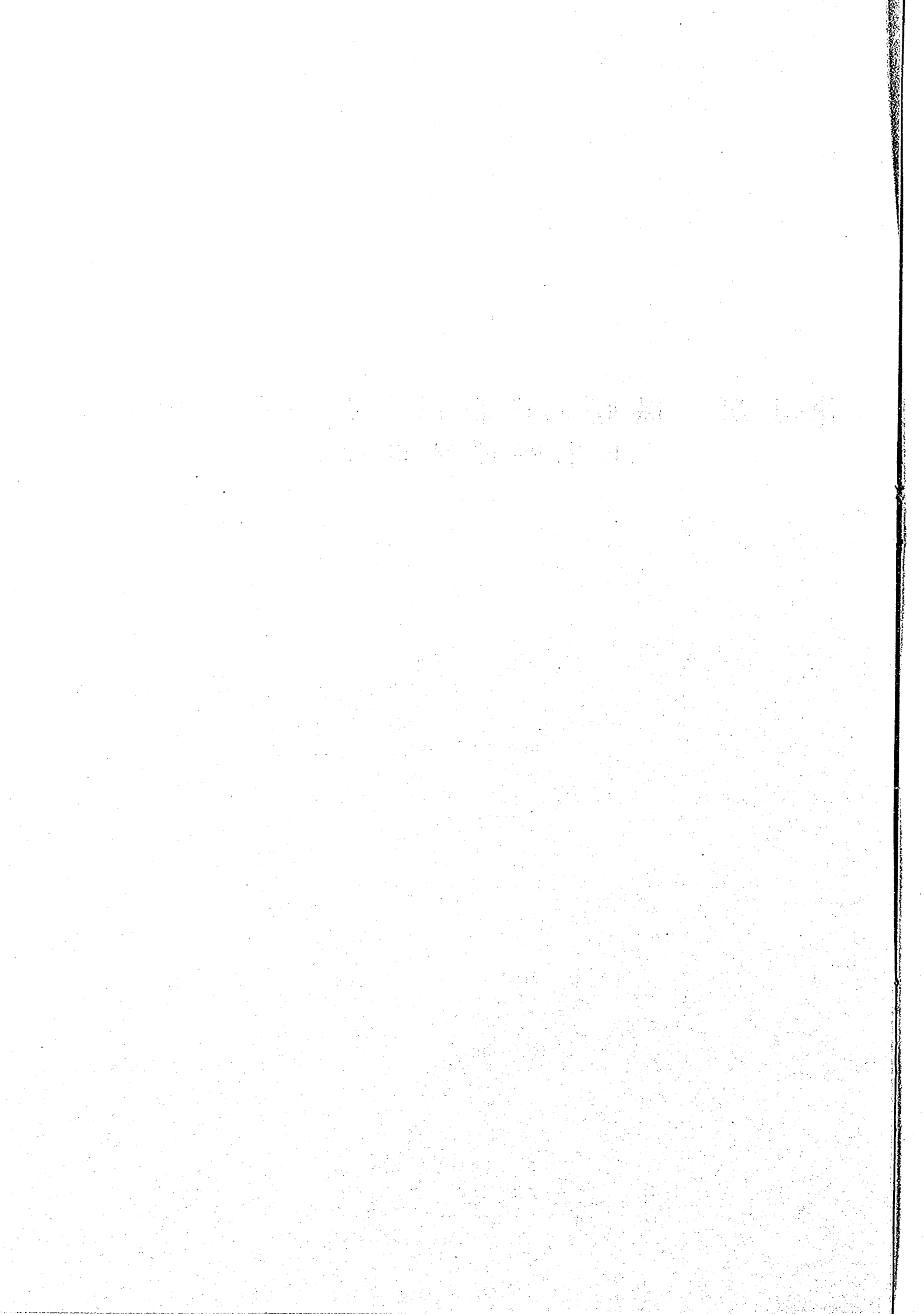
MRB から分離した硫酸還元細菌の代謝特性を検討した。本菌は 10°C 以下でその活性が 30°C の時の 7~18% に低下すること、pH 5 以下では生育しないこと、除去硫酸イオン、及び除去 TOC 当たりの菌体収率はそれぞれ 0.33~0.47, 0.57~0.85 であることが明らかとなった。

参考文献

- 1) バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発報告書 (下水道編)、建設省、平成 3 年 2 月、p141
- 2) Lettinga, G. et al, "Use of Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment", Biotech., and Bioeng., Vol.22, pp699-734, 1980
- 3) Mishima, K. and Nakamura, M., "Self-immobilization of Aerobic Activated Sludge a Pilot Plant Study of the Aerobic Sludge Process in Municipal Sewage Treatment", Water Sci. and Tech., Vol.23, pp981-990, 1991
- 4) Takahashi, M. and Kyosai, S., "Pilot Plant Study on Microaerobic Self Granulated Sludge Process", Water Sci. and Tech., Vol.23, pp973-980, 1991
- 5) 北枚、藤田、古川、岩堀、"嫌気造粒汚泥の浄化機能に関する研究", 土木学会, 第 45 回年次学術講演会概要集第 2 部、pp1100-1101、平成 2 年 9 月
- 6) 船水尚行 丹保憲仁 "上下う流フロッキュレーターの水理特性" 水道協会誌 51 巻、6 号、昭和 57 年 6 月、pp23-36
- 7) "水理公式集" 土木学会、昭和 60 年版、p412
- 8) K. Akita, F. Yoshida, "Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in bubble columns" Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 12, No. 1, 1973, pp76-80
- 9) K. Kozo, S. Iwamoto, Y. Takasaka, S. Matsuura, E. Takahashi, H. Kubota "Liquid circulation, gas holdup and pressure drop in bubble column with draught tube", Jour. of Chem. Eng. of Japan, Vol.17, No.6, 1984, pp611-618

- 10) 福永、茂木、松本、"U A S A 法を主体としたプロセスによる下水の嫌気性処理" 第27回下水道研究発表会講演集、pp302-304
- 11) 原田秀樹、"U A S B 式嫌気性処理法" 水質汚濁研究、日本水質汚濁研究協会、第10巻、pp661-665、1987
- 12) "バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発 報告書(下水道編) 建設省 平成3年2月 pp474-482
- 13) 高橋、"嫌気性処理水からの硫化物の除去"、第25回下水道研究発表会講演集、PP351-354、1988
- 14) 高橋、京才、多段反転流式バイオリアクターの開発、土木学会第42回年次講演会講演概要集、土木学会、1987、9、pp836-837
- 15) Takahashi, M., Development of Multi-Stage Reversing flow Bioreactor for Wastewater treatment, Wat. Sci. Tech., Vol.20, No.11/12, pp361-367, 1988
- 16) Leadbetter, E. R., Family II. Beggiatoaceae Migula 1894.238. In: Bergey's Manual of determinative Bacteriology. 8th edition, 1974 Williams and Wilkins Co. Baltimore, pp.112-115
- 17) 原田、桃井、上向流式スラッジブランケット反応器による下水、生活排水処理、下水の嫌気性処理に関する調査(昭和62年度)、建設省都市局下水道部、土木学会、1988 3、pp 50-60
- 18) Nelson D. C., Jorgensen, B. B., Revsbech, N. P., "Growth Pattern and Yield of Chemoautotrophic Beggiatoa sp. in Oxygen-Sulfide Microgradients" Appl. Environ. Microbiol., Vol.52, No.2, 1986, pp225-233
- 19) 松井、丹保、遠田、高濁水のペレット法による高速処理、土木学会第42回年次学術講演会講演概要集、第2部、土木学会、1987 9、pp764-765
- 20) Eikelboom, D. H., Filamentous organisms observed in activated sludge, Water Research, Vol.9, pp356-388, 1975
- 21) Jenkins, D. et al, Causes and control of activated sludge bulking, Water Pollution Control (South Africa Branch Biennial Conference), pp455-472, 1984
- 22) 高橋正宏、多段反転流式バイオリアクターの特性、第25回衛生工学研究討論会講演集、土木学会衛生工学委員会、1989年 2月、pp171-178
- 23) Bergey's Manual of Determinative Bacteriology 8th Edition, Williams & Wilkins Co., p113
- 24) Nelson, D. C., et al, Growth pattern and yield of a Beggiatoa sp. in Oxygen-Sulfide Microgradients, Applied and Environmental Microbiology, Vol.52, No.2, Aug. 1986, pp225-233
- 25) 河野、私信
- 26) Nelson, D. C., et al, Microoxic-anoxic of Beggiatoa sp. : Microelectrode survey of marine and freshwater strains, Applied and Environmental Microbiology, Vol.52, No.1, July 1986, pp161-168
- 27) 建設省下水道部、土木学会、下水の嫌気性処理に関する調査、平成元年3月、pp167-185
- 28) 竹内準一 "硫酸塩還元細菌の生理生態" 用水と排水 31巻 4号 1989年 pp14-25

第 4 章 微好気性自己造粒汚泥を用いた 下水処理プロセス



4 微好気性自己造粒汚泥を用いた下水処理プロセス

第三章で触れたとおり、微好気性自己造粒汚泥を用いた下水処理プロセス、多段反転流式バイオリアクター (Multi-stage Reversing flow Bioreactor:MRB) は、著者が開発した新しい自己造粒原理に基づくものである。本章においては、その開発の経緯と、リアクターの有する特性について述べるものとする。

4. 1 プロトタイプMRBの設計条件と処理成績

4. 1. 1 低負荷条件における特性 (ケース1)

プロトタイプMRBの概要及びフローについては3. 3に示したとおりである。設計条件・運転条件を表4. 1に示す。低負荷の運転条件とはこの内のケース1に相当する。表4. 1に示したケース1の条件による運転は1986年11月より1987年3月まで継続した。余剰汚泥の制御は、生物反応タンクの数が増えるほど複雑になるため、この実験装置では以下のような方法を採用した。

表4. 1 MRBプロトタイプの諸元・運転条件

設計条件		
下向流式曝気部	ϕ 10cm, 水深 2.2m×5本	
上向流式反応部	上部 ϕ 18cm, 水深 2.2m×5	
	下部 ϕ 10cm,	
実容積	213ℓ	
運転条件	ケース I	ケース II
水理学的滞留時間	4.5時間	3時間
上向流式反応部の上向流速	上部 3 cm/min.	4.5cm/min.
	下部 10cm/min.	15cm/min.
のBOD-容積負荷	0.73kg-BOD/m ³ ·day	1.23kg-BOD/m ³ ·day

タイマーによって2時間に1度、1分間曝気の停止を行い、急激な流れを起こした。通常のMRBの運転における水位の関係を、図4. 1に示す。曝気タンクにおいて、上流側の生物反応タンクとは、エアーリフト効果を含めた、見かけ上の水位で平衡状態を保っているが、下流側の生物反応タンクとは、エアーリフト効果を含まない静水圧によって平衡となっている。一時的にエアレーションを停止すると、曝気タンクの見かけ上の水位が低下し、上流側の生物反応タンクから、水が急速に流入する。流入した水によって、下流側の生物反応タンクの水位は上昇し、更に下流の曝気タンクに急速な水の移行が生じる。1段目の曝気タンクは上流に生物反応タンクがないため、この現象には関与しないが、2段目以降の曝気タンクにおいて、エアーリフトによる見かけの水位上昇に相当する量の水が、最終の生物反応タンクに流入する。この現象を利用して、プロトタイプのMRBでは、余剰汚泥を最終段に集積させる仕組みとなっている。各生物反応タンクに

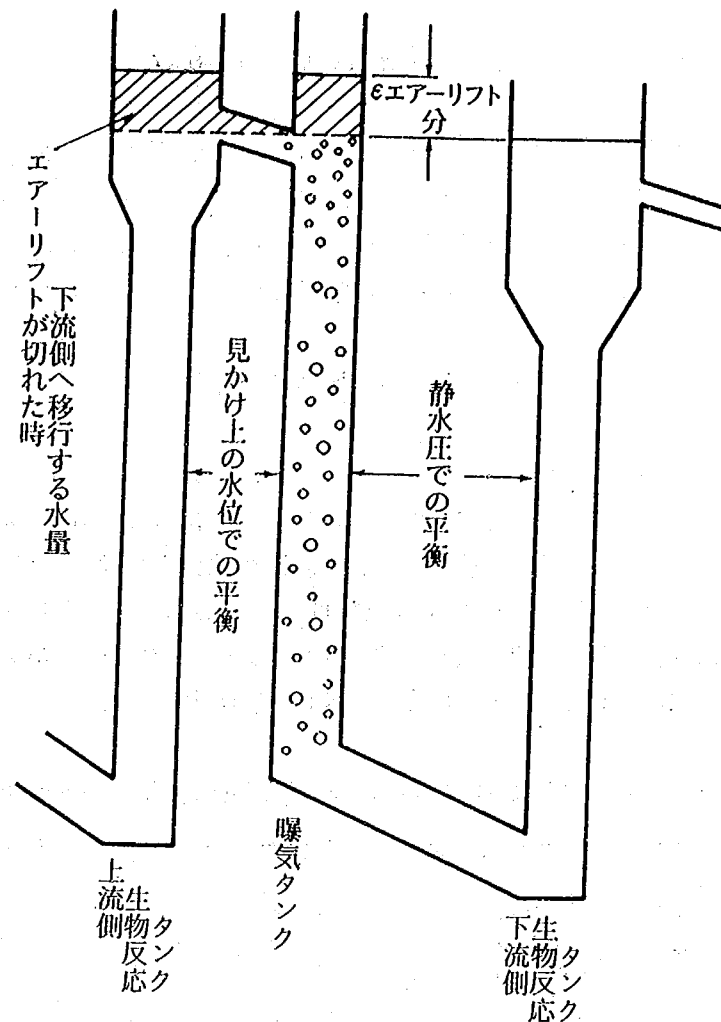


図 4. 1 MRB の水位の平衡状態

において、最終段（5 段目）以外では汚泥の引き抜きを行っていないため、汚泥ブランケットでは、水量が急増する後段へ汚泥の一部が流出する状態となっている。曝気停止による水理的ショックロードにより、汚泥ブランケットが膨張し、汚泥は最終的には最終段まで流失していくこととなる。また、沈殿した汚泥がショックロードによって再浮上するという効果もある（ただし、後述するようにすべての沈殿汚泥が再浮上するわけではない）。1 分後曝気が再開されると、反対に曝気タンク水位が上昇し、反応タンクの水位が下がるため二段目以降の反応タンクは一時的に流入が停止するが、上流側より順次越流が再開し、十分間程度で全体の流れが回復する。最終段に集積した汚泥は、毎日、ショックロード時にも流出しないように、様子を見ながらタンク側壁に設置してあるコックから引き抜いた。このような操作によって、余剰汚泥の引き抜き箇所を最終段一箇所に集約したものである。

代表的な処理成績と、各生物反応タンクにおける汚泥濃度を表 4. 2 に示した。

表 4. 2 ケース 1 における M R B の代表的固形物濃度と処理成績

生物反応タンクの段数	TSS(mg/l)	水質項目	流入水	処理水
1	21,000	水温 (°C)	13~16	9~12
2	14,600	BOD(mg/l)	80	14
3	8,900	D-BOD(%)	50	9
4	5,900	SS(%)	30	4
5	14,000	硫化物(mg/l)	3.9	0

最終段である 5 段目については、汚泥管理のコツに習熟していなかったために、汚泥の過度な集積を起こすことが多かったため、汚泥濃度が高くなっているが、正しい管理を行えば、4 段目の汚泥濃度より低くなるはずである。また、1 段目では、曝気停止による水理学的ショックロードが小さいため、汚泥が沈殿したまま集塊を作る傾向にあり、汚泥に関するデータを取ることができなかった。これらの課題は、生物反応タンクに攪拌装置を設置することによって解決すると考えたが、プロトタイプ of M R B では、装置の大きさの制約より、水理学的ショックロードにより攪拌で代替することとした。処理成績の代表値としては、汚泥管理が正常な時期のものを示している。流入水 BOD は若干希薄であるが、処理水質は標準活性汚泥法と同等程度である。2、3 段目の生物反応タンク内汚泥の粒径分布を、篩いとガラスフィルターを用いて測定した。結果を図 4. 2 に示した。

本 M R B と同一の下水を処理している、活性汚泥法の汚泥についても、同様に粒径分布を求めた。M R B よりのサンプルは、サイホンを用いて採取したが、採取時、及び篩にかけた時点で自己造粒汚泥が多少破損することは防げなかった。それにもかかわらず、M R B と活性汚泥の粒径分布の差は明確である。

3. 3 で述べたように、硫黄化合物の濃度と組成は、汚泥の自己造粒機構に重要な影響を及ぼすと考えられる。著者の調査によると、わが国の下水中の無機性硫黄化合物の濃度は 10~40mg-S/l 程度であり、海水の影響のない下水では平均 15 mg-S/l であった¹⁾。図 4. 3 は M R B 各タンクにおける硫化物、硫酸イオン濃度の変化を示したものである。硫化物はメチレンブルー法、硫酸イオンはイオンクロ

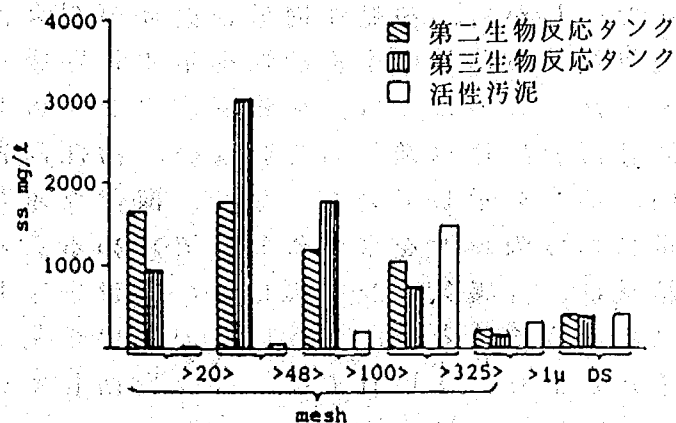


図 4. 2 自己造粒汚泥と活性汚泥の粒径分布の比較

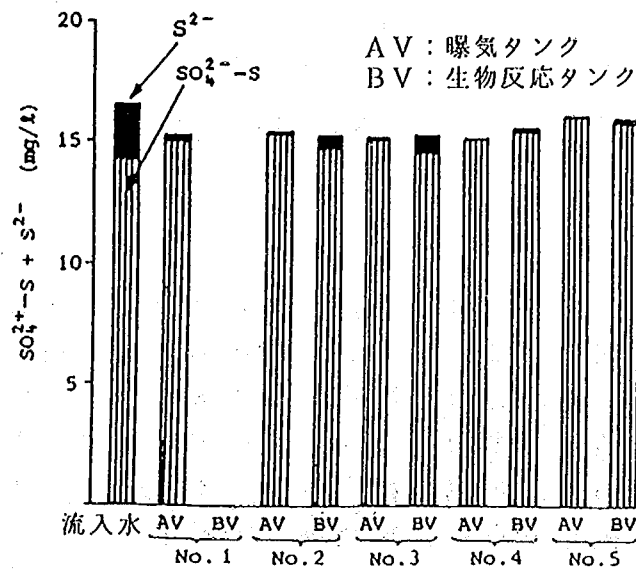


図 4. 3 各タンクの液中における硫酸イオン、硫化物の構成

マトグラフ法で測定した。本実験に用いた下水は、ほぼ平均的な無機硫黄化合物濃度である。最も自己造粒汚泥の生成が顕著な 2、3 段目の生物反応タンクで 1mg-S/l 程度の硫化物が生成しているが、無機硫黄化合物のほとんどは硫酸イオンの形態で存在しており、顕著な硫酸還元は起こっていないことが分かる。処理水中の硫化物は 0.15mg/l 程度にすぎない。このように、良好な処理が行われている場合には、処理水や後段の生物反応タンクは、酸素の供給量が限られているにもかかわらず、嫌気状態になっていないことがわかる。

図 4. 4 には、2、3、4 段目の汚泥と、粒径分布試験で用いた活性汚泥に関して全固形物濃度、揮発性固形物濃度、比呼吸速度を比較したものである。MRB の汚泥はサイホンを用いて汚泥ブランケットの中央部より引き抜いたものをサンプルとした。2、3 段目の汚泥の固形物濃度は $6,000\sim 8,000\text{mg/l}$ と活性汚泥の 3 倍以上の濃度であった。しかし、揮発性固形物濃度の割合は、活性汚泥より 2~7% 高い。また、汚泥単位量あたりの生物活性を示す比呼吸速度も、活性汚泥の 3 倍も大きなものであった。このことは、生物反応タンクの 2、3、4 段目では、有機物の無機化が活性汚泥に比べ進行していない、汚泥滞留時間の短い汚泥が、高濃度に集積していることを示している。なお、酸素要求量は、各段における揮発性固形物の存在量に比呼吸速度を乗じることで求めることができる。曝気タンクにおける酸素供給量は、各曝気タンクの DO に流量を乗じて求めることができる。両者のバランスを計算すると、2、3 段目では要求量が供給量の 2 倍以上に上る明らかな酸素不足となり、4 段目では、ほぼ均衡していた。

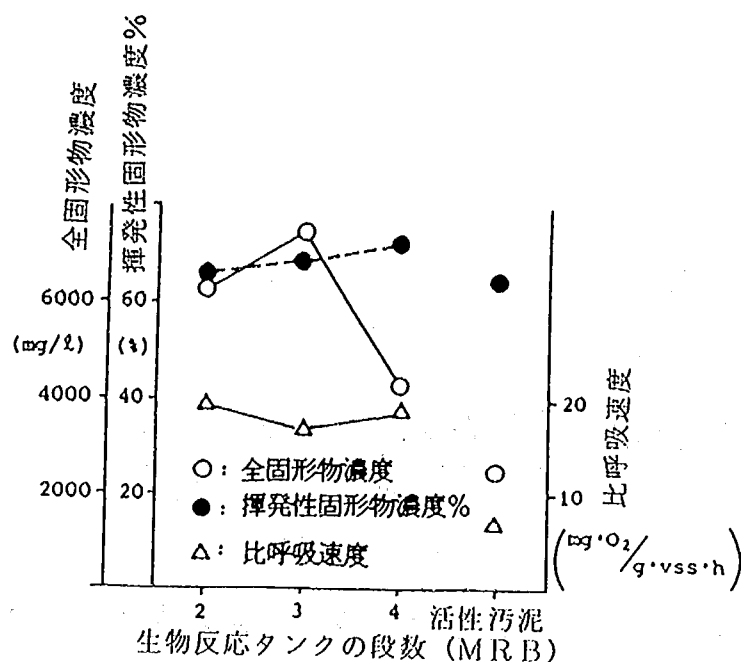


図 4. 4 自己造粒汚泥と活性汚泥の固形物濃度、比呼吸速度の比較

4. 1. 2 高負荷条件における特性 (ケース 2)

高負荷運転における運転条件を表 4. 1 のケース 2 に示した。本条件はケース 1 の運転条件を 1987 年 4 月から変更したものである。

処理成績のデータについては、毎週水曜日と金曜日の午前 10 時に採水し、原則として下水試験方法²⁾により測定した。余剰汚泥は、流入水と処理水を採取した後、生物反応タンク最下部より引き抜いた。MLSS 等のサンプルは、余剰汚泥の引き抜き後、各反応タンク内の垂直方向に 3 箇所取り付けてある採取口よりのコンポジットサンプルとして採取した。ただし、汚泥界面が達していない採取口よりは、サンプリングは行わなかった。汚泥が流動化していない場合には汚泥を攪拌して流動化させ、汚泥界面が安定した後、サンプリングを行った。図 4. 5 は約 1 年間にわたる MRB の BOD 処理成績、および、水温の変化である。4. 1. 1 では、水理学的滞留時間 4.5 時間の場合、冬季の低水温期においても、処理水 BOD は平均 14 mg/ であつたが、今回、3 時間に短縮したところ、冬季において、処理水 BOD の悪化が見られた。写真 4. 1 に示すように、生物反応タンク (主に第 2、3 段目) で、しばしば自己造粒汚泥の肥大化が見られ、汚泥の流動が停止してしまう現象が見られた。このため第 5 段目流入水の BOD 濃度が高くなり、好気性の汚泥床が形成されなかったため、好気性生物処理に匹敵する処理水質が確保されなかったものと考えられる。図 4. 6 は、1 年間の生物反応タンクの平均 MLSS 濃度の推移であるが、非常に不安定なことが分かる。これは、自己造粒汚泥

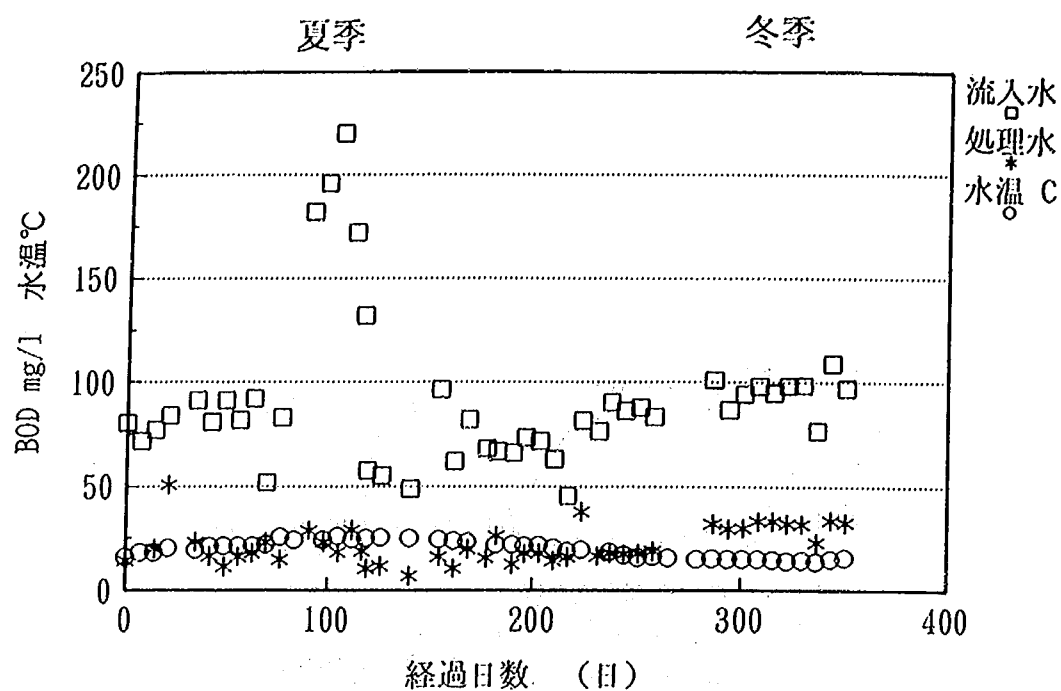


図 4. 5 ケース 2 における B O D 処理成績と水温



写真 4. 1 ケース 2 における自己造粒汚泥の肥大化

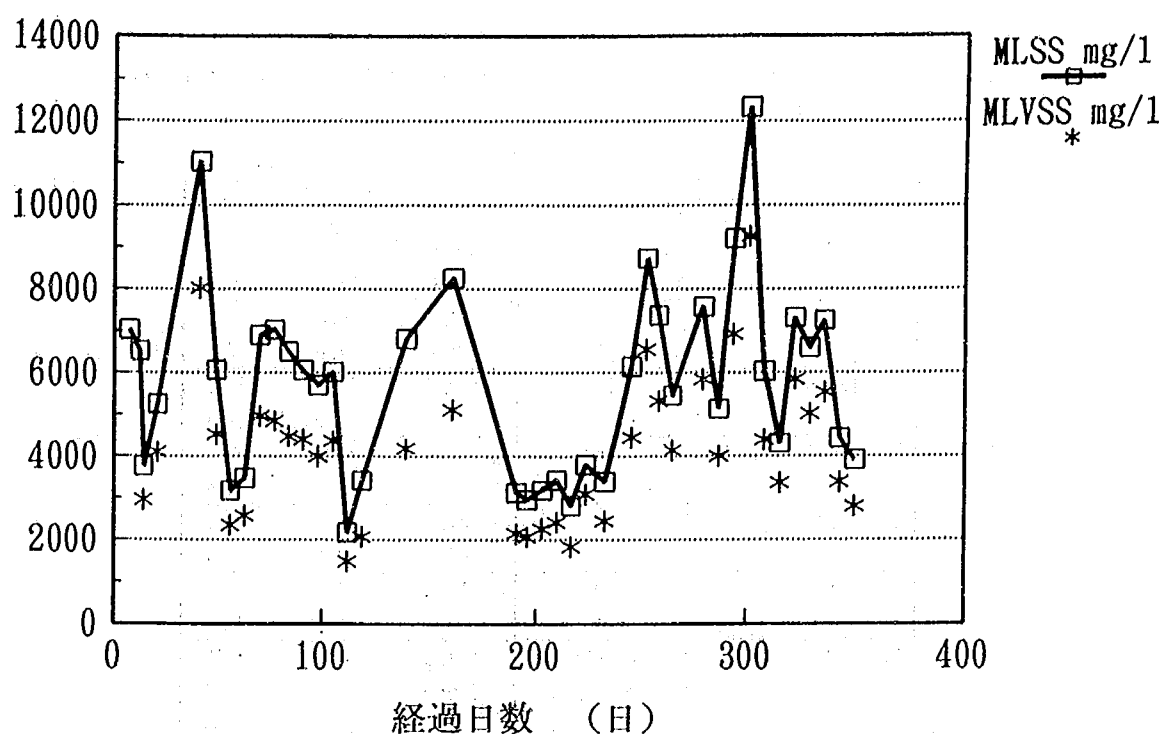


図 4. 6 全生物反応タンクの平均MLSS, MLVSSの推移

の粒径が経時的に安定していないため、汚泥界面高が変動し、結果的に汚泥濃度も変動するためである。実験でもちいているプロトタイプMRBは、その構造上、攪拌装置などを設置して自己造粒汚泥の過大な成長を制御することが困難であり、より大型の実験装置を用いて、上向流による汚泥の浮遊と、攪拌機による集塊化の防止によって、生物反応タンクの効率はより改善されるものと思われた。

表 4. 3 に1987年4月より1年間の運転結果について最大、最小、平均値をまとめた。処理水質は、上述の理由による、低水温期の水質悪化があったため、満足すべきものではない。

汚泥の存在量に注目すると、第一タンクが極端に少なく、第二タンクで最大、以下、第五タンクに向かい、漸減している。第一タンクは、流入水中の固形物の影響を受け、しかも、曝気停止による水理学的なショックによる流動化が起こらないため、自己造粒汚泥の肥大化がしばしば見られ、安定した流動化が殆ど起きなかった。

表 4. 3 の結果より、全運転期間の平均BOD, D-BOD, SS除去量、および日平均汚泥引き抜き量（いずれもKg/Day）を求めて引き抜き汚泥としての転換率を計算したものが、図 4. 7 である。除去SS当たりで、0.43、除去BOD当たりで0.22と、非常に低い汚泥転換率となった。

表 4. 3 ケース 2 における M R B 運転状況のまとめ

		Max	Min.	Ave
流入水量	m ³ /day	1.76	1.43	1.71
水温 ℃	In.	26.0	14.1	19.8
	Ef.	29.6	12.2	19.4
pH	In.	7.6	6.8	7.1
	Ef.	7.8	7.0	7.4
BOD mg/ℓ	In.	220.0	45.3	91.1
	Ef.	50.7	7.0	21.8
D-BOD mg/ℓ	In.	91.4	20.8	57.1
	Ef.	27.3	5.4	14.5
SS mg/ℓ	In.	207.0	10.8	44.7
	Ef.	47.6	2.8	10.4
Toshido cm	In.	14.5	4.2	6.9
	Ef.	56.0	5.2	23.7
MLSS mg/ℓ ¹⁾	No. 1 Bio. Re. Ve.	24,720	0	3,710
	No. 2 Bio. Re. Ve.	39,560	2,410	7,664
	No. 3 Bio. Re. Ve.	43,750	2,480	7,583
	No. 4 Bio. Re. Ve.	31,240	1,910	6,924
	No. 5 Bio. Re. Ve.	24,680	1,340	6,023
汚泥界面高さ (cm)	No. 1 Bio. Re. Ve.	225	13	78
	No. 2 Bio. Re. Ve.	222	6	181
	No. 3 Bio. Re. Ve.	225	15	175
	No. 4 Bio. Re. Ve.	225	45	181
	No. 5 Bio. Re. Ve.	218	0	152
TS g	No. 1 Bio. Re. Ve.	170.3	0.0	25.0
	No. 2 Bio. Re. Ve.	636.6	6.6	109.1
	No. 3 Bio. Re. Ve.	721.2	6.4	106.7
	No. 4 Bio. Re. Ve.	515.0	33.7	99.3
	No. 5 Bio. Re. Ve.	397.2	0.0	73.9
MRB全体のTS g		2,297	170	414
MLVSS mg/ℓ	No. 1 Bio. Re. Ve.	14,740	0	1,920
	No. 2 Bio. Re. Ve.	18,260	1,540	4,956
	No. 3 Bio. Re. Ve.	9,110	1,700	4,849
	No. 4 Bio. Re. Ve.	15,820	1,320	4,808
	No. 5 Bio. Re. Ve.	11,720	1,050	4,191
Ave. VS%		81.5	60.7	72.6
余剰汚泥濃度 mg/ℓ		53,710	4,130	8,011
余剰汚泥DS g		469	57	207

¹⁾ スラッジブランケットでのSS濃度であり、沈殿した汚泥は含まない。

汚泥転換率

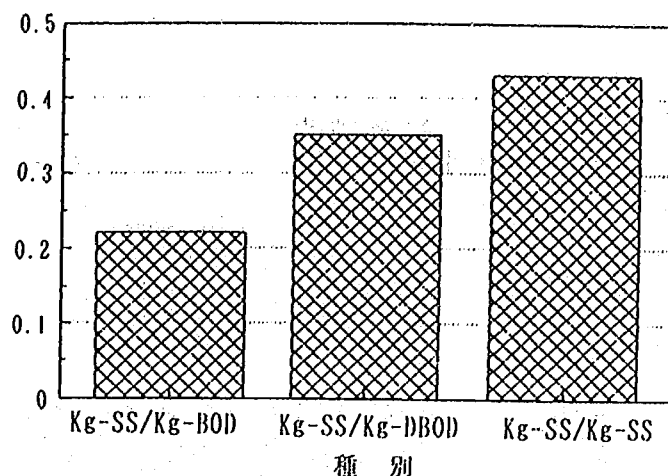


図 4. 7 M R B における B O D ・ S S の汚泥転換率

4. 1. 3 ベンチスケール実験のまとめ

容積2511、5段直列のMRBプロトタイプの実験装置を運転し、わが国の一般的な都市下水の組成を示す下水にて、安定した自己造粒汚泥が生成することを確認した。自己造粒汚泥の生成機構として、硫酸還元細菌と糸状性硫黄酸化細菌である *Beggiatoa* が、硫黄の還元、酸化を通じて共生関係にあり、両者がMRBの生物反応タンクから流出しないよう自己造粒汚泥を形成するというメカニズムが想定された。生物反応タンク汚泥ブランケット部でのBOD・容積負荷 $0.73\text{kg-BOD}/\text{m}^3 \cdot \text{日}$ の負荷条件では、活性汚泥法と同等の処理水質を得ることができた。

BOD・容積負荷 $1.23\text{kg-BOD}/\text{m}^3 \cdot \text{日}$ の負荷条件（1.5倍の水理学的負荷）では、低水温期において BOD, SS等の処理性能が、かなり低下した。これは、実験装置の構造的制約による汚泥の非流動化（それに伴う、汚泥と下水の接触効率の低下）により生じたものと考えらる。

汚泥転換率は、除去BOD, D-BOD, SS当たりそれぞれ、0.22, 0.35, 0.43となり、好気性処理法のそれより、かなり低い値となった。

MRBは、小規模なベンチスケール実験での基本的原因を追求することが、かなり難しい処理装置であり、自己造粒の原理に関してさえ、この時点で不明の点が多かった。

実際の設計、運転管理手法については、実規模に近いパイロットプラントの運転結果を4. 2以降でとりまとめるものとする。

4. 2 多段反転流式バイオリアクターパイロットプラントの運転

4. 2. 1 はじめに

多段反転流式バイオリアクター（MRB）は、昭和63年度より霞ヶ浦浄化センター内のバイオフィーカスヤードにてパイロットプラント実験を開始した。パイロットプラント実験の目的は実装置化への諸データの収集にあり、同時にスケ

ールアップ時の諸問題の解決策の検討も、プラントの運転を通じて行なうものである。

4. 2. 2 パイロットプラントの設計諸元

M R Bパイロットプラントの外観を写真4. 2に、フローシートを図4. 8に示す。

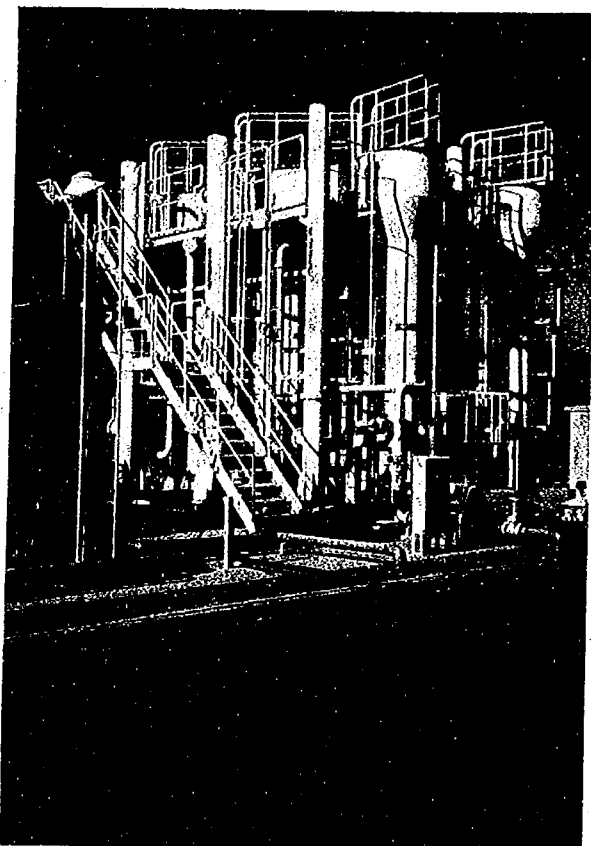


写真4. 2 パイロットプラント全景

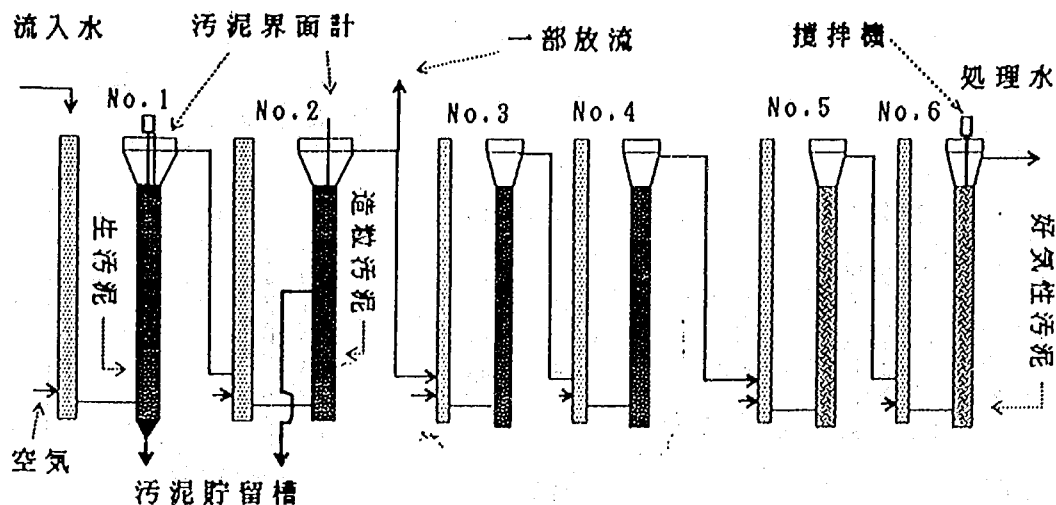


図 4. 8 パイロットプラントのフロー

本プラントは、実規模プラントへのスケールアップ時の問題を明確にするため、できるだけ実規模プラントの形状を想定したものとし、プロトタイプMRBとは、水の流れ、攪拌方法などをかなり変更した。具体的に異なる点は、

- ① 生下水を受け入れるよう、前段に固液分離用リアクターを設けた。ただし2段目よりの流出水の半量のみが3段目以降に流入するようになっており、3段目以降のタンクの容量は1、2段目の半になっている。
- ② 滞留時間を短縮するため曝気タンクと生物反応タンクの体積比を 0.7:1 から 0.13:1に変更した。
- ③ エアーリフト効果により、各曝気タンクで損失水頭が生じることが予想されるため曝気タンクへの流入点を上部から下部へ変更した。
- ④ 生物反応タンクに可変速の緩速攪拌機を設置し、自己造粒汚泥が常時流動するようにした。
- ⑤ 曝気タンクに消泡ポンプを設置した。
- ⑥ 余剰汚泥の引抜きを自動化した。
- ⑦ 生物反応タンクの流入管を、タンク底部（平坦な形状で、傾斜はついていない）への接線流入とした、等である。

装置の諸元を表 4.4 に示す。流入水量はプログラムタイマーで $0 \sim 456 \text{ m}^3/\text{日}$ の範囲で任意に設定できる。送気量の範囲は $0 \sim 1,036 \text{ m}^3/\text{日}$ である。反応部の上向流速は最大 30 cm/分 (432 m/日) であり、プロトタイプの3倍の上向流速を取ることができるになっている。曝気タンクの滞留時間は平均流量に対して約5分であり、完全混合タンクを仮定した場合、流出DO濃度は 5 mg/l を確保するように設計した。

4. 2. 3 実験結果

(1) 水理学的検討

自己造粒汚泥が安定して形成された時点で、曝気タンク、生物反応タンクの混

表 4. 4 パイロットプラントの諸元

		固液分離部	生物反応部
処理水量	m^3/day	112~450	56~225
送気量 (1槽当たり)	Nm^3/day	72~260	43~130
曝気タンク直径	m	0.45	0.3
曝気タンク滞留時間*	min.	5.0	5.0
反応タンクブラケット部直径	m	1.2	0.85
反応タンクブラケット部滞留時間*	(") min.	25.6	25.6
反応タンクブラケット部上向流速*	$\text{cm}/\text{min.}$	14	14
反応タンク汚泥分離部直径	m	2.0	1.4
反応タンク汚泥分離部滞留時間*	(") min.	10.5	10.5
全滞留時間*	min.	246	
*: 日平均流量 $225(113)\text{m}^3/\text{day}$ に対し			

合攪拌状態を調べるため、トレーサー試験を行った。このときの流入水量は、3段目以降で $120\text{m}^3/\text{日}$ 、曝気量は各段とも $96\text{Nm}^3/\text{日}$ 、生物反応タンクの攪拌装置は幅5cm、長さ27cmのパドルが60cm間隔で取り付けてあり、攪拌速度は3.1rpm（周速5.3 m/分）であった。

用いたトレーサーは塩化リチウム溶液である（ $10,000\text{mg}/\text{l as Li}$ ）。トレーサーは図4.9に示す地点に、ポンプで注入した。注入に要した時間は曝気タンク

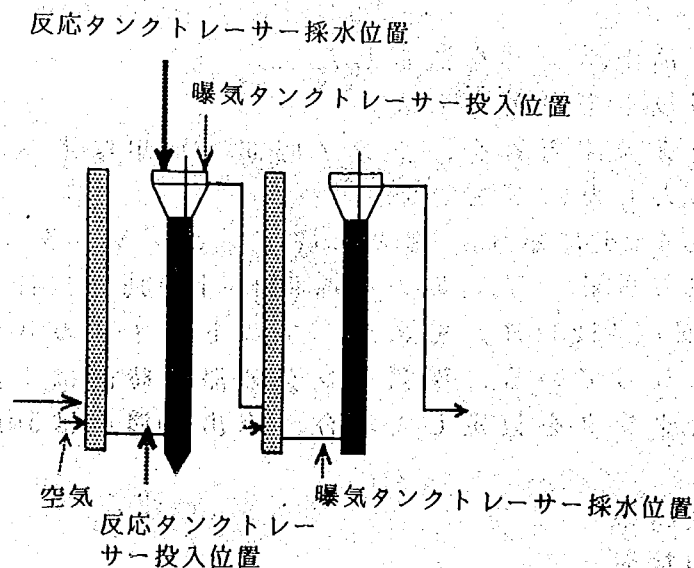


図 4. 9 トレーサー投入、採水位置

で10秒、生物反応タンクで40秒程度であり、パルス投入として扱った。トレーサー投入後直ちに各タンクの流出部で採水（曝気タンク30秒間隔、生物反応タンク2分間隔）を行い、蛍光分析計によりリチウムの分析を行った。

生物反応タンクの実験結果を図4.10に、曝気タンクの結果を図4.11に示

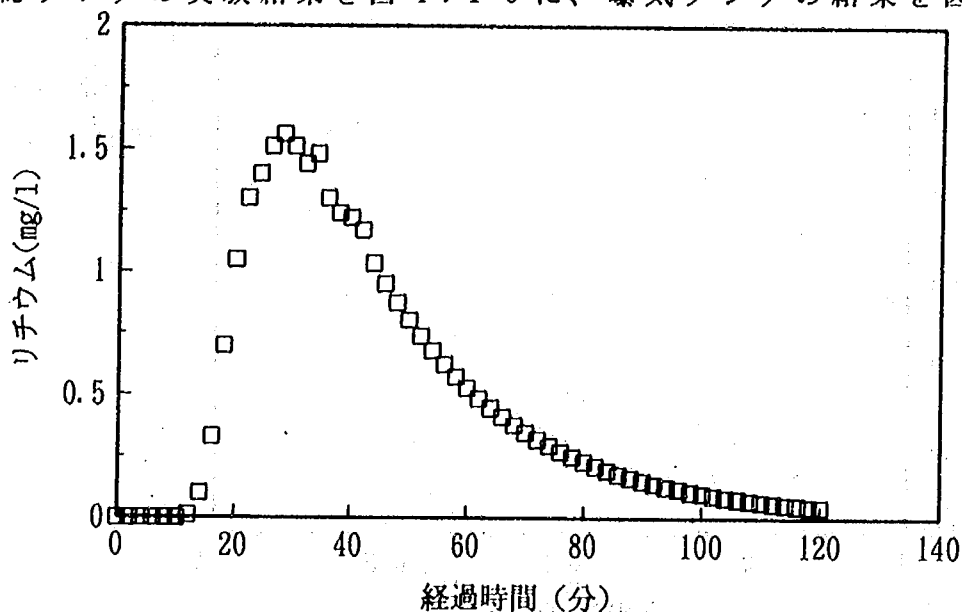


図4.10 反応タンクのトレーサー実験結果

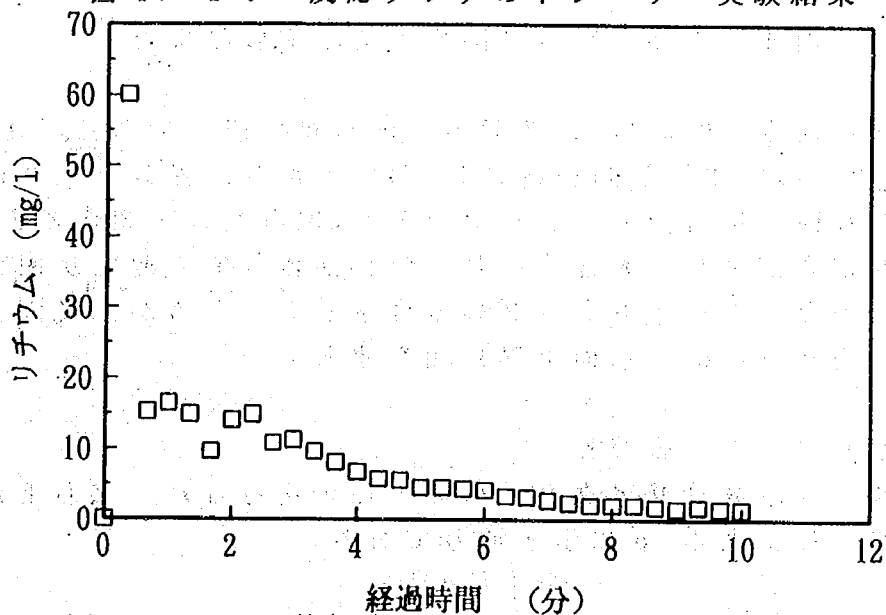


図4.11 曝気タンクのトレーサー実験結果

す。生物反応タンクの理論滞留時間は35.5分であるが、リチウム濃度のピークは25分で観測された。このときのペクレ数 $Pe=ul/D$ 、混合拡散係数 D はそれぞれ 8.86, $8\text{m}^2/\text{h}$ となり、比較的乱流拡散の影響が大きいと考えられる(u :平均流速、 l :代表長)。

曝気タンクはほぼ完全混合タンクと見なせるが、平均滞留時間3.15分となった。この値は理論滞留時間4.7分に対し大幅に短く、曝気タンクの構造から考えて、タンクの上部が死領域になっており、酸素供給効率が設計値より低下しているもの

と思われた。

なお曝気タンクの散気装置の能力についての実験も、高度処理水を用いた非常法で行っている。ここではその結果のみを図4.12に示す。図中の○C20と

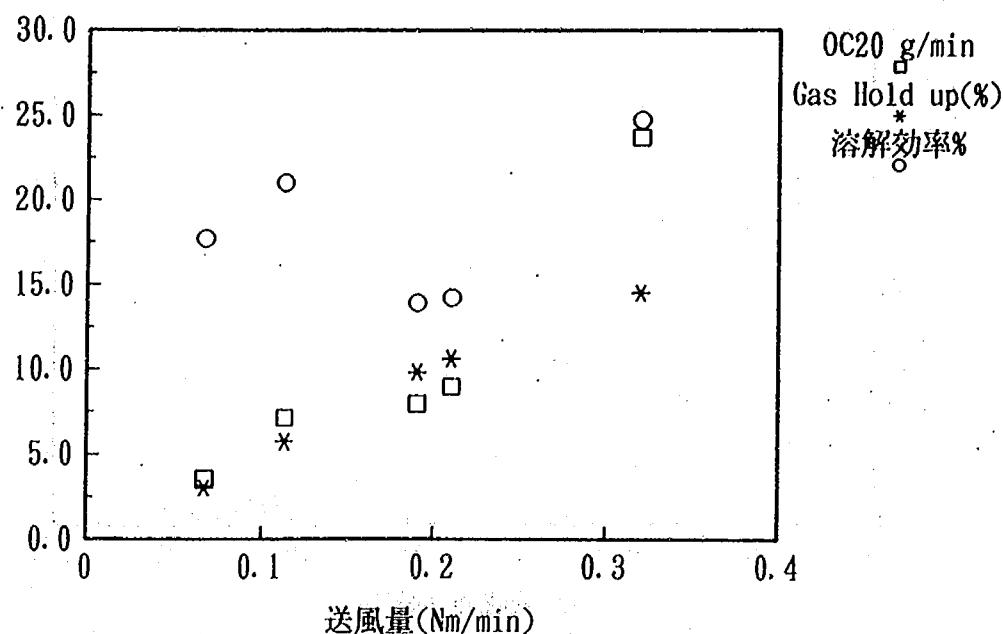


図4.12 曝気に関する清水実験のまとめ

は、20℃、溶存酸素 0mg/lの条件での、酸素供給能力である。送風量 96～300Nm³/日の範囲内の酸素溶解効率は14～21%であり、曝気タンク内の短絡流が無ければ十分な酸素供給能力を有している。300Nm³/日を超えると、曝気タンク内の気泡の存在割合が著しく大きくなり、溶存酸素計での測定が困難となった。この実験におけるガスホールドアップの割合も示してあるが、最大15%程度まで上昇した(1段当たり75cmの水面上昇に相当する)。

(2) 固液分離リアクターの特性

初期の半年間は固液分離リアクターのみの運転を行った。立ち上がりの二か月間における運転条件は表4.5に示す通りである。

表4.5 パイロットプラント 固液分離部の運転条件

経過日数 日	生下水 流入水量 m³/day	送気量 Nm³/day	汚泥 引き抜き
0～20	450	240	なし
20～41	"	"	手動
41～50	288	"	"
50～65	"	0	"
65～71	"	"	自動
71～100	不安定	"	"

表4.6の観測、分析項目を、毎週水、金曜日の午前十時に測定した。リアクター内の汚泥濃度測定は、縦方向に四箇所設置した採水口より採取した汚泥を等量

表4.6 パイロットプラントの採水・分析項目

	流入水	処理水	反応タンク
水温	○	○	○
透視度	○	○	
pH	○	○	
酸化還元電位	○	○	
溶存酸素	○	○	○
SS	○	○	○
BOD	○	○	
D-BOD	○	○	
COD	○	○	
MLSS			○
MLVSS			○
SVI			○
余剰汚泥SS		○	
余剰汚泥VSS		○	
余剰汚泥発生量		○	
流入水量		○	
送気量		○	

混合して試料とした。

立ち上がり時の各リアクターにおけるSSの処理性能を図4.13に、リアクター内MLSS濃度の推移を図4.14に示す。初期のうちは汚泥の引き抜きを行わず

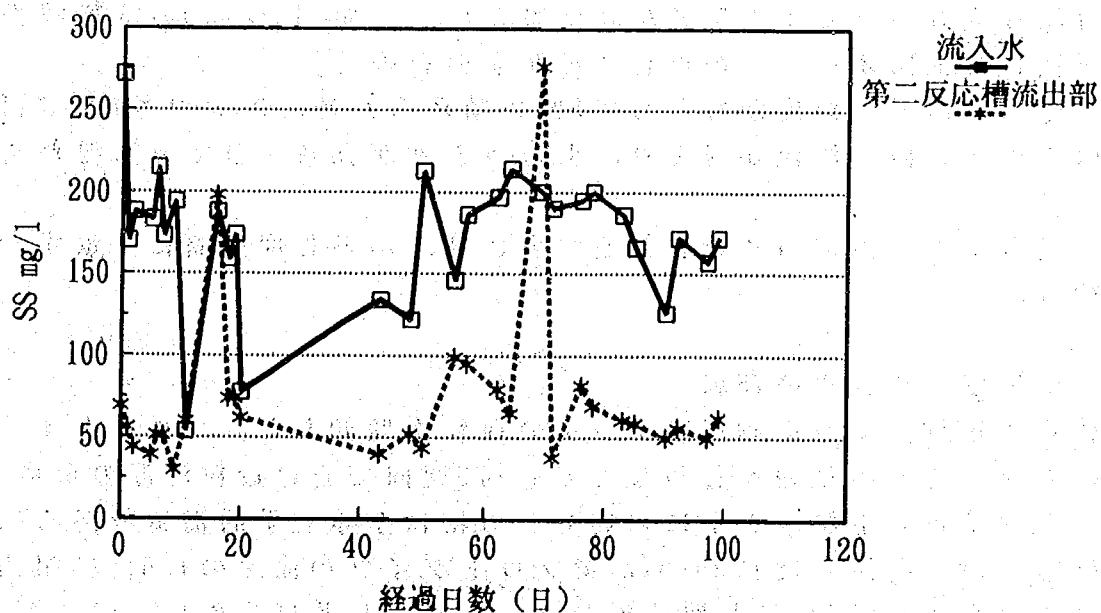


図4.13 固液分離リアクターのSS処理性能

アクター内の汚泥濃度と、処理水SS濃度の関係を観察したところ、リアクター内汚泥濃度が10,000mg/lを越えると、処理水中にSSがリークする傾向が見られた。このため、超音波式汚泥濃度計の上限を初期の2ヶ月間は7,000mg/l、それ以降は4,000mg/lに設定し、水面下1mの地点で上限を超えた場合に汚泥を自動的に引き抜く運転法に切り替えた。自動汚泥引き抜きを行った場合の問題点とその解決策は以下の通りである。

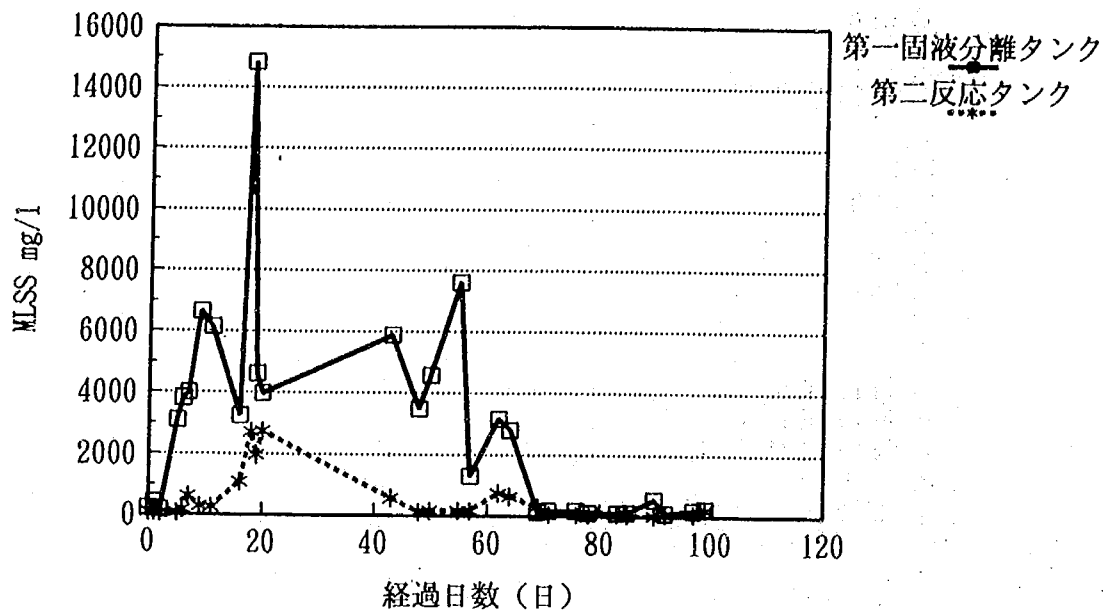


図4. 1 4 固液分離リアクター内の固形物濃度の経時変化

① スカムの浮上などのノイズを汚泥濃度計が拾うため、誤作動（頻繁な引き抜き）があった。

→汚泥濃度計の指示が上限を越えた場合に、一定(15分間)の待時間を設け、その間連続して上限オーバーの場合に汚泥を引き抜く。

② 引き抜き汚泥の濃度が時として5%を越えるため、汚泥引き抜き間隔が長くなると引き抜き管内で汚泥が固まり、引き抜き弁が開放されても汚泥が排出されない。

→一回当たりの汚泥引き抜き量を減少させ、ある程度頻繁に少量ずつの引き抜きを行った。

(3) 生物反応タンクの運転

昭和63年10月より生物反応タンクの運転を開始した。プロトタイプのMRBにおいては、汚泥の植種を行わなくても約3週間で自己造粒汚泥の形成が見られたため、本パイロットプラントにおいても当初は全水理学的滞留時間4時間（このときの反応部の上向流速は15cm/min.でプロトタイプの流速の1.5倍に相当した）で汚泥の植種を行わず約1箇月間運転した。しかし生物反応部に汚泥は蓄積せず、何らかの問題があるものと考えられた。

自己造粒汚泥の核となる固形物を補給するため第1タンクからの引き抜き汚泥

を第3タンクに投入し、汚泥ブランケットを形成させ、約1箇月間運転したが、今度は汚泥ブランケット内に硫酸還元細菌が増殖せず、汚泥ブランケットはいつまで経っても生汚泥の様相を呈しており、徐々にプラントから流出していった。

ここまでの運転経験よりMRBのような水理学的負荷の高いプラントにおいては、硫酸還元細菌を系内に増殖させることは困難なのではないかといった疑問が生じた。硫酸還元細菌の増殖のためには酸化還元電位が非常に低くならなくてはならず、酸化還元電位の低下のためには硫酸還元細菌を含む嫌気性細菌の増殖が必要であるが、汚泥の返送なしで高い水理学的負荷のかかるMRBにおいては、常に新鮮な下水が供給されるため、酸化還元電位が低下せず、その結果、それらの細菌が系内から流出してしまい、大量に増殖することができないのではないかと考えられた。プロトタイプにおける自己造粒汚泥の容易な形成は、使用した下水が最初沈殿池越流水であり、浄化センターの汚泥消化施設からの返流水による嫌気性細菌の流入が常時あったためと思われる。これに対してパイロットプラントでは返流水が合流する以前の上流側で、生下水を取水しているため、嫌気性細菌の植種が不足したものである。

嫌気性細菌を補充し、系内の酸化還元電位を低下させるため、12月に霞ヶ浦浄化センターの嫌気性消化汚泥を2,000-3,000mg/lとなるよう2段目以降の生物反応タンクに投入した。嫌気性汚泥のブランケットは安定的に形成されたが、3週間経過しても自己造粒汚泥の形成が見られなかったため、プラント施設の見直しを行ったところ送気量が設定値（このときは各曝気タンクに対して $2\text{Nm}^3/\text{h}$ ）を大幅に下回っており酸素供給が不足していたことが分かった。送気量を上げたところ（風量計の不具合のため送風量は不明）翌日には *Beggiatoa* の増殖が観察され、1週間後には粒径 2mm程度の米粒形の自己造粒汚泥が形成された（写真4.3参照）。

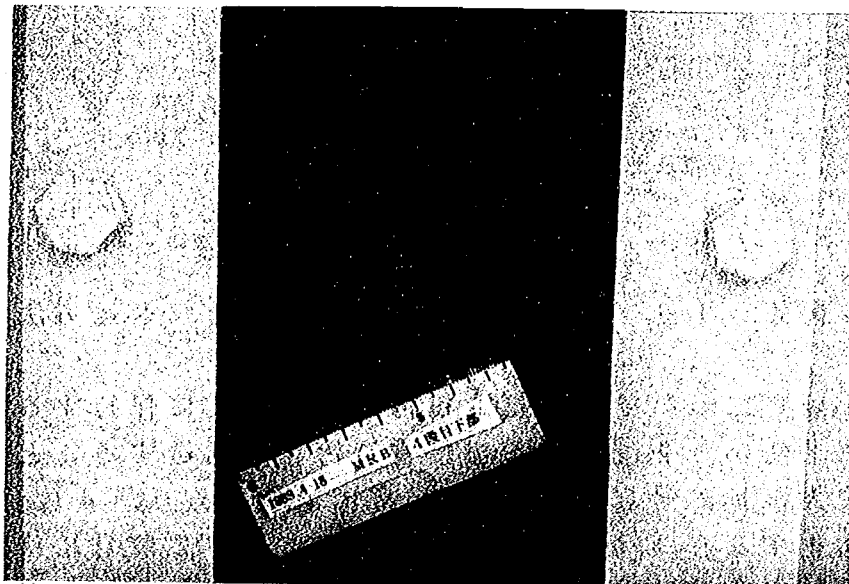


写真4.3 パイロットプラントで生成した自己造粒汚泥

風量計を交換し、改めて $2\text{Nm}^3/\text{h}$ の送風量で曝気をし、運転中の溶存酸素濃度を測定したところ、曝気タンク上部では $7\text{--}8\text{mg/l}$ の溶存酸素が存在したが、下部にいくほど低下し 6.3 で述べた死領域の存在が懸念されたため、送風量を $4\text{Nm}^3/\text{h}$ に増加させ混合状況の改善を図った。この後、*Beggiatoa* の増殖は順調に進行し、自己造粒汚泥の多くは粒径 5mm 程度にまで成長した。このときの流入水量は $225\text{m}^3/\text{day}$ であるが、午前中の2時間は、本管の流入下水量が減少し、取水管渠の水位が低下し、取水用の水中ポンプが空運転する危険があるため、流入水量を $28\text{m}^3/\text{day}$ に低下させており、日によっては水位低下が甚だしいため、流入水が停止したこともあった。この間、自己造粒汚泥は生物反応タンク底部に沈降するが、所定の流量に回復すると再び流動を再開した。

自己造粒汚泥の形成が順調に進むようになると各段での汚泥界面の制御を検討しなくてはならなくなった。このときの制御方法を図4.15に示す。生下水中の固形物は1段目で凡そ除去されるため、ここに設置した汚泥界面計により、汚泥レベルを検知し、自動的に引き抜いた。

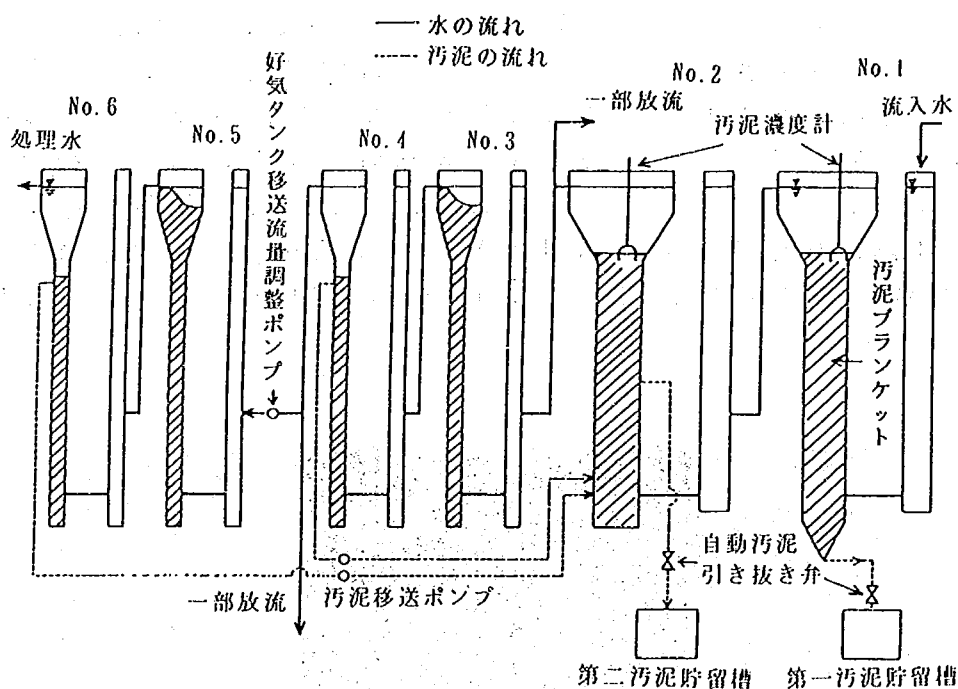


図4.15 改良した汚泥の引き抜き、返送方法

2段目から4段目については自己造粒汚泥を高濃度に保持することを目的とし、4段目の反応部上端から2段目の下部に常時汚泥を返送することとした。このときの返送量は流入水量に対し1%程度と非常に少量であり、4段目からの自己造粒汚泥の越流を防止するという目的で行うものである。2段目には1段目と同じように汚泥濃度計による自動引き抜き機構が取り付けられており、汚泥界面の上昇が検知されると汚泥の引き抜きが始まる（ここでは1段目と異なり底部に汚泥貯留部

が無いため引き抜き位置は生物反応タンク中段である)。3段目では汚泥界面の制御を行わず、汚泥は自由に4段目に越流する。

4段目から汚泥を返送した目的は、嫌気的な汚泥が5、6段目に移行することを防止するためである。5段目、6段目は仕上げに好気性処理を行うため、嫌気性細菌を含む自己造粒汚泥が上流側から流入しないように、4段目と汚泥の縁を切ったものである。汚泥レベルの管理は4段目と同様に、6段目生物反応タンク上端に2段目への返送ラインを設けた。この結果、MRBの汚泥管理は、1段目における生汚泥、2段目における余剰汚泥の引き抜きに集約された。

処理成績、運転状況のまとめを表4.7に示す。図中のBOD-容積負荷は生物反応タンクの直胴部を実際の生物反応に係わる容積として計算している。表に示されるように、BOD、D-BOD、SSとも十分な処理が行われなかった。

表 4. 7 パイロットプラントの運転条件と処理成績

89/6/9-90/01/31 236日間

		最小値	最大値	平均値
水温 ℃	流入水	15.0	23.0	19.3
	処理水	11.8	24.5	19.2
透視度 cm	流入水	3.5	7.0	4.9
	処理水	14.0	100.0	37.9
SS mg/l	流入水	49.3	260.0	146.8
	処理水	7.0	55.3	22.6
BOD mg/l	流入水	48.0	247.0	134.4
	処理水	9.9	69.1	29.1
D-BOD mg/l	流入水	13.5	62.8	33.1
	処理水	4.6	28.9	13.2
COD mg/l	流入水	35.4	127.0	65.1
	処理水	14.6	46.3	26.5
BOD-SS負荷 kg-BOD/kg-MLSS. day		0.08	0.52	0.22
BOD-容積負荷 kg-BOD/m ³ . day		0.00	2.27	1.20
D-BOD-SS負荷 kg-D-BOD/kg-MLSS.		0.12	0.58	0.30
BOD除去率 %		52.34	90.48	77.98
D-BOD除去率 %		24.55	81.72	58.85
SS除去率 %		23.19	94.09	83.08
空気倍率		4.0	7.0	5.9

図4.16に、各水質測定日の全生物反応タンク内の1日当たりの酸素消費量と、除去BOD、D-BOD量の関係を示した。ここでの酸素消費量は、各生物反応タンクの出入り口で測定した、溶存酸素濃度の差を基に、計算したものである。

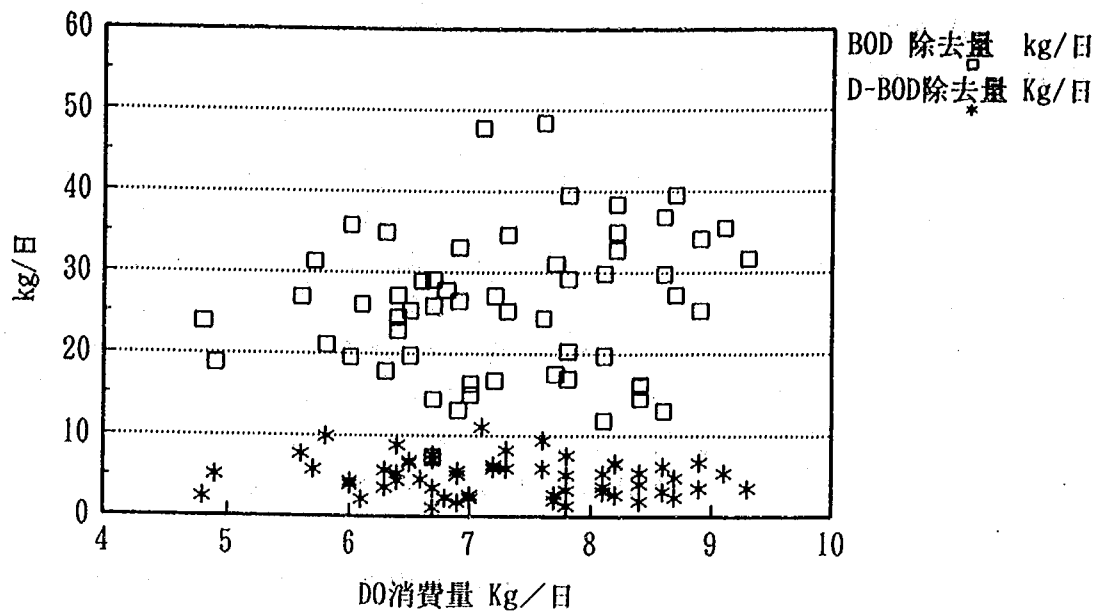


図 4. 1 6 酸素消費量と B O D 除去量の関係

観測された酸素消費量は、5～9 kg/日であるが、除去BOD、D-BOD量はそれぞれ7～48、1～11kg/日であり、何れも酸素消費量との間に相関関係はない。これは、水中から除去されたBOD成分が一部は汚泥として引き抜かれるものの、残りの部分については嫌気性微生物の働きにより、一日以上の時間遅れをもって硫化水素、メタンなどに分解されるためかと考えられる。BOD-容積負荷と除去BOD量の間には比例関係があるにもかかわらず、酸素消費量と除去BOD量の間には相関関係が無いということは、汚濁物質の初期の取り込みを嫌気性細菌、また汚泥ブランケットの物理的捕捉機構が行っていることを示している。供給された酸素は、嫌気性細菌が除去し切れなかった汚濁物と、嫌気性細菌が生産した硫化水素などの副産物を酸化するために利用される。実験期間中の酸素消費量、除去BOD、D-BOD量の平均的値は、それぞれ 7.31, 25.9, 4.88 kg/日であった。

一日あたりに平均化したBODの収支を図4.17に示す。除去BODの43.9%は第一段目の固液分離部で除去されており、生物反応タンクで除去されたBODは11.52 kg/日と考えられる。2段目以降における余剰汚泥の発生量は2.54 kg/日、系内の汚泥増加量は平均0.12 kg/日である。汚泥の発生量をBODに換算するため、1段目の生汚泥のBOD換算値を、実績より0.7kg-BOD/kg-SSとし、2段目以降の生物反応タンクにおけるBODの汚泥転換率を、実績、及び図4.7より、0.22 kg-SS/kg-BODとした。図中の好氣的酸化とは、汚泥の酸素消費量であり、消費された酸素分だけBODが減少したことを意味する。BODの収支がほぼ均衡していることから、ここで仮定した汚泥転換率に問題がないことがわかる。処理水中のBOD 6.95 kgのうち3.23 kgは、溶解性BODである。処理水に残存するBODを減少させるためには、まず、好氣的酸化分を上積みすることにより、処理水中に流出する溶解性BODを減少させなければならない（処理水中の溶解性BODは、平均濃度で13.2 mg/l）。また、観察によると、処理水中の懸濁性物質（SS）のかなり

の部分は、汚泥から剥離した *Beggiatoa* であり、これが懸濁性 BOD の値を大きくしている原因であると考えられた。生物反応タンクの後段を、より好氣的に保ち、ここでの *Beggiatoa* の増殖を抑えることにより、処理水中の懸濁性 BOD も、減少させることが出来る。

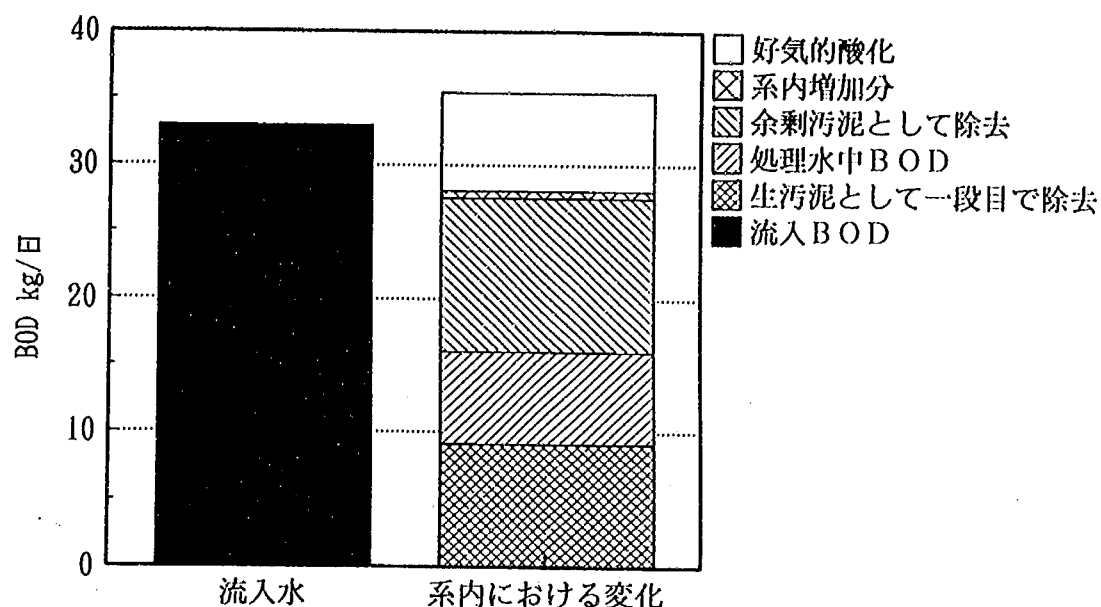


図 4. 1 7 一日平均の B O D の収支

M R B の汚泥は各段毎にその性状を異にする。汚泥濃度と汚泥体積指標 (SVI) を表 4. 8 に示す。

表 4. 8 各段の汚泥濃度と S V I

	採取ヶ所	最小値	最大値	平均値
MLSS mg/l	第一生物反応タンク	260	28,600	2,798
	第二生物反応タンク	1,230	20,700	9,014
	第三生物反応タンク	6,100	24,310	11,424
	第四生物反応タンク	740	11,760	6,062
	第五生物反応タンク	1,480	25,060	9,908
	第六生物反応タンク	920	34,580	7,401
SVI ml/g	第一生物反応タンク	35	192	89
	第二生物反応タンク	48	117	82
	第三生物反応タンク	41	138	91
	第四生物反応タンク	54	251	131
	第五生物反応タンク	21	184	98
	第六生物反応タンク	29	333	94
余剰汚泥濃度 %	第一生物反応タンク	2.68	7.00	4.49
	第二生物反応タンク	0.08	2.83	0.87

表 4. 9、図 4. 1 8 はイメージアナライザー (COM 9000X, 東通産業) により粒径分布の解析を行った結果である。第一生物反応タンクは、生下水中の懸濁物質

表 4. 9 自己造粒汚泥の粒径分布の解析結果

生物反応タンク	累積体積比		
	0.3	0.5	0.8
1	0.92	1.21	1.68
2	2.07	2.55	3.08
3	2.85	3.64	4.56
4	2.85	3.45	3.94
5	2.31	2.78	3.69
6	1.49	1.89	2.28

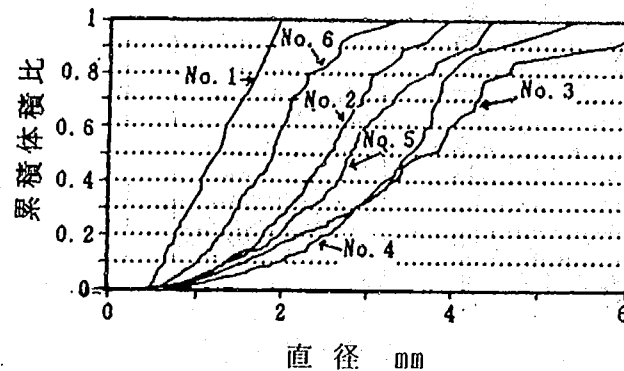


図 4. 1 8 六つの生物反応タンクにおける自己造粒汚泥の粒径分布

が除去される上向流式沈殿池であり、スラッジブランケットの濃度を 10,000 mg/l 程度まで上げると、生汚泥のグラニュールが形成されるが、SS のリークが激しくなるため、頻繁に引き抜くこととした。引き抜き位置は底部の汚泥ホッパーで、汚泥濃度は、平均 4.5% であった。第二生物反応タンクでは、1 段目で除去しきれなかった懸濁物質、4 段目、6 段目から引き抜かれた余剰汚泥が流入し、スラッジブランケット上部の固形物濃度が 4,000 mg/l になると、ブランケット中央部から汚泥が引き抜かれる。第 3、5 生物反応タンクでは汚泥の引き抜きを行っていないため、他の段に比べ汚泥濃度が高くなっている。特に 3 段目は、自己造粒汚泥の粒径も平均 3.64 mm と最大の直径となっている。また粒径は 5 段目、6 段目と順に小さくなっている。顕微鏡観察によると二段目から四段目までは *Beggiatoa*、*Thiothrix* 等の糸状細菌が多く、*Epistylis* 等の固着型の繊毛虫類は殆ど見られない。5 段目、6 段目では、糸状細菌も見られるが、*Epistylis* の大群集が観察され、これが自己造粒機構の一端を担っている可能性が高い。

図 4.19 に一日あたりに平均化した SS の収支を示す。流入 SS 35.9 kg、溶解性 BOD の汚泥転換率を 0.4 とすると、固形物の増加分は 1.95 kg となる。第 1 生物反応タンクの引き抜き汚泥は両者の和、37.9 kg の 34% に相当する 12.96 kg である。これに対して、第 2 段目以降で発生する余剰汚泥量 = 2 段目引き抜き汚泥量は 2.54 kg、6.7% にすぎない。16.82 kg、44% の固形物が分解されており、かなりの

汚泥発生量の減量化が期待できる。

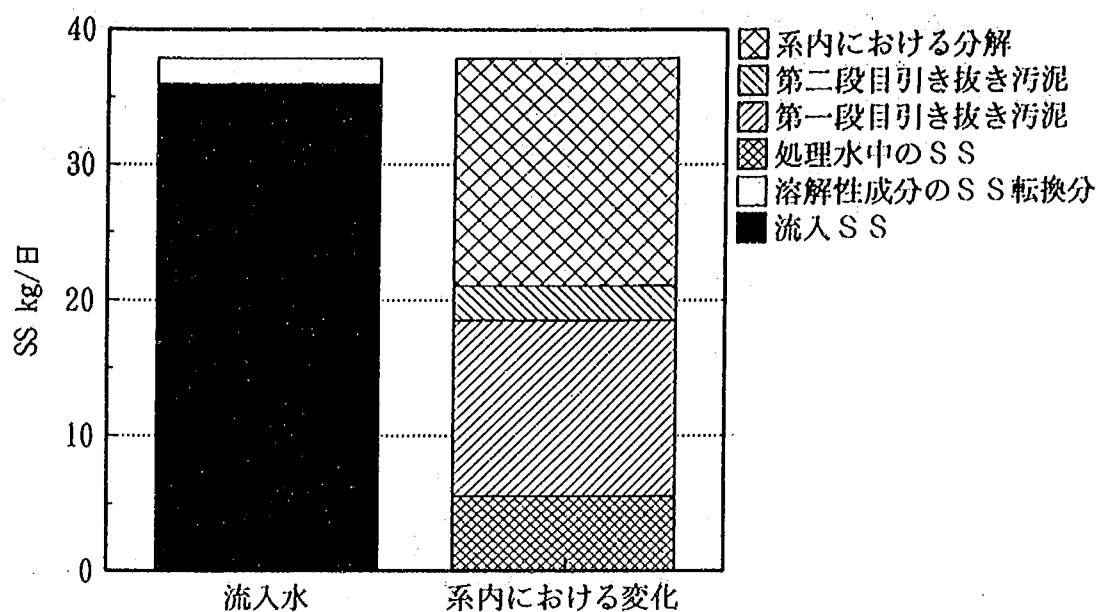


図 4. 1 9 一日平均のSSの収支

4. 2. 4 パイロットプラント運転のまとめ

M R Bの開発状況をこの時点でまとめると以下の通りである。

- 1) 処理水BODは負荷が高くなると、悪化する傾向にあり、酸素供給量の不足が原因と考えられた。
- 2) M R Bの汚泥は、1段目を除いてMLSS 6,000~11,000 g/l、SVI 82~132 ml/gと、高濃度で良好な沈降性を示した。
- 3) 自己造粒汚泥の形成は実験期間中安定しており、自己造粒が期待できる2~4段目の汚泥の平均粒径は2.6~3.6 mmであった。
- 4) 汚泥発生量は、流入固形物に対して生汚泥が34%、余剰汚泥が6.7%であった。

この装置においては酸素供給量不足のため良好な処理水を安定して得るにいたっていない。また、このときの余剰汚泥は、4段目、6段目のスラッジブランケット上部より引き抜いており、3段目、5段目において大量の汚泥が蓄積する傾向にある。4段目、6段目においても、水の流入方式が、平坦な底面への接線流入方式であるため、ブランケット下部には高濃度の汚泥が蓄積する。このため、大量の硫化水素が発生し易い状況にあり、汚泥引き抜き位置や、水の流入方法を変更する必要があった。図4.8に示した装置構成では酸素供給量を大幅に増加させることは困難であるため、基礎的な検討を加えた後、パイロットプラントの改造を行った。次節にその結果について述べるものとする。

4. 3 酸素供給量の制御方法の検討

4. 3. 1 改良の考え方

多段反転流式バイオリアクターの課題として、酸素供給量に限界があり、BOD負荷が大きくなるほど、処理段数を増やさなくてはならないという問題があった。この課題を解決する手段として、処理水の循環により、反応タンクに持ち込まれる酸素量を増加させることとした。循環の動力としては、曝気タンクにおけるエアリーフト効果による水位差を利用することで、循環動力の削減を図ることとした。エアリーフト循環の原理を図4. 20に示す。

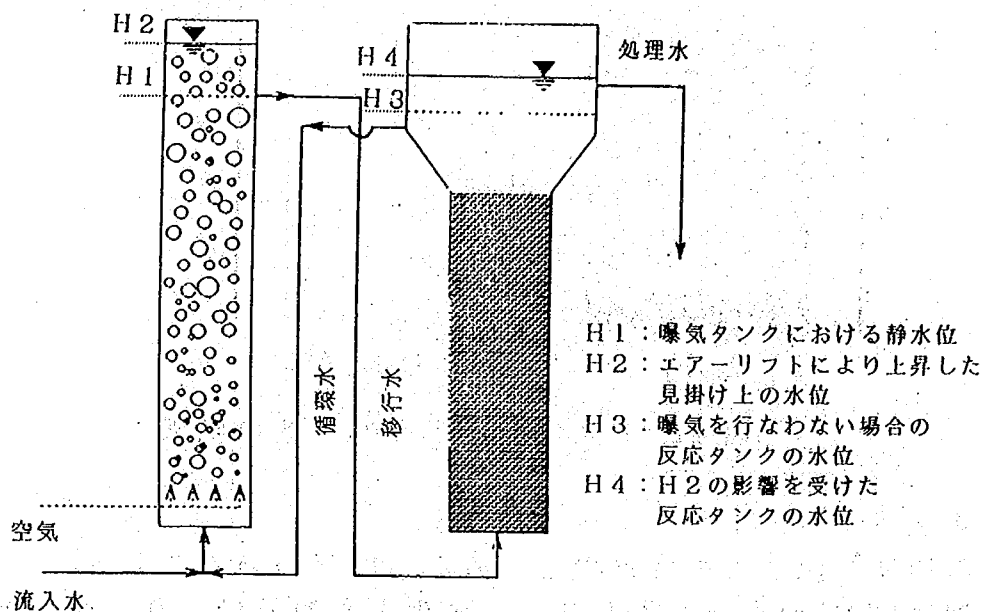


図4. 20 エアリーフト循環の原理

曝気を行わない場合、曝気タンクと反応タンクの水位はそれぞれH1とH3のレベルになるものとする。ここで曝気を行なうと、静水圧は変化しないが見掛け上の水位はH2まで上昇する。このため、反応タンク水位はH2-H1の静水圧を余分に受けることとなり、H4まで上昇する。ここで、曝気タンクと反応タンクの静水圧を比較するとH4がH1より高くなるという逆転現象が生じ、反応タンクと曝気タンク下部を連結する循環水管を通じて、反応タンクから曝気タンクに循環が行なわれる。

4. 3. 2 ベンチスケール実験による確認実験

図4. 21に示すベンチスケール装置を用い、エアリーフト循環の効果を確認する実験を行なった。装置の運転条件を表4. 10に示す。使用した人工下水の組成は、表4. 14に示すとおりで、水道水でBOD100mg/lとなるように希釈して使用した。

曝気タンク (容積2.3 ℓ)

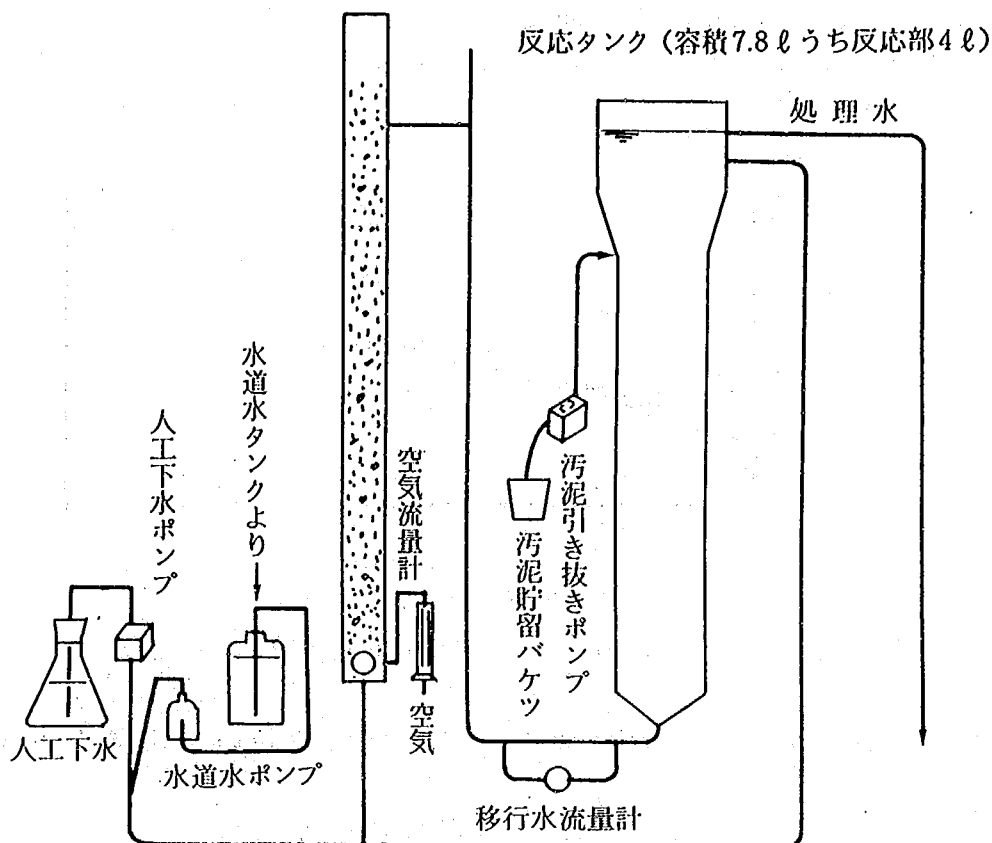


図 4. 2 1 ベンチスケール実験装置の概要

① 流入水量	32.5ml/min.
② 反応タンク水理学的滞留時間	4 hour
③ 曝気タンク滞留時間	1.2hour
④ 流入BOD	110 mg/l
⑤ 循環率	900 %
⑥ 曝気タンク溶存酸素	8 mg/l以上
⑦ 反応部水面積負荷 (上向流速)	92 m/day(6.4cm/min)
⑧ 固液分離部水面積負荷	46 m/day

表 4. 1 0 装置の運転条件

本装置は小型装置のため送風倍率が123倍となっており、実施設に比べ大きなエアリフト水位を稼ぐことができ、その結果、循環倍率も大きくとることができる。実際の運転に当たって、曝気量の設定不良、循環、移行水管での生物膜の発生によるつまり等のトラブルが発生した場合に、自己造粒汚泥が大きな固まりを造り、処理水質が悪化するなどの問題があったが、設定運転条件で順調に運転が行なわれた期間においては、自己造粒汚泥が形成された。本装置の自己造粒汚泥は従来の多段反転流式バイオリアクターのそれと異なり、*Sphaerotilus*に代表される好気性の糸状細菌、*Epistylis*等の柄をもった原生動物といった好気性の微生物が集塊をなしていることが確認された。図 4. 2 2 は生物反応タンクに形成さ

れた汚泥ブランケットの上部、中央部、底部よりそれぞれ採取した汚泥を採取し、イメージアナライザーにて粒径分布を測定した結果である。底部においては、粒径 1mmをこえる自己造粒汚泥が大部分をしめており、中央部、上部においては粒径が細かいほうにシフトしているものの、やはり汚泥の自己造粒が観察された。

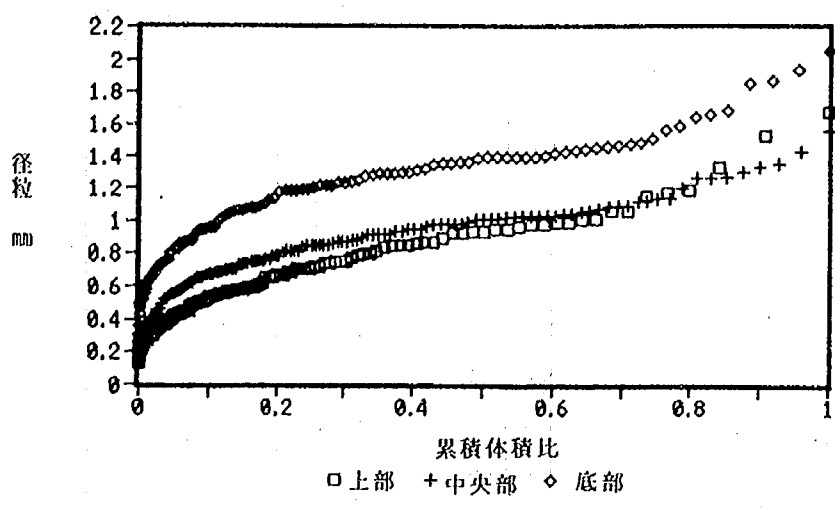


図 4. 2 2 汚泥ブランケット内汚泥の粒径分布

本装置の運転が安定していた期間における処理成績の平均値を表 4. 1 1 に示す。

表 4. 1 1 処理成績の平均値

	流入水	曝気槽	処理水
BOD	110	19.6	15.0
D-BOD	101.9	9.5	4.8
COD	40.1	20.4	14.5
D-COD	35.6	10.7	10.0
SS	—	—	12.2
DO	—	8.0	0.1
MLSS	中央部	5,130	
	底部	10,960	

単位：mg/l

いま、以下のような仮定で本装置のBOD除去と酸素消費量の関係を考察する。
 ① BODの除去が生物反応タンクのみで起きる。② その反応は好氣的酸化であり、生物反応タンクで消費された溶存酸素量に見合ったBODが除去される。表 4. 1 0、1 1 により、生物反応タンクで消費された酸素量と、流入BOD量を計算し、処理水BODを比較すると以下のようなになる。

$$\text{流入水BOD濃度} \times \text{流入水量} (Q) - (\text{流入水量} + \text{循環水量}) \times (\text{曝気タンクDO濃度} - \text{処理水DO濃度}) = \text{仮の処理水BOD濃度} \times \text{流入水量} \quad (4. 3. 1)$$

$$110 \times Q - (8.0 - 0.1) \times 10Q = \text{仮の処理水BOD濃度} \times Q$$

$$\text{仮の処理水BOD濃度} = 31 \text{ mg/l}$$

実際に観測された処理水BODは15 mg/lであり、残りの 16 mg/lは生物反応タンク以外の場所、つまりは曝気タンクで除去されたと考えられる。このように、酸素消費に着目すると、単なる酸素供給を目的とした曝気タンクにおいても、かなりのBODが除去されることが明らかとなった。本プロセスの酸素供給能をあげるためには、曝気タンクの役割の見直しも重要な課題となることが判明した。曝気タンクでは、かなりの溶解性BODが除去されているが、その大部分は細菌などの菌体に変化したものであって、曝気タンクは、溶解性BODを固形物＝菌体に変換する機能を果たしている。溶解性BODから変換された固形物は、生物反応タンクにて汚泥ブランケットにより捕捉され、その後に系外に排出されるものと考えられるため、最終的なBODの仕上げ除去を行なっているのは、生物反応タンクである。

4. 3. 3 汚泥発生量に関する実験

本実験は、室内実験装置による、自己造粒汚泥を用いた人工下水の好気性処理実験を行い、自己造粒汚泥の発生量と有機物負荷量の関係を検討したものである。本実験には図4. 23に示した実験装置を用いた。4. 3. 2の実験装置（図4. 20）では装置が小型であるため循環流量を一定にすることが難しく、汚泥の流動もしばしば停滞した。このため、本実験ではエアーリフト循環を行う替わりに、汲み置いた水道水を定量ポンプで供給するとともに、生物反応部をパドル式の攪拌器で緩速攪拌した。

運転条件は表4. 12に示すように、流入有機物負荷を段階的に変更し、流入、処理水質、汚泥の性状を表4. 13の分析項目、頻度にて測定した。

本装置の流入水は表4. 14³⁾で示される組成の人工下水を20℃の貯留水道水で希釈し供給した。流入有機物負荷の変更は、人工下水の希釈率を変更して行った。

本実験においては、易分解性有機物を多く含む人工下水を用いているため、標準活性汚泥法に比べかなり高い流入有機物負荷（BOD-SS負荷0.107～1.234kg-BOD/kg-SS・日、標準活性汚泥法においては0.20～0.40程度が標準）で装置の運転を行うことが可能であった。

図4. 24に実験装置の流入、処理水質の経時変化と実験区分を示す。

表4. 15は各RUNの流入、処理水質、汚泥性状のまとめである。各RUNとも処理水質は良好である。

図4. 25に各RUNにおける除去BOD量当たりの汚泥転換率の関係を示す。ここに汚泥転換率は1日当たりの引き抜き汚泥量、流出汚泥量、タンク内汚泥量の増減分の和である、見かけ上の汚泥発生量を1日当たりのBOD除去量で除したものである。またBOD-容積負荷は装置に1日に流入するBOD量を、生物反応タンクの容積

で除去したものである。図4. 24において反応タンクBOD容積負荷が大きくなるにつれて、除去BOD当りの汚泥転換率は増加傾向にあり、等量のBODを除去した場合の汚泥発生量は負荷が高いほど増加するという傾向がみられる。今回の実験と

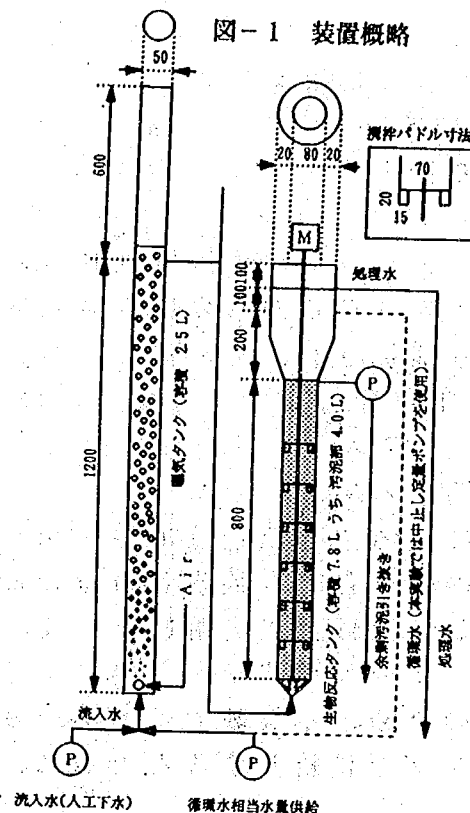


図4. 23 改良した実験装置

表4. 12 実験装置の運転条件

流入水量	32.0 ml/min
流入水BOD	100~400 mg/l
循環率(希釈水道水として)	900 %相当
曝気タンク溶存酸素濃度	8.0 mg/l以上
反応タンク攪拌速度、(G値)	8 rpm (0.91 sec ⁻¹)
反応タンク生物反応部水理学的滞留時間	2.08 hours
反応タンク固液分離部水理学的滞留時間	1.93 hours
反応タンク生物反応部水面積負荷	92.0 m ² /日
反応タンク固液分離部水面積負荷	46.0 m ² /日

表 4. 1 3 分析項目と測定頻度

BOD, COD _{Cr} , SS, TOC	2回/週	流入水、曝気タンク、処理水
DO	5回/週	曝気タンク、処理水
系外搬出汚泥量	2回/週	引抜汚泥、処理水SS
反応タンク汚泥容積	5回/週	生物反応タンク
汚泥界面沈降速度	1回/週	生物反応タンク
MLSS, MLVSS	2回/週	生物反応タンク上、中、下層
汚泥粒径分布	1回/週	生物反応タンク上、中、下層
汚泥酸素利用速度	1回/週	生物反応タンク上、中、下層
汚泥単粒子沈降速度	1回/週	生物反応タンク上、中、下層
汚泥比重	1回/週	生物反応タンク上、中、下層

表 4. 1 4 人工下水の組成

Beef Extract	13440 mg/l
Yeast Extract	4000 mg/l
Peptone	4000 mg/l
Dextrin	1840 mg/l
NaHCO ₃	16000 mg/l
NaCl	400 mg/l
KCl	800 mg/l
KH ₂ PO ₄	1120 mg/l
MgSO ₄	240 mg/l

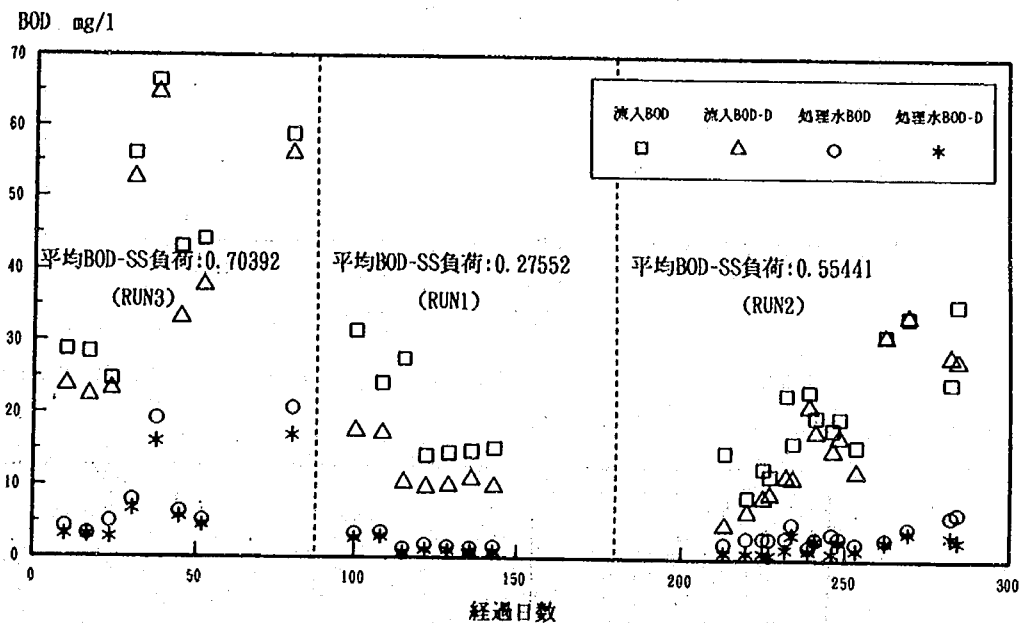


図 4. 2 4 流入・処理水質と実験区分

表 4. 1 5 各RUNの流入、処理水質のまとめ

	Run-1		Run-2		Run-3	
	流入水	処理水	流入水	処理水	流入水	処理水
BOD	19.28 (13.69)	2.59 (1.46)	28.04 (23.20)	4.37 (3.05)	38.20 (34.44)	8.81 (6.90)
COD _{Cr}	32.56 (21.83)	11.33 (7.98)	44.35 (31.17)	14.45 (10.06)	69.53 (57.93)	26.26 (20.56)
SS	8.48	1.48	6.43	2.81	6.43	3.30
TOC	(8.66)	(4.05)	(13.01)	(4.93)	(15.70)	(7.81)

()内は溶解性

類似の組成の人工下水を用いた、活性汚泥処理の実験⁴⁾より求めた見かけ上の汚泥転換率と、本装置の汚泥転換率の比較を図 4. 2 6 に示す。単位汚泥当たりの除去BOD量は本装置の方が5倍程度大きい、汚泥転換率は標準活性汚泥法の0.414に比べ本装置は0.20と低い。

この自己造粒汚泥は上向流速92m／日の条件で、反応タンクより流出したり、底部に沈積することなく滞留した。

写真4. 4は高負荷時（BOD-SS負荷0.70程度）における生物反応タンクの状態であり、造粒汚泥の層が形成されていることが確認できる。また写真4. 5・6

見かけ上の汚泥転換率

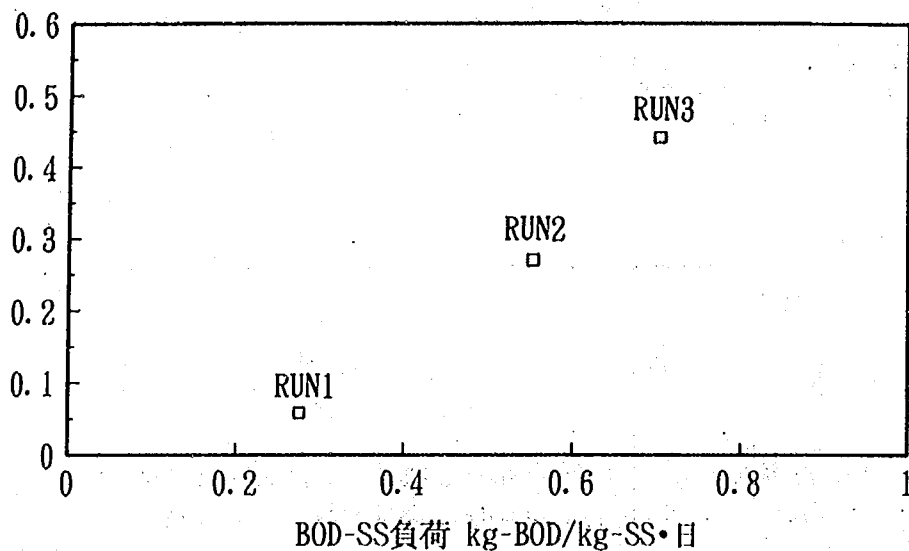
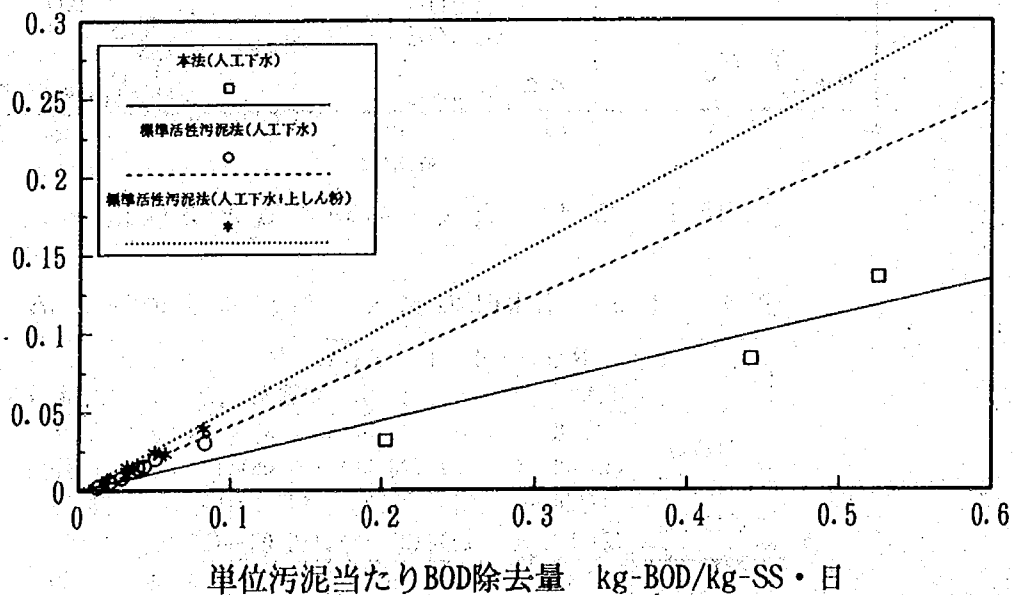


図4. 25 各RUNにおける除去BOD量当たりの汚泥転換率の関係
一日当たり汚泥増加速度 kg-SS/kg-SS・日



注) 上しん粉とは米の粉、難溶性有機物の代替として用いた

図4. 26 活性汚泥法と本法の汚泥増加速度の比較



写真4. 4 高負荷時（BOD-SS負荷0.70程度）における生物反応タンクの状態

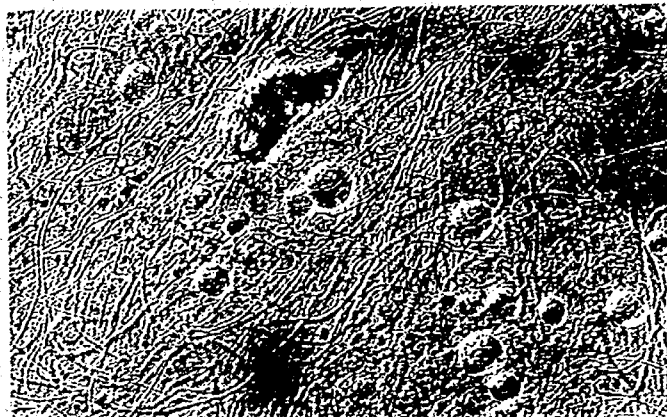


写真4. 5 高負荷時の造粒汚泥の顕微鏡写真 糸状細菌と原生動物



写真4. 6 高負荷時の造粒汚泥の顕微鏡写真 原生動物



写真 4. 7 低負荷時 下層部の汚泥 原生動物及び後生動物（ミミズ等）

は同じく高負荷時の造粒汚泥の顕微鏡写真である。造粒汚泥が糸状細菌及び原生動物により形成されている状態が観察される。写真 4. 7 は低負荷時（BOD-SS 負荷 0.15 程度）に、下層部の汚泥の表面に、細菌等を捕食する原生動物及び後生動物（ミミズ等）が出現した状況を示している。これらより、本法における生物反応タンクにおいては、造粒汚泥として固定された種々の細菌によって、溶存性及び浮遊有機物の除去が行われ、下層においては原生動物、後生動物等の捕食者によって汚泥の減量が行われているものと考えられる。

本法は、標準活性汚泥法における最終固液分離プロセスである最終沈殿池に比べ、4 倍近い水面積負荷で汚泥と処理水の分離を行うことによって、沈降性の優れた自己造粒汚泥を選択的に高密度に滞留させている。また、処理水の循環を行うことにより、上向流式生物反応タンクに十分な酸素供給を確保し、そこでの好気性生物処理を行うことを可能とした。この自己造粒汚泥は MRB と比較して、高負荷運転を行った際にも、多彩かつ高等な生物相を維持し、汚泥の膨化や処理水水質の悪化などの弊害もなかった。本プロセスでは上向流式生物反応タンク全体で、高密度な細菌類が効果的に有機物の除去を行い、下層での原生動物、後生動物等の捕食は、汚泥の減量に寄与していると考えられる。

4. 3. 4 汚泥の粒径、密度に関する実験

本実験では、好気性自己造粒汚泥を用いたプロセスで生成する好気性自己造粒汚泥の粒径、密度に関する実験を行い、好気性汚泥ブランケットの特性について検討した。

（1）実験方法

本実験には 4. 3. 3 で用いたものと同じ実験装置を用いた。また、今回の実験でも循環水に替わって水道水を実験期間を通して一定量使用した。装置の運転条件は表 4. 16 に示すように流入水有機物負荷を段階的に変更して運転した。本装置の流入水は、4. 3. 3 と同じものである。なお、本実験は 20℃ の恒温

実験室で行った。

汚泥の粒径分布は、希釈した試料を写真撮影し、イメージアナライザ(COM9000X、東通産業)により解析した。

自己造粒汚泥の単粒子沈降速度は、スポイトで一粒ずつ採取した自己造粒汚泥を、20℃の実験室において、静置した処理水の中に静かに落とし、等速沈降をしている区間の沈降速度をストップウォッチで測定して求めた。沈降速度を測定する粒子の粒径は、時間経過による変形を避けるために、サンプリング直後に写真撮影を行い、後に写真から求めた。

生物反応タンク内の汚泥ブランケットの、静置時の界面沈降速度は、攪拌パドルのない状態で、生物反応タンクへの流入水量を停止させて、汚泥界面の沈降速度を測定した。

それ以外の測定項目は下水試験法による測定方法に従った。

(2) 実験結果と考察

① 処理性能

図4. 27に流入、処理水質(BOD)と流入BOD-容積負荷との関係を示す。今回運転を行った各条件で処理水BODは5.0mg/Lを超える事はほとんど無く、良好な処理結果が得られた。

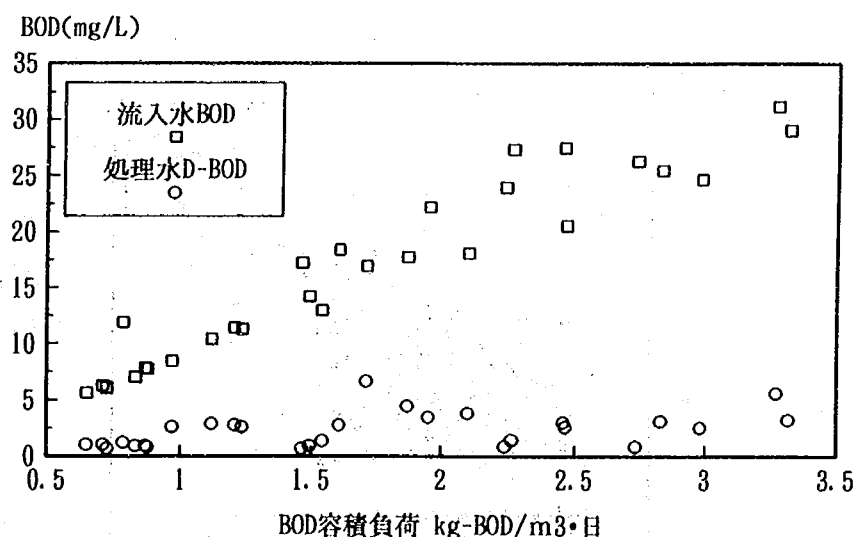


図4. 27 流入、処理水質(BOD)と流入BOD-容積負荷との関係

② 自己造粒汚泥の性状

本装置における自己造粒汚泥の粒径は主に1.0~3.5mmの範囲に分布しており、反応タンク底部に向かうほど、また、反応タンクBOD-SS負荷が高いほど大きくなる傾向があった。図4. 28に反応タンク底部より採取した汚泥の粒径分布を示す。また実験で求めた単粒子沈降速度から計算した見かけ比重と、粒径の関係を

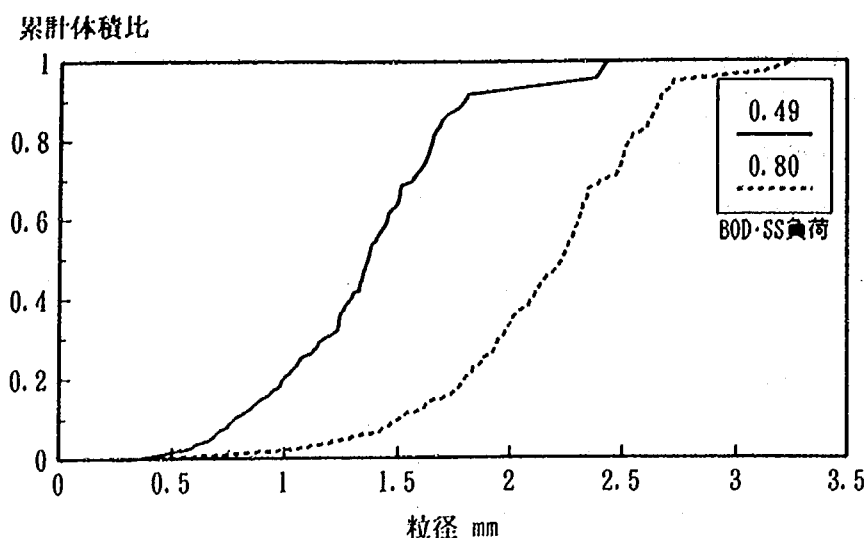


図 4. 28 反応タンク底部より採取した汚泥の粒径分布

図 4. 29 に示した。図より、粒径が大きくなるほど粒子比重は小さくなる傾向がみられる。ただし同一粒径であれば、流入負荷の高い方が比重が大きかった。

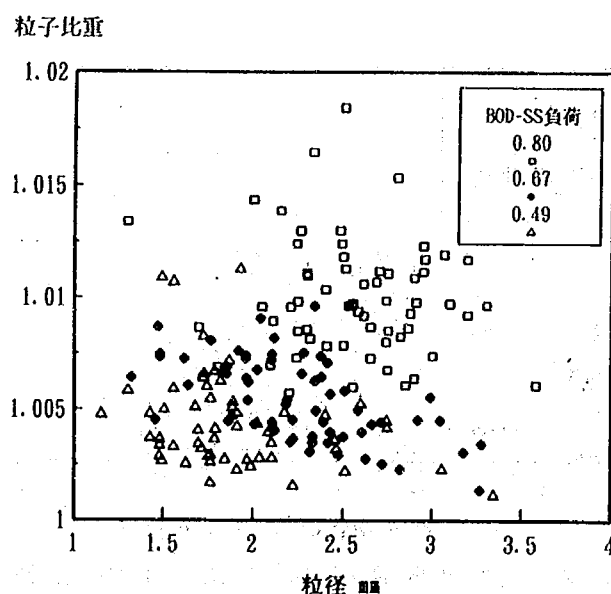


図 4. 29 単粒子沈降速度から計算した見かけ比重と、粒径の関係

③ 汚泥ブランケットの安定性

汚泥ブランケットを構成する粒子の粒径、比重は、流入 BOD-SS 負荷、空塔上向流速等によって変動するが、流入水水質の変動に対して汚泥ブランケットの沈積や流出を防ぎ、常に流動状態に保つために必要な運転条件を検討した。

本装置を流量 280ml/min (循環水量込み) で運転して形成される汚泥ブランケット (汚泥量を 10.0g に仮定する) が、装置内に留まる為の流速の範囲を、BOD・SS 負荷を変えた実験で求めた、汚泥界面の沈降速度と、運転時の空隙率、汚

泥量を用いて以下のように定めた。

1) 汚泥ブランケットが生物反応部に滞留するには、空塔上向流速が汚泥ブランケットの最も沈降速度の小さい粒子群の沈降速度を超えてはならない。汚泥ブランケットにおいて、最も沈降速度の小さい粒子群の沈降速度は、装置流入水を流入停止させた場合の汚泥界面の初期等速沈降区間の沈降速度とほぼ等しいと考えられるので、汚泥ブランケットが生物反応部に存在できる流速の上限を、汚泥界面の初期等速沈降速度（≒流動時の間隙上向流速≒最も沈降速度の小さい粒子群の沈降速度）とした。

2) 汚泥ブランケット内の汚泥の存在量が多い場合には、上記1)で求めた上向流速を与えたとき、ブランケットが過度に膨張し、汚泥の流出を招くことがある。このため実際の上限の流速は、与えられた汚泥量に対して汚泥ブランケット容積が生物反応部容積を越えない範囲である。反応タンクの汚泥量を10gとした場合、汚泥ブランケット容量が、反応部容量と等しくなるときのブランケット内空隙率をBOD・SS負荷毎に求めた。この空隙率を考慮して、上記1)で求めた限界流速が、ブランケット内の間隙流速と等しくなるような空塔上向流速を、実際の上限流速とした。流動時の汚泥のみかけ上の容積と汚泥量及び汚泥ブランケットの空隙率⁶⁾から、汚泥ブランケット容積が生物反応部容積に対する流速を求めた。

3) 流動下限の流速は、粒子が互いに接触し始めるときの汚泥ブランケット空隙率において、間隙流速が汚泥ブランケットの初期等速沈降速度以下とならないようにして求めた。粒子が互いに接触し始めるときの汚泥ブランケットの空隙率は、汚泥界面の沈降速度を実測し、近似的に求めたものを使用した⁶⁾。

図4. 30は1) 2) 3)より求めた汚泥ブランケットが、生物反応部に流動状態で滞留できる流速範囲である。

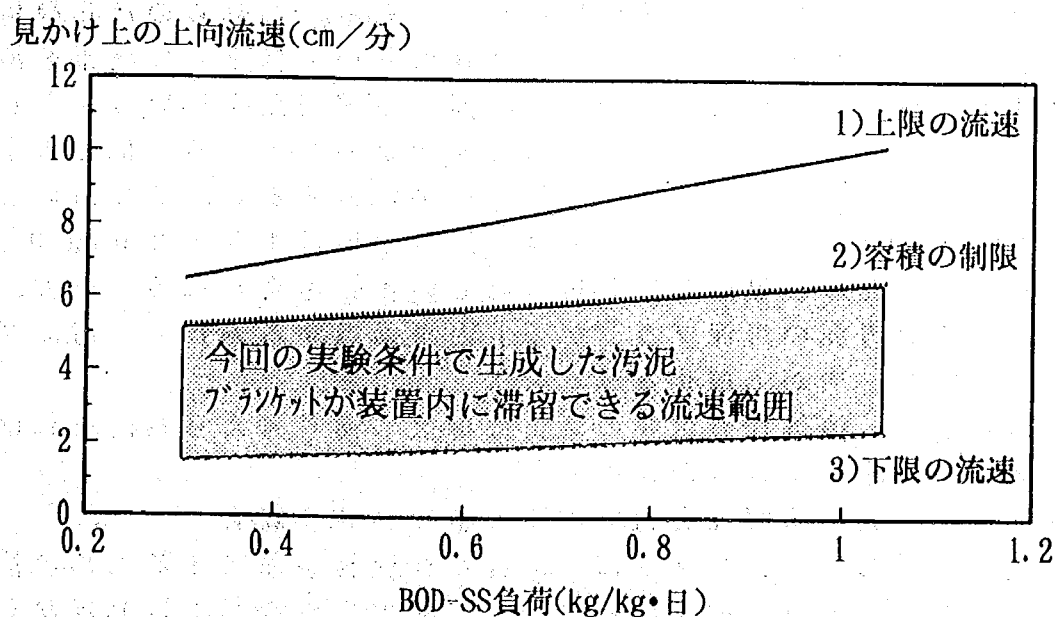


図4. 30 汚泥ブランケットが、生物反応部に流動状態で滞留できる流速範囲

この図より流入BOD-SS負荷が $0.30 \sim 1.04 \text{ kg-BOD/kg-SS} \cdot \text{日}$ まで増加したときに、運転条件を変更しなくとも汚泥の流動状態が保たれるみかけ上の上向流速の範囲は、 $2.4 \sim 5.2 \text{ cm/min}$ であり、今回の実験条件の範囲程度の流入基質濃度で生成した汚泥ブランケットは、比較的広い範囲の流速で安定である事がわかった。また、汚泥ブランケットが流動する流速範囲が広い為、一時的な運転条件の変動に関しては、大きな影響を受けないものと思われる。

(3) まとめ

本実験ではBOD-SS負荷 $0.11 \sim 1.23 \text{ kg-BOD/kg-SS} \cdot \text{日}$ の範囲にて、空気を用いた酸素供給で、良好な好気性自己造粒汚泥が形成された。BOD除去率は $80\% \sim 90\%$ 程度、処理水BOD濃度は 5.0 mg/L 程度と良好な処理性能を示した。

当汚泥の表面は、観測によると好気性に保たれており、処理水質も他の好気性生物処理法と同様のレベルにあると考えられる。

本装置における自己造粒汚泥の粒径は $1.0 \sim 3.5 \text{ mm}$ であり、反応タンク底部に向かうほど、また、反応タンクBOD-SS負荷が高いほど大きくなる傾向がある。

また粒径が大きくなるほど、粒子の見かけ比重は小さくなる傾向がみられるが同一粒径であれば、流入負荷の高い方が見かけ比重は大きかった。

汚泥ブランケットの存在できる流速範囲は、今回の装置で、BOD-SS負荷 $0.30 \sim 1.04 \text{ kg-BOD/kg-SS} \cdot \text{日}$ の範囲で、空塔上向流速 $2.4 \sim 5.2 \text{ cm/min}$ 程度と、比較的広い範囲を持ち、流入有機物負荷の大小は、汚泥ブランケット生成に大きな影響を持たないと考えられた。

4. 3. 3 MRBの有機物除去機構に関する考察

MRBにおける溶解性有機物の除去機構として、①自己造粒汚泥の表面、又は内部での微生物体への取り込み、②曝気タンクにおいて壁面の生物膜、又は流入水中の少量の微生物が酸化する等の機構が考えらる。これらの浄化機構は、何れも酸素を消費する好氣的酸化である。MRBにおいてはさらに酸素を消費する機構が存在する。自己造粒汚泥内で嫌気性細菌が汚泥消化を行い、主として硫化水素を生成し、この硫化水素の酸化のために酸素が必要となる。硫化水素が生成しないような好氣的条件下でも、自己造粒汚泥を形成するが、この汚泥も好氣的自己酸化を行っている。自己造粒汚泥の酸素消費速度は $16 \sim 20 \text{ mg-O}_2/\text{g-SS} \cdot \text{h}$ で、このほとんどは汚泥の自己酸化に利用されていると考えられる。一方、固形性有機物は、自己造粒汚泥の汚泥ブランケット内を通過する過程で、汚泥ブランケット内に取り込まれ、やがて酸化される。

MRBにおいて、溶解性有機物の浄化機構は二通り考えられ、それはどの部分で溶解性有機物の除去を行うかによる。

① 自己造粒汚泥に溶解性有機物の除去を行わせる場合：

自己造粒汚泥汚泥ブランケットに、溶解性有機物を除去するための溶存酸素を供給し、さらに汚泥の自己酸化に要する溶存酸素を供給しなければならない。しかし、汚泥ブランケットに供給できる酸素量は、曝気タンクで溶解可能な溶存酸

素に限られている。このため、多量の酸素を供給できる構造としなくてはならない。

一つの方法は、曝気タンク、上向流式生物反応タンクを多段直列につなぎ、必要とされる酸素を供給する方法である。図 3. 3 のフローがこれに相当する。この方法は、流量、空気量に関する操作因子が少なく装置の構成も単純であるが、多数の汚泥ブランケットを管理する必要がある、高濃度の排水受け入れ時や、低水温時には必要段数が多くなるという問題がある。

もう一つの方法は、上向流式生物反応タンクの流出水を曝気タンクに循環し、酸素供給量を増やすものである。循環水を確保するために、循環ポンプを用いると、エネルギー消費量が増加するので、曝気タンクのエアーリフト効果を利用した循環方式を採用する。エアーリフト循環の原理は先に示したとおりである。循環を行う方法は、基本的には曝気タンクと反応タンクが一つあればよい、装置の構成は単純で、汚泥の管理も簡便になる。しかし、大量の曝気量、循環水量の管理が必要となる。

② 溶解性有機物を事前に除去し、自己造粒汚泥は主として固形物の捕捉に用いる方法：

溶解性有機物は、比較的簡単に除去することができるため、別途に除去し、汚泥ブランケットでは固形性有機物の除去と、その酸化を主として受け持たせる方法である。フローの概念図を図 4. 3 1 に示す。

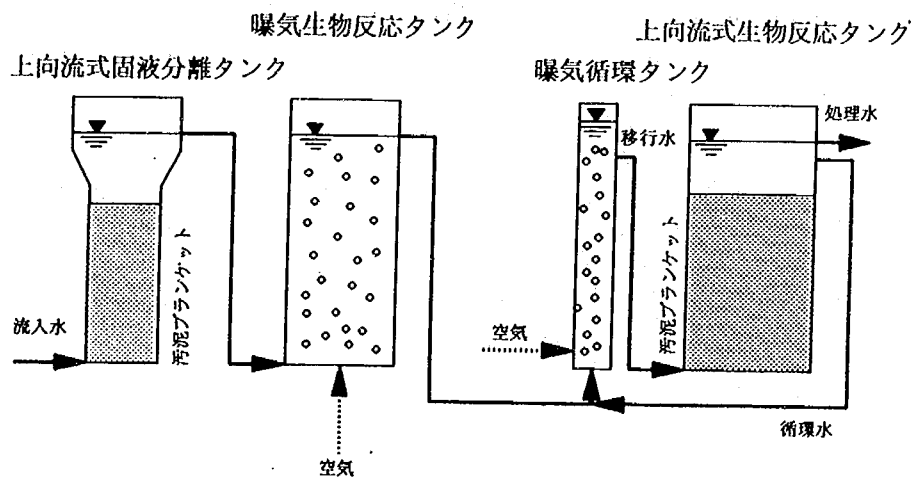


図 4. 3 1 新しい処理プロセスの概念図

曝気生物反応タンクには、微生物固定化担体を投入し、気・液・固・三相混合流動床とする。固定化担体上の微生物によって溶解性有機物を摂取させ、生物体に変換する。溶解性有機物は生物体に変換され、水中から除去される。溶解性有機物の一部は曝気生物反応タンクで酸化されるが、かなりの部分は、担体から剥離した生物体として次の上向流式生物反応タンクへ移送される。ただし曝気生物反応タンクの次に直接、上向流生物反応タンクを配置すると、汚泥の自己酸化に消費される酸素を供給できないため、ここでもエアーリフトによる循環を導入し、

必要な酸素を供給するものとする。この場合は事前に曝気生物反応タンクで溶解性有機物の生物体に変換しているため、供給酸素量は①よりも少なく済む。

さらに、曝気生物反応タンクの微生物固定化担体に硝化細菌を増殖させることができるならば、ここで硝化を行い、酸素供給が制限されている上向流式生物反応タンクで脱窒を行うことも可能である。硝酸イオンを汚泥ブランケットに供給することによって、汚泥ブランケットの酸素不足を補うこともできる。

このように、微生物固定化担体を用いた曝気生物反応タンクを導入することによってMRBの問題点の多くを解消できる見通しが立ったため、パイロットプラントの改造を行うこととした。次章にその結果を述べる。

参考文献

- 1)高橋正宏, "嫌気性処理水からの硫化物の除去", 第25回下水道研究発表会講演集, 日本下水道協会, pp351-353, 昭和63年
- 2)日本下水道協会, "下水試験方法", 日本下水道協会, 1984
- 3)建設省土木研究所下水道部, "平成元年度下水道関係調査研究年次報告書", 平成2年10月, pp161~169
- 4)建設省土木研究所下水道部, "昭和56年度下水道関係調査研究年次報告書", 昭和57年8月, pp69~78
- 5)土木学会, "水理公式集", pp416~419
- 6)丹保, 安部, "上向流式沈でん池におけるフロックブランケットの挙動(1)", 水道協会雑誌, 第415号, pp7~15, 昭和44年4月

第 5 章 窒素除去プロセスへの発展

5 窒素除去プロセスへの発展

第4章までで、MRBが微好気状態における微生物の自己造粒作用を利用したユニークな排水処理方式であることを述べたが、一方、有機物負荷量と酸素供給量の微妙なバランスが崩れることによって、有機物の処理が不安定となることや、窒素、りんなどの高度処理の問題があることが明らかとなった。このため、第4章の後半部では、エアーリフト循環を取り入れることによって、酸素源として空気を用いた場合にも、好気性自己造粒汚泥を形成させることが可能であることを示した。

本章では、処理の安定化と、窒素除去への対応を目指したMRBの改良について述べることにする。なお、りん除去については、MRBの前処理である前段上向流固液分離装置にポリ塩化アルミニウムなどの凝集剤を添加することによって達成できる¹⁾ので、生物処理での対応は考慮しないものとする。

前章では、多段反転流式バイオリアクターの改良のためのエアーリフト循環を取り入れた室内実験装置による実験を行い、酸素供給量を安定させる手段について検討した。本章では既存のMRBパイロットプラントを、微生物固定化担体を用いた窒素除去対応プロセスに改良し、汚泥床への酸素供給量を増加させるためエアーリフト循環を取り入れ、その処理の特徴を検討するものである。

5. 1 パイロットプラントによる予備実験

改良後のフローシートは、図5. 1に示す通りである。なお、タンクへの水の

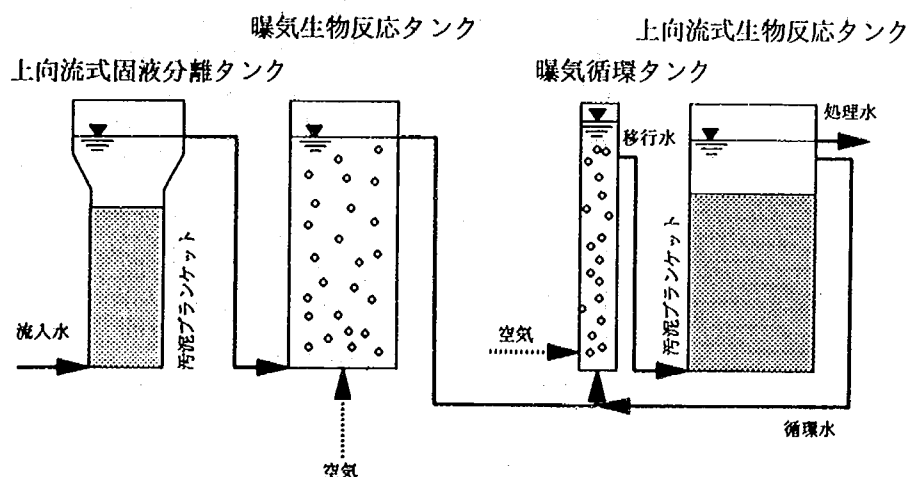


図5. 1 改良後のパイロットプラントのフローシート

流入方式については、以前は接線流入方式をとっていたため、底部への汚泥の沈

積がみられた。今回は、同心円上に配置した4個のノズルより、タンク下部に下向きに流入させる方式に改良し、汚泥の沈積を解消することができた。流入水は上向流式固液分離タンクでSSの除去を受け、固定化微生物を利用した曝気生物反応タンクにて曝気される。このタンクでは溶解性有機物を主に固形性有機物（生物体）に変換することを目的としている。変換された固形性有機物を、上向流式生物反応タンクの汚泥ブランケットにて除去することにより、有機物の除去が行われる。本フローシートのねらいは以下の通りである。

- ① 曝気生物反応タンクでは、有機物の変換のみを行うため、活性汚泥のように大量の生物を保持する必要がなく、汚泥の自己酸化に要する酸素を削減することができ、管理が容易である。硝化細菌を固定化した担体を用いることにより、硝化の促進を図ることができる。
- ② 曝気循環タンクでは、平均流入水量の十倍以上の循環水量を確保できるため、上向流式生物反応タンクに十分な酸素を供給でき、汚泥ブランケットを好氣的に保つことができるとともに、流入水量の変動を相対的に小さくすることができるため、水量変動に対して安定した汚泥ブランケットを形成することができる。
- ③ 上向流式生物反応タンクでは、汚泥ブランケットによる固液分離を主な目的とするため、汚泥ブランケットを必要以上に高濃度に保つ必要はない。供給する酸素量は汚泥の自己酸化に必要な量で足りるため、汚泥を好氣的に保つことが容易である。硝酸塩が流入する状態では、汚泥ブランケット内で脱窒することが可能である。

担体を添加していない条件での、装置構成、運転条件を表5. 1に示す。

表5. 1 プラントの仕様と代表的な運転条件

主要諸元		運転条件	流入水量 2.5m ³ /時間
上向流式固液分離タンク	汚泥ブランケット部	直径 0.85m	上向流速 7.3cm/分
		容積 2.0m ³	滞留時間 0.8時間
固液分離部	直径 1.40m	上向流速 2.7cm/分	
	容積 0.82m ³	滞留時間 0.33時間	
曝気生物反応タンク	水深 4.67m	送気量 5.0Nm ³ /時間	
	容積 5.64m ³	滞留時間 2.26時間	
曝気循環タンク	水深 4.28m	送気量 5.0Nm ³ /時間	
	容積 1.93m ³	滞留時間 0.77時間	
上向流式生物反応タンク	汚泥ブランケット部	直径 1.20m	循環水量 10.5m ³ /時間
		容積 4.0m ³	上向流速 19.2cm/分
固液分離部	直径 2.0m	滞留時間 1.60時間	
	容積 1.64m ³	上向流速 6.9cm/分	
		滞留時間 0.66時間	
		攪拌速度 2rpm	

実験当初は曝気生物反応タンクの性能を確認するため、同タンクに担体等を投入せず、下水中の微生物の働きのみで、どの程度溶解性有機物の不溶化が進行するか把握した。調査方法は週2回、各タンクでのコンポジットサンプルを採取し、分析を行い物質収支を検討したものである。

本パイロットプラントの運転を通じて、茶色の自己造粒汚泥が観察された。処理水中の溶解性BODが十分除去されている状態においては、*Epistylis*等の柄を有する原生動物が多数見られ、これが自己造粒汚泥の核となっていると思われた。酸素不足から、処理の状況が悪化したときには*Beggiatoa*が出現した。

図5. 2は、運転条件は若干幅があるが、平成3年11月～平成4年1月の、担体を投入していない時期における、コンポジットサンプルの平均値から、各タンクのBOD・SSの除去性能を求めたものである。

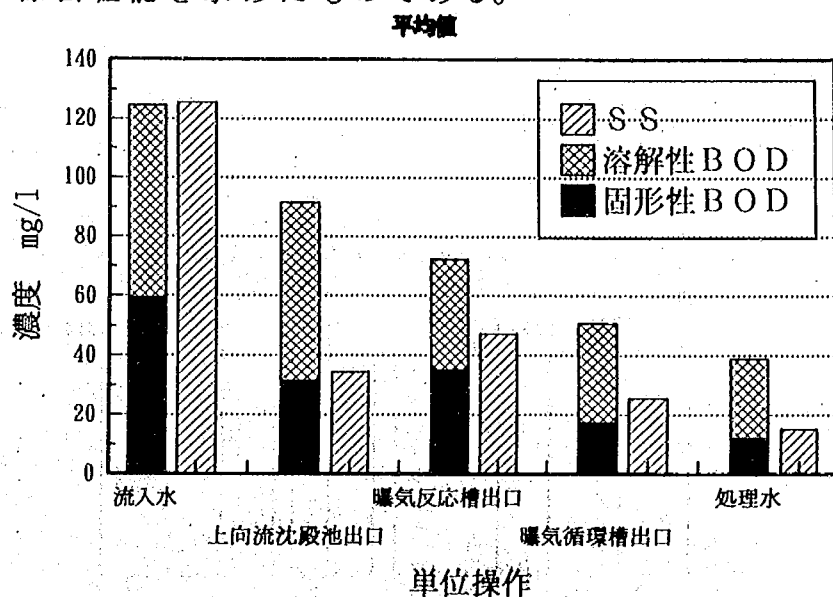


図5. 2 各タンクのBOD・SSの除去性能

SSは上向流式固液分離タンクで125mg/lから34mg/lへと73%除去されるが、曝気反応タンクで47mg/lに増加する。溶解性BODは曝気反応タンクで23mg/l減少するため、ここでの溶解性BODのSSへの転換率は0.57である。曝気循環タンクでは、おおむね曝気反応タンク流出水と循環水（処理水）が混合された水質となっており、BOD・SSに関しては主たる除去、転換反応は起きていないようである。上向流式生物反応タンクにおける溶解性BOD、固形性BOD、SSの除去は、循環水で希釈されたタンク流入水ベースで、それぞれ、7、4、10mg/lであった。

この条件の運転では、運転初期の10、11月には活性汚泥法に匹敵する良好な処理水質を得ることができたが、それ以降の処理結果は不十分なものとなった。冬季に向かい水温が低下し、溶解性BOD濃度が上昇したため、曝気反応タンクにおける溶解性BODの除去が不十分となり、上向流式生物反応タンクで除去しきれなくなったものである。また、上向流式固液分離タンクに生汚泥を貯留しすぎて、ここにかえって溶解性有機物が溶出する現象がみられた。溶解性CODCrは、ここで平均20mg/l上昇している。このような観察結果をふまえ、曝気生物反応タンクに微

生物固定化担体を投入した。

5. 2 担体投入実験

従前、多段反転流式バイオリアクター（MRB）と呼んでいたパイロットプラントはその構成を大幅に変更したため、本節では装置の構成順にUFAUプロセスと呼ぶこととする。本プロセスは、フローの前段に結合固定化担体を投入した流動床生物反応タンクを設置し、担体上に硝化菌を高濃度に保持し、硝化を促進させ、続いて脱窒を行わせる目的で、上向流式汚泥ブランケット型リアクターで自己造粒汚泥を利用している。

本節ではUFAUプロセスの処理特性、結合固定化微生物による硝化性能、自己造粒汚泥による脱窒性能について把握することとした。

5. 2. 1 実験方法

本実験における処理フローを図5. 3に示す。

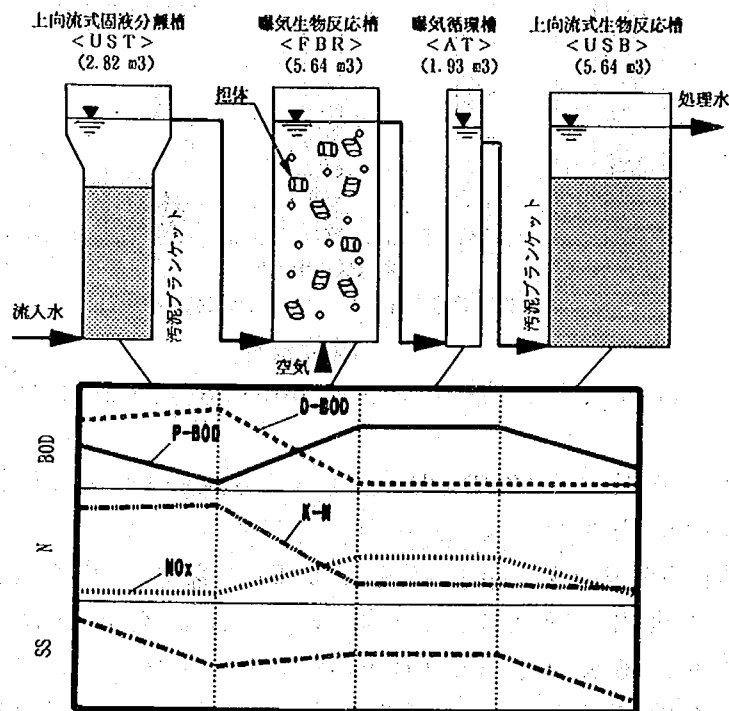


図5. 3 UFAUプロセスの処理フロー

反応タンクは図に示すように上向流式固液分離タンク（Upflow Sludge-separation Tank: UST）→流動床生物反応タンク（Fluidized bed BioReactor: FBR）→曝気循環タンク（Aeration Tank: AT）→上向流式生物反応タンク（Upflow Sludge Blanket reactor: USB）から構成されている。流入水は一般的な下水処理場に流入する生下水を用い、FBRにはポリプロピレン製中空型担体²⁾（外径4mm、内径3mm、長さ5mm、比重1.025）を添加し、エアレーションにより流動化させた。FBR

の水深は4.6m、U S Bの水深は4.2mである。

U S Tの底部より流入した生下水は汚泥ブランケットにより、SSが除去され、上澄水はF B Rの底部へ流入する。F B Rでは、好気性の結合固定化微生物により、主に溶解性BODの微生物体への変換、ケルダール性窒素の硝化が行われる。F B Rには、担体が流出しないように、液流出部に目開き1.5mmのウェッジワイヤースクリーンが設置されている。

その後、F B Rの流出水はU S Bの下部より流入し、汚泥ブランケットにてSSの除去と脱窒が行われる。尚、図に示すように、U S Bからの汚泥の返送は行っていない。A Tでは、RUN5、181日目から10m³/hの空気量で曝気を開始したが、それ以前にはA Tにおける曝気循環は行っていない。また、U S T, U S Bの汚泥管理は、汚泥がタンク越流部より流出しないように、上澄水液面から汚泥ブランケット界面までの深さが50cm以上を保つように、目視によりタンク底部より引き抜いた。しかし、調査期間中(RUN-1)、U S Bよりの汚泥の流出が数回観察された時期もあった。

実験は平成5年5月～平成6年1月の間、表5. 2に示す運転条件にて行った。RU

表5. 2 U F A Uプロセスの運転条件と処理性能

	期 間	RUN-1	RUN-2	RUN-3	RUN-4	RUN-5
	経過日数 [日]	5/1~7/21	7/22~8/22	8/23~9/21	9/22~10/26	10/27~1/24
実 験 条 件	流入水量 [m ³ /h]	1.5	1.5	1.5	1.0	1.0
	USB平均上向流速[m/h]	1.2	1.2	1.2	0.8	0.8
	滞留時間[h]					
	U S T	1.9	1.9	1.9	2.8	2.8
	F B R	3.8	3.8	3.8	5.6	5.6
	A T	1.3	1.3	1.3	1.9	1.9
	U S B	3.8	3.8	3.8	5.6	5.6
	反応槽合計	8.8	8.8	8.8	13.2	13.2
	F B R担体充填率[%]	9.3	15	15	30	30
	空気流量[m ³ /h]	8.0	10.5	8.0	8.0	15.0
結 果	水温 [°C]	20.2	22.1	23.5	18.9	13.3
	流入水BOD [mg/L]	175	183	165	153	170
	T-N [mg/L]	25.6	22	20.5	22.1	26.3
	SS [mg/L]	142	139	108	100	110
	処理水BOD [mg/L]	52.2	28.3	16.4	8.4	12.2
	T-N [mg/L]	27.1	12.9	10.2	4.3	8.8
	SS [mg/L]	34	25.7	5.8	5.9	8.1
	BOD-SS負荷[kg/kg/d]	0.346	0.338	0.415	0.336	0.368
	A-SRT [日]	1.6~2.8	—	2.9	2.7	4.8~5.0
	T-N除去率 [%]	0	41	50	81	67
	USB発生汚泥量[g/d]	2334	2634	1050	1033	1383

N-1からRUN-4までは、担体充填率を9.3～30体積%、流入量を1.0、1.5m³/h、空気流量を8、10.5m³/hに変化させ、処理性能を調査した。この時期では、担体添加量を増加させたときに、添加担体表面に生物膜が目視できるまで、約2週間を要した。RUN-5では低水温期となるため、処理性能が良好なRUN-4の条件で空気流量の

みを8→15m³/hに増加し、処理性能の安定性について調査した。空気量を増加させてから5日目に、後述する自己造粒汚泥が形成され、本調査終了までこの状態が維持された。

採水は、週1回の割合で、U S T流入水(流入水)、U S T流出水(U S T out)、F B R流出水(F B R out)、U S B流出水(処理水)について24時間コンボジットで行い、水温、pH、DO、ORPについても同日に計測した。窒素(NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, K-N)の測定にはブランルーベ社Traccs800自動分析装置を用い、他の分析項目の測定は下水試験法(1984年版)に準拠した。

回分試験による硝化速度測定は、以下の手順によった。

① 担体を含む混合液をF B Rより15L採取し、曝気後DO, pH, ORPの各センサーを投入する。

② 基質(NH₄Cl, NaHCO₃)を投入し、曝気を開始して約10分経過後に採水し、これを0分の試料とする。以後15, 30, 45, 60, 90, 120, 180, 240分の間隔で採水する。採水時には水温、pH、DOを記録する。

③ 各サンプルの、NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, K-Nを分析する。

④ F B R内のSSは、担体付着微生物量と浮遊SSを合わせたものを下水試験法に準拠して測定した。担体付着微生物量は、水をよく切った担体を蒸留水中に入れ、超音波処理(300W、10分間)し、生物を剥離させた懸濁液のSSから求めた。

回分試験における脱窒速度の測定は、以下の手順によった。

① U S Bの汚泥ブランケット部は、上下方向に濃度分布があるため、上下方向に10カ所設けてある各サンプル口より、均等に15Lを採取し、スターラーにより攪拌する。

② 基質(KNO₃)を投入し、攪拌しながらDOが0mg/Lであることを確認し、約10分経過後に採水し、これを0分の試料とする。以後15, 30, 45, 60, 90, 120, 180, 240分の間隔で採水する。採水時には水温、pH、DOを記録する。

③ 各サンプルの、NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, K-Nを分析する。

④ MLSSの測定は下水試験法に準拠して行う。

5. 2. 2 実験結果と考察

(1) S S 除去

本プロセスでは、U S TとU S BにてSS除去をおこなっており、沈殿池を用いないのが特徴である。これらのSS除去性について調査した結果を図5. 4に示す。

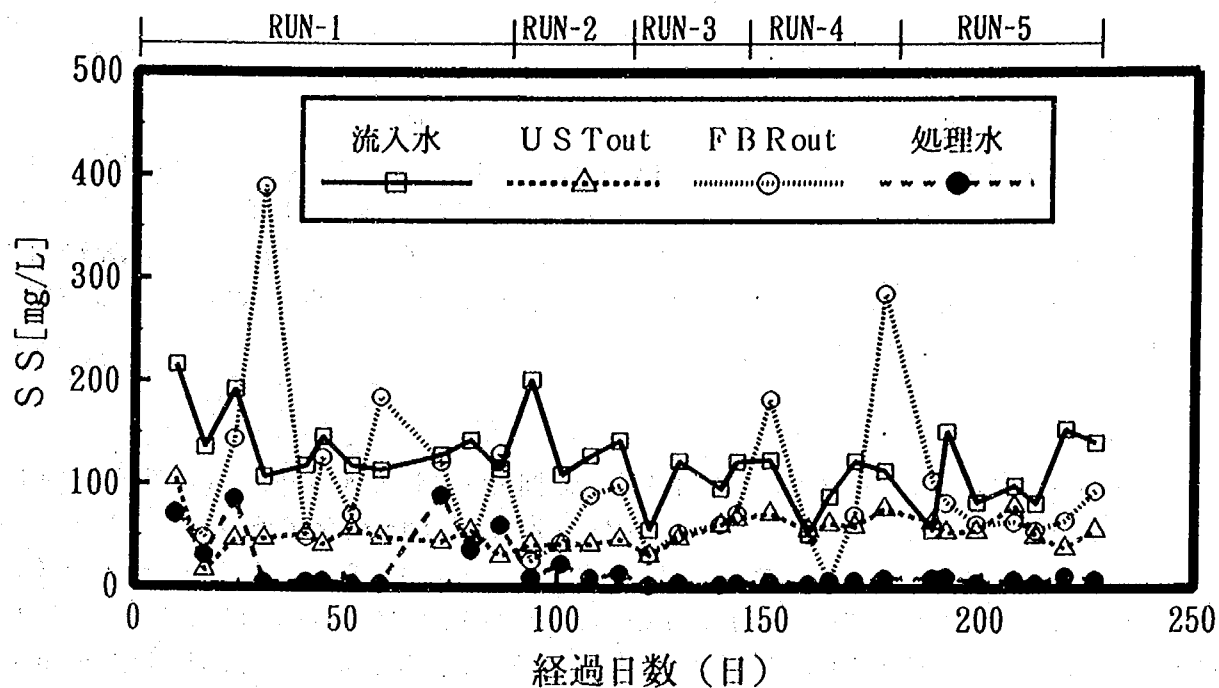


図 5. 4 USTとUSBにおけるSS除去

また、UST、USBのブランケット界面の経時変化を図 5. 5 に示す。図 5. 4 より、RUN-3以降では、UST、USBでは安定したSS除去が行われていたことがわかる。

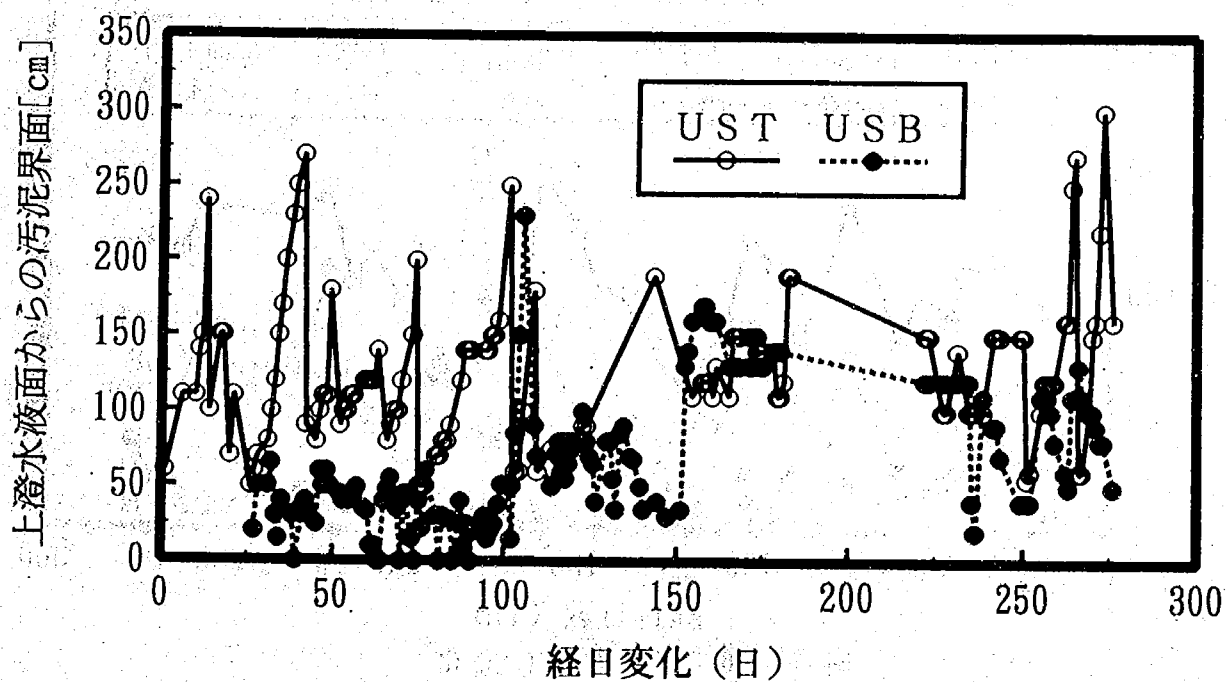


図 5. 5 UST、USBのブランケット界面の経時変化

USTでは平均で122mg/LのSSが流入し、流出したSS濃度は50mg/L以下(除去率

約60%)であった。USBではRUN-1、2のスタートアップ時に、SSのリークが見られる。これは、図5. 5からわかるように、汚泥界面の上昇が原因である。この時期を除けば、平均で流入SS 96mg/Lに対して処理水SS 6.4mg/Lであり、安定した除去性能を示した。

また、FBRの出口SS(FBRout)が流入SS(USTout)に比べ、期間中50mg/L程度増加している。これは、FBR内の微生物反応によって溶解性BODの微生物体への変換が行われているためと考えられる。尚、FBRoutが31, 59, 151, 178日目で100mg/L以上の高濃度を示しているのは、固定化担体上の微生物の一時的な大量剥離に起因するものと考えられる。

(2) BOD 除去

BODの経日変化を図5. 6に示す。本実験期間中の流入水BOD_入は平均で約170mg/L(溶解性は70mg/L)であり、USToutが平均で約105mg/Lであることから、USTにおけるBOD除去率は約40%であった。また、RUN-3~5ではFBR流入水(USTout(D))の溶解性BODが約30~100mg/Lの範囲で変動しているのに対して、FBRout(D)では、大きな変動が見られず、平均して6.2mg/Lと安定した処理が可能であった。一方、RUN-1で処理水の溶解性BODが24.6mg/Lと悪化しているのは、図5. 7・8に示すように、空気量が不足していたためと考えられる。また、投入担体の充填率が9.3%と低いことから、BOD酸化細菌の増殖量が少なかったことも原因と考えられる。RUN-2以降ではFBRoutの溶解性BODが改善されていることから、

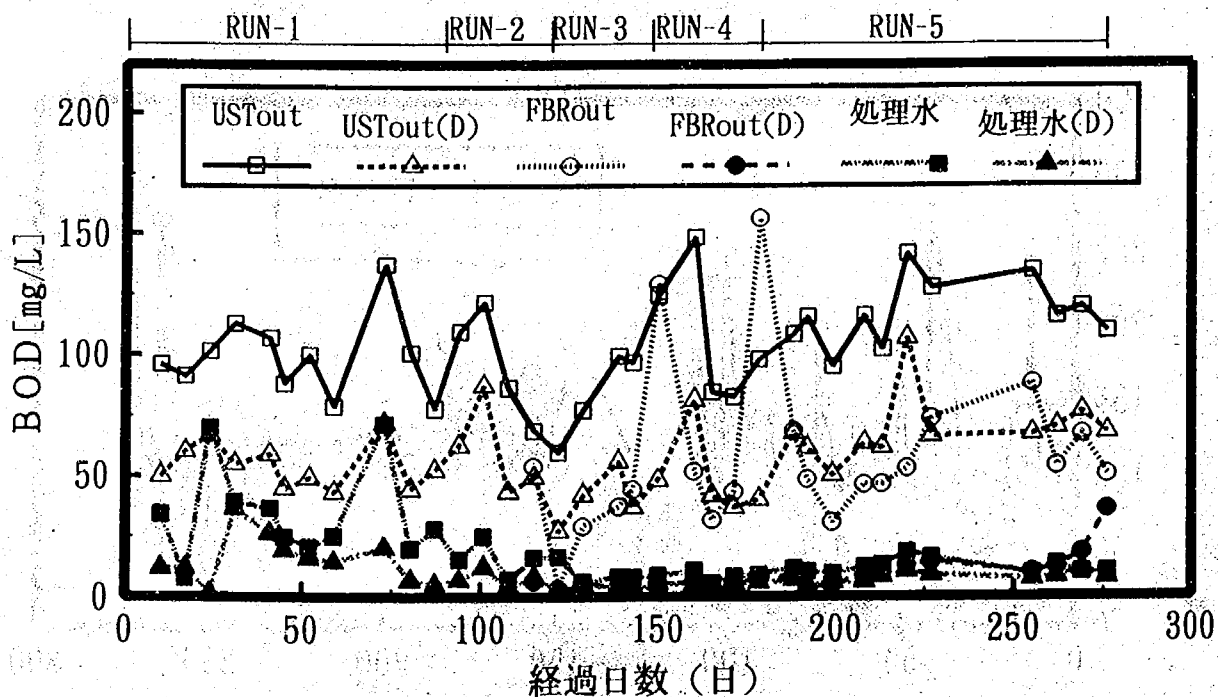


図 5. 6 BODの経日変化

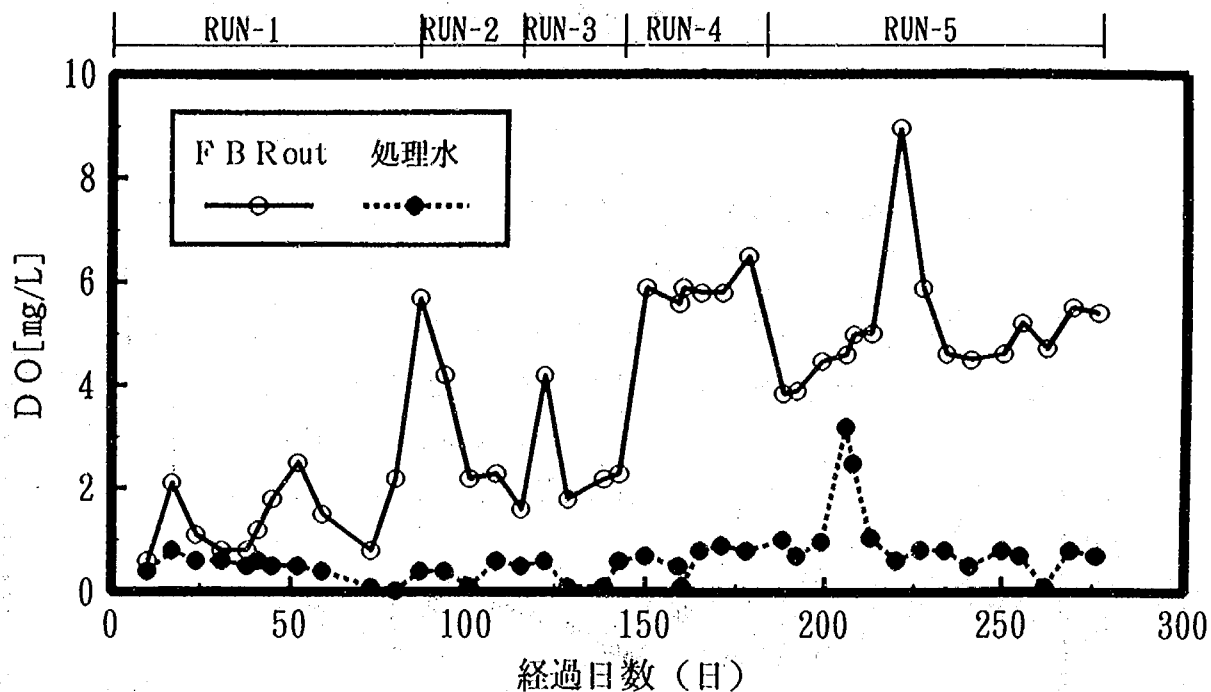


図 5. 7 DOの経日変化

空気流量 $10.5\text{m}^3/\text{h}$ 、F B Rの担体充填率が15%以上であれば、今回観測されたBOD容積負荷 $0.63\text{kg-BOD}/\text{m}^3\cdot\text{日}$ の流入負荷に対して、BOD酸化細菌が滞留可能な十分な付着面積を確保でき、BODに関して余裕をもった処理が可能であるといえる。

また、後述するようにU S Bでは脱窒が行われているが、その際に用いられる水素供与体は、懸濁性のBODである。図 5. 6に示されるように、U S B流入水

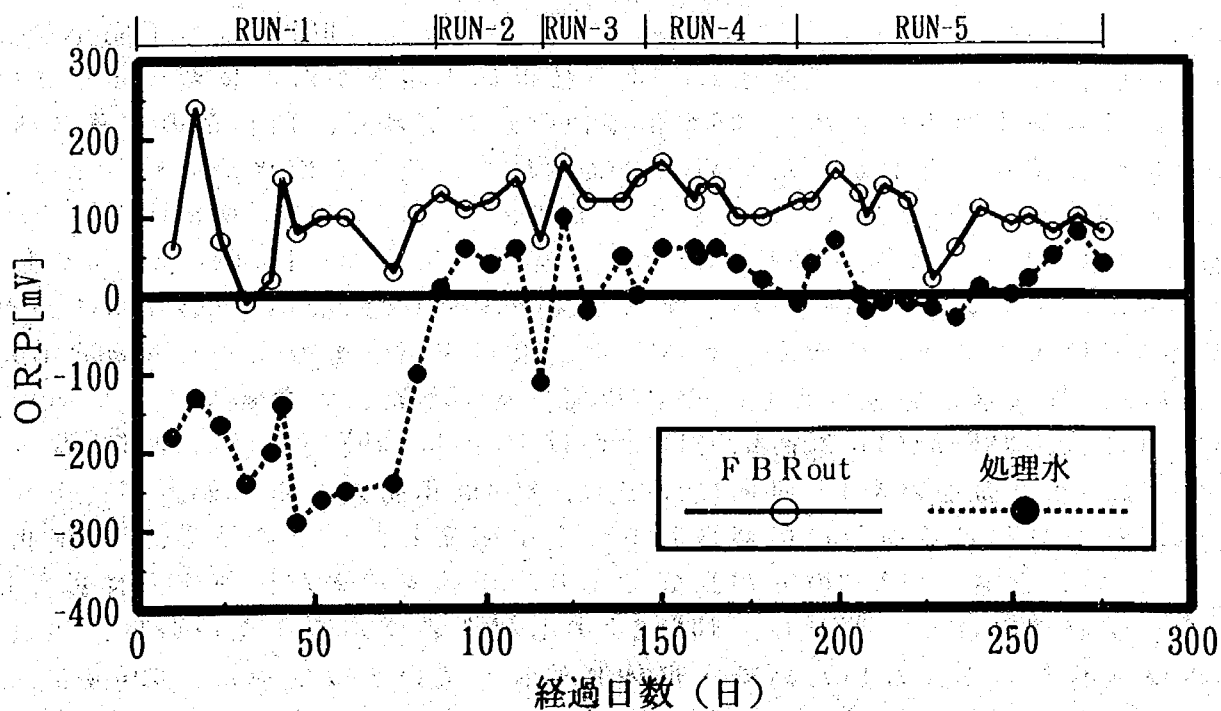


図 5. 8 ORPの経日変化

(F B R out) と流出水 (処理水) の溶解性BOD濃度が変化しないことから、懸濁性のBODが用いられていることが明らかである。

(3) 窒素除去

① 硝化

流入水の溶解性K-N濃度の平均値は19.6mg/L、全窒素は24.1mg/Lであった。

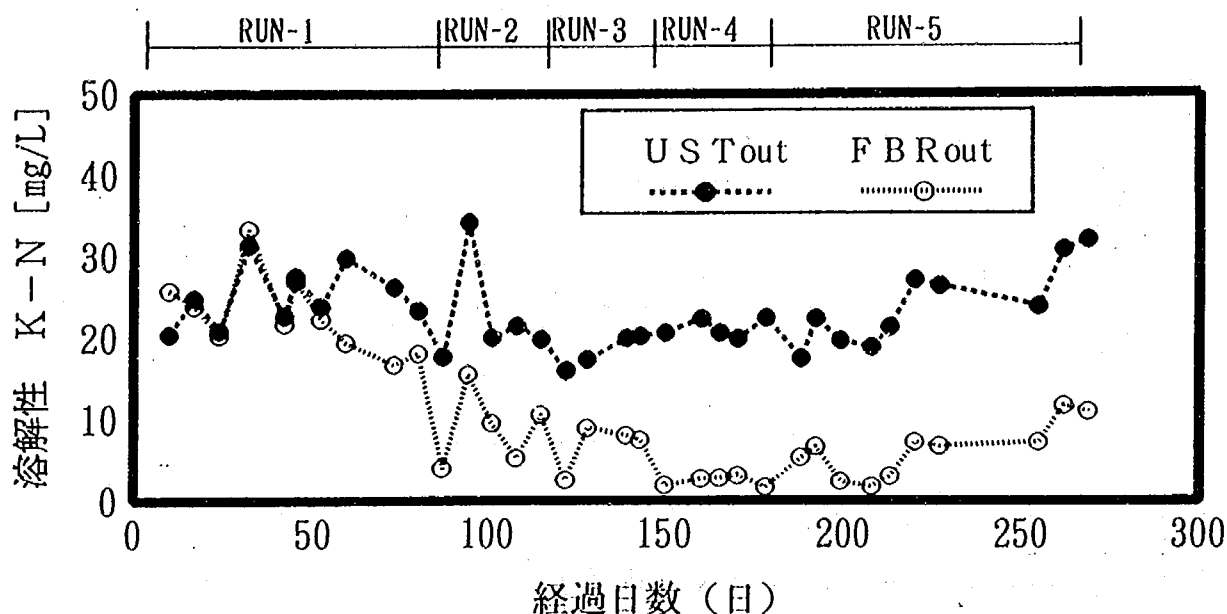


図 5. 9 溶解性 K - N の経日変化

図 5. 9 より、RUN-1の条件では F B R 流入 (U S T out) と F B R out の K-N 濃度差が 2.3mg/L しかなく、ほとんど硝化されておらず、また、BOD 除去も不完全なものであった (図 5. 6)。これは前述したように担体充填率が 9.3 体積 % と小さいため、担体付着微生物中に占める BOD 酸化細菌の割合が多く、硝化菌の付着スペースが担体表面に確保できなかったためと考えられる。そこで硝化菌の付着スペースの確保するため、RUN-2 に示すように担体充填率を 9.3 → 15% に増加するとともに、BOD 酸化と硝化に必要な酸素量補給のため、空気流量を 8 → 10.5m³/h に増加して実験を行った。その結果、RUN-2 の K-N 除去量は平均で 14.8mg/L と改善された。RUN-3 以降は K-N 除去率をさらに増加させるため、担体充填率を増加させるとともに、RUN-4 以降は流入水量を減少させ、滞留時間を長くした。この結果、各 RUN の K-N 除去量平均値は、RUN-3 が 11.2mg/L、RUN-4 が 18.8mg/L、RUN-5 が 17.7mg/L となった。RUN-3 では、空気量を RUN-1 と同様に設定し、BOD 酸化能力と硝化能力が、担体充填率、つまり微生物付着面積に影響されることを確認した。その結果、BOD 酸化 (図 5. 6)、硝化とも、RUN-3 の方が良好であり、担体充填率が処理能力に影響していることが確認された。ただし、RUN-2 よりも硝化性能が若干悪いのは、空気量すなわち酸素供給量が少ないため、担体に付着している微生物に、BOD 酸化、及び硝化に必要な酸素が十分供給されなかったためと考えられる (図 5. 7・8)。し

たがって、本プロセスでは29.4g/hの溶解性K-N負荷に対して、担体充填率15%以上、空気流量10.5m³/h以上が安定した硝化を行うための条件であった。RUN-4, 5では、さらに良好な処理を行うため、流入水量を減少させ、担体充填率、空気流量を増加した。RUN-4では流入水量を1.5→1.0m³/hとし、担体充填率を15→30%にした。この結果、調査期間中最も良好なK-N除去性能が得られた。さらにRUN-5では空気量を8→15m³/hに増加させ、十分な酸素を与えるように設定したが、K-N除去率はRUN-4以上にはならず、逆に若干低下した。水温の影響が大きいと思われるが、そのほかにエアレーションの増大により付着生物の剥離が生じたためとも考えられる。次にFBRと処理水のpHの経日変化を図5. 10に示す。本プロセスでは循環式硝化脱窒法のように硝化反応で消費されるアルカリ度を、脱窒反応により生成されたアルカリ度で補給するのではなく、流入水のアルカリ度のみに依存している。実験期間中のFBR流入水アルカリ度は平均200mg/Lであり標準的な都市下水(150mg/L)に比べれば若干高めであるが、硝化反応が行われていたRUN-3～5の場合においてもpHは6以上であった。ただし、流入水のT-N濃度が今回の実験よりも高い場合には、アルカリ剤の添加が必要と考えられる。また、処理水pHは、USBにおける脱窒反応によりアルカリ度が回収され、6.6～7.5の範囲であった。

②脱窒

RUN-4におけるUSBのNO_x-N還元によるN₂ガスへの変換量は、図5. 11に示したFBR outと処理水のNO_x濃度の差から、近似的に推定され、その値は約15mg/Lであった。これに比べRUN-5では低水温期であるため、NO_x-N流入量の変動に対して脱窒量が追従しきれず、10～15mg/Lの範囲となった。また、このときのNO_x-N除去率は、図5. 12に示したように、概ね60%以上であった。RUN-5のような低

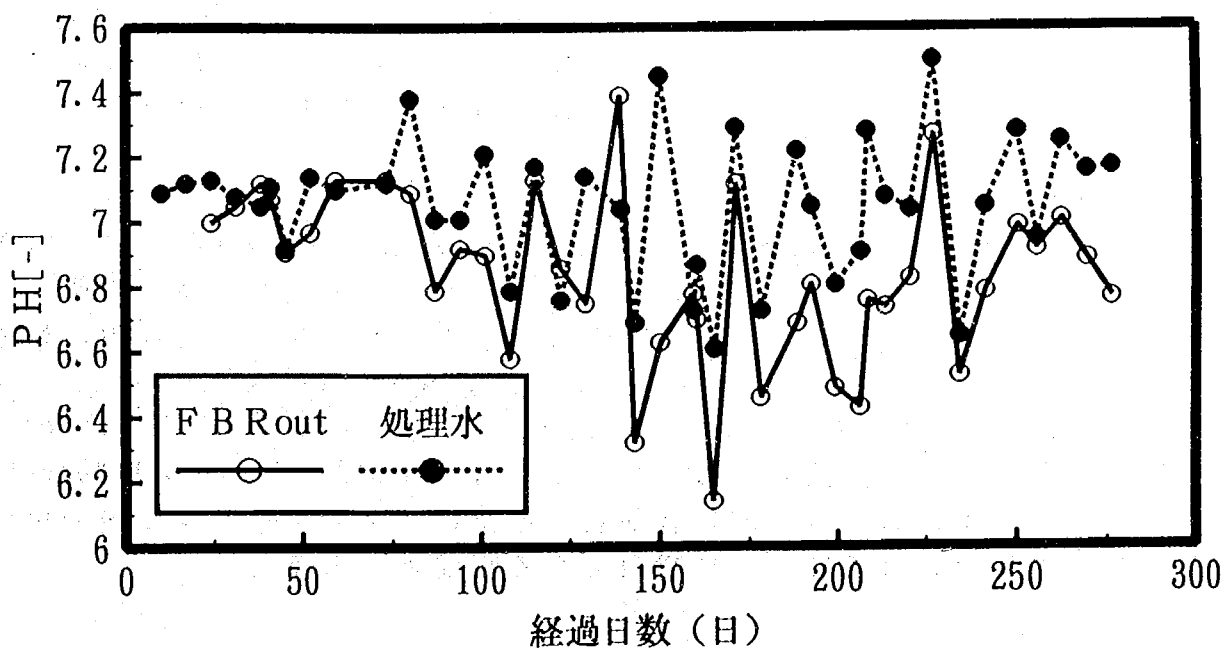


図5. 10 pHの経日変化

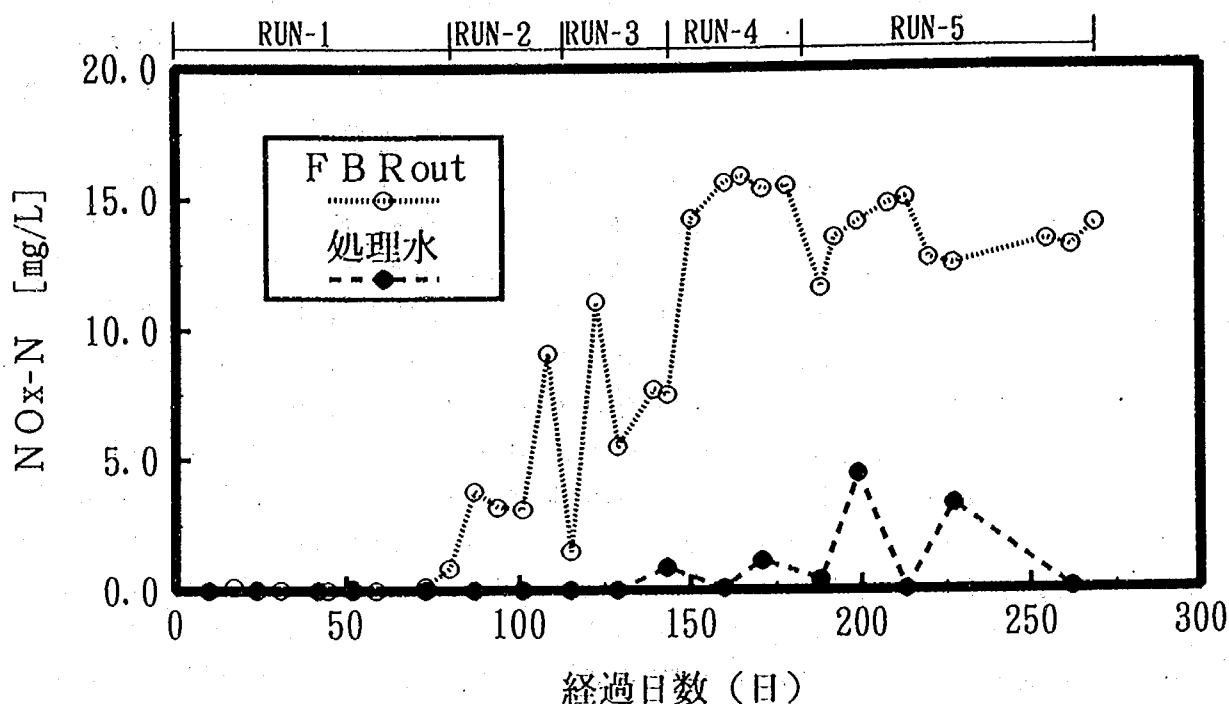


図 5. 1 1 酸化態窒素の経日変化

水温期において、さらに安定した脱窒反応を行わせるためには、U S B 内における脱窒細菌の高濃度化が重要と考えられる。

脱窒のためのBOD源としては、F B R 流出水（U S B 流入水）中のBODが用いられている。図 5. 6 に示したように F B R 流出水中には溶解性BODはほとんど含まれていないが固形性BODが存在している。脱窒のための有機物源としては、硝酸性窒素の2.47倍のBODが理論的に必要となる。U S B にて脱窒が良好に行われたRUN 5におけるF B R 流出水中の $BOD_{A_{TUT}}$ は平均68.9mg/lであり、理論的には27.9mg/lの硝酸性窒素を脱窒できる有機物量が確保されている。実際の流入酸化態窒素濃度は13~15mg/lであり、脱窒のために十分な有機物量が確保されている。

(4) 溶解性COD_{cr}除去

溶解性COD_{cr}の経日変化を図 5. 1 3 に示す。処理水の溶解性COD_{cr}は平均が約34mg/Lであった。今回のU S Tの汚泥管理は、汚泥界面をかなり高く維持していたため、下水中の生汚泥がU S T内に長く滞留することとなった。このため流入水の溶解性COD_{cr}は平均76mg/Lであるのに対し、U S T_{out}では平均94mg/Lとなり、U S T内で汚泥からのCODの溶出が約20mg/Lあった。U S Tにおける、溶解性COD_{cr}の増加分を加味すると、期間中のF B Rでの溶解性COD_{cr}除去量は約60mg/Lであった。なお、U S Tにおける溶解性有機物の溶出は、生物学的リン除去や脱窒のための水素供与体の供給手段として利用できる可能性がある。

(5) 硝化・脱窒速度

図 5. 1 4 に F B R と U S B において回分で測定した硝化・脱窒速度(最大速度)

と、各タンクの流入水と流出水の $\text{NO}_x\text{-N}$ 量の差より求めた、各タンクの時間当たりの硝化量、脱窒量を示した。また、図5. 15にはFBRの付着生物料を含めた固形物濃度と、USBのMLSS濃度の経日変化を示した。

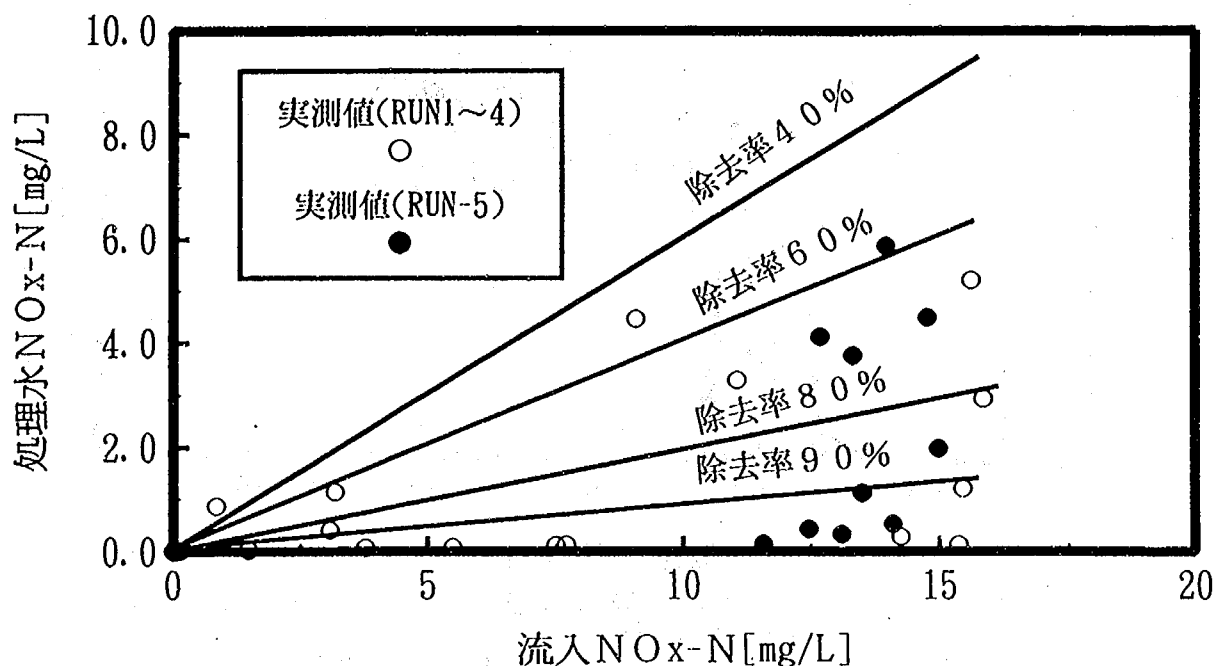


図5. 12 USBにおける $\text{NO}_x\text{-N}$ の除去

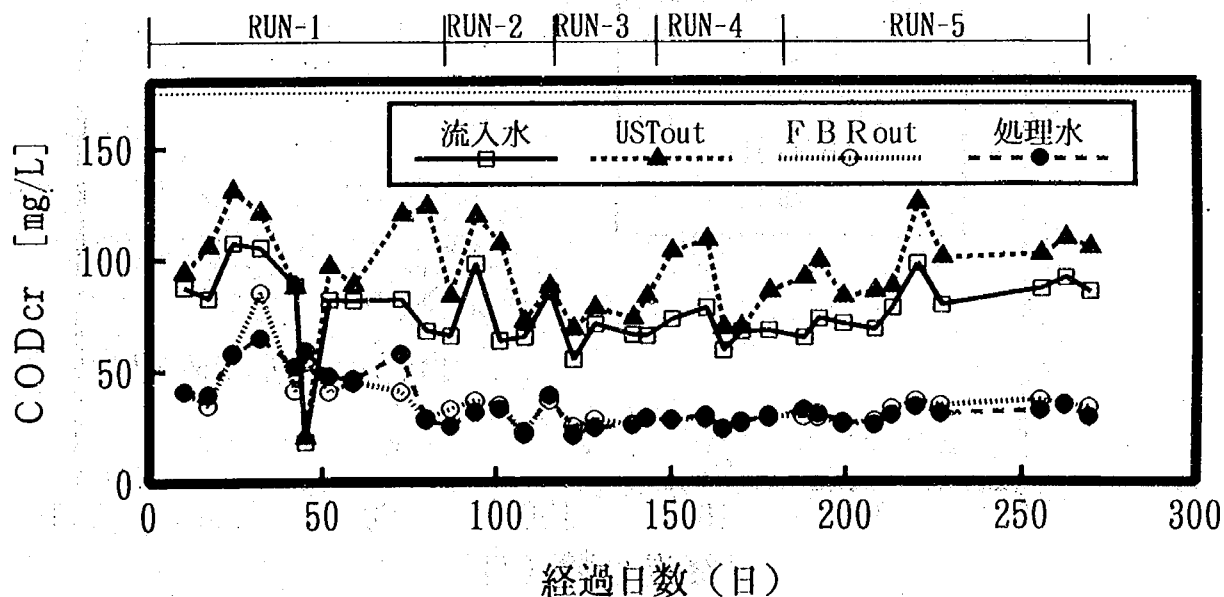


図5. 13 COD_{Cr} の経日変化

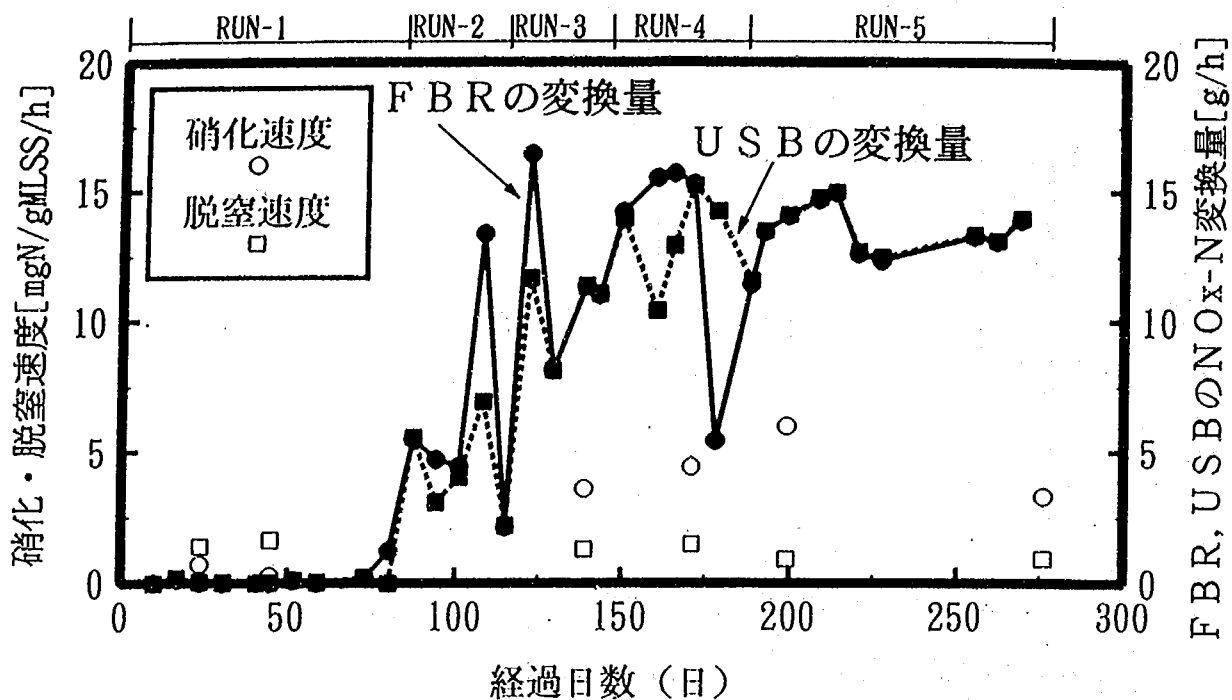


図 5. 1 4 F B R と U S B の硝化・脱窒速度と時間当たりの硝化量、脱窒量

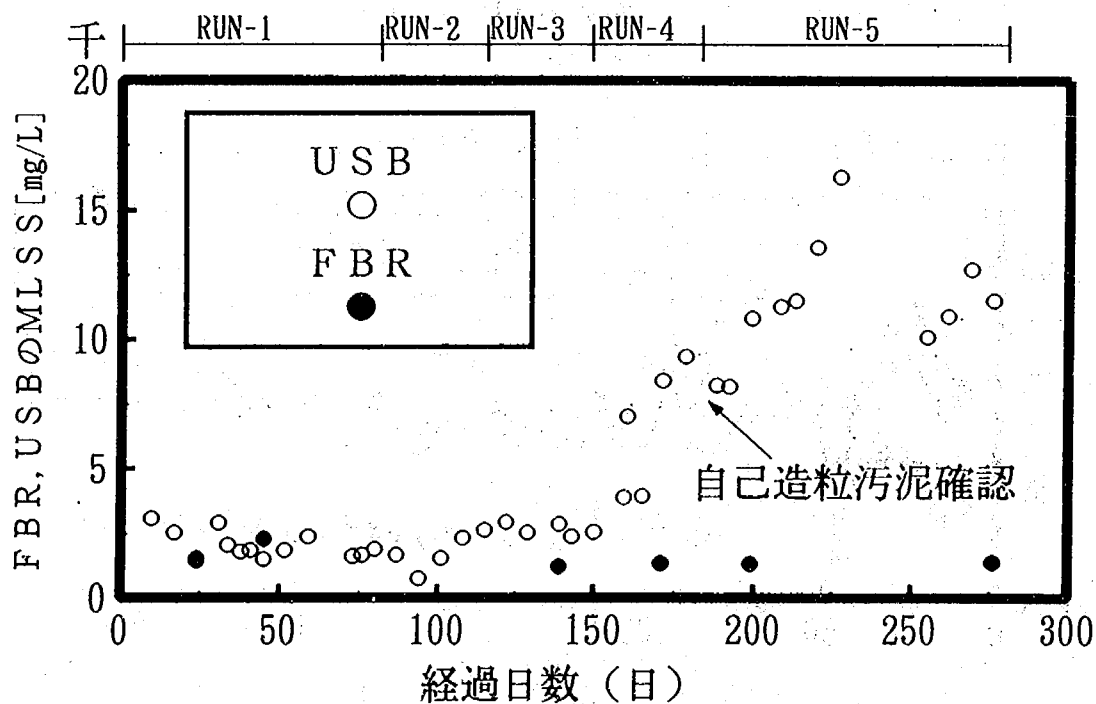


図 5. 1 5 各タンクのMLSS濃度の経日変化

① 硝化速度

回分試験で求めた硝化速度は、図 5. 1 4 より、RUN-1で 0.3mgN/gMLSS/h であったが、RUN-3～5では 6mgN/gMLSS/h まで徐々に増加し、それに伴って実際のFBRにおける硝化量も増大している。一方、本プロセスでは硝化液の循環、返送汚泥等によるMLSS濃度の管理を行っていないが、図 5. 1 5 に示すように、FBRの

SS(担体付着生物量+浮遊SS)濃度は、1300~2000mg/Lの範囲でRUN1~5までほぼ一定であった。タンク内SSが一定であるにもかかわらず、硝化速度が上昇するということは、FBR内のSS中の硝化細菌の割合が多くなったことを意味している。また、FBR内での担体付着SSと浮遊SSの存在比は、10:1~15:1であり、FBRのSSは、担体付着SSに起因するものが多いことが明かである。つまり、担体付着微生物に占める硝化細菌の割合が多くなったと言える。RUN-3~5では、担体充填率を増加させることにより、BOD酸化細菌に必要な菌体付着面積以上の面積が確保され、硝化細菌が付着可能となり、硝化細菌の割合を増加させることが可能であったため、硝化速度が上昇したものと考えられる。

② 脱窒速度

回分試験より求めた、USB内の汚泥の脱窒速度は、RUN-1~4では1.28~1.64 mgN/gMLSS/hであり、RUN-5の低水温期では0.91~0.94 mgN/gMLSS/hと、若干低下した。しかし、硝化速度が急激に上昇したとと比較すると、脱窒速度はほぼ一定であり、単位MLSSあたりの脱窒能力は、調査期間中を通じて大幅な変化はしないことが確認された。一方、図5. 14・15に示すようにUSBの脱窒量はMLSS濃度の増大に伴い増加している。これよりUSBの脱窒速度を、タンク内MLSS濃度と正の相関関係にあるものといえる。USBのMLSSは、水温が低下し始めたRUN-4から徐々に高くなり、185日目でMLSS濃度が約8000mg/Lに達した時点で、径が3~4mm程度で茶褐色の自己造粒汚泥を確認した(図5. 15)。

5. 2. 3 担体添加実験のまとめ

本節ではUFAUプロセスについて以下のことが明かとなった。

(1) 流入水の流入量が1.0m³/h、SS 110mg/L、BOD 170mg/L、T-N 26mg/L、の条件で、13℃の低水温下において、処理水SS 8mg/L、BOD 12mg/L、T-N 9mg/Lの良好な処理性能が確認された(RUN-5)。

(2) USTとUSBのSS除去率は、それぞれ平均して60%、80%であり、汚泥ブランケット型の固液分離は良好な結果を示した。

(3) FBRにおける付着生物を含めた固形物濃度は1300~2000mg/Lの範囲で変動し、このときの回分試験による硝化速度は0.3から6.0mgN/gMLSS/hへと、担体充填率や酸素供給量の増加によって大幅に増加した。

(4) FBRの硝化細菌の増殖速度は、従属栄養細菌との増殖の場をめぐる競合に影響され、本実験では担体充填率を15%以上にすることにより、BODを約90%以上、K-Nを70%以上除去することが可能であった。

(5) USBの最大脱窒速度は、0.9~1.6mgN/gMLSS/hであり、単位MLSSあたりの脱窒速度は硝化速度ほどには変化しなかった。

5. 3 USBでのアンモニアの生成に関する検討

前節までの研究で、UFAUプロセスは表5. 3に示すように滞留時間9~13時間で処理水全窒素濃度を5~10mg/l程度まで除去することが可能であることが明らかとなった。ここで更なる窒素の除去を考え、プロセスの処理特性に注目してみ

表 5. 3 プラント実験の運転条件と処理成績

実 験 条 件	期 間	9/22~10/26	10/27~1/24
	流入水量 (m ³ /h)	1.0	1.0
	全体の滞留時間 (h)	16	16
	固液分離タンク	2.8	2.8
	硝化タンク	5.6	5.6
	曝気循環タンク	1.9	1.9
	脱窒タンク	5.6	5.6
	反応タンク合計 (h)	13.2	13.2
	硝化タンク担体充填率	30%	30%
	空気流量 (m ³ /h)	8.0	15.0
結 果	水温 (°C)	18.9	13.3
	流入水 BOD (mg/l)	153	170
	T-N (mg/l)	22.1	26.3
	SS (mg/l)	100	110
	処理水 BOD (mg/l)	8.4	12.2
	T-N (mg/l)	4.3	8.8
	SS (mg/l)	5.9	8.1
	BOD-SS負荷 (kg/kg/d)	0.336	0.368
	A-SRT (日)	2.7	4.8~5.0
	T-N除去率 (%)	81	67

た。前節の運転における窒素の挙動をまとめると、図 5. 16 の通りであり、FBR で一旦硝化され低濃度になったアンモニアが USB で再び増加している。したがって USB におけるアンモニアの溶出が起これなければ、処理水窒素濃度を 1~2mg/l 程度まで除去することが可能だと考えられる。そこで、本節においては、実験プラントを用いて USB からのアンモニアの溶出を低下させる条件の検討を行い、その結果をふまえ、アンモニアの溶出原因についての検討実験(回分実験)を行い、アンモニアの生成メカニズムについて考察を行った。ここでは、その検討した結果を示す。

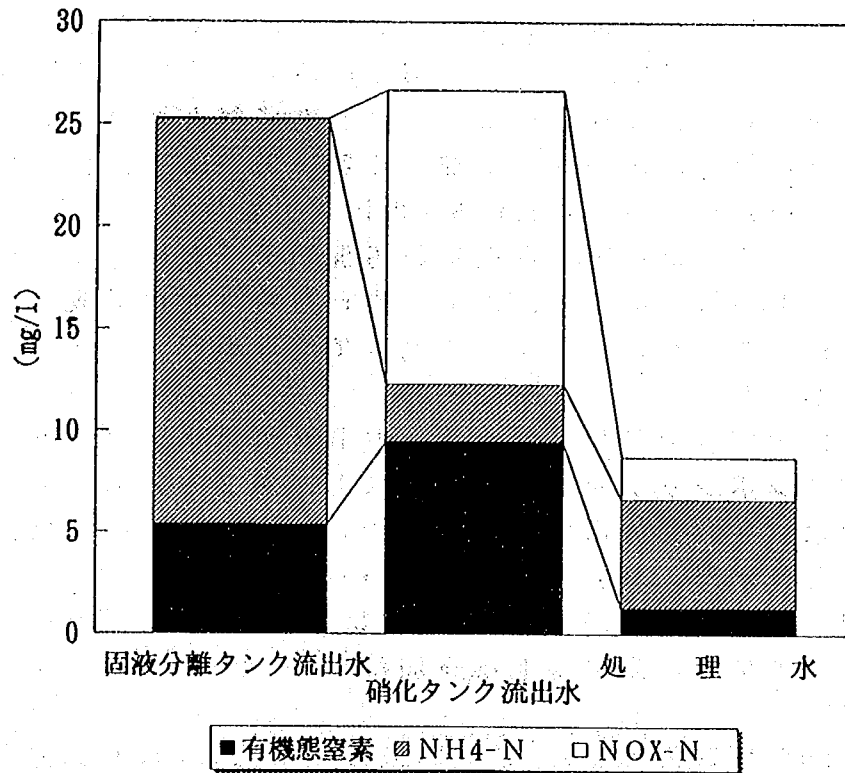


図 5. 16 UFAUプロセスにおける窒素の挙動

5. 3. 1 プラント実験

(1) 実験方法

本実験プラントにおける処理フロー、使用した原水、坦体などは前節と同様である。実験は1994年6月～9月の間、表5. 4に示す条件にて行った。

表 5. 4 アンモニア溶出実験時の運転条件

	RUN-1	RUN-2・1	RUN-3	RUN-2・2
期 間	6/7~7/19	7/20~8/12	8/13~8/21	8/22~10/4
経過日数(日)	3.8~8.0	8.1~10.4	10.4~11.3	11.4~15.7
脱窒タンク	≤0(嫌気)	0~0.5(微好気)	0.5≤(好気)	0~0.5(微好気)
DO濃度(mg/l)	NO _x -N(無)	NO _x -N(微量有)	NO _x -N(有)	NO _x -N(微量有)

今回の実験は、USBからのアンモニアの再溶出を低下させる条件の検討を目的としたため、FBRでの硝化反応には十分注意した。本プロセスでは、FBRで硝化が起きなければUSBが嫌気状態となり処理が悪化するため、実験は硝化に十分な比較的長い滞留時間(5.6h)と十分な送風量(15.0m³/h)で行い、USBをRUN-1(嫌気状態USB上部でDO, NO_x-Nが存在しない状態)、RUN-2(好気状態USB上部でDO=0.5以上, NO_x-Nが存在する状態)、RUN-3(微好気状態USB上部でDO=0~0.5, 少量のNO_x-Nが存在する状態)の3つの状態に設定し、アンモニアの溶出について実験を行った。ただし、硝化を十分に進行させるために滞留時間を長く

すると、USBの滞留時間も長くなって嫌気状態になり易いため、好気状態に設定する場合にのみ、USBからATへのエアリフト循環を行った。

また、USTの汚泥管理は、タンク下部への汚泥堆積による汚泥からの溶解性有機物の溶出が起こらないよう目視によりタンク底部より引き抜いた。USBの汚泥管理は、自己造粒汚泥がタンク下部より2mを保つように目視によりタンク底部より引き抜いていたが、1995年7月18日の汚泥引き抜き時に自己造粒汚泥を底部より大量に引き抜きすぎたため、自己造粒汚泥がタンク底部より50cm、浮遊汚泥がタンク下部より3mの状態になったため、自己造粒汚泥が形成されるよう汚泥が流出しない程度にできるだけ汚泥濃度を高めて管理を行ったが、自己造粒汚泥の増加は起こらなかった。

採水は、週1回の割合でFBR流入水、FBR流出水、USB流出水(処理水)について24時間コンポジットサンプルを採取し、週2～3回の割合でUST流入水、UST流出水、FBR流出水、USB流出水(処理水)の定時スポットサンプル採取した。また、水温、pH、DO、ORPについても同時に計測した。水質分析方法は、窒素(NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, K-N)の測定にはブランルーベTraccs800自動分析装置を用い、他の分析項目の測定は下水試験法(1984年版)によった。

(2) 実験結果

全実験期間、RUN-1(嫌気状態)、RUN-2(微好気状態)、RUN-3(好気状態)の実験結果を図5. 17～20に示す。

窒素の挙動

	有機態窒素	NH ₄ -N	NO _x -N
固液分離後の流出水	6.09	22.01	0.14
硝化タンク流出水	7.36	0.52	18.15
処 理 水	1.65	4.51	3.89

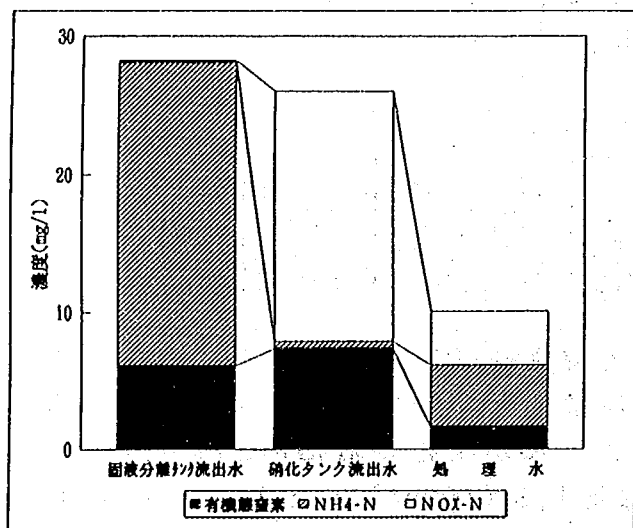


図5. 17 全期間の窒素の挙動

窒素の挙動

	有機態窒素	NH ₄ -N	NO _x -N
固液分離後の流出水	8.90	22.32	0.13
硝化タンク流出水	8.12	0.70	17.34
処 理 水	2.47	6.32	0.21

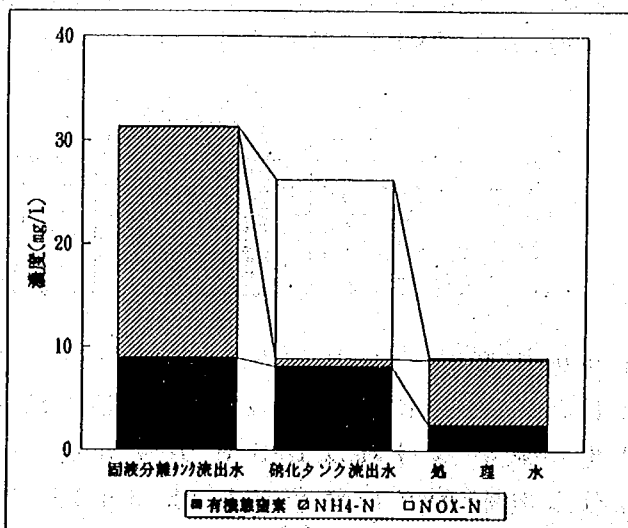


図5. 18 嫌気運転時の窒素の挙動

窒素の挙動

	有機態窒素	NH ₄ -N	NO _x -N
固液分離後の流出水	3.56	21.61	0.13
硝化タンク流出水	6.24	0.31	19.08
処 理 水	1.11	3.92	3.35

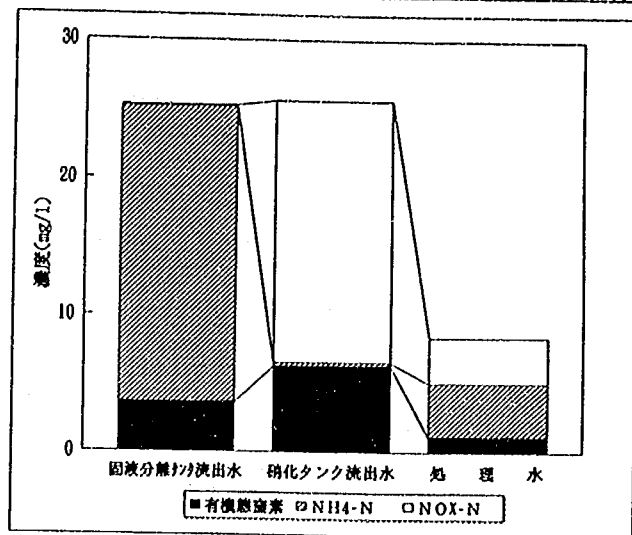


図 5. 19 微好気運転時の窒素の挙動

窒素の挙動

	有機態窒素	NH ₄ -N	NO _x -N
固液分離後の流出水	4.54	23.07	0.16
硝化タンク流出水	9.32	0.70	17.23
処 理 水	0.67	0.20	20.00

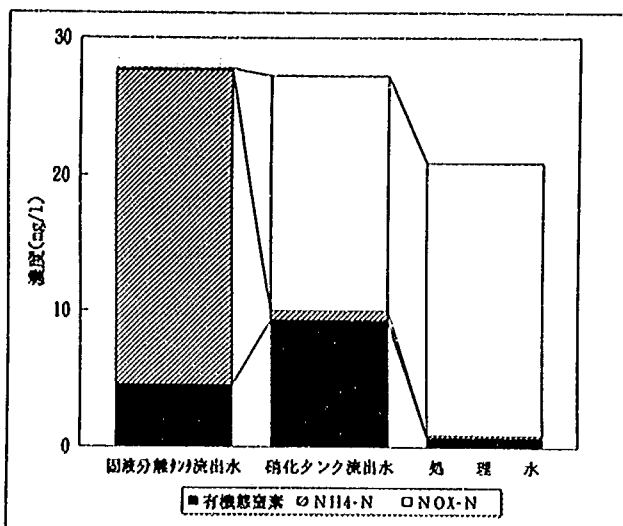


図 5. 20 好気運転時の窒素の挙動

図 5. 18、19 から、RUN-1(嫌気状態)、RUN-2(微好気状態)においてアンモニアの増加が起こることが分かった。原因について可能性を考察すると、①NO_x-Nの減少(脱窒)による好気性の代謝によって、アンモニアが代謝生成物として放出される、脱窒に伴う一般的な現象、②汚泥が自己分解することで、生物体からのアンモニアが溶出するという、自己分解に伴う一般的な現象、③FBRより流入した、剥離した担体付着生物膜(有機態窒素)が、脱窒による代謝生成物を生産したか、または、自己分解したことに伴うアンモニアの増加という、担体付着生物膜に特有の現象、の3通りの原因が考えられる。RUN-3(好気状態)についても、アンモニアの増加は見られないがRUN-2におけるアンモニア増加分程度のNO_x-Nの増加が見られることから、一旦USBでアンモニアが溶出したが、循環曝気により供給された酸素によって、増加したアンモニアが再び硝化されて、NO_x-Nが増加したものであると考えられる。したがって、アンモニアの溶出原因は、上記の3つの原因によるものと考えられることができる。また、嫌気、微好気、好気の3状態のアンモニア増加量に注目すると嫌気状態の時に他の2状態よりも増加量が多い。したがって、原因としては、アンモニアの溶出原因が異なるか、溶出原因が同じならばアンモニアの溶出速度が、嫌気状態の場合に大きくなると考えられる。よって、これらの3つの場合について以下のような回分実験を行った。

5. 3. 2 回分実験

(1) 実験方法

①脱窒に伴うアンモニアの生成実験

本実験プラントのUSB内の脱窒としては溶解性有機物の摂取に付随する脱窒と、

内生脱窒による脱窒の2通りが考えられる。ここでは、硝化脱窒を行っている通常の活性汚泥を用いて、生下水中の有機物にグルコースを加えた有機物源を用いた脱窒と、活性汚泥のみでの内生脱窒の、両方の条件において窒素、溶解性TOC、りん等の挙動を追った。なお、用いた活性汚泥は、UFAUパイロットプラントと同じ下水を使用している、嫌気-無酸素-好気法のパイロットプラントより採取したものであり、汚泥中の窒素含有率は6%であった。この含有率は担体付着生物のそれと等しかった。

②汚泥の自己分解に起因するアンモニアの増加実験

前述の活性汚泥を用いて、嫌気状態において、有機物がある場合と無い場合の2通りについて実験を行った。

③担体付着生物に起因するアンモニアの増加実験

担体付着汚泥と活性汚泥を混合し、嫌気、無酸素の両状態におき、窒素、溶解性TOCの挙動を追った。また、担体付着生物のみを嫌気状態に置く実験も行った。

(2) 実験結果

①脱窒に伴うアンモニアの生成実験では、図5. 21、22に示すとおり、有機物存在下の脱窒においても内生脱窒においてもアンモニアの生成は起こらなかった。むしろ、生物体への吸収のためアンモニアは減少傾向を示した。

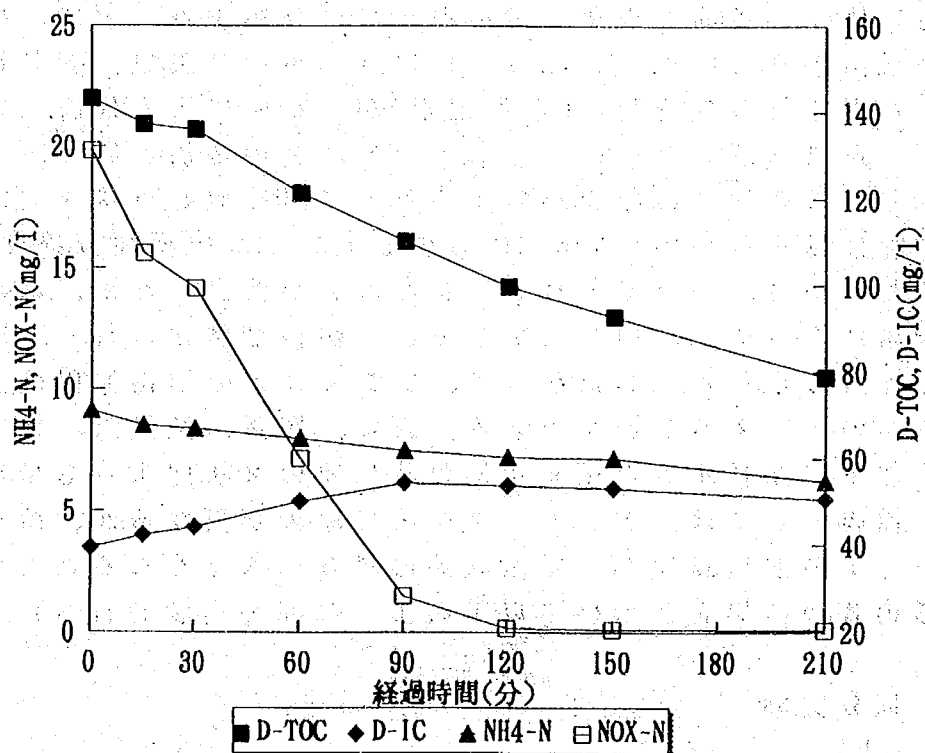


図5. 21 アンモニアの生成 (NOx+活性汚泥+下水+グルコース)

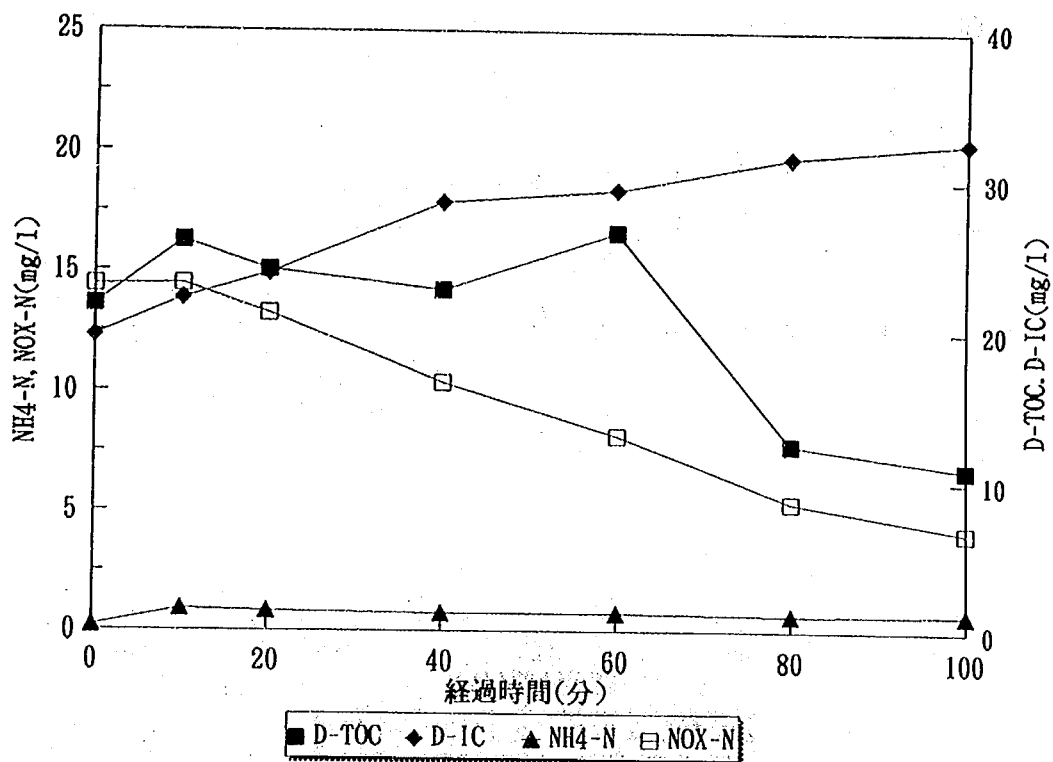


図 5. 2.2 アンモニアの生成 (NOx + 活性汚泥)

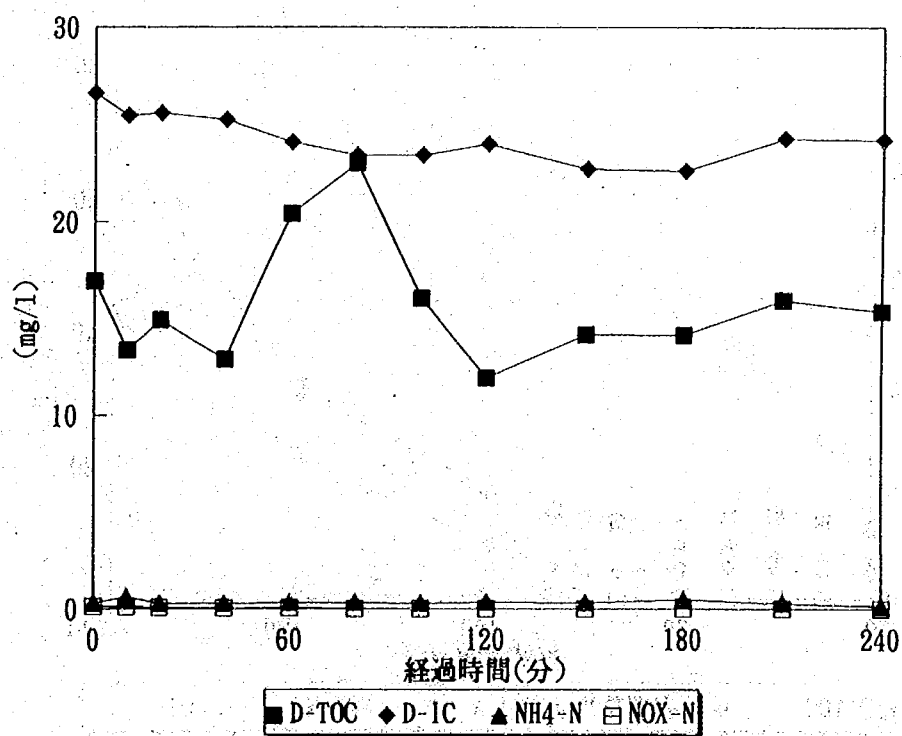


図 5. 2.3 アンモニアの生成 (活性汚泥のみ)

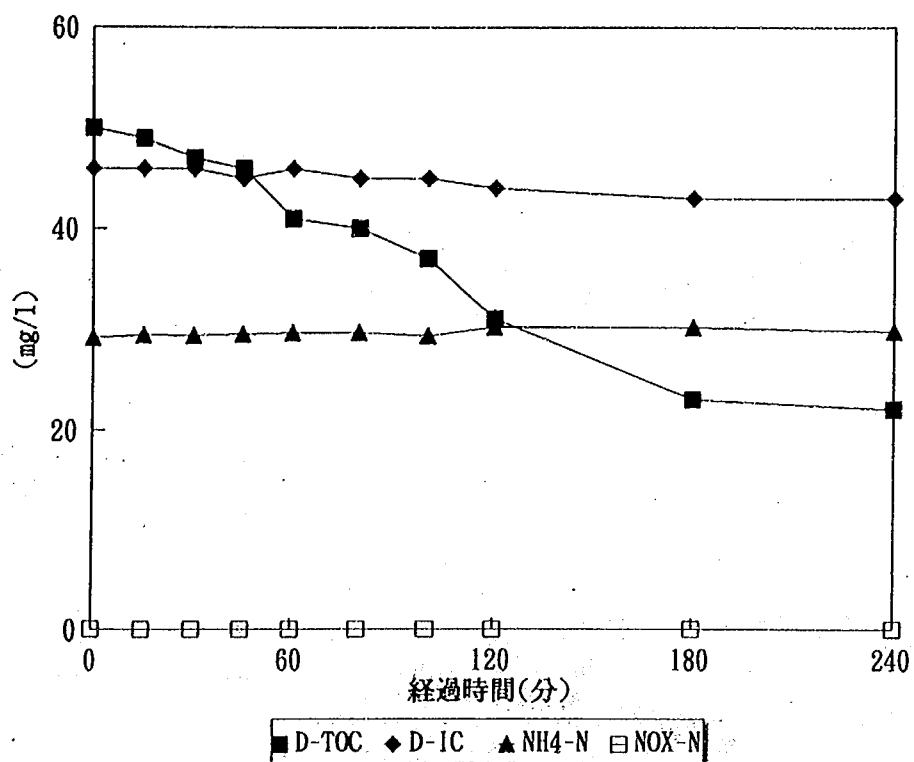


図 5. 24 アンモニアの生成 (活性汚泥 + 下水 + グルコース)

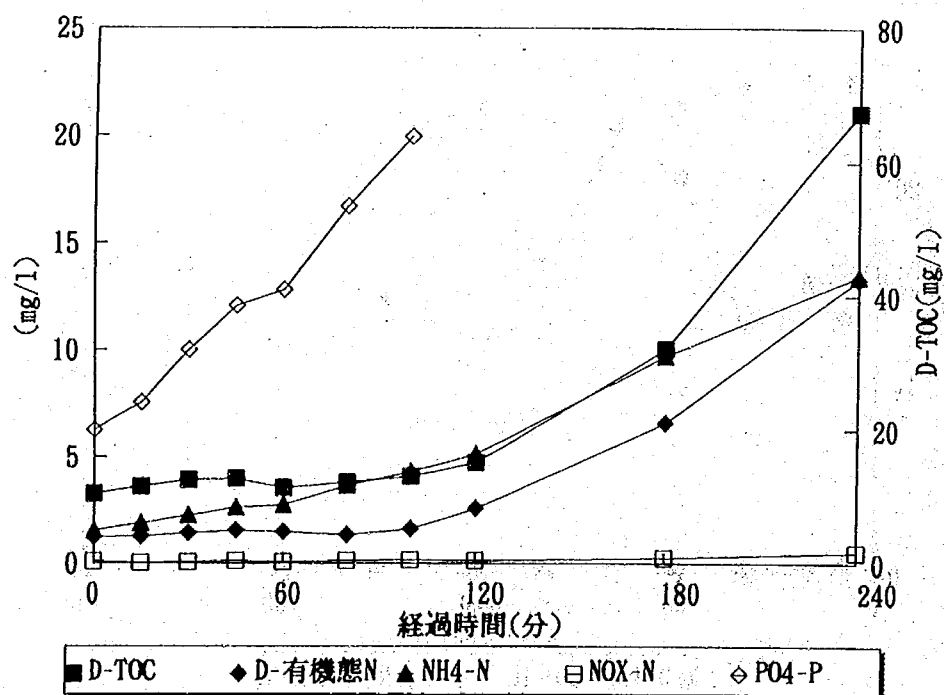


図 5. 25 アンモニアの生成 (担体付着汚泥 + 活性汚泥)

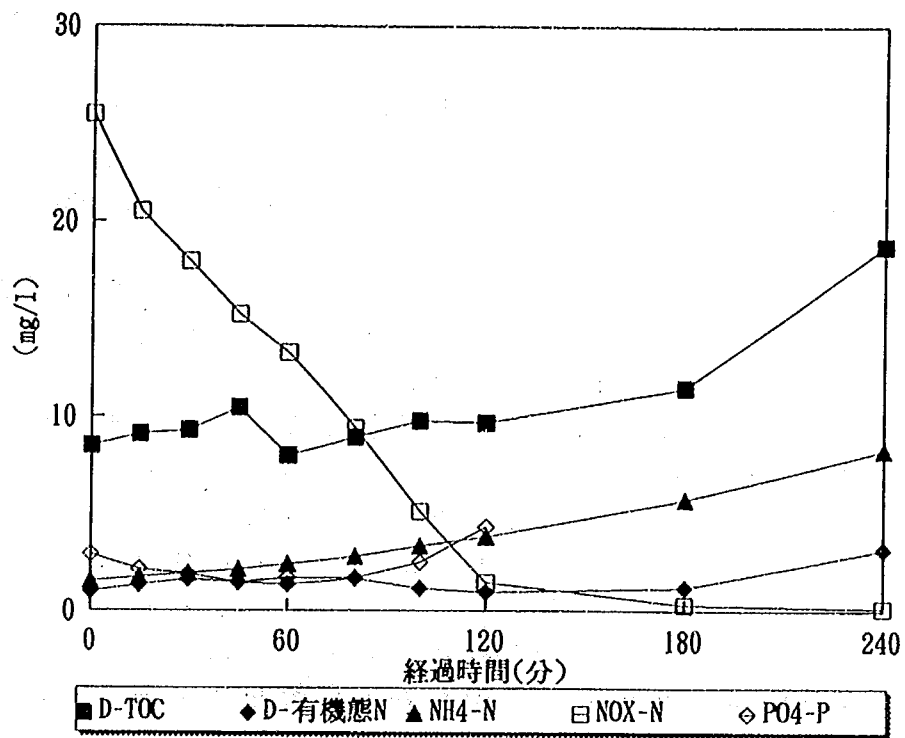


図 2. 2 6 アンモニアの生成 (NOx + 担体付着汚泥 + 活性汚泥)

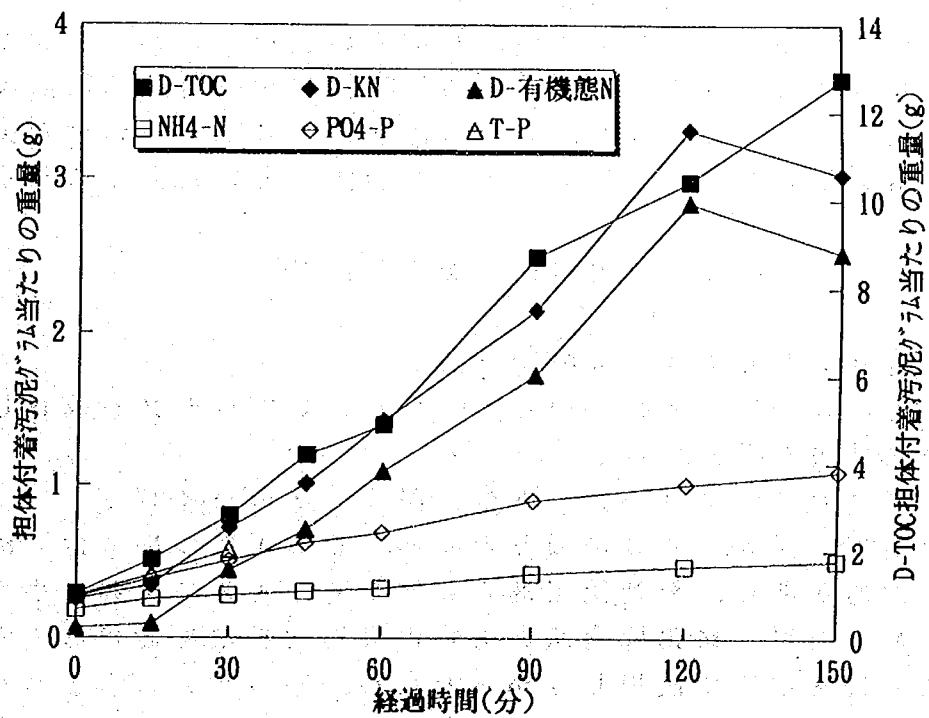


図 2. 2 7 アンモニアの生成 (担体付着汚泥のみ)

②また、図5. 23、24に示すとおり、汚泥の自己分解に関する実験においても、有機物が存在するしないにかかわらずアンモニアの溶出、TOCの増加は起こらなかった。

③担体付着微生物(有機態窒素)に起因するアンモニアの増加実験においては、嫌気、無酸素の両状態においてアンモニアの増加が認められた。実験結果を図5. 25、26に示す。図から明らかなように、その増加速度は無酸素状態より嫌気状態の場合の方が大きく、自己分解を起こしやすい嫌気状態の場合において、アンモニアの溶出が加速されている可能性がある。また、担体付着生物のみで行った実験の結果を図5. 27に示すが、担体剥離汚泥からは有機態窒素が溶出していることが明らかとなった。活性汚泥と混合した図5. 25、26の実験では嫌気状態でアンモニア、有機態窒素の増加が顕著にみられ、無酸素状態では有機態窒素の溶出は相対的に小さな量であった。これらのことより、担体付着汚泥から溶出した有機態窒素の一部が、活性汚泥中の微生物によってアンモニアに分解されたものと思われる。UFAUプラントでは、FBR担体から剥離した担体付着微生物がUSBの汚泥ブランケットで捕捉され、これから溶出した有機態窒素が、USB内の汚泥でアンモニアに分解されたと考えられる。

なぜ、担体付着微生物より有機態窒素が急速に溶出するかについては、明確な検証ができなかったが、顕微鏡観察によると担体付着微生物中には多量の原生動物が含まれており、これらが活発に細菌類を補食する際に、排泄物として有機態窒素や溶解性有機物が放出されるためではないかと思われた。

5. 3. 3 まとめ

本実験結果をまとめると以下になる。

本処理プロセスでは、USBで嫌気、無酸素の状態においてアンモニアの増加が認められ、USBにおけるアンモニアの増加は担体付着生物に起因し、その増加速度は嫌気状態に置いて大きく、USB汚泥によりその担体付着生物から溶出した有機態窒素が分解されてアンモニアが増加するものと考えられる。

5. 4 新窒素除去プロセスの実用性に関する検討

5. 4. 1 新窒素除去プロセスの設計法

これまでで得られたデータを整理して、UFAUプロセスを改良した新窒素除去プロセスの設計法を提案するものとする。

新窒素除去プロセスのフローシートは、図5. 3のパイロットプラントのフローを一部変更して、図5. 28の通りとする。USTについては、溶解性有機物の溶出という問題があり、最初沈殿池と比較して、容積を大幅に小さくすることができないため、循環式硝化脱窒法と同様の最初沈殿池を設けることとした。ATは、本実験では基本的に使用しなかったため、設けないこととした。硝化が十分進行した状態では、硝酸性窒素が、USBのスラッジブランケットに供給されるため、酸素不足になることはなかった。このため、UFAUの名称を変更して、

流動床+汚泥床プロセス (Fluidized Bed+Sludge Blanket Reactor: F B S B プロセス) と呼ぶこととする。

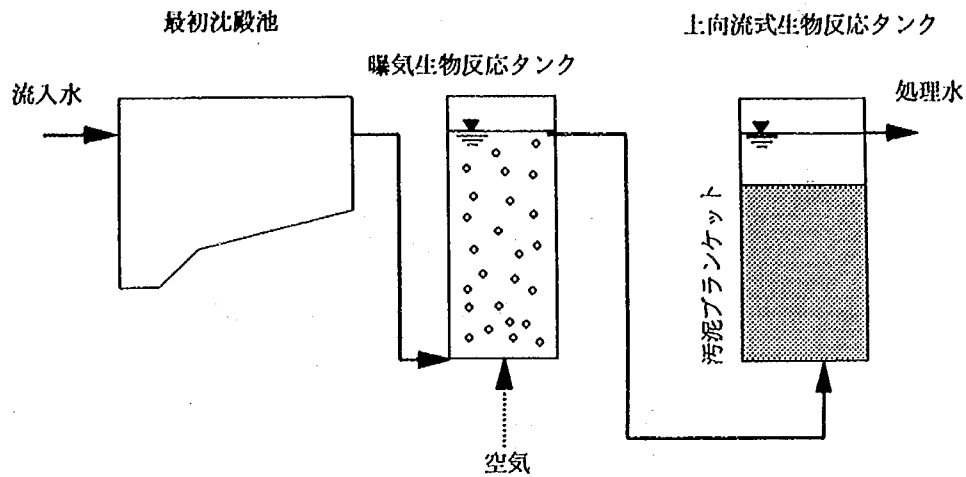


図 5. 28 F B S B プロセスのフローシート

(1) F B R の設計

F B R では、微生物固定化担体による硝化を進行させるに足る容量が必要である。担体投入量を増加すると、硝化細菌の増殖が促進され、より小容量の反応タンクで硝化を進行させることができる。今回の実験では見かけ体積あたり 30 % の担体を F B R に投入したが、同じ担体を用いた他の実験では 40 % の投入量で担体の流動や、酸素の溶解効率に悪影響は出なかったという報告がある⁴⁾。今回の容量計算では、担体充填率 30 % とし、安全側の計算を行う。

担体充填率を固定した場合、硝化に関与する因子としては、溶解性 K - N の反応タンク容積負荷と水温が、大きな影響を持つと考えられる。このため、硝化の進行に影響する硝化細菌の増殖速度が低下する低水温期 (10 月 ~ 3 月) のパイロットプラントの運転データより、溶解性 K - N 容積負荷と、硝化率 (F B R 流出水中の溶解性 T - N 濃度に占める、 $\text{NO}_x - \text{N}$ 濃度の割合) の関係を調べてみた。図 5. 29 はその結果であり、K - N 容積負荷として $0.1 \text{ kg-KN/m}^3 \cdot \text{日}$ 以下であれば、良好な硝化が行われることが分かる。一部のデータで負荷が低いにも拘わらず、硝化率が低いものがあるが、これは水温が 10°C と極端に低下した場合のデータである。F B R で担体添加率が低い場合、担体をめぐる従属栄養細菌と

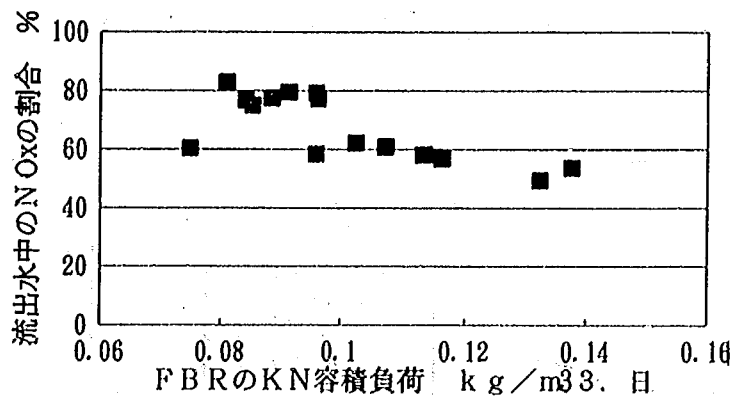


図5. 29 溶解性K-N容積負荷と、硝化率の関係

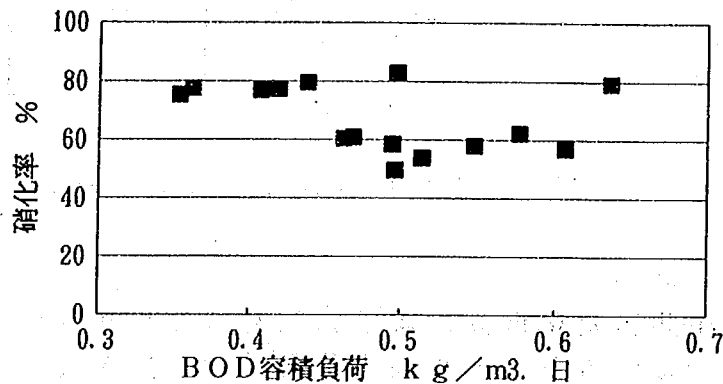


図5. 30 FBRへ流入したBODの容積負荷と、硝化率の関係

硝化細菌の競争が問題となった。図5. 30は、図5. 29と同じ時期の、FBRへ流入したBODの容積負荷と、硝化率の関係を示したものである。一応、BOD容積負荷が低いほど、良好な硝化率となっているが、BOD負荷が高い場合にも硝化率がよい場合もあり、明確な関係は見いだせない。担体充填量が十分あれば、流入BODは、硝化に大きな影響を与えないといえよう。硝化が十分進行する条件では、溶解性BODの除去が良好であることは、明白である。以上より、担体充填率30%のFBRにおいては、K-N容積負荷で、 $0.1\text{kg-KN/m}^3 \cdot \text{日}$ 以下を容量設計の基準とする。

FBRの必要酸素量は、BOD酸化とアンモニア酸化、および微生物の内生呼吸量より、常法³⁾より求めることができる。ただし、FBRではBODの酸化を十分に行ってはおらず、主に溶解性BODを固形性BODに変換している。変換された固形性BODは、USBにて更に酸化されるが、このときにFBRで硝化のために消費された酸素の一部を利用している。このため、USBにおいて、酸素の回収を見込むことができる。一方、酸素の供給に関しては、酸素移動効率を決定する必要がある。FBRのエアレーションにおける酸素移動効率は、今回用いた担体が存在している場合でも、担体がない場合の酸素移動効率と異ならないという報告があるが⁴⁾、別途行った清水実験で実測された酸素移動効率を用いて、10%とする。

FBRにおけるSSの生成は、流入水に比較して、処理水SSが常に大きいこ

とからも明らかである。FBRへの流入SSが変化しないと仮定すると、溶解性有機物が、SSに転換する割合を求めることによって、FRBにおけるSS発生量を予測することが可能である。高水温期の、RUN3における溶解性のBOD、COD_{cr}のSS転換率はそれぞれ、0.22, 0.25であった。また、低水温期のRUN5では、それぞれ0.32, 0.27と、やや大きな値となった。これらより、FRBにおけるSS発生量＝流入するSS＋流入溶解性BOD×0.32で、FRBにおけるSS発生量を推定できる。

(2) USBの設計

USBの機能は、FRBの硝化に続く脱窒と、スラッジブランケットによる固液分離である。スラッジブランケットの濃度を、適正に維持することは脱窒のために必要であり、汚泥界面高さの制御は、良好な固液分離のために必須の条件である。脱窒に影響を与える因子としては、酸化態窒素($\text{NO}_x\text{-N}$)の容積負荷、BOD容積負荷、水温が考えられる。低水温期における $\text{NO}_x\text{-N}$ 容積負荷、及び、BOD容積負荷とT-N除去率、及び脱窒率の関係を示したものが図5. 31、5. 32である。ここでいうT-N除去率は、FRBに流入したT-NとUSB処理水のT-Nから求めたものであり、脱窒率はUSB流入水の酸化態窒素の減少から求めたものである。

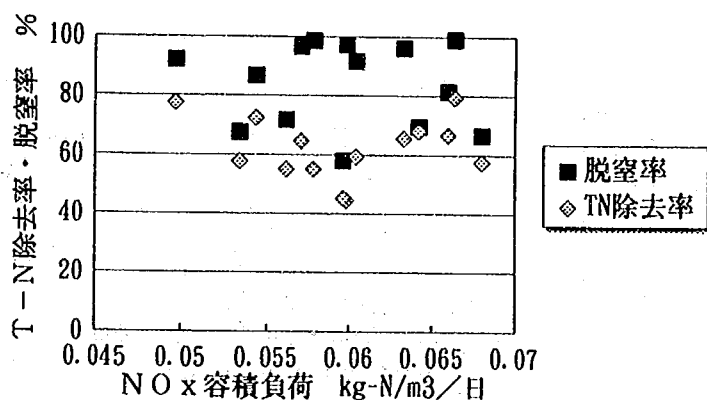


図5. 31 低水温期 $\text{NO}_x\text{-N}$ 容積負荷とT-N除去率、及び脱窒率の関係

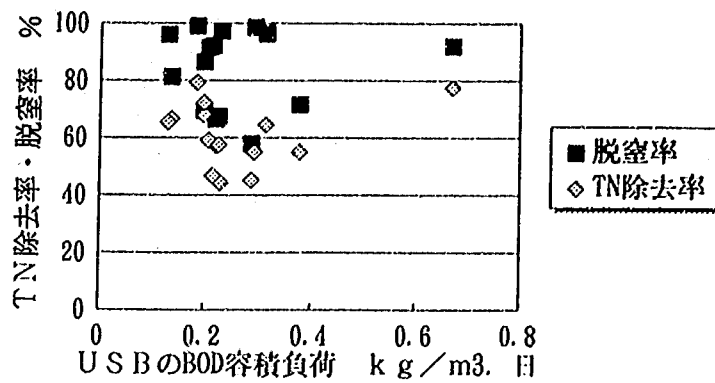


図 5. 3 2 低水温期 BOD 容積負荷と T-N 除去率、及び脱窒率の関係

いずれの図においても、明白な関係は見いだせなかった。USBにおける脱窒は、汚泥ブランケット内の酸化還元電位 (ORP) に大きく影響されることが考えられるため、図 5. 3 3 にブランケット内の ORP と処理水中の $\text{NO}_x\text{-N}$ 、溶解性 K-N の関係を示した。図より ORP で 0 mV の場合に、 $\text{NO}_x\text{-N}$ 、溶解性 K-N と最もよく除去されていることがわかる。ORP が高すぎる場合には、 $\text{NO}_x\text{-N}$ が増加する傾向にある。

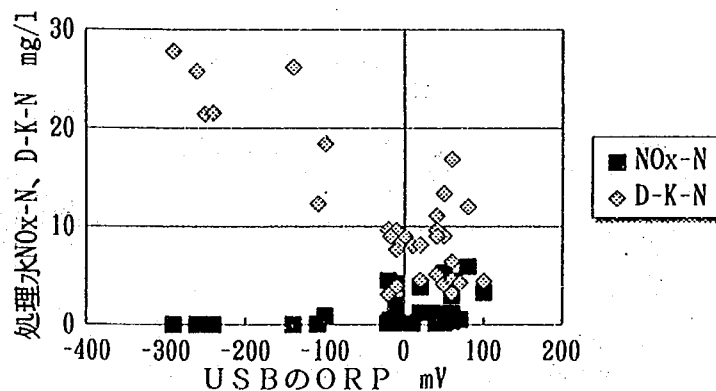


図 5. 3 3 ORP と処理水中の $\text{NO}_x\text{-N}$ 、溶解性 K-N の関係

溶解性 K-N も、増加しているものが見られるが、運転の初期に FBR での硝化が不十分であったときのデータであり、基本的に ORP が高いときには、処理水中の D-K-N は低くなる。ORP が低い場合には、 $\text{NO}_x\text{-N}$ はほぼ 0 となるが、溶解性 K-N が増加する。FBR 流出水には、これほどの高濃度の溶解性 K-N が含まれていないため、USB 内で新たに生成した溶解性 K-N と考えられる。いずれにしても、汚泥ブランケット内の ORP を適切に制御することによって、脱窒が可能であることが示され、BOD 容積負荷、 $\text{NO}_x\text{-N}$ 容積負荷などには、脱窒現象が、あまり支配されていないことが示された。USB の ORP は、適正な汚泥量の維持と、USB へ持ち込まれる溶存酸素で制御することができる。

適正な汚泥量は、処理水中に SS が流出しないよう、良好な汚泥ブランケット

を形成するための、汚泥量でなくてはならない。図 5. 3 4 は U S T 内の汚泥量と、処理水 S S の関係である。汚泥量が少なすぎる場合には、S S のリークが激しく見られる。汚泥量としては、30～40 kg が適当である。あまり汚泥量を多くすると、汚泥ブランケットでの内生呼吸量が増加し、循環曝気量を上げなくてはならないため、30 kg を適正な汚泥量とする。

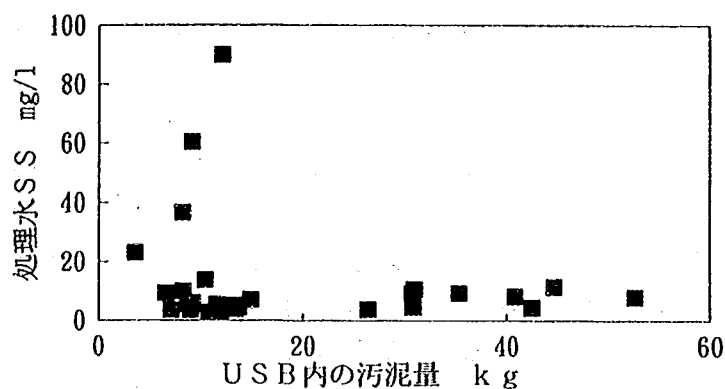


図 5. 3 4 U S T 内の汚泥量と処理水 S S の関係

S S のリークには、汚泥界面の位置も関係する。図 5. 3 5 は、U S B の水面からの汚泥界面の位置と、処理水 S S の関係である。汚泥界面は、水面から 1 m 以上、下にあることが必要である。パイロットプラントにおいては、汚泥ブランケット部に相当する、U S T の直胴部は、水面下 1. 2 m の位置にあるため、設計上は、この位置まで汚泥ブランケットが存在すると仮定すると、汚泥ブランケットの設計 S S 濃度は、6,600 mg/l となる。

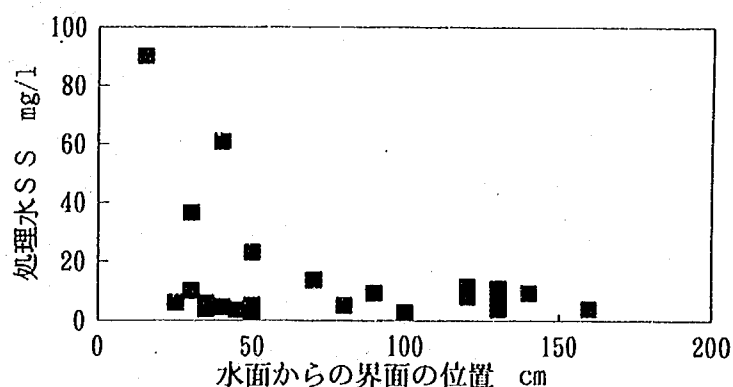


図 5. 3 5 U S B の水面からの汚泥界面の位置と処理水 S S の関係

一方、低水温期の汚泥ブランケットにおける比脱窒速度は、0.9 mg-N/g-SS/h であったことから、汚泥ブランケットにおける脱窒速度は、5.94 mg-N/L・h となる。

汚泥ブランケットにおける酸素消費量については、特に測定は行わなかったが、F R B 流出水の溶解性 B O D が十分除去されており、硝化が進行して U S B に持

ち込まれる酸化態窒素が十分あり、D Oが4mg/L以上あれば、酸素不足となることはなかった。このため、本実験では、曝気循環を行わなくても、十分な酸素を、U S Bに供給することが出来た。

U S Bにおいては、溶解性B O Dや溶解性C O D_{c r}はほとんど変化しない。これらは、F B RにおいてS Sに変換されているためである。このため、U S Bにおける汚泥発生量は、F B Rで発生する汚泥量に影響を受ける。U S Tに流入する固形物と、余剰汚泥や処理水中のS Sとして系外に排出される固形物の比は、高水温期のRUN3で、0.25、低水温期のRUN5で0.72であり、水温に大きく影響された。

5. 4. 2 F B S Bプロセスと既存の窒素除去プロセスとの比較

今回開発したF B S Bプロセスが、既存の窒素除去プロセスと比較し、どのような特性を有しているのかを検討し、実用性を確認する事とする。既存の窒素除去プロセスとしては、循環式硝化脱窒法を選択した。本法はわが国において、平成6年現在、窒素除去を行っている16カ所の公共下水道のうち、9カ所で採用されている、最も一般的な窒素除去プロセスである⁵⁾。比較の条件として流入水質、処理水質及び処理水量を同一の条件とし、F B S Bプロセスと循環式硝化脱窒法の反応タンクの容積、送風機・攪拌機・ポンプの消費電力、発生汚泥量、維持管理性を比較するものである。

比較の前提条件を表5. 5に示す。

表 5. 5 比較の前提条件

設計水量：計画1日最大汚水量 $10,000(\text{m}^3/\text{d})$ の系列を仮定する。

計画1日平均汚水量 $Q_{in} = 8,000(\text{m}^3/\text{d})$

(冬期における1日最大汚水量)

計画1日最大汚水量 $Q_{in,max} = 10,000(\text{m}^3/\text{d})$

設計流入水質：生物反応タンク流入水質は次のとおりとする。

BOD $130(\text{mg}/\text{l})$ (内 S-BOD $88(\text{mg}/\text{l})$)

SS $70(\text{mg}/\text{l})$

T-N $36(\text{mg}/\text{l})$

設計目標水質：最終沈殿池流出水の目標水質（ただし平均値）は次のとおりとする。

BOD $10(\text{mg}/\text{l})$

SS $5(\text{mg}/\text{l})$

T-N $12(\text{mg}/\text{l})$

(処理水 T-N の形態は $\text{NO}_x\text{-N}$ $10(\text{mg}/\text{l})$ 、 $\text{K}_1\text{-N}$ $2(\text{mg}/\text{l})$ とする。)

(1) 反応タンク容量の比較

① FBSB プロセス

1) 最初沈殿池容積： V_s

夏期の流入水量 $Q_{in,max} = 10,000\text{m}^3/\text{日}$ 、水面積負荷 $L_s = 40(\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、有効水深 $H = 3(\text{m})$ とすると

$$V_s = \frac{Q_{in,max}}{L_s} \cdot H = \frac{10,000}{40} \times 3$$

$V_s = 750(\text{m}^3)$ となる。

2) FBR 容量； V_{FBR}

生物反応タンク流入水 T-N 濃度 $C_{TN,in} = 36(\text{mg}/\text{L})$ 、うち、溶解性 K-N $C_{D-K-N,in}$ を $32(\text{mg}/\text{L})$ とする。冬期における溶解性 K-N 負荷 $L_{D-K-N,in}$ は、

$$L_{D-K-N,in} = 32 \times 8,000 \times 10^{-3} = 256(\text{kg-D-K-N}/\text{日})$$

低水温期にFBRで硝化が進行する条件は、図5. 29より、設計溶解性K-N・容積負荷 $V L_{D-K-N, D}$ で 0.1 kg-D-K-N/m^3 であるから、FBR容積は

$$V_{FBR} = L_{D-K-N, in} / V L_{D-K-N, D} = 256 / 0.1 = 2,560 (\text{m}^3)$$

2) USBの容積； V_{USB}

USBの自己造粒汚泥濃度 X を、図5. 34、35より、 $6,600 \text{ mg/l}$ と設定する。

低水温期における、比脱窒速度 $K_{DN} = 0.9 \text{ mg-N/g-SS/h}$ から、USB反応部の容積あたりの脱窒速度 $V K_{DN}$ は、

$$V K_{DN} = X \cdot K_{DN} \times 10^{-3} = 5.94 (\text{g-N/m}^3/\text{h})$$

USBへの $\text{NO}_x\text{-N}$ 負荷 $L_{\text{NO}_x, DN}$ は、図5. 29より、流入D-K-N負荷 $L_{D-K-N, in}$ の80%であるから、

$$L_{\text{NO}_x, DN} = L_{D-K-N, in} \times 0.8 = 256 \cdot 0.8 = 205 \text{ kg-N/日}$$

USBの反応部の容積は

$$V_{USB} = L_{\text{NO}_x, DN} / V K_{DN} / 24 / 10^{-3} = 205 / (5.94 \times 24) / 10^{-3} = 1,440 (\text{m}^3)$$

USBの固液分離部の容積は以下のようにして求める。

水深は、パイロットプラントに準じて 1.2 m とする。

必要面積は、パイロットプラントに準じて、USB反応部の2倍とする。

USB反応部の水深を 4 m とすると、反応部面積は

$$1,440 / 2 = 720 (\text{m}^2)$$

USB固液分離部の容積は

$$720 \times 2 \times 1.2 = 1,728 (\text{m}^3)$$

以上より、最初沈殿池 V_s 、FBR容積 V_{FBR} とUSBの容積 V_{USB} の合計は

$$750 + 2,560 + 1,440 + 1,730 = 6,480 (\text{m}^3)$$

② 循環式硝化脱窒法

1) 最初沈殿池容量； V_s

F B S B プロセスと同様に

$$V_s = 750 \text{ m}^3$$

2) 循環比

生物反応タンク流入水 T-N 濃度 $C_{TN, in} = 36 \text{ (mg/L)}$ 、最終沈殿池流出水 N O_T-N 濃度

$C_{NOx, eff} = 10 \text{ (mg/L)}$ 、 $C_{TN, in}$ の内硝化に係わる窒素の比 $\alpha = 0.7$ とすると循環比 R は、

$$R = \frac{\alpha \cdot C_{TN, in}}{C_{NOx, eff}} - 1$$

$$R = 1.52$$

$\approx 1.5 \text{ (-)} \text{ とする。}$

3) MLSS 濃度

タンク内 MLSS 濃度を $3,000 \text{ (mg/L)}$ とする。

返送汚泥濃度を $9,000 \text{ (mg/L)}$ とすると汚泥返送比 R_r は

$$\frac{9,000 \times R_r}{R_r + 1} = 3,000$$

$$R_r = 0.5 \text{ (-)} \text{ となる。}$$

循環水量 Q_c および返送汚泥量 Q_r はそれぞれ

$$R - R_r = 1.5 - 0.5 = 1.0$$

$$Q_r = Q_{in} \times 0.5 = 4,000 \text{ (m}^3/\text{d)}$$

$$Q_c = Q_{in} \times 1.0 = 8,000 \text{ (m}^3/\text{d)} \text{ となる。}$$

4) A-SRT

本法は好気タンクにおける完全硝化を前提としているので、流入水の時間変動および季節変動等を考慮して $\delta = 1.5$ とする。

このとき、A-SRT(d)は

$$\theta_{XA} = \delta \times 20.6 e^{(-0.0627T)}$$

$$= 1.5 \times 20.6 e^{(-0.8151)}$$

$$\theta_{XA} \approx 14 \text{ (d)} \text{ となる。}$$

5) 好気タンク容量 $V_A \text{ (m}^3\text{)}$

好気タンク容量 $V_A \text{ (m}^3\text{)}$ は

$$V_A = Q_{in} \cdot \frac{\theta_{XA} \cdot (a C_{s-BOD, in} + b C_{ss, in})}{(1 + c \theta_{XA}) \cdot X}$$

流入 BOD のうち溶解性 BOD を 88 mg/L 、 $a = 0.55$ 、 $b = 0.95$ 、 $c = 0.030$ とすると

$$V_A = 8,000 \times \frac{14 \times (0.55 \times 88 + 0.95 \times 70)}{(1 + 0.030 \times 14) \times 3,000}$$

$$= 3,020$$

$$V_A \approx 3,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

6) 生物反応タンク容量 $V \text{ (m}^3\text{)}$

BOD-SS 負荷を $0.070 \text{ kg BOD/kg MLSS/d}$ とすると

$$V = \frac{C_{\text{BOD, in}} \cdot Q_{\text{in}}}{L_{\text{BOD/x}} \cdot X}$$

$$= \frac{130 \times 8,000}{0.070 \times 3,000} = 4,952$$

$$V \approx 5,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

7) 無酸素タンク容量 $V_{\text{DN}} \text{ (m}^3\text{)}$

無酸素タンク容量 V_{DN} は

$$V_{\text{DN}} = V - V_A$$

$$= 5,000 - 3,000$$

$$V_{\text{DN}} = 2,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

8) 無酸素タンクと好気タンクの容量比

無酸素タンクと好気タンクの容量比は

$$2,000 : 3,000 \approx 1 : 1.5 \text{ となる。}$$

9) 脱窒速度定数 $K_{\text{DN}} \text{ (mg N/g-MLSS/h)}$

脱窒速度定数 K_{DN} は

$$K_{\text{DN}} = \frac{L_{\text{NOx, DN}} \cdot 10^3}{24 V_{\text{DN}} \cdot X}$$

式(4.2.10)、(4.2.11)から

$$C_{\text{NOx, A}} = \alpha \cdot C_{\text{TN, in}} \cdot \frac{1}{1 + R}$$

$$= 0.70 \times 36 \times \frac{1}{1 + 1.5} = 10.1 \text{ (mg/L)}$$

$$L_{\text{NOx, DN}} = C_{\text{NOx, A}} (Q_f + Q_c) \times 10^{-3}$$

$$= 10.1 \times (4,000 + 8,000) \times 10^{-3} = 121$$

(kg/d)

$$K_{DN} = \frac{121 \times 10^3}{24 \times 2,000 \times 3}$$

$$K_{DN} = 0.84 \text{ (mg N/g-MLSS/h)} < 0.934 \text{ となる。}$$

この K_{DN} は境界域の数値を下回り、充分脱窒反応が進行すると考えられるので、無酸素タンク容量は

$$V_{DN} = 2,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ とする。}$$

$$\text{従って } V_{DN} : V_A = 1 : 1.5$$

$$K_{DN} = 0.84 \text{ (mg N/g-MLSS/h)}$$

$$V = 2,000 + 3,000 = 5,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

11) 最終沈殿池容量 V_F (m³)

水面積負荷 $L_F = 20 \text{ (m}^3\text{/m}^2\cdot\text{d)}$ 、有効水深 $H = 4 \text{ (m)}$ とすると

$$V_F = \frac{Q_{in, max}}{L_F} \cdot H = \frac{10,000}{20} \times 4$$

$$V_F = 2,000 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

以上より最初沈殿池容量 V_s 、生物反応タンク容量 V 、最終沈殿池容量 V_F の合計は

$$V_s + V + V_F = 750 + 5,000 + 2,000 = 7,750 \text{ (m}^3\text{)} \text{ となる。}$$

(2) 必要電力量

FBSB プロセスにおいては、送風機のほか、攪拌機、自動スクリーンなどが必要である。また、循環式硝化脱窒法では送風機、返送汚泥ポンプ、硝化液循環ポンプのほか、水中攪拌機、沈殿池汚泥かき寄せ機等が必要である。FBSB の攪拌機、自動スクリーンと循環式硝化脱窒法の水中攪拌機、沈殿池汚泥かき寄せ機は消費動力も少なく、ほぼ同等の動力を消費すると考えられる。このため FBSB の送風機と、循環式硝化脱窒法の送風機、返送汚泥ポンプ、硝化液循環ポンプの動力を比較するものとする。

① FBSB プロセス

1) 必要酸素量 ΣD (kg/d)

BOD 酸化による酸素消費量 D_B (kg/d) は

$$\begin{aligned} D_B &= \{ (C_{BOD, in} - C_{BOD, eff}) \cdot Q_{in} \times 10^{-3} - \\ &\quad (C_{NOx, FRB} - C_{NOx, ySB}) \cdot Q_{in} \times 2.0 \} \times 0.45 \\ &= \{ (130 - 10) \times 8,000 \times 10^{-3} - (32 \cdot 0.8 - 0) \times 8,000 \} \times 0.45 \end{aligned}$$

$$D_B = 247.7 \text{ (kg/d)} \text{ となる。}$$

硝化による酸素消費量 D_N (kg/d) は硝化率 $\delta = 0.8$ とすると

$$D_N = \delta \cdot C_{TN, in} \cdot Q_{in} \times 10^{-3} \cdot 4.57$$

$$= 0.80 \times 36 \times 8,000 \times 10^{-3} \times 4.57$$

$$D_N = 1052.9 \text{ (kg/d) となる。}$$

内生呼吸による酸素消費量 D_E (kg/d) は

$$D_E = X \cdot V_{FBR} \times 0.12$$

$$= 2 \times 2,560 \times 0.12$$

$$D_E = 614.4 \text{ (kg/d) となる。}$$

溶存酸素濃度維持に必要な酸素供給量 D_O (kg/d) は、FBR 内の溶存酸素濃度を $C_{O, FBR}$ (mg/l) とすると

$$D_O = C_{O, FBR} \cdot Q_{in} \times 10^{-3}$$

$$= 4 \times 8,000 \times 10^{-3}$$

$$D_O = 32.0 \text{ (kg/d) となる。}$$

したがって、全必要酸素量 ΣD (kg/d) は

$$\Sigma D = D_B + D_N + D_E + D_O$$

$$= 247.7 + 1052.9 + 614.4 + 32.0$$

$$= 1,947.0$$

$$\Sigma D \approx 1,950 \text{ (kg/d) となる。}$$

必要酸素を供給するための送風量 Q_{air} は、飽和溶存酸素濃度を C_S 、エアレーション装置の酸素移動効率 ξ を 10%、空気の酸素含有率 ε を 0.3 kg/m^3 とすると

$$Q_{air} = \frac{\Sigma D \cdot C_S}{\varepsilon \cdot \xi \cdot (C_S - C_{O, FBR})} = \frac{1,950 \cdot 8.16}{0.3 \cdot 0.1 \cdot (8.16 - 4)}$$

$$= 127,500 \text{ (Nm}^3\text{/日)}$$

$$= 88.5 \text{ (Nm}^3\text{/分)}$$

送風機の前動機出力 P (kW) は、下水道施設計画・設計指針と解説⁶⁾より

$$P = \frac{\kappa}{\kappa - 1} \cdot \frac{P_s \cdot Q_{air}}{6,120} \left\{ \left(\frac{P_D}{P_s} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right\} \cdot \frac{1}{\eta} \cdot \alpha$$

κ : 比熱比 = 1.4

P_s : 吸い込み空気の絶対圧

ここでは $10,333 - 200$ (mmHg) とおく

P_D : 吐き出し空気の絶対圧

ここでは 10, 333 + 5, 800 (mmAq) とおく
 η : 全断熱効率 ここでは 0.68 とおく
 α : 電動機の余裕率 ここでは 1.2 とおく

以上より FBSB プロセスの送風機の原動機出力は

$$P = 128.6 \quad (\text{kW})$$

② 循環式硝化脱窒法

1) 必要酸素量 ΣD (kg/d)

BOD 酸化による酸素消費量 D_B (kg/d) は

$$\begin{aligned} D_B &= \{ (C_{BOD, in} - C_{BOD, eff}) \cdot Q_{in} \times 10^{-3} - \\ &\quad (L_{NOx, DN} - L_{NOx, A}) \times 2.0 \} \times 0.45 \\ &= \{ (130 - 10) \times 8,000 \times 10^{-3} - 121 \times 2.0 \} \\ &\quad \times 0.45 \end{aligned}$$

$$D_B = 323.1 \quad (\text{kg/d}) \text{ となる。}$$

硝化による酸素消費量 D_N (kg/d) は $\alpha = 0.70$ とすると

$$\begin{aligned} D_N &= \alpha \cdot C_{TN, in} \cdot Q_{in} \times 10^{-3} \cdot 4.57 \\ &= 0.70 \times 36 \times 8,000 \times 10^{-3} \times 4.57 \end{aligned}$$

$$D_N = 921.3 \quad (\text{kg/d}) \text{ となる。}$$

内生呼吸による酸素消費量 D_E (kg/d) は

$$\begin{aligned} D_E &= X \cdot V_A \times 0.12 \\ &= 3 \times 3,000 \times 0.12 \end{aligned}$$

$$D_E = 1,080.0 \quad (\text{kg/d}) \text{ となる。}$$

溶存酸素濃度維持に必要な酸素供給量 D_O (kg/d) は、好気タンク内の溶存酸素濃度を $C_{O, A2}$ (mg/l) とすると

$$\begin{aligned} D_O &= C_{O, A2} \cdot (Q_{in} + Q_r + Q_e) \times 10^{-3} \\ &= 2 \times (8,000 + 4,000 + 8,000) \times 10^{-3} \end{aligned}$$

$$D_O = 40.0 \quad (\text{kg/d}) \text{ となる。}$$

全必要酸素量 ΣD (kg/d) は

$$\begin{aligned} \Sigma D &= D_B + D_N + D_E + D_O \\ &= 323.1 + 921.3 + 1,080.0 + 40.0 \\ &= 2,364.4 \end{aligned}$$

$$\Sigma D \approx 2,360 \quad (\text{kg/d}) \text{ となる。}$$

必要酸素を供給するための送風量 Q_{air} は、飽和溶存酸素濃度を C_s 、エアレーション装置の酸素移動効率 ϵ を 10%、空気の酸素含有率 ϵ を 0.3 kg/m^3 とすると

$$Q_{air} = \frac{\Sigma D \cdot C_s}{\varepsilon \cdot \zeta (C_s - C_{o, A})} = \frac{2,360 \cdot 8.16}{0.3 \cdot 0.1 \cdot (8.16 - 2)}$$

$$\approx 105,000 \text{ (Nm}^3\text{/日)}$$

$$= 72.9 \text{ (Nm}^3\text{/分)}$$

送風機の原動機出力 P (kW) は、下水道施設計画・設計指針と解説⁶⁾より

$$P = \frac{\kappa}{\kappa - 1} \cdot \frac{P_s \cdot Q_{air}}{6,120} \left\{ \left(\frac{P_D}{P_s} \right)^{\frac{\kappa}{\kappa - 1}} - 1 \right\} \cdot \frac{1}{\eta} \cdot \alpha$$

κ : 比熱比 = 1.4

P_s : 吸い込み空気の絶対圧

ここでは 10,333 - 200 (mmAq) とおく

P_D : 吐き出し空気の絶対圧

ここでは 10,333 + 5,800 (mmAq) とおく

η : 全断熱効率 ここでは 0.68 とおく

α : 電動機の余裕率 ここでは 1.2 とおく

以上より循環式硝化脱窒法の送風機の原動機出力は

$$P = 105.9 \text{ (kW)}$$

2) 返送汚泥ポンプおよび循環ポンプの動力

返送ポンプ容量 Q_{rs} (m³/分)

返送汚泥濃度が 9,000 (mg/L) であれば設計 MLSS 濃度 3,000 (mg/L) を保つためには汚泥返送比 r は 0.5 で良いが、汚泥の沈降性や運転条件の変動等を考慮して余裕をみて、設計水量 × 100% の能力のものとする。

$$\text{よって } Q_{rs} = 10,000 / 24 / 60 \approx 7 \text{ (m}^3\text{/分)}$$

返送汚泥ポンプの出力 P_{rs} (kW) は⁶⁾

$$P_{rs} = \frac{0.163 \cdot \rho \cdot Q_{rs} \cdot H_{rs}}{\eta} \cdot \alpha$$

ρ : 液比重 = 1.0

H_{r1} : 損失水頭 ここでは 7 (m) とおく

η : 全断熱効率 ここでは 0.75 とおく

α : 電動機の余裕率 ここでは 1.2 とおく

$$P_{r1} = 12.8 \quad (\text{kW})$$

循環ポンプ容量 Q_{r1} : ($\text{m}^3/\text{分}$)

循環ポンプ容量は循環比 $R = 1.5$ に対し汚泥返送比 r が 0.5 であるので $1.0 Q_{in, max}$ で良いが、運転条件の変動等を考慮して余裕をみて、設計水量 ($Q_{in, max}$) $\times 150\%$ の能力のものとする。

$$\text{よって } Q_{r1} = 10,000 \cdot 1.5 / 24 / 60 \approx 10.5 \quad (\text{m}^3/\text{分})$$

返送汚泥ポンプの出力 P_{r2} (kW) は

$$P_{r2} = \frac{0.163 \cdot \rho \cdot Q_{r1} \cdot H_{r2}}{\eta} \cdot \alpha$$

ρ : 液比重 = 1.0

H_{r2} : 損失水頭 ここでは 8 (m) とおく

η : 全断熱効率 ここでは 0.75 とおく

α : 電動機の余裕率 ここでは 1.2 とおく

$$P_{r2} = 21.9 \quad (\text{kW})$$

以上より、循環式硝化脱窒法に必要な原動機の出力は

$$P + P_{r1} + P_{r2} = 105.9 + 12.8 + 21.9 = 140.6$$

$$140.6 \quad (\text{kW}) \quad \text{となる}$$

(3) 維持管理性

① FBSB プロセス

1) 水質管理

本法は、FBRにおいて結合固定化法を採用しているため、硝化のためのSRTの管理が不要であり、USBの汚泥ブランケットの管理を行うことによって、脱窒の工程を管理するものである。窒素除去を円滑に行うために、標準活性汚泥法における通常の水質管理に加え、以下の項目についても管理を行うことが望ましい。望ましい水質項目と測定場所は表5. 6のとおりである。

表 5. 6 窒素除去に関する水質項目

	MLDO	NH ₄ -N	NO _x -N	org-N	ORP	pH
流入水		○	○	○		△
FBR	○	○	○			
USB	○	○	○			△

○：水質管理を目的として通常行う項目

△：適宜試験を行うことが望ましい項目

また、随時水質測定結果から硝化反応が良好に行われていることを確認することを推奨する。

2) USB汚泥ブランケットの調整

脱窒が進行し、アンモニアの溶出が起こらないように、汚泥ブランケットの濃度を適宜調整する。

3) FBR酸素濃度

FBRの溶存酸素濃度は、その低下により硝化反応に支障をきたさないよう、管理に注意する必要がある。FBR内において溶存酸素が不足すると硝化反応が抑制される。一方、過度の溶存酸素は、施設の運転コストを引き上げるため好ましくない。

実施設における運転実績によると、FBRの溶存酸素濃度を4mg/L程度以上に管理すれば硝化反応は遅滞なく進行するので、DO計等により溶存酸素濃度の管理を行うことを推奨する。

4) 自動スクリーンの管理

FBRの流入部には、タンク内に粗大固形物が流入しないよう、目幅2～3mmの自動スクリーンを設置する。降雨時など、大量の流入水が流入する場合には、スクリーンの能力をオーバーしないよう、施設の設計・管理に留意する。

② 循環式硝化脱窒法

1) 水質管理

本法は窒素除去を円滑に行うために、標準活性汚泥法における通常の水質管理に加え、以下の項目についても管理を行う必要がある。

窒素除去を管理するためには、無酸素タンクおよび好気タンク内の状況を的確に把握する必要がある。必要な水質項目と測定場所は表5. 7のとおりである。

表5. 7 窒素除去に関する水質項目

	MLDO	NH ₄ -N	NO _x -N	org-N	ORP	pH
流入水		○	○	○		△
無酸素タンク			○		○	
好気タンク末端	○	○	△	○		○
最終沈殿池		○	○	○		

○：水質管理を目的として通常行う項目

△：適宜試験を行うことが望ましい項目

また、随時水質測定結果から硝化反応が良好に行われていることを確認することを推奨する。

2) 生物反応タンク流入水質の調整

生物反応タンクに流入する有機物濃度が低く、無酸素タンクにおける脱窒反応が十分起こらない場合には、生物反応タンクの流入水質の調整を行う。

生物反応タンク流入水質の調整方法としては、次のような方法が考えられる。

- 1) 最初沈殿池の池数を減じ、最初沈殿池での有機物除去率を下げる。
- 2) 最初沈殿池をバイパスする。

3) 無酸素タンクの酸化還元電位

無酸素タンクの酸化還元電位（ORP）をできるだけ低く保つようにしなければならない。

無酸素タンクにおける無酸素状態の維持は脱窒反応を促進させる上で極めて重要である。

無酸素状態の把握には酸化還元電位（ORP）の測定を行うことを推奨する。ORPが低いほど無酸素タンク内の溶存酸素は少なく、脱窒反応が良好に行われる。

ORPが高く、脱窒反応が充分起こっていないと思われる場合には以下のような方策が有効である。

- 1) 好気タンク末端のDOが上がり過ぎないように酸素供給量の管理を行う。
- 2) 無酸素タンクの攪拌で表層の空気を持ち込まないように工夫する。
- 3) 循環比を小さくし、硝化液による無酸素タンクへの溶存酸素の持ち込みを抑制する。

4) 好気タンク溶存酸素濃度

好気タンクの溶存酸素濃度は、その低下により硝化反応に支障をきたさないよう、管理に注意する必要がある。

好気タンク内において溶存酸素が不足すると硝化反応が抑制される。一方、過度の溶存酸素は、循環により無酸素タンクに溶存酸素を持ち込み脱窒反応に阻害を与え、また、施設の運転コストを引き上げるため好ましくない。

実施設における運転実績によると、好気タンク末端の溶存酸素濃度を 1.5 mg/L 程度以上に管理すれば硝化反応は遅滞なく進行するので、DO計等により溶存酸素濃度の管理を行うことを推奨する。

5) 水中攪拌機の維持管理

機械式攪拌機には夾雑物が絡みつく場合があるので、定期的に点検除去する必要がある。

無酸素タンクの攪拌には、無酸素状態を維持する上で機械式の攪拌装置を用いるのが望ましい。ただしこの場合、汚水中の夾雑物が絡みつく場合があり、その量が多くなると過負荷等の障害を起こす。

正常時の電流値を把握しておき、電流値が増加した場合には夾雑物を除去することが望ましい。

6) 最終沈殿池の管理

最終沈殿池の維持管理は以下のようなことに留意して行う必要がある。

(1) 返送汚泥は高濃度に保つように運転するのが望ましい。

(2) 最終沈殿池での汚泥の浮上が起こらないよう十分留意する。

本法においては、生物反応タンク内のMLSSを高濃度で運転する。このため、返送汚泥は高濃度に管理することが望ましい。高濃度の汚泥を返送することにより、汚泥返送量を少なくすることは無酸素タンクの無酸素状態の維持にも効果がある。

ただしこの場合、汚泥の沈降性が悪くなることが考えられるので、最終沈殿池における汚泥の界面を適切に管理し、処理水質の悪化を防ぐよう心がける。

(4) まとめ

F B S B プロセスと循環式硝化脱窒プロセスの比較をまとめると、表 5. 8 のようになる。

表 5. 8 F B S B プロセスと循環式硝化脱窒法の比較

	F B S B	循環式硝化脱窒法
水処理施設容量 (m ³)	6, 4 8 0	7, 7 5 0
主な原動機出力 (k W)	1 2 8. 6	1 4 0. 6
維持管理性	共通する項目の他、 U S B 汚泥、自動スク リーンの管理が必要	共通する項目の他、A - S R T、最終沈殿池の汚 泥、攪拌機の管理が必要

F B S B 法は、循環式硝化脱窒法と比較して水処理施設容量で 1 6. 4 %、主な原動機出力で 8. 5 % の削減が可能であることが示された。ただし、この比較の基礎となっている F B S B の設計諸元、特に水処理施設容量に関しては、パイロットプラントの運転経験を基としており、安全側の数値を採用している場合が多い。例えば、坦体の充填率によっては、F B R の容量をより削減できる可能性があるし、U S B の自己造粒汚泥濃度を高めることによって、脱窒速度を上げ、U S B 容量の削減につなげることが可能である。なお、比較計算に用いた処理水質は循環式硝化脱窒法の場合は 1 2 mg/l であるが、F B R では、硝化された窒素が全量脱窒されるという計算となっており、処理水窒素濃度は、8 mg/l と予想される。1 2 mg/l との差、4 mg/l は、アンモニアの溶出に備えた余裕ということになる。

原動機出力に関しては、必要酸素量そのものは F B R が循環式硝化脱窒法よりも少なかったが、F B R の溶存酸素濃度を 4 mg/l 以上に上げての運転が必要であったため、酸素移動効率が低下し、F B R における空気量の増大につながったものである。より低い溶存酸素濃度で、硝化が進行するような坦体、曝気装置の開発が必要である。

F B S B の維持管理性については、循環式硝化脱窒法と比較して S R T の管理や最終沈殿池の管理がなく、溶存酸素濃度や U S B の汚泥界面などの管理も、自

動化が簡単であるため、基本的に大幅に簡略化される。ただし、U S B 汚泥の性状が、年間を通じて一定したものではないため、更に運転経験を重ね、季節、処理場の特徴にあわせた、最適な汚泥濃度の設定を検討しなければならない。

5. 5 まとめ

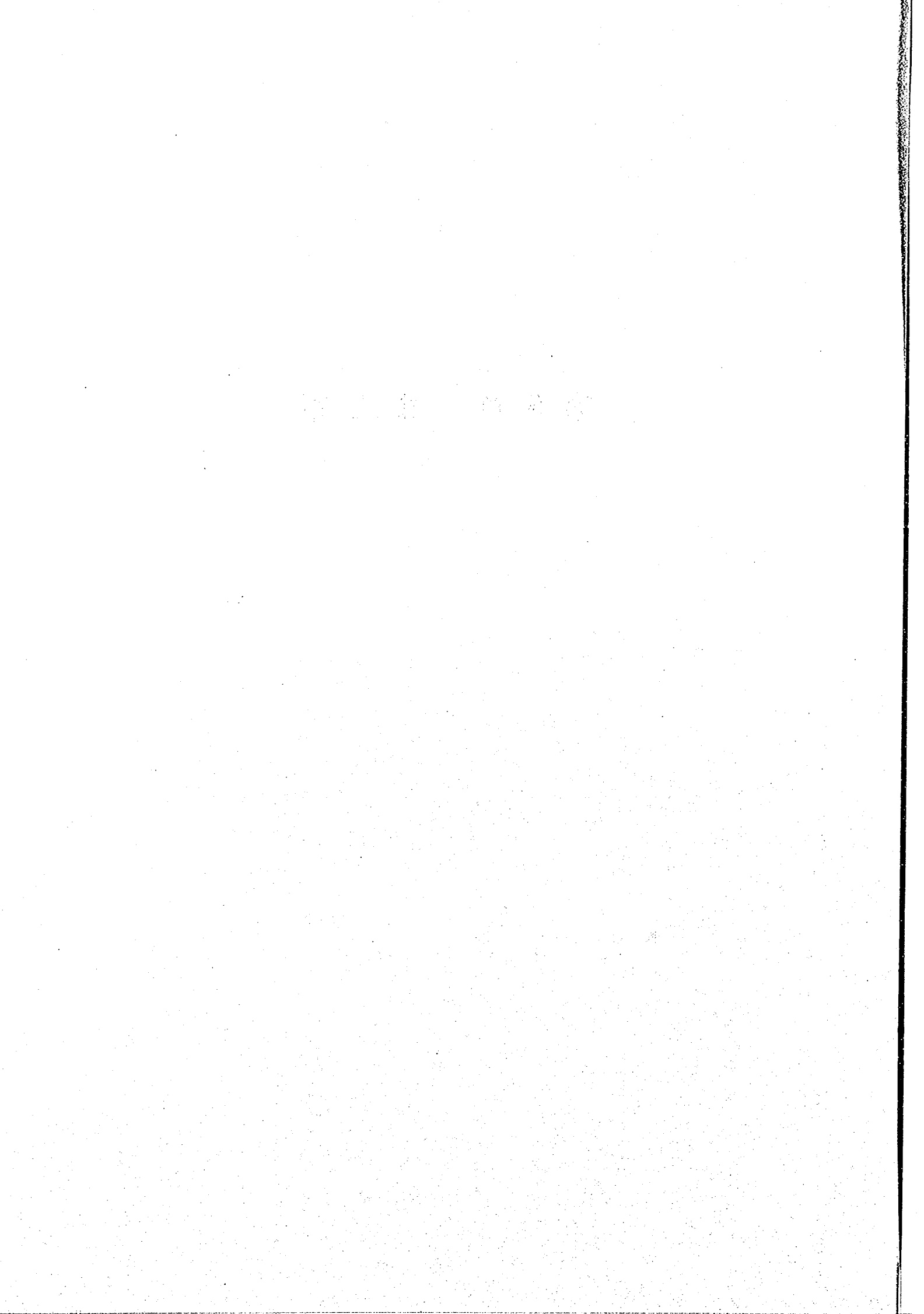
第4章で、微好気性の自己造粒汚泥を用いたMRBプロセスを検討し、酸素不足による処理水質の悪化、高度処理への対応の困難さ等の問題が明らかとなった。第5章では結合固定化担体による硝化細菌の利用と、好気性自己造粒汚泥による、無酸素状態での脱窒という新たな概念を導入し、パイロットプラントによる検証をおこない、プロセスの設計手法を提案した。新たなプロセスは、冬期の低水温時にも良好な有機物、窒素の除去性能を示した。ただし、自己造粒汚泥が嫌氣的な状態となると、アンモニアを放出する場合があるため、注意が必要であった。

設計手法の提案に当たっては、硝化のためには溶解性D-K-N・容積負荷として $0.1 \text{ kg-D-K-N/m}^3/\text{日}$ 、脱窒のための汚泥濃度 $6,000 \sim 7,000 \text{ mg/l}$ などが提示された。これらの数値を基に、循環式硝化脱窒法との比較を試み、より良好な窒素除去率を期待できる条件においても、提案されたFBSBプロセスが、水処理施設の容量、消費動力、維持管理性の面で優れていることが明らかとなった。

参考文献

- 1) 清水達雄、丹保憲仁、工藤憲三、濱口利男、中林昭「流動層造粒バイオリアクターシステムによるSS, COD, 窒素およびリン除去」, 水環境学会, 第18巻2号, pp138-147, 1995年2月
- 2) 高橋正宏、石井正俊、局俊明, "担体投入型生物処理システムの処理性能に関する一考察", 下水道協会誌論文集, Vol.31 No379, pp49-60, 平成6年12月
- 3) (社)日本下水道協会, "高度処理施設設計マニュアル", (社)日本下水道協会, pp173-174, 平成6年
- 4) 局俊明、宮田純、金森聖一、武智辰夫, "樹脂系流動床バイオリアクターの酸素溶解効率", 第30回下水道研究発表会講演集, (社)日本下水道協会, pp314-316, 1993年5月
- 5) 建設省都市局下水道部, "平成6年、日本の下水道", (社)日本下水道協会, pp216-219, 平成6年9月
- 6) "下水道施設計画・設計指針と解説 1994年版 後編" (社)日本下水道協会, p94
- 7) "下水道施設計画・設計指針と解説 1994年版 前編" (社)日本下水道協会, p277

第 6 章 まとめ



第6章 まとめ

本研究の中心となるテーマは、生物の自己造粒現象であった。通常の活性汚泥法のような浮遊性生物を主体とした生物叢や、散水ろ床法のような固着した生物膜叢とは異なり、自己造粒汚泥は、微生物主体のしっかりとした集塊を形成する。自己造粒汚泥が、活性汚泥と比較して優れていると考えられる点は、微生物の高濃度化による反応速度の促進が図られる点と、処理の仕上げとしての固液分離が容易である点である。さらに、特定の微生物の集積化等も期待できる。本研究では、都市下水のような、希薄で、雑多な基質を処理する場合にも、自己造粒汚泥を形成させることができることを示し、その生物学的メカニズムを検討し、種々の自己造粒汚泥の特性を明らかにした上で、最も実用的と考えられる、自己造粒汚泥を組み込んだ処理プロセスを開発し、従来法との比較を試みた。本論文の概要は以下の通りである。

第一章は、研究の背景と目的であり、排水の生物学的処理メカニズムを解明する上での問題点の指摘と、問題解決への種々のアプローチの仕方を論じている。また、本論文の全体的な構成にも言及している。

第2章は、生物処理研究の歴史と現状を、第一章で論じたアプローチ毎にまとめたものであり、現在の研究の到達点を明らかにすると共に、本論文が取り扱う研究のアプローチの仕方の独自性を明らかにしている。

第3章は、著者が開発した微好気性自己造粒を用いた多段反転流式バイオリアクター（MRB）について、自己造粒汚泥の形成機構、関与する微生物の生理学的特性、排水処理のメカニズムを論じたものである。MRBにて形成される自己造粒汚泥では、排水中の硫酸イオンを還元する硫酸還元細菌と、その代謝生成物である硫化水素を微好気状態にて酸化する *Beggiatoa* の共生関係が成立しており、造粒汚泥内部に生息する硫酸還元細菌を、表面に生息する *Beggiatoa* が包みこむために、自己造粒汚泥が生成されることを示した。浄化の主役たる硫酸還元細菌は、通常の活性汚泥に比べ、基質摂取量に対する菌体合成量が小さく、汚泥発生量が小さくなることが示された。また *Beggiatoa* は、ごく低濃度の酸素を好み、通性の独立化学栄養にても増殖可能であることを示し、微好気性条件下での増殖の優位性を論じた。さらに、自己造粒汚泥形成に関する重要な因子として、反応タンク

内の水理学的な攪拌条件を取り上げ、MRB、上向流式嫌気性汚泥床、上向流式好気性汚泥床、それぞれのG値を比較した。MRB、好気性汚泥床では、G値が 10^0 のオーダーで、上向流による汚泥の浮遊化が自己造粒の主たる要因であり、嫌気性リアクターではガスの発生に起因する攪拌が、自己造粒汚泥の形成に必要であることを示した。

第4章は、MRBの処理実験を、プロトタイプ、及びパイロット規模で行った。プロトタイプMRBは処理水量 $1.2 \sim 1.7 \text{ m}^3/\text{日}$ の小型実験装置であり、負荷が低い場合には良好な処理が行われたが、高負荷時には自己造粒汚泥が大きな集塊を形成し、反応タンク底部に沈積したため処理効率が悪化した。パイロットプラントは処理水量 $225 \text{ m}^3/\text{日}$ の、実用規模に近い施設であり、自己造粒汚泥の形成に成功し、夏期には良好な処理成績を示したが、冬期には水温の低下、負荷の増大によって処理成績が低下した。高負荷時におけるこれらの問題は、酸素不足による、不十分な有機物の酸化と硫化水素の処理水への残留、によることを解明し、酸素供給を実施設にて促進するための基礎的な検討を行った。検討された手法は、“曝気タンクにおけるエアリフト効果”を利用した、処理水の循環であり、パイロットプラントにおいて、付加的な循環ポンプなどを用いなくとも、流入水の10倍以上の水量を、循環させることができた。また、微好気性自己造粒汚泥を用いる方法の問題点として、窒素・りん除去への対応が困難であることが懸念された。

第5章では、前章の検討結果を受けMRBパイロットプラントを大幅に改造した。曝気タンクに、ポリプロピレン製の結合固定化担体を投入し、溶解性有機物の生物体への変換と、流入水中アンモニアの硝化を同時に行った。自己造粒汚泥がブランケットを形成する生物反応タンクでは、固形性汚濁物、及び前段で変換された生物体を、ブランケットで捕捉すると共に、前段で生成された硝酸イオンを脱窒するものとした。汚泥ブランケットに持ち込まれる水素受容体は、MRBでは別のタンクで溶解させた酸素のみであったが、今回のフローでは当該の酸素に加え硝酸イオンも供給するように変更したため、汚泥ブランケットは好気的な状態を維持することが可能となった。パイロットプラントによる2年間の運転において、有機物、窒素とも良好な除去性能を示したため、プラントの実用化に向け設計因子を抽出した。溶解性ケルダール性窒素容積負荷として 0.1 g-D-K-N/

m³/日で硝化の進行を担保し、自己造粒汚泥濃度 6, 0 0 0 ~ 7, 0 0 0 mg/l で脱窒と自己造粒汚泥の確保が行われることを示した。現在の、代表的な窒素除去プロセスである、循環式硝化脱窒法と本法を同一条件で設計し、所要の反応タンク容積、消費動力を比較したところ、いずれも本法が優位であった。

ISSN 0386-5878
土研資料 第3395号
平成8年1月(1996)

新しい都市下水の生物学的処理方式として、自己造粒汚泥を利用する手法を開発した。自己造粒汚泥を安定して形成させる条件を検討し、上向流型反応タンク内における上向流速や投入エネルギー密度、自己造粒に関与する生物種等の条件を明らかにした。結合型固定化微生物と自己造粒汚泥を組み合わせる利用することによって、効率的な窒素除去プロセスを開発した。パイロットプラントの運転によってその設計手法を提示し、従来の窒素除去プロセスとの比較設計を行い、施設容量、使用エネルギーとも新方式が有利であることを示した。

キーワード：自己造粒汚泥、窒素除去、ベギアトア、硫黄

郵便はがき

$$\boxed{3} \boxed{0} \boxed{5} - \boxed{} \boxed{}$$

郵便切手をはって下さい。

茨城県つくば市大字旭一番地

建設省土木研究所

下水道部二次処理研究室

No.

No.

配布先住所

配布先氏名

○

土木研究所資料 第 3 3 9 5 号 部

上記のとおり受領しました。

所 属 (住所)

氏 名

印

○