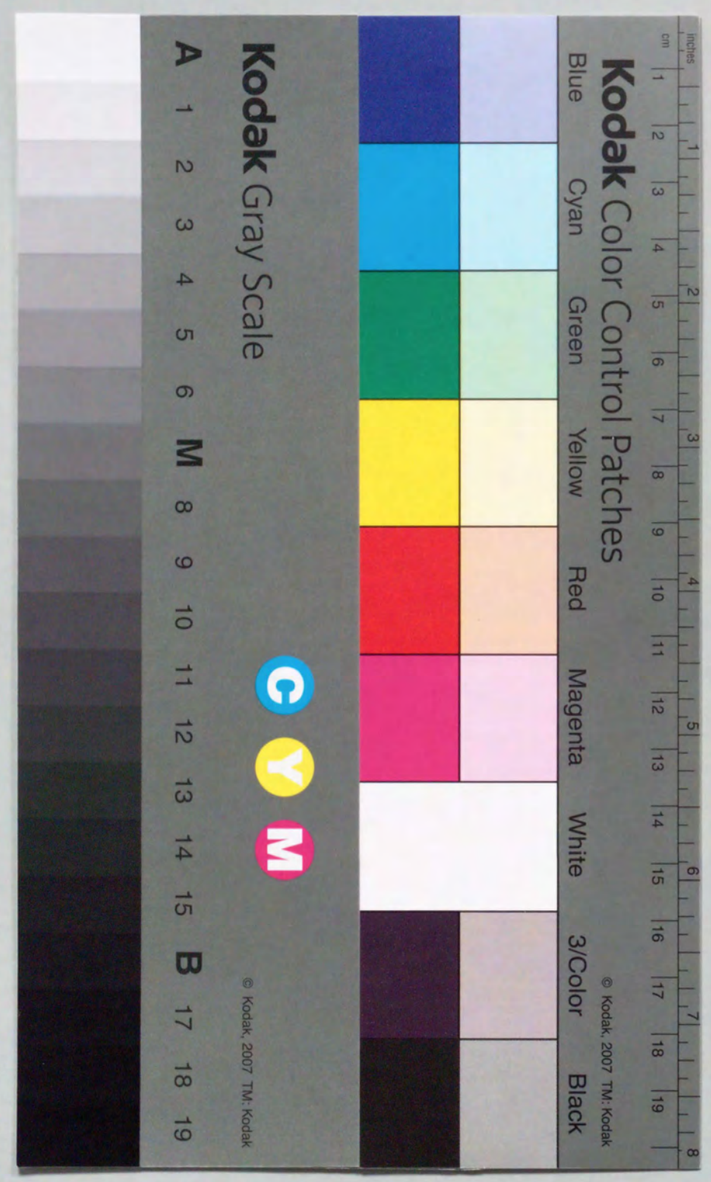
OUKA
The University of Osaka
Institutional Knowledge Archive

Title	流入下水水質を考慮した活性汚泥法の最適化に関する研究
Author(s)	川口, 幸男
Citation	大阪大学, 1999, 博士論文
Version Type	VoR
URL	https://doi.org/10.11501/3155739
rights	
Note	

The University of Osaka Institutional Knowledge Archive : OUKA

https://ir.library.osaka-u.ac.jp/

The University of Osaka



流入下水水質を考慮した活性汚泥法の最適化に関する研究

1999年4月

川口　幸男

流入下水水質を考慮した活性汚泥法の最適化に関する研究

1999年4月

川口　幸男

目　次

緒　論 …… 1

第1章　我が国における活性汚泥法の現状と問題点

第1節　緒　言 …… 6

第2節　調査方法 …… 6

（1）第1次アンケート調査 …… 6

1）対象下水処理場 …… 6　2）アンケート内容と調査方法 …… 7

（2）第2次アンケート調査 …… 7

1）対象下水処理場 …… 7　2）アンケート内容と調査方法 …… 7

（3）処理障害の特徴 …… 7

1）糸状性バルキング …… 7　2）異常発泡・スカム …… 8

第3節　調査結果 …… 10

（1）下水道施設の状況 …… 10

（2）処理障害の発生状況 …… 11

1）事業計画と処理障害 …… 12　2）排除方式と処理障害 …… 12

3）流入下水の種類と処理障害 …… 12　4）処理方式と処理障害 …… 12

（3）処理障害発生施設の特徴 …… 12

1）処理区域面積 …… 12　2）排除方式と流入下水の種類 …… 14

3）日平均流入下水量 …… 14　4）反応タンク容量と最終沈殿池水面積負荷 …… 14

5）処理方式とエアレーション方式 …… 14　6）維持管理反映項目 …… 14

7）汚泥処理方法と返流先 …… 15　8）返流水量と性状 …… 15

（4）処理障害種類別の発生形態 …… 15

（5）維持管理上の問題点 …… 16

第4節　考　察 …… 16

（1）排除方式と発生状況 …… 16

（2）流入下水種と発生状況 …… 20

（3）処理方式と発生状況 …… 20

（4）散気方式と発生状況 …… 21

第5節　要　約 …… 22

参考文献 …… 22

第2章　処理障害原因微生物の生理特性の検討

第1節　緒　言 …… 24

第2節　活性汚泥と処理障害原因微生物の生理特性比較 …… 24

（1）活性汚泥の基本微生物の生理特性 …… 24

1)好気性従属栄養生物群 …… 24　2)硝化細菌群 …… 25

3)脱窒細菌群 …… 25　4)脱りん細菌群 …… 26
（2）各処理障害原因微生物の生理特性 …… 26
1)糸状性バルキング …… 26　2)異常発泡・スカム …… 30
3)硝化 …… 31
（3）処理障害が発生する反応タンクの環境条件 …… 32
第3節　反応タンクの環境条件の推移に関する検討 …… 33
（1）下水道施設構造の推移 …… 33
（2）処理場流入水質の経緯 …… 35
（3）反応タンク流入水質の経緯 …… 36
第4節　要　約 …… 38
参考文献 …… 39

第3章　流入下水の浮遊物質の沈降特性が及ぼす処理効果の評価
第1節　緒　言 …… 42
第2節　実験方法 …… 42
1.材　料 …… 42
（1）実験対象処理場 …… 42　（2）供試原水 …… 43
（3）土壌添加原水 …… 43　（4）時間別流入水 …… 43
2.試験方法 …… 43
（1）沈降実験 …… 43　（2）粒子分画試験 …… 44
（3）クーロメータによる酸素消費量の測定 …… 44
第3節　実験結果 …… 44
（1）調査対象処理場の概況 …… 44
（2）流入水の沈降実験 …… 45
1）各流入水の性状 …… 45　2）粒子分画試験 …… 46
3）沈降実験 …… 48
（3）クーロメータによる酸素消費量測定 …… 48
1）硝化を抑制しない時（アリルチオ尿素(ATU)無添加）の酸素消費量 …… 48
2）ATU添加時の酸素消費量 …… 51
（4）土壌添加沈降実験 …… 53
1）供試原水と添加土壌の性状 …… 53　2）沈降実験 …… 55
（5）時間別流入水沈降実験 …… 55
1）流入水の性状 …… 55　2）粒子分画試験 …… 56
3）沈降実験 …… 57
第4節　考　察 …… 58
（1）最初沈殿池除去特性の変化原因の推定 …… 58
1）土壌混入がSS除去率に与える影響 …… 58　2）流入下水の土壌混入率の推定 …… 60

3）最初沈殿池SS除去率の推定 …… 61　4）処理場流入水BOD上昇原因の推定 …… 64
（2）最初沈殿池流出水質の予測方法の検討 …… 64
1）SS(Suspended Solids) …… 65　2）VSS(Volatile Suspended Solids) …… 66
3）酸素消費量 …… 66
（3）最初沈殿池の運転方法と最初沈殿池流出水質の関係 …… 68
1）水面積負荷と最初沈殿池流出BOD/SS比の関係 …… 68
2）流入水量変動の影響 …… 69　3）流入水量変動と設定水面積負荷の関係 …… 70

第5節　要　約 …… 71
参考文献 …… 72

第4章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の開発とその処理成績に関する検討
第1節　緒　言 …… 74
第2節　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の原理 …… 74
第3節　実験材料及び方法 …… 75
（1）パイロットプラント …… 75　（2）供試下水 …… 75
（3）パイロットプラントの運転方法 …… 76　（4）水質分析 …… 76
第4節　実験結果と考察 …… 77
（1）処理成績の比較 …… 77
1）運転条件別の実験結果 …… 77　2）活性汚泥性状と糸状性細菌の動向 …… 79
（2）汚泥発生量 …… 81
（3）硝化速度、硝化とASRTの関係 …… 83
（4）脱窒速度 …… 88
（5）反応タンク内の物質収支 …… 89
1）嫌気槽における物質収支 …… 91　2）好気槽における物質収支 …… 94
（6）SVIへの影響因子 …… 96
第5節　要　約 …… 98
参考文献 …… 99

第5章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の最適運転方法に関する検討
第1節　緒　言 …… 100
第2節　反応タンクにおける微生物の挙動表現式の検討 …… 100
（1）微生物の増殖速度式の検討 …… 100
（2）活性汚泥中の微生物濃度の表現式の検討 …… 103
（3）各微生物群の増殖速度及び存在比表現式の検討 …… 105
1）好気性従属栄養生物群及び脱窒細菌群 …… 105　2）脱りん細菌 …… 106

3）硝化細菌 …… 107　4）放線菌 …… 107　5）糸状性細菌 …… 108
第3節　処理状況シミュレーション式の検討 …… 110
（1）各プロセスにおける基質の挙動 …… 110
1）第1槽（嫌気槽）流出水 …… 110　2）第2槽（好気槽）流出水 …… 114
3）第3槽（嫌気槽）流出水 …… 115　4）第4槽（好気槽）流出水 …… 117
5）最終沈殿池流出水 …… 117
（2）活性汚泥微生物の増殖速度等に関わる係数の検討 …… 118
1）活性汚泥に対する各係数 …… 118
2）脱窒反応に伴う増殖速度に関する各係数 …… 118
3）好気槽におけるPO_4-P除去速度とPO_4-P摂取量に対するBOD消費量の比 …… 119
4）PO_4-P溶出量に対するBOD摂取量の比 …… 119
5）脱りん反応に関与しない活性汚泥中のりん濃度 …… 120
6）硝化細菌の増殖速度に関する各係数 …… 120
7）放線菌の増殖速度に関する各係数 …… 121
8）糸状性細菌の増殖速度に関する各係数 …… 121
9）消費NO_x-N量に対する摂取溶解性BOD量比 …… 121
10）増殖速度の計算に用いる反応タンク内基質濃度 …… 121
11）SVIの予測値 …… 121
第4節　予測式の適用性の検討 …… 123
第5節　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理障害抑制効果の予測 …… 125
（1）最初沈殿池除去率が与える影響 …… 125
（2）SRTの影響 …… 127
（3）水温の影響 …… 128
第6節　要　約 …… 129
参考文献 …… 130

第6章　最終沈殿池の固液分離性能に関する検討 …… 132
第1節　緒　言 …… 132
第2節　実験材料及び方法 …… 132
第3節　実験結果 …… 133
（1）初期沈降速度とMLSSの関係 …… 133
（2）初期沈降速度とSVIの関係 …… 133
（3）初期沈降速度と水温の関係 …… 135
第4節　考　察 …… 135
（1）沈降速度表現式の理論的検討 …… 135
1）初期沈降速度と水面積負荷の関係 …… 136
2）活性汚泥沈降と単粒子沈降の関係 …… 137

3）沈降速度表現式の各因数と活性汚泥性状関連指標との関係 …… 139
（2）初期沈降速度表現式の適用性の検討 …… 141
（3）最終沈殿池水面積負荷の設計方法の検討 …… 143
第5節　要　約 …… 149
参考文献 …… 149

総括並びに結論 …… 151

謝　辞 …… 155

記号一覧 …… 156

図表索引 …… 163

本論文に関連のある主な報告 …… 167

緒　論

活性汚泥法は、現在、最も一般的な下水の処理方法として世界中で広く使用されている。平成5年度末の我が国の下水道終末処理場における採用実績をみると、全938箇所のうち活性汚泥法を採用している処理場は889箇所、95％に達しており、活性汚泥法の中では、標準活性汚泥法が631箇所(71％)、オキシデーションディッチ法(OD法)が137箇所(15％)、ステップエアレーション法51箇所(6％)、回分式活性汚泥法30箇所(3％)などの順になっている[1]。

活性汚泥法は、下水に空気を吹き込み撹拌することによって自然発生的に形成される活性汚泥(activated sludge)と呼ばれる凝集性のあるフロックを反応タンクの中に貯留して下水を効率的に処理する方法である。活性汚泥は、細菌類、原生動物、後生動物等の微生物のほかに非生物性の無機物や有機物から構成され、これらがゼラチン状のフロックになった生物性汚泥であり、有機物の吸着能や酸化能を持ち、沈降性が高いという特徴を持っている[2),3)]。

反応タンクに下水を投入し活性汚泥と混合すると、下水中の汚濁質は活性汚泥に吸着される。活性汚泥微生物は、吸着した有機物を酸化及び同化し、代謝に必要なエネルギーを得るとともに増殖、ゼラチン状の高分子物質の生産を行う。下水中の汚濁質を吸着・酸化・同化した活性汚泥は、沈殿池で下水(処理水)と沈殿分離され過剰な分を引き抜いた後、再び反応タンクに返送され下水と混合される。

現在の下水の生物処理では、反応タンクの運転条件と微生物の生理特性により、好気的条件(溶存酸素が存在する条件)下における従属栄養微生物による炭素系有機物の除去、好気的条件下における独立栄養細菌によるアンモニア性窒素の亜硝酸性窒素や硝酸性窒素への酸化、無酸素条件(溶存酸素が存在しない状態)下における通性嫌気性細菌(脱窒細菌)の呼吸による硝酸・亜硝酸のガス状物質(N_2,N_2Oなど)への還元、嫌気状態(溶存酸素も硝酸、亜硝酸も存在しない状態)と好気的状態を交互に繰り返す条件下における脱りん細菌(ポリりん酸を多量に蓄積する従属栄養細菌)によるりん酸の除去などが、処理目的に応じて組み合わされて用いられている[2)]。

現在の活性汚泥法のように一旦沈殿分離した活性汚泥を再び下水の処理に利用するという処理方法は、1914年にイギリスのArdernとLockettによって発明され、イギリスでは1914年から、アメリカでは1916年から続々と活性汚泥法による処理施設が建設された。その後、1936年にテーパードエアレーション、1942年にステップエアレーション、1943年にモディファイドエアレーションなど、活性汚泥を用いた様々な処理法が開発され、現在に至っている[4),5)]。

日本で最初に供用開始した下水処理場は、大正11年(1922年)の東京都の三河島処理場で、散水ろ床法による処理であったが、活性汚泥法の誕生からわずか10年後の大正13年(1924年)には、名古屋市でパイロットプラントによる実験を開始し、昭和5年(1930年)に名古屋市の堀留下水処理場及び熱田下水処理場で最初の散気式活性汚泥法が供用開始した。その後、日本では戦争により下水処理場そのものの建設が停滞したが、昭和33年(1958年)の下水道法の抜本的改正、昭和45年(1970年)の水質汚濁防止法の制定などを契機に、下水道建設の増大に伴って活性汚泥法の採用事例も急速に増加した。

昭和33年(1958年)の下水道法の改正は、「都市環境の改善を図り、もって都市の健全な発展と公衆衛生の向上に寄与する」ことを目的にしており、合流式下水道を前提に都市部を主体として整備が進められたことから、日本の活性汚泥法の技術基準はもっぱら大都市の合流式下水道における技術の蓄積によるところが大きい。

昭和45年(1970年)の水質汚濁防止法の制定に伴う下水道法の改正では、「公共用水域の水質の保全に資する」という目的が加えられ、新たに下水道建設を行う中小都市を中心に分流式下水道による活性汚泥法の処理が開始された。

下水処理場の一般的な技術基準である下水道施設設計指針の標準活性汚泥法に関する設計諸元の変遷をみると、最初に指針が出された昭和34年(1959年)から昭和59年(1984年)までは、基本的には大都市中心の合流式下水道からの技術的知見により制定され、分流式下水道との相違が意識されることはなかった。

しかし、分流式下水道による活性汚泥処理施設が本格的に稼働し始めた昭和48年頃より、従来にはない新しいタイプの処理障害が発生してきた。活性汚泥の処理障害として近年問題になっているのは、硝化の進行による処理水のpHの低下や硝化に要する酸素量(N-BOD)の上昇、最終沈殿池における脱窒スカムの発生、糸状性細菌によるバルキングの発生、及び放線菌による異常な活性汚泥の浮上現象である。

硝化の進行は、活性汚泥法の開発当初から報告されている現象であり、欧米では一般に水の硬度が高いため処理の障害になることは少ないようであるが、日本では水の硬度が低いため、生成する硝酸イオンの影響でpHの低下が生じ問題になる。また、未硝化のアンモニア性窒素は硝化に際し溶存酸素を消費するため、BODの測定時に問題になる。最終沈殿池で硝酸が還元(脱窒)されて窒素ガスが活性汚泥に多量に付着すると、沈殿池表面に活性汚泥が浮上して処理水を悪化する。

バルキングは、活性汚泥の沈降性が悪くなって最終沈殿池における活性汚泥の界面が上昇し、処理水中に活性汚泥が流出して処理水質を悪化させる現象である。標準活性汚泥法におけ

るバルキングの発生は、高負荷時のスフェロチルスによるものが知られていたが、1975年にドイツのEikelboomがOD法など低負荷時のバルキング原因生物を体系的に分類し、従来の報告とは違ったタイプの糸状性細菌によるバルキングの発生を報告した[6]。日本でも堺らが同様な研究を行い、低負荷時のバルキングの主な原因微生物が、Eikelboom、Jenkins、Richardらの分類[7]によるType021Nなどの糸状性細菌であることを報告している[8),9)]。

放線菌による活性汚泥の浮上現象は、反応タンクや最終沈殿池にスカム状に活性汚泥が浮上して処理水質を悪化させる現象である。最初の報告は、1969年にWater and Sewage Works誌に掲載されたアメリカ合衆国ミルウォーキー州の下水処理場でNocardia属の放線菌によるものである[4]。日本では、1979年に堺らから横須賀市下町下水処理場での発生が報告されており[10]、1982年に日本下水道事業団が行った無作為に抽出による全国45箇所の下水処理場に対するアンケート調査では、約60％の下水処理場で汚泥浮上現象が観測されていた[11]。

これらの活性汚泥法の処理障害はＯＤ法などの低負荷型活性汚泥法で主に発生する現象であるが、日本では標準活性汚泥法を採用する下水処理場でも多く発生して深刻な問題を引き起こしている。これは、社会状況等の変化による処理場流入水質の変化の上に、下水の排除方式の違いに応じた最適な処理条件が十分検討されないまま分流式下水道が普及したことに大きな原因があると考えられる。したがって、これらの処理障害の発生を防止するためには、分流式下水道に適した活性汚泥を用いた新たな処理方式を確立することが急務となっている。

本研究論文は、処理障害発生の原因調査と処理障害の発生を最小限に抑制する処理方法の開発を目的として、緒論、本論の６章と総括並びに結論から成り、各章の研究内容をまとめると次のようになる。

緒論では、活性汚泥法の開発の歴史を検証し、現在のような処理障害が発生するに至った経緯を整理するとともに本論文の構成を紹介した。

第１章では、全国のほぼ全ての処理場を対象とした処理障害の発生状況に関する２回に渡るアンケート調査により、活性汚泥法の水処理障害の現状と問題点を明らかにするとともに発生の背景を検討した。各種障害事例を経験したことのある処理場の割合は糸状性バルキング53.6％、汚泥浮上28.6％、スカム27.2％、藻類発生20.7％などになっており、糸状性バルキングやスカムなどの処理障害は、障害事例が報告されて以来20年近くが経過するにもかかわらず、依然として高い率で発生していることが明らかになった。また、これらの処理障害の発生が排除方式によらない普遍的な現象になっており、その発生原因は反応タンク流入水質や処理フロ

一、反応タンクの運転方法などに密接な関係があると推定された。

第２章では、処理障害が発生する反応タンクの環境条件を検討するとともに、各障害原因微生物の生理特性を整理・解析し、このような環境条件が反応タンク内に作られるに至った経緯を検討した。処理障害が発生する反応タンクの環境条件は、反応タンク流入水の浮遊物質に対する溶解性BOD比の上昇、油分流入量の増加、活性汚泥内蓄積界面活性剤濃度の低下、反応タンク内汚泥滞留時間(SRT)の増加、反応タンク内混合液溶存酸素濃度(MLDO)の上昇に要約された。また、処理障害の発生が普遍的な現象として多発するようになった原因は、処理場流入水質の変化に伴う最初沈殿池におけるSS除去率の上昇が反応タンク流入水のBOD/SS比の増加を招き、さらに施設構造の変更が処理障害の発生を助長したことによると推定された。

第３章では、最初沈殿池の機能と役割及び制御方法と制御限界を明らかにするため、処理場流入水の静置沈降実験により最初沈殿池の処理特性を実験的に調査・解析した。SS除去率が排除方式によらず大幅に高くなっているのは土壌の混入率の減少が原因であり、従来からの最初沈殿池の設計値は適用できなくなっていることが実験的に証明された。また、最初沈殿池の運転は、水面積負荷を高く設定しても水量変動に対する流出水質の安定化機能は損なわれないため、設定水面積負荷を高くした方が最初沈殿池流出BOD/SS比が低下し、流入水質に近いBOD/SS比が得られることが検証された。

第４章では、処理障害の発生防止を目的として開発されたステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理実験を行い、その性能を評価した。硝化速度は水温13℃付近に明瞭な変曲点があるため、水温13℃以下では従来からいわれている完全硝化に必要な好気性汚泥滞留時間(ASRT)を表す関係式(ASRT=29.7・exp(−0.102・T))を修正する必要があることが示唆された。汚泥容量指標(SVI)は水温及びSRTに比例するほか、りん溶出により除去される分を除いた溶解性BOD容積負荷とも比例関係にあり、脱りん細菌による溶解性BODの除去がバルキングの抑制に重要な役割を果たしていることが推定された。

第５章では、第４章の実験結果と第２章から得られたデータ等を合わせて各障害微生物の増殖条件を数値的に整理・解析し、これらの処理障害の発生に対するステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の抑制効果を反応タンクのシミュレーションにより検討した。硝化反応が進行している場合の溶解性BODの除去は、第１槽では主にりん溶出により、第３槽では主に脱窒により行われており、りん溶出による溶解性BODの除去がバルキング抑制に重要な役割を果たしていることが確認された。また、水温は硝化の進行に大きく影響し、我が国の多くの地域では水温変動に応じて硝化抑制と硝化促進を切り換えながら運転する必要があると予測された。

第６章では、活性汚泥の初期沈降速度と汚泥性状を表す各指標の関連を解析し、最終沈殿池

の最適な設計手法を検討した。活性汚泥の初期沈降速度は、MLSS、水温及びSVIで表わされた。また、最終沈殿池の水面積負荷は、これに流入水量の日間変動を考慮して決定するのが適当であり、処理規模や地域特性を配慮した設計が重要であることが証明された。

総括並びに結論では、本研究の成果を整理するとともに今後の課題について明らかにした。

参考文献

1) 建設省都市局下水道部監修：日本の下水道(平成６年度), p38, 日本下水道協会 (1994)

2) 建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編　-1994年版-, p14-23,日本下水道協会 (1994)

3) 日本下水道協会編：下水道用語集　GLOSSARY WASTEWATER SYSTEM -1988年版- ,p53-54 (1988)

4) Alleman, J. E., Prakasam, T.B.S.：田中和博訳,活性汚泥法70年の歴史, 技術資料購読会会報, No.6, p1-8,下水道事業団業務普及協会 (1989)

5) 田中和博：我が国における下水処理技術の発展小史, 季刊水すまし, No.59, p24-28, 日本下水道事業団, (1990)

6) Eikelboom, D.H.：Filamentous Organisms Observed in Activated Sludge, Water Research, Vol.9, p365-388 (1975)

7) Jenkins,D., Richard, M.G.G., Daigger,T.：Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming, Water Research Commission, p12 (1984)

8) 日本下水道事業団業務部：汚泥の膨化にともなう汚泥浮上の防止策に関する調査報告書〔中間報告Ⅱ　放線菌と糸状微生物〕, p81 (1984)

9) 堺好雄：活性汚泥法における放線菌障害とその制御に関する研究, 大阪大学学位論文 (1988)

10)松本利通, 坂田功, 堺好雄：最終沈殿池における活性汚泥浮上の一事例について, 第16回下水道研究発表会講演集, p206-208, 日本下水道協会 (1988),

11)日本下水道事業団業務部：汚泥の膨化にともなう汚泥浮上の防止策に関する調査報告書〔中間報告Ⅰ　放線菌による固液分離障害〕, p11 (1983)

12)建設省都市局下水道部監修：下水道施設設計指針と解説　-1984年版-, p279, 日本下水道協会 (1984)

第１章　我が国における活性汚泥法の現状と問題点

第１節　緒　言

我が国で反応タンクにおける異常発泡が顕在化した1982年、日本下水道事業団では無作為に抽出した全国45箇所(回答42箇所)の下水処理場を対象とした下水処理障害に関するアンケートを実施した[1)]。このアンケート調査は、放線菌に由来する異常発泡の発生状況と下水処理場の特性との関係を調査したものである。このときの調査結果では、放線菌による異常発泡は約60％、バルキングは約50％の下水処理場で経験していた。また、放線菌の発生は分流式下水道で流入下水BOD200mg/l以上、年間平均水温20℃以上、BOD容積負荷0.6kg/m^3/日以上、流量変動比2.5以上、単位処理区域面積当たりの流入水量40m^3/ha以下、MLVSS/MLSS比80％以上などの条件の何れかに該当する下水処理場で多くなる傾向が認められた。しかし、この調査では、放線菌による異常発泡を主体に実施したため処理障害発生の全体像が不明確である、対象にした下水処理場が少なく発生傾向を明確には把握できていない、発生から間もないため発生防止策の評価が定まっていないなどの課題が残された。その後、処理障害の防止に関する多くの調査研究が行われ、個々の下水処理場でも様々な対策が試みられるようになっている。そこで、先のアンケート調査から10年以上を経過していることもあり、全国における処理障害の発生及び対策の実態を改めて調査することにした。

本章では、全国のほぼ全ての下水処理場を対象とした処理障害の発生状況に関する２回に渡るアンケート調査結果をもとに、施設状況、運転状況、処理障害の発生状況など、我が国における処理障害全般の傾向を把握し、活性汚泥法における水処理障害の現状と問題点を明らかにしている。

第２節　調査方法

アンケート調査は、1982年に実施したアンケート調査[1)]の内容を参考として、処理障害の発生の有無を把握する第１次調査と、活性汚泥の固液分離障害の発生原因等を把握する第２次調査の２回実施した。

（１）第１次アンケート調査

１）対象下水処理場

1992年版下水道年鑑[2)]に掲載されていた都道府県市町村の所管する公称処理能力が明記された下水処理場785箇所を対象とした。

２）アンケート内容と調査方法

アンケートは、5つの設問から構成した。設問１～設問３では平成5年4月現在の処理施設名称、所在地、事業計画、排除方式、下水の構成、供用開始年月日、水処理方式などの下水道施設の基本的内容を、設問４では水処理に活性汚泥法又は活性汚泥変法を採用している処理施設における過去5年間程度の処理障害の発生の有無と発生状況ごとの処理障害事例を、設問５では維持管理又は処理障害に関する自由意見を、それぞれ多肢選択又は任意記入してもらう内容である。

アンケートは、平成5年(1993年)5月に各地方公共団体に調査用紙を郵送し、同年6月末までに返送された633箇所の回答をもとに集計した。

（２）第２次アンケート調査

１）対象下水処理場

第１次アンケート調査で、糸状性バルキング、異常発泡・スカムという固液分離障害が発生したことがあると回答のあった下水処理場のうち、水処理が活性汚泥法又は活性汚泥変法の処理場405箇所を対象とした。

２）アンケート内容と調査方法

アンケートは、4つの設問から構成した。設問１では、平成5年4月現在の処理施設の状況、水処理及び汚泥処理方式、運転管理方法を、設問２では調査時直近の過去5年間(以下「過去5年間」という。)と調査時1年間(以下「現在」という。)の糸状性バルキング又は異常発泡・スカムの発生状況を、設問３では処理障害発生時の判断基準や発生原因などを、設問４では糸状性バルキング又は異常発泡・スカムに関する自由意見を、それぞれ多肢選択又は任意記入してもらう内容である。

アンケートは、平成5年(1993年)10月に該当地方公共団体に調査用紙を郵送し、同年11月末までに返送された318箇所の回答をもとに集計した。

（３）処理障害の特徴

アンケート調査の対象とした活性汚泥法における主な水処理障害の特徴は、以下のとおりである。

１）糸状性バルキング

糸状性バルキングとは、活性汚泥中に糸状体を形成する微生物が増殖することが原因で活性汚泥の沈降・圧密性が悪化する状態をいう。バルキング状態になると、最終沈殿池の上澄液は非常に清澄であることが多いが、汚泥界面が最終沈殿池の水面近くまで上昇するために活性汚

泥が多量に流出することがある[3]。

糸状性バルキングが生じている活性汚泥の顕微鏡写真の例を写真１－１に示す。

２）異常発泡・スカム

反応タンクにおける異常発泡は、界面活性剤によるものと放線菌及びその類縁菌によるものがある。界面活性剤による発泡は活性汚泥の処理能力が低いときに発生するもので、多くは供用開始初期に限って生じる現象である。そこで、アンケート調査では放線菌及びその類縁菌による異常発泡を対象とした。放線菌及びその類縁菌による異常発泡は、反応タンク内で粘着性の高い脂質性物質が異常発泡を生じると同時に、最終沈殿池で微細な気泡を付着した活性汚泥が大量に浮上してスカム状に集積することが特徴である。また、発泡物は茶白色又は橙色、褐色で重く粘性を帯び、ビーカーなどに採取して放置してもなかなか消滅しない。最終沈殿池における浮上の程度が激しくなると活性汚泥が流出して放流水が著しく悪化することがある[3]。

放線菌が発生している活性汚泥の顕微鏡写真の例を写真１－２に、反応タンクにおける発泡及び最終沈殿池おける汚泥浮上の状況例を写真１－３、１－４に示す。

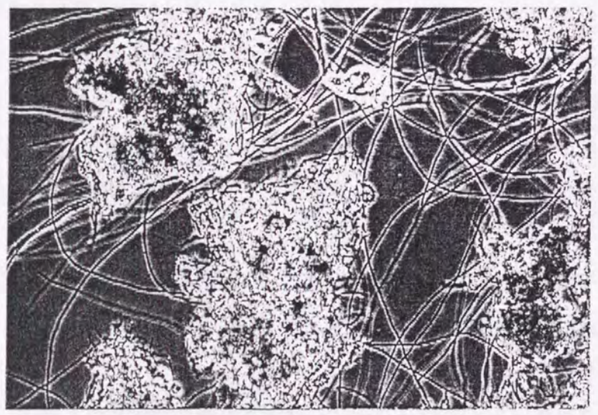


写真１－１　糸状性バルキング活性汚泥例
（撮影：藤井裕子）

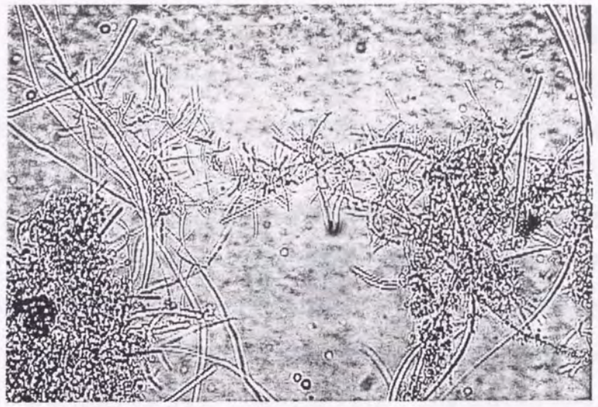


写真１－２　放線菌が発生している活性汚泥の顕微鏡写真例
（撮影：藤井裕子）

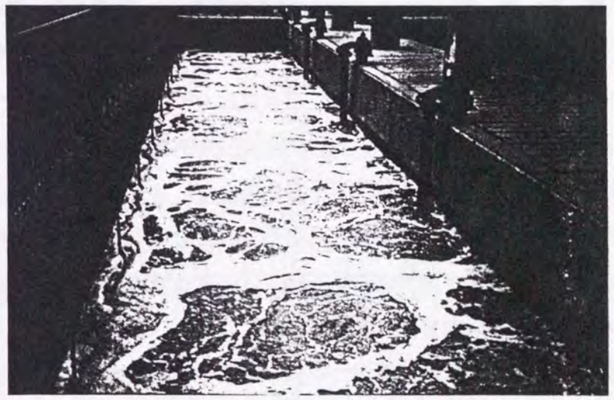


写真１－３　反応タンクにおける異常発泡例
（「1994年日本下水道事業団 フォローアップ調査」より）

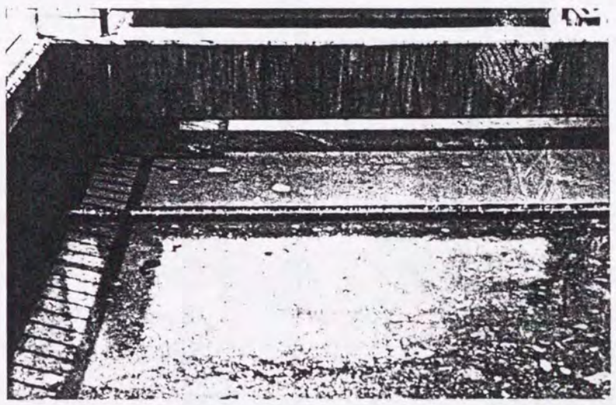


写真１－４　最終沈殿池における汚泥浮上例
（「1990年日本下水道事業団 事後点検」より）

第３節　調査結果

（１）下水道施設の状況

第１次アンケート調査は、調査票を発送した785箇所のうち663箇所から回答があり、回収率は84.5％であった。このうち、施設が稼働している下水処理場は646箇所であった。集計結果を表１－１に示す。下水の排除方式は回答数650箇所のうち、合流式が61箇所(9％)、分流式が438箇所(67％)、一部分流式又は一部合流式(以下「併用式」という。)151箇所(23％)であった。処理方式は回答数644箇所のうち、一次処理までが10箇所(2％)、二次処理までが569箇所(88％)、一部三次処理までが37箇所(6％)、三次処理までが28箇所(4％)であった。

表1－1 調査項目と回答数及び処理障害の発生状況

調査項目		基本的事項		処理障害の発生状況	
		回答数	回答率	発生件数	発生率
事業種別	流域下水道	90	14%	60	67%
	公共下水道	530	81%	409	77%
	その他	37	6%	16	43%
	計	657	100%	485	74%
稼働状況	全体計画稼働	177	27%	－	－
	一部稼働	469	71%	－	－
	未稼働	12	2%	－	－
	計	658	100%	－	－
排除方式	合流式	61	9%	49	80%
	一部合流・分流	151	23%	139	92%
	分流式	438	67%	298	68%
	計	650	100%	486	75%
流入下水の種類	家庭汚水のみ	150	23%	86	57%
	事業場排水受入	478	73%	386	81%
	その他	25	4%	11	44%
	計	653	100%	483	74%
供用開始時期	S29年以前	9	1%	－	－
	S30～S39	43	7%	－	－
	S40～S49	172	27%	－	－
	S50～S59	212	33%	－	－
	S60～H5	202	32%	－	－
	計	638	100%	－	－
処理方式	一次処理	10	2%	－	－
	二次処理	569	88%	435	76%
	一部三次処理	37	6%	33	89%
	三次処理	28	4%	15	54%
	計	644	100%	483	75%
二次処理内訳	標準活性汚泥法	505	79%	448	89%
	ｵｷｼﾃﾞｰｼｮﾝﾃﾞｨｯﾁ法	42	7%	12	29%
	ｽﾃｯﾌﾟｴｱﾚｰｼｮﾝ法	24	4%	20	83%
	長時間曝気法	17	3%	12	71%
	回転円板法	12	2%	－	－
	酸素活性汚泥法	6	1%	5	83%
	散水ろ床法	5	1%	－	－
	ｺﾝﾀｸﾄｽﾀﾋﾞﾘｾﾞｰｼｮﾝ法	1	0%	1	100%
	その他	30	5%	13	43%
	計	642	100%	511	80%
	活性汚泥法・同変法	595	93%	498	84%

二次処理まで～三次処理までと回答のあった箇所の二次処理方式は、回答数642箇所(2以上の処理方式を持つ下水処理場は別個に計数)のうち、標準活性汚泥法505箇所(79％)、オキシデーションディッチ法(以下「OD法」という。)42箇所(7％)、ステップエアレーション法24箇所(4％)、長時間曝気法17箇所(3％)、回転円板法12箇所(2％)、酸素活性汚泥法6箇所、散水ろ床法5箇所、コンタクトスタビリゼーション法1箇所、その他30箇所であった。その他には回分式活性汚泥法、高速エアレーション沈殿池、嫌気好気活性汚泥法、接触曝気法、活性汚泥循環変法、接触酸化法、土壌式接触循環曝気法などがあった。「日本の下水道」に記載された処理方式別の下水処理場数[4]と比較すると、回答率は標準活性汚泥法80％、OD法31％、ステップエアレーション法47％、長時間曝気法100％、回転円板法50％、酸素活性汚泥法75％、散水ろ床法83％などとなっており、小規模下水処理場における採用が多いOD法などで回答率が低下している。

（２）処理障害の発生状況

活性汚泥法又は活性汚泥変法の下水処理場における過去5年間又は現在の処理障害の発生率は、回答総数595箇所のうち498箇所(83.7％)であった。活性汚泥法における各障害事例別の発生状況を表１－２に示す。表より、発生率が高いものは糸状性バルキング319箇所(53.6％)、汚泥浮上170箇所(28.6％)、スカムの162箇所(27.2％)、藻類発生の123箇所(20.7％)などであった。藻類の発生は最終沈殿池の越流堰に集中しており、活性汚泥の異常とはいえないので、活性汚泥の主な異常としては、糸状性バルキング、汚泥浮上、及びスカムの３種とみることができる。表１－１と併せて、下水道施設の基本的内容と処理障害の発生状況の関係を以下に整理する。

表1－2　活性汚泥諸法における処理障害事例と発生状況

（回答数595箇所）

	発生数	回答箇所数に対する発生率	発生箇所数に対する発生率
全　体	498	83.7%	100.0%
バルキング	319	53.6%	64.1%
汚泥解体	56	9.4%	11.2%
過剰曝気	39	6.6%	7.8%
汚泥腐敗	13	2.2%	2.6%
汚泥浮上	170	28.6%	34.1%
異常発泡	72	12.1%	14.5%
スカム	162	27.2%	32.5%
藻類発生	123	20.7%	24.7%
着色	36	6.1%	7.2%
その他	5	0.8%	1.0%

1）事業計画と処理障害

事業計画種別ごとの過去5年間又は現在の処理障害発生数は、流域下水道90箇所中60箇所(67%)、公共下水道530箇所中409箇所(77%)であり、流域下水道の発生率が低い。公共下水道と比較したときの流域下水道の一般的な特徴は、処理区域面積が大きく流達時間が長いため流入水量・水質が平準化される、全体計画水量が流入するまで長い期間を要するため幹線管きょや施設に余裕があるなどが上げられる。

2）排除方式と処理障害

排除方式別の処理障害発生割合は、合流式80%、分流式68%、併用式92%であり、併用式の発生率が高い。我が国の下水の排除方式は、昭和50年(1975年)前後で合流式から分流式へ転換している[5)]が、下水道建設が長期に渡るため、一般的には処理区単位で排除方式の転換が行われている。このため、1975年以前に建設に着手した施設の多くが合流式と分流式の排除方式を合わせ持つ施設になっている。

3）流入下水の種類と処理障害

流入下水の種類別の処理障害発生割合は、家庭汚水のみを受け入れている下水処理場57%、事業場排水を受け入れている下水処理場81%であり、家庭汚水以外に何らかの事業場排水を受け入れている下水処理場で処理障害の発生率が高い。しかし、主な事業場排水は地域によって様々である。

4）処理方式と処理障害

二次処理方式別の処理障害発生割合は、標準活性汚泥法以外は施設数が少ないので一概には判断できない。しかし、標準活性汚泥法の発生率89%と比較すると、ステップエアレーション法、酸素活性汚泥法は同程度、長時間曝気法はやや低め、OD法は1／3程度と推定される。

（3）処理障害発生施設の特徴

糸状性バルキングと異常発泡・スカムの発生経験がある下水処理場を対象とした第2次アンケート調査では、405箇所のうち318箇所から回答があり、回収率は78.5%であった。表1－3に処理障害発生施設の概要を示す。

1）処理区域面積

計画処理区域面積は、1,000～2,000haの下水処理場が75箇所(24.1%)、供用開始処理区域面積は、100～500haの下水処理場が104箇所(33.9%)と最も多くなっている。計画面積に対する供用開始面積の比の分布を20%刻みで比較すると、80～100%が110箇所(36.3%)で最も多い。このうち、既に計画区域が全て供用を開始している下水処理場は44箇所である。

表1－3　処理障害発生下水処理場の状況

処理区域面積範囲	計画処理区域 箇所数	計画処理区域 割合(%)	供用開始処理区域 箇所数	供用開始処理区域 割合(%)	供用開始面積率範囲	箇所数	割合(%)
100 ha未満	20	6.4	28	9.1	0～ 20%	21	6.9
100 ～ 500 ha	57	18.3	104	33.9	20～ 40%	58	19.1
500 ～ 1,000 ha	59	19.0	71	23.1	40～ 60%	56	18.5
1,000 ～ 2,000 ha	75	24.1	60	19.5	60～ 80%	58	19.1
2,000 ～ 3,000 ha	37	11.9	16	5.2	80～100%	110	36.3
3,000 ～ 5,000 ha	25	8.0	15	4.9			
5,000 ～ 10,000 ha	22	7.1	8	2.6			
10,000 ha以上	16	5.1	5	1.6			
計	311	100.0	307	100.0	計	303	100

日平均流入水量の範囲	計画処理水量 箇所数	計画処理水量 割合(%)	実流入水量 箇所数	実流入水量 割合(%)
2,000 m3/日未満	12	3.8	33	10.4
2,000 ～ 5,000 m3/日	21	6.6	44	13.9
5,000 ～ 10,000 m3/日	21	6.6	48	15.1
10,000 ～ 30,000 m3/日	72	22.8	84	26.5
30,000 ～ 50,000 m3/日	45	14.2	40	12.6
50,000 ～ 100,000 m3/日	66	20.9	36	11.4
100,000 m3/日以上	79	25.0	32	10.1
計	316	100.0	317	100.0

排除方式	区　分	合流式	一部分流式	一部合流式	分流式		計
	回答数(箇所)	32	34	68	184		318
	占有率(％)	10.1	10.7	21.4	57.9		100.0
流入下水の種類	区　分	家庭汚水のみ受入		事業場排水一部受入			計
	回答数(箇所)	61		255			316
	占有率(％)	19.3		80.7			100.0
反応タンク容量	区分(1000m3)	1未満	1～5	5～10	10～20	20以上	計
	回答数(箇所)	32	148	55	43	38	316
	占有率(％)	10.1	46.8	17.4	13.6	12.0	100.0
終沈水面積負荷	区分(m3/m2･日)	10未満	10～20	20～30	30～50	50以上	計
	回答数(箇所)	34	123	125	23	5	310
	占有率(％)	11.0	39.7	40.3	7.4	1.6	100.0
処理方式	区　分	標準法	ｽﾃｯﾌﾟｴｱﾚｰｼｮﾝ	ＯＤ法	長時間曝気法	その他	計
	回答数(箇所)	267	19	9	9	14	318
	占有率(％)	84.0	6.0	2.8	2.8	4.4	100.0
エアレーション方式	区　分	旋回流式	全面曝気式	微細気泡	水中攪拌式	その他	計
	回答数(箇所)	225	45	9	15	21	315
	占有率(％)	71.4	14.3	2.9	4.8	6.7	100.0
維持管理反映項目(318箇所)	区　分	目視と経験	簡易測定	水質等指標	生物相観察	現場計測器	自動制御器	その他
	回答数(箇所)	190	149	262	130	143	44	7
	実施率(％)	59.7	46.9	82.4	40.9	45.0	13.8	2.2
汚泥処理施設の有無	区　分	汚泥処理施設あり		汚泥処理施設なし				計
	回答数(箇所)	283		33				316
	占有率(％)	89.6		10.4				100.0
返流水処理	区　分	直接返流	長時間曝気	沈殿処理	循環脱窒法	一部pH調整	ｷﾞﾝﾌﾟ場返流	計
	回答数(箇所)	202	3	3	1	1	1	211
	実施率(％)	95.7	1.4	1.4	0.5	0.5	0.5	100.0
日平均返流水量	区分(100m3/日)	1未満	1～5	5～10	10～50	50～100	100以上	計
	回答数(箇所)	47	84	29	48	10	22	240
	実施率(％)	19.6	35.0	12.1	20.0	4.2	9.2	100.0
返流水比率	区　分	0～5%	5～10%	10～20%	20～30%	30～50%	50～100%	計
	回答数(箇所)	142	46	30	4	3	7	232
	実施率(％)	61.2	19.8	12.9	1.7	1.3	3.0	100.0
返流水の色相	区　分	黒灰色	灰白色	灰褐色	茶褐色	黄褐色	その他	計
	回答数(箇所)	91	51	37	29	25	12	245
	実施率(％)	37.1	20.8	15.1	11.8	10.2	4.9	100.0
返流水の臭気	区　分	腐敗臭	硫化水素臭	し尿臭	腐植土臭	薬品臭	カビ臭他	計
	回答数(箇所)	71	53	31	22	17	39	233
	実施率(％)	30.5	22.7	13.3	9.4	7.3	16.7	100.0
返流水のｐＨ	区　分	5.0未満	5.0～6.0	6.0～7.0	7.0～8.0	8.0～9.0	9.0以上	計
	回答数(箇所)	4	23	85	57	4	10	183
	実施率(％)	2.2	12.6	46.4	31.1	2.2	5.5	100.0
返流水のＳＳ	区分(100mg/l)	0～2	2～5	5～10	10～50	50～100	100以上	計
	回答数(箇所)	52	49	43	31	5	2	182
	実施率(％)	28.6	26.9	23.6	17.0	2.7	1.1	100.0

2）排除方式と流入下水の種類

排除方式は、分流式が184箇所(57.9%)、一部合流式が68箇所(21.4%)で、分流式を主体とする下水処理場が約80%を占めている。流入下水の種類は、事業場排水を受け入れている下水処理場が255箇所(80.7%)と多く、家庭排水のみを受け入れている下水処理場は61箇所(19.3%)である。

3）日平均流入下水量

日平均計画流入水量は、100,000m^3/日以上が79箇所(25.0%)で、また、日平均実流入水量は、10,000～30,000 m^3/日が84箇所(26.5%)で最も多いが、広い範囲に平均的にばらついている。

4）反応タンク容量と最終沈殿池水面積負荷

反応タンク容量は、下水処理場の全体容量についての設問であるので1槽の容量は不明である。全体容量は、1,000～5,000m^3が148箇所(46.8%)で最も多かった。最終沈殿池水面積負荷は、10m^3/m^2･日未満が34箇所(11.0%)、10～20m^3/m^2･日が123箇所(39.7%)、20～30m^3/m^2･日が125箇所(40.3%)、30～50m^3/m^2･日が23箇所(7.4%)、50m^3/m^2･日以上が5箇所(1.6%)であり、標準活性汚泥法の設計水面積負荷20～30m^3/m^2･日[6]と比較すると、設計値より小さい水面積負荷で運転している下水処理場が50%を占めている。

5）処理方式とエアレーション方式

処理方式は、標準活性汚泥法が267箇所(84.0%)で最も多く、ステップエアレーション法19箇所(6.0%)、OD法9箇所(2.8%)、長時間曝気法9箇所(2.8%)、その他14箇所(4.4%)であった。エアレーション方式は、旋回流式225箇所(71.4%)、全面エアレーション式45箇所(14.3%)、微細気泡噴射式9箇所(2.9%)、水中撹拌式15箇所(4.8%)、その他21箇所(6.7%)であった。終末処理場の事後調査結果資料集[7]によれば、全面エアレーション式の採用率は散気式全体の10%以下であり、全面エアレーション式の下水処理場で処理異常の発生率が高くなっている。

6）維持管理反映項目

下水処理場の運転操作や維持管理に反映させている項目は、色相、臭気などの「目視観察による状態把握と操作員の経験」が59.7%、pH、透視度などの「現場における簡易測定の結果」が46.9%、MLSS、SVなどの「各種水質・汚泥指標の測定結果」が82.4%、生物相の確認と計数、優先種の確認などの「顕微鏡観察や生物学的試験の結果」が40.9%、MLSS計、DO計などの「各種計測器からの計測(モニター)結果」が45.0%、DO制御、SRT制御などの「各種計測器による自動制御」が13.8%、「その他」が2.2%である。大半の下水処理場がMLSS、SVなどの

「各種水質・汚泥指標の測定結果」を基本とし、複数の項目を用いて下水処理場の運転操作や維持管理を行っている。

7）汚泥処理方法と返流先

汚泥処理施設は283箇所が持っており、持たない施設は33箇所である。汚泥処理施設から発生する廃水の返流方法は、回答のあった211箇所のうち水処理施設に直接返流する箇所が202箇所(95.7%)と大半を占め、何らかの前処理後返流する施設は8箇所(3.8%)である。

8）返流水量と性状

返流水量は、100～500m^3/日が84箇所(35.0%)で最も多いが、100m^3/日未満から5,000m^3/日まで平均的に分布している。日流入水量に対する返流水量の割合(返流水率)は、188箇所(81.0%)の施設が10%以下であるが、50%以上の施設も7箇所ある。返流水の色相は、黒灰色91箇所(37.1%)、灰白色51箇所(20.8%)、灰褐色37箇所(15.1%)、茶褐色29箇所(11.8%)、黄褐色25箇所(10.2%)、無色その他12箇所(4.9%)である。また、臭気は、腐敗臭71箇所(30.5%)、硫化水素臭53箇所(22.7%)、し尿臭31箇所(13.3%)、腐植土臭22箇所(9.4%)、薬品臭17箇所(7.3%)、かび臭15箇所(6.4%)、無臭その他24箇所(10.3%)である。返流水のpHは、6.0～8.0の中性域の範囲にあるものが142箇所(77.5%)である。SS濃度は、0～200mg/lが52箇所(28.6%)で最も多いが、5,000 mg/lまでの広範囲に分布している。

（4）処理障害種類別の発生形態

第2次調査に回答のあった318箇所について過去5年間及び現在の糸状性バルキング及びスカム、異常発泡の発生箇所数と発生頻度を表1－4に示す。表より、糸状性バルキングは、過去5年間に発生が250箇所、現在発生が122箇所、スカムは、過去5年間に発生が156箇所、現在発生が101箇所、異常発泡は、過去5年間に発生が80箇所、現在発生が46箇所であった。発生頻度を「年間を通じて常時発生(以下「常時発生」という。)」、「年間を通じてある時期に発生(以下「一時発生」という。)」、「年間を通じて不定期に発生(以下「不定期」という。)」、「ある時、突発的に発生(以下「一過性」という。)」、「その他」のタイプ別にみると、過去5年間では、糸状性バルキングは一時発生、不定期、一過性が、スカムは一時発生、不定期、常時発生が、異常発泡は一過性、不定期が多くなっている。現在は1年間における発生状況であるため、一過性の発生頻度が少ないものの過去5年間とほぼ同様の傾向になっている。過去5年間に対する現在の発生減少率は、糸状性バルキングが51.2%、スカムが35.3%、異常発泡が42.5%であり、糸状性バルキングの減少率が最も高い。発生タイプ別の減少率は、糸状性バルキング及びスカムは全般的に減少しているが、異常発泡は一時発生が増加している。

表1－4　処理障害の発生状況

(回答箇所　318 箇所)

			常時発生	一時発生	不定期	一過性	その他	計
過去5年間	糸状性ﾊﾞﾙｷﾝｸﾞ	発生数(箇所)	25	107	57	53	8	250
		発生率(％)	7.9	33.6	17.9	16.7	2.5	78.6
	スカム	発生数(箇所)	33	54	44	22	3	156
		発生率(％)	10.4	17.0	13.8	6.9	0.9	49.1
	異常発泡	発生数(箇所)	8	10	24	31	7	80
		発生率(％)	2.5	3.1	7.5	9.7	2.2	25.2
現在	糸状性ﾊﾞﾙｷﾝｸﾞ	発生数(箇所)	18	48	39	11	6	122
		発生率(％)	5.7	15.1	12.3	3.5	1.9	38.4
	スカム	発生数(箇所)	28	27	29	13	4	101
		発生率(％)	8.8	8.5	9.1	4.1	1.3	31.8
	異常発泡	発生数(箇所)	6	13	14	12	1	46
		発生率(％)	1.9	4.1	4.4	3.8	0.3	14.5
発生減少率(%)		糸状性ﾊﾞﾙｷﾝｸﾞ	28.0	55.1	31.6	79.2	25.0	51.2
		スカム	15.2	50.0	34.1	40.9	-33.3	35.3
		異常発泡	25.0	-30.0	41.7	61.3	85.7	42.5

（5）維持管理上の問題点

回答された維持管理上の問題点は、設計指針や施設構造の見直し、水処理と汚泥処理の不整合、反応タンク覆蓋等による処理状況把握の困難さ、下水管きょの維持管理不足に整理できる。設計指針や施設構造の見直しについては最も多くの指摘があり、施設構造が維持管理上の対策の大きな制約になっていることを指摘する内容がほとんどである。水処理と汚泥処理の不整合とは、水処理障害が汚泥処理の状態に大きく影響されており、水処理と汚泥処理を総合的に管理する必要があるとの認識による。反応タンク覆蓋等による処理状況把握の困難さは、水処理の状態把握には目視観察が有効な手段であると考えていることによる。下水管きょの維持管理不足は、水処理障害の発生が流入水質に大きく影響されているとの認識による。

第4節　考　察

通常、異常発泡とスカム発生は放線菌により引き起こされ、両障害が付随して起こると考えられるが、アンケート調査結果では大幅に異なる数となった。これは、反応タンクの大半が覆蓋されているため異常発泡の発見が非常に困難になっていることが原因である。したがって、この障害の発生の有無はスカムの発生状況で判断する方が因果関係を整理できる。そこで2次調査結果をもとに、糸状性バルキングとスカムについて因果関係を検討する。なお、以下に示す今回調査結果の発生率とは、第1次アンケート調査の回答数に対する発生割合を、また、1982年調査[1)]結果の発生率は当時の調査箇所に対する発生割合を示す。

（1）排除方式と発生状況

排除方式別の処理障害発生状況の推移を図1－1に示す。糸状性バルキングは、1982年時点は分流式に偏って発生し、発生率も高かった。しかし、過去5年間では、分流式の発生率が低下し、合流式及び併用式の発生率が増加したため、排除方式による発生率の差が少なくなっている。分流式の発生率低下は、新規に供用を開始する下水処理場における施設構造上の抑制対策が浸透してきたためと考えられる。また、合流式及び併用式は、流入水質の変化に施設構造が対応できなくなっていることが考えられる。

排除方式別の発生率は、過去5年間、現在ともに併用式が最も高く、糸状性バルキングが発生しやすいといえる。併用式は、1)幹線管きょから最初沈殿池までは合流式で計画されるために管きょや沈殿池の容量が大きく、これらの施設内でSSが沈殿しやすい、2)合流式処理区域が狭いために雨水の流入する確率が小さく、幹線管きょが一時的に流入した雨水により洗浄される、いわゆるフラッシングの頻度が少ない、3)雨水による汚水の希釈効果が少ないために雨天時でも比較的高濃度の水質で流入する、4)降雨時の簡易沈殿処理に備えるために最初沈殿池のバイパスや使用池数の減少などの抑制対策が行い難いなどの特徴があり、これらが糸状性バルキングの発生が多い一因になっていると考えられる。

スカムは、1982年時点では排除方式にかかわらず高率で発生している。しかし、過去5年間と現在の発生率は1982年時点に比べて大幅に減少し、糸状性バルキングと同じ程度まで低下している。これは、スカムは排除方式によらず高率で発生したこと、及びスカムの発生が明瞭に判別されるので、対策も一斉に検討されて対策の浸透が早かったことが一因と考えられる。

排除方式別の各処理障害の過去5年間及び現在の発生パターン別の発生率を図1－2～図1－3に示す。排除方式別の最も高い発生パターンは、糸状性バルキングでは過去5年間はいずれの排除方式でも「一時発生」であり、現在は分流式が「一時発生」である以外は「不定期」に変わっている。糸状性バルキングでは、定期的な発生に対して下水処理場内における対策が効果を上げていることが伺われる。スカムでは、過去5年間は合流式が「不定期」、併用式が「一時発生」、分流式が「不定期」と「一時発生」が多く、現在は合流式と分流式が「一時発生」と「一過性」、併用式が「不定期」が多く、発生パターンが逆転している。

排除方式別、発生パターン別の過去5年間に対する現在の発生減少率を図1－4に示す。なお、現在の発生件数が過去5年間を上回ったものは、一律に－10%で表示した。　処理障害別の総計は、糸状性バルキングが排除方式によらず約50%に低下している。スカムは合流式の減少率が50%で、分流式と併用式は35%程度に留まっている。発生パターン別の減少率は、糸状性バルキングでは「不定期」以外は排除方式によらず50%以上の減少率を示している。スカムは、一様に減少しているのは「常時発生」のみで、それ以外の発生パターンは排除方式によっ

て減少率が異なっている。

以上より、糸状性バルキングは、下水処理場内における抑制対策が有効に働いていると考えられる。一方、スカム発生は流入下水質などの影響が大きく、下水処理場内の対策だけではあまり効果が上がらないと考えられる。

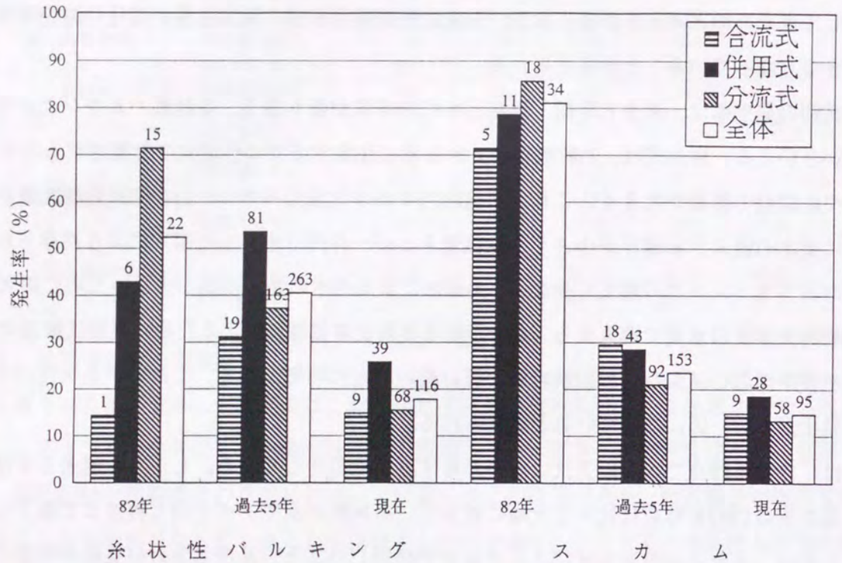


図１－１　排除方式別処理障害発生状況の推移　(添字は発生箇所数)

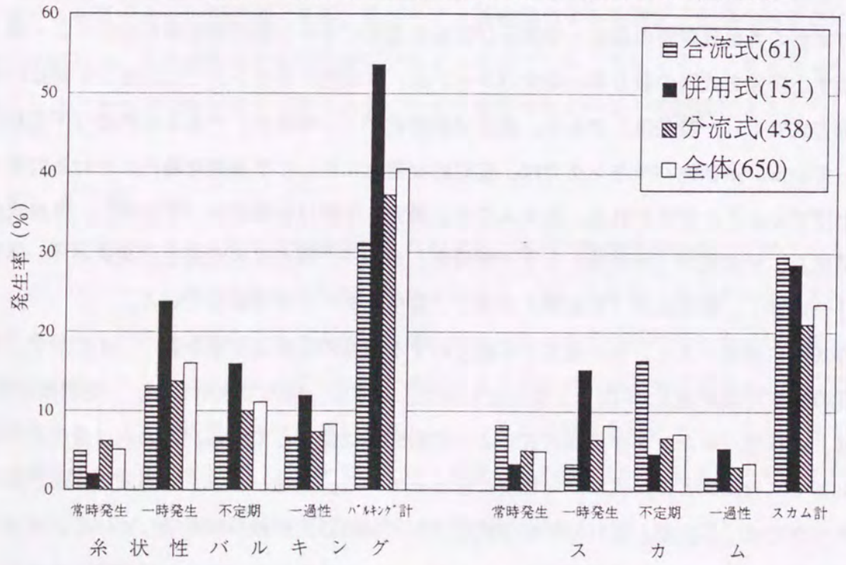


図１－２　排除方式別処理障害発生状況(過去)

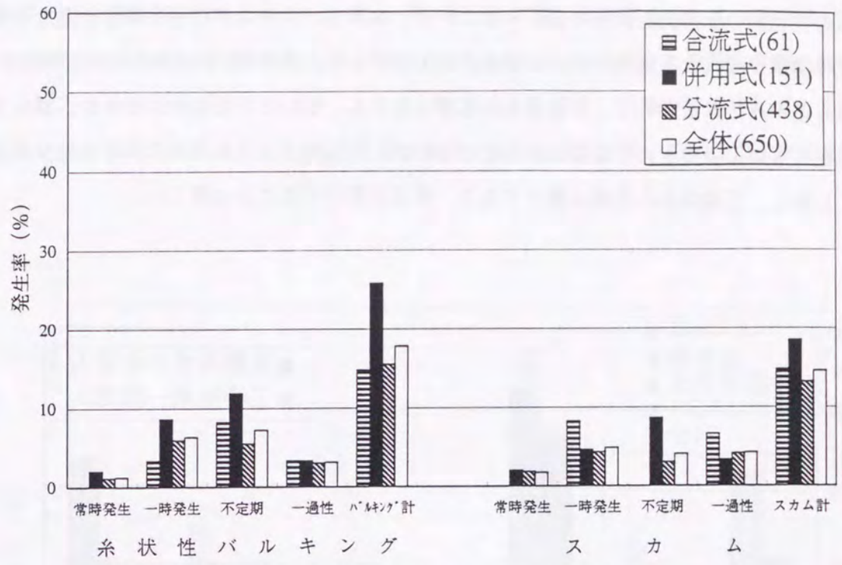


図１－３　排除方式別処理障害発生状況(現在)

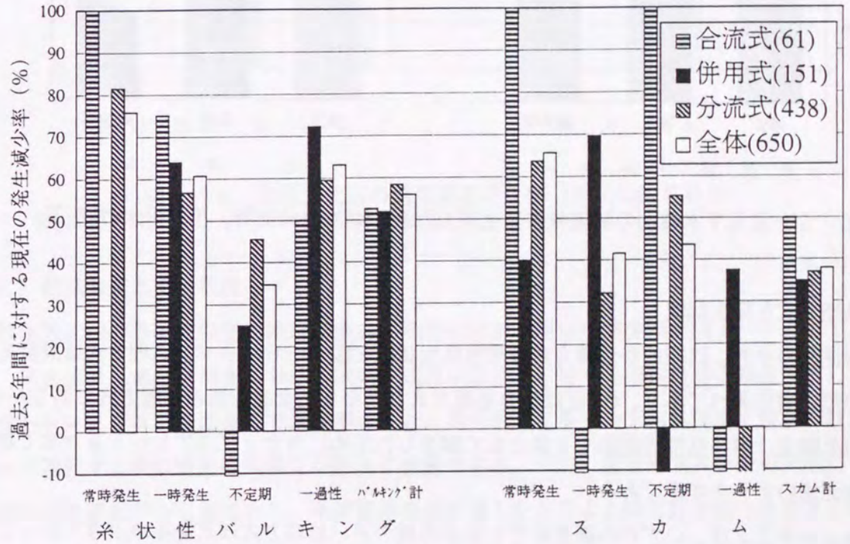


図１－４　排除方式別処理障害発生減少率

（2）流入下水種と発生状況

流入水の性状別の障害発生状況を図１－５に示す。糸状性バルキングの発生率は、過去５年間では工場排水が流入する箇所で高いが現在では大差がなく、過去5年間に対する現在の発生減少率にも差がみられないので、工場排水の影響はほとんどないといえる。スカムは、過去５年間、現在ともに工場排水による発生率の差はないが、工場排水受入れ箇所における減少率が大きい。しかし、工場排水の種類は様々であり、原因を特定することは難しい。

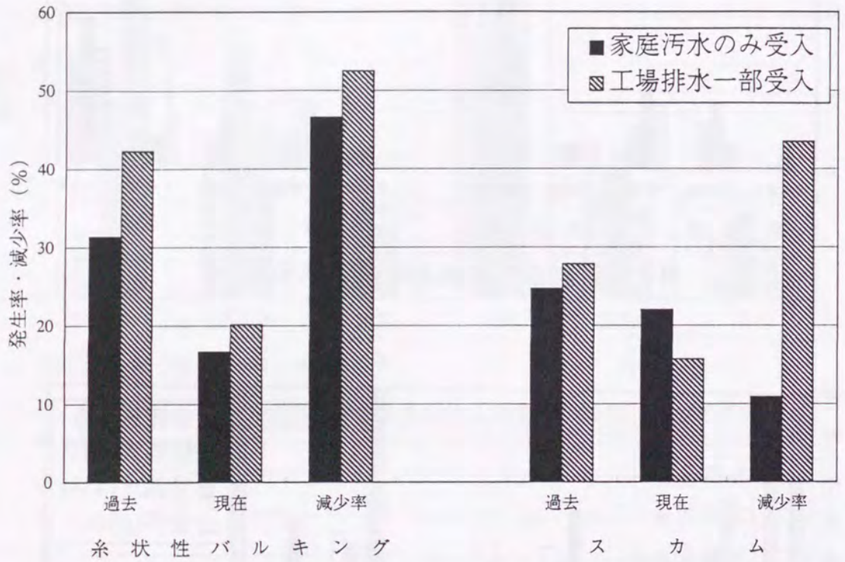


図１－５　流入下水種別の処理障害発生率 (家庭汚水のみ150箇所、工場排水478箇所)

（3）処理方式と発生状況

活性汚泥法のうち、代表的な処理方式の障害発生状況を図１－６に示す。処理方式は設計処理時間の短い順に並べてあり、OD法は他の処理方式と異なり完全混合型の処理方式である。なお、1982年調査は標準活性汚泥法を主体として調査したため、ステップエアレーション法と標準活性汚泥法のデータのみである。

糸状性バルキングは、いずれの調査時でも処理時間の短い処理方式ほど発生率が高くなっている。また、ステップエアレーション法と標準活性汚泥法の過去５年間の発生率は、1982年に比べてほとんど減少していない。スカムは、ステップエアレーション法がいずれの期間でも高

い発生率を示している。

いずれの障害においてもステップエアレーション法が高い発生率を示しているのは、1)糸状性バルキングでは高負荷時に発生すると言われるSphaerotilus natansなどの低負荷時の糸状性細菌とは異なる糸状性細菌が原因になっている、2)対策として最も効果が評価されている嫌気好気法(AO法)が採用しにくいなど、処理時間の長短とは別の要因が働いていることが考えられる。

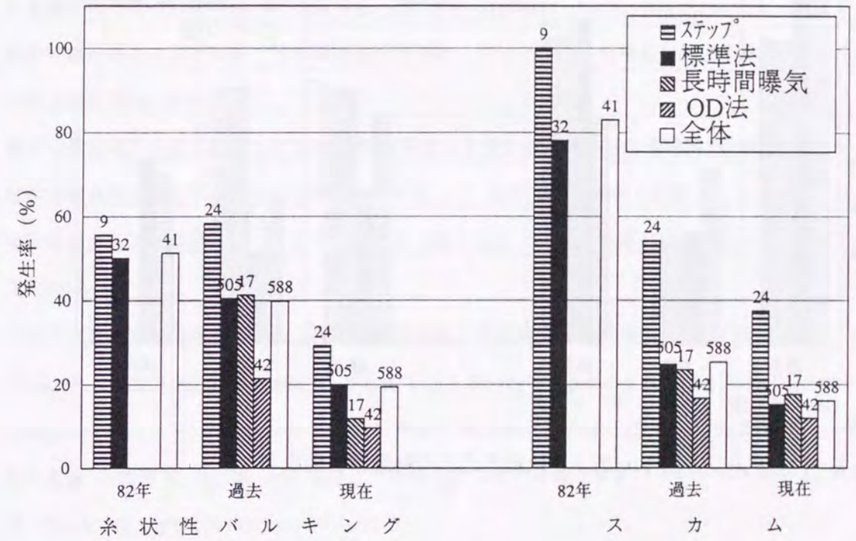


図１－６　処理方式別の処理障害発生率（添字は回答総数）

（4）散気方式と発生状況

散気方式別の各障害の発生率及び過去５年間に対する現在の減少率を図１－７に示す。なお、発生率は、第２次調査における散気方式別の回答数に対する障害の発生割合で示した。糸状性バルキングは、旋回流式で減少率が低い。旋回流式は多くの下水処理場で前段の散気量を絞って運転する疑似嫌気好気運転が容易に実施できる。一方、全面曝気式や微細気泡式では疑似嫌気好気運転が不可能であり、機械攪拌装置の導入などによる嫌気好気法へ改造する必要がある。この結果が糸状性バルキングの減少率に反映されたと考えられ、嫌気好気法は疑似嫌気好気法に比べて高い抑制効果を持っていると推定される。

スカムは、過去５年間と現在を比較すると、旋回流式と全面曝気式では減少が認められるものの、微細気泡式と水中攪拌式では全く減少していない。スカムの発生抑制に対しては運転方法の変更の効果がなく、ばっ気撹拌方式の違いが発生率に影響していると考えられる。

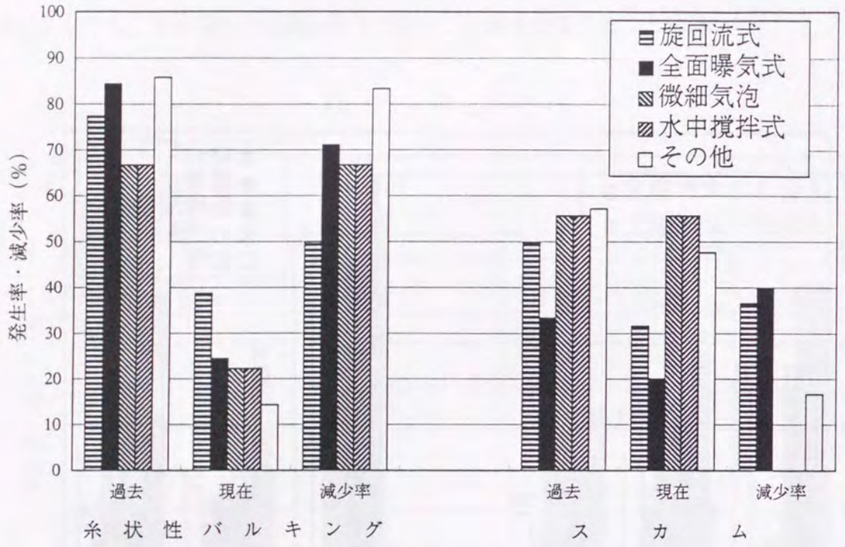


図１－７　　散気方式別の処理障害発生率

第５節　要　約

本章では、全国の下水処理場を対象とした処理障害の発生状況に関する２回に渡るアンケート調査結果をもとに、我が国における活性汚泥法の水処理障害の現状と問題点を明らかにするとともに、1982年のアンケート調査結果と併せて発生の背景を検討し、次の結論を得た。

(1)　糸状性バルキングやスカムなどの水処理障害は、処理障害の発生が報告されて以来20年近くが経過し、様々な調査研究が行われてきたのにもかかわらず、糸状性バルキングは53.6％、スカムは27.2％で経験するなど、依然として高い率で発生していた。

(2)　糸状性バルキングは、1982年時点の調査では分流式の下水処理場に多く発生していたのに対して、今回の調査では排除方式が併用式の下水処理場でも高率で発生しおり、糸状性バルキングやスカムなどの水処理障害は過去に比べて発生率は減少しているものの、排除方式によらない普遍的な現象になっていた。

(3)　これらの障害の発生原因は、反応タンク流入水質や処理フロー、反応タンクの運転方法などに密接に関係しており、糸状性バルキングは嫌気好気法の採用などの下水処理場内の対策により抑制されるが、スカムは運転方法の変更による抑制は難しいと推定された。

参考文献

1) 日本下水道事業団業務部：汚泥の膨化にともなう汚泥浮上の防止策に関する調査報告書〔中間報告Ⅰ　放線菌による固液分離障害〕　(1983)

2) 水道産業新聞社：1992年版　下水道年鑑, p397-906　(1993)

3) 建設省都市局下水道部監修：下水道維持管理指針　ポンプ場・処理場施設編　-1991年版-, p734,758, 日本下水道協会 (1991)

4) 建設省都市局下水道部監修：日本の下水道(平成６年度), p38, 日本下水道協会 (1994)

5) 建設省都市局監修：下水道施設設計指針と解説, p11, 日本下水道協会 (1972)

6) 建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編 -1994年版-, p55, 日本下水道協会 (1994)

7) 日本下水道事業団業務部：平成５年度終末処理場の事後調査結果資料集, p23-33 (1994)

8) Fujita, M., Iwahori, K., Kawaguchi, Y., Sakai, Y.：A Survey of Operating Problems Associated with Sewage Treatment Plants in Japan, Japanese Journal of Water Treatment Biology, 32., No.4, pp.257-267, (1996)

9) 藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(1), 月刊下水道, Vol.19, No.5, p51-55 (1996)

10)藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(2), 月刊下水道, Vol.19, No.6, p41-48 (1996)

11) 藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(3), 月刊下水道, Vol.19, No.7, p78-89 (1996)

12) 日本下水道事業団業務部：下水処理施設の処理障害に関する調査報告 (1994)

第２章　処理障害原因微生物の生理特性の検討

第１節　緒　言

第１章では、日本における活性汚泥法の処理障害のうち、代表的な固液分離障害である糸状性バルキング及び異常発泡・スカムを主体として、その発生状況をまとめた。その結果、これらの処理障害は、発生の報告があってから20年余りが経過し、多くの原因究明の調査・研究が行われ、様々な対策が講じられてきたにもかかわらず、依然として高い頻度で発生していることが明らかになった。また、硝化の進行はほとんどの下水処理場で経験しており、硝化の制御も重要な課題になっている。

下水処理場の反応タンク内では、これらの処理障害を引き起こす微生物を含めて、様々な微生物が混在した浮遊物質(SS)を活性汚泥として一括して制御している。したがって、処理障害の発生を防止し、正常な状態に維持するためには、正常な活性汚泥微生物だけが優先して増殖できる環境を反応タンク内に維持する必要がある。

本章では、既往文献より、処理障害が発生する反応タンクの環境条件を検討するとともに、各障害の原因微生物の生理特性を整理・解析し、このような環境条件が反応タンク内に作られるに至った経緯について検討している。

第２節　活性汚泥と処理障害原因微生物の生理特性比較

（１）活性汚泥の基本微生物の生理特性

活性汚泥を構成する微生物は、流入下水中に含まれる微生物が自然発生的に反応タンク内で増殖したものであるから、流入水質や反応タンクの運転条件によって構成微生物が異なるが、その生理特性によって次の４群に分けて扱うと便利な場合が多い[1]。以下に各群をその生理特性を含めて整理する。

1)好気性従属栄養生物群

好気状態(溶存酸素が存在する状態)下で炭素系有機物を利用して増殖する従属栄養生物で、細菌類の他、原生動物や大型生物も含まれる。

これらの生物の代謝反応は、通常以下の式で示される。

酸化

$$C_xH_yO_z+\left(x+\frac{y}{4}-\frac{z}{2}\right)O_2 \rightarrow xCO_2+\frac{y}{2}H_2O+\text{エネルギー} \quad \cdots\cdots(2\text{-}1)$$

同化

$$nC_xH_yO_z+nNH_3+n\left(x+\frac{y}{4}-\frac{z}{2}-5\right)O_2+\text{エネルギー} \rightarrow (C_5H_7NO_2)_n+n(x-5)CO_2+\frac{n}{2}(y-5)H_2O \quad \cdots\cdots(2\text{-}2)$$

内性呼吸

$$(C_5H_7NO_2)_n+5nO_2 \rightarrow 5nCO_2+2nH_2O+nNH_3+\text{エネルギー} \quad \cdots\cdots(2\text{-}3)$$

下水処理場における処理の基本が好気性処理であり、また、汚水中の汚濁質の大半が炭素系有機物であるので、活性汚泥微生物の大半はこのグループに属している。活性汚泥法では最終沈殿池における活性汚泥と処理水の固液分離の良否が処理水質に直接的な影響を与えるので、活性汚泥の汚濁質の除去能に加えて凝集性・沈降性も重要な要素になっている。このグループの生理特性をまとめると次のようになる。

・酸素の供給さえあれば溶存酸素濃度が増殖速度に与える影響はほとんどない[2]。

・基質の摂取過程は、吸着が先行し基質の酸化及び同化は遅れて行われる[1]。

・増殖速度は基質濃度の影響を強く受ける[1]。

・水温も増殖速度に影響を与えるが、処理水質に与える水温の影響はわずかであり、下水の水温範囲では増殖速度が大幅に変動することはない[3), 4)]。

2)硝化細菌群

溶存酸素が存在する状態(以下「好気状態」という。)の下でアンモニア性窒素を亜硝酸性窒素、硝酸性窒素へと酸化(硝化)する独立栄養細菌で、Nitrosomonasなどのアンモニア酸化細菌、Nitrobacterなどの亜硝酸酸化細菌が含まれ、硝化細菌と総称されている[1), 3)]。硝化の一方的な進行は、日本の下水性状では処理水のｐＨ低下などの処理障害の原因になる。

3)脱窒細菌群

溶存酸素が存在しない状態(以下「無酸素状態」という。)の下にあっても、硝酸性呼吸、亜硝酸性呼吸を行い増殖が可能な通性嫌気性細菌で、従属栄養細菌に分類されるが、特に脱窒細菌と称する。脱窒は、溶存酸素がない状態で硝化液と炭素系有機物(水素供与体)と活性汚泥との３者を混合することによって日常的に起こる現象であり、この細菌群は活性汚泥の常在微生物群である。

脱窒反応は、基本的には酸素による呼吸反応と同じであり、有機物の酸化に硝酸又は亜硝酸中の酸素原子を利用して生活のエネルギーを得るもので、反応式は以下で示される[1), 3)]。

硝酸(NO_3^-)→亜硝酸(NO_2^-)

$2NO_3^- + 2(H_2) \rightarrow 2NO_2^- + 2H_2O +$ ｴﾈﾙｷﾞｰ ……(2-4)

亜硝酸(NO_2^-)→窒素ガス(N_2)

$2NO_2^- + 3(H_2) \rightarrow N_2 + 2OH^- + 2H_2O +$ ｴﾈﾙｷﾞｰ ……(2-5)

硝酸(NO_3^-)→窒素ガス(N_2)

$2NO_3^- + 5(H2) \rightarrow N_2 + 2OH^- + 4H_2O +$ ｴﾈﾙｷﾞｰ ……(2-6)

硝酸から窒素ガスに至る一連の脱窒反応では、1gの硝酸性窒素当たり2.86gの炭素由来のBOD(以下「C-BOD」という。)に相当する有機物が消費され、3.57gのアルカリ度が生成する[1]。

4)脱りん細菌群[1]

りん酸化合物を通常より多量に蓄積する細菌群の総称で従属栄養細菌に分類され、脱りん細菌、りん蓄積細菌とも呼ばれる。脱りん細菌は、酸素も硝酸・亜硝酸も存在しない状態(以下「嫌気状態」という。)では蓄積したポリりん酸をりん酸に分解して体外に溶出し、このときに得られるエネルギーを利用して炭素系有機質を体内に取り込む。好気状態では、有機質を酸素で酸化し、そのエネルギーによりポリりん酸を再び体内に蓄積する。通常、活性汚泥に嫌気状態と好気状態を交互に経験させることにより、その能力を発現させることができる。

脱りん細菌は、りん酸をエネルギー貯蔵手段として利用し、基質は豊富にあるが酸化剤の存在しない条件で他の活性汚泥生物に優先して基質を取り込むことができる。一般に、このような条件下では嫌気性細菌が有機物を分解するが、活性汚泥中には偏性(絶対)嫌気性細菌がほとんど存在しない上にりん酸が比較的豊富に存在するため、一部の微生物がこのような生活形態をとるようになると考えられている。したがって、脱りん細菌と呼ばれるこれらの細菌群が活性汚泥中に現れるまでには、ある程度の馴養期間が必要になる。

（2）各処理障害原因微生物の生理特性

反応タンクにおける処理障害の発生は、ほとんどの場合で原因微生物に依存する。そこで、第1章で抽出した代表的な活性汚泥の固液分離障害である糸状性バルキング、異常発泡・スカム、及び硝化を対象として、既往文献をもとに原因微生物とその特性について整理した。

1)糸状性バルキング

糸状性細菌は、一般にEikelboomの形態的特徴から分類した方法をもとにJenkins、Richardらが若干の修正を行った分類・同定法に従って同定されている。Jenkins、Richardらが提案している分類表を表2－1に、検索表を表2－2に示す[5]。第1章のアンケート調査によれば、この中で日本で糸状性バルキングの原因生物として同定されているのは、Type021N、Sphaerotilus natans、Type0041、Type0961、Type1851、Type1701、Thiothrixで、中でもType021Nを原因生物とする箇所が圧倒的に多かった。

また、平成元年度に実施した日本下水道事業団業務部の調査結果[6]によれば、SVIの高い処理場における糸状性細菌の出現順位は、Type021N、Type1851、Microthrix parvicella、Type0961、Sphaerotilus、Haliscomenobactor hydrossis、Type0803、Type0041、Nostocoida limicolaで、中でもType021Nが44.4％と、原因の半数近くを占めている。この調査では糸状性細菌の種類と運転条件との関係も整理しており、その結果によれば、Type021NはBOD負荷、DOレベル、流入BOD濃度などの条件に対し比較的広い範囲で出現している。低BOD負荷条件でよく認められる糸状性細菌としてはType1851、Type0041、Nostocoida limicola、Microthrix parvicellaなど、低DOレベでよく認められる糸状性細菌としてはType1851、Nostocoida limicola、Microthrix parvicella、Type0961、Type0041、Haliscomenobactor hydrossisなどが報告されている。

Type021Nの形態的特徴は、次のようになる[6]。幅1.0～2.0μm、長さ100μmから数mmに達するグラム陰性の直線状もしくは湾曲した糸状性細菌であり、活性汚泥フロックから外に延びているか液中に浮遊した状態で存在している。採取時の活性汚泥では、糸状体にイオウ顆粒を持っていることは少ないが、嫌気状態ではイオウを取り込んで生活している。

第1章のアンケート調査より、Type021Nは水温の変化又は低下時、高いBOD/SS比の汚水の流入、DO不足、SRTの長期化などの環境下で増殖する。対策としては嫌気好気法の採用が効果的である。また、運転方法では反応タンク内DOの低下や散気量の増加、BOD-SS負荷の変化は効果が少なく、SRTの短縮や最初沈殿池のバイパスは効果的であるなどと報告され、Type021Nの生理特性に好適な管理をすれば糸状性バルキングの発生頻度が高くなることが伺われる。

Type021Nを代表とする糸状性バルキング原因生物の特性をまとめると以下になり、溶解性基質のみを利用している点を除けば通常の好気性従属栄養生物と変わらない特性を有している。

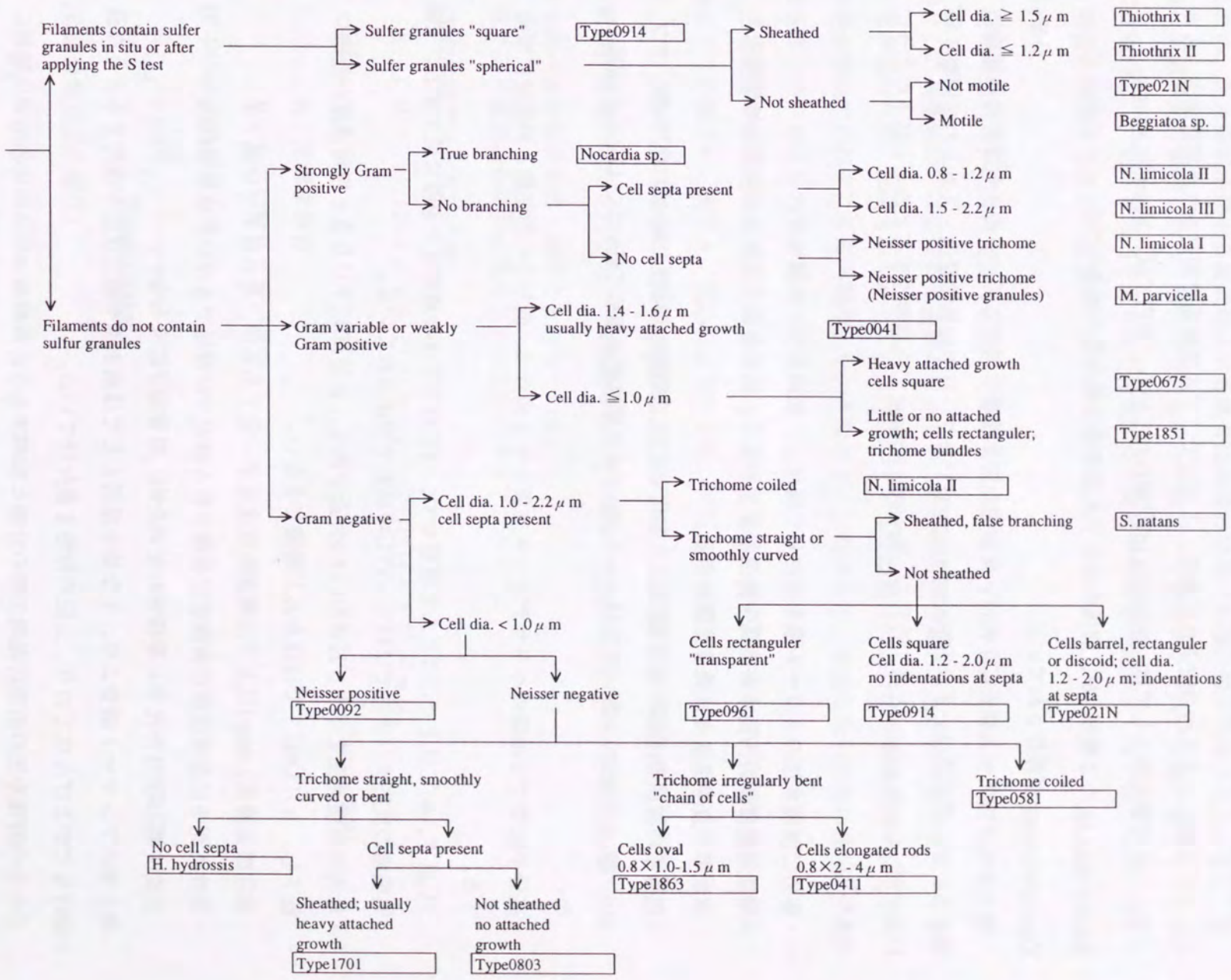
・完全嫌気状態では増殖できない。
・DO濃度の影響を受けにくい。
・溶解性基質を利用して増殖している。
・基質濃度の影響を受けにくい。
・増殖速度は、活性汚泥を形成する従属栄養細菌よりやや小さい。
・水温の影響は、活性汚泥を形成する従属栄養細菌より少ない。

表２－１　各糸状性細菌の形態学的特徴（Jenkins,Richardら[5]による）

BRIGHT FIELD OBSERVATION				PHASE CONTRAST OBSERVATION 1000×												
FILAMENT TYPE	GRAM STAIN	NEISSER STAIN		SULFUR GRANULES		OTHER CELL INCLUSIONS	TRICHOME DIAMETER μM	TRICHOME LENGTH μM	TRICHOME SHAPE	TRICHOME LOCATION	CELL SEPTA CLEARLY OBSERVED	INDENTATIONS AT CELL SEPTA	SHEATH	ATTACHED GROWTH	CELL SHAPE AND SIZE μM		NOTES
		trichome	granules	in situ	S test											
S. natans	-	-	-	-	-	PHB	1.0 - 1.4	> 500	St	E	+	+	+	-	round-ended rods	1.4×2.0	False branching
Type1701	-	-	-	-	-	PHB	0.6 - 0.8	20 - 80	St,B	I,E	+	+	+	++	round-ended rods	0.8×1.2	cell septa hard to discern
Type0041	+,V	-	-,+	-	-	-	1.4 - 1.6	100 - 500	St	I,E	+	-	+	++,-	squares	1.4×1.5-2.0	Neisser positive reaction occurs
Type0675	+,V	-	-,+	-	-	-	0.8 - 1.0	50 - 150	St	I	+	-	+	++,-	squares	1.0×1.0	Neisser positive reaction occurs
Type021N	-	-	-,+	-,+	+	PHB	1.0 - 2.0	50 - >500	St,Sc	E	+	+	-	-	barrels,rectangles, discoid	1-2×1.5-2.0	rosettes, gonidia
Thiothrix I	-,+	-	-,+	+,-	+	PHB	1.4 - 2.5	100 - >500	St,Sc	E	+	-	+	-	rectangles	2.0×3-5	rosettes, gonidia
Thiothrix II	-	-	-,+	+,-	+	PHB	0.8 - 1.4	50 - 200	St,Sc	E	+	-	+	-	rectangles	1.0×1.5	rosettes, gonidia
Type0914	-,+	-	-,+	-,+	-	PHB	1.0	50 - 200	St	E,F	+	-	-	-	squares	1.0×1.0	sulfur granules "square"
Beggiatoa sp.	-,+	-	-,+	+,-	+	PHB	1.2 - 3.0	100 - >500	St	F	-,+	-	-	-	rectangles	2.0×6.0	motile:flexing and gliding
Type1851	+ week	-	-	-	-	-	0.8	100 - 300	St,B	E	+,-	-	+	-,+	rectangles	0.8×1.5	trichome bundles
Type0803	-	-	-	-	-	-	0.8	50 - 150	St	E,F	+	-	-	-	rectangles	0.8×1.5	
Type0092	-	+	-	-	-	+	0.8 - 1.0	20 - 60	St,B	I	+,-	-	-	-	rectangles	1.0×2.0	
Type0961	-	-	-	-	-	-	0.8 - 1.2	40 - 80	St	E	+	-	-	-	rectangles		"transparent"
M. parvicella	+	-	+	-	-	PHB	0.8	100 - 400	C	I	-	-	-	-		-	large "patches"
Nocardia sp.	+	-	+	-	-	PHB	1.0	10 - 20	I	I	+,-	-	-	-	variable	1.0×1-2	true branching
N. limicola I	+	+	-	-	-	-	0.8	100	C	I,E	-	-	-	-		-	
N. limicola II	-,+	+,-	-	-	-	PHB	1.2 - 1.4	100 - 200	C	I,E	+	+	-	-	discs,ovals	1.2×1.0	incidental branching Gram and Neisser variable
N. limicola III	+	+	-	-	-	PHB	2.0	200 - 300	C	I,E	+	+	-	-	discs,ovals	2.0×1.5	
H. hydrossis	-	-	-	-	-	-	0.5	20 - 100	St,B	E,F	-	-	+	-,+		-	"rigidly straight"
Type0581	-	-	-	-	-	-	0.5 - 0.8	100 - 200	C	I	-	-	-	-		-	
Type1863	-	-	-,+	-	-	-	0.8	20 - 50	B,I	E,F	+	+	-	-	oval rods	0.8×1-1.5	"chain of cells"
Type0411	-	-	-	-	-	-	0.8	50 - 150	B,I	E	+	+	-	-	elongated rods	0.8×2-4	"chain of cells"

notation: + = positive; - = negative; V = variable; single symbol invariant; +,- or -,+ variable, the first being most observed.
Trichome shape: St = straight; B = bent; SC = smoothly curved; C = coiled; I = irregularly-shaped.
Trichome location: E = extends from floc surface; I = found mostly within the floc; F = free in liquid between the flocs.

表２－２　糸状性細菌同定のための検索表（Jenkins, Richard ら[5]による）



2)異常発泡・スカム

異常発泡・スカムの直接の原因は、堺の研究[7]より、放線菌が生成する超高級脂肪酸の一種のミコール酸による気泡の安定化にある。これまでに下水処理場で同定された異常発泡・スカム発生の原因微生物としては、Nocardia sp.が知られている。国内では、Nocardia amarae、Rhodococcus sp.の２種類[7]が、前掲の日本下水道事業団業務部の調査[6]では、これに加えてCorynebacteriumが報告されている。

第１章のアンケート調査によれば、原因微生物を種まで同定しているのは27箇所の処理場に過ぎないが、同定種はいずれもNocardia amaraeであり、日本の異常発泡・スカムの原因微生物は大半がNocardia amaraeと考えられる。Nocardia amarae の生理特性をまとめると以下のようになる[6),7)]。

・体外に強疏水性のミコール酸を分泌して増殖し、気液界面に集積する。
・増殖速度は活性汚泥中の従属栄養細菌より小さく、異常発泡・スカムの発生は処理場流入下水中の放線菌濃度に大きく依存する。
・低分子の脂肪酸(酢酸～吉草酸)をよく資化するが、蟻酸や炭素数の高いカプリル酸、カプリン酸、パルミチン酸、アラビノース(糖)では増殖速度は極めて低いか、ほとんど増殖しない。
・高分子物質でも油類のヘキサデカンを基質とする場合は、低分子の脂肪酸と同程度に増殖する。
・5℃以下、40℃以上ではほとんど増殖せず、13℃以下では増殖速度が急激に低下する。下水処理場の反応タンク内では13℃～27℃の範囲で検出されている。
・最大の増殖速度を示すｐＨは7.0～8.5付近であり、ｐＨ7.0以下になると増殖速度が急激に低下し、ｐＨ5.0以下ではほとんど増殖できない。
・溶存酸素濃度2.0mg/l以上では酸素摂取速度が一定であるが、それ以下では低下する。
・活性汚泥中に合成洗剤が高濃度に蓄積される状況では増殖できない。直鎖型DBS(ソフト型合成洗剤)は活性汚泥中に蓄積されないため、阻害因子にならない。

第１章のアンケート調査より、主な発生原因としては高水温や硝化反応が進行するような長いSRTなどが上げられており、上記の特性を裏付けている。

これらの特性を先の活性汚泥微生物の分類と比較すると、放線菌は好気性従属栄養生物群に属する従属栄養細菌であるが、一般的な活性汚泥細菌群より増殖速度が小さい、低水温域や酸性域、低溶存酸素域では増殖速度が著しく低下する、合成洗剤の影響を受けやすいなど、多くの点で活性汚泥の従属栄養細菌群より生理的に不利な面が多いので活性汚泥微生物の中で優先種になることは少ないと考えられる。しかし、油類を低分子脂肪酸と同程度の速度で資化できるため、汚水中に油類が多量に混入する場合は基質の獲得での優位性が発揮される。また、菌体は気液界面に集積し易く、活性汚泥微生物とは独立して反応タンク内に長期に留まることができるので、一旦異常発泡やスカムが発生すると発生スカムを別途除去しない限り長期に渡って障害が継続することになる。

3)硝化

硝化の進行は、活性汚泥法の研究の初期から見いだされていた現象[8)]であり、窒素除去を目的とした高度処理では必須の生物群となっている。しかし、日本の上水が軟水で汚水のアルカリ度が低いため、脱窒を組み込んでいない反応タンクでの硝化の進行は、処理水のｐＨ低下や最終沈殿池での脱窒による汚泥浮上を引き起こす。したがって、意図しない硝化の進行も処理障害の一つに考えられている。

流入汚水中の窒素は有機性窒素とアンモニア性窒素の形態で存在するが、有機性窒素は微生物により分解され、脱アミノ反応によりアンモニア性窒素に変換される。アンモニア性窒素は、アンモニア酸化細菌により亜硝酸性窒素に酸化され、亜硝酸性窒素は、亜硝酸酸化菌により硝酸性窒素に酸化される[1)]。下水処理では、アンモニア性窒素の酸化から硝酸性窒素の生成までの一連の反応を広く硝化ととらえている。

脱アミノ反応から硝酸に至るまでの反応式を以下に示す[1)]。

(酸化的脱アミノ反応の例)

$$\begin{array}{l} R-CH-COOH+A+H_2O \rightarrow R-C-COOH+AH_2+NH_3 \\ | \qquad\qquad\qquad\qquad\quad \| \\ NH_2 \qquad\qquad\qquad\qquad\quad O \end{array} \qquad \cdots\cdots\cdots(2\text{-}9)$$

ただし、Ａ：水素受容体

Ｒ：反応に関与しない部分

(アンモニア性窒素の酸化)

$$NH_4^+ + 3/2\,O_2 \xrightarrow[\text{Nitrosomonas}]{} NO_2^- + H_2O + 2H^+ + \text{ｴﾈﾙｷﾞｰ} \qquad \cdots\cdots\cdots(2\text{-}10)$$

(亜硝酸性窒素の酸化)

$$NO_2^- + 1/2\,O_2 \xrightarrow[\text{Nitrobacter}]{} NO_3^- + \text{ｴﾈﾙｷﾞｰ} \qquad \cdots\cdots\cdots(2\text{-}11)$$

上記の脱アミノ反応では新たな酸の生成を伴わないから、1gのアンモニア性窒素の生成にと

もなって$CaCO_3$として3.57gのアルカリ度が生成される。また、硝化反応を示す2つの式からも明らかなように、1gのアンモニア性窒素を硝酸性窒素まで酸化するのに4.57gの酸素が必要であり、7.14gのアルカリ度が消費される。

下水処理では、亜硝酸性窒素が高濃度に蓄積される現象はほとんど起こらず、アンモニア性窒素の酸化から硝酸に至るまでの２つの酸化反応をまとめて硝化反応として一括して扱っても問題になることは少ない。

ここで、硝化反応が進行する条件は以下のように整理できる。

・硝化細菌の増殖速度は水温の影響を強く受け、水温が低下するほど増殖速度は低くなる。

・硝化速度はアンモニア性窒素の濃度に影響を受けない0次反応として取り扱える。

・硝化速度は溶存酸素濃度が1mg/l以下になると急激に低下する。

硝化細菌の生理的特徴を前述の好気性従属栄養細菌群と比較すると、増殖速度が溶存酸素濃度の影響を受けるほか水温に大きく影響されるので、低水温期は有機物除去と区別して制御することが可能であるが、高水温になるほど増殖速度の差が小さくなるので区別して制御することが困難になる。

（３）処理障害が発生する反応タンクの環境条件

以上の各活性汚泥微生物の特性を表２－３に示す[6), 9)~12)]。表中の基質に関連する飽和定数、増殖収率、最大基質利用速度は文献により基質量の表示単位が異なるので、グルコース重量表示のものはBOD/グルコース重量比＝0.75、TOC表示のものは、放線菌が基質として利用可能な酢酸～吉草酸及びヘキサデカンの平均TOD値を用いて表示した。

処理障害の発生は、活性汚泥微生物全体に占める処理障害微生物の割合が高くなることによって生じる。表より、処理障害の原因微生物が反応タンクで優先的に増殖する条件を整理すると以下のようになる。

・糸状性細菌の増殖には溶解性BODが必要であるので、流入水中の溶解性BODの割合が高いほど糸状性バルキングが発生しやすい。

・放線菌は通常の活性汚泥微生物より増殖速度が遅く、油分を基質とする場合に他の微生物より増殖が優位となる。また、分解性の悪い界面活性剤が高濃度に存在する場合は増殖できない。したがって、活性汚泥のSRTが長く、反応タンクに流入する油分の濃度が相対的に上昇し、かつ、反応タンク内の界面活性剤の濃度が低下している場合に異常発泡やスカムが発生しやすい。

・硝化細菌は増殖速度が遅いので、硝化の進行には反応タンク内のSRTが長いことが絶対的な

条件である。また、反応タンク内の溶存酸素濃度が高めに運転されるとアンモニア性窒素の硝化率が高くなる。

以上より、障害の発生しやすい反応タンクの環境条件をまとめれば以下のようになる。

1）流入水の溶解性BOD/SS比の上昇

2）油分流入量の増加

3）活性汚泥内蓄積界面活性剤濃度の低下

4）反応タンク内SRTの増加

5）反応タンク内DO濃度の上昇

表２－３　活性汚泥微生物の生理特性の比較

項目名	略号	単位	微生物種：好気性従属栄養細菌群 脱窒細菌 BOD酸化細菌	脱燐細菌	硝化細菌	放線菌	糸状性細菌
最大比増殖速度	μm	1/日	3.0		1.0	1.6～2.0	1.4～3.8
基質成分名	S	－	C-BOD	C-BOD	NH3	低分子脂肪酸 油分	溶解性C-BOD
飽和定数	KS	mg/l	25～100/BOD		1.4/NH3≒0	960/TOD*1	<0.75/BOD*2
増殖収率	Y	mgMLVSS/mg基質	0.4～0.8/BOD	0.47/BOD	0.2/NH3	0.28～0.41/TOD*1	0.42～0.53/BOD*2
自己分解係数	kd	1/日	0.025～0.075	0.02	0.05	0.04～0.045	
酸化剤成分名	O	－	O2、NOx	O2、PO4	O2	O2	O2、NOx
酸化剤飽和定数	Ko	mg/l	0.073～0.15/O2		0.5～1.0	0.5～1.0	－
最大比酸素摂取速度		mg/gVSS/時				30	
最大基質利用速度	μm/Y	1/日	2～10				
	μm/KS	l/g·h	57/BOD*2			0.14/TOD*1	>43/BOD*2
出典番号			9、10	12	9	6、10	6、10、11

*1：低分子脂肪酸の平均TOD/分子量比＝1.98として計算
*2：グルコースのBOD/分子量比＝0.75として計算

第３節　反応タンクの環境条件の推移に関する検討

（１）下水道施設構造の推移

一般に標準活性汚泥法に代表される活性汚泥法は、最初沈殿池、反応タンク及び最終沈殿池の３槽で構成される。最初沈殿池は汚水から沈殿しやすい浮遊物を除去する施設で、生物反応の観点からみれば、反応タンクに流入する微生物量及び活性汚泥微生物に供給する基質の量と構成比を調整する施設である。反応タンクは、活性汚泥と汚水を混合して汚水中の汚濁物を微生物の働きにより除去する施設で、運転方法の制御により微生物の増殖環境を調整できる。最

終沈殿池は、活性汚泥を処理水から沈殿分離して再び反応タンクへ返送する施設で、通常は余剰汚泥の引抜も最終沈殿池から行われるので、反応タンクの微生物量を調整する施設でもある。

ここで、日本の標準活性汚泥法の設計基準値の推移を表２－４に示す。主な推移は次のとおりである。

・1966年の指針[13]では基準汚水量として計画１日平均汚水量を用いていたのに対して、1972年以降の指針[14), 15)]では計画１日最大汚水量を用いている。

・1972年以降の指針[14), 15)]では、反応タンクの汚水滞留時間が4～6時間から6～８時間へ延伸され、最終沈殿池の水面積負荷が30～40m^3/m^2・日から20～30m^3/ m^2・日へ減少されている。

表２－４　標準活性汚泥法の設計基準値の推移

計画１日平均汚水量/計画１日最大汚水量＝　0.7

制定時期			昭和41年(1966)	昭和47年(1972)		昭和59年(1984)	
指針名称			下水道施設基準解説	下水道施設設計指針と解説		下水道施設設計指針と解説	
基準計画汚水量			１日平均汚水量	１日最大汚水量	(日平均換算値)	１日最大汚水量	(日平均換算値)
最初沈殿池	水面積負荷	m3/m2･日	30 ～ 50	25 ～ 50	18 ～ 35	25 ～ 50	18 ～ 35
	滞留時間	時間	1.5	分流式 1.5 合流式 3.0	2.1 4.3	分流式 1.5 合流式 3.0	2.1 4.3
	BOD除去率	%	25 ～ 35 (滞留時間3hrのとき)	－	－	20 ～ 30	－
	ＳＳ除去率	%	30 ～ 40 (滞留時間3hrのとき)	－	－	30 ～ 40	－
反応タンク	汚水滞留時間	時間	4 ～ 6	6 ～ 8	9 ～ 11	6 ～ 8	9 ～ 11
	汚泥日令	日	3 ～ 5	2 ～ 4	3 ～ 6	2 ～ 4	3 ～ 6
	BOD/SS負荷	kg/kg･日	0.2 ～ 0.4	0.2 ～ 0.4	0.1 ～ 0.3	0.2 ～ 0.4	0.1 ～ 0.3
	空気量	m3/m3-汚水	3 ～ 7	3 ～ 7	4 ～ 10	3 ～ 7	4 ～ 10
最終沈殿池	水面積負荷	m3/m2･日	30 ～ 40	20 ～ 30	14 ～ 21	20 ～ 30	14 ～ 21
	滞留時間	時間	2 ～ 2.5	2.5	3.6	2 ～ 4.8	2.9 ～ 6.9

一般に、計画１日最大汚水量に対する計画１日平均汚水量の比は0.7程度に設定されることが多いから、1972年の汚水量の変更は他の基準値を変更しない場合でも施設容量等が40%程度大きめに造られることになる。反応タンクはさらに滞留時間の延伸が行われていることから、容量が約2倍に増加されたことになる。また、1972年以降に建設された施設では、最初沈殿池は水面積負荷が70%程度小さくなるためSS分を主体とする除去率が上昇し、反応タンク流入水の基質濃度が減少したほか、溶解性BOD/BOD比が増加したと予想される。この結果、MLSS濃度

を同一に制御した場合は、反応タンクの容量増加と流入基質濃度の低下によりBOD/SS負荷が半分以下になり、SRTは2倍以上に増加したと考えられる。また、送風機の能力にも余裕ができるので、反応タンク内のDO濃度も高めに維持されるようになったと予想される。

新基準による実施設は指針制定2～3年後から順次稼働し始めると考えてよいので、施設構造上の変化は概ね1975年(昭和50年)以後に稼働した施設に適用されているとみられる。新基準に基づく施設の稼働時期は最初に処理障害の発生が報告された時期より遅れており、処理障害の直接の発生原因ではない。しかし、これらの施設構造上の変化は先の処理障害が発生する反応タンクの環境条件の多くに一致するので、少なくともこれらの処理障害の発生が下水処理施設の普遍的な現象になった遠因であると考えられる。

（２）処理場流入水質の経緯

下水道統計[16)～25)]より、流入水のSSが100mg/l以上の処理場を対象として計算した処理場流入水のBOD、SS及びBOD／SS比の昭和36年から３年毎の全国平均値の推移を図２－１に示す。なお、図の最上欄に平均値の対象とした処理場数を示す。昭和45年以前は母数が少なくデータのばらつきが大きいが、BOD、SSとも低下傾向が認められる。昭和45年から54年にかけてはSSが徐々に低下しているのに対して、BODは増加傾向に転じており、この間で濃度が逆転している。昭和54年以降は両者とも微増傾向にある。BOD/SS比は、54年までは徐々に増加しているが、その後は安定している。また、東京都の調査[26)]によれば、水処理施設から発生する汚泥の有機分比は年々増加していることが報告されている。

以上より、昭和36年以降の処理場流入水質は、次のような3段階の推移があったと考えられる。

第1段階(昭和36～45年)：公害問題の周知等により、排出源での負荷量が削減されていった。

第2段階(昭和45～54年)：無機性SSの流入量が低下し、BOD/SS比が上昇していった。

第3段階(昭和54年以降)：分流式下水道の普及等により、浸入水量が減少していった。

このような処理場流入水質の変化、特にSS性状の変化は最初沈殿池でのSS除去特性に直接影響したと考えられる。

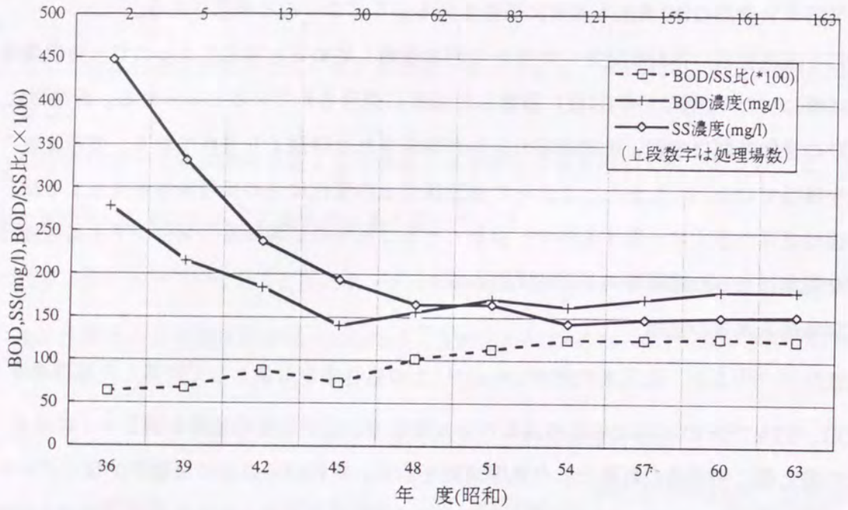


図２－１　処理場流入水のBOD,SS,同比の経緯(昭和36年～63年(3年置き))

（3）反応タンク流入水質の経緯

反応タンクの流入水質は公表されたデータがないので、反応タンクの運転データから推測する。事後調査結果資料集[27]には、BOD-SS負荷と汚泥日令(以下「SA」という。)が掲載されているが、BOD-SS負荷、SA及び反応タンク流入BODとSSの関係は次式で示される[28]。

$$\text{BOD-SS負荷} = \frac{\text{反応タンク流入BOD}}{\text{反応タンク内MLSS}} \quad \cdots\cdots\cdots (2\text{-}12)$$

$$\text{SA} = \frac{\text{反応タンク内MLSS}}{\text{反応タンク流入SS}} \quad \cdots\cdots\cdots (2\text{-}13)$$

(2-12)、(2-13)式より次式が得られ、BOD/SS比はBOD-SS負荷とSAの積で表される。

$$\frac{\text{反応タンク流入BOD}}{\text{反応タンク流入SS}} = \text{BOD-SS負荷} \cdot \text{SA} \quad \cdots\cdots\cdots (2\text{-}14)$$

上式により計算したBOD-SS負荷とSA、反応タンク流入BOD/SS比の関係を図２－２に示す。なお、データは日平均水量が施設計画日最大量の50%以上、工場排水量が日平均水量の40%以下、処理場流入水量に占める発生源で計測された汚水量の割合(有収水率)60%以上の施設の値

である。また、BOD/SS比は右下がりの曲線で示し、1984年までの設計指針[15]等に示されている標準活性汚泥法の反応タンク操作条件(BOD-SS負荷：0.2～0.4kg/kg-SS･日、SA：2～4日)を枠線で示した。図より、SAは全施設の平均で12.4日、BOD-SS負荷0.2～0.4の施設の施設の平均で9.4日と、ほとんどの処理場で設計指針等に示されたSAより長くなっており、指針の範囲内で運転管理されている処理場はほとんどない。また、反応タンク流入水のBOD/SS比は大半の処理場で1.5を上回っており、MLSSを調整しても設計指針のSAとBOD-SS負荷の範囲の運転ができないことを意味している。

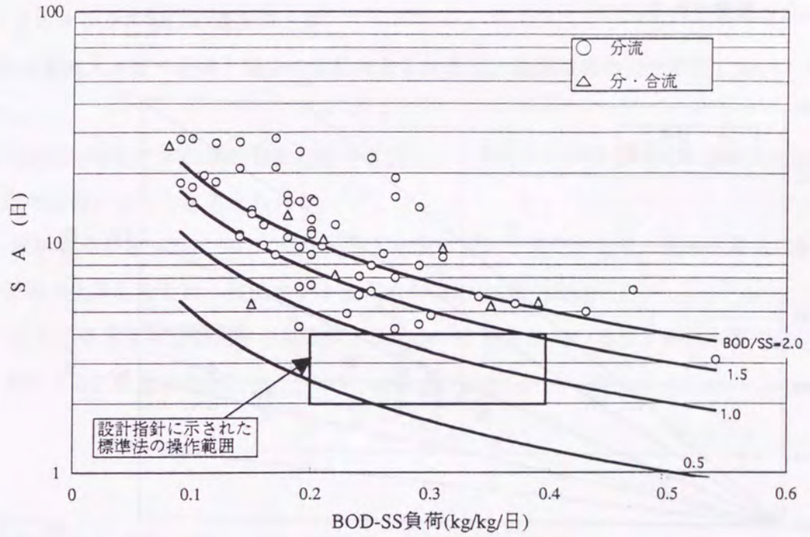


図２－２　　BOD-SS負荷とSAの関係

次に、上式で求めたに反応タンク流入水のBOD/SS比と処理場流入水のBOD/SS比の関係を図２－３に示す。図には、処理場流入水のBOD/SS比に対する反応タンク流入水のBOD/SS比の割合(以下「BOD/SS比上昇率」という。)を右上がりの斜線で示した。図より、全体平均値は処理場流入水のBOD/SS比1.2、反応タンク流入水のBOD/SS比2.3、BOD/SS比上昇率1.9となっている。1966年の設計指針[13]等に示された各基準値から反応タンク流入水のBOD/SS比上昇率を求めると0.6～2.0、平均1.2となっており、各基準値が当時の水質を反映しているとすれば、BOD/SS比上昇率は大幅に増加している。

事後調査結果資料集[27]より、図に示した処理場の最初沈殿池の沈殿池滞留時間及びSS除去率

の平均値は2.5時間、63%であるのに対して、1966年の設計指針[13]に示された値は、滞留時間3.0時間、SS除去率30～40%であり、滞留時間は短いのにSS除去率が上昇している。したがって、BOD/SS比上昇率の増加は、処理場流入水質の変化に伴う最初沈殿池のSS除去率の増加に原因があると考えられる。

反応タンク流入水のBOD/SS比の増加は、BOD-SS負荷を同一に制御しようとするとSAやSRTの上昇につながる。また、BOD/SS比の増加が最初沈殿池のSS除去率によるため、反応タンク流入水の溶解性BODの相対的な上昇を招き、これらの総合的な結果として処理障害の発生を促すことになったと推測される。

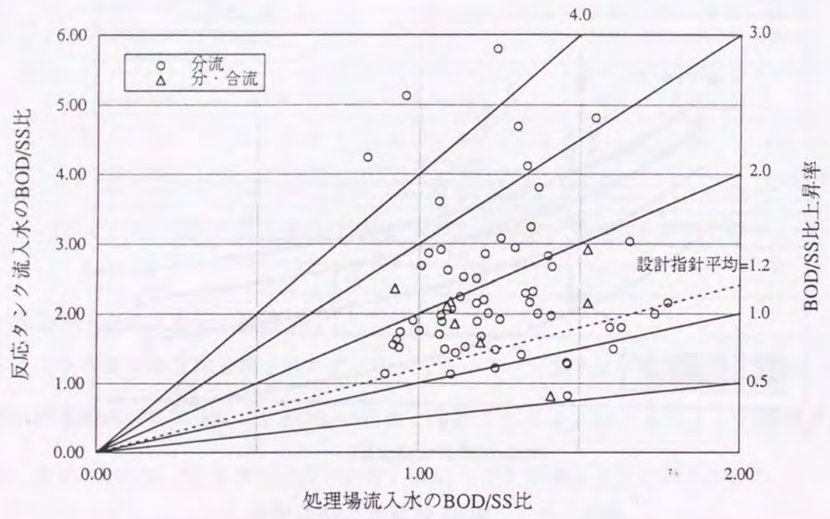


図２－３　処理場流入水と反応タンク流入水のBOS/SS比の関係

第４節　要　約

本章では、処理障害が発生する反応タンクの環境条件を検討するとともに、各障害の原因微生物の生理特性を整理・解析し、各障害が頻発する環境条件が反応タンク内に作られるに至った経緯について検討した。

(1)処理障害の発生原因となる微生物の生理特性は、以下のように整理された。

・糸状性バルキングの原因微生物は大半がType021Nと呼ばれる糸状性細菌である。
Type021Nは、溶解性BODのみを基質として利用する点が通常の活性汚泥微生物と異なる。

・異常発泡・スカムの原因となる放線菌は、油類の獲得に優れているが、増殖速度、酸素飽和定数とも活性汚泥中の他の従属栄養細菌より劣っている。

・硝化細菌はアンモニア性窒素又は亜硝酸性窒素を基質とする独立栄養細菌であり、増殖速度、酸素飽和定数とも活性汚泥微生物より劣っている。

(2)処理障害が発生する反応タンクの環境条件は以下のように要約された。

・反応タンク流入水の溶解性BOD/SS比の上昇

・油分流入量の増加

・活性汚泥内蓄積界面活性剤濃度の低下

・反応タンク内SRTの増加

・反応タンク内MLDO濃度の上昇

(3)処理場流入水質の経緯と過去の設計指針を比較し、処理障害の発生原因について次の結果を得た。

・1972年(昭和47年)以後の設計指針の改訂による反応タンク滞留時間の増加は処理障害の発生の遠因になったと考えられる。

・昭和45年から54年にかけて処理場流入水質の質的な変化が生じ、最初沈殿池におけるSS除去率が上昇したため、反応タンク流入水のBOD/SS比が増加した。

・近年、処理障害が頻発する原因は、反応タンク滞留時間の増加と流入水質の変化の相乗効果によると推定された。

参考文献

1)建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編　-1994年版-, p14-25,168,日本下水道協会 (1994)

2)竹島正：活性汚泥の酸素利用速度における溶存酸素濃度の影響について, 下水道協会誌, Vol29, No.349, p34-40 (1992)

3)合田健編：水質工学　応用編, p77, 丸善 (1976)

4)Metcalf&Eddy Inc.：Wastewater Engineering -Collection, Treatment, Disposal-, p411, McGraw-Hill,Inc. (197

5)Jenkins,D., Richard, M.G., Gaigger, G.T.：Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming, Water Research Commission, p12 (1984)

6)日本下水道事業団業務部：平成元年度 活性汚泥の固液分離障害に関する報告書 (1990)

7)堺好雄：活性汚泥法における放線菌障害とその制御に関する研究, p12, 大阪大学学位論文 (1988)

8)Alleman, J. E., Prakasam, T.B.S.：田中和博訳,活性汚泥法70年の歴史, 技術資料購読会会報, No.6, p1-8, 下水道事業団業務普及協会 (1989)
9)田中和博, 村上孝雄：循環式窒素除去プロセスの運転管理に関する技術調査,日本下水道事業団試験部報1982, p352-371 (1982)
10)医科学研究所学友会編：改訂５版　細菌学実習提要, p123 (1976)
11)大庭真治：単槽式嫌気・好気活性汚泥法による下水の高度処理に関する研究, p83-85, 東北大学学位論文 (1995)
12)深瀬哲朗：嫌気・好気活性汚泥法による廃水のリン除去に関する研究, p64, 東京大学学位論文 (1986)
13)日本下水道協会：下水道施設基準解説, p142-214 (1966)
14)建設省監修：下水道施設設計指針と解説, p284-346, 日本下水道協会 (1972)
15)建設省都市局下水道部監修：下水道施設設計指針と解説 -1984年版-, p295-331, 日本下水道協会 (1984)
16)日本下水道協会編：昭和36年度版　下水道統計 (1963)
17)日本下水道協会編：昭和39年度版　下水道統計 (1966)
18)日本下水道協会編：昭和42年度版　下水道統計 (1969)
19)日本下水道協会編：昭和45年度版　下水道統計 (1972)
20)日本下水道協会編：昭和48年度版　下水道統計 (1975)
21)日本下水道協会編：昭和51年度版　下水道統計 (1978)
22)日本下水道協会編：昭和54年度版　下水道統計 (1981)
23)日本下水道協会編：昭和57年度版　下水道統計 (1984)
24)日本下水道協会編：昭和60年度版　下水道統計 (1987)
25)日本下水道協会編：昭和63年度版　下水道統計 (1990)
26)船越泰司, 高橋正策, 青木正信：汚泥の難濃縮性について, 第27回下水道研究発表会講演集, p447- 449, 日本下水道協会 (1990)
27)日本下水道事業団：平成４年度 終末処理場の事後調査結果資料集 (1992)
28)川口幸男, 若山正憲, 太田秀司, 見上博：活性汚泥法に与える最初沈殿池の影響について, 下水道協会誌, Vol.28, No.323, p26- 32, (1991)
29)堺好雄, 見上博,澤野均,斉藤高志：最初沈殿池における処理機能の変化と活性汚泥処理に及ぼす影響, 第25回下水道研究発表会講演集, p192-194, 日本下水道協会 (1988)
30)堺好雄, 酒井憲治,見上博：硝化の促進と嫌気好気併用をコンセプトした水処理施設の設計, 月刊下水道, Vol.13, No.7, p67-72, 環境新聞社 (1990)

31)堺好雄：維持管理から得られた知見の下水道施設計画、設計への反映 -基調報告-, 日本下水道事業団技術報, No.34 , p91-100, 日本下水道事業団 (1988)
32)中村正雄, 堺好雄, 河野哲郎：下水処理場における糸状性バルキングについて, 下水道協会誌, Vol.22, No.252, p2-12 (1985)

第３章　流入下水の浮遊物質の沈降特性が及ぼす処理効果の評価

第１節　緒　言

最初沈殿池は、流入水中の余分な浮遊物質(SS)を除去し、反応タンクの負荷を軽減させるための前処理(調質)施設として設置されているが、近年、処理場流入水質の変化により最初沈殿池における流入SSの除去率が設計基準値と大幅に異なるようになり、これが、反応タンクにおける処理障害発生の一因となっていることが示唆された。

そこで、本章では、処理場流入水の静置沈降実験により最初沈殿池の固液分離特性を実験的に解析し、最初沈殿池におけるSS除去率の変化の原因を解明すると共に、現状の流入水質に応じた最初沈殿池の最適な運転方法について検討している。

第２節　実験方法

調査・実験項目と試験項目の関係を表３－１に示す。調査は、排除方式と流入下水性状の関係を調査した第1回調査と、分流式処理場の流入下水性状の再調査と土壌添加沈降実験を行った第2回調査の計2回実施した。

表３－１　調査・実験項目と試験項目の関係

調査・実験項目	試験項目	対象処理場	供試原水	試料採取方法等	測定項目
流入下水性状の比較調査	沈降実験	分流式２ヶ所 合流式２ヶ所	流量比例混合水	採水深さ(m)：0.5, 1.0, 1.5, 2.0 採水時間(分)：5, 10, 20, 40, 60, 90, 120	SS,VSS
	粒子分画試験	分流式２ヶ所 合流式２ヶ所	流量比例混合水 沈降実験後上澄水	分画サイズ(μm)：10, 25, 44, 75, 105, 210, 420	BOD, SS,VSS
	クーロメータによる酸素消費量の測定	分流式１ヶ所 合流式１ヶ所	流量比例混合水 粒子分画試料	分画サイズ(μm)：10, 25, 44, 75, 210	酸素消費量の経日変化
分流式流入下水性状の調査	沈降実験	分流式１ヶ所	時間別流入水	採水深さ(m)：0.5, 1.0, 1.5, 2.0 採水時間(分)：5, 10, 20, 40, 60, 90, 120	SS,VSS
	粒子分画試験	分流式１ヶ所	時間別流入水 沈降実験後上澄水	分画サイズ(μm)：10, 25, 44, 75, 105, 210, 420	BOD, SS,VSS
	クーロメータによる酸素消費量の測定	分流式１ヶ所	流量比例混合水 粒子分画試料	分画サイズ(μm)：25, 44,105, 420	硝化を抑制したときの酸素消費量の経日変化
土壌添加沈降実験	沈降実験	分流式１ヶ所	土壌添加原水 (土壌SS添加率：0%, 15%, 30%, 50%)	採水深さ(m)：0.5, 1.0, 1.5, 2.0 採水時間(分)：5, 10, 20, 40, 60, 90, 120	SS,VSS
	粒子分画試験	分流式１ヶ所	土壌添加原水 沈降実験後上澄水	分画サイズ(μm)：25, 44, 105, 420	BOD,SS,VSS

1.材　料

（１）実験対象処理場

分流式と合流式の4下水処理場を対象として選定した。その概要を表３－２に示す。

表３－２　調査対象処理場の概要

項　目		単位	T処理場*1)	O浄化センター	S浄化センター	H浄化センター	全国中央値(平成４年度末)*2)	
供用開始		－	S63年4月	S61年1月	H元年4月	S37年7月	S62年10月	S56年10月
排除方式		－	分流式	分流式	一部合流式	合流式	分流式	合流式
調査対象汚水		－	処理場流入水	処理場流入水	合流幹線末端	処理場流入水	－	－
計画日最大	晴天時	m3/日	25,300	28,200	40,000	28,000	32,900	49,000
汚水量	雨天時	m3/日	－	－	120,000	84,000	－	－
調査前１月間の平均流入汚水量		m3/日	8,200(8,614)	5,500	11,500	22,000	2,600	17,500
計画汚水量に対する流入率		%	32.4(34.0)	19.5	9.6 (雨天時)	26.2 (雨天時)	10.8	22.3 (雨天時)
有収水率		%	85.4(93.0)	95.3	59.0	64.0	85.4	61.4
有収水内訳								
生活排水		%	80.0	70.0	74.0	65.8	65.5	58.0
工場排水		%	10.0	30.0	26.0	34.2	7.2	11.5
その他		%	7.0	－	－	－	27.3	30.5
管きょ延長		m	53,661	83,963	98,455	336,153	－	－
処理区域面積		ha	605	289	320	440	－	－

注*1）T処理場の値のうち、（ ）書きは土壌添加実験時の値。

*2）日本下水道事業団が建設した処理場のうち、分流式272ヶ所、合流式(合流区域が50%以上)14ヶ所の集計値

*2）全国中央値は年間平均値、それ以外は調査前1月間の平均値を示す。

（２）供試原水

4下水処理場の流入水を24時間採水後、流量に比例して混合した下水(以下「流量比例混合水」という。)を原水とする沈降実験を行った。また、本原水及び120分静置後の上澄水について粒子分画試験を行なった。さらに、分流式、合流式各1箇所の原水は粒径ごとの酸素消費量測定にも供した。

（３）土壌添加原水

土壌懸濁液は、T処理場内腐植土を水と混合し、5分間静置して砂分を沈殿除去後、SSが230mg/lとなるように希釈調整した。次いで、T下水処理場の流量比例混合水に、混合水のSSに対する土壌懸濁液のSS比が0、15、30、50%になるように添加したもの(以下「土壌添加原水」という。)を、沈降実験、粒子分画試験に供した。

（４）時間別流入水

処理場流入水質の日間変動を代表させるため、高水量時(10：30、21：00)及び低水量時(4：30、16：00)に採取したT下水処理場流入水(以下「時間別流入水」という。)計4試料について、沈降実験、粒子分画試験を行なった。

2.試験方法

（１）沈降実験

沈降実験には、内径0.3m、高さ3.5mの沈降塔を用いた。沈降塔の有効水深は3mで、水面から50cm間隔で採水口を設けてある。この沈降塔の水深3mまで原水を満たし、試験開始から5、10、20、40、60、90、120分後に水深0.5、1、1.5、2mの4カ所から同時に採水してSS、VSSを測定し、水面積負荷と除去率の関係を求めた。実験は、直射日光や気温と水温の温度差による沈降塔内での対流の発生を極力防止するため、秋季に室内で行った。

（2）粒子分画試験

粒子分画試験は2回実施した。第1回目は開口寸法420、210、105、75、44、25μmの標準篩及びポアサイズ10μmのメンブランフィルターを用い、第2回目は開口寸法420、105、44、25μmの標準篩を用いた。供試原水を開口寸法の大きい篩から順番にろ過し、各篩通過後の試料についてBOD、SS、VSSを測定し、粒径範囲ごとの値を求めた。また、沈降実験終了直後の上澄水も供試原水と同じ開口寸法の篩を用いて測定した。溶解性BODはろ紙No.5Cでろ過して測定した。

（3）クーロメータによる酸素消費量の測定

クーロメータ(大倉電気製OM3001A形)による酸素消費量は、約2週間に渡る測定を2回実施した。第1回目は、分流式処理場と合流式処理場各1箇所について、流量比例混合水及びこれを210、75、44、25μmの篩と、10μmのメンブランフィルターでろ過した計12試料について測定した。第2回目は、分流式処理場1箇所について、流量比例混合水及びこれを420、105、44、25μmの篩でろ過した試料及び溶解性の試料について、アリルチオ尿素(ATU)を2mg/lを添加し、硝化の進行を抑制して測定した[1)]。

第3節　実験結果

（1）実験対象処理場の概況

処理場の選定にあたっては、地理的、社会的条件が類似した地域内に分流式処理場と合流式処理場が存在する地域のうち、分流式処理場が比較的新しく、かつ処理場の年間総流入水量に対する使用料の徴収対象となる純粋な汚水量の割合(以下「有収水率」という。)が高い処理場が存在する地域を選定した[2)]。分流式処理場の条件に新しい処理場を掲げたのは、管きょの施工技術の向上により管きょ内滞留箇所や浸入水量の減少が期待でき、分流式の特徴が明確に現れると考えたからである。供用開始時期は合流式のH浄化センターが昭和37年と早いが、一部合流式のS浄化センターを含めて他の3箇所はいずれも昭和61年以降と比較的新しい処理場である。平成4年度末における有収水率は、分流式のT処理場が85.4%、O浄化センターが95.3%、

一部合流式のS浄化センターが59.0%、合流式のH浄化センターが64.0%、平成6年度末のT処理場が93.0%であった。

計画日最大汚水量(合流式は雨天時)に対する実験前1ヶ月間の平均流入汚水量の流入水率は、1回目調査では、T処理場32.4%、O浄化センター19.5%、S浄化センター9.6%、H浄化センター26.2%、2回目調査では、T処理場34.0%であった。下水道事業団の平成4年度事後調査結果資料集[3)](以下「事後調査結果資料集」という。)に収録された処理場の排除方式別の各数値と比較すると、4処理場とも分流式、合流式のそれぞれ平均的な流入状況である。

（2）流入水の沈降実験

1）流入水の性状

実験に用いた流量比例混合水の性状及び採水当日の流入水量と事後調査結果資料集[3)]の全国中央値を表3－3に示す。

表3－3　1回目調査における流量比例混合水の性状

項　目		単位	T処理場	O浄化センター	S浄化センター	H浄化センター	全国中央値(平成4年度末) *2)	
			分流式	分流式	一部合流式	合流式	分流式	合流式
降雨状況		−	5日前：22mm 4日前：10mm 1日前： 4mm	採水前8日間 降雨無し	4日前：13mm 3日前： 5mm	採水前10日間 降雨無し	−	−
供試流入水の性状	外観	−	淡黄白色	淡黄白色	淡黄白色	淡黄白色	−	−
	沈降実験時水温	℃	23.0	23.5	22.6	23.0	−	−
	BOD	mg/l	251	266	103	181	177	128
	溶解性-BOD	mg/l	74	147	32	88	−	−
	SS性BOD	mg/l	177	119	71	94	−	−
	SS	mg/l	165	170	188	124	151	81
	VSS	mg/l	150	153	170	103	−	−
		%	91	90	90	83	−	−
	BOD／SS比	−	1.52	1.56	0.55	1.46	1.17	1.58
	SS性BOD／SS比	−	1.07	0.70	0.38	0.75	−	−
	SS性BOD／VSS比	−	1.18	0.78	0.42	0.91	−	−
	溶解性-BOD／BOD比	−	0.30	0.55	0.31	0.48	−	−
採水時流入水量		m3/日	8,782	5,324	12,185	22,260	−	−
対計画汚水量流入率		%	34.7	18.9	10.2	26.5	10.8	22.3
有収水率		%	85.4	98.5	55.7	63.3	85.4	61.4
補正濃度	BOD*1)	mg/l	294	270	185	286	207	208
	溶解性-BOD*1)	mg/l	87	149	58	138	−	−
	SS性BOD*1)	mg/l	207	121	127	148	−	−
	SS*1)	mg/l	193	173	338	196	177	132

注*1）補正濃度：供試流入下水質／有収水率・100
*2）日本下水道事業団が建設した処理場のうち、分流式272ヶ所、合流式(合流区域が50%以上)14ヶ所の集計値

分流式のT処理場、O浄化センターのBODは、251、266mg/l、SSは、165、170mg/lと、両者に差はなかった。しかし、一部合流式のS浄化センターと合流式のH浄化センターは、BOD103、181mg/l、SS188、124mg/lと大きく異なっていた。このうち、合流式のH浄化センターは、分流

式の処理場流入水に対してBOD、SSともに約30%低い濃度であった。合流式のH浄化センターの有収水率は64%であり、地下水など(以下「不明水」という。)により汚水が希釈されていたと考えられる。一方、一部合流式のS浄化センター流入水は、BODが低いにも関わらず、SSは分流式のO浄化センターとほぼ同じ値であった。そのため、S浄化センターのBOD/SS比は、他の処理場が約1.5付近であるのに対して0.55と大きく異なっており、不明水による希釈以外の原因が考えられる。

2）粒子分画試験

4処理場の流入水及び120分沈殿後の上澄水の粒子分画試験結果を図3－1に、VSSの累積分布を図3－2に示す。なお、図中のSSは、浸入水による希釈の影響を除くために測定値を有収水率で除して補正した値(以下「有収水率補正濃度」という。)で表した。流入水SSの累積分布をみると、粒子径25～420μmの間の濃度は4処理場ともほぼ同一であり、処理場流入水のSSの違いは420μm以上のSS量の相違によることがわかる。VSSは4処理場間の相対的な傾向がSSと完全に一致している。一方、沈降120分後の上澄水のSSは、粒子径100μm以上のものがほとんどなく、25μm以下のものが大半を占めていた。図3－1より、各流入水のSS粒子径420μm未満の有収水率補正SSの累積分布を図3－3に示す。降雨の影響が認められる一部合流式S浄化センターの濃度が低いが、4処理場ともほぼ同様の傾向を示しており、この粒径範囲では、処理場による粒径分布の差異はほとんどなかった。

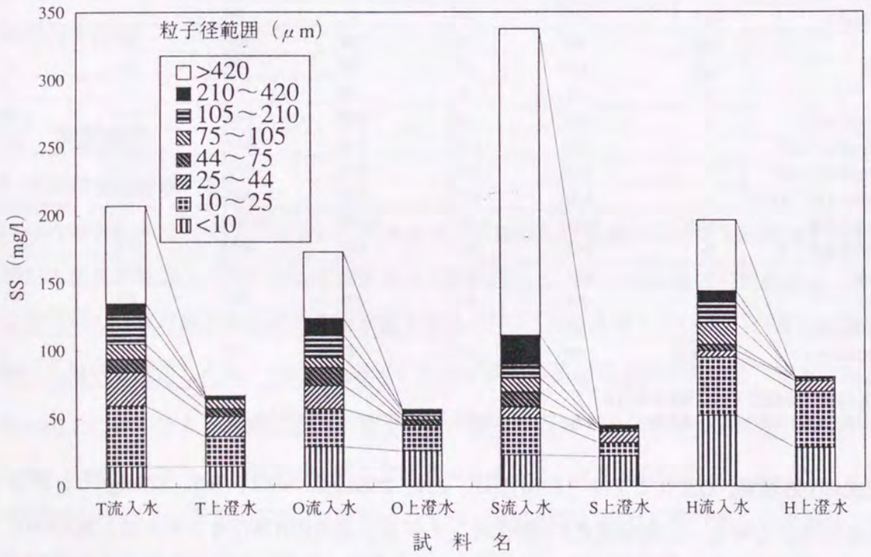


図3－1　流量比例混合水と120分沈殿上澄水の粒径別有収水率補正SS

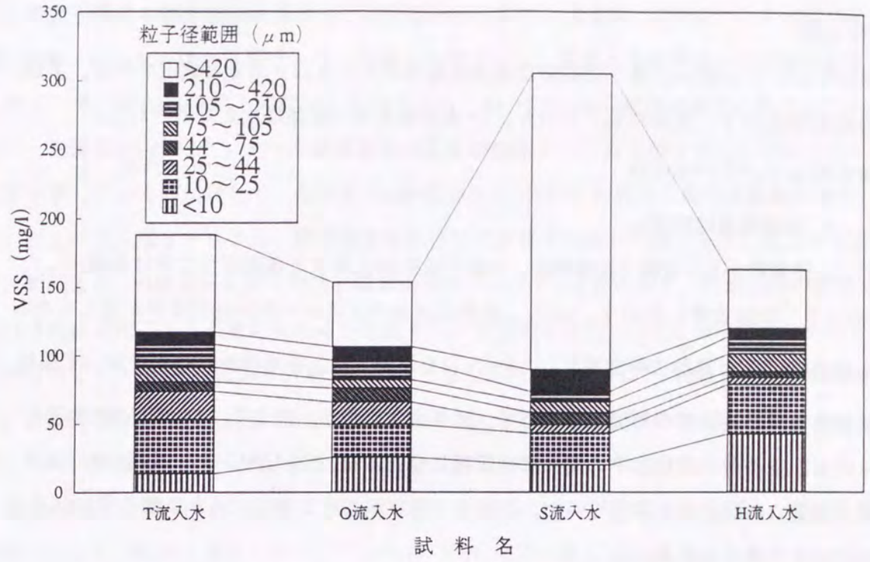


図3－2　流量比例混合水の粒径別有収水率補正VSS

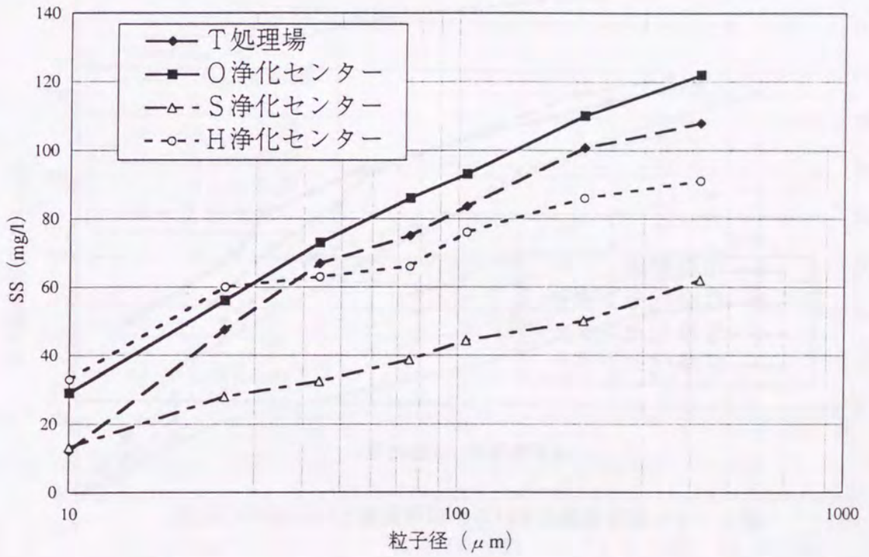


図3－3　流量比例混合水のSS粒子径420μm未満の有収水率補正SSの累積分布

3）沈降実験

沈降実験において水深2mに達したSS分は最初沈殿池から引き抜かれると仮定すれば、実験開始後の経過時間(以下「沈降時間」という。)と水面積負荷の関係は次式で示される。

水面積負荷(m^3/m^2/日)＝2880/t ……… (3-1)

ただし、t：沈殿経過時間(分)

そこで、沈降実験から、X軸を沈降時間、Y軸を初期SSに対する各測定点における減少したSSの割合(以下「SS除去率」という。)とし、各測定結果のプロットからSS除去率が等しくなる点を結んだ曲線(以下「等除去率曲線[4]」という。)を作成する。各処理場のSSの等除去率曲線より、水面積負荷とSS除去率の関係を求めて、図３－４に示す。図より、T処理場及びO浄化センターの水面積負荷とSS除去率の関係はほぼ同じであるが、S浄化センターは高めの、H浄化センターは低めの除去率を示していた。これは、先に示したように、大きな粒子径のSS存在量の違いによると考えられる。

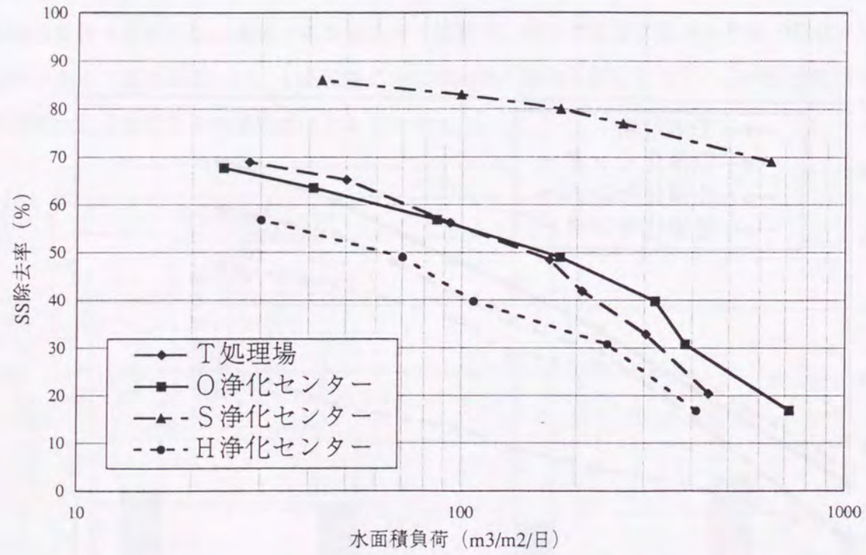


図３－４　沈降実験における水面積負荷とSS除去率の関係

（３）クーロメータによる酸素消費量測定

1）硝化を抑制しない時(アリルチオ尿素(ATU)無添加)の酸素消費量

分流式のO浄化センターと合流式のH浄化センターの流入水と各ろ過試料のクーロメータによる酸素消費量の測定結果を図３－５、図３－６に示す。測定は、O浄化センター試料は14日間、H浄化センターは15日間行った。両図を比較すると、両者とも溶解成分の酸素消費量が最も多く、次いで210μm以上の粒子となっており、10～210μmの範囲は非常に接近している。また、分流式のO浄化センターの累積酸素消費量が全体として右上がりで上に凸のなだらかな曲線を示しているのに対して、合流式のH浄化センターは7～10日目で再び消費量が増加している。図３－５、図３－６より、酸素消費量を日間の消費量に直して図３－７、図３－８に示す。両図より、O浄化センターでは、酸素消費のピークが2日目にあり、原水以外の試料では10～11日目に硝化によると考えられる小さなピークが認められた。一方、H浄化センターでは酸素消費のピークが1日目にあり、硝化によると考えられるピークは7～10日目に明瞭に認められた。合流式管きょは分流式管きょに比べて管径が大きく、管きょ内にSSが沈殿しやすいため、管きょ内に滞留して分解が進んだSSが処理場に流入していることが考えられる。

なお、SS粒子径の小さい分画ほど硝化と考えられるピークが遅れているのは、測定を無植種で行ったことが原因と考えられる。すなわち、硝化細菌の多くは比較的大きなコロニーを形成しているか、又はSS分に付着して存在しているために、その一部が試料を粒径別に分画する際に除かれてしまったと考えられる。

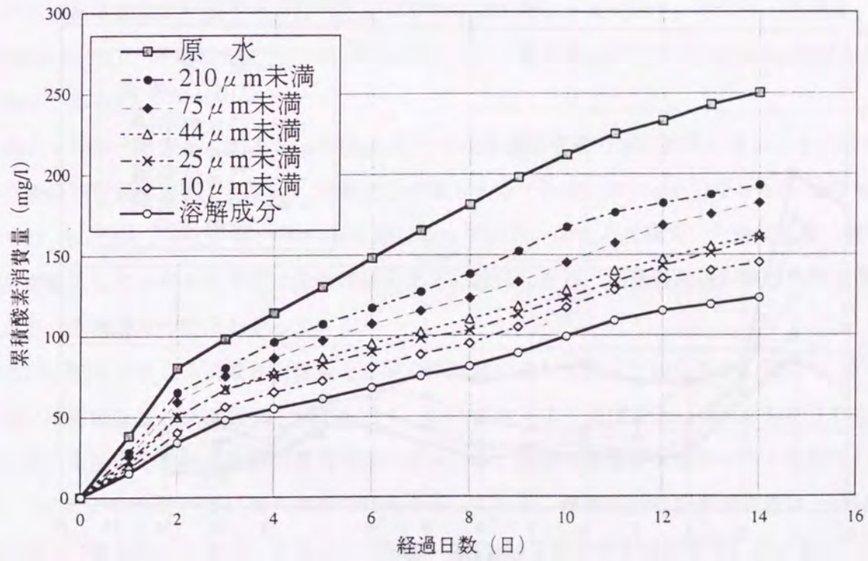


図３－５　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(O浄化センター)

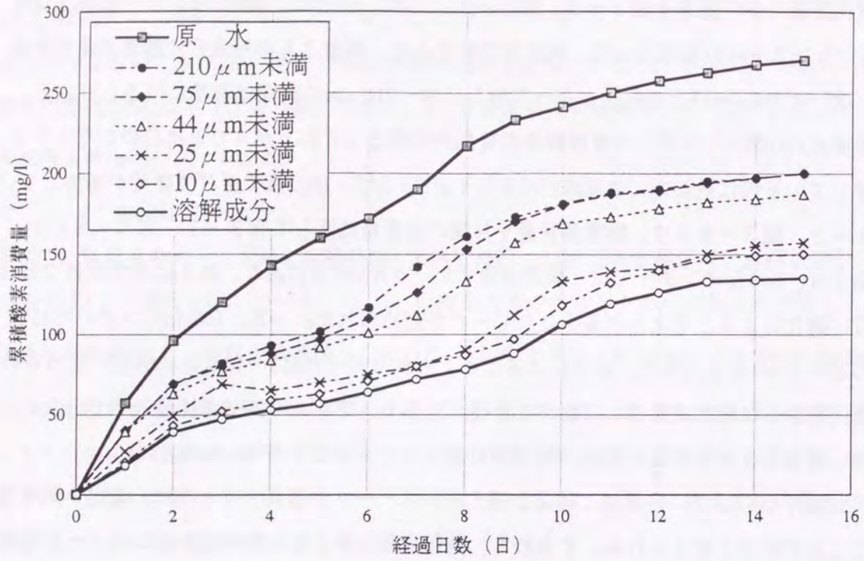


図３－６　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(H浄化センター)

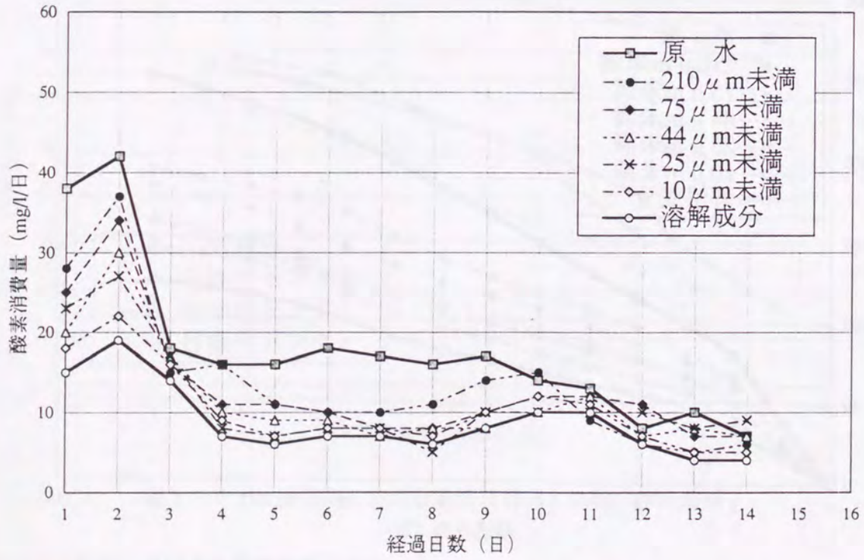


図３－７　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(O浄化センター)

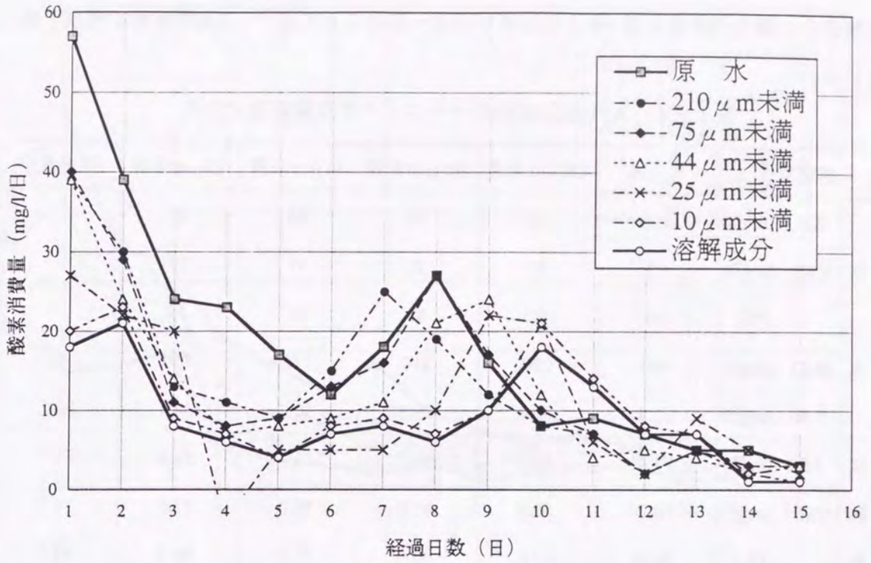


図３－８　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(H浄化センター)

2）ATU添加時の酸素消費量

原水である流量比例混合水の粒径区分ごとの性状を表３－４に示す。表より、原水は、BOD/SS比が2.9、溶解性BOD/BOD比が0.26であり、一般の下水に比べてSS性BODの割合が高めの試料であった。

硝化を抑制するためATUを2mg/l添加して行った酸素消費量の測定結果を図３－９に示す。全体の酸素消費量に占める割合は、溶解成分が最も大きく、次いで25μm以下、420～105μm、44～25μm、420μ以上、105～44μmの順になっている。前回の試験で、分画試料間の酸素消費量が接近していたため今回は分画範囲を上方に移行したが、消費量曲線が概ね均等に分布しており、予測通りの結果となっている。

次に、図３－９より、酸素消費量を日間の消費量に直して図３－10に示す。図より、5日目以降には顕著なピークは観測されておらず、ATU添加によりほぼ完全に硝化が抑制されたとみられる。溶解成分で初期酸素消費量の遅れがみられ、初期細菌量が少なかったと推測されるが、そのほかは各粒径共に概ね同様の傾向を示している。溶解成分の酸素消費量は、4日目以降ほぼ一定値となっており、溶解成分の摂取・酸化は3日目まででほぼ完了している。一方、SS成分の酸素消費を表す原水と溶解成分の酸素消費量の差は、12日目以降ではほぼ一定となっており、SS成分の摂取・酸化は２週間程度で終了している。また、420μm未満のSS成分で

は、溶解成分の酸素消費量の差が8日目以降でほぼ一定となっており、1週間程度で摂取・酸化されている。

表３－４　ATU添加試料のクーロメータ試験前後の性状

測定項目		原　水	420μm未満	105μm未満	44μm未満	25μm未満	溶解成分
原水	SS (mg/l)	116	82	70	46	26	
	VSS (mg/l)	93	67	57	37	20	
	(%)	80	82	81	80	77	
	BOD (mg/l)	340	220	210	170	150	88
	T-N (mg/l)	31.3	30.4	29.5	30.2	30.4	30.1
試験後	SS (mg/l)	71.4	55.7	50.0	36.6	31.4	26.7
	VSS (mg/l)	60.0	52.8	45.0	30.0	27.0	16.7
	(%)	84.0	94.8	90.0	82.0	86.0	62.5

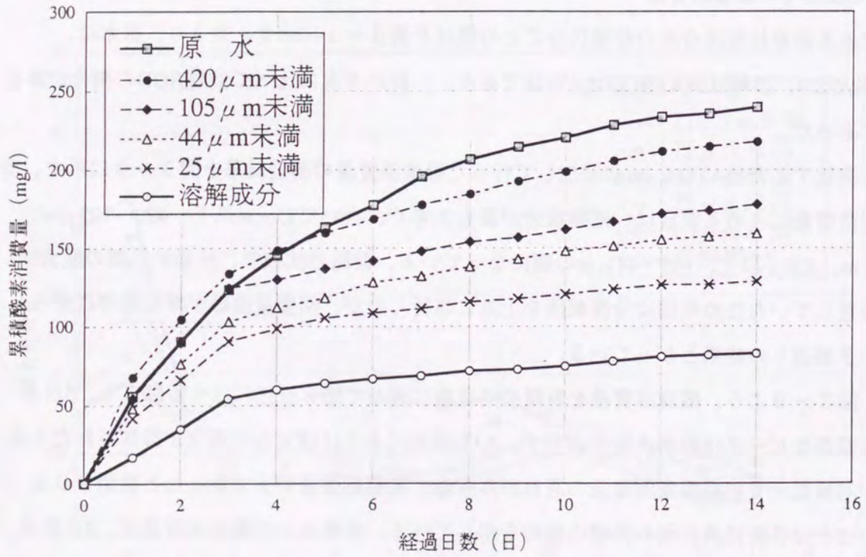


図３－９　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(ATU添加時)

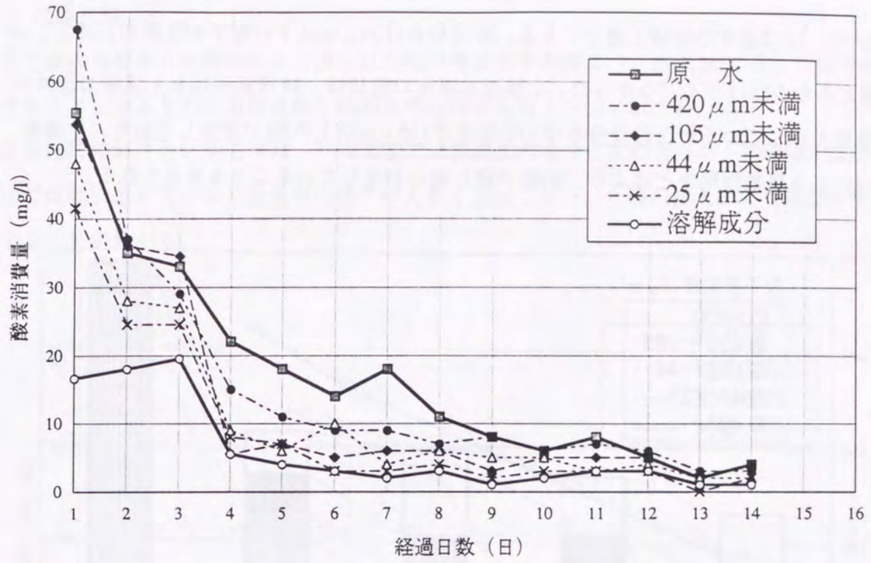


図３－10　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(ATU添加時)

（４）土壌添加沈降実験

1）供試原水と添加土壌の性状

土壌添加原水と添加土壌の性状を表３－５に、各試料のSSの粒径分布を図３－11に、土壌懸濁液の粒径分布を図３－12に示す。

表３－５　土壌添加原水及び土壌懸濁液の性状

試　料　名	無添加	15%添加	30%添加	50%添加	土壌懸濁液
土壌懸濁液添加率	0%	15%	30%	50%	－
実験水温 (℃)	15	15	15	15	－
外　観	淡黄白	淡黄白	黄白	黄白	－
BOD (mg/l)	340	220	150	140	－
S-BOD (mg/l)	88	44	52	41	－
S-BOD/BOD (%)	26	20	35	29	－
SS (mg/l)	116	135	148	157	245
BOD／SS比	2.93	1.63	1.01	0.89	－
VSS (mg/l)	93	86	80	75	29
(%)	80	64	54	48	12
SS性BOD/VSS比	2.71	2.05	1.31	1.24	－
土壌密度 (g/cm3)	－	－	－	－	2.56

今回のT処理場流入水の流量比例混合水のSSは116mg/l、BODは340mg/lであり、第1回目に比べてSSが低く、BODが高くなっていた。しかし、VSS比は80%あり、SSの粒径分布は420μm以上のものまでバランスよく含まれていた。土壌懸濁液の性状は、VSS比12%、土壌密度

2.56g/cm^{3}で、ほぼ通常の腐植土壌といえる。粒径分布は25μm以下の粒子が圧倒的に多く、44μmを越えるものはほとんどなかった。土壌添加原水の性状は、ほぼ無添加と土壌懸濁液の中間的な性状を示しているが、粒径分布は30%添加で105μm以上のSSが増加しており、土壌粒子の混合による凝集作用などにより、SS粒子径に違いが生じていることも考えられる。

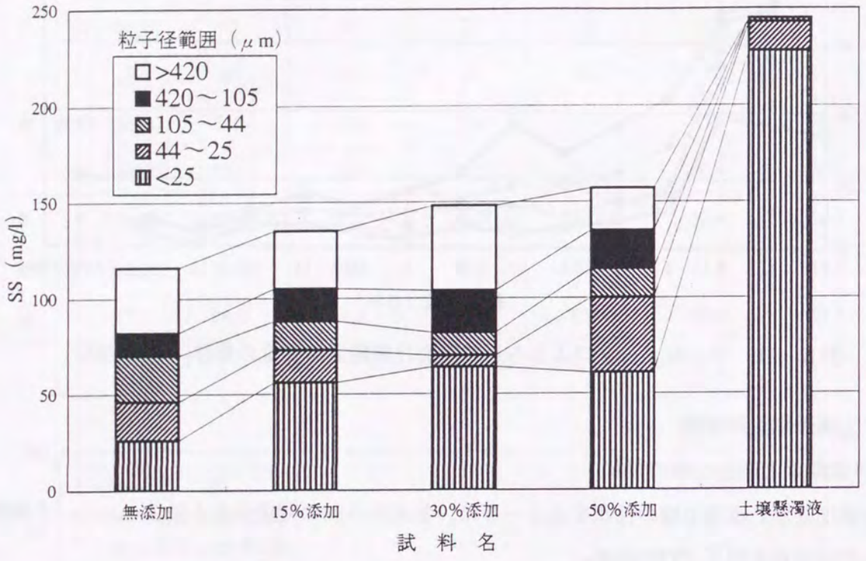


図３－11　土壌添加原水のSS粒径分布

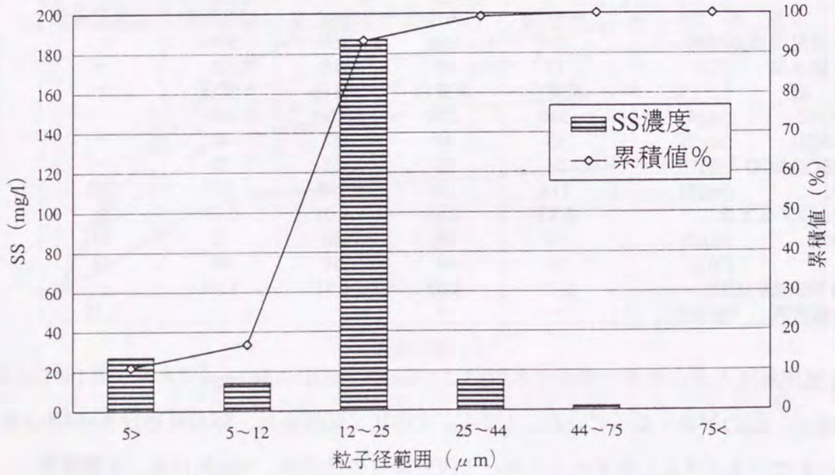


図３－12　土壌懸濁液のSS粒径分布

2）沈降実験

各土壌添加原水の沈降実験から得られたSSの等除去率曲線より、水深2mに達したSS分が除去されるとしたときの水面積負荷とSS除去率の関係を図３－13に示す。

各添加率におけるSS除去率は、15%添加では無添加の場合と差がないが、30%添加及び50%添加では添加率が高いほど除去率の低下が大きくなっており、土壌の混入によりSS除去率が低下することがわかる。

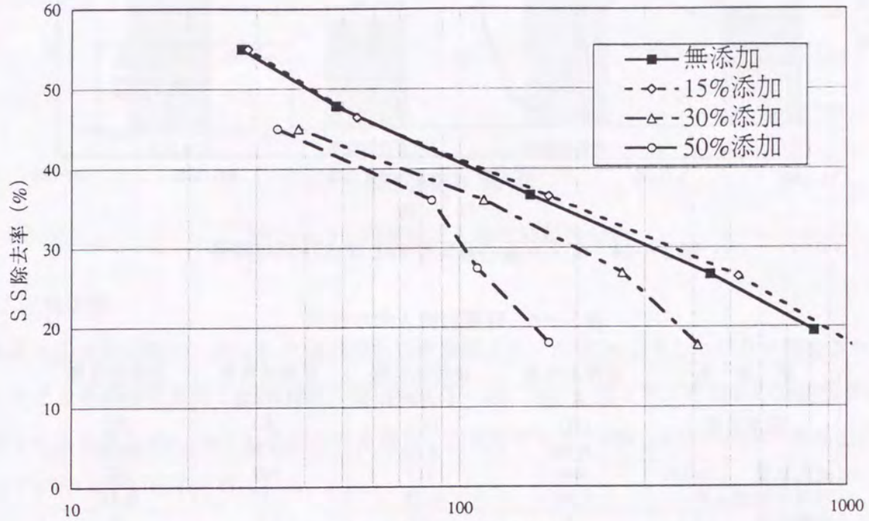


図３－13　土壌添加原水の水面積負荷とSS除去率の関係

（５）時間別流入水沈降実験

1）流入水の性状

昼間及び夜間の高負荷時及び低負荷時の計4試料の、採水時刻と流入水量の経時変動の関係を図３－14に、各採水試料の性状を表３－６に示す。採水は、1995年8月7日(火)の夜間から8月8日(水)の夕方まで行い、採水後速やかに各試験を行った。日により流量変動パターンが若干異なるので、採水した原水は流入量の最高・最低のピーク時間と完全には一致していないが、ほぼ、それぞれのピーク時間帯に近い流入水が採取できたといえる。各試料の性状は、流入水量が多いほどBODが高くなっており、BOD負荷量は流入水量以上に変動している。BODと他の水質項目の濃度の関係は、昼間の2試料は類似しているものの、他の2試料は異なっており、流入時間帯によって流入水の性状が変化している。

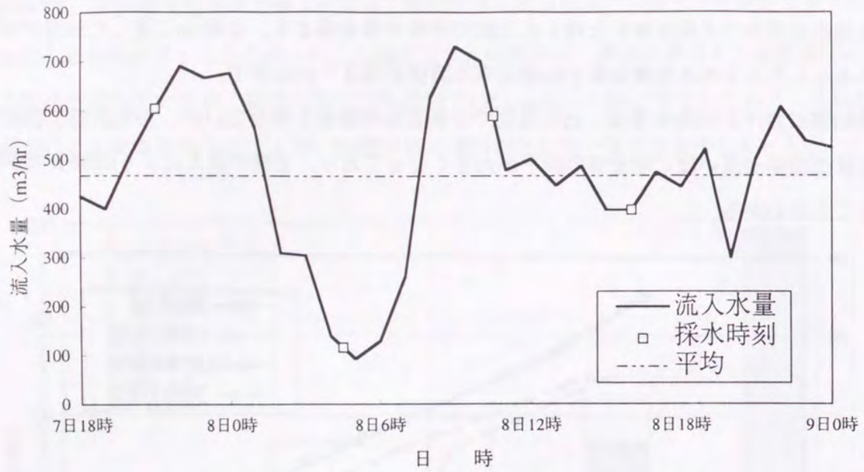


図３－14　流入水量の経時変動と採水時刻の関係

表３－6　時間別流入水の性状

試　料　名	夜間高負荷	夜間低負荷	昼間高負荷	昼間低負荷
採水日時	11月7日 (火) 21:00	11月8日 (水) 4:30	11月8日 (水) 10:30	11月8日 (水) 16:00
流入水量　m3/hr	604	117	590	397
対日平均流入率	1.30	0.25	1.27	0.85
実験水温　(℃)	15	15	15	18
外　観	淡黄白	淡黄白	淡黄白	淡白
BOD　(mg/l)	360	200	360	280
S-BOD　(mg/l)	74	35	110	120
S-BOD/BOD　(%)	21	18	31	42.85714286
SS　(mg/l)	240	78	150	110
BOD/SS比	1.5	2.56	2.4	2.55
VSS　(mg/l)	150	58	120	88
(%)	63	74	80	80
SS性BOD/VSS比	1.91	2.84	2.08	1.82

2）粒子分画試験

時間別流入水の粒径分布を図３－15に示す。夜間と昼間の高負荷時を比較すると420μm以下の粒子径範囲では構成が類似しているが、420μm以上では夜間の方が大幅に多い。一方、夜間低負荷時では他の3試料に比べて420μm以上のSSの割合が極端に低い。420μm以上のSSは、流量に応じて管きょ内で沈殿、流出を繰り返しながら処理場に流入していることが推察される。

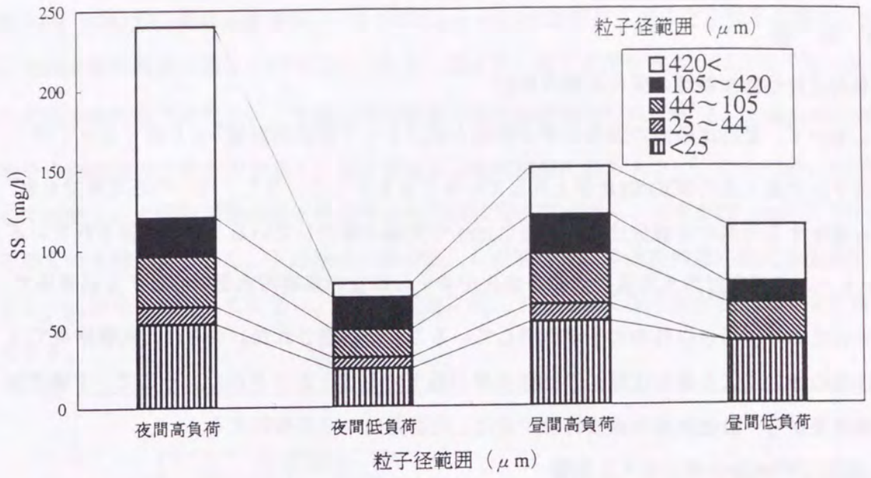


図３－15　時間別流入水のSS粒径分布

3）沈降実験

各原水の沈降実験から得られたSSの等除去率曲線より、水深2mに達したSS分が除去されるとしたときの水面積負荷とSS除去率の関係を図３－16に示す。図より、各試料のSS除去率の相対的な位置関係は420μm以上のSSの存在量比に比例しており、420μm以上のSSの存在比によってSS除去率が左右されている。

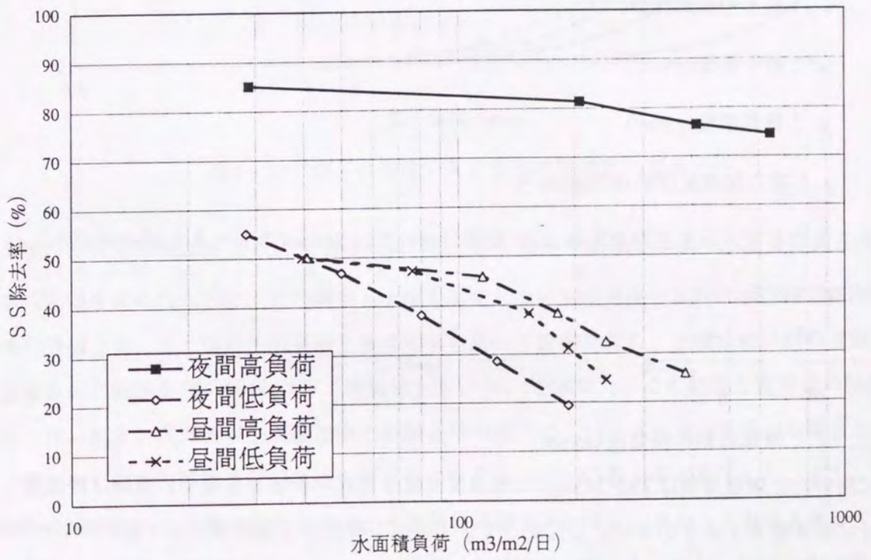


図３－16　時間別流入水の水面積負荷とSS除去率の関係

第4節　考　察

（1）最初沈殿池除去特性の変化原因の推定

前章において、最初沈殿池のSS除去率が排除方式によらず設計指針値[5]より高くなっており、反応タンク流入水のBOD/SS比が上昇していることを示した。また、同一の処理場でも水処理から発生する汚泥の有機分比が、過去に比べて大幅に増加していることが報告されている[6]。しかも、この傾向は汚水水質の大幅な変化が考えられない家庭汚水を中心とする処理場でも観測されており、汚水以外の因子が作用していることが示唆された。さらに、実験結果では土壌添加率の増加により最初沈殿池のSS除去率が低下することが示された。そこで、土壌添加沈降実験結果から、最初沈殿池除去特性が変化した原因について検討する。

1）土壌混入がSS除去率に与える影響

土砂等の粒子が相互に影響し合わない状態で沈降する現象を単粒子沈降といい、その沈降速度は理論上、次式で表される。

$$V_0 = \left(\frac{4}{3}\cdot\frac{D}{C_D}\cdot\frac{\rho'-\rho}{\rho}\cdot g\right)^{1/2} \qquad \cdots\cdots\cdots (3\text{-}2)$$

ただし、V_0：単粒子の沈降速度(cm/sec)

D：粒子直径(cm)

C_D：粒子の抵抗係数(－)

ρ'：粒子密度(g/cm^3)

ρ：液体密度(g/cm^3)

g：重力加速度(980.665cm/sec^2)

また、上式のうち、レイノルズ数Re≦1の範囲においてはStokes(ストークス)式と呼ばれ[7]、次のように表される。

$$V_0 = \frac{D^2}{18}\cdot\frac{\rho'-\rho}{\eta}\cdot g \qquad \cdots\cdots\cdots (3\text{-}3)$$

ただし、η：液体の粘性係数(g/cm/sec)

実験に用いた土壌懸濁液はSSが245mg/lと低濃度で粒子相互の影響は少なく、実験は静置沈降でレイノルズ数も1より小さい。したがって、土壌粒子単独の沈降速度には上記のストークス式が適用可能と考えられる。そこで、水温を実験時の15℃とし、液体密度(ρ)及び液体の粘

性係数(η)に15℃における水の値ρ＝0.99835、η＝1.14029を代入すると、粒子の密度・大きさと沈降速度の関係は図3－17のようになる。図より、粒子密度が大きいほど粒子径の減少に伴う沈降速度の低下が大きい。今回の測定結果では土壌密度は2.56g/cm^{3}で、土壌由来のSSは汚水中のSSに比べて密度が大きく、粒子径による沈降速度の差も大きい。このため、5分間静置して調整した土壌懸濁液の粒子径は汚水中のSSに比べて小さく、大半が25μm以下で10μm以下のものも相当量あった。下水中に土壌が混入した場合、沈降速度の速い粗大な土壌粒子は管きょや沈砂池に沈殿してしまい、最初沈殿池に流入するのは沈降速度が遅い微細な土壌と考えられる。

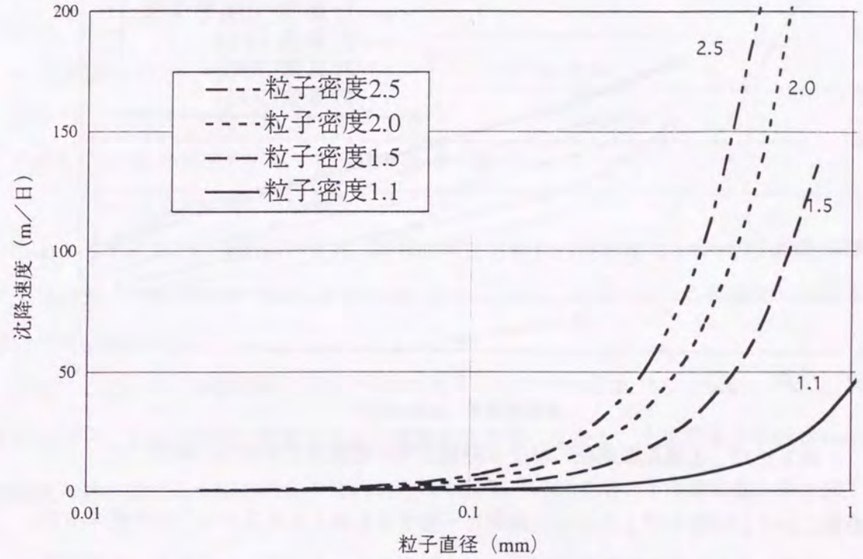


図3－17　粒子の密度・大きさと沈降速度の関係

土壌の密度を2.56g/cm^{3}とし、土壌懸濁液の粒子径分布より土壌懸濁液の水面積負荷とSS除去率の関係を求めた。次に、この関係と土壌を添加しない24時間混合試料の水面積負荷とSS除去率の関係より、各土壌添加試料の土壌添加率を用いて比例計算し、土壌添加試料の理論上の水面積負荷とSS除去率の関係(以下「理論値」という。)を求めた。この結果と実測値の関係を図3－18に示す。実測値の土壌添加率とSS除去率の関係は、15%添加では無添加の場合とほとんど差がなく、30%添加及び50%添加では添加率が高いほどSS除去率が低下した。また、無添加試料に対するSS除去率の低下の巾は、水面積負荷が大きいほど、また、土壌混入率が高くなるほど顕著である。理論値においても土壌懸濁液の添加率が高くなるほど、SS除去率は低下し

ている。理論値と実測値を比較すると、実測値の方がSS除去率は高いものの水面積負荷が大きくなるほど実測値は理論値に近づく傾向が認められた。前述のように、理論値より実測値のSS除去率が高くなる原因は、汚水への土壌混入によってSSが凝集し、粒子径を増大させたためと考えられる。また、水面積負荷が小さいほど理論値より実測値のSS除去率が高くなる原因は、静置時間が長くなるほど凝集が進行するためと推測される。

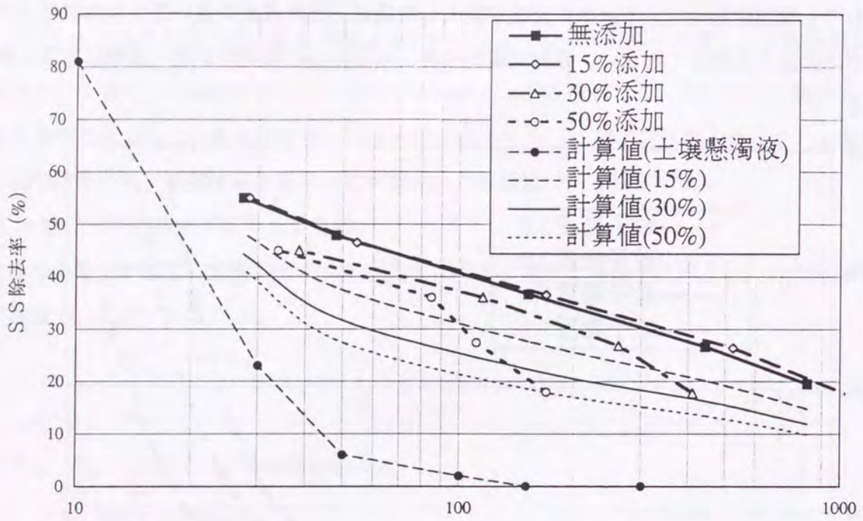


図３－18　土壌添加試験におけるSS除去率の理論値と実測値の関係

最初沈殿池におけるSS除去率もこれらの傾向に一致すると考えられるから、粒子径の小さい土壌が下水中に混入すると最初沈殿池のSS除去率が低下することは明らかである。土壌の混入源としては、1)表流水の浸入に伴う道路や畑、空地などからの表土の流入、2)管きょの継ぎ手等からの地下水浸入に伴う土砂の流入、3)野菜や衣服に付着した土壌の家庭汚水への混入などが考えられる。道路舗装の普及、空地の減少、管きょの浸入水防止技術の進歩、生活様式の変化など、近年における急速な社会環境の変化は、いずれも下水への土壌混入を減少させる方向に働いている。これらと下水排除方式が合流式から分流式へ移行するなどの過程で、土壌混入率が徐々に低下し、逆にSS除去率は上昇し、現在のようなSS除去率に至ったと推定される。

2）流入下水の土壌混入率の推定

昭和45年度を最初沈殿池のSS除去率が上昇する前の状態と想定し、その当時の代表的な流入下水水質を下水道統計に流入下水のSSと引抜き汚泥の強熱減量(VTS)の両方が記載され、かつ

計画処理能力に対する日平均流入水量の比が20%以上の8処理場の中央値とする。このとき流入下水のVSS比が引抜き汚泥のVTSに等しいとすれば、流入下水のSSは187mg/l、VSS比は57%になる[8]。一方、土壌混入がほとんどない汚水の水質を、平成8年度の下水道統計掲載処理場のうち、計画下水量に対する流入水量率20%以上、有収水率80%以上、生活排水構成率75%以上の分流式211処理場の測定値から推定する。このとき濃縮汚泥有機分の最高値は89.6%、有収水率補正SSの平均値は189mg/lである[9),10)]ので、不明水を含まない流入下水水質はSS190mg/l、VSS比90%とする。また、土壌由来のSS粒子のVSS比は、実験で得られた土壌懸濁液の測定値の12%とする。以上の仮定より、昭和45年度当時の汚水SSと土壌SSの間に次の連立式が成り立つ。

$$a \cdot X + 190 \cdot (1-a) = 187 \quad \cdots\cdots\cdots(3\text{-}4)$$

$$0.12 \cdot a \cdot X + 0.9 \cdot 190 \cdot (1-a) = 0.57 \cdot 187 \quad \cdots\cdots\cdots(3\text{-}5)$$

ただし、a：処理場流入下水中の土壌懸濁液の混入比(－)

X：土壌懸濁液のSS(mg/l)

(3-4)、(3-5)式よりa、Xを求めると、昭和45年度当時の処理場流入下水中の土壌懸濁液の混入率(a)は42%、土壌懸濁液のSS(X)は183mg/lになる。また、このときの処理場流入SSに対する土壌SSの混入率は41%になる。

また、上記と同じ処理場群の平成8年度の流入下水の中央値は、SS167mg/l、VSS比77%であるから[9),10)]、上式と同様に計算すれば土壌懸濁液の混入率27%、土壌懸濁液のSS104mg/l、処理場流入SSに対する土壌SSの混入率17%となり、同一の処理場でも土壌の混入率が低下している。

3）最初沈殿池SS除去率の推定

次に、汚水起源のSS分の粒径分布を前述の調査データのうち、明らかに他と性状の異なったS浄化センターを除く3処理場の平均値とし、土壌起源のSSの粒径分布を今回測定した土壌懸濁液のSS粒径分布と同じとすれば、前項で算出の対象とした処理場の昭和45年及び平成8年度の処理場流入下水のSS分の粒径分布は図３－19のとおりになり、平成8年度に比べて昭和45年当時は粒子径25μm以下の割合が高かったと推測される。

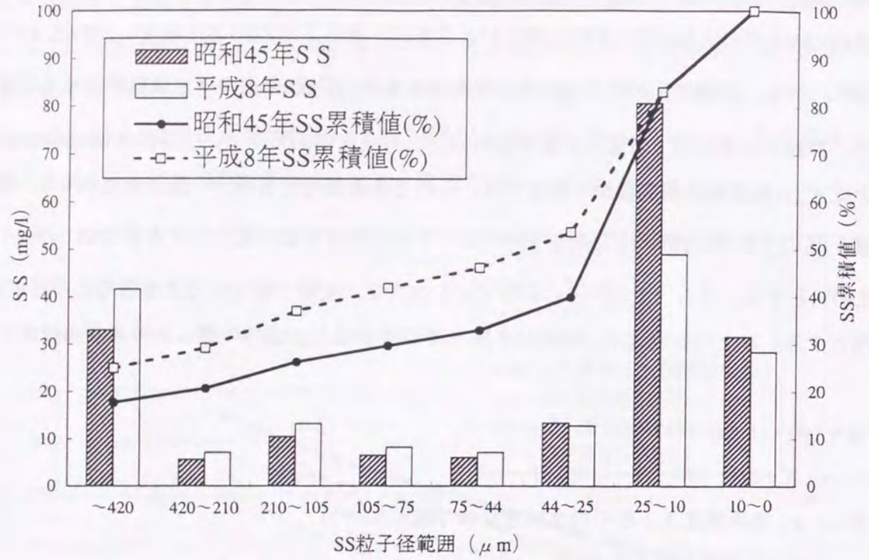


図３－19　過去と現在の流入水のSS粒径分布比較(推定値)
(総SS：昭和45年;187mg/l, 平成8年;167mg/l)

ここで、前述のようにSSの密度が粒子径によらず一定なときは沈降速度はSS粒子径に比例するから、SSの密度が一定の下水が沈殿池の頂部から流入すると仮定すると、任意の時間内に沈降除去されるSSの粒子径は沈殿時間に反比例することになる。そこで、今回の調査で行った一連の沈降実験結果を用いて、試料下水に含まれるSSを粒子径の大きいものから順番に並べたSSの累積濃度分布曲線を作成し、SS除去率に対応するSS粒子径を求め、これを沈殿除去されるSSの最小粒子径(以下「沈殿除去限界平均粒子径」という。)とした。沈殿除去限界平均粒子径を目的変数として、実験時に測定した各水質指標との間で相関分析を行ったところ、水面積負荷と原水SSを用いて表した次式で最も高い相関が得られた。測定値と次式による計算値の関係を図３－20に示す。なお、回帰計算では、土壌の混合によるSS粒子の凝集が顕著に認められた土壌懸濁液30％添加試料、及び420μm以上の粗大SSが多量に含まれていた夜間高負荷試料を除いた。

$d_r = 802 \cdot W_r^{0.796} \cdot T_{SSi}^{-1.220}$　　又は

$d_r = 802 \cdot \exp(0.796 \cdot \ln(W_r) - 1.220 \cdot \ln(T_{SSi}))$　　(r=0.922)　　……(3-6)

ただし、d_r：沈殿除去限界粒子径(SS除去率に対応するSS粒子径) (μm)

W_r：水面積負荷(m^3/m^2/日)

T_{SSi}：原水SS(mg/l)

上式よれば、式によれば、流入水であってもSSの沈殿除去の際にSSの濃度の影響を受けていることがわかる。土壌添加実験でみられたように、汚水中のSSは静置すると凝集する傾向があり、SSの濃度が高いほど凝集が進行しやすくなるものと考えられる。

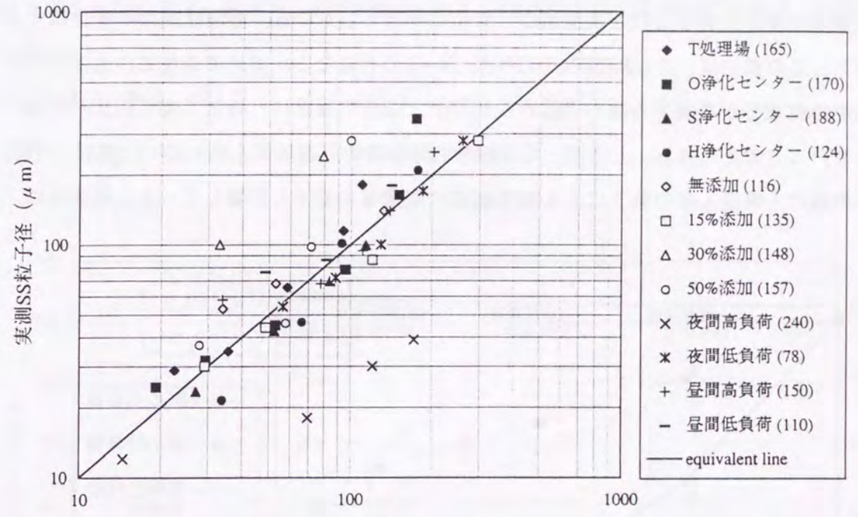


図３－20　沈殿除去限界粒子径の実測値と水面積負荷－SS濃度重回帰値との関係
(回帰式：$d_r = 802 \cdot W_r^{0.796} \cdot T_{SSi}^{-1.220}$)

土壌混入率の推定に用いた処理場群の上式各指標の平成8年度の中央値は、最初沈殿池水面積負荷29m^3/m^2/日、流入水SS167mg/l、最初沈殿池SS除去率58％である[9),10)]。これを(3-6)式に代入すれば、沈殿除去限界平均粒子径は23μmとなる。これを図３－19のSSの累積濃度分布に当てはめればSS除去率は58％となり、先の実測中央値に等しくなる。したがって、(3-6)式及び図３－19の関係はほぼ一般的な傾向を表しているとみられる。

そこで、昭和45年当時の最初沈殿池のSS除去率を(3-6)式を用いて推定すると、以下のようになる。最初沈殿池の水面積負荷を前項で用いた処理場群の中央値46m^3/m^2/日[8)]とすれば、SS除去率に対応するSS粒子径は29μmになり、これを図３－19のSSの累積濃度分布に当てはめればSS除去率は38％になる。下水道統計には最初沈殿池除去率の記載がないので値の検証はできな

いが、推定結果からみれば当時の設計除去率30～40%[11]は、当時の流入下水の沈降特性を反映したものであったといえる。

4）処理場流入水BOD上昇原因の推定

第２章によれば、昭和45年以降、処理場流入水のSSは徐々に低下する傾向にあるものの、BODは増加する傾向にある。土壌添加原水性状の実測値と計算値の関係を図３－21に示すが、BODは土壌添加率が上昇するほど実測値が計算値より低下している。溶解性BODの変化は大きくないから、この変化は、主にSS性BODに生じていることになる。前述のように、土壌添加により汚水中のSS成分が凝集する傾向が認められたが、SS分の凝集に付随してSS性BODの吸着も起こっていると考えられる。したがって、昭和45年以降の処理場流入水BODの上昇は、不明水の減少の他に土壌混入率の低下によるSS性BODの吸着量の低下も影響していると推測される。

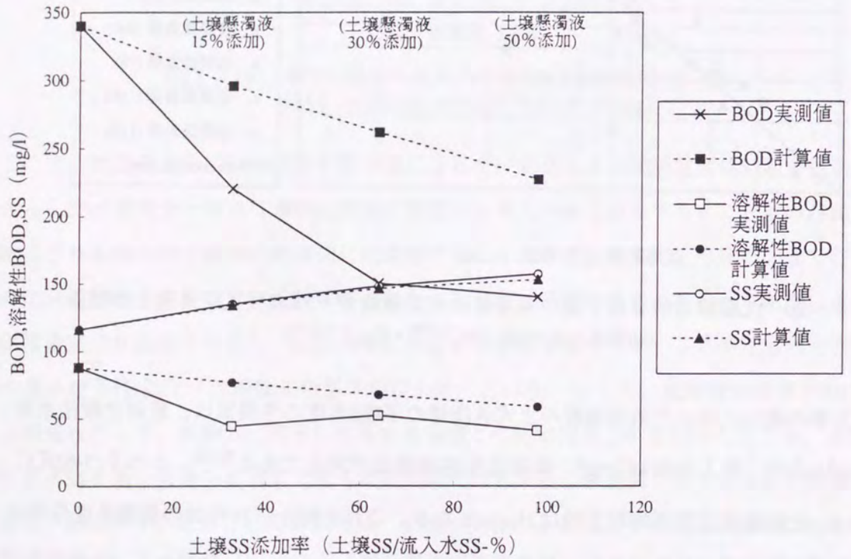


図３－21　土壌添加原水性状の実測値と計算値の関係

（２）最初沈殿池流出水質の予測方法の検討

反応タンクにおける処理障害の発生の有無に対して、最初沈殿池からの流入水質が最も影響が大きいと考えられる。そこで、前掲の水面積負荷と除去限界SS粒子径の関係及び実験結果から、水面積負荷と最初沈殿池流出水質の関係の予測方法を整理する。

1）SS(Suspended Solids)

最初沈殿池の操作範囲を水面積負荷30～100m^3/m^2/日程度、流入SSの変動範囲を100～200mg/l程度とすれば、(3-6)式より除去限界SS粒子径は20～120μm程度となり、この粒径範囲にあるSSの除去特性が把握できれば、最初沈殿池の流出水質が予測できる。

そこで、土壌添加時を除く粒子分画試験結果より、SS粒子径と有収水率で補正した累積SSの関係を図３－22に示す。図より、粒子径420μmまでのSS粒子径と累積SSの関係は、次式で回帰された。

$M_{SS}=23.2\cdot\ln(d_r)-21.3$　　(r=0.819)　　……　(3-7)

ただし、M_{SS}：420μm未満のSS粒子の累積SS(mg/l)

$d_r<420$

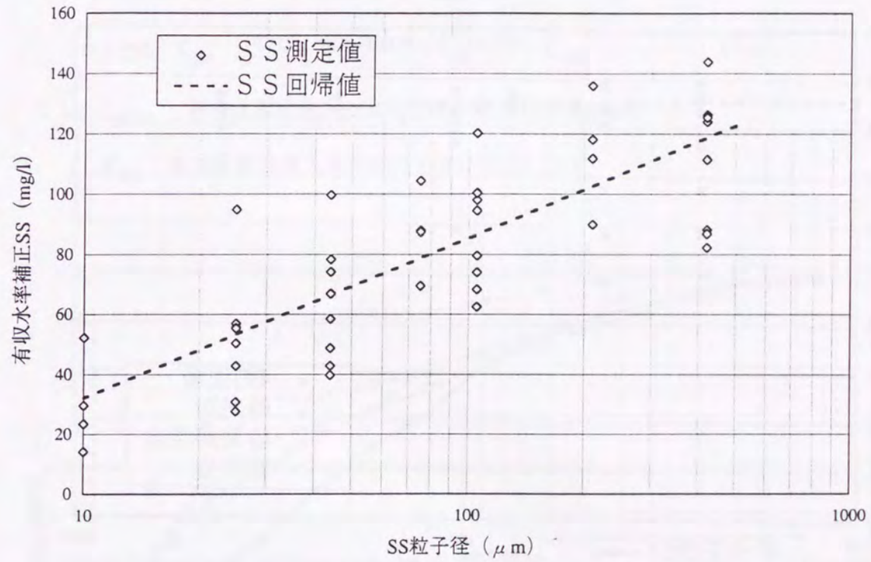


図３－22　SS粒子径と累積SS濃度の関係(420μm未満)
(回帰式：$M_{SS}=23.2\cdot\ln(d_r)-21.3$)

(3-7)式のSS粒子径d_rに(3-6)式を代入すると、(3-7)式は任意の水面積負荷における最初沈殿池流出SSを表し、次式で示される。

$$C_{SS2}=23.2\cdot\ln(802\cdot W_r^{0.796}\cdot T_{SS}^{-1.220})-21.3$$

$$=18.5\cdot\ln(W_r)-28.3\cdot\ln(T_{SS})+134 \quad \cdots\cdots \quad (3\text{-}8)$$

ただし、C_{SS2} ：最初沈殿池流出有収水率補正SS(mg/l)

T_{SS} ：不明水補正後の流入総SS(mg/l)

2）VSS(Volatile Suspended Solids)

図３－22の累積SSの各測定値に対応するVSS/SS比を求めて、図３－23に示す。図にはばらつきが大きい時間別流入水を除く第１回目の４処理場及び第２回目の24時間混合試料の測定結果を対象とした回帰線を併せて示した。図より、回帰式の傾きはほとんどなく、VSS/SS比はSS粒子径によらずほぼ一定とみることができる。VSS/SS比=0.9とすれば、最初沈殿池流出VSSは、(3-8)式より次式で表される。

$$C_{VSS2}=0.9\cdot C_{SS2}=16.65\cdot \ln(W_r)-25.47\cdot \ln(T_{SS})+120.6 \quad \cdots\cdots \quad (3\text{-}9)$$

ただし、C_{VSS2} ：最初沈殿池流出有収水率補正VSS(mg/l)

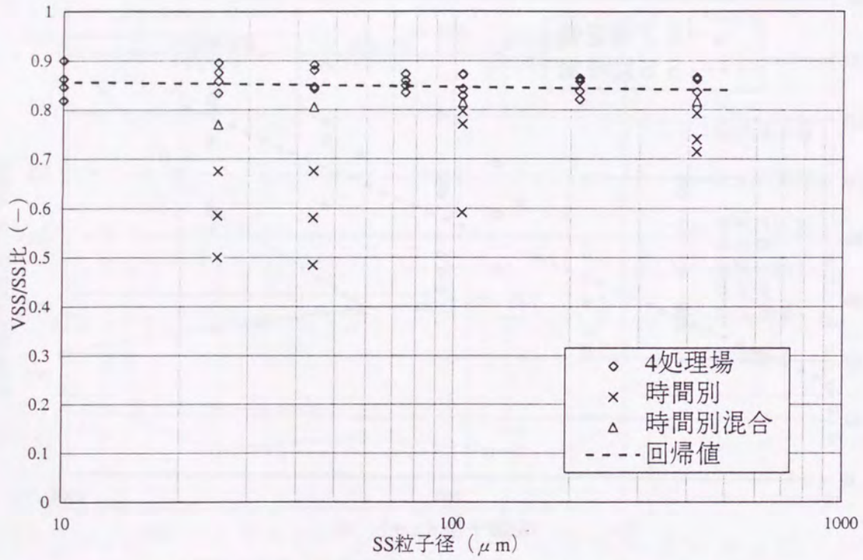


図３－23　SS粒子径と累積VSS/SS比の関係(420μm未満)
(回帰式：VSS/SS比＝-0.0043・ln(d_r)+0.87,r=0.173,VSS/SS比平均値＝0.85)

3）酸素消費量

ATUを添加して硝化による酸素消費の影響を除いた第2回目調査結果より、14日目の累積酸素消費量を100としたときの累積酸素消費量の割合(以下「累積酸素消費率」という。)と経過日数の関係を図３－24に示す。図より、SS粒子径が小さい範囲ほど早期に酸素の消費が終了点に近づいている。そこで、酸素消費率を目的変数として、SS粒子径と経過日数を用いて重回帰を

行ったところ次式が得られた。回帰計算値と実測値の関係を、図３－25に示す。

$$R_{Ot}=0.563\cdot t_d^{0.315}\cdot d_r^{-0.0472} \quad (r=0.962) \quad \cdots\cdots \quad (3\text{-}10)$$

ただし、R_{Ot}：14日後の累積酸素消費量に対するt日後の累積酸素消費率(－)

t_d：経過日数(日)

(3-10)式でSS粒子径を420μmとしたときの最終的な酸素消費量は5日間で消費される酸素量の1.42倍と計算される。そこで、この関係が420μm未満の全てのSS性BODに対しても適用できると仮定すれば、最初沈殿池流出SSの酸素消費量は(3-6)、(3-10)式を用いて、次式で表される。

$$C_{SOt2}=1.42\cdot K_{BS}\cdot C_{SS2}\cdot R_{Ot}$$

$$=0.761\cdot K_{BS}\cdot t_d^{0.315}\cdot d_r^{-0.047}\cdot C_{SS2}$$

$$=0.556\cdot K_{BS}\cdot t_d^{0.315}\cdot W_r^{-0.0376}\cdot T_{SS}^{0.0576}\cdot C_{SS2} \quad \cdots\cdots \quad (3\text{-}11)$$

ただし、C_{SOt2} ：最初沈殿池流出SSのt_d日後の酸素消費量(mg/l)

K_{BS} ：最初沈殿池流入水のSS性BOD／SS比（－）

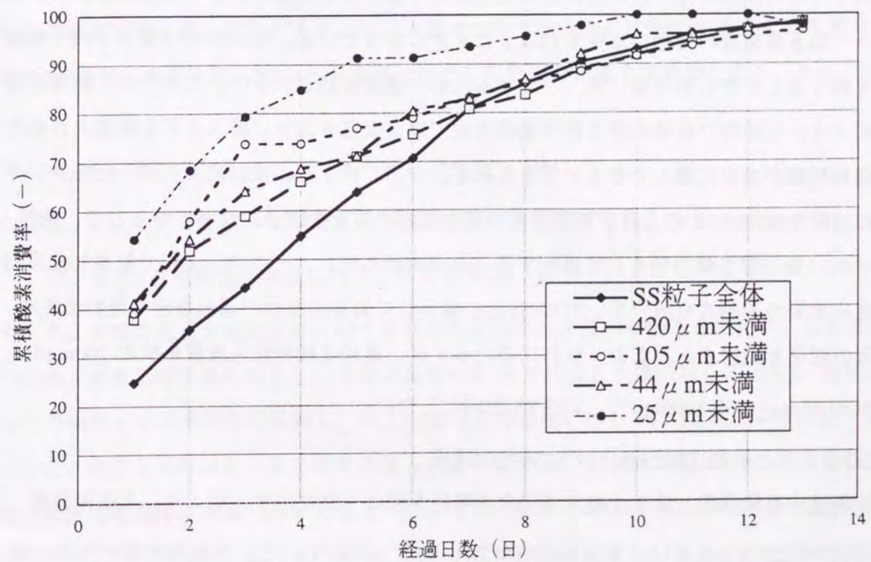


図３－24　SS粒子径別の累積酸素消費率の経緯

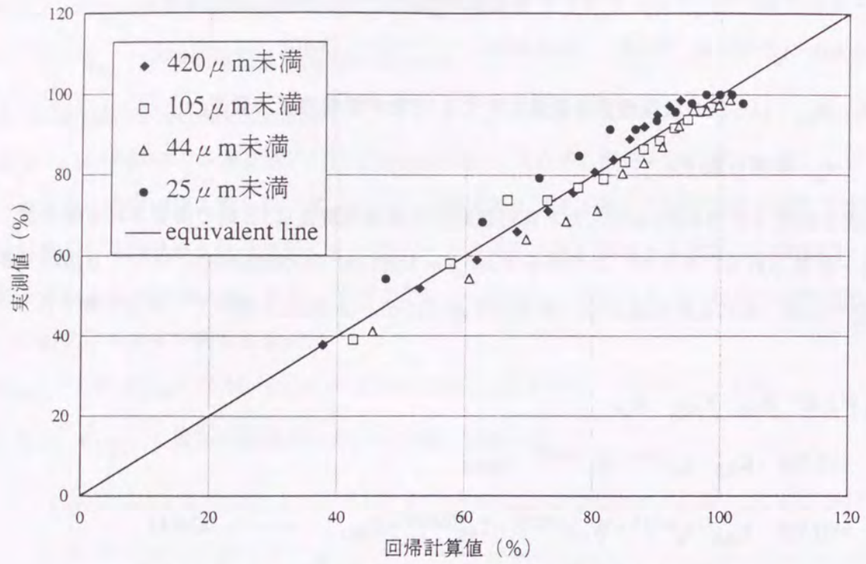


図３－25　SS粒径別累積酸素消費率の実測値と計算値の比較
(回帰式：$R_{Ot}=0.563\cdot t_d^{0.315}\cdot d_r^{-0.0472}$)

（３）最初沈殿池の運転方法と最初沈殿池流出水質の関係

前掲のように時間別の流入水の性状をみると流入水量と水質濃度が比例する傾向があり、反応タンクへの水質負荷の変動は水量変動以上に大きくなっている。特にSS分は管きょ内で沈殿と流出を繰り返しながら処理場に流入してくるため、濃度変動が大きい。このため、標準活性汚泥法のように短時間で生物処理を行う処理方式では、反応タンクに流入水を直接流入させた場合は運転制御が非常に難しくなると考えられる。一方、第２章の検討によれば、反応タンク流入水の溶解性BOD/SS比の上昇が処理障害の発生原因の重要な因子になっているので、最初沈殿池でのSS除去率を極力低くして運転することが求められる。そこで、上記で整理した最初沈殿池流出水質の予測式を用いて、BOD/SS比に着目して最初沈殿池の運転方法と最初沈殿池流出水質の関係を検討する。なお、検討に当たっては、最初沈殿池流入水質をBOD 200mg/l、溶解性BOD 93mg/l、SS 180mg/l[12]、VSS/SS比0.9とした。

1）水面積負荷と最初沈殿池流出BOD/SS比の関係

最初沈殿池水面積負荷と最初沈殿池流出水の関係を図３－26に示す。図より、水面積負荷100m^3/m^2/日ではBOD/SS比1.9、80m^3/m^2/日で2.0、60m^3/m^2/日で2.1と、水面積負荷が大きい範囲での変化はわずかであるが、水面積負荷30m^3/m^2/日ではBOD/SS比2.5、20m^3/m^2/日で2.9、

10m^3/m^2/日で3.8と、水面積負荷が小さい範囲では流出水のBOD/SS比が急激に上昇する。

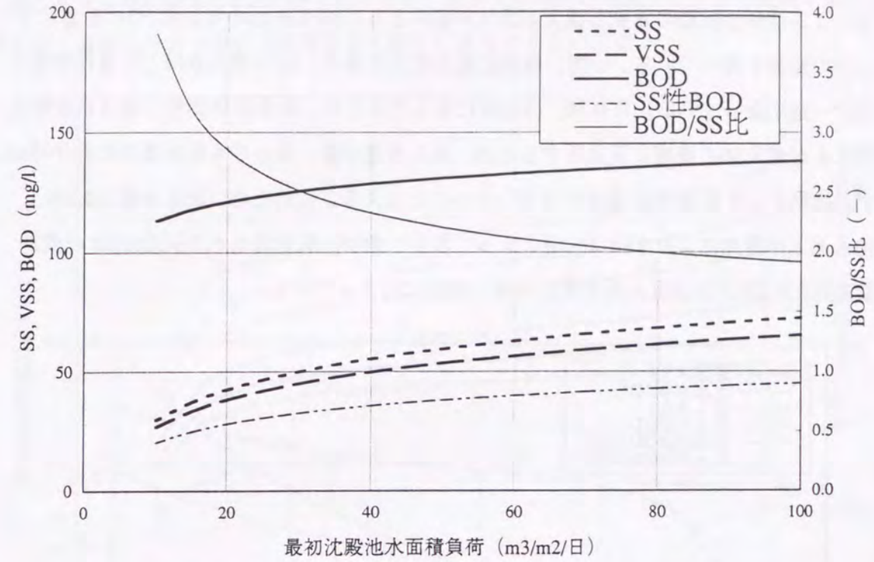


図３－26　水面積負荷と最初沈殿池流出水質の関係
(流入水質：BOD;200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l, SS;180mg/l, VSS/SS比;0.9)

2）流入水量変動の影響

前記の時間別流入水の実験データより、水量増加時で高濃度の沈殿SSが流入した夜間高負荷を除く3点の流入水量と流入SSの日平均値に対する変動比の相関を求めたところ、次式が得られた。

$$1/\alpha_{SS}=1.662-0.662\cdot\alpha_Q \quad (r=0.991) \cdots\cdots \quad (3\text{-}12)$$

ただし、α_{SS}：日平均流入SSに対するSS変動比(－)

α_Q：日平均流入水量に対する水量変動比(－)

そこで、日間の流入水量の変動に対する最初沈殿池流出水質の挙動をみるため、前記条件を日平均流入水量に対するものとし、不明水量を一定(日平均流入水量に対して15%)、溶解性BODは不明水による希釈率に比例し、流入SSは日平均濃度に対して(3-12)式により変動するものとしたときの日平均流入水量に対する流入水量の割合(以下「流入水量比」という。)と流入水質、最初沈殿池流出水質の関係を図３－27に示す。なお、図には各項目の流入と流出の関係を矢印で示した。図より、流入水のSSは、流入水量比の増加とともに管きょ内でのSS分の沈殿が減少するのに加えて沈殿していたSS分の流出が加わるため、流入水量比が高いほど増加量が

大きく、また、流入水のBODも増加している。流入水のBOD/SS比は、流入水量比が低いときの不明水による溶解性BODの希釈と流入水量比が高いときのSS性BODの増加の2つの影響により、上に凸の曲線を描いている。一方、最初沈殿池流出水質は、SSは流入水ほど大きな増加はなく、ほぼ一定になっている。これは、(3-6)式に示したように、除去限界SS粒子径は水面積負荷に比例するが流入SSの濃度に反比例するため、流入水量が多くなっても除去限界SS粒子径は増大せず、結果として流出SSの濃度が増加しないことによる。このため、流入水量比0.5以上ではBODも流入水量比によらずほぼ一定となっており、最初沈殿池流出水のBOD/SS比の変動幅も水量変動比0.5以上では流入水と変わらない程度に収まっている。

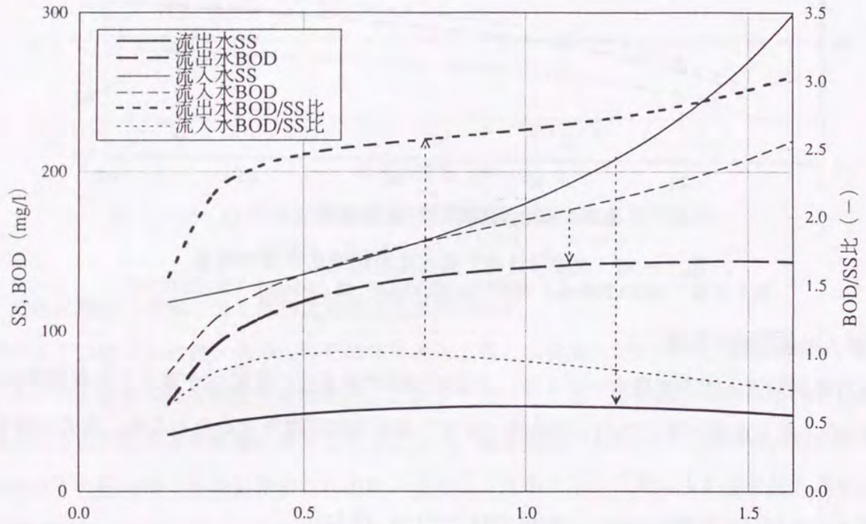


図３－27　流入水量比と流入水質、最初沈殿池流出水質の関係
(平均流入水質：BOD;200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l,
SS;180mg/l, 不明水率;15%, 平均水面積負荷;35m^3/m^2/日)

3）流入水量変動と設定水面積負荷の関係

次に、前掲の条件で設定水面積負荷を変化させたときの流入水量比と最初沈殿池流出BOD/SS比の関係を図３－28に示す。図より、最初沈殿池流出BOD/SS比は、設定水面積負荷が大きくなるほど流入水量比に対して安定しており、水面積負荷を高くしても最初沈殿池の流出水質の安定化機能は損なわれない。また、設定水面積負荷を高くした方が最初沈殿池流出BOD/SS比が低下し、より流入水質に近いBOD/SS比が得られる。

以上のように、最初沈殿池は、処理場流入水質濃度の変動を緩和し、反応タンク流入水質を均質化するという非常に重要な機能を果たしており、水面積負荷の高い範囲でもこの均質化機

能は損なわれない。また、設定水面積負荷を高くした方が最初沈殿池流出BOD/SS比が低下して流入水質に近いBOD/SS比が得られるので、最初沈殿池内の水流が乱れない範囲で水面積負荷を高く運転した方が水処理障害の発生防止に寄与するといえる。

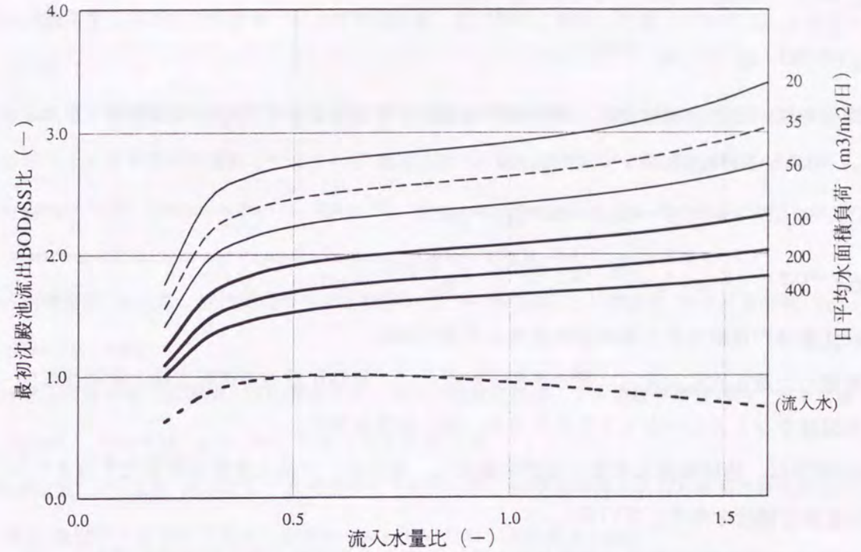


図３－28　日平均水面積負荷と流入水量比、BOD/SS比の関係
(平均流入水質;BOD：200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l , SS;180mg/l, 不明水率;15%)

第５節　要　約

最初沈殿池の機能と役割及び制御方法と制御限界を明らかにするため、処理場流入水の静置沈降実験により最初沈殿池の処理特性を実験的に調査・解析し、次の結論を得た。

（１）最初沈殿池除去特性の変化原因

土壌懸濁液の添加率から計算したSS除去率と実測値との比較により、過去において最初沈殿池のSSの除去率が現在に比べて低かったのは土壌の混入が原因であり、その後の道路舗装率の上昇や分流式下水道の採用により土壌の混入量が減少している現在の流入水では、従来からの最初沈殿池の設計値は適用できなくなっていることが実験的に証明された。

（２）最初沈殿池流出水質の予測方法の検討

各沈降実験によって得られた水面積負荷とSS除去率の関係、及び各試料のSS粒子径の分布より、SS粒子径を目的変数とする水面積負荷及び原水SSの重回帰を行ったところ次式が得られた。

$$d_r = 802 \cdot W_r^{0.796} \cdot T_{SS}^{-1.220}$$

また、粒子径分布と水質濃度との間に次のような関係が認められた。

$$M_{SS} = 23.2 \cdot \ln(d_r) - 21.3 \quad (\text{ただし、} d_r < 420\,\mu\text{m})$$

$$R_{Ot} = 0.563 \cdot t_d^{0.315} \cdot d_r^{-0.0472}$$

以上の関係を用いると水面積負荷と最初沈殿池流出水質の関係は次式のように整理できた。

$$C_{SS2} = 18.5 \cdot \ln(W_r) - 28.3 \cdot \ln(T_{SS}) + 134$$

$$C_{VSS2} = 16.65 \cdot \ln(W_r) - 25.47 \cdot \ln(T_{SS}) + 120.6$$

$$C_{SOt2} = 0.556 \cdot K_{BS} \cdot t_d^{0.315} \cdot W_r^{-0.0376} \cdot T_{SS}^{0.0576} \cdot C_{SS2}$$

（3）最初沈殿池の運転方法と最初沈殿池流出水質の関係

上記で整理した最初沈殿池流出水質の予測式を用いて、最初沈殿池の運転方法と最初沈殿池流出水質の関係をシミュレーションしたところ、次の結論を得た。

1）最初沈殿池は、処理場流入水質の変動を緩和し、反応タンク流入水質を均質化するという非常に重要な機能を果たしている。

2）最初沈殿池流出BOD/SS比は水面積負荷を高くしても水量変動に対して安定しており、最初沈殿池の流出水質の安定化機能は損なわれないため、設定水面積負荷を高くした方が最初沈殿池流出BOD/SS比が低下し、より流入水質に近いBOD/SS比が得られる。

参考文献

1) 日本下水道協会：下水試験法 -1984年版-, p128 (1984)

2) 日本下水道協会編：平成５年度版 下水道統計 行政編, p292-371, (1995)

3) 日本下水道事業団業務部：平成４年度終末処理場の事後調査結果資料集 (1993)

4)Eckenfelder,W.W., Ford,D.L.：松井三郎監訳　廃水処理プロセス 設計理論と実験法, p50, 技報堂 (1976)

5) 建設省下水道部監修：下水道施設設計指針と解説　-1984年版-, p295-331, 日本下水道協会 (1984)

6)船越泰司, 高橋正策, 青木正信：汚泥の難濃縮性について, 第27回下水道研究発表会講演集, p447-449,日本下水道協会 (1990)

7)土木学会水理委員会水理公式集改訂委員会編：水理公式集 -昭和60年版-,p76-77, 土木学会 (1985)

8)日本下水道協会：下水道統計　昭和45年版 (1970)

9)日本下水道協会：平成8年版　下水道統計　行政編,(1998)

10)日本下水道事業団業務部：平成9年度　終末処理場の事後調査結果資料データベース, (1998)

11)建設省監修：下水道施設計画設計指針と解説,日本下水道協会(1972)

12) 建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編　-1994年版-, 日本下水道協会 (1994)

13) 日本下水道事業団業務部：平成５年度 最初沈殿池の処理機能に関する調査報告書 (1994)

14) 日本下水道事業団業務部：平成７年度 最初沈殿池の処理機能に関する調査報告書 (1996)

15) Levine, A.D., Tchobanoglous,G., Asano, T.：Characterization of the Size Distribution of Contaminants in Wastewater:Treatment and Reuse Implications., Journal WPCF, Vol.57, p805-816 (1985)

16) 河野哲郎, 福永栄：活性汚泥中の糸状微生物量と汚泥の膨化との関連性, 水質汚濁研究, Vol.6, No.6, p387-391 (1983)

17) 建設省都市局下水道部・厚生省生活衛生局水道環境部監修：下水道維持管理指針　ポンプ場・処理場施設編　-1991年版-, p291- 299, 日本下水道協会 (1991)

18)堺好雄, 川口幸男, 小川和久：処理場流入下水のBOD、SS沈殿特性からみた最初沈殿池設計手法への提言,第32回下水道研究発表会講演集, p358-360, 日本下水道協会 (1995)

19)堺好雄,川口幸男,小川和久：流入下水の沈降性からみた最初沈殿池設計手法への提言II, 第33回下水道研究発表会講演集, p462-464, 日本下水道協会 (1996)

20)川口幸男, 堺好雄, 小川和久：最初沈殿池のSS除去に関する考察,下水道協会誌論文集,Vol.36,No.439, 日本下水道協会 (1999) (掲載予定)

第４章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の開発とその処理成績に関する検討

第1節　緒　言

活性汚泥法の反応タンク内では、汚濁質を除去する様々な微生物が、活性汚泥という一群の生物混合系を形成しており、環境条件に応じて消長を繰り返している。処理障害の原因微生物も活性汚泥微生物の一つであり、特定の環境条件が反応タンク内に整ったとき、処理障害微生物が優先的に増殖し、障害発生の原因になる。したがって、処理障害の発生防止とは、正常な活性汚泥微生物が常に優先的に増殖できる環境条件を保持するための制御方法を見いだすことといえる。

本章では、第２章の知見によれば処理障害の発生防止に最も適していると考えられるステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理実験により、その特性を検討している。

第２節　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の原理[1), 2), 3)]

本研究で採用したステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理フローを図４－1に示す。処理フローは、完全混合形式の反応タンク4槽を直列に配置し、汚水を第1槽及び第3槽へ均等にステップ流入するようになっている。各タンクには、嫌気好気両用の機械式撹拌機を設置し、第1槽は嫌気、第3槽は無酸素、第2槽及び第4槽は好気で運転する。反応タンクの容量比は、好気槽における硝化の促進と第3槽へのステップ流入を考慮して第1槽から順に1：1.5：1.5：2.25とし、第1槽と第2槽、及び第3槽と第4槽の間の隔壁はホールドアップによる混合液の循環が可能な構造となっている。また、反応タンク内のASRT(好気槽のSRT)制御を容易にするため、余剰汚泥は反応タンクからも直接引抜けるようにしている。各反応タンクでは、次の処理反応を優先的に進めることを目的としている。

・第1槽(嫌気)：返送汚泥中に含まれる硝酸性窒素の脱窒及び活性汚泥からのりんの放出による流入下水中のBOD除去を行い、第2槽での糸状性細菌の増殖を抑制する。
・第2槽(好気)：好気性細菌による第1槽で残存した流入水中のBOD除去、及び硝化細菌によるアンモニア性窒素の硝化を行うとともに、第1槽で放出されたりんの吸収を行う。
・第3槽(無酸素)：ステップ流入する下水中の有機物を利用して脱窒を行い、pH低下を抑制する。
・第4槽(好気)：第3槽からの残存BODの除去と、アンモニア性窒素の硝化を行う。

本法の特徴は、ステップ流入の採用と各反応タンクに完全混合槽を用いていることである

が、これらにより以下の利点が発揮される。

1) 下水をステップ流入させることによって、第1槽及び第2槽のMLSSは第3槽及び第4槽の1.5倍になるため、第1槽＋第2槽の容積は、第3槽＋第4槽の1/1.5で済み、反応タンクの減容化が図れる。
2) 一段の嫌気－好気槽で構成される循環変法における窒素の除去率は、r/(1+r)(r：硝化液の循環比)となり、循環量が少ない場合に除去率が悪くなる。一方、本法では第2槽で硝化される窒素は第3槽で脱窒されるため、窒素除去率は循環比による制限が少ない。
3) 各反応タンクを完全混合式にすることによりホールドアップによる混合液の循環が可能になるため、硝化液を循環するためのポンプの設置が不用になる。
4) 下水を２分割して流入させ、しかも、完全混合式を採用しているため、混合液のDOが均一に、かつ高く保てる。

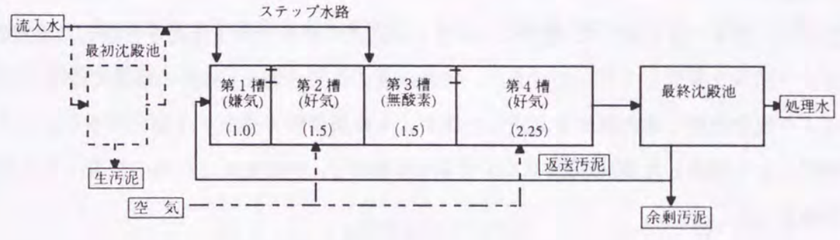


図４－1　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理フロー

第３節　実験材料及び方法

（1）パイロットプラント[4)]

実験装置の概要とフローを図４－２に示す。実験系列は、前段に最初沈殿池を持たないA系列(バイパス系列)と、最初沈殿池を設置したB系列(初沈系列)の2系列である。容量は両系列ともに反応タンク451l、最終沈殿池72lであり、窒素の除去を目的としないため、ホールドアップによる混合液の循環は行わないこととした。最初沈殿池の有無によって実験系列を分けたのは、第２章より反応タンク流入水の溶解性BOD/SS比の上昇が処理障害発生の重要な原因になっていることが推測されたことから、流入基質の違いによる本処理法の効果を検討するためである。

（2）供試下水

YT処理場の沈砂池越流水を用いた。その性状の一例を表４－２に示す。処理場の流入水質に

近いA系列の反応タンク流入水をみると、ほぼ一般的な下水といえる。B系列は最初沈殿池を介しているため、SSのほか、BOD、COD、T-PのSS関連項目がA系列に比べて低い値になっている。

（3）パイロットプラントの運転方法

パイロットプラントの流入量は、処理場の流入パターンに合わせて日平均汚水量に対して40～180%の間で変動させた。また、硝化の進行を確保するため、水温の低下に合わせて日平均反応タンク滞留時間が7.5時間、10時間、12.5時間となるように1日間の流入水量を調整した。ステップ流入比は第1槽及び第3槽へ50%づつとし、汚泥の返送比は50%とした。反応タンクのMLSSは第4槽で2,500mg/l、DOは2mg/lを保持するようにした。運転方法を表4－1に示す。流入水量及びMLSSを両系列ともほぼ同じになるように調整したため、最初沈殿池を設置したB系列のSRTはA系列に比べて長くなっている。

（4）水質分析

水質分析は、図4－2に示した4箇所について、1回/週の頻度で水質変動を考慮した流量比例コンポジット試料を採取して行った。また、実験装置の活性汚泥を1回/月の頻度で採取し、回分実験により脱窒速度と硝化速度を測定したほか、4時間間隔で採水する通日試験を反応タンク滞留時間により設定した3運転条件について各1回実施し、各反応タンク内の窒素・りんの物質収支を調査した。

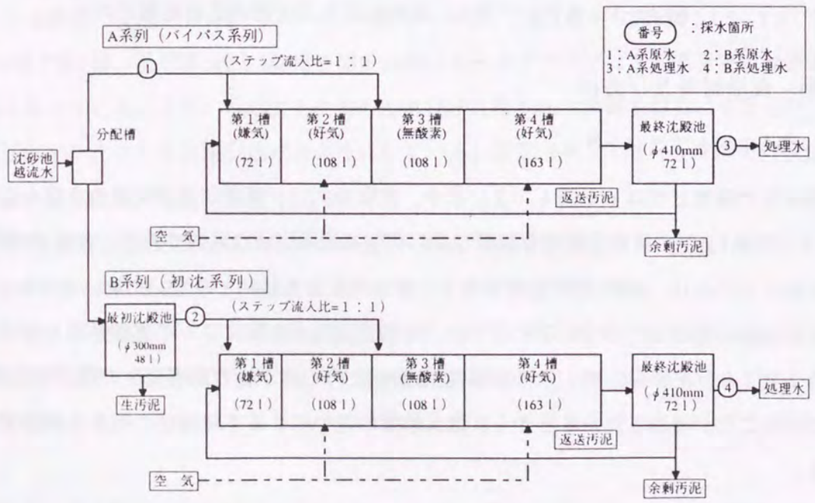


図4－2　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法連続実験装置の処理フロー

第4節　実験結果と考察

（1）処理成績の比較

実験は、1989年8月から90年3月までの8ヶ月間行なった。この期間の実験は、硝化の進行を確保するために水温の変化に応じて流入量を変化させたRun-1、Run-2、及びRun-3に分けられる。

1）運転条件別の実験結果

各Runごとの運転が安定していた期間の平均的な運転状況を表4－1、水質分析結果の平均値を表4－2、各水質項目の除去率の平均値を表4－3にそれぞれ示す。A系列(バイパス系列)は、運転条件の変更直後でも安定した処理結果が得られていたので、実験開始直後を除いて週1回の割合で測定した全期間についてRunごとの平均値を示した。一方、B系列(初沈系列)は、10月中旬から糸状性細菌による激しいバルキングを起こし活性汚泥濃度が維持できなくなったため、10月末に活性汚泥の入れ換えを行った。このため、B系列のRun-1は、バルキングの影響がなかった10月5日までの平均値を示してある。なお、A系列のRun-1には、B系列と同一期間の平均値を( )書きで示した。

表4－1　パイロットプラントの運転状況

		A系列（バイパス系列）			B系列（初沈系列）		
Run No.		A-1		A-2	A-3	B-1	B-2	B-3
運転期間		8/29-11/9	(8/29-10/5)	11/10-2/6	2/7-3/17	8/29-10/5	11/10-2/6	2/7-3/17
流入水量	(l/日)	1,440	(1,440)	1,128	866	1,440	1,128	866
水温	(℃)	23.1	(25.4)	14.4	13.4	25.5	14.2	13.2
反応タンク滞留時間	(hr)	7.5	(7.5)	9.6	12.5	7.5	9.6	12.5
MLSS	(mg/l)	3,210	(3,370)	3,820	3,920	2,790	3,450	3,440
MLVSS/MLSS	(%)	82	(82)	82	81	81	83	81
BOD-SS負荷	(kg/kg/日)	0.16	(0.16)	0.16	0.11	0.15	0.12	0.09
SVI	(mL/g)	81	(76)	107	137	69	158	151
SRT	(日)	7.9	(8.0)	11.3	20.0	14.8	17.7	23.2
ASRT	(日)	4.7	(4.8)	6.8	12.0	8.9	10.6	13.9
最終沈殿池水面積負荷	(m3/m2/日)	10.9	(10.9)	8.5	6.6	10.9	8.5	6.6

表４－２　各運転条件における平均水質

	A系列（バイパス系列）						B系列（初沈系列）					
Run No.	A-1		A-2		A-3		B-1		B-2		B-3	
運転期間	8/29-11/9 (8/29-10/5)		11/10-2/6		2/7-3/17		8/29-10/5		11/10-2/6		2/7-3/17	
測定個所	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水	反応ﾀﾝｸ流入水	処理水
pH －	7.2 (7.2)	7.4 (7.3)	7.4	7.5	7.4	7.5	7.2	7.2	7.4	7.5	7.4	7.4
SS (mg/l)	163 (140)	16 (10)	182	19	198	12	76	18	95	18	94	8
BOD (mg/l)	172 (164)	16 (7)	236	24	230	12	129	9	165	14	150	7
溶解性-BOD (mg/l)	72.4 (76)	2.4 (1.5)	86	3.1	76	1.9	74	1.3	86	1.4	78	1.2
ATU-BOD (mg/l)	－ (－)	7.9 (3.9)	－	9.6	－	6.7	－	5.8	－	8.2	－	6.1
COD_{Mn} (mg/l)	82 (79)	17 (13)	90	18	94	15	57	16	65	13	67	13
T-N (mg/l)	25.0 (25.3)	9.9 (7.6)	30.1	12.4	30.3	8.9	21.5	9.2	27.5	10.0	27.0	9.8
NH_4-N (mg/l)	14.8 (15.6)	2.9 (0.6)	18.7	5.7	18.2	1.9	14.5	1.1	18.7	1.5	18.1	0.5
NO_X-N (mg/l)	0.2 (0.2)	4.7 (5.5)	0.4	4.3	0.4	5.3	0.0	6.2	0.3	6.5	0.3	7.2
T-P (mg/l)	3.3 (3.3)	0.9 (0.9)	3.9	0.7	4.0	0.6	2.6	1.9	3.2	1.3	3.3	1.4
PO_4-P (mg/l)	1.6 (1.6)	0.4 (0.6)	2.0	0.2	2.0	0.3	1.4	1.4	1.9	0.9	1.8	1.6

表４－３　各運転条件における平均除去率

	A系列（バイパス系列）			B系列（初沈系列）					
Run No.	A-1	A-2	A-3	B-1		B-2		B-3	
運転期間	8/29-11/9 (8/29-10/5)	11/10-2/6	2/7-3/17	8/29-10/5		11/10-2/6		2/7-3/17	
				反応ﾀﾝｸ	全体	反応ﾀﾝｸ	全体	反応ﾀﾝｸ	全体
T-BOD除去率 (%)	97.2 (97.6)	95.8	97.0	95.5	96.4	95.0	96.4	95.9	97.3
溶解性-BOD除去率 (%)	97.4 (98.0)	96.3	97.4	98.2	98.2	98.3	98.3	98.4	98.3
SS除去率 (%)	92.5 (92.6)	89.2	93.6	76.5	86.4	80.7	90.0	91.3	95.8
T-N除去率 (%)	68.8 (69.8)	58.8	70.8	57.0	64.2	63.4	66.5	63.2	67.4
T-P除去率 (%)	71.3 (70.3)	81.1	86.1	23.8	42.1	55.9	61.5	53.4	62.0

注）T-BOD除去率は処理水のATU-BODを用いて算出

表４－１より、A系列は、B系列に比べてMLSSが高いにもかかわらずBOD-SS負荷が高く、SRTが短くなっている。これは、最初沈殿池をバイパスしたことにより反応タンクに流入するBOD、SSがB系列に比べて高いためである。SVI(汚泥容量指標)を比較するとRun-1を除いてA系列の方が低くなっており、B系列がRun-1の後半にあたる10月中旬から激しいバルキングを起こ

したことも考え合わせると、A系列の方が沈降性のよい活性汚泥で、安定して運転されていたといえる。

表４－２より、反応タンク流入水質は、固形物に関係する項目でB系列が低くなっている。両系列の反応タンク流入水質から最初沈殿池の除去率を計算すると、SS 46～52%、BOD 20～35%、COD_{Mn} 27～29%、T-P 16～20%になる。処理水質は、BOD、COD_{Mn}、溶解性BOD、NH_4-NでA系列が高くなっており、NO_X-N、T-P、PO_4-PでB系列が高くなっている。負荷及び反応タンク滞留時間が同一である溶解性BODの処理水質に差が出るのは、両系列のSRTの違いによるものである。また、NH_4-N及びNO_X-Nの相違は、硝化の進行の程度によるものである。

各Runの処理水質を比較すると、両系列共にRun-2の水質が他に比べて低下しており、水温の低下に比較して反応タンクの滞留時間がやや不足していたと推定される。特にA系列のRun-2ではNH_4-Nが他に比べて高くなっており、硝化の進行が不十分である。

表４－３より、BOD除去率は、いずれのRunでも95%以上、SS除去率は、B系列のRun-1を除いてほぼ90%以上を示しており、良好な処理が行われている。完全に硝化脱窒が進行した場合、汚泥返送率が50%でホールドアップによる混合液の循環を行わないときの本装置の理論上のT-N除去率は67%であるから、T-N除去率は、硝化の進行が不十分であったA系列のRun-2を除いてほぼ理論どおりである。T-P除去率は、B系列よりA系列が高くなっており、A系列では生物学的な脱りんが顕著に進行している。

２）活性汚泥性状と糸状性細菌の動向

A系列及びB系列の月別の活性汚泥性状と糸状性細菌の動向を表４－４に、観測された糸状性細菌のうち種類が同定できなかった６種類の糸状性細菌の形態学的特徴を表４－５に示す。

表４－４より、A系列は水温の低下とともにSVIが上昇し、大きなフロックが増加する傾向はあるが、稠密性は実験期間を通じて普通であり、活性汚泥の性状は安定している。B系列は、SVI、フロックの大きさ、稠密性とも不安定であり、良好な状態から分散状態まで大きく変動している。前述のように、特に10月は汚泥が分散状態になり、SVIが急激に上昇したため、実施設の活性汚泥と入れ換えている。それ以降は極端な性状の悪化はなかったが、SVIはA系列に比べて高めの値で推移している。

糸状性細菌は、A系列では、優占種が月ごとに入れ代わっており、常在するような特定な種は見当たらない。糸状性細菌の存在割合は、優占種の入れ代わりがあったにもかかわらず、実験期間を通じてほぼ一定である。一方、B系列では、優占種は月ごとに入れ代わっているものの、Type BやType1851[5]のように長期間に渡って同一の種が存在する傾向が認められる。活性

汚泥の分散の原因となったType0961[5]も、前月から観測されている。糸状性細菌の存在割合は、生物相が安定しているにもかかわらず変動している。

表４－４　月別の活性汚泥性状と糸状性細菌の動向

月	A 系 列（バ イ パ ス 系 列）								
	SVI	SRT	ASRT	フロック性状		糸状細菌量	糸状細菌の種類*2)		
				性状	大きさ(μm)	*1)	優占種	亜優占種	伴 性
８月	97	－	－	稠密性普通	<150 150～500	＋＋	H.hydrossis		Thiothrix
９月	79	8.0	4.8	稠密性普通	150～500	＋＋	Type B	H.hydrossis Type C	Type1851
１０月	64	6.5	3.9	稠密性普通	150～500	＋＋	Type D	Type E	Type0961 Thiothrix
１１月	106	10.7	6.4	稠密性普通	<150 150～500	＋＋	Type B	Type0041	Type1701 H.hydrossis
１２月	107	11.4	6.9	稠密性普通	150～500	＋＋	Type H	Type0961	Type1851 Type B
１月	113	10.6	6.4	稠密性普通	<150 150～500	＋＋	Type B	Type1851	H.hydrossis
２月	134	16.0	9.6	稠密性普通	150～500 500<	＋＋	Type1851	Type H Thiothrix	Type021N Type0961
３月	139	20.4	12.3	稠密性普通	150～500 500<	＋＋	Type B	Type1851	H.hydrossis Type021N
月	B 系 列（初 沈 系 列）								
	SVI	SRT	ASRT	フロック性状		糸状細菌量	糸状細菌の種類*2)		
				性状	大きさ(μm)	*1)	優占種	亜優占種	伴 性
８月	66	15.9	9.6	稠密性良好	150～500 500<	±	H.hydrossis		Thiothrix Beggiatoa
９月	370	8.5	5.1	稠密性良好	<150 150～500	±	Type B	H.hydrossis Type A	Type0961 Type1701
１０月	198	21.0	12.6	稠密性不良 分散的	<150	＋＋＋＋	Type0961	Type1701	Thiothrix Beggiatoa
１１月	149	18.5	11.1	稠密性普通 (汚泥入替)	150～500 500<	＋＋	Type A Type B	Type0041	H.hydrossis Beggiatoa
１２月	148	14.8	8.9	稠密性普通	150～500	＋	Type A	Type B	Type0041
１月	150	22.2	13.4	稠密性普通	150～500	＋＋	Type B	Type1851	Type0041 Type021N
２月	152	21.4	12.9	稠密性普通	150～500 500<	＋	Type H	Type0961 Type B	Type1851 Beggiatoa
３月	0	－	－	稠密性良好	<150 150～500	＋	Type B	Type1851	

注）*1)：＋＋＋＋;フロック中に多量に認められ液中にも増殖している，＋＋＋;高い密度で全てのフロックに認められる，＋＋;中程度の密度で全てのフロックに認められる，＋;低い密度であるが全てのフロックに認められる，±;フロック全てではないが普通に認められる，－;認められない

*2)：TypeA,B,C,D,E,Hの形態学的特徴は表４－５による。

表４－５　未同定糸状性細菌の形態的特徴

種　類		Type A	Type B	Type C	Type D	Type E	Type H
糸状体	分岐の有無	－	－	－	－	－	－
	運動性	－	－	－	－	－	－
	形状	ST/B	ST/SC/B	ST/SC/B	ST	ST	ST/B
	色	M	M/D	M/T	M/D	T/M	M/D
	存在場所	E	E/F	E	E	E	E/F
	付着微生物の有無	±	±	－	－	－	－
	鞘皮の有無	＋?	±?	±?	＋	±?	－?
	隔壁の有無	＋	＋(明瞭でない)	＋	±	＋	＋?
	径　(μm)	1.0～1.2	0.7～1.0	0.9～1.2	0.8	1.0	0.6～0.7
	長さ　(μm)	40～100	50～300	100～300	50～100		30～80
細　胞	形状	Sq/Re	Sq/Di	Re	R/Re	R/Re	Re
	大きさ　(μm)	1.0×1～2	1.0×0.5～1.5	1.0×3～5	0.8×6～8	1.0×4～7	0.6×2～5
	S顆粒の有無	－	－(Sテスト)	－	－(Sテスト)	－(Sテスト)	－
	他の顆粒の有無	－	－	＋(少し)	－	－	－
種類の判定		Type0675?		Type0803?			

注）糸状体　形状　：ST；直線状、B；湾曲、SC；滑らかに湾曲、C；コイル状、I；不定形
　　色　：T；透明、M；中間、D；暗色
　　存在場所：E；フロックから周辺に伸びる、I；フロック内部に主に認められる、F；フロック外の液部に存在
　　細　胞　形状　：Sq；正方形、Re；長方形、Ov；卵形、Ba；樽状、Di；円盤状、R；桿菌状

（２）汚泥発生量

汚泥発生量は、約1ヶ月間程度の物質収支をもとに次式により算出した。

汚泥発生量＝排泥量＋流出SS量＋反応タンク内MLSS変化量

物質収支の計算はSS及びT-Pについて行い、SS収支から直接求めた汚泥発生量とT-P収支とSSのT-P含有率から求めた汚泥発生量により、除去BOD当たりと流入SS当たりの汚泥発生率をそれぞれ計算した。また、B系列については、最初沈殿池除去SS量も含めた総合汚泥発生率についても計算した。計算結果を表４－６に示す。

表４－６　系列別の汚泥発生率

系列名				A系列（バイパス系列）				B系列（初沈系列）			
測定期間				9/7-9/27	12/6-12/26	2/14-3/14	平 均	9/7-10/5	12/6-12/26	2/14-3/14	平 均
水温		℃		25.7	14.3	13.8	17.9	25.1	14.1	13.6	17.6
BOD-SS負荷		kg-BOD/kg-SS/日		0.16	0.16	0.11	0.14	0.15	0.11	0.09	0.12
SRT		日		8.0	11.4	20.8	13.4	14.8	18.5	24.7	19.3
ASRT		日		4.8	6.9	12.5	8.1	8.9	11.1	14.8	11.6
反応ﾀﾝｸ発生率	除去BOD当り	実測値	kg-SS/kg-BOD	0.75	0.73	0.52	0.66	0.47	0.57	0.39	0.47
		T-P計算値	kg-SS/kg-BOD	0.77	0.80	0.71	0.76	0.37	0.60	0.51	0.49
	流入SS当り	実測値	kg-SS/kg-SS	0.85	0.88	0.59	0.77	0.74	0.84	0.58	0.72
		T-P計算値	kg-SS/kg-SS	0.87	0.96	0.81	0.88	0.59	0.89	0.76	0.75
総 合発生率	除去BOD当り	実測値	kg-SS/kg-BOD	0.75	0.73	0.52	0.66	0.78	0.75	0.70	0.74
		T-P計算値	kg-SS/kg-BOD	0.77	0.80	0.71	0.76	0.71	0.77	0.78	0.75
	流入SS当り	実測値	kg-SS/kg-SS	0.85	0.88	0.59	0.77	0.85	0.91	0.80	0.85
		T-P計算値	kg-SS/kg-SS	0.87	0.96	0.81	0.88	0.77	0.94	0.88	0.86

以下では、A系列でばらつきが少ないT-P収支からの計算値を用いて汚泥発生量の傾向を整理する。反応タンクの汚泥発生率は、除去BOD当たり、流入SS当たり共に、B系列が低くなっていた。設計指針によれば、活性汚泥法の余剰汚泥発生量は次式で表される[6]。

$$V_W = a \cdot V_{CS} + b \cdot V_{SS} - c \cdot V_M \quad \cdots\cdots (4\text{-}1)$$

ただし、V_W：余剰汚泥発生量 (g/日)

V_{CS}：反応タンクへの流入溶解性BOD量 (g/日)

V_{SS}：反応タンクへの流入SS量 (g/日)

V_M：反応タンク内のMLSS量 (g)

a：溶解性BODに対する汚泥転換率 (g-MLSS/g-BOD)

b：SSに対する汚泥転換率 (g-MLSS/g-SS)

c：活性汚泥微生物の内性呼吸による減量を表す係数(1/日)

ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法では、好気槽のみで自己分解が進むとすれば、上式は次式に書き換えられる。

$$V_W = a \cdot V_{CS} + b \cdot V_{SS} - c \cdot \theta_{CO} \cdot V_M \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}2)$$

ただし、θ_{CO}：活性汚泥の好気槽滞留時間(ASRT)(日)

実験結果に示した汚泥発生量の測定結果から重回帰を行ったところ、係数aの範囲ではa=0.4のときが最も相関がよく、次式が得られた。

$$V_W = 0.4 \cdot V_{CS} + 0.95 \cdot V_{SS} - 0.05 \cdot \theta_{CO} \cdot V_M \quad (r=0.927) \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}3)$$

上式において、通常の下水ではa=0.4～0.6、b=0.9～1.0、c=0.03～0.06といわれている[6]に対して、係数aが範囲の下限値で相関が高くなり、通常の活性汚泥法より汚泥発生量が少なくなった。以上のような汚泥発生量の傾向は以下のように解釈される。

(4-1)式を、溶解性BOD当たりの汚泥発生率に変換すると次式になる。

$$V_W/V_{CS} = b \cdot \frac{1}{V_{CS}/V_{SS}} + a - c \cdot V_M/V_{CS} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}4)$$

上式において、$V_M/V_W = \theta_C$とすれば、溶解性BOD当たりの汚泥発生率は次式で表される。

$$V_W/V_{CS} = \frac{1}{1+c \cdot \theta_C} \cdot \left(b \cdot \frac{1}{V_{CS}/V_{SS}} + a\right) \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}5)$$

ただし、θ_C：活性汚泥のSRT(日)

上式と同様に、SS当たりの汚泥発生率は次式で表される。

$$V_W/V_{SS} = \frac{1}{1+c \cdot \theta_C} \cdot (a \cdot V_{CS}/V_{SS} + b) \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}6)$$

(4-5)、(4-6)式より、両汚泥発生率ともに活性汚泥のSRTが長いほど低くなる。また、溶解性BOD/SS比が高くなると、溶解性BOD当たりの汚泥発生率は低くなり、逆にSS当たりの汚泥発生率は高くなる。しかし、両式の溶解性BOD/SS比項の係数は、(4-5)式が2倍程度大きく、溶解性BOD/SS比の変化の影響は溶解性BOD当たりの汚泥発生率に強く現れる。溶解性BOD/SS比とBOD/SS比とは同一の傾向を示すと考えてよいから、(4-5)、(4-6)式の関係はBOD/SS比についても適用できる。したがって、A系列に比べてB系列の除去BOD当たりの汚泥発生率が低くなったのは、主にBOD/SS比の差に起因し、流入SS当たりの汚泥発生率が低くなったのは、主にSRTの長さに起因したと考えられる。

一方、総合汚泥発生率では、両系列とも除去BOD当たりで0.71～0.80kg-SS/kg-SS、流入SS当たりで0.77～0.96kg-SS/kg-SSの範囲にあり、両系列の間にほとんど差がなかった。これは、最初沈殿池の有無に関わらず、今回のような運転条件では、反応タンク内での有機物の酸化量には差が生じないことを意味している。なお、流入SS当たりの総合汚泥発生率が一般的な標準活性汚泥法の汚泥発生率(1kg-SS/kg-SS程度)より低くなったのは、ステップ流入によりSRTが長くなったことによると考えられる。また、一般的に水温が低下するほど汚泥発生率が上昇するのに対して、今回の実験で水温の影響がなかったのは、水温の低下に応じてSRTを長くしたためと考えられる。

（3）硝化速度、硝化とASRTの関係

処理水中のアンモニア性窒素(NH_4-N)は、A系列が1.9～5.7mg/l、B系列が0.5～1.5mg/lであり、B系列の方が硝化が進行していた。反応タンクにおける硝化細菌の増殖は主として水温と好気槽内の汚泥滞留時間(ASRT)に依存する。B系列のASRTはA系列の2倍程度あり、B系列は完全硝化に必要なASRTが確保されていたのに比べ、特にA系列Run-2では完全硝化に必要なASRTが確保されなかったためNH_4-Nが残留したと推測される。

次に、硝化率をパラメータとして水温とASRTの関係を図4－3に示す。図より、90%の硝化に必要なASRTはA、B系列とも等しくなっている。したがって、硝化の制御はASRTのみに着目して行えばよく、反応タンク全体の滞留時間は副次的な要素に過ぎないといえる。処理水中のNH_4-Nが1mg/l以下を満足する条件として、水温とASRTの間に次式が成り立つことが報告されている[7]。

$$\theta_{CO} \geqq 29.7 \cdot \exp(-0.102 \cdot T) \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}7)$$

ただし、T：反応槽内の温度(℃)

図4－3に本式の曲線を併せて示したが、本実験結果では硝化率80%未満の点も曲線より上に位置している。したがって、本実験のように流量変動があるときに硝化促進運転を行う場合は、この式よりASRTを長めに制御する必要がある。

硝化反応は、亜硝酸菌による亜硝酸(NO_2^--N)生成反応とそれに続く硝酸菌による硝酸(NO_3^--N)生成反応とで構成されるから、厳密にいえば2段階に分けて整理する必要がある。しかし、下水処理において亜硝酸が蓄積することは希であり、今回の連続処理実験においてもNO_2^--Nは全て1mg/l以下であった。したがって、下水の硝化ではNO_2^--Nの生成速度が制限因子になって

おり、NO_2^--Nの生成速度(NO_2^--NとNO_3^--Nの和の生成速度)を硝化速度とみなしても管理上の支障はない。

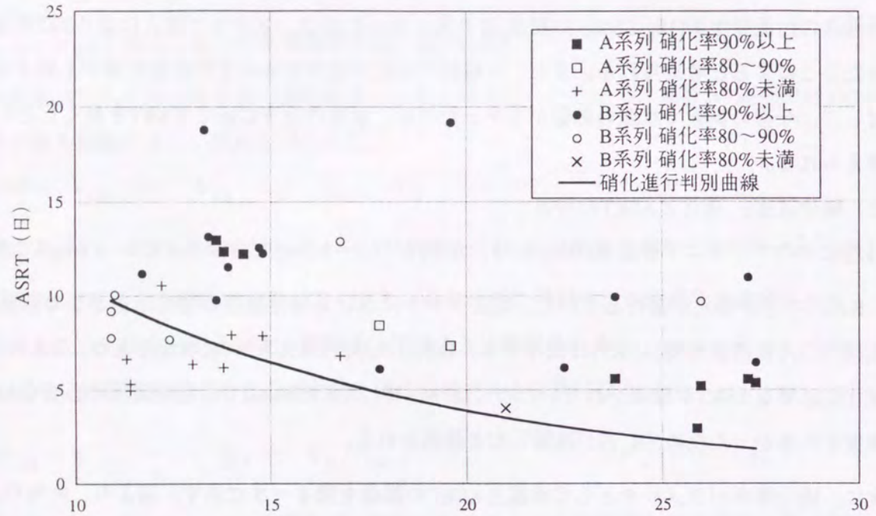


図４－３　水温とASRT、硝化率の関係
(硝化進行判別曲線：$\theta_{CO} \geqq 29.7 \cdot \exp(-0.102 \cdot T)$)

ところで、硝化細菌が活性汚泥中に均一に分布し、かつ硝化速度が硝化細菌量に比例すると仮定すれば、硝化細菌量当たりの硝化速度と硝化細菌の増殖速度、及びMLSS当たりの硝化速度の関係は次式で表される。

$$L_{NA} = \frac{(dS_{NA}/dt)_v}{X_{NT}} \cdot 10^3 = k_{NA} \cdot \frac{X_M}{X_{NT}} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}8)$$

ただし、L_{NA}：硝化細菌量当たりの硝化速度 (mg-N/g-SS/時)

$(dS_{NA}/dt)_v$：時間当たりの硝化量 (mg-N/l/時)

X_{NT}：硝化細菌量 (mg/l)

k_{NA}：MLSS当たりの硝化速度 (mg-N/g-MLSS/時)

X_M：反応タンク内の活性汚泥濃度(MLSS) (mg/l)

さらに、流入水中の微生物濃度は活性汚泥微生物濃度に比して1/100程度と低いため、流入水

中の微生物濃度を0と仮定すれば、定常状態における硝化細菌量と硝化量の関係、及びMLSSと除去BOD量の関係は、それぞれ次式で表される。

$$X_M = \frac{\theta_C}{\theta} \cdot \frac{Y_M \cdot dS_M}{1 + \delta_M \cdot \theta_{CO}} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}9)$$

$$X_{NT} = \frac{\theta_C}{\theta} \cdot \frac{Y_N \cdot dS_{NA}}{1 + \delta_{XN} \cdot \theta_{CO}} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}10)$$

ただし、θ：反応タンクのHRT (日)

Y_M：摂取基質量当たりの汚泥転換率 (g-SS/g-基質)

δ_M：活性汚泥全体の自己分解係数 (1/日)

dS_M：活性汚泥全体の基質摂取量 (mg/l)

Y_N：硝化細菌の硝化量当たりの汚泥転換率(g-SS/g-N)

dS_{NA}：硝化量 (mg/l)

δ_{XN}：硝化細菌の自己分解係数 (1/日)

(4-9)、(4-10) 式を(4-8)式に代入して整理すると次式が得られる。

$$k_{NA} = L_{NA} \cdot \frac{Y_N \cdot dS_{NA}}{Y_M \cdot dS_M} \cdot \frac{1 + \delta_M \cdot \theta_{CO}}{1 + \delta_{XN} \cdot \theta_{CO}} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}11)$$

ここで、MLSSと硝化細菌の自己分解係数はほぼ等しいと報告されている[8]から、$\alpha_{NM} = Y_N/Y_M$(定数)とすれば、(4-11)式は次式になる。

$$k_{NA} = L_{NA} \cdot \alpha_{NM} \cdot \frac{dS_{NA}}{dS_M} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}12)$$

ただし、α_{NM}：定数($=Y_N/Y_M$)

上式より、MLSS当たりの硝化速度は、SRTやHRTには影響されず、流入汚水のN/BOD比のみに影響されることになる。また、(4-8)式、(4-10)式より、L_{NA}について解けば次式が得られ、異なる処理系での硝化速度を同じレベルで比較できることになる。

$$L_{NA} = k_{NA} \cdot X_M \cdot \frac{\theta}{\theta_C} \cdot \frac{1 + \delta_{XN} \cdot \theta_{CO}}{Y_N \cdot dS_{NA}} \quad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}13)$$

文献値[8), 9)]より硝化細菌の自己分解係数を0.05/日、硝化細菌の硝化量に対する汚泥転換率を0.2とし、回分実験より得られたMLSS当たりのNO_2^--N生成速度(以下「硝化速度」という。)

と、連続実験により測定された各Runの平均硝化量、MLSS、SRT、及びHRTを(4-13)式に代入して硝化細菌量当たりの硝化速度を求めた。なお、回分実験においては、NO_2^--NとNO_3^--Nの和は時間に対してほぼ直線的に増加したので、硝化速度は時間と濃度の直線回帰により求めた傾きを用いた。

硝化細菌量当たりの硝化速度及びMLSS当たりの硝化速度と水温の関係を図４－４に示す。図より、MLSS当たりの硝化速度はA系列の方が有為に低くなっているのに対して、硝化細菌量当たりの硝化速度は両系列とも同様な値に収束しており、処理条件が異なる場合でも(4-13)式で硝化速度が推定できることが確認された。

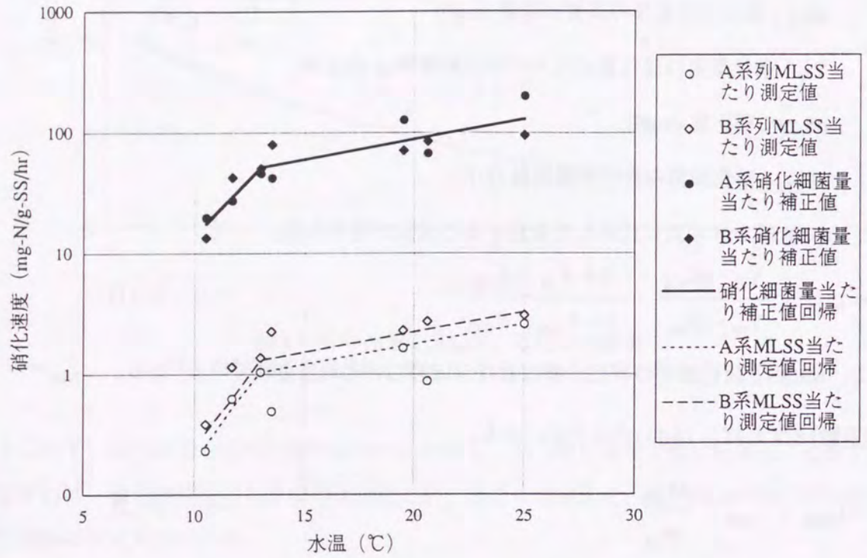


図４－４　水温と硝化速度の関係

また、水温と硝化速度の関係は、未硝化であったA系列の2点を除くと、いずれの場合でも硝化速度は13℃付近を境に急激に変化している。一般的に生物反応速度と温度との関係は、次式で表される[6]。

$$L_T = L_{T0} \cdot \alpha^{T-T0} \qquad \cdots\cdots (4\text{-}14)$$

ただし、L_T：T℃の時の生物反応速度(1/日)

L_{T0}：T_0℃における生物反応速度(1/日)

α：生物反応速度式の温度項に係る定数(－)

T_0：生物反応速度式の基準温度(℃)

そこで、硝化細菌量当たりの硝化速度のデータを13℃以上と以下に分けて本式を用いて回帰すると次式が得られた。

13～25℃：　$L_{NA} = 51.2 \cdot 1.08^{T-13}$　(r=0.912)　　$\cdots\cdots$ (4-15)

10～13℃：　$L_{NA} = 51.2 \cdot 1.54^{T-13}$　(r=0.776)　　$\cdots\cdots$ (4-16)

図４－４には、上式による硝化細菌量当たりの硝化速度の回帰線のほか、A、B両系列それぞれのMLSS当たりの硝化速度の回帰線も示したが、B系列のMLSS当たりの硝化速度はA系列より20～30%程度高くなっている。

ところで、硝化速度は硝化細菌における基質消費速度とみることができるので、次式で表される。

$$\mu_{mN} = Y_N \cdot \frac{24 \cdot L_{NA}}{1000} \qquad \cdots\cdots (4\text{-}17)$$

ただし、μ_{mN}：硝化細菌の最大比増殖速度(1/日)

また、増殖に必要なASRTは増殖速度の逆数で表されるから、NO_2^--N生成に対する増殖収率を0.2とすれば、(4-15)式、(4-16)式、及び(4-17)式より増殖に必要なASRTは次式で表される。

13～25℃：　$\theta_{CO} \geqq \frac{1}{\mu_{mN}} = \frac{1000}{0.2 \cdot L_{NA} \cdot 24} = 4.07 \cdot 1.08^{13-T}$　$\cdots\cdots$ (4-18)

10～13℃：　$\theta_{CO} \geqq 4.07 \cdot 1.54^{13-T}$　　$\cdots\cdots$ (4-19)

前述の文献[7]に記載された完全硝化式((4-7)式、以下「汚泥量回帰式」という。)、今回の回分実験の硝化速度の測定結果から求めた完全硝化式((4-18)式＋(4-19)式、以下「速度回帰式」という。)、及び完全硝化式を硝化速度式により修正した完全硝化式(以下「修正完全硝化式」という。)のASRTと水温の関係を図４－５に示す。

汚泥量回帰式と速度回帰式を比較すると、13℃以上では温度が上昇するほど両者の差が少なくなる並行関係にある。これは、実際の反応タンクでは混合液のDOが必ずしも十分ではなく反応タンク内の硝化速度が回分測定結果より低いこと、負荷変動の影響を緩和するためにASRTにある程度の余裕が必要なことなどが原因である。したがって、実施設における13℃以上の完全硝化の制御指標としては、汚泥量回帰式の方が適当と考えられる。

一方、13℃以下では速度回帰式のASRTが水温の低下とともに急激に上昇し、11℃以下では汚泥量回帰式を上回る値となっている。これは、汚泥量回帰式のASRTは引抜き汚泥量から求めたものであるが、実施設では安定して低水温が維持されることが少ないため、本当に必要なASRTとの誤差が大きくなっていること、低水温時の完全硝化の測定点が少なく必要ASRTを的確に回帰できていないことなどが原因である。したがって、低水温時の水温と硝化に必要なASRTの関係は速度回帰式の方が的確に表現していると考えられ、実施設における水温13℃以下の完全硝化の制御は、汚泥量回帰式を速度回帰式で補正した次式(修正完全硝化式)により行うことが適当と考えられる。

10～13℃：　$\theta_{CO} \geqq 4.07 \cdot 1.54^{13-T} \cdot \exp(0.987-0.025 \cdot T)$

$= \exp(8.0-0.457 \cdot T)$ ····· (4-20)

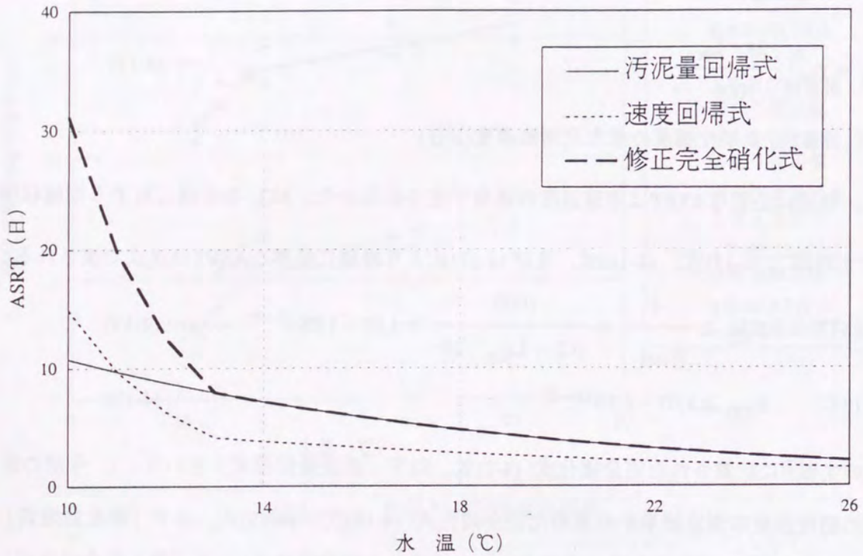


図４－５　各硝化速度表現式の水温とASRTの関係

（４）脱窒速度

硝化速度と同様に、脱窒速度についても連続実験装置では反応タンク出口のNO_2^--NとNO_3^--Nの和(以下「NO_X-N」という。)が0となっており真の脱窒速度が得られないため、回分実験により活性汚泥の脱窒速度を測定した。測定結果を図４－６に示す。図より、脱窒速度は硝化速

度と異なり、A、B両系列ともほとんど差がない。これは、MLSS当たりの脱窒速度についても前掲の(4-11)式と同様の考え方で整理できるが、脱窒反応がBOD酸化細菌によって行われており、式に示したMLSSの増加量とBOD酸化細菌の増加量がほぼ等しく、BOD酸化細菌量当たりの脱窒速度をMLSS当たりの脱窒速度で近似できたためと考えられる。

一般的に脱窒速度と水温との関係は、前掲の(4-14)式において基準温度T_0=15℃とした式で表される[8]。実験結果をこの式で整理したところ次式が得られた。

$k_{Dn}=1.79 \cdot 1.048^{T-15}$　(r=0.904) ····· (4-21)

ただし、k_{Dn}：MLSS当たりの脱窒速度(mg-N/g-SS/時)

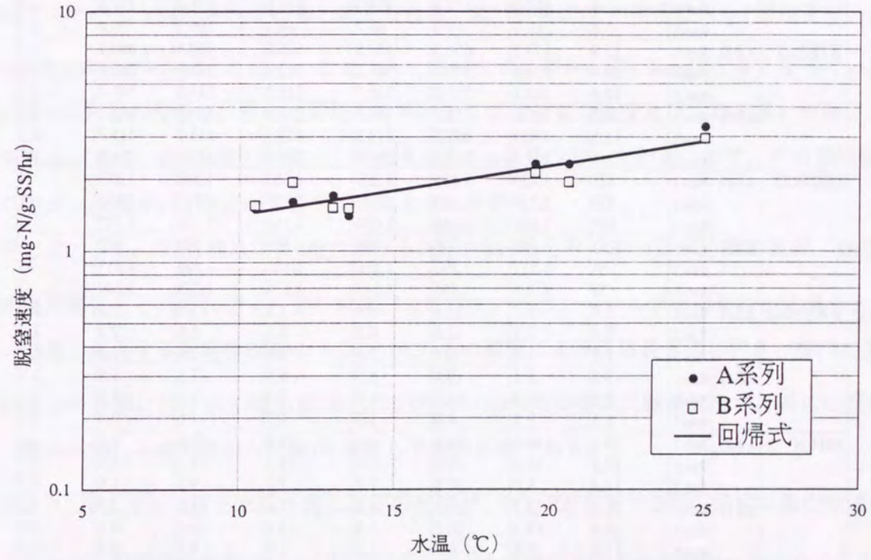


図４－６　水温と脱窒速度の関係

（５）反応タンク内の物質収支

系内での質量変化がないT-P収支を基準として計算した各Runの精密試験時の反応タンクの各物質の収支を表４－７に示す。

表４－７　各Runにおける反応タンク回りの物質収支

項目		試料名		流入原水	第1槽(嫌気)流入	第1槽(嫌気)流出	第2槽(好気)流出	第3槽(無酸素)流入	第3槽(無酸素)流出	第4槽(好気)流出	最終沈殿池流出
				g/日	g/日	g/日	g/日	g/日	g/日	g/日	g/日
T-P収支		A系列	Run-1	5.2	214.1	214.1	214.1	216.4	216.4	216.4	0.8
			Run-2	6.7	125.9	125.9	125.9	129.1	129.1	129.1	1.3
			Run-3	2.4	101.7	101.7	101.7	102.7	102.7	102.7	1.0
		B系列	Run-1	5.6	196.3	196.3	196.3	198.8	198.8	198.8	2.2
			Run-2	5.3	138.4	138.4	138.4	140.6	140.6	140.6	3.7
			Run-3	1.9	69.9	69.9	69.9	70.8	70.8	70.8	0.5
SS成分	SS	A系列	Run-1	341	9,348	－	9,377	9,531	－	9,379	28
			Run-2	510	5,885	－	6,069	6,315	－	5,913	40
			Run-3	209	4,674	－	4,538	4,629	－	4,632	12
		B系列	Run-1	288	8,301	－	8,344	8,472	－	8,307	22
			Run-2	152	5,222	－	5,547	5,610	－	5,309	116
			Run-3	87	3,195	－	3,098	3,135	－	3,217	7
	T-P	A系列	Run-1	2.2	212.4	181.8	213.7	214.7	202.8	216.4	0.8
			Run-2	4.4	123.8	113.0	121.3	123.4	122.7	126.5	-0.4
			Run-3	1.2	100.5	93.3	98.8	99.3	99.1	101.4	0.2
		B系列	Run-1	2.3	193.8	176.8	190.8	191.8	191.0	196.8	0.9
			Run-2	2.8	135.9	127.7	133.9	135.1	135.2	137.4	1.6
			Run-3	0.8	69.2	65.9	68.7	69.1	69.2	70.4	0.3
	有機性-N	A系列	Run-1	15.9	657.5	654.0	657.8	665.0	660.6	662.7	2.2
			Run-2	20.4	376.5	373.1	383.2	393.0	391.5	392.5	3.7
			Run-3	13.4	342.1	339.9	340.7	346.5	344.8	344.8	1.5
		B系列	Run-1	16.5	760.0	758.2	760.9	768.1	766.8	766.1	2.8
			Run-2	11.5	410.9	409.0	414.6	419.4	415.7	415.7	8.2
			Run-3	8.3	247.4	246.2	250.8	254.3	253.4	253.0	1.3
	SS性BOD	A系列	Run-1	323	1,420	1,325	1,207	1,353	1,353	1,273	4
			Run-2	279	1,714	1,689	1,603	1,737	1,737	1,651	11
			Run-3	167	1,181	1,166	1,094	1,166	1,166	1,105	3
		B系列	Run-1	253	548	548	390	503	503	415	1
			Run-2	88	1,512	1,502	1,490	1,526	1,526	1,511	33
			Run-3	77	1,265	1,265	1,243	1,276	1,276	1,249	3
溶解成分	溶解性PO4-P	A系列	Run-1	3.0	1.7	32.3	0.4	1.8	13.6	0.0	0.0
			Run-2	2.4	2.1	12.8	4.5	5.7	6.4	2.6	1.7
			Run-3	1.2	1.1	8.4	2.9	3.4	3.6	1.3	0.9
		B系列	Run-1	3.2	2.5	19.4	5.5	6.9	7.8	1.9	1.3
			Run-2	2.5	2.5	10.7	4.5	5.5	5.4	3.2	2.1
			Run-3	1.1	0.8	4.0	1.2	1.7	1.6	0.4	0.3
	NH4-N	A系列	Run-1	29.2	17.6	21.1	7.8	21.0	25.4	4.8	3.2
			Run-2	27.2	16.0	19.4	5.0	18.1	19.7	5.6	3.7
			Run-3	14.7	8.6	10.8	1.3	7.7	9.5	1.0	0.7
		B系列	Run-1	31.4	18.3	20.1	3.2	17.1	18.5	2.6	1.7
			Run-2	28.6	18.3	20.2	3.5	15.4	19.1	4.6	3.0
			Run-3	13.3	7.8	9.0	1.0	6.8	7.7	0.8	0.5
	NO2-N	A系列	Run-1	0.0	0.1	0.0	0.2	0.2	0.0	0.3	0.2
			Run-2	0.2	0.3	0.0	0.5	0.6	0.3	0.8	0.5
			Run-3	0.2	0.2	0.0	0.6	0.7	0.3	0.3	0.2
		B系列	Run-1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
			Run-2	0.2	0.5	0.0	0.8	0.9	1.6	1.1	0.7
			Run-3	0.2	0.2	0.0	0.3	0.4	0.7	0.3	0.2
	NO3-N	A系列	Run-1	0.0	6.0	0.0	9.3	9.3	0.0	18.1	12.0
			Run-2	0.3	4.5	0.0	12.1	12.3	0.5	13.0	8.5
			Run-3	0.1	3.0	0.4	9.4	9.4	0.3	8.8	5.8
		B系列	Run-1	0.0	5.5	0.2	16.9	16.9	0.0	16.6	11.0
			Run-2	0.4	5.8	0.4	15.0	15.1	1.6	16.7	11.0
			Run-3	0.1	3.0	0.0	7.7	7.7	1.2	8.9	5.9
	溶解性BOD	A系列	Run-1	231.8	130.6	0.0	7.6	112.5	6.8	10.9	7.3
			Run-2	91.9	50.5	0.0	5.7	49.9	7.5	8.4	5.6
			Run-3	63.4	36.6	0.0	1.7	29.3	0.4	2.4	1.6
		B系列	Run-1	249.0	142.9	9.0	9.1	119.5	54.8	13.0	8.7
			Run-2	93.1	57.5	0.0	6.8	45.5	12.5	9.4	6.3
			Run-3	54.7	31.7	5.3	1.1	24.7	7.2	1.6	1.0

1）嫌気槽及び無酸素槽における物質収支

表に示した反応タンク内の溶解性PO_4-Pは、いずれのケースでも第1槽(嫌気)で顕著な増加が起こっており、第1槽(嫌気)では脱りん細菌によるBODの摂取及びこれに付随するPO_4-Pの溶出が起こっていたと考えられる。一方、第3槽(無酸素)では増加しないか又は増加しても第1槽(嫌気)より大幅に少ない量であった。活性汚泥からのりんの溶出は、一般的に溶存酸素(以下「DO」という。)もNO_X-Nも存在しない状態で生ずるといわれている[9]。第1槽(嫌気)では返送汚泥中のNO_X-Nの流入だけである(第4槽(好気)のDOと活性汚泥の呼吸速度から計算すると返送汚泥中のDOは最長でも10分以内に消費されるので、第1槽流入時点ではDOは0になる)のに対して、第3槽(無酸素)では第2槽(好気)からDOとNO_X-Nが流入している。このため、第3槽(無酸素)ではりんの溶出が抑制されていると考えられる。第1槽(嫌気)での溶解性PO_4-P増加量は、全てのRunでA系列がB系列より多く、また、同じ系列内では番号の若いRunほど多くなっている。A系列とB系列との相違は、最初沈殿池の有無による供給基質の濃度及び性状の違いが原因と考えられる。また、各Run間の相違は、流出濃度もRun番号の若い方が高いので、原水供給量の違いのほか、水温やSRTなどが影響していると考えられる。

そこで、各Runの第1槽及び第3槽におけるPO_4-P溶出量とりん溶出溶解性BOD負荷、SRT、及び水温の関係をそれぞれ図４－７～図４－９に示す。なお、「りん溶出溶解性BOD負荷」とは、各槽に流入する溶解性BODからDOとNO_X-Nの脱窒による消費量を差し引き、槽内におけるSS成分の分解に伴うBOD増加量(槽内のSS分のBOD/N比が最終沈殿池流出水と同じと仮定して、槽内のNH_4-N溶出量から計算)を加算して求めた値である。

図より、PO_4-P溶出量と水温の間には正の相関が、PO_4-P溶出量とSRTの間には負の相関が認められるが、相関性は低かった。SRT及び水温はPO_4-P溶出量の上限を制約していることが考えられるが、PO_4-Pの溶出がほとんど起こらない点も広い範囲に分布しており、直接的な制限因子にはなっていないと考えられる。一方、PO_4-P溶出量とりん溶出溶解性BOD負荷の間には正の相関が認められ、SRT及び水温に比べて測定点のばらつきも少なく、りん溶出溶解性BOD負荷はPO_4-P溶出量に強く影響を与えていると推定される。そこで、連続処理実験開始直後で他と傾向の異なるRun1の２点を除いて両者の相関を求めたところ、次の回帰式が得られた。

$$V_{Pp}=0.144\cdot V_{BDp}+0.087 \qquad (r=0.955) \qquad \cdots\cdots\cdots (4\text{-}22)$$

ただし、V_{Pp}：嫌気槽又は無酸素槽におけるPO_4-P溶出量(g/日)

V_{BDp}：りん溶出溶解性BOD負荷(嫌気槽又は無酸素槽に持ち込まれるDOとNO_X-Nによる消費量を除き、槽内での増加量を加えた溶解性BOD負荷)(g/日)

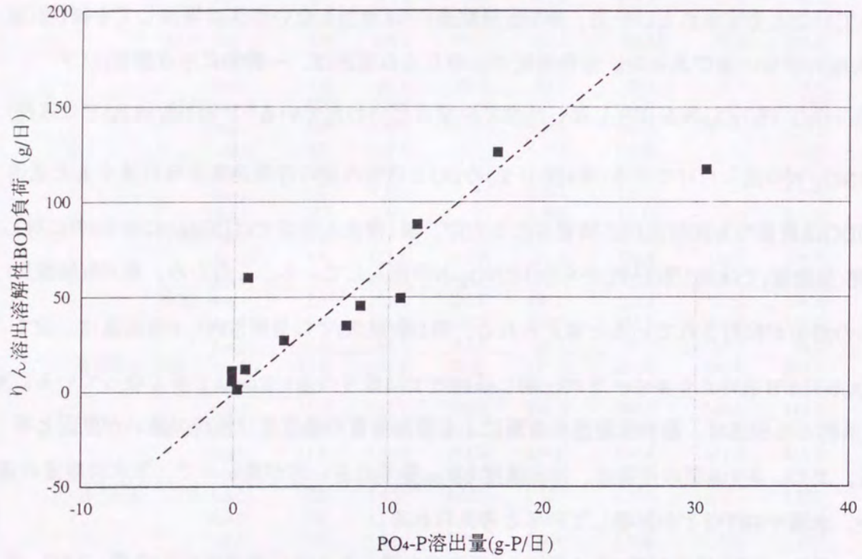


図４－７　PO_4-P溶出量とりん溶出溶解性BOD負荷の関係

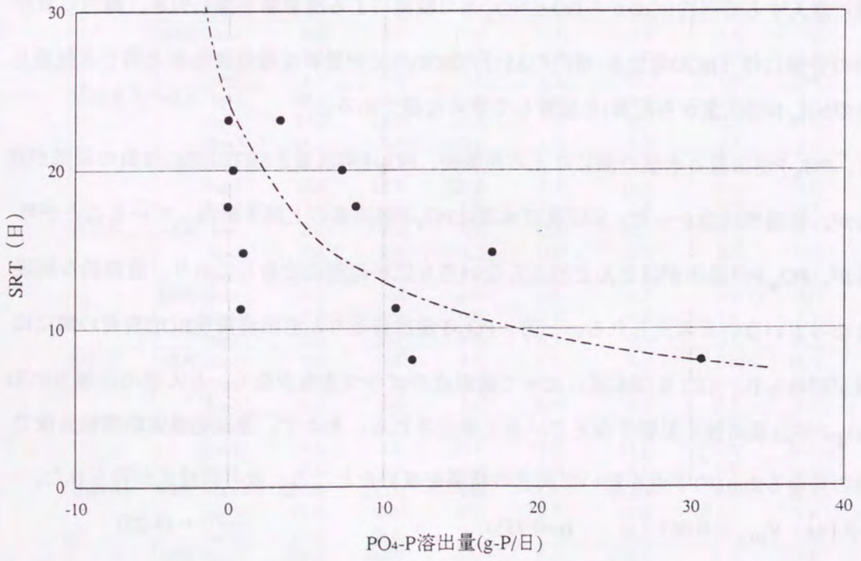


図４－８　PO_4-P溶出量とSRTの関係

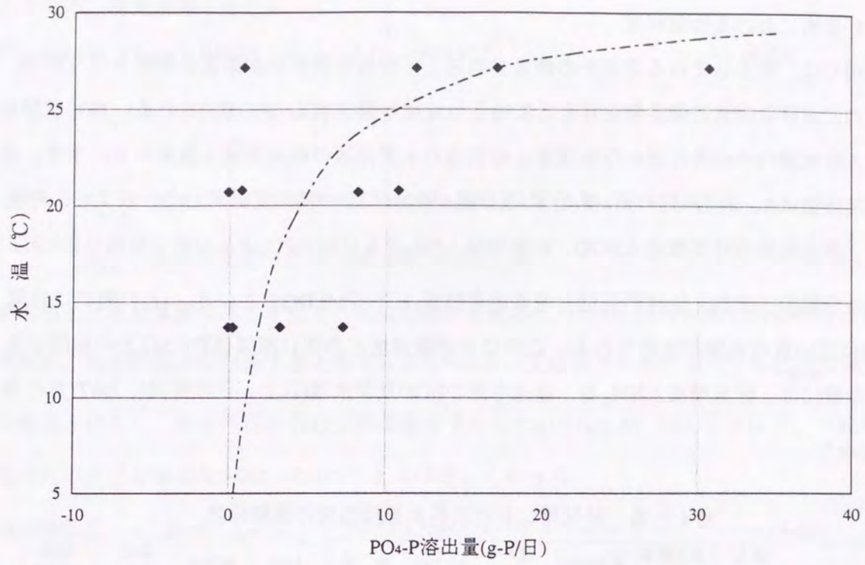


図４－９　PO_4-P溶出量と水温の関係

図４－７には、この回帰線を併せて示した。図より、PO_4-P溶出量はりん溶出溶解性BOD負荷とほぼ原点を通る比例関係にあるので、上式の関係がPO_4-P溶出量に対する脱りん細菌の溶解性BOD摂取量をそのまま表しているとすれば、PO_4-P1gの溶出により6.9gの溶解性BODが摂取されることになる。

以上より、第1槽及び第3槽に流入する溶解性BODは、槽内に持ち込まれるDO及びNO_X-Nによる酸化とPO_4-Pの溶出に伴う摂取により、槽内でほとんど消費されていると推定される。前掲の表４－７の第1槽及び第3槽の流出溶解性BOD量は、この知見をもとに、第1槽及び第3槽の流入溶解性BODから第1槽及び第3槽の流入DO及びNO_X-Nと槽内におけるPO_4-P溶出により消費される分を差し引いた計算値で示してある。表より、処理実験後半で激しいバルキングを起こしたB系列Run1の第3槽(無酸素)流出溶解性BODは55g/日となり、他のRunに比べて大幅に高くなっている。また、Run２以後でもB系列のSVI及び流出溶解性BODがA系列より高くなっている。糸状性細菌は主に溶解性BODを基質として利用しているといわれており[7]、嫌気槽及び無酸素槽から流出する溶解性BOD量がバルキングの消長に重要な役割を果たしていると推定される。

2）好気槽における物質収支

好気槽では、吹き込まれる空気中の酸素を利用して好気性微生物が基質の摂取を行うので、好気槽内における好気性微生物全体としての活性度は呼吸速度として測定される。精密試験時における好気槽内の活性汚泥の呼吸速度と好気槽の水質指標の相関係数を表４－８に示す。表中の相関係数はA、B両系列の第2槽(好気)及び第4槽(好気)を一括して計算した。表より、呼吸速度は、原水由来の好気槽流入BOD、好気槽流入PO_4-P及び除去PO_4-Pとの間で相関係数0.9以上の正の相関が、また、活性汚泥混合液の溶存酸素(以下「MLDO」という。)との間では相関係数0.9に近い負の相関が認められる。このほか呼吸速度との間に相関係数0.5以上の相関がある水質指標には、好気槽流入NH_4-N、返送汚泥のBOD及び水温(以上、正の相関)、SRT(負の相関)があった。

表４－８　好気槽における各水質指標間の相関係数

	流入NH4-N	流入原水BOD	返送BOD	流入PO4-P	MLDO	水　温	SRT	NOx-N	除去NH4-N	除去PO4-P
呼吸速度	0.623	0.916	0.746	0.905	-0.895	0.656	-0.643	-0.092	0.263	0.907
流入NH4-N		0.424	0.818	0.690	-0.425	0.012	-0.166	0.639	0.879	0.547
流入原水BOD			0.547	0.877	-0.907	0.710	-0.579	-0.155	0.136	0.921
返送BOD				0.708	-0.528	0.140	-0.225	0.241	0.573	0.696
流入PO4-P					-0.739	0.380	-0.339	0.119	0.419	0.969
MLDO						-0.856	0.723	0.126	-0.149	-0.763
水　温							-0.862	-0.447	-0.256	0.443
SRT								0.435	0.193	-0.367
NOx-N									0.921	-0.074
除去NH4-N										0.240

好気槽における呼吸速度は、NH_4-Nの硝化に関わるもの、流入BODの酸化に関わるもの、及び活性汚泥の内性呼吸に関わるものとで構成されていると考えられる。呼吸速度と相関が認められた各指標のうち、PO_4-Pは流入濃度と除去濃度の間に高い相関があり、また、原水由来の好気槽流入BODとの相関も高い。PO_4-Pの摂取にはBOD源の酸化によるエネルギーが必要であるから、PO_4-P摂取量と呼吸速度との関係は原水由来の好気槽流入BODで代表して表すことができると考えられる。また、MLDOは、呼吸速度と水温の関係を反映したものであり、呼吸速度の影響因子ではない。そこで、実測呼吸速度から硝化に伴う呼吸速度(好気槽でのNO_X-N生成量から求めた酸素消費速度)を引いた残り(以下「BOD呼吸速度」という。)を目的変数とし、好気槽流入BOD及び処理水中のSS性BODと返送汚泥量から計算したMLSS性BODを用いて回帰

したところ、次式が得られた。

$$Rr_B = 0.161 \cdot S_{BTa} + 0.0281 \cdot S_{BTr} - 2.71 \quad (r=0.921) \qquad \cdots\cdots (4\text{-}23)$$

ただし、Rr_B：BOD呼吸速度(NO_3^--Nの生成に伴う酸素消費速度を除いた呼吸速度)
($mg\text{-}O_2/l/時$)

S_{BTa}：原水由来の好気槽流入BOD(mg/l)

S_{BTr}：返送汚泥から求めたMLSS性BOD(mg/l)

実測値と回帰計算値の関係を図４－10に示す。上式のうち、MLSS性BODに係る呼吸速度は活性汚泥の内性呼吸分に相当すると考えられる[6]から、反応式を次式と仮定してC_{BTR}に実測値の平均値を代入し、活性汚泥の自己分解係数を求めると0.057g/g-MLVSS/日となり、一般的な活性汚泥の自己分解係数0.025～0.075[10]とほぼ等しくなった。

内性呼吸式：$(C_6H_7NO_2)_n + 5nO_2 \rightarrow 5nCO_2 + 2nH_2O + nNH_3$＋エネルギー　……(4-24)

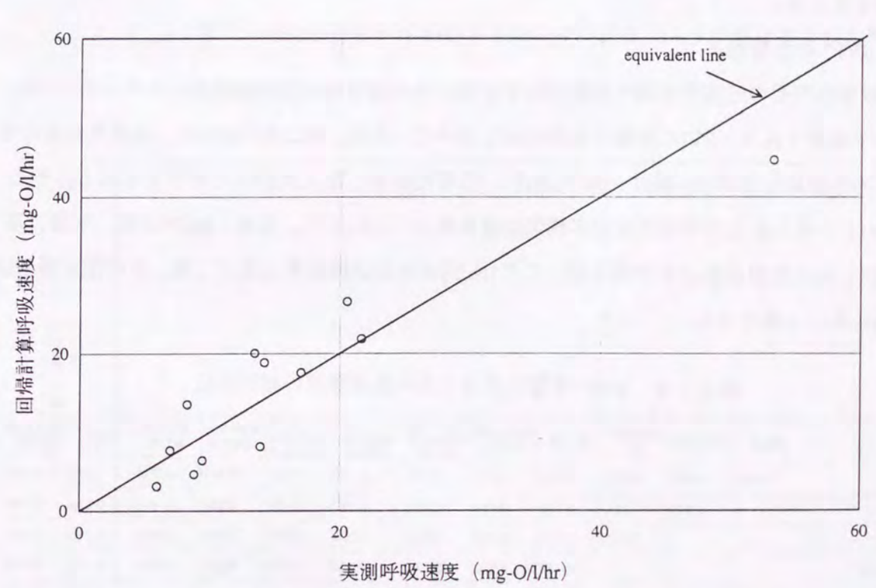


図４－10　BOD呼吸速度の実測値と回帰計算値の関係
(回帰式：$Rr_B = 0.161 \cdot S_{BTa} + 0.0281 \cdot S_{BTr} - 2.71$)

次に、総括酸素移動容量係数における水温との関係は次式により示される[6]。

$K_{La}(T)=K_{La}(20)\cdot\Theta^{T-20}$ ····· (4-25)

ただし、$K_{La}(T)$：T℃における総括酸素移動容量係数K_{La}

$K_{La}(20)$：20℃におけるK_{La}

Θ：総括酸素移動容量係数K_{La}に係る温度補正係数(Θ＝1.016～1.047)

上式にBOD呼吸速度と水温を代入して相関を求めたところΘ＝1.053が得られた。そこで、上式により呼吸速度を補正し、再度相関を求めたところ次式が得られた。

$Rr_{BT}=0.056\cdot S_{BTa}+0.029\cdot S_{BTr}+1.70$ (r=0.853) ····· (4-25)

ただし、Rr_{BT}：水温補正BOD呼吸速度(mg-O_2/l/時)

上式を前掲(4-23)式と比較すると、活性汚泥の内性呼吸分に相当すると考えられるMLSS性BODに係る係数は変わらないが、上式の方が相関係数が低下した。したがって、実験のような操作条件では、BOD呼吸速度を水温の影響を考慮しない(4-23)式で表しても管理上の支障はないと考えられる。

（6）SVIへの影響因子

SVIは活性汚泥の圧密性を表す指標であり、特に糸状性細菌の発生に伴うバルキング状況指標として重要である。SVIに影響する物理的な因子は、水温、MLSSが知られ、糸状性細菌の増殖などの生物的な因子は、SRT、(好気槽流入)溶解性BOD、流入水SSなどが考えられる。そこで、SVIとこれらの水質指標相互間の相関係数を表４－９に示す。なお、MLVSS比、水温、及びMLSSに係る相関係数は全期間を通じての1回/週の水質試験結果に基づく値、その他は精密試験結果に基づく値である。

表４－９　SVIへ影響を及ぼす各水質指標間の相関係数

	MLSS	MLVSS	MLVSS比	水　温	脱窒BOD量容積負荷	好気処理溶解性BOD量容積負荷	非りん溶出溶解性BOD容積負荷	好気槽流入SS性BOD量容積負荷	原水T-BOD容積負荷	原水SS容積負荷	SRT	原水溶解性BOD
SVI	-0.668	-0.696	-0.673	0.023	0.429	0.770	0.745	-0.232	-0.671	-0.854	0.473	0.044
MLSS		0.990	0.751	-0.742	-0.188	-0.921	-0.659	-0.503	0.263	0.401	0.215	-0.596
MLVSS			0.835	-0.712	-0.093	-0.928	-0.596	-0.474	0.310	0.419	0.146	-0.501
MLVSS比				-0.439	0.276	-0.790	-0.254	-0.278	0.397	0.391	-0.134	-0.048
水　温					-0.115	0.506	0.207	0.909	0.285	0.275	-0.717	0.749
脱窒BOD量容積負荷						0.205	0.830	-0.186	-0.027	-0.370	-0.003	0.446
好気処理溶解性BOD量容積負荷							0.717	0.335	-0.313	-0.523	-0.069	0.479
非PO_4-P摂取溶解性BOD容積負荷								0.059	-0.198	-0.562	-0.041	0.591
好気槽流入SS性BOD量容積負荷									0.632	0.586	-0.905	0.770
原水T-BOD容積負荷										0.907	-0.847	0.502
原水SS容積負荷											-0.742	0.240
SRT												-0.818

表より、水温、MLSSなどの物理的な因子より、溶解性BOD負荷、流入水SS負荷などの生物的な因子との間に相関性が高く、SVIの変動は水温などの物理的な要因より糸状性細菌の消長のような生物的な要因に強く影響されていると考えられる。また、BOD指標の中では、嫌気槽内でPO_4-Pの溶出により摂取される分を除いた溶解性BODの反応タンク全容量に対する容積負荷(以下「非りん溶出溶解性BOD容積負荷」という。)との間の相関が最も高かった。この結果に従えば、SVIの増加の生物的な原因を糸状性細菌の増殖としたとき、糸状性細菌の増殖は脱窒作用又は好気酸化に伴う溶解性BODの摂取量に比例していることになる。そこで、SVIと表中の複数の指標の間の相関を求めて比較したところ、非りん溶出溶解性BOD容積負荷、水温、及びSRTの３項で表した回帰式において、説明変数の数も少なく最も高い相関性が得られた。実測値と回帰値の関係を図４－11に、回帰式を次に示す。

$S_I=0.563\cdot V_{BnP}^{0.327}\cdot T^{0.647}\cdot\theta_C^{0.812}$ (r=0.977) ····· (4-27)

ただし、S_I：活性汚泥容量指標SVI（ml/g-MLSS）

V_{BnP}：非りん溶出溶解性BOD容積負荷(PO_4-Pの溶出により摂取される分を除いた溶解性BODの反応タンク容積負荷)(g/日/m^3)

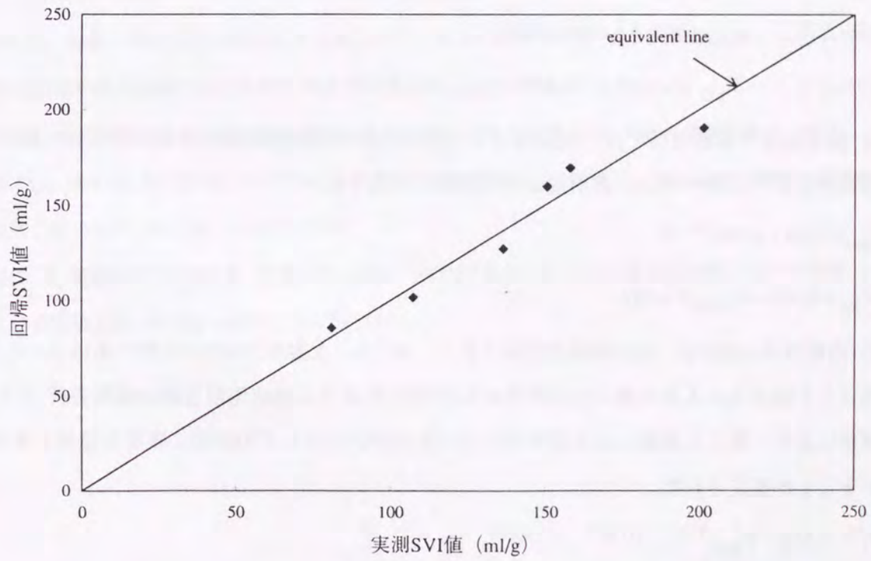


図４-11　SVIの実測値と回帰値の関係
(回帰式：$S_I=0.563\cdot V_{BnP}^{0.327}\cdot T^{0.647}\cdot\theta_C^{0.812}$)

第5節　要　約

本章では、処理障害の発生防止を目的として開発されたステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理実験により、その特性を検討した結果、以下の結論が得られた。

(1) 流入SS当たりの汚泥発生率は平均0.87で、標準活性汚泥法の一般的な発生率より低い値となった。また、今回の運転条件の範囲内では、最初沈殿池の有無にかかわらず最初沈殿池汚泥を含めた総汚泥発生量はほとんど差がなかった。なお、実験結果より余剰汚泥発生量と流入溶解性BOD、SSとの関係は次の回帰式で表された。

$$V_W = 0.4 \cdot V_{CS} + 0.95 \cdot V_{SS} - 0.05 \cdot \theta_{CO} \cdot V_M$$

(2) 硝化に必要なASRTを硝化速度の回分実験により求めたところ次式が得られた。水温13℃付近に明瞭な変曲点があり、完全硝化に必要なASRTについても水温13℃以下では、従来いわれている関係式を修正する必要があることが示唆された。

＜硝化細菌の増殖に必要なASRT＞

13～25℃：　$\theta_{CO} \geqq 4.07 \cdot 1.08^{13-T}$

10～13℃：　$\theta_{CO} \geqq 4.07 \cdot 1.54^{13-T}$

＜完全硝化に必要なASRT＞

13～25℃：　$\theta_{CO} \geqq 29.7 \cdot \exp(-0.102 \cdot T)$

10～13℃：　$\theta_{CO} \geqq \exp(8.0 - 0.457 \cdot T)$

(3) 嫌気槽及び無酸素槽では、脱窒及びりん溶出に伴う溶解性BODの除去が行われており、脱窒速度及びりん酸イオンの溶出量は次の回帰式で表された。

$$k_{Dn} = 1.79 \cdot 1.048^{T-15}$$

$$V_{Pp} = 0.144 \cdot V_{BDp} + 0.087$$

(4) 活性汚泥のSVIは、次の回帰式で表された。SVIは、水温及びSRTに比例するほか、りん溶出により除去される分を除いた溶解性BOD容積負荷(非りん溶出溶解性BOD容積負荷)とも比例関係にあり、脱りん細菌による溶解性BODの除去がバルキングの抑制に重要な役割を果たしていることが推定された。

$$S_I = 0.563 \cdot V_{BnP}^{0.327} \cdot T^{0.647} \cdot \theta_C^{0.812}$$

参考文献

1)堺好雄,見上博,河田雄一：二段式嫌気好気活性汚泥法について, 第27回下水道研究発表会講演集, p381-383 (1990)

2)川口幸男：スカム、バルキングを考慮した活性汚泥法の設計手法, 月刊下水道, Vol.15, No.12, p11 (1992)

3)中沢均,川口幸男,堺好雄：Adoptation of Four-stage Denitrification-Nitrification System with Step-inlet Improving the Performance of Conventional Activated Sludge Process, ICEWW (1994)

4)神奈川県大和市下水道部,日本下水道事業団：分流式下水道における終末処理場の処理機能に係る技術調査 (1990)

5)Jenkins,D.,Richard,M.G.,Gaigger,G.T.：Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming,Water Research Commission,p12 (1984)

6)建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編　-1994年版-, p34-35,日本下水道協会 (1994)

7)日本下水道事業団業務部：平成元年度 活性汚泥の固液分離障害に関する報告書 (1990)

8)田中和博, 村上孝雄：循環式窒素除去プロセスの運転管理に関する技術調査, 日本下水道事業団試験部報1982, p352-371 (1982)

9)深瀬哲朗：嫌気・好気活性汚泥法による廃水のリン除去に関する研究, 東京大学学位論文, p66 (1986)

10)医科学研究所学友会編：改訂5版　細菌学実習提要, p123 (1976)

11)堺好雄：活性汚泥法における放線菌障害とその制御に関する研究, p12, 大阪大学学位論文 (1988)

12)関根孝夫, 松永旭, 新井喜明, 稲森悠平, 砂原広志：活性汚泥のSRT制御下における硝化特性と細菌相, 下水道協会誌, Vol.25, No.289, p29-37 (1988)

13)森山克美, 高橋正宏, 原田良誠, 北村武之：硝化・内性脱窒法における脱窒反応速度に関する研究, 下水道協会誌論文集, Vol.29, No.339, p65-73 (1992)

第５章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の最適運転方法に関する検討

第１節　緒　言

第４章の実験結果より、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法は糸状性バルキング等の処理障害の抑制に効果があり、特に、最初沈殿池をバイパスして処理場流入水を直接反応タンクへ流入したときの抑制効果が顕著であることが確認された。また、この抑制効果は、脱りん細菌群による溶解性BODの除去が重要な役割を果たしていることが推定された。

本章では、実験結果と第２章に示した既往文献調査から得られたデータをもとに、糸状性バルキングや硝化による処理水pHの低下などの処理障害を抑制することを目的としたときの流入水質に応じた反応タンクの最適な運転方法について検討している。

第２節　反応タンクにおける微生物の挙動表現式の検討

ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理状況をシミュレーションするためには、各微生物群の反応タンクにおける挙動を数値化する必要がある。そこで、以下に、各微生物の反応タンク内の挙動の表現式について整理する。なお、特別の注記がない限り、以下に示す数式に用いた記号の添字末尾の数字は、それぞれの槽番号を示す。

（１）微生物の増殖速度式の検討

検討の前提とするステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の反応タンク容量比は、第1槽：第2槽：第3槽：第4槽＝1：1.5：1.5：2.25に設定されている。ステップ流量比を第1槽：第3槽＝ε：1－ε、汚泥返送率をrとしたときの反応タンク回りの汚水量収支を示せば、図５－１のようになる。

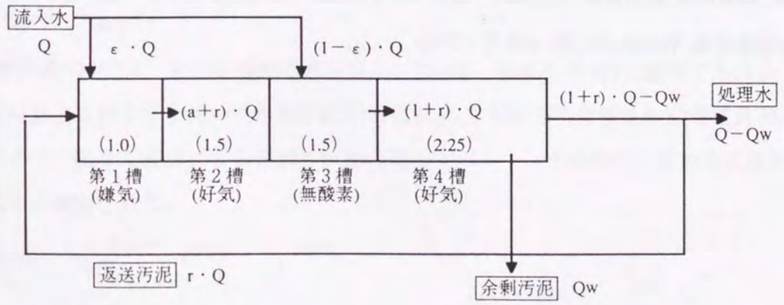


図５－１　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法における反応タンク回りの汚水量収支

反応タンク内の特定の微生物濃度をXとすれば、その時間変化は次式で表現できる。

$$\frac{dX}{dt} = Q \cdot X_0 - (Q_W \cdot X_4 + (Q - Q_W) \cdot X_e) + V \cdot r'_G \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}1)$$

ただし、dX/dt：微生物の増加量(mg/日)

X_4：余剰汚泥引抜き槽(第4槽)内の微生物濃度(mg/l)

X_0：流入水の微生物濃度(mg/l)

X_e：処理水の微生物濃度(mg/l)

Q：反応タンクへの流入水量(m^3/日)

Q_W：反応タンクからの余剰汚泥引抜量(m^3/日)

V：反応タンクの容積(m^3)

r'_G：自己分解を考慮した増殖速度(mg/l･日)

また、反応タンクにおけるHRTと活性汚泥のSRTは次のように定義できる。

$$\theta = \frac{1}{6.25} \cdot \left(\frac{2.5}{\varepsilon} + 3.75\right) \cdot \frac{V}{Q} = \frac{V}{\beta_1 \cdot Q} \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}2)$$

$$\theta_C = \frac{V \cdot X'_M}{Q_W \cdot X_{M4} + (Q - Q_W) \cdot X_{Me}} = \frac{V \cdot \beta_2 \cdot X_{M4}}{Q_W \cdot X_{M4} + (Q - Q_W) \cdot X_{Me}} \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}3)$$

ただし、θ：反応タンク水理学的滞留時間(HRT)(日)

θ_C：反応タンク汚泥滞留時間(SRT)(日)

X_{Me}：処理水中の活性汚泥濃度(SS)(mg/l)

X'_M：反応タンク内の平均活性汚泥濃度(SS)(mg/l)

X_{M4}：第4槽内の活性汚泥濃度(SS)(mg/l)

β_1：換算係数(－)　$\frac{1}{\beta_1} = \frac{1}{6.25} \cdot \left(\frac{2.5}{\varepsilon} + 3.75\right)$

β_2：平均MLSS換算係数(－)　$\beta_2 = \frac{2.5}{6.25} \cdot \left(\frac{1+r}{\varepsilon + r} + 1.5\right)$

ε：第1槽ステップ流入比(－)

r：汚泥返送比(－)

ここで、反応タンク内の特定の微生物が活性汚泥内に均一に存在し、その存在比をαとすれば次式になる。

$$\frac{X_4}{X_{M4}}=\frac{X_e}{X_{Me}}=\alpha \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}4)$$

ただし、α：任意の微生物の活性汚泥内存在比(mg/mg)

(5-4)式を(5-3)式に代入すれば、θ_Cはそのまま特定の微生物のSRTを表すことになる。

$$\theta_C=\frac{V\cdot\beta_2\cdot X_4/\alpha}{Q_W\cdot X_4/\alpha+(Q-Q_W)X_e/\alpha}=\frac{V\cdot\beta_2\cdot X_4}{Q_W\cdot X_4+(Q-Q_W)X_e} \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}5)$$

定常状態では、(5-1)式でdX/dt＝0となり、(5-1)、(5-5)式より、特定の微生物種のθ_Cは次式で表される。

$$\frac{1}{\theta_C}=\frac{X_0}{\theta'\cdot X'}+\frac{r'_G}{X'} \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}6)$$

ただし、θ'：修正HRT(日)　$\theta'=\beta_1\cdot\theta$

X'：反応タンク内の平均微生物濃度(mg/l)　$X'=\beta_2\cdot X_4$

ところで、微生物の増殖には利用可能な基質(制限基質)と酸化剤が必要であり、有機物やアンモニア性窒素などが前者になり、また、酸化剤には分子状の酸素の他、硝酸イオン、硫酸イオンなどが利用され、微生物によって異なっている。特に脱窒細菌は分子状酸素がない場合に硝酸、亜硝酸イオンを酸化剤として利用する[1)]。

ここで、反応タンク内の微生物の増殖は、基質濃度と酸化剤濃度の両方に制約され[2)]、また、酸化剤の酸化力は分子状酸素＞＞硝酸イオン＞硫酸イオンの順で、かつ、上位の酸化剤が存在する場合は下位の酸化剤は酸化剤として機能せず、さらに、自己分解は分子状酸素濃度が存在するときにのみ進行すると仮定すると、増殖速度は次式で表される。

$$r'_G=\Sigma_n(h_{On}\cdot r_{Gn})-h_a\cdot r_D$$

$$=\Sigma_n(h_{On}\cdot\mu_{mn}\cdot\frac{S_n}{K_{Sn}+S_n}\cdot\frac{O_n}{K_{On}+O_n})\cdot X'-h_a\cdot\delta_X\cdot X' \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}7)$$

ただし、Σ_n：酸化剤１～nまでの合計

r_{Gn}, h_{On}, μ_{mn}, K_{Sn}, S_n, K_{On}, O_n：酸化剤nに対する以下の各係数

r_G：自己分解速度を考慮しない微生物の増殖速度(mg/l･日)

r_D：微生物の自己分解速度(mg/l･日)

h_O：１日当たりの増殖に必要な酸化剤が有効に機能する時間比(－)

h_a：１日当たりの好気状態に維持される時間比(－)

μ_m：微生物の最大比増殖速度(1/日)

K_S：基質飽和定数(mg/l)

S：反応タンク内基質濃度(mg/l)

K_O：酸化剤に対する飽和定数(mg/l)

O：反応タンク内酸化剤濃度(mg/l)

δ_X：微生物の自己分解係数(1/日)

(5-6)式のr'_Gに(5-7)式を代入すれば、次式が得られる。

$$\frac{1}{\theta_C}=\frac{X_0}{\theta'\cdot X'}+(\Sigma_n(h_{On}\cdot\mu_{mn}\cdot\frac{S_n}{K_{Sn}+S_n}\cdot\frac{O_n}{K_{On}+O_n})-h_a\cdot\delta_X) \qquad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}8)$$

上式より、処理障害の原因微生物の増殖に必要なSRTが求められるので、これらの微生物を活性汚泥中から排除するためには、活性汚泥のSRTをこれより短く運転すればよいことになる。

なお、微生物の増殖速度の影響因子には、上記の他、水温、pH、毒物の影響などが考えられる。しかし、通常の下水処理施設の運転では、これらの因子を制御因子として自由に操作できることはほとんどない。ここでは、反応タンクの制御方法の検討を主目的としているので、これらの因子は必要に応じて微生物の最大比増殖速度等に組み入れ、条件因子として反映することにする。

（２）　活性汚泥中の微生物濃度の表現式の検討

処理障害の発生を考えるとき、多くの場合は原因微生物の活性汚泥中の存在量が問題になるが、(5-8)式右辺第二項中の反応タンク内の基質濃度は、運転条件と微生物量に左右される因子であるため、このままでは活性汚泥中の微生物量を推定することは難しい。

反応タンクの運転では、余剰汚泥の引抜量の調整により活性汚泥のSRTが人為的に決められる。定常状態を仮定すると、微生物の増殖速度はSRTの逆数で表されるので、活性汚泥中の全ての微生物は同じ増殖速度を持つことになる。この場合、微生物の自己分解を考慮しない増殖量は、その微生物が獲得した基質量に比例するので、基質利用速度を用いても微生物の増殖速度が表せる。反応タンク内の微生物の基質利用速度、及び基質利用速度と自己分解を考慮しな

い増殖速度との関係は次式で表される。

$$r_{SUXn}=-\frac{Q}{V\cdot h_{On}}\cdot(S_{In}-S_n)=-\frac{S_{In}-S_n}{\theta'\cdot h_{On}}=\frac{-dS_{Xn}}{\theta'\cdot h_{On}} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}9)$$

$$r_{GXn}=-Y_{Xn}\cdot r_{SUXn}=Y_{Xn}\cdot\frac{dS_{Xn}}{\theta'\cdot h_{On}} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}10)$$

ただし、r_{SUXn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの基質利用速度(mg/l･日)

S_{In}：酸化剤nが働く反応タンクの流入基質濃度(mg/l)

dS_{Xn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの基質摂取量(mg/l)

r_{GXn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの増殖速度(mg/l･日)

Y_{Xn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの収率(−)

(5-10)式を(5-8)式に代入すると次式になる。

$$\frac{1}{\theta_C}=\frac{X_0}{\theta'\cdot X'}+\frac{1}{X'}\cdot(\Sigma_n(h_{On}\cdot r_{Gn})-h_a\cdot r_D)$$

$$=\frac{X_0}{\theta'\cdot X'}+\frac{1}{X'}\cdot\Sigma_n\left(Y_{Xn}\cdot\frac{dS_{Xn}}{\theta}\right)-h_a\cdot\delta_X \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}11)$$

上式を変形して、X'について整理すると次式となる。

$$X'=\frac{\theta_C}{\theta'}\cdot\frac{X_0+\Sigma_n(Y_{Xn}\cdot dS_{Xn})}{1+h_a\cdot\delta_X\cdot\theta_C} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}12)$$

上式の$X_0+\Sigma_n(Y_{Xn}\cdot dS_{Xn})$の部分は、反応タンク流入水中のSS分を含む汚濁質が活性汚泥に摂取されたときの活性汚泥への転換量を表しているので、活性汚泥全体の場合は一般的に次式で示される[3]。

$$X_{M0}+\Sigma_n(Y_{Mn}\cdot dS_{Mn})=a\cdot(S_{BDi}-S_{BDe})+b\cdot(S_{SSi}-S_{SSe}) \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}13)$$

ただし、X_{M0}：流入活性汚泥濃度(mg/l)

Y_{Mn}：酸化剤nが働く反応タンクの活性汚泥全体の収率(−)

dS_{Mn}：酸化剤nが働く反応タンクの活性汚泥全体の基質摂取量(mg/l)

a：溶解性BODに対する汚泥転換率(mg-MLSS/mg-BOD)

b：SSに対する汚泥転換率(mg-MLSS/mg-SS)

S_{BDi}：反応タンク流入水の溶解性BOD(mg/l)

S_{BDe}：処理水の溶解性BOD(mg/l)

S_{SSi}：反応タンク流入水のSS(mg/l)

S_{SSe}：処理水のSS(mg/l)

処理が良好に行われているときは$S_{BDi}>>S_{BDe}$、$S_{SSi}>>S_{SSe}$であるので、上式は次式で近似できる。

$$X_{M0}+\Sigma_n(Y_{Mn}\cdot dS_{Mn})=a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}14)$$

したがって、(5-12)、(5-14)式より、活性汚泥全体の場合は次式で表される。

$$X'_M=\frac{\theta_C}{\theta'}\cdot\frac{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}{1+h_a\cdot\delta_M\cdot\theta_C} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}15)$$

ただし、δ_M：活性汚泥の自己分解係数(1/日)

硝化の進行を除くバルキングや異常発泡・スカムなどの処理障害の発生の有無は、これらの障害の原因微生物の活性汚泥中の存在比によって左右されるので、(5-12)式及び(5-15)式より存在比を求めると次式になる。

$$\alpha=\frac{X}{X'_M}=\frac{X_0+\Sigma_n(Y_{Xn}\cdot dS_{Xn})}{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}\cdot\frac{1+h_a\cdot\delta_M\cdot\theta_C}{1+h_a\cdot\delta_X\cdot\theta_C} \quad \cdots\cdots\cdots (5\text{-}16)$$

上式より、処理障害の発生に大きな影響を及ぼす因子としては、原因微生物の流入濃度、原因微生物の基質摂取量($\Sigma_n(Y_{Xn}\cdot dS_{Xn})$)、反応タンク流入水のSS及び流入水の溶解性BODが上げられる。また、反応タンク等の処理施設の運転条件の調整により制御が可能な因子としては、原因微生物の流入濃度、原因微生物の基質摂取量、及び反応タンク流入水のSSが考えられる。

（3）各微生物群の増殖速度及び存在比表現式の検討

以上の式群をもとに、ステップ流入二段嫌気好気法における活性汚泥中に存在する各微生物群毎の増殖速度及び存在比を表す式を整理して表５－１に示す。なお、表中の各式は、以下に示す各微生物の整理特性を考慮して修正した。

1）好気性従属栄養生物群及び脱窒細菌群

活性汚泥微生物の主要生物群である好気性従属栄養生物群及び脱窒細菌群などは、有機物除去を対象とした好気性の従属栄養微生物群(以下「従属栄養生物群」という。)とみることができるため、(5-7)式の酸化剤は溶存酸素及びNO_X-Nになる。活性汚泥の呼吸速度の測定では、溶存酸素濃度が０に近くなるまでほぼ直線的に減少する[1]ため(5-7)式の溶存酸素に対する酸化剤

飽和定数K_Oの値は小さく、また、ステップ流入二段嫌気好気法においては反応タンクが完全混合方式で槽内全てが溶存酸素が存在する状態に維持されるので、溶存酸素濃度による増殖速度に対する影響は無視して良いと考えられる。また、嫌気槽流出水中のNO_X-N濃度は低く、嫌気槽に流入するNO_X-Nのほとんどが槽内で消費されているので、NO_X-Nについても増殖速度に対する濃度の影響は無視して良く、最大比増殖速度についても酸化剤による違いはほとんどないと考えられる。

制限基質には、糸状性細菌を除けば、溶解性BODとSS性BODの両者が考えられる。微生物は基質を低分子化した後体内に取り込むので、SS性BODの取り込みではSS成分の可溶化時にSS中の窒素分の分解に伴うNH_4-Nの溶出も観測されるはずである。第4章の実験結果に示したように、嫌気槽内ではSS成分の分解に伴うNH_4-Nの溶出はわずかであるので、脱窒反応では主に溶解性BODのみが利用されていると考えられる。一方、好気槽ではSS成分の分解も合わせて進行しており、溶解性BODとSS性BODの両方が利用されていると考えられる。SS性BODは、最初沈殿池の項で示したように比較的分解が早く、また、反応タンク内における撹拌・混合により活性汚泥に吸着され、従属栄養生物群及び脱窒細菌群の周囲に遍在すると考えられる。したがって、好気槽内では、従属栄養生物群及び脱窒細菌群の周囲に可溶化したSS性BOD成分が遍在しており、主にこれを基質として摂取していると推測される。この場合、SS成分の可溶化速度が十分早ければ溶解性基質で観測されるような基質濃度による律速は起こらず、最大比増殖速度に近い増殖速度が得られると推測される。

2）脱りん細菌

脱りん細菌は、溶存酸素及び硝酸イオンが存在しないときは、蓄積したりん酸化合物の分解エネルギーを利用して溶解性有機物を体内に取り込み、溶存酸素の存在下では、取り込んだ有機物を酸化して代謝エネルギーを得るほか、水中のりん酸イオンを取り込んでりん酸化合物としてエネルギーを蓄えて生活する微生物である[3)]。脱りん細菌は、好気槽内では通常の有機性基質の代謝に加えてりん酸化合物の合成－蓄積を行うが、好気槽におけるりん酸イオンの吸収は非常に速やかに行われることから、りん酸化合物の合成－蓄積は生体合成に優先して行われていると考えられる。この場合、りん酸化合物の合成には有機性基質の酸化によるエネルギーが利用されるので、合成に使われた分、菌体の増殖量は小さくなる。

りん酸イオンの吸収によるBOD消費量は次式で表される。

$$dS_{PBP} = k_{B/P} \cdot dS_{PT} \quad \cdots\cdots (5\text{-}17)$$

ただし、dS_{PBP}：りん酸イオンの吸収によるBOD消費量(mg/l)

$k_{B/P}$：りん酸イオンの吸収量に対するBOD消費量の比(BOD-mg/P-mg)

dS_{PT}：脱りん細菌によるりん酸イオンの吸収量(mg/l)

また、りん酸イオンの吸収は好気槽内のみで起こるため、りん酸イオンの吸収によるBOD消費速度、及びBOD消費速度係数は次式で表される。

$$k_{PBa} = dS_{PBPa}/h_a = k_{B/P} \cdot dS_{PT}/h_a \quad \cdots\cdots (5\text{-}18)$$

$$k_{Pp} = k_{PBa}/X_P = k_{B/P} \cdot dS_{PT}/(h_a \cdot X_P) \quad \cdots\cdots (5\text{-}19)$$

ただし、k_{PBa}：りん酸イオンの吸収によるBOD消費速度(mg/l･日)

k_{Pp}：りん酸化合物合成時の基質消費速度係数(1/日)

X_P：反応タンク内の脱りん細菌濃度(mg/l)

ところで脱りん細菌は、反応タンクの前段に嫌気槽を設け、活性汚泥に嫌気状態と好気状態を交互に繰り返し与えることにより発生し、一旦発生すれば従属栄養生物群と同程度のSRTでも増殖できる微生物群である。下水中には溶解性有機物とりん酸イオンが比較的高濃度に含まれることから、嫌気－好気運転を行う反応タンク内では脱りん細菌の代謝機構が最も有利な生活形態であり、通常の好気性従属栄養細菌群の中からこのような代謝機構を発現するものが出てくると考えられる。そこで、脱りん細菌の代謝機構は従属栄養生物群の代謝機構にりん酸の代謝機構を加えた形であるとし、嫌気槽を設置した反応タンクにおいては脱りん細菌＝従属栄養生物群とみなせるとした。

また、第4章の実験結果のように、りんの溶出によるBODの摂取は糸状性細菌にはない反応であるので、糸状性細菌を除く従属栄養生物群の増殖速度等の表現式は、脱りん細菌の表現式をそのまま適用できるとし、従属栄養生物群と脱りん細菌を一括して扱うことにした。

3）硝化細菌

アンモニア酸化細菌と亜硝酸酸化細菌で構成される硝化細菌は、溶存酸素が存在するときのみに活動する好気性の独立栄養細菌群である。下水処理では、ほとんどのケースでアンモニア酸化から亜硝酸酸化硝酸生成までが一連の反応として進行し、亜硝酸が蓄積することはほとんど無いので、(5-7)式の酸化剤は溶存酸素、基質はアンモニア性窒素になる。また、通常の下水では硝化細菌が流入下水中に高濃度で検出されることはほとんどないと考えられる。

4）放線菌

異常発泡・スカムの原因微生物である放線菌は、低分子脂肪酸及び油分を基質とする好気性

の従属栄養細菌群とみることができるため、(5-7)式の酸化剤は溶存酸素である。堺の放線菌に関する詳細な研究[4]によれば、増殖速度は基質濃度、溶存酸素濃度の両者に制約されており、基質飽和定数は他の微生物に比べても非常に大きいという。下水中の低分子脂肪酸濃度は最大でも10mg/lオーダーと考えられる[5]ため、反応タンク内においては他の微生物と競合する低分子脂肪酸はほとんど摂取できず、油分のみを基質として摂取しているとみられる。油分は、放線菌が存在する活性汚泥と混合すると、放線菌が分泌するミコール酸に優先的に吸着し放線菌の周囲に集積すると考えられるため、放線菌の増殖速度は、放線菌と油分の接触機会を左右する反応タンク内の攪拌速度には制約されるものの、基本的には基質濃度の律速を考慮しなくてよいと推定される。

5) 糸状性細菌

バルキングの原因微生物である糸状性細菌群は、溶解性の有機物を基質として利用する好気性の従属栄養細菌群とみることができる。我が国のバルキングの原因微生物の大半を占めるType 021Nに関する調査結果[5]によれば、溶解性BODの流入比が高く、増殖に必要なSRTが確保されていれば硝化－脱窒運転では発生が抑制できない、DO抑制運転も余り効果がない、などが報告されている。また、今回の実験結果でもSVIは、非りん溶出溶解性BOD負荷(りん溶出に伴って摂取される分を除く溶解性BOD負荷)と最も高い相関が認められている。これらのことから判断すると、Type 021Nを代表とする糸状性細菌群は、溶存酸素又は硝酸イオンを酸化剤とし、酸化剤の摂取能力は活性汚泥微生物の主要生物群である従属栄養生物群と同等か又はそれ以上であり、酸化剤濃度による増殖速度の制約はほとんどないと考えられる。

上記1) ～5) に記載しなかった表５－１中の記号は以下を表わす。

h_1, h_2, h_3, h_4：第1槽～第4槽の滞留時間比

$(h_1+h_2+h_3+h_4=1、\ h_1 : h_2 : h_3 : h_4=(1+r)/(\varepsilon+r) : 1.5\cdot(1+r)/(\varepsilon+r) : 1.5 : 2.25)$

K_{SBD}：溶解性BODに対する従属栄養生物群の基質飽和定数(mg/l)

S_{BD}：各槽内の溶解性BOD(mg/l)

$\mu_{mB}, \delta_{XB}, X'_B$：従属栄養生物群に対する各係数

X_{Bi}：反応タンク流入従属栄養生物群濃度(mg/l)

α_B：従属栄養生物群の活性汚泥に対する存在割合(－)

Y_B：従属栄養生物群の収率(－)

dS_{BBDn}：嫌気槽(第1槽＋第3槽)における従属栄養生物群の基質摂取量(mg/l)

dS_{BBSa}：好気槽(第2槽＋第4槽)における従属栄養生物群の基質摂取量(mg/l)

表５－１　ステップ流入二段嫌気好気法における活性汚泥微生物群の増殖速度及び存在比表現式

	増殖速度（r'_G）	増殖に必要なSRT（$1/\theta_C$）	活性汚泥中の存在比（α）
従属栄養生物群・脱燐細菌(B)	$\{(h_1\cdot\frac{S_{BD1}}{K_{SBD}+S_{BD1}}+h_3\cdot\frac{S_{BD3}}{K_{SBD}+S_{BD3}})\cdot\mu_{mB}+(h_2+h_4)\cdot(\mu_{mB}-k_{Pp})\}\cdot X'_B-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XB}\cdot X'_B$	$\frac{X_{Bi}}{\theta'\cdot X'_B}+\{(h_1\cdot\frac{S_{BD1}}{K_{SBD}+S_{BD1}}+h_3\cdot\frac{S_{BD3}}{K_{SBD}+S_{BD3}})\cdot\mu_{mB}+(h_2+h_4)\cdot(\mu_{mB}-k_{Pp})\}-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XB}$	$\frac{X_{Bi}+Y_B\cdot(dS_{BBDn}+dS_{BBSa}-dS_{PBPa})}{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}\cdot\frac{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_M\cdot\theta_C}{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_{XB}\cdot\theta_C}$
	ただし、燐酸イオンの吸収によるBOD消費量：$k_{Pp}=k_{B/P}\cdot dS_{PT}/(h_a\cdot X_p)$、　BOD消費速度係数：$k_{PBa}=k_{B/P}\cdot dS_{PT}/h_a$、BOD消費速度：$dS_{PBPa}=k_{B/P}\cdot dS_{PT}$		
硝化細菌(N)	$(h_2\cdot\frac{O_{a2}}{K_{Oa}+O_{a2}}+h_4\cdot\frac{O_{a4}}{K_{Oa}+O_{a4}})\cdot\mu_{mN}\cdot X'_N-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XN}\cdot X'_N$	$(h_2\cdot\frac{O_{a2}}{K_{Oa}+O_{a2}}+h_4\cdot\frac{O_{a4}}{K_{Oa}+O_{a4}})\cdot\mu_{mN}-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XN}$	$\frac{Y_N\cdot dS_{NA}}{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}\cdot\frac{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_M\cdot\theta_C}{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_{XN}\cdot\theta_C}$
放線菌(H)	$(h_2\cdot\frac{O_{a2}}{K_{OH}+O_{a2}}+h_4\cdot\frac{O_{a4}}{K_{OH}+O_{a4}})\cdot\mu_{mH}\cdot X'_H-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XH}\cdot X'_H$	$\frac{X_{Hi}}{\theta'\cdot X'_H}+(h_2\cdot\frac{O_{a2}}{K_{OH}+O_{a2}}+h_4\cdot\frac{O_{a4}}{K_{OH}+O_{a4}})\cdot\mu_{mH}-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XH}$	$\frac{X_{Hi}+Y_H\cdot dS_{BH}}{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}\cdot\frac{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_M\cdot\theta_C}{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_{XH}\cdot\theta_C}$
糸状性細菌(F)	$\mu_{mF}\cdot X'_F-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XF}\cdot X'_F$	$\frac{X_{Fi}}{\theta'\cdot X'_F}+\mu_{mF}-(h_2+h_4)\cdot\delta_{XF}$	$\frac{X_{Fi}+Y_F\cdot(dS_{FBDn}+dS_{FBDa})}{a\cdot S_{BDi}+b\cdot S_{SSi}}\cdot\frac{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_M\cdot\theta_C}{1+(h_2+h_4)\cdot\delta_{XF}\cdot\theta_C}$

r'_{GN}：硝化細菌の増殖速度(mg/l・日)

μ_{mN}, X'_N, δ_{XN}, K_{SA}, K_{Oa}, Y_N, α_N：硝化細菌に対する各係数

S_{NA}：各槽内のアンモニア性窒素濃度(mg/l)

O_a：各槽内の溶存酸素濃度(mg/l)

dS_{NA}：第2槽、第4槽におけるアンモニア性窒素摂取総量(mg/l)

r'_{GH}：放線菌の増殖速度(mg/l・日)

μ_{mH}, X'_H, δ_{XH}, K_{OH}, X_{Hi}, Y_H, α_H：放線菌に対する各係数

dS_{BH}：第2槽、第4槽における放線菌の基質(油分)摂取総量(mg/l)

r'_{GF}：糸状性細菌の増殖速度(mg/l・日)

X'_F, μ_{mF}, X_{Fi}, δ_{XF}, Y_F, K_{SF}, α_F：糸状性細菌に係る各係数

dS_{FBDn}, dS_{FBDa}：嫌気槽(第1槽＋第3槽)、好気槽(第2槽＋第4槽)における糸状性細菌の基質摂取量(mg/l)

第3節　処理状況シミュレーション式の検討

(1) 各プロセスにおける基質の挙動

前節で整理した各微生物の増殖速度等の表現式によれば、各反応タンク内の基質濃度と酸化剤濃度が決まれば、基質の摂取量が求められ、活性汚泥中の各微生物の存在量が決まることになる。ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の場合、各反応タンクの流入基質濃度は前段の反応タンクの基質摂取状況の影響を受けるので、上流側から基質収支を整理する必要がある。表5－2に一例として溶解性BODの収支表現式を示す。溶解性BODを含めた各基質収支の導出手順は以下のとおりである。

1) 第1槽(嫌気槽)流出水

第1槽(嫌気槽)では、返送汚泥中のNO_X-Nを利用した脱窒反応と脱りん細菌のりん溶出反応による溶解性BODの摂取が進行する。実験結果でも示したように脱窒反応が優先し、NO_X-N濃度が低下した後、りんの溶出が起こると考えられる。

りん溶出に伴って摂取される溶解性BODの量は、流入水中の溶解性BOD量を上限としてポリりん酸化合物として脱りん細菌が過剰に蓄積しているりん酸の溶出量に見合った分であるので、第1槽における溶解性BOD摂取濃度は次式で表される。

$$dS_{BD1}=dS_{BDn1}+dS_{BDp1}=k_{BN}\cdot O_{Nu1}+k_{BP}\cdot S_{Pu1} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}20)$$

ただし、dS_{BD}：各槽内の溶解性BOD摂取量(BOD-mg/l)

表5－2　ステップ流入二段嫌気好気法の各反応タンクにおける溶解性BODの収支表現式

反応槽名	槽内摂取量	反応槽出口濃度
第1槽(嫌気槽)	$dS_{BD1}=dS_{BDn1}+dS_{BDp1}=k_{BN}\cdot O_{Nu1}+k_{BP}\cdot S_{Pu1}$ (糸状性細菌／従属栄養生物群摂取量比) $dK_{F/B1}=dS_{FBD1}/dS_{BBD1}=\dfrac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\dfrac{K_{SB}+S_{BD1}}{K_{SF}+S_{BD1}}\cdot\dfrac{X'_F}{X'_B}$	$S_{BD1}=\dfrac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{BDi}+\dfrac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{BD4}-(k_{BN}\cdot O_{Nu1}+k_{BP}\cdot S_{Pu1})$
	ただし、$S_{Pu1}\leqq S_{PSt}=\theta_C/\theta'\cdot(S_{PTi}-S_{PTe})-k_{PM}\cdot X'_M$　　$O_{Nu1}\leqq O_{NS1}=r/(\varepsilon+r)\cdot k_{ON4}\cdot S_{NA3}$	
第2槽(好気槽)	$dS_{BD2}=\theta'\cdot h_2\cdot\left(\dfrac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\dfrac{S_{BD2}}{K_{SB}+S_{BD2}}\cdot X_{B2}+\dfrac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\dfrac{S_{BD2}}{K_{SF}+S_{BD2}}\cdot X_{F2}\right)$ (糸状性細菌／従属栄養生物群摂取量比) $dK_{F/B2}=\dfrac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\dfrac{K_{SB}+S_{BD1}}{K_{SF}+S_{BD1}}\cdot\dfrac{X'_F}{X'_B}$	$S_{BD2}=S_{BD1}-\theta'\cdot h_2\cdot\left(\dfrac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\dfrac{S_{BD2}}{K_{SB}+S_{BD2}}\cdot X_{B2}+\dfrac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\dfrac{S_{BD2}}{K_{SF}+S_{BD2}}\cdot X_{F2}\right)$
第3槽(無酸素槽)	$dS_{BD3}=dS_{BDa3}+dS_{BDn3}+dS_{BDp3}=k_{Ba}\cdot O_{Au3}+k_{BN}\cdot O_{Nu3}+k_{BP}\cdot S_{Pu3}$ (糸状性細菌／従属栄養生物群摂取量比) $dK_{F/B3}=\dfrac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\dfrac{K_{SB}+S_{BD3}}{K_{SF}+S_{BD3}}\cdot\dfrac{2\cdot S_{BD3}}{K_{SB}+2\cdot S_{BD3}}\cdot\dfrac{X'_F}{X'_B}$	$S_{BD3}=\dfrac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{BDi}+\dfrac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{BD4}-(k_{Ba}\cdot O_{Au3}+k_{BN}\cdot O_{Nu3}+k_{BP}\cdot S_{Pu3})$
	ただし、$S_{BD3}\geqq dS_{BBD3}$　　$O_{Au3}\leqq O_{AS3}=(\varepsilon+r)/(1+r)\cdot O_{a2}$　　$O_{Nu3}\leqq O_{NS3}=(\varepsilon+r)/(1+r)\cdot k_{ON2}\cdot S_{NA1}$　　$S_{Pu3}\leqq S_{PSt}$	
第4槽(好気槽)	$dS_{BD4}=\theta'\cdot h_4\cdot\left(\dfrac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\dfrac{S_{BD4}}{K_{SB}+S_{BD4}}\cdot X_{B4}+\dfrac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\dfrac{S_{BD4}}{K_{SF}+S_{BD4}}\cdot X_{F4}\right)$ (糸状性細菌／従属栄養生物群摂取量比) $dK_{F/B4}=\dfrac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\dfrac{K_{SB}+S_{BD4}}{K_{SF}+S_{BD4}}\cdot\dfrac{X'_F}{X'_B}$	$S_{BD4}=S_{BD3}-\theta'\cdot h_4\cdot\left(\dfrac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\dfrac{S_{BD4}}{K_{SB}+S_{BD4}}\cdot X_{B4}+\dfrac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\dfrac{S_{BD4}}{K_{SF}+S_{BD4}}\cdot X_{F4}\right)$
最終沈殿池		$S_{BDf}=S_{BD4}$

dS_{BDn}：各槽内の脱窒反応に伴う摂取溶解性BOD量(BOD-mg/l)

dS_{BDp}：各槽内のりん酸溶出反応に伴う摂取溶解性BOD量(BOD-mg/l)

k_{BN}：消費NO_X-Nに対する摂取溶解性BOD量比(BOD-g/N-g)

O_{Nu}：各槽内の消費NO_X-N濃度(N-mg/l)

k_{BP}：溶出りん酸に対する摂取された溶解性BOD量(−)

S_{Pu}：各槽内において脱りん細菌が溶出したポリりん酸化合物濃度(P-mg/l)

なお、脱りん細菌が蓄積できるポリりん酸化合物は次式で表されるので、脱りん細菌が溶出したポリりん酸化合物濃度(S_{Pu1})は、これを上回ることはできない。

$S_{Pu1} \leqq S_{PSt}$＝捕捉りん酸量−活性汚泥の生物活動に必要なりん酸量

$$=\frac{\theta_C}{\theta'}\cdot(S_{PTi}-S_{PTe})-k_{PM}\cdot X'_M \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}21)$$

ただし、S_{PSt}：脱りん細菌が蓄積したポリりん酸化合物態P濃度(mg/l)

S_{PTi}：反応タンク流入水PO_4-P濃度(mg/l)

S_{PTe}：処理水PO_4-P濃度(mg/l)

k_{PM}：通常の活性汚泥中の活性汚泥濃度に対するりん酸化合物の含有比(−)

また、第1槽へのNO_X-Nの供給量は次式で表されるので、NO_X-Nの消費量(O_{Nu1})はこれを上回ることはできない。

$$O_{Nu1} \leqq O_{NS1}=\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot k_{ON4}\cdot S_{NA3} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}22)$$

ただし、O_{NS}：反応タンクへのNO_X-Nの供給量(mg/l)

k_{ON}：各槽内のアンモニア性窒素の硝化率(−)

以上より、第1槽出口の溶解性BODは次式で表される。

$$S_{BD1}=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{BDi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{BD4}-dS_{BBD1}$$

$$=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{BDi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{BD4}-(k_{BN}\cdot O_{Nu1}+k_{BP}\cdot S_{Pu1}) \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}23)$$

ただし、$S_{BDi} \geqq dS_{BBD1}$、$O_{Nu1} \leqq O_{NS1}$、$S_{Pu1} \leqq S_{PSt}$

S_{BDi}：反応タンク流入水溶解性BOD(mg/l)

また、脱窒反応はりん酸の溶出反応に優先するので、りん酸の溶出が起こっている場合の第1槽出口のNO_X-N濃度及び活性汚泥中に含まれる分を除くりん濃度は次式で表される。

$$S_{NO1}=0 \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}24)$$

$$S_{PD1}=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{PDi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{PD4}+S_{Pu1} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}25)$$

ただし、S_{NO}：反応タンク流出NO_X-N濃度(mg/l)

S_{PDi}：反応タンク流入水溶解性PO_4-P濃度(mg/l)

S_{PD}：各槽流出溶解性PO_4-P濃度(mg/l)

実験結果にも示したとおり、嫌気槽内におけるアンモニア性窒素の増加はわずかであり、上記以外の基質も変化量は無視できるくらい小さいとすれば、第1槽出口の濃度は反応タンク流入水と返送汚泥を合わせた次式で表される。

$$S_{NA1}=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{NAi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{NA4} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}26)$$

$$S_{BS1}=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{BSi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{BS4} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}27)$$

$$S_{HT1}=\frac{\varepsilon}{\varepsilon+r}\cdot S_{HTi}+\frac{r}{\varepsilon+r}\cdot S_{HT4} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}28)$$

(添字1,i,4は、それぞれ、第1槽流出水、反応タンク流入水、第4槽流出水を示す。)

ところで、脱窒反応は従属栄養生物群(＝脱りん細菌)及び糸状性細菌が行うので、処理障害の抑制を考える場合には、それぞれの基質摂取量が問題となる。前述の各微生物の反応速度式等の表現式群を用いて脱窒反応で摂取される溶解性BOD摂取量を表せば次式になる。

$$dS_{BDn1}=\theta'\cdot h_1\cdot\left(\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\frac{S_{BD1}}{K_{SB}+S_{BD1}}\cdot X_{B1}+\frac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\frac{S_{BD1}}{K_{SF}+S_{BD1}}\cdot X_{F1}\right) \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}29)$$

ただし、X_B：各槽内の従属栄養生物群(＝脱りん細菌)濃度(mg/l)

X_F：各槽内の糸状性細菌濃度(mg/l)

微生物間の濃度比が各反応タンクで変わらないとすれば、上式より脱窒反応における従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比は次式で示される。

$$dK_{F/B1}=dS_{FBD1}/dS_{BBD1}=\frac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\frac{K_{SB}+S_{BD1}}{K_{SF}+S_{BD1}}\cdot\frac{X'_F}{X'_B} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}30)$$

ただし、dS_{FBD}：各槽内の脱窒反応による従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量(mg/l)

dS_{BBD}：各槽内の脱窒反応による糸状性細菌の溶解性BOD摂取量(mg/l)

$dK_{F/B}$：各槽内の脱窒反応による従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比(－)

上式によれば、S_{BD1}、及びX'_F、X'_B以外は、温度条件等によって決まる定数であり、また、X'_F、X'_Bは反応タンク流入生物濃度及び反応タンク全体を通しての基質摂取量によって決まるので、第1槽の運転条件として各微生物の溶解性BOD摂取量比に直接影響を与えるのは、第1槽内の溶解性BODであることがわかる。

2）第2槽(好気槽)流出水

第2槽(好気槽)では、酸素が供給されるため、活性汚泥中に棲息できる全ての好気性微生物が活動し、基質の摂取が行われる。溶解性BODは、従属栄養生物群(＝脱りん細菌)及び糸状性細菌により摂取される。好気槽における溶解性BODの摂取量、及び出口の溶解性BOD、従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比は、溶存酸素が十分に維持されているとすれば、次式で表わされる。

$$dS_{BD2}=\theta'\cdot h_2\cdot\left(\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\frac{S_{BD2}}{K_{SB}+S_{BD2}}\cdot X_{B2}+\frac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\frac{S_{BD2}}{K_{SF}+S_{BD2}}\cdot X_{F2}\right) \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}31)$$

$$S_{BD2}=S_{BD1}-dS_{BD2}$$

$$=S_{BD1}-\theta'\cdot h_2\cdot\left(\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\frac{S_{BD2}}{K_{SB}+S_{BD2}}\cdot X_{B2}+\frac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\frac{S_{BD2}}{K_{SF}+S_{BD2}}\cdot X_{F2}\right) \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}32)$$

$$dK_{F/B2}=\frac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\frac{K_{SB}+S_{BD1}}{K_{SF}+S_{BD1}}\cdot\frac{X'_F}{X'_B} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}33)$$

SS性BODは、従属栄養生物群(＝脱りん細菌)のみにより摂取され、かつ、前述のように従属栄養生物群の周囲に遍在し、濃度律速にはならないとすれば、第2槽におけるSS性BODの摂取量、及び好気槽出口のSS性BODは、次式で表わされる。

$$dS_{BS2}=\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot X_{B2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}34)$$

$$S_{BS2}=S_{BS1}-dS_{BS2}=S_{BS1}-\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot X_{B2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}35)$$

りん酸の摂取は、増殖する全ての活性汚泥微生物が行うが、嫌気槽における式に示したようにここでは活性汚泥微生物が増殖のために摂取するりん酸量はSS中に取り込まれているものとして扱っているので、先に好気槽流入濃度として表したりん酸は全量脱りん細菌の摂取対象になる。脱りん細菌によるりん酸の摂取は、BODの消費に対応して起こり、呼吸速度に比例して進行する。脱りん細菌は嫌気槽において既に酸化に必要な有機分を保持しているのでBODによる摂取速度の律速はなく、また、脱りん反応が進行しているときは処理水中にりん酸イオンはほとんど存在しないのでりん酸濃度による律速もない。以上を仮定すれば、第2槽におけるりん酸の吸収量及び第2槽槽出口のりん酸濃度は次式で示される。

$$dS_{PT2}=\frac{1}{k_{B/P}}\cdot dS_{PBP2}=\frac{1}{k_{B/P}}\cdot\frac{1-Y_B}{Y_B}\cdot\theta'\cdot h_2\cdot\mu_{mB}\cdot X_{B2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}36)$$

$$S_{PT2}=S_{PT1}-dS_{PT2}=S_{PT1}-\frac{1}{k_{B/P}}\cdot\frac{1-Y_{Ba}}{Y_{Ba}}\cdot\theta'\cdot h_2\cdot\mu_{mB}\cdot X_{B2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}37)$$

ただし、Y_{Ba}：好気槽における従属栄養生物群の収率(－)

油分は、放線菌のみにより摂取され、かつ、放線菌の周囲に遍在し濃度律速にはならないとすれば、第2槽(好気)における油分の摂取量、及び第2槽出口の油分濃度は次式で表わされる。

$$dS_{HT2}=\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mH}}{Y_H}\cdot\frac{O_{a2}}{K_{OH}+O_{a2}}\cdot X_{H2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}38)$$

$$S_{HT2}=S_{HT1}-dS_{HT2}=S_{HT1}-\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mH}}{Y_H}\cdot\frac{O_{a2}}{K_{OH}+O_{a2}}\cdot X_{H2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}39)$$

アンモニア性窒素は、硝化細菌により硝化される以外にないとすれば、第2槽(好気)で硝化されるアンモニア性窒素量、及び第2槽出口のアンモニア性窒素濃度は次式で示される。

$$dS_{NA2}=\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mN}}{Y_N}\cdot\frac{O_{a2}}{K_{Oa}+O_{a2}}\cdot X_{N2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}40)$$

$$S_{NA2}=S_{NA1}-dS_{NA2}=S_{NA1}-\theta'\cdot h_2\cdot\frac{\mu_{mN}}{Y_N}\cdot\frac{O_{a2}}{K_{Oa}+O_{a2}}\cdot X_{N2} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}41)$$

3）第3槽(嫌気槽)流出水

第3槽(嫌気槽)では、第2槽で生成したNO_X-Nを利用した脱窒反応と脱りん細菌によるりん溶出とに伴う溶解性BODの摂取反応のほか、第2槽から流入する溶存酸素による溶解性BODの酸化が進行する。反応は、溶存酸素による酸化、脱窒反応、りんの溶出の順で起こるとすれば、第3槽における溶解性BOD摂取は次式で表される。

$$dS_{BD3}=dS_{BDa3}+dS_{BDn3}+dS_{BDp3}=k_{Ba}\cdot O_{au3}+k_{BN}\cdot O_{Nu3}+k_{BP}\cdot S_{Pu3} \quad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}42)$$

ただし、dS_{BDa3}：第3槽における溶存酸素による溶解性BOD摂取量(mg/l)

k_{Ba}：消費溶存酸素に対する溶解性BOD摂取量比(g/g)

O_{au3}：第3槽における消費溶存酸素濃度(mg/l)

なお、りん溶出量は第1槽で示した脱りん細菌のポリりん酸化合物含有濃度を上回れず、かつ溶存酸素及びNO_X-Nの消費量も第2槽から持ち込まれる濃度を上回ることはできない。第3槽への溶存酸素及びNO_X-Nの供給濃度は次式で表される。

$$O_{aS3}=\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot O_{a2} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}43)$$

$$O_{NS3}=\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot k_{ON2}\cdot S_{NA1} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}44)$$

ただし、O_{aS}：各槽内の溶存酸素濃度(mg/l)

以上より、第3槽出口の溶解性BODは次式で表される。

$$S_{BD3}=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{BDi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{BD2}-dS_{BBD3}$$

$$=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{BDi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{BD4}-(k_{Ba}\cdot O_{au3}+k_{BN}\cdot O_{Nu3}+k_{BP}\cdot S_{Pu3}) \qquad \cdots\cdots(5\text{-}45)$$

ただし、$S_{BD3}\geqq dS_{BBD3}$、$O_{au3}\leqq O_{aS3}$、$O_{Nu3}\leqq O_{NS3}$、$S_{Pu3}\leqq S_{PSt}$

dS_{BBD3}：第3槽の溶存酸素及び脱窒反応による糸状性細菌の溶解性BOD摂取量(mg/l)

また、溶存酸素による酸化及び脱窒反応は、りん酸の溶出反応に優先するので、りん酸の溶出が起こっている場合の第3槽出口の溶存酸素濃度、NO_X-N濃度及び活性汚泥中に含まれる分を除くりん濃度は次式で表される。

$$O_{a3}=S_{NO3}=0 \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}46)$$

$$S_{PD3}=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{PDi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{PD2}+S_{Pu3} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}47)$$

第1槽と同様に、上記以外の基質の変化量は無視できるくらい小さいとすれば、第3槽出口の濃度は次式で表される。

$$S_{NA3}=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{NAi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{NA2} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}48)$$

$$S_{BS3}=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{BSi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{BS2} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}49)$$

$$S_{HT3}=\frac{1-\varepsilon}{1+r}\cdot S_{HTi}+\frac{\varepsilon+r}{1+r}\cdot S_{HT2} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}50)$$

また、従属栄養生物群(＝脱りん細菌)及び糸状性細菌が溶存酸素による酸化、及び脱窒反応で摂取する溶解性BOD量は、次式で表される。

$$dS_{BDa3}=\theta'\cdot h_3\cdot\left(\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot X_{B3}+\frac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\frac{S_{BD3}}{K_{SF}+S_{BD3}}\cdot X_{F3}\right) \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}51)$$

$$dS_{BDn3}=\theta'\cdot h_3\cdot\left(\frac{\mu_{mB}}{Y_B}\cdot\frac{S_{BD3}}{K_{SB}+S_{BD3}}\cdot X_{B3}+\frac{\mu_{mF}}{Y_F}\cdot\frac{S_{BD3}}{K_{SF}+S_{BD3}}\cdot X_{F3}\right) \qquad \cdots\cdots(5\text{-}52)$$

上式より溶存酸素による酸化及び脱窒反応における従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比は次式で表される。

$$dK_{F/B3}=dS_{FBD3}/dS_{BBD3}=\frac{\mu_{mF}\cdot Y_B}{\mu_{mB}\cdot Y_F}\cdot\frac{K_{SB}+S_{BD3}}{K_{SF}+S_{BD3}}\cdot\frac{2\cdot S_{BD3}}{K_{SB}+2\cdot S_{BD3}}\cdot\frac{X'_F}{X'_B} \qquad \cdots\cdots(5\text{-}53)$$

ただし、dS_{FBD3}：第3槽の溶存酸素及び脱窒反応による従属栄養生物群の溶解性BOD摂取量(mg/l)

$dK_{F/B3}$：第3槽の溶存酸素及び脱窒反応による従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比(−)

4）第4槽(好気槽)流出水

第4槽(好気槽)では第2槽と同様の反応が起こるので、第4槽流出水に関する各式は、第2槽の各式の記号をそのまま第4槽用に書き換えた式で表される。

5）最終沈殿池流出水

最終沈殿池では、活性汚泥と処理水の固液分離が行われる。活性汚泥は最終沈殿池に流入すると処理水から速やかに沈降分離されるので、最終沈殿池内における溶解性基質の摂取は無視してよいとすれば、最終沈殿池出口の溶解性の基質濃度は第4槽流出水と等しいとみてよい。

一方、SS性基質は活性汚泥と完全に混合され、活性汚泥微生物と常に接触しているが、新たに供給される酸化剤がないので、やはり生物反応による最終沈殿池内における摂取は無視できると考えられる。したがって、最終沈殿池処理水の各基質濃度は、SS除去率を用いて次式で表されることになる。

$$S_{SSf}=(1-F_{SS})\cdot S_{SS4} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}54)$$

$$S_{BDf}=S_{BD4} \qquad \cdots\cdots\cdots(5\text{-}55)$$

$S_{BSf}=(1-F_{SS})\cdot S_{BS4}$ ……(5-56)

$S_{HTf}=(1-F_{SS})\cdot S_{HT4}$ ……(5-57)

$S_{NAf}=S_{NA4}$ ……(5-58)

$S_{PTf}=S_{PT4}$ ……(5-59)

ただし、F_{SS}：最終沈殿池のSS除去率(－)

S_{SSf}, S_{BDf}, S_{BSf}, S_{HTf}, S_{NAf}, S_{PTf}：処理水中の各基質濃度(mg/l)

dX'_M：余剰汚泥発生量(g/日)

Y_n：脱窒槽における平均増殖収率(－)

（2）活性汚泥微生物の増殖速度等に関わる係数の検討

上記の一連の式より、最適な運転条件を求めるためには、各係数を決める必要がある。活性汚泥微生物の増殖速度等に関わる各係数は、２章に示した様に多くの調査研究が行われており、また、一部の係数については前掲の実験においても調査した。活性汚泥微生物の増殖速度等に関わる係数の実験結果及び各文献からの測定値、及び運転条件の検討に用いる値をまとめて表５－３に示す。なお、表中の文献値は第２章から、また、実験値は第4章からそのまま引用した。表中の運転条件の検討に用いる値のうち文献値と異なるもの、及び表に示した以外の前提条件等は以下のように仮定した。

1）活性汚泥に対する各係数

活性汚泥に対する各係数の値は、a =0.4～0.6、b =0.9～1.0、δ_M=0.03～0.05の範囲にあると言われている[3]。実験結果に示した汚泥発生量の測定結果から重回帰式により相関を求めたところ、係数 a の範囲では a =0.4のときが最も相関がよく、次式がが得られた。

$dX'_M=(0.4\cdot S_{BDi}+0.95\cdot S_{SSi}-0.05\cdot h_a\cdot \theta'\cdot X'_M)\cdot Q$　(r=0.927)　……(5-60)

上式において、係数 aが範囲の下限値で、係数δ_Mが範囲の上限値で相関が高くなったが、嫌気好気活性汚泥法において好気活性汚泥法よりやや汚泥の発生量が少なくなるという一般的な知見を反映した結果であると考えられる。ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の運転条件の検討における活性汚泥に対するVSS基準の各係数の値は、 a =0.4、b =0.95、δ_M=0.05を採用する。

2）脱窒反応に伴う増殖速度に関する各係数

実験結果より、糸状性細菌の存在量と相関があると考えられるSVIと脱窒反応及び好気性酸

化反応により摂取される溶解性BOD量との間に相関が認められており、微生物は硝酸呼吸においても酸素呼吸と同様に増殖すると考えられる。さらに、嫌気好気法においては溶解性BODの大半が嫌気槽で消費されると考えられるが、上記のように活性汚泥の溶解性BODに対する汚泥転換率係数は0.4が得られている。しかし、この値は好気槽におけるりん摂取に伴うBOD消費を含んだものであり、後述のように好気槽におけるりんの摂取に伴うBODの消費量の比を1.83g-BOD/g-PO_4-Pとし、これに消費される分が全量溶解性BODであるとして汚泥転換率を補正すると、りんの摂取量が他に比べて極端に高いRun1を除き0.45～0.62(平均0.52)g-SS/g-BODとなり、脱窒により摂取される溶解性BODの汚泥転換率は、0.5g-SS/g-BOD程度と考えられる。また、脱窒速度と水温との関係式も実験結果から得られており、最大比増殖速度はこの結果と汚泥転換率により求められる。

以上から、脱窒反応に伴う従属栄養生物群及び糸状性細菌の増殖速度に関する各係数のうち、溶解性BODに対する基質飽和定数は酸化剤が溶存酸素の場合も硝酸イオンの場合も各係数が同一であるとし、増殖収率及び最大比増殖速度は実験結果に従うものとした。

3）好気槽におけるPO_4-P除去速度とPO_4-P摂取量に対するBOD消費量の比

深瀬の研究[6]によれば、好気槽におけるPO_4-P除去速度は酸素消費速度と相関があり、酸素消費速度に対するPO_4-P除去速度比は 0.2 mol/mol(＝0.39 g-P/g-O)であるという。また、同関係図によれば呼吸速度が20mg-O/l/hr程度以上にならないとりんの除去は行われておらず、好気槽におけるPO_4-P除去には有機物の存在が必要であるといえる。

一方、ADPからATPを合成する場合の物質収支は次式で表される[10]。

$C_6H_{12}O_6+6O_2+38ADP^{3-}+38HPO_4^{2-}+38H_2O\rightarrow 38ATP^{4-}+38H^++6CO_2+6H_2O$　…(5-61)

上式より、酸素消費量に対するPO_4-Pの摂取量の比を計算すると 3.2 mol/mol(＝6.1 g-P/g-O)となる。両者を比較すると、嫌気好気活性汚泥法におけるPO_4-P摂取に必要な酸素量はATPの合成の16倍となっている。酸素消費量に対する基質の摂取量比が両者とも同じであるとし、利用基質のBOD寄与率を0.75g-BOD/g-基質(グルコースに相当)とすれば、PO_4-P摂取量に対するBOD消費量の比は1.83g-P/g-BODとなる。

4）PO_4-P溶出量に対するBOD摂取量の比

第4章の実験結果によれば、PO_4-P溶出量は、嫌気槽に持ち込まれるDOとNO_X-Nによる消費量及び嫌気槽内における増加量を考慮した溶解性BOD負荷(りん溶出溶解性BOD負荷)とほぼ原

点を通る比例関係にあり、PO_4-P溶出量に対するBOD摂取量の比は6.9 g-BOD/g-PO_4-Pであった。また、この比例関係は嫌気槽出口の溶解性BODが0mg/l近くまで認められることから、脱りん細菌による溶解性BOD摂取においては、基質濃度による摂取速度の律速は無視してよいと考えられる。

なお、PO_4-P溶出に伴うBOD摂取はBOD摂取に必要なエネルギーの出発点が高エネルギー物質のりん酸化合物であり、溶解性BODを基質とする場合の摂取速度は酸素呼吸による速度より早いとも考えられるが、ここでは酸素呼吸による速度と同程度とした。また、前述のように嫌気槽ではSS成分の分解による溶解性BODの供給と、PO_4-P溶出によるその摂取とが合わせて起こっていると考えられるが、測定された分解量はわずかであり、その速度も早くないと考えられることから、運転条件のシミュレーションにおいては無視することとする。

5）脱りん反応に関与しない活性汚泥中のりん濃度

味埜ら[11]によれば、嫌気好気活性汚泥法を行っている活性汚泥中には、低分子ポリりん酸、高分子ポリりん酸、核酸などのポリりん酸以外の生体内りん、及び金属性りんが存在し、脱りん反応に関与しているのは低分子ポリりん酸であり、金属性りんを除く生体内りん量が30mg-P/g-VSS以上では、脱りん反応に関与しない高分子ポリりん酸及び核酸などのポリりん酸以外の生体内りんの合計は、約20mg-P/g-VSSで一定であるという。また、金属性りん量は、汚泥中の金属量やpHの影響を受けるが、同一の処理場でみる場合は、反応タンク内におけるpHの変動が大きくないとすれば、その濃度は一定とみなしてよいと考えられる。

今回の実験結果では、VSS当たりのP含有率の最低値は、A、B系列とも25mg-P/g-VSS程度であり、この場合でも嫌気槽におけるりんの溶出が観測されており、溶解性BODの摂取量と比例関係にあった。そこで、運転条件のシミュレーションにおいては金属性りんの影響はないものとし、脱りん反応に関与しない活性汚泥中のりん濃度を20mg-P/g-VSS(2%-P/VSS)とする。

6）硝化細菌の増殖速度に関する各係数

硝化細菌が棲息し溶存酸素濃度が十分ある場合は、処理水中のアンモニア性窒素濃度はほとんど検出されない。文献値に示された硝化細菌の増殖速度に関する各係数のうち、アンモニア性窒素に対する基質飽和定数は下水中の濃度に比べて非常に小さく、硝化反応はアンモニア性窒素濃度について実用上0次反応と見なすことができるので、アンモニア性窒素に対する基質飽和定数項は0とした。

また、実験結果より、硝化細菌の硝化速度は水温13℃を境とした２つの関係式が得られているので、これを用いて増殖速度を算定することにする。

7）放線菌の増殖速度に関する各係数

放線菌の増殖速度に関する各係数は、発生を確実に防止するためには放線菌の増殖速度が最大になる場合を想定して運転条件を検討する必要があるため、文献値範囲の増殖速度が最大を示す各係数をとることにした。

8）糸状性細菌の増殖速度に関する各係数

糸状性細菌の増殖速度に関する各係数は、Type021Nおける文献値を採用したが、文献値にない脱窒に関わる各係数は従属栄養生物群と同じ数値を、自己分解係数は放線菌と同一とした。なお、文献値のうち溶解性有機基質に対する飽和定数は0.75mg-BOD/l以下との報告があり、基質濃度による制約もほとんどないと考えられるので、ここでは飽和定数を0mg-BOD/lとした。

9）消費NO_X-N量に対する摂取溶解性BOD量比

消費硝酸イオンにより酸化される溶解性BOD量の比は、2.86BOD-g/N-gである[3]ので、脱窒槽における平均増殖収率をY_nとすれば、消費NO_X-N量に対する摂取溶解性BOD量比は$k_{BN}=2.86/(1-Y_n)$になる。

10）増殖速度の計算に用いる反応タンク内基質濃度

完全混合型の反応モデルでは、反応タンク内基質濃度は反応タンク出口の基質濃度と等しいとして増殖速度を計算するのが通例である。しかし、実施設では反応タンク容量が大きく完全混合状態にはなっておらず基質が不均一に存在するため、基質に対する反応速度がMonod式に従うとすれば、平均的な反応速度は理論値よりも高くなっているはずである。今回の実験結果でも、反応タンク出口の基質濃度は十分低いにも関わらず、出口濃度から文献値により計算した基質摂取速度より高い速度が得られている。田中の報告[12]によれば、脱窒速度は反応タンクの流入点BODと比例関係にあるといい、処理結果としての反応タンク出口濃度より、基質負荷としての反応タンク流入濃度が反応速度に対して重要であることを示唆している。

そこで、増殖速度等に用いる基質濃度は、反応タンク出口濃度と反応タンク流入濃度の平均値を用いることにした。

11）SVIの予測値

SVIは、第4章の実験結果の解析により最も高い相関性が得られた水温、SRT及びPO_4-Pの溶出により摂取される分を除いた溶解性BOD容積負荷の3項で表した次式を用いて予測した。

$$S_I = 0.563 \cdot V_{BnP}^{0.327} \cdot T^{0.647} \cdot \theta_C^{0.812} \quad (r=0.977) \qquad \cdots\cdots (5\text{-}62)$$

表５－３　活性汚泥微生物の増殖速度等に係る各係数の測定値と採用値[5)~9)]

微生物種	反応条件	係数名	記号	文献値	実験値	採用値	単位
活性汚泥	共通	全溶解性BOD/汚泥転換率	a	0.4～0.6	0.4	0.4	g-SS/g-BOD
		SS/汚泥転換率	b	0.9～1.0	0.95	0.95	g-SS/g-SS
		脱燐反応に関与しない活性汚泥燐含有率	k_{PM}	0.02		0.02	g-P/g-VSS
	嫌気	MLSS当たり脱窒速度	k_{Dn}	－	1.79・1.048^(T-15)	1.79・1.048^(T-15)	g-N/g-MLSS/hr
		脱窒による溶解性BOD/汚泥転換率		－	0.45～0.62	0.5	g-SS/g-BOD
	好気	自己分解係数	δ_M	0.03～0.05	0.05	0.05	g-SS/g-SS/日
		硝化を除く呼吸速度	R_{rB}	－	0.161・SBTa +0.0281・SBTr-2.71	0.161・S_{BTa} +0.0281・S_{BTr}-2.71	mg-O2/l/hr
従属栄養生物群+脱燐細菌	共通	最大比増殖速度	μ_{mB}	3	－	3	g-SS/g-BOD/日
	嫌気	溶解性BOD飽和定数(脱窒)	K_{SBD}	60	－	60	mg-BOD/l
		増殖収率（脱窒）	Y_{Bn}	－	0.45～0.62	0.5	g-VSS/g-BOD
		BOD摂取/PO_4-P溶出比	$k_{B/P}$	－	6.9	6.9	g-BOD/g-PO4-P
		酸化BOD/脱窒比	－	2.86	－	2.86	g-BOD/g-NO3-N
	好気	BOD消費/PO_4-P摂取比	$k_{B/P}$	1.83 *1)	－	1.83	g-BOD/g-PO4-P
		増殖収率	Y_{Ba}	0.6	－	0.6	g-VSS/g-BOD
		自己分解係数	δ_{XB}	0.06	－	0.06	g-SS/g-SS/日
硝化細菌	好気	最大比増殖速度(10～13℃)	μ_{mN}		0.246・1.54^(T-13)	0.246・1.54^(T-13)	g-SS/g-NH4-N/日
		最大比増殖速度(13～25℃)	μ_{mN}	1.0 (20℃)	0.246・1.08^(T-13)	0.246・1.08^(T-13)	g-SS/g-NH4-N/日
		基質飽和定数	K_{SA}	0.73	－	0	mg-NH4-N/l
		酸化剤飽和定数	K_{Oa}	0.75	－	0.75	mg-O2/l
		自己分解係数	δ_{XN}	0.05	－	0.05	g-SS/g-SS/日
		増殖収率	Y_N	0.20	－	0.20	g-VSS/g-NH4-N
		硝化速度(10～13℃)	L_{NA}	－	51.2・1.54^(T-13)	51.2・1.54^(T-13)	mg-N/g-SS/hr
		硝化速度(13～25℃)	L_{NA}	－	51.2・1.08^(T-13)	51.2・1.08^(T-13)	mg-N/g-SS/hr
放線菌	好気	最大比増殖速度	μ_{mH}	2.0	－	2.0	g-SS/g-油分/日
		基質飽和定数	K_{SH}	960	－	0	mg-油分/l
		酸化剤飽和定数	K_{Oa}	0.5～1.0	－	0.5	mg-O2/l
		自己分解係数	δ_{XH}	0.04～0.045	－	0.04	g-SS/g-SS/日
		増殖収率	Y_H	0.28～0.41	－	0.41	mg-VSS/mg-油分
糸状性細菌	共通	最大比増殖速度	μ_{mF}	1.4～3.8	－	3.8	g-SS/g-BOD/日
		溶解性BOD飽和定数	K_{SF}	<0.75	－	0	mg-BOD/l
	嫌気	増殖収率	Y_{Fn}	－	0.45～0.62	0.5	g-VSS/g-BOD
		酸化BOD/脱窒比	－	2.86	－	2.86	g-BOD/g-NO3-N
	好気	自己分解係数	δ_{XF}	0.04	－	0.04	g-SS/g-SS/日
		増殖収率	Y_{Fa}	0.42～0.53	－	0.53	g-VSS/g-BOD

*1)基質のBOD寄与率を0.75として算出。

第４節　予測式の適用性の検討

ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法のパイロットプラントの実験成績のうち、最初沈殿池使用系列の冬季実験シリーズの運転条件を予測式に代入して得られた槽内水質の実測値と計算値の関係を図５－２に、また、他の実験シリーズも含めて槽内水質とSVIの計算値と実測値の関係を図５－３に示す。なお、予測では、実験シリーズの平均流入水質を用いて活性汚泥の生物相を決定し、槽内水質を実測したときの流入水質を用いて各水質を計算した。図５－２より、NH_4-N及び溶解性PO_4-Pの計算値が実測値より低くなっている。また、図５－３においても低濃度側で計算値が低くなる項目がある。これは、実測値では汚泥の分解に伴う溶出量が上乗せされていることが原因と考えられるが、その差は大きくない。

次に、実験期間を通じて糸状性細菌の消長が顕著に見られた最初沈殿池使用系列の月平均水質を用い、MLSSを実測値に合わせて計算した微生物濃度の予測結果と、実際に観測された糸状性細菌量の関係を図５－４に示す。この系列では9月から10月にかけて著しいバルキングを起こしたため、活性汚泥を入れ換えて再度実験している。図より、実測では8月から9月は糸状性細菌が観測されておらず10月に糸状性細菌が突然増加したように見えるが、予測では9月の段階で糸状性細菌の増加が予測されている。また、活性汚泥性状が安定した11月以降の傾向をみると、実施設の糸状性細菌の消長と予測結果がほぼ一致している。したがって、ここに設定した予測式は、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理特性を反映しており、その処理状況を十分再現できると考えられる。

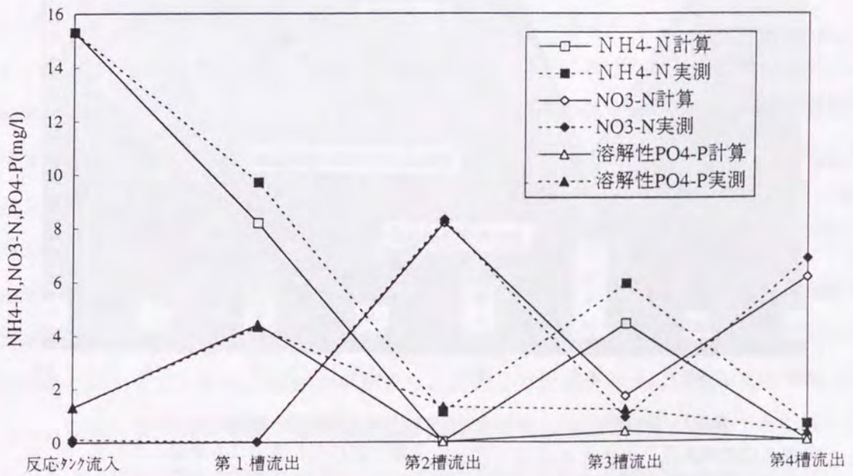


図５－２　槽内水質の実測値と計算値の比較
(反応タンク流入水質：水温;17.3℃, BOD;152mg/l, SS;100mg/l, NH_4-N;15.3mg/l)

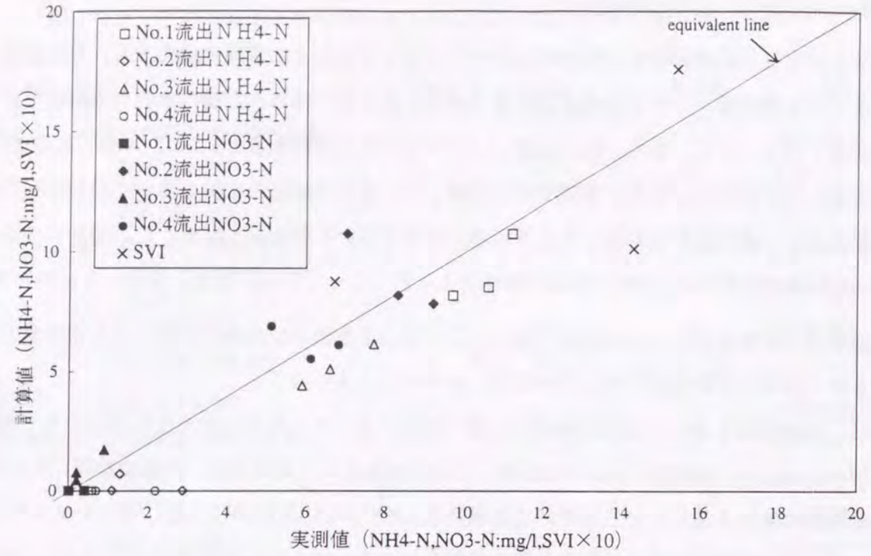


図５－３　各槽流出水質の実測値と計算値の比較

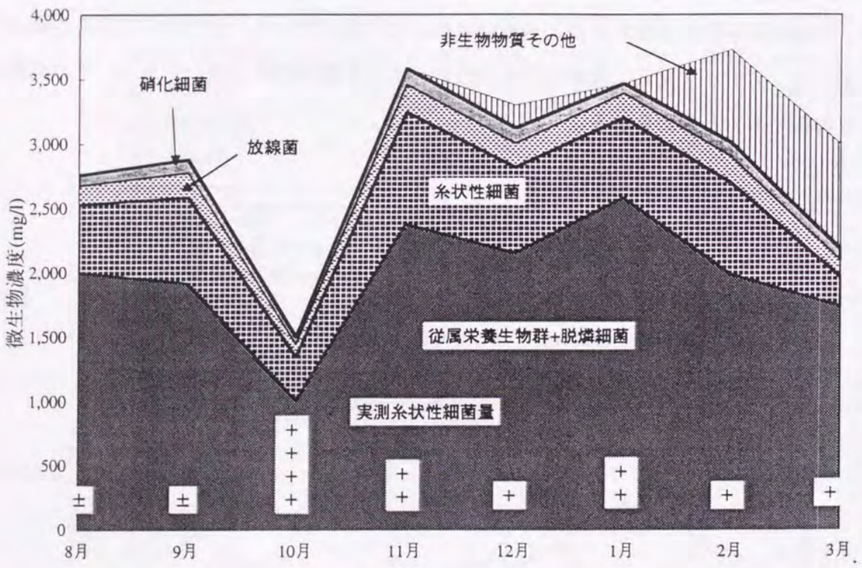


図５－4　糸状性細菌量実測値と微生物濃度計算値の関係
(実測糸状性細菌量：＋＋＋＋;フロック中に多量に認められ液中にも増殖している，＋＋＋;高い密度で全てのフロックに認められる，＋＋;中程度の密度で全てのフロックに認められる，＋;低い密度であるが全てのフロックに認められる，±;フロック全てではないが普通に認められる，－;認められない)

第５節　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理障害抑制効果の予測

以上で検討した諸条件をもとに、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法における処理障害抑制効果をシミュレーションにより推定してみる。ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法における処理障害抑制効果を微生物構成比、SVI及び処理水質を指標として推定した。反応タンクの容量は、HRT＝８時間となるように設定し、第1槽へのステップ流入比は0.5、汚泥返送率は50％とした。流入水質は、BOD 200mg/l(内溶解性BOD 93mg/l)、SS180mg/l、Kj-N濃度 35mg/l(内NH_4-N 26mg/l)、T-P 4mg/l(内溶解性PO_4-P 2.2mg/l)とし、SRTの影響以下の項では、最初沈殿池のSS除去率を50％とした。以下に、微生物構成比及びSVI、処理水質を処理障害抑制効果の指標として、シミュレーション結果をまとめる。

（１）最初沈殿池除去率が与える影響

流入水温20℃でMLSSを1,500mg/lに固定し、最初沈殿池のSS除去率を0～90％まで変化させたときの処理水のNO_3-NとSVIの関係を図５－５に示す。図には全槽好気運転した場合(全面好気)の結果も併せて示した。図より、SVIは、いずれの処理法でも最初沈殿池除去率の増加に伴って上昇している。しかし、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法では全ての除去率においてSVIが全面好気を下回り、最初沈殿池除去率90％でも200程度に収まっている。処理水のNO_3-Nは、最初沈殿池除去率10％以上で残留し始め、40～50％以上で一定になっているが、一定値に達したときのNO_3-N濃度は、全面好気の1/3程度である。これより、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法は、最初沈殿池除去率の広い範囲にわたって全面好気運転よりSVIを低く抑制できるばかりでなく、硝化の進行に伴う処理水pHの低下も十分抑制されるといえる。

次に、上記予測時のステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法における最初沈殿池のSS除去率と微生物濃度比の関係を図５－６に示す。図より、従属栄養生物群＋脱りん細菌は、SS除去率80％程度までほぼ一定の存在比で推移しているのに対して、糸状性細菌はSS除去率が30％を超える当たりから増加している。これは、MLSSを固定して計算していることが原因であり、最初沈殿池からのSS流入量が少なくなるとSRTが増加するため、硝化が進行し始めて脱窒による糸状性細菌の増殖が可能になるためである。なお、糸状性細菌による溶解性BOD摂取量が増加しても従属栄養生物群＋脱りん細菌が減少しないのは、SS性BODを主体とする非生物物質の資化が進行するためと考えられる。SS除去率がさらに上昇して反応タンクにSS性BODが供給されなくなると、従属栄養生物群＋脱りん細菌量は急激に低下し、糸状性細菌が優先する活性汚泥になっている。このように、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法においても、溶解性BODが卓越する水質ではバルキングの抑制は難しく、最初沈殿池除去率にも十分配慮する必要があると

いえる。

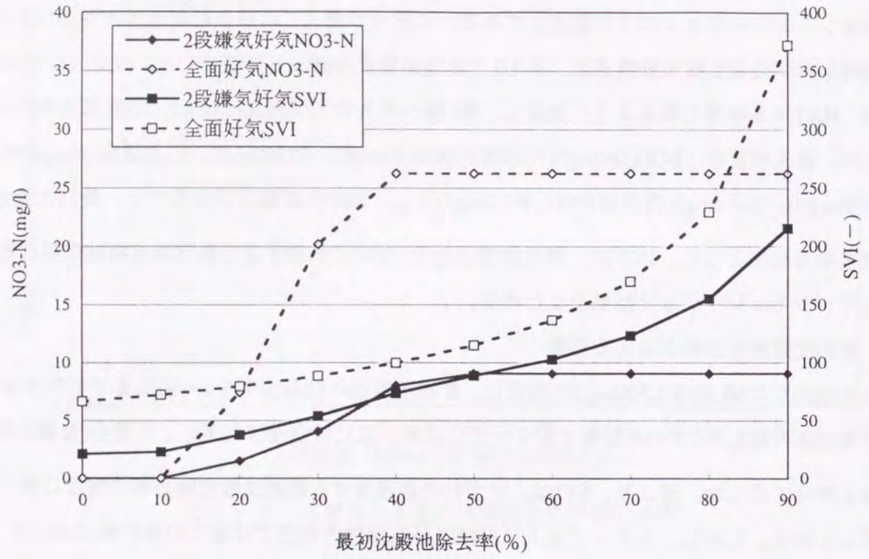


図５－５　最初沈殿池除去率と処理法別の処理水NO_3-N、SVIの関係
(平均MLSS濃度1500mg/l一定制御, 最初沈殿池流入水質, 水温;20℃, BOD;200mg/l, SS;180mg/l, T-N;35mg/l)

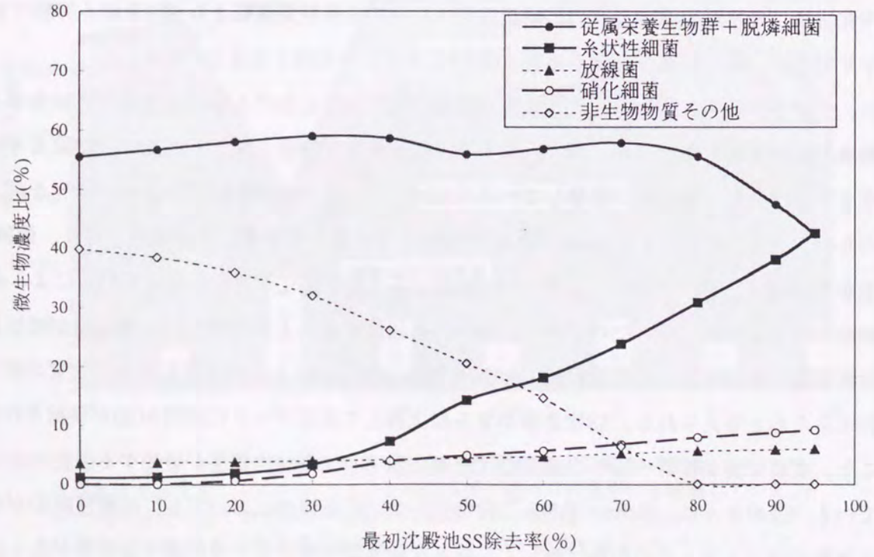


図５－６　最初沈殿池SS除去率と微生物濃度比の関係

（２）SRTの影響

最初沈殿池除去率を50％に固定したときのSRTと処理水のNH_4-N、NO_3-N、平均MLSS及びSVIの関係を図５－７に、SRTと微生物構成比の関係を図５－８に示す。図５－７より、SRTが3日以上になると硝化が進行し始め、SRT6日以上では完全硝化が行われている。SVIは、SRT4～6日にかけて急激に増加しているが、その後の増加は緩やかである。SVIの急激な増加は硝化の進行と一致しており、糸状性細菌が脱窒作用による溶解性BODの摂取を始めるためである。図５－８では、SRT6日付近に従属栄養生物群＋脱りん細菌の一時的な減少と糸状性細菌の一時的な増加が見られる。これは、図５－７の処理水のNO_3－Nの消長からも明らかなように、予測条件では一時的に硝化量が脱窒量を上回り、第1槽に流入する硝酸イオン量が増加するため、脱りん細菌が十分に機能できないことが原因である。

以上より、硝化抑制運転は、硝化促進運転に比べてバルキング抑制効果が高く、また、硝化促進運転では、SRTを短く運転した方がバルキング抑制効果が高いといえる。しかし、SRT4～6日の範囲のような硝化が中途半端に進行している状況下では、残存するアンモニア性窒素の影響で処理水のT-BODが上昇するので、予測条件ではSRTを4日以内で制御することが必要になる。

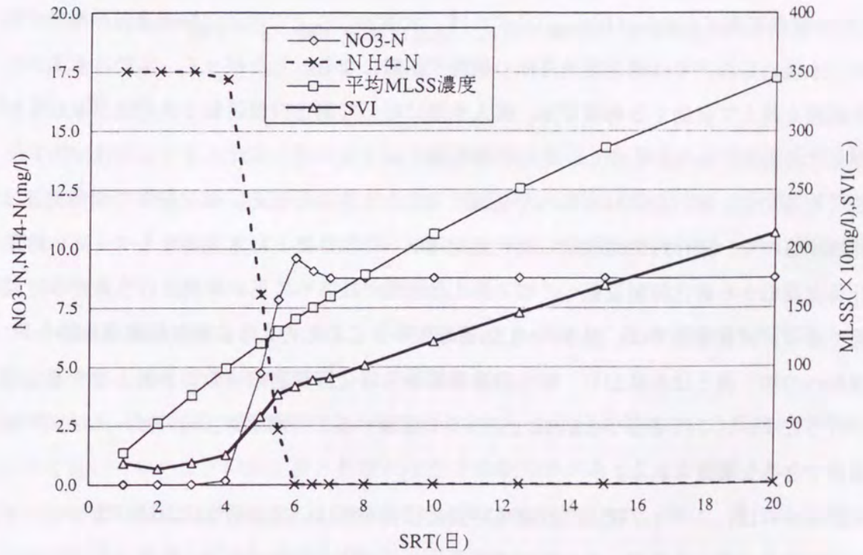


図５－７　SRTと処理水質、MLSS、SVIの関係
(反応タンク流入水質, 水温;20℃, BOD;146.5mg/l, SS;90mg/l, T-N;30.7mg/l)

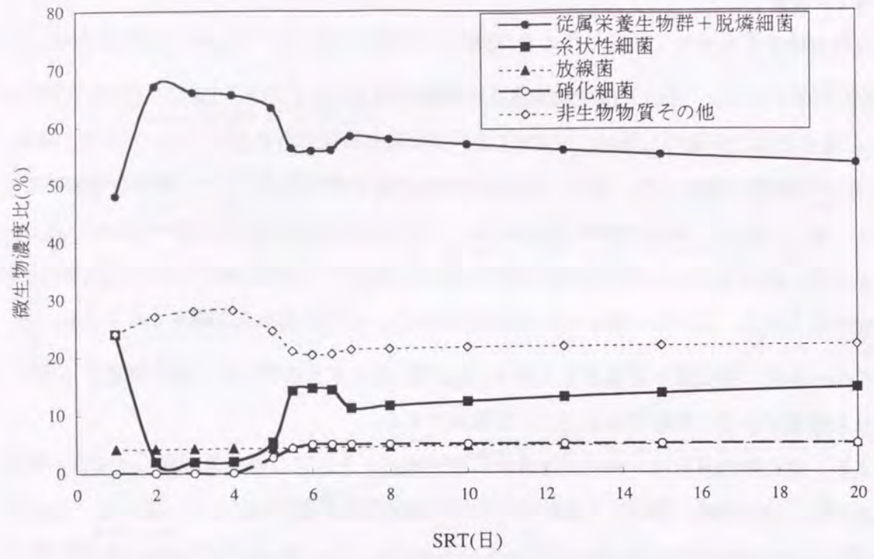


図５－８　SRTと微生物濃度比の関係

（３）水温の影響

硝化抑制運転及び硝化促進運転における水温とMLSS、SVIの関係を図５－９に示す。図より、MLSSの管理範囲を1,000～3,000mg/lとすれば、水温20℃以上では硝化抑制運転の維持が困難であり、水温13℃以下では硝化促進運転の維持が困難になる。したがって、年間の水温が13～20℃の範囲を超えて変動する地域では、流入水温に応じて硝化抑制運転と硝化促進運転を切換えて運転する必要がある。しかし、運転の移行期には中途半端な硝化により処理水中のT-BODが高くなるので、移行期間はなるべく短縮することが求められる。硝化細菌の増殖速度は水温に比例するので、硝化抑制運転から硝化促進運転への切り換えは水温のなるべく高い時期に、硝化促進運転から硝化抑制運転への切り換えは水温のなるべく低い時期に行う方が移行期間を短縮できる。試算条件では、図中のMLSS運転ルートに示したように硝化抑制運転から硝化促進運転への切り換えは水温20℃、硝化促進運転から硝化抑制運転への切り換えは水温13℃の時期に行うとよい。この場合でもSVIは150以下で推移すると予測され、高いバルキング抑制効果が維持できると考えられる。

以上を総合すれば、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法は、標準活性汚泥法に比べてバルキングの抑制効果は高いものの、その抑制効果に対して硝化の進行が大きな影響を及ぼしており、水温の変化に応じた適正なSRTの管理を行うことが効果を高める上で重要であるといえる。また、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法を用いた場合でも、流入基質の性状によっては糸状性細菌の増加が避けられないこともあり、最終沈殿池の活性汚泥の沈殿除去特性についても十分な配慮が必要になる。

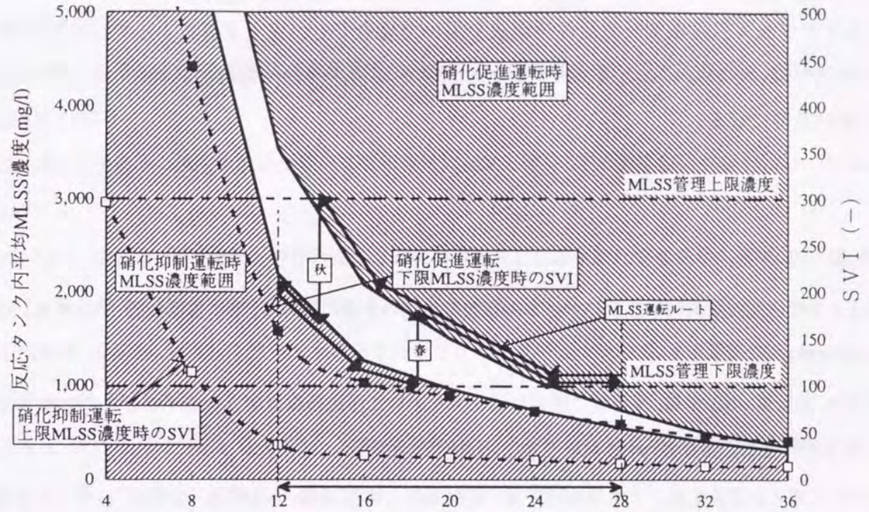


図５－９　硝化制御方法別の水温とMLSS、SVIの関係

第６節　要　約

第４章に述べたパイロットプラントによる実験成績と既往文献調査より得られたデータをもとに、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理特性を解明するとともに予測式を作成し、糸状性バルキングや硝化による処理水pHの低下などの処理障害を抑制するための最適な運転方法について検討したところ、以下の結論が得られた。

(1) 予測式は実験結果と良く一致し、予測式がステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理状況を十分に反映したものであることが確認された。

(2) 本法は、最初沈殿池除去率の広い範囲において、全面好気運転された標準活性汚泥法に比べて高いバルキング抑制効果と処理水pH低下抑制効果があることが確認された。

(3) 硝化抑制運転は硝化促進運転に比べてバルキングが抑制され、また、硝化促進運転でもSRTが短いほどバルキングが抑制されると予測された。

(4) 硝化抑制運転及び硝化促進運転における水温の影響は、活性汚泥を安定的に維持するた

めのMLSSの制約範囲より、高水温域では硝化抑制運転の維持が難しく、低水温域では硝化促進運転の維持が難しいため、多くの地域では水温変動に応じて両運転方法の切り換えが必要になると予測された。また、運転切り換え時に、NODに起因するT-BODの上昇を抑制する運転方法を明らかにした。

(5) ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法を用いた場合でも、流入水質によっては糸状性細菌の増加が避けられないこともあり、最終沈殿池の活性汚泥の沈殿除去特性についても十分な配慮が必要になる。

参考文献

1)竹島正：活性汚泥の酸素利用速度における溶存酸素濃度の影響について, 下水道協会誌, Vol29, No.349, p34-40 (1992)

2)角野立夫, 森直道, 川口幸男, 多田實：固定化硝化菌を用いた浮遊循環型窒素除去プロセスの検討, 第25回下水道研究発表会講演集, p412-414, 日本下水道協会 (1988)

3)建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説 後編 -1994年版-, p21,35, 日本下水道協会 (1994)

4)堺好雄：活性汚泥法における放線菌障害とその制御に関する研究, p12, 大阪大学学位論文 (1988)

5)日本下水道事業団業務部：平成元年度 活性汚泥の固液分離障害に関する報告書 (1989)

6)深瀬哲朗：嫌気・好気活性汚泥法による廃水のリン除去に関する研究, 東京大学学位論文, p66 (1986)

7)田中和博, 村上孝雄：循環式窒素除去プロセスの運転管理に関する技術調査,日本下水道事業団試験部報1982, p352-371 (1982)

8)医科学研究所学友会編：改訂５版　細菌学実習提要, p123 (1976)

9)大庭真治：単槽式嫌気・好気活性汚泥法による下水の高度処理に関する研究, p83-85, 東北大学学位論文 (1995)

10)合葉修一, 永井史郎：生物化学工学　反応速度論, P32, 丸善 (1975)

11)味埜俊,松尾友矩,川上智規：活性汚泥のリン代謝とリン組成に関する研究(第２報), 下水道協会誌, Vol.20, No.229, p22-29 (1983)

12)田中和博：循環式硝化脱窒プロセスのモデル解析,下水道協会誌, Vol.18, No.209, p36-45 (1981)

13)エッケンフェルダーJr.,W.W., オコンナー,D.J.(岩井重久　訳)：廃水の生物学的処理, コロナ社(1965

14)岩井重久, 北尾高嶺, 後神輝美：活性汚泥の浄化機能に及ぼす窒素化合物の影響, 下水道協会誌, Vol.5, No.50, p16-30 (1968)

15)橋本奨, 古川憲治：嫌気-好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去(I), 下水道協会誌, Vol.14, No.152, p16-23 (1977)

16)橋本奨, 古川憲治：嫌気-好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去(II), 下水道協会誌, Vol.14, No.153, p21-25 (1977)

17)橋本奨, 古川憲治：嫌気-好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去(III), 下水道協会誌, Vol.14, No.156, p30-35 (1977)

18)橋本奨, 古川憲治：微生物脱窒反応の基質依存性に関する研究, 下水道協会誌, Vol.15, No.175, p20-29 (1978)

19)河村清史, 宗宮功, 福嶋俊貴：活性汚泥による都市下水中有機物質の代謝に関する研究(III)-反応速度における温度効果と活性汚泥の濃度効果-, 下水道協会誌, Vol.19, No.223, p40-49 (1982)

20)石川宗孝, 寺島泰, 中西弘：都市下水の窒素除去プロセスの評価について, 下水道協会誌, Vol.25, No.284, p20-29 (1988)

21)宗宮功, 津野洋, 野村和弘, 笹井晋一：活性汚泥法における有機物除去及び硝化特性の動力学モデルに関する研究, 下水道協会誌論文集, Vol.27, No.316, p23-33 (1990)

22)橋本奨, 岩堀恵祐, 神谷俊行, 加藤正一：活性汚泥法における微生物間の相互作用に関する基礎的研究, 下水道協会誌論文集, Vol.28, No.334, p33-43 (1991)

23)小泉明,稲員とよの,加藤徹：下水処理システムモデルによる処理水質の予測と評価, 下水道協会誌論文集, Vol.29, No.339, p31-41 (1992)

24)川口幸男, 堺好雄, 藤田正憲：ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の最適運転方法に関する考察, 日本水処理生物学会誌, Vol.35, No.3 (1999)　(掲載予定)

第６章　最終沈殿池の固液分離性能に関する検討

第１節　緒　言

前章に示した反応タンクの検討結果によれば、バルキングの抑制に効果のあるステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法を採用した場合でも、時期によっては活性汚泥のSVIが相当上昇すると予測された。したがって、最終沈殿池の固液分離性能も処理水質に大きな影響を与えると考えられる。

最終沈殿池の設計は、従来から水面積負荷により行われている。水面積負荷は、理論的には単粒子沈降特性を表したストークス式により求められるが、界面を形成して沈降する活性汚泥の場合は適用が難しく、現状は合流式の先進大規模処理場の活性汚泥処理において経験的に得られた値を設計範囲として示し、これを用いて設計が行われている[1)]。しかし、近年、全国への下水道の普及による水温範囲の拡大、分流式下水道の普及による流入水質の変化、糸状性バルキングの発生、嫌気好気活性汚泥法や嫌気好気活性汚泥法などの様々な活性汚泥法の普及など、最終沈殿池の設計環境が大きく変わってきている。また、運転管理においても流入下水水質に応じて最初沈殿池や反応タンクの運転方法が随時変更されるなど、最終沈殿池の使用環境も大きく変わってきており、これらの状況を適正に反映できる最終沈殿池の設計手法を確立することが求められている。

本章では、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法のパイロットプラント実験で測定されたデータをもとに、これらの各汚泥指標と活性汚泥の初期沈降速度の関係を調査し、最終沈殿池の設計手法について検討している。

第２節　実験材料及び方法

実験は、前章に示したステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法のパイロットプラント運転時に、反応タンクの第４槽の通気と第３槽からの混合液の流入を一旦停止し、静置状態における汚泥界面高さの時間変化を測定し、これを図示する。次に、等速沈降部分より汚泥沈降速度を求め、これを初期沈降速度とした。これを図６－１に示す。

沈降速度は、MLSS、水温、SVIなどの他の水質指標と併せ、処理実験期間を通じて１回/週の頻度で実施した。

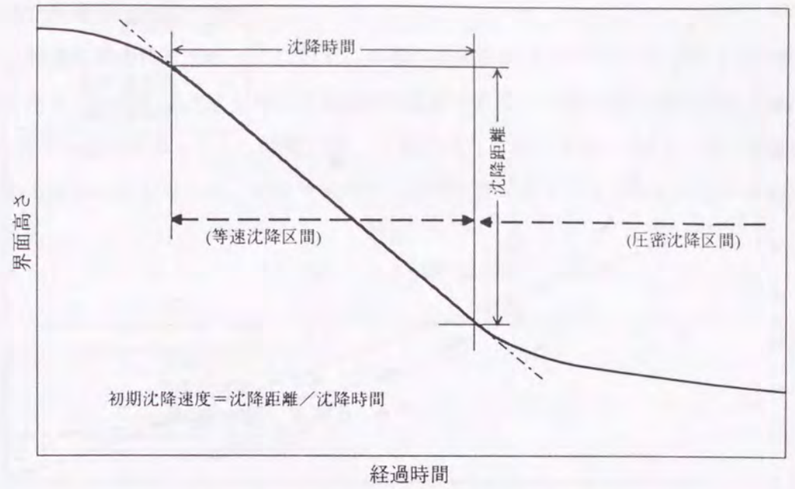


図６－１　活性汚泥の静置沈降状況模式図

第３節　実験結果

活性汚泥の初期沈降速度は、過去の経験から水温、活性汚泥濃度(MLSS)、活性汚泥容量指標(SVI)などの影響を受けると言われている[2)]ので、これらの因子と活性汚泥の初期沈降速度の関係を求めた。初期沈降速度は10～200m/日の範囲にあった。

（１）初期沈降速度とMLSSの関係

MLSSと沈降速度の関係を図６－２に示す。本実験中のMLSSの測定範囲は1,300～3,950 mg/lであり、一般的な活性汚泥法の濃度範囲[3)]をほぼカバーしていた。図６－２に示した初期沈降速度とMLSSの関係から、MLSSが高くなるほど初期沈降速度が低下する傾向が認められ、特異値を示した2点を除いて両者の間で回帰計算を行ったところ、指数回帰で最も相関が高く、MLSSの2乗に反比例する結果が得られた。しかし、相関係数は0.68で相当なばらつきが見られ、MLSS単独では初期沈降速度を表す有効な指標にはならないと考えられた。

（２）初期沈降速度とSVIの関係

SVIと沈降速度の関係を図６－３に示す。SVIの測定範囲は56～352であり、これも一般的な活性汚泥でみられる範囲であった[3)]。図より、SVI150程度までの間はSVIの上昇に連れて初期沈降速度が急激に低下している。両者の間で指数回帰したところSVIの1.1乗に反比例する結果が得られたが、MLSSと同様に相関係数は0.66と低くかった。また、SVIが150を超えるとほぼ一定になり、単独では初期沈降速度を表す有効な指標にはならないと考えられた。

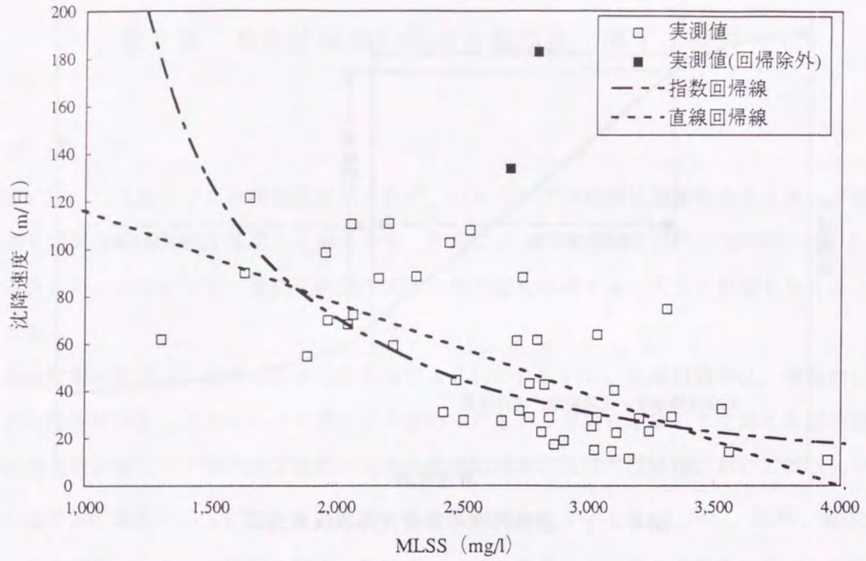


図６－２　パイロットプラントにおける初期沈降速度とMLSSの関係
(指数回帰線：沈降速度＝$3.54 \cdot 10^{8} \cdot [MLSS]^{-2.03}$　(r=0.680)
直線回帰線：沈降速度＝$-0.0386 \cdot [MLSS] + 155$　(r=0.677))

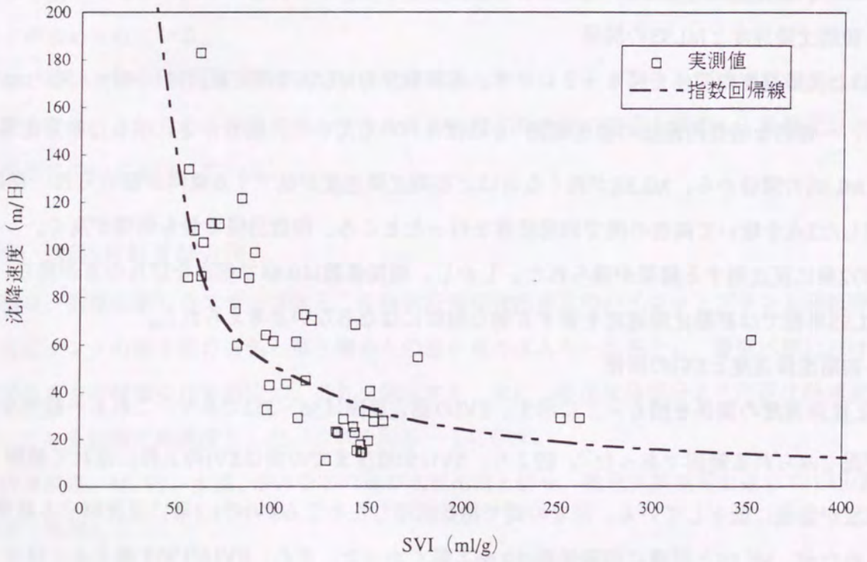


図６－３　パイロットプラントにおける初期沈降速度とSVIの関係
(指数回帰線：沈降速度＝$9.86 \cdot 10^{3} \cdot [SVI]^{-1.13}$　(r=0.660))

（３）初期沈降速度と水温の関係

水温と沈降速度の関係を図６－４に示す。水温の測定範囲は10.9～27.4℃であった。図より水温が高くなると初期沈降速度も増加する傾向が認められる。両者の間の指数回帰では、水温の2乗に比例する結果が得られた。指数回帰、直線回帰とも相関係数は約0.75と他の2指標よりは高いもののばらつきが見られ、やはり単独では初期沈降速度を表す有効な指標にはならないと考えられた。

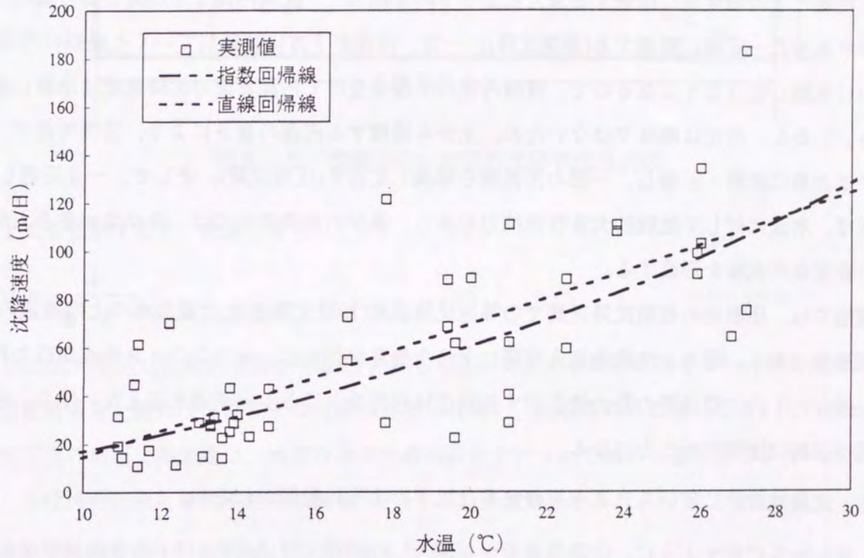


図６－４　パイロットプラントにおける初期沈降速度と水温の関係
(指数回帰線：沈降速度＝$0.26 \cdot [水温]^{1.82}$　(r=0.745)
直線回帰線：沈降速度＝$5.47 \cdot [水温] - 40.0$　(r=0.750))

第４節　考　察

実験結果に示したように、初期沈降速度に影響すると考えられる各水質指標と初期沈降速度の関係は、単独でもある程度の相関は認められるもののばらつきが大きく、単独の水質指標では初期沈降速度を的確に予測することは困難であるといえる。

そこで、以下に処理場の管理で測定される各水質指標により、初期沈降速度を的確に予測するための方法について検討する。

（１）沈降速度表現式の理論的検討

汚泥や土粒子の沈降特性については、多くの研究が行われ様々な沈降速度表現式が提案され

ている。そこで、まず、これらの表現式に使用されている各因子と各水質指標の関連について整理してみる。

1）初期沈降速度と水面積負荷の関係

前掲図６－１に示した活性汚泥の沈降状況は以下のように説明される[4)]。

活性汚泥を静置すると、まず汚泥が次第に凝集しフロックを形成し始める。フロック形成が進行するにつれて、汚泥は明確な界面を形成し、沈降を開始する。沈降する速度は次第に増加して、汚泥と水の密度差に由来する重力による下向きの力と、沈降汚泥と水の間に働く抵抗力とがつりあった一定値に到達する(等速沈降)。一方、汚泥が下方に移動していくと底部の汚泥は互いに接触し合うようになるので、堆積汚泥の干渉を受けて汚泥界面の沈降速度は急激に減少する。しかし、汚泥は剛体ではないため、上から堆積する汚泥の重さにより、活性汚泥フロックは次第に変形・圧密し、一団の汚泥塊を形成して行く(圧密沈降)。そして、一旦圧密した汚泥は、水流に対して比較的大きな抵抗力を示し、多少の水流変化では、なかなか巻き上がらない安定な汚泥層を形成する。

沈殿池では、圧密前の初期沈降区間での等速沈降速度(初期沈降速度)と越流水の上向流速の関係が重要である。即ち、沈殿池流入初期に十分な整流が行われ、かつフロック形成が行われれば、図６－１の沈降速度の最大値を示す初期沈降速度を上回る上向流速を与えない限り、活性汚泥は底部に沈降することになる。

一方、沈殿池設計に用いられる水面積負荷は以下のように説明される[4)]。

今、図６－５に示すように、沈殿池表面から流入した初期沈降速度Vを持つ活性汚泥粒子が沈殿池底部に沈殿回収されることを考える。このとき、この粒子が回収されるためには、粒子が沈殿池終端に達するまでに沈殿池底部に沈降する必要があるから、必要な沈殿池の長さは、次式で示される。

$$L \geqq V_q \cdot t = \frac{Q}{H \cdot W} \cdot \frac{H}{V} = \frac{Q}{W \cdot V} \qquad \cdots\cdots (6\text{-}1)$$

ただし、L：沈殿池長さ (cm)

V_q：沈殿池内の流下速度(全断面流速) (cm/sec)

t：粒子が沈殿池底部に達するのに必要な時間 (sec)

Q：沈殿池流入水量 (cm^3/sec)

H：沈殿池深さ (cm)

W：沈殿池幅 (cm)

V：粒子の初期(等速)沈降速度 (cm/sec)

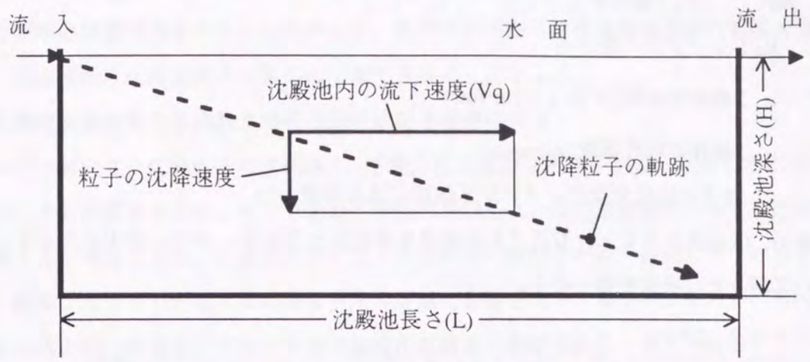


図６－５　沈殿池内の粒子の沈降状況模式図

上式を変形すると、次式となる。

$$V \geqq \frac{Q}{W \cdot L} \qquad \cdots\cdots (6\text{-}2)$$

(6-2)式の右辺は沈殿池表面から流出する上向流速を表す水面積負荷を示し、初期沈降速度が水面積負荷を上回れば汚泥粒子は沈殿池底部に沈降し、回収されることになる。したがって、活性汚泥の初期沈降速度は、適切な最終沈殿池設計を行う上で極めて重要な因子といえる。

2）活性汚泥沈降と単粒子沈降の関係

単粒子沈降を表す一般式は、次式で表される[4)]。

$$V_0 = \left(\frac{4}{3} \cdot \frac{D}{C_D} \cdot \frac{\rho' - \rho}{\rho} \cdot g\right)^{1/2} \qquad \cdots\cdots (6\text{-}3)$$

ただし、V_0：単粒子の沈降速度 (cm/sec)

D：粒子直径 (cm)

C_D：粒子の抵抗係数 (－)

ρ'：粒子密度 (g/cm^3)

ρ：液体密度 (g/cm^3)

g：重力加速度 (cm/sec^2)

上式のうち、粒子の抵抗係数(C_D)は、さらに近似値として次式で表される[4)]。

$$C_D = \frac{24}{Re^n} = \frac{24}{(V_0 \cdot D/\nu)^n} \quad \cdots\cdots (6\text{-}4)$$

ただし、Re：レイノルズ数 (－)

ν ：動粘性係数($=\eta/\rho$) (cm^2/sec)

η ：液体の粘性係数 (g/cm/sec)

n ：粒子の抵抗係数のレイノルズ数項に係る係数 (－)

上記 (6-3)、(6-4)式をみると、右辺にも沈降速度項が入っており、(6-3)、(6-4)式を合わせ、V_0 について解くと、次式が得られる。

$$V_0 = \left(\frac{1}{18} \cdot \frac{D^{n+1}}{\eta^n} \cdot \rho^{n-1} \cdot (\rho' - \rho) \cdot g\right)^{1/(2-n)} \quad \cdots\cdots (6\text{-}5)$$

レイノルズ数Re≦１の範囲においては Stokes(ストークス)式と呼ばれ、次のように表される[4), 5)]。一般的には、単粒子沈降速度式として本式が用いられている。

$$V_0 = \frac{D^2}{18} \cdot \frac{\rho' - \rho}{\eta} \cdot g \quad \cdots\cdots (6\text{-}6)$$

(6-5)、(6-6)式より、粒子の沈降速度は粒子直径と粒子密度、液体密度及び粘性係数によって表される。

一方、多粒子沈降については、単粒子沈降速度を圧密完了時の空隙率で補正したSteinour（スタイナー）式などが提案されている[4)]。そこで、活性汚泥の沈降速度が多粒子沈降速度と同様に単粒子沈降速度を圧密完了時の空隙率で補正した次式で表されると仮定する。

$$V = V_0 \cdot (1 - S_0)^e \quad \cdots\cdots (6\text{-}7)$$

ただし、S_0：圧密完了時の全量に対する浮遊物の容積比 (－)

e：多粒子沈降速度式の空隙率項に係る係数 (－)

(6-7)式のV_0 に、(6-5)式を代入して整理すれば、次式が得られる。

$$V = K \cdot D^a \cdot \eta^b \cdot \rho^c \cdot (\rho' - \rho)^d \cdot (1 - S_0)^e \quad \cdots\cdots (6\text{-}8)$$

ただし、K：多粒子沈降速度式に係る係数 ($K=(g/18)^{1/(2-n)}$)

a：多粒子沈降速度式の粒子直径項に係る係数 ($a=(n+1)/(2-n)$)

b：多粒子沈降速度式の液体の粘性係数項に係る係数 ($b=-n/(2-n)$)

c：多粒子沈降速度式の液体密度項に係る係数 ($c=(n-1)/(2-n)$)

d：多粒子沈降速度式の粒子密度項に係る係数 ($d=1/(2-n)$)

(6-8)式より、活性汚泥の沈降速度は、理論的には粒子直径と粒子密度、液体密度、粘性係数及び空隙率の関数で表される。したがって、各因子と活性汚泥性状関連指標の関係が整理できれば、測定値から沈降速度が理論的に予測できることになる。

3）沈降速度表現式の各因数と活性汚泥性状関連指標の関係

(6-8)式において、沈降粒子の直径Dは、活性汚泥の場合は微粒子が緩く結合した不定形の凝集フロックを形成するため、水分を含めて活性汚泥粒子と一体の挙動を示す一団を沈降粒子として扱う方が適当である。沈降粒子の直径を活性汚泥の微粒子が緩く結合したフロック径とすれば、凝集フロックの形成状況は微粒子間の距離に影響されると考えられるので、活性汚泥の微粒子形状が均一の場合、フロック径は活性汚泥濃度に影響されると考えられる。ここでは沈降粒子の直径が沈降初期の活性汚泥濃度を用いて次式で表されると仮定する。

$$D = K_m \cdot S_M^f \quad \cdots\cdots (6\text{-}9)$$

ただし、K_m：粒子直径表現式に係る係数 (－)

S_M：初期活性汚泥濃度 (mg/l)

f：粒子直径表現式の初期活性汚泥濃度に係る係数 (－)

(6-8)式のη 及びρ は、水の粘度及び密度であり、両者とも水温によって変動する。通常下水の水温範囲は10～30℃程度であり、この範囲では水の密度の変化は0.99970～0.99565g/cm^3の範囲[6), 7)]で変化率は0.4％と極僅かであり、ほぼ一定とみなすことができる。

一方、水の粘度は、水温により次式で近似される[6),7)]。

$$\eta = \frac{100}{2.1482 \cdot ((T-8.435) + (8078.4 + (T-8.435)^2)^{0.5}) - 120} \quad \cdots\cdots (6\text{-}10)$$

ただし、T：水の温度 (℃)

これは、温度が上昇するほど粘度が下がる下に凸の曲線であり、式は複雑である。しかし、温度範囲10～30℃に限定すれば、簡単な指数式によっても近似が可能であり、(6-10)式の10～30℃のデータから指数回帰すれば次式が得られる。

$$\eta = K_w \cdot T^h = 3.8456 \cdot T^{-0.4534} \quad \cdots\cdots (6\text{-}11)$$

次に(6-8)式の$(\rho' - \rho)$は、沈降粒子と水の密度差を表しているが、活性汚泥の場合、粒子密度ρ'は固形物のほか水分も含めて考える必要がある。沈降粒子中に含まれる固形物濃度が

SV_{30}時の活性汚泥濃度に比例するとすれば、沈降粒子1mlに含まれる固形物量はSVIの逆数に比例するから、沈降粒子の密度は次式で表される。

$$\rho' = \frac{K_S}{S_I} + \rho \cdot (1 - \frac{K_S}{S_I \cdot \rho_S}) \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}12)$$

ただし、S_I：汚泥容量指標(SVI) (cm^3/g)

ρ_S：沈降粒子中に含まれる固形物の密度 (g/cm^3)

K_S：沈降粒子の密度に係る比例定数 (－)

上式において沈降粒子中に含まれる水の密度も周囲の水の密度も変わらないとすれば、$\rho W = \rho$となり、(6-8)式の活性汚泥粒子と水の密度差（$\rho' - \rho$）は、次式で表される。

$$\rho' - \rho = \frac{K_S}{S_I} \cdot (1 - \frac{\rho}{\rho_S}) \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}13)$$

なお、上式の沈降粒子中に含まれる固形物の密度ρ_Sは、MLVSS比を用いて次式で表わされる。

$$\rho_S = (\rho_{Vo} - \rho_{Vi}) \cdot V_S + \rho_{Vi} \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}14)$$

ただし、V_S：MLVSS/MLSS比(－)

ρ_{Vo}：活性汚泥中の有機物の密度(g/cm3)

ρ_{Vi}：沈降粒子中の無機物の密度(g/cm3)

(6-8))式の$(1-S_0)$は、沈殿後の空隙率を表す。　沈殿後の沈殿粒子の容積がSV_{30}測定時の活性汚泥容積で表わされるとすれば、空隙率（$1-S_0$）は、次式で表わされる。

$$1 - S_0 = 1 - S_V/100 \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}15)$$

ただし、S_V：SV_{30}(%)

以上の関係を整理して、(6-8)式を活性汚泥性状関連指標として測定される項目で表すと次式となる。

$$V = K \cdot D^a \cdot \eta^b \cdot \rho^c \cdot (\rho' - \rho)^d \cdot (1 - S_0)^e$$

$$= K \cdot (K_m \cdot S_M^f)^a \cdot (K_w \cdot T^h)^b \cdot \rho^c \cdot (\frac{K_S}{S_I} \cdot (1 - \frac{\rho}{(\rho_{Vo} - \rho_{Vi}) \cdot V_S + \rho_{Vi}}))^d \cdot (1 - \frac{S_V}{100})^e$$

$$= K' \cdot S_M^i \cdot T^j \cdot S_I^k \cdot (1 - \frac{\rho}{(\rho_{Vo} - \rho_{Vi}) \cdot V_S + \rho_{Vi}}))^d \cdot (1 - \frac{S_V}{100})^e \quad \cdots\cdots (6\text{-}16)$$

ただし、K'：多粒子沈降速度式に係る係数 ($K' = K \cdot K_m^a \cdot K_w^b \cdot \rho^c \cdot K_S^d$)

i：多粒子沈降速度式の初期活性汚泥濃度項に係る係数 ($i = F \cdot a$)

j：多粒子沈降速度式の水の温度項に係る係数 ($j = H \cdot b$)

k：多粒子沈降速度式の汚泥容量指標項に係る係数 ($k = -d$)

上式に従えば、活性汚泥の初期沈降速度は、MLSS、水温、SVI、MLVSS比及びSV_{30}で表されることになり、初期沈降速度とこれらの関係を実験的に求めることにより、上式の各係数を決定することができる。

（2）初期沈降速度表現式の適用性の検討

(6-16)式に実験時の測定結果を代入して重回帰を行い、活性汚泥の沈降速度表現式の各係数を求めて、表６－１に示す。なお、回帰に当たっては、(6-16)式の係数のうち、水の密度は$\rho = 0.9977 g/cm^3$、活性汚泥中の有機物の密度は$\rho_{Vo} = 1.31 g/cm^3$、沈降粒子中の無機物の密度は$\rho_{Vi} = 2.98 g/cm^3$とした[6),8)]。表より、(6-16)式の5項目全てを代入した場合の重相関係数r=0.925であり、MLSS、水温、SVIの３項目の回帰までは、重相関係数、標準誤差とも変わらない。

表６－１　活性汚泥初期沈降速度の重回帰計算結果

項目名	定数項	MLSS項	水温項	SVI項	VSS比項	SV30項	重相関係数	標準誤差	
係数記号	K'	i	j	k	d	e		＋	-
5項回帰	9.35×10^{7}	-1.542	0.823	-0.892	-0.069	-0.142	0.925	+33%	-25%
4項回帰	1.00×10^{8}	-1.542	0.818	-0.890	－	-0.142	0.925	+33%	-25%
	1.66×10^{7}	-1.461	0.857	-0.805	-0.060	－	0.924	+33%	-25%
	25.9	-0.848	1.206	－	0.382	1.002	0.902	+38%	-27%
	9.55×10^{13}	-2.128	－	-1.416	1.861	-0.750	0.895	+39%	-28%
	0.00254	－	1.402	0.046	-0.205	1.295	0.870	+44%	-31%
3項回帰	1.78×10^{7}	-1.461	0.853	-0.804	－	－	0.924	+32%	-24%
	14.9	-0.840	1.235	－	－	1.010	0.901	+37%	-27%
	1.06×10^{14}	-2.223	－	-1.557	－	-0.872	0.890	+40%	-28%
	5.86×10^{10}	-1.767	－	-0.999	2.424	－	0.886	+40%	-29%
	0.00312	－	1.389	0.051	－	1.297	0.870	+44%	-30%
	0.00383	－	1.390	－	-0.256	1.246	0.870	+44%	-30%
	9.95×10^{4}	-1.272	1.324	－	1.490	－	0.835	+50%	-33%
	15.6	－	1.338	-0.681	-0.528	－	0.817	+53%	-34%
	5.65×10^{5}	-1.208	－	－	4.809	1.135	0.810	+54%	-35%
	1.07×10^{2}	－	－	-0.343	4.163	1.154	0.739	+64%	-39%
2項回帰	1.31×10^{10}	-1.816	－	-1.100	－	－	0.876	+42%	-29%
	0.00526	－	－	1.371	－	1.242	0.870	+43%	-30%
	0.00526	－	1.371	－	－	1.242	0.870	+43%	-30%
	1.43×10^{4}	-1.253	1.445	－	－	－	0.832	+49%	-33%
	27.5	－	1.303	-0.671	－	－	0.816	+52%	-34%
	2.44×10^{3}	-1.217	－	－	－	1.336	0.763	+60%	-37%
	0.888	－	1.687	－	0.862	－	0.743	+62%	-38%
	8.42	－	－	－	4.867	1.537	0.730	+64%	-39%
	2.25×10^{10}	-1.735	－	－	6.577	－	0.710	+66%	-40%
	1.00	－	－	-0.979	3.695	－	0.689	+69%	-41%

活性汚泥の沈降速度の実測値と5項目全てと上記3項目の回帰式による計算値の関係を図６－６に示す。図より、MLSS、水温、SVIの３項目を用いた回帰式の計算値は、5項目全てを用いた回帰式の計算値と沈降速度の遅い範囲でも一致しており、活性汚泥の初期沈降速度をMLSS、水温、SVIの３項目を用いた次式で表わしても、再現性は変わらないといえる。

$$V = 1.78 \cdot 10^{7} \cdot S_M^{-1.46} \cdot T^{0.853} \cdot S_I^{-0.804} \quad (r=0.924) \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}17)$$

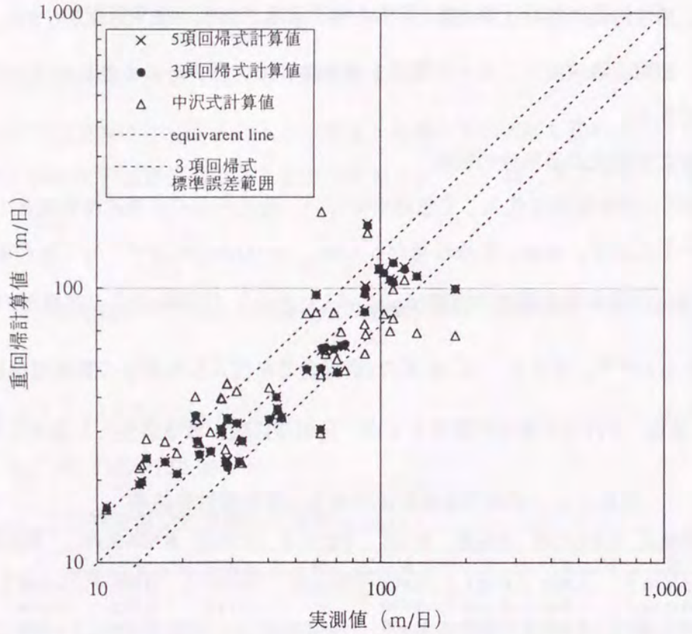


図６－６　初期沈降速度の実測値と回帰計算値の関係
(5項回帰式：$V=9.35 \cdot 10^{7} \cdot S_M^{-1.54} \cdot T^{0.823} \cdot S_I^{-0.892} \cdot (1-0.9977/(2.98-1.67 \cdot V_S))^{-0.069} \cdot (1-S_V/100)^{-0.142}$、　3項回帰式：$V=1.78 \cdot 10^{7} \cdot S_M^{-1.46} \cdot T^{0.853} \cdot S_I^{-0.804}$
中沢式：$V=1.776 \cdot 10^{6} \cdot S_M^{-1.7} \cdot T$)

図より、(6-17)式の標準誤差の下限は24％であり、単独因子に比べて初期沈降速度を高い確度で予測することが可能である。また、図には回分式活性汚泥法の実験結果より中沢が求めた初期沈降速度の実験式($V=1.776 \cdot 10^{6} \cdot S_M^{-1.7} \cdot T$)[9]を用いて計算した推定値を併せて示してあるが、広いSVIに対する適用性は本式が高くなっている。なお、中沢式をもとにSVIとの間の重回帰を行うと、初期沈降速度式は次式がが得られ、各係数とも(6-17)式とほぼ一致した値になり、(6-17)式は処理方式の違いによる影響が少ないと考えられる。

$$V = 1.69 \cdot 10^{7} \cdot S_M^{-1.46} \cdot T^{0.857} \cdot S_I^{-0.802} \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}18)$$

ところで、河野はSV測定値が30を超えるとSVIが高めに測定され、SVが30～80の間では次式が成り立ち、係数mは概ね1であると報告している[10]。

$$\log(SVI) = m \cdot \log(SS) + \log(SVI_0 / SS_0^{\,m}) \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}19)$$

ただし、SVI_0：SV値30のときのSVI (ml/g)

SS_0：SV値30のときのMLSS (mg/l)

SVI：SV値30～80の間の任意のSV値のSVI (ml/g)

SS：SV値30～80の間の任意のSV値のMLSS (mg/l)

m：汚泥容量指標表現式に係る係数 (－)

上式の関係を用いてSVIを修正し、先のSVIの代わりに修正後のSVIを用いて (6-17)式と同様に重回帰を行うと次式が得られた。

$$V = 2.17 \cdot S_M^{-0.041} \cdot T^{-0.324} \cdot S_I^{1.122} \quad (r=0.910) \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}20)$$

しかし、推定値と実測値の間の相関係数はr＝0.910と前式に比べて低下しており、また、温度及びSVIの係数が実験結果の傾向と矛盾した結果になった。今回の回帰に用いた測定値のSV値は15～80まで広く分布しており、(6-17)式はSVIの修正を行わなくてもSV値の広い範囲で適用できることを示している。

以上より、(6-17)式は一般の処理場においても広く適用が可能な予測式であると考えられる。

なお、SVIは現場でMLSSとSV_{30}とから計算される汚泥容量指標であるから、(6-17)式はSVIの代わりにSV_{30}を用いた次式で表される。処理場の管理で活性汚泥の初期沈降速度を求める場合は、現場測定項目から直接計算される次式を用いた方が便利と考えられる。

$$V = 1.09 \cdot 10^{4} \cdot S_M^{-0.658} \cdot T^{0.853} \cdot S_V^{-0.804} \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}21)$$

（３）最終沈殿池水面積負荷の設計方法の検討

次に、前項で求めた水質指標と初期沈降速度の関係式を用いて、最終沈殿池水面積負荷の設計方法について検討してみる。

水面積負荷は沈殿池有効表面積当たりの越流水量を表しており、設計値は活性汚泥の初期沈降速度の最小値より小さくする必要があるから、(6-17)式を用いて次式で表される。

$$W_{rf} = \frac{Q_0}{W \cdot L} \leqq 1.78 \cdot 10^7 \cdot S_M{}^{-1.46} \cdot T^{0.853} \cdot S_I{}^{-0.804} \quad \cdots\cdots\cdots (6\text{-}22)$$

ただし、W_{rf}：最終沈殿池の設計水面積負荷(m^3/m^2/日)

Q_0：処理場流入水量 (m^3/日)

図６－７に、上式の等号が成り立つときの、活性汚泥のSVI250における水温、MLSSと水面積負荷の関係を示す。設計指針では、設計水面積負荷は計画日最大汚水量に対して20～30m^3/m^2/日、MLSSは1,500～2,000 mg/lを標準としている[1)]が、前述のとおり水面積負荷≦初期沈降速度のとき最終沈殿池において活性汚泥が沈殿除去されるから、図の枠で示した範囲より上方に位置する条件の時に、最終沈殿池の機能が満足されることになる。

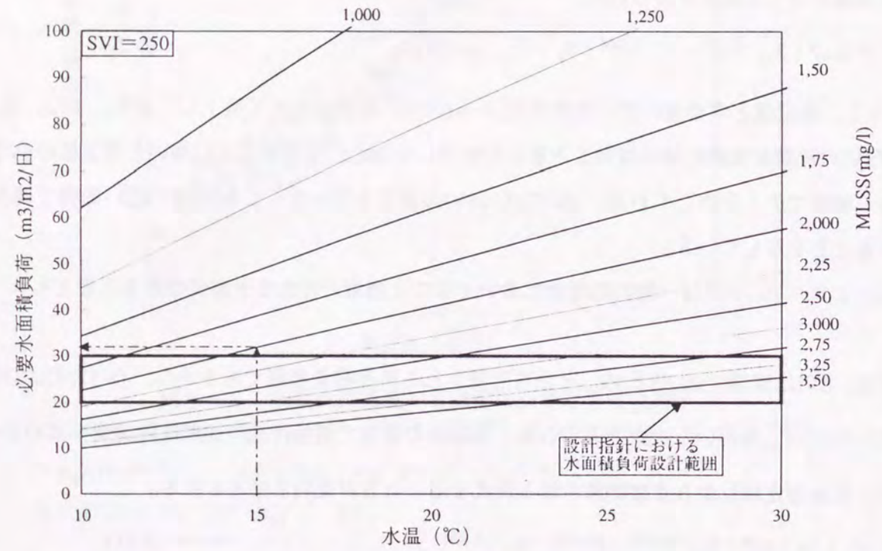


図６－７　SVI 250 における水温、MLSSと必要水面積負荷の関係

図より、水温が低下すると必要水面積負荷が直線的に低下する傾向を示している。また、MLSSに対しては、濃度が高いほど必要水面積負荷が低下する傾向にあるものの、高い濃度ほど必要水面積負荷の低下率が小さくなっている。いま、MLSSを設計上限値の2,000 mg/lで運転する[1)]ことを想定すると、水面積負荷を20m^3/m^2/日で設計した場合は水温10℃まで水面積が不

足することはないが、水面積負荷を30m^3/m^2/日で設計した場合は水温13℃以下では不足することになる。したがって、水面積負荷の設計に当たっては処理場設置地域の流入水の最低水温も考慮する必要がある。

次に、流入水温を10℃としたときのMLSS、SVIと必要水面積負荷の関係を図６－８に示す。図には設計指針の設計範囲[1)]を併せて示した。図より、必要水面積負荷は、MLSSと同様にSVIが高いほど低下する傾向にあるものの、高いSVIほど低下率が小さくなっている。

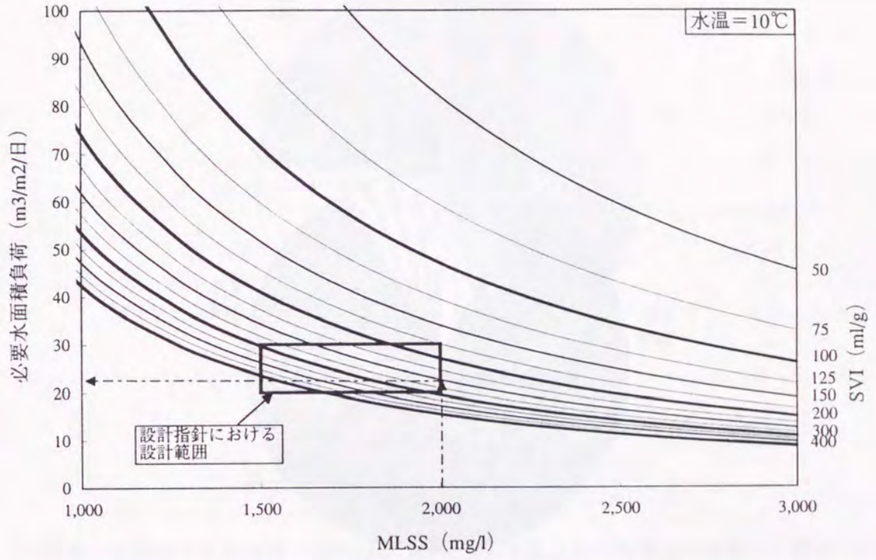


図６－８　水温10℃におけるMLSS、SVIと必要水面積負荷の関係

いま、前記と同様に、MLSSを設計上限値の2,000 mg/lで運転することを想定すれば、水面積負荷を20m^3/m^2/日で設計するとSVI300程度まで水面積は不足しないが、水面積負荷を30m^3/m^2/日で設計した場合はSVI180程度以上で不足することになる。通常バルキングが発生しない場合でもSVIは200程度まで増加することがあり、前章に示したとおりバルキングの抑制に有効なステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法を採用した場合でも流入水の性状によっては多少のバルキングは避けられないから、水面積負荷は想定されるSVIの設計上限値を用いて設計する必要がある。

ところで、水面積負荷は沈殿池流入水量に対する沈殿池有効表面積で表されるから、設計に当たっては最終沈殿池への最大流入水量時でも水面積負荷が活性汚泥の初期沈降速度より小さ

くなるように設定する必要がある。このため、前述のとおり設計指針では設計水面積負荷を計画日最大汚水量に対して設定している。しかし、前述の式を用いて水面積負荷を設計する場合は、流入水量のほかに水温の影響も考慮して必要水面積負荷を求める必要がある。図６－９に第１章に示した1982年のバルキング実態調査時に併せて調査した全国49ヶ所の処理場の月平均最大流入水量記録月の分布を示す[11]が、これによれば最大流入水量記録月は7～9月の夏季に集中し(全体の84%)、冬季に日最大流入水量を記録することは少ないので、必ずしも最低水温時と最大流入水量時とが一致しない。

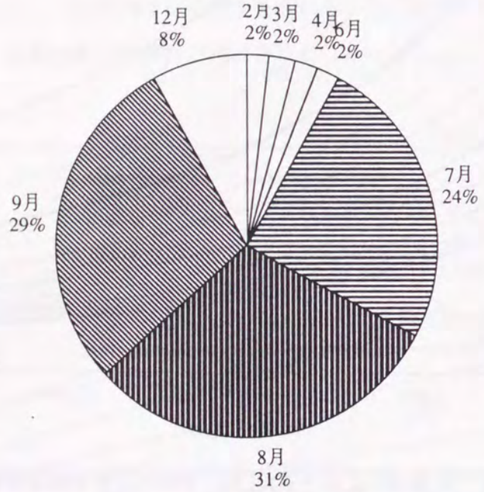


図６－９　月平均最大流入水量記録月の分布
(全国49処理場の実態調査(S58)による)

水温と流入水量が変動するときの必要水面積負荷の大小は(6-22)式から$T^{0.853}/Q_0$で比較できるので、同じデータから必要水面積負荷が最小となる月をもとめ、その分布を図６－10に示す。これによれば必要水面積負荷の最小月は12～3月の冬季に集中しており、(6-22)式に最低水温と日最大流入水量を代入して設計水面積を算出した場合は設計値が過大となる危険性があるため、必要水面積負荷が年間を通じて最小となるときの値を計算して設計水面積を決定する方が合理的であるといえる。ただし、大半の処理場では水処理施設への流入水の供給は汚水ポンプを介して行われ、しかも汚水ポンプは時間最大流入水量を想定して設計される。また、時間

単位の流入水量の変動は最初沈殿池や反応タンクでは緩和しきれず、最終沈殿池の流入水量に直接反映される。したがって、最終沈殿池の流入水量は汚水ポンプの揚水能力に直接左右されるため、場内ポンプ場を有する処理場における設計水量は、日最大流入水量に日間変動と余裕率を見込んだ汚水ポンプの揚水量に合わせる方が妥当である。

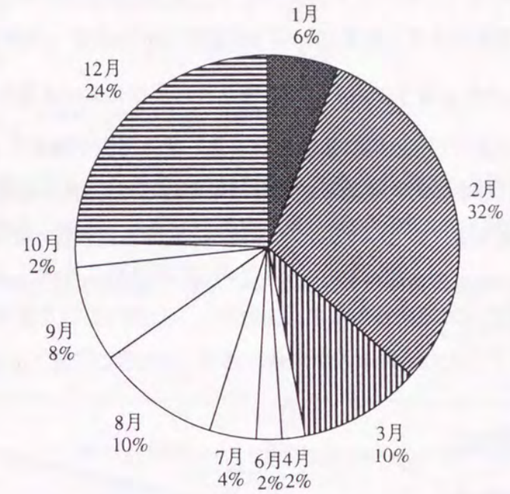


図６－10　必要水面積負荷最小月の分布
(全国49処理場の実態調査(S58)による)

ところで、小規模下水道計画・設計指針(案)に流入水量と日間変動比の関係の一例が示されている[12]が、この曲線から次式が得られる。

$$H_m = 7.26 \cdot Q_0^{-0.239} + 1 \quad \cdots\cdots (6\text{-}23)$$

ただし、H_m：日間変動比 (－)

上式の日間変動に加えて(6-17)式の標準誤差を考慮して20%の余裕率を見込むとすれば、最終沈殿池の設計水面積負荷は次式により設定すればよいことになる。

$$W_{rf} = V/1.2/H_m$$

$$= (1.49 \cdot 10^7 \cdot S_{Mm}^{-1.46} \cdot T_m^{0.853} \cdot S_{Im}^{-0.804})/(7.26 \cdot Q_0^{-0.239} + 1) \quad \cdots\cdots (6\text{-}24)$$

ただし、S_{Mm}：設計上限初期活性汚泥濃度 (mg/l)

t_m：設計下限水温 (℃)

S_{Im}：設計上限汚泥容量指標(SVI) (cm^3/g)

上式において、水温10℃、MLSS2,000mg/lとしたときの流入水量、SVIと設計水面積負荷の関係を図６－11に示す。図より、流入水量が少ないほど日間変動が大きくなるので、設計水面積負荷をより小さくする必要があることがわかる。SVIの管理上限値を250とすれば、図に示した条件における設計水面積負荷は流入水量100,000 m^3/日で13m^3/m^2/日、10,000 m^3/日で10m^3/m^2/日、1,000 m^3/日で8m^3/m^2/日となり、いずれも標準活性汚泥法における現行指針の最小値で設計した場合でも、流入水量のピーク時に水面積が不足し活性汚泥が越流する危険性がある。先に示した実態調査によれば全国の月平均最低水温は平均12℃で約8割の処理場が9～15℃の範囲にあり、現行指針では流入水量のピーク時に水面積が不足する危険性があるといえる。したがって、汚水調整池等の流量調整機能を設置しない大半の処理場では、設計手法及び設計値の見直しが必要であるといえる。

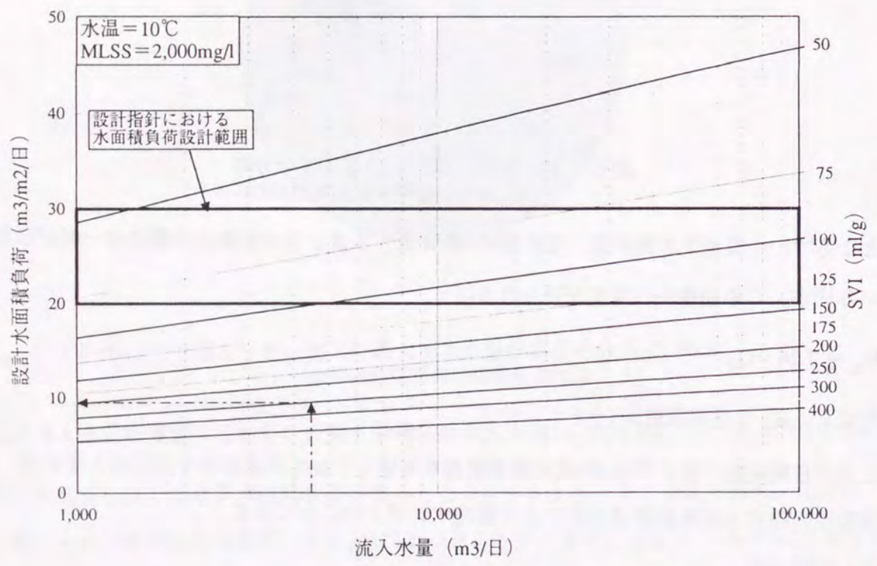


図６－11　流入水量、SVIと設計水面積負荷の関係
(水温10℃、MLSS2,000mg/l)

第５節　要　約

本章では、活性汚泥の初期沈降速度を2、3の水質指標により的確に予測するために、単粒子沈降式の決定因子と汚泥性状を表す各指標の間の関連を検討し、活性汚泥の初期沈降速度表現式を導き出すとともに、各汚泥性状指標の実測データを用いて回帰して沈降速度式の各係数の値を決定した。

その結果、活性汚泥の初期沈降速度は、以下の式により予測できることが明らかになった。

$V = 1.78 \cdot 10^7 \cdot S_M^{-1.46} \cdot T^{0.853} \cdot S_I^{-0.804}$　　又は、

$V = 1.09 \cdot 10^4 \cdot S_M^{-0.658} \cdot T^{0.853} \cdot S_I^{-0.804}$

上式は、実測値との間になお差異が認められるものの、実測値との差異が大きくなるのは初期沈降速度が大きい場合であり、初期沈降速度の最小値が重要となる最終沈殿池の設計手法として適用する場合には、実用上の支障は少ないと考えられる。

最終沈殿池の水面積負荷の設計値は、上式に流入水量の日間変動を考慮した次式に、設計上限MLSS、最低流入水温、管理上限SVI、計画日最大流入水量を代入して求めることが合理的である。

$W_{rf} = (1.49 \cdot 10^7 \cdot S_{Mm}^{-1.46} \cdot T_m^{0.853} \cdot S_{Im}^{-0.804})/(7.26 \cdot Q_0^{-0.239}+1)$

上式により求められた必要水面積負荷と現行設計指針値とを比較すると、大半のケースで指針値では最終沈殿池の水面積が不足することになり、指針値の見直しが必要であると結論された。

参考文献

1)建設省都市局下水道部監修：下水道施設計画・設計指針と解説　後編 -1994年版-, 日本下水道協会 (1994)

2)下水道維持管理研究会編：下水道維持管理の手引き,(財)全国建設研修センター(1995)

3)日本下水道事業団業務部：平成7年度終末処理場の事後調査結果資料集 (1996)

4)井出哲夫：水処理工学 - 理論と応用 -, p2,5, 技報堂 (1976)

5)土木学会水理委員会水理公式集改訂委員会編：水理公式集 -昭和60年版-,p76-77, 土木学会 (1985)

6)国立天文台編：理科年表, p442,447, (G.S.Kell,J.Chem.Eng.Data 20 (1975)), 丸善 (1994)

7)日本化学会編：化学便覧 - 基礎編 II -, p432,505, 丸善 (1984)

8)田中和博,川口幸男：汚泥の腐敗抑制による重力濃縮タンクの機能改善に関する調査,技術開発部報1984,p1-21,日本下水道事業団技術開発部(1984)

9)小沼敬一, 田中和博, 中沢均：バッチシステムによる下水処理技術の開発調査,技術開発部報1986, p54-68, 日本下水道事業団技術開発部 (1986)

10)河野哲郎：標準汚泥容量指標の提案とそれの合理的な使い方,下水道協会誌, Vol.13, No.144, p17-25 (1976)

11)日本下水道事業団業務部：汚泥の膨化にともなう汚泥浮上の防止策に関する調査報告書〔中間報告I 放線菌による固液分離障害〕 (1983)

12)建設省都市局下水道部監修：小規模下水道計画・設計指針(案), 日本下水道協会 (1984)

13)河野哲郎, 福永栄：活性汚泥中の糸状微生物量と汚泥の膨化の関連性, 水質汚濁研究, Vol.6, No.6, p387-391 (1983)

14)寺町和宏, 高桑哲男：活性汚泥の沈殿性と粒子の効果に関する実験的検討, 下水道協会誌, Vol.22, No.254, p29-40 (1985)

15)宮腰繁樹：活性汚泥法の沈殿特性(1) -凝集沈降域における界面沈降速度-, 下水道協会誌, Vol.25, No.294, p41-54 (1988)

16)宮腰繁樹：活性汚泥法の沈殿特性(2) -連続流時における汚泥の沈殿挙動-, 下水道協会誌, Vol.26, No.304, p48-58 (1989)

17)宮腰繁樹：活性汚泥法における沈殿機構の合理的解明, 下水道協会誌論文集, Vol.27, No.316, p3-11 (1990)

18)川口幸男, 堺好雄, 見上博：活性汚泥性状を考慮した最終沈殿池水面積負荷設計手法に関する考察, 下水道協会誌, Vol.36, (1999)(投稿中)

総括並びに結論

活性汚泥法は、現在、最も一般的な下水の処理方法として、世界中で広く使用され、我が国でも平成5年度末で活性汚泥法を採用している処理場は95%(889箇所)に達し、このうち約70%が標準活性汚泥法である。このように、活性汚泥法は我が国において歴史も古く最も一般的な処理法であるが、分流式下水道による施設が本格的に稼働し始めた昭和48年頃より、硝化の進行による処理水のｐＨの低下やN-ＢＯＤの上昇、最終沈殿池での脱窒スカムの発生、糸状性細菌によるバルキングの発生、及び放線菌による異常な活性汚泥の浮上現象など、従来の合流式下水道の施設にはなかった新しいタイプの処理障害が発生してきた。これらの処理障害は、一般にオキシデーションディッチ法などの低負荷型活性汚泥法で発生しやすいといわれている現象であるが、我が国では標準活性汚泥法を採用する下水処理場でも多く発生し、深刻な問題を引き起こしている。これは、社会状況等の変化による処理場流入水質の変化の上に、下水の流下方式の違いに応じた最適な処理条件が十分検討されないまま、分流式下水道が普及したことに大きな原因があると考えられ、これらの処理障害の発生を防止するためには、分流式下水道に適した新たな活性汚泥法を確立することが急務になっている。

本研究は、活性汚泥法の処理障害の発生を最小限に抑制する処理方法の開発を目的として、1982年(昭和57年)より行ってきた現場調査と1988年(昭和63年)より着手したステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の実験的成果をまとめたものである。

第１章では、全国のほぼ全ての処理場を対象とした処理障害の発生状況に関する2回に渡るアンケート調査により、活性汚泥法の水処理障害の現状と問題点を明らかにするとともに、1982年のアンケート調査結果も併せて発生の背景を検討した。

各障害事例を経験したことのある処理場の割合は、糸状性バルキング53.6%、汚泥浮上28.6%、スカム27.2%、藻類発生20.7%などとなっており、糸状性バルキングやスカムなどの水処理障害は、処理障害の発生が報告されて以来20年近くが経過し、様々な調査研究が行われてきたのにも拘わらず、依然として高い率で発生していることが明らかになった。特に、82年時点の調査では分流式の処理場に多く発生していたのに対して、今回の調査では分流式と合流式を併用する処理場でも高率で発生している傾向が認められ、糸状性バルキングやスカムなどの水処理障害の発生が、排除方式によらない普遍的な現象になっていることが明らかになった。また、これらの障害の発生原因は、反応タンク流入水質や処理フロー、反応タンクの運転方法などに密接に関係していると推定された。

第２章では、既往文献より処理障害が発生する反応タンクの環境条件を検討するとともに、

各障害の原因微生物の生理特性を整理・解析し、このような環境条件が反応タンク内に作られるに至った経緯について検討した。

処理障害が発生する反応タンクの環境条件は、反応タンク流入水の溶解性BOD/SS比の上昇、油分流入量の増加、活性汚泥内蓄積界面活性剤濃度の低下、反応タンク内SRTの増加、反応タンク内MLDOの上昇に要約された。また、処理障害の発生が普遍的な現象として多発するようになった原因は、処理場流入水質の質的な変化に伴う最初沈殿池におけるSS除去率の上昇がBOD/SS比の増加を招き、さらに施設構造の変更が処理障害の発生を助長したことによると推定された。

第3章では、最初沈殿池の機能と役割及び制御方法と制御限界を明らかにするため、処理場流入水の静置沈降試験により最初沈殿池の処理特性を実験的に調査・解析した。

近年、設計指針等に示された最初沈殿池のSS除去率に対し、実績のSS除去率が排除方式によらず大幅に高くなっているのは土壌の混入率の減少が原因であり、道路舗装率の上昇や分流式下水道の採用により土壌の混入量が減少している現在の流入水では、従来からの最初沈殿池の設計値は適用できなくなっていることが実験的に証明された。

さらに、SS除去率に対応するSS粒子径（除去限界SS粒子径）が、水面積負荷 と不明水補正後の流入総SSで表わされることが分かり、最初沈殿池流出水質の予測式が導かれた。これより、最初沈殿池流出BOD/SS比は、水面積負荷を高く設定しても水量変動に対する流出水質の安定化機能は損なわれないことが確認された。また、最初沈殿池は、処理場流入水質の変動を緩和し、反応タンク流入水質を均質化するという非常に重要な機能を果たしており、設定水面積負荷を高くした方が最初沈殿池流出BOD/SS比が低下し、より流入水質に近いBOD/SS比が得られることが検証された。

第4章では、処理障害の発生防止を目的として開発されたステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理実験により、その特性を検討した。

流入SS当たりの汚泥発生率は平均0.87で、標準活性汚泥法の一般的な発生率より低く、最初沈殿池の有無にかかわらず最初沈殿池汚泥を含めた総汚泥発生量には差がほとんどなかった。

硝化に必要なASRTは、水温13℃付近に明瞭な変曲点があり、完全硝化に必要なASRTについても水温13℃以下では、従来からいわれている関係式を修正する必要があった。

活性汚泥のSVIは、活性汚泥容量指標SVI、非りん溶出溶解性BOD容積負荷(PO_4-Pの溶出により摂取される分を除いた溶解性BOD反応タンク容積負荷)及び活性汚泥のSRTで表わされることが分かり、脱りん細菌による溶解性BODの除去がバルキングの抑制に重要な役割を果たしていると推定された。このほかに、脱窒速度及び嫌気槽におけるりん酸イオンの溶出量を表わす式

が得られた。

第5章では、第4章の実験結果と第2章に示した既往文献調査から得られたデータ等を合わせて各障害微生物の増殖条件を数値的に整理・解析し、ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理状況の予測式を作成した。さらに、予測式が実験結果と良く一致することが確認されたため、これらの処理障害の発生に対するステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の抑制効果を予測した。

本法は、最初沈殿池除去率の広い範囲において、全面好気運転された標準活性汚泥法に比べて高いバルキング抑制効果と処理水pH低下抑制効果があることが確認された。また、硝化抑制運転は硝化促進運転に比べてバルキングが抑制され、また、硝化促進運転でもSRTが短いほどバルキングが抑制されると予測された。

硝化抑制運転及び硝化促進運転における水温の影響は、活性汚泥を安定的に維持するためのMLSSの制約範囲から、高水温域では硝化抑制運転の維持が難しく、低水温域では硝化促進運転の維持が難しいため、多くの地域では水温変動に応じて両運転方法の切り換えが必要になると予測された。このため、運転切り換え時に、NODに起因するT-BODの上昇を抑制する運転方法を明らかにした。

第6章では、活性汚泥の初期沈降速度を処理場の管理で測定される水質指標により的確に予測することを目的として、一般に知られている単粒子沈降式の決定因子と汚泥性状を表す各指標の関連を検討し、活性汚泥の初期沈降速度表現式を導き出すとともに、各汚泥性状指標の実測データにより回帰して沈降速度式の各係数の値を決定した。

その結果、活性汚泥の初期沈降速度は、初期活性汚泥濃度 、水の温度及び汚泥容量指標又はSV_{30}の3指標により表わすことができた。得られた式は、初期沈降速度が大きい場合に実測値との差異が大きくなるものの、最終沈殿池の設計は初期沈降速度の最小値を適用するため実用上の支障は少ないと判断された。これより、最終沈殿池の水面積負荷の設計値は、流入水量の日間変動、設計上限MLSS、最低流入水温、管理上限SVI値、計画日最大流入水量を用いた関係式により決定することを提案した。式より求められた必要水面積負荷と現行設計指針値とを比較すると、大半のケースで指針値では水面積負荷が不足することになり、指針値の見直しが必要であると結論された。

活性汚泥法は、最も実用的な下水処理法として広く採用されているが、近年になって処理障害の発生が顕著になった原因は、排除方式の転換や生活・社会環境の変換が急速に進んだのに対して、施設・構造上の対応が的確に行われなかったことにある。従来、我が国の下水処理施

設は、設計指針等により統一的な基準値が示され、これに基づき設計が行われるため、全国に同一仕様の処理場が建設されてきた。本研究では、活性汚泥法における処理障害の発生が、流入水質や水温と水処理施設の構造や運転方法との関係により、大きく影響されることを明らかにした。これは、活性汚泥法の設計・建設においては、発生源水質・水温などの地域特性、流下状況の変遷などの下水道普及状況も視野に入れて総合的に検討し、地域の特性に応じた施設を建設しないと処理障害の発生が避けられないことを示唆している。

本研究で得られた知見は、実測値に基づいて各係数が定められているため、環境変化に応じて係数を見直せば設計・管理の最適化が可能であるという特徴を持っている。したがって、本論文の３章、５章、６章の知見を用いれば、活性汚泥法の処理障害の発生を最小限に抑制できる最初沈殿池-反応タンク-最終沈殿池の設計及び運転管理が実現できることになる。

以上の知見を反映したステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法は、処理障害の発生を抑制できる活性汚泥法として既にいくつかの施設が建設されており、また、これらの一部を取り入れて改造した下水処理場も増えている。いずれの場合もほぼ設計どおりに機能しており、水処理施設における処理障害の発生防止に対して極めて有効であることが確認されつつある。

社会環境等の変化は今後も継続的に起こると予想され、下水処理を取りまく環境の変化に的確に対応することが求められる。したがって、活性汚泥法の一層の最適化のためには、今後は次のような課題の継続的な調査・研究が必要と考えられる。

1）管きょ等の下水輸送施設内での汚濁質や微生物の挙動を調査し、処理場流入水質の汎用的な予測手法を探究する。

2）糸状性細菌などの処理障害原因微生物を含めた活性汚泥微生物の生理特性を調査し、活性汚泥性状の変化を的確にシミュレーションできる手法を探究する。

3）これらの予測手法を時代の変化に対応させるため、予測に必要な因子の測定を一般化し、広くモニターできる仕組みを整備する。

これらの成果によって、活性汚泥法はさらに信頼性の高い下水処理法として普及発展するものと考えられる。

以上、本研究で得られた知見は、活性汚泥法のみならず下水処理全般に広く応用でき、下水道施設の計画・設計の最適化、処理の安定化と維持管理技術の向上、ひいては公共用水域の水質保全に寄与できる。活性汚泥法における処理障害の防止を目的とした最適設計手法と管理手法の確立は、将来にわたり極めて重要であり、今後一層の展開が期待できるテーマとして下水道工学上極めて価値あるものと信ずる。

謝　辞

本研究の実施と論文作成にあたり、直接御懇篤なる御指導御鞭撻を賜った大阪大学大学院教授藤田正憲博士に深甚の謝意を表する。

又、本論文の査読・御校閲を賜った大阪大学大学院教授盛岡通博士、大阪大学大学院教授山口克人博士に衷心より謝意を表する。

更に、本研究の調査・実験に御協力を賜り、本研究に有益な御助言をいただいた日本下水道事業団技術開発部総括主任研究員堺好雄博士、静岡県立大学大学院助教授岩堀恵祐博士、日本下水道事業団技術開発部総括主任研究員中沢均博士、同部主任研究員若山正憲氏、同業務部援助課戸田分室長太田秀司氏、本論文の校正に御協力いただいた大阪大学大学院講師池道彦博士、大阪大学大学院助手立田真文博士に深謝する。

なお、本研究の現場調査及び一部実験に協力いただいた神奈川県大和市下水道部見上博氏、愛知県豊田市下水道部塩谷征一氏、日本上下水道設計(株)技術本部小川和久氏、微生物写真を提供いただいた日本下水道事業団業務部援助課藤井裕子氏に対し、併せて感謝する。

記 号 一覧 (ABC順)

<第３章　流入下水の浮遊物質の沈降特性が及ぼす処理効果の評価>

α_{SS}：日平均流入SSに対するSS変動比 (－)

α_{Q}：日平均流入水量に対する水量変動比 (－)

η：液体の粘性係数 (g/cm/sec)

ρ'：粒子密度 (g/cm^3)

ρ：液体密度 (g/cm^3)

a：処理場流入下水中の土壌懸濁液の混入比 (－)

C_D：粒子の抵抗係数 (－)

C_{SOt2}：最初沈殿池流出SSのt_d日後の酸素消費量 (mg/l)

C_{SS2}：最初沈殿池流出有収水率補正SS (mg/l)

C_{VSS2}：最初沈殿池流出有収水率補正VSS (mg/l)

D：粒子直径 (cm)

d_r：沈殿除去限界粒子径(SS除去率に対応するSS粒子径) (μm)

g：重力加速度 (cm/sec^2)

K_{BS}：最初沈殿池流入水のSS性BOD/SS比 (－)

M_{SS}：420μm未満のSS粒子の累積SS (mg/l)

R_{Ot}：14日後の累積酸素消費量に対するt_d日後の累積酸素消費率 (－)

t：沈殿経過時間 (分)

t_d：経過日数 (日)

T_{SS}：不明水補正後の流入総SS (mg/l)

T_{SSi}：原水SS (mg/l)

V_0：単粒子の沈降速度 (cm/sec)

W_r：水面積負荷 (m^3/m^2/日)

X：土壌懸濁液のSS (mg/l)

<第４章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の開発とその処理成績に関する検討>

α：生物反応速度式の温度項に係る定数 (－)

α_{NM}：定数($=Y_N/Y_M$)

δ_M：活性汚泥全体の自己分解係数 (1/日)

δ_{XN}：硝化細菌の自己分解係数 (1/日)

Θ：総括酸素移動容量係数K_{La}に係る温度補正係数($\Theta=1.016\sim1.047$)

θ：反応タンクのHRT (日)

θ_C：活性汚泥のSRT (日)

θ_{CO}：活性汚泥の好気槽滞留時間(ASRT) (日)

μ_{mN}：硝化細菌の最大比増殖速度 (1/日)

a：溶解性BODに対する汚泥転換率 (g-MLSS/g-BOD)

b：SSに対する汚泥転換率 (g-MLSS/g-SS)

c：活性汚泥微生物の内性呼吸による減量を表す係数 (1/日)

dS_M：活性汚泥全体の基質摂取量 (mg/l)

dS_{NA}：硝化量 (mg/l)

$(dS_{NA}/dt)_v$：時間当たりの硝化量 (mg-N/l/時)

$K_{La}(20)$：20℃におけるK_{La}

$K_{La}(T)$：T℃における総括酸素移動容量係数K_{La}

k_{NA}：MLSS当たりの硝化速度 (mg-N/g-MLSS/時)

k_{Dn}：MLSS当たりの脱窒速度 (mg-N/g-SS/時)

L_{NA}：硝化細菌量当たりの硝化速度 (mg-N/g-SS/時)

L_T：T℃の時の生物反応速度 (1/日)

L_{T0}：T_0℃における生物反応速度 (1/日)

Rr_B：BOD呼吸速度(NO_3^--Nの生成に伴う酸素消費速度を除いた呼吸速度) (mg-O_2/l/時)

Rr_{BT}：水温補正BOD呼吸速度 (mg-O_2/l/時)

S_{BTa}：原水由来の好気槽流入BOD (mg/l)

S_{BTr}：返送汚泥から求めたMLSS性BOD (mg/l)

S_I：活性汚泥容量指標SVI (ml/g-MLSS)

T：反応槽内の温度 (℃)

T_0：生物反応速度式の基準温度 (℃)

V_{BDp}：りん溶出溶解性BOD負荷(嫌気槽又は無酸素槽に持ち込まれるDOとNO_X-Nによる消費量を除き、槽内での増加量を加えた溶解性BOD負荷) (g/日)

V_{BnP}：非りん溶出溶解性BOD容積負荷(PO_4-Pの溶出により摂取される分を除いた溶解性BOD反応タンク容積負荷) (g/日/m^3)

V_{CS}：反応タンクへの流入溶解性BOD量 (g/日)

V_M：反応タンク内のMLSS量 (g)

V_{Pp}：嫌気槽又は無酸素槽におけるPO_4-P溶出量 (g/日)

V_{SS}：反応タンクへの流入SS量 (g/日)

V_W：余剰汚泥発生量 (g/日)

X_M：反応タンク内の活性汚泥濃度(MLSS) (mg/l)

X_{NT}：硝化細菌量 (mg/l)

Y_M：摂取基質量当たりの汚泥転換率 (g-SS/g-基質)

Y_N：硝化細菌の硝化量当たりの汚泥転換率(g-SS/g-N)

<第５章　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の最適運転方法に関する検討>

1,2,3,4（添字）：各反応槽番号

α：任意の微生物の活性汚泥内存在比 (mg/mg)

α_B δ_{XB}, μ_{mB}, X'_B, X_B, X_{Bi}, Y_B：従属栄養生物群に対する各係数

α_F, δ_{XF}, μ_{mF}, K_{SF}, X'_F, X_F, X_{Fi}, Y_F：糸状性細菌に係る各係数

α_H, δ_{XH}, μ_{mH}, K_{OH}, X'_H, X_H, X_{Hi}, Y_H：放線菌に対する各係数

α_N, δ_{XN}, μ_{mN}, K_{Oa}, K_{SA}, X'_N, X_N, Y_N：硝化細菌に対する各係数

β_1：換算係数 (－)　$\dfrac{1}{\beta_1}=\dfrac{1}{6.25}\cdot\left(\dfrac{2.5}{\varepsilon}+3.75\right)$

β_2：平均MLSS換算係数 (－)　$\beta_2=\dfrac{2.5}{6.25}\cdot\left(\dfrac{1+r}{\varepsilon+r}+1.5\right)$

δ_M：活性汚泥の自己分解係数 (1/日)

δ_X：微生物の自己分解係数 (1/日)

ε：第1槽ステップ流入比 (－)

θ：反応タンク水理学的滞留時間(HRT) (日)

θ'：修正HRT (日)　$\theta'=\beta_1\cdot\theta$

θ_C：反応タンク汚泥滞留時間(SRT) (日)

μ_m：微生物の最大比増殖速度 (1/日)

μ_{mn}, h_{On}, K_{On}, K_{Sn}, O_n, r_{Gn}, S_n：酸化剤nに対する各係数

a：溶解性BODに対する汚泥転換率 (mg-MLSS/mg-BOD)

b：SSに対する汚泥転換率 (mg-MLSS/mg-SS)

$dK_{F/B}$：各槽内の従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量に対する糸状性細菌の溶解性BOD摂取量の比 (－)

dS_{BBD}：各槽内の脱窒反応による従属栄養生物群(＝脱りん細菌)の溶解性BOD摂取量 (mg/l)

dS_{BBDn}：(第1槽＋第3槽)における従属栄養生物群の基質摂取量 (mg/l)

dS_{BBSa}：好気槽(第2槽＋第4槽)における従属栄養生物群の基質摂取量 (mg/l)

dS_{BD}：各槽内の溶解性BOD摂取量 (BOD-mg/l)

dS_{BDa}：各槽における溶存酸素による溶解性BOD摂取量 (mg/l)

dS_{BDn}：各槽内の脱窒反応に伴う溶解性BOD摂取量 (BOD-mg/l)

dS_{BDp}：各槽内のりん酸溶出反応に伴う溶解性BOD摂取量 (BOD-mg/l)

dS_{BH}：第2槽、第4槽における放線菌の基質 (油分)摂取総量(mg/l)

dS_{FBD}：各槽内の脱窒反応による糸状性細菌の溶解性BOD摂取量 (mg/l)

dS_{FBDn}：(第1槽＋第3槽)における糸状性細菌の基質摂取量 (mg/l)

dS_{FBDa}：好気槽(第2槽＋第4槽)における糸状性細菌の基質摂取量 (mg/l)

dS_{Mn}：酸化剤nが働く反応タンクの活性汚泥全体の基質摂取量 (mg/l)

dS_{NA}：第2槽、第4槽におけるアンモニア性窒素摂取総量 (mg/l)

dS_{PBP}：りん酸イオンの吸収によるBOD消費量 (mg/l)

dS_{PT}：脱りん細菌によるりん酸イオンの吸収量 (mg/l)

dS_{Xn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの基質摂取量 (mg/l)

dX/dt：微生物の増加量 (mg/日)

dX'_M：余剰汚泥発生量 (g/日)

F_{SS}：最終沈殿池のSS除去率 (－)

h_1, h_2, h_3, h_4：第1槽～第4槽の滞留時間比 (－)

($h_1+h_2+h_3+h_4=1$、$h_1:h_2:h_3:h_4=(1+r)/(\varepsilon+r):1.5\cdot(1+r)/(\varepsilon+r):1.5:2.25$)

h_a：１日当たりの好気状態に維持される時間比 (－)

h_O：１日当たりの増殖に必要な酸化剤が有効に機能する時間比 (－)

k_{Ba}：消費溶存酸素に対する溶解性BOD摂取量比 (BOD-g/O_2-g)

k_{BN}：消費NO_X-Nに対する溶解性BOD摂取量比 (BOD-g/N-g)

k_{BP}：溶出りん酸に対する溶解性BOD摂取量 (BOD-g/P-g)

$k_{B/P}$：りん酸イオンの吸収量に対するBOD消費量の比 (BOD-g/P-g)

K_O：酸化剤に対する飽和定数 (mg/l)

k_{ON}：各槽内のアンモニア性窒素の硝化率 (－)

k_{PBa}：りん酸イオンの吸収によるBOD消費速度 (mg/l･日)

k_{PM}：通常の活性汚泥中の活性汚泥濃度に対するりん酸化合物の含有比 (－)

k_{Pp}：りん酸化合物合成時の基質消費速度係数 (1/日)

K_S：基質飽和定数 (mg/l)

K_{SBD}：溶解性BODに対する従属栄養生物群の基質飽和定数 (mg/l)

O：反応タンク内酸化剤濃度 (mg/l)

O_a：各槽内の溶存酸素濃度 (mg/l)

O_{aS}：各槽への溶存酸素の供給量 (mg/l)

O_{au3}：第3槽における消費溶存酸素濃度 (mg/l)

O_{NS}：反応タンクへのNO_X-Nの供給量 (mg/l)

O_{Nu}：各槽内の消費NO_X-N濃度 (N-mg/l)

Q：反応タンクへの流入水量 (m^3/日)

Q_W：反応タンクからの余剰汚泥引抜量 (m^3/日)

r：汚泥返送比 (－)

r'_G：自己分解を考慮した増殖速度 (mg/l･日)

r'_{GF}：糸状性細菌の増殖速度 (mg/l・日)

r'_{GH}：放線菌の増殖速度 (mg/l・日)

r'_{GN}：硝化細菌の増殖速度 (mg/l・日)

r_D：微生物の自己分解速度 (mg/l･日)

r_G：自己分解速度を考慮しない微生物の増殖速度 (mg/l･日)

r_{GXn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの増殖速度 (mg/l･日)

r_{SUXn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの基質利用速度 (mg/l･日)

S：反応タンク内基質濃度 (mg/l)

S_{BD}：各槽内の溶解性BOD (mg/l)

S_{BDe}：処理水の溶解性BOD (mg/l)

S_{BDf}, S_{BSf}, S_{HTf}, S_{NAf}, S_{PTf}, S_{SSf}：処理水中の各基質濃度 (mg/l)

S_{BDi}：反応タンク流入水の溶解性BOD (mg/l)

S_{In}：酸化剤nが働く反応タンクの流入基質濃度 (mg/l)

S_{NA}：各槽内のアンモニア性窒素濃度 (mg/l)

S_{NO}：反応タンク流出NO_X-N濃度 (mg/l)

S_{PSt}：脱りん細菌が蓄積したポリりん酸化合物態P濃度 (mg/l)

S_{PD}：各槽流出溶解性PO_4-P濃度 (mg/l)

S_{PDi}：反応タンク流入水溶解性PO_4-P濃度 (mg/l)

S_{PTe}：処理水PO_4-P濃度 (mg/l)

S_{PTi}：反応タンク流入水PO_4-P濃度 (mg/l)

S_{Pu}：各槽内において脱りん細菌が溶出したポリりん酸化合物濃度 (P-mg/l)

S_{SSe}：処理水のSS (mg/l)

S_{SSi}：反応タンク流入水のSS (mg/l)

V：反応タンクの容積 (m^3)

X'：反応タンク内の平均微生物濃度(mg/l)　$X' = \beta_2 \cdot X_4$

X_0：流入水の微生物濃度 (mg/l)

X_4：余剰汚泥引抜き槽(第4槽)内の微生物濃度 (mg/l)

X_{Bi}：反応タンク流入従属栄養生物群濃度 (mg/l)

X_e：処理水の微生物濃度 (mg/l)

X_{M0}：流入活性汚泥濃度 (mg/l)

X_{Me}：処理水中の活性汚泥濃度(SS) (mg/l)

X'_M：反応タンク内の平均活性汚泥濃度(SS) (mg/l)

X_M：各槽内の活性汚泥濃度(SS) (mg/l)

X_P：反応タンク内の脱りん細菌濃度 (mg/l)

Y_{Ba}：好気槽における従属栄養生物群の収率 (－)

Y_{Mn}：酸化剤nが働く反応タンクの活性汚泥全体の収率 (－)

Y_n：脱窒槽における平均増殖収率 (－)

Y_{Xn}：酸化剤nが働く反応タンクの微生物Xの収率 (－)

<第６章　最終沈殿池の固液分離性能に関する検討>

η：液体の粘性係数 (g/cm/sec)

ρ：液体密度 (g/cm^3)

ρ'：粒子密度 (g/cm^3)

ρ_S：沈降粒子中に含まれる固形物の密度 (g/cm^3)

ν：動粘性係数($= \eta / \rho$) (cm^2/sec)

a：多粒子沈降速度式の粒子直径項に係る係数 ($a=(n+1)/(2-n)$)

b：多粒子沈降速度式の液体の粘性係数項に係る係数 ($b=-n/(2-n)$)

c：多粒子沈降速度式の液体密度項に係る係数 ($c=(n-1)/(2-n)$)

C_D：粒子の抵抗係数 (－)

d：多粒子沈降速度式の粒子密度項に係る係数 ($d=1/(2-n)$)

D：粒子直径 (cm)

e：多粒子沈降速度式の空隙率項に係る係数 (－)

f：粒子直径表現式の初期活性汚泥濃度に係る係数 (－)

g：重力加速度 (cm/sec^2)

H：沈殿池深さ (cm)

H_m：日間変動比 (－)

i：多粒子沈降速度式の初期活性汚泥濃度項に係る係数 (i=F・a)

j：多粒子沈降速度式の水の温度項に係る係数 (j=H・b)

k：多粒子沈降速度式の汚泥容量指標項に係る係数 (k=−d)

K：多粒子沈降速度式に係る係数 ($K=(g/18)^{1/(2-n)}$)

K'：多粒子沈降速度式に係る係数 ($K'=K\cdot K_m^{a}\cdot K_w^{b}\cdot \rho^{c}\cdot K_S^{d}$)

K_m：粒子直径表現式に係る係数 (−)

K_S：沈降粒子の密度に係る比例定数 (−)

L：沈殿池長さ (cm)

m：汚泥容量指標表現式に係る係数 (−)

n：粒子の抵抗係数のレイノルズ数項に係る係数 (−)

Q：沈殿池流入水量 (cm^3/sec)

Q_0：処理場流入水量 (m^3/日)

Re：レイノルズ数 (−)

S_0：圧密完了時の全量に対する浮遊物の容積比 (−)

S_I：汚泥容量指標(SVI) (cm^3/g)

S_{Im}：設計上限汚泥容量指標(SVI) (cm^3/g)

S_M：初期活性汚泥濃度 (mg/l)

S_{Mm}：設計上限初期活性汚泥濃度 (mg/l)

SS：SV値30～80の間の任意のSV値のMLSS (mg/l)

SS_0：SV値30のときのMLSS (mg/l)

S_V：SV_{30} (%)

SVI：SV値30～80の間の任意のSV値のSVI (ml/g)

SVI_0：SV値30のときのSVI (ml/g)

t：粒子が沈殿池底部に達するのに必要な時間 (sec)

T：水の温度 (℃)

T_m：設計下限水温 (℃)

V：粒子の初期(等速)沈降速度 (cm/sec)

V_0：単粒子の沈降速度 (cm/sec)

V_q：沈殿池内の流下速度(全断面流速) (cm/sec)

V_S：MLVSS/MLSS比 (−)

W：沈殿池幅 (cm)

W_{rf}：最終沈殿池の設計水面積負荷(m^3/m^2/日)

図 表 索 引

<写 真>

写1-1 糸状性バルキング活性汚泥例(撮影：藤井裕子) …… 8
写1-2 放線菌が発生している活性汚泥の顕微鏡写真例(撮影：藤井裕子) …… 9
写1-3 反応タンク異常発泡例(「1994年日本下水道事業団 フォローアップ調査」より) … 9
写1-4 最終沈殿池における汚泥浮上例(「1990年日本下水道事業団 事後点検」より) …… 9

< 表 >

表1-1 調査項目と回答数及び処理障害の発生状況 …… 10
表1-2 活性汚泥諸法における処理障害事例と発生状況 …… 11
表1-3 処理障害発生下水処理場の状況 …… 13
表1-4 処理障害の発生状況 …… 16
表2-1 各糸状性細菌の形態学的特徴(Jenkins、Richardら[5]による) …… 28
表2-2 糸状性細菌同定のための検索表(Jenkins、Richardら[5]による) …… 29
表2-3 活性汚泥微生物の生理特性の比較 …… 33
表2-4 標準活性汚泥法の設計基準値の経緯 …… 34
表3-1 調査・実験項目と試験項目の関係 …… 42
表3-2 調査対象処理場の概要 …… 43
表3-3 1回目調査における流量比例混合水の性状 …… 45
表3-4 ATU添加試料のクーロメータ試験前後の性状 …… 52
表3-5 土壌添加原水及び土壌懸濁液の性状 …… 53
表3-6 時間別流入水の性状 …… 56
表4-1 パイロットプラントの運転状況 …… 77
表4-2 各運転条件における平均水質 …… 78
表4-3 各運転条件における平均除去率 …… 78
表4-4 月別の活性汚泥性状と糸状性細菌の動向 …… 80
表4-5 未同定糸状性細菌の形態的特徴 …… 80
表4-6 系列別の汚泥発生率 …… 81
表4-7 各Runにおける反応タンク回りの物質収支 …… 90
表4-8 好気槽における各水質指標間の相関係数 …… 94
表4-9 SVIへ影響を及ぼす各水質指標間の相関係数 …… 96
表5-1 ステップ流入二段嫌気好気法における活性汚泥微生物群の増殖速度及び存在比表現式…109
表5-2 ステップ流入二段嫌気好気法の各反応タンクにおける溶解性BODの収支表現式 …… 111
表5-3 活性汚泥微生物の増殖速度等に係る各係数の測定値と採用値[5)～9)] …… 122
表6-1 活性汚泥初期沈降速度の重回帰計算結果 …… 141

＜ 図 ＞

図1-1　排除方式別処理障害発生状況の推移 …… 18
図1-2　排除方式別処理障害発生状況(過去) …… 18
図1-3　排除方式別処理障害発生状況(現在) …… 19
図1-4　排除方式別処理障害発生減少率 …… 19
図1-5　流入下水種別の処理障害発生率 (家庭汚水のみ150箇所、工場排水478箇所) …… 20
図1-6　処理方式別の処理障害発生率 …… 21
図1-7　散気方式別の処理障害発生率 …… 22
図2-1　処理場流入水のBOD,SS,同比の経緯(昭和36年～63年(3年置き)) …… 36
図2-2　BOD-SS負荷とSAの関係 …… 37
図2-3　処理場流入水と反応タンク流入水のBOS/SS比の関係 …… 38
図3-1　流量比例混合水と120分沈殿上澄水の粒径別有収水率補正SS …… 46
図3-2　流量比例混合水の粒径別有収水率補正VSS …… 47
図3-3　流量比例混合水のSS粒子径420μm未満の有収水率補正SSの累積分布 …… 47
図3-4　沈降実験における水面積負荷とSS除去率の関係 …… 48
図3-5　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(O浄化センター) …… 49
図3-6　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(H浄化センター) …… 50
図3-7　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(O浄化センター) …… 50
図3-8　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(H浄化センター) …… 51
図3-9　クーロメータによるろ過粒径別酸素消費量測定結果(ATU添加時) …… 52
図3-10　クーロメータによるろ過粒径別日間酸素消費量の推移(ATU添加時) …… 53
図3-11　土壌添加原水のSS粒径分布 …… 54
図3-12　土壌懸濁液のSS粒径分布 …… 54
図3-13　土壌添加原水の水面積負荷とSS除去率の関係 …… 55
図3-14　流入水量の経時変動と採水時刻の関係 …… 56
図3-15　時間別流入水のSS粒径分布 …… 57
図3-16　時間別流入水の水面積負荷とSS除去率の関係 …… 57
図3-17　粒子の密度・大きさと沈降速度の関係 …… 59
図3-18　土壌添加試験におけるSS除去率の理論値と実測値の関係 …… 60
図3-19　過去と現在の流入水のSS粒径分布比較(推定値)
(総SS：昭和45年;187mg/l, 平成8年;167mg/l) …… 62
図3-20　沈殿除去限界粒子径の実測値と水面積負荷－SS濃度重回帰値との関係
(回帰式：$d_r=802\cdot W_r^{0.796}\cdot T_{SSi}^{-1.220}$) …… 63
図3-21　土壌添加原水性状の実測値と計算値の関係 …… 64
図3-22　SS粒子径と累積SS濃度の関係(420μm未満)
(回帰式：$M_{SS}=23.2\cdot \ln(d_r)-21.3$) …… 65
図3-23　SS粒子径と累積VSS/SS比の関係(420μm未満)
(回帰式：VSS/SS比＝-0.0043・ln(d_r)+0.87,r=0.173,VSS/SS比平均値＝0.85) …… 66

図3-24　SS粒子径別の累積酸素消費率の経緯 …… 67
図3-25　SS粒径別累積酸素消費率の実測値と計算値の比較
(回帰式：$R_{Ot}=0.563\cdot t_d^{0.315}\cdot d_r^{-0.0472}$) …… 68
図3-26　水面積負荷と最初沈殿池流出水質の関係
(流入水質： BOD;200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l, SS;180mg/l, VSS/SS比;0.9) …… 69
図3-27　流入水量比と流入水質、最初沈殿池流出水質の関係
(平均流入水質：BOD;200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l, SS;180mg/l, 不明水率;15%,
平均水面積負荷;35m^3/m^2/日) …… 70
図3-28　日平均水面積負荷と流入水量比、BOD/SS比の関係
(平均流入水質;BOD：200mg/l, 溶解性BOD;93mg/l , SS;180mg/l, 不明水率;15%) … 71
図4-1　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の処理フロー …… 75
図4-2　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法連続実験装置の処理フロー …… 76
図4-3　水温とASRT、硝化率の関係(硝化進行判別曲線: $\theta_{CO}\geqq 29.7\cdot\exp(-0.102\cdot T)$) … 84
図4-4　水温と硝化速度の関係 …… 86
図4-5　各硝化速度表現式の水温とASRTの関係 …… 88
図4-6　水温と脱窒速度の関係 …… 89
図4-7　PO_4-P溶出量とりん溶出溶解性BOD負荷の関係 …… 92
図4-8　PO_4-P溶出量とSRTの関係 …… 92
図4-9　PO_4-P溶出量と水温の関係 …… 93
図4-10　BOD呼吸速度の実測値と回帰計算値の関係
(回帰式：$Rr_B=0.161\cdot S_{BTa}+0.0281\cdot S_{BTr}-2.71$) …… 95
図4-11　SVIの実測値と回帰値の関係
(回帰式：$S_I=0.563\cdot V_{Bnp}^{0.327}\cdot T^{0.647}\cdot \theta_C^{0.812}$) …… 97
図5-1　ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法における反応タンク回りの汚水量収支
…… 100
図5-2　槽内水質の実測値と計算値の比較
(反応タンク流入水質：水温;17.3℃, BOD;152mg/l, SS;100mg/l, NH_4-N;15.3mg/l) …… 123
図5-3　各槽流出水質の実測値と計算値の比較 …… 124
図5-4　糸状性細菌量実測値と微生物濃度計算値の関係 …… 124
図5-5　最初沈殿池除去率と処理法別の処理水NO_3-N、SVIの関係
(平均MLSS濃度1500mg/l一定制御, 最初沈殿池流入水質, 水温;20℃, BOD;200mg/l,
SS;180mg/l, T-N;35mg/l) …… 126
図5-6　最初沈殿池SS除去率と微生物濃度比の関係 …… 126
図5-7　SRTと処理水質、MLSS、SVIの関係
(反応タンク流入水質, 水温;20℃, BOD;146.5mg/l, SS;90mg/l, T-N;30.7mg/l) …… 127
図5-8　SRTと微生物濃度比の関係 …… 127
図5-9　硝化制御方法別の水温とMLSS、SVIの関係 …… 127
図6-1　活性汚泥の静置沈降状況模式図 …… 133

図6-2　パイロットプラントにおける初期沈降速度とMLSSの関係
(指数回帰線：沈降速度＝3.54・10^8・[MLSS]$^{-2.03}$　(r=0.680),
直線回帰線：沈降速度＝－0.0386・[MLSS]＋155　(r=0.677)) ……134
図6-3　パイロットプラントにおける初期沈降速度とSVIの関係
(指数回帰線：沈降速度＝9.86・10^3・[SVI]$^{-1.13}$　(r=0.660)) ……134
図6-4　パイロットプラントにおける初期沈降速度と水温の関係
(指数回帰線：沈降速度＝0.26・[水温]$^{1.82}$　(r=0.745)
直線回帰線：沈降速度＝5.47・[水温]－40.0　(r=0.750)) ……135
図6-5　沈殿池内の粒子の沈降状況模式図 ……137
図6-6　初期沈降速度の実測値と回帰計算値の関係
(5項回帰式：$V=9.35\cdot10^7\cdot S_M^{-1.54}\cdot T^{0.823}\cdot S_I^{-0.892}\cdot(1-0.9977/(2.98-1.67\cdot V_S))^{-0.069}\cdot(1-S_V/100)^{-0.142}$、3項回帰式：$V=1.78\cdot10^7\cdot S_M^{-1.46}\cdot T^{0.853}\cdot S_I^{-0.804}$
中沢式：$V=1.776\cdot10^6\cdot S_M^{-1.7}\cdot T$) ……142
図6-7　SVI250における水温、MLSSと必要水面積負荷の関係 ……144
図6-8　水温10℃におけるMLSS、SVIと必要水面積負荷の関係 ……145
図6-9　月平均最大流入水量記録月の分布 (全国49処理場の実態調査(S58)による) ……146
図6-10　必要水面積負荷最小月の分布　(全国49処理場の実態調査(S58)による) ……147
図6-11　流入水量、SVIと設計水面積負荷の関係 (水温10℃、MLSS2,000mg/l) ……148

本論文に関連のある主な報告

第1章関連

1.Masanori Fujita, Keisuke Iwahori, Yukio Kawaguchi, Yoshio Sakai ：A Survey of Operating Problems Associated with Sewage Treatment Plants in Japan, Japanese Journal of Water Treatment Biology, 32., No. pp.257-267 (1996)

2.藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(1), 月刊下水道, Vol.19, No.5, p51-55 (1996)

3.藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(2), 月刊下水道, Vol.19, No.6, p41-48 (1996)

4.藤田正憲, 岩堀恵祐, 堺好雄, 川口幸男：下水処理場における処理障害のアンケート調査(3), 月刊下水道, Vol.19, No.7, p78-89 (1996)

第3章関連

1.川口幸男, 若山正憲, 太田秀司, 見上博：活性汚泥法に与える最初沈殿池の影響について, 下水道協会誌, Vol.28, No.323, p26-32 (1991)

2.堺好雄, 川口幸男, 小川和久：処理場流入下水のBOD、SS沈殿特性からみた最初沈殿池設計手法への提言,第32回下水道研究発表会講演集, p358-360, 日本下水道協会 (1995)

3.堺好雄, 川口幸男, 小川和久：流入下水の沈降性からみた最初沈殿池設計手法への提言II,第33回下水道研究発表会講演集, p462-464, 日本下水道協会 (1996)

4.川口幸男, 堺好雄, 小川和久：最初沈殿池のSS除去に関する考察,下水道協会誌論文集, Vol.36, No.439, 日本下水道協会 (1999) (掲載予定)

第4章関連

1.Hitoshi Nakazawa, Yukio Kawaguchi,Yoshio Sakai：Adoptation of Four-stage Denitrification-Nitrification System with Step-inlet Improving the Performance of Conventional Activated Sludge Process, ICEWW (1994)

2.川口幸男：スカム、バルキングを考慮した活性汚泥法の設計手法, 月刊下水道, Vol.15, No.12, p11-15 (1992)

3.川口幸男, 堺好雄, 藤田正憲：ステップ流入二段嫌気好気活性汚泥法の最適運転方法に関する考察, 日本水処理生物学会誌(Japanese Journal of Water Treatment Biology), Vol.35, No.3 (1999) (掲載予定)

第6章関連

1.川口幸男, 堺好雄, 見上博：活性汚泥性状を考慮した最終沈殿池水面積負荷設計手法に関する考察, 下水道協会誌, Vol.36, (1999)(投稿中)