

①

都市下水を対象とした活性汚泥法の合理的な
施設設計手法・管理手法に関する研究

平成 8 年 11 月

中 沢 均



都市下水を対象とした活性汚泥法の合理的な
施設設計手法・管理手法に関する研究

目 次

緒 言	1
第1章 都市下水の処理を対象とした活性汚泥法の実用化の現状	3
1. 1 目的	3
1. 2 わが国の下水処理場での活性汚泥法の採用事例	5
1. 3 都市下水を対象とした活性汚泥法の反応タンクの設計の現状	6
1. 3. 1 有機物 (C-BOD) 除去	6
1. 3. 2 硝化・脱窒	9
1. 3. 3 生物学的脱りん	10
1. 4 活性汚泥法の施設設計手法の現状での問題点	10
1. 4. 1 設計条件、SRTの違い	10
(1) 水温とSRTの影響の反映	10
(2) 流入下水の水質の組成の反映	11
(3) 不適切な送風量の設定	12
1. 4. 2 反応タンクの形状	12
1. 4. 3 設計条件の変化、変動に対する処理結果の検討	12
(1) 施設の安全度、余裕度の考え方の欠落	12
(2) 条件の時間変化や季節的な変化に対するプロセスの応答の予測手法と危険管 理の考え方の欠落	12
1. 5 第1章のまとめ	13
参考文献	13

第2章 活性汚泥法の施設設計手法の理論的背景	15
2.1 はじめに	15
2.2 活性汚泥法の処理機能	15
2.2.1 有機物(C-BOD)除去	16
(1) 活性汚泥による有機物の吸着	16
(2) 吸着された有機物の酸化及び同化	16
(3) 活性汚泥のフロックの沈降・分離	17
2.2.2 硝化	17
2.2.3 脱窒	18
2.2.4 生物学的脱りん	19
2.2.5 活性汚泥法のモデル化	20
2.2.6 活性汚泥法のモデル化と指標としてのASRTの適用限界	23
2.2.7 反応タンク内の設定条件と指標としてのSRTと水温	24
2.3 活性汚泥法の設計因子と操作因子	25
2.3.1 回分式活性汚泥法の実験	25
2.3.2 回分式活性汚泥法の実験結果	29
(1) 炭素系有機物の除去特性	29
(2) 窒素の除去特性	30
(3) りんの除去特性	31
(4) 活性汚泥の沈降性	32
(5) 必要酸素量の予測	33
(6) 余剰汚泥の発生量	35
2.3.3 活性汚泥法の特長	37
(1) 処理特性へのASRTと水温の影響	37
(2) 余剰汚泥の発生量へのASRTの影響	38
(3) 活性汚泥の沈降性への水温の影響	38
(4) 必要となる酸素供給量への影響因子	38
2.3.4 オキシデーションディッチ法の実態調査	38
(1) DO濃度の分布状況及び反応タンク内の混合状態	40
(2) BODの除去	42
(3) 窒素の除去特性	43
① 硝化	43

② 脱窒	44
③ pH	45
(4) りんの除去特性	45
(5) 処理水質の経時変化と酸素利用速度	46
(6) 余剰汚泥の発生量	47
(7) オキシデーションディッチ法の特長	47
① 一般的特性	47
② 酸素供給量の大小の処理特性への影響	47
③ 酸素利用速度への影響因子	48
④ 処理特性への水温の影響	48
⑤ 流入下水の日間変動の影響	48
2.4 新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念	48
2.4.1 SRTと水温を指標としたC-BOD除去性能と硝化反応の分離	48
2.4.2 新たな設計指標と予測手法	49
(1) 余剰汚泥の発生量とSRTへの流入下水の水質の違いの反映	50
(2) 反応タンクの設計への水温の違いの反映	51
(3) 最終沈殿池の設計手法の理論的背景	51
(4) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係	51
2.4.3 設計条件の変化、変動に対する応答	52
2.5 第2章のまとめ	53
参考文献	54

第3章 活性汚泥法のモデルの導入	55
3.1 はじめに	55
3.2 定常モデルに基づくSRTの計算方法	55
3.2.1 MLSS濃度と活性汚泥微生物濃度及びSRTの予測	55
3.2.2 余剰汚泥の発生量の予測	59
3.2.3 反応タンク流入水の水質の組成と運転条件の違いのSRTへの影響	59
3.3 活性汚泥法の動力学モデルによる検証	61
3.3.1 炭素系有機物の除去に係わる動力学モデル	61
(1) 動力学モデルで対象とする基質及び微生物の濃度の選定	63

(2) 動力学モデルの基本式の作成に用いる基礎式の誘導	64
(3) 動力学モデルの基本式中の係数の値の設定	66
(4) 動力学モデルの各係数の値の特定	66
a) 定常モデルの回分式活性汚泥法への応用	66
b) 回分式活性汚泥法への動力学モデルの適用	68
c) 動力学モデルの係数の値の決定	69
d) 動力学モデルの適用による回分式活性汚泥法の処理特性の解析	72
3. 3. 2 硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルの適用	75
(1) 窒素除去を考慮した動力学モデルの基礎式の誘導	75
(2) 動力学モデルに基づくシミュレーション	79
3. 4 第3章のまとめ	88
参考文献	88
第4章 合理的な施設設計手法の提案	90
4. 1 はじめに	90
4. 2 全国の標準活性汚泥法の下水処理場の実績調査	90
4. 2. 1 SRT、水温と最終沈殿池流出水C-BODの関係	91
4. 2. 2 硝化に及ぼす水温とSRTの関係	92
4. 2. 3 余剰汚泥の発生量	93
4. 2. 4 SVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係	96
4. 3 SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定	98
4. 3. 1 流入下水の水質の違いを考慮したHRTとSRTの関係	98
4. 3. 2 SRTと水温を指標とした反応タンク容量の決定	99
(1) C-BOD除去	99
(2) 硝化の促進	99
4. 3. 3 活性汚泥の沈降性を考慮した最終沈殿池の水面積負荷の決定	100
4. 3. 4 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計	101
4. 4 設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討	103
4. 4. 1 水温の経月変化に対する運転条件の検討	103
4. 4. 2 流入下水水量等の変化に対する運転条件の検討	105
4. 5 反応タンクの運転方法と活性汚泥法の処理性能及び送風量	107

4. 6 第4章のまとめ	111
参考文献	115

第5章 活性汚泥法の適正な運転管理手法	116
5. 1 はじめに	116
5. 2 反応タンクの運転管理手法	116
5. 3 運転管理指標	118
5. 4 標準活性汚泥法の運転管理	121
5. 4. 1 長期的な流入下水の水量・水質の変化への対応	121
5. 4. 2 水温の経月変化への対応	122
5. 4. 3 流入下水の水量・水質の時間的変化への対応	122
5. 5 硝化促進型の活性汚泥法の運転管理	123
5. 5. 1 施設設計上の相違	123
5. 5. 2 運転管理上の相違	123
5. 6 第5章のまとめ	125
参考文献	126

第6章 総括	127
謝辞	131

緒 言

わが国においては、標準活性汚泥法、オキシデーショondiッチ法、回分式活性汚泥法等の浮遊生物法（活性汚泥法）が大多数の下水処理場で採用されている。これらの活性汚泥法は、負荷条件、最初沈殿池の有無、MLSS濃度、反応タンクの形状、運転方式等に違いがあるものの、活性汚泥微生物による生物反応とそれに続く活性汚泥の固液分離という同じ機能を有している。

活性汚泥微生物によって除去される下水中の主要成分は、炭素を主要構成成分とする炭素系有機物、窒素化合物、りん化合物等であり、これらを除去する活性汚泥構成微生物は、その生理特性によって、①好気的条件下で炭素系有機物を利用して増殖する従属栄養生物、②好気的条件下でアンモニア性窒素を亜硝酸性窒素、さらに硝酸性窒素へと酸化する独立栄養細菌（硝化細菌）、③溶存酸素が存在しない条件下にあっても硝酸性呼吸、亜硝酸性呼吸を行う通性嫌気性細菌（従属栄養細菌に分類され脱窒細菌とも呼ばれる）、④嫌気状態（酸素も硝酸・亜硝酸も存在しない状態）と好気状態を交互に経験することによりポリリン酸を通常より多量に蓄積するようになる細菌（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）の4群に分けて考えることができる。活性汚泥法の運転条件の制御とは、これらの4群の微生物のそれぞれ卓越する条件を人為的に実現することに相当する。

活性汚泥法による下水中の炭素系有機物、窒素、りんの除去機構は、過去の10数年間にかなり明らかにされてきたが、理論に基づく各種の活性汚泥法の統一的な整理がなされていなかった。また、下水の処理を対象とする活性汚泥法の設計手法は、反応タンクの設計を例にとると、各種活性汚泥法毎に、全国一律に、HRTあるいはBOD-SS負荷とMLSS濃度の組合せを決めていたにすぎず、下水処理場の置かれている地域条件（水温、流入下水の水質等）の影響を設計上で合理的に評価できるような設計手法も提案されていなかった。

筆者は、日本下水道事業団技術開発部に在職中に都市下水の処理を対象とする回分式活性汚泥法、オキシデーショondiッチ法をはじめとする活性汚泥法の技術開発を担当し、ベンチスケール実験から実施設の実態調査まで幅広い範囲の活性汚泥法の実用化研究を行う機会に恵まれた。また、（社）日本下水道協会の「下水道施設計画・設計指針と解説-1994年版-」の策定作業に当初から参加する機会を得て、主として活性汚泥法の設計手法の検討と議論に携わった。

本研究は、これらの調査・研究及び検討により得られた多くの知見に基づいて、環境条件である水温と設計因子であるSRTを指標とする炭素系有機物の除去と硝化反応を中心とした活性汚泥法のメカニズムの理解に基づく合理的な施設設計手法の確立に資することを意図したものである。

本論文の構成として、第1章で都市下水を対象とした活性汚泥法の実用化の現状を整理するとともに施設設計手法の現状での問題点を明らかにし、第2章では、文献調査及び筆者が行った回分式活性汚泥法とオキシデーションディッチ法に関する調査結果に基づいて活性汚泥法の有機物除去、硝化・脱窒及び生物学的脱りんの処理機能をSRTと水温を指標にして整理するとともに、活性汚泥の沈降性、必要酸素量及び余剰汚泥の発生量を定式化し、新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念を整理した。

第3章では、活性汚泥法の固形物収支モデルを用いて反応タンク流入水の組成と運転条件の違いのSRTに対する影響を定量化するとともに、活性汚泥法の動力学モデルのシミュレーション結果に基づいて、SRTを指標として炭素系有機物除去性能と硝化反応を定量化することの妥当性を検証した。第4章では、全国の標準活性汚泥法の下水処理場の運転データを用いて活性汚泥法の理論的な背景をSRTと水温を指標にして体系化し、第2章で整理した概念に基づいて施設設計手法を解析例とともに提案した。第5章では、第4章までに体系化した「活性汚泥法の合理的な施設設計手法」に基づいて、反応タンクの運転管理指標を明らかにし、主として標準活性汚泥法の設計条件の変化、変動に対する施設の適正な運転管理手法を提案した。第6章は、総括である。

第1章 都市下水の処理を対象とした活性汚泥法の実用化の現状

1.1 目的

下水道整備の中長期的な整備目標として、①処理人口普及率の引上げ、②水質保全上重要な河川、湖沼、海域等に係る高度処理の実施、③大雨によって浸水する区域の解消、④老朽化施設の改築及び合流式下水道の改善、⑤下水道の持つ資源・エネルギーの有効利用及び処理場、管きよ等下水道施設の有効活用の推進があげられている。¹⁾

このような背景から、公共用水域の水質環境基準の達成率を上げ水質保全に大きく寄与していくために下水道普及率を上げ、小規模施設の効率的な建設、大規模施設での処理の一層の高度化を図ることが求められている。このためには、より効率的で、より安価で、より確実で、より省エネルギー・省資源であるような新しい手法、システムの開発が望まれている。

現在、全国で稼働している下水処理場の約69%が標準活性汚泥法を採用しており、新たに建設される中小規模の下水処理場では、オキシデーションディッチ法や回分式活性汚泥法等の採用事例が増加している。また、窒素及びりんの高度処理を目的とした活性汚泥法の採用事例が増加してきている。近年、炭素系有機物、窒素あるいはりんの除去を対象とした多種多様な活性汚泥法の実施例が数多く報告されており、それらの経験的な施設設計方法が提案されている。

しかしながら、現在採用されている活性汚泥法の施設設計手法は、BOD-SS負荷による反応タンク容積の計算や送風量倍率等の経験的な手法を中心に構成されているため、

- ① 有機物除去性能、硝化反応等への水温とSRTの違いの影響を考慮していない。
- ② 流入下水の水質の組成の相違による余剰汚泥の発生量とSRTの違いを考慮していない。
- ③ 流入下水の水質の違い、硝化反応の進行の有無、エアレーション装置の違い等に応じて、反応タンクへの必要な送風量を適切に設定できない。
- ④ 活性汚泥法の反応タンク内の好気、無酸素及び嫌気という条件の組合せや反応タンクの形状による有機物除去、硝化・脱窒、生物学的脱りん等の処理機能の相違を設計上で適切に取り扱うことができない。
- ⑤ 条件の時間変化や季節的な変化に対する応答の予測ができない。
- ⑥ 長期的な流入下水の水量・水質の変化に対応して最適に運転方法の変更ができない。

等の問題がある。

このため、現状の設計手法に基づいた施設では、効率的、確実、省エネルギーな運転を行うこ

とはできない。

現状の活性汚泥法の施設設計手法の問題点を解決するためには、活性汚泥法の下水処理の機構を理解した上で、実際の下水処理場で生じている現象を理論に基づいて解説し、合理的な設計手法を確立する必要がある。

活性汚泥法の下水処理に関する理論は、溶解性と非溶解性の炭素系有機物の除去反応、硝化反応、脱窒反応及び生物学的りん除去等について多くの研究者により構築されている。しかしながら、実際の下水処理場の施設設計と運転管理には、これらの理論が適用されていないのが現状である。

本論文の目的は、現在までに明らかになっている「活性汚泥法の下水処理論」と「活性汚泥法の下水処理場の運転実績」との橋渡しをすることにより、たとえば、理論に基づくSRTによる考え方を一般に施設設計や運転管理に用いられているHRTやMLSS濃度等の指標による手法に翻訳するなど、合理的な施設設計手法を提案することであり、新たに以下の項目を施設設計手法に取り入れた。

- ① 環境条件である水温と設計因子であるSRTを指標とした設計手法を新たに導入し、活性汚泥法の有機物除去性能と硝化反応を分離して取り扱う。
- ② 余剰汚泥の発生量の計算を反応タンク流入水の水質と運転条件により定式化し、SRTの予測方法を確立する。
- ③ 予測した処理性能に対して、適切に必要な酸素量を計算する。
- ④ 活性汚泥の沈降性を実験結果から定量化し、最終沈殿池と反応タンクの相互関係を明らかにする。
- ⑤ 条件の経年的、経月的、日間の変化、変動に対する処理性能の変化を予測する。

本論文では、第1章で、活性汚泥法の実用化の現状と施設設計手法の現状での問題点を整理し、第2章で、理論と活性汚泥法の実験等に基づく知見に基づき新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念を整理する。第3章では、活性汚泥法のモデルを用いて、第2章で整理した活性汚泥法の設計手法の概念の妥当性を検証し、第4章で、整理した概念に基づいて標準活性汚泥法の下水処理場の運転データの解析結果を用いて合理的な施設設計手法を提案する。さらに、第5章では、第4章で確立した新たな施設設計手法に基づき反応タンクの運転管理指標を明らかにし、主として標準活性汚泥法についての具体的な運転管理例を紹介する。

1. 2 わが国の下水処理場での活性汚泥法の採用事例

下水の好気性生物処理法は、浮遊生物を利用するものと碎石などの表面に付着した生物膜を利用するものとに大別することができる(図1-1)。後者は、一般に、生物膜法と呼ばれ、前者の浮遊生物を利用する処理方法の代表が活性汚泥法である。



図1-1 好気性生物処理法の分類

わが国における処理方式別、規模別の処理場数を表1-1に示す。¹⁾ 現在、全国で稼働している下水処理場の約69%が標準活性汚泥法(ステップエアレーション法を含む)を採用している。近年、新たに建設される中小規模の下水処理場の比率が多くなるにつれて、オキシデーションディッチ法や回分式活性汚泥法の採用事例が増加してきているほか、長時間エアレーション法の採用が見られる。また、染色排水や水産加工排水などの特殊排水の混入がある場合には酸素活性汚泥法が、窒素除去を目的とした高度処理方式として活性汚泥循環法が採用されている。なお、りん除去を目的として単独に嫌気-好気活性汚泥法を採用している事例は見られない。

表1-1 処理方式別、規模別の処理場数¹⁾

(平成6.3.31現在)

処理方式 計画晴天時 日最大処理 水量 (千m ³ /日)	簡易			高級								高 度 処 理 計				
	沈 殿 池	高 速 散 水 ろ 床 法	高 速 エ ア レ ー シ ョ ン 沈 殿 法	活 性 汚 泥 法												
				標 準 活 性 汚 泥 法	ス テ ッ プ エ ア レ ー シ ョ ン 法	長 時 間 エ ア レ ー シ ョ ン 法	嫌 気 好 気 活 性 汚 泥 法	酸 素 活 性 汚 泥 法	活 性 汚 泥 循 環 法	回 分 法 活 性 汚 泥 法	オ キ シ デ ー シ ョ ン ア イ ツ チ 法		回 転 生 物 接 触 法	接 触 酸 化 法	嫌 気 好 気 ろ 床 法	
5未満	1			50	2	15		2	1	27	122	11	7	7	(17)	245
5~10		2		52	3	2		2	1	4	30	6			(11)	102
10~50	2	4	6	269	14	1	2	3	2	2	15	6	2		(12)	328
50~100				110	13	1		2	2			1			(9)	129
100~500			1	136	8		2	4	4					2	(19)	157
500以上				12	8										(3)	20
計	3	6	7	629	48	19	4	13	10	33	167	24	9	9	(71)	981

注) 1. 処理場において二つ以上の処理方式をもつ場合は、処理水量の大きい処理方式とした。

なお、平成5年度内に休止と廃止(数値無し)の処理場及び前処理場分は除く。

2. 合計981処理場の内訳	— 公共下水道	711
	— 流域下水道	118
	— 特定公共下水道	11
	— 特定環境保全公共下水道	141

1. 3 都市下水を対象とした活性汚泥法の反応タンクの設計の現状

1. 3. 1 有機物(C-BOD)除去

本論文では、活性汚泥微生物によって除去される下水中の炭素(C)を主要構成成分とする炭素系有機物をC-BODと呼ぶ。BODは、溶存酸素の存在のもとで水中の有機物を微生物が酸

化分解する際に消費する酸素量をいい、一般には、20℃において5日間に消費する酸素量を水1リットル当たりのミリグラム数(mg/l)で示される(BOD₅と表示されることもある。)。C-BODは、BOD測定の際に処理水に残留したアンモニア性窒素の硝化細菌による酸化に起因するBOD(N-BOD)をBODから差し引いたものである。

なお、第3章で取り扱う動力学モデルでは、BODとして、20℃における5日間での測定値(BOD₅)ではなく炭素系有機物全量を表すBOD_Lを用いることとする。

「下水道施設設計指針と解説-1984年版-」²⁾に示されている有機物除去を目的とした各種活性汚泥法の操作条件を表1-2に示す。

表1-2 有機物除去を目的とした各種活性汚泥法の操作条件²⁾

処理方式	操作条件 BOD-SS負荷 (kgBOD/ kgSS・日)	MLSS 濃 度 (mg/l)	汚泥日令 (日)	送風量 (倍下水量)	反応タンクの HRT (時間)	汚 泥 返送比 (%)
標準活性汚泥法	0.2~0.4	1,500 ~2,000	2~4	3~7	6~8	20~40
酸素活性汚泥法	0.3~0.6	3,000 ~4,000	1.8~2.7	—	1~3	20~50
長時間エアレーション法	0.03~0.05	3,000 ~6,000	15~30	15以上	16~24	50~150
オキシデーション イッチ法	0.03~0.05	3,000 ~4,000	15~30	—	24~48	50~150

活性汚泥法の反応タンクの容量は、表1-2のBOD-SS負荷及びHRTを考慮して式(1・1)及び式(1・2)から定められており、反応タンクのHRT(Hydraulic Retention Time)は、流入水の平均BOD、MLSS濃度及びBOD-SS負荷により決定されている。

$$V_A = \frac{Q \cdot S_c}{X_A \cdot L_s} \quad \dots (1 \cdot 1)$$

$$\theta = \frac{V_A}{Q} \times 24 \quad \dots (1.2)$$

- ここに、 V_A : 反応タンクの容積 (m^3)
 Q : 反応タンクへの流入水量 ($m^3 / \text{日}$)
 S_c : 反応タンクへの流入水の平均BOD (mg / ℓ)
 X_A : 反応タンク内混合液の平均浮遊物 (MLSS) 濃度 (mg / ℓ)
 L_s : BOD-SS負荷 ($kg \text{ BOD} / kg \text{ SS} \cdot \text{日}$)
 θ : 反応タンクのHRT (時間)

反応タンクへの送風量の決定は、以下のようになっている。

- ① 散気式の場合の送風量は、計画下水量に対する各処理法毎の送風倍率による。
- ② 機械攪拌式または他の特殊な方式による場合は、単位BOD除去量当たりの必要酸素量等によって定める。

反応タンク内のMLSS濃度を各種の活性汚泥法毎に経験的な範囲に維持するために、活性汚泥の性状に応じて汚泥返送比を定めることになっている。

なお、反応タンクに流入したSSがエアレーションされる平均時間を示す汚泥日令が、活性汚泥微生物の増殖に関連するSRT (Solids Retention Time) の代わりに、経験的に活性汚泥法の設計及び運転管理指標として用いられている。

標準活性汚泥法、長時間エアレーション法、酸素活性汚泥法、回分式活性汚泥法及びオキシデーションディッチ法の有機物処理能力については、処理水のBOD及びSS濃度の値を下水道法施行令第6条第1項に規定する技術上の基準 (活性汚泥法、標準散水ろ床法その他これらと同程度に下水を処理することができる方法によって下水をする場合) に適合する能力を有するとしている。すなわち、処理水のBODが $20 \text{ mg} / \ell$ 以下、SS濃度が $70 \text{ mg} / \ell$ 以下としており、計画・設計においては、どの活性汚泥法を採用しても、処理水のBODを $20 \text{ mg} / \ell$ としている。また、水温の違いによる処理性能の相違や硝化反応について考慮していない。

前述の活性汚泥法の最初沈殿池と最終沈殿池の水面積負荷の設計値は、表1-3のようになっている。

表1-3 各種活性汚泥法の最初沈殿池と最終沈殿池の水面積負荷の設計値 (計画1日最大汚水量に対して)

活性汚泥法	最初沈殿池水面積負荷 ($m^3 / m^2 \cdot \text{日}$)	最終沈殿池水面積負荷 ($m^3 / m^2 \cdot \text{日}$)
標準活性汚泥法	2.5 ~ 5.0	2.0 ~ 3.0
長時間エアレーション法	—	8 ~ 12
酸素活性汚泥法	2.5 ~ 5.0	2.0 ~ 3.0
オキシデーションディッチ法	—	8 ~ 12

1.3.2 硝化・脱窒

水素供与体の節減及びアルカリ剤の節減等を意図した硝化タンク、脱窒タンク等の組合せの相違により、各種の生物学的窒素除去プロセスが提案されている。^{31, 41)}

わが国において採用されているプロセスは、単段循環法及び硝化・内生脱窒法が主である。その設計方法は、硝化タンク、脱窒タンク及び好気タンクのHRTとMLSS濃度等を与えるものである。各タンクのHRTは、水温と硝化速度及び脱窒速度の関係から経験的に導かれている。単段循環法の場合は、最初沈殿池流出水の全窒素 (T-N) の平均80%程度を除去するために、硝化液の循環比を200%程度としている。³¹⁾

一般に、生物学的窒素除去プロセスの反応タンクの容量は、実施設の運転データから経験的に定められたT-N容積負荷、設計水温、硝化速度、脱窒速度、MLSS濃度等を考慮して算出される。

なお、単段循環法では、反応タンクのMLSS濃度を標準活性汚泥法の場合より高く維持するため、最終沈殿池の水面積負荷を $1.5 \sim 2.5 \text{ m}^3 / m^2 \cdot \text{日}$ と小さくしている。³¹⁾ 単段循環法及び硝化・内生脱窒法の反応タンクのHRTとMLSS濃度の設計例を表1-4に示す。

表 1-4 単段循環法及び硝化・内脱窒法の反応タンクの設計例⁹¹⁾

	脱窒タンクの HRT (時間)	硝化タンクの HRT (時間)	反応タンクの HRT (時間)	MLSS 濃度 (mg/l)	設計水温 (℃)
単段循環 法	4.8	7.2	—	3,000	13
硝化・内 生脱窒法	8.2	7.4	0.8	3,500	13

1. 3. 3 生物学的脱りん

生物学的脱りんを目的とした嫌気-好気活性汚泥法の設計諸元は、標準活性汚泥法と基本的に同じであるが、反応タンクの前半部の1/2 ~ 1/6を攪拌だけの嫌気タンクとしている。反応タンクのHRTやBOD-SS負荷は、標準活性汚泥法と同じである。⁹¹⁾

1. 4 活性汚泥法の施設設計手法の現状での問題点

わが国における都市下水処理を対象とする活性汚泥法の施設設計手法の問題点を整理すると以下のようになる。

1. 4. 1 設計条件、SRTの違い

(1) 水温とSRTの影響の反映

ある都市の2箇所の標準活性汚泥法で設計された下水処理場(A処理場: SRT=4.5~6.4日、B処理場: SRT=9.0~23.6日)の最終沈殿池流出水の水質の経月変化を図1-2に示す。

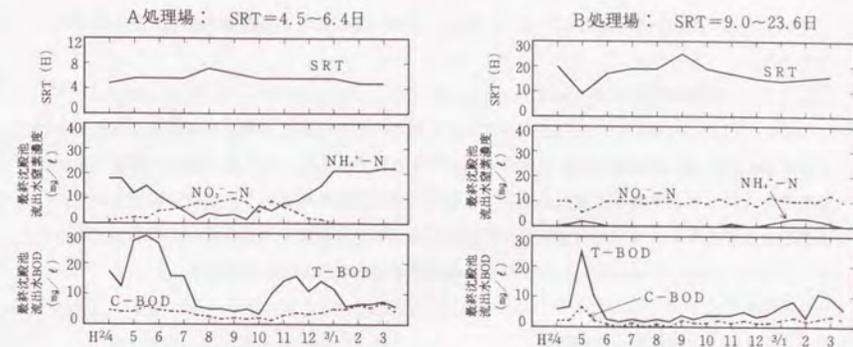


図1-2 SRTの違う処理場における経月的な硝化反応と有機物除去性能の比較(月平均値)

この2処理場の最終沈殿池流出水のC-BOD(炭素系有機物)は、年間を通じてほぼ一定で、良好に下水中の有機物が除去されているが、SRTが大きいB処理場の方がC-BODが低く、同じ処理場では、水温の低い冬期にC-BODがやや高くなっている。

SRTが大きい場合(B処理場)には、年間を通して硝化反応が進行し、処理水のN-BODが小さく押さえられている。一方、SRTが小さい場合(A処理場)には、水温の高い夏期に硝化反応が進行し、水温の低い冬期に完全に硝化反応が抑制されている。

しかしながら、現状のBOD-SS負荷だけに基づく設計方法では、この例で示した活性汚泥法の有機物除去性能、硝化反応等への水温とSRTの影響を考慮できない。

また、沈降筒内における活性汚泥の初期沈降速度は、水温とMLSS濃度の影響を受けることが知られているが、^{71)・81)}最終沈殿池の設計において、活性汚泥の沈降性・濃縮性への水温の影響を考慮していない。

一般に、反応タンク及び最終沈殿池とも、夏期には能力に余裕があり、冬期には危険側の運転を強いられている。

(2) 流入下水の水質の組成の反映

下水処理場への流入下水の水質は、処理場により異なるとともに、同一の処理場でも経年的に変化する。また、現在採用されている活性汚泥法のうち、オキシデーションディッチ法、回分式活性汚泥法及び長時間エアレーション法は、最初沈殿池を有していない。最初沈殿池の前後では、流入水のBOD/SS比が異なっている。⁹¹⁾

しかしながら、現状のBOD-SS負荷を用いた設計手法では、反応タンク流入水の水質の組成(BODとSS、生分解可能な有機物、生分解不可能な有機物及び無機物等)の相違によるブ

ロセスのSRTの違いを考慮していない。また、余剰汚泥の発生量の予測に流入水質の組成を反映できない。

(3) 不適切な送風量の設定

(1)、(2)の事例により明らかのように、現状の活性汚泥法の設計手法では、流入下水の水質の組成や水温の影響等の設計条件の違いに対する処理水のC-BODの違いや硝化の程度が予測できない。したがって、現状の流入下水水量に対する空気倍率による送風量の算出方法では、必要となる反応タンクへの送風量にC-BOD除去、硝化、脱窒、内生呼吸等の影響を反映できず、エアレーション装置の違いによる酸素移動効率の違いさえ反映していない。

1.4.2 反応タンクの形状

現状の設計手法では、反応タンクの形状(矩形水路と無終端水路、押し流れ形と完全混合形等)や反応タンク内の設定条件(嫌気、無酸素及び好気)の違いによる活性汚泥法の処理性能の違いを反映できない。¹⁰⁾

1.4.3 設計条件の変化、変動に対する処理結果の検討

(1) 施設の安全度、余裕度の考え方の欠落

現在の設計手法は、全体計画の流入下水の質と量の日単位の平均値に対して施設設計を行っているため、運転管理上の水処理施設の安全度や余裕に関する検討がなされていない。実際には、下水処理場への流入下水量は、供用開始当初から徐々に増加していくため、段階的に水処理施設を増設することになる。一般に、流入下水量の増加に応じた施設能力の余裕の変化の検討や処理性能の変化の予測を行っていないため、段階的な施設の増設計画を定める場合、運転管理上の適切な初期対策や運転方法の効率的な変更がなされていない。

具体的な例としては、硝化を対象としていない標準活性汚泥法の下水処理場においても、供用開始から長期間、長時間エアレーション法的な運転をすることになり、硝化反応等の低負荷型の活性汚泥法に特有な運転管理上の問題が生じている。

(2) 条件の時間変化や季節的な変化に対するプロセスの応答の予測手法と危険管理の考え方の欠落

設計条件の日間変動や季節変動等に対する活性汚泥法の施設の安全度の検討は、維持管理を良好に行うために重要であるが、現在の設計手法には、この考え方が欠落している。現状では、処理施設の運転管理に対する危険管理を下水処理場の維持管理担当者の経験的な操作に任せており、運転管理で得られた知見を設計にフィードバックすることもしていない。

具体的な例としては、夏期の硝化の進行、冬期の硝化の抑制に伴う供給酸素量の調整や冬期の最終沈殿池での活性汚泥の沈降性の悪化に対する反応タンクの運転方法の変更を実施していない。

1.5 第1章のまとめ

第1章では、都市下水の処理を対象とした活性汚泥法の実用化の現状及び施設設計手法の現状での問題点を整理した。それらの要点は、以下のとおりである。

- (1) 全国で稼働している下水処理場の約69%が標準活性汚泥法を採用しており、新たに建設される中小規模の下水処理場では、オキシデーションディッチ法や回分式活性汚泥法、さらに、活性汚泥循環法等の高度処理用の活性汚泥法も採用されている。
- (2) 反応タンク容量の設計は、主として活性汚泥法毎の経験的なBOD-S S負荷及びHRTの値の範囲により行われている。
- (3) 反応タンクへの送風量の決定は、主として計画下水水量に対する処理法毎の送風倍率によっている。
- (4) 活性汚泥法の有機物処理能力については、処理水のBOD及びS S濃度の値を下水道法に規定する技術上の基準に適合するとしており、どの方法を採用しても処理水のBODを20mg/lとしている。
- (5) わが国の都市下水処理を対象とする活性汚泥法の施設設計手法には、以下のような問題点がある。
 - ① 水温とSRTの影響、流入下水の水質の組成等の設計条件の違いを設計に反映できないため、硝化反応等処理水質の予測ができない。また、反応タンクへの必要な供給酸素量を適正に算出できない。
 - ② 反応タンクの形状や反応タンク内の設定条件の違いによる活性汚泥法の処理性能の違いを反映できない。
 - ③ 設計条件の変化、変動に対する処理結果の検討ができないため、施設の安全度、余裕度の考え方が欠落し、条件の時間変化や季節的な変化に対するプロセスの応答の予測手法と危険管理の考え方が欠落している。

参 考 文 献

- 1) 「日本の下水道 平成7年」建設省都市局下水道部 監修
- 2) 「下水道施設設計指針と解説-1984年版-」(社)日本下水道協会
- 3) 「微生物を利用した窒素及びリン除去プロセスの評価に関する第3次報告書-単段式及び二段式活性汚泥循環法による窒素除去-」日本下水道事業団(1990)

- 4) 栗林宗人編「高度処理と再利用」山海堂
- 5) 「高度処理マニュアル(案)」(社)日本下水道協会
- 6) 「微生物を利用した窒素及びリン除去プロセスの評価に関する第2次報告書-嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去-」日本下水道事業団(1988)
- 7) 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」日本下水道事業団技術開発部報1986 pp.54-68
- 8) 「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的調査」日本下水道事業団・大和市(1990)
- 9) 船越泰司、高橋正策、青木正信「汚泥の難濃縮化について」第27回下水道研究発表会講演集(1990)
- 10) 多田 実、中沢 均「分流式下水道における処理の安定化を目的とした活性汚泥法の技術評価」日本下水道事業団技術開発部報1989 pp.94-113

第2章 活性汚泥法の施設設計手法の理論的背景

2.1 はじめに

第1章では、都市下水の処理を対象とした活性汚泥法の実用化の現状を整理するとともに、活性汚泥法の施設設計手法の現状の問題点を指摘した。

第2章では、まず、文献調査から活性汚泥法の有機物除去、硝化・脱窒及び生物学的脱リンの処理機能を整理し、回分式活性汚泥法とオキシデーションディッチ法の調査結果等に基づき活性汚泥法の設計因子と操作因子を特定するとともに指標としての設計因子であるSRTと環境因子である水温の有用性を確認し、活性汚泥の沈降性、必要酸素量及び余剰汚泥の発生量を定式化する。

次に、第1章で指摘した活性汚泥法の施設設計の問題点を解決するために、以下の理論的な背景に基づき新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念を整理する。

- ① BOD除去とともに硝化反応を考慮する場合、SRTを指標として設計する方が優れている。
- ② 余剰汚泥の発生量を反応タンク流入水の水質の違いと内生呼吸による自己酸化により評価できる。
- ③ 反応タンク流入水の水質の違いを酸素供給量、余剰汚泥の発生量に反映できる。
- ④ 水温の影響を処理水質、活性汚泥の沈降性に反映できる。
- ⑤ 酸素供給量をC-BOD除去、硝化及び内生呼吸により評価できる。

なお、整理した設計手法の概念の妥当性は、第3章「活性汚泥法のモデルの導入」においてモデルにより検証する。第4章「合理的な施設設計手法の提案」では、活性汚泥法の理論的な背景を標準活性汚泥法の下水処理場の運転データを用いて新たな指標により定式化し、第2章で整理した概念に基づいて施設設計手法を解析例とともに提案する。

また、第5章「活性汚泥法の適正な運転管理手法」では、第4章で提案した施設設計手法に基づいて反応タンクの運転管理指標を明らかにし、主として標準活性汚泥法について具体的な運転管理例を紹介する。

2.2 活性汚泥法の処理機能

が起きている。

下水中に含まれる窒素化合物には、有機性窒素、アンモニア性窒素、亜硝酸性窒素、硝酸性窒素などがある。有機性窒素とアンモニア性窒素を合わせてケルダール窒素といい、下水中の窒素化合物は、大部分がこの形態である。

有機性窒素は、主に、食物片やし尿に含まれるたんぱく質やその分解生成物に由来する。たんぱく質などが微生物により分解を受けると、脱アミノ反応によりアンモニア性窒素が生成する。酸化的脱アミノ反応では、1gのアンモニア性窒素の生成にともない3.57gのアルカリ度(CaCO₃として)が生成される。

硝化細菌の増殖速度は、通常の活性汚泥中にある従属栄養細菌より遅いため、活性汚泥中に保持されるためには、比較的長いSRTを必要とする。また、硝化細菌の増殖速度は、水温、DO濃度、pHなどにより大きく影響される。

活性汚泥法の運転を比較的長いSRTで行うと、アンモニア性窒素を硝酸性窒素に硝化する能力を持つ硝化細菌が増殖するようになる。硝化細菌には、アンモニア性窒素を亜硝酸性窒素に酸化するアンモニア酸化細菌と亜硝酸性窒素を硝酸性窒素に酸化する亜硝酸酸化細菌があり、これらの硝化細菌による硝化反応を反応式により示すと、式(2・1)、式(2・2)のようになる。



硝化細菌が活動するためには酸素が必要であり、1gのアンモニア性窒素が硝酸性窒素に酸化されるのに4.57gの酸素が必要である。また、1gのアンモニア性窒素が硝酸性窒素に酸化されると、7.14gのアルカリ度(CaCO₃として)が消費される。^{21), 31)}

2. 2. 3 脱窒

通性嫌気性細菌群が、有機物を利用して亜硝酸性窒素や硝酸性窒素を還元する反応を生物学的脱窒(単に脱窒ともいう。)反応と呼び、この反応に関与する細菌群を脱窒細菌と呼ぶ。

脱窒反応は、溶存酸素が存在しない条件下での通性嫌気性細菌の呼吸であり、式(2・3)と式(2・4)、あるいは、式(2・5)で表される。この反応で、亜硝酸性窒素や硝酸性窒素は、窒素ガスへと還元される。



これらの反応における(H₂)は、水素供与体(基質)から与えられる。この水素供与体は、下水中の有機物、メタノールなどの有機物、細菌蓄積物等の分解により供給されるものである。

この脱窒反応が進行するためには、活性汚泥混合液の溶存酸素濃度が低いことと活性汚泥混合液中あるいはこの反応に関与する細菌体内に酸化の対象となる有機物が存在することが条件である。

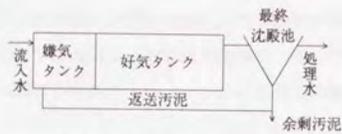
式(2・5)の脱窒反応により、1gの硝酸性窒素から3.57gのアルカリ度(CaCO₃として)が生成し、1gの硝酸性窒素を還元するためには、2.86gのBODに相当する有機物が必要となる。^{21), 31)}

2. 2. 4 生物学的脱りん

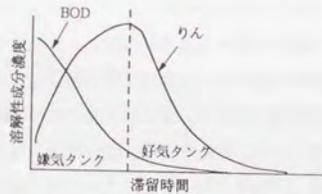
活性汚泥微生物のりんの過剰摂取現象の原理を概念的に図2-2に示す。³¹⁾りんの過剰摂取を行う能力を有する活性汚泥を嫌気状態に置くと、活性汚泥微生物は混合液中にオルトリンを放出し、活性汚泥中のオルトリン濃度が増加し続ける。この状態を一定時間継続した後、好気状態におくと活性汚泥は逆に混合液中のオルトリンを吸収する。この結果、混合液中のオルトリン濃度は減少し、最終的には、ほぼ0に近い濃度まで低下する。この状態で固液分離を行えば、りん濃度の低い上澄水を得ることが可能である。また、この過程での有機物除去状況を見ると、嫌気状態においても混合液中の基質濃度は減少しており、嫌気状態で有機物が摂取されている。

活性汚泥微生物のりんの過剰摂取現象を利用した生物学的脱りん法、すなわち、嫌気-好気活性汚泥法は、通常の反応タンクの一部を溶存酸素と亜硝酸態・硝酸態の酸素を含まない嫌気状態とし、活性汚泥に嫌気状態と好気状態を繰り返し経験させて活性汚泥中のりん含有率を高め、通常得られる以上のりん除去量を得るものである。⁴¹⁾

活性汚泥微生物による下水中のりんの除去を考える場合、りんはガスとして揮散することがないので、系外に引き抜かれた余剰汚泥に含まれるりん量が除去りん量になる。標準活性汚泥法の活性汚泥のりん含有量は、2~3%であることが多いが、生物学的脱りん法の場合は、細胞中へのポリリン酸の蓄積により活性汚泥のりん含有率が増大し、4%以上になることがある。流入下水のりん濃度にもよるが、通常のが国の都市下水に対して、標準活性汚泥法でのりん除去率は50%であるが、生物学的脱りん法を採用することにより活性汚泥法のりん除去率を高めることができる。流入下水のT-P濃度が3~4mg/lである通常の都市下水では、処理水のT-P濃度を概ね1mg/l以下にすることが可能である。



(a) 嫌気-好気活性汚泥法のフローシート



(b) 嫌気-好気活性汚泥法の反応タンクにおける BODとりの挙動

図 2-2 生物学的りん除去の原理³⁾

(嫌気・好気条件での混合液中のりん濃度の変化)

2. 2. 5 活性汚泥法のモデル化

活性汚泥法の処理機能を定量的に理解するために、活性汚泥法の理論が多くの研究者により構築されている。ここでは、単純な活性汚泥法のモデルを引用し、SRTを指標に反応タンク内の活性汚泥微生物の反応を定量化することにする。

反応タンクでの活性汚泥微生物による汚濁物質除去の生物反応を分かりやすくするために、ここでは、以下のような仮定を行った単純な活性汚泥法のモデル(図2-3)を考える。⁵⁾

(仮定)

- ・ 定常状態である。
- ・ 完全混合形である。
- ・ 微生物による汚濁物質除去は、反応タンクのみで起こる。
- ・ SRTの計算には、反応タンクの容積のみを用いる。
- ・ 流入水中の微生物濃度は0である。
- ・ 基質は溶解性のみで、単一なものとする。

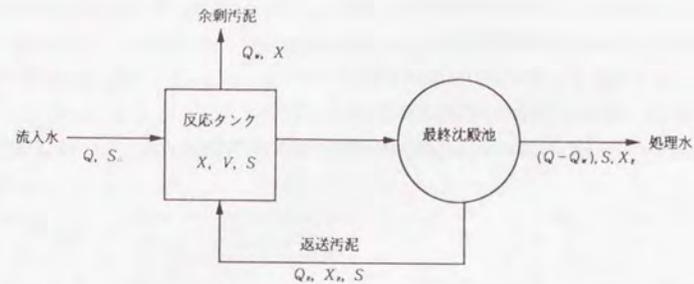


図 2-3 汚泥返送を伴う連続流れ式の完全混合形活性汚泥法のモデル⁵⁾

対象とする微生物の比増殖速度とその微生物の制限基質濃度の関係を Monodの式⁶⁾により式(2・6)のように表せるとする。この場合に対象とする基質としては、有機物除去を考える場合はC-BODや重クロム酸CODを、硝化を考える場合にはアンモニア性窒素をそれぞれ考えることができる。

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad \dots (2 \cdot 6)$$

ここに、 μ : 比増殖速度

μ_m : 最大比増殖速度

S : 制限基質濃度

K_s : 飽和定数

図2-3のプロセスにおける反応タンク回りの微生物の固形物収支を仮定(定常状態、流入水中の微生物濃度は0)に基づき行くと、式(2・7)が得られる。

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d = \frac{Y k S}{K_s + S} - k_d \quad \dots (2 \cdot 7)$$

ここに、 θ_c : SRT

$$\theta_c = \frac{V X}{Q_w X + (Q - Q_w) X_e}$$

V : 反応タンクの容積

X : 微生物濃度

Q : 反応タンクへの流入水量

Q_w : 反応タンクからの余剰汚泥量

下でのみ増殖する硝化細菌による硝化反応については、SRTの代わりにASRT（好気的な条件下のSRT）を指標にすることにより、好気条件だけの反応を取り扱えるので問題がない。

有機物除去を取り扱う場合には、無酸素状態での脱窒反応による有機物の除去の効果を補正する必要がある。脱窒により $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 1mgに対して2.86mg/lのBODが消費されるので、たとえば、流入下水中のアンモニア性窒素が硝化されて生じた $\text{NO}_3^- - \text{N}$ のうち10mg/lが脱窒により消費されると、流入下水中のBODが28.6mg/l除去される。これは、反応タンクへの流入水のBODを140mg/lと仮定すると、その約20%に相当し、活性汚泥法の有機物除去をASRTにより予測する場合に、脱窒の効果を無視することは、処理性能として20%の安全率を見込んでいることになる。

なお、2次処理を目的として有機物除去の程度を検討する場合に必要なASRTの値は、2.3に示す回分式活性汚泥法の実験データや第4章で示す標準活性汚泥法の運転データからも明らかのように、硝化反応が完全に進行する値よりも小さいため、最適な施設設計においては、硝化反応に伴う脱窒反応によるBOD除去の影響を考慮する必要性は小さいと考えられる。

本論文では、定常状態や溶解性の単一基質、完全混合形反応タンクというモデルに関する仮定の違いについては、第2章と第4章で環境条件である水温と設計因子であるASRTを指標として都市下水を対象とした回分式活性汚泥法と標準活性汚泥法の運転データに対して有機物除去と硝化反応を整理することや第3章で動力学モデルを用いて完全混合形の反応タンクと多槽完全混合形の反応タンクの性能を比較することにより、その影響度を明らかにするとともに水温とSRTを指標とした活性汚泥法の施設設計手法の有用性を示す。

2.2.7 反応タンク内の設定条件と指標としてのSRTと水温

活性汚泥法の処理機能を施設設計で取り扱う場合、有機物除去、硝化、脱窒及び生物学的脱りんを対象とする必要があり、文献調査より、反応タンク内の条件（好気、無酸素及び嫌気）の設定が重要な意味を持つことがわかる。

活性汚泥法のモデルの対象とする制限基質としてC-BODとアンモニア性窒素を別々に用いた場合は、動力学モデルの係数がそれぞれ異なるため、SRTに対して異なる処理性能曲線が得られる。

したがって、SRTを指標とすることにより、活性汚泥法の有機物除去と硝化反応を分離することが可能である。また、動力学モデルの最大基質利用速度等の係数は、温度係数に代表されるように温度に対して変化し、水温が低下すると処理水のC-BOD及びアンモニア性窒素濃度は大きくなることが予想される。

本論文では、実験結果及び実下水処理場の運転実績を解析することにより、反応タンク内の設定条件（好気、無酸素及び嫌気）に着目しながら、SRTと水温を指標として活性汚泥法の有機

物除去性能と硝化性能をそれぞれ個別に定量化する。

2.3 活性汚泥法の設計因子と操作因子

2.2.5「活性汚泥法のモデル化」で示した活性汚泥法のモデルからSRTと水温を反応タンクの設計の指標とすることの有用性が明らかになった。

ここでは、これらの指標を用いて、同一の反応タンクで設計因子と操作因子の変更が容易な回分式活性汚泥法のパイロットスケール実験の結果⁷⁾から、活性汚泥法の施設設計手法の概念を構築するための情報を整理することにする。また、オキシデーションディッチ法の処理場における実態調査の結果を用いて、SRTが長く硝化反応が進行しやすい完全混合形に近い反応タンクを有する活性汚泥法の情報を設計因子と操作因子を用いて整理する。

2.3.1 回分式活性汚泥法の実験⁷⁾

回分式活性汚泥法とは、単一の反応タンクの中で、下水の流入、活性汚泥と下水の混合、エアレーション、活性汚泥の固液分離（沈殿）、処理水の排出を時間的に連続させることにより下水を処理する方式の総称であり、連続流れ式活性汚泥法と区別されるものである（図2-5）。一般に、この方式では、施設構成の簡素化のために最初沈殿池を設けていない。⁷⁾

連続流れ式活性汚泥法のフローシート（場所的） 回分式活性汚泥法のフローシート（時間的）

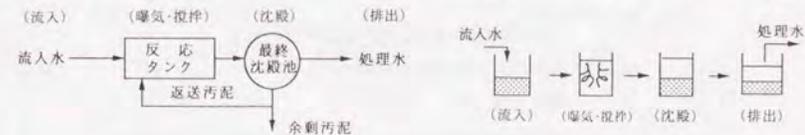


図2-5 連続流れ式活性汚泥法と回分式活性汚泥法の比較

連続流れ式活性汚泥法は、下水処理の単位操作を場所的に連続化しているが、回分式活性汚泥法は、下水処理の単位操作を単一の反応タンク内で時間的に連続化している。したがって、回分式活性汚泥法の反応タンクでは、ある瞬間を見ると完全混合形の反応形態になっており、時間の経過に対しては押し出し流れ形の反応形態になっている。

回分式活性汚泥法には、下水の流入方式、有機物負荷等の違いにより、様々な特徴を有する変法が存在する。下水の流入方式により、図2-6に示す間欠流入式と連続流入式がある。

回分式活性汚泥法においても、連続流れ式活性汚泥法と同様に、有機物負荷によって低負荷のもの（オキシデーションディッチ法等）から高負荷のもの（標準活性汚泥法等）まで種々の処理

法が存在する。また、反応タンク内で好気、無酸素、嫌気の各状態を時間的に繰り返すことも容易である。このため、生物学的な窒素やリンの除去も期待できる。

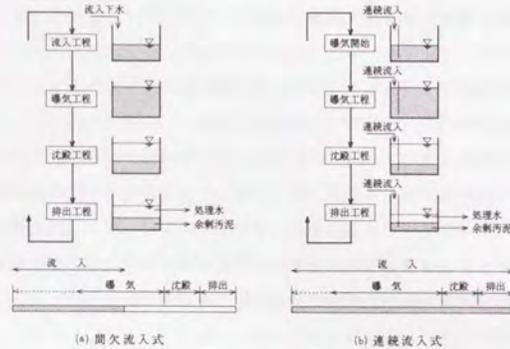


図 2-6 間欠流入式と連続流入式の比較

回分式活性汚泥法の SRT は、流入水質、施設の容量、運転条件により変わるが、有機物の除去や硝化反応を対象として設計する場合、曝気時間（好気時間）を反応時間と考えることにより SRT の代わりに ASRT（好気的な条件下の SRT）を指標とし、式（2・11）のように定義する。

$$\theta_c = e \cdot \frac{V_A \cdot X_A}{Q_w \cdot X_w} \quad \dots (2 \cdot 11)$$

ここに、 θ_c : ASRT (日)

e : 曝気時間比^{*注}

V_A : 最高水位時の反応タンクの容量 (m³)

X_A : 反応タンク内の平均 MLSS 濃度 (mg/l)

(反応タンクの水位が最高水位時の平均 MLSS 濃度を用いる。)

Q_w : 余剰汚泥の引抜き量 (m³/日)

X_w : 余剰汚泥の平均 SS 濃度 (mg/l)

(*注: 曝気時間比とは、1 サイクル中の曝気時間と 1 サイクルの所要時間の比をいう。)

回分式活性汚泥法では、反応タンクへの流入水量は、1 日当たりのサイクル数と引抜き比（1 サイクル当たりの反応タンク容積に対する流入水量の比）の組合せにより設定が容易である。また、反応タンクから必要な余剰汚泥を引抜くとともに 1 サイクル当たりの曝気時間をエアレーシ

ョン装置の間欠運転を行い調整することにより、広範囲な ASRT の条件を容易に設定することができる。

実験は、日本下水道事業団技術開発研修本部内で行い、隣接する埼玉県荒川左岸流域下水道荒川処理センターの沈砂池流出水を原水として用いた。

実験に用いたパイロットプラントのフローシートを図 2-7 に示す。表 2-2 にパイロットプラントの主要構成機器を示す。実験では、2 つの反応タンクをお互いに独立した条件で運転した。

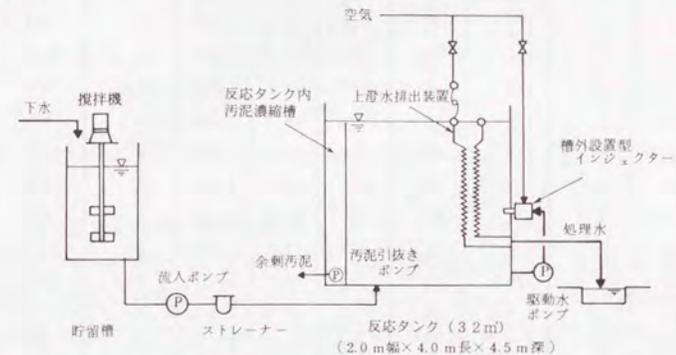


図 2-7 パイロットプラントのフローシート

表 2-2 実験装置の主要な構成機器

	機 器
反応タンク	寸法: 2.0m幅×4.0m長×4.5m深、数量: 2基
散気装置	三井バイエルンインジェクター槽外設置型
上澄水排出装置	堰式トラフ、もぐり堰式トラフ
余剰汚泥排出装置	反応タンク内汚泥濃縮槽

各運転モードの実験条件を表 2-3 に示す。運転モードは、図 2-6 にある間欠流入式とした。各運転モードでの処理特性に関する調査を実施する前に、それぞれ約 1 箇月の馴致運転を行った。処理特性に関する調査の期間は 4 週間とし、原水と処理水の 1 サイクルの混合サンプルの水質について週 2 または 3 回の頻度で分析を行った。

表 2-3 各運転モードでの実験条件^{*)}

Run	n (サイクル/日)	l/m (-)	Q (m ³ /日)	S _c (mg/ℓ)	T (℃)	X _A (mg/ℓ)	曝気時間 (時間/サイクル)	ASRT (日)
1	2	1/2.1	30	131	13.3	2,060	3	4.9
2	2	1/2.1	30	131	13.3	1,860	6	8.5
3	2	1/2.1	30	89	19.1	2,170	3	3.9
4	2	1/2.1	30	104	19.1	1,920	9	14.9
5	3	1/2.1	46	192	25.5	2,360	2.5	3.6
6	3	1/2.1	46	192	25.5	1,910	5	8.5
7	2	1/2.1	30	138	25.7	2,220	6	8.1
8	4	1/2.1	61	133	21.0	2,360	3	3.5
9	4	1/2.1	61	128	21.0	2,180	2	2.2
10	2	1/2.7	24	152	18.1	4,120	6	23.3
11	2	1/2.7	24	152	18.1	3,110	6	15.9
12	2	1/2.1	30	236	12.9	2,330	6	4.9
13	2	1/2.1	30	236	12.9	2,170	6	4.9
14	2	1/6	11	161	24.5	3,830	5	11.1
15	2	1/6	11	161	24.5	4,140	5	68.2
16	2	1/6	11	154	26.7	4,070	3	27.4
17	2	1/6	11	154	26.7	4,470	3	34.4
18	2	1/4	16	304	16.0	4,370	9	28.4
19	2	1/4	16	304	15.6	6,630	4	17.0
20	2	1/4	17	238	27.2	4,260	4	7.8
21	2	1/4	16	238	27.2	4,330	8	16.7
22	2	1/4	17	161	26.3	3,670	9	37.2
23	2	1/4	17	161	25.9	4,080	4.5	14.9

注: n: サイクル数(サイクル/日)、l/m: 引抜き比(-) *ⁱⁱ
 Q: 流入下水量(m³/日)、S_c: 流入下水の平均BOD(mg/ℓ)
 T: 実験期間中の平均水温(℃)、X_A: MLSS濃度(mg/ℓ)
 (*注: 引抜き比とは、1回に排出する処理水量と反応タンク内の流入完了後の活性汚泥混合液の容量比をいう。)

2. 3. 2 回分式活性汚泥法の実験結果

各運転モードのASRTと活性汚泥のMLVSS/MLSS比の関係を図2-8に示す。ASRTが大きくなると、活性汚泥の自己酸化が進み、MLVSS/MLSS比が小さくなる。

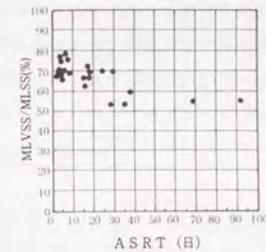


図 2-8 ASRTと活性汚泥のMLVSS/MLSS比の関係^{*)}

(1) 炭素系有機物の除去特性

各運転モードのASRTと処理水の平均BODの関係を図2-9に示す。曝気時間(2.0~9.0時間/サイクル)、引抜き比(1/6~1/2.1)、サイクル数(2、3、4サイクル/日)、MLSS濃度(1,860~6,630 mg/ℓ)に関する様々な条件(表2-3)が設定されているにもかかわらず、BOD除去特性は、ASRTを用いて図2-4の例と同様に、ほぼ整理できることがわかる。

反応タンク内の活性汚泥混合液の水温は、13.3~27.2℃の範囲であったが、水温が15℃以下の運転モードでも処理水BODの悪化は見られなかった。同一のASRTに対しては、水温の低下の処理水BODへのはっきりとした影響は見られなかった。

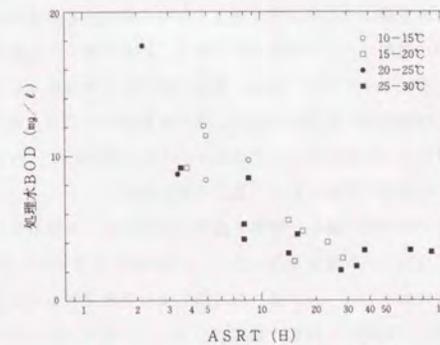


図 2-9 ASRTと処理水のBODの関係

(2) 窒素の除去特性

各運転モードのASRTと処理水のケルダール窒素(Kj-N)濃度の関係を図2-10に示す。ASRTが9日以上であれば、処理水の平均Kj-N濃度は4mg/l以下となり、水温にかかわらず85%以上のKj-N除去率が期待できる。ASRTが9日以上の運転モードでは、低水温時でも硝化細菌の増殖に必要なASRTを十分に確保できていると考えられる。

一方、ASRTが5日以下の運転モードでは、処理水Kj-N濃度が大きくなることもあり、ASRTが小さく水温が低いほど、硝化反応が抑制されていることがわかる。

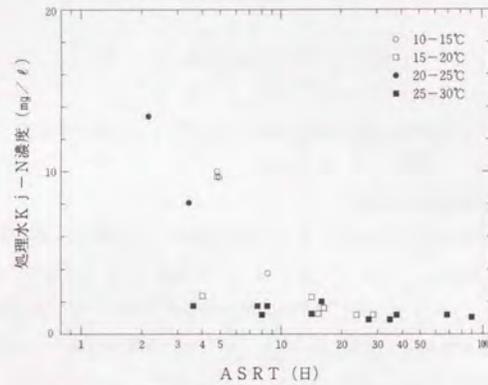


図2-10 ASRTと処理水のKj-N濃度の関係

流入工程中に曝気工程のない運転モード(Run 16)での NO_x^- -N濃度、 PO_4^{3-} -P濃度の1サイクル中の変化の例を図2-11に示す。曝気工程中の硝化反応により生じた NO_x^- -Nの一部が沈殿、排出工程中に汚泥ゾーンで脱窒されており、これに伴って上澄水中の NO_x^- -N濃度も低下している。この運転モードでは、沈殿、排出工程中に下水は流入しておらず、活性汚泥に吸着された有機物または細胞中の有機物を利用した内生脱窒が生じたと考えられる。また、沈殿・排出工程中に脱窒されずに処理水として排出されなかった NO_x^- -Nは、次のサイクルの流入工程(無酸素条件)の最初で脱窒されていることがわかる。

沈殿工程と排出工程以外で間欠的に曝気・攪拌と攪拌(曝気なし)を繰り返した場合(Run 17)の NH_4^+ -N濃度、 NO_x^- -N濃度及び PO_4^{3-} -P濃度の1サイクル中の変化の例を図2-12に示す。反応タンク流入水中のKj-Nは、混合液により希釈されるとともに曝気・攪拌状態で硝化され、引き続き攪拌(無酸素)状態で脱窒されるという過程が繰り返されている。

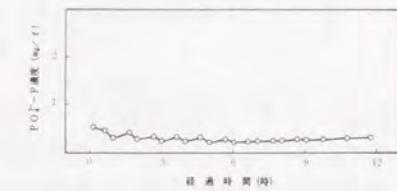
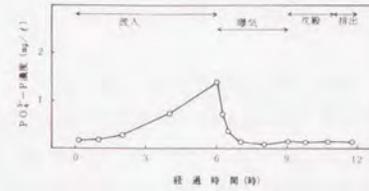
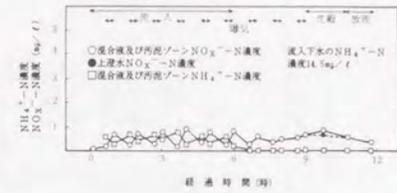
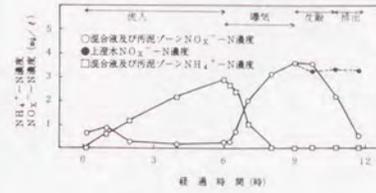


図2-11 1サイクル中の NH_4^+ -N濃度、 NO_x^- -N濃度及び PO_4^{3-} -P濃度の変化^{*)}(Run 16)

図2-12 1サイクル中の NH_4^+ -N濃度、 NO_x^- -N濃度及び PO_4^{3-} -P濃度の変化^{*)}(Run 17)

(3) りんの除去特性

回分式活性汚泥法では、図2-11と図2-12に示した例のように反応タンク内に無酸素状態(沈殿・排出工程での汚泥ゾーンを含む。)での脱窒反応により嫌気状態が生じている。これに伴って活性汚泥からのりんの放出とその後の好気状態でのりんの吸収が生じている。

各運転モードのASRTと処理水のT-P濃度の関係を図2-13に示す。ASRTが3日から9日間で良好なT-Pの除去が得られた。

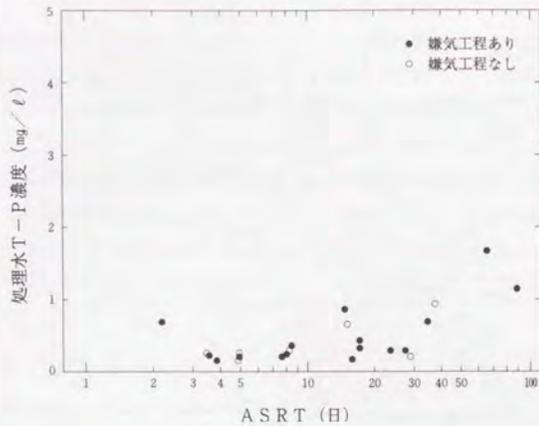


図2-13 ASRTと処理水のT-P濃度の関係

(4) 活性汚泥の沈降性

回分式活性汚泥法の沈殿工程では、固液分離が静止状態で行われるので、反応タンク内の活性汚泥界面の沈降曲線は、初期の定速沈降期間と減速沈降区間（圧縮脱水区間）に分けられる。

MLSS濃度が2,000~5,000 mg/lの範囲では、反応タンクの水深の1/2程度まで定速沈降区間が継続していたので、³¹⁾ 活性汚泥の沈降性に影響を与える指標を明らかにするために、定速沈降区間での活性汚泥界面の沈降速度（初期沈降速度）を測定した。なお、実験期間中、糸状性のバルキング等の固液分離障害は、発生していなかった。

初期沈降速度 V_{MAX} (m/時)、水温 T (°C) と MLSS 濃度 X_A (mg/l) の関係を図2-14に示す。MLSS濃度が低い場合、同じMLSS濃度に対して初期沈降速度が水温に反比例する結果が得られたため、図2-14では、 V_{MAX}/T と X_A の関係で活性汚泥の沈降性を整理している。³¹⁾

以上の結果より、 $X_A \leq 3,000 \text{ mg/l}$ の範囲で、初期沈降速度の予測式として、式(2-12)が得られた。

$$V_{MAX} = 7.4 \times 10^{-4} \cdot T \cdot X_A^{-1.7} \quad \dots (2-12)$$

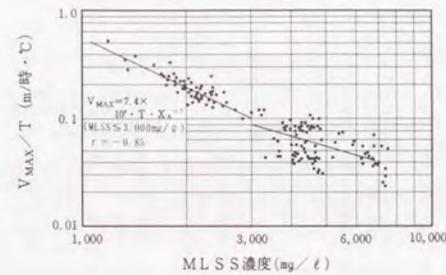


図2-14 MLSS濃度及び水温と初期沈降速度の関係³¹⁾

(5) 必要酸素量の予測

反応タンク内の活性汚泥混合液の酸素利用速度 (K_r) 及び基質濃度の1サイクル中の変化の例を図2-15から図2-17に示す。回分式活性汚泥法では、一つの反応タンクの中で基質濃度が時間の経過とともに変化し、基質 (S -BODと NH_4^+-N) 濃度の減少ともなって酸素利用速度が減少する。

K_r の大きさは、反応タンク内のその時点・その場所での負荷条件の大きさを示しており、回分式活性汚泥法では、その他の条件が同じ運転モードでも流入工程中も連続して曝気している（曝気時間比が大きい）ほうが、流入工程中の K_r の値が小さくなる。たとえば、図2-17の Run 18では、サイクル数2サイクル/日、引抜き比1/4と低負荷条件で、しかも流入工程中にも曝気を連続しているため、流入するアンモニア性窒素の硝化と有機物の酸化が同時に行われ、反応タンク内のアンモニア性窒素濃度がほぼ0になっている。結果として、流入工程中も K_r が低いままになっている。

有機物負荷が小さい図2-17中の Run 16、18では、曝気工程終了時の K_r が $2 \text{ mg O}_2/\text{時} \cdot \text{g MLSS}$ 程度と内生呼吸期にまで至っていると考えられる。

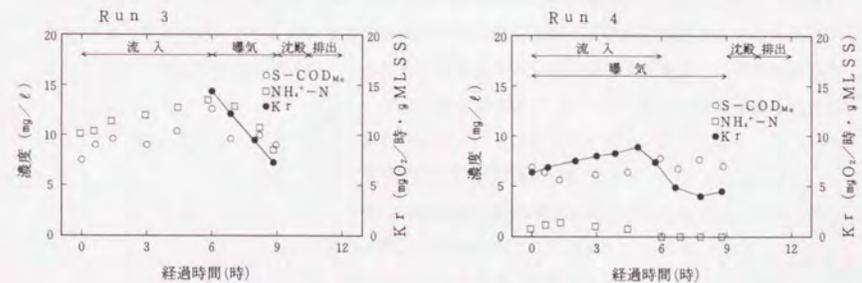


図2-15 1サイクル中の酸素利用速度と基質濃度の変化 I³¹⁾

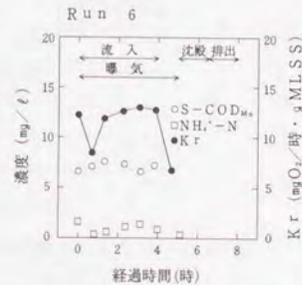
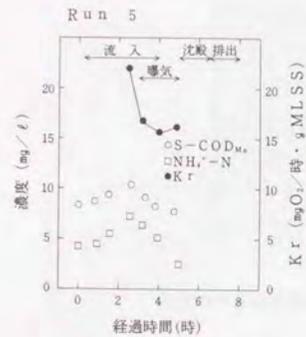


図2-16 1サイクル中の酸素利用速度と基質濃度の変化II^{*)}

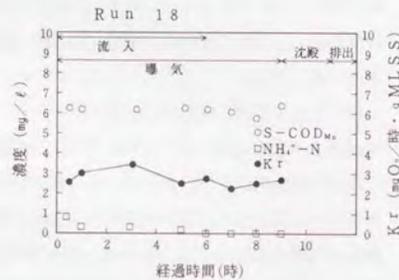
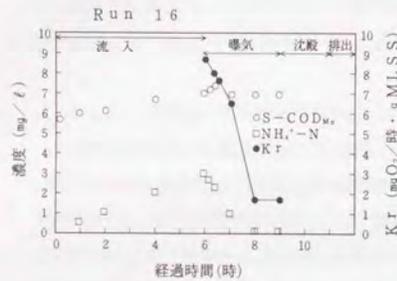


図2-17 1サイクル中の酸素利用速度と基質濃度の変化III

活性汚泥法の下水処理における必要酸素量は、BODの酸化に必要な酸素量、内生呼吸に必要な酸素量、硝化反応に必要な酸素量及び処理水により系外に出る酸素量で与えられる。処理水により系外に出る酸素量を無視し、曝気工程以外での活性汚泥微生物のDO（溶存酸素）を利用した呼吸を無視し、脱窒により除去されるBODを考慮すると、回分式活性汚泥法の1サイクル当たりの必要酸素量は、式(2・13)で表すことができる。

$$O_D = a' \cdot L_r + b' \cdot \Sigma X_A \cdot T_A + c' \cdot N_N - k \cdot N_D \quad \dots (2 \cdot 13)$$

- ここに、 O_D : 必要酸素量 (kgO₂ / サイクル)
 L_r : 除去BOD量 (kgBOD / サイクル)
 ΣX_A : 反応タンク内の活性汚泥微生物量 (kg)
 ここでは、MLVSS量とする。
 T_A : 曝気時間 (時間 / サイクル)

- N_N : 硝化量 (kgN / サイクル)
 N_D : 脱窒量 (kgN / サイクル)
 a' : 係数 (kgO₂ / kgBOD)
 b' : 係数 (kgO₂ / kgMLVSS · 時)
 c' : 係数 (kgO₂ / kgN)、ここでは、 $c' = 4.57$ とする。
 k : 係数 (kgO₂ / kgN)、ここでは、 $k = 2.86$ とする。

各運転モードにおける1サイクル中の曝気工程の酸素利用速度 (Kr) の値より求めた必要酸素量 (OD) と除去BOD量 (Lr)、活性汚泥微生物量 (ΣXA)、曝気時間 (TA)、硝化量 (NN) 及び脱窒量 (ND) により係数 a' と b' の値を回帰すると、

$$a' = 0.54, b' = 0.0033 \text{ (1/時)} = 0.079 \text{ (1/h)}$$

となる。すなわち、式(2・13)は、式(2・14)となる。^{*)}

$$O_D = 0.54 L_r + 0.0033 \Sigma X_A \cdot T_A + 4.57 N_N - 2.86 N_D \quad \dots (2 \cdot 14)$$

ここで、活性汚泥微生物の内生呼吸に対する係数 b' の値は、回帰分析の結果、0.0033kgO₂ / kgMLVSS · 時である。図2-17の曝気工程終了時のKrが2mgO₂ / gMLSS · 時であり、図2-8のMLVSS/MLSS比が0.6程度のため b' の値は2mgO₂ / gMLSS · 時となるので、内生呼吸に相当する条件でのKrの値と回帰分析から得られた活性汚泥微生物の内生呼吸に対する係数 b' の値が一致する。

なお、式(2・14)を用いて計算した各運転モードの1サイクル当たりの必要酸素量と実測値を比較したものが図2-18であるが、回帰式による計算値と実測データがよく一致していることがわかる。

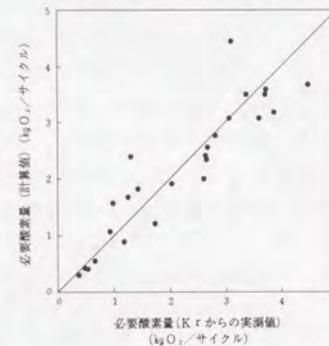


図2-18 1サイクル当たりの必要酸素量の回帰式による計算値と実測値の比較

(6) 余剰汚泥の発生量

ASRTと除去BOD当たりの余剰汚泥 (VSS) の発生量の関係を示したものが図2-19

である。ASRTの増加に伴って余剰汚泥の発生量は減少する。

BOD量で代表される有機物を除去することにより新たに合成されるものと活性汚泥微生物の自己酸化により減衰するものによって余剰汚泥の発生量を表すと、回分式活性汚泥法の余剰汚泥の発生量は式(2・15)のようになる。

$$\Delta M = a \cdot Lr - c \cdot \Sigma X_A \cdot T_A \quad \dots (2 \cdot 15)$$

ここに、 ΔM : 余剰汚泥の発生量 (kgVSS/サイクル)

a : 係数 (kgVSS/kgBOD)

c : 係数 (1/時)

式(2・15)の両辺を Lr で割って変形すると式(2・16)となり、 $(\Delta M/Lr)$ と $(\Sigma X_A \cdot T_A / Lr)$ の関係で、傾きが $-c$ でY切片が a の線形関係が成り立っている。

$$\frac{\Delta M}{Lr} = a - c \cdot \frac{\Sigma X_A \cdot T_A}{Lr} \quad \dots (2 \cdot 16)$$

各運転モードの平均値を用いて、係数 a と c の値を回帰すると図2-20のようになり、式(2・17)の余剰汚泥の発生量の予測式が得られた。

$$\Delta M = 1.19Lr - 0.0018 \Sigma X_A \cdot T_A \quad \dots (2 \cdot 17)$$

ここで、活性汚泥微生物の自己酸化に関する係数 c は、

$$c = 0.0018 (1/\text{時}) = 0.04 (1/\text{日})$$

となる。

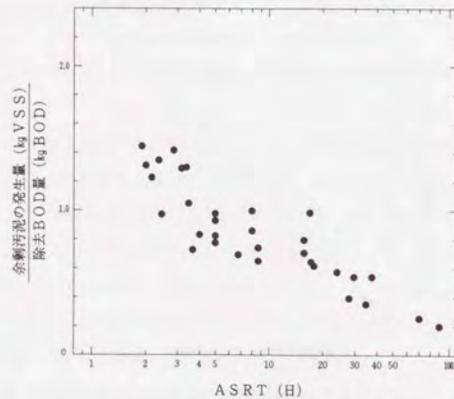


図2-19 ASRTと汚泥転換率の関係

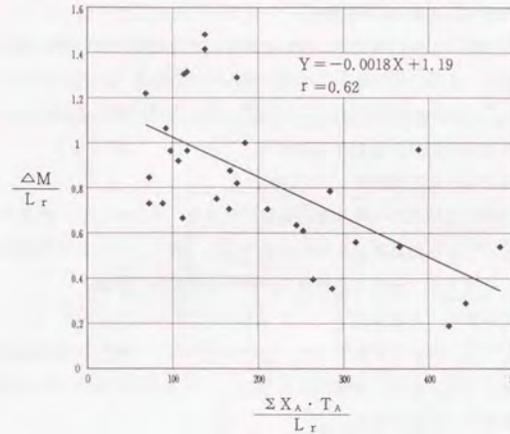


図2-20 余剰汚泥の発生量に関する係数 a 、 c の算出

2. 3. 3 活性汚泥法の特性

回分式活性汚泥法のパイロットスケール実験から、「2. 2 活性汚泥法の処理機能」で示したSRTと水温を指標として、以下のような活性汚泥法の特性が明らかになった。

(1) 処理特性へのASRTと水温の影響

① BOD除去特性はASRTと水温を用いてほぼ整理でき、ASRTの増加にともない処理水のBODが小さくなる。同一のASRTに対しては、水温の低下の処理水BODへのはつきりとした影響は見られなかった。

② ASRTが9日以上であれば、水温によらず、処理水の平均 K_j-N 濃度は 4 mg/l 以下となり、85%以上の K_j-N 除去率が期待できる。

一方、ASRTが5日以下の場合、処理水 K_j-N 濃度が大きくなることもあり、低水温により硝化細菌の増殖速度が低下し、硝化細菌の増殖に必要なASRTが十分に確保できない例があった。

③ 回分式活性汚泥法では、ASRTが大きくて硝化反応が十分に進行している場合には、流入工程中の無酸素条件下や沈殿・排出工程中の汚泥ゾーンでの無酸素条件下で脱窒が生じており、高い窒素除去率を期待できる。

④ 回分式活性汚泥法では、反応タンク内に無酸素状態(沈殿・排出工程での汚泥ゾーンを含む。)での脱窒反応により嫌気状態を生じやすい。ASRTが3日から9日の間で良好な $T-P$ の除去が得られた。

(2) 余剰汚泥の発生量へのASRTの影響

① ASRTが増加するに従い、自己酸化と無機物の蓄積により活性汚泥のMLVSS/MLSS比が小さくなり、余剰汚泥の発生量が減少する。BOD量で代表される有機物を除去することにより新たに合成されるものと活性汚泥微生物の自己分解により減衰するものによって余剰汚泥の発生量を予測することができる。

(3) 活性汚泥の沈降性への水温の影響

① 定速沈降区間での活性汚泥界面の沈降速度(初期沈降速度)は、MLSS濃度が3,000 mg/ℓ以下の場合、水温とMLSS濃度により予測できる。一般に、活性汚泥界面の沈降速度は、水温の低下とともに低下し、MLSS濃度の増加とともに低下する。

(4) 必要となる酸素供給量への影響因子

- ① 活性汚泥法では、反応タンクの中で基質(S-BODとNH₄⁺-N)濃度の減少とともに酸素利用速度が減少する。また、有機物負荷が小さいほど最終の酸素利用速度が小さくなり、内生呼吸期にまで至ることがある。
- ② 活性汚泥法の酸素供給量は、BODの酸化に必要な酸素量、内生呼吸に必要な酸素量及び硝化反応に必要な酸素量により求められる。

2.3.4 オキシデーションディッチ法の実態調査¹⁰⁾

オキシデーションディッチ法とは、最初沈殿池は設けず、機械攪拌式エアレーション装置を有する無終端水路の反応タンクで、長時間の活性汚泥処理を行う下水処理方式である。機械攪拌式エアレーション装置は、処理に必要な酸素を供給することのほか、反応タンク内の活性汚泥と流入下水を混合攪拌し、混合液に流速を与えて反応タンク内を循環させるとともに、活性汚泥が沈降しないようにするものである。活性汚泥を浮遊状態に保つために必要な最低流速は10 cm/秒以上である。主要な設計諸元は、次のとおりである。

反応タンクのHRT:	2.4~4.8時間
MLSS濃度:	3,000~5,000 mg/ℓ
反応タンクの水深:	1~3 m程度

反応タンクのHRTが標準活性汚泥法と比べて長いため、余剰汚泥は少なくなり、SRTも長くなる。このため、処理過程で硝化反応が起こりやすい。一般に、反応タンク内に空間的または時間的に無酸素状態を設けることにより脱窒反応を起こさせ、生物学的な窒素除去を図るとともに処理の安定性の向上を図っている。

また、長時間エアレーション法と同じように、MLSS濃度が高く汚泥返送比も大きいので、最終沈殿池の水面積負荷を小さく設定する必要がある。一般に、円形最終沈殿池が採用されている。

ここでは、昭和58年度に実施した豊橋市高根処理場における実態調査の結果¹¹⁾を用いて、ASRTが長く硝化反応が進行しやすい完全混合形に近い反応タンクを有する活性汚泥法(オキシデーションディッチ法)の情報を整理する。

豊橋市高根処理場のフローシート及び主要施設の概要を図2-21と表2-4に示す。

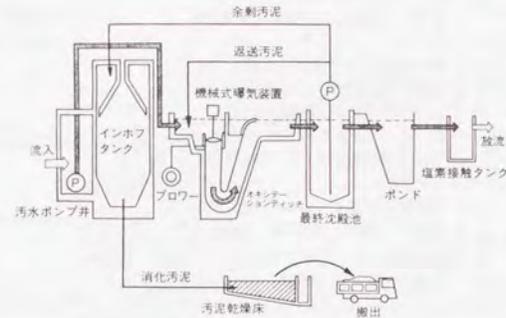


図2-21 豊橋市高根処理場のフローシート

表2-4 豊橋市高根処理場の施設概要

施設名	構造及び仕様
主ポンプ	水中汚水汚物ポンプ 0.5m ³ /分×11m×4.5kW×1台
インホフタンク	幅6.0m×長6.0m×深7.5m 容量 238m ³ 、水面積 36m ²
反応タンク	幅6.0m×長200m×水深1.1m 容量 1,320m ³ エアレーション時間 48時間* BOD-S S 負荷 0.05kg BOD/kg S S・日* BOD容積負荷 0.08kg BOD/m ³ ・日*
最終沈殿池	幅6.0m×長6.0m×水深3.0m 容量 100m ³ 、水面積 36m ² 水面積負荷 18m ³ /m ² ・日* 沈殿時間 3.7時間*
機械式曝気装置	軸流ポンプφ1200×11kW×2台 ルーツ型送風機 4.0m ³ /分×0.22kg/cm ² ×3.7kW×1台
汚泥乾燥床	砂床総面積 245m ²

注) *で示した値は設計値

昭和58年7月から昭和59年3月までの調査期間内に機械式曝気装置の酸素供給量を調整し、空気供給量を1.6~1.9m³/分(下水1m³当たり7.6~9.0m³/m³)として硝化をできるだけ促進させた運転モード(以下、「硝化促進モード」という。)と、空気供給量を0.6~1.0m³/分(下水1m³当たり2.9~4.8m³/m³)として処理水質に影響が及ばない程度に硝化を抑制した運転モード(以下、「硝化抑制モード」という。)により、反応タンクを運転した。

流入下水及び処理水の分析は、1日の平均的な水質を把握するために、コンポジットサンプルについて実施した。また、処理成績は、最終沈殿池の流出水で解析した。

運転モードは、昭和58年7月~8月(高温時)と昭和59年2月~3月(低温時)の期間に硝化促進モードで、昭和58年10月~12月の期間に硝化抑制モードで運転した。調査期間の平均のSRTは126日となっており、ASRTは、反応タンク内の好気ゾーンの範囲から30~60日の範囲であると推測された。

(1) DO濃度の分布状況及び反応タンク内の混合状態

硝化促進モード時と硝化抑制モード時の反応タンク内のDO濃度の分布状況を図2-22に示す。DO濃度分布は、反応タンク内の流れ方向に7つの断面(I~VII)で測定した。反応タンク内の

DO濃度は、全域で1.0mg/l以下であった。ただし、図2-23に示した例のように、硝化促進モード時には、流入負荷量が小さくなる夜間において反応タンク内のDO濃度が1.0mg/l以上になることがあった。

硝化促進モードと硝化抑制モードでは、反応タンクの好気部分の占める割合が異なり、好気部分における混合液の滞留時間の差(すなわち、ASRTの差)が硝化反応の進行の程度に影響しているものと考えられる。

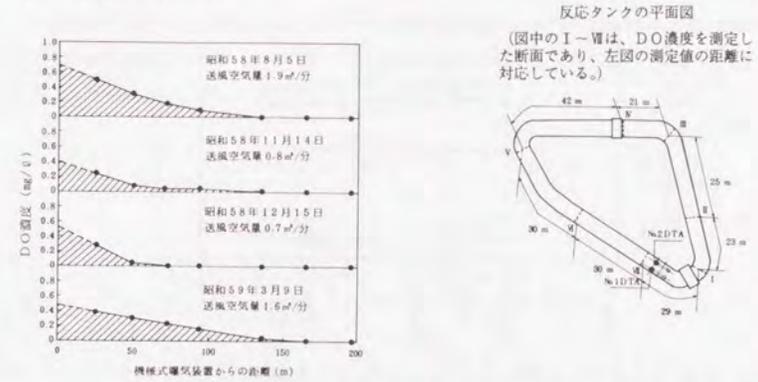


図2-22 各運転モードの反応タンク内DO濃度の分布¹⁾⁾

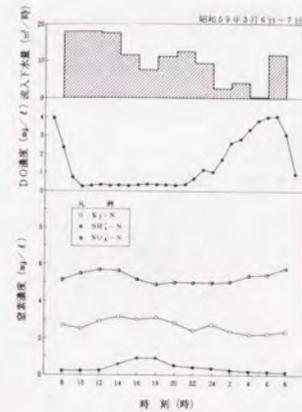


図2-23 DO濃度と処理水の空素濃度の経時変化(昭和59年3月6日~7日)¹⁾⁾

※反応タンク内のDO濃度は、I断面とII断面の間で測定した。

反応タンク内のDO濃度、pH、アルカリ度、MLSS濃度の分布状況（活性汚泥混合液の流れ方向について）を図2-24に示す。このうち、DO濃度は流れ方向に濃度勾配を生じていたが、pH、アルカリ度及びMLSS濃度については有意な濃度勾配は認められなかった。また、同一断面におけるDO濃度、アルカリ度、MLSS濃度などはほぼ均一であり、深さ方向の濃度勾配はなかった。

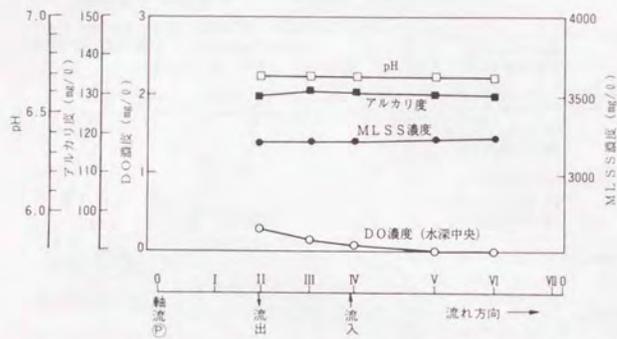


図2-24 反応タンク内のDO濃度、アルカリ度、MLSS濃度の分布（流れ方向）¹⁰⁾

(2) BODの除去

処理水のT-BODとC-BODの関係を図2-25に示す。T-BODはN-BODの影響で2.0 mg/lを超える場合があったが、C-BODは概ね1.0 mg/l以下であった。

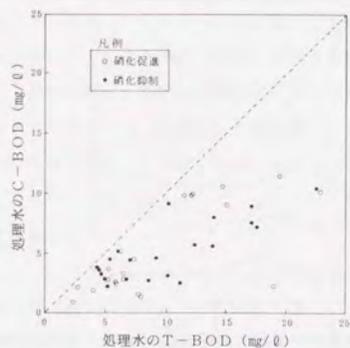


図2-25 処理水のT-BODとC-BODの関係¹¹⁾

(3) 窒素の除去特性

① 硝化

Kj-Nの処理場への流入量と処理場での除去量の関係を図2-26に示す。硝化促進モードでのKj-Nの除去率は、ほぼ90%以上であり、反応タンク内水温が6~10℃の期間においても十分な硝化反応が生じていた。一方、硝化抑制モードでのKj-Nの除去率は、60~90%の範囲であった。

処理水中にKj-Nが残留しているデータを用いて反応タンク内のDOが存在する好氣的条件下にある活性汚泥微生物量に対して計算した硝化速度と反応タンク内の水温の関係を図2-27に示す。ここでは、硝化速度を式(2-18)により求めた。

$$K_N = \frac{(S_{K_{in}} - S_{K_{out}}) \cdot Q \times 10^3}{X_A \cdot V_0 \cdot 24} \quad \dots (2-18)$$

ここに、 K_N : 硝化速度 (mgN/gMLSS・時)

$S_{K_{in}}$: 流入下水のKj-N濃度 (mg/l)

$S_{K_{out}}$: 処理水のKj-N濃度 (mg/l)

Q : 流入下水量 (m³/日)

X_A : 反応タンク内のMLSS濃度 (mg/l)

V_0 : 反応タンク容量×好気ゾーンの比率 (m³)

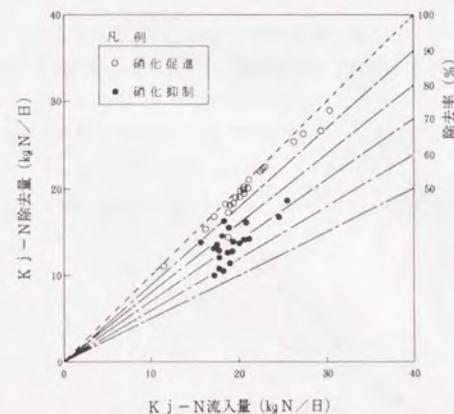


図2-26 Kj-Nの流入量と除去量の関係¹¹⁾

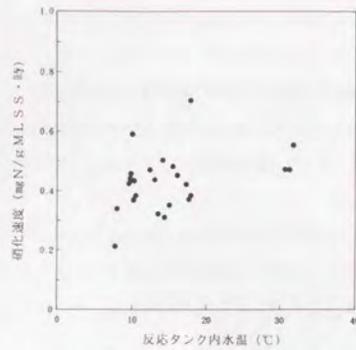


図2-27 好気的条件下にある活性汚泥微生物量に対して計算した硝化速度と反応タンク内の水温の関係¹⁾

調査期間中の硝化速度は、0.2~0.7 mgN/gMLSS・時の範囲であり、活性汚泥循環法の硝化速度に比較して低い。図2-22に示したようにオキシデーショディッチ法では、一般に、反応タンク内は低いDO濃度で運転されているため、硝化速度が小さくなるものと考えられる。なお、反応タンク内の水温の硝化反応に対する影響としては、水温が20℃以下の場合に、水温の低下とともに硝化速度が低下する傾向が見られた。

② 脱窒

Kj-Nの除去量とT-Nの除去量の関係を図2-28に示す。硝化促進モードでは、脱窒反応が不十分で処理水にNO_x⁻-Nが残留しているため、T-Nの除去量はKj-Nの除去量を下回っていた。

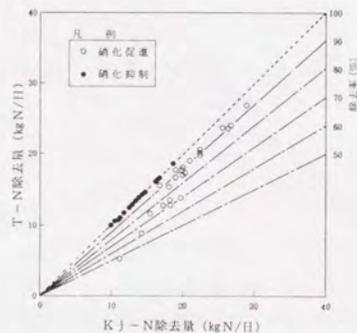


図2-28 Kj-Nの除去量とT-Nの除去量の関係（脱窒の特性）¹⁾

③ pH

調査期間中の処理水のアルカリ度とpHの関係を図2-29に示す。硝化促進モードでは、硝化がほぼ完全に行われているが、脱窒が不十分であったため、pHが6.6まで低下したことがあった。一方、硝化抑制モードでは、硝化は抑制されるとともに生成したNO₃⁻-Nの脱窒がほぼ完全に起こっており、pH及びアルカリ度の低下の問題はなかった。

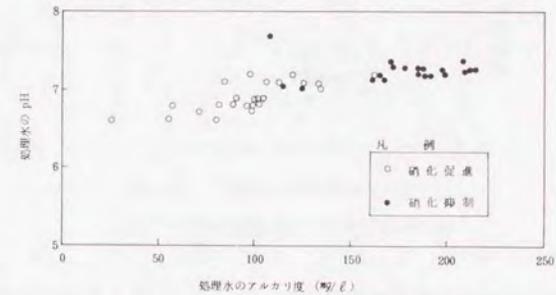


図2-29 処理水のアルカリ度とpHの関係¹⁾

(4) リンの除去特性

流入下水のT-P濃度と処理水のT-P濃度の関係を図2-30に示す。硝化促進モードと硝化抑制モードでの処理成績を比較すると、明らかに硝化抑制モードでのT-P除去率が高くなっていた。硝化促進モードでは0~50%、硝化抑制モードでは50~70%のT-P除去率であった。

硝化抑制モードでリンの除去が良好に行われたのは、反応タンク内の好気状態の領域が硝化促進モードに比較して狭く、脱窒反応がほぼ完全に行われ反応タンク内に嫌気状態の領域が生じて、リンの放出-過剰摂取が起こっていたためと、相対的に好気領域に対する有機物負荷が大きく余剰汚泥の発生量が大きかったためと考えられる。

なお、硝化抑制モード時の活性汚泥のリン含有率は、リンの収支と余剰汚泥の発生量より、平均で約1.8%と計算された。

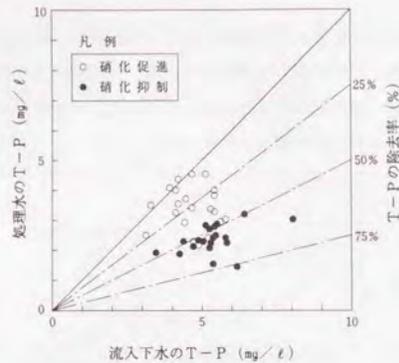


図2-30 T-Pの除去性能¹¹⁾

(5) 処理水質の経時変化と酸素利用速度

下水処理場への流入水量は、1日の間で変動し、昼間では、相対的に有機物等の負荷が大きくなり、夜間では、極端に有機物等の負荷が小さくなる。図2-23に示したように、本処理場では、昼間に未硝化の NH_4^+-N が反応タンク内に残留し、夜間に完全に硝化反応が完了し、1日中供給酸素量を一定にしているため、反応タンク内のDO濃度が著しく上昇していた。なお、処理水のS-BODには、著しい経時変化が認められなかった。

反応タンク内のDO濃度の分布は、酸素供給量と活性汚泥の酸素利用速度(Kr)によって決定される。図2-31に、反応タンク内の水温とKrの関係を処理水中の NH_4^+-N 濃度の区分により示した。

酸素利用速度は、処理水中に NH_4^+-N が残留している場合に、水温の影響を強く受けている。一方、活性汚泥混合液を水洗した後の酸素利用速度は、かなり小さくなり、水温の影響をあまり受けず一定の値になっている。また、活性汚泥混合液中の基質(S-BOD及び NH_4^+-N)の濃度が小さくなるにしたがって、酸素利用速度の値は水洗後の値に近づき、内生呼吸の状態に近くなっていると考えられる。処理水中にほとんど NH_4^+-N が残留しないような場合には、酸素利用速度は小さく、水温の影響も小さいと考えられる。

オキシデーションディッチ法のような活性汚泥法の反応タンク内の酸素利用速度は、有機物除去、硝化反応、活性汚泥の内生呼吸により大きく影響されていることがわかる。したがって、反応タンク内のDO濃度の値や無酸素状態の領域をほぼ一定に保つには、流入負荷量の変動に対して適正に酸素供給量を変更する必要がある。

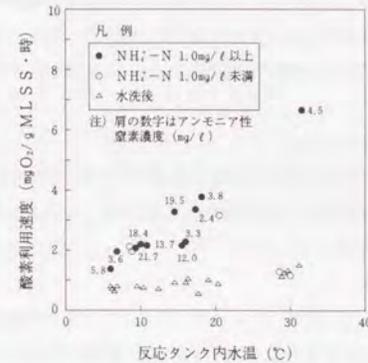


図2-31 水温と酸素利用速度の関係¹¹⁾

(6) 余剰汚泥の発生量

昭和58年10月~12月のデータにより、余剰汚泥の発生量を求めた。除去BOD量及び除去SS量当たりの余剰汚泥の発生量は、それぞれ、 0.73kgSS/kgBOD と 0.75kgSS/kgSS であった。この値は、ASRTが30日程度の低負荷条件の回分式活性汚泥法の汚泥転換率とほぼ一致しており、反応タンクの中で活性汚泥微生物の自己分解がかなり進んでいたと考えられる。

¹¹⁾

(7) オキシデーションディッチ法の特徴

設計、運転管理へ反映させる上での活性汚泥法の特徴という観点で、豊橋市高根処理場の実態調査結果から、最初沈殿池がない低負荷型のSRTが十分に長い完全混合形の反応タンクを有するオキシデーションディッチ法の処理性能について以下のことを確認した。

① 一般的特性

- ・反応タンク内のpH、アルカリ度、MLSS濃度の分布状況から、DO濃度の分布以外はほぼ均一で完全混合形の反応タンクとして扱える。
- ・余剰汚泥の発生量は、除去BOD量当たり 0.73kgSS/kgBOD であった。

② 酸素供給量の大小の処理特性への影響

- ・硝化を促進するために十分な酸素を供給した硝化促進モードでの $\text{Kj}-\text{N}$ の除去率は、ほぼ90%以上であった。オキシデーションディッチ法では、反応タンク内のDO濃度が低いため、硝化速度が活性汚泥循環法の硝化速度に比較して低い。
- ・有機物除去性能に悪影響が及ばない程度に硝化反応を抑制するように酸素供給量を減じた

硝化抑制モードでは、完全に脱窒が完了しているため、反応タンク中に、好気状態、無酸素状態及び嫌気状態の各領域が存在し、生物学的な脱りんが見られた。ただし、余剰汚泥の発生率と活性汚泥中のりん含有率が標準活性汚泥法に比べると低いため、一般に、高いりん除去率が望めない。

③ 酸素利用速度への影響因子

- ・反応タンク内の NH_4^+-N 濃度により酸素利用速度が大きく変化した。
- ・反応タンク内の酸素利用速度は、有機物除去、硝化反応、活性汚泥の内生呼吸により大きく影響される。

④ 処理特性への水温の影響

- ・ 20°C 以下の場合に、水温の低下とともに硝化速度が低下する傾向が見られた。
- ・反応タンク内に NH_4^+-N が残留している場合には、酸素利用速度が水温の影響を強く受けていた。

⑤ 流入下水の日間変動の影響

- ・処理水の $\text{S}-\text{BOD}$ には、著しい経時変化が認められなかった。
- ・流入下水量の著しい日間変動のために、昼間には、硝化促進モードにおいても未硝化の NH_4^+-N が存在した。
- ・反応タンク内の基質（特に、 NH_4^+-N ）濃度が、流入負荷量の日間変動により変化するため、反応タンク内の DO 濃度とその分布が日間で大きく変化した。
- ・夜間には、流入負荷量が小さいため、硝化反応が完了し、反応タンク内の DO 濃度が著しく上昇することがあった。

2. 4 新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念

2. 4. 1 SRTと水温を指標としたC-BOD除去性能と硝化反応の分離

近年、下水処理場への流入下水の SS 濃度の低下にともない BOD/SS 比が過去と比較して大きくなってきていることや、最初沈殿池における SS 除去率が高くなっていることから、同じ標準活性汚泥法の設計諸元でも SRT が長くなり、水温が高い期間に硝化反応が進行し、 $\text{N}-\text{BOD}$ 等の問題が生じている。また、中小規模の下水処理場において、近年、低負荷型の SRT が長い活性汚泥法であるオキシデーションディッチ法が二次処理を目的として数多く採用されてきており、適正な運転管理のために硝化反応を取り扱う必要が生じてきている。さらに、窒素除去を目的とした高度処理が必要な場合には、硝化反応を前提とした合理的な施設設計が必要となっている。

従来形の $\text{BOD}-\text{SS}$ 負荷による手法では、 $\text{C}-\text{BOD}$ 除去とともに硝化反応の有無を予測することが困難であったが、2. 2「活性汚泥法の処理機能」及び2. 3「活性汚泥法の設計因子と操作因子」で明らかにしたように、 SRT と水温を指標にして、 $\text{C}-\text{BOD}$ 除去と硝化反応を別々に定量化することができる。

2. 4. 2 新たな設計指標と予測手法

SRT と水温を指標とした $\text{C}-\text{BOD}$ 除去性能と硝化反応を別々に定量化することができるとして、以下の理論的な背景に基づいて活性汚泥法の施設設計の概念を整理すると図2-32のようになる。

- ① BOD 除去とともに硝化反応を考慮する場合、 SRT を指標として設計する方が優れている。
- ② 余剰汚泥の発生量を反応タンク流入水の水質の違いと内生呼吸による自己酸化により評価できる。
- ③ 反応タンクの流入水の違いを酸素供給量、余剰汚泥の発生量に反映できる。
- ④ 水温の影響を処理水質、活性汚泥の沈降性に反映できる。
- ⑤ 酸素供給量を BOD 除去、硝化及び内生呼吸により評価できる。

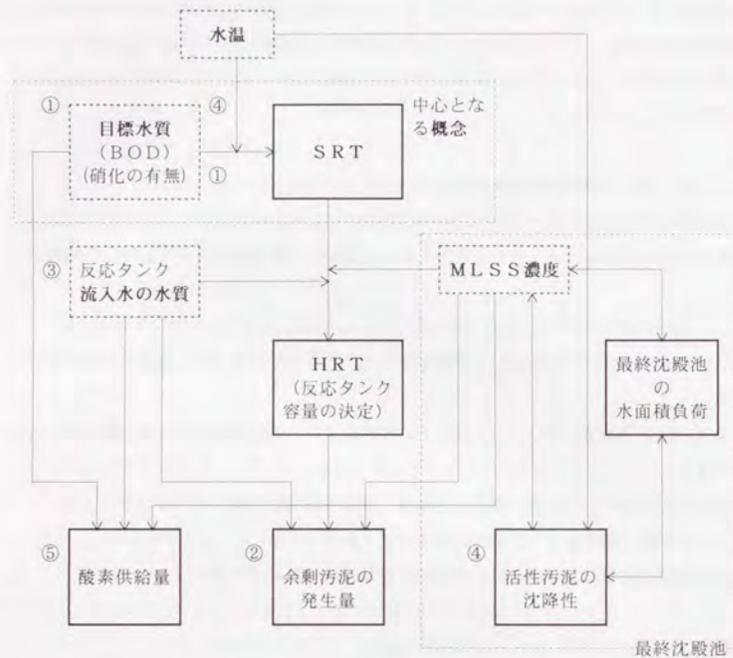


図2-32 理論的な背景に基づいた活性汚泥法の新設計手法の概念図

(1) 余剰汚泥の発生量とSRTへの流入下水の水質の違いの反映

余剰汚泥の発生量は、BOD、SS、 $S-BOD/T-BOD$ 等で代表される流入下水の組成の違いや最初沈殿池の有無による反応タンク流入水の水質の違い及び反応タンクのHRTとMLSS濃度の違いによる内生呼吸による減量の大小に影響を受ける。

より合理的に図2-32にしたがって活性汚泥法の施設設計を行うためには、まず、正確にSRTを予測する必要がある、そのためには、余剰汚泥の発生量を定量的に予測する必要がある。

本論文では、第3章で活性汚泥法の定常モデルを導入することにより、反応タンク流入水の組成の違いと反応タンクの運転条件の違いが余剰汚泥発生量とSRTに与える影響を定量化するとともに、第4章で簡略的に余剰汚泥発生量の予測を定式化することにより、流入水の水質と反応タンクのMLSS濃度、HRT等の運転条件に基づくSRTの予測式を導くこととする。

(2) 反応タンクへの水温の違いの反映

活性汚泥法の処理性能、特に、硝化反応は、水温の影響を受ける。

わが国では、二次処理を目的として標準活性汚泥法、オキシデーションディッチ法等を採用する場合、地域条件によらず、すべて同じ設計諸元が用いられている。これでは、経月的な処理性能の変化を予測できないだけでなく、水温に影響を受ける硝化反応に伴い必要な酸素量を適正に供給することが不可能である。

したがって、最適な反応タンクの容量と供給酸素量を決定するためには、SRTの他に水温に応じて変化する処理水の水質を適正に予測する必要がある。

本論文では、第3章以降において、活性汚泥法の施設設計の考え方に水温を新たな指標として導入し、合理的な施設設計手法と運転管理手法を提案する。

(3) 最終沈殿池の設計手法の理論的背景

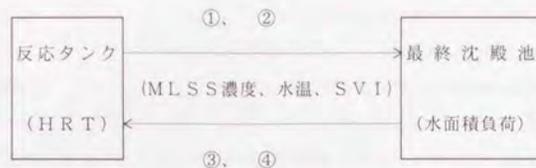
最終沈殿池での活性汚泥の沈降性も水温に影響を受けるため、最終沈殿池の必要となる水面積負荷は、年間の最低水温により異なり、水温により最終沈殿池での固液分離性能や返送汚泥のSS濃度に変化する。したがって、水温とMLSS濃度に応じて、反応タンクと最終沈殿池の容量の最適な組合せの範囲を特定することが可能である。

北の地方と南の地方では、同一規模で同一の流入下水の水質と処理水の目標水質であっても、最適な施設設計諸元が異なるし、同一の下水処理場では、夏期と冬期で、施設の使用手法と運転管理手法を変更する必要がある。

(4) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係

反応タンクの設定MLSS濃度を維持するためには、最終沈殿池からの返送汚泥のSS濃度に対して必要な汚泥返送比を選定しなくてはならない。反応タンクと最終沈殿池の相互関係を整理すると以下のようになり、二つのユニット施設の運転に影響を与える水温、MLSS濃度及び汚泥の沈降・濃縮性により、最適な組合せが考えられる。

実際の運転では、これらの条件が、地域的に、あるいは、季節的に変化するために、一律に設計諸元を決定することはできないが、想定される条件の範囲の中で適正に運転操作ができるように施設の設計諸元を決定する必要がある。



- ① 最終沈殿池流入水のSS濃度： 最終沈殿池の必要な水面積負荷に影響する。
- ② 活性汚泥のSVIに代表される沈降性・濃縮性： 同上
- ③ 返送汚泥のSS濃度： MLSS濃度を維持するための汚泥返送比に影響する。
- ④ 活性汚泥の沈降性・濃縮性： 糸状性バルキング等の固液分離障害がある場合には、反応タンクの運転方法の変更が必要となる。

2. 4. 3 設計条件の変化、変動に対する応答

一つの下水処理場の運転管理を考える場合、設計条件の変化、変動として、次のものが考えられる。

- ① 長期的な流入下水の水量・水質の変化： 初期対策
- ② 水温の経月変化： 硝化反応、活性汚泥の沈降性
- ③ 流入下水の水量・水質の時間変化： 処理水の水質への影響、酸素供給量の制御

本論文では、2. 3「活性汚泥法の設計因子と操作因子」で明らかになった活性汚泥法の処理機能を基に、第3章で活性汚泥法の定常モデルや動力学モデルを導入することにより、設計条件の変化、変動に対するプロセスの応答を再現する。第4章では、設計条件の変化、変動を考慮した合理的な施設設計手法を提案するとともに、第5章では、第4章までの成果を用いて条件の変化、変動に応じた適正な活性汚泥法の運転管理手法を提案する。

2. 5 第2章のまとめ

第2章では、活性汚泥法の有機物除去、硝化・脱窒及び生物学的脱りんの処理機能を文献調査により把握するとともに、単純な活性汚泥法のモデルを用いてC-BOD除去あるいは硝化反応（アンモニア性窒素除去）の予測に対してSRTと水温が設計指標になることを明らかにした。すなわち、SRTと水温を指標とすることにより、活性汚泥法の有機物除去と硝化反応を分離して取り扱うことが可能である。

活性汚泥法の主として反応タンクの設計因子と操作因子を抽出するために、幅広い運転条件を設定しやすく、好気・無酸素・嫌気の条件を容易に組合せられる回分式活性汚泥法のパイロットプラント実験結果に基づき、ASRT（好気的な条件下のSRT）と水温を指標にして有機物除去、硝化及びりん除去特性を整理し、処理特性の予測に対するASRTと水温の有用性を確認した。さらに、様々なRunでの測定結果を用いて、

- ① 余剰汚泥の発生量への反応タンク流入水の水質及び内生呼吸あるいはASRTの影響
- ② 活性汚泥の沈降性への水温とMLSS濃度の影響
- ③ 必要となる酸素供給量への影響因子

を整理し、設計因子及び操作因子によりそれぞれ定式化を図った。

また、回分式活性汚泥法の実験結果から得られた活性汚泥法の設計因子と操作因子を用いて、オキシデーションディッチ法の下水処理場の実態調査の結果から、ASRTが長く硝化反応が進行しやすい完全混合形に近い反応タンクを有する活性汚泥法の特性を以下の項目について整理した。

- ① 酸素供給量の大小の処理特性への影響
- ② 酸素利用速度への影響因子
- ③ 処理特性への水温の影響
- ④ 処理性能への流入下水の日間変動の影響

最後に、第1章で指摘した活性汚泥法の施設設計の問題点を解決するために必要となる新たな活性汚泥法の施設設計手法の概念を、文献調査や回分式活性汚泥法とオキシデーションディッチ法の調査結果から得られた理論的な背景に基づいて、以下の項目について整理した。

- ① SRTと水温を指標としたC-BOD除去性能と硝化反応の分離
- ② 余剰汚泥の発生量とSRTへの流入下水の水質の違いの反映
- ③ 反応タンクの設計への水温の違いの反映
- ④ 最終沈殿池の設計手法の理論的反映
- ⑤ 反応タンクと最終沈殿池の相互関係
- ⑥ 設計条件の変化、変動に対する応答

提案した設計手法の概念の妥当性の検証は第3章で、具体的な設計手法の提示と有用性の確認は第4章で、それぞれ取り扱う。

参考文献

- 1) 中沢 均「窒素・りんが除去できる小規模下水道—小規模下水道に適した活性汚泥法—」月刊下水道 Vol.16 No.13
- 2) 「微生物を利用した窒素及びりん除去プロセスの評価に関する第3次報告書—単段式及び二段式活性汚泥循環変法による窒素除去—」日本下水道事業団(1990)
- 3) 栗林宗人編「高度処理と再利用」山海堂
- 4) 「微生物を利用した窒素及びりん除去プロセスの評価に関する第2次報告書—嫌気—好気活性汚泥法によるりん除去—」日本下水道事業団(1988)
- 5) 「水質環境工学 下水処理・処分・再利用」技報堂出版(1993)
- 6) Monod, J., "La technique of Culture Continue: Theorie et Applications", Annals Institute Pasteur, Vol. 79, pp. 390-410 (1950)
- 7) 中沢 均、大森信慈、田中和博「都市下水を対象とした回分式活性汚泥法に関する研究(1)—パイロットプラントによる処理性能—」下水道協会誌 Vol. 27 No. 308 1990/1
- 8) 「回分式活性汚泥法の評価に関する第2次報告書」日本下水道事業団(1988)
- 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」日本下水道事業団技術開発部報1986 pp. 54-68
- 10) 「オキシデーションディッチ法の評価に関する第2次報告書」日本下水道事業団(1985)
- 11) 田中和博、木全 隆、中沢 均「オキシデーションディッチ法の技術評価」日本下水道事業団技術開発部報1984 pp. 91-104

第3章 活性汚泥法のモデルの導入

3.1 はじめに

第2章で整理した「活性汚泥法の施設設計手法」の概念の妥当性を検証するために、第3章では、まず、最初沈殿池の有無や地域特性の違いにより反応タンク流入水のBOD、SS濃度、SSの組成、BOD/SS比等が異なる場合に、SRTとHRTの関係及びその時のMLVSS濃度を試算することを目的として運転条件に応じてMLSS濃度とSRTの関係を表す定常モデルを導入し、反応タンク流入水の水質の組成と運転条件の違いのSRTに対する影響を定量化する。

また、硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルを導入し、シミュレーション結果から、SRTを指標とした炭素系有機物除去と硝化反応の予測手法の妥当性を検証するとともに反応タンクの形状による流入負荷の日間変動に対する処理性能の違いを明らかにする。

本章で検証する内容を要約すると、以下のとおりである。

- ① SRTを流入下水の組成、HRT、MLSS濃度等の関数として求め、余剰汚泥の発生量の予測を可能にする。
- ② 回分式活性汚泥法の実験データに基づいた活性汚泥法の炭素系有機物除去の動力学モデルのシミュレーション結果から、以下の検証を行う。
 - ・動力学モデルの温度係数
 - ・活性汚泥法の処理機構と必要酸素量の時間変化の再現
 - ・酸素供給量と基質濃度、余剰汚泥の発生量の関係への曝気時間の影響
- ③ 硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルのシミュレーション結果から、以下の検証を行う。
 - ・水温が一定な場合のSRTによる処理水のBOD及び NH_4^+-N 濃度の定量化
 - ・反応タンクの形状の処理水の水質に与える効果

3.2 定常モデルに基づくSRTの計算方法

3.2.1 MLSS濃度と活性汚泥微生物濃度及びSRTの予測

活性汚泥法による下水処理では、微生物が有機物を分解・摂取するので、処理に関与する微生物濃度が最も重要な操作条件の一つになる。しかし、活性汚泥中には多くの不活性有機物が含ま

れるので、微生物のみを取り出して濃度を測定することはできない。図3-1は、反応タンクへの流入水の水質の組成と活性汚泥の組成の関係をモデル的に示したものである。^{1)・2)}

図3-1の定常モデルに用いられている変数及び係数の定義は、以下のとおりである。

- S_{c0} : 流入水のBOD
- X_0 : 流入水のSS濃度
- $X_{0,D}$ 、 $X_{0,N}$ 、 $X_{0,M}$: 流入水のSSのうちの生分解可能な有機物、生分解不可能な有機物及び無機物の濃度
- S_{c2} : 処理水の溶解性BOD
- S_{cr} : 反応タンクで除去されたBOD ($S_{c0} - S_{c2}$)
- Y_0 : 活性汚泥微生物のうちの有機物に対する収率係数
- X_b : 活性汚泥微生物濃度
- $X_{b,D}$ 、 $X_{b,N}$ 、 $X_{b,M}$: 活性汚泥微生物のうちの生分解可能な有機物、生分解不可能な有機物及び無機物の濃度
- X_i : $X_{0,N}$ と $X_{0,M}$ に起因する活性汚泥の不活性SS濃度
- $X_{i,N}$ 、 $X_{i,M}$: X_i のうちの生分解不可能な有機物及び無機物の濃度
- k_a : 活性汚泥微生物のうちの生分解可能な有機物の自己分解係数

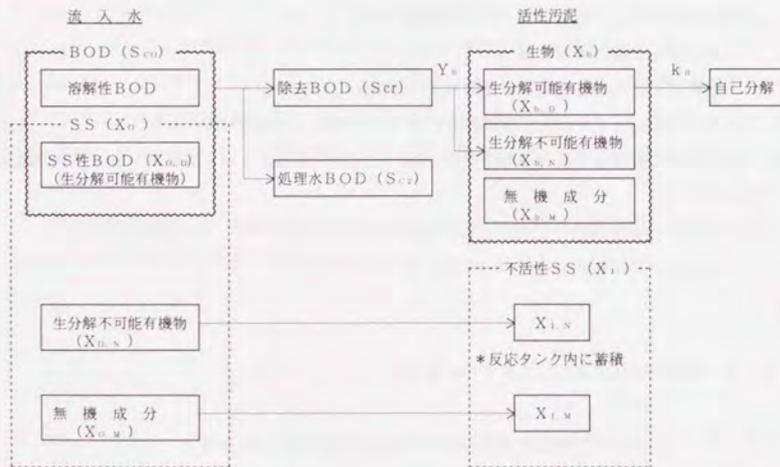


図3-1 反応タンク流入水の水質の組成と活性汚泥の組成の関係のモデル化 (定常モデルの概念)

反応タンク内のMLSS濃度 (X_A) 及びMLVSS濃度 (X_V) は、図3-1に示した関係から、式(3・1)と式(3・2)で表せる。

$$X_A = X_b + X_i = X_{b,D} + X_{b,N} + X_{b,M} + X_{i,N} + X_{i,M} \quad \dots (3 \cdot 1)$$

$$X_V = X_{b,D} + X_{b,N} + X_{i,N} \quad \dots (3 \cdot 2)$$

定常モデルの反応タンク回りの固形物収支計算を行い、式(3・1)と式(3・2)で定義される X_A と X_V を求めるために、ここでは、以下のような仮定をする。

定常モデルの固形物収支計算を行うために必要な仮定：

(活性汚泥微生物に関する仮定)

- ① 活性汚泥微生物のうちの有機分のうちの好氣的に生分解が不可能なものの重量比率を β とする。
- ② 活性汚泥微生物のうちの有機分に対する収率係数を Y_0 とする。このとき、 $X_{b,D}$ に対する収率係数は $(1-\beta)Y_0$ 、 $X_{b,N}$ に対する収率係数は βY_0 である。
- ③ 新しく生成された活性汚泥微生物のうちの無機分の比率を f_m^0 とすると、生成された微生物のうちの有機分及び無機分は、それぞれ $Y_0 \cdot S_{cr}$ 、 $\{f_m^0 / (1-f_m^0)\} \cdot Y_0 \cdot S_{cr}$ である。

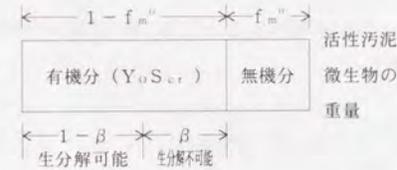


図3-2 活性汚泥微生物の組成に関する仮定

(反応タンク流入水中のSSに関する仮定)

- ① 流入水中のSSのうちの生分解可能な有機物は、BODにすべて含まれ、除去BOD当りに活性汚泥微生物量 $Y_0 \cdot S_{cr}$ が生成される。
- ② 同じ収率係数を溶解性BODとSS性BODに対して用いることができる。すなわち、流入水のSSのうちの生分解可能な有機物、 $X_{0,D}$ 、は S_{cr} の中に含まれている。
- ③ 流入水のSSのうち、生分解不可能な有機物の全有機物に占める重量比率は α であり、有機物がSSに占める重量比率は f_0 である。

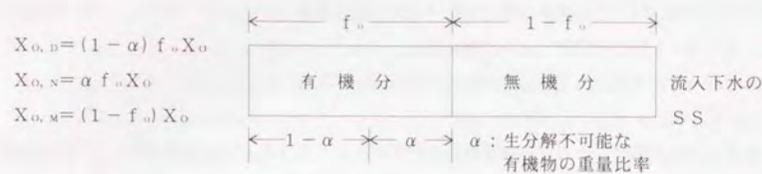


図3-3 反応タンク流入水のSSの組成に関する仮定

以上の仮定により、定常状態での反応タンク回りの固形物収支計算から、反応タンク内の X_A と X_V は、式(3.3)と式(3.4)のように求められる。

$$X_A = Y_o S_{c,r} \frac{\theta_c}{\theta} \left(\frac{1 + \beta k_d \theta_c}{1 + k_d \theta_c} + \frac{f_{m^0}}{1 - f_{m^0}} \right) + f_o X_o \frac{\theta_c}{\theta} \left(\alpha + \frac{1 - f_o}{f_o} \right) \quad \dots (3.3)$$

$$X_V = Y_o \cdot S_{c,r} \cdot \frac{\theta_c}{\theta} \cdot \frac{1 + \beta k_d \theta_c}{1 + k_d \theta_c} + \alpha \cdot f_o \cdot X_o \frac{\theta_c}{\theta} \quad \dots (3.4)$$

ここに、 θ : 反応タンクのHRT
 θ_c : SRT

また、式(3.3)の X_A と θ_c の関係から、MLSS濃度が既知の場合には、式(3.5)より θ_c を求めることができる。

$$\theta_c = \frac{-B + \sqrt{B^2 + 4 X_A \cdot A}}{2 A} \quad \dots (3.5)$$

ここに、

$$A = \beta k_d Y_o S_{c,r} \frac{1}{\theta} + \frac{f_{m^0}}{1 - f_{m^0}} Y_o S_{c,r} \frac{k_d}{\theta} + k_d f_o X_o \frac{1}{\theta} \left(\alpha + \frac{1 - f_o}{f_o} \right)$$

$$B = Y_o S_{c,r} \frac{1}{\theta} + \frac{f_{m^0}}{1 - f_{m^0}} Y_o S_{c,r} \frac{1}{\theta} + f_o X_o \frac{1}{\theta} \left(\alpha + \frac{1 - f_o}{f_o} \right) - X_A k_d$$

なお、式(3.3)、式(3.4)及び式(3.5)に用いた各係数の一般的な値については、最初沈殿池を用いない場合、以下のような値が報告されている。²⁾

α : 0.3 ~ 0.4

f_o : 0.7 (平均)
 β : 0.185 ~ 0.24
 k_d : $(k_d)_T = (k_d)_{20} \times C^{T-20}$
 C : 温度係数、1.02 ~ 1.075
 $(k_d)_{20}$: 0.12 ~ 0.18 (1/日)
 Y_o : 0.65 (BODに対して)
 f_{m^0} : 0.05 ~ 0.10

3.2.2 余剰汚泥の発生量の予測

SRTは、反応タンクの単位容積当りに発生する余剰汚泥量を用いて式(3.6)とも定義できるため、MLSS濃度が既知の場合、1日当たりの余剰汚泥発生量は、式(3.7)で求められる。

$$\theta_c = \frac{X_A}{X_{AK}} \quad \dots (3.6)$$

$$\Delta X = X_{AK} \cdot V_A = \frac{X_A \cdot V_A}{\theta_c} \quad \dots (3.7)$$

ここに、 θ_c : SRT (日)、式(3.5)により計算する。

X_A : 反応タンクのMLSS濃度 (g SS/m³)、設定値

X_{AK} : 1日に反応タンクの単位容積当りに発生する余剰汚泥量 (g SS/m³・日)

ΔX : 余剰汚泥の発生量 (g SS/日)

V_A : 反応タンクの容量 (m³)、設計値

3.2.3 反応タンク流入水の水質の組成と運転条件の違いのSRTへの影響

反応タンク流入水の水質の組成と活性汚泥の組成の関係のモデル(定常モデル)により導いた式(3.3)、式(3.4)及び式(3.5)を用いることにより、反応タンクへの流入水の水質、運転条件、SRTを設定すれば、MLSS濃度やMLVSS濃度等の活性汚泥微生物濃度の予測が可能になる。また、反応タンクのMLSS濃度を設定することにより、SRTが予測でき、余剰汚泥の発生量の予測が可能になる。

SRTとHRTの関係及びその時のMLVSS濃度の試算例を図3-4に示す。ここでは、MLSS濃度を2,000mg/lで一定とし、反応タンク流入水の水質の組成として次の2種類のCaseを設定した。

Case I (反応タンク流入水の基質濃度が高い場合) :

MLSS濃度 (X_A)	2,000 mg/ℓ
反応タンク流入水のBOD (S_{c0})	160 mg/ℓ
反応タンク流入水のSS濃度 (X_0)	100 mg/ℓ

Case II (反応タンク流入水の基質濃度が低い場合) :

MLSS濃度 (X_A)	2,000 mg/ℓ
反応タンク流入水のBOD (S_{c0})	120 mg/ℓ
反応タンク流入水のSS濃度 (X_0)	70 mg/ℓ

なお、ここで用いた各係数の値は、以下のとおりである。

$\alpha = 0.3$ 、 $f_0 = 0.8$ 、 $\beta = 0.2$ 、 $k_a = 0.06$ 、 $Y_0 = 0.65$ (BODに対して)、
 $f_m^0 = 0.05$ 、 $T = 20^\circ\text{C}$

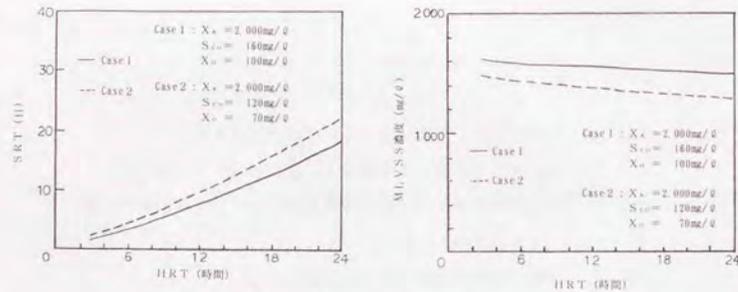


図3-4 MLSS濃度が一定の場合のSRTとHRTの関係及びその時のMLVSS濃度の試算例

この試算例からもわかるとおり、都市下水を対象とした活性汚泥法の性能について、以下のことがわかる。

反応タンクのMLSS濃度を一定にした場合、

- ① HRTを増加するとSRTが大きくなる。
- ② 流入水の有機物濃度が低いほど、同じHRTに対して、SRTが大きくなり、MLVSS濃度(活性汚泥微生物濃度)が低くなる。

SRTが大きくなることは、余剰汚泥の発生量が少なくなることを意味し、硝化反応が起きやすい条件になることを意味する。

3.3 活性汚泥法の動力学モデルによる検証

3.3.1 炭素系有機物の除去に係わる動力学モデル

都市下水の活性汚泥法による処理には、以下のような特徴がある。^{31) 41) 51) 61) 71)}

- ① 下水中の有機物のうち、約60~70%がコロイド状の固形物である。
- ② 最初沈殿池で処理された下水でもその中の有機物のほとんどは粒子状であり、有機物の生物学的分解の過程においては、活性汚泥微生物による有機物の吸着機構が非常に大きな意味を持っている。
- ③ 最初沈殿池を経た下水中の有機物は、活性汚泥フロックに急速に吸着されるが、その分解速度は非常に遅い。
- ④ 下水処理場においては、流入下水量の時間的変動パターンから数時間の活性汚泥の酸素消費速度の時間的変動パターンの遅れがある。

活性汚泥法による都市下水中の炭素系有機物の処理で、流入下水の水量・水質の日間変動に対応する反応タンク内の基質濃度と活性汚泥の酸素消費速度及びDO濃度の変化を予測するためには、図3-5に示す活性汚泥法の動力学モデルの基本概念を用いることが有用である。¹¹⁾

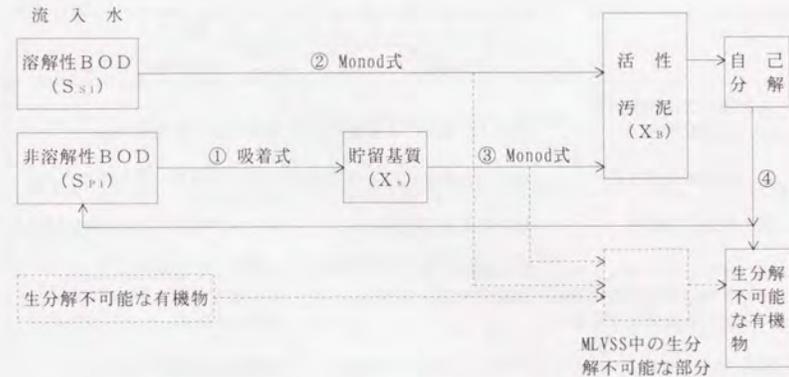


図3-5 活性汚泥法の炭素系有機物除去を対象とした動力学モデルの概念図¹¹⁾

このモデルでは、以下の仮定を行っている。

- ① 下水中のBODは、早く生分解される溶解性基質(溶解性BOD)とゆっくり生分解され

る固形物性基質（非溶解性BOD）から構成されている。

- ② 溶解性基質を利用した微生物の増殖速度は、Monod の式¹⁾により表される。
- ③ 固形物性基質を利用した微生物の増殖は、次の2つの仮定から成り立っている。
 - a) 活性汚泥微生物による固形物性基質の吸着と貯留及び加水分解
 - b) Monod の式により表せる加水分解貯留基質を利用した微生物による細胞合成
- ④ 活性汚泥微生物は、活性汚泥量に比例した一定の速度で自己分解される。
- ⑤ 自己酸化により生分解されない活性汚泥の一部分は、生分解不可能有機物と非溶解性BODになる。

図3-5に示した関係を反応タンク内の基質濃度、活性汚泥の酸素消費速度、DO濃度、活性汚泥微生物濃度の時間的あるいは場所的変化率により表したものが、動力学モデルである。

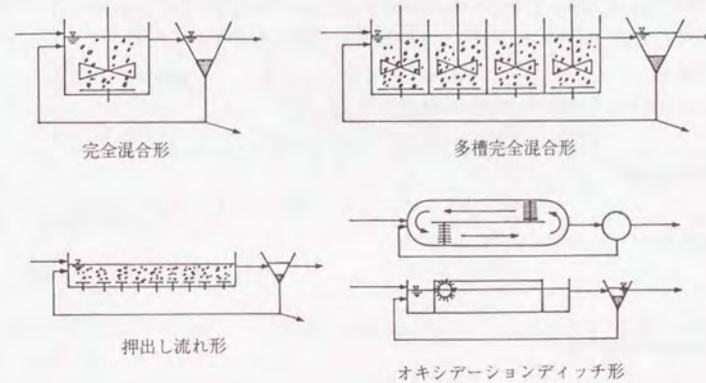
種々の活性汚泥法の変法の処理特性を把握するためには、この動力学モデルの基本概念にそれぞれの変法の施設構造や運転条件を考慮した固形物収支計算に基づく各種モデルを作成しなければならない。

現在下水処理に利用されている主な活性汚泥法をその形態の特徴により分類すると、表3-1と図3-6のようになる。

表3-1 活性汚泥法の形態の特徴による分類¹⁾

	モデルの特徴	
	定常動力学モデル	非定常動力学モデル
連続流れ式活性汚泥法		
① 完全混合形	時間及び場所による変化がない。	時間による変化がある。
② 多槽完全混合形	場所（各槽毎）による変化がある。	場所（各槽毎）及び時間による変化がある。
③ 押し流れ形	場所による変化がある。	場所及び時間による変化がある。
④ オキシデーションディッチ形（DO濃度以外は完全混合を仮定できる。）	DO濃度に関してだけ場所による変化がある。	時間による変化がある。DO濃度に関してだけ場所による変化がある。
回分式活性汚泥法	時間による変化がある。	時間による変化がある。

a) 連続流れ式活性汚泥法



b) 回分式活性汚泥法

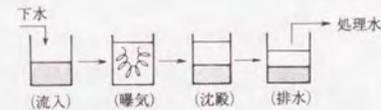


図3-6 各種形態の活性汚泥法の概念図¹⁾

図3-6に示した各種の形態の活性汚泥法に動力学モデルを適用するためには、以下の手順が必要となる。

(1) 動力学モデルで対象とする基質及び微生物の濃度の選定¹⁾

対象とする反応タンク内及び流入水の基質濃度、活性汚泥微生物濃度、溶存酸素濃度を設定する。

	反応タンク内	流入水中
溶解性BOD	S_s	S_{s1}
非溶解性BOD	S_p	S_{p1}
貯留基質濃度	X_s	-
活性汚泥微生物濃度	X_b	-
溶存酸素濃度	O_R	-

(2) 動力学モデルの基本式の作成に用いる基礎式の誘導

各活性汚泥法に対して、定常と非定常の(1)にあげた5つの変数に関する固形物収支計算を行い、それぞれの動力学モデルの基本式を作成する。この基本式を組み立てるために用いる基礎式は、前述の仮定にしたがって、図3-5の①、②、③及び④となる。

(基礎式)

① 非溶解性BODの吸着・貯留による除去:

$$-K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot (f_{ma} - X_S / X_B)$$

基質の貯留:

$$(1/p) \cdot K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot (f_{ma} - X_S / X_B)$$

② 溶解性BODの分解・合成による除去:

$$- \frac{k_{ms} \cdot S_S}{K_{SS} + S_S} X_B$$

②による細胞合成:

$$Y \cdot \frac{k_{ms} \cdot S_S}{K_{SS} + S_S} X_B$$

③ 貯留基質の分解・合成による除去:

$$- \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} X_B$$

③による細胞合成:

$$Y \cdot \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} X_B$$

④ 活性汚泥の自己分解:

$$-k_d \cdot X_B$$

④による有機物(非溶解性BOD)の放出:

$$p(1-\beta)k_d \cdot X_B$$

なお、動力学モデルの基本式の作成に用いる反応速度式は、以下のとおりである。

1) 溶解性BOD:

$$r_{SS} = - \frac{k_{ms} \cdot S_S}{K_{SS} + S_S} X_B \quad \dots (3 \cdot 8)$$

2) 非溶解性BOD:

$$r_{SP} = -K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot (f_{ma} - \frac{X_S}{X_B}) + p \cdot (1-\beta) k_d \cdot X_B \quad \dots (3 \cdot 9)$$

3) 貯留BOD:

$$r_{XS} = \frac{1}{p} \cdot \{ K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot (f_{ma} - \frac{X_S}{X_B}) - \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} X_B \} \quad \dots (3 \cdot 10)$$

4) 活性汚泥微生物量:

$$r_{XB} = Y \cdot \{ \frac{k_{ms} \cdot S_S}{K_{SS} + S_S} + \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} \} X_B - k_d \cdot X_B \quad \dots (3 \cdot 11)$$

5) 酸素の消費:

$$r_{OC} = (1-p \cdot Y) \{ \frac{k_{ms} \cdot S_S}{K_{SS} + S_S} + \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} \} X_B \quad \dots (3 \cdot 12)$$

ここで、図3-5の動力学モデルの基礎式及び反応速度式に用いた各変数と係数の意味は、以下のとおりである。

- r_{SS} : 溶解性BOD_L (全BOD: ultimate BOD) の利用速度
- r_{SP} : 非溶解性BOD_L の利用速度
- r_{XS} : 貯留BOD_L の変化速度
- r_{XB} : 活性汚泥微生物量の変化速度
- r_{OC} : 全BOD_L 除去に対する酸素の消費速度
- S_S : 反応タンク内の溶解性BOD_L (mgBOD_L/ℓ)
- S_P : 反応タンク内の非溶解性BOD_L (mgBOD_L/ℓ)
- X_S : 反応タンク内に貯留された基質濃度 (mgVSS/ℓ)
- X_B : 反応タンク内の活性汚泥微生物濃度 (mgVSS/ℓ)
- K_A : 基質移動速度定数 (ℓ/mgVSS・日)
- f_{ma} : 活性汚泥微生物に貯留することができる基質の重量比 (mgVSS/mgVSS)
- p : BOD_L : VSS比=1.42mgBOD_L/mgVSS
- k_{ms} : 溶解性BOD_L の最大利用速度 (mgBOD_L/mgVSS・日)
- K_{SS} : 溶解性BOD_L の飽和定数 (mgBOD_L/ℓ)
- k_{mp} : 貯留BOD_L の最大利用速度 (mgBOD_L/mgVSS・日)
- K_{SP} : 貯留BOD_L の飽和定数 (mgBOD_L/ℓ)
- Y : 活性汚泥微生物の収率係数 (mgVSS/mgBOD_L)
- k_d : 活性汚泥微生物の自己分解係数 (1/日)
- β : 活性汚泥微生物のうちの有機物部分で好気的な生物処理で分解不可能ものの比率

(3) 動力学モデルの基本式中の係数の値の設定¹⁾

反応タンク流入水の特徴や水温に基づき、動力学モデルの基本式中の10個の係数(K_A , f_{m0} , p , k_m , K_{SS} , k_m , K_{SP} , Y , k_d , β)を設定する必要がある。なお、ある種の係数(Y , k_d , β)の値は、3.2で述べた定常モデルから決定でき、ここでは、回分式活性汚泥法の実験結果を用いて求めることにする。

各種の活性汚泥法の動力学モデルの基本式は、それぞれの反応タンクの形状及び反応タンク流入方式を考慮して、反応タンクにおける各基質濃度と活性汚泥微生物濃度の以下のような固形物収支計算を行って求めることができる。

$$\left[\begin{array}{c} \text{反応タンク} \\ \text{内の蓄積量} \end{array} \right] = \left\{ \left[\begin{array}{c} \text{反応タンク} \\ \text{への} \\ \text{流入量} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{反応タンク} \\ \text{からの} \\ \text{流出量} \end{array} \right] \right\} + \left[\begin{array}{c} \text{反応タンク} \\ \text{での} \\ \text{増加量} \end{array} \right]$$

(4) 動力学モデルの各係数の値の特定

下水中の炭素系有機物の処理に対する非定常の動力学モデルを用いて、反応タンクの中で基質濃度等が時間的に変化する回分式活性汚泥法のパイロットスケール実験の結果により、炭素系有機物の除去に係わる動力学モデルの各係数の値を特定し、曝気時間の違いによる活性汚泥法の処理特性と酸素消費速度の相違を調べる。⁹⁾

a) 定常モデルの回分式活性汚泥法への応用

3.2で説明した定常モデルによるMLSS濃度及びMLVSS濃度を予測する式(3.3)と式(3.4)を回分式活性汚泥法に適用すると、式(3.13)と式(3.14)になる。

$$\begin{aligned} X_A &= X_{b,D} + X_{b,N} + X_{b,M} + X_{i,N} + X_{i,M} \\ &= Y_0 S_{Cr} \frac{n}{m} \theta_c \left(\frac{1 + \beta e k_d \theta_c}{1 + k_d e \theta_c} + \frac{f_m^0}{1 - f_m^0} \right) \\ &\quad + f_0 X_0 \frac{n}{m} \theta_c \left(\alpha + \frac{1 - f_0}{f_0} \right) \quad \dots (3.13) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_V &= X_{b,D} + X_{b,N} + X_{i,N} \\ &= Y_0 S_{Cr} \frac{n}{m} \theta_c \frac{1 + \beta e k_d \theta_c}{1 + k_d e \theta_c} + \alpha f_0 X_0 \frac{n}{m} \theta_c \quad \dots (3.14) \end{aligned}$$

式(3.14)を変形することにより、式(3.15)の関係が得られる。

$$\begin{aligned} X_V - X_{i,N} &= X_V - \alpha f_0 X_0 \frac{n}{m} \theta_c \\ &= Y_0 S_{Cr} \frac{n}{m} \cdot \frac{1 + \beta e k_d \theta_c}{1 + k_d e \theta_c} \cdot \theta_c \quad \dots (3.15) \end{aligned}$$

式(3.15)では、傾きが Y_0 という線形関係が成り立っている。式(3.15)の中の各係数及び変数は、

① n , $1/m$, e : 設定条件(表2-3, 式(2.11)参照)

② T (水温), X_V , X_0 , S_{Cr} , θ_c : 運転条件及び測定条件

③ Y_0 , α , β , f_0 , k_d , $((k_d)_{20}$ と C): 係数

に分類できる。ここで、①の設定条件と②の運転条件及び測定条件は、回分式活性汚泥法のパイロットスケール実験で得られた各運転モードのデータに対して確定できるので、式(3.15)の最適の線形関係が得られるような③の係数の値の組み合わせを選定すると、図3-7に示した関係が得られ、以下の係数の値が得られた。⁹⁾

$$\begin{aligned} Y_0 &= 0.68 \text{ kg VSS/kg BOD} \\ f_0 &= 0.80 \\ \alpha &= 0.33 \\ \beta &= 0.18 \\ (k_d)_T &= (k_d)_{20} \times C^{(T-20)} = 0.15 \times 1.02^{(T-20)} \end{aligned}$$

なお、③の各係数の値の決定に当たっては、3.2.1「MLSS濃度と活性汚泥微生物濃度及びSRTの予測」で示した各係数についての報告値の範囲を参考にして、それぞれ数個値を選定し、すべての組合せのうち、図3-7「動力学モデルの係数の値の決定」の横軸と縦軸の関係が線形で相関係数 r が最大になる係数の組合せを求めた。

ここで、 Y_0 は活性汚泥微生物のうちの有機物に対する収率係数であり、 f_0 は流入下水のSの有機分の比率、 α は f_0 のうちの生分解不可能な有機物の重量比率、 β は活性汚泥微生物のうちの有機物のうちの生分解不可能なものの比率を意味するものであり、最初沈殿池の有無や地域特性を反映する流入下水の水質の組成と活性汚泥微生物の組成に関する係数である。したがって、これらの値を適正に設定することにより、反応タンク流入水の水質の組成による活性汚泥法の処理性能の相違を定量化することが可能である。

$f_m^0 = 0.05$ と仮定して、式(3.13)から計算した各運転モードのMLSS濃度、 X_A 、と実測のMLSS濃度を比較したものが図3-8であり、各運転モードの運転条件が大きな範囲にわたっており、流入下水の水質が季節的に大きく変化していたにもかかわらず、よく適合しているので、ここで定めた各係数の値が妥当なものであることがわかる。

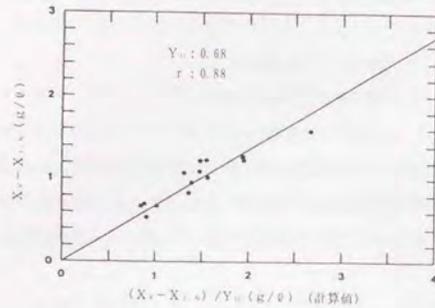


図3-7 動力学モデルの係数の値の決定⁹⁾

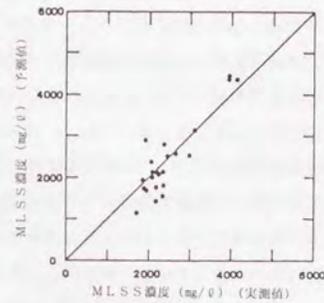


図3-8 決定した係数の値の妥当性の検証⁹⁾

b) 回分式活性汚泥法への動力学モデルの適用

式(3・8)から式(3・12)に示した反応速度式を回分式活性汚泥法による炭素系有機物の除去に適用すると、式(3・16)から式(3・20)に示す物質収支式で表される動力学モデルが求められる。

$$\frac{d(VS_s)}{dt} = Q \cdot S_{s1} + V \cdot r_{ss} \quad \dots (3 \cdot 16)$$

$$\frac{d(VS_p)}{dt} = Q \cdot S_{p1} + V \cdot r_{sp} \quad \dots (3 \cdot 17)$$

ここで、流入工程の終了時には、反応タンクへの流入水量、 Q 、が0になる。

$$\frac{d(VX_s)}{dt} = V \cdot r_{xs} \quad \dots (3 \cdot 18)$$

$$\frac{d(VX_B)}{dt} = V \cdot r_{xB} \quad \dots (3 \cdot 19)$$

$$\frac{d(VO_R)}{dt} = -V \cdot r_{oc} + V \cdot R_A \quad \dots (3 \cdot 20)$$

ここに、 R_A : 酸素供給速度

なお、流入工程中の反応タンク内の活性汚泥混合液量、 V 、は式(3・21)で与えられ、流入工程が終了した後は、 $dV/dt = 0$ になる。

$$\frac{dV}{dt} = Q, \quad V(t=0) = \text{既知の値 (流入工程開始時の初期値)} \quad \dots (3 \cdot 21)$$

この回分式活性汚泥法の動力学モデルでは、以下の仮定をしている。

- ① エアレーションを行っている工程だけに生物反応が起こっている。
- ② エアレーションを行っていない工程でも吸着は生じている。
- ③ 炭素系有機物の除去だけを考える。

c) 動力学モデルの係数の値の決定

回分式活性汚泥法の動力学モデルには、以下に示す3種類の係数がある。

- ① 活性汚泥微生物の増殖速度と基質の利用速度に関する係数：
 k_{ms} 、 K_{ss} 、 k_{mp} 及び K_{sp}
- ② 炭素系有機物の吸着と貯留に関する係数：
 K_A と f_{ma}
- ③ 活性汚泥微生物の収率と自己酸化に関する係数：
 k_a 、 Y 及び β

このうち、③に分類される係数の値は、定常モデルから以下の値が得られている。⁹⁾

$$(k_a)_T = (k_a)_{20} \times C^{(T-20)} = 0.15 \times 1.02^{(T-20)}$$

$$Y = 0.68 \text{ kg VSS/kg BOD}$$

$$\beta = 0.18$$

回分式活性汚泥法の動力学モデルにおける①と②に分類される係数の値を決定するために、パイロットスケール実験の曝気工程中の酸素消費速度と動力学モデルから求めた酸素消費速度を比較した。この動力学モデルは、炭素系有機物の除去を対象としているため、水温20℃で有機物負荷が高い(ASRTが小さい)条件と12.5℃という低水温の条件で硝化反応が進行しなかった運転モードのデータを採用した。

1サイクル中の S_s 、 X_s 、 X_B の時間変化は、各運転モードの n 、 $1/m$ 、 V という設定条件を与えて、式(3・16)から式(3・21)を同時に数値積分することにより求められる。ここでは、反応タンク内の初期条件と排出工程終了時(1サイクルの終了時)の条件が同一になるようにした。

表3-2に採用した3つの運転モードの運転条件、反応タンク流入水の性状及び反応タンク内の初期条件を示す。なお、動力学モデルのシミュレーションにおいては、 $X_B = MLVSS$ 濃度、 $BOD/BOD_L = 0.67$ と仮定した。

表3-2 動力学モデルのシミュレーションに用いた運転モードの条件

	Run 8	Run 9	Run 12
水温 (°C)	20	20	20
運転条件:			
n (サイクル/日)	4	4	2
l/m	0.475	0.475	0.475
曝気時間 (時間/サイクル)	3	2	6
流入水の水質:			
T-BOD (mgBOD/l)	140	140	221
S-BOD (mgBOD/l)	25.9	25.9	62.9
S _{si} (mgBOD _L /l)	40	40	93
S _{oi} (mgBOD _L /l)	170	170	239
初期条件			
MLSS濃度 (mg/l)	2,140	2,160	1,974
MLVSS濃度 (mg/l)	1,600	1,630	1,490

水温が20°Cで有機物負荷が高い条件の2つの運転モード (Run 8とRun 9) の曝気工程中の酸素消費速度のシミュレーションによる予測値と実測値が最も一致するように①と②に分類される各係数の値を選定した結果が、図3-9と図3-10である。この2つの運転モードのシミュレーション結果から、以下の係数の値を決定した。⁹⁾

$$\begin{aligned}
 k_{ms} &= 2.0 \text{ mgBOD}_L / \text{mgVSS} \cdot \text{日} \\
 k_{mp} &= 1.0 \text{ mgBOD}_L / \text{mgVSS} \cdot \text{日} \\
 K_{SS} &= 40 \text{ mgBOD}_L / \text{l} \\
 K_{SP} &= 100 \text{ mgBOD}_L / \text{l} \\
 K_A &= 0.25 \text{ l} / \text{mgVSS} \cdot \text{日} \\
 f_{ma} &= 1.0 \text{ mgVSS} / \text{mgVSS}
 \end{aligned}$$

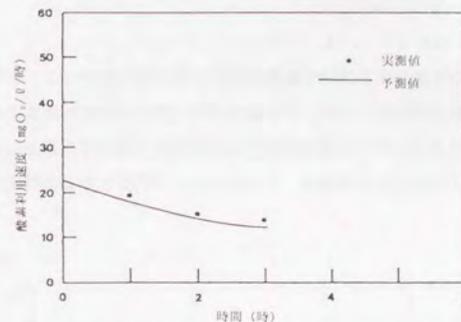


図3-9 酸素消費速度のシミュレーションによる予測値と実測値 (Run 8)⁹⁾

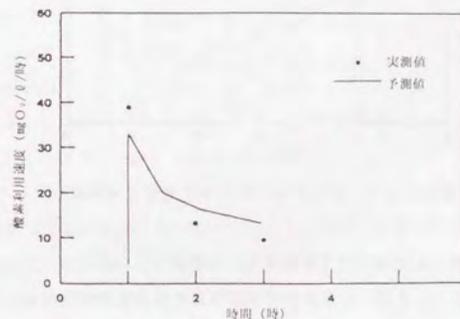


図3-10 酸素消費速度のシミュレーションによる予測値と実測値 (Run 9)⁹⁾

Ekamara⁴⁾は、 k_{ms} 、 k_{mp} 、 K_{SS} 及び K_{SP} に対する温度係数を以下のように報告している。

$$\begin{aligned}
 (k_{ms})_T &= (k_{ms})_{20} \times 1.2^{(T-20)} \\
 (k_{mp})_T &= (k_{mp})_{20} \times 1.029^{(T-20)} \\
 (K_{SS})_T &= (K_{SS})_{20} \times 1.0^{(T-20)} \\
 (K_{SP})_T &= (K_{SP})_{20} \times 1.10^{(20-T)}
 \end{aligned}$$

この温度係数を用いると、12.5°Cという低水温の運転モード (Run 12) に対する動力学モデルの係数の①に分類される係数の値は、以下のようになる。

$$\begin{aligned}
 k_{ms} &= 0.51 \text{ mgBOD}_L / \text{mgVSS} \cdot \text{日} \\
 k_{mp} &= 0.81 \text{ mgBOD}_L / \text{mgVSS} \cdot \text{日}
 \end{aligned}$$

$$K_{SS} = 40 \text{ mgBOD}_L / \ell$$

$$K_{SP} = 200 \text{ mgBOD}_L / \ell$$

図3-11は、これらの係数の値を用いて動力学モデルのシミュレーション結果の酸素消費速度の予測値と実測値を比較したものである。この結果より、回分式活性汚泥法による炭素系有機物の除去の動力学モデルのシミュレーションに用いた温度係数が適切であるとともに、この動力学モデルにより回分式活性汚泥法の処理機構と必要酸素量の時間変化をよく再現できることが明らかになった。

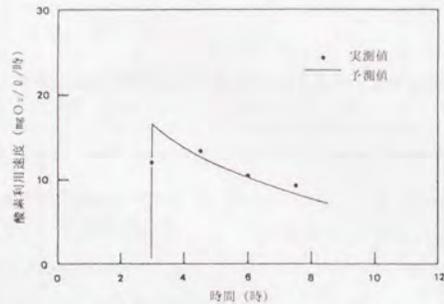


図3-11 酸素消費速度のシミュレーションによる予測値と実測値 (Run 12)⁹⁾

d) 動力学モデルの適用による回分式活性汚泥法の処理特性の解析

1 サイクル中のエアレーションの違いによる回分式活性汚泥法の処理特性を明らかにするために、曝気条件だけが異なる3種類のシミュレーションを行い、反応タンク内の酸素消費速度の時間変化、最大酸素消費速度、最大貯留基質濃度、最大S-BOD_L等について比較した。シミュレーションに用いた条件は、以下のとおりである。

運転条件: $n=2$, $1/m=1/2$, $V=32\text{m}^3$, $T=20^\circ\text{C}$

MLSS濃度 = $2,000\text{mg}/\ell$

曝気条件: Case I $e=0.25$ (図3-12参照)

Case II $e=0.50$ (図3-13参照)

Case III $e=0.75$ (図3-14参照)

反応タンク流入水の性状: $S_{Cr}=200\text{mgBOD}/\ell$, $X_0=200\text{mgSS}/\ell$

定常モデルの係数: $Y_0=0.68\text{mgVSS}/\text{mgBOD}$, $\alpha=0.33$, $\beta=0.18$,

$f_m^0=0.05$, $f_0=0.80$, $k_d=0.15$ 1/日

動力学モデルの条件: 動力学係数の値は、3.3.1(4)c)で得たものを用いる。

$$S_{Si} = 90\text{mgBOD}_L / \ell, S_{Pi} = 210\text{mgBOD}_L / \ell$$

$$Y = 0.45\text{mgVSS}/\text{mgBOD}_L$$

$$X_B = X_V \text{ (MLVSS濃度) と仮定する。}$$

定常モデルのSRTとMLSS濃度の関係(式(3.5))及びMLVSS濃度とSRTの関係(式(3.4))を用いて、Case I、Case II及びCase IIIのSRTの値とMLVSS濃度の値を求めると、表3-3のようになる。

表3-3 Case I、Case II及びCase IIIのSRTの値とMLVSS濃度の値⁹⁾

運転モード	e	SRT (日)	MLVSS濃度 (mgVSS/ℓ)
Case I	0.25	9.70	1,543
Case II	0.50	10.74	1,493
Case III	0.75	11.57	1,456

注) $ASRT = e \times SRT$

表3-3の3つの運転モードのシミュレーション結果(酸素利用速度と活性汚泥混合液中の基質濃度の時間変化)を図3-12から図3-14に示す。また、表3-4は、回分式活性汚泥法の処理特性に対する曝気時間比の効果を求めたものである。

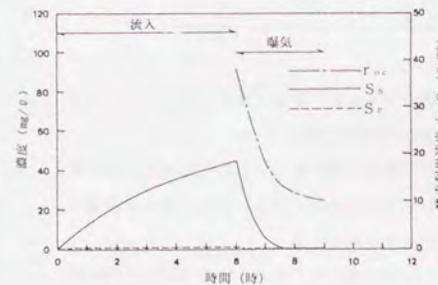


図3-12 シミュレーション結果 (Case I)⁹⁾

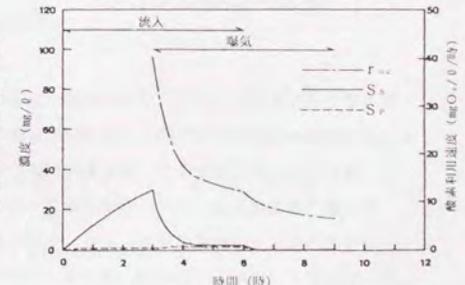


図3-13 シミュレーション結果 (Case II)⁹⁾

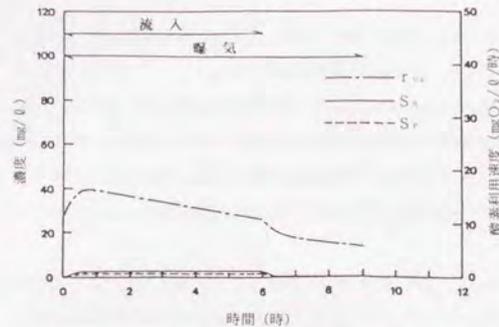


図3-14 シミュレーション結果 (Case III)⁹⁾

表3-4 回分式活性汚泥法の処理特性に対する曝気時間比の効果⁹⁾

	Case I (e=0.25)	Case II (e=0.50)	Case III (e=0.75)
MLSS濃度 (mg/l)	2.000	2.000	2.000
SRT (日)	9.70	10.74	11.57
MLVSS濃度 (mg/l)	1.543	1.493	1.456
余剰汚泥の発生量 (kgSS/日)	6.60	5.96	5.53
酸素消費量 (kgO ₂ /サイクル)	1.68	2.28	2.63
最大酸素利用速度 (mgO ₂ /l/時)	38.2	40.3	16.4
(a) 最大酸素消費速度 (kgO ₂ /時)	1.223	0.967	0.347
(b) 平均酸素消費速度 (kgO ₂ /時)	0.560	0.380	0.292
(a)/(b)	2.18	2.54	1.19
最大のX _s (mgVSS/l)	220	115	60
最大のS _s (mgBOD _L /l)	45.3	30.0	2.6

動力学モデルを用いた回分式活性汚泥法の処理性能のシミュレーション結果に基づいて、以下の活性汚泥法の炭素系有機物除去と酸素利用速度の関係が検証できた。

- 曝気工程以外の設計条件、運転条件が同じ場合、曝気工程が長いほど活性汚泥微生物の貯留基質の濃度が小さくなり、処理水のS-BOD_Lの値が小さくなる。また、酸素供給量というエネルギー供給量の増加により、余剰汚泥発生量が減少する。
- 反応タンク内のS-BOD_Lは、曝気工程中の比較的短時間で除去される(図3-12参照)。

3.3.2 硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルの適用

3.3.1では、都市下水中の炭素系有機物除去を目的とした回分式活性汚泥法の動力学モデルの有用性をパイロットスケールの実験結果を用いて明らかにした。しかしながら、通常の標準活性汚泥法の下水処理場においても炭素系有機物除去のほか、硝化反応も同時に進行しており、オキシデーショディッチ法の調査や回分式活性汚泥法の実験からも明らかのように、適正な運転管理を行うためには、炭素系有機物の酸化、硝化及び脱窒を同時に取り扱うことができる活性汚泥法の動力学モデルの適用が必要になっている。

活性汚泥法による炭素系有機物の酸化、硝化及び脱窒を取り扱った動力学モデルの例として、IAWPRC Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment が作成した「ACTIVATED SLUDGE MODEL No.1」¹⁰⁾がある。ここでは、「ACTIVATED SLUDGE MODEL No.1」にまとめられている手法を準用して、3.3.1で適用した活性汚泥法の動力学モデルを硝化反応及び脱窒反応についても取り扱えるように発展させることにする。

(1) 窒素除去を考慮した動力学モデルの基礎式の誘導

3.3.1の図3-5に示した活性汚泥法の炭素系有機物除去を対象とした動力学モデルに、硝化反応及び脱窒反応とこれらの反応に伴う酸素消費等を含めたものが図3-15である。

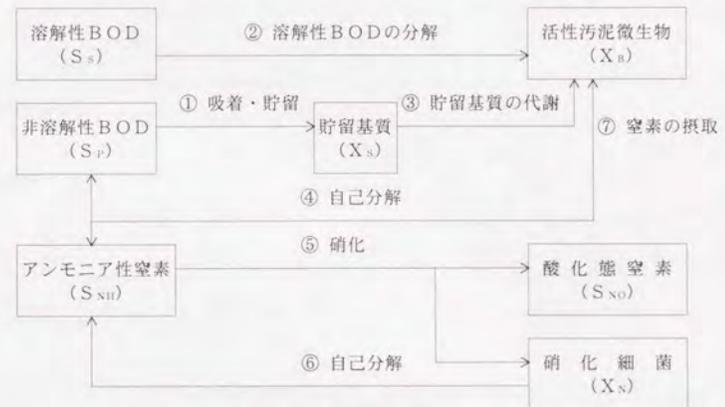


図3-15 活性汚泥法の炭素系有機物の酸化、硝化及び脱窒を対象とした動力学モデルの概念図¹¹⁾

ここで、動力学モデルで対象とする8つ変数の意味は、以下のとおりである。

- S_s : 反応タンク内の溶解性BOD_L (mgBOD_L / ℓ)
 S_p : 反応タンク内の非溶解性BOD_L (mgBOD_L / ℓ)
 X_s : 反応タンク内に貯留された基質濃度 (mgVSS / ℓ)
 X_B : 反応タンク内の従属栄養生物の濃度 (mgVSS / ℓ)
 O_R : 反応タンク内のDO濃度 (mgO₂ / ℓ)
 S_{NH} : 反応タンク内のNH₄⁺-N濃度 (mgN / ℓ) ここでは、K_j-Nのうちの有機性窒素もNH₄⁺-Nとして扱う。
 S_{NO} : 反応タンク内のNO₃⁻-N濃度 (mgN / ℓ) ここでは、すべてNO₃⁻-Nとして扱う。
 X_N : 反応タンク内の硝化細菌濃度 (mgVSS / ℓ)

このモデルでは、図3-15中の好気条件における②、③及び⑤の反応で酸素の消費、無酸素の条件における②及び③の反応で脱窒によるNO₃⁻-Nの消費をそれぞれ伴うと考えている。また、従属栄養生物、X_B、の増殖にともなって、窒素の摂取が行われるとしている。

また、②、③及び⑤の反応は、いずれも Monodの式⁹⁾に従うと仮定している。このモデルの8つの変数に係わる反応速度式を考える場合に、関連する基礎反応とどのような物質収支上の関係があるかの仮定を整理したものが表3-5である。たとえば、S_sは、表中の②と⑦により除去されることになる。

表3-5 活性汚泥法による炭素系有機物の酸化、硝化及び脱窒に係わる変数と関連する基礎反応と物質収支の関係¹⁰⁾

基礎反応 \ 変数	(1) S _s	(2) S _p	(3) X _s	(4) X _B	(5) O _R	(6) S _{NH}	(7) S _{NO}	(8) X _N
① 基質の吸着・貯留		-1	1/p					
② 溶解性BODの分解(好気性)	-1			Y	-(1-p)·Y	-Y·ε		
③ 貯留基質の代謝(好気性)			-1	Y	-(1-p)·Y	-Y·ε		
④ 従属栄養微生物の自己分解		p·(1-β)		-1		+ε		
⑤ 硝化					-4.57	-1	+1	Y _N
⑥ 硝化細菌の自己分解								-1
⑦ 溶解性BODの分解(脱窒反応)	-1			Y		-Y·ε	-(1-p)·Y/2.86	
⑧ 貯留基質の代謝(脱窒反応)			-1	Y		-Y·ε	-(1-p)·Y/2.86	
⑨ 酸素供給					1			

基礎反応式

$$\begin{aligned}
 \text{① } & K_A \cdot S_p \cdot X_B \left(f_{ms} \frac{X_s}{X_B} \right) & \text{④ } & k_d \cdot X_B & \text{⑦ } & \frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{ss} + S_s} \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_A \cdot X_B \\
 \text{② } & \frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{ss} + S_s} \cdot X_B & \text{⑤ } & \frac{\mu_{max}}{Y_N} \cdot \frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \cdot \frac{S_{OR}}{K_{OA} + S_{OR}} \cdot X_N & \text{⑧ } & \frac{k_{ms} \cdot X_s \cdot p}{K_{sp} + X_s \cdot p} \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_A \cdot X_B \\
 \text{③ } & \frac{k_{ms} \cdot X_s \cdot p}{K_{sp} + X_s \cdot p} \cdot X_s & \text{⑥ } & k_{ds} \cdot X_N & \text{⑨ } & K_L \cdot (S_{O_2} - O_2)
 \end{aligned}$$

ここで、表3-5に示した反応速度の基礎式の各係数の意味は、以下のとおりである。

- K_A : 基質移動速度定数 (ℓ / mgVSS · 日)
 f_{ms} : 従属栄養生物に貯留することができる基質の重量比 (mgVSS / mgVSS)
 p : BOD_L : VSS比 (mgBOD_L / mgVSS)
 $= 1.42 \text{ mgBOD}_L / \text{mgVSS}$

- k_{ms} : 溶解性BOD_Lの最大利用速度 (mgBOD_L/mgVSS・日)
 K_{SS} : 溶解性BOD_Lの飽和定数 (mgBOD_L/ℓ)
 Y : 従属栄養生物の収率係数 (mgVSS/mgBOD_L)
 k_{mp} : 貯留BOD_Lの最大利用速度 (mgBOD_L/mgVSS・日)
 K_{SP} : 貯留BOD_Lの飽和定数 (mgBOD_L/ℓ)
 k_d : 従属栄養生物の自己分解係数 (1/日)
 β : 従属栄養生物の好氣的生分解不可能なもの比率 (-)
 μ_{nm} : 硝化細菌の最大比増殖速度 (1/日)
 Y_N : 硝化細菌の収率係数 (mgVSS/mgN)
 K_N : NH₄⁺-Nの飽和定数 (mgN/ℓ)
 K_{OA} : 硝化反応におけるDO濃度の飽和定数 (mgO₂/ℓ)
 k_{dn} : 硝化細菌の自己分解係数 (1/日)
 ϵ : 従属栄養生物の増殖に伴う窒素の摂取率 (mgN/mgVSS)
 K_L : 酸素溶解速度 (1/日)
 S_{OR} : 飽和DO濃度 (mgO₂/ℓ)
 K_{NO} : NO_x⁻-Nの飽和定数 (mgN/ℓ)
 η_e : 無酸素状態による補正係数 (-) 脱窒反応の効率に関する係数
 K_{OH} : 脱窒反応における溶存酸素濃度の飽和定数 (mgO₂/ℓ)

表3-5に示した基礎反応と変数の関係から、8つの変数に係わる反応速度式は、以下のようになる。

1) 溶解性BOD:

$$r_{SS} = - \frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{SS} + S_s} \cdot X_B \cdot \left(1 + \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_e\right) \quad \dots (3 \cdot 22)$$

2) 非溶解性BOD:

$$r_{SP} = - K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot \left(f_{ma} - \frac{X_S}{X_B}\right) + p \cdot (1 - \beta) \cdot k_d \cdot X_B \quad \dots (3 \cdot 23)$$

3) 貯留BOD:

$$r_{XS} = \frac{1}{p} \cdot \left\{ K_A \cdot S_P \cdot X_B \cdot \left(f_{ma} - \frac{X_S}{X_B}\right) - \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} \cdot X_B \cdot \left(1 + \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_e\right) \right\} \quad \dots (3 \cdot 24)$$

4) 従属栄養生物:

$$r_{XB} = Y \cdot \left\{ \frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{SS} + S_s} \cdot X_B \cdot \left(1 + \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_e\right) + \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} \cdot X_B \cdot \left(1 + \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_e\right) \right\} - k_d \cdot X_B \quad \dots (3 \cdot 25)$$

5) アンモニア性窒素:

$$r_{SNH} = - \frac{\mu_{nm}}{Y_N} \cdot \frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \cdot \frac{S_{OR}}{K_{OA} + S_{OR}} \cdot X_N - \epsilon \cdot r_{XB} \quad \dots (3 \cdot 26)$$

6) 酸化態窒素:

$$r_{SNO} = \frac{\mu_{nm}}{Y_N} \cdot \frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \cdot \frac{S_{OR}}{K_{OA} + S_{OR}} \cdot X_N - \frac{(1-p) \cdot Y}{2.86} \cdot \left\{ \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{OR}} \cdot \eta_e \cdot X_B \cdot \left(\frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{SS} + S_s} + \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p}\right) \right\} \quad \dots (3 \cdot 27)$$

7) 硝化細菌:

$$r_{XN} = - \mu_{nm} \cdot \frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \cdot \frac{S_{OR}}{K_{OA} + S_{OR}} \cdot X_N - k_{dn} \cdot X_N \quad \dots (3 \cdot 28)$$

8) 溶存酸素:

$$r_{OK} = - (1-p) \cdot Y \cdot \left\{ \frac{k_{ms} \cdot S_s}{K_{SS} + S_s} + \frac{k_{mp} \cdot X_S \cdot p}{K_{SP} + X_S \cdot p} \right\} \cdot X_B - 4.57 \cdot \frac{\mu_{nm}}{Y_N} \cdot \frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \cdot \frac{S_{OR}}{K_{OA} + S_{OR}} \cdot X_N + K_L \cdot (S_{OR} - O_R) \quad \dots (3 \cdot 29)$$

(2) 動力学モデルに基づくシミュレーション

第2章「活性汚泥法の施設設計手法の理論的背景」で指標としたSRTの有用性を確認し、反応タンクの形状が処理水の水質に与える効果を確認するために、実際の下水処理場で採用事例の多い完全混合形と多槽完全混合形の反応タンクを有する活性汚泥法の動力学モデルに基づくシミュレーションを行った。⁽¹⁾

① 完全混合形 (非定常動力学モデル):

最終沈殿池と返送汚泥ラインでは、生物反応が休止し、基質濃度及び活性汚泥微生物濃度の増減がないと仮定している。

② 多槽完全混合形 (非定常動力学モデル):

第n-1完全混合槽の流出条件が、第n完全混合槽の流入条件になり、各槽毎に順次計算を行う。その他は、完全混合形のモデルと同じである。

ここでの活性汚泥法の動力学モデルのシミュレーションでは、式(3・22)から式(3・29)までの8つの変数に係わる反応速度式を用いて、完全混合型と多槽完全混合型の反応タンクでの物質収支式で表現した動力学モデルを作成し、定常及び非定常の流入条件、反応に関する係数の値、初期値、最終沈殿池からの返送汚泥の流出条件と反応タンクへの流入条件を与える境界条件を設定した。時間的及び場所的な微分方程式の組合せで与えられた動力学モデルの解析には、三井東圧化学株式会社の解析ソフトEQUATRANを用い、数値解析の計算の対象となるモデル上の継続時間は、計算の時間ステップを変更しながら処理水質等の変数が一定の値(日間変動パターン)に収斂するまでとした。

図3-16に示す反応タンクへの流入下水量の時間変化を非定常の動力学モデルのシミュレーションの場合に用いた。これは、流入下水量が約 $5,000\text{m}^3/\text{日}$ の下水処理場の調査事例に基づいて作成したものである。

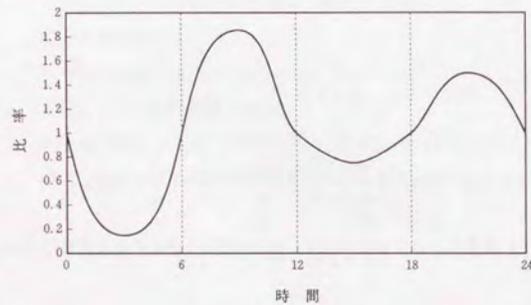


図3-16 反応タンクへの流入下水量の時間変化

対象とした2種類の活性汚泥法の動力学モデルのシミュレーションは、以下の手順で行った。

① 流入条件等の設定

流入水質として、溶解性 BOD_L 、非溶解性 BOD_L 及び NH_4^+-N 濃度を与えた。ここでは、 BOD_L/BOD を1.5とし、流入水中の K_j-N がすべて硝化反応を受ける機会があるものと仮定して、 NH_4^+-N 濃度として K_j-N 濃度を用いた。表3-6に各モデルの流入条件などの設定値を示す。

表3-6 各モデルの流入条件などの設定値¹⁾

	多槽完全 混合モデル	完全混合 モデル
流入水量 ($\text{m}^3/\text{日}$)	8,000	8,000
返送汚泥量 ($\text{m}^3/\text{日}$)	2,000	2,000
	又は8,000	又は8,000
余剰汚泥量 ($\text{m}^3/\text{日}$)	50	50
流入水溶解性 BOD_L (mg/ℓ)	70	70
流入水非溶解性 BOD_L (mg/ℓ)	110	110
流入水 NH_4^+-N 濃度 (mg/ℓ)	25	25
流入水 NO_x^--N 濃度 (mg/ℓ)	0	0
飽和 DO 濃度 (mg/ℓ)	8.8	8.8
水温 ($^{\circ}\text{C}$)	20	20
HRT (時)	6	6
K_L ($1/\text{日}$)		
1槽目	0 又は200	200
2槽目	200	
3槽目	200	
4槽目	200	

② 反応に関する係数の値の設定

使用した動力学モデルの各係数の値を表3-7に示す。

表3-7 使用した動力学モデルの各係数の値¹¹⁾

基礎反応	係数	数値	温度定数
溶解性BODの除去	k_{ms} (mgBOD _L /mgVSS/日)	2.0	1.02
	K_{ss} (mgBOD _L /ℓ)	40	—
非溶解性BODの除去	K_A (ℓ/mgVSS/日)	0.25	1.029
	f_{ms} (mgVSS/mgVSS)	1.0	—
貯留基質の除去	k_{mf} (mgBOD _L /mgVSS/日)	1.0	1.029
	K_{sf} (mgBOD _L /ℓ)	100	0.909
	p (mgBOD _L /mgVSS)	1.42	—
活性汚泥微生物中の従属栄養微生物の細胞合成	Y (mgVSS/mgBOD _L)	0.45	—
活性汚泥微生物中の従属栄養微生物の自己分解	k_d (1/日)	0.15	1.02
活性汚泥微生物中の従属栄養微生物の自己分解に伴う有機物の放出	β	0.18	—
硝化反応	μ_{nm} (1/日)	0.77	1.10
	Y_N (mgVSS/mgN)	0.15	—
	K_{OA} (mgO ₂ /ℓ)	0.5	—
硝化細菌の消長	k_{dn} (1/日)	0.15	1.02
NH ₄ ⁺ -Nの消長	ϵ (mgN/mgVSS)	0.124	—
DO	K_L (1/日)	0.50, 200	(20℃)
	S_{OR} (mgO ₂ /ℓ)	8.8	
	硝化に伴う酸素消費量 (mgO ₂ /mgN)	4.57	—
脱窒反応	K_{NO} (mgN/ℓ)	0.1	—
	K_{OH} (mgO ₂ /ℓ)	0.1	—
	η_s	0.8	—

③ 初期値、境界条件の設定

シミュレーションを行うに当たって、表3-8に示すプログラムを目的別に作成した。ここでは、図3-16の流入水量の時間変化の代わりに定常値を与えることにより、定常解を得た。

表3-8 シミュレーションに用いたプログラムの目的¹¹⁾

使用プログラム	検討目的	共通条件
プログラム1 (完全混合・定常)	SRTとHRTの変化による反応 タンク内の微生物濃度と基質濃度 非定常に対する初期値、境界値の 決定	十分な酸素供給 水温 20℃
プログラム2 (完全混合・非定常) (多槽完全混合・非定常)	非定常状態の流入条件に対する基質 の除去特性の反応タンクの形状に よる違いの比較	十分な酸素供給 水温 20℃ 標準活性汚泥法 の負荷条件

まず、定常状態での完全混合形反応タンクの活性汚泥法のプログラム1を表3-6の流入条件と表3-7の各係数の値を用いて、SRTとHRTの処理特性に対する効果を調べた。シミュレーションに用いたSRTとHRTの値の組合せは、表3-9のとおりである。シミュレーション結果は、反応タンク内の基質及び微生物濃度の平衡値を示してある。

表3-9のCase1の計算結果(活性汚泥微生物濃度、活性汚泥微生物の貯留基質濃度、NO_x⁻-N濃度及び硝化細菌濃度)を表3-8の完全混合形と多槽完全混合形の非定常条件に対する初期条件(反応タンク出口)とした。

表3-9のプログラム1(完全混合・定常)の計算結果のうち、ASRTと処理水BOD_Lの関係を図3-17に、ASRTと処理水NH₄⁺-N濃度の関係を図3-18に示す。各条件のHRTや活性汚泥微生物濃度が異なるので、計算結果にバラツキはあるが、水温が一定の場合、SRTにより処理水の水質を定量的に整理できることが確認された。

表 3-9 プログラム 1 の計算結果¹⁾

(単位: mg/ℓ)

Case No.	HRT (時間)	ASRT (日)	S _s	S _p	X _B	X _s	S _{NH}	S _{NO}	X _s	O _R
1	6	2.7	11.4	6.2	541	213	1.8	17.0	23.5	4.1
2	6	5.2	5.4	2.4	1,110	88	0.49	17.8	48.4	3.4
3	6	10.2	3.3	1.7	1,800	52	0.28	19.2	80.8	2.7
4	12	11.4	3.0	1.7	980	46	0.25	19.5	42.1	5.0
5	18	17.2	1.9	1.6	1,040	43	0.16	24.1	49.1	4.7
6	12	11.4	2.0	0.85	1,440	20	0.22	17.2	40.1	5.5
7	18	17.2	1.1	0.74	1,690	16	0.14	21.0	48.7	5.3
8	24	25.5	0.90	0.63	1,610	13	0.12	21.9	42.8	5.0
9	36	38.2	0.77	0.58	1,260	12	0.10	22.4	35.8	3.6
10	48	51.0	0.65	0.52	1,110	11	0.09	22.8	30.0	6.7

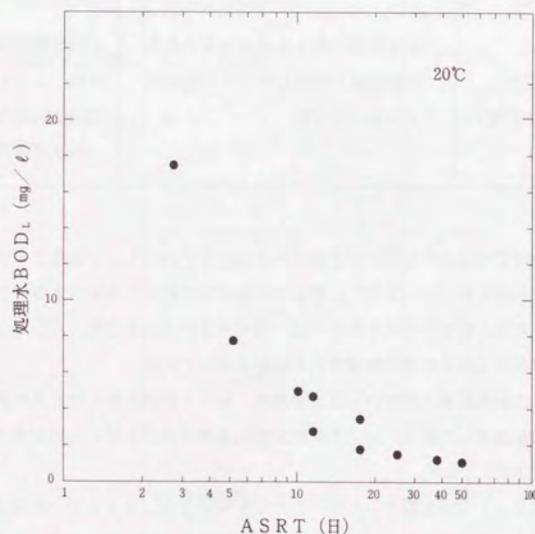


図 3-17 ASRT と処理水BOD_L の関係 (完全混合・定常のシミュレーション結果)

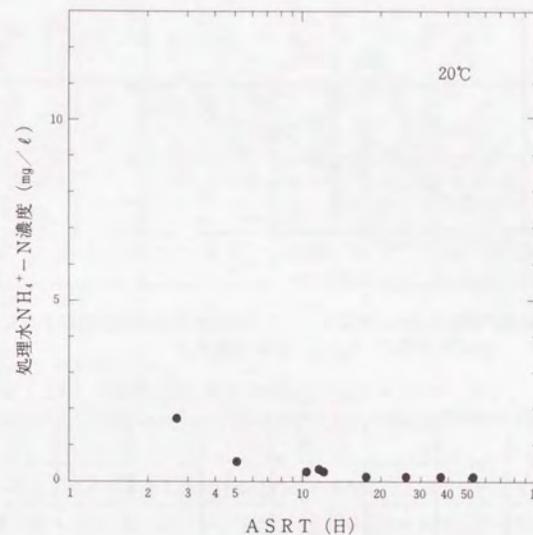


図 3-18 ASRT と処理水NH₄⁺-N濃度の関係 (完全混合・定常のシミュレーション結果)

次に、プログラム 2 を用いて完全混合形と多槽完全混合形の非定常条件に対する処理特性を比較した。ここで、流入条件、設計条件及び初期条件は、同一とした。主な条件は、X_B = 540mg VSS/ℓ、SRT = 2.7日、HRT = 6時間、水温 = 20℃である。

非定常状態の完全混合形反応タンク内の溶解性及び非溶解性BOD_Lの日間変動を図 3-19に示した。また、非定常状態の多槽完全混合形反応タンクの第 4 槽の溶解性及び非溶解性BOD_Lの日間変動を図 3-20に示した。

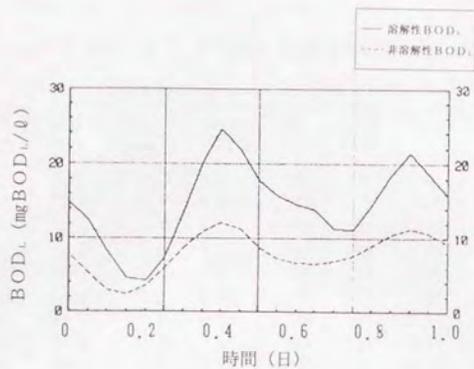


図3-19 非定常状態の完全混合形反応タンク内の溶解性及び非溶解性BOD_Lの日間変動のシミュレーション結果¹⁾

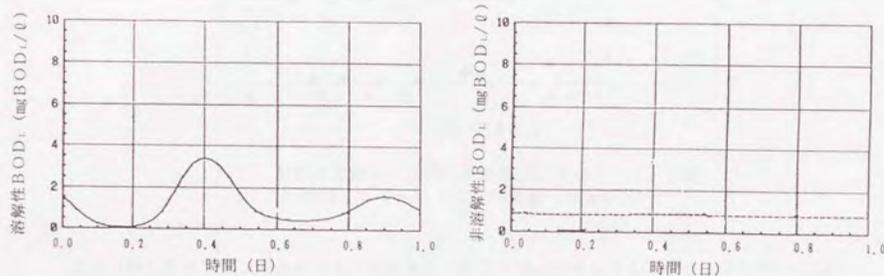


図3-20 非定常状態の多槽完全混合形反応タンクの第4槽の溶解性及び非溶解性BOD_Lの日間変動のシミュレーション結果¹⁾

図3-19と図3-20を比較すると、明らかに多槽完全混合形の反応タンクの方が処理水質が良好で、流入水量の変動の影響を受けにくくなっていた。

非定常状態の多槽完全混合形反応タンクのシミュレーション結果のうち、NH₄⁺-N、DOの反応タンク各槽の濃度の日間変動を図3-21に示す。

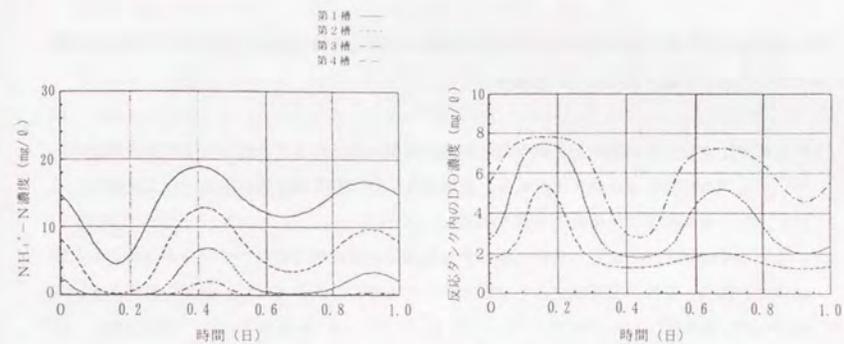


図3-21 非定常状態の多槽完全混合形反応タンクのシミュレーション結果 (NH₄⁺-N、DOの反応タンク各槽での濃度の日間変動)

図3-21の結果から、20℃におけるこの負荷条件では、硝化反応が進行しており、反応タンク出口(第4槽)では、NH₄⁺-Nはほとんど残留していないが、午前中の流入水量が最大になる時期にNH₄⁺-Nが2mg/ℓ程度残留していることがわかる。また、反応タンク内のDO濃度は、各槽のエアレーション条件が同一なので、下流側の槽ほど、また、流入負荷量が少ない時間帯に高い値を示していることがわかる。

3. 4 第3章のまとめ

第3章では、第2章で整理した活性汚泥法の施設設計手法の概念の妥当性を定常モデル及び動力学モデルを用いて以下の点について検証した。

- (1) 反応タンク流入水の水質の組成と活性汚泥の組成の関係をモデル化した定常モデルを用いて、SRTを反応タンク流入水の水質、運転条件、MLSS濃度等の関数として求めた。これにより、余剰汚泥の発生量の予測が可能になった。
- (2) 炭素系有機物の除去に係わる動力学モデルを回分式活性汚泥法のパイロットプラント実験結果に適用し、係数の値を特定した。動力学モデルを用いたシミュレーション結果から、次のことがわかった。
 - ① 動力学モデルのシミュレーションに用いた温度係数が適切であった。
 - ② 回分式活性汚泥法の処理機構と必要酸素量の時間変化をよく再現できる。
 - ③ 曝気時間の増加による酸素供給量（エネルギー供給量）と基質濃度、余剰汚泥の発生量の関係が明らかになった。
- (3) 硝化反応を考慮した動力学モデルを適用したシミュレーション結果から、次のことがわかった。
 - ① SRTを指標として処理水のBOD及びアンモニア性窒素濃度を定量的に整理できる。
 - ② 多槽完全混合形の反応タンクは、完全混合形の反応タンクと比較して、処理水の水質が良好で、流入水量の変動の影響を受けにくい。

参考文献

- 1) 多田 実、中沢 均「分流式下水道における処理の安定化を目的とした活性汚泥法の技術評価」日本下水道事業団技術開発部報1989 pp.94-113
- 2) Chudoba, J., "Production, Degradation, and Composition of Activated Sludge in Aeration Systems without Primary Sedimentation", JWPCF, Vol. 57, No. 3
- 3) Smith, H. S., "Homogeneous Activated Sludge/1, 2, 3", Water and Wastes Engineering, July 1967, August 1967, October 1967
- 4) Ekama, G. A. et. al., "Dynamic Behavior of the Activated Sludge Yield and Oxygen Requirement", JWPCF, Vol. 51, No. 3 March 1979
- 5) Gujer, W., "The Effect of Particulate Organic Material on Activated Sludge Yield

and Oxygen Requirement", Progress in Water Technology, Vol. 12, No. 6, 1980 Water Pollution Research

- 6) Busby, J. B., "Dynamic Modelling and Control Strategies for the Activated Sludge Process", JWPCF, Vol. 47, No. 5 May 1975
- 7) Jacquart, J. C. et. al., "An Attempt to Take Account of Biological Storage in the Mathematical Analysis of Activated Sludge Behavior", Advance in Water Pollution Research, Proc. Intl. Conf. Water Poll. Res., Pergamon Press, New York, N.Y., p. 367 (1973)
- 8) Monod, J., "La technique of Culture Continue: Theorie et Applications", Annals, Institute Pasteur, Vol. 79, pp. 390-410 (1950)
- 9) Nakazawa, H. and Tanaka, K., "Kinetic Model of Sequencing Batch Activated Sludge Process for Municipal Wastewater Treatment", Wat. Sci. Tech., Vol. 23, Kyoto, pp. 1097-1106 (1991)
- 10) "Activated Sludge Model No. 1", IAWPRC Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment
- 11) 吉本国春、中沢 均「分流式下水道における処理の安定化を目的とした活性汚泥法の技術評価」日本下水道事業団技術開発部報1990 pp. 86-107

第4章 合理的な施設設計手法の提案

4.1 はじめに

第2章では、活性汚泥法の文献調査、実験結果の解析を通して活性汚泥法の設計因子と操作因子を明らかにし、理論的な背景に基づいて施設設計手法の概念を整理した。第3章では、定常モデル及び動力学モデルを用いて、活性汚泥法の施設設計手法の概念の妥当性を検証した。

本章では、合理的な施設設計手法を提案するために、前章までに整理した活性汚泥法の理論的な背景に基づいて、標準活性汚泥法の下水処理場の運転データを用いて新たな指標により以下の関係を定式化する。

- (1) SRT、水温と最終沈殿池流出水C-BODの関係
- (2) 硝化に及ぼす水温とSRTの関係
- (3) 余剰汚泥の発生量
- (4) SVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係

さらに、新たな指標に基づいて求めた定式を用いて、合理的な活性汚泥法の施設設計手法の設計手順を以下の項目について提案するとともに、設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答についての予測方法を提案する。

- (1) 反応タンクのHRT
- (2) 最終沈殿池の水面積負荷
- (3) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計
- (4) 適正なMLSS濃度を維持するために必要な汚泥返送比
- (5) 活性汚泥法の処理性能と送風量

4.2 全国の標準活性汚泥法の下水処理場の実績調査

わが国の標準活性汚泥法の下水処理場で運転管理の対象となっている炭素系有機物の除去と硝化反応についての実態を主に明らかにするために、指定都市を中心とした北海道から九州までの標準活性汚泥法の下水処理場の平成2年度の運転管理年報に記載されている情報を月平均値として新たな指標に基づいて整理した。¹⁾ 標準活性汚泥法として設計されている施設ではあるが、施設能力と面整備率の関係から負荷条件は広範囲にわたっており、水温は10℃以下から30℃以

上のデータを含んでいる。

4.2.1 SRT、水温と最終沈殿池流出水C-BODの関係

SRTと最終沈殿池流出水C-BODの関係を水温を5℃毎に区分して図4-1に整理した。ここでは、動力学モデルの解析結果(図2-4)と同様なSRTと最終沈殿池流出水C-BODの関係が得られており、また、同じSRTの値に対しては、水温が低いほど、C-BODの値が大きくなっていることがわかる。

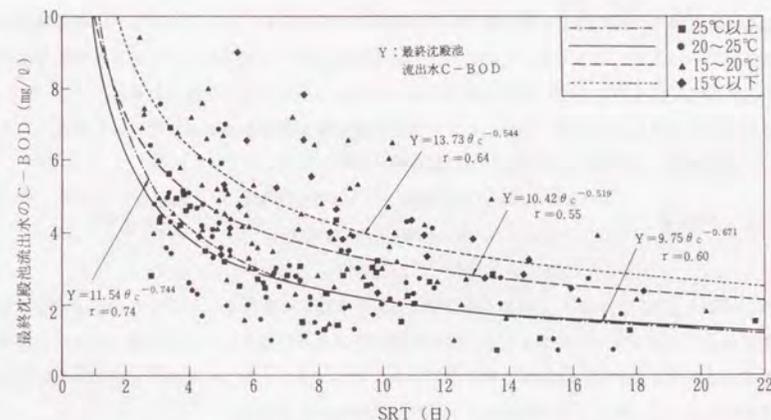


図4-1 標準活性汚泥法の下水処理場でのSRTと最終沈殿池流出水のC-BODとの関係¹⁾

季節的な水温の違いによる処理水質の変化や下水処理場への流入負荷量の変化等に伴うSRTの違いによる処理水質の変動幅は、図4-1の関係をを用いることにより予測することができる。図4-1の関係は、最終沈殿池流出水C-BODの月平均値を対象としたものであるため、実際の想定される処理水のC-BODの最大値と月平均値の比が与えられれば、設定した水温とSRTの値による処理水のC-BODを予測することができる。なお、標準活性汚泥法を採用している下水処理場の処理水C-BODの95%非超過確率値と平均値の比は2.2程度、最大値と平均値の比は3.0程度であり、²⁾ 図4-1のC-BODの平均値が6mg/lならば、下水道法で規定する高級処理の基準を満足することになる。

4.2.2 硝化に及ぼす水温とSRTの関係

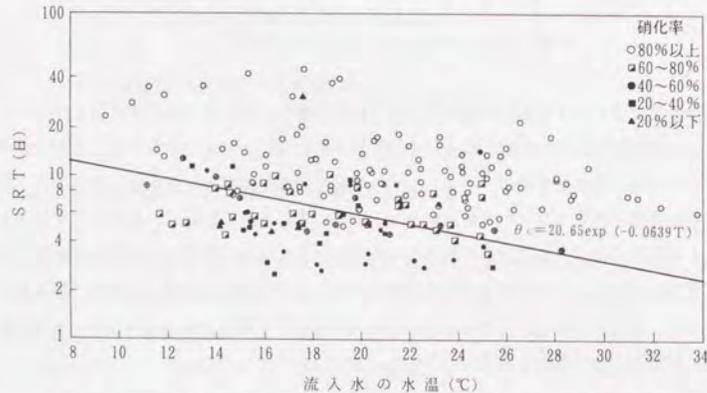
硝化細菌の増殖速度は、炭素系有機物を利用して増殖する従属栄養細菌の増殖速度より遅く、水温の影響をより大きく受けるので、活性汚泥法による都市下水の処理において、低水温期に硝化細菌を系内に保持するために必要なSRTは長くなる。年間の水温の範囲内で、プロセス中の硝化細菌の挙動がどうなるかを把握するためには、炭素系有機物の除去特性の場合と同様に、水温とSRTにより硝化反応を定量化することが必要である。硝化反応は、硝化細菌が増殖できる条件であれば、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 濃度に影響を受けない0次反応として取り扱えるので、硝化細菌が増殖できる条件としてSRTと水温を用いて硝化反応を定量化することにする。

環境条件である水温に対して硝化が進行するために最小限必要とされるSRTと水温の関係は、報告されている温度係数を考慮した硝化細菌の最大増殖速度や実験で得られた水温と硝化速度の関係式³¹⁾から、温度係数を用いた指数関数により与えられることが予想される。

SRTと反応タンク流入水の水温により月平均の硝化率を整理したものが図4-2である。ここで、硝化率は、式(4-1)を用いて計算した。

$$\text{硝化率 (\%)} = \frac{\text{流入水のKj-N濃度} - \text{処理水のKj-N濃度}}{\text{流入水のKj-N濃度}} \times 100 \quad \dots (4-1)$$

硝化率が80%以上のデータの各水温に対するSRT値の下限値を示したものが図4-2中の線である。したがって、この線よりも上部の領域が完全に硝化を生じさせる水温とSRTの組合せの条件を意味している。図4-2中に示した相関式は、報告されている水温とほぼ完全に硝化が進行するために必要なSRTの関係式と同様の傾向を示している。



注 図中の○及び相関式は、硝化率80%以上のデータの各水温におけるSRTの下限値及び相関式である。

図4-2 硝化に及ぼす水温とSRTの影響の定量化^{1), 31)}

4.2.3 余剰汚泥の発生量

2.3「活性汚泥法の設計因子と操作因子」では、余剰汚泥の発生量をT-BODに対して発生する活性汚泥と活性汚泥微生物の自己分解量の差で単純に定式化した。また、3.2「定常モデルに基づくSRTの計算方法」では、活性汚泥微生物の組成、流入水のSSの組成等を仮定することにより、余剰汚泥の発生量を式(3-7)と式(3-5)により定式化した。

ここでは、施設設計への導入を前提として、反応タンク流入水の溶解性の有機物(S-BOD)に対して発生する活性汚泥と浮遊性固形物(SS)に対して発生する活性汚泥との合計により求められる新たに生成される活性汚泥微生物量から運転条件により変化する活性汚泥微生物の自己分解量を差し引いて、式(4-2)により活性汚泥法の余剰汚泥発生量を計算できると仮定する。¹¹⁾

$$Q_w \cdot X_w = (a \cdot S_{cs} + b \cdot S_{ss} - c \cdot \theta \cdot X_A) Q \quad \dots (4-2)$$

- ここに、
 Q_w : 余剰汚泥量 ($\text{m}^3/\text{日}$)
 X_w : 余剰汚泥の平均SS濃度 (mg/ℓ)
 S_{cs} : 反応タンクへの流入水のS-BOD (mg/ℓ)
 S_{ss} : 反応タンクへの流入水のSS濃度 (mg/ℓ)
 X_A : 反応タンク内のMLSS濃度 (mg/ℓ)
 Q : 反応タンクへの流入水量 ($\text{m}^3/\text{日}$)
 θ : 反応タンクのHRT (日)
 a : S-BODに対する汚泥転換率 ($\text{mgMLSS}/\text{mgBOD}$)
 b : SSに対する汚泥転換率 ($\text{mgMLSS}/\text{mgSS}$)
 c : 活性汚泥微生物の内生呼吸による減量を表す係数 (1/日)

各下水処理場の反応タンク流入水のS-BODのデータがないので、ここでは、係数a、b及びcの値を定めるために、S-BOD/T-BODの比が一定であると仮定して、T-BODを用いることにする。

式(4-2)の中の係数a、b及びcの値を定めるために、各処理場の各月のデータをSRTの値が4日以下、4日~8日、8日~12日及び12日以上に分類し、

- ① 係数bの値を1.0あるいは0.9に固定し、
- ② 係数aの値が0.3、0.4、0.5及び0.6の場合に対して、

SRTと係数cの値の関係を求めたものが図4-3 ($b=1.0$)、図4-4 ($b=0.9$)及び図4-5 ($b=0.8$)である。

最適な係数a、b及びcの値の組合せは、各図のcの値がSRTに対して一定になる場合に得られる。これらの解析結果から、SRTの値が12日以下の場合、以下の関係が得られる。

図4-3から図4-5を比較すると、係数bの値が1.0の場合に、SRTの値が12日以下

で、係数 c の値が最も一定の値になっている。

a (T-BODに對して)	b	c	
0.5	1.0	0.04~0.05	図4-3
0.6	0.9	0.05~0.06	図4-4
0.6	0.8	0.03~0.05	図4-5

反応タンク流入水のBOD/SS比=2と仮定すると、S-BOD/T-BOD=0.67程度となるので、係数 a はS-BODに対して0.77となる。

ここで、活性汚泥微生物の内生呼吸による減量を表す係数 c の値は0.04~0.05 mgMLSS/mgMLSS・日となったが、式(2・17)での回分式活性汚泥法の $c=0.04$ mgMLVSS/mgMLVSS・日とほぼ同じ値になっており、この2つの定式(図4-3と式(2・17))は、ほぼ一致した傾向を与えるものと考えられる。

このような簡単な余剰汚泥の発生量の予測式を採用することにより、最初沈殿池の有無や地域的な条件等の理由で反応タンクへの流入水の水質が異なる場合や反応タンクの負荷条件が異なる場合の余剰汚泥の発生量を適正に予測することができる。

表4-1は、都市下水の処理に採用されている各種の活性汚泥法の設計諸元を用いて、式(4・2)とSRTの定義式(式(2・11))から導いた式(4・3)からプロセスのASRT(θ_c)の値を試算したものである。表4-1では、反応タンク内に無酸素状態、嫌気状態が存在する場合は、HRT(θ)として好気状態の反応タンク容量に対応するHRTを用いている。

$$\theta_c = \frac{\theta \cdot X_A}{a \cdot S_{CS} + b \cdot S_{SS} - c \cdot \theta \cdot X_A} \quad \dots (4 \cdot 3)$$

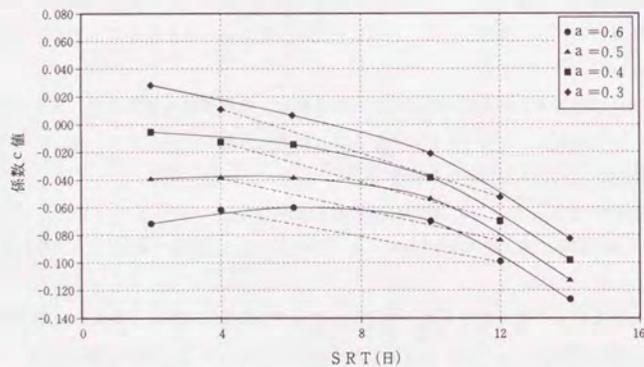


図4-3 余剰汚泥発生量の予測式におけるSRTと係数の関係 ($b=1.0$)

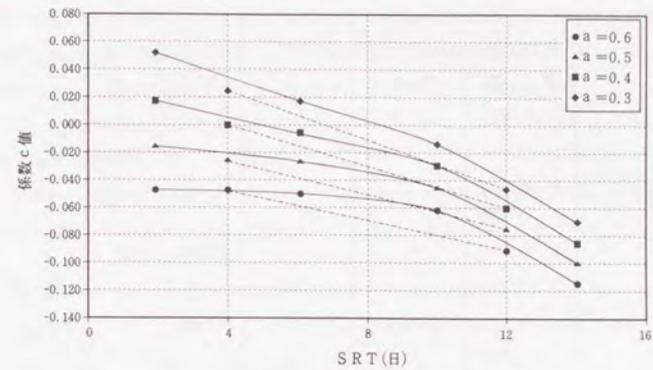


図4-4 余剰汚泥発生量の予測式におけるSRTと係数の関係 ($b=0.9$)

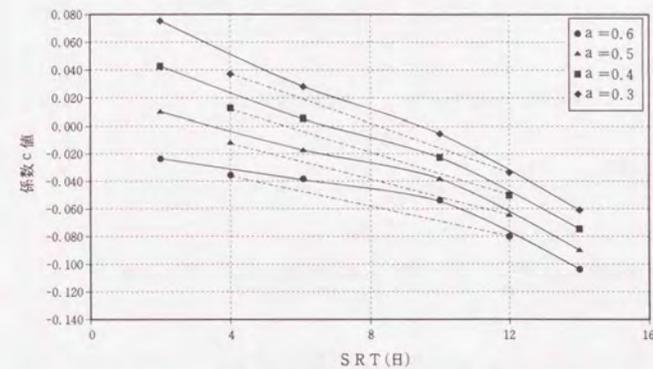


図4-5 余剰汚泥発生量の予測式におけるSRTと係数の関係 ($b=0.8$)

表4-1 各種活性汚泥法のプロセスのASRTの比較

	MLSS 濃度 (mg/l)	反応タンク のHRT (時間)	ASRT (日)	備 考
標準活性汚泥法	1,500 ~2,000	6~8	2.6 ~5.2	
活性汚泥濃縮法	2,000 ~3,000	16	5.2 ~8.9	無酸素の容積:好気の容積 =0.5:0.5
長時間エアレーション法	3,000 ~4,000	16~24	13~50	最初沈殿池なし
オキシデーション・イッチ法	3,000 ~4,000	24~48	8~70	無酸素の容積:好気の容積 =0.5:0.5 最初沈殿池なし

試算の仮定:

	処理場への流入下水の水質 (mg/l)	最初沈殿池での除去率 (%)
BOD	200	30
SS濃度	180	50

反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD

最初沈殿池あり 0.67, 最初沈殿池なし 0.50

a = 0.77, b = 1.0, c = 0.05

4.2.4 SVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係

連続流れ式活性汚泥法を適正に運転管理するためには、反応タンク内の活性汚泥微生物濃度を一定に維持することが必要である。反応タンク内のMLSS濃度は、反応タンク回りの固形物収支から、式(4.4)により計算できる。

$$X_A = \frac{RX_R + S_{SS}}{1 + R} \quad \dots (4.4)$$

ここに、 X_R : 返送汚泥のSS濃度 (mg/l)

S_{SS} : 反応タンクへの流入水のSS濃度 (mg/l)

R : 汚泥返送比

2.3.2(4)の事例で示したように、水温の低い冬期は、活性汚泥の沈降性・濃縮性の悪化により、返送汚泥のSS濃度は低下することが多く、糸状性バルキングが起きた場合には、返送汚泥のSS濃度は著しく低下する。返送汚泥のSS濃度が低下した場合には、式(4.4)の関係から、汚泥返送比を大きくして反応タンク内のMLSS濃度を維持することになる。したがって、活性汚泥法の最終沈殿池や汚泥返送ライン(ポンプ能力)の設計を行う場合、返送汚泥のSS濃度の範囲を予想しなければならない。

季節的に活性汚泥の沈降性が悪化したことのある標準活性汚泥法の下水処理場における活性汚泥のSVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係を図4-6に示す。

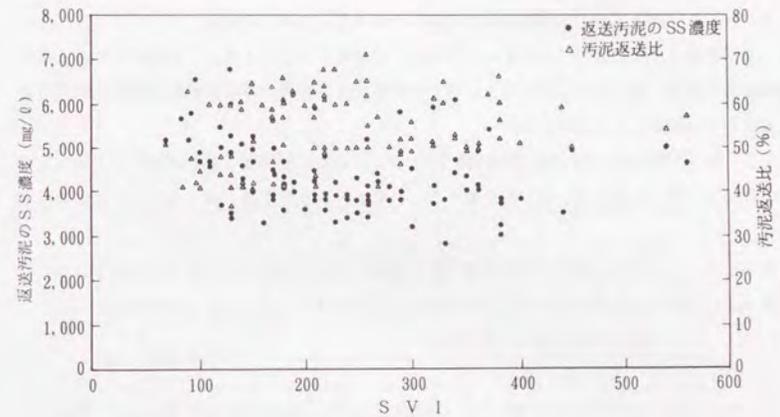


図4-6 標準活性汚泥法の下水処理場における活性汚泥のSVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係¹⁾

SVIの値の上昇にともない返送汚泥のSS濃度が低下している傾向がわかる。各処理場の汚泥返送比は、40~70%の範囲で、返送汚泥のSS濃度は、SVIの値が100程度の濃縮性が良好な場合に6,000mg/l、SVIが300以上の濃縮性が悪化している場合に3,000~4,000mg/lになっている。

第2章で整理した活性汚泥法の施設設計手法の概念の妥当性を検証するために第3章で導入した動力学モデルでは、最終沈殿池及び返送汚泥ラインにおいては、基質濃度、微生物濃度が増減せず、最終沈殿池で活性汚泥の貯留量の変化がないと仮定し、返送汚泥の活性汚泥微生物濃度の予測を簡略化している。

しかしながら、図4-6からわかるように、SVIで代表される活性汚泥の性状や返送汚泥のSS濃度は、季節的にも変化し、また、日間の流入下水水量の変動により、最終沈殿池内に貯留されている活性汚泥微生物量は変化する。今後、活性汚泥法の動力学モデルの一層の精度の向上を図るためには、最終沈殿池の活性汚泥の濃縮・貯留機能を数理モデル的に取り扱うようにすることが将来の課題となる。

4.3 SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定

4.3.1 流入下水の水質の違いを考慮したHRTとSRTの関係

3.2「定常モデルに基づくSRTの計算方法」の事例で示したように、反応タンク流入水の基質濃度の大小で、同一のHRTに対してSRTが変化するため、施設設計には流入水の水質の違いを適正に反映させる必要がある。

4.2.3「余剰汚泥の発生量」で確認したように、余剰汚泥の発生量を反応タンク流入水の水質の組成を反映した式(4.2)で予測できるとすると、SRTは、式(4.3)により予測できる。

したがって、ある水温に対して目標処理水質を達成するために必要なSRTが決定されると、式(4.3)を変形した式(4.5)から反応タンクのHRTを求めることができる。

$$\theta = \frac{\theta_c (a \cdot S_{cs} + b \cdot S_{ss})}{(1 + c \cdot \theta_c) X_A} \quad \dots (4.5)$$

すなわち、反応タンク流入水の水質(S-BOD、SS)と反応タンクの運転条件(MLSS濃度、好気部分の容積比)を仮定することにより、必要な反応タンクのHRTが求められる。

ここでは、以下の仮定をすることにより、4.3.2で反応タンク容量を試算する。

係数: $a=0.77$, $b=1.0$, $c=0.05$

MLSS濃度: 2.000 mg/l

反応タンク流入水の水質(表4-1での仮定):

(1) 最初沈殿池がある場合

$$S\text{-BOD} = 93.8 \text{ mg/l}$$

$$SS\text{濃度} = 90.0 \text{ mg/l}$$

(2) 最初沈殿池がない場合

$$S\text{-BOD} = 100.0 \text{ mg/l}$$

$$SS\text{濃度} = 180.0 \text{ mg/l}$$

反応タンクの全槽を好気条件とする。

4.3.2 SRTと水温を指標とした反応タンク容量の決定

(1) C-BOD除去

処理水のC-BODを 6 mg/l とすると、図4-1の標準活性汚泥法の処理場でのSRTと最終沈殿池流出水のC-BODの月平均値の関係から、必要となるASRTは、水温の範囲に対して次のようになる。

$$T < 15^\circ\text{C}: \quad ASRT = 4.5 \text{ 日}$$

$$15^\circ\text{C} < T < 20^\circ\text{C}: \quad ASRT = 2.9 \text{ 日}$$

$$20^\circ\text{C} < T < 25^\circ\text{C}: \quad ASRT = 2.1 \text{ 日}$$

各水温の範囲に対して、反応タンクのHRTは、式(4.5)より表4-2のように求まる。

表4-2 C-BOD除去のために必要となる反応タンクのHRT

(単位: 時間)

	$T < 15^\circ\text{C}$	$15^\circ\text{C} < T < 20^\circ\text{C}$	$20^\circ\text{C} < T < 25^\circ\text{C}$
最初沈殿池あり	7.15	4.93	3.70
最初沈殿池なし	11.32	7.81	5.86

(2) 硝化の促進

硝化が完全に進行するASRTは、図4-2に示した硝化に及ぼす水温とASRTの関係より、水温に対して式(4.6)で与えられる。

$$\theta_c = 20.65 \exp(-0.0639 \cdot T) \quad \dots (4.6)$$

したがって、水温が 10 、 15 、 20 、 25°C に対して、硝化が完全に進行する反応タンクのHRTは、表4-3のように求まる。

表4-3 完全な硝化のために必要となる反応タンクのHRT

(単位: 時間)

水温(℃)	10	15	20	25
ASRT(日)	10.90	7.92	5.75	4.18
最初沈殿池あり	13.73	11.04	8.69	6.73
最初沈殿池なし	21.76	17.50	13.77	10.66

以上の試算より、標準活性汚泥法の設計条件(最初沈殿池あり、反応タンクのHRT=6~8時間、MLSS濃度=1,500~2,000 mg/ℓ)では、C-BODの除去については問題がないが、夏期の高温期に硝化が進行することがわかる。

4.3.3 活性汚泥の沈降性を考慮した最終沈殿池の水面積負荷の決定

活性汚泥の初期沈降速度は、沈降筒による活性汚泥の沈降試験から式(4.7)のように求められている。^{41, 51}

$$V_0 = 4.90 \times T^{0.95} X_A^{-1.35} (SVI)^{-0.77} \quad \dots (4.7)$$

ここに、

V_0 : 活性汚泥の初期沈降速度 (m/時)

X_A : 最終沈殿池へ流入する活性汚泥のSS濃度 (mg/ℓ)

SVI : 汚泥容量指標

良好な処理水質を得るためには、計画1日最大汚水量時の時間最大汚水量に対して最終沈殿池の水面積負荷(上向流速)が、活性汚泥の初期沈降速度より小さくなる必要があるため、式(4.8)の関係を満たさなければならない。⁵¹

$$S < \frac{V_0}{r} \quad \dots (4.8)$$

ここに、

S : 水面積負荷 ($m^3/m^2 \cdot \text{日}$) ($=Q/A$)

A : 最終沈殿池の水面積 (m^2) ($=Q/S$)

r : 流入下水量の日間変動比

一方、最終沈殿池内での汚泥の濃縮・引抜きを適正に行うためには、時間最大汚水量の継続に

対して最終沈殿池の滞留時間が十分長いとすれば、最終沈殿池に流入した活性汚泥が、計画1日最大汚水量に対する相対的な沈降速度差($V_0 - S$)で滞留時間内に池底に到達しなければならない。したがって、式(4.9)の関係が成り立つ必要がある。

$$(V_0 - S) \cdot t_F > h \quad \dots (4.9)$$

ここに、

t_F : 最終沈殿池の水理学的滞留時間(日) ($=A \cdot h/Q$)

h : 最終沈殿池の有効水深 (m)

式(4.9)は、式(4.10)に変形できる。

$$S < \frac{V_0}{2} \quad \dots (4.10)$$

最終沈殿池の適正な運転管理を考えると、式(4.8)と式(4.10)から求めた水面積負荷を比較して小さい方が設計水面積負荷となる。ここで、流入下水量の日間変動を1.5~2.0程度を仮定すると、最終沈殿池の水面積負荷は、式(4.11)で求められる。⁵¹

$$S = 2.45 \times 10^6 T^{0.95} X_A^{-1.35} (SVI)^{-0.77} \quad \dots (4.11)$$

4.3.4 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計

BOD除去及び硝化の進行に必要な活性汚泥法のSRTは、4.3.2で示したとおり、水温の関数として示すことができるので、仮に反応タンクのHRTを設定すると、水温に応じてBOD除去及び硝化に必要なMLSS濃度を求めることができる。式(4.5)を変形することにより、処理水質からみた必要なSRTに対応するMLSS濃度は、水質と水温、HRTの関数として式(4.12)から求まる値より大きな値でなければならない。

$$X_A = \frac{\theta_c \cdot (a \cdot S_{CS} + b \cdot S_{SS})}{\theta \cdot (1 + c \cdot \theta_c)} \quad \dots (4.12)$$

一方、必要となる最終沈殿池の水面積負荷は、4.3.3の理由で、MLSS濃度、水温、SVIにより定式化が可能であり、反応タンク側で決められたMLSS濃度に対して、必要となる最終沈殿池の水面積負荷を求めることができる。水面積負荷とSVI、水温を設定した場合、式(4.13)で与えられるMLSS濃度より小さな値まで受入れ可能である。

$$X_A = \left[\frac{2.45 \times 10^6 T^{0.95}}{S \cdot (SVI)^{0.77}} \right]^{0.741} \quad \dots (4.13)$$

反応タンクのHRTと最終沈殿池の水面積負荷を事前に定め、式(4.12)と式(4.13)から水温に対して最適なMLSS濃度を試算したものが図4-7である。ここでは、標準活性汚泥

法の設計諸元を前提として、以下の仮定をしている。

反応タンクのHRT： 8時間、最終沈殿池の水面積負荷： $20 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{日}$

水質： $S_{cs} = 80 \text{ mg} / \ell$ 、 $S_{ss} = 90 \text{ mg} / \ell$

係数： $a = 0.5$ 、 $b = 0.95$ 、 $c = 0.04$

活性汚泥の沈降性の条件： $SVI = 100$ あるいは 200

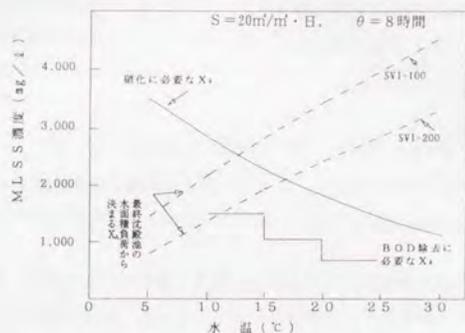


図4-7 水温に対する最適なMLSS濃度の範囲

標準活性汚泥法の条件では、図4-7の関係から、次のことがわかる。

- ① 冬期（最低水温10℃程度）の条件では、活性汚泥の沈降性がやや悪化しても（ $SVI = 200$ 程度）、MLSS濃度を $1,500 \text{ mg} / \ell$ 程度にしてもBOD除去は問題ない。
- ② 活性汚泥の沈降性が良好ならば（ $SVI = 100 \sim 200$ ）、水温が17.5℃以上、MLSS濃度 $2,000 \text{ mg} / \ell$ で硝化がほぼ完全に進行する。なお、 SVI が100ならば、MLSS濃度 $2,500 \text{ mg} / \ell$ 、水温12.5℃以上で硝化がほぼ完全に進行する。

また、最終沈殿池からの返送汚泥のSS濃度に対して、反応タンクの設定したMLSS濃度を維持するためには、式(4.14)で与えられる汚泥返送比を与えなければならない。ここでは、式(4.4)において、 S_{ss} が $R X_R$ に対して小さいとして無視している。

$$R = \frac{X_A}{X_R - X_A} \quad \dots (4.14)$$

ここに、

R : 汚泥返送比 (-)

X_R : 返送汚泥のSS濃度 (mg / ℓ)

4.2.4に示した標準活性汚泥法の下処理場の活性汚泥の SVI と汚泥返送比及びSS濃度の月平均値の関係から、必要となる汚泥返送比は、活性汚泥の条件に対して次のように試算することができる。

活性汚泥の沈降性が悪化した状態（ $SVI = 200$ ）で、返送汚泥のSS濃度が $3,000 \text{ mg} / \ell$ の時にMLSS濃度を $1,500 \text{ mg} / \ell$ に維持するためには、式(4.14)から汚泥返送比は、

$$R = \frac{1,500}{3,000 - 1,500} = 1 \quad (100\% \text{返送})$$

となる。

また、活性汚泥の沈降性が良好で（ $SVI = 100$ ）、返送汚泥のSS濃度が $6,000 \text{ mg} / \ell$ のときにMLSS濃度を $2,000 \text{ mg} / \ell$ に維持するためには、式(4.14)から汚泥返送比は、

$$R = \frac{2,000}{6,000 - 2,000} = 0.5 \quad (50\% \text{返送})$$

となる。

4.4 設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討

4.4.1 水温の経月変化に対する運転条件の検討

流入下水の量と質の経月変化による硝化の有無の変化を調べるために、寒冷な気候（S市）と温暖な気候（F市）の下水処理場の反応タンク内水温の経月変化を用いる。ここでは、以下の仮定をしている。

施設の諸元： 反応タンクのHRT = 8時間（標準活性汚泥法）

反応タンクの条件： 全槽好気条件

反応タンク流入水の水質：

$T\text{-BOD} = 120 \text{ mg} / \ell$ 、 $S\text{-BOD} = 80 \text{ mg} / \ell$

SS濃度 = $90 \text{ mg} / \ell$ 、 $K_j\text{-N濃度} = 30 \text{ mg} / \ell$

MLSS濃度： $2,000 \text{ mg} / \ell$

余剰汚泥発生量の予測式の係数：

$a = 0.5$ 、 $b = 0.95$ 、 $c = 0.04$

ASRT： 6.74日（式(4.3)から）

4.2.2に示した硝化が進行する水温とASRTの関係（図4-2）から、与えられたASRTに対して硝化を進行するために必要な最低水温は、式(4.15)で求められる。

$$T = - \frac{1}{0.0639} \ln \frac{\theta_c}{20.65} \quad \dots (4 \cdot 15)$$

ここで、 $\theta_c = 6.74$ 日なので、硝化を進行するために必要な最低水温は、式(4・15)より17.5℃となる。図4-8及び図4-9は、S市(水温が低い地域)とF市(水温が平均的な地域)の水温の経月変化に対して、硝化を進行させるために必要な最低水温を記入したものである。

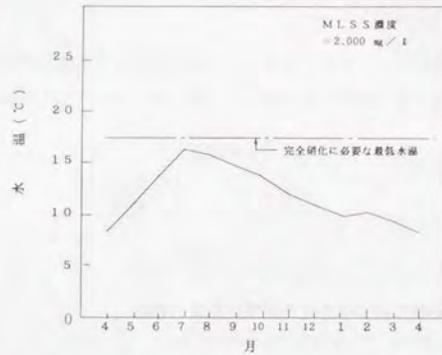


図4-8 反応タンクの水溫の経月変化と硝化が進行する水溫の關係 (S市)⁵⁾

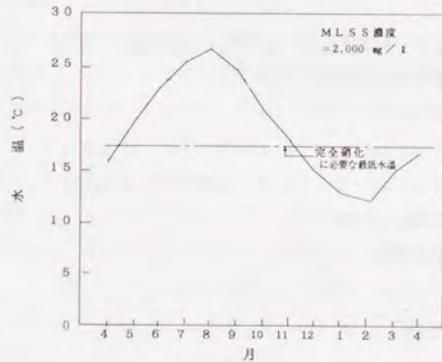


図4-9 反応タンクの水溫の経月変化と硝化が進行する水溫の關係 (F市)⁵⁾

S市の条件では、図4-8より、全体計画時においては、夏期においても硝化反応が進行しないことがわかる。F市の条件では、全体計画時に、7ヶ月間硝化が完全に進行することがわかる。

したがって、S市では、当初より硝化が進行しない施設設計を前提として、供給酸素量等を決定するればよい。一方、F市では、夏期において硝化が進行することを前提として酸素供給量等を決定し、夏期と冬期の運転方法を変更することを考えるか、運転管理を優先し、年間を通して硝化が進行することを前提として、新たに施設設計を行うことを考えるかの選択がありえる。

4.4.2 流入下水水量等の変化に対する運転条件の検討

施設の段階施工と流入下水水量等の経年変化による硝化反応の有無の変化を予測するために、図4-10のようなモデルを設定した。ここでは、5年毎に全体計画の1/4の水処理を増設し、流入下水水量が毎年同じ量で増加すると仮定している。

なお、流入下水の水質については、1年目から5年目までは60、70、80、90、100%の比率で水質が上昇し、その後は、100%で一定としている。

4.4.1の条件に対して、供用開始後のSRTと式(4・15)から硝化がほぼ完全に進行する最低水温の経年変化を求めたものが図4-11である。S市の最高水温17.1℃を前提とすると、増設直後で施設能力に余裕がある場合には、硝化が完全に進行することが予想される。この場合、経年的に硝化が進行しないようにするためには、設定するMLSS濃度を下げて、SRTの値を小さくするか、嫌気好気運転をすることにより、ASRTを小さくする方法等が考えられる。

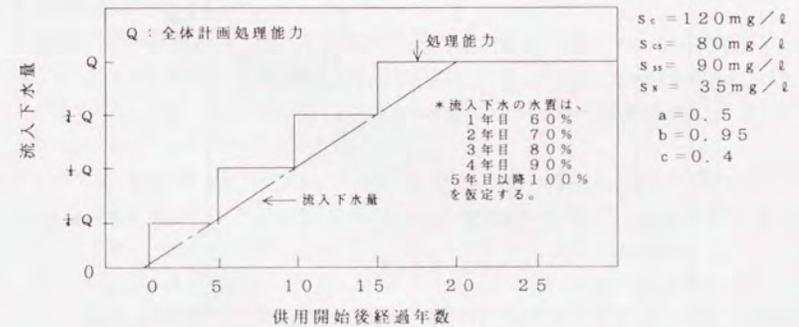


図4-10 水処理施設の段階施工と流入下水水量等の経年変化のモデル⁵⁾

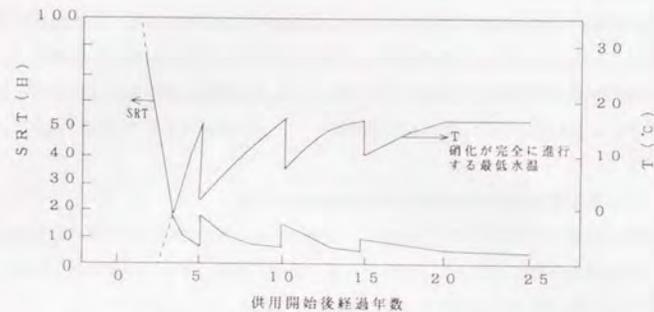


図4-11 SRTと硝化がほぼ完全に進行する最低水温の経年変化⁵⁾
(MLSS濃度: 2,000mg/ℓ、反応タンク全槽好気条件)

MLSS濃度を 1,500mg/ℓ とし、反応タンクの前段 1/4 を嫌気状態にした場合の ASRT と硝化が完全に進行する最低水温の経年変化を求めたものが図4-12である。この場合、S市の最高水温を前提とすると、通水後3年目までは硝化が進行するが、それ以降は、硝化の進行は見られない。

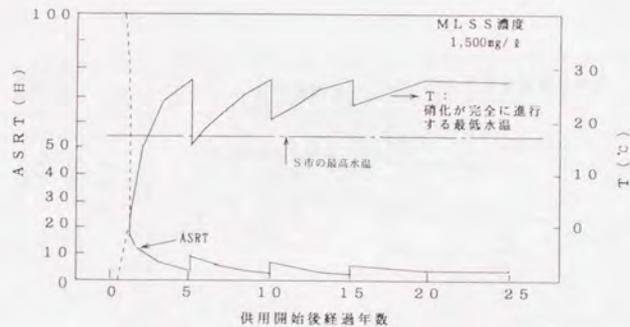


図4-12 SRTと硝化がほぼ完全に進行する最低水温の経年変化⁵⁾
(MLSS濃度: 1,500mg/ℓ、反応タンク前段 1/4 が嫌気条件)

MLSS濃度が 2,000mg/ℓ、反応タンク全槽好気条件の場合(図4-11)の施設能力、流入

下水量と必要な供給酸素量の経年変化を試算したものが図4-13である。ここでは、供給酸素量については、硝化がある場合と硝化がない場合を示している。S市のように全体計画を硝化がないとして設計した場合、送風機設備を先行的に設置することにより、全体計画の処理能力の約 1/2 の流入下水量までは、硝化を含んだ酸素量を供給することが可能である。

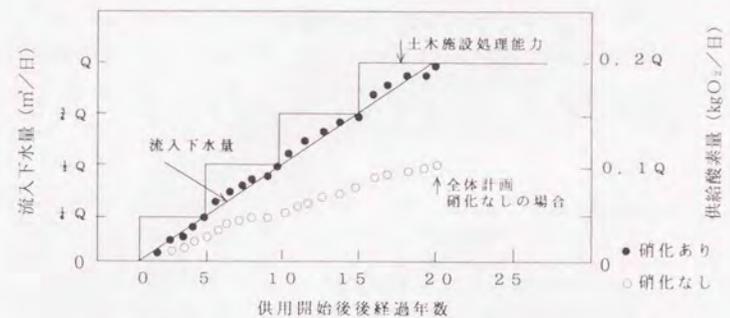


図4-13 流入下水量と供給酸素量の経年変化⁵⁾

4.5 反応タンクの運転方法と活性汚泥法の処理性能及び送風量

一般に、標準活性汚泥法を採用している下水処理場では、多槽完全混合形の反応タンクで全槽好気条件の運転を行っている。

標準活性汚泥法では、4.4.1での試算結果から、一般に、冬期に硝化反応が抑制され、夏期に硝化反応が促進する。また、流入下水量が計画能力に対して少ない通水初期等には、硝化反応が進行する。一方、冬期には、4.3.4に示したように活性汚泥の沈降性が悪化する傾向があり、糸状性のバルキングも生じやすい。

このため、標準活性汚泥法を採用している下水処理場では、硝化反応が進行する夏期等には、処理の安定を目標として、硝化促進を前提とした硝化脱窒運転を可能にする必要がある。また、主として冬期のバルキングの抑制対策として、嫌気好気運転も可能にする必要がある。

ここでは、第1槽と第3槽への 1:1 のステップ流入と好気槽と無酸素槽の容積比を 1:1.5 と仮定して、反応タンクの 4 分割の容積比を 1:1.5:1.5:2.25 とした場合⁵⁾ の処理性能の検討を行う。図4-14に示す全槽が好気条件 (Pattern 1)、第1槽が嫌気条件 (Pattern 2)、第1槽と第3槽が無酸素条件でステップ流入 (Pattern 3) の 3 種類の運転パターンを選定した。

r (ステップ流入比) = 0.5

R (汚泥返送比) = 0.5

X_R (返送汚泥のSS濃度) = 6,000mg/ℓ

X_2 (反応タンク流出水SS濃度) = 2,000mg/ℓ



図4-14 選定した運転パターン

ステップ流入の効果と反応タンクの好気条件の組合せによる好気槽の活性汚泥量 (ASRT) の違いを各運転パターンについて求めたものが表4-4である。

表4-4 ステップ流入と反応タンクの好気条件の組合せによる好気槽の活性汚泥量 (ASRT) の違い⁵⁾

Pattern	1	2	3
X_1 (mg/ℓ)	2,000	2,000	3,000
X_2 (mg/ℓ)	2,000	2,000	2,000
好気槽の容積比	1	0.840	0.600
好気槽の活性汚泥量 (1に対する比)	1	0.840	0.702

4.4 「設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討」で用いた条件に対して、MLSS濃度が1,500mg/ℓ、2,000mg/ℓの場合のASRTと余剰汚泥の発生量を求めたものが表4-5である。

表4-5 各運転パターンのASRTと余剰汚泥の発生量⁵⁾

Pattern	ASRT (日)		余剰汚泥の発生量 (gSS/日)	
	$X_A = 1,500$	$X_A = 2,000$	$X_A = 1,500$	$X_A = 2,000$
1	4.74	6.74	105.5Q	93.8Q
2	3.86	5.43	108.7Q	103.1Q
3	3.29	4.38	110.9Q	106.8Q

注) Q: 流入下水量 (m³/日)

夏期には、硝化が進行することを前提として、MLSS濃度 2,000mg/ℓでPattern 1と3の運転を、最低水温を記録する冬期には、糸状性バルキング対策としてMLSS濃度 1,500mg/ℓでPattern 2の運転を行うことを前提とすると、活性汚泥法の処理性能は表4-6のように求めることができる。

表4-6 運転パターン毎の処理性能⁵⁾

Pattern	15℃での処理水 C-BOD (mg/ℓ)	完全に硝化が進行する最低水温 (℃)	酸素消費量 (kgO ₂ /kgBOD)	MLSS濃度 (mg/ℓ)
1	—	17.5	1.67	2,000
2	6.5	—	0.825	1,500
3	—	24.3	1.58	2,000

注) 必要酸素量は、式(4-16)により求めた。

$$O_D = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4} \quad \dots (4-16)$$

ここに、

- O_{D1} : 必要酸素量 (kgO₂/日)
 O_{D1} : BODの酸化に必要な酸素量 (kgO₂/日)
 $= A (\text{kgO}_2 / \text{kgBOD}) \times \{ \text{除去BOD} (\text{kgBOD} / \text{日}) - \text{脱窒量} (\text{kgN} / \text{日}) \times K (\text{kgBOD} / \text{kgN}) \}$
 A : 除去BOD当りに必要な酸素量 (0.6)
 K : 脱窒により消費されるBOD量 (2.86)
 O_{D2} : 内生呼吸に必要な酸素量 (kgO₂/日)
 $= B (\text{kgO}_2 / \text{kgMLVSS} \cdot \text{日}) \times V_A (\text{m}^3) \times \text{MLVSS} (\text{kgMLVSS} / \text{m}^3)$
 B : 単位MLVSS 当たりの内生呼吸による酸素消費量 (0.05)
 V_A : 好気部分の反応タンク容量 (m³)
 O_{D3} : 硝化反応に必要な酸素量 (kgO₂/日)
 $= C (\text{kgO}_2 / \text{kgN}) \times \text{硝化したKj-N量} (\text{kgN} / \text{日})$
 C : 硝化反応に伴い消費される酸素量 (4.57)
 硝化したKj-N量 = (流入Kj-N量) - (流出Kj-N量)
 - (余剰汚泥によるKj-N量)
 余剰汚泥の窒素比率 : 8%
 O_{D4} : 反応タンク流出水により系外に出る酸素量 (kgO₂/日)

また、表4-6の酸素消費量に対して、各種のエアレーション装置の効率を仮定することにより、送風量を求めたものが表4-7である。ここでは、水中攪拌式、微細気泡全面エアレーション及び微細気泡旋回流式のエアレーション装置を対象とした。必要となる送風量は、反応タンクの運転パターンや採用するエアレーション装置の酸素移動効率により大きく変化する。

表4-7 送風量の試算 (流入下水量Qに対する倍率)⁵⁾

エアレーション装置	混合液に対する酸素移動効率E _A (%)	Pattern		
		1	2	3
水中攪拌式	1.5	4.43Q	2.19Q	4.18Q
微細気泡全面エアレーション式	1.0	6.64Q	3.29Q	6.27Q
微細気泡旋回流式	7.5	8.85Q	4.38Q	8.36Q

4.6 第4章のまとめ

第4章では、標準活性汚泥法の下処理場の運転データを用いて、新たな指標により活性汚泥法の合理的な施設設計手法を提案するために必要な以下の関係を定式あるいは相関図により定量化した。

- (1) SRT、水温と最終沈殿池流出水C-BODの関係
- (2) 硝化に及ぼす水温とSRTの関係
- (3) 余剰汚泥の発生量
- (4) SVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係

新たな指標により求めた定式を用いて、合理的な活性汚泥法の施設設計手法の設計手順を以下の構成により提案するとともに、解析例により、その有用性を示した。

- (1) SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定
 - a) 反応タンクのHRT
 - b) 最終沈殿池の水面積負荷
- (2) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計
- (3) 適正なMLSS濃度を維持するために必要な汚泥返送比
- (4) 活性汚泥法の処理性能と送風量

さらに、水温、流入下水の水量・水質等の設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答に関して、主として硝化反応の進行と必要酸素量についての予測手法を提案した施設設計手法に基づき示した。

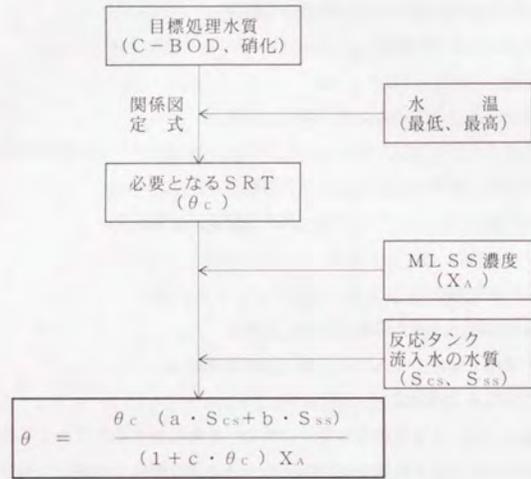
提案した活性汚泥法の施設設計手法に基づく試算により、標準活性汚泥法の下処理場の以下のような処理特性が明らかになった。

- (1) 標準活性汚泥法の条件では、1年の水温の高い時期に硝化が進行し、水温の低い時期に硝化が抑制される。なお、流入下水量が施設能力よりかなり少ない状態が継続する場合は、硝化が年間を通して生じる。
- (2) 4槽完全混合形の反応タンクを有する標準活性汚泥法の下処理場を前提とすると、一般に、夏期に硝化・脱窒を目的とした運転を、冬期にC-BOD除去を目的とし、バルキングの抑制対策として嫌気好気運転を行うことにより、最適な運転管理が可能である。
- (3) 酸素消費量は、硝化の有無と内生呼吸に影響を与える好気条件下の反応タンク内のMLSS量により大きく変化する。また、必要となる送風量は、採用するエアレーション装置の酸素移動効率により大きく変化する。

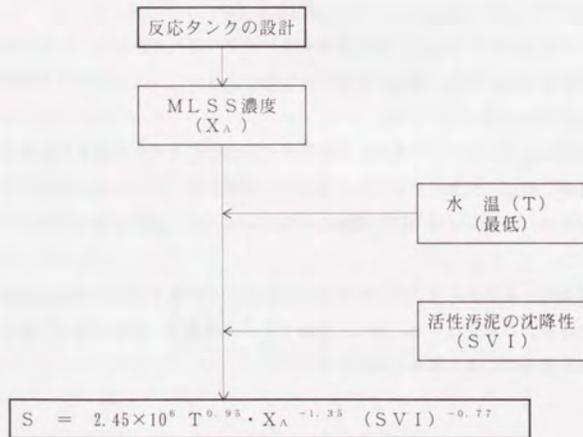
最後に、第4章で提案した活性汚泥法の施設設計手法を概念図として整理すると以下のようになる。

(1) SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定

a) 反応タンクのHRT (θ)



b) 最終沈殿池の水面積負荷 (S)

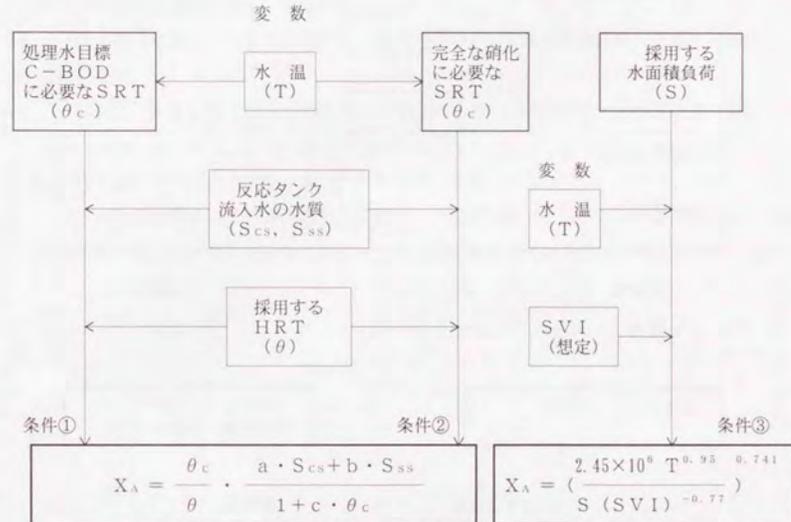


(2) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計*適正なMLSS濃度の範囲*

-水温 (T) を指標として-

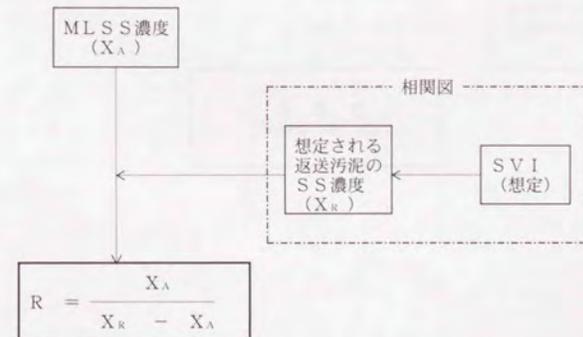
反応タンク的设计条件から求まるMLSS濃度 (X_A)

最終沈殿池的设计条件から求まるMLSS濃度 (X_A)

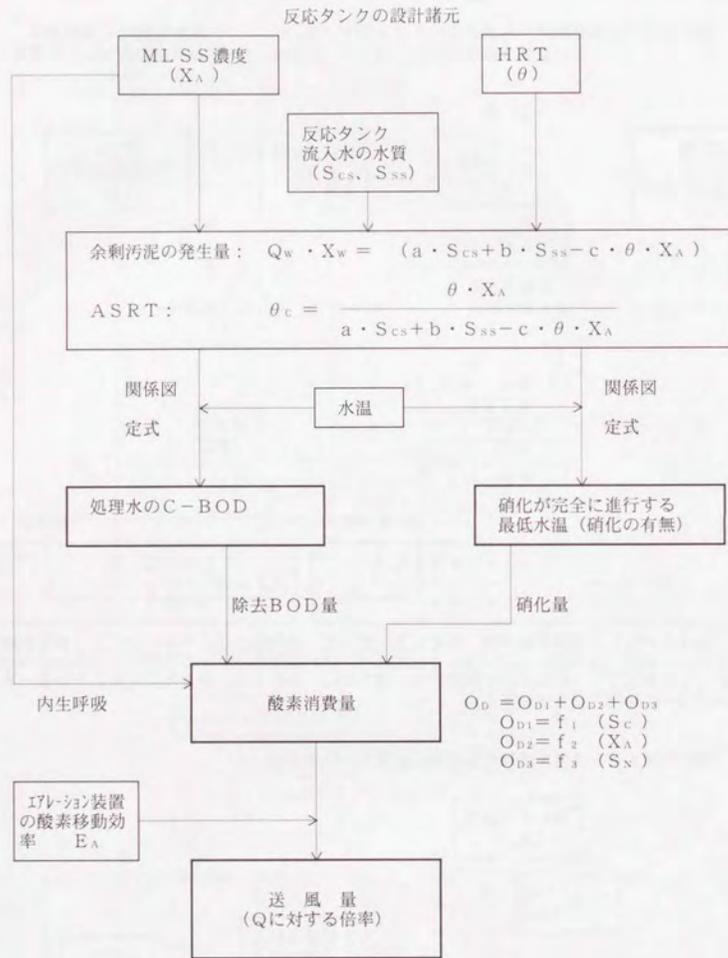


* 適正なMLSS濃度の範囲は、設定水温に対して、条件①と②より高いMLSS濃度を確保するとともに、条件③より低いMLSS濃度でなければならない。ここで、C-BODの除去のみを対象とする(硝化反応を無視する)場合には、条件①を、完全な硝化反応を対象とする場合は、条件①と②を選定する。

(3) 適正なMLSS濃度を維持するために必要な汚泥返送比 (R)



(4) 活性汚泥法の処理性能と送風量



参考文献

- 1) 「下水道施設計画・設計指針と解説-1994年版-」(社)日本下水道協会
- 2) 田中宏明、高島英三郎「下水処理水の水質変動に関する研究」建設省土木研究所「平成5年度下水道関係調査研究年次報告書集」
- 3) 中沢 均「窒素・りんが除去できる小規模下水道-小規模下水道に適した活性汚泥法-」月刊下水道 Vol.16 No.3
- 4) 「分流式下水道における終末処理場の処理性能に係る技術的調査」日本下水道事業団・大和市(1990)
- 5) 「標準活性汚泥法設計指針(案)」日本下水道事業団(1994)
- 6) 「下水の高度処理技術の開発調査 琵琶湖三次処理実験プラントにおける研究 第二分冊」建設省都市局下水道部・滋賀県土木部・日本下水道事業団(昭和55年3月)

第5章 活性汚泥法の適正な運転管理手法

5.1 はじめに

活性汚泥法による下水処理の機能には、①有機物除去、②硝化、③脱窒、④生物学的脱りんがある。現在、全国で稼働中の下水処理場は、有機物除去を目的とした標準活性汚泥法が中心であるが、近年、下水道計画の規模の小規模化にともない低負荷で硝化反応が進行しやすいオキシデーションディッチ法や回分式活性汚泥法、長時間エアレーション法等の採用事例が増加してきており、今後、アンモニア性窒素除去や窒素除去を目的とした活性汚泥循環法等の採用が増加することが予想される。

本論文では、環境条件である水温と設計因子であるSRTを指標に活性汚泥法の有機物除去性能と硝化反応を分離して取り扱う施設設計手法を提案し、有機物除去を目的とする場合、並びに、完全な硝化を目的とする場合を対象に合理的な活性汚泥法の施設設計手法の設計手順を第4章で提案するとともに、標準活性汚泥法の運転条件を例として解析例により水温、流入下水の水量・水質等の設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の予測方法について示した。

第5章では、活性汚泥法の水処理施設の設計担当者が、下水処理場の運転管理担当者に対して引き継ぐべき運転管理マニュアルという観点から、設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討を中心に、主として有機物除去を目標とする標準活性汚泥法の下水処理場を対象として、第4章で提案した施設設計手法に基づいて適正な運転管理手法を検討し、さらに、年間を通じた硝化促進を目標とする活性汚泥法の適正な運転管理手法における相違点を明らかにする。

5.2 反応タンクの運転管理手法

活性汚泥法の施設の適正な運転管理を考える場合、反応タンクの運転状況を把握することが重要である。ここでは、反応タンクの運転管理を中心として取り扱うことにする。

運転管理の第1の目的は、処理水の水質の維持であり、その他の目的は、経済的な運転を行いながら運転管理をできるだけ容易にすることである。このためには、処理レベルの選定、運転管理基準の策定が必要となる。¹⁾

運転管理に当たっては、管理の対象とする条件が絶えず変化、変動することを前提にして、条件を適正に把握しなければならない。条件の変化としては、次のものが考えられる。

- ① 長期的な流入下水の水量・水質の変化
- ② 水温の経月変化
- ③ 流入下水の水量・水質の時間変化

条件の変化、変動の内の①と②に対する考え方は、「4.4 設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討」及び「4.5 反応タンクの運転方法と活性汚泥法の処理性能及び送風量」に、③に対する考え方は、「3.3 活性汚泥法の動力学モデルによる検証」に整理されている。これらの考え方をを用いて、運転管理指標から得られた情報により、どのように運転方法を変更した方が良いのかを判断する基準を作成しなければならない。

条件の変化、変動に対して管理の目的を達成するために必要となる活性汚泥法の運転管理指標には、以下のものがある。

- ① DO濃度：処理水の水質を瞬時にある程度把握でき、送風量の適否がわかる。
- ② ORP（酸化還元電位）： 同上
- ③ pH：反応タンク内のアルカリ度の低下が把握できる。
- ④ MLSS濃度：SRTの把握ができる。
- ⑤ SVI：活性汚泥の沈降性が把握できる。
- ⑥ 反応タンクの基質濃度、処理水の水質：正確な情報であるが、分析に時間がかかる。

運転管理指標を選定するためには、

- ① 反応タンクの形状毎に、最低限、何を、どこで、何時、測定すればよいのか。
- ② 測定した結果により、何を変更できるのか。何を期待できるのか。

ということを明確にしなければならない。なお、次のような反応タンクの形状の違いを反映して、運転管理指標を適正に選定する必要がある。

- ① 完全混合形
 - a) 矩形（間欠曝気式）
 - b) 無終端水路（オキシデーションディッチ法）
- ② 多槽完全混合形
- ③ 回分式

運転管理指標を選定し、測定した結果から、運転状況を的確に把握し、目的を達成するために必要がある場合には、運転方法を変更する。変更が可能な運転方法には、以下のものがある。

- ① 余剰汚泥の引抜き量（MLSS濃度）
- ② 送風量
- ③ 好気、無酸素、嫌気
- ④ ステップ流入
- ⑤ 汚泥返送比

⑥ 最初沈殿池のバイパス

これらは、ASRTの変更と反応タンク内のDO濃度の適正な維持、活性汚泥の沈降性の悪化防止を目的としたものであり、これらの運転方法の変更による処理性能への効果は、「第4章 合理的な施設設計手法の提案」に示した解析手法により予測が可能である。

5. 3 運転管理指標

回分式活性汚泥法を例として、反応タンク内の基質濃度、pH、アルカリ度、Kr（酸素利用速度）の変化とDO濃度及びORPの変化の関係を図5-1から図5-4に示す。ここでは、流入工程中の前半が無酸素あるいは嫌気状態になっている例と流入工程中もすべて好気状態になっている例を比較している。²⁾

この例から、反応タンク内の好気、無酸素及び嫌気状態の把握をDO濃度計とORP計による連続測定により、的確に把握できることがわかる。また、反応タンク内のS-COD_{Mn}とアンモニア性窒素濃度の変化とKrを比較すると、瞬時瞬時の反応タンク内基質濃度の大小は動力学モデルのシミュレーションのようにKrで代表されており、送風量を一定としている実験のため、結果としてDO濃度の急激な上昇として現れている。このことは、「2. 3. 4 オキシデーションディッチ法の実態調査」の図2-23で示した流入下水の水量・水質の日間変動に対する連続流れ式活性汚泥法の完全混合形反応タンクの代表であるオキシデーションディッチ法のDO濃度の経時変化とも一致している。

また、図2-29の処理水のアルカリ度とpHの関係からも明らかなように、硝化促進を前提している場合には、pHの低下は、硝化の進行と不完全な脱窒を意味しており、安定した運転管理のためには、適正な無酸素状態の設定が必要であることがわかる。

以上のことより、反応タンク内の基質濃度や処理水の水質を連続的に測定して運転管理することは実用的でないため、定期的な水質の測定のほかにDO濃度やORP、pHを連続測定することにより、容易に反応タンクの状態を管理することが可能である。

なお、MLSS濃度や活性汚泥のSVIは、急激に変化するものではないので、1日に1回程度測定することにより、適正な管理は可能である。

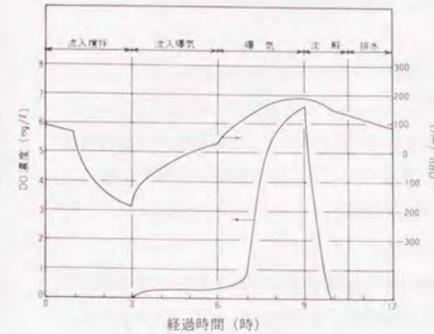


図5-1 DO濃度、ORPの変化²⁾
(Run 10)

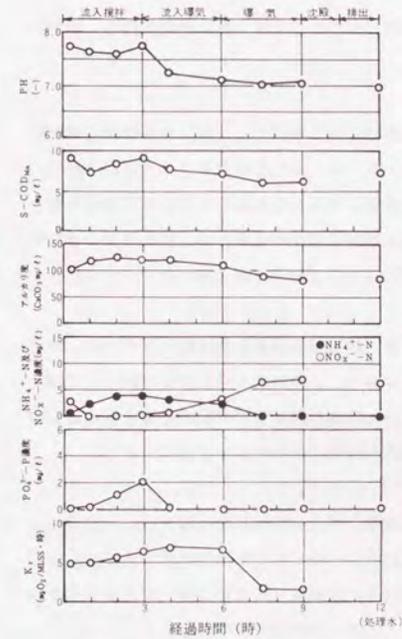


図5-2 各水質の変化 (Run 10)²⁾

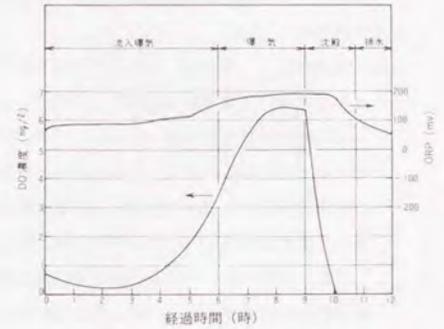


図5-3 DO濃度、ORPの変化²⁾
(Run 18)

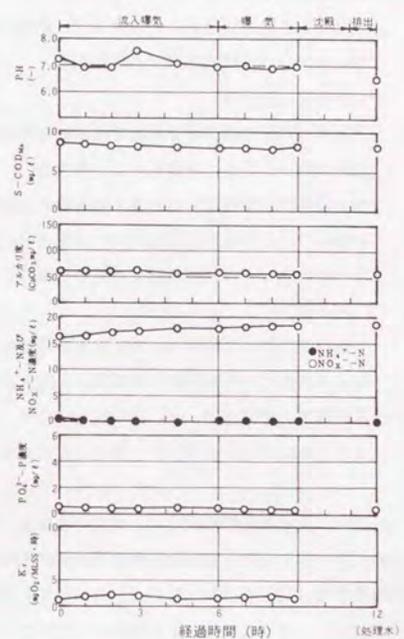


図5-4 各水質の変化 (Run 18)²⁾

反応タンクの形状による運転管理指標の測定方法は、それぞれの特徴に応じて、以下のように整理できる。

① 完全混合

a) 矩形 (間欠曝気式)

完全混合形であるため、反応タンク内ですべて同じ条件なので、一つの位置での連続的な測定で十分である。硝化、脱窒を前提として運転するためには、間欠曝気が必要となるので、DO濃度やORPにより、運転状況を把握することが望ましい。

b) 無終端水路 (オキシデーションディッチ法)

オキシデーションディッチ法で機械式エアレーション装置の連続運転を行うためには、日間の流入負荷条件の変化に対して反応タンク内に好気条件と無酸素条件を適切に維持することが必要である。したがって、適正に管理するためには、反応タンクをほぼ2分する位置より前にDO計を設置し、エアレーション装置の回転数制御により、DO濃度が一定になるようにする必要がある。

また、水路長が短くなる場合には、硝化・脱窒を前提として間欠曝気を行うため、矩形の場合と同じように対応する必要がある。

② 多槽完全混合形

各槽で運転管理指標を測定するのは複雑で経済的ではないので、一般に、最終段の槽での測定を行っている。多槽完全混合形では、「3. 3. 2 硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルの適用」のシミュレーション結果の比較等から明らかなように、完全混合形と比較して反応タンクの運転方法の設定自身に運転制御の効果があるため、最終段での運転管理指標に基づく最終的な運転状況の把握により、適正な運転管理が可能である。

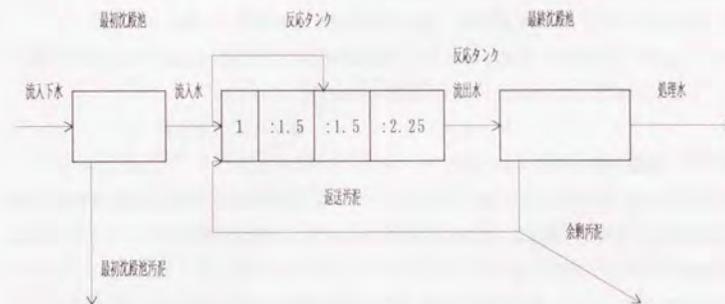
③ 回分式

回分式では、反応タンク内で流入、曝気、沈殿、排出の各機能を連続的に行うため、他の形式の反応タンクと比較して設定する運転項目が多い。このため、運転管理指標としては、活性汚泥の沈降速度、水位等が付加される。また、流入負荷の日間変動の影響の他に、1サイクル当たりの反応タンクの条件の変化を運転管理指標により測定する必要がある。

一般に、完全混合形の反応タンクでは、好気、無酸素、嫌気の条件を間欠曝気により設定しなければならないので、適正な運転管理をするためには、より多くの運転管理指標を測定し、運転状況を管理しなければならない。したがって、運転管理を容易にするためには、完全混合形や回分式では、できるだけ負荷を小さくした施設設計を行うことが必要である。

5. 4 標準活性汚泥法の運転管理

ここでは、わが国で採用数が最も多い標準活性汚泥法について、「4. 5 反応タンクの運転方法と活性汚泥法の処理性能及び送風量」で試算した下記の施設構成についての運転管理手法を検討する。



全体計画の条件に対して、夏期に硝化が進行し、冬期に硝化が抑制される。

処理レベル： 2次処理

流入下水の条件： 「4. 4 設計条件の変化、変動に対する活性汚泥の応答の検討」と同じとする。

夏期の設定： 硝化を前提

MLSS濃度 2,000mg/ℓ

反応タンクの運転方法 無酸素：好気：無酸素：好気

ステップ流入 第1槽：第3槽=0.5：0.5

冬期の設定： バルキング対策を前提

MLSS濃度 1,500mg/ℓ

反応タンクの運転方法 嫌気：好気：好気：好気

ステップ流入 なし

送風機と散気装置： 反応タンクへの酸素供給量の制御ができるものを採用

5. 4. 1 長期的な流入下水の水量・水質の変化への対応

既存の処理施設の能力に対する余裕を「4. 4. 2 流入下水水量等の変化に対する運転条件の検討」に示した手法を用いて把握する。

処理能力に余裕がある場合には、冬期に対しても硝化・脱窒運転が可能であるため、運転管理の容易な夏期の設定方法を年間を通して採用する。運転管理としては、季節的な活性汚泥の沈降性の変化を考慮して、MLSS濃度を維持するために適正に汚泥返送比を決定する。また、反応タンクの最終段のDO濃度を測定することにより、経済性を考慮して適正な送風量を把握することができる。

流入負荷量が増加し、一年を通して硝化・脱窒運転を行うことができなくなった場合には、運転の容易さと経済性を考慮して、冬期には、バルキング対策を前提とした処理法にする。

なお、次期の施設の増設時期を決定するために、絶えず、流入下水量の経年的な増加を予測するとともに、長期的な冬期の処理水C-BODの値を予測する。

5. 4. 2 水温の経月的変化への対応

反応タンク内の水温の経月変化を把握することにより、流入負荷量に応じて、適正な時期に運転方法の変更を行う。変更の時期は、事前に予測するとともに、日常の運転管理において、適正な運転管理指標により行う。

運転方法の変更は、反応タンクの各槽の好気、無酸素及び嫌気の条件設定と、ステップ流入の変更であり、適正な反応タンクの施設設計を行っていれば、水温等の条件の変化に対する対応は容易である。硝化の進行や抑制は、処理水質の測定を頻繁にしなくても反応タンクのDO濃度を維持するための供給酸素量の変化等により、ある程度把握が可能である。

また、冬期の活性汚泥の沈降性の悪化に対しては、適正にSVIを測定するとともに、必要ならば、糸状性バルキング防止対策として嫌気好気運転を採用する。

5. 4. 3 流入下水の水量・水質の時間的変化への対応

日常の運転管理は、流入下水の水量と水質から施設の余裕の把握を行った上で、水温等の条件の経月変化を把握し、適正に行わなければならない。日間の流入下水の水量・水質の時間的変化に対しては、反応タンクの運転と最終沈殿池での固液分離が適正に行われていることを運転管理指標を基に把握する必要がある。

このためには、反応タンクのDO濃度の日間変化を連続的に測定することが必要であり、DO濃度を指標とした送風量の制御も有効な手段である。完全混合形の反応タンクでは、間欠曝気の時間的な設定をするために、運転管理は複雑になるが、多槽完全混合形では、ステップ流入、槽割りの比率や好気、無酸素及び嫌気の比率が当初から設定されているため、運転が適正に行われている限りは、運転条件の日常の変更に必要はない。

なお、「3. 3. 2 硝化反応を考慮した活性汚泥法の動力学モデルの適用」に示したような動力学モデルを作成し、運転条件や流入下水の水質・水量の変動に対する処理水の水質のデータ

やDO濃度の変化のデータを用いてシミュレーション解析を行い、その下水処理場に適する係数の値を求めることにより、より効果的に活性汚泥法の下水処理場の運転管理を行うことが可能である。このような手法は、日常の運転管理に応用できるだけでなく、5. 4. 1及び5. 4. 2で述べた条件の変化、変動に対する処理性能の予測と最適な運転方法を選択するために有効である。この場合、前述した運転管理指標と測定位置、頻度の選択が、非常に重要になる。

5. 5 硝化促進型の活性汚泥法の運転管理

5. 5. 1 施設設計上の相違

反応タンクのHRT等の施設の設計諸元が決まっている有機物除去を対象とした標準活性汚泥法と異なり、硝化促進型の活性汚泥法の施設設計を行う場合には、年間を通じて硝化を行う必要がある。したがって、第4章で示した以下の施設設計手法の手順にしたがい、環境条件である冬期の最低水温や流入下水の水質等を前提として設計因子であるASRTを指標に、完全な硝化だけを対象に必要な反応タンクのHRT(表4-3)等を決定すればよく、MLSS濃度を同じにすれば、標準活性汚泥法よりも長い反応タンクのHRTの設定が必要である。

活性汚泥法の施設設計手法

- 1) SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定
 - a) 反応タンクのHRT
 - b) 最終沈殿池の水面積
- 2) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計
 - *適正なMLSS濃度の範囲* - 水温を指標として -
- 3) 適正なMLSS濃度を維持するために必要な汚泥返送比の決定
- 4) 送風量の決定

標準活性汚泥法の設計とは異なり、施設は年間を通じて硝化が進行するように設計されるので、処理場毎に各施設の最適な諸元が決定される。実際には、反応タンクと最終沈殿池を総合して、最適な施設設計が行われる。このため、季節による反応タンクの運転方法の変更やMLSS濃度の変更を設計においては考慮する必要はない。

5. 5. 2 運転管理上の相違

冬期の最も厳しい条件を前提として硝化促進を目的に最適な施設設計が行われていれば、有機

物除去に対しては十分に余裕がある施設設計になっているので、5.4で示した標準活性汚泥法の運転管理と比較して運転管理上の対応は、単純で容易である。しかしながら、運転の経済性を追及した長期的な流入下水の水量・水質の変化や経月的な水温の変化への対応は必要であり、処理水のアンモニア性窒素濃度や全窒素濃度に対して厳しい規制がかけられている下水処理場では、経日的、日間的な反応タンク内のDO濃度、pH等の変化や処理水の水質を監視することにより、適正な運転管理を行う必要がある。

5.6 第5章のまとめ

第4章に提案した「活性汚泥法の合理的な施設設計手法」で用いた予測手法に基づいて、設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討を行い、適正な運転管理手法について以下の知見を得た。

- (1) 条件の変化としては、長期的な流入下水の水量・水質の変化、水温の経月変化及び流入下水の水量・水質の時間変化が考えられる。
- (2) 活性汚泥法の運転管理手法には、DO濃度、ORP、pH、MLSS濃度、SVI等があり、反応タンクの形状により運転管理指標の選定と測定方法が異なる。
- (3) 運転管理指標から得られた情報に対して変更が可能な運転方法には、余剰汚泥の引抜き量、送風量、好気・無酸素・嫌気の組合せ、ステップ流入の採用、汚泥返送比、最初沈殿池のバイパスがある。
- (4) 標準活性汚泥法の運転管理では、硝化・脱窒を目的とした好気・無酸素運転やバルキング対策を目的とした嫌気・好気運転が不可欠なため、反応タンク内のDO濃度、ORP、pHを連続測定することにより、適切な運転管理が可能である。
- (5) MLSS濃度や活性汚泥のSVIは、急激に変化するものではないので、1日に1回程度測定することにより、適切な管理が可能である。
- (6) 一般に、完全混合形の反応タンクでは、流入負荷の変動を受けやすく、適正な運転管理をするためには、好気、無酸素、嫌気の条件を間欠曝気により設定しなければならないので、多槽完全混合形の反応タンクより多くの運転管理指標を測定しなければならない。したがって、運転管理を容易にするためには、完全混合形や回分式の反応タンクを採用する場合、できるだけ負荷条件を小さくした方が有利である。
- (7) 標準活性汚泥法の下水処理場の運転管理を考える場合、反応タンク内の水温の経月変化を把握することにより、流入負荷条件に応じて適正な時期に運転方法の変更を行う必要がある。
- (8) 流入下水水量に対して処理能力に余裕がある場合には、冬期に対しても硝化・脱窒運転が可能であるため、運転管理の容易な夏期の運転方法を年間を通して採用する。なお、流入負荷量が増加し、年間を通して硝化・脱窒運転を行うことができなくなった場合には、運転の容易さと経済性を考慮して、冬期には、バルキング対策を前提とした嫌気・好気運転に切り替える。
- (9) 流入下水の水量・水質の時間的变化に対しては、反応タンクのDO濃度の日間変化を連続的に測定することが有効であり、DO濃度を指標とした送風量制御は有効な手段である。

- (10) 硝化促進を目的に最適な施設設計が行われていれば、標準活性汚泥法の運転管理と比較して運転管理上の対応は、単純で容易であるが、下水処理場からの放流水にアンモニア性窒素や全窒素に厳しい規制がある場合には、反応タンク内のDO濃度やpH等の変化や処理水の水质を監視することにより、適正な運転管理を行う必要がある。

参考文献

- 1) 吉本国春、中沢 均「小規模下水道の維持管理に関する調査」日本下水道事業団技術開発部報1990 pp.128-148
- 2) 「回分式活性汚泥法の装置の開発に関する共同研究報告書」昭和61年3月 日本下水道事業団・三井造船株式会社

第6章 総 括

わが国においては、大多数の下水処理場で活性汚泥法が採用されている。活性汚泥法の炭素系有機物、窒素、リンの除去機構は、過去の10数年間にかなり明らかにされてきたが、現在まで技術開発されてきた各種の活性汚泥法の処理特性や運転管理方法等は、最も採用事例の多い標準活性汚泥法に比較して経験的に整理されており、活性汚泥法としてのメカニズムの理解に基づく統一的な整理や設計手法の提案がなされていなかった。本論文は、都市下水の処理を対象とするパイロットプラントの実験から実施の実態調査まで幅広い範囲の活性汚泥法の実用化研究により得られた知見に基づいて、炭素系有機物の除去と硝化反応を中心とした活性汚泥法のメカニズムの理解に基づく合理的な施設設計手法と管理手法を提案したものである。

第1章では、都市下水の処理を対象とした活性汚泥法の実用化の現状についてまとめるとともに、

- (1) 水温とSRTの影響、流入下水の水质の組成等の設計条件の違いを設計に反映できないため、硝化反応等処理水质の予測ができず、反応タンクへの必要な供給酸素量を適正に算出できない。
- (2) 反応タンクの形状や反応タンク内の設定条件の違いによる活性汚泥法の処理性能の違いを反映できない。
- (3) 設計条件の変化、変動に対する処理結果の検討ができないため、施設の安全度、余裕度の考え方が欠落し、条件の時間変化や季節的な変化に対するプロセスの応答の予測手法と危険管理の考え方が欠落している。

という現状の活性汚泥法の施設設計手法の問題点を明らかにした。

第2章では、文献調査により、活性汚泥法の有機物除去、硝化・脱窒及び生物学的脱リンの処理機能を把握するとともに、単純な活性汚泥法のモデルを用いてC-BOD除去あるいは硝化反応の予測に対して、SRTと水温が設計指標となることを明らかにした。

また、回分式活性汚泥法のパイロットプラント実験結果に基づき、ASRT（好気的な条件下のSRT）と水温を指標にして有機物除去、硝化及びリン除去性能を整理し、処理特性の予測に対するASRTと水温の有用性を確認し、活性汚泥の沈降性、必要酸素量及び余剰汚泥の発生量を設計因子と操作因子により定式化した。

さらに、オキシデーションディッチ法の下水処理場の実態調査結果を用いて、低負荷条件の活

性汚泥法における硝化反応に対する酸素供給量の調整、季節的な水温変化及び流入下水の負荷量の日間変動の影響を明らかにした。

最後に、第1章で指摘した活性汚泥法の施設設計の問題点を解決する合理的な施設設計手法の概念を活性汚泥法の理論的な背景に基づいて整理した。

第3章では、活性汚泥法の施設設計手法の概念の妥当性を以下の項目について検証した。

- (1) 反応タンク流入水の水質の組成と活性汚泥の組成の関係をモデル化した定常モデルを用いて、SRTを反応タンク流入水の水質、運転条件、MLSS濃度等の関数として求めた。
- (2) 炭素系有機物の除去に係わる動力学モデルを用いたシミュレーション結果から、①温度係数が適切なこと、②処理機構と必要酸素量の時間変化をよく再現できること、③酸素供給量（エネルギー供給量）と基質濃度、余剰汚泥の発生量の関係を明らかにできることがわかった。
- (3) 硝化反応を考慮した動力学モデルを適用したシミュレーション結果から、①SRTを指標として処理水のBOD及びアンモニア性窒素濃度を定量的に整理できること、②多槽完全混合形の反応タンクが完全混合形の反応タンクと比較して処理水の水質が良好で流入水量の変動の影響を受けにくいことを明らかにした。

第4章では、標準活性汚泥法の下水処理場の運転データを用いて、新たな指標により活性汚泥法の合理的な施設設計手法を提案するために必要な①SRT、水温と最終沈殿池流出水C-BODの関係、②硝化に及ぼす水温とSRTの関係、③余剰汚泥の発生量、④SVIと汚泥返送比及び返送汚泥のSS濃度の関係を定量化した。

また、新たな指標により求めた定式を用いて、合理的な活性汚泥法の施設設計手法の設計手順を以下の構成により提案した。

- (1) SRTと水温を指標とした反応タンク及び最終沈殿池の容量決定
- (2) 反応タンクと最終沈殿池の相互関係を反映した設計
- (3) 適正なMLSS濃度を維持するために必要な汚泥返送比
- (4) 活性汚泥法の処理性能と送風量

さらに、水温、流入下水の水量・水質の設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答に関して、主として硝化反応の進行と必要酸素量について新たな活性汚泥法の施設設計手法に基づき検証した。

第5章では、第4章で提案した「活性汚泥法の合理的な施設設計手法」で用いた予測手法に基づいて、設計条件の変化、変動に対する活性汚泥法の応答の検討を行い、施設の適正な運転管理

手法について以下のような提案を行った。

- (1) 活性汚泥法の運転管理指標には、DO濃度、ORP、pH、MLSS濃度、SVI等があり、反応タンクの形状により運転管理指標の選定と測定方法が異なる。完全混合形や回分式の反応タンクを採用する場合、流入負荷の変動を受けやすく、適正な運転管理をするために好気・無酸素・嫌気の条件を間欠曝気により設定しなくてはならないので、多槽完全混合形の反応タンクより多くの運転管理指標を測定しなければならず、できるだけ負荷条件を小さくした方が有利である。運転管理指標から得られた情報に対して変更が可能な運転方法には、余剰汚泥の引抜き量、送風量、好気・無酸素・嫌気の組合せ、ステップ流入の採用、汚泥返送比、最初沈殿池のバイパスがある。
- (2) MLSS濃度や活性汚泥のSVIは、急激に変化するものではないので、1日に1回程度測定することにより、適切な管理が可能である。流入下水の水量・水質の時間的変化に対しては、反応タンクのDO濃度の日間変化を連続測定することが有効であり、DO濃度を指標とした送風量制御は有効な手段である。
- (3) 標準活性汚泥法の運転管理では、硝化・脱窒を目的とした好気・無酸素運転やバルキング対策を目標とした嫌気・好気運転が不可欠なため、反応タンク内のDO濃度、ORP、pHを連続測定することにより、適切な管理が可能である。また、標準活性汚泥法の下水処理場の運転管理を考える場合、反応タンク内の水温の経月変化を把握することにより、流入負荷条件に応じた適切な時期に運転方法の変更を行う必要がある。流入下水水量に対して処理能力に余裕がある場合には、冬期に対しても硝化・脱窒運転が可能であるため、運転管理の容易な夏期の運転方法を年間を通して採用する。なお、流入負荷量が増加し、年間を通して硝化・脱窒運転を行うことができなくなった場合には、運転の容易さと経済性を考慮して、冬期には、バルキング対策を前提とした嫌気・好気運転に切り替える。
- (4) 今後小規模下水処理場用として増加する低負荷型で硝化が進行する活性汚泥法やアンモニア性窒素除去及び全窒素除去を目的とした硝化促進型活性汚泥法の運転管理では、年間を通じた硝化促進を目的に施設設計が行われているので、標準活性汚泥法の運転管理と比較して運転管理上の対応は、単純で容易であるが、下水処理場からの放流水に厳しい規制がある場合には、反応タンク内のDO濃度やpH等の変化や処理水の水質を監視することにより、適正な運転管理を行う必要がある。

現在、わが国の下水道整備の中心が中小市町村に移行し、多様な活性汚泥法が採用されるとともに、①放流水域の水質環境基準の維持達成、②閉鎖性水域の富栄養化防止、③処理水の再利用等の理由により、浮遊物、有機物、窒素・りん等の栄養塩類の除去を目的とした高度処理の採用が求められている。

このため、多様な環境条件と要求される放流水質に対して、個別の地域条件に対応した活性汚泥法の下水処理場の合理的な施設設計が望まれている。また、中小市町村では、下水処理場の運転管理を行う有能な技術者を確保することが困難であり、設計担当者は、運転管理の容易な処理法を採用するとともに設計思想を運転管理マニュアルとして維持管理段階へ適正に引き継ぐ必要がある。

本研究では、活性汚泥法の反応タンク内の好気、無酸素及び嫌気という条件の組合せや反応タンクの形状による有機物除去、硝化・脱窒、生物学的脱りん等の処理機能の相違を明らかにするために、各種活性汚泥法の特徴の比較を行い、A S R Tと水温に基づいた活性汚泥法の施設設計手法及び管理手法を提案した。

本研究で得られた知見が、多様化する活性汚泥法の設計及び運転管理上の要求に対して、下水処理場の設計担当者及び維持管理担当者の参考になれば幸である。

謝 辞

本論文を執筆するに当たり、終始、御指導、御鞭撻をいただいた東京大学大学院工学系研究科都市工学専攻教授 松尾友矩博士、同助教授 味埜 俊博士に対し厚く御礼申し上げます。また、草稿段階で多くの適切かつ貴重な御助言、御指導をいただいた東京大学先端科学技術研究センター都市環境システム分野教授 花木啓祐博士、東京大学大学院工学系研究科化学生命工学専攻教授 古崎新太郎博士、東京大学環境安全研究センター教授 山本和夫博士、東京大学大学院工学系研究科都市工学専攻助教授 滝沢 智博士に深く感謝いたします。

本研究は、日本下水道事業団技術開発部、イリノイ大学大学院及び日本下水道事業団計画部設計課において筆者が進めてきたもので、技術開発部在職中に、当初より引き続いて御指導をいただいた元技術開発部長の日本大学工学部土木工学科教授 田中和博博士に心から感謝します。また、故 R. S. Engelbrecht博士には、技術開発部からイリノイ大学大学院への留学中より、終始暖かい御指導と御支援をいただきました。ここに、深謝を表します。

最後に、研究を進める過程で、様々な御助言と御協力をいただいた日本下水道事業団技術開発部、計画部設計課の諸兄と(社)日本下水道協会下水道施設設計指針改定調査専門委員会水処理施設小委員会の各委員に対し感謝の意を表します。

