



Title	下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
Author(s)	古川, 憲治
Citation	大阪大学, 1981, 博士論文
Version Type	VoR
URL	https://hdl.handle.net/11094/105
rights	
Note	

The University of Osaka Institutional Knowledge Archive : OUKA

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

The University of Osaka

下・廃水の生物学的窒素除去に
関する研究

1980年

古 川 憲 治

目 次

緒 論

第 1 編 生物摂取法による窒素除去に関する研究

第 1 章 メタン資化性細菌による窒素，磷の除去に関する研究

第 1 節 緒 言	1
第 2 節 実験材料および方法	1
第 3 節 実験結果と考察	2
第 4 節 要 約	8

第 2 章 炭素源補填活性汚泥法による窒素，磷の除去に関する研究

第 1 節 緒 言	9
第 2 節 理論的背景	9
第 3 節 実験材料および方法	14
第 4 節 実験結果と考察	14
第 5 節 要 約	18

第 2 編 生物学的硝化・脱窒に関する動力学的研究

第 1 章 活性汚泥の有機物酸化と硝化の動力学的研究

第 1 節 緒 言	20
第 2 節 理論的背景	20
第 3 節 実験材料および方法	28
第 4 節 実験結果	29
第 5 節 動力学的考察	32
第 6 節 要 約	37

第 2 章 活性汚泥による脱窒反応の動力学的研究

第 1 節 緒 言	40
第 2 節 理論的背景	40
第 3 節 実験材料および方法	45
第 4 節 実験結果	45

第 5 節	動力学的考察	47
第 6 節	要 約	49

第 3 編 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去に関する研究

第 1 章	嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の浄化機能に関する研究	
第 1 節	緒 言	51
第 2 節	嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の考案発想の経緯	51
第 3 節	嫌気－好気式高濃度活性汚泥法と Barnard 法との比較検討	52
第 4 節	実験材料および方法	56
第 5 節	実験結果	57
第 6 節	浄化機能の検討	63
第 7 節	要 約	69
第 2 章	嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の動力学的研究	
第 1 節	緒 言	71
第 2 節	理論的背景	72
第 3 節	実験装置および方法	76
第 4 節	実験結果	76
第 5 節	反応速度恒数のプラント設計への応用	80
第 6 節	動力学的考察	85
第 7 節	要 約	88
第 3 章	嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の実用化に関する研究	
第 1 節	緒 言	90
第 2 節	試験の施設と方法	90
第 3 節	試験成績	96
第 4 節	試験結果の考察	100
第 5 節	実施設の動力学的検討	104
第 6 節	要 約	109

総括ならびに結論	110
----------	-----

文 献	115
-----	-----

緒

論

下廃水の処理・処分は、歴史的にみると、過去長期にわたって河川の稀釈自浄作用にゆだねられ、産業革命以後、人口の過度な都市集中で、この処分法は限界を来たしたことから、19世紀後半、欧米ではそれに代って、下廃水の生物処理法がとりあげられ、研究されるようになった。

当初(1900～1920年代)、処理目標は、下廃水を硝化すると処理水が腐敗しないことから、SS、有機物の除去とアンモニアの生物学的硝化におかれた。しかし、1920～1964年代にはBOD₅として生物易分解性の炭素型酸素要求汚濁物を取りあげ、窒素型酸素要求汚濁物は見逃がされた。その後、BOD₅が河川等の水環境の汚濁評価や下廃水の処理効率の目安に用いられ、特に生物学的硝化を除外した High rate 法のような活性汚泥法の下廃水処理プラントが数多く建設された。

近年、深刻な富栄養化問題が持ち上がるに及び、窒素型酸素要求汚濁物や下廃水の窒素、磷除去に関心が集まり、認識が高まってきた。下廃水中の窒素の主たる排出源は、人間の排泄物、工場廃水(特に食品工業)で、その約40%はNH₄-N、約60%は有機態窒素の形態である。従来の活性汚泥処理法では約20～40%以上の窒素除去は不可能とされ、処理水中にはかなりの濃度の窒素が残存する。第1表に水環境における処理水窒素の弊害を一覧表に示した。一般に、従来の活性汚泥法(2次処理)では、有機汚染物の除去率は約90%、全窒素の除去率は約20～40%とされ、硝化は起こらないものである。今ここで、酸素要求汚濁物質の除去から、活性汚泥法を再評価するため、有機汚染物が90%除去され、NH₄-Nが10%しか除去されないとすると、第2表に示したように酸素要求汚濁物量は74%しか除去されないことになり、その処理効率は大幅に低下する。廃水処理の最終目標を酸素要求汚濁物の除去におくならば、2次処理の後に硝化工程を設け、処理水中にNH₄-Nが検出されないようにせねばならない。第1表に示したようにNO₃-Nは、富栄養化や人間の健康に障害を引き起こす原因物質となるので、下廃水の完全処理には、このNO₃-Nも除去する必要がある。

下廃水の窒素除去法には第3表のように種々の方法があるが、中でも、アンモニア・ストリッピング法、イオン交換法、生物学的硝化-脱窒法、藻類(又は水草)刈取り法が実用化の可能性がある方法とされている。アンモニア・ストリッピング法は、短い処理時間で高率のアンモニア除去が得

第1表 水環境における窒素化合物の弊害

- | |
|---|
| <ol style="list-style-type: none">1. 処理水中のNH₄-Nは、受水域のDO降下を引き起こす。2. NH₄-N、NO₃-Nとも藻類、水生植物の栄養源となり、富栄養化の原因物質となる。3. NH₄⁺は低濃度で魚類に対して有害となる。4. 飲料水中にNO₃-Nが含有されると、メタヘモグロビン症を引き起こす。5. NH₄-Nは塩素を消費するので、処理水の殺菌に要する塩素量を増大させる。6. NH₄-Nは銅材料に対する腐食性を有する。 |
|---|

られることから、米国カリフォルニア州南タホ湖で大規模な実験プラントが建設され、長年にわたり研究された。⁽²⁾⁽³⁾⁽⁴⁾ 本法は、低温時での処理効率の低下、凍結の問題、石灰使用によるスケール生成問題、ストリップング塔内の硝化の問題等から実用化には至っていない。イオン交換法は、天然クリノプチロライトを用いる方法で、数多くの研究が行われている。⁽⁵⁾⁽⁶⁾⁽⁷⁾ 本法は、交換剤の目詰り問題、交換剤の再生方法の問題、再生脱離液の最終処分法の問題等から、現在のところ大規模のプラントの建設には至っていない。酸化池を利用して藻類や水草を育成させ、下廃水中の窒素、磷を植物体内に摂取除去させる方法は、その刈取方法、処理時間(処理面積に関係する)に問

題がある。藻類や水草よりも生育速度が速く、しかも凝集沈降性を有する生物があるならば、本法の欠点が克服されるので、このような有用生物の検索が本法実用化の鍵を握っている。生物学的硝化-脱窒法は、アンモニア・ストリップング法、イオン交換法等の物理-化学処理法のように、短時間の窒素除去は不可能であるが、①処理コストが安い、②窒素化合物が窒素ガスとして放出除去されるのでアンモニア・ストリップング法のような NH_3 ガスによる2次公害の恐れがない、③かなりの緩衝能があるので安定した処理が可能である、等の利点がある。近年、本法の研究開発が目覚しく、実動プラントの報告例も多い。

以上のように、経済的かつ効率の窒素除去法の開発は今後の下廃水処理における緊急課題と考えられるので、筆者は実用化の可能性の高い生物摂取法による窒素、磷の同時除去法と生物学的硝化-脱窒法の2つを取り上げ研究を進めた。

各編、各章の研究の進め方についてまとめると、次のようになる。

第1編では、生物摂取法による窒素、磷除去をとり上げた。第1章では、消化槽から発生するメタンガスの有効利用との兼ね合いから、フロック形成能を有するメタン酸化性細菌を分離し、この

第2表 90%有機物除去の廃水処理における有機性酸素要求量とアンモニア性酸素要求量との関係⁽¹⁾

項 目	流入 廃 水	処 理 水
有 機 物 濃 度 (mg/ℓ)	250	25
有機性酸素要求量 (mg/ℓ)	375	37
$\text{NH}_4\text{-N}$ 濃 度 (mg/ℓ)	25	20
アンモニア性酸素要求量 (mg/ℓ)	112	90
全 酸 素 要 求 量 (mg/ℓ)	487	127
アンモニア性酸素要求量の全酸素要求量に占める割合(%)	22	71

第3表 窒素除去法の種類

生 物 法	◦生物学的硝化-脱窒法 ◦藻類(又は水草)刈取り法
物理-化学法	◦アンモニア・ストリップング法 ◦不連続点塩素処理法 ◦イオン交換法 ◦電気透析法 ◦逆浸透法 ◦蒸留法 ◦土壌散布法

細菌による2次処理水からの窒素、リン除去を検討した。第2章では、2次処理水に生物処理が可能となるように、単純炭素源(CH_3COONa)を補填し、再度活性汚泥法にかける炭素源補填活性汚泥法をとり上げ、その窒素、リン除去機能を調べた。

第2編では、生物学的硝化、脱窒反応をとり上げた。第1章では、活性汚泥法における有機物酸化菌と硝化菌の増殖を動力的にとらえ、有機物酸化と硝化反応の相互関係と硝化菌の挙動を明らかにした。第2章では、生物学的脱窒反応を動力的にとらえ、脱窒反応における NO_3-N 除去と有機物除去との相互関係を明らかにした。

第3編では、第2編の研究結果から得られた情報をもとに、新しく開発した“嫌気－好気式高濃度活性汚泥法”をとり上げた。第1章では、本法の COD_{Cr} 、窒素除去機能を調べた。第2章では、本法を動力的に解析し、測定された動力学パラメーター（硝化速度恒数、脱窒速度恒数）を用いて、本法の最適設計運転法を論じた。第3章では、建造した実用施設(容量 2.27 m^3)の実試験成績をもとに、最適設計運転法を種々考察した。

第 1 編 生物摂取法による窒素除去に関する研究

第 1 章 メタン資化性細菌による窒素、磷の除去に関する研究

第 1 節 緒 言

下水からの窒素、磷等の栄養物質の除去法の 1 つに、太陽エネルギーを利用して藻類や水草を生育させながら、下廃水の窒素、磷を摂取除去させる、所謂酸化池法がある。本法は生態系をうまく利用しているが、処理時間、処理面積、藻類や水草の刈取り法に問題があるので、国土面積の狭い我が国では、余り実用化に至っていない。

Mueller. J. C.⁽¹⁾は、酸化池と同様の生物摂取法を利用したメタン資化性細菌による窒素、磷除去を報告している。それによると、ガスの物質移動能を高めたサイクロンカラム醗酵槽を用い、炭素源としてのメタンガスと 2 次処理水中の窒素、磷を利用してメタン資化性細菌を連続培養し、効果的に窒素、磷を同時に除去できたという。しかし、下廃水処理の重要な単位操作である生成菌体と処理水との固液分離や消化槽から発生するメタンガスの利用法に問題があり、実用化に至っていない。

下水処理を生物地化学的視点からクローズド・システムとしてとらえると、メタン資化性細菌による窒素、磷の同時除去法は、消化槽から発生するメタンガスの有効利用と本菌の菌体蛋白の回収利用の兼合いから有用な方法といえる。そこで、フロック形成能を有するメタン資化性細菌を単離し、本菌による窒素、磷の除去機能を検討した。

第 2 節 実験材料および方法

大阪大学工学部醗酵工学教室から分譲されたメタン資化性細菌を実験に供した。ガス交換装置つき 500 ml 容ヒダ付きフラスコに、第 1-1-1 表の組成の基本培地を 100 ml 分注後、種培養液

第 1-1-1 表 基本培地組成

成 分	組 成 (g/l)
NH ₄ Cl	1.0
KH ₂ PO ₄	1.0
Na ₂ HPO ₄	1.0
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0.04
CaCl ₂	0.003
Fe ₂ (SO ₄) ₃	1.2×10 ⁻⁴
CuSO ₄ ·5H ₂ O	4.0×10 ⁻⁴
MnCl ₂ ·4H ₂ O	8.0×10 ⁻⁵
ZnCO ₃	7.0×10 ⁻⁵

pH 7.0

を 5 ml 植菌し、気相を CH₄ 50%, O₂ 50%, CO₂ trace の組成ガスで置換後、30℃で振とう培養した。⁽²⁾

窒素、磷の回分除去実験における初発菌体濃度は、30~50 mg/l とした。供試 2 次処理水には、大阪市中浜下水処理場の 2 次処理水を用いた。NH₄-N はコーンウェイ微量拡散法⁽³⁾又は、インドフェノール法⁽⁴⁾NO₃-N, NO₂-N, PO₄³⁻, BOD, COD の分析は全て下水試験方法⁽⁵⁾

によった。フロック形成能を有するメタン資化性細菌の分離は、第1-1-2表の分離用培地を用い集殖分離した。

第1-1-2表 分離用培地組成

成 分	組 成 (g/l)
KH_2PO_4	1.0
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	0.4
$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	0.3
Na_2HPO_4	2.0
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	4×10^{-2}
CaCl_2	3×10^{-3}
$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	1.2×10^{-4}

pH 7.0

メタン資化性細菌の凝集剤添加による固液分離実験は次のように行った。フロック形成能を有しないメタン資化性細菌を基本培地で培養後、マグネティックスターラーで緩速撹拌しながら種々の凝集剤、凝集補助剤を添加する。次に、1N-NaOH、1N-HClで至適凝集pH域に調整後、フロック形成を計り、沈降実験に供した。細胞除去率は次式で算出した。

$$\text{細胞除去率(\%)} = \frac{(\text{OD}_{540})_i - (\text{OD}_{540})_f}{(\text{OD}_{540})_i} \times 100$$

ここで、

$(\text{OD}_{540})_i$: 凝集剤添加前の540 mμにおける細胞懸濁液の吸光度

$(\text{OD}_{540})_f$: 凝集沈降後の上澄み液の540 mμにおける吸光度

第3節 実験結果と考察

第1項 メタン資化性細菌の窒素、磷除去能

基本培地の NH_4Cl 量を変化させ、メタン資化性細菌の窒素除去能を検討し、第1-1-3表の成績を得た。初期 $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度 296.2 mg/lの実験3を例にとると、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は、42時間培養で93.5 mg/l、86時間培養で16.9 mg/l除去された。供試メタン資化性細菌の細胞元素組成は、これまでの測定例⁽²⁾によればC : 43.3%, H : 7.03%, N : 9.25%である。第1-1-3表には、

第1-1-3表 メタン資化性細菌による窒素除去

実験 番号	$\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度 (mg/l)			$\text{NH}_4\text{-N}$ 除去濃度 (mg/l)		細胞濃度 ** (g/l)	窒素回収率 ** (%)
	初 発	42hr*	86hr**	42hr*	86hr**		
1.	75.4	0.85	0	74.5	75.4	1.62	198
2.	177.4	101.0	22.4	76.4	155.0	1.67	99.7
3.	296.2	202.7	126.9	93.5	169.3	1.85	91.7
4.	396.3	314.7	223.7	81.6	172.6	1.94	104.0
5.	463.6	363.4	316.7	100.2	146.9	1.52	96.0

* 42時間培養後

** 86時間培養後

この細胞元素組成から算出した窒素回収率を併記した。実験－1以外は、除去窒素がほぼ細胞内に固定されたことが判る。実験－1の場合、86時間後には培養液中に $\text{NH}_4\text{-N}$ が検出されなかったことから、メタン資化性細菌が窒素飢餓状態で生育したと推察されるので、その結果、窒素回収率が198%となったものと思われる。メタン資化性細菌を用いて下廃水の窒素、燐除去を行う場合、栄養物としての2次処理水の供給速度や菌体濃度等を十分に制御し、窒素飢餓状態に陥らないようにすることが3次処理水質の安定化、並びに生成菌体の飼料等への転換利用を考えるうえで肝要である。

基本培地の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度を $300\text{ mg}/\ell$ に固定し、 PO_4^{3-} 濃度を $10\sim 80\text{ mg}/\ell$ に変化させた培地でメタン資化性細菌のリン除去能を調べ、第1-1-4表の成績を得た。初期 PO_4^{3-} 濃度78

第1-1-4表 メタン資化性細菌による燐除去

実験 番号	PO_4^{3-} 濃度 (mg/ℓ)			細胞濃度* (g/ℓ)
	初 発	最終*	除 去	
6.	10.0	0.01	9.99	0.44
7.	30.7	7.75	23.0	0.58
8.	52.5	33.0	19.5	0.48
9.	78.0	46.6	31.4	0.59

* 91時間培養後

mg/ℓ の実験9を例にとると、 PO_4^{3-} は91時間培養で最大 $31.4\text{ mg}/\ell$ 除去されたが、実験6～9を通じて単位菌体重量当りの除去リン量が一定でないのは、細胞内リン濃度が培養環境条件に左右されることを示していると考えられる。

第2項 窒素、燐除去に及ぼすN/P比とBOD濃度の影響

窒素、燐をメタン資化性細菌の菌体内に効率よく摂取させるには、下廃水のN/P比が菌体内のN/P比に近似されることが望ましい。Mueller⁽⁷⁾によれば、N/P=10で窒素、燐は完全に同時除去されるという。そこで、初発 $\text{NH}_4\text{-N}$ を $200\text{ mg}/\ell$ に固定し、 PO_4^{3-}

第1-1-5表 窒素、燐除去に及ぼすN/P比の影響

実験 番号	N/ PO_4	$\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度 (mg/ℓ)			PO_4^{3-} 濃度 (mg/ℓ)		
		初 発	最終*	除 去	初 発	最終*	除 去
10.	188	1946	1288	65.1	10.3	0.1	10.2
11.	985	196.0	135.5	62.7	19.9	1.8	18.1
12.	685	189.6	109.7	86.3	28.8	3.0	25.8
13.	493	194.6	120.2	72.2	39.5	18.0	21.5

* 48時間培養後

濃度を種々変化させて、窒素、磷除去能に及ぼすN/P比の影響を検討し、第1-1-5表の成績を得た。N/PO₄³⁻=5~20の範囲では、窒素除去量はほぼ一定であるが、磷除去量は初発PO₄³⁻濃度に著しく影響される。一般に、2次処理水のN/PO₄比は、5~20の範囲にあるので、メタン資化性細菌により2次処理水の窒素、磷は同時除去できるものと推察される。

2次処理水を培地とするメタン資化性細菌の培養には有機物濃度も極めて重要な因子で、2次処理水中に未処理の有機物が多量に存在すると、メタン資化性細菌以外の細菌の増殖やメタン資化性細菌の生育阻害が起こる。そこで、基本培地に合成下水をBODとして0~10,000 mg/l添加して、生育菌体量に及ぼす有機物(BOD)濃度の影響を調べて第1-1-6表の成績を得た。

BOD 1000 mg/l以下では、雑菌の生育なしにメタン資化性細菌が生育したが、B

OD濃度の増加につれて生成菌体量が減少し、BODによる生育阻害が認められた。

BOD 1000 mg/l以上では雑菌の生育が確認された。以上の結果から、BOD濃度約20 mg/l以下の2次処理水中では、BOD有機物によるメタン資化性細菌の生育阻害は、殆どないものと考えられる。

第3項 メタン資化性細菌の2次処理水中での増殖

下水処理場2次処理水を培地としてメタン資化性細菌の培養試験を行い、その成績を第1-1-7表に、又、供試2次処理水の水質を第1-1-8表に示した。

第1-1-6 メタン資化性細菌の生育
におよぼす有機物の影響

初発BOD濃度 (mg/l)	66時間培養後の細胞濃度 (g/l)
0	1.70
100	1.56
250	1.37
500	1.30
1,000	1.08
2,500	1.60*
5,000	3.25*
10,000	4.80*

※ 43時間培養で雑菌の生育が認められた。

第1-1-7表 メタン資化性細菌による2次処理水中の窒素、磷除去

実験 番号	NH ₄ -N			PO ₄ ³⁻			COD		
	初発濃度 (mg/l)	最終濃度* (mg/l)	除去率 (%)	初発濃度 (mg/l)	最終濃度* (mg/l)	除去率 (%)	初発濃度 (mg/l)	最終濃度* (mg/l)	除去率 (%)
14.	17.0	0.54	96.6	3.2	0.12	96.3	15.2	16.0	—
15.	17.0	0.54	96.6	3.2	0.17	94.7	15.2	15.8	—

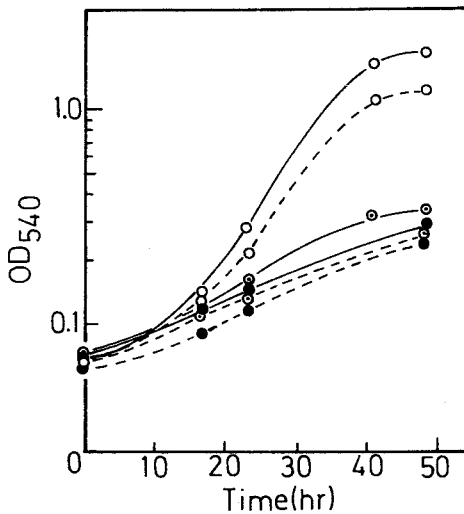
* 72時間培養後

3日培養で、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は96.6%除去され、その残存濃度は $0.54\text{ mg}/\ell$ に、又、 PO_4^{3-} は95%除去され、その残存濃度は $0.2\text{ mg}/\ell$ 以下にそれぞれ減少した。培養前後でCODの変化はみられず、メタン資化性細菌がメタンガスを唯一の炭素源として利用したことを示唆している。

第4項 フロック形成メタン資化性細菌の分離

分離用植種源として、大阪市平野川表層水、中浜

下水処理場消化槽のメタンガス槽の水、消化槽脱離液吐口の泥土を選んだ。全ての植種源から、約2週間の培養でメタン資化性細菌の増殖が認められた。この中から、フロック形成能と増殖能の高い平野川表層水から分離のメタン資化性細菌の集殖培養を試みた。集殖を重ねるにつれてメタン資化性細菌の増殖能が低下し、分離菌が growth factor を要求することが判ったので、growth factor として金属イオンとビタミンを取り上げ、種々検討した。分離されたメタン資化性細菌の増殖に及ぼす各種金属イオンの添加効果を第1-1-1図に示した。分離菌は、その生育に Cu^{2+}



第1-1-1図 フロック形成メタン資化性細菌の増殖に及ぼす金属イオン添加効果

- 全金属イオン添加
- - -○ Cu^{2+} ($0.05\text{ mg}/\ell$)
- Co^{2+} ($0.03\text{ mg}/\ell$)
- - -● Zn^{2+} ($0.03\text{ mg}/\ell$)
- Mo^{2+} ($0.04\text{ mg}/\ell$)
- - -● 分離用培地

第1-1-8表 供試2次処理水の水質

水 質 項 目	測 定 値
BOD	8.3 mg/ℓ
COD	15.2 "
$\text{NH}_4\text{-N}$	17.0 "
PO_4^{3-}	3.2 "
pH	7.2 "

を要求することが判る。 Cu^{2+} を 24.5

$\mu\text{g}/\ell$ 添加した培地での分離菌の最

大比増殖速度は、 0.20 hr^{-1} であった。

分離したフロック形成メタン資化性細菌は、次に列挙する諸特性を有する。

(1) 写真-1の電子顕微鏡写真で明らかのように、分離菌は長桿菌と短桿菌とから成る混合培養で、その存在割合は1:5である。

(2) 生育至適温度が 40°C と高く、しかも増殖速度が大きい。

(3) フロック形成能を有する。

Vary, P. S. & Johnson, J. C.⁽⁶⁾

は混合メタン資化性細菌は、長期間連続培養すると、淘汰が起こりいずれか一方が優占となったことを報告している。従って、混合培養の分離株も培養を重ねるにつれ菌株の選択が起こり、



写真 1-1-1 フロック形成メタン資化性細菌の電子顕微鏡写真 (5000 倍)

1 μ

短桿菌か長桿菌のいずれかが優占する可能性が大きいといえる。又、Vary, P. S. と Johnson, J. C.⁽⁶⁾, 西野, 古川, 田口⁽⁷⁾らも、本研究の分離株と同様に、生育至適温度が 40℃ という高いメタン資化性細菌の分離に成功している。一般に、メタン資化性細菌の生育には多大の醗酵熱が放出されるので、生育至適温度の高い菌株の使用は、冷却コストの軽減につながり有利といえる。

メタン資化性細菌を用いた下废水の 3 次処理では、問題点として固液分離があげられる。醗酵工業で採用されている遠心分離による固液分離法を下废水处理に應用するには、経済的にも技術的にも問題が多い。分離メタン資化性細菌がフロック

形成能を有すれば、活性汚泥法の最終沈殿池のように、沈殿分離法を用いて下水処理に應用できるから、極めて好ましい性状といえる。しかし、分離菌のフロック形成能のみでは、活性汚泥の凝集能に劣るから、十分な固液分離は難しく、凝集剤添加の必要があると考えられる。

第 5 項 フロック形成メタン資化性細菌による窒素、磷除去

フロック形成メタン資化性細菌を用いて、下水処理場 2 次処理水からの窒素、磷の除去を種々検討し、第 1-1-9 表の成績を得た。24 時間培養では、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は 97.5 % 以上除去され、その残

第 1-1-9 表 フロック形成メタン資化性細菌による 2 次処理水中の窒素、磷、COD の除去

培養 経過 時間 (hr)	$\text{NH}_4\text{-N}$			PO_4^{3-}			COD		
	初発濃度 (mg/l)	経時濃度 (mg/l)	除去率 (%)	初発濃度 (mg/l)	経時濃度 (mg/l)	除去率 (%)	初発濃度 (mg/l)	経時濃度 (mg/l)	除去率 (%)
24	17.0	0.43 以下	97.5 以上	3.1	0.1 以下	96.7 以上	16.0	17.3	—
45	17.0	0.43 以下	97.5 以上	3.1	0.1 以下	96.7 以上	16.0	30.0	—

—：除去率がマイナスのもの

存濃度は 0.43 mg/l 以下に、又 PO_4^{3-} は 96.7 % 以上除去され、その残存濃度は 0.1 mg/l 以下となり、除去速度は純粋菌のそれよりも早い。培養液中の COD は、24 時間培養ではほとんど変化しないが、45 時間培養では 30 mg/l に増加した。この COD 増加の原因は、細胞溶解に起因するものと考えられる。N、P を完全に細胞内に摂取させると、細胞は窒素、磷飢餓状態におかれ、細胞溶解が起こり、液中の BOD 又は COD 値が処理前に比して増加するので十分な留意が必要である。

第6項 メタン資化性細菌のフロック形成化

一般に、下廃水処理における固液分離法は、活性汚泥法で採用されている凝集沈殿法が最も経済的で技術的にも問題が少い。そこで、この凝集沈殿法を採用できるように、フロック形成能を有するメタン資化性細菌を分離したが、分離菌のフロック形成能のみでは、十分な固液分離が達成できない。ここでは、種々の凝集剤、凝集補助剤を用いてメタン資化性細菌のフロック形成化の実験を種々試み、第1-1-10表の成績を得た。

第1-1-10表 凝集沈降実験成績

凝 集 剤	mg/ℓ	凝 集 助 剤	pH	フロック高さ	細胞除去率(%)
FeCl ₃	560	CaCO ₃	6.0	**	95.0
"	560	—	7.0	*	
ZnCO ₃	680	—	8.0	*	
Al ₂ (SO ₄) ₃	50	zeolite	5.5-6.0	**	99.9
"	50	clinoptilolite	"	*	
"	50	bentonite	"	*	
"	50	active silica	"	**	95.4
"	50	coral fossil	"	*	89.5
MgSO ₄	60	CaO	11.0	**	99.0
"	60	CaO***	8.0	**	91.4

* 15分後のフロック高が15～25%

** " " 15%以下

*** フロックを2回洗浄後使用

表示したように、ZnCO₃では、全くフロック化が進まず、FeCl₃では添加量が多いのでそれぞれ問題がある。Al₂(SO₄)₃と種々の凝集補助剤との組み合わせでは、中性域で沈降性の良いフロックが形成され、95.4～99.0%という高い細胞除去率が得られた。特にAl₂(SO₄)₃とゼオライトの組み合わせでは、沈殿12分後に99.0%という高い細胞除去率を得た。MgSO₄を凝集剤に、CaOを凝集補助剤とした場合では、凝集至適pHが11.0以上になるので、凝集菌体の再利用や処理水のpH調整に大きな問題がある。

以上の結果から、メタン資化性細菌の細胞分離に応用できる凝集剤、凝集補助剤の組み合わせは、Al₂(SO₄)₃-ゼオライトが適当であるといえる。しかし、メタン資化性細菌の生育に及ぼすAl₂(SO₄)₃の影響、又、分離菌体を飼料あるいは肥料等へ有効利用する場合のAl³⁺の毒性に問題が残る。しかし、基本培地にAl³⁺を50mg/ℓ、ゼオライトを500mg/ℓ添加した培地で、メタン資化性細菌を生育させると、基本培地のみでの生育との間に差異はみられず、しかも凝集沈降菌体を新しい

基本培地に植え継いでも正常な生育を示した。このことから、 Al^{3+} が $50 \text{ mg} / \ell$ 程度の濃度では Al^{3+} はメタン資化性細菌の生育に影響を与えないといえる。

第4節 要 約

下廃水の窒素、リンの同時除去について、純粋分離されたメタン資化性細菌と新たに分離したフロック形成能を有するメタン資化性細菌を用いて種々検討し、次の結果を得た。

1. 純粋分離されたメタン資化性細菌を用いて、その窒素、リン除去能を調べ、本菌が効率的に低濃度まで窒素、リンを除去し有る能力を有することが判った。
2. 窒素、リン除去能に及ぼす N / P 比、有機物 (BOD) 濃度の影響を調べた。 $\text{N} / \text{PO}_4 = 5 \sim 20$, BOD $100 \text{ mg} / \ell$ 以下では、メタン資化性細菌の除去能に変化はみられなかった。2次処理水を培地としてメタン資化性細菌を培養し、効率的な窒素、リンの同時除去を確認した。
3. 下水3次処理に応用可能なメタン資化性細菌の集殖分離を試み、生育速度の大きなフロック形成能を有する菌株の分離に成功した。分離株は長桿菌と短桿菌から成る混合菌で、生育至適温度は 40°C と高く、生育に Cu^{2+} を要求した。
4. メタン資化性細菌のフロック凝集化に有効な凝集剤-凝集補助剤の組み合わせを検討し、 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ -ゼオライトの組み合わせが最も効果的であることが判った。

第2章 炭素源補填活性汚泥法による窒素、磷の除去に関する研究

第1節 緒 言

一般に、活性汚泥法による下水処理の除去率はBODでは約80～90％、窒素では約30～40％、磷では約10～20％といわれ、2次処理水中にかなりの濃度の窒素、磷が残存する。又、生物処理が可能とされる廃水のBOD：N：P比は、100：5：1とされている。しかし、都市下水では、この比が先の値から大きくずれ、BODに比して窒素、磷の濃度が高いので、処理水中に未処理の窒素、磷が残存し、それが富栄養化の原因物質となる。そこで、この残存窒素濃度に合わせて、生物易分解性の炭素源を前記生物処理可能なBOD：N：Pになるように補填し、再度生物処理を行えば、2次処理水中の残存窒素、磷を活性汚泥細胞内に摂取除去させることができるはずである。

本章では、補填炭素源として酢酸ソーダを選び、窒素、磷を活性汚泥の体内に摂取除去させる方法を炭素源補填活性汚泥法と名付け、ベンチスケールの活性汚泥実験装置を用いて、本法の窒素、磷の除去機能を種々検討した。

第2節 理論的背景

第1項 動力学理論

活性汚泥の増殖と基質利用の間には経験的、実験的に次式が成立する。

$$\frac{dS}{dt} = Y \frac{d\ell_r}{dt} - bS \quad \dots\dots\dots (1-2-1)$$

ここで、 S：活性汚泥濃度（mg/l）

$\frac{dS}{dt}$ ：活性汚泥濃度の変化速度（mg/l・日）

ℓ_r ：除去基質濃度（mg/l）

$\frac{d\ell_r}{dt}$ ：有機基質除去速度（mg/l・日）

Y：収率係数

b：汚泥自己分解係数（1/日）

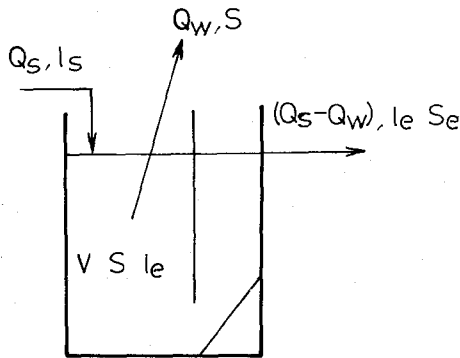
又、活性汚泥の基質利用速度と活性汚泥濃度、基質濃度の間にMichaelis-Menten式が成立する。

$$\frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k\ell_e S}{K_s + \ell_e} \quad \dots\dots\dots (1-2-2)$$

ℓ_e ：基質濃度（mg/l）

k：活性汚泥の最大基質利用速度（1/日）

K_s ：活性汚泥の基質飽和恒数（mg/l）



- V : 曝気槽容量 (ℓ)
 Q_w : 引き抜き汚泥量 (ℓ/日)
 ℓ_e : 処理水基質濃度 (mg/ℓ)
 S : 活性汚泥濃度 (mg/ℓ)
 Q_s : 流入廃水量 (ℓ/日)
 ℓ_s : 流入基質濃度 (mg/ℓ)
 Se : 処理水 S.S 濃度 (mg/ℓ)

第 1-2-1 図 完全混合型活性汚泥処理装置模式図

次に、第 1-2-1 図の完全混合型活性汚泥処理装置につき、沈殿池で基質除去が起こらないとして、活性汚泥の物質収支をとると次式が得られる。

$$V \left(\frac{dS}{dt} \right) = V \left(Y \frac{d\ell_r}{dt} - bS \right) - [Q_w S + (Q_s - Q_w) Se] \quad \dots\dots (1-2-3)$$

ここで、 Q_s : 流入廃水量 (ℓ/日)

Q_w : 引き抜き汚泥量 (ℓ/日)

Se : 処理水 SS 濃度 (mg/ℓ)

定常状態では、 $\frac{dS}{dt} = 0$ となるから、

$$\frac{Q_w S + (Q_s - Q_w) Se}{VS} = Y \frac{d\ell_r}{dt} - b \quad \dots\dots (1-2-4)$$

ここで、 $\frac{\text{系中の全活性汚泥量}}{\text{1 日当り系から流出する活性汚泥量}}$ は活性汚泥平均滞留時間で、これを t_s で表わ

すと、(1-2-4) 式左辺は $\frac{1}{t_s}$ で示される。又、 $\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}$ は基質除去速度で、これを L_r で表わすと、(1-2-4) 式は次式で示される。

$$\frac{1}{t_s} = Y L_r - b \quad \dots\dots (1-2-5)$$

(1-2-2) 式、(1-2-5) 式より

$$\frac{1}{t_s} = Y \frac{k\ell_e}{K_s + \ell_e} - b \quad \dots\dots (1-2-6)$$

(1-2-6) 式から

$$\ell_e = \frac{K_s (1 + b t_s)}{t_s (Yk - b) - 1} \quad \dots\dots (1-2-7)$$

又、基質除去速度（ L_r ）は、次のようにも書ける。

$$L_r = \frac{Qs(\ell_s - \ell_e)}{VS} = \frac{(\ell_s - \ell_e)}{t_d S} \quad \dots\dots\dots (1-2-8)$$

ここで、 t_d ：曝気槽滞留時間（日）

ℓ_s ：流入基質濃度（ mg/ℓ ）

（1-2-5）式，（1-2-8）式より

$$S = \frac{Y(\ell_s - \ell_e)}{1 + bt_s} \cdot \frac{t_s}{t_d} \quad \dots\dots\dots (1-2-9)$$

沈殿池がうまく作動していると、 $S \gg S_e$ とみなせるから、

$$t_s = \frac{VS}{QwS + (Qs - Qw)S_e} \doteq \frac{V}{Qw} \quad \dots\dots\dots (1-2-10)$$

余剰汚泥発生速度（ P_s ）は（1-2-9）式（1-2-10）式から、

$$P_s = QwS = \frac{VS}{t_s} = \frac{VY(\ell_s - \ell_e)}{(1 + bt_s)t_d} \quad \dots\dots\dots (1-2-11)$$

P_s が判ると、見かけの収率（ Y_{ob} ）は次式から計算できる。

$$Y_{ob} = \frac{P_s}{Qs(\ell_s - \ell_e)} \quad \dots\dots\dots (1-2-12)$$

第1-2-1表に ℓ_e ， S ， P_s ， Y_{ob} の誘導計算式を一覧表に示した。

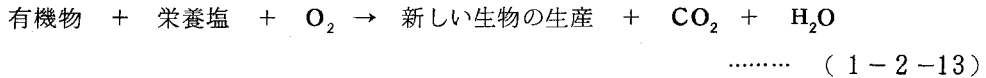
活性汚泥の動力学恒数（ Y ， b ， k ， K_s ）は、下廃水の水質と処理方法により決まる値で、活性汚泥法の操作因子（ Qs ， V ， t_s ）が決まると、第1-2-1表に示した誘導計算式によって、 ℓ_e ， S ， P_s ， Y_{ob} 値を予測することができる。

第1-2-1表 ℓ_e ， S ， P_s ， Y_{ob} の計算式

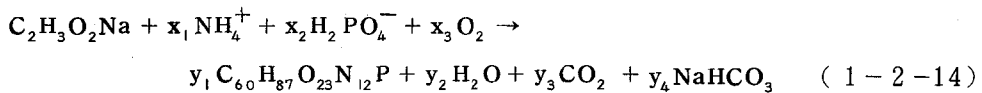
流出基質濃度 (mg/ℓ)	$\ell_e = \frac{K_s(1 + bt_s)}{t_s(Yk - b) - 1}$
活性汚泥濃度 (mg/ℓ)	$S = \frac{Y(\ell_s - \ell_e)}{1 + bt_s} \frac{t_s}{t_d}$
汚泥生産速度 ($gss/\text{日}$)	$P_s = \frac{VY(\ell_s - \ell_e)}{(1 + bt_s)t_d}$
みかけの収率係数	$Y_{ob} = \frac{P_s}{Qs(\ell_s - \ell_e)}$

第2項 化学量論

活性汚泥法の生物酸化処理を化学量論式で表現できれば、N、P要求量、O₂要求量、汚泥生成量等の予測や処理機能の理解に大きな助けとなる。生物酸化の化学量論式の設定には、一般に次式がよく用いられている。

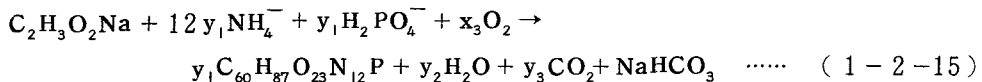


近年、Sherrad⁽¹⁾は上記定性式の定量化を試みている。ここで炭素源として酢酸ソーダ、窒素源としてNH₄⁺、又、燐源としてH₂PO₄⁻をそれぞれ用いて、化学量論式を設定すると次のようである。



これまで、活性汚泥の化学組成式は、HooverとPoges⁽²⁾の提案したC₅H₇NO₂が長らく用いられてきたが、近年Pを考慮したC₆₀H₈₇O₂₃N₁₂P⁽¹⁾が採用されるようになっている。

N、P、Naのバランスから(1-2-14)式は、(1-2-15)式のように書き換えられる。



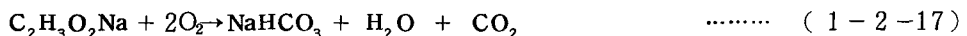
(1-2-15)式でC、H、Oのバランスから、3元連立方程式が得られるが、未知数が4つの為解くことができない。しかし、前節の動力学理論を用いると、以下に示すようにして係数y₁は求められ、連立方程式を解くことができる。

Y_{ob} 値が既知である場合の係数y₁は、

$$Y_{ob} = \frac{\text{汚泥生成量}}{\text{利用されたCOD}_{cr}} = \frac{y_1 \times (\text{C}_{60}\text{H}_{87}\text{O}_{23}\text{N}_{12}\text{P})}{64}$$

$$\text{故に, } y_1 = Y_{ob} \frac{64}{1374} \quad \dots\dots (1-2-16)$$

なお、酢酸ソーダのCOD_{cr} 値は次の酸化式から求めた。



次に、第1-2-2表の動力学恒数を用いて、t_s 値とℓ_e、S、P_s、Y_{ob}の関係を求めると、第1-2-3表の計算結果が得られる。

第 1 - 2 - 2 表 活性汚泥プロセスにおける動力学恒数⁽³⁾

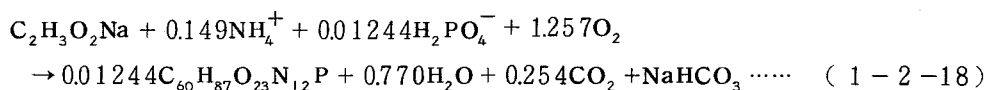
動力学恒数	文 献 値	単 位
K _s	455	mg COD _{cr} / l
k	8.35	1 / 日
Y	0.372	mg MLSS / mg COD _{cr}
b	0.098	1 / 日

第 1 - 2 - 3 表 各種 t_sにおけるℓ_e, S, P_s, Y_{ob}の計算値

t _s (日)	ℓ _e (mg / l)	S (mg / l)	P _s (g SS / 日)	Y _{ob}
2	10.9	1440	3.44	0.311
4	5.75	2150	2.99	0.267
6	4.25	3331	2.64	0.234
8	3.53	3959	2.36	0.209
10	3.45	4456	2.12	0.187
15	2.55	5365	1.71	0.151
20	2.28	5981	1.43	0.126

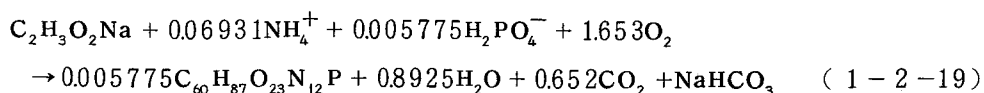
* 計算条件 ℓ_s = 340 mg / l, Q_s = 33.6 l / 日, V = 4.7 l, Temp . 20℃

表示したように t_s = 4 日では, Y_{ob} = 0.267 となるから, この値を (1 - 2 - 16) 式に代入すると, $y_1 = 0.267 \times \frac{64}{1374} = 0.01244$ が得られる。この値を (1 - 2 - 15) 式に代入して, C, H, O のバランスから得られる 3 元連立方程式を解くと, 次の化学量論式が得られる。



(1 - 2 - 18) 式の化学量論式をもとに, 1 モルの酢酸ソーダを t_s = 4 日の活性汚泥法で処理するのに必要な窒素, 磷の量を求めるとそれぞれ, N は 2.09 g, P は 0.386 g となり, COD_{cr} : N : P = 166 : 5.41 : 1 となる。酢酸ソーダの BOD は, 1/2 COD_{cr} であるから, BOD : N : P は 83 : 5.42 : 1 となり, これまで生物処理可能とされている廃水の BOD : N : P 比の 100 : 5 : 1 とほぼ一致する。

先と同様に, t_s = 20 日の化学量論式を求めると, 次式のようなになる。



又、 $t_s = 20$ 日の $BOD : N : P$ 比を求めると、 $BOD : N : P = 178 : 542 : 1$ となり、理想的とされる $BOD : N : P$ 比から大きくずれる。つまり、 t_s 値を大きくとった活性汚泥法では、汚泥の生育に要求される N 、 P が少なくなり、汚泥に摂取されない N 、 P が処理水中に流出することを示唆している。

以上の考察から、 N 、 P の生物体内への摂取を処理原理とする本法では、 N 、 P 除去能の向上には t_s を短くせねばならないことがよく判る。

第3節 実験材料および方法

曝気槽容量 9.6 ℓ 、沈殿池 3.8 ℓ の plug-flow 型活性汚泥処理装置を用いて、第 1-2-4 表

第 1-2-4 表 合成下水組成

成 分	組成 (g/ℓ)
Meat extract	40
Peptone	60
Urea	10
NaCl	10
KCl	2.8
$CaCl_2$	2.8
$MgSO_4$	2.0
K_2HPO_4	160
KH_2PO_4	20
Tap water	1.0 ℓ

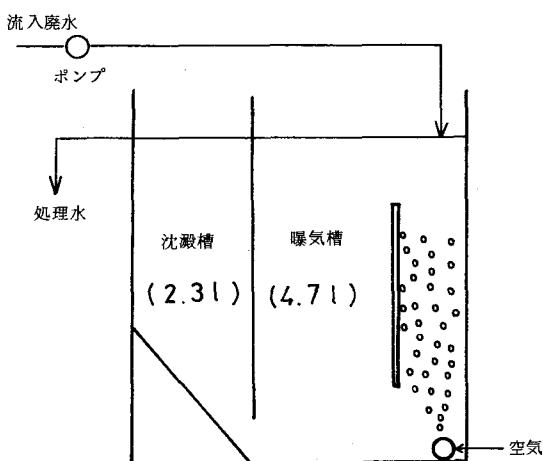
に示す組成の合成下水 (BOD 200 ~ 400 mg/ℓ) を、 $BOD-SS$ 負荷 0.5 $Kg\ BOD/Kg\ MLSS$ ・日 を処理し、実験に使用する 2 次処理水を得た。

酢酸ソーダを $COD_{cr}/Total-N$ 比が約 10 となるように 2 次処理水に補填し、再度、第 1-2-2 図の完全混合型活性汚泥装置にかけ、2 次処理水中の窒素、磷を活性汚泥体内に摂取除去させた。窒素が完全除去される運転条件下でも、なお処理水中に磷が残存する際には

曝気槽に $Al_2(SO_4)_3$ を $Al/P = 2.0$ となるように添加し、磷の完全除去を試みた。

第4節 実験結果と考察

供試 2 次処理水の水質を第 1-2-5 表に示した。この 2 次処理水に酢酸ソーダを $COD_{cr}/Total-N$ 比が約 10 になるように補填し、再度第 1-2-2 図の完全混合型活性汚泥処理装置で処理実験を行った。実験条件は、曝気槽滞留時間 4.4 時間、沈降槽滞留時間 2.1 時間、処理温度 20 $^{\circ}C$ 、曝気槽溶存酸素 2 ~ 3 mg/ℓ 、 pH 7.0 ~ 7.2 で運転期間中 t_s を 8.26 日、3.03 日、2.38 日の 3 段階に変化



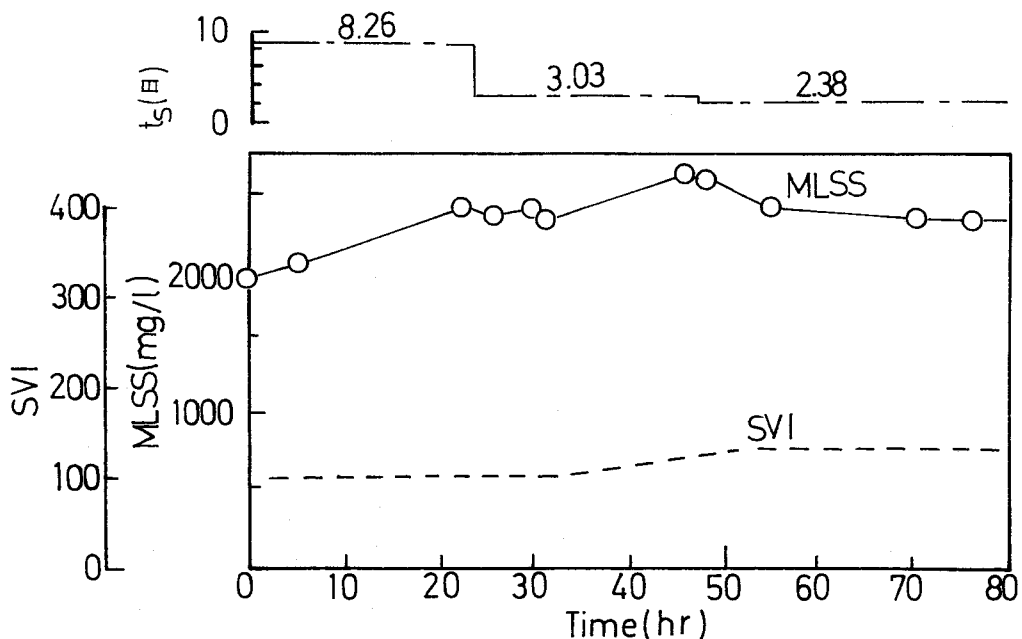
第 1-2-2 図 完全混合型活性汚泥処理装置

させた。その実験成績を第1-2-3図、第1-2-4図、第1-2-5図、第1-2-6表に示した。 $t_s = 3$ 日では、MLSSは 2300 mg/l に安定した。第1-2-2表の動力学恒数を(1-2-9)式に代入して定常状態における汚泥濃度を予測すると、 $MLSS = 2,066 \text{ mg/l}$ となり、実験値にはほぼ近似した値が得られた。 t_s 値が小さくなる程、処理水全窒素濃度は低下した。又、処理水中には、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ は検出されなかった。第1-2-5図、第1-2-6表で示したように、流出水中の PO_4^{3-} 濃度が窒素濃度比

第1-2-5表 供試2次処理水の水質

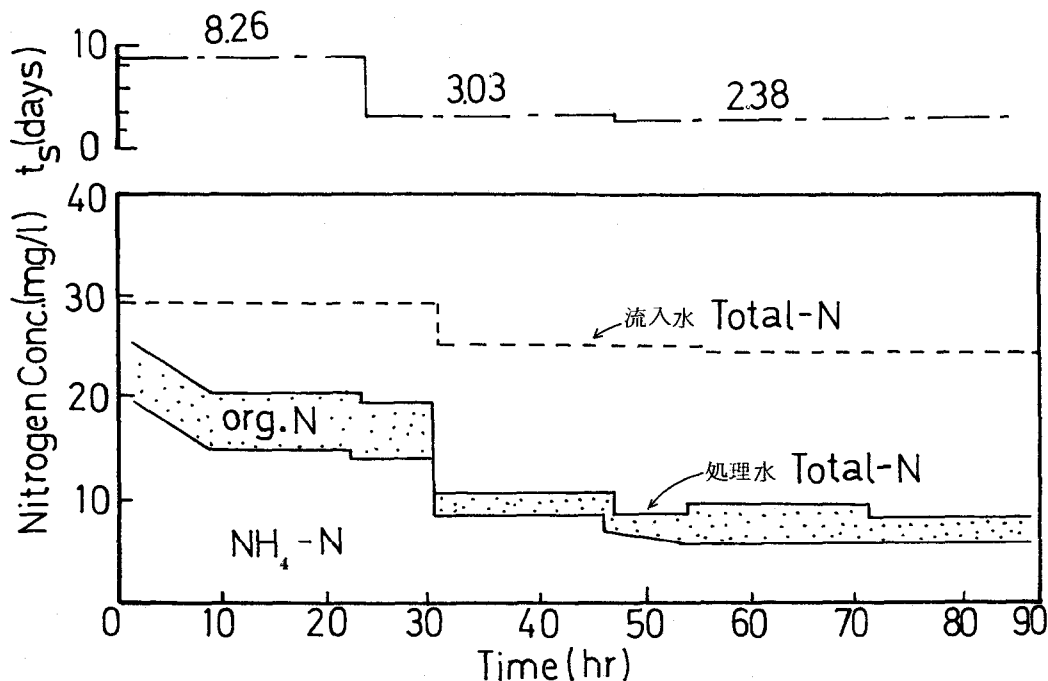
水 質 項 目	測 定 値
BOD	10.0 mg/l
$\text{NH}_4\text{-N}$	21-25 "
$\text{NO}_2\text{-N}$	trace "
$\text{NO}_3\text{-N}$	trace "
TKN	25-30 "
Org. N	4- 5 "
Total-N	25-30 "
PO_4^{3-}	16-19 "
pH	6.8 "

して高かったので、磷除去は不十分であった。そこで、P除去の完全を期すために、56時間目から2次処理水中にAl/P比が2.0となるように $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ を添加したところ、 PO_4^{3-} の完全除去が達成された。 $t_s = 3$ 日では、 PO_4^{3-} が約 $5 \sim 6 \text{ mg/l}$ 摂取除去されるので、 PO_4^{3-} 濃度が約 5 mg/l の都市下水を処理する際には $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 添加は不必要であると考えられる。

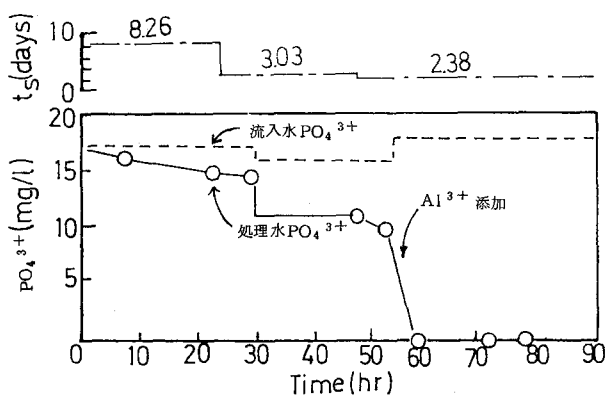


第1-2-3図 炭素源補填活性汚泥法における汚泥濃度とSVIの経時変化

第1-2-6表の COD_{Cr} 、N、Pの除去機能から本法で摂取除去された COD_{Cr} 量、N量とP量の比を算出すると、 $t_s = 8$ 日で $\text{COD}_{\text{Cr}} : \text{N} : \text{P} = 520 : 13.9 : 1$ 、 $t_s = 3$ 日で $213 : 9.75 : 1$ 、 $t_s = 2.4$ 日で $178 : 9.08 : 1$ となった。P摂取量は、前節の化学量論式からの予測量よりも少ないが、これは供試汚泥の前歴と関係するものと考えられる。即ち供試汚泥は、磷酸緩衝液を



第1-2-4図 炭素源補填活性汚泥法の窒素除去機能



第1-2-5図 炭素源補填活性汚泥法の磷除去機能

含む合成下水に長期間馴養され、汚泥体内に過剰量の磷を摂取されたもので、これが汚泥の磷摂取能を低下させた原因と考えられる。

第1-2-7表に連続培養53時間後における本法の汚泥収支を示した。この表示データから、

$$\frac{\text{生成汚泥量}}{\text{理論汚泥生成量}} \times 100$$

を計算すると、

$$\frac{3841 + 989 - 250}{4382} \times 100 = 104.6\% \text{ となり、除去窒素はほぼ } 100\% \text{ 汚泥体内に移行}$$

第 1 - 2 - 6 表 窒素，燐，CODの除去機能と t_s の関係

time (hr)	t_s (日)	NH_4-N (mg/L)		除去率 (%)	Kjeldahl-N (mg/L)		除去率 (%)	PO_4^{3-} (mg/L)		除去率 (%)	COD _{Cr} (mg/L)		除去率 (%)
		流入水	流出水		流入水	流出水		流入水	流出水		流入水	流出水	
0	—	250	—	—	293	—	—	175	—	—	435	—	—
5.5	8.26	250	16.7	33.2	293	—	—	175	—	—	435	—	—
23	8.26	250	15.5	38.0	293	189	35.5	175	15.2	13.1	435	49.0	88.7
47	3.03	22.3	7.35	71.5	25.5	9.65	62.2	16.0	11.0	31.3	398	45.0	89.6
53	2.38	22.3	6.0	73.1	25.5	7.73	69.7	16.0	10.0	37.5	398	50.0	87.4
72	2.38	21.3	9.15	57.0	25.1	11.9	52.6	18.8	0.01	100	382	55.0	85.6
77	2.38	21.3	8.0	62.4	25.1	9.0	64.1	18.7	0.01	100	382	45.0	88.2

—：測定値なし

したことが確認された。

第 1 - 2 - 7 表 炭素源補填活性汚泥法における汚泥収支

項	目	計 算 値
除去窒素量		460.2 mg - N / 日
理論生成汚泥量 *		4382 mg MLSS / 日
引き抜き汚泥量		3841 mg MLSS / 日
流出汚泥量 **		989 mg MLSS / 日
減少汚泥量 ***		250 mg MLSS / 日

* 汚泥窒素含有率 (10.5 %) をもとに算出

** 流出 S.S をすべて汚泥とみなした

*** 槽内汚泥濃度の減少から算出

以上の実験では、2次処理水中の窒素形態がほぼ NH_4-N であるとしたが、2次処理水中に NO_2-N , NO_3-N が存在する場合、本法によりこれら窒素が除去されるかどうかについて問題が残る。そこで、 NO_2-N 1.76 mg / l, NO_3-N 12.0 mg / l 含有の2次処理水に酢酸ソーダを COD_{Cr} / Total-N 比が約 10 となるよう補填し、本法で処理試験した。回分培養 4 時間後に連続実験 (

実験条件：曝気槽滞留時間 3.4 時間，沈殿池滞留時間 1.6 時間， $t_s = 5$ 日) を行い，第 1 - 2 - 8 表の結果を得た。表示したように NH_4-N ，TKN はそれぞれ 90 % 以上の効率で除去されたが， NO_2-N ， NO_3-N は全く除去されなかった。このことは， NO_2-N ， NO_3-N が NH_4-N ，TKN よりも活性汚泥に摂取され難いことを示唆している。つまり，本法の窒素除去効率をより向上させるためには，本法の前段となる2次処理で硝化反応が進行しないような運転条件の設定が極めて重要な条件となる。そこで，以下にこの硝化抑制法を考えてみる。第 3 節で定義した平均活性汚泥滞留時間 (t_s) は次のように表現できる。

$$t_s = \frac{X}{(\Delta x / \Delta t)} \quad \dots\dots\dots (1-2-20)$$

ここで、X：系中に存在する全活性汚泥量、 $(\Delta x / \Delta t)$ ：1日当り系外に除去される活性汚泥量
つまり、 t_s は活性汚泥の比増殖速度(μ)の逆数にはかならない。

$$t_s = \frac{1}{\mu} \qquad \qquad \qquad \dots\dots\dots (1-2-21)$$

汚泥中に存在するある種の微生物iの比増殖速度を μ_i とすると、連続培養理論から $\mu = \frac{1}{t_s} > \mu_i$ の場合には微生物iの増殖がその他の活性汚泥微生物の増殖に追いつかなくなって、微生物iが汚泥中に存在し得なくなり、系から流出される。一方、 $\mu = \frac{1}{t_s} < \mu_i$ の場合には、微生物iの増殖が活性汚泥の生育に見合い、微生物iが汚泥中に存在し得ることになる。従って、2次処理段階で硝化反応を防止するには、NitrosomonasとNitrobacterが活性汚泥中に存在し得ない、次の運転条件が必須となる。

$$t_s = \frac{1}{\mu} < \left(\frac{1}{\mu} \right)_{\text{Nitrosomonas}}, \left(\frac{1}{\mu} \right)_{\text{Nitrobacter}} \qquad \qquad \qquad \dots\dots\dots (1-2-22)$$

Nitrosomonas, Nitrobacterの比増殖速度をKnowlesら⁽⁴⁾のデータを基に予測すると、 $\mu = 0.07 \sim 0.11$ 1/日となる。つまり、活性汚泥法の t_s を $t_s = 9.1$ 日より小さくすると、汚泥中に硝化菌が存在できないことになり、硝化を抑制できるといえる。

第5節 要 約

2次処理水に残存する窒素濃度に合
わせて、生物易分解性炭素源を生物処
理可能な比率となるように補填し、2
次処理水中の窒素、燐を活性汚泥細胞
内に摂取除去させる炭素源補填活性汚
泥法につき、種々検討し、次の結果を
得た。

1. 活性汚泥体内に摂取除去させるN、
P量は、 t_s を小さくすると増大す
る。一般に認められている生物処理
に適するBOD：N：P＝100：5
：1の比は、酢酸ソーダを炭素源に
した場合、 $t_s＝4\sim5$ 日で成立する。

第1-2-8表 炭素源補填活性汚泥法処理成績

	二次処理水		炭素源補填活性 汚泥法処理水	
BOD	4.0	mg / l	3.0	mg / l
NH ₄ -N	9.5	"	0.7	"
NO ₂ -N	1.76	"	2.0	"
NO ₃ -N	12.0	"	12.0	"
TKN	11.0	"	2.0	"
Total-N	24.8	"	16.0	"
PO ₄ ³⁻	3.2	"	1.92	"
pH	6.6		6.4	
SS _{eff.}	16.0	mg / l	4.40	mg / l
透 視 度	30.0	cm以上	20.0	cm

2. 2次処理水に $\text{COD}_{\text{Cr}} / \text{Total-N} = 10$ となるように酢酸ソーダを補填し、 $t_s = 2.38$ 日で活性汚泥処理すると、窒素が70%， PO_4^{3-} が40%汚泥に摂取除去された。摂取除去された窒素は、ほぼ汚泥体内に移行することを汚泥収支より確認した。
3. 2次処理水中の $\text{NO}_2\text{-N}$ ， $\text{NO}_3\text{-N}$ は活性汚泥に摂取除去されないことから，2次処理過程で硝化を抑制せねばならない。

記	号
Q_s :	流入廃水量 ($\ell / \text{日}$)
Q_w :	引き抜き汚泥量 ($\ell / \text{日}$)
V :	曝気槽容量 (ℓ)
S :	曝気槽内活性汚泥濃度 (mg / ℓ)
S_e :	処理水 S.S 濃度 (mg / ℓ)
ℓ_s :	流入水基質濃度 (mg / ℓ)
ℓ_e :	処理水基質濃度 (mg / ℓ)
ℓ_r :	除去基質濃度 (mg / ℓ)
t_s :	平均細胞滞留時間 (日)
μ :	活性汚泥の比増殖速度 ($1 / \text{日}$)
L_r :	基質除去速度 ($1 / \text{日}$)
t_d :	曝気槽滞留時間 (日)
k :	活性汚泥の最大基質利用速度 ($1 / \text{日}$)
K_s :	基質飽和恒数 (mg / ℓ)
Y :	活性汚泥の収率係数
b :	活性汚泥の自己分解係数 ($1 / \text{日}$)
P_s :	余剰汚泥発生速度 ($\text{mg} / \text{日}$)
Y_{ob} :	みかけの汚泥収率係数

第2編 生物学的硝化・脱窒に関する動力学的研究

第1章 活性汚泥の有機物酸化と硝化の動力学的研究

第1節 緒 言

近年、水域富栄養化の多発で、下廃水の窒素除去法、特に生物学的硝化－脱窒法が注目され、その有効且つ経済的な方法の開発、実用化が強く望まれている。

従来、下水処理の活性汚泥法では、処理水中に $\text{NO}_3^- \text{N}$ が存在すると、これが沈澱池で脱窒され、汚泥浮上による処理水質の悪化を招来させるので、これまで下水技術者は硝化反応を忌避してきた。しかし、下廃水の生物学的硝化－脱窒法では、硝化の効率化は本法の必須条件となり、その内面の動力学的究明は極めて重要である。これまで、硝化反応の動力学的研究は純粋分離された硝化菌を用いて行ったものが多く、活性汚泥混合微生物集団を用いて、その硝化反応を動力学的に検討した例は殆どない。本章では、活性汚泥を用いてその有機物質化細菌と硝化細菌の増殖を実験的並びに動力学的にとらえて、有機物酸化と硝化の相互関係を明らかにすると共に、汚泥中の硝化菌の挙動について検討した。

第2節 理論的背景⁽¹⁾

第1項 動力学基礎式

今、第2－1－1図に示したように、活性汚泥の引き抜きを直接曝気槽から行う活性汚泥実験装置を考えると、同一曝気槽内での有機基質(COD)、TKNと活性汚泥の物質収支は次式で示される。

COD基質と活性汚泥については

$$V \left(\frac{dS}{dt} \right)_v = V \left(\frac{dS}{dt} \right) - [(Q_s - Q_w) S_e + Q_w S] \quad \cdots \cdots (2-1-1)$$

$$V \left(\frac{d\ell_e}{dt} \right)_v = Q_s (\ell_s - \ell_e) - V \left(\frac{d\ell_r}{dt} \right) \quad \cdots \cdots (2-1-2)$$

ここで

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_v : \text{活性汚泥濃度の変化速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{dS}{dt} \right) : \text{活性汚泥の増殖速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt} \right)_v : \text{有機基質(COD)濃度の変化速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$(\frac{d\ell_r}{dt})$: 有機基質除去速度 (mg/ℓ・日)

TKNと硝化菌については

$$V(\frac{dS_N}{dt})_v = V(\frac{dS_N}{dt}) - [(Q_S - Q_W)S_{Ne} + Q_W S_N] \quad \dots\dots\dots (2-1-3)$$

$$V(\frac{dN_{ke}}{dt}) = Q_S(N_{KS} - N_{ke}) - V(\frac{dN_{kr}}{dt}) \quad \dots\dots\dots (2-1-4)$$

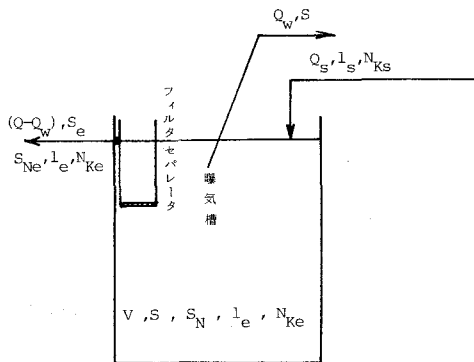
ここで

$(\frac{dS_N}{dt})_v$: 活性汚泥中の硝化菌濃度の変化速度 (mg/ℓ・日)

$(\frac{dS_N}{dt})$: 活性汚泥中の硝化菌の増殖速度 (mg/ℓ・日)

$(\frac{dN_{ke}}{dt})_v$: TKN濃度の変化速度 (mg/ℓ・日)

$(\frac{dN_{ke}}{dt})$: TKN除去速度 (mg/ℓ・日)



第2-1-1図 活性汚泥法の模式図

- V : 曝気槽容量 (ℓ)
 Q_S : 流入廃水量 (ℓ/日)
 Q_W : 引き抜き汚泥量 (ℓ/日)
 S : 曝気槽内活性汚泥濃度 (mg/ℓ)
 S_N : " 硝化菌濃度 (mg/ℓ)
 S_e : 処理水中の活性汚泥濃度 (mg/ℓ)
 S_{Ne} : " 硝化菌濃度 (mg/ℓ)
 ℓ_s : 流入水 COD_{Cr} 濃度 (mg/ℓ)
 ℓ_e : 処理水 " (mg/ℓ)
 N_{KS} : 流入水 TKN 濃度 (mg/ℓ)
 N_{ke} : 処理水 " (mg/ℓ)

但し、上記物質収支式において、流入廃水中には活性汚泥浮遊物、微生物、硝化菌は含まないものとした。

(2-1-1)式, (2-1-2)式, (2-1-3)式, (2-1-4)式を書きかえると次式で示される。

$$(\frac{dS}{dt}) = \frac{(Q_S - Q_W)S_e + Q_W S}{V} + (\frac{dS}{dt})_v \quad \dots\dots\dots (2-1-5)$$

$$(\frac{d\ell_r}{dt}) = \frac{Q_S(\ell_s - \ell_e)}{V} - (\frac{d\ell_e}{dt})_v \quad \dots\dots\dots (2-1-6)$$

$$(\frac{dS_N}{dt}) = \frac{(Q_S - Q_W)S_{Ne} + Q_W S_N}{V} + (\frac{dS_N}{dt})_v \quad \dots\dots\dots (2-1-7)$$

$$(\frac{dN_{kr}}{dt}) = \frac{Q_S(N_{KS} - N_{ke})}{V} - (\frac{dN_{ke}}{dt})_v \quad \dots\dots\dots (2-1-8)$$

ここで、第2-1-1図に示した活性汚泥実験装置での活性汚泥の平均滞留時間(t_θ)は次式にて定義される。

$$t_s = \frac{VS}{(Q_s - Q_w)S_e + Q_w S} \quad \dots\dots\dots (2-1-9)$$

活性汚泥法では、硝化菌は活性汚泥に堅固に固着保持されながら、均等に分布するものと考えられる。今、活性汚泥濃度と硝化菌濃度の比を α と置くと次式で示される。

$$\alpha = \frac{S_N}{S} = \frac{S_{Ne}}{S_e} \quad \dots\dots\dots (2-1-10)$$

(2-1-10) 式を (2-1-9) 式に代入すると次式が得られる。

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{V \frac{S_N}{\alpha}}{(Q_s - Q_w) \frac{S_{Ne}}{\alpha} + Q_w \frac{S_N}{\alpha}} \\ &= \frac{VS_N}{(Q_s - Q_w) S_{Ne} + Q_w S_N} \quad \dots\dots\dots (2-1-11) \end{aligned}$$

今、同一曝気槽内で、同一活性汚泥を用い、活性汚泥プロセスの運転操作パラメータ ($1/t_s$) を一定値に固定して、有機物酸化と硝化を同時に起こさせる場合について、活性汚泥濃度 (S)、硝化菌濃度 (S_N)、有機基質、TKN 基質の挙動を動力学的にとらえると、次のようになる。

(2-1-5) 式と (2-1-9) 式から

$$\frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{1}{t_s} + \frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right)_v \quad \dots\dots\dots (2-1-12)$$

(2-1-7) 式と (2-1-11) 式から

$$\frac{1}{S_N} \left(\frac{dS_N}{dt} \right) = \frac{1}{t_s} + \frac{1}{S_N} \left(\frac{dS_N}{dt} \right)_v \quad \dots\dots\dots (2-1-13)$$

定常状態では、 $\left(\frac{dS}{dt} \right)_v = 0$ 、 $\left(\frac{dS_N}{dt} \right)_v = 0$ 、 $\left(\frac{d\ell_e}{dt} \right) = 0$ 、 $\left(\frac{dN_{ke}}{dt} \right) = 0$

であるから、(2-1-12) 式、(2-1-13) 式、(2-1-6) 式、(2-1-8) 式からそれぞれ次式が得られる。

$$\frac{1}{t_s} = \frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{1}{S_N} \left(\frac{dS_N}{dt} \right) \quad \dots\dots\dots (2-1-14)$$

$$\frac{d\ell_r}{dt} = \frac{Q_s}{V} (\ell_s - \ell_e) \quad \dots\dots\dots (2-1-15)$$

$$\frac{dN_{kr}}{dt} = \frac{Q_s}{V} (N_{ks} - N_{ke}) \quad \dots\dots\dots (2-1-16)$$

第2項 活性汚泥有機物酸化菌の動力学式

活性汚泥の増殖と有機物 (COD) 除去との関係は、経験的・実験的に次式で示される。

$$\frac{1}{S} \frac{dS}{dt} = Y \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} - b \quad \dots\dots\dots (1-2-1)$$

ここで、Yは収率係数(mg/mg), b は自己分解係数(1/日)

微生物による基質の酸化分解反応は、一般に次の Michaelis - Menten 式に従う。

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k \ell_e}{K_S + \ell_e} \quad \dots\dots\dots (1-2-2)$$

ここで、k は最大基質除去速度(1/日), K_S は飽和恒数(mg/ℓ)を示す。

橋本⁽²⁾は、低基質濃度、低微生物濃度で運転される活性汚泥法では、飽和恒数(K_S)が基質濃度と微生物濃度により変化するので、(1-2-2)式をそのまま応用すると危険であることを報告し、次のような Michaelis - Menten 式の修正式を提案した。

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k \ell_e^n}{K_S' + \ell_e^n} \quad \dots\dots\dots (2-1-17)$$

$$K_S' = [K_S] S^m \quad \dots\dots\dots (2-1-18)$$

(2-1-17)式、(2-1-18)式を1つにまとめると

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k \ell_e}{[K_S] S^m \ell_e^{1-n} + \ell_e} \quad \dots\dots\dots (2-1-19)$$

ここで、K_S'、[K_S] は修正飽和恒数、m、n は恒数を示す。簡単のためn = mとすると(2-1-19)式は

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k \left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n}{[K_S] + \left(\frac{d\ell_e}{S}\right)^n} \quad \dots\dots\dots (2-1-20)$$

(2-1-20)式は、活性汚泥による基質の酸化分解反応が(ℓ_e/S)、つまり、基質と活性汚泥との比で示される活性汚泥微生物の活性部位における基質の飽和度の関数であるとしたもので、橋本らは活性汚泥の基質除去反応式として極めてよく適合することを認めている。

(1-2-1)式中のY、b は次のようにして決定できる。

(2-1-14)式、(1-2-1)式から

$$\frac{1}{t_s} = Y \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} - b \quad \dots\dots\dots (1-2-5)$$

(1-2-5)式の運転操作パラメータ($1/t_s$)と $1/S \frac{d\ell_r}{dt}$ (活性汚泥による有機基質除去速度)をプロットし、得られる直線の傾斜からYが、たて軸切片からb がそれぞれ決定できる。

(2-1-20)式中の動力学恒数(k、[K_S])は次式の逆数プロットから決定できる。又、ここで、n は脚注の方法⁽²⁾で決定できる。

$$\frac{1}{\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}} = \frac{[K_S]}{k} \frac{1}{\left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n} + \frac{1}{k} \quad \dots\dots\dots (2-1-21)$$

(2-1-21)式の $\left(\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}\right)^{-1}$ と $\left(\frac{\ell_e}{S}\right)^{-n}$ をプロットして得られる直線のたて軸切片と傾斜から k ， $[K_S]$ が決定できる。

第3項 活性汚泥硝化菌の動力学式

活性汚泥硝化菌の増殖とTKN除去の関係は次式で示される。

$$\frac{1}{S_N} \frac{dS_N}{dt} = Y_N \frac{1}{S_N} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N - b_N \quad \dots\dots\dots (2-1-22)$$

一般に活性汚泥中での硝化菌濃度(S_N)は、可成り低く、又その存在割合(α)もあまり変化しないと考えられるので、硝化菌によるTKN除去反応式は硝化菌の活性部位におけるTKN飽和度の関数とする前述(2-1-20)式よりも、次式に示す一般的なMichaelis-Menten式によりよく従うものと考えられる。

$$\frac{1}{S_N} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N = \frac{k_N N_{ke}}{K_N + N_{ke}} \quad \dots\dots\dots (2-1-23)$$

都市下水中には、 NH_4-N 以外に有機態窒素も含まれるので、硝化菌の基質としては、遊離 NH_4-N の他有機態窒素からの NH_4-N も含まれる。従ってこゝでは、硝化菌の基質はTKNで表わすこととする。

こゝで、 $\left(\frac{dN_{kr}}{dt}\right)_N$ は硝化菌のTKN除去速度($mg/\ell \cdot \text{日}$)、 Y_N は硝化菌の収率係数(mg/mg)、 b_N は硝化菌の自己分解係数($1/\text{日}$)、 k_N は硝化菌の最大比TKN除去速度($1/\text{日}$)、 K_N は硝化菌のTKN除去にかかわる飽和恒数(mg/ℓ)である。

(2-1-22)式中の Y_N ， b_N は次のようにして決定できる。

(脚注) n の決定方法

$$(2-1-21) \text{式で, } y = 1 / \left(\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} \right), \quad x = \left(\frac{S}{\ell_e} \right), \quad a = \frac{[K_S]}{k}, \quad b = \frac{1}{k} \quad \text{とお}$$

$$\text{くと} \quad y = ax^n + b \quad \dots\dots\dots ①$$

①式の微分をとると

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = a n x^{n-1} \quad \dots\dots\dots ②$$

②式対数をとると

$$\log \left(\frac{\Delta y}{\Delta x} \right) = (n-1) \log x + \log (an) \quad \dots\dots\dots ③$$

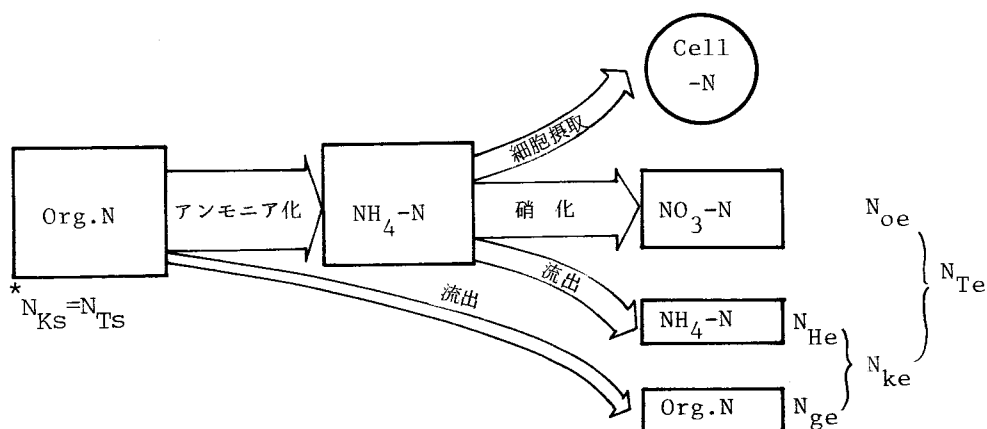
$\log (\Delta y / \Delta x)$ と $\log x$ のプロットから得られる直線の傾斜が $(n-1)$ を示し、 n を求めることができる。

(2-1-10) 式, (2-1-14) 式から

$$\begin{aligned} \frac{1}{t_s} &= Y_N \frac{1}{S_N} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N - b_N \\ &= \frac{Y_N}{a} \frac{1}{S} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N - b_N \end{aligned} \quad \dots\dots (2-1-24)$$

(2-1-24)式左辺の運転操作パラメータ($1/t_s$)と, 右辺第1項中の $1/S (dN_{kr}/dt)_N$ をプロットし, 得られる直線の傾斜とたて軸切片から $Y_N/a = m$ と b_N がそれぞれ決定できる。(2-1-24)式のプロットから $Y_N/a, b_N$ を求めるためには, 硝化菌によるTKN除去速度(dN_{kr}/dt)_Nを知らねばならない。先づ, 活性汚泥法における流入窒素形態変化の経路を考えてみると第2-1-2図のようになる。一般に流入下水中には NO_3-N は含まれないので $N_{KS} = N_{TS}$ で, この活性汚泥法に流入する窒素は, 一部そのまま処理水中に N_{ge} (処理水中の有機態窒素濃度)の濃度で流亡するが, 大部分は他栄養細菌によるアンモニア化を受け, NH_4-N に変換される。生成された NH_4-N は図示したように次の3つの区分に分かれて変化する。

- ① 活性汚泥増殖の窒素源として活性汚泥内に摂取, 固定される。
- ② 硝化菌の働きを受け, NO_3-N に変換される。(Noe)
- ③ 活性汚泥, 硝化菌いずれにも利用されず, そのまま処理水中に流亡する。(N_{He})



第2-1-2図 活性汚泥法における窒素形態の変化経路

* 一般に流入下水中には NO_3-N は含まれないので, $N_{KS} = N_{TS}$ となる。

N_{Oe} :	処理水 NO_3-N 濃度 (mg/ℓ)	N_{Ke} :	処理水TKN濃度 (mg/ℓ)
N_{ge} :	// 有機態窒素濃度(mg/ℓ)	N_{He} :	// NH_4-N 濃度 (mg/ℓ)
N_{Te} :	// Total-N濃度(mg/ℓ)		

曝気槽中では脱窒反応は起こらないから、硝化菌によるTKN除去速度は、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 生成速度と等しくなる。

$$\left(\frac{dN_{kr}}{dt}\right)_n = \left(\frac{dN_{op}}{dt}\right) \quad \dots\dots\dots (2-1-25)$$

こゝで、 $\left(\frac{dN_{op}}{dt}\right)$ は硝化菌による $\text{NO}_3\text{-N}$ 生成速度($\text{mg}/\ell\cdot\text{日}$)である。流入廃水中には $\text{NO}_3\text{-N}$ は含まれないから、硝化菌による $\text{NO}_3\text{-N}$ 生成速度は次式で示される。

$$\left(\frac{dN_{op}}{dt}\right) = \frac{Q_s}{V} N_{oe} \quad \dots\dots\dots (2-1-26)$$

第2-1-2図で示したように、 N_{Te} 、 N_{ke} 、 N_{oe} の間には次式が成立する。

$$N_{Te} = N_{ke} + N_{oe} \quad \dots\dots\dots (2-1-27)$$

(2-1-25)式、(2-1-26)式、(2-1-27)式から

$$\left(\frac{dN_{kr}}{dt}\right)_n = \frac{Q_s(N_{Te} - N_{ke})}{V} \quad \dots\dots\dots (2-1-28)$$

即ち、硝化菌によるTKN除去速度は(2-1-28)式から求められる。(2-1-23)式の動力学恒数(K_N 、 K_N)は、(2-1-23)式から得られる(2-1-10)を考慮に入れた次式の Lineweaver - Bark プロットから決定できる。

$$\frac{1}{\frac{1}{S} \left(\frac{dN_{kr}}{dt}\right)_n} = \frac{K_N}{\alpha k_N} \frac{1}{N_{ke}} + \frac{1}{\alpha k_N} \quad \dots\dots\dots (2-1-29)$$

即ち、(2-1-29)式の左辺と右辺第1項中の $(1/N_{ke})$ をプロットし、得られる直線のたて軸切片と傾斜から $\alpha k_N = n$ 、 K_N が決定できる。

第4項 活性汚泥による有機物除去と硝化のモデル予測

以上のようにして決定した動力学恒数を用いると、活性汚泥についての有機物酸化と硝化の相互関係を予測することができる。

- 処理水有機物濃度(ℓ_e)と t_s の関係

(2-1-20)式を(1-2-5)式に代入し、 ℓ_e について解くと

$$\ell_e = S \cdot \left\{ \frac{[K_S](1 + b t_s)}{(Yk - b) t_s - 1} \right\}^{1/n} \quad \dots\dots\dots (2-1-30)$$

(2-1-14)式 (2-1-15)式、(1-2-1)式から曝気槽内汚泥濃度(S)は次式で示される。

$$S = \frac{Y(\ell_s - \ell_e)}{1 + b t_s} \cdot \frac{t_s}{t_d} \quad \dots\dots\dots (1-2-9)$$

ここで、 $t_d = V/Q_S$ (曝気槽滞留時間)である。

(1-2-9)式を(2-1-30)式に代入し整理すると

$$\ell_e = \frac{\ell_s \left\{ \frac{[K_S](1+b t_s)}{(Yk-b) t_s - 1} \right\}^{1/n}}{\left\{ \frac{[K_S](1+b t_s)}{(Yk-b) t_s - 1} \right\}^{1/n} + \frac{t_d}{Y} \left(\frac{1}{t_s} + b \right)} \quad \dots\dots\dots (2-1-31)$$

(2-1-31)式から、 t_s 値と ℓ_e との関係が得られる。

- 処理水TKN濃度(N_{ke})と t_s 値の関係

(2-1-23)式を(2-1-24)式に代入し、処理水TKN濃度(N_{ke})について解くと

$$N_{ke} = \frac{K_N(1+b_N t_s)}{t_s(Y_N k_N - b_N) - 1} \quad \dots\dots\dots (2-1-32)$$

硝化反応に対する動力学情報($m = \frac{Y_N}{a}$, b_N , $n = a k_N$, K_N)を用いれば、次式から t_s 値と N_{ke} との関係を得ることができる。

$$N_{ke} = \frac{K_N(1+b_N t_s)}{t_s(mn - b_N) - 1} \quad \dots\dots\dots (2-1-33)$$

- 曝気槽内活性汚泥濃度(S)と t_s 値の関係

(2-1-31)式を(1-2-9)式に代入し、整理すると

$$S = \frac{Y t_s \ell_s}{Y t_s \left\{ \frac{[K_S](1+b t_s)}{(Yk-b) t_s - 1} \right\}^{1/n} + t_s(1+b t_s)} \quad \dots\dots\dots (2-1-34)$$

(2-1-34)式から、 t_s 値と S との関係が得られる。

- 活性汚泥生産速度(P_S)と t_s 値との関係

活性汚泥法における活性汚泥の生産速度(P_S)は(2-1-14)式から

$$P_S = V \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{VS}{t_s} \quad \dots\dots\dots (1-2-11)$$

(2-1-34)式、(1-2-11)式から、 t_s 値と P_S 値との関係が得られる。

- 処理水Total-N濃度(N_{Te})と t_s 値との関係

第2-1-1図で、Total-Nの物質収支をとると次式で示される。

$$Q_S N_{TS} = (Q_S - Q_W) N_{Te} + W_N \quad \dots\dots\dots (2-1-35)$$

ここで、 W_N は一日当り余剰汚泥として系外に引き抜かれる窒素量($mg N/\text{日}$)を示す。

活性汚泥微生物の組成式を $C_5 H_7 NO_2^{(3)}$ とすると、活性汚泥微生物の窒素含有率は、 $14/113 = 0.124$ となる。従って、 W_N は次式で示される。

$$W_N = 0.124 P_S + Q_W N_{Te} \quad \dots\dots\dots (2-1-36)$$

(2-1-36) 式を(2-1-35) 式に代入すると、

$$Q_S N_{Ts} = Q_S N_{Te} + 0.124 P_S \quad \dots\dots\dots (2-1-37)$$

(2-1-37) 式から

$$N_{Te} = N_{Ts} - \frac{0.124}{Q_S} P_S \quad \dots\dots\dots (2-1-38)$$

(1-2-11) 式、(2-1-38) 式から、 N_{Te} と t_S 値との関係から得られる。

● 硝化菌濃度(S_N) と t_S 値との関係

曝気槽内の硝化菌濃度(S_N) は、(2-1-24) 式から t_S 値の関数として次式で示される。

$$S_N = \frac{Y_N \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N t_S}{1 + b_N t_S} = \frac{\alpha m \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N t_S}{1 + b_N t_S} \quad \dots\dots\dots (2-1-39)$$

(2-1-39) 式に(2-1-28) 式を代入すると

$$S_N = \frac{\alpha m (N_{Te} - N_{ke})}{1 + b t_S} \cdot \frac{t_S}{t_d} \quad \dots\dots\dots (2-1-40)$$

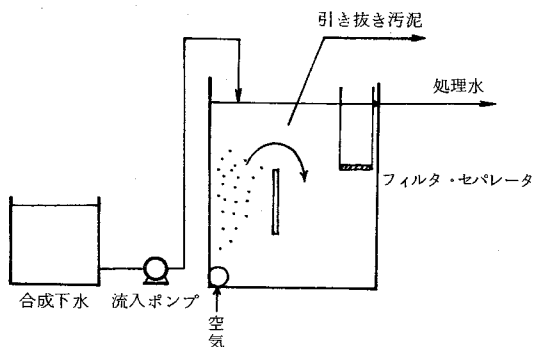
何らかの方法で、 α 値を決定しておけば、(2-1-40) 式に(2-1-33) 式の N_{ke} 、(2-1-38) 式の N_{Te} の値を入れ込んで各 t_S 値における硝化菌濃度(S_N) を計算することができる。

第3節 実験材料および方法

活性汚泥の有機物酸化と硝化反応を調べるため、第2-1-3 図に示す実験装置を用いて活性汚泥処理の実験を行った。実験には、第2-1-1 表に示す組成の合成下水を用いた。種汚泥には、第2-1-1 表の組成の合成下水に fill and draw 方式で長期間馴養したものを使用した。曝気槽(4.7 ~ 5.9 ℓ) 内に装着したフィルタ・セパレータ(使用フィルタ：住友3 M社製、スコッチブライト印工業用パッド Type A very fine, フィルタ面積 30 cm²) にて活性汚泥混合液が固液分離され、澄明な処理水が得られる。又、ここでの活性汚泥処理実験の操作パラメータ t_S 値は、曝気槽からの引き抜き汚泥量を調整することにより、任意の値に保持した。実験には t_S 値と流入負荷を種々変化させて、有機物酸化と硝化のデータを得た。実験は全て 20 ℃ で行った。

活性汚泥中の亜硝酸菌、硝酸菌の菌数は、MPN 法⁽⁴⁾で、活性汚泥生菌数は活性汚泥抽出培養基による平板培養法⁽⁵⁾でそれぞれ測定した。

なお分析は、NH₄-N をインドフェノール法⁽⁶⁾ にて分析した以外は、全て下水試験方法⁽⁷⁾ によった。



第2-1-3図 活性汚泥実験装置

第2-1-1表 合成下水組成*

成分	g / l
Peptone	35
Meat Extract	23
Urea	5.9
NaCl	6.0
KCl	2.8
CaCl ₂	2.8
MgSO ₄	2.0
K ₂ HPO ₄	80
KH ₂ PO ₄	10

COD_{Cr} = 55,000 mg/ℓ

Total-N = 8,400 mg/ℓ

* 上記組成の合成下水を適宜水道水で希釈して使用した。

第4節 実験結果

第2-1-2表に t_s 値，流入負荷を種々変化した活性汚泥法の運転条件と処理成績を一括表示した。

第1項 有機物酸化の動力学恒数($Y, b, k, [K_S]$)決定

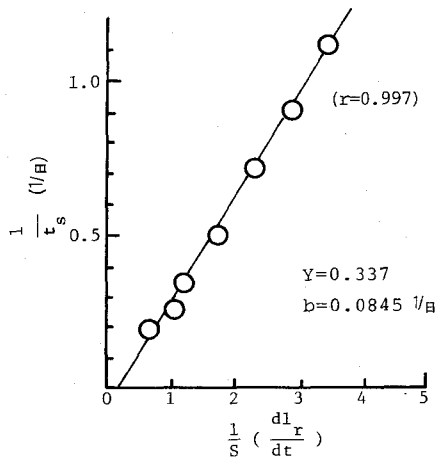
第2-1-2表の成績を用いて，(1-2-5)式の $1/t_s$ と $d\ell_r/dt$ をプロットすると，第2-1-4図に示したように直線関係が得られ， $Y=0.337$ ， $b=0.0845$ 1/日の値を得た。この値は，従来の文献値と大差がない。

第2-1-2表 活性汚泥法の運転条件並びに処理成績

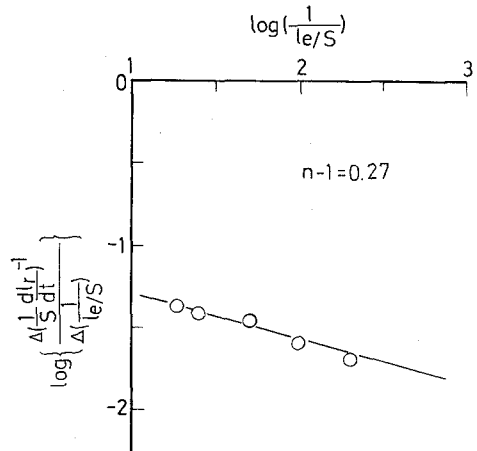
実験 No.	t_s (日)	V (ℓ)	Q_s (ℓ/日)	Temp (℃)	MLSS (mg/ℓ)	流入合成下水			流出処理水						
						ℓ_s (mg/ℓ)	TKN (mg/ℓ)	NH ₄ -N (mg/ℓ)	ℓ_e (mg/ℓ)	NH ₄ -N (mg/ℓ)	NO ₂ -N (mg/ℓ)	NO ₃ -N (mg/ℓ)	Org. N (mg/ℓ)	TKN (mg/ℓ)	Total-N (mg/ℓ)
1	0.9	59	114	20	510	1090	—	—	165	—	—	—	—	—	—
2	1.0	59	70	20	330	990	132	20	40.7	trace	104	56	9.6	113.6	119.2
3	1.4	59	114	20	730	990	—	—	99	—	—	—	—	—	—
4	2.0	47	24	20	515	230	33	0.5	50.4	5.4	trace	13.7	2.2	9.1	22.3
5	3.0	47	24	20	986	285	—	—	41	—	—	—	—	—	—
6	4.0	47	24	20	1130	280	—	—	345	—	—	—	—	—	—
7	5.0	525	24	20	1410	250	35	0.5	35	0.5	trace	15.0	2.5	3.0	18.0
8	10	525	24	20	2280	230	30	0.5	40	0.2	trace	16.6	1.8	2.0	18.6
9	100	525	9.6	20	8000	600	73	1.1	49	0.1	trace	70.5	0.4	1.0	71.0
10	200	525	18.8	20	13700	650	80	1.3	41	0.1	trace	75.0	0.4	0.5	75.5
11	300	525	18.8	20	14500	630	76	1.2	40	0.1	trace	73.0	0.4	0.5	73.5

(—)：測定値なし

有機物除去速度に関する(2-1-20)式中の n 値は、第2-1-5図に示したように、前述(本編第1章第2項)脚注の n 決定法に準じて求め、 $n=0.73$ と決定した。 $n=0.73$ を用いて、有機物酸化反応における k 、 $[K_S]$ 値を(2-1-21)式のプロットから決定した。第2-1-6図に示したように直線関係が得られ、 $k=5.68$ 1/日、 $[K_S]=0.582$ の値を得た。



第2-1-4図 活性汚泥法における
 $\frac{1}{t_s}$ と $\frac{1}{S} \left(\frac{dl_r}{dt} \right)^{-1}$ の関係



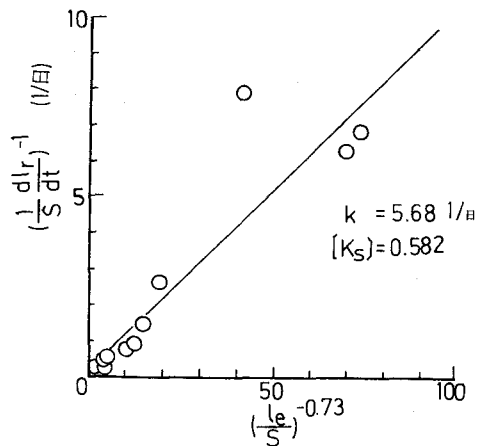
第2-1-5図 有機物酸化反応における
 n 決定のための解析図

第2項 硝化の動力学恒数($\frac{Y_N}{\alpha}$, b_N , αk_N
 K_N)決定

第2-1-2表の成績を用いて、(2-1-24)式の $\frac{1}{t_s}$ と $\frac{1}{S} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_N$ をプロットすると、第2-1-7図のように直線関係が得られ、 $Y_N/\alpha = 4.17$ 、 $b_N = 0.053$ 1/日の値を得た。但し、 $(dN_{kr}/dt)_N$ の値は(2-1-28)式より計算した。又、run-2のポイントは直線から大巾にずれたので除外した。このことは、活性汚泥中の硝化菌の存在割合が、 $t_s \approx 1.0$ 日で大きく変化することを示唆している。

次に、(2-1-29)式の Lineweaver-Burk

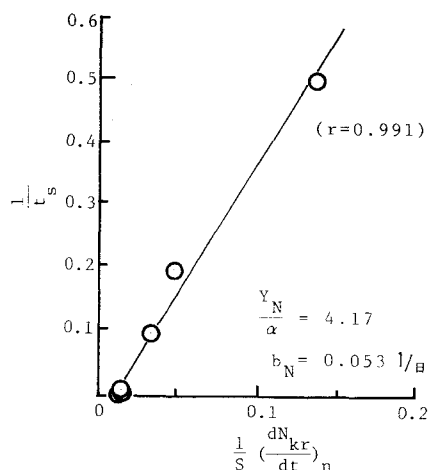
プロットをとると、第2-1-8図に示したように直線関係が得られ、 $\alpha k_N = 0.138$ 1/日、 $K_N =$



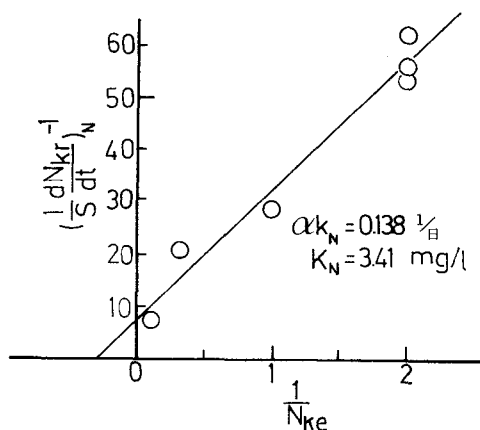
第2-1-6図 $\left(\frac{l_e}{S} \right)^{-0.73}$ と $\frac{1}{S} \left(\frac{dl_r}{dt} \right)^{-1}$ の関係

3.41 mg TKN/ℓ の値を得た。

以上の解析では、活性汚泥中の硝化菌の割合が大巾に変化せず、はば一定と考えられる $t_s > 2.0$ 日のデータを用いた。



第 2-1-7 図 活性汚泥法における
 $\frac{1}{t_s}$ と $\frac{1}{S} \left(\frac{dN_{kr}}{dt} \right)_n$ の関係



第 2-1-8 図 活性汚泥による硝化反応
の Lineweaver- Burk
プロット

第 3 項 活性汚泥中の硝化菌の割合(α)の決定

活性汚泥中の硝化菌の計測には、MPN法(最確法)⁽⁴⁾と Srinath and Loehr⁽⁶⁾の提案している比活性係数法がある。後者の方法には仮定が多く、標準菌として採用する硝化菌の種類により硝化菌濃度の測定値が変動する欠点がある。そこで、 α 値決定のために、MPN法で活性汚泥中の亜硝酸菌数と硝酸菌数を、又活性汚泥抽出培養基による平板培養法⁽⁵⁾で活性汚泥生菌数をそれぞれ測定した。

試験活性汚泥には、活発に硝化反応の起きている都市下水処理場設置のパイロットプラントの活性汚泥を用いた。第 2-1-3 表はその試験成績である。 α 値を(亜硝酸菌数+硝酸菌数)/活性汚

第 2-1-3 表 活性汚泥中の硝化菌存在割合

	MLSS (mg/ℓ)	活性汚泥 生菌数	亜硝酸菌数	硝酸菌数	α 値 *
活性汚泥	5,760	4.45×10^8	1.75×10^3	1.6×10^6	0.00360
活性汚泥	7,000	5.40×10^8	1.8×10^5	1.7×10^6	0.00348
活性汚泥**		3.60×10^7	1.2×10^5	2.3×10^4	0.00397

* $\alpha = (\text{亜硝酸菌数} + \text{硝酸菌数}) / \text{活性汚泥生菌数}$

** 須藤⁽⁹⁾のデータを使用

泥生菌数とすると、2回の測定の前平均値から $\alpha=0.0035$ と決定された。この値は、須藤⁽⁹⁾の報告しているデータを使用して計算した α 値とも良く一致する。

第5節 動力学的考察

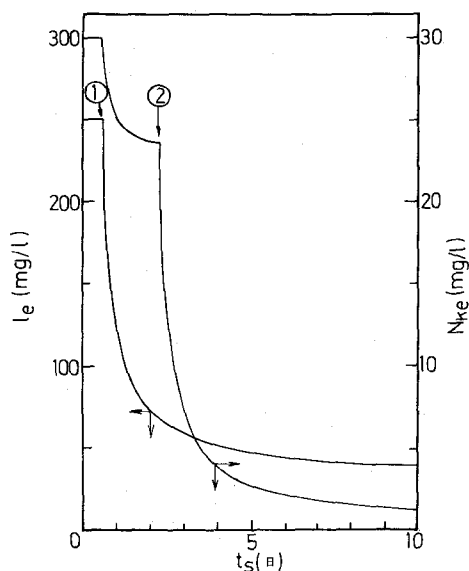
活性汚泥の有機物酸化と硝化の反応について、前述の動力学式と実験的に求めた動力学恒数(第2-1-4表)を用いて、以下に活性汚泥法運転操作の条件(第2-1-5表)を仮設して、その動力学解析を試みた。

第2-1-4表 活性汚泥の有機物酸化と硝化の動力学恒数

生物反応	動力学恒数
有機物酸化	$Y = 0.337$
	$b = 0.0845 \text{ 1/日}$
	$k = 5.68 \text{ 1/日}$
	$[K_S] = 0.582$
	$n = 0.73$
硝化	$\frac{Y_N}{\alpha} = 4.17$
	$b_N = 0.053 \text{ 1/日}$
	$\alpha k_N = 0.138 \text{ 1/日}$
	$K_N = 3.41 \text{ mg/1 TKN}$
	$\alpha = 0.0035$

第2-1-5表 活性汚泥法運転操作の仮設条件

Q_S	24.0	1/日
V	5.25	1
t_d	0.219	日
ℓ_s	250	mg/1 COD_{Cr}
$N_{\text{Ts}} = N_{\text{ks}}$	30	mg/1 TKN
Temp.	20	℃
S_e	0	mg/1



第2-1-9図 t_s 値と ℓ_e 、 N_{ke} の関係

- ① 有機物酸化菌が washout
- ② 硝化菌が washout

* 流入下水には、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ を含まない。

第1項 t_s 値と処理水質 (ℓ_e , N_{ke}) の関係

t_s 値の変動に伴う処理水質の変動を(2-1-31)式と(2-1-33)式で計算、図示すると第2-1-9図のようになる。 t_s 値の増加に伴い、 ℓ_s , N_{ke} 濃度が減少する。その傾向は、 $t_s=1\sim5$ 日では顕著であるが、 $t_s > 10$ 日では極めて緩徐である。又、図示したように有機物酸化菌と硝化菌が、活性汚泥法の処理施設から流出する(t_s)_{min} 値(限界 t_s 値)は、有機物酸化菌では0.55日、硝化菌では2.2日である。

又、(t_s)_{min} は次のように予測することもできる。

(2-1-20)式、(1-2-5)式から

$$\frac{1}{t_s} = Y \frac{k \left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n}{[K_S] + \left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n} - b \quad \dots\dots\dots (2-1-41)$$

ここで、 $Yk = \mu_m$ (最大比増殖速度)とおくと

$$\frac{1}{t_s} = \mu_m \frac{\left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n}{K_S + \left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n} - b \quad \dots\dots\dots (2-1-42)$$

(t_s)_{min} は、 $K_S \ll \left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n$ の場合の t_s 値と考えられるから、(2-1-42)式は次式で示される。

$$(\mathbf{t_s})_{min} = \frac{1}{\mu_m - b} \quad \dots\dots\dots (2-1-43)$$

硝化菌の場合も同様に

$$(\mathbf{t_s})_{min} = \frac{1}{\mu_m - b_N} \quad \dots\dots\dots (2-1-44)$$

ここで、 $\mu_m = Y_N k_N$ である。(2-1-43)式、(2-1-44)式から有機物酸化と硝化の(t_s)_{min} をそれぞれ求めると、有機物酸化の(t_s)_{min} は0.547日、硝化の(t_s)_{min} は1.91日となる。(2-1-43)式から計算した有機物酸化の(t_s)_{min} 値は、第2-1-9図から求めた(t_s)_{min} と一致する。しかし、(2-1-44)式から計算される硝化の(t_s)_{min} は、第2-1-8図から求めた値よりも僅かに低い。この差は、(2-1-44)式を導くときの仮定($K_N \ll N_{ke}$)が成立しないことに起因する。つまり、 $K_N \ll N_{ke}$ の仮定が成立するのは、流入廃水濃度が高い場合で、この場合には第2-1-9図から求めた(t_s)_{min} 値と、(2-1-44)式から求めた(t_s)_{min} 値とが一致する。しかし、ここで仮定した流入下水濃度は、通常の都市下水とほぼ同程度のものであることから、第2-1-9図から求めた(t_s)_{min} 値は、都市下水の活性汚泥処理に応用できるものと考えられる。

活性汚泥法で硝化反応の起こる(t_s)_{min} 値は、処理温度と処理廃水の水質により変るもので、第2-1-6表に既往の研究報告からの硝化の(t_s)_{min} 値を一括表示した。温度20℃では、約2日程度

の値が多く、著者らの値とはほぼ一致する。

第2-1-6表 活性汚泥法における硝化反応の $(t_s)_{min}$ 値

$(t_s)_{min}$ (日)	Temp. (°C)	文 献
1.0	30	Poduska & Andrews ⁽¹⁰⁾
1.8	20	"
1.5	18	Beckman ⁽¹¹⁾
2.0 以下	20	Lawrence & Brown ⁽¹²⁾
4.0 近辺	8	"
3.0	20	Stover & Kincannon ⁽¹³⁾
1.5	23	Adams & Eckenfelder ⁽¹⁴⁾
2.4	20	本 研 究

第2項 活性汚泥濃度(S)と余剰汚泥生産速度(P_s)に及ぼす t_s 値の影響

第2-1-4表の動力学恒数と第2-1-5表の仮設条件を(2-1-34)式と(1-2-11)式に入れ込んで、各 t_s 値におけるSと P_s の値を計算し、これを図示すると第2-1-10図のようになる。即ち、活性汚泥濃度(S)は t_s の増加とともに増大するが、 P_s は、 t_s ＝約2.5日でピークを示し、4日以後はゆるやかに減少する。

第3項 流入炭素、窒素の活性汚泥と流出水への分配挙動に及ぼす t_s 値の影響

t_s 値の変動に伴って流入廃水中の炭素、窒素がどのような形態で、どのような区分に分配されるかを検討した。

● 流入炭素の分配

一般的な有機化合物についての COD_{Cr} 法での酸化率⁽¹⁵⁾はほぼ100%近く得られるので、 COD_{Cr} とTOCの間には次式が成立する。

$$COD_{Cr} = 2.67 (TOC) \quad \dots\dots (2-1-45)$$

ここで、活性汚泥微生物の組成式が $C_5H_7NO_2$ ⁽³⁾で示されるとすると、一日当り余剰汚泥として系外に引き抜かれるTOC量(W_{TOC})は次式から推算できる。

$$W_{TOC} = \frac{60}{113} P_s + \frac{1}{2.67} Q_w l_e \quad \dots\dots (2-1-46)$$

又、活性汚泥の呼吸で CO_2 として系外に排出される炭素量(R_{TOC})は次式で示される。

$$R_{TOC} = \frac{1}{2.67} [Q_s l_s - (Q_s - Q_w) l_e] - W_{TOC} \quad \dots\dots (2-1-47)$$

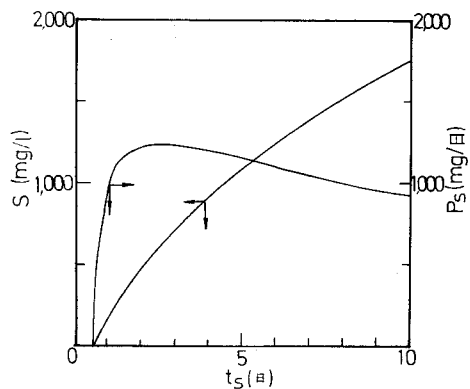
(2-1-46)式を(2-1-47)式に代入すると

$$R_{TOC} = \frac{Q_s}{2.67} (l_s - l_e) - \frac{60}{113} P_s \quad \dots\dots (2-1-48)$$

又、処理水中に含まれて系外に排出される炭素量 (E_{TOC}) は次式で示される。

$$E_{\text{TOC}} = \frac{1}{2.67} (Q_S - Q_W) l_e \quad \dots\dots\dots (2-1-49)$$

以上、(2-1-46)式の W_{TOC} (2-1-48)式の R_{TOC} 、(2-1-49)式の E_{TOC} に先の(2-1-31)式と(1-2-11)式を入れ込んで、各 t_s 値における各値を計算して、その分配率をそれぞれ図示す



第 2-1-10 図 t_s 値と S 、 P_s の関係

ると第 2-1-11 図のようになる。即ち、通常の活性汚泥法 ($t_s = 5 \sim 10$ 日) では、流入 TOC 量の約 54～63 % が CO_2 として、約 23～28 % が余剰汚泥の引き抜きにより系から除去されることが判る。

● 流入窒素の分配

余剰汚泥中の窒素量は、(2-1-38)式を(2-1-36)式に代入した次式から求められる。

$$W_N = 0.124 P_S + Q_W \left(N_{\text{TS}} - \frac{0.124}{Q_S} P_S \right) \quad \dots\dots\dots (2-1-50)$$

処理水中に含まれて系外に排出される TKN 量 (E_{ke}) は次式で示される。

$$E_{\text{ke}} = (Q_S - Q_W) N_{\text{ke}} \quad \dots\dots\dots (2-1-51)$$

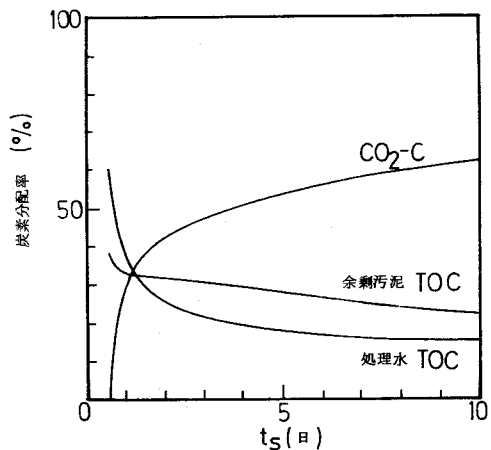
更に、処理水中に含まれて系外に排出される $\text{NO}_3 - \text{N}$ 量 (E_{oe}) は

$$E_{\text{oe}} = (Q_S - Q_W) N_{\text{oe}} \quad \dots\dots\dots (2-1-52)$$

(2-1-51)式に(2-1-27)式を代入すると

$$E_{\text{oe}} = (Q_S - Q_W) (N_{\text{Te}} - N_{\text{ke}}) \quad \dots\dots\dots (2-1-53)$$

以上、(2-1-50)式の W_N 、(2-1-51)式の E_{ke} 、(2-1-53)式の E_{oe} に、先の(1-2-11)式、(2-1-33)式、(2-1-38)式を入れ込んで、各 t_s 値における各値を計算して、その分配率をそれぞれ図示すると第 2-1-12 図のようになる。



第 2-1-11 図 流入炭素の余剰汚泥-C 処理水-C、呼吸代謝 $\text{CO}_2 - \text{C}$ への分配挙動に及ぼす t_s の影響

図示したように、 t_s が 5 ～ 10 日の範囲では、流入窒素の約 18 ～ 23 % が汚泥の引き抜きに伴って系から除去され、約 68 ～ 78 % が汚泥中の硝化菌の働きで、 $\text{NO}_3 - \text{N}$ に変換され、処理水に含まれ排出される。

第 4 項 COD_{Cr} と Total-N の除去率に及ぼす t_s の影響

COD_{Cr} 除去率は $(l_s - l_e)/l_s \times 100$ 、又 Total-N 除去率 $(N_{\text{Ts}} - N_{\text{Te}})/N_{\text{Ts}} \times 100$ で示されるから、これに先の (2-1-31) 式、(2-1-38) 式をそれぞれ入れ込んで、各 t_s 値における除去率を計算し、図示すると第 2-1-12 図のようになる。

COD_{Cr} 除去率は、 $t_s > 5$ 日で約 80 % 以上になるが、Total-N 除去率は、 $t_s =$ 約 2 日前後で最高の 21 % になり、以後 t_s 値の増大に伴い漸減する。これは、活性汚泥法の Total-N は、脱窒工程がなければ、汚泥生育による窒素摂取のみで除去されることを示している。先の第 2-1-9 図で示したように、 N_{ke} は t_s の増大に伴って大巾に減少するが、硝化反応の進行に伴い処理水 $\text{NO}_3 - \text{N}$ 濃度が増加するため、Total-N 除去は向上しないことになる。

第 5 項 硝化率 ($N_{\text{oe}}/N_{\text{Ts}}$)、処理水硝酸全窒素比 ($N_{\text{oe}}/N_{\text{Te}}$) に及ぼす t_s 値の影響

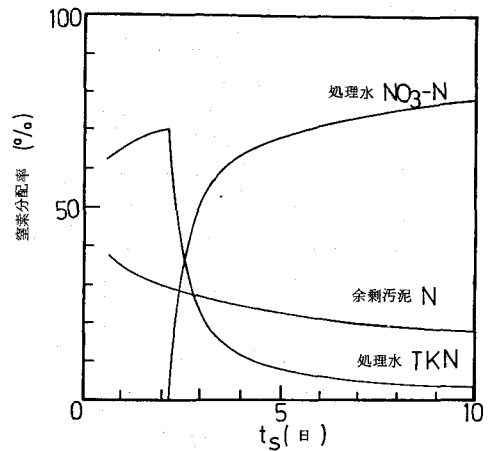
処理水の $\text{NO}_3 - \text{N}$ 濃度 (N_{oe}) は、(2-1-27) 式から ($N_{\text{Te}} - N_{\text{ke}}$) で表わされるから、($N_{\text{oe}}/N_{\text{Ts}}$) と ($N_{\text{oe}}/N_{\text{Te}}$) は次のようになる。

$$\frac{N_{\text{oe}}}{N_{\text{Ts}}} = \frac{N_{\text{Te}} - N_{\text{ke}}}{N_{\text{Ts}}} \quad \dots\dots\dots (2-1-54)$$

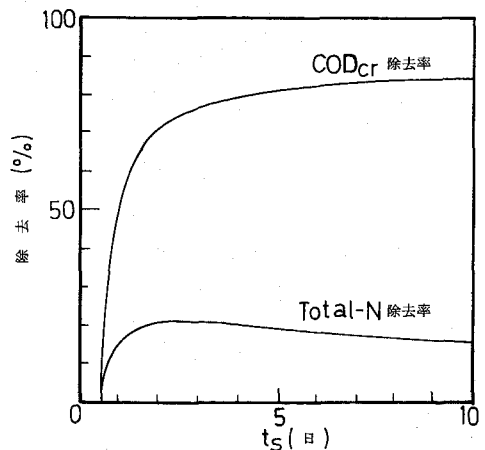
又、

$$\frac{N_{\text{oe}}}{N_{\text{Te}}} = \frac{N_{\text{Te}} - N_{\text{ke}}}{N_{\text{Te}}} \quad \dots\dots\dots (2-1-55)$$

(2-1-54) 式、(2-1-55) 式に、先の (2-1-



第 2-1-12 図 流入窒素の余剰汚泥窒素、処理水 TKN、処理水 $\text{NO}_3 - \text{N}$ への分配挙動

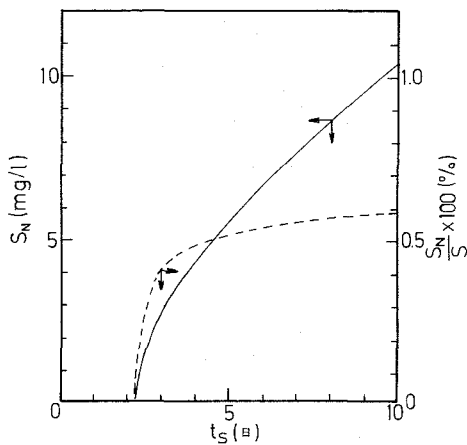


第 2-1-13 図 t_s と COD_{Cr} 、Total-N 除去率の関係

33) 式, (2-1-38) 式を入れ込んで, 各 t_s における (N_{oe}/N_{Ts}) , (N_{oe}/N_{Te}) を計算して, 図示すると第2-1-14図のようになる。図から, t_s を5.5日以上とれば, 70%以上の硝化率が達成され, 処理水 Total-N の90%以上が NO_3-N の型をとることが判る。

第6項 硝化菌濃度 (S_n) に及ぼす t_s の影響

(2-1-40) 式に, 第2-1-4 表の動力学恒数と α 値, それに (2-1-33) 式の N_{ke} , (2-1-38) 式の N_{Te} の値を入れ込んで, 各 t_s 値における硝



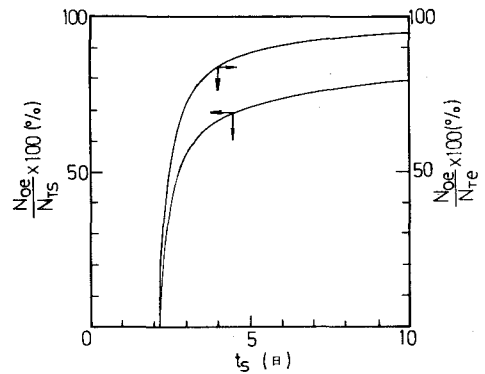
第2-1-15図 活性汚泥中の硝化菌濃度 (S_n) 及びその存在割合 (S_n/S) と t_s 値の関係

菌が活性汚泥に含まれている。活性汚泥中の硝化菌の割合 ($\alpha = S_n/S$) は, t_s の増加につれて活性汚泥濃度 (S) も増加するため, $t_s > \text{約} 5$ 日ではその増加の割合はゆるやかとなり, $t_s = 5$ 日で0.52%, $t_s = 10$ 日で0.59%となった。

第6節 要 約

活性汚泥法における有機物酸化菌と硝化菌の増殖を実験的, 動力学的にとらえ, 有機物酸化と硝化反応の相互関係と活性汚泥中の硝化菌の挙動を検討し, 次の結果を得た。

1. 活性汚泥法による合成下水処理実験のデータを動力学的に解析し, 有機物酸化反応と硝化反応の動力学恒数を求め, $Y = 0.337$, $b = 0.0845 \text{ 1/日}$, $k = 5.681 \text{ 1/日}$, $[K_S] = 0.582$, $n = 0.73$
 $\frac{Y_n}{\alpha} = 4.17$, $b_n = 0.053 \text{ 1/日}$, $\alpha k_n = 0.138 \text{ 1/日}$, $K_n = 3.41 \text{ mg TKN/l}$ の値を得た。
2. 活性汚泥中の硝化菌の割合 (α) を, 亜硝酸菌, 硝酸菌をMPN法, 活性汚泥生菌数を活性汚泥抽出培養基による平板培養法でそれぞれ測定して, $\alpha = 0.00354$ と決定した。



第2-1-14図 t_s 値と硝化率並びに N_{oe}/N_{Te} 比の関係

化菌濃度 (S_n) を計算する。同時に, (2-1-34) 式の活性汚泥濃度 (S) も計算し, S_n , S_n/S と t_s 値との関係を図示すると第2-1-15図のようになる。この図からわかるように, 硝化菌は $t_s > \text{約} 2.3$ 日で活性汚泥中出现するようになり, $t_s = \text{約} 5$ 日で 5.6 mg/l , $t_s = \text{約} 10$ 日で 10.5 mg/l の硝化

3. 前記動力学恒数を用い、仮設条件下の活性汚泥法について、運転操作変数(t_s)値と処理水質との関係を動力的に検討した。有機物分解菌が $t_s=0.55$ 日、硝化細菌が $t_s=2.2$ 日で活性汚泥が処理施設から流出することが判った。
4. 活性汚泥法運転操作の仮設条件下で、 t_s 値の変動に伴う炭素、窒素の分配挙動を動力的に検討した。標準的な運転操作域($t_s=5\sim10$ 日)では、流入TOCの54~63%が CO_2 として、23~28%が余剰汚泥として系外に除去される。一方、流入TKNは、 $t_s=5\sim10$ 日の運転操作で18~23%が余剰汚泥として系外に除去され、68~78%が硝化菌の働きを受け、 NO_3-N に変換される。又、 t_s を5.5日以上とれば、70%以上の硝化率が達成され、処理水Total-Nの90%以上が NO_3-N の型をとることが判った。
5. 仮設条件下の活性汚泥法では、活性汚泥の硝化菌濃度は t_s 値の増大に伴って増加し、 $t_s=5$ 日で 5.5 mg/l 、 $t_s=10$ 日で 10.4 mg/l となった。活性汚泥中で硝化菌の占める重量%は $t_s=5$ 日で0.52%、 $t_s=10$ 日で0.59%と予測された。

記 号	
V	: 曝気槽容量 (l)
Q_s	: 流入廃水量 (l/日)
Q_w	: 引き抜き汚泥量 (l/日)
t_s	: 平均細胞滞留時間 (日)
t_d	: 曝気槽滞留時間 (日)
$(t_s)_{mn}$	: 限界 t_s (日)
S	: 曝気槽内活性汚泥濃度 (mg/l)
S_e	: 処理水中の活性汚泥濃度 (mg/l)
S_n	: 曝気槽内硝化菌濃度 (mg/l)
S_{Ne}	: 処理水中の硝化菌濃度 (mg/l)
ℓ_s	: 流入水 COD_{Cr} 濃度 (mg/l)
ℓ_e	: 処理水 " (mg/l)
ℓ_r	: 除去 " (mg/l)
N_{Ts}	: 流入水Total-N濃度 (mg/l)
N_{ks}	: 流入水TKN濃度 (mg/l)
N_{Te}	: 処理水Total-N濃度 (mg/l)
N_{ke}	: 処理水TKN濃度 (mg/l)
N_{He}	: 処理水 NH_4-N 濃度 (mg/l)

N_{oe}	: 処理水 $NO_3 - N$ 濃度	(mg/ℓ)
N_{kr}	: 除去 TKN 濃度	(mg/ℓ)
Y	: 有機物酸化に関与する活性汚泥微生物の収率係数	(mg/mg)
b	: 有機物酸化に関与する活性汚泥微生物の自己分解係数	($1/\text{日}$)
k	: 最大比 COD_{cr} 除去速度	($1/\text{日}$)
K_S	: COD_{cr} 飽和恒数	(mg/ℓ)
$[K_S]$	: 修正飽和恒数	($-$)
Y_N	: 硝化菌の収率係数	(mg/mg)
b_N	: 硝化菌の自己分解係数	($1/\text{日}$)
k_N	: 硝化菌の最大比 TKN 除去速度	($1/\text{日}$)
K_N	: 硝化菌による TKN 除去反応における飽和恒数	(mg/ℓ)
P_S	: 余剰汚泥生産速度	($mg/\text{日}$)
α	: 活性汚泥濃度と硝化菌濃度との比	($-$)
t	: 時間	(日)
m	: 恒数	
n	: 恒数	
W_{TOC}	: 余剰汚泥として一日当り系外に除去される TOC 量	($mg\text{TOC}/\text{日}$)
R_{TOC}	: 呼吸代謝で一日当り除去される TOC 量	($mg\text{TOC}/\text{日}$)
E_{TOC}	: 処理水中に含まれ一日当り系外に排出される TOC 量	($mg\text{TOC}/\text{日}$)
W_N	: 余剰汚泥として一日当り系外に除去される N 量	($mg\text{N}/\text{日}$)
E_{ke}	: 処理水中に含まれ一日当り系外に排出される TKN 量	($mg\text{N}/\text{日}$)
E_{oe}	: 処理水中に含まれ一日当り系外に排出される $NO_3 - N$ 量	($mg\text{N}/\text{日}$)

第2章 活性汚泥による脱窒反応の動力学的研究

第1節 緒 言

生物学的脱窒反応は、酸素の代りに NO_2^- 、 NO_3^- を用いる有機物酸化反応で、自然界に広く分布する *Pseudomonas* sp., *Micrococcus* sp., *Achromobacter* sp., *Bacillus* sp., 等, 他栄養細菌の働きによっている。これらの微生物は、有機物(H-donor)酸化に、 NO_2^- 、 NO_3^- を最終電子受容体(H-acceptor)として用い、2段反応(第1段反応: $\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^-$, 第2段反応: $\text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$)で NO_2^- 、 NO_3^- を N_2 ガスに還元する。

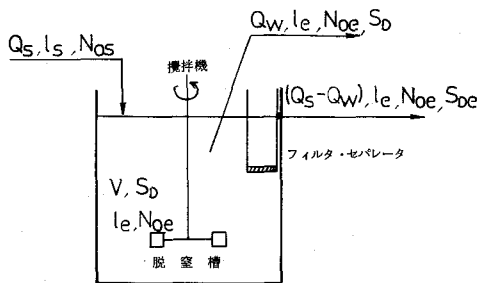
生物学的脱窒処理は、活性汚泥法とはことなり、処理水有機物濃度は勿論、処理水($\text{NO}_2 + \text{NO}_3$)—N濃度も最小となるように設計運転されなければならない。これには、生物学的脱窒反応の動力学的解析が極めて必要である。Stensel et al.⁽¹⁾は、メタノールをC-源とした生物学的脱窒プロセスに、Lawrence & McCarty⁽²⁾の動力学式を用いて検討し、有機炭素源が脱窒反応の生育制限基質であることを明らかにした。

本章では、 CH_3COONa を炭素源とし、 t_s 値と流入下水 C/N を種々かえて、脱窒反応の実験的、動力学的検討を試み、有機基質、 NO_3-N と活性汚泥の3者の挙動を明らかにした。

第2節 理論的背景

第1項 動力学基礎式

今第2-2-1図に示したように、活性汚泥の引き抜きを直接脱窒槽から行う、完全混合型連続脱窒試験装置を考えると、脱窒槽内での活性汚泥、有機基質(COD_{Cr})、 NO_3-N の物質収支はそれぞれ次の各式で示される。



$$V \left(\frac{dS_d}{dt} \right)_v = V \left(\frac{dS_d}{dt} \right) - [(Q_s - Q_w) S_{de} + Q_w S_d] \quad \dots\dots\dots (2-2-1)$$

$$V \left(\frac{d\ell_e}{dt} \right)_v = Q_s (\ell_s - \ell_e) - V \left(\frac{d\ell_r}{dt} \right) \quad \dots\dots\dots (2-1-2)$$

$$V \left(\frac{dN_{oe}}{dt} \right)_v = Q_s (N_{os} - N_{oe}) - V \left(\frac{dN_{or}}{dt} \right) \quad \dots\dots\dots (2-2-2)$$

第2-2-1図 脱窒反応槽模式図

V	: 脱窒槽容量	(ℓ)
Q_s	: 流入廃水量	($\ell/\text{日}$)
Q_w	: 引き抜き汚泥量	($\ell/\text{日}$)
S_d	: 脱窒槽汚泥濃度	(mg/ℓ)
S_{de}	: 処理水	" (mg/ℓ)
ℓ_s	: 流入水 COD_{Cr} 濃度	(mg/ℓ)
ℓ_e	: 処理水	" " (mg/ℓ)
N_{os}	: 流入水 NO_3-N	" (mg/ℓ)
N_{oe}	: 処理水	" " (mg/ℓ)

$$\left(\frac{dS_d}{dt} \right)_v : \text{活性汚泥濃度の変化速度 } (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{dS_d}{dt} \right) : \text{活性汚泥の増殖速度 } (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{d\ell_e}{dt}\right)_v : \text{有機基質 (COD}_{Cr}\text{) 濃度の変化速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right) : \text{有機基質除去速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{dN_{oe}}{dt}\right)_v : \text{NO}_3\text{-N 濃度の変化速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

$$\left(\frac{dN_{or}}{dt}\right) : \text{NO}_3\text{-N 除去速度} \quad (\text{mg}/\ell \cdot \text{日})$$

但し、上記物質収支式で、流入廃水中に活性汚泥浮遊物や微生物が含まれないものとした。(2-2-1)式、(2-1-2)式、(2-2-2)式を書きかえると次式で示される。

$$\frac{1}{S_d} \left(\frac{dS_d}{dt}\right) = \frac{(Q_s - Q_w) S_{de} + Q_w S}{V S_d} + \frac{1}{S_d} \left(\frac{dS_d}{dt}\right)_v \quad \dots\dots\dots (2-2-3)$$

$$\frac{1}{S_d} \left(\frac{d\ell_r}{dt}\right) = \frac{Q_s (\ell_s - \ell_e)}{V S_d} - \frac{1}{S_d} \left(\frac{d\ell_e}{dt}\right)_v \quad \dots\dots\dots (2-2-4)$$

$$\frac{1}{S_d} \left(\frac{dN_{or}}{dt}\right) = \frac{Q_s (N_{os} - N_{oe})}{V S_d} - \frac{1}{S_d} \left(\frac{dN_{oe}}{dt}\right)_v \quad \dots\dots\dots (2-2-5)$$

ここで、活性汚泥の平均細胞滞留時間(t_s)を定義すると次式のようなになる。

$$t_s = \frac{V S_d}{(Q_s - Q_w) S_{de} + Q_w S_d} \quad \dots\dots\dots (2-2-6)$$

(2-2-3)式と(2-2-6)式から

$$\frac{1}{S_d} \left(\frac{dS_d}{dt}\right) = \frac{1}{t_s} + \frac{1}{S_d} \left(\frac{dS_d}{dt}\right)_v \quad \dots\dots\dots (2-2-7)$$

定常状態では、 $\left(\frac{dS_d}{dt}\right)_v = 0$ 、 $\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_v = 0$ 、 $\left(\frac{dN_{or}}{dt}\right)_v = 0$ であるから、(2-2-7)式、

(2-2-4)式、(2-2-5)式は次のようになる。

$$\frac{1}{t_s} = \frac{1}{S_d} \left(\frac{dS_d}{dt}\right) \quad \dots\dots\dots (2-2-8)$$

$$\frac{d\ell_r}{dt} = \frac{Q_s}{V} (\ell_s - \ell_e) \quad \dots\dots\dots (2-1-15)$$

$$\frac{dN_{or}}{dt} = \frac{Q_s}{V} (N_{os} - N_{oe}) \quad \dots\dots\dots (2-2-9)$$

第2項 活性汚泥脱窒菌の有機物除去動力学式

NO₃-O 存在のanoxic条件下の活性汚泥脱窒細菌の増殖と有機物(COD_{Cr})除去の間には、遊離O₂存在の好気条件下の活性汚泥の増殖と有機物除去の関係と同様に、次式が成立する。

$$\frac{1}{S_D} \frac{dS_D}{dt} = Y_D \frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} - b_D \quad \dots\dots\dots (2-2-10)$$

ここで、Y_D、b_Dはそれぞれanoxic条件下での汚泥の収率係数、自己分解係数を示す。

脱窒反応における有機物除去速度 $1/S_D \cdot d\ell_r/dt$ は次式に示すように有機基質(ℓ_e)以外にNO₃-N(N_{Oe})によっても影響される。

$$\frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} = k_D \frac{\ell_e}{K_{SD} + \ell_e} \frac{N_{Oe}}{K_O + N_{Oe}} \quad \dots\dots\dots (2-2-11)$$

こゝで、k_Dは最大比COD_{Cr}除去速度(1/日)、k_{SD}はCOD_{Cr}にかゝわる飽和恒数(mg/l)、k_DはNO₃-Nにかゝわる飽和恒数(mg/l)である。(2-2-11)式に、橋本⁽³⁾の修正 Michaelis-Menten 式に概念を適用すると、

$$\frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} = k_D \frac{\left(\frac{\ell_e}{S_D}\right)^n}{\left\{[K_{SD}] + \left(\frac{\ell_e}{S_D}\right)^n\right\}} \frac{\left(\frac{N_{Oe}}{S_D}\right)^{n'}}{\left\{[K_O] + \left(\frac{N_{Oe}}{S_D}\right)^{n'}\right\}} \quad \dots\dots\dots (2-2-12)$$

こゝで、[K_{SD}]は、COD_{Cr}にかゝわる修正飽和恒数(-)、[K_O]は、NO₃-Nにかゝわる修正飽和恒数、n、n'は恒数である。

(2-2-11)式、(2-2-12)式から

$$K_{SD} = [K_{SD}] S_D^n \ell_e^{1-n} \quad \dots\dots\dots (2-2-13)$$

$$K_O = [K_O] S_D^{n'} N_{Oe}^{1-n'} \quad \dots\dots\dots (2-2-14)$$

(2-2-12)式の逆数をとると

$$\frac{1}{\frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt}} = \frac{[K_{SD}]}{k_D} \frac{1}{\left(\frac{\ell_e}{S_D}\right)^n} + \frac{1}{k_D} \left\{ \frac{[K_O] \left(\frac{[K_{SD}]}{S_D^n} + 1\right)}{\left(\frac{N_{Oe}}{S_D}\right)^{n'}} \right\} \quad \dots\dots\dots (2-2-15)$$

第4節の実験結果でべるように、(2-2-15)式中の左辺 $(1/S_D \cdot d\ell_r/dt)^{-1}$ と $(\ell_e/S_D)^{-n}$ のプロットは直線となる。(2-2-15)式が直線関係をとるためには、右辺第2項中の $\left\{ [K_O] ([K_{SD}] S_D^n / \ell_e^n + 1) / (N_{Oe} / S_D)^{n'} \right\} = \text{一定でなければならない}$ 。こゝで、[K_O]、[K_{SD}]は正の恒数である。第4節の実験データによれば、 ℓ_e は26~110mg/l、N_{Oe}は4.8~110mg/l、S_Dは1.027~5,700mg/lの範囲でそれぞれ変化するので、 $\left\{ [K_O] ([K_{SD}] S_D^n / \ell_e^n + 1) / (N_{Oe} / S_D)^{n'} \right\} = \text{一定とみなせるには、}[K_O] \approx 0$ で著しく小さくなければならないことが判る。

従って、 $[K_0] \ll (N_{0e}/S_D)^{n'}$ となり(2-2-12)式は

$$\frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} = k_D \frac{\left(\frac{\ell_e}{S_D}\right)^n}{[K_{SD}] + \left(\frac{\ell_e}{S_D}\right)^n} \quad \dots\dots\dots (2-2-16)$$

(2-2-10)式中の Y_D, b_D は次のようにして決定できる。(2-2-8)式と(2-2-10)式から

$$\frac{1}{t_S} = Y_D \frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} - b_D \quad \dots\dots\dots (2-2-17)$$

(2-2-17)式の運転操作パラメータ($1/t_S$)と $1/S_D \frac{d\ell_r}{dt}$ をプロットし、得られる直線の傾斜から Y_D が、たて軸切片から b_D がそれぞれ決定できる。(2-2-16)式中の動力学恒数($k_D, [K_{SD}]$)は次の逆数プロットから、又、 n は前章の橋本の方法⁽³⁾で決定できる。

$$\frac{1}{\frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt}} = \frac{[K_{SD}]}{k_D} \frac{1}{\left(\frac{\ell_e}{S}\right)^n} + \frac{1}{k_D} \quad \dots\dots\dots (2-2-18)$$

(2-2-18)式の $(1/S_D \frac{d\ell_r}{dt})^{-1}$ と $(\ell_e/S)^{-n}$ のプロットから得られる直線のたて軸切片と傾斜から $k_D, [K_{SD}]$ がそれぞれ決定できる。

第3項 活性汚泥脱窒菌の NO_3-N 除去動力学式

活性汚泥微生物の増殖と生命維持に必要なエネルギーの供給に酸素が必要で、その酸素量は一般に次式で示される。⁽⁴⁾

$$\frac{1}{S} \frac{dO_2}{dt} = a \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} + b' \quad \dots\dots\dots (2-2-19)$$

こゝで a は除去された有機基質のうち増殖のためのエネルギーを供給するのに利用される割合、 b' は、内生呼吸による酸素摂取速度($mg O_2/mg MLSS \cdot 日$)、 $1/S \frac{dO_2}{dt}$ は活性汚泥の呼吸速度($mg O_2/mg MLSS \cdot 日$)である。

活性汚泥微生物と同様に、活性汚泥脱窒細菌も、 NO_3^- 、 NO_2^- の分子内酸素を用いて、有機物除去を達成するので、脱窒速度は(2-2-19)式と同様の次式で示される。

$$\frac{1}{S_D} \frac{dN_{Or}}{dt} = a \frac{1}{S_D} \frac{d\ell_r}{dt} + b' \quad \dots\dots\dots (2-2-20)$$

こゝで、 $1/S_D \frac{dN_{Or}}{dt}$ は脱窒速度($mg NO_3-N/mg MLSS \cdot 日$)である。(2-2-17)式、(2-2-20)式から

$$\frac{1}{t_S} = \frac{Y_D}{a} \frac{1}{S_D} \frac{dN_{Or}}{dt} - \left(\frac{Y_D b'}{a} + b_D\right) \quad \dots\dots\dots (2-2-21)$$

(2-2-21) 式の左辺 $1/t_s$ と右辺第 1 項中の $1/S (dN_{or}/dt)$ をプロットして得られる直線から、 Y_d/a と $(Y_d b'_d/a + b_d)$ の値が決定される。 Y_d と b_d 値を (2-2-17) 式のプロットからあらかじめ決定しておくと、 a 、 b' 値が決定できる。

第 4 項 活性汚泥脱窒反応のモデル予測

以上のようにして決定した動力学恒数の値を用いると、活性汚泥脱窒反応の各種因子の相互関係を予測することができる。

- 処理水有機物濃度 (ℓ_e) と t_s 値の関係

(2-2-16) 式を (2-2-17) 式に代入し、 ℓ_e について解くと

$$\ell_e = S_d \left\{ \frac{[K_{sd}](1 + b_d t_s)}{(Y_d k_d - b_d) t_s - 1} \right\}^{1/n} \quad \dots\dots\dots (2-2-22)$$

(2-2-8) 式、(2-1-15) 式、(2-2-10) 式から脱窒槽汚泥濃度 (S_d) は次式で示される。

$$S_d = \frac{Y_d (\ell_s - \ell_e)}{1 + b_d t_s} \frac{t_s}{t_d} \quad \dots\dots\dots (2-2-23)$$

ここで、 $t_d = \frac{V}{Q_s}$ (曝気槽内滞留時間) である。

(2-2-23) 式を (2-2-22) 式に代入し整理すると

$$\ell_e = \frac{\ell_s \left\{ \frac{[K_{sd}](1 + b_d t_s)}{(Y_d k_d - b_d) t_s - 1} \right\}^{1/n}}{\left\{ \frac{[K_{sd}](1 + b_d t_s)}{(Y_d k_d - b_d) t_s - 1} \right\}^{1/n} + \frac{t_d}{Y_d} (1 + b_d t_s)} \quad \dots\dots\dots (2-2-24)$$

(2-2-24) 式から、 t_s 値と ℓ_e 値との関係が得られる。

- 脱窒槽汚泥濃度 (S_d) と t_s 値の関係

(2-2-24) 式を (2-2-23) 式に代入し整理すると

$$S_d = \frac{Y t_s \ell_s}{Y_d t_s \left\{ \frac{[K_{sd}](1 + b_d t_s)}{(Y_d k_d - b_d) t_s - 1} \right\}^{1/n} + t_s (1 + b_d t_s)} \quad \dots\dots\dots (2-2-25)$$

(2-2-25) 式から、 t_s 値と S_d の関係が得られる。

- 汚泥生産速度 (P_{sd}) と t_s 値の関係

脱窒処理における活性汚泥の生産速度 (P_{sd}) は (2-2-8) 式から

$$P_{sd} = V \left(\frac{dS_d}{dt} \right) = \frac{VS_d}{t_s} \quad \dots\dots\dots (2-2-26)$$

(2-2-25) 式、(2-2-26) 式から、 t_s 値と P_{sd} の関係が得られる。

- 処理水 $NO_3-N(N_{oe})$ と、 t_s 値の関係

(2-2-20)式に、(2-2-9)式、(2-2-16)式を代入し、 N_{oe} について解くと

$$N_{oe} = N_{os} - S_d t_s \left\{ a \frac{k_d \left(\frac{le}{S_d} \right)^n}{[K_{sd}] + \left(\frac{le}{S_d} \right)^n} + b' \right\} \quad \dots\dots\dots (2-2-27)$$

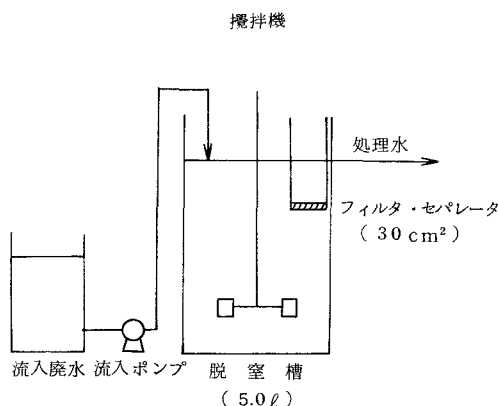
(2-2-24)式、(2-2-25)式、(2-2-27)式から t_s 値と N_{oe} の関係が得られる。

第3節 実験材料および方法

第2-2-2図に示す実験装置で、第2-2-1表の合成下水を用いて、25℃で活性汚泥の脱窒処理を行った。供試汚泥には、肉エキス、ペプトンを主体とする合成下水⁽⁵⁾にfill and draw方式で長期間(2ヶ月以上)馴養させたものを選んだ。馴養期間中の COD_{Cr} -SS負荷は $0.40 Kg/Kg \cdot 日$ に維持した。脱窒槽の攪拌は攪拌機(200rpm)で行った。脱窒槽内の活性汚泥混合液は、槽内に装着したフィルタ・セパレータ(使用フィルタ:住友3M社製、スコッチブライト印工業用パッド、type A, very fine, フィルタ面積 $30cm^2$)で固液分離され、澄明な処理水を得た。流入合成下水量は $12 l/日$ 、脱窒槽内pHは、6N HCl溶液で、pH 7.5～8.5の範囲に維持した。

第2-2-1表 合成下水の組織

成 分	g/l
KNO_3	1.30
$CH_3 COONa \cdot 3H_2O$	1.32
$NaCl$	0.083
KCl	0.023
$CaCl_2$	0.023
$MgSO_4$	0.017
K_2HPO_4	1.33
KH_2PO_4	0.167
水道水	1.0 l
pH	7.0



第2-2-2図 脱窒試験装置

NH_4-N はインドフェノール法⁽⁶⁾にて測定した。その他の分析は全て下水試験方法⁽⁷⁾によった。

第4節 実験結果

t_s 値、流入負荷を種々変化させながら、合成下水の脱窒処理実験を行った。第2-2-2表にその運転条件と処理成績を一括表示した。

第2-2-2表 CH₃COONa をC-源とする連続脱窒処理の試験成績

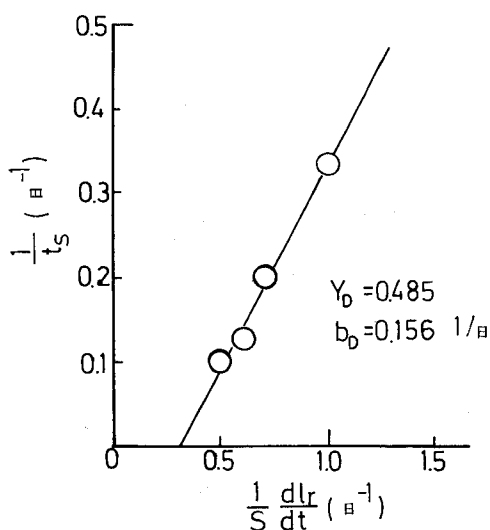
項目 実験No.	操 作 条 件				流 入 水		流出処理水	
	t _s (日)	Q _s (ℓ/日)	V (ℓ)	S _D (mg/ℓ)	COD _{Cr} (mg/ℓ)	NO ₃ -N (mg/ℓ)	COD _{Cr} (mg/ℓ)	(NO ₂ +NO ₃)-N (mg/ℓ)
1	10	12	5	2,300	536	184	49.2	7.3
2	8	12	5	1,900	543	168	55.0	10.5
3	5	12	5	1,570	530	184	63.0	22.0
4	3	12	5	1,027	538	168	110	28.0
5	*	12	5	1,870	167	150	28.0	11.0
6	*	12	5	5,000	334	150	26.0	61.7
7	*	12	5	4,800	433	150	36.0	42.5
8	*	12	5	5,300	556	150	40.0	18.5
9	*	12	5	5,700	612	150	35.0	4.8

* t_s 制御を行わず。

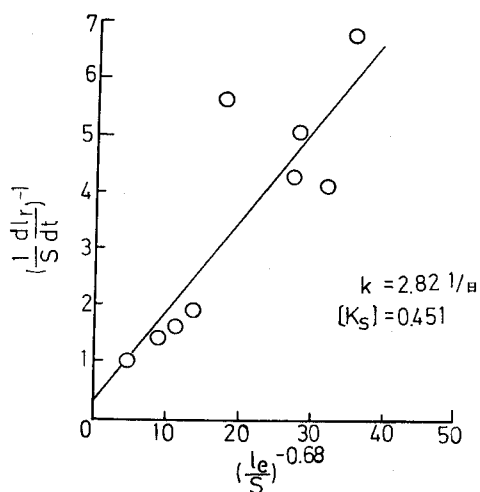
第1項 脱窒反応における有機物除去の動力学恒数(Y_D, b_D, k, [K_S])の決定

第2-2-2表の実験番号1～4の成績を用いて、(2-2-17)式の $\frac{1}{t_s}$ と $\frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt}$ をプロットすると、第2-2-2図に示す直線関係が得られ、Y_D=0.485, b_D=0.156 1/日の値を得た。

次に、脱窒反応の有機物除去速度に関する(2-2-16)式中のn値を橋本の方法⁽³⁾に従って求めると、n=0.68と決定された。この値を用いて、(2-2-18)式のプロットからk_D, [K_S]を決定した。第2-2-4図に示したように直線関係が得られ、k=2.82 1/日, [K_S]=0.451の値を得た。



第2-2-3図 脱窒反応における $\frac{1}{t_s}$ と $\frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt}$ の関係



第2-2-4図 $(\frac{l_e}{S})^{-0.68}$ と $(\frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt})^{-1}$ の関係

第2項 脱窒反応における $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去の動力学恒数(a , b')の決定

第2-2-2表の成績を用いて、(2-2-21)式の $1/t_s$ と $1/S \frac{d\text{Nor}}{dt}$ をプロットすると、第2-2-5図のように直線となり直線の傾斜から $Y_D/a = 1.63$ 、たて軸切片から $(Y_D b'/a + b_D) = 0.20$ が得られる。先の第2-2-3図から $Y_D = 0.485$ 、 $b_D = 0.156 \text{ 1/日}$ と判っているから、 $a = 0.298$ 、 $b' = 0.027 \text{ 1/日}$ となる。

第5節 動力的考察

生物学的脱窒反応について、前述の動力学式と実験的に求めた動力学恒数(第2-2-3表)を用い、生物学的脱窒法の運転条件(第2-2-4表)を仮設して、その動力学解析を試みた。

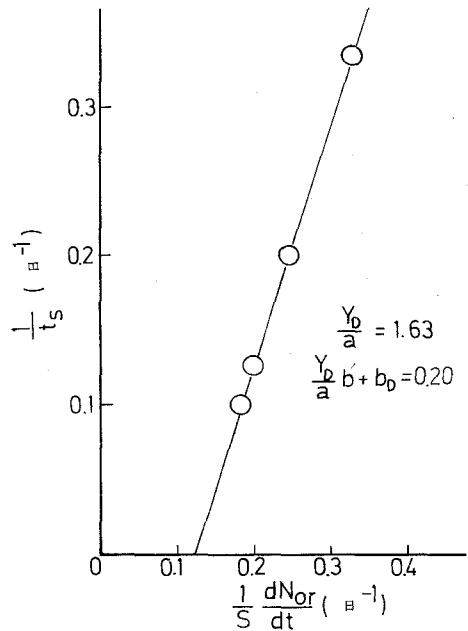
第2-2-3表 脱窒反応における動力学恒数

生物反応	動力学恒数
有機物除去	$Y_D = 0.485$
	$b_D = 0.156 \text{ 1/日}$
	$k_D = 2.82 \text{ 1/日}$
	$[K_{SD}] = 0.451$
	$n = 0.68$
$\text{NO}_3\text{-N}$ 除去	$a = 0.298$
	$b' = 0.027 \text{ 1/日}$

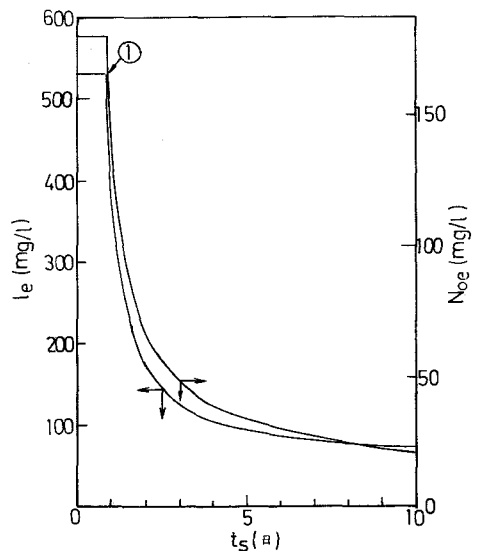
第2-2-4表 脱窒処理の仮設条件

Q_S	12 $\ell/\text{日}$
V	5.0 ℓ
t_d	0.417 日
ℓ_S	530 mg/ℓ COD_{Cr}
No_S	180 mg/ℓ $\text{NO}_3\text{-N}$
Temp	25 $^\circ\text{C}$
S_{De}	0 mg/ℓ

第1項 t_s 値と処理水質(ℓ_e , No_e)の関係
(2-2-24)式、(2-2-27)式に第2-2-3表の動力学恒数と第2-2-4表の仮設条件の値を入れ、種々の t_s 値における ℓ_e と No_e の値を計算し、図示す



第2-2-5図 脱窒反応における $1/t_s$ と $1/S \frac{d\text{Nor}}{dt}$ の関係



第2-2-6図 t_s 値と ℓ_e , No_e の関係
① 脱窒菌がwashout

ると第2-2-6図のようになる。

即ち、 t_s 値の増加とともに、 ℓ_e 、 N_{oe} の濃度は減少する。 ℓ_e は、 $t_s = 1 \sim 5$ 日で大きく変化するが、 $t_s > 10$ 日ではその減少は緩かになる。 N_{oe} も ℓ_e と同様 $t_s = 1 \sim 5$ 日で大きく変化する。 $t_s = 155$ 日で $N_{oe} = 0 \text{ mg}/\ell$ となり $180 \text{ mg}/\ell$ の流入 $\text{NO}_3\text{-N}$ が完全に脱窒される。又、図示したように脱窒菌が脱窒槽から流出する $(t_s)_{min}$ 値は、0.83 日である。

この $(t_s)_{min}$ は、次のようにして予測することもできる。(2-2-16) 式を (2-2-17) 式に代入して

$$\frac{1}{t_s} = Y_d \frac{k_d \left(\frac{\ell_e}{S_d}\right)^n}{[K_{sd}] + \left(\frac{\ell_e}{S_d}\right)^n} - b_d \quad \dots\dots\dots (2-2-28)$$

こゝで、 $Y_d k_d = \mu_{md}$ (脱窒菌の最大比増殖速度) とおくと

$$\frac{1}{t_s} = \mu_{md} \frac{\left(\frac{\ell_e}{S_d}\right)^n}{[K_{sd}] + \left(\frac{\ell_e}{S_d}\right)^n} \quad \dots\dots\dots (2-2-29)$$

$(t_s)_{min}$ は、 $K_{sd} \ll \left(\frac{\ell_e}{S_d}\right)^n$ の場合の t_s 値と考えられるから、(2-2-29) 式は次式で示される。

$$(t_s)_{min} = \frac{1}{\mu_{md} - b_d} \quad \dots\dots\dots (2-2-30)$$

(2-2-30) 式から脱窒菌の $(t_s)_{min}$ 値を計算すると、0.83 日となり、第2-2-6図から求めた $(t_s)_{min}$ 値と一致する。

第2-2-5表には、第1章で活性汚泥法の有機物酸化と硝化につき決定した $(t_s)_{min}$ 値と脱窒反応につき求めた $(t_s)_{min}$ 値の比較を示した。表から脱窒反応の $(t_s)_{min}$ 値は活性汚泥法の有機物酸化反応の $(t_s)_{min}$ 値より大きく、硝化の $(t_s)_{min}$ 値より小さいことが判る。

第2-2-5表 各種生物反応における $(t_s)_{min}$ 値

生物反応	$(t_s)_{min}$
有機物酸化	0.55 日
硝化	2.2 日
脱窒	0.83 日
脱窒	0.67 日*

第2項 脱窒槽汚泥濃度 (S_d) と汚泥生産速度 (P_{sd}) に及ぼす t_s 値の影響

* Johnson, W.K.⁽⁸⁾ の仮定値から計算

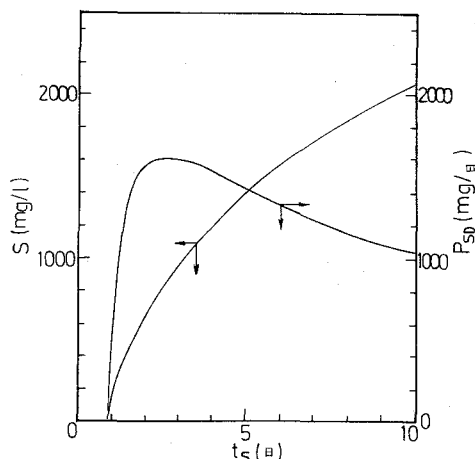
(2-2-25) 式、(2-2-26) 式に第2-2-3表の動力学恒数と第2-2-4表の仮設条件の値を入れて、種々の t_s 値における S_d と P_{sd} の値を計算し、図示すると第2-2-7図のようになる。即ち、 S_d は t_s 値の増加とともに増大するが、 P_{sd} は約 2.5 日でピークを示し、以後減少する。

第3項 COD_{Cr}とNO₃-N除去率に及ぼすt_sの影響

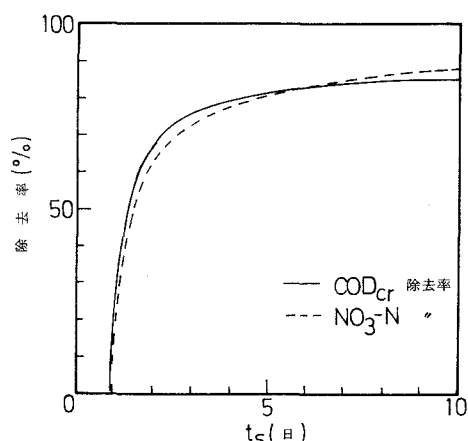
COD_{Cr} 除去率は $(l_s - l_t)/l_s \times 100$, 又は, NO₃-N 除去率は $(N_{OS} - N_{Oe})/N_{OS} \times 100$ で示されるから, これに先の(2-2-24)式の l_t と(2-2-27)式の N_{Oe} を入れて, 種々のt_s 値における両除去率を計算して図示する, 第2-2-8図のようになる。

COD_{Cr}はt_s = 4.0日で約80%, t_s = 8.0で約85%除去されるが, t_s > 約5日ではt_sの増大に伴う除去率の向上は, t_s < 約5日の場合ほど顕著ではなくなる。

NO₃-Nはt_s = 約5.5日で約80%, t_s = 約13日で約90%除去される。t_s > 約10日となるとt_s値の増大に伴い, NO₃-N除去率は増大せず, 100%のNO₃-N除去率が達成されるのはt_s = 15.5日である。



第2-2-7図 t_s 値と S, P_{sD} の関係



第2-2-8図 t_s 値と COD_{Cr}, NO₃-N 除去率の関係

第6節 要 約

生物学的脱窒反応を実験的, 動力的にとらえ, 有機基質, NO₃-N, 活性汚泥の挙動を検討し, 次の結果を得た。

1. 酢酸ソーダを炭素源とする連続脱窒試験成績を動力的に解析し, 活性汚泥脱窒反応の動力学恒数を求め, $Y_D = 0.485$, $b_D = 0.156$ 1/日, $k_D = 2.82$ 1/日, $[K_{SD}] = 0.451$, $n = 0.68$, $a = 0.298$, $b' = 0.027$ 1/日の値を得た。
2. 実験的に決定した動力学恒数を用い, 脱窒処理の運転条件を仮設して, t_s 値と処理水質, 処理効率, 活性汚泥濃度等につき検討した。即ち, t_s = 0.83 日で脱窒槽から脱窒細菌が washout し, t_s > 約5日でCOD_{Cr}, NO₃-Nとも80%以上の効率で除去されることが明らかになった。

記

号

V	:	脱窒槽容量	(ℓ)
Q_S	:	流入廃水量	($\ell/\text{日}$)
Q_W	:	引き抜き汚泥量	($"$)
S_D	:	脱窒槽汚泥濃度	(mg/ℓ)
S_{De}	:	処理水中の汚泥濃度	($"$)
ℓ_S	:	流入水 COD_{Cr} 濃度	($"$)
ℓ_e	:	処理水 $"$ $"$	($"$)
ℓ_r	:	除 去 $"$ $"$	($"$)
N_{Os}	:	流入水 NO_3-N 濃度	($"$)
N_{Oe}	:	処理水 $"$ $"$	($"$)
N_{Or}	:	除 去 $"$ $"$	($"$)
t_S	:	平均細胞滞留時間	(日)
$(t_S)_{mn}$	:	限界 t_S	($"$)
t_d	:	脱窒槽滞留時間	($"$)
Y_D	:	anoxic 条件下での汚泥収率係数	(mg/mg)
b_D	:	$"$ 汚泥自己分解係数	($1/\text{日}$)
k_D	:	最大比 COD_{Cr} 除去速度	($"$)
K_{SD}	:	COD_{Cr} 除去にかゝる飽和恒数	(mg/ℓ)
$[K_{SD}]$	:	$"$ $"$ 修正飽和恒数	
K_O	:	NO_3-N $"$ 飽和恒数	(mg/ℓ)
$[K_O]$	:	$"$ $"$ 修正飽和恒数	
n	:	恒 数	
n'	:	恒 数	
a	:	単位有機基質除去に要する酸素量	($\text{mg O}_2/\text{mg COD}_{\text{Cr}}$)
b'	:	活性汚泥内生呼吸による酸素摂取速度	($\text{mg O}_2/\text{mg MLSS} \cdot \text{日}$)
μ_{mD}	:	脱窒菌の最大比増殖速度	($1/\text{日}$)
P_{SD}	:	活性汚泥生産速度	($\text{mg}/\text{日}$)

第3編 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法による 窒素除去に関する研究

第1章 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の浄化機能に関する研究

第1節 緒 言

下汚水の生物学的硝化・脱窒法は、下汚水処理で不可避とされる負荷変動や温度変動に対して大きな緩衝能を有し他の窒素除去法と比べて処理コストも安価なことから、現在では最も有望な窒素除去法とされている。しかし、本法実用化には脱窒段階で要求されるH-donorとしての有機物に何を選択するかが最も肝要なことで、これには従来から CH_3OH が多用されてきた。しかし、 CH_3OH の利用は安価かつ細胞低収率という利点があるにしても、有機炭素源の補填は当然大巾な処理コストの上昇を招くものである。Ludzack⁽¹⁾、Barnard⁽²⁾⁽³⁾、Johnson⁽⁴⁾らは都市下水中の含有有機物を脱窒反応のH-donorとして利用し、処理コストの軽減を計っている。

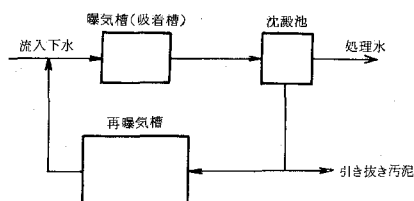
第3編では、脱窒反応のH-donorとして、流入下水中の有機物を利用して、これまで複雑になりがちな窒素除去法を可能な限りコンパクトにまとめた嫌気－好気式高濃度活性汚泥法をとり上げた。本章では、本法考案発想の経緯並びに本法とBarnard法の比較検討を、次いで、本法の有機物、窒素除去機能の検討結果をのべる。

第2節 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の考案発想の経緯

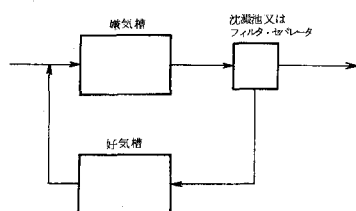
第1編、第2編で、生物学的窒素除去法として、(1)メタン資化性細菌による窒素、磷の生物摂取法、(2)単純炭素源補填活性汚泥法による窒素、磷の生物摂取法、(3)生物学的硝化－脱窒反応による窒素除去法をとり上げ、種々検討を行ってきた。その結果、生物学的硝化－脱窒法が経済性、処理効率の安定性から最も有望な窒素除去法であることが判明した。又、生物学的硝化反応の動力学的検討から、有機物(BOD又はCOD)分解菌に比して増殖速度の遅い硝化菌を活性汚泥の中に安定に組み込み、効率的な硝化反応を進行させるには、活性汚泥法の運転パラメータ(t_s)値を高くとり、反応槽内汚泥濃度を高めればよいことが判った。

脱窒反応についても同様に、H-donorとしての有機物が十分量存在すると脱窒反応は NO_3-N 濃度に関して0次反応で進行することから、脱窒速度を高めるには、 t_s 値を高くとり、反応槽内汚泥濃度を高めるとよいことが判った。

橋本⁽⁵⁾⁽⁶⁾は、活性汚泥法の浄化理論とその応用に関する研究で、第3-1-1図に示す流系図の接触安定化法(バイオソープション法)を実施設で検討している。即ち、バイオソープション法の処理機能の評価に、吸着混和槽における汚泥の凝集吸着作用もさることながら、沈澱活性汚泥の大量返



第3-1-1図 バイオソープション法の流系図



第3-1-2図 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の流系図

送による流入下廃水の希釈効果も見逃せないことを認めている。

以上の知見に基づき、このバイオソープション法と全く同一の流系図をもつ、第3-1-2図に示す「嫌気-好気式高濃度活性汚泥法」を新しく考案し、本法が下廃水の窒素除去法として極めて有効な方法であることを確認した。本法では、流入下廃水は、緩速攪拌により嫌気状態を維持している嫌気脱窒槽に導かれ、前段の好気槽から嫌気槽に流入する $\text{NO}_3\text{-N}$ が、活性汚泥中に存在する脱窒菌の働きを受け、 N_2 に還元脱窒される。この脱窒反応に要求されるH-donorには、流入廃水中の有機物が使用される。嫌気槽汚泥懸濁液は循環ポンプにより好気槽に返送され、硝化菌の働きにより流入下廃水中の窒素が $\text{NO}_3\text{-N}$ にまで酸化される。嫌気槽汚泥懸濁液は、嫌気槽に設けたフィルタ・セパレータにより固液分離され、澄明な処理

水が得られる。

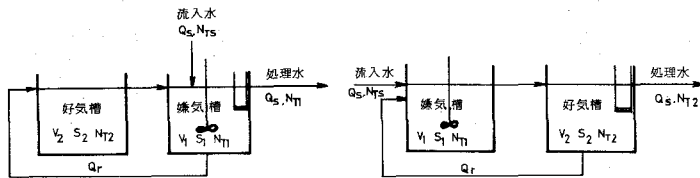
新しく考案した「嫌気-好気式高濃度活性汚泥法」は、これまでに開発された窒素除去法とは、汚泥懸濁液の流れと、汚泥濃度の点で異なり、次に挙げる特長を有する。

- (1) 流入下廃水は全て嫌気槽に導入される。
- (2) 嫌気槽汚泥懸濁液は、循環比(循環流量/流入水量)3～5で好気槽に返送される。
- (3) 処理水は嫌気槽から引き抜かれる。
- (4) 全酸化処理方式を採用し、槽内汚泥濃度は従来の活性汚泥法の2～5倍に高めるので、有機物-SS負荷は常に低い値に維持され、有機性余剰汚泥は生成されない。
- (5) 脱窒反応のH-donorを流入下廃水中の有機物に求めるため、外部からメタノール等の有機物を補填する必要がない。

第3節 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法とBarnard法の比較検討

流入下廃水中の有機物を脱窒反応のH-donorとして用い、好気硝化槽と嫌気脱窒槽を結合して、汚泥混合液を循環させ窒素除去を行う方法は、現在世界的に広く研究されている。中でも、最も実用化の可能性の高い方法として、Barnard法がある。こゝでは、本法とBarnard法の長所短所を比較検討し、本法がBarnard法よりもすぐれている点を明らかにした。

第3-1-3図にBarnard法と嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の流系図の比較を示した。この流系図から明白な両法の相違点は、処理水の引き抜き位置にある。つまり処理水はBarnard法では好気槽から引き抜かれるが、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法では嫌気槽から引き抜かれる。この処理水引き抜き位置の相違は、両法の処理水窒素形態の相違にかかわるものである。



嫌気-好気式高濃度活性汚泥法 (A)

Barnard法 (B)

第3-1-3図 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法とBarnard法の流系図

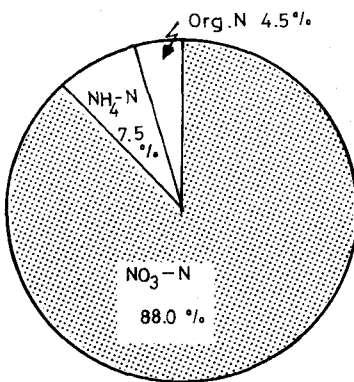
Q_s : 流入廃水量 ($\ell/\text{日}$), Q_r : 循環汚泥量 ($\ell/\text{日}$), r : 循環比 (Q_r/Q_s)

V_1 : 嫌気槽容量 (ℓ), V_2 : 好気槽容量 (ℓ)

S_1 : 嫌気槽汚泥濃度 (mg/ℓ), 好気槽汚泥濃度 (mg/ℓ)

N_{ts} : 流入全窒素濃度 (mg/ℓ), N_{t1} : 処理水全窒素濃度 (mg/ℓ)

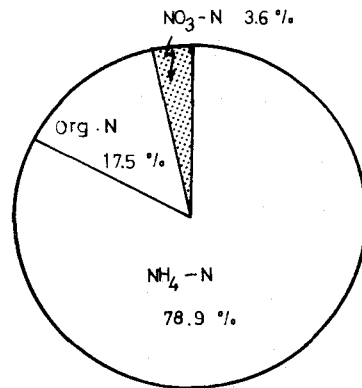
N_{t2} : 好気槽全窒素濃度 (mg/ℓ)



Barnard法

$$V_1/V_2 = 1.0 \quad r = 2.78$$

$$(t_d)_T = 8.2 \text{ hr} \quad S = 3,770 \text{ mg}/\ell$$



嫌気-好気式高濃度活性汚泥法

$$V_1/V_2 = 1.0 \quad r = 3.0$$

$$(t_d)_T = 13.8 \text{ hr} \quad S = 12,200 \text{ mg}/\ell$$

第3-1-4図 Barnard法と嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の処理水窒素形態

第3-1-4図に、両法正常運転時の処理水窒素形態を示した。図示したように、主たる処理水窒素形態はBarnard法では $\text{NO}_3\text{-N}$ となるが、本法では $\text{NH}_4\text{-N}$ となる。両法の処理水酸素要求量を比較すると、処理水窒素が $\text{NO}_3\text{-N}$ となるBarnard法の方が有利となる。しかし、窒素を富栄養化の栄養塩としてとらえて両法を比較すると、処理水窒素の形態相違よりも、窒素濃度に重点がおかれるのでどちらが有利か断じ得ない。むしろ、両法の処理水窒素形態の相違は、沈澱池における汚泥の固液分離に大きな影響を与えるものである。即ち、Barnard法では、処理水窒素が $\text{NO}_3\text{-N}$ であるため、汚泥は沈澱池で滞留して内生脱窒を受け浮上するので処理水質の悪化を招く。しかし、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法では、処理水窒素が $\text{NH}_4\text{-N}$ であるため汚泥は沈澱池で浮上しないが、酸素不足を起して汚泥フロック破壊の可能性はある。

次に第3-1-3図の流系図をもとに、次の条件を仮定して両法の窒素除去率を比較検討した。

- (イ) 好気槽では、窒素は形態変化のみで、Total-Nは除去されない。
- (ロ) 好気槽では完全硝化が起こる。
- (ハ) 嫌気槽では、流入 $\text{NO}_3\text{-N}$ は全て脱窒される。
- (ニ) 嫌気槽では、活性汚泥により $a_{\text{T1}}(\text{mg}/\ell)$ の濃度の有機態窒素が吸着除去される。

Barnard法におけるTotal-Nの定常下の物質収支をとると、次式で示される。

嫌気槽では、

$$Q_S N_{\text{Ts}} + Q_R N_{\text{T2}} = (Q_S + Q_R) N_{\text{T1}} + (Q_S + Q_R) a_{\text{T1}} + Q_R N_{\text{T2}} \quad \cdots \cdots (3-1-1)$$

$$Q_S N_{\text{Ts}} = (Q_S + Q_R) N_{\text{T1}} + (Q_S + Q_R) a_{\text{T1}} \quad \cdots \cdots (3-1-2)$$

好気槽ではTotal-Nは除去されないから

$$(Q_S + Q_R) N_{\text{T1}} + (Q_S + Q_R) a_{\text{T1}} = (Q_S + Q_R) N_{\text{T2}} \quad \cdots \cdots (3-1-3)$$

(3-1-2)式、(3-1-3)式から

$$N_{\text{T2}} = \frac{Q_S}{Q_S + Q_R} N_{\text{Ts}} = \frac{1}{1+r} N_{\text{Ts}} \quad \cdots \cdots (3-1-4)$$

プロセス全体のTotal-N除去率(R')は

$$R' = \frac{N_{\text{Ts}} - N_{\text{T2}}}{N_{\text{Ts}}} = \frac{r}{1+r} \quad \cdots \cdots (3-1-5)$$

嫌気-好気式高濃度活性汚泥法における嫌気槽での定常下におけるTotal-Nの物質収支をとると

$$Q_S N_{\text{Ts}} + Q_R N_{\text{T2}} = (Q_S + Q_R) N_{\text{T1}} + Q_R a_{\text{T1}} + Q_R N_{\text{T2}} \quad \cdots \cdots (3-1-6)$$

$$\begin{aligned} N_{\text{T1}} &= N_{\text{Ts}} \frac{Q_S}{Q_S + Q_R} - \frac{Q_R}{Q_S + Q_R} a_{\text{T1}} \\ &= N_{\text{Ts}} \frac{1}{1+r} - \frac{r}{1-r} a_{\text{T1}} \quad \cdots \cdots (3-1-7) \end{aligned}$$

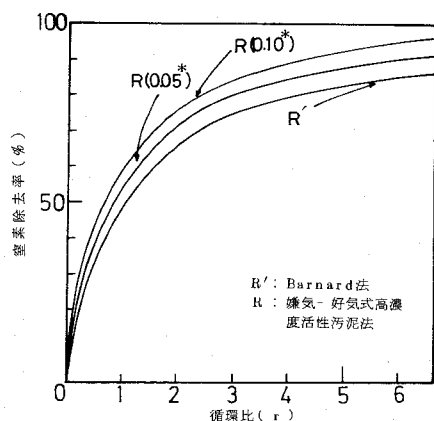
プロセス全体の Total-N 除去率 (R) は

$$R = \frac{N_{TS} - N_{T1}}{N_{TS}} = \frac{r}{1+r} \left(1 + \frac{a_{T1}}{N_{TS}} \right) \quad \dots\dots\dots (3-1-8)$$

$1 > \frac{a_{T1}}{N_{TS}} > 0$ であるから, (3-1-5) 式, (3-1-8) 式から次式が得られる。

$$R = \frac{r}{1+r} \left(1 + \frac{a_{T1}}{N_{TS}} \right) > R' = \frac{r}{1+r} \quad \dots\dots\dots (3-1-9)$$

第3-1-5 図に (3-1-9) 式の関係を示した。 a_{T1} 値は汚泥性状, 流入下廃水の質により異なるが, こゝでは, $\frac{a_{T1}}{N_{TS}} = 0.05, 0.10$ の2つの場合を図示した。図から, 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の窒素除去率 R の方が Barnard 法の窒素除去率 R' よりも同一循環比で $\frac{a_{T1}}{N_{TS}}$ の分だけ高くなることが判る。



第3-1-5 図 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法と Barnard 法における循環比と窒素除去率の関係比較

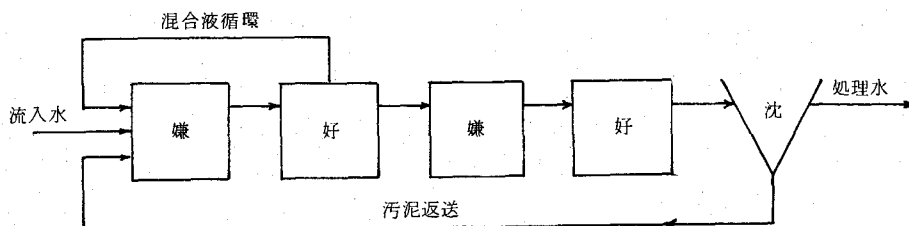
* () 内の数字は (a_{T1}/N_{TS}) の値を示す。

第3-1-5 図から明らかなように, Total-N 除去率は, 両法ともに循環比に依存するが, 循環比増大による Total-N 除去率の向上は $r > 約40$ では顕著でなくなる。除去率向上のため, むやみに循環比を高めると, 好気槽から溶存酸素が多量に嫌気槽に持ち込まれ, 脱窒反応が阻害され, かって窒素除去率が低下する。以上のことから, Barnard 法, 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の両法は, 何れも2槽式で, 実現可能な Total-N 除去率は約 80 ~ 90 % 程度と考えられる。

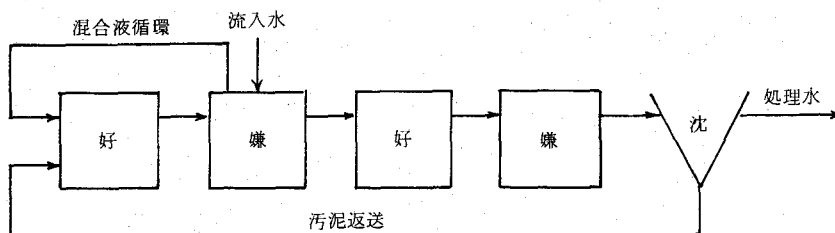
これ以上の窒素除去率が要求される場合の両法の改善方法を考えてみると次のようになる。

Barnard⁽³⁾ は, 第3-1-6 図に示した四槽方式を提案し, この方式で 90 ~ 95 % の Total-N 除去が可能としている。嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の場合でも, 第3-1-6 図に示した四槽方式を採用すれば, Barnard 法と同等, あるいは

それ以上の窒素除去率の達成が可能と考えられる。しかし, 多段槽方式で窒素除去率の向上を計る方式は, 滞留時間が長くなって, プラント設置面積, プラント建設費が増大するので現実的な方法とは思われない。第3-1-1 表に, 両法の比較検討の結果を一覧表に示した。



Barnard 法



嫌気-好気式高濃度活性汚泥法

第3-1-6図 四槽方式によるBarnard法と嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の流系図

第3-1-1表 Barnard法と嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の相違点

	Barnard 法	嫌気-好気式高濃度活性汚泥法
処理水の引き抜き場所	好 気 槽	嫌 気 槽
処理水の主たる窒素形態	$\text{NO}_3 - \text{N}$	$\text{NH}_4 - \text{N}$
沈殿池での污泥挙動	内生脱窒反応による污泥浮上	沈殿池での酸素不足によりフロックが破壊される可能性あり
Total - N 除去率	$R' = \frac{r}{1 + r}$	$R = \frac{r}{1 + r} \left(1 + \frac{\alpha_{T1}}{N_{TS}} \right)$

第4節 実験材料および方法

t_s = 約100日のfill and draw方式で長期間内エキス、ペプトンを主体とする合成下水に馴養させた活性汚泥で、第3-1-3図(A)の実験装置を用いて嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の実験を行った。合成下水(第3-1-2表)を緩速攪拌(攪拌は東京理化製ハイスターラー100rpm)の嫌気槽(7.0ℓ)に導き、こゝで合成下水中の有機物をH-donorとして、好気槽(6.8ℓ)から流入する $\text{NO}_2 - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3 - \text{N}$ を脱窒する。嫌気槽混合液は、東京理化製マイクロチューブポンプで流入廃水量の0.50~5.0倍の流量で好気槽へ返送循環される。好気槽は空気曝気(曝気量5.0ℓ/分)で

第3-1-2表 合成下水の組成

成 分	(g/ℓ)
ペプトン	0.35
肉エキス	0.23
尿 素	0.059
NaCl	0.059
KCl	0.015
CaCl ₂	0.015
MgSO ₄	0.012
K ₂ HPO ₄	0.935
KH ₂ PO ₄	0.117
水 道 水	1.0 ℓ

COD_{Cr} = 550 mg/ℓ

TNK (ケルダ-全窒素) = 86.5 mg/ℓ

pH 6.7

第3-1-3表 合成下水の組成

成 分	g/ℓ
ペプトン	1.6
肉エキス	1.07
Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	0.672
NaCl	0.0799
KCl	0.0373
CaCl ₂	0.0373
MgSO ₄	0.0267
NH ₄ Cl	variable
水 道 水	1.0 ℓ

溶存酸素を 3.0 mg/ℓ 以上に維持した。固液分離は嫌気槽に装着したフィルタ・セパレータで行い、清澄な処理水を得た。嫌気槽水質は処理水で、又好気槽水質は好気槽汚泥混合液の遠心分離 (3,000 rpm, 5 分間) 上澄み液でそれぞれ代表させた。尚又、流入下水 C/N 比が

本法の Total-N 除去率に如何なる影響を及ぼすかを検討するため、C/N 比を種々かえた合成下水 (第 3-1-3 表) で、好気槽と嫌気槽の容量がそれぞれ 6.0 ℓ の前記同様の実験装置を用いて実験を行った。

NH₄-N はインドフェノール法、流出処理水 SS は 1.0 μ のミリポアフィルターによる濾過法、COD_{Cr}, TKN, NO₂-N, NO₃-N, MLSS, SVI は全て下水試験方法に準じた。

第5節 実験結果

第3-1-4表 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の実験条件並びに処理成績

項目 \ 実験番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
Q _s (ℓ/日)	24	24	24	24	24	24	24	22.8	24	24	24	
Q _r (ℓ/日)	12	24	48	72	96	120	72	68.4	72	72	72	
循環比 (Q _r / Q _s)	0.5	1.0	2.0	3.0	4.0	5.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	
V ₁ (ℓ)	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	
V ₂ (ℓ)	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	
平均汚泥濃度 [*] (mg/ℓ)	9,500	9,300	9,640	12,200	12,000	12,400	2,770	3,800	4,200	4,040	4,600	
S V I	420	356	385	450	500	500	450	590	780	750	700	
t _s (日)	138	138	138	138	138	138	138	138	345	46	69	
流入水	COD _{Cr} (mg/ℓ)	541	507	535	560	575	600	191	222	369	342	370
	Total-N(mg/ℓ)	83.7	81.2	81.0	85.9	91.5	97.0	38.4	36.8	78.0	72.5	78.2
流出処理水	COD _{Cr} (mg/ℓ)	80.7	452	40.3	382	36.1	390	16.2	25.7	33.4	31.0	30
	NH ₄ -N (mg/ℓ)	35.4	26.9	15.9	13.1	9.3	8.2	5.6	6.0	29.2	27.2	25.8
	NO ₂ -N (mg/ℓ)	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	0.04	trace	trace
	NO ₃ -N (mg/ℓ)	N.D	N.D	N.D	0.55	0.52	0.45	9.3	7.4	2.0	0.5	N.D
	TKN (mg/ℓ)	43.8	30.9	20.0	16.6	12.6	9.50	7.3	7.4	36.2	30.5	31.0
	Total-N(mg/ℓ)	43.8	30.9	20.0	16.6	12.6	9.95	16.6	14.8	38.2	31.0	31.0

実験は全て 20℃ で行った。

* 好気槽、嫌気槽の平均汚泥濃度

第3-1-4表に、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の運転条件と処理成績を一括表示した。又、第3-1-5表には、流入下水 C/N 比を種々変化させた場合の処理成績を一括表示した。

第3-1-5表 各種 C/N 比における嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の処理成績*

	Q_s ($\ell/\text{日}$)	Q_r ($\ell/\text{日}$)	V_1 (ℓ)	V_2 (ℓ)	流入下水			処理水				MLSS (mg/ℓ)
					COD _{Cr} (mg/ℓ)	Total-N (mg/ℓ)	($\frac{\text{COD}_{\text{Cr}}}{\text{Total-N}}$)比	Total-N (mg/ℓ)	NH ₄ -N (mg/ℓ)	Org.N (mg/ℓ)	NO ₃ -N (mg/ℓ)	
1	6	24	6	6	1,723	658	2.62	251	107	2.3	142	7,980
2	6	24	6	6	1,723	467	3.69	152	62	4.0	86	9,268
3	6	24	6	6	1,723	380	4.53	65.5	60	5.5	trace	7,885
4	6	24	6	6	1,723	323	5.33	50.6	43.6	7.0	trace	8,393
5	6	24	6	6	1,723	277	6.22	47.4	36.3	11.1	trace	9,250

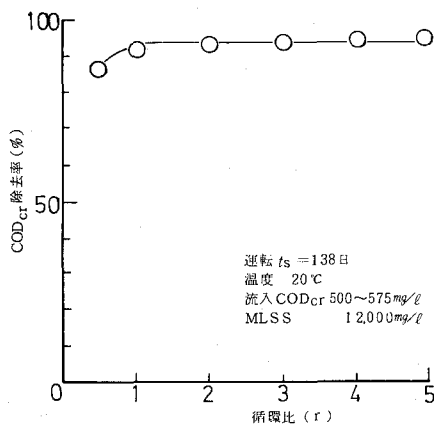
* 処理温度：25℃

第3-1-3図のA図で、循環比は $r = Q_r/Q_s$ 、全槽のCOD_{Cr}SS負荷量は $Q_s \ell_s / SV_T$ (1/日)、全槽のTotal-N-SS負荷量は $Q_s N_{Ts} / SV_T$ (1/日)、COD_{Cr}除去率は $(\ell_s - \ell_p) \times 100 / \ell_s$ (%), Total-N除去率は $(N_{Ts} - N_{T1}) \times 100 / N_{Ts}$ (%), 全槽のTotal-N-SS除去速度は $Q_s(N_{Ts} - N_{T1}) / SV_T$ (1/日)、槽のTotal-N-SS除去速度は $Q_s(N_{Ts} - N_{T1}) / SV_1$ (1/日)でそれぞれ計算した。

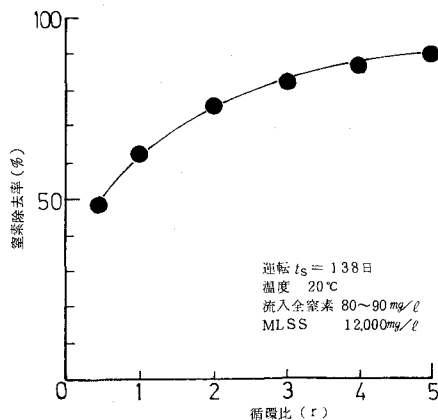
第1項 COD_{Cr}と全窒素の除去率に及ぼす影響因子

● 循環比とCOD_{Cr}、全窒素除去率の関係

嫌気槽から好気槽への汚泥混合液の返送循環流量(Q_r)と流入廃水量(Q_s)の比($r = Q_r/Q_s$)を0.5～5.0に変えて、COD_{Cr}と全窒素の除去率に及ぼす r の影響をしらべ、第3-1-7図、第3-1-8図の成績を得た。COD_{Cr}除去率は $r = 0.5$ で約85%になったが、 $r > \text{約} 1.0$ では約91～93%の除去率が得られ、 r の増加による除去率の向上は殆んどみられなかった。



第3-1-7図 循環比とCOD_{Cr}除去率の関係

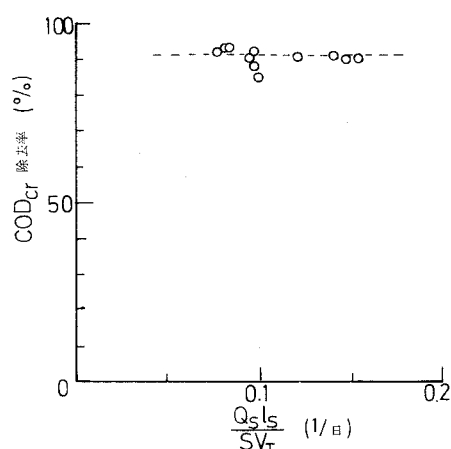


第3-1-8図 循環比とTotal-N除去率の関係

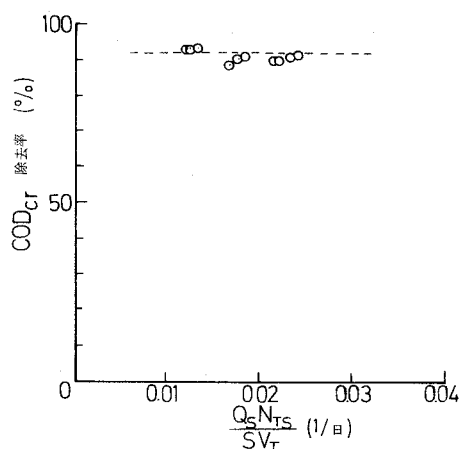
全窒素除去率は、 $r = 0.5$ では 47.7%， $r = 1.0$ では 62.0%， $r = 2.0$ では 75.0%， $r = 3.0$ では 82%と r の増加に伴い向上した。しかし、 r の増加による全窒素除去率の増加傾向は、 $r = 4.0$ 以上ではそれ以下の場合よりも小さくなった。

- COD_{Cr} と全窒素の除去率に及ぼす全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，Total-N-SS 負荷量，嫌気槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，Total-N-SS 負荷量の影響

本法の COD_{Cr} 除去率と，全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，全槽 Total-N-SS 負荷量の関係をそれぞれ，第 3-1-9 図と第 3-1-10 図に示した。即ち， COD_{Cr} 除去率は全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，全槽の Total-N-SS 負荷量に関係なくほぼ一定の約 91%であった。

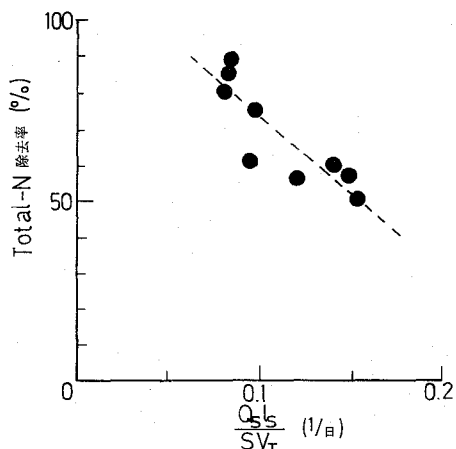


第 3-1-9 図 全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量と COD_{Cr} 除去率の関係

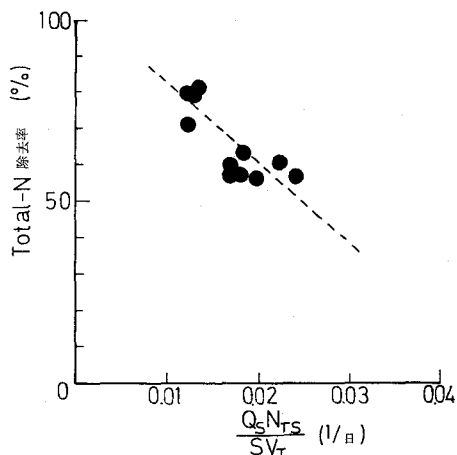


第 3-1-10 図 全槽の Total-N-SS 負荷量と COD_{Cr} 除去率の関係

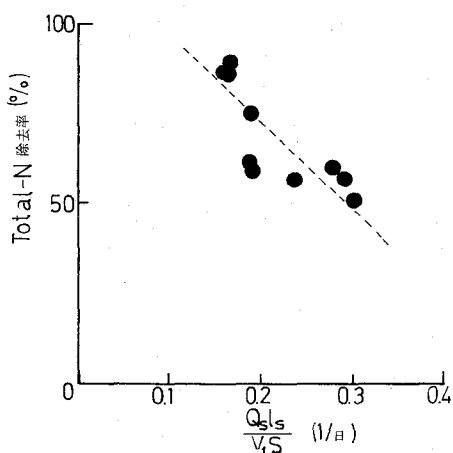
負荷量と全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，全槽の Total-N-SS 負荷量，又，嫌気槽の COD_{Cr} -SS 負荷量，嫌気槽の Total-N-SS 負荷量に区別して，これら負荷量と Total-N 除去率の関係をそれぞれ，第 3-1-11 図，第 3-1-12 図，第 3-1-13 図，第 3-1-14 図に示した。Total-N 除去率はいずれの負荷量に対しても逆相関を示し，負荷量の増加により Total-N 除去率は減少した。即ち，全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量が 0.15 1/日以上，全槽の Total-N-SS 負荷量が 0.025 1/日以上，嫌気槽の COD_{Cr} -SS 負荷量が 0.30 1/日以上，嫌気槽の Total-N-SS 負荷量が 0.06 1/日以上になると，本法の Total-N 除去率は 50%以下に激減する。80%以上の Total-N 除去率を得るには，全槽の COD_{Cr} -SS 負荷量を 0.085 1/日以下，全槽の Total-N-SS 負荷量を 0.011 1/日以下，嫌気槽の COD_{Cr} -SS 負荷量を 0.16 1/日以下，嫌気槽の Total-N-SS 負荷量を 0.025 1/日以下の低負荷量にそれぞれ維持する必要があることが明らかとなった。



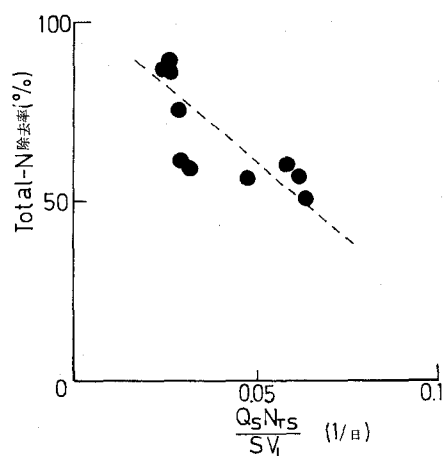
第3-1-11図 全槽の COD_{Cr} -SS負荷量とTotal-N除去率の関係



第3-1-12図 全槽のTotal-N-SS負荷量とTotal-N除去率の関係



第3-1-13図 嫌気槽の COD_{Cr} -SS負荷量とTotal-N除去率の関係

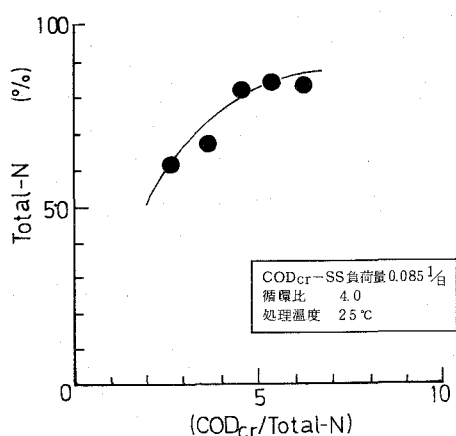


第3-1-14図 嫌気槽のTotal-N-SS負荷量とTotal-N除去率の関係

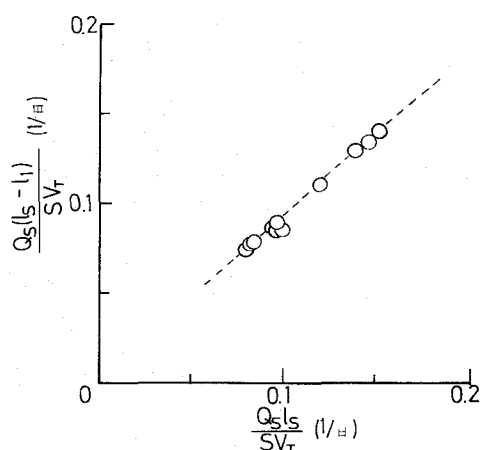
● 流入下水の C_N 比と全窒素除去率の関係

流入下水 COD_{Cr} 濃度 $1,723\text{mg}/\ell$ ， COD_{Cr} -SS負荷量 $0.085\text{ l}/\text{日}$ ，循環比 4.0 ，処理温度 25°C の一定条件下で，流入下水のTotal-N濃度を $277\sim 658\text{mg}/\ell$ の範囲に変化させ，流入下水 C_N 比とTotal-N除去率の関係をしらべ，第3-1-15図の成績を得た。Total-N除去率は，流入下水の $(\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{Total-N})$ 比が 4.5 以下では，流入下水の C_N 比によって著しい影響を受け，約 70% 以下に低下する。

第2項 全槽の COD_{Cr} -SS除去速度，Total-N-SS除去速度並びに嫌気槽のTotal-N-SS除去速度に及ぼす影響因子



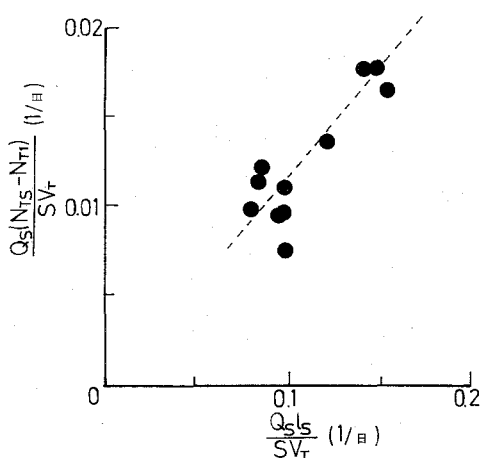
第3-1-15図 流入水 $\text{COD}_{\text{cr}}/\text{Total-N}$ 比
($\ell_{\text{S}}/N_{\text{TS}}$)と全窒素除去率の関係



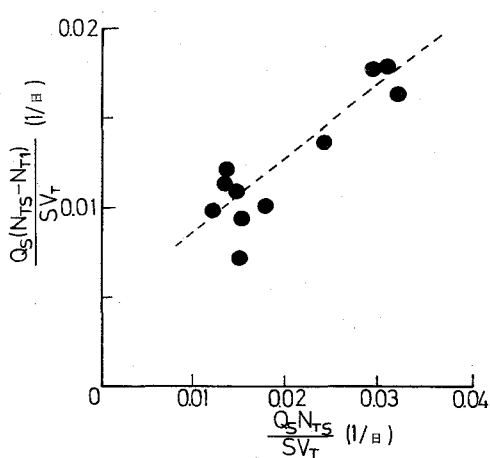
第3-1-16図 全槽の COD_{cr} -SS負荷量と
全槽の COD_{cr} -SS除去速度の関係

本法の全槽の COD_{cr} -SS除去速度 $\{Q_{\text{S}}(\ell_{\text{S}}-l_1)/SV_{\text{T}}\}$ と全槽の COD_{cr} -SS負荷量の関係を第3-1-16図に示した。第3-1-9図に示したように、本法の COD_{cr} 除去率は、全槽の COD_{cr} -SS負荷量に影響されずほぼ一定の値(約91%)となることから、全槽の COD_{cr} -SS負荷量と全槽の COD_{cr} -SS除去速度の間には、図示したような相関の高い直線が得られた。

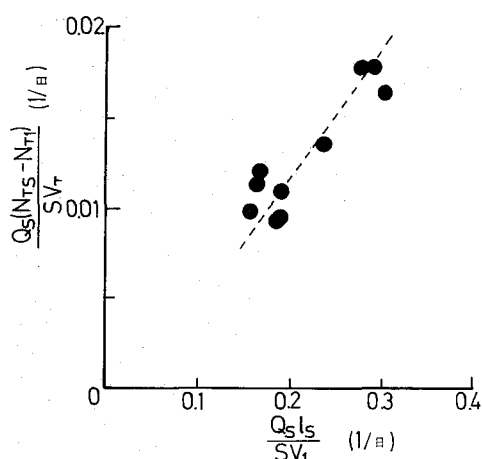
負荷量を全槽の COD_{cr} -SS負荷量、全槽のTotal-N-SS負荷量、嫌気槽の COD_{cr} -SS負荷量、嫌気槽のTotal-N-SS負荷量に区別し、これら負荷量と全槽のTotal-N-SS除去速度 $\{Q_{\text{S}}(N_{\text{TS}}-N_{\text{T1}})/SV_{\text{T}}\}$ の関係をそれぞれ、第3-1-17図、第3-1-18図、第3-1-19図、第3-1-20図に示した。同様に、本法の嫌気槽のTotal-N-SS除去速度 $\{Q_{\text{S}}(N_{\text{TS}}-N_{\text{T1}})/SV_{\text{T}}\}$



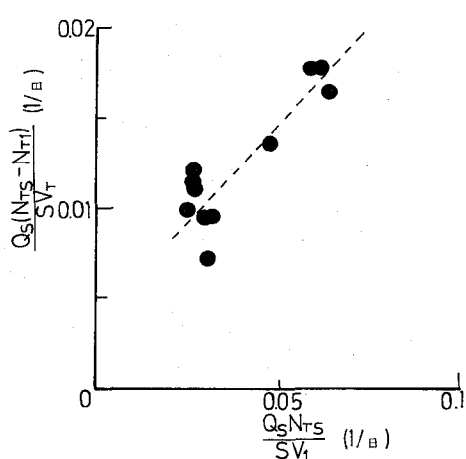
第3-1-17図 全槽の OD_{cr} -SS負荷量と
全槽のTotal-N-SS除去速度の関係



第3-1-18図 全槽のTotal-N-SS負荷量
と全槽のTotal-N-SS除去速度の関係

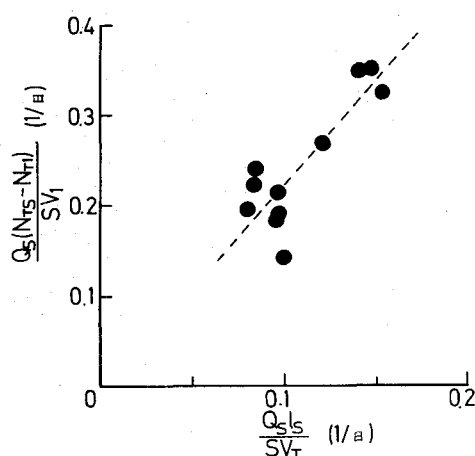


第3-1-19図 嫌気槽のCOD_{cr}-SS負荷量と全槽のTotal-N-SS除去速度の関係

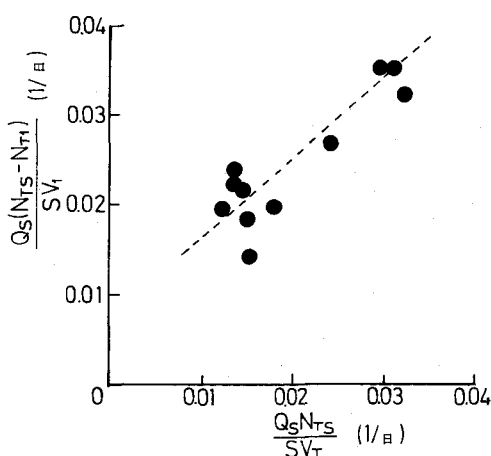


第3-1-20図 嫌気槽のTotal-N-SS負荷量と全槽のTotal-N-SS除去速度の関係

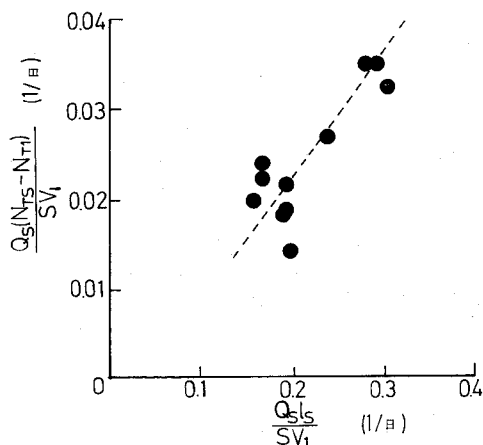
(これは、第3編第2章でのべる k_{T1} と同じ)に関係する全槽のCOD_{cr}-SS負荷量、全槽のTotal-N-SS負荷量、嫌気槽のCOD_{cr}-SS負荷量、嫌気槽のTotal-N-SS負荷量の関係をそれぞれ第3-1-21図、第3-1-22図、第3-1-23図、第3-1-24図に示した。図示したように、本法のTotal-N除去能に直接関係する全槽のTotal-N-SS除去速度(以下 k_T とする)、嫌気槽のTotal-N-SS除去速度(以下 k_{T1} とする)は、いずれも前述の負荷量の増加により高くなる。しかし、第3-1-11図から第3-1-14図に示したように、この負荷量を高くするとTotal-N除去率が著しく低下する。即ち、本法で80%以上の高いTotal-N除去率を得るには、全槽のCOD_{cr}-SS負荷量、Total-N-SS負荷量、嫌気槽のCOD_{cr}-SS負荷量、Total-N-SS負荷量を前述のように



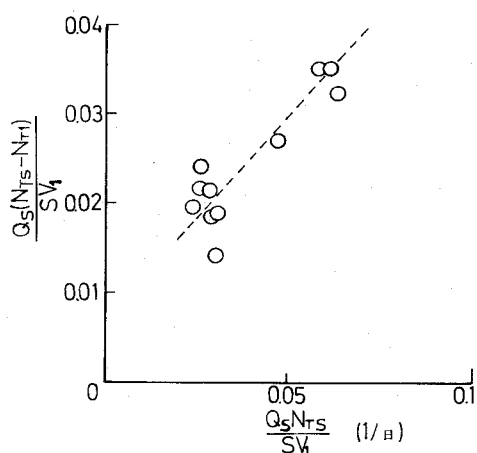
第3-1-21図 全槽のCOD_{cr}-SS負荷量と嫌気槽のTotal-N-SS除去速度の関係



第3-1-22図 全槽のTotal-N-SS負荷量と嫌気槽のTotal-N-SS除去速度の関係



第3-1-23図 嫌気槽のCOD_{cr}-SS負荷量と嫌気槽のTotal-N-SS除去速度の関係



第3-1-24図 嫌気槽のTotal-N-SS負荷量と嫌気槽Total-N-SS除去速度の関係

低い値に維持することが必須条件となる。従って80%以上のTotal-N除去率の得られる条件下では、 $k_T = \text{約} 0.010 \text{ 1/日}$ 、 $k_{T1} = \text{約} 0.020 \text{ 1/日}$ の一定値となる。

第3項 嫌気-好気式高濃度活性汚泥の凝集沈降性

本法活性汚泥の凝集沈降性をSVI値で評価し、第3-1-4表に、各実験のSVI値を示した。SVI値は何れも100以下で、活性汚泥の凝集沈降性は極めて良好であった。同時に、フィルタ・セパレータによる活性汚泥混合液のろ過も容易で、澄明な処理水を得ることができた。従来の沈殿池を用いて、高濃度活性汚泥法を運転する場合、活性汚泥の固液分離特性が問題となるが、実験室スケールの実験で、低いSVI値の汚泥を長期間維持できたことから、沈殿池を用いた本法の運転が可能であることが明らかになった。

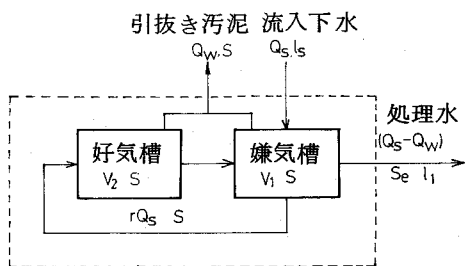
第6節 浄化機能の検討

嫌気-好気式高濃度活性汚泥法を第3-1-25図のように1つの反応槽とみなして、その浄化機能を微生物増殖動力学を用いて、種々検討した。

第1項 非定常動力学解析からの動力学恒数(Y, b)の決定

第3-1-25図の嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の流系図にもとづいて、汚泥の物質収支をとると、次式で示される。

$$V_T \left(\frac{dS}{dt} \right)_V = V_T \left(\frac{dS}{dt} \right) - [Q_W S + (Q_S - Q_W) S_e] \quad \dots\dots (3-1-10)$$



第3-1-25図 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の流系図

こゝで、 V_T は全反応槽容量 (ℓ)、 Q_W は引き抜き汚泥量 ($\ell/\text{日}$)、 S_e は処理水 SS 濃度 (mg/ℓ) ($\frac{dS}{dt}$) は活性汚泥の増殖速度 ($\text{mg}/\ell \cdot \text{日}$)、 $(\frac{dS}{dt})_v$ は活性汚泥濃度の時間変化 ($\text{mg}/\ell \cdot \text{日}$) をそれぞれ示す。

(3-1-10) 式の両辺を $V_T S$ で割ると

$$\frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right)_v = \frac{1}{S} \frac{dS}{dt} - \frac{Q_W S + (Q_S - Q_W) S_e}{V_T S} \quad \dots\dots\dots (3-1-11)$$

(3-1-11) の右辺第 2 項の逆数は(系中の全活性汚泥量/一日当り系から流亡する活性汚泥量)で平均活性汚泥滞留時間 (t_s) と定義されるものである。(3-1-11) 式を書きかえると、

$$\frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right)_v = \frac{1}{S} \frac{dS}{dt} - \frac{1}{t_s} \quad \dots\dots\dots (2-1-12)$$

こゝで $\frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right)_v$ は活性汚泥の比増殖速度で μ と定義される。

$$\mu = \frac{1}{t_s} + \frac{1}{S} \left(\frac{dS}{dt} \right)_v \quad \dots\dots\dots (3-1-12)$$

非定常下における μ は、(3-1-12) 式を用いて、プラント運転 t_s と活性汚泥濃度の時間変化から計算できる。定常状態では $(\frac{dS}{dt})_v = 0$ であるから、(3-1-12) 式は次式で示される。

$$\mu = \frac{1}{t_s} \quad \dots\dots\dots (1-2-21)$$

又、活性汚泥の増殖と有機物除去の間には次式が成立する。

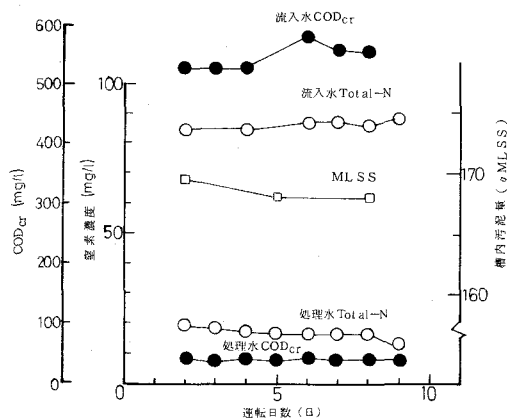
$$\begin{aligned} \mu = \frac{1}{t_s} &= Y \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} - b \\ &= Y L_r - b \quad \dots\dots\dots (1-2-5) \end{aligned}$$

こゝで、 Y は汚泥収率係数 (mg/mg)、 b は汚泥自己分解係数 ($1/\text{日}$)、 $L_r = \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}$ は、活性汚泥による有機基質比除去速度 ($\text{mg}/\text{mg} \cdot \text{日}$) である。(1-2-5) 式の μ (又は $1/t_s$) と L_r をプロットし、得られる直線から、 Y 、 b がそれぞれ求められる。

嫌気-好気式高濃度活性汚泥法では、汚泥の引き抜きを意図的に行わず、 t_s が 100 日以上にとられるので、1 つの定常値を得るのに多大の時間を要するものである。従って、(1-2-21) 式からの μ の決定は極めて困難である。そこで、(3-1-12) 式を用いて非定常下で μ を計算し、 Y 、 b の決定を行った。嫌気-好気式高濃度活性汚泥法では、同一汚泥を用いて嫌気槽と好気槽を結合させ、しかも高速度で汚泥混合液を循環させるので、こゝでは、両槽の反応を一つの反応とみて解析を行った。

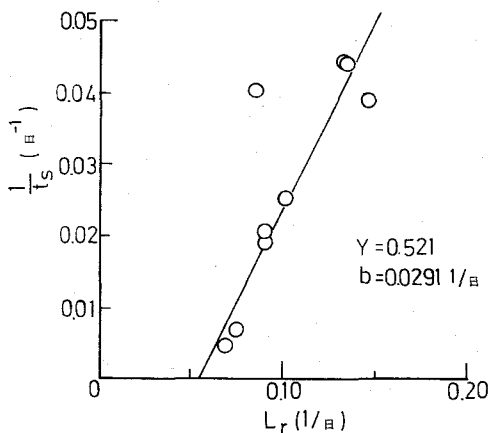
第 3-1-26 図には、第 3-1-4 表の実験 4 における流入水、処理水の水質 (COD_{Cr} , Total-N)

及び、槽内汚泥量の経日変化を一例として示した。この図から活性汚泥濃度の時間変化 $\{\frac{1}{S}(\frac{dS}{dt})_v\}$ を計算し、非定常下で(3-1-12)式から μ を計算する。第3-1-6表に、各種運転 t_s 値における非定常下の μ と L_r の計算データを一括表示した。 μ と L_r の関係をプロットすると第3-1-27図のようになる。こゝで、循環比(r)=0.5における μ の計算値は負になり、又 $r=1.0$ のプロットは直線からずれるのでそれぞれ除外した。 $r=0.5$ 、 $r=1.0$ を除外して μ と L_r の関係を求めると、



第3-1-26図 実験4での流入水、処理水COD_{Cr}、Total-N並びに槽内汚泥量の経日変化

運転条件 $Q_s = 24$ ℓ/日, $Q_r = 72$ ℓ/日,
処理温度 20℃, 運転 $t_s = 138$ 日



第3-1-27図 μ と L_r の関係

第3-1-6図 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法における μ と L_r の関係

運転 t_s (日)	Q_s (ℓ/日)	Q_r (ℓ/日)	r	V_T (ℓ)	$V_T(\frac{dS}{dt})_v^*$ (g/日)	$V_T S^{**}$ (g)	$\frac{1}{S}(\frac{dS}{dt})_v$ (1/日)	μ (1/日)	l_s (mg/ℓ)	l_i (mg/ℓ)	L_r (1/日)
138	24	72	3	13.8	0	168.2	0	0.00725	565	39.7	0.0750
138	24	72	3	13.8	-0.425	169.1	-0.0025	0.00474	525	38.0	0.0691
138	24	72	3	13.8	0.705	52.2	0.0135	0.0208	222	25.7	0.0903
138	24	72	3	13.8	0.915	50.6	0.0181	0.0254	237	24.8	0.101
138	24	72	3	13.8	1.40	37.5	0.0372	0.0445	219	14.8	0.131
138	24	12	0.5	13.8	-1.98	134.5	-0.0147	-0.0075	546	81.8	0.0828
138	24	24	1	13.8	4.37	132.3	0.0330	0.0403	513	42.5	0.0849
138	24	48	2	13.8	1.62	135.0	0.012	0.0193	559	38.6	0.0925
46	24	72	3	13.8	1.30	58.3	0.0223	0.0440	362	33.8	0.135
69	24	72	3	13.8	1.37	55.7	0.0245	0.0390	374	35.6	0.146

* 1日当りの増加汚泥量 ** 系中の全活性汚泥量

相関係数が0.963の直線関係が得られ、その直線の傾斜と切片から $Y=0.521$ 、 $b=0.0291$ 1/日の値を得た。このように、 $r=0.5$ 、 $r=1.0$ のデータが直線からずれる理由として、次のことが考えられる。即ち、低循環比では、好気槽、嫌気槽における滞留時間 $\{V_2/Q_r, V_1/(Q_s+Q_r)\}$ が長くなり、槽内の混合が不十分となるので、汚泥濃度、有機物濃度のバラツキが大きくなると考えられる。

活性汚泥法の Y 、 b 値は基質の種類、処理温度等により異なるが、一般に Y は0.40～0.60、 b は0.03～0.10 (1/日) という報告が多い。^{(7)～(12)}従って、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の Y 、 b 値は、従来の活性汚泥法のそれらと大差がないといえる。 Y 、 b 値から本法をみるかぎり、従来の活性汚泥法と同様に扱っても大した間違いがないと考えられる。

第2項 COD_{Cr}、Total-N除去速度と処理水質の関係

本法のCOD_{Cr}、Total-N除去を1次反応式と修正Michaelis-Menten式により解析した。

● 1次反応式を用いる場合

COD_{Cr}の除去速度は、1次反応に従うものとする次式で示される。

$$\frac{d\ell_r}{dt} = K_1 S \ell_1 \quad \dots\dots\dots (3-1-13)$$

ここで、 K_1 は1次反応速度恒数(1/mg/ℓ/日)、 ℓ_1 は流出水COD_{Cr}濃度(mg/ℓ)である。

定常状態におけるCOD_{Cr}除去速度($d\ell_r/dt$)は次式で示される。

$$\frac{d\ell_r}{dt} = \frac{Q_s(\ell_s - \ell_1)}{(V_1 + V_2)} \quad \dots\dots\dots (3-1-14)$$

ここで、 ℓ_s は流入COD_{Cr}濃度(mg/ℓ)である。

(3-1-13)式、(3-1-14)式から

$$Q_s(\ell_s - \ell_1) = K_1 S (V_1 + V_2) \ell_1 \quad \dots\dots\dots (3-1-15)$$

$V_1 + V_2 = V_r$ 、 $V_r/Q_s = t_d$ (全反応槽滞留時間)、 $\ell_r = \ell_s - \ell_1$ として、(3-1-15)式を変形すると

$$\frac{\ell_r}{\ell_s} = \frac{K_1 S t_d}{1 + K_1 S t_d} \quad \dots\dots\dots (3-1-16)$$

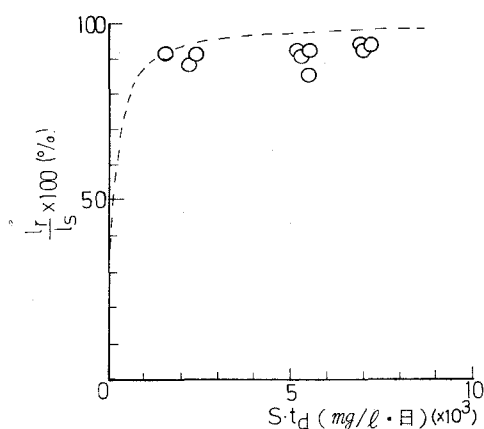
(3-1-16)式は、Eckenfelderが完全混合型連続系を仮定して導いた浄化理論式⁽¹³⁾である。

(3-1-16)式を変形して

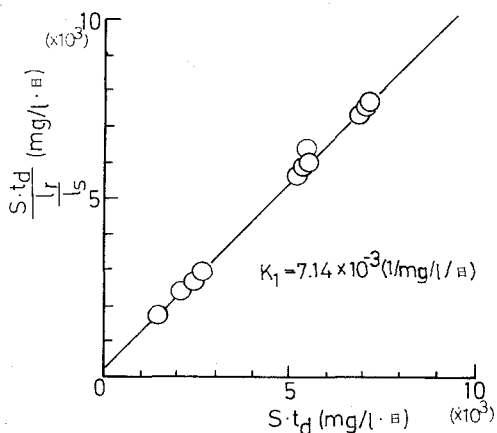
$$\frac{S \cdot t_d}{(\ell_r/\ell_s)} = \frac{1}{K_1} + S \cdot t_d \quad \dots\dots\dots (3-1-17)$$

(3-1-17)式で $S \cdot t_d$ に対して、 $S \cdot t_d/(\ell_r/\ell_s)$ をプロットし、得られる直線の縦軸切片からCOD_{Cr}除去速度恒数(K_1)を求めることができる。

第3-1-4表の実験成績をもとに、(3-1-16)式の l_r/l_s と、 $S \cdot t_d$ 、(3-1-17)式の $S \cdot t_d/(l_r/l_s)$ と $S \cdot t_d$ の関係をプロットすると第3-1-28図、第3-1-29図が得られる。第3-1-29図から COD_{Cr} 除去にかかる1次反応速度恒数は、 $K_1 = 7.14 \times 10^{-3}$ (1/mg/l/日)と決定された。第3-1-28図中の破線は、(3-1-16)式中の K_1 に $K_1 = 7.14 \times 10^{-3}$ (1/mg/l/日)の値を与えた場合に得られる l_r/l_s と $S \cdot t_d$ の関係を示す。



第3-1-28図 COD_{Cr} 除去における $S \cdot t_d$ と COD_{Cr} 除去率の関係



第3-1-29図 $S \cdot t_d/(l_r/l_s)$ と $S \cdot t_d$ の関係
(Eckenfelder式の変形式による解析)

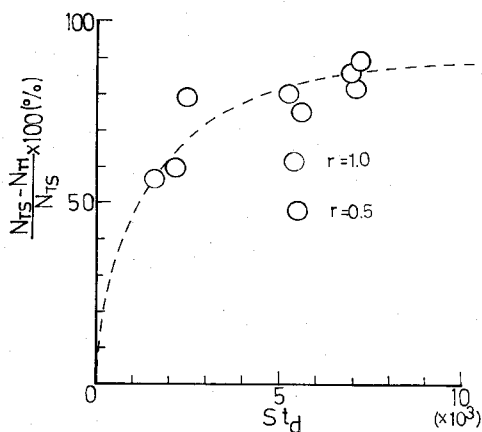
又、先と同様に、全窒素除去速度が1次反応に従うとして、第3-1-25図にもとずき全窒素の物質収支をとり整理すると、次式が得られる。

$$\frac{N_{\text{Tr}}}{N_{\text{Ts}}} = \frac{K_2 S \cdot t_d}{1 + K_2 S \cdot t_d} \quad \dots\dots\dots (3-1-18)$$

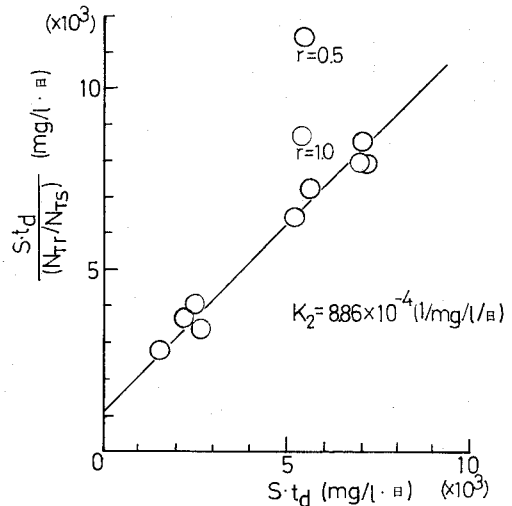
こゝで、 K_2 は全窒素反応速度恒数(1/mg/l/日)、 N_{Ts} は流入全窒素濃度(mg/l)、 N_{Tr} は除去全窒素濃度(mg/l)である。(3-1-18)式を変形して

$$\frac{S \cdot t_d}{(N_{\text{Tr}}/N_{\text{Ts}})} = \frac{1}{K_2} + S \cdot t_d \quad \dots\dots\dots (3-1-19)$$

第3-1-4表の実験成績をもとに、(3-1-18)式の $N_{\text{Tr}}/N_{\text{Ts}}$ と $S \cdot t_d$ 、(3-1-19)式の $S \cdot t_d/(N_{\text{Tr}}/N_{\text{Ts}})$ と $S \cdot t_d$ の関係をプロットすると、第3-1-30図、第3-1-31図が得られる。実験1、2の低循環比の点は、直線から大巾にずれたので前述と同様の理由から除外した。第3-1-31図のプロットから本法の全窒素除去にかかる1次反応速度恒数は $K_2 = 8.86 \times 10^{-4}$ (1/mg/l/日)と決定された。第3-1-30図中の破線は、(3-1-18)式中の K_2 に $K_2 = 8.86 \times 10^{-4}$



第3-1-30図 Total-N除去における $S \cdot t_d$ とTotal-N除去率の関係



第3-1-31図 $S \cdot t_d / (N_{Tr} / N_{Ts})$ と $S \cdot t_d$ の関係

($1/\text{mg/l/日}$)の値を与えた場合に得られる N_{Tr} / N_{Ts} (Eckenfelder式の変形式による解析)と $S \cdot t_d$ の関係を示す。

● 修正 Michaelis - Menten 式を用いる場合

橋本は活性汚泥の基質除去反応式として次式に示す修正 Michaelis - Menten 式を提案した。⁽¹⁴⁾

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k \left(\frac{\ell_1}{S} \right)^n}{[K_S] + \left(\frac{\ell_1}{S} \right)^n} \quad \dots\dots\dots (3-1-20)$$

余剰汚泥の引き抜きを押え、運転 t_s を長くにとって槽内汚泥濃度を高める本法では、 $[K_S] \gg (\ell_1/S)^n$ とみなせるから(3-1-20)式は

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} = \frac{k}{[K_S]} \left(\frac{\ell_1}{S} \right)^n = \nu \left(\frac{\ell_1}{S} \right)^n \quad \dots\dots\dots (3-1-21)$$

こゝで、 $\nu = k/[K_S]$ である。つまり、本法における基質除去速度は、 (ℓ_1/S) により一義的に決まる。(3-1-21)式の対数をとると

$$\ln \left(\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} \right) = \ln \nu + n \ln \left(\frac{\ell_1}{S} \right) \quad \dots\dots\dots (3-1-22)$$

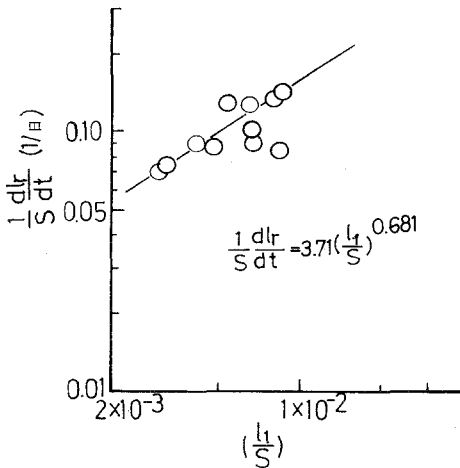
両対数グラフに $\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}$ と ℓ_1/S をプロットすることにより、恒数 ν と n をそれぞれ求めることができる。全窒素除去反応も同様の反応機構に従うものとする

$$\frac{1}{S} \frac{dN_{Tr}}{dt} = \nu' \left(\frac{N_{T1}}{S} \right)^n \quad \dots\dots\dots (3-1-23)$$

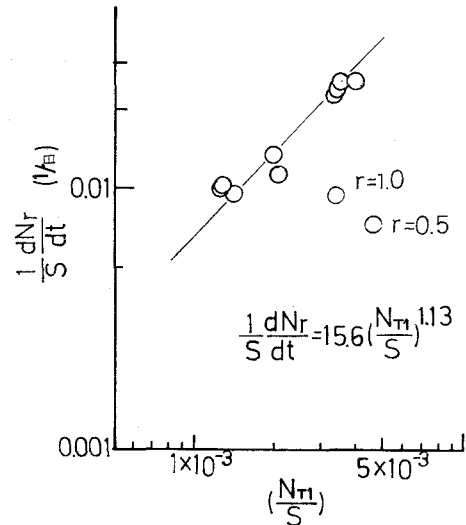
同様に(3-1-23)式の両辺の対数をとると

$$\ln \left(\frac{1}{S} \frac{dN_{Tr}}{dt} \right) = \ln \nu' + n' \ln \left(\frac{N_{Tr}}{S} \right) \quad \dots\dots\dots (3-1-24)$$

両対数グラフに $\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}$ と N_{Tr}/S をプロットすることにより、恒数 ν' と n' をそれぞれ求めることができる。第3-1-32図に(3-1-22)式のプロットを、第3-1-33図に(3-1-24)式のプロットをそれぞれ示した。なお、前述と同様の理由から、COD_{Cr} 除去では $r = 0.5$ のデータを、全窒素除去では、 $r = 0.5$ 、 1.0 のデータをそれぞれ除外し、直線回帰を行った。



第3-1-32図 $\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt}$ と $\left(\frac{\ell_1}{S} \right)$ の関係
(修正 Michaelis-Menten 式による解析)



第3-1-33図 $\frac{1}{S} \frac{dN_r}{dt}$ と $\left(\frac{N_r}{S} \right)$ の関係
(修正 Michaelis-Menten 式による解析)

以上、Eckenfelder の浄化理論式と橋本の提案した修正 Michaelis-Menten 式により本法の COD_{Cr}、全窒素除去を解析した結果、いずれの方法によっても本法の除去機能をうまく説明できた。

第7節 要 約

新しく考案した嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の特長点、並びに運転特性を明らかにすると同時に、本法の COD_{Cr}、Total-N 除去機能を検討し、次の結果を得た。

1. 同一循環比では、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の方が Barnard 法よりも高い窒素除去率が得られる。
2. 本法の COD_{Cr} 除去は、汚泥循環比、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量によって影響を受けず、90% 以上の除去率が得られた。Total-N 除去率は、汚泥循環比、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量、全槽の Total-N-SS 負荷量、嫌気槽の COD_{Cr}-SS 負荷量、嫌気槽の Total-N-SS 負荷量、流入下水 $(\text{COD}_{Cr}/\text{Total-N})$ 比によって影響される。Total-N 除去率 80% 以上を得るには、

循環比 3.0 以上, 全槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量を 0.085 l/日 以下, 全槽の Total-N-SS 負荷量を 0.011 l/日以下, 流入下水の ($\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{Total-N}$) 比を 4.5 以上にそれぞれ維持する必要がある。

3. 全槽の Total-N-SS 除去速度 (k_T), 嫌気槽の Total-N-SS 除去速度 (k_{T1}) は, 全槽および嫌気槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量と Total-N-SS 負荷量に影響され, 負荷量が高い程, 高くなるが, 80 %以上の Total-N 除去率の得られる条件下では, $k_T = \text{約 } 0.010 \text{ l/日}$, $k_{T1} = \text{約 } 0.020 \text{ l/日の一定値となった}$ 。

4. 非定常解析法を用いて, 本法の収率係数 (Y), 自己分解係数 (b) を求め, $Y = 0.521$, $b = 0.0291 \text{ l/日の値を得た}$ 。

5. Eckenfelder の浄化理論式と修正 Michaelis-Menten 式を用いて, 本法の浄化機能を解析し, 両式の成立を確認した。

記	号
V_1 : 嫌気槽容量 (ℓ)	N_{Tr} : 除去 Total-N 濃度 (mg/ℓ)
V_2 : 好気槽容量 (ℓ)	α_{T1} : 吸着窒素濃度 (mg/ℓ)
V_T : 全反応槽容量 (ℓ)	R : 窒素除去率
S_1 : 嫌気槽汚泥濃度 (mg/ℓ)	Y : 収率係数 (mg/ℓ)
S_2 : 好気槽 " (mg/ℓ)	b : 汚泥自己分解係数 (1/日)
S : 平均汚泥濃度 (mg/ℓ)	μ : 活性汚泥比増殖速度 (1/日)
S_e : 処理水 S-S 濃度 (mg/ℓ)	L_T : 有機物比除去速度 (1/日)
Q_S : 流入廃水量 (ℓ/日)	K_1 : COD_{Cr} 除去にかかる 1 次反応速度恒数 (1/mg/ℓ/日)
Q_R : 循環汚泥量 (ℓ/日)	K_2 : Total-N " " (")
Q_W : 引き抜き汚泥量 (ℓ/日)	n : 恒 数
r : 循環比	n' : "
t_s : 平均細胞滞留時間 (日)	ν : "
(t_d) : 滞留時間 (日)	ν' : "
$(t_d)_T$: 全反応槽滞留時間 (日)	k_T : 全槽の Total-N-SS 除去速度 (1/日)
ℓ_S : 流入水 COD_{Cr} 濃度 (mg/ℓ)	k_{T1} : 嫌気槽の Total-N-SS 除去速度 (1/日)
ℓ_1 : 処理水 " (mg/ℓ)	
ℓ_R : 除 去 " (mg/ℓ)	
N_{Ts} : 流入水 Total-N 濃度 (mg/ℓ)	
N_{T1} : 処理水 " (mg/ℓ)	
N_{T2} : 好気槽 " (mg/ℓ)	

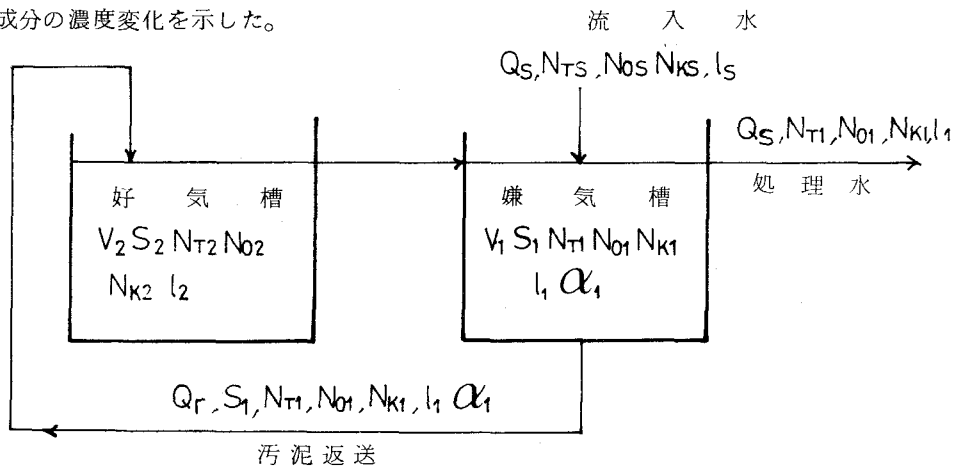
第2章 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の動力学的研究

第1節 緒 言

本編第1章では、嫌気槽と好気槽の2槽からなる嫌気－好気式高濃度活性汚泥法を1つの反応槽とみなして、その浄化機能を動力学的に解析し、種々の知見を得た。このような知見のみでは、 O_2 を水素受容体(H-acceptor)とする硝化反応と、 $(NO_3 + NO_2) - N$ をH-acceptorとする脱窒反応の全く培養条件を異にする2種の生物反応が組み込まれている本法の、最適な好気槽容量(V_2)嫌気槽容量(V_1)、循環汚泥量(Q_r)を決定することはできない。そこで本章では、本法の運転条件を種々変化させて、合成下水と合成尿尿の処理実験を行い、そのデータを用いて好気槽での硝化反応、嫌気槽での脱窒反応を動力学的に解析した。得られた硝化反応、脱窒反応についての反応速度恒数を用いて、本法の設計式を導き、その有用性を合成下水の処理実験で確めた。

第2節 理論的背景^{(1)~(4)}

第3-2-1図に嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の流系図と好気槽、嫌気槽におけるTOC成分と、窒素成分の濃度変化を示した。



- V_1, V_2 : 嫌気槽, 好気槽容量 (ℓ)
 S_1, S_2 : 嫌気槽, 好気槽汚泥濃度 (mg/ℓ)
 Q_s, Q_r : 流入廃水量, 循環汚泥量 ($\ell/\text{日}$)
 l_s : 流入水 TOC濃度 (mg/ℓ)
 l_1, l_2 : 嫌気槽, 好気槽 TOC濃度 (mg/ℓ)
 N_{TS}, N_{OS}, N_{KS} : 流入水 Total-N, $NO_3 - N$, TKN 濃度 (mg/ℓ)
 N_{T1}, N_{T2} : 嫌気槽, 好気槽 Total-N濃度 (mg/ℓ)
 N_{O1}, N_{O2} : 嫌気槽, 好気槽 $(NO_2 + NO_3) - N$ (mg/ℓ)
 N_{K1}, N_{K2} : 嫌気槽, 好気槽 TKN濃度 (mg/ℓ)
 α_1 : 嫌気槽で汚泥に吸着される成分濃度 (mg/ℓ)

第3-2-1図 嫌気－好気式高濃度高性汚泥法の模式図

本法は、余剰汚泥が全く生成しないかあるいは余剰汚泥の生成を著しく抑制した高濃度活性汚泥法なので、汚泥の増殖および引き抜きはゼロで、嫌気槽における可溶性成分〔Total-N, (NO₂ + NO₃)-N, TOC〕の物質収支はそれぞれ次式で示される。

$$V_1 \left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_V = Q_S N_{T8} + Q_R N_{T2} - (Q_S N_{T1} + Q_R N_{T1} + Q_R \alpha_{T1}) - V_1 \left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-1)$$

$$V_1 \left(\frac{dN_{O1}}{dt} \right)_V = Q_S N_{O8} + Q_R N_{O2} - (Q_S + Q_R) N_{O1} - V_1 \left(\frac{dN_{O1}}{dt} \right)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-2)$$

$$V_1 \left(\frac{d\ell_r}{dt} \right)_V = Q_S \ell_8 + Q_R \ell_2 - (Q_S \ell_1 + Q_R \ell_1 + Q_R \alpha_{\ell_1}) - V_1 \left(\frac{d\ell_r}{dt} \right)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-3)$$

こゝで、 $\left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_V$, $\left(\frac{dN_{O1}}{dt} \right)_V$, $\left(\frac{d\ell_1}{dt} \right)_V$ は、それぞれ嫌気槽内の可溶性成分〔Total-N, (NO₂ + NO₃)-N, あるいはTOC〕のnet の変化量(mg/ℓ・日), $\left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_1$, $\left(\frac{dN_{O1}}{dt} \right)_1$, $\left(\frac{d\ell_r}{dt} \right)_1$ は、それぞれ嫌気槽内の可溶性成分〔Total-N, (NO₂ + NO₃)-N, あるいはTOC〕の除去速度(mg/ℓ・日)である。また、 α_{T1} と α_{ℓ_1} は、それぞれ嫌気槽内で活性汚泥に吸着されたTotal-N と TOC 濃度(mg/ℓ)である。

嫌気槽内の可溶性成分〔Total-N, (NO₂ + NO₃)-N, TOC〕の除去が、ゼロ次反応に従うものと仮定すると、それぞれ次式が成立する。

$$\left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_1 = k_{T1} S_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-4)$$

$$\left(\frac{dN_{O1}}{dt} \right)_1 = k_{O1} S_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-5)$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt} \right)_1 = k_1 S_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-6)$$

こゝで、 k_{T1} , k_{O1} , k_1 は、それぞれ嫌気槽の可溶性成分〔Total-N, (NO₂ + NO₃)-N, TOC〕の除去速度(1/日)である。 $Q_R/Q_S = r$, $V_1/(Q_S + Q_R) = t_1$ とおくと、定常状態では、(3-2-1)式、(3-2-2)式、(3-2-3)式の左辺はゼロとなり、(3-2-1)式と(3-2-4)式、(3-2-2)式と(3-2-5)式、(3-2-3)式と(3-2-6)式より、それぞれ次式が導かれる。

$$\frac{N_{T8} + r(N_{T2} - \alpha_{T1})}{(1+r)S_1 t_1} = \frac{N_{T1}}{S_1 t_1} + k_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-7)$$

$$\frac{rN_{O_2} + N_{Os}}{(1+r)S_1 t_1} = \frac{N_{O1}}{S_1 t_1} + k_{O1} \quad \dots\dots\dots (3-2-8)$$

$$\frac{\ell_s + r(\ell_2 - a\ell_1)}{(1+r)S_1 t_1} = \frac{\ell_1}{S_1 t_1} + k_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-9)$$

一方，嫌気槽内の可溶性成分〔Total-N, (NO₂+NO₃)-N, TOC〕の除去が一次反応に従うものと仮定すると，それぞれ次式が成立する。

$$\left(\frac{dN_{T1}}{dt}\right)_1 = k'_{T1} S_1 N_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-10)$$

$$\left(\frac{dN_{O1}}{dt}\right)_1 = k'_{O1} S_1 N_{O1} \quad \dots\dots\dots (3-2-11)$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_1 = k_1' S_1 \ell_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-12)$$

こゝで， k'_{T1} ， k'_{O1} ， k_1' は，一次反応に従うときの嫌気槽の可溶性成分〔Total-N, (NO₂+NO₃)-N, TOC〕の除去速度恒数 (1/mg/ℓ/日)である。

定常状態では，同様に (3-2-1) 式と (3-2-10) 式，(3-2-2) 式と (3-2-11) 式，(3-2-3) 式と (3-2-12) 式より，それぞれ次式が導かれる。

$$\frac{N_{Ts} + r(N_{T2} - a_{T1})}{(1+r)S_1 t_1 N_{T1}} = \frac{1}{S_1 t_1} + k'_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-13)$$

$$\frac{rN_{O2} + N_{Os}}{(1+r)S_1 t_1 N_{O1}} = \frac{1}{S_1 t_1} + k'_{O1} \quad \dots\dots\dots (3-2-14)$$

$$\frac{\ell_s + r(\ell_2 - a\ell_1)}{(1+r)S_1 t_1 \ell_1} = \frac{1}{S_1 t_1} + k_1' \quad \dots\dots\dots (3-2-15)$$

次に好気槽における可溶性成分〔Total-N, TKN, TOC〕の物質収支をとると，それぞれ (3-2-16) 式，(3-2-17) 式 (3-2-18) 式が得られる。

$$V_2 \left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_v = Q_r (N_{T1} + a_{T1}) - Q_r N_{T2} - V_2 \left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-16)$$

$$V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_v = Q_r (N_{K1} + a_{K1}) - Q_r N_{K2} - V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-17)$$

$$V_2 \left(\frac{d\ell_2}{dt}\right) = Q_r (\ell_1 + a_{\ell}) - Q_r \ell_2 - V_2 \left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-18)$$

こゝで， $\left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_v$ ， $\left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_v$ ， $\left(\frac{d\ell_2}{dt}\right)_v$ は，それぞれ好気槽内の可溶性成分〔Total-N, TKNあ

るいはTOC]のnetの変化量($mg/\ell \cdot \text{日}$), $\left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2$, $\left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_2$, $\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2$ は, それぞれ好気槽内の可溶性成分[Total-N, TKNあるいはTOC]の除去速度($mg/\ell \cdot \text{日}$), a_{K1} は嫌気槽内で活性汚泥に吸着されたTKN濃度(mg/ℓ)である。

好気槽では, 可溶性成分[TKNとTOC]は除去されるが, 可溶性Total-Nは変化しないから, $\left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2 = 0$ となり, 定常状態では, (3-2-16)式は次式で示される。

$$Q_r (N_{T1} + a_{T1}) = Q_r N_{T2}$$

$$a_{T1} = N_{T2} - N_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-19)$$

(3-2-19)式を(3-2-7)式, (3-2-13)式に代入すると, それぞれ次式が得られる。

$$\frac{N_{Ts} + r N_{T1}}{(1+r) S_1 t_1} = \frac{N_{T1}}{S_1 t_1} + k_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-20)$$

$$\frac{N_{Ts} + r N_{T1}}{(1+r) S_1 t_1 N_{T1}} = \frac{1}{S_1 t_1} + k'_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-21)$$

今, 好気槽における可溶性成分[TKN, TOC]の除去をゼロ次反応に従うとすると, それぞれ次式が得られる。

$$\left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_2 = k_{K2} S_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-22)$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2 = k_2 S_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-23)$$

こゝで, k_{K2} , k_2 は, それぞれゼロ次反応に従うときの好気槽における可溶性成分[TKN, TOC]の除去速度($1/\text{日}$)である。 $V_2/Q_r = t_2$ とおくと, 定常状態では(3-2-17)式と(3-2-20)式, (3-2-18)式と(3-2-23)式より, それぞれ次式が導かれる。

$$N_{K1} + a_{K1} - N_{K2} = k_{K2} S_2 t_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-24)$$

$$\ell_1 + a_{\ell 1} - \ell_2 = k_2 S_2 t_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-25)$$

また, 好気槽における可溶性成分[TKN, TOC]の除去を一次反応に従うとすると, それぞれ次式が得られる。

$$\left(\frac{dN_{K2}}{dt}\right)_2 = k'_{K2} S_2 N_{K2} \quad \dots\dots\dots (3-2-26)$$

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2 = k'_2 S_2 \ell_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-27)$$

こゝで, k'_{K2} , k'_2 は, それぞれ一次反応に従うときの好気槽における可溶性成分[TKN, TOC]の除去速度恒数($1/mg/\ell/\text{日}$)である。

$V_2/Q_r = t_2$ とおくと、定常状態では、(3-2-17)式と(3-2-26)式、(3-2-18)式と(3-2-27)式から、それぞれ次式が得られる。

$$\frac{S_2 t_2}{\frac{N_{K1} + a_{K1} - N_{K2}}{N_{K1} + a_{K1}}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-28)$$

$$\frac{S_2 t_2}{\frac{\ell_1 + a_{\ell1} - \ell_2}{\ell_1 + a_{\ell1}}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_2} \quad \dots\dots\dots (3-2-29)$$

嫌気槽では、可溶性TKNのみが吸着され、 $(NO_2 + NO_3) - N$ は吸着されないものである。

(3-2-19)式から

$$a_{T1} = a_{K1} = N_{T2} - N_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-30)$$

(3-2-30)式を(3-2-24)式、(3-2-28)式に代入すると、それぞれ次式が得られる。

$$N_{O2} - N_{O1} = k_{K2} S_2 t_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-31)$$

$$\frac{S_2 t_2}{\frac{N_{O2} - N_{O1}}{N_{K2} + N_{O2} - N_{O1}}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-32)$$

また、 $a_{\ell1}$ は嫌気槽内で活性汚泥に吸着されたTOC濃度であるから、流入廃水のTOC/TKN比を β とおくと、 β に対応して活性汚泥に βa_{K1} 濃度のTOCが吸着されるはずである。

$$a_{\ell1} = \beta a_{K1} \quad \dots\dots\dots (3-2-33)$$

(3-2-9)式、(3-2-15)式、(3-2-25)式、(3-2-29)式は(3-2-33)式を用いて書きかえられる。

以上の誘導関係式を一括表示すると第3-2-1表のようになる。

第3-2-1表 嫌気—好気式高濃度活性汚泥法の動力学式

成 分	嫌 気 槽 (V_1)		好 気 槽 (V_2)	
	0次動力学式から導出	1次動力学式から導出	0次動力学式から導出	1次動力学式から導出
Total-N	$\frac{N_{TS} + r N_{T1}}{(1+r) S_1 t_1} = \frac{N_{T1}}{S_1 t_1} + k_{T1}$	$\frac{N_{TS} + r N_{T1}}{(1+r) S_1 t_1 N_m} = \frac{1}{S_1 t_1} + k_{T1}$	—	—
T K N	—	—	$N_{O2} - N_{O1} = k_{K2} S_2 t_2$	$\frac{S_2 t_2}{\frac{N_{O2} - N_{O1}}{N_{T2} - N_{O1}}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_{K2}}$
$(NO_2 + NO_3) - N$	$\frac{N_{OS} + r N_{O2}}{(1+r) S_1 t_1} = \frac{N_{O1}}{S_1 t_1} + k_{O1}$	$\frac{N_{OS} + r N_{O2}}{(1+r) S_1 t_1 N_{O1}} = \frac{1}{S_1 t_1} + k_{O1}$	—	—
T O C	$\frac{\ell_s + r(\ell_2 - \beta a_{K1})}{(1+r) S_1 t_1} = \frac{\ell_1}{S_1 t_1} + k_1$	$\frac{\ell_s + r(\ell_2 - \beta a_{K1})}{(1+r) S_1 t_1 \ell_1} = \frac{1}{S_1 t_1} + k'_1$	$\ell_1 + \beta a_{K1} \ell_2 = k_2 S_2 t_2$	$\frac{S_2 t_2}{\frac{\ell_1 + \beta a_{K1} - \ell_2}{\ell_1 + \beta a_{K1}}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_2}$

第3節 実験装置および方法

供試汚泥は、 t_s を約100日に維持した。fill and draw方式で2ヶ月以上第3-1-2表の組成の合成下水に馴養させた。嫌気槽容量(V_1)と好気槽容量(V_2)の容量比と汚泥循環比($r=(Q_r/Q_s)$)を種々変化させて合成下水(第3-2-2表)と合成尿尿(第3-2-3表)を第3-1-2図の実験装置を用いて、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の処理実験を行った。

第3-2-2表 合成下水の組成

成 分	g/l
ペプトン	1.6
肉エキス	1.07
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	0.672
NaCl	0.0799
KCl	0.0373
CaCl_2	0.0373
MgSO_4	0.0267
NH_4Cl	variable
水道水	1.0 l

第3-2-3表 合成尿尿の組成

成 分	g/l
肉エキス	5.7
ペプトン	8.6
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	14.0
K_2HPO_4	2.7
KCl	8.4
NaCl	8.0
水道水	1.0 l

流入下水量(Q_s)、流入 COD_{Cr} 濃度(ℓ_s)、槽内活性汚泥濃度(S)、全反応槽容量(V_r)が各々ほぼ一定(つまり、 COD_{Cr} -SS負荷が一定)の嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の条件下で、流入Total-N濃度(N_{Ts})と V_1/V_2 比を種々変化させて、処理温度25℃、pH 6.8~7.6で、連続処理を行った。好気槽のDOは3mg/l以上となるように曝気し、嫌気槽は活性汚泥混合液が均一になるよう緩速攪拌を行い、各運転条件で定常状態が得られるまで、1~3週間連続処理を続けた。プラント設計式の適合性は、第3-2-4表に示す組成の合成下水を用いて実験的に確めた。

$\text{NH}_4\text{-N}$ はインドフェノール法、処理水SSは1.0μのミリポアフィルターによるろ過法、TOCは島津TOC-10B型でTKN、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 、MLSSは全て下水試験方法によった。

第4節 実験結果

本法による合成下水と合成尿尿の処理実験の操作条件とその処理成績をそれぞれ、第3-2-5表と第3-2-6表に一括表示した。

第3-2-5表と第3-2-6表の実験を用いて、第3-2-1表に示した動力学式の適合性をしらべ、第3-2-2図、第

第3-2-4表 合成下水組成

成 分	g/l
肉エキス	1.10
ペプトン	0.728
NH_4C	0.47
NaC	0.10
KC	0.047
CaC_2	0.047
MgSO_4	0.033
K_2HPO_4	2.67
KH_2PO_4	0.334
水道水	1.0 l

3-2-3図の結果を得た。これらの結果より、嫌気槽の可溶性成分{Total-N、($\text{NO}_2 + \text{NO}_3$)-NおよびTOC}の除去は、それぞれゼロ次反応に従うとして導いた(3-2-20)式、(3-2-8)式、

(3-2-9)式によく適合し、好気槽の可溶性成分(TKNとTOC)の除去は、一次反応に従うとして導いた(3-2-32)式と(3-2-29)式によく適合することが判った。第3-2-7表には、第3-2-2図、第3-2-3図から求めた反応速度恒数を一括表示した。

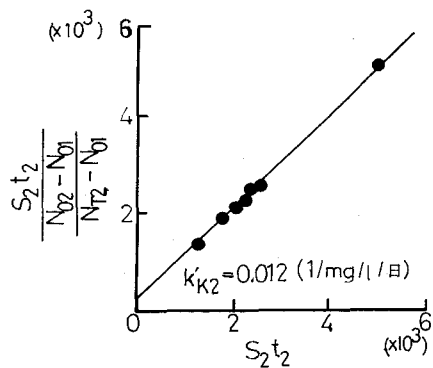
第3-2-5表 合成下水処理の運転条件並びに処理成績

項目		実験番号	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Q _s		(ℓ/日)	6	6	6	6	6	6	6	6	6
Q _r		(ℓ/日)	12	24	36	12	24	26	24	24	24
循環比		(Q _r /Q _s)	2	4	6	2	4	6	4	4	4
MLSS (mg/ℓ)	好 気 槽	10050	8030	7780	5340	9338	11119	7971	8628	9390	
	嫌 気 槽	10010	7930	7450	4800	9197	11031	7799	8457	9109	
TOC (mg/ℓ)	流 入 水	646	646	646	646	646	646	646	646	646	
	処 理 水	232	25.0	245	37.6	22.3	32.7	28.3	28.1	31.1	
	好 気 槽	242	22.9	24.9	28.1	21.8	35.1	24.4	23.1	23.4	
窒 素 (mg/ℓ)	流 入 水	Total-N	658	658	658	467	467	467	380	323	277
		NH ₄ -N	473	473	473	281	281	281	194	137	91.4
		Org. N	185	185	185	186	186	186	186	186	186
	処 理 水	Total-N	309	251	321	158	152	140	65.5	50.6	47.4
		NH ₄ -N	197	107	89	149	62	35	60	43.6	36.3
		Org. N	17	2.3	5.0	8.4	4.0	4.0	5.5	7.0	11.1
		NO ₃ -N	95	142	227	0.6	86	101	trace	trace	trace
	好 気 槽	Total-N	354	295	327	171	155	160	65.4	51.6	30.0
		NH ₄ -N	5.7	7.8	1.6	12	10	1.5	10	0.1	1.1
		Org. N	trace	trace	6.8	1.1	2.2	0.6	4.3	0.1	0.2
		NO ₃ -N	349	387	318	169	152	158	60.1	51.4	28.7

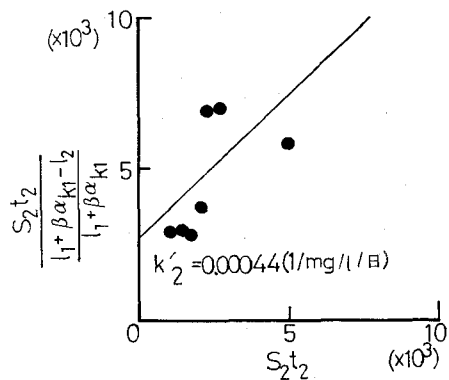
$$V_1 = V_2 = 6.0 \ell$$

第3-2-6表 合成尿処理の運転条件並びに処理成績

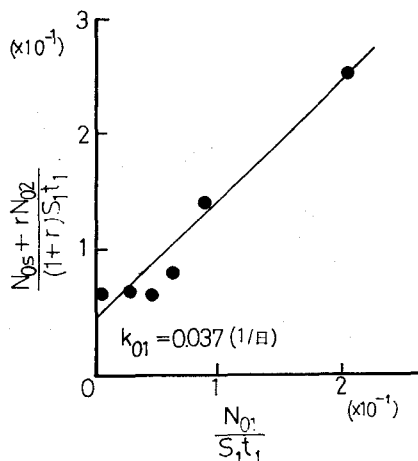
項目	実験番号	1	2	3	4	5	6	7	8
Q_s (ℓ/日)		26	26	26	26	26	26	26	26
Q_r (ℓ/日)		52	26	13	7.8	52	26	13	7.8
循環比 (Q_r/Q_s)		20	10	5	3	20	10	5	3
V_1 (ℓ)		6	6	6	6	8	8	8	8
V_2 (ℓ)		6	6	6	6	4	4	4	4
流入水	TOC (mg/ℓ)	1054	964	962	957	999	999	952	998
	TKN (mg/ℓ)	868	893	895	790	902	903	945	901
処理水	TOC (mg/ℓ)	532	39.3	44.3	52.7	53.2	52.8	54.2	47.8
	TKN (mg/ℓ)	36.2	76.8	125.3	195.1	60.4	69.6	159.5	181.2
	NO ₃ -N (mg/ℓ)	290.4	327.6	265.3	118.4	3.1	29.7	254.7	145.2
	NO ₂ -N (mg/ℓ)	0.06	trace	trace	trace	0.71	0.33	trace	0.25
	Total-N (mg/ℓ)	326.6	404.4	390.6	313.5	64.2	366.9	413.8	326.4
好気槽	TOC (mg/ℓ)	46.3	38.0	44.0	37.2	55.8	52.9	53.0	37.1
	TKN (mg/ℓ)	0.72	6.1	0	4.5	22.6	5.1	19.1	1.9
	NO ₃ -N (mg/ℓ)	326.4	405.2	421.1	323.8	5.1	378.5	384.1	356.6
	NO ₂ -N (mg/ℓ)	7.4	trace	trace	trace	36.8	0.24	trace	0.17
Total-N (mg/ℓ)		334.5	411.3	421.1	328.3	64.5	383.8	403.2	356.8
MLSS (mg/ℓ)		10045	9582	9532	9356	8896	9296	7224	10634



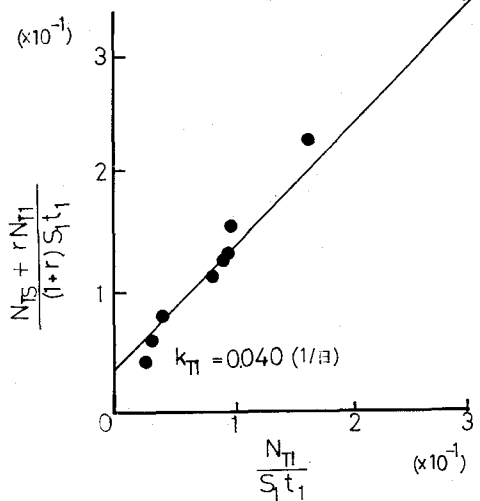
好気槽でのTKN除去



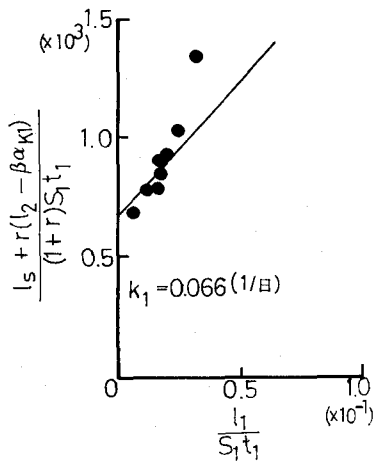
好気槽でのTOC除去



嫌気槽での $(NO_2 + NO_3)$ -N除去



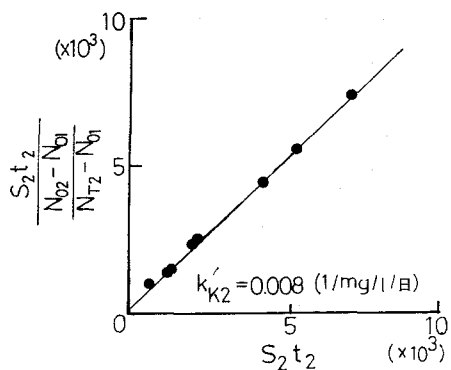
嫌気槽でのTotal-N除去



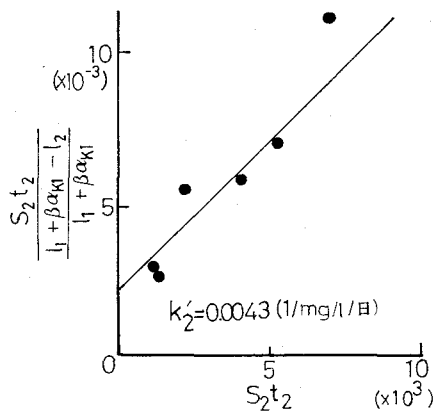
嫌気槽でのTOC除去

第3-2-2図

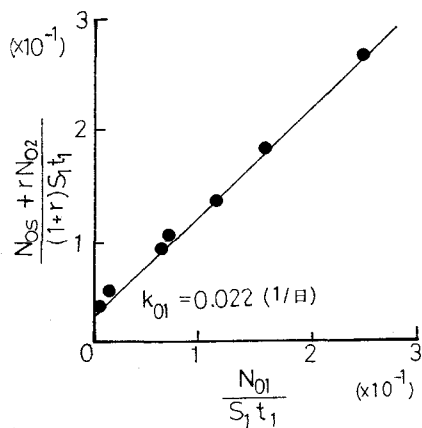
合成下水に対する反応速度恒数の決定



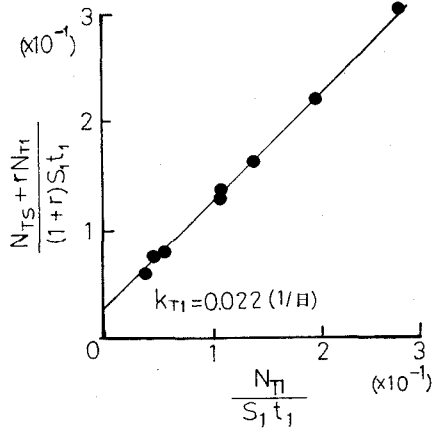
好気槽でのTKN除去



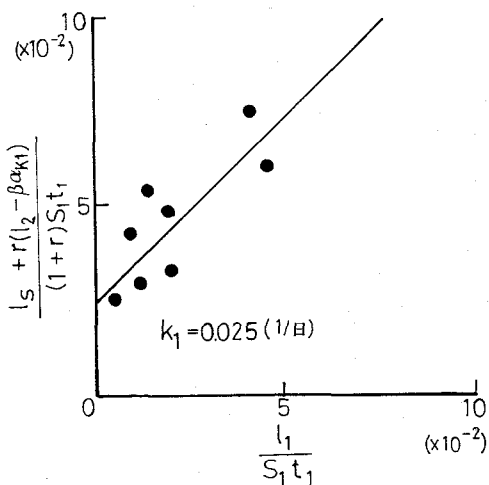
好気槽でのTOC除去



嫌気槽での $(NO_2 + NO_3) - N$ 除去



嫌気槽でのTotal - N除去



嫌気槽でのTOC除去

第3-2-3図

合成尿尿に対する反応速度恒数の決定

第 3-2-7 表 嫌気—好気式高濃度活性汚泥法の反応速度恒数

供試廃水	項 目	嫌 気 槽 (V ₁)		好 気 槽 (V ₂)	
		反応速度 (1/日)	基質濃度の変動 範囲 (mg/ℓ)	反応速度恒数 (1/mg/ℓ/日)	基質濃度の変動 範囲 (mg/ℓ)
合成尿尿	T K N	—	—	$k'_{x2} = 0.008$	0.7 ~ 226
	(NO ₂ +NO ₃)-N	$k_{O1} = 0.022$	3.8 ~ 328	$k'_{O2} = 0.008$	0.7 ~ 226
	Total -N	$k_{T1} = 0.022$	64 ~ 414	—	—
	T O C	$k_1 = 0.025$	39.3 ~ 542	$k'_2 = 0.0004$	45.5
合成下水	T K N	—	—	$k'_{x2} = 0.012$	0.2 ~ 84
	(NO ₂ +NO ₃)-N	$k_{O1} = 0.037$	0 ~ 227	$k'_{O2} = 0.012$	0.2 ~ 84
	Total -N	$k_{T1} = 0.040$	47.4 ~ 321	—	—
	T O C	$k_1 = 0.066$	23.2 ~ 37.5	$k'_2 = 0.0004$	25.3

第 5 節 反応速度恒数のプラント設計への応用

前節で実験的に決定した k_{T1} , k'_{x2} 値を用いて本法のプラント設計式を導き, その設計式の有用性と適合性を合成下水の処理実験で確めた。

第 1 項 プラント設計式の誘導

● 嫌気槽容量の決定

嫌気槽における可溶性の Total-N 除去速度 $\left(\frac{dN_{T1}}{dt}\right)_1$ は, 先の室内実験の結果等より, ゼロ次反応に従うから, 定常状態では (3-2-1) 式と (3-2-4) 式から次式が得られる。

$$Q_S N_{TS} + Q_R N_{T2} - Q_S N_{T1} - Q_R N_{T1} - Q_R a_{T1} = V_1 k_{T1} S_1 \quad \cdots \cdots (3-2-34)$$

同様に, 定常状態では, 好気槽における可溶性の Total-N 除去速度 $\left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2$ は, (3-2-16) 式から

$$Q_S (N_{T1} + a_{T1}) - Q_R N_{T2} = V_2 \left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2 \quad \cdots \cdots (3-2-25)$$

好気槽内では窒素の形態変化だけで, 可溶性 Total-N 除去は全く起こらないから $\left(\frac{dN_{T2}}{dt}\right)_2 = 0$, 従って, (3-2-35) 式は次のようになる。

$$Q_R (N_{T1} + a_{T1}) = Q_R N_{T2} \quad \cdots \cdots (3-2-36)$$

(3-2-36) 式を (3-2-34) 式に代入すると

$$V_1 \left(\frac{dN_{T1}}{dt}\right)_1 = Q_S N_{TS} - Q_S N_{T1} = V_1 k_{T1} S_1 \quad \cdots \cdots (3-2-37)$$

流入廃水量 Q_S とその Total-N 濃度 N_{TS} および嫌気槽の活性汚泥濃度 S_1 が設定されれば, (3-2-20) 式を用いて実験データから k_{T1} が容易に求められるから, 所定濃度の処理水 N_{T1} を得るに必要な嫌気槽容量 V_1 は, (3-2-37) 式を変形した (3-2-38) 式で計算できる。

$$V_1 = \frac{1}{k_{T1}} \frac{Q_S (N_{TS} - N_{T1})}{S_1} \quad \dots\dots\dots (3-2-38)$$

● 循環汚泥量の決定

嫌気槽内での可溶性TKNの物質収支をとると、定常状態では次式が得られる。

$$Q_S N_{KS} + Q_R N_{K2} - Q_R (N_{K1} + a_{K1}) - Q_S N_{K1} = V_1 \left(\frac{dN_{K1}}{dt} \right)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-39)$$

嫌気槽内では可溶性TKNは除去されないから、(3-2-39)式の右辺をゼロと置くと

$$Q_S N_{KS} + Q_R N_{K2} = Q_R (N_{K1} + a_{K1}) + Q_S N_{K1} \quad \dots\dots\dots (3-2-40)$$

(3-2-40)式から、次式が得られる。

$$Q_R = \frac{Q_S (N_{KS} - N_{K1})}{N_{K1} + a_{K1} - N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-41)$$

こゝで、(3-2-37)式に、 $N_{T1} = N_{K1} + N_{O1}$ の関係を代入し整理すると、

$$N_{K1} = N_{TS} - N_{O1} - \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-42)$$

(3-2-42)式を(3-2-41)式に代入すると、次式が導かれる。

$$Q_R = \frac{Q_S (N_{KS} - N_{TS} + N_{O1} + \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1)}{N_{TS} - N_{O1} - \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1 + a_{K1} - N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-43)$$

(3-2-43)式に(3-2-30)式と $N_{TS} = N_{KS} + N_{OS}$, $N_{T2} = N_{K2} + N_{O2}$ の関係を代入し整理すると、

$$Q_R = \frac{Q_S (N_{O1} - N_{OS} + \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1)}{N_{TS} - N_{T1} + N_{O2} - N_{O1} - \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1} \quad \dots\dots\dots (3-2-44)$$

本法が最適に運転されるためには、嫌気槽における硝酸脱窒が完全に行われねばならないから、 $N_{O1} = 0 \text{ mg/l}$ になり、また、流入下水中には一般に硝酸は存在しないから $N_{OS} = 0 \text{ mg/l}$ となる。それ故、(3-2-44)式は

$$Q_R = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{N_{TS} - N_{T1} + N_{O2} - \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1} \quad \dots\dots\dots (3-2-45)$$

一般に、 $a_{K1} = a_{T1} = N_{T2} - N_{T1} > 0$ であるから、 $N_{K2} + N_{O2} - N_{T1} > 0$ となる。故に

$$N_{T1} - N_{O2} < N_{K2} \quad \dots\dots\dots (3-2-46)$$

また、一般に、 $N_{K2} = 1 \sim 2 \text{ mg/l}$, $N_{TS} = 25 \sim 30 \text{ mg/l}$ 程度であるので、

$$N_{Ts} \gg N_{T1} - N_{O2} \quad \dots\dots\dots (3-2-47)$$

(3-2-45)式で、 $-N_{T1} + N_{O2}$ を省略し、返送汚泥量に余裕をもたせると(3-2-47)式は次式で示される。

$$Q_r = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{N_{Ts} - \frac{V_1}{Q_s} k_{T1} S_1} \quad \dots\dots\dots (3-2-48)$$

● 好気槽容量の決定

(3-2-40)式に $N_{KS} = N_{Ts} - N_{Os}$ 、 $N_{K2} = N_{T2} - N_{O2}$ 、 $N_{K1} = N_{T1} - N_{O1}$ を代入すると次式が得られる。

$$Q_s N_{Ts} + Q_r N_{T2} - (Q_s + Q_r) N_{T1} - Q_r a_{K1} = Q_s (N_{Os} - N_{O1}) + Q_r (N_{O2} - N_{O1}) \quad \dots\dots\dots (3-2-49)$$

(3-2-49)式の左辺は(3-2-34)式から嫌気槽における可溶性 Total-N除去量 $V \left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_1$ である。好気槽における可溶性 TKN除去は次式で示される。

$$Q_r (N_{K1} + a_{K1}) - Q_r N_{K2} = V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-50)$$

ここで、 $\left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2$ は可溶性 TKN除去速度である。(3-2-50)式に(3-2-30)式と、 $N_{T2} = N_{K2} + N_{O2}$ 、 $N_{T1} = N_{K1} + N_{O1}$ の関係を代入すると

$$V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2 = Q_r (N_{O2} - N_{O1}) \quad \dots\dots\dots (3-2-51)$$

つまり、好気槽での可溶性 TKN除去速度 $\left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2$ は、好気槽での $NO_3 - N$ 生成速度と同一になり、先の実験結果から基質としての TKN濃度(N_{K2})に関し一次反応で進行する。

$$\left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2 = k'_{K2} S_2 N_{K2} = k'_{O2} S_2 N_{K2} \quad \dots\dots\dots (3-2-52)$$

(3-2-52)式から

$$k'_{K2} = k'_{O2} \quad \dots\dots\dots (3-2-53)$$

したがって、(3-2-49)式の右辺第2項は(3-2-51)式から好気槽における可溶性 TKN除去量 $V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2$ である。それ故、(3-2-49)式は次式に書きかえられる。

$$V_1 \left(\frac{dN_{T1}}{dt} \right)_1 = Q_s (N_{Os} - N_{O1}) + V_2 \left(\frac{dN_{K2}}{dt} \right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-54)$$

上式に(3-2-37)式と(3-2-52)式を代入し、整理すると好気槽容量 V_2 は、(3-2-55)式

で求められる。

$$V_2 = \frac{V_1 k_{T1} S_1 - Q_S (N_{0S} - N_{01})}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-55)$$

すなわち、 k_{T1} 、 k'_{K2} 、 S_1 、 S_2 は前述したように実験で求められ、また、 Q_S は設定され、 V_1 は既に決定されている。更にまた、前述したように、 N_{0S} 、 N_{01} も実験で求められる。本プロセスが最適運転されるためには、嫌気槽における硝酸脱窒が完全に行われなければならないので、 $N_{01} = 0 \text{ mg/}\ell$ となり、次式から好気槽の容量が計算できる。

$$V_2 = \frac{V_1 k_{T1} S_1 - Q_S N_{0S}}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-56)$$

(3-2-56)式で、好気槽内の可溶性TKN濃度 N_{K2} を所定濃度に決めれば、好気槽容量 V_2 が求められる。一般に、流入下水中には $\text{NO}_3 - \text{N}$ は存在しないから、 $N_{0S} = 0 \text{ mg/}\ell$ とすると、(3-2-56)式は次式のように簡略化できる。

$$V_2 = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-57)$$

第2項 設 計 例

本法による合成下水処理例をとり上げ、前述 k_{T1} 、 k'_{K2} を用いて、本プロセスの設計を行った。先のベンチスケールでの合成下水の窒素除去実験で採用した負荷条件($Q_S = 6.0 \ell/\text{日}$ 、 $N_{TS} = 300 \text{ mg/}\ell$ 、 $\ell_S = 650 \text{ mg TOC/}\ell$)で、窒素を80%除去するのに要する V_1 、 V_2 、 Q_R 値を計算し、前述設計式の実際への適合性を検討した。計算には、 $k_{T1} = 0.0400 \text{ (1/日)}$ 、 $k'_{K2} = 0.0121 \text{ (1/mg/}\ell/\text{日)}$ を使用した。槽内汚泥濃度を $S_1 = S_2 = 9,000 \text{ mg/}\ell$ にとると、(3-2-38)式より嫌気槽容積 V_1 は次式で求められる。

$$V_1 = \frac{Q_S (N_{TS} - N_{T1})}{k_{T1} S_1} = \frac{6 \times 300 \times 0.8}{0.0400 \times 9,000} = 4.0 \ell$$

また、効率的な窒素除去が行われている場合の好気槽中のTKN濃度(N_{K2})は、約 $2.0 \text{ mg/}\ell$ であるので、(3-2-57)式より好気槽の容積 V_2 は次式で求められる。

$$V_2 = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} = \frac{4.0 \times 0.0400}{0.0121 \times 2.0} = 6.6 \ell$$

循環汚泥量(Q_R)は(3-2-48)式より次式で求められる。

$$Q_R = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{N_{TS} - \frac{V_1}{Q_S} k_{T1} S_1} = \frac{4 \times 0.04 \times 9,000}{300 - \frac{4}{6} \times 0.04 \times 9,000} = 24 \ell/\text{日}$$

つまり、循環比 $r = 24/6 = 4$ となる。

第3項 設計式の適合性

第2項のプラント設計で決定された嫌気槽容量 $V_1 = 4.0 \ell$ ，好気槽容量 $V_2 = 6.6 \ell$ ，循環汚泥量 $Q_r = 24 \ell/\text{日}$ の設計計算値は，第3-2-4表の合成下水の窒素を80%除去する値である。設計値に合うように実験を組み立て，合成下水($\ell_s = 650 \text{ mg TOC}/\ell$ ， $N_{Ts} = 300 \text{ mg}/\ell$)を， $Q_s = 6.0 \ell/\text{日}$ で，第3-1-2図と同様の実験装置で連続処理し，設計式の適合性をたしかめた。実験期間中槽内汚泥濃度を $9,000 \text{ mg}/\ell$ に維持するため，余剰汚泥の引き抜きを抑え，運転 t_s を約100日に維持した。

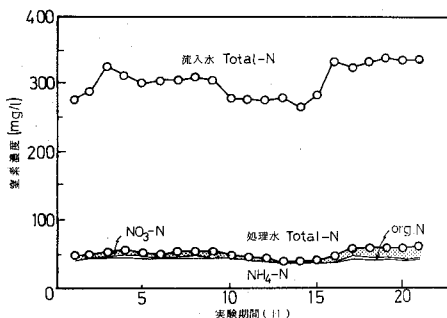
第3-2-8表に，処理水質，槽内汚泥濃度の一定する定常域の処理成績を一括表示した。第3-2-4図には，実験期間中の処理水窒素の挙動を示した。表示したように，設定条件下でTOCは97%，Total-Nは設定除去率80%を越える82.3%の効率でそれぞれ除去された。好気槽での $65.5 \text{ mg}/\ell$ の NO_3-N が，処理水で $(\text{NO}_2 + \text{NO}_3)-\text{N}$ $3.1 \text{ mg}/\ell$ にまで除去されたところから，気槽での脱窒反応がうまく進行していることが判る。

第3-2-8表 設計条件下の実験による窒素除去の検証

測定項目	流入水	好気槽	処理水	除去率
TOC (mg/ℓ)	660	16.5	20.0	97.0%
NH_4-N (mg/ℓ)	92	0.35	44.8	
NO_2-N (mg/ℓ)	0	0.	0.9	
NO_3-N (mg/ℓ)	0	65.5	2.2	
TKN (mg/ℓ)	305	1.5	50.9	
Org. N (mg/ℓ)	213	1.2	6.1	
Total-N (mg/ℓ)	305	67.0	54.0	82.3%

実験条件：

$V_1 = 4.0 \ell$ ， $V_2 = 6.6 \ell$ ， $Q_s = 6 \ell/\text{日}$ ，
 $Q_r = 24 \ell/\text{日}$ ，処理温度 25°C
 槽内汚泥濃度 $9,000 \text{ mg}/\ell$



第3-2-4図 設計条件の実験による窒素除去(窒素経日変化)の検証

設定条件で10日間運転の後，流入水全窒素濃度を $278 \text{ mg}/\ell$ と $333 \text{ mg}/\ell$ の2段階に変化させ，窒素除去効率に及ぼす流入下水の水質変動の影響をしらべた。第3-2-4図から明らかなように，流入水全窒素濃度の変動で処理水窒素濃度も若干変動するが，80%以上の良好な処理成績が得られた。このことは，本法が流入水水質の変動に対し可成りの緩衝能を有し，安定した処理の行える

ことを示唆するものである。

新しく導いた設計式からの設計値に見合った実験装置を用いて、合成下水の処理実験を行い、設定窒素除去率の80%を達成することができたことから、(3-2-38)式、(3-2-48)式、(3-2-57)式の設計式の適合性と有用性が実験的に検証できた。

第6節 動力学的考察

第4節で実験的に求めた k_{r1} 、 k'_{x2} 値を用いて、本法の有機物除去と処理水質を動力学的に検討した。

第1項 有機物除去

嫌気槽における可溶性有機物の除去は、定常状態では(3-2-3)式から次式で示される。

$$Q_S \ell_S + Q_R \ell_2 - (Q_S + Q_R) \ell_1 - Q_R a_{\ell 1} = V_1 \left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-58)$$

好気槽における可溶性有機物の除去は、定常状態では(3-2-18)式から次式で示される。

$$Q_R \ell_1 + Q_R a_{\ell 1} - Q_R \ell_2 = V_2 \left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-59)$$

(3-2-58)式と(3-2-59)式を加えると

$$Q_S \ell_S - Q_S \ell_1 = V_1 \left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_1 + V_2 \left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-60)$$

こゝで、 $\left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_1$ は嫌気槽における可溶性有機物の除去速度、 $\left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_2$ は好気槽における可溶性有機物の除去速度である。

今、嫌気槽における活性汚泥濃度 S_1 、好気槽における活性汚泥濃度 S_2 とし、 $S_1 = S_2 = S$ とする。活性汚泥中に存在する脱窒細菌の濃度を S_D その存在割合を η_D とすると、 $S_D = S \cdot \eta_D$ となる。

一方、本プロセスの脱窒反応は、活性汚泥中の脱窒細菌の働きによるが、この脱窒反応は遊離酸素がなく、 $(NO_2 + NO_3) - N$ の存在下でのみ起こるものである。従って、嫌気槽内の脱窒菌の増殖速度と脱窒速度の間には、一般の基質利用の場合と同様に次式が成立するはずである。

$$\frac{dS_D}{dt} = Y_D \left(\frac{dN_{r1}}{dt} \right)_1 - b_D S_D \quad \dots\dots\dots (3-2-61)$$

こゝで、 $\frac{dS_D}{dt}$ は脱窒細菌の増殖速度($mg/\ell \cdot \text{日}$)、 $\left(\frac{dN_{r1}}{dt} \right)_1$ は脱窒速度($mg/\ell \cdot \text{日}$)、 S_D は脱窒細菌の濃度(mg/ℓ)、 Y_D 、 b_D は恒数である。

また、嫌気 内の脱窒細菌の増殖と可溶性有機物除去の関係は次式で示される。

$$\frac{dS_D}{dt} = Y_1 \left(\frac{d\ell r}{dt} \right)_1 - b_D S_D \quad \dots\dots\dots (3-2-62)$$

こゝで、 Y_1 は恒数である。(3-2-61)式と(3-2-62)式より次式が導かれる。

$$\frac{\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_1}{\left(\frac{dN_{r1}}{dt}\right)_1} = \frac{Y_D}{Y_1} = \text{constant} \quad \dots\dots\dots (3-2-63)$$

脱窒反応における有機物除去速度と窒素除去速度との比は、それぞれの反応に対する収率の比となり、これは一定値となる。

一方、好気槽での可溶性有機物の除去は次式で示される。

$$\left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2 = \frac{\left(\frac{dS}{dt}\right) + bS}{Y} \quad \dots\dots\dots (3-2-64)$$

(3-2-63)式、(3-2-64)式を(3-2-60)式に代入すると、

$$Q_S(\ell_s - \ell_1) = V_1 \left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_1 + V_2 \left(\frac{d\ell_r}{dt}\right)_2 = V_1 \frac{Y_D}{Y_1} \left(\frac{dN_{r1}}{dt}\right)_1 + V_2 \frac{\left(\frac{dS}{dt}\right) + bS}{Y} \quad \dots\dots\dots (3-2-65)$$

(3-2-65)式は、本法の有機物除去量が、(3-2-65)式第1項に示す脱窒反応に伴う有機物除去量と(3-2-65)式第2項に示す好気槽での有機物除去量の和であることを示している。嫌気槽での窒素除去は、前述のように、次に示すゼロ次反応式で示され、また、好気槽での汚泥増殖はゼロとみなせるから、 $\left(\frac{dN_{r1}}{dt}\right)_1 = k_{r1} S$ 、 $\frac{dS}{dt} = 0$ を(3-2-65)式に代入すると、

$$Q_S(\ell_s - \ell_1) = V_1 \frac{Y_D}{Y_1} k_{r1} S + V_2 \frac{bS}{Y} \quad \dots\dots\dots (3-2-66)$$

こゝで、 $A = \frac{Y_D}{Y_1} k_{r1}$ 、 $B = \frac{b}{Y}$ とおくと

$$Q_S(\ell_s - \ell_1) = ASV_1 + BS V_2 \quad \dots\dots\dots (3-2-67)$$

(3-2-67)式から、嫌気槽容量(V_1)を大きくすると嫌気槽で除去される有機物量が増加し、逆に、好気槽容量(V_2)を大きくすると、好気槽で除去される有機物量が増加することが判る。(3-2-67)式の両辺を SV_1 で割ると

$$\frac{Q_S(\ell_s - \ell_1)}{SV_1} = A + B \frac{V_2}{V_1} \quad \dots\dots\dots (3-2-68)$$

(3-2-68)式に(3-2-57)式の関係を代入すると、

$$\frac{Q_S(\ell_s - \ell_1)}{SV_1} = A + B \left(\frac{k_{r1}}{k'_{r2}}\right) \frac{1}{N_{r2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-69)$$

(3-2-68)式, (3-2-69)式は, 本法における可溶性有機物の除去量を嫌気槽内の活性汚泥量で割った値 $Q_S(\ell_S - \ell_1)/SV_1$ が好気槽容量と嫌気槽容量との比 (V_2/V_1) を大きくとること, また, 好気槽内の可溶性TKN濃度 (N_{K2}) を小さくとることにより増大することを示している。第3-2-5図, 第3-2-6図に合成尿尿処理における(3-2-68)式, (3-2-69)式のプロットを示した。

第2項 処理水質

嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の処理水質は, 処理対象廃水についての反応速度恒数, 動力学恒数が判っておれば, 前述の動力学式から予測することができる。

処理水の可溶性Total-N濃度 (N_{T1}) については(3-2-38)式から

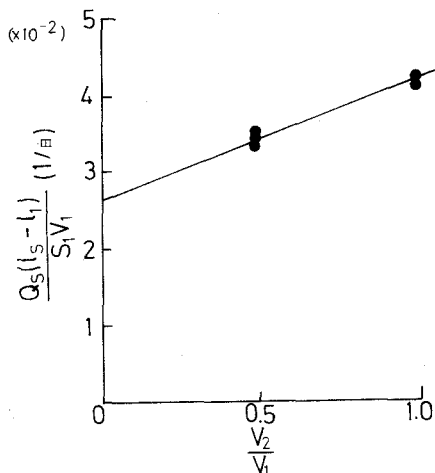
$$N_{T1} = N_{TS} - k_{T1} S_1 \frac{V_1}{Q_S} = N_{TS} - k_{T1} S_1 (t_d)_1 \quad \dots\dots\dots (3-2-70)$$

こゝで, $(t_d)_1 = \frac{V_1}{Q_S}$ で嫌気槽滞留時間を示す。つまり, 本法の処理水窒素濃度 (N_{T1}) を低くするには, (3-2-70)式から明らかなように, 槽内汚泥濃度 (S_1) を高くする (運転 t_S 値を高くとり, 余剰汚泥の生成を押えればよい) か, 嫌気槽滞留時間 $(t_d)_1$ を長くとればよいことが判る。

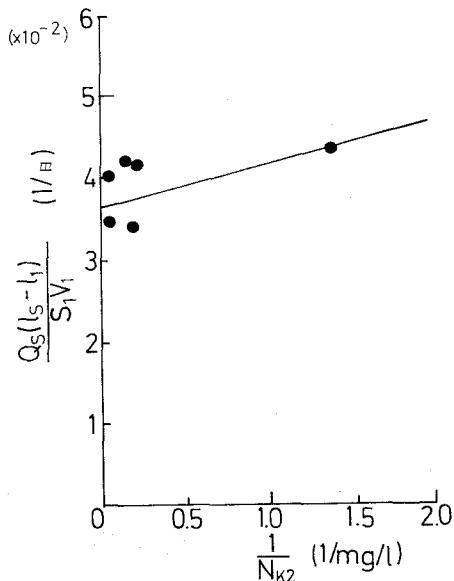
処理水の可溶性有機物濃度 (ℓ_1) については, (3-2-66)式から

$$\begin{aligned} \ell_1 &= \ell_S - \frac{S}{Y_1} \{ Y_D k_{T1} (t_d)_1 + b (t_d)_2 \} \\ &= \ell_S - \frac{S}{Y_1} \{ Y_D k_{T1} (t_d)_T + (b - Y_D k_{T1}) (t_d)_2 \} \quad \dots\dots\dots (3-2-71) \end{aligned}$$

こゝで $(t_d)_2 = \frac{V_2}{Q_S}$ で好気槽滞留時間を示す。(3-2-71)式で, 一般に $b - Y_D k_{T1} > 0$ である。それ故, 本法の処理可溶性有機物濃度 (ℓ_1) を低くするには,



第3-2-5図 合成尿尿処理における $\frac{Q_S(\ell_S - \ell_1)}{S_1 V_1}$ と $\frac{V_2}{V_1}$ の関係



第3-2-6図 合成尿尿処理における $\frac{Q_S(\ell_S - \ell_1)}{S_1 V_2}$ と $\frac{1}{N_{K2}}$ の関係

好気槽容量を大きくとり、好気槽滞留時間を長くとればよいことが判る。

第7節 要 約

各種合成廃水を嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の運転条件を種々に変化させて処理するとともに、得られたデータの動力学的解析を行い、次の結果を得た。

1. 本法の新しい動力学式を設定し、この動力学式の適合性を種々検討したところ、嫌気槽の可溶性成分 {Total-N, (NO₂ + NO₃)-N および TOC} の除去は、ゼロ次反応に従うとして導いた (3-2-20) 式、(3-2-8) 式および (3-2-9) 式によく適合し、好気槽の可溶性成分 (TKN と TOC) の除去は、一次反応に従うとして導いた (3-2-32) 式と (3-2-29) 式によく適合することが判った。
2. さきの動力学式と図式決定した k_{T1} , k'_{K2} 値により、本法の設計操作に必要な嫌気槽容量、好気槽容量および循環汚泥量を求める式を誘導した。
3. 誘導した設計式の適合性を、合成下水処理を一例としてとり上げ実験的に設計式の適合性と有用性を検証した。
4. 本法の処理水質 (可溶性 Total-N, 可溶性有機物濃度) と、 k_{T1} , k'_{K2} 値、動力学恒数、運転パラメータとの関係を明らかにし、処理水質向上への知見を得た。

記 号

k_{T1}	:	嫌気槽における Total-N 除去速度	(1/日)
k_{O1}	:	" (NO ₂ + NO ₃)-N 除去速度	(1/日)
k_1	:	" TOC 除去速度	(1/日)
k'_{T1}	:	嫌気槽における 1 次 Total-N 除去速度恒数	(1/mg/ℓ/日)
k'_{O1}	:	" " (NO ₂ + NO ₃)-N "	(1/mg/ℓ/日)
k'_1	:	" " TOC "	(1/mg/ℓ/日)
k_{K2}	:	好気槽における TKN 除去速度	(1/日)
k_2	:	" TOC "	(1/日)
k'_{K2}	:	好気槽における 1 次 TKN 除去速度恒数	(1/mg/ℓ/日)
k'_2	:	" " TOC "	(1/mg/ℓ/日)
t_1	:	嫌気槽滞留時間 { = $V_1 / (Q_S + Q_R)$ }	(日)
t_2	:	好気槽 " { = V_2 / Q_R }	(日)
N_{K8}	:	流入水 TKN 濃度	(mg/ℓ)
N_{K1}	:	嫌気槽 TKN 濃度	(mg/ℓ)
N_{K2}	:	好気槽 TKN 濃度	(mg/ℓ)

N_{OS}	: 流入水 ($NO_2 + NO_3$) - N 濃度	(mg/ℓ)
N_{O1}	: 嫌気槽 ($NO_2 + NO_3$) - N 濃度	(mg/ℓ)
N_{O2}	: 好気槽 ($NO_2 + NO_3$) - N 濃度	(mg/ℓ)
α_{K1}	: 吸着 TKN 濃度	(mg/ℓ)
$\alpha_{\ell 1}$	: 吸着 TOC 濃度	(mg/ℓ)
S_D	: 脱窒菌濃度	(mg/ℓ)
η_D	: 活性汚泥中の脱窒菌の存在割合	
Y_D	: 脱窒菌の ($NO_2 + NO_3$) - N にかゝる収率係数	(mg/mg)
b_D	: “ の自己分解係数	(1/日)
Y_1	: “ の可溶性有機物にかゝる収率係数	(mg/mg)
Y	: 活性汚泥の収率係数	(mg/mg)
b	: “ の自己分解係数	(mg/mg)

第3章 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の実用化に関する研究

第1節 緒 言

第1章、第2章で、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法のすぐれた特性を明らかにし、本法が極めて有効な下廃水の窒素除去法であることを確認した。

本法の実用化には、流入下廃水の水質、水量変動や水温変動のある実際条件下で、浄化機能を把握する必要がある。そこで、容量2.27 m³のFRP製実用施設を建造し、S-下水処理場沈砂池流出水を処理対象下水として用い、本法の実用試験を約3年間にわたって行った。本章では、この実用施設の処理機能をのべるとともに、得られたデータを動力学的に評価検討した。

第2節 実験の施設と方法

第1項 実施設計

本編、第1章、第2章で得られた知見をもとに、第3-3-1表の設計条件で実施設計をした。

第3-3-1表 実施設計条件

流入下水量	(Q _s)	2.5	m ³ /日
流入下水COD _{Cr} 濃度	(ℓ _s)	250	mg/ℓ
流入下水全窒素濃度	(N _{TS})	30	mg/ℓ
処理水全窒素濃度	(N _{T1})	6	mg/ℓ *
槽内活性汚泥濃度	(S ₁ =S ₂)	5,000	mg/ℓ
好気槽内TKN濃度	(N _{K2})	2~3	mg/ℓ

*全窒素除去80%を仮定

第1章の実験結果(第3-1-11図)から、全窒素除去率80%を得るためのCOD_{Cr}-SS負荷、(L₀=Q_sℓ_s/SV_T)は約0.075 1/日である。V_Tは全反応槽容量(m³)で、次式から求められる。

$$V_T = \frac{Q_s \ell_s}{S \cdot L_0} = \frac{2.5 \times 250}{5,000 \times 0.075} = 1.67 \text{ m}^3$$

次に、第1章のEckenfeldenの1次反応式と、修正Michaelis-Menten式を用いて設計すると次のようになる。即ち、Total-N除去速度は次式で示される。

$$\frac{dN_{Tr}}{dt} = K_2 S N_{T1} \quad \dots\dots\dots(3-3-1)$$

ここで、K₂はTotal-N除去にかかる1次反応速度恒数(1/mg/ℓ/日)である。又、定常状態でのTotal-N除去速度(dN_{Tr}/dt)は、次式で示される。

$$\frac{dN_{Tr}}{dt} = \frac{Q_s(N_{TS}-N_{T1})}{SV_T} \quad \dots\dots\dots(3-3-2)$$

(3-3-1)式と(3-3-2)式から

$$V_T = \frac{Q_S (N_{TS} - N_{T1})}{K_2 S N_{T1}} \quad \dots\dots\dots (3-3-3)$$

全反応槽容量 V_T は、第1章の合成下水で求めた K_2 値を用い、次のように計算できる。

$$V_T = \frac{2.5(30-6)}{8.86 \times 10^{-4} \times 5,000 \times 6} = 2.26 \text{ } m^3$$

更に、(3-3-2)式と(3-1-23)式から、

$$V_T = \frac{Q_S (N_{TS} - N_{T1})}{S \times \nu' \left(\frac{N_{T1}}{S} \right)^{n'}} \quad \dots\dots\dots (3-3-4)$$

V_T は、第1章の合成下水で求めた ν' , n' の値を用いて、次のように計算できる。

$$V_T = \frac{2.5(30-6)}{5,000 \times 15.6 \left(\frac{6}{5,000} \right)^{1.13}} = 1.54 \text{ } m^3$$

以上のように、 COD_{CR} -SS 負荷と修正Michaelis-Menten式で本法を設計すると両者 V_T 値はよく近似して得られるが、Eckenfelderの1次反応式で設計すると V_T は少々大きな値となった。そこで、 COD_{CR} -SS 負荷による設計値と、修正Michaelis-Menten式による設計値の平均値 $V_T = 1.6 \text{ } m^3$ に少し安全を見込んで $V_T = 1.7 \text{ } m^3$ とした。

次に、本編第2章第5節に示した設計式と k_{T1} , k'_{K2} 値を用いて、好気槽容量(V_2)と嫌気槽容量(V_1)を計算すると次のようになる。第2章で求めた合成下水、合成し尿にかかわる k_{T1} , k'_{K2} 値は実際都市下水のそれらと異なるはずである。しかし、合成下水と都市下水にかかわる両者の k_{T1}/k'_{K2} 比は大きく変わらないと考えられるので、第2章の(3-2-57)式から V_2/V_1 比は求められる。

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{k_{T1} S_1}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-2-57)$$

上式に、第2章の合成下水で求めた $k_{T1} = 0.040 (1/\text{日})$, $k'_{K2} = 0.0121 (1/\text{mg} / \ell / \text{日})$ の値と、第3-3-1表の設計条件を代入すると、 V_2/V_1 比は次のようになる。

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{0.040}{0.0121 \times (2 \sim 3)} = 1.67 \sim 1.10$$

ここでは、設計の容易さを考えて、嫌気槽容量に安全を見込み、 $V_2/V_1 = 1.0$, つまり $V_1 = V_2 = 0.85 \text{ } m^3$ とした。

嫌気槽の攪拌は、完全な密閉と嫌気維持に留意し、経済的と考えられる嫌気ガスによる循環方式とした。

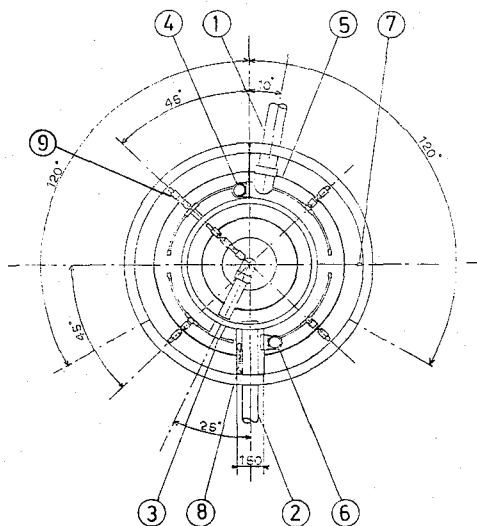
沈殿池容量は、本法が高汚泥濃度(5,000~10,000mg/ℓ)を採用していることを考慮し、滞留時間を標準的な3.0時間よりも長くとり4.7時間として、0.49 m³とした。更に又、嫌気槽汚泥の沈降性を改善するために、嫌気槽と好気槽の間に、容量0.08 m³の再曝気槽を設けた。

以上、各槽の設計容量を第3-3-2表に示した。

第3-3-2表 実施設の槽容量

施設名	有効容量
嫌気槽	0.85 m³
好気槽	0.85 m³
沈殿槽	0.49 m³
再曝気槽	0.08 m³
全	2.27 m³

第3-3-1図と第3-3-2図に建造した実施設の平面図と断面図を示した。昭和52年11月16日エアリフト式汚泥循環装置を第3-3-3図のように改造した。第3-3-4図には、実施設の配置図を、第3-3-3表には、使用機器の一覧表をそれぞれ示した。写真1には、実施設の全景写真を示した。



第3-3-1図 実施設平面図

- ① 廃水導入管 ② 処理水流出管
- ③ 汚泥返送管 ④ 好気槽→嫌気槽移流管
- ⑤ 循環仕切り壁 ⑥ 嫌気槽→再曝気槽移流管
- ⑦ 嫌気吸引管 ⑧ 再曝気槽仕切壁
- ⑨ 好気槽送気管

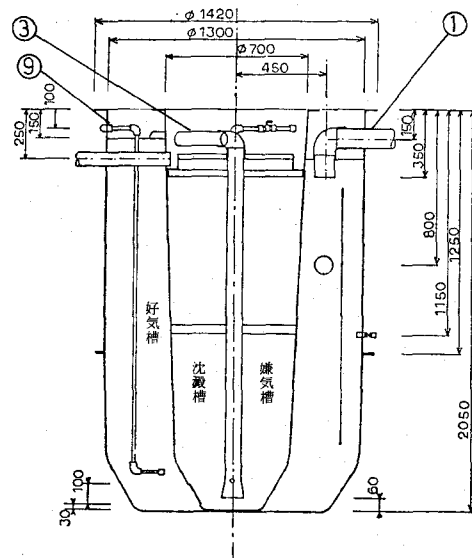
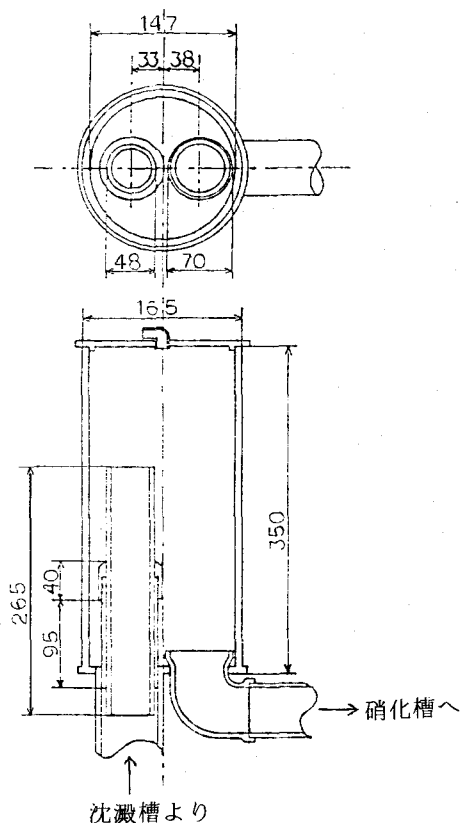
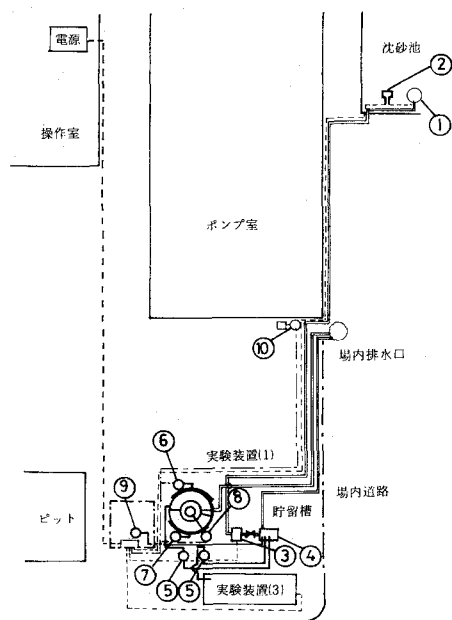


図3-3-2図 実施設断面図(単位はmm)

図中の番号は、第3-3-2図と同じ



第3-3-3図 エアーリフトポンプ改造図
(単位はmm)



第3-3-4図 プラント配置図

第3-3-3表 使用機器の記号と名称、機種

記号	名 称	機 種
1	揚水ポンプ	ツルミ水中ブレードレスポンプB型8-B
2	水中ポンプ用タイマー	オムロンサブミニタイマーType STP-NM
3	スクリーン	スクリーンクリート
4	最初沈殿池	沈殿池
5	原水ポンプ	ケミカルポンプ Type CM-5S
6	嫌気槽ガス攪拌ポンプ	イワキエアーポンプ AP-240Z
7	好気槽曝気用ポンプ	ダイアフラムプロア MD-100
8	エアーリフト用ポンプ	イワキエアーポンプ AP-115A
9	流入コンポジットサンプラー	東京理化チューブポンプ RP-10型
10	処理水コンポジットサンプラー	東京理化マイクロチューブポンプType MP

第2項 試験方法

● 実施設の運転操作

S-下水処理場の沈砂池流出下水を水中ポンプで5分間隔に汲上げ、スクリーンで下水中の夾雑物を除去した後、容量0.17m³の貯留槽に送水した。(昭和53年5月以降は、この貯留槽にかえ、容量1m³の最初沈殿池に送水した。)嫌気槽汚泥混合液は、沈殿池で上澄処理水と沈殿汚泥に分離され、この沈殿汚泥は種汚泥として、

流入下水量の3～5倍量を好気槽に返送循環される。嫌気槽混合液の混合は、完全密封された嫌気槽上部の気体をダイヤフラム式エアープンプで循環曝気させて、ガス攪拌方式とした。好気槽の曝気は、散気装置としてサラン管を用い、50～100ℓ分の風量で旋回流方式として、槽内DOを2.0mg/ℓ以上に維持した。

● 汚泥の馴養

昭和52年7月8日S-都市下水処理場の返送汚泥を種汚泥として実施設に投入し、流入下水量、(Q_s)=4.9 m³/日、循環流量(Q_r)=4.9 m³/日でCOD_{Cr}-SS負荷を約0.15 l/日にとり、嫌気槽も好気状態に維持しながら、全酸化処理方式で汚泥の馴養を計った。馴養開始17日後に処理水にNO₃-Nが検出されるようになり、硝化反応の進行が認められた。馴養開始21日後には処理水NH₄-Nが1.0 mg/ℓ以下となり、硝化反応が完全となった。そこで、嫌気槽を完全密封して馴養を続けた。約1ヶ月の馴養で、槽内汚泥濃度は4000 mg/ℓ から5,200 mg/ℓ に高まり、馴養開始時のSVIが200から約100にまで低下し、同時にTotal-N除去率も60%を越え、馴養1ヶ月後で「嫌気-好気式高濃度活性汚泥法」の成立が認められた。

● 試料採取と分析

流入水と処理水の試料は、24時間定量ポンプで連続採取した混合試料とした。夏季には、腐敗等による水質変化を防止するため、試料に濃硫酸を0.1%添加した。好気槽水質は、好気槽内にフィルタ・セパレータ(フィルター面積38 cm²)を設置し、固液分離された上澄み液を定量ポンプで連続採取して得た混合試料で代表させた。

第3-3-4表には、3ケ年にわたる実用化試験の年度別の実験目的と実験方法の概要を、又、第3-3-5表には、分析方法をそれぞれ一括表示した。

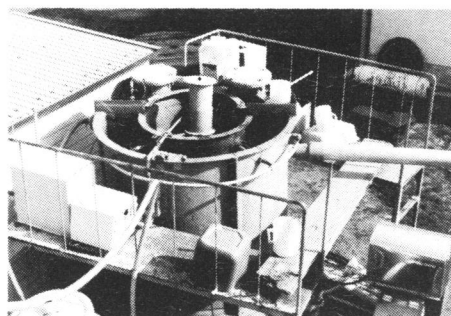


写真 3-3-1 実施設の全景

第 3 - 3 - 4 表 3 ケ年にわたる実用化試験の年度別実験目的と実験方法

年度	実 験 目 的	実 験 方 法
52	実施設で、実廃水を用いて、Total-N, COD _{Cr} 除去率に及ぼす諸因子を検討し、本法の最適運転法を明らかにする。	全酸化処理方式で槽内活性汚泥濃度を出来る限り高める。循環比, COD _{Cr} - SS 負荷を種々変化させる。冬季, 硝化槽に NaOH を補填する。
53	新設した最初沈殿池の流出水を処理対象下水として処理を行う。流入下水の C/N 比の窒素除去率に及ぼす影響を検討する。	流入下水の C/N 比を高めるために、酵母醗酵廃液を流入水に定量補填する。
54	実施設の処理データを動力学的に解析し、実廃水についての k_{T1} , k_{K2} 値を求めて、種々考察する。	流入下水にウィスキー蒸留廃液を補填し、流入下水の C/N 比を適正な範囲に維持する。動力学解析ができ得るように、好気槽水質をフィルタ・セパレータで正確に連続採取して、分析する。

第 3 - 3 - 5 表 分 析 方 法

分析項目	分 析 方 法
溶 存 酸 素	電 極 法 *
pH	ガラス電極法 *
総アルカリ度	ガラス電極法 *
COD _{Cr}	重クロム酸カリウム法 *
BOD	*
NH ₄ -N	インドフェノール法 ⁽¹⁾ , コーンウェイ微量拡散法 ⁽²⁾
NO ₂ -N	α-ナフチルアミン・スルファニル酸法 *
NO ₃ -N	ブルシン法 *
TKN	ケルダール法 *
MLSS	遠心分離法 *
MLVSS	*
透 視 度	*
SV ₃₀	*
SVI	*
流出水 SS	ミリポアフィルターによるろ過法
酸化還元電位	酸化-還元電位差計

* 下水試験方法 (1974 年度) による。

** 下水試験方法 (1967 年度) による。

第3節 試験成績

第1章で得られた知見に基づいて、有機物-SS負荷を低く維持しながら実施設を運転した。3ヶ年にわたる実試験でかなり長期間安定して処理できた期間を試験No別にして処理成績を第3-3-6表に一括表示した。

第1項 昭和52年度の試験成績

試験1, 試験2のTotal-Nは、前者では平均75.4%, 後者では平均76.9%除去された。試験2のCOD_{Cr}-SS負荷が0.157 l/日と高くなっているが、これは槽内汚泥濃度を高めるために意図的にQ_s値を高めたためである。又、試験1, 試験2では、エアーリフトポンプの風量調整をバルブで行ったため、Q_r値を一定に維持するのが困難であった。そこで、昭和52年11月16日に第3-3-3図に示すヘッド差を利用する流量調整法にかえたところ、以後Q_rの大巾な変動はみられなくなった。

試験3では、 $r = 4.0$ 、処理温度13℃で比較的安定した処理が可能であった。しかし、昭和52年1月10日頃、処理温度が10℃以下になると、適正な循環比とCOD_{Cr}-SS負荷量を維持しているにもかかわらず、好気槽での汚泥混合液の発泡があり、Total-Nの除去率は著しく低下した。この時、好気槽のpHは5.0以下、アルカリ度は10 mg/l以下であった。そこで、好気槽にNaOHを50 g/日の割合で補填したところ、発泡がなくなると同時に、Total-N除去率も試験4に示したように、約70%まで回復した。

昭和53年1月、2月期の試験データを用いて、好気槽へのNaOH補填有無の両者の場合における全槽のTotal-N-SS除去速度 $\{Q_s(N_{Ts} - N_{T1}) / SV_T\}$ と処理温度の関係を調べ第3-3-5図の結果を得た。NaOHの補填がなければ、10℃を境として全槽のTotal-N-SS除去速度が著しく低下し、7~8℃で窒素が全く除去されない。しかし、NaOHを補填すると、全槽のTotal-N-SS除去速度が高まり、窒素の全く除去されなくなる温度は4℃となり、先のNaOH無補填の7~8℃よりも更に低くなるので、本法の運転操作面で有利になることが判った。

昭和52年度のSVI値は約85~150と年間を通じて良好で、冬季においてもバルキングは観察されなかった。

第2項 昭和53年度の試験成績

本実施設は、当初から浮上分離型嫌気-好気式高濃度活性汚泥装置と併設で、実試験も両者同時運転で行った。しかし、浮上分離型嫌気-好気式高濃度活性汚泥処理装置の電磁弁部が、S下水処理場沈砂池流出水中の異物(毛髪や綿くず等)により閉塞されるトラブルが頻発し、本実施設は運転に影響をうけた。そこで、スクリーンの後に、容量約1 m³の最初沈殿池を設けた。ところが、流入下水のC_N/N比が昭和52年度に比して大巾に低下するようになった。約半年間にわたり、槽内汚泥濃度やQ_r値を高める等の種々の方策を試みたが、希望する70%以上のTotal-N除去率を得ること

第 3 - 3 - 6 表 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の実施設による試験成績

試験 No. 試験年月日 項 目		試験 1		試験 2		試験 3		試験 4		試験 5		試験 6		試験 7		試験 8		試験 9		試験 10		試験 11	
		52. 8/10 ~ 9/5		52. 9/28 ~ 10/15		52. 12/8 ~ 12/25		53. 2/7 ~ 2/17		53. 12/10 ~ 12/30		54. 2/13 ~ 2/17		54. 5/1 ~ 5/30		54. 6/1 ~ 6/30		54. 7/1 ~ 7/28		54. 10/13 ~ 11/15		54. 11/26 ~ 12/6	
		変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲		変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均	変 動 範 囲	平 均
Q _s (m ³ /日)		35~48	4.2	5.8~6.9	6.1	2.2~3.9	3.5	2.3~4.1	3.2	1.8~3.3	2.9	1.04~2.59	2.08	1.2~4.6	3.2	2.6~4.9	4.0	3.2~5.5	4.3	1.15~2.88	1.85	1.30~4.61	2.28
Q _r (m ³ /日)		8.6~27.6	15.6	16.4~57.6	38.5	9.4~17.9	14.0	10.3~13.8	14.8	12.5~18.1	14.6	7.9~11.4	8.9	8.8~15.1	13.3	13.8~18.4	15.8	15.1~20.7	18.2	4.6~12.1	8.0	6.3~9.8	8.10
r		2.2~6.4	3.7	2.5~10.0	6.2	2.6~5.1	4.0	3.8~6.0	4.4	3.9~6.2	5.2	3.4~7.6	5.1	2.2~10.3	4.6	3.3~5.3	4.1	3.3~5.9	4.4	3.4~6.8	4.4	2.1~7.2	3.9
(t _d) _T (時間)		11.3~15.6	13.0	7.9~9.4	8.9	14.0~27.2	15.6	13.3~23.7	17.0	16.5~30.3	18.8	21.0~52.4	26.2	11.8~45.4	17.0	11.1~21.0	13.6	9.9~17.0	12.7	18.9~47.4	29.4	11.8~41.9	23.9
全槽のCOD _{C_r} -SS 負荷量 (1/日)		0.062~0.122	0.083	0.12~0.214	0.157	0.06~0.14	0.085	0.047~0.159	0.085	0.080~0.226	0.168	0.053~0.251	0.140	0.034~0.152	0.091	0.035~0.160	0.082	0.046~0.132	0.087	0.025~0.060	0.041	0.040~0.093	0.059
全槽のTotal-N-SS 負荷量 (1/日)		0.0089~0.015	0.010	0.014~0.020	0.017	0.007~0.016	0.011	0.0061~0.015	0.010	0.006~0.012	0.0103	0.0045~0.139	0.0093	0.0042~0.0163	0.010	0.0072~0.0202	0.0117	0.0067~0.0122	0.0091	0.0028~0.0067	0.0043	0.0037~0.0117	0.0066
嫌気槽のCOD _{C_r} -SS 負荷量 (1/日)		0.166~0.326	0.222	0.320~0.571	0.419	0.160~0.374	0.227	0.125~0.425	0.227	0.214~0.603	0.449	0.142~0.670	0.374	0.091~0.406	0.243	0.093~0.427	0.219	0.123~0.352	0.232	0.067~0.160	0.109	0.107~0.248	0.158
流入下水の ($\frac{COD_{Cr}}{Total-N}$) 比		5.4~11.7	7.7	6.9~12.9	9.2	5.0~11.8	8.1	6.2~11.0	8.4	7.5~21.1	16.0	10.1~18.1	14.2	5.1~15.6	8.8	4.7~10.3	7.1	5.5~11.8	9.6	7.2~12.5	9.6	7.3~12.6	9.1
MLSS (mg/ℓ)		4287~5404	4778	4286~5665	4667	5053~6531	5694	5172~6346	5786	4863~6506	5433	4057~4561	4506	3110~4799	3767	3893~5974	4902	5393~7219	6134	5717~7406	6482	4935~7134	5943
SVI		129~175	149	74~113	92.1	88~156	132	65~92	84.6	144~188	168	208~233	219	193~270	229	112~224	159	84~118	91.3	125~154	136	127~178	153
処 理 温 度 (℃)		25.1~29.0	27.4	21.8~24.9	23.0	11.2~15.5	13.0	8~10.5	9.3	7.2~14.0	11.0	9.3~12.0	10.8	17~22	19.3	21.5~27.5	24.6	22.8~29.0	25.9	11.5~21.2	18.2	12.0~15.5	13.7
COD _{C_r} (mg/ℓ)	流入下水	112~270	201	192~348	271	169~432	326	238~479	239	289~1043	718	426~892	617	156~416	258	161~353	226	134~390	275	199~487	328	251~521	324
	処 理 水	19.6~78.4	51.0	36.5~102	65.1	39.2~79.8	54.6	41.5~86.5	53.3	147~474	275	185~372	245	41.2~76.4	55.8	13.0~57.6	41.4	31.1~91.1	43.7	23.9~72.4	41.2	29.6~60.7	44.3
COD _{C_r} 除 去 率 (%)		62.2~90.4	74.6	71.7~88.0	76.7	78.8~88.3	83.4	79.7~90.6	86.0	42.6~79.4	60.6	49.1~75.5	58.8	68.8~93.3	78.4	67.1~93.0	81.7	61.0~90	84.1	78.9~91.1	87.4	79.7~89.9	86.3
処 理 水 pH		6.8~7.6	7.3	6.8~7.1	7.0	6.8~7.2	7.1	7.0~7.5	7.3	7.4~8.0	7.7	7.0~7.5	7.2	6.6~9.1	7.6	6.7~7.6	7.3	6.9~7.7	7.2	6.4~7.3	7.0	6.9~7.4	7.2
処 理 水 アルカリ度 (mg/ℓ)		16.7~72.7	39.1	28.6~34.8	31.1	37.8~67.8	48.2	61.8~91.0	82.4	105~274	199	117~156	133	31.6~105	73.3	35.8~80.4	57.2	31.6~110	64.6	40.8~164	89.2	68.1~108	86.0
TKN (mg/ℓ)	流入下水	20.7~31.2	26.2	26.8~33.6	29.5	31.1~48.1	40.6	37.1~43.7	40.4	38.3~51.4	44.2	38.5~49.4	43.4	25.0~37.4	30.2	20.2~48.7	32.4	23.4~34.0	28.5	25.3~40.2	33.9	31.4~41.4	35.3
	処 理 水	1.6~4.4	3.2	1.9~5.5	3.3	5.6~11.4	8.1	4.7~15.8	10.1	8.0~15.2	10.8	4.6~15.3	10.1	1.7~7.3	4.2	1.2~3.8	2.4	0.9~4.2	2.1	1.0~4.9	2.9	3.8~8.5	6.5
NH ₄ -N (mg/ℓ)	流入下水	15.5~22.5	17.9	16.6~26.0	22.1	21.8~30.3	27.0	21.1~31.8	26.7	21.0~25.7	23.0	21.5~27.0	24.5	11.9~24.2	19.5	6.0~24.4	19.9	13.5~25.5	18.8	16.0~28.3	21.8	21.6~24.1	23.1
	処 理 水	0 ~3.9	1.2	0.8~3.5	2.1	3.1~9.8	5.3	2.9~14.0	7.9	1.8~6.1	3.6	4.0~8.0	5.2	0 ~6.2	1.5	0 ~0.9	0.3	0 ~2.0	0.5	0 ~3.1	0.9	3.8~7.1	5.0
NO ₃ -N (mg/ℓ)	処 理 水	0 ~8.0	3.3	1.8~5.8	3.5	1.5~7.6	3.5	0.2~4.7	2.2	0.4~6.8	2.1	0.4~6.1	2.5	0.2~7.4	3.3	1.7~9.1	5.3	0.9~7.8	3.7	0.5~8.2	2.6	0 ~8.3	1.7
Total-N (mg/ℓ)	流入下水	20.7~31.2	26.2	26.8~33.6	29.5	31.1~48.1	40.6	37.1~43.4	40.4	38.3~51.4	44.2	38.5~49.4	43.4	25.0~37.4	30.2	20.2~48.7	32.4	23.4~34.0	28.5	25.3~40.2	33.9	31.4~41.4	35.3
	処 理 水	3.9~8.9	6.5	4.5~9.1	6.8	7.8~14.4	11.6	8.8~16.4	12.3	9.1~18.9	12.9	10.7~15.7	12.6	3.7~11.4	7.5	4.1~11.9	7.7	2.4~11.0	5.8	3.5~9.5	5.5	5.5~12.1	8.2
Total-N 除 去 率 (%)		57.1~91.3	75.4	71.1~85.9	76.9	60.7~83.6	71.5	62.5~78.3	69.6	57.5~78.2	70.4	63.1~74.7	71.0	63.0~86.7	75.2	65.1~85.3	76.2	63.3~91.0	79.6	78.9~89.3	83.8	68.8~86.5	76.8

ができなかった。そこで、流入下水のC/N比を高める為流入下水に廃糖蜜酵母醗酵廃液を添加した。試験5、試験6の成績に示すように、この廃液の添加で流入水C/N比は大巾に高まり、Total-N除去効率は約70%に回復した。しかし、この廃液は、生物難分解性のCOD_{Cr}をかなりの量含むという特性から、処理水COD_{Cr}が100mg/ℓ以下に低下せず、廃糖蜜が本法の補填廃液として好ましくないことが判った。又この廃液の長期にわたる添加で、活性汚泥の沈降性は徐々に悪化し、添加開始約2ヶ月後にSVI値は200を越え、沈殿池で汚泥界面がみえるまでに悪化した。

第3項 昭和54年度の試験成績

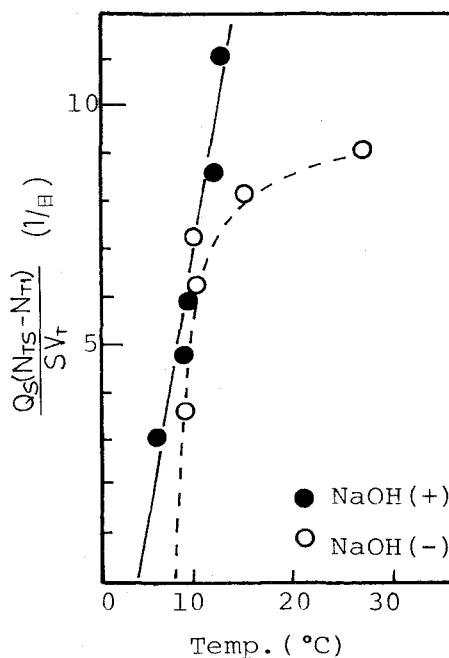
昭和54年4月から、廃糖蜜酵母醗酵廃液の代りにサントリーウイスキー蒸留廃液を液入下水に添加し、流入下水のC/N比を高めた。

試験7～試験11に示したように、この廃液の添加で流入下水のC/N比が昭和52年度と同程度に維持され、COD_{Cr}-SS負荷は0.052～0.091 1/日と低い値に維持できた。Total-N除去率は、平均約80%で、かなり長期間安定して処理することができた。

実施設による窒素処理挙動の一例として、試験10を選び第3-3-6図に示した。図から、流入下水窒素濃度に大きな変動があるにもかかわらず、処理水

Total-N濃度はそれほど変動せず、安定した窒素除去の行えることが判る。

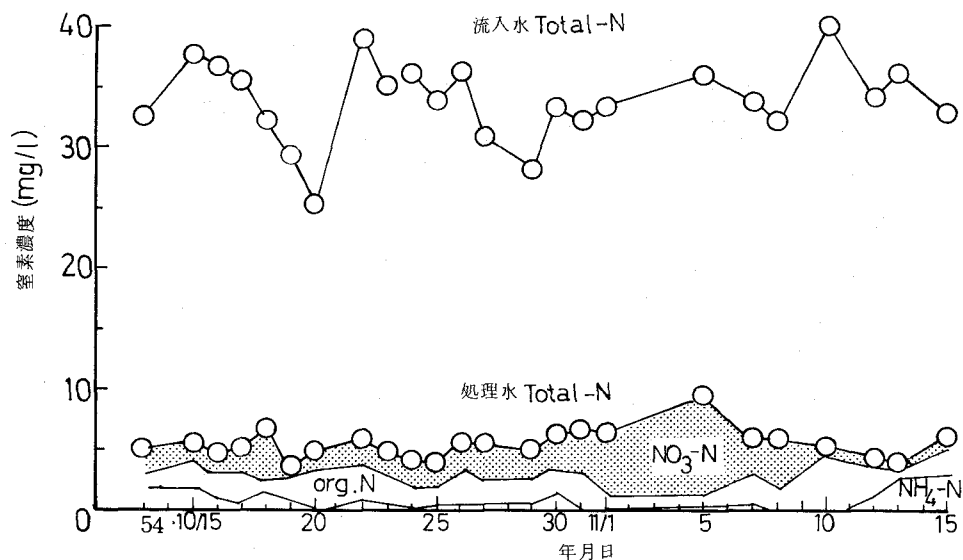
年度当初、廃糖蜜酵母醗酵廃液の添加の影響で、SVI > 200であったが、ウイスキー 蒸留廃液に切りかえ、試験を進めるにつれ、汚泥の凝集沈降性は徐々に回復し、試験9ではSVI=91.3にまで低下した。



第3-3-5図 全槽のTotal-N-SS除去速度に及ぼす温度の影響

データ設定条件

COD_{Cr}-SS負荷量 = 0.08～0.11 1/日
 Total-N-SS負荷量 = 0.010～0.014 1/日
 r = 約4.0
 流入下水(COD_{Cr}/Total-N) = 7～10



第 3 - 3 - 6 図 実施設による窒素処理挙動

—実施設運転条件—

COD _{Cr} -SS 負荷量 = 0.041 1/日
Total-N-SS 負荷量 = 0.0043 1/日
循環比 = 3.4~6.8

第 4 節 試験結果並びに考察

第 1 章で、本法の窒素除去効率が循環比、COD_{Cr}-SS 負荷量、流入下水 C/N 比により影響されることを明らかにした。都市下水を対象とした実用試験では、上記の因子以外に処理温度も窒素除去率に影響を及ぼす。ここでは、前記各因子の本実施設の窒素除去率に及ぼす影響を検討した。

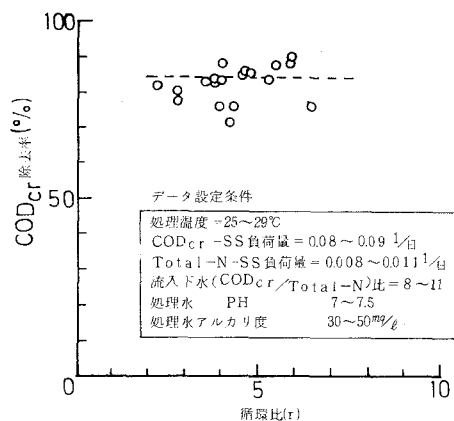
第 1 項 COD_{Cr} と窒素の除去率に及ぼす循環比(r)の影響

第 3-3-7 図と第 3-3-8 図に夏季(25~29℃)における COD_{Cr}-SS 負荷量、Total-N 除去率と循環比(r)の関係を示した。全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量、Total-N-SS 負荷量、流入下水 C/N 比、pH、アルカリ度の COD_{Cr} と Total-N の除去率に及ぼす影響をなくするため、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量 0.08~0.09 1/日、全槽の Total-N-SS 負荷量 0.008~0.011 1/日、流入下水 (COD_{Cr}/Total-N) 比 8~11、処理水 pH 7~7.5、処理水アルカリ度 30~50 mg/ℓ のデータを抽出設定した。

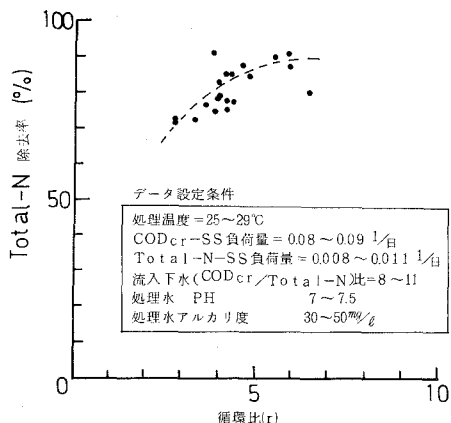
夏季 COD_{Cr} 除去率は r に無関係ではほぼ一定(約 84%)であった。Total-N 除去率は r に影響され、約 80% 以上の除去率を達成するには、 r を約 3.7 以上に維持する必要があることが判った。

第 3-3-9 図と第 3-3-10 図には、冬季(8~12℃)における COD_{Cr}、Total-N 除去率と r の関係を示した。前同様に、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量 = 0.06~0.10 1/日、全槽の Total-N-SS

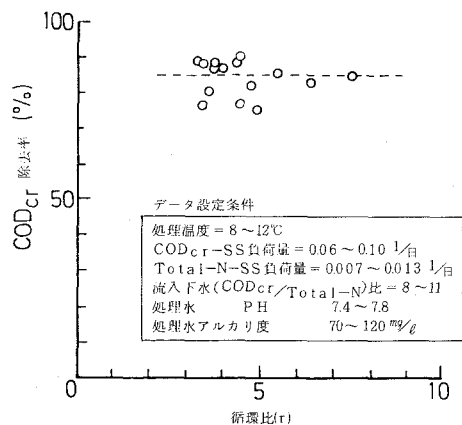
負荷量 = 0.007~0.013 l/日, 流入下水(COD_{Cr}/Total-N)比 8~11, 処理水 pH 7.4~7.8 処理水アルカリ度 70~120mg/ℓの実験データを抽出設定した。COD_{Cr} 除去率は, r に無関係では一定(約85%)であった。夏季と同様に, Total-N除去率は r により影響を受けるが, その度合いは冬季の方が大きい。冬季は r を大きくとっても, Total-N除去率が80%を越えることはなかった。



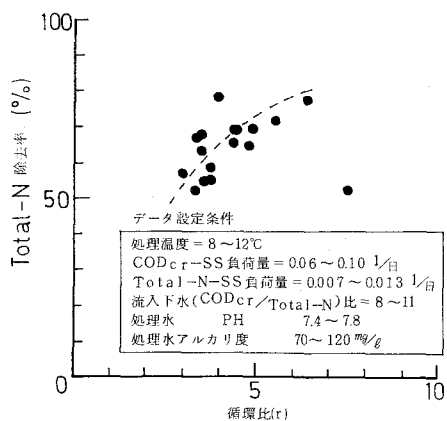
第3-3-7図 夏季におけるCOD_{Cr} 除去率と循環比の関係



第3-3-8図 夏季におけるTotal-N 除去率と循環比の関係



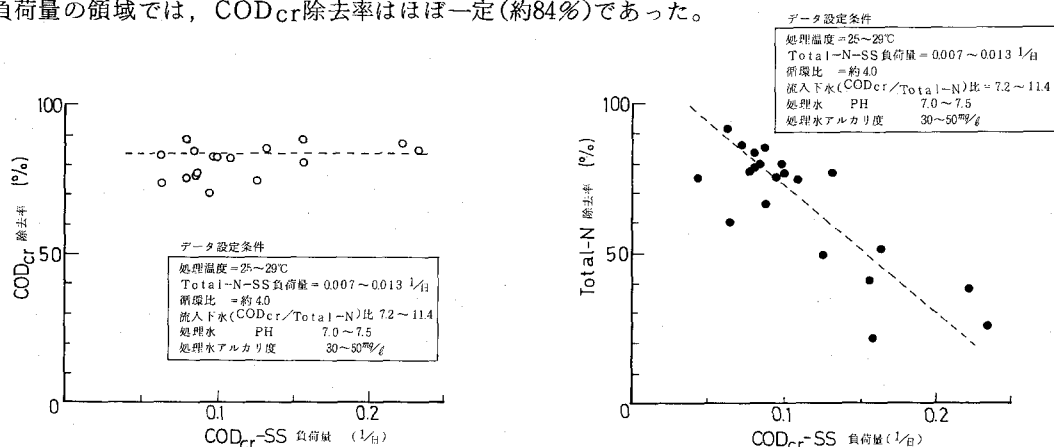
第3-3-9図 冬季におけるCOD_{Cr} 除去率と循環比の関係



第3-3-10図 冬季におけるTotal-N 除去率と循環比の関係

第2項 COD_{Cr}と窒素の除去率に及ぼす全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量の影響

第3-3-11図と第3-3-12図には、夏季(処理温度25~30℃)におけるCOD_{Cr}、Total-N除去率と全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量の関係を示した。ここでは、3ケ年の実験データから、 $r \approx 4.0$ 全槽のTotal-N-SS負荷量 0.007~0.013 1/日、流入水(COD_{Cr}/Total-N)比 7.2~11.4 処理水 pH 7.0~7.5、処理水アルカリ度 30~50 mg/ℓ のデータを抽出設定した。ここでのCOD_{Cr}-SS負荷量の領域では、COD_{Cr}除去率はほぼ一定(約84%)であった。



第3-3-11図 夏季におけるCOD_{Cr}除去率に及ぼすCOD_{Cr}-SS負荷量の影響

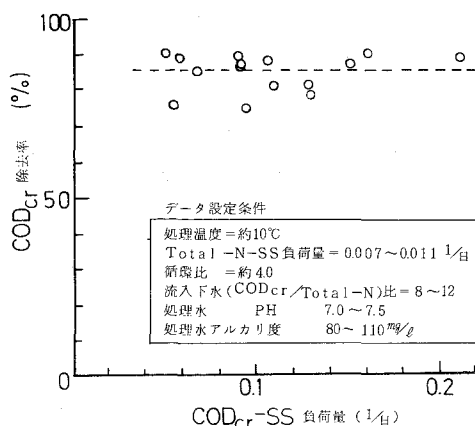
第3-3-12図 夏季におけるTotal-N除去率に及ぼすCOD_{Cr}-SS負荷量の影響

Total-N除去率は、全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量の増加につれて減少し、COD_{Cr}-SS負荷量 = 約 0.15 1/日では、Total-N除去率が約50%にまで減少した。80%以上のTotal-N除去率を夏季、 $r = 4.0$ の条件下で達成するには、本法の全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量を 0.085 1/日以下にとらなければならない。

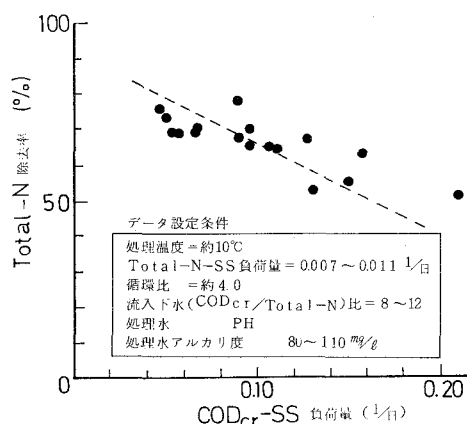
第3-3-13図と第3-3-14図には冬季(処理温度約10℃)におけるCOD_{Cr}、Total-N除去率と全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量の関係を示した。前同様に、 $r \approx 4.0$ 、全槽のTotal-N-SS負荷量 0.007~0.011 1/日、流入下水(COD_{Cr}/Total-N)比 8~12、処理水 pH 7.0~7.5、処理水アルカリ度 80~110 mg/ℓ の試験データを抽出設定した。夏季同様、COD_{Cr}除去率は、全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量に関係なくほぼ一定(約85%)で、約10℃で良好なるCOD_{Cr}除去が達成された。Total-N除去率は、夏季と同様の傾向を示したが、全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量を低くとってもTotal-N除去率が80%を超えることはなかった。

第3項 Total-N除去率に及ぼす流入下水(COD_{Cr}/Total-N)比の影響

昭和52年5月に新設した最初沈殿池の影響で、流入下水のC/N比が低下したので、Total-N



第3-3-13図 冬季におけるCOD_{Cr}-SS 負荷量の影響



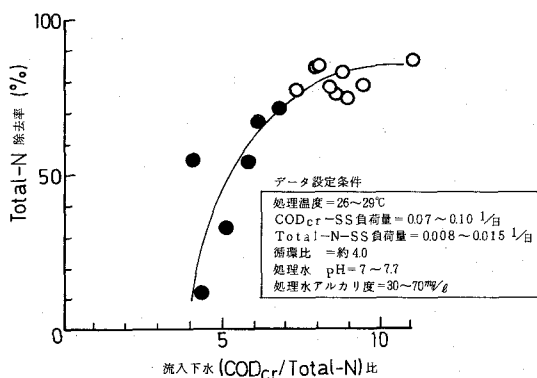
第3-3-14図 冬季におけるTotal-N 除去率に及ぼすCOD_{Cr}-SS 負荷量の影響

除去率が著しく低下した。流入下水の COD_{Cr}/Total-N 比と Total-N 除去率の関係を調べるために、3 ケ年の試験データから、処理温度 26 ~ 29℃、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量 0.07 ~ 0.10 1/日、全槽の Total-N-SS 負荷量 0.008 ~ 0.015 1/日、循環比 約 40、処理水 PH 7.0 ~ 7.7、処理水アルカリ度 30 ~ 70 mg/ℓ のデータを抽出設定し、第 3-3-15 図の結果を得た。流入下水の (COD_{Cr}/Total-N) 比が 8.0 以上で Total-N 除去率は約 80% に得られ、第 3 編第 1 章と傾向はよく近似するが、値の上で差が認められた。この原因としては、合成下水と本試験に用いた都市下水の間に含有成分の資化性に差異があること、又処理装置の特性(特に嫌気槽の混合方式)に差があったことが考えられる。

第 4 項 Total-N 除去率に及ぼす温度の影響

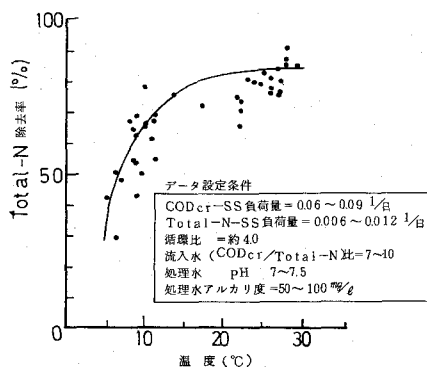
3 ケ年の実試験データから、全槽の COD_{Cr}-SS 負荷量 0.06 ~ 0.09 1/日、全槽の Total-N-SS 負荷量 0.006 ~ 0.012 1/日、 r = 約 40、流入下水 (COD_{Cr}/Total-N) 7 ~ 10、処理水 PH 7.0 ~ 7.5、処理水アルカリ度 50 ~ 100 mg/ℓ のデータを抽出し、処理温度と Total-N 除去率の関係を調べ、第 3-3-16 図を得た。

図から判るように、本法の Total-N 除去率は処理温度によって可成りの影響を受け、処理温度が 15℃ 以下になると、適正な運転を行っても Total-N 除去率が 80% 以下に著しく低下する。処理温度が約 7℃ 以下に低下すると Total-N 除去率は約 50% 以下に激減し、嫌気-好気式高濃度活性汚泥法が成立しなくなることがよく判る。



第3-3-15図 Total-N除去率に及ぼす流入下水 (COD_{cr}/Total-N) 比の影響

● 昭和53年度のデータ
○ 昭和52年, 54年度のデータ



第3-3-16図 Total-N除去率と処理温度の関係

第5節 実施設の動力学的検討

本法の実用化は、実施設による実際廃水の処理データから、その学術的な解析を通して判定されねばならない。そこで、ここでは、先の第2章での手法を用いて、昭和54年度の試験成績を動力学的に種々検討した。

第1項 嫌気槽でのTotal-N除去速度(k_{T1})の決定

本法の嫌気槽でのTotal-N除去速度(k_{T1})は、第2章で述べた次式から求められる。

$$\frac{N_{TS} + rN_{T1}}{(1+r)S_1t_1} = \frac{N_{T1}}{S_1t_1} + k_{T1} \quad \dots\dots\dots (3-2-20)$$

即ち、上式の $\frac{N_{TS} + rN_{T1}}{(1+r)S_1t_1}$ と $\frac{N_{T1}}{S_1t_1}$ をプロットすると直線が得られ、縦軸切片が k_{T1} である。

第3-3-17図には、 k_{T1} の図式決定の一例を示した。又、第3-3-7表には、昭和54年度の月別の運転操作条件と図式決定した k_{T1} 値を一括表示した。表示したように、 k_{T1} 値は処理温度に大きな影響を受ける。一般に活性汚泥反応速度の温度依存性⁽³⁾に準じて k_{T1} と温度の関係を定式化すると、次式で示すことができる。

$$(k_{T1})_{t^{\circ}C} = (k_{T1})_{20^{\circ}C} \theta^{t-20} \quad \dots\dots\dots (3-3-4)$$

ここで、 $(k_{T1})_t^{\circ}\text{C}$ における嫌気槽でのTotal-N除去速度(1/日)、 $(k_{T1})_{20^{\circ}\text{C}}$ は、 20°C における嫌気槽でのTotal-N除去速度(1/日)、 θ は温度係数である。昭和54年度の月別の平均温度に関して k_{T1} 値をプロットすると第3-3-18図のようになる。

即ち、 k_{T1} 値と温度の関係は次式で示される。

$$(k_{T1})_t^{\circ}\text{C} = 1.71 \times 10^{-2} (1.058)^{t-20} \quad \dots\dots\dots (3-3-5)$$

k_{T1} の温度係数は、1.058で、一般の生物反応の温度係数の値にほぼ近似する。

第2項 好気槽でのTKN除去速度恒数

(k'_{K2}) の決定

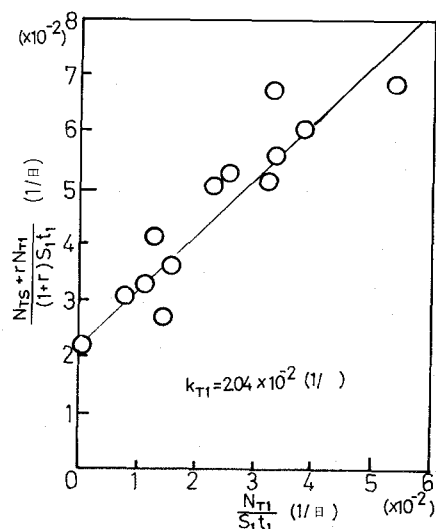
好気槽でのTKN除去速度恒数(k'_{K2})は、第2章で述べた、次式から求められる。

$$\frac{S_2 t_2}{N_{K1} + a_{K1} - N_{K2}} = S_2 t_2 + \frac{1}{k'_{K2}} \quad \dots\dots\dots (3-3-28)$$

即ち、 $\{S_2 t_2 / (N_{K1} + a_{K1} - N_{K2}) / (N_{K1} + a_{K1})\}$ と $S_2 t_2$ のプロットから得られる直線のたて軸切片の逆数が k'_{K2} である。

k'_{K2} の決定には、好気槽内ケルダール窒素濃度(N_{K2})を正確に測定する必要がある。流入下水濃度が一定するベンチスケール実験では、好気槽汚泥混合液の遠心分離上澄液で好気槽内の水質を代表させたが、ここでの流入水質が変動する都市下水の処理試験では、この方法は使用できない。そこで、好気槽内にフィルタ・セパレータ(フィルタ

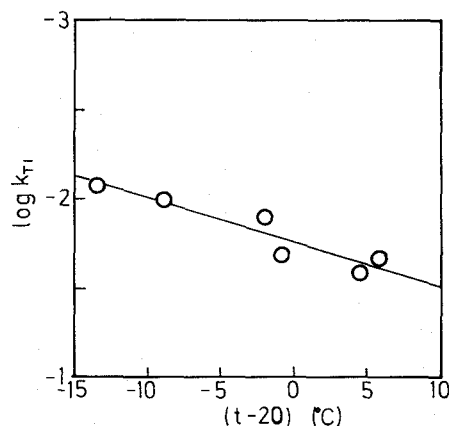
面積 38 cm^2)を装着して好気槽汚泥混合液を固液分離し、その上澄液を定量ポンプで連続採取する方法を用いた。この方法で測定した N_{K2} 値が、正確に好気槽の水質を反映しているかどうかを次の実験で確かめた。即ち、1時間毎に好気槽汚泥混合液を採取して、この遠心分離上澄液の10時間の平



第3-3-17図 k_{T1} 図式決定の一例
(昭和54年5月の試験データ)

データ設定条件

流入下水	($\text{COD}_{\text{Cr}} / \text{Total-N}$) 比8.0以上
処理水	PH 7.0以上
処理水	アルカリ度 40 mg/l 以上



第3-3-18図 k_{T1} に及ぼす温度の影響
(昭和54年度の試験データ)

第3-3-7表 昭和54年度の月別の運転操作条件並びに k_{T1} , k'_{K2} 値

項 目	年 月	昭和54年	昭和54年	昭和54年	昭和54年	昭和54年	昭和54年	昭和54年	昭和54年
		4月	5月	6月	7月	8月	11月	12月	1月
温 度 (°C)	最 高	17.0	22.0	27.5	29.0	29.5	21.0	15.0	8.0
	最 低	12.0	17.0	21.5	24.0	29.0	10.0	7.5	5.0
	平 均	15.2	19.4	24.6	25.9	29.0	13.9	11.2	6.7
全槽の COD_{Cr} -SS負 荷量(1/日)	最 高	0.171	0.141	0.160	0.132	0.111	0.093	0.096	0.054
	最 低	0.142	0.034	0.035	0.046	0.051	0.034	0.027	0.038
	平 均	0.131	0.091	0.082	0.086	0.079	0.051	0.054	0.047
全槽のTotal-N- SS 負荷(1/日)	最 高	0.0180	0.0163	0.0202	0.0122	0.0112	0.0117	0.0096	0.0066
	最 低	0.0045	0.0042	0.0072	0.0067	0.0063	0.0035	0.0032	0.0040
	平 均	0.0134	0.0105	0.0113	0.0091	0.0093	0.0059	0.0064	0.0056
流入水の ($COD_{Cr}/Total-N$)比	最 高	8.9	15.6	10.3	11.8	10.4	12.6	10.8	10.1
	最 低	8.6	5.1	4.7	5.5	6.1	6.9	6.4	7.5
	平 均	8.8	8.6	7.06	9.6	8.8	8.5	8.6	8.3
k_{T1} (1/日)		*	2.04×10^{-2}	2.57×10^{-2}	2.08×10^{-2}	**	1.23×10^{-2}	9.93×10^{-3}	8.60×10^{-3}
k'_{K2} (1/mg/ℓ・日)		7.21×10^{-3}	7.38×10^{-3}	9.38×10^{-3}	1.13×10^{-2}	8.27×10^{-3}	5.77×10^{-3}	4.30×10^{-3}	2.25×10^{-3}

* 廃糖蜜酵母醗酵廃液補填の影響で正確な k_{T1} 値が決定できなかった。

** データのバラツキが大きすぎ、信頼性のある k_{T1} 値が得られなかった。

均水質と、フィルタ・セパレータの汙液を10日間連続採取した混合試料の水質を比較し、その結果を第3-3-8表に示した。表示したように、フィルタ・セパレータ汙液の連続採取法で好気槽内の水質を代表させ得ることがよく判る。

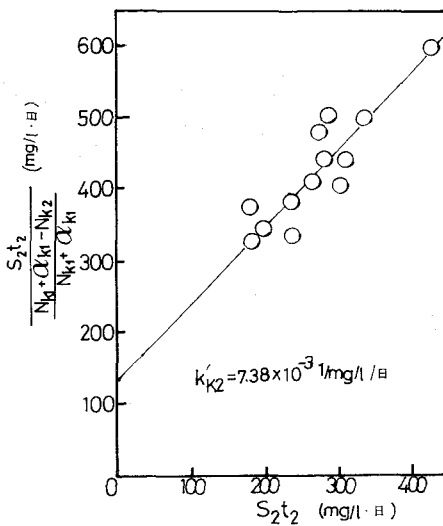
第3-3-8表 好気槽内混合液の試料採取方法別水質測定値

試料採取方法	項 目	T K N	NO_3-N	Total-N
1 時間毎の槽内混合液の遠心分離上澄液の 平均水質		2.5 mg/ℓ	18.7 mg/ℓ	21.2 mg/ℓ
フィルターろ液の連続採取混合試料の水質		2.6 mg/ℓ	19.4 mg/ℓ	22.0 mg/ℓ

* 昭和54年1月25日の成績

第3-3-19図には、前記方法で好気槽内TKN濃度(N_{K2})を測定し、 k'_{K2} の図式決定の一例を示した。又、第3-3-7表には、図式決定した昭和54年度の月別の k'_{K2} 値を一括表示した。前述 k_{T1} と同様に、第3-3-20図に示したように k'_{K2} も温度に関係し、 k'_{K2} 値と温度の関係は次式で示される。

$$(k'_{K2})_{t^{\circ}C} = 6.92 \times 10^{-3} (1.064)^{t-20} \quad \dots\dots\dots (3-3-6)$$

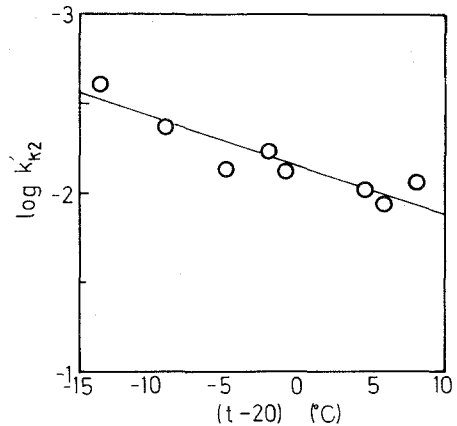


第3-3-19図 k'_{k2} 図式決定の一例
(昭和54年5月の試験データ)
データ設定条件

流入水 (COD _{Cr} / Total-N) 比	8 以上
処理水 pH	7 以上
処理水 アルカリ度	40 mg/ℓ 以上

こゝで、 $(k'_{k2})_{t^{\circ}\text{C}}$ は、 $t^{\circ}\text{C}$ における TKN 除去速度恒数 (1/mg/ℓ/日) である。

(3-3-5) 式と (3-3-6) 式の比較から、温度係数 (θ) は、嫌気槽での Total-N 除去反応 (脱窒反応) よりも好気槽での TKN 除去反応 (硝化反応) の方が高い。つまり、硝化反応の方が脱窒反



第3-3-20図 k'_{k2} に及ぼす温度の影響

応よりも温度影響を受け易いので、処理温度の低下する冬季には、硝化反応に留意して運転操作せねばならないといえる。

第3項 本法の設計再検討と設計運転の注意事項

前項の都市下水で決定した k_{T1} 、 k'_{k2} 値と、第2章第5節で述べた設計式を用いて、実施設の設計を第3-3-9表の条件を仮設して再検討し、又、設計運転の注意事項を以下に考述する。

第3-3-9表 仮設条件

流入廃水量	50 m ³
流入水 COD _{Cr}	250 mg/ℓ
流入水 Total-N	25 mg/ℓ
処理温度	20 °C
槽内平均汚泥濃度	5000 mg/ℓ
COD _{Cr} 除去率	90%
Total-N 除去率	80%

(3-3-5) 式、(3-3-6) 式から、設計温度 20 °C では、 $k_{T1} = 1.71 \times 10^{-2}$ (1/日)、 $k'_{k2} = 6.92 \times 10^{-3}$ (1/mg/ℓ/日) となる。(3-2-28) 式に第3-3-9表の条件と、 $k_{T1} = 1.71 \times 10^{-2}$ (1/日) を代入すると、嫌気槽容量 (V_1) が求められる。

$$V_1 = \frac{Q S (N_{TS} - N_{T1})}{k_{T1} S_1} = \frac{5 (25 - 5)}{0.0171 \times 5,000} = 1.17 \text{ m}^3$$

好気槽容量 (V_2) は、好気槽内のケルダール窒素 (N_{K2}) を仮設すると、(3-2-57) 式から容易に計算できる。(3-

2-57) 式で、 N_{K2} を必要以上に小さくとると、好気槽容量 (V_2) が大きな値となる。しかし、3ケ

年にわたる実試験では、 N_{K2} はおよそ $2.0 \text{ mg}/\ell$ で、このようなときの好気槽内の未硝化残存 $\text{NH}_4\text{-N}$ は約 $0.1 \text{ mg}/\ell$ 以下になり、硝化反応が極めて効果的に進行していた。従って、 $N_{K2} = 2.0 \text{ mg}/\ell$ として硝化槽容量を計算すると次のようになる。

$$V_2 = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{k'_{K2} S_2 N_{K2}} = 1.17 \frac{0.0171}{0.00692 \times 2} = 1.45 \text{ m}^3$$

又、循環流量 (Q_r) は、(3-2-48) 式で計算すると次のようになる。

$$Q_r = \frac{V_1 k_{T1} S_1}{N_{Ts} - \frac{V_1}{Q_s} k_{T1} S_1} = \frac{1.17 \times 0.0171 \times 5,000}{25 - \frac{1.17}{5} \times 0.0171 \times 5,000} = 20 \text{ m}^3/\text{日}$$

第 3-3-10 表 設計計算値

最適脱窒槽容量	1.17 m^3
最適硝化槽容量*	1.45 m^3
全反応槽容量	2.62 m^3
最適循環量	$20 \text{ m}^3/\text{日}$

* $N_{K2} = 2.0 \text{ mg}/\ell$ とした。

つまり、循環比 (r) = $20/5 = 4.0$ となる。

以上の設計計算値を第 3-3-10 表に示した。

第 3-3-9 表の条件で、処理温度の変化による嫌気槽容量 (V_1)、好気槽容量 (V_2)、全反応槽容量 (V_T) の変化する模型を第 3-3-21 図に示した。処理温度 30°C では、好気槽容量と嫌気槽容量がほぼ等しくなるが、処理温度が 10°C まで低下すると、好気槽容量は嫌気槽容量よりもかなり大きくとらねばならないことがよく判る。

更に、本法設計運転の注意事項を以下に列挙する。

① 槽内汚泥濃度 (S) の選択

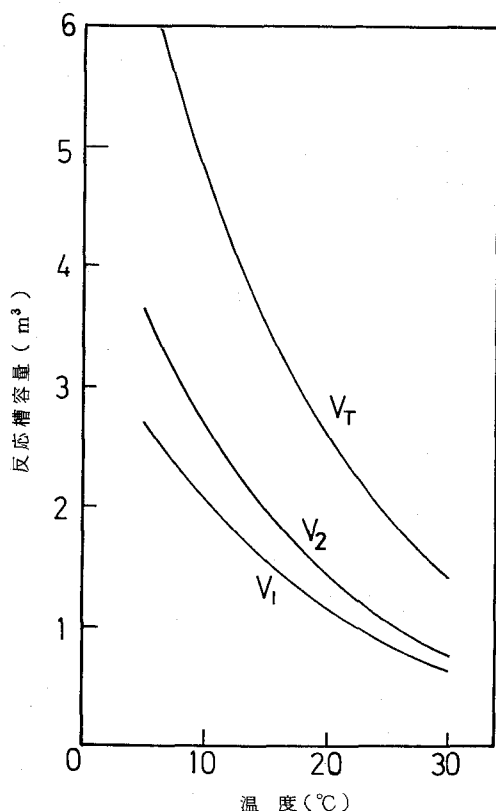
沈殿池その他の固液分離の方法で槽内汚泥濃度が定まるが、本法の活性汚泥は全酸化処理のものであるから、特に活性汚泥の沈降特性を十分に良く把握して、適正な S を選択しなければならない。

② 好気槽内 TKN 濃度 (N_{K2}) の決定

N_{K2} 値は、好気槽容量設計に直接ひびくので、その決定には慎重を要する。硝化反応が効果的に進んでいる時の N_{K2} 値をよく確かめて最適な N_{K2} 値を決定せねばならない。

③ 冬期の運転法

設計温度を $15^\circ\text{C} \sim 20^\circ\text{C}$ 以上にとると、冬季の



第 3-3-21 図 仮設条件での反応設計容量と処理温度の関係

10℃以下では好気槽での硝化反応が温度律速を大きく受ける。好気槽での硝化反応の進行が効果的であれば、本法による窒素除去は極めて効率的になるので、冬季では特に好気槽での硝化機能に見合ったCOD_{Cr}と全窒素負荷の選択が極めて重要である。又、必要に応じてアルカリの好気槽への補填操作も必要である。

第6節 要 約

容量2.27m³のFRP製の嫌気-好気式高濃度活性汚泥法の実施設を建造し、S-下水処理場沈砂池流出水を処理対象下水として3年間の実用試験を行い、その処理機能を種々検討した。

1. 全酸化処理方式で汚泥馴養を計ったところ、約1ヶ月で「嫌気-好気式高濃度活性汚泥法」が成立することを認めた。
2. 本法のCOD_{Cr}除去は、夏季、冬季の何れでも循環比に影響されず、約80~85%の一定COD_{Cr}除去率が得られた。しかし、本法の適正運転条件{全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量0.08~0.09 l/日、全槽のTotal-N-SS負荷量0.008~0.010 l/日、流入下水(COD_{Cr}/Total-N)比8~11.0、処理水pH7~7.5、処理水アルカリ度30~50mg/l}で、夏季Total-N除去率80%以上を得るには、rを約3.7以上に維持する必要がある。冬季は夏季よりも循環比の影響を大きく受け、しかもrを大きくとっても80%のTotal-N除去率は得られなかった。
3. 本法のCOD_{Cr}除去率は、夏季、冬季とも全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量に関係なく約85%であった。夏季80%以上のTotal-N除去率をr=約4.0の条件下で達成するには、本法の全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量を0.085 l/日以下の低い値に維持しなければならない。冬季も夏季同様、全槽のCOD_{Cr}-SS負荷量を低くとるとTotal-N除去率は上昇するが、Total-N除去率が80%を越えることはなかった。
4. 処理温度が15℃以下になると、適正な運転を行ってもTotal-N除去率が80%以下に著しく低下し、処理温度が7℃以下になるとTotal-N除去率が50%以下に激減する。
5. 嫌気槽でのTotal-N除去速度(k_{T1})を、昭和54年度の試験成績をもとに月別に図式決定した。このk_{T1}値と処理温度の関係を次式で示した。

$$(k_{T1})_{t^{\circ}\text{C}} = 1.71 \times 10^{-2} (1.058)^{t-20}$$

6. 好気槽でのTKN除去速度恒数(k'_{K2})を、昭和54年度の試験成績をもとに月別に図式決定した。k'_{K2}値と処理温度の関係を次式で示した。

$$(k'_{K2})_{t^{\circ}\text{C}} = 6.92 \times 10^{-3} (1.064)^{t-20}$$

7. 都市下水で求めたk_{T1}, k'_{K2}値を用いて、COD_{Cr} 250mg/l, Total-N 25mg/lの5.0m³/日の廃水を処理温度20℃、槽内汚泥濃度5,000mg/lの条件で、窒素除去率80%を達成するに要する嫌気槽容量(V₁)、好気槽(V₂)、循環流量(Q_r)を計算し、本法実施設計の設計を再検討し、本法設計運転の注意事項を指摘した。

総 括 並 び に 結 論

現在の下 wastewater 処理は、これまで BOD_5 除去に主力がおかれてきたので、処理水中に残存する窒素、リンが水域富栄養化の大きな要因となり、それが現在も続いている。富栄養化防止のための窒素除去法には、物理-化学法もあるが、現在のところ生物学的窒素除去法が最もすぐれ、実用化の可能性が高いとされている。本論文は、経済的かつ効率的な新しい生物学的窒素除去法の開発を目的として行った実験研究をまとめたものである。

第1編では、微生物が増殖時に、体内に炭素以外の窒素、リンも摂取することを利用する生物摂取法をとり上げた。第1編第1章では、消化槽から発生するメタンガスの有効利用の兼ね合いから、メタン酸化性細菌による窒素、リンの同時除去法を検討した。純粋分離されたメタン酸化性細菌を用い、その窒素、リン除去能を種々しらべた結果、満足いく窒素、リンの同時除去は、培地となる下水の N/P_{O_4} が5~20、又 BOD が 100 mg/l 以下で達成されることを確認した。そこで、下水3次処理に応用可能なメタン酸化性細菌の集殖分離を試み、生育速度とフロック形成能の高い菌株の分離に成功した。分離株はその増殖に Cu^{2+} を要求し、その生育至適温度は約 $40^\circ C$ であった。又、メタン酸化性細菌のフロック化には、 $Al_2(SO_4)_3$ -ゼオライトの組合せが有効であることを明らかにした。

第1編第2章では、活性汚泥の窒素、リン摂取能を利用する単純炭素源補填活性汚泥法を考案し、これによる窒素、リンの除去を種々検討した。活性汚泥による窒素、リンの摂取除去量は、汚泥滞留時間(t_s)に依存し、補填炭素源として酢酸ソーダを用いて、合成下水の $BOD:N:P$ 比を $100:5:1$ にすると、 $t_s = \text{約 } 4 \sim 5$ 日で合成下水中から窒素、リンが効果的に摂取除去された。2次処理水に COD_{Cr}/N 比が約10となるように酢酸ソーダを補填して、 $t_s = \text{約 } 2.38$ 日で活性汚泥処理すると、窒素は約40%活性汚泥の体内に摂取除去された。この方法では、2次処理水中に NO_2-N 、 NO_3-N が存在すると活性汚泥の体内に摂取除去されないで、2次処理では硝化反応が進行しないようにする必要がある。

第2編では、生物学的硝化反応、脱窒反応を利用した新しい窒素除去法の開発には、生物学的硝化、脱窒反応の動力学的知見が極めて重要であるから、両反応を別固にとらえて、それぞれ動力学的検討を試みた。

第2編第1章では、活性汚泥法における有機物酸化と硝化反応の相互関係、並びに活性汚泥中の硝化菌の挙動を検討した。活性汚泥法による合成下水の処理実験データを動力学的に解析し、有機物酸化と硝化の動力学恒数を求め、 $Y = 0.337$ 、 $b = 0.0845\text{ 1/日}$ 、 $k = 5.68\text{ 1/日}$ 、 $[K_S] = 0.582$ 、 $n = 0.73$ 、 $Y_{N/Q} = 4.17$ 、 $b_N = 0.053\text{ 1/日}$ 、 $\alpha k_N = 0.138\text{ 1/日}$ 、 $K_N = 3.411\text{ 1/日}$ と決定した。活

性汚泥中の硝化菌の存在割合(α)をMPN法による硝化菌数と、平板培養法による活性汚泥生菌数をそれぞれ計数し、 $\alpha = 0.00354$ と決定した。各動力学恒数を仮設条件下の活性汚泥法にあてはめて、基質と微生物の挙動を動力的に検討した。

第2編第2章では、 CH_3COONa を炭素源とする脱窒反応を実験的、動力的にとらえ、有機基質、 NO_3-N 、活性汚泥の挙動を検討した。酢酸ソーダを炭素源とする脱窒反応の動力学恒数が $Y_D = 0.485$, $b_D = 0.156$ 1/日, $k_D = 2.82$ 1/日, $[K_{SD}] = 0.451$, $n = 0.68$, $a = 0.298$, $b' = 0.027$ 1/日と求められた。この動力学恒数を用いて、仮設条件下の脱窒処理をモデル予測し、脱窒菌が $t_S = 0.83$ 日で処理施設から流出すること、 $t_S > \text{約} 5$ 日で流入水の COD_{Cr} , NO_3-N はともに約80%以上の効率で除去されることを明らかにした。

第3編では、新しく考案した嫌気-好気式高濃度活性汚泥法をとり上げた。第3編第1章では、本法考案発想の経緯、又本法の特長点並びに運転特性を明らかにするとともに、本法の COD_{Cr} , Total-N 除去機能を検討した。本法の COD_{Cr} 除去は、汚泥循環比、全槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量によって影響を受けず、約90%以上の除去率が得られたが、 Total-N 除去は、汚泥循環比、全槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量、 $\text{Total-N}-\text{SS}$ 負荷量、嫌気槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量、 $\text{Total-N}-\text{SS}$ 負荷量により影響された。 Total-N 除去率約80%以上を得るには、汚泥循環比を約4.0以上、流入水($\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{Total-N}$)比を4.5以上に維持して、前述の負荷量を全酸化処理の範囲に入るように運転しなければならない。全槽の $\text{Total-N}-\text{SS}$ 除去速度(k_T)、嫌気槽の $\text{Total-N}-\text{SS}$ 除去速度(k_{T1})は、全槽並びに好気槽の $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷量、 $\text{Total-N}-\text{SS}$ 負荷量に影響されるが、約80%以上の Total-N 除去率の得られる条件下では k_T , k_{T1} 値ともほぼ一定値となった。非定常解析法により合成下水処理における本法の収率係数を $Y = 0.521$, 汚泥自己分解係数を $b = 0.0291$ 1/日と決定した。更に、本法の浄化機能をEckenfelderの浄化理論式と、修正Michaelis-Menten式により解析した。

第3編第2章では、本法の運転条件を種々変化させて、各種廃水の処理実験を行い、得られたデータを用いて、好気槽での硝化反応、嫌気槽での脱窒反応を動力的に解析した。嫌気槽での可溶性成分{ Total-N , $(\text{NO}_2 + \text{NO}_3)-\text{N}$, TOC }の除去が、0次反応に従い、好気槽での可溶性成分(TKN と TOC)の除去が1次反応に従うことが判った。次いで、本法の設計式を誘導し、この設計式の適合性を合成下水処理を一例として検証した。又、本法の処理水質を動力的に種々検討し、処理水質向上への知見を得た。

第3編第3章では、容量 2.27 m^3 の実用施設による、S-下水処理場沈砂池流出水を処理対象廃水とした3ケ年にわたる実試験成績を種々検討するとともに、得られたデータを動力的に評価した。本法の適正運転条件下における Total-N 除去率は、循環比、 $\text{COD}_{\text{Cr}}-\text{SS}$ 負荷、処理温度によって大きく影響された。夏季、流入水($\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{Total-N}$)比約8.0以上、処理水pH 7~7.5、

処理水アルカリ度 30～50 mg/l の条件下で約 80 % の Total-N 除去率を達成するには、循環比を約 4.0 以上、COD_{Cr}-SS 負荷を約 0.0845 l/日 以下に維持しなければならない、処理温度が 15℃ 以下になると適正な運転操作を行っても Total-N 除去率は約 80 % 以下になり、処理温度が 7℃ 以下になると、Total-N 除去率は約 50 % 以下に激減した。昭和 54 年度の試験成績をもとに、嫌気槽での Total-N 除去速度 (k_{T1}) と、好気槽での TKN 除去速度恒数 (k'_{K2}) を図式決定し、 k_{T1} 、 k'_{K2} と処理温度との関係を明らかにした。この都市下水で求めた k_{T1} 、 k'_{K2} 値を用いて、本法実施設計を再検討し、本法設計運転の注意事項を指摘した。

現在、経済的かつ効率的な窒素除去技術の確立は、閉鎖性水域の富栄養化防止の上で緊急を要する課題である。従って、本研究の知見は、社会的に貢献するところ極めて大で、環境工学上価値あるものと信ずる。

謝 辞

本研究の遂行と、本論文の作成にあたり直接御指導を賜りました恩師大阪大学教授 橋本奨博士に深く感謝の意を表します。

また本論文の御校閲を賜った大阪大学教授 市川邦介博士、同教授 末石 富太郎博士、同教授 田口久治博士に謹んで感謝の意を表します。

また、本研究にあたって有益な御助言と御援助をいただいた大阪大学工学部環境工学科助教授 藤田正憲博士に厚く御礼申し上げます。

なお、大阪大学工学部環境工学科橋本研究室の尾崎保夫助手、鈴木洋子技官、中山ゆり子技官並びに研究室学生一同に多大のご協力をいただきましたことを感謝いたします。

文 献

緒 論

- (1) Barth, E.F : Perspectives on Wastewater Treatwent Processes—Physical — Chemical and Biologial —, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 43, No. 11, 2189 (1971)
- (2) Slechta, A. F. and Culp, R. L : Water Reclamation Studies at The South Tahoe Public Utility District , Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 39, No. 5, 787 (1968)
- (3) Culp, R. L. : Wastewater Reclamation at South Tahoe Public Utility District, Jour. Amer. Wat. Works Assosi., 84 (1968)
- (4) Antonucci, D.C. and Schaumburg, F.D. : Environmental Effects of Advanced Wastewater Treatment at South Lake Tahoe, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol, 47, No. 11, 2694 (1975)
- (5) ゼオライトとその利用編集委員会編：ゼオライトとその利用, 技報堂 (1968)
- (6) Mercer, B. W., Ames, L. L., Tovhill, C. J., Slyke, W. J. and Dean R. B.: Ammonia Removal from Secondary Effluents by Selective Ion Exchange, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed. : Vol. 42, 95 (1970)
- (7) Jørgensen, S. E., Libor, O., Graber, K. L. and Barkacs, K. : Ammonia Removal by Use of Clinoptilolite, Wat. Research, Vol. 10, 213 (1976)

第1編 第1章

- (1) Mueller, J. C. : Nutrient Removal by Natural Gas Fermentation, Jour Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 44, No. 1, 25 (1972)
- (2) 古川：メタン資化性細菌に関する研究, 大阪大学修士論文 (1972)
- (3) 石川：微量拡散法, 13, 南江堂 (1968)
- (4) Rodier, J. : Analysis of Water, 116, John Wiley & Sons (1975)
- (5) 日本下水道協会編：下水試験方法 (1967)
- (6) Vary, P. S., Johnson, M. J. : Production of Bacterial Cells from Methane, Applied Microbiol, Vol. 21, 511 (1971)
- (7) 西野, 古川, 田口：メタン利用菌に関する研究—高温メタン資化性細菌の分離とその保存について—, 日本農芸化学会大会講演要旨集, 1, (1971)

第1編 第2章

- (1) Sherrard, J. H., and Schroeder, E. D. : Stoichiometry of Industrial

Biological Wastewater Treatment, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 48, No.4,742 (1976)

- (2) Hoover, S. R., and Porges, N. : Assimilation of Diary Wastes by Activated Sludge, Sew. & Ind. Wastes, Vol. 24, 306 (1952)
- (3) 橋本, 藤田, 河井: 増殖動力学からみた活性汚泥法の最適管理に関する研究, 第11回下水道研究発表会講演集, 253 (1974)
- (4) Knowles, G., Downing, A. L. and Barrett, M. J. : Determination of Kinetic Constants for Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of an Electronic Computer, Jour. Gen. Microbiol, Vol. 38, 263 (1965)

第2編 第1章

- (1) 橋本: 活性汚泥微生物の有機物除去と硝化, 脱窒の反応動力学, 第7回水処理研究会講演テキスト, 33, 大阪大学生産技術研究会 (1974)
- (2) 橋本, 藤田: 活性汚泥法の浄化反応理論に関する研究, 下水道協会誌, Vol. 5, No. 50, 1 (1968)
- (3) 第1編第2章の(2)の文献
- (4) 土壌微生物研究会編: 土壌微生物実験法, 192, 養賢堂 (1977)
- (5) Prakasam, T. B. S. and Dondero, N. C. : Aerobic Heterotrophic Bacterial Populations of Sewage and Activated Sludge, Appl. Microbiol., Vol. 15, No. 3, 461 (1967)
- (6) 第1編第1章の(4)の文献
- (7) " " の(5) "
- (8) Srinath, E. G., Loehr, R. C. and Prakasam, T. B. S. : Nitrifying Organism Concentration and Activity, Jour. Env. Eng. Div., Proc. Amer. Soci. Civil. Engr., Vol. 102, 449, (1976)
- (9) 須藤: 廃水処理の生物学, 365, 産業用水調査会 (1977)
- (10) Poduska, R. A. and Andrews, J. F. : Dynamics of Nitrification Effects in the Activated Sludge Process, Jour. Water Poll. Control Fed., Vol. 47, No. 11, 2599 (1975)
- (11) Beckman, W. J., Avendt, R. J., Mulligan, T. J. and Kehrberger, G. J. : Combined Carbon Oxidation-Nitrification, Jour. Water Poll. Control Fed., Vol. 44, No. 10, 1916 (1972)

- (12) Lawrence, A.W. and Brown, C.G. : Design and Control of Nitrifying Activated Sludge System, Jour. Water Poll. Control Fed., Vol. 48, No. 7, 1779(1976)
- (13) Stover, E.L. and Kincannon, D.F. : One—Versus Two—Stage Nitrification in the Activated Sludge Process, Jour. Water Poll Control Fed., Vol. 48, No. 4, 645 (1976)
- (14) Adams, C.E. and Eckenfelder, W.W. : Nitrification Design Approach for High Strength Ammonia Wastewater, Jour. Water Voll. Control Fed., Vol. 49, No. 3, 413 (1977)
- (15) 矢木, 近藤, 小川, 大森 : 水質測定技術(1) COD, 用水と廃水, Vol. 18, No. 10, 79 (1976)

第2編 第2章

- (1) Stensel, H.D., Loehr, R.C. and Lawrence, A.W. : Biological Kinetics of Suspended—Growth Denitrification, Jour. Wat. Poll. Cont Fed., Vol. 45, No. 2, 249 (1973)
- (2) Lawrence, A.W., and McCarty, P.L. : Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation, Jour. San, Eng. Div., Proc. Amer. Soc. Civil Ergr., Vol. 96, 757 (1970)
- (3) 第2編第1章の(2)の文献
- (4) Eckenfelder, W.W. and O'Connor, D.J. : 岩井重久訳, 廃水の生物学的処理, 40, コロナ社 (1971)
- (5) 日本下水道協会編, 下水試験方法, 326 (1967)
- (6) 第1編第1章の(4)の文献
- (7) " " (5) "
- (8) Johnson, W.K. : Process Kinetics for Denitrification, Jour. San. Eng. Div., Proc. Amer. Soc Civil Ergr., Vol. 98, 623 (1972)

第3編 第1章

- (1) Ludzack, F.J. and Ettinger, M.B. : Controlling Operation to Minimize Activated Sludge Effluent Nitrogen, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 34, No. 9, 920 (1962)
- (2) Barnard, J.L. : Nutrient Removal in Biological Systems, Wat, Poll. Cont., Vol. 74, 143 (1975)

- (3) Barnard, J.L. : Biological Denitrification, Wat. Poll. Cont., Vol. 72, 705 (1973)
- (4) Johnson, W. J. : Nitrogen Removal by Nitrification and Denitrification, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 36, No. 8, 1015 (1964)
- (5) 橋本：実際施設による Biosorption Process の浄化機能について，水処理技術，Vol. 9, No. 4, 20 (1968)
- (6) 橋本：実際施設による Biosorption Process の浄化機能に及ぼす影響因子，水処理技術，Vol. 10, No. 4, 11 (1969)
- (7) Srinivasaragharan, R. and Grady, A. F. : Operation Performance of an Activated Sludge Process With Constant Sludge Feedback, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 47, No. 7, 1946 (1975)
- (8) Keys, T. W. and Asano, T. : Application of Kinetic Models to the Control of Activated Sludge Process, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 47, No. 11, 2574 (1975)
- (9) Heukelekian, H., Orford, H. E. and Manganelli, R., Factors Affecting the Quality of Sludge Production in the Activated Sludge Process, Sewage and Industrial Waste, Vol. 23, No. 8, 945 (1951)
- (10) Middlebrooks, E. J. and Garland, C. F. : Kinetics of Model and Field Extended Aeration Wastewater Treatment Unit, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 40, No. 4, 586 (1968)
- (11) Humenick, M. J. and Ball, J. E. : Kinetics of Activated Sludge Oxygenation, Jour. Wat. Poll. Cont. Fed., Vol. 46, No. 4, 735 (1974)
- (12) Gujer, W. and Jenkins, D. : The Contact Stabilization Activated Sludge Process —Oxygen Utilization, Sludge Production and Efficiency, Wat. Research, Vol. 9, 553 (1975)
- (13) Eckenfelder, W. W. and O'Connor, D. J. : 廃水の生物学的処理，岩井重久訳，26, コロナ社 (1971)
- (14) 第2編第1章の(2)の文献

第3編 第2章

- (1) 第2編第1章の(1)の文献

- (2) 橋本，尾崎：嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の動力学的解析，日本醗酵工学会大会講演集，52（1978）
- (3) 橋本，尾崎，古川：嫌気－好気式高濃度活性汚泥法に関する動力学的研究，第13回日本水質汚濁研究会，年次学術講演会集，109（1979）
- (4) 橋本，尾崎，古川：嫌気－好気式高濃度活性汚泥法に関する動力学的研究，第16回下水道研究発表会講演集，218（1979）

第3編 第3章

- (1) 第1編第1章(4)の文献
- (2) " " (3) "
- (3) Schroeder, E. D. : Water and Wastewater Treatment, 201, Mc Graw-Hill (1977)

本論文に関連のあるおもな報告

1. 下水の生物学的高度処理に関する研究
— フロック形成メタン資化性細菌による窒素、磷の除去 —
衛生工学討論会講演論文集, 186 (1973)
2. 下水の生物学的高度処理に関する研究
— 単純炭素源補填活性汚泥法における2次処理水中の窒素除去について —
日本醗酵工学会大会講演要旨集, 6 (1973)
" 48 (1974)
3. 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去
(I) 下水協, Vol. 14, No. 152, 1 (1977)
(II) " Vol. 14, No. 153, 21 (1977)
(III) " Vol. 14, No. 156, 1 (1977)
4. 微生物脱窒反応の基質依存性に関する研究
下水協, Vol. 15, No. 175, 20 (1978)
5. 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去に関する研究
— 実施設による窒素除去機能 —
衛生工学討論会講演論文集, 62 (1979)
6. 嫌気-好気式高濃度活性汚泥法に関する動力学的研究
水質汚濁研究, Vol. 3, No. 2, 61 (1980)
7. Kinetic Studies on Anoxic - Aerobic High Sludge Concentration
Activated Sludge Process - Determination of Kinetic Formulae and Parameters - Technology Reports of the Osaka University, Vol. 31, No. 1 印刷中
8. Kinetic Studies on Anoxic - Aerobic High Sludge Concentration
Activated Sludge Process - Plant Design Application of Kinetic Formulae
and Parameters - Technology Reports of the Osaka University, Vol. 31, No. 1
印刷中
9. 下・廃水の生物学的高度処理に関する研究
(第1報) メタン資化性細菌による窒素、磷の除去
水処理技術 投稿中

10. 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
(第2報) 炭素源補填活性汚泥法による窒素，磷の除去
水処理技術 投稿中
11. 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
(第3報) 活性汚泥の有機物酸化と硝化の動力学
水処理技術 投稿中
12. 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
(第4報) 活性汚泥による脱窒反応の動力学
水処理技術 投稿中
13. 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
(第5報) 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の浄化機能
水処理技術 投稿中
14. 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究
(第6報) 嫌気－好気式高濃度活性汚泥法の実用化
水処理技術 投稿中