

I S S N 0386-5878

土木研究所資料第1664号

昭和55年度
生物学的硝化脱窒処理
による窒素の除去

昭和56年 3 月

建設省 土木研究所
下水道部 下水道研究室

ま え が き

本報告書は土木研究所下水道部下水道研究室が国立機関公害防止等試験研究費により昭和50年度から54年度まで行った“下水処理施設における窒素除去に関する研究”の研究成果をまとめたものである。

水系での窒素、特に NH_4^+ は、各方面に種々の障害を引き起こしている。窒素の発生源としては、生活排水や工場排水のような人為的なものから、農業用水のような半自然的なもの、底泥からの溶出のような2次的なものまでであるが、一部の地域では下水処理場からの放流水中の NH_4^+ の除去を望む声がある。

水中の窒素を除去する方法には、物理化学的なゼオライトによる吸着法、塩素処理法、アンモニアストリッピング法、および生物学的硝化脱窒法などがあるが、本報告書では生物学的硝化脱窒法について検討した。生物学的硝化脱窒法とは、硝化菌と脱窒菌を用いて水中の窒素を N_2 ガスにし除去する方法であるが、著者らはこの硝化脱窒現象を硝化菌と脱窒菌を定量し細菌の現存量、活性などから解析した。なお、処理費用についても検討した。

最近、下水道施設の高度化、維持管理の改善等が重要視されてきている中で、本報告書が下水道関係者にいささかでも参考になれば幸いである。さらに、内容について気づかれた点の御教示をお願い致します。

目 次

ま え が き

第1章 生物学的硝化脱窒法の概要	1
1.1 自然界における窒素の循環	1
1.2 生物学的硝化脱窒法の原理	1
1.3 処 理 方 式	2
1.3.1 脱窒による呼吸型式	2
1.3.2 汚泥の培養型式	3
1.4 既設下水処理場内の窒素の挙動	4
1.4.1 公共下水道統計	4
1.4.2 既設下水処理場内の窒素の循環	4
第2章 生物学的硝化脱窒法に関する基礎的研究	6
2.1 活性汚泥中の細菌の計数法	6
他栄養細菌	
亜硝酸菌	
硝酸菌	
脱窒菌	
2.2 硝化脱窒菌の活性への影響因子	9
2.2.1 硝化活性への影響因子	9
a) pH	9
b) DO	9
c) NH_4^+	10
d) 亜硝酸菌数	10
e) 水 温	10
f) 負 荷 量	10
2.2.2 脱窒活性への影響因子	13
a) 水 温	13
b) 有機炭素源の種類と濃度	13
c) NH_4^+ 濃度	13
d) 負 荷 量	13
2.3 亜硝酸菌の比増殖速度への影響因子	18
a) 付着性物質	18
b) pH	18
c) NH_4^+	18
2.4 硝化脱窒菌の挙動	20
a) 好気性状態での亜硝酸菌の挙動	21
b) 嫌気性状態での亜硝酸菌の挙動	21
c) 流入水中および活性汚泥中の硝化脱窒菌数	21
d) SATと硝化速度との関係	21
2.5 硝化法および硝化脱窒法に関する基礎的実験	27
2.5.1 硝化にともなう活性汚泥中の微生物の動態	27

2.5.2	SRT, pH制御による硝化実験	30
2.5.3	一段階硝化脱窒法に関する連続実験	37
2.5.4	経時的に負荷変動を与えた場合の硝化に関する連続実験	40
2.6	硝化におよぼす微量成分の影響	45
	人工海水の影響	45
1)	pH補正しない場合の海水の効果	46
2)	1日1回pH補正した場合の海水の効果	47
3)	Tris - buffer 存在下における海水の効果	47
	単一成分の効果	48
1)	Mg	48
2)	Sr	48
3)	Mo	49
4)	Fe	49
5)	Phosphate buffer	50
2.7	脱窒用の有機炭素源の開発に関する実験	52
	脱 離 液	
	イースト菌培養廃水	
	ビール製造廃水	
	酒 造 廃 水	
	製 麵 廃 水	
第3章	実処理施設調査	57
1)	各種運転法の処理成績	57
2)	硝化脱窒法に対する高負荷時の影響	60
3)	アルカリの硝化による消費と脱窒による供給	61
4)	電子供与体と脱窒効果	61
5)	処理方式の違いと活性汚泥中の原生・後生動物	61
6)	処理方式と処理経費	62
第4章	生物学的硝化脱窒法の経済性	65
第5章	生物学的硝化脱窒法の設計案	79
第6章	総 括	84
	分 析 法	87
	参 考 文 献	87
	お わ り に	89

第1章 生物学的硝化脱窒法の概要

1.1 自然界における窒素の循環

窒素は図 1.1.1 に示すように生物学的、物理化学的作用を受けて自然界を循環している。生物学的硝化脱窒法はこれら自然界に住む微生物を利用し下水中の窒素を除去する方法である。

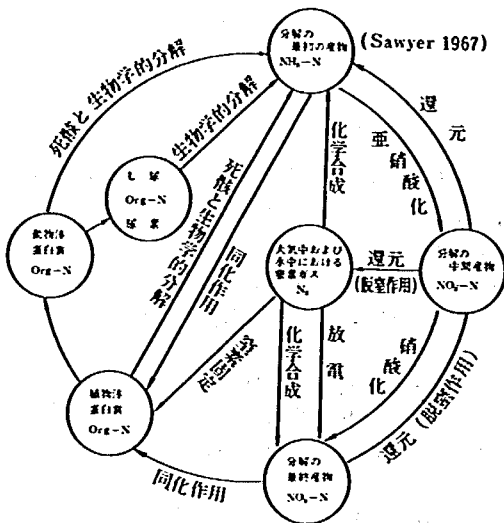


図 1.1.1 自然界における窒素の循環

1.2 生物学的硝化脱窒法の原理

生物学的硝化脱窒法は図 1.2.1 に示すように下水中の NH_4^+ および有機物の分解から生じた NH_4^+ を好気性菌である硝化菌（亜硝酸菌，硝酸菌）により硝化（亜硝酸化，硝酸化）し，次にこれらを通性嫌気性菌である脱窒菌により窒素ガスに還元し除去する方法である。

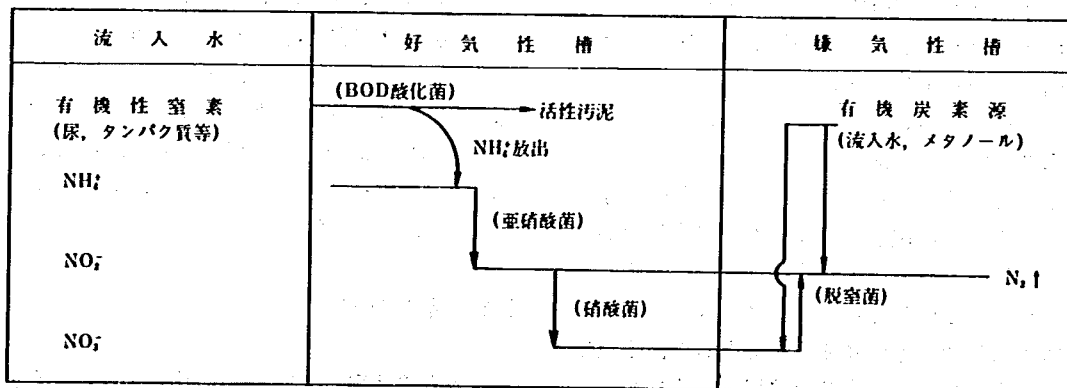


図 1.2.1 窒素の挙動

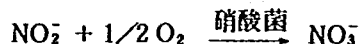
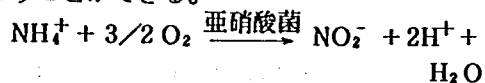
1.2.1 硝化

亜硝酸菌には *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosocystis* および *Nitrogleba* などがあり，又，硝酸菌には *Nitrobacter* および *Nitrocystis* が存在する。本報告では硝化の

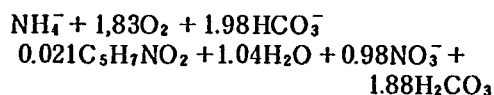
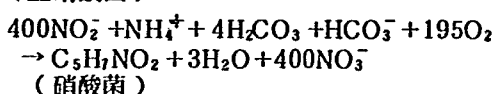
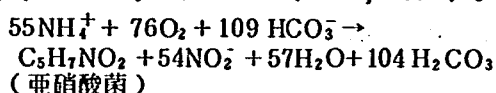
うち，亜硝酸化に関する細菌の総称を亜硝酸菌，硝酸化に関するものを硝酸菌とし，両者を総称して硝化菌とした。硝化菌のほとんどは独立栄養細菌であり，有機物がなくても NH_4^+ 又は NO_2^- の酸化によりエネルギーを獲得し，無機炭素源

を利用して増殖する。したがって、計数された細菌の中には数種類が混在していると考えられるが、細菌1個当りの活性および増殖速度は等しいとし検討した。

硝化反応を化学式で表わすと次式のように表わすことができる。



又、硝化菌の生体合成をも含めた硝化反応式は次式のように示されている (EPA, 1975)。



これらより、硝化は NH_4^+ 1 Kg (Nとして) を酸化すると水素イオン (H^+) を生成し、これを中和するのにNaOHとして約5.71Kg (生体合成を含む場合5.59Kg)、アルカリ度 (CaCO_3) として約7.14Kg (6.99Kg) のアルカリが必要である。酸素は約4.6Kgを必要とし、約23Kgの空気に相当する。アルカリは流入水中のアルカリ度が利用できるが、我国の下水のようにアルカリ度が100mg/l as CaCO_3 程度では硝化に対し十分でないことから、人為的にアルカリ剤を供給しなければならない。

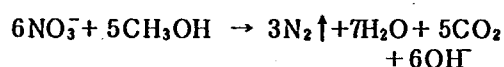
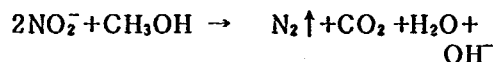
1.2.2 脱窒

ここで言う脱窒とは NO_2^- 又は NO_3^- (電子受容体) を適当な電子供与体のもとで生物学的に還元し窒素ガスや生体合成により除去することをいう。電子供与体にはメタノールやグルコース等の有機物の他にイオウ等もあるが、本報では電子供与体として全て有機炭素を用いた。

脱窒菌にはPseudomonas, Micrococcus, Achromobacter およびBacillusなどがあるが、硝化菌と同様に脱窒能力を有する細菌の総称を脱窒菌とした。又、計数された細菌はすべて同じ活性および増殖速度であるとした。脱窒能力を有する細菌には好気性、通性嫌気性、絶対嫌

気性の3種類があるとされているが、自然界に生息する脱窒菌の80%以上が通性嫌気性菌とされていることから、本報では脱窒菌の全てが通性嫌気性菌として取り扱った。

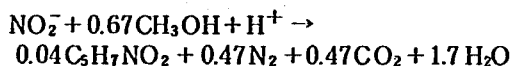
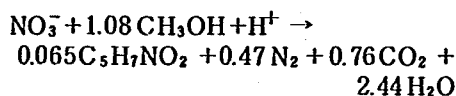
有機炭素源としてメタノールを用いた場合の脱窒反応を以下に示す。



これをもとに脱窒に必要なメタノール量 (Mc) を化学量論式で示すと次のようになる。

$$\text{Mc} = 1.90\text{NO}_3^- + 1.17\text{NO}_2^- + 0.69\text{DO}$$

McCartyらは添加したメタノールの20~30%が脱窒菌の細胞に転化したことを実験的に確認し、次の反応式から実際に添加すべきメタノール量を決定した。



$$\text{Mc} = 2.47\text{NO}_3^- + 1.53\text{NO}_2^- + 0.87\text{DO}$$

これらにより、 NO_3^- 1 Kg (Nとして) を脱窒するには生体合成を含めない場合では約1.9Kg、生体合成を含めた場合では約2.5Kgのメタノールが必要である。一般的には NO_T ($\text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-$) の3~4倍のメタノールを添加している。又、このとき、水酸イオン (OH^-) を生成し、NaOHに換算すると約2.9Kgに相当する。したがって、硝化、脱窒の組合せによってはアルカリが50%の節約になる。

1.3 処理方式

処理方式は現在までに種々提案されているが、大きく分類するならば1) 脱窒の呼吸型式と2) 汚泥の培養型式の違いに分けることができる。

1.3.1 脱窒の呼吸型式

脱窒の呼吸型式は活性汚泥の内性呼吸を利用したWuhrmann方式とメタノールや流入下水を

利用したBringmann 方式に分類できる。

a) Wuhrmann 方式

脱窒のための有機炭素源を加えずに、残存BOD、細菌細胞内物質および細菌に付着・吸着している物質を有機炭素源として利用し、溶液中の NO_2^- 、 NO_3^- を還元させる方式である。本方式は、有機炭素源を加えなくてすむというメリットを有するが、その反面、ほとんど活性汚泥の自己酸化を利用している為に脱窒速度の低下が起こり、大きな脱窒タンクを必要とする。又、本方式は、流入水中のC/N比が小さいような場合では、高窒素除去率を得ることはできない。

以上のようなことから、本型式を用いた脱窒処理はほとんど使用されていない。

b) Bringmann 法

有機炭素源として、外部からメタノールや流入下水等を加え、短時間で、 NO_2^- 、 NO_3^- を還元する方法である。本方式は、Wuhrmann法に比べ、脱窒タンクの容量が減少し、処理効率が高まるという利点を有するが、その反面、ランニングコストの増大、有機炭素源を過剰に加えると流出BODが高くなるという欠点を有している。

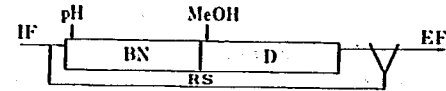
1.3.2 汚泥の培養型式

活性汚泥の培養型式にはBOD酸化、硝化、脱窒をそれぞれの活性汚泥を用いて処理を行うThree Sludge 法、2種類の活性汚泥により処理を行うDual Sludge および1種類の活性汚泥によりそれぞれの反応を進めるSingle Sludge 法がある(図1.3.1)。Three SludgeやDual Sludge法は流入水中に有害な物質が存在した場合の影響の軽減や個々のプロセスを1段ずつ完結させることから、安定な処理を行なうには効果的であると考えられるが、沈澱池数や返送汚泥量が増加するので設備費などが増加するものと考えられる。Single Sludge 法は前者に対しては不利であるが、特に改良型1)、2)は脱窒により生成した OH^- が利用できることや、流入水中の有機炭素源を脱窒に利用することから、他の方法に比べ大幅なNaOHやメタノールの節約が可能である。

又、汚泥の培養型式はa) 浮遊性の汚泥を用

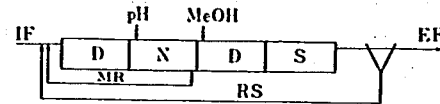
1. Single Sludge法

a) 基本型

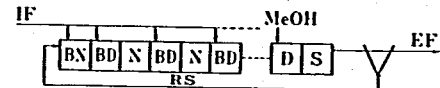


b) 改良型

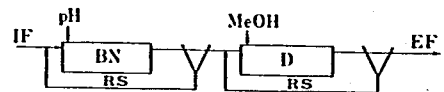
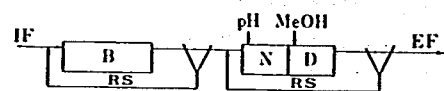
1) 循環式



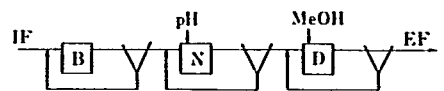
2) ステップ式



2. Dual Sludge法



3. Three Sludge法



IF; 流入水
EF; 処理水
B; 有機物除去
N; 硝化
D; 脱窒
BN; BとN
S; 再曝気
RS; 返送汚泥
MR; 循環水
pH; pHコントロール
MeOH; 有機炭素源

図1.3.1 生物学的硝化脱窒処理方式

いる活性汚泥型とb)には1)散水濾床型、2)流動床のような浸漬濾床型、3)回転円板のような回転型など種々のものが開発されている。b)型式はa)型式に比べ、維持管理が容易で、汚泥の返送が不要で、比較的高負荷でも運転できるなどの利点があるが、反面、浮遊法に比べ比較的歴史が浅いことから、汚泥管理上の問題などが種々あり、今後さらに研究する必要があるとされている。

本報告では主に浮遊法のSingle Sludge 法について研究した。

1.4 既設下水処理場内の窒素の挙動

1.4.1 公共下水道統計

昭和48年度公共下水道統計をもとに窒素や有機物の除去効率をもとめたものが表1.4.1である。BODとSSに関しては除去率90%程度と効率よく除去されているが、全窒素の除去率は38%と低いものであった。既設下水処理場での窒素の除去は主に生体合成（活性汚泥）されるものと分解されずにSSとして除去されるものである。前者はエアレーションタンクにおいて、後者は主に最初沈殿池において除去される。一般に活性汚泥を良好に増殖するための栄養比BOD/Nは約20とされていることから、最初沈殿池におけるBODと窒素の除去効率を同じとするならば、生体合成に利用される窒素は約9.5 mg/ℓであり、これは流入全窒素濃度の約30%である。ゆえに、既設下水処理場のように有機物除去を目的とした活性汚泥法では、窒素が過剰にあり高率的な窒素の除去は期待できないことがわかる。

表1.4.1 流入水、処理水の平均水質
(2次処理)(昭和48年度公共下水道統計)

	入 水 (mg/ℓ)	処 理 水 (mg/ℓ)	除 去 率 (%)
BOD	189	16	92
SS	218	23	89
T-N	29	18	38
K-N	28	16	43
Org-N	14	5.5	61
NH ₄ ⁺	14	10	29
NO _x	0.6	2.3	—

1.4.2 既設下水処理場内の窒素の循環

東京都が行ったS下水処理場内の窒素の循環図を図1.4.1.に示す。この場合の流入下水に対する窒素の除去率は約17%であるが、エアレーションタンク流入水から見た場合の窒素の除去率は約50%であった。このような現象が生じた原因は汚泥処理系での固液分離の問題と消化槽での汚泥溶解化に伴う溶解窒素の増加に起因する。星野らによれば、調整槽が正常に機能し、しかも消化を行わずに生脱水すれば窒素の除去率は、40%以上になるだろうとしている。ゆえに、窒素の除去率は汚泥処理施設の処理効率によりかなり左右されることがわかる。

第2章 生物学的硝化脱窒法に関する基礎的研究

本章は生物学的硝化脱窒処理を良好に進めていくのに必要な基礎資料を得るために行った調査、実験の結果をまとめたものである。

2.1 活性汚泥中の細菌の計数法

活性汚泥を構成する生物は細菌群、原生動物、後生動物などの生物群集であり、細菌群には亜硝酸菌、硝酸菌などの自栄養細菌と他栄養細菌が混在している。原生動物、後生動物などは検鏡により同定、計数が可能である。全生菌数の測定法はまだ確定されていないが、他栄養細菌については桜井²⁾、地田他³⁾などにより各種の培地⁴⁾が検討されている。自栄養細菌、特に亜硝酸菌、硝酸菌については、平板培養法、液体培養法など提案されているが、シリカゲルを用いる平板培養⁵⁾は培地の調整に時間がかかることや、コロニーが小さいことなどから一般に使用されていない。硝化菌の培養に通常使用されている方法は液体培地によるMPN法⁶⁾である。又、脱窒の計数もMPN法が用いられている。

ここでは、生菌数測定の基本問題である試料の分散法、培養日数、培地などの培養条件について検討した。

2.1.1 実験方法

供試汚泥は室内実験により生成した活性汚泥で、比較的硝化・脱窒能力が高いものを用いた。

活性汚泥の分散は超音波碎装置 (TOMY S EIKO UP200 P) を使用し、強度は25 W に設定し、破碎時間を最大3分、試料を混合液で10 ml 用いた。培養温度は20℃および28℃で行ない。培養日数は他栄養細菌の場合、最大20日、硝化菌の場合130日間とした。

培地の検討は他栄養細菌についてのみ行ない、硝化菌・脱窒菌についてはIBP法⁶⁾を用い培地の検討は行わなかった。

使用した亜硝酸菌、硝酸菌および脱窒菌の培地の組成は表2.1.1、2.1.2、2.1.3に示した。他栄養細菌に用いた培地はA：普通寒天地、B：

10倍希釈普通寒天地培地、C：桜井培地、D：トリプトングルコース培地⁷⁾、E：ASE培地³⁾、F：土研培地の6種を用いた。土研培地は室内実験で合成下水を用いているので、合成下水を流入水濃度にして寒天を15g添加したものである。細菌数の計数は他栄養細菌の場合、形成されたすべてのコロニーをカウントし、硝化菌では、亜硝酸菌の場合、生成した NO_2^- と NO_3^- を測定し、硝酸菌は、 NO_3^- の測定を行い+-の判定をした。脱窒菌は試験管内の気泡の有無と大きさ、培地中の透明度、培地中の沈殿物の有無と色等を観察した後、培地中の NO_T ($\text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-$) を定量した。そして、 NO_T の消費量から+、-の判定を行ない陽性の場合の外観的な特徴を調べた。

表2.1.1 亜硝酸菌の培地

KH_2PO_4	100 mg	NaHCO_3	200 mg
EDTA-Fe	6 mg	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	6 mg as N
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	50 mg	CaCO_3 石英砂	少量
$\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	20 mg	蒸留水	1 l

表2.1.2 硝酸菌の培地

KH_2PO_4	100 mg	NaHCO_3	200 mg
EDTA-Fe	6 mg	NaNO_2	6 mg as N
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	50 mg	CaCO_3 石英砂	少量
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	20 mg	蒸留水	1 l

表2.1.3 脱窒菌

カジトン	5 g	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	50 mg
肉エキス	3 g	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	20 mg
KH_2PO_4	0.1 g	水道水	1 l
KNO_3	0.5 g		

2.1.2 結果および考察

2.1.2.1 供試汚泥の分散

活性汚泥には各種の微生物が付着している。特に、硝化菌は付着性の微生物であることから、生菌数を測定するには何らかの方法により分散させなければならない。分散方法には各種の方法があるが、生菌数には試料を分散させる場合

の強度が問題になり、試料の種類によって分散方法、分散強度等最適条件を確認しておく必要があろう。ここでは超音波破碎法を用い、破碎時間と生菌数の関係を求めた。結果を図2.1.1, 2.1.2に示した。他栄養細菌では破碎時間2分程度まで生菌数が増加し、2～3分ではほぼ一定値を示した。硝化菌についてもほぼ類似の傾向がみられ、本装置を用いた場合は、2.0～2.5分が適当であると考えられる。地田らの結果によると、ホモジナイザーで10分間が適当とされているが、多くの試料を処理する場合には短時間で超音波破碎が良いといえる。超音波破碎した試料を検鏡すると1.5分～2分程度で原生動物は破碎され、ほとんど原形をとどめていない。また、輪虫類で殻が若干みられる程度であったことから、処理時間が長いと細菌の死亡率を増加することが予想される。したがって、他の分散方法との比較も必要であるが、ここでは活性汚泥の破碎時間を2.0～2.5分とした。

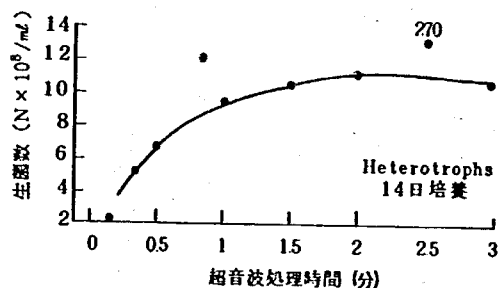


図2.1.1 生菌数と超音波処理時間

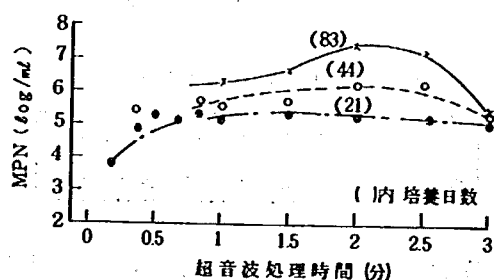


図2.1.2 硝化菌数と超音波処理時間

2.1.2.2 培養日数

細菌の増殖速度は温度、pH、栄養源、阻害物質など物理学的条件に影響され、さらに混合培養系においては他の微生物の影響も受けるであろう。活性汚泥や河川水中の他栄養細菌の培養日数についてGibbs⁷⁾は25℃、6日間、手塚⁸⁾

30℃6～7日、地田ら20℃、10日、IBP法⁵⁾は30℃、7～10日間培養とされている。

硝化菌についてMeiklejohn 25℃、2週間、IBP 20～22℃、60日以上、Matulewich⁹⁾他は28℃、亜硝酸菌20～55日、硝酸菌103～113日といわれ、脱窒菌についてはIBP 20～22、30日といわれている。硝化菌、脱窒菌は、他栄養細菌に比較して長時間の培養日数が必要である。

培養温度20℃における培養日数と見掛け上の他栄養細菌および硝化菌数を図2.1.3, 2.1.4に、又、培養温度28℃における培養日数と見掛け上の亜硝酸菌数を図2.1.5に示した。これより、他栄養細菌数は、培養の種類に関係なく8日位ではほぼ一定値を示した。硝化菌は亜硝酸菌の場合、20℃培養で60日以上、28℃培養で21日以上ではほぼ一定値を示した。ただし、生息状態により40日程度必要なものもあった。硝酸菌の場合は、20℃培養で80日以上必要であったが、培養温度を27℃にしても120日程度必要なものもあった。培養日数は、できるだけ十分あった方が検体内の生菌数を正しく評価することができるが、その反面、水処理に対し、あまり効果のない細菌を計数したり、MPN法の場合であると多量の試験管(1検体30～50個)を必要とする欠点がある。又、脱窒菌は27℃において速いもので10日、遅くとも30日位で一定値を示した。大部分は3週間位で十分であった。

これらをふまえて、各細菌の培養日数は、表2.1.4のように設定した。

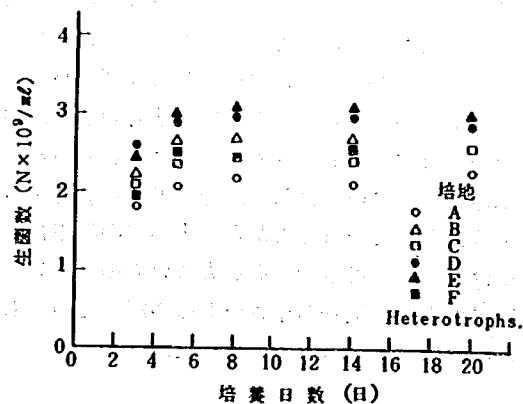


図2.1.3 生菌数と培養日数

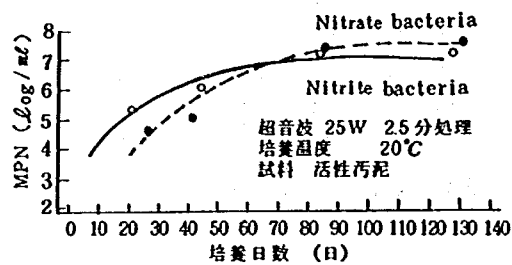


図 2.1.4 培養日数と生菌数

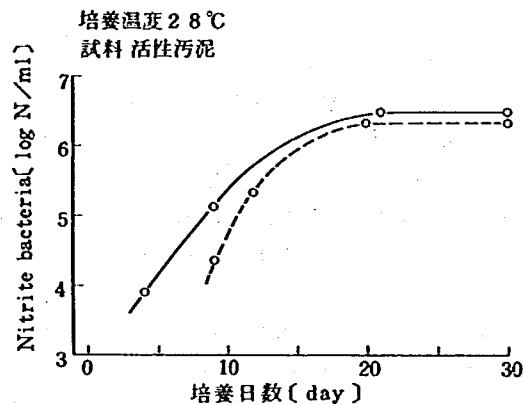


図 2.1.5 28℃における培養日数と生菌数

表 2.1.4 培養条件

項目	培養日数	培養温度	判定法
亜硝酸菌	40日	27℃	NO _T の定性
硝酸菌	60日	"	NO ₃ ⁻ の定性
脱窒菌	21日	"	NO _T の定性
他栄養細菌	10日	"	コロニーの数

2.1.2.3 脱窒菌の陽陰判定法の検討

IBP 法による陽性判定法は試験管に入れたダルハム管中にガスの生成が認められたものについて陽性と判定する。本実験結果を表-2.1.5に示す。NO_Tの定量結果からはダルハム管内に気泡が認められても陰性なるものや気泡が認められなくても陽性である場合も認められた。本報での脱窒菌とはNO_Tを除去する能力を有する菌としていることから、本報での陽陰性判定はダルハム管中の気泡が大きいものについては陽性とし、気泡が小さいものや濁っているものについては水質分析により判定した。

表 2.1.5 試験管内の観察結果

試 料 の 状 態					水質分 析によ る判定
ダルハム管 中の気泡		培地の 透明度	培地中の 凝 沈		
有・無	大・小		有・無	色	
○	大	濁ってる	○	白	⊕
○	大	透 明	×		⊕
○	小	透 明	×		⊖
×		濁ってる	○	白	⊕
×		やや濁 ってる	○	白	⊕
×		透 明	×		⊖
×		透 明	○	オレンジ	⊖

2.1.2.4 他栄養細菌計数のため培地の検討

活性汚泥や河川湖沼中の細菌測定用培地として各種の培地が開発されているが、ここでは6種の培地について比較した。図-2.1.6に14日培養の結果を示した。試料4を除いて培地によ

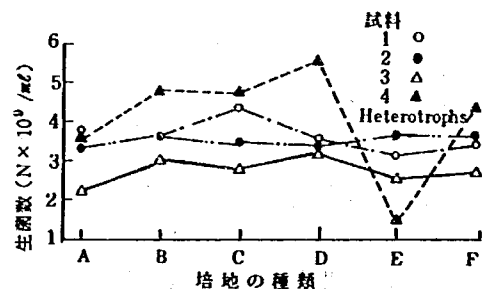


図 2.1.6 生菌数と培地

表 2.1.6 トリプトン・グルコース培地

トリプトン	2.0g	グルコース	1.0g
寒 天	9g	水 道 水	1ℓ

る顕著な差はみられなかった。コロニーの大きさは写真2.1.1にみられるように、E、F培地ではコロニーが小さく他の培地に比較して計数しにくい。ここでは4試料についてD培地で多く計数できたことから、他栄養細菌をD培地（トリプトングルコース培地 表-2.1.6.）で計数することとした。

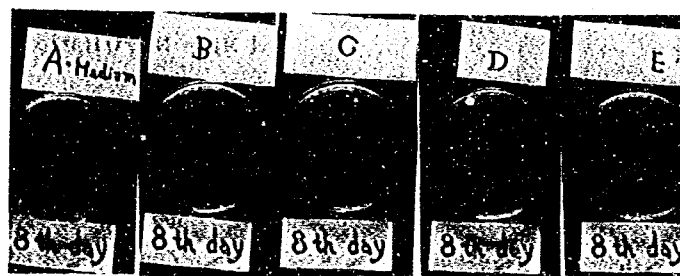


写真 2.1.1 各培地でのコロニーの大きさの比較

2.1.3 結 論

活性汚泥中の硝化菌および他栄養細菌の計数にあたり、汚泥の分散法、培養日数、他栄養細菌についてのみ培地の比較などの検討を行ない、下記のように決定した。

1) 汚泥の分散法は、超音波破碎装置を用い出力 25 W で 2.0～2.5 分 / 10 ml とする。

2) 培養日数は、28℃ で他栄養細菌 10 日、亜硝酸菌 40 日、硝酸菌 60 日、脱窒菌 21 日とする。

3) 脱窒菌の陽陰判定はダルハム管中の気泡が大きいものについては陽性とし、気泡が小さいものや濁っているものについては水質分析により判定を下した。

4) 他栄養細菌の培地は、コロニーが比較的大きいことと、他の培地に比べ多く検出されることから、トリプトン・グルコース培地とする。

2.2 硝化脱窒菌の活性への影響因子

一般に硝化脱窒活性は pH、溶存酸素 (DO) 水温、基質濃度、細菌数、負荷量および阻害性物質等により影響されると考えられる。硝化脱窒活性への影響因子の影響度を把握することは硝化脱窒槽の設計や維持管理する上で非常に重要である。ただし、調査、実験に当り、各形態の窒素濃度は全て窒素 (N) 換算濃度である。

2.2.1 硝化活性への影響因子

1) 実験方法

供試汚泥 (亜硝酸菌): BOD・SS 負荷が 0.03～0.16 (Kg/SSKg・日) と比較的低く、ほぼ

年間を通じ硝化が起きている A 下水処理場の活性汚泥を採取後、1 ヶ月以上、人工下水 (表 2.2.1)、水温 20℃ および pH 7.5～8.0 に馴致させた。次に、この汚泥中に溶存している NH_4^+ 、 NO_3^- 等を除去するために、蒸留水を用い、2～3 回洗浄し、供試汚泥とした。

表 2.2.1 人工下水

(BOD ≒ 150 mg/l)

Substrate	mg/l	Substrate	mg/l
Dextrin	23	NaCl	5
Meat extract	49	MgSO ₄	3
Yeast extract	56	KH ₂ PO ₄	14
Peptone	49	KCl	10

a) pH の影響

pH を 4～14 の間に設定し反応させた場合と設定 pH (4～14) で 2 時間接触させた後 pH を 7 に調整して 4 時間反応させた場合について、硝化速度の変化を調べた。

b) DO の影響

図 2.2.1 の DO - pH 制御反応装置に供給汚泥、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 40 (mg/l as N) を入れ、pH 7.5

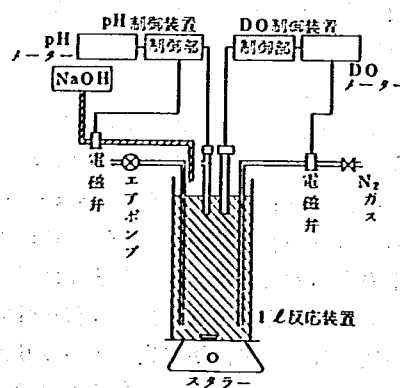


図 2.2.1 DO 制御実験装置

～8.0, 水温 20℃で反応させた。

c) NH_4^+ 濃度の影響

図-2.2.2の反応装置に $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 設定濃度: 1～800 (mg/ℓ as N) および供試汚泥を入れ, pH 7.5～8.0, 水温 20℃で反応させた。

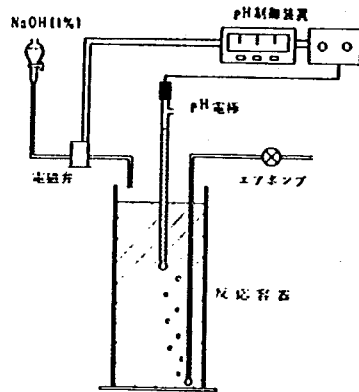


図 2.2.2 硝化反応装置

d) 亜硝酸菌数の影響

図-2.2.2の反応装置に $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 50 (mg/ℓ as N) および供試汚泥 (1: 2.5: 10: 25: 100: 500) を加え, 水温 20℃, pH 7.5～8.0に反応させた。

e) 水温の影響

各水温 (9～29℃) に馴致している処理場 (硝化が起きている) の活性汚泥と流入下水を混合させ, ボールフィルターを用い連続曝気した。これより, 経時的に NO_T 量を測定し, 硝化速度をもとめた。

f) 負荷量の影響

種々の K-N 容量負荷を与えた場合の活性汚泥を用い回分式により硝化速度をもとめ, K-N 容量負荷と硝化速度との関係をもとめた。

2) 実験結果および考察

a) pH の影響

図-2.2.3に pH と硝化度との関係を示した。亜硝酸菌の至適 pH は 7.4～8.2 程度であり, これは, 一般的に言われている硝化活性の至適 pH 7.0～8.6 とほぼ同程度の値である。このとき, 上澄液中の窒素の形態は, 図-2.2.4に示す通りでありアルカリ性側になるにつれ有機性窒素の増加が見られる。又, 総窒素もアルカリ性側で増加していたことから, この有機性窒素の増加は, 活性汚泥の分解によるものと考えられる。

(Nr = Nitrification rate)

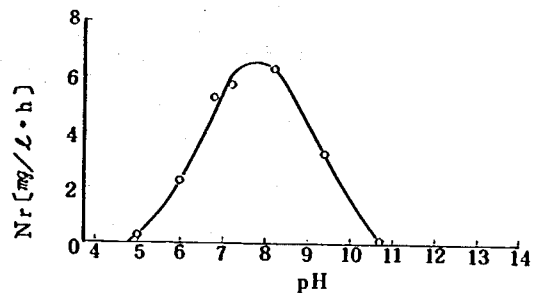


図 2.2.3 硝化速度と pH との関係

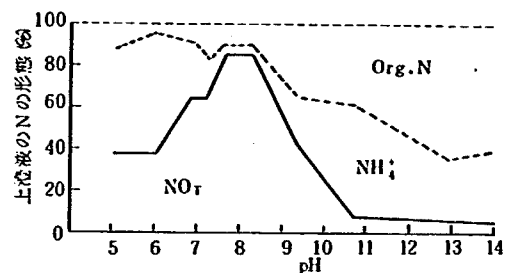


図 2.2.4 pH と窒素の形態

設定 pH に短時間接触させた後, pH を 7 にもどした場合の影響についての結果を図-2.2.5に示した。pH 4～11 の範囲では, 2 時間それぞれの pH に接触させても, その後, 中性にもどすことにより硝化活性に対する影響はほとんど見られなかった。これにより, 工場排水等の流入やアルカリの加劇供給による pH のショックロードに対してかなり耐性があることがわかった。

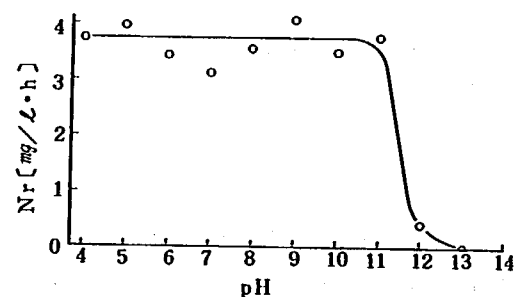


図 2.2.5 設定 pH に 2 時間接触した後 pH 7 に調整した場合の硝化速度に与える影響

b) DO の影響

図 2.2.6 に DO 濃度と硝化速度比 (任意の DO の硝化速度 / 飽和 DO の硝化速度) との関係を示した。これより, 硝化活性に対し DO は, 約

1 mg/ℓ 以上あればよいことがわかる。ただし、この DO は見掛け上の DO であることから、DO メータで DO を測定する場合、エアレーションタンク内の DO が 1 mg/ℓ 程度では、流速が低く硝化菌に対する真値を得ることができないことが多いので、実際に設定する場合は DO 2 mg/ℓ 程度にした方がよいだろう。

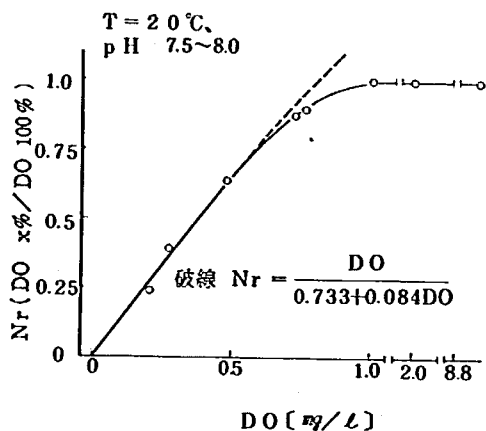


図 2.2.6 硝化に対する DO の影響

c) NH_4^+ 濃度の影響

図 2.2.7 に NH_4^+ 濃度と硝化活性 (亜硝酸菌 1 個当りの硝化速度に換算した値) との関係を示した。ここで、一般に処理場に流入する NH_4^+ 濃度は、10~20 (mg/ℓ as N) であることから、問題となる領域は、 NH_4^+ 30 (mg/ℓ as N) 以下の領域である。これより、硝化活性は、一般的に言われている Michaelis - Menten の酵素反応 (2.2.1) 式に従わず、(2.2.2) 式のような 2 次式で示す方がよいことがわかった。

$$\text{Nr}' = \text{Nr}'_{\text{max}} \cdot (\text{S}) / (\text{Km} + (\text{S})) \quad (2.2.1)$$

$$\text{Nr}' = (\text{S})^{0.222} \cdot 1.17 \times 10^{-9} \quad (2.2.2)$$

Nr' : 硝化活性 (mg/h · N), 硝化速度 (Nr)
(mg/ℓ · h) / 亜硝酸菌数 (Ns) (N/ℓ)

Nr'_{max} : 最大 Nr' (mg/h · N)

S: NH_4^+ 濃度 (mg/ℓ as N)

Km: Michaelis 定数

N: 細胞数 (Cell)

このように、硝化活性が (2.2.1) 式に従わなかったのは、図 - 2.2.7 を見てもわかるように亜硝酸菌 (MLSS) が減少すると最大硝化活性も減少していることなどから、 NH_4^+ 又は

NH_3 による阻害のためかと考えられる。これは、MLSS が増大すると塩基性置換容量も増加することにより、遊離の NH_4^+ 濃度が減少するため阻害が小さくなったものと考えられる。

一方、硝化率 (図 - 2.2.8) から見た場合の NH_4^+ 濃度の影響は、逆に NH_4^+ 濃度が小さい程硝化率が高いことがわかる。 NH_4^+ 濃度が低い程短時間に処理できることを示している。

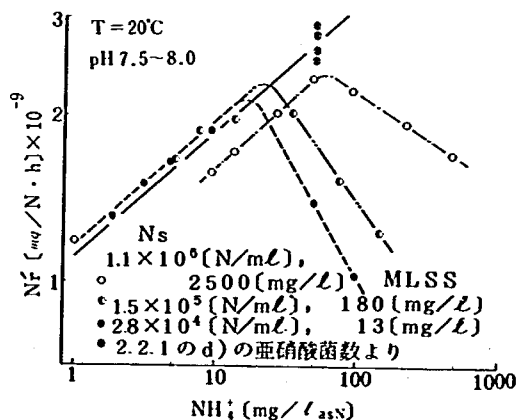


図 2.2.7 初期 NH_4^+ 濃度と硝化活性との関係

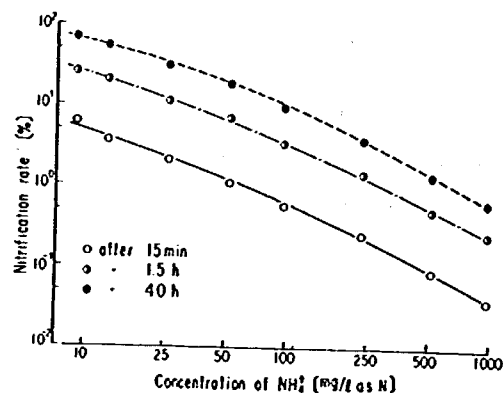


図 2.2.8 NH_4^+ 濃度と硝化率との関係

d) 亜硝酸菌数の影響

図 - 2.2.9 に亜硝酸菌数と硝化速度との関係を示した。これにより、亜硝酸菌数が約 3×10^6 N/ℓ 以下の領域は、次式のように硝化活性が常に等しいことがわかる。

$$\text{Nr} = (\text{Ns})^{1.00} \cdot 2.61 \times 10^{-9} \quad (2.2.3)$$

Nr : 硝化速度 (mg/ℓ · h)

Ns : 亜硝酸菌数 (N/ℓ)

しかし、亜硝酸菌が約 3×10^6 (N/ℓ) 以

上の領域では、亜硝酸菌が増加しても硝化速度の増加は認められず、約 $8.2 \text{ (mg/ℓ} \cdot \text{h)}$ でほぼ一定値を示していた。この原因は明らかでないが、多分、生理学的な作用によるものと考えられる。

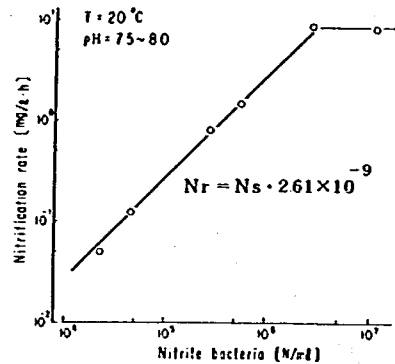


図 2.2.9 N_s と N_r との関係

e) 水温の影響

図 2.2.10 に水温と硝化活性との関係を示した。硝化活性は、次式のように水温低下に伴い減少する傾向が見られた。

$$N_r' = 1.094^{(T-20)} \cdot 2.8 \times 10^{-9}$$

T ; 水温 $(^{\circ}\text{C})$ (2.2.4)

この温度係数 θ の 1.094 は、活性汚泥の $\theta = 1.045 \sim 1.065$ (水温 $4 \sim 45^{\circ}\text{C}$, Ecknfelder) に比べ大きな値を示したことから、硝化反応は、BOD 酸化反応に比べ、約 1.3 ~ 1.6 倍水温の影響を受けやすいことがわかる。

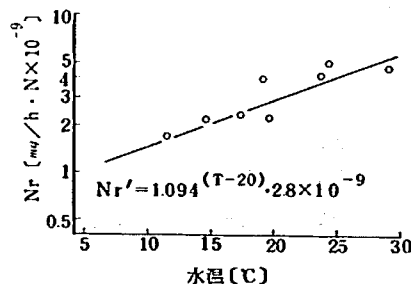


図 2.2.10 水温と硝化速度

f) 負荷量の影響

図 2.2.11 にエアレーションタンク末端部の亜硝酸菌数が $1.1 \sim 3.0 \times 10^6 \text{ (N/mℓ)}$ のときの $K-N$ 容量負荷と硝化速度との関係を示した。

ただし、この場合の硝化速度は温度係数 $\theta = 1.094$, NH_4^+ 濃度補正係数 $(S/20)^{0.222}$ を用い水温 20°C , NH_4^+ 濃度 20 (mg/ℓ) に補正した値である。又、このとき pH および DO は $7.0 \sim 8.0$, 1 mg/ℓ 以上であった。これより、硝化速度は次式のように $K-N$ 容量負荷の増加に伴い大きくなる傾向が見られた。

$$N_r = (L_{v(K-N)})^{0.749} \cdot 65.5 \quad (2.2.5)$$

$L_{v(K-N)}$; $K-N$ 容量負荷 $(\text{Kg } K-N/\text{m}^3 \cdot \text{日})$

又、図中には固着汚泥型の 1 種である流動床⁹⁾の値も含んでいる。活性汚泥(浮遊型)による硝化速度と流動床による硝化速度とは、ほぼ同一線上にあることから、一般に流動床は硝化菌を活性汚泥に比べ多量に保持できることから硝化速度が大きいとされているが、これより、流動床による硝化速度が大きいのは硝化菌を多量に保持できるのより、むしろ負荷が高いためにこのような挙動を示したものと考えられる。

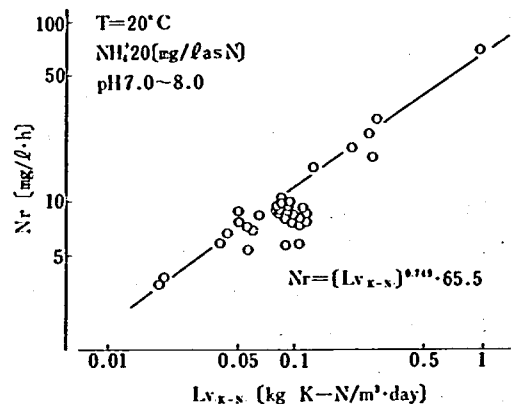


図 2.2.11 $K-N$ 容量負荷と硝化速度との関係

g) 硝化活性への影響因子の総括

以上のようなことから、pH $7.0 \sim 8.0$, DO 1 mg/ℓ 以上のときの硝化速度は次式のように表わすことができ

$$N_r = (L_{v(K-N)})^{0.749} \cdot (S/20)^{0.222} \cdot 1.094^{(T-20)} \cdot (N_s/N_{smax}) \cdot 65.5 \quad (2.2.6)$$

N_{smax} ; 最大亜硝酸菌数 (N/mℓ) , $1.1 \sim 3.0 \times 10^6 \text{ (N/mℓ)}$

又、これより、 NH_4^+ を全て酸化するのに最低必

要な反応時間 (AT) は

$$AT = ([S] / [Nr]) \cdot \alpha \quad (2.2.7)$$

で表わすことができる。この α は硝化が進み NH_4^+ 濃度が小さくなったときの硝化速度の低下の補正やエアレーションタンク流入部での誘導期などの補正係数であり、処理場により異なると考えられるが普通 $\alpha = 1.1 \sim 1.4$ 程度であると考えられる。

2.2.2 脱窒活性への影響因子

ここでは水温、有機炭素源の種類と濃度、 NH_4^+ および負荷の影響を検討した。

1) 実験方法

a) 水温の影響

各水温(10~29℃)に馴致している硝化脱窒処理施設の活性汚泥に KNO_3 および流入下水又はメタノールを添加し、経時的に NO_T 量を測定し脱窒速度をもとめた。

b) 有機炭素源の種類と濃度の影響

供試汚泥; 5, 10, 15, 20℃の恒温室内でイースト菌培養廃水, ビール製造廃水, 人工下水それぞれ100 (mg/ℓ as BOD), KNO_3 100 (mg/ℓ as N)を1日1回投与し、嫌気、好気を繰り返しながら約1ヶ月間培養した活性汚泥を用いた。実験にあたっては遠心分離により水道水で1回洗浄した。

実験はそれぞれの供試汚泥に基質を加えた後、脱窒速度に対する有機炭素源の影響と水温の影響を検討した。

c) NH_4^+ の影響

供試汚泥: 活性汚泥にメタノールを0.05 (BODg/SSg・日), KNO_3 を0.05 (Ng/SSg・日)加え、嫌気、好気を繰り返しながら約1ヶ月間培養を行った。実験にあたり、供試汚泥は遠心分離により水道水で1回洗浄した。

実験は培養液中の供給汚泥のMLSSが約1,500 mg/ℓになるように調整したものを N_2 ガスで曝気し、培養器に移し、連続培養しながら経時的に1個ずつ試料を採取し NO_T と NH_4^+ の変化を調べた。

培 養 液

CH_3OH	50mg as BOD	
KNO_3	30 mg as N	Tap water 1 ℓ
$(NH_4)_2SO_4$	0, 1, 3, 5, 7, 10 } mg as N	

d) 負荷の影響

メタノール

メタノールを注入し生物学的硝化脱窒処理している処理施設の脱窒速度とメタノール容量負荷との関係をもとめた。

流入下水

生物学的硝化脱窒処理している処理施設の脱窒速度とBOD容量負荷との関係をもとめた。

2) 結 果

a) 水温の影響

図2.2.12, 2.2.13に有機炭素源としてメタノールを用いた場合と流入下水を用いた場合の水温と脱窒速度との関係を示した。水温と脱窒速度との関係は次式のように示すことができた。

メタノール

$$Dr' = 1.074 (T-20) \cdot 2.66 \times 10^{-11} \quad (2.2.8)$$

流入下水

$$Dr' = 1.094 (T-20) \cdot 7.87 \times 10^{-12} \quad (2.2.9)$$

Dr' ; 脱窒活性 (mg/h・N), 脱窒速度 (Dr) (mg/ℓ・h) / 脱窒菌数 (Dr) (N/ℓ)

図中のパラッキは速度を脱窒菌数当りに換算した値であり、脱窒菌数測定時の誤差のためであろう。又、流入下水を用いた温度係数はメタノールに比べ大きな値であるが、これは後に示すような負荷の影響であり、負荷を補正することにより、メタノールの温度係数に近い値を得ることができた。

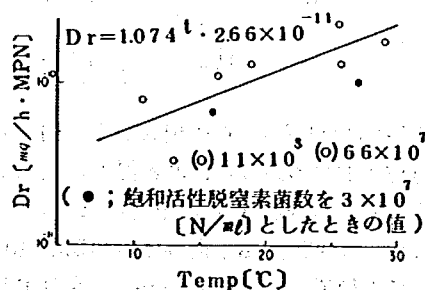


図2.2.12 水温と脱窒素速度 (メタノール)

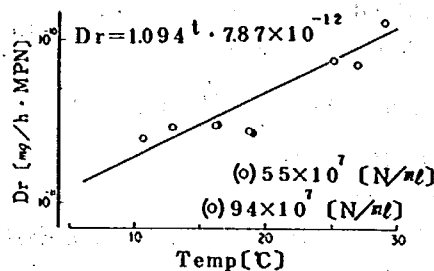


図 2.2.13 水温と脱窒素速度（流入下水）

b) 有機炭素源の種類と濃度の影響

実験結果は表 2.2.2 に示した。表中の脱窒速度は、培養液中の全酸窒素が 0 次反応的減少を示した期間で求めたものである。又、脱窒速度は、同一の電子供与体において、単位汚泥当たりの脱窒菌数に培養温度の違いによる顕著な差が認められないことから、単位汚泥当たりの速度の標示が許されるものである。

培養温度の違いによる脱窒速度と電子供与体の初期濃度との関係を、電子供与体の種類別に

表 2.2.2 培養条件の違いによる脱窒速度の測定結果

水温 ℃	電子供与体	BOD mg/ℓ	MLSS (MLVSS) mg/ℓ	脱 窒 速 度		脱 窒 菌 N/ml
				N · mg/ℓ · hr	N · mg/SS · g · hr	
5	イースト菌 培養廃水	50	2,130	0.813	0.382	7.9×10^7
		100	(1,650)	1.269	0.596	
10	イースト菌 培養廃水	50	1,150	0.708	0.615	7.0×10^7
		100	(907)	1.020	0.885	
	人工下水	50	2,310	0.722	0.312	2.4×10^7
		100	(1,820)	1.053	0.455	
15	ビール製造 廃水	20	2,180 (1,870)	0.752	0.345	1.3×10^7
		40		0.990	0.454	
		60		1.195	0.548	
		80		1.350	0.619	
		100		1.492	0.684	
	イースト菌 培養廃水	20	680 (528)	0.282	0.415	1.7×10^7
		40		0.574	0.844	
		60		0.655	0.963	
		80		0.793	1.166	
		100		0.909	1.337	
	人工下水	30	1,340 (1,060)	0.326	0.244	4.9×10^7
		60		0.645	0.482	
		90		0.897	0.670	
20	ビール製造 廃水	50	2,060	1.658	0.806	4.9×10^7
		100	(1,770)	2.615	1.271	
	イースト菌 培養廃水	50	686	0.723	1.054	4.9×10^6
		100	(536)	1.286	1.874	
	人工下水	50	903	0.606	0.671	7.9×10^6
		100	(737)	1.176	1.302	

図 2.2.14 に表わした。この現象から、同一の電子供与体における速度と濃度と温度の関係は図 2.2.15 の傾向を取ることが予想される。それは“脱窒速度 V は、電子供与体の初期濃度 C との関係において最大速度 (V_{max}) を有する濃度 $(\frac{C_B + C_C}{2})$ を持ち、それより低濃度域

では最大値に漸近し、高濃度では減少する傾向を取る。この傾向は培養温度が異っても変わらないが、培養温度の違いは最大速度の違いとして現われる。”と、いうことである。実際、下水処理場に脱窒作用を応用する場合、対象となる初期濃度 (C_A) の範囲は C_C 以下で、それも低濃度域の最も脱窒に影響しやすい範囲にあ

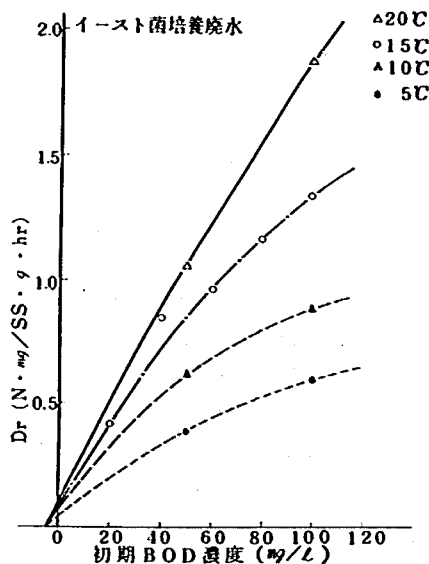


図 2.2.14(a) 電子供与体の初期濃度と脱窒速度の関係

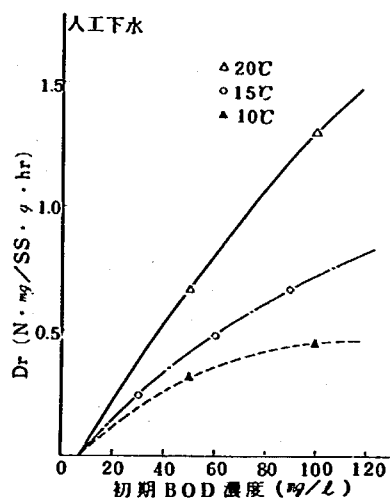


図 2.2.14(b) 電子供与体の初期濃度と脱窒速度の関係

と言える。

従って、脱窒速度に対する電子供与体の初期濃度の影響は、最大速度を与える濃度までを考慮すればよい。この濃度範囲における脱窒速度と電子供与体の初期濃度との関係は、一般的に (2.2.10), (2.2.11), (2.2.12) 式で表わせるものである。

$$V = F(C) \quad (2.2.10)$$

$$\frac{dV}{dC} = -K(V - V_{\max}) \quad (2.2.11)$$

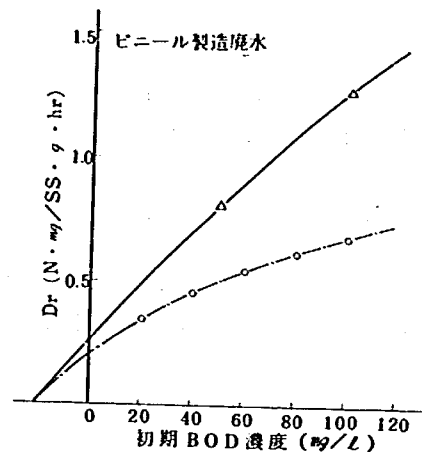


図 2.2.14(c) 電子供与体の初期濃度と脱窒速度の関係

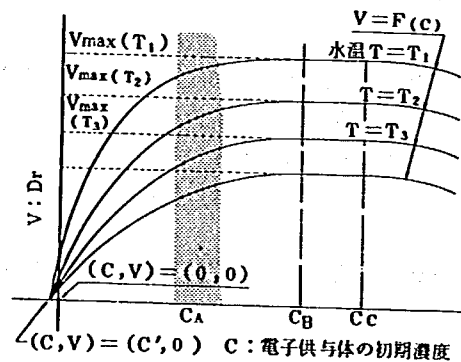


図 2.2.15 同一の電子供与体における水温の違いによる電子供与体の初期濃度と脱窒速度の模式的関係

$$V = V_{\max} (1 - e^{-K \cdot C}) \quad (2.2.12)$$

ここで、

V : 脱窒速度

$V_{\max}$: 最大脱窒速度

C : 電子供与体の初期濃度

K : 定数

しかし、本実験から得られた現象は、

$$(C, V) = (0, 0)$$

ではなく、

$$(C, V) = (C', 0)$$

が存在することを現わし、この点は、同一の電子供与体の下では培養温度に関係なく共通であるような傾向を示した。このことを加味すると、(2.2.12)式は (2.2.13) 式で表わせる。

$$V = V_{\max} \{1 - e^{-K(C + C')}\} \\ = V_{\max} (1 - \alpha \cdot e^{-K \cdot C}) \quad (2.2.13)$$

ここで、 C' は、本実験の傾向から存在するであろうと予測された仮定の点（濃度）であり、 α は、活性汚泥が培養条件により培われてきた内性呼吸（ $C=0$ ）による脱窒速度を表わす係数となる。

一方、(2.2.13)式は、培養温度の違いによる現象として(2.2.14)式で表わされるものである。

$$V(T) = V_{\max}(T) (1 - \alpha(T) \cdot e^{-K(T) \cdot C}) \quad (2.2.14)$$

ここで、 T ：培養温度

(2.2.13)式、或は(2.2.14)式から、脱窒速度に対する電子供与体の初期濃度の影響は、指数関数的なものであり、低濃度域で顕著に現われ、そこでの濃度の増加は良好な結果をもたらすものである。一方、培養温度の影響は、最大脱窒速度に依る所が大きいものであり、培養温度により初期濃度の影響は決定されるものである。

脱窒速度と電子供与体の初期濃度との関係に対する培養温度の影響をみるために、本実験でのイースト菌培養廃水のケースについて、(2.2.14)式により重回帰分析して $V_{\max}(T)$ と $K(T)$ を求めた。その結果を培養温度との関係として図2.2.16に表わした。この温度範囲では、 $V_{\max}$ は、指数関数的な変化を示し、(2.2.15)の関係が得られた。この結果は、“微生物の活性は、培養温度により指数関数的に変化する。”という概念と一致するものである。

$T = 5 \sim 20^\circ\text{C}$ において

$$V_{\max}(T) = V_{\max}(20) \cdot e^{-L \cdot (20 - T)} \quad (2.2.15)$$

ここで、 L ：温度係数（本実験では $L = 0.126$ ）

一方、 K は、培養温度により変化しているものの、それ自体が V と C の関係定数であり、 $V_{\max}$ とそれを与える C により決定されるもので、この2つの因子で表わせるものであるが、本実験では温度範囲がせまく困難であった。

従って、脱窒速度と電子供与体の初期濃度との関数に対する培養温度の影響は、(2.2.16)式で表わせる。

$$V(T) = V_{\max}(20) \cdot e^{-L(20 - T)} \{1 - \alpha(T) \cdot e^{-K(T) \cdot C}\}$$

$$K(T) = F(V_{\max}(T), C_{\max}(T)) \quad (2.2.16)$$

ここで、 $C_{\max}(T) : V_{\max}(T)$ を与える電子供与体の初期濃度

又、脱窒速度は、電子供与体の種類が変わっても(2.2.16)式の現象を取ることが本実験結果（図2.2.14）から予測できる。そこでの $V_{\max}$ と K は、脱窒菌の生育に対する電子供与体の資化性により決定され、 C' は、脱窒菌が電子供与体の存在下で培われてきた酸素呼吸活性により決定されるものである。

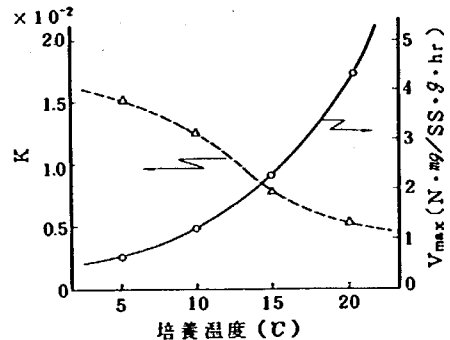


図2.2.16 イースト菌培養廃水での実験結果から回帰分析により求めた $V_{\max}$ と K 値の培養温度との関係

c) NH_4^+ の影響

活性汚泥レベルの実験における培養液中の NO_T の経時的減少が0次反応である培養時間において、脱窒速度を求め、初期 NH_4^+ 濃度と脱窒速度の関係を図2.2.17に、脱窒速度を求めた培養

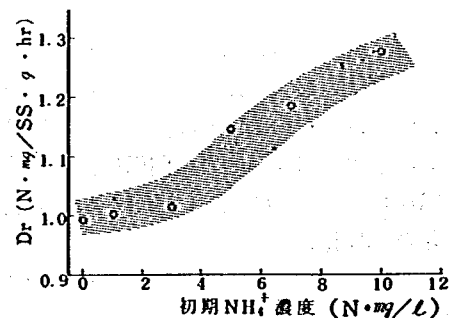


図2.2.17 初期 NH_4^+ 濃度と脱窒速度の関係

時間までに除去された NH_4^+ 量と脱窒速度の関係を図2.2.18に示した。脱窒速度は、 NH_4^+ が存在した方が高くなる傾向を示し、それは、単位汚泥当たりの NH_4^+ の除去量の高い相関性を示す。

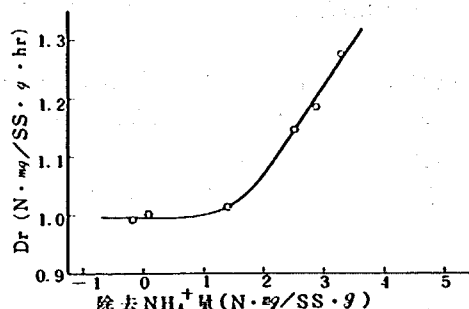


図2.2.18 除去 NH_4^+ 量と脱窒速度の関係
以上のようなことから、 NH_4^+ は脱窒作用を促進する効果がある。これは脱窒菌の窒素源として NO_T よりも NH_4^+ の方が要求が高いことを示す。脱窒槽では NH_4^+ が微量であっても活性汚泥が NH_4^+ を放出することから、 NH_4^+ を供給する必要はないだろう。

d) 負荷の影響

メタノール

図2.2.19にメタノール/ NO_T 比が2～4のメタノール容量負荷と脱窒速度との関係を示した。脱窒速度は次式に示すようにメタノール容量負荷の増加に伴い増加していた。

$$Dr = [Lv(\text{MeOH})]^{0.598} \cdot 1.074^{(T-20)} \cdot 46 \quad (2.2.17)$$

Dr ; 脱窒速度 ($\text{mg}/\ell \cdot \text{h}$)

$Lv(\text{MeOH})$; メタノール容量負荷 ($\text{kg MeOH}/\text{m}^3 \cdot \text{日}$)

ただし、Single Sludge法の容量は脱窒菌が通性嫌気生菌であることから、全反応槽容量(嫌気性槽+エアレーションタンク)とした。又、図中には流動床や懸濁粒子生物膜法等の固着汚泥型も含んでいる。一般に流動床や懸濁粒子膜法による脱窒速度は、硝化と同様に活性汚泥法に比べ大きいとされているが、この結果より、前者の脱窒速度が大きかったのは、硝化と同様に負荷が高いためであり、脱窒菌が多量に保持できたためではないと考えられる。

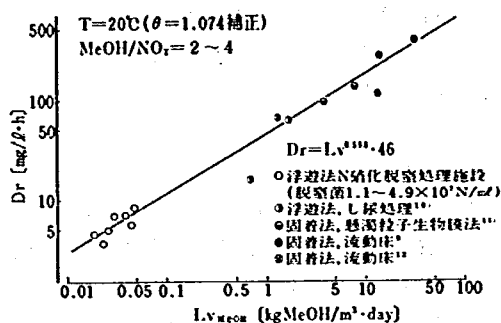


図2.2.19 脱窒速度とMeOH容量負荷

流入下水

流入下水中の有機炭素源を用いた脱窒速度は、流入下水中の有機物の分解性等により異なると考えられるが、一例としてSingle Sludge法により硝化脱窒処理しているN処理場の流入下水中のBOD量との関係図(図2.2.20)と式を下記に示す。

$$Dr = 11.9 [Lv(\text{BOD})] + 0.30 \quad (2.2.18)$$

$Lv(\text{BOD})$; BOD容量負荷 ($\text{kg BOD}/\text{m}^3 \cdot \text{日}$)

今後は、種々の下水を用いて脱窒速度をもとめ、脱窒速度に対する流入下水中の組成等の影響を把握していく必要があろう。

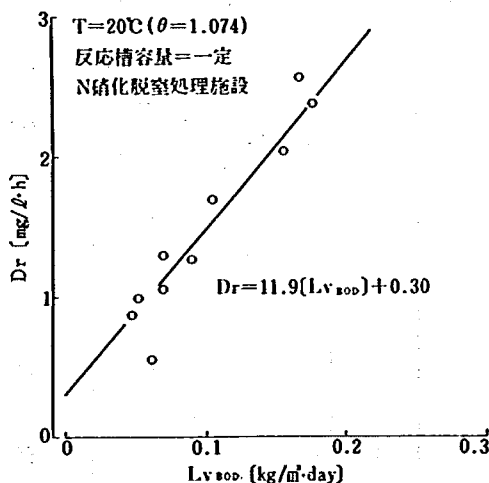


図2.2.20 BOD容量負荷と脱窒速度との関係

2.2.3 結論

硝化活性への影響因子

1) 硝化活性の至適pHは7.4～8.2程度であ

り、又、pH4～11 および2時間程度のショックロードに対しては、影響が見られなかった。

2) 硝化活性に対し最低必要なDOは、約1 mg/ℓであった。

3) 硝化速度とNH₄⁺濃度との関係は、次式のように示すことができた。

$$Nr' = [S]^{0.222} \cdot 1.17 \times 10^{-9} \text{ (mg/h} \cdot \text{N)}$$

4) 硝化速度と亜硝酸菌数との関係は、亜硝酸菌数が約 3×10^6 [N/mℓ] 以下の領域では比例関係にあったが、それ以上の領域では硝化速度の増加が見られず一定であった。

5) 硝化活性に対する温度係数は1.094であった。

6) 硝化速度とK-N容量負荷との関係はpH 7.0～8.0, DO 1mg/ℓ以上では次式のように表わすことができた。

$$Nr = [Lv (K - N)]^{0.749} \cdot [S/20]^{0.222} \cdot 1.094^{(T - 20)} \cdot (Ns / Ns_{max}) \cdot 65.5$$

脱窒活性への影響因子

1) メタノールによる脱窒活性の温度係数は、1.074であった。

2) 基質(有機炭素)飽和による脱窒速度(最大脱窒速度)は、有機炭素源の資化性により異なる。

3) 脱窒作用はNH₄⁺の存在により促進される。

4) メタノール容量負荷と脱窒速度とは次式のように示すことができた。

$$Dr = [Lv (MeOH)]^{0.598} \cdot 1.074^{(T - 20)} \cdot 46$$

2.3 亜硝酸菌の比増殖速度への影響因子

亜硝酸菌の比増殖速度は、硝化活性と同様にpH, DO, NH₄⁺濃度、水温、阻害性物質等の他に付着性物質の有無に影響されることが知られている。ここでは、付着性物質、pH およびNH₄⁺濃度の影響について検討した。

2.3.1 実験方法

供試汚泥；“硝化脱窒活性への影響因子”に用いた供試汚泥を超音波処理(25W, 2～2.5分/10mℓ)したものを用いた。この超音波処理は、長時間(5～35日)反応させると未処理の供試汚泥中の原生動物が亜硝酸菌を捕食するおそれがある為、原生動物を死滅させる目的で施したものである。

a) 付着性物質

図2.2.2の反応装置を用い実験条件を表2.3.1のように設定し、亜硝酸菌の比増殖速度をもとめた。

表2.3.1 各実験の付着性物質の有無、種類および量

ケース	反応装置	空気通過の有無	付着性物質の有無	付着性物質の種類	付着性物質の量
A	塩ビ製(5ℓ)	有	無	—	—
B	ガラス製(3ℓ)	無	有	—	—
C	“	無	有	Cellulose acetate (Acetyl 39.8%)	Cell 1～3×10 ³ コ/mℓ
D	“	無	有	汚 泥 ※	MLSS 3,000mg/ℓ

b) pH

図2.2.2の反応装置に(NH₄)₂SO₄ 20(mg/ℓ as N), 供試汚泥(MLSS; 0.5 mg/ℓ)および付着性物質(供試汚泥を1ヶ月間曝気し自己酸化状態のものをオートクレーブ・110℃, 1時間処理したもので、MLSSを3,000(mg/ℓ)

に調整したもの)を加え、水温20℃, pHを5.0, 6.0, 7.0, 8.0, 9.0, 9.5(±0.1)にし反応させた。

c) NH₄⁺濃度

図2.2.2の反応装置に(NH₄)₂SO₄(設定濃度; 1.0, 2.0, 7.5, 2.0, 3.0, 100(mg/ℓ

as N)), 供試汚泥 (MLSS 0.4 (mg/ℓ)) およ
び付着性物質 (供試汚泥を約3ヶ月空曝し、
これをオートクレーブ処理 (110℃, 30分) 2回
行なったものであり、これを MLSS 1,000 (mg
/ℓ) に調整したものを加え、水温 20℃, pH
7.5~8.0 にし反応させた。

2.3.2 実験結果および考察

a) 付着性物質

図 2.3.1 に経過日数に対する亜硝酸菌数との
関係を示した。又、これより得られた亜硝酸菌
の比増殖速度を表 2.3.2 に示した。これらより、
亜硝酸菌の見掛け上の比増殖速度は、付着性物
質の有無および種類により、約 1.5~1.1 倍抑
制されることがわかる。ただし、抑制する原因
は、死滅速度が速くなり見掛け上の増殖が抑制
されたのか、又は、分裂速度が抑制されたため
かについてはわからない。

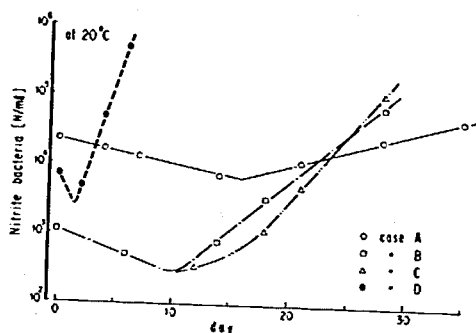


図 2.3.1 経過日数と亜硝酸菌数との関係

表 2.3.2 各実験の比増殖速度
および一般細菌数

ケース	比増殖速度 (1/日)	一般細菌数 (N/mℓ)
A	0.17	2.5×10^6
B	0.44	6.4×10^6
C	0.69	—
D	1.85	—

b) pH

図 2.3.2 に pH と亜硝酸菌の比増殖速度およ
び比硝化速度との関係を示した。これより、比
硝化速度は、pH に対し指数的に増加し、その最
適 pH は約 8.3 であった。このときの関係式を下
記に示す。

$$\text{SNr} = 1.905 (\text{pH}) \cdot 3.2 \times 10^{-3} \quad (2.3.1)$$

SNr ; 比硝化速度 (1/日)

比増殖速度の最適 pH は、比硝化速度のよう
にピークは見られず約 7.2~8.5 の範囲の値を
示した。このときの比増殖速度および世代時間
(tg) は、それぞれ 1.84 (1/日), 13.0 (h) で
あった。これらより、比硝化速度と比増殖速度
は、比例関係にないことから、比増殖速度は、
比硝化速度から単純にもとめることができない
ことがわかった。

実際の処理施設で硝化を進めるには、

1) エアレーション時間および SRT が十分
とれる処理施設、又は、SRT が十分とれない
がエアレーション時間は十分とれる施設では、
pH を 7 にしても pH 8 にしても亜硝酸菌の比増
殖速度には、影響がなかったことから、アルカ
リ量を少なくし運転コストを軽減する意味で pH
を 7 前後にし運転する。

2) SRT が十分あっても、エアレーション
時間が比較的短い処理施設で硝化を完全
に行わせるには、硝化速度を高める必要がある
から、pH を 8 前後にし運転する。

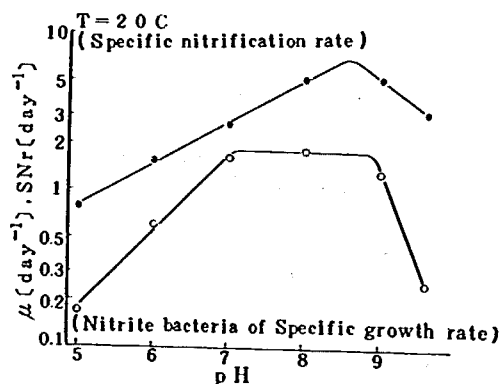


図 2.3.2 pH と亜硝酸菌の比増殖速度
および比硝化速度

c) NH_4^+ 濃度

図 2.3.3 に初期 NH_4^+ 濃度と亜硝酸菌の比増
殖速度および比硝化速度との関係を示した。こ
れより、比増殖速度および比硝化速度は、 NH_4^+
が約 7 (mg/ℓ as N) 以上あれば NH_4^+ 濃度
に依存せずほぼ一定値を示していた。又、これ
らの値をもとに Lineweaver-Burk プロット
を示したものが図 2.3.4 である。これより、比
増殖速度および比硝化速度は、次式のように示

すことができた。

$$SNr = [S] / (1.74 + 2.62 [S]) \quad (2.3.2)$$

$$\mu = [S] / (0.50 + 0.51 [S]) \quad (2.3.3)$$

SNr : 比硝化速度 (1/日)

μ ; 比増殖速度 (1/日)

[S] ; NH_4^+ 濃度 (mg/ℓ as N)

一般に下水処理場に流入する NH_4^+ 濃度は 10 ~ 20 (mg/ℓ as N) 程度とされているが, エアレーションタンクに流入した NH_4^+ は, 返送汚泥および循環水等により希釈されることから, 亜硝酸菌の比増殖速度は, NH_4^+ 濃度の影響を受けやすいことが予想される。

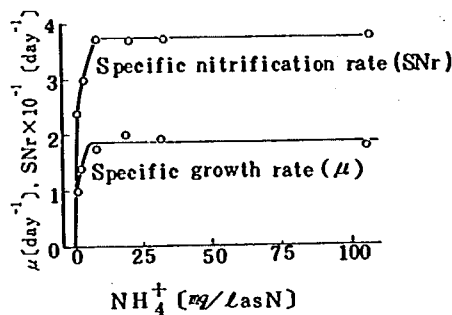


図 2.3.3 亜硝酸菌の比増殖速度に對 NH_4^+ 濃度の影響

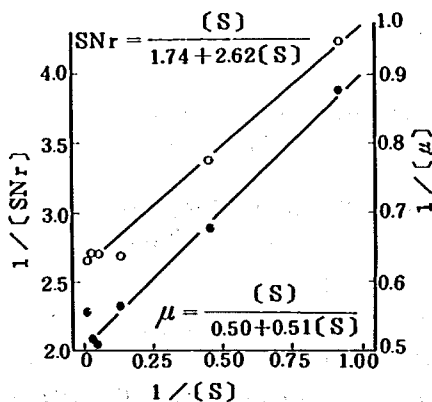


図 2.3.4 Lineweaver - Burk Plot

2.3.3 結 論

1) 亜硝酸菌の比増殖速度は付着性物質の有無や種類により影響を受ける。

2) 亜硝酸菌の比増殖速度の最適 pH は約 7.2 ~ 8.5 であったが, 比硝化速度の最適 pH は約 8.3 であった。このときの比増殖速度および世代時間は, それぞれ 1.84 (1/日), 13.0 (h) であった。

3) 亜硝酸菌の比増殖速度と比硝化速度は, NH_4^+ 濃度と次のような関係にあった。

$$SNr = [S] / (1.74 + 2.62 [S])$$

$$\mu = [S] / (0.50 + 0.51 [S])$$

2.4 硝化脱窒菌の挙動

本節では, 処理施設内の硝化脱窒菌の挙動および好気性, 嫌気性状態の亜硝酸菌の挙動について検討した。処理施設内の硝化脱窒菌の挙動は, 流入水中およびエアレーションタンク末端部の硝化脱窒菌数を調べ, 主にこれを細菌の分裂時間 (SAT; 参考参照) の関数で数式化を試みたものであり, 又, 好気性, 嫌気性状態の挙動は, 室内実験により亜硝酸菌の死滅傾向を把握するために行った。

参考 SAT

一般に処理系内の細菌の増殖可能な時間を示すものとして SRT (活性汚泥の平均滞留時間) が用いられている。

$$SRT = M / (\Delta S + SS) \text{ (日)} \quad (2.4.1)$$

M; 系内汚泥量 (エアレーションタンク内汚泥量 + 嫌気性槽内汚泥量 + 最終沈殿池内汚泥量 + 返送汚泥管内汚泥量) (Kg)

ΔS ; 引抜汚泥量 (Kg/日)

SS; 放流された SS 量 (Kg/日)

ここで, 最終沈殿池 (終沈) 内の汚泥界面が変動せず, しかも返送汚泥濃度 (S_R) = 終沈内の汚泥濃度 (S_F), エアレーションタンク内の汚泥濃度 (S_A) = 嫌気性槽内の汚泥濃度 (S_D) および $S_A >$ 流入 SS 量が成立するならば,

$$S_A = S_R \cdot \alpha / (1 + \alpha) \quad (2.4.2)$$

α ; 返送汚泥比

であるから, SRT は次式のように変形できる。

$$SRT = \frac{S_A \{ \alpha (V_A + V_D) + (1 + \alpha) (V_F + V_D) \}}{\alpha (\Delta S + SS)} \quad (2.4.3)$$

V_A (V_D , V_F , V_D); エアレーションタンク

容量, 嫌気性槽内容量, 終沈内の汚泥界面容量, 返送汚泥管内容量 (m^3)

しかし, 好気性細菌である硝化菌の増殖可能な時間は, 一段階硝化脱窒法で運転する場合, 嫌気性槽内の滞留時間が大きくなり, $\text{SRT} \approx$ 好気性槽内の総滞留時間と仮定できなくなった。そこで, 著者は, SRT に変わり SAT (汚泥が系外に出ていくまでの平均総エアレーション時間, sludge aeration time) という概念を用い評価・検討してきた。

SAT は, 生成した汚泥が系外に出ていくまでの好気性状態にどの程度接触していたかを示すものであり, SRT とは次のような関係にある。

$$\text{SAT} = \text{SRT} \cdot T_A / T_{\text{total}} \quad (2.4.4)$$

T_A ; 汚泥が系内を1循環するまでの好気性の時間

T_{total} ; 汚泥が系内を1循環するまでの時間
ただし, T_A は, 終沈および嫌気性槽に流入した DO が短時間に消費されるとするならば, $T_A =$ エアレーション時間 (AT , 2.4.5式) とすることができる。

$$T_A = V_A / Q(1 + \alpha) \quad (2.4.5)$$

Q ; 流入水量 ($\text{m}^3 / \text{日}$)

ここで, T_{total} は次のように示すことができる。

$$T_{\text{total}} = \frac{V_A \cdot \alpha}{\alpha(V_A + V_D) + (1 + \alpha)(V_P + V_R)} \quad (2.4.6)$$

ゆえに SAT は, (2.4.4) 式に (2.4.1), (2.4.5), (2.4.6) 式を代入することにより得られる。

$$\text{SAT} = \frac{V_A \cdot S_A}{\Delta S + SS} \quad (\text{日}) \quad (2.4.7)$$

この SAT は, 終沈および返送汚泥管内の汚泥量を無視し計算してきた既設下水処理場の SRT と同様な式が得られたが, SRT として用いるのより SAT として用いた方がよいものと考えられる。

又, 嫌気性における脱窒菌の分裂時間 (SDT ; sludge denitrification time) は, 最終沈澱池や返送汚泥管内では基質が少なく増殖しな

いものとすれば, 次式のように表わすことができる。

$$\text{SDT} = \frac{V_D \cdot S_D}{\Delta S + SS} \quad (\text{日}) \quad (2.4.8)$$

2.4.1 調査および実験方法

a) 好気性状態での亜硝酸菌の挙動

供試汚泥 (2.2.2の供試汚泥), $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 2 (mg / ℓ as N), Phosphate buffer 10mM ($\text{pH} 7.5$) および付着性物質 (セルロース, 2 (g / ℓ)) の混合液を振幅 50 mm, 振とう数 136 [回/分] および水温 25°C で振とう培養し定期的に亜硝酸菌数および NO_T 量をもとめた。

b) 嫌気性状態での亜硝酸菌の挙動

図 2.4.1 の反応装置に同じ供試汚泥 (2.2.1の供試汚泥) を2段階 (1:10) になるように投入する。次に N_2 ガスで3~5分曝気し O_2 を系外に放出させた。これは, 採水時に毎回行なった。

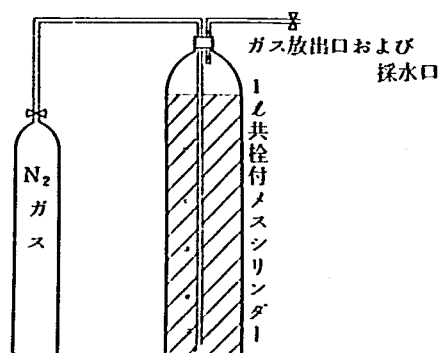


図 2.4.1 嫌気性実験装置

c) 流入水中および活性汚泥中の硝化脱窒菌数

調査は, 既設下水処理場 13 ヶ所, 内見掛け上の硝化が起きている処理場 6 ヶ所, 硝化が起きている処理場 7 ヶ所, 生物学的硝化脱窒している処理場 1 ヶ所および生物学的硝化脱窒しているし尿処理場の計 15 ヶ所の流入エアレーションタンク末端部の硝化脱窒菌数をもとめた。

d) SAT と硝化速度との関係

SAT が比較的高く (18 日以上) かつ低負荷 ($\text{BOD} \cdot \text{SS}$ 負荷; $0.03 \sim 0.16 \text{ (Kg/Kg} \cdot \text{ss/日)}$) である A 下水処理場の硝化速度を約 2 年

間にわたり調査した。ただし、この下水処理場は、年間を通じ硝化が起きていた。又、硝化速度は、エアレーションタンクを6ヶ所に分画し各槽の NH_4^+ 、 NO_T を測定し、これをエアレーション時間(2.4.5)式で割りもとめた。

2.4.2 調査および実験結果・考察

a) 好気性状態での亜硝酸菌の挙動

図2.4.2に経過日数と亜硝酸菌数および NO_T 量との関係を示した。これより、亜硝酸菌の死滅は、 NH_4^+ がなくなったと同時に始まることとわかる。又、このときの比増殖速度と死滅速度(d_r)は、それぞれ $1.39(1/\text{日})$ 、 $0.096(1/\text{日})$ であり、死滅速度は比増殖速度に比べ約15分の1の速度であった。ただし、この比増殖速度は、“2.3のa)の結果”から付着性物質量が少なかったために最適状態の速度に比べ多少小さめの値であった。

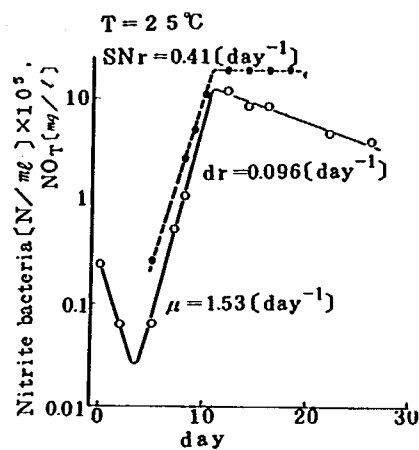


図2.4.2 亜硝酸菌の増殖と死滅

b) 嫌気性状態での亜硝酸菌の挙動

図2.4.3に21日間嫌気状態下に放置した場合の亜硝酸菌数の過日変化を示した。これより、亜硝酸菌数は、嫌気性状態下に放置されてもほとんど影響されないことがわかった。又、亜硝酸菌数が $1.3 \sim 2.2 \times 10^7 (\text{N}/\text{mℓ})$ の場合は2週間後から腐敗臭がした。

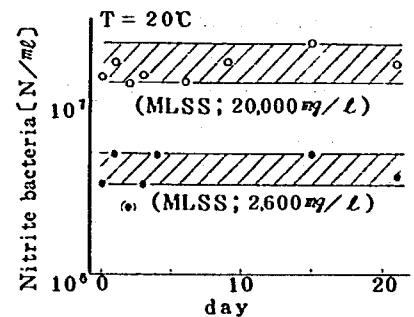


図2.4.3 嫌気性状態下における亜硝酸菌の経日変化

c) 流入および活性汚泥中の硝化脱窒菌数

図2.4.4に水温と流入水中の硝化脱窒菌数との関係を示した。これより、流入水中の硝化脱窒菌数は、水温および処理場の特性に関係なくそれぞれ以下の範囲内の値であった。

亜硝酸菌数; $1.1 \times 10^2 \sim 3.3 \times 10^3 (\text{N}/\text{mℓ})$

硝酸菌数 ; $7.9 \times 10^1 \sim 2.4 \times 10^3 (\text{N}/\text{mℓ})$

脱窒菌数 ; $2.3 \times 10^4 \sim 3.3 \times 10^5 (\text{N}/\text{mℓ})$

ただし、流入水への硝化菌の供給源としては、1) 家庭排水(野菜の洗浄等)、2) 雨水の流入(合流式下水処理場5ヶ所)、3) 地下水の浸入等が考えられるがこれに関する調査を行っていないため不明である。

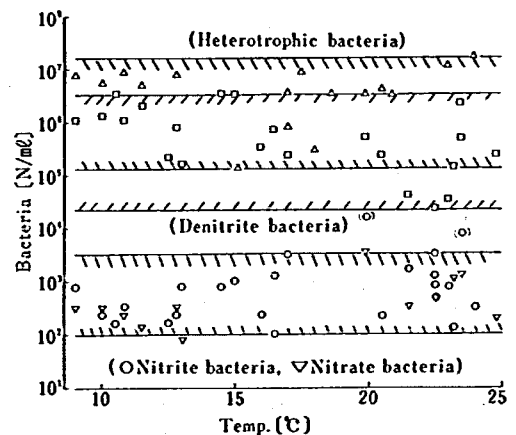


図2.4.4 流入水中の硝化菌

図2.4.5に水温が $9 \sim 14^\circ\text{C}$ と生物に比較的に悪い状態のときのエアレーションタンク末端部の硝化脱窒菌数とSATとの関係を、又、図2.4.6に水温が $20 \sim 25^\circ\text{C}$ のときの硝化脱窒菌数とSATとの関係を示した。これより、脱窒菌は

水温が9～14℃に低下してもSATが1.4～2.7日程度あればSATに関係なくほぼ一定値を示す。しかし、硝化菌は、SATが約5.4～10.7日以上ないと一定値を示さず、SAT減少と共に生息数も減少していた。

しかし、SATがあるレベル以上あるとエアレーションタンクの硝化脱窒菌数は、SATおよび水温に依存せず以下のような一定範囲の値を示している。

亜硝酸菌数； $1.1 \sim 3.0 \times 10^5$ (N/ml)

硝酸菌数； $1.1 \sim 7.9 \times 10^5$ (N/ml)

脱窒菌数； $1.1 \sim 4.9 \times 10^7$ (N/ml)

この程度の範囲では、定量法(MPN)からみてほぼ一定値と考えられる。

このように硝化菌数がSAT(分裂可能な時間)に依存せずほぼ一定値を示した原因として以下のようなことが考えられる。

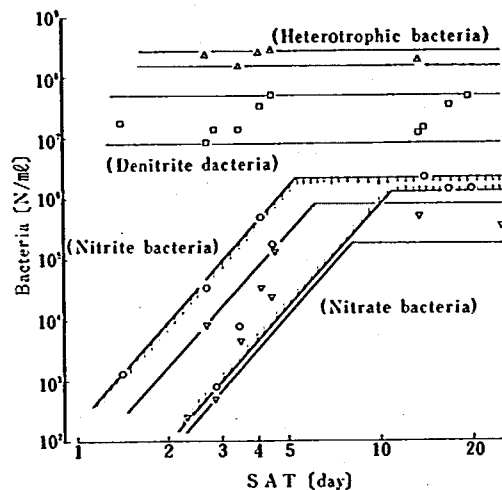


図 2.4.5 SATと硝化菌、脱窒菌および他栄養細菌数 (T=9～14℃)

a) 基質濃度の影響

b) 細菌の増殖と死滅が平衡状態にあったため

- (1) 嫌気性状態下による死滅
- (2) 好気性状態下による死滅
- (3) 原生動物による捕食
- (4) 細菌相互の生理学的作用

これらについて以下のように検討を行なった。

a) 基質濃度の影響

調査した下水処理場の流入 NH_4^+ 濃度は、5

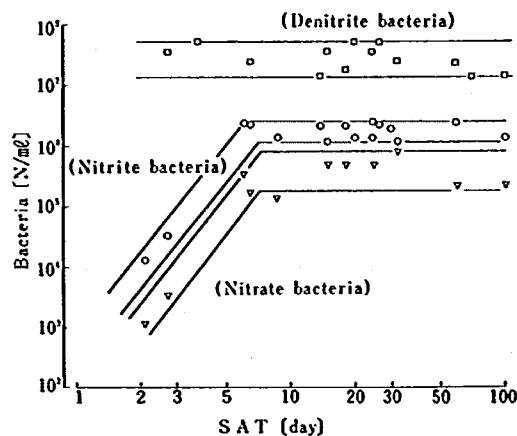


図 2.4.6 活性汚泥中の細菌数 (T=20～25℃)

～30 (mg/l as N)であり極端には変動していないことから、基質が硝化菌の増殖制限因子となりほぼ一定値を示したものとも考えられるが、しかし、エアレーションタンク内の NH_4^+ 濃度が800～1,000 (mg/l as N)のし尿処理場(生物学的硝化脱窒処理)の硝化菌数(図2.4.7)も下水処理場と同程度の値であったことから基質が増殖制限因子になるとは考えられない。

b) の(1)好気性状態下による死滅

“好気性状態での亜硝酸菌の挙動”の結果からほとんど問題がないものと考えられる。

(2) 嫌気性状態下による死滅

“嫌気性状態での亜硝酸菌の挙動”の結果からほとんど考えられない。

(3) 原生動物による捕食

原生動物は、 10^4 (N/ml)程度生息していたが、一般細菌数は、亜硝酸菌より2～3オーダー多く生息していたことから、亜硝酸菌を優先的に捕食する原生動物が生息していないかぎり亜硝酸菌数を一定に保つことはできないだろうと考えられる。

(4) 細菌相互の生理学的作用

a) およびb)の(1)～(3)による原因がほとんど考えられなかったことから、このような挙動を示した原因は、亜硝酸菌同士又は他の細菌による生理学的作用によるものであると考えられる。つまり、亜硝酸菌又は他の細菌の分泌物質

等が亜硝酸菌をこれ以上増殖（見掛け上）しないように作用したためではないかと考えられる。ただし、生理学的作用により亜硝酸菌の増殖速度が抑制されたのか、死滅速度が大きくなったのかについては、わからない。

以上のようなことから、SAT が変動しても生息数が変わらない領域を飽和生息数と呼んでも差し支えないものと考え、この領域の細菌を“混合培養系における飽和生息亜硝酸菌数（MGNNs；Maximum growing number of nitrite bacteria）、飽和生息硝酸菌数（MGNNb；Maximum growing number of nitrate bacteria）、飽和生息脱窒菌数（MGDn；Maximum growing number of denitrite bacteria）”と呼ぶことにした。

次に、SAT が十分ある場合のエアレーションタンク末端部の硝化脱窒菌数とMLSS との関係を示したものが図2.4.7である。これより、硝化脱窒菌数は、MLSSにまったく依存しないことがわかる。従来、多くの研究者は、硝化脱窒菌を測定していないので硝化脱窒速度を単位MLSSの当り速度（mg/g・ss/h）又は（h⁻¹）を用いて評価・検討している。MLSSの中には、細菌、死骸、難分解性物質等を含んでいることを考慮すると、硝化脱窒菌量がMLSSに依存しないのは当然である。

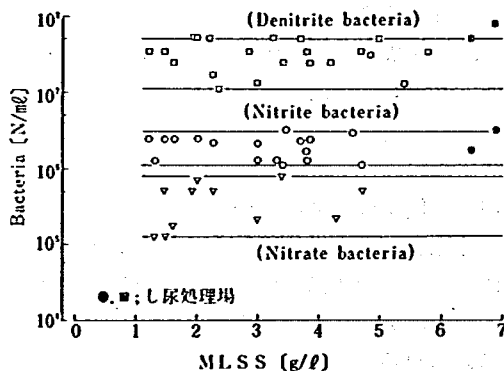


図2.4.7 MLSSと硝化菌および脱窒菌数との関係

硝化速度を最大レベルで維持させるには、亜硝酸菌数を飽和生息数に維持させなければならないが、従来は、(2.4.9)式のようにSATを μ_s の逆数より大きくすることにより、亜硝

$$1/\mu_s < SAT \quad (2.4.9)$$

μ_s ；亜硝酸菌の最大比増殖速度（1/日）
Dowing ら¹⁴⁾によれば、Nitrosomonas $\mu_s = 0.30 \sim 0.36$ （1/日）とされている。

酸菌数を最大レベルに維持できるとされてきた。15)、16) ところが(2.4.9)式に室内実験から得られた亜硝酸菌の比増殖速度1.84（1/日）(2.3のb)又はc)を代入し、最低必要なSATをもとめたところ、約0.54（日）となった。これは、既設下水処理場のSATより小さな値であるから、ほとんどの既設下水処理場でも硝化が進行していることになる。しかし、実際には、見掛け上の硝化はほとんど進行していない。以上のようなことから、(2.4.9)式よりSATをコントロールし、亜硝酸菌数を最大レベルに維持させる方法は、適切でないことが判明した。

そこで著者らは、(2.4.9)式に変えて、亜硝酸菌数を飽和レベルで維持するための方法を下記のように提案した。一般に2分裂する細菌の比増殖速度(μ)は、(2.4.10)式の

$$\log N_2/N_1 = 0.301 \cdot \mu (t_2 - t_1) \quad (2.4.10)$$

$N_1(N_2)$ ；時間 $t_1(t_2)$ における細菌数
ように示される。この概念を既設下水処理施設内の亜硝酸菌の増殖に適応させてみた。ただし、以下のように規定する。1) Wash out される亜硝酸菌は、全てSSに付着し放出される（亜硝酸菌は付着性が強い）、2) エアレーションタンク内の亜硝酸菌は、lag phase等がなく対数増殖する。これらより、任意の分裂時間($t_2 - t_1$)をSATに、また、 $N_1(N_2)$ をそれぞれ流入水中の亜硝酸菌数、エアレーションタンク末端部の亜硝酸菌数とすることができるだろう。これより、(2.4.10)式は、次式のように変形できる。

$$\log NAT/NIF = 0.301 \cdot \mu_s \cdot SAT \quad (2.4.11)$$

NAT ；エアレーションタンク末端部の亜硝酸菌数（N/m ℓ ）

NIF ；流入水中の亜硝酸菌数（N/m ℓ ）

本式にエアレーションタンク内のpH 7以上、DO 0.8 mg/l以上およびNH₄⁺濃度が12.0～24.2（mg/l as N）の既設下水処理場の流入水中の亜硝酸菌数、低SAT処理場のエアレ

ーシヨントンク末端部の亜硝酸菌数およびSAT値を代入し、得られた亜硝酸菌の比増殖速度と水温との関係を示したものが図2.4.8である。これより、亜硝酸菌の比増殖速度は、次式のように水温低下と共に減少する傾向が見られた。

$$\mu_{ST} = 1.78 \cdot 1.097^{(T-20)} \quad (2.4.12)$$

μ_{ST} ; 水温 T (°C) における μ_S (1/日)
(2.4.12) 式から得られた 20°C の $\mu_S = 1.78$ (1/日) は、室内実験で得られた $\mu_S = 1.84$ (1/日) と非常に近い値を得ることができたことから、エアレーシヨントンク末端部の細菌数は、(2.4.12) 式からもとめてもよいものと考えられる。これらより、亜硝酸菌を飽和生息数に維持するのに必要な SAT は、次式からもとめることができる。

$$SAT = 1.87 \cdot 1.097^{(T-20)} \cdot \log N_{AT} / N_{IF} \quad (2.4.13)$$

ただし、(2.4.13) 式は飽和生息数になる前の領域についてのみ成立する。又、比増殖速度は、pH, DO, NH_4^+ 濃度、阻害物質等により影響を受けるので注意する必要がある。

又、(2.4.12) 式に諸データを代入し、得られた硝酸菌の比増殖速度と水温との関係を示したものが図2.4.9である。これより、硝酸菌の比増殖速度は、

$$\mu_{bT} = 1.24 \cdot 1.100^{(T-20)} \quad (2.4.14)$$

μ_{bT} ; 水温 T (°C) における硝酸菌の比増殖速度 (1/日)

であった。ただし、この場合の硝酸菌は亜硝酸菌の代謝産物である NO_2^- を利用することから、

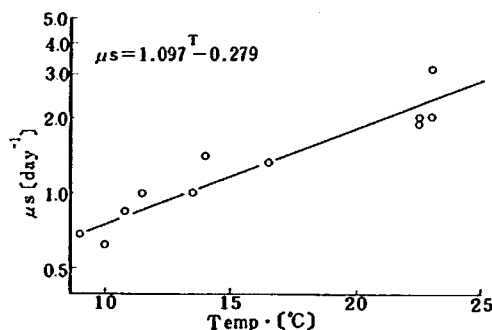


図2.4.8 亜硝酸菌の比増殖速度と水温の関係

この μ_b 中には IAg phase も含んでいるものと考えられる。ゆえに、真の μ_b は 1.24 (1/日) よりも大きくなることが考えられる。

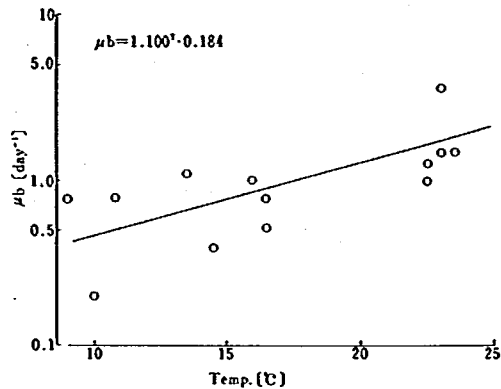


図2.4.9 硝化菌の比増殖速度と水温との関係

脱窒菌の比増殖速度は、図2.4.5 からわかるように低 SAT (2 日程度) でも飽和生息していたことからもとめることができなかった。この原因は脱窒菌の比増殖速度 (*Micrococcus denificans*; $\mu_b = 11.4$ (1/日))¹⁷⁾ が硝化菌のそれより非常に大きく、又、流入水中の細菌数が飽和生息数になるのに脱窒菌の場合 1~3 オータ、分裂回数にして約 5 回 (対数平均) も余分に増殖しなければならなかったためである。

これらより、硝化・脱窒菌を飽和生息数で保持するために最低必要な SAT は、(8, 9) 式と既設下水処理場調査から亜硝酸菌 9~13 日、硝酸菌 11~18 日、脱窒菌 2 日以下 (いずれも 15°C 換算) であることが明らかになった。2 次処理での SAT は 2~7 日程度であることから脱窒菌を飽和生息数にするための配慮はほとんど必要なく、又、硝酸菌の SAT は亜硝酸菌の SAT より同等かそれ以上の値を必要としているが、脱窒反応は NO_2^- でも NO_3^- でもよいことから必ずしも硝酸菌を飽和生息数にする必要はない。すなわち、Single Sludge 法の場合硝化脱窒に関連する細菌を飽和生息数に維持するために特に配慮が必要なのは亜硝酸菌だけであろう。

d) SAT と硝化速度との関係

図2.4.10 に SAT と硝化速度との関係を示

した。ただし、硝化速度は、水温の影響を受けることから温度係数 $\theta = 1.094$ (2.2 の e) の結果を用い 20℃ に換算した値を用いた。又、このときのエアレーションタンク末端部の亜硝酸菌数は、 $1.1 \sim 3.3 \times 10^6$ (N/mℓ) であり、又、 NH_4^+ はほとんど NO_3^- まで酸化されていたこれらより硝化速度は、 $1.98 \sim 3.08$ (mg/ℓ・h) の範囲内であったがこの程度のバラツキは、反応時間 (エアレーション時間) 等の誤差や K-N 容量負荷の変動によるものと考えられたことから、亜硝酸菌 1 個当りの硝化速度は、SAT に依存しないものと考えられる。

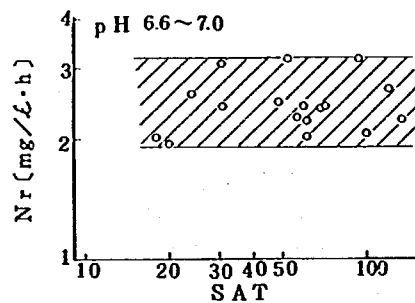


図 2.4.10 SAT と硝化速度との関係

2.4.3 結 論

- 1) 亜硝酸菌の比増殖速度は死滅速度より大きい。
- 2) 亜硝酸菌は 21 日間嫌気性状態下に放置しても生息数には影響が見られなかった。

3) 流入水中の硝化脱窒菌数は、水温や処理場の特性に関係なく以下の範囲内の値であった。

亜硝酸菌数； $1.1 \times 10^2 \sim 3.3 \times 10^3$ (N/mℓ)

硝酸菌数； $7.9 \times 10^1 \sim 2.4 \times 10^3$ (N/mℓ)

脱窒菌数； $2.3 \times 10^4 \sim 3.3 \times 10^6$ (N/mℓ)

4) SAT があるレベル以上あるとエアレーション末端部の硝化脱窒菌数は、SAT や水温に依存せず以下のようなほぼ一定値を示した。

亜硝酸菌数； $1.1 \sim 3.0 \times 10^5$ (N/mℓ)

硝酸菌数； $1.1 \sim 7.9 \times 10^5$ (N/mℓ)

脱窒菌数； $1.1 \sim 4.9 \times 10^7$ (N/mℓ)

このような現象を示したのは、細菌相互の生理学的作用と考えられたことから、この領域の細菌を混合培養系における飽和生息硝酸菌 (脱窒菌) 数と呼ぶことにした。

5) SAT を亜硝酸菌の最大比増殖速度の逆数より大きくすることにより、亜硝酸菌数を最大レベルに維持させる方法はあやまりである。

6) エアレーションタンク末端部の亜硝酸菌を飽和生息数にするための SAT は、次式からもとめることができた。

$$\log N_{AT} / N_{IF} = 0.301 \cdot 1.78 \cdot 1.097^{(\tau - 20)} \cdot SAT$$

7) 既設下水処理場で硝化が起こりにくかったのは、硝化菌の比増殖速度が小さかっただけでなく、飽和生息するのに必要な分裂回数が脱窒菌に比べ多かったためでもあった。

8) 硝化活性は SAT に依存しない。

2.5 硝化法および硝化脱窒法に関する基礎的実験（室内実験）

本項では一段階硝化脱窒法の実用性を検討するために必要と考えられる要因のうち、硝化を促進するための実験と硝化脱窒を組合せた場合の実験の結果をまとめたものである。

内容は硝化促進の実験では硝化菌を中心とした活性汚泥中の微生物の動態、SRTおよびpHを制御した場合の硝化活性について検討し、硝化脱窒実験では一段階硝化脱窒の実験および、それに負荷変動を与えた場合の影響について検討した。

2.5.1 硝化にともなう活性汚泥中の微生物の動態

活性汚泥中の生物相は流入水質、その他有機物負荷、汚泥の返送率、DO濃度等の操作因子によって種類構成が異なることはよく知られたことである。本実験は有機物負荷、汚泥の増殖などの要因を含んでいる活性汚泥の滞留時間（SRT）を指標にして、混合培養系における有機物除去と硝化率等を調査するとともに、他栄養細菌、硝化菌、原生動物、後生動物等の変化を検討し、二次処理施設において硝化を促進するための操作条件をみい出すことを目的として実施した。

活性汚泥中の微生物の種類構成を支配する因子の1つがSRTであり、微生物の世代時間が考慮されている指標である。SRTは好気性の系であるため、SATに相当する。

2.5.1.1 実験方法

実験装置は容量1ℓのインホッフコーンを用い、ボールフィルターでエアレーションを行なった（図2.5.1）。植種に用いた活性汚泥は家庭下水を主として処理している下水処理場の返送汚泥を用い、流入基質は肉エキス、ペプトン等の蛋白質を主とする合成下水を用いた（表2.2.1）。操作は回分式により、エアレーション22時間、沈殿2時間で行なった。実験条件は20℃の恒温室で、pHは自動制御装置により連続的に7～8にコントロールし、SRTの制御はMLSSを5段階に制御することにより行なった。

流入有機物負荷を一定とし、MLSSをA 500, B 1,000, C 1,500, D 3,000, E 6,000 mg/ℓ程度に毎日調整して運転を継続した。汚泥の引き抜き量などの運転条件が定率に達したのを確認したのち水質分析等を行なった。

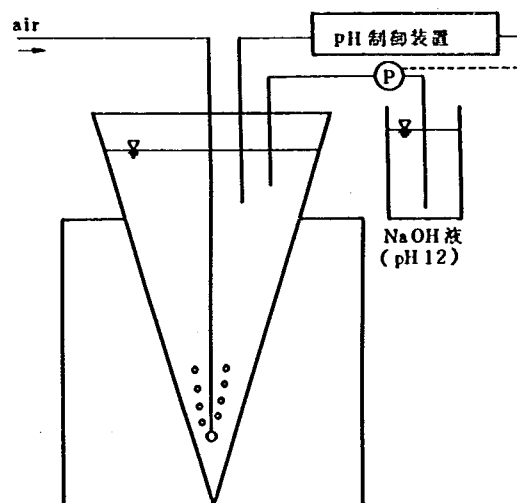


図2.5.1 回分実験装置

分析は混合液についてMLSS、SV₃₀、上澄液についてTOC、COD、各形態のN、SS、混合液の生物相は他栄養細菌、硝酸菌、亜硝酸菌、原生動物、後生動物等について実施した。他栄養細菌は20℃、10日間培養により出現したすべてのコロニーを計数した。

2.5.1.2 実験結果および考察

実験の設定条件は表2.5.1に示したように、ほぼ満足すべきものであった。pHは自動制御により7～8に維持することができた。汚泥の特性は、F/M比の高い場合、SVI 125となり、糸状菌の増殖がみられ沈降性の悪い状態になった。この傾向はF/M比が小さくなるにつれて、つまりSRTが長くなるにつれて原生動物を主とした汚泥になりSVIは100以下を維持することができた。

有機物負荷はTOC-SS負荷が0.06～0.58g/ss・g/日、BOD-SS負荷はTOCとBODの関係（実測値・BOD=2.78・TOC）から求めると0.2～1.5g/ss・g/日であった。汚泥への転換率は下水の質によって異なるが、都市下水では0.7程度、酸化されやすい組成のものは小さな値になる。本実験に用いた合成下

水は0.21程度のものであった。有機物負荷とS R Tの関係は図2.5.2のようになり、S R Tが長くなるにつれて、F/M比は小さくなる。

表2.5.1 分析結果の平均値

実験番号	A	B	C	D	E
S R T(日)	3.65	5.82	9.60	18.01	59.3
MLSS (mg/ℓ)	670	1,202	1,626	3,083	5,979
MLVSS (mg/ℓ)	647	1,089	1,465	2,585	4,618
MLVSS/MLSS	0.97	0.91	0.90	0.84	0.77
TOC (mg/SS・g/日)	538	308	21.3	115	58.6
除去TOC (mg/SS・g/日)	489	288	19.8	107	54.6
除去率 (%)	91.0	93.5	92.5	93.0	93.1
SS (mg/ℓ)	49.1	32.4	31.4	39.2	22.2
除 K-N	43.6	50.8	59.4	92.1	93.6
去 (%) Org-N	91.9	95.4	91.3	91.2	91.5
率 T-N	35.1	25.7	20.4	3.8	-0.1
硝化率 (%)	11.6	36.5	55.8	97.1	99.0

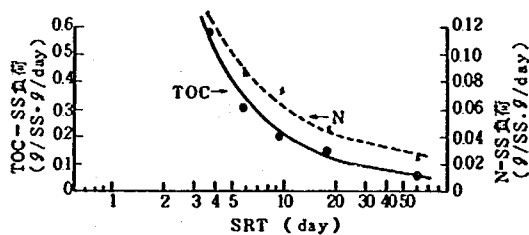


図2.5.2 S R Tと負荷

有機物の除去率は各条件で91～93.5%の範囲であり、除去効率での差はみられなかった。S SについてはF/M比の高い場合に約50mg/ℓ流出し、F/M比の低い場合、22mg/ℓであった。この傾向はS V I、生物相などからも推察できるものであった。

窒素の除去率はK-NではS R Tの増加に伴い除去率が増加し、S R T18日以上では90%以上の除去率を示した。有機性窒素は各条件で91%以上を示し、大部分除去されることが認められた。総窒素はS R T約4日で35%、S R Tの増加にともなって除去率は低下する。硝化率はS R Tに伴って増加し(図2.5.3)、S R T18日以上で大部分が硝酸に転換される。したがって、K-Nの除去されたものは硝化され、汚泥に合成される量は少なく、水中にNO_x-Nとして溶存している。S R Tが長くなると汚泥の自己酸化

によるアンモニアの溶出により水中の全窒素が増加する場合もある。硝酸の濃度はS R T18日以上の日数では流入水中のK-Nが制限因子となった。なお、NO₂⁻の存在量は微量であったので、硝化化速度がNO₂⁻により律速された可能性も考えられる。

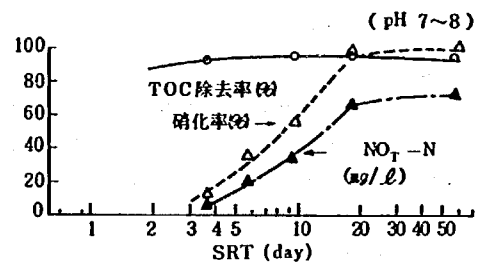


図2.5.3 TOC除去率、硝化率とS R T

(1) 細菌群とS R T

活性汚泥中の細菌群の現存量を支配する要因には、水温、pH、DO、有機物等の基質、阻害物質、食物連鎖等の多くの因子が考えられる。これらの因子はその系における細菌の増殖速度をも支配するものである。

細菌群とS R Tの関係は図2.5.4のようになり、増殖速度のはやい他栄養細菌については10⁸～10⁹N/mlとなり、ほぼ一定値を示した。なお、この値は既存の下水処理場の活性汚濁中

の値に近いものであった。

硝化菌はSRTに伴い増加し、SRTが約10日で飽和菌数に達した。硝酸菌は $10^5 \sim 10^6$ で亜硝酸菌より現存量が少なかった。飽和濃度で維持するとすれば、この系においては10日以上

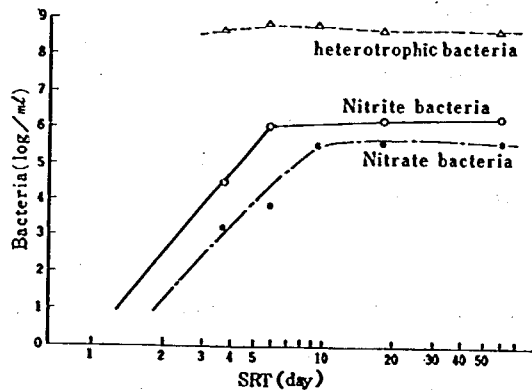


図 2.5.4 SRTと細菌の関係

(2) 原生動物および後生動物

検鏡結果を表 2.5.2 に、又、原生・後生動物の構成比とSRTとの関係を図 2.5.5 に示す。活性汚泥中の生物相は処理状況、エアレーションタンクの運転状況などにより、指標生物なるものが指適されている。この結果からも、ある程度操作状況を推定することができる。有機物負荷が高いとき、鞭毛虫類が多く、低くなるにつれて減少している。この場合Pleuromonasが指標となっている。活性汚泥の沈降性が良好なとき、固着性、はふく性が多くなるといわれているが、この場合もそのような傾向がみられる。また、好気性消化に近い状況、長時間エアレーション、汚泥の発生量の少ない場合等にみられる輪虫類、Arcella, Euglypha等も、低負荷の場合に出現している。活性汚泥のバルキングの原因微生物の1つである糸状菌は負荷に比例した傾向を示した。ここで出現した糸状菌には分岐したもの、糸くずのようなもの

表 2.5.2 生物調査結果

実験区分	A	B	C	D	E
Sarcodina	243	29	29	200	1,622
Amoeba	243	29			
Arcella			229	171	371
Euglypha				29	1,257
Flagellate					
Pleuromonas	30,800	1,409	428	200	171
Ciliata					
Swim. type	1,267	0	324	1,200	1,000
Litonotus	1,170	0	324	1,200	1,000
Unknown	97				
Worm. type	0	340	1,228	1,114	486
Aspidisca		291	1,142	1,000	457
Euplotes		49	96	114	29
Fix. type	1,215	4,672	6,285	5,877	1,771
Vorticella	389	1,321	571	620	257
Epistylis	729	1,268	1,714	571	200
Opercuraria	97	437	829	143	200
Unknown		1,651	3,171	4,543	1,114
Rotifera	0	49	0	400	400
Filamentous bact. (%)	50	30	5	2	
SRT (day)	3.6	5.8	9.60	18.01	59.3

もの等がみられた。Zoogloea は *Z. ramigera* と *Z. filipendula* の 2 種類が共存していた。

原生動物、後生動物など検鏡により同定可能な生物も活性汚泥中では SRT と密接な関係のあることがわかった。なお、有機物負荷の高い場合にみられた鞭毛虫類は溶解性成分を利用するので有機基質が低濃度になったとき、基質が制限因子になること、また、エネルギーの消耗の点で他の微生物との競争で不利になる。遊泳性の繊毛虫類は $\text{TOC}-\text{SS}$ 負荷で $0.2 \sim 0.3 \text{ mg/SS} \cdot \text{g/日}$ で少なく、負荷がこの範囲より高い場合と低い場合に検出された。

(3) 硝化を予測するための生物指標

検鏡結果から活性汚泥の状態を把握しようとする試みは生物処理での維持管理において重要な問題の 1 つである。活性汚泥処理の指標生物については洞沢¹⁸⁾、須藤¹⁹⁾、盛下²⁰⁾らにより提案されている。これらは有機物除去を中心とし、汚泥の嫌気状態、毒物の混入などについて示されたものである。

硝化の状態を検鏡結果から推定するために、図 2.5.5、と表 2.5.2 から、硝化菌数と原生動物（鞭毛虫類）の構成比の関係をみると、硝化菌数は鞭毛虫類の構成比が小さくなるにつれ増加していた。

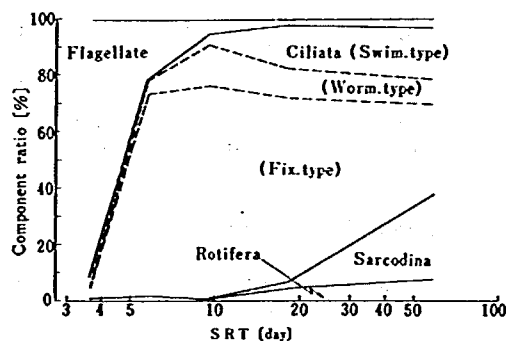


図 2.5.5 SRT と原生・後生動物の構成比

2.5.1.3 結 論

活性汚泥中の生物相は SRT により支配されることがわかった。

2.5.2 SRT, pH 制御による硝化実験

本実験では押し出れに近い連続処理実験装置を用い SRT と pH を制御することによって、硝化に対するそれらの影響を把握し、実処理場

への適用性を検討した。

2.5.2.1 実験方法

実験は、図 2.5.6 に示すエアレーションタンク容量 60ℓ 、沈殿池容量 30ℓ からなる押し出し流れ方式の連続実験装置 4 台 (A, B, C, D) を用い、表 2.2.1 に示す人工下水を連続添加しながら 20°C の恒温室内で実施した。実験は 3 段階より構成され、Ⅰ) エアレーションタンク内を pH8 にコントロールし、各装置で SRT を変え、約 2 ヶ月連続運転しながら水質や活性汚泥の性状等を経日的を採水分析した。Ⅱ) pH7 Ⅲ) pH6 について同様の手法で実験した。尚、本実験では DO が制限因子とならないよう、空気は充分供給した。

エアレーションタンク内の pH コントロールは、pH 自動制御装置 (二点補正可能) を用い、必要に応じて台数を変え、又、pH コントロール用の溶液は、NaOH と HCl で、水道水を pH 約 13 と 3 に調整したものを用いた。SRT は、次の手法を応用して、間接的にコントロールした。流入下水の濃度、流量を全装置とも同一量に設定し、エアレーションタンク内の MLSS を各装置で変え、それぞれの装置で一定に保った。したがって単位汚泥当たりの有機物負荷量は各装置で異なったものに設定される。活性汚泥の増殖量は有機物負荷により変わるので、それに応じた汚泥量を引き抜くことにより SRT はコントロールされる。エアレーションタンク内の MLSS は装置 A $500 \text{ mg/}\ell$ 、B $1,000 \text{ mg/}\ell$ 、C $1,500 \text{ mg/}\ell$ 、D $3,000 \text{ mg/}\ell$ を目標とした。

実験装置の運転は、単位汚泥当たりの有機物負荷をできるだけ一定に保つ必要があるため、エアレーションタンク内 MLSS のコントロールに重点を置き、可能な限り、沈殿池には汚泥が残らないようにした。又、各装置に附属するポンプ類の流量は定期的にチェックした。経日的な水質の変化は、24 時間のコンポジットサンプルとし、Tr, pH, SV_{30} , MLSS, MLVSS, SS, BOD, COD, K-N, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , 等について行ない、別に、週一回の割合いで、他栄養細菌、硝化菌、原生、後生動物等も把握した。

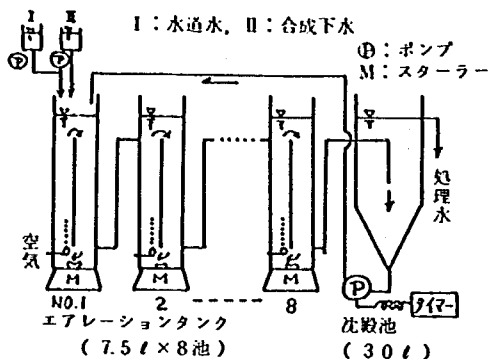


図 2.5.6 実験装置の概要

2.5.2.2 実験結果および考察

各実験条件での平均水質を表 2.5.3 に示した。この値は、処理水質の経日的変化、活性汚泥の性状、汚泥の増殖等から、定常状態と考えられる期間の平均値を求めたもので、各実験条件での代表値である。

有機物負荷は、BOD-SS 負荷 $0.17 \sim 0.54 \text{ g/ss} \cdot \text{g/日}$ 、COD-SS 負荷 $0.07 \sim 0.51 \text{ g/ss} \cdot \text{g/日}$ の範囲になり、SRT は $2.7 \sim 22.4$ 日の範囲に設定された。各実験でのエアレーションタンク内の pH は、設定値に近い範囲に制御された。SVI は、一般に言われているように、有機物負荷に比例した傾向を示し、高負荷では最高 2,350 になった。その要因は、2,3 種類の糸状性微生物によるものであった。

(1) 負荷と除去率、SRT の関係

溶解性SのBOD、COD、T-Nについて、それぞれの単位汚泥当りの負荷量と除去率の関係を示したのが図 2.5.7 である。これらの負荷範囲での除去率は、BOD で約 98% と、ほとんど負荷の違いによる影響はみられず、COD では、 $0.15 \text{ COD g/ss} \cdot \text{g/日}$ 付近より、負荷が高くなるほど減少する傾向がみられたが、それでも 85% 以上の除去率であった。一方、T-N の除去率は、COD とは逆に負荷が高くなるほど増す傾向がみられた。除去率に対する pH の影響はほとんどみられなかった。同様に、これらの項目について、単位汚泥当りの負荷と除去量との関係を示したのが図 2.5.8 である。各項目とも負荷に比例して単位汚泥当りの除去量も増す傾向が現われ、それぞれの勾配は BOD: 0.984, COD: 0.853, T-N: 0.447

であった。なお、これらの数値は単位汚泥当たりの除去率を表わしている。

次に、単位汚泥当たりの S-COD 除去量と、単位汚泥当たりの汚泥増殖量 (増殖率) との関係をみると、図 2.5.9 のように正の一次相関関係が得られる。

合葉らは、これを BOD-SS 負荷で表わし、各種の排水で同様の関係を得ている。したがって、負荷と発生量の関係が把握できると、SRT は、ある程度予測できる。ここで、SRT は次式で表わされる。

$$\text{SRT} = \frac{\Sigma \text{SS}}{\Delta \text{S}} \dots \dots \dots (2.5.1)$$

$$= \frac{(1+a) \text{MLSS} \cdot V}{\Delta \text{S}} \dots \dots (2.5.2)$$

$$= (1+a) \cdot F_{(R)}^{-1} \dots \dots (2.5.3)$$

$$= (1+a) \cdot F_{(L)}^{-1} \dots \dots (2.5.4)$$

SRT: 汚泥交換率 (T)

ΣSS : 系内の総汚泥量 (M)

ΔS : 活性汚泥の増殖速度 ($\text{M} \cdot \text{T}^{-1}$)

MLSS: エアレーションタンク内活性汚泥濃度 (ML^{-3})

V_0 : エアレーションタンク (L^3)

a : 系内の総汚泥量を MLSS で表わしたときの係数

$F_{(R)}, F_{(L)}$: 増殖率 (単位汚泥当たりの除去量 R, 負荷量 L) の関数 (T^{-1})

(2.5.1) 式は、SRT の基本式であり、それは (2.5.2) 式で表わされる。又、(2.5.2) 式は、増殖率の逆数による関数として表わされ、増殖率と単位汚泥当たりの除去量は、負荷量との関係が把握できると、SRT は、最終的に (2.5.3), (2.5.4) 式で予測できる。

ここに、本実験での結果に、S-COD を用いて応用すると、

$$F_{(R)} = K \cdot \text{RCOD} + C_0 \quad (K = 0.864 \quad C_0 = -0.002)$$

$$F_{(L)} = K_0 \cdot K_1 \cdot \text{LCOD} + K_0 C_1 + C_0 \quad (K = 0.853 \quad C = 0.009)$$

の関係式が図 2.5.8, 2.5.9 より得られ、SRT との関係式が次のようになった。

表2.5.3(a) 平均水質

		p H 8				p H 7				p H 6			
		A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
S R T (day)		2.68	3.06	18.27	22.4	6.31	8.18	7.96	15.25	4.33	10.86	13.47	16.43
d S (g/day)		14.04	17.13	7.74	8.96	8.42	11.13	9.32	13.09	12.81	7.41	10.35	12.91
Aeration. tank	pH	7.81 7.65~ 8.15	7.67 7.44~ 7.93	7.91 7.80~ 8.02	8.19 7.94~ 8.31	7.33 7.10~ 7.52	7.20 6.95~ 7.34	7.06 6.95~ 7.20	7.00 6.81~ 7.12	6.10 5.63~ 6.99	6.38 5.97~ 6.84	6.13 5.84~ 6.47	6.11 5.72~ 6.57
	SV ₃₀ (%)	85.4	85.0	70.7	45.0	72.0	78.3	91.8	93.5	19.6	28.3	20.5	41.8
	MLSS (mg/ℓ)	366	565	1,970	2,920	688	1,030	1,210	1,830	939	1,310	1,950	2,730
	MLVSS(mg/ℓ)	324	508	1,750	2,540	635	926	1,080	1,660	831	1,190	1,790	2,540
	MLVSS/MLSS(%)	88.5	86.7	89.0	87.2	91.6	89.8	89.6	91.1	87.6	91.7	91.7	93.1
	S V I	2,350	1,770	345	146	1,123	791	791	542	209	217	105	146
Inflow water	BOD (mg/ℓ)	—	—	—	—	70.7	67.8	71.3	71.0	116.4	117.8	126.3	111.7
	COD (mg/ℓ)	48.4	48.9	51.2	49.9	49.1	47.4	49.3	49.4	54.5	53.5	56.6	51.3
	K-N (mg/ℓ)	15.42	15.57	16.29	15.90	15.80	14.90	16.10	15.54	17.33	16.79	17.80	16.40
	NH ₄ ⁺ -N(mg/ℓ)	9.41	9.41	9.07	8.81	10.20	9.84	10.27	10.24	4.38	4.52	5.09	4.00
Outflow water	Tr (cm)	9.30~ 30≤ 1/2	8.81~ 30≤ 3/4	26.0~ 30≤ 3/4	20.5~ 30≤ 1/2	30≤	30≤	30≤	17.6~ 30≤ 3/4	24.5~ 30≤ 1/2	30≤	20.8	19.4~ 30≤ 1/8
	SS (mg/ℓ)	35.7	46.2	18.7	25.1	8.3	16.8	16.0	33.6	14.7	7.1	24.9	13.6
	BOD Total (mg/ℓ)	39.9	34.2	17.13	7.70	7.18	8.42	5.68	9.17	16.13	11.78	18.48	15.87
	BOD Soluble (mg/ℓ)	—	—	—	—	1.62	1.00	2.03	1.34	1.21	3.56	0.52	2.01
	COD Total (mg/ℓ)	17.19	20.0	10.83	9.85	7.87	7.43	7.41	11.10	9.81	10.33	10.03	10.36
	COD Soluble (mg/ℓ)	5.81	5.81	4.98	4.58	5.60	4.39	4.22	2.86	3.93	6.71	4.02	3.63
	K-N Total (mg/ℓ)	7.97	10.46	3.10	3.17	9.36	6.75	8.49	3.45	12.58	10.04	6.27	3.87
	K-N Soluble (mg/ℓ)	6.55	5.30	1.10	1.10	8.07	6.10	7.11	7.60	10.74	8.96	3.92	2.18
	NH ₄ ⁺ -N(mg/ℓ)	6.25	5.56	0.31	0.51	7.77	5.47	6.38	1.61	10.73	8.96	3.88	0.53
	NO ₂ -N(mg/ℓ)	1.05	1.02	0.06	0.16	2.58	2.77	3.13	0.30	0.30	0.64	0.29	0.75
	NO ₃ -N(mg/ℓ)	2.82	4.04	12.73	12.75	0.01	3.32	2.45	8.94	0.32	3.17	8.47	11.79
Load (g/ss·g/day)	BOD	—	—	—	—	0.496	0.270	0.247	0.1668	0.540	0.378	0.267	0.1696
	COD	0.513	0.327	0.1065	0.0705	0.338	0.1996	0.1775	0.1147	0.252	0.1720	0.1214	0.0776
	T-N	0.1376	0.1343	0.0320	0.0218	0.1180	0.0557	0.0597	0.0386	0.0801	0.0538	0.0375	0.0249
Removal rate (%)	BOD Total	—	—	—	—	89.8	87.0	96.6	87.1	85.9	90.3	85.6	85.6
	BOD Soluble	—	—	—	—	97.6	98.5	97.1	98.1	98.9	97.1	99.6	98.1
	COD Total	52.3	40.5	76.0	78.8	83.8	83.4	84.7	76.2	81.8	80.5	82.2	79.4
	COD Soluble	84.9	86.5	90.7	89.0	88.5	90.5	91.0	93.9	92.7	87.4	92.9	92.8
	T-N Total	27.6	4.82	9.96	— 5.57	17.60	11.01	10.88	1.13	22.4	17.36	13.18	— 0.92
	T-N Soluble	32.4	34.7	6.99	7.43	29.2	16.01	19.69	20.7	33.3	23.9	28.6	9.49
Removal rate (g/ss·g/day)	BOD Total	—	—	—	—	0.446	0.235	0.225	0.1451	0.466	0.340	0.228	0.1380
	BOD Soluble	—	—	—	—	0.484	0.266	0.239	0.1636	0.535	0.367	0.266	0.1664
	COD Total	0.293	0.1596	0.0843	0.0566	0.284	0.1680	0.1518	0.0855	0.207	0.1396	0.0997	0.0614
	COD Soluble	0.436	0.297	0.0963	0.0641	0.300	0.1815	0.1637	0.1076	0.234	0.1508	0.1127	0.0720
	T-N Total	0.0501	— 2.61 ×10 ⁻³	4.46 ×10 ⁻³	— 0.888 ×10 ⁻³	27.4 ×10 ⁻³	6.25 ×10 ⁻³	10.93 ×10 ⁻³	— 0.949 ×10 ⁻³	19.88 ×10 ⁻³	9.59 ×10 ⁻³	4.92 ×10 ⁻³	— 0.633 ×10 ⁻³
	T-N Soluble	0.0574	0.0508	2.30 ×10 ⁻³	2.01 ×10 ⁻³	35.7 ×10 ⁻³	8.79 ×10 ⁻³	17.57 ×10 ⁻³	8.23 ×10 ⁻³	28.2 ×10 ⁻³	12.89 ×10 ⁻³	10.88 ×10 ⁻³	2.14 ×10 ⁻³

表2.5.3(b) 平均水質

		I pH8				II pH7				III pH6			
		A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
Nitrification rate (%)	$\frac{NO_2^- - N}{(NO_T + NH_4^+) - N}$	9.97	18.25	0.75	0.99	20.1	24.3	25.5	2.80	2.73	5.20	2.40	5.80
	$\frac{NO_3^- - N}{(NO_T + NH_4^+) - N}$	28.2	37.1	95.6	95.3	5.04	27.2	22.1	82.2	2.88	24.7	67.2	90.3
	$\frac{NO_T - N}{(NO_T + NH_4^+) - N}$	38.2	55.4	96.3	96.3	25.1	51.5	47.6	85.0	5.61	29.9	69.6	96.1
	$\frac{NO_3^- - N}{NO_T - N}$	78.6	75.4	99.2	98.7	0.31	51.2	42.6	96.7	50.3	82.6	96.6	94.0
Income and Outgo (%)	NO_2^-	7.87	6.24	0.38	1.01	16.19	15.19	15.88	1.76	1.83	3.92	1.72	4.58
	NO_3^-	17.49	26.7	74.2	82.4	0.08	21.9	18.93	62.9	1.88	18.83	47.7	72.5
	NH_4^+	38.9	31.8	1.79	3.16	48.5	41.1	38.7	7.61	62.9	53.4	21.7	3.29
	Soluble Org-N	3.13	0.40	6.61	3.79	7.55	5.80	6.87	7.08	0.08	0.00	0.29	10.15
	Total Org-N	7.88	24.9	15.19	16.72	19.09	10.80	15.67	26.6	10.98	6.51	14.42	20.6
Nitrite Bacteria (N/ml)		4.9×10^4	2.8×10^5	2.4×10^6	4.9×10^6	3.3×10^4	1.7×10^5	1.7×10^5	7.0×10^6	—	—	—	—
Nitrate Bacteria (N/ml)		2.4×10^3	2.4×10^4	2.4×10^4	2.4×10^3	3.3×10^3	7.9×10^5	7.2×10^5	—	—	—	—	—
Heterotrophic Bacteria (N/ml)		—	—	—	—	7.6×10^7	2.4×10^8	3.2×10^8	5.3×10^8	1.0×10^9	4.3×10^8	6.4×10^8	2.6×10^9

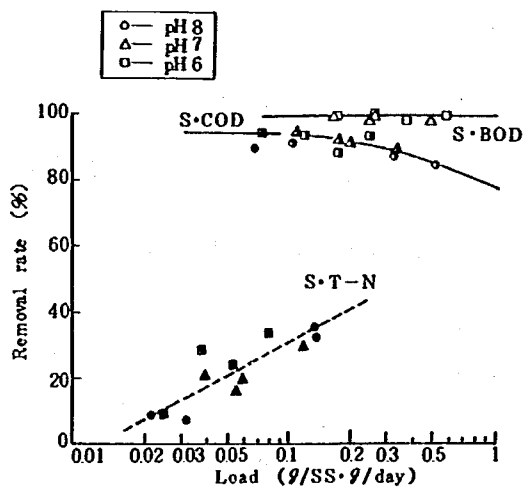


図 2.5.7 負荷と除去率

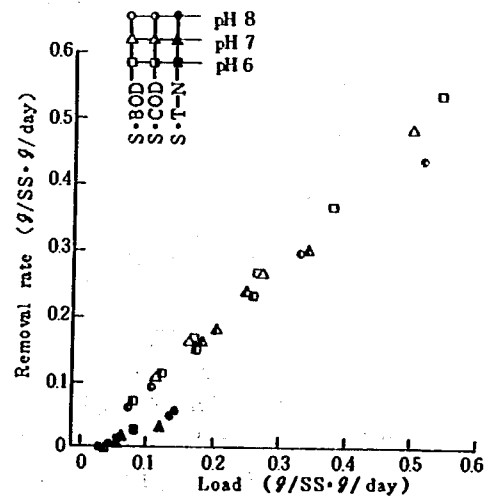


図 2.5.8 単位汚泥当たりの負荷と除去量

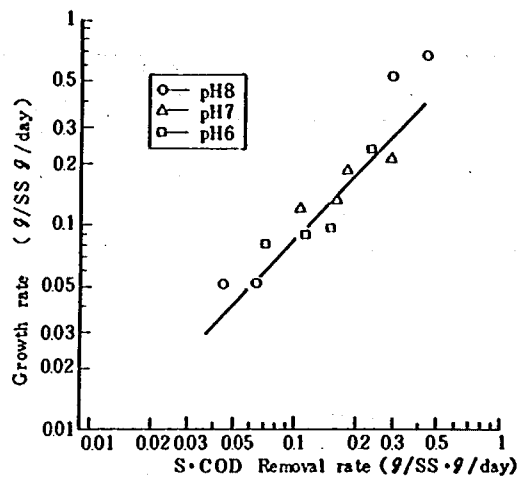


図 2.5.9 単位汚泥当たりの除去量と増殖率

$$SRT = (1 + a) \cdot (0.737 \cdot LCOD + 0.006)^{-1}$$
(2.5.6)

a を本実験装置の沈殿池容量で近似させると、 $a = 0.5$ となる。ここで得られた (2.5.6) 式より SRT を予測した結果と、実験装置の運転

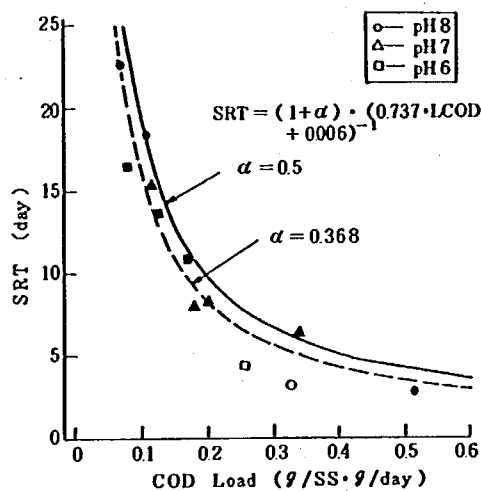


図 2.5.10 COD-SS 負荷と SRT

結果より算出した値を比較したのが図 2.5.10 である。これより、実測値とは若干ずれた値を示したが、 $a = 0.368$ を用いると、実測値とはほぼ一致する。ここでの a のずれは、本実験の場合、可能な限り沈殿池の汚泥量を 0 に近づけるような運転をしたため、その影響が大きいと思われる。なお、本実験での負荷と SRT の関係における pH の影響は、顕著に現われなかった。以後、この項での結果を踏まえ、本実験の目的である SRT と諸事項との関係について検討を進

める。

(2) SRT と処理水質

設定された SRT による処理水質について BOD, COD, SS, Tr で表わしたのが図 2.5.11 の (a) ~ (d) である。SRT を短くしても、長くしても処理水質は悪化する傾向にある。図 2.5.11 の (a), (b) より S-BOD, S-COD が SRT に関係なく、ほぼ一定値を示すことから、これらの傾向には処理水中の SS の影響が大きい。

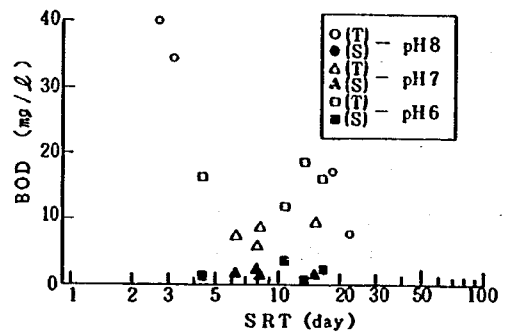


図 2.5.11(a) SRT と処理水 BOD

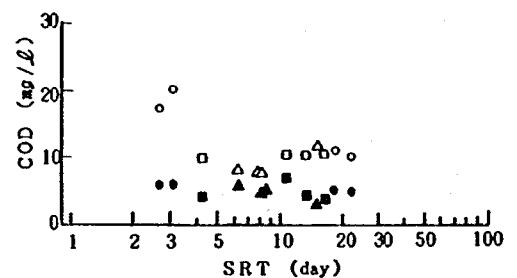


図 2.5.11(b) SRT と処理水の COD

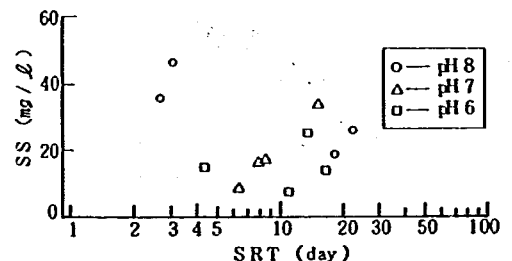


図 2.5.11(c) SRT と処理水中の SS

この現象は短い SRT では糸状性細菌によるバルキングにより、長い SRT 側では活性汚泥の微細化、脱窒等により沈殿池からの汚泥の流出に起因しているものと考えられる。この結果より処理水質から SRT を評価すると、SRT で

5～10日の範囲が最も良い条件といえる。また、この範囲のpHでは、処理水質に対する顕著な影響はみられなかった。

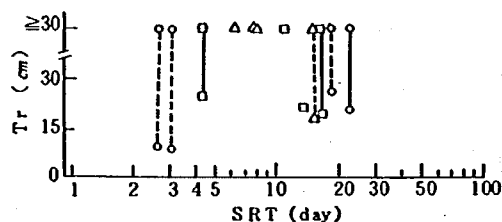


図 2.5.11(d) SRTと処理水のTr

(3) SRTと硝化

エアレーションタンク内のpHの違いによるSRTと硝化率の関係を表わしたのが図2.5.12である。硝化は、SRTを高く取るほど起こりやすい傾向にあり、又、エアレーションタンク内のpHにより大きな影響を受けている。

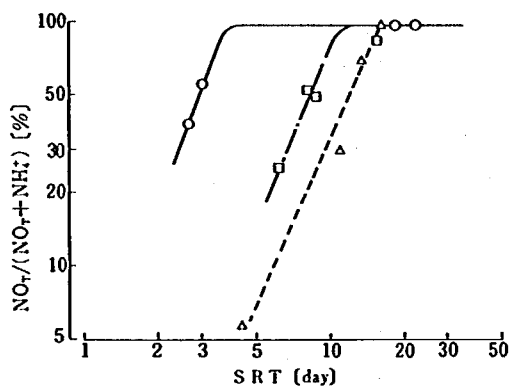


図 2.5.12 SRTと硝化率

このpHの範囲では、SRTが短い場合、つまり、有機物負荷が高い場合にはpHを8程度に制御することによって活性汚泥中の硝化活性を維持することができる。SRTを15日以上に保てる場合にはpHの影響は受けず、十分な硝化を期待することができる。

(4) SRTと生物構成

SRTと細菌数との関係を示したものが図2.5.13である。他栄養細菌は 10^8 N/ml程度であり、SRTによる顕著な差は認められなかった。この値は下水処理場の活性汚泥中に存在する個体数に近いものであった。硝化菌は2.5.1の実験結果と同様にSRTが高くなるにつれ個体数も増加し、あるレベル以上のSRTで飽和生息

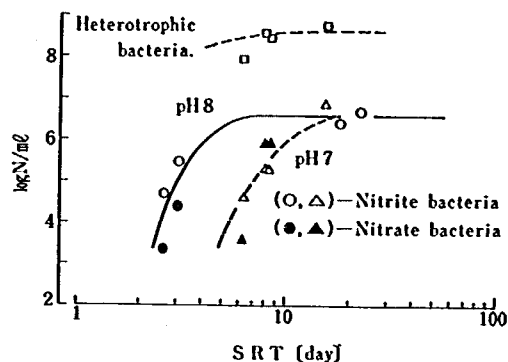


図 2.5.13 SRTと細菌数

数に達した。飽和生息数に達するのに必要なSRTは、pH 8よりpH 7の方が大きかった。“2.3の硝化脱窒菌の増殖への影響因子”の結果によれば、亜硝酸菌の比増殖速度はpH 7.2～8.5間において変化しないことから、ここでこのような挙動を示したのは有機物による増殖阻害かlag phaseの増大によるものと考えられる。

生物の検鏡結果を表2.5.4に示した。又、これらをもとにSRTと鞭毛虫類、活性汚泥生繊毛虫類(固着性、匍匐性)、アメーバ類の構成比との関係を図2.5.14、2.5.15、2.5.16に示した。

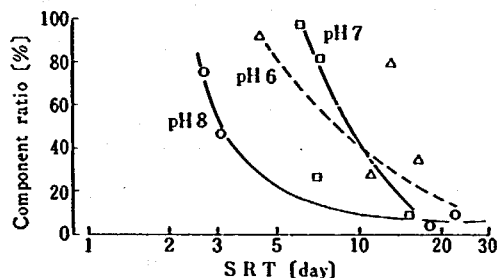


図 2.5.14 SRTと鞭毛虫類

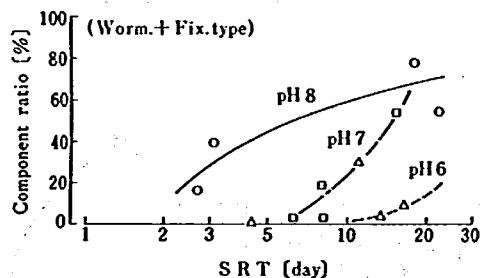


図 2.5.15 SRTと活性汚泥性繊毛虫類

鞭毛虫類の構成比はSRTを高くすることにより減少し、その傾向は高pHの方が著しい。一般に鞭毛虫類は活性汚泥が悪い状態のとき現わ

れやすい生物であるとされているが、処理水質に対し顕著な相関が認められなかった。一方、

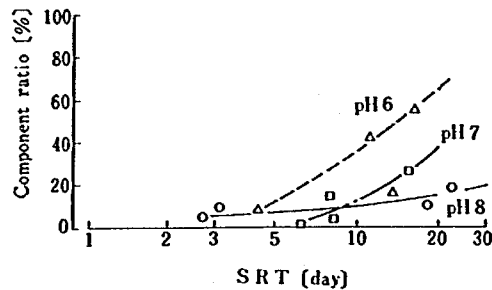


図 2.5.16 SRTとアメーバ類

活性汚泥が良好な状態のとき現われやすいとされる活性汚泥性繊毛虫類は、SRTと伴に増加しているが低pH程、高いSRTを必要としていた。又、アメーバ類は活性汚泥性繊毛虫類と同様にSRTに伴って増加していたが、逆に低pHの方が出現しやすい傾向にあった。後生動物はSRTが高くなるにつれ増加傾向にあったが、その構成比は小さく、又、pHによる顕著な影響は認められなかった。

(5) 硝化を予測するための生物指標

亜硝酸菌数と鞭毛虫類の構成比との関係を図2.5.17に示す。亜硝酸菌は鞭毛虫類の構成比が高い状態では生息しにくいことがわかる。これらの値は水温20℃、人工下水を用いた場合のものであり、温度変化を与えた場合や既設処理施設内の関係をもとめていく必要もあるが、鞭毛虫類の構成比は硝化を予測するための有効な指標になるものと考えられる。指標生物としては、他にアメーバ類や活性汚泥性繊毛虫類などがあるが、これらを硝化予測の生物指標にする

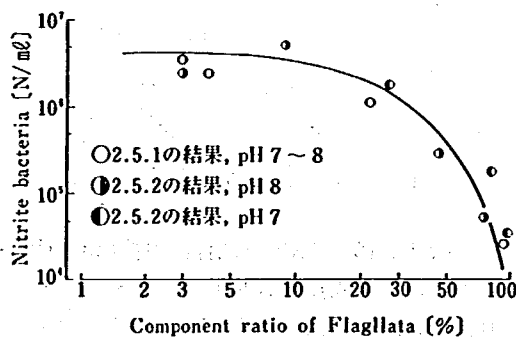


図 2.5.17 亜硝酸菌と鞭毛虫類の関係

ためには、pH等の条件を与えていく必要がある。

表 2.5.4 (a) 検 鏡 結 果

(pH 8, 単位N/ml)

実験区分	A	B	C	D
Sarcodina	240	657	400	1.510
Flagellata	4.305	3.430	147	783
Ciliata	1.146	3.199	3.906	6.270
Swin.type	200	226	306	1.266
Worm t.	360	1.143	2.680	3.744
Fix. t.	586	1.830	920	1.260
Rotifera	67	244	227	444
Nematoda	27	0	0	167
	Pleuro-monas	Arcella Euglypha Aspidisca Vorticella	Arcella Aspidisca	Euglypha Aspidisca
SRT(日)	2.7	3.1	18.3	22.4

2.5.2.3 結 論

(1) 負荷とSRTに関しては、汚泥の発生量が有機物等の負荷により左右されることから、これらの関係を単位汚泥当たりの現象でとらえ、又、系内の汚泥量は、エアレーションタンク内のMLSSで表わし、系数 a を用いることにより、負荷とSRTの関係式を求めた。ここでは維持管理上、最も簡単な分析であるCODを用いた。一方、 a の推定では、最終沈殿池の容量と近似させることを提案する。この a は実際上少なめに予測する可能性が大であり、そこで求めたSRTは、実際より多少低めの値を表わすだろう。しかし、それは正常な運転で、系内の汚泥量を一定に保つほど真値に近づく。

(2) SRTと硝化の関係では、一般に言われている通りSRTを高く維持するほど硝化を促進する傾向が得られた。又、この傾向はpHにより大きく影響され、pH8ではおよそpH7の1/2のSRTで硝化が期待できる結果が得られた。

(3) SRTと生物構成の関係では、他栄養細菌は約 10^8 N/mlでSRTによる差は認められず、通常、活性汚泥中で検出される程度の値であった。一方、硝化菌は $10^3 \sim 10^6$ N/mlとSRTによる差が認められ、その傾向はpHによりSRTとのずれを確認した。又、活性汚泥中の生物構成は、pHのような物理化学的環境因子と、食物連鎖の関係が複雑に影響しあって保たれて

表 2.5.4 (b) 検 鏡 結 果

pH7. N/ml

実験区分	A	B	C	D
Sarcodina	179	850	1,222	2,757
Euglypha	50	286	457	1,357
Arcella	86	407	422	793
Amoeba	43	157	343	607
Flagellata (Pleuromonas)	50,840	22,293	2,382	893
Ciliata	1,574	4,108	5,644	6,715
Swim. type	436	3,607	3,979	750
Litonotus	129	2,400	514	43
	307	1,207	3,465	707
Worm. type	222	244	1,365	5,579
Aspidisca	214	222	1,179	4,300
	8	22	186	1,279
Fix. type	916	257	300	386
Vorticella	522	50	43	86
Zoothamnium	300			
Carchesium	72	107	43	
Tokophrya		14	50	
unknown	72	86	164	300
Rotifera	0	108	43	872
Nematoda	0	36	8	0
SRT(日)	6.3	8.2	8.0	15.3

表 2.5.4 (c) 検 鏡 結 果

pH6. N/ml

実験区分	A	B	C	D
Sarcodina	1,630	4,490	2,040	4,890
Euglypha	930	3,180	1,100	2,960
Arcella	0	30	190	240
Amoeba	550	900	720	1,570
Unknown spp.	150	380	30	120
Flagellata (Pleuromonas)	21,780	3,060	10,870	3,050
Ciliata	70	3,460	770	930
Swim. type	10	0	300	200
Litonotus	10	0	100	50
			200	50
Worm. type	40	0	340	100
Aspidisca	40	0	340	100
Fix. type	20	3,460	130	630
Vorticella	20	1,960	70	200
Epistylis	0	1,350	0	100
Tokophrya		50	20	10
unknown		100	40	320
Rotifera	150	370	110	180
Nematoda				
SRT(日)	4.3	10.9	13.5	16.4

いる系であり、単純に pH による棲分けとすることは危険であるが、この実験からは、pH が若干アルカリ側で後生動物、活性汚泥繊毛虫類が多くみられ、酸性側ではアメーバ類が比較的多くみられた。一方、SRT の長い条件で、いずれも増加する傾向を示した。繊毛虫類の構成

比は硝化状況を定定的に把握するための指標となりうるものと考えられる。

(4) SRT と処理水質の関係は、SRT 5～10 日が最適となった。一方、SRT を低く保つとバルキングを起こした。又、高 SRT での沈殿池における汚泥浮上は、脱窒現象によるもので、既設処理場でも問題となっている現象である。

2.5.3 一段階硝化脱窒法に関する連続実験

通常のエアレーションタンクを利用して、生物学的な硝化脱窒を行なわせる、いわゆる一段階硝化脱窒法について硝化槽と脱窒槽の組合せを変えることによる基礎的実験を行ない、処理水質や窒素の除去効率等を検討した。

2.5.3.1 実験方法

実験は図 2.5.6 の実験装置と表 2.2.1 の人工下水を用い 20℃ の恒温槽で実施した。実験条件は脱窒過程で、有機炭素源としてメタノールを用いるケースと、流入下水(ここでは人工下水)を用いるケースの 2 つの場合について実施し、それぞれのケースで図 2.5.18 に示す 2 種の運転法を採用した。前者については、最初、脱窒過程でメタノールを添加せず I)、内生呼吸による脱窒のみとし、次に有機炭素源が制限因子となるようメタノールを添加して II) 進め、双方を比較することにより脱窒における有機炭素源としてのメタノールを評価した。後者は、流入下水を有機炭素源として利用する立場から、反応槽末端部からの先端部への循環水の存在が特徴であり、I と II の運転法の違いによる特徴は、嫌気性タンク位置の違いにより流入下水の流入地点が異なり、それにより好気性タンクと嫌気性タンクでの単位タンク当たりの滞留時間と活性汚泥濃度が異なることにある。II では、硝化をより促進させる為に、好気性タンクでの活性汚泥の存在量と滞留時間を I より多く取るよう配慮したものである。ここでは、循環水による窒素の除去効率と、それに対する双方の運転法を評価した。なお、本実験を進めるに当たり、流入下水と、24 時間混合試料として二次処理水の水質を一日置きに分析した。又、各実験装置の窒素除去機能に関する調査や各タンク内での無機性窒素の形態、活性汚泥の性状も一日置きに調査した。ここでの測定や分析項目、その

手法等は、2.5.1に準ずる。

2.5.3.2 実験結果と考察

各実験装置の運転成績と、それによる平均処理水質を表2.5.5に示した。各実験装置は、BOD-SS負荷 $0.17 \sim 0.23 \text{ g/ss} \cdot \text{g/day}$ 、COD-SS負荷 $0.08 \sim 0.12 \text{ g/ss} \cdot \text{g/day}$ の範囲で維持管理され、そこでのSRTは $10.7 \sim 16.3$ 日と、硝化には充分な日数となっていた。又、各実験装置の活性汚泥は、実験を通して常に良好な状態が保たれていた。

(1) 有機炭素源としてのメタノール

定常状態における、各タンク内の無機性窒素の存在量を形態別に表わしたのが図2.5.19である。前半での硝化は後半の脱窒段階で制限因子とならず、嫌気性タンクで有機炭素源の有無による影響がみられる。

有機炭素源としてのメタノールを、表2.5.5の結果を用いて評価する。窒素の除去率は、溶解性として $I = 46.5\%$ 、 $II = 62.7\%$ であった。これは、それぞれ $3.70 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ 、 $4.77 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ の除去量に相当する。今、活性汚泥の増殖に伴う生物学的な窒素の取り込みを、増殖速度から $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ により換算すると、 $I = 0.97 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ 、 $II = 0.98 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ となり、内性呼吸のみにより除去された量は、 I より $2.73 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ となる。そしてそれは、嫌気性タンク内に存在する単位活性汚泥当たりの除去量として、 $0.0467 \text{ N} \cdot \text{g/ss} \cdot \text{g/day}$ と表わされる。この値を用い、 II での内性呼吸分を除くと、実質メタノールで除去した量は、 $1.83 \text{ N} \cdot \text{g/day}$ となる。有機炭素源として添加したメタノールの量は、 4.77

g/day であり、本実験では、 $2.61 \text{ CH}_3\text{OH} \cdot \text{g/N} \cdot \text{g}$ の比率で、脱窒にメタノールが関与していたことになる。

脱窒に必要なメタノールは、一般に(2.5.7)の関係式で表わされている。

$$\text{CH}_3\text{OH}(\text{g}) = 2.47\{\text{NO}_3^- - \text{N}(\text{g})\} + 1.53\{\text{NO}_2^- - \text{N}(\text{g})\} \quad \dots\dots\dots (2.5.7)$$

本実験では、タンク内調査の結果、嫌気性タンク流入部での硝化は、大部分が NO_3^- の形であり、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ としては、硝化量に対して2%前後であった。従って、実質メタノールで脱窒した内訳は、 $\text{NO}_3^- - \text{N} = 1.50 \text{ g/day}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N} = 0.33 \text{ g/day}$ である。この結果を(4.9)式に代入してメタノール必要量を求めると、 4.21 g/day となり、本実験で添加したメタノール量(4.77 g/day)は、効果的に脱窒に利用されていたことになり、その効率率は、

$$\text{CH}_3\text{OH}(\text{g}) = 2.61 \text{ N}(\text{g}) \quad \dots\dots\dots (2.5.8)$$

であった。

(2) 有機炭素源として下水を利用した場合

図2.5.18の運転法における各タンク内の無機性窒素存在量を定常状態で測定した結果が図2.5.20である。

各タンクにおける無機性窒素の存在形態が、運転法に準じた傾向として良く現われている。特に、 II における好気性タンクでの硝化は I に比べ著しく、運転法の違いが確認できる。

実験に用いた装置の窒素除去機能に関する経日的な調査結果と表2.5.5の結果を用いて、本実験における一段階硝化脱窒法を評価する。一段階硝化脱窒法における定率の除去率は、一般

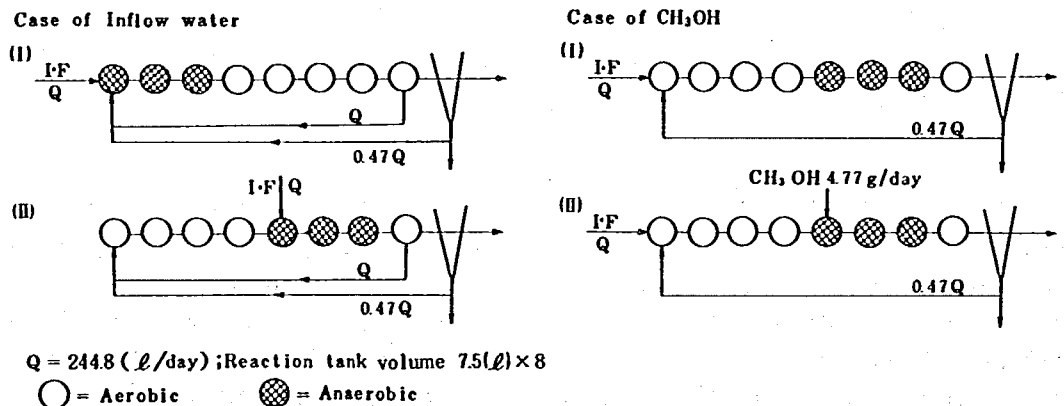


図2.5.18 一段階硝化脱窒法による実験装置の運転方法

表 2.5.5 一段階硝化脱窒法による実験装置の運転成績

Item \ Run		Case of CH ₃ OH		Case of inflow water	
		I	II	I	II
SRT (day)		16.31	11.17	10.72	15.71
ΔS (g/day)		8.96	9.78	11.54	9.73
Reaction tank	pH	7.43 ~5.49	7.96 ~6.92	8.94 ~6.52	8.94 ~6.73
	MLSS (mg/L)	2,600	1,875	2,110	2,420
	MLVSS (mg/L)	2,270	1,516	1,787	2,190
	MLVSS/MLSS (%)	87.1	80.9	84.7	90.5
	SVI	135	165	129	112
Inflow water	BOD (mg/L)	105.9	108.0	111.9	111.9
	COD (mg/L)	54.9	55.9	53.5	53.5
	K-N (mg/L)	32.5	31.1	32.1	32.1
	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	16.35	16.31	18.27	18.27
Outflow water	Tr (cm)	30<	40.0	50.1	32.8
	SS (mg/L)	1.8	4.1	8.7	16.0
	BOD Total (mg/L)	6.45	10.37	4.48	10.77
	BOD Soluble (mg/L)	1.53	1.30	0.48	1.23
	COD Total (mg/L)	5.01	6.68	4.05	6.65
	COD Soluble (mg/L)	3.38	3.56	2.73	3.47
	K-N Total (mg/L)	4.32	5.55	1.78	8.44
	K-N Soluble (mg/L)	3.99	5.34	1.21	7.26
	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	3.53	5.19	1.21	7.26
	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)	0.08	0.26	0.07	0.49
Load (g/ss-g/day)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	13.30	5.93	9.27	3.19
	BOD	0.166	0.232	0.220	0.198
	COD	0.085	0.120	0.105	0.094
	T-N	0.050	0.067	0.062	0.054
Removal rate (%)	BOD	Total	93.9	90.0	95.9
		Soluble	98.6	98.8	99.5
	COD	Total	90.9	88.1	92.5
		Soluble	93.8	93.6	94.9
	T-N	Total	45.5	62.1	65.4
		Soluble	46.5	62.7	67.2

に(2.5.9)と(2.5.10)式から求められている。本報で採用した方式の様に返送汚泥中にNO₃⁻が存在する場合は

$$R(\%) = 100 (Q_c + Q_R) / (Q_w + Q_c + Q_R) \quad \dots\dots\dots (2.5.9)$$

メタノール等により仕上げ処理し、返送汚泥中にNO₃⁻が存在しない場合は

$$R(\%) = 100 (Q_c) / (Q_w + Q_R + Q_c) \quad \dots\dots\dots (2.5.10)$$

となる。ところが((2.5.9)式)と((2.5.10)式)は、100%の硝化率と100%の脱窒率での除去率しか表わしていないため、単に目安としてしか用いられない。そこで、本実験では、採用した運転法を図2.5.21, 22のようにモデル化し、硝化、脱窒の現象を(2.5.11)式と(2.5.12)式で表わすことにより、硝化脱窒による実質の除去率が求められるようにした。

表2.5.5から、IとIIの運転法による窒素の除去率は、全体でI = 65.4%, II = 62.3%, 溶解性でI = 67.2%, II = 66.0%と、若干、Iの方が良い結果を示した。ここで除去された窒素の内訳をみるために、それぞれの運転法による窒素の収支を表2.5.6に示した。この表中のA・S-Nは、生物体として取り込まれた窒素であり、処理水中のSSも含んでいる。又、N・D-Nは、硝化脱窒可能な窒素として、窒素除去機能に関する経目的な調査から得られた数値を(2.5.11)式や(2.5.12)式に代入して得られたものである。表中で、除去された窒素は、活性汚泥の増殖にともない生物体として取り込まれるもの(A・S-N)、硝化脱窒により窒素ガスとして除去されるもの(N₂-N)、反応槽内でのアンモニアの気化等、その他の要因により除去されるもの(Others)に相当する。本実験では、硝化脱窒以外の要因で除去される窒素は、全体の25~30%に相当し、一般に二次処理で除去されると言われている範囲内に納まっている。一方、残りの70~75%が硝化脱窒可能な量であり、硝化脱窒により除去されたのは、その内の約半分で、この量が、本実験で採用した一段階硝化脱窒法により実質除去された分である。本実験では、Q_w : Q_c : Q_R = 1 : 1 : 0.47の運転条件で実施したため、59.5%の除去率が得られる

ことになるが、実際は、I=52.5%, II=55.6%の除去率であった。この原因は本実験での平均硝化率が I=89.2%, II=97.5%, 平均脱窒率が I=92.5%, II=86.7%であったためである。

一方、IとIIの運転法を処理水質から評価すると、表2.5.5で、処理中の窒素の存在形態をみた場合、Iでは硝酸性窒素が、IIではアンモニア性窒素が大部分を占め、アンモニア性窒素の少ないIの運転法が有利となる。なお、一般的な処理水質指標からみても若干Iの方が良いものとなっている。これらは、運転法からみた場合、当然の傾向と言える。

2.5.3.3 結 論

(1) 脱窒段階における有機炭素源としてのメタノールの効率を、活性汚泥の内性呼吸による脱窒を考慮して検討した結果、一般的に言われている値に近いものであった。しかし、本実験のように、脱窒にメタノールだけを用いるとした場合は、残存DOの問題があり、それによるメタノールは、理論上、 $\text{CH}_3\text{OH}(\text{mg}/\ell) = 0.87 \text{ DO}(\text{mg}/\ell)$ の量が余分に必要となる。

(2) 脱窒に流入下水を利用することは、非常に有効な手段であり、本実験では、一段階硝化脱窒法として二種類の運転法による利用法を採用した。硝化と脱窒が高率で進行するならば、双方の運転法による窒素の除去率は左程影響を受けない。しかし、本手法により窒素の除去率を上げるには、循環水量を増やす必要があり、循環水量を増やした場合、硝化、或いは脱窒に影響がでてくる。硝化菌と脱窒菌の存在量と、その

活性から活性汚泥の一般的な傾向をみると、脱窒は容易に起こりやすいものであるが、硝化は種々の物理化学的影響を受けやすい。一般的な水質項目については、いずれの方法でも影響は少ないと判断している。

2.5.4 経時的に負荷変動を与えた場合の硝化に関する連続実験

実プラントにおいては流量、水量とも経時的に変化する。本実験では、負荷を1日サイクルで変動させ、硝化にどう影響するかを検討した。

2.5.4.1 実験方法

実験装置は2.5.6と同じものを用い、20℃で実験した。負荷変動は、基質濃度を一定として、流量で変化を与えるようにしたIII。ここでの流量の経時変化は団地下水を処理しているプラントの結果をモデル化して用いた。実験Iはコントロールとして一定負荷を与えた場合である。実験Iの流量は負荷変動を与えた実験IIの平均流量($Q = 244.8\ell/\text{day}$)であり、汚泥返送率は $0.47Q$ とした。実験IIでも汚泥返送率は $0.47Q$ で一定とした。これらの実験装置の維持管理を含め、流入下水と、24時間混合試料としての二次処理水の水質を一日置きに分析した。又、負荷変動による硝化の実態を調べるために、エアレーションタンク内を含めた24時間の調査を定常状態と考えられる時点で実施した。

2.5.4.2 実験結果および考察

表2.5.6に実験装置の運転成績と平均処理水質を示した。各実験装置の活性汚泥は、長期間運転のため、その性状が異なったものになったが、硝化が起こる為の条件となるSRTが7～

表2.5.6 脱窒に流入下水を用いた一段階硝化脱窒法の運転による実験装置での窒素の収支

Run	I · F-N		A · S-N		S - Org -N		NO ₂ ⁻ -N		NO ₃ ⁻ -N		NH ₄ ⁺ -N		N · D-N		N ₂ - N		others		
	①		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧=⑦- (④+⑤ +⑥)		⑨=⑧- (②+③ +⑦)		
	g/day	%	g/day	%	g/day	%	g/day	%	g/day	%	g/day	%	g/day	%	g/day	%	%	g/day	%
I	7.87	100	1.21	15.4	0	0	0.02	0.2	2.27	28.9	0.27	3.8	5.43	69.0	2.85	36.2	525	1.22	156
II			1.09	13.9	0	0	0.12	1.5	0.78	9.9	1.78	22.6	6.03	76.7	3.35	426	559	0.75	95

$$A \cdot S - N = \frac{N}{C_5H_7NO_2} \cdot \Delta S \cdot \frac{MLVSS}{MLSS}$$

$$N \cdot D - N = \text{by equation ⑤, ⑥}$$

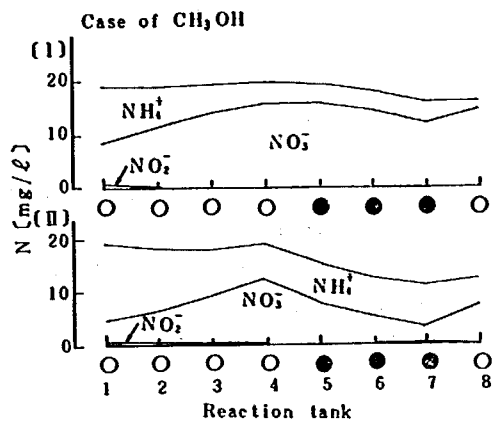


図 2.5.19 脱窒にメタノールを用いた一段階硝化脱窒法による反応槽内の無機性窒素の変化

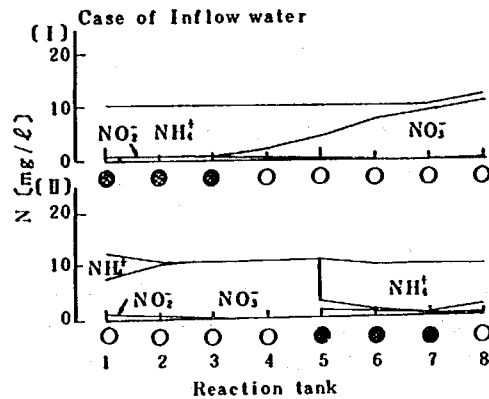
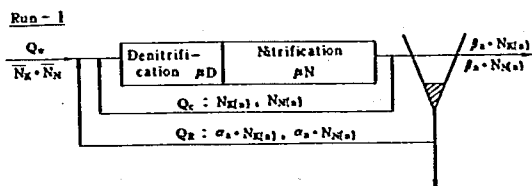


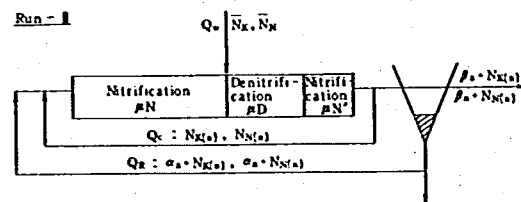
図 2.5.20 脱窒に流入下水を用いた一段階硝化脱窒法による反応槽内の無機性窒素の変化



Sign	mean of Sign	effect of (Run-I)
Q_0, Q_1, Q_2	flux ($\text{L} \cdot \text{T}^{-1}$)	$Q_0:Q_1:Q_2 = 1:1:0.47$
$\bar{N}_K$	nitrifiable K-N in flow water (ML^{-3})	?
$\bar{N}_N$	NO_T -N in inflow water (ML^{-3})	trace
$N_{K(n)}$	NH_4^+ -N of n-th recycled water (ML^{-3})	117 mg/l
$N_{N(n)}$	NO_T -N of n-th recycled water (ML^{-3})	902 mg/l
μD	denitrification rate	0.925
μN	nitrification rate	0.892
σ_a	variation rate of NH_4^+ -N	1.856
β_a	"	1.034
σ_n	variation rate of NO_T -N	0.729
β_n	"	1.035

$$\begin{aligned}
 T - N_{K(n)} &= \beta_a \cdot N_{K(n)} + \beta_n \cdot N_{N(n)} \\
 N_{K(n)} &= \frac{(1 - \mu N) \bar{N}_K \cdot Q_0}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \sum_{i=1}^n A^{i-1} \\
 N_{N(n)} &= \frac{(1 - \mu D) \bar{N}_N \cdot Q_0}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \sum_{i=1}^n B^{i-1} \cdot \{1 + A(1 - A^{i-1}) / (1 - A)\} \\
 A &= \frac{(1 - \mu N)(Q_0 + \sigma_a Q_2)}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \\
 B &= \frac{(1 - \mu D)(Q_0 + \sigma_n Q_2)}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)}
 \end{aligned} \quad 2 \cdot 5 \cdot 11$$

図 2.5.21 脱窒に流入下水を用いた実験による一段階硝化脱窒法のモデル化



Sign	mean of Sign	effect of (Run-II)
Q_0, Q_1, Q_2	flux ($\text{L} \cdot \text{T}^{-1}$)	$Q_0:Q_1:Q_2 = 1:1:0.47$
$\bar{N}_K$	nitrifiable K-N in inflow water (ML^{-3})	?
$\bar{N}_N$	NO_T -N in inflow water (ML^{-3})	trace
$N_{K(n)}$	NH_4^+ -N of n-th recycled water (ML^{-3})	725 mg/l
$N_{N(n)}$	NO_T -N of n-th recycled water (ML^{-3})	372 mg/l
μD	denitrification rate	0.867
μN	nitrification rate	0.975
$\mu N'$	"	0.224
σ_a	variation rate of NH_4^+ -N	1.095
β_a	"	1.001
σ_n	variation rate of NO_T -N	0.241
β_n	"	0.990

$$\begin{aligned}
 T - N_{K(n)} &= \beta_a \cdot N_{K(n)} + \beta_n \cdot N_{N(n)} \\
 N_{K(n)} &= A \sum_{i=1}^n B^{i-1} \\
 N_{N(n)} &= \sum_{i=1}^n \{ (C + B \cdot D) \left[1 + \frac{B(1 - B^{i-1})}{(1 - B)} \right] + (D + E) \} \cdot F^{i-1} \\
 A &= \frac{(1 - \mu N') \bar{N}_K \cdot Q_0}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \\
 B &= \frac{(1 - \mu N)(1 - \mu N')(Q_0 + \sigma_a Q_2)}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \\
 C &= \frac{(1 - \mu N)(1 - \mu N') \cdot \mu N \cdot \bar{N}_K \cdot Q_0 \cdot (Q_0 + \sigma_n Q_2)}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)^2} \\
 D &= \frac{\mu N' \cdot \bar{N}_K \cdot Q_0}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \\
 E &= \frac{(1 - \mu D) \bar{N}_N \cdot Q_0}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)} \\
 F &= \frac{(1 - \mu D)(Q_0 + \sigma_n Q_2)}{(Q_0 + Q_1 + Q_2)}
 \end{aligned} \quad 2 \cdot 5 \cdot 12$$

図 2.5.22 脱窒に流入下水を用いた実験による一段階硝化脱窒法のモデル化

9日に保たれていたため、各装置での硝化は充分であり、本実験を進めるに当たり、障害とならなかった。

各実験条件における処理水を、一般的な処理水質項目で比較すると、負荷変動を与えた方が悪い傾向となっている。この傾向は、活性汚泥の性状が各実験条件で異なったことが原因か、或いは、負荷変動が原因か判定しかねるが、本実験でみる限り、負荷変動と活性汚泥の性状との有意性は認められない。一方、硝化に関しても、処理水でみる限り負荷変動を与えた方が悪い傾向となっている。各実験条件での活性汚泥中の亜硝酸菌を計数した結果、pHコントロールしない場合は、 $I = 1.66 \times 10^9 \text{ N/ss} \cdot \text{g}$ 、 $II = 1.25 \times 10^9 \text{ N/ss} \cdot \text{g}$ であり、pHコントロールした場合は、 $I = 3.43 \times 10^9 \text{ N/ss} \cdot \text{g}$ 、 $II = 1.63 \times 10^9 \text{ N/ss} \cdot \text{g}$ であった。この結果から、各実験条件での平均存在菌数は、それぞれ(2.64, 2.13, 4.90, 2.62) $\times 10^6 \text{ N/ml}$ となり、単位菌量当たりの硝化量を考慮すると、硝化活性は、負荷変動を与えた方が若干良い傾向となっていた。

負荷変動による二次処理水への影響と、エア

レーションタンク内での硝化の実態を24時間調査により調べたのが図2.5.23～26である。図2.5.23と2.5.24はpHコントロールしない場合で、図2.5.25と2.5.26はpHコントロールした場合である。

図2.5.23と2.5.24で二次処理水質の経時変化をみると、T-BODとSSは流入下水量のパターンと一致しているが、S-BODは殆んど経時的な変化はみられない。従って、負荷変動を与えた場合の有機物除去に対する影響は、負荷変動による影響よりもむしろ、流入水量の変動によるSSの流出としての影響が大きいと言える。一方、経時的な硝化量をみた場合、IIにおいてT-BODやSSの現象とおよそ逆の傾向が現われている。Iでいずれも後半に硝化量が少なくなっているのは、エアレーションタンクでの採水による影響であり、それは、IIでは確認できないが、いずれに関しても影響が出ているものと思われる。

エアレーションタンク内における経時的な硝化量を図2.5.24と2.5.25でみる。これらの図で、実線は硝化の出来高を濃度別に表わしており、

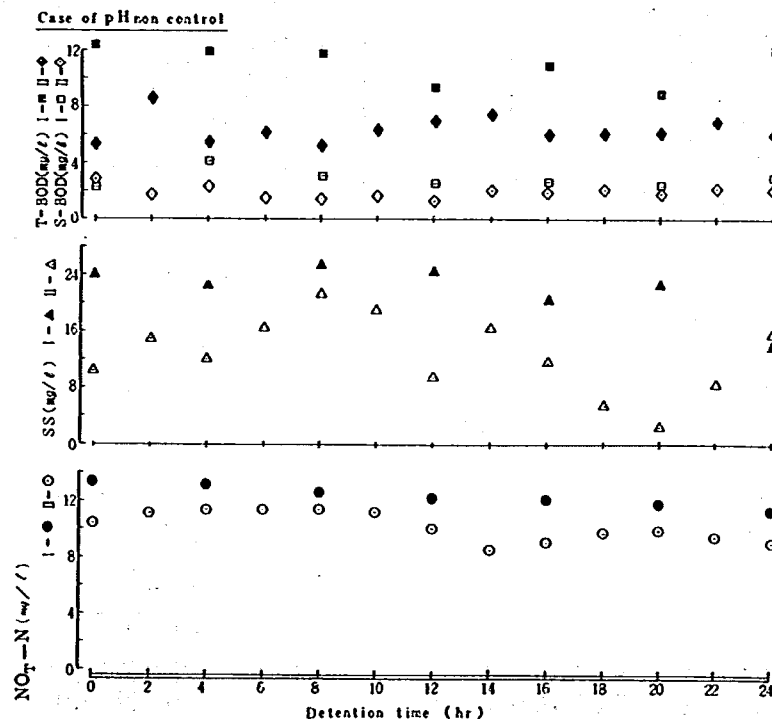


図2.5.23 負荷変動に関する実験による二次処理水質の経時変化

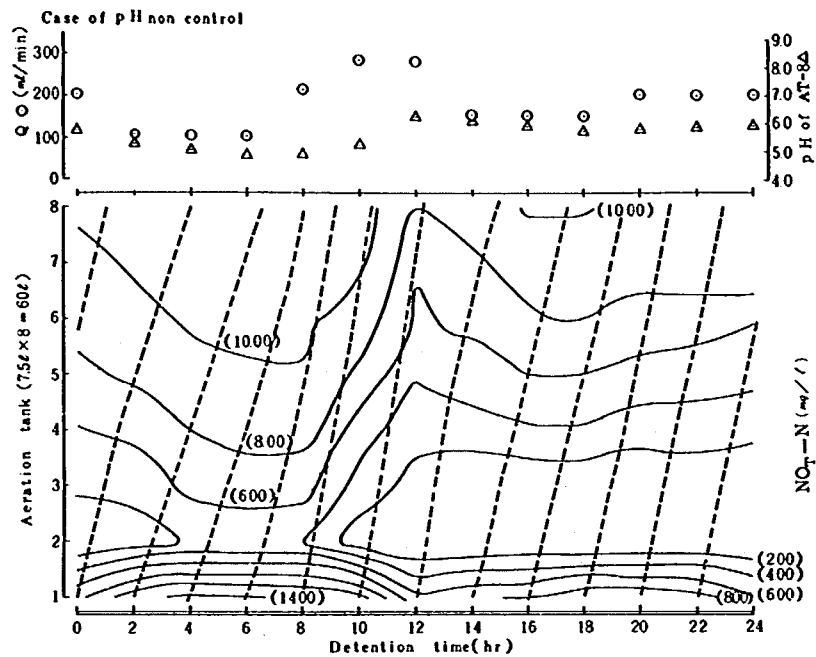


図 2.524 負荷変動を与えた実験装置のエアレーションタンク内における経時的な硝化の出来高

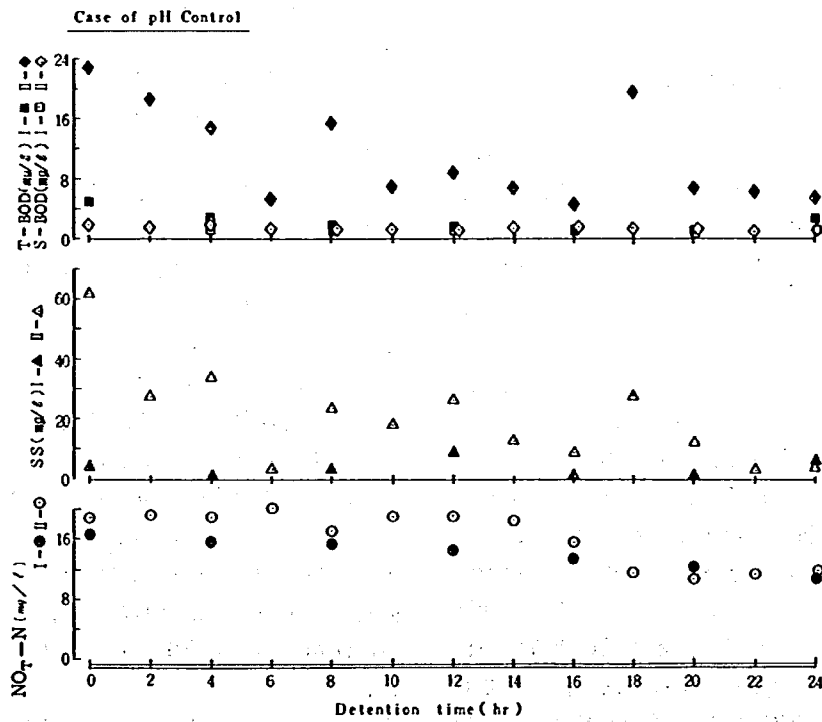


図 2.525 負荷変動に関する実験による二次処理水質の経時変化

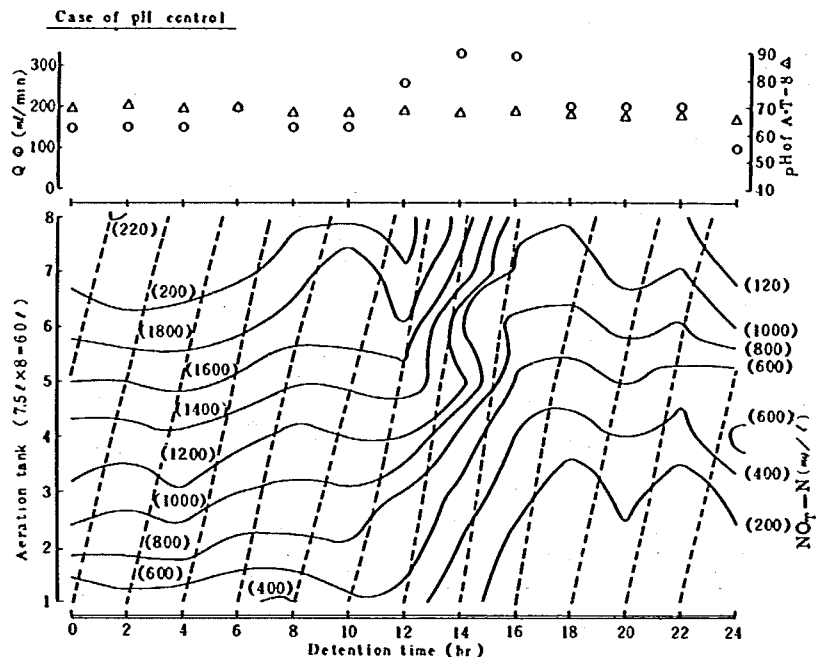


図 2.5.26 負荷変動を与えた実験装置のエアレーションタンク内における経時的な硝化の出来高

破線は流入した下水のエアレーションタンク内の軌跡を示している。各地点における硝化量は、経時的に変化しており、それは同図の上部に示した流入下水量のパターンと一致するような傾向を示した。pH コントロールしない場合の流入部での硝化量が高いのは、返送汚泥による持ち込みが原因であり、そこでは脱窒現象がみられる。又、pH コントロールしない場合は、エアレーションタンクの後半でアルカリ度が制限因子となり、硝化が進まなくなっている。一方、pH コントロールした場合の調査初期で、硝化が進まなくなっているのは、アンモニア性窒素が制限因子となったためである。これらの図で硝化に対する負荷変動の影響は、エアレーションタンク前半で若干みられるだけで、どちらかという、流入下水量的変化による滞留時間の変化が大きく影響していると言える。活性汚泥の特性からみた場合、本実験のように一日サイクルで負荷が変わる条件であったとしても、同じ条件で長期間運転した活性汚泥は、そこでの運転条件に完全に馴致されているものと考えられ、そこでの活性汚泥に存在する硝化菌の活性が経時的に変わるとは考えられない。従って、

流量変動や負荷変動による硝化への影響をみるためには、コンスタントな流量と負荷の下での硝化と比較しなければならない。しかし、これに関しては本実験でも分かる通り長期間運転すると活性汚泥の性状がそれぞれ異なってくる。この性状の異なりが、これらの変動によるものであるか否か、現段階では判定しかねるため、流入下水が変動する場合としない場合の硝化の比較はできなかった。

2.5.4.3 結 論

本実験段階では有機物除去、あるいは硝化に対する負荷変動の影響を、負荷変動がない場合での結果から評価することはできなかった。そこで、主に負荷変動を与えた場合の現象に関する検討を進めた。その結果、

- (1) 負荷変動が有機物除去に与える影響は、負荷変動による影響よりもむしろ、流量変動による終沈からの SS 流出としての影響の方が大きい。
- (2) 負荷変動が硝化に与える影響は、エアレーションタンク流入部で若干みられるだけで、主に流量変動からくる滞留時間により硝化量が異なる現象として現われてくる。

表 2.5.6 負荷変動に関する実験装置の運転成績

Item	Run	pH non control		pH control	
		I	II	I	II
SRT (day)		7.71	7.25	8.47	8.88
ΔS (g/day)		11.56	13.60	12.71	11.32
Aeration tank	pH	7.13 ~5.06	7.12 ~4.76	7.36 ~6.10	7.47 ~5.59
	MLSS (mg/l)	1591	1701	1428	1609
	MLVSS (mg/l)	1420	1522	1250	1394
	MLVSS/MLSS (%)	89.3	89.5	87.5	86.6
	SVI	233	305	531	190
Inflow water	BOD (mg/l)	71.8	73.3	116.0	115.0
	COD (mg/l)	35.6	37.0	56.2	56.2
	K-N (mg/l)	22.8	23.6	28.5	28.5
	NH ₄ ⁺ -N (mg/l)	14.18	14.80	15.84	15.84
Outflow water	Tr (cm)	24.5	19.8	24.5 6/8 -30<	19.5 2/8 -30<
	SS (mg/l)	21.5	23.4	8.6	9.0
	BOD Total (mg/l)	13.08	16.46	10.70	17.78
	BOD Soluble (mg/l)	1.54	2.27	1.65	2.38
	COD Total (mg/l)	13.92	17.50	10.67	16.19
	COD Soluble (mg/l)	5.33	6.52	6.06	8.13
	K-N Total (mg/l)	9.53	12.20	2.94	5.64
	K-N Soluble (mg/l)	8.72	9.56	2.46	4.20
	NH ₄ ⁺ -N (mg/l)	8.59	9.41	2.19	4.09
	NO ₂ ⁻ -N (mg/l)	0.15	0.61	1.32	2.69
	NO ₃ ⁻ -N (mg/l)	10.74	8.79	16.93	11.39
	Load (g/ss·g/day)				
Removal rate (%)	BOD	0.195	0.164	0.364	0.307
	COD	0.094	0.090	0.165	0.140
	T-N	0.060	0.057	0.094	0.076
	BOD Total	77.9	75.4	90.7	84.4
	BOD Soluble	97.6	97.0	98.6	97.9
	COD Total	54.4	46.7	79.3	68.3
	COD Soluble	82.9	80.0	88.1	84.2
	T-N Total	11.46	-5.85	25.8	30.9
	T-N Soluble	15.03	33.8	27.5	35.9

2.6 硝化におよぼす微量成分の影響

2.2 と 2.3 の結果より硝化は、BOD 酸化処理に比べ大きな反応時間(処理施設容量)が必要であることを示した。これより、既設下水処理施設で硝化促進させるに、なんらかの方法で硝化活性を高め短時間で処理させる必要性が生じた。本実験は、これを解決させる一手法として、硝化活性および亜硝酸菌の比増殖速度を促進させる微量成分を見つけだすために実施してきたものである。検索微量成分は、海岸に接近している処理場において硝化が進行している例が多いことや稲森⁴⁾らの結果から海水混合処理で硝化率が高いことから海水をベースにし実施した。

ただし、硝化を促進させる微量成分の検索方法は、下記の 2 つの手法により行なった。

1) 短時間反応：亜硝酸菌の増殖による硝化速度への影響が無視できるような時間(4~5 時間以内)で硝化速度を測定することにより、微量成分の効果を判定する方法。これは、酵素反応への効果を利用する方法である。

2) 長時間反応：亜硝酸菌数および NO_x 量を測定することにより亜硝酸菌の増殖速度への効果および生成した菌の硝化活性への効果を判定する方法。

2.6.1 実験方法

2.6.1.1 人工海水の効果

硝化が起きている下水処理場から採取した活性汚泥を空曝気し汚泥中の微生物を内性呼吸期にさせ、これを 1~2 昼夜放置しておいた水道水又は蒸留水により 2 回洗浄した。これを表 2.3.1 の人工海水(設定濃度：0, 20, 40, 60, 80, 100%) (NH₄)₂SO₄(設定濃度：10又は20 (mg/l as N)) を添加した後、これから一定量(100ml) 採取しフラスコに移し、20℃で振とう培養した。ただし、1 日 1 回の pH 補正を行なったものについては、pH 指示薬 m-クレゾールパープルを添加し約 0.1 N NaOH で毎日 pH 補正(7.5~8.0)を行なった。又、振とう培養条件は、振幅 50mm、振とう数 136 回/分、液張込み量 100 ml / 500 ml (坂口フラスコ) であった。

表 2.6.1 人工海水の成分

Salt	g/kg	Salt	g/kg
NaCl	23.447	KBr	0.096
MgCl	4.981	H ₃ BO ₃	0.026
Na ₂ SO ₄	3.917	SrCl ₂	0.024
CaCl ₂	1.102	NaF	0.003
KCl	0.664		
NaHCO ₃	0.192	計	34.482

Lyman and Fleming

2.6.1.2 単一成分の効果

単一成分の効果は, MgSO₄, SrCl₂, Na₂MoO₄, FeCl₃および Phosphate buffer (Na₂HPO₄+ NaH₂PO₄)を用い検討した。

供試汚泥(硝化菌): 短時間反応実験は“2.2.1の硝化活性への影響因子”の供試汚泥を, 長時間反応実験は“2.3の亜硝酸菌の比増殖速度への影響因子”の供試汚泥を用いた。

短時間反応実験の操作

図 2.2.2.のような pH 自動制御装置を取りつ

けた 1 ℓ のメスシリンダーに供試汚泥 (設定 MLSS: 1,000 ~ 3,000 (mg/ℓ)), (NH₄)₂SO₄ 各種単一成分溶液を設定濃度(表 2.6.2)になるように添加し, ボールフィルターを用い曝気した。検水は 0.5 ~ 1.0 時間おきに採水し, 直ちに飽和 HgCl₂ を 1 ~ 2 滴滴下した後, 遠心分離 (2,000 r. p. m., 3 分)した。上澄液はガラス製サンプルビンに入れ 4 °C の恒温で保存した。

長時間反応実験の操作

図 2.2.2 の装置 (3 ℓ メスシリンダー) に供試汚泥 (最終 MLSS: 0.1 ~ 1 (mg/ℓ)), (NH₄)₂SO₄, 各種単一成分溶液を設定濃度(表 2.6.2)になるように添加し, ガラス管を用い曝気した。窒素関係の検水は採水後, 直ちに飽和 HgCl₂ 1 ~ 2 滴滴下し, 4 °C の恒温で保存した。又, 細菌用検水は, 1 ~ 10 日おきに採水し直ちに植えた。

2.6.2 結果および考察

2.6.2.1 人工海水の効果

1) pH 補正しない場合の海水の効果

表 2.6.2 各種単一成分溶液の設定濃度

条件	元素	化合物	添加元素濃度 (M)	添加 NH ₄ ⁺ 濃度 (mg/ℓ as N)	pH コントロール
短時間反応	Mg	MgSO ₄	0.2 × 10 ⁻⁵ , 2 × 10 ⁻⁴ , 2 × 10 ⁻³ , 5 × 10 ⁻²	50	"
	Sr	SrCl ₂	0.10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻² , 10 ⁻¹	50	"
	Mo	Na ₂ MoO ₄	0.10 ⁻⁶ , 10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻²	50	"
	Fe	FeCl ₂	0.10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻²	50	"
	P	NaH ₂ PO ₄ Na ₂ HPO ₄	0.10 ⁻⁴ , 5 × 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 5 × 10 ⁻³ , 10 ⁻² , 2.5 × 10 ⁻² , 5 × 10 ⁻² , 10 ⁻¹	50	"
長時間反応	Mg	MgSO ₄	0.10 ⁻⁶ , 10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻²	2.0	"
	Sr	SrCl ₂	0.10 ⁻⁶ , 10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻²	2.0	"
	Mo	Na ₂ MoO ₄	0.10 ⁻⁶ , 10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻²	20	"
	P	Na ₂ HPO ₄ NaH ₂ PO ₄	0.10 ⁻⁵ , 10 ⁻⁴ , 10 ⁻³ , 10 ⁻² , 10 ⁻¹	10	"

本実験は pH 補正を行なわなかったことから, 2 日間で, ほとんどすべてのアルカリ度を消費したため硝化が停止してしまった。海水濃度と硝化率, pH との関係(図 2.6.1)から,

硝化率は海水濃度に比例して増加していくことがわかる。これは海水を添加することにより溶液中のアルカリ度が上昇し, 硝化により生成された水素イオンによる pH 降下を抑制したため

である。又、2日目の NO_2^- は、0.25から0.42mg/lでほとんど NO_3^- にまで硝化は進んでいた。

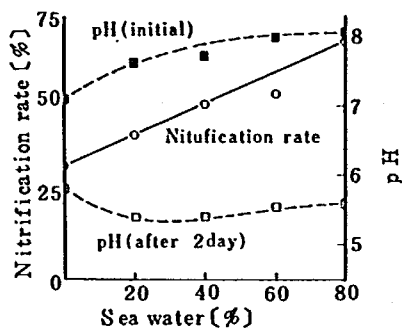


図 2.6.1 海水濃度に対する硝化率

これから、pH 補正を行わない場合は、海水添加量が多いほど硝化にはよい。ただし、ここで得られた結果に微量元素が作用したかどうかについてはわからない。

2) 1日1回のpH 補正した場合の海水の効果

経過日数に対する硝化量およびpHを図2.6.2, 2.6.3に示した。1日後のpHは海水低濃度の方が降下しているが、これは海水濃度が高くなるにつれ持ち込みアルカリ度が上昇していたためであった。しかし、海水濃度が高くなるにつれlag phaseが大きくなっているが、これは多分海の浸透圧やC/l等によるショック作用のためと考えられる。比硝化速度は、1日後のpHおよび海水濃度に関係なく約0.21(日⁻¹)ではほぼ一定値を示していた。これより、淡水性硝化菌の硝化速度に対する海水の効果は、ほとんどな

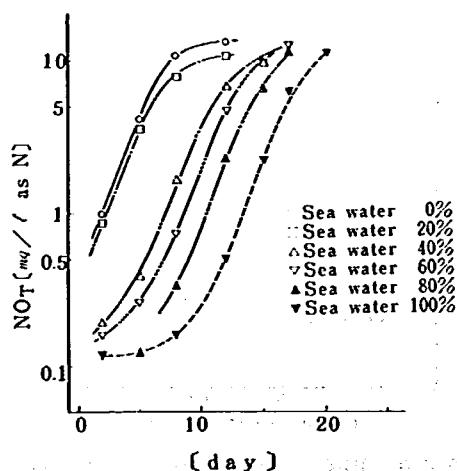


図 2.6.2 経過日数に対する NO_T 量

いものと考えられた。

又、このときの溶液内の NO_T に対する NO_2^- の存在比を示したものが図2.6.4である。系内の NO_2^- は、海水濃度が高くなるにつれ蓄積しやすい傾向が見られた。これより、硝酸菌は亜硝酸菌より海水の影響を受けやすいことがわかった。

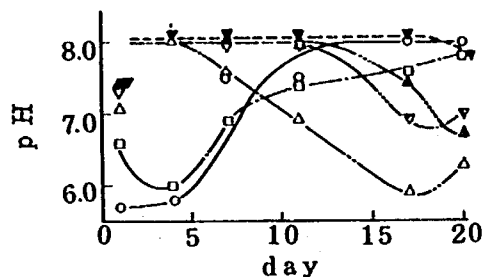


図 2.6.3 pH-経過日数

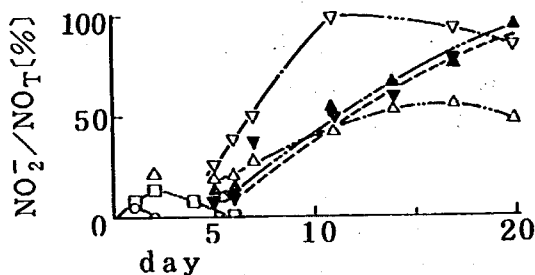


図 2.6.4 海水濃度に対する亜硝酸の存在率の経日変化

3) Tris buffer 存在下における海水の効果

経過日数に対する硝化量を図2.6.5に示したが、これより得られた比硝化速度は、0.109~0.130(日⁻¹)であり、ほとんど海水による促進

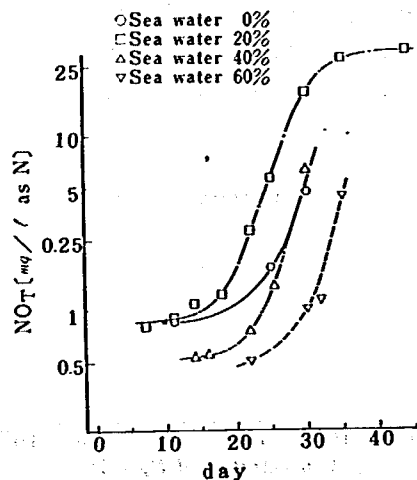


図 2.6.5 経過日数に対する硝化量

効果は見られなかった。又、経過日数に対する亜硝酸菌数を図2.6.6に示したが、比増殖速度は、約0.25(日⁻¹)であり、これも比硝化速度と同様に促進効果は見られなかった。

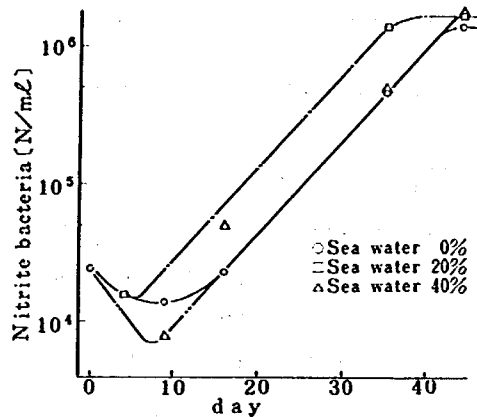


図2.6.6 経過日数に対する亜硝酸菌数
2.6.2.2 単一成分の効果

1) Mgの効果

a) 短時間反応

phosphate buffer 存在下におけるMg の効果を調べたものが図2.6.7である。これより、Mg 50mM添加しても硝化速度を促進させる効果は、まったく認められなかった。ただし、 Mg^{2+} とphosphate buffer は、次式の様に反応し、錯体を形成する。このように、pHコントロールの為に、 $Mg + HPO_4^{2-} \rightleftharpoons MgHPO_4$ ($pK=2.18$) 機のbufferを用いるのは、添加金属イオンと錯体や沈澱物を形成することから、あまり好ましくなく、又、有機のbufferも微生物へ影響することが考えられるので、あまり用いるべきでない(pHコントロールするには、多量のbufferを添加する)。これ以降

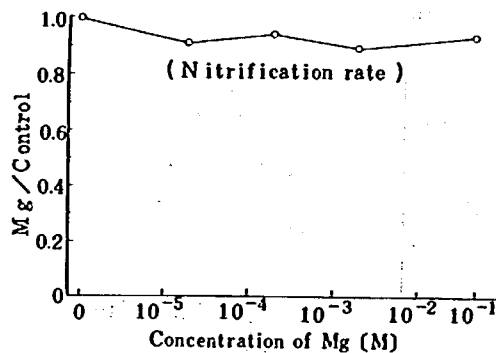


図2.6.7 硝化速度に対するMgの影響

の実験は、pH自動制御装置を用いpHコントロールを行なった。

b) 長時間反応

比硝化速度および亜硝酸菌の比増殖速度に対するMg 濃度の影響を図2.6.8に示した。これより、Mgは比増殖速度に対し、 $10^{-3}M$ (240 (mg/l asMg)) 添加しても効果がない。又、比硝化速度も $10^{-3}M$ 添加しても効果がない。ただし、亜硝酸菌の世代時間は、約35hであった。

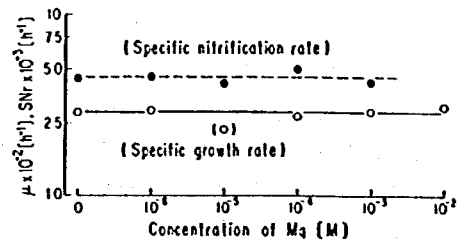


図2.6.8 SNr, μ に対するMg濃度の影響
2) Srの効果

a) 短時間反応

細菌数、硝化速度(無添加に対する硝化速度比)および硝化活性(亜硝酸菌1個当りの硝化速度)に対する Sr^{2+} 濃度の影響を図2.6.9に示した。これより Sr^{2+} は硝化速度に対し、1mM

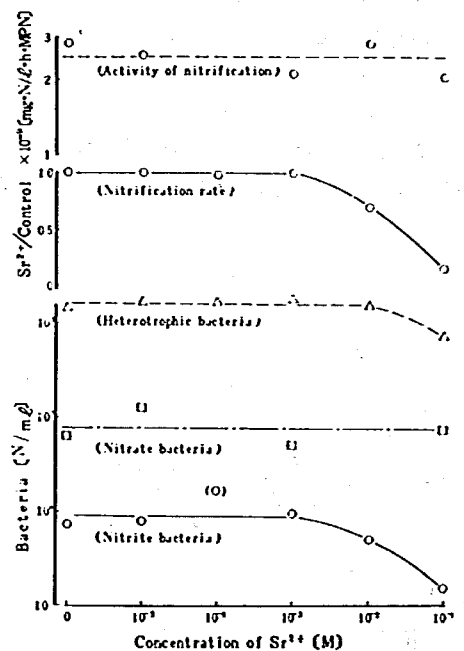


図2.6.9 細菌、硝化速度および硝化活性に対する Sr^{2+} の影響

付近から影響し始め、3.4 mMで10%、24 mMで50%の阻害を示した。又、 Sr^{2+} は亜硝酸菌に対しても1 mM付近から阻害し、100 mM添加は、無添加に対し約1/6に生菌数が減少していた。しかし、硝化活性に対しての影響は見られなかった。

硝酸菌に対しては、100 mM添加でも阻害が見られなかったが、6時間後の NO_2^- の存在量は、0~10 mM Sr^{2+} : 0~0.03 (mg/ℓ as N)に対し、100 mMでは、1.58 (mg/ℓ as N)も存在していたことから、 Sr^{2+} は、硝酸菌の生菌数には影響を与えないが、その活性に対しては阻害するものと考えられる。

一般細菌に対しては、8 mM付近から阻害が見られるが、亜硝酸菌に対するよりも小さく、100 mM添加でも無添加に対し1/2.3しか生菌数が減少していなかった。

b) 長時間反応

比硝化速度および亜硝酸菌の比増殖速度に対する Sr^{2+} 濃度の影響を図2.6.10に示した。これより、S は、比硝化速度および亜硝酸菌の比増殖速度に対し、 10^{-3} M (88 (mg/ℓ as Sr))添加しても効果がなく、このときの亜硝酸菌の世代時間は約35 hであった。

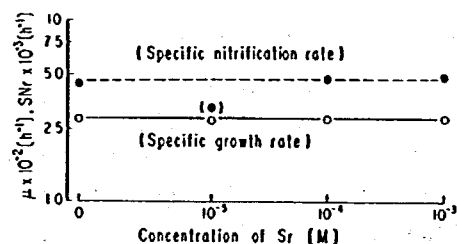


図2.6.10 SNr, μ に対するSr濃度の影響

3) Moの効果

a) 短時間反応

細菌数、硝化速度および硝化活性に対する MoO_4^{2-} の影響を図2.6.11に示した。これより MoO_4^{2-} を10 mM添加しても、亜硝酸菌の生菌数以外は影響が見られない。しかし、10 mM添加の亜硝酸菌も、硝化速度などから考えると影響がなかったものと思われる。

b) 長時間反応

比硝化速度および亜硝酸菌の比増殖速度に対する MoO_4^{2-} 濃度の影響を図2.6.12に示した。こ

れより MoO_4^{2-} は、硝化速度に対し1 mM付近までは影響を示さないが、10 mM添加することにより、40%程度減少していた。又、亜硝酸菌の比増殖速度に対しても1 mM付近から影響を示し、10 mM添加することにより50%程度減少していた。この時の世代時間は、0~1 mM 36 h、10 mM 75 hであった。

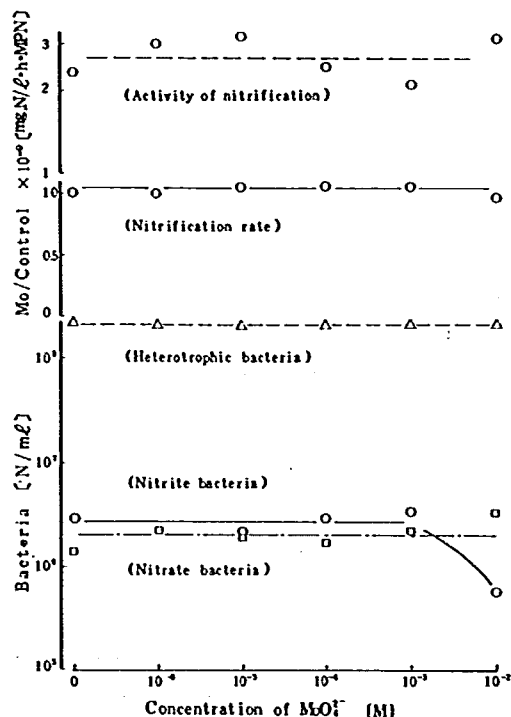


図2.6.11 細菌、硝化速度および硝化活性に対する MoO_4^{2-} の影響

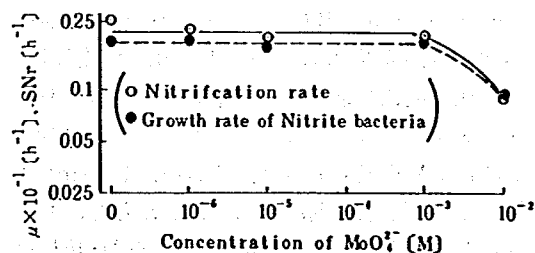


図2.6.12 硝化速度および亜硝酸菌の増殖速度に対する MoO_4^{2-} の影響

4) Feの効果

a) 短時間反応

細菌数、硝化速度および硝化活性に対する Fe^{3+}

の影響を図 2.6.13 に示した。これより、硝化速度は 0.1 mM 付近から影響を受け、0.9 mM 添加で 10% 阻害を受けた。又、亜硝酸菌は 7 mM 付近から影響を受け、10 mM 溶液は無添加に比べ約 1/3.3 に生菌数が減少していた。しかし、亜硝酸菌、硝化活性および一般細菌に対してはほとんど影響がみられなかった。

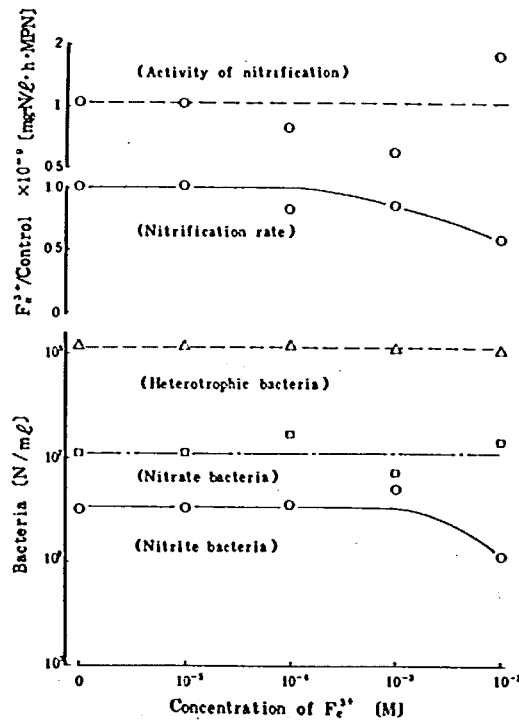


図 2.6.13 細菌、硝化速度および硝化活性に対する Fe^{3+} の影響

5) Phosphate buffer の効果

a) 短時間反応

NH_4^+ および NO_2^- 基質による Control (リン酸無添加) に対するリン酸濃度の亜硝化速度比および硝化速度比を図 2.6.14 に示した。これより、リン酸イオンは亜硝化を促進し、その最適濃度は 13 mM 程度であった。これは、Control に対して約 1.8 倍の速度であった。ただし、リン酸 0.1 mM 以下では亜硝化への促進作用はほとんどおこらず、又、13 mM 以上の溶液中での亜硝化速度は急激に減少し、100 mM では Control に対して、約 45% 減少した。24 時間後の 0~10 mM 中の亜硝酸菌数は、ほぼ同量 (1.5×10^5 N/ml) 存在していたが、25 mM 中では、

(4.9×10^5 N/ml) と約 1/3 に減少していた。

又、硝化促進作用は見られず、Phosphate buffer を約 1 mM 以上添加することにより、硝化阻害があらわれ、9 mM 10%、40 mM で 50% 阻害し、100 mM では、ほとんど反応が進まなかった。

b) 長時間反応

経過日数に対する NO_3^- 量および亜硝酸菌数を図 2.6.15, 2.6.16 に示した。これらより、比硝化速度および亜硝酸菌の比増殖速度をもとめ、それらの値を示したものが、図 2.6.17 である。ただし、P 無添加は、lag phase が大きく 30 日間の培養では、データを得ることができなかった。これから、比硝化速度は、P 濃度が高くなるにつれ増加しており、このときの最適濃度は、 10^{-2} M (320 (mg/l as P)) 付近にあった。これは、 10^{-5} M に比べ約 1.5 倍の速度である。又、亜硝酸菌の比増殖速度も同様に、 10^{-2} M 付近に最適値 (約 1.5 倍促進) が見られた。世代時間 (tg) は、 10^{-5} M = 47 h, 10^{-2} M = 31 h であった。

ここで、比硝化速度と硝化速度 (短時間反応) を比較すると次の様なことが示された。

1) 低濃度領域 (10^{-4} M 付近)：硝化速度に効果がないのに比べ、比硝化速度は約 1.2 倍の効果がある。

2) 最適濃度：共に 10^{-2} M 付近にあるが、硝化速度は、比硝化速度に比べ約 1.2 倍速い。

3) 高濃度領域：硝化速度は急激な減少が見られ、 10^{-1} M では、無添加に比べ 4 割近く低下している。しかし、比硝化速度は、 10^{-1} M でも無添加と同程度位までしか低下していない。

これから、低濃度領域は、比硝化速度と硝化速度との MLSS が 1 : 5,000 であるように、硝化速度の方が極端に MLSS (細菌数) が多いことから、硝化速度が低速度であったのは、他栄養細菌等による P の摂取・吸着により有効 P が減少したためであろうと考えられる。

高濃度領域は、硝化速度が短時間接触 3 (mg/l as P) 位の低濃度で馴致させておいた汚泥による急性阻害の為であろうと考えられる。しかし、比硝化速度は、lag phase が 15 日位あったため、ある程度馴致し、阻害が軽減されたものと思われる。

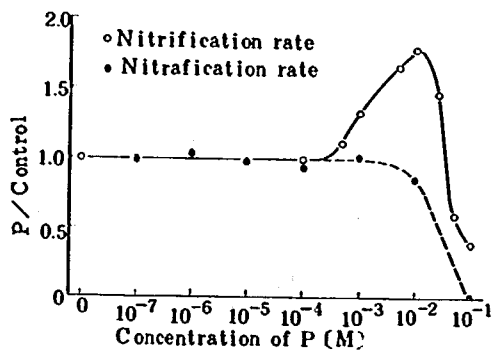


図 2.6.14 硝化および硝酸化速度に対する Phosphate buffer の影響

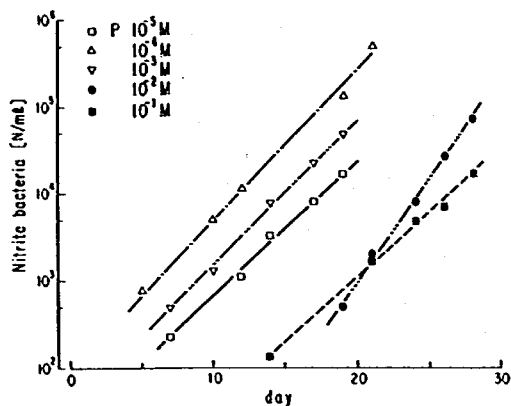


図 2.6.15 経過日数に対する亜硝酸菌数

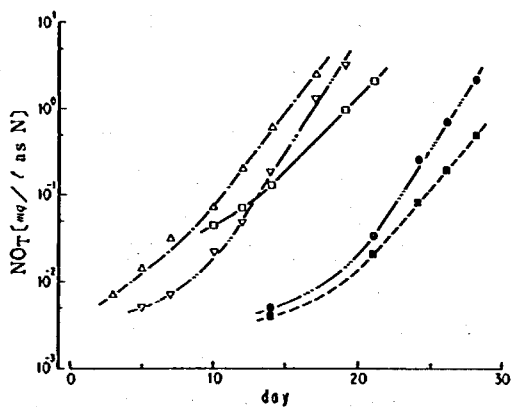


図 2.6.16 経過日数に対する NO_2^- 量

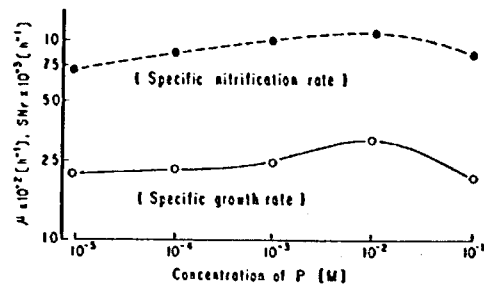


図 2.6.17 SNr , μ に対する P 濃度の影響

2.6.3 まとめ

硝化に対する微量成分の効果は、人工海水および 5 成分を短時間反応および長時間反応により検討してきたが、これらの結果をまとめたものが表 2.6.3 である。これより、Phosphate buffer だけが亜硝酸菌の比増殖速度および硝化活性に対し促進効果を示したが、リン(P)は、窒素と同様に富栄養化の原因成分であることから、処理場のエアレーションタンクにリン酸を添加し、硝化反応を促進させることはできない。

ただし、微量成分の効果の有無は、活性汚泥中の硝化菌を用いたことから、活性汚泥中の硝化菌以外の細菌が金属イオンを放出し、これを硝化菌が摂取し増殖したことも考えられるが、この放出量程度は、流入水中に含まれていると考えられたことから、硝化促進効果が無いとされたものも含んでいるかもしれない。

又、文献による亜硝酸菌の活性および増殖に必要な元素を表 2.6.4 (22), (23), (24), (25) に挙げておく。

表 2.6.4 亜硝酸の活性および増殖に必要なとする元素

元素	濃度 (mg/l)	活性	増殖	参 考
P	310		必要	VanDroogenbroeck (1967)
	1.1~5.1	影響なし		Skinner & Walker (1961)
Mg	12.5~50	+		Loveless & Fairter (1968)
	50~100	-(Slight)		"
Fe	0.5~0.6	+		Skinner & Walker (1961)
Ca	0.5~1.0	影響なし		Loveless & Fairter (1968)
Cu	0.1	-(Slight)		Tomlinson (1966)
	0.1~0.5	+		Skinner & Walker (1961)

表 2.6.3 硝化に対する微量成分の効果

添加成分		化 合 物		添 加 濃 度 範 囲		効果の有無		備 考	
人 工 海 水	NaCl, MgCl ₂ Na ₂ SO ₄ , CaCl ₂ KCl, NaHCO ₃ KBr, H ₃ BO ₃ SrCl ₂ , NaF		0 ~ 100%		有	(pH補正なし) 海水によりアルカリ度が増し、海水濃度が高い程、硝化率は高い。			
			0 ~ 100%		無	(1日1回のpH補正) SN _r に対し、影響がない。海水濃度が高くなるにつれ、NO ₂ 蓄積が見られる。			
			0 ~ 60%		無	(Tris-buffer) SN _r , μに対し影響がない。			
単 一 成 分	Mg	MgSO ₄	S	$2 \times 10^{-5} \sim 5 \times 10^{-2}$ (M)	無	N _r は50mM添加しても影響なし。			
			L	$10^{-6} \sim 10^{-2}$ (M)	無	SN _r , μは10mM添加してもほとんど影響なし。			
	Sr	SrCl ₂	S	$10^{-5} \sim 10^{-1}$ (M)	無	N _r は3.4 mMで10%阻害、24mMで50%阻害した。しかし、硝化活性は影響なし。			
			L	$10^{-5} \sim 10^{-3}$ (M)	無	SN _r , μは1 mM添加しても影響なし。			
	Mo	Na ₂ MoO ₄	S	$10^{-6} \sim 10^{-2}$ (M)	無	N _r , 硝化活性は10mM添加しても影響なし。			
			L	$10^{-6} \sim 10^{-2}$ (M)	無	SN _r , μは1 mM添加しても影響なし、10mM添加は若干阻害した。			
	P	NaH ₂ PO ₄ + Na ₂ HPO ₄	S	$10^{-5} \sim 10^{-2}$ (M)	有	N _r は10mM添加で約1.8倍の促進効果を示した。			
			L	$10^{-6} \sim 10^{-2}$ (M)	有	SN _r , μは約10mMで約1.5倍の促進効果を示した。			
	Fe	FeCl ₂	S	$10^{-5} \sim 10^{-2}$ (M)	無	N _r は0.9 mMで50%阻害したが硝化活性は影響なし。			
			L	—	—	—			

SN_r:比硝化速度, N_r:硝化速度, μ :亜硝酸菌の比増殖速度, S:短時間反応, L:長時間反応

2.7 脱窒用の有機炭素源の開発に関する実験

脱窒作用の促進は、電子供与体（有機炭素源）の存在が不可欠であるが、その電子供与体は、有機物の含有量が多く、それが微生物、特に脱窒菌に利用されやすいものであり、窒素の除去から考えると窒素分を含まないものが望ましい。

本実験は、下水処理場内に存在する電子供与体の中で、最も利用の可能性のあるものとして、嫌気性消化槽脱離液の2種と、場外産物として、高濃度の有機廃水であるビール製造廃水、イースト菌培養廃水、製麺廃水、酒造廃水のそれぞれ1種、計6種を選択しこれらについて、回収方法、回収液の水質特性、微生物利用特性等から、脱窒からみた電子供与体としての評価

を行なったものである。

2.7.1 実験対象液の背景と特徴

A: 工場排水の流入が比較的小さい大規模処理場の嫌気性消化槽脱離液で、蒸気吹込みガス攪拌による消化温度40℃、消化日数30日の運転がなされていたものであり、黒色を呈し、粘性が高いため沈降性が悪く、24時間静置のSVは100%近くを示した。

B: 家庭下水だけが流入する処理場の嫌気性消化槽脱離液で、蒸気吹込みガス攪拌による消化温度35℃、消化日数30日の運転がなされていたものであり、暗黄銅色を呈し、粘性が低く、24時間静置のSVは約50%を示した。

C: ビール製造廃水
発酵タンクの洗浄廃水であり、SS分が非常に多く、上澄液は薄黄色を呈する。

D: イースト菌培養廃水

砂糖きびエキスを基質として増殖培養した後の残存基質であり、黒色を呈し、黒砂糖臭がある。

E: 製麺廃水

麺の成型湯煮後の水洗廃水で、粘性があり、透明に近いものである。

F: 酒造廃水

仕込み前の洗米廃水で、乳白色を呈する。

2.7.2 実験方法

(1) 前処理

明らかに前処理が必要であるものは、嫌気性消化槽脱離液とビール製造廃水である。以下に、それらについて実施した前処理方法を記す。

A, B: 嫌気性消化槽脱離液

基本処理法を石灰凝集沈殿とアンモニアストリッピングの組み合わせに依るものとし、その

手順と操作条件は図 2.7.1 に示した。

C: ビール製造廃水

主な目的は、多量のSS分(麦カス)の除去であり、高速連続遠心分離を施した。

(2) 回収液の水質特性

各回収液について、BOD, COD, TOC, SS, K-N, NH_4^+ -N, T-Pの分析を行なった。尚、嫌気性消化槽脱離液については、前処理操作の結果を代用することにした。

(3) 回収液の微生物利用特性

B~Fの回収液の0.45 μ での漏液をBODが200~250 mg/ℓ , KNO_3 -Nが100 (mg/ℓ asN) になるよう調整したものに、活性汚泥から表 2.1.3 の培地で分離培養した脱窒菌を接種し、20°Cで連続培養しながら培養液中の酸化態窒素の減少速度とTOCの減少速度を測定した。

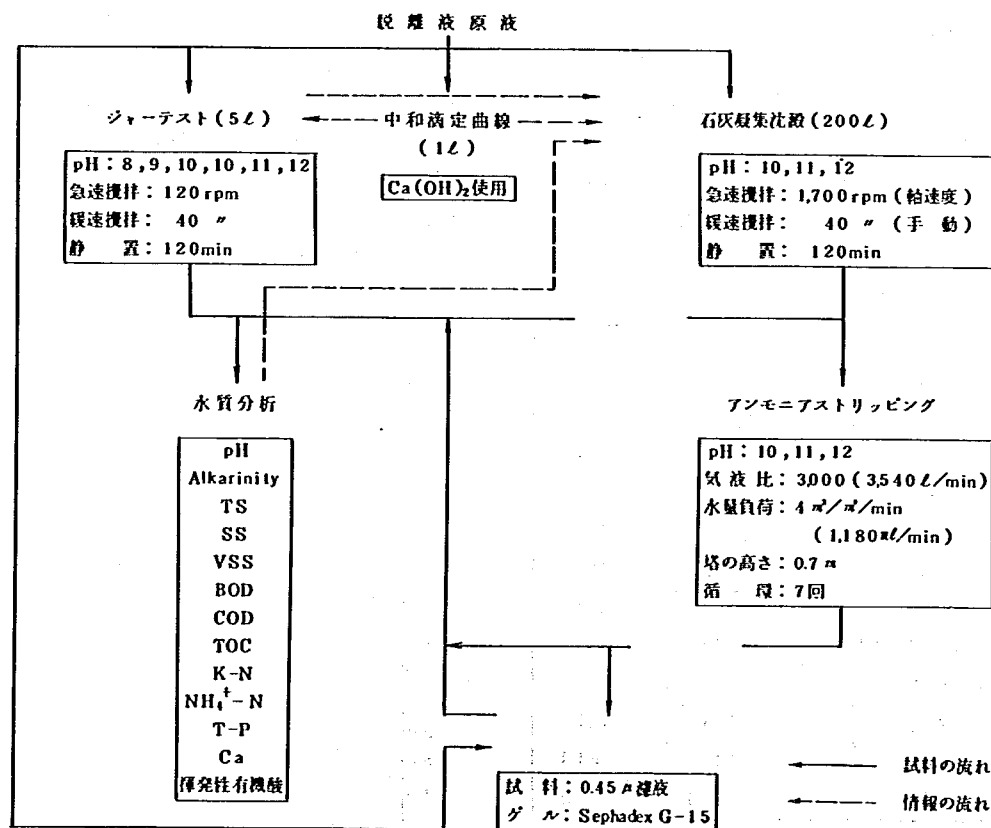


図 2.7.1 実験手順と実験条件

2.7.3 実験結果

嫌気性消化槽脱離液の原液の性状を表 2.7.2 に、中和滴定曲線を図 2.7.2 に示し、ジャーテストの結果は表 2.7.3 に、アンモニアストリッピングの結果は表 2.7.4 に示した。分子量分画の結果は、Zimmermann Process の処理液と合わせて図 2.7.3 に示した。

中和滴定曲線は、双方が殆んど同じ結果を示し、ジャーテストやアンモニアストリッピングの結果は、高 pH になる程有機物が溶出する傾向で、一般的な現象である。分子量分画の結果は、Zimmermann Process が、活性汚泥からのオートクレーブによるエキスを抽出法と類似した (pH のみが異なる) 手法であることからすると、高分子の微生物に比較的使用されにくい部類のものが多くを示している。

回収液の水質特性、微生物利用特性実験の結果は、表 2.7.5 に示した。

各回収液を実際脱窒に利用するものと想定して、利用性の判定を以下の基準で行なう。

—判定基準—

流入下水中の K-N を 20 mg/l とし、その 60% を流入下水中の電子供与体で、残りをこれら回収液で脱窒するものとして、処理水中の T-N

表 2.7.2 脱離液の性状 単位: mg/l

採水場所	A	B
項目		
アルカリ度	2,450	2,520
SS	22,000	3,300
VSS	11,000	1,800
BOD	2,200	570
COD	3,220	511
TOC	5,700	990
揮発性有機酸	1,100	660
TKN	1,322	866
NH_4^+-N	595	754
T-P	345	64.3
pH	7.4	7.9

を 5 mg/l 以下とするならば、

$$\text{脱窒対象量 (N}_D\text{)} \quad N_D = 8 \text{ mg/l as N}$$

必要電子供与体量 ($\overline{\text{BOD}}$)

$$\overline{\text{BOD}} = 4 \cdot N_D \text{ mg/l as BOD}$$

と、設定できる。これより、以下の基準が設定される。

第 1 判定基準: 回収液の $\text{BOD}/\text{N} \geq 8$

$$\overline{\text{BOD}} / (5 - 1) = 8$$

第 2 判定基準: $\overline{\text{BOD}} / \text{BOD} < 0.035$

脱窒槽の滞留時間への影響を 5% 未満とし、そのときの返送汚泥率を 50% とした。

第一判定基準により利用不可能とされるのは、脱離液 A と酒造廃水の Total である。第二判定基準からは、脱離液 A、B と酒造廃水の Soluble が利用不可能である。これより、回収液の水質からみた場合、ビール製造廃水、イースト菌培養廃水、製麺廃水は利用可能となる。

一方、各回収液での脱窒速度を比較すると、 $E \gg F > C > D > A$ となる。尚、ここに示した脱窒速度は、用いた脱窒菌が各回収液に馴致しておらず確定的なものではない。しかし、活性汚泥からの分離培養を比較的使用性の高い有機物を含んだ培地で行なったため、ある程度の指標にはなり得るものである。

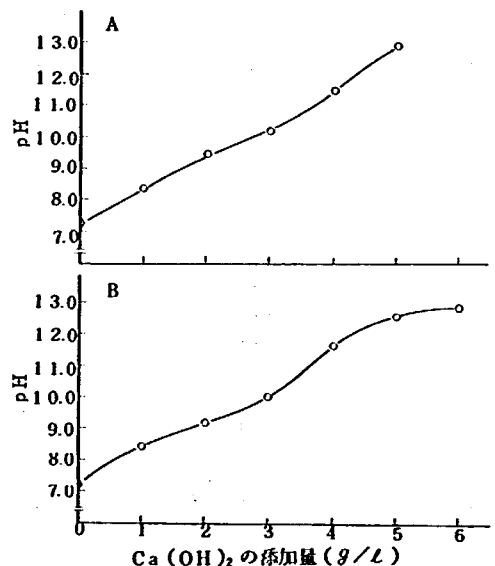


図 2.7.2 嫌気性消化槽脱離後の中和滴定曲線

表 2.7.3 ジャーテストの結果

単位: mg/ℓ

区 分 項 目	A 処理場 W. T. 7.5 °C						B 処理場 W. T. 14.4 °C					
	BI	a	b	c	d	e	BI	a	b	c	d	e
pH	7.3	8.8	9.6	10.2	10.9	12.3	7.8	9.1	9.6	10.1	10.8	11.1
アルカリ度	2,130	1,850	1,540	1,560	1,560	1,910	2,320	2,070	1,900	1,710	1,580	1,990
BOD	500	440	590	520	470	510	300	390	360	460	530	510
COD	239	248	260	296	265	315	188	180	191	178	146	126
TOC	570	570	710	970	830	900	480	630	640	670	610	590
揮発性有機酸	780	760	690	720	730	680	530	410	400	460	510	480
TKN	674	604	566	544	543	589	725	703	691	677	650	548
NH_4^+-N	576	515	462	433	438	473	683	659	648	643	632	558
T-P	55.9	14.6	15.1	13.9	10.5	10.7	11.5	4.55	3.67	3.27	0.286	0.283
Ca	98	62	32	32	55	74	87	38	34	35	120	130
分析時 pH	7.9	8.6	9.2	9.7	10.2	11.0	7.9	8.8	9.3	9.4	10.6	12.1

表 2.7.4 脱アンモニア処理液の水質

()内反応時のpH T: Total D: 溶解性 (mg/ℓ)

試 料	A 処 理 場						B 処 理 場					
	10 (10.5)		11 (11.3)		12 (12.5)		10 (10.3)		11 (12.3)		12 (13.0)	
	T	D	T	D	T	D	T	D	T	D	T	D
アルカリ度	654	592	432	318	424	358	760	743	210	205	684	642
SS	1,000	—	1,200	—	540	—	54	—	13	—	59	—
BOD	610	390	750	330	940	710	380	310	490	440	510	500
COD	432	301	443	249	442	397	182	152	122	115	104	102
TOC	1,200	750	1,200	780	1,000	820	320	270	310	260	290	270
TKN	405	320	292	189	219	169	256	243	43.9	40.6	29.3	29.7
NH_4^+-N	256	225	152	118	55.8	64.8	212	211	30.6	30.6	23.0	23.0
T-P	23.7	12.5	28.3	7.04	20.9	12.1	23.6	1.92	0.408	0.259	0.138	0.118
Ca	48	34	110	62	220	140	35	35	190	190	420	400
分析時 pH	8.5	8.5	9.2	8.8	11.1	10.5	8.8	8.9	10.0	9.9	12.3	12.3
揮発性有機酸	—	500	—	360	—	390	—	250	—	290	—	410

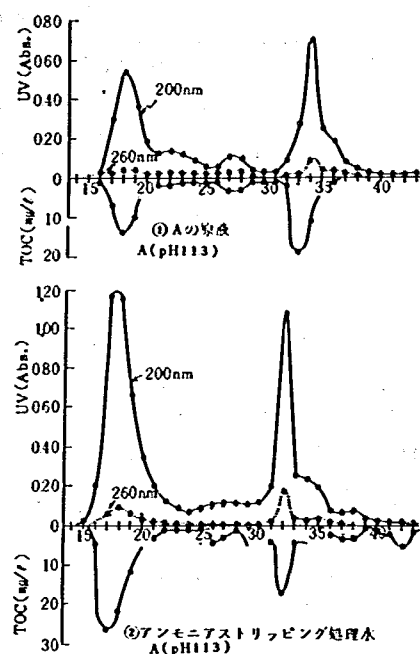


図 2.7.3(a) 分子量分画の結果

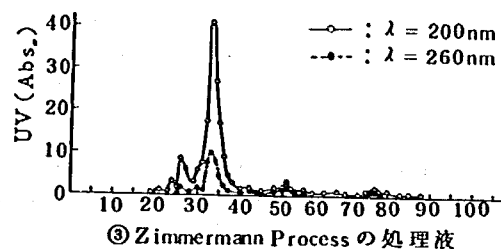


図 2.7.3(b) 分子量分画の結果

脱窒への利用性の高い電子供与体は、ビール製造廃水、イースト菌培養廃水、製麺廃水であった。しかし、これらは直接利用できるものではなく、ビール製造廃水は麦片の除去が必要であり、イースト菌培養廃水は液自体が茶褐色を呈していること、製麺廃水は、企業規模が小さいため廃水量が少ないこと等を明記しておく必要がある。又、現場の技術者としては、著者らが検討した種類だけが全てではなく、地域の産業特性に合った他の例えばウイスキー工場やワイン工場、果汁工場等からの廃水利用の可能性を検討すべきである。

2.7.4 結 論

表 2.7.5 各種回収液の水質特性と微生物利用特性実験結果

調 査 項 目		A	B	C	D	E	F
BOD	T: Total mg/ℓ	940	510	17,480	20,200	4,550	4,520
	S: Soluble mg/ℓ	710	500	17,300	9,490	2,010	839
COD	T mg/ℓ	442	104	11,670	17,330	2,580	2,040
	S mg/ℓ	397	102	6,280	10,030	911	489
TOC	T mg/ℓ	1,000	290	13,080	20,100	1,250	720
	S mg/ℓ	820	270	9,500	12,600	1,064	536
K-N	T mg/ℓ	719	29.3	660	1,820	169	819
	S mg/ℓ	168.8	29.3	625	988	87.2	41.2
T-P	T mg/ℓ	20.9	0.14	49.2	161	5.28	31.8
	S mg/ℓ	12.1	0.12	30.9	98.4	2.72	2.16
NH ₄ ⁺ -N	mg/ℓ	55.8	23.0	41.5	319	18.00	26.0
SS	mg/ℓ	510	81.0	109	3,090	506	2,620
構 成 比	T: (BOD: TOC:N:P)	1.3 : 1.4 : 1 : 0.03	17 : 10 : 1 : 0.005	26 : 20 : 1 : 0.07	11 : 11 : 1 : 0.09	27 : 7 : 1 : 0.03	6 : 0.9 : 1 : 0.04
	S: (BOD: TOC:N:P)	4 : 5 : 1 : 0.07	17 : 9 : 1 : 0.004	28 : 15 : 1 : 0.05	10 : 13 : 1 : 0.10	23 : 12 : 1 : 0.03	20 : 13 : 1 : 0.05
脱窒素速度	a : mg/hr/ℓ	0.165	—	0.207	0.182	0.401	0.223
TOC消費速度	b : mg/hr/ℓ	0.135	—	0.204	0.165	0.420	0.449
b/a	—	0.82	—	0.99	0.91	1.05	2.01

第3章 実処理施設調査

下水処理において生物学的硝化脱窒法を行っている実施例は非常に少ないが、その例を以下に示す。なお、本調査の成果は土木研究所資料第1,588号“一段階硝化脱窒法による汚水処理プラントの調査報告書”として報告してある。

3.1 処理施設の概要

本処理施設は計画日最大汚水量860m³/日の小規模であるが、放流先が農業用水路であるため、放流水質はBOD, SS, NH₄⁺いずれも5mg/l以下におさえられている。処理水は全量急速濾過された後、40%程度は水洗便所用水として再利用している。

本施設は当初図3.1のフローのように有機物とNH₄⁺除去を目的にDual Sludge法により硝化を行ったが、その後、表3.1に示すような種々の問題が生じたことから、施設の改善や新規設備の付帯を図り、最終的に、処理水中のT-Nのコントロールが図れる一段階硝化脱窒法を採用した。

3.2 調査結果

1) 運転法の変更による処理成績の変化

各処理方式における水質と汚泥の平均的な状態を表3.2に、又、流入水量の経年変化を図3.2に示した。

a) 硝化：Dual Sludge, pH無調整

BOD, COD等の有機成分については当初予想された通り十分除去されていることが明らかになったが、処理水の透視度(図3.3)は20~40であり、濾過装置により除去されない程度の微小な浮遊物の流出が見られた。これは第1, 第2エアレーションタンクを合計した滞留時間が平均22時間と非常に大きく、活性汚泥が内生呼吸の状態に近づき活性汚泥のフロックが微細化されたためであろう。

処理水中のNH₄⁺は平均5.9mg/lであり、長時間反応しても100%に近い除去率を得ることができなかった。これは処理水中のpHが3.8~6.6との極度に低下し、pHにより硝化が抑制されたものであった。又、エアーション

表3.1 処理方式の変更と調査経緯

調査時期	調査目的	処理方式	調査結果	施設の改善・ 或は付帯内容
第一期調査 '76.1~ '77.3	硝化による運転法の 確立	二段階硝化法 一段階硝化法	- PH低下による硝化の抑制 - 長時間曝気による処理水のT₁の悪化 - 目的の達成 - 処理水の循環再利用により、処理系内にNO₃-Tが蓄積する	- エアレーションタンクと沈殿池の基数の半減 - 苛性ソーダによるエアレーションタンク内のPHコントロール用設備の付帯
第二期調査 '78.3~ '78.8	流入下水を用いた硝化脱窒法の確立	脱窒を流入水中の有機物のみによる一段階硝化脱窒法	- T-Nの除去率70%前後 - 処理水中のT-N 7~17mg/l	- 好気性槽から嫌気性槽への循環用ポンプの付帯 - 嫌気性槽内の緩速攪拌用ポンプの付帯
第三期調査 '78.9~ '79.3	流入下水、メタノールを用いた硝化脱窒法の確立	第二期の処理方式にメタノールによる脱窒を組み込んだ一段階硝化脱窒法	- 目的達成 - 急激な高負荷を受ける時期に処理水が悪化する。	- 好気性槽の一部を嫌気性槽に変更し、当槽に緩速攪拌用ポンプの付帯 - メタノール注入設備の付帯 - 各槽の機能の向上を図るため、各槽に仕切り板を設ける。
第四期調査 '79.4.5.8. 12.'80.1	一段階硝化脱窒法に対する高負荷の影響の確認と対策法の確立	当施設の範囲内で考えられる一段階硝化脱窒法の各種運転法	目的達成	

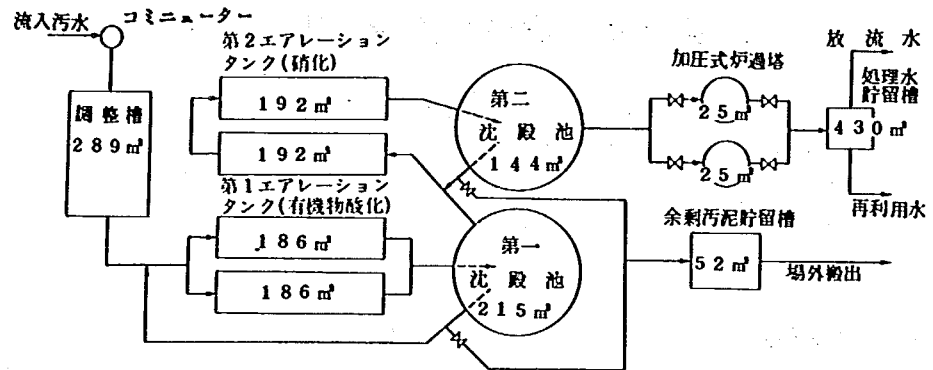


図3.1 調査した長時間エアレーション法の基本フロー（二段階硝化法）

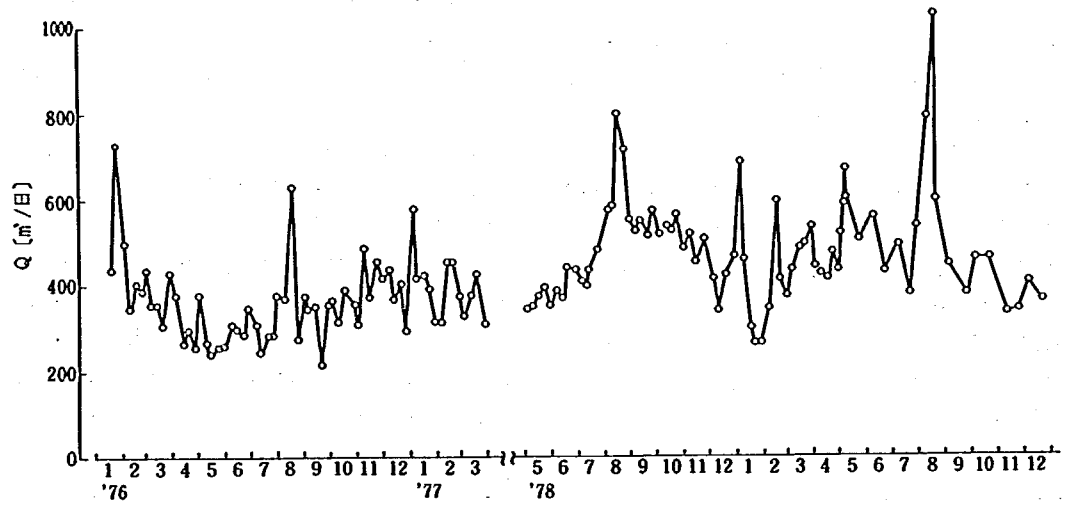


図3.2 流入水量の経年変化

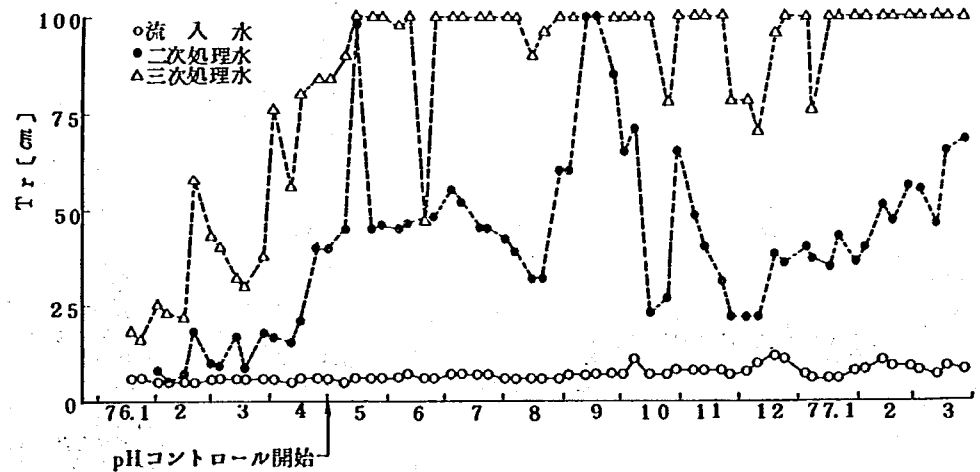


図3.3 Tr の変化

表 3.2 処理方式と平均水質

項 目			方式	硝 化	硝 化	硝 化	硝脱(I)	硝脱(II)
			汚泥 pH	Dual no	Single no	Single control	Single control	Single control
滞 留 時 間 (h)	エアレーションタンク			22	15	13	5.5	4.8
	嫌 気 性 槽			-	-	-	9.4	8.3
	計			22	15	13	15	13
Q (m ³ /日)				415	298	349	396	451
流 入 水 (mg/l)	SS			121	90	44	159	142
	BOD			106	113	89	124	100
	COD			55	59	40	52	45
	T-N			32.8	53.1	47.2	37.7	36.0
	K-N			24.2	39.5	30.7	37.6	35.4
	Org-N			9.5	11.0	7.8	12.7	14.5
	NH ₄ ⁺ -N			14.7	28.5	22.9	24.9	20.9
NO _x -N				8.6	13.6	15.8	0.1	0.6
処 理 水 (mg/l)	SS	2次		50	19.5	8.4		(5.6)
		3次		11.5	5.2	1.8	0.8	1.0
	BOD			28	8.0	8.4		(1.4)
				5.6	3.0	2.6	1.3	1.0
	COD			31	21	12.5		(6.2)
				13.0	19.5	9.2	4.9	4.9
	T-N			27.7	46.5	46.6		(7.6)
				30.8	54.8	46.7	12.6	6.0
	K-N			15.1	18.3	2.1		(2.0)
				6.9	12.5	1.0	0.5	1.2
	Org-N			4.0	1.3	1.0		(1.5)
				1.0	0.8	0.2	0.4	1.0
	NH ₄ ⁺ -N			11.9	17.0	1.1		(0.5)
				5.9	11.7	0.8	0.1	0.2
	NO _x -N			12.7	28.2	41.8		(5.6)
				23.9	42.3	42.8	12.1	4.8
除 去 率 (%)	SS			59	78	81		(96)
				90	94	96	99	99
	BOD			74	93	91		(99)
				95	97	97	99	99
	COD			44	64	69		(86)
				76	67	77	91	89
	T-N			15.5	12.4	1.2		(79)
				6.1	-3.2	4.2	67	83
	K-N			38	54	93		(94)
				71	68	97	99	97
	Org-N			58	88	86		(90)
				89	93	97	97	93
NH ₄ ⁺ -N			24	40	95		(98)	
			60	59	97	100	99	
汚 泥	MLSS (mg/l)			1,700	2,200	2,500	2,800	4,200
	SV ₃₀ (%)			18	41	54	39	83
	SVI			110	190	220	140	200

()内: 1979年5月2日~12月19日

タンク内の NH_4^+ の酸化は滞留時間11時間以内に停止していた。

以上のようなことから、1) NH_4^+ 除去率を向上させるにはアルカリ剤の投入が必要であることや、2) エアレーションタンク内の滞留時間が長すぎると処理水は悪化する傾向にあることが判明した。

b) 硝化, Single Sludge, pH無調整

処理水中のBOD等の有機成分はエアレーションタンク内の滞留時間を短くすることにより、向上させることができたが、pH無調整であったことから、硝化率の増加は認められなかった。

c) 硝化, Single Sludge, pH調整

処理水中のBOD等の有機成分の除去はpH無調整に比べ若干向上しており、又、 K-N 、 NH_4^+ は1mg/ℓ、0.8mg/ℓとほぼ満足できる値を得ることができた。

窒素の除去率は約4%と既設下水処理場の約40%に比べ非常に低いものであったが、これは流入下水中の窒素が生体合成や吸着等により除去されたものが、エアレーション時間が長いことから再び活性汚泥の自己酸化により溶解化し除去率を低下させたものであろう。事実、汚泥の発生量は9.0kg・SS/日、収率係数($Y = \text{発生量 (kg/日)} / \text{流入BOD量 (kg/日)}$)としては約0.3であり、既設下水処理場に比べ小さいものであった。

流入下水中の T-N は処理水を循環再利用していることから、処理水中の NO_x が循環され T-N の増加が認められた。ただし、再利用水中の NO_x はエアレーションタンクに流入するまでに約60%が除去されていた。

以上のようなことから、 NH_4^+ はpH調整することにより高率よく除去でき、又、同時にBOD等の有機成分の除去率も向上することが可能であった。

d) 硝化脱窒, 流入下水による脱窒

処理水中のBOD等の有機成分の除去は硝化のみに比べ、更に向上することができた。この原因として、エアレーションタンク内の滞留時間短縮の効果や嫌気性状態にした場合の汚泥の安定化等による効果が考えられる。

窒素の除去率は約67%であったが、この内汚泥による除去率は約2%であった。NaOHの注入量は脱窒により生成した水酸イオン(OH^-)が利用できたことから、硝化のみに比べ約30%程度節約出来た。

e) 硝化脱窒, 流入下水とメタノールによる脱窒

処理水中の有機成分等は流入下水のみによる脱窒とほぼ同程度であったが、 T-N の除去率は約83%まで向上した。さらに、メタノールの注入量を上げることにより95%以上、 T-N 濃度として1mg/ℓ以下にすることができた。

2) 硝化脱窒法に対する高負荷時の影響

高負荷のレベルは、通常時に対して水量負荷で約3倍、濃度負荷でBOD, COD, TOCが約2倍、 K-N が約3倍であり、これが10日継続した。このもとで、処理系内では以下の現象が確認された。

- ①: 活性汚泥の呼吸速度に対する阻害は認められず、流入水中の有機物濃度の上昇に見合った傾向を示した。
- ②: 硝化に関しては、硝化菌の生息数に変化がなく、又、硝化速度も安定したものであったため、顕著な悪影響はみられなかった。
- ③: 脱窒に関しても、硝化と同様であり、顕著な悪影響はみられなかった。
- ④: 処理水質の判定から、活性汚泥の有機物除去に対する阻害は認められなかった。
- ⑤: 硝化が阻害されなかったことから、流入水中の硝化対象量の増加に伴い硝化の進行が著しく、DO不足とpH低下が確認された。又、硝化対象量の増加や流入水量の増加により硝化時間の不足が確認された。
- ⑥: 沈殿池では、水量変動に伴う汚泥の流出が著しく、又、酸化態窒素の増加で、脱窒により汚泥浮上流出が起こった。

これらの現象から、この程度の高負荷のレベルでは、活性汚泥の生物相に対する阻害は殆んどなく、むしろ、流入水量の増加からくる反応時間の短縮や、硝化対象量の増加からくるDO不足、アルカリ不足等としての物理的影響の方が大きい。尚、DO不足やアルカリ不足により硝化を抑制した場合、嫌気性槽で汚泥の腐敗を招く可能性が大きく、それは生物処理系の破壊

に連ながる。

3) アルカリの硝化による消費と脱窒による供給

硝化によるアルカリの消費をみるために硝化した窒素の量から、それで消費される理論上のアルカリ量と実際消費したアルカリ量との関係を図 3.4 に示した。又、脱窒量とアルカリ発生量との関係を電子供与体が流入水の場合とメタノールの場合について、図 3.5 に示した。これらの関係は全て理論値に近い結果を得た。

4) 電子供与体と脱窒効果

当処理場における脱窒は、電子供与体として流入下水とメタノールを利用している。流入下水による脱窒効果をみるために、脱窒槽に流入する BOD と酸化態窒素の混合比と、脱窒率との関係を図 3.6 に示した。図の(a)と(b)の違いは脱窒槽の構造によるもので、前者は当槽の改造前、後者は改造後の関係であり、その構造は図 3.7 に示した。脱窒率が高率で安定する混合比は、改造前で 7～8 以上、改造後で 4～5 以上である。改造前に低効率の脱窒しか得られなかったのは、脱窒槽内で、流入水的水流により表面流が起こるような流入型式であったため、槽内の表面流出により脱窒時間が短縮されたこと、槽内水面をスカムで覆えず大気からの DO の供給を受けたことなどによる。

メタノールによる脱窒効率、メタノールの酸化態窒素に対する注入比 (W/W) と脱窒率の関係で図 3.8 に示した。高率の脱窒が得られるのは注入比で 4～5 である。

脱窒効果に関する報文では、BOD 標示、或はメタノール等の絶対量標示の双方で 3～4 が多い。この値は、電子供与体の種類や脱窒時間、脱窒槽内の環境等による影響を受けるものであるが、当処理場の結果からは、脱窒は脱窒槽の水理学的構造からくる影響を受けやすく、設計に際し十分な配慮が必要であることが示された。

5) 処理方式の違いと活性汚泥中の原生、後生動物

一段階硝化法と一段階硝化脱窒法において、活性汚泥中に生息していた原生、後生動物の生息比を表 3.2 に示した。

双方の処理方式とも優占種は根足虫類で、そ

れは Euglypha を代表とする有殻アメーバ類であった。これは、SRT の長い処理系でみられる傾向である。処理方式の違いは、繊毛虫類と後生動物の生息比の逆転として現われた。これは、後生動物は原生動物より嫌気的環境に対する馴応性が低いことを示しているのかもしれない。

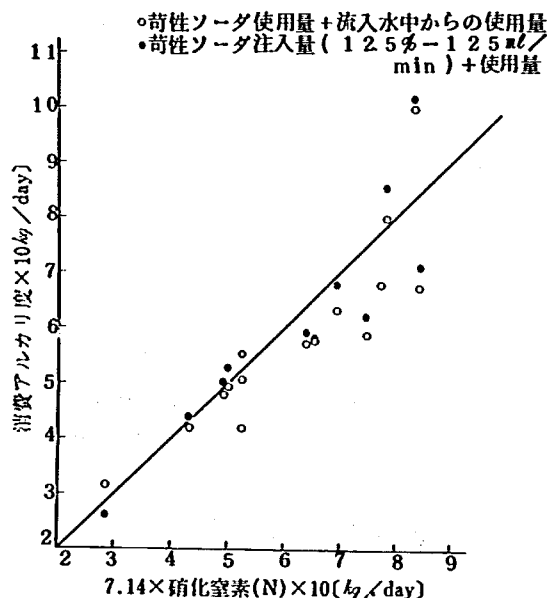


図 3.4 第一好気性槽でのアルカリのバランス

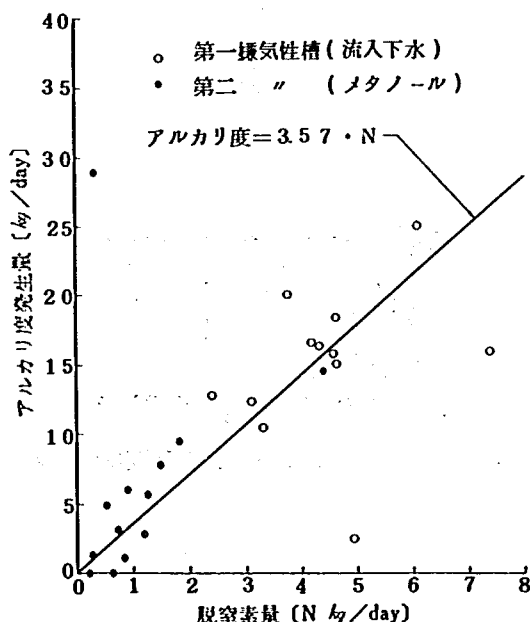


図 3.5 脱窒素によるアルカリの生産

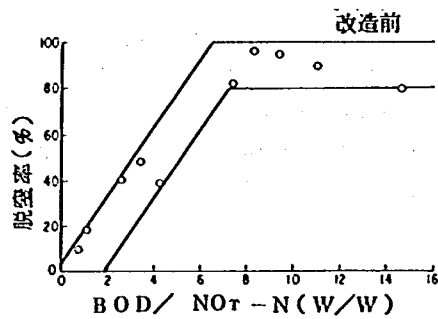


図3.6(a) 汚水(BOD)と $\text{NO}_T\text{-N}$ との混合比(W/W)と脱窒率の関係

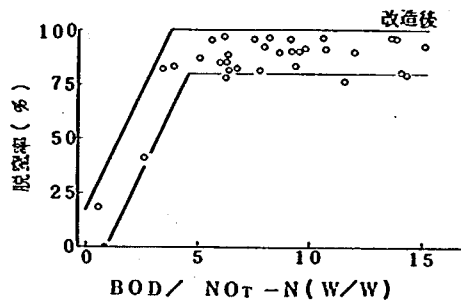


図3.6(b) 汚水(BOD)と $\text{NO}_T\text{-N}$ との混合比(W/W)と脱窒率との関係

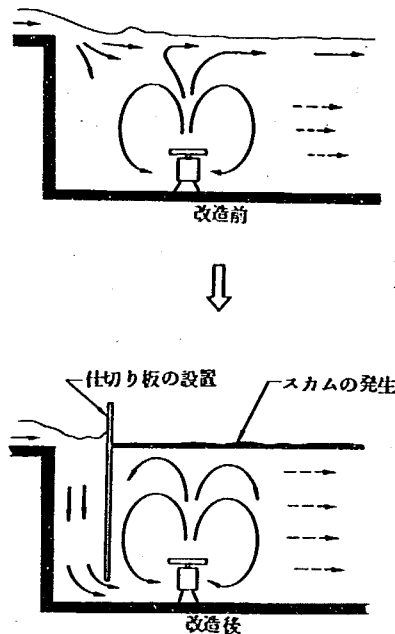


図3.7 脱窒槽の改造前後における流水の予想図

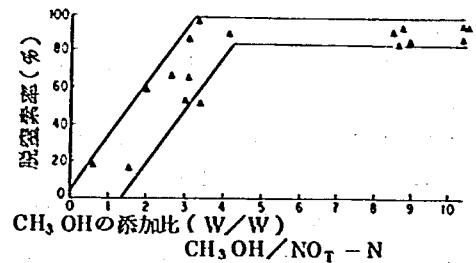


図3.8 メタノールの添加比と脱窒率の関係

6) 処理方式と処理経費

当処理場では各種処理方式を採用してきたが、同一の処理系内でどの処理方式を採用するか判定には処理経費も大きな比重を占めるものである。処理経費は、その利用目的により種々の積算方法があるが、ここでは、既存施設の中で最も経済的な処理方式を追求する立場から、下水1 m^3 を処理するのに必要な維持管理費を処理経費とし、その対象を人件費、電力費、薬品費、余剰汚泥処分費、水質分析費とした。積算には、各量の実績値と1980年1月31日の時点で当処理場が採用している単価を使用した。

処理方式の違いと処理コストを表3.3に示した。又、当処理場で最終的に採用した一段階硝化脱窒法における処理経費の内訳を図3.9に示した。図3.10には、当処理方式の位置付けを図る為に、1970年に土木研究所が活性汚泥法に関して調査した結果²⁶⁾に、当処理場の結果を1970年時の経費に換算して記載した。

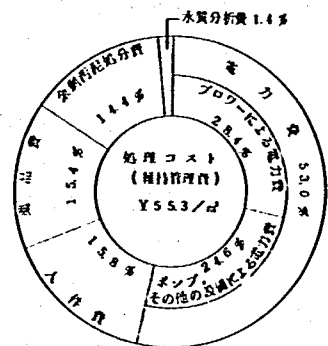


図3.9 処理経費(維持管理費)の構成

処理方式の違いによる処理経費は、使用薬品の種類とその使用量の違いにも依るが、使用電力量の違いに依る所が大きい。一段階硝化脱窒法は一段階硝化法に比べて有機物酸化のための空気量が削減できるものであるが、それでも電

表 3.2 処理方式の違いと、活性汚泥中の原生、後生動物の生息構成

生 物	一 段 階 硝 化 法		一 段 階 硝 化 脱 窒 法	
	生 息 数 (N/ml)	生 息 比 (%)	生 息 数 (N/ml)	生 息 比 (%)
原 生 動 物	3 6,6 0 0	8 1.9	1 2,6 8 0	9 7.8
鞭 毛 虫 類	9 4 0	2.1	1,0 8 0	8.3
根 足 虫 類	3 1,6 0 0	7 0.8	8,9 2 0	6 8.8
纖 毛 虫 類	4,0 3 0	9.8	2,6 8 0	2 0.7
後 生 動 物	8,0 9 0	1 8.1	2 8 0	2.2
計	4 4,7 0 0	1 0 0	1 2,9 6 0	1 0 0

表 3.3 処理方式と処理経費

処 理 方 式	処理方式による主な変動要因					処理経費	
	電力使用量 KWH/day	苛性ソーダ使用量 kg/day	メタノール使用量 ℓ/day	必要経費 ¥/day	必要経費 比 率	¥/m ³	比 率
一 段 階 硝 化 法	1,300	63.0	0.1	29,660	1.00	70.7	1.00
一段階硝化脱窒法 (流入下水による脱窒)	920	27.0	0.1	18,880	0.64	52.7	0.75
一段階硝化脱窒法 (流入下水とメタノールによる脱窒)	920	22.5	14.4	19,924	0.67	55.5	0.79

力費は処理経費の約 50% を占めるものである。

一段階硝化脱窒法の使用電力量の内、循環水ポンプや嫌気性槽攪拌ポンプ等の脱窒に必要な電力量は約 30% であった。又、図 3.9 の一段階硝化脱窒法の人件費が少ないものは、本処理場では特に高度な技術者を必要としないで週 2 ～ 3 回、半日程度の管理だけで十分維持することができたからである。以上のようなことから、維持管理費としては他の活性汚泥法と変わらないものであった。

従って、本処理場での一段階硝化脱窒法は、処理水の水質レベルを考慮すると、他の活性汚泥法より安価な処理方式であると言える。又、長時間エアレーション法を採用するならば、処理水質や維持管理費を考えると一段階硝化脱窒法で運転した方が、より有効であると言える。

3.3 結 論

1) BOD, COD 等の有機成分の除去は、硝化のみに比べ硝化脱窒処理を行った方がすぐれている。硝化脱窒処理の処理水質は急速濾過を行わなくとも SS 6 mg/ℓ, BOD 1.4 mg/ℓ, COD 6 mg/ℓ 程度にすることができた。

2) メタノールを用いた硝化脱窒処理は T-N の除去率として 95% 以上、T-N 濃度として 1 mg/ℓ 以下にすることができた。

3) 硝化脱窒処理の汚泥発生量は既設の下水処理に比べ小さいものであった。

4) 硝化脱窒処理の NaOH 使用量は、硝化のみに比べ減少した。

5) 急速濾過、塩素滅菌した硝化脱窒処理の

処理水は、そのまま水洗便所用水として再利用しても問題なかった。

6) 硝化脱窒処理に通常の2～3倍の負荷を与えても活性汚泥の呼吸活性や硝化脱窒菌には悪影響が認められなかった。しかし、流入水中の硝化対照量や水量の増加に伴ない反応時間の短縮、DO不足、pH低下が認められた。

7) 硝化脱窒処理におけるアルカリの消費と供給のバランスは理論値に近いものであった。

8) 脱窒作用は施設の構造や運転法、有機炭素源の資化性による影響を受けるが、当処理場での脱窒に必要な有機物量は流入下水BOD/ $\text{NO}_x - \text{N} = 4 \sim 5$ 、メタノールBOD/ NO_x

$- \text{N} = 4 \sim 5$ であった。

9) 硝化処理と硝化脱窒処理における原生、後生動物の優先種は有殻アメーバ類であった。硝化処理は後生動物が比較的多く検鏡されたが、硝化脱窒処理ではほとんど検鏡されなかった。

10) 硝化脱窒処理は特に高度な技術者を必要としなかった。

11) 本処理場の維持管理費は他の活性汚泥法とほぼ同等であった。

12) 硝化脱窒処理は長時間エアレーション方式に比べ処理水質、維持管理費ともにすぐれている。

第4章 生物学的硝化脱窒法の経済性

新しい処理方式の適用にあたっては、処理にかかわる経費を試算し現実に適用可能であるかを把握しておく必要がある。本報では経費を建設費と維持管理費に分け、それぞれが2次処理（標準活性汚泥法）の経費に対しどの程度の経費増になるかを検討した。ただし、主な算出条件は表4.1に示しておく。又、処理規模は流入水量0.5～20万 m^3 /日程度のものとした。

表4.1 経費算出のための主な設計条件

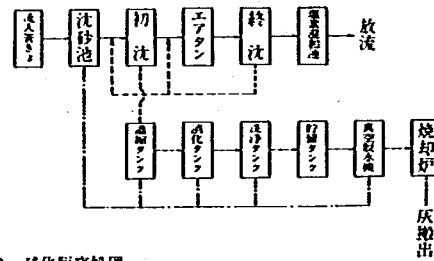
項 目		数 値
流 入 水	B O D (mg/l)	200
	K - N (mg/l)	30
	アルカリ度 (mg/l)	120
	窒素濃度 (N/g)	1.1×10^3
エアレーションタンク 流 入 水	B O D (mg/l)	140
	K - N (mg/l)	24
	アルカリ度 (mg/l)	120
	窒素濃度 (N/g)	3.0×10^3
エアレーションタンク	最低水温 ($^{\circ}\text{C}$)	15
	硝化窒素量 (mg/l)	24
	窒素濃度 (N/g)	3.0×10^3
	2次 S S (mg/l)	10
放 流 水	2次 S S (mg/l)	20
	B O D (mg/l)	5
	S S (mg/l)	5
	アルカリ度 (mg/l)	50
S A T (日)	2次処理(2次)	4
	硝化脱窒処理(硝化)	15
硝化脱窒処理水量	返送汚泥	Q
	新 理 水	3Q
硝化脱窒処理	M L S S (mg/l)	4000
	M L V S S (mg/l)	3200
薬 品 単 価	N a O H (円/kg)	80
	M e O H (円/kg)	114
脱窒のM e O H / N O _x 比		3
系内における硝化率、脱窒率 (%)		100
設 計 流 入 水 量 ($\text{万m}^3/\text{日}$)		0.5~20

4.1 算出方法

4.1.1 処理フロー

処理フローは経費算出に対し影響を与えることから、本報における処理フローは図4.1のものとする。ただし、硝化脱窒処理に対し調整池を設けたのは流入水量の時間変動による反応効率の低下を抑えるためであり、又、濾過池を設けたのは最終沈殿池で脱窒が生じ汚泥が越流した場合の除去施設である。

1. 2次処理



2. 硝化脱窒処理

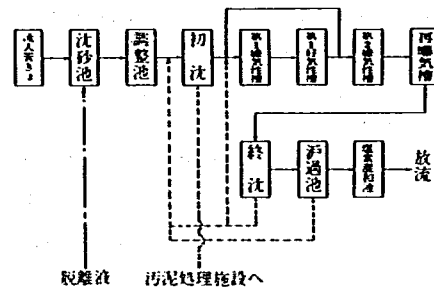


図4.1 フローシート

4.1.2 2次処理における各施設の容量

2次処理（標準活性汚泥法）における各施設の容量は表4.2のものとする。²⁷⁾

表4.2 2次処理による各施設容量

水処理施設	初 沈	エアタンク	終 沈	塩素混合池
容量(m^3)	85.8 Q	329 Q	120 Q	10.4 Q
汚泥処理施設	濃 縮 槽	消化タンク	洗浄タンク	貯留タンク
容量(m^3)	11.25Q	160 Q	15.8 Q	237 Q

容量： $\times 10^{-3}$

4.1.3 硝化脱窒処理における各施設の容量

a) 最初沈殿池

最初沈殿池容量は2次処理に準ずる。

b) 調整池； V_r

調整池容量は流入水量の変動により異なるが、ここでは流入水量の4時間分を貯留できるものとする。

$$V_r = Q \cdot 4 / 24 = 0.167 Q \quad (4.1)$$

c) エアレーションタンク（第1好気性槽）

； V_A 硝化脱窒処理のエアレーションタンク容量は

SATと次の様な関係にある。

$$V_A = SAT (\Delta S + SS) / MLSS \quad (42)$$

ΔS ; 余剰汚泥発生量 (kg/日)

SS ; 放流されたSS量 (kg/日)

MLSS; (kg/m³)

SATは(2.4.13)式よりもとめることができる。(2.4.13式)に表4.1の設計条件を代入すると

$$\begin{aligned} SAT &= 187 \cdot 1.097^{(20-T)} \cdot \log N_{Ar} / N_{If} \\ &= 13.2 \text{ (日)} \end{aligned} \quad (43)$$

となる。ここで10%の余裕を見ると

SAT $\approx$ 15 (日) となる。又、最初沈殿池の有る ($\Delta S + SS$) は公共下水道統計から次式の様に表わすことができた。(1.4.2汚泥処理経費を参照)

$$\begin{aligned} (\Delta S + SS) &= (\text{流入BOD量(kg/日)}) \cdot (SAT)^{0.582} \\ &= 1.80 \text{ (kg/日)} \end{aligned} \quad (44)$$

流入下水中のBODは200mg/ℓであることから

$$\begin{aligned} (\Delta S + SS) &= 0.200 Q \cdot (15)^{-0.582} \cdot 1.80 \\ &= 0.0744 Q \text{ (kg/日)} \end{aligned} \quad (45)$$

となる。ゆえに V_A は

$$V_A = 15 \cdot 0.0744 Q / 4 = 0.279 Q \text{ (m}^3\text{)} \quad (46)$$

である。ただし、この V_A は亜硝酸菌を飽和生息数にするための容量であることなら、この V_A で十分に硝化反応が終了するかを確認しておく必要がある。その判定方法を以下に示す。

(硝化時間の判定)

エアレーションタンク内の滞留時間 (AT_1) は流入水量、返送汚泥量および循環水量により影響を受ける(4.7式)。

$$AT_1 = 24 \cdot V_A / Q(1+n+r) \text{ (h)} \quad (47)$$

n ; 循環水比

r ; 返送汚泥比

(4.7)式に $n=3$, $r=1$ を代入すると AT_1 は1.33 (h) となる。又、硝化速度は(2.26)式によりもとめることができる。

$$Nr = [Lv_{(K-N)}]^{0.749} \cdot 65.5 \cdot [N/20]^{0.222} \cdot 1.094^{(T-20)} \quad (48)$$

$Lv_{(K-N)}$; $K-N$ 容量負荷 (kg/m³・日),
(流入下水中の $K-N$ (kg/m³) $\cdot Q / V_A$)

N ; エアレーションタンク内の硝化すべき窒素濃度 (mg/ℓ)

$$N = (K - N) (\text{硝化する割合}) / (1 + n + r)$$

ここで、流入下水中の $K-N$ 30mg/ℓ, 最初沈殿池等による除去率20%, 硝化する割合を1.0とすると,

$$\begin{aligned} Nr &= (24Q/V_A)^{0.749} \cdot 65.5 \cdot \\ &\quad [24/20(1+n+r)]^{0.222} \cdot 1.094^{(15-20)} \\ &= 4.85 \text{ (mg/ℓ} \cdot \text{h)} \end{aligned} \quad (49)$$

となる。又、反応速度からもとめられる反応時間 (AT_2) は

$$AT_2 = (N / (1 + n + r) \cdot Nr) \cdot \alpha \quad (4.10)$$

α ; 安全係数, NH_4^+ 濃度減少に伴う反応速度の低下による反応時間の増加等による影響の補正係数であり、通常1.1~1.4に設定する。

であることから、 $\alpha = 1.2$ を用いた場合の AT_2 は次の様になる。

$$\begin{aligned} AT_2 &= (24/5 \cdot 4.85) 1.2 \\ &= 1.19 \text{ (h)} \end{aligned} \quad (4.11)$$

ゆえに、 AT_2 は AT_1 より大きいことから十分この V_A において硝化できる。

d) 再曝気槽(第2好気性槽) ; V_s

本槽は残存するメタノールの分解や混合液のDOを上げることが目的であることから、本槽の滞留時間は15分に設定した。

$$\begin{aligned} V_s &= (0.25 \text{ (h)} / 24 \text{ (h)}) Q(1+r) \\ &= 0.021 \text{ (m}^3\text{)} \end{aligned} \quad (4.12)$$

e) 第1嫌気性槽 ; V_{D1}

第2章の2.4から脱窒菌の比増殖速度は硝化菌に比べ非常に大きくSingle Sludge法においては脱窒菌を飽和生息数にするための配慮がほとんど必要なかったことから、ここでは脱窒速度から反応槽容量を決定する。

流入下水を用いた脱窒速度は流入下水の組成により異なると考えられるが、ここでは次式を用いて設定する。

$$Dr_1 = [Lv_{(BOD)}]^{0.806} \cdot 9.8 \cdot 1.07^{(T-20)} \quad (4.13)$$

Dr_1 ; 流入下水による脱窒速度 (mg/ℓ・h)

$Lv_{(BOD)}$; BOD容量負荷 (kgBOD/m³・日),

$$Lv_{(BOD)} = BOD \text{ (kg/日)} / (V_A + V_s + V_{D1} + V_{D2})$$

第1嫌気性槽内の滞留時間 (T_{D1}) は

$$T_{D1} = V_{D1} \cdot 24 / Q(1+n+r) \text{ (h)} \quad (4.14)$$

であり、又、第1嫌気槽内の酸化態窒素濃度 (NO_{T1}) は

$$\text{NO}_{T1} = N \cdot n / (1+n+r)^2 \quad (4.15)$$

である。ゆえに、第1嫌気性槽内において100%脱窒するには次式が成立しなければならない。

$$T_{D1} \geq \text{NO}_{T1} / D_{r1} \cdot \alpha \quad (4.16)$$

$$\frac{V_{D1} \cdot 24}{Q(1+n+r)} \geq \frac{N \cdot n}{(1+n+r)^2} \cdot \{ \text{Lv}(\text{BOD}) \}^{0.806} \cdot 1.074^{(20-T)} \cdot 0.102 \quad (4.17)$$

$$\frac{V_{D1} \cdot 4.8}{Q} \geq 0.420 \left\{ \frac{0.140Q}{V_A + V_S + V_{D1} + V_{D2}} \right\}^{-0.806}$$

又、 $V_A = 0.279Q$, $V_S = 0.021Q$, $V_{D1} = aQ$, $V_{D2} = bQ$ とすると

$$V_{D1} \geq 0.427Q(0.300+a+b)^{0.806} \quad (4.18)$$

f) 第2嫌気性槽; V_{D2}

第2章の2.4からメタノールを用いた脱窒速度 (D_{r2}) は次式のように表わすことができる。

$$D_{r2} = \{ \text{Lv}(\text{MeOH}) \}^{0.598} \cdot 46 \cdot 1.074^{(T-20)} \quad (4.19)$$

$\text{Lv}(\text{MeOH})$; メタノール容量負荷 ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{日}$),

$\text{Lv}(\text{MeOH})$; MeOH ($\text{kg}/\text{日}$) /

($V_A + V_S + V_{D1} + V_{D2}$)

第2嫌気性槽内の滞留時間 (T_{D2}) は

$$T_{D2} = V_{D2} \cdot 24 / Q(1+r) \quad (\text{h}) \quad (4.20)$$

であり、又、第2嫌気性槽内の NO_{T2} は

$$\text{NO}_{T2} = N / (1+n+r) \quad (4.21)$$

である。 NO_T 1%脱窒するのに必要なメタノール量を3%とすると、第2嫌気性槽内において100%脱窒するには、次式が成立しなければならない。

$$T_{D2} \geq (\text{NO}_{T2} / D_{r2}) \quad (4.22)$$

$$\frac{V_{D2} \cdot 12}{Q} \geq 0.149 \left\{ \frac{0.0288Q}{V_A + V_S + V_{D1} + V_{D2}} \right\}^{-0.598}$$

$$V_{D2} \geq 0.104Q(0.300+a+b)^{0.598} \quad (4.23)$$

以上の様なことから、 V_{D1} と V_{D2} は (4.18) 式と (4.23) 式からもとめることができる。ゆえに、 V_{D1} と V_{D2} はそれぞれ $0.323Q$, $0.084Q$ とすることができた。

g) 最終沈殿池

硝化脱窒処理における最終沈殿池容量は返送汚泥比を1とするなら、最終沈殿池に流入する水量が2次処理に比べ2倍程度になることから、2次処理容量の2倍とする。

h) 汚泥処理にともなう容量

最初沈殿池を有する処理施設の汚泥発生量は次式のように示すことができる (1.4.2 汚泥処理経費を参照)。

$$\begin{aligned} \text{〔初沈汚泥発生量〕} &= \text{〔流入BOD量〕} \\ &\quad \cdot 0.62 \text{ (kg/日)} \quad (4.24) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{〔余剰汚泥発生量〕} &= \text{〔流入BOD量〕} \\ &\quad \cdot \{ (\text{SAT}) \}^{-0.582} \cdot 1.80 \\ &\quad - \text{〔放流SS量〕 (kg/日)} \quad (4.25) \end{aligned}$$

ここで、流入下水中のBOD200 (mg/ℓ)、2次処理のSS 20 (mg/ℓ)、硝化脱窒処理のSS 5 (mg/ℓ)、2次処理のSAT 4 (日)、硝化脱窒処理のSAT 15 (日) とすると、

$$\begin{aligned} \text{〔2次処理汚泥発生量〕} &= (0.20Q) \cdot (4)^{-0.582} \\ &\quad \cdot 1.80 + 0.62 - 0.020Q \\ &= 0.265Q \quad (4.26) \end{aligned}$$

硝化脱窒処理汚泥発生量 = (0.20Q)

$$\begin{aligned} &= \{ (15)^{-0.582} \cdot 1.80 + 0.62 \} - 0.005Q \\ &= 0.193Q \quad (4.27) \end{aligned}$$

であり、2次処理に比べ硝化脱窒処理した場合の汚泥発生量は約25%の減少が見込まれた。以上の様なことから、硝化脱窒処理の汚泥処理施設容量は2次処理の容量の25%減とした。

i) 硝化脱窒処理における各施設容量の総括
上記の容量算出式をまとめたものが、表4.3である。

表4.3 硝化脱窒処理による各施設容量

水処理施設	調整池	初沈	第1嫌気	エアタンク
容量 (m^3)	0.167Q	0.086Q	0.323Q	0.279Q
水処理施設	第2嫌気	再曝気	終沈	塩析脱水池
容量 (m^3)	0.084Q	0.021Q	0.240Q	0.010Q
汚泥処理施設	濃縮槽	消化タンク	洗浄タンク	貯留タンク
容量 (m^3)	$85 \times 10^{-3}Q$	0.120Q	$119 \times 10^{-3}Q$	$177 \times 10^{-3}Q$

4.1.4 2次処理維持管理経費

2次処理による維持管理経費は、昭和53年度公共下水道統計からもとめた (表4.4)。下水

表 4.4 2次処理経費算出基本式

1. 下水処理経費
(下水処理経費) = (Q) ^{0.723} ・190 (円/日)
(電力費) = (Q) ^{0.857} ・19.6 (円/日)
2. 汚泥処理経費
(汚泥処理経費Ⅰ) = (ES) ^{0.643} ・1.14×10 ⁵ (円/日)
(電力費Ⅰ) = (ES) ^{0.643} ・1.14×10 ⁴ (円/日)
(汚泥処理経費Ⅱ) = (ES) ^{0.643} ・6.83×10 ⁴ (円/日)
(ES(A)) = (BOD)・((SAT) ^{-0.113} ・1.80+0.62)
-(SS)
(ES(B)) = (BOD)・((SAT) ^{-0.113} ・2.65-(SS)
3. 管理費
(管理費) = (2次処理経費)・0.094
4. 2次処理経費
(2次処理経費) = 1.104・((下水処理経費)+(汚泥処理経費Ⅰ)) (円/日)

Q: 流入水量 (m³/日), ES: 汚泥発生量 (t/日), BOD: 流入BOD量 (t/日)
SS: 流出SS量 (t/日), 汚泥Ⅰ: 濃縮-消化-脱水-焼却, 汚泥Ⅱ: 濃縮-脱水
ES(A): 汚泥を有する施設, ES(B): 汚泥なしの施設

処理経費あるいは汚泥処理経費とは、下水又は汚泥を処理するのに必要な電力費、人件費、委託費、補修費、薬品費、燃料費などの統計である。又、管理費とは庶務人件費、通信費、共通経費（光、熱、水）、水質分析費などの統計である。これらの算出根拠については以下に示す。

4.1.4.1 下水処理経費

a) 流入水量と下水処理経費

流入水量と下水処理経費との関係を図 4.2 に示した。ただし、汚泥処理人件費が明記されていないものや流入水中の BOD が 80 mg/ℓ 以下、300 mg/ℓ 以上のものについては除いてある。これより、流入水量と下水処理経費とは次式の様な関係にあった。

$$(\text{下水処理経費}) = (Q)^{0.723} \cdot 190 \text{ (円/日)} \quad (4.28)$$

b) 下水処理経費中の電力費の割合

下水処理経費と電力費との関係を図 4.3 に示した。又、それらの関係は次式の様を示すことができた。

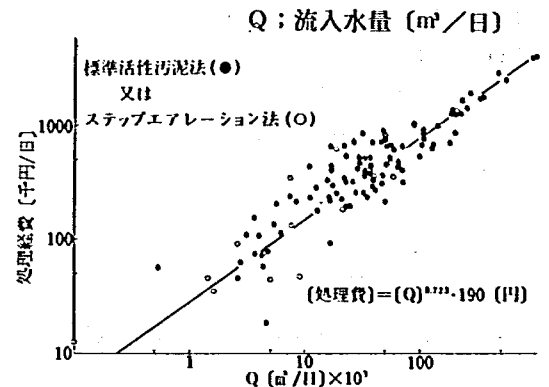


図 4.2 下水処理経費

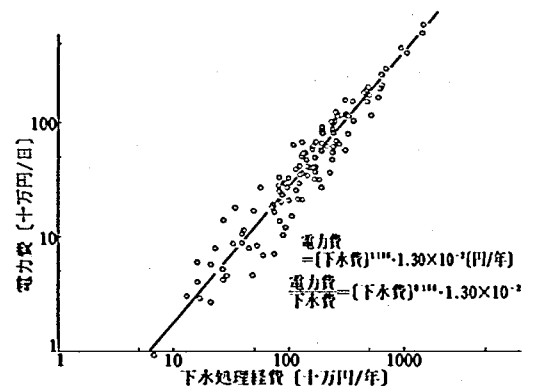


図 4.3 下水処理経費中の電力費

$$\begin{aligned} (\text{年間電力費}) &= (\text{年間下水処理経費})^{1.186} \\ &\quad \cdot 1.30 \times 10^{-2} \text{ (円/年)} \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \text{ (円/日)} \end{aligned} \quad (4.29)$$

4.1.4.2 汚泥処理経費

a) 汚泥発生量と汚泥処理経費（その 1）

濃縮-消化-脱水-焼却処理施設の汚泥発生量と汚泥処理経費、汚泥処理電力費との関係を図 4.4, 4.30, 31 式に示した。

$$(\text{汚泥処理経費}) = (ES)^{0.643} \cdot 1.14 \times 10^5 \text{ (円/日)} \quad (4.30)$$

$$(\text{汚泥処理電力費}) = (ES)^{0.643} \cdot 1.14 \times 10^4 \text{ (円/日)} \quad (4.31)$$

ES: 汚泥発生量 (乾燥重量 t/日)

b) 汚泥発生量と汚泥処理経費（その 2）

濃縮-脱水処理施設の汚泥発生量と汚泥処理経費との関係を図 4.5, 4.32 式に示した。

$$\begin{aligned} (\text{汚泥処理経費}) &= (ES)^{0.643} \\ &\quad \cdot 6.83 \times 10^4 \text{ (円/日)} \end{aligned} \quad (4.32)$$

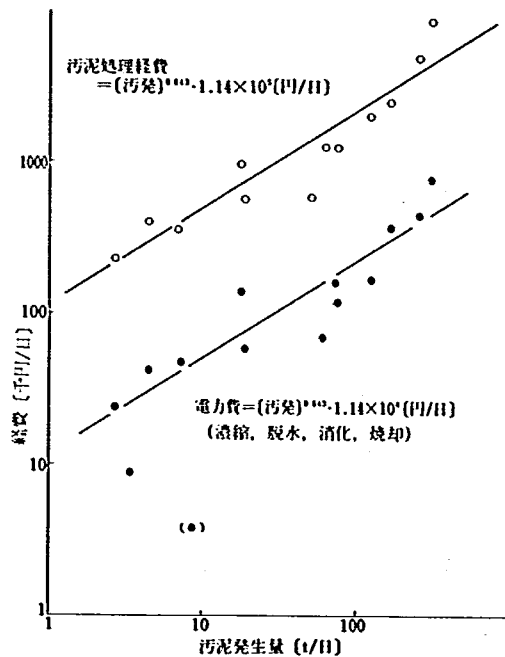


図4.4 汚泥発生量と汚泥処理経費との関係

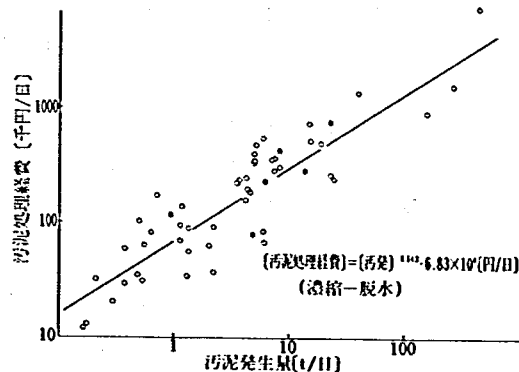


図4.5 汚泥発生量と汚泥処理経費との関係

c) 汚泥発生量の予測 (最初沈殿池 無)

汚泥発生量は流入水質、水温、DO、エアレーション時間、SAT等により影響される。例えば、流入水質の影響とは流入水中の難分解性のSSや非分解性のSS(砂等)の含有率が高いと生物分解されにくくなり、相対的に汚泥の発生量が増加する。

公共下水道統計ではデータが限られているから、ここでは一般的に用いられている汚泥発生量(4.33式)とSATとの関係をもとめた。

$$(\text{余剰汚泥発生量}) = Y \cdot \text{BOD} (\text{kg/日}) \quad (4.33)$$

Y: 収率係数

BOD: 流入BOD量 (kg/日)

昭和46, 47年度公共下水道統計より、最初沈殿池がない処理場のYとSATとの関係をもとめた。その結果を図4.6に示した。

$$Y_1 = (\text{SAT})^{-0.582} \cdot 2.65 \quad (4.34)$$

Y₁: 初沈がない処理場のY, Y₁ = (余剰汚泥発生量 + 放流SS量) / 流入BOD量

ゆえに、汚泥処理を施さなければならない汚泥量(ES)は次式の様に示すことができる。

$$\text{ES} = (\text{流入BOD量}) \cdot (\text{SAT})^{-0.582} \cdot 2.65 - (\text{放流SS量}) (\text{kg/日}) \quad (4.35)$$

ただし、図中のバラツキは先に述べた影響因子だけでなく、汚泥処理系での処理状況による影響も受けたためであろう。

d) 汚泥発生量の予測 (最初沈殿池 有)

最初沈殿池が有る処理場の発生汚泥量(ES)は、最初沈殿池汚泥発生量と余剰汚泥発生量の合計であるが、公共下水道統計ではエアレーションタンク流入BOD量がもとめられていないことから、ここでの余剰汚泥発生量は流入BOD量からもとめた。

流入BOD量と最初沈殿池汚泥発生量との関係を図4.7, 4.36式に示した。

$$(\text{初沈汚泥発生量}) = (\text{流入BOD量}) \cdot 0.62 (\text{kg/日}) \quad (4.36)$$

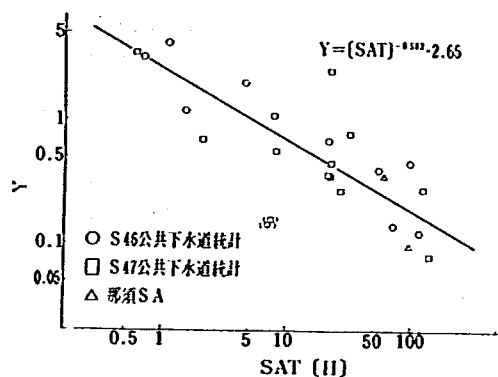


図4.6 汚泥の滞留時間と収率係数 (初沈 無)

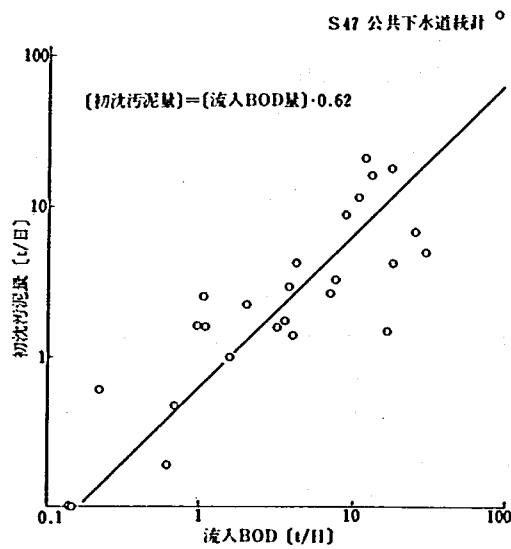


図 4.7 流入BOD量と初沈汚泥量

又、 Y_2 とSATとの関係を図48, 4.37式に示した。

$$Y_2 = (SAT)^{-0.582} \cdot 1.80 \quad (4.37)$$

Y_2 : 初沈がある処理場のY

ゆえに、最初沈殿池が有る処理場のESは次式の様に示すことができる。

$$ES = (\text{流入BOD量}) \cdot (SAT)^{-0.582} \cdot 1.80 + 0.62 - (\text{放流SS量}) \quad (\text{kg/日}) \quad (4.38)$$

4.1.4.3 管 理 費

維持管理費中の管理費の割合を図4.9に示した。これより、管理費として4.39式をもとめた。

$$[\text{管理費}] = [\text{維持管理費}] \cdot 0.094 \quad (\text{円/日}) \quad (4.39)$$

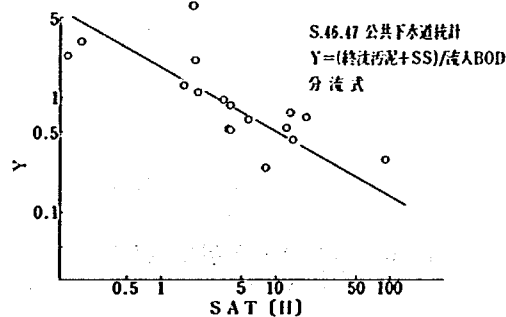


図 4.8 汚泥の滞留時間と収率係数 (初沈 有)

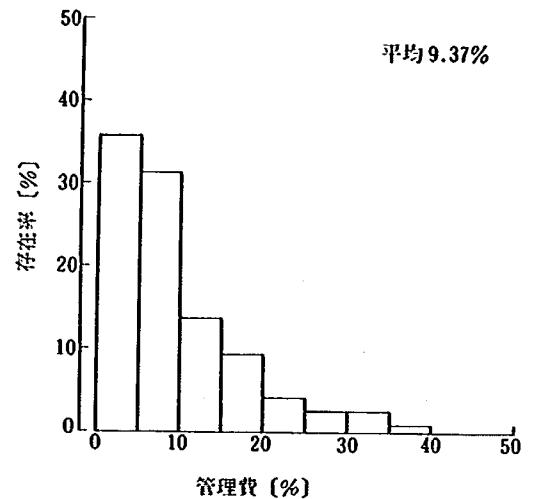


図 4.9 総処理費に対する管理費の割合

4.1.4.4 維持管理費

以上のようなことから、維持管理費は次式の様に示すことができる。

$$[\text{維持管理費}] = 1.104 \{ (\text{下水処理経費} + [\text{汚泥処理経費}]) \quad (\text{円/日}) \quad (4.40)$$

又、本式が実際に必要とした維持管理費とどの程度の相関があるかを検討したものが図4.10である。これより、本式は下水を処理するのに必要な経費を十分に反映している。

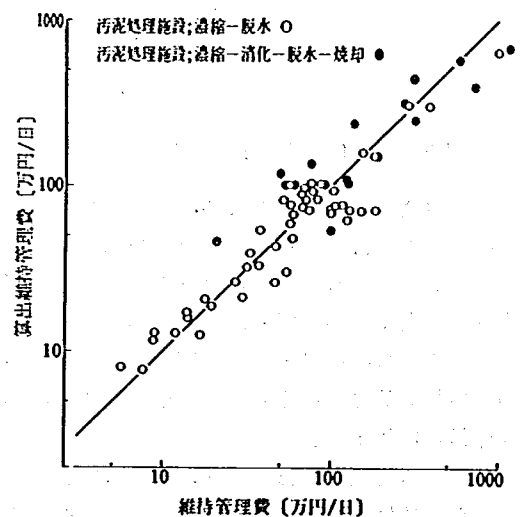


図 4.10 維持管理費と算出維持管理費

4.1.5 硝化脱窒処理維持管理経費

4.1.5.1 下水処理経費

硝化脱窒処理における下水処理経費は、2次処理に比べ電力費等の増加が見込まれる他に、新たにアルカリ剤費、有機炭素源費等を計上しなければならない(4.41式)

〔下水処理経費〕 = 〔NaOH費〕

+ 〔MeOH費〕 + 〔電力費〕 + 〔その他〕 (4.41)

ただし、ここではアルカリ剤をNaOH、有機炭素源をメタノールとした。

(1) NaOH費

エアレーションタンク内のpHはNH₄⁺酸化に伴い減少することから、pHを調整するためにアルカリ剤(NaOH, CaCO₃等)を供給しなければならない。pH調整に必要な窒素(N)換算によるアルカリ剤量は次式の様に定義できる。

$$A_0 = N_A - (A_1 + A_2 + A_3) \quad (4.42)$$

A₀: アルカリ剤添加量 (kgN/日)

A₁: 硝化に利用できる流入下水中のアルカリ度 (kgN/日)

A₂: 第1嫌気性槽内のアルカリ生成量 (kgN/日)

A₃: 返送汚泥によりエアレーションタンクに持ち込まれるアルカリ量 (kgN/日)

N_A: 硝化される窒素量 (kgN/日)

A₁は、N₁mgを酸化するのに必要なアルカリ度が7.14mgであることから、

$$A_1 = 0.140 \cdot A_1 \cdot Q \cdot 10^{-3} \quad (\text{kgN/日}) \quad (4.43)$$

A₁: 硝化に利用できる流入下水中のアルカリ度 (mg/ℓ as CaCO₃)

Q: 流入水量 (m³/日)

となる。A₂は、系全体における硝化率と脱窒率を100%とするならば、次式の様に示すことができる。

$$A_2 = \frac{1}{2} \cdot N_K \cdot Q \cdot \frac{n}{(1+n+r)} \cdot \alpha \cdot 10^{-3} \quad (4.44)$$

N_K: 硝化する窒素濃度 (mg/ℓ as N)

α: 第1嫌気性槽内の脱窒率

又、A₃は、次式からもとめることができる。

$$A_3 = \frac{1}{2} \cdot N_K \cdot Q \cdot \left(1 - \frac{n\alpha}{(1+n+r)} \right) \cdot \left(\frac{r}{(1+r)} \right) \cdot 10^{-3} \quad (4.45)$$

NH₄⁺ 1mg (as N) 酸化するのに必要な NaOH は、5.71mgであることから、NaOH費は次式の様に示すことができる。

〔NaOH費〕 = (5.71 NaOH単価)

(N_A - A₁ - A₂ - A₃) (円/日)

$$= \left(\frac{5.71 \cdot \text{NaOH単価} \cdot Q}{1000} \right)$$

$$\cdot N_K - 0.140 A_1 - \frac{1}{2}$$

$$\frac{r(1+r) + n(r+\alpha)}{(1+r)(1+n+r)} \cdot N_K$$

(4.46)

ここで、N_K = 24 (mg/ℓ), NaOH単価80 (円/kg), A₁ = 70 (mg/ℓ), r = 1, n = 3, α = 0.95 とすると、

$$〔\text{NaOH費}〕 = 2.18 \cdot Q \quad (\text{円/日}) \quad (4.47)$$

となる。

(2) メタノール費

メタノール注入量は系全体における第1嫌気性槽内の脱窒率(D₁)により影響を受ける。

D₁は

$$D_1 = n \cdot \alpha / (1+n+r) \quad (4.48)$$

であることから、メタノール費は次式の様に示すことができる。

$$〔\text{MeOH費}〕 = \left(1 - \frac{n\alpha}{(1+n+r)} \right) (\text{MeOH単価})$$

$$\cdot \frac{N_K}{1000} \cdot Q \left(\frac{\text{MeOH}}{\text{NO}_T} \right) \quad (4.49)$$

MeOH/NO_T: NO_T 1mg (as N) 脱窒するのに必要なメタノール量、通常は3程度とされている。

ここで、MeOH単価114円/kg, MeOH/NO_T = 3 とすると、

$$〔\text{MeOH費}〕 = 3.53 \cdot Q \quad (\text{円/日}) \quad (4.50)$$

(3) 電力費

硝化脱窒による電力費は2次処理電力費の他に循環水ポンプ、嫌気性槽攪拌ポンプ等の電力費を計上しなければならない。ここでは硝化脱

窒処理電力費を2次処理電力費と対比し算出した。

2次処理電力費の内訳は一般に揚水ポンプ20%前後、水処理60%前後、その他20%前後と言われている。ここで、水処理の内訳をブロー70%、終沈10%、その他20%とするならば、2次処理電力費の内訳は揚水ポンプ25%、ブロー42%、最終沈殿池7.5%、その他12.0%とすることができる。又、電力量は電力単価を12.4円/KWHとして電力費からとめた。

a) 揚水ポンプ電力費 (W_u)

硝化脱窒処理による揚水ポンプ電力費は、沈砂池から調整池までの揚水電力費 (W_{u1}) と調整池から最初沈殿池までの揚水電力費 (W_{u2}) に分けることができる。

W_{u1} は2次処理による揚水ポンプ電力費と同じとするならば、

$$\begin{aligned} W_{u1} &= (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \cdot 0.25 \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 4.9 \text{ (円/日)} \quad (4.51) \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 0.40 \text{ (KWH/日)} \end{aligned}$$

となる。又、 W_{u2} はポンプの全揚程 $H=6.0$ m, ポンプ効率 $n=0.8$, 揚水の単位体積重量 $r=1$, ポンプ余裕 $\alpha=0.15$ とすると

$$\begin{aligned} W_{u2} &= (0.163 \cdot r \cdot Q \cdot H / 60n) (1+\alpha) \\ &= 0.0234 Q \text{ (KWH/日)} \\ &= 0.290 Q \text{ (円/日)} \quad (4.52) \end{aligned}$$

となる。ゆえに、 W_u は次式の様に表わすことができる。

$$\begin{aligned} W_u &= (Q)^{0.857} \cdot 4.9 + 0.290 Q \text{ (円/日)} \quad (4.53) \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 0.40 + 0.0234 Q \text{ (KWH/日)} \end{aligned}$$

b) ブロー電力費 (W_b)

2次処理における酸素必要量は一般に次式からもとめられている。

$$O_2 = a' Lr + b' S \text{ (t)} \quad (4.54)$$

Lr : 除去BOD量 (t)

S : MLVSS量 (t)

a' : 除去BODのうちエネルギー供給のために利用される割合

b' : 汚泥の自己酸化速度定数 (1/日), 一般に $a'=0.35 \sim 0.55$, $b'=0.05 \sim 0.20$ とされている。

硝化脱窒処理による酸素必要量は上記の式の

他に NH_4^+ 酸化に伴う酸素量を加算しなければならない。反面、流入下水による脱窒を行う場合は、脱窒により流入下水中のBODが消費 (理論値 = 3.34 mg BOD/N mg) される

(4.55式)。

$$O_2 = a' (Lr - D) + b' S + N \quad (4.55)$$

D : 脱窒によるBOD消費量 (t)

N : NH_4^+ 酸化による酸素消費量 (t),

NH_4^+ 1mol に対し NO_3^- まで酸化すると 2mol の酸素が必要である。

ここで、 $a'=0.45$, $b'=0.05$, 表4.1の設計条件を代入すると、

$$O_2 = 1.97 \times 10^{-4} \cdot Q \text{ (t/日)} \quad (4.56)$$

となる。一方、空気倍率は酸素吸収効率 0.075, 空気密度 1.29×10^{-3} t/m³, とすると次の様に求められる。

$$\begin{aligned} \text{(供給酸素量)} &= 1.97 \times 10^{-4} \cdot Q / 0.075 \\ &= 2.62 \times 10^{-3} \cdot Q \text{ (t/日)} \quad (4.57) \end{aligned}$$

$$\text{(供給空気量)} = 2.62 \times 10^{-3} \cdot Q \cdot \frac{0.8 \cdot 28 + 0.2 \cdot 32}{0.2 \cdot 32}$$

$$= 11.8 \times 10^{-3} Q \text{ (t/日)} \quad (4.58)$$

$$\begin{aligned} \text{(所要空気量)} &= 11.8 \times 10^{-3} Q / 1.29 \times 10^{-3} \\ &= 9.1 Q \text{ (m}^3\text{/日)} \quad (4.59) \end{aligned}$$

$$\text{(空気倍率)} = 9.1 Q / Q = 9.1 \text{ 倍} \quad (4.60)$$

一般に2次処理 (標準活性汚泥法) の空気倍率は3~7倍とされているが、既設下水処理施設内の空気倍率は5~10倍と加劇に供給されている。硝化脱窒処理の空気倍率は9.1倍であることから、上記の範囲内の値であるが、ここでは安全を見越し1.2倍加劇供給するものとした。

$$\begin{aligned} W_b &= (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \cdot 0.42 \cdot 1.2 \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 9.88 \text{ (円/日)} \quad (4.61) \end{aligned}$$

$$= (Q)^{0.857} \cdot 0.80 \text{ (KWH/日)}$$

c) 返送汚泥ポンプ電力費 (W_R)

2次処理における返送汚泥比を25%とするならば、 W_R (返送汚泥比1.0) は次式の様に示すことができる。

$$\begin{aligned} W_R &= (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \cdot 0.075 \cdot 100 / 25 \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 5.88 \text{ (円/日)} \quad (4.62) \\ &= (Q)^{0.857} \cdot 0.47 \text{ (KWH/日)} \end{aligned}$$

d) 循環水ポンプ電力量 (W_c)

硝化脱窒処理における循環水ポンプ電力費は、ポンプの全揚程 4.0 m, ポンプ効率 0.8, 揚水

の単位体積重量1, ポンプ余裕0.15とすると,

$$W_c = (0.163 \cdot Q \cdot 4 / 0.8 \cdot 60) (1 + 0.15)$$

$$= 0.0139Q \text{ (KWH/日)}$$

$$= 0.172Q \text{ (円/日)} \quad (4.63)$$

e) 嫌気性槽攪拌機電力費 (W_D)

W_D は嫌気性槽100 m^3 に対し出力0.5KWの攪拌機を設置し緩速攪拌とするならば, 以下の様に示すことができる。

$$W_D = (V_{D1} + V_{D2}) 0.5 \cdot 24 / 100$$

$$= (V_{D1} + V_{D2}) 0.12 \text{ (KWH/日)} \quad (4.64)$$

V_{D1} と V_{D2} はそれぞれ0.323Q, 0.084Qであることから,

$$W_D = 0.0488Q \text{ (KWH/日)}$$

$$= 0.606Q \text{ (円/日)} \quad (4.65)$$

f) その他の電力費 (W_e)

W_e はNaOHやメタノール注入ポンプ等の電力費が微小と見なすことができるならば, 2次処理のその他の電力費と同じとすることができる。

$$W_e = (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \cdot 0.12$$

$$= (Q)^{0.857} \cdot 2.35 \text{ (円/日)} \quad (4.66)$$

$$= (Q)^{0.857} \cdot 0.190 \text{ (KWH/日)}$$

ただし, 急速濾過による電力費は別途に計上した。

g) 総硝化脱窒処理電力費 (W_{ND})

以上のようなことから, W_{ND} は次式の様に表わすことができる。

$$W_{ND} = W_a + W_B + W_R + W_c + W_D + W_e$$

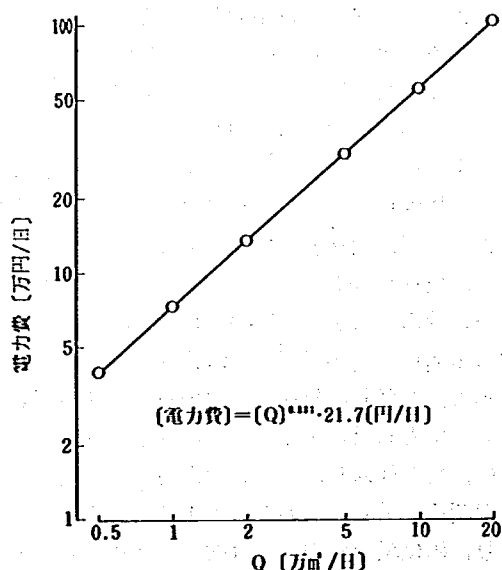


図 4.11 流入水量と水処理電力費

$$= (Q)^{0.857} \cdot 23.0 + 1.068Q \text{ (円/日)}$$

$$(4.67)$$

$$= (Q)^{0.857} \cdot 1.85 + 0.086Q \text{ (KWH/日)}$$

上記の式に $Q = 0.5 \sim 20$ 万 m^3 /日を代入すると W_{ND} は次式の様に近似できた (図 4.11)。

$$W_{ND} = (Q)^{0.881} \cdot 21.7 \text{ (円/日)} \quad (4.68)$$

(4) 急速濾過費

急速濾過の (薬品費 + 電力費) は次式から求めた。

$$(\text{薬品費} + \text{電力費}) = (Q)^{-0.15} \cdot 6.85$$

$$(\text{円/日})$$

$$= (Q)^{0.85} \cdot 6.85$$

$$(\text{円/日}) \quad (4.69)$$

(5) その他の経費

硝化脱窒処理のその他の経費は, 2次処理のその他の経費に5%計上した値とした。

$$(\text{その他費}) = (\text{2次処理その他費}) 1.05$$

$$= (Q)^{0.723} \cdot 190 - (Q)^{0.857}$$

$$\cdot 19.6) 1.05 \text{ (円/日)} \quad (4.70)$$

又, 本式に $Q = 0.5 \sim 20$ (万 m^3 /日) を代入すると次式の様に近似することができた (図 4.12)。

$$(\text{その他費}) = (Q)^{0.628} \cdot 309 \text{ (円/日)}$$

$$(4.71)$$

4.1.5.2 污泥処理経費

1.3のh)より硝化脱窒処理の污泥発生量は, 0.193Q (kg)であり, 又, 污泥処理経費算出法は2次処理に準ずるとすれば, 次式の様に示すことができる。

$$(\text{污泥処理経費}) = (Q)^{0.643} \cdot 466 \text{ (円/日)}$$

$$(4.72)$$

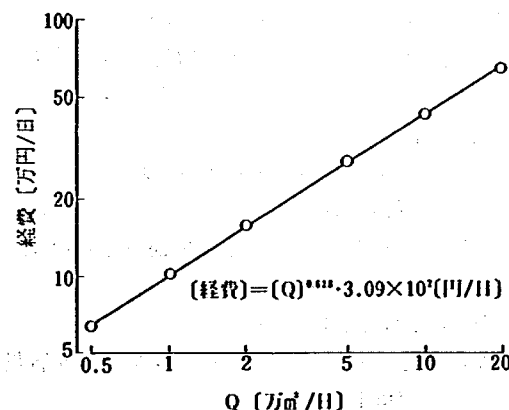


図 4.12 硝化脱窒処理のその他の経費

4.1.5.3 管理費

2次処理に準ずる。

4.1.5.4 維持管理費

2次処理に準ずる。

4.1.5.5 総括

硝化脱窒処理経費算出式を表4.5にまとめた。

表4.5 硝化脱窒処理経費算出基本式

1. 下水処理経費	
(NaOH費) = 218Q(円/日)	
(MeOH費) = 353Q(円/日)	
(電力費) = (Q) ^{0.411} ・21.7(円/日)	
(急速濾過費) = (Q) ^{0.411} ・665(円/日)	
(その他費) = (Q) ^{0.411} ・309(円/日)	
2. 汚泥処理経費	
(汚泥処理経費) = (Q) ^{0.411} ・466(円/日)	
3. 管理費	} 2次処理に準ずる
4. 維持管理費	

Q: 流入水量(m³/日), 急速濾過費: 薬品費+電力費

4.1.5 2次処理建設費

2次処理施設の建設費は表4.6よりもとめた。

4.1.6 硝化脱窒処理建設費

硝化脱窒処理施設の建設費は2次処理建設費を基準にもとめた。

4.1.6.1 下水処理施設

硝化脱窒処理の下水処理施設は2次処理に比べ、新たに調整池、嫌気性槽、急速濾過等の項目を上げなければならない。

a) 沈砂池、最初沈殿池および塩素混和池建設費は2次処理における建設費と同じとする。

b) 調整池; 調整池の土木、機械工事費はエアレーションタンク工事費と同じとすると、

$$\begin{aligned} Q' &= Q \cdot V_r / V_A' \\ &= (0.167Q / 0.329Q) Q \\ &= 0.508Q \end{aligned} \quad (4.73)$$

Q'; 2次処理の流入水量に換算した流量
(m³/日)

V_r; 調整池容量 (m³)

V_{A'}; 2次処理のエアレーションタンク容量
(m³)

となり、このQを表4.6に代入しもとめた。

c) エアレーションタンク、嫌気性槽; 嫌気性槽の土木・機械工事費はエアレーションタンク

工事費と同じとするならば、Qは表4.3の各施設容量からもとめられる。

$$\begin{aligned} Q' &= Q \cdot (V_A + V_S + V_{D1} + V_{D2}) / V_A' \\ &= Q \cdot 0.707Q / 0.329Q \\ &= 2.15Q \end{aligned} \quad (4.74)$$

d) 最終沈殿池; 最終沈殿池の建設費は次式に従うものとする。

$$Q' = 2Q \quad (4.75)$$

e) 急速砂濾過池; 急速砂濾過池の建設費は次式よりもとめた。

$$\text{建設費} = 18.63 \cdot Q^{0.76} \quad [100万円] \quad (4.76)$$

Q; 流入水量 (4 m³/日)

f) 水処理管廊; c)と同じとする。

g) プロワ; Q' = 1.2Qとする。

4.1.6.2 汚泥処理施設

硝化脱窒処理の汚泥発生量は2次処理に比べ約25%に減少することから、全ての汚泥処理施設の建設費は見掛け上の流入量(Q')を0.75Qとしてもとめた。

4.1.6.3 建築施設

a) 管理本館と沈砂池ポンプ棟の建設費は2次処理と同じとする。

b) プロワ棟; 硝化脱窒処理のプロワ量は2次処理に比べ約1.2倍増加することから、Q'を1.2Qとして計算した。

c) 汚泥処理棟; 汚泥処理施設に準ずる。

4.1.6.4 電力施設

電力施設の建設費は電力費の増加比から見掛け上の流入水量(Q')をもとめ算出した。ただし、この場合の管理本館における電力量は除いた。2次処理における電力費は、

$$[\text{下水処理}] = (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \text{ (円/日)} \quad (4.77)$$

$$[\text{汚泥処理}] = (Q)^{0.643} \cdot 57.2 \text{ (円/日)} \quad (4.78)$$

である。又、硝化脱窒処理における電力費は

$$[\text{下水処理}] = (Q)^{0.881} \cdot 21.7 \text{ (円/日)} \quad (4.79)$$

$$[\text{急速濾過}] = (Q)^{0.850} \cdot 54.8 \text{ (円/日)} \quad (4.80)$$

$$[\text{汚泥処理}] = (Q)^{0.643} \cdot 46.6 \text{ (円/日)} \quad (4.81)$$

である。ただし、急速濾過電力費は急速濾過費の80%とした。上記の式に流入水量0.5~20万m³/日を代入し、得られた電力費と流入水量との関係を示したものが図4.13である。これより、硝化脱窒処理のQは次式の様に示すことができた。

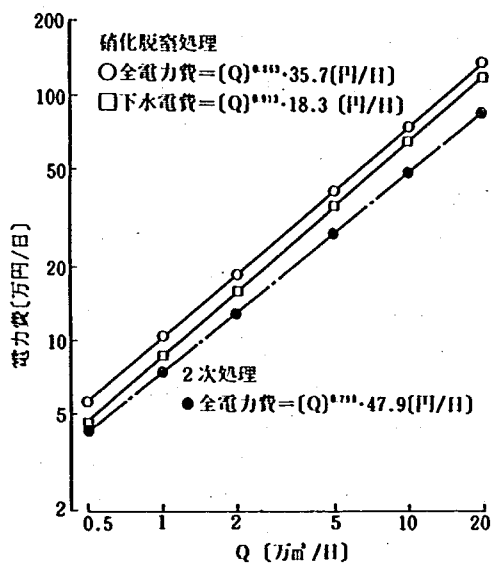


図 4.13 各処理における電力費

〔全電力量〕

$$Q_{全} = Q \cdot \left((Q)^{0.863} \cdot 35.7 / (Q)^{0.798} \cdot 47.9 \right)$$

$$= (Q)^{1.065} \cdot 0.745 \text{ (m}^3/\text{日)} \quad (4.82)$$

〔下水処理電力量〕

$$Q_{下} = Q \cdot \left((Q)^{0.913} \cdot 18.3 / (Q)^{0.857} \cdot 19.6 \right)$$

$$= (Q)^{1.056} \cdot 0.934 \text{ (m}^3/\text{日)} \quad (4.83)$$

〔汚泥処理電力量〕

$$Q_{汚} = Q \cdot 0.815 \text{ (m}^3/\text{日)} \quad (4.84)$$

以上のようなことから、電気施設の建設費は以下のものとする。

a) 受変電、監視操作、共同設備、自家発電は $Q_{全}$ をもちいる。

b) 運転操作(水)、計装(水)は $Q_{下}$ をもちいる。

c) 運転操作(汚)、計装(汚)は $Q_{汚}$ をもちいる。

ただし、受変電における高圧受電は 5 万 $\text{m}^3/\text{日}$ 以下の規模のものとし、10 万 $\text{m}^3/\text{日}$ 以上は特高受電とした。又、表 4.6 は処理規模 2～30 万 $\text{m}^3/\text{日}$ について調査した結果であるが、ここではそのまま表 4.6 を適用した。

4.1.6.5 総括

硝化脱窒処理の本工事関数は上記からもとめられた Q' を表 4.6 に代入しもとめた。その結果

を表 4.7 に示す。

4.2 結果

ここでは主として表 4.1 の算出条件を用い、経費に対し循環水比と流入水量がどのような影響を与えるかを検討した。

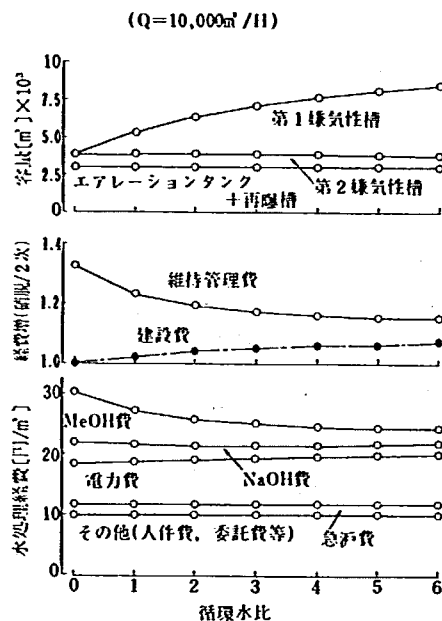


図 4.14 循環水比と経費との関係
($Q = 10000 \text{ m}^3/\text{日}$)

4.2.1 循環水比の影響

系全体における第 1 嫌気性槽内の脱窒率は、循環水比とともに増加するか経費に対し循環水比がどのような影響を与えるかを検討した。循環水比と経費との関係を図 4.14 に示す。薬品費 (NaOH, MeOH) は循環水比を上げることにより大幅に節約できることがわかる。特にこの傾向は MeOH 費に認められる。NaOH 費に顕著な効果が認められなかったのは、循環水比ゼロにおいても返送汚泥を通し第 2 嫌気性槽で生成したアルカリがエアレーションタンクに持ち込まれることや流入水中のアルカリ度が利用されたからである。反面、電力費と建設費は循環水ポンプ電力費の増加や第 1 嫌気性槽容量の増加等から、循環水比と共に増加している。これらを総合するなら、経費から見た場合の最適循環水比は 3 前後であろう。

4.2.2 流入水量の影響

流入水量と経費との関係を図4.15に示した。

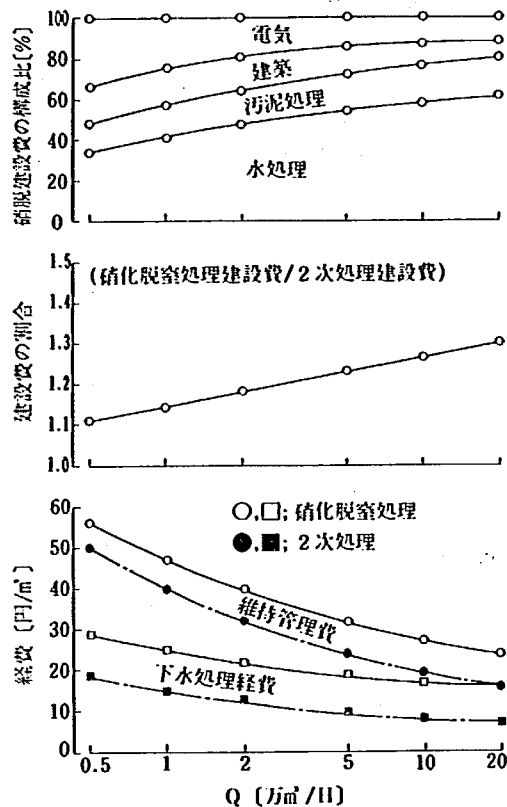


図4.15 流入水量と経費との関係
($n = 3$ とした場合)

硝化脱窒処理の維持管理費は2次処理に比べ約

6～8円/㎡の増加が認められた。又、建設費は2次処理に比べ約1.1～1.3倍の増加が認められた。各施設の増加比は流入水量に関係なく水処理施設約1.8倍、汚泥処理施設0.8倍、建築と電気施設それぞれ約1.0倍であった。

4.2.3 結論

以上のようなことから、硝化脱窒処理の経費は2次処理に比べ、維持管理費では約6～8円/㎡、建設費では約1.1～1.3倍増加することが判明した。この程度の増加は“第3章の実施設調査”の結果から高度な維持管理技術が必要としないことや2次処理に比べ良質な処理水を得ることができることなどを総合するなら、決して高い処理法ではない。又、これより、生物学的硝化脱窒法による下水中の窒素除去は実用可能な方法であるといえよう。

4.3 経費算出上の問題点

a) 2次処理の維持管理費は既設下水処理場(標準活性汚泥法)のものを利用するため、設計流入水量に満たないところもあり、ブロウ等の電力費や人件費などが加算に計上されている可能性もある。

b) 汚泥発生量の予測に対し、SATと収率係数との関係からもとめたが、水温等の係数を総合的に取り入れていく必要があろう。

表 4.6 本工事費関係

施 設 名			a	b	施 設 名			a	b	施 設 名			a	b	
水 処 理 施 設	沈砂池ポン プ	機	5.30	0.9	汚 泥 処 理 施 設	濃縮タンク		土	1.26	0.90	建 築 施 設	管 理 本 館		62.8	0.442
	最初沈殿池	土	4.56	0.964				機	0.88	0.90		沈砂池ポンプ棟		55.9	0.422
		機	7.31	0.855		消化タンク		土	6.01	0.967		ブ ロ ヲ 棟		19.7	0.424
	エアレーシ ョンタンク	土	9.46	0.964				機	2.06	0.967		沈 泥 処 理 棟		17.3	0.598
		機	6.14	0.759		洗浄タンク		土	1.21	0.90	計		159	0.455	
	最終沈殿池	土	7.03	0.916				機	2.09	0.90					
		機	13.5	0.785		貯留タンク		土	0.720	0.70	電 気 施 設	受 変 電	特 高 高 圧	0.41Q+215	
	塩素混和池	土	2.86	0.729				機	0.501	0.70				0.41Q+115	
		機	1.00	0.964		ガスタンク		土	1.0	0.90		自 家 発 電		9.6	0.65
	水処理音廊	土	10.9	0.422				機	1.89	0.90		監 視 操 作		48.7	0.32
		機	1.32	0.737		脱 真 空 水 加 圧 機 遠 心	155	0.748			運 転 操 作 (水)		1.45Q+ 140		
	ブ ロ ヲ	機	22.0	0.60			327	0.748			運 転 操 作 (汚泥)		22	0.62	
		土	29.5	0.893			110	0.748			計 装 (水)		0.58Q+ 75		
計	機	45.7	0.813	汚泥管廊		土	5.13	0.60	電 気 施 設	計 装 (汚泥)		0.58Q+ 52			
	計	76.7	0.846			機	1.07	0.60		共 同 設 備		0.57Q+ 7			
	全 体	(土木) C=39.6Q ^{0.915} (機械) C=103Q ^{0.783} (土木+機械+建築+電気) C=334Q ^{0.727}					焼 却 炉			機	51	0.63	計		140
計							土	143		0.886					
							機	60	0.750						
							計	608	0.820						

(注) $C=aQ^b$, C:本工事費(百万円), Q:日最大処理水量(千 m^3 /日), 汚泥処理(計)および全体工事費は真空脱水を用いたときのコストである。

表 4.7 硝化脱窒処理の本工事関係

施 設 名			a	b	施 設 名			a	b	施 設 名			a	b
水 処 理 施 設	沈砂池ポン プ	機	5.30	0.9	汚 泥 処 理 施 設	濃縮タンク	土	0.97	0.90	建 築 施 設	管 理 本 館	62.8	0.442	
		機	0.68	0.90			沈砂池ポンプ棟	55.9	0.422					
	調 整 池	土	4.92	0.964		消化タンク		土	45.5		0.967	プ ロ ヲ 棟	22.7	0.424
		機	3.67	0.759			機	1.55	0.967		汚 泥 処 理 棟		14.6	0.598
	最初沈殿池	土	4.56	0.964		洗浄タンク		土	0.93	0.90		電 気 施 設	受 変 電 高 圧	(Q) ^{1.039} ・0.40+215
		機	7.31	0.855			機	1.61	0.90	(Q) ^{1.039} ・0.40+215				
	反 応 槽	土	19.8	0.964		貯留タンク		土	0.59		0.70		自 家 発 電	9.4
		機	11.0	0.759			機	0.41	0.70	監 視 操 作	48.2			0.33
	最終沈殿池	土	13.3	0.916		ガスタンク		土	0.77		0.90	運 転 操 作 (水)	(Q) ^{1.036} ・1.59+140	
		機	23.3	0.785			機	1.46	0.90	運 転 操 作 (汚)	19.4		0.64	
	塩素混和池	土	28.6	0.729				真空脱水機			12.5		0.748	計 装 (水)
		機	1.00	0.964			汚泥管廊		土	4.32	0.60		計 装 (汚)	
	急速濾過		18.6	0.76		機			0.90	0.60	共 同 設 備	(Q) ^{1.039} ・0.55+7		
水処理管廊		土	15.1	0.422	焼 却 炉		機		42.5	0.63				
	機	23.2	0.737											
プ ロ ヲ		機	26.9		0.60									

(注) $C = aQ^b$, C: 本工事費(百万円), Q: 流入水量(千 m^3 /日), 反応槽: (エアレーションタンク+再曝気槽+第1嫌気性槽+第2嫌気性槽)

第5章 1段階硝化脱窒法の設計案

5.1 設計流入水質および処理目標水質

- (1) 流入水質は十分調査したうえで決定しなければならない。特にK-N, NH_4^+ , BOD, SS, アルカリ度等の水質項目について設計流入水質が必要となる。
- (2) 一次処理における除去率は生下水の特性を考慮のうえで決定しなければならない。この場合、汚泥処理施設や3次処理施設からの返流水による影響も考慮しなければならない。
- (3) 水温は硝化速度等に大きな影響を与えることから、あらかじめ最低水温を予測しておかなければならない。
- (4) 処理目標水質は放流先の要求水質等を総合的に考慮し決めなければならない。

解説

(1), (2)について、BODやSSは余剰汚泥発生量に関係することから、SAT設定時に必要である。又、K-Nや NH_4^+ は反応時間(反応槽容量)設定時に、アルカリ度は注入アルカリ量設定時に必要である。

5.2 設計SAT値

SAT値は、亜硝酸菌数が系内に十分飽和生息できるように設定しなければならない。

解説

SATとエアレーションタンク末端部の亜硝酸菌数は、次のような関係にある。

$$\log N_{AT}/N_{IF} = \log 2 \cdot \text{SAT} \cdot \mu \cdot \theta \quad (5.1)$$

N_{AT} (IF) ; エアレーションタンク末端部又は流入水中の亜硝酸菌数 (N/ml)

μ ; 亜硝酸菌の比増殖速度 (1/日)

θ ; 温度係数

(5.1)式は2章の2.4の結果から次式のように表わせる。

$$\text{SAT} = 1.87 \cdot 1.097^{(20-T)} \cdot \log N_{AT}/N_{IF} \quad (5.2)$$

又、 N_{IF} は $1.1 \times 10^2 \sim 3.3 \times 10^3$ (N/ml)
 N_{AT} は $1.1 \sim 3.3 \times 10^6$ (N/ml)であったことから、水温と亜硝酸菌を飽和生息数に維持するために最低必要なSATとは、図5.1に示すような関係にあった。

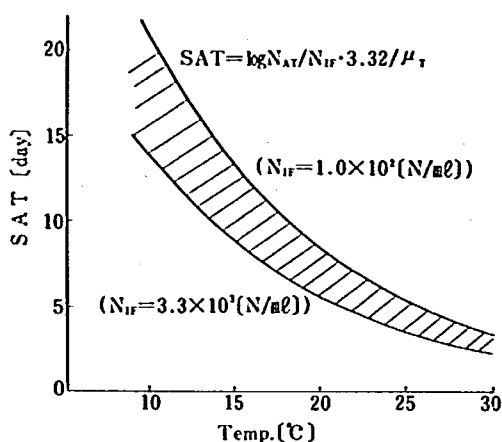


図5.1 水温と必要SATとの関係

5.3 設計硝化速度および脱窒速度

硝化速度および脱窒速度はPH, DO, 水温, 基質濃度 (NH_4^+ , NO_x , 有機炭素) などが総合的に影響することから、それらをふまえて設計しなければならない。

解説

PH: 7.0~7.5, DO: 2mg/l以上,
 NH_4^+ 濃度: 5~20mg/l as N, 飽和亜硝酸菌数での硝化速度は、K-N容量負荷と次のような関係にあった。

$$N_r = (L_v(K-N))^{0.749} \cdot (S/20)^{0.222} \cdot 1.094^{(T-20)} \cdot 65.5 \quad (5.3)$$

N_r ; 硝化速度 (mg/l · h)

$L_v(K-N)$; K-N容量負荷 (kg/m³ · 日),

K-N流入量(kg/日)/エアレーションタンク容量(m³)

S; NH₄⁺濃度(mg/l as N)

T; 水温(°C)

又、有機炭素源としメタノールを用いた場合の脱窒速度は、メタノール/NO_x-N比2~4においてメタノール容量負荷と次のような関係にあった。

$$D_r = [LV(\text{MeOH})]^{0.598} \cdot 1.074^{(T-20)} \cdot 46 \quad (5.4)$$

D_r; 脱窒速度(mg/l・h)

LV(MeOH); メタノール容量負荷(kg/m³・日), メタノール流入量(kg/日)/全反応槽容量(m³)

一方、有機炭素源として流入下水を用いた場合の脱窒速度は、流入下水中の有機物の分解性等により異なることから、あらかじめ十分な調査を行う必要がある。流入下水を用いた場合のBOD容量負荷と脱窒速度との関係の一例を以下に示す。

$$D_r = 11.9 [LV(\text{BOD})] + 0.3 \quad (5.5)$$

LV(BOD); BOD容量負荷(kg/m³・日)

5.4 BOD・SS負荷

硝化を良好に進めるためのBOD・SS負荷は流入下水中の有機物が亜硝酸菌の増殖や活性に対し影響をおよぼさないとすれば下記の式で表わせる。

$$\text{BOD} \cdot \text{SS負荷} \leq 1 / \text{SAT} \cdot Y$$

Y; 汚泥の収率係数

解説

BOD・SS負荷は次式の様に表わされる。

$$\text{BOD} \cdot \text{SS負荷} = Q \cdot \text{BOD} / \text{MLSS} \cdot V \quad (5.6)$$

Q; 流入水量(m³/日)

BOD; 流入下水中のBOD(g/m³)

MLSS; エアレーションタンク内のMLSS(g/m³)

V; エアレーションタンク容量(m³)

又、エアレーションタンク内の亜硝酸菌を飽和生息数にするためにはSATをコントロールしなければならない。

$$\text{SAT}_r = \text{MLSS} \cdot V / (\Delta S + \text{SS}) \quad (5.7)$$

SAT_r; 亜硝酸菌を飽和生息数にするためのSAT(日)

ΔS; 余剰汚泥発生量(t/日)

SS; 放流されたSS量(t/日)

(ΔS+SS)量は一般に次式からもとめられる。

$$(\Delta S + \text{SS}) = Q \cdot \text{BOD} \cdot Y \quad (5.8)$$

(5.6)式に(5.7), (5.8)式を代入すると

$$\text{BOD} \cdot \text{SS負荷} = 1 / \text{SAT}_r \cdot Y \quad (5.9)$$

が得られる。つまり、BOD・SS負荷はSAT_rとYとの関数で表わされることがわかる。

ただし、公共下水道統計より汚泥処理施設からの返流水を含めたY値は次の様に表わされた。

$$Y = (\text{SAT}) \quad (5.10)$$

5.5 設計エアレーションタンク容量

エアレーションタンクは硝化槽と再曝気槽に分けることができる。

- (1) 硝化槽容量は亜硝酸菌が十分飽和生息できる値に設定しなければならない。
- (2) 再曝気槽は残存メタノールが全て分解できるような容量にしなければならない。

解説

(1)について、亜硝酸菌数を飽和生息するのに必要なSATは5.2式からもとめることができる。

$$\text{SAT} = 1.87 \cdot 1.097^{(T-20)} \cdot \log N_{AT} / N_{IF}$$

SATは5.7式からもとめることができる。

$$\text{SAT} = \text{MLSS} \cdot V / (\Delta S + \text{SS})$$

ゆえに、容量Vは次式からもとめることができる。

$$V = \frac{1.87 \cdot 1.097^{(T-20)} \cdot \log N_{AT} / N_{IF} \cdot (\Delta S + \text{SS})}{\text{MLSS}} \quad (5.11)$$

以上のようなことから、Vを小さくするには、1)水温を出来るかぎり低下しない構造にする(5. 保温設備)、2)余剰汚泥発生量や放流

SS量を小さくする、3)反応槽内のMLSSを高くする必要がある。2)については、汚泥処理系からの返流水の濃度と量を小さくする必要がある。3)については、第4章の実施設調査の結果からMLSSを4,000～5,000 mg/l にすることが可能である。又、Vは2.2式の硝化速度から反応が終了できるかどうかを確認しておく必要がある。

(2)について、残存メタノールが放流されると放流水質を悪化させることから除去しなければならない。反応時間としては30分程度で十分である。

5.6 反応槽の形状

反応槽は原則として押し出し流れを基本とする。

解説

脱窒反応は嫌気性状態において進行することから、嫌気性槽とエアレーションタンクの間は仕切りを設け完全越流形にし、エアレーションタンクの混合液が嫌気性槽に逆流しないような構造にしなければならない。又、同一の反応槽においてもできるだけ仕切りを設けた方がよい。

5.7 調整池

流入水量の時間変動が大きい場合は、調整池を設けなければならない。

- (1) 反応槽に流入する水量は、出来るかぎり安定させなければならない。
- (2) 調整池は、汚泥が沈殿しにくい構造とする。

解説

(1)について、小規模下水処理場のように管きょが短い処理場の流入水量は、図5.2のように大きく時間変動する。硝化や脱窒反応は、BODやSS成分の除去のように吸着により除去できないことから、反応時間の変動は窒素除去に対

し多大な影響を与える。なお、流入水量の調整を完全には実施するには、大きな反応槽容量を必要とすることから、計画1日平均汚水量に対し10～20%程度の変動まで調整すればよい。

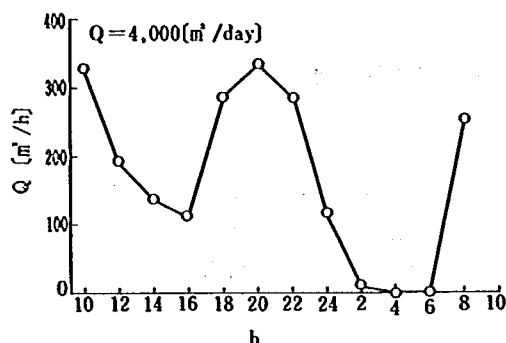


図5.2 H団地処理場の流入水量

(2)について、池内において長時間有機物が沈殿すると腐敗現象を引き起こすことから、間けつ曝気装置等を設ける必要がある。この場合、送風量が多いと第1嫌気性槽内にDOが持ち込まれるおそれがある。

5.8 保温設備

硝化脱窒、特に硝化反応は水温の影響を大きく受けることから水温が低下しにくい構造にしなければならない。

解説

硝化、脱窒およびBOD酸化に対する温度係数(θ)はそれぞれ1.094, 1.074, 1.01～1.04程度であり、硝化は他の反応に比べ水温の影響を受けやすい。(第2章2.1)。例えば、硝化反応は水温が5℃低下すると5～6割減少する。冬場においても硝化脱窒を進めるにはなんらかの方法により、水温低下を防止しなければならない。

冬季における流入水中の水温は外気温に比べ高いものが流入するが、外気との接触により水温は低下する。このことより、機械式曝気によるエアレーションは実用に対しては不利である。なぜなら、ブローによるエアレーションはブローの空気が冬場でも40～60℃程度であり、

これを吹き込むことにより水温低下はある程度抑制することが可能であるからである。

又、槽内の液と外気との接触を少なくする意味では施設を覆蓋するのも非常に有効な方法である。

5.9 最終沈殿池

形状は最終沈殿池に NO_x が混入しても沈殿池内において脱窒による汚泥浮上が生じないものでなければならない。

解説

脱窒による汚泥の浮上は沈殿池内において、あるレベル以上の NO_x が存在し、しかも汚泥の滞留時間が長いと脱窒し、生成した窒素 (N_2) ガスが汚泥中又は汚泥に付着することにより、汚泥の比重が小さくなり浮上するものである。最終沈殿池からの汚泥の流出は放流水の悪化や SAT の短縮につながり好ましくない。ある程度の汚泥の流出であれば、濾過装置により改善できるが、多量の汚泥が流出すると濾過装置に対し過負荷となり濾過の機能が十分発揮出来なくなる。

最終沈殿池からの汚泥の流出を防ぐ方法として、次の様なことが考えられる。

- 1) 最終沈殿池内の汚泥の滞留時間を短かくする。
- 2) 汚泥に付着した窒素ガスの気泡を取り除く。
- 3) エアレーションタンク容量を大きくし、汚泥を自己酸化状態にし脱窒の有機炭素を少なくする。
- 4) 最終沈殿池内に流入する NO_x 濃度を小さくし、沈殿池内において脱窒が生じてても汚泥が浮上しない程度にする。

1) について、沈殿池内の滞留時間が短かいと脱窒量が少なくなり汚泥の浮上は抑制されるが、その反面滞留時間が短じかいことから微細や軽いフロックは沈殿しにくい欠点がある。

2) については、沈殿内の汚泥を低速攪拌することにより汚泥に付着した窒素ガスの気泡を取り除く方法である。そのためには従来から用い

られている長方形の沈殿池では不可能であり、円形の沈殿池にしていく必要がある。

3) については、大きな反応槽を必要とすることから建設費や維持管理費 (電力費) が増加し不経済である。

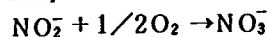
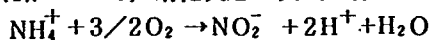
4) については、設計処理水質によっても異なるが高度の処理水質を要求しない場合について不利である。

5.10 アルカリ剤注入設備

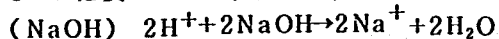
- (1) 理論的には NH_4^+ -N 1 ㍉が酸化すると NaOH として 5.71 ㍉、 CaCO_3 として 7.14 ㍉のアルカリを消費することから、硝化速度は pH の影響を大きく受けることから、硝化速度が極端に低下しないようにアルカリ剤を供給しなければならない。
- (2) アルカリ剤はコスト、取扱いの面および汚泥発生量のことを考慮しなければならない。
- (3) アルカリ剤は pH 自動制御装置を設け、高率的に供給することがこのましい。

解説

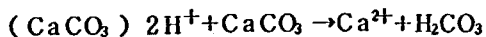
(1) について、硝化反応は次式の様に示される。



したがって、生成した水素イオン (H^+) を中和するのに必要なアルカリ量は以下の通りである。



$$40 \times 2 / 14 = 5.71 \text{ mgNaOH} / \text{mgN}$$



$$50 / 14 = 7.14 \text{ mgCaCO}_3 / \text{mgN}$$

又、硝化速度は (第 2 章 2.2.1 a) のように pH の影響を受け、その至適 pH は 7.4 ~ 8.2 であったが、通常は公共下水道統計による流入水中の平均 pH が約 7.2 であったことなどを考慮するならば、7.0 ~ 7.5 で運転すべきであろう。ただし、反応槽の容量に対し余裕がある場合は pH 7 以下にしても問題ない。

(2)について、余剰汚泥発生量は NaOH や Na_2CO_3 を用いた場合には問題とならないが、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 等を用いた場合はカルシウム化合物が汚泥に蓄積し余剰汚泥発生量を増大させる。余剰汚泥発生量の増大は SAT に対し悪影響を与えることからあまり用いるべきでない。

(3)について、アルカリ注入量が一定であると、流入下水量や NH_4^+ 濃度が変動した場合、アルカリ剤が加刺注入される可能性があり不経済である。そこで、pH 自動制御装置を設けアルカリ剤を効果的に注入しなければならない。注入方法としては負荷変動による最低必要なアルカリ剤の定量注入と pH 自動制御装置により注入する方法がよい。

5.11 嫌気性槽攪拌装置

- (1) 嫌気性槽攪拌装置は汚泥が沈殿しないような能力を有するものでなければならない。

(2) 攪拌装置は汚泥を混合することから、耐用年数が長く、消費電力が少なく、維持管理が容易なものでなければならない。

解説

(1)について、嫌気性槽内の汚泥の混合が良好に行われない場合は、沈殿した汚泥の腐敗、脱窒

菌と NO_x^- の接触量が低下し脱窒効率が低下する。又、汚泥の攪拌強度が大きすぎると、外気から酸素が供給され脱窒効率が低下する。

(2)について、活性汚泥は有機物だけでなく砂等も含んでいることから、摩擦による機械の消耗が少ないものでなければならない。攪拌装置としては機械式（プロペラ）による方法と水中ポンプによる方法とがある。

5.12 循環水量の設定

- (1) 循環水量は設計流入水質や処理水質等から決めなければならない。

(2) 循環水量は施設容量や経済性等から決めなければならない。

解説

(1)について、流入下水（第1嫌気性槽）による脱窒量は循環水量により影響を受ける。又、同じ循環水比であっても第2嫌気性槽内においてメタノールによる脱窒を行った場合と行わなかった場合とでは系全体の脱窒率が異なる。循環水比の設定は設計処理水質が得られる値にしなければならない。

(2)について、施設容量やそれに伴う建設費は循環水量を上げることにより増加することから、用地確保などの面から総合的に決定しなければならない。

第6章 総 括

6.1 既設処理施設内の窒素の挙動

1. 公共下水道統計による標準活性汚泥法の窒素の除去率は、40%程度であった。汚泥処理施設の処理効率は、窒素除去に対し多大な影響を与える。

6.2 細菌の計数法

1. 各細菌の培養日数は28℃で他栄養細菌10日、亜硝酸菌40日、硝酸菌60日、脱窒菌21日とした。

2. 脱窒菌の陽陰判定は、ダルハム管中の気胞の有無だけで判定するのは危険であり、水質分析の必要があった。ただし、ダルハム管中の気胞が大きいものについては全て陽性であった。

6.3 硝化脱窒菌の活性への影響

1. 硝化活性に対し至適pH、至適DOおよび温度係数は、それぞれ7.4~8.2程度、約1mg/ℓ以上、1.094であった。

2. 硝化速度と NH_4^+ 濃度とは、二次式で示された。

3. 硝化速度と亜硝酸菌数とは、亜硝酸菌数が約 3×10^6 (N/ml)以下の領域では比例関係にあったが、それ以上の領域では硝化速度の増加が見られず一定であった。

4. pH 7.0~8.0, DO 1mg/ℓ以上のときの硝化速度は、次式の様な関係にあった。

$$Nr = (Lv_{(K-N)})^{0.749} \cdot (S/20)^{0.222} \cdot 1.094^{(T-20)} \cdot (Ns/Ns_{max})^{0.655}$$

Nr; 硝化速度 (mg/ℓ・h)

$Lv_{(K-N)}$; K-N容量負荷 (kg/m²・日)

S; NH_4^+ 濃度 (mg/ℓ asN)

T; 水温 (°C)

Ns; 亜硝酸菌数 (N/ml)

Ns_{max} ; 飽和生息亜硝酸菌数 (N/ml)

5. 脱窒活性の温度係数は1.074であった。

6. 基質(有機炭素)飽和による最大脱窒速度は、有機炭素源の資化性により異なる。

7. 脱窒作用は NH_4^+ により促進される。

8. メタノールを用いた場合の脱窒速度は次式のような関係にあった。

$$Dr = (Lv_{(MeOH)})^{0.598} \cdot 1.074^{(T-20)} \cdot 46$$

Dr; 脱窒速度 (mg/ℓ・h)

$Lv_{(MeOH)}$; メタノール容量負荷 (kg/m²・日)

6.4 亜硝酸菌の比増殖速度への影響因子

1. 亜硝酸菌の比増殖速度は、付着性物質の有無等により大きく影響を受け、付着性物質があった方が1.5~11倍の効果があつた。

2. 亜硝酸菌の比増殖速度の最適pHは、7.2~8.5の範囲を示したが、比硝化速度の最適pHは約8.3であった。

3. 亜硝酸菌の比増殖速度および比硝化速度は、 NH_4^+ が約7 (mg/ℓ asN)以上あれば NH_4^+ 濃度に依存せずほぼ一定値を示した。

6.5 硝化脱窒菌の挙動

1. 好気性状態での亜硝酸菌の比増殖速度は、死滅速度より大きい。

2. 亜硝酸菌は、21日間嫌気性状態に放置しても生息数に影響がなかった。

3. 流入水中の硝化脱窒菌数は水温や処理場の特性に関係なく以下の範囲内の値であった。

亜硝酸菌数; $1.1 \times 10^2 \sim 3.3 \times 10^3$ (N/ml)

硝酸菌数; $7.9 \times 10^1 \sim 2.4 \times 10^3$ (N/ml)

脱窒菌数; $2.3 \times 10^4 \sim 3.3 \times 10^6$ (N/ml)

4. SATがあるレベル以上であるとエアレーション末端部の硝化脱窒菌数は、SATや水温に依存せず以下のようなほぼ一定値を示した。

亜硝酸菌数; $1.1 \sim 3.0 \times 10^6$ (N/ml)

硝酸菌数; $1.1 \sim 7.9 \times 10^5$ (N/ml)

脱窒菌数; $1.1 \sim 4.9 \times 10^7$ (N/ml)

このような現象を示したのは、細菌相互の生

理学的作用と考えられたことから、この領域の細菌を混合培養系における飽和生息亜硝酸菌（硝酸菌、脱窒菌）数と呼ぶことにした。

5. 飽和生息亜硝酸菌（硝酸菌、脱窒菌）は MLSS に依存しない。

6. SAT を亜硝酸菌の最大比増殖速度の逆数より大きくすることにより、亜硝酸菌数を最大レベルに維持させる方法はあやまりである。

7. エアレーションタンク末端部の亜硝酸菌を飽和生息数にするための SAT は、次式からもとめることができた。

$$\log N_{AT}/N_{IF} = 0.301 \cdot 1.78 \cdot \frac{1.097^{(T-20)} \cdot SAT}{\dots}$$

8. 既設下水処理場で硝化が起これにくかったのは、硝化菌の比増殖速度が小さかっただけでなく、飽和生息するのに必要な分裂回数が脱窒菌に比べ多かったためでもあった。

9. 硝化活性は SAT に依存しない。

6.6 硝化法および硝化脱窒法に関する基礎的実験

1. SRT と有機物の SS 負荷との関係は逆相関である。

2. 硝化と SRT の関連性は高く、この関係は pH により大きく影響され、pH 8 における硝化は pH 7 のときの 1/2 の SRT で間に合うものであった。

3. pH と生物構成の関係は、単純に pH による棲分けを行なうのは危険であるが、pH が若干アルカリ側で後生動物や活性汚泥性繊毛虫類が多くみられ、酸性側ではアメーバ類が多くみられた。

4. SRT と処理水質の関係は、SRT が 5～10 日が最適となり、それより高く保つと終沈で脱窒による汚泥浮上が起これ、低く保つとバルキングを起こした。

5. 硝化に対する日間負荷変動の影響は、濃度負荷としてエアレーションタンク流入部で若干みられるだけで、流入下水水量の変化としての硝化時間への影響が大きい。

6. 脱窒作用に対する電子供与体としてのメタノールは、McCarty の式に近い反応で利用された。

7. 脱窒に流入下水を電子供与体として利用する手法は非常に有効であり、流入下水の水質や必要な処理水質に応じて硝化作用との組み合わせを図って行くべきである。

6.7 硝化におよぼす微量成分の影響

亜硝酸菌の活性および比増殖速度は、人工海水、Mg, Sr, Mo, Fe を添加しても促進効果は見られなかった。しかし、Phosphate - buffer は、活性および比増殖速度に対し約 1.5～1.8 倍の促進効果が見られた。

6.8 脱窒用の有機炭素源の開発に関する実験

脱窒に用いる電子供与体を薬品以外に求めるために、嫌気性消化槽脱離液や高濃度の有機廃水について、脱窒菌への利用性、有機物の含有量、窒素の含有率等から調査した結果、ビール製造廃水とイースト菌培養廃水は利用性が高いものであった。

6.9 結 論

1. BOD, COD 等の有機成分の除去は、硝化のみに比べ硝化脱窒処理を行った方がすぐれている。硝化脱窒処理水質は急速濾過を行わなくとも SS 6 mg/ℓ, BOD 1.4 mg/ℓ, COD 6 mg/ℓ 程度にすることができた。

2. メタノールを用いた硝化脱窒処理は T-N の除去率として 95% 以上、T-N 濃度として 1 mg/ℓ 以下にすることができた。

3. 硝化脱窒処理の汚泥発生量は既設の下水処理に比べ小さいものであった。

4. 硝化脱窒処理の NaOH 使用量は、硝化のみに比べ減少した。

5. 急速濾過、塩素滅菌した硝化脱窒処理の処理水は、そのまま水洗便所用水として再利用しても問題なかった。

6. 硝化脱窒処理に通常の 2～3 倍の負荷を与えても活性汚泥の呼吸活性や硝化脱窒菌には悪影響が認められなかった。しかし、流入水中の硝化対照量や水量の増加に伴ない反応時間の短

縮、DO不足、pH低下が認められた。

7. 硝化脱窒処理におけるアルカリの消費と供給のバランスは理論値に近いものであった。

8. 脱窒作用は施設の構造や運転法、有機炭素源の資化性による影響を受けるが、当処理場での脱窒に必要な有機物量は流入下水 $BOD/NO_r = 4 \sim 5$ 、メタノール $BOD/NO_r = 4 \sim 5$ であった。

9. 硝化処理と硝化脱窒処理における原生、後生動物の優占種は有殻アメーバ類であった。硝化処理では後生動物が比較的多く検鏡されたが、硝化脱窒処理ではほとんど検鏡されなかった。

10. 硝化脱窒処理は特に高度な技術者を必要としなかった。

11. 本処理場の維持管理費は他の活性汚泥法とほぼ同等であった。

12. 硝化脱窒処理は長時間エアレーション方式に比べ処理水質、維持管理費ともにすぐれている。

6.10 生物学的硝化脱窒法の経済性

1. 建設費や維持管理から見た場合の最適循環水比は3前後であった。

2. 流入水量 $0.5 \sim 2.0$ 万 m^3 /日の硝化脱窒処理の維持管理費は、標準活性汚泥法に比べ約6～8円/ m^3 の増加が認められた。同様に建設費は約1.1～1.3倍の増加であった。

分 析 方 法

NH_4^+ ; インドフェノール法
 NO_2^- ; ジアゾカップリング法
 $\text{NO}_x(\text{NO}_3^- + \text{NO}_2^-)$; Cd-Cu還元カラムより NO_3^- を NO_2^- に還元した後、ジアゾカップリング法
 K-N ; 硫酸、硫酸カリウム、硫酸水銀により湿式分解した後、インドフェノール法
 BOD COD ; 下水試験法
 TOC ; TOC計
 SS ; 濾紙法 (GF/B)

参 考 文 献

1. 星野他 ; 処理場における窒素の実態調査, 東京都下水道局技術調査報告書 1977
2. 桜井 ; 水中の一般細菌検定法に関する2,3の検討 日本水処理生物学会誌 2,2,21~27, 1967
3. 地田他 ; 活性汚泥中の生菌数の計数法について, 日本水処理生物学会誌 6,2,11~14, 1971
4. T. B. S. Prakasam他 ; Aerobic Heterotrophic Bacterial Populations of Sewage and Activated Sludge, Applied Microbiology 15,4,461~467, 1967
5. A. G. Rodina ; Methods in Aquatic Microbiology, Univ. Park Press. 1965
6. IBP編 ; 陸水生物生産研究法, 講談社 1969
7. H. W. Gills, Bacteriology of Activated Sludge, 1964
8. 手塚 ; 活性汚泥細菌に関する研究, 日本水処理生物学会誌, 4,1,1~5, 1968
9. V. A. Matulewich他 ; Length of Incubation for Enumerating Nitrifying Bacteria Present in Various Environments, Applied, Microb. 29,2,1975
10. 日本下水道事業団報告 ; 下水の高度処理技術の開発調査 第3冊分, 1980
11. 桜井 ; 活性汚泥による脱窒素, 用水と廃水, Vol, 20, No.1 1978
12. 石崎 ; 懸濁粒子生物膜法による脱硝, 第15回下水道研究発表会講演集 6-50
13. 木原 ; 流動床による脱窒素実験
14. Downing 他 ; Nitrification in Activated Sludge Process, J. of Inst. Sew. Purif., pp130~158(1964)
15. E. P. A, "Process design manual for nitrogen control", 1975
16. 遠矢他 ; 生物学的脱窒法に関する研究(I), 硝化作用の支配因子に関する検討, 下水道協会誌 pp21~42 Vol.7 No.74 1970
17. Chang, J. P. ; "Studies on the Utilization of Nitrate by *Micrococcus denitrificans*", J. Gen. Microbiol. 1962,29, pp301~310
18. 洞沢 ; 下水浄化における活性汚泥の生物学的研究, 1945
19. 須藤 ; 活性汚泥処理における原生動物の役割に関する研究, 1972
20. 盛下 ; 活性汚泥の原生動物 1969
21. 稲森他 ; 第13回下水道研究発表会 1976, P246
22. Van Droogenbroeck他 ; Phosphate requirements of nitrifying bacteria, Antonie van Leeuwenhoek 33,287~296 1967

23. Skinner他; Growth of *Nitrosomonas europaea* in batch and continuous culture. Archs Microbiol. 38, 339 ~ 349, 1961
24. Loveless他; The influence of metal ion concentration and pH value on the growth of a *Nitrosomonas* strain isolated from activated sludge. J. gen. Microbiol. 52, 1 ~ 14, 1968
25. Tomlinson 他; Inhibition of nitrification in the activated sludge process of sewage disposal. J. Appl. Bacteriol. 29, 266 ~ 291, 1966
26. 土木研究所資料第 819 号, “下水処理施設設計の合理化に関する調査報告書(4)”
27. 亀田他; 下水処理場の概算コスト調査, 下水道協会誌 PP2 ~ 11 Vol. 16 No184, 1979

お わ り に

生物学的硝化脱窒法の建設費や維持管理費は標準活性汚泥法に比べ多少割高になる程度であり、高度な維持管理技術を要さないことから、現在までに考案されている窒素除去技術の中では最も実用可能な方法であるものと考えられる。

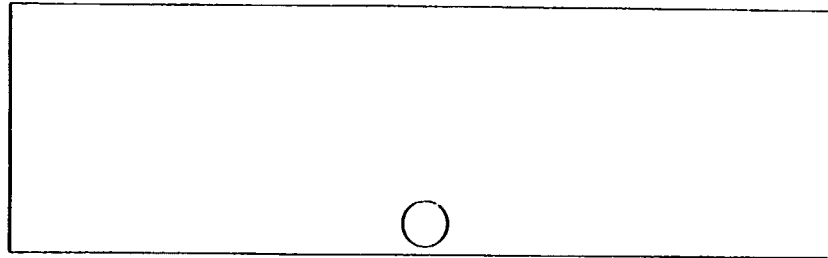
今後は窒素除去だけでなくリン除去をも含めた総合的な処理プロセスに発展していく必要があろう。又、本報告書は主に浮遊法（活性汚泥）による生物学的硝化脱窒法を取り扱ってきたことから、流動床や回転円板などを用いた固着法についても検討していく必要があろう。

最後に、本資料の作成にあたり御指導、御協力をいただいた関係各位に感謝の意を表します。

昭和55年度
生物学硝化脱窒処理による
窒素の除去

ISSN 0386-5878
土研資料第1664号
昭和56年3月
下水道部下水道研究室

キーワード 下水処理, 生物学硝化脱窒, 硝化菌, 脱窒菌,
設計



郵便はがき

3 0 5 - □ □

40円切手
をはって
下さい

茨城県筑波郡

豊里町大字旭一番地

建設省土木研究所

下水道部下水道研究室 御中

No.

配布先氏名

配布先住所



No.

土木研究所資料第1664号 部
「生物学的硝化脱窒処理による窒素の除去」

上記のとおり受領しました。

所 属（住所）

氏 名 印