

(30) 硝化・内生脱窒法に及ぼす最初沈殿池の影響

EFFECT OF PRIMARY CLARIFIER ON SEQUENTIAL NITRIFICATION-DENITRIFICATION
PROCESS USING ENDOGENOUS RESPIRATION

森山 克美*, 高橋 正宏**, 北村 武之***

K. MORIYAMA*, M. TAKAHASHI**, T. KITAMURA***

ABSTRACT; Organic substrate in influent is utilized as an organic carbon source for denitrification reaction in most of the biological nitrogen removal process. Consequently, BOD concentration in influent is one of the most important factors for biological nitrogen removal from wastewaters. The BOD concentration can be controlled by either installing a primary clarifier or not. Therefore, a pilot plant experiment was conducted to study the effect of primary clarifier on the nitrogen removal and other treatment characteristics in the sequential nitrification-denitrification process using endogenous respiration. Two pilot plants with and without primary clarifier were operated with domestic wastewater as influent. It was shown that the efficiency of total-nitrogen removal in the plant without primary clarifier was higher than that in the plant with it. From the experimental data, it became clear that the primary sludge was a useful organic carbon source with low strength of nitrogen for denitrification reaction. It was also verified that the ammonification of organic nitrogen in influent could alleviate the alkalinity deficit in the plant without primary clarifier. As the value of autolysis coefficient of activated sludge increases with SS in influent, there is little difference between the two plants in sludge generation rate. The results of this study suggest that the necessity of primary clarifier and its capacity must be reconsidered to upgrade the nitrogen removal efficiency.

KEYWORDS; Advanced treatment, autolysis coefficient, biological nutrients removal, nitrogen removal, primary clarifier, wastewater treatment.

1. はじめに

生物学的窒素除去法として、実用化されているプロセスの多くは、脱窒反応に必要な水素供与体としての有機物源を流入下水に求めている。このため、これらのプロセスではメタノール添加を前提とした窒素除去法におけるメタノール/ $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度比等とは異なる視点から、脱窒反応における有機物を管理する必要がある。有機物源を流入下水に求めたプロセスにおいて、有機物を管理することは、生物反応槽への流入下水のBOD濃度を管理することに他ならない。その管理手法としては、最初沈殿池が設置されている場合には、最初沈殿池の使用池数を増減し水面積負荷を変えること、あるいは最初沈殿池をバイパスして流入下水を生物反応槽へ直接流入させること等により反応槽流入下水のBOD濃度を増減させることが考えられる。

循環式硝化脱窒法では、流入下水中の有機物は前段に設置された脱窒槽で直ちに脱窒反応に利用される。一方、硝化・内生脱窒法では、硝化槽で活性汚泥に吸着あるいは蓄積された有機物が後段の脱窒槽で利用される。このような流入下水中有機物の脱窒反応における利用形態やプロセスの理論的窒素除去率の違いによ

* 九州大学工学部建設都市工学科 Department of Civil Engineering, Kyushu University

** 建設省土木研究所 Public Works Research Institute, Ministry of Construction

*** 浜松市 Hamamatsu City

り、プロセス毎に必要なBOD濃度やBOD/T-N比は異なる。本研究は、硝化・内生脱窒法を対象に、最初沈殿池の有無による流入水質の違いが本法の窒素除去、余剰汚泥発生量、およびアルカリ度収支に及ぼす影響を、実下水を用いたパイロットプラント実験により検討したものである。

これまでの硝化・内生脱窒法に関する研究[森山ら,1988]では、本法の処理特性、硝化菌の系内保持のための好気槽を基準とした汚泥滞留時間の確保の重要性等、基本的な処理機構を明らかにした。しかしながら、これらの結果は最初沈殿池の無い実施設を用いた実験から得られたものであった。このため、最初沈殿池を設置したときのその窒素除去に及ぼす影響の定量的な評価、および維持管理上の差異などが、解明すべき課題として残されていた。これらの課題の解明は、本法を最初沈殿池が設置されている既存施設に適用する場合に必要であると共に、脱窒反応に必要な有機物を流入下水に求めている種々の生物学的窒素除去プロセスにおける最初沈殿池の役割やその施設容量を評価するために必要な基礎的知見を与えるものと考えられる。

2. 実験概要

図-1に実験装置フロー、表-1に仕様を示す。BOD濃度は最初沈殿池の沈殿効率あるいは最初沈殿池の有無により支配されるので、代表的条件として、最初沈殿池が無い系(初沈無系:Plant A)と最初沈殿池を設けた系(初沈有系:Plant B)の2つの系を用いて比較検討した。最初沈殿池を除くプラント仕様は同一である。実験に用いた下水は、主として生活排水を処理している小規模下水処理場(最初沈殿池は設けられていない。汚泥処理は濃縮のみで、濃縮槽上澄液は流量調整槽流入端へ返流している。)の流量調整槽流出水である。初沈無系では最初沈殿池を使用せず生下水を生物反応槽への流入原水とし、初沈有系では最初沈殿池を設置し、その沈殿池流出水を流入原水とした。

実験は、4月より8月末までの5ヶ月間行われた。両系列とも硝化槽N₁、N₂の曝気量は、N₂槽のORP値が一定となるよう自動制御された。N₂槽におけるNO₃-N濃度が最初沈殿池の有無に関係なく同程度でないと、最初沈殿池の有無が脱窒効率に及ぼす影響を適切に評価できない。また、硝化反応はORP制御により制御可能なことが、著者[森山ら,1990]、Charpentierら[1987]により報告されていることから、それぞれの系列で「N₂槽でNH₄-Nを0.5mg/l程度残留するORP値」として、N₂槽NH₄-N濃度の推移状況を観察しつつ、適宜、ORP設定値を修正した。再曝気槽(PA)の曝気量は、DO1mg/l程度を目標値として一定とした。この他には、これまでの本法に関する実証運転実績を考慮して、MLSS濃度約3000mg/lを維持し、同時に硝化細菌の系内保持に必要なAerobic SRTが確保されるようにSRT、あるいは余剰汚泥引き抜き量を管理した。SRT管理を容易にするために、余剰汚泥を生物反応槽から直接引き抜き、2～3日貯留してその引き抜き量を計測し、SRTを算出した。

上記以外の主要な実験条件を表-2に示す。また、分析用試料は、通日調査以外は、定時に採水されるスポット試料で

Table 1. Pilot plant description.

Primary settling tank	φ1,000mm×Effective depth 725mm Effective volume: 0.5m ³
Biological reactor	W 700mm×L 350mm×H 436mm×5 Effective volume:0.5m ³ (100m ³ ×5)
Final settling tank	φ800mm×Effective depth 320mm Effective volume: 0.16m ³

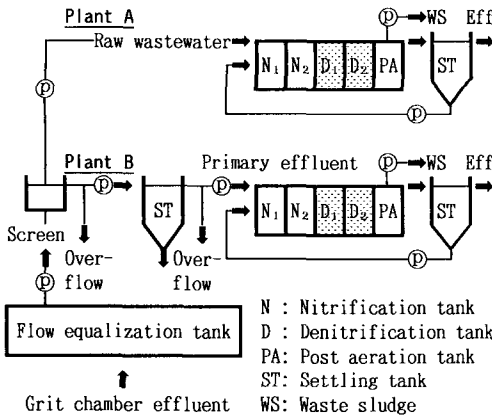


Fig.1 Flow diagrams of pilot plants.

Table 2. Operating conditions.

Parameters	Plant A	Plant B
Retention time in reactor, hrs	20	20
Primary settling time, hrs	-	1.1
Overflow rate of primary settling tank, m ³ /m ² ·d	-	14.0
Return sludge ratio, %	100	100
Waste sludge, g/day	32.9	23.7
MLSS, mg/l	2880	2910
MLVSS, mg/l	2350	2390
VSS/SS, %	82	82
SVI	119	135
SRT, days	34	50
Aerobic SRT, days	13.5	19.9
BOD-SS loading, kg/kg/day	0.068	0.038
TN-SS loading, kg/kg/day	0.041	0.033

ある。なお、実施設の流量調整槽において流入水質の時間変動の平滑化があることは報告されている[森山ら, 1992]。通日調査では3時間間隔で試料の採水、分析を行った。また、内生脱窒速度[森山ら, 1988]に関する回分実験も実施した。実験は以下に行った。各パイロットプラント第1、2脱窒槽の活性汚泥混合液を採水し、これに硝酸性窒素を20mg/lそれぞれ添加し、水温25℃で攪拌混合した。

3. 実験結果および考察

3.1 流入水質

実験開始後、約50日で処理水質が安定した。安定化後の実験期間中の各パラメータの平均値を表-2、3に示す。BOD-SS負荷とTN-SS負荷の負荷計算は、全反応槽のSSを基準とした。これによると、初沈無系のBOD-SS負荷は初沈有系の約2倍弱である。これは、最初沈殿池で除去されるSS成分がBODの約50%を占めたためである。一方、初沈無系のT-N負荷は、約2割高い程度であった。表-3の流入水をみると、Plant A(生下水)のBOD濃度はPlant B(初沈流出水)の約2倍である。一方、T-N濃度については約1割程度、生下水が高いだけである。窒素の約8割は、溶解性または最初沈殿池で沈殿除去されない粒子あるいはコロイド成分により占められることになる。一方、BODの約50%がSSの沈殿除去に伴い、最初沈殿池で除去されることになる。BOD/T-N比を考えると、最初沈殿池を設けると窒素除去には不利な値となることが分かる。

以上のことを換言すれば、最初沈殿池で沈殿除去される汚泥は、活性汚泥プロセス中で得ることのできる窒素含有率の低い有機炭素源であり、最初沈殿池を設けない、あるいは、最初沈殿池の沈殿効率を下げる(水面積負荷を上げる)ことにより生物反応槽に流入させ、脱窒反応において利用できる有機炭素源といえる。

3.2 窒素除去

表-3に示す両系の処理水T-N濃度をみると、Plant A(初沈無系)では流入水39mg/lに対して処理水3.8mg/l、Plant B(初沈有系)では流入水32mg/lに対して処理水8.3mg/lであった。実験概要で述べたようなORP制御を実施した結果、 N_2 槽の NH_4-N と NO_3-N の濃度は、両系ではほぼ同濃度で、また完全硝化に近いものであった。処理水の NH_4-N とOrg-N濃度は、両系ともそれぞれ0.7、1.4mg/l程度であり、表-3に示すように両系の処理水T-Nの差は、 NO_3-N 濃度の差である。

次に、生物学的脱窒反応および余剰汚泥引き抜きにより除去される窒素量を検討するために、両プラントにおける窒素収支を求めた。結果を実験期間中の平均値で表-4に示す。余剰汚泥としての窒素除去量は余剰汚泥の窒素含有率、余剰汚泥濃度および1日当たりの余剰汚泥量の積として求めた。一方、脱窒反応による窒素除去量は、生物反応槽流入水のT-Nから処理水T-Nと余剰汚泥としての窒素除去量を差し引くことにより求めた。余剰汚泥SS当たりの窒素含有率は、両系とも平均で6.1%であった。MLSS濃度約3000mg/lを維持

Table 3. Performance data.

Parameters	Influent		Effluent	
	Plant A	Plant B	Plant A	Plant B
Water temp., °C	23.9	23.9	23.9	23.9
pH	7.0	7.1	7.0	6.7
Alkalinity, mg/l	136	133	60	36
T-N, mg/l	39.0	32.0	3.8	8.3
D-T-N, mg/l	24.4	23.9	3.4	7.8
NH_4-N , mg/l	16.7	17.4	0.7	0.6
NO_2-N , mg/l	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
NO_3-N , mg/l	0.2	0.1	1.5	6.1
Org.-N, mg/l	21.9	13.5	1.3	1.4
SS, mg/l	248	93	13.4	9.4
BOD, mg/l	166	92	7.8	6.6
D-BOD, mg/l	42	39	2.7	3.1
TOC, mg/l	139	82	19	14
D-TOC, mg/l	48	43	9.7	10.0
BOD/T-N ratio	4.3	2.9	-	-
T-P, mg/l	7.0	5.3	2.8	2.6
PO_4-P , mg/l	2.0	1.9	2.5	2.7

Table 4. Total-nitrogen balances in plants A and B.

Factors	Plant A	Plant B
Influent T-N, g/day	23.4	19.2
Effluent T-N, g/day	2.3	5.0
T-N in waste sludge, g/day	2.2	1.6
Denitrified T-N, g/day	18.9	12.6

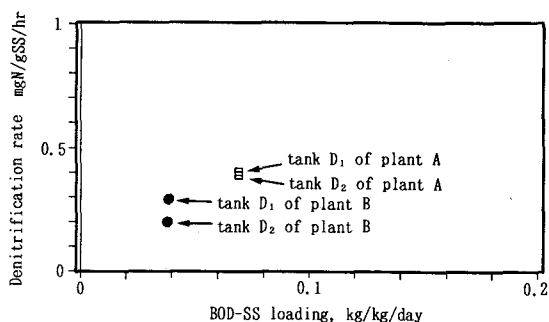


Fig.2 Influence of BOD-SS loading on denitrification rate.

するために余剰汚泥発生量が初沈有系よりも37%多い初沈無系では、余剰汚泥による窒素除去量が、初沈有系よりも0.6g/日大きい。この差は、余剰汚泥の窒素含有率が両系とも年平均で6.1%の同一値のため、余剰汚泥発生量の差に比例した値である。脱窒反応による窒素除去量に比較し、余剰汚泥による窒素除去量は、両系共に小さい。また、初沈無系と初沈有系の余剰汚泥による窒素除去量の差0.6g/日そのものも、脱窒反応による窒素除去量に比較して小さい。したがって、最初沈殿池の有無により処理水窒素濃度に大きな差がでるが、これは、生物学的脱窒反応による窒素除去量の差が主な原因であり、余剰汚泥による窒素除去量の違いの影響は小さいことが明らかとなった。

したがって、最初沈殿池の有無は、内生脱窒速度(以下、脱窒速度)[森山ら,1988]に影響を与え、初沈有系では脱窒速度が初沈無系よりも低下し、NO₃-Nを高濃度に残留させる結果になったと解釈できる。ところで、脱窒速度の決定機構については、著者らにより、BOD-SS負荷を基本パラメータとし、脱窒反応に関与する活性汚泥中の蓄積有機物を介在させたモデルが提案されている[森山ら,1992]。このモデルは、BOD-SS負荷が高く、その結果、蓄積有機物量の高い状態の活性汚泥の蓄積有機物代謝速度は、その蓄積量に比例して高くなり、これに伴って脱窒速度も高くなるとしたものである。そこで、回分実験から得られた内生脱窒速度(20℃における速度に換算)とBOD-SS負荷の関係を求めると図-2が得られ、BOD-SS負荷の高い条件下の脱窒速度の大きいことが認められる。

以上のことから、最初沈殿池を設けない条件では全窒素負荷量が増加するが、BOD-SS負荷の増加により増加した窒素負荷以上の脱窒速度の上昇が生じ、その結果、処理水全窒素濃度が窒素負荷の低い最初沈殿池を設けた条件よりも低下することが理解できる。

3.3 余剰汚泥発生量

最初沈殿池の有無による余剰汚泥発生量の違いを評価することは、実際上の重要な課題である。また、すでに余剰汚泥発生量は、エアレーションタンク流入BOD量よりも流入SS量と強い相関をもつことが示されている[日本下水道協会,1991]が、どのような機構で量的な関係が決まるのか明らかになっていない。そこで、本項では、流入水SS濃度の違いが余剰汚泥発生量に及ぼす影響について検討する。すでに、著者等は嫌気あるいは無酸素槽を含む栄養塩除去プロセスにおける汚泥発生量の評価手法を報告している[森山ら,1992]。これは、図-1に示すような処理フローにおける定常状態での固形物収支式を整理して得られ、次式で定義される活性汚泥(MLSS)の自己分解速度定数k_aが種々の要因で変化するとしたものである。

$$k_a = \frac{Q_0C_0 - (Q_0 - Q_w)C_E + YQ_0(S_0 - S_E) - Q_wC}{CV} \tag{1}$$

ここに、

- Q_w: 余剰汚泥引抜き量、m³/day
- C : MLSS濃度、mg/l
- Q₀: 流入水量、m³/day
- C₀: 流入水SS濃度、mg/l
- C_E: 処理水SS濃度、mg/l
- Y : 溶解性BODのMLSSへの転換係数、mgSS/mgBOD
- S₀: 流入水溶解性BOD濃度、mg/l
- S_E: 処理水溶解性BOD濃度、mg/l
- k_a: MLSSの自己分解速度定数、day⁻¹
- V : 生物反応槽全容量、m³

ここでは、この式を用いて余剰汚泥発生について検討した。転換係数Yとしては、Rittmannら[1985]が示している有機物の好氣的酸化反応の化学量論式を

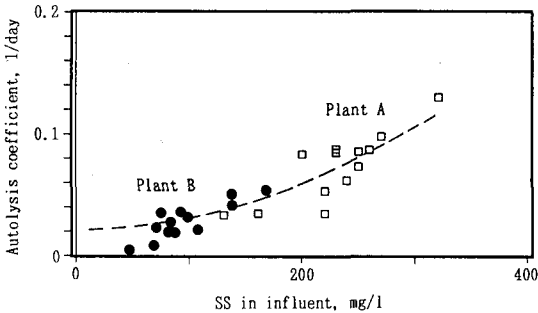


Fig.3 Influence of SS in influent on autolysis coefficient.

Table 5. Comparison of the SS balances in plants A and B. (mg/l)

Factors		Plant A	Plant B
Influent	: Q ₀ C ₀ /Q ₀	247	93
Production	: YQ ₀ (S ₀ -S _E)/Q ₀	28	25
Effluent	: -(Q ₀ -Q _w)C _E /Q ₀	-13	-9
Autolysis	: -k _a CV/Q ₀	-207	-69
Waste sludge	: -Q _w C/Q ₀	-55	-40

参考に0.6を仮定した。Plant A、Bについて式(1)より k_d を求め、流入水SS濃度との関係を示したものが図-3である。流入水SS濃度が高くなるに従い k_d も高くなることが分かる。流入水SS濃度が0のときの k_d は、溶解性有機物のみを含む下水を処理したときの k_d 値となる。この値については、 0.03day^{-1} という値を充分な空曝気により流入水SSを含まない状態の活性汚泥のDNA減少から宗宮ら[1978]が求めている。また、宗宮らは一連の研究[1980, 1980]で浮遊性基質の加水分解速度は、溶解性基質の代謝速度の1/10以下であるが、DNAで示された活性汚泥の分解速度よりは、大きいことを明らかにしている。また、浮遊性基質のかなりの部分が活性汚泥としてたまり込んでいることを示唆している。これらのこと考えると、MLSSとして測定される汚泥中には流入水SS濃度に応じてこのSSが含まれており、このために、図-3に示すような関係が得られたものと考えられる。

次に、実験期間中の平均値を用いて、SSの収支を検討した。結果を表-5、図-4に示す。流入水流量基準のSS濃度として値を示している。溶解性BODからの生成汚泥量は、Plant A、Bにおける流入水中の溶解性BOD濃度が表-3に示すように同程度であるため、ほとんど差がない。流入するSSを比較すると、Plant AはBの約2.7倍であるが、汚泥発生量(余剰汚泥+処理水SS)はPlant Bの1.39倍に過ぎなかった。これは、図-3に示すように流入水SS濃度の高い条件下の活性汚泥の自己分解速度定数が大きいためである。

以上、流入水SS濃度に応じた自己分解速度定数の変化を考慮することにより、最初沈殿池の有無による余剰汚泥発生量の定量的評価が可能となることを示した。

3.4 アルカリ度収支

各プラントにおいて硝化された窒素濃度とそのときに消費されたアルカリ度を図-5に示す。Plant Aでは、Plant Bに対して増加した流入水T-N濃度に応じたアルカリ度消費の増加が認められる。一方、硝化された窒素濃度とそのときの硝化槽末端(N_2 槽)におけるアルカリ度の関係を図-6に示す。これらの図から、最初沈殿池を設けず硝化すべき窒素濃度が高くなる場合には、それに見合うアルカリ度回収機構が作用していることが推察される。そこで、本プロセスにおける最初沈殿池の有無がアルカリ度収支に及ぼす影響を化学量論的に検討した。本プロセスのアルカリ度収支式より、定常状態の硝化槽末端(N_2 槽)のアルカリ度は式(2)で示される。なお、これまでの研究[1988, 1990]で示唆されていた硝化槽での脱窒反応のアルカリ度収支に及ぼす影響も考慮した。これは、生物反応槽における全脱窒量に対する硝化槽と脱窒槽におけるそれぞれの脱窒量の割合(後述の図-7、表-6中の係数a、b)を収支式に導入したものである。

$$M = M_1 + \Delta M + M_1 + M_2 + M_3 + M_4 \quad (2)$$

M : 硝化槽末端(N_2 槽)のアルカリ度

M_1 : 流入水アルカリ度

ΔM : 硝化による消費アルカリ度

M_1 : 流入水中有機態窒素の脱アミノ化による生成アルカリ度

M_2 : 硝化槽における脱窒反応による生成アルカリ度

M_3 : 脱窒槽における脱窒反応による生成アルカリ度

M_4 : 返送汚泥系(最終沈殿池内)における脱窒反応による生成アルカリ度

(単位: mg/l)

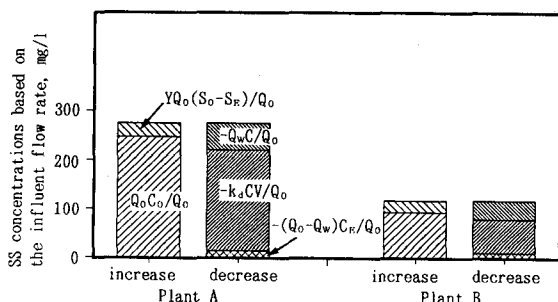


Fig.4 Comparison of the SS balances in plants A and B.

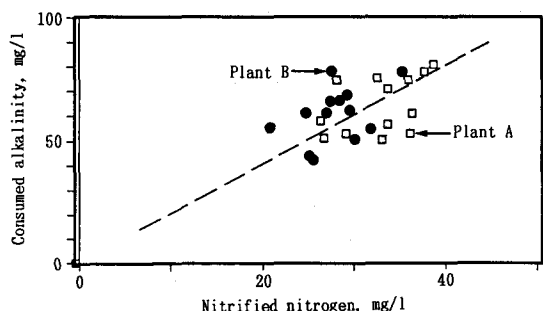


Fig.5 Relationship between nitrified nitrogen and consumed alkalinity in the nitrification tanks.

ΔM 、 $M_1 \sim M_4$ の各項の式は、解析結果を示す表-6中に示す。なお、解析には通日調査の平均値を用いた。この平均値を用いたプロセス内における形態別窒素、アルカリ度の変化を図-7に示す。この図より係数 a 、 b の値が求まる。

従来、硝化脱窒プロセスのアルカリ度収支に関する検討では、脱窒反応によるアルカリ度回収が強調されているが、表-6の結果は、 M_1 すなわち流入水中有機態窒素の脱アミノ化による生成アルカリ度のアルカリ度回収全量に対する寄与率の高いことを示している。さらに、 $M_2 \sim M_4$ の合計をみると沈殿池の有無による差は認められないが、最初沈殿池を設けない場合、流入水中の増加する窒素は、表-3に示されるように有機態窒素であるため、脱アミノ化による生成アルカリ度 M_1 を増加させることがわかる。以上のように、最初沈殿池を設けない場合、消費アルカリ度の増分を補うアルカリ度回収の働くことが明らかとなった。

4. 窒素除去プロセスと流入水BOD/T-N比に関する考察

硝酸性窒素1mgを脱窒するのに必要なBOD量は、菌体合成を無視すれば化学量論的に約2.86mgであり、また菌体合成を考慮すれば菌体の分子組成の考え方にもよるが、30%程増加し、3.7mg前後となる。したがって、硝化・内生脱窒法は原理的には、全量脱窒が可能であるので、生物反応槽流入水のBOD/T-N比としては、BOD成分が硝化槽でまったく消費されなかったと仮定しても、表-3で示したPlant BのBOD/T-N比2.9では不足することになる。一方、Plant Aで得られたBOD/T-N比4.3は、硝化槽の曝気量を適正に管理することにより[森山ら, 1988]硝化槽での大きなBOD消費が無ければ、全量脱窒を満足し得る値といえよう。

次に、わが国において普及している窒素除去プロセスである循環式硝化脱窒法についても同様な考え方で必要とされるBOD/T-N比を検討すると以下のようである。同法では、全量硝化はするが、脱窒の対象となる硝酸性窒素は、循環液中のものだけであるので、一般には流入水全窒素の約65%程度を脱窒することができる。したがって、同法で必要となる生物反応槽流入水のBOD/T-N比は、3.7の65%、すなわち2.4となる。このようなBOD/T-N比は、一般には最初沈殿池を設置したときでも得られるので、あえて最初沈殿池をバイパスする必要のないことが理解できる。

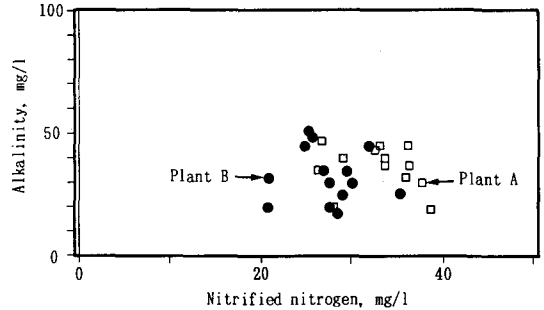


Fig.6 Relationship between nitrified nitrogen and alkalinity at the end of the nitrification tank.

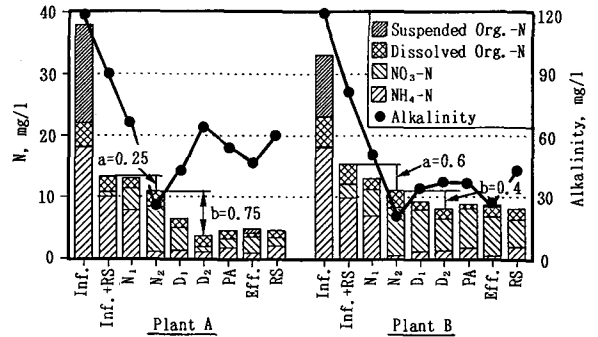


Fig.7 Nitrogen and alkalinity variations.

Table 6. Stoichiometric analysis of alkalinity.

	Plant A	Plant B
N_{T1} :total nitrogen in influent	38	33
N_{A1} : NH_4 -N in influent	18	18
β : N_{A1}/N_{T1}	0.47	0.55
r :return sludge ratio	1.0	1.0
N_{3E} : NO_3 -N in final effluent	2.6	6.3
N_{3R} : NO_3 -N in return sludge	1.3	4.4
α	0.89	0.90
a :denitrification ratio in tanks N_1 & N_2	0.25	0.60
b :denitrification ratio in tanks D_1 & D_2	0.75	0.40
N_{40} : NH_4 -N in tank N_2	1.1	0.4
M_1 :alkalinity in influent	119	121
ΔM : $-7.14(\alpha \cdot N_{T1} - N_{40})$	-234	-209
M_1 : $+3.57(\alpha - \beta) \cdot N_{T1}$	56	42
M_2 : $+3.57(\alpha \cdot N_{T1} - N_{40} - N_{3E}) \cdot a$	27	49
M_3 : $+3.57(\alpha \cdot N_{T1} - N_{40} - N_{3E}) \cdot b \cdot r / (1+r)$	40	16
M_4 : $+3.57(N_{3E} - N_{3R}) \cdot r$	5	7
M_0 :observed value of "M"	26	21
M_{ca} :calculated value of "M"	14	26
M_{ap} :apparent consumed alkalinity	-105	-95
N_n :nitrified nitrogen($N_n = \alpha \cdot N_{T1} - N_{40}$)	32.7	29.3
M_{ap}/N_n (average:-3.2)	-3.22	-3.24

α = ratio of nitrogen that is not removed by wasting of excess sludge to N_{T1} .

$M_{ca} = M_1 + \Delta M + M_2 + M_3 + M_4$, $M_{ap} = \Delta M + M_1 + M_2 + M_3 + M_4$.

現在、窒素除去率の改善を目的として様々なプロセスが開発されつつあり、循環方式・ステップ方式の変更、後脱窒槽の導入等色々な方策が用いられている。以上の考察でも明らかなように、プロセスの理論的窒素除去率が高くなるほど、BOD/T-N比を高くすることが必要となる。しかも、その要求されるBOD/T-N比は、最初沈殿池流入水のBOD/T-N比と流出水のBOD/T-N比の範囲に存在するようである。したがって、窒素除去プロセスの除去率改善にあたっては、循環方式・ステップ方式、硝化槽・脱窒槽の配置などと共に、生物反応槽流入水のBOD/T-N比を窒素除去に必要な値にするため、最初沈殿池を設置すべきかどうか、あるいは最初沈殿池の水面積負荷とBOD成分、窒素成分の沈殿効率の関係なども吟味する必要がある。

5. おわりに

本研究では、最初沈殿池の有無が硝化・内生脱窒法の窒素除去や維持管理に及ぼす影響を評価、検討するために、実下水を用いたパイロットプラント実験を実施した。本論文で得られた主な結果は、以下の通りである。

- 1) 生下水に含まれるBODの50%程が、最初沈殿池におけるSS除去に伴い除去された。一方、全窒素は、20%程しか除去されなかった。従って最初沈殿池を用いた場合、BOD/T-N比は生物学的窒素除去に不利な値となる。
- 2) 最初沈殿池汚泥は、活性汚泥プロセスのなかで得ることのできる窒素含有率の低い有機炭素源であり、窒素除去プロセスにおいて有効に活用できる有機炭素源である。
- 3) 最初沈殿池の有無は、BOD-SS負荷の変化を通して内生脱窒速度に影響を与え、初沈有系では脱窒速度が初沈無系よりも約40%低下し、 $\text{NO}_3\text{-N}$ が高濃度に残留した。一方、初沈無系では、T-N負荷も高くなるが、BOD-SS負荷に応じた脱窒速度の上昇がそれ以上に大きく、良好な処理水全窒素濃度が得られる。なお、余剰汚泥発生量の違いが窒素除去に与える影響はわずかであった。
- 4) 本実験における最初沈殿池の有無により系内へ流入するSS量を比較すると、初沈無系は初沈有系の約2.7倍であるが、汚泥発生量は初沈有系の1.39倍に過ぎなかった。これは、流入SS濃度の高い条件下の活性汚泥の自己分解速度定数が大きくなるためであることが示された。
- 5) 初沈無系では硝化すべき窒素濃度が高くなるが、これは有機態窒素として反応槽に流入するので、その脱アミノ過程でアルカリ度が回収され、アルカリ度不足が緩和されることが、アルカリ度収支解析より明らかにされた。

以上、本研究の結果を列挙したが、端的には最初沈殿池を設けない条件が硝化・内生脱窒法に適していることが明らかとなった。本研究の結果は、生物学的窒素除去プロセスにおける最初沈殿池の必要性、あるいは、最初沈殿池の沈殿効率、施設仕様諸元は、BOD除去を目的としたプロセスの最初沈殿池とは異なる視点から考慮する必要があることを示していると考ええる。

[参 考 文 献]

- 宗宮ら(1978)：活性汚泥の浄化機構に関する研究、第14回衛生工学研究討論会講演論文集，pp.8-13。
宗宮ら(1980)：活性汚泥による都市下水中有機物質の代謝に関する研究(I)，
下水道協会誌，Vol.17，No.195，pp.35-41。
宗宮ら(1980)：活性汚泥による都市下水中有機物質の代謝に関する研究(II)，
下水道協会誌，Vol.17，No.196，pp.20-30。
日本下水道協会(1991)：下水道維持管理指針(ポンプ場・処理場施設編)，p.731。
森山ら(1988)：硝化・内生脱窒法に関する研究，衛生工学研究論文集，Vol.24，pp.65-73。
森山ら(1992)：硝化・内生脱窒法における脱窒反応速度に関する研究，
下水道協会誌，Vol.29，No.339，pp.65-73。
森山ら(1992)：高負荷条件下における生物学的栄養塩除去プロセスの制御，
衛生工学研究論文集，Vol.29，pp.163-169。
J. Charpentier *et al.*(1987)：Oxidation-reduction potential (ORP) regulation:a way to optimize pollution removal and energy savings in the low load activated sludge process，
Water Science and Technology，Vol.19，No.，pp.645-655。
K. Moriyama *et al.*(1990)：Renovation of an extended aeration plant for simultaneous biological removal of nitrogen and phosphorus using oxic-anaerobic-oxic process，
Water Science and Technology，Vol.22，No.7/8，pp.61-68。
B. E. Rittmann *et al.*(1985)：Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches. J. WPCF，57(4)，pp.300-308。