

(7) 硝化・内生脱窒法に関する研究

A STUDY ON NITRIFICATION-DENITRIFICATION PROCESS
USING ENDOGENOUS RESPIRATION FOR DENITRIFICATION

森 山 克 美* 佐 藤 和 明*

Katsumi MORIYAMA*, Kazuaki SATO*

原 田 良 誠** 北 村 武 之**

Yoshinobu HARADA**, Takeyuki KITAMURA**

ABSTRACT; This investigation was carried out for the purpose of developing a new method for advancing the nitrogen removal capacity based on the extended aeration process by varying its operation system.

An existing plant which was designed as the extended aeration process was modified to the biological nitrification-denitrification process using endogenous respiration for denitrification. This process was a sequential carbon oxidation-nitrification-denitrification system. The possibility of upgrading the nitrogen removal efficiency, the phenomenon of nitrogen removal in this process and the optimum operation condition for removing nitrogen were studied.

Through the results of this study, it was verified that the nitrogen removal was achieved at a high level of efficiency without either any facility expansion or the addition of organic carbon source for the denitrification. In the operation of this process, it was necessary to know the minimum dissolved oxygen concentration in the nitrification tank, in which ammonia nitrogen did not remain, in order to maintain the denitrification reaction at a high rate. And it was also clearly shown that maintaining the MLSS concentration in the low temperature period higher than that in the high temperature period was necessary to prolong the sludge retention time for nitrifier reproduction.

KEYWORDS; Nitrification, Denitrification, Endogenous respiration

1. はじめに

生物学的窒素除去法の開発においては、硝化反応に必要なアルカリ度と脱窒反応に必要な有機炭素源の合理的な確保、窒素除去率の改善およびプロセスのコンパクト化等を目指して種々のプロセスが提案されてきた。しかし、これまでに開発された生物学的窒素除去法の導入は、そのプロセス構成上、新たに下水処理場を建設する場合以外においては困難な場合が多い。このため、窒素除去が可能な処理場の拡充のためには、新規の処理場への適用も可能と同時に、既存施設に窒素除去の機能を付加する技術となるような生物学的窒素除去法の開発が必要である。このような要請に対応できる一つの除去法として循環式硝化脱窒法があり、我国では、琵琶湖および霞ヶ浦流域下水道の終末処理場等で採用されている。生物反応槽の水理学的滞留時間 12～16 時間を確保できれば、硝化液循環設備の設置、生物反応槽前段の脱窒槽への改造により、既存施設をこのプロセスに変更できる。しかしながら、その窒素除去率は循環比に支配され、最初沈殿池流出水に対する全窒素除去率は実用的には 60～70 % であり、これ以上の高い窒素除去率を得ることは困難である。このため、より高い窒素除去率を得る必要のある場合には、この方法を適用することはできない。

このような現状を考えると、既存施設への適用が可能であり、循環式硝化脱窒法より窒素除去率のすぐれ

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

** 浜松市 Hamamatsu City

た生物学的窒素除去法の開発も必要であろう。

本研究では、以上の観点から長時間エアレーション法を対象として、これを硝化・内生脱窒法と呼ばれる方式に変更することによる窒素除去機能の導入の可能性とそのための運転制御方法およびプロセスの機能等について実施設を用いた実験により検討を加えた。

2. 硝化・内生脱窒法の概要

硝化・内生脱窒法（以下、本法と記す。）の基本的なフローシートを図－1に示す。本法の生物反応槽は、図－1に示すように硝化槽、脱窒槽および再曝気槽から構成される。

本法は硝化工程の後に脱窒工程を組合せ、脱窒反応槽に有機炭素源を添加せず、前段の硝化工程で活性汚泥に吸着された下水中の有機物や活性汚泥微生物の細胞内に蓄積された有機物を脱窒反応の有機炭素源として用いる方式であり、内生脱窒法（Wuhrmann法）の一種と考えられる。このような脱窒方法を外部から有機炭素源を添加したり、循環式硝化脱窒法のように下水中の有機物をそのまま脱窒反応に利用する方法などと区別して内生脱窒と呼ぶこととする。再曝気槽は、脱窒槽から流出する混合液を好気状態にすることにより、最終沈殿池での脱窒による汚泥の浮上を防止すると共に、放流水の溶存酸素濃度を確保するために設けるものである。

本法では循環は行わないが既存施設が長時間エアレーション法であるため、汚泥返送比が100%前後あり、これにより脱窒反応で生成されるアルカリ度の一部は回収され、前段の硝化槽で利用されることになる。

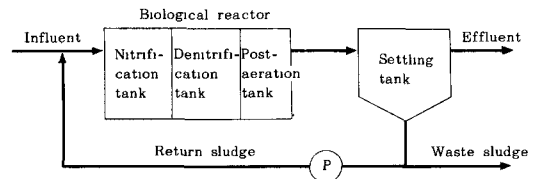


Fig. 1 Schematic diagram of nitrification – denitrification process using endogenous respiration for denitrification.

3. 実験概要

3.1 実験施設の概要

実験は、昭和60年4月より昭和62年3月までの2年間、浜松市湖東浄化センターの実施設を用いて行われた。

本施設は、約4,000人の処理人口を持ち、1,000 m³/日程度の生活排水を処理する下水処理場であり、長時間エアレーション法を硝化・内生脱窒法のプロセスに改造したものである。最初沈殿池は設置されておらず、下水は沈砂池へ流入後、調整槽を経由して生物反応槽へ導入されている。生物反応槽は、仕切板で5等分（A～E槽）に仕切られている。各仕切りの開口部は仕切りの最下部片側に交互に設けられ、その開口断面は高さ20 cm×幅50 cmとし、硝化槽と再曝気槽は、粗気泡型散気装置（ディスクディフューザー）により曝気され、脱窒槽では1.5 kWの上向噴射式水中攪拌機を底部に固定し、攪拌している。

本施設の処理水は、閉鎖性水域である浜山湖へ放流されることから、BOD5、COD10、SS3、T-N5、T-P1 mg/ℓを目標水質としており、窒素除去には硝化・内生脱窒法で対応している。

3.2 実験条件および実験方法

実験は昭和60、61年度の2年間にわたって行われたが、後述の図－5を除いて昭和61年度のデータを解析したので、61年度の運転条件のみを表－1に示す。また、処理フローについては、図－2に示す。図－2のMODE1は完全硝化を目指した運転条件である。MODE2は、散気装置の改修により、硝化槽2槽で完全硝化が達成されるようになったため、脱窒槽を2槽にしたものである。本実験での試料採水位置は、流入水では調整槽出口、生物反応槽では各槽の末端、生物処理水では最終沈殿池出口、返送汚泥では生物反応槽流入口、砂ろ過処理水では砂ろ過塔通水後の貯留ピットとした。

Table 1 Operating conditions of Kotoh WTP in FY 1986

	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sept.	Oct.	Nov.	Dec.		Jan.	Feb.	Mar.
Water temp. (°C)	16.5	19.5	22.5	24.0	26.5	26.5	23.5	19.5	17.0	16.0	14.0	13.5	15.0
Flow rate (m ³ /day)	1,014	1,090	1,161	1,290	1,202	1,113	976	948	936	983	927	919	1,008
Return ratio (%)	83	77	72	65	70	76	86	89	90	86	91	105	90
Retention time of reactor (hrs)	22.7	21.1	19.8	17.9	19.2	20.7	23.6	24.3	24.6	23.4	24.8	25.1	23.0
Aeration / Flow rate	—	—	—	14.0	15.1	16.3	18.6	18.4	18.9	20.9	21.0	19.5	18.0
Waste sludge (m ³ /day)	16.2	19.0	17.7	17.7	18.5	17.5	17.7	18.3	14.3	10.6	14.2	16.4	19.2
MLSS (mg/ℓ)	3,860	3,610	3,100	2,820	2,450	2,810	2,970	2,790	3,300	3,390	3,670	3,880	3,370
SRT (day)	28.1	21.2	22.0	18.1	17.6	21.6	20.7	21.8	29.2	37.6	31.9	31.8	22.7
SAT (day)	16.9	12.7	13.2	10.9	10.6	13.0	12.4	13.1	17.5	15.0	12.8	12.7	9.1
BOD-SS loading (kg/kg·day)	0.14	0.12	0.10	0.14	0.094	0.096	0.11	0.094	0.084	0.20	0.15	0.18	0.23
T·N-SS loading (kg/kg·day)	0.021	0.021	0.027	0.029	0.026	0.026	0.021	0.025	0.019	0.035	0.032	0.028	0.037
Operating mode*	MODE 1									MODE 2			

* Cf. Fig. 2

試料採水は、通日試験においては2時間間隔での採水、他は月に3回、午前10～11時の採水（スポットサンプル）とした。なお、本施設では調整槽において流入水質の時間変動の平滑化があるため、スポットサンプルではあるが、水質変動の影響はさほど受けずに、一日の平均的な水質が得られると考えて解析を行った。水質分析は、下水試験方法²⁾に準じて行った。

4. 実験結果および考察

4.1 有機物除去

図-3に流入水BOD、生物処理水BOD、水温、生物反応槽における流入水量を基準とした水理学的滞留時間（HRT）の年間変化を示す。流入水BODは季節により100～400 mg/ℓの領域で変動するが、生物処理水BODは年間を通してほぼ安定しており、その平均値は約15 mg/ℓであった。HRTは夏季に流入水量が増加するため約20時間、冬季では約25時間であった。流入水BODと除去BODの関係を図-4に示す。これによると、流入水BODの濃度変動によらず、良好なBOD除去がなされ、施設の一部を脱窒槽に改造することにより有機物除去が悪化するこ

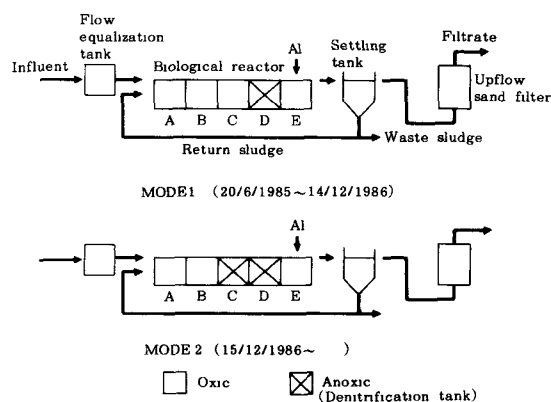


Fig. 2 Flow diagrams of Kotoh WTP for each experiment.

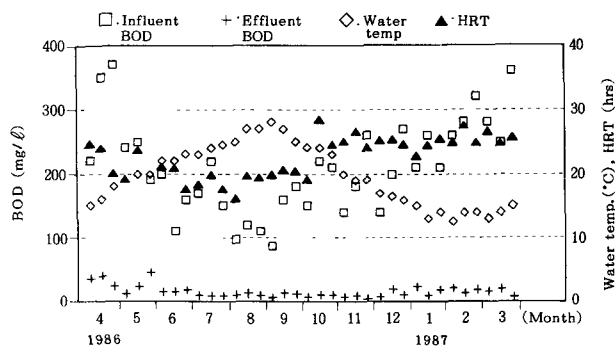


Fig. 3 Annual variations of BOD, Water temp. and HRT.

とは認められなかった。

4.2 窒素除去

(A) 窒素除去の概要

図-5、6に昭和60年度、61年度における窒素系の水質変化をそれぞれ示す。流入水T-Nは30～50 mg/ℓ、流入水NH₄-Nは20～30 mg/ℓの範囲で季節により変動している。一方、処理水T-Nは、昭和60年12月から昭和61年3月において10 mg/ℓを若干上まわることが続いたが、他の期間では、5～10 mg/ℓを維持することができた。処理水T-Nが10 mg/ℓを上まわった原因は、低水温期において脱窒速度が低下したため、該当時の運転条件（MODE1：脱窒槽1槽）では脱窒が不完全となり、NO₃-Nが残存したものと考えられる。次年度の冬期においては、このような点を改善するため、図-2の処理フローに示すように脱窒槽2槽とした。この結果、この冬期においては良好な窒素除去が行われた。

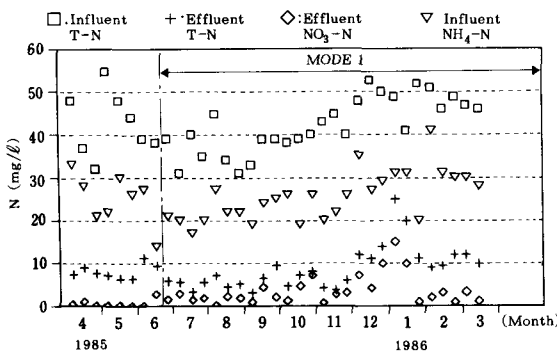


Fig. 5 Annual variations of nitrogen (FY 1985).

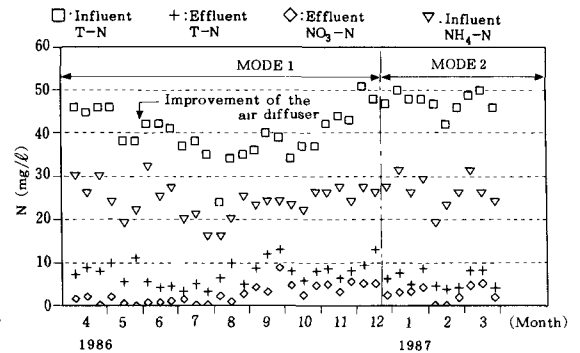


Fig. 6 Annual variations of nitrogen (FY 1986).

(B) 窒素除去率

図-7に流入水T-Nと除去T-Nの関係を示す。本法はそのプロセス構成上、完全硝化、完全脱窒により原理的には窒素除去率100%を達成できるが、実際には有機性窒素の一部は硝化まで至らないことや、脱窒槽においては内生脱窒反応の有機炭素源に用いられる活性汚泥内有機物の分解に伴うと考えられるNH₄-Nの生成があるため、図-7に示すように窒素除去率の上限値は90%程度、年平均の窒素除去率は83%であった。

(C) 処理水中の窒素形態

生物処理水中の窒素形態の変化を図-8に示す。4月、5月のNH₄-Nは3～8 mg/ℓ程度であるが、6月以降はほとんど3 mg/ℓ以下となっている。これは、5月末に散気装置の改修により酸素溶解効率が上がり、それまでの酸素不足による硝化反応の速度低下が改善されたためと考えられる。また、同図より本法の処理水には2 mg/ℓ程度のOrg-Nが残留することが認められる。

図-9に硝化槽末端的DO濃度と処理水中のNH₄-NとNO₃-Nの濃度を24時間にわたり計測した結果を示す。(a)においては、DOは2.5～8 mg/ℓの間で変動し、完全硝化しているが、脱窒は悪くNO₃-Nが6～7 mg/ℓ残留している。そこで空気量を図中に示すように若干減じた結果が(b)である。この場合もNH₄-N

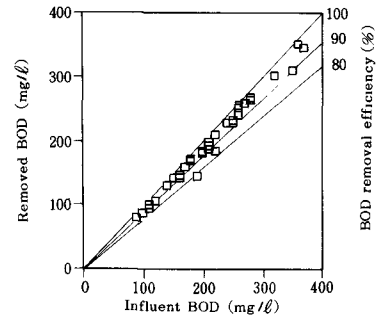


Fig. 4 Relationship between influent BOD and removed BOD.

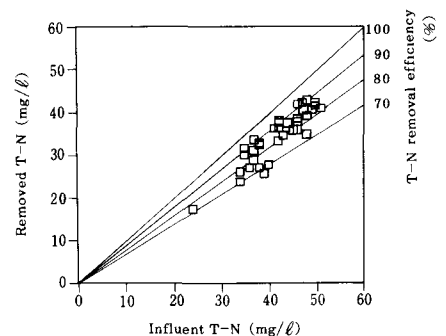


Fig. 7 Relationship between influent T-N and removed T-N.

は低い値で安定しているが、 $\text{NO}_3\text{-N}$ はまだかなり残留している。これら(a)、(b)の現象は、必要以上に硝化槽末端のDOが高いと、脱窒反応で有機炭素源として利用されると考えられる活性汚泥フロックに吸着、または蓄積された有機物が硝化槽内で酸化分解されたり、脱窒槽へDOが持ち込まれることにより脱窒槽で必要な無酸素状態が確保できずに脱窒速度が低下した結果と考えられる。そこで、さらに空気量を減じた結果が(c)である。この条件では高DOとなる時間が4時間程度に短縮され、他の時間のDOは約 0.5 mg/l であった。 $\text{NO}_3\text{-N}$ の残留は $1 \sim 2 \text{ mg/l}$ 程度に減少した。一方、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は、(a)、(b)よりも若干高めになってはいるが、 $\text{NH}_4\text{-N}$ と $\text{NO}_3\text{-N}$ の合計窒素濃度は(c)が最も低い値となった。以上のことから、本法においては、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が硝化槽末端で残留しない最低限の空気量を把握し、硝化槽DO濃度を $0.5 \sim 1 \text{ mg/l}$ 程度に維持することが脱窒を良好に行わしめ、処理水T-N濃度を低く抑えることにつながるものと考えられる。

(D) 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の割合

生物学的窒素除去プロセスで除去される窒素量のすべてか、生物学的脱窒反応によるものではなく、余剰汚泥として除去されるものもある。このため、その比率を知ることは、生物学的脱窒反応により除去される窒素量、すなわち生物学的硝化脱窒反応に必要な時間、あるいは生物反応槽の容量決定に当たって重要なことである。そこで、脱窒反応による窒素除去量と余剰汚泥としての窒素除去量を求めた結果を図-10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。生物学的窒素除去量は、年間を通して $20 \sim 35 \text{ kg/日}$ 、余剰汚泥としての窒素除去量はほぼ 10 kg/日 であり、全除去量の約20%~30%が余剰汚泥として除去されていることになる。なお、余剰汚泥の窒素含有率は、年平均で7.6%であった。

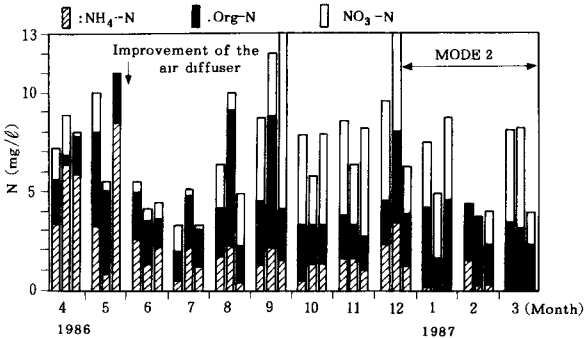


Fig.8 Concentration of fractionated nitrogen in the effluent.

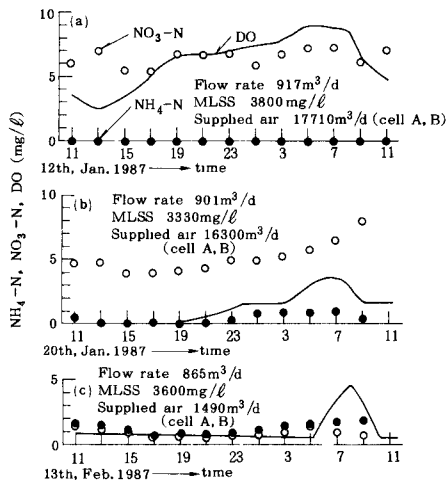


Fig.9 Effect of DO concentration at the end of the nitrification tank on $\text{NH}_4\text{-N}$ and $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration in the effluent.

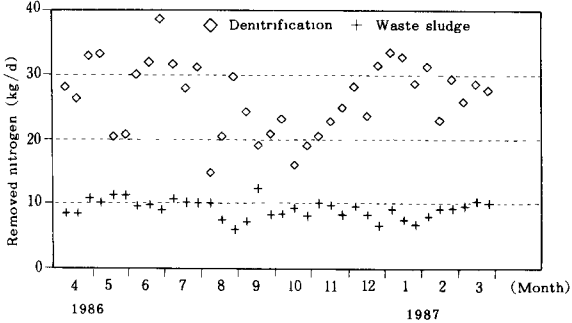


Fig. 10 Annual variations of removed nitrogen through denitrification and waste sludge.

4.3 プロセス内の水質変化

本法のプロセス内の反応を詳細に検討するため、流入水、A～Eの各生物反応槽混合液、生物処理水、返送汚泥混合液、砂ろ過水について2時間間隔で24時間にわたって採水、分析を行った。図-11にその結果を平均値で示す。図-11によれば硝化槽A、Bで硝化が生じ、 $\text{NO}_3\text{-N}$ が後に続く脱窒槽C、Dで除去されている。これらの硝化、脱窒反応に伴い、硝化槽でアルカリ度が消費され、脱窒槽で生成されている。これら一連の水質変化が、本法の典型的な挙動と考えられる。また、同図のA槽においては、 3 mg/l 程度の脱窒が生じていることが考えられる。4.2(C)項で述べたように本プロセスでは、硝化槽DO濃度を約 1 mg/l 以下に維持するよう空気量は制御されていた。この結果、硝化槽では、硝化と同時に若干の脱窒反応が生じたものと考えられる。この硝化槽における脱窒反応は処理に必要なHRTの短縮と次項で示すアルカリ度の生成の点からも本法にとって有利な現象と考えられる。

次に図-12にA～E槽までの生物反応槽における溶解性BOD（ろ紙5種Cろ液を試料として分析した。）の年間変化を示す。なお、生物反応槽流入水の溶解性BODは $50\sim 70\text{ mg/l}$ であった。図-12によるとA槽での値は他に比較して高いが、脱窒槽であるC槽（昭和61年12月15日に脱窒槽に変更）とD槽での値は $2\sim 8\text{ mg/l}$ （平均約 5 mg/l ）であり、B槽および再曝気槽（E槽）での値と同程度である。このことは、図-11に示されたようなC、D槽における脱窒反応において、溶解性BOD成分が有機炭素源として利用されていないこと、すなわち、本法の脱窒反応が内生脱窒であることを示している。

4.4 アルカリ度の検討

本プロセスの硝化槽末端におけるMアルカリ度は硝化槽での脱窒および再曝気槽での硝化がない場合、次式で示される。

$$M = M_0 - 7.14 D_1 + 3.57 D_2 + 3.57 D_3 \cdot \left(\frac{Q_r}{Q_0 + Q_r} \right) \quad \dots\dots\dots (1)$$

ここに、M：硝化槽末端におけるMアルカリ度（ mg/l ）

M_0 ：流入水のMアルカリ度（ mg/l ）

$D_1 = \alpha \cdot N_0$

$D_2 = (\alpha - \beta) \cdot N_0$

$D_3 = \alpha \cdot N_0 - N_e$

Q_0 ：流入水量（ $\text{m}^3/\text{日}$ ）

Q_r ：返送汚泥量（ $\text{m}^3/\text{日}$ ）

N_0 ：流入水全窒素濃度（ mg/l ）

α ： N_0 のうち硝化される窒素の割合

β ：流入水 $\text{NH}_4\text{-N}$ の N_0 に対する割合

N_e ：処理水 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度（ mg/l ）

右辺第2項は硝化槽でのアルカリ度消費、第3項は硝化槽における有機性窒素の脱アミノ化によるアルカリ度の生成、第4項は脱窒槽で生成されたアルカリ度のうち返送汚泥系から硝化槽へ回収される量をそれぞれ表わしている。

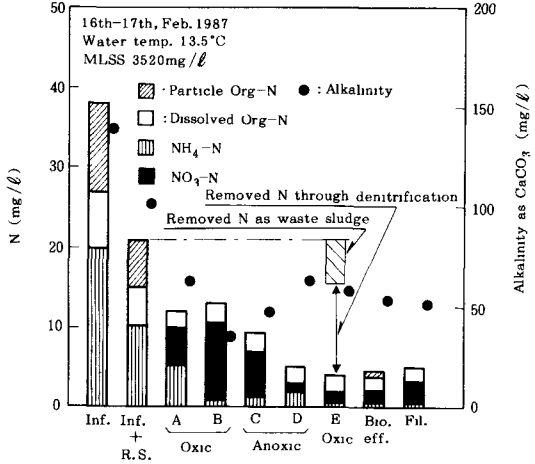


Fig. 11 Changes of nitrogen and alkalinity through the process.

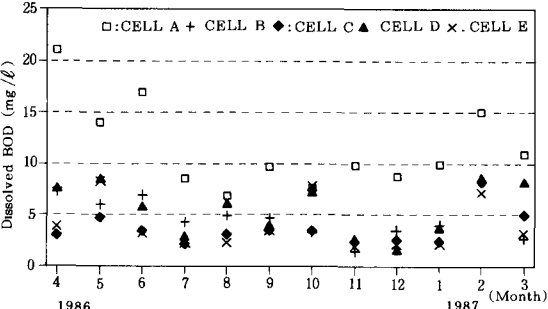


Fig. 12 Annual variations of dissolved BOD in each cell.

$$M = 140 - 182 + 19 + 43 = 20$$

次に、年間を通してのアルカリ度の挙動を図-13に示す。各採水点の年平均値でみると、流入水 $150 \text{ mg}/\ell$ 、硝化槽末端 $34 \text{ mg}/\ell$ 、生物処理水 $54 \text{ mg}/\ell$ 、返送汚泥 $65 \text{ mg}/\ell$ であった。本プロセスへの流入水 T-N は年平均 $42 \text{ mg}/\ell$ であり、4.2 (D) で述べたようにこのうちの約 70 %、すなわち $30 \text{ mg}/\ell$ 程度が生物学的硝化脱窒反応により除去されると仮定すると、 $30 \text{ mg}/\ell$ の窒素の生物学的除去には、約 $210 \text{ mg}/\ell$ (30×7.14) のアルカリ度が完全硝化のために消費されることになるが、流入水中のアルカリ度は約 $150 \text{ mg}/\ell$ なので、脱窒工程からのアルカリ度回収がなければ、本法では完全硝化に至らないことになる。しかしながら、前述の計算および年間の結果が示すように、本法ではこのアルカリ度が明らかとなった。

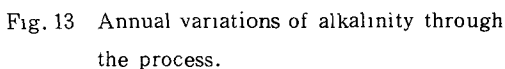


Fig. 13 Annual variations of alkalinity through the process.

SAT (Sludge Aeration Time、好気槽を基準とした汚泥滞留時間)⁶⁾は、生物学的窒素除去プロセスにおける硝化菌の系内保持に関して重要な因子となっている。硝化菌を系内保持するには、SATを硝化菌の比増殖速度 μ の逆数より大きく維持することが必要である。

活性汚泥中の他栄養性細菌の増殖速度は、硝化菌の増殖速度に比べ大きく、適正なBOD-SS負荷率を維持するには、他栄養性細菌の一部を余剰汚泥として引抜かねばならない。この余剰汚泥中には硝化菌が含まれるため、結果的には硝化菌の系内での滞留時間は、他栄養性細菌の滞留時間に支配されることになる。

硝化菌の増殖には、好気状態が必要であるという前提から、硝化菌の系内保持については、生物反応槽を基準とした汚泥滞留時間 (SRT) ではなく、次式に示される SAT を用いて検討することとした。

$$\theta_a = \theta_r \cdot \frac{T_n}{T_t} \quad \dots \dots \dots (2)$$

T_n : 硝化槽滯留時間 (hr)

T_t : 生物反應槽滯留時間 (hr)

一般にSATの算定には好気槽滞留時間を用いる。本法では好気槽として硝化槽と再曝気槽があるが、硝化反応は硝化槽のみで生じると考えるので好気槽滞留時間として硝化槽滞留時間 T_n のみを考慮してSATを算定することとした。

一方、SRTは余剰汚泥発生量、処理水SSとして流出する汚泥量等を基礎に求めることができる。このSRT値と式(2)から求めた θ_a (SAT)の値を表-1に示す。

硝化菌を系内に保持するには、SATと硝化菌の比増殖速度 μ （1/日）の関係として次の式(3)が満足されることが必要である。

$$\theta_a > \frac{1}{\mu} \dots\dots\dots (3)$$

μ は、一般に pH、DO 濃度、水温等の影響を受けることが知られている。本プロセスにおいては硝化槽末端の

pHは年間を通して6.5～7.0の範囲内であった。また、硝化槽DO濃度は4.2(C)で述べたように低DO運転により大きな変動を与えないようにしている。このようなことから、本プロセスにおいて μ の変化に影響を与える主な因子としては水温が考えられる。

μ と水温の関係は直接求めることができないため、本施設における硝化速度定数 K_n と水温 T の関係³⁾(図-14)とEPAの窒素除去マニュアル⁴⁾の手法を用いて求めた。これによると μ は次式で示される。

$$\mu = K_n \times Y_n \times \frac{24}{1000} \times \frac{1}{f \cdot v} \quad \dots\dots\dots (4)$$

ここに、 K_n : 硝化速度定数 (mgN/g MLSS/hr)

$$K_n = 0.38 \exp (0.065 T)$$

Y_n : 硝化菌の汚泥転換率 (gVSS/gNH₄-N)

$$Y_n = 0.15 \sim 0.17 \text{ (参考文献 4)}$$

f : 活性汚泥中の硝化菌の割合

v : MLVSS/MLSS

本実験においては v は年平均0.79であった。

ただし、 f は次式で求められる。⁴⁾

$$f = \frac{1}{1 + (Y_c / Y_n) \cdot (S_0 - S_e) / (N_0 - N_e)} \quad \dots\dots\dots (5)$$

ここに、 Y_c : 他栄養性細菌の汚泥転換率 (gVSS/gBOD)

$$Y_c = 0.55 \text{ (参考文献 4)}$$

S_0, S_e : それぞれ流入水、処理水のBOD濃度 (mg/ℓ)

N_0, N_e : それぞれ流入水、処理水の硝化可能な窒素濃度 (mg/ℓ)

本実験の S_0, S_e, N_0, N_e はそれぞれ、年平均値として211、15、42、7.2 (mg/ℓ)であったので、 f は0.046となる。

以上の各値を式(4)に適用すると、 μ と水温の関係式として次式が得られる。

$$\mu = 0.038 \exp (0.065 T) \quad \dots\dots\dots (6)$$

$1/\mu$ を式(6)により求め、この値と表-1に示した θ_a (SAT)の値を図-15に示す。昭和62年3月に $1/\mu$ と θ_a が逆転したものの、他の期間は式(3)の条件は満足されていたことがわかる。実際には再曝気槽においても硝化反応が若干生じていることから、低水温期においても θ_a と $1/\mu$ の関係は図に示されたよりも安全なことが予想される。

また、図-15にMLSSの年間変化も示す。本法においては上述したような θ_a と μ の関係を満足するためにこのようなMLSS制御を行う必要がある。一方、本法の硝化速度は図-14に示した

ように水温の影響を著しく受ける。これは脱窒速度においても同様である。そこで、低水温期には高MLSS、高水温期には逆に硝化、脱窒速度が上昇するので、内生呼吸による必要空気量の削減、硝化槽DO濃度の保持を目的として低MLSSで運転する必要があった。なお、MLSS濃度を高く維持する必要のあった低水温期における再曝気槽混合液のSVIは、200～250であり、生物処理水(最終沈殿池越流水)のSS濃度は8

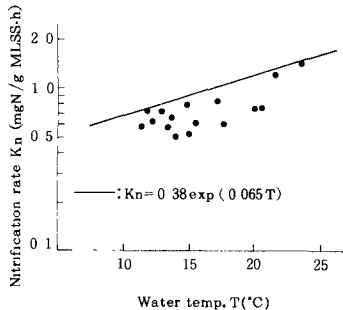


Fig. 14 Relationship between nitrification rate and water temperature. [after Harada (3)]

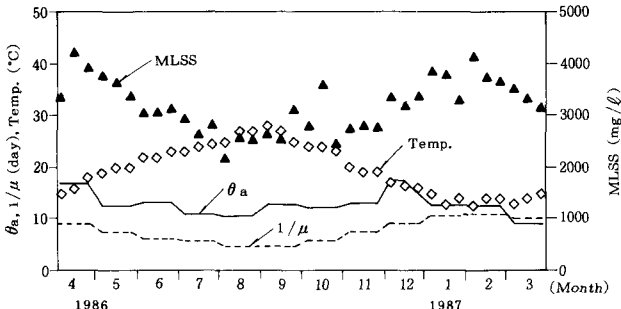


Fig. 15 Annual variations of MLSS, θ_a , $1/\mu$ and water temperature.

～17 mg/ℓであった。

5. おわりに

長時間エアレーション法の運転を硝化・内生脱窒法と呼ばれる方式に変更することによる窒素除去率の改善について、実施設を用いた実証実験の結果、以下の知見を得た。

- 1) 本法は、生物反応槽滞留時間 20 ～ 24 時間で高い窒素除去率を得られるプロセスであることが示された。
- 2) 脱窒工程で生成されるアルカリ度が返送污泥系を通して硝化槽へ回収されるため、アルカリ剤の添加をすることなく、硝化反応を維持することができた。また、最終沈殿池、返送污泥系および硝化槽における脱窒反応からのアルカリ度生成も無視し得ない量であった。
- 3) 長時間エアレーション法を本法に変更することにより有機物除去が悪化することではなく、良好な処理水質が得られた。
- 4) $\text{NH}_4\text{-N}$ が硝化槽末端で残留しない最低限の空気量を把握することが、脱窒を考慮した場合必要であり、本法の運転管理上の最も重要な点であった。
- 5) 本法では、硝化菌の増殖に必要な SAT の確保、および低水温期の硝化速度、脱窒速度の低下を補うために低水温期の MLSS を夏期よりも高濃度に維持するような MLSS 制御が必要であった。

以上、本研究の結果を列挙したが、本法と同様、既存施設への適用が可能な循環式硝化脱窒法に比較すると、本法では、より長い生物反応槽の水理学的滞留時間（循環式の約 1.5 倍）を必要とすることが推察される。しかしながら、循環式硝化脱窒法の窒素除去率が循環比あるいは脱窒槽が硝化槽の前段に設置されるといふプロセス構成により制約され 60 ～ 70 % であるのに対し、本法では、このような制約がないため高い窒素除去率を得られることが示された。

なお、本実験を行った施設は最初沈殿池が設置されていないため、本法の処理特性に及ぼす最初沈殿池の有無の影響については、パイロットプラント実験により現在、検討中である。

参考文献

- 1) 栗林宗人：高度処理技術の変遷、下水道協会誌、Vol. 21、No. 245、1984. 10
- 2) 日本下水道協会：下水試験方法、1984
- 3) 原田良誠、進士一男、小堀和夫、清水俊昭：活性污泥変法による窒素・リンの同時除去、衛生工学研究論文集、第 20 巻、1984
- 4) U.S.EPA：Process Design Manual for Nitrogen Control, 1975
- 5) 八木橋一郎、小堀和夫、落 修一：活性污泥中の硝化菌および脱窒菌に関する研究、下水道協会誌、Vol. 18、No. 207、1981. 8