

硝化促進型循環変法の脱窒速度に及ぼす 有機物負荷と水温の影響

中村裕紀¹・江森弘祥²・竹島 正³・田中和博⁴

¹正会員 日立プラント建設株式会社 松戸研究所 (〒271 千葉県松戸市上本郷船付 537)

²正会員 工修 日立プラント建設株式会社 水処理事業部 (〒170 東京都豊島区北大塚 1-13-2)

³農修 日本下水道事業団 技術開発部 (〒335 埼玉県戸田市下笹目 5141)

⁴正会員 工博 日本大学教授 土木工学科 (〒101 東京都千代田区神田駿河台 1-8)

硝化促進型循環変法における浮遊汚泥の脱窒性能に及ぼす有機物負荷 (BOD-SS負荷) と水温の影響を検討した。単位汚泥量あたりの脱窒速度 K_{DN} は、汚泥内に蓄積される有機物量 A とその代謝速度定数 k の積に比例する式 $K_{DN} = (k/m) \cdot A$ (m は定数) で表現できる。水温が 12~27℃ の範囲においては水温が低いほど k が小さくなり、その結果として A が増加するため K_{DN} はあまり変化しない。一方、 A は有機物負荷にほぼ比例するため、 K_{DN} は有機物負荷にほぼ比例するとみなせることが明らかになった。

Key Words : wastewater treatment, nitrogen removal, immobilized nitrifiers, denitrification rate

1. はじめに

廃水の窒素除去方法として、従来の活性汚泥循環変法の硝化槽に硝化菌の包括型固定化担体を添加したプロセスが開発され、実用化に至っている。この硝化促進型循環変法は、6~8時間の反応槽滞留時間で下水のBOD成分を90%程度、窒素成分を70%程度まで同時に除去できるものである。また、従来の循環変法と比較して硝化槽容積が1/3~1/4に縮小され、これにより脱窒槽を含めた反応槽全体の容積が約1/2とコンパクトになる特長をもつ¹⁾。このような硝化性能の大幅な改良に付随して、浮遊汚泥の脱窒性能についても、単位汚泥量あたりの脱窒速度が大きくなるという報告がされ始めている^{2),3)}。この原因は、反応槽容積が小さくなることにより単位汚泥量あたりの有機物負荷 (BOD-SS負荷) が高くなり、脱窒に利用できる有機物量が増加するためと推定される。しかしながら、脱窒速度の増加因子についての説明は不十分であり、脱窒槽の最適運転のための指針も明確になっていない。

一般に活性汚泥中の脱窒菌による脱窒反応は、硝酸性窒素 ($\text{NO}_3\text{-N}$) の還元のための水素供与体として廃水中の有機物を利用し、その速度は有機物の除去速度と直線関係にあることが合成廃水を用いた検討で明らかにされている⁴⁾。また、液相中に有機物が存在しなくても、汚泥内に蓄積・吸着された有機物を利用する脱窒反応が可能であり、下水のBOD-SS負荷が0.1 kg BOD₅/

kg-SS/d程度までの範囲で汚泥内有機物量の間接的な定量化が試みられるとともに、脱窒速度との関係が論じられている⁵⁾。

今回、硝化促進型循環変法で下水を処理した場合について、重要な因子と考えられるBOD-SS負荷と水温が脱窒速度に及ぼす影響を検討することとした。特にBOD-SS負荷が従来より高い0.1 kg-BOD₅/kg-SS/d (4.2 mg-BOD₅/g-SS/h) 以上までの領域について汚泥内有機物量の算定を試み、脱窒速度との関係を明らかにすることとした。

2. 実験方法

(1) 実験装置及び実験材料

a) 連続処理装置及び方法

下水の連続処理装置として、K市T処理場で硝化促進型循環変法で運転中の実証装置、及びH市K処理場で硝化促進型循環変法と従来の活性汚泥循環変法の性能比較を行っている2系列のパイロットプラント (以下、それぞれPP1, PP2と言う。) の合計3系列を使用した。いずれも、最初沈殿池の流出水を原水としている。装置のフロー概要をFig.1に、各系列の反応槽の仕様概要と、約1年間の運転条件をまとめてTable 1に示す。実証装置とPP1の硝化槽には、包括固定化担体を硝化槽容積あたり7.5%添加した。反応槽の滞留時間 (平均値) は、実証装置とPP1で7~8時間、PP2で約13

Table 1 Reactors specifications and operational conditions (Average and [Min.~Max.])

	Demonstration plant	PP1	PP2
Reactor volume			
Total (m ³)	7 5 0	7.2	8.6
Denitrification tank (m ³)	4 5 0	4.3	4.7
Nitrification tank (m ³)	3 0 0	2.9	3.9
Nitrification tank volume ratio* (-)	0.4 0	0.4 0	0.4 5
Pellet dosing ratio (%)	7.5 (Pellet volume / Nitrification tank volume)		0
Inflow rate (m ³ /d)	2,340 [2,250~2,400]	230 [21.3~38.4]	15.6 [10.1~18.6]
Retention time (h)	7.7 [7.5~8.0]	7.5 [4.5~8.1]	13.2 [11.1~20.5]
Nitrified liquor recycling ratio (-)	2.4 [2.0~3.5]	2.9 [2.7~3.1]	3.5 [2.8~4.2]
MLSS (g/L)	1.68 [0.76~2.45]	1.28 [0.63~2.69]	1.81 [0.60~3.98]
BOD-SS loading (mg-BOD ₅ /g-SS/h)	5.71 [2.96~7.92]	7.29 [3.25~14.5]	3.04 [0.83~7.46]
Temperature (°C)	18.7 [14~24.5]	20.8 [12~27]	21.1 [12~27]

* Nitrification tank volume / Total reactor volume

Table 2 Performance of wastewater treatment

		Average concentration [Min.~Max.] (mg/l)	
		Influent	Effluent
D P	BOD	75.2 [28.8~134.0]	3.2 [1.0~5.6]
	s-BOD	38.4 [8.9~75.4]	1.5 [1.0~3.9]
	T-N	25.8 [8.0~48.0]	5.6 [3.4~8.1]
	NH ₄ -N	17.8 [3.7~34.0]	0.11 [0.02~0.42]
	NO ₃ -N	0.61 [0.03~1.3]	4.5 [3.1~7.1]
P P 1	BOD	60.9 [34.4~86.7]	9.7 [6.0~16.1]
	s-BOD	39.2 [27.2~61.0]	2.1 [1.0~6.4]
	T-N	23.6 [18.0~30.0]	6.0 [4.4~7.5]
	NH ₄ -N	17.8 [13.0~23.0]	0.32 [0.04~0.73]
	NO ₃ -N	0.60 [0.06~2.5]	4.2 [3.0~5.9]
P P 2	BOD	56.7 [34.4~86.7]	11.3 [1.0~33.4]
	s-BOD	38.0 [27.2~61.0]	1.9 [1.0~2.5]
	T-N	22.7 [18.0~28.0]	10.4 [6.1~18.0]
	NH ₄ -N	17.4 [13.0~21.0]	0.84 [0.06~7.1]
	NO ₃ -N	0.53 [0.06~1.4]	7.2 [2.5~16.0]

D P: Demonstration plant s-BOD: soluble BOD

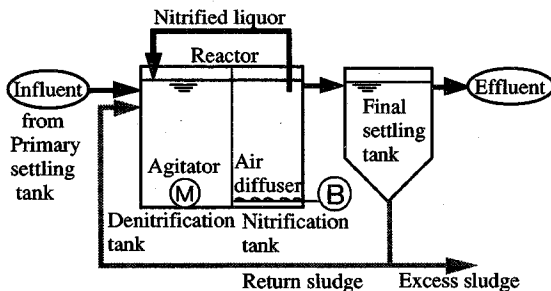


Fig.1 Schematic diagram of continuous treatment plant

時間である。滞留時間と汚泥濃度の設定値及び原水のBOD濃度が変化することにより、年間を通してBOD-SS負荷が3系列合わせて0.83~14.5 mg-BOD₅/g-SS/hの間で変動した。

各系列における下水の連続処理状況を Table 2 に示す。溶解性BOD (s-BOD) 濃度は、いずれの系列でも2 mg-BOD₅/L程度まで処理されていることから、BOD成分の除去性能については系列による差はないものと考えられる。また、アンモニア性窒素 (NH₄-N) 濃度についても全系列で1 mg-N/L以下まで処理され、ほぼ完全硝化されている。これに対し、全窒素 (T-N)、硝酸性窒素 (NO₃-N) 濃度についてはPP2で他の系列よりも処理水中に多く残存しており、脱窒がやや不十分であることが示される。

b) 脱窒速度の算出及び測定用試料

脱窒速度の算出及び測定には、連続処理装置から午前10時ごろに採取したスポット試料を用いた。連続処理系における脱窒速度の算出のため、脱窒槽汚泥、硝化槽

汚泥、及び返送汚泥を採取し、それぞれの No.5 A ろ紙によるろ液と、同時刻に採取した原水を NO₃-N 濃度の分析に供した。また、脱窒槽汚泥と硝化槽汚泥（または返送汚泥を処理水で希釈した液）を脱窒速度の回分測定及び汚泥内有機物量の算定に供した。なお、原水の BOD と各槽の汚泥濃度 (MLSS) の平均値から全槽の BOD-SS 負荷を求めた。

K 市 T 処理場及び H 市 K 処理場ともに、24 時間調査における各時刻の原水の BOD 濃度と T-N 濃度は、それぞれ夜間 (21:00~6:00) には昼間の値の 40~90% 程度に低下するものの、著しい濃度変動は見受けられず、昼間には比較的安定して推移している^{1),6)}。従って、原水や各槽の汚泥は同時刻のスポット試料ではあるが、BOD-SS 負荷や脱窒速度などについてそれらの関係を直接論じられるものと判断し解析を行った。

(2) 脱窒速度の算出及び測定方法

a) 連続処理系における算出方法

連続処理装置の各槽内の酸化態窒素のうち NO₂-N 濃度は、経験的に 0.1 mg-N/L のオーダーもしくはそれ以下であることが確認されている。そこで、NO₂-N 濃度を無視し、連続処理装置の脱窒槽における NO₃-N 濃度の変化量から、単位汚泥量あたりの脱窒速度 (K_{DN}) を式 (1)~式 (3) により算出する。

$$K_{DN} = (N_{di} - N_{de}) / td' / X \quad (1)$$

$$N_{di} = (N_i + N_{ne} \cdot R + N_r \cdot R') / (1 + R + R') \quad (2)$$

$$td' = td / (1 + R + R') \quad (3)$$

ここに、 K_{DN} : 脱窒速度 (mg-N/g-SS/h)

N_{di} : 脱窒槽流入 NO₃-N 濃度 (mg-N/L)

N_{de} : 脱窒槽流出 NO₃-N 濃度 (mg-N/L)

N_i : 原水 NO₃-N 濃度 (mg-N/L)

N_{ne} : 硝化槽流出 NO₃-N 濃度 (mg-N/L)

N_r : 返送汚泥中 NO₃-N 濃度 (mg-N/L)

td' : 脱窒槽実滞留時間 (h)

td : 原水あたりの脱窒槽滞留時間 (h)

X : 汚泥濃度 (g-SS/L)

R : 循環比 (-)

R' : 返送比 (-)

なお、 K_{DN} の NO₃-N 濃度に関する半飽和恒数として 0.08~0.16 mg-N/L が報告されており⁷⁾、NO₃-N 濃度による律速をほぼ無視できると考えられる $N_{de} > 0.2$ mg-N/L の場合につき K_{DN} を算出する。

b) 脱窒速度の回分測定方法

脱窒槽汚泥に連続処理系外で十分な NO₃-N を添加し、脱窒速度 K_{DN} を回分測定した。

まず、脱窒槽汚泥を容積が 1 または 2 L のガラス容器にいれ、6 g-N/L の濃度の KNO₃ 溶液を初期濃度が

20~100 mg-N/L 程度になるように添加した後、スターラで攪拌し回分反応を開始する。ここで、NO₃-N の初期濃度は、次項 (3) で述べる汚泥内有機物量を同時に算定するのに必要な 30 時間程度以上の脱窒回分反応を行っても、NO₃-N が残存するような低すぎない濃度に設定する必要がある。ちなみに、NO₃-N の初期濃度を 77.6 mg-N/L 及び 173.2 mg-N/L の 2 通りに設定し、同一の脱窒槽汚泥 (汚泥濃度 2.66 g-SS/L) を用いて予備的な回分試験 (水温 13℃) を行なったところ、いずれの場合も各経過時間までの NO₃-N 濃度の減少量は同程度で、例えば 72 時間までの減少量はそれぞれ 77.2 mg-N/L、74.1 mg-N/L であった。さらに先に述べた NO₃-N 濃度に関する半飽和恒数が 0.1 mg-N/L のオーダーである報告をも考慮し、NO₃-N の初期濃度を 20~100 mg-N/L 程度に設定した場合の脱窒反応は、NO₃-N 濃度に関して零次反応に従うと判断した。

回分測定の際には、空気中の酸素の溶解により脱窒反応が阻害されないように容器を密閉し、ヘッドスペースを窒素ガスで置換する。水温は連続処理装置と同じ値に保つ。経過時間ごとに約 10 mL の汚泥をサンプリングし、直ちに 0.45 μm のフィルタでろ過し、ろ液の NO₃-N 濃度を分析する。回分反応開始から 2~3 時間までの NO₃-N 濃度がほぼ直線的に減少する範囲での減少速度を K_{DN} とする。また別に、硝化槽汚泥（または返送汚泥を汚泥濃度調整のため処理水で希釈したもの）を用い、同様に K_{DN} を測定する。ただし硝化槽汚泥を用いる場合は液中に溶存酸素 (DO) が残存するため、回分反応開始後、概ね 0.5~1 時間でそれが消費され、DO 濃度がほぼ 0 mg/L になってから 0 時間のサンプリングをする。

なお、NO₃-N 濃度の分析にはイオンクロマトグラフ (横河電機製 IC 500) を用いた。このとき、同時に検出される NO₂-N 濃度は高く 1 mg-N/L と低く無視できる程度であり、NO₃-N 濃度のみを考慮することとした。

(3) 汚泥内有機物量の算定方法

森山ら⁵⁾は、硝化・内生脱窒法で運転された脱窒槽汚泥の脱窒反応が内生脱窒であるため、脱窒槽液相中の有機物濃度ではなく、汚泥内に蓄積・吸着された有機物量とその制限因子になっているものとし、汚泥内有機物量を算定している。硝化促進型循環変法や従来の活性汚泥循環変法では、原水が直接脱窒槽に流入するが、今回使用した 3 系列の連続処理装置は、いずれも全反応槽容積の 55~60% を占める大型の脱窒槽を 1 槽のみ有し、それが十分に機械攪拌されている。そのため、原水中の溶解性有機物は脱窒槽で希釈され、汚泥に吸着されるなどして濃度が低下し、この場合も液相中の有機物濃度よりむしろ汚泥内有機物量が脱窒反応の制限因子になってい

るものと予想された。そこで、森山らの方法に従い、汚泥内有機物量を $\text{NO}_3\text{-N}$ の脱窒に利用可能な有機物量 (BOD 量) として算定することとした。

脱窒回分反応を長時間継続すると、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 C は最終濃度 C_u に収れんし、汚泥内有機物量 A は式 (4) より間接的に求められる。

$$A = m \cdot (C - C_u) / X \quad (4)$$

ここに、 A : 汚泥内有機物量 (mg-BOD/g-SS)
 m : 比例定数 2.86 (mg-BOD/mg-N)
 C : $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 (mg-N/L)
 C_u : 最終 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 (mg-N/L)
 X : 汚泥濃度 (g-SS/L)

また、 A の変化速度は (5) 式で表される。

$$\begin{aligned} dA/dt &= (m/X) \cdot (dC/dt) \\ &= -m \cdot K_{DN} \end{aligned} \quad (5)$$

汚泥内有機物の代謝速度が、汚泥内有機物量に関する一次反応式で近似できれば、式 (6)、式 (7) が成り立つ。

$$A = A_0 \cdot \exp(-k \cdot t) \quad (6)$$

$$dA/dt = -k \cdot A \quad (7)$$

ここに、 k : 汚泥内有機物の代謝速度定数 (1/h)
 t : 時間 (h)

A_0 : 初期汚泥内有機物量 (mg-BOD/g-SS)

また、式 (5)、式 (7) から式 (8) が成り立つ。

$$K_{DN} = (k/m) \cdot A \quad (8)$$

式 (8) から、 K_{DN} は汚泥内有機物量 A と汚泥内有機物の代謝速度定数 k の積に比例する式で表わされる。

なお回分反応の継続時間内に最終 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 C_u が得られない場合は、森山らの方法と同様に、トーマス法⁹⁾ を応用してそれを推定する。

3. 実験結果及び考察

(1) 連続処理系における脱窒速度

a) 脱窒速度に及ぼす BOD-SS 負荷の影響

連続処理装置の各系列について、反応槽の BOD-SS 負荷 (L_{BOD}) と脱窒速度 (K_{DN}) との関係を Fig.2 に示す。3 系列全体では、 L_{BOD} が 0.83~14.5 mg-BOD₅/g-SS/h、水温が 12~27°C の間で変動したが、この範囲では L_{BOD} が高くなるほど K_{DN} が約 4 mg-N/g-SS/h まで比例的に大きくなる傾向があり、全水温について式 (9) により近似された。

$$K_{DN} = 0.283 L_{BOD} \quad (9)$$

ここに、 K_{DN} : 脱窒速度 (mg-N/g-SS/h)

L_{BOD} : BOD-SS 負荷 (mg-BOD₅/g-SS/h)

この結果から、 L_{BOD} が K_{DN} に対する重要な影響因子であり、 L_{BOD} がより高く運転される硝化促進型循環変法 (実証装置及び PP1) が、従来の循環変法 (PP2)

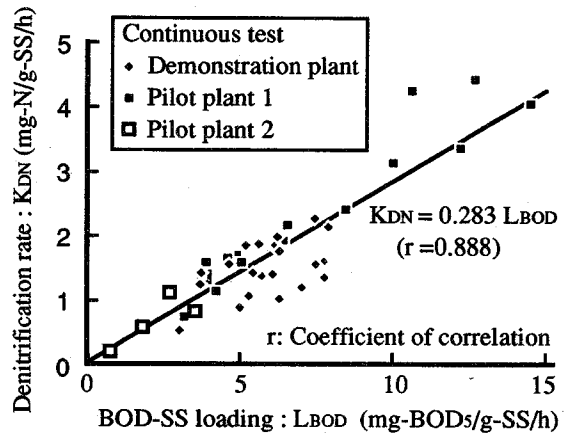


Fig.2 Relation between BOD-SS loading and denitrification rate

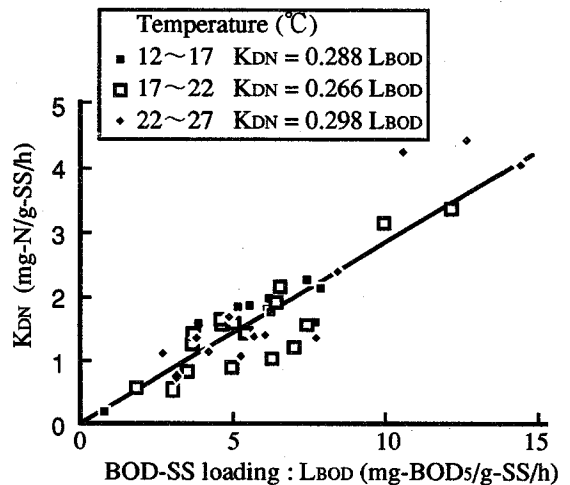


Fig.3 Denitrification rate at different temperatures

に比べて K_{DN} が大きくなることを確認できた。

b) 脱窒速度に及ぼす水温の影響

Fig.2 に示した L_{BOD} と K_{DN} との関係について、さらに水温ごとに分類した結果を Fig.3 に示す。水温を 12~27°C の範囲で低水温~高水温の 3 段階に分類し、それぞれの比例係数を求めた結果、いずれの温度範囲でも 0.27~0.30 mg-N/mg-BOD₅ 程度の値であった。すなわち、 K_{DN} は 12~27°C の範囲であまり水温の影響を受けない結果が得られた。

(2) 回分測定による脱窒速度

a) 脱窒槽汚泥の脱窒速度

連続処理装置の脱窒槽汚泥を採取し、系外で新たに $\text{NO}_3\text{-N}$ を添加して汚泥のもつ脱窒能力を回分測定による K_{DN} として求め、これと連続処理系における実際の

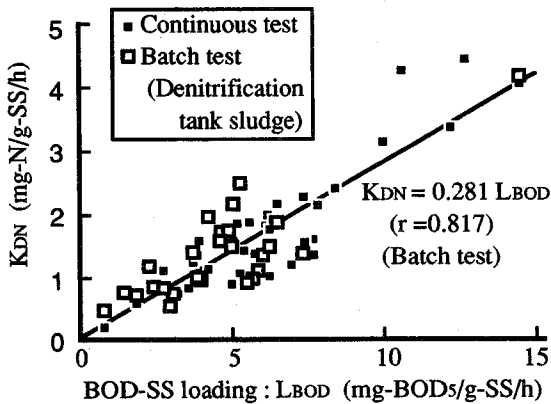


Fig.4 Denitrification rate of denitrification tank sludge

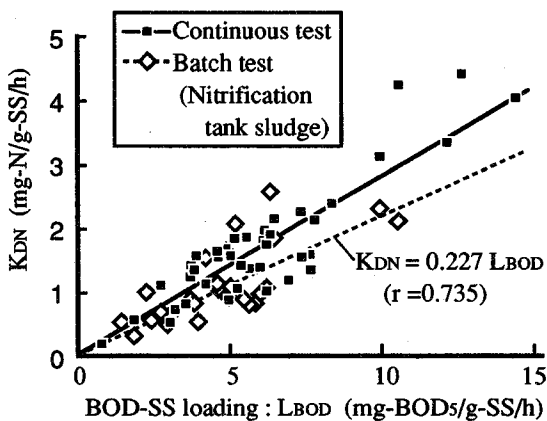


Fig.5 Denitrification rate of nitrification tank sludge

K_{DN} とを比較した。連続処理装置の L_{BOD} と回分測定による K_{DN} 、及び連続処理系における K_{DN} との関係を図4に示す。両 K_{DN} は同等の値を示していることから、連続系での実際の K_{DN} も NO_3-N 濃度による律速はほとんどなく、脱窒反応は、 K_{DN} の算出の対象とした脱窒槽の NO_3-N 濃度が 0.2 mg-N/L 以上の場合にはほぼ零次反応に従うこと、及び L_{BOD} が K_{DN} の重要な影響因子であることが裏付けられた。

b) 硝化槽汚泥の脱窒速度

脱窒槽での脱窒反応は、硝化槽汚泥(または返送汚泥)が脱窒槽に循環され流入原水と混合して生じる。そのため、硝化槽汚泥がもつ K_{DN} を把握することも脱窒反応の解析に重要である。そこで硝化槽汚泥(または返送汚泥を処理水で希釈した液)を用いて K_{DN} を回分測定した。 L_{BOD} と K_{DN} との関係をFig.5に示す。また、Fig.4と同じく連続処理系における脱窒槽の K_{DN} を合わせて示す。硝化槽汚泥も、嫌気条件を整えることにより脱窒性能を示した。この K_{DN} は、ややばらつきの大いプロットもみられるが L_{BOD} とほぼ比例関係にあり(相関

Table 3 Calculation for the amount of accumulated organic matter in sludge (Examples of denitrification tank sludge of PP 1, PP 2)

	PP 1	PP 2
BOD-SS loading: L_{BOD} (mg-BOD ₅ /g-SS/h)	4.96	2.30
MLSS: X (g/L)	1.39	1.66
Initial NO_3-N : C_0 (mg/L)	36.7	40.7
Final NO_3-N : C_u (mg/L)	0.4	17.0
Metabolism rate constant of accumulated organic matter: k (1/h)	0.0714	0.0716
Initial amount of accumulated organic matter in sludge: A_0 (mg-BOD/g-SS)	74.6	40.0
Denitrification rate calculated by equation (8): K_{DN} (mg-N/g-SS/h)	1.86	1.00
Denitrification rate obtained from batch test (0~3h): K_{DN} (mg-N/g-SS/h)	1.73	0.99

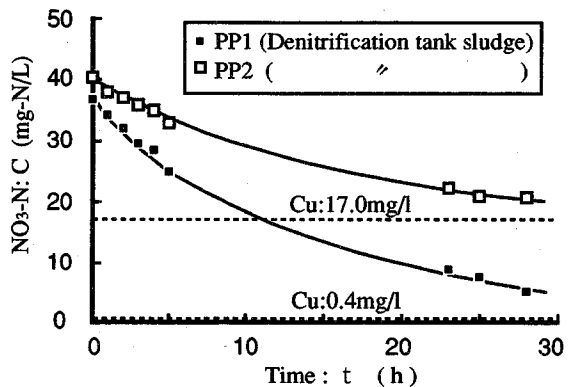


Fig.6 Change of NO_3-N (Batch test)

係数 $r=0.735$)、脱窒槽の K_{DN} (連続処理系)の概ね70~80%の値を示した。この結果から、硝化槽汚泥も、後に述べる汚泥内有機物を多く有しており、これが脱窒槽に循環されて脱窒槽の K_{DN} に大きく影響していると考えられる。そこで以後の検討には、脱窒槽汚泥に加えて硝化槽汚泥に関するデータも用いることとした。

なお、硝化槽汚泥の K_{DN} が脱窒槽の K_{DN} と比較して幾分低下するのは、硝化槽では汚泥内有機物が酸化反応により代謝され、その量が脱窒槽における汚泥内有機物量より減少しているためと考えられるが、この点については今後さらに検討をすすめる予定である。

(3) 汚泥内有機物量の算定例

一例として、水温が 23°C で運転されたPP1, PP2のそれぞれの脱窒槽汚泥を採取し、前述の実験方法(3)項に基づき汚泥内有機物量を求めた。このときのPP1とPP2の L_{BOD} 、脱窒回分反応における初期の汚泥濃度X、初期 NO_3-N 濃度 C_0 をそれぞれTable 3に示す。また、 NO_3-N 濃度Cの経時変化をFig.6に示す。いずれの汚泥を用いた場合も、時間の経過とともにCの減少の度合いが小さくなる曲線が得られた。28時間までの

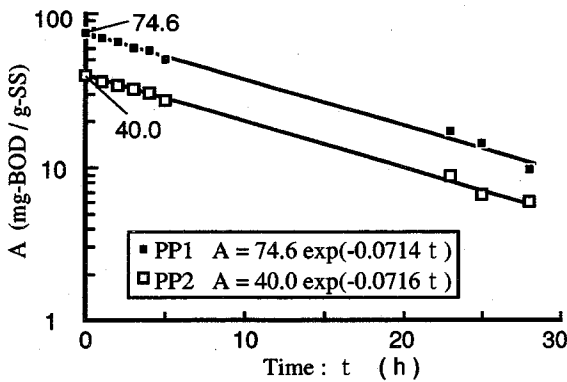


Fig. 7 Change of the amount of the accumulated organic matter in sludge : A

回分反応では、最終 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 C_u が得られなかったため、トーマス法を応用し C_u を推定した。なお、先に述べたように脱窒反応は $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度に関して零次反応に従うことから、Fig. 6 に示す C の減少は、脱窒反応において水素供与体となる汚泥内有機物の代謝速度に従っていると考えられる。

式 (4) から算出した汚泥内有機物量 A の経時変化を Fig. 7 に示す。 A の対数は時間とともに直線的に減少しており、汚泥内有機物の代謝速度が A に関する一次反応式 (7) で近似でき、PP1、PP2 のそれぞれの汚泥について式 (10)、式 (11) が得られた。

$$(PP1) \quad A = 74.6 \exp(-0.0714 t) \quad (10)$$

$$(PP2) \quad A = 40.0 \exp(-0.0716 t) \quad (11)$$

これにより、初期の汚泥内有機物量 A_0 としてそれぞれ 74.6 mg-BOD/g-SS, 40.0 mg-BOD/g-SS が得られた。すなわち、高い BOD-SS 負荷で運転されている PP1 の汚泥の方が汚泥内有機物量が多い結果となった。また、汚泥内有機物の代謝速度定数 k については PP1、PP2 のいずれの汚泥も 0.071/h 程度の値が得られ、この例での両系列の脱窒槽汚泥については、脱窒反応に伴う汚泥内有機物の代謝のされ易さが同程度であったと考えられる。

なお、このとき K_{DN} が k と A の積に比例する式 (8) が成立し、 A に A_0 を代入すると初期脱窒速度の近似値 (K_{DN}) は PP1、PP2 についてそれぞれ 1.86 mg/g-SS/h, 1.00 mg/g-SS/h と求められた。これらの値は、回分反応における 0~3 時間までの $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 C の実測値の減少量から求めた K_{DN} とほぼ一致した (Table 3)。

ちなみに、両汚泥のろ液 (No. 5 A ろ紙) について分析した BOD_5 濃度 (mg-BOD₅/L) から換算した BOD 量はそれぞれ 3.0 mg-BOD/g-SS, 2.8 mg-BOD/g-SS

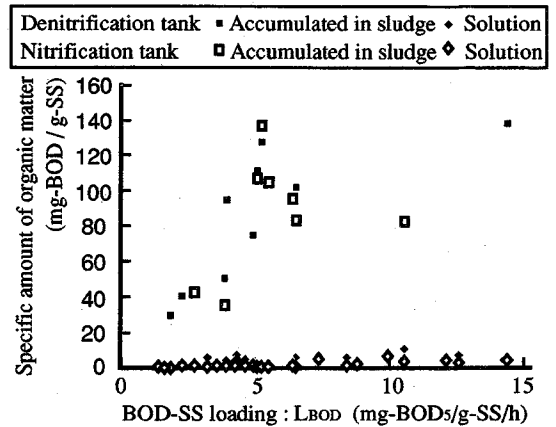


Fig. 8 Relation between BOD-SS loading and Specific amount of organic matter

であり、 A の概ね 1/20 と少なかった。ここで BOD 量の換算値は、 BOD_5 濃度の分析値に、 BOD_5 濃度に対する最終 BOD 濃度の比 U を乗じ、さらに汚泥濃度 X で割って求めたものである。なお、最終 BOD 濃度は、試料に硝化抑制型の微生物製剤を植種し、BOD テスターによる 10 日までの酸素消費量からトーマス法を利用して算定した。 U の平均値として 1.3 が得られており、この値を換算に用いた。

(4) 汚泥内有機物量と脱窒速度との関係

連続処理装置の L_{BOD} と、脱窒槽汚泥及び硝化槽汚泥について算定した汚泥内有機物量 A (前項 (3) での初期汚泥内有機物量 A_0 に相当) との関係を図 8 に示す。また、汚泥の No. 5 A ろ紙によるろ液中の BOD 量を同時に示す。いずれの L_{BOD} でも、ろ液中の BOD 量は数 mg-BOD/g-SS 程度以下であり、 A と比較して極めて少ない結果が得られた。このことから、各槽内の有機物量のうち液相中の有機物量は無視でき、ほぼ全量が汚泥内に蓄積されたものとみなせた。また、内生脱窒を行っている汚泥内の有機物量を算定する森山らの方法を、ここで利用したことの妥当性を確認できた。なお、具体的な汚泥内有機物の形態としては、森山らが指摘しているように、原水中の有機物やそれが活性汚泥フロックに吸着されたもの、溶解性有機物が菌体構成成分や貯蔵物質に転換したものなどが考えられる⁵⁾。

次に、Fig. 9 に A と K_{DN} との関係を示す。Fig. 8、Fig. 9 のいずれにおいても各変数の間に大まかには比例関係が認められるが、プロットにばらつきがみられる。

そこで、 L_{BOD} と A 、 A と K_{DN} のそれぞれの関係に及ぼす水温の影響を調べるため、各変数の比、すなわち (A/L_{BOD})、 (K_{DN}/A) と水温との関係をそれぞれ Fig. 10、Fig. 11 に示す。なお、 (A/L_{BOD}) は、汚泥内有機物量が

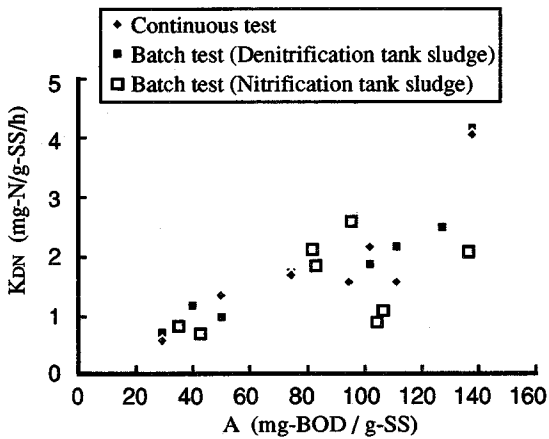


Fig.9 Relation between amount of accumulated organic matter in sludge (A) and denitrification rate (K_{DN})

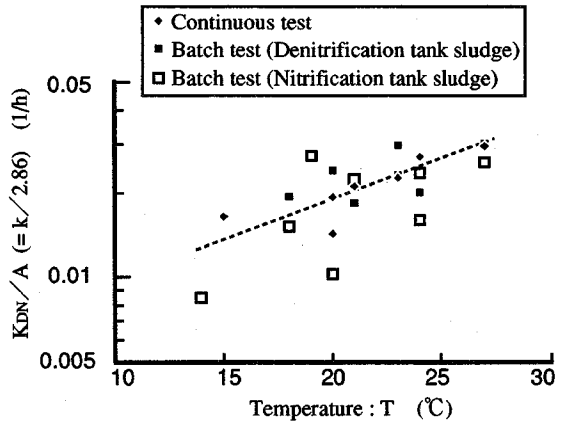


Fig.11 Relation between temperature and $K_{DN}/A (= k/2.86)$

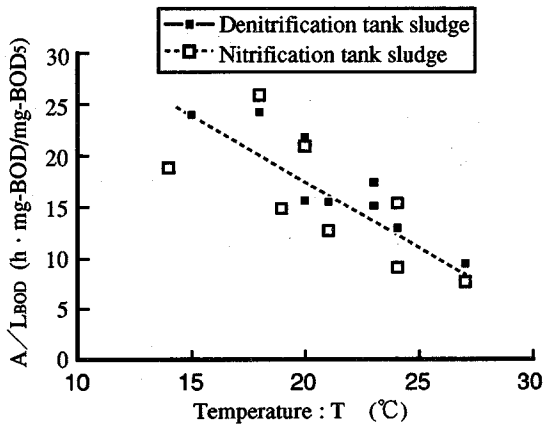


Fig.10 Relation between temperature and A/L_{BOD}

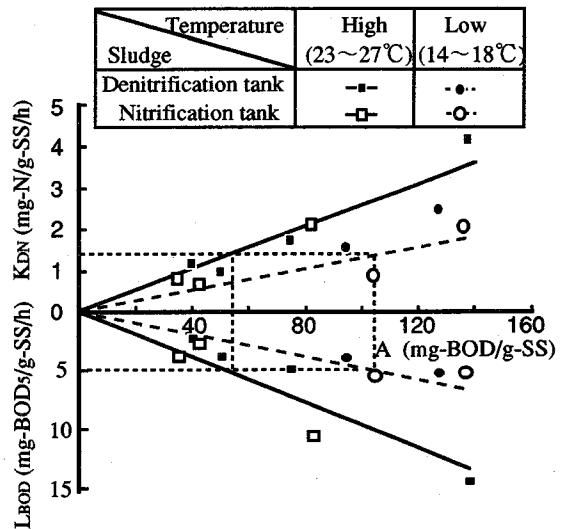


Fig.12 Relation among L_{BOD} , A and K_{DN}

原水中のBODによって入れ変わる時間、すなわち有機物の汚泥内貯留時間を意味する。また、 (K_{DN}/A) は式(8)から、汚泥内有機物の代謝速度定数 k を比例定数 m (2.86)で割った値 $(k/2.86)$ に置き換えられる。Fig.10で、 (A/L_{BOD}) は水温が低いほど大きく、またFig.11で、 $(k/2.86)$ すなわち k は水温が高いほど大きくなる傾向が認められた。これらのことから、水温が変動する場合、例えば水温が低下すると k が小さくなり、脱窒反応に伴う汚泥内有機物の代謝があまり進まなくなるが、その結果として汚泥内に有機物が長時間貯留され A が増加する。 K_{DN} は k と A の積に比例するため、Fig.3で K_{DN} はあまり水温の影響を受けない結果となったと考えられる。

なお、硝化槽汚泥は脱窒槽汚泥と比較して、Fig.10では同一の L_{BOD} のとき A がやや少なくなり、Fig.11では k がやや小さくなる傾向がみられる。このことから硝化槽汚泥は脱窒槽汚泥よりも、酸化反応に伴う代謝に

より汚泥内有機物量が減少している上、その代謝のされ易さもやや低下しているものと考えられる。また、これがFig.5で硝化槽汚泥の K_{DN} が脱窒槽の K_{DN} より小さくなった原因と推定される。

以上の水温の因子を含む L_{BOD} , A , K_{DN} の関係をFig.12にまとめて示す。これは、Fig.10とFig.11から低水温(14~18°C)と高水温(23~27°C)のプロットを選んだものである。例えば L_{BOD} が5 mg-BODs/g-SS/hのとき、低水温では A は105 mg-BOD/g-SS程度で比較的多いが (K_{DN}/A) は小さい。逆に、高水温では A は55 mg-BOD/g-SS程度で比較的小さいが (K_{DN}/A) は大きい。結果として、いずれの水温でも、 K_{DN} は式(9)から求められる1.42 mg-N/g-SS/hで同程度になることが示される。また、 L_{BOD} が変動する場合、 A が L_{BOD} にほぼ比例するため、結果として K_{DN}

は L_{BOD} にほぼ比例することが明らかとなった。

4. 結 言

硝化促進型循環変法及び従来の活性汚泥循環変法で運転した3系列の連続処理装置(実証装置と2系列のパイロットプラント)を使用し、浮遊汚泥の脱窒速度に及ぼすBOD-SS負荷及び水温の影響を検討した。また、脱窒槽及び硝化槽の汚泥内に蓄積された有機物に着目し、その量と脱窒速度との関係を検討した結果、以下の知見を得た。

(1) 反応槽のBOD-SS負荷(L_{BOD})が0.83~14.5 mg-BOD₅/g-SS/hの範囲で、単位汚泥量あたりの脱窒速度(K_{DN} : mg-N/g-SS/h)はほぼ L_{BOD} に比例した。比例係数として0.283 mg-N/mg-BOD₅を得た。

(2) K_{DN} は、水温が12~27°Cの範囲では、その影響をあまり受けない。

(3) 回分反応における脱窒可能NO₃-N濃度から間接的に算定した各槽の汚泥内有機物量(A : mg-BOD/g-SS)に対し、汚泥のろ液中のBOD量(mg-BOD/g-SS)は1/20程度と少なく、槽内の有機物は、ほぼ全量が汚泥内に蓄積されたものとみなせた。

(4) K_{DN} は A と汚泥内有機物の代謝速度定数(k : 1/h)の積に比例する式 $K_{DN}=(k/m) \cdot A$ (m は定数)で表された。水温が低下した場合、 k が小さく、脱窒反応に伴う汚泥内有機物の代謝が進まなくなり、その結果

として A が増加するため、 K_{DN} はあまり水温の影響を受けない。また、 L_{BOD} が変動した場合、 A が L_{BOD} にほぼ比例するため、結果として K_{DN} は L_{BOD} にほぼ比例した。

参考文献

- 1) 包括固定化担体を用いた硝化促進型循環変法「ベガサス」の評価に関する報告書、日本下水道事業団技術開発部、1993。
- 2) 竹島正、茂木勝三、中村裕紀、江森弘祥：硝化促進型循環変法における脱窒速度の検討、第30回下水道研究発表会講演集、pp.530-532、1993。
- 3) 日野達夫、田中和博、江森弘祥、中村裕紀：硝化促進型循環変法における脱窒速度について、第31回下水道研究発表会講演集、pp.482-484、1994。
- 4) 橋本奨、古川憲治：微生物脱窒反応の基質依存性に関する研究、下水道協会誌、Vol.15, No.175, pp.20-29, 1978。
- 5) 森山克美、高橋正宏、原田良誠、北村武之：硝化・内生脱窒法における脱窒反応速度に関する研究：下水道協会誌論文集、Vol.29, No.339, pp.65-73, 1993。
- 6) 茂木勝三、青木正信、江森弘祥、中村裕紀：硝化促進型循環変法の実規模施設への適用、第29回下水道研究発表会講演集、pp.530-532、1992。
- 7) Process Design Manual for Nitrogen Removal, U.S.EPA, Office of Technol. Transf. Washington D.C., 1974。
- 8) Thomas, A. H. Jr. : Graphical Determination of BOD Curve Constants, Water and Sewage Works, Vol.97, pp.123-124, 1950。

(1994.8.29受付)

INFLUENCE OF BOD LOADING AND TEMPERATURE ON DENITRIFICATION RATE OF THE HIGH RATE NITROGEN REMOVAL PROCESS USING IMMOBILIZED NITRIFIERS

Hiroki NAKAMURA, Hiroyoshi EMORI, Tadashi TAKESHIMA
and Kazuhiro TANAKA

Denitrification rate (K_{DN}) of suspended activated sludge in the high rate nitrogen removal process using immobilized nitrifiers was investigated in relation to BOD-SS loading and temperature. A demonstration plant and two pilot plants were operated with BOD-SS loading from 0.83 to 14.5 mg-BOD₅/g-SS/h and temperature from 12 to 27°C. K_{DN} (mg-N/g-SS/h) was almost proportional to the amount of accumulated organic matter (A) multiplied by its metabolism rate constant (k). K_{DN} changed little with the seasonal change of temperature, as the A value increased with the decreasing temperature, though decreased the k value. It was found the proportional increase of the A value to BOD-SS loading resulted in the proportional increase of K_{DN} .