

(8) 間欠曝気法による窒素除去の処理特性

TREATMENT CHARACTERISTICS OF INTERMITTENT AERATION PROCESS FOR NITROGEN REMOVAL

原 田 良 誠* 三 好 郭 仁*
Yoshinobu HARADA* Hirohito MIYOSHI*

ABSTRACT; Bench-scale experiments were conducted to study the treatment characteristics of the intermittent aeration process for nitrogen removal. Two bench-scale plants, one with completely mixed and another with plug flow, were used to estimate the influence of the mixing conditions on the nitrogen removal efficiency as well as the treatment characteristics of other compounds. The effect of the hydraulic retention time on the nitrogen removal efficiency and the response of the intermittent aeration process to varying hydraulic and nitrogen loading were also investigated to find the optimum operational conditions for removing nitrogen.

Although the significant difference was not observed in the nitrogen removal efficiency between the completely mixed plant and the plug flow plant, it was found that the organic substrate was used directly for denitrification in the completely mixed plant, while the denitrification of the plug flow plant was occurred through endogenous respiration. Nitrogen removal efficiency of more than 70% could be obtained in the completely mixed plant even in the winter season under the hydraulic retention time of 10 hours. It was possible to provide a countermeasure for the varying hydraulic and nitrogen loading by changing the intermittent aeration mode. Furthermore it was also found that the control of the dissolved oxygen concentration of the aeration period was very important for nitrification and denitrification in this process.

KEYWORDS; Intermittent aeration process, Nitrogen removal, Endogenous respiration

1. はじめに

下水の窒素除去法として本市では、循環式硝化脱窒法、硝化・内生脱窒法、並びに間欠曝気法（以下、本法という）を実施に適用し各々処理を行ってきた。このうち本法による運転は吉野浄化センターにおいて昭和59年から開始し現在も継続中で、90%以上の窒素除去率が安定して得られている。¹⁾

そこで、本市では他の処理法との比較から本法の窒素除去の優位性に着目し、他の処理場についても本法の適用を検討することとなった。その場合、吉野浄化センター実施では実証することが困難な実務上の課題として、①生物反応槽の混合特性による窒素除去の差異 ②滞留時間と窒素除去率 ③流入負荷変動に対する窒素除去の安定性 ④最適運転条件の把握 等が残されていた。

* 浜松市下水道部 Sewage Works Department, Hamamatsu City

本研究はこれらの課題を解決すべく、主として生活排水を対象としたベンチスケールの実験により、本法による窒素除去の処理特性を明らかにすることによって、他の下水処理場への本法の適用を検討したものである。

2. 実験概要

実験は Table 1 に示すように、生物反応槽内の混合特性と窒素除去との関係を求めた実験 I (Run 1, 2) と滞留時間の変化 (Run 3, 4, 6)、負荷変動 (Run 5)、MLSS の変化 (Run 7) 等を行い処理特性を求めた実験 II とに区分し実施した。実験装置は実験 I では身近で管理が容易な中部浄化センターに設置し、実験用原水としては最初沈澱池流出水を用いた。処理特性を求めた実験 II は、特に低水温期における窒素除去が問題となることから低水温期についてのみ実験を行った。実験 II も本来は中部浄化センターで行う予定であったが、実験 I の期間中実験用原水の水質変動が大きいこと等が判明したため、処理場に調整槽を有し実験用原水として比較的安定した水質が得られる湖東浄化センターに移設して行い、流入生下水 (調整槽流出水) を実験用原水とした。

Table 1 Operating conditions

Periods Items	I		II				
	Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5	Run 6	Run 7
	May 26 - July 24, 1986	May 26 - July 24, 1986	Oct. 20 - Dec. 16, 1986	Dec. 17, 1986 - Mar. 2, 1987	Dec. 17, 1986 - Mar. 2, 1987	Mar. 3 - Apr. 3, 1987	Mar. 3 - Apr. 3, 1987
influent Flow (l/d)	151	151	103	171	171	257	171
Detention Time (hr)	17	17	25	15	15	10	15
Number of Cycles	5	5	7	8	9, 13	8	8
Aeration Time Rate(-)	0.58	0.58	0.5	0.58	0.4, 0.58	0.58	0.58
MLSS (mg/l)	3710	3640	3820	4040	3920	4140	3150
Water Temp. (°C)	23.9	23.9	15.3	11.0	11.0	12.6	12.6
SRT (d)	60.2	48.1	37.8	27.2	26.2	16.5	20.9
Flow Diagram	Fig. 1(a)	(b)	(c)	(c)	(c)	(c)	(c)

生物反応槽は Fig. 1 のように完全混合型 (a)、押し出し流れ型 (b)、槽末端部に末端セルを設けた型 (c) の 3 種類で、(b)、(c) 型の槽内の仕切り板底部には 2 cm 角の小孔を設け、(b) 型は槽内を 4 等分、(c) 型は (b) 型のセル D の中央に仕切り板を設けた構造となっている。生物反応槽の形状寸法は長さ 80 cm × 巾 15 cm × 水深 90 cm で有効容量

107 ℓ、沈澱池は水面積 196 cm² × 水深 1.2 m で有効容量 25 ℓ である。

原水は連続注入で、Run 5 を除き定量注入である。Run 5 は通常的生活排水流入パターンに合わせ流量を変化させた。このため Run 5 における時間当りの流入窒素負荷量は時間帯により 4 倍もの差異が生じたパターンとなっている。間欠に曝気する方法としては単純にタイマーでエアープンプを ON-OFF し、曝気停止時には活性汚泥が沈降しない程度に槽内を攪拌機で緩やかに攪拌した。なお、間欠曝気の設定パターンは Fig. 2 に示す。本実験での MLSS 濃度は各 Run とも吉野浄化センターと同程度の 4,000 mg/ℓ を基本としたが、前述のように Run 7 では 3,000 mg/ℓ に低下させ実験している。

原水と処理水はコンポジットサンプルを週 2～3 回、他はグラブサンプルを週 1～3 回の頻度で採取し水質分析を行うとともに通日試験等も適宜実施した。なお、分析方法は下水試験方法によった。

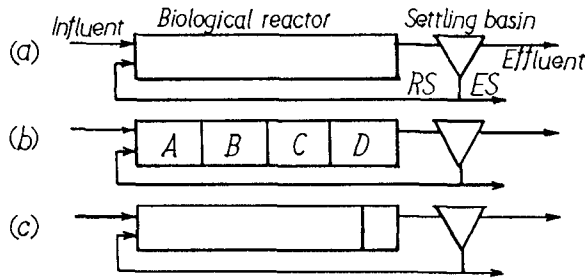


Fig. 1 Schematic diagram of the experimental apparatus

3. 実験結果および考察

実験開始日から3週間経過後、但し、Run 6、7については実験期間が短期間のため10日間経過後からの水質の平均値を実験結果の総括としてTable 2に示した。窒素除去率として実験Iでは70%、実験IIでは70~90%

程度が得られ、B

Table 2 Summary of average analysis data

OD、SSとも良

好な処理結果とな

っている。なお、

原水の水質が同一

期間中の実験にも

拘らず各Runで多

少異なる場合があ

るのは、採水日が

		I				II									
		Run 1		Run 2		Run 3		Run 4		Run 5		Run 6		Run 7	
		Inf.	Eff.	Inf.	Eff.	Inf.	Eff.	Inf.	Eff.	Inf.	Eff.	Inf.	Eff.	Inf.	Eff.
Alka. (mg/l)		160	85	160	95	130	62	120	56	120	55	120	41	120	44
BOD	"	100	10	100	11	150	4	160	7	160	6	190	6	180	6
S-BOD	"	43	-	43	-	90	-	90	-	83	-	88	-	91	-
SS	"	130	6	130	9	51	2	65	3	69	4	93	5	71	5
T-N	"	25.5	7.6	25.5	7.8	28.7	3.1	31.6	5.2	32.3	5.9	31.8	7.3	30.8	7.8
Kj-N	"	25.4	4.1	25.4	2.9	28.5	0.6	31.5	2.0	32.2	1.9	31.6	1.9	30.7	1.6
NO _x -N	"	16.2	2.9	16.2	1.4	20.2	0.6	22.4	1.7	22.1	1.5	22.8	1.0	21.9	1.3
NO ₃ -N	"	0.1	3.5	0.1	4.9	0.2	2.5	0.1	3.2	0.1	4.0	0.2	5.7	0.1	6.2

必ずしも同一日でないことに起因している。

3.1 混合特性と窒素除去

流入水と返送汚泥とを生物反応槽に連続注入し、間欠曝気する本法は次の特徴を有している。①脱窒反応に必要な有機炭素源として下水中の有機物を利用できる。②硝化に必要なアルカリを回収できる。③脱窒反応で下水中の有機物が分解されるので曝気工程での有機物負荷が一部軽減される。④曝気停止工程ではKj-Nあるいは有機物、曝気工程ではNO_x-Nが槽外にリークする恐れがある。これらの特徴は生物反応槽の混合特性により影響されるものと思われる。

Fig. 3は本実験装置の染料添加によるトレーサー調査結果（滞留時間17時間、清水にて実施）である。Fig. 1 (a)の完全混合型は10分以内で、(b)の押し出し流れ型は2.5時間程度で槽内は完全混合状態となった。これは両方とも実施における同様なトレーサー調査結果と比較すると槽内が完全混合状態になるまでの時間は約1/3に短縮した結果となっている。

Table 2の結果からは混合特性の違いによる窒素除去率の差異はほとんどなかったが、処理水の窒素形態として完全混合型はKj-N、押し出し流れ型はNO_x-Nの比率が若干高く混合特性の影響は認められる。Run 1、2における曝気、曝気停止工程の槽内水質の挙動をFig. 4、5に示す。完全混合型（Run 1）の窒素の挙動をみると、曝気開始当初には5.3 mg/ℓあったKj-Nが曝気終了時にはNO_x-Nへと硝化されるために0.8 mg/ℓへと減少している。

曝気停止工程では脱窒が進行するため曝気工程で生成したNO_x-N

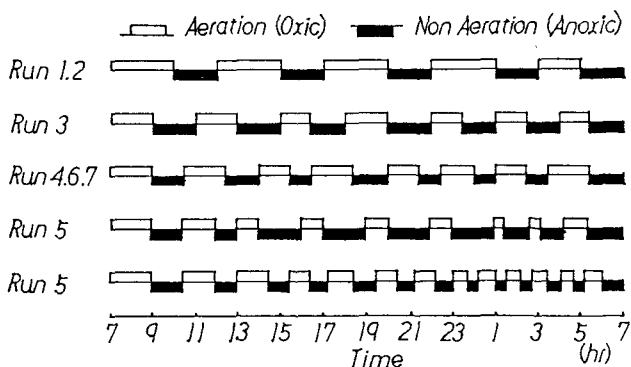


Fig. 2 Cycle time of intermittent aeration

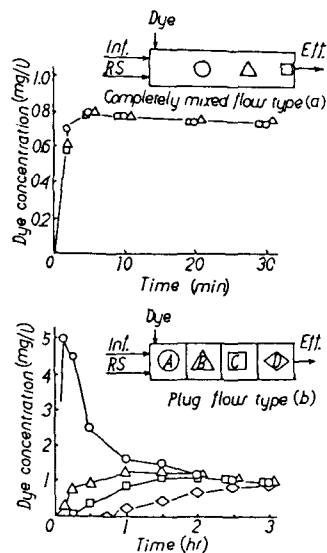


Fig. 3 Mixing characteristic in biological reactor

は2時間経過後にはほぼ0となるが、逆に下水が連続流入しているため K_j -Nは漸増し、その分だけ槽外へとリークすることになる。溶解性有機物の指標をS-BODとしてみると、曝気、曝気停止工程とも非常に低濃度で推移しているため曝気停止工程における溶解性有機物のリークは認められない。曝気停止工程でもS-BOD $50\text{mg}/\ell$ 程度の下水が連続注入されていることから、本工程では溶解性有機物が全く分解されないものと仮定すれば、槽内のS-BODは K_j -Nと同様な挙動を示して漸増し曝気停止工程終了時には $5\text{mg}/\ell$ 以上上昇するはずである。しかし、曝気終了時の濃度と比較して上昇しない理由としては、下水中の溶解性有機物が直接脱窒室に有機炭素源として利用されているからである。

次に押し出し流れ型 (Run 2) の窒素、S-BODの挙動をみる。硝化、脱窒反応はセルAではほとんど行われず、後段セルになるに従い反応が進行していくことがわかる。一方、溶解性有機物の酸化は硝化、脱窒反応とは逆に

そのほとんどが前段セルA、Bで行われ、曝気停止工程における脱窒セルC、Dへの溶解性有機物の持ち込みは少なく、Run 1とは明らかにその挙動が異なっている。押し出し流れ型の脱窒反応の主体は完全混合型とは異なり、曝気、曝気停止工程で活性汚泥に吸着されたり、細胞内に蓄積された下水中の有機物を有機炭素源として利用する広義の内生脱窒である。硝化・内生脱窒法では、硝化工程で酸化されなくて残留した溶解性有機物は内生脱窒工程で有機炭素源として必ずしも利用されず、その結果脱窒工程前後のS-BODの値はほとんど変らない³⁾。Fig. 5より、曝気停止工程で、脱窒セルC、Dには前段セルA、Bから若干ではあるが溶解性有機物が流入している。しかしながら、セルC、Dにおける脱窒は内生脱窒であることから、硝化・内生脱窒法の現象と同様に流入した溶解性有機物は利用されないため、曝気停止工程でS-BODが漸増する結果となっている。

3.2 曝気工程の制御

Run 1～2の窒素除去率は、高水温期の実験にも拘らず70%程度と、Run 3～7の除去率と比較して下回った結果となっている。田中によればプロセス全体の窒素除去率は流入水のBOD/T-N比に比

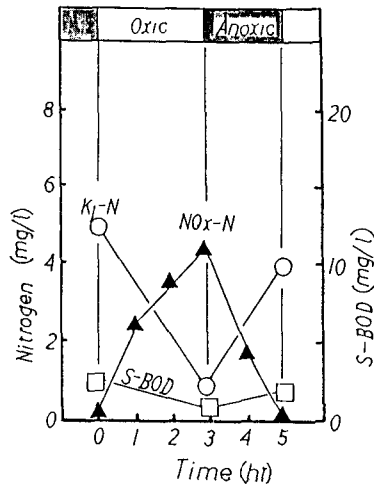


Fig. 4 Change of nitrogen and S-BOD in the reactor per cycle (Run 1)

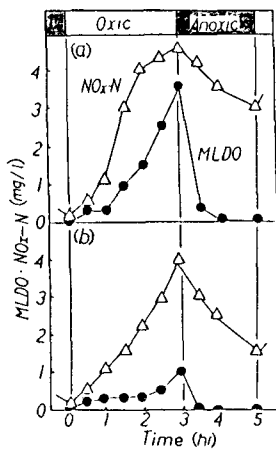


Fig. 6 Relationship between MLDO and denitrification

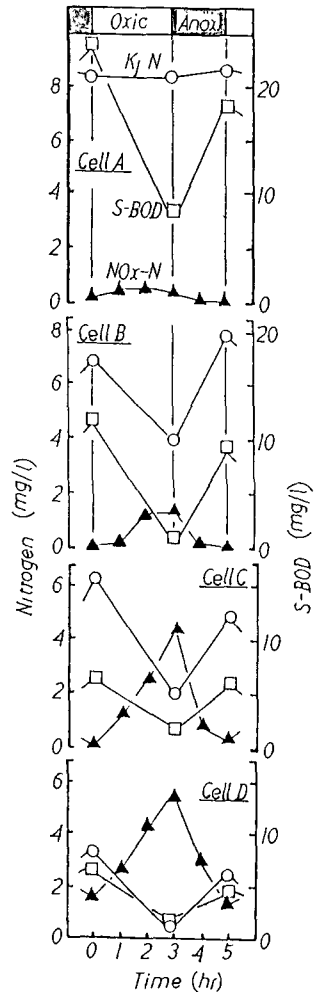


Fig. 5 Change of nitrogen and S-BOD in the reactor per cycle (Run 2)

例すると解析し、一方、硝化・内生脱窒法では $BOD/T-N$ 比が 3 以上あれば窒素除去率としては 80～90% 得ることができると報告している⁵⁾。Run 1～2 の流入水の $BOD/T-N$ 比は Table-2 より 3.9 となり、これが除去率を低下させていた原因とは考えにくい。

それ以外の原因としては曝気工程での過剰曝気が考えられる。Run 1、2 では曝気、曝気停止時間の設定は単純にタイマーで原則として 3 時間曝気、2 時間停止の繰り返しであったことに加えて、実験用原水の最初沈澱池流出水の濃度変動が大きく、また雨水流入の影響も大で、MLDO も比較的高く運転していた。その結果曝気工程終了時の MLDO の変動も大きく、また、低負荷の時は過剰曝気となり長時間高 MLDO 状態が継続し、DO の持ち込み等により後続の脱窒に悪影響を及ぼし全体的に除去率を低下させていたものと考えられる。このことは Fig. 6 から容易に推測できよう。

従って、流入負荷変動が大きい場合は、単純なパターンで間欠曝気すると負荷大の時間帯では未硝化となり、負荷小の時間帯は過剰曝気となり MLDO が上昇し Fig. 6 (a) の如く後続の脱窒処理に悪影響を与える。これら为了避免するにはタイマー制御だけによる場合は、全体の曝気時間は変えないものの、MLDO の挙動をみて曝気時間の設定を高負荷時では長く、低負荷時には短くし全体のサイクル数を増やすことが必要となる。Run 3～7 では Run 1、2 の経験から Fig. 2 に示すようにサイクル数を増加させ実験している。

3.3 窒素除去能力と特性

本法の窒素除去能力と特性を知るため、前述のように Run 3～7 は意図的に低水温期に実験を行った。なお、生物反応槽は Run 1 の経験を活かし、曝気停止工程での K_j-N のリークを防止するため Fig. 1 (c) のタイプのものを用い、末端セルでは前段の完全混合セルと同様間欠曝気処理を行った。

Run 3～7 の平均窒素除去率を滞留時間ベースにまとめて Fig. 7 に、その処理水の窒素形態を Fig. 8 に示す。各 Run の窒素除去率の差異は曝気工程で完全硝化を優先させたため脱窒の差がそのまゝ現われている。

なお、処理水の K_j-N は Run 1 よりも若干低濃度になったものの滞留時間が短いとリークするため、これを防止するにはリークする K_j-N を硝化するに必要な容量を確保した末端セルにて間欠ではなく常時曝気するしか方法はない。長時間エアレーション法並みに滞留時間を 25 時間とした Run 3 では、実施¹⁾設での初期の運転結果と同様 90% 程度の窒素除去率が得られ、滞留時間の短縮化に伴い除去率も次第に低下している。しかし、低水温期の硝化、脱窒時間としては非常に短時間な 10 時間 (Run 6) でも 75% 以上の除去率を得られたことを考えれば、本法は既存の窒素除去プロセスのなかでもその窒素除去能力は優れていると言える。

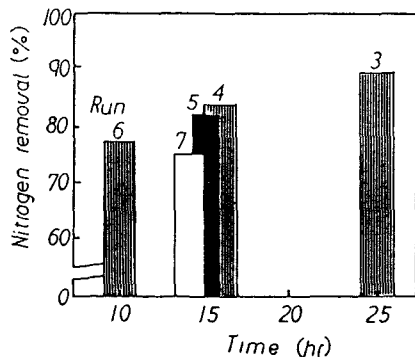


Fig. 7 Relationship between detention time and nitrogen removal ratio

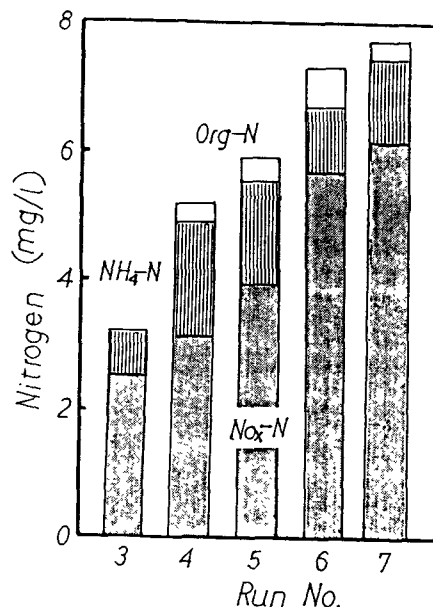


Fig. 8 Nitrogen form of Effluent

また、流入負荷変動を与えた Run 5 の窒素除去率と、定量注入でしかも水質が均一化されほとんど負荷変動がなく滞留時間が同じ Run 4 の除去率とを比較すると、Run 5の方が若干下回っているものの80%以上の窒素除去率が得られている。

このことから本法は曝気、曝気停止時間の設定を柔軟に、かつ適切に行うことで十分負荷変動に対応可能なプロセスと言える。サイクル数9回、曝気時間比0.4と、流入負荷量が少ない夜間時に曝気時間を短縮して（Fig. 2参照）処理を行った時の生物反応槽流出水、ならびに処理水の窒素形態の経時変化を Fig. 9、10に示す。生物反応槽流出水は間欠曝気処理特有なこぎり刃状の水質変化となっており、また、夜間の低負荷に対応して極端に曝気時間を短縮したため硝化不足となりKj-Nのリークが昼間時に比較して多い結果となっている。一方、処理水の水質は沈澱池で緩衝され、のこぎり刃状の挙動は平滑化している。夜間時のKj-Nのリークを抑制するため、Run 5では途中から設定パターンを変更し、サイクル数13回、曝気時間比0.58とし実験を継続した。

高率な窒素除去率を期待する場合、低水温期においては十分なSRTを確保する必要性から、MLSSを高濃度にして運転することが多い。この場合、最終沈澱池の水面積、容量が十分に確保されていないと固液分離が問題となる場合がある。筆者らの永年にわたる実施設での経験から、MLSSを3,000mg/ℓ前後で運転すれば沈澱池の管理も容易なものとなる。このような考えでMLSSを4,000mg/ℓから3,000mg/ℓに低下させ運転したのがRun 7である。同

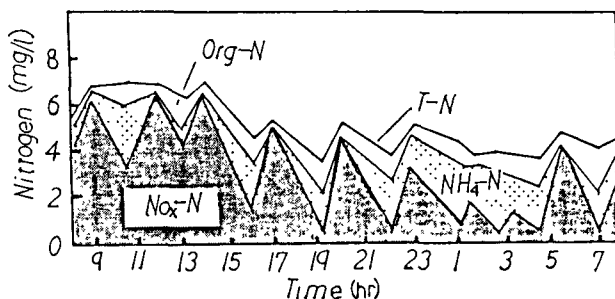


Fig. 9 Change of soluble nitrogen concentration in the biological reactor effluent (Run 5)

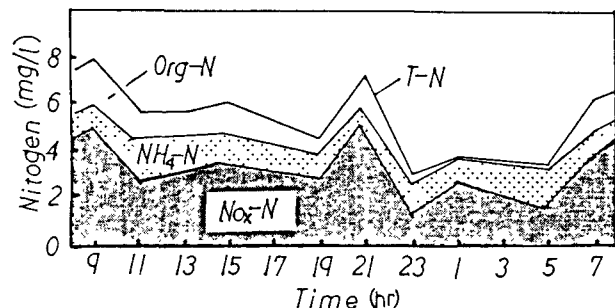


Fig. 10 Change of nitrogen concentration in the settling basin effluent (Run 5)

Table 3 Excess sludge volume and nitrogen content of each Run

	Run 3	Run 4	Run 5	Run 6	Run 7
Excess Sludge g/d	10.6	15.4	15.3	25.5	15.2
N-Content (vs SS) %	6.3	8.8	8.2	8.5	8.6

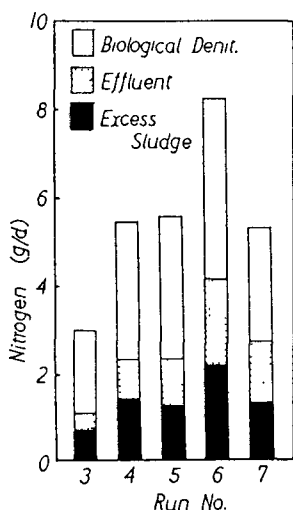


Fig. 11 Nitrogen behavior of each Run

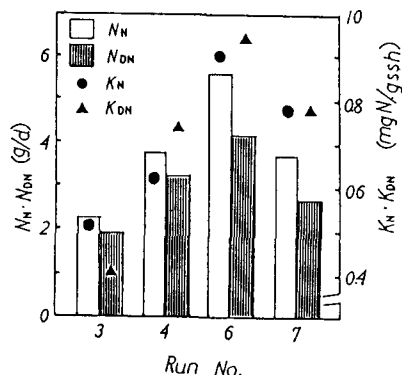


Fig. 12 N_N , N_{DN} , K_N and K_{DN} of each Run

じ滞留時間で運転した Run 4、5 と比較すれば脱窒が若干劣り、その分だけ NO_x-N のリークが多く窒素除去率の低下となって現われているが、75%程度は十分期待できることが明らかとなった。

流入した窒素の挙動は次の3つに区分できる。①硝化し生物学的に脱窒されるもの ②余剰汚泥として系外へ除去されるもの ③処理水として系外へ流出するもの ここで、系内の硝化量および生物学的脱窒量は次式から求めることができる。なお次式中 N_{in} と余剰汚泥に取込まれる窒素はすべて K_j-N とみなしている。

$$N_N = N_{in} - (Q_e \cdot C_e + N_k) \dots\dots\dots (1)$$

$$N_{DN} = N_{in} - (Q_e \cdot C_e + N_{out}) \dots\dots\dots (2)$$

N_N : 硝化量 (g/d)

N_{in} : 流入水の窒素量 (g/d)

Q_e : 余剰汚泥量 (g/d)

C_e : 余剰汚泥中の窒素含率 (-)

N_k : 処理水の K_j-N 量 (g/d)

N_{DN} : 生物学的脱窒量 (g/d)

N_{out} : 処理水の窒素量 (g/d)

また、硝化速度、脱窒速度定数は次式より求まる。

$$K_N = \frac{N_N}{24V \cdot Ra \cdot C_b} \times 10^6 \dots\dots\dots (3)$$

$$K_{DN} = \frac{N_{DN}}{24V \cdot (1 - Ra) \cdot C_b} \times 10^6 \dots\dots\dots (4)$$

K_N : 硝化速度定数 (mgN/g・ss・hr)

V : 生物反応槽容量 (ℓ)

R_a : 曝気時間比 (-)

C_b : 生物反応槽 MLSS 濃度 (mg/ℓ)

K_{DN} : 脱窒速度定数 (mgN/g・ss・hr)

各 Run の余剰汚泥発生量と汚泥中の窒素含率を Table 3 に示した。Run 3～7 において、上式で求めた値を図化すると Fig. 11、12 のようになる。余剰汚泥として除去される窒素量は流入した窒素量の 22～27% で、その汚泥中の窒素含率は 8.2～8.8% と 8% 台であったが、Run 3 のみ 6.3% と低い値であった。硝化量、生物学的脱窒量は滞留時間の短縮化等の厳しい運転条件になるに従い増加し、窒素除去能力は増大する結果となり、そのことが厳しい条件での高率的な窒素除去率の保持に結びついている。従って、実験で求められた硝化速度、脱窒速度定数を実験条件の異なる他の報告例と比較することは若干疑義は残るが、循環式硝化脱窒法の速度定数⁹⁾と比較しても何ら遜色のない値となっている。

4. 本法の適用について

本実験結果から、先ず腫ヶ丘浄化センターに本法を適用することとなった。当浄化センターは生物反応槽が押し出し流れ型のため、完全混合型のように本法の長所が活かされないのではないかと懸念されたが、両型とも窒素除去率には何ら差異がないことが明らかになったので適用可能と判断した。

曝気工程の制御は、タイマーによる制御だけでもその設定を適切に行えば何ら問題ないことが明らかになったが、吉野浄化センターで実績¹⁾のある MLDO 計等のセンサーとの組み合わせによる制御を採用することとした。

滞留時間として 16 時間確保できる生物反応槽を有していることから、85% 程度の窒素除去率を十分期待できる。低水温期には高 MLSS で運転する必要があるが、高水温期では硝化、脱窒速度が上昇す

るので、送風量の削減等を目的として硝化・内生脱窒法の運転と同様MLSSを低下させ運転する予定である。³⁾

当浄化センターは本法を適用すべく改造工事を行っており、本法による運転は昭和62年11月からの予定である。運転結果については別の機会に報告したい。

5. 結 論

- ① 完全混合型、押し出し流れ型の混合特性による窒素除去率の差異は認められなかった。
- ② 脱窒反応の主体は、完全混合型では下水中の有機物を直接利用する脱窒、押し出し流れ型は内生脱窒であった。
- ③ 完全混合型は曝気停止時にK_j-Nのリークがあるため、その防止対策を講じる必要がある。
- ④ 曝気工程の制御は硝化と後続する脱窒に影響を与えることから、本法では重要な制御因子となる。
- ⑤ 本法の窒素除去率は滞留時間、MLSSにもよるが70～90%の範囲の値を期待できる。
- ⑥ 流入負荷変動には曝気、曝気停止時間の設定を負荷変動に合わせ、柔軟にかつ適切に行うことで対応できる。

参考文献

- 1) 原田良誠、飯尾友幸、村上喜之：間欠曝気法による窒素除去に関する検討、下水道協会誌、昭和63年2月掲載予定
- 2) 浜松市下水道部：窒素、リン除去施設の機能調査報告書、昭和62年3月
- 3) 森山克美、佐藤和明、原田良誠、北村武之：硝化・内生脱窒法に関する研究、第24回衛生工学研究討論会 投稿論文
- 4) 田中和博：循環式硝化脱窒プロセスの解析的研究、東京大学学位論文、昭和56年6月
- 5) 建設省土木研究所：硝化・内生脱窒法に関する実験報告書、土研資料第2482号、昭和62年3月
- 6) 建設省、高度処理会議：リン・窒素除去法設計資料、昭和61年2月