

II-382

硝化・内生脱窒法に関する実証実験

建設省土木研究所 正会員 森山克美 佐藤和明
浜 松 市 正会員 原田良誠 北村武之

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、脱窒反応に必要な有機炭素源の合理的な確保と窒素除去率の改善という立場から、種々のプロセスが提案されてきた。本報告で対象とした硝化・内生脱窒法（以下、本法と記す）と呼ばれる生物学的窒素除去法は、脱窒反応で必要な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した下水中の有機物、および活性汚泥微生物の細胞内物質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。本法は、一般に脱窒速度が小さいため施設容量が過大になると言われているが、原理的には硝化された窒素の全量を脱窒できるので、高い窒素除去率を得られると言う利点を有している。本報告は、本法を長時間エアレーション法の実施設に適用し窒素除去率の改善の可能性について検討を加えたものである。

2. 本法の基本フローシート

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。流入水のアルカリ度が低く、pHの低下によって硝化速度に悪影響が生じるような場合には、硝化槽または流入渠へのかせいソーダの添加が有効である。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られる。

3. 実験方法

3-1 実験施設概要

本実験は、浜松市湖東浄化センター実施において行われた。本浄化センターは約4000人の処理人口を持ち、1日1000 m³程度の生活排水を処理する下水処理場である。生物反応槽は、2系列あり、各系列の反応槽は5等分（A～E）されている。硝化槽、再曝気槽は、ディスクディフューザによる曝気であり、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。

3-2 実験条件

実験期間中の運転条件を表-1、処理フローを図-1に示す。実験は、Run-1～3までの3種類の実験条件で実施された。Run-1は、十分な滞留時間を確保し、完全硝化、完全脱窒を目指しているものである。Run-2は生物反応槽1系列での運転を試みたものである。Run-3はRun-2において水温が上昇しても完全硝化までには至らなかったため、第1脱窒槽を硝化槽に変更して運転したものである。

4. 実験結果と考察

4-1 平均的処理水質とその変化

各実験区分における流入水質と処理水質の平均値を表-2に示す。Run-1とRun-3における流入水T-Nと除去T-Nの関係を図-2に示す。低水温期のRun-3-2のデータが、除去率70～80%に分布し、他の水温期のデータは、除去率80～90%に主として分布している。図-3に各実験区分にお

表-1 運転条件

	実験区分		
	Run-1	Run-2	Run-3
運転期間	4.1～6.3	6.4～6.19	6.20～ S. 61.3.14
流入水量 (m ³ /day)	1,063.8	1,130.5	1,080.0
返送比（倍）	113	85	81
生物反応タンク 滞留時間（hr）	43.3	20.4	21.3
沈殿時間（hr）	7.2	3.4	3.6
空気溶率（倍）	16.4	13.4	14.9
全汚泥量 (m ³ /day)	20.5	16.3	18.8
RSSS (mg/l)	6,810	5,940	6,710
MLSS (mg/l)	4,000	2,700	3,300
MLVSS (mg/l)	3,130	2,070	2,630
MLVSS/MLSS (%)	78	77	80
S V I	238	304	255
S R T (day)	46.8	19.9	23.0
Al添加率(mg/l)	1.9	1.8	1.9

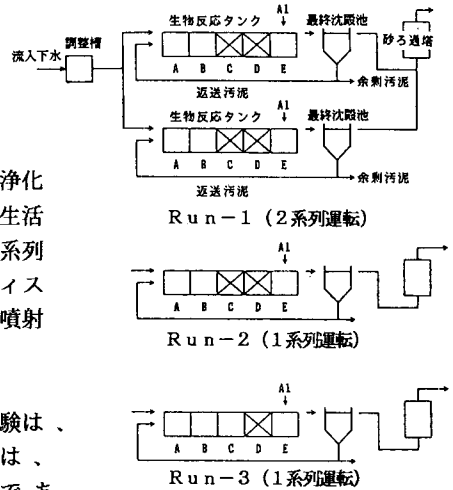


図-1 各実験の処理フロー

表-2 各実験区分における流入水質と処理水質の平均値

実 験 区 分	Temp. (℃)	pH	BOD	COD	SS	T-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N	T-P	PO ₄ -P	
Run-1	流入水	18	7.2	340	110	220	44	27	0.1	5.3	2.0
	生物処理水	20	6.9	19	13	26	7.2	3.0	0.6	1.6	1.0
	除去率(%)			94	88	88	84	89		70	55
Run-2	流入水	20	7.1	260	70	140	39	23	0.1	3.5	1.7
	生物処理水	23	6.7	19	13	13	10	7.3	0.7	1.3	0.8
	除去率(%)			93	81	91	74	68		63	53
Run-3-1 (高水温期)	流入水	23	7.1	240	57	160	37	22	0.1	4.3	1.6
	生物処理水	29	6.6	9	7	6	5.8	1.2	2.4	0.9	0.6
	除去率(%)			96	88	96	84	95		79	67
Run-3-2 (低水温期)	流入水	11	7.3	350	62	207	47	29	0.1	4.2	2.0
	生物処理水	20	6.6	31	10	15	11.4	4.6	4.6	0.9	0.4
	除去率(%)			91	84	93	76	84		79	80

(単位: mg/l)

ける窒素除去の経日変化を示す。4月から8月に向けて水温が上昇するに従い、流入水、流出水共にT-Nが低下し、その後、冬期に向かって水温が低下するに従い、T-Nは上昇している。Run-2で処理水T-Nが高いのは、2系列運転を1系にしたことにより硝化時間が不足したため $\text{NH}_4\text{-N}$ が処理水に残留した結果である。処理水中の窒素を形態別に見ると、○印と▲印の差は $\text{NH}_4\text{-N}$ であるから、水温の低下に従って、まず、脱窒速度が低下し $\text{NO}_3\text{-N}$ が残留するようになり、続いて硝化速度が低下して $\text{NH}_4\text{-N}$ が処理水に残留することを示している。

4-2 生物反応槽における水質変化とアルカリ度収支

本法の生物反応槽内における窒素の挙動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-4にその結果を平均値で示す。図-4によれば、硝化槽（好気槽）A～Cで硝化が生じ、 $\text{NO}_3\text{-N}$ が後に続く脱窒槽（嫌気槽）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、嫌気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、硝化槽において2.5 mg/l程度の脱窒も生じていることが認められる。

次に本プロセスにおけるアルカリ度の収支について検討を加える。本プロセスのアルカリ度収支は硝化槽での脱窒がない場合、次式で示される。

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

ここに、 $D_1 = \alpha \cdot N_0$ 、 $D_2 = (\alpha - \beta) \cdot N_0$ 、 $D_3 = \alpha \cdot N_0 - N_e$ 、 M ：

硝化槽末端におけるMアルカリ度、 M_0 ：流入水Mアルカリ度、 Q_0 ：流入水量、 Q_r ：返送汚泥量、 N_0 ：流入水全窒素濃度、 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。図-4における条件で式(1)を計算すると、 $M=140-192+29+41=19$ となり、式(1)の右辺第3項（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）と第4項（脱窒工程でのアルカリ度の生成）により、アルカリ度の自給が行われていることがわかる。また、C槽のMアルカリ度の実測値28と計算値19との差9 mg/lは、硝化槽での脱窒によるアルカリ生成量と考えられる。

5. おわりに

本プロセスでは、脱窒に必要な有機炭素源を硝化槽で消費されること、および脱窒槽へDOが持ち込まれることを避けるために、硝化槽においては低DO運転（1 mg/l以下）を行っている。このため、硝化槽での脱窒も十分考えられ、滞留時間の短縮と硝化に必要なアルカリ度の自給のために、硝化槽における脱窒を促進させるような運転制御について、今後、更に調査・研究を行う予定である。

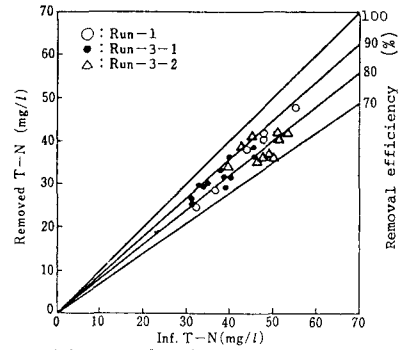


図-2 流入全窒素濃度と除去全窒素濃度の関係

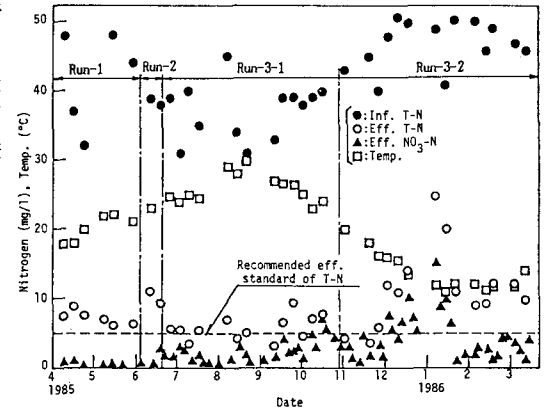


図-3 窒素系、水温の変化

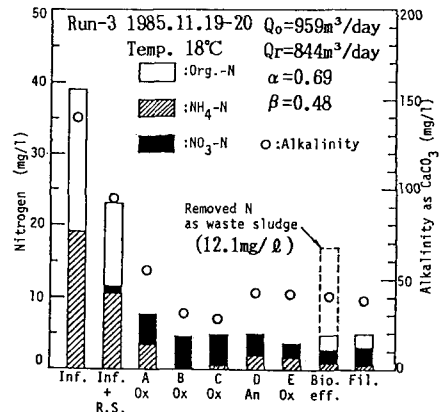


図-4 プロセス内における窒素系、アルカリ度の変化