〈論 文〉

オキシデーションディッチ法による有機物、窒素、リンの
同時除去に関する実験的研究Simulation studies on simultaneous removal of nitrogen, phosphorus and
organic substances by oxidation ditch processes西 嶋 渉* 岡 田 光 正** 須 藤 隆 一***
Wataru NISHIJIMA Mitsumasa OKADA Ryuichi SUDO

Abstract

The removal efficiency of nitrogen, phosphorus and organic substances by oxidation ditch process was evaluated by using bench scale simulators in which both aerobic and anaerobic/anoxic reactions were introduced in a cycle of 20 min.

The results derived from these experiments were as follows ;

1) The introduction of anaerobic condition into the downstream of wastewater inflow caused less sludge bulking than that into the upstream of inflow. The introduction of anaerobic reaction, however, was not as effective to prevent sludge bulking as observed in other activated sludge processes.

2) Nitrogen removal was successful under proper operational conditions, i.e., the introduction of anaerobic conditions of 10 min per cycle and intermediate organic loadings. Prolonged aeration and/or low organic loadings prevented denitrification and shortage of aeration and/or excess organic loadings resulted in poor nitrification. Also, wastewater inflow into the anaerobic section enhanced nitrogen removal.

3) The more phosphorus was removed under the higher loadings with high sludge yield and with anaerobic reaction.

Key words : oxidation ditch process, bench scale simulator, BOD removal, nitrogen removal, phosphorus removal

1. はじめに

オキシデーションディッチ法は、省エネルギー型の排水処理技術であり、曝気装置・水路（曝気槽）等の構造が簡単のため、安価な建設費で設置できる。しかし、一方で比較的に広い敷地を必要とすることから小規模下水道向きの処理技術と言えよう。わが国では、昭和41年に日光市湯ノ湖処理場に建設されたものが最初¹⁾であったが、昭和58年現在稼働中の実施施設は7カ所と極めて少ない²⁾。しかし、オキシデーションディッチ法で有機物を除去するだけでなく、生物学的脱窒素

法を応用しての窒素除去に関する研究も行われてきており^{3),4),5)}、近年の閉鎖性水域の富栄養化対策の必要性、また下水道整備の地方・中小都市への移行に伴う小規模下水道の必要性とあいまって、小規模処理におけるオキシデーションディッチ法の有効性が認識されるようになり、その設置が増加しつつある処理法である。

本研究では、前報⁶⁾で報告したオキシデーションディッチ法のシミュレータを使い、窒素及びリン除去を含めたオキシデーションディッチ法の基礎的な処理機

* 筑波大学環境科学研究科 〒305 茨城県新治郡桜村天王台1-1-1, Graduate School of Environmental Science, University of Tsukuba, P.O. Tsukuba-Gakuen, Tsukuba, Ibaraki 305 Japan

** 東京農工大学工学部化学工学科 〒184 小金井市中町2-24-16, Dept. of Chemical Engineering, Tokyo University of Agriculture and Technology, 2-24-16 Nakamachi, Koganei Tokyo 184 Japan

*** 国立公害研究所技術部 〒305 茨城県筑波郡谷田部町小野川16-2, Engineering Division, National Institute for Environmental Studies, 16-2 Onogawa, Yatabe, Tsukuba, Ibaraki 305 Japan

能を明らかにすることを目的とした。

2. 実験装置及び方法

2.1 実験装置

本実験では、実験装置として前報⁶⁾で報告したオキシデーションディッチ法シミュレータを用いた。このシミュレータはディッチ内の活性汚泥混合液（以下、混合液という）の動きを水塊移動の観点からとらえたものである。ディッチ内の混合液をいくつかの水塊に分割し、それぞれの水塊が前後の水塊と混合しない押し出し流れであると仮定した。Fig. 1 に示したように、ディッチ内をローター部から流下方向に向かって、 P_1 , P_2 , ..., P_n に等分割する。また、ある時刻において各分割に存在する水塊をそれぞれ $M_1 \sim M_n$ とおく。 M_1 が P_1 から P_2 へ移動する時、任意の水塊 $M_i (i=1 \sim n)$ も、 P_i から $P_{i+1} (i=n$ の時、 $P_{n+1}=P_1)$ へ移動する。このようにして、各水塊は n 回の移動の後、再び始めの分割にもどる。水塊が任意の P_i から、 P_{i+1} へ移動する速度は常に一定であるので、各水塊は一定の周期でディッチ内を循環し、その中の決まったポイントで曝気や流入を受ける。シミュレータは、各水塊 M_i が前後の水塊 (M_{i-1} , M_{i+1}) と混合がないという理想的な押し出し流れを仮定し、任意の水塊の挙動を完全混合状態の曝気槽の中で再現することを試みたものである。すなわち、水塊がディッチ内を一周するのに要する時間を 1 サイクル (min) とし、ディッチ内の空間的な移動に伴う変化過程を 1 つの曝気槽内の時間的な変化で再現した。

シミュレータの模式図を Fig. 2 に示す。液容量 4 l の透明塩ビ製角型槽に液容量 3 l の沈殿池を組み合わせた装置を用いた。1 サイクル（水塊がディッチ内を一周するのに要する時間）の開始点をローター部とした。ローター部では曝気が行われるため、それに対応して、各サイクルの開始時に 1 回曝気した。所定の DO 分布を得るために、タイマー（立石電機、H3B-A）を用いて曝気時間（0.3min~11min）を調節した。曝気には、円板型ガラスフィルターを用いた。

排水はディッチ内での流入点に対応させて供給し

Fig. 1 Advection model

Fig. 2 Schematic diagram of the oxidation ditch simulator

た。流入排水の10~50倍の人工下水原液（2.2参照）を流入調節ユニットで設定濃度（ $BOD=150mg \cdot l^{-1}$ ）になるよう希釈定量した後、流入排水として処理装置に供給した。希釈水には水道水を用いた。流入調整ユニットは、電磁弁（高砂電気工業、PK-0305・NC, NO）、及び水位レベルセンサー（立石電機、OMRON フロートなしスイッチ、61F-GP-NH 型）からなる。人工排水原液、希釈水は、水位レベルセンサーの働きで、別々のガラスポットに一定量供給され、混合の後、処理装置に供給した。余剰汚泥の引き抜きは、汚泥引き抜きユニットで曝気槽から直接引き抜いた。汚泥引き抜きユニットは、流入調節ユニットと同様に、電磁弁、水位レベルセンサー及びガラスポットからなる。余剰汚泥は、水位レベルセンサーの働きでガラスポットに一定量引き抜かれ、系外に放出される。処理水は、排水の供給時に、オーバーフローによって沈殿槽から放流した。

曝気・排水の流入・余剰汚泥の引き抜きのタイミングは、Z-80マイクロプロセッサを用いたシングルボードコンピュータ（ティーエーシー、SB-250）によって制御した。槽内を完全混合状態にするため、また汚泥の沈降を防ぐため混合液を常時かくはんした。かくはん強度は $140 \text{ 回転} \cdot \text{min}^{-1}$ とし、1つのシャフトに3個のプロペラを設けた。

2.2 供試排水

排水には家庭排水を想定した人工下水を用いた。 $BOD=150mg \cdot l^{-1}$ となるように調整した時の組成並びに水質を Table 1 に示す。なお、表に示すように RUN 1 および 2 における窒素濃度は他の RUN より低く、約半分であった。人工下水中の石英砂は、混合液中の不活性の SS (MLSS-MLVSS) を確保するために用い

Table 1 Composition of synthetic Wastewater

Glucose	90 [mg · l ⁻¹]	BOD	150 [mg · l ⁻¹]
Glutamic acid	90	COD	40
NH ₄ Cl	79(30)	TOC	73
CaCl ₂ · 2 H ₂ O	4.2		
MgSO ₄ · 7 H ₂ O	3.0	T-N	29.2(16.4)
KCl	4.2	NH ₄ -N	20.7(7.9)
KH ₂ PO ₄	6.6		
Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	17.4	T-P	3.0
FeCl ₃ · 6 H ₂ O	0.6	PO ₄ -P	3.0
NaHCO ₃	150		
Quartz sand (ϕ =0.04~0.05mm)	11.5~38.9		

() : RUN 1, 2

た。その濃度は、混合液中の不活性の SS 濃度を一定とするよう、SRT から決定した。各 RUN で SRT が違うため、各 RUN ごとに石英砂の濃度を変えた。

先に述べたように、実際には **Table 1** の10~50倍の人工下水原液を調整した。その腐敗を防ぐため、オー

トクレープ (120℃, 15min) で滅菌した。滅菌された人工下水原液は、流入調整ユニットで設定濃度 (BOD=150mg·l⁻¹) になるよう希釈定量した後、流入排水として処理装置に供給した。

Table 2 Operational conditions

RUN NO.	BOD · SS loading [kgBOD · kg ⁻¹ MLSS · d ⁻¹]	HRT* [hr]	point of inflow	aerobic period [min]
1	0.03	34	A.**	5
2	0.03	34	A.	10
3	0.03	34	A.	20
4	0.03	34	ANA.***	5
5	0.03	34	ANA.	10
6	0.09	11.3	A.	5
7	0.09	11.3	A.	10
8	0.09	11.3	A.	20
9	0.09	11.3	ANA.	5
10	0.09	11.3	ANA.	10
11	0.15	6.8	A.	5
12	0.15	6.8	A.	10
13	0.15	6.8	A.	20
14	0.15	6.8	ANA.	5
15	0.15	6.8	ANA.	10
16	0.3	3.4	A.	5
17	0.3	3.4	A.	10
18	0.3	3.4	A.	20
19	0.3	3.4	ANA.	5
20	0.3	3.4	ANA.	10

* : hydraulic retention time

** : beginning of aerobic period (the point of rotor)

*** : beginning of anaerobic period

2.3 実験条件

実験は20℃の恒温室で行い、1サイクルは20分とした。汚泥の引き抜きは運転開始時 $MLSS=3500mg \cdot l^{-1}$ 、 $MLVSS=2000mg \cdot l^{-1}$ を目標に調節し、その後所定の SRT を保つように自動引き抜き（1日1回）を行った（Table 3 参照）。MLSS と MLVSS の差は、主として混合液中に石英砂を混入したためである。オキシデーションディッチでは、不活性 SS が MLSS 中に占める比率が非常に高い^{3),7),8)}。このため、負荷の算出に重要であり、汚泥の沈降にも影響を及ぼしていると考えられる。本実験では、わが国でのオキシデーションディッチの報告^{3),7),8)}を参考にして、混合液中の不活性 SS 濃度 $=1500mg \cdot l^{-1}$ とした。

排水の負荷は0.03, 0.09, 0.15, 0.3kg BOD $\cdot kg^{-1}$ MLSS $\cdot d^{-1}$ の4通りとし、排水の流入点は曝気開始点（ローター部で排水流入）、および好気から嫌気に変わる点の2通りとした。また、1サイクル内の好気時間（各サイクルの始めに曝気を開始してから $DO \geq 0.1 mg \cdot l^{-1}$ である時間を好気時間とした）を5分、10分、20分の3通りに設定した。排水の負荷、排水の流入点、1サイクル内の好気時間のそれぞれの条件について、全ての組合せで20通りの実験を行った。

Table 2 に実験条件をまとめた。

2.4 実験方法

実験開始時には、T市終末処理場の返送汚泥を $MLVSS=2000mg \cdot l^{-1}$ になるように植種した。また、活性汚泥中の不活性 SS を確保するため、不活性 SS 濃度 $=1500mg \cdot l^{-1}$ となるように石英砂を混入した。植種後すぐに下水の供給を始めた。

運転開始後、MLSS, MLVSS の測定を2～3日に1度行った。最初は各 RUN とも、MLSS, MLVSS の変化を観察しながら汚泥の引き抜き量を調整したが、最終的には1日の引き抜き汚泥量を一定とした。1日の引き抜き汚泥量が一定となり、MLVSS がほぼ一定の値になってから、処理水 NH_4-N （アンモニア性窒素濃度）、 $NO_{2+3}-N$ （亜硝酸性+硝酸性窒素濃度）、 PO_4-P （リン酸性リン濃度）について測定を開始した。処理水 TOC, NH_4-N , $NO_{2+3}-N$, PO_4-P がほぼ一定の値となった時点をもって定常になったとみなし、混合液の性状、処理水質を測定した。

分析項目は、混合液については、MLSS, MLVSS, SV_{30} , SVI, 処理水（流出水）については BOD, COD, TOC（全有機炭素濃度）、 $T-N$ （全窒素濃度）、 NH_4-N , $NO_{2+3}-N$, $T-P$ （全リン濃度）、 PO_4-P である。分析方法は、主として下水試験方法⁹⁾に準じて行った。 $T-P$ は混合試薬法¹⁰⁾により、TOC は全有機炭素分析計（島津製作所 TOC-10B 型）を使用した。なお、

Org-N（有機性窒素）については全窒素より無機性の窒素を差し引いて求めた。

3. 結果及び考察

3.1 汚泥の性状

Table 3 に SV_{30} , SVI, SRT, 汚泥転換率を示した。 SVI の値から明らかのように、低負荷（0.03および0.09kg BOD $\cdot kg^{-1}$ MLSS $\cdot d^{-1}$ ）の RUN 1, 6, 7, 9 では SVI が200以上と汚泥の沈降性が悪かった。中間の負荷（0.15kg BOD $\cdot kg^{-1}$ MLSS $\cdot d^{-1}$ ）ではいずれも安定していたものの、高負荷（0.3kg BOD $\cdot kg^{-1}$ MLSS $\cdot d^{-1}$ ）では、パルキングによる処理水中への汚泥の流出が起こった。とくにこれらの RUN では、運転開始から一定期間低い SVI を保ったが、その後急激な SVI の上昇が起こり、RUN16, 17で2週間、RUN19, 20では1カ月で汚泥の流出が起こり、運転継続不可能になった。したがって、RUN19, 20の測定値はパルキング以前の値である。

一般には、連続式、回分式いずれの活性汚泥法においても、返送汚泥と流入基質とが混合する時点で嫌気

Table 3 Activated sludge parameters under state operation

RUN NO.	SV_{30}	SVI	SRT* [d]	sludge yield [%]
1	85	242	187	10.8
2	18	45	187	12.1
3	26	11	187	10.9
4	17	74	187	11.1
5	14	58	187	11.1
6	95	339	39	17.2
7	87	202	39	19.3
8	40	121	39	18.7
9	91	414	39	19.6
10	74	180	39	16.9
11	39	108	12	32.3
12	32	86	12	32.3
13	30	91	12	30.8
14	27	96	12	37.5
15	27	104	12	32.5
16	N.A.**	N.A.	N.A.	N.A.
17	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
18	26	87	5.5	37.3
19	19	59	5.5	44.8
20	20	67	5.5	45.4

* : solid retention time

** : not available

反応を組み込むとバルキング防止に効果があるといわれている¹¹⁾。本実験では、流入と嫌気期間が一致している RUN 9, 19, 20でもバルキングが観察されたが、好気条件で流入し、その後嫌気期間を与えた場合(RUN 6, 7, 16, 17)と比較すると明らかにバルキングが起こりにくくなった。しかし、全期間が好気の運転と比較した場合、負荷 0.03 および $0.09\text{kgBOD} \cdot \text{kg}^{-1}\text{MLSS} \cdot \text{d}^{-1}$ のように流入時の嫌気導入により SV_{30} が低下した場合もあったが、SVIはむしろ増加する傾向にあった。また、 $0.3\text{kg BOD} \cdot \text{kg}^{-1}\text{MLSS} \cdot \text{d}^{-1}$ のように負荷が高い場合、曝気不足によると推定されるが、嫌気の導入はむしろバルキングを起こす結果となった。

したがって、オキシデーションディッチ法においても、排水の流入時点で嫌気を組み込んだ方が流入以後に嫌気を組み込むよりバルキングを防止しやすいといえるものの、全工程を好気とする場合より、必ずしもバルキングを防止しやすいとは言えない。A/O 法等の嫌気槽と好気槽を組み合わせた処理法では、それぞれの反応槽の滞留時間が数時間のオーダーであるのに対して、本実験では1サイクル20分の間に嫌気・好気を

繰り返したため、バルキングが抑制されなかったものと推定される。

SRT から明らかなように、汚泥の発生量は負荷の上昇にともなって増加したが、排水の流入点、嫌気・好気時間によっては明らかな差はなかった。高負荷では汚泥転換率は高い値となり、そのため SRT は 5.5d と小さかった。逆に低負荷では、活性汚泥の内生呼吸量が相対的に大きくなるため、汚泥転換率は低い値となり、余剰汚泥発生量を低く抑えた運転ができた。

3.2 有機物の除去

Table 4 に処理水質を示した。有機物の処理結果は、BOD, COD, TOC とともに良好であった。BOD で90%以上, COD, TOC で85%以上の除去率を得た。バルキングにより運転継続が不可能になった場合を除き、運転条件の違いによる差は認められなかった。

3.3 窒素の除去

Fig. 3 に処理水中 T-N 濃度を Org-N, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_{2+3}\text{-N}$ に分けて示した。窒素の除去率は、過負荷である RUN 16~20を除き、嫌気を組み込んだ RUN で高くなった。特に、各負荷の10分好気で高い除去率が得られた。RUN 1, 2 (窒素除去率はそれぞれ

Table 4 Effluent quality under steady-state operation [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]

RUN NO.	BOD	COD	TOC	T-N	$\text{NH}_4\text{-N}$	$\text{NO}_{2+3}\text{-N}$	T-P	$\text{PO}_4\text{-P}$
1	2	6	4	1.9	0.6	1.2	3.4	2.3
2	5	5	3	6.2	1.0	5.2	3.4	2.7
3	3	3	1	27.1	2.2	23.2	3.2	2.8
4	5	4	1	24.4	19.2	3.2	3.1	2.5
5	5	3	1	21.7	2.2	16.7	3.1	2.8
6	7	6	6	17.8	16.2	1.6	1.8	1.7
7	3	4	5	18.8	2.4	16.4	2.2	2.1
8	3	5	5	28.4	3.2	24.8	2.8	2.6
9	5	6	4	18.7	17.9	0.8	2.2	1.7
10	4	2	4	9.8	8.0	1.1	2.0	1.7
11	10	5	4	20.5	18.7	1.3	1.8	1.2
12	10	5	4	13.9	11.4	1.3	1.3	1.1
13	3	6	7	21.7	1.7	20.0	2.1	2.1
14	4	5	5	17.5	15.6	1.9	0.7	0.6
15	3	4	5	5.0	4.0	1.0	1.2	0.8
16	N.A.*	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
17	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
18	4	7	8	15.4	9.2	6.2	0.4	0.3
19**	5	7	8	21.7	20.9	0.8	0.3	0.2
20**	7	7	7	18.0	17.4	0.6	0.4	0.2

* : not available

** : continuous operations were impossible by the washout of activated sludge in one month (data shown indicate conditions before the washout)

Fig. 3 Nitrogen concentration in effluent

88%, 62%)は流入排水の窒素濃度が他の RUN の約半分であったもの、流入時が嫌氣的である以外同一条件である RUN 4, 5 (窒素除去率はそれぞれ16%, 26%)と比較してきわめて高い窒素除去率が得られた。しかし、流入濃度が異なるため、厳密な比較は困難であり、これらの RUN でなぜ窒素除去率が高くなったかは不明である。

流入窒素濃度が同一の RUN で比較すると、RUN15で最も高い83%の窒素除去率が得られ、 $24.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ の窒素が除去された。しかし、低負荷の $0.03\text{kgBOD}\cdot\text{kg}^{-1}\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$ 、また逆に、高負荷の $0.3\text{kgBOD}\cdot\text{kg}^{-1}\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$ では、嫌気の組み込みによる効果は顕著ではなく、全体的に窒素除去率は低かった。

いくつかの例外を除き、本実験の範囲内では、好気時間が長いほど処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は減少した。逆の見方をすれば、好気時間が長いほど硝化が良く進行したといえる。硝化が DO の存在下でおこる反応である以上当然の結果であるが、さらに条件の違いによって硝化の程度はどのように異なるかを明らかにするため、硝化速度 ($\text{mg N}\cdot\text{g}^{-1}\text{MLVSS}\cdot\text{h}^{-1}$) を計算した。計算は次式によった。

$$\text{硝化速度} = \frac{(C_{kin} - C_{kout}) \times Q \times 1000}{\text{MLVSS} \times 4 \times 24} \times \frac{20}{t}$$

C_{kin} : 流入中のケルダール窒素濃度 ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

C_{kout} : 処理水中のケルダール窒素濃度 ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

Q : 流入水量 ($\text{l}\cdot\text{d}^{-1}$)

t : 1 サイクル中の好気時間 (min)

Table 5 に硝化速度を示した。ただし、除去ケルダール窒素中には、硝化を経ないで汚泥として除去された窒素も含まれる。このため、硝化速度は、除去された汚泥中の窒素の全てが硝化を経ない場合 (最小の硝化速度)、並びに全て硝化を経る場合 (最大の硝化速度)

Table 5 Nitrification rate

RUN NO.	nitrification rate [$\text{mg N}\cdot\text{g}^{-1}\text{MLVSS}\cdot\text{h}^{-1}$]
1	3.1 ~ 3.4
2	1.4 ~ 1.5
3	1.3 ~ 1.4
4	1.5 ~ 1.8
5	2.5 ~ 2.7
6	7.6 ~ 9.1
7	7.4 ~ 8.2
8	3.4 ~ 3.9
9	5.5 ~ 6.2
10	6.4 ~ 7.2
11	7.2 ~ 12.3
12	7.7 ~ 10.2
13	7.2 ~ 8.4
14	8.8 ~ 13.8
15	10.3 ~ 12.8
16	N.A.*
17	N.A.
18	8.4 ~ 11.0
19	4.7 ~ 15.5
20	5.6 ~ 11.0

* : not available

の範囲で示した。なお、汚泥の窒素含量は9%と仮定した¹²⁾。また、硝化速度の計算には、1 サイクルの全時間ではなく、1 サイクル中の好気時間のみを対象にした。

Table 5 に示すように、排水の流入点、好気時間による硝化速度の差はほとんどないとみられる。そこで、各負荷ごとに硝化速度の範囲をプロットした結果が、Fig. 4 である。負荷が $0.03\sim 0.15\text{kgBOD}\cdot\text{kg}^{-1}\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$

Fig. 4 Nitrification rate versus BOD loading

MLSS・d⁻¹の範囲では、硝化速度は負荷の増加に伴って増加している。しかし、負荷0.3kgBOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹では硝化速度の増加はほとんどみられなかった。*Nitrosomonas* の $\mu_{\max}$ (最大比増殖速度) は0.3~0.36 d⁻¹, *Nitrobacter* では0.14~0.25 d⁻¹である¹³⁾。負荷0.3kgBOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹のSRTは5.5dであり、SRT⁻¹=0.18 d⁻¹である。代表的な亜硝酸菌(*Nitrosomonas*)、硝酸菌(*Nitrobacter*)の $\mu_{\max}$ が最適条件下で求められたことを考慮にいと、亜硝酸菌、硝酸菌の生存には十分な滞留時間とは言えない。それ故、滞留時間の不足が負荷0.3kgBOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹で硝化速度が増加しなかった原因の1つであると考えられる。

嫌気を組み込んだRUNにおいては、硝化が窒素除去の律速要因になっている場合が多く、処理水中にNO₂₊₃-Nが残っていることは少なかった。このため、脱窒能力の違いは硝化ほど明らかにはならなかった。

脱窒では、嫌気条件の設定と共に脱窒のための有機炭素源の供給が必要である。このうち、嫌気条件の設定については、好気時間を変えた実験で検討した。Fig. 3に示したように、好気時間が短い(嫌気時間が長い)ほど処理水中のNO₂₊₃-N濃度が低く、脱窒には有利であると推定される。

有機炭素源の供給については、排水の流入点を変えた実験と負荷を変えた実験で検討した。負荷0.09 kgBOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹で10分好気とし、曝気開始時に排水が流入する場合、処理水中により高濃度のNO₂₊₃-Nが残存し、10.4mg・l⁻¹の窒素が除去されたに過ぎない。これに対し、好気から嫌気になる点で排水を流入させた場合、処理水中にNO₂₊₃-Nはほとんど残存せず、19.4mg・l⁻¹の窒素が除去された。すなわち、好気から嫌気になる点で排水に流入させた方が良く脱窒した。しかし、他の負荷条件においては、処理水中にNO₂₊₃-Nが残っているRUNが少ないことから、はっきりした傾向はつかめなかった。

負荷による脱窒の違いを検討すると、低負荷では比較的高濃度のNO₂₊₃-Nが残留し、十分な脱窒が行われなかった(Fig. 3)。この原因が脱窒のための有機炭素源の不足にあるか否かを確かめるために補助実験を行った。補助実験では、有機炭素源を十分与え、他の条件は主実験と等しくした。具体的には、主実験で用いた装置・汚泥をそのまま使用し、同一の嫌気・好気時間条件で、TOC200mg・l⁻¹(有機炭素源はグルコース)、NO₃-N100mg・l⁻¹(NO₃-N源はKNO₃)を汚泥に添加し、NO₃-Nの減少速度から脱窒速度を求めた。結果をTable 6に示す。なお、主実験の脱窒速度は、除去された窒素全てが脱窒によったと仮定した時

Table 6 Denitrification rate in the simulator and supplemental experiments

RUN NO.	denitrification rate in the simulator [mg N・g ⁻¹ MLVSS・h ⁻¹]	denitrification rate of supplemental experiments [mg N・g ⁻¹ MLVSS・h ⁻¹]
1	0.20	N.A.*
2	0.13	N.A.
3	0.03	2.8
4	0.07	6.3
5	0.10	6.5
6	0.50	N.A.
7	0.40	4.7
8	0.03	2.9
9	0.40	4.3
10	0.85	5.4
11	0.67	N.A.
12	1.17	N.A.
13	0.58	13.3
14	0.74	8.0
15	0.53	5.3
16	N.A.	N.A.
17	N.A.	N.A.
18	1.91	15.3
19	9.88	11.6
20	1.32	14.3

* : not available

の値である。実際の脱窒速度は表中の値よりも小さいはずである。補助実験で得られて脱窒速度は、いずれも主実験で得られた脱窒速度より1オーダー大きかった。この結果から、低負荷において、脱窒が十分起こらなかったのは、脱窒のための有機炭素源が不足していたことが主な原因であると推定される。

なお、全好気ではほとんどの脱窒は起こらなかった。

以上のことから、低負荷の0.03kgBOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹、高負荷の0.3kg BOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹で十分な窒素除去ができなかった理由は、低負荷では脱窒が起こりにくく、また、高負荷では硝化が起こりにくかったことであると推定された。本実験の範囲内では硝化が窒素除去の律速要因になりやすく、硝化を進行させ、なおかつ脱窒も起こる10分好気で窒素の除去率が高くなった。

3.4 リンの除去

流入T-P濃度は、RUN 1, 2で4 mg・l⁻¹, RUN3, 4, 5では3.5mg・l⁻¹, その他は3.0mg・l⁻¹であった。処理水中のT-P濃度をFig. 6に示した。リンの流入濃度は同一ではなかったため、負荷によるリン除去能の違いは、単純に処理水中のT-P濃度では比較でき

Fig. 5 Phosphorus concentration in effluent

Table 7 Decrease in T-P concentrations and phosphorus contents in activated sludge

RUN NO.	decrease in T-P conc. [mg · l ⁻¹]	phosphorus contents of activated sludge [%]
1	0.6	1.8
2	0.6	2.7
3	0.7	1.7
4	1.0	N.A.*
5	1.7	N.A.
6	1.3	3.9
7	0.9	3.1
8	0.4	2.1
9	1.3	2.5
10	1.3	N.A.
11	1.8	3.4
12	1.9	3.7
13	0.9	2.0
14	2.4	2.1
15	2.2	3.7
16	N.A.	N.A.
17	N.A.	N.A.
18	2.7	2.8
19	2.8	3.5
20	2.8	3.5

* : not available

ない。そこで Table 7 に示した T-P 濃度変化（流入水中の T-P 濃度－処理水中の T-P 濃度）で比較すると、負荷の増加に伴ってリンの濃度変化量が増加していることが分かった。また、同一負荷においては、嫌気を組み込んだ RUN に比べ、全好気の RUN では若干処理水中の T-P 濃度は高くなる傾向が認められた (Table 4 参照)。しかし、排水の流入点による変化はなかった。

生物処理においては、リンが汚泥中に取り込まれ、余剰汚泥として系外に取り出されることによってのみ除去される。したがって、処理水の BOD が流入水に比較して無視しうるとすれば、T-P 濃度変化は次式によって求められる。

$$P_{wc} = C_{in} \times Y \times W_u$$

P_{wc} : T-P 濃度変化 (mg · l⁻¹)

W_u : 汚泥中のリン含量 (mg P · mg⁻¹MLVSS)

Y : 汚泥転換率 (mg MLVSS · mg⁻¹BOD)

C_{in} : 流入水 BOD (mg · l⁻¹)

したがって、T-P 濃度変化は、汚泥中のリン含量と汚泥転換率に比例し、汚泥中のリン含量、汚泥転換率等がリン除去には重要な因子となる。

Table 7 に汚泥中のリン含量を示した。RUN 1, 14 がやや低い値となっている以外、嫌気を組み込んだ RUN で 2.5～3.9%，全好気で 1.7～2.8% となった。すなわち、全好気での汚泥中のリン含量は若干低くなっており、T-P 除去濃度の傾向と一致している。負荷による汚泥中のリン含量の差はあまりなく、負荷の上昇に伴う T-P 濃度変化の増加は、負荷の上昇に伴い汚泥転換率が約 10% から約 40% へ大きく増加したこと (Table 3 参照) が主な原因であると考えられる。

4. ま と め

本研究では、オキシデーションディッチ法の基礎的な処理能力を、窒素除去に重点をおいて実験的に検討した。

結果をまとめると以下の通りである。

1) 本実験の範囲内では、全ての RUN で十分に有機物が除去された。

2) 排水の流入時に嫌気を組み込む方が、流入時が好気の場合よりもバルキングが起きにくかった。しかし、嫌気/好気が短いサイクルで繰り返されるため、他の活性汚泥法と異なり、嫌気の組み込みが全好気よりもバルキングを起しにくい傾向は認められなかった。

3) 汚泥発生量は、負荷の上昇に伴い大きく増加した。ただし、低負荷の 0.03kg BOD · kg⁻¹MLSS · d⁻¹ では汚泥発生量を非常に低く抑えた運転ができた。

4) 硝化は好気時間が長いほど良く進行し、逆に脱窒は好気時間が短いほど、すなわち嫌気時間が長いほど良く起こった。今回の運転条件内では、嫌気を組み込めば脱窒はほぼ十分進行した。このため、硝化を促進することが重要となり、10分好気で最も高い窒素除去率を得た。

5) 負荷の低過ぎる 0.03kg BOD · kg⁻¹MLSS · d⁻¹ では脱窒が抑制され、逆に負荷の高過ぎる 0.3kg

BOD・kg⁻¹MLSS・d⁻¹では硝化が抑制されたことにより、いずれも窒素の除去率が低かった。排水を好気から嫌気に変わる点で流入させた方が、曝気開始点で流入させるより、除去率は高まる傾向を示した。

6) リンは、汚泥として除去されるため、汚泥転換率の高い高負荷で高い除去率を示した。また、嫌気を組み込んだ RUN では、汚泥中のリン含量がやや増加したため、若干除去率の増加が認められた。

(原稿受理 昭和62年7月18日)

引用文献

- 1) Jerry Y. C. Huang, Dave M. Drew (1985) Investigation of the removal of organics and nitrogen in an oxidation ditch, *J. WPCF*, **57**, 151-156.
- 2) 中本至(1984)小規模下水処理対策とオキシデーションディッチ法, 用水と廃水, **26**, 5-11.
- 3) 加藤武雄, 宮崎昭, 村松喜八(1984)豊橋市(高根)における下水道, 下水道協会誌, **21**, 102-110.
- 4) 柴田秀男(1984)栃木県日光市における実施例, 用水と廃水, **26**, 28-35.
- 5) Bruce E. Rittmann, Wayne E. Langeland (1985) Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches, *J. WPCF*, **57**, 300-308.
- 6) 西嶋渉, 岡田光正, 須藤隆一(1986)オキシデーションディッチ法シミュレータの開発, 水質汚濁研究, **9**, 179-182.
- 7) 諸頭達夫, 酒井彰(1984)オキシデーションディッチ法の計画と設計, 用水と廃水, **26**, 20-27.
- 8) 井本信義, 桑山明夫(1984)北海道苫小牧市における実施例, 用水と廃水, **26**, 48-54.
- 9) 下水試験方法(1984年版)日本下水道協会.
- 10) Environmental protection agency (1971) Methods for chemical analysis of water and wastes, 235-245.
- 11) E. J. Tomlinson, B. Sc., M. Sc., C. Eng., M. I. Chem. E., and B. Chambers, B. Sc., M., Ph. D. (1979) Methods for prevention of bulking in activated sludge, *Wat. Pollut. Control*, 524-538.
- 12) 岡田光正, 須藤隆一, 寺蘭克博(1985)回分式活性汚泥法による窒素, リン, および有機物の同時除去に関する研究, 水質汚濁研究, **8**, 729-736.
- 13) 小島貞男他(1977)脱窒・脱磷技術と富栄養化対策, アイビーシー.

論文要旨

オキシデーションディッチ法による有機物、窒素、リンの同時除去に関する実験的研究

西嶋 渉* 岡田 光正** 須藤 隆一***

* 筑波大学環境科学研究科 ** 東京農工大学工学部化学工学科 *** 国立公害研究所技術部

〈水質汚濁研究 Vol.10 No.10 (1987) pp.609~617〉

オキシデーションディッチ法のシミュレータを用いて有機物、窒素、リンの同時除去に関する基礎的な処理性能を明らかにするための実験的検討を行った。1サイクル20分に嫌気反応を取り入れた実験により次のような結果が得られた。

まず、排水の流入時に嫌気を組み込む方が、流入時が好気の場合よりもバルキングが起こりにくかった。しかし、嫌気を組み込むことにより全好気よりもバルキングを起こしにくい傾向は認められなかった。硝化は好気時間が長いほど、逆に脱窒は嫌気時間が長いほど進行し、10分嫌気で最も高い窒素除去率を得た。負荷が低過ぎた場合、脱窒が抑制され、逆に負荷が高過ぎる場合は硝化が抑制され、いずれも窒素の除去率が低下した。排水は好気から嫌気が変わる点で流入させた方が高い窒素除去率が得られた。リンは、汚泥として除去されるため、汚泥転換率の高い高負荷でかつ嫌気を組み込んだ場合に除去率が増加した。

余剰活性汚泥の凍結融解処理—固体状凍結部分を継続して冷凍した場合の汚泥性状の経時変化—

井出 哲夫* 川崎 健二* 山城 博隆* 松田 晃*

* 愛媛大学工学部資源化学科

〈水質汚濁研究 Vol.10 No.10 (1987) pp.618~623〉

余剰活性汚泥を用いて、凍結の進行期間において固体状の凍結部分と液体状の未凍結部分を時間の経過と共に分離した両試料、および凍結部分を再冷凍したものについて、それぞれの物理的・化学的性状の経時変化を調べた。

その結果、凍結した固体状の部分であっても液体状部分が共存している間は凍結融解処理の改善効果は大きくなかった。しかしこの固体状部分だけを継続して冷凍すると固液分離特性が大きく改善された。このことから、液体状部分が共存しているときの凍結部分には、肉眼では見えないが内部に微小な未凍結部分が残存しており、活性汚泥の細胞までは凍結していないものと推測された。この推測は、溶解性有機炭素濃度、溶存固形物濃度の測定結果によっても裏付けられた。

また、汚泥が完全に凍結していれば、凍結した場所に関わらず固液分離特性は同じ程度改善されることも判明した。