〈論 文〉

回分式活性汚泥法による高濃度排水の窒素, リン, 有機物の同時除去

Simultaneous removal of nitrogen, phosphorus and organic substances from high strength of wastewater by sequencing batch reactor activated sludge process

岡田 光 正* 村上 昭 彦*
Mitsumasa OKADA Akihiko MURAKAMI

寺 薗 克 博** 須 藤 隆 一***
Katsuhiro TERAZONO Ryuichi SUDO

Abstract

Laboratory scale sequencing batch reactor (SBR) activated sludge processes were operated by introducing anaerobic reactions into the operational schedule of SBR to study the performance for simultaneous removal of nitrogen, phosphorus and BOD from high strength of wastewater assuming treatment of wastewater from small scale factories and to clarify the behavior of microorganisms responsible for phosphorus removal during operations of the SBR.

The best performance for phosphorus removal was noted in operations where anoxic/anaerobic reactions were introduced into the fill period. Denitrification and remarkable release of phosphate from the solid into water phase (supernatant of mixed liquor) during the fill was followed by the luxury uptake of phosphate under aeration. On the contrary, little phosphorus was removed in conventional operations in which aeration continued throughout a cycle. Change from the operation with anoxic/anaerobic reaction during the fill to that with aerobic reaction throughout a cycle immediately deteriorate the activity of phosphorus removal. Operation with anaerobic reaction, however, was not sufficient condition to remove phosphorus and, in addition, ecological selection and/or enrichment of the phosphorus accumulating bacteria were also necessary to remove phosphorus under operation with anaerobic condition.

Key words: industrial wastewater, phosphorus removal, sequencing batch reactor, activated sludge, anaerobic process.

1. はじめに

近年, 自動制御技術が進歩し, 排水処理装置の無人運転やかなり複雑な運転操作が可能になった。このため, 運転操作は複雑であるものの, ①汚泥のバルキングが起りにくい, ②エアレーションの動力費を節減できる, ③装置構成が単純であるため, 設備費, 運転

管理費ともに安価である, ④曝気槽容積を連続式より小さくできるなどの理由により, 中小規模の排水でもより良好かつ安定した処理水質を得やすい排水処理方法として, 回分式活性汚泥法が見直されるようになってきた^{1),2),3)}。

このような回分式活性汚泥装置は, 主として有機物

* 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

** 九州産業衛生協会九州産業衛生センター 〒830 福岡県久留米市御井町109-151, Kyushu Industrial Health Center, Kyushu Industrial Health Association, 109-151 Goi-machi, Kurume, Fukuoka 830 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

の除去を目的としていた⁴⁾。しかし、近年閉鎖性水域の人為的富栄養化に対処するため、窒素・リンの環境基準が定められるとともに、環境庁をはじめ各地方自治体で排水中の窒素・リンの規制が進められている。このため、中小規模の排水処理施設においても BOD とともに窒素とリンの除去が求められるようになってきた。しかし、連続式活性汚泥法による窒素・リン除去技術は進歩しているものの、これらの方法はそれぞれ分離した数多くの反応槽を使用しているため、装置構成が複雑となり運転管理にも高度な技術を要する。大規模な排水処理施設の場合、この点は必ずしも大きな問題とならない。しかし、中小規模の処理施設では、高度な処理施設を建設する資金、ならびに経験の豊かな運転管理要員を確保することが容易でない。したがって、現在開発が進められている脱窒・脱リンシステムの採用はきわめて困難といえよう⁵⁾。

このような観点から、前報では、実験室スケールの回分式活性汚泥装置に家庭排水レベルの人工下水を供給し、曝気による好気反応と曝気停止による嫌気反応を組み合わせることにより、窒素・リンおよび有機物の同時除去方法およびその機構に基礎的な検討を加えた⁶⁾。その結果、流入工程中に曝気を停止することにより、窒素・リンおよび有機物の同時除去が可能であること、流入工程中に脱窒とリンの放出が起こり、好気反応で硝化とリンの過剰摂取が起こること、また、嫌気反応時間は長過ぎても、また短過ぎても処理水質が低下することなどが明らかになった。

しかしながら、家庭排水のような基本的に連続流入する排水を回分式で処理するには、連続流入式の回分運転を行わない限り、反応槽を2つ以上用意する必要がある⁷⁾。この意味では、回分活性汚泥法がその流入工程において排水を反応槽内に滞留させるため、流入水の水量、水質変動の影響を受けにくいとされている利点は生かしくい⁸⁾。しかし、工場排水、とくに中小規模工場の場合、工場の操業が昼間のみであり、夜間はほとんど排水の流入がない場合が多い。このような排水は、工場の操業時間に合わせて回分操作のスケジュールを組めば、反応槽も1つで済み、かつ調整槽も不要になるという回分式の長所が十分に生かされよう³⁾。

本研究では、前報に引き続き、中小規模工場排水のような比較的高濃度、かつ昼間のみ排出される排水を対象として、嫌気/好気の回分式活性汚泥法によって有機物とともに窒素・リンを同時除去するため、その運転方法、ならびに除去機構に基礎的な検討を加えるとともに、脱窒・脱リンに係わる微生物の挙動にも検討を加えた。

2. 実験方法

2.1 装置

本研究に用いた回分活性汚泥装置は、前報と同様な低速撹拌装置 (120rpm) および散気装置を設けた透明塩ビ製の角型反応槽 (有効容量 5 l, 10×10×50cm) である。また、各反応槽には排水の供給装置、余剰汚泥引き抜き装置、および処理水 (上澄液) 放流装置を設けた。装置全体は20±2℃の恒温室に設置した⁶⁾。

使用した排水は、前報と同様なグルコース、ペプトンおよび無機塩類からなる人工下水であるが、その濃度はすべての成分について10倍とした。組成および水質を Table 1 に示す。実験に使用する際には、まず Table 1 の20倍濃度に相当する人工下水濃縮原液 (以降原液と呼ぶ) を調整した。この pH を7.0±0.2に調整した後、オートクレーブ滅菌 (120℃, 15分間) し、水道水によって20倍に希釈しながら処理装置に供給した。

原液および水道水の供給には、上、下に小型電磁弁および水位センサー (立石電気製 OMRON フロートなしスイッチ61F-GP-NH 型) を設けたシリンダーを用いた。汚泥の引き抜きおよび沈殿工程の後の上澄水の放流も排水供給と同様に電磁弁の開閉によって行った。汚泥の引き抜きは回分運転1サイクル1回とし、大型シリンダー (容量200ml) を用いて一定量の引き抜きを行った。これら人工下水の流入、汚泥引き抜き、上澄水の放流、ならびに曝気、撹拌などの操作は、すべてマイクロプロセッサ (Z-80, TAC 製 SB-250型) で行った^{3), 9)}。

2.2 運転方法

本研究では、高濃度排水に対する運転サイクルがその処理特性に及ぼす影響を明らかにするための定常運転実験と、脱窒、脱リンなどに関与する微生物群の挙動を明らかにするための運転操作変更に対する非定常応答実験とを行った。

2.2.1 定常運転実験

実験開始時の植種には、K 団地下水処理場 (長時間

Table 1 Composition of the synthetic wastewater

reagent	(mg · l ⁻¹)	parameter	(mg · l ⁻¹)
glucose	1,400	BOD	2,000
peptone	1,400	TOC	1,200
CaCl ₂ · 2H ₂ O	500	T-N	360
KH ₂ PO ₄	250	T-P	60
MgSO ₄ · 7H ₂ O	1,500		
NaCl	1,000		
NaHCO ₃	1,500		
(NH ₄) ₂ SO ₄	700

Fig. 1 Operational schedules in a cycle

曝気活性汚泥法)の返送汚泥を用いた。本実験における回分式活性汚泥法の基本的運転方法は前報と同一である。すなわち、排水の流入開始より、反応、沈殿、および上澄水放流を1サイクルとした。ただし、中小規模工場の操業を想定して1日1サイクルとした。流入工程は作業時間に対応する1日8hとし、この期間排水を連続的に流入した。この間は攪拌のみによる嫌気反応操作、または攪拌と曝気による好気反応操作を行った。その後の反応工程は13.5hとし、嫌気および好気反応操作を種々の組み合わせで行った。沈殿工程は2hとし、攪拌、エアレーションともに停止して静止状態で汚泥を沈降させた後、上澄水を放流した。放流工程は30minとしたが、実験装置のため実際には5分程度で放流を終了し、残りの時間は待機時間となった³⁾。

流入開始から沈殿開始までの21.5hはFig. 1に示すような種々の曝気と攪拌(好気反応)、ならびに攪拌(嫌気反応)の組み合わせで処理を行った(RUN7~RUN11)。ここで、RUN7は従来の回分式活性汚泥法の運転に対応し、排水の流入開始より沈殿開始まで連続して曝気および攪拌を行った。RUN8は排水流入時間は曝気を行わず(攪拌のみ)、流入終了とともに曝気を開始するいわゆる“制限曝気法”である²⁾。これに対し、RUN9~RUN11では2回目の嫌気工程を設けている。すなわち、RUN9では17hから21hまでを嫌気工程とし、RUN10では嫌気時間は同じ4hであるが、それ以前の13hから17hの間に設けた。さらにRUN11では両者を合わせた8hの嫌気工程を設けた。当然のことながら、これは好気工程における硝化反応で生成した硝酸性窒素の脱窒を目的としている。なお、すべてのRUNを通じ、BOD負荷は $0.3\text{kg BOD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ 、汚泥の滞留時間は25日と同一にした。これらの運転条件をTable 2にまとめた。

運転状態のモニタリングは、MLSS濃度、SVI、放流水質(全有機炭素(TOC))、リン酸態リン($\text{PO}_4\text{-P}$)、

Table 2 Operating conditions

cycle time	(h)	24
BOD loading	($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)	0.3
SRT	(d)	25
time of fill	(h)	8
max. volume	(l)	5.0
min. volume	(l)	4.25

アンモニア性窒素($\text{NH}_4\text{-N}$)、硝酸+亜硝酸性窒素($\text{NO}_x\text{-N}$)等)について行った。2~3日に1回モニタリングを実施し、活性汚泥の状態および放流水質が一定の増加もしくは減少傾向を示さなくなった時を定常状態と見なした。定常状態においては、1サイクルにおける反応過程を明らかにするため、活性汚泥混合液内の可溶性成分の水質分析を行った。

2.2.2 非定常応答実験

非定常応答実験では定常状態にあった装置の運転方法を変更し、その後の処理性能の変化を追跡した。すなわち、脱窒・脱リン性能の低い運転方法であるRUN7の運転方法で定常状態にあった装置(活性汚泥)を脱窒・脱リンの可能なRUN9の運転方法に変更した(RUN7→9)。またその逆のRUN9で定常になっていた装置の運転方法をRUN7に変更した(RUN9→7)。

2.3 分析方法

処理水および活性汚泥混合液汚液採取のための汚過には、グラスファイバー汚紙(Watman GF/C フィルター)を用いた。TOCならびに汚液のTOC、すなわちDOCは全有機炭素分析計(島津製作所 TOC-10B型)を用いて測定した。水中の $\text{PO}_4\text{-P}$ および全リン(T-P)の分析は混合試薬法による。NH₄-Nはインドフェノール法、NO_x-Nはカドミウム還元カラムを用い、N-ナフチルエチレンジアミン-スルファニルアミド発色法により定量した。全窒素(T-N)は、全窒素計(三菱化成工業製 TN-2型)を用いて測定した。汚泥中の窒素含有量は、活性汚泥混合液、およびその汚液のT-N(DTN)を分析し、両者の差をMLSS濃度で除して求めた。リン含有量は流入水および放流水中のT-Pを分析し、余剰汚泥引き抜き量との物質収支によって推論した。

MLSS、SVIの測定は下水試験方法に従った。なお、回分式活性汚泥法では、排水流入に伴って活性汚泥混合液が希釈され、MLSSが減少する。このため、MLSS、SVIは流入工程終了後の値とし、測定は各サイクルの沈殿工程開始前に行った。反応槽内の溶存酸素濃度(DO)の測定は溶存酸素計(Orbisphere Laboratories, model 2703型)、また酸化還元電位(ORP)は

Fig. 2 DO and ORP in the mixed liquor in a cycle of operation (RUN 9)

酸化還元電位計（セントラル化学 UC-22 型）によった。

3. 結果と考察

3.1 定常運転実験

3.1.1 DO, ORP の変化

反応槽内の DO と ORP の経時的变化の一例を Fig. 2 に示す。これは曝気停止期間を 2 回設けた RUN9 の場合である。攪拌のみを行った流入工程 (F・M) では DO が全く検出されなかった。また、ORP も -300mV 以下に低下し、完全な嫌気状態が得られたといえよう。曝気が始まると (A・M) DO は徐々に増加し、5 h 後には $1.5\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ となった。その後、曝気停止まで十分な DO が存在したが、前報に比較して低い DO にとどまった。2 回目の曝気攪拌工程 (A・M) では、30min という短時間であったが速やかに DO が増加した。沈殿・放流工程では再び 0 になってしまったが、ORP は高いレベルに保たれた。このため、この間におけるリ

Table 3 Summary of plant performance

RUN	MLSS	SVI	effluent			
			TOC	NH ₄ -N	NO _x -N	PO ₄ -P
7	2500	73	28	0.7	84	15
8	3400	77	25	0.1	32	0.10
9	3600	100	24	16	23	0.03
10	3300	100	21	1.2	25	0.03
11	4500	54	195	184	0.7	7.0

($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

influent BOD : TOC : T-N : T-P
= 2000 : 1200 : 360 : 60

ンの再溶出は認められなかった¹⁰⁾。他の運転条件においても、曝気およびその停止に対し、同様な DO の経時的变化が観察された。

3.1.2 運転状態と処理水質

Table 3 には各 RUN の定常状態における MLSS, SVI ならびに処理水質測定値の平均値を示す。

MLSS は RUN7 でも $2,500\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ また嫌気を含むその他の RUN では $3,000\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ と低濃度の場合よりも高く維持された。しかし、SVI の値は 100 以下と小さく、汚泥の沈降分離性は良好であった。このため、SS の流出もなく、きわめて安定した運転を継続することができた。

処理水中の窒素濃度は RUN7 および RUN11 を除いて $20 \sim 40\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 、またリン濃度は $0.1\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 以下と きわめて低く良好な処理水が得られた。有機物に関しては RUN11 (処理水 TOC = $195\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$) を除き、TOC が $20 \sim 30\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ と 97% 以上の除去率が得られた。

3.1.3 1 サイクルにおける水質の経時的变化

Fig. 3 および Fig. 4 は連続して曝気した RUN7 における 1 サイクル中の活性汚泥混合液汚液中の DOC, DTN, NH₄-N, NO_x-N, および PO₄-P の経時的变化を示す。DOC は低濃度排水 (前報) の場合よりも速やかに代謝され、全サイクルを通じてほとんど変化しなかった。NH₄-N は流入工程中やや増加したが、その後速やかに硝化した。しかし、他の RUN は十分に脱窒しなかったため、約 $80\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ が処理水ならびに反応槽中に残存した (Table 3)。反応槽内のリン濃度は 1 サイクルを通じて約 $15\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ とほとんど変

Fig. 3 Profiles of DOC, DTN and NH₄-N during a cycle of SBR operation in RUN 7

Fig. 4 Profiles of $\text{NO}_x\text{-N}$ and $\text{PO}_4\text{-P}$ during a cycle of SBR operation in RUN 7

Fig. 6 Profiles of $\text{NO}_x\text{-N}$ and $\text{PO}_4\text{-P}$ during a cycle of SBR operation in RUN 9

Fig. 5 Profiles of DOC, DTN and $\text{NH}_4\text{-N}$ during a cycle of SBR operation in RUN 9

化しなかった。

Fig. 5 および Fig. 6 は排水流入工程における曝気を停止し、かつ2回目の嫌気期間を設けた RUN9 における活性汚泥混合液汚水水質の経時変化を示す。排水流入工程で曝気を停止することにより、連続的に曝気した RUN7 と全く異なる経時的な水質変化が認められた。DOC は排水の流入に伴って増加したが、その程度は低濃度排水ほど顕著でなく、流入終了時でも $40 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度にとどまった。しかし、流入工程中全く反

応が起こらないと仮定すると、TOC は $200 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度に達するはずであら、嫌気反応でも脱窒や脱リンのために有機物の大部分が除去されたといえよう¹¹⁾。曝気開始とともに DOC は急速に減少し、約 5 h で流入開始前の値に復帰した。なお、2 回目の曝気工程ではほとんど DOC の変化は認められなかった。処理水中の TOC で比較すると (Table 3), RUN7 と同じかむしろ低い値を示し、RUN9 における嫌気工程の導入は有機物除去能に悪影響を及ぼさなかったといえよう。

1 サイクルのはじめに反応槽内に残存した $\text{NO}_x\text{-N}$ は流入期間中速やかに減少し、4 h 以内で消失した。前報と同様に、これは排水中の有機物が水素供与体となり、かつ嫌気状態であったため (Fig. 2 参照)、生物学的脱窒が起こったと考えられる。その後曝気停止期間中 $\text{NO}_x\text{-N}$ の増加はなかったが、曝気開始とともに硝化が進行し、 $35 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に達した。なお、2 回目の嫌気工程では、低濃度排水の場合と異なり、わずかではあるが脱窒が認められた。最初の流入・曝気停止工程においては流入水中の有機物が水素供与体となる。しかし、2 回目には外部から供給されず、水素供与体としては汚泥中の炭素源に頼らざるを得ない。したがって、本実験では従来の報告のように汚泥中の炭素源により脱窒が進行したと推定されるが、全体の窒素除去率には有為な差をもたらさなかった^{9), 12), 13)} (Table 3, Table 4)。一方、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は流入期間中急激に増加したが、曝気工程開始後は硝化によって減少した。

$\text{PO}_4\text{-P}$ は流入・曝気停止工程で急激に増加し、流入終了時には約 $30 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に達した。流入水中のリン濃度

Table 4 Nitrogen and phosphorus budgets (percentages for the influent)

RUN	NITROGEN			PHOSPHORUS	
	effluent	sludge	denitrification	effluent	sludge*
7	34	12	54	27	73
8	14	19	67	1	99
9	16	18	66	1	99
10	12	20	68	1	99
11	68	6	26	14	86

*calculated from phosphorus budget

は $60\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、単純に希釈されたと仮定すれば $9\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ にしかならないはずである。したがって、前報と同様に汚泥中のリンが放出されたと考えられる⁶⁾。なお、リン濃度の増加速度も前報と同様に一定でなかった。すなわち、 $\text{NO}_x\text{-N}$ が存在する無酸素状態(anoxic)にあった2 h 経過後まではほとんどリン濃度の増加が認められず、脱窒が完了して $\text{NO}_x\text{-N}$ が消失した嫌気状態(anaerobic)になった後、汚泥からのリンの急激な放出が始まった。すなわち、 $\text{NO}_x\text{-N}$ がリンの放出を阻害していたといえよう^{14),15)}。曝気開始とともに急速にリンが汚泥に取り込まれ、放流水中のリン濃度は $0.1\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下となった。RUN8およびRUN10でもRUN9とほとんど同様な窒素およびリンの挙動が認められた。

しかし、RUN11では処理水中の $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度がほとんど0であったのに対し、 $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が約 $180\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ときわめて高かった(Table 3)。これは、嫌気期間が長く、硝化が十分に進まなかったためと考えられる。また、リンについても流入期間中にわずかな放出、また好気期間に取り込みが観察されたが、他のRUNほど顕著でなく(流入終了時で $10\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度)、したがって処理水中の濃度も $6\sim 7\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と高かった。

3.1.4 窒素およびリン収支

窒素およびリンの物質収支をTable 4にまとめた。表中の値は1サイクル当りの流入窒素量およびリン量を100%とし、処理水(上澄水)の放流、汚泥の引き抜き、および脱窒によって反応槽外に出される窒素・リンの割合を示している。

低濃度排水を好気処理した場合、わずか5%しか脱窒しなかった(前報RUN1参照⁹⁾)。高濃度排水のRUN7では連続的に曝気しても54%の窒素が脱窒によって除去された。このため、汚泥引き抜きを含めて66%の窒素除去率が得られた。これは、低濃度排水の場合よりDOが低く保たれ、硝化と脱窒とが同時に進行したためと推定される。

RUN8~RUN10では曝気停止工程を取り入れたた

め、脱窒率が66~68%に上昇した。この場合も低濃度排水と比較して脱窒率が高かったが、これは1サイクル当りの流入水量に対し、前のサイクルで反応槽内に残存した水量が大きいためと考えられる。すなわち、低濃度排水の場合、1サイクルの始めにおいて1.7 lが反応槽に残存し、これに3.3 lの排水が流入する。しかし、同様な負荷の高濃度排水では4.25 lが残存し、0.75 lが流入した。すでに述べたように、本運転では1サイクルの始めに反応槽に残っていた $\text{NO}_x\text{-N}$ が脱窒の対象となる。したがって、その量が多い高濃度排水ほど脱窒率が高くなる。これは硝化液循環型の連続式嫌気/好気活性汚泥法による窒素除去装置において、硝化液の循環量を増加させると脱窒率が上昇する点と同一である³⁾。

なお、RUN7のMLSS濃度と比較して、RUN8~RUN10のMLSSは高かった(Table 3参照)。このため、汚泥引き抜きに伴う窒素除去量も大きくなった。一方、RUN11ではすでに述べたように曝気停止期間が長すぎたため、硝化が十分に進行せず、RUN7よりも低い窒素除去率にとどまった。

RUN7における引き抜き汚泥中のリン含有量は約2%と低濃度排水の場合と同レベルであったが、リン除去率は73%と高かった。これは低濃度排水ではMLSSが約 $2,000\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であったのに対し、RUN7では $2,500\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と高かったことによると考えられる。さらに、RUN8~10では4%に増加し、いわゆる「過剰摂取」が認められた。これは低濃度排水(7~8%)より低い値であったが、MLSSが高かったため、99%以上というきわめて高いリン除去率が得られた。なお、RUN11では窒素の除去率が低いにもかかわらず、86%とかなり高い除去率が得られた。

3.2 非定常応答実験

RUN7~9、すなわちRUN7として1サイクルを通じて好気反応を行っていた反応槽(活性汚泥)を嫌気反応を含むRUN9の運転サイクルに変更した場合、ならびにその逆(RUN9からRUN7)の場合における処理水 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の経時変化をFig. 7に示す。図中の60日目の縦線は、RUN7とRUN9との運転方法の変更時点を示す。

RUN9からRUN7への変更(RUN9-7)は急激にリンの除去率を低下させた。すなわち、処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は全好気への変更直後から急激に増加し、約15日(75日目)で $40\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度の新たな定常値に達した。この時の水の滞留時間は6.7dである。したがって、完全混合を仮定すると、15dという期間は変更時に反応槽内に残存していた低濃度のリンが高濃度のリンに入れ替わる時間に対応する。したがって、リンの過剰摂

Fig. 7 Profiles of $PO_4\text{-P}$ before and after the change in operational conditions at day 60 (RUN 7-9: from RUN 7 to RUN 9, RUN9-7: from RUN 9 to RUN 7, see Fig. 1)

取能力を持っていた汚泥が、運転方法の変更により、直ちにその能力を失ったと考えられる。

RUN7 から RUN9 への変更 (RUN7-9) は、全く異なる応答を示した。すなわち、リンの過剰摂取が起こりうる運転方法に変更しても、それが実際に得られるまで 50d (110日目) という長時間を要した。すなわち、RUN9-7 では運転方法の変更によって脱リン能力がすぐに失われたのに対し、逆の変更を行っても脱リン能力を獲得するにはかなりの時間が必要であった。この運転における汚泥の滞留時間 (SRT) は 25d である。したがって、50d という期間は大部分の汚泥が入れ替わる期間に相当する。すなわち、もともと系に存在していた微生物が脱リン能力を獲得するというよりも、嫌気/好気という環境条件を与えられたことにより、脱リン能力を持つ微生物の比率が汚泥中で増加し、その結果として脱リン能力を発揮するようになったものと考えられる。このように、嫌気工程の導入は、脱リン能力を持つ微生物がその能力を発揮するのに必要な条件であるが、この工程は脱リン能力を持つ微生物自身を活性汚泥中に優占化させるうえでも不可欠であるといえよう。

同様に MLSS の変化を Fig. 8 に示す。RUN7-9 においては、運転方法の変更後 MLSS の顕著な増加が認められ、逆に RUN9-7 では MLSS が減少した。これは、嫌気工程により汚泥の好氣的消化が減少し、MLSS の増加につながったものと考えられる。また、MLSS の増加はリン除去能力の増大にも貢献していると思われる。なお、RUN7-9 では SVI が約 70 から 100 になり、嫌気工程の導入によって SVI が増加するという従来の報告と異なる傾向が認められた²⁾。

この時の $NO_x\text{-N}$ の変化を Fig. 9 に示す。嫌気工程を導入した RUN7-9 では直ちに脱窒が始まり、 NO_x

Fig. 8 Profiles of MLSS before and after the change in operational conditions at day 60 in RUN7-9 and RUN9-7

Fig. 9 Profiles of $NO_x\text{-N}$ before and after the change in operational conditions at day 60 in RUN7-9 and RUN9-7

-N の減少が認められた。すでに述べたように、全サイクルを通じて曝気を行った RUN7 でも窒素の 54% が脱窒によって除去されたことにより、活性汚泥内に脱窒菌が存在していたと推定される。したがって、流入工程で有機物を供給する嫌気反応をしたことにより、速やかに脱窒が促進されたと考えられる。逆に、RUN9-7 では脱窒が不十分になるまで 60 日以上を要した。

4. おわりに

家庭排水を対象とした前報に引き続き、中小規模工場排水のような比較的高濃度、かつ昼間のみ排出される排水を対象として、嫌気/好気の回分式活性汚泥法によって有機物とともに窒素・リンを同時除去するための運転方法、その除去機構、ならびに脱窒・脱リンに係わる微生物の挙動に基礎的な検討を加えた結果、次のような結論が得られた。

1) 高濃度排水を対象とした場合においても、1 日 1 サイクルのうちの流入工程 (8 時間) に嫌気処理を取

り入れることにより、窒素、リン、有機物の同時除去が可能であった。さらに、高濃度の方が汚泥の沈降性がよく、安定した運転が継続できた。

2) 脱窒は、低濃度の場合と同じく、主として排水の流入工程で起こった。ただし、反応槽内に残存した水量が多いため、より高い脱窒率が得られた。なお、2回目の嫌気状態でも脱窒が認められたが、全体への寄与は少なかった。

3) 低濃度排水と同様に、流入工程においては、 $\text{NO}_x\text{-N}$ がリンの放出を抑制し、脱窒が完了してから急激な放出が起こった。また好気状態においては過剰摂取が認められた。

4) 嫌気工程の導入は、脱リン能力を持つ微生物がその能力を発揮するのに必要な条件であったが、同時にこの工程は脱リン能力を持つ微生物自身を活性汚泥中に優占化させる上で不可欠な環境条件であると推定された。一方、窒素の場合は好気状態でも脱窒菌が存在したため、直ちに脱窒能力が回復した。

(原稿受理 昭和62年8月13日)

引用文献

- 1) R.L. Irvine, T.P. Fox and R.O. Richter (1977) Investigation of fill and batch periods of sequencing batch biological reactors. *Water Research*, **11**, 713-717.
- 2) 太宰宙朗, 風袋則夫, 高原義昌 (1982) バルキング防止のための新しい回分式活性汚泥法の開発, 下水道協会誌, **19**, (214), 17-25.
- 3) 橋本奨, 須藤隆一編 (1986) 新しい活性汚泥法, 291pp., 産業用水調査会, 東京.
- 4) 大野茂, 高橋一三, 桜井俊郎, 小川雄比古, 吉野常夫 (1971) 家畜ふん尿のバッチプロセスによる活性汚泥処理, 用水と廃水, **13**, 549-559.
- 5) E.F. Barth and H.D. Stensel (1981) International nutrient control technology for municipal effluents. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **53**, 1691-1701.
- 6) 岡田光正, 須藤隆一, 寺菌克博 (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.
- 7) 早川登, 稲見茂, 楠敏明, 辻譲治, 浜本洋一 (1982) 連続流入回分式活性汚泥法による排水処理—運転実施例一, 用水と廃水, **24**, 28-38.
- 8) J. Silverstain and E.D. Schroeder (1983) Performance of SBR activated sludge processes with nitrification/denitrification. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **55**, 377-384.
- 9) 早嶋渉, 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.
- 10) 島根県土木部下水道課, 日本下水道事業団 (1987) 宍道湖東部浄化センター高度処理に関する調査, 日本下水道事業団技術開発部報告 61-014.
- 11) 深瀬哲郎, 柴田雅秀, 宮地有正 (1982) 生物的リン除去法の機構に関する基礎的検討, 水質汚濁研究, **5**, 309-317.
- 12) 岡田光正, 須藤隆一, 寺菌克博 (1984) 回分式活性汚泥法による脱窒・脱リンに関する研究, 化学工学協会編, 化学工学シンポジウムシリーズ 4, 化学工学協会, 東京.
- 13) J.E. Alleman and R.L. Irvine (1980) Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation. *Water Research*, **14**, 1483-1488.
- 14) 佐々木正一, 明賀春樹: Anaerobic-Oxic システムによる生物学的脱リン法, 用水と廃水, **24**, 1157-1161 (1982).
- 15) G.v.R. Marais, R.E. Lowenthal and I.P. Siebritz (1983) Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake—A review. *Water Sci. and Technol.*, **15**, 15-41 (1983)

論文要旨

嫌気性消化の酸生成相における余剰活性汚泥の分解特性

李 玉友* 野池 達也*

* 東北大学工学部土木工学科

〈水質汚濁研究 Vol.10 No.12 (1987) pp.729~740〉

35±1℃の温度で回分実験および連続実験を通じて、余剰活性汚泥の嫌気性消化における物質分解の挙動に関する検討を行った。回分実験においては揮発性脂肪酸の生成およびガス生成に及ぼす有機物負荷と消化日数の影響を調べた。連続実験においては、SRTを0.5日、1.5日、3.0日および5.0日と設定して、採取時期によって大別した4種類の余剰活性汚泥を用いて実験を行い、物質分解過程に及ぼすSRTおよび汚泥の生化学性状の影響、COD物質収支および加水分解動力学について考察した。その結果、以下のことが明らかとなった。(1)130日の回分消化を通じて、CODの約60%が分解される、(2)加水分解速度はプロセス全体の反応速度を支配する、(3)加水分解反応は一次反応式で表され、加水分解速度定数はvss指標に関して $0.44\sim0.89\text{day}^{-1}$ 、COD指標に関して $0.32\sim0.65\text{day}^{-1}$ である。(4)余剰活性汚泥の各構成成分中分解可能な部分の含有割合は脂質>タンパク質>炭水化物の順である。

回分式活性汚泥法による高濃度排水の窒素、リン、有機物の同時除去

岡田 光正* 村上 昭彦* 寺園 克博** 須藤 隆一***

* 東京農工大学工学部化学工学科 ** (財)九州産業衛生協会九州産業衛生センター

*** 国立公害研究所技術部

〈水質汚濁研究 Vol.10 No.12 (1987) pp.741~748〉

家庭排水を対象とした前報に引き続き、中小規模工場排水のような比較的高濃度、かつ昼間のみ排出される排水を対象として、嫌気/好気の回分式活性汚泥法による有機物、窒素、リンの同時除去のための運転方法、その除去機構、ならびに脱窒・脱リンに係わる微生物の挙動に基礎的な検討を加えた。その結果：1)高濃度排水を対象としても、1日1サイクルのうちの流入工程8時間に嫌気処理を取り入れることにより、窒素、リン、有機物の同時除去が可能であり、汚泥の沈降性がよく、安定した運転が継続できた。2)脱窒は、主として排水の流入工程で起こったが、反応槽内に残存した水量が多いため、より高い脱窒率が得られた。3)流入工程において $\text{NO}_x\text{-N}$ がリンの放出を抑制し、脱窒完了後急激な放出が起こり、また好気状態においては過剰摂取が認められた。4)嫌気工程は脱リン能力をもつ微生物自身の活性を発揮するのみならず、それを活性汚泥中に優占化させる上で不可欠な環境条件であると推定された。