

連続曝気式高負荷型オキシレーションディッチ法 による下水からの窒素除去の操作因子

藤原 拓¹・北崎祥子²・大年邦雄³・西村文武⁴・寺本裕宣⁵

¹ 正会員 博士 (工学) 高知大学助教授 農学部生産環境工学科 (〒783-8502 高知県南国市物部乙 200)

E-mail: fujiwara@ee.kochi-u.ac.jp

² 高知大学大学院生 農学研究科生産環境工学専攻 (〒783-8502 高知県南国市物部乙 200)

³ 正会員 博士 (工学) 高知大学教授 農学部生産環境工学科 (〒783-8502 高知県南国市物部乙 200)

⁴ 正会員 博士 (工学) 愛媛大学助教授 工学部環境建設工学科 (〒790-8577 松山市文京町 3 番)

⁵ 前澤工業 産業環境事業部 産業施設部 (〒332-8556 埼玉県川口市巾町 5-11)

連続曝気式高負荷型オキシレーションディッチ(OD)法による下水からの窒素除去についてモデル実験により検討するとともに、その操作因子を理論的かつ実験的に検討した。その結果、高負荷運転を行うことにより連続曝気式 OD 法でも 10 分以下という短い循環時間の条件下で 80%以上の平均全窒素 (TN) 除去率を達成可能であることを実証した。操作因子としては、流入負荷および MLVSS 濃度に応じた DO 循環速度 (R_{DO}) の制御が重要であることを理論的に示すとともに、 R_{DO} の増大とともに脱窒が不十分となり TN 除去率が減少することを実証した。また、無曝気部への DO の持ち込みを考慮した脱窒に係る正味の C/N 比 (η 値) を定義し、無酸素ゾーンが必要量以上現出した RUN で脱窒が不十分であった理由が水素供与体の不足にあったことを示した。

Key Words: oxidation ditch process, nitrogen removal, continuous aeration, high loading, DO recirculation rate

1. はじめに

平成 14 年度末現在の下水道普及率は全国平均で 65.2%に達したが、大都市と中小市町村では大きな格差があり、特に人口 5 万人未満の市町村の普及率は 31.8%にすぎない¹⁾。下水道に加えて農業集落排水施設等、合併処理浄化槽、コミュニティー・プラントを併せた汚水処理施設整備率でも、全国平均では 75.8%であるのに対して、人口 5 万人未満の市町村の整備率は 53.0%にとどまっている²⁾。そのため近年、中小市町村における小規模下水処理施設の建設に重点がおかれるようになってきたが、これらの施設は水道水源に位置することも多いことから、今後は小規模施設においても高度処理が必要になると予想される。

小規模処理プロセスの一つであるオキシレーションディッチ法 (以下 OD 法) は維持管理が容易であり、流入負荷変動や水温低下に対して安定した BOD 除去ができること、ディッチ内に DO 勾配が生じるため 70%程度の窒素除去が可能であること、等の利点を有しており³⁾、

その稼働実績は平成 12 年度末で 626 処理場に達している⁴⁾。OD 法は適切な運転管理がなされれば、安定した有機物と窒素の除去が可能な処理プロセスであるが、その運転管理は未だに管理者の経験によるところが大きい。そこで堺らは、高度処理に対応した新しい OD 法の運転管理や設計の手法について提案しており⁵⁾、間欠曝気運転を基礎として ASRT 制御を行うことにより 85%以上の窒素除去率が得られるとしている。間欠曝気運転による窒素除去は高い窒素除去性能を有することが実証されており⁶⁾、また実際の処理場での採用例が多いことも事実である⁶⁾。しかしながら、間欠曝気はディッチ内に空間的に DO 勾配が生じるという OD 法の特長を生かした運転法とは言えず、堺らの運転管理手法も単槽式嫌気好気活性汚泥法での手法と大差がない。

一方、ディッチの一点で連続的に曝気を行う運転方式では、窒素除去性能を考慮すると周路長が 150~200m 程度 (循環回数が 100~150 回/d 程度) 必要であることが指摘されている⁷⁾。このため、敷地面積の制約を受ける地域に対応した水路長・循環時間が短い小容量

のODでは無酸素ゾーンを空間的に現出できず、間欠曝気方式により窒素除去を行わねばならないとされてきた⁹⁾。しかしながら、連続曝気式OD法と同様の窒素除去メカニズムを有する二重管型反応装置では、循環式硝化脱窒法と同程度の流入負荷で運転した場合、外管部（無曝気部）下降時間が2分程度以上（循環回数720回/日程度以下）であれば、好気ゾーンと無酸素ゾーンの双方を空間的に現出でき、70%程度以上の窒素除去が可能であることを著者らは明らかにしている⁹⁾。OD法は従来低負荷での運転を大前提としてその設計・操作条件が検討されてきたが、二重管型反応装置と同様に高負荷で運転することにより、連続曝気方式を採用した場合でも小容量型ディッチで窒素除去が可能になることが以上の結果から予測された。そこで本研究では、連続曝気式高負荷型OD法による下水からの窒素除去について、モデル実験によりその可能性を検証するとともに、操作因子について検討することを目的とした。

2. 連続曝気式OD法による窒素除去の考え方

(1) 硝化細菌の系内保持

有機物・窒素同時除去を行う連続曝気式OD法では硝化反応が律速となることから、硝化細菌を系内に保持するために硝化細菌の比増殖速度に応じて好気条件における固形物滞留時間（ASRT）を確保しなければならない。硝化細菌の保持に必要なASRTについては、一定流量および週間変動比が5.0の条件、ならびに日間変動比が2.2程度と小さい条件で、処理水NH₄⁺-N濃度1mg/L以下を達成するために必要な値として、各々式(1)⁹⁾および式(2)¹⁰⁾が提示されている。

$$ASRT \geq 40.7 \exp(-0.101T) \quad (1)$$

$$ASRT \geq 29.7 \exp(-0.102T) \quad (2)$$

ここで、ASRTは好気的固形物滞留時間であり、t_aを1日のエアレーション時間とすると、式(3)により表される。また、Tは水温(°C)である。

$$ASRT = SRT \times t_a / 24 \quad (3)$$

なお、有機物除去に関与する細菌の比増殖速度は硝化細菌と比して極めて大きいため、硝化細菌の保持に必要なASRTを確保すれば有機物は容易に除去される¹⁴⁾。

(2) 好気ゾーン、無酸素ゾーンの現出

OD法ではディッチ内に溶存酸素(DO)勾配が生じることから、酸素供給を一点で行い適切な制御を行うことにより好気ゾーンと無酸素ゾーンの双方を空間的に現出させ、硝化・脱窒反応を逐次的に進行させることが可能となる。表-1にOD法で良好な窒素除去を行うための好気・無酸素条件について、既往の研究結果をまとめた。表より、連続曝気式OD法では、無酸素ゾーン(DO ≤ 0.1mg/L)が全体の25~30%以上必要であること、また同時に好気ゾーンが全体の20%以上(好気ゾーン: DO ≥ 0.5mg/L, 50% (好気ゾーン: DO ≥ 0.3mg/L) または50%程度以上(好気ゾーン: DO ≥ 0.1mg/L)必要であることが示されている。

ディッチ内の混合液の流動に関しては、1周分の流動に関しては押し出し流れで、流入から流出までの巨視的な流動に関しては完全混合流れで表現しうることが明らかにされている。そのため、OD法のモデル化を行う際には循環を有する完全混合槽列モデルで表現されることが多い¹⁵⁾。

そこで、連続曝気式OD法の流動モデルとして図-1に示すようなN槽の完全混合槽列モデルを考える。単純化のため、曝気は第1槽のみで行い、流入水および返送汚泥は第2槽から流入し、そのDO濃度は0と考える。

表-1 OD法で良好な窒素除去を行うための好気・無酸素条件

研究者	施設(曝気方式)	処理成績	好気条件	無酸素条件
清水ら ¹¹⁾	実施施設(連続)	処理水NH ₄ ⁺ -N+NO ₃ ⁻ -N濃度が10mg/L程度以下	DO ≥ 0.1mg/Lの部分が全体の50%程度以上	DO ≤ 0.1mg/Lの部分が全体の25%程度以上
寺島ら ¹²⁾	モデル実験装置(連続)	80%以上のTN除去率	全体の50%で十分なDO	全体の50%の平均DOが0.16mg/L程度
Furukawa et al. ¹³⁾	モデル実験・シミュレーション(連続1点供給, 間欠1点供給, 間欠2点供給)	シミュレーション(MLSS=3000mg/L)での窒素除去率 66%(連続1点供給) 79%(間欠1点供給) 80%(間欠2点供給)	DO ≥ 0.3mg/Lのゾーン(時間)が全体の50%	DO ≤ 0.3mg/Lのゾーン(時間)が全体の50%
堺ら ⁵⁾	実施施設(間欠)	窒素除去率85%以上	好気時間比(%) =50×流入率 流入率: 流入水量/計画水量(200m ³ /d)	無酸素時間比(%) =100-50×流入率
藤原ら ⁸⁾	二重管型反応装置(連続)	硝化率・脱窒率が80%以上	DO ≥ 0.5mg/Lの部分が全体の20%以上	DO ≤ 0.1mg/Lの部分が全体の30%以上

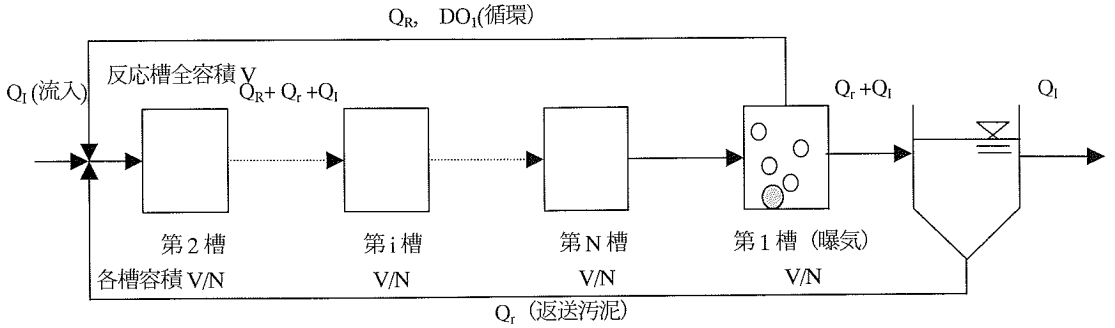


図-1 想定する完全混合槽列モデル

また、ディッチから最終沈殿池へは第1槽から流出すると仮定する。反応槽全容積を V 、槽数を N (各槽の容積は V/N)、曝気を行う第1槽の DO は一定値 (DO_1) に制御されているとし、第1槽 ($i=3\sim N$) における酸素利用速度を R_{r_i} で表すとする。第2槽以降では曝気を行わず、かつ大気からの酸素の溶解も無視できる場合には、第2槽および第 i 槽の DO 収支は式(4)および式(5)で表される。

$$\frac{V}{N} \frac{d(DO_2)}{dt} = \{Q_R \cdot DO_1 - (Q_R + Q_r + Q_i) \cdot DO_2\} - \frac{V}{N} R_{r_2} \quad (4)$$

$$\frac{V}{N} \frac{d(DO_i)}{dt} = \{(Q_R + Q_r + Q_i) \cdot (DO_{i-1} - DO_i)\} - \frac{V}{N} R_{r_i} \quad (5)$$

したがって、定常状態における各槽の DO は以下のようになる。

$$DO_1 = DO_1(\text{const.}) \quad (6)$$

$$DO_2 = \frac{Q_R \cdot DO_1 - \frac{V}{N} R_{r_2}}{Q_R + Q_r + Q_i} \quad (7)$$

$$DO_i = \frac{Q_R \cdot DO_1 - \frac{V}{N} (R_{r_2} + \dots + R_{r_i})}{Q_R + Q_r + Q_i} \quad (8)$$

第1槽で $DO=0$ になる条件は式(9)で表され、右辺は第2槽から第 i 槽までの単位時間あたりの酸素利用量(mg/h)の合計を表している。

$$Q_R \cdot DO_1 = \frac{V}{N} (R_{r_2} + \dots + R_{r_i}) \quad (9)$$

第 $(i+1)$ 槽～第 N 槽の R_{r_i} は0であることから、式(9)は次のように変形できる。

$$\frac{1}{N} R_{r_1} + \frac{Q_R}{V} \cdot DO_1 = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N R_{r_i} \quad (10)$$

ここで、左辺第1項は第1槽での酸素利用速度を槽数 N で除したもの、左辺第2項は曝気槽から次槽への DO 循

環速度 (R_{DO}) を表している。曝気槽へ流入する DO が0である場合には、これらの和はエアレーションによる曝気槽での酸素移動速度⁶⁾、あるいは酸素供給能(OC)¹⁷⁾を、反応槽容積 (V) で除したものに相当する。右辺は反応槽全体での平均酸素利用速度を表している。なお、実施設のオキシデーシオンディッチでは、1周分の流動が押し出し流れで表現できることから、 $R_{DO} \ll \sum R_{r_i}$ の関係が成立すると考えられる。そのような場合には、左辺第1項は近似的に無視でき、 R_{DO} に反応槽容積を乗じたものが、曝気槽での酸素移動速度、あるいは酸素供給能と等しくなる。

有機物・ケルダール性窒素等の被酸化物の流入容積負荷や $MLVSS$ 濃度等が大きくなった場合には好気ゾーンの各槽における酸素利用速度 R_r が高くなることから、 R_{DO} が一定の場合には第1槽以前で DO が0となり、好気ゾーン比が $(1-1)/N$ より小さくなる。一方、被酸化物の流入容積負荷が小さくなった場合には好気ゾーンの各槽における酸素利用速度 R_r が小さくなることから、好気ゾーン比が $(1-1)/N$ より大きくなるのが理解できる。したがって、表-1 に示したような適切な好気ゾーン、無酸素ゾーンの比率を確保するには、流入容積負荷等により変化する好気ゾーンでの酸素利用速度に応じて、操作因子である R_{DO} を変化させることが重要であると理解できる。

(3) 脱窒に必要な水素供与体の確保

脱窒に必要な有機物量は化学量論的に定まるが、実際には菌体への有機物の同化あるいは有機物の好氣的分解等も考慮する必要がある、表-2 に示す値が実験的に示されている。OD法では、完全脱窒に必要な流入水炭素/窒素比 (C/N 比) は無曝気部への DO の持ち込み量により異なってくるため、 DO の持ち込み量に応じた C/N 比の条件を設定する必要がある。しかしながら、従来は流入水の C/N 比による評価が大半であり、間欠曝気式 OD法では界らが「無酸素時間流入 BOD /硝化脱窒対象 N 」による評価を行っているものの、連続曝気式

表-2 良好な脱窒に必要な有機物量

研究者	プロセス	単位	比率	備考
化学量論	—	C/N	0.71	メノール/菌体増殖なし
化学量論	—	C/N	1.07	ゲルコース/菌体増殖なし
山田ら ¹⁸⁾	脱窒槽	C/N	1.1	メノール使用
藤原ら ⁸⁾	二重管型反応装置	C/N	2.3 ~ 2.9	流入水 C/N 団地汚水
堺ら ⁵⁾	間欠曝気 OD 法	BOD/N	4.9 以上	無酸素時間 流入 BOD/脱窒対象 N
大庭ら ⁹⁾	単槽式嫌気好気活性汚泥法	BOD/N	4.8 ~ 8.5	無酸素時間 流入 BOD/脱窒対象 N

OD 法では DO の持込を考慮した C/N 比の評価がなされていない。

DO の持ち込みを考慮した C/N 比の評価を行うには、好気ゾーン内での潜在的な酸素利用速度 (R_p) とそれに伴う流入有機物の消費速度を把握する必要がある。以下のような仮定が成り立つ場合には、ディッチ内の好気ゾーンにおける潜在的な酸素利用速度は式(11)のように単純化する。

- ① 流入した易分解性有機物およびケルダール性窒素は 100% 好氣的に代謝される。
- ② アンモニア酸化反応と亜硝酸酸化反応とを一括して硝化反応としてあらわす。
- ③ 自栄養性細菌の自己分解にともなう酸素消費はなく、分解後は 100% 不活性有機物となる。
- ④ 他栄養性細菌の自己分解時に無機化された微生物中の窒素はアンモニア性窒素となる。また、無機化されたもの以外は全て不活性の有機物となる。
- ⑤ 活性汚泥中では自栄養性細菌の占める割合は小さいため、他栄養性細菌の自己分解速度 R_3 は MLVSS 濃度 X に比例すると考える。また、水温や DO が自己分解速度に及ぼす影響は無視する。

$$Rr_p = L_c \cdot (1 - Y_1) \cdot \gamma_{CO} + (L_{KN} - L_c \cdot Y_1 \cdot \gamma_{CN} + k_d \cdot X \cdot \xi \cdot \gamma_{BN}) \cdot (1 - Y_2) \cdot \gamma_{NO} + k_d \cdot X \cdot \xi \cdot \gamma_{BO} \quad (11)$$

ここで、

Rr_p : 好気ゾーンでの潜在的酸素利用速度(mgO₂/L/h)

L_c : 易分解性有機物容積負荷(mgC/L/h)

L_{KN} : ケルダール性窒素容積負荷(mgN/L/h)

X : 反応槽 MLVSS 濃度(mgVSS/L)

k_d : 他栄養性細菌自己分解速度係数(1/h)

Y_1 : 他栄養性細菌の酸素呼吸時の収率 (-)

Y_2 : 硝化細菌の収率 (-)

ξ : 他栄養性細菌の自己分解時の無機化率 (-)

γ_{CN} : 微生物中の窒素/炭素含有比(mgN/mgC)

γ_{BN} : 微生物中の窒素含有率(mgN/mgVSS)

γ_{CO} : 易分解性有機物酸化時の酸素消費率 (mgO₂/mg 酸化 C)

γ_{NO} : 硝化反応時の酸素消費率(mgO₂/mg 酸化 N)

γ_{BO} : 他栄養性細菌自己分解時の酸素消費率 (mgO₂/mgVSS)

式(11)の右辺第 1 項は易分解性有機物の好氣的代謝にともなう酸素消費を、第 2 項は硝化にともなう酸素消費を、第 3 項は他栄養性細菌の自己分解にともなう酸素消費を表している。右辺第 2 項の $-L_c \cdot Y_1 \cdot \gamma_{CN}$ は易分解性有機物の好氣的代謝時の細菌増殖にともなう窒素の取りこみ項を、 $k_d \cdot X \cdot \xi \cdot \gamma_{BN}$ は他栄養性細菌の自己分解時の無機化にともなうアンモニア性窒素の回帰を表しており、硝化反応に利用された実質のケルダール性窒素容積負荷を算出している。また自己分解速度は、MLVSS 濃度に比例するとし、自己分解した汚泥のうち ξ の比率で無機化されるとした。

式(11)で表される Rr_p は、上述したように酸素消費が生じている第 1 槽から第 I 槽において易分解性有機物および窒素が完全に好氣的代謝されると仮定した場合の値であり、好気ゾーンでの潜在的な酸素利用速度と位置づけられる。一方、反応器内の各槽における酸素利用速度の平均値は式(10)で表される。有機物除去、硝化のみならず脱窒をも生じさせるには、無酸素部に易分解性有機物を残存させる必要があり、 $Rr_p > R_{DO} + Rr_1/N$ の関係を満足する必要がある。すなわち、脱窒を進行させるには、硝化および自己分解による酸素消費が完全に進行した場合でも有機物は残存している必要があり、 $\{Rr_p - (R_{DO} + Rr_1/N)\}$ の有機物換算量が脱窒に利用可能な有機物負荷量となる。次式で表される η 値は脱窒に利用可能な有機炭素と脱窒すべき硝酸性窒素との比率を表しており、この η 値が化学量論的に脱窒に必要な C/N 比を満足している必要がある。

$$\eta = \frac{\left\{ Rr_p - \left(R_{DO} + \frac{Rr_1}{N} \right) \right\} \cdot \frac{1}{\gamma_{CO} \cdot (1 - Y_1)}}{\left(L_{KN} - L_c \cdot Y_1 \cdot \gamma_{CN} + k_d \cdot X \cdot \xi \cdot \gamma_{BN} \right) \cdot (1 - Y_2) + (L_N - L_{KN})} \quad (12)$$

ここに、 L_N は全窒素容積負荷である。式(12)の分子は好氣的な分解を受けずに残存する有機物の負荷を表している。一方、分母の第 1 項は完全硝化が生じるとした場合に酸化される窒素負荷を、第 2 項は流入する酸化態窒素負荷を表しており、これらの合計は酸化後に脱窒反応に關与する窒素負荷となる。 Y_1 , Y_2 , ξ , γ_{CO} , γ_{NO} , γ_{BO} などは定数と考えて差し支えないことから、式(11)および式(12)より η 値は有機物および窒素の流入容積負荷 (L_c , L_N , L_{KN})、平均酸素利用速度 ($R_{DO} + Rr_1/N$)、

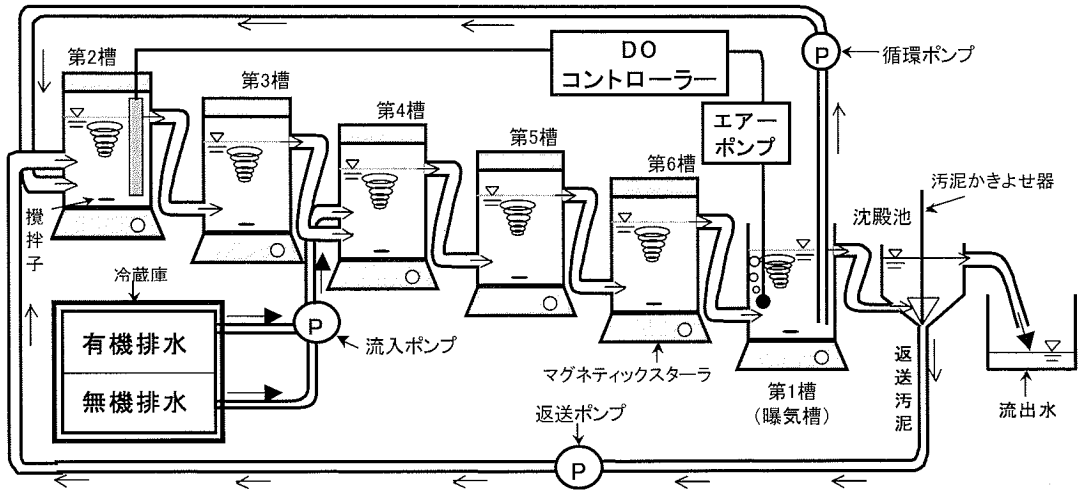


図-2 モデル実験装置

MLVSS 濃度 (X) の関数となる。 $R_1 \ll \sum R_i$ の関係が成立する場合には、平均酸素利用速度は操作因子である R_{DO} と等しいと近似できることから、 η 値を脱窒に必要な C/N 比と等しくするためには、有機物・窒素の流入容積負荷に応じて R_{DO} を制御する必要があること、自己分解ともなう酸素消費に影響するため MLVSS 濃度によっても R_{DO} を変化させる必要があること、などが理解できる。なお、 η 値が理論 C/N 比より大きくなった場合には DO 循環速度 (R_{DO}) を高めなければ有機物あるいはケルダール性窒素が残存することを意味し、 η 値が理論 C/N 比より小さくなった場合には、硝酸性窒素が残存する。

以上より、連続曝気式 OD 法において窒素除去を行うには、①硝化細菌を系内に保持するために ASRT の制御が必要であること、②好気性ゾーンと無酸素ゾーンの双方を現出させるとともに、脱窒に必要な水素供与体を確保するためには、操作因子として DO 循環速度 (R_{DO}) が非常に重要であり、流入容積負荷および MLVSS 濃度に応じた R_{DO} の制御が必要であること、が理論的に示された。

3. 実験方法

(1) モデル実験装置

上述したように、OD 法のモデル化を行う際には循環を有する完全混合槽列型モデルで表現されることが多く、モデル実験装置についても 6 槽¹⁰⁾あるいは 8 槽⁹⁾の完全混合槽列型反応槽を用いている例がある。そこで本研究では、OD 法の流動を模擬するラボスケールの実験装置として、6 槽完全混合槽列型反応槽の第 1 槽から第 2

槽へ流入水の 40 倍以上の流量で循環させる装置を用いることにした。

実験装置の概要を図-2 に示している。各生物反応槽は有効容積が 1.26L の円筒型であり、反応槽下部の流入口から流入させ、上部の流出口より流出させる構造となっている。人工下水は有機排水と無機排水に分けて作成して冷蔵庫内に保存し、1:2 の流量比で混合させた後、第 4 槽から流入させた。これは流入した有機物が無酸素ゾーンで脱窒に有効に利用されるように考慮したためである。生物反応槽内の混合液は、自然流下方式により順次第 2 槽から流下し、第 1 槽から第 2 槽への循環ポンプにより混合液を循環させた。また最終沈殿池へは第 1 槽から流入させ、沈殿汚泥はポンプにより第 2 槽へと返送した。曝気は 1 点酸素供給型の OD 法を模擬するために第 1 槽のみで行い、第 2 槽から第 6 槽まではマグネティックスターラによる攪拌のみとした。その際、第 2 槽の DO 値を一定に制御する目的で、DO コントローラーによる第 1 槽の曝気量の調節を行った。曝気を行う第 1 槽以外は、反応槽上部を密閉し、大気からの酸素の溶解がない構造とするとともに、反応槽まわりの溶存酸素収支を計算できるようにした。上部の蓋には 3 箇所の穴を設け、通常はシリコン栓により蓋をしたが、DO あるいは pH の測定時には、センサーを貫通させたシリコン栓とすばやく交換することにより、上部からの酸素の溶解を極力防止して測定を行った。

なお、本モデル実験装置の流動特性をインパルス応答法により確認した結果、各反応槽では完全混合状態が確保されていること、第 2 槽からの 1 回の流下に関しては完全混合槽列モデルの槽数 N が 6.72 と押し出し流れに近いこと、および循環を行った場合には反応槽全体を巨視的に見れば完全混合槽と見なすことが、明らかに

表-3 連続処理実験条件 (各 RUN 平均値)

RUN	単位	1	2	3	4	5	6	7	8
反応装置全容積	(L)	8.84							
最終沈殿池容積	(L)	2.23							
流入流量	(L/h)	0.638	0.609	0.647	0.642	0.634	0.649	0.640	0.611
HRT	(h)	13.9	14.5	13.7	13.8	14.0	13.7	13.8	14.5
循環流量	(L/h)	38.7	25.9	26.1	25.7	26.2	26.1	66.0	88.3
循環時間	(min)	13.3	19.6	19.4	19.6	17.6	19.1	7.8	5.9
全循環比 (R+r)	(-)	62.9	44.3	42.3	42.1	47.7	42.9	106	148
返送汚泥比	(%)	201	189	200	201	632	263	312	294
曝気槽のDO値	(mg/L)	1.24	2.05	5.97	3.49	1.49	0.92	0.80	0.33
DO循環速度	(mg/L/h)	5.44	6.01	17.6	10.2	4.40	2.73	5.93	3.57
MLSS	(mg/L)	4,460	4,100	4,870	4,050	4,060	3,050	2,940	3,000
TOC容積負荷	(kg/m ³ /d)	0.137	0.129	0.131	0.147	0.162	0.145	0.161	0.161
TN容積負荷	(kg/m ³ /d)	0.065	0.062	0.061	0.061	0.058	0.067	0.062	0.061
TOC-SS負荷	(kg/kg/d)	0.031	0.031	0.027	0.036	0.040	0.048	0.055	0.053
水温	(°C)	20.5	21.1	22.3	21.1	20.0	20.5	22.2	23.1

表-4 人工下水の組成

試薬	濃度 (mg/L)
グルコース(C ₆ H ₁₂ O ₆)	120
ポリペプトン	120
塩化アンモニウム(NH ₄ Cl)	75
リン酸二水素カリウム(KH ₂ PO ₄)	20
炭酸水素ナトリウム(NaHCO ₃)	450
硫酸マグネシウム(MgSO ₄ ・7H ₂ O)	22.6
塩化カルシウム(CaCl ₂)	41.3
塩化第二鉄(FeCl ₃ ・6H ₂ O)	0.55

なっている²⁰⁾。

(2) 実験条件

実験条件を表-3 に示すとともに、流入人工下水の組成を表-4 に示した。上述したように、流入人工下水は有機排水と無機排水に分けて作成し、1:2 の流量比で混合後反応装置に流入させたが、表-4 に示したのは混合後の設定濃度である。連続処理実験中は、各反応槽の流出口より幾分水面が高くなったため、設計図より計算される有効容積よりも実容積が大きくなった。そこで、表には実容積に配管容積も加えた全容積を示している。HRT はいずれの条件でも 13~14 時間とほぼ一定に保った。なお、現在一般に用いられている OD 法では HRT が 24~48 時間とされている²¹⁾ことから、本研究の実験条件は従来の OD 法と比較して高負荷であり、循環式硝化脱窒法と同程度の負荷で運転を行ったことがわかる。返送汚泥比は概ね 200~300%としたが、RUN5 では装置の都合上 632%と高くなった。しかしながら、窒素除去に影響を及ぼす全循環比 (R+r) は RUN2~RUN6 で大きく変化しないことから、この返送汚泥比が処理特性に影響を及ぼすことはないかと判断した。MLSS は 3,000

~5,000mg/L 程度に保ち、固形物滞留時間 (SRT) も硝化細菌の保持に十分な時間とした。なお、本研究では人工下水を用いたことから、MLSS 濃度が MLVSS 濃度に等しいと近似的にみなして以下の考察を行った。水温は 20.0~23.1°C とほぼ一定に維持し、水温が処理特性に影響を及ぼさないよう留意した。

表-3 に示したように、RUN2~RUN6 では曝気槽の DO 値を大きく変化させ、DO が処理特性に及ぼす影響を検討した。ここで、反応装置全容積を (循環流量+返送汚泥流量) で除したものとして定義される循環時間は 17.6~19.6 分とほぼ一定に設定した。なお、第 2 槽の DO 制御値は RUN1~RUN5 では 0.5~1.9mg/L で変化させた。これは、第 1 槽と第 2 槽で確実に好気ゾーン (DO>0.5mg/L) を現出させるためである。一方、RUN6~8 では制御値を各々 0.4, 0.3, 0.2mg/L と低下させ、やや脱窒に重点を置いた制御条件とした。

循環時間が窒素除去に及ぼす影響に関しては、RUN1 で 13.3 分、RUN2~RUN6 で 17.6~19.6 分、RUN7 では 7.8 分、RUN8 では 5.9 分と変化させ、これの影響に関する検討を加えた。なお、連続曝気式 OD 法により窒素除去を行う際には、曝気部の DO 値と循環時間 (あるいは水路長) の双方が窒素除去に影響を及ぼすことは周知の事実であるが、これらの最適値は他方の値が異なれば当然変化するものである。しかしながら、従来の研究では曝気部の DO 値と循環時間の各々について個別に最適値を求めることはあっても、これらを含めた管理指標は示されてこなかった。本研究ではこれらを含めた指標である DO 循環速度が操作因子として重要であることを第 2 章で理論的に明らかにしたことから、各 RUN で DO 値はあえて一定に制御せず、RUN1, RUN2 および RUN5~RUN8 で DO 循環速度がほぼ等しい値となるよ

うに、循環時間に応じて DO 値を変化させた。すなわち、DO 循環速度を一定に制御することにより、循環時間が短縮された場合でも窒素除去が良好に進行しうることを示す目的で実験を行った。その際好気ゾーンおよび無酸素ゾーンの双方が表-1 に示した適切な比率で存在するように留意した。なお、低負荷で運転を行う従来の OD 法では 10 分以上の循環時間が必要であることが示されている⁷⁾。

採水は流入水、曝気槽（第1槽）流出水、返送汚泥および最終沈殿池より行い、下水試験方法²²⁾および Standard Methods²³⁾に準じて pH、総アルカリ度、浮遊物質（SS）、全有機性炭素（TOC）および溶解性有機性炭素（DOC）、アンモニア性窒素、亜硝酸性窒素、硝酸性窒素、全窒素（TN）および溶解性全窒素（DN）の分析を行った。また各槽の水温および DO 濃度を DO メーターにより測定した。

4. 結果および考察

(1) 実験結果

図-3 に pH の経日変化を示すとともに、図-4 に各 RUN の DO 分布の平均値を示した。流入水の pH は 7.2~8.3 であったのに対して、流出水では 7.6~8.4 と上昇しており、これは流入水にポリペプトンを含む人工下水を用いたためと考えられる。第1槽（曝気槽）の DO は表-3 に示したように RUN ごとに変化させたが、いずれの RUN においても流下にもない DO が減少し、好気性ゾーンと無酸素ゾーンの双方が現出できていることがわかる。ただし、第1槽の DO 平均値が 5.97 および 3.49mg/L と高い RUN3 および RUN4 では、第3槽においても DO が各々 0.94 および 0.80mg/L と高くなっており、0.1mg/L 以下となったのは RUN3 では第5槽、RUN4 では第4槽であった。また、循環時間が短い RUN7 および RUN8 では、第1槽の DO 濃度を低くすることにより DO 循環速度を RUN1、RUN2、RUN5 および RUN6 と同程度に維持した結果、第3槽の DO は各々 0.21 および 0.11mg/L と低い値となった。

図-5 に全有機性炭素（TOC）および溶解性有機性炭素（DOC）の経日変化を示した。流入水 TOC 濃度および DOC 濃度の各 RUN 平均値は各々 74.8~96.7mgC/L および 60.1~87.6mgC/L であったのに対して、流出水の TOC および DOC 濃度は各々 2.00~4.90mgC/L および 1.10~2.66mgC/L であった。その結果、TOC 除去率は 93.4~97.4%と極めて高い値が得られた。なお、人工下水中には固形物は含まれないが、流入配管中に洗浄により除去しきれなかった微生物が繁殖し、それが剥離して流入したため、流入水に固形性有機性炭素が含まれる結

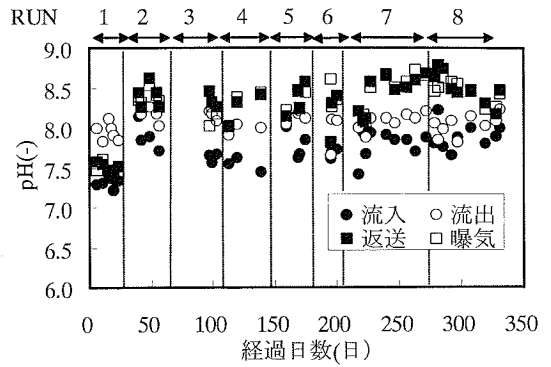


図-3 pH 経日変化

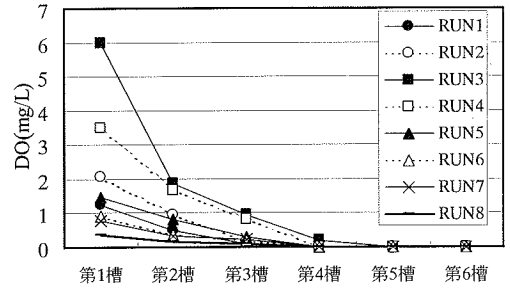


図-4 DO 分布 (各 RUN 平均値)

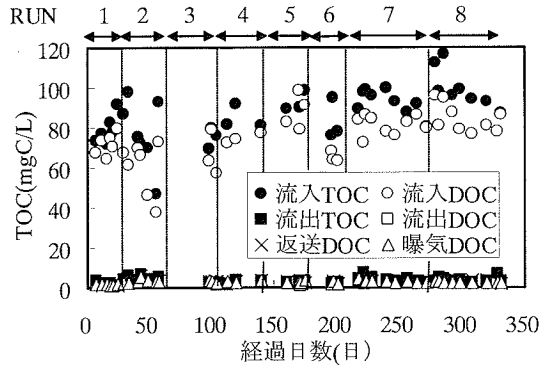


図-5 TOC 経日変化

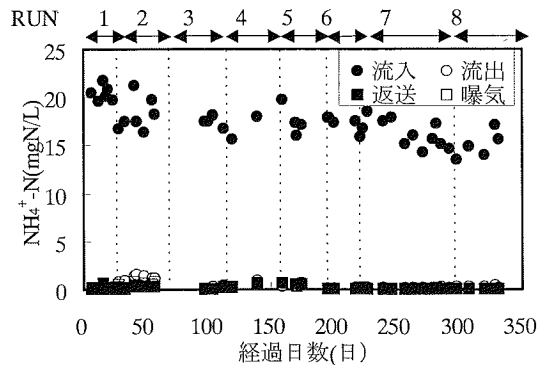


図-6 アンモニア性窒素経日変化

果となった。

図-6 にアンモニア性窒素の経日変化を示したが、流入水の各 RUN 平均値は 15.2~20.3mgN/L であったのに対して流出水の各 RUN 平均値は 0.02~1.18mgN/L であり、平均除去率は 93.4~99.9% であった。本研究では硝化細菌の系内保持を最優先とした運転条件で実験を実施したため、有機物およびアンモニア性窒素に関してはいずれの RUN においても極めて高い除去率が得られた。

図-7 に酸化態窒素の経日変化を示した。循環時間を長く、あるいは第 1 槽 DO 値を低くすることにより DO 循環速度を 6mg/L/h 以下と低く設定した RUN1, RUN2 および RUN5~8 では、平均流出水酸化態窒素濃度は 2.9~5.9mgN/L と低かった。これに対して第 1 槽 DO 値を高くすることにより DO 循環速度を 17.6 および 10.2mg/L/h と高く設定した RUN3 および RUN4 では、平均流出水酸化態窒素濃度は各々 15.0 および 11.7mgN/L と高くなった。DO 循環速度が脱窒に大きな影響を及ぼすことを第 2 章で理論的に示したが、このことが実験結果からも実証された。また、循環時間が 7.8 分および 5.9 分と短い RUN7 および RUN8 においても、通常の OD 法より高負荷で運転を行い、DO 循環速度を低く維持することによって、脱窒が良好に進行しうることが示された。

図-8 に TN および DN の経日変化を示した。各 RUN の平均流入水 TN 濃度は 33.7~38.3mgN/L であったのに対して、DO 循環速度を大きく設定したために脱窒が不十分であった RUN3 および RUN4 を除くと、平均流出水 TN 濃度は 4.94~8.31mgN/L となった。これらの RUN の平均 TN 除去率は 75.3~86.9% となり、下水道施設計画・設計指針と解説²⁴⁾に示されている OD 法の TN 除去率約 70% と比較して高い除去率が得られた。また、従来低負荷の OD 法では 10 分程度以上の循環時間が必要とされてきた⁷⁾⁹⁾が、高負荷で運転を実施した本研究では循環時間を 7.8 分および 5.9 分に設定した RUN7 および RUN8 においても、平均 TN 除去率が各々 80.7% および 85.0% となった。なお、上述したように RUN3 および RUN4 では脱窒が不十分となり、平均流出水 TN 濃度は各々 17.0 および 14.4mgN/L と高かった。

以上より、連続曝気式 OD 法においても高負荷で運転を行うことにより、循環時間が 10 分以下と短い条件下でも高い窒素除去率を達成しうることが実証できた。このことは、小容量型の OD においても高負荷運転を行うことにより連続曝気運転での窒素除去が可能となることを示唆している。

(2) 操作因子の検討

第 2 章で示したように、連続曝気式 OD 法で窒素除去を行うには、①硝化細菌を系内に保持すること、②好

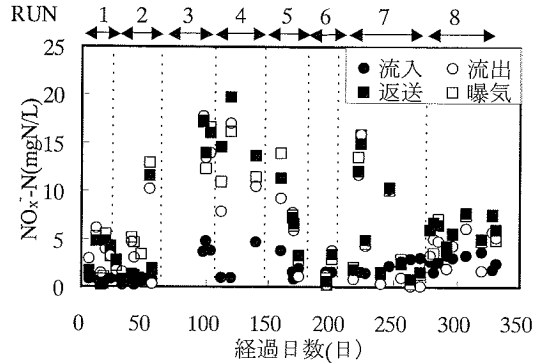


図-7 酸化態窒素経日変化

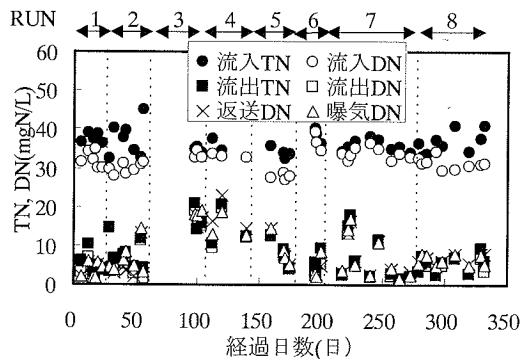


図-8 全窒素経日変化

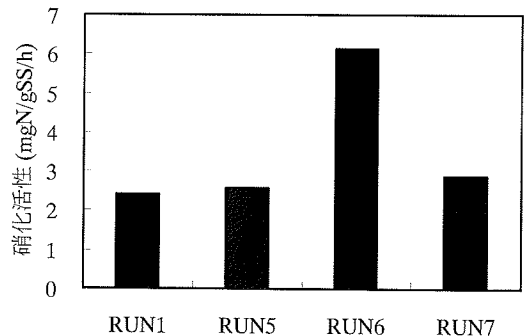


図-9 硝化速度試験結果

気性ゾーンと無酸素ゾーンの双方を現出させること、③脱窒に必要な水素供与体を確保すること、が必要である。

硝化細菌を系内に保持するには式(1)あるいは式(2)で示した ASRT を確保する必要があるが、本研究では流入水量・水質ともに日間変動はない条件で実験を行ったため、式(2)により必要な ASRT の試算を行う。各 RUN の平均水温を用いて算出された ASRT の必要最小値は 2.8~3.9 日となった。ASRT は通常式(3)で算出されるが、連続曝気式 OD 法の場合は好気時間をどのように定義するかという問題が残る。本研究では曝気を行っている槽は第 1 槽のみであり、曝気槽では酸素の供給と消費のバ

ランスの結果 DO 値が低い場合でも硝化反応が進行することを鑑み、第 1 槽および $DO \geq 0.5\text{mg/L}$ となる槽の容積の合計を全容積で除した値を好気時間の比率 ($t_a/24$) と等しいとして ASRT を試算した。RUN8 では第 1 槽の平均 DO が 0.5mg/L 以下であり、後述する好気ゾーン比が計算上 0 となるため、($t_a/24$) には好気ゾーン比を用いず上記のように計算した。その結果、各 RUN の ASRT は 16~60 日と計算され、これらは上述した必要最小値以上を満足していることから、いずれの RUN においても硝化細菌の保持が可能であったと判断できる。

また、図-9 に下水試験方法²⁵⁾にしたがって行った活性汚泥の硝化速度試験の結果を示した。図に示されているように、RUN1, RUN5, RUN6, RUN7 における単位 MLSS あたりの潜在的硝化速度は各々 2.42, 2.60, 6.13 および 2.90mgN/gSS/h であった。硝化反応がアンモニア性窒素濃度に関して 0 次反応、MLSS 濃度に関して 1 次反応、DO 濃度に関して Monod 型の式であらわされるとすれば、反応槽内の平均硝化速度 R_n は式(13)で表される。なお、連続処理実験時の水温は硝化活性実験実施時の水温 20°C とほぼ等しいこと、アルカリ度は十分存在したことから、温度影響項および pH 影響項は省略している。

$$R_n = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \left(k_n \cdot \frac{DO_i}{K_{DO} + DO_i} \cdot MLSS_i \right) \quad (13)$$

ここで、 k_n は上記試験で算出した潜在的硝化速度である。また、 N は完全混合槽列モデルにおける槽数であり、本実験では $N=6$ となる。 K_{DO} は文献値 0.4mg/L ²⁰⁾ を用い、各 RUN の DO 分布平均値、MLSS 濃度 (曝気槽濃度で代表させる)、潜在的硝化速度 k_n を式(13)に代入して、単位換算すれば RUN1, RUN5, RUN6, RUN7 での平均硝化速度 R_n は各々 0.065, 0.079, 0.111, $0.051\text{kgN/m}^3/\text{d}$ と算出される。これは表-3 に示した実際の TN 容積負荷とほぼ同程度以上であり、このため本研究の各 RUN において完全硝化が達成可能であったと考えられる。なお、DO 循環速度が小さい RUN6 では他の RUN と比較して 2 倍以上の硝化速度 k_n を有しており、この条件で完全硝化を達成できたのは、単位活性汚泥あたりの硝化活性が高かったためと理解できる。処理結果、ASRT 値および硝化活性のいずれの結果からも、本研究の実験条件では硝化細菌の系内保持が可能であったことが明らかになった。硝化細菌の系内保持の条件が確保されていたため、有機物も容易に除去されたものと判断できる。

第 2 の条件として、ディッチ内に好気ゾーンと無酸素ゾーンの双方を現出させる必要がある。ここで藤原らによる既往研究⁸⁾と同様に、 $DO \geq 0.5\text{mg/L}$ の部分を好気ゾ

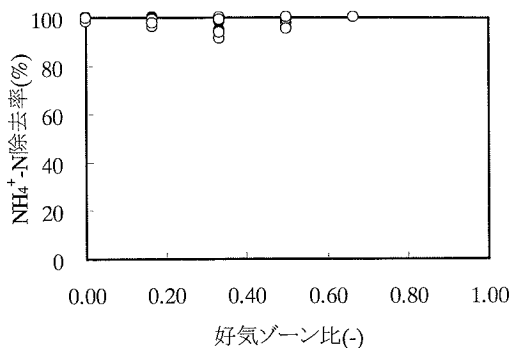


図-10 好気ゾーン比とアンモニア性窒素除去率

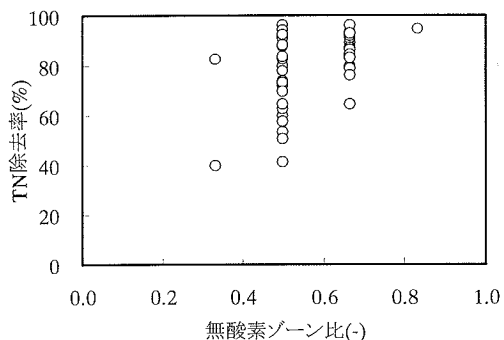


図-11 無酸素ゾーン比と TN 除去率

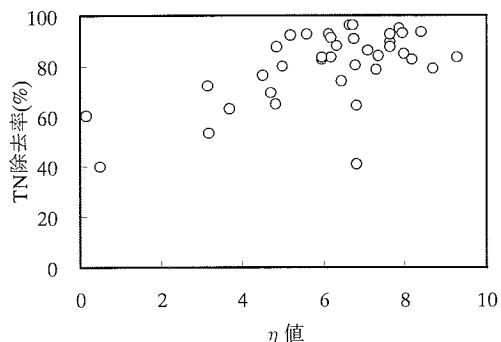


図-12 η 値と TN 除去率

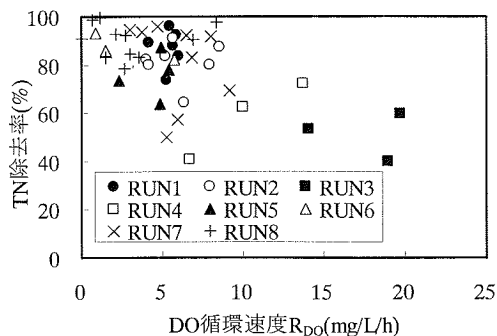


図-13 DO 循環速度と TN 除去率

表-5 各係数値とその根拠

係数	単位	値	根拠
Y_1	-	0.6	文献値 ²⁷⁾
Y_2	-	0	文献 ²⁸⁾ ではアンモニア酸化細菌で0.0181, 亜硝酸酸化細菌で0.0024が示されているが, 近似的に0で計算
γ_{CN}	gN/gC	0.233	微生物の示性式を $C_5H_7O_2N$ で表示
γ_{BN}	gN/gVSS	0.124	
γ_{CO}	gO/gC	2.67	$C+O_2 \rightarrow CO_2$
γ_{NO}	gO/gN	4.57	$NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O$
γ_{BO}	gO/gVSS	1.42	$C_5H_7O_2N + 5O_2 \rightarrow 5CO_2 + 2H_2O + NH_3$
ξ	-	0.92	文献 ²⁵⁾ の $1-f_p$ と等しいと仮定
k_d	1/h	0.00093	実測したみかけ収率 Y_n と次式より算出。(Yは上記の Y_1 値, その他は実測値を使用. Cは易分解性有機物濃度.) $Y_n = Y - k_d \frac{X}{-dC/dt}$

ン, $DO \leq 0.1 \text{mg/L}$ となるゾーンを無酸素ゾーンとし, 各ゾーンが反応槽全容積中で占める比率を好気ゾーン比, 無酸素ゾーン比と定義する. 本研究では, 第2槽のDO制御値をRUN1~RUN5では $0.5 \sim 1.9 \text{mg/L}$ で変化させた. これは, 第1槽と第2槽で確実に好気ゾーン($DO > 0.5 \text{mg/L}$)を現出させ, 好気ゾーン比を0.33以上とするためである. 一方, RUN6~8では制御値を各々0.4, 0.3, 0.2mg/L と低下させ, やや脱窒に重点を置いた制御条件とした. 表-1にまとめたように, 著者らは二重管型反応槽において80%以上の硝化率を得る条件として, 0.2以上の好気ゾーン比を推奨しているが, 図-10に示すように, 好気ゾーン比は大半が0.17以上となっていること, その結果いずれの条件でも90%以上のアンモニア性窒素除去率が達成可能であったことが示されている. また, RUN8では第1槽のDOが 0.5mg/L 以下となり, 計算上好気ゾーン比が0となったが, 硝化は良好に進行したことがわかる. 酸素供給が行われている曝気槽では, 酸素利用速度とのバランスによりDOが低い値になっている場合でも, 供給された酸素を用いて有機物除去・硝化が進行することが知られている. 本研究では曝気槽が全体の1/6と0.2近い比率を占めていることから, これらの条件でも高いアンモニア性窒素除去率が得られたと判断される.

無酸素ゾーン比とTN除去率の関係を図-11に示した. 図より, 無酸素ゾーン比が大きいほどTN除去率は高くなる傾向が見られ, 硝化がほぼ完全に進行したことを勘案すれば, 無酸素ゾーン比が脱窒に影響していることが示された. しかしながら, 本研究ではいずれの条件でも表-1に示した推奨値0.25ないし0.3以上を満足してお

り, 必要な無酸素ゾーン比は確保されていたと考えられる. それにもかかわらず, TN除去率が低い条件では, 脱窒に利用可能な水素供与体が不足したのではないかと予想される.

そこで, 式(12)に基づき脱窒に利用可能な有機炭素と脱窒すべき硝酸性窒素との比率(η 値)を試算する. なお, 式(12)の($R_{DO} + R_{r1}/N$)項は反応槽内の平均酸素利用速度に相当し, Nが十分に大きい場合には R_{r1}/N は無視できる. しかしながら, 本研究では $N=6$ であるため R_{r1}/N を無視できず, かつ曝気槽の上部を開放し曝気量もDO値により調節したため, R_{r1} を正確に算出することは不可能であった. したがって, 過小評価になるものの R_{DO} を平均酸素利用速度として用いた. 計算に際しては各係数値を表-5に示すように与え, L_C, L_N, L_{KN}, X は実測値を用いた. 図-12に η 値とTN除去率の関係を示しているが, η 値が増大するにつれてTN除去率が上昇している傾向が見て取れる. このことは, η 値が大きい条件, すなわち R_{DO} が低く, 脱窒に利用可能な有機物が残存するような条件では, TN除去率が高いことを意味している. また, 無酸素ゾーンが必要量以上現出したRUNで脱窒が不十分であった理由が水素供与体の不足にあったことが定性的に示された. なお, 式(12)では, 硝化および自己分解による酸素消費が完全に進行したとの仮定のもとで, $\{R_p - (R_{DO} + R_{r1}/N)\}$ の有機物換算量を脱窒に利用可能な有機物負荷量と定義している. しかし, 今回の試算では上述したように平均酸素利用速度を低く見積もったために, 硝化および自己分解のための酸素要求量よりも平均酸素利用速度が小さくなり, 脱窒に利用可能な有機物負荷量が計算上流入有機物負荷よりも大きくなった. そのために, η 値が流入水のCN比より大きくなっている. このような問題点はあるものの, 脱窒に必要な水素供与体を確保する上でもDO循環速度(R_{DO})が重要であることが定性的に示された.

DO循環速度(R_{DO})とTN除去率の関係を図-13に示した. 本研究では曝気槽DO濃度と循環時間の双方を変化させたが, R_{DO} の増大とともにTN除去率が低下する傾向がすべてのRUNを通じて見られ, R_{DO} が連続曝気式OD法で重要な操作因子となることが明らかになった. 従来の研究では曝気槽DO濃度あるいは循環時間のいずれかに着目し, 他方が一定の条件下での最適値あるいは他方の値も変化する条件下での最適値が検討されてきた^{7, 19)}. R_{DO} の定義からわかるように, 曝気槽DO濃度や循環時間の最適値は当然他方の値によって変化する. このことからこれらを複合した操作因子である R_{DO} の有用性は明らかであり, 流入負荷およびMLVSS濃度に応じた R_{DO} の最適値の提示が求められる. なお, 図-13より70%以上のTN除去率を得るには R_{DO} を 5mg/L/h 程度以下にする必要があることが示された. 脱窒に必要な

な水素供与体の確保という観点からは、平均酸素利用速度 ($R_{DO} + R_{Tf} / N$) が操作因子として重要であり、 N が十分大きくない条件では R_{Tf} / N の項を無視できない。本研究では、上述した理由により R_{DO} を平均酸素利用速度として代用したため、上述した R_{DO} の最適範囲は幾分過少評価されている可能性がある。なお、本研究では硝化細菌の系内保持を大前提として実験を行ったため、実験条件の範囲では R_{DO} が小さいほど TN 除去率が高くなるという結果となった。しかし、ASRT の必要条件を満足しなくなるまで R_{DO} を低下させれば、硝化不足が原因で窒素除去率が悪化することは言うまでもない。また、式(12)から明らかなように R_{DO} の最適範囲は流入負荷および $MLVSS$ 濃度によって変化する。したがって、 R_{DO} の最適条件の詳細については今後数値シミュレーションを交えて検討する予定にしている。

5. 結論

本研究では、連続曝気式高負荷型 OD 法による下水からの窒素除去について、モデル実験により検討するとともに、操作因子について理論的かつ実験的に検討を加えた。得られた主要な成果は以下のとおりである。

(1)連続曝気式 OD 法により下水からの窒素除去を行うには、好気性ゾーンと無酸素ゾーン双方の現出および脱窒に必要な水素供与体の確保が必要であり、このいずれの観点からも、流入負荷および $MLVSS$ 濃度に応じた DO 循環速度の制御が重要であることを理論的に示した。

(2)循環時間が 7.8 分および 5.9 分の条件下でも、各々 80.7% および 85.0% の平均 TN 除去率を得ることができ、高負荷運転を行うことにより連続曝気式 OD 法でも 10 分以下という短い循環時間で従来の OD 法以上の窒素除去率を達成可能であることを実証した。

(3)無曝気部への DO の持ち込みを考慮した脱窒に係る正味の C/N 比 (η 値) を定義し、無酸素ゾーンが必要量以上現出した RUN で脱窒が不十分であった理由が水素供与体の不足にあったことを示した。

(4) DO 循環速度 (R_{DO}) の増大とともに TN 除去率が減少する傾向がすべての RUN を通じて見られ、 R_{DO} が連続曝気式 OD 法で重要な操作因子となることを実証した。

謝辞: 本研究の遂行にあたりご協力いただいた高知大学農学部卒業生の細呂木和子氏および門築由季氏に感謝いたします。また、本研究は社団法人四国建設弘済会の「平成 12 年度建設事業の技術開発支援制度」による助成を受けて実施したものであり、感謝の意を表します。

参考文献

- 1) 国土交通省都市・地域整備局下水道部下水道事業課：平成 14 年度末の下水道整備状況について、下水道協会誌、Vol.40, No.492, pp.88-122, 2003.10.
- 2) 農林水産省農村振興局整備部農村整備課、国土交通省都市・地域整備局下水道部下水道事業課、環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部廃棄物対策課：平成 14 年度末の汚水処理人口普及状況について、下水道協会誌、Vol.40, No.492, pp.123-138, 2003.10.
- 3) 栗林宗人：オキシデーショondiッチ法に関する技術評価、下水道協会誌、Vol.22, No.259, pp.105-112, 1985.12.
- 4) 国土交通省都市・地域整備局下水道部監修：平成 14 年日本の下水道、(社)日本下水道協会、2002.
- 5) 堺好雄、三宅晴明、若山正憲：オキシデーショondiッチ法の新しい設計手法について（高度処理対応をコンセプトとした設計手法の提案）、下水道協会誌、Vol.39, No.472, pp.95-112, 2002.2.
- 6) 荒木宏之、楠田哲也、古賀謙一、井前勝人、栗谷陽一、松尾保成：オキシデーショondiッチの間欠ばつ気運転による窒素除去、下水道協会誌、Vol.25, No.289, pp.38-50, 1988.
- 7) 中村豊、木原敏、川島普：1 点酸素供給型オキシデーショondiッチ法における硝化、脱窒の動力学解析、水処理技術、Vol.31, No.8, pp.409-418, 1990.
- 8) 藤原拓、宗宮功、津野洋、奥野芳男：二重管型反応装置の硝化脱窒プロセスへの適用に関する研究、土木学会論文集、No.657/VII-16, pp.23-34, 2000.8.
- 9) 大庭真治、堺好雄：単槽式嫌気好気活性汚泥法における下水処理特性、下水道協会誌論文集、Vol.31, No.379, pp.16-33, 1994.
- 10) 堺好雄、酒井憲司、見上博：硝化の促進と嫌気好気併用をコンセプトとした水処理施設的设计、月刊下水道、Vol.13, No.7, pp.66-72, 1990.
- 11) 清水達雄、工藤憲三、泥俊和、那須義和：実施地のオキシデーショondiッチにおける有機物、窒素およびリン除去、下水道協会誌論文集、Vol.29, No.345, pp.41-51, 1992.
- 12) 寺島泰、尾崎博明：オキシデーショondiッチ法における基質除去動力学と槽内流動・混合に関する基礎的研究、衛生工学研究論文集、Vol.22, pp.227-239, 1986.
- 13) Furukawa, S., Tokimori, K., Hirotsuji, J. and Shiono, S.: New operational support system for high nitrogen removal in oxidation ditch process, Water Science and Technology, Vol. 37, No.12, pp.63-68, 1998.
- 14) 橋本奨、岩堀恵祐：活性汚泥微生物の有機物除去と硝化・脱窒の反応動力学、環境技術、Vol.21, No.6, pp.356-368, 1992.
- 15) たとえば、原直樹、木村文智、渡辺昭二、西上義之、吉田輝久：シミュレータによる OD 法の窒素除去性能の評価、第 37 回下水道研究発表会講演集、pp.449-451, 2000.
- 16) 社団法人日本下水道協会：下水道施設計画・設計指針と解説 後編 -1994 年版-, 170p., 1994.
- 17) 清水達雄、工藤憲三、泥俊和、那須義和：オキシデーショondiッチ法による窒素除去に及ぼす酸素供給量の影響、水環境学会誌、Vol.15, No.8, pp.519-526, 1992.
- 18) 山田登志夫、宗宮功、津野洋、近藤誠：ポリウレタンフォーム付着脱窒菌による硝酸性窒素除去に関する研究、下水道協会誌論文集、Vol.30, No.357, pp.52-62, 1993.
- 19) 福永栄、茂木浩一：オキシデーショondiッチにおける窒素除去、下水道協会誌、Vol.21, No.238., pp.35-43, 1984.
- 20) 細呂木和子：高負荷型オキシデーショondiッチ法による下水からの効率的窒素除去に関する基礎的研究、高知大学卒業論文、2000.

- 21) 津野洋, 西田薫: 環境衛生工学, 共立出版, 141p., 1995.
- 22) 社団法人日本下水道協会: 下水試験方法上巻—1997年版—, 1997.
- 23) APHA, AWWA, WEF: Standard methods for examination of water and wastewater 20th edition, 1998.
- 24) 社団法人日本下水道協会: 下水道施設計画・設計指針と解説 後編 —1994—年版, 99p., 1994.
- 25) 社団法人日本下水道協会: 下水試験方法上巻—1997年版—, pp.283-285, 1997.
- 26) IAWPRC, Activated Sludge Model No.1, 1986.
- 27) Rittmann, B.E. and McCarty, P.L.: Environmental Biotechnology: Principles and Applications, McGraw-Hill, 169p., 2001.
- 28) 西村文武: 生物活性炭・生物ゼオライト結合型反応器による窒素除去に関する研究, 京都大学博士学位論文, 1996.

(2003. 5. 12 受付)

OPERATIONAL PARAMETERS FOR HIGH-LOADING OXIDATION DITCH PROCESS WITH CONTINUOUS AERATION FOR NITROGEN REMOVAL FROM DOMESTIC SEWAGE

Taku FUJIWARA, Shoko KITASAKI, Kunio OHTOSHI,
Fumitake NISHIMURA and Hironori TERAMOTO

At an extremely small-sized oxidation ditch (OD), intermittent aeration has been required for the nitrogen removal from domestic sewage. This paper examined the effect of high-loading operation on nitrogen removal in the OD process with continuous aeration. High-loading operation made it possible to obtain more than 80% nitrogen removal even under the conditions of the recirculation time less than 10 min.. DO recirculation rate (R_{DO}) was demonstrated theoretically as one of the important operational parameters in the process. The experimental results also showed that the increase of R_{DO} led to the deterioration of the nitrogen removal. Nitrogen removal in the process was also affected by net C/N ratio for denitrification (η value) which was defined after consideration of DO inflow into the anoxic zone.