

生物活性炭・生物ゼオライト結合型反応器による汚泥乾燥スクラバー廃水からの窒素除去の操作因子に関する研究

津野 洋¹・西村文武²・宗宮 功³

¹正会員 工博 京都大学教授 工学部附属環境質制御研究センター(〒606-01京都市左京区吉田本町)

²正会員 工博 愛媛大学講師 工学部環境建設工学科(〒790-77松山市文京町3番)

³正会員 工博 京都大学教授 大学院工学研究科環境工学専攻(〒606-01京都市左京区吉田本町)

活性炭、ゼオライトを微生物付着担体として用い、吸着機構と生物学的変換機構の両機構を反応器内で活用しうる生物活性炭反応器と、生物ゼオライト反応器とを結合させた処理法を開発し、汚泥乾燥スクラバー廃水の処理への適用を試みた。操作因子として単位担体量あたりの負荷率が重要であり、 $4 \text{ mgN} \cdot (\text{gZ} \cdot \text{d})^{-1}$ までかけることができること、また脱窒槽においては $7 \text{ mgN} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$ の範囲までは、酸化態窒素負荷率に対する有機物負荷率の比が $2 \text{ mgC} \cdot (\text{mgN})^{-1}$ 以上のケースにおいて90%以上の酸化態窒素除去が得られることを示した。また無酸素槽のORPを-150~-250mVに制御することの重要性が示された。

Key Words : adsorption, biological nitrogen removal, biological treatment, combined BAC and BZ reactor, denitrification, inhibition, nitrification, wastewater from sludge drying process

1.はじめに

閉鎖性水域の富栄養化防止、水道水源の保全等の観点から廃水中からの窒素の除去が重要となっている。また、この処理法の中で生物学的硝化脱窒法が、活性汚泥法の延長上の技術であること、自然の物質循環系に乗せることができるなど利点から最も有効な手法と考えられる。生物学的硝化脱窒処理を効率的に行わしめるためには、プロセスの第一段階である硝化に関与する細菌を反応器内に多量に保持し、かつその活性を高く維持することが必要となる。しかしながら、一部の産業廃水や都市下水処理においても硝化菌の活性を阻害する物質の存在が指摘されており^{1),2),3),4)}、それらが汚泥処理施設からの返流水起源であるケースも報告されている。また硝化の対象物質であるアンモニア性窒素についても、その濃度が高くなると硝化に関与する細菌の活性を阻害する事も知られており、その阻害は廃水中の遊離アンモニア濃度に依存し、それが $10 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ 程度で発現することが報告されている^{5),6)}。廃水中のアンモニア性窒素のうち遊離アンモニアが占める割合はpHが高くなるほど高くなり、pH8で

は、 $130 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 程度のアンモニア性窒素濃度で阻害が発現することとなる。

本研究で対象とした廃水は、A処理場内の汚泥溶融施設の乾燥工程廃水である。汚泥溶融法は汚泥処理法のひとつであり、汚泥の減容化が図れること(汚泥焼却灰と比較して体積比で1/5となる)、溶融スラグの資源化や重金属の封じ込めが可能等の利点から近年採用されつつある。しかし一連の各工程において排出される廃水、特に乾燥工程廃水は汚泥系返流水として水処理系に負荷をかけることとなり、その適切な処理が水処理系ひいては廃水処理全体において重要な事項となる^{7),8)}。本研究で処理対象とした乾燥工程廃水の水質を表-1に示す。この処理場内では搬入された汚泥は溶融処理される前に10日前後貯留されている。この間に脱水ケーキの嫌気性分解反応が進行し、汚泥中には有機酸およびアンモニア性窒素が生成され高濃度に含有されることとなり、乾燥工程で有機酸およびアンモニア性窒素が気化し、乾燥廃ガス洗浄スクラバーで凝縮されることになる。このため乾燥工程廃水中のDOCおよびアンモニア性窒素濃度は各々 $120 \sim 2000 \text{ mgC} \cdot \text{L}^{-1}$ および $100 \sim 650 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ と都市下水に

表-1 乾燥工程廃水の水質

項目	濃度
$\text{NH}_4^+ \text{-N}$	100-650 mgN·L ⁻¹
$\text{NO}_2^- \text{-N}$	0-1 mgN·L ⁻¹
$\text{NO}_3^- \text{-N}$	0-5 mgN·L ⁻¹
T-N	110-700 mgN·L ⁻¹
DOC	120-2000 mgC·L ⁻¹
(VFA組成 DOC中の90-95%)	
酢酸	25.2 %
β -ヒドロキ酸	17.3 %
n-酪酸	6.9 %
i-酪酸	27.3 %
n-吉草酸	13.4 %
i-吉草酸	9.9 %
ATU-BOD	300-5000 mg·L ⁻¹
アルカリ度	400-2000 mg·L ⁻¹
pH	5.5-9.5

比較して 5~10 倍程度と高いものとなる。また ATU-BOD 値は DOC の約 2.5 倍の値を示し、有機物のほとんどは易分解性の有機物であり、また DOC の 90-95% 程度は有機酸で、その中で酢酸とイソ酪酸で 50% 以上を占めることが示されている。しかしながら、この廃水中には硝化阻害性有機物が含まれ、それは有機酸ではなく、活性炭吸着性で生物分解性であることが示され、また吸着・濃縮操作と GC-MS 分析を組み合わせた検索により p-クレゾールであると同定され、廃水中に通常は全 TOC の 5~10% に相当する 20-50 mgC·L⁻¹ 含まれることが示されている^{7,9)}。また硝化阻害を半減させる p-クレゾール濃度は 4.5 mgC·L⁻¹ であることも示されている⁹⁾。

高濃度のアンモニア性窒素含有廃水を効率的に処理する反応器として、アンモニア性窒素を吸着するゼオライトを生物付着担体とした流動床型反応器(生物ゼオライト反応器)の適用が試みられ、ゼオライトによるアンモニア性窒素の吸着とその表面に付着した硝化菌による硝化ならびに硝化に伴うゼオライトのアンモニア性窒素吸着能の再生を行うことが可能となり、良好で安定した処理が行われることが示されている¹⁰⁾。また活性炭を生物付着担体とした流動床型反応器(生物活性炭反応器)を用いて、硝化阻害物質を含む廃水の有機物除去および硝化を行い、硝化阻害物質の活性炭吸着および活性炭表面に付着増殖した微生物の変換により、円滑な処理が可能となることが示されている⁷⁾。これらいづれの反応器においても、硝化阻害物質を吸着しうる物質を生物付着担体として用い、その吸着と担体上に付着増殖した硝化菌による生物学的変換の両機

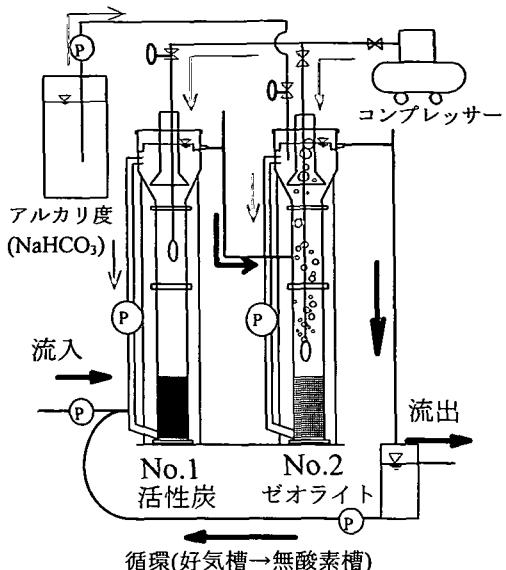


図-1 流動床型反応器の概略図

構を同一反応器内で同時に作用させるものである。吸着機構により流入廃水中の硝化阻害物質の濃度を阻害発現濃度以下に低減させ、また流入水中の濃度変化に対する緩和作用を行わせ、微生物活性や処理効率の安定化が図られる。また生物学的作用により担体の吸着能の再生も行われる。本研究では、高濃度のアンモニア性窒素および硝化阻害有機物を含む乾燥工程廃水を対象として、生物活性炭反応器と生物ゼオライト反応器とを組み合わせ、硝化阻害性の除去と脱窒、並びにアンモニア性窒素の吸着と硝化による処理特性を把握するとともに、安定した処理を得るために操作因子について検討を試みる。

2. 実験方法

生物学的窒素除去では、装置内に好気部および無酸素部を現出せしめる必要がある。本研究では、生物ゼオライト反応器で硝化反応を進行させるが、円滑な硝化を行わせるためには硝化阻害物質の濃度の低減を図ることから、処理システムの前段に生物活性炭反応器を脱窒槽として設置し、硝化液循環方式にて有機物除去ならびに窒素除去を行わせることとした。無酸素好気循環方式とすることにより、廃水中の有機物を脱窒のための水素供与体として活用することが可能となるとともに、硝化過程で消費されるアルカリ度の供給も期待できる¹¹⁾。実験は、投入担体量の異なる二つの系列(A 系列および B 系列)において、各々廃水の流入水量すなわち反応器内の水理学的滞留時間を順次変化さ

表-2 連続通水処理実験 実験条件

Run No.	Run 開始日 (d)	HRT (h) (No. 1 +No. 2)	NH ₄ ⁺ -N 負荷率 mgN·(gZ·d) ⁻¹	DOC 負荷率 mgC·(gGAC·d) ⁻¹	無酸素好気 循環率 % (流入水ペース)	第1槽、及び 第2槽操作雰囲気	備考
A 系列							
Run A-1	0	15~40			なし	好気+好気	スタートアップ*
Run A-2	40	30+30	0.17~0.82	0.80~4.75	270~360	無酸素+好気	
Run A-3	54	20+20	0.33~1.68	2.40~7.29	280~320	無酸素+好気	
Run A-4	81	20+20	0.50~2.53	0.99~8.34	300~330	無酸素+好気	無酸素槽での C/N 負荷率比の低いケース
Run A-5	110	12+12	0.76~4.03	4.62~21.42	290~320	無酸素+好気	
Run A-6	139	8+8	1.40~4.50	1.22~18.2	290~330	無酸素+好気	
Run A-7	179	11+11	0.79~7.35	9.17~39.4	290~330	無酸素+好気	ORP -400~-500 mV
Run A-8	212	20+20	0.67~2.15	5.68~9.17	290~330	無酸素+好気	
Run A-9	218	12+12	1.39~2.52	13.5~29.3	290~330	無酸素+好気	ORP -400~-500 mV
Run A-10	242	5.5+5.5	2.57~3.44	26.8~33.4	290~330	無酸素+好気	
B 系列							
Run B-1	0	35+40	0.10~1.79	2.60~10.4	なし	無酸素+好気	
Run B-2	33	20+20	1.10~2.50	0.3~12.3	270~360	無酸素+好気	
Run B-3	114	11+11	2.60~1.93	8.8~16.7	280~320	無酸素+好気	
Run B-4	154	8+8	3.40~4.60	3.2~19.8	280~320	無酸素+好気	無酸素槽での C/N 負荷率比の低いケース

比重 : 活性炭 1.1 ゼオライト 1.7

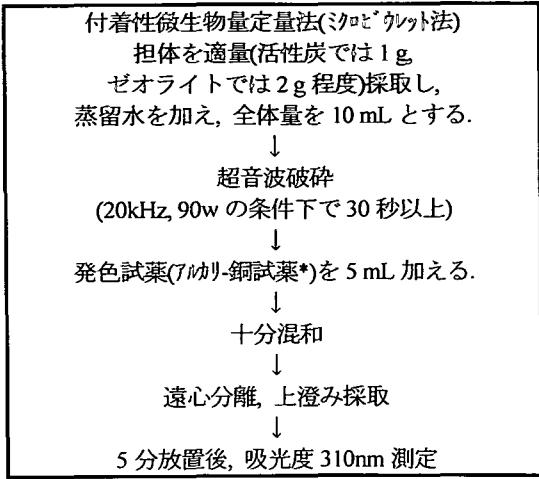
せて行った。

実験装置は沈殿池、原水タンク、流動床型反応器2槽からなる。図-1に流動床型反応器の概略を示す。各系列の前段の反応槽(第1反応槽;無酸素槽)には平均粒径 0.9-1.1mm の粒状活性炭[FILTRASORB 400(東洋カルゴン社製)]を、後段の反応槽(第2反応槽;好気槽)にはゼオライト[硬質クリノプロチロライト:ゼオグリーン6号(日本ゼオライト社製)]を吸着剤・微生物付着担体として投入した。反応器は各系列では、第1反応槽と第2反応槽で同型ものを用いた。A系列では、容量 102 L の各反応槽に活性炭 5kg あるいはゼオライト 20 kg を各々投入した。また、B系列では、容積 87L の各反応槽に活性炭 5 kg あるいはゼオライト 7kg を各々投入した。各々の反応槽では上部から槽内の混合液を引き抜き底部に循環させることにより、各担体を流動・膨潤させるようにした。循環流量は反応槽の線速度が 50-70 cm·min⁻¹ となるように設定した。この結果、δ応答トレーサ解析により、反応槽内は疑似完全混合状態とみなしうる状態となることが示された。

両反応槽には、ウォータージャケットあるいはヒーターを設置し、反応槽内を 30°C に保持するよ

うにした。水温を 30°C に設定したのは、この乾燥工程廃水は排出時に 40°C 以上となることから、反応器の設置位置を考慮することにより、これらの廃水熱を有効に利用できるものと考えられるからである。第1反応槽には ORP 計[4M KCl 塩化銀比較電極]を設置し、曝気の ON-OFF 制御により槽内の ORP を-100~-250mV に制御するようにし、また第2反応槽では曝気を行い槽内を好気的条件下に保持するとともに、槽内の pH を安定して制御するために、8.0~8.7 の範囲内での NaHCO₃ 添加の ON-OFF 制御を行った。

乾燥工程廃水はまず沈殿池において SS を低減させた後に第1反応槽内の流動用循環ラインから流入させた。そして第1反応槽を経た後に上部から流出させ、第2反応槽の中部に流入させた。第2反応槽処理水も同様に反応槽上部から流出さすとともにその一部を循環率が流入水流量に対して約 300% となるように第1反応槽に循環させ、無酸素好気循環プロセスによる処理を行った。また、各反応槽に設置した曝気装置の特性について実験的および解析的評価の結果、対象廃水の処理時に安定した酸素供給を行うには、水理学的滞留時間を 10 時間まで



*アルカリ-銅試薬 ; 0.21%CuSO₄·5H₂O を
含む30%NaOH溶液

図-2 タンパク質測定法(ミクロビュレット法)

短縮しうるものと考え、この付近まで順次滞留時間を変化させ実験を行うこととした。

運転は、両反応槽を汚泥系返流水の活性汚泥・砂ろ過処理水で満たし、かつ汚泥系返流水を処理している活性汚泥を各々の反応槽に約60g投入して開始した。表-2に操作条件を記す。A系列においては、運転開始初期(Run A-1)は、各反応槽内での担体への微生物付着を促進させるために、第1槽も好気的条件に保ち、かつ第2槽から第1槽への循環を行わずに運転した。運転開始40日後に第1槽を無酸素条件の運転に変更し、かつ第2槽から第1槽への循環を開始した。以降Run A-2, 3, 5および6においては、各反応槽への流入水流量を順次上昇させ、負荷率の上昇に伴う処理特性の変化を処理効率面から検討した。またRun A-4は、無酸素槽への溶解性有機物と酸化態窒素の負荷率比が大きく異なる条件であり、それが処理に及ぼす影響について検討することとした。Run A-7～A-10は第1反応槽のORPの影響を考察する目的で設定したものであり、Run A-7およびA-9ではそのORPが-400から-500mVと低いものに設定された。なおRun A-10はORPの適切制御下で高負荷をかけた条件である。

B系列においては、活性炭流動床による硝化実験⁷⁾の期間後、上述の条件に変更し、好気槽からの硝化液循環を行った。各実験条件はHRTの設定条件別に4ケース設定した(Run B-1からB-4)。

これらの連続通水実験中、乾燥工程廃水流入部、第1槽流出部、第2槽流出部において、1週間に2, 3

回の頻度で採水し、下水試験方法¹²⁾およびSTANDARD METHODS¹³⁾に準じて酸化態窒素(亜硝酸性窒素、硝酸性窒素；プラン・ルーベ社製 オートアナライザーII)、アンモニア性窒素、全窒素、溶解性窒素(島津製作所製 全有機炭素計 TOC-5000), SS, pH, DOCおよびアルカリ度を分析した。

担体に付着した微生物の量およびその活性を把握することは、付着微生物反応器の性能を把握する上で重要となる。そこで、活性炭およびゼオライトに付着した微生物量を測定した。測定方法として、タンパク質測定、DNA量測定等を検討し、活性炭、ゼオライト共存下においても測定が可能なミクロビュレット法¹⁴⁾によるタンパク質測定により担体付着微生物量を定量することとし、超音波破碎を併用して図-2に示される手順^{15), 16)}に従って生物量の定量を行った。またRun A-7およびA-9の期間においては、ORP値と硝化活性の関係を明らかにするため、この条件下で反応器を運転している時点での第1反応槽内の処理水と第2反応槽内のゼオライトを用いて、別途回分式による硝化実験を行った。すなわち第2反応槽内の微生物付着ゼオライトの約100mLを500mLビーカに分取し、さらに第1反応槽中の処理水約400mLを投入し、30°C好気的条件下で硝化を行わせ、そのときのORPの経時変化と酸化態窒素生成速度との関係を観察し、無酸素槽での制御ORPの硝化活性への影響を調査した。なお回分式実験では、担体の流動を模擬的に再現するためにジャーテスターで攪拌した。

3. 結果および考察

図-3～図-6に例としてA系列での運転開始からの各反応槽あたりのHRT、ならびに流入乾燥工程廃水および各反応槽内のpH、DOおよびORPの経時変化を示す。1槽当たりのHRTは40時間から順次小さくされ、8時間さらには5.5時間とされた。反応槽内のpHは無酸素-好気処理法に変更後(Run A-2以降)は、pH制御のため、8前後に保持されていた。好気槽のDOは、0.5～6mg·L⁻¹の間で大きく変動している。また無酸素槽でのORPは、ORP制御を行っていたこともあり、Run A-7およびA-9以外では、-150～-250mVの範囲にあった。図-7～図-10にA系列での流入水および処理水中の溶解性有機炭素、アンモニア性窒素、酸化態窒素、ならびに全窒素の濃度の経時変化を示す。実験期間中における乾燥工程廃水の水質は、全窒素で40～390mgN·L⁻¹の範囲であり平均して180mgN·L⁻¹であった。またそ

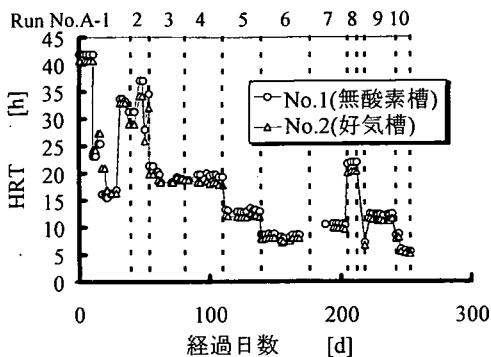


図-3 水理学的滞留時間の経時変化 (A系列)

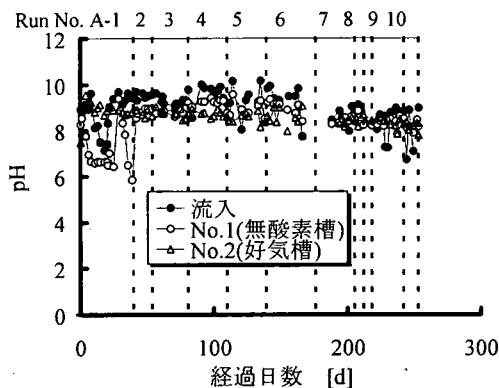


図-4 pH の経時変化(A 系列)

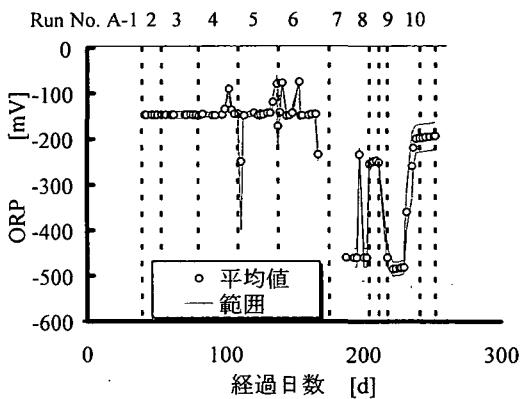


図-6 ORPの経時変化 (A系列, 無酸素槽)

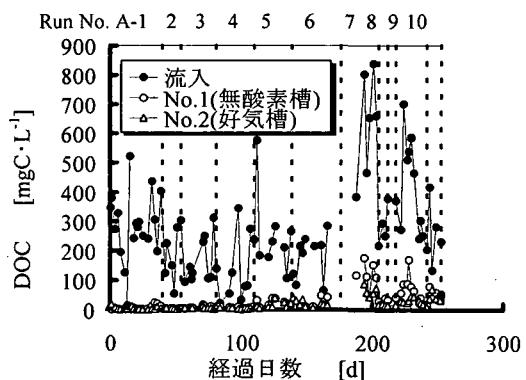


図-7 DOC の経時変化(A 系列)

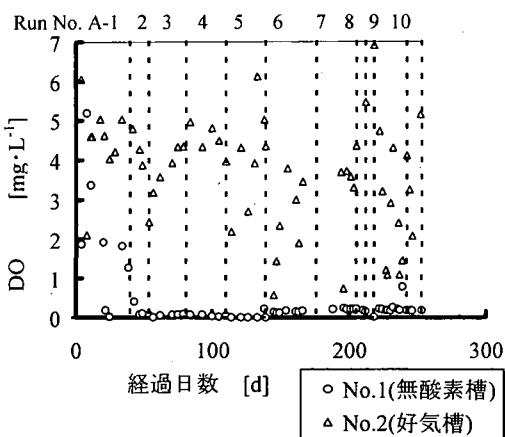


図-5 DOの経時変化 (A系列)

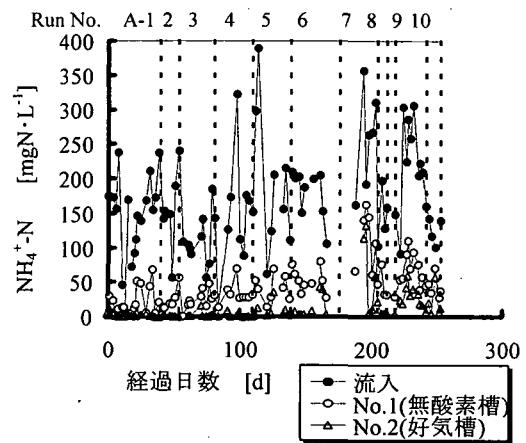


図-8 NH₄⁺-N の経時変化 (A 系列)

のはほとんどがアンモニア性窒素であった。有機物は20~800mgC·L⁻¹の範囲であり、平均して300mgC·L⁻¹であった。これらは沈殿池においてSSの除去を行っているために90%以上が溶解性のものであった。またアルカリ度は、120~1200mgCaCO₃·L⁻¹で平均して520mgCaCO₃·L⁻¹であった。以上より平均水

質としてみた場合、乾燥工程廃水中的アンモニア性窒素を生物学的硝化脱窒法により除去するには、化学量論的考察から有機物については必要量と同程度以上、アルカリ度で必要量の70~90%存在していることになる。

実験は設定滞留時間別としてRun A-2, 3, 5, 6 及

び Run A-10 の 5 ケース、そして DOC 負荷率および設定 ORP 条件別に 4 ケース行ったが、Run A-2, 3, 5, 6 の条件下においては、いずれのケースとも DOC は良好に除去され、脱窒反応も良好に生じていること、また活性炭の硝化阻害物質吸着効果により第 2 反応槽での硝化が良好に行われていることが示されている。これらの期間の酸化態窒素の内訳は実験初期からほとんど硝酸性窒素であり、硝化阻害物質存在下や高濃度アンモニア性窒素存在下で観察される亜硝酸性窒素の蓄積は認められなかった。Run A-4 の期間中では、酸化態窒素が残存するようになったが、これはこの期間においてはしばしば廃水中の有機物濃度が低い廃水が流入しており、脱窒のために必要な有機物が不足したためであると考えられる。

B 系列における結果についても A 系列の場合と同様に、RunB-1, B-2 においては水理学的滞留時間が長く、反応槽あたりの有機物並びにアンモニア性窒素の負荷が小さいことなどから、DOC の除去、脱窒および硝化はほぼ 100% 近い効率が得られることが示された。しかしながら、アンモニア性窒素および DOC の負荷率の高い RunB-3 および B-4 においては、除去率の低下するケースが観察された。また A 系列の場合と同様に C/N 負荷率比の小さいケースでは、酸化態窒素の除去率が低下することが示された。

図-11 に A 系列での無酸素槽での脱窒率(除去酸化態窒素量/流入酸化態窒素量)、及び好気槽での硝化率 [酸化態窒素量/(流入アンモニア性窒素量)] の経時変化を示す。脱窒は Run A-4 以外においては良好で 80% 以上であることが示されている。また硝化率は、Run A-1～A-6 の条件内では、安定して 8 割以上となりうることが示されている。硝化および脱窒が良好に行われている時期には、DN 除去率は 63 ～ 85% であり、硝化液循環率より算出される理論値に相当する。Run A-7 および A-9 においては第 1 反応槽での ORP の値が低いケースであるが、特にこれらのケースにおいては硝化率が低下することが示されている。ORP 値と硝化活性の関係を明らかにするために行った回分式による硝化実験の結果を図-12 に示す。回分式実験の結果、ORP が -100mV 程度にまで上昇するまで硝化が発現しないことが示され、無酸素槽での ORP の低下は、後続的好気槽での硝化活性に影響を与えることが示されている。硝化の活性維持の観点から、ORP の低下は好ましくないと考えられる。

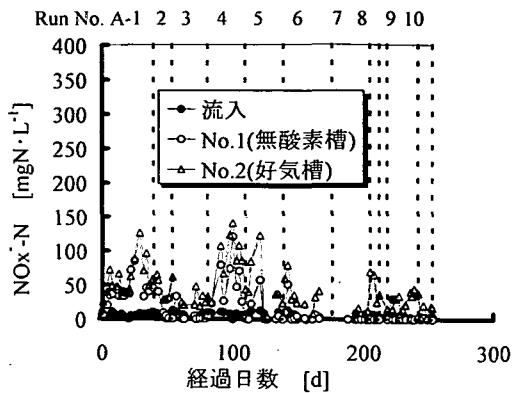


図-9 NO_x-N の経時変化(A 系列)

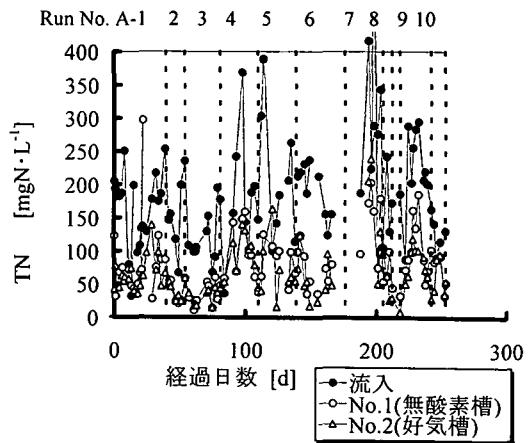


図-10 TN の経時変化(A 系列)

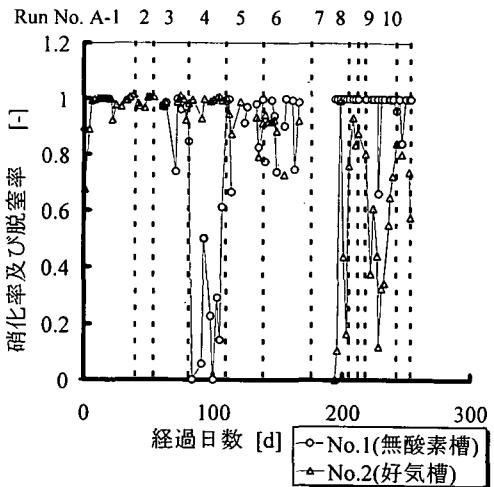


図-11 硝化率および脱窒率 (A 系列)

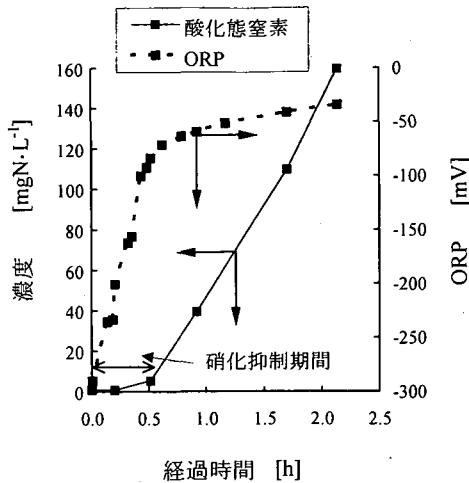


図-12 ORP と硝化活性との関係

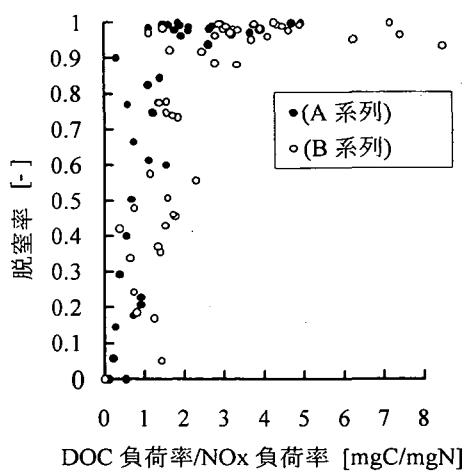


図-15 C/N 負荷率比と脱窒率との関係

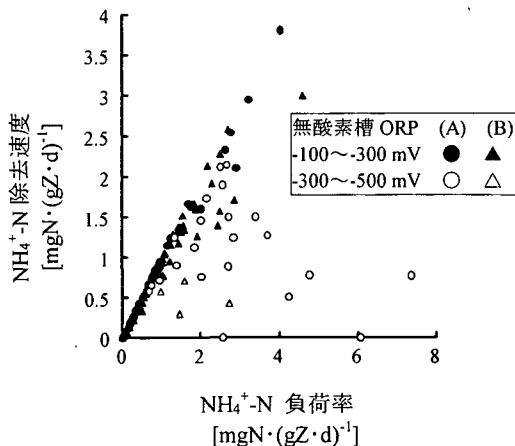


図-13 アンモニア性窒素の負荷率と除去速度の関係

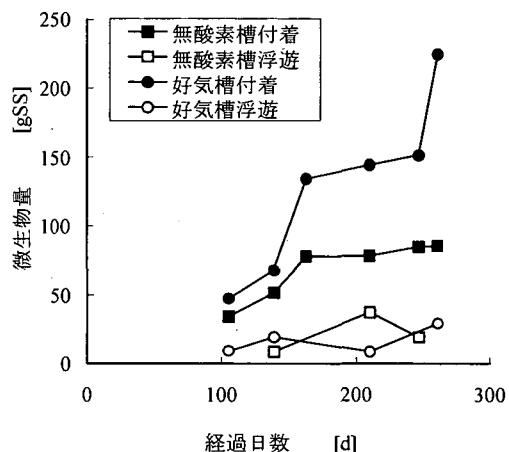


図-16 各反応槽での付着、及び浮遊微生物量

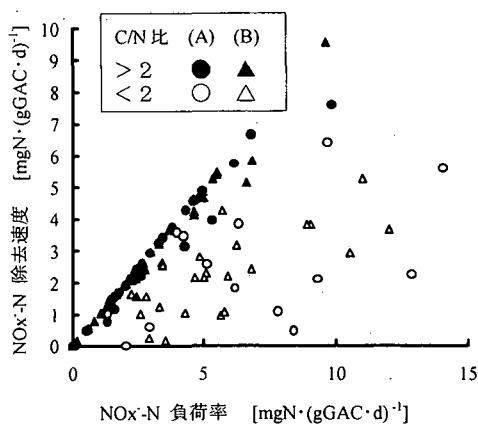


図-14 酸化態窒素の負荷率と除去速度の関係

図-13 に第2反応槽におけるゼオライト単位重量あたりのアンモニア性窒素負荷率と処理効率より計算されるゼオライト単位重量あたりの硝化速度との関係を、また図-14 に第1反応槽における活性炭単位重量あたりの酸化態窒素負荷率と処理効率より計算される活性炭単位重量あたりの酸化態窒素除去速度との関係を示した。さらに図-15 に第1反応槽への酸化態窒素負荷率に対する溶解性有機炭素負荷率の比($\text{mgC}/\text{mgN:C/N}$ 比)と、酸化態窒素除去率との関係を示した。図-13 から、本装置では、第1槽の ORP が -100 から -300 mV の範囲で制御されている条件下においては、アンモニア性窒素負荷率が $4.0 \text{ mgN} \cdot (\text{gZ} \cdot \text{d})^{-1}$; $[6.8 \text{ mgN} \cdot (\text{cm}^3 \text{Z} \cdot \text{d})^{-1}]$ までは良好に硝化をなしうることが示されている。また図-14 および図-15 から、酸化態窒素負荷率が $7.0 \text{ mgN} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$; $[7.7 \text{ mgN} \cdot (\text{cm}^3 \text{GAC} \cdot \text{d})^{-1}]$ の範囲までは、

酸化態窒素負荷率に対する有機物負荷率の比が 2 mgC/mgN 以上のケースにおいて 90%以上の酸化態窒素除去率が得られることが示されている。そして溶解性有機炭素負荷率は、無酸素槽において $18\text{mgC} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$; $[20\text{mgC} \cdot (\text{cm}^3\text{GAC} \cdot \text{d})^{-1}]$ まで上昇させうることも示された。これらの結果は、A 系列と B 系列の両者において同様であり、担体投入率の異なるケースにおいても同様の結果が得られ、反応器の設計因子として、担体あたりの除去速度を考慮する事が有用であると考えられる。パイロットプラントでの連続通水処理実験での浮遊および付着の各存在部位での微生物量測定結果を図-16 に示す。これらの実験においてタンパク質は SS に対して重量比で 0.47 であることが示されたので、タンパク質の測定結果を SS 量に換算して生物量として表示してある。反応槽内での担体充填部およびその上の担体が存在しない部位での単位容積あたりの SS 量は、付着微生物量が浮遊微生物量に比べて 3 ~18 倍高いことが示されている。担体付着微生物量は活性炭で $4\sim 14\text{mgアルブシン} \cdot \text{g 活性炭}^{-1}$ 、ゼオライトで $1\sim 6\text{mgアルブシン} \cdot \text{g ゼオライト}^{-1}$ の範囲内であった。担体(体積)投入率 10%とすると、1L 中に活性炭、ゼオライトは各々 110g、170g 存在することなる。このとき反応槽内の微生物濃度は活性炭担体の脱窒槽において $940\sim 3300\text{mgSS} \cdot \text{L}^{-1}$ 、ゼオライト担体の硝化槽において $360\sim 2200\text{mgSS} \cdot \text{L}^{-1}$ の微生物が存在することとなる。担体投入により、その場の条件に応じた微生物の高濃度集積化が可能になることが示されている。

4. 結論

本研究では、汚泥乾燥工程廃水を対象に生物活性炭反応器および生物ゼオライト反応器を組み合わせた処理法による処理特性と安定処理成績を得るために操作因子についての検討を試みた。また、生物量についての考察も試みた。本章で得られた主な成果は以下の通りである。

- (1) 乾燥工程スクラバー廃水中の有機物ならびに窒素除去を行うにあたり、本処理法は、硝化阻害物質の活性炭吸着と生物分解による除去ならびにゼオライトのアンモニア性窒素吸着による液中アンモニア性窒素濃度の低下によって硝化菌の活性を高く維持することが可能で、また硝化菌を担体に高濃度に保持することが可能な有効な処理法である。
- (2) 硝化槽において単位ゼオライトあたりのアンモニア性窒素負荷率が $4.0\text{mgN} \cdot (\text{gZ} \cdot \text{d})^{-1}$; $[6.8\text{mgN} \cdot (\text{cm}^3\text{Z} \cdot \text{d})^{-1}]$ までは良好な硝化をなしうること、また脱窒槽において酸化態窒素負荷率が $7.0\text{mgN} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$; $[7.7\text{mgN} \cdot (\text{cm}^3\text{GAC} \cdot \text{d})^{-1}]$ の範囲までは、酸化態窒素負荷率に対する有機物負荷率の比が $2\text{mgC} \cdot \text{mgN}^{-1}$ 以上のケースにおいて 90%以上の酸化態窒素除去が得られることが示された。すなわち本研究の対象廃水の場合には、GAC およびゼオライト投入率が、4.5%および 11%の場合には合計の HRT が 16 時間で反応器内の水温が 30°C のケースにおいて、有機物および窒素の除去について安定した処理が得られる。

(3) 溶解性有機炭素負荷率は、無酸素槽において $18\text{mgC} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$; $[20\text{mgC} \cdot (\text{cm}^3\text{GAC} \cdot \text{d})^{-1}]$ まで上昇させうる。

(4) 無酸素槽での ORP の低下は、後続的好気槽での硝化活性に悪影響を与えるため、その -150 ~ -250 mV の範囲での制御は重要である。

(5) 第 1 反応槽での活性炭付着微生物量は、 $4\sim 14\text{mg アルブシン} \cdot \text{g 活性炭}^{-1}$ であり、第 2 反応槽でのゼオライト付着微生物は $1\sim 6\text{mgアルブシン} \cdot \text{g ゼオライト}^{-1}$ の範囲内であった。これらは SS 換算で各々 $8.5\sim 30\text{mgSS} \cdot \text{g 活性炭}^{-1}$ 、ゼオライトで $2.1\sim 13\text{mgSS} \cdot \text{g ゼオライト}^{-1}$ となり、担体投入により、微生物の高濃度集積化が可能になる。

謝辞：本研究の一部は文部省科学研究費(基盤研究(A)(2) 06558085)の補助を得て行ったものである。

参考文献

- 1) 津野 洋、宗宮 功、渡辺尚之、松本信行：ポリウレタン付着微生物反応器による都市下水の BOD 除去及び硝化に関する研究、下水道協会誌論文集、Vol. 30, No. 357, pp. 41-50, 1993.
- 2) 角野秀樹、木田孝一：硝化に及ぼす返流水の影響、第 32 回下水道研究発表会講演集, pp. 520-522, 1995.
- 3) 中村栄一、小森行也：土木研究所資料第 2972 号。
- 4) 田中宏明、中村栄一、小森行也：2, 4 ジクロロフェノールを含む下水の活性汚泥処理特性、第 30 回下水道研究発表会講演集, pp. 762-764, 1993.
- 5) A. C. Anthonisen, R. C. :Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid , Journal WPCF, Vol. 48, No. 5, pp. 835-853, 1976.
- 6) Prakasam, T. B. S and Loehr, R. C : Microbial nitrification and denitrification in concentrated wastes , Wat. Res. , pp. 859-869 , 1972.
- 7) 西村文武、宗宮功、津野洋、岩部秀樹：汚泥乾燥工程

- スクラバー廃水の活性炭流動床による硝化に関する研究、水環境学会誌、第18巻、第6号、pp. 489-498、1995。
- 8) 栗林宗人：返流水対策を考慮した下水処理システム設計に関する研究、京都大学学位論文、1985。
- 9) 津野洋、宗宮功、西村文武、高原伸兒：汚泥乾燥工程廃水中の硝化阻害物質の同定に関する研究、土木学会環境工学研究論文集、第33巻、pp.311-320、1996。
- 10) 津野 洋、西村文武、宗宮功：生物ゼオライトを用いたアンモニア性窒素の除去特性に関する研究、土木学会論文集；No. 503/II-29, pp. 159-166 , 1994.
- 11) Barnard, J. L. : Biological Denitrification, *Wat. Pollut. Control*, Vol. 72, pp. 705-720 , 1973.
- 12) 日本下水道協会：下水試験方法、1994.
- 13) APHA, AWWA, WPCF : Standard Methods, 17th Ed. 1992.
- 14) 日本生化学学会編：生化学実験講座 1 タンパク質の化学 I、東京化学同人。
- 15) 宗宮功、津野洋、山田登志夫、山下洋正：脱窒菌における脱窒機能発現機構に関する研究、下水道協会誌 (Vol. 31, No. 375)論文集, No. 11, pp. 86-99, 1994.
- 16) 西村文武、津野洋、宗宮功：付着微生物量の測定に関する研究、環境衛生工学研究、Vol. 10, No. 3, pp. 245-250 , 1996.

(1996. 8. 1 受付)

OPERATIONAL PARAMETERS OF COMBINED BAC AND BZ REACTOR FOR NITROGEN REMOVAL FROM SLUDGE-DRYING SCRUBBER WASTEWATER

Hiroshi TSUNO, Fumitake NISHIMURA and Isao SOMIYA

A combined biological activated carbon (BAC) and biological zeolite (BZ) reactor was applied to treatment of scrubber-washed wastewater from sludge drying process. Successful treatment performance of both organics and nitrogen was accomplished. Appropriate nitrogen loading rate for fine and stable treatment was shown to be less than $7 \text{ mgNO}_x^- \cdot \text{N} \cdot (\text{gGAC} \cdot \text{d})^{-1}$ for denitrification in BAC tank and less than $4 \text{ mgNH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot (\text{gZeolite} \cdot \text{d})^{-1}$ for nitrification in BZ tank. DOC/NO_x⁻-N loading ratio to BAC tank was required to be more than $2.0 \text{ mgDOC} \cdot (\text{mgNO}_x^- \cdot \text{N})^{-1}$ for successful denitrification. ORP control in the anoxic tank in the range from -150 to -250 mV was shown to be also important.