

前凝集・生物膜ろ過反応器と その運転制御法の開発

日高 平¹・津野 洋²・岸本 直之³・中本 正明⁴

¹正会員 博(工) 京都大学大学院助手 工学研究科環境工学専攻
(〒606-8501 京都市左京区吉田本町); CREST of JST(科学技術振興事業団)

²フェロー会員 工博 京都大学大学院教授 工学研究科環境工学専攻
(〒606-8501 京都市左京区吉田本町); CREST of JST(科学技術振興事業団)

³正会員 博(工) 京都大学大学院講師 工学研究科環境工学専攻
(〒606-8501 京都市左京区吉田本町)

⁴大阪府土木部 副理事兼下水道課長 (〒540-8570 大阪市中央区大手前2丁目)

本研究では、地域の水循環を支えるための省面積で維持管理の容易な処理法として、前凝集・生物膜ろ過反応器の開発を試みた。実下水を用いたパイロットプラントの約7ヶ月間におよぶ連続運転の結果、ろ床部の水理学的滞留時間3.2hで、SS濃度は3 mg/L以下、透視度は100 cm以上、T-ATU-BOD濃度は5 mg/L以下、窒素濃度は2 mgN/L以下、リン濃度は0.2 mgP/L程度の処理水が安定して得られた。そして、効率的な窒素除去のためには、ORPを指標とした循環率制御が重要であることを提示した。連続硝酸計によるメタノール注入量制御、連続溶存酸素計による曝気量制御、および圧力計による逆洗制御により、処理効果の安定性ととともに、維持管理の面からも本反応器の有用性が実証された。

Key Words : *biological filtration, pre-coagulation, nitrogen removal, phosphorus removal, control strategy*

1. はじめに

下水道は、広範な流域を網羅する水輸送体系を有しており、地域の安定した水資源となる可能性を有していることから、地域の健全な水循環の核となるべくシステムの検討がなされている¹⁾。そのためには、地域の水循環上の拠点として、中継ポンプ場など任意の場所で下水の高度処理施設を設置し、池沼、せせらぎ、水景保全、都市用水などで、高度処理レベルの水量の水が必要なところでの水源として下水を再利用することが有用である²⁾。この場合、大規模な終末処理場とは異なり常駐の管理者の確保が難しく、維持管理が容易で安定した処理が求められる。ただし、この施設において沈殿池やろ床の逆洗排水から発生する汚泥の処理は、既存の下水道を利用して輸送し終末処理場で処分するという役割分担が可能である。必要な量の再利用可能な水を得ることに主眼を置けばよく、従来の終末処理場向けの高度処理とは異なる設計思想の高度処理法が必要不可欠である。

これらの要求を踏まえて、前凝集・生物膜ろ過反応

器の開発が試みられている³⁾。前凝集処理は、後段の生物処理への浮遊物質や有機物の負荷を低減させるとともに、リンを効率的に除去しうる^{3), 4), 5), 6), 7)}。生物処理に適用する生物膜ろ過反応器は、ろ過といった物理的效果とろ材表面に付着増殖した微生物群による生物反応とを同時に活用することが可能である^{3), 5), 8), 9), 10), 11)}。その結果、生物膜ろ過反応器は、最終沈殿池が不要であり省面積の反応器となること、自動制御を組み込むことで維持管理の容易な反応器となることが実証されている。ただし、従来の研究プロセスでは、窒素除去について循環法を採用しており、その除去率には限界がある。

本研究では、無酸素性ろ床および好気性ろ床による循環法の後段に、仕上げろ床を組み込み、窒素除去率の向上を目指した。仕上げろ床への流入箇所ではメタノールを添加することにより、ほぼ完全な脱窒が期待できる。あわせて、前段の無酸素性ろ床および好気性ろ床については、水理学的滞留時間(HRT)および循環率を前報³⁾とは変化させることで、それらの影響をさらに考察した。そのために、パイロットプラント規模の反応器を製作し、実下水による連続ろ

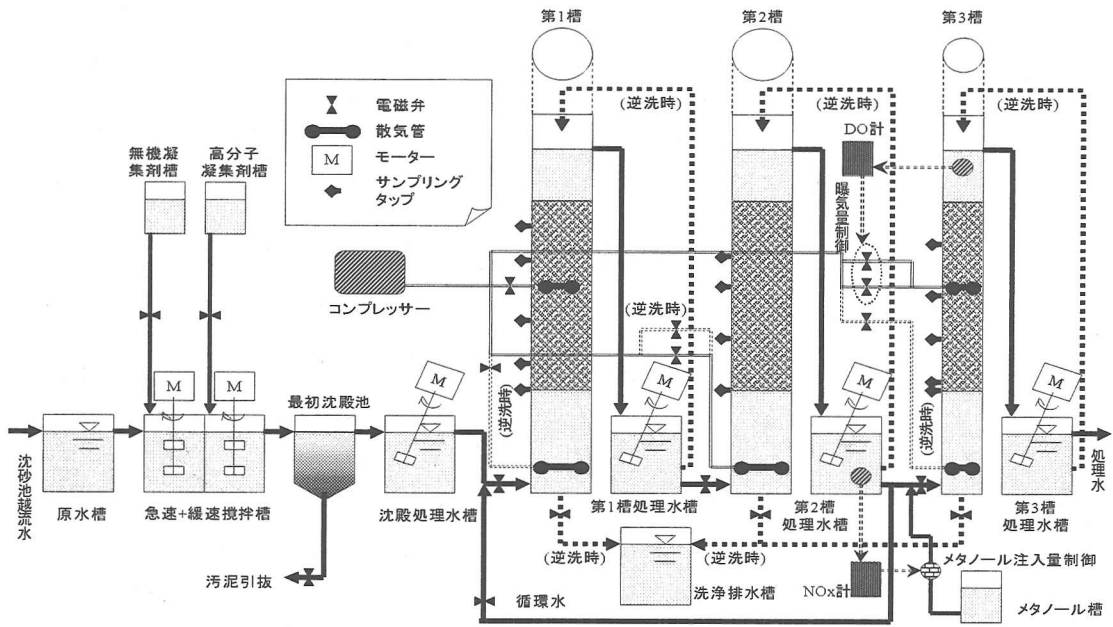


図-1 実験装置

理実験を行い、本反応器の処理特性の把握と設計操作因子の検討を行うとともに、運転制御法の確立を試みた。なお、大腸菌などの指標については、本反応器の後段での塩素処理などもあわせて考慮すべきであり、本研究での目標水質は、下水の高度処理として求められる栄養塩除去を考慮して、 $SS \leq 5 \text{ mg/L}$ 、 $BOD \leq 5 \text{ mg/L}$ 、 $窒素 \leq 2 \text{ mgN/L}$ 、 $およびリン \leq 0.5 \text{ mgP/L}$ とした。

2. 実験方法

(1) 実験装置

図-1に示される実験装置を、合流式下水道である大阪府の寝屋川北部流域下水道の鴻池処理場に設置した。鴻池処理場の沈砂池越流水を本研究の対象下水とし、前凝集沈殿処理の後に生物膜ろ過反応器による生物処理を行った。

生物膜ろ過反応器は、第1槽、第2槽および第3槽の3槽より構成した。第1槽および第2槽は円筒形で、直径50 cm、高さ381 cmとした。第3槽も円筒形で、高負荷運転の実験にも対応できるように、第1槽および第2槽との釣り合いを考え、直径20 cm、高さ400 cmとした。通水方向は、いずれの槽でも上向流式を採用した。ろ材としては、洗浄の簡易さを考慮して、浮上性の発砲ポリスチレン製のろ材を用いることとした。有効径は、第1槽のろ材で6 mm、第2槽のろ材

で4 mm、第3槽のろ材で3 mmとした。比重は0.16であり、空隙率は0.4程度である。ろ床厚は、一般的に2~4 mを採用することが多く、本研究では縦に積み重ねる可能性も考慮して、2 mとした。槽上部には、ろ材の流出を防止すると共に、均一な集水を保持するため、ウェッジワイヤースクリーンを設置した。運転時の曝気および空気洗浄を行うために、各槽の底部に散気管を設け、コンプレッサーから曝気を行えるようにした。

生物膜ろ過反応器の前段では、無酸素性ろ床(第1槽)、および好気性ろ床(第2槽)を組み合わせ、好気性ろ床から無酸素性ろ床へは硝化液を循環させた。後段には仕上げろ床(第3槽)を付加することで、より高度な処理を可能とした。仕上げろ床は、上向流式としてろ床の中間部より曝気することで、下部を無酸素性ろ床、上部を好気性ろ床とした。流入前に有機物を添加することにより下部で残存酸化態窒素を脱窒させ、上部では残存有機物の酸化およびDO濃度の回復を行い、SS成分も更に除去するという、仕上げの処理を行った。仕上げろ床により、ほぼ完全な窒素除去が期待できる。

(2) 自動制御の活用

近年各水質項目の連続測定技術の進歩により、オンライン制御が可能になってきた。生物膜ろ過反応器では、滞留時間が短いので、特に素早い応答が求められる。Puznava¹⁾は、無酸素性ろ床で、酸化

表-1 凝集沈殿条件

			設定値
流量		L/min	10
急速攪拌槽	HRT	min	5
緩速攪拌槽		min	5
急速攪拌槽	G値	1/sec	298
緩速攪拌槽		1/sec	80
FeCl ₃ 添加量		mgFe/L	10
高分子凝集剤添加量		mg/L	0.25

態窒素濃度をオンラインで測定し、メタノール添加量を制御した。流入酸化態窒素濃度を測定した制御(フィードフォワード制御)、流出酸化態窒素濃度を測定した制御(フィードバック制御)、そして両者を測定した制御の3種類を比較した。その結果、両者を測定した制御が最も効果があったものの、これは2ヶ所での測定が必要で、初期費用が高くなる。流出濃度の測定はあくまで安全のためであり、流入濃度のみを測定した制御で十分効果があるとしている。そして、この制御を導入することによって、メタノール添加量を20%削減した。Koch・Siegrist¹³⁾も、3次処理に適用した無酸素性ろ床で、流入酸化態窒素濃度をオンラインで測定し、メタノール注入量を制御する運転を行い、成果を上げている。Puznaváほか¹⁴⁾は、好気性ろ床を用いた硝化処理で、DO濃度およびアンモニア性窒素濃度のオンライン測定により、曝気量制御を行い、処理成績や処理の安定性が増し、運転費用が低減することを示した。Sorensenほか¹⁵⁾は、好気性ろ床および無酸素性ろ床へ各制御を組み込み、処理成績の向上や運転費用の低減を実証している。

これらの実験では、メタノール注入量や曝気量を制御することで、より効率的な処理が実現されている。しかしながら、脱窒処理後の残存酸化態窒素濃度は、1.5~3 mgN/L程度に設定されており、その後に曝気は行っていない。これに対して、脱窒処理後の酸化態窒素濃度が0.5 mgN/L以下まで除去されるように有機物を添加しても、その後再曝気を行うことで、残存有機物の除去およびDO濃度の回復を行える^{16,17)}。本研究では、生物膜ろ過反応器において、再曝気を組み込み残存酸化態窒素濃度0.5 mgN/L以下までの脱窒を試みた。そして、より維持管理が容易で運転費用が低減できる反応器を目指して、以下に述べるa) b) c)の自動制御を組み込んだ。

a) 連続硝酸計によるメタノール注入量制御

酸化態窒素濃度に応じたメタノール注入量を設定し、高度の窒素除去を可能にするとともに無駄な注入を防ぎ、再曝気処理を容易にするための制御である。連続硝酸計としては、DiaMon Multi(ブランルーベ社製)を用いた。これは、試料をセラクリン(ブランルーベ社製)でろ過し、UV法により硝酸態窒素濃度を測定するもので、約20分間隔で測定した。本研究では、第2槽処理水の酸化態窒素濃度を連続的に測定し、それに基づいて第3槽へのメタノール注入量を制御した。

b) 連続溶存酸素計による曝気量制御

処理の安定化とともに、不必要な曝気を防ぎ、運転費用を低減するための仕上げろ床(第3槽)流出水のDO濃度制御である。連続溶存酸素計としては、

DO402溶存酸素計(横河電機社製)を用いた。DO濃度の測定値に応じて、曝気量を2段階(曝気量1<曝気量2)で設定した。通常は曝気量1で運転し、DO濃度が設定値未満となった場合に曝気量は曝気量2となる。そして、DO濃度が設定値にある余裕分(本研究では0.5 mg/Lとした)を加えた値に達したら、曝気量は曝気量1に戻る。

c) 圧力計による逆洗制御

生物膜ろ過反応器の場合、運転を継続するとろ床部にSS成分が捕捉され、損失水頭が増加するので、逆洗操作が必要である。ろ床の逆洗操作は、空気洗浄、処理水による洗浄および排水の過程を組み合わせ設定し、1回につき12分間で行った。脱窒に関わる微生物はほとんどが通性嫌気性であり、通常運転時には曝気を行わない第1槽および第3槽(下部)でも、曝気による洗浄を行って問題がない。これらの操作は全て、シークエンサーや電磁弁などを活用しながら自動運転で行った。洗浄操作は、損失水頭が設定値を超過した場合、もしくは洗浄後の処理継続時間が設定値を超過した場合に開始するように自動運転を組み込んだ。

(3) 運転条件

前凝集沈殿条件を表-1に、生物膜ろ過反応器での運転条件を表-2にそれぞれ示す。本研究では、運転期間をRun 0からRun 5までの6つに分けた。Run 0は、第3槽の馴致期間である。第1槽および第2槽は、日高ほか¹⁸⁾の実験に引き続いて運転した。第3槽は、0日目(2000年12月9日)に運転を開始した。活性汚泥を第3槽に70 L投入し、微生物がろ材上に付着するようにろ床部全体の曝気を2日間行った。そして、2日目より、Run 1と同一の流量で通水を開始した。Gomezほか¹⁹⁾は、浸漬ろ床による地下水からの硝酸態窒素除去処理において、サッカロース、メタノール、およびエタノールを水素供与体として比較した実験を行った。その結果、メタノールやエタノールを用いた場合は、サッカロースに比べて、必要C/N比が低く、亜硝酸の蓄積や微生物の増殖による閉塞が進行しにく

表-2 実験条件

			Run No.					
経過日数			Run 0	Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5
			0-28	29-55	56-101	102-143	144-168	184-229
原水ベース 空塔HRT (ろ床部)	第1槽	h	0.9					
	第2槽	h	1.1		1.3	1.2	1.1	
	第3槽	h	1.0		1.0	0.7	0.5	1.0
	合計	h	3.0		3.2	2.8	2.5	3.0
原水ベース 空塔HRT (反応器)	第1槽	h	1.8					
	第2槽	h	2.1		2.5	2.4	2.1	
	第3槽	h	1.9		1.9	1.3	1.0	1.9
	合計	h	5.8		6.2	5.5	4.8	5.8
硝化液循環率		-	1			1.5		
LV(循環水を含めて)	第1槽	m/d	103					
	第2槽	m/d	86		73	96	110	
	第3槽	m/d	50		50	73	100	50
メタノール注入率	mgCOD/mgN	11-17	3.5-10	4.5			5	
メタノール注入率制御	-	無			有			
第1槽逆洗条件	-	損失水頭が2 mに達した時						
第2槽逆洗間隔	d	6	7	7	7	7	7	7
第3槽逆洗間隔	d	損失水頭が2 mに達した時						
第2槽曝気量	m ³ /(m ² ·min)	0.15						
第3槽DO設定値	mg/L	6						
第3槽 曝気量	*	m ³ /(m ² ·min)	0.03				0.045	
	**	m ³ /(m ² ·min)	0.09				0.135	

* DO濃度が設定値以上の時

** DO濃度が設定値未満の時

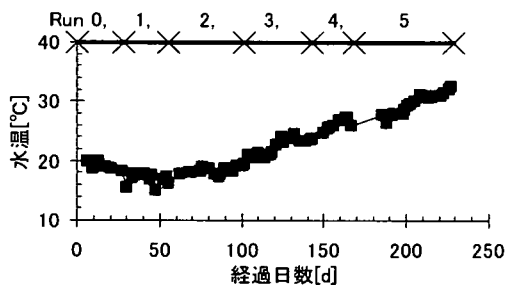


図-2 水温の経日変化

く、水素供与体として適切であることを示している。メタノールは安価であり、本研究では添加有機物としてメタノールを用いた。Run 0では微生物の増殖を促進するために、メタノール注入量を、必要COD/N比の3倍量を目安として11~17 mgCOD/mgNに設定した。ろ床部全体の曝気はRun 0の6日目まで継続し、その後ろ床中間部からの曝気に切り替えた。Run 1では、必要メタノール量を把握するために、COD/N比を3.5~10 mgCOD/mgNの範囲で変化させた。その結果をもとにRun 2~Run 5ではCOD/N比を設定値で一定とした条件下で運転を行った。

運転期間中の水温の経日変化は図-2に示すとおり

であり、冬期には15°C程度が維持された。ろ床部の原水ベース空塔HRTを、第1槽で0.9 hに設定し、第2槽は1.1~1.3 hの間で、第3槽は0.5~1.0 hの間で変化させた。低水温期のRun 2における合計HRTは3.2 h(第1槽0.9 h、第2槽1.3 h、第3槽1.0 h)である。通水速度(LV)は循環水を含めて、第1槽で103もしくは128 m/d、第2槽で73~110 m/dの間、ならびに第3槽で50~100 m/dの間で変化させた。循環率は、2とすると有機物が不足気味となることが示されているので³⁾、本研究では1もしくは1.5としてその影響を考察した。逆洗は、第1槽および第3槽で損失水頭が2 mを超過した場合、第2槽で処理継続時間が設定値(7 d)に達した場合に行った。

処理状況を把握するため、週1~2回の頻度で水温、DO、およびORPを現地で午前9時~午前10時の間に測定した。あわせてオートサンプラーによる24時間コンポジット採水を行い、pH、アルカリ度、SS、透視度、COD_{Cr}、BOD、各態窒素ならびに各態リンについて水质分析を行った。測定は、下水試験方法およびStandard Method(USEPA)に従って行った。なお、以下の記述で「T-」および「S-」はそれぞれ「全」および「溶解性」の意味であり、「流入」は沈砂池越流水を、「沈殿処理槽」は凝集沈殿処理を経た水で生物処理槽に流入する水を、「第1槽」、 「第2槽」および「第3槽」は生物処理槽の各該当槽

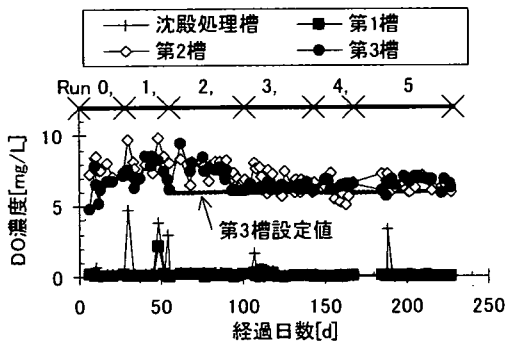


図-3 DO濃度の経日変化

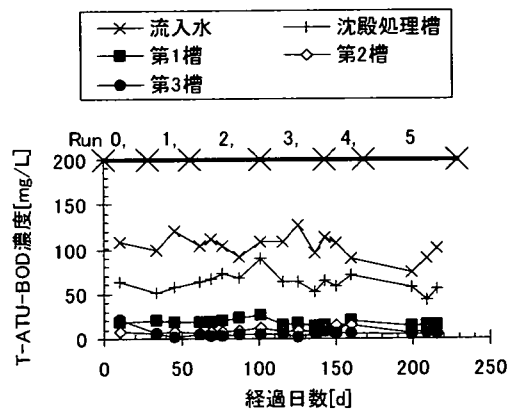


図-6 T-ATU-BOD濃度の経日変化

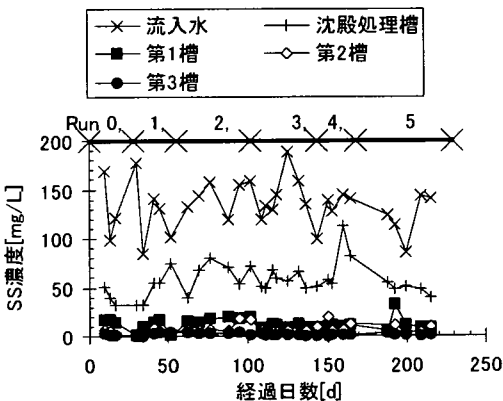


図-4 SS濃度の経日変化

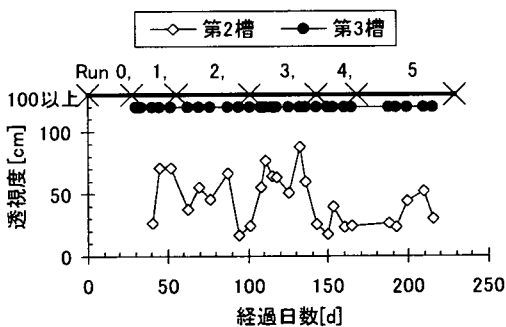


図-5 透視度の経日変化

からの流出水を指す。本反応器では最終沈殿池を設けていないので、第3槽の流出水が処理水となる。

3. 実験結果および考察

(1) 処理成績

DO濃度についての経日変化を図-3に示す。雨天時を除いて、第1槽および第2槽でそれぞれ0および6~9 mg/L程度が維持され、脱窒および硝化に適した条件

が保たれた。第3槽では、Run 2以降、DO濃度に基づいた曝気量制御を行い、設定値である6 mg/Lを安定して維持できた。

SS濃度についての経日変化を図-4に示す。100 mg/L前後で流入し、生物処理への流入時には20~50 mg/L程度まで低下した。第2槽の処理水で5~10 mg/L程度が、また第3槽の処理水では1~3 mg/L以下が維持された。これより、生物膜ろ過反応器は、最終沈殿池以上のSS除去機能を有し、また安定した処理を行えることが示された。

透視度についての経日変化を図-5に示す。第2槽では、SS成分の変動に応じて、20~80 cmの範囲で変動したものの、第3槽では透視度の観点からも仕上げの処理が行われ、常に100 cm以上が維持された。処理水再利用の目的によっては、五感による判断で清澄であることも心理的に重要であり、その意味でも、見た目に清澄な処理水が得られることが実証された。

T-ATU-BOD濃度の経日変化を図-6に示す。100 mg/L程度で流入後、生物処理への流入時には、40~70 mg/L程度まで除去された。第2槽の処理水は7~10 mg/L程度を、第3槽の処理水ではおおむね5 mg/L以下が維持できた。これより、目標水質を満足し安定した有機物除去性能が示された。ただし、第3槽の空塔HRTを0.5 hとしたRun 4では、脱窒能力に問題がなかったものの、処理水のBOD濃度が数mg/L増加する傾向が見られた。処理の安定性を確保するためには、低水温期以外でも第3槽の空塔HRTを1.0 hとすることが必要である。

各態窒素濃度についての経日変化を図-7に示す。第2槽のアンモニア性窒素濃度は、第2槽の原水ベース空塔HRTを1.1 hとしたRun 1で、1.5 mgN/L程度残存した。原水ベース空塔HRTを1.3 hとしたRun 2で

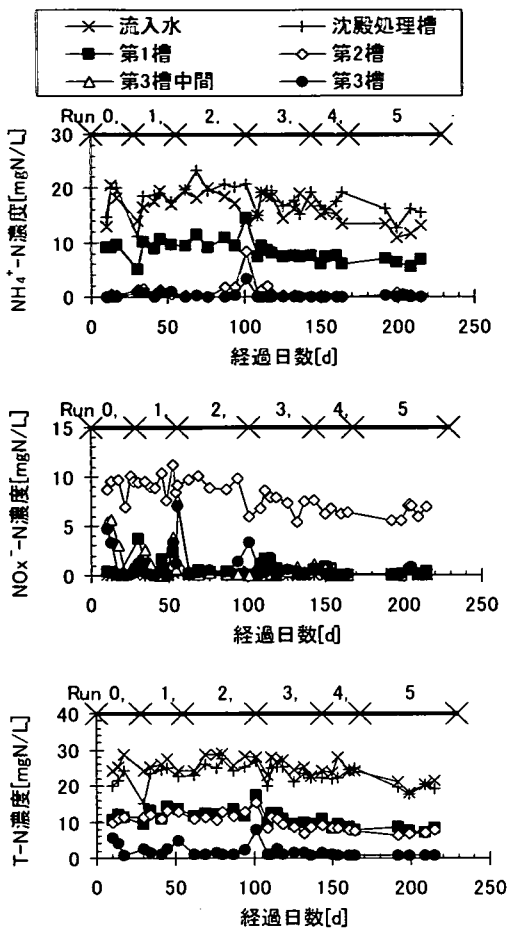


図-7 窒素濃度の経日変化

は、後述のORP低下時を除いて厳冬期にもかかわらず0.3 mgN/L以下にまで硝化が進行した。なお、水温が25°Cを超えたRun 4以降は、原水ベース空塔HRT 1.1 hで十分であった。脱窒についても、第1槽では残存酸化態窒素がほぼ1 mgN/L以下であり良好であった。ただ、循環率を1もしくは1.5に設定したので、理論的な窒素除去率は低くなり、第2槽の処理水のT-N濃度は11 mgN/L程度であった。第3槽では連続硝酸計を用いて、注入メタノールのCOD/N比を制御しており、その経日変化を図-8に示す。ほぼ設定値のメタノールが添加されたことが示されている。第3槽からの流出水の酸化態窒素濃度は、運転開始10日後で5 mgN/L程度残存しており、その後徐々に低下した。22日目以降は安定して1 mgN/L以下まで脱窒が完了するようになった。第3槽での脱窒は、空塔HRTを1.0 h(そのうち無酸素部分は0.5 h)とした低水温期を含めて、Run 2以降は必要なメタノールを添加したことで確実

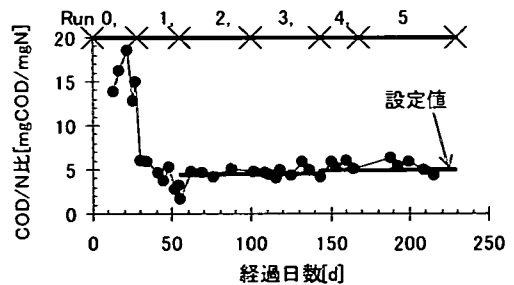


図-8 仕上げ槽メタノール注入のCOD/N比の経日変化

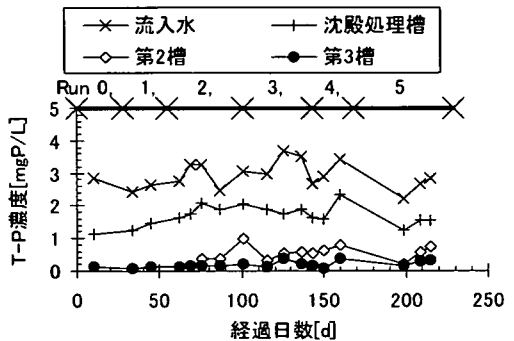


図-9 リン濃度の経日変化

に進行し、残存酸化態窒素濃度はおおむね0.5 mgN/L以下であった。これより、第3槽処理水のT-N濃度は、前段までの処理に問題が無かった場合、1~2 mgN/L以下が安定して維持された。

リン濃度についての経日変化を図-9に示す。T-P濃度は3 mgP/L前後で流入し、前凝集処理後の、生物処理槽への流入時に0.5~2 mgP/L程度であった。第2槽の処理水では、0.5 mgP/Lまで安定して除去された。第3槽でも固形性成分を中心に除去が進み、第3槽の処理水では0.2 mgP/L程度で維持された。

本研究で設定したLVの範囲内では、処理水質にほとんど影響が見られなかった。これらより、低水温期に目標水質を達成するために必要な原水ベース空塔HRTは、Run 2の条件である合計3.2 h(第1槽0.9 h, 第2槽1.3 h, 第3槽1.0 h)であることが示された。

(2) 循環率と窒素除去率の関係

第1槽および第2槽の出口では、ORPが-120 mV以下で脱窒の完了が、+120 mV以上で硝化の完了が示されることが報告されている³⁾。100日目辺りで第2槽流出水での残存アンモニア性窒素濃度がやや増加したのは、第1槽でのORP低下が原因と考えられた。そこで、日高ほか³⁾による実験データも含めて第1槽出口

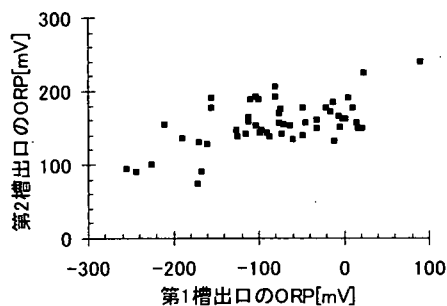


図-10 第1槽のORPと第2槽のORPの関係

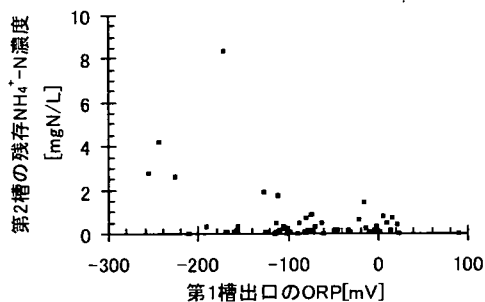


図-11 第1槽のORPと硝化の関係

表-3 低水温期における循環率と窒素除去率の関係

		Run 2	Run 3	日高ほか ³⁾
循環率	[-]	1	1.5	2
沈殿処理槽のS-N濃度	[mgN/L]	22.6	20.5	21.3
沈殿処理槽のS-ATU-BOD濃度	[mg/L]	36.1	29.9	35.5
第1槽のNO _x -N濃度	[mgN/L]	0.3	0.7	4.3
第2槽のS-N濃度	[mgN/L]	10.9	8.7	12.1
沈殿処理槽-第2槽間のS-N除去率	[%]	51.8	57.6	43.2
理論除去率	[%]	50	60	66.7

でのORPと第2槽出口でのORPの関係を図-10に示す。ここでは、アンモニア性窒素負荷が限界に達していたと考えられるRun 1の結果を省き、第2槽の曝気量は $0.15 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ の場合のみを検討した。第1槽出口でのORPが低下するに従い、第2槽出口でのORPも低下する傾向が見られる。第2槽出口でのORPを+120 mV以上に維持するには、第1槽出口でのORPを-150 mV以上にすることが必要である。第1槽出口でのORPと第2槽出口での残存アンモニア性窒素濃度の関係を図-11に示す。第1槽のORPが-150 mV以下の場合、残存アンモニア性窒素濃度の増加が目立っている。第1槽のORP低下時には、第2槽の曝気量を上げるか³⁾、循環率を上げ第1槽のORPを増加させること(Run 2→Run 3)で、硝化能力は回復した。生物学的窒素除去処理においては、ORP制御の重要性が指摘されている¹⁾。特に、本反応器のように第1槽0.9hおよび第2槽1.1~1.3hという短い床部HRTで良好な硝化・脱窒反応を行うためには、ORP管理も重要であり、第1槽出口で-120 mV~-150 mVの範囲、また第2槽出口で+120 mV以上を維持することが重要である。

低水温期ではほぼ同様の流入水質条件における循環率と窒素除去率の関係を表-3に示す。これらは各Run毎の平均水質である。循環率を1もしくは1.5とした本研究では第1槽での残存酸化態窒素濃度がほぼ0 mgN/L程度まで脱窒が進行し、理論除去率に近い窒素除去率が得られた。一方、循環率を2とした場合は

4 mgN/L程度の酸化態窒素が残存し、窒素除去率も43%まで低下した。

第1槽では有機物源がやや不足する状態にすることで、易分解性の有機物はほぼ第1槽で消費されるようにすると、第2槽への有機物負荷が低減され、最大限の硝化能力が発揮できる。後段で仕上げの処理を行う場合、多少の酸化態窒素が残存していても最終的には除去可能である。ただし、循環率が高すぎる場合は、流入水中の易分解性有機物がDO消費に用いられ、脱窒効率が低下する。逆に、第1槽での脱窒が完全であっても、ORPが極度に低下し第2槽での硝化が不完全でアンモニア性窒素が残存しても、その分の脱窒は第3槽で行われない。このような観点から、流入水中の有機物を最大限に脱窒に活用するためには、循環率を調節するのが最適である。また、第2槽の曝気量を上げた場合、第1槽の処理で残存した流入水中の有機物を好氣的に分解することになり、脱窒効率は不利となる。運転条件の操作により窒素除去率を向上させ、外部からの有機物添加を極力減らすという観点から、第1槽では前述のORP値を維持するような循環率を設定するのが、全体として安定した処理につながるものと考えられる。

(3) 仕上げろ床でのメタノール添加量

第3槽では、脱窒に必要な有機物源として、メタノールを添加し、その添加量の自動制御を試みた。

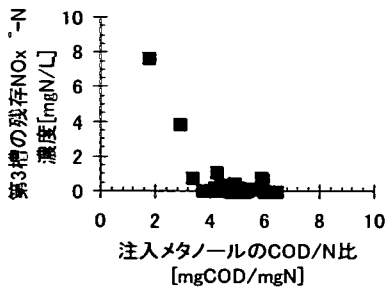


図-12 注入メタノールのCOD/N比と残存酸化態窒素濃度の関係

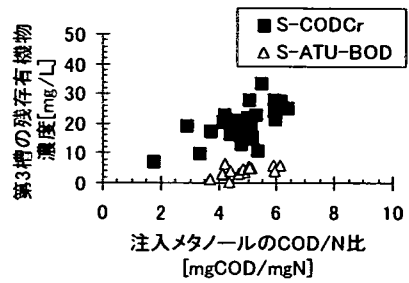


図-13 注入メタノールのCOD/N比と残存S-COD_{Cr}濃度およびS-ATU-BOD濃度の関係

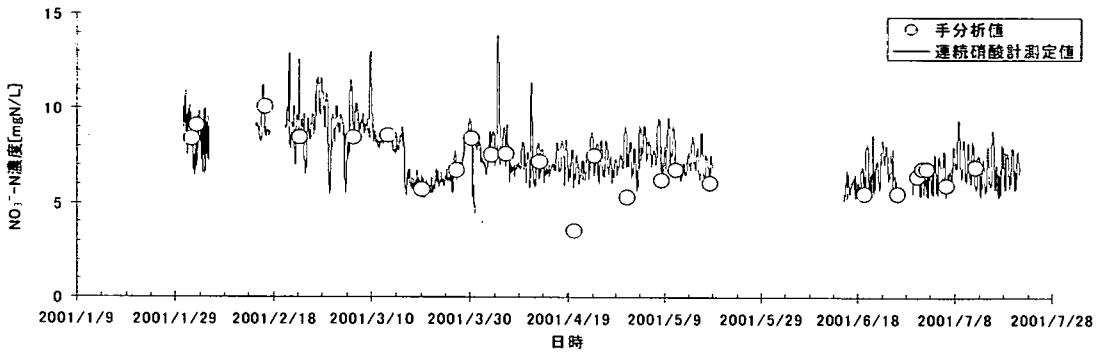
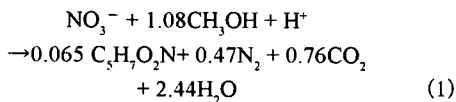


図-14 連続硝酸計の測定値と手分析値の経時変化(24hコンポジットサンプルによる全期間の比較)

メタノールを水素供与体とした酸化態窒素の脱窒反応の化学式として、McCartyら¹⁸⁾は、菌体合成を含めた酸化態窒素の脱窒反応の化学式として、次式を提示している。



実際には、亜硝酸態窒素や溶存酸素が含まれており、必要メタノール量は、次の経験式により計算可能である¹⁸⁾。

$$C_m = 2.47N_0 + 1.53N_1 + 0.87D_0 \quad (2)$$

ここで、 C_m は必要メタノール量[mg/L]、 N_0 は NO_3^- -N濃度[mgN/L]、 N_1 は NO_2^- -N濃度[mgN/L]、 D_0 はDO濃度[mg/L]である。各研究者が実験的に示しているメタノール必要量の値は4~7 mgCOD/mgN程度^{13), 19), 20), 21)}であり、持ち込みDO濃度によりやや異なる。

本研究でも必要メタノール量を把握するために、Run 1では重点的にメタノール添加量を幅広く変動さ

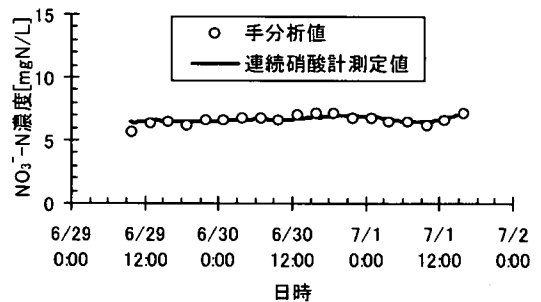


図-15 連続硝酸計の測定値と手分析値の経時変化(2h毎の採水による比較)

せる運転を行った。メタノール添加量と第3槽中間部での残存酸化態窒素の関係を図-12に、メタノール添加量と第3槽出口での残存S-COD_{Cr}およびS-ATU-BOD濃度関係を図-13に示す。COD/N比が4.5 mgCOD/mgN以上の場合、残存酸化態窒素濃度は0.5 mgN/L以下となった。残存有機物については、COD/N比が6 mgCOD/mgN以下の場合、S-COD_{Cr}濃度は20~30 mg/L程度を、S-ATU-BOD濃度は5 mg/L程度をそれぞれ維持することができ、特に問題が無かった。仮に流入

酸化態窒素濃度を10 mgN/L, 流入DO濃度を飽和値の9 mg/Lと想定すれば, 式(2)¹⁰⁾による必要COD/N比は4.6 mgCOD/mgNである。これらの検討結果より, 以後の運転(Run 2~Run 5)でのメタノール注入量を, COD/N比=4.5~5 mgCOD/mgNに設定した。

低温期のRun 6を想定すると, 第3槽への流入酸化態窒素濃度は, 10 mgN/L程度である。COD/N比=5 mgCOD/mgNとした場合, 処理水量1 m³あたり40 ml程度のメタノールが必要である。

(4) 連続硝酸計

24 hコンポジット採水における連続硝酸計の測定値と手分析値の関係を図-14に, 2 h毎の採水における連続硝酸計の測定値と手分析値の関係を図-15にそれぞれ示す。連続硝酸計については, Run 0およびRun 1の期間中の手分析値により調整を行い, 以後の制御に用いた。手分析値は, Cu-Cd還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法(ブラン・ルーベ社製オートアナライザーII)による分析値である。いずれのスケールで見ても, 連続硝酸計は, おおむね硝酸態窒素濃度の増減を測定していたと判断される。なお, 2001年4月20日および5月1日は, 手分析値が連続硝酸計測定値より2 mgN/以上低かった。この2回は, 亜硝酸態窒素濃度が2 mgN/L程度と, 通常0.2 mgN/L以下と比べて高い値であった。このことが, 連続硝酸計の誤差の原因である可能性がある。

連続硝酸計を用いた制御の結果として, 前述の通り(図-8), ほぼ設定値のメタノールが添加された。馴致終了後の脱窒成績は良好であり, 残存酸化態窒素濃度は安定しておおむね0.5 mgN/L以下であった。

これらより, 連続硝酸計によるメタノール注入量制御は着実に行われたことが確認できた。一日の酸化態窒素濃度の変動を考慮して, 最大濃度を基準に一定量のメタノールを添加する場合と比較して, 本研究の場合約10%の添加量を削減できた。必要以上のメタノール注入を防ぐことができ, 運転費用の面からも有効である。下水収集地域が狭く, 流入水質変動の大きな場所での処理では, より大きな削減効果が期待できる。

(5) 曝気量制御

第3槽の再曝気では, DO濃度に応じた曝気量の調節を行った。その結果, 連続運転結果で述べたとおり, 設定値の6 mg/Lを維持できた。DO濃度が6 mg/L以下になると曝気量が増加し, 6.5 mg/Lに達した時点で曝気量が元の状態に戻るという操作が繰り返し行われた。本研究の設定では, 常に曝気量2で運転する場合と比較して, 例えば196日目の運転時には約40%

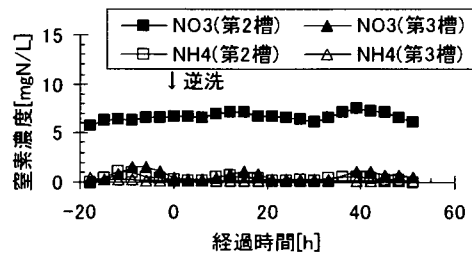
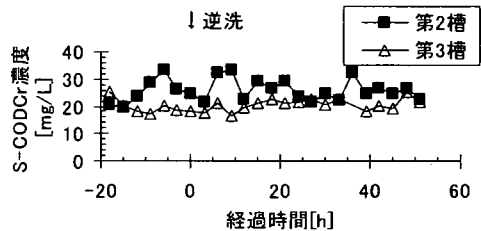
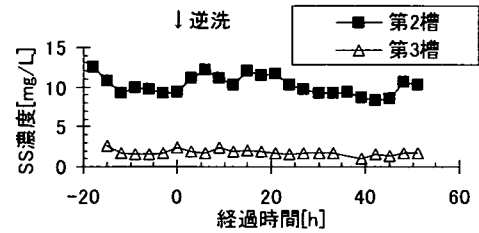


図-16 第3槽の逆洗後の水質変化(Run5)
(逆洗開始(0 h)=203日目4時)

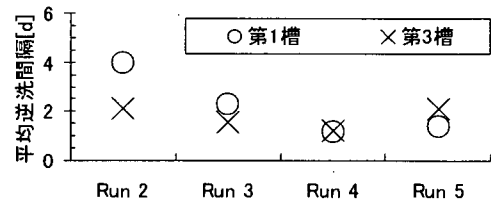


図-17 第1槽および第3槽における平均逆洗間隔

の曝気量を削減できた。曝気量制御により必要以上の曝気を防ぐことができ, 運転費用の面からも有効である。

(6) 逆洗の影響

いずれの槽でも, 逆洗は自動運転にて確実に制御することができた。運転開始後203日目(Run 5)の4時から開始した第3槽の逆洗前後の水質変化を図-16に示す。SS濃度, S-COD_c濃度, 窒素濃度, いずれも, 逆洗による大きな影響は見られず, 安定していた。24 hの平均値で, 第3槽処理水の窒素濃度は0.6 mgN/Lである。

第1槽および第3槽における逆洗間隔の平均値を図-

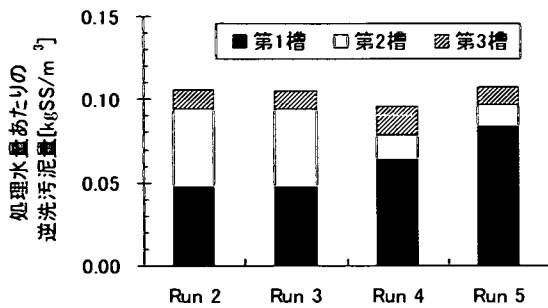


図-18 処理水量あたりの逆洗汚泥量

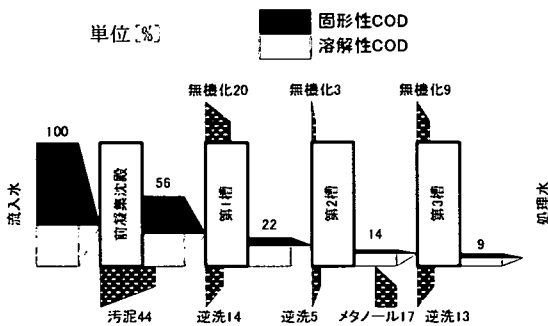


図-19 Run 2の場合の、COD_cベースの物質収支

17に示す。第1槽および第3槽は損失水頭が2 mに達した際に洗浄を開始した。洗浄間隔は、HRT(LV)の影響を大きく受け、Run 4およびRun 5では短く1~2 d程度であった。第2槽については、平均7 dに一度の逆洗を行い、ほとんどの期間で損失水頭は1 m以下であった。これは、固形性物質や有機物の負荷が小さく、曝気を行っていたことで、損失水頭が増加しにくかったためと考えられる。

逆洗により排出された汚泥量を処理水量あたりに換算して図-18に示す。第1槽では、0.05~0.08 kgSS/m³の逆洗汚泥が排出された。第2槽では特にRun 2およびRun 3で多く、0.05 kgSS/m³程度であった。第3槽では、添加したメタノールにより汚泥が発生し、0.01~0.02 kgSS/m³程度の汚泥が排出された。全体としては、0.1 kgSS/m³の汚泥が逆洗汚泥として排出された。Run 2の場合の、COD_cベースの物質収支を図-19に示す。流入水濃度を100%として、17%に相当するメタノールを添加し、32%が逆洗汚泥として排出された。本反応器への流入水質条件で、MLSS濃度2.000 mg/L、HRT 6 hの標準活性汚泥法での処理を想定すると、発生汚泥量は0.05 kgSS/m³程度である²³⁾。本反応器の場合、数日に一度の逆洗を行っており、汚泥の自己分解がほとんど進行せず、固形物滞留時間(SRT)

が通常3~6 d程度²³⁾である標準活性汚泥法よりも汚泥発生量が増加したのと考えられる。

前凝集処理では、凝集剤添加によりSS濃度が40 mg/L程度増加し、処理水量あたりの汚泥引き抜き量は0.10~0.12 kgSS/m³程度であった。一方、本研究での流入SS濃度で、最初沈殿池での除去率を50%²³⁾とすれば、処理水量あたりの汚泥引き抜き量は0.06~0.07 kgSS/m³程度である。すなわち本反応器の場合、全汚泥発生量は標準活性汚泥法の約1.8倍に増加することになる。ただし、本反応器は、必要な再利用水を得ることが目的である。発生汚泥は既存の下水道により輸送し、終末処理場での処理を意図しているため、この程度の増加は問題ないであると考えられる。

4. 結論

本研究では、パイロットプラントにより、前凝集・生物膜ろ過反応器を用いた都市下水の高度処理に関する検討を行った。2000年12月から約7ヶ月間連続処理運転を行った。本反応器の処理特性およびその運転制御法について、得られた主な結論は以下のとおりである。

- (1) 低水温期でも、ろ床部の空塔水理学的滞留時間3.2 h(第1槽0.9 h, 第2槽1.3 h, 第3槽1.0 h)で、SS濃度は3 mg/L以下、T-ATU-BOD濃度は5 mg/L以下、窒素濃度は2 mgN/L以下、リン濃度は0.2 mgP/L程度の処理水が安定して得られた。また、透視度は100 cm以上が維持された。
- (2) 第2槽出口でORPを硝化完了時の目安である+120 mV以上に維持するには、第1槽出口のORPを-150 mV以上にする必要があった。これより、第1槽出口ではORPを-120 mV~-150 mVの範囲を維持するような循環率を設定するのが、全体として有効な処理につながる事が示された。
- (3) 仕上げろ床での必要メタノール添加量は、COD/N比=4.5~5 mgCOD/mgNで良好な処理がなされた。
- (4) 連続硝酸計によるメタノール注入量制御により残存酸化態窒素濃度は0.5 mgN/L以下を、連続溶存酸素計による曝気量制御で処理水のDO濃度を設定値に、それぞれ維持できた。逆洗操作についても安定した動作が確認され、厳冬期も含めて長期運転により本反応器の安定性が実証された。
- (5) 逆洗直後でも処理水質への影響はほとんど見られなかった。全汚泥発生量は標準活性汚泥法の約1.8倍に増加することが示されたものの、本反応器の場合発生汚泥は終末処理場での処理を意図してい

るので、この程度の増加は問題ないと考えられた。

以上より、目標水質を満たす処理水が安定して得られ、各制御法についてもその効果が実証された。そして、本反応器は、地域の水循環を支えるための省面積で維持管理の容易な処理法として有用であることが示された。

謝辞：最後に、本研究は大阪府下水道技術研究会の協力を得て行ったものであり、本研究を遂行するに当たり御配慮いただきました(財)大阪府下水道技術センターならびに寝屋川北部広域下水道組合の皆様へ謝意を表します。

参考文献

- 1) 国土交通省都市・地域整備局下水道部：都市代謝システムの再構築における下水道のあり方に関する調査、2001。
- 2) 津野 洋：親水用水としての下水の再利用、環境技術、Vol.29, No.9, pp.31-35, 2001。
- 3) 日高 平、津野 洋、岸本 直之、中本 正明：前凝集・生物膜ろ過反応器による下水の高度処理、土木学会論文誌、No.685/VII-20, pp.147-156, 2001。
- 4) 宗宮 功、津野 洋、貫上 佳則、長谷川 明巧、木下 巖、日高 平：前凝集沈殿・浮遊微生物処理法による都市下水の高度処理に関する研究、下水道協会誌論文誌、Vol.36, No.436, pp.87-97, 1999。
- 5) 日高 平、津野 洋、宗宮 功、貫上 佳則、中本 正明：好気性ろ床を組み込んだ前凝集・生物膜プロセスの開発、土木学会論文誌、No.643/VII-14, pp.71-80, 2000。
- 6) Tsuno, H., Somiya, I., Kanjo, Y. and Hidaka, T. : Advanced treatment of sewage by pre-coagulation and biofilm process, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.43, No.1, pp.327-334, 2001。
- 7) 貫上 佳則、宗宮 功、津野 洋、加賀山 守、木下 巖、今城 宗久、日高 平：前凝集沈殿・付着微生物処理法による都市下水の高度処理に関する研究、下水道協会誌論文誌、Vol.37, No.454, pp.131-145, 2000。
- 8) 田中 倫明、渡辺 敦、横内 正治：生物ろ過法を用いた省スペース型窒素・リン除去システムの検討、第33回下水道研究発表会講演集、pp.609-611, 1996。
- 9) 米山 豊、本間 康弘、黄 龍雨、田中 俊博、石井 英俊、上野 孝司、野口 廣：汚泥集約処理における返流水処理システムの開発(近隣の処理場に返流する場合)、環境工学研究論文誌、Vol.35, pp.339-349, 1998。
- 10) 上野 孝司、本間 康弘、徳野 光宏：返流水処理における浮上ろ材を用いた生物膜処理法の充填層高の検討、第36回下水道研究発表会講演集、pp.827-829, 1999。
- 11) 本間 康弘、田中 俊博、北村 輝明、米山 豊、上野 孝司、野口 廣：汚泥集約処理における返流水処理システムの開発、環境衛生工学研究、Vol.14, No.3, pp.158-163, 2000。
- 12) Puznava, N., Zeghal, S. and Reddet, E. : Simple control strategies of methanol dosing for post-denitrification, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.38, No.3, pp.291-297, 1998。
- 13) Koch, G. and Siegrist, H. : Denitrification with methanol in tertiary filtration, *Wat. Res.*, Vol.31, No.12, pp.3029-3038, 1997。
- 14) Puznava, N., Thornberg, D., Magnin, P. and Reddet, E. : Aration control on a nitrifying biofilter system by using on-line analyzers, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.41, No.4-5, pp.369-374, 2000。
- 15) Sorensen, K. H., Thornberg, D. and Janning, K. F. : Using advanced control, post-denitrification and equalisation to improve the performance of a submerged filter, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.41, No.4-5, pp.177-184, 2000。
- 16) Gomez, M. A., Gonzalez-Lopez, J. and Hontoria-Garcia, E. : Influence of carbon source on nitrate removal of contaminated groundwater in a denitrifying submerged filter, *J. of Hazardous Materials*, Vol.80, No.1-3, pp.69-80, 2000。
- 17) 日高 平、西村 文武、津野 洋：硝化槽流入水のORP制御に関する研究、第37回下水道研究発表会講演集、pp.443-445, 2000。
- 18) McCarty, P. L., Beck, L. and St. Amant, P. : Biological denitrification of wastewater by addition of organic materials, *Proc. of 24th Annual Purdue Industrial Waste Conf.*, pp.1271-, 1969。
- 19) Ghyoot, W., Vandaele, S. and Verstraete, W. : Nitrogen removal from sludge reject water with a membrane-assisted bioreactor, *Wat. Res.*, Vol.33, No.1, pp.23-32, 1999。
- 20) Aspegren, H., Nyberg, U., Andersson, B., Gotthardsson, S. and Jansen, J. C. : Post denitrification in a moving bed biofilm reactor process, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.38, No.1, pp.31-38, 1998。
- 21) Bailey, W., Tesfaye, A., Dakita, J., McGrath, M., Daigger, G., Benjamin, A. and Sadick, T. : Large-scale nitrogen removal demonstration at the blue plains wastewater treatment plant using post-denitrification with methanol, *Wat. Sci. Tech.*, Vol.38, No.1, pp.79-86, 1998。
- 22) 社団法人日本下水道協会：下水道施設設計指針と解説 後編 - 1994年版 - , 1994。

(2001. 12. 3 受付)

DEVELOPMENT OF PRE-COAGULATION AND BIOLOGICAL FILTRATION REACTOR AND ITS CONTROL STRATEGIES

Taira HIDAKA, Hiroshi TSUNO, Naoyuki KISHIMOTO and Masaaki NAKAMOTO

Control strategies for pre-coagulation and biological filtration processes are discussed with a pilot plant treating actual municipal sewage for 7 months including the winter season. Concentrations of SS, T-ATU-BOD, T-N and T-P in the effluent are less than 3 mg/L, 5 mg/L, 2 mgN/L and 0.2 mgP/L, respectively, and transparency is greater than 100 cm, under total hydraulic retention time of 3.2 h in the biological filtration part. Control of recirculation ratio by ORP measurement is proposed for good operation. Control of methanol addition by on-line nitrate measurement, control of aeration by on-line DO measurement, and control of backwashing by head loss measurement are successfully operated. They prove that easy-maintenance and cost-effective treatment is attainable.