

1 はじめに

公共水域へのBOD、SSの有機汚濁物質の流出量は下水道の普及により減少しつつあるが、一部を除き窒素・リンの除去を行っていないためアオコに代表される富栄養化現象は引き続き悪化の傾向にある。首都圏では今後水資源の循環利用が必須であり、水質保全のために利根川上中流域では生活排水の窒素除去は不可欠である。

下水処理施設では硝化反応の効率改善のために硝化細菌の包括固定化技術¹⁾²⁾をはじめとする新しい技術が普及し始めているが、敷地拡大が困難であることから曝気槽の容量を拡大することなしに硝化脱窒素を安定して達成しようとするれば硝化のみならず脱窒素反応を含めた効率改善が必要である。

我々は人工造粒した上向流砂担体流動床の硝化脱窒素カラムに固液分離性をもたせ、コンパクトで短い滞留時間の脱窒素システムを実現するための基礎的な研究を行っている³⁾。本研究は高さ1mの実験装置で包括固定化ペレットと流動床の組み合わせにより脱窒素・固液分離性能の検討を行い、高さを実施設にあわせ4m高さで製作した実験装置では砂担体汚泥のみによる硝化脱窒素・固液分離の可能性について検討しているので報告をする。

2 実験方法

(1) 実験装置A 実験装置Aのフローシートを図1に示すが、生物反

応槽は上向流の砂担体流動床

脱窒素カラム15Lと硝化細

菌包括固定化ペレットの硝化

カラム15Lから構成されて

おり、循環ポンプにより硝化

液の循環を行っている。両槽

の仕切りは上向流カラムで汚

泥界面を形成できるように斜

めに配置されている。硝化細

菌包括固定化ペレットの攪拌

及びDO供給のためエアポン

プにより粗泡曝気の散気を行

った。反応槽の水温はサー

モスタット・ヒータにより

22℃に保温した。人工下水

は腐敗を防ぐため冷却装置で

4～6℃に保ち、ペローズポ

ンプで脱窒素カラム下部に供

給されるが流量は連続で5L/

Hr(滞留時間6時間)に設

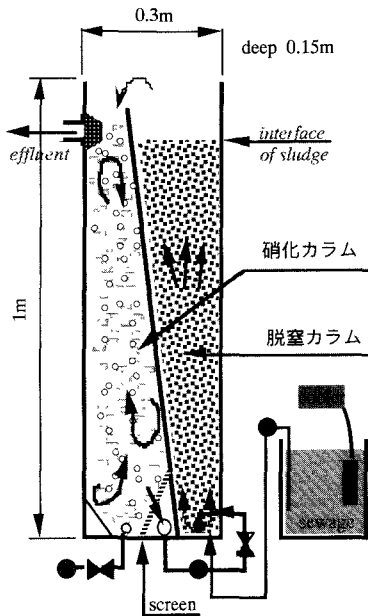


図1 実験装置A

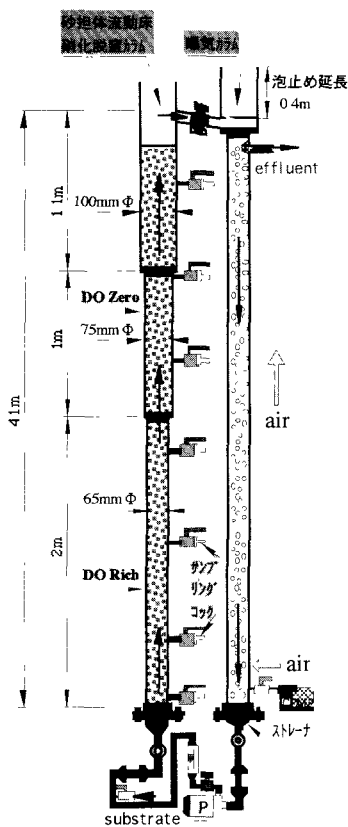


図2 実験装置B

定し、滞留時間の変更はタイマーによるポンプの稼働時間調節により行った。

(2) 実験装置B 実験装置Bのフローシートを図2に示すが、本装置では実施設での導入検討のため装置高さを4mとし、砂担体汚泥のみで硝化脱窒素及び固液分離を行うカラム19Lと曝気カラム13Lで構成されている。硝化脱窒素カラムは砂担体汚泥の界面を形成するため透明塩ビ管VP65, VP75, VP100を組み合わせ上部にいくほど管径を拡大した。サンプリング及び基質投入点制御のため、ノズルをカラム最下部から50cm間隔に7つ設置した。曝気カラムには硝化反応のDO供給のためコンプレッサーにより常時送気した。人工下水の投入方法は実験装置Aと同様である。

(3) 人工下水の組成 表1に実験に用いた人工下水の組成を示す。一般的な流入下水濃度を想定し、人工下水Aはグルコース250mg/L、NH₄-N40mg/Lに設定した。緩衝液としてBOD試験のA,B,C,D液(下水試験方法)を利用した。人工下水Bは酢酸ペプトン系であるが表に示すものを1L中に溶かし⁴⁾、これを水1Lに対し16mL投入すると概ねCODCr320mg/L、T-N40mg/Lの人工下水となる。

(4) 砂担体汚泥の人工造粒方法 径0.1mmの珪砂を担体として使用し、珪砂にカチオンポリマーを加え蒸発乾固してコーティングし、この処理珪砂と活性汚泥を混合攪拌した後アニオンポリマー、アルギン酸、塩化カルシウムを順次加えジャーテスターで攪拌すると人工的なバイオペレットができる。この砂担体汚泥の造粒時平均径は概ね0.2mmである。

3 実験結果と考察

(1) 実験装置Aによる連続実験の結果 図3に実験装置Aによる連続実験の結果をしめす。基質濃度は変更せず滞留時間を短縮させて負荷を上昇させたが、実験開始後の窒素負荷の低い期間に比べ、負荷の上昇に伴い窒素除去率が向上し6時間滞留時の処理水中窒素濃度はT-Nで概ね10mg/L以下であり除去率は75～95%と高い値を示した。この理由は硝化細菌包括固定化担体の馴養と砂担体汚泥量の増加である。このときの砂担体汚泥はMLVSS15g/L(max30g/L, min8g/L)と非常に高く、実験開始1カ月後で概ね2～3倍に生物膜が増殖していることがわかった。

(2) 実験装置Bの下水投入点制御試験 図4は実験装置Bにおいてサン

表1 人工下水の組成

人工下水A		人工下水B	
	投入量		gr/L
グルコース	250mg/l	酢酸(90%)	25.04
NH ₄ Cl	153mg/l	ペプトン	8.12
BOD A	5m l/l	NH ₄ Cl	4.32
BOD B	1m l/l	KH ₂ PO ₄	1.25
BOD C	1m l/l	FeCl ₃ ・6H ₂ O	0.09
BOD D	1m l/l	CaCl ₂	0.18
		MgSO ₄	0.18
		KCl	0.18
		NaCl	0.18
		NaHCO ₃	30.4

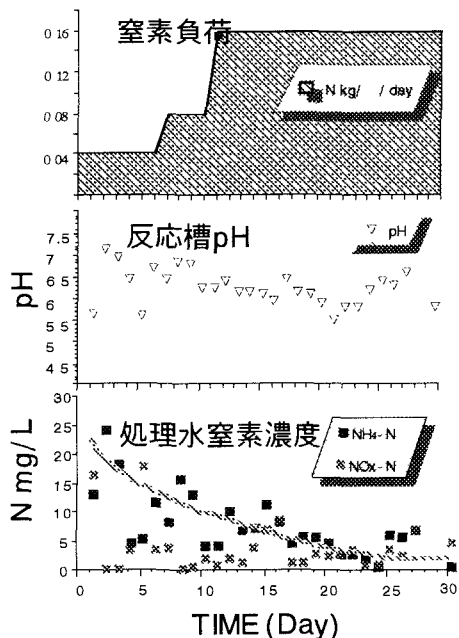


図3 実験装置Aによる連続実験の結果

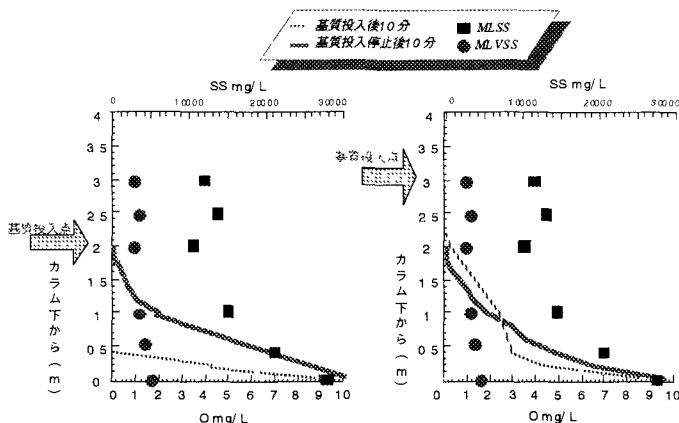


図4 実験装置BによるDO分布測定

プリングノズルを利用して基質投入点を変更し、そのときのDO分布を測定した結果である。実験装置Bは現在立ち上げ及び担体造粒後まもないものである。濃度2分の1の基質を送るタイマーを12時間滞留に設定し15分ON、15分OFFとし、投入後10分、停止後10分の硝化脱窒カラムのDO分布と各位置でのMLSS・MLVSSを測定した。この結果から、基質投入点の制御及び空気量の調節により硝化脱窒カラム内でDOの存在する硝化ゾーンと無酸素の脱窒ゾーンが形成されることがわかり、上向流の砂担体流動床のみで窒素除去が充分可能であると思われる。

(3)管内流速、滞留時間と固液分離 表2に実験装置Bの管内流速と滞留時間を示す。例えば循環流量が2 L/minのときVP65の管内流速は60 cm/minである。一方実験装置Aで順調に増殖した砂担体汚泥の単粒子沈降速度は平均100 cm/minであった。つまり順調に砂担体汚泥が増殖すれば循環流速をさらに上げて高効率な窒素除去ができ、かつ固液分離が同時に行える可能性があるので行き続き実験を継続中である。

(4)提案フローシート 図5は我々が提案している流動床担体硝化脱窒素法のフローシートである。このプロセスが実現すれば既設二次処理施設の曝気槽を若干の改造をすることで導入でき、生物反応槽内で同時に固液分離ができることから最終沈殿池はSS、P、色度除去の凝集沈殿池に変更できるためN、Pの除去率は飛躍的に向上することが期待される。

表 2 管内流速と滞留時間

循環流量	管内流速cm/min			滞留時間min			回/Hr
	VP100	VP 75	VP 65	硝化脱窒カラム	曝気カラム	全槽	
1 L/min	12.7	22.6	30.1	18.9	13.3	1.9	1.9
2 L/min	25.5	45.3	60.3	9.5	6.7	3.7	3.7
3 L/min	38.2	67.9	90.4	6.3	4.4	5.6	5.6
4 L/min	50.9	90.5	120.6	4.7	3.3	7.5	7.5
5 L/min	63.7	113.2	150.7	3.8	2.7	9.3	9.3

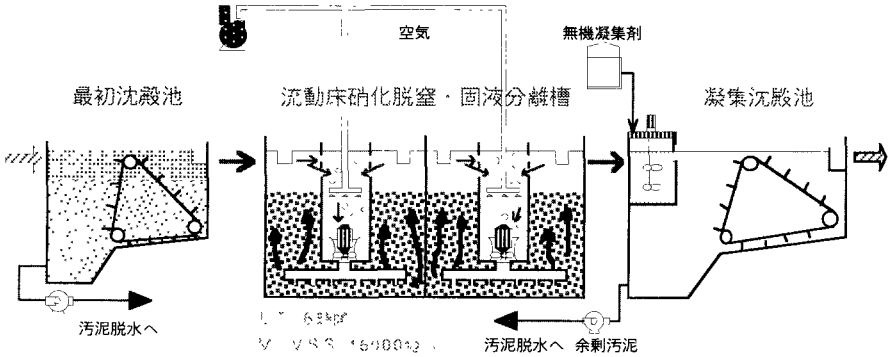


図 5 流動床担体硝化脱窒素法

4 まとめ

- (1) 上向流担体流動床法では固液分離が生物反応槽内で同時に可能である。
- (2) 本方法では高汚泥濃度を保てるため従来の曝気総容量で硝化脱窒素処理が可能である。
- (3) 提案プロセスはコンパクト・高効率であり敷地面積に制約のある都市型下水処理場に簡単な改造工事で導入できる可能性がある。

謝辞

本研究における砂担体汚泥の製造方法については浅野工事（株）殿より指導を受けた。また包括固定化硝化細菌ベレット（ベガサス）については日立プラント建設（株）殿より供給頂いた。ここに記して厚くお礼申し上げます。

参考文献

1)角野ほか(1991) 固定化微生物を用いた窒素除去に関する研究 下水道協会誌論文集 Vol 28, No 334, pp44～53
2)Tanaka K, et al (1992) Recent Advances In Biological Nutrient Control In Japan, Proceedings 5th WEF/JSWA Joint Technical Seminar On Sewage Treatment Technology, Yokohama
3)青井、小谷野(1996) 人為的に造粒した微生物固定化担体を用いた硝化脱窒素処理 第33回下水道研究発表会講演集 pp612～614
4)Nagaoka H et al Influence Of Bacterial Extracellular Polymers On Membrane Separation Activated Sludge Process 18th Biennial conference of IAWQ (Singapore), Preprint Book 5pp339～346