

Ⅶ-13 気泡ポンプおよび汚泥分離膜を活用した反応器による窒素除去に関する研究

愛媛大学工学部 正会員 西村文武
ヤマト工業株式会社 ○中川 威

1.はじめに

現在、都市下水処理における窒素除去法として、2 段階の生物学的反応を利用した生物学的硝化脱窒法が主として用いられる。中でも嫌気好気循環法は、活性汚泥法の延長上のシステムであり、窒素除去を安定して行えることなどの理由から、数ある窒素除去法の中でも最も有望視されている。しかし硝化液循環のために循環ポンプ運転にエネルギーを必要とすることや窒素除去率を 60～70%に設定した場合活性汚泥法に比べ、反応槽容積が大きくなる等の欠点がある。そこで硝化液循環のために気泡ポンプによるエアリフト効果を活用し、また無酸素部と好気部の間に網状の膜の挿入し無酸素部に汚泥を高濃度に保持しうる反応器を考案した。この反応器では硝化液循環ポンプを設置せずによりことや汚泥を高濃度に保持することから省エネルギー、省スペース型の高度処理が可能となる。本研究ではこの反応器での窒素除去特性およびその操作因子について検討した。

2.実験装置および実験内容

実験装置の概略図を図-1 に示す。本装置は、反応槽、循環水返送管、汚泥分離膜、散気装置から構成されている。また反応槽を汚泥分離膜で区切り、膜の上部に散気装置を設置した。この散気装置による気泡を動力として使い、上向流を作り出し反応槽内の混合水を循環させる。膜で区切られた反応槽内の上部を好気条件としここで硝化を生じせしめ、下部を無酸素条件としさらに流入水を導入することで脱窒素および有機物除去を行う。好気部にはポリウレタンフォーム担体を体積比 20%で投入し、無酸素部には都市下水処理場での返送汚泥を投入した。実験では反応槽の好気部と無酸素部の比率が 7:3(ケース 1), 5:5(ケース 2), 3:7(ケース 3)となる 3 種類の反応器を作製し各々の処理特性を比較・考察することとした。流入水として用いた人工下水の組成を表-1 に示す。また実験条件(反応器の運転条件)を表-2 に示す。

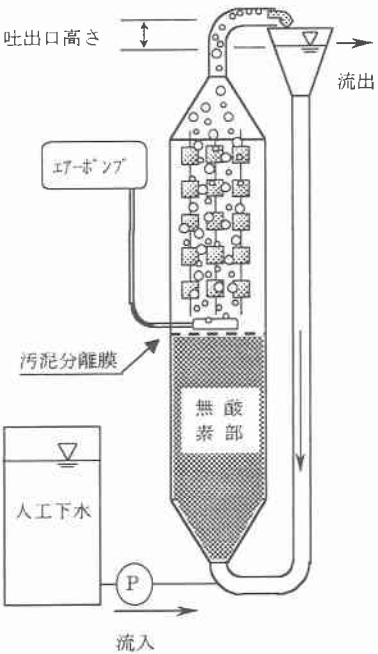


図-1 実験装置の概略図

3.実験結果および考察

連続処理実験を開始する前に各ケースの送気量と循環流量の関係、そして酸素供給能力の関係について調査した。気泡ポンプ作用による液循環流量は、散気管の水位面下深さが大きくなるほどまた気泡ポンプ吐出口高さが低くなるほど大きくなる。出口高さが 3cm の時に、各実験ケースともに、また各ケースの Run において酸素供給を行うに必要な曝気量の時に十分な循環流量を得ることが示され、とくに循環流量獲得のために過曝気をする必要がないことが示された。一般に標準活性汚泥法では流入水流量に対して 3～7 倍の送気量が必要とされているが、本装置が縦型であることや吐出口高さを低くとれば、高い窒素除去を得るに十分な循環流量が得られるものと考えられる。

次に連続処理実験の結果について示す。各ケ

表-1 人工下水組成

メタノール	160 mgCOD (Run 3 時 320 mgCOD)
NH ₄ Cl	30 mgN
NaHCO ₃	214 mgCaCO ₃ (アルカリ度として)
KHPO ₄	3.2 mgP
MgSO ₄	1 mgMg
水道水	1 L

表-2 実験条件

	経過日数 (日)	送気量	流入水 COD	HRT (反応槽)
Run 1	0 ～44	75 mL/sec	160 mgCOD/L	10 h
Run 2	44～56	30 mL/sec	160 mgCOD/L	10 h
Run 3	56～70	30 mL/sec	320 mgCOD/L	10 h

ースとともに反応槽内 SS 濃度は無酸素部で 2500～4000 mg/L、好気部で 50～200 mg/L の範囲内であり、用いた膜により汚泥が良好に分離されることが示された。またこのときの膜間の圧力損失は 10cm 以内であり、圧損が大きいケースにおいても流入水量に対して 200%以上の循環率を得ることが示された。

図-2～図-3 にアンモニア性窒素および酸化態窒素溶解性窒素の経時変化を示す。アンモニア性窒素は初期を除くと、各ケースとともに Run 1 ではほぼ 90%以上の除去がなされているが、好気部容積の小さいケース 3 では Run 2,3 において 8 mgN/L 程度の残存が観察された。逆に酸化態窒素は Run 1 の期間は各ケースとともに 20 mgN/L 以上残存する結果となったが、Run 2 において曝気量の低下に伴い 20 mgN/L 以下のケースが見られ、有機物負荷を増大させた Run 3 においては 8 mgN/L 以下になるケースが観察された。ケース 2 の Run 3 において 80%以上の溶解性窒素除去がなされていることが示されている。このケースでは、膜間での圧力損失が増大し循環流量が低下したが、結果として無酸素部に持ち込まれる溶存酸素量が低下し、無酸素部での DO 濃度が 1mg/L 以下になり、溶解性窒素除去が促進されたと考えられる。

ここでアンモニア性窒素負荷と硝化速度の関係を図-4 に示す。また無酸素部の溶存酸素濃度と脱窒速度の関係を図-5 に示す。ケース 1,2 では担体容積あたりのアンモニア性窒素負荷率が 30 mgN/L-担体/hr で 95%以上の硝化率が得られているがケース 3 では 35 mgN/L-担体/hr 以上となり、このケースで硝化率が低下するケースが観察されている。また無酸素部の溶存酸素濃度が 1 mg/L 付近に低下しているときに脱窒が良好になることが示されている。ケース 1 では無酸素部容積および汚泥量が少ないこと、またケース 3 では好気部容積および硝化菌保持担体量が少ないこと、そしてケース 2 では無酸素部が確実に現出出来たことが、この 3 ケースではケース 2 において最も良好な有機物および窒素除去が得られたことの結果となっている。

4.おわりに

本反応器での窒素除去には、好気部でのアンモニア性窒素負荷率を 30 mgN/L-担体/hr 以下に設定しかつ、また無酸素部の溶存酸素濃度が 1 mg/L 以下となるように設定することが必要であることが示された。スケールアップの観点から汚泥分離膜間での圧力損失と曝気装置の送気流量および K_{La} 、そのときの気泡ポンプの揚水能力の関係を明らかにし、それらの最適な設計操作範囲を明示することが今後の課題として挙げられる。

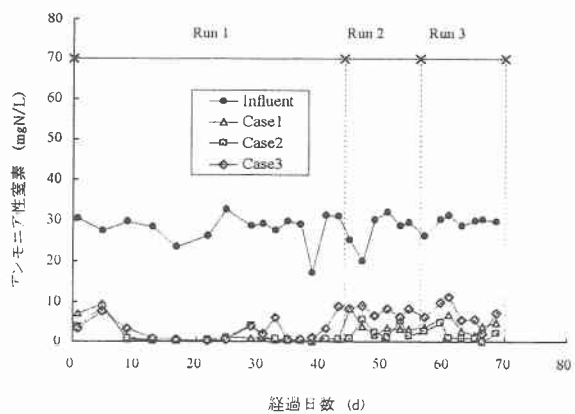


図-2 アンモニア性窒素の経時変化

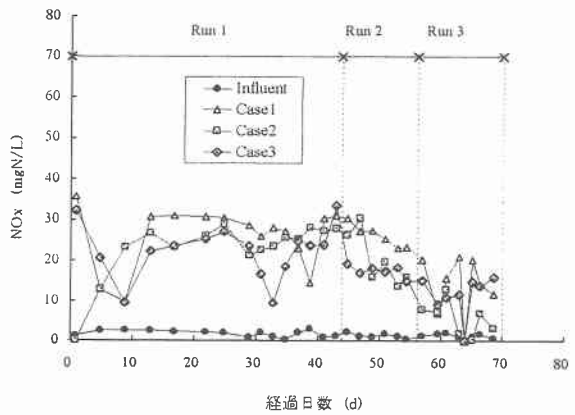


図-3 酸化態窒素の経時変化

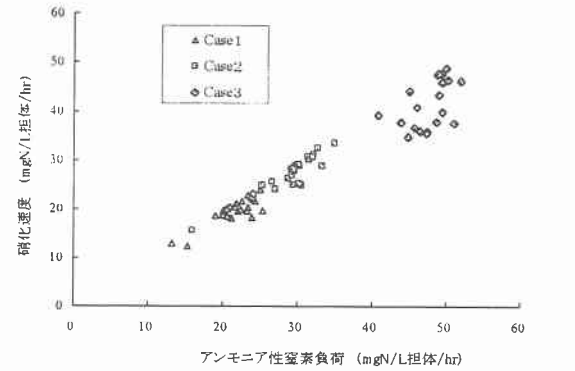


図-4 NH_4^+-N 負荷と硝化速度の関係

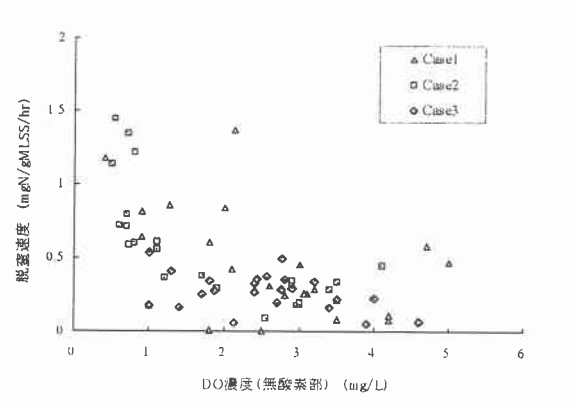


図-5 無酸素槽 DO と脱窒速度の関係