

長岡技術科学大学 学 〇高橋 寛

同上 正 桃井 清至

同上 正 原田 秀樹

1. はじめに 最近、生物学的廃水処理装置として流動層型反応器が注目されている。これは、浮遊増殖型反応器に比べ高い汚泥濃度を維持できることにより、単位反応容積当りの除去速度が大きい利点がある。しかし、流動層型反応器では付着担体として砂、活性炭等を用いているので、流動化するための最小線速度が比較的高くなければならない。このため、水理学的滞留時間が制限され高濃度廃水进行处理する場合、流出水の循環を必要とする欠点が生じる。このような場合でも、付着担体を用いない上向流スラッジベッド反応器は高い汚泥濃度と低い線速度を維持できるため、流出水の循環なしで処理できる。本研究では、上向流スラッジベッド反応器を脱窒プロセスに適応した場合、従来の浮遊増殖型反応器の10～20倍程度の処理性能を得たので報告する。

2. 実験条件及び方法 図1に実験装置の概要を示す。反応器は、透明アクリル製の円筒型で、高さ100cm、内径10cmである。反応器底部から10cm間隔に試料採取口を取り付けた。また、実験開始後99日目より短絡流と生成ガス付着による汚泥流出の防止のため、多孔板（直径10cm、孔径6mm 25個、開孔率9%）を分散板として高さ15cmから10cm間隔に8枚取り付けた。高さ85cmにロータを沈殿器として設置し、汚泥とガスの分離及びガス採集を行なった。反応器上部にモーター（60rpm）を設置し、ベッド内を間欠攪拌（90秒間停止、3秒間回転）した。基質は、窒素源として NaNO_3 、有機炭素源として CH_3OH を使用し、これに無機塩とリン酸緩衝液を添加した。定常運転では、 $\text{CH}_3\text{OH}/\text{NO}_3\text{-N}$ 比を3とした。また、流入流量は106～122ℓ/日、線速度として0.56～0.65m/hr、滞留時間として83～96分であった。

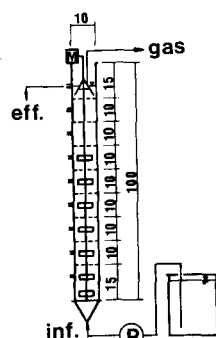


図1. 装置図

3. 実験結果と考察 図2は、運転開始後からの $\text{NO}_3\text{-N}$ 、TOC、反応器内平均汚泥濃度の経日変化を示す。都市下水処理場の返送汚泥を40g/ℓに濃縮したものを、6ℓ投入し馴養した。馴養初期汚泥の流出が激しく、汚泥濃度は13g/ℓまで減少したが、その後汚泥がパレットを形成するにつれて約60g/ℓで安定した。実験開始後、99日目より多孔板を設置して流入 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度を70 $\text{mg-N}/\ell$ から200 $\text{mg-N}/\ell$ に増加したが、多孔板により生成ガスと汚泥の分離が十分に行なわれた。その後、流入 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度を350 $\text{mg-N}/\ell$ 、440 $\text{mg-N}/\ell$ に増加させた。全期間を通じて $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去率は99%以上であり、最大窒素除去速度は300 $\text{g-N}/\text{m}^3\cdot\text{hr}$ が得られた。

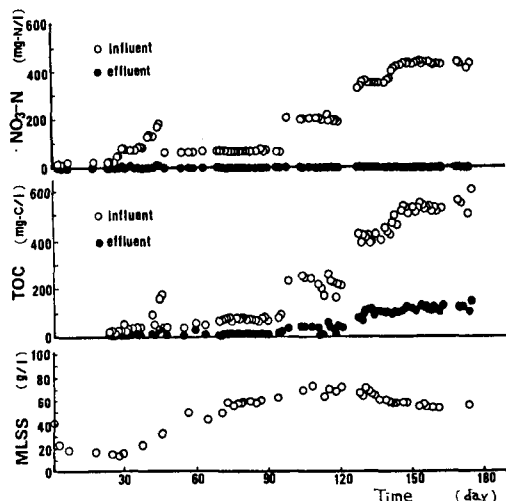


図2 経日変化

図3は、実験開始後161日めの汚泥の粒径分布と沈降速度分布を示す。粒径分布は実体顕微鏡写真より実測した。沈降速度分布はカラムを用いた沈降速度試験より求めた。汚泥の粒径と沈降速度は、ベッド底部より上にいくに従って小さくなることが観察された。

図4は、期間中の除去TOC量と除去 $\text{NO}_3\text{-N}$ 量の関係を示す。この直線の傾きより除去TOC量/除去 $\text{NO}_3\text{-N}$

量比は0.96となった。

図5は、比基質消費速度 μ ($g-N/g-ss \cdot day$) と比増殖速度 μ ($1/day$) の関係を示す。ここで μ は1日当りの除去 NO_3-N 量を、 μ は1日当りの汚泥の増殖量と流出量の和を、それぞれ反応器内の全汚泥量で除したものである。図5の直線の傾きと切片より収率 Y と維持定数 m_0 を求めると、 $Y=0.63 (g-SS/g-N)$ 、 $m_0=0.049 (g-N/g-ss \cdot day)$ になった。この Y の値は、浮遊増殖型の脱窒プロセスに対してMcCartyらが求めた値と良く一致している。

図6は、流入 NO_3-N 濃度が350, 430, 840, 1520 $mg-N/l$ の場合の定常状態での反応器内 NO_3-N 濃度プロファイルである。脱窒反応を0次反応と仮定し、分散モデルによって反応器内の物質収支をとると次のように記述できる。

$$D \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} - u \frac{\partial S}{\partial z} - R \cdot X = 0 \quad \dots(1)$$

(D : 拡散係数 (m^2/hr), u : 線速度 (m/hr), L : 反応器長 (m), z : ベッド高さ方向 (m), S_0 : 流入 NO_3-N 濃度 ($mg-N/l$), S : 反応器内 NO_3-N 濃度 ($mg-N/l$), R : 反応速度係数 ($mg-N/g-ss \cdot hr$), X : 汚泥濃度 (g/l), H_b : 汚泥界面高 (m))

(1) 式を $z = z/L$, $C = S/S_0$ として無次元化

$$\text{すると } \frac{D}{uL} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} - \frac{L}{u} R \frac{X}{S_0} = 0 \quad \dots(2)$$

となる。ここに境界条件

$$\begin{aligned} C(z) \Big|_{z=0} &= 1 \\ \frac{\partial C(z)}{\partial z} \Big|_{z=z'} &= 0 \quad (z' = H_b/L) \end{aligned}$$

を(2)式に入れて、 $C(z)$ について解くと次のようになる。

$$C(z) = 1 + D \cdot R \cdot X \cdot e^{-\frac{u}{D} z} \left(e^{\frac{u}{D} z} - 1 \right) / u \cdot S_0 - L \cdot R \cdot X \cdot z / u \cdot S_0 \quad \dots(3)$$

ここで、 D/uL はトレーサー実験より0.094~0.111であった。 R は回分実験より14 ($mg-N/g-ss \cdot hr$)であった。 X は各RUNで実験したデータ(図7)を用いた。

計算結果は図6の実線である。RUN1, 2, 3では計算値と実験値が比較的一致しているが、RUN4ではあまり一致しなかった。この実験から最大窒素除去速度は920 $g-N/m^2 \cdot hr$ が得られた。これは浮遊増殖型反応器の10~20倍程度の性能を示している。

4. まとめ

1) この反応器での除去TOC量/除去 NO_3-N 量比は0.96であり、収率 Y 、維持定数 m_0 はそれぞれ0.63 $g-SS/g-N$, 0.049 $g-N/g-ss \cdot day$ であった。2) この反応器では、スラッジベッド内で約60%程度の高い汚泥濃度を維持できるので、従来の浮遊増殖型反応器の10~20倍程度の処理能力を許容することができ

る。

参考文献: McCarty, P.L. et al: Proceedings of the 24th Industrial Waste Conf. Purdue Univ (1964)

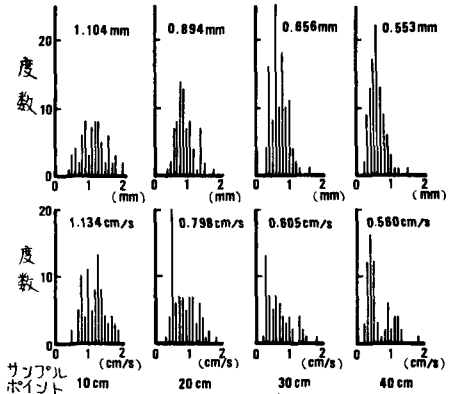


図3. 汚泥の粒径分布(上)と沈降速度分布(下)

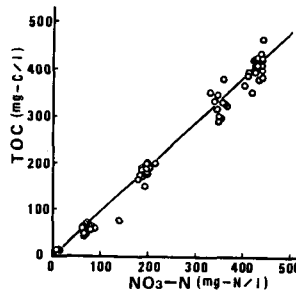


図4. 除去TOC量と除去 NO_3-N 量の関係

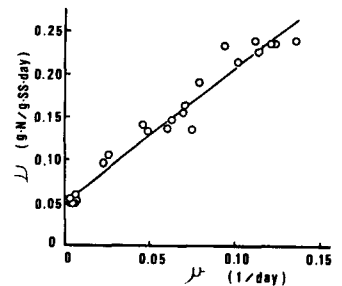


図5. 比増殖速度 μ と比基質消費速度 μ の関係

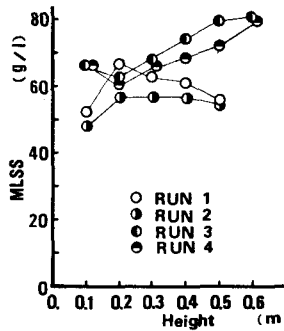


図7. 反応器内の汚泥濃度

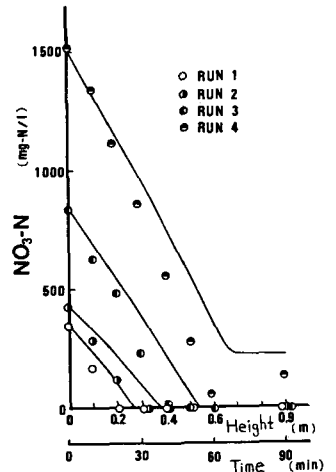


図6. 反応器内の NO_3-N 濃度プロファイル