

(37) 担体投入型生物処理システムの数式モデルによる検討

STUDIES ON AN AIR-FLUIDIZED-BED BIOFILM REACTOR SYSTEM BY DYNAMIC MODELS

局 俊明\*、高橋正宏\*\*、石井正敏\*\*\*

Toshiaki TSUBONE\*, Masahiro TAKAHASHI\*\*, Masatoshi ISHII\*\*\*

ABSTRACT; A mathematical model for the Air-Fluidized-Bed Biofilm Reactor (AFBBR) was developed based on soluble BOD (S-BOD) removal rate, ammonia nitrogen removal rate, oxygen consumption rate and oxygen transfer rate. The calculated values agreed well with the measured values. And then simulations were made to evaluate the effect of air feed rate control on the AFBBR by using this model and following results were obtained. Comparing with the constant and equal air feed to every stage of AFBBR, 1) tapered aeration had no advantages and no disadvantages, 2) proportional air feed rate control was effective against the change in the influent feed rate, but not effective against the change in the influent concentration, 3) DO control was effective even when the DO was controlled at only one stage of the AFBBR. And based on the results about the oxygen consumption in this system, the value of the oxygen consumption per BOD removal could be smaller than that of the activated sludge system especially when the S-BOD/Total-BOD (T-BOD) ratio was small.

KEYWORDS; wastewater treatment, fluidized bed, biofilm, carrier, modeling, simulation

### 1. はじめに

微生物固定化担体を反応タンク内で流動化させて排水の処理を行う方法は反応タンクの小型化あるいは処理水質の向上が可能な処理方法として近年注目を集めているものであり、種々の固定化担体とそれらの担体を用いた排水処理方法<sup>1)</sup>が開発されて来ているが、筆者らは、建設省の総合プロジェクト「バイオフィーカスWT」において樹脂系中空円筒状担体を用いた担体投入型生物処理システムの開発を行ってきた<sup>1)-4)</sup>。この方法はまず、微生物固定化担体を投入した反応タンクに一次処理水を導入し、一次処理水に含まれる汚濁物質を担体に付着した微生物により処理した後、反応タンク後段のろ過装置によりSSを除去して清澄な処理水を得るものである。筆者らは、この担体投入型生物処理システムに関して、数カ所の下水処理場の、異なる性状の一次処理水を用いた実験<sup>2)-5)</sup>を行ってきており、これらのデータを整理し、S-BOD除去速度とアンモニア性窒素除去速度が、反応タンク内のDO、水温および溶解性BOD(S-BOD)等の関数として与えられることと、これらの除去速度を用いた速度論的解析により求めた反応タンク流出水の水質の計算結果が実測値とよく一致することから本処理システムに速度論的解析の適用が可能であることを示した<sup>5)</sup>。

\* NKKエンジニアリング研究所, Engineering Research Center, NKK Corporation.

\*\* 建設省土木研究所下水道部, Water Quality Control Department, PWRI, Ministry of Construction.

\*\*\* (株) 日水コン東京下水道部, Wastewater Engineering Dept., Nihon Suido Consultants Co. LTD.

別報<sup>5)</sup>の解析手順においては反応タンク内のDOは、運転条件として所定の値を代入したが、実際の処理機構を考えた場合、反応タンク内のDOは反応タンクにおける酸素移動量と酸素消費量の関数として与えられるべきものである。また、別報<sup>5)</sup>はコンポジットサンプルの分析結果を用いており、一日の平均水質に対する解析を行ったものである。そこで、本報では反応タンク内のDOを酸素移動量と酸素消費量の関数として表現するとともに、諸式を微分方程式に展開し、この微分方程式を解くことにより、負荷変動に対する反応タンク内のDOおよび反応タンク処理水質の応答特性を検討し、本処理システムへの数式モデルの適用の妥当性を評価した。また、このモデルを用いて、吹き込み空気量の制御方法の処理水質に対する影響の検討を行った。さらに、除去BOD量当たりの酸素消費量を計算し、動力効率に関する活性汚泥法との比較検討を行った。

## 2. 実験方法

パイロット実験装置の基本構成はFig. 1に示す様なものであり、担体を投入した反応タンクで主に溶解性の有機物の除去を行った後、上向流ろ過装置<sup>6)</sup>でSSを除去して清澄な処理水を得るシステムとなっている。本実験では都市下水処理場の特定幹線流入水を高効率固液分離装置<sup>6)</sup>で処理したものを反応タンク流入原水とした。

使用した担体<sup>2)</sup>をFig. 2に示す。この担体は外径4mmφ、内径3mmφ、長さ5mmの中空円筒状で、表面を粗面化処理し微生物付着性を高めたものである。担体の基材はポリプロピレンであるが、成形時に比重調整材を添加することによって担体の比重が水よりごく僅かに大となるように調整されており、攪拌エネルギーの小さい全面散気方式でも良好な流動状態が得られ、高い酸素溶解効率を得ることができる。

Fig. 3は実験時の流入水量の変動パターンであり、実験を行った処理場の実際の変動パターンに近似させたものである。サンプリングは2時間間隔で行った。なお、反応タンクは反応タンク各段がウエッジワイヤースクリーンを隔てて連結されているため、各段の越流水を処理水として採取することはできなかったが、反応タンク各段がほぼ完全混合状態と見なせること<sup>3)</sup>から、各段の処理水は各段の反応タンク内部から採取したものとした。

分析項目は全BOD (T-BOD)、溶解性BOD (S-BOD)、SS、アンモニア性窒素 (NH<sub>4</sub>-N) であり、分析方法は下水試験方法に従った。なお、S-BODは孔径1μmのろ紙でろ過したろ液のBODとした。

酸素溶解効率の測定は藤江らの方法<sup>7)</sup>に従い、反応タンクへの吹き込み空気と反応タンク排ガスの酸素濃度と二酸化炭素濃度を測定することにより求めた。

酸素移動に対する下水中の成分の影響に関するαファクターの測定には、内径18cmφ、高さ50cmの底部に散気ボールを備えた小型円筒状反応タンクを用い

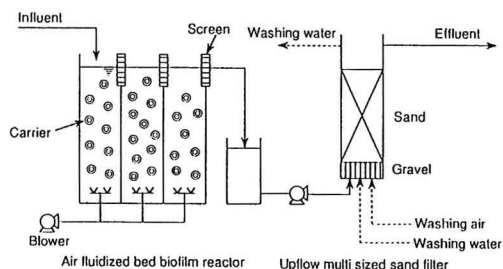


Fig.1 Schematic diagram of the pilot plant.



Fig.2 Carriers used in this study.

た。水道水、パイロット実験の反応タンク流入水またはパイロット実験の反応タンクから取り出した処理水から担体をふるい分け除去した試料を5L投入して、非常法を用いて、総括酸素移動容量係数を求め、各サンプルで得られた値を水道水の場合に得られた値で除すことにより $\alpha$ ファクターを求めた。

なお、本システムにおいては反応タンク流出水のS-BODとろ過処理水T-BODの間には明確な相関関係が存在し、ろ過処理水のT-BODを $10\text{g}/\text{m}^3$ 以下とするためには、反応タンク流出水のS-BODを $8\text{g}/\text{m}^3$ 以下とする必要がある<sup>3)</sup>ことが示されている。このため、本報においては反応タンク流出水S-BODを処理水質の一つの指標として担体投入型生物処理システムの性能に

影響する因子を検討することとした。なお、本報における解析は担体充填率40%の条件下でのものである。また、本報におけるS-BOD除去速度、アンモニア性窒素除去速度および硝化速度は、反応槽容積当たり一日当たりのみかけの除去速度を示すものであるが、本報では単に除去速度と記載することとする。

本報では、以上に示した実験結果から反応タンクにおける酸素消費速度および酸素移動速度に関する解析を行い、これにS-BOD除去速度とアンモニア性窒素除去速度を加えた数式モデルの構築を行った後、このモデルを用いて本システムの処理特性に関する検討を行った。

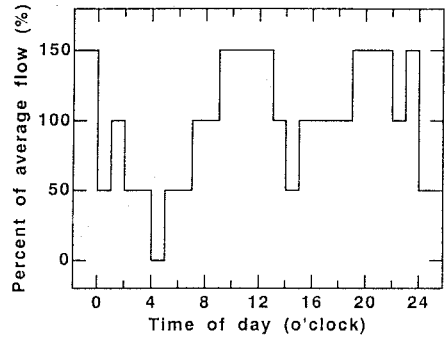


Fig.3 Experimental condition of influent flowrate variation.

### 3. 結果および考察

#### 3.1 除去BOD量当たりの酸素消費量

活性汚泥法においては、酸素消費量はBOD成分の分解、アンモニア性窒素の硝化および微生物の内生呼吸のために消費される酸素量の和として扱われている。一方、生物膜法においては酸素や基質の生物膜表面および生物膜内における拡散が酸素消費に大きく影響すると考えられるが、実際の処理においては負荷変動によって液側のDOや基質濃度が変化するために、生物膜の有効厚み、つまり溶存酸素(DO)の到達する生物膜の厚みが増える。このため、生物膜法においては活性汚泥法とは異なり、微生物を生物膜から剥離させ、懸濁状態に保って測定した内生呼吸定数と生物濃度を乗じることによって内生呼吸による酸素消費量を求めることはできない。そこで、本処理システムによる酸素消費速度をS-BOD除去速度、DOおよび硝化速度の関数として表現することを試みた。

反応タンク各段において定常状態を仮定して酸素に関する物質収支をとると(1)式が成り立つ。

$$D_{i-1} \cdot F + G_{v,i} \cdot Z \cdot \eta_o = D_i \cdot F + a \cdot r_N' \cdot V_i + r_o \cdot V_i \quad (1)$$

- ここに、 $D_i$  : 反応タンク i 段目 DO ( $\text{g}/\text{m}^3$ )  
 $i$  : 反応タンク段数、0段目は反応タンク流入水質に対応する  
 $F$  : 反応タンク流入水量 ( $\text{m}^3/\text{day}$ )  
 $G_{v,i}$  : 反応タンク i 段目吹き込み空気量 ( $\text{Nm}^3/\text{day}$ )  
 $Z$  : 標準状態における空気中の酸素量 ( $\text{g-O}/\text{Nm}^3$ )  
 $\eta_o$  : 酸素溶解効率 (-)  
 $a$  : 1gの窒素を硝化するために必要な酸素量 ( $\text{g-O}/\text{g-N}$ )  
 $r_N'$  : 硝化速度 ( $\text{g-N}/\text{m}^3/\text{day}$ )  
 $r_o$  : 硝化以外の要因による酸素消費速度 ( $\text{g-O}/\text{m}^3/\text{day}$ )

$V_i$  : 反応タンク容積 (m<sup>3</sup>)

また、反応タンク各段における硝化速度は硝酸還元を無視すると(2)式で、S-BOD除去速度は(3)式で示される。

$$r_N' = (N_{o_i} - N_{o_{i-1}}) \cdot F / V_i \quad (2)$$

$$r_s = (S_{i-1} - S_i) \cdot F / V_i \quad (3)$$

ここに  $N_{o_i}$  :  $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 (g/m<sup>3</sup>)  
 $S_i$  : S-BOD濃度 (g/m<sup>3</sup>)  
 $r_s$  : S-BOD除去速度 (g/m<sup>3</sup>/day)

ここで、実験データを(2)式に代入して $r_N'$ を求め、この値と、前述の方法で求めた酸素溶解効率、実験の諸条件および測定値を(1)式に代入することにより、 $r_o$ を求めた。なお、本実験では、立ち上げ時の一時期を除き硝化形式は常に硝酸型であったため、 $a$ としては4.57という値<sup>8)</sup>を用いた。

前述のように生物膜法における酸素消費速度はDOの影響を受けると考えられる。そこで、(3)式により $r_s$ を計算して求め、 $r_o$ と $r_s$ の比率をDOに対してプロットしたものがFig. 4である。Fig. 4においてDOが高いほど $r_o/r_s$ 比が高くなる傾向が明かであり、同図に示したデータより(4)式で示す実験式が得られた。

$$r_o/r_s = 0.61 \cdot D_i + 0.56 \quad (4)$$

(4)式の左辺は酸素消費量を除去S-BOD量で除したものに相当するものであるが、 $r_o$ にはS-BODの分解のために消費される酸素量の他に、SS性BODの分解に消費される酸素量、内生呼吸による酸素消費量などが含まれており、(4)式はS-BODの分解のために必要な酸素量のみを表しているものではないことに注意する必要がある。本法における $r_o$ の内訳に関する解析は今後の課題である。なお、Fig. 4中には他の下水処理場で一次処理に最初沈澱池を用いて行ったパイロット実験で得られたデータも示してある。この実験では一次処理でのSS除去率が小さく、反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比は0.31と、本実験における値である0.67と大きく異なっていたが、Fig. 4に示した解析の結果は、両者はほぼ同様であった。

### 3. 2 酸素移動に対する下水中の成分の影響

下水中に含まれる成分により吹き込み空気からの液側への酸素移動が影響されることが知られており、その影響の度合いは(5)式で示される係数 $\alpha$ で評価される<sup>9)</sup>。

$$\alpha = \eta' / \eta \quad (5)$$

ここに  $\eta'$  : 実試料を用いて測定した、DOが0の場合の酸素溶解効率 (-)

$\eta$  : 水道水を用いて測定した、DOが0の場合の酸素溶解効率 (-)

ところで、 $\eta'$  および $\eta$ は、DOが0の場合の酸素溶解効率であるが、実際の処理を行っている反応タンクにおいてはDOが存在し、酸素移動速度は飽和DOと実際のDOとの差に比例するため、(1)式における $\eta_o$ と $\eta'$ 、 $\eta$ および $\alpha$ 値の間には(6)式および(7)式に示す関係が存在する<sup>9)</sup>。

$$\eta_o = \eta' \cdot (\beta \cdot D_s - D_i) / D_{s20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (6)$$

$$= \eta \cdot \alpha \cdot (\beta \cdot D_s - D_i) / D_{s20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (7)$$

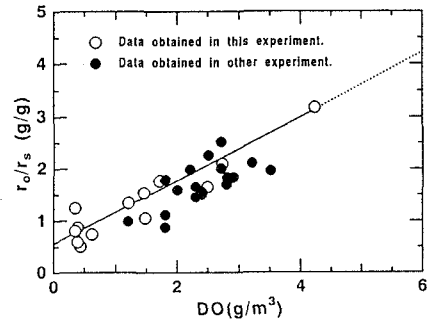


Fig. 4 Ratio of oxygen consumption rate and S-BOD removal rate as a function of DO.

ただし

$$\beta = D_{sA} / D_{sB} \quad (8)$$

ここに  $D_s$  : 反応タンクにおける水道水の飽和DO値 (g/m<sup>3</sup>)  
 $D_{s20}$  : 20℃での水道水の飽和DO値 (g/m<sup>3</sup>)  
 $D_{sA}$  : ビーカー中での当該下水の飽和DO値 (g/m<sup>3</sup>)  
 $D_{sB}$  : ビーカー中での水道水の飽和DO値 (g/m<sup>3</sup>)  
 $\theta$  : 温度補正係数 (-)  
 $T$  : 水温 (℃)

なお、実験に用いた反応タンクで、生物の付着していない担体を40%充填した条件下で、非定常法により測定した $\eta$ は0.080であった。 $\theta$ としては1.024という値が一般的に用いられている<sup>9)</sup>。

通日実験時に、反応タンク流入水および反応タンク各段処理水をサンプリングして測定した $\alpha$ 値と各サンプルのS-BODの間の関係をFig.5に示した。このデータはスポットサンプルによるものであり、流入下水の性状は絶えず変動していることを考えると、酸素移動に対する排水中の成分の影響をS-BOD成分の濃度の関数として表現する場合において、スポットサンプルによるデータは必ずしも適しているとはいえないが、Fig.4に示した関係がスポットサンプルによるものではあるものの、酸素移動に関する試験を行った当日のものであり、かつ、Fig.4においてデータのばらつきが比較的小さいことからすれば、実際の状況に比較的近い関係を示していると考えられるため、今回のシミュレーションにおいては $\alpha$ 値はFig.5の関係から求めることとした。Fig.6には水道水に高分子系消泡剤を添加して実験的に求めた $\alpha$ 値と消泡剤の濃度の関係を示した。消泡剤の濃度が一定値以上になると $\alpha$ 値もほぼ一定の値となった。この結果と、Fig.5においてS-BODが40g/m<sup>3</sup>以上の場合には $\alpha$ 値の低下幅が小さくなっていたという結果を考慮して、本シミュレーションにおいては、S-BODがFig.5に示した実験の実測値の最大値である68g/m<sup>3</sup>以上の範囲になる場合には、Fig.5の波線で示したように $\alpha=0.57$ で一定になるという仮定を置いて計算を行った。S-BODがFig.5に示した実験の実測値の最小値である8g/m<sup>3</sup>以下の範囲になる場合には、S-BODが8g/m<sup>3</sup>と14g/m<sup>3</sup>の場合のデータを用いて外挿したが、 $\alpha$ 値は生物処理の進行に伴って1.0に近づくと言われているため、 $\alpha$ 値の最大値は1.0とした。また、 $\beta$ は、反応タンク流入水から流出水に至るまでほぼ0.98の一定値であった。

反応タンクにおいては、水深の影響により $D_s$ と $D_{sB}$ には(9)式の関係が成立するとされている<sup>10)</sup>が、今回の実験で使用した反応タンクにおいても(9)式が成立することが実験的に確認され、使用した反応タンクのディフューザーの水深が1950mmであったことから、 $D_s$ は $D_{sB}$ の1.09倍となった。

$$D_s = D_{sB} \cdot \left( (P + 10330) / 20660 + 0.5 \right) \quad (9)$$

ここに  $P$  : ディフューザー表面の水深 (mm)

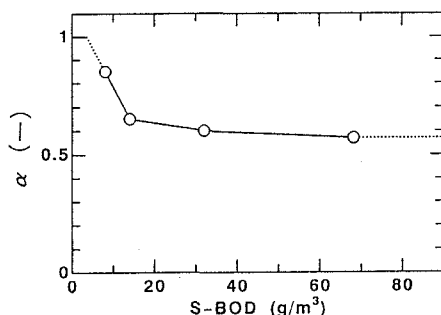


Fig.5 Relation between  $\alpha$  factor and S-BOD.

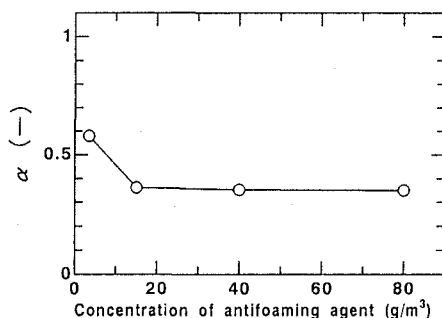


Fig.6 Relation between  $\alpha$  factor and concentration of antifoaming agent.

### 3. 3 処理モデル

別報<sup>5)</sup>において述べたように、コンポジットサンプルの分析結果から、本法におけるS-BOD除去速度とアンモニア性窒素除去速度に関する実験式((10)式~(12)式)を得ている。

$$r_s = k_{M20} \cdot D_i / (D_i + 0.89) \cdot 1.039^{(T-20)} \cdot (S_i - S_c) \quad (10)$$

$$S_c = 0.031 S_0 + 1.5 \quad (11)$$

$$r_N = k_N \cdot D_i / (D_i + 1.9) \cdot N_i / (N_i + 1.0) \cdot 1.032^{(T-20)} / S_i \quad (12)$$

ここに  $k_{M20}$  : 水温20°Cでの最大S-BOD除去速度定数 (1/day)

$T$  : 水温 (°C)

$S$  : S-BOD濃度 (g/m<sup>3</sup>)

$S_c$  : 浄化限界S-BOD濃度 (g/m<sup>3</sup>)

$S_0$  : 反応タンク流入水S-BOD濃度 (g/m<sup>3</sup>)

$r_N$  : アンモニア性窒素除去速度 (g-N/m<sup>3</sup>/day)

$k_N$  : 定数 (g-N·g-S-BOD/m<sup>6</sup>/day)

$N_i$  : アンモニア性窒素濃度 (g/m<sup>3</sup>)

なお、浄化限界S-BOD濃度の $S_c$ は流入水中の汚濁成分の構成によって異なった値になると考えられるが、(11)式は実験式<sup>5)</sup>として求められたものである。また、(12)式も実験式であり、 $k_N$ を反応タンク内S-BODの $S_i$ で除した値が、水温が20°Cの場合の最大アンモニア性窒素除去速度定数に相当する。

実験で使用した反応タンクは完全混合直列の構成と見なすことができた<sup>5)</sup>ことから、反応タンク各段でのS-BOD濃度の時間変化は(13)式で表され、(13)式と(10)式から(14)式を導くことができる。

$$\frac{d S_i}{d t} = F (S_{i-1} - S_i) / V_i - r_s \quad (13)$$

$$\frac{d S_i}{d t} = F (S_{i-1} - S_i) / V_i - k_{M20} \cdot D_i / (D_i + 0.89) \cdot 1.039^{(T-20)} \cdot (S_i - S_c) \quad (14)$$

なお、(14)式の計算を行うためには(11)式から除去限界S-BOD値である $S_c$ を求める必要があるが、(11)式に示されるように $S_c$ は反応タンク流入水のS-BOD値である $S_0$ の関数であり、 $S_0$ は時間とともに変動するため、反応タンク各段における $S_c$ も絶えず変化する。(11)式における $S_0$ は、反応タンク各段において、S-BOD除去反応が起こらない、つまり $r_s$ を0と仮定した場合の反応タンク各段のS-BOD濃度と考えることができるので、(15)式から $S_{0i}$ を求めることができる。

$$\frac{d S_{0i}}{d t} = F (S_{0i-1} - S_{0i}) / V_i \quad (15)$$

ここに、 $S_{0i}$  :  $r_s$ を0と仮定した場合の反応タンク各段のS-BOD濃度 (g/m<sup>3</sup>)

よって、(15)式から $S_{0i}$ を求め、さらに(14)式を計算することにより反応タンク各段のS-BOD濃度の時間変化を計算することができる。

同様に、反応タンク内のアンモニア性窒素濃度の経時変化は(16)式で示され、(16)式と(12)式から(17)式が得られる。また、反応タンク内のDOの時間変化は(1)式より導かれる(18)式で示される。

$$\frac{d N_i}{d t} = F (N_{i-1} - N_i) / V_i - r_N \quad (16)$$

$$\frac{d N_i}{d t} = F (N_{i-1} - N_i) / V_i - k_N \cdot D_i / (D_i + 1.9) \cdot N_i / (N_i + 1.0) \cdot 1.032^{(T-20)} \quad (17)$$

$$\frac{dD_i}{dt} = F(D_{i-1} - D_i) / V_i - a \cdot r_N' - r_o + G_{vi} \cdot Z \cdot \eta \quad (18)$$

ここで、(18)式における $r_N'$ は硝化速度であるのに対して(12)式の $r_N$ はアンモニア性窒素除去速度であり、硝化によるアンモニア性窒素の除去量と、菌体合成等によって除去されるアンモニア性窒素の量を併せたものとなっているため、(18)式を解くには $r_N$ と $r_N'$ の関係を把握する必要がある。そこで、分析データの中から硝化が起こっていないと考えられる時間帯のデータを拾い上げ、アンモニア性窒素の除去量のS-BOD除去量に対する比の平均値を求めたところ0.061という値が得られたため、 $r_N'$ を $r_N$ と $r_s$ の関数として(19)式で表現した。

$$r_N' = r_N - 0.061 \cdot r_s \quad (19)$$

一般に活性汚泥法では微生物が増殖するために必要な栄養バランスはBOD100gに対してNが5~7gと言われており<sup>11)</sup>、0.061という値はこの範囲に入るものである。また、 $r_o$ は(4)式と(10)式で、 $\eta$ は(7)式でそれぞれ与えられる。

以上より、実験条件であるF、 $G_{vi}$ 、 $V_i$ およびTと、実測値である $S_o$ 、 $N_o$ および $D_o$ の各時刻での値を与え、(14)式、(17)式および(18)式を解くことにより、反応タンク各段におけるS-BOD、アンモニア性窒素およびDOの経時変化をシミュレートすることができる。なお、今回の通日試験ではT-Nの分析を行わなかったが、別報<sup>5)</sup>で示したように、反応タンク流入水中の有機性窒素はほぼ全量反応タンク1段目でアンモニア性窒素に変換し、流入T-Nの93%が硝化可能な窒素であるとのデータが得られている。そこで、本実験期間中のコンポジットサンプルの分析データの平均値から、(反応タンク流入水のT-Nの93%値) / (反応タンク流入水のアンモニア性窒素濃度)比をとると1.08となったため、 $N_o$ としては、反応タンク流入水のアンモニア性窒素の分析値に1.08を乗じた値を用いた。

Table 1にシミュレーションで使用した定数をまとめた。

Table 1 Conditions placed and constants used in the simulations

a	:4.57(kg-O/kg-N)	$V_i$	:0.31(m <sup>3</sup> )
$\theta$	:1.024(-)	$k_{M20}$	:41.7(1/day)
$\beta$	:0.98 (-)	$k_N$	:2130(g-N·g-S-BOD/m <sup>6</sup> /day)
$\eta$	:0.080(-)	Z	:301 (g-O/Nm <sup>3</sup> )
$G_{vi}$	:31.0(Nm <sup>3</sup> /day)	P	:1950(mm)
F(average)	:7.44(m <sup>3</sup> /day)		

以下にシミュレーションを行うに当たって用いた仮定および条件を示す。

- ①反応タンク流入水質および水温の測定は2時間間隔であった。各測定時刻間において水質および水温は、時間の経過に対して直線的に変化していたものとする。
- ②反応タンク流入水および反応タンク各段の水質およびDOの初期値は実測値を用いる。
- ③反応タンクは完全混合3段直列と見なせる<sup>9)</sup>。
- ④担体の存在は酸素溶解に関する $\alpha$ 値、 $\beta$ 値に影響しない。
- ⑤微分方程式は、さきみ幅を3分としたルンゲクッタ法を用いて解く。
- ⑥ $\alpha$ 値とS-BODの関係はFig. 5の関係で示される。
- ⑦吹き込み空気量は反応タンク各段ともに等量であり、常に一定量吹き込む。

### 3. 4 計算値と実測値の比較

Fig. 7、Fig. 8およびFig. 9にそれぞれS-BOD、DOおよびアンモニア性窒素の実測値と計算値を示す。Table 2には、Fig. 3に示した流入水量の変動パターンを考慮して、処理水量と水質の積の積分値を全処理水

Table 2 Measured and calculated average values

	1st stage	2nd stage	3rd stage
DO measured (g/m <sup>3</sup> )	0.90	1.18	3.01
DO calculated (g/m <sup>3</sup> )	1.09	1.91	2.97
S-BOD measured (g/m <sup>3</sup> )	65.6	38.1	20.8
S-BOD calculated (g/m <sup>3</sup> )	65.9	36.8	20.3
NH <sub>4</sub> -N measured (g/m <sup>3</sup> )	19.8	21.0	19.8
NH <sub>4</sub> -N calculated (g/m <sup>3</sup> )	23.2	21.2	18.1

量で除して求めた、反応タンク各段の水質の加重平均値を示した。試験当日においては、反応タンク流入水のS-BODの濃度は、測定を開始した9時から15時にかけて徐々に上昇し、その後17時にかけて低下し、その後、ほぼ一定値となった。これに対してアンモニア性窒素濃度は9時ごろから低下し始め、13時ごろからほぼ一定値となり、早朝から再び上昇した。反応タンク流入水のS-BOD濃度とアンモニア性窒素濃度の経時変化のパターンが異なったことから、流入水の発生源が時間とともに変化していたのではないかと見られる。

Fig. 7~Fig. 9の経時変化およびTable 2に見られるように、計算値と実測値はおおむね一致しており、本モデルの工学的有効性が確認された。ただし、詳細を見るとS-BODに関し、10時頃から18時頃までの高負荷の時間帯では計算値は実測値より高い値を、また、1時から8時の低負荷の時間帯では逆に、計算値は実測値より低い値となっている。このような傾向を示した要因としては、担体に付着した汚泥によるS-BOD成分の吸着が考えられる。藤江ら<sup>1,2)</sup>は、活性汚泥法におけるS-BOD成分の吸着に関する検討を行い、活性汚泥1g当たり、0.02g程度のS-BOD成分が吸着したことを報告している。本法においても、今回のように極端に大きく負荷が変動する条件下では、負荷の上昇時には担体付着汚泥に吸着するS-BOD量が增大したため、S-BODの計算値が実測値より大きい値となり、また、負荷が低下する条件下では、新たに流入したS-BOD成分の分解以外に、担体付着汚泥に吸着したS-BOD成分の分解も行なわれたため、計算値が実測値より小さい値となった可能性がある。

なお、上記の解析を行った通日試験日以外にも数回の通日試験を行っているが、負荷変動条件は上記の解析を行った日と比較して小さいものであった。他の通日試験日の水質についてTable 1に示した定数を用い、反応タンク各段のDOを(18)式から算出するのではなく、実測値を代入して行ったシミュレーションでは、水質に関する計算値と実測値はよく一致した。

また、他の通日試験日の水質についてTable 1に示した定数を用い、反応タンク各段のDOを(18)式から算

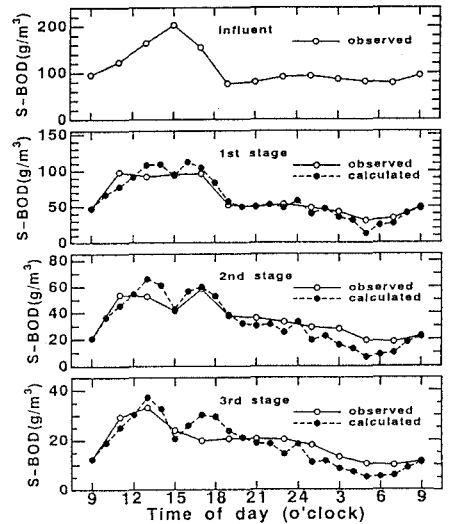


Fig.7 Concentration change of S-BOD.

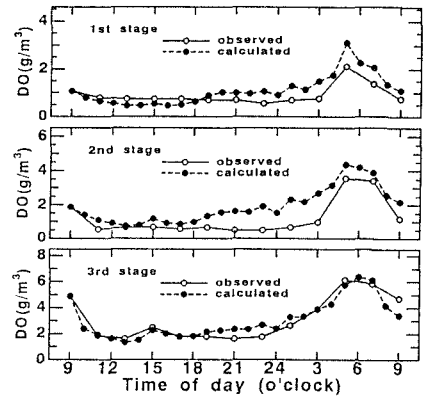


Fig.8 Concentration change of DO.



出した場合には、反応タンク各段のDOの実測値と計算値の差が大となり、その結果、水質に関しても実測値と計算値の差が大となった。これは、Fig. 5に示した $\alpha$ 値とS-BODの関係が一義的なものではなく、流入水の成分に依存するものであるものと推測された。今後、大きく負荷が変動する場合のシミュレーションを行うためのモデルの改良と、より正確に $\alpha$ 値を推定するためのデータの収集、解析が必要である。

アンモニア性窒素濃度については、1時から7時の低負荷の時間帯に、計算値が実測値より小さい値を示した。これは、(12)式で示されるように、アンモニア性窒素除去速度が反応タンクのS-BODの濃度に反比例するが、前述のようにこの時間帯では、反応タンク内のS-BODの計算値が実測値より小さい値となったため、アンモニア性窒素除去速度が過大に計算された結果であり、反応タンク各段のS-BOD濃度およびDOに実測値を代入して(17)式から反応タンク各段のアンモニア性窒素濃度をシミュレートすると計算値と実測値はほぼ一致した。

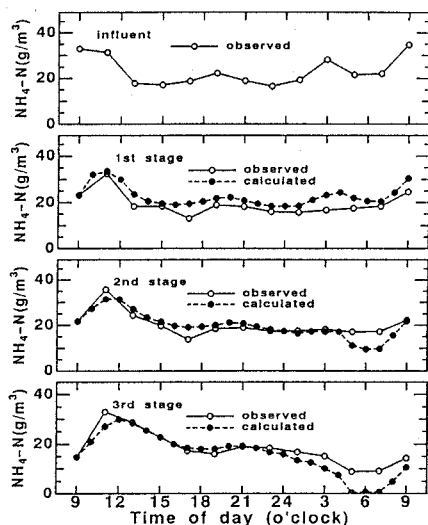


Fig.9 Concentration change of  $\text{NH}_4\text{-N}$ .

### 3. 5 吹き込み空気量の制御方式と処理水質

(10)式および(12)式で示されるように、S-BOD除去速度とアンモニア性窒素除去速度は反応タンクのDOの関数であり、DOは吹き込み空気量の関数であること、さらに下水処理場におけるエネルギー消費の約40%を反応タンクへの空気吹き込みのためのブローによる消費が占めていることなどから、反応タンクへの吹き込み空気量の最適制御は、処理水水質の向上および省エネルギーの見地から非常に重要な検討課題である。

上述のモデルにより、処理水水質をおおむね推定することができたため、吹き込み空気量をパラメータとしたシミュレーションを行い、吹き込み空気量の制御方法の処理水質に対する影響を検討した。検討した制御方法をTable 3に示す。

Table 3 Conditions of air feed rate control

A	Equal amount to every stage, equal amount for 24 hours
B	Tapered aeration ( $Gv_1:Gv_2:Gv_3=3:2:1$ ), equal amount for 24 hours
C	Equal amount in every stage, proportional to the influent rate
D	DO control at every stage ( $D_1=D_2=D_3=1.76\text{g/m}^3$ )
E	DO control at every stage ( $D_1=1.0\text{g/m}^3, D_2=1.6\text{g/m}^3, D_3=2.5\text{g/m}^3$ )
F	DO control at 1st stage ( $D_1=0.87\text{g/m}^3$ ), $Gv_2$ and $Gv_3$ are equal to $Gv_1$
G	DO control at 2nd stage ( $D_2=1.57\text{g/m}^3$ ), $Gv_1$ and $Gv_3$ are equal to $Gv_2$
H	DO control at 3rd stage ( $D_3=2.54\text{g/m}^3$ ), $Gv_1$ and $Gv_2$ are equal to $Gv_3$

前述のように吹き込み空気量を制御することは処理水水質だけでなく、消費エネルギーにも影響を与えるが、以下のシミュレーションにおいては、エネルギー消費の面での条件を概ね同一とするため、通気倍率を実験条件と同じ12.5倍に統一して、反応タンク流出水S-BODに対する吹き込み空気量制御方式の影響を検討した。なお、DO制御を行う場合の設定DO値は、通気倍率が12.5倍となる値を試行錯誤によって求め

たものである。DO制御を行う場合の $G_v$ は、DOの設定値と計算値の差に比例した空気量を増減するように制御し、DO値がほぼ設定値に収束するまで繰り返し計算を行って決定したものであり、これを24時間のサイクルの各時刻での値に用いた。このため、各時刻における吹き込み空気量は理想的なDO制御を可能とする量となっているが、実際の処理にDO制御を適用した場合にはDOメータの応答遅れなどがあり、理想的なDO制御は困難であることに注意する必要がある。

反応タンク処理水のS-BODに関するシミュレーション結果をFig. 10、Fig. 11およびFig. 12に示す。条件Aは実験を行った条件と同じで、24時間一定の曝気量とし、反応タンク各段とも常時等量吹き込みを行った場合の計算値である。これに対して反応タンク各段の吹き込み空気量を前段から順に3:2:1の割合としたテーパードエアレーションとした条件Bの場合は、条件Aの場合と大差が無いという結果となった(Fig. 10)。反応タンク各段の空気量は同一とし、吹き込み空気量を反応タンク流入水量に比例させて制御を行った条件Cの場合、主に9時から13時にかけての流入水量の増大によって負荷が上昇した影響が現れる13時前後の処理水のS-BODは条件Aの場合より小さい値を示したものの、13時から17時にかけての流入水濃度の上昇によって負荷が上昇した影響が現れる17時前後には処理水のS-BODは逆に条件Aの場合より高い値となり、吹き込み空気量を反応タンク流入水量に比例させて制御することは流入水の水量変動に対しては効果があるが、濃度変動に対してはさほど効果が期待できないと

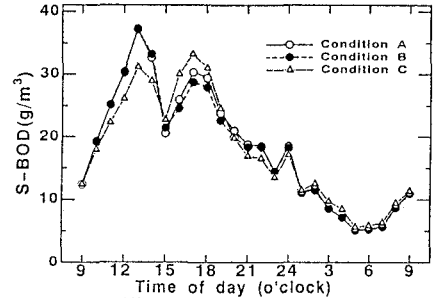


Fig.10 Effect of air feed rate control on S-BOD in the effluent of AFBBR (1).

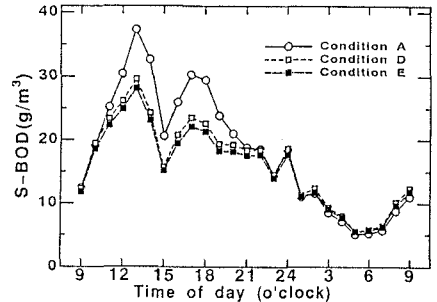


Fig.11 Effect of air feed rate control on S-BOD in the effluent of AFBBR (2).

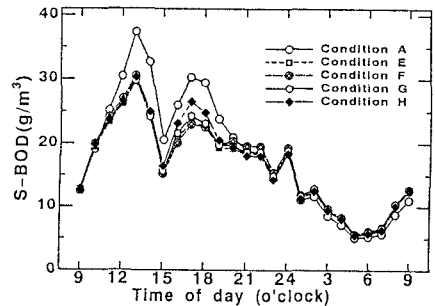


Fig.12 Effect of air feed rate control on S-BOD in the effluent of AFBBR (3).

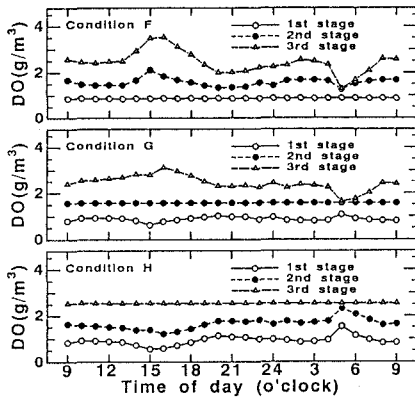


Fig.13 Changes of DO when DO is controlled at one stage of the AFBBR.

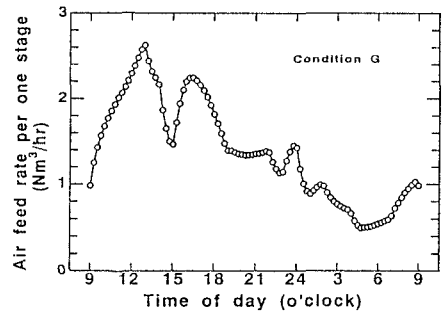


Fig.14 Air feed rate change of AFBBR when DO is controlled.

見られた (Fig. 10)。条件Dは反応タンクの全段のDOを $1.76\text{g}/\text{m}^3$ に制御した場合、条件Eは反応タンクのDOを前段から順に $1.0$ 、 $1.6$ 、 $2.5\text{g}/\text{m}^3$ に制御した場合の結果であり、両者の中で処理水のS-BODには大きな差は見られないが、条件Aの場合と比べて大きな効果のあることがわかった (Fig. 11)。条件F、条件Gおよび条件Hはそれぞれ反応タンクの1段目、2段目および3段目のDOを一定値に制御し、DO制御を行わない槽についてはDO制御を行う槽と同量の空気を吹き込むという条件である。反応タンク3段目のDOを制御した条件Hの場合は、条件Fの場合あるいは条件Gの場合と比べてS-BODは若干高い値を示し、一点のみのDO制御を行う場合には反応タンク1段目または2段目の制御を行う方が効果的であるという結果となった。条件Fの場合および条件Gの場合は、条件Eの場合と比べてS-BODに大差は無く、条件Aの場合と比較して良好な処理水S-BODが期待できることが示された (Fig. 12)。

Fig. 13は条件F、GおよびHの場合における反応タンク各段のDOの経時変化を示したものであるが、いずれの場合も反応タンク各段のDOはFig. 8に示した条件Aにおける実測値および計算値と比べて一定値に制御されており、反応タンクの一槽でのみDO制御を行い、この槽と同量の空気量を他の各槽へ吹き込む場合でも、反応タンク全体をDO制御した場合に近いDOのプロフィールが得られることが示された。なお、Fig. 14は条件Gにおける反応タンク一槽当たりの吹き込み空気量の経時変化を示したものであるが、吹き込み空気量の最大値が同最小値の5倍に達しており、実装置でDO制御を行い、処理水水质の向上あるいは省エネルギー効果をねらうためには、ブローの形式および台数の選定が重要な因子となる。

### 3. 6 動力効率

本法における酸素消費に関しては(4)式の関係が得られており、反応タンクDOを $2\text{g}/\text{m}^3$ で操業すると仮定すると除去S-BOD量当たりの酸素消費量は $1.78\text{kg-O}/\text{kg-S-BOD}$ となる。本実験において用いた反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比は $0.67$ であり、S-BODとT-BODがほぼ同等の除去率で除去されるとすると除去T-BOD量当たりの酸素消費量は $1.19\text{kg-O}/\text{kg-T-BOD}$ となる。また、Fig. 4に示した、他のパイロットプラントでの実験では、反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比は $0.31$ であり除去T-BOD量当たりの酸素消費量は $0.54\text{kg-O}/\text{kg-T-BOD}$ となる。活性汚泥法では除去BOD量当たりの必要酸素量は $0.8$ から $1.3\text{kg-O}/\text{kgBOD}$ という値が報告されている<sup>11)</sup>が、本システムに関しては反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比が小さい場合、活性汚泥法に比べて除去BOD量当たりの必要酸素量が小さくなる可能性が示された。本システムにおいて反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比が小さい場合に活性汚泥法より除去BOD量当たりの酸素消費量が小さい値となる原因の一つは、担体に附着した生物膜に取り込まれることなく反応タンクを通過するSS性のBOD成分が少なからず存在し、SS性BOD成分の分解のために消費される酸素量が少ないことあるのではないかと推察される。なお、生物膜に取り込まれることなく反応タンクを通過するSS性のBOD成分の存在は酸素消費量の低減とともに汚泥発生量の増大および後段の固液分離への負荷の上昇をもたらすと考えられる。全体システムにおけるSSの挙動および曝気動力と汚泥処理処分費を含めた経済性の評価は今後の課題である。

### 4. まとめ

樹脂系中空円筒担体を用いた担体投入型生物処理システムについて、実験結果の解析と、処理水質の経時変化のシミュレーションを行い以下の知見を得た。

- (1) 反応タンクにおける酸素の物質収支式 ((1)式)、酸素消費に関する実験式 ((4)式) および酸素の移動に関する諸式 ((5)~(9)式) を得た。
- (2) S-BOD除去速度、アンモニア性窒素除去速度、酸素消費速度および酸素移動速度を用いた反応タンク処理水質のシミュレーションモデルを提案した。計算結果は実測値とおおむね一致し、本モデルの工学的有効性が確認された。ただし、極端に大きな負荷変動が与えられる場合には計算値と実測値の差が見られた。その要因のひとつとして、担体附着汚泥によるS-BOD成分の吸着が考えられた。

- (3) 酸素移動に関する $\alpha$ ファクターとS-BODの関係は一義的なものではなく流入水の成分に依存するものであると推測された。 $\alpha$ ファクターの正確な推定方法についてはさらに研究が必要である。
- (4) モデルを用いて吹き込み空気量の制御方法に関する検討を行った。その結果、反応タンク各段とも常時等量吹き込みの場合と比較して、テーパードエアレーションによるS-BODの低減効果はあまり期待できないこと、流入水量比例制御は流量変動に対しては効果が期待できるが、濃度変動に対しては効果が期待できないこと、DO制御の効果が大きく、反応タンクの一槽のみで制御を行う場合でも大きな効果が期待できることが示された。
- (5) 除去BOD量当たりの酸素消費量に関し、反応タンク流入水のS-BOD/T-BOD比が小さい場合には本処理システムは活性汚泥法より有利となる可能性のあることが示された。

<謝辞>

一連の研究開発において指導、助言、協力を頂きました東北大学、栗原康名誉教授並びに須藤隆一教授と建設省、同土木研究所、日本下水道事業団、宮崎県、都城市、および日水コンの関係各位に、甚深の謝意を表します。

<参考文献>

- 1) 建設省：バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発報告書（下水道編）、(1991)
- 2) Toshiaki Tsubone et al., "Effects of biomass entrapment and carrier properties on the performance of an air-fluidized-bed biofilm reactor.", Water Environment Research, vol. 64, pp. 884-889(1992)
- 3) 高橋正宏ら："担体投入型生物処理システムの処理性能に関する一考察"、下水道協会誌論文集、Vol. 31、No. 379、pp. 49-60(1994)
- 4) Toshiaki Tsubone, Seiichi Kanamori, Tasuo Takechi, Masahiro Takahashi, "Characteristics of a Air-Fluidized-Bed Bioreactor System with a Multi Media Filter", Wat. Sci. Tech., Vol. 30, No. 10, pp. 101-110(1994)
- 5) 局俊明ら："担体投入型生物処理システムの設計・制御因子について"、下水道協会誌論文集、Vol. 32、No. 383、pp. 50-63(1995)
- 6) 三木敬資ら：第28回下水道研究発表会講演集、pp. 321-323(1991)
- 7) 藤江幸一ら："旋回流式エアレーションタンク内散気性能指標の実測"、下水道協会誌、Vol. 17、No. 197、pp. 31-42(1980)
- 8) 建設省高度処理会議：高度処理施設設計資料、p. 174(1994)
- 9) WASTEWATER ENGINEERING, McGraw-Hill, Inc., p. 287(1991)
- 10) 化学工学協会編：生物学的水処理技術と装置、p. 84、培風館(1978)
- 11) 須藤隆一ら：活性汚泥法、思考社、P. 68(1980)
- 12) Kouichi Fujie, Toshiaki Tsubone, Hiroyuki Moriya, Hitoshi Kubota, "A simplified kinetic model to simulate soluble organic substances removal in an activated sludge aeration tank", Water Res., Vol. 22, No. 1, pp. 29-36(1988)