＜論 文＞

チューブ接触酸化装置における硝化モデル

A Kinetic Model of Nitrification with Tubular Wastewater Treatment Contactor

藤 江 幸 一*, 久 保 田 宏*

Koichi FUJIE,

Hiroshi KUBOTA

Abstract

A mathematical model simulating the nitrification process in a tubular wastewater treatment contactor was presented. According to the model, the operation of nitrification are quantitatively analyzed.

When the reaction rate is not affected by the liquid phase mass transfer resistance in honeycomb tube, a specific relation between the effluent BOD and $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations. Which is similar to that obtained for the activated sludge and rotating biological contactor process, can be obtained. When the reaction rate is controlled by the liquid phase mass transfer resistance, on the other hand, little higher effluent $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration than that in the former case at low BOD concentration is obtained.

Methods to predict the $\text{NH}_4\text{-N}$ removal under various operating conditions of the contactor for two cases: the oxygen-supply-controlling and the oxygen-transfer-controlling, were also presented. The results of the illustrative calculations were compared with the observed data and discussed.

〔使用記号〕

 A : 微生物膜全表面積 $[\text{m}^2]$ b, b' : BOD 酸化菌および硝化菌の自己分解速度 $[\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ C : 液中溶存酸素濃度 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ C_o : 反応の進行が停止する限界溶存酸素濃度 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ f_s, f_z : 微生物膜内の BOD 酸化菌および硝化菌の質量分率 $[-]$ G_o : 供給空気体積流量 $[\text{N-m}^3/\text{hr}]$ H : ハニコムチューブ充填高さ $[\text{m}]$ K : 硝化反応速度定数 $[\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ K_N : 硝化反応の Michaelis 定数 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ k_s : BOD 酸化反応速度定数 $[\text{m}/\text{hr}]$ k_t : チューブ内液相物質移動係数 $[\text{m}/\text{hr}]$ l : ハニコムチューブ充填部入口よりの距離 $[\text{m}]$ N : アンモニア性窒素濃度 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ Q : 流入原廃水量 $[\text{m}^3/\text{hr}]$ q : 循環液流量 $[\text{m}^3/\text{hr}]$ $-R_o$: 微生物膜単位表面積基準酸素消費速度 $[\text{g-O}_2/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ $-R_N$: 微生物膜単位表面積基準硝化速度 $[\text{gNH}_4\text{-N}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ $-R_S$: 微生物膜単位表面積基準 BOD 酸化速度 $[\text{gBOD}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ R_s : BOD 酸化菌の増殖速度 $[\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ R_z : 硝化菌の増殖速度 $[\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$ S : BOD 成分濃度 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ S_f : 硝化反応が開始される限界 BOD 成分濃度 $[\text{mg}/\text{l}], [\text{g}/\text{m}^3]$ V : 装置内有効容積 $[\text{m}^3]$ W : 支持体単位表面積に付着している全菌体量 $[\text{g}/\text{m}^2]$ X : 支持体単位表面積に付着している BOD 酸化菌量 $[\text{g}/\text{m}^2]$ Y_o, Y_o' : BOD 酸化および硝化の酸素収率 $[-]$ Y_s, Y_z : BOD 酸化菌および硝化菌の増殖のさいの菌体収率 $[-]$ Z : 支持体単位表面積に付着している硝化菌量 $[\text{g}/\text{m}^2]$ δ : BOD 酸化菌に窒化されるアンモニア性窒素の比率 $[-]$ λ : 式(19)で定義される経験定数 $[\text{g}/\text{m}^3]$

* 東京工業大学 資源化学研究所 227 横浜市緑区長津田町4259 Research Laboratory of Resources Utilization Tokyo Institute of Technology (4259 Nagatsuta, Midori-ku, Yokohama, 227)

〔添 字〕

- 0 : 流入原廃水
i : ハニコムチューブ入口および処理水
e : ハニコムチューブ出口
s : BOD 成分
n : アンモニア性窒素
c : 溶存酸素
* : 微生物膜表面
— : ハニコムチューブ充填部内の平均値

1. はじめに

廃水の生物処理操作においては、通常、処理水中炭素質基質としての BOD 成分濃度がある限界値以下をとる条件でのみ、アンモニア性窒素の硝化反応が進行する。久保田らは活性汚泥法^{4,5)}および回転円板法⁶⁾廃水処理装置²⁾における硝化操作の定量的解析を行い、硝化反応の開始に必要な操作条件を明らかにし、処理水中の溶解性 BOD 成分濃度と、アンモニア性窒素濃度の関係を推定する方法について提案している。

ここでは、同様の硝化操作の定量的解析をチューブ接触酸化装置に対して行った結果について報告する。

2. 基本的仮定と操作の基礎式

Fig.1 (a) に示したようなチューブ接触酸化装置について考える。原廃水は連続的に装置内に供給され、環状のハニコムチューブ充填部と内管のエアレーション部の間を液が循環し、ハニコムチューブ内壁面に付着生育した微生物膜上で生物化学反応により浄化された後、処理水として連続的に排出される。装置内における液のフローを模式的に Fig.1(b) に示した。

Fig. 1 Scheme of wastewater treatment contactor.

以下でのこのプロセスの定量的な解析にさいしての基本的仮定を次のように設定する。

- i) 炭素質基質（以下 BOD 成分と記す）の酸化反応は BOD 酸化菌によって、またアンモニア性窒素（以下 $\text{NH}_4\text{-N}$ と記す）の硝化は硝化菌によってそれぞれ独立に進行する。
- ii) BOD 酸化菌および硝化菌は微生物膜内に均一に分布している。
- iii) 支持体に付着している微生物の保持量は、定常値をとる。
- iv) 液相中に懸濁した微生物による反応は無視できる。
- v) ハニコムチューブ充填部以外では、液相中の BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は均一である。

iv) ハニコムチューブ内で液は押し流れて流通する。

定常状態での操作を考えて、装置内における BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ の収支をとる。仮定 v) より、ハニコムチューブ充填部入口での BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は処理水中でのそれぞれの濃度に等しいので、ハニコム充填部を循環流通する液流量を q とすれば、BOD 成分の収支より、

$$Q(S_0 - S_i) = q(S_i - S_e) \quad (1)$$

同様に $\text{NH}_4\text{-N}$ に対して、

$$Q(N_0 - N_i) = q(N_i - N_e) \quad (2)$$

一方、ハニコムチューブ充填部における BOD 成分の微分収支から、

$$qdS/dt = (-R_s)A/H \quad (3)$$

同様に $\text{NH}_4\text{-N}$ の微分収支から、

$$qdN/dt = (-R_N)A/H + \alpha Y_s (-R_s)A/H \quad (4)$$

ここで $-R_s$ および $-R_N$ はそれぞれ微生物膜単位表面積当りの BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ の酸化反応の速度である。また式(4)右辺第 2 項は BOD 酸化菌の増殖に伴って菌体に資化されて除去される $\text{NH}_4\text{-N}$ 量を示す。

3. 反応速度

3-1 微生物膜内の生物化学反応支配の場合

BOD 成分と $\text{NH}_4\text{-N}$ の酸化反応が同時に進行しているときは、微生物膜内に BOD 酸化菌と硝化菌が共存している。いま、先に述べた仮定 ii) に基づき、膜内に BOD 酸化菌および硝化菌が均一に分布しているとして、

$$-R_s = f_x (-\hat{R}_s) \quad (5)$$

$$-R_N = f_z (-\hat{R}_N) \quad (6)$$

ここで $-\hat{R}_s$ および $-\hat{R}_N$ はそれぞれ BOD 酸化菌および硝化菌が単独に存在すると仮定したときの BOD 酸化速度および硝化速度であり、 f_x および f_z は、それぞれ微生物膜内部での BOD 酸化菌および硝化菌の比率を表わす。したがって、

$$f_x + f_z = 1 \quad (7)$$

微生物膜上での液相物質移動抵抗が反応速度に影響を与えないときの反応速度 $-\hat{R}_s$ および $-\hat{R}_N$ は、回転円板法での久保田ら²⁾の報告と同様、膜表面上での BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ の濃度 S^* および N^* の関数として、それぞれ次式で与えられるものとする。ただし、これらの式は微生物膜面の溶存酸素濃度 C^* が限界値 C_e 以上存在するときのみ成立するものとする。すなわち $C^* > C_e$ で、

$$-\hat{R}_s = k_s S^* \quad (8)$$

$$-\hat{R}_N = KN^*/(K_N + N^*) \quad (9)$$

$C^* \leq C_e$ では BOD 成分酸化反応、硝化反応はともに起らず、

$$-R_s = -R_N = 0 \quad (10)$$

とする。この限界値 C_e は BOD 成分酸化反応と硝化反応とは若干異なると考えられるが、ここでは簡単のため十分小さい値とした。

3-2 微生物膜上の液相物質移動支配の場合

通常のハニコムチューブを充填材として用いた接触酸化装置では、チューブ内液相物質移動抵抗が反応速度を支配すると考えられる³⁾。この場合の膜表面積基準反応速度はそれぞれ次式で与えられる。

$$-R_s = f_x(\hat{R}_s) = k_{is}(S - S^*) \quad (11)$$

$$-R_N = f_z(\hat{R}_N) = k_{iN}(N - N^*) \quad (12)$$

ここで k_{is} および k_{iN} はそれぞれ BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ のチューブ内液相物質移動係数である。

反応は好気的条件下でのみ進行し、BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ の酸化反応の進行に伴い、溶存酸素が消費される。BOD 成分の酸化および $\text{NH}_4\text{-N}$ の硝化反応の酸素収率をそれぞれ Y_0 および Y_0' とすると、微生物膜単位表面積当りの酸素消費速度 $-R_o$ は次式で与えられる。

$$-R_o = Y_0(-R_s) + Y_0'(-R_N) \quad (13)$$

また支持体に付着している微生物の増殖速度は、それぞれ次式で表わすことができる。BOD 酸化菌に対して、

$$R_x = Y_x(-R_s) - b'f_x \quad (14)$$

硝化菌に対して、

$$R_z = Y_z(-R_N) - b'f_z \quad (15)$$

ここで Y_x および Y_z は、それぞれ BOD 酸化菌および硝化菌の菌体収率、 b および b' はそれぞれの自己分解速度である。

4. 微生物膜表面での BOD 成分と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の関係

単位支持体表面積に付着している全微生物量を W 、そのうち BOD 酸化菌量を X 、硝化菌量を Z とすると、前

記2. の仮定 iii) より次式を得る。

$$X/R_x = Z/R_z = W/(R_x + R_z) \quad (16)$$

式(14)および(15)を式(16)に代入して、

$$X\{Y_x(-R_s) - b'f_x\} = Z\{Y_z(-R_N) - b'f_z\} \quad (17)$$

式(5)、(6)、(8)および(9)を上記の式(17)に代入すれば、硝化反応が起っているときの膜表面での濃度 N^* と S^* の関係として、次式が得られる。

$$S^* = \lambda N^*/(K_N + N^*) + \xi \quad (18)$$

ただし、

$$\lambda = Y_z K / Y_x k_s, \quad \xi = (b - b') / k_s Y_x \quad (19)$$

ここで式(18)の右辺第2項は菌体の自己酸化の寄与を示しているが、単純化のためこれを無視できるとして、式(18)より、

$$S^* \doteq \lambda N^*/(K_N + N^*) \quad (20)$$

あるいは、

$$N^* \doteq K_N S^*/(\lambda - S^*) \quad (21)$$

微生物膜表面での N^* と S^* の間には、液相内物質移動抵抗が無視できる条件下で、活性汚泥法^{4,5)}や回転円板法²⁾に対して導かれたと同じ形の式(20)あるいは(21)の関係が、この場合も成立している。

5. 処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 除去率

5-1 微生物膜内の生物化学反応支配の場合

装置内に充填したハニコムチューブ内壁面上の微生物膜表面への液相物質移動抵抗が無視できる場合について考える。すなわち、ハニコムチューブ内で $S = S^*$ 、 $N = N^*$ なる関係が成立するものとする。

まず微生物膜内で硝化反応が進行せず、BOD 成分の酸化反応のみが起っているときには、 $\text{NH}_4\text{-N}$ の除去は BOD 酸化菌への $\text{NH}_4\text{-N}$ の資化によってのみ生ずるから、処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度 N_i と BOD 成分濃度 S_i の関係は、

$$N_i = N_0 - \delta Y_x(S_0 - S_i) \quad (22)$$

一方、BOD 成分の酸化反応と硝化反応が同時に進行している場合には、微生物膜表面で式(20)あるいは(21)の関係が成立する。ハニコムチューブ充填部内の液相と処理水中の濃度差は小さいから、 S_i 、 N_i に対しても式(20)から、

$$S_i = \lambda N_i / (K_N + N_i) \quad (23)$$

なる関係が成立するとしてよい。

硝化反応が進行しはじめる条件では、式(22)と(23)が同時に成立しなければならないから、BOD 成分濃度を S_f とすると、両式から、

$$S_f = \frac{\lambda \{N_0 - \delta Y_x(S_0 - S_f)\}}{K_N + \{N_0 - \delta Y_x(S_0 - S_f)\}} \quad (24)$$

上記から処理水中の S_i と N_i の関係は明らかになっ

たが、装置の実際の運転条件での S_i の値は、原廃水中の S_0 , N_0 装置の水面積負荷、液中溶存酸素濃度などに依存する。とくに溶存酸素濃度は重要な因子で、 $C^* \leq C_e$ なる条件下では、式(10)に示したように微生物膜表面での酸化反応は進行しない。微生物膜表面への溶存酸素は、Fig. 1 に示したように、エアレーション部から連続的に供給されているが、液中溶存酸素濃度の絶対値が小さいので、ハニコムチューブ上端では酸素の供給が十分であっても、下端に近いところでは、 $C^* < C_e$ となる場合が生ずると考えてよい。とくに硝化反応が起っている場合には、微生物膜面上での酸素消費が大きく、一方液の循環流速には限界値が存在するから¹⁾、チューブ内での反応の進行は、液の循環流に乗ってのチューブ内への溶存酸素の供給に支配されるとする近似が、一般に許される。

溶存酸素のチューブ内への供給が反応速度を支配すると考えると、チューブ出口ではつねに $C_e = C_e$ となる。したがって、硝化反応が起っていない条件では、装置内の酸素に対する収支は、

$$q(C_i - C_e) = Y_0 Q(S_0 - S_i) \quad (27)$$

硝化反応が起っていれば、

$$q(C_i - C_e) = Y_0 Q(S_0 - S_i) + Y_0' Q(N_0 - N_i) \quad (28)$$

さらに硝化反応が起っている場合には、処理水中の濃度 S_i と N_i の間に式(23)の関係が成立するから、式(23)と(28)から N_i を消去して S_i について次式を得る。

$$S_i^2 - \alpha_1 S_i + \alpha_2 = 0 \quad (29)$$

ただし、

$$\left. \begin{aligned} \alpha_1 &= (S_0 + \lambda) + (Y_0' / Y_0) (N_0 + K_N) - (\gamma / Y_0) (C_i - C_e) \\ \alpha_2 &= \{S_0 + N_0 (Y_0' / Y_0) - (\gamma / Y_0) (C_i - C_e)\} \lambda \\ \gamma &= q / Q \end{aligned} \right\} \quad (30)$$

5-2 微生物膜上の液相物質移動支配の場合

この場合、ハニコムチューブ充填部での反応による BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ の消費量が小さいので、ハニコム充填部入口と出口間の S と N の各々の濃度差は十分小さいとして、近似的にそれぞれの平均値 $\bar{S}$ と $\bar{N}$ を用いることにする。BOD の酸化と硝化反応が同時に進行しているときには、次式が成立する。

$$Q(S_0 - \bar{S}) = k_{ls}(\bar{S} - \bar{S}^*)A \quad (31)$$

$$Q(N_0 - \bar{N}) = k_{lN}(\bar{N} - \bar{N}^*)A \quad (32)$$

したがって、

$$\bar{S}^* = \frac{\bar{S}(1 + k_{ls}A/Q) - S_0}{k_{ls}A/Q} \quad (33)$$

$$\bar{N}^* = \frac{\bar{N}(1 + k_{lN}A/Q) - N_0}{k_{lN}A/Q} \quad (34)$$

$\bar{S}^*$ と $\bar{N}^*$ の間には式(20)の関係が成立しなければならぬから、式(33)および(34)を式(20)に代入して、 $\bar{S}$ と $\bar{N}$

の関係式、

$$\bar{N} = \frac{K_4 S_0 - K_1 K_4 \bar{S} - (K_3 - \bar{S}_0) N_0}{K_1 K_2 \bar{S} - K_2 K_3} \quad (35)$$

を得る。ただし、

$$\left. \begin{aligned} K_1 &= 1 + k_{ls}A/Q \\ K_2 &= 1 + k_{lN}A/Q \\ K_3 &= \lambda k_{ls}A/Q + S_0 \\ K_4 &= K_N k_{lN}A/Q - N_0 \end{aligned} \right\} \quad (36)$$

一方、微生物膜表面で消費される酸素に注目すると、そこでの酸素の収支から次式が成立する。

$$k_{lc}(\bar{C} - \bar{C}^*) = Y_0 k_{ls}(\bar{S} - \bar{S}^*) + Y_0' k_{lN}(\bar{N} - \bar{N}^*) \quad (37)$$

Table 1 Constants used for illustrative calculations

K_N	=	0.75	(mg/l)
λ	=	13.9 ²⁾	(mg/l)
δ	=	0.06	(—)
Y_0	=	1.0	(—)
Y_0'	=	4.3 ¹⁰⁾	(—)

Mass transfer coefficients correspond to Fig. 2

---

k_{ls}	=	0.53 × 10 ^{-2**}	(m/hr)
k_{lN}	=	0.99 × 10 ^{-2**}	(m/hr)

** diffusivity of glucose in water is used.

上記において、溶存酸素濃度 $\bar{C}$ は空気に対する飽和値を超えることはない。また物質移動係数および各酸素収率の値 (Table 1 参照) を考慮すると、 N および S が非常に小さい場合を除いて、液本体から膜表面への酸素移動抵抗が BOD 成分の酸化および硝化反応速度に対して支配的となることが予想される。すなわち、ハニコム充填部全体にわたって $C^* \leq C_e$ なる条件が成立する。ハニコムチューブ充填部における酸素の微分収支から導かれる $q dC/dl = k_{lc}(C - C^*)A/H$ (38)

を $C^* = C_e \doteq 0$ とおいて³⁾、 $l=0$ で $C=C_i$ なる境界条件のもとで積分すると、ハニコムチューブ出口溶存酸素濃度として、

$$C_e = C_i \exp(-k_{lc}A/q) \quad (39)$$

装置全体での酸素収支から、

$$q(C_i - C_e) = Y_0 Q(S_0 - \bar{S}) + Y_0' Q(N_0 - \bar{N}) \quad (40)$$

式(35)を式(40)に代入して整理すると次式を得る。

$$\beta_1 \bar{S}^2 - \beta_2 \bar{S} + \beta_3 = 0 \quad (41)$$

ただし

$$\left. \begin{aligned} \beta_1 &= Y_0 K_1 K_2 \\ \beta_2 &= \{Y_0 S_0 - Y_0' N_0 - \gamma(C_i - C_e)\} K_1 K_2 + Y_0 K_2 K_3 + Y_0' K_1 K_4 \\ \beta_3 &= \{Y_0 S_0 - Y_0' N_0 - \gamma(C_i - C_e)\} K_2 K_3 + Y_0' S_0 K_4 - Y_0' N_0 (K_3 - S_0) \end{aligned} \right\} \quad (42)$$

この式を解くことによって、与えられた S_0 , N_0 および水面積負荷に対する処理水濃度 $\bar{S}$ を求めることができ

る。さらにこの $\bar{S}$ を式(35)あるいは(40)に代入して、処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度 $\bar{N}$ を得る。

6. $\text{NH}_4\text{-N}$ 除去率の予測と実測値との比較

6-1 処理水の BOD 成分濃度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の関係

エアリフト作用⁷⁾あるいは液ポンプ^{8,9)}によって装置内で液の循環を行っている形式のチューブ接触酸化装置での処理水中の BOD 成分濃度と、 $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の関係の

Fig. 2 Observed and calculated relations between effluent BOD and $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations.

実測値をFig. 2に示した。図中には、式(23)によって与えられる微生物膜面での物質移動抵抗が無視できるとした場合の、BOD成分と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の関係を実線で示した。ただし λ および K_N としては、回転円板法での実測値に基づいて久保田ら²⁾が求めた値をそのまま用いた。

次にハニコムチューブ内微生物膜表面での液相物質移動支配としたときの $\bar{S}$ と $\bar{N}$ の関係を、原廃水の $S_0=25 \text{ mg/L}$ の一定値において、 N_0 の3種類の異った値に対して式(35)より求め破線で示した。計算にあたっては、ハニコムチューブ充填部を流通する液線速度 $U_t=2 \text{ cm/sec}$ とし、ハニコムチューブ内での液相物質移動係数 k_{ls} , k_{lN} は著者らの前報³⁾での方法に従って、チューブ内における平均値を計算して用いた。ただしBOD成分の液中拡散係数としては、便宜的に水中におけるグルコースの値を用いた。これらの計算に用いた定数値をTable 1に一括して示した。

計算結果から、液相物質移動抵抗が存在する場合、物質移動抵抗が無視できる場合と比較して、BOD成分濃度 S が高い値で硝化反応が開始される場合がある反面、 S の小さいところではやや高い N の値を与えることがわかった。実測の条件の詳細は不明なものが多いが、いずれも液相物質移動抵抗が存在する条件で実測が行なわれ

ており、回転円板法での実測値²⁾と対比して、 S の低いところで N の値がはつきりと高く現われており、計算値と一致した傾向が示されている。

6-2 処理水水質と水面積負荷の関係

装置の形状およびその運転条件が指定され、付着性微生物による生物化学反応の定量的知見が得られていれば、特定の流入水質に対する処理水の水質は、前記した数式モデルを用いて推算することができる。

ハニコムチューブ内で液相物質移動抵抗が無視できるとした場合の処理水中のBOD成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の計算結果を水面積負荷の逆数に対してプロットしたのがFig. 3である。この場合、流入原廃水の水面積負荷とは無関係に、装置内では一定速度で液の循環が行なわれており、内管エアレーション部で溶解した酸素がハニコムチューブ充填部で消費されつくす、つまりハニコムチューブ充填部への溶存酸素の供給が反応速度を支配しているとして、式(23)および(29)より処理水中の $S=S_t$, $N=N_t$ を求めた。流入原廃水中のBOD成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は、活性汚泥法による二次処理の放流水を対象として考え、それぞれ $S_0=25 \text{ mg/L}$, $N_0=20 \text{ mg/L}$ を選んだ。計算に用いた装置の運転条件および定数値については、Table 2および図中に示した。Fig. 3で水面積負荷の大きいところで、つまり硝化反応が起らない条件下で僅かの水面積負荷の減少に対して、BOD成分濃度に顕著な低下がみられるのは、硝化反応に伴う酸素消費が起らないため、ハニコムチューブ充填部に供給された溶存酸素がすべてBOD成分の酸化に振り向けられるためである。

次にハニコムチューブ内微生物膜表面での液相内酸素移動が反応速度に対して支配的であるとしたときの、水

Fig. 3 Calculated effluent BOD and $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations vs. reciprocal of hydraulic loading per unit area of microbial film, under oxygen-supply-controlling conditions.

Table 2 Dimensions and running conditions used for illustrative calculations

a. Dimensions

Diameter of apparatus	$D_2 = 2$ (m)
Inner diameter of aeration part	$D_1 = 0.5$ (m)
Packed height of honeycomb tube	$H = 3$ (m)
Volume of apparatus	$V = 13$ (m ³)
Total surface area of microbial film	$A = 2700$ (m ²)
Honeycomb tube diameter	$d = 13$ (mm)

b. Running conditions for Fig. 3 & 4.

Linear liquid velocity in honeycomb tube	$u_l = 8.5$ (cm/sec)
Volumetric rate of liquid circulation	$q = 900$ (m ³ /hr)
Volumetric feed rate of air when $q = 900$ (m ³ /hr)	$G_v = 60$ (N-m ³ /hr)
Liquid phase mass transfer coefficient when laminar flow developed in the honeycomb tube	for oxygen $k_{lc} = 1.82 \times 10^{-2}$ (m/hr) for BOD** $k_{ls} = 0.81 \times 10^{-2}$ (m/hr) for NH ₄ -N $k_{lN} = 1.50 \times 10^{-2}$ (m/hr)

** Diffusivity of glucose in water is used.

面積負荷の逆数に対する処理水中の BOD 成分および、NH₄-N 濃度の計算値を式(41)および(35)から求め、Fig. 4 に示した。前記の液相移動抵抗が無視できるとした場合と全く同じ条件で装置が運転されていると想定して計算を行ったにもかかわらず、この場合、同一水面積負荷における処理水中の S および N が大幅に上昇している。また、この場合、 S 、 N の上昇のみならず、酸素供給のための動力効率も大幅に低下し、運転費の増加が避けられないことも著者ら¹⁾によって指摘されている。ここで注目すべき点は、液相移動抵抗が無視できる場合と比較して、BOD 成分濃度がかかなり高いところから硝化反応が開始されていることである。これは前述したように、チューブ内液相移動抵抗が存在すると、微生物膜表面と液本体に BOD 成分および NH₄-N の濃度差が生じ、処理水したがってハニコムチューブ充填部での液本体の BO

D 成分濃度が高くて、微生物膜表面では NH₄-N の硝化が開始されるために必要なところまで、BOD 成分濃度が低下するためである。この場合 $\bar{S} \leq 32.4 \text{ mg/l}$ であれば硝化は起り得ると計算される。

微生物膜表面で消費される溶存酸素量に注目して、そこでの酸素の収支から式(37)が成立する。したがって式(37)から、微生物膜表面で $\bar{N}^* = \bar{S}^* = 0$ 、 $\bar{C}^* = C_e \div 0$ とおいて得られる

$$Y_0 k_{ls} \bar{S} + Y_0' k_{lN} \bar{N} \leq k_{lc} \bar{C} \quad (44)$$

なる条件では、したがって、水面積負荷 Q/A がある限界値より小さくなると、BOD 成分の酸化および NH₄-N の硝化反応は、微生物膜への酸素移動支配から、BOD 成分および NH₄-N 自体の移動支配へと遷移することが考えられる。しかし Fig. 4 に示したように、このような遷移は、処理水中の S および N の値の非常に低いところで起こり、通常の操作では、微生物膜表面への酸素移動が操作の支配因子であると考えてよい。

6-3 処理水水質と装置内循環液流量の関係

流入する原廃水の水面積負荷を一定とし、内管エアレーション部への送気流量 G_v 、したがって装置内循環液流量 q を変化した場合の処理水中の BOD 成分および NH₄-N 濃度と、液循環比 $\gamma (=q/Q)$ の関係も同様に前述の数式モデルによって推算することができる。ただし、送気流量 G_v に対する循環液流量 q 、ハニコムチューブ充填部入口および出口の液中溶存酸素濃度 C_i 、 C_e の関係については、前報¹⁾での推算値を用いた。

ハニコムチューブ内液相物質移動抵抗が無視できるとした場合の処理水中の BOD 成分および NH₄-N 濃度の計算結果を、循環比 γ に対してプロットしたのが Fig. 5 である。この場合、流入原廃水の水面積は $Q/A = 9.2 \times$

Fig. 4 Calculated effluent BOD and NH₄-N concentrations vs. reciprocal of hydraulic loading per unit area of microbial film, under oxygen-transfer-controlling conditions.

Fig. 5 Calculated effluent BOD and $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations vs. liquid recycling ratio, under oxygen-supply-controlling conditions.

10^{-3}m/hr で一定とし、ハニコムチューブ充填部への酸素供給支配として式(23)および(29)より処理水中の BOD 成分および $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度を計算した。装置内液の循環流量したがってハニコムチューブ充填部出口で溶存酸素濃度は $C_e=0$ となとしたときの、充填部入口における濃度 C_i と γ の関係についても図中に破線で示した。 γ が大きくなると、処理水の S および N は急激に低下する。これは、循環液流量が増加すると、ハニコムチューブで充填部 1 回通過あたりに利用し得る溶存酸素量が急激に増加するからである。

次にハニコムチューブ内微生物膜表面で液相酸素移動抵抗が反応速度に対して支配的であるとしたときの、式(41)および(35)による γ に対する処理水中の S および N の計算結果のプロットを Fig. 6 に示した。 γ と通気量 G_o の関係は Fig. 5 の場合と同一である。Fig. 5 に示した計算結果と比較して、 γ が大きくなっても処理水中の S および N の急激な低下はみられない。硝化反応も γ が大きくなると開始されない。これは図中に破線で示したように γ が大きくなっても、ハニコムチューブ充填

Fig. 6 Calculated effluent BOD and $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations vs. liquid recycling ratio, under oxygen-transfer-controlling conditions.

部へ供給される溶存酸素量、したがって充填部入口と出口の溶存酸素濃度差 ($C_i - C_e$) の増加ほとんどみられないためである。

なおエアリフト作用によって液の循環を行う形式のチューブ接触酸化装置では、ハニコムチューブ充填部を流下する液の平均線速度の最大値は 15cm/sec 程度と考えられる。

6-4 $\text{NH}_4\text{-N}$ 除去率の実測値との比較

Fig. 7 には、波辺¹⁾によるエアリフト形式チューブ接触酸化装置での液滞留時間 $\bar{\theta}$ と処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の実測例を、前記の数式モデルによる計算結果と比較して示した。実測に用いられた装置の詳細な形状および運転条件については不明な点が多いが、著者らの前報¹⁾での計算結果を参考にして、実測時のハニコムチ

Fig. 7 Comparison between observed and calculated effluent $\text{NH}_4\text{-N}$ concentrations vs. hydraulic detention time.

ューブ内液線速度 $U_t=10\text{cm/sec}$ 、ハニコムチューブ充填部入口での溶存酸素濃度 $C_i=7\text{mg/l}$ と推定した。また流入した原废水の装置内における平均液滞留時間 $\bar{\theta}$ と水面積負荷 Q/A の関係は、装置内単位体積当りのハニコムチューブの有効表面積 $A/V=200\text{m}^2/\text{m}^3$ として次式より求めた。

$$\bar{\theta} = V/Q = A/200Q \quad (45)$$

実測は $18\sim 25^\circ\text{C}$ の温度範囲で行なわれているが、実線で示した計算値は 25°C において、微生物膜表面での酸素移動抵抗が反応速度に対して支配的であるとして計算したものである。数式モデルによる計算値は実測値とかなりよい一致をみた。

7. ま と め

- 1) チューブ接触酸化廃水処理装置における硝化操作の数式モデルを提案し、硝化反応についての定量的な

検討を行った。

- 2) 微生物膜表面での反応速度に対する液相内物質移動抵抗が無視できる場合には、回転円板装置において観察されたと同様に、処理水中の BOD 成分濃度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の間には、他の操作条件に左右されない一義的な関係がある。
- 3) ハニコムチューブ内微生物膜表面での液相物質移動抵抗が反応速度を支配している場合は、物質移動抵抗が無視できる場合に比較して、処理水中の BOD 成分濃度が高いところで硝化反応が開始される反面 BOD 成分濃度が低いところで、処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度がやや高くなる。
- 4) $\text{NH}_4\text{-N}$ 除去率の推算方法を、反応速度に対してチューブ内液相物質移動が支配的である場合と、物質移動抵抗が無視できる場合とに分けて計算例とともに示し、実測値との比較を行った。

(原稿受理昭和54年8月6日)

一 引 用 文 献

- 1) 藤江幸一、久保田宏 (1980), チューブ接触酸化廃水処理装置の動力効率, 水質汚濁研究, **3**, No.1, 15~24
- 2) 久保田宏・小田井恒吾・宮地有正 (1978) ' 回転円板法における硝化操作, 下水道協会誌, **15**, No.175, 30~35.
- 3) Fujie, K., T. Sekizawa and H. Kubota (1977), Mass Transfer in Liquid Phase with Tubular Wastewater Treatment Contactor, Journal Ferment. Technol., **55**, 532-543.
- 4) 久保田宏・宮地有正 (1977), 活性汚泥法による硝化操作, 下水道協会誌, **14**, No.159, 16~20.
- 5) 久保田宏・小田井恒吾・宮地有正 (1978), 多段活性汚泥法による硝化操作, 下水道協会誌, **15**, No.169, 1~5.
- 6) 渡辺音二 (1974), 生物酸化接触方法による下水の3次処理に関する研究, 水処理技術, **15**, No.1, 23~28.
- 7) 山口賢二ら (1978), 新しい生物学的処理技術, 科学技術開発センター, 東京, 119~132.
- 8) 太田洋・鶴泉彰恵・吉田高年 (1976), 生物酸化処理による下水の3次処理, 下水道協会誌, **13**, No.143, 33~41.
- 9) 内田信一郎 (1976), 大阪市における生物接触酸化法による窒素の除去, 用水と廃水, **18**, No.1, 60~76.
- 10) Jeris, J.S., R.W. Owenes, R. Hickey and F. Flood (1977), Biological Fluidized-bed Treatment for BOD and Nitrogen Removal, Journal Water Poll. Control Fed., **49**, 816-831.

ECOLOGICAL CHEMISTRY

生態 化学

生態系と化学物質
Vol.3-No.2 1980 Jul.

Chemical Abstracts No. 80-3/107 に収載

環境化学物質の生態系に及ぼす影響を追究する学際誌/B5判64頁季刊

生態系に及ぼす化学物質の影響を、薬理学、毒性学、魚病学、分析化学等の見地から検討を加える学際誌！
本誌は直接購読制です。
年間購読料 5,280 円
(4冊送料込)を添えて
下記迄、バックナンバー有。

編集委員

井村 伸正
尾崎 久雄
金沢 純
後藤 幹保
関沢 泰治
日比谷 京
吉田多摩夫

農薬の水生動物への毒性と pH 値 II ……西内康浩
薬剤耐性より見たメダカの地方差 ……田口茂敏
石油汚染とその成分の水生生物への移行, 特に
油臭魚貝類について ……緒方正名・三宅与志雄
魚類斃死原因の究明について ……三上敬二他
化学物質審査規制法の運用状況と最近の
国際動向 ……川崎雅弘
資料 魚類麻醉剤 II, 受託試験機関一覧
研究室を訪ねて クミアイ化学
文献抄録/投稿規定/その他

サイエンティスト社 〒101 東京都千代田区神田駿河台 3-2 山崎ビル <03>253-8992