

(10) 回転円板法の酸素供給機構

OXYGEN TRANSFER MECHANISM OF ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR

渡辺 義公 羅 以健 チャラムラ タナントセ

Yoshimasa Watanabe* Lo Yee Kin** Chalermraj Thanantaseth***

ABSTRACT; A rotating contactor has been used as a biological oxidation process which is referred to a rotating biological contactor (RBC). In the RBC, the rotating velocity is usually very low compared with that in the application of the rotating contactor as a aeration process in order to attach the biofilm to the contactor surface. The oxygen transfer capacity of the RBC is determined by the thickness of diffusion layer and attached-water layer, and the oxygen uptake rate of biofilm. A mathematical model of the oxygen transfer process in the rotating contactor with very low rotating velocity is presented, and simulation and experiment of the same process are carried out to find the relationships between the thickness of diffusion layer and attached-water layer, contactor rotating velocity and contactor size. It is shown that the diffusion layer thickness is inversely proportional to the root of the contactor rotating velocity and the attached-water layer thickness is proportional to the root of the contactor peripheral velocity. A mathematical model of the biological oxidation in the RBC is developed and applied to the nitrification with and without simultaneous carbon oxidation. The nitrification rate is formulated based on the oxygen transfer capacity.

KEYWORDS; Rotating Biological Contactor, Oxygen Transfer, Molecular Diffusion, Attached-Water Layer, Diffusion Layer, Simulation, Nitrification, Carbon Oxidation.

1. はじめに

回転円板法は生物学的汚水処理法 (Rotating Biological Contactor と呼ばれる, 以下RBCと略称) として普及しつつあるが, 化学工学分野でも曝気のための気-液接触体 (Air-Liquid Contactor と称する) として用いられている。生物学的汚水処理法としての応用では生物膜の剥離を防止するために数RPMといった比較的ゆっくりとした回転速度が採用されているのに対して, 気-液接触体として使用される場合には数十～数百RPMといった回転速度が用いられている。最近, 化学工学分野で展開された回転円板法の酸素供給機構¹⁾をRBCの解析に応用する試みが見られるが, 回転速度の大幅な違いにより生ずる機構上の相違点についての検討が必ずしも十分ではない。また, RBCでは処理に関与する微生物群は円板表面に厚さ数 mm 程度の生物膜として存在するため, 無生物系における酸素供給機構は生物系へ直接的には適用できない。本研究では比較的低速で回転する円板による酸素供給機構を生物膜が無い場合と有る場合について検討し, RBCの酸素供給機構の特徴を明らかにする。

2. 生物膜が無い場合の酸素供給機構

2. 1 酸素供給機構のモデル化

生物膜が付着していない半水没型回転円板による液本体への酸素供給過程は次の2つの過程に分けられる。

(1) 空中部を回転する円板表面の付着水膜へ気相中の酸素が吸収される過程 (酸素吸収過程)。

(2) 水中部を回転する円板表面の付着水膜から液本体へ酸素が放出される過程 (酸素放出過程)。

RBCで採用されている数RPMといった低回転速度では, 空中部を回転する付着水膜は酸素でほぼ飽和される

* 宮崎大学工学部 Faculty of Engineering Miyazaki University, ** 安楽工程有限公司
Analogue Technical Agencies Ltd., *** King Mongkut's Institute of Technology

だけの十分な気液接触時間を持つ。したがって、この場合には付着水膜は酸素で飽和された状態で水中部に入ると考えて良い。酸素放出過程は付着水膜と拡散層厚の大小関係により次の2つに大別される。①付着水膜が拡散層より厚い場合；付着水膜の一部と液本体との直接的混合および混合しない付着水膜から液本体への酸素の分子拡散が主たる放出機構。②付着水膜が拡散層より薄い場合；付着水膜から液本体への酸素の分子拡散が主な放出機構。RBCとしての通常の操作条件では②の場合が予想される。以上の諸点を勘案すると生物膜が付着していない回転円板による液本体への酸素供給過程は図-1のようにモデル化できる。円板の表面積が自由水面の面積よりもはるかに大きい場合には自由水面からの酸素の溶解は無視できるので、液本体DO濃度の増加速度（以下、曝気速度と記す）は式-1で与えられる。

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L \frac{A_w}{V_b} (C_s - C_b) \tag{1}$$

ここで、 C_b ；液本体DO濃度、 K_L ；酸素移動速度係数、 A_w ；浸漬円板面積、 V_b ；液本体体積、 C_s ；水中での付着水膜表面のDO濃度。 C_s が一定ならば式-1を積分して式-2を得る。

$$\ln \frac{C_s - C_{b0}}{C_s - C_b} = K_L \frac{A_w}{V_b} t \tag{2}$$

ここで C_{b0} ； $t=0$ における C_b 。図-1のモデルによると K_L は式-3のように定式化される。

$$K_L = \frac{D_0}{L_d - L_w} \tag{3}$$

ここで、 D_0 ；酸素分子の水中での分子拡散係数、 L_d ；拡散層厚 L_w ；付着水膜厚。回転円板上の付着水膜厚についてはBintanjaら³⁾が式-4を提示した。

$$L_w = K \left(\frac{\nu \omega r}{g} \right)^{1/2} \tag{4}$$

ここで、 ω ；円板回転速度、 r ；円板半径、 ν ；水の動粘性係数、 g ；重力加速度。平板についてはBintanjaらと神山・加藤⁴⁾の実測値（図-2）が示すように円板材質とは無関係に K は0.93程度となっている。拡散層厚については回転円板が全水没型でその表面の流れが層流の場合（ $\omega r^2 \nu < 10^4 \sim 10^5$ ）、Levich⁵⁾が誘導した式-5によりその値を知ることができる。

$$L_d = 1.61 \left(\frac{D_0 \nu}{\omega} \right)^{1/3} \sqrt{\frac{\nu}{\omega}} \tag{5}$$

ただし半水没型回転円板に対しても式-5が成立するかどうかは明らかではない。式-3、4、5が回転円板法に適用可能ならば、3つの式から計算した K_L （以下、 K_L の計算値と云う）と曝気実験により求めた K_L （以下、 K_L の実測値と云う）は等しくなければならない。

2. 2 曝気実験によるモデルの検証

実験は表-1に諸元を示した3つの回転円板装置により行った。窒素ガスで溶存酸素を除いた後、円板を回転させてDOメーターによりDO濃度を測定した。各々の

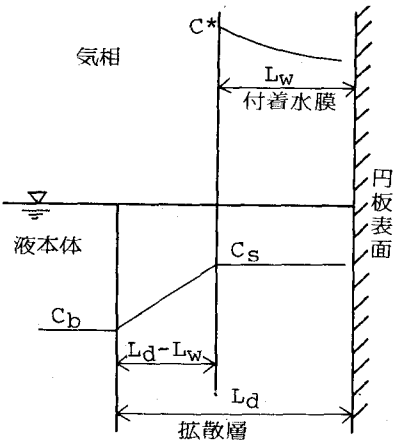


Fig 1 Oxygen transfer model of rotating disk without biofilm

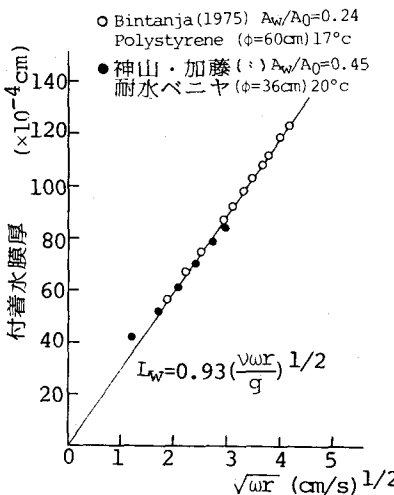


Fig2 Attached-water layer thickness as a function of $\sqrt{\omega r}$

Table 1 Dimensions of experimental units

項目	装置1	装置2	装置3
円板直径 (cm)	15	30	60
円板枚数 (枚)	10	10	10
円板厚 (cm)	0.35	0.35	0.35
円板間隔 (cm)	1.5	1.5	1.5
全円板表面積 (cm ²)	3700	14000	57000
トラフ表面積 (cm ²)	300	500	910
トラフ体積 (cm ³)	3500	11200	38200
トラフ内水容積 (cm ³)	2400	8000	28000

実験条件における K_L を式-2により計算するには C_s の値が既知でなければならないが、2, 3節で明らかにする理由により、 C_s は飽和DO濃度に等しいとして K_L を計算した。図-3は装置2による実験結果である。 ω が小さい場合には曝気実験の初期段階において若干適合性が悪いものの式-2が成立していると考えて良いであろう。Bintanjaら³⁾も同様の結果を得ている。今回の実験では水温20℃~31℃であったのですべての K_L を20℃の値に換算した。換算のために、今回の実験データにより求めた温度係数(1.025)を用いた。表-2に20℃での値に換算した K_L の実測値、換算した K_L から求めた L_d の値、Levichの式により計算した L_d の値を示す。 L_w は式-4により計算した。表-2に示した L_d と ω の間には図-4から明らかのように $L_d \propto \omega^{-1/2}$ が成立しており定性的にはLevichの式と一致している。しかし、定量的には表-2に示されたような相違がある。

2, 3 シミュレーションによるモデルの検証

ここでは図-1のモデルに基づいた数値計算(以下、シミュレーションと云う)により、実測した液本体DO濃度の増加速度を与える L_d の値を推定する。シミュレーションの基礎式は次の2つである
(1)付着水膜と拡散層の中での酸素の移動を記述する式。

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_0 \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} \quad (6)$$

(Fickの第2法則)

(2)液本体のDO濃度の増加速度を記述する式。

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L \frac{A_w}{V_b} (C_s - C_b) \quad (1)$$

着目する空間を幅 ΔZ の微小区間に分割し、 $\Delta t = (\Delta Z)^2 / 2 D_0$

とにおいて式-6を差分化する(Schmidt plot)と任意の面nにおける任意時間 $(i+1)\Delta t$ でのDO濃度 C_n^{i+1} は式-7となる。

$$C_n^{i+1} = \frac{1}{2} (C_{n-i}^i + C_{n+1}^i) \quad (7)$$

式-1を差分化すると式-8となる。ただし、 $n=0$ の面が液本体に接しており、 C_1^i は水中に存在する8つの要素の $n=1$ におけるDO濃度の平均値

$$C_b^{i+1} = C_b^i + (C_1^i - C_b^i) D_0 \Delta t A_w / \Delta Z V_b \quad (8)$$

今、円板表面をM等分した場合を考える。この場合には円板は

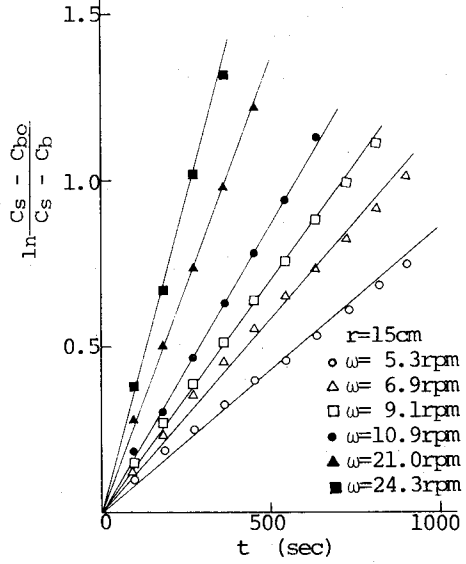


Fig 3 Experimental determination of K_L at different rotating speed

Table 2 Experimentally determined values of K_L

円板半径(cm)	ω (rpm)	$K_L(10^{-3} \text{cm/s})$	$L_w(\mu\text{m})$	$L_d(\mu\text{m})$	$L_d^1(\mu\text{m})$ 式-5	L_d^1/L_d
7.5	6.7	0.82	27	319	641	2.0
	9.3	1.09	32	252	544	2.2
	10.5	1.31	34	217	512	2.4
	12.3	1.29	37	223	473	2.1
	13.6	1.64	38	184	450	2.4
	17.4	2.28	44	149	398	2.7
	18.3	2.05	45	162	388	2.4
	19.3	2.30	46	150	378	2.5
	21.0	2.59	48	141	362	2.6
15	5.3	0.76	34	350	721	2.1
	6.9	1.00	39	279	632	2.3
	9.1	1.33	45	225	550	2.4
	10.9	1.56	49	203	503	2.5
	12.1	1.73	51	190	477	2.5
	12.9	1.80	53	186	462	2.5
	14.8	2.16	57	169	431	2.6
	16.9	2.41	61	161	404	2.5
	18.9	2.72	64	152	382	2.5
	21.0	2.81	68	153	362	2.4
	22.8	3.18	71	146	348	2.4
	24.3	3.49	73	142	337	2.4
30	6.4	1.13	53	265	656	2.5
	8.5	1.58	61	213	569	2.7
	10.6	1.68	68	211	540	2.6
	11.8	2.29	72	177	483	2.7
	14.0	2.83	78	163	444	2.7
	16.4	3.63	85	151	410	2.7
	18.6	3.93	90	151	385	2.5

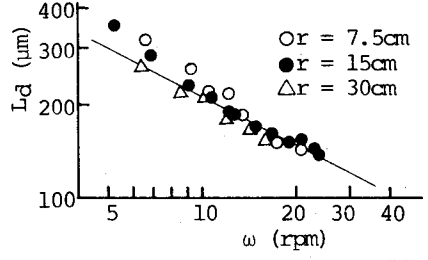


Fig 4 Relationship between L_d and ω at different disk size(Experimental data)

(1/ωM) 分毎に(360/M)度だけ回転する。Mが小さすぎると回転を連続的とは見なし得ず、一方Mが大きすぎると計算時間が膨大になる。Mを変えて行ったシミュレーションの結果、M

が16以上ならばMの値と無関係に同一の曝気速度が得られたので、Mを16として計算を行った。シミュレーションの手順は、先ず、式-4により所定のωとrに対するL_wを計算し、次に、L_dをK_Lの実測値付近の値に仮定しシミュレーションを行い実測された曝気速度を与えるL_dを決定した。図-5がシミュレーション結果の一部である。表-3はシミュレーションにより推定したL_dとK_Lの実測値から求めたL_dを比較したものである。シミュレーションでは分子拡散のみを考えたにもかかわらずシミュレーションにより推定したL_d(L_{d,s})が曝気実験により推定したL_d(L_{d,e})より大きくなっている。シミュレーションで分子拡散以外の機構(たとえば、円板が水中から出る所での乱れの効果⁶⁾や自由水面からの酸素の溶解)を考慮すると、L_{d,s}はもっと大きくなるはずである。L_{d,s}とL_{d,e}が一致しなかった理由の一つとして液本体を完全混合と仮定し

た事が挙げられるが、表-2の結果は分子拡散を主たる酸素供給機構とした酸素供給モデルの妥当性を裏付けていると考えても良いであろう。先に述べたように、K_Lの温度係数は1.025であり分子拡散係数の温度係数は1.03程度であることから、L_dの温度依存性は非常に低いと

考えて良い。そこで表-3に示したシミュレーションにより推定したL_d(L_{d,s})とωを両対数紙上にプロットすると図-6となる。この関係はLevichの式と定性的に一致し、K_Lの実測値から推定されたL_d(図中の点線)にも定量的に近付いている。また、シミュレーションにより求めたC_sの平均値($\bar{C}_s$)お

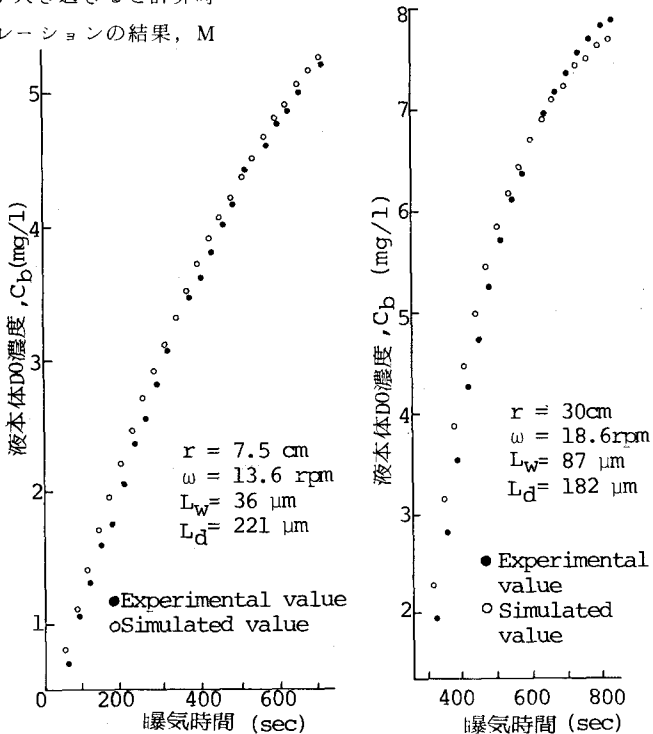


Fig 5 Comparison of experimentally determined aeration rate with simulated aeration rate

Table 3 Comparison of experimentally determined L_d with Simulated L_d

r (rpm)	ω (rpm)	水温(°C)	L _w (μm)	K _L (10 ⁻³ cm/s)	L _{d,e} (μm)	L _{d,s} (μm)	L _{d,s} /L _{d,e}
7.5	9.3	23.3	31	1.18	251	316	1.26
	10.5	24.0	33	1.44	215	273	1.27
	13.6	27.8	36	1.98	170	221	1.30
	18.3	27.4	41	2.44	149	181	1.21
15	14.8	28.2	52	2.65	151	215	1.42
	18.9	28.0	59	3.32	139	174	1.25
	24.3	25.2	69	3.95	135	165	1.22
	8.5	31.2	55	2.05	185	310	1.68
30	11.8	28.9	66	2.83	159	234	1.47
	14.0	31.1	70	3.69	142	197	1.39
	18.6	24.7	87	4.39	146	182	1.25

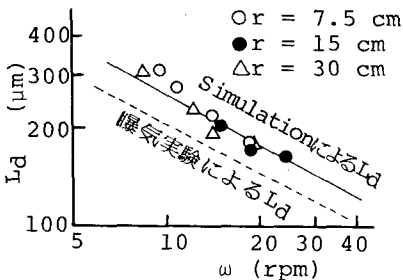


Fig6 Relationship between L_d and ω at different disk size(Simulated data)

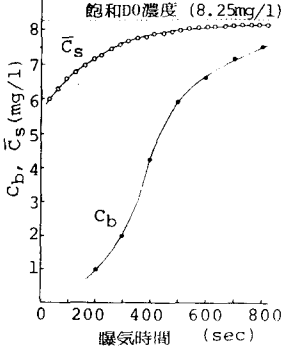


Fig7 Change of C_s with aeration time

よび液本体DO濃度 (C_b) と曝気時間の関係は図-7 のようである。 C_s の平均値は曝気時間の増加に伴い増加してはいるが、曝気時間が300 秒を越えると C_s の平均値は飽和DO濃度に十分に近いと見なしうる。したがって、 C_s を飽和DO濃度として式-1 を積分することが許される。生物膜が付着していない回転円板による液本体への酸素供給過程の解析により推定された拡散層厚は筆者らが回転円板による硝化実験により推定した値⁷⁾よりも大きくなったが、これは次の理由によるものと考えられる。拡散層はいわゆる濃度境界層でありその厚さは流体力学的境界層厚と関係している。そのために、生物膜の有無による円板表面近傍の流況の違いが拡散層厚に影響してくると推測される。

3. 生物膜がある場合の酸素供給機構

3. 1 好気性生物膜が硝化菌で構成される場合

この場合は回転円板システムは図-8 のようにモデル化される。液本体の水質は定常と考える。円板浸漬率50%では生物膜への酸素供給速度 M_o は式-9 で与えられる。

$$M_o = \frac{A(F_{oa} + F_{ow})}{2} \quad (9)$$

ここで、A ; 全円板表面積、 F_{oa} ; 空中部の生物膜への酸素供給Flux、 F_{ow} ; 水中部の生物膜への酸素供給Flux。

$$F_{oa} = \frac{D_o(C^* - C_{sa})}{L_w} \quad (10)$$

$$F_{ow} = \frac{D_o(C_b - C_{sw})}{L_d} \quad (11)$$

ここで、 C^* ; 飽和DO濃度、 C_b ; 液本体のDO濃度、 C_{sa} 、 C_{sw} ; 空中と水中での生物膜表面のDO濃度。生物膜内で酸化された量の基質が液本体から生物膜へ拡散するので、生物膜への硝化反応による NH_4-N Flux(F_n) は式-12 となる。

$$F_n = \frac{2R_n M_o}{AR_o} \quad (12)$$

ここで、 R_n ; 生物膜単位体積当りの硝化速度、 R_o ; 生物膜単位体積当りの酸素摂取速度。硝化反応が硝酸型の場合は、 $R_o = 4.33R_n$ ⁸⁾ なので式-12 は式-13 となる。

$$F_n = \frac{F_{oa} + F_{ow}}{4.33} \quad (13)$$

式-13 が成立するかどうかを図-9 に示した筆者らの実測データにより検討する。この場合、 L_w と L_d はそれぞれ50 μm 、80 μm 、と推定されている。⁷⁾ C_{sa} と C_{sw} については図-10に示した酸素律速時における硝化過程のシミュレーション結果を参考にして以下のようにして決定した。気相部と水中部を回転する生物膜に隣接する付着水膜と拡散層でのDO濃度分布は生物膜が気相部あるいは水中部を1秒間回転

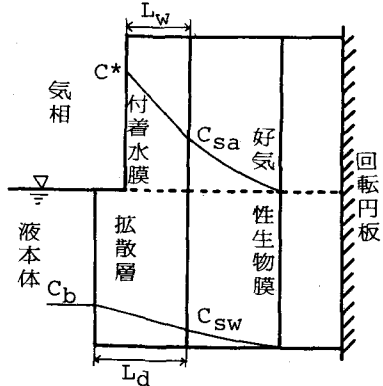


Fig 8 Biofilm model

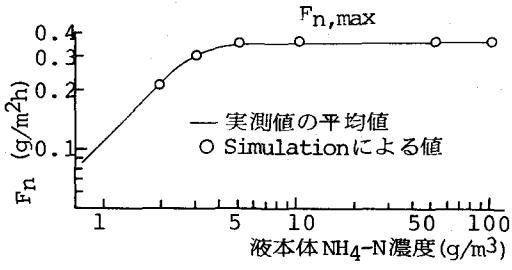


Fig 9 Nitrification rate vs bulk ammonia concentration

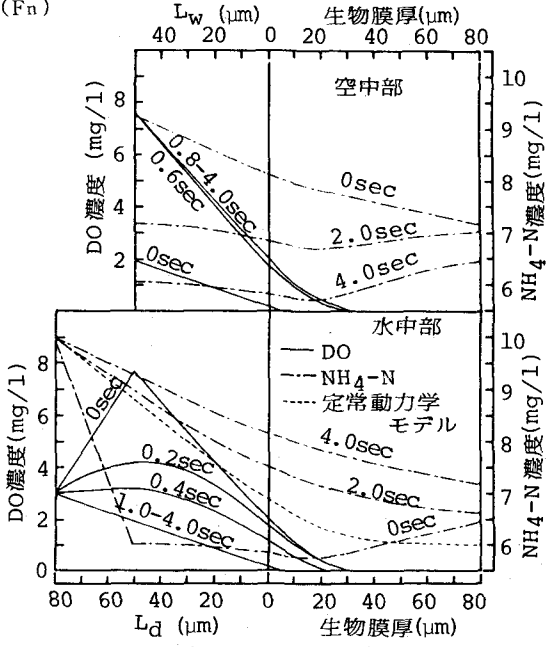


Fig 10 DO profile determined by Simulation

すれば定常状態に達している。定常状態では生物膜表面での酸素Fluxは気相部では付着水膜を通過する酸素Flux, 水中部では拡散層を通過する酸素Fluxに等しい。したがって, 式-14, 15が成立する。

$$F_{oa} = \frac{D_o(C^* - C_{sa})}{L_w} = \sqrt{2D_oR_oC_{sa}} \quad (14)$$

$$F_{ow} = \frac{D_o(C_b - C_{sw})}{L_d} = \sqrt{2D_oR_oC_{sw}} \quad (15)$$

シミュレーションの条件⁹⁾ ($D_o = 1.0 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h}$, $C^* = 7.7 \text{ g/m}^3$, $C_b = 3.0 \text{ g/m}^3$, $L_w = 50 \times 10^{-6} \text{ m}$, $L_d = 80 \times 10^{-6} \text{ m}$, $R_o = 3.2 \times 10^4 \text{ gO}_2/\text{m}^3\text{h}$) での C_{sa} と C_{sw} を式-14, 15 により計算するとそれぞれ約 2.0, 0.3 g/m³ となる。したがって, F_{oa} , F_{ow} , F_n の概略値は次のようにして計算できる。

$$F_{oa} = (1.0 \times 10^{-5})(7.7 - 2.0) / 50 \times 10^{-6} = 1.14 \text{ gO}_2/\text{m}^2\text{h}$$

$$F_{ow} = (1.0 \times 10^{-5})(3.0 - 0.3) / 80 \times 10^{-6} = 0.34 \text{ gO}_2/\text{m}^2\text{h}$$

$$F_n = (1.14 + 0.34) / 4.33 = 0.34 \text{ gNH}_4\text{-N}/\text{m}^2\text{h}$$

式-13により計算した F_n は図-9の最大 $\text{NH}_4\text{-N}$ Flux にはほぼ等しい。すなわち, 式-13により酸素律速時の $\text{NH}_4\text{-N}$ Flux の概略値を計算することができる。

3, 2 好気性生物膜が自栄養性細菌(硝化菌)と他栄養性細菌により構成される場合

この場合には生物膜へ供給された酸素は二種類の細菌により摂取される。図-11は有機物(グルコースまたはスターチ)と $\text{NH}_4\text{-N}$ を含んだ原水を回転円板法により処理した場合の液本体と硝化Fluxの関係である。他栄養性細菌の増殖速度は硝化菌に比べて著しく大きいので他栄養性細菌の細胞合成に利用される $\text{NH}_4\text{-N}$ も無視できないと考えると式-16を定義できる。

$$F_a = F_n + F_g \quad (16)$$

ここで, F_a ; 流入と流出の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の差から計算される $\text{NH}_4\text{-N}$ のFlux, F_n ; 硝化による $\text{NH}_4\text{-N}$ のFlux(硝化Fluxという), F_g ; 細胞合成に利用される $\text{NH}_4\text{-N}$ のFlux。筆者ら¹⁰⁾ はスターチを有機源とした実験データから式-15を得た。

$$F_g = 0.11a_c F_c \quad (17)$$

ここで, a_c ; 有機物の生物化学的酸素要求量 (gO_2/g 有機物), F_c ; 有機物Flux。図-11において液本体の

$\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の増加は有機物酸化に利用される酸素が多くなった事を意味している。図-12は有機源としてスターチを用いた場合(図-11の●)における液本体スターチ濃度とスターチFluxの関係である。筆者らのBiofilm Kineticsによると好気性生物膜が他栄養性細菌のみで構成されている場合のスターチFluxは式18, 19により与えられる。⁷⁾

$$F_s = \sqrt{2D_sR_sC_{ss}} \quad C_{ss} \leq C_{ss}^* \quad (18)$$

$$F_s = F_{s, \max} = \sqrt{2D_sR_sC_{ss}^*} \quad C_{ss} \geq C_{ss}^* \quad (19)$$

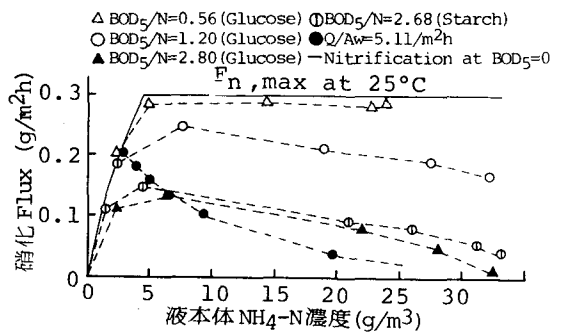


Fig 11 Nitrification rate at different influent BOD/N

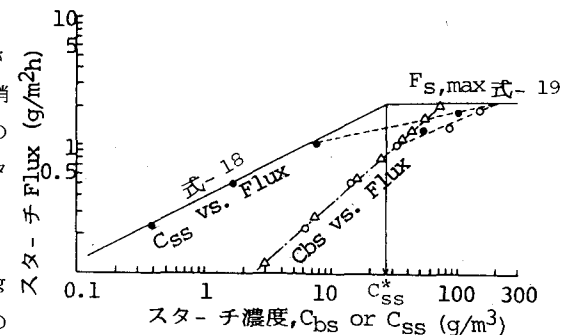


Fig 12 Starch oxidation rate vs. starch concentration

ここで、 D_s ; スターチの分子拡散係数, R_s ; 生物膜単位体積当りのスターチ酸化速度, C_{ss}^* ; 最大スターチ Fluxに達した時の C_{ss} の値。 $R_s = 3 \times 10^{-4} \text{ g/m}^2\text{h}$, $D_s = 2.5 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{h}$ とすると図-12中の実線を得る。¹¹⁾ C_{ss}^* は次のようにして求めた。円板の操作条件 (ω , r , 水温等) が等しければ生物膜への酸素供給速度は生物膜を構成する好気性細菌の種類に無関係に一定であると仮定する。水温 23.5°C, 円板直径 3.0cm, 円板回転速度 7.5 rpm における $F_{n, \max}$ は $0.27 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^2\text{h}$ だったので $F_{s, \max}$ は式-20のように計算される。

$$F_{s, \max} = \frac{a_n}{a_s} F_{n, \max} = \frac{4.33}{0.55} \times 0.27 = 2.1 \text{ g スターチ/m}^2\text{h} \quad (20)$$

スターチの生物化学的酸素要求量 (a_s) は筆者ら¹⁰⁾ によって $0.55 \text{ gO}_2/\text{g スターチ}$ と求められた。したがって C_{ss}^* は $C_{ss}^* = (F_{s, \max})^2 / 2 D_s R_s = 2.9 \text{ g/m}^3$ と求められる。さらに、定常状態では液本体と生物膜表面のスターチ濃度 (C_{bs} , C_{ss}) の間に式-21が成立する。

$$C_{bs} = C_{ss} + \frac{F_s L_d}{D_s} \quad (21)$$

式-18, 19, 21により C_{bs} と F_s の関係を計算すると図-12中の△となる。○印は C_{bs} と F_s の関係の実測値である。式-21中の L_d は図-13によって推定した。筆者らの Biofilm Kinetics⁸⁾ では総括反応速度係数が液本体基質濃度と無関係の一定値となった場合、任意の基質 j について $K_j^* = D_j / L_d$ となる。図-13中のスターチ酸化反応の場合の K^* と液本体スターチ濃度の関係を与える曲線により、 L_d は $60 \mu\text{m}$ と推定された。生物膜への酸素供給速度が付着水膜内の分子拡散過程に律速され、生物膜を構成する好気性細菌の種類とは無関係とすると式-22が成立する。

$$a_n F_{n, \max} = a_n F_n + a_c F_c = a_c F_{c, \max} \quad (22)$$

a_n は Wezernak と Cannon⁸⁾ によると硝化が硝酸型の場合には、 $4.33 \text{ gO}_2/\text{gNH}_4\text{-N}$ であり、 a_c は筆者ら¹⁰⁾ の実測によるとグルコースでは $0.71 \text{ gO}_2/\text{gグルコース}$, スターチでは $0.55 \text{ gO}_2/\text{gスターチ}$ である。式-22を無次元化すると式-23となる。

$$\frac{F_n}{F_{n, \max}} = 1 - \frac{a_c F_c}{a_n F_{n, \max}} = 1 - 0.23 \frac{a_c F_c}{F_{n, \max}} \quad (23)$$

式-22を検証するために図-11に示したデータを得た実験における F_n と F_c の関係を式-23に従ってプロットしたのが図-14である。Run 5 (●) 以外のデータは糸状菌による有機物酸化が生物膜によるものに加算されているため $a_c F_c$ が大き目となり理論直線より上に並んでいるが、図-14により式-23の成立が証明されたと考えて良いであろう。式-23と $F_a = F_n + k F_c$ により F_a について式-24を得る。

$$\frac{F_a}{F_{n, \max}} = 1 - \left(\frac{1}{a_n} - \frac{k}{a_c} \right) \frac{a_c F_c}{F_{n, \max}} \quad (24)$$

グルコースとスターチの k/a_c は等しいと考えられるので、

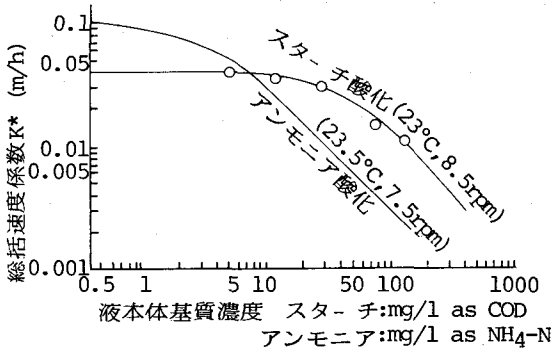


Fig 13 Determination of L_d from starch oxidation rate

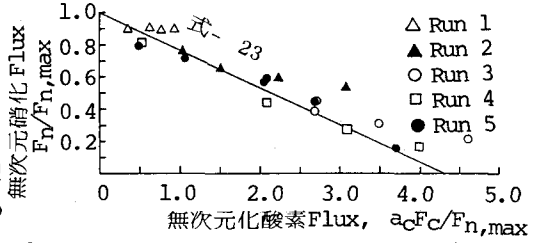


Fig 14 Verification of Eq-23 using simultaneous nitrification and carbon oxidation data

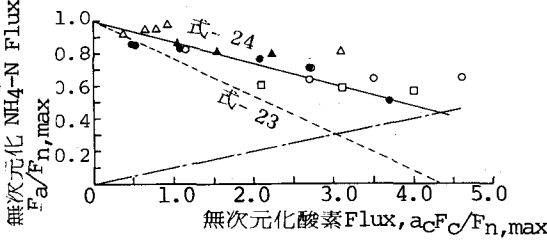


Fig 15 Verification of Eq-24 using simultaneous nitrification and carbon oxidation data

$$\frac{F_a}{F_{n, \max}} = 1 - 0.12 \frac{a_c F_c}{F_{n, \max}} \quad (25)$$

図-14に示したデータを式-24に従ってプロットすると図-15となる。以上の知見を総合すると、増殖速度差の大きい他栄養性細菌と硝化菌により生物膜が形成される場合は、以下の2条件を満足するように両菌が好気性生物膜内に分布すると考えられる。

条件-1：生物膜への酸素Fluxは両菌の分布状態とは無関係に一定となる。すなわち膜内の任意断面における両菌による酸素摂取速度の和は一定である。

条件-2：硝化菌は好気性生物膜全体に存在するが、その濃度は生物膜表面から内部に除々に増加し他栄養性細菌が存在しなくなる深さで最大となり、その深さ以降では酸素とNH₄-Nと無機炭素が存在する限り最大濃度を維持する。

4. 回転円板法の酸素供給能

回転円板法の酸素供給能を生物膜が無い場合と有る場合について比較する。生物膜が無い場合には回転円板を単なる曝気装置と考え供給された酸素は浮遊微生物により摂取されるものとする。

(1)生物膜が無い場合（ $r=15\text{cm}$, $\omega=7.5\text{rpm}$, 水温 $=28.5^\circ\text{C}$ ）

回転円板により供給される酸素が液本体に存在する浮遊性微生物に消費されたとすると液本体の酸素収支式は次のようである。

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L \frac{A_w}{V_b} (C^* - C_b) - R_{b0}$$

ここで、 R_{b0} ：単位液本体体積内の酸素摂取速度。 K_L は式-3により計算する。ただし、 L_w は式-4により40 μm と推定し、 D_0 は $2.8 \times 10^{-5} \text{cm}^2/\text{sec}$ ($1.0 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{h}$)とした。 L_d については温度依存性が低いので20 $^\circ\text{C}$ の値（図-4）を用いた。

$$K_L = \frac{D_0}{L_d - L_w} = \frac{2.8 \times 10^{-5}}{(250 - 40) \times 10^{-4}} = 1.35 \times 10^{-3} \text{cm}^2/\text{sec} = 4.9 \times 10^{-2} \text{m}^2/\text{h}$$

曝気実験に用いた装置2では $A_w = 0.7\text{m}^2$, $V_b = 11.2\ell$ であり酸素供給能（oxygenation capacity, OC）は

$$OC = K_L \frac{A_w}{V_b} C^* = 18.4 \text{ g O}_2/\text{m}^3 \text{ h}$$

液本体のDO濃度が3 g/m^3 に保たれている場合（シミュレーション条件）、液本体に存在する微生物への酸素供給速度は、

$$V_b R_{b0} = K_L A_w (C^* - C_b) \times 4.9 \times 10^{-2} \times 0.7 \times (7.7 - 3.0) = 0.16 \text{ g O}_2/\text{h}$$

(2)生物膜が有る場合（ $r=15\text{cm}$, $\omega=7.5\text{rpm}$, 水温 $=28.5^\circ\text{C}$ ）

回転円板上の生物膜への酸素供給速度は次式である。

$$M_o = \frac{A(F_{o,a} + F_{o,w})}{2}$$

曝気実験に用いた装置2に生物膜が付着した場合の M_o を計算する。ただし、 $L_d = 75\mu\text{m}$, $C_b = 3\text{g}/\text{m}^3$ とする。

$$F_{o,a} = \frac{D_0 (C^* - C_{s,a})}{L_w} = \frac{(1 \times 10^{-5}) (7.7 - 2.0)}{36 \times 10^{-6}} = 1.55 \text{ g}/\text{m}^2 \text{ h}$$

$$F_{o,w} = \frac{D_0 (C_b - C_{s,w})}{L_d} = \frac{(1 \times 10^{-5}) (3 - 0.3)}{75 \times 10^{-6}} = 0.36 \text{ g}/\text{m}^2 \text{ h}$$

$$M_o = \frac{A(F_{o,a} + F_{o,w})}{2} = 0.7 \times 1.9 = 1.34 \text{ g O}_2/\text{h}$$

以上の事から、RBCでは処理に関与する微生物を回転円板上に膜として存在させる事により回転円板を単なる曝気装置として用いる場合よりもはるかに効率よく酸素供給を行っている事がわかる。

5. おわりに

本研究では回転円板法における酸素供給機構について検討した。その結果、生物膜の存在が系への酸素供給能に大きな影響を与える事が明らかとなった。さらに、生物膜への酸素供給速度は生物膜を構成する細菌の種類とは独立に円板の操作条件によって主に決まることも証明した。本研究は鹿島学術振興財団の研究助成金により遂行された。関係各位に対して謝意を表する。

参考文献

- (1) T. Yamane and F. Yoshida; Absorption in a Rotating Disk Gas-Liquid Contactor, *Journal of Chemical Engineering of Japan* Vol. 5, No. 4, pp55~54 (1972)
- (2) L. Y. Kin; Oxygen Transfer Mechanism in Rotating Contactors, アジア工科大学院環境工学部門修士論文 (1981)
- (3) H. H. J. Bintanja et al.; Oxygen Transfer in a Rotating Disc Treatment Plant, *Water Research*, Vol. 9, pp1147~1153 (1975)
- (4) 神山桂一, 加藤善盛; 回転円板接触体の浄化機構, *環境技術*, Vol. 4, No. 7, pp499~509
- (5) V. G. Levich; *Physicochemical Hydrodynamics*, Prentice-Hall, Inc., pp60~72 (1962)
- (6) 松尾友矩, 伊藤和夫; 回転円板処理装置内の流れ特性と物質移動について, 第17回衛生工学研究討論会論文集 (1981)
- (7) 渡辺義公, 石黒政儀, 西留清; 回転円板法の浄化機構に関する研究 (I) (II), *下水道協会誌*, Vol. 5 No. 172, pp24~34 (1978), Vol. 17, No. 195, pp14~23 (1980)
- (8) C. T. Wezernak and J. J. Cannon; Oxygen-Nitrification Relationships in Autotrophic Nitrification, *Applied Microbiology*, Vol. 15, No. 5, pp1211~1215 (1967)
- (9) 渡辺義公, 西留清, 石黒政儀; 回転円板法による硝化過程のシミュレーション, *下水道協会誌*, Vol. 19, No. 223 (1982)
- (10) C. Thanantaseth; Kinetic Model of Biological Oxidation in Rotating Biological Contactors, アジア工科大学院環境工学部門修士論文 (1981)
- (11) 渡辺義公, C. Tanantaseth; 回転円板法における有機物酸化過程の解析, *下水道協会誌*, Vol. 19 No. 221 (1982)