

(7) 耐水性気体透過膜を用いた排水処理方法に関する研究

RESEARCH ON WASTEWATER TREATMENT METHOD USING GAS PERMEABLE FILM

鈴木穰 *・宮原茂 *・竹石和夫 **

Yutaka SUZUKI*, Shigeru MIYAHARA*, Kazuo TAKEISHI**

ABSTRACT; An oxygen supply method to wastewater using gas permeable film in the form of tube was investigated for the purpose of reducing energy consumption for supplying oxygen. Oxygen transfer rate was measured in the case with or without biofilm, which proved the high rate of oxygen transfer with nitrifying biofilm supplied with ammonium substrate. Simultaneous nitrification and denitrification occurred, when the tube with nitrifying biofilm was applied to the treatment of wastewater, resulting in the high rate of organic matter removal. However, periodic sloughing of denitrifying biofilm which formed on the nitrifying biofilm was needed to keep the oxygen transfer rate high. Energy consumption of the process using this tube was calculated to be less than 40% of that of the activated sludge process.

KEYWORDS; Wastewater treatment, Oxygen supply, Gas permeable film, Biofilm, Nitrification, Denitrification

1 はじめに

下水処理に要するエネルギーを節減することは、省資源及び環境保全の意味の上からも重要であるが、活性汚泥法を採用している下水処理場では、消費エネルギーの約4割¹⁾が曝気槽への酸素供給のための動力で占められているため、消費エネルギーを削減するには、酸素供給の効率をさらに改善することが必要である。

耐水性気体透過膜は、微細な立体網目構造を有する疎水性の膜であり、通気性を有するとともに、水の浸透を阻止する性質がある。このため、この膜により水と空気を分離し、同時に、膜を通して水側に酸素を溶解込ませることが可能である。この場合、水圧は膜によって支えられているため、空気の圧力を小さく保つことができ、送気に必要な動力の低減、ひいては、酸素供給に要するエネルギーの削減が可能であると考えられる。

これまで、酸素供給に膜を用いる方法としては、シリコンチューブ内に加圧した空気あるいは純酸素を流す方法^{2), 3)}、耐水性気体透過膜に純酸素を供給する方法⁴⁾等が研究されているが、本研究では、消費エネルギーの削減を目的として、常圧の空気を耐水性気体透過膜に供給し、排水に酸素を供給する方法について実験的検討を行った。本論文では、気体透過膜を通しての酸素の移動速度、及び、排水処理に適用

* 建設省土木研究所 (Public Works Research Inst., Ministry of Construction)

** 岡山県土木部 (Department of Civil Eng., Government of Okayama Prefecture)

したときの基質除去速度を求めることにより、気体透過膜の排水処理への適用条件を明らかにし、また、酸素供給に気体透過膜を用いた場合の、消費エネルギー削減の可能性について試算を行った。

2 研究の方法

2.1 清水における酸素移動特性に関する実験

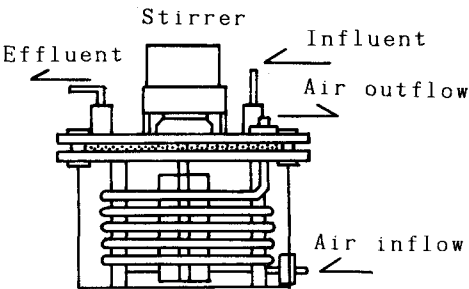
清水における気体透過膜の酸素移動特性を調べるため、図-1に示す実験装置を用いて実験を行った。この実験装置の中には、コイル状に巻いたチューブ状の気体透過膜が設置されており、また、水を攪拌するための羽根が中心部に設置されている。空気流量及び水の流量は任意に設定でき、また、水圧も水圧ポンプで装置内を加圧することにより、設定することができる。装置は密閉しているため、水は膜を通して空気と接する以外は、空気とは接しない。

表-1に、用いた耐水性気体透過膜チューブの特性を示す。材質は疎水性であり、約9 m水頭の耐水圧を持つ。

実験では、表-2に示すように空気流量及び水圧を変化させて、それに対するチューブ全体での酸素の移動速度を求めた。空気流量変化の実験では、装置内DOが約4 mg/lに維持されるように、低DO水を連続的に供給しながら、流入・流出空気の流量及び酸素濃度を測定し、流入・流出空気の酸素量の差から、酸素の移動速度を求めた。水圧変化の実験では、装置を密閉する必要から回分状態で行い、低DOからのDO上昇速度を測定し、酸素の移動速度を算出した。なお、空気の流量及び酸素濃度の測定は、石鹼膜流量計及びガスクロマトグラフにより行い、DOの測定は、DOメーターにより行った。

2.2 チューブ内における空気圧力損失に関する実験

空気が気体透過膜チューブ内を流れる際の圧力損失を、図-1の実験装置を用いて調べた。流入側の空気流量を40、60、80、110 ml/minに設定して回分で装置を運転し、DOが飽和となったところで、チューブ流入側の空気圧力を測定し空気圧力損失を求めた。



Water volume	: 5.76 l
Water temp.	: 20 °C
Tube length	: 30 m
Tube volume fraction	: 6 %
Specific tube surface area	: 60 m ² /m ³

Fig. 1 Experimental apparatus for measuring oxygen transfer rate and wastewater treatment

TABLE 1 Characteristics of Gas Permeable Film Tube

Material	: Polytetrafluoroethylene
Inner diameter	: 3 mm
Film thickness	: 0.5 mm
Porosity	: 50 %
Pore size	: 2 μm
Max. waterproof pressure	: 9 m Water head

TABLE 2 Conditions of Experiment for Measuring Oxygen Transfer Rate in Water

		Air Flow Rate	Water Pressure	Stirrer Rotation Rate	Water Temp.
		[ml/min]	[kgf/cm ²]	[rpm]	[°C]
Experiment against Changes in	Air Flow Rate	20, 40, 80, 120	0	400	20
	Water Pressure	80	0, 0.1, 0.2, 0.3	433	20

2.3 排水処理への適用時における酸素移動及び基質除去の特性に関する実験

気体透過膜を排水処理に適用した場合の、酸素移動及び基質除去の特性を、図-1の実験装置により調べた。基質としては、表-3に示すように、有機人工下水あるいは塩化アンモニウムを主基質とした無機基質を用いた。実験では、連続的に基質及び空気を供給し、流入・流出基質及び空気について、流量、水質、酸素濃度を測定した。水質分析項目は、DO、TOC、 NH_4^+-N 、 NO_2^--N 、 NO_3^--N であるチューブ上に形成した従属栄養細菌の生物膜については、実験の最後に生物膜を採取し、回分試験により浮遊分散状態における最大酸素消費速度と飽和定数を求めた。

2.4 チューブ間流れのエネルギー消費に関する実験

気体透過膜チューブを排水処理に適用した場合の、水側で消費されるエネルギーを求めるための実験を行った。図-1の装置では、水の流れ及び消費電力に無駄が大きく、スケールアップも難しいため、図-2に示す実験装置を用いて、水がチューブ間を流れる場合の損失水頭の大きさを測定した。チューブの配列は千鳥状配列とし、水の流れはチューブに直角で一樣な流れとしたが、これは、処理の効率及びエネルギー効率の点で有利であると考えられたためである。

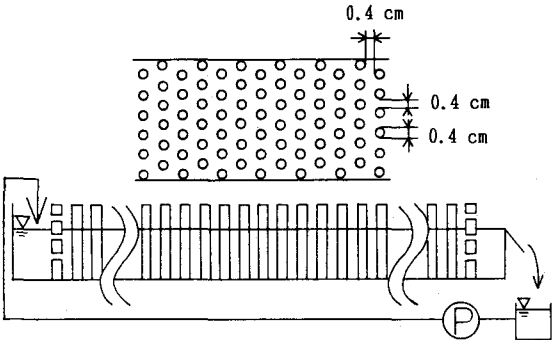
実験では、装置の上流端にポンプで定流量の水を供給し、定常状態における流下方向数地点での水位を測定することにより、流れの損失水頭を求めた。流量の設定値は 6.5 l、12.1、17.1、22.8 l/minとし、水温は、21~25℃であった。

TABLE 3 Composition of Substrate

Organic Substrate			
Dextrin	13.5 mg/l	NH_4^+-N	25 mg/l
Beef Extract	28.7	$\text{PO}_4^{3--}\text{P}$	7.1
Yeast Extract	32.7	NaHCO_3	110
Peptone	28.7	(Tap Water)	
(TOC : 41~ 55 mg/l , Org-N : 10 mg/l)			

Inorganic Substrate

NH_4^+-N	45 mg/l
$\text{PO}_4^{3--}\text{P}$	7.1
NaHCO_3	200
(Tap Water)	



Stream length : 2.4 m
Stream depth : 0.14 m
Stream width : 0.08 m
Tube volume fraction : 19.6 %
Specific tube surface area : 196 m²/m³

Fig. 2 Experimental apparatus for measuring water head loss through tubes

3 研究の結果

3.1 清水における酸素移動特性

気体透過膜の清水における酸素移動の特性を調べるため、実験装置全体での酸素移動の効率を表す係数 k [cm/s] を式 (1) のように定義した。

$$k = a J_A / A / (C_s - C_w) \tag{1}$$

- a : 単位換算係数 (1.16×10⁻³) [-]
- A : 装置内のチューブ表面積 [m²]
- C_s : 大気 (酸素分圧0.21atm)に対する飽和溶存酸素濃度 [mg-O₂/l]
- C_w : 装置内水の溶存酸素濃度 [mg-O₂/l]

J_A : チューブ全体での酸素移動速度

[g-O₂/d]

ここに $J_A = O_{IN} \cdot Q_{a, IN} - O_{OUT} \cdot Q_{a, OUT}$

O_{IN} : 流入空気中の酸素濃度 [g-O₂/m³]

O_{OUT} : 流出空気中の酸素濃度 [g-O₂/m³]

$Q_{a, IN}$: 流入空気の流量 [m³/d]

$Q_{a, OUT}$: 流出空気の流量 [m³/d]

図-3に、空気流量に対する酸素移動の効率係数 k [cm/s]の変化を示すが、酸素移動の効率は、空気流量が増大することによって増加する。この傾向は、図-4のモデル (x 軸: 空気の流れ方向、 $x=0$: チューブ入口) により説明される。気体透過膜を通しての酸素の移動速度は、空気中の酸素分圧、液境膜厚さ、液本体のDO濃度に支配されていると考えられ、膜を通しての酸素フラックス $N(x)$ [M/L²T] は式(2)のように表される。

$$N(x) = D \{ C_s (P(x)/P_a) - C_w \} / (\delta_1/\alpha + \delta_2) \quad (2)$$

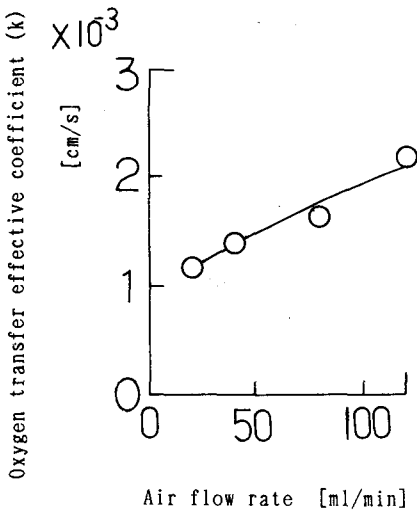
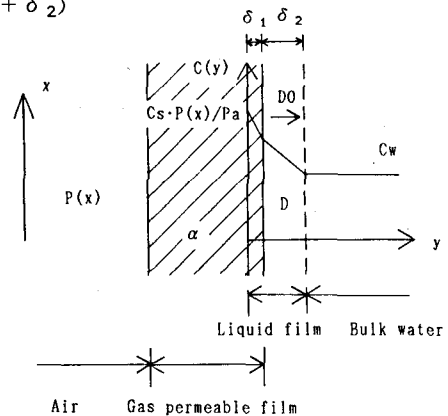


Fig. 3 Effect of air flow rate on oxygen transfer effective coefficient (k)



$C(y)$: DO concentration [M/L³]
 C_w : DO concentration of bulk water [M/L³]
 C_s : Saturated DO concentration under atmospheric pressure [M/L³]
 $P(x)$: Oxygen partial pressure in tube [M/LT²]
 P_a : Oxygen partial pressure of atmosphere [M/LT²]
 D : Diffusion coefficient of molecular oxygen [L²/T]
 δ_1 : Liquid film thickness in gas permeable film [L]
 δ_2 : Liquid film thickness [L]
 α : Porosity of gas permeable film [-]

Fig. 4 Model of oxygen transfer through gas permeable film

流下とともに、チューブ内の酸素は水側に移動するため、空気流量も低下すると考えられるが、実際には、水側から空気側に水蒸気が供給されることもあり、空気流量は大きくは変化しない。このため、流下方向に空気流量は一定であるとして、チューブ内酸素分圧変化に関する微分方程式を立てると、式(3)のようになる。ただし、分子拡散項は移流項に比べて無視できる大きさであるため、省略してある

$$(P(x+dx) - P(x)) Q_a \beta / P_a = -N(x) R dx \quad (3)$$

Q_a : 空気流量 [L³/T]

β : 大気中の酸素密度 [M/L³]

R : チューブ外周長 [L]

式(3)を解いて得られるチューブ内酸素濃度 $P(x)/P_a$ は、図-5に示すように、負の指数関数的に流下方向に減少する。

得られた $P(x)$ を式(2)に代入することにより $N(x)$ が求まり、空気流量に対するチューブ全体での酸

素移動速度 $M(Qa)$ [M/T] は、式 (4) で表される。

$$M(Qa) = \int_0^L N(x) R dx$$

L : チューブ長 [L]

(4)

$M(Qa)$ は、図-6 に示すように、空気流量の増加とともに増加し、一定値に漸近する傾向を示すことから図-3 の傾向と一致する。

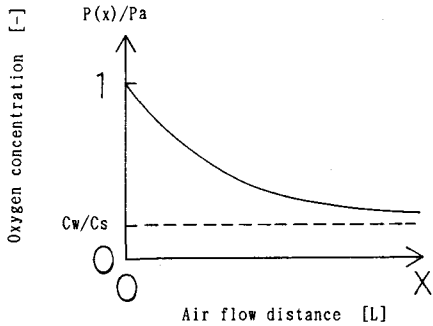


Fig. 5 Change in oxygen concentration in tube along air flow direction

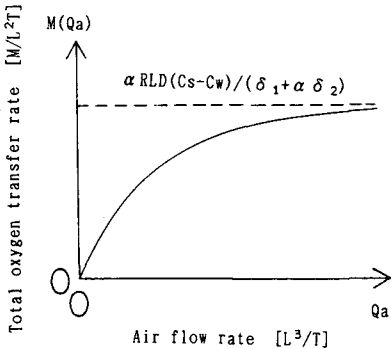


Fig. 6 Relationship between air flow rate and total oxygen transfer rate

一方、水圧変化に対する酸素移動の効率係数 k は、図-7 に示すようにほとんど変化しない。このため、本方式では、水深の大小にかかわらず一定の酸素供給が行なわれることがわかる。

3.2 チューブ内における空気圧力損失

表-4 に、空気流量及び空気流速に対するチューブ内での空気圧力損失を示す。空気流速26cm/sに対する空気圧力損失は7.5cm水頭であり、チューブ内での摩擦による圧力損失は小さい。このため、送気に要する動力は小さくできると考えられる。

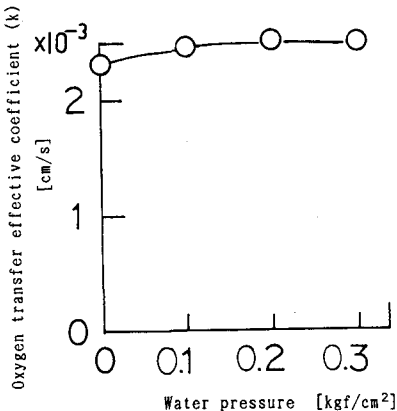


Fig. 7 Relationship between water pressure and oxygen transfer effective coefficient (k)

TABLE 4 Air Pressure Loss through the Tube

Air Flow Rate [ml/min]	Average Velocity [cm/s]	Air Pressre Loss [cm Water Head]
40	10.3	1.6
60	15.7	3.7
80	19.9	5.2
110	25.7	7.5

3.3 排水処理への適用時における酸素移動及び基質除去の特性

(1) 酸素移動の特性

排水処理に気体透過膜のチューブを適用した場合、チューブ表面には供給基質に応じた生物膜が形成される。有機人工下水を供給した場合には、従属栄養細菌の生物膜が形成され、一方、塩化アンモニウムの無機基質を供給した場合には、硝化細菌の生物膜が形成される。生物膜付着時の酸素移動の特性を調べる

ため、表-5 に示す実験条件で実験を行い、定常状態での酸素移動速度を求めた。図-8 に、流入空気流量に対する酸素移動の効率係数を、それぞれ、従属栄養細菌及び硝化細菌の生物膜が付着した場合と、生物膜が付着していない場合について示す。なお、生物膜は十分に発達しており、装置内のDOは0となっていた。

TABLE 5 Conditions of Experiment for Measuring Oxygen Transfer Rate with Biofilm

Substrate	Substrate Concentration		Air Flow Rate [ml/min]	HRT [h]	Water Temp. [°C]
	Influent [mg/l]	Effluent [mg/l]			
Organic Substrate	TOC 44 - 55	TOC 21 - 25	20	4.8	20
Inorganic Substrate	NH ₄ ⁺ -N 45	NH ₄ ⁺ -N 6.4 when Air Flow Rate was 95 ml/min	30, 45, 60 80, 95	5.5	20

酸素移動の効率係数は、硝化細菌付着の場合に、生物膜のない場合あるいは従属栄養細菌付着の場合に比べて大きくなった。この理由は、生物膜が付着した気体透過膜における酸素移動のモデル（図-9）を用いて説明される。DOの供給はチューブ側から、基質の供給は水側から行われ、生物膜内部で、それぞれの濃度は物質の移動方向に減少する。水のDOは0であることから、チューブ側から供給された酸素量と生物膜による消費酸素量は等しく、酸素の移動速度は、生物膜の酸素消費速度によって決定されることになる。ところで、生物膜内部における単位生物膜体積あたりの酸素の消費速度 r_v [M/L³T] は、式（5）のように表すことができる。ただし、議論を簡略化するため、 r_v は基質濃度のみの関数であると仮定した。

$$r_v = r_{v,max} S / (S + K_S) \quad (5)$$

$r_{v,max}$: 単位生物膜体積あたりの最大酸素消費速度 [M/L³T]

S : 基質濃度 [M/L³]

K_S : 飽和定数 [M/L³]

r_v の大きさは、ある一定の基質濃度に対しては、単位生物膜体積あたりの最大酸素消費速度 $r_{v,max}$ が大きく、また、基質除去に関する飽和定数 K_S が小さいほど大きくなる。表-6 に示すように、硝化細菌では $r_{v,max}$ が大きく、かつ、 K_S が小さいため、硝化細菌の生物膜が付着した時に酸素移動の効率が大きくなったものと考えられる。一方、従属栄養細菌では、各数値の傾向が逆であるため、酸素移動の効率は大きくはならなかったものと考えられる。

これらのことから、硝化細菌を用いることにより、チューブから水への酸素移動速度を大きくすることができると考えられる。

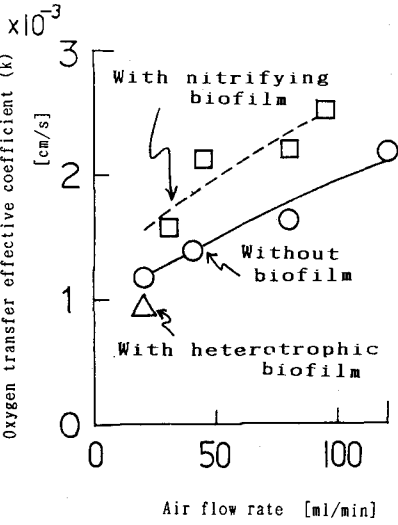
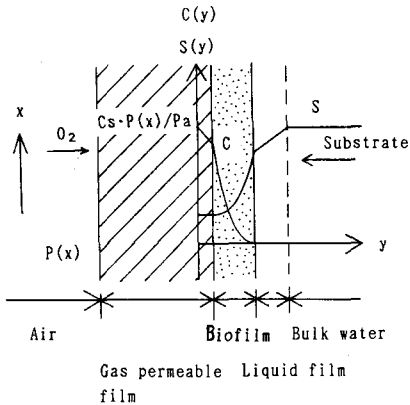


Fig. 8 Comparison of oxygen transfer effective coefficient (k) in the case with or without biofilm



$S(y)$: Substrate concentration [M/L³]

Fig. 9 Model of oxygen transfer through gas permeable film with biofilm

(2) 基質除去の特性

従属栄養細菌を用いて有機人工下水の処理を行った場合、定常状態におけるTOCの除去速度は、チューブからの酸素の移動速度が小さいため、表-7に示すように大きくはなかった。また、生物膜は、日数経過とともに、*Sphaerotilus*とみられる糸状細菌が優占種となり、綿状にチューブを包み込む状態となったため、生物膜を剥離させることが困難になった。これらのことから、従属栄養細菌を用いる方法は、有機物処理には不適当と判断した。

処理の速度を大きくするため、硝化細菌の付着したチューブを、有機人工下水の処理に適用する方法について検討した。この方法は、硝化細菌の硝化反応により生成した NO_3^- を、脱窒反応に用いることにより、有機物及び窒素の除去を行うものである。チューブ表面には、予め、 NH_4^+ を主基質とした無機基質により硝化細菌生物膜を形成させた。なお、滞留時間に対応する処理の程度を調べるため、2つの槽を直列に接続して処理を行い、それぞれに水質分析を行った。実験条件を表-8に、水質結果を図-10に示す。TOC、T-Nともに、槽を経るごとに減少し、最終処理水質はTOCで約10mg/l、T-Nで約15mg/lとなった。このうち、第1槽目について、酸素移動速度、TOC及びKj-Nの除去速度を算出したものを図-11に示す。ただし、TOC及びKj-Nの除去速度は、それぞれの物質の完全酸化を仮定して相当する酸素量に換算した。この図から、供給された酸素はKj-Nの硝化に使用され、生成した NO_3^- がTOCの除去に使用されていることが推察される。表-7に、TOC濃度とTOCの最大除去速度を示す。従属栄養細菌を用いた場合と比べて、酸素の移動速度が大きいため、TOCの除去速度は、2.5倍強と大きく上がっていることがわかる。

しかし、図-11に示すように、日数が経過するにつれて硝化速度が減少し、チューブからの酸素移動速度も減少する。これは、硝化細菌の上に形成される脱窒細菌生物膜のため、硝化細菌への NH_4^+ の輸送が阻害されたためであると考えられる。図には示していないが、86日の処理の後には、酸素

TABLE 6 Maximum Oxygen Consumption Rate and Saturation Constant of Heterotrophic and Nitrifying Bacteria

	Heterotrophic Bacteria attached on the tube	Nitrifying Bacteria	
		<i>Nitrosomonas</i>	<i>Nitrobacter</i>
Maximum Oxygen Consumption Rate per unit Mass[mg- O_2 /g·h]	73	335 ⁵⁾	95 ⁵⁾
Biofilm Density [mg/cm ³]	12.3	32.5 ⁶⁾ (16.3)	(16.3)
Maximum Oxygen Consumption Rate per unit Volume of Biofilm [mg- O_2 /cm ³ ·h]	0.9	5.4	1.5
Saturation Constant [mg/l]	11 as TOC	0.5 ⁷⁾ as NH_4^+ -N	0.07 ⁷⁾ as NO_2^- -N

TABLE 7 Effluent TOC Concentration and TOC Removal Rate

	TOC Concentration of Effluent [mg/l]	TOC Removal Rate [g-C/m ² d]	HRT [h]
with Heterotrophic Biofilm	21	2.6	4.8
with Nitrifying Biofilm Simultaneous Nitrification and Denitrification	18	7.0	1.75

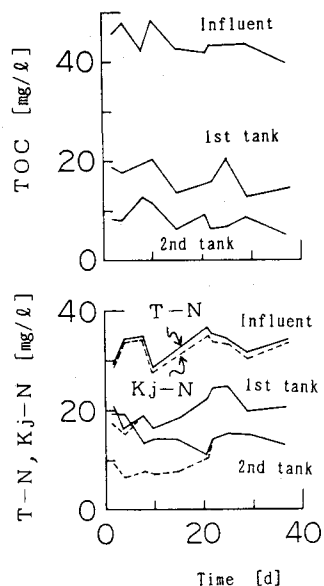


Fig. 10 Result of treatment with simultaneous nitrification and denitrification (2 tanks in series)

の移動速度は、 $2 \text{ g-O}_2/\text{m}^2\text{d}$ にまで低下した。このことから、本処理法の酸素移動速度を大きく保つには、硝化細菌の上に形成した脱窒生物膜の厚さを薄く保つような生物膜量コントロールが必要である。

TABLE 8 Conditions of Treatment with Simultaneous Nitrification and Denitrification
(2 Tanks in Series)

Water Temp.	20[°C]	Air Flow Velocity	25[cm/s]
Tube Volume Fraction	6[%]	Air Pressure Loss	7[cm Water Head]
HRT (2 Tanks)	3.5[h]	Air to Water Volume Ratio	3.3[-]
Stirrer Rotation Rate	200[rpm]		

(3) 硝化・脱窒処理における生物膜量コントロール

硝化細菌生物膜の上に形成した脱窒細菌の生物膜量をコントロールするため、装置内の水を引き抜いたのちにチューブに散水を行う方法について検討した。脱窒細菌生物膜は硝化細菌生物膜よりも剥離しやすかったものの、チューブ表面が滑らかであるため、硝化細菌生物膜も一緒になって剥離することが多かった。そこで、サンドペーパーによりチューブ表面を粗くして、硝化細菌生物膜が剥離しにくいようにしたのち、無機基質による硝化細菌の培養と硝化・脱窒処理を行い、適宜、散水により脱窒生物膜の剥離を行った。なお、サンドペーパーにより粗くされた部分は、膜の極く表層であるため、気体透過膜の基本的特性は変わっていないと考えられる。酸素移動速度の経時変化を図-12に示す。剥離操作を行うことによって、酸素移動速度は、当初の高い値からは低下するものの、ほぼ $15 \text{ g-O}_2/\text{m}^2\text{d}$ で一定となった。なお、生物膜剥離後1日目の処理水中には、硝酸性窒素が 2 mg/l ほど残留するのが認められたが、その量は、除去された有機性・アンモニア性窒素量の1割以下であった。また、脱窒生物膜の剥離は良好であり、硝化細菌がチューブ表面に付着し、硝化反応が行われていれば、糸状細菌は発生しなかった。

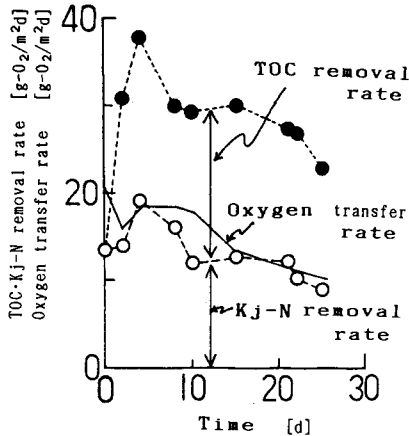


Fig. 11 Comparison of oxygen transfer rate and Kj-N-TOC removal rate of simultaneous nitrification and denitrification treatment
(Kj-N-TOC removal rates are expressed as oxygen consumption rate)

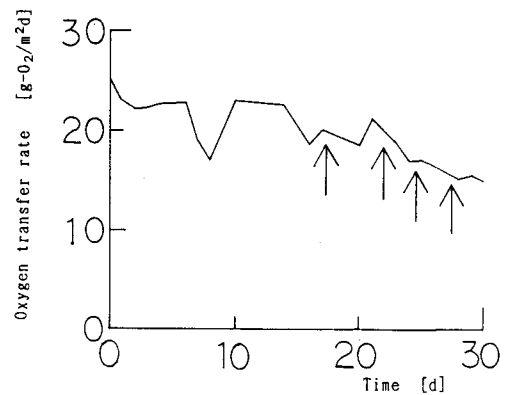


Fig. 12 Change in oxygen transfer rate with sloughing of denitrifying biofilm
(↑ : Sloughing of denitrifying biofilm)

3.4 消費エネルギーの試算

気体透過膜チューブを排水処理に適用した場合の消費エネルギーの試算を行った。まず、水がチューブ間を流れることにより消費されるエネルギーの大きさを求めるため、図-2に示す実験装置を用いて、水の流れに対する損失水頭を測定した。消費されるエネルギーの算出に当たっては、気体透過膜は、図-10

に示す処理速度を持つものとした。図-10の処理結果を得た実験装置が、チューブ充填率6%、空槽滞留時間3.5hであるのに対して、図-2の実験装置のチューブ充填率が19.6%であるため、対応する図-2の実験装置の空槽滞留時間は1.1hとなるが、処理時間に余裕をみて2hとした。また、空気圧力損失及び空気倍率は、実験結果を考慮して、それぞれ10cm水頭及び6.6倍とした。

水路における平均流速に対する損失水頭を、図-13に示す。これを用いて、式(6)⁸⁾により、損失水頭に見合うだけの水頭を得るためのポンプ動力を求め、処理水量当たりの消費エネルギーE_w [kWh/m³]を求めた。また、ブローア-による送気に必要なエネルギーE_a [kWh/m³]を式(7)⁸⁾により求めた。結果を表-9に示す。

$$E_w = L_s / Q_w$$

$$= 0.163 H / \eta \tag{6}$$

ここに

- L_s : ポンプの軸動力 [kW]
- Q_w : 流量 [m³/h]
- H : 全揚程 [m]
- η : ポンプの効率 (0.7) [-]

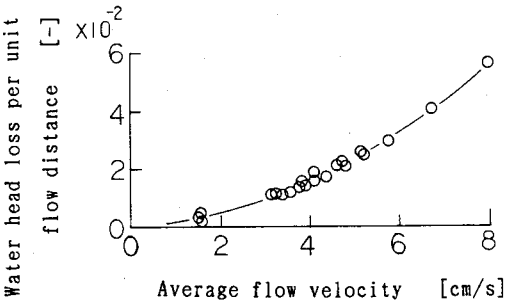


Fig. 13. Relationship between average flow velocity and water head loss

$$E_a = L_a / Q_w$$

$$= (L_{ad} / \xi) / (Q_{ai} / n)$$

$$= \frac{n P_i Q_{ai}}{6120 \xi} \cdot \frac{\lambda}{(\lambda - 1)} \cdot \left(\frac{P_o}{P_i} \right)^{(\lambda - 1) / \lambda - 1} \tag{7}$$

ここに

- L_a : 送風機の駆動動力 [kW]
- L_{ad} : 理論断熱圧縮動力 [kW]
- ξ : 全断熱効率 (0.5) [-]
- Q_{ai} : 吸い込み状態での空気量 [m³/h]
- n : 空気倍率 [-]
- λ : 比熱比 (1.4) [-]
- P_i : 吸い込み空気の絶対圧力 (1.03×10⁴) [kgf/m²]
- P_o : 吐き出し空気の絶対圧力 (1.04×10⁴) [kgf/m²]

TABLE 9 Energy Consumption per unit Volume of Water

Average Water Flow Velocity	[cm/s]	3	4	5
Water Head Loss per unit Flow Distance	[-]	0.0095	0.0165	0.025
Flow Distance	[m]	173	230	288
Total Water Head Loss	[m]	1.6	3.8	7.2
Energy for Pumping up Water (E _w)	[kWh/m ³]	0.006	0.015	0.028
Air to Water Volume Ratio	[-]	6.6		
Energy for Supplying Air (E _a)	[kWh/m ³]	0.004		
Total Energy (E _w +E _a)	[kWh/m ³]	0.010	0.019	0.032

なお、水側の消費エネルギーを求めるに当たっては、図-10の実験における平均流速が5cm/s以下であると観察されたため、流速は5cm/s以下とした。滞留時間2時間で、処理水1 m³当たりの消費エネルギーは平均流速4cm/sのときに0.019kWh/m³、平均流速5cm/sのときに0.032kWh/m³となる。この値は、4 m水深で4倍空気量としたときの活性汚泥法における曝気エネルギー0.077kWh/m³に対して、1/4から2/5の大きさであり、本処理法では、処理に要するエネルギーを削減できると考えられる。

4 まとめと今後の課題

本研究結果をまとめると、以下のようになる。

- ① 気体透過膜を通しての酸素移動速度は、チューブ内の空気流速が低下すると減少するが、水圧の変化に対しては一定である。また、空気のチューブ内摩擦圧力損失は小さい。
- ② 硝化細菌生物膜をチューブ表面に形成させ、硝化反応を起こさせることにより、清水中に比べて、気体透過膜を通しての酸素移動速度が増加する。
- ③ 硝化細菌生物膜の付着したチューブを、有機人工下水の処理に適用した場合、硝化・脱窒反応が同時に進行し、最大7 g-TOC/m²の速度で有機物除去が行われた。
- ④ 本処理方式では、消費エネルギーは、標準活性汚泥法の40%以下になると試算された。

本研究の今後の課題を以下に示す。

- ① 生物膜量の制御方法の確立
硝化生物膜の安定的付着方法、及び、脱窒生物膜の効果的剝離方法を確立する必要がある。
- ② アンモニア濃度、及び、水温に対する硝化速度の把握
- ③ 実下水を処理した場合の、窒素除去量に対する有機物除去量の比の把握
- ④ 前・後段処理を含めた処理システムの検討
- ⑤ 詳細な消費エネルギーの算出

参考文献

- 1) 田井慎吾、辻喜礦：水の供給と処理におけるエネルギー需要、第18回衛生工学研究討論会講演論文集 pp.199-204、1982
- 2) P.Cote, J.Bersillon, A.Huyard, G.Faup：Bubble-free aeration using membranes: process analysis, J. Water Pollut. Control Fed., Vol.60, No.11, pp.1986-1992, 1986
- 3) 須田昌男、他：機能性高分子材料による排水処理装置の高効率化に関する研究、環境庁総合研究プロジェクト（排水処理の高度化に関する研究）環境保全研究成果集、pp.(60-1)-(60-23)、1986
- 4) D.L.Timberlake, S.E.Strand, K.J.Williamson：Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification and denitrification in a permeable-support biofilm, Water Research, Vol.22, No.12, pp.1513-1517, 1988
- 5) S.H.Jenkins：Nitrification, Water Pollution Control, No.68, p.610-618, 1969
- 6) 渡辺義公等：回転円板法の浄化機構に関する研究（I）、下水道協会誌、No.172、p.24-34、1978
- 7) K.Williamson et al.：A model of substrate utilization by bacterial film, J. Water Pollut. Control Fed., No.1, p.9-24, 1976
- 8) 日本下水道協会：“下水道施設設計指針と解説” p.224, 352, 1984