

下水処理エネルギー削減のための気体透過膜を用いた 酸素供給方式に関する研究

鈴木 穰 *
波多野 伸 **
池田 裕幸 ***

Oxygen Supply Method Utilizing Gas Permeable Membrane to Save Energy for Wastewater Treatment

Yutaka Suzuki, Noboru Hatano and Hiroyuki Ikeda

要旨

下水処理エネルギーのうち最も大きい割合を占める酸素供給エネルギーを削減するため、水の浸透阻止と気体透過の特性を併せ持つ気体透過膜を用いて、散気によらない酸素供給方式の開発を行った。本方式は、気体透過膜により水圧を支持するとともに、膜を介して拡散により気相から液相に酸素を供給するものである。

清水、人工下水、実下水を用いた処理実験により、気体透過膜単独および生物膜形成時の酸素供給特性を明らかにするとともに、供給速度の低下要因および処理の阻害要因を明らかにし、処理方式の改良および維持管理方法の改善を行った。得られた知見を基に、処理機構を提示するとともに、開発した処理法の省エネルギー性を評価した。

キーワード：下水処理、エネルギー消費、酸素供給、気体透過膜、生物膜、硝化、脱窒

Synopsis

To reduce large amount of energy consumption for oxygen supply in a wastewater treatment plant, an oxygen supply method utilizing gas permeable membrane was developed without the mechanism of air bubbling. The gas permeable membrane can let gas go through but can prevent water permeation, therefore, the membrane can sustain water pressure, and at the same time, supply oxygen from gas phase to water phase through the membrane by molecular diffusion.

Experiments were conducted supplied with water, synthetic wastewater and municipal wastewater, and characteristics of oxygen supply of the membrane process with or without biofilm were clarified together with the causes of decrease in oxygen supply rates and damages to the treatment, which, then, led to the modification and improvement of the process and its maintenance way. Based on the results obtained, treatment mechanism of the process was proposed, and the energy saving efficiency was evaluated.

Keywords : wastewater treatment, energy consumption, oxygen supply, gas permeable membrane, biofilm, nitrification, denitrification.

* 独立行政法人土木研究所 材料地盤研究グループ リサイクルチーム

** 元 浜松市下水道部施設課 (現 浜松市保健部保健所)

*** 元 福岡市下水道局管理部 (現 福岡市環境局保健環境研究所)

下水処理エネルギー削減のための気体透過膜を用いた酸素供給方式に関する研究
目次

1. まえがき	1
2. 研究目的	1
3. 研究方法	2
3. 1 清水における気体透過膜の酸素移動特性	2
3. 2 気体透過膜反応槽のエネルギー消費特性	3
3. 2. 1 チューブ内の空気圧力損失	3
3. 2. 2 チューブ間流れのエネルギー損失	3
3. 3 人工下水処理への適用時における気体透過膜の酸素移動特性 および基質除去特性	4
3. 4 実下水処理への気体透過膜の適用方法の検討	5
3. 4. 1 下水中浮遊物質の影響と対策検討	5
3. 4. 2 SS 性有機物対策とリアクター方式の検討	6
4. 研究結果	8
4. 1 清水における気体透過膜の酸素移動特性	8
4. 2 気体透過膜反応槽のエネルギー消費特性	10
4. 3 人工下水処理への適用時における気体透過膜の酸素移動特性 および基質除去特性	11
4. 3. 1 酸素供給特性	11
4. 3. 2 基質除去特性	13
4. 3. 3 硝化・脱窒処理における生物膜量コントロール	15
4. 4 実下水処理への気体透過膜の適用方法の検討	16
4. 4. 1 下水中浮遊物質の影響と対策検討	16
(1) 下水中浮遊物質の処理への影響	16
(2) 簡易ろ過槽による前処理	16
(3) 簡易ろ過処理水供給時の処理特性	17
4. 4. 2 SS 性有機物対策とリアクター方式の検討	21
(1) 窒素除去性能	21
(2) 有機物除去性能	22
(3) 窒素収支	23
(4) 生物膜構造	24
(5) 処理機構	25
4. 5 気体透過膜を用いた処理プロセスの省エネルギー性の評価	27
4. 5. 1 処理プロセスの前提条件	27
4. 5. 2 処理プロセスの処理・運転条件	28
4. 5. 3 消費エネルギーの算出	29
5. 結論	31
6. 今後の課題	31
参考文献	31

1. まえがき

下水道の普及が進み、生活排水の3分の2の量が下水道を経由するようになっている。このため、下水の処理に多くのエネルギーが消費されており、平成12年度においては、下水道全体で使用される電力量が日本全体の電力使用量の約0.7%となっている¹⁾。

下水処理場では、下水中の汚濁物を除去するために汚濁物の吸着や代謝などからなる微生物反応が利用されるが、この反応を進めるには、代謝に必要な酸素を生物反応タンクに供給することが必要である。活性汚泥法を採用している下水処理場では、酸素供給のための消費エネルギーが全消費エネルギーの約4割^{2, 3)}を占めていることから (Fig. 1.1⁴⁾)、下水処理場での消費エネルギーを削減するには、酸素供給のエネルギー効率をさらに改善することが必要である。

酸素供給方法の主流である散気方式においては、必要エネルギーは、主として水深に対応した空気圧と送風量により決定される⁵⁾。エネルギー消費量削減のため、散気方式の酸素移動特性⁶⁾や性能評価⁷⁾等の研究を基礎として、散気装置の全面配置^{8), 9)}や反応タンクの深槽化^{10), 11), 12)}による気泡滞留時間の増加、あるいは散気装置の改善による気泡の微細化¹³⁾により、酸素移動効率を向上させ、送風量を削減する方策がこれまで採られてきた。これに対して空気圧については、気泡を発生させるために水压以上の圧力をかける必要があることから、その削減に関する検討はほとんど行われてきていない。

ところで、空気の圧力を上げるために加えられたエネルギーは、水中での気泡上昇に伴って、気泡膨張と水の運動エネルギーに変換される。この水の運動エネルギーは、気泡から水への酸素移動効率に影響を与えるが、その多くが乱流における摩擦で消費されるため、酸素移動の観点から圧力に関するエネルギー消費量が最適化されているとは言えない。しかし、気泡を用いた酸素供給方式を用いる限り、気泡発生のために水深以上の圧力を空気に加える必要があるため、圧力に関してエネルギー効率の最適化を図ることは困難である。

このため本研究では、空気圧力を下げられる酸素供給方式として、気体の透過と水の浸透阻止という二つの特性を併せ持つ気体透過膜を利用し、エネルギー消費の少ない酸素供給方式の開発を行うとともに、本下水処理プロセスにおける処理機構の解明を行ったものである。

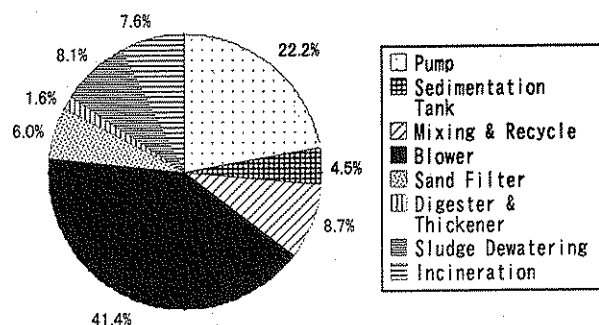


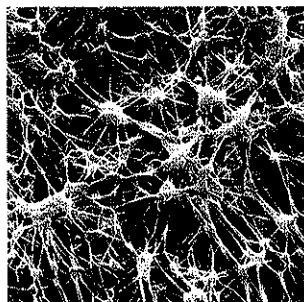
Fig. 1.1 Ratio of electric power consumption of each facility in a wastewater treatment plant (Kasumigaura wastewater treatment plant, 1994)

2 研究目的

気体透過膜は、微細な立体網目構造を有する疎水性の膜(Picture 2.1)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け込ませることが可能である。この場合、水压は膜によって支えられるため、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、下水や排水処理の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^{14), 15), 16), 17)}、気体透過膜に純酸素を供給する方法^{18), 19)}等が研究されているが、消費エネルギーの削減を目的として、気体透過膜に常圧の空気を流す方法についての研究は見られない。

このため本研究においては、常圧空気を流した気体透過膜を下水処理に適用し、酸素移動特性および汚濁物除去特性を求めて、エネルギー消費の少ない酸素供給方法を開発することとした。併せて、本処理方法について処理機構の解明を行った。



Picture 2.1 Electron microscopic picture of gas permeable membrane
(From the pamphlet of GORE-TEX, JAPAN GORE-TEX INC.)

3 研究方法

Table 3.1 に気体透過膜の特性を示す。材質は疎水性であり、90kPa の耐水圧を持つ。形状は、比表面積をより大きくとる目的からチューブ状とした。

Table 3.1 Characteristics of gas permeable membrane

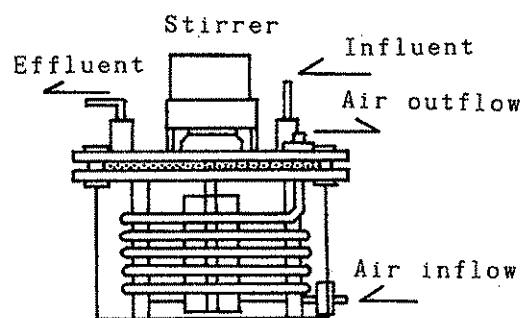
Material	polytetrafluoroethylene (PTFE)
Inner diameter	3 mm
Membrane thickness	0.5 mm
Porosity	50 %
Pore size	2 μ m
Max. waterproof pressure	90 kPa

3. 1 清水における気体透過膜の酸素移動特性

清水における気体透過膜の酸素移動特性を調べるため、Fig. 3.1 および Picture 3.1 に示す気体透過膜反応槽を用いて実験を行った。この反応槽の中には、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、水を攪拌するために攪拌羽根が中心部に設置されている。チューブに供給する空気流量および反応槽への水の流量は任意に設定できる。また、反応槽は密閉しているため、水は膜を介してのみ空気と接する。なお、水圧の影響を調べるに当たっては、水圧ポンプで装置内を加圧する回分型反応槽 (Picture 3.2、仕様は Fig. 3.1 と同じ) を用いた。

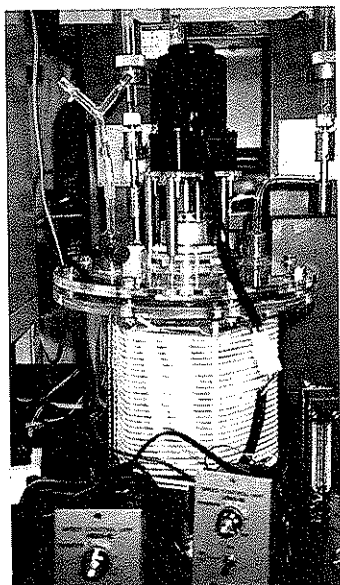
実験では、Table 3.2 に示すように空気流量および水圧を変化させて、チューブ内の気相から反応槽の液相への酸素移動速度を反応槽全体で求め、チューブ表面積当たりの酸素フラックスを算出した。空気流量変化の実験では、反応槽内DO濃度が約4mg/L に維持されるように、低DO濃度水を連続的に供給しながら、流入・流出空気の流量および酸素濃度を測定し、流入・流出空気の酸素量の差から、酸素の移動速度を求めた。水圧変化の実験では、回分で低濃度からのDO濃度上

昇速度を測定し、酸素の移動速度を算出した。なお、空気の流量と酸素濃度の測定は、それぞれ石鹼膜流量計とガスクロマトグラフにより行い、DO濃度の測定は、DOメーターによった。

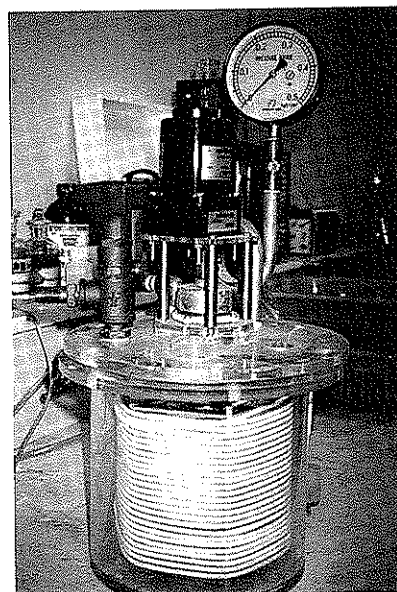


Reactor volume	: 6.28 l
Water temp.	: 20 °C
Tube length	: 30 m
Tube volume fraction	: 6 %
Specific tube surface area	: 60 m ² /m ³

Fig. 3.1 Outline of gas permeable membrane reactor



Picture 3.1 Gas permeable membrane reactor



Picture 3.2 Gas permeable membrane reactor for increased water pressure test

Table 3.2 Experimental conditions for measuring oxygen transfer rate in pure water

		Air Flow Rate [ml/min]	Water Pressure [100kPa]	Stirrer Rotation Rate [rpm]	Water Temp. [° 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

3. 2 気体透過膜反応槽のエネルギー消費特性

3. 2. 1 チューブ内の空気圧力損失

空気が気体透過膜チューブ内を流れる際の圧力損失を、Fig. 3.1 の反応槽を用いて調べた。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。

3. 2. 2 チューブ間流れのエネルギー損失

気体透過膜チューブ間を流れる水の摩擦等によるエネルギー損失を求めるため、Fig. 3.2 に示す実験装置

を用いて、流れの損失水頭を測定した。処理効率の観点からチューブは千鳥状に配列し、水の流れ方向はチューブに直角とした。

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 6.51、12.1、17.1、22.8 L/min とした。なお水温は、21~25℃の範囲にあった。

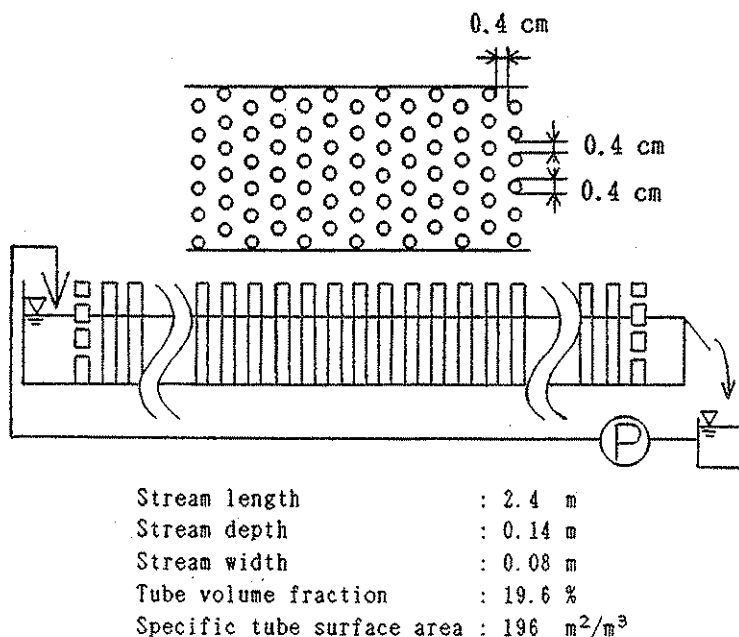


Fig. 3.2 Outline of experimental apparatus for measuring head loss of flows through tubes

3.3 人工下水処理への適用時における気体透過膜の酸素移動特性および基質除去特性

気体透過膜を人工下水処理に適用した場合の酸素移動および基質除去の特性を、Fig. 3.1 の反応槽により調べた。なお、気体透過膜チューブの表面は極めて滑らかであり、生物膜の付着が良好でなかったことから、予めチューブ表面をサンドペーパーで擦り、生物膜が付着しやすいように粗度を付けた。

基質としては、Table 3.3 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、連続的に基質および空気を供給し、流入・流出の基質および空気について、流量、水

質(DO, TOC, NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N)、気体濃度(O₂, CO₂)を測定した。酸素の移動速度は、供給空気の流量および供給・流出空気の酸素濃度差から計算した。

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、実験の最後に採取し、DO濃度を高めた有機人工下水中(Table 3.3)に分散させた後、DO濃度電極を付けた酸素瓶に封入して、スターラーで攪拌を行いながらDO濃度の減少を測定した。この測定結果から、浮遊分散状態における最大酸素消費速度を求めた。

Table 3.3 Composition of synthetic wastewater

Organic Substrate				Inorganic Substrate	
Dextrin	13.5 mg/l	NH ₄ ⁺ -N	25 mg/l	NH ₄ ⁺ -N	45 mg/l
Beef Extract	28.7	PO ₄ ³⁻ -P	7.1	PO ₄ ³⁻ -P	7.1
Yeast Extract	32.7	NaHCO ₃	110	NaHCO ₃	200
Peptone	28.7	(Tap Water)		(Tap Water)	

(TOC : 41 ~ 55 mg/l , Org-N : 10 mg/l)					

3. 4 実下水処理への気体透過膜の適用方法の検討

3. 4. 1 下水中浮遊物質の影響と対策検討

気体透過膜を実下水処理に適用した場合の酸素供給および汚濁物質除去の特性を調べるため、Fig. 3.3 の反応槽を用いて実験を行った (Run 1)。下水には浮遊物質 (SS) が含まれるため、生物処理によって汚泥が堆積しやすいことから、汚泥を分離する沈殿分離部を反応槽の下部に設けた。供給下水としては、一次処理 (沈殿処理) 下水を用いた。

まず Run 1.1 において、Fig. 3.3 の反応槽に直接、一次処理下水を連続供給する実験を行った。その後 Run 1.2 において、一次処理下水中の SS 濃度をさらに低下させるため、プラスチックろ材を充填した簡易ろ過槽を反応槽の前段に設置した (Fig. 3.4)。さらに Run 1.3 において、気体透過膜反応槽の処理時間に対

応した処理特性を把握し、また、最終的な処理水質の向上を図るため、気体透過膜反応槽を3槽直列に設置するとともに、その後段にセメントボールをろ材とした好気性ろ床を設置した (Fig. 3.5)。

Table 3.4 に、気体透過膜反応槽、簡易ろ過槽、好気性ろ床の実験条件を示す。

測定項目等は 3. 3 に準じたが、水質については、COD_{Cr} 濃度 (以下 COD 濃度と表記)、全窒素濃度および溶存硫化水素 (H_2S) 濃度を追加した。溶存硫化水素濃度の測定は、発泡剤により溶存硫化水素をガス化させ、これを酢酸鉛試験紙に吸収させて、変色程度から濃度を求める方式 (共立理化学研究所の硫化水素セット (型式 WA- H_2S)) によった。

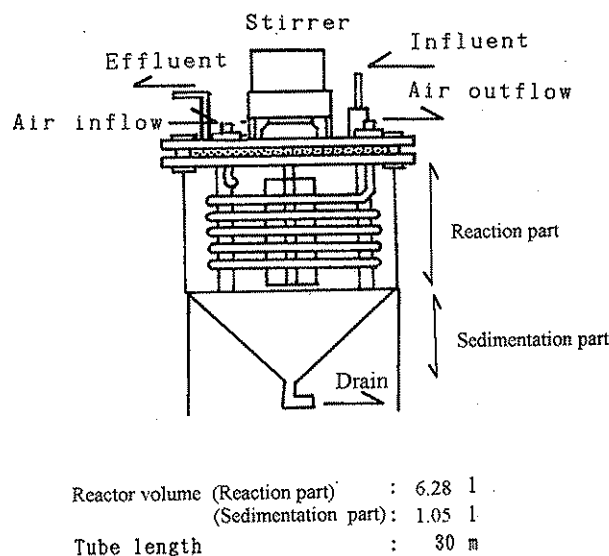


Fig. 3.3 Outline of gas permeable membrane reactor for municipal wastewater treatment
(Primary effluent was directly supplied in Run 1.1)

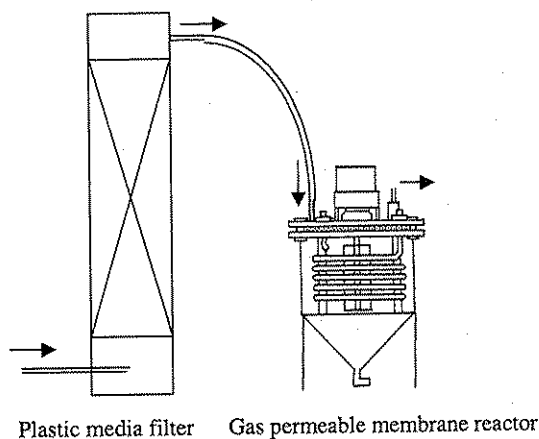


Fig. 3.4 Reduction of SS concentration to gas permeable membrane reactor with plastic media filter (Run 1.2).

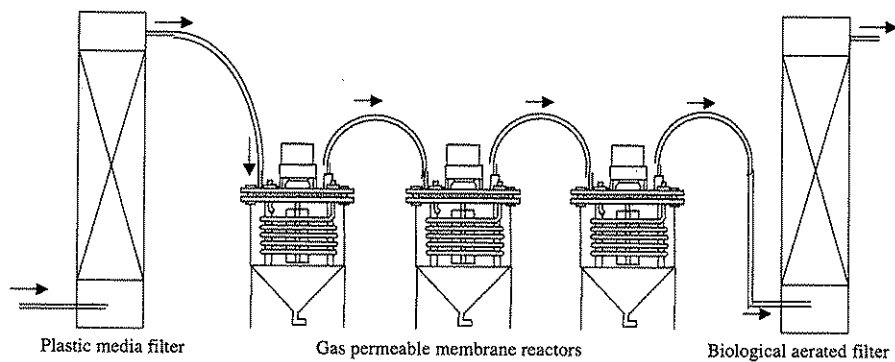


Fig. 3.5 Municipal wastewater treatment process composed of a plastic media filter, three gas permeable membrane reactors and a biological aerated filter (Run 1.3)

Table 3.4 Experimental conditions of processes to treat municipal wastewater in Run 1

Run No.	Process (Number of process component)			Experimental conditions				
	Plastic media filter	Gas permeable membrane reactor	Biological aerated filter	Wastewater supply rate (mL/min)	Gas permeable membrane reactor(s)		Plastic media filter filtration rate (m/d)	Biological aerated filter HRT (reaction part) (h)
					HRT (reaction part) (h)	Air flow rate (mL/(min·reactor))		
1.1	—	1	—	75	1.4	100	—	—
1.2	1	1	—	30	3.5	20	16.5	—
1.3	1	3	1	75	4.2	70	16.5	0.5

3. 4. 2 SS 性有機物対策とリアクター方式の検討

簡易ろ過による下水中 SS 性有機物濃度の削減手法に代わり、気体透過膜チューブ表面への SS 堆積防止を目的としたチューブ設置方法の検討と、チューブ上生物膜厚さの制御を目的とした生物膜剥離および有機物負荷削減方法の検討を行った (Run 2)。

Fig.3.6 に示すように、チューブ表面への SS 堆積防止のため、チューブは支持体に鉛直方向に巻き付け、また、過剰な生物膜を剥離させるため、ポリプロピレン製の中空円筒 (比重: 1.025g/cm³, 直径: 4mm, 長さ: 5mm) を反応槽内に浮遊させた。反応槽の上部は開放とした。なお、気体透過膜チューブを下水処理に適用するに先立ち、完全硝化が進行している硝化内生脱窒法実施の好気タンクにチューブを 5 日間浸漬し、硝化細菌の植種を行った。供給下水としては、流入下水を用いた。

実験条件を Table 3.5 に示す。Run 2.1 においては、生物膜厚さ制御の一手法として、気体透過膜チューブ

への有機物負荷を低下させることとし、チューブ反応槽の前段に槽を設けて活性汚泥処理を行い、有機物濃度の低減を図った。また、チューブ反応槽に残存するアンモニア性窒素の完全硝化を行うため、チューブ反応槽後段に硝化槽を設けた (Fig. 3.7(a))。なお、硝化槽には、チューブ反応槽に浮遊させたものと同じポリプロピレン製中空円筒を添加した。Run 2.2 においては、活性汚泥は共存させず、下水を直接チューブ反応槽に供給する高負荷条件の試験を行った (Fig. 3.7(b))。空気供給量は 600 mL/min としたが、この場合、チューブ内空気滞留時間は 1.8 min である。

測定項目等は 3. 4. 1 に準じたが、有機物濃度としては BOD 濃度を測定した。また、気体透過膜チューブに付着した生物膜の硝化細菌および脱窒細菌の量を評価するため、チューブ水洗前後において、最大硝化速度と最大脱窒速度を回分試験により求めた。

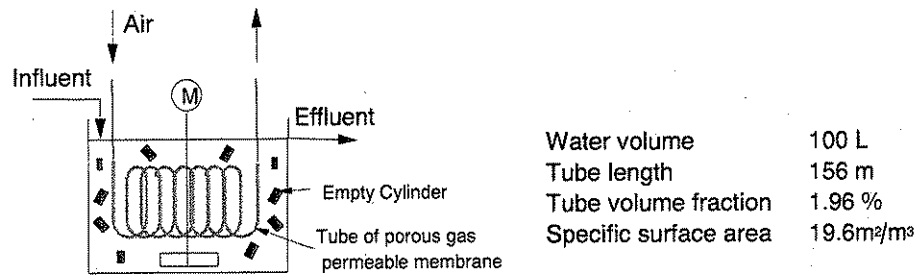


Fig. 3.6 Gas permeable membrane reactor with vertical tube placement and empty cylinder to slough off biofilm

Table 3.5 Experimental conditions of Run 2

	Run 2.1			Run 2.2		
	a	b	c	a	b	c
Term (d)	28	94	47	43	42	14
(Days from the beginning (d))	(0-28)	(29-122)	(123-169)	(170-212)	(213-254)	(255-268)
Influent	Raw municipal wastewater			Raw municipal wastewater		
HRT (h)						
Prior cell (Condition)	3 (Anaerobic)	3 (Aerobic)	1 (Aerobic)	-	-	-
Tube reactor	6	6	10	10	10	10
Nitrification cell	3	3	2	2	-	-
Empty cylinders in tube reactor						
Existence	Always	Always	Always	Always	2 d/week	1 d/week
Volume fraction	2 %	2 %	2 %	5 %	2 %	2 %
Air supply	Always	Always	Always	Always	Always	Stopped 2 h/week
Flow rate (mL/min)	600	600	600	600	600	600

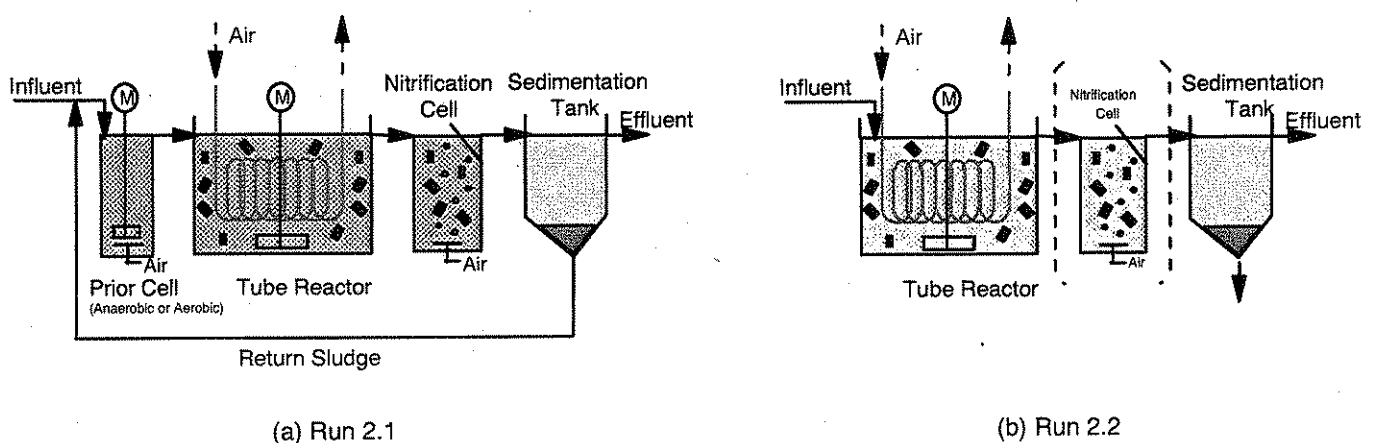


Fig. 3.7 Experimental processes of Run 2

4. 研究結果

4. 1 清水における気体透過膜の酸素移動の特性

清水における気体透過膜の酸素移動特性を調べるため、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(4.1)のように定義した。

$$k = a J_A / (A \cdot (C_s - C_w)) \quad (4.1)$$

a : 単位換算係数 (1.16×10^{-3}) [(cm/m)/(d/s)]

A : 装置内のチューブ表面積 [m^2]

C_s : 大気 (酸素分圧 21kPa) に対する飽和溶存酸素濃度 [mgO_2/L]

C_w : 装置内水の溶存酸素濃度 [mgO_2/L]

J_A : チューブ全体での酸素移動速度 [gO_2/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 [gO_2/m^3]

O_{OUT} : 流出空気中の酸素濃度 [gO_2/m^3]

$Q_{a,IN}$: 流入空気の流量 [m^3/d]

$Q_{a,OUT}$: 流出空気の流量 [m^3/d]

Fig. 4.1 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。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が、ある一定値に漸近する。この傾向は、Fig. 4.2 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/L^2T] は式(4.2)のように表される。ただし、式の次元は、質量: M 、長さ: L 、時間: T として表記した。

$$N(x) = D (C_s (P(x)/P_a) - C_w) / (\delta_1/\alpha + \delta_2) \quad (4.2)$$

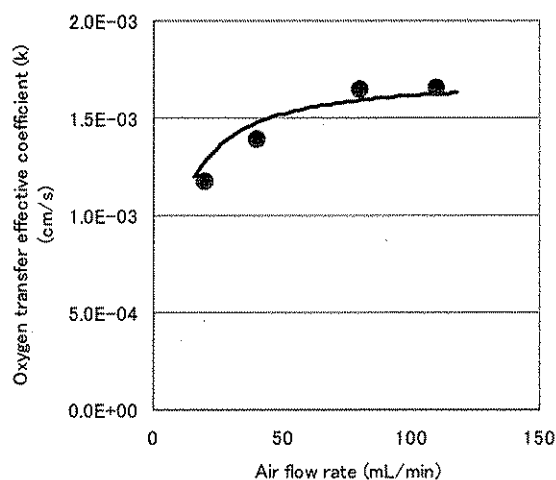
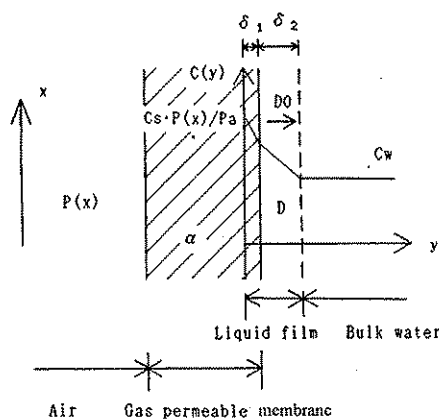


Fig. 4.1 Effect of air flow rate on oxygen transfer effective coefficient (k)



- $C(y)$: DO concentration [M/L^3]
- C_w : DO concentration of bulk water [M/L^3]
- C_s : Saturated DO concentration under atmospheric pressure
- $P(x)$: Oxygen partial pressure in tube [M/LT^2] [M/L^3]
- P_a : Oxygen partial pressure of atmosphere [M/LT^2]
- D : Diffusion coefficient of molecular oxygen [L^2/T]
- δ_1 : Liquid film thickness in gas permeable membrane [L]
- δ_2 : Liquid film thickness [L]
- α : Porosity of gas permeable membrane [-]

Fig. 4.2 Model of oxygen transfer through gas permeable membrane

流下にともなつて、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、水側から空気側に水蒸気が供給されるため、本実験条件の範囲においては、空気流量は大きくは変化しなかった。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(4.3)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。

$$(P(x+dx)-P(x)) Qa \delta / Pa = -N(x) R dx \quad (4.3)$$

Qa : 空気流量 $[L^3/T]$

δ : 大気中の酸素濃度 $[M/L^3]$

R : チューブ外周長 $[L]$

式(4.3)を解いて得られるチューブ内酸素濃度 $P(x)/Pa$ (式(4.4)) は、Fig. 4.3 に示すように、負の指数関数的に流下方向に減少する。

$$P(x)/Pa = Cw/Cs + (1 - Cw/Cs) \exp(-(F/Qa) x) \quad (4.4)$$

$$F : D Cs R / (\delta (\alpha_1 + \alpha_2)) \quad [L^2/T]$$

得られた $P(x)$ を式(4.2)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、 $N(x) R$ を 0 から L まで積分することにより、式(4.5)で表される。

$$M(Qa) = \int_0^L N(x) R dx \\ = G Qa (1 - \exp(-FL/Qa)) \quad (4.5)$$

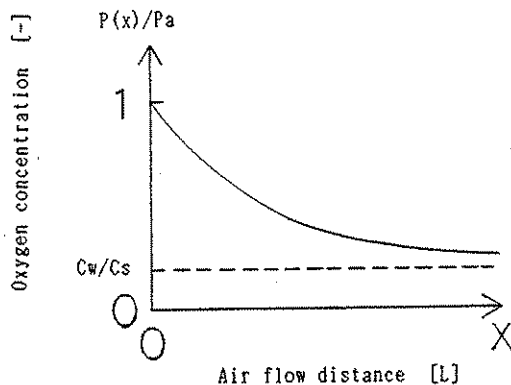


Fig. 4.3 Change of oxygen concentration of air in tube along air flow direction

L : チューブ長 $[L]$

$G : (Cs - Cw) \delta / Cs \quad [M/L^3]$

$M(Qa)$ は、Fig. 4.4 に示すように、空気流量(Qa)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、Fig. 4.1 の傾向と一致する。

$M(Qa)$ に 20°C における以下の定数等を代入して JA に変換し、式(4.1)を用いることにより、酸素移動の効率係数 k (cm/s) は、式(4.6)のように表される。ここに、 $D : 2.2 \times 10^{-4}$ (m²/d), $Cs : 8.8$ (gO₂/m³), $Cw : 4.0$ (gO₂/m³), $R : 1.3 \times 10^{-2}$ (m), $L : 30$ (m), $\delta : 2.8 \times 10^2$ (gO₂/m³).

$$k = a JA / (A \cdot (Cs - Cw)) \\ = 0.14 \times 10^{-3} Qa (1 - \exp(-1.9 \times 10^{-3} / (\delta Qa))) \quad (4.6)$$

δ : 液境膜厚さ ($\delta_1/\alpha + \delta_2$) (m)

Qa : 空気流量 (mL/min)

酸素移動の抵抗となる液境膜厚さを数段階仮定し、空気流量(Qa)に対して酸素移動効率係数 k を計算すると、Fig. 4.5 のようになる。式(4.6)で計算された値が実測値の傾向をよく表していることから、気体透過膜チューブを介した酸素移動は、式(4.2)および式(4.3)で仮定した機構に基づくものと考えられる。また、攪拌速度 400rpm における液境膜厚さは、反応槽全体の平均値として約 155 μm であると推察される。

水圧変化に対する酸素移動の効率係数 k は、Fig. 4.6 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と考えられる。

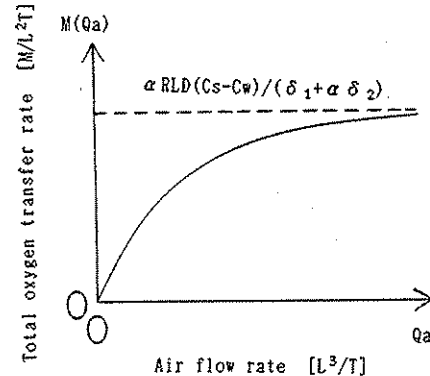


Fig. 4.4 Relationship between air flow rate and total oxygen transfer rate

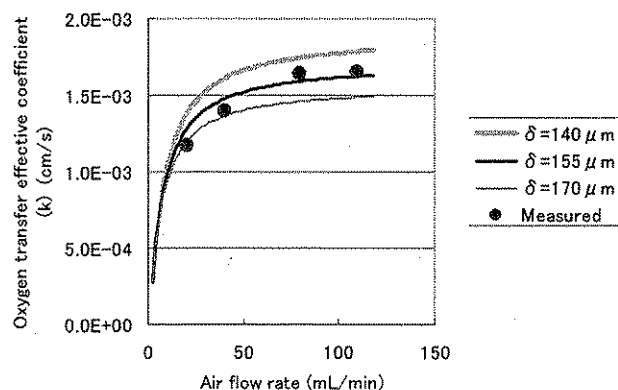


Fig. 4.5 Comparison of measured and calculated oxygen transfer efficiencies

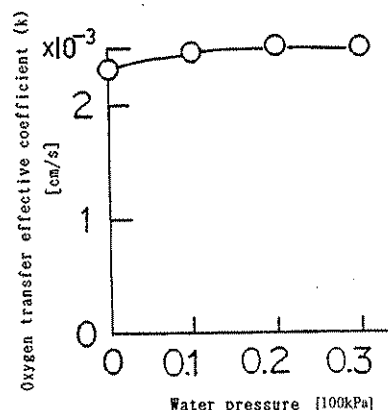


Fig. 4.6 Relationship between water pressure and total oxygen transfer rate

4. 2 気体透過膜反応槽のエネルギー消費特性

Table 4.1 に、空気流量およ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 26 cm/s に対する空気圧力損失は 740 Pa (7.5 cm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大幅に削減できると考えられる。

また、Fig. 3.2 の実験装置を用いて求めた水路平均流速とチューブ間流れの損失水頭の関係を、Fig.4.7 に示す。気体透過膜反応槽における水の攪拌に要する消費エネルギーは、この Fig. 4.7 の結果を用いて評価する。

Table 4.1 Pressure loss of air flow in tube

Air flowrate (mL/min)	Average airflow velocity (cm/s)	Pressure loss	
		(100 Pa)	(cm waterhead)
40	10.3	1.6	1.6
60	15.7	3.6	3.7
80	19.9	5.1	5.2
110	25.7	7.4	7.5

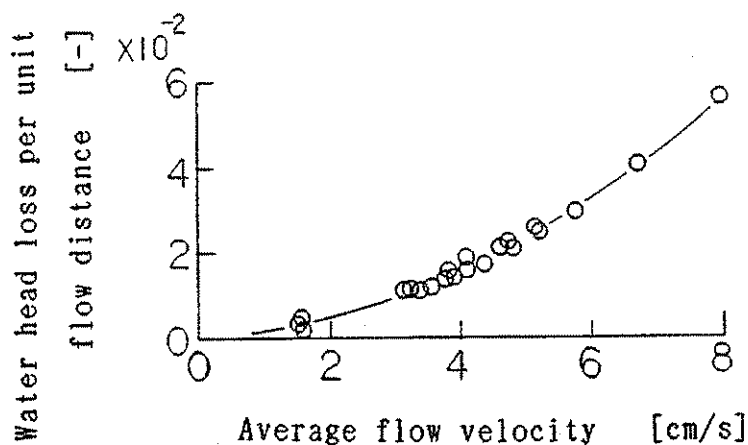


Fig. 4.7 Relationship between average flow velocity and waterhead loss

4. 3 人工下水処理への適用時における気体透過膜の酸素移動特性および基質除去特性

4. 3. 1 酸素供給特性

人工下水処理に気体透過膜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て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、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、Table 4.2 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。Fig. 4.8 に、流入空気流量に対する酸素移動の効率係数を、従属栄養細菌および硝化細菌の生物膜が付着した場合について示す。なお、生物膜は十分に発達しており、装置内の DO 濃度は 0 とな

っていた。また較のため、生物膜が付着していない場合 (Fig. 4.1 のデータ) についても Fig. 4.8 中にプロットした。

酸素移動の効率係数は、硝化細菌付着の場合に、生物膜のない場合に比べて大きくなった。この場合の硝化に伴う酸素移動効率係数は、液境膜厚さとして $100\mu\text{m}$ と同程度である計算結果となっている。一方、従属栄養細菌付着の場合には、逆に酸素移動効率が低下した。これらの理由は、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 Fig. 4.9 を用いて説明される。

Table 4.2 Experimental conditions for measuring oxygen transfer rate with biofilm

Substrate	Substrate Concentration Influent Effluent [mg/l] [mg/l]	Air Flow Rate [ml/min]	HRT [h]	Water Temp. [° C]
Organic Substrate	TOC TOC 44 - 55 21 - 25	20	4.8	20
Inorganic Substrate	NH_4^+-N NH_4^+-N 45 6.4 when Air Flow Rate was 95 ml/min	30, 45, 60 80, 95	5.5	20

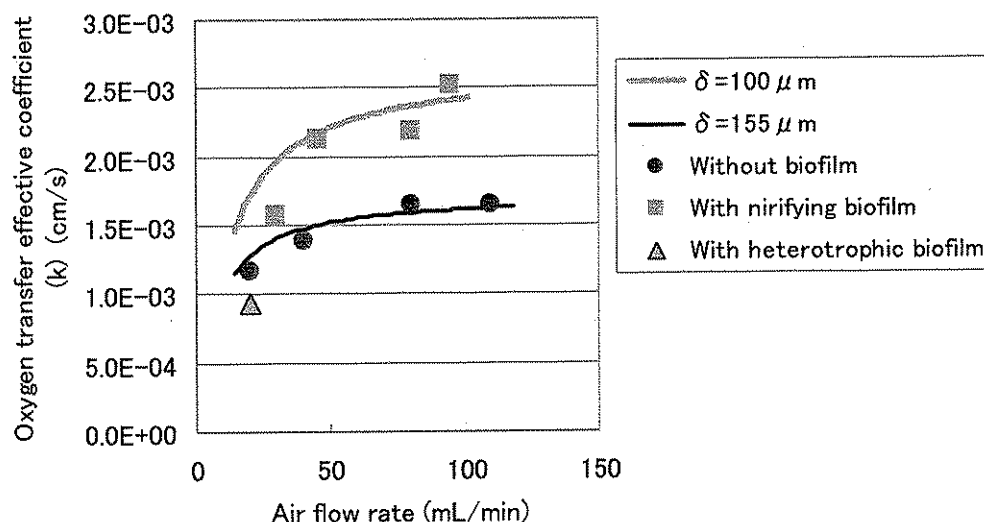


Fig. 4.8 Comparison of oxygen transfer effective coefficient (k) with or without biofilm

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、それぞれの物質は濃度勾配に従い分子拡散によって移動するとともに、生物膜の代謝反応によって消費される。このため、生物膜が付着した場合の酸素移動は、分子拡散とともに生物膜による酸素消費を考慮する必要がある。

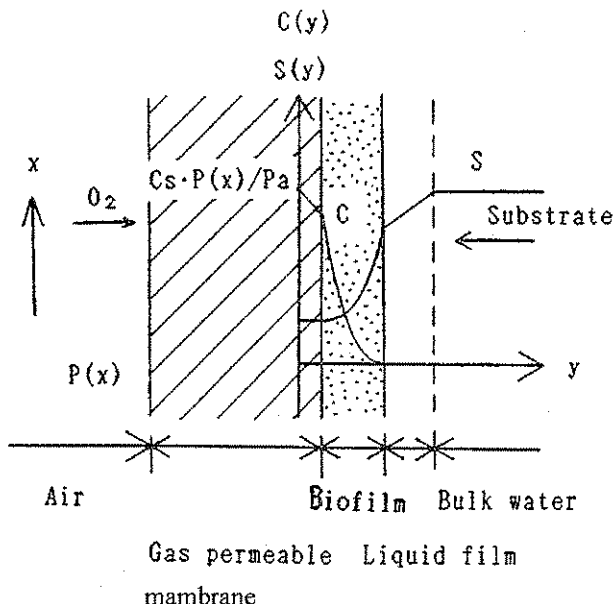
ところで、水の DO 濃度は 0 mg/L であったことから、チューブ側から供給された酸素量と生物膜による酸素消費量は等しい。また、生物膜による酸素消費速度が大きい場合、透過膜における酸素移動抵抗はほとんど無視できる状態となったことから、酸素の移動速度は、生物膜の酸素消費速度によって決定されることになる。このため、気体透過膜を通しての酸素フラックス $N(O_2)$ ($gO_2/(m^2 d)$) は、単位生物膜体積あたりの酸素消費速度 r_v ($gO_2/(m^3 d)$) と生物反応が行われる生物膜厚さ δ_b (m) を用いて式(4.7)のように表される。

$$N(O_2) = r_v \delta_b \quad (4.7)$$

一方、生物膜が付着していない状態においては、式(4.2)を簡略化かつ $C_w = 0 \text{ mg/L}$ として、

$$N(O_2) = D C_s / \delta_w \quad (4.8)$$

δ_w : 液境膜厚さ (m)



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

Fig. 4.9 Model of oxygen transfer through gas permeable membrane with biofilm

硝化細菌付着の場合に関して、式(4.7)および式(4.8)で表される酸素フラックスが等しい場合の δ_b と δ_w の関係は、Table 4.3 の数値を用いると Fig. 4.10 のようになる。

攪拌速度 400rpm の攪拌条件において、液境膜厚さが約 155 μm (Fig. 4.5) であることから、硝化生物膜を用いた場合には、硝化生物膜厚さが 80 μm 以上の場合に、攪拌速度 400rpm 以上の酸素移動効率が得られることがわかる。

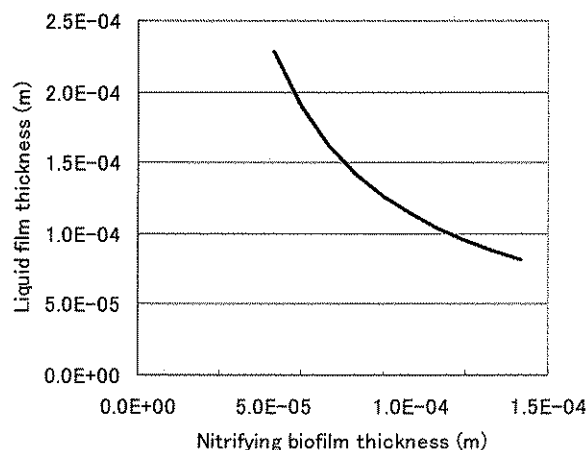


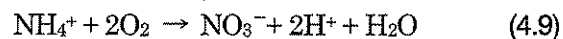
Fig. 4.10 Relationship between nitrifying biofilm thickness and liquid film thickness having the same oxygen transfer efficiency

一方、従属栄養生物膜の場合にも Fig. 4.10 と同様な図が描けるが、 r_v の値が小さいため、厚さ 100 μm の生物膜は 900 μm の液境膜厚さに相当する酸素移動効率を有するに止まり、分子拡散による酸素移動効率を向上させる効果は小さいと考えられる。また、従属栄養生物膜の厚さは定常状態で 1.5mm ほどに肥厚化したことから、有機基質が生物膜底部まで到達せず、生物反応を行う有効な生物膜厚さが減少し、これにより、酸素移動効率が低下したことが考えられる。

以上のことから、チューブから水への酸素移動速度を大きくするには、硝化生物膜と硝化反応を利用することが有効であると考えられる。

なお、硝化細菌および従属栄養細菌の代謝反応は、それぞれ式(4.9) および式(4.10)で表される。

硝化細菌による硝化反応



従属栄養細菌による有機物酸化反応

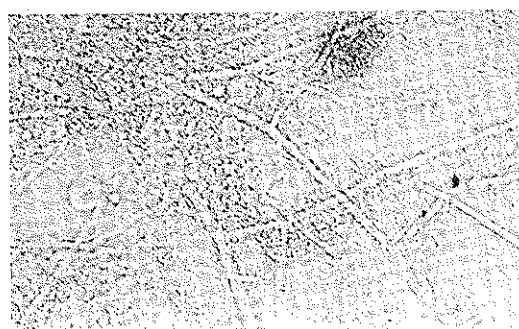


Table 4.3 Maximum oxygen consumption rate and saturation constant of heterotrophic and nitrifying bacteria

	Heterotrophic bacteria attached on the tube	Nitrifying bacteria	
		<i>Nitrosomonas</i>	<i>Nitrobacter</i>
Maximum oxygen consumption rate per unit mass (gO ₂ /(gMLSS d))	1.8	8.0 ²⁰⁾	2.3 ²⁰⁾
Biofilm density (gMLSS / L)	12.3	5.2	
Maximum oxygen consumption rate per unit volume of biofilm (gO ₂ /(m ³ d))	2.2×10 ⁴	32.5 ²¹⁾	
		1.7×10 ⁵	

4. 3. 2 基質除去特性

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、Table 4.4 の上段に示すように小さかった。また、生物膜は日数経過とともに糸状性細菌 (Picture 4.1) 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、気体透過膜は従属栄養細菌を用いた有機物処理には適用できないと判断した。



Picture 4.1 Predominant filamentous bacteria on gas permeable membrane supplied with organic synthetic wastewater

Table 4.4 Effluent TOC concentration and TOC removal rate of gas permeable membrane reactor

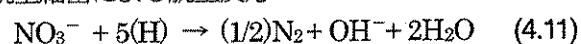
	TOC Concentration of Effluent [mg/l]	TOC Removal Rate [g-C/m ² d]	HRT [h]
with Heterotrophic Biofilm	21	2.6	4.8
with Nitrifying Biofilm Simultaneous Nitrification and Denitrification	18	7.0	1.75

次に、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 NO₃-N を脱窒反応に用いることにより、有機物および窒素の除去を行うものである。チューブ表面には、予め、NH₄-N を主基質とした無機基質により硝化生物膜を形成させた。

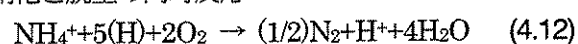
なお、脱窒反応は式(4.11)のように表されることから、

硝化反応 (式(4.9)) と合わせた代謝反応は、式(4.12) のようになる。

脱窒細菌による脱窒反応



硝化と脱窒の同時反応



実験条件を Table 4.5 に、水質結果を Fig. 4.11 に示す。TOC と T-N が同時に除去され、処理水質は TOC で約 18mg/L、T-N で約 21 mg/L となった。

得られた水質結果から算出した酸素移動速度、TOC・Kj-N 除去速度を Fig. 4.12 に示す。ただし、TOC・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、電子供与体変化量として積み上げて表示した。この図から、供給された電子受容体である酸素量以上に、電子供与体 (Kj-N および TOC) が除去されていること、また、酸素移動量と Kj-N 除去量がほぼ等しいことがわかる。これらのことから、供給された酸素が Kj-N の硝化に使用され、生成した $\text{NO}_3\text{-N}$ が TOC の除去に使用される処理機構 (Fig. 4.13) が成立しているものと推察される。

Table 4.4 の下段に、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、硝化生物膜による酸素移動速度が大きいと、TOC の除去速度は 2.5 倍強と大きくなっている。

以上のことから、硝化生物膜を予め形成させた処理プロセスにおいては、効率的な酸素供給と有機物除去が可能であることが明かとなった。

しかし、Fig. 4.12 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した。これは、硝化生物膜の上に形成される脱窒生物膜のため、硝化生物膜への 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、酸素の移動速度は $2\text{gO}_2/(\text{m}^2\text{d})$ 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 4.5 Experimental conditions for simultaneous nitrification and denitrification treatment

Water Temp.	20[°C]	Air Flow Velocity	25[cm/s]
Tube Volume Fraction	6[%]	Air Pressure Loss	7[cm Water Head]
HRT	1.75[h]	Air to Water Volume Ratio	3.3[-]
Stirrer Rotation Rate	200[rpm]		

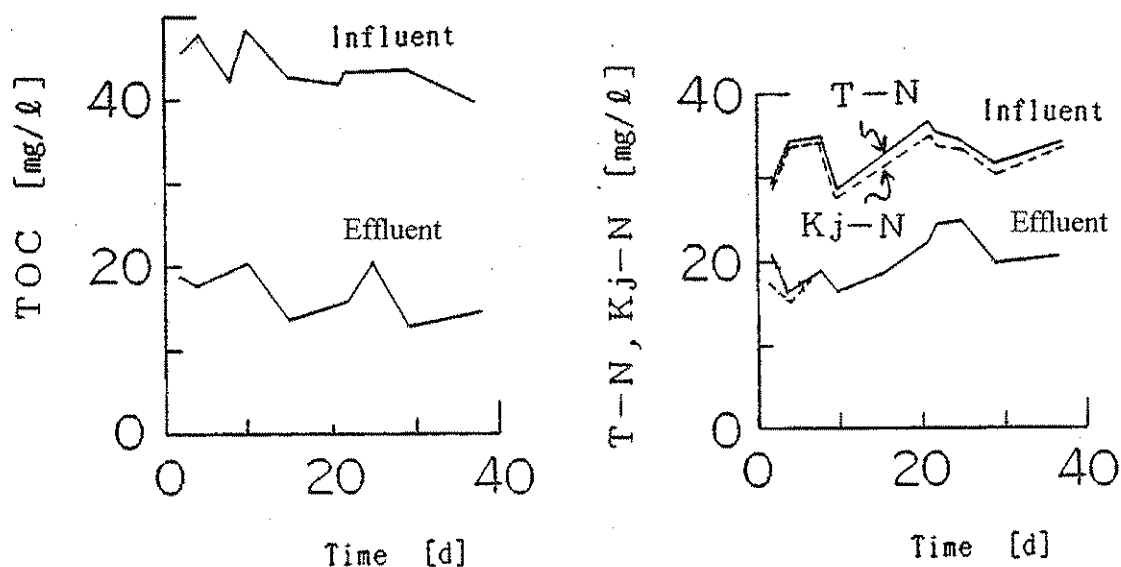


Fig. 4.11 Result of simultaneous nitrification and denitrification treatment

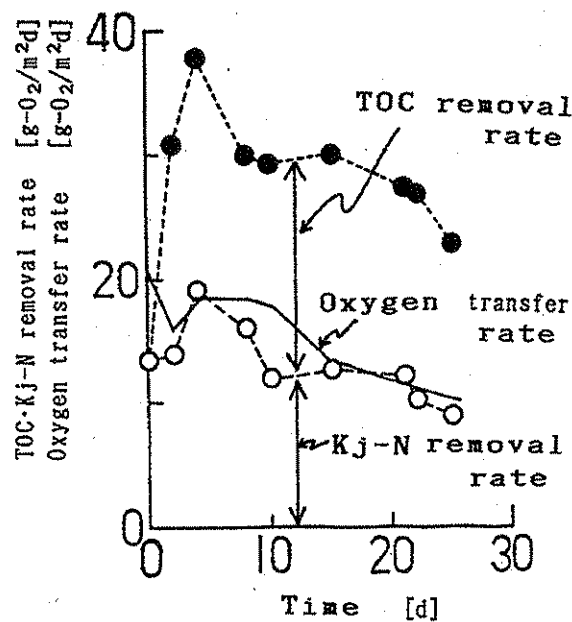


Fig. 4.12 Comparison of oxygen transfer rate with Kj-N·TOC removal rates of simultaneous nitrification and denitrification treatment

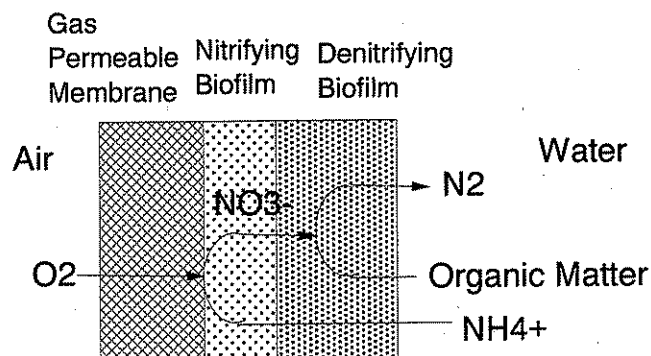


Fig. 4.13 Mechanisms of simultaneous nitrification and denitrification treatment

4. 3. 2 硝化・脱窒処理における生物膜量コントロール

硝化生物膜の上に形成した脱窒生物膜の厚さをコントロールするため、反応槽 (Fig. 3.1) 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。適宜、脱窒生物膜の剥離を行った場合の酸素移動速度の経時変化を、Fig. 4.14 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 $15\text{gO}_2/(\text{m}^2\text{d})$ 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 2mg/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て硝化反応が行われていれば、糸状性細菌は発生しなかった。

散水による生物膜量のコントロール方法は、装置の実用化を念頭に置いた場合には困難な点があると考えられるが、本検討によって、散水ほどの剥離強度によって脱窒生物膜量のコントロールが可能であること、および、剥離操作を行っても糸状性細菌発生といった処理障害が発生しないことが明らかになり、気体透過膜チューブを用いた継続的な処理が可能であることが明らかになった。

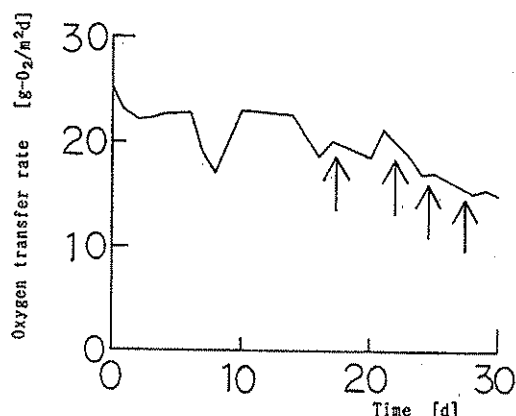


Fig. 4.14 Change in oxygen transfer rate when biofilm thickness is controlled by water spray
(↑ : Water spray to slough off denitrifying biofilm)

4. 4 実下水処理への気体透過膜の適用方法の検討

4. 4. 1 下水中浮遊物質の影響と対策検討

(1) 下水中浮遊物質の処理への影響

硝化細菌生物膜をチューブ上に形成させた気体透過膜反応槽 (Fig. 3.3) について、一次処理下水を供給して処理性能を調査した (Run 1.1)。人工下水処理の結果 (Fig. 4.12) との差異を調べるため、散水による生物膜の剥離操作は行わなかった。測定された水質値等を用いて酸素移動速度および電子供与体 (Kj-N , COD, H_2S) 除去速度 (酸素換算) を算出し、電子供与体除去速度については Kj-N , COD, H_2S を順に積み上げて表示し、比較を行った (Fig. 4.15)。

処理開始後2日目までは、酸素移動速度と Kj-N 除去速度がほぼ等しく、また、トータルの電子供与体除去速度が酸素移動速度を大きく越えていたことから、チューブから供給された酸素が $\text{NH}_4\text{-N}$ の硝化に使用され、それによって生成した $\text{NO}_3\text{-N}$ が有機物の除去に利用される処理機構が機能していたと考えられる。しかし、4日目以降は、酸素移動速度に比べて Kj-N 除去速度が低下し、また、トータルの電子供与体除去速度も酸素供給速度と同程度にまで低下した。

この原因として、一次処理下水中の SS 成分の影響が考えられる。気体透過膜反応槽のような生物膜処理法においては、一次処理下水中の $10\mu\text{m}$ 以上の粒子が沈殿機構により生物膜支持体上に沈殿除去され、処理日数の経過とともに、蓄積した粒子が溶解性有機物として処理系に再負荷されることが明らかにされている²²⁾。本実験においても、そのような沈殿機構による下水粒子の除去と有機物・ $\text{NH}_4\text{-N}$ の溶出が生じていたことが考えられる。なお、11日目以降に酸素移動速度が

低下しているが、これは脱窒生物膜の肥厚化の影響とともに、後述するように、反応槽内でみられた高濃度 ($10\sim 15\text{mg/L}$ 程度) の H_2S によるものと考えられる。

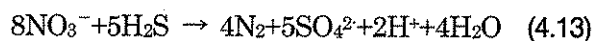
以上のことから、一次処理下水を気体透過膜反応槽で処理する場合には、下水中の SS 成分をなるべく予め除去する必要がある。

(2) 簡易ろ過槽による前処理

下水中の SS 成分を予め除去するため、プラスチック材を充填した簡易ろ過槽を気体透過膜反応槽の前段に設置し (Fig. 3.4)、処理を行った (Run 1.2)。この簡易ろ過槽により、一次処理水の SS 濃度: 33mg/L (平均) は、 21mg/L (平均) に低下した。また、週に1回程度、気体透過膜反応槽のチューブを取り出し、散水による脱窒生物膜の剥離操作を行った。

本処理プロセスにおける酸素移動速度および電子供与体 (Kj-N , COD, H_2S) 除去速度を Fig. 4.16 に示す (表示方法は Fig. 4.15 と同様)。酸素移動速度は Kj-N 除去速度とほぼ等しく、また同時に、COD と H_2S も除去されていたことから、硝化・脱窒が同時進行し、また、有機物の溶出も生じていなかったことが推察される。しかしながら、実験終了時に生物膜を観察したところ、内側に設置された気体透過膜チューブに糸状性細菌が発生していることが確認された。

なお、 H_2S を電子供与体とした脱窒反応は、式(4.13)のようになる。



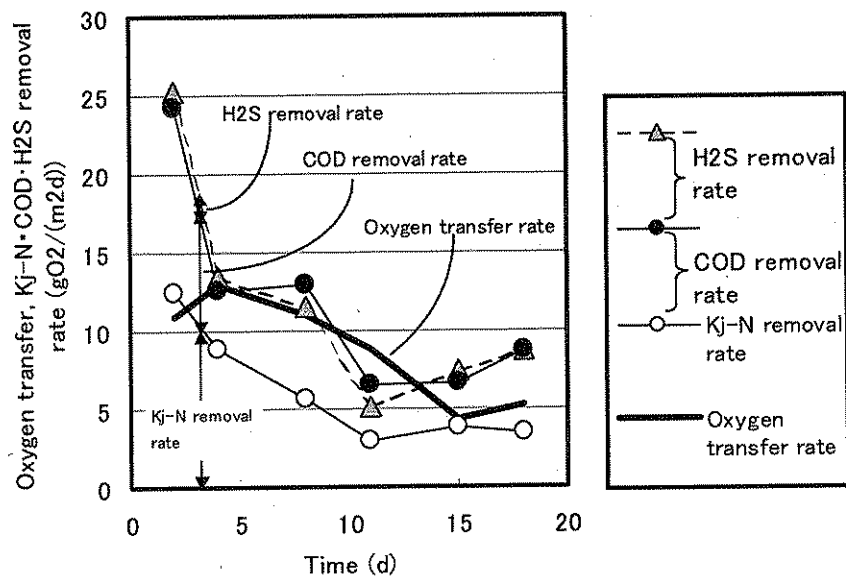


Fig. 4.15 Comparison of oxygen transfer rate with electron donor (Kj-N, COD, H₂S) removal rates when reactor is supplied with primary effluent (Run 1.1)

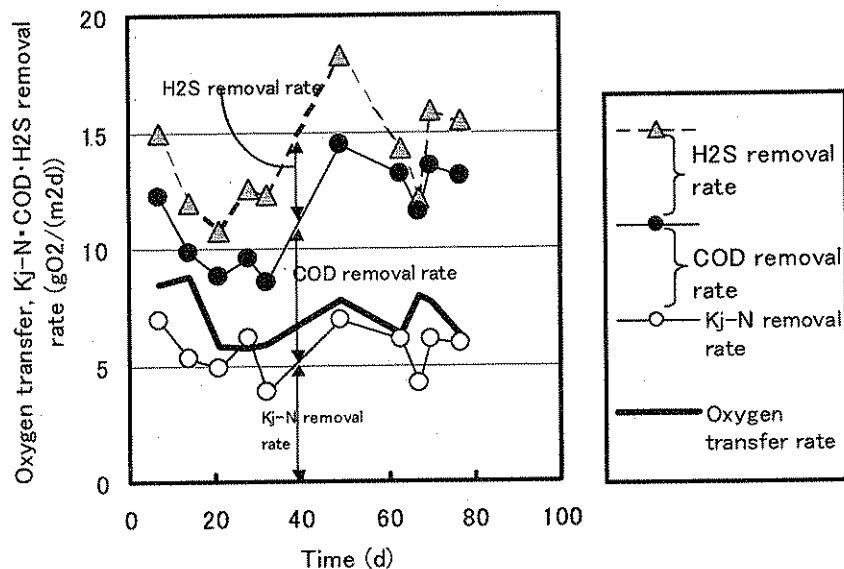


Fig. 4.16 Comparison of oxygen transfer rate with electron donor (Kj-N, COD, H₂S) removal rates when reactor is supplied with filtrated wastewater (Run 1.2)

(3) 簡易ろ過処理水供給時の処理特性

Fig. 4.16 において、比較的長期間にわたり硝化・脱窒反応が順調に行われたことから、糸状性細菌の発生原因は明らかでなかったものの、簡易ろ過槽、3槽直列の気体透過膜反応槽、好気性ろ床からなる処理プロセス (Fig. 3.5) を構築し、処理時間に対応した気体透過膜反応槽の処理特性の把握、および、最終的な処

理水質の向上を目的に処理実験を行った (Run 1.3)。気体透過膜チューブへの散水による脱窒生物膜の剥離操作は、2回/週の頻度で行った。

経過日数に対する処理プロセス各槽 (ただし第2気体透過膜反応槽は除く) の水質を、T-COD_{Cr} および Kj-N について Fig. 4.17 と Fig. 4.18 に示す。40 日目

あたりまでは良好な処理が行われていたが、30日を過ぎるころから、第1反応槽の水質が悪化し、これに伴って第3反応槽の水質も悪化した。なお最終処理水の水質は、好気性ろ床の除去能力が発揮された結果、大きな悪化は認められなかった。

気体透過膜反応槽の第1槽および第2・3槽（平均）について、酸素移動速度および電子供与体（Kj-N, COD, H_2S ）除去速度の経日変化をそれぞれ Fig. 4.19、Fig. 4.20 に示す（表示方法は Fig. 4.15 と同様）。第1槽においては、40日目以降の Kj-N 除去速度の低下とそれに伴う COD, H_2S 除去速度の低下が顕著であった。一方、第2・3槽（平均）については、Kj-N 除去速度に少々低下傾向が見られるが、これは水温低下の影響と考えられ、安定的な処理が行われていたと考えられる。

また、最終的にチューブ上生物膜の形態を観察したところ、第1槽については、処理状態において硫黄酸化細菌と見られる白色生物膜がチューブを覆っており（Picture 4.2）、散水による剥離後に糸状性細菌の増殖箇所（Picture 4.3 において生物膜が盛り上がっている部分）が見られたのに対し、第2槽では、チューブ表面は幾分白みを帯びていたにとどまり（Picture 4.4）、糸状性細菌の増殖箇所は見られなかった（Picture 4.5）。

反応槽間でこのような差異を生じた原因として、槽内 H_2S 濃度の影響が考えられる。 H_2S は、好気性微生物の呼吸を阻害する物質であるため、長く曝露される

と硝化細菌のような好気性微生物は死滅する。Fig. 4.21 に示すように、簡易ろ過処理水の H_2S 濃度は高い場合に 15~20 mgS/L ほどあり、第1反応槽の脱窒反応によって除去されるものの、依然、第1反応槽中に 5~10 mgS/L ほどが残存していた。この残存 H_2S が、硝化・脱窒生物膜構造（Fig. 4.13）における脱窒生物膜を越えて硝化細菌に到達し、硝化細菌に障害を及ぼしたものと考えられる。一方、第2反応槽においては、流入水（第1反応槽処理水）中に H_2S は含まれるものの、脱窒反応により反応槽内での H_2S 濃度はほぼ 0 mgS/L となっており、硝化生物膜には影響が及ばなかったと考えられる。

ところで、一次処理下水には H_2S は高濃度に含まれず、5 mgS/L 程度以下である。簡易ろ過水中の H_2S 濃度がこのように高くなったのは、プラスチックろ材に硫酸還元細菌が付着して硫酸還元反応を生じさせたためであると考えられる。SS 除去の副産物である H_2S の生成を防止するため、プラスチックろ材の洗浄をひんぱんに行ったが、使用した一次処理下水中には下水汚泥の嫌気処理工程からの返流水が混入するため、 H_2S の生成ポテンシャルを低下させることはできなかった。

以上のことから、汚泥嫌気処理工程から嫌気性細菌が返流するような系においては、一次処理下水中の SS 濃度を低下させる手法として、簡易ろ過を適用することは適当でないと考えられる。

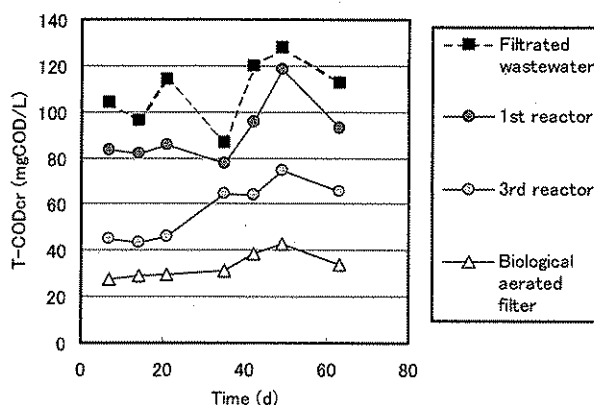


Fig. 4.17 Change of organic matter removal efficiency of each reactor (Run 1.3)

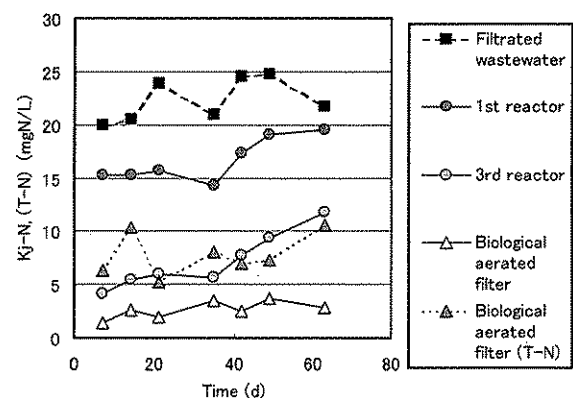


Fig. 4.18 Change of Kj-N removal efficiency of each reactor (Run 1.3)

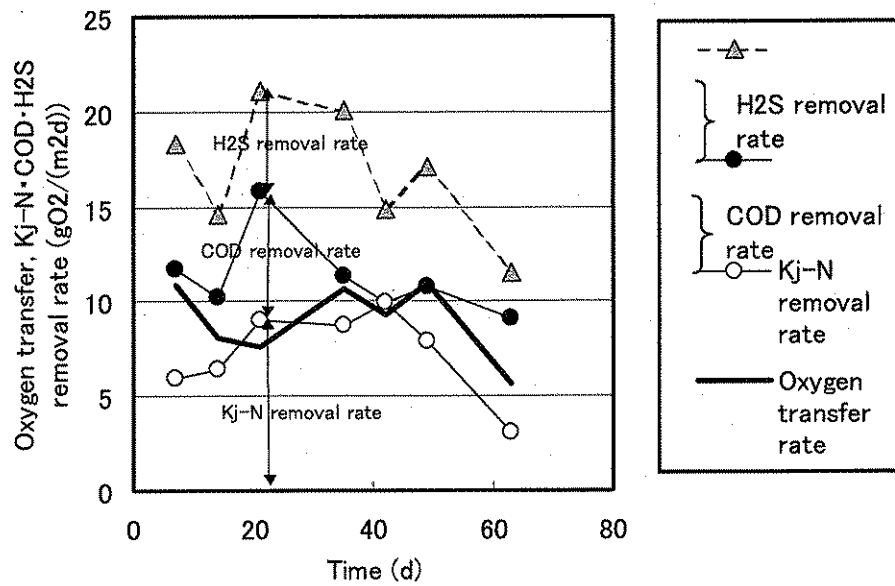


Fig. 4.19 Change of oxygen transfer and electron donor removal rates in the 1st gas permeable membrane reactor (Run 1.3)

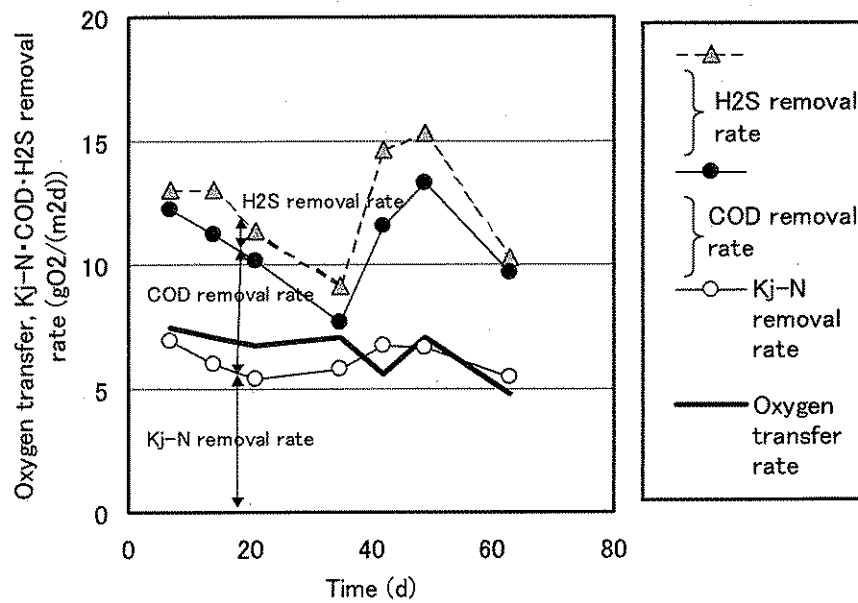
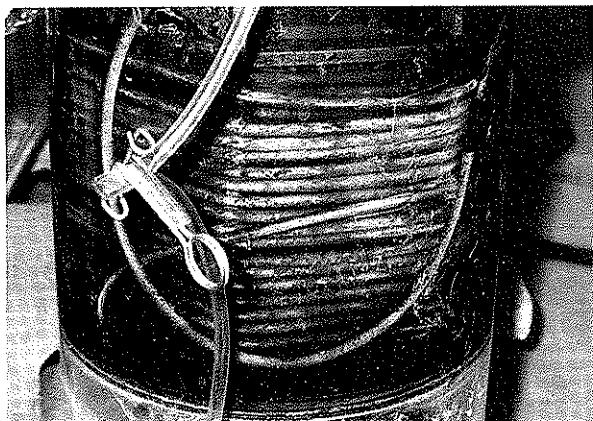
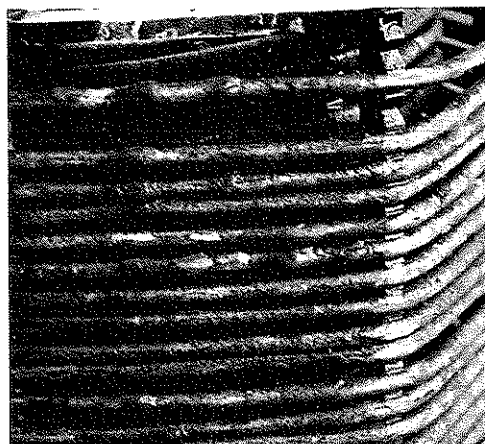


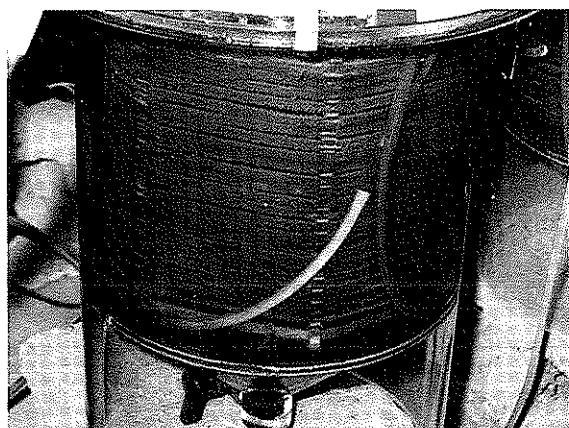
Fig. 4.20 Change of oxygen transfer and electron donor removal rates in the 2nd and 3rd gas permeable membrane reactors (Run 1.3)



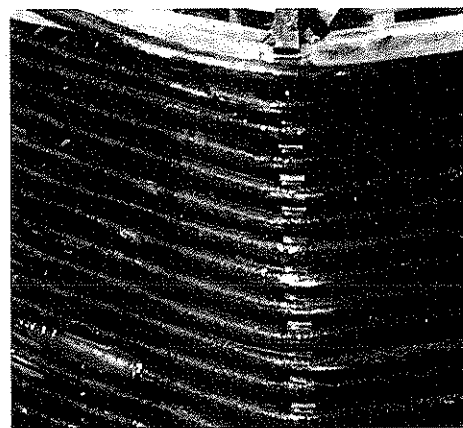
Picture 4.2 Sulfide oxidizing bacteria grown on gas permeable membrane in the 1st reactor (white parts)



Picture 4.3 Filamentous bacteria growth on gas permeable membrane of the 1st reactor (thicker parts of biofilm)



Picture 4.4 Treatment condition of gas permeable membrane in the 2nd reactor



Picture 4.5 Membrane covered with nitrifying biofilm (2nd reactor)

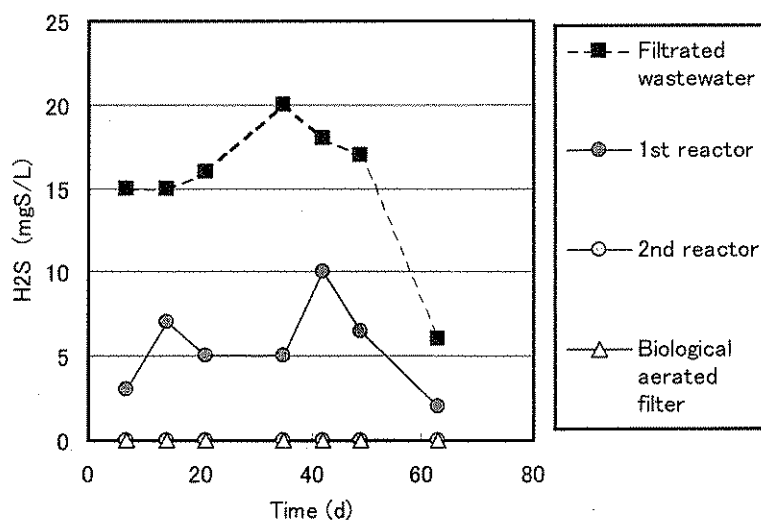


Fig. 4.21 H₂S concentration of filtrated wastewater and in each reactor (Run 1.3)

4. 4. 2 SS 性有機物対策とリアクター方式の検討

前節(4. 4. 1)の検討において、実下水処理に気体透過膜反応槽を適用した場合、下水中 SS の気体透過膜チューブ上への堆積が処理の悪化を招くこと、および、下水中 SS 濃度を低下させるために簡易ろ過処理を適用すると、汚泥嫌気処理工程から嫌気性細菌が返流されるような場合には H_2S が生成され、これによりチューブ上硝化細菌が阻害を受けて糸状性細菌の増殖を引き起こすことが明かとなった。一方、 H_2S の流入濃度が抑えられれば、硝化・脱窒同時進行による処理機能は安定的に保持されることも明かとなった。

以上のことから、下水の簡易ろ過は行わずに、下水中 SS がチューブ上に堆積しにくいリアクターの開発検討を行うこととした。また、生物膜厚さを制御するための有機物負荷削減方法、および、装置化を念頭に置いた過剰生物膜の剥離方法についても検討を行った。

気体透過膜チューブは、Fig.3.6 に示すように、SS 堆積防止のため鉛直方向に設置し、過剰な生物膜を剥離させるために、ポリプロピレン製の中空円筒(比重: 1.025g/cm^3 , 大きさ: 約 5mm) を反応槽内に浮遊させた。また、気体透過膜への有機物負荷を低下させるため、気体透過膜反応槽の前段に処理槽を設け、活性汚泥を共存させた処理を行った(Run 2.1)。この対照系として、活性汚泥を共存させず、下水を直接、気体透過膜反応槽に供給する処理実験も行った(Run 2.2)。なお、硝化を完全に進行させるために、気体透過膜反応槽の後段に硝化槽を設けた。

(1) 窒素除去性能

Run 2.1 における気体透過膜反応槽(以下、チューブ反応槽)の硝化能力の経日変化を、前段槽の水質変化とともに Fig. 4.22 に示す。前段槽が嫌気性であった Run 2.1a (0 - 28d) においては、チューブ反応槽の硝化は進行しなかったが、前段槽が好気性に変更された Run 2.1b (29d -) では、硝化の進行が観察された。これ

は、気体透過膜に対する溶解性有機物負荷が前段槽の好気性処理により低下したため、チューブ表面での硝化細菌の増殖が可能になったものと考えられる。Run 2.1c (123d -) においては、前段槽の処理時間が短くなったために活性汚泥は硝化能力を失い、前段槽での硝化は進行しなくなったが、チューブ反応槽の硝化能力は維持されていた。Run 2.1 全体を通して、チューブ反応槽における DO 濃度は 0 mg/L であり、チューブ内側から供給された酸素はチューブ表面の生物膜により消費されていたと考えられる。

Run 2.1b と Run 2.1c における流下方向の水質変化の様子を Fig. 4.23 と Fig. 4.24 に示す。Run 2.1b においては、前段槽において硝化が進行し、また、チューブ反応槽の HRT が脱窒反応にとって短かったため、チューブ反応槽においても $\text{NO}_3\text{-N}$ が残存していた。しかし Run 2.1c においては、前段槽の好気時間が短くなり、チューブ反応槽の HRT が長くなったため、 $\text{NO}_3\text{-N}$ の脱窒は良好に行われた。なお、Run 2.1 における最大硝化速度は $3.1\text{ gN/(m}^2\text{ d)}$ であった。

対照として、活性汚泥を共存させず直接下水を供給した Run 2.2 について、窒素除去の結果を Fig. 4.25 に示す。Run 2.2a (170 - 212d) の期間においては、硝化・脱窒が同時に進行していた(Fig. 4.26)。しかし、チューブ上生物膜の剥離が強すぎるように見られたため、Run 2.2b (213 - 254d) において、中空円筒添加による剥離操作を 2 回/週に減少させたところ、 $\text{NO}_3\text{-N}$ がチューブ反応槽に残存するようになった。これは、ユスリカの幼虫がチューブ表面に増殖して生物膜を捕食し、脱窒生物膜厚さが減少したためである。このため Run 2.2c (255d -) では、ユスリカ幼虫を駆除する目的で週に 2 時間、空気の供給を停止したところ、チューブ反応槽の脱窒能力が回復した。なお、Run 2.2 全体を通して、硝化速度は $1.1\text{ gN/(m}^2\text{ d)}$ 以上であった。

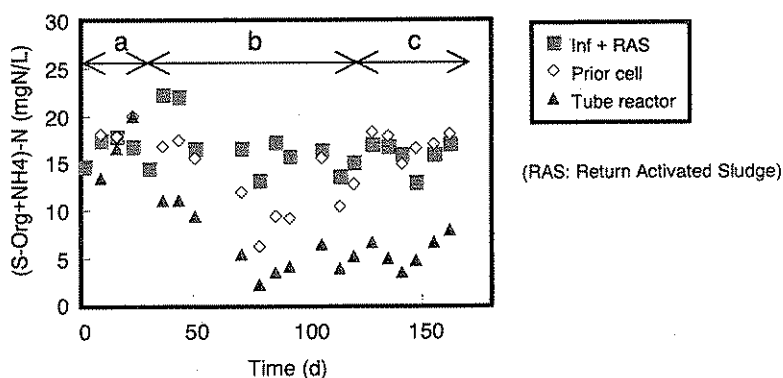


Fig. 4.22 Change of Kj-N ((S-Org+NH₄)-N) concentration in Run 2.1

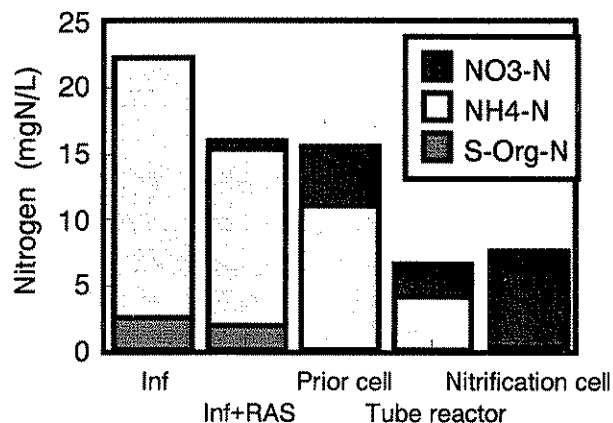


Fig. 4.23 Change of nitrogen concentration along flow direction in Run 2.1b (after 69d)

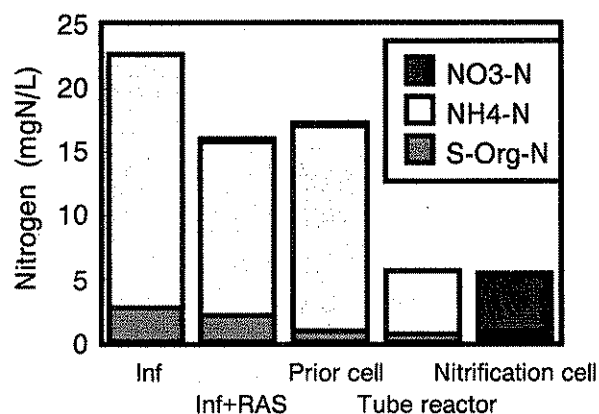


Fig. 4.24 Change of nitrogen concentration along flow direction in Run 2.1c (average)

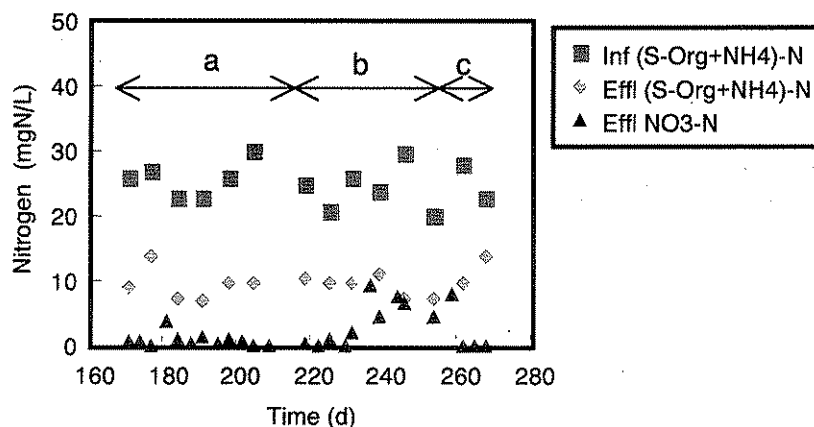


Fig. 4.25 Change of nitrogen concentration in Run 2.2

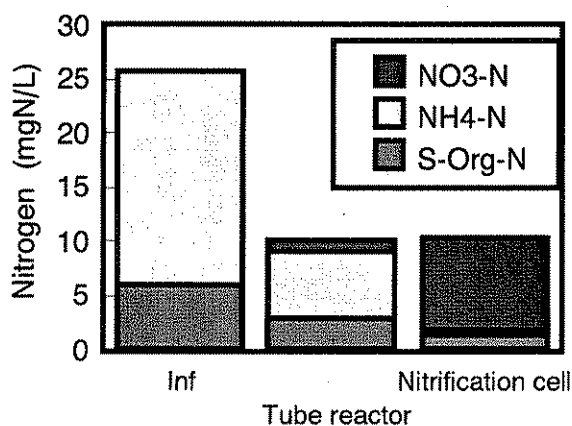


Fig. 4.26 Change of nitrogen concentration along flow direction in Run 2.2a (average)

(2) 有機物除去性能

Run 2.1 における溶解性有機物の除去状況を Fig. 4.27 に示す。硝化の進行が不十分な 50 日目あたりまでは、チューブ反応槽での有機物除去は顕著でなかったが、硝化が十分に進行し、前段槽（好気）HRT が

短かった Run 2.1c (123d・) においては、チューブ反応槽での溶解性有機物除去が認められた。実験全体にわたって、硝化槽処理後の溶解性有機物濃度は低く抑えられていた。

Run 2.2 におけるチューブ反応槽の有機物除去性能 (Fig. 4.28) は、Run 2.1c に比べて幾分劣る傾向が見られたが、ユスリカ幼虫が発生し脱窒生物膜を捕食した時期には、溶解性有機物濃度が低下していた。

チューブ反応槽において、除去された溶解性 BOD 量は脱窒された窒素量と相関があり、ほぼ $0.5 \text{ gBOD/gNO}_3\text{-N}$ の比であった (Fig. 4.29)。

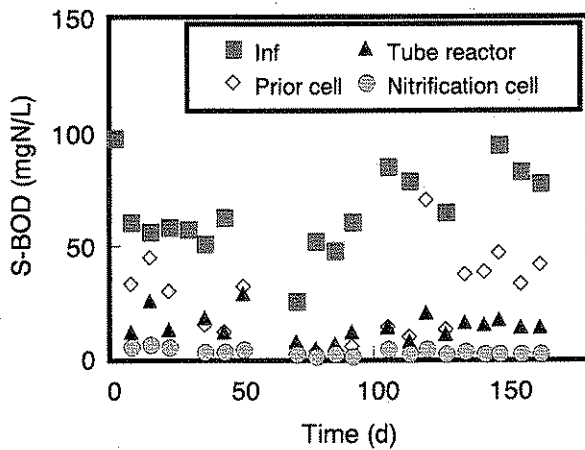


Fig. 4.27 Change of soluble BOD concentration in Run 2.1

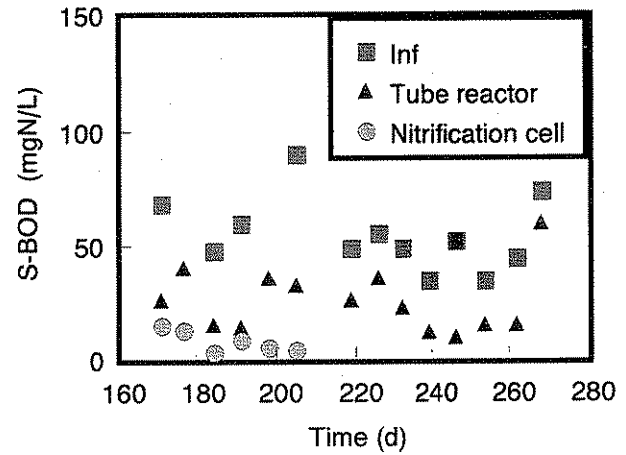


Fig. 4.28 Change of soluble BOD concentration in Run 2.2

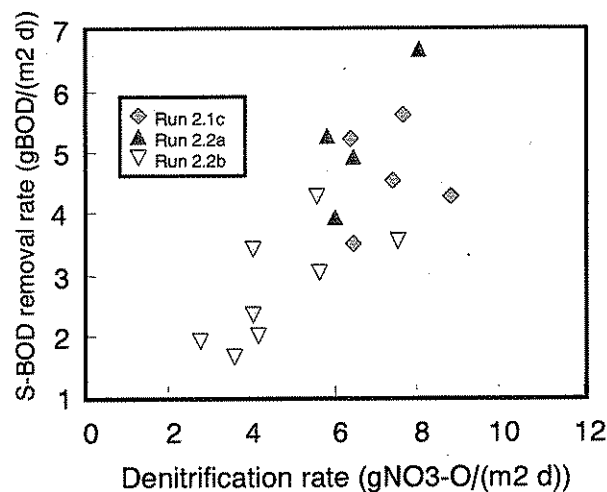


Fig. 4.29 Relationship between denitrification rate and soluble BOD removal rate of tube reactor in Run 2

(3) 窒素収支

Run 2.1c と Run 2.2a における窒素収支を Fig. 4.30 および Fig. 4.31 に示す。

Run 2.1c においては、流入窒素の 80% が水中から除去され、そのうち 15% が汚泥への転換、65% が窒素ガスへの転換であった。Run 2.2a においては、流入窒

素の 68% が水中から除去され、汚泥への転換分が 13%、窒素ガスへの転換分が 55% であった。両ケースについて、生物膜厚さは顕著には増加しなかったことから、窒素収支に対する生物膜存在量の寄与は無視できる大きさであった。

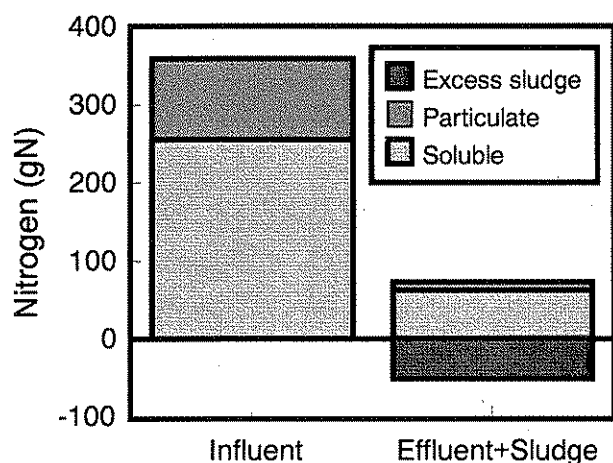


Fig. 4.30 Nitrogen balance in Run 2.1c

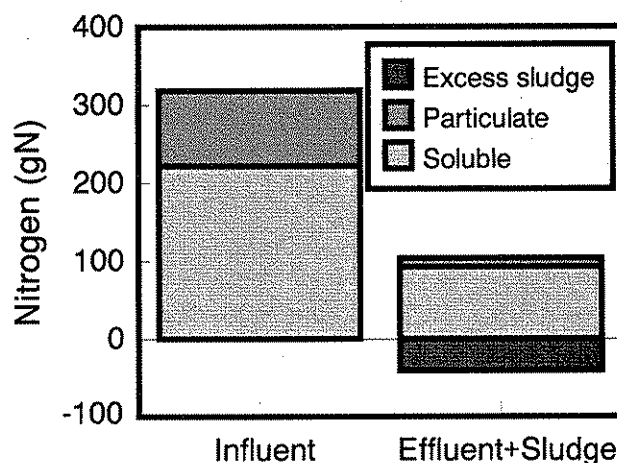


Fig. 4.31 Nitrogen balance in Run 2.2a

(4) 生物膜構造

散水による生物膜剥離前後において、チューブ上に形成された生物膜の最大硝化速度と最大脱窒速度を回分試験により求め、この値により生物膜構造を検討した。試験では、下水と水道水を等量混合してチューブ反応槽に満たし、攪拌を行いながら $\text{NH}_4\text{-N}$ と $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度の経時変化を測定した。硝化速度は $\text{NH}_4\text{-N}$ の減少速度から計算し、脱窒速度は硝化速度から $\text{NO}_3\text{-N}$ 増加速度を差し引くことにより求めた。これらの速度はチューブ表面積当たりの値で表し、それぞれ硝化細菌量と脱窒細菌量に対応するものと解釈した。

Fig. 4.32 に、生物膜剥離前の最大硝化・脱窒速度を示す。Run 2.1c と Run 2.2a において比較的大きな脱窒速度が得られたが、これは、より多量の脱窒細菌がチューブ上に集積していたことを示している。Run 2.1b において脱窒細菌付着量が少ないのは、Fig. 4.34 に示すように、溶解性有機物負荷が小さいことが原因であると考えられる。また、Run 2.2b における少量の脱窒細菌量は、ユスリカ幼虫による捕食が影響したと考えられる。

散水による生物膜剥離操作後は、Fig. 4.33 に示すように脱窒速度が顕著に低下したが、硝化速度はほぼ同じ値を示した。さらに、剥離した生物膜の硝化速度を調べたところ、その値は基本的に小さかった (Fig. 4.35)。これらのことから、脱窒細菌が外側の生物膜を

形成し、しかもそれが剥離しやすい性質となっており、一方、硝化細菌がチューブに強固に付着し、内側の生物膜を形成していると考えられる。

気体透過膜チューブが比較的高い有機物負荷を受けながらも、260 日以上にわたり生物膜の硝化能力が保持されたことから、硝化細菌の生物膜が一旦気体透過膜上に形成されると、その外側に形成される脱窒生物膜が適切にコントロールされる限り、硝化生物膜は安定に保持されることが考えられる。

中空円筒による過剰生物膜の剥離方法がチューブ上硝化細菌の剥離に与える影響について、チューブ上硝化細菌の固形物滞留時間 (SRT) を求めて評価した。SRT は、連続的剥離を行った Run 2.2a の場合は、チューブ硝化速度とチューブ反応槽流出水の硝化速度により、週 2 回の剥離操作を行った Run 2.2b の場合は、チューブ硝化速度と剥離生物膜の硝化速度により算出した。

その結果 SRT は、Run 2.2a では 16 日、Run 2.2b では 23 日となり、間欠的に中空円筒を添加する剥離方式の方が連続的な剥離方式に比べて、硝化細菌をチューブ上に保持する上で、有利であることがわかった。なお、付着生物膜量と剥離生物膜量から計算される脱窒生物膜の SRT は 6 日であった。

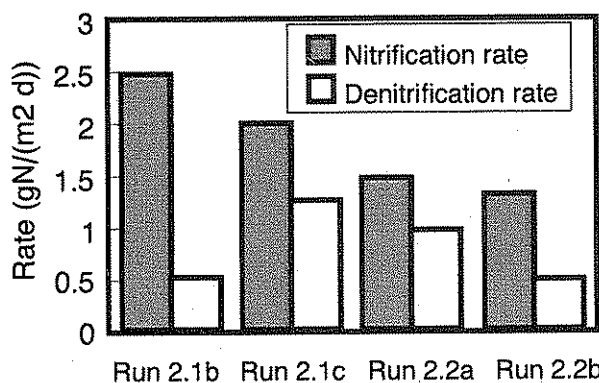


Fig. 4.32 Nitrification and denitrification rate of the tube before water spray

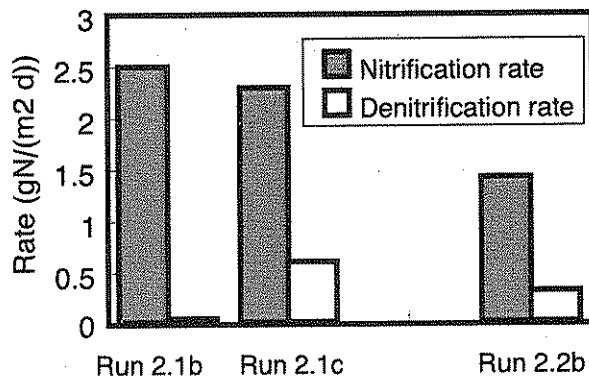


Fig. 4.33 Nitrification and denitrification rate of the tube after water spray

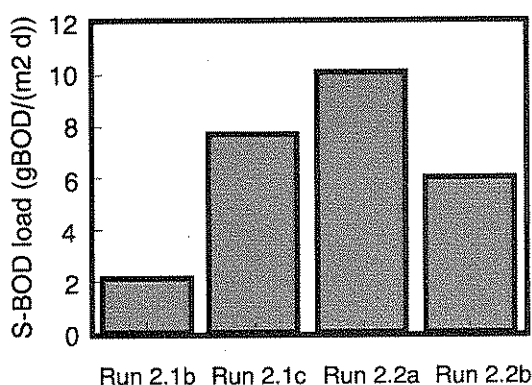


Fig. 4.34 Soluble organic load to tube surface

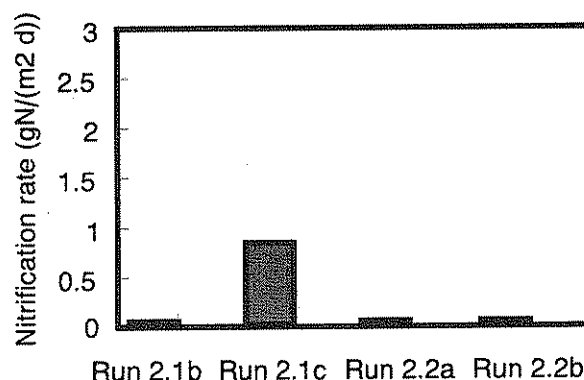


Fig. 4.35 Nitrification rate of the sloughed biofilm by water spray

(5) 処理機構

流入・流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度差から算出した硝化速度と、供給・排出空気中の酸素濃度差から算出した酸素消費速度を比較した (Fig. 4.36)。Run 2.1 では両者がよい一致を見せており、硝化に伴って空気中の酸素が消費されていると考えられるが、Run 2.2 では、硝化速度が酸素供給速度より幾分小さくなっていた。この理由として、Run 2.1 では活性汚泥が共存しており、前段槽も設置されていたため、チューブ反応槽への有機性窒素の負荷が小さかったと考えられるのに対して、Run 2.2 においては、チューブ反応槽に直接下水が供給されており、下水中の有機性窒素が反応槽内で $\text{NH}_4\text{-N}$ に加水分解されたことが考えられる。

また、硝化細菌の活性は水温の影響を受けることから、チューブの酸素消費速度に対する水温の影響を調べた (Fig. 4.37)。各ケースにおける酸素消費速度は、高い水温の場合により大きな値が得られていたが、そ

れ以上に、溶解性有機物負荷の影響が顕著であった。溶解性有機物負荷の小さな Run 2.1b は、他のケースに比べて硝化速度が大きかった。この理由は明かではないが、有機物負荷の違いが硝化生物膜構造に何らかの影響を与えた可能性が考えられる。また、気体透過膜チューブから供給された酸素量に対して、 CO_2 として約 2/3 の酸素量が水側からチューブ内に放出されていた (Fig. 4.38)。

以上の結果および生物膜構造を考慮すると、チューブ反応槽生物膜部の処理機構は、以下のように考えられる (Fig. 4.39)。下水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ が生物膜内側の硝化生物膜に拡散移動し、気相側から拡散移動した酸素により硝化される。生成された $\text{NO}_3\text{-N}$ は、外側の脱窒生物膜に拡散移動し、下水中の有機物により脱窒される。硝化や脱窒により生成された CO_2 は、約 2/3 がチューブ内の気相に移動する。

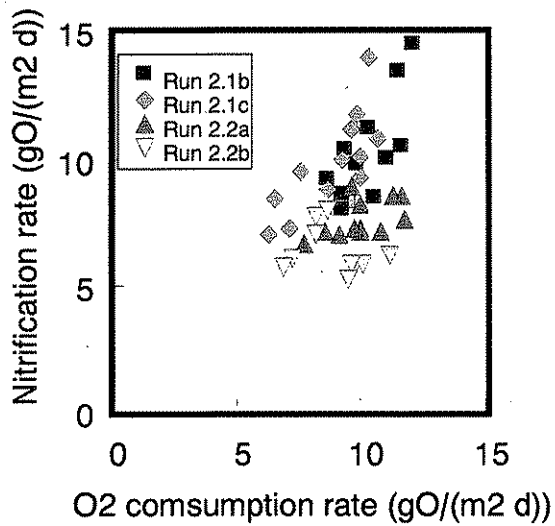


Fig. 4.36 Comparison of oxygen consumption rate with nitritation rate

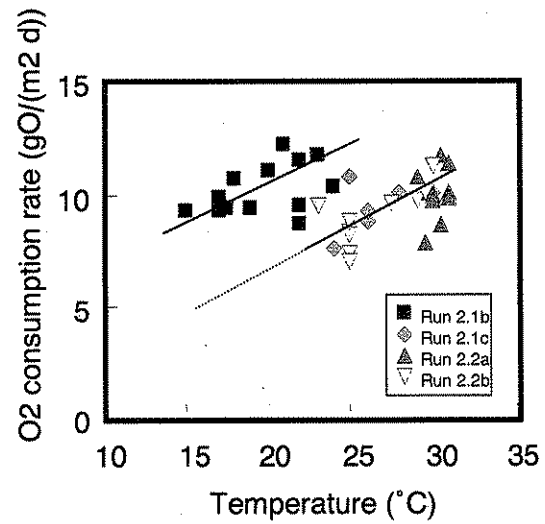


Fig. 4.37 Comparison of oxygen consumption rates among Runs tested

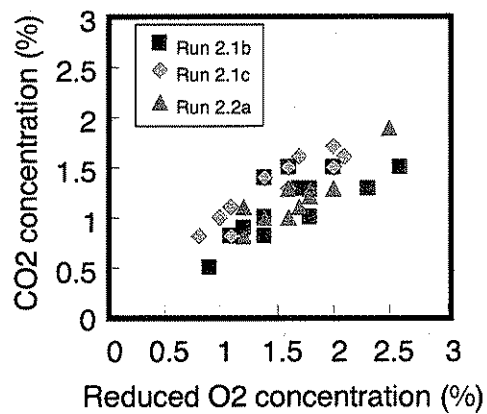


Fig. 4.38 Relationship between reduced oxygen concentration and discharged CO₂ concentration

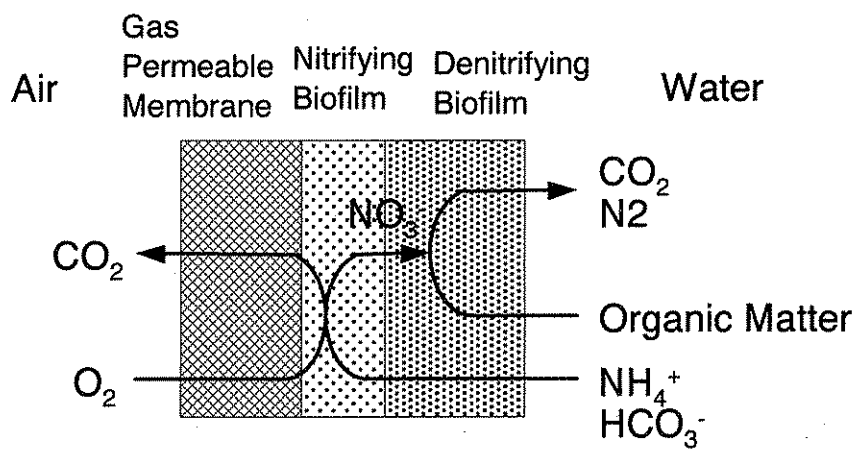


Fig. 4.39 Biofilm structure and treatment mechanism

4. 5 気体透過膜を用いた処理プロセスの省エネルギー性の評価

4. 5. 1 処理プロセスの前提条件

気体透過膜チューブを下水処理に適用した場合の消費エネルギーを、沈殿処理水を簡易ろ過したのち処理を行う Process 1 (Fig. 4.40; 槽構成は Run 1.3 と同じ)、および、流入下水を活性汚泥との共存により処理する Process 2 (Fig. 4.41; 槽構成は Run 2.1c と同じ)の2条件で試算し、それぞれ既存の処理プロセスとの比較を行った。

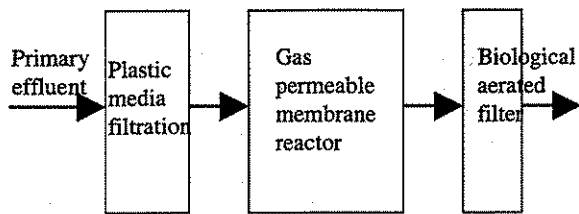


Fig. 4.40 Gas permeable membrane process 1

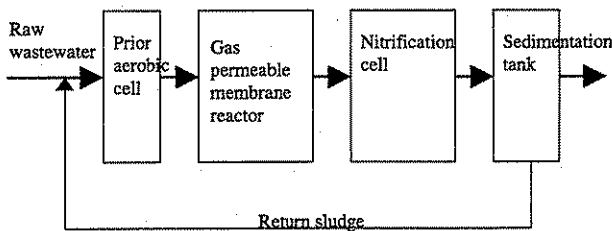


Fig. 4.41 Gas permeable membrane process 2

(1) 共通の条件

2つの Process に共通な設定条件は、以下のとおりとした。

- ・気体透過膜反応槽のチューブ充填率は、19.6% (Fig. 3.2 実験装置の充填率) とする。ただし、チューブ 1 本当たりの長さおよび空気流量は、30 m および 110 mL/min とする。
- ・気体透過膜反応槽のチューブ設置は鉛直方向とし、水流はチューブに直角方向とする。チューブ間流れのエネルギー消費計算を容易にするため、塩素混和池のような迂回流型水路に鉛直方向・千鳥状

のチューブ群を配置した反応槽を想定する。

- ・気体透過膜反応槽の処理性能は、チューブ表面積当たりの処理速度を用いる。
- ・気体透過膜反応槽内の平均流速は、Run 1.3 および Run 2.1c における流速が 3~5 cm/s の範囲にあると観察されたため、3~5cm/s の範囲で設定する。
- ・水温は 15℃とする。
- ・比較対照とする既存処理プロセスは、有機物除去だけを目的とした標準活性汚泥法、および、窒素除去をも目的とした循環式硝化脱窒法とする。それぞれの処理プロセスの施設容量および運転条件は、既存の設計資料^{2,3)}により算出する。

(2) Process ごとの条件

Process ごとの条件は、以下の通りとした。

1) Process 1

- ・下水には汚泥の嫌気性処理返流水を含まない。このため、簡易ろ過によって硫化水素は生成されない。
- ・処理条件および処理結果は、Run 1.3 における 49d, 63d の平均値を用いる。ただし、気体透過膜第 1 反応槽の処理速度が硫化水素の影響を受けていたため、第 2・3 槽の処理速度を全体の処理速度とする。
- ・COD_{Cr} 値(x)は、実績値から、次式により BOD 値(y)に変換する。

$$\text{溶解性: } y = (x - 15) / 2 \quad (4.14)$$

$$\text{固形性: } y = x / 2 \quad (4.15)$$

2) Process 2

- ・処理条件および処理結果は、Run 2.1c の平均値を用いる。ただし、水温 15℃においては、気体透過膜の処理速度は、Run 2.1c の半分に低下すると設定する。

(3) 試算に用いる処理成績

試算のために設定した Process 1 および Process 2 の処理成績を、Table 4.6 および Table 4.7 に示す。

Table 4.6 Assumed performance of Gas permeable membrane process 1 based on Run 1.3 (mg/L)

	Influent	Plastic media filter	Tube reactor	Biological aerated filter
SS	28.9	18.4	11.2	2.9
BOD	60.9	52.6	27.5	11.7
S-BOD	38.2	38.2	16.3	9.4
K-N	27.2	23.3	10.6	3.3
NO ₃ -N	0.0	0.0	0.6	5.6
Wat. Temp.	—	—	15.5	15.4

Table 4.7 Assumed performance of Gas permeable membrane process 2 based on Run 2.1c (mg/L)

	Influent	Prior cell	Tube reactor	Nitrification cell	Effluent
SS	128	-	-	-	9.0
BOD	185	-	-	-	7.8
S-BOD	93.5	35.3	14.6	2.9	3.1
K-N	22.7	17.1	5.7	1.2	1.6
NO ₃ -N	0.0	0.2	0.0	4.7	4.7

4. 5. 2 処理プロセスの処理・運転条件

処理プロセスの処理・運転条件 (Table 4.8 および Table 4.9) は、以下のように設定した。

(1) 気体透過膜反応槽の処理条件

1) 共通

チューブ反応槽内流れの損失水頭は、Fig. 4.7 の平均流速に対する損失水頭の関係を用いて求め、チューブ内空気の損失圧力は Table 4.1 から 0.98kPa (10cm 水頭) とする。

2) Process 1

- ・気体透過膜反応槽 HRT は、Run 1.3 の実験条件がチューブ充填率 6%、HRT 4.2h であることから、1.3h とする。
- ・好気性ろ床の HRT は 0.5h とする。

3) Process 2

- ・気体透過膜反応槽 HRT は、Run 2.1c の実験条件がチューブ充填率 1.96%、HRT 10h であり、また、15℃において気体透過膜の表面積当たり処理速度が半分に低下することから、2h とする。
- ・MLSS 濃度は 2,000mg/L とする。
- ・前段槽と硝化槽を合わせた HRT は 3h とする。

(2) 比較対照プロセスの処理条件

1) 標準活性汚泥法

- ・MLSS 濃度は 2,000mg/L とする。
- ・エアレーションタンクの HRT は 6h とする。

2) 循環式硝化脱窒法

- ・MLSS 濃度は 3,000mg/L とする。
- ・硝化に必要な好気タンク ASRT は 8d とし、余裕率を 20% とする。これに流入水質条件を加えて、好気タンク HRT を求める。
- ・無酸素タンクへの循環比および無酸素タンク HRT は、各 Process の流入・処理水質により計算する。

(3) 必要空気量

有機物の酸化、硝化、内生呼吸ごとに必要酸素消費量を算出して合計し、エアレーションの酸素移動効率を 15% とし、必要空気量を求める。なお、除去 BOD 当たり必要な酸素量は、浮遊生物法では 0.45kgO₂/kgBOD、好気性ろ床では 1.0kgO₂/kgBOD とする。

なお試算に当たっては、標準活性汚泥法と水質レベルを合わせるために、Process1 および Process 2 の好気タンク (好気性ろ床、前段槽、硝化槽) で硝化を進行させないケースの計算も行う。

(4) 無酸素タンク攪拌動力

無酸素タンクの攪拌動力は、5 W/m³Reactor volume とする²⁴⁾。

(5) 返送・循環ポンプ動力

汚泥返送および混合液循環に必要なポンプ動力は、日平均水量と同流量の場合に 140 kJ/m³ とする²⁴⁾。

Table 4.8 Assumed treatment conditions for Gas permeable membrane process 1 and compared two processes

Process			Conventional activated sludgeprocess	Recycled nitrification/ denitrification process	Gas permeable membrane process 1	(no nitrification in aerobic tank)
Parameter						
	MLSS	mg/L	2,000	3,000		
Aerobic tank	HRT	h	6	3	0.5	0.5
	Air/Flow ratio	-	1.9	3.3	1.2	0.4
	Diffuser depth	m	5	5	5	5
	Recycle & return sludge ratio	-	0.5	2.4		
Anoxic tank	HRT	h		7		
Tube tank	HRT	h			1.3	1.3
	Water head loss	m			0.9~6.4	0.9~6.4
	Air/ Flow ratio	-			4.4	4.4

Table 4.9 Assumed treatment conditions for Gas permeable membrane process 2 and compared two processes

Process			Conventional activated sludge process	Recycled nitrification/ denitrification process	Gas permeable membrane process 2	(no nitrification in aerobic tank)
Parameter						
	MLSS	mg/L	2,000	3,000	2,000	2,000
Aerobic tank	HRT	h	6	10	3	3
	Air/Flow ratio	-	3.8	7.1	3.6	2.9
	Diffuser depth	m	5	5	5	5
	Recycle & return sludge ratio	-	0.5	2.3	0.5	0.5
Anoxic tank	HRT	h		5		
Tube tank	HRT	h			2	2
	Water head loss	m			1.3~9.9	1.3~9.9
	Air/ Flow ratio	-			3.6	3.6

4. 5. 3 消費エネルギーの算出

必要空気を送付するための動力、チューブ反応槽内流れに必要なポンプ動力を既存の設計資料^{5), 23)}から求め、各処理プロセスの消費エネルギーを算出した (Table 4.10, Table 4.11)。

(1) Process 1

気体透過膜反応槽での消費エネルギーは、空気供給のためのエネルギーが極めて小さく、また、攪拌エネルギーを合わせても、標準活性汚泥法のアレーションエネルギーを下回る。

さらに、好気性ろ床を加えたプロセス全体で比較すると、硝化を進行させない好気性ろ床運転の場合には、消費エネルギーは標準活性汚泥法の 23~61%に抑制される。また、同程度の処理水質で比較を行うため、好気性ろ床の硝化を進行させた Process 1 と循環式硝化脱窒法を比較すると、Process 1 の消費エネルギーは循環式硝化脱窒法の 15~26%である計算結果が得られた。

このように、Process 1 では顕著な消費エネルギー削減効果が得られたが、この理由として、沈殿処理水

を処理対象としたため負荷が低く、除去 BOD・Kj-N の 51%、53%が気体透過膜反応槽において除去されていたこと、および、これに伴って、後段の好気性ろ床にかかる負荷が小さかったことが挙げられる。

(2) Process 2

気体透過膜反応槽と標準活性汚泥法を比較すると、Process 1 と同様に省エネ効果が見られるが、プロセス全体で比較すると、標準活性汚泥法と同程度 (90~120%) の消費エネルギーとなる計算結果が得られた。一方、循環式硝化脱窒法との比較では、消費エネルギーは 38~51%に抑制されていた。

このように、Process 2 では標準活性汚泥法との比

較において有利さが見られないのは、流入下水を対象としたため負荷が高く、気体透過膜反応槽での BOD 除去量が全体の 12%にとどまっていることが理由として挙げられる。有機物負荷のほとんどが前段槽および硝化槽で処理される計算となっており、これに多くの空気量を必要としたことが原因である。

以上のことから、気体透過膜を用いた処理法において消費エネルギー削減効果を高めるためには、流入下水の水質にもよるが、なるべく前段で固形性有機物を物理的に除去し、生物処理に固形性有機物負荷を持ち込ませないようにすることが必要であると考えられる。

Table 4.10 Comparison of energy consumption between Process 1 and existing two processes (kJ/m³)

Process		Conventional activated sludge process	Recycled nitrification / denitrification process	Gas permeable membrane process 1	(no nitrification in aerobic tank)
Energy requiring unit operation	Aeration	134	233	85	28
	Recycle and return sludge	70	336		
Anoxic tank	Mixing		126		
Tube tank	Air supply			7	7
	Mixing			12~89	12~89
Total		204	695	104~181	47~124

Table 4.11 Comparison of energy consumption between Process 2 and existing two processes (kJ/m³)

Process		Conventional activated sludge process	Recycled nitrification / denitrification process	Gas permeable membrane process 2	(no nitrification in aerobic tank)
Energy requiring unit operation	Aeration	269	502	255	205
	Recycle and return sludge	70	322	70	70
Anoxic tank	Mixing		90		
Tube tank	Air supply			6	6
	Mixing			19~138	19~138
Total		339	914	350~469	300~419

5. 結論

下水処理における酸素供給のためのエネルギー消費量削減を目的として、気体透過膜を用いた処理方式の開発と処理機構の解明を行った。

その結果、以下のことが明かとなった。

- 1) 気体透過膜を従属栄養細菌による処理に適用した場合、糸状性細菌がチューブ上で優占種となり、酸素移動速度が清水時よりも低下するとともに、処理機能に障害を与える。
 - 2) 気体透過膜チューブ上に硝化細菌の生物膜を増殖させると、硝化反応に伴い、清水時よりも酸素移動速度が向上する。これは、硝化生物膜の単位体積当たりの酸素利用能力が大きいためであると考えられる。
 - 3) 硝化生物膜が形成された気体透過膜を人工下水処理に適用すると、硝化と脱窒反応が同時に進行し、有機物と窒素が同時に除去される。
 - 4) 硝化生物膜上に脱窒生物膜が厚く形成されると、硝化細菌へのアンモニア性窒素の供給が阻害されるため、硝化速度および酸素移動速度が低下する。このため、脱窒生物膜の厚さをコントロールする必要がある。
 - 5) 硝化生物膜の形成された気体透過膜を実下水処理に適用した場合、チューブの設置方向が水平であると、チューブ上に下水中浮遊物質が堆積し、処理の悪化を引き起こす。
 - 6) 気体透過膜反応槽中に硫化水素が検出されるようになると、硝化細菌の活性が阻害され、最終的に糸状性細菌が増殖して処理機能が損なわれる。このため、硫化水素の流入および生成は極力抑制する必要がある。
 - 7) 気体透過膜反応槽に活性汚泥を共存させ、気体透過膜に対する溶解性有機物負荷を低下させることにより、硝化脱窒の安定的な処理と効率的な酸素供給が行われる。
 - 8) 気体透過膜上に形成される生物膜は、内側に硝化細菌、外側に脱窒細菌が存在する二重構造である。脱窒生物膜の厚さが適切に制御される限り、有機物負荷の高い下水処理に適用しても、この生物膜構造は安定的に保たれる。
 - 9) 気体透過膜処理プロセスの消費エネルギーを標準活性汚泥法のそれと比較したところ、流入下水中の固形性有機物負荷を低下させた場合には、半分から同程度の値となるが、下水をそのまま流入させた場合には、同程度かそれ以上になる計算結果となった。
- 一方、処理水質が同程度の循環式硝化脱窒法と比較した場合には、流入下水をそのまま処理したとしても、消費エネルギーは約半分に削減される計算結果となり、

固形性有機物負荷を低下させると、消費エネルギーは4分の1以下にまで削減される結果が得られた。

6. 今後の課題

気体透過膜を用いた処理プロセスの開発を行い、処理機構の解明と消費エネルギーの評価を行ったが、今後の課題として以下のことが挙げられる。

- 1) 好気槽での必要空気量、チューブ反応槽での必要攪拌強度に関する検討が十分ではないので、これらを実験により明らかにし、消費エネルギーを再度評価する必要がある。
- 2) 脱窒生物膜量をより効果的に、また、精度良くコントロールする方法を開発する必要がある。
- 3) 実用化に向けて、チューブの設置方法および水の攪拌方法などの反応槽形状を検討する必要がある。
- 4) 施設費と維持管理費の総合的評価、および、LCA評価が必要である。

参考文献

- 1) 国土交通省都市・地域整備局下水道部：「日本の下水道」、p.233、平成14年、(社)日本下水道協会
- 2) (社)日本下水道協会：下水道施設省資源省エネルギーマニュアル(案)、p.63、1982
- 3) 星野芳生(1991)下水処理における省資源、省エネルギーの課題と展望、用水と廃水、33(4)、286-290
- 4) 高橋正宏、鈴木穰(1996)下水処理・資源回収のための最適処理システムの開発に関する調査、平成7年度下水道関係調査研究年次報告書集、土木研究所資料第3458号、p.190
- 5) 日本下水道協会(2001)下水道施設設計指針と解説(後編)、p.109
- 6) 松本順一郎、中村玄正(1979)単一孔から発生する気泡群による酸素移動特性、土木学会論文報告書集、289、55-64
- 7) 久保田宏、藤江幸一、蓮本寿治、笠倉忠夫、水野朝夫(1980)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、17(197)、31-42
- 8) 早野克雄、中里卓治、小松崎利男(1987)実施設における全面配置エアレーション設備の評価(1)、下水道協会誌、24(281)、52-61
- 9) 早野克雄、中里卓治、小松崎利男(1987)実施設における全面配置エアレーション設備の評価(2)、下水

道協会誌, 24(282), 45-55

10) 山口登, 樽谷隆雄, 大西啓隆 (1987) 深層式エアレーションタンクにおけるエアレーション装置の性能調査(1), 下水道協会誌, 24(274), 45-56

11) 山口登, 樽谷隆雄, 大西啓隆 (1987) 深層式エアレーションタンクにおけるエアレーション装置の性能調査(2), 下水道協会誌, 24(276), 45-51

12) 橋本奨, 藤本忠生, 河杉忠昭, 塩山昌彦 (1989) 超深層曝気槽の酸素供給性能に関する実験的研究, 環境技術, 18(1), 69-75

13) (社)日本下水道施設業協会・三機工業(株) (2003) 超微細気泡による気液攪拌混合装置がもたらす省エネ化・高効率化, 月刊下水道, 26(6), 20-33

14) 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

15) 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

16) Debus, O., Baumgaertl, H. and Sekoulov, I. (1994). Influence of fluid velocities on the degradation of volatile aromatic compounds in membrane bound biofilms. *Wat. Sci. Tech.*, 29(10-11), 253-262.

17) Wilderer, P. A. (1995). Technology of membrane biofilm reactors operated under periodically changing process conditions. *Wat. Sci. Tech.*, 31(1), 173-183.

18) Timberlake, D.L., Strand, S.E. and Williamson, K.J. (1988). Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification and denitrification in a permeable-support biofilm. *Water Research*, 22(12), 1513-1517.

19) Ahmed, T. and Semmens, M. J. (1996). Use of transverse flow hollow fibers for bubbleless membrane aeration. *Water Research*, 30(2), 440-446.

20) S.H.Jenkins : Nitrification, Water Pollution Control, No.68, p.610-618, 1969

21) 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

22) 鈴木稔, 高橋善人, 関根裕 (1994) 接触曝気法におけるSS除去特性, 下水道協会誌, 31(375), 74-85

23) 日本下水道協会 (2001) 下水道施設設計指針と解説 (前編), pp.407-410

24) 鈴木稔, 重村浩之, 原達也 (1998) 窒素・りん除去法の省エネルギーに関する調査, 平成 10 年度下水道関係調査研究年次報告書集, 土木研究所資料第 3661 号, pp.153-168