

# 廃水用浸漬膜処理システムの紹介

## Introduction of submerged-membrane separation system for waste water treatment



(環)製品開発室  
藤井 匡  
Tadashi Fujii  
牛越 健一  
Kenichi Ushikoshi

近年、廃水処理において、曝気槽に直接膜を浸漬して活性汚泥の固液分離を行う浸漬型膜分離活性汚泥法が、高度な処理水、維持管理の容易さ、設備のコンパクト化で注目されている。

BODが平均538 mg/Lで比較的多量の油分を含有した食品工場の生産工程廃水（嫌気処理水）を対象に浸漬膜処理システムの性能実証実験を行ったところ、BOD、油分が共に2 mg/L以下と、水質汚濁防止法に定める排水基準を大きく下回る処理水が得られ、本法が同廃水の処理に適した方法であることが実証された。

Recently, the activated sludge process has adopted membranes submerged in an aeration tank for separation of activated sludge into solid and liquid. The system offers high quality water, easy maintenance and compact structure. We have conducted a performance test for the system using anaerobically treated water from a food processing plant, having relatively high oil content with Av. 538 mg/L BOD. The test proved that the system is suitable for such wastewater, significantly clearing the effluent standard (BOD and oil content below 2 mg/L, for example).

### Key Words :

浸漬膜	Submerged-membrane
平膜	Flat sheet membrane
中空糸膜	Hollow fiber membrane
活性汚泥法	Activated sludge process
廃水処理	Waste water treatment

### まえがき

有機性廃水処理の主流技術と言える活性汚泥法において、曝気槽に直接膜を浸漬して活性汚泥の固液分離を行う浸漬型膜分離活性汚泥法が、高度な処理水質や維持管理の容易さで注目されてきており、浄化槽や食品工場を中心とした産業廃水処理分野において適用が広まってきている。

膜分離活性汚泥法は、汚泥の性状に影響されない高度な処理水が安定して得られる利点から、当初は従来の加圧方式の膜を用いて検討が行われてきた。

しかし、次のような問題点より広範な普及にまで至らなかったのが現状である。

- ① 高濃度汚泥を膜の閉塞なくろ過するためには大きな膜面流速（クロスフロー流速）が必要となる。そのため、ポンプ動力が大きくなりエネルギー的に不経済である。
- ② 膜ろ過のために加圧容器が必要なため、設備コストや大型化の面で不利となる。

一方、近年開発された曝気槽に直接膜を浸漬してろ過を行う槽浸漬方式による膜分離活性汚泥法は、

加圧方式における問題点を次のように解決しており、膜処理のメリットを十分に発揮できる技術と言える。

- ① 膜閉塞防止のための膜面洗浄が、生物処理のための曝気空気と兼用されるため経済的である。
- ② 特別な加圧容器を必要としないため、設備コストや設備面積の縮減が期待できる。

本報では、廃水処理の高度化、リサイクル化、無人化が強く要求される近年の社会的な流れからも、今後主流技術になると考えられる浸漬膜処理システム（浸漬型膜分離活性汚泥法）の概要と食品工場廃水を対象に実施した実証実験の結果について紹介する。

## 1. 浸漬膜処理システムの概要

### 1.1 膜分離活性汚泥法の原理

第1図に従来の活性汚泥法と浸漬膜を利用した膜分離活性汚泥法の基本フローの比較を示す。膜分離活性汚泥法は、重力沈降や砂ろ過により行われている従来の固液分離工程を膜ろ過により代替したものである。

曝気槽に浸漬された膜モジュールは散気管の上部に設置される。散気管より放出される曝気空気による気液混合上昇流により、膜面は常時洗浄状態となるため、汚泥の蓄積等のファウリングが最小限に抑えられる。膜面洗浄に必要な空気量は、通常生物処理に必要な空気量で充分とされる。

ろ過の駆動力は、曝気槽水面と浸漬膜の集水管との水位差（重力ろ過方式：5～12 kPa）または膜二次側からのポンプ吸引（吸引ろ過方式：6～25 kPa）により行われ、加圧方式のような大きな駆動力を必

要としないためエネルギー面においても経済的である。

浸漬膜の形状は一般的に平膜型、中空糸型のものが主に使用される。分離膜としては、除去対象が数十 $\mu\text{m}$ 以上の活性汚泥粒子であることより孔径0.4 $\mu\text{m}$ の精密ろ過膜（MF膜）を使用している。

### 1.2 膜分離活性汚泥法の特長

#### 1) コンパクトな設備

曝気槽内に膜を浸漬して固液分離を行うため、沈殿、砂ろ過等の工程が不要となる。また、従来の活性汚泥法よりも3～4倍の高濃度MLSS運転（10 000～20 000 mg/L）を行うため、BOD容積負荷（約 1.5 kg/m<sup>3</sup>/d）を高く設定することが可能で曝気槽容積を縮小できる。

#### 2) 高度な処理水

0.4 $\mu\text{m}$ のMF膜による固液分離であるため、完全なSS除去が可能で、従来の活性汚泥法で問題とされる汚泥膨化現象（バルキング）等の汚泥沈降不良による処理水悪化が起こらない。また、大腸菌等の病原性微生物が除去されるため、処理水のトイレ用水や散水用水としての直接再利用も可能である。

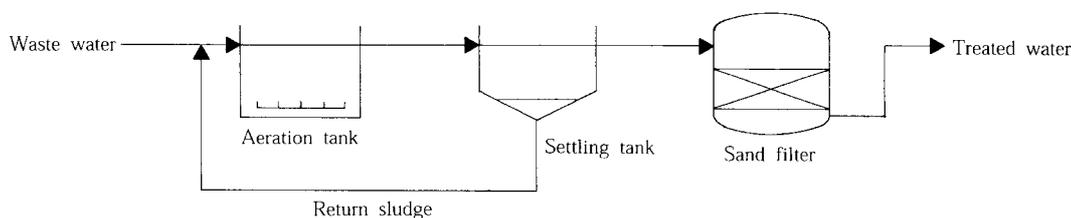
#### 3) 簡単な維持管理

バルキングの心配がないため、原水の負荷変動に強く、厳密な汚泥管理を必要としない。また、システムが簡素であるため、自動化が容易に行える。

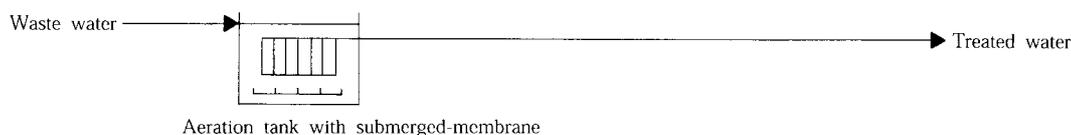
#### 4) 能力増強に最適

既設活性汚泥処理設備の曝気槽や遊休水槽を転用しての導入が可能であり、既設設備を有効利用

① Standard activated sludge process



② Activated sludge process with submerged-membrane separation



第1図 標準活性汚泥法と膜分離活性汚泥法のフロー比較

Fig. 1 Flow diagrams of standard activated sludge process and submerged-membrane separation system

第1表 原水水質

Table 1 Waste water quality

	Maximum	Minimum	Average	Remarks
pH [-]	7.2	6.5	6.9	
BOD [mg/L]	832	237	538	
S-BOD [mg/L]	417	55.8	263	S-BOD/BOD=0.49
TOC [mg/L]	330	181	248	
S-TOC [mg/L]	184	46.1	123	S-TOC/TOC=0.50
COD <sub>Mn</sub> [mg/L]	206	104	154	
SS [mg/L]	438	114	231	
VSS [mg/L]	394	100	219	VSS/SS=0.87
T-N [mg/L]	100	58.2	68.4	
S-T-N [mg/L]	92.4	50.9	60.7	S-T-N/T-N=0.81
NH <sub>3</sub> -N [mg/L]	49.5	43.0	46.7	
T-P [mg/L]	11.3	5.03	7.02	
S-T-P [mg/L]	4.99	4.24	4.62	S-T-P/T-P=0.71
Hexane Extracts [mg/L]	156	40	80	

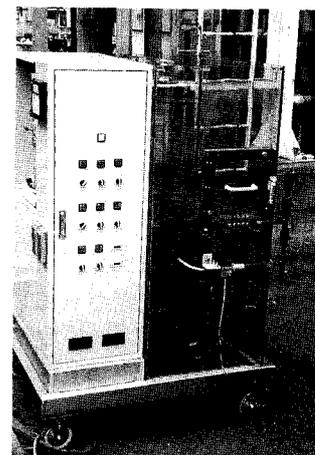


写真 1 実験装置の外観  
Photo. 1 Out side view of test equipment

第2表 実験装置仕様

Table 2 Specification of test equipment

	Specification		Q'ty	Remarks
	Dimensions	Capacity[L]		
Aeration tank (Nitrification tank)	350 mm <sup>w</sup> × 350 mm <sup>d</sup> × 1 300 mm <sup>h</sup>	160	2	for circulating operation for circulating operation
(Denitrification tank)	↑	(160)	(1)	
Storage tank of treated water	180 mm <sup>w</sup> × 300 mm <sup>d</sup> × 500 mm <sup>h</sup>	27	2	
Membrane module case	240 mm <sup>w</sup> × 216 mm <sup>d</sup> × 640 mm <sup>h</sup>	—	2	
Aeration blower	120 L/min × 1.8 m		2	
Feed pump	35 L/min × 5.5 m		1	
Circulation pump	35 L/min × 4.3 m		1	for circulating operation
Filtrate pump	20~300 mL/min × 50 m		1	for hollow fiber membrane

しての能力増強が容易に行える。

## 2. 実証実験の概要

### 2.1 実験原水

実証実験では食品工場の生産工程廃水の嫌気処理水を原水とした。実験期間中の原水水質分析結果の平均値を第1表に示す。S-BOD, S-TOC, S-T-N及びS-T-Pは、試料中のSS成分を5 Aろ紙にて除去した後の溶解性BOD, TOC, T-N及びT-Pを示す。

原水のS-BOD/BOD比は約0.5であり、嫌気リアクターより流出した懸濁有機成分を比較的少量に含有する廃水であった。また、ヘキサン抽出物質量が平均80 mg/Lと比較的高く、油分が膜ろ過性のような影響を与えるかが注目された。

### 2.2 装置仕様

実験に使用した装置仕様を第2表、装置外観を写真1に示す。

第2図に装置フローを示す。本装置は容量160 Lの曝気槽を2槽有しており、通常は1槽または2槽を曝気槽として使用する。また、窒素除去を目的とした循環運転の際には、各々を硝化槽あるいは脱窒槽として使用し、処理量に対する数倍量をポンプにより循環する運転方法とした。

実験に使用した膜仕様を第3表、膜の外観を写真2に示す。本実験では同孔径の平膜型と中空糸型の浸漬膜を使用し、各々の最適運転方法の探索と性能比較を行った。

### 2.3 実験方法

#### 2.3.1 運転条件と方法

ろ過方法として、平膜型は重力ろ過方式を採用し、定流量で連続ろ過を行った。一方、中空糸型は吸引ろ過方式を採用し、定流量でタイマーによる間欠ろ過を行った。曝気空気量は、両者共に120 L/minと固定した。

汚泥の引抜きは、曝気槽の MLSS 濃度と膜のファウリング状況を監視しながら適宜実施した。

### 2.3.2 薬品洗浄方法

膜のファウリングが進行し、透過流束の低下や膜間差圧の上昇が見られた場合は薬品による化学洗浄を行った。

浸漬膜の薬品洗浄の方法は、次のように槽内洗浄と槽外洗浄に大別される。

#### ① 槽内洗浄

槽内に膜を浸漬したまま膜の二次側より薬液を

注入して洗浄を行う。

#### ② 槽外洗浄

槽外に膜を取り出して別途薬品洗浄槽に浸漬して洗浄を行う。

本実験では、両方式を適宜選択し回復性の比較を行った。洗浄薬品には、有機系ファウリング除去を目的に次亜塩素酸ナトリウム (NaClO) を使用し、無機系ファウリング除去には蔞酸を使用した。

## 3. 実証実験結果

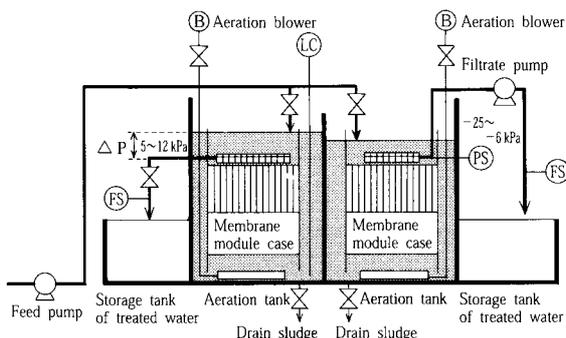
### 3.1 運転結果

#### 3.1.1 平膜型

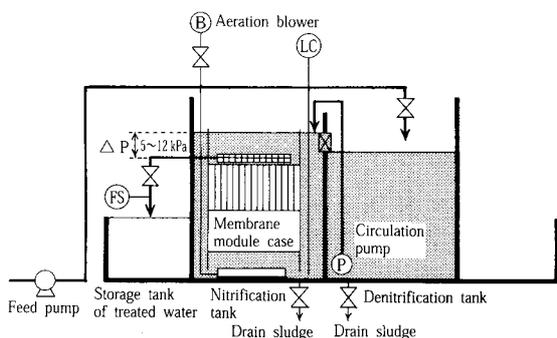
平均透過流束、膜間差圧 (水位差)、補正流束 (25 °C, 10 kPa 換算値) 及び混合水 MLSS 濃度の経時変化を第 3 図に示す。

実験開始直後、平均透過流束を 0.2 m/d と低めに設定したにも関わらず、膜の閉塞 (水位の上昇) が急激に進んだため、開始 1 ヶ月の時点で薬品洗浄を実施した。急激な閉塞の原因としては、膜が新膜の状態ですら低 MLSS 濃度の混合水をろ過したことによ

① Normal operation [Left: Flat sheet type, Right: Hollow fiber type]



② Circulating operation for nitrogen removal



第 2 図 装置フロー (①通常運転と②硝化・脱窒循環運転の比較)

Fig. 2 Flow diagrams of normal operation (①) and circulating operation for nitrogen removal (②)

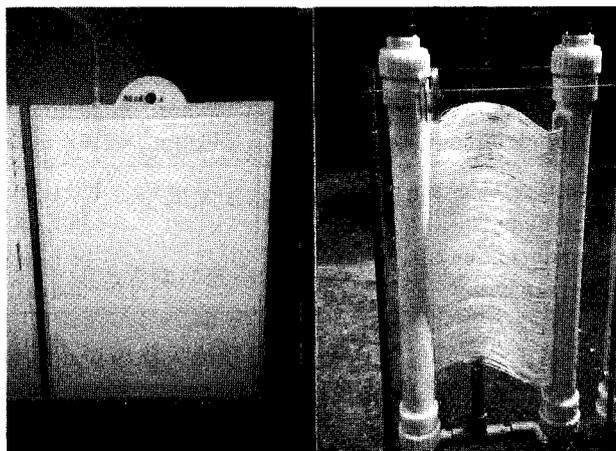


写真 2 実験使用膜の外観 (左: 平膜, 右: 中空糸)

Photo. 2 Out side view of membrane (Left: Flat sheet, Right: Hollow fiber)

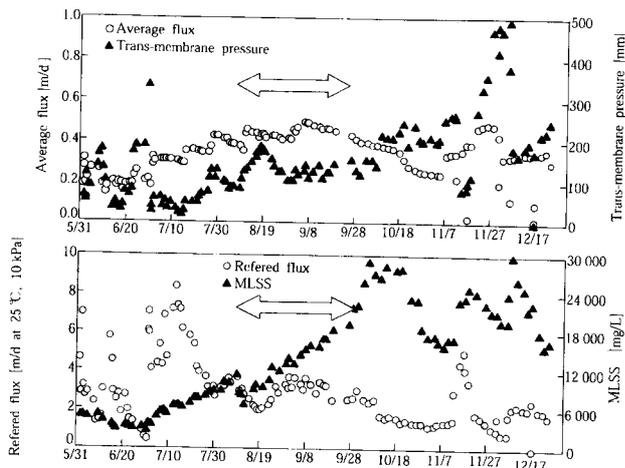
第 3 表 実験膜仕様

Table 3 Specification of membrane

	Flat sheet type	Hollow fiber type
1) Membrane specification		
Membrane type	MF	MF
Material	Polychloroethylene	Polyethylene
Pore size	0.4 μm	0.4 μm
Hollow fiber diameter	—	(Outer) 0.54 mm (Inner) 0.36 mm
2) Module specification		
Membrane area per a module	0.11 m <sup>2</sup> /module	0.5 m <sup>2</sup> /module
Q'ty of module	9 modules	1 module
Total membrane area	0.99 m <sup>2</sup>	0.5 m <sup>2</sup>
Dimension of module	226 mm <sup>W</sup> × 316 mm <sup>H</sup> × 6 mm <sup>T</sup>	227 mm <sup>W</sup> × 480 mm <sup>H</sup>

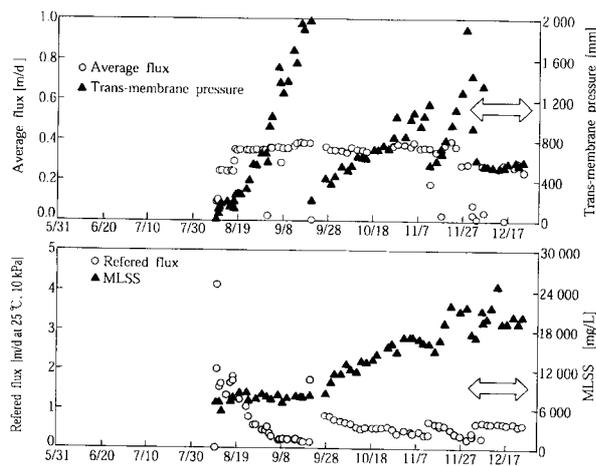
り、浮遊している微細フロックと溶解している有機成分が直接膜細孔に作用したためと考えられる。膜分離活性汚泥法のろ過原理は、膜表面に付着したゲル層がある程度ろ過層として働き、膜細孔のファウリングを防止すると考えられる。そのため、実設備立ち上げの際には、次の措置により初期の膜閉塞を低減することが不可欠であると考えられる。

- ① 初期の運転において、膜表面にある程度のゲル層が形成されるまではできる限り低流速（低負荷）で運転を行うこと。
- ② 返送汚泥等の高濃度の汚泥を種汚泥として利用



第3図 平膜型の透過流速、膜間差圧とMLSS濃度の経時変化(99/5/31~99/12/25)

Fig. 3 Change of flux, trans-membrane pressure, and MLSS on flat sheet membrane (99/5/31~99/12/25)



第4図 中空糸型の透過流速、膜間差圧とMLSS濃度の経時変化(99/8/9~99/12/25)

Fig. 4 Change of flux, trans-membrane pressure, and MLSS on hollow fiber membrane (99/8/9~99/12/25)

し、初期から高MLSS濃度（粗大フロック）を保持した状態で運転を開始すること。

実験中、平均透過流速の設定を徐々に上げながら最適運転条件を探索したところ、平均透過流速0.45 m/dの付近で安定した水位を維持できることが確認された。しかし、MLSS濃度が18000 mg/Lを超えると水位が上昇していくことが確認された。本廃水の処理の場合には、安定運転のためMLSS濃度を18000 mg/L以下程度に維持するように汚泥の引抜きを適宜行うことが必要であると考えられる。

### 3.1.2 中空糸型

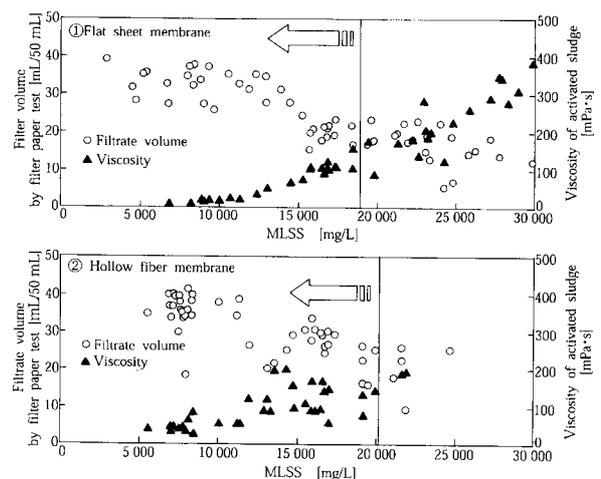
平均透過流速、膜間差圧（吸引圧力）、補正流速（25°C、10 kPa換算値）及び混合水MLSS濃度の経時変化を第4図に示す。

実験初期より平均透過流速を0.4 m/dに設定して運転を行ったが、吸引圧力の上昇が激しく1~2ヶ月の短間隔での薬品洗浄が必要であった。しかし、平均透過流速の設定を0.3 m/dに変更したところ、1ヶ月程度ながら安定した吸引圧力で運転できることが確認された。

中空糸型の安定透過流速は0.3 m/dと平膜型より低めであったが、安定時のMLSS濃度は20000 mg/Lに達していた。

### 3.2 汚泥ろ過性の評価

実験期間中の曝気槽混合水MLSS濃度とろ紙ろ過性及び汚泥粘度の関係を第5図に示す。ろ紙ろ過性とは50 mLの汚泥を5 Cろ紙でろ過した場合の5



第5図 MLSS濃度とろ紙ろ過性及び汚泥粘度の関係  
Fig. 5 Relationship between MLSS, filter paper test result, and viscosity of activated sludge

分間のろ過水量を示す<sup>1)</sup>。MLSS 濃度の上昇に従い、ろ紙ろ過性の悪化と汚泥粘度の上昇が進むことが確認された。実験における各々の膜の上限 MLSS 濃度条件 (平膜型: 18 000 mg/L, 中空糸型: 20 000 mg/L) を考慮すると、最適運転を行うための汚泥ろ過性、汚泥粘度は次の条件で、平膜型、中空糸型共に同程度であることが確認された。尚、汚泥粘度は B 型粘度計の No.2 ローターにて測定した。

- ① 汚泥ろ過性: 20 mL 以上
- ② 汚泥粘度: 150 mPa・sec 以下

実際の運転の際もこれらの指標の監視を行うことで、膜ろ過のための最適汚泥条件を容易に管理することが可能であると考えられる。

### 3.3 処理水質

実験期間中の平膜型及び中空糸型の処理水質分析結果をそれぞれ第 4, 5 表に示す。両膜の処理水質に大きな差異は見られず、共に良好な処理が確認された。

#### 1) BOD 除去性

常時定量分析限界以下 (<2 mg/L) の良好な処理が確認された。尚、実験時の BOD 容積負荷は 1.2~1.5 kg/m<sup>3</sup>/d, 反応時間 (曝気槽滞留時間)

は 10~12 時間の条件で運転を行った。

#### 2) 窒素除去性

本実験では曝気空気量を一定に設定して運転を行った。窒素除去性は MLSS 濃度の上昇に伴う DO 濃度の減少により向上していくことが確認された。

平膜型における窒素除去性の推移を第 6 表に示す。平膜型では実験後半の 11/13 以降に曝気槽 1 槽を無酸素槽とし、硝化・脱窒運転を実施した (循環量: 5 倍)。その結果、95 % の窒素除去が確認され、膜分離活性汚泥法における硝化・脱窒循環法の有効性が確認された。

中空糸型においては、平膜型同様に DO 濃度の減少による窒素除去性の向上が確認されたが、曝気槽単段運転では最大で 63 % の除去率しか得られなかった。高度な処理を達成するには硝化・脱窒循環運転が不可欠と考えられる。

#### 3) りん除去性

窒素除去同様に、MLSS 濃度上昇及び循環運転により除去性が若干向上することが確認されたが、高除去性は得られなかった。さらに高度な除去を行うには凝集剤の添加が必要と考えられる。

第 4 表 平膜型の処理水質

Table 4 Treated water quality on flat sheet membrane

	Maximum	Minimum	Average	Removal rate [%]	Effluent standard
pH [—]	8.5	7.8	8.2	—	5.8~8.6
BOD [mg/L]	<2.0	<2.0	<2.0	>99.6	160 (Ave.120)
S-BOD [mg/L]	—	—	—	>99.2	—
TOC [mg/L]	10.0	4.8	6.9	97.2	—
S-TOC [mg/L]	—	—	—	94.4	—
COD <sub>Mn</sub> [mg/L]	12.4	6.5	8.8	94.3	160 (Ave.120)
SS [mg/L]	0	0	0	100	200 (Ave.150)
T-N [mg/L]	58.9	1.4	21.6	68.4	120 (Ave. 60)
S-T-N [mg/L]	—	—	—	64.4	—
T-P [mg/L]	6.27	1.02	3.61	48.6	16 (Ave. 8)
S-T-P [mg/L]	—	—	—	21.9	—
Hexane Extracts [mg/L]	<2	<2	<2	>97.5	30

第 5 表 中空糸型の処理水質

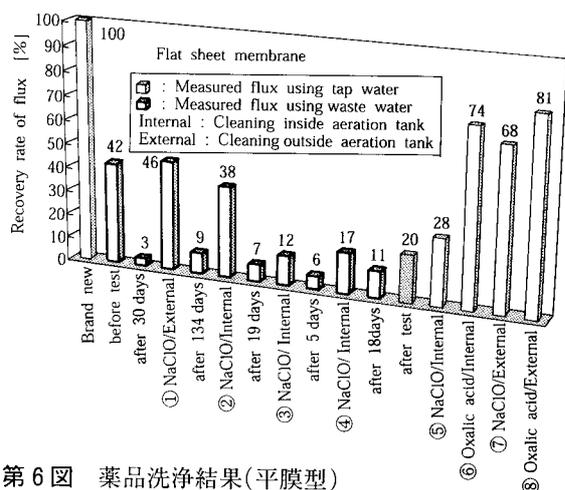
Table 5 Treated water quality on hollow fiber membrane

	Maximum	Minimum	Average	Removal rate [%]	Effluent standard
pH [—]	8.2	7.8	8.0	—	5.8~8.6
BOD [mg/L]	<2.0	<2.0	<2.0	>99.6	160 (Ave.120)
S-BOD [mg/L]	—	—	—	>99.2	—
SS [mg/L]	0	0	0	100	200 (Ave.150)
T-N [mg/L]	71.7	25.0	59.3	13.3	120 (Ave. 60)
S-T-N [mg/L]	—	—	—	2.3	—
T-P [mg/L]	7.04	1.85	4.39	37.5	16 (Ave. 8)
S-T-P [mg/L]	—	—	—	5.0	—
Hexane Extracts [mg/L]	<2	<2	<2	>97.5	30

第6表 平膜型の窒素除去性の推移

Table 6 Change of nitrogen removal on flat sheet membrane

Operating condition		Normal operation				Nitrogen removal by circulating operation
Date		99/6/8	99/8/27	99/9/13	99/9/27	99/12/20
DO	[mg/L]	8.15	2.15	0.94	0.38	2.61
MLSS	[mg/L]	4 876	11 948	15 714	21 964	16 518
T-N in waste water	[mg/L]	58.2	65.6	66.0	64.9	77.4
T-N in treated water	[mg/L]	45.4	34.3	35.0	13.4	4.0
Removal rate of T-N	[%]	22.0	47.7	47.0	79.4	94.8



第6図 薬品洗浄結果(平膜型)

Fig. 6 Chemical cleaning result of flat sheet membrane

#### 4) 油分除去性

常時、定量分析限界以下 (<2 mg/L) で良好な除去が確認された。

膜ろ過性への影響もほとんど見られず、膜分離活性汚泥法では80 mg/L程度の油分含有水は十分に直接処理が可能であることが示された。

#### 3.4 汚泥発生量の評価

##### 3.4.1 除去SS量と発生汚泥量の関係

曝気槽のMLSS濃度と引抜き汚泥積算量の合計を総発生汚泥量とし、除去SS量からの汚泥転換率(SS-汚泥転換率)を算出したところ、平膜型で46%、中空糸型で37%と低い結果となった。日本下水道事業団の下水処理における実績では、標準活性汚泥法で100%、オキシデーシオンディッチ法で75%、膜分離活性汚泥法で66~77%との報告がされている<sup>2)</sup>。原水性状が異なるもののSS-汚泥転換率が低くなった要因としては次のことが考えられる。

① 原水のS-BOD/BOD比が低く、高濃度に含有する懸濁有機成分が消化されたため。

② 反応時間が10~12時間と比較的長かったため。

膜分離活性汚泥法では、高MLSS運転を行うことにより汚泥中細菌の自己消化の割合が高くなるた

め、従来の活性汚泥法よりも汚泥発生量が削減できると言われている。本実験においても、同要因により汚泥発生量が低く抑えられていると考えられる。

##### 3.4.2 除去BOD量と発生汚泥量の関係

3.4.1と同様に除去BOD量からの汚泥転換率(BOD-汚泥転換率)を算出したところ、平膜型で20%、中空糸型で16%であり、SS-汚泥転換率同様に低い結果となった。

#### 3.5 薬品洗浄結果

##### 3.5.1 平膜型

平膜型の薬品洗浄結果を第6図に示す。

実験期間中、数回のNaClOによる槽内洗浄(洗浄②~④)を実施したところ、回復性は徐々に低下していく傾向が観察された。しかし、実験終了後、NaClO槽内(⑤)、蓚酸槽内(⑥)、NaClO槽外(⑦)、蓚酸槽外(⑧)と連続して洗浄を実施したところ、新膜時の透過流束保持率は、実験終了時の20%から28%(⑤)、74%(⑥)、68%(⑦)、81%(⑧)と回復することが確認された。また、蓚酸による洗浄回復性が大きいことより(⑥)、活性汚泥由来の有機物汚染以外にCaやFe等のファウリングも進行していたと考えられる。尚、原水中のCa濃度、Fe濃度はそれぞれ14.8 mg/L、0.95 mg/Lであった。

実験終了後の膜面観察では表面に水で洗い流せる程度の汚泥の付着が見られたが、破れ等の物理的な破損は見られなかった。

##### 3.5.2 中空糸型

中空糸型の薬品洗浄結果を第7図に示す。

平膜同様に、数回のNaClOによる槽内洗浄(洗浄②~④)を実施したところ、ほぼ再現性のある回復性が確認された(新膜時の透過流束の20~30%)。また、槽内での蓚酸洗浄(⑥)の実施により、透過流束保持率はほぼ実験開始時まで回復した(36→38%)。実験終了後には、槽外でNaClO(⑦)にて洗浄を実施したところ、新膜の85%まで回復が確認された。

実験終了後の膜面観察では中空糸膜に多量の汚泥が絡みついているのが確認された。そのため、中空糸型は平膜型よりも汚泥の絡み付きに起因する有機性ファウリングが進行しやすいものと考えられる。本実験では、中空糸膜で心配される切れ等の破損は確認されなかった。

### 3.5.3 実設備の洗浄

実験を行った期間では、平膜型、中空糸型共に回復困難なファウリングは起こらなかったと言える。また、実施の容易な槽内洗浄もある程度の効果があることが確認された。実設備運転の際も作業性の容易な槽内洗浄をNaClO及び蓚酸を用いて定期的実施していくことで、透過流束の維持は可能と考えられる。

### 3.6 平膜、中空糸膜の比較

本実験より、食品工場嫌気処理水を原水とする浸漬膜処理システムの処理性能は、両膜共に非常に良好であることが確認された。

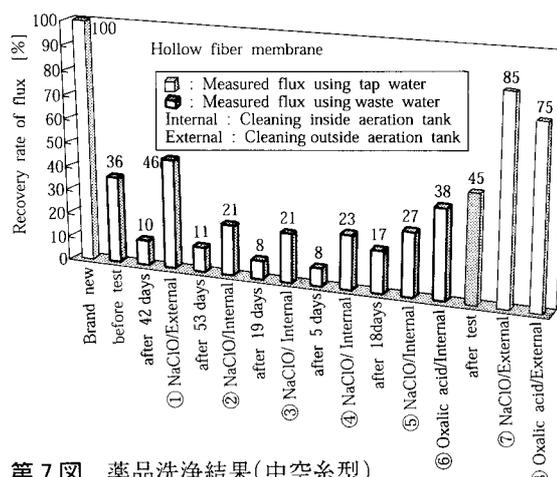
安定運転可能な透過流束は、本実験では平膜の方が若干高いことが確認された。しかし、市場の膜面積単価は中空糸膜の方が安価であるため、一定量の廃水処理に必要な膜装置コストは現状ではほぼ同等になると考えられる。

設備計画の際の膜形状の選択は、設備を導入する現場状況や廃水の性状に応じ適宜行うのが適当と言える。例えば、中空糸膜は膜の集積度が平膜に対して高く、必要設置面積が平膜の約1/2となるため、建設スペースに制約がある場合には適していると言える。一方、髪の毛や繊維質等の混入の可能性が高い原水系では、異物の絡み付きの少ない平膜が適当であると考えられる。

#### 連絡先

藤井 匡 環境装置事業部  
製品開発室  
TEL 078-992-6532  
FAX 078-992-6503  
E-mail td.fujii@pantec.co.jp

牛越 健一 環境装置事業部  
(技術士・水道部門) 製品開発室  
担当部長  
TEL 078-992-6532  
FAX 078-992-6503  
E-mail k.ushikoshi@pantec.co.jp



第7図 薬品洗浄結果(中空糸型)

Fig. 7 Chemical cleaning result of hollow fiber membrane

### むすび

食品工場の生産工程廃水を対象として、浸漬膜処理システムの実証実験を実施した。その結果、平膜型及び中空糸型共に高度な処理性能が確認され、同廃水への適用が十分に可能であることが実証された。

浸漬膜処理システムは、従来、活性汚泥処理法により廃水処理を行っている分野には基本的に適用可能と考えられる。膜を利用した廃水処理は、依然として高価な処理方法として捕らえられがちであるが、膜性能の飛躍的な向上と年々低下傾向にある膜価格からも、今後、本システムが幅広く適用されていくものと考えられる。

#### [参考文献]

- 1) 塗師ほか：日本水環境学会年会講演集，(1998)，p. 190，(社)日本水環境学会
- 2) 堺ほか：下水道新技術セミナー講演集，(1999)，p. 27，日本下水道事業団技術開発部