

膜分離活性汚泥法の当社 1 号機における初期運転管理

～浜松市城西浄化センターの運転状況～

Introduction of our first commercial MBR (=Membrane Bio-Reactor) system installed in Shironishi Sewage-Treatment Center, Hamamatsu City, and its operation control of primary stage



石山 明*
Akira Ishiyama



中嶋雄大**
Yuta Nakajima



田路明宏***
Akihiro Toji

当社は2003年より、ポリフッ化ビニリデン（以下、PVDF と呼ぶ）製の中空糸膜をもちいた膜分離活性汚泥法（以下、MBR と呼ぶ）を開発してきた。そして2008年、実機1号機を浜松市城西^{しろにし}浄化センターに納入した。運転立ち上げ時からこれまで、良好な膜ろ過運転と処理水質を維持している。

今後の MBR の普及を見据えると、初期運転管理は施設の円滑な立ち上げのために非常に重要な知見である。本報では、技術開発のエッセンスを整理しながら、当センターで実施した MBR の立ち上げ方法を紹介し、運転状況および処理水質について報告する。

We have been developed Membrane Bio-Reactor (MBR) system using poly vinylidene fluoride (PVDF) hollow fiber membrane since 2003, and delivered our first plant to Shironishi Wastewater Treatment Center, Hamamatsu City, in 2008. The operation of MBR in Shironishi smoothly started up, and the high quality of effluent has been maintained. For world-wide spread of MBR, operation data of primary stage is very important to smoothly start up MBR. In this report, we review essence of MBR development and introduce how to start up Shironishi plant, the operation management and water quality.

Key Words :

膜分離活性汚泥法
浸 漬 膜
中 空 糸 膜
PVDF
フ ァ ウ リ ン グ
CO₂ 削 減
初 期 運 転 管 理

Membrane Bio-Reactor (MBR)
Submerged membrane
Hollow fiber membrane
Poly vinylidene fluoride
Fouling
CO₂ reduction
Operation control of primary stage

ま え が き

下水、排水処理分野における膜分離技術の発展は近年著しいものがあり、2005年に国内の公共下水処理に初めて MBR が導入されてから、これまで10件以上の MBR 施設が納入されてきている。しかしながら海外においてはさらに先を進んでおり、EU で MBR の標準化がすすめられるなど、すでに MBR

の大規模施設が数多く稼働している。こうした背景から、国内でも MBR の大規模化への取組みが進められようとしている。

MBR とは、下水・排水浄化の心臓部である反応タンク (Bio-reactor) 内に精密ろ過膜（以下、MF 膜と呼ぶ）を浸漬して膜ろ過により固液分離をおこなうシステムである。そのため、従来の固液分離装

置である沈殿池、砂ろ過池が不要になるとともに、活性汚泥濃度（以下、MLSS と呼ぶ）を10 000 mg/L に高濃度化（従来の高度処理の3～5 倍程度に）できるため反応タンクを小型化できる。また、MF 膜は大腸菌をも通さない孔径0.1 μm 程度のものであるため、消毒装置が不要になる。したがって、MBR には、プロセスが簡略で省スペースでありながら高度な処理水質の達成が可能というメリットがある。

当社は2003年より、薬品耐性に優れたPVDF 製の中空糸膜からなる、円筒形の膜モジュールをもちいてMBRを開発してきた。とくに、CO₂削減を目指し、モジュール形状のコンパクト性および膜の目詰まり（以下、ファウリングと呼ぶ）数式モデルを活用した曝気エネルギーの削減に注力し、2005年に開発を完了した。そして2008年、実施設1号機を浜松市城西浄化センターに納入した^{1)～5)}。

天竜川の支流で一級河川である水窪川は、豊かな清流に恵まれ夏には釣り人やヤマメのつかみ取りで賑わっている。山間の非常に狭い場所に立地し、水窪川に処理水を放流する城西浄化センターでは、省スペースで高度処理が可能なMBRのメリットが十分に生かされており、運転の立ち上げ時からこれまで、良好な運転状況、処理水質を維持している。

これまでMBRの実施設における初期運転データについて報告された例は少ないが、今後のMBRの

普及を見据えると、施設運転の円滑な立ち上げのためには非常に重要な知見である。本報では、当センターにおけるMBRの運転立ち上げ方法、初期運転状況、処理水質について報告する。

1. 当社 MBR の概要

1.1 MBR の特長

一般的なMBRの概略フローと計画水質の一例を図1示す。原水に含まれる夾雑物を前処理スクリーンで除去し反応タンクに流入させる。反応タンクは無酸素タンクと好気タンクからなる循環式硝化脱窒法が採用されており、有機物のみならず窒素も同時に除去できる。好気タンク内に膜モジュールを浸漬し、定流量制御された吸引ろ過にて処理水をえる。反応タンクの一般的な設計数値は、MLSSが10 000 mg/L、滞留時間が6時間である。

当社MBRにおける中空糸膜モジュールを図2に、概略仕様を表1に示す。モジュール形状は、 $\phi 0.15$ m、有効膜長2 mのコンパクトな円筒形である。膜面積は、汚泥や夾雑物の絡み付きを防止するため中空糸膜の集束度を考慮し、モジュール1本当たり25 m²としている。膜ろ過流束（以下、フラックスと呼ぶ）については日平均で0.6 m³/m²/dを基本とするから、モジュール1本当たりの日平均処理水量は15 m³/dとなる。中空糸膜の公称孔径は0.1 μm 、材質は次亜塩素酸ソーダ（以下、次亜と略す）などの薬品耐性に優れたPVDFである。また、膜面を洗

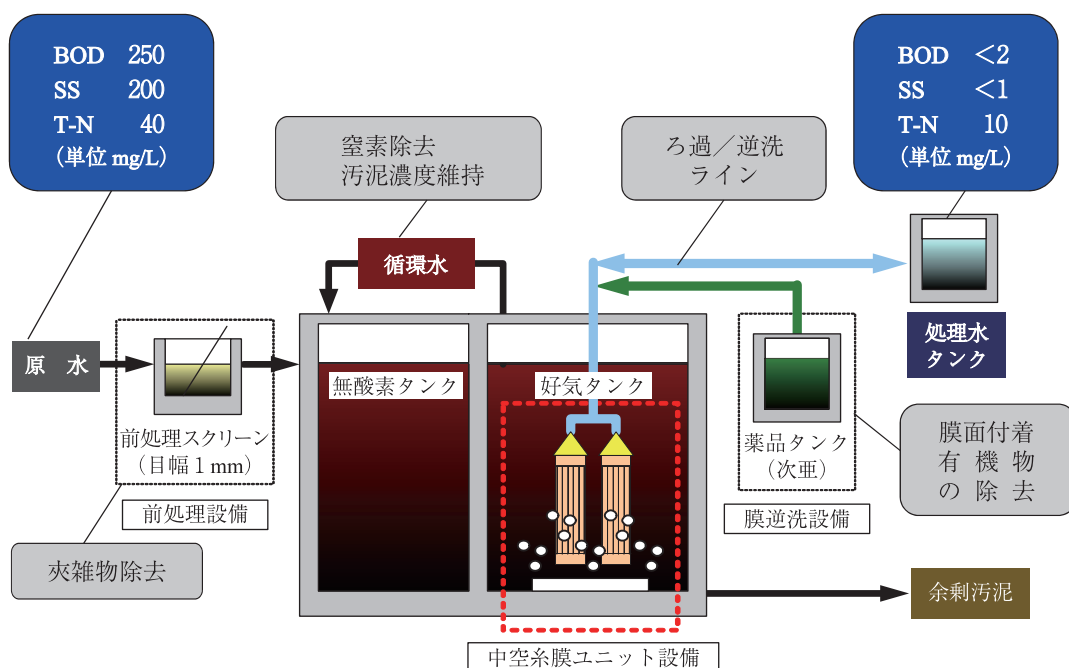
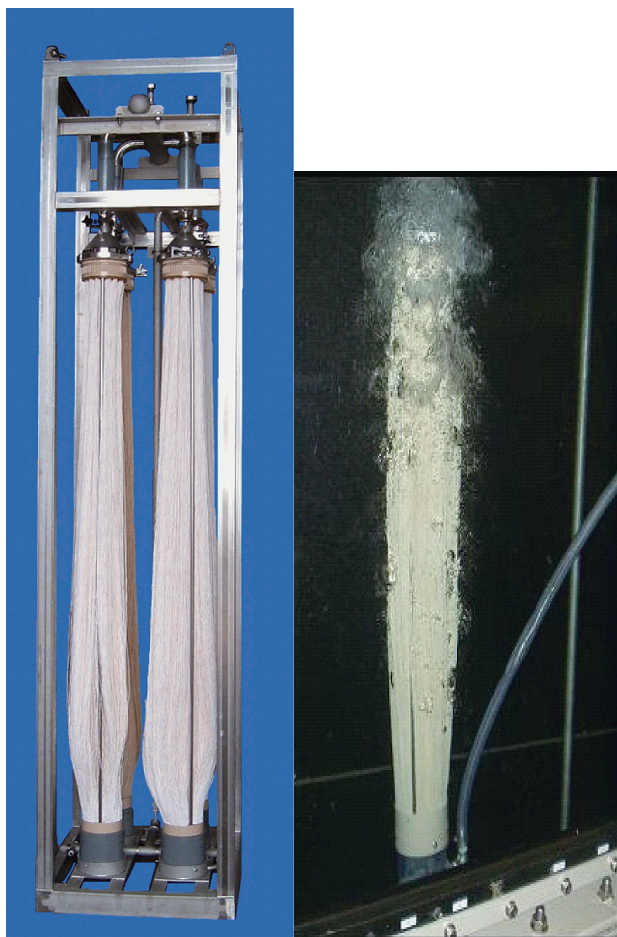


図1 概略フローと計画水質の一例



膜ユニット（一例）

膜面曝気状況

図2 円筒形中空糸膜モジュール

表1 装置の概略仕様

形 状	中空糸膜モジュール（円筒形）
サ イ ズ	φ0.15 m × 2.16 mH（有効膜長2.0 mH）
膜 面 積	25 m ² /モジュール × 2 本
膜 孔 径	0.1 μm（公称孔径）
膜 材 質	PVDF（ポリフッ化ビニリデン）
散気装置	粗大気泡散気装置（モジュール一体型）

浄する曝気（以下、膜面曝気と呼ぶ）については、円筒形のコンパクト性を生かし曝気量の低減をねらって、膜モジュール一体型の粗大気泡散気装置としている。

MBR では膜のファウリング防止がもっとも重要な技術課題のひとつである。中空糸膜モジュールをもちいた当社 MBR では、単位膜面積当たり0.2 m³/h/m² というきわめて少ない膜面曝気量にて、膜面に付着する固形物の分離除去を常時おこなうことができる。この数値は平膜の約35 %（自社で実施した実験数値に対する比）に相当する。

また、膜内部から加圧できる中空糸膜の特長を生

かし、通常の運転サイクルにおいて10分ごとに1回の逆圧洗浄（以下、逆洗と呼ぶ）を自動でおこない、膜面や膜孔に付着した固形物や溶解性有機物を押し出して分離除去する。なお、逆洗間隔はろ過水量のロスを最小限に抑えることを想定し、最大30分まで延ばすことが可能である。30分以上の間隔をあげると、膜のファウリングが進行しやすくなる。

膜面曝気および逆洗をおこなっていても、膜孔にゲル状の有機物が蓄積してくる。これを薬品洗浄（以下、薬洗と呼ぶ）にて分解除去するため、1カ月に1回程度、次亜をろ過水側から注入するインライン洗浄を実施する。

1.2 MBR の基本性能

開発段階での実証プラントにおける処理水質を図3に示す。とくに、膜孔径0.1 μm の固液分離性能が十分に発揮されており、固形物（SS）についてはすべて検出限界（1 mg/L）未満、大腸菌群数も検出されなかった。また、6時間という短い滞留時間ながら窒素（T-N < 10 mg/L）、有機物（BOD < 1 mg/L）の高度な処理水質には、MLSS を高濃度に保持することができる MBR ならではの長があらわれている。

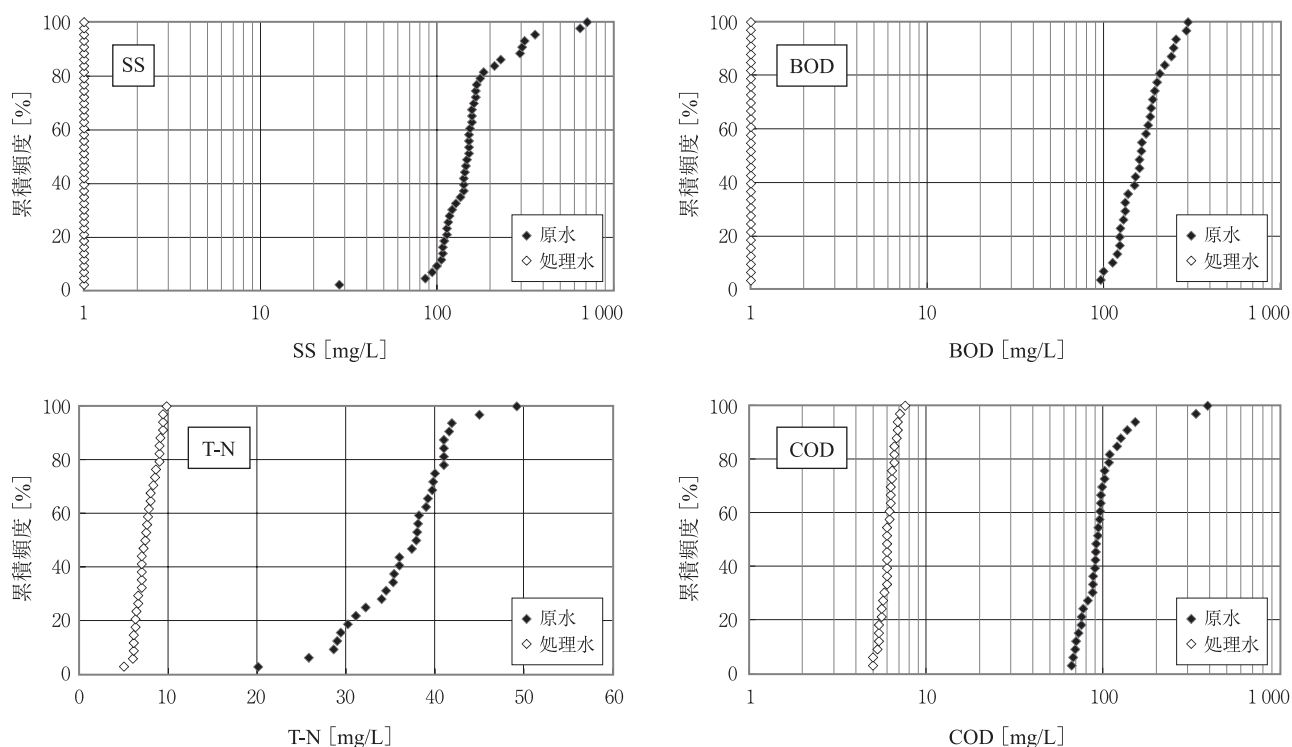
1.3 MBR 開発のポイント

1.3.1 ファウリングの概略メカニズム

MBR の開発では、膜のファウリングをいかに効率良く防止するかが最大の焦点となった。ファウリングの概略メカニズムと洗浄機構を図4の模式図で示す。

ファウリングの種類は、以下のように大きく3つに分類できる。

- ①汚泥（ケーキ）が膜の表面に堆積する
 - ②溶解性有機物（ゲル）が膜孔内部に付着する
 - ③無機物（スケール）が膜孔内部に付着する
- ①を防止するには、おもに堆積しようとするケーキを膜面曝気で常時洗浄する。エネルギーコスト削減に向け、必要最小限の膜面曝気量を求めることがもっとも重要な取組みとなる。これについては1.3.2で後述する。
- ②を防止するには、付着したゲルを逆洗および次亜薬洗で除去するが、本報ではゲル濃度の少ない「ろ過しやすい活性汚泥」について当社が蓄積した知見を、後述する実施1号機の初期運転管理のなかで紹介する。
- ③を防止するには、酸で定期的に洗浄する。スケール物質、施設の事情、価格等を考慮し、酸種を選択する。ただし、下水でのファウリング物質は有機物



〔備考〕 SS, BOD の検出限界（1 mg/L）未満のものは、グラフ上では1 mg/Lとした。

図3 処理水質

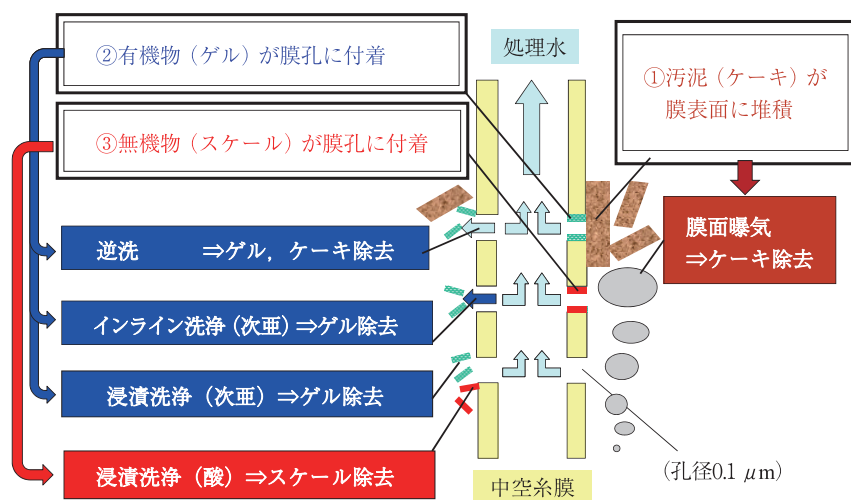


図4 ファウリングの概略メカニズムと洗浄機構

が圧倒的に多く、次亜にくらべると薬洗頻度は少ない。

1.3.2 膜面曝気量の低減³⁾

膜面曝気量の削減に活用するため、以下のようなファウリングモデルを数式化した。まず、図5に示すように、i) 膜孔内部における閉塞（ゲル成分）、ii) 膜表面における閉塞（ケーキ成分）の2つの要因で成り立つモデルを仮定した。ゲル成分と比較し

て相対量の少ない無機物スケール成分は無視して考えた。

$$\Delta P = \Delta P_m + \Delta P_g + \Delta P_c \quad (1)$$

ΔP : 膜差圧 [kPa]

ΔP_m : 膜自体が有する膜差圧 [kPa]

ΔP_g : 膜孔のゲル成分が寄与する膜差圧 [kPa]

ΔP_c : 膜表面のケーキ成分が寄与する膜差圧 [kPa]

流体内のゲル成分が膜孔内部外辺から同心円状に付着堆積することにより生じるものと考えたとき、ゲル成分の収支式は以下のように示される。

$$QC_g t = (\pi R^2 - \pi r^2) \times n \times L \times \rho + Zpt \quad (2)$$

Q : 流量 [m³/d], C_g : ゲル濃度 [kg/m³], t : 時間 [d]
 L : 膜孔長さ [m], R : 膜孔半径 [m], n : 膜孔数 [-]
 r : 有孔半径 (t 経過後) [m], ρ : ゲル密度 [kg/m³]
 Z : 逆洗によるゲル除去量 [m³/d]

膜孔内は層流であると仮定し、ゲル成分が寄与する膜差圧と各種パラメータとの関係を明らかにするために、(2)式に Hagen-Poiseuille 式を適用し以下の式をえた。

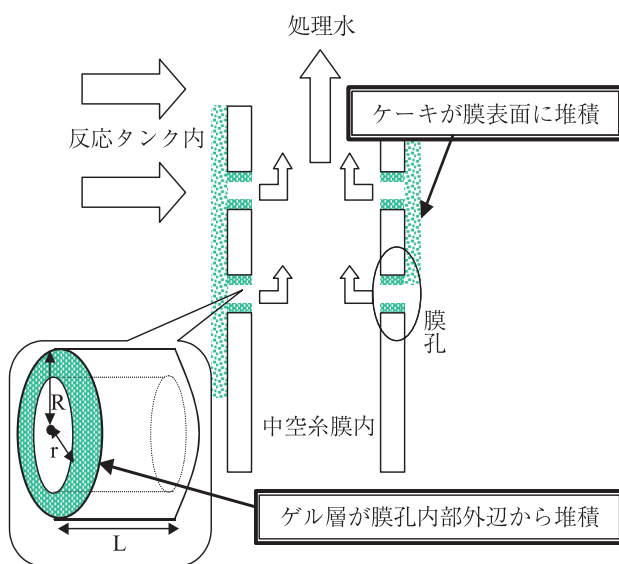


図5 膜閉塞モデル

$$d\Delta P_g / dt = B \cdot \Delta P_g^{3/2} \quad (3)$$

B : 膜閉塞係数 [kPa^{-1/2} · d⁻¹]

ここで、(1)式でケーキ成分が寄与する膜差圧 ΔP_g は（膜ろ過フラックスとケーキ濃度が一定であれば）膜面曝気量に依存し、かつ(3)式でゲル成分が寄与する膜閉塞係数 B 値に対して膜面曝気量が影響しないと仮定する。このとき、膜面曝気量を増加していったときに B 値が一定となる場所が必要最小限の膜面曝気量となる。検討結果を図6に示すが、0.2 m³/h/m² でケーキをほぼ十分に除去できることがわかった。なお、膜面曝気量0.2 m³/h/m² の条件における $\Delta P_g^{3/2}$ と $d\Delta P_g / dt$ の相関性を図7に示す。

以上の検討を通じ、膜ろ過フラックス0.6 m³/m²/d の条件において、膜面曝気量を0.2 m³/h/m²（膜モジュール1本当たり5 m³/h）に削減することができた。0.2 m³/h/m² という数値は、平膜の約35 %（自社で実施した実験数値に対する比）に相当するから、約

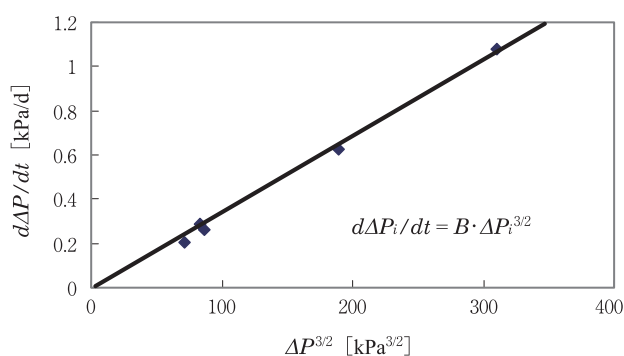


図7 膜閉塞係数の確認（ $\Delta P_g^{3/2}$ と $d\Delta P_g / dt$ の相関性）

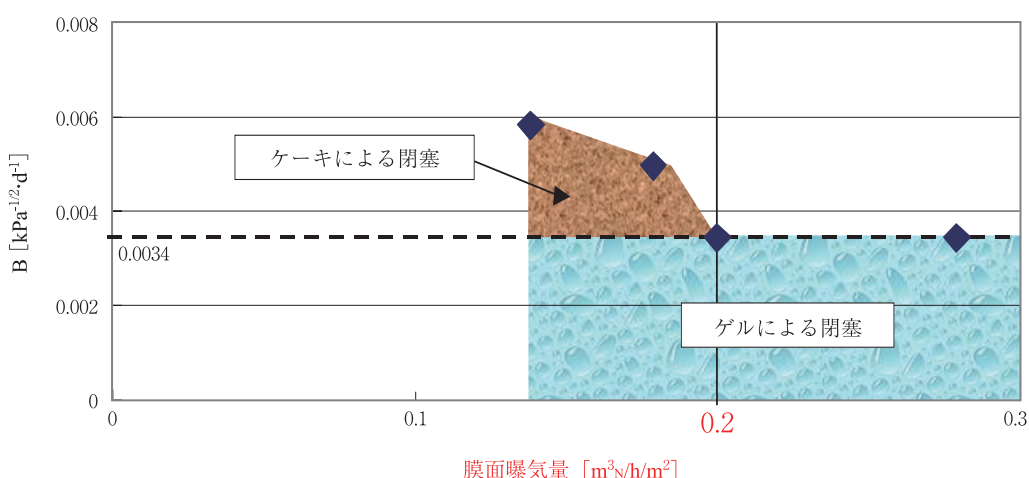


図6 必要膜面曝気量の検討（膜面曝気量による B 値の変化）

65 %の削減を達成したことになる。この数値を設計諸元として、次に紹介する当社1号機の膜面曝気量を決定した。

2. 浜松市城西浄化センターの施設概要と初期運転管理⁴⁾

2.1 施設概要

2.1.1 計画概要

浜松市城西浄化センター（図8）の計画値の概略を以下に記載する。

処理面積 : 73.5 ha (処理人口 3 200人)
 処理能力 : 1 375 m³/d
 最低水温 : 8℃
 水質 BOD : 180 mg/L(流入)/3.0 mg/L(放流)



図8 浜松市城西浄化センター

SS : 140 mg/L(流入)/1.0 mg/L(放流)

T-N : 35 mg/L(流入)/10 mg/L(放流)

東日本以西の一般的な下水の最低水温は13~15℃程度であり、開発段階の実証プラントでもそうであったが、当センターの計画値は8℃と非常に厳しい条件である。一般的に低水温であればあるほど、水の粘度が増し膜差圧が上昇するとともに生物活性が低下してファウリング物質が増加すると予想されるため、とくに冬期の運転管理には注意を要した。

2.1.2 処理フローおよび施設概要

概略処理フローを図9に示す。当センターは分流式の下処理場であり、目幅1mmの微細目スクリーンで流入下水の夾雑物を除去した後、流量調整槽を経て反応タンクに流入させている。反応タンクは2系列から構成される。余剰汚泥は好気タンクより引抜かれ直接脱水される。水処理施設（1系列）の概要を表2に、膜ユニットの外観を図10に示す。

当センターは新設の処理場である。前述した冬期運転の問題とは別に、流入下水量がきわめて少なく活性汚泥性状の悪化、すなわち膜ろ過性の悪化を招きやすい運転初期の管理にも注意を要した。

2.2 初期運転管理

2.2.1 運転立ち上げ方法

一般的に新設のMBRでは、近隣の下処理場から高濃度の種汚泥を少量輸送する方が望ましいといわれるが、当社はさらに、膜ろ過性が良くフレッシュな状態の種汚泥を採用した。

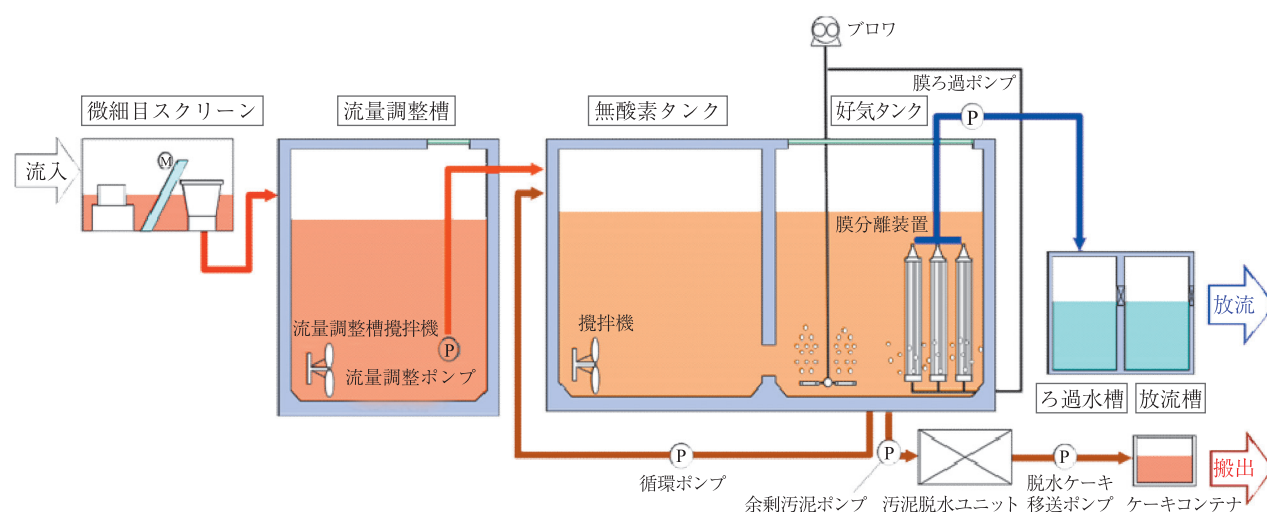


図9 概略処理フロー

表2 水処理施設の概要（1系列分）

施 設 名		主 仕 様
反応タンク	無酸素タンク	4.0 mW × 5.7 mL × 有効水深4.0 m
	好気タンク	4.0 mW × 5.7 mL × 有効水深4.0 m
膜分離装置	膜モジュール	表1を参照
	膜モジュール数	12本／ユニット
	膜ユニット数	5ユニット



図10 膜ユニットの外観

ろ過性の良し悪しの評価基準としては「ろ紙ろ過量」（試料50 mLを5Cろ紙で5分間自然ろ過した液量）をもちいている。ろ紙ろ過量が10 mL/5分以上となれば「ろ過しやすい活性汚泥」とみなし、それを維持するための基本的な運転管理指標（表3）を採用している¹⁾。これらの運転管理指標にしたがえば、冬期水温13～15℃程度の一般的な下水であれば、おおむねろ過性の評価基準をクリアできる。

そこで、当センターの立ち上げにあたっては、近隣処理場のMLSS、ろ紙ろ過量を測定し性状を確認してから種汚泥を選定することとした。その結果、表4に示すように、ろ紙ろ過量がもっとも大きい値を示した浦川浄化センターの返送汚泥を種汚泥とした。また投入にあたっては、汚泥性状の変質を防ぐためバキューム車による種汚泥の採取・移送・投入を約5時間で速やかに完了した。なお、反応槽への投入にあたっては、夾雑物を除去するため、投入位置を微細目スクリーンの手前とした。

低負荷運転、高負荷運転は活性汚泥の膜ろ過性や

表3 基本的な運転管理指標

MLSS	8 000～12 000 mg/L
好気タンク DO	1.5～4.0 mg/L
BOD-SS 負荷	0.05～0.10 kgBOD/kgSS/d

表4 種汚泥候補のMLSS、ろ紙ろ過量の測定結果

種 汚 泥 候 補		MLSS [mg/L]	ろ紙ろ過量 [mL/5分]
佐久間浄化センター	返送汚泥	5 800	31
佐久間浄化センター	濃縮汚泥	14 400	29
浦川浄化センター	返送汚泥	7 500	39

【備考】各汚泥のMLSS濃度を5 000 mg/L程度に希釈・調整してから、水温26℃でろ紙ろ過量を測定した。

処理水質に影響する可能性があるため、立ち上げ時におけるMLSS設定は重要である。供用開始後、流量調整槽に流入する水質、水量を調査し、前述した知見¹⁾よりBOD-SS負荷（1日あたり単位MLSS量にかかる流入下水BOD量の負荷）が0.05 kgBOD/kgSS/dとなるよう、MLSSを約1 000 mg/Lに設定した。

2.2.2 初期運転条件

MBRの初期運転条件を表5に示す。立ち上げ時期には回分式運転、次いで昼間のみの連続運転をおこない、水量の増加にともなって連続運転へと移行した。膜分離装置の起動に連動して散気装置、循環ポンプを起動させ、膜ろ過ポンプは定流量制御とし、膜の閉塞を防止するため10分ごとに1分間の逆洗をおこなった。なお期間3までの間は、補助散気装置の作動、余剰汚泥の引抜、膜の薬洗はおこなっていない。

2.2.3 初期運転状況

2008年5月15日に運転を立ち上げてからの、水

表5 初期運転条件の推移

項 目	期間 1	期間 2	期間 3
期 間	2008/5/16 ~ 6/12	6/13 ~ 7/8	7/9 ~ 2009/3/2
流 入 水 量	30 m ³ /d 以下	30~50 m ³ /d	50 m ³ /d 以上
運 転 方 法	回分式運転 (週 2 日)	連続運転 (週 2 日, 昼間)	連続運転 ^{*1}
設定フラックス ^{*2}	0.26~0.46 m ³ /m ² /d		0.26 m ³ /m ² /d
散 気 装 置	5.0 m ³ /m/ 系列 (0.2 m ³ /h/m ² 膜)		
補助散気装置	停 止		
余剰汚泥引抜量	引抜せず		

【備考】*1 無酸素槽水位に連動して膜分離装置を起動させた。

*2 流入水量, 処理時間に応じてフラックスを設定した。膜分離装置作動時のフラックスを1日当たりに換算して表した。

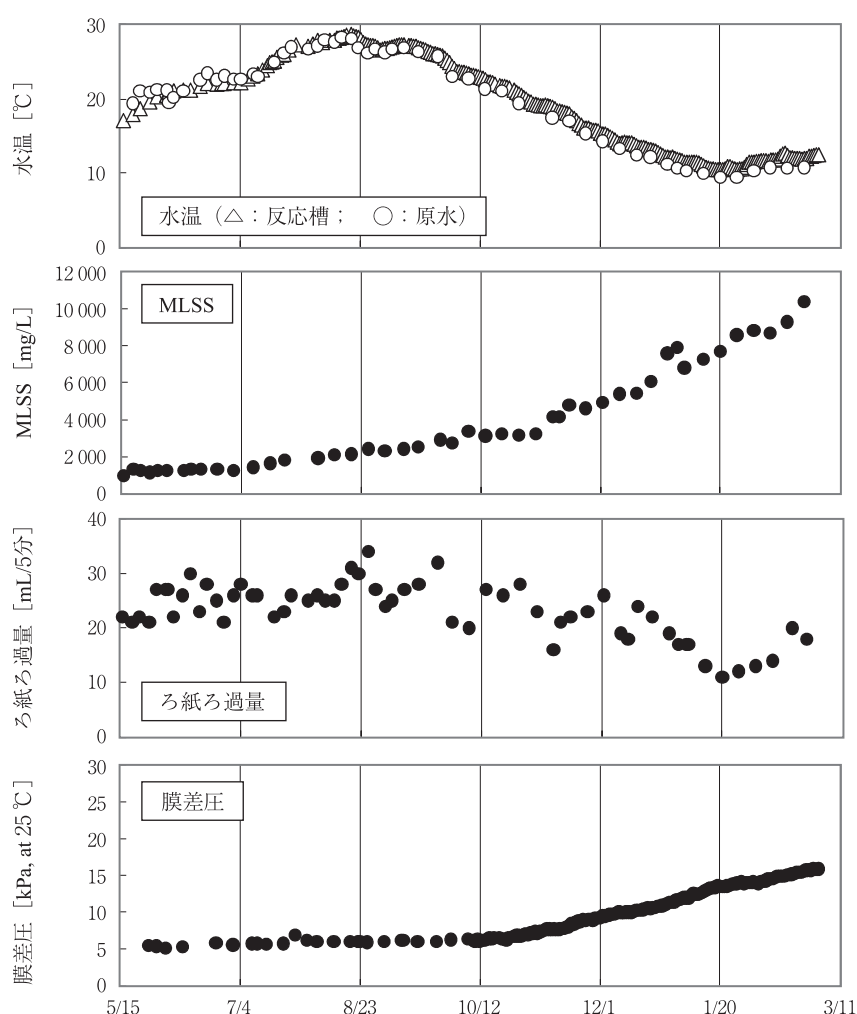


図11 運転状況

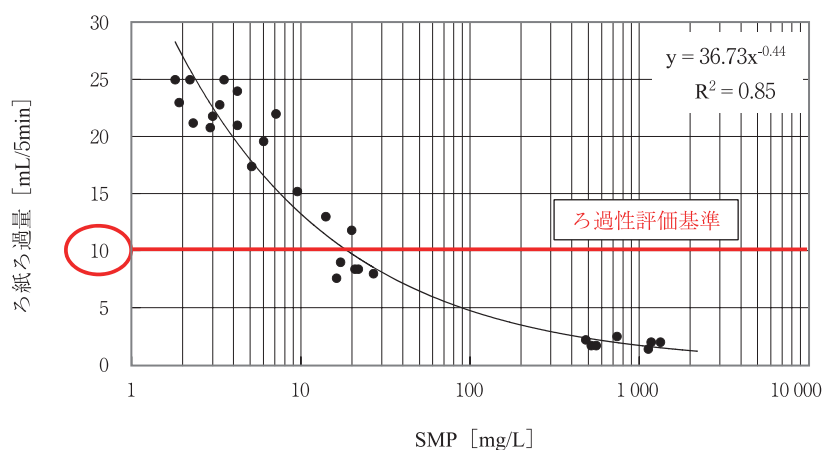
温, MLSS, ろ紙ろ過量, 膜差圧の推移を図11に示す。

(以下, 日付の年表示は省略する。)

反応槽の水温については, 立ち上げ時は17.0℃であった。高水温期を経て, 12月5日から15℃を下

回り, 最低水温は1月18~21日, 27日の10.4℃であった。このとき流入下水の水温は9.4℃であった。

MLSSについては, 立ち上げ時は940 mg/L, その後順調に汚泥が馴養され, 2月24日時点で10 400 mg/Lまで増加した。3月2日以降, 補助散気装置



SMP (= Soluble Microbial Products) :
溶解性有機物とみなし、(好気タンク内 S-TOC) - (ろ過水 TOC) で算出

図12 溶解性有機物濃度とろ紙ろ過量との相関

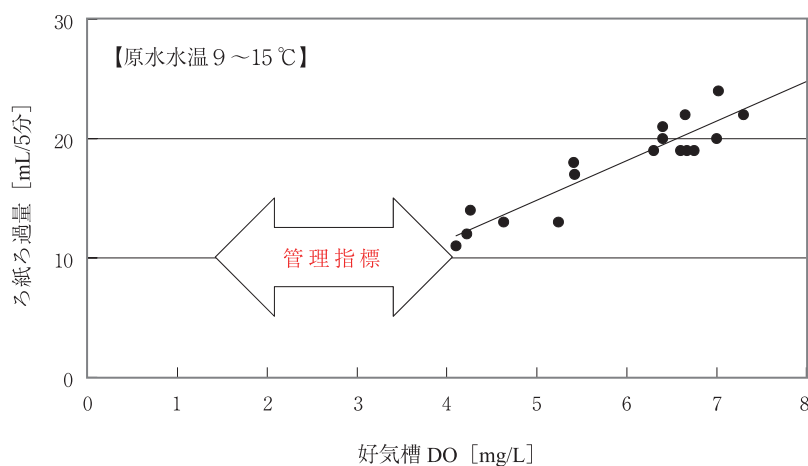


図13 好気タンク DO とろ紙ろ過量の相関

を作動させ、余剰汚泥の引抜きを開始した。

活性汚泥のろ紙ろ過量については、管理下限値目標を10 mL/5分としている。立ち上げ時は約20 mL/5分であったが、水温の低下とともに徐々に低下し、前述した最低水温日には11~12 mL/5分となった。その後、水温の上昇とともに回復し、2月中旬以降は18~20 mL/5分となった。

膜分離装置の膜差圧については、立ち上げ時から10月中旬までは5 kPa 程度でほぼ一定であった。その後、膜差圧はおおむね一定の上昇速度で推移し、3月2日時点で約16 kPa となった。

2.2.4 「ろ過しやすい活性汚泥」を維持するために

図12に示すデータは下水の実証プラントデータおよびメタン発酵廃液の MBR 実施データをもとめたものであるが、好気タンク内に蓄積する溶解性

有機物の濃度が増えるほど、ろ紙ろ過量が少なくなるという相関がある⁵⁾。溶解性有機物濃度の増加が、膜孔内部に付着するゲルの増加につながるためであると考えられる。したがって、ろ過しやすい汚泥を維持するには、膜に蓄積する溶解性有機物、すなわち好気タンク内 S-TOC とろ過水 TOC との差を一定値以下 (20 mg/L 以下) にすることが肝要である。

当センターでは、図13に示すように、好気タンクの溶存酸素濃度 (以下、DO と呼ぶ) が大きくなるほどろ過性が向上する傾向がみられた⁵⁾。このデータは生物活性が低下する原水水温 9 ~ 15 °C の低水温期のものであるが、高い DO によって微生物代謝が活性化され、好気タンク内の溶解性有機物が分解されて膜への蓄積量が抑制されたためと考えられる。

したがって、活性汚泥のろ過性が低下してきた場

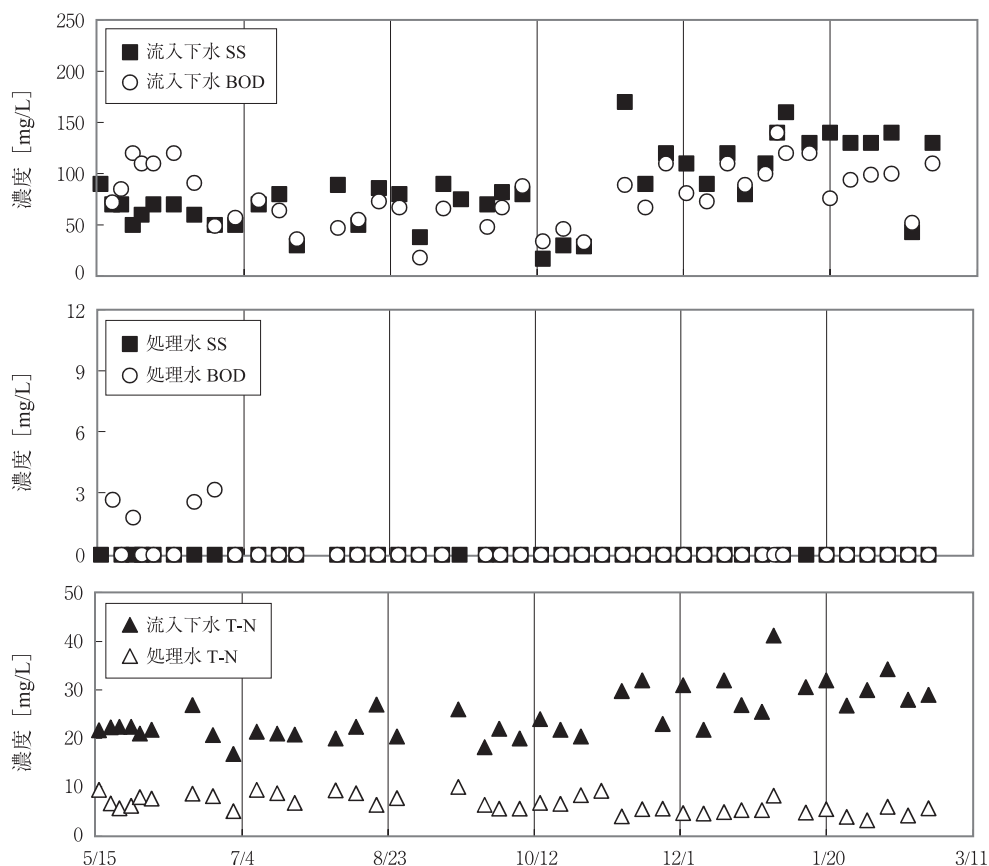


図14 処理水質

合には、曝気エネルギー消費量を極力抑えるため低水温期の一時期に限定したうえで、好気タンクのDOをやや高く設定するのも一つの有効な手段である。

2.3 処理水質

SS, BOD, T-Nの推移を図14に示す。流入下水のSSは平均106 mg/L, BODは平均89.8 mg/Lであり、処理水のSSはすべて1 mg/L未満、BODはおおむね2 mg/L未満であった。T-Nについては、MLSSが5 000 mg/Lに達して以降、流入下水平均30.5 mg/Lに対して処理水平均は5.7 mg/L、除去率は平均81.7%であった。この期間の循環率は平均3.7であり、理論T-N除去率は78.7%となるため、良好な処理がなされていたといえる。

むすび

当社は、PVDF製の中空糸膜モジュールをもちいて、曝気エネルギーの削減を図りながらMBRを実用化し、実施設1号機の良好な運転を維持してきた。MBRには、プロセスが簡略で省スペースでありながら高度な処理水質の達成が可能という優れた

メリットがあり、今後ますます普及していくと期待される。そのためには、ソフト面（ろ過しやすい活性汚泥の維持）、ハード面（膜ユニットの改良等）の両面から、さらなるエネルギーコスト削減を推し進める必要がある。地球に優しいMBRを目指し、技術改良を成し遂げていく所存である。

【参考文献】

- 1) 石山 明, 中島優一, 高橋 円, 長谷川進, 「膜分離活性汚泥法の運転管理に関する検討」, 第41回下水道研究発表会講演集, 2004, pp.756-758
- 2) 尾崎敏之, 中島優一, 石山 明, 長谷川進, 「膜分離活性汚泥法の運転管理に関する検討」, 第39回日本水環境学会年会講演集, 2005, pp.43
- 3) 石山 明, 中島優一, 長谷川進, 尾崎敏之, 「膜分離活性汚泥法の維持管理コスト縮減に関する検討」, 第42回下水道研究発表会講演集, 2005, pp.762-764
- 4) 猿田晴広, 山出 桂, 石山 明, 中嶋雄大, 田路明宏, 「浜松市城西浄化センターにおけるMBRの初期運転について」, 第46回下水道研究発表会講演集, 2009, pp.314-316
- 5) 石山 明, 「MBRの運転管理について」, 第12回日本水環境学会シンポジウム講演集, 2009, pp.144