

〈論文〉

中空糸膜を用いた水処理における流動状態と圧力損失の予測モデルの構築

村上吉明¹⁾, 谷田克義²⁾¹⁾ (株)神鋼環境ソリューション 商品市場技術開発センター プロセス技術開発部
(〒651-2241 兵庫県神戸市西区室谷1-1-4 E-mail: y.murakami@kobelco-eco.co.jp)²⁾ (株)神鋼環境ソリューション 商品市場技術開発センター 水汚泥技術開発部
(〒651-2241 兵庫県神戸市西区室谷1-1-4 E-mail: k.tanida@kobelco-eco.co.jp)

概要

中空糸膜を用いた水処理システムにおけるファウリング抑制を目的として、簡易的に内部流動状況と圧力の時間変化を予測するためのモデルを構築した。内部流動状況は1次元層流モデルを用いて表現し、さらにその時間経過後における流動状況は摂動法を用いた。モデルの妥当性を評価するために流動解析(CFD)と比較した結果、運転初期における流動状況及び圧力変化を予測出来ることを示した。

さらに外圧型の中空糸膜ユニットでのファウリング抑制方法を検討した結果、静圧回復の利用が有効であることが判明した。

キーワード：中空糸膜, モデリング, シミュレーション, 摂動法, 静圧回復

原稿受付 2010.7.20

EICA: 15(2・3) 67-75

1. 緒言

水処理プロセスで汎用されるMF膜の中空糸膜は内径1~2mm程度の細長いストロー状の膜を多数束ねた構造をしており、運転方法は主に浸漬型と外圧型の2種類に分類される。浸漬型は膜の一方を塞いだ状態でもう一方をポンプで吸引する方式¹⁾で、外圧型は圧力容器内に膜を挿入して外部から加圧することで水を透過させる方式²⁾である。同膜は狭い領域に多数並べることが出来るため、設置面積に対する膜面積が大きいというメリットを持つ。しかし、中空糸膜の中空部分は細長い領域であり、その内部を水が通過する際の圧力損失も大きく、必ずしも長手方向に均一には透過しないと考えられる。すなわち、膜面積と実際に有効な膜面積との間には差がある可能性がある。さらに、流れが不均一性を有するため、膜透過抵抗の上昇にも位置依存性があり、通常の平膜の膜間差圧上昇³⁾とは異なる挙動を示す。しかしながら、その挙動は充分には明らかにされていない。そのため、設計段階でも適切な膜条件を選定することが困難になっている。

本研究は、中空糸膜を用いた水処理プロセスにおける水の流動状態と圧力損失の時間依存性を評価し、ファウリングを抑制可能な設計条件の提案を目的とする。

2. 予測モデル

2.1 モデリング

中空糸膜は1次元モデルでモデル化した。モデルの概念図をFig.1に示す。まずは浸漬型の膜を考える。中空糸膜を透過した処理水出口を原点とし、膜に沿ってx軸を取る。処理原水は膜を通過したあと、膜内部の中空領域を通過し、処理水として排出される。

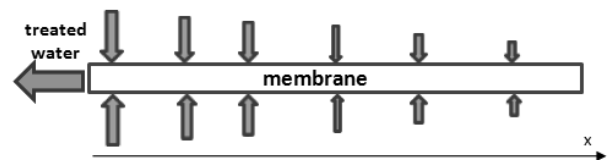


Fig. 1 A schematic of model

ケーススタディとして、内径0.6mm外径1.2mm、長さ1mの膜を約1900本内挿し、膜ろ過面積が7m²である中空糸膜ユニットを使用して、フラックス1.0m³/日で処理する場合を仮定すると、中空部を通過する水の流速vは0.15m/s程度となる。この場合、中空領域におけるレイノルズ数Reは

$$\text{Re} = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{1.0 \times 10^3 \cdot 0.15 \cdot 1 \times 6 \times 10^{-4}}{1.0 \times 10^{-3}} = 90 \ll 1000$$

となり、中空糸膜内部の流れは層流となることが分かる。ここで、 ρ 及び μ はそれぞれ水の密度、粘性係数、

d は中空糸膜の内径である。

2.2 初期状態の理論解

本モデルで使用するパラメータを **Table 1** に示す。

Table 1 Parameter

物質	物性(次元)	パラメータ
水	密度(kg · m ⁻³)	ρ
	粘性係数(Pa · s)	μ
膜	内径(m)	d
	長さ(m)	L
	膜透過抵抗の比例定数(Pa · s · m ⁻²)	r_0
	粘性抵抗の比例定数(Pa · s · m ⁻⁴)	R
運転条件	処理水量(m ³ · s ⁻¹)	I_0
	膜間差圧(Pa)	P_0

本モデルでは1次元モデルを用いるため、膜の厚みは考慮していない。

中空糸膜の出口を原点として、膜に沿って x 軸を取る。位置 x における単位長さ当たりの処理水量を $f_0(x)$ (m²/s)、中空部分を通る水の量を $I_0(x)$ (m³/s) とすると、中空部分では層流なので、ハーゲンポアズイユの式から単位長さ当たりの圧力損失は以下の式で表すことができる。

$$\frac{dP}{dx} = \frac{32\mu}{d^2} v \quad (1)$$

で表わせる。ただし、本研究では流量を1次元でモデル化しているので、中空部分の断面積 $\pi d^2/4$ (m²) で割って $R=1/I_0(x)$ ($dP/dx = 128\mu/\pi d^4$ (Pa · s · m⁻⁴)) となる。位置 x において中空部分を通る水量、すなわち x から L までの区間で膜を透過した処理水量 $I_0(x)$ は、

$$I_0(x) = \int_x^L f_0(s) ds \quad (2)$$

で表すことができる。

さらに、 $x=0$ から L まで、すなわち膜全体を透過する水の総量を I_0 (m³/s) とすると、

$$I_0 = \int_0^L f_0(s) ds \quad (3)$$

となる。今、原点から膜を通過するまでの圧力損失は経路によらず一定で、かつ膜を透過する水量は局所的な膜間差圧に比例すると仮定すると、

$$P_0 = r_0 f_0(x) + R \int_0^x I_0(s) ds \quad (4)$$

となる。 $k = \sqrt{(R/r_0)}$ (1/m) とおいて②~④より

$$f_0(x) = \frac{P_0}{r_0} \frac{\cosh\{k(x-L)\}}{\cosh(kL)} \quad (5)$$

$$I_0 = \frac{P_0}{kr_0} \tanh(kL) \quad (6)$$

となる。すなわち中空糸膜の局所的な透過水量の関数形は、双曲線関数となり、出口から離れるに従って単調に減少し、全流量は膜間差圧に比例する。

また、膜の両端では透過量が $(e^{kL} + e^{-kL})/2$ 倍異なり、 $e^{2kL} \gg 1$ となると、運転圧力一定の条件下で膜の長さを延ばしても流量は増加しないと考えられる。すなわち、出口の反対側からは水を吸込めておらず、少なくとも初期状態では有効に使用できていないと考えられる。

$L=1, r_0=1, I_0=1$ として、 k を変化させた時における膜の透過水量 $f_0(x)$ を **Fig. 2** に、 $L=1, r_0=1, I_0=1$ として、 k を変化させた時の膜間差圧を **Fig. 3** にそれぞれ示す。なお、 $k=1$ 及び $k=3$ は $k=10$ と同じ素材及び膜厚で膜を製造した時に、内径がそれぞれ3.2倍及び1.8倍とした場合に相当する。 k が小さいほど流れは均一化されていくが、 $k=10$ の時には $x > 0.5$ の領域がほとんど使用されていない。また、処理水量を一定に保持するためには k の増加に従い膜間差圧も上昇させる必要がある。 $k > 2$ の領域においては、膜間差圧はほぼ k に比例した。

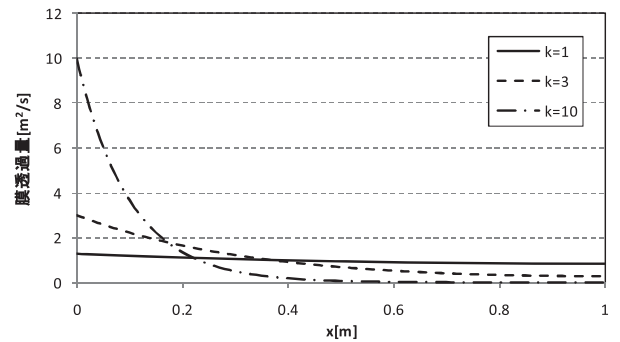


Fig. 2 Plot of distribution of fux

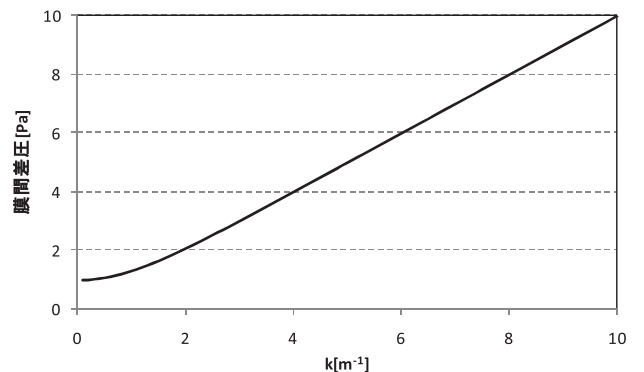


Fig. 3 Trans membrane differential pressure in an initial condition

2.3 運転後における流動状態

時間経過による流動状態及び膜間差圧の変化を考えた。膜のファウリングの模式図を Fig. 4 に示す。膜のファウリングには表面へのケーキ付着と内部の流路閉塞とが考えられるが、本研究では表面に付着するケーキについては、表面にケーキが堆積しないような運転がなされていて、無視出来ると仮定した。

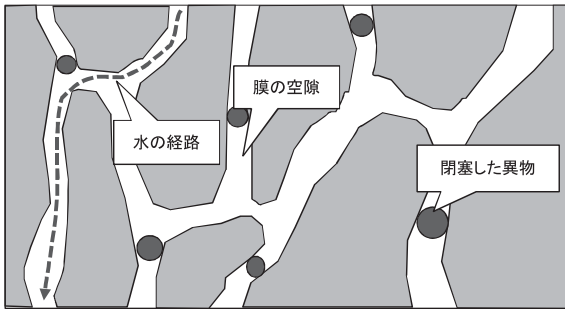


Fig. 4 Schematic of blockade of membrane

本研究では、膜内部を充填層と考えた。一般に充填層内部の流れを層流で記述できる場合、充填層透過時における単位長さ当たりの差圧 $\Delta P/\Delta x$ は下記の通り Blake-Kozeny の式で与えられる⁵⁾。

$$\frac{\Delta P}{\Delta x} = \frac{150}{d_p^2} \frac{(1-\delta)^2}{\delta^3} \mu v \quad (7)$$

ここで d_p は代表長さ、すなわち孔径、 δ は空隙の体積を全体の体積で割った空隙率、 μ は流体の粘性係数、 v は充填層がないとした場合における代表速度である。

膜内部に異物が流入すると、その経路は部分的に閉塞される。 x での透過流量が $f(x)$ の時、 b を比例定数として空隙率は δ から $\delta - bf(x)$ に低下する。⑦式は空隙率について単調減少なので、膜の動径方向に対する単位長さ当たりの圧力損失、すなわち膜透過抵抗が上昇する。 $d_p=1$ とした時の空隙率と単位長さ当たりの圧力損失との関係を Fig. 5 に示す。空隙率が低下

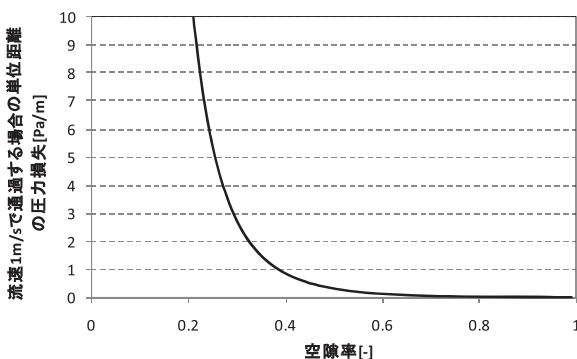


Fig. 5 Relationship of porosity and pressure loss per an unit length

すると、新たな空隙率を⑦式に代入した分だけの差圧となる。以下、膜内部に流入する微粒子は水中に均一に存在しており、膜によってその一部が捕捉されると考えた。

膜透過抵抗が増加すると、それに応じて流動状態も変化する。すなわち、局所的な膜透過抵抗 $r(x)$ が r_0 から次のように変化する。

$$r(x) = r_0 + \varepsilon r_1(x) + \varepsilon^2 r_2(x) + \dots = \sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n r_n(x) \quad (8)$$

また、透過水量も $f_0(x)$ から次のように変化する。

$$f(x) = f_0(x) + \varepsilon f_1(x) + \varepsilon^2 f_2(x) + \dots = \sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n f_n(x) \quad (9)$$

さらに、膜間差圧も同様に

$$P = P_0 + \varepsilon P_1 + \varepsilon^2 P_2 + \dots = \sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n P_n \quad (10)$$

に変化すると考える。ただし、 ε は時間経過によって増加する無次元の微小量である。この時の透過量 $I(x)$ の変化を摂動法によって求めるため、 r 及び $f(x)$ を②～④に代入することにより

$$I(x) = \sum_{n=0}^{\infty} \int_x^L \{ \varepsilon^n f_n(\xi) \} d\xi \quad (11)$$

$$\sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n P_n = \left\{ \sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n r_n \right\} \left\{ \sum_{n=0}^{\infty} \varepsilon^n f_n(t) \right\} + R \int_0^x I(\xi) d\xi \quad (12)$$

と表すことができる。

これを ε についてまとめる。まず、 ε を含まない項については④式となり、これは初期状態に相当する。 ε については、

$$P_1 = r_0 f_1(x) + r_1 f_0(x) + R \int_0^x \int_u^L \{ f_1(s) \} ds du \quad (13)$$

ここで、位置 x での膜透過抵抗の増加分 $r_1(x)$ は以下のように表すことができる。

$$r_1(x) = \frac{\cosh \{ k(x-L) \}}{\sinh(kL)} mkLr_0 \quad (14)$$

これは、抵抗の増加量が $f_0(x)$ に比例することを示している。 $r_1(x)$ の係数は平均値が k や L によらない。すなわち膜の長さや形状を変えても、膜全体での抵抗増加分の積分値は一定となる。これは、単位時間あたりに膜で捕捉される異物のトータル量が異物の性状及び濃度によってのみ決まることを意味する。また、 m は $\varepsilon=1$ の時に抵抗が初期状態に対して何倍に増加するかを表すための比例定数であり、⑦式を δ で微分し、その微分係数に初期状態での空隙率 δ_0 を代入すれば得られる。

$$\frac{d}{d\delta} \frac{\Delta P}{\Delta x} = \frac{150}{d^2} \frac{(3-\delta)(\delta-1)}{\delta^4}$$

$$m = \left(\frac{\Delta P}{\Delta x} \right)^{-1} \frac{d}{d\delta} \frac{\Delta P}{\Delta x} \Big|_{\delta=\delta_0} = \frac{(3-\delta_0)}{\delta_0(1-\delta_0)} \quad (15)$$

すなわち、 $r_1(x)$ を考慮することで空隙率の変化に対して線形近似を与えることができる。そのため、これらを用いて求まる $f_1(x)$ も、初期状態からの変化が小さな比較的初期の状態に相当する。

流量一定、すなわち $f_1(x)$ の0からLまでの積分値が0となる条件下で⑭を⑬に代入して解くと

$$f_1(x) = A_1 \cosh \{2k(x-L)\} + B_1 \cosh \{k(x-L)\} \quad (16)$$

$$A_1 = -\frac{2mk^2LI_0}{3\sinh^2(kL)}, \quad B_1 = \frac{2mk^2LI_0}{3\sinh(kL)}$$

$$P_1 = \frac{\cosh(2kL) + 5}{3\sinh(2kL)} mkLP_0$$

$$= \frac{\cosh(2kL) + 5}{6\sinh^2(kL)} mk^2Lr_0I_0 \quad (17)$$

$m=10$, $r_0=1$ の時に k を変化させたときの P_1 のプロットをFig. 6に示す。ただし、膜のフラックスを統一するため、 $L=0.5, 1, 2$ mの時それぞれ $I_0=0.5, 1, 2$ とした。フラックスを一定にしても、膜長さが長くなり、 k が大きくなるほど膜間差圧の上昇速度も大きくなった。

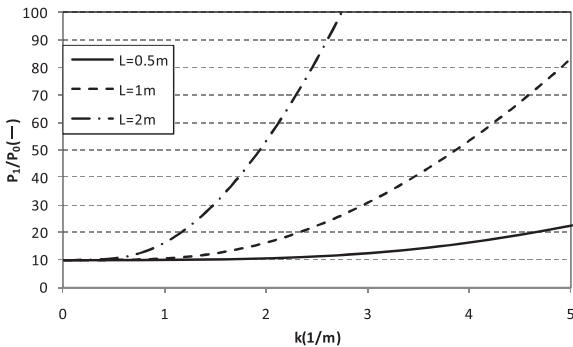


Fig. 6 Influence of k for P_1

初期状態では、水の透過量は流出口付近で大きい。 k が大きいと、膜を動径方向に進む時のエネルギーよりも内部を進む時のエネルギーロスが大きくなるため、流出口付近における局所的な流量が増加し、圧力損失も増大する。その結果、 kL が大きな膜では、流出口から離れた部分を充分に利用することができない。

また、時間経過による膜の閉塞は、流量の大きな場所、すなわち流出口付近から進行する。流出口近傍における膜透過抵抗が増大すると、もともと流量の少なかった、すなわちエネルギーロスの大きな領域から水を強制的に吸い込むため、圧力上昇の速度も大きくな

る。さらに膜が長い場合、フラックスを一定にしても水は流出口近傍を集中的に流れるため、局所的な流量は大きくなり全体の差圧も大きくなる。そのため、フラックスと k が同じでも膜の長さが大きい場合には、膜間差圧の上昇速度も大きくなると予測される。

3. モデルの評価

3.1 パラメータ取得方法

(1) k の導出

k は小型実験装置を用いて取得した。装置模式図をFig. 7、装置外観をPhoto 1、試料条件をTable 2に示す。実験では中空糸膜のうち水の抜出し口の反対側を針で塞ぎ、もう片側は中空糸膜の内径と同程度の外径を持つ注射針を刺して固定した。注射針を水の抜出し管に接続してセルにセットし、セル内部を純水で満たした。その後、セルの入口側に加圧ポンプをつないでセル内部を加圧し、純水を透過させた。セル出入口に圧力計P1とP2を設置し、その差圧を膜間差圧とした。また、透過水出口には電子天秤の上に乗せたビーカーを設置して透過した水を回収し、連続的に秤量した。処理水量は重量変化で測定し、膜間差圧と処

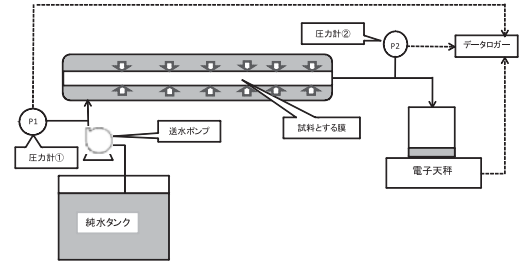


Fig. 7 Schematic of a small-sized experimental device

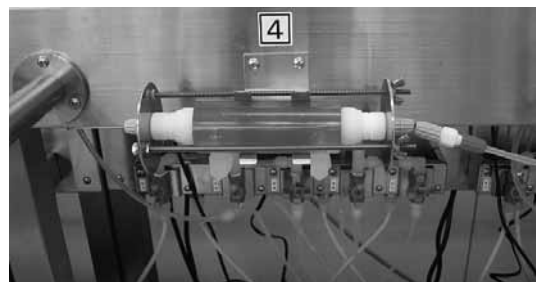


Photo. 1 Picture of experimental device

Table 2 Condition of sample

メーカー	旭化成
公称径(μ m)	0.1
材質	PVDF
内径(mm)	0.6
外径(mm)	1.2
長さ(cm)	10.6

理水量との関係から、⑥式を用いて膜の透過抵抗を求めた。実験はまず膜を付けずに純水を流し、装置の圧力損失を求めた。さらに、膜を取付けた上で同量の水を通過させ、その時の差圧から膜透過時における差圧を求め、2つの値の差を膜間差圧とした。

この実験装置は外圧型であるが、実験条件で装置内部を水の流速は 10^{-5} (m/s)程度であり、水の動きは無視できる。そのため、差圧の考え方においては浸漬型とまったく同様の方法で考えることができる。

(2) δ の導出

空隙率は、乾燥させた膜のかさ比重と素材の真比重から求めた。

3.2 CFD条件

解析にはFLUENT6.3(ANSYS社)を用いた。計算モデルは2次元軸対称層流モデルを用いた。膜は多孔質媒体とし、空隙率は透過量の累計に比例して小さくなるとした。まず、空隙率を一定として初期状態の流動状況を確認した。その後、空隙率の変化を考慮して計算した。なお、膜の形状条件はTable 3の通りとした。

Table 3 Shape of membrane

	長さ(m)	内径(mm)
①	1	0.6
②		1
③	2	0.6
④		1

4. 解析結果

4.1 パラメータ取得結果

(1) k の測定結果

小型装置実験の結果をFig. 8に示す。膜の内径0.6 mmより、 $R=3.14 \times 10^{11}$ ($\text{Pa} \cdot \text{m}^{-4} \cdot \text{s}^{-1}$)となる。さらに直線の傾きを⑥式に代入し、 $k=2.78$ (m^{-1})及び $r_0=4.06 \times 10^{10}$ ($\text{Pa} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}$)を得た。

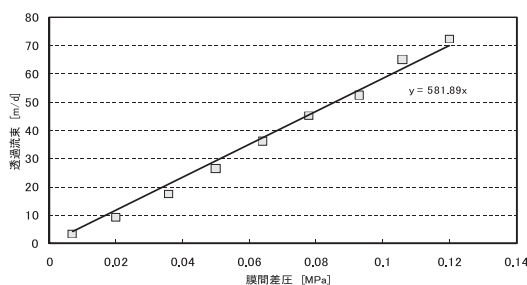


Fig. 8 Result of small-sized experiment

(2) δ の測定結果

測定条件および結果をTable 4に示す。測定結果から $\delta=0.759$ (-)と求められた。

Table 4 Results of measurement of membrane(average of two times measurements)

	平均値
長さ(mm)	12.3
内径(mm)	0.6
外径(mm)	1.2
重量(mg)	54.6
真比重(g/cm^3)	1.78
空隙率	0.759

さらに d_p を求めるためにFig. 9のような断面を考える。透過流量が f (m^2/s)の時、半径 ξ (m)の断面での水の流速は $f/(2\pi\xi)$ (m/s)となる。これを⑦式に代入して膜の外表面から内表面まで積分すると r_0 となるから、膜の内側及び外側の半径をそれぞれ r_{inner} 及び r_{out} とすると

$$r_0 = \int_{r_{inner}}^{r_{out}} \frac{150}{d_p^2} \frac{(1-\delta)^2}{\delta^3} \frac{\mu d\xi}{2\pi\xi} = \frac{75}{d_p^2} \frac{(1-\delta)^2}{\delta^3} \frac{\mu}{\pi} \ln\left(\frac{r_{out}}{r_{inner}}\right) \quad (18)$$

となる。⑱に r_0 及び δ を代入して $d_p=0.086 \mu\text{m}$ を得た。これは公称径 $0.1 \mu\text{m}$ とも一致する。

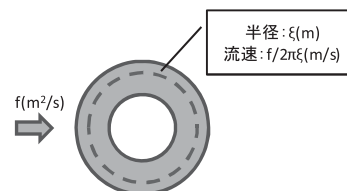


Fig. 9 Schematic of a cross flow of hollow fiber membrane

4.2 CFD結果

(1) 定常計算

予測モデルで求めた解とCFDで求めた解及び膜間差圧のモデル予測値と計算結果との比較をそれぞれFig. 10及びTable 5にそれぞれ示す。予測値と解析結果とを比較すると、傾向としては良く一致したが、処理水の流出側では予測とずれが生じた。中空糸膜の場合、膜を通じて外側から内側に水が流入してくるために膜の壁面で流速が0にならず、ハーゲンポアズイユの式から微小なずれが発生する。また、水が膜を透過すると動圧が増加して、静圧が低下する。その結果、水の出口付近ほど局所的な膜間差圧が増加して透過量も増加したと考えられる。また、膜間差圧についても

最大で 30% 程度のずれが確認された。

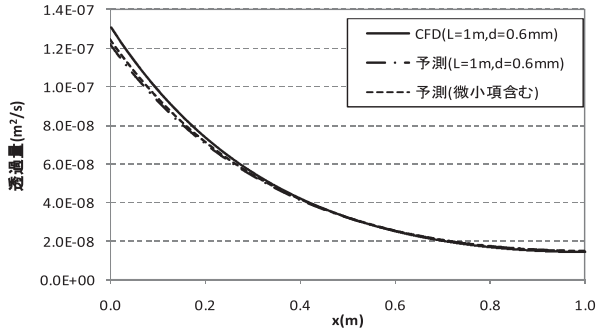


Fig. 10 Result of comparison for distribution of flux by the model and calculation result of CFD

Table 5 Result of comparison for pressure loss by the model and calculation result of CFD

	予測値(kPa)	CFD 結果(kPa)	ずれ(%)
①	4.96	6.24	26
②	2.32	2.76	19
③	9.85	12.5	27
④	3.95	4.91	24

静圧回復と流路の縮小のうち、どちらの影響が大きく寄与するか概算するため、④式の左辺を $P_0 + 8\rho\{I(x)\}^2/(\pi^2 d^4)$ と置き換え、さらに $g(x)$ を静圧回復による微小項と見なして④式に代入し、摂動法を用いて解くと

$$g(x) = A_1' \cosh\{2k(x-L)\} + B_1' \cosh\{k(x-L)\}$$

$$A_1' = \frac{a}{3r_0}, \quad B_1' = \frac{a\{\cosh(2kL) - 3\}}{6r_0 \cosh(kL)},$$

$$a = \frac{8\rho P_0^2}{\pi^2 d^4 r_0^2 \cosh^2(kL)} \quad (19)$$

となった。Fig. 10 に微小項である $g(x)$ を加えたものも併せて示す。静圧回復の影響を考慮しても流束分布はほとんど変化せず、2つの予測値はほとんど重なっている。このことから、膜内部に透過してくる流れによってハーゲンポアズイユの式が成立しなくなり、径が小さくなる方向に向かって流れ込んできた水が軸方向に流れの向きを変えて膜の内径が小さくなったのと同じ効果を与え、膜間差圧も予測値よりも大きくなったと考えられる。

(2) 非定常計算

$L=2\text{ m}$, $d=0.6\text{ mm}$ の膜フローパターンのモデル予測、CFD 結果及び初期状態におけるフローパターンを Fig. 11 に示す。摂動項は永年項であるため、時間経過に従って処理水出口付近でのフローパターンの予測は CFD 結果と一致しなかったが、処理水出口から

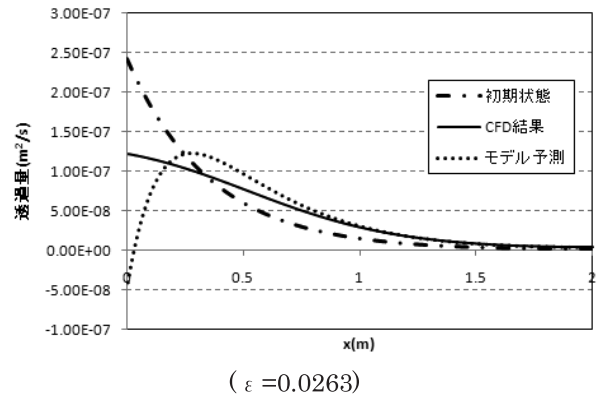
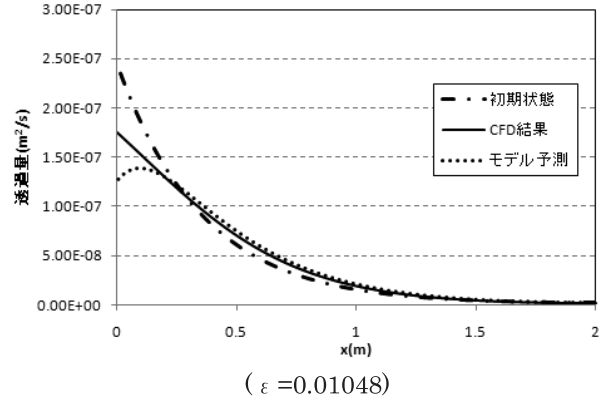
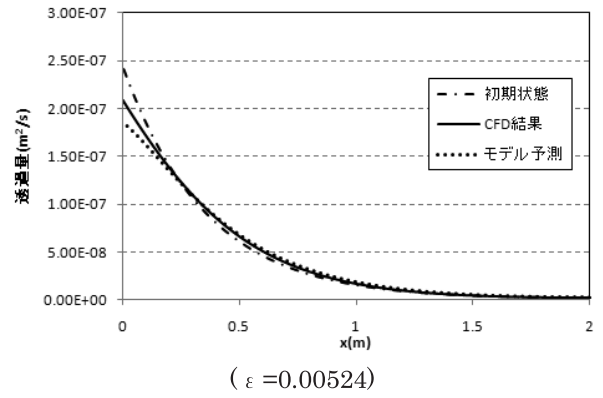


Fig. 11 Change of distribution of flux

離れた領域では比較的良く一致した。

しかし、少なくとも運転初期における膜間差圧の上昇を 1 次の摂動項で直線的に表し、予測することは十分に可能と考えられる。

また、膜間差圧の挙動は摂動法によって予測したフローパターンが CFD 結果とずれた後でも良く予測できた。圧力上昇の予測は 1 次摂動により十分に可能と考えられる。

ある ε における膜間差圧を $P(\varepsilon)$ とした時横軸に ε 、縦軸に $P(\varepsilon)/P_0$ を取った時のプロットを Fig. 12, P_1/P_0 の予測値と CFD 結果との比較を Table 6 にそれぞれ示す。膜間差圧の変化のパターンは、内径が 0.6 mm の膜は上に凸、一方内径 1.0 mm の膜は下に凸となった。内径が 1.0 mm の膜は内径 0.6 mm の膜よりも膜の全面を使用できるため、初期における膜間差圧が小さくなる。ただし、膜の外径も大きいため 1 本

当たりの処理水量が多くなり、初期の膜間差圧に対する膜間差圧の上昇速度は大きくなる。一方、内径0.6mmの膜は、初期状態では使用できない領域が内径1.0mmよりも多くなる。そのため、局所的な流速が増加して膜間差圧も増加する。ただし、処理水出口から離れた領域は、初期状態ではほとんど使用されていないために空隙率も初期状態と比較してほとんど変化しない。そのため、初期状態に対する膜間差圧の上昇速度は小さくなると考えられる。ただし、同じ流速でも、内径1.0mmの膜の初期圧力は半分以下であり、膜間差圧そのもので比較すると、kが小さな膜の方が膜間差圧は小さくなると考えられる。

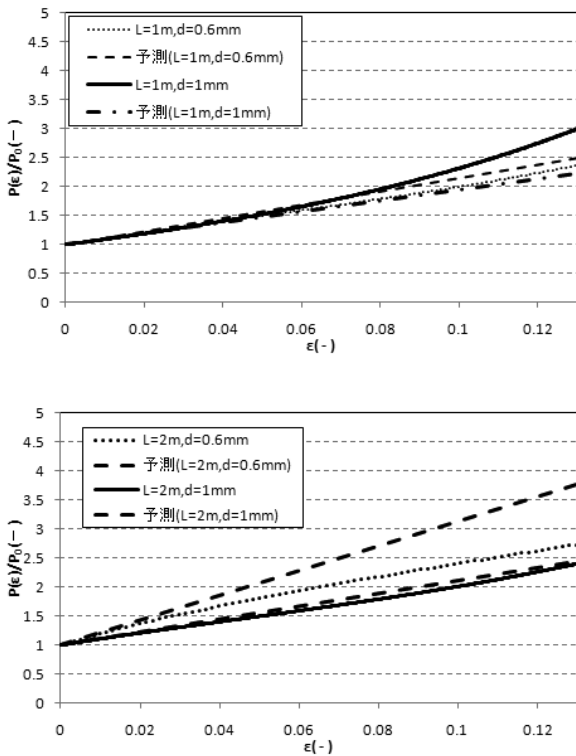


Fig. 12 Plot of $P(\epsilon)/P_0$

Table 6 Result of comparison for P_i/P_0 by the model and calculation result of CFD

	予測値	CFD 結果	ずれ(%)
①(L=1m,d=0.6mm)	11.8	11.6	2.3
②(L=1m,d=1mm)	9.44	9.42	0.19
③(L=2m,d=0.6mm)	22.7	21.3	3.3
④(L=2m,d=1mm)	10.7	11.1	6.8

5. ファウリング対策

5.1 浸漬膜のファウリング条件

上記の結果より、浸漬膜のファウリングを防止するには、初期状態から膜の全面を出来るだけ使用するこ

とが有効である、すなわちk及びLが出来るだけ小さな膜を使用すべきと考えられる。初期状態で膜の一部が使用できないと、局所的に流速が増加するため、ファウリングも閉塞も局所的に進行する。初期状態で水が透過しない領域はもともと透過するのにより大きなエネルギーが必要であるため、圧力損失の上昇速度も大きい。

5.2 外圧型の膜の対策案

(1) 計算条件

外圧型の膜の場合、浸漬型の対策に加えて静圧回復の利用によりフラックスを均一化させることを検討した。一般に圧力損失は全圧の低下であるが、通常の配管では流量が一定であるために静圧のみが低下する。ところが、中空糸膜のように流路内での流量が膜透過により連続的に変化する場合は、モジュールの出口での水量は入口よりも少なく、動圧が低下する。今、圧力損失による全圧の低下より水の透過による動圧の低下の影響が大きいと、流出口に近づくほど静圧、すなわち膜外部から水を内側に押し込む力は増加する。静圧回復により、ファウリングの抑制が可能かCFDによって予測した。再び2次元軸対称モデルで計算しケーシング内の膜の本数は1本とした。計算領域をFig. 13、計算条件をTable 7に示す。流入口は処理水の出口側に設け、ケーシングの内径を原水の流入口から流出口にかけて拡大させた。これにより、静圧回復の効果を期待した。水を流入させる向きは膜内部における水の流れの向きと順方向及び逆方向両者について行った。

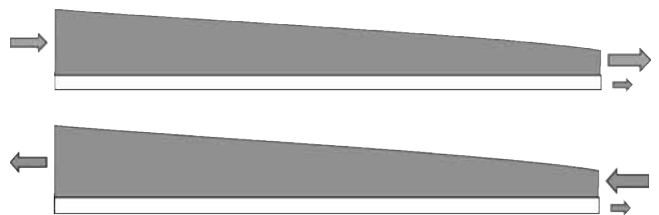


Fig.13 Module-model of membrane for external pressure

Table 7 Condition of calculation

膜条件	長さ(m)	1.0
	内径(mm)	0.6
	外径(mm)	1.2
	$k(m^{-1})$	1.03
モジュール条件	最小内径(mm)	3.2
	最大内径(mm)	3.2,5.2,7.2
運転条件	流入量(m^3/s)	8.72×10^{-8}
	膜透過量(m^3/s)	4.36×10^{-8}

(2) 検討結果

初期状態における膜間差圧を **Table 8**, 膜間差圧の上昇速度を直線で近似した時の直線の傾きの比較を **Table 9** にそれぞれ示す。初期状態においては, 同程度の膜間差圧であったが, 処理水と原水の流路を順方向にした時は (最大内径)/(最小内径) の増加に伴いフラックス分布はより均一になった。一方, 処理水と原水の流路を逆方向にした時は, (最大内径)/(最小内径) を増加させた時, フラックスはむしろ不均一になった。

一方, 膜間差圧の上昇速度については, ケーシングの (最大内径)/(最小内径)=1.63 の時, ケーシング内径が一定の形状よりも約 3% 膜間差圧の上昇速度を小さくした。ただし, ケーシングの (最大内径)/(最小内径)=2.25 の時には, 膜間差圧の上昇速度はむしろ上昇した。

この原因として, 以下のように考える。

まず初期状態について考える。原水と膜内部の流れの向きが同じ場合, 原水の流路は次第に狭くなる。すると, 次第に流速が増加して動圧が増加するため静圧が低下して, 処理水の流出口近傍では膜の内側に水を押し込む力が低下して流れは均一化される。一方, 原水と膜内部の流れの向きが逆向きの場合, 原水の流路は次第に広がる。ところが, 最小内径に対する最大内径の比率が大きすぎると剥離が発生して, これに伴

う圧力損失によって静圧も低下した。その結果, ケーシングの出口付近では水を膜内部に押し込むことが出来なくなって水の透過量はむしろ不均一化され, 膜間差圧の上昇速度も大きくなったと考えられる。

膜間差圧の上昇速度についても, 2つの流れの向きが同一方向の時の方が, 逆向きの時よりも膜間差圧の上昇速度は小さくなった。この原因も剥離に由来すると考えられる。ただし, ケーシングの (最大内径)/(最小内径)=1.63 の時に膜間差圧の上昇速度が最小となり, (最大内径)/(最小内径)=2.25 の時に最大となったことから, ケーシングの内径には最適形状が存在すると考えられる。すなわち, ケーシングの形状によって, 膜間差圧の上昇を制御可能である可能性が示唆された。

6. まとめ

中空糸膜を用いた水処理プロセスにおいて, 膜のパラメータ (内径, 長さ, 公称径, 肉厚及び充填率) から特性パラメータ k を導入してモデルを構築した。さらに, このモデルを用いて初期状態における流動状態, さらに時間経過後における膜間差圧の上昇速度を摂動法によって予測した。結果, 膜間差圧が直線的に上昇する領域においては膜間差圧の挙動がシミュレーション結果ともよく一致した。本モデルを用いれば, ラボスケールでの実験結果から装置をスケールアップさせた際の上昇速度の変化も予測可能となり, 装置設計に寄与できると考える。

本結果より, 浸漬型の中空糸膜については k 及び L を可能な限り小さくすることにより初期における膜間差圧及びファウリングを抑制することが可能となる。さらに, 外圧型の中空糸膜の場合には, ケーシングの内径を流路に沿って変化させることにより, 膜間差圧の上昇速度も抑制可能であると期待できる。

謝辞

本研究において, 膜の閉塞モデルを作成するに当たり, 数多くのアドバイスをいただきましたアンシスジャパン(株)の日吉雄一郎殿には大変お世話になりました。心より感謝いたします。

参考文献

- 1) 村上吉明, 高田一貴: ハイブリッド型膜ろ過システムの流動解析, 神鋼環境ソリューション技報, Vol. 5, No. 2, pp. 2-8 (2008)
- 2) 長谷川進, 島田光重, 塩田憲明: 水リサイクル技術への取り組み, 神鋼環境ソリューション技報, Vol. 5, No. 1, pp. 24-28 (2008)
- 3) Mykrolis Applications Note MAL116

Table 8 Result of evaluation from the shape of the casing (initial condition)

	(最大内径)/ (最小内径)	膜間差圧 (kPa)	(最大透過量)/ (最小透過量)
順方向	1	6.25	10.5
	1.63	6.26	10.3
	2.25	6.27	10.2
逆方向	1	6.29	9.68
	1.63	6.26	10.1
	2.25	6.26	10.2

Table 9 Result of evaluation from the shape of the casing (Rate of trans membrane differential pressure)

	(最大内径)/ (最小内径)	P_1/P_0
順方向	1	11.36
	1.63	11.16
	2.25	11.50
逆方向	1	11.41
	1.63	11.20
	2.25	11.55

- 4) 藤田賢二, 滝沢 智: 外圧式中空糸膜における目詰まり過程のシミュレーションと操作方法の評価, 水道協会雑誌, Vol. 64, No. 3, pp. 12-23 (1995)
- 5) S. Ergun.: Fluid Flow through Packed Columns, Chem. Eng. Prog., Vol. 48, No. 2, pp. 89-94 (1952)

Construction of Model to Forecast Flow Condition and Trans Membrane Differential Pressure of Hollow Fiber Membrane in Water Treatment Systems

Yoshiaki Murakami^{1)†} and Katsuyosi Tanida²⁾

¹⁾ Waste Treatment Systems and Process Development Department Business and Technical Department Section Kobelco-eco Solutions Co., Ltd.

²⁾ Water and Sludge Treatment Systems Development Department Business and Technical Department Section Kobelco-eco Solutions Co., Ltd.

† Correspondence should be addressed to Yoshiaki Murakami:

(Waste Treatment Systems and Process Development Department Business and Technical Department Section Kobelco-eco Solutions Co., Ltd. E-mail: y.murakami@kobelco-eco.co.jp)

Abstract

In order to predict the change of internal flow condition and trans membrane differential pressure (TMP) in the water treatment process with hollow fiber membrane, the model was constructed. The flow condition was expressed by one dimension laminar flow model. Flow condition after taking time was forecasted by the method of perturbation theory. Validity of the model was evaluated by CFD. As a result, it was confirmed the model make it possible to predict the flow condition and the change of TMP in the first stage of operation.

Furthermore, by utilizing static pressure recovery, fouling can be repressed in cross-flow type hollow fiber membrane unit.

Key Words: hollow fiber membrane, modeling, simulation, perturbation theory, static pressure recovery