

〈論文〉

環境負荷および運転コスト削減に向けた膜ろ過シミュレータの開発

陰山 晃治¹⁾, 武本 剛²⁾, 田所秀之³⁾

(株)日立製作所 エネルギー・環境システム研究所 (〒319-1221 日立市大みか町 7-2-1, E-mail: koji.kageyama.gf@hitachi.com)¹⁾

(株)日立製作所 エネルギー・環境システム研究所 (〒319-1221 日立市大みか町 7-2-1, E-mail: takeshi.takemoto.ay@hitachi.com)²⁾

(株)日立製作所 エネルギー・環境システム研究所 (〒319-1293 日立市大みか町 5-2-1, E-mail: hideyuki.tadokoro.dw@hitachi.com)³⁾

概要

前処理として凝集処理を備えた膜ろ過処理プロセスを対象として、環境負荷や運転コストの削減に向けた制御方式の確立を目標に、シミュレーション技術を利用するアプローチを試みた。具体的には、膜差圧予測モデルを構築し、実測データでキャリブレーションして実測値を良好に表現できる結果を得た。膜差圧の予測値に基づき環境負荷と運転コストを算出できるアルゴリズムを構築し、ケーススタディした結果、原水濁度、紫外線吸光度 E260、水温の値および評価指標に応じ、凝集剤注入率とろ過時間の最適値が異なることを定量的に明らかにした。

キーワード: 膜ろ過, シミュレーション, 環境負荷, 運転コスト, 制御

1. はじめに

浄水施設への膜ろ過処理の導入が進んでおり、平成18年度末の段階で国内の公共水道向け膜ろ過施設は586施設に達している¹⁾。近年の膜ろ過導入数が増加傾向にある日量数万 m^3 レベルの中規模以上の浄水場では、表流水を原水として用いる場合がある。一般に、伏流水や地下水に比べて表流水の水質は悪く、降雨など天候の影響を直接受けるためその変動幅も大きい。このような原水を膜ろ過処理する場合には、その負荷軽減のため前段に前処理プロセスを備えることが一般的である。このように前処理と膜ろ過を組み合わせたプロセスの運転条件は、これまで経験的・実験的に決定されていた。一方、浄水場では運転コスト低減や環境負荷低減のニーズが高まりつつあるが、膜ろ過プロセスの運転はこれらのニーズに対し常に最適な条件ではない可能性が考えられた。

そこで、筆者らは膜差圧を予測して環境負荷や運転コストを計算できるシミュレータがあれば、反復計算により最適な制御条件を得られると着想した。

膜差圧を予測するためには、ろ過工程および物理逆洗工程におけるファウリングの蓄積および剥離を模擬できるモデルが必要である。これまで、回分膜ろ過実験により、ファウリングによる抵抗をケーキ層抵抗、濃度分極層抵抗および吸着抵抗に分けて実測し詳細に分析した結果²⁾や、1サイクル分のろ過—逆洗工程を模擬した実験結果³⁾が報告されている。その結果、膜ファウリングは主にケーキ層の形成により生じ、ろ過圧力の0.8乗に比例して圧密されるモデルが報告されている。さらに、河川

水を連続ろ過処理した実験結果をケーキろ過モデルで解析した結果、ケーキろ過抵抗係数が回分ろ過実験の結果と一致したと報告されている⁴⁾。

これらの結果は、ファウリング現象の解明に重点が置かれているが、モデル式の変数として原水濁度や有機物濃度が含まれておらず、水質変動に対応できる運転制御を実現するには、こうした変数をモデルに取り組み込むことが必要と考えられた。

本研究の目的は、表流水を対象とした特定の浄水場における運転条件の最適化である。原水水質が変動してもこの目的を達成するため、まずろ過実験データに基づき、原水水質を変数として含む膜差圧予測モデルを構築した。膜ろ過シミュレータにそのモデルを組み込み、原水水質や運転条件に応じた環境負荷や運転コストなどの評価指標の値を計算できるようにし、原水水質が最適な運転条件に及ぼす影響をケーススタディで明らかにした。

2. 膜ろ過シミュレータの演算アルゴリズム

2.1 評価指標

筆者らは、運転条件を最適化する際の評価指標として、環境負荷と運転コストに着目した。いずれの指標にも膜モジュールの交換頻度が影響するが、交換の基準は2つのケースに大別できる。一つは、膜のろ過性能があるしきい値まで低下した場合、もう一つは使用開始後、所定の耐用年数に達した場合である。後者の場合には、運転制御には関係しないため、本研究では膜交換費を含む場合と含まない場合の双方の評価指標について検討した。評価指標の算出式をTable 1に、物理量の算出式をTable 2に示す。

Table 1: Computing equation for evaluation index

■評価指標	
環境負荷(膜交換含む)[kg-CO ₂ ・m ⁻³]	
= (動力起因環境負荷[kg-CO ₂]+薬品消費起因環境負荷[kg-CO ₂]+汚泥廃棄起因環境負荷[kg-CO ₂]+膜薬品洗浄起因環境負荷[kg-CO ₂]+膜交換起因環境負荷[kg-CO ₂])/造水量[m ³](1)
環境負荷(膜交換含まない) [kg-CO ₂ ・m ⁻³]	
= (動力起因環境負荷[kg-CO ₂]+薬品消費起因環境負荷[kg-CO ₂]+汚泥廃棄起因環境負荷[kg-CO ₂]+膜薬品洗浄起因環境負荷[kg-CO ₂])/造水量[m ³](2)
運転コスト(膜交換費含む) [¥・m ⁻³]	
= 動力費[¥・m ⁻³]+薬品費[¥・m ⁻³]+汚泥処分費[¥・m ⁻³]+薬品洗浄費[¥・m ⁻³]+膜交換費[¥・m ⁻³](3)
運転コスト(膜交換費含まない) [¥・m ⁻³]	
= 動力費[¥・m ⁻³]+薬品費[¥・m ⁻³]+汚泥処分費[¥・m ⁻³]+薬品洗浄費[¥・m ⁻³](4)
■環境負荷の各項目	
動力起因環境負荷[kg-CO ₂]	
= 電力のCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kWh ⁻¹]・(ろ過ポンプ消費電力量[kWh]+逆洗ポンプ消費電力量[kWh]+脱水機消費電力量[kWh])(5)
薬品消費起因環境負荷[kg-CO ₂]	
= 凝集剤のCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]・凝集剤注入率[mg・L ⁻¹]・ろ過水総量[m ³]・10 ⁻³ +NaClOのCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]・逆洗次亜注入率[mg・L ⁻¹]・逆洗排水総量[m ³]・10 ⁻³(6)
汚泥廃棄起因環境負荷[kg-CO ₂]	
= 廃棄物輸送に伴うCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]・(濁度起源汚泥量[ton]+有機成分起源汚泥量[ton]+凝集剤起源汚泥量[ton])・10 ³(7)
膜薬品洗浄起因環境負荷[kg-CO ₂]	
= 薬品洗浄でのCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・本 ⁻¹ ・回 ⁻¹]・薬品洗浄回数[回]・膜本数[本](8)
膜交換起因環境負荷[kg-CO ₂]	
= 膜交換に伴うCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・本 ⁻¹ ・回 ⁻¹]・膜交換回数[回]・膜本数[本](9)
■動力費	
動力費[¥・m ⁻³]	
= (ろ過ポンプ動力費[¥]+逆洗ポンプ動力費[¥]+脱水機動力費[¥])/造水量[m ³](10)
ろ過ポンプ動力費[¥]	
= 電力量料金単価[¥・kWh ⁻¹]・ろ過ポンプ消費電力量[kWh](11)
逆洗ポンプ動力費[¥]	
= 電力量料金単価[¥・kWh ⁻¹]・逆洗ポンプ消費電力量[kWh](12)
脱水機動力費[¥]	
= 脱水動力費単価[¥・ton ⁻¹]・(濁度起源汚泥量[ton]+有機成分起源汚泥量[ton]+凝集剤起源汚泥量[ton])・exp(-0.03・凝集剤注入率標準値[mg・L ⁻¹])/exp(-0.03・凝集剤注入率[mg・L ⁻¹])(13)
■薬品費	
薬品費[¥・m ⁻³]	
= (消費凝集剤費用[¥]+消費次亜塩素ナトリウム費用[¥])/造水量[m ³](14)
消費凝集剤費用[¥]	
= 凝集剤単価[¥・kg ⁻¹]・凝集剤注入率[mg・L ⁻¹]・ろ過水総量[m ³]・10 ⁻³(15)
消費次亜塩素ナトリウム費用[¥]	
= 次亜塩素ナトリウム単価[¥・kg ⁻¹]・逆洗次亜注入率[mg・L ⁻¹]・逆洗排水総量[m ³]・10 ⁻³(16)
■汚泥処分費	
汚泥処分費[¥・m ⁻³]	
= (濁度起源汚泥量[ton]+有機成分起源汚泥量[ton]+凝集剤起源汚泥量[ton])・汚泥処分単価[¥・ton ⁻¹]/造水量[m ³](17)
■薬品洗浄費	
薬品洗浄費[¥・m ⁻³]	
= 薬品洗浄単価[¥・回 ⁻¹ ・本 ⁻¹]・薬品洗浄回数[回]・膜本数[本]/造水量[m ³](18)
薬品洗浄回数[回]	
= 計算対象期間[d]/薬品洗浄間隔予測値[d・回 ⁻¹](19)
■膜交換費	
膜交換費[¥・m ⁻³]	
= 膜交換単価[¥・回 ⁻¹ ・本 ⁻¹]・膜交換回数[回]・膜本数[本]/造水量[m ³](20)
膜交換間隔[d・回 ⁻¹]	
= 薬品洗浄間隔[d・回 ⁻¹]・log(ろ過性能低下率設定値[%]/100)/log(回復率[%]/100)(21)

Table 2: Computing equation for physical value

造水量[m ³]	= ろ過水総量[m ³]-逆洗排水総量[m ³](22)
ろ過ポンプ消費電力量[kWh]	= 0.163・(ろ過流速[m・d ⁻¹]・膜面積[m ²]/24/60)・(平均膜差圧[kPa]+二次側圧力[kPa]+配管抵抗[kPa])/9.81/ポンプ効率[-](23)
逆洗ポンプ消費電力量[kWh]	= 0.163・逆洗水流量[m ³ ・min ⁻¹]・(平均膜差圧[kPa]/9.81)・(逆洗流速[m・d ⁻¹]/ろ過流速[m・d ⁻¹])/ポンプ効率[-](24)
脱水機消費電力量[kWh]	= 脱水機動力費[¥]/電力量料金[¥・kWh ⁻¹](25)
濁度起源汚泥量[ton]	= ろ過水総量[m ³]・原水SS[mg・L ⁻¹]・10 ⁻⁶(26)
有機成分起源汚泥量[ton]	= ろ過水総量[m ³]・(100/58)・原水TOC[mg・L ⁻¹]・0.7(1.0-exp(-0.35・PAC注入率[mg・L ⁻¹ asAL]))・10 ⁻⁶(27)
凝集剤起源汚泥量[ton]	= ろ過水総量[m ³]・凝集剤注入率[mg・L ⁻¹]・10 ⁻⁶(28)
平均膜差圧[kPa]	= (逆洗直後の膜差圧[kPa]+逆洗直前の膜差圧[kPa])/2.0(29)
配管抵抗[kPa]	= 流量係数[-]・(10.666・(膜本数[本]・膜面積[m ²]・ろ過流速[m・d ⁻¹]/24/3600) ^{1.85} ・配管長[m]/(100 ^{1.85} ・配管径[m] ^{4.87}))(30)

(1)環境負荷の算出式

環境負荷は、動力、薬品の消費、汚泥の廃棄、膜の薬品洗浄、膜の交換で発生する量を対象とした。今回は汚泥を埋立て廃棄するとし、化石燃料を消費してCO₂を排出するステップは汚泥輸送のみとした条件を仮定した。CO₂排出係数は、Table 3に示す値⁵⁾⁶⁾を用いた。

Table 3: Specification of CO₂ emission coefficients

電力のCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kWh ⁻¹]	0.384 ⁵⁾
凝集剤のCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]	0.405 ⁶⁾
NaClOのCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]	0.321 ⁶⁾
廃棄物輸送に伴うCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・kg ⁻¹]	0.003
薬品洗浄でのCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・本 ⁻¹ ・回 ⁻¹]	0.631
膜交換に伴うCO ₂ 排出係数[kg-CO ₂ ・本 ⁻¹ ・回 ⁻¹]	540

(2)動力費の算出式

動力費は、ろ過ポンプ、逆洗ポンプ、脱水機を対象とした。このうち脱水機の動力費に関しては、凝集剤注入による脱水性の変化を考慮して以下のように計算式を仮定した。

平成13年度水道統計⁷⁾のデータを用いると、たとえば東京都の場合、発生土1 tonあたりの脱水電力費は平均で3061 ¥・ton⁻¹となる。このデータに応じた凝集剤注入率を、凝集剤注入率標準値と定義する。一般に、凝集剤注入率が高いと脱水性能は低下するため、凝集剤注入率標準値よりも凝集剤が多い場合には、同じ含水率の脱水汚泥を得るための脱水時間は長くなり、脱水機動力費は3061 ¥・ton⁻¹より高くなる。この脱水機動力費の値を計算するため、凝集剤注入率と脱水時間の関係を実験に基づき求めた。

凝集剤としてPACを用いた際の注入率と汚泥のろ過定数Kの予備実験結果をFig. 1に示す。ここで、ろ過定数Kとは汚泥の脱水性能を示す指標であり、次式により求めた⁸⁾。

$$(V+V_0)^2=K(\theta+\theta_0)$$

ここで、V:全ろ液量[m³]、V₀:ケーキ抵抗以外の抵抗に相当する仮想ろ液量[m³]、θ:時間[s]、θ₀:仮想ろ液量V₀をうる時間[s]である。ろ過定数Kの値は次式で近似できた。

$$\begin{aligned} \text{ろ過定数 } K[\text{cm}^6 \cdot \text{s}^{-1}] \\ = 22.5 \cdot \exp(-0.03 \cdot \text{PAC 注入率}[\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}]) \end{aligned}$$

脱水に際し、ケーキのろ過抵抗がろ材のろ過抵抗に比べて十分大きいとすると、脱水時間θはろ過定数Kと反比例する。脱水時間θが脱水機動力費に比例すると仮定すると、脱水機動力費はろ過定数Kと反比例の関係となる。したがって、凝集剤注入率標準値の場合には、

$$\begin{aligned} \text{脱水機動力費}[\text{¥}] \\ = 3061[\text{¥} \cdot \text{ton}^{-1}] \cdot \text{汚泥量}[\text{ton}] \end{aligned}$$

で求められるが、凝集剤注入率が凝集剤注入率標準値と異なる場合には、

$$\begin{aligned} \text{脱水機動力費}[\text{¥}] \\ = 3061[\text{¥} \cdot \text{ton}^{-1}] \cdot \text{汚泥量}[\text{ton}] \cdot \exp(-0.03 \cdot \text{凝集剤注入率標準値}[\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}]) / \exp(-0.03 \cdot \text{凝集剤注入率}[\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}]) \end{aligned}$$

となる。これが式(13)である。

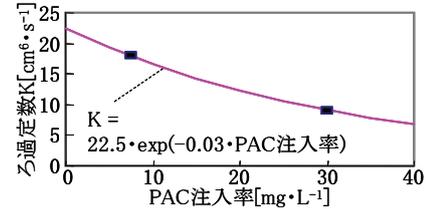


Fig. 1: Relationship between PAC dosage and filtration coefficient

2.2 膜差圧予測モデル

(1) 標準閉塞モデルの適用

膜ろ過処理ではろ過工程において、ファウリングが生じる。これに起因する膜差圧の変動が、式(19)の薬品洗浄回数や式(21)の膜交換間隔、式(23)の平均膜差圧として評価指標の値に影響するため、環境負荷や運転コストを評価するためには差圧の予測モデルが必要となる。今回は、物理逆洗で除去できる可逆ファウリングと、薬品洗浄でなければ除去できない不可逆ファウリングの二成分に分類して検討した。

いずれのファウリングについても、付着物により膜面の細孔の有効断面積が少しずつ狭まるとした標準閉塞モデルを適用した。可逆ファウリングに関しては、物理逆洗工程で細孔内の付着成分が徐々に剥離するとした。可逆ファウリングの模擬に標準閉塞モデルを用いた理由は以下である。

カオリンと試薬フミン酸による模擬原水を用いた予備実験の結果、1サイクルでのろ過抵抗増分(=逆洗前のろ過抵抗-逆洗後のろ過抵抗)は、Fig.2で示すようにろ過抵抗の絶対値が大きくなるにしたがって徐々に増大した。この現象は、単純なケーキろ過モデルや濃度分極モデルでは表現できないが、標準閉塞モデルであれば模擬可能である。同様の現象は、実原水を用いた実験結果でも報告されている⁹⁾。

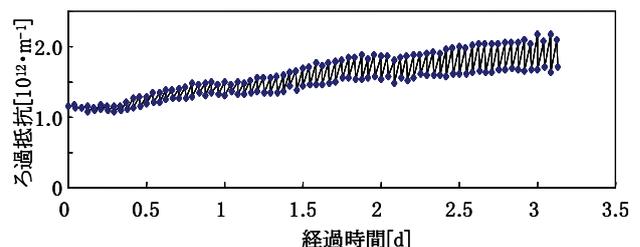


Fig. 2: Transition of filtration resistance

(2) 膜差圧予測モデル基礎式

一般に、標準閉塞モデルは次式で記述される。

$$P = \frac{\mu \cdot J \cdot R_0}{(1 - K_s \cdot V)^2}$$

ここで、P:膜差圧[Pa], μ :水の粘性係数[Pa·s], J:ろ過流束[m·s⁻¹], R₀:膜自身のろ過抵抗[m⁻¹], K_s:ろ過定数[m⁻³], V:累積ろ過水量[m³]である。

この式の分母は細孔内の付着物による有効細孔面積の減少を意味する。これにより、Fig.2のようろ過抵抗の絶対値が大きくなるほど1サイクルでのろ過抵抗増分が大きくなる現象を模擬することができる。原水水質が一定の場合は、上記の標準閉塞モデル式をそのまま当てはめることができる。しかし、ろ過の原水水質が変動する場合には、付着物の時間的な積分値を K_s·V の代わりに用いる必要がある。付着物のうち可逆ファウリング成分を V_r、不可逆ファウリング成分を V_{ir} とすると、Table 4 の式(31)が得られる。V_r と V_{ir} の値は、式(32)~式(34)で示す式を時間積分して与えた。

式(32)は不可逆ファウリング成分の蓄積モデル式である。単位時間あたりの蓄積量は、不可逆ファウリングとなる可能性がある濁度、有機物、マンガ、アルミの線形和に比例するとした。また、PAC 注入率が高いほど、水温が高いほど不可逆ファウリングの増加は抑制される式とした。

式(33)は可逆ファウリングの成分の蓄積モデル式である。濁度、有機物、マンガ、アルミの線形和に比例するとし、PAC 注入率が高いほど可逆ファウリングが抑制される式とした。ろ過工程での膜差圧は、以上の式(32)と式(33)をたとえば 10 秒~30 秒程度の時間ステップで積分して求めた。

一方、逆洗工程では式(34)のみを計算し、可逆ファウリング V_r の減少量を求めた。式(34)の右辺には逆洗流量 Q_b、水温、PAC 注入率が含まれており、それぞれの値が大きいほど剥離効果が大きい式とした。ろ過サイクルは短いほど剥離効果が大きい式とした。

以上の式に含まれる値が未知の係数は、実測値に基づいたキャリブレーションが必要である。

(3) 消費電力量の算出式

Table 2 の式(23)と式(24)に、ろ過ポンプと逆洗ポンプの消費電力量の算出式を示す。一般に、ポンプの原動機出力は次式で計算される¹⁰⁾。

$$P_w = 0.163 \cdot \gamma \cdot Q \cdot H \cdot (1 + \alpha) / \eta_p$$

ここで、P_w:原動機出力[kW], γ :液の単位当たりの質量[kg·L⁻¹], Q:ポンプの吐出し量[m³·min⁻¹], H:ポンプの全揚程[m], η_p :ポンプ効率[-], α :余裕率[-]である。水温が 15 °C の場合において、圧力 1 mAq = 9807 Pa であることから、上式の H[m]は吐出し圧力 P[kPa]/9.81 で表現できる。水道原水の水温 5~30 °C 程度では、水の密度変化は 1 %未満であるため水温の影響を無視し、余裕率 α を 0 とすると、原動機出力は次式となる。

$$P_w = 0.163 \cdot Q \cdot (P/9.81) / \eta_p$$

この P_w に運転時間[h]を乗じた値が電力量[kWh]であり、式(23)と式(24)が導出される。なお、逆洗の場合にはろ過時より流束が大きく設定されるが、その流束に比例した吐き出し圧力が必要である仮定を式(24)右辺に考慮した。

3. 係数のキャリブレーション

3.1 キャリブレーションに用いた実測値

(1) 実験設備

日立市企業局森山浄水場の敷地内に設置した膜ろ過実証試験装置により、キャリブレーション用のデータを取得した。装置の概略フローを Fig. 3 に示す。原水は、久慈川の表流水を Mn 除去塔で前処理して用いた。この原水は pH 調整槽に流入し、前処理として PAC を注入して急速攪拌後、外圧式中空糸膜モジュールでろ過処理した。濁度は濁度計 TR-502 で、E260 は 1 μ m のろ紙で SS 分を除去した後、1cm 石英セルを用いた紫外線吸光度計 DIAMON(ブランルーベ製)で計測した。

Table 4: Computational model for transmembrane pressure difference

現象	基礎式	式番号
膜差圧	$P = \frac{\mu \cdot J \cdot C_{15}}{(1 - C_{16} \cdot (V_r + V_{ir}))^2}$	(31)
不可逆ファウリング成分の蓄積	$\frac{dV_{ir}}{dt} = (C_0 \cdot Tu + C_1 \cdot E260 + C_2 \cdot Mn + C_3 \cdot Al) \cdot \exp(-C_4 \cdot PAC) \cdot \exp(-C_5 \cdot \text{temp}) \cdot J$	(32)
可逆ファウリング成分の蓄積	$\frac{dV_r}{dt} = (C_6 \cdot Tu + C_7 \cdot E260 + C_8 \cdot Mn + C_9 \cdot Al) \cdot \exp(-C_{10} \cdot PAC) \cdot J$	(33)
可逆ファウリング成分の剥離	$\frac{dV_r}{dt} = -C_{11} \cdot V_r \cdot Q_b \cdot (1.0 + C_{12} \cdot \text{temp}) \cdot (PAC + C_{13}) \cdot (1.0 - C_{14} \cdot \text{cycle})$	(34)

V_{ir}: 細孔内付着不可逆ファウリング成分指標[-], Tu: 濁度[度], E260: 紫外線吸光度[-], Mn: マンガン濃度[mg·L⁻¹], Al: アルミニウム濃度[mg·L⁻¹], PAC: 凝集剤注入率[mg·L⁻¹], temp: 水温[°C], J: ろ過流束[m·s⁻¹], V_r: 細孔内付着可逆ファウリング成分指標[-], Q_b: 逆洗流量[m³·s⁻¹], cycle: ろ過時間[min], P: 膜差圧[Pa], μ : 水の粘性係数[Pa·s], C₀~C₁₆: 係数

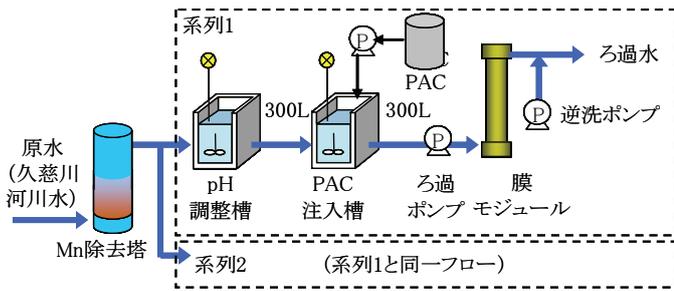


Fig. 3: Process flow of experimental apparatus

(2) キャリブレーションに用いた実測データ

キャリブレーションに用いた実測データを Fig. 4 に示す。データは Run-1 から Run-6 で構成され、Run-1,3,5 が Fig.3 の系列 1, Run-2,4,6 が系列 2 で取得したデータである。それぞれの Run を開始する前には薬品洗浄を実施しており、Fig.4 の膜差圧は 50~70 kPa から始まり、徐々に増加した。系列 2 の運転は PAC 注入率を濁度比例制御とし、系列 1 の PAC 注入率は Run-5 を除き系列 2 より高い値として適宜変更しながら 5~60 mg/L の範囲で運転した。ろ過時間は系列 2 が 45 min の一定運転、系列 1 は 20~68 min とした。いずれの Run も、回収率は 95 %、造水量(=ろ過水量-逆洗水量)は $60 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ となるように運転した。ろ過時間に依存するが、逆洗時間は 50~158 秒とした。フラッシング時間は 30 秒、弁の切り替え時間は 1 サイクルあたり 100 秒とした。実測データの原水濁度は 1.2~100 度(平均:9.7 度)、紫外線吸光度 E260 は 0.001~0.296(平均:0.052)と十分に変動が大きく、キャリブレーション用データとして問題はないと考えた。今回は、膜ろ過シミュレータをオンライン制御に適用することを目標とし、マンガンとアル

ミ濃度の分析値はキャリブレーションに使用しなかった。

キャリブレーションは、まず逆洗直後の膜差圧実測値との偏差が最小となるよう不可逆ファウリングの式(32)に含まれる $C_0 \sim C_5$ の値を調整して求めた。次いで可逆ファウリングの式(33)(34)に含まれる $C_6 \sim C_{14}$ の値を調整し、逆洗直前の膜差圧実測値との偏差を最小とする値を求めた。

3.2 キャリブレーション結果

キャリブレーション結果の係数値を Table 5 に示す。これらの値のうち、濁度と E260 に関する係数 C_0, C_1, C_6, C_7 に関しては、以下の理由によりさらなる妥当性の検証が必要と考えられる。たとえば、同じ濁度であっても粒径の差異によりファウリングの増加速度が異なる可能性がある。同様に、同じ E260 値であっても有機物の構成成分が異なるためファウリングの増加速度が異なる可能性がある。

これ以外の係数は、ほかの浄水場にも適用できる可能性があると考えられる。この中で C_{12} の値はとくに小さく、可逆ファウリング成分の剥離に水温は大きく影響しないといえる。

キャリブレーションした係数値を用いた逆洗直後の膜差圧とファウリング成分指標 V_r および V_{ir} の計算結果を Fig. 5 に示す。比較的長期にわたる原水水質や運転条件の変動にもかかわらず、計算値は実測値を良好に模擬でき、平均誤差は 5.1 kPa

Table 5: Calibrated values of coefficients

C_0 2.8×10^{-4}	C_5 3.7×10^{-1}	C_{10} 3.6×10^{-14}	C_{13} 1.7×10
C_1 2.1	C_6 3.5×10^{-3}	C_{11} 1.4×10^5	C_{14} 1.2×10^{-2}
C_4 9.1×10^{-2}	C_7 2.2	C_{12} 8.4×10^{-26}	

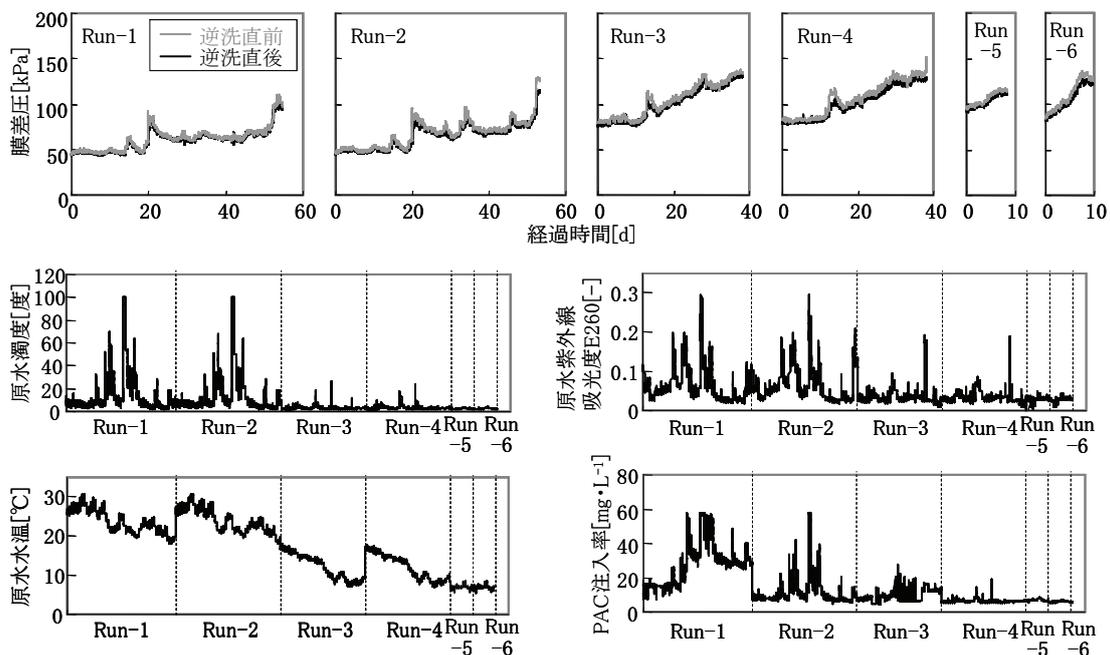


Fig. 4: Measured values for calibration

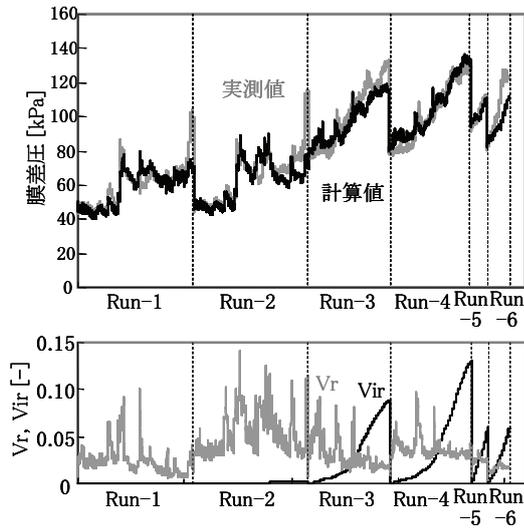


Fig. 5: Transmembrane differential pressure and values of Vr, Vir(just after backwash)

となった。対象期間の膜差圧の平均値は 76.4 kPa であり、この平均誤差は 6.7 %に相当する。計算値と実測値の膜差圧相関を計算すると、決定係数は 0.91 と良好な値を得た。Run-1 と Run-2 では不可逆ファウリング成分指標 V_{ir} の値はほぼ 0 であるが、Run-3 から Run-6 では徐々に増加し、途中から可逆ファウリング成分指標 V_r を上回る結果となった。この V_{ir} の値の増加が膜差圧の長期的な増加に大きく影響していると言える。

同様に、逆洗直前の膜差圧を計算した結果を Fig. 6 に示す。この場合についても、計算値は実測値を良好に模擬でき、平均誤差は 6.7 kPa となった。対象とした期間の膜差圧の平均値は 79.4 kPa であり、この平均誤差は 8.4 %に相当する。計算値と実測値の相関を計算すると、決定係数は 0.86 となった。

以上のように、現実の膜差圧を良好に模擬できる膜差圧予測モデルを構築できた。以降、このモデルを組み込んだ制御ソフトウェアを用いてケーススタディを実施した。

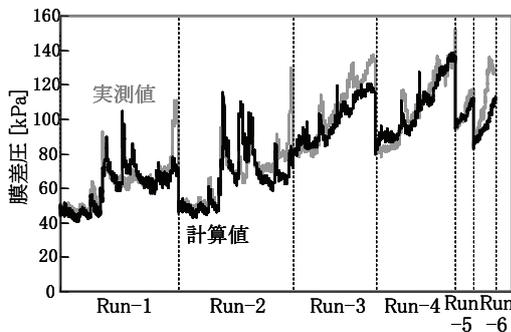


Fig. 6: Transmembrane differential pressure (just before backwash)

4. ケーススタディ条件

ケーススタディの条件として、異なる原水水質を

与えた場合の最適な運転条件を探索した。評価指標は (i) 膜交換を含まない環境負荷、(ii) 膜交換を含む環境負荷、(iii) 膜交換費を含まない運転コスト、(iv) 膜交換費を含む運転コストの 4 種類とした。標準条件は、原水濁度: 10 度、原水 E260: 0.1、水温: 15 °C、薬品洗浄実施膜差圧: 150 kPa、初期膜差圧: 55 kPa とし、各因子の値を増減し、その影響を膜ろ過シミュレータによって求めた。ケーススタディ条件の設定値を Table 6 に示す。

操作条件は、前処理の凝集剤注入率とろ過時間の 2 項目とした。凝集剤注入率に関しては、下限値 $5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ および上限値 $60 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ を設け、刻み幅を $0.1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ とした。ろ過時間については、下限値を 20 min、上限値を 120 min とし、刻み幅を 1 min とした。この条件で、評価指標 (i) ~ (iv) の値が最小となる凝集剤注入率とろ過時間の組を探索して求めた。いずれのケースも、回収率は 95 %、造水量は $60 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ とした。フラッシング時間は 30 秒、弁の切り替え時間は 1 サイクルあたり 100 秒とした。ろ過流速と逆洗時間はこれらの条件を満足するよう計算して与えた。たとえばろ過時間が 20 min の場合のろ過流速: $3.16 \text{ m} \cdot \text{d}^{-1}$ 、逆洗時間: 50 秒、30 min の場合はろ過流速: $3.05 \text{ m} \cdot \text{d}^{-1}$ 、逆洗時間: 73 秒とした。

Table 6: Calculation condition

	標準									
濁度 [度]	-	-	2	5	10	20	30	40	50	60
紫外線吸光度 E260 [-]	-	0.01	0.03	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3	-
水温 [°C]	5	7.5	10	12.5	15	17.5	20	-	-	-

5. ケーススタディ結果と考察

5.1 濁度の影響

Fig. 7(a) は、原水濁度が異なる場合の最適な運転条件の計算結果である。評価指標により、最適な運転条件が異なることが分かる。いずれの原水濁度においても、凝集剤注入率は (iv) 膜交換を含む運転コストを評価指標とする場合がもっとも高く、次いで (iii) 膜交換を含まない運転コスト、(ii) 膜交換を含む環境負荷、(i) 膜交換を含まない環境負荷の順となった。また、最適な凝集剤注入率は原水濁度の影響をほとんど受けない。原水濁度が 10 度の場合のそれぞれの評価指標の値を Fig. 8(a) および (b) に示す。

Fig. 8 (a) の CO_2 排出量に関しては、いずれのケースでも電力起源のものが過半を占めており、つ

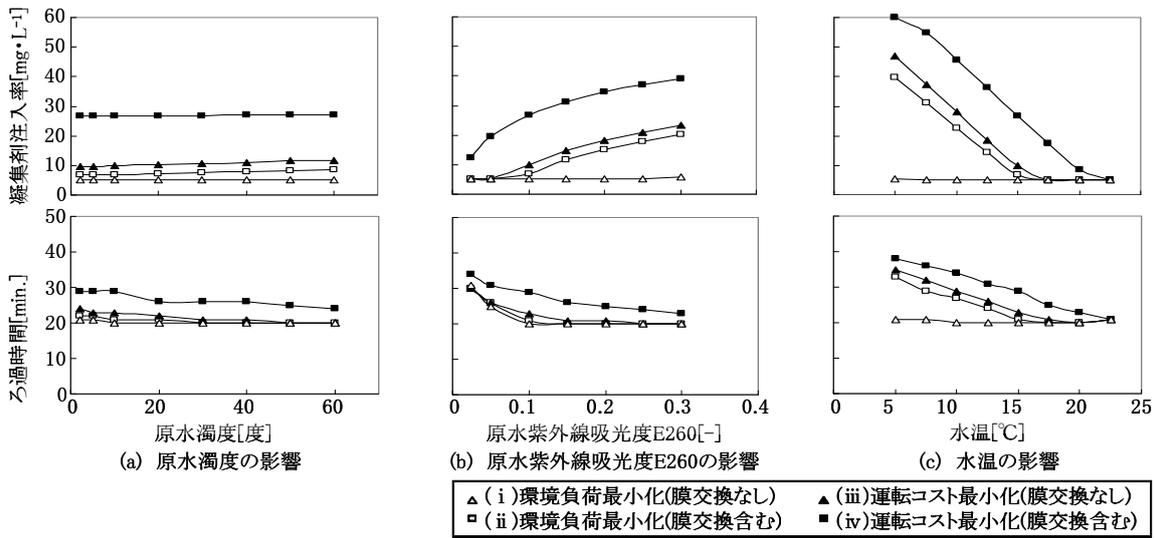


Fig. 7: Relationship between raw water quality and optimum operational condition

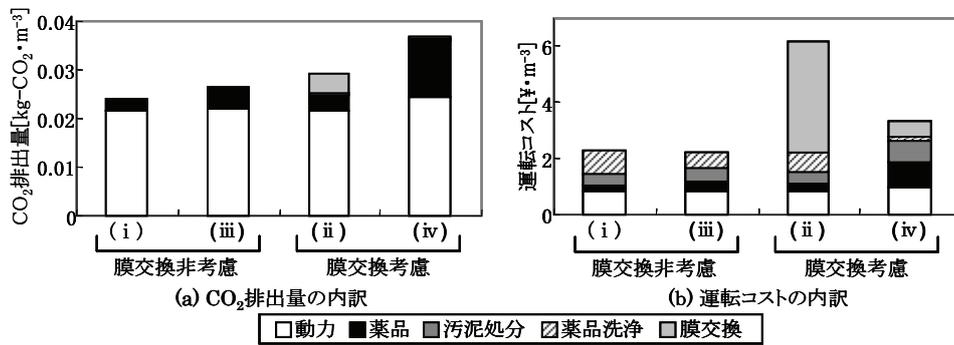


Fig. 8: Values of evaluation index

いで薬品起源あるいは膜交換起源の割合が大きい。環境負荷を最小とする(i)(ii)の場合はそれぞれ(iii)(iv)の場合よりも薬品起源によるCO₂排出量が低い。膜交換を考慮した(ii)の場合には膜交換起源のCO₂排出量が(iv)より増加しているが、薬品消費起源のCO₂排出量の低減量が大きいため、全体としてCO₂排出量は低減された。

Fig.8 (b)で示す運転コストに関しては、汚泥処分費や薬品洗浄費の比率が(a)の結果よりも増大している。膜交換を考慮しない場合に関しては、(iii)は(i)より凝集剤注入率が多いため薬品費と汚泥処分費が増大するが、薬品洗浄費の低減量が大きいため全体としてはコストが低い。一方、(ii)(iv)の場合には膜交換費の占める割合が大きい。(ii)のように環境負荷を低減する運転では薬品費が低減されるが、それ以上に膜交換費用が増大することが分かる。

ろ過時間については、Fig.7(a)で示すように(iv)の膜交換を含む運転コストを評価指標とした場合がもっとも長い。これは、膜交換費を含む場合、膜差圧ができるだけ増大しないような凝集剤注入条件となるため膜交換費の割合が小さくなり、動力費の影響が大きくなるためである。ろ過時間が長いと、動力費の大半を占めるろ過ポンプの動力はろ過流

束が小さくなるため低下する。(i)の場合のろ過動力は49.2 W・m⁻³、(iv)では46.2 W・m⁻³となった。

5.2 紫外線吸光度 E260 の影響

原水の紫外線吸光度 E260 が凝集剤注入率とろ過時間の最適値へ及ぼす影響を Fig. 7(b)に示す。Fig. 7(a)の場合に比べ、E260 の影響は大きい。ファウリングの増加速度は E260 の値が大きいほど大きいため、増加を抑制するように凝集剤注入率が增大し、ろ過時間が短くなった。ろ過時間が短くなると流束が増大するため同じファウリング量であれば膜差圧は高くなるが、ファウリングが小刻みに剥離するため、ファウリング量の増大が抑制される。

5.3 水温の影響

Fig. 7(c)は、原水水温が異なる場合における凝集剤注入率とろ過時間の最適値を示す。ほかの項目に比べて水温が与える影響は大きく、とくに凝集剤注入率で顕著である。水温が低いほど必要な凝集剤注入率が高くなる理由は以下のように考察される。一般に、水温が低いと凝集剤の凝集性能が低下する。その結果、原水に含まれる微細な粒子やフロックに抱き込まれなかった有機物が膜面に到達し、ファウリング化する量が増える。これを抑制

するために、必要な凝集剤注入率が高くなると考えられる。水温にかかわらず、(i)の膜交換を含まない環境負荷を評価指標とした場合は、凝集剤注入率がほぼ下限値となった。これは、膜が目詰まりして交換に達しても、そこで発生する環境負荷を考慮不要なためである。

ろ過時間については、水温が低くファウリング増加量が大である場合であっても、長くなる結果となった。これは、E260の値が大きくファウリング増加量が多い場合には、凝集剤注入率が増えてろ過時間が短くなった結果とは異なる傾向である。この理由は、次のように考察される。

E260の値が大きい場合にはファウリング量が増加するのみであるのに対し、水温が低い場合にはこれに粘性の変化の影響が加わって膜差圧が増大する。膜差圧は流束に比例するため、ろ過時間を長くして流束を低下すれば、膜差圧が低減される。その結果、ろ過ポンプの動力費が抑制される。同様に、薬品洗浄実施膜差圧へ達するまでの期間も長くなるため、薬品洗浄費と膜交換費も抑制される。ただし、単にろ過時間を延ばすだけではファウリングが急増するため、図7(c)で示すように凝集剤の注入率も同時に増加させることが必要である。

6. おわりに

本報では、前処理として凝集処理を備えた膜ろ過処理プロセスを対象に、環境負荷や運転コストを削減できる制御を実現するためシミュレーション技術を利用するアプローチを試み、以下の結果を得た。

- (1)原水水質の項目を変数として含む膜差圧予測モデルを構築し、実測データでキャリブレーションした結果、実測値を良好に表現できた。このモデルにより、膜差圧の遷移を予測することが可能となった。
- (2)膜差圧の予測値に基づき、環境負荷と運転コストを算出できるアルゴリズムを構築した。
- (3)原水水質をパラメータとしたケーススタディの結果、水温や紫外線吸光度 E260 の値に応じ、凝集剤注入率とろ過時間の最適条件が異なることを定量的に明らかにした。また、原水濁度が最適な制御条件に及ぼす影響は、水温や紫外線吸光度 E260 に比べて小さいことが分かった。

上述のように、本研究で開発した膜ろ過シミュレータを活用することで膜差圧の変化を予測できることから、この反復計算によって原水水質の変動に応じた膜ろ過プロセスの適切な運転制御を実現することが可能となった。とくに、中規模以上の浄水

場に膜ろ過プロセスを導入する際には環境負荷や運転コスト削減のニーズが大きいと考えられ、そのニーズに本研究を展開していきたい。

今回のケーススタディの結果は、現時点では計算機上のシミュレーションであるため、モデル改善と並行し、制御効果の実証確認が重要である。

本研究は(財)水道技術研究センターの e-Water II 持込み研究として実施した。本研究の実施に際し、多大なご指導とご協力をいただいた国立保健医療科学院の伊藤雅喜室長および日立市企業局森山浄水場の方々に感謝の意を表します。

[参考文献]

- 1) (財)水道技術研究センター:水道用膜ろ過施設導入状況について(平成18年度末実績), <http://www.jwrc-net.or.jp/tec/index.html>
- 2) 下 如林ほか:「UF 膜処理に伴う膜ファウリング(第一報)」、日本水道協会雑誌, 第 67 巻第 1 号, pp.16-24 (1998)
- 3) 下 如林ほか:「河川水の UF 膜ろ過における膜ファウリング発現機構」、日本水道協会雑誌, 第 69 巻第 2 号, pp.12-23 (2000)
- 4) 下 如林ほか:「河川水の連続 UF 膜ろ過におけるケーキ層の形成機構」、日本水道協会雑誌, 第 70 巻第 1 号, pp.2-16 (2001)
- 5) 環境庁地球環境部環境保全対策課地球温暖化対策推進室:地球温暖化対策の推進に関する法律に基づく地方公共団体の事務及び事業に係る温室効果ガス総排出量算定方法ガイドライン(1999)
- 6) (社)産業環境管理協会:LCA 実務入門 資料編 Appendix3
- 7) (社)日本水道協会:平成 13 年度水道統計(施設・業務編), p.740 (2003)
- 8) 杉本泰治:濾過—メカニズムと濾材・濾過助剤, 地人書館, p.139(1999)
- 9) 下 如林ほか:「長時間連続ろ過の UF 膜ファウリングの発現特性に関する考察」, 第 49 回全国水道研究発表会, p.165 (1998)
- 10) (社)日本水道協会:水道施設設計指針, p. 532 (2000)

Development of Membrane Filtration Process Simulator for Reduction of Environmental Load and Operational Cost

Koji Kageyama, Takeshi Takemoto, Hideyuki Tadokoro

Hitachi, Ltd.

Abstract

This paper presents the application of simulation technique for membrane filtration processes with the pretreatment coagulation, aiming at the reduction of environmental load and operational cost.

Specifically, the model for transmembrane pressure was proposed and it was calibrated well with the measured values. Also mathematical model was developed to calculate environmental load and operational cost, based on the predicted values of transmembrane pressure. Case-study calculations were carried out that illustrate the relationship between raw water qualities and the optimum operational conditions, such as coagulant dosage and filtration time.

Key words:

Membrane filtration, simulation, environmental load, operational cost, control