

〈特集〉

浄水膜ろ過プロセスシミュレーションによる高効率運転の試み

陰山 晃 治

(株)日立製作所 (〒319-1221 日立市大みか町7-2-1 E-mail: koji.kageyama.gf@hitachi.com)

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、運転コストの削減に向けた制御の実現を目標に、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、キャリブレーションの結果、実測値を良好に表現できることを確認した。この膜差圧予測モデルに基づいて運転コストを最小とする連携制御方式のアルゴリズムを開発し、パイロットプラントで実証試験を実施した。その結果、従来制御方式に比べて運転コストを31.5%低減できることを確認した。

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

原稿受付 2008.4.30

EICA: 13(1) 7-10

1. はじめに

業務指標 (PI) を定義した水道事業ガイドラインが、2005年1月に(株)日本水道協会により定められた¹⁾。このPIにより各事業体の事業活動を定量化して比較しやすくなったこともあり、水道事業において運転コストや環境負荷の低減がこれまで以上に求められている。しかし、水道事業のコアである浄水処理プロセスのこれまでの運転制御は、原水の水質変動に応じて運転コストや環境負荷を最小化するものではなかった。

筆者らは、水処理プロセスを模擬したプロセスモデルを用い計算機上でさまざまな運転条件に対するシミュレーションを実施できれば、運転コストや環境負荷を最小化できる最適運転条件を見出せると考えた。

この着想のもと、これまで浄水オゾン処理のプロセスモデルを開発し²⁾、制御に展開してきた。今回は新たに膜ろ過処理を対象としてプロセスモデルを構築し、そのシミュレーション結果に基づき運転コストを

最小化した制御の実証結果を紹介する。

2. 膜ろ過シミュレーションのアルゴリズム

2.1 膜ろ過連携制御方式

前処理として凝集処理を備えた膜ろ過処理を制御の対象とした。従来は、ろ過時間はタイマーで一定値に設定し、前処理の凝集剤注入率には注入率一定制御あるいは濁度比例制御が適用されてきた^{3, 4)}。しかし、これら凝集剤注入率とろ過時間の最適な組み合わせを常時算出して制御する方式、すなわち連携制御方式が検討された報告はない。

そこで、**Fig. 1** に示す位置付けの連携制御ソフトウェアを開発し、連携制御方式の効果を評価した。このソフトウェアでは、まず原水水質や装置仕様の情報に基づいて膜差圧増加量を予測し、次いで薬品費や汚泥処分費、動力費を算出する。制御条件を変えてこの計算を反復し、あらかじめ設定した評価指標に対応した最適な凝集剤注入率とろ過時間を出力する。考慮

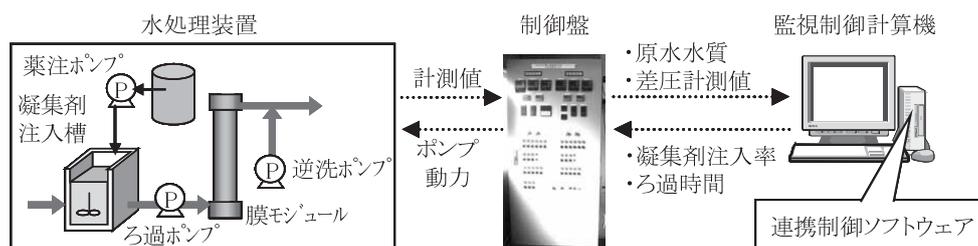


Fig. 1 Membrane filtration system with collaborative control software

Table 1 Evaluation index

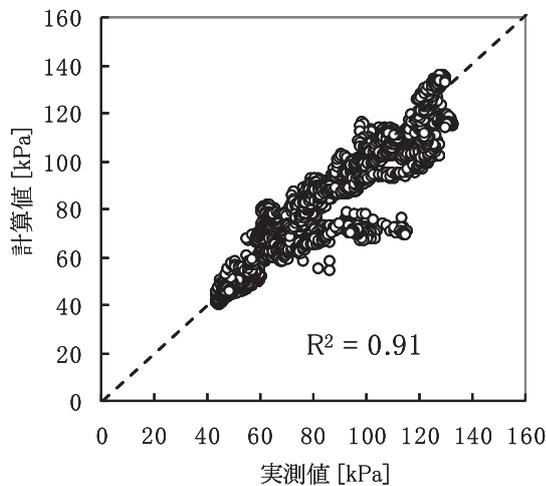
① 動力費	ろ過ポンプ動力+逆洗ポンプ動力+機械脱水動力
② 薬品費	PAC 注入量+逆洗用次亜注入量
③ 汚泥処分費	発生土運搬+処分
④ 薬品洗浄費	膜モジュールの薬品洗浄
⑤ 膜交換費	膜モジュールの交換

した評価指標と内訳を **Table 1** に示す。

2.2 膜差圧予測モデル

膜差圧増加量の予測計算のため、膜差圧予測モデルを構築した。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⁵⁾や、1サイクル分のろ過—逆洗工程を模擬した実験結果⁶⁾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⁷⁾。

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、原水水質の変動に対応し

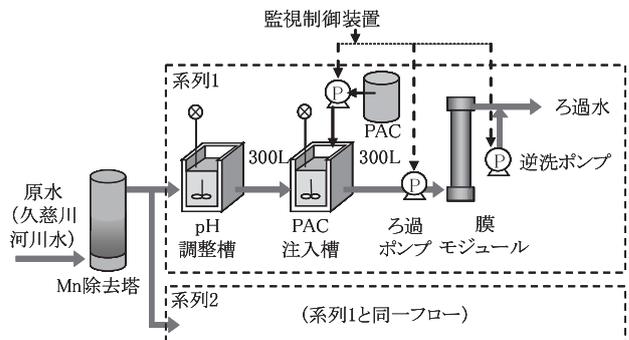
**Fig. 2** Comparison of measurements and calculated results

た運転制御に適用するには、さらに研究を進展させることが必要と考えられた。

そこで、物理逆洗工程での除去状態の違いから、膜差圧増加の原因であるファウリングを可逆ファウリングと不可逆ファウリングの二成分に分けたモデル式を構築した。不可逆ファウリングの増加現象は、標準閉塞モデル⁸⁾で模擬した。予備実験の結果から考察して可逆ファウリングにも標準閉塞モデルを適用し、物理逆洗での除去量が逆洗水量や逆洗時間に依存する関数とした。構築したモデル式を **Table 2** に示す。それぞれのモデル式に含まれる係数の値は水質の関数としてモデル化し、実測データに基づいてキャリブレーションを実施した。その結果、逆洗直後の膜差圧の予測誤差は平均5.1kPaとなった。この平均誤差は、予備実験での膜差圧の平均値76.4kPaの6.7%であり、十分に実用性を有すると考えられた。キャリブレーション結果の計算値と実測値の相関を **Fig. 2** に示す。

3. パイロットプラント

茨城県日立市企業局森山浄水場の敷地内に設置したパイロットプラントを用いて、制御効果の実証試験を実施した。概略フローを **Fig. 3** に、外観を **Fig. 4** 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

**Fig. 3** Process flow of experimental apparatus**Table 2** Computational model for transmembrane pressure difference

基礎式	現象	式番号
不可逆ファウリング成分の蓄積	$\frac{dV_{ir}}{dt} = (C_0 \cdot Tu + C_1 \cdot E260 + C_2 \cdot Mn + C_3 \cdot Al) \cdot \exp(-C_4 \cdot PAC) \cdot \exp(-C_5 \cdot \text{temp}) \cdot J$	(1)
可逆ファウリング成分の蓄積	$\frac{dV_r}{dt} = (C_6 \cdot Tu + C_7 \cdot E260 + C_8 \cdot Mn + C_9 \cdot Al) \cdot \exp(-C_{10} \cdot PAC) \cdot J$	(2)
可逆ファウリング成分の剥離	$\frac{dV_r}{dt} = -C_{11} \cdot V_r \cdot Q_b \cdot (1.0 + C_{12} \cdot \text{temp}) \cdot (PAC + C_{13}) \cdot (1.0 - C_{14} \cdot \text{cycle})$	(3)
膜差圧	$P = \frac{\mu \cdot J}{(C_{15} - V_{ir} - V_r)^2}$	(4)

V_{ir} : 細孔内付着不可逆ファウリング成分指標 [$\text{m}^{0.5}$], Tu : 濁度 [度], $E260$: 紫外線吸光度 [—], Mn : マンガン濃度 [$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$], Al : アルミニウム濃度 [$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$], PAC : 凝集剤注入率 [$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$], temp : 水温 [°C], J : ろ過流速 [$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$], V_r : 細孔内付着可逆ファウリング成分指標 [$\text{m}^{0.5}$], Q_b : 逆洗流量 [$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$], cycle : ろ過時間 [min], P : 膜差圧 [Pa], μ : 水の粘性係数 [$\text{Pa} \cdot \text{s}$], $C_0 \sim C_{15}$: 係数

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。

制御効果の評価を容易にするため、同一原水を処理できる開発系と対照系の2系列を備えた。開発系は前述の連携制御を実施し、対照系は前処理を濁度比例制御、膜ろ過をタイマー制御(一定時間)とした従来制御を実施した。いずれの系列も計画水量が2.5m³/h、回収率が95%となるよう運転した。ろ過時間により多少異なるが、ろ過流速は約3.0m/dで運転した。



Fig. 4 Image of experimental apparatus

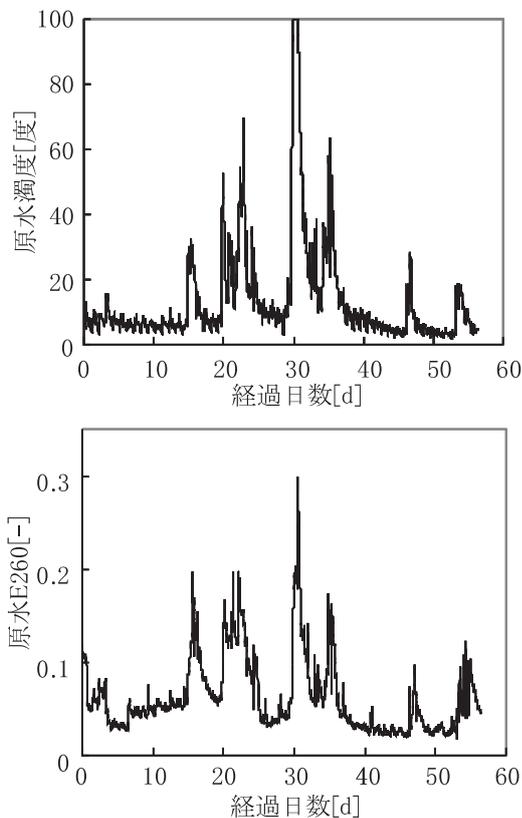


Fig. 5 Raw water qualities

4. 実験結果と考察

4.1 原水水質

実験期間中の原水水質を Fig. 5 に示す。原水濁度は最低2度、最高100度以上であり、平均すると14.4度であった。溶解性Mn濃度は0.007mg/L以下、溶解性E260は0.30以下であった。

4.2 膜差圧遷移と運転コスト評価

連携制御ソフトウェアは、対照系よりも凝集剤注入率が高くろ過時間が短い運転条件を出力した。出力された運転条件および膜差圧の遷移結果を Fig. 6 に示す。開発系は対照系より膜差圧が常に低くなった。対照系は運転開始後55日目に予め設定した膜差圧上

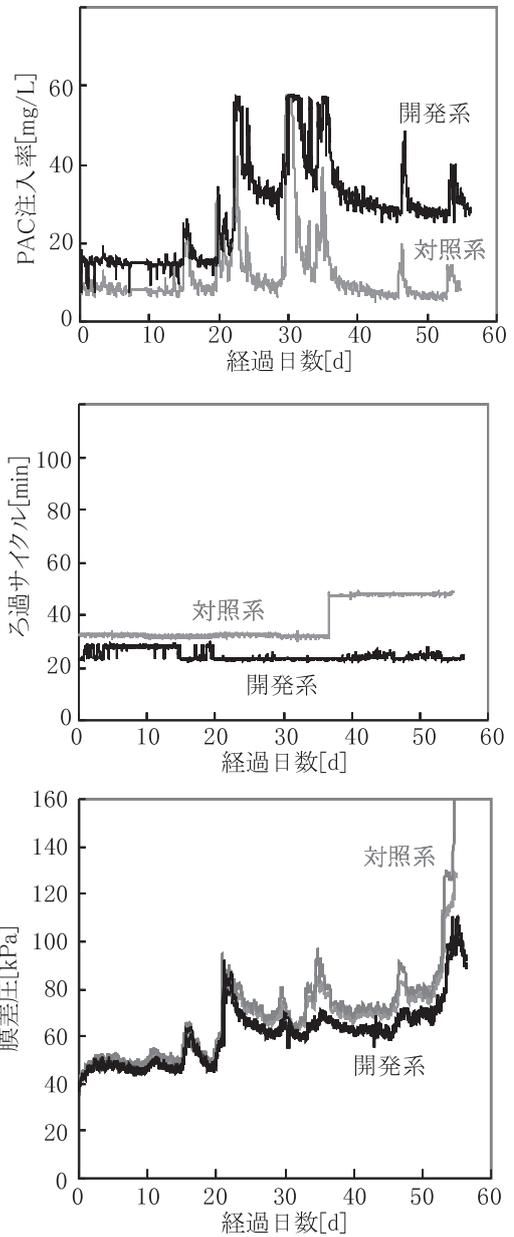


Fig. 6 Operating conditions and transmembrane pressure

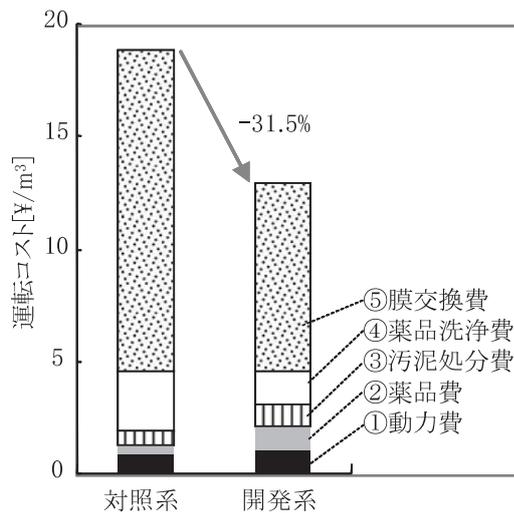


Fig. 7 operating cost comparison

限を超過したため、薬品洗浄モードに移行した。開発系については、72日目までのデータを二次曲線で外挿した結果、150kPaに到達するまでの日数が89日と推算された。

運転コストの試算結果を Fig. 7 に示す。連携制御による運転コストの削減効果は31.5%であった。開発系の凝集剤注入率は対照系に比べて多いため、②薬品費と③汚泥処分費が増大した。また、汚泥の脱水性が低下するため、①動力費も増大した。しかし、凝集剤が多い分だけ不可逆ファウリングの原因となる成分（溶解性有機物など）をフロック化でき、膜差圧の増大を抑制できた。その結果、運転コストへの寄与が大きい④薬品洗浄費と⑤膜交換費が減少したため、運転コストを削減できた。

このように、連携制御を用いることで運転コストの低減が可能であることを確認した。本紹介では省略するが、評価指標から⑤膜交換費を除いた場合、凝集剤注入率に上限を設けた場合、原水の水温が低い場合、ろ過流速を低くした場合のいずれについても、開発系は対照系より運転コストを低減できることをこのパイロットプラントで確認済みであり、その評価を現在進めている。

5. 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を対象に、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、運転コストを31.5%低減できる結果を得た。開発した膜差圧予測モデルにCO₂排出係数を与えれば、環境負荷も評価することが可能である。したがって、運転コストのみならず環境負荷を低減する制御も容易に実現できる。

今回は膜ろ過処理に関する結果を紹介したが、いずれの水処理プロセスでも「監視制御」は今後重要性が増大すると考えられる。さらなる技術向上により、さまざまな社会ニーズに応えていきたい。

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。本実験に多大なご指導とご協力を頂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の皆様には深く感謝の意を表します。

【参考文献】

- 1) (社)日本水道協会：水道事業ガイドライン（2005）
- 2) 陰山晃治ほか：通年データでキャリブレーションしたオゾン反応モデルに基づくオゾン注入制御方式の定量的評価，環境システム計測制御学会誌，Vol. 10, No. 3, pp. 103-111（2005）
- 3) 安中経人：西空知広域水道企業団における膜ろ過運転とシステムについて，水道協会雑誌，Vol. 71, No. 12, pp. 12-24（2002）
- 4) (財)水道技術研究センター：環境影響低減化浄水技術開発研究 e-Water 最終成果報告会・成果普及セミナーテキスト（2005）
- 5) 卞 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）
- 6) 卞 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）
- 7) 卞 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）
- 8) 杉本泰治：濾過—メカニズムと濾材・濾過助剤，地人書館，p. 28（1999）