

〈研究発表〉

凝集処理と膜ろ過プロセスの連携制御システムの実証

武本 剛¹⁾, 陰山 晃治²⁾, 吉田 郁子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: takeshi.takemoto.ay@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: koji.kageyama.gf@hitachi.com)²⁾

(株)日立製作所 社会・産業システム事業部 (〒101-8608 東京都千代田区外神田 1-18-13,

E-mail: ikuko.yoshida.xc@hitachi.com)³⁾

概要

前処理として凝集処理を備えた膜ろ過プロセスを対象に、運転コストの低減に向けて前処理・膜ろ過連携制御システムを開発した。本システムは膜差圧予測モデルが組み込まれ、原水水質に応じて運転コストを求め、運転コストが最小となる運転条件に制御する。河川水を用いた実証実験の結果、連携制御方式は従来制御方式に比べて運転コストを約30%削減できることを確認した。

キーワード: 浄水, 膜ろ過, 運転コスト, 制御

1. はじめに

浄水場へ導入される膜ろ過施設の処理規模が拡大しており、今後は表流水を対象とした施設の増加が見込まれる。一般に、表流水は地下水や伏流水よりも水質変動が大きく、膜ろ過施設の膜差圧の上昇が早くなることが知られている。このため、表流水を対象とした膜ろ過施設ではこのような水質変動に対応する必要がある。また、浄水場では運転コストを低減する要求もある。これらの解決策として、凝集剤を注入する前処理を導入し、原水水質の変更に応じて、前処理と膜ろ過の運転条件を適正化する方式を検討した。本報告では開発した前処理・膜ろ過連携制御方式を表流水で実証実験した結果について述べる。なお、本実証実験は(財)水道技術研究センターの *e-Water II* の持ち込み実験として実施した。

2. 開発制御方式の概要

2.1 前処理・膜ろ過連携制御方式

前処理・膜ろ過連携制御は原水の濁度、有機物などに応じて、運転コストの評価指標の和が最小となる凝集剤注入率、ろ過時間を自動的に設定する。

監視制御計算機には連携制御ソフトウェア (Fig.1) が組み込まれている。本ソフトウェアでは、まず膜差圧計算部で膜差圧の将来の経時変化を算出する。次に、運転コスト計算部では、1) 動力費、2) 薬品費、3) 薬品洗浄費、4) 膜交換費、5) 汚泥処分費を求める。操作量計算部では、操作量 (凝集剤注入率、ろ過時間) を変えて膜差圧と運転コストの計算を反復し、運転コストの和が最小となる操作量を算出する。運転コストの評価指標は 1) ~ 5) を個別に選択できるシステムとした。

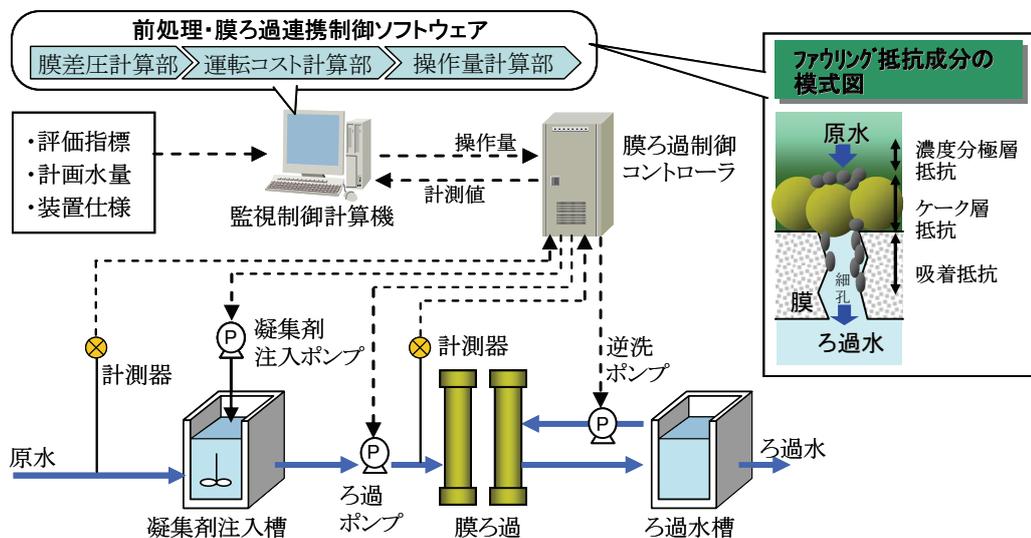


Fig.1: Membrane filtration system with collaborative control software

Table 1: Computational model for transmembrane pressure difference

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

Vir: 細孔内付着不可逆ファウリング成分指標[m^{0.5}], Tu: 濁度[度], E260: 紫外線吸光度[-], Mn: マンガン濃度[mg/L], Al: アルミニウム濃度[mg/L], PAC: 凝集剤注入率[mg/L], Temp: 水温[°C] J: ろ過流速[m/s], μ: 水の粘性係数[Pa·s], Vr: 細孔内付着可逆ファウリング成分指標[m^{0.5}], Qb: 逆洗流量[m³/s], cycle: ろ過時間[min], P: 膜差圧[Pa], C₀~C₁₅: 係数

2.2 膜差圧予測モデル

膜面のファウリングは物理洗浄で除去可能な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に大別できる。膜差圧計算部で用いる膜差圧予測モデルはこれらの2つのファウリング成分をモデル化した。不可逆ファウリングの増加現象は標準閉塞モデル¹⁾を適用した。予備実験の結果から可逆ファウリングにも標準閉塞モデルを適用し、物理洗浄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 1 に示す。各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、実測データでキャリブレーションした。

3. 実験装置および方法

3.1 実験装置

実証実験装置は日上市企業局森山浄水場内に設置した。実験装置のフローを Fig.2 に、膜モジュールの仕様を Table 2 に示す。本装置は河川水を原水とし、マンガン除去設備、pH 調整槽を経て凝集剤注入槽で凝集剤を注入する前処理を施した後、膜ろ過するフローで、約200m³/日のろ過水が得られる。開発系(連携制御)と対照系(従来制御)の2系列を設け、これらと比較できるようにした。計測データとしてpH 調整槽の濁度、水温、pH、E260、膜差圧がコントローラに伝えられる。

- 1) 開発系: 原水水質に応じて凝集剤注入率とろ過時間を自動変更(回収率を対照系と等しくするため、ろ過時間を変更する際にはろ過流量と逆洗時間も変更した)
- 2) 対照系: 凝集剤注入率は濁度比例制御、ろ過時間はタイマー制御とした。

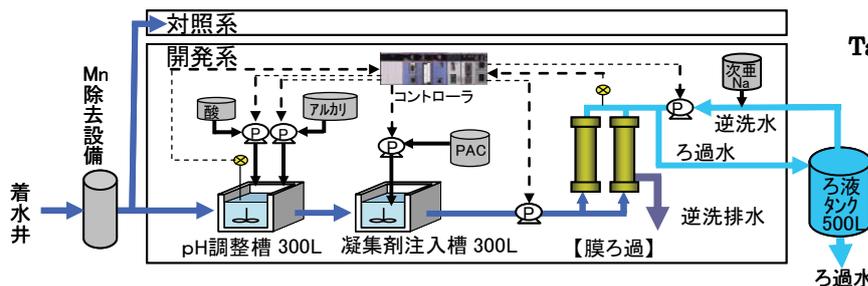


Fig. 2: Process flow of experimental apparatus

3.2 実験方法

実験はまず(1)予備実験による膜差圧予測モデルの係数キャリブレーションを実施後、(2)開発系と対照系との連続ろ過運転を実施し、(3)実験結果に基づき開発系と対照系との運転コストの比較を行った。

開発系の凝集剤注入率の下限は 5mg/L、上限は 60mg/Lとした。また、ろ過時間の下限は 20 分、上限値は 120 分とした。膜差圧の上限値は 150kPa とし、開発系、対照系ともに膜差圧が上限を超過した時点で運転を停止し、薬品洗浄を施した。薬品洗浄に至るまでのデータから運転コストを算出し、開発系と対象系を比較した。

開発系の連携制御ソフトウェアで操作量を決定するための運転コストの評価指標は RUN1 が評価指標 A (動力費、薬品費、薬品洗浄費、膜交換費、汚泥処分費の和)、RUN2 が評価指標 B (評価指標 A から膜交換費を除いた) とし、評価指標のちがいによる運転コスト削減効果を評価した。

4. 結果および考察

4.1 膜差圧予測モデルのキャリブレーション

凝集剤注入率やろ過時間を変更した予備実験のデータで膜差圧予測モデルの係数をキャリブレーションした。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の膜差圧の平均値 76.4kPa の 6.7% であり、連携制御ソフトウェアに適用可能な精度と考えられる。キャリブレーション結果の計算値と実測値との相関を Fig.3 に示す。

Table 2: Specifications of membrane

ろ過方式	外圧・全量ろ過
膜種類	MF
孔径	0.1 μm
膜材質	PVDF
膜面積	23m ²
寸法	1234mm × φ 165mm

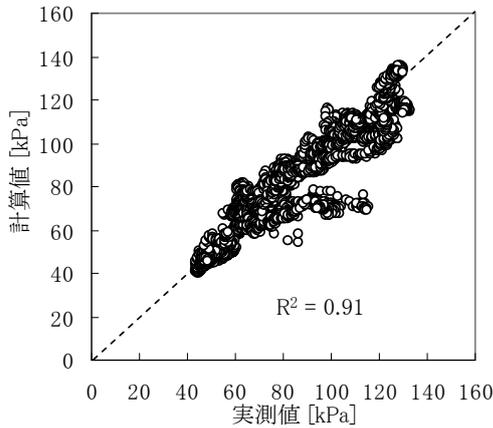


Fig.3: Comparison of measurements and calculated results

4.2 制御運転の状況

運転コストを評価指標 A(動力費, 薬品費, 薬品洗浄費, 膜交換費, 汚泥処分費の和)としたときの, 原水水質と操作条件を Fig.4 に示す。原水濁度は降雨時に100 度を超える場合もあり, 平均では14 度であった。有機物の指標である E260 は原水濁度上昇時に増加する傾向が見られたが濁度と完全には相関しない。

RUN1 で評価指標 A の開発系は対照系に比べて凝集剤注入率が高く, ろ過時間が短い運転条件となった。このため, 開発系は対照系に比べ膜差圧の上昇を抑制できた (Fig.5)。

RUN2 の膜差圧の経時変化を Fig.6 に示す。評価指標 A と同様に, 評価指標 B でも開発系は対照系に比べ凝集剤注入率が高く, ろ過時間が短い運転条件となり, 実際に膜差圧が抑制された。RUN2 は RUN1 に比べ低水温であったため, 膜差圧の上昇速度が増加した。25 日目以降はろ過流速を 1.5m/d に低下させたが, 開発系はろ過流速が異なっても同様に膜差圧が抑制された。

4.3 運転コストの評価

運転コストの比較を Fig.7 に示す。RUN1 では対照系は55 日目に膜差圧が150kPa を超過したため運転を停止し, 薬品洗浄を施した (Fig.5)。なお, 開発系の薬品洗浄時期は72 日目までの膜差圧を曲線で外挿し89 日目と仮定した。評価指標 A は運転コストに占める膜交換費の割合が大きい。この結果, 開発系の連携制御ソフトウェアの演算では凝集剤注入率を増加させるとともにろ過時間を短縮させて膜差圧の上昇を抑制する方が, 凝集剤注入率に伴う薬品費や汚泥処分費の増加に比べて運転コストを低減できる結果となった。評価指標 A の開発系は対照系に比べ膜差圧を抑制できたため, 動力費, 薬品費, 汚泥処分費が増加するものの, 膜交換費と薬品洗浄費が削減され, 全体で 31% の削減を達成した。

評価指標 B では運転コストに占める薬品洗浄費の割合が最も大きく, 膜差圧を抑制する方が運転コストを低減できる。開発系は対照系に比べ, 動力費, 薬品費, 汚泥処分費が増加するが, 薬品洗浄費が削減され, 全体で 34% の削減を達成した。これらの結果から, 開発した前処理・膜ろ過連携制御方式は高水温期と低水温期を含む期間を通して, 従来制御方式に比べて運転コストを約 30% 低減できる見通しを得た。

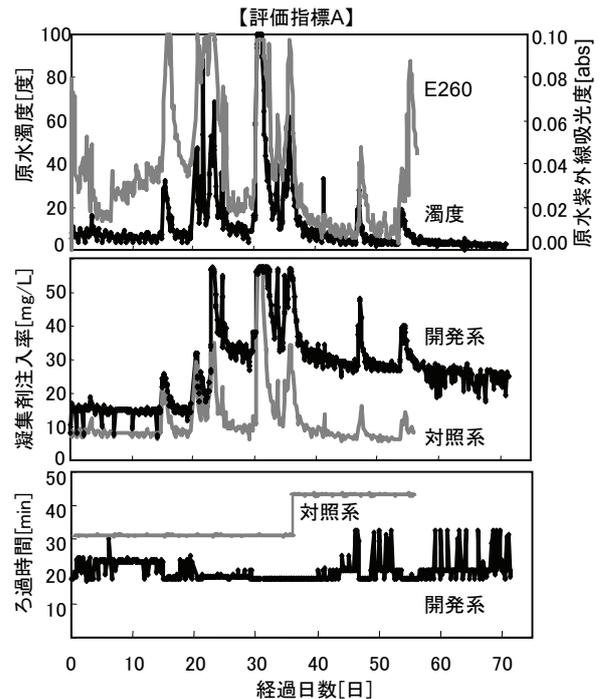


Fig.4: Raw water qualities and operating conditions (RUN1)

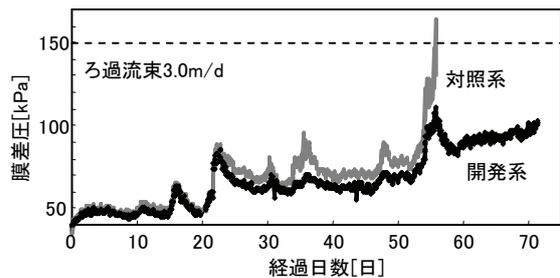


Fig.5: Transmembrane pressure (RUN1)

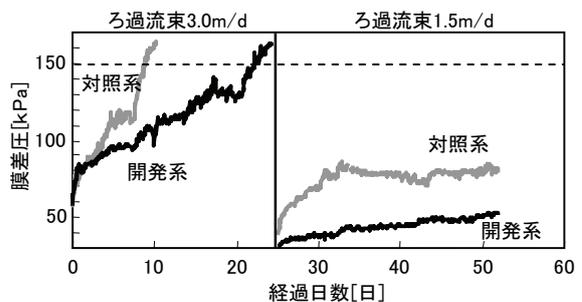


Fig.6: Transmembrane pressure (RUN2)

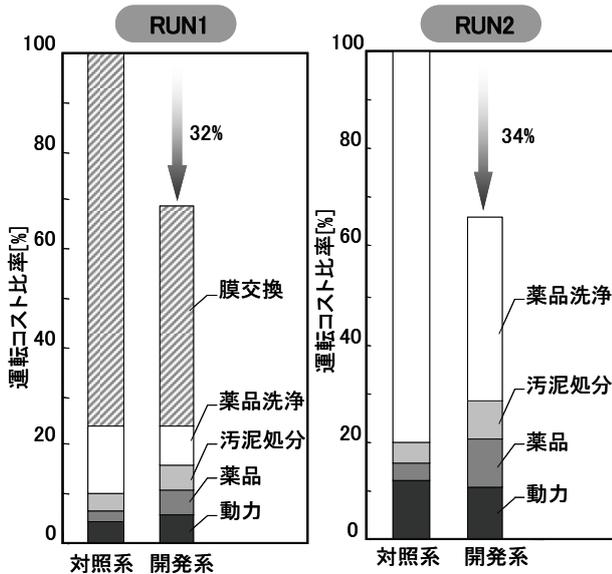


Fig. 7: Comparison of operating cost

4.4 ろ過水のアルミニウム濃度の制御

開発系は凝集剤注入率が高いため、ろ過水のアルミニウム濃度が上昇することが懸念される。凝集剤としてPACや硫酸ばん土を用いると、水酸化アルミニウムが生成すると同時に Al^{3+} 、 $Al(OH)_2^+$ 、 $Al(OH)_4^-$ などのイオンが生じ²⁾、平衡状態となる。この平衡状態はpHに依存し、膜で除去可能な不溶性の水酸化アルミニウムの比率はpH5.5で最大となる。したがって、pHを5.5に近づけることでイオンの比率を低減でき、結果としてろ過水のアルミニウム濃度を低減できる。

pH調整後のろ過原水とろ過水のアルミニウム濃度の経時変化をFig.8に示す。凝集剤注入率が高い場合でもpHを調整することでろ過水のアルミニウム濃度は0.1mg/L以下を維持し、水質基準値を十分に満足できることを確認した。この期間、pH調整によりろ過原水のpHを7.5、7.3、7.1と段階的に低下させた。pH低下に伴ってろ過水のアルミニウム濃度は減少し、凝集剤注入率が30mg/L以上の場合でも検出限界の0.01mg/L以下に制御できた。

ろ過水のpHとアルミニウム濃度の関係をFig.9に示す。ろ過水のアルミニウム濃度はpHを低下させると低下し、pH7.0以下に制御すれば凝集剤注入率に関係なく0.01mg/Lを達成できた。

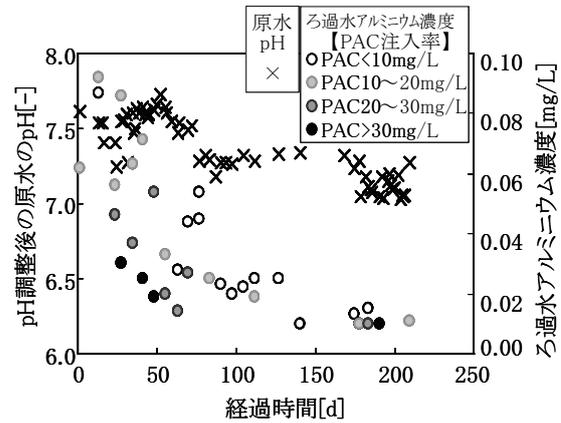


Fig. 8: pH of raw water and aluminum of filtrate water

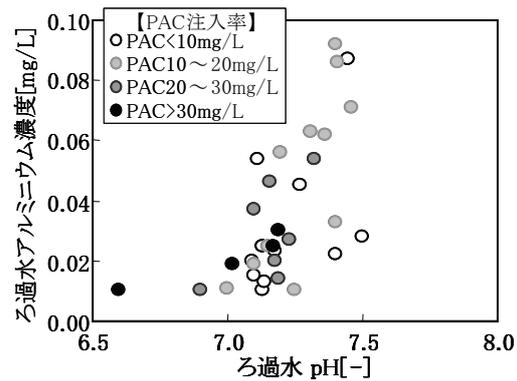


Fig. 9: Comparison of pH and aluminum

5. まとめ

前処理に凝集処理を備えた膜ろ過プロセスを対象に前処理・膜ろ過連携制御システムを開発し、河川水で実証した結果、運転コストを約30%削減できることを確認した。本システムは計画水量、水源、膜の薬品洗浄費や交換費、運転コストの評価指標が異なっても、ソフトウェア上での数値変更とキャリブレーションにより適用可能である。

本研究の実施に際し、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と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) 杉本泰治: 濾過・メカニズムと濾材・濾過助剤, 地人書館, pp.28(1999)
- 2) 会田健編著: 水環境科学, 丸善株式会社 (1985)