

VII-101 膜分離型浄水プロセスにおける物理洗浄排水の処理に関する研究

東京大学大学院 学生会員 李 秉鎬
 東京大学工学系研究科 正会員 滝沢 智
 埼玉大学理工学部 正会員 藤田賢二

1. はじめに

膜分離型浄水プロセスにおいて発生する排水は、主に膜濾過性能を維持するために定期的に行う逆洗やエア・スクラビングなどの物理洗浄による洗浄排水である。物理洗浄排水は、原水処理量の約10%にあたり、浄水の回収率を低下させる。また、その排水は膜ろ過によって除去された懸濁成分や微量有害物質を多く含むため、量的・質的な問題点が懸念されている。そこで本研究では、より効率的な膜洗浄排水の処理方法の開発を目的として、浸漬型中空糸膜を用いて浄水の回収率を上げると共に膜洗浄排水を濃縮する実験を行った。

2. 実験方法

実験フローシートを Fig. 1 に、膜の仕様及び運転条件を Table 1 に示す。実験は、原水の濁度が異なる Run-1、Run-2 と、Run-1 と同じ条件でバウジングの体積のみを10倍にした Run-3 に分けて行った。また Run-1 と Run-2 における原水は、実際の膜洗浄排水を用いた1系 (Process-1) と、カリンを添加した2系 (Process-2) に分けた。原水は、膜モジュールの上部から下部に流しながら膜ろ過を行った。さらに、膜モジュールの下部に仕切板を設置してろ過部と沈殿部を分離し、エア・スクラビングの際に沈殿部の汚泥が巻き上がるのを防止した。運転サイクルは、「(ろ過→洗浄→静置)×4回→排水→充水」の順番で、沈殿部に蓄積した濃縮液の一部を一定間隔(2時間)で排出する運転方式を採用した。すべての実験において凝集剤添加などの前処理や逆洗浄は行わず、洗浄はエア・スクラビングのみで行った。

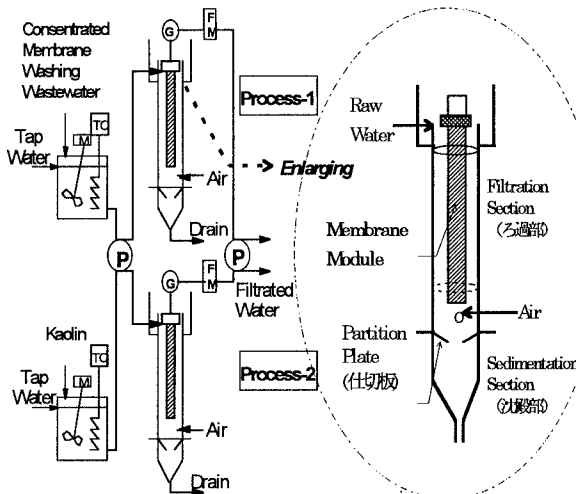


Fig. 1. Schematic Diagram of Experimental Apparatus

Table 1. Specification of the Membrane and Operational Cycle.

Material, Shape	Polyethylene, Hollow-fiber Membrane		
Nominal Pore Size [μm]	0.1		
Membrane Surface Area [m^2]	0.42		
Flux [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{day})$]	0.5		
Filtration Method	Vacuum		
Washing Method	Air-scrubbing		
Temperature [$^{\circ}\text{C}$]	15 $\pm$ 1		
pH [-]	6.5 $\sim$ 7.5		
Experimentation Term [start~end days]	Run-1 0~30	Run-2 31~40	Run-3 41~50
Raw Water Turbidity [NTU]	100	200	100
Housing Volume [m^3]	0.0007		
Concentration Factor [times]	219		
Operation Cycle	① Pouring: 1[min]		
	②⑤⑧⑪ Filtration: 30[min]×4		
	③⑥⑨⑫ Air-scrubbing: 1[min]×4		
	④⑦⑩⑬ Sedimentation: 3[min]×4 ⑭ Drain: 1/60[min] (0.04[1/h])		

3. 実験結果及び考察

3-1. 膜差圧及び濁度

実験期間中の膜差圧及び処理水・濃縮液の濁度の経日変化を Fig. 2 に示す。Run-1 における1系と2系の膜差圧は、小幅な変動を伴って緩やかに上昇した(30日目: 1系; 9.67[kPa], 2系; 6.67[kPa])。また、膜洗浄排水の濁度変動幅が大きいことを考慮して供給原水の濁度を2倍高めた Run-2 でも、急激な膜差圧の上昇はなかった(40日目: 1系; 12[kPa], 2系; 8[kPa])。1系の膜差圧が2系よりやや高かったのは、実際の膜洗浄排水には、濁質の他に有機成分や鉄、マンガなどが多く含まれていたからと考えられる。一方、Run-3 では、Run-1、2 に比べて膜差圧の上昇速度が速かった。

処理水の濁度は平均 0.01 [NTU] であり、原水の濃度に関わらず、通常の膜ろ過水と同様に浄水として使用できるものと思われる。濃縮液の濁度は、質量パーセント濃度として約2%以上 (Run-1; 平均 20,500 [NTU], Run-2; 平均 40,400 [NTU]) に濃縮できた。一方、Run-3 の場合には1%程度 (平均 9,050 [NTU]) に濃縮できたが、バウジング内の濁度はろ過時間と共に高くなり、Run-1 と Run-2 に比べ、濃縮液の濁度が低かった。

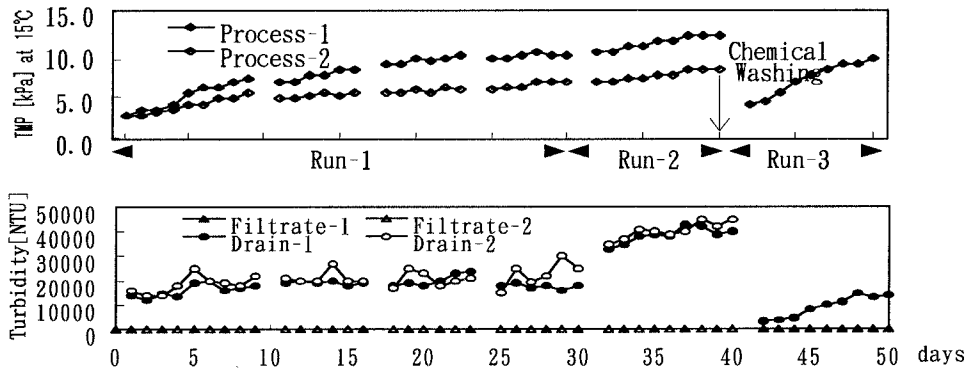


Fig. 2. Time Course of TMP and Turbidity.

3-2. 濃縮界面の形成モデル

ろ過中ハジシグ内を観察すると、Run-1と2では、ろ過開始2～3分後ハジシグ内の膜の上端部に濃度差による界面が生じ、ろ過時間の経過と共に界面が下降、約12分後には膜下端部に静止した。また、界面の沈降と共にハジシグの底部（沈殿部）に懸濁物質が濃縮されることも観察された。その際、膜と接触するろ過部の濁度は原水と同じ程度の濁度だったが、沈殿部は非常に高濁度に保たれた。以上のことから、Run-1と2では膜表面へのケーキ層の形成や中空糸膜の透過能力を低下させる膜糸間閉塞現象(Inter Fiber Clogging)を起こすことなく、高効率の固液分離と排水の濃縮を行うことができたと考えられる。それに対して、Run-3では、Run-1と2で観察された界面は見られず、ろ過経過時間と共にハジシグ内の濁度が高くなった。原因としては、膜面積の当たりハジシグ体積が大きかったためと推測される。

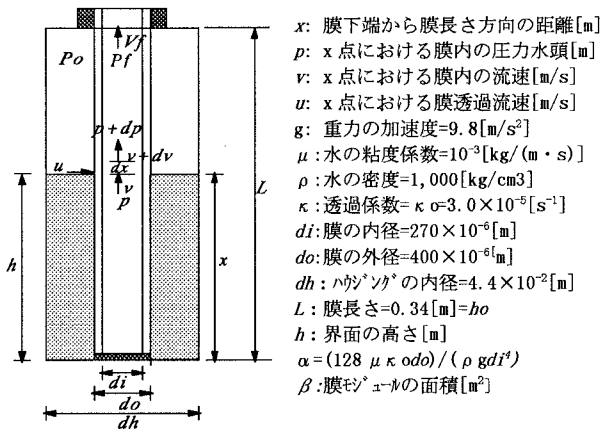


Fig. 3. Membrane Filter in Housing

● 時間 \$t\$ における界面の位置式

$$h = 2 \tanh^{-1} \left[\tanh \left(\frac{h_0}{2} \right) \exp \left\{ - \frac{\sqrt{\alpha} \cdot \beta \cdot v_f}{\sinh(\sqrt{\alpha} \cdot L)} t \right\} \right]$$

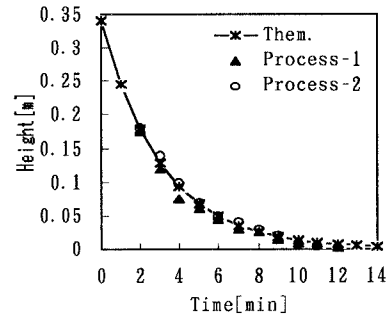


Fig. 4. Curve of Sedimentation with Time.

以上の実験結果から、膜ろ過に伴うハジシグ内での水の流れが膜による濃縮操作の成否に影響を与えるものと考え、文献2)の方法に基づいて Fig. 3 に示すモデルを用いてシミュレーションを行った。1系及び2系の界面位置の測定値とモデルによる計算値を Fig. 4 に示す。シミュレーション結果と実測した界面沈降曲線はほぼ一致し、濁度濃縮界面の低下が、膜ろ過による膜の外側から内側への移動により起こることが確認された。

4. まとめ

浸漬型中空糸膜を利用して膜洗浄排水を効率的に濃縮するための実験を行った結果、以下の結論を得た。

- 1) 膜ろ過にともなう水の流れを利用して膜ろ過槽内に高濁度部と低濁度部を形成することにより、膜面へのケーキ層形成や膜糸間閉塞を起こすことなく、排水の濃縮を行うことができた。
- 2) その結果、濃縮後の排水濁度は約2～4%以上となり、原水の回収率は99%以上が得られた。

【参考文献】 1) 小規模水道における「膜ろ過施設」導入ガイドライン(案)、(社)水道浄水プラント協会、(1994. 3)
 2) 藤田賢二、滝沢 智、中空糸膜における逆洗浄と空気包膜洗浄の物理学的考察、水道協会誌 Vol. 63, No. 3, 94～101 (1994)