

Mariola Rajca, Michał Bodzek, Krystyna Konieczny

Modelowanie wydajności ultrafiltracji i mikrofiltracji w oczyszczaniu wód naturalnych w układzie hybrydowym z koagulacją

Niskociśnieniowe procesy membranowe, takie jak ultrafiltracja (UF) i mikrofiltracja (MF), są skuteczne w usuwaniu wielkocząsteczkowych związków organicznych z wód naturalnych (np. substancji powodujących barwę i mętność wody). Trudności w rozpowszechnieniu zastosowania procesów UF/MF wiążą się z zanieczyszczeniem i blokowaniem membran (fouling), wywołanym substancjami organicznymi występującymi w wodzie w postaci rozpuszczonej i koloidalnej. Oczyszczaniu wód, zwłaszcza powierzchniowych o niskiej jakości, towarzyszy spadek strumienia permeatu spowodowany przez następujące po sobie i przebiegające równocześnie procesy, takie jak tworzenie placka filtracyjnego na powierzchni membrany przez cząstki zawieszin oraz blokowanie wnętrza porów przez stosunkowo małe cząsteczki substancji rozpuszczonych [1]. Podczas prawidłowej eksploatacji ultrafiltracji czy mikrofiltracji wymagają ściśle zdefiniowanych i właściwych sposobów kontroli i minimalizowania zjawiska blokowania membrany oraz kosztów eksploatacyjnych, bowiem te czynniki stanowią ograniczenie we wprowadzaniu filtracji membranowej do praktyki [2]. Blokowanie membrany bezpośrednio warunkuje maksymalną wartość strumienia permeatu, a w efekcie zainstalowaną powierzchnię membran, ale również wpływa na warunki regeneracji membran, które decydują o ich żywotności. Sposobem zmniejszenia zjawiska blokowania membran jest wstępne oczyszczenie wody przed wprowadzeniem do układu UF/MF. Proponuje się zastosowanie koagulacji lub procesu MIEX[®] przed filtracją membranową, co polepsza wydajność membran i skuteczność usuwania substancji organicznych [2–7]. Układ hybrydowy koagulacja–ultrafiltracja może być prowadzony w różnych rozwiązaniach systemowych, takich jak koagulacja klasyczna–UF/MF, koagulacja in-line (bez sedymentacji)–UF/MF oraz koagulacja prowadzona bezpośrednio w reaktorze z membraną zanurzoną [5,8].

Prawidłowa eksploatacja procesu ultrafiltracji wymaga przeprowadzenia optymalizacji i modelowania wydajności, analizy przyczyn blokowania membran UF/MF i sposobów jego przeciwdziałania oraz opracowania zasad optymalnego sterowania procesami sorpcji membranowej, w których placki filtracyjny może stanowić o rozdzielaniu i usuwaniu składników obecnych w wodzie. W pracach [9–11] postawiono tezę, że filtrację membranową należy prowadzić w obszarze nieustalonym, to znaczy w obszarze zmniejszania się strumienia

permeatu, przerwać ją w odpowiednim momencie i przeprowadzić regenerację membrany. Takie postępowanie powinno poprawić wydajność membran ultra- czy mikrofiltracyjnych. W celu potwierdzenia tej tezy wykorzystano dwa modele matematyczne, tj. model filtracji membranowej w procesie niestacjonarnym oraz model hydrauliczny oporów filtracji [12], które dobrze opisują przyczyny zmniejszania się strumienia permeatu w procesie bezpośredniej ultrafiltracji czy mikrofiltracji [9–11], jak również w układzie hybrydowym koagulacja–UF/MF [3,4,13], przy czym badania i obliczenia przeprowadzono na roztworze modelowym.

Celem niniejszej pracy było określenie możliwości przewidywania wydajności membran w procesach UF/MF i układzie hybrydowym koagulacja–sedymentacja–UF/MF podczas oczyszczania naturalnej wody rzecznej, w oparciu o zmianę objętościowego strumienia permeatu w czasie, w procesie niestacjonarnym oraz w oparciu o analizę oporów wywołanych wzajemnym oddziaływaniem membrany i zanieczyszczeń zawartych w wodzie.

Część doświadczalna

Badania filtracji membranowej przeprowadzono przy użyciu aparatury firmy EURO-SEP [8] na dwóch modułach kapilarnych, tj. mikrofiltracyjnym – membrany polipropylenowe (PP) oraz ultrafiltracyjnym – membrany polietersulfonowe (PES). Wodę surową stanowiła woda rzeczna z ujęcia Elektrowni Łagisza, zlokalizowanego na Czarnej Przemyślu na terenie Będzina.

Przeprowadzono proces bezpośredniej ultra- i mikrofiltracji oraz procesy hybrydowe koagulacja–UF/MF z użyciem następujących koagulantów: FeCl_3 (PIX 111), $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ (PIX 113) i $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (ALS). Koagulant dodawano do zbiornika szybkiego mieszania (250 obr./min). Kłaczki pokoagulacyjne powstające podczas wolnego mieszania (30 obr./min) opadały na dno osadnika, po czym woda sklarowana przepływała do zbiornika pośredniego, a następnie do modułu membranowego. Dawki koagulantów, ustalone w oparciu o wyniki testu naczyniowego, wynosiły odpowiednio: FeCl_3 – $2,4 \text{ gFe/m}^3$, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ – $2,2 \text{ gFe/m}^3$ oraz $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ – $2,9 \text{ gAl/m}^3$.

Proces filtracji membranowej przeprowadzono w układzie otwartym, w którym permeat odprowadzany był na zewnątrz układu a zasilanie zbiornika wody surowej odbywało się poprzez stałe doprowadzanie świeżej wody rzecznej. Obserwacji poddano zmiany strumienia objętościowego wody zdejonizowanej przed rozpoczęciem pomiarów (nowa membrana), podczas każdego procesu jednostkowego i hybrydowego

(badania właściwe) oraz podczas płukania membrany wodą zdejonizowaną (test po pracy). Pomiary te miały na celu porównanie odwracalności zjawiska blokowania membrany substancjami obecnymi w wodzie bez koagulacji i po procesie koagulacji. Przed każdą zmianą procesu moduł membranowy poddano czyszczeniu chemicznemu, na przemian z użyciem roztworów zasadowego i kwaśnego.

Wydajność membran UF/MF w czasie

Rysunek 1 przedstawia porównanie zależności objętościowych strumieni permeatu od czasu podczas oczyszczania wody powierzchniowej w procesie bezpośredniej UF/MF i w układzie hybrydowym koagulacja–sedymentacja–UF/MF. Zmiany strumieni permeatu we wszystkich procesach przedstawiono wyznaczając względną przepuszczalność membran (α) z zależności $\alpha = J_v/J_w$ (J_v – objętościowy strumień permeatu, J_w – objętościowy strumień wody zdejonizowanej). Współczynnik α określa podatność membran na blokowanie porów oraz odkładanie zanieczyszczeń na powierzchni membran (fouling). Zatem, im większa wartość współczynnika α (zblizona do 1), tym zanieczyszczanie membran występuje w mniejszym stopniu.

Obliczone współczynniki przepuszczalności względnej w przypadku mikrofiltracji były większe w procesie hybrydowym niż w procesie bezpośredniej mikrofiltracji, co świadczyło o tym, że koagulacja zwiększyła wydajność membrany. Zanieczyszczenia zawarte w wodzie uległy prawdopodobnie agregacji i sorpcji na kłaczkach wytrąconych wodorotlenków metali zastosowanych koagulantów, przy czym utworzone kłaczkki zostały częściowo usunięte w procesie sedymentacji. W sumie koagulacja zmniejszyła penetrację zanieczyszczeń

do wnętrza membrany, ograniczając zjawisko jej blokowania. W przypadku ultrafiltracji znaczne zwiększenie wydajności membrany uzyskano w procesie hybrydowym z koagulacją siarczanem żelaza, a w mniejszym stopniu siarczanem glinu i chłorkiem żelaza.

Można zauważyć, że blokowanie membran odbywa się głównie na początku filtracji membranowej, zwłaszcza w przypadku mikrofiltracji, po czym przepuszczalność względna membran przybiera wartość stałą do końca czasu filtracji. Podobną zależność zaobserwowano w innych badaniach własnych [14]. Z danych literaturowych wynika, że membrany mikrofiltracyjne są bardziej podatne na proces ograniczania przepływu, jednak zależy to od wielkości cząstek zanieczyszczeń zawartych w wodzie, jak również od materiału membranotwórczego [1,12]. Cząstki zanieczyszczeń, które pozostały w wodzie po procesie koagulacji i sedymentacji mogły być zbyt małe w przypadku porów membrany mikrofiltracyjnej, natomiast zostały zatrzymane wewnątrz porów membrany ultrafiltracyjnej, powodując jej blokowanie.

Modelowanie wydajności procesu UF i MF

Model filtracji w układzie niestacjonarnym

W modelu filtracji w układzie niestacjonarnym (model relaksacyjny) wykorzystuje się równanie bilansu transportu masy w czasie filtracji membranowej, w którym zmniejszanie się strumienia permeatu jest proporcjonalne do jego wartości [7–9]:

$$\frac{d}{dt}(J - J_\infty) + \frac{1}{t_0}(J - J_\infty) = 0 \quad (1)$$

Obliczenie teoretycznego objętościowego strumienia permeatu w czasie z zależności stanowiącej rozwiązanie równania (1):

$$J_t = (J_0 - J_\infty)e^{-\frac{t}{t_0}} + J_\infty \quad (2)$$

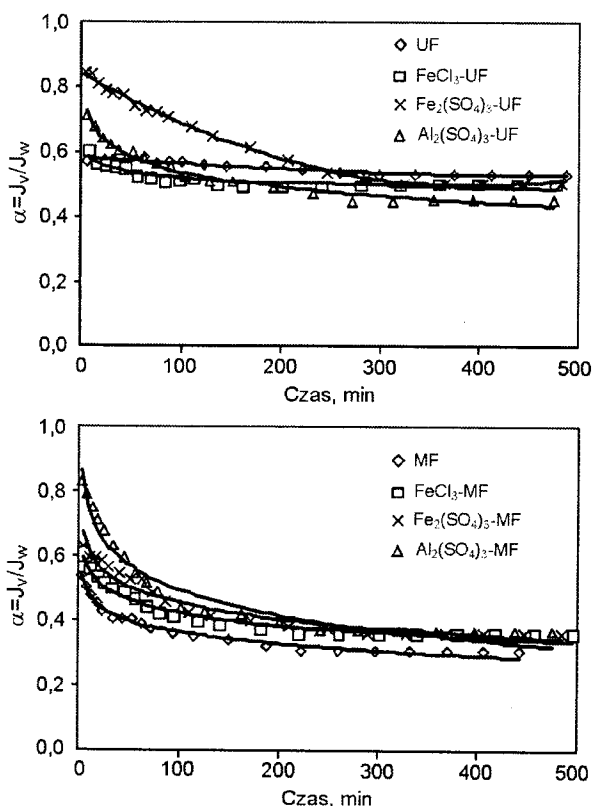
umożliwia porównanie tych wartości z wynikami pomiarów doświadczalnych badanych procesów, a tym samym określenie przydatności modelu w praktyce (J_t – strumień permeatu po czasie t).

Wykorzystując ten model można prognozować zmianę strumienia permeatu w czasie eksploatacji modułów membranowych znając jedynie strumień początkowy (J_0), równowagowy (J_∞) oraz stałą czasową (t_0). Wartości strumienia początkowego i równowagowego wyznacza się bezpośrednio z danych eksperymentalnych, natomiast stałą czasową z równania:

$$\ln\left(\frac{J - J_\infty}{J_0 - J_\infty}\right) = -\frac{t}{t_0} \quad (3)$$

W tabeli 1 przedstawiono wartości parametrów równania (2) uzyskane w badanych procesach oczyszczania wody z zastosowaniem membran PES i PP.

Przedstawione na rysunku 2 punkty obrazują wyniki pomiarów doświadczalnych uzyskanych w badaniach, natomiast krzywa prezentuje wartości obliczone przy wykorzystaniu funkcji opisanej równaniem (2). Analiza danych prowadzi do stwierdzenia, że początkowo dopasowanie punktów do krzywej modelowej było mniejsze niż w późniejszym czasie



Rys. 1. Zależność względnej przepuszczalności membran (α) od czasu w procesie bezpośredniej UF/MF i w procesie hybrydowym

Tabela 1. Wielkości występujące w równaniu (2), charakteryzujące proces filtracji membranowej

Proces	Membrana PES			Membrana PP		
	$J_0 \cdot 10^5$ $\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$	$J_\infty \cdot 10^5$ $\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$	t_0 min	$J_0 \cdot 10^5$ $\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$	$J_\infty \cdot 10^5$ $\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$	t_0 min
Bezpośrednia UF/MF	2,21	1,85	91	5,32	2,86	63
Koagulacja FeCl_3 –UF/MF	2,11	1,57	55	3,58	1,95	64
Koagulacja $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ –UF/MF	2,48	1,41	90	5,22	2,00	64
Koagulacja $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ –UF/MF	2,96	1,58	107	4,01	1,98	74

filtracji, co może świadczyć o tym, że proces nie osiągnął jeszcze stanu równowagi. W przypadku ultrafiltracji stabilizacja zaczyna się po upływie ponad 200 min, natomiast w przypadku mikrofiltracji zgodność punktów z krzywą modelową następuje już po 100 min we wszystkich zastosowanych procesach. Dalszy przebieg krzywych wynikających zarówno z doświadczeń, jak i z modelu wskazuje na bardzo dobrą ich zgodność w przypadku UF oraz MF.

W tabeli 2 przedstawiono współczynniki korelacji świadczące o dopasowaniu punktów pomiarowych do wyników wyliczonych z modelu we wszystkich zastosowanych procesach.

Tabela 2. Wartości współczynnika korelacji strumienia permeatu uzyskane w badaniach i obliczone na podstawie modelu relaksacyjnego

Proces	Współczynnik korelacji	
	PES	PP
Bezpośrednia UF/MF	0,9911	0,9866
Koagulacja FeCl_3 –UF/MF	0,9925	0,9960
Koagulacja $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ –UF/MF	0,9941	0,9952
Koagulacja $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ –UF/MF	0,9882	0,9901

Analizując uzyskane wyniki dopasowania modelu opisanego równaniem (2) do wyników doświadczalnych stwierdzono, że w przypadku obydwu membran i wszystkich zastosowanych procesów współczynniki korelacji były bardzo wysokie i uzyskały wartość 0,99, co świadczy o bardzo dobrej zgodności modelu i doświadczeń.

Model hydrauliczny oporów filtracji

Model oparty jest na równaniu opisującym zależność strumienia permeatu od ciśnienia, uwzględniającym opór hydrauliczny stawiany przepływającej cieczy przez membranę:

$$J_v = \frac{\Delta P}{\eta(R_m + R_{fo} + R_{fn})} \quad (4)$$

w którym:

R_m – opór membrany, 1/m

R_{fo} – opór związany z odwracalnym blokowaniem membrany, 1/m

R_{fn} – opór związany z nieodwracalnym blokowaniem membrany, 1/m

ΔP – ciśnienie transmembranowe, Pa

η – lepkość, kg/m·s

W celu wyznaczenia poszczególnych składowych oporu obliczono:

– opór membrany (R_m) z zależności strumienia wody zdejonizowanej od czasu w przypadku membrany nowej (czytaj),

– opór całkowity ($R_c = R_m + R_{fo} + R_{fn}$) z zależności strumienia permeatu od czasu uzyskanego w przypadku badanej wody:

$$R_c = \frac{\Delta P}{J_v \eta} \quad (5)$$

– sumę oporów $R_m + R_{fn}$ z zależności objętościowego strumienia wody dejonizowanej od czasu w przypadku membrany po badaniach właściwych,

– opór odwracalny (R_{fo}) i nieodwracalny (R_{fn}) odejmując odpowiednie wartości oporu uzyskane w trzech seriach pomiarowych.

Na rysunku 3 przedstawiono przykład zależności objętościowego strumienia wody zdejonizowanej w przypadku membrany nowej i eksploatowanej (test po pracy) oraz naturalnej wody rzecznej oczyszczanej w bezpośredniej ultra- i mikrofiltracji i układzie hybrydowym koagulacja–sedymentacja–UF/MF.

Najmniejszą wartość strumienia permeatu osiągnięto podczas filtracji wody naturalnej. Objętościowy strumień wody zdejonizowanej w przypadku membran po eksploatacji był większy od strumienia otrzymanego podczas filtracji wody naturalnej, ale nie osiągnął jednak wartości charakterystycznej w przypadku nowych membran. Świadczy to o częściowej regeneracji membran poprzez wypłukanie zanieczyszczeń z placka filtracyjnego (blokowanie odwracalne), a jednocześnie o częściowym, ale trwałym zablokowaniu porów membran (blokowanie nieodwracalne).

W oparciu o prace własne [10–12] przyjęto, że opór nieodwracalny tworzy się w początkowym, krótkim czasie procesu, a o wydajności decyduje zmienny w czasie opór odwracalny, który jest proporcjonalny do ilości substancji odłożonej na membranie, co wyraża równanie:

$$\frac{d}{dt}(R_\infty - R) + \frac{1}{\tau_{R_0}}(R_\infty - R) = 0 \quad (6)$$

Po jego scałkowaniu otrzymuje się równanie:

$$R_{fo} = R_\infty \left[1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau_{R_0}}\right) \right] \quad (7)$$

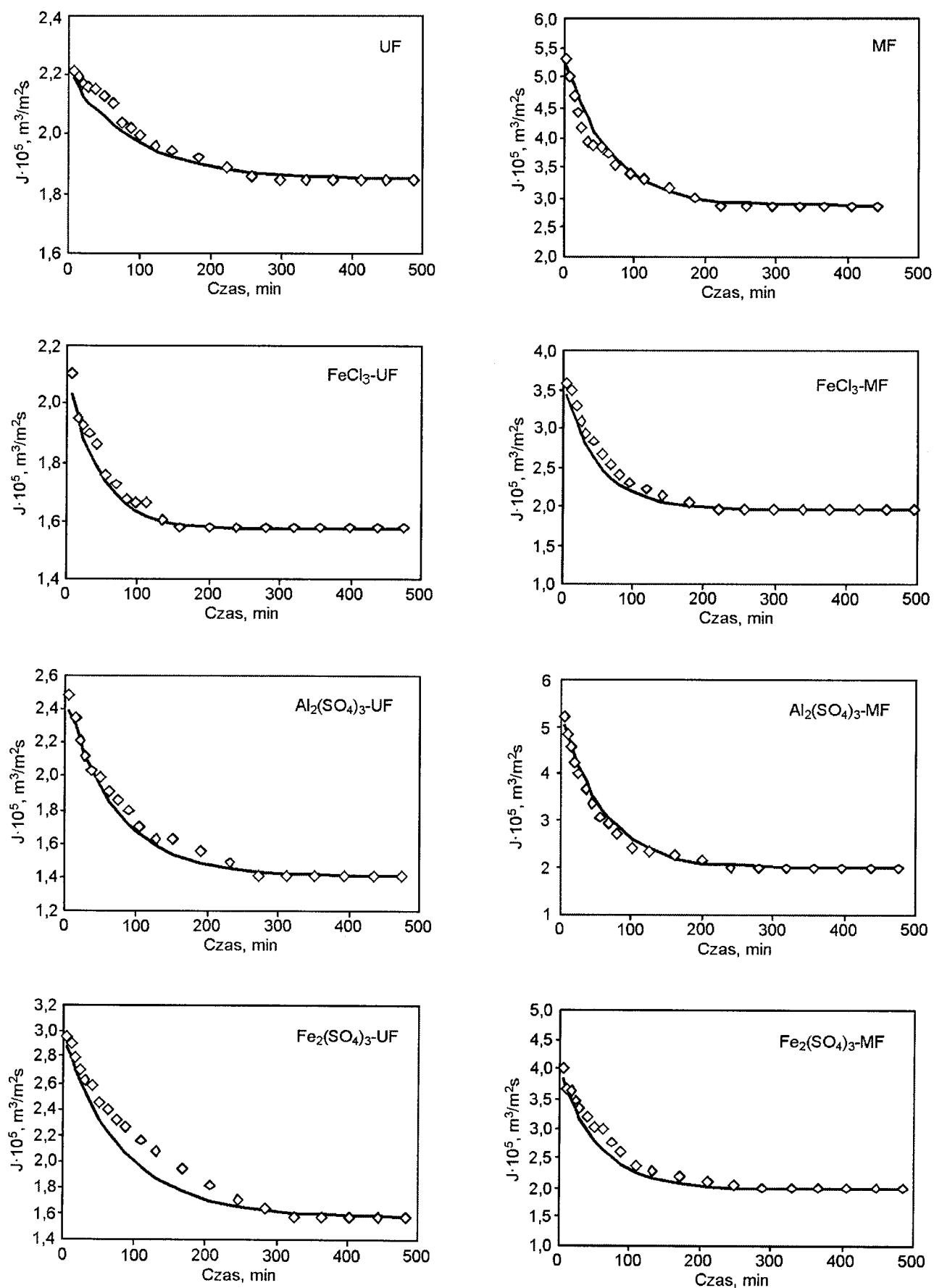
w którym:

R_{fo} – opór związany z odwracalnym blokowaniem membrany ($R_{fo}=0$ przy $t=0$), 1/m

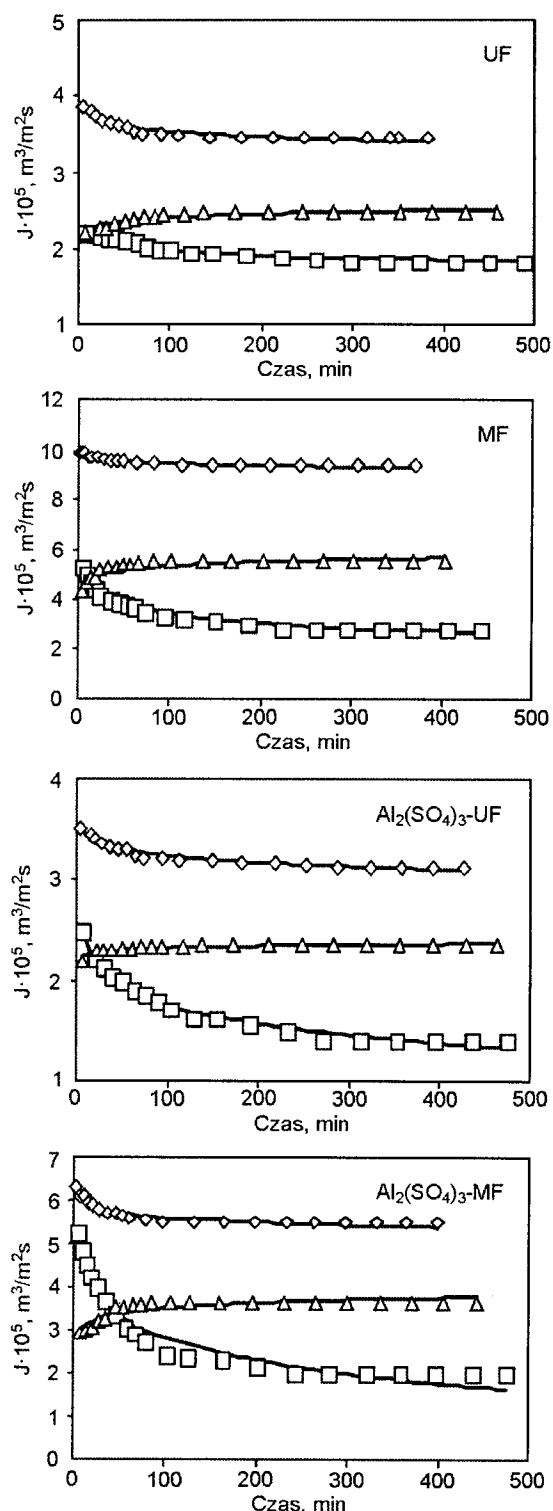
R_∞ – opór związany z odwracalnym blokowaniem membrany po nieskończonej długim czasie, 1/m

τ_{R_0} – współczynnik równania (7), 1/min

Równanie (7) zawiera stałe R_∞ i τ_{R_0} , przy czym stałą R_∞ wyznacza się bezpośrednio z danych doświadczalnych, a stałą τ_{R_0} z równania (7), które po zlogarytmowaniu jest równaniem linii prostej przechodzącej przez początek układu współrzędnych. Z nachylenia tej prostej oblicza się współczynnik τ_{R_0} .



Rys. 2. Zależność objętościowego strumienia permeatu (J) od czasu – wartości doświadczalne (punkty) i teoretyczne (linia ciągła) obliczone za pomocą modelu relaksacyjnego



Rys. 3. Zależność objętościowego strumienia wody zdejonizowanej i permeatu od czasu (romby – nowa membrana, kwadraty – badania właściwe, trójkąty – test po pracy)

Tabela 3. Wartości t_{R_0} oraz współczynnika korelacji strumienia permeatu wyznaczone doświadczalnie i obliczone z modelu oporowego

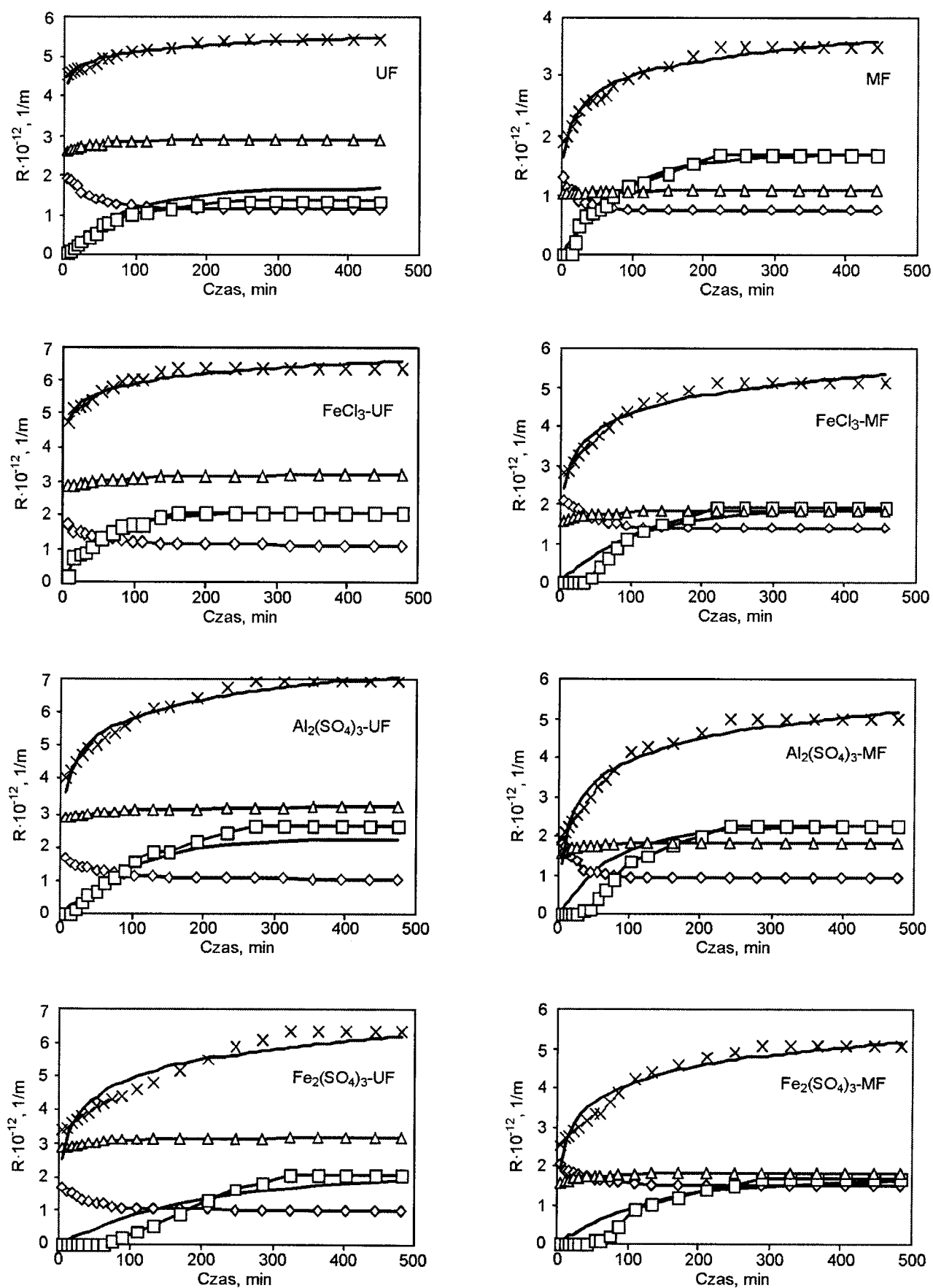
Proces	t_{R_0} , 1/min		Współczynnik korelacji	
	PES	PP	PES	PP
Bezpośrednia UF/MF	69	85	0,9742	0,9763
Koagulacja $FeCl_3$ -UF/MF	56	105	0,9939	0,9759
Koagulacja $Al_2(SO_4)_3$ -UF/MF	126	128	0,9837	0,9479
Koagulacja $Fe_2(SO_4)_3$ -UF/MF	156	131	0,9909	0,9777

Na rysunku 4 przedstawiono zależności zmian oporu całkowitego i poszczególnych jego składowych podczas filtracji wody powierzchniowej w funkcji czasu w przypadku membran UF i MF oraz zastosowanych procesów.

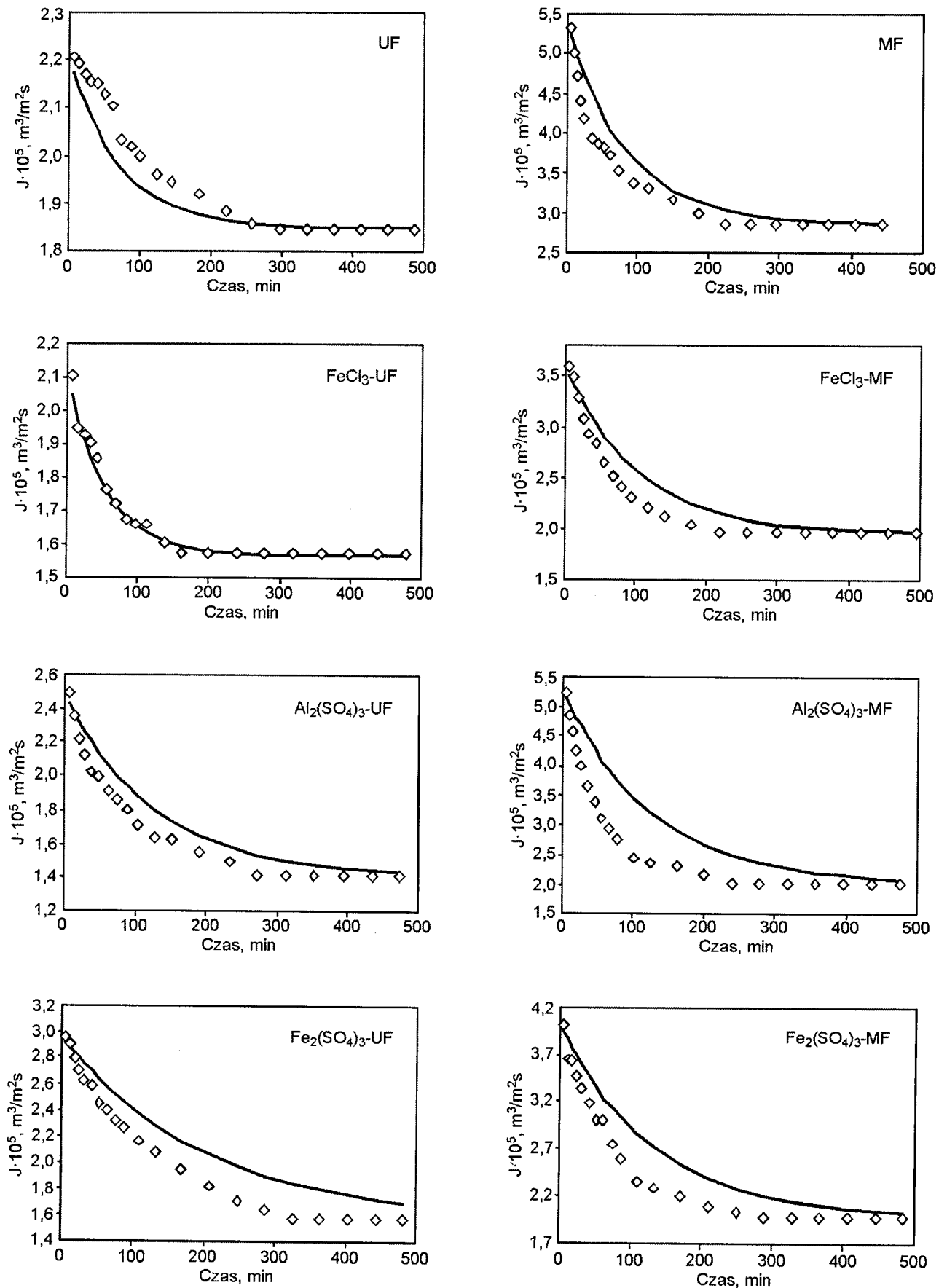
W procesie ultrafiltracji uzyskano największe wartości oporu całkowitego, którego składowe nieodwracalne i odwracalne również miały wartości nieco większe niż w procesie mikrofiltracji. Świadczy to o blokowaniu porów membrany ultrafiltracyjnej zanieczyszczeniami znajdującymi się w wodzie oraz tworzeniu placka filtracyjnego, co w konsekwencji prowadziło do większych oporów hydraulicznych. Na wydajność badanych membran wpływał ponadto opór samych membran, ale duże znaczenie miał opór związany z odwracalnym i nieodwracalnym blokowaniem membran.

W celu weryfikacji zaproponowanego modelu z wynikami doświadczalnymi obliczono objętościowy strumień permeatu z równania (4), podstawiając wartości oporu membrany i oporu wynikającego z nieodwracalnego blokowania membran wyznaczone z doświadczenia, natomiast wartość oporu odwracalnego obliczoną z równania modelowego (7). Wykonane obliczenia posłużyły do porównania doświadczalnego strumienia objętościowego z modelowym. Rysunek 5 przedstawia graficzne porównanie dwóch strumieni otrzymanych w badaniach, natomiast tabela 3 wyliczone wartości stałej t_{R_0} oraz współczynników korelacji dopasowania wyników objętościowego strumienia wody otrzymanych doświadczalnie z wartościami wyliczonymi z modelu.

Przedstawione wyniki obliczeń potwierdzają zgodność modelu oporów hydraulicznych z wynikami badań bezpośredniej ultra- i mikrofiltracji oraz układu hybrydowego koagulacja-UF/MF. Współczynniki korelacji były duże, jednak nieco mniejsze od współczynników korelacji w modelu niestacjonarnym (tab. 2) i świadczyły o bardzo dobrym dopasowaniu modelu do doświadczeń. Wartości współczynnika t_{R_0} w równaniu (7) były większe w procesie hybrydowym (UF – 126±156 1/min, MF – 105±131 1/min), z wyjątkiem procesu z koagulacją $FeCl_3$ przed UF (56 1/min), niż podczas bezpośredniej UF/MF (69±85 1/min). Potwierdzeniem tej samej zależności były również większe wartości czasu t_0 (tab. 1) w procesie hybrydowym (UF – 90±107 min, MF – 64±74 min) niż podczas bezpośredniej UF/MF (91±63 min). Wyjątkiem był również proces z koagulacją $FeCl_3$ przed UF, w którym czas t_0 był mniejszy niż podczas bezpośredniej UF i wyniósł 55 min. Dowodzi to, iż w procesie jednostkowym (UF/MF) zachodzące złożone procesy mają większy wpływ na wydajność membrany i powstawanie oporów wywołanych zjawiskiem blokowania membran, niż ma to miejsce w przypadku procesu hybrydowego. Stała czasowa t_0 , charakteryzująca szybkość zanikania strumienia permeatu, była mniejsza podczas bezpośredniej UF/MF. Można stwierdzić, że w przypadku układu hybrydowego czas zanikania strumienia permeatu był większy, a powstające opory hydrauliczne w czasie przepływu wody przez membranę były mniejsze.



Rys. 4. Zależność zmiany oporów w funkcji czasu (romby – opór nieodwracalny doświadczalny, kwadraty – opór odwracalny doświadczalny, linia ciągła bez punktów – opór odwracalny teoretyczny, krzyżki – opór całkowity, trójkąty – opór membrany)



Rys. 5. Zależność objętościowego strumienia permeatu (J) od czasu – wartości doświadczalne (punkty) i teoretyczne (linia ciągła) obliczone za pomocą modelu oporowego

Wnioski

♦ Zastosowanie układu hybrydowego koagulacja–sedymentacja–UF/MF pozwala na ograniczenie zjawiska blokowania membran (fouling), zwiększając jednocześnie wartość objętościowego strumienia permeatu.

♦ Wykorzystując modele matematyczne oparte o analizę oporów hydraulicznych membrany oraz bilans transportu masy podczas procesu filtracji membranowej (model relaksacyjny) można prognozować zmianę wydajności procesu UF/MF oraz układu hybrydowego koagulacja–sedymentacja–UF/MF, co pozwoli precyzyjniej ustalić częstotliwość płukania membran.

♦ Analizowane modele dobrze opisują proces bezpośredniej UF/MF oraz układ hybrydowy koagulacja–sedymentacja–UF/MF (współczynniki korelacji powyżej 0,94).

Praca naukowa sfinansowana ze środków Ministerstwa Szkolnictwa Wyższego i Nauki w latach 2004–2007 jako projekt badawczy nr 3 T09D018 26.

LITERATURA

1. M. BODZEK, K. KONIECZNY: Wykorzystanie procesów membranowych w uzdatnianiu wody. Oficyna Wydawnicza Projprzem-Eko, Bydgoszcz 2005.
2. M. BODZEK, K. KONIECZNY: Skojarzone systemy membranowe w uzdatnianiu wody – stan wiedzy. Mat. konf. „Zaopatrzenie w wodę, jakość i ochrona wód”, PZITS, Poznań–Zakopane 2006, ss. 43–61.
3. M. RAJCA, K. KONIECZNY, M. BODZEK: Modelowanie wydajności procesu filtracji membranowej wody w układzie hybrydowym koagulacja–MF. Cz. I – Membrany kanalikowe ceramiczne. Monografie Komitetu Inżynierii Środowiska Polskiej Akademii Nauk, 2006, Vol. 36, ss. 521–529.
4. M. RAJCA, K. KONIECZNY, M. BODZEK: Modelowanie wydajności procesu filtracji membranowej wody w układzie hybrydowym koagulacja–MF/UF. Cz. II – Membrany kapilarne. Monografie Komitetu Inżynierii Środowiska Polskiej Akademii Nauk, 2006, Vol. 36, ss. 530–538.
5. K. KONIECZNY, M. BODZEK, K. KELLER, M. RAJCA: Układ hybrydowy koagulacja „in-line”–UF/MF w usuwaniu zanieczyszczeń z wód naturalnych. Mat. konf. „Zaopatrzenie w wodę, jakość i ochrona wód”, PZITS, Poznań–Zakopane 2006, ss. 565–576.
6. M. KABSCH-KORBUTOWICZ: Usuwanie naturalnych substancji organicznych z wody w zintegrowanym procesie MIEX®–ultrafiltracja. Ochrona Środowiska, 2006, vol. 28, nr 1, ss. 17–22.
7. M. KABSCH-KORBUTOWICZ: Application of in-line coagulation/ultrafiltration process in water treatment. Environment Protection Engineering, 2006, Vol. 32, No. 2, pp. 67–75.
8. M. BODZEK, K. KONIECZNY: Ultrafiltracja wspomagana koagulacją jako nowa metoda uzdatniania wody do picia i na potrzeby gospodarcze – przegląd piśmiennictwa. Chemia i Inżynieria Ekologiczna, 2005, nr 12 (S 3), ss. 335–354.
9. K. KONIECZNY: Ultrafiltracja i mikrofiltracja w uzdatnianiu wód do celów komunalnych. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Seria Inżynieria Środowiska, Z. 42, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 2000.
10. K. KONIECZNY: Modelling of membrane filtration of natural water for potable purpose. Desalination, 2002, Vol. 143, pp. 123–139.
11. K. KONIECZNY, M. BODZEK: Modelling of UF/MF process of natural water. Conf. Proc. "Engineering with Membranes", Granada, Spain, 2001, Vol. 1, pp. 320–327.
12. K. KONIECZNY, M. BODZEK, M. RAJCA: A coagulation–MF system for water treatment using ceramic membranes. Desalination, 2006, Vol. 198, pp. 100–109.
13. M. BODZEK, K. KONIECZNY, M. RAJCA: Application of mathematical models to the prediction of ultrafiltration efficiency in water treatment. Desalination, 2007 (in print).
14. M. BODZEK, M. RAJCA, J. BARGIEŁ, K. KONIECZNY: Investigations concerning the mechanism of the fouling of membranes in the course of the direct microfiltration and in the hybrid system of coagulation and microfiltration. Polish J. of Environ. Stud., 2007, Vol. 16, pp. 172–176.

Rajca, M. Bodzek, M., Konieczny, K. Modeling the Efficiency of Ultrafiltration and Microfiltration in Natural Water Treatment. Ochrona Środowiska 2008, Vol. 30, No. 1, pp. 13–20.

Abstract: The efficiency of ultrafiltration/microfiltration (UF/MF) and of the hybrid system coagulation–sedimentation–UF/MF as unit processes in the treatment of natural riverine water (Czarna Przemsza) was made subject to analysis. UF/MF efficiency was predicted using two models: a model in a nonstationary process (a relaxation model) that described time-related changes in the volume flux of the permeate and determined the time constant

t_0 , as well as a resistance model that analyzed the resistance induced by the interaction of the membrane with water pollutants and determined the time constant τ_{R_0} . The experiments were conducted using modules of capillary polyethersulfone (PES) ultrafiltration and polypropylene (PP) microfiltration membranes. It has been found that the models characterize adequately both the process of direct UF/MF and the hybrid system, and that the calculated values are consistent with the experimental ones.

Keywords: Water treatment, ultrafiltration, microfiltration, coagulation, hybrid system.