

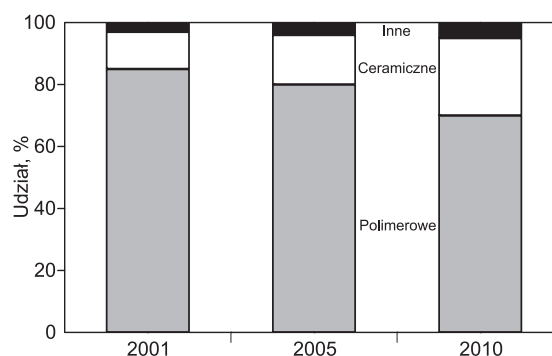
Izabela Kowalska

Wykorzystanie ceramicznych membran ultrafiltracyjnych do usuwania substancji powierzchniowo czynnych z roztworów wodnych

Do najważniejszych parametrów charakteryzujących pracę układu membranowego należą wydajność hydrauliczna i selektywność membran, w połączeniu z ich wytrzymałością. Tradycyjnymi materiałami stosowanymi do produkcji membran wykorzystywanych w ciśnieniowych procesach separacyjnych są polimery organiczne, zarówno hydrofilowe, jak i hydrofobowe [1]. Pierwsza generacja membran polimerowych wytwarzana na bazie octanu celulozy charakteryzowała się ograniczoną wytrzymałością termiczną ($<50^{\circ}\text{C}$), chemiczną ($\text{pH}=4\div 8$) i odpornością na działanie czynników utleniających. Druga generacja membran, wytwarzana głównie na bazie polisulfonu, polieterosulfonu, poliamidu i poliakrylonitrylu, pozwoliła na szersze wykorzystanie procesów membranowych w zastosowaniach przemysłowych i inżynierii środowiska, ze względu na znaczne rozszerzenie warunków bezpiecznej pracy ($\text{temp. } <80\div 90^{\circ}\text{C}$; $\text{pH}=2\div 14$) [2]. Kolejną generacją membran, których rozwój przypadł na lata 80. XX w., były membrany ceramiczne, łączące zalety wysokiej chemicznej, termicznej i mechanicznej odporności, pozwalające na ich długotrwałą eksploatację, nawet do 15–20 lat [3–7]. Z uwagi na te zalety, a także znaczne obniżenie kosztów produkcji, membrany ceramiczne znajdują coraz częściej zastosowanie w przemyśle spożywczym, chemicznym, biotechnologii oraz inżynierii środowiska [8]. Udział membran ceramicznych w rynku membranowym w ostatnim dziesięcioleciu przedstawiono na rysunku 1.

Obecnie prowadzone badania w obszarze syntezy symetrycznych i kompozytowych membran nieorganicznych skupiają się głównie na selekcji materiałów nieorganicznych i analizie stabilności termicznej i chemicznej oraz morfologii i porowatości ukształtowanej z nich matrycy. Dodatkowo wiele uwagi poświęca się preparowaniu membran nieorganicznych z tańszych materiałów, takich jak proszek apatytowy, popioły lotne, naturalne gliny, dolomity i kaolin [2]. Pozwoli to na dalsze obniżenie kosztów produkcji w stosunku do obecnie dominujących na rynku membran wykonanych z tlenków glinu, cyrkonu i tytanu.

Procesy membranowe z wykorzystaniem materiałów ceramicznych znajdują również coraz częściej zastosowanie do oczyszczania roztworów wodnych zawierających substancje powierzchniowo czynne. W badaniach laboratoryjnych, w których zastosowano ultrafiltracyjną membranę ceramiczną Membralox[®] o nominalnej średnicy porów 20 nm, wykonaną z Al_2O_3 i ZrO_2 , uzyskano około



Rys. 1. Udział membran ceramicznych w rynku membran [9]
Fig. 1. Market share of ceramic membranes [9]

60÷70% usunięcie anionowych i niejonowych substancji powierzchniowo czynnych (SDS i Tergitol NP-9) z roztworów modelowych o stężeniach w zakresie 0,25÷2,0 CMC (krytyczne stężenie micelizacji) [10]. W pracy [11] z powodzeniem zastosowano proces ultrafiltracji na membranach ceramicznych, w których warstwę aktywną stanowiła mieszanina tlenków Al_2O_3 , TiO_2 i ZrO_2 , jako wstępny etap oczyszczania ścieków pralniczych przed odwróconą osmozą realizowaną na membranach wykonanych z polieterosulfonu. Membrany ceramiczne charakteryzowały się stabilnymi właściwościami transportowymi i separacyjnymi w stosunku do ścieków o temperaturze przekraczającej 80°C , $\text{pH}=9\div 11$ i obecności utleniaczy (Cl_2). Jakość permeatu uzyskanego w zintegrowanym układzie oczyszczania przy 80% stopniu odzysku wody pozwoliła na jej powtórne wykorzystanie w procesie prania. Innym przykładem zastosowania ceramicznych membran do oczyszczania ścieków pralniczych jest dwustopniowa instalacja wykorzystująca proces mikrofiltracji i nanofiltracji o wydajności $100\text{ m}^3/\text{d}$. Filtrat z procesu mikrofiltracji, zawierający niezużyte detergenty, wykorzystywany jest ponownie do procesów wstępnego i głównego prania, natomiast woda stosowana do cyklu płukania uzyskiwana jest po dodatkowym doczyszczaniu filtratu w procesie nanofiltracji, w celu usunięcia pozostałych detergentów i soli [12].

Cel i metodyka badań

W pracy przeanalizowano skuteczność procesu ultrafiltracji zastosowanego do usuwania substancji powierzchniowo czynnej w postaci dodecylbenzenosulfonianu sodu (SDBS) z roztworów wodnych (tab. 1 i 2) w zakresie ilości poniżej i powyżej krytycznego stężenia micelizacji (CMC), a także określono wydajność hydrauliczną tego procesu.

Tabela 1. Charakterystyka substancji powierzchniowo czynnej
Table 1. Characteristics of the surfactant tested

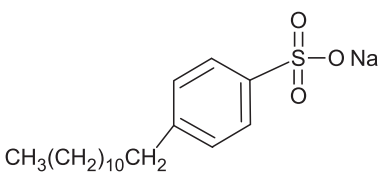
Nazwa	SDBS (dodecylobenzenosulfonian sodu)
Charakter jonowy	substancja anionowa
Formuła	
Masa cząsteczkowa, Da	348,48
CMC, g/m ³	800 [13]
Producent	Sigma
Czystość, %	80

Tabela 2. Właściwości badanych roztworów
Table 2. Properties of the feed solutions tested

Stężenie SDBS, g/m ³	pH
80 (0,1 CMC)	7,1
400 (0,5 CMC)	9,7
800 (1,0 CMC)	10,2
2400 (3,0 CMC)	10,9

Stężenie SDBS w roztworach modelowych określono metodą miareczkowania potencjometrycznego na aparacie 785 DMP Titrino.

Ultrafiltrację roztworów anionowej substancji powierzchniowo czynnej badano w układzie przepływu krzyżowego (cross-flow) w temperaturze 20 °C w zakresie ciśnień transmembranowych 1÷4 bar i liniowej prędkości przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany w zakresie 1÷4 m/s. W celu przywrócenia pierwotnych właściwości transportowych membran ultrafiltracyjnych, jako czynnik myjący zastosowano 0,1 n roztwór wodorotlenku sodu, a następnie membrany płukano wodą zdejonizowaną aż do uzyskania wartości strumienia różniącej się maksymalnie o 5% od wartości strumienia początkowego.

Oceny skuteczności procesu filtracji membranowej dokonano na podstawie następujących parametrów:

- objętościowy strumień permeatu z zależności:

$$J = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} \quad (1)$$

w której:

V – objętość permeatu, dm³

A – powierzchnia filtracyjna membrany, m²

t – czas pomiaru, h

– względna przepuszczalność membran (J/J_0 ; J – objętościowy strumień permeatu (dm³/m²h), J_0 – objętościowy strumień wody zdejonizowanej (dm³/m²h))

- współczynnik retencji z zależności:

$$R = \left(1 - \frac{c}{c_0}\right) 100 \quad (2)$$

w której:

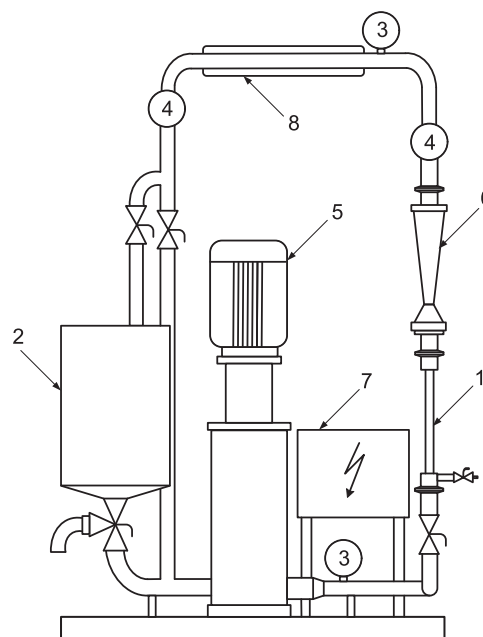
c_0 – stężenie substancji w roztworze zasilającym, g/m³

c – stężenie substancji w permeacie, g/m³

W badaniach wykorzystano ceramiczne membrany rurowe CéRAM INSIDE® (Tami Industries), w których aktywną warstwę filtrującą stanowił dwutlenek cyrkonu naniesiony na porowaty nośnik membrany wykonany z dwutlenku tytanu (tab. 3). Membrany ceramiczne o długości 25 cm i średnicy zewnętrznej 10 mm umieszczone były w obudowach ze stali nierdzewnej, a po ich uszczelnieniu były montowane w wielkolaboratoryjnej instalacji membranowej, której schemat przedstawiono na rysunku 2.

Tabela 3. Charakterystyka ceramicznych membran rurowych CéRAM INSIDE® (Tami Industries)
Table 3. Characteristics of tubular ceramic membranes CéRAM INSIDE® (Tami Industries)

Parametr membrany	Wartość		
Graniczna rozdzielczość (cut-off), kDa	5	8	10
Liczba kanałów	7	1	7
Średnica wewnętrzna kanału, mm	2	6	2
Powierzchnia filtracyjna, m ²	0,0130	0,0045	0,0130
Maksymalne ciśnienie transmembranowe, bar	10		
Wytrzymałość mechaniczna, bar	>90		
Wytrzymałość chemiczna	pH=0÷14		
Maksymalna temperatura pracy, °C	<350		

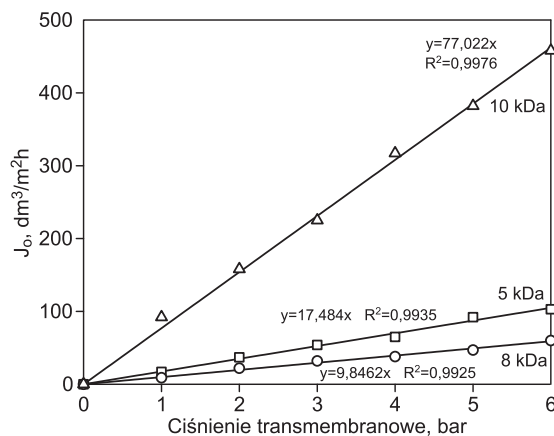


Rys. 2. Schemat instalacji doświadczalnej (1 – moduł membranowy, 2 – zbiornik roztworu zasilającego, 3 – manometr, 4 – termometr, 5 – pompa, 6 – rotametr, 7 – panel sterujący, 8 – chłodnica)

Fig. 2. Schematic diagram of the experimental setup (1 = membrane module, 2 = feeding tank, 3 = manometer, 4 = thermometer, 5 = pump, 6 = rotameter, 7 = control panel, 8 = cooler)

Wyniki badań

Na początku badań określono hydrauliczną wydajność membran ceramicznych stosując wodę zdejonizowaną (rys. 3). W zakresie ciśnień transmembranowych ($\Delta P=1\div 6$ bar) zależność objętościowego strumienia wody zdejonizowanej od ciśnienia transmembranowego w przypadku testowanych modułów była prostoliniowa i spełniała

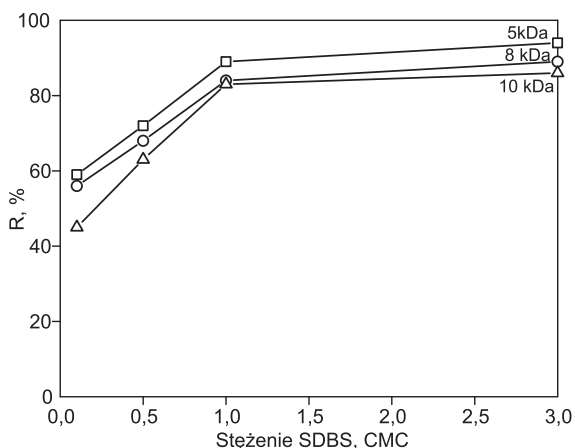


Rys. 3. Zależność objętościowego strumienia wody zdejonizowanej (J_v) od ciśnienia transmembranowego
Fig. 3. Volume flux of deionised water (J_v) related to transmembrane pressure

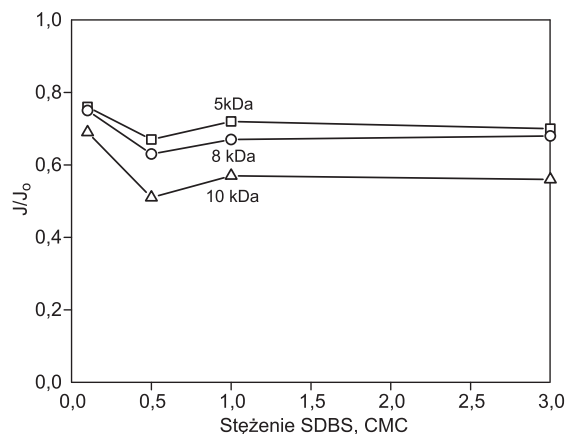
prawo Darcy'ego. Największym przyrostem strumienia wody zdejonizowanej (ok. $77 \text{ dm}^3/\text{m}^2\text{h}\cdot\text{bar}$) charakteryzowała się membrana o granicznej rozdzielczości 10 kDa. Z kolei najmniejszy strumieniem wody zdejonizowanej (ok. $9,8 \text{ dm}^3/\text{m}^2\text{h}\cdot\text{bar}$) obserwowany był w przypadku ceramicznej membrany jednokanałowej o pośredniej granicznej rozdzielczości (8 kDa).

Badania 3-kanalowej membrany CéRAM INSIDE® o granicznej rozdzielczości 8 kDa, omówione w pracy [14] wykazały, że wartość granicznej rozdzielczości membrany wyznaczonej metodą z glikolem polietylenowym różniła się od danych katalogowych i wynosiła ok. 2,5 kDa. Należy przypuszczać, że najmniejsza hydrauliczna wydajność jednokanałowej membrany również i w tym przypadku mogła być związana z dużo mniejszą wielkością porów membrany, niż deklarowana przez producenta. Uzyskane wyniki badań potwierdzają również pośrednio doniesienia literaturowe [15], że przy formowaniu membran z materiałów ceramicznych jest znacznie trudniej (w porównaniu z materiałami polimerowymi) uzyskać odpowiednią wielkość porów membrany.

Skuteczność separacji substancji powierzchniowo czynnej z roztworów wodnych oraz podatność membran ceramicznych na blokowanie, wyrażoną za pomocą względnej przepuszczalności, przedstawiono na rysunkach 4 i 5.



Rys. 4. Zależność współczynnika retencji (R) od stężenia SDBS w roztworze zasilającym (ciśnienie transmembranowe – 2 bar, liniowa prędkość przepływu przy powierzchni membrany – 3 m/s)
Fig. 4. Retention coefficient (R) related to SDBS concentration in the feed solution (transmembrane pressure = 2 bar, cross-flow velocity at the membrane surface = 3 m/s)



Rys. 5. Zależność względnej przepuszczalności membran (J/J_0) od stężenia SDBS w roztworze zasilającym (ciśnienie transmembranowe – 2 bar, liniowa prędkość przepływu przy powierzchni membrany – 3 m/s)
Fig. 5. Normalized flux (J/J_0) of the membranes related to SDBS concentration in the feed solution (transmembrane pressure = 2 bar, cross-flow velocity at the membrane surface = 3 m/s)

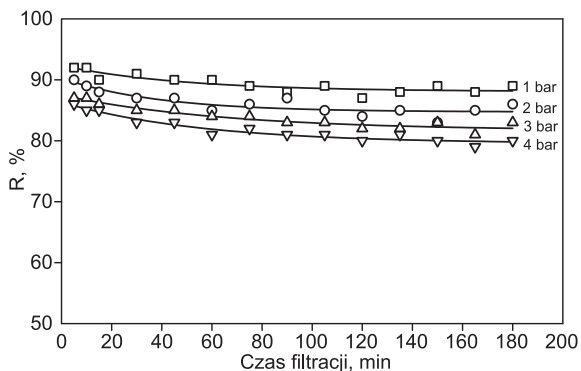
Zastosowane rurowe membrany ceramiczne charakteryzowały się zbliżoną separacją SDBS w zakresie analizowanych stężeń. W przypadku badań realizowanych na membranach polimerowych [13], zaobserwowano podobny wyraźny wzrost separacji anionowej substancji powierzchniowo czynnej po osiągnięciu krytycznego stężenia micelizacji w roztworze poddanym filtracji.

Przy najmniejszym stężeniu SDBS, tj. $0,1 \text{ CMC}$, separację ($45\div 59\%$) należy wiązać głównie z adsorpcją monomerów anionowej substancji powierzchniowo czynnej w porach membrany i na jej powierzchni. Proces był najprawdopodobniej skutkiem tych samych oddziaływań, które decydowały o asocjacji substancji powierzchniowo czynnych w większe agregaty, a zatem pewnym kompromisem pomiędzy brakiem kontaktu łańcucha hydrofobowego z wodą oraz silnego powinowactwa głów hydrofilowych i wody. Konsekwencją adsorpcji monomerów substancji powierzchniowo czynnych w porach membrany i ich blokowania był obserwowany spadek hydraulicznej wydajności membran, w porównaniu ze strumieniem wody zdejonizowanej. Oprócz oddziaływań hydrofobowych, należy również rozpatrzyć udział oddziaływań elektrostatycznych pomiędzy anionową substancją powierzchniowo czynną a ceramiczną membraną obdarzoną ujemnym ładunkiem. Dane literaturowe wskazują, że amfoteryczne membrany ceramiczne z warstwą separacyjną z dwutlenku cyrkonu mają ujemny ładunek w przypadku separacji roztworów o $\text{pH} > 6,9$ [16]. W przypadku membran obdarzonych ujemnym ładunkiem mogło dochodzić, na skutek odpychania elektrostatycznego, do zwiększenia dystansu pomiędzy ścianą membrany a hydrofilową głową anionowej substancji powierzchniowo czynnej obdarzoną ładunkiem. Należy przypuszczać, że następowało wówczas pełniejsze wypełnienie objętości porów, a tym samym znaczne zmniejszenie ich średnicy. Skutkiem dalszego wzrostu stężenia substancji powierzchniowo czynnej w roztworze zasilającym było tworzenie się nie w pełni zagregowanych struktur micelarnych (tzw. pre-micel) w warstwie polaryzacyjnej membrany o podwyższonym stężeniu, w porównaniu z roztworem zasilającym poniżej krytycznego stężenia micelizacji [17]. Następnym tego zjawiska było intensywniejsze blokowanie membran i wzrost skuteczności separacji badanego związku ($63\div 72\%$).

W przypadku stężeń warunkujących występowanie w pełni ukształtowanych micel (o średniej liczbie agregacji wynoszącej ok. 50 monomerów) w roztworze zasilającym (tj. 1 CMC i 3 CMC) następował wyraźny wzrost separacji SDBS w wyniku zwiększonego udziału mechanizmu sitowego w całkowitej skuteczności procesu. Zaobserwowano również ponowny wzrost hydraulicznej wydajności membran ultrafiltracyjnych, co należy wiązać z ułatwionym transportem rozpuszczalnika w warstwie polaryzacyjnej membrany o luźniejszej strukturze w wyniku elektrostatycznych oddziaływań pomiędzy obdarzonymi ujemnym ładunkiem micelami oraz micelami i membraną.

Zrealizowane badania wykazały, że membrany ceramiczne, mimo swej silnej hydrofilowości [18,19], były blokowane przez separowane cząsteczki anionowej substancji powierzchniowo czynnej (rys. 5). W zakresie analizowanych stężeń obserwowano intensywniejszą podatność na blokowanie membran o największej granicznej rozdzielczości, co należy wiązać z łatwiejszym dostępem wolnych monomerów i pre-micel do większych porów. Przykładowo, względna przepuszczalność (roztwór o stężeniu 0,5 CMC) wynosiła ok. 0,67, 0,63 i 0,51, odpowiednio w przypadku membran o granicznej rozdzielczości 5 kDa, 8 kDa i 10 kDa.

Kolejnym etapem badań było określenie wpływu parametrów procesowych (ciśnienia transmembranowego i liniowej prędkości przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany) w warunkach długoterminowej pracy instalacji na skuteczność procesu ultrafiltracji. Testy przeprowadzono stosując membranę o granicznej rozdzielczości 5 kDa, charakteryzującą się najmniejszą podatnością na blokowanie. Wykazano, że wraz ze wzrostem siły napędowej procesu następował wyraźny wzrost hydraulicznej wydajności membrany, co korelowało z obniżeniem stopnia zatrzymania SDBS (rys. 6 i 7).

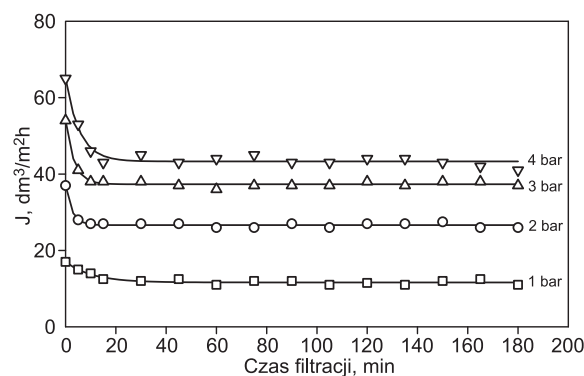


Rys. 6. Zmiana współczynnika retencji SDBS (R) w czasie filtracji przy różnym ciśnieniu transmembranowym (graniczna rozdzielczość membrany – 5 kDa, stężenie SDBS – 1 CMC, liniowa prędkość przepływu przy powierzchni membrany – 3 m/s)

Fig. 6. Variations in SDBS retention coefficient (R) with filtration time related to transmembrane pressure (cut-off = 5 kDa, SDBS concentration = 1 CMC, cross-flow velocity at the membrane surface = 3 m/s)

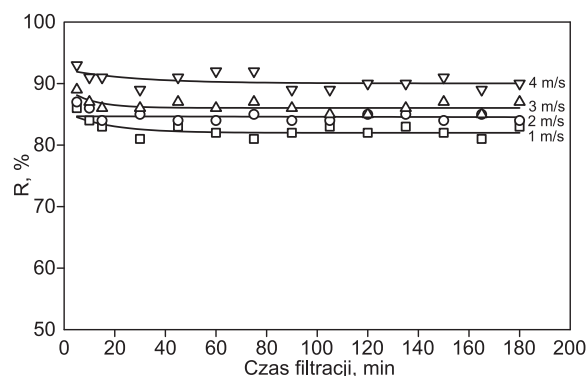
Zwiększenie liniowej prędkości przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany powodowało natomiast polepszenie retencji SDBS oraz obniżenie intensywności blokowania membran (rys. 8 i 9).

Pogorszenie właściwości separacyjnych membran wraz ze wzrostem ciśnienia transmembranowego oraz obniżeniem liniowej prędkości przepływu cieczy należy wiązać ze wzrostem grubości warstwy polaryzacyjnej i stężenia



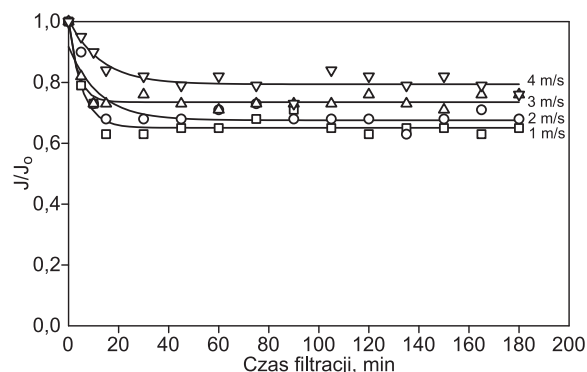
Rys. 7. Zmiana objętościowego strumienia permeatu (J) w czasie filtracji przy różnym ciśnieniu transmembranowym (graniczna rozdzielczość membrany – 5 kDa, stężenie SDBS – 1 CMC, liniowa prędkość przepływu przy powierzchni membrany – 3 m/s)

Fig. 7. Variations in permeate volume flux (J) with filtration time related to transmembrane pressure (cut-off = 5 kDa, SDBS concentration = 1 CMC, cross-flow velocity at the membrane surface = 3 m/s)



Rys. 8. Zmiana współczynnika retencji SDBS (R) w czasie filtracji przy różnej liniowej prędkości przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany (graniczna rozdzielczość membrany – 5 kDa, stężenie SDBS – 1 CMC, ciśnienie transm. – 2 bar)

Fig. 8. Variations in SDBS retention coefficient (R) with filtration time related to the cross-flow velocity of the feed solution at the membrane surface (cut-off = 5 kDa, SDBS concentration = 1 CMC, transmembrane pressure = 2 bar)



Rys. 9. Zmiana względnej przepuszczalności membrany (J/J_0) w czasie filtracji przy różnej liniowej prędkości przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany (graniczna rozdzielczość membrany – 5 kDa, stężenie SDBS – 1 CMC, ciśnienie transmembranowe – 2 bar)

Fig. 9. Variations in the normalized flux (J/J_0) of the membranes with filtration time related to the cross-flow velocity of the feed solution at the membrane surface (cut-off = 5 kDa, SDBS concentration = 1 CMC, transmembrane pressure = 2 bar)

składnika przy powierzchni membrany (a zatem intensywniejszym transportem anionowej substancji powierzchniowo czynnej przez warstwę aktywną), w wyniku zmniejszenia sił ścinających w kanałach membrany. Należy również podkreślić, że zastosowane moduły ceramiczne, po wprowadzeniu trwającym ok. 10 min, charakteryzowały się stabilnymi właściwościami separacyjnymi i transportowymi w całym cyklu filtracji.

Wnioski

♦ Zastosowanie membran ceramicznych pozwoliło na zadowalającą separację anionowej substancji powierzchniowo czynnej w szerokim zakresie stężeń. Zatrzymanie dodecylbenzenosulfonianu sodu na zwartej membranie o granicznej rozdzielczości 5 kDa wynosiło 59÷72% i 89÷94%, odpowiednio w przypadku roztworów zasilających o stężeniach poniżej i powyżej krytycznego stężenia micelizacji.

♦ Membrany ceramiczne o granicznych rozdzielczościach 8 kDa i 10 kDa charakteryzowały się zbliżoną separacją SDBS w zakresie analizowanych stężeń, ale intensywniejszą podatnością na blokowanie.

♦ Stwierdzono istotny wpływ warunków procesowych na właściwości transportowo-separacyjne membran. Sterowanie ciśnieniem transmembranowym i liniową prędkością przepływu roztworu zasilającego przy powierzchni membrany pozwoliło na kontrolę grubości warstwy polaryzacyjnej i decydowało o skuteczności procesu.

♦ Ceramiczne membrany ultrafiltracyjne CÉRÁM IN-SIDE® (Tami Industries) zapewniły stabilną pracę układu separacyjnego w cyklu filtracyjnym trwającym 180 min.

LITERATURA

1. B. Van der BRUGGEN, C. VANDECASTEELE, T. Van GESTEL, W. DOYEN, R. LEYSEN: Membrane processes in wastewater treatment and drinking water production. *Environmental Progress* 2003, Vol. 22, No. 1, pp. 46–56.
2. B.K. NANDI, R. UPPALURI, M.K. PURKAIT: Preparation and characterization of low cost ceramic membranes for microfiltration applications. *Applied Clay Science* 2008, Vol. 42, No. 1–2, pp. 102–110.
3. www.kubota-mbr.com/ceramicmembrane.html.
4. www.krugerusa.com/en/files/5119.htm.
5. E.P. GARMASH, Y.N. KRYUCHKOV, V.N. PAVLIKOV: Ceramic membranes for ultra- and microfiltration (review). *Glass and Ceramics* 1995, Vol. 52, No. 5–6, pp. 150–152.

6. Y.I. KOMOLIKOV, L.A. BLAGININA: Technology of ceramic micro and ultrafiltration membranes (review). *Refractories and Industrial Ceramics* 2002, Vol. 43, No. 5–6, pp. 181–187.
7. M. KABSCH-KORBUTOWICZ, A. URBANOWSKA: Comparison of polymeric and ceramic ultrafiltration membranes for separation of natural organic matter from water. *Environment Protection Engineering* 2010, Vol. 36, No. 1, pp. 125–135.
8. K. MAJEWSKA-NOWAK, J. KAWIECKA-SKOWRON: Badania przydatności membran ceramicznych do usuwania barwników organicznych z roztworów wodnych. *Ochrona Środowiska* 2009, vol. 31, nr 2, ss. 55–60.
9. K.L. BENKO: Ceramic membranes for produced water treatment. *World Oil online Produced Water Report* 2009, Vol. 230, No. 4 (www.worldoil.com).
10. E. FERNÁNDEZ, J.M. BENITO, C. PAZOS, J. COCA: Ceramic membrane ultrafiltration of anionic and nonionic surfactant solutions. *Journal of Membrane Science* 2005, Vol. 246, No. 1, pp. 1–6.
11. S. ŠOSTAR-TURK, I. PETRINIC, M. SIMONIC: Laundry wastewater treatment using coagulation and membrane filtration. *Resources, Conservation and Recycling* 2005, Vol. 44, No. 2, pp. 185–196.
12. www.atech-innovations.com.
13. I. KOWALSKA: Surfactant separation in pressure-driven membrane processes. *Environment Protection Engineering* 2008, Vol. 34, No. 2, pp. 105–113.
14. J. BORRINI, G. BERNIER, S. PELLET-ROSTAING, A. FAVRE-REGUILLON, M. LEMAIRE: Separation of lanthanides(III) by inorganic nanofiltration membranes using a water soluble complexing agent. *Journal of Membrane Science* 2010, Vol. 348, No. 1–2, pp. 41–46.
15. J. KIM, B. Van der BRUGGEN: The use of nanoparticles in polymeric and ceramic membrane structures: Review of manufacturing procedures and performance improvement for water treatment. *Environmental Pollution* 2010, Vol. 158, No. 1, pp. 2335–2349.
16. E.J. de la CASA, A. GUADIX, R. IBÁÑEZ, E.M. GUADIX: Influence of pH and salt concentration on the cross-flow microfiltration of BSA through a ceramic membrane. *Biochemical Engineering Journal* 2007, Vol. 33, No. 2, pp. 110–115.
17. K. MIZOGUCHI, K. FUKUI, H. YANAGISHITA, T. NAKANE, T. NAKATA: Ultrafiltration behavior of a new type of non-ionic surfactant around the CMC. *Journal of Membrane Science* 2002, Vol. 208, No. 1–2, pp. 285–288.
18. A. DOBRÁK, B. VERRECHT, H. VAN DEN DUNGEN, A. BUEKENHOUDT, I.F.J. VANKELECOM, B. Van der BRUGGEN: Solvent flux behavior and rejection characteristics of hydrophilic and hydrophobic mesoporous and microporous TiO₂ and ZrO₂ membranes. *Journal of Membrane Science* 2010, Vol. 346, No. 2, pp. 344–352.
19. M. ABBASI, M. MIRFENDERESKI, M. NIKBAKHT, M. GOLSHENAS, T. MOHAMMADI: Performance study of mullite and mullite–alumina ceramic MF membranes for oily wastewaters treatment. *Desalination* 2010, Vol. 259, No. 1–3, pp. 169–178.

Kowalska, I. Use of Ceramic Ultrafiltration Membranes for the Removal of Surfactants from Water Solutions. *Ochrona Środowiska* 2011, Vol. 33, No. 1, pp. 41–45.

Abstract: Tubular ceramic membranes made of titanium and zirconium dioxides were tested for transport and separation properties with respect to the aqueous solutions of an anionic surface-active substance (sodium dodecylbenzenesulfonate, SDBS). Examined was the problem of how the concentration of SDBS in the feed solution, the molecular weight cut-off (MWCO) of the membranes, and the process conditions influence the efficiency of ultrafiltration performed in a cross-flow system. It has been demonstrated that the separation system involving ceramic membranes provides a sufficiently high SDBS removal

from water solutions. Within the range of the SDBS concentrations examined, it has been observed that the membranes were susceptible to fouling, and that this susceptibility increased with the increase in the MWCO value. The effect of the process conditions (transmembrane pressure and cross-flow velocity of the feed solution at the membrane surface) on the transport and separation properties of the ceramic membranes was also found to be of significance. The study has revealed that ceramic ultrafiltration membranes provide a stable operation of the separation system under conditions of long-term filtration.

Keywords: Surfactant, pressure-driven membrane process, inorganic membrane.