

Katarzyna Majewska-Nowak

Komputerowe projektowanie procesów membranowych na przykładzie odwróconej osmozy

Opracowanie prognostycznych modeli transportu masy podczas filtracji membranowej stwarza na ogół wiele problemów i jest uzależnione od dokładnego matematycznego opisu hydrodynamiki procesu, struktury membran i jakości cieczy zasilającej. Jedyne w wyjątkowych sytuacjach, proste wyrażenia analityczne – przy ścisłych ograniczeniach – mogą być wykorzystane z dobrym przybliżeniem do opisu transportu membranowego (np. w przypadku gęstych, homogenicznych, nieporowatych membran, w których zawartość wody jest pomijalnie mała lub membran porowatych, ale pozbawionych ładunku i niepodlegających zjawiskom adsorpcji).

W przypadku procesu nanofiltracji, połączenie modelu rozpuszczalno-dyfuzyjnego z mechanizmem sita molekularnego w istotny sposób komplikuje opis matematyczny transportu masy. Ponadto nie opracowano prostych podstawowych wyrażeń analitycznych opisujących zjawisko blokowania membran (tzw. fouling), a zwłaszcza nieodwracalne blokowanie struktury wewnętrznej membran, gdzie dominują siły adhezji. Jednak, mimo tych trudności, w literaturze dostępnych jest wiele modeli definiujących parametry różnych procesów membranowych [1–3]. Podstawową wadą tych modeli są dosyć istotne różnice między nimi, spowodowane przyjmowaniem różnych założeń początkowych oraz uwzględnianiem odmiennych mechanizmów dominujących w procesie membranowym (np. rozpuszczanie–dyfuzja, sorpcja, przepływ porowy lub oddziaływania elektrostatyczne). W konsekwencji, wprowadzone wyrażenia analityczne mają różną postać i odnoszą się na ogół do konkretnego przypadku. Większość matematycznych równań opisujących hydrodynamikę procesu, w warunkach przepływu krzyżowego przez gęste membrany, uwzględnia teorię filmu powierzchniowego (warstewki przymembranowej) wraz z modelem polaryzacji stężeniowej [4–6].

Z tych względów modelowanie procesu filtracji membranowej w oparciu o uniwersalne podstawy jest raczej niemożliwe i praktycznie dostępne są jedynie modele odwróconej osmozy, opracowane w oparciu o mechanizm rozpuszczania–dyfuzji przy następujących założeniach: woda traktowana jest jako ośrodek ciągły (kontinuum), pomiędzy składnikami cieczy nie występują wzajemne oddziaływania, ciecz pozbawiona jest cząstek zawieszonych, nie tworzy się warstwa żelowa przy powierzchni membrany oraz brak jest aktywności biologicznej na granicy faz membrana–roztwór. Skonstruowane przy tych założeniach modele wykorzystywane są przez firmy membranowe do tworzenia oprogramowania pomocnego przy projektowaniu urządzeń, przede wszystkim do odwróconej

osmozy (CAD – Computer-Aided Design) [1] (tab. 1). Takie oprogramowania umożliwiają symulację działania systemu odwróconej osmozy, przy dowolnym układzie modułów membranowych (danej firmy) i przy zmiennych parametrach procesowych. Użytkownik programu może zaprojektować instalację (jedno- lub wielostopniową) w oparciu o podstawowe informacje, takie jak wydajność, stopień odzysku i charakterystyka roztworu zasilającego. Producenci membran i modułów oferują potencjalnym klientom własne (na ogół darmowe) programy obliczeniowe.

Tabela 1. Najważniejsze dostępne oprogramowania do projektowania instalacji odwróconej osmozy [1]

Producent	Membrana	Oprogramowanie
Dow	Filmtec	Rosa
Hydranautics	Hydranautics	ROdesign, IMSdesign
Koch	Koch (Fluid Systems)	Ropro, Costpro
Osmonics	Osmonics, Desal	WinFlows
Toray, Ropur, Trisep	Toray, Ropur, Trisep	WinCarol, 2p flows

Podstawowe parametry procesu odwróconej osmozy

Skuteczne modelowanie procesu odwróconej osmozy zależy od precyzyjnego matematycznego opisu takich parametrów, jak ciśnienie osmotyczne, polaryzacja stężeniowa i opór hydrauliczny membrany.

Ciśnienie osmotyczne

Wartość wymaganego ciśnienia transmembranowego, jako siły napędowej procesu, wiąże się nierozdzielnie z przepuszczalnością membrany i wartością ciśnienia osmotycznego oczyszczanego roztworu. Z kolei ciśnienie osmotyczne zależy od stężenia substancji rozpuszczonych w roztworze i może przyjmować bardzo duże wartości (np. ciśnienie osmotyczne wody morskiej o stężeniu soli 35 g/dm³ wynosi około 2,7 MPa). Przy umiarkowanym stężeniu substancji rozpuszczonych, zależność ciśnienia osmotycznego (Π) od stężenia soli, w przypadku większości soli zawierających jony jednowartościowe (np. NaCl), jest prawie liniowa, zgodnie z równaniem van't Hoffa [1]:

$$\Pi = yRT \sum C_i \quad (1)$$

w którym:

R – stała gazowa

T – temperatura, K

y – współczynnik osmotyczny (zależny od stopnia dysocjacji soli)

$\sum C_i$ – sumaryczne stężenie jonów soli, mol/dm³

Nieliniowa relacja pomiędzy Π a C_1 może być uwzględniona przez szereg Taylora [1]:

$$\Pi = yRTC^n \quad (2)$$

Polaryzacja stężeniowa

Polaryzacja stężeniowa (CP) jest terminem pozwalającym na opisanie zjawiska akumulacji substancji rozpuszczonych w bezpośrednim sąsiedztwie membrany (w warstwie polaryzacyjnej) [4,5]. Ilościowy opis polaryzacji stężeniowej jest możliwy w warunkach stanu ustalonego, przy założeniu stałej grubości warstwy polaryzacyjnej (δ), braku wzdłużnego transportu masy i całkowitej retencji soli przez membranę [4]:

$$J = \frac{D}{\delta} \ln \frac{C^*}{C} \quad (3)$$

w którym:

J – strumień, m^3/m^2s

D – współczynnik dyfuzji substancji rozpuszczonej, m^2/s

C^* – stężenie substancji rozpuszczonej przy powierzchni membrany, mol/dm^3

C – stężenie substancji rozpuszczonej w roztworze, mol/dm^3

Przy wyznaczaniu wartości strumienia (J) korzysta się ze wzoru Stokesa-Einsteina [1], umożliwiającego obliczenie współczynnika dyfuzji rozpuszczonych jonów lub małych cząsteczek oraz z bezwymiarowych zależności określających kryterialne liczby Sherwooda (Sh), Reynoldsa (Re) i Schmidta (Sc) [1].

Do oceny niebezpieczeństwa związanego z wytrącaniem soli w postaci kamienia membranowego (tzw. scaling) wykorzystuje się równania równowagi termodynamicznej. O ile jednak wartość ciśnienia osmotycznego może być uwzględniona w obliczeniach z dobrą dokładnością, to szacowany potencjał tego procesu obciążony jest dość dużym błędem, gdyż równania równowagi termodynamicznej nie uwzględniają wielu zmian w kinetyce wytrącania soli. Często obserwuje się pozostawanie danej soli w stanie rozpuszczonym, mimo znacznego przekroczenia teoretycznego stężenia nasycenia (wyznaczonego z iloczynu rozpuszczalności).

Skład roztworu zasilającego

Pełna analiza roztworu zasilającego jest niezbędna do zainicjowania symulacji komputerowej. O ile bilans podstawowych składników jonowych jest na ogół łatwo dostępny, to określenie zawartości substancji zwiększających ryzyko krystalizacji i pojawienie się trudno rozpuszczalnych osadów już przy niewielkim ich stężeniu (siarczany, zwłaszcza baru i strontu, krzemiany) może stwarzać problemy. Większość programów umożliwi wprowadzenie stężeń typowych substancji (tzw. skalantów), jak siarczany lub węglany wapnia, magnezu, baru, strontu i żelaza. W przypadku, gdy wprowadzone stężenia składników jonowych nie bilansują się, program (np. ROdesign lub IMSdesign) przeprowadza automatyczną kompensację kationów lub anionów, poprzez zwiększenie stężenia jonów sodowych lub chlorkowych.

Skład roztworu zasilającego wpływa na wartość ciśnienia osmotycznego oraz możliwość wytrącania kamienia membranowego, przy czym podwyższanie stopnia odzysku przyczynia się zarówno do zwiększenia niebezpieczeństwa tego procesu, jak i wzrostu ciśnienia osmotycznego separowanego roztworu. Podobne niekorzystne konsekwencje obserwuje się

przy zwiększonej intensywności zjawiska polaryzacji stężeniowej. Większość programów do projektowania systemów do odwróconej osmozy wprowadza graniczną wartość współczynnika (modułu) polaryzacji stężeniowej C^*/C (3), oznaczonego jako β , równą np. 1,13 (program Ropro) lub 1,2 (program ROdesign) [1,7]. W celu ułatwienia oceny ryzyka wytrącania kamienia membranowego, niektóre programy (np. ROdesign, IMSdesign), automatycznie podają (dla danego składu roztworu zasilającego lub koncentratu) stopień nasycenia trudno rozpuszczalnych soli oraz wartości indeksów nasycenia (Langeliera i Stiff-Davisa). W przypadku przekroczenia granicznych wartości, na monitorze pojawia się ostrzeżenie wraz z podświetleniem przekroczonego parametru. W celu zapewnienia wymaganych wartości indeksów nasycenia, jak i współczynnika β , można zmniejszyć stopień odzysku permeatu, obniżyć pH roztworu dawkując odpowiedni kwas lub zmienić konfigurację układu. Podczas korekty pH roztworu zasilającego należy zwrócić uwagę na chemiczną stabilność stosowanych membran.

Temperatura roztworu zasilającego

Temperatura roztworu zasilającego wpływa na szybkość dyfuzji rozpuszczalnika (wody) i składników roztworu przez membranę. Podwyższenie temperatury o 1 °C powoduje wzrost przepuszczalności membrany (na skutek zmiany lepkości roztworu) o około 3%. W praktyce zmiany temperatury roztworu zasilającego kompensowane są odpowiednią regulacją ciśnienia transmbranowego.

Ciśnieniowe systemy membranowe

W skład typowego ciśnieniowego systemu membranowego wchodzi: układ wstępnego oczyszczania, zespół pomp wysokociśnieniowych, zespół modułów membranowych, układ końcowego przygotowania produktu, oprzyrządowanie i układ sterowania, zbiorniki magazynujące oraz zespół urządzeń do czyszczenia membran i modułów. Najważniejszą częścią instalacji są moduły membranowe. Mogą one być połączone równolegle lub szeregowo, tworząc tzw. stopnie membranowe.

W komercyjnym projektowaniu odsalających instalacji do odwróconej osmozy powszechne jest stosowanie modułów spiralnych, przy czym pojedynczy moduł nosi nazwę elementu. Kilka (od jednego do siedmiu) takich elementów membranowych umieszczonych jest w cylindrycznym zbiorniku ciśnieniowym. Elementy membranowe połączone są ze sobą szeregowo, czyli koncentrat z pierwszego elementu stanowi zasilanie drugiego elementu itd. Permeat ze wszystkich połączonych elementów odprowadzany jest wspólnym przewodem. Konsekwencją takiego rozwiązania jest rosnące zasolenie koncentratu na długości zbiornika ciśnieniowego i stopniowe pogarszanie jakości permeatu. Długość pojedynczego elementu membranowego może wynosić 1,0+1,5 m, zaś średnica zewnętrzna – 0,2 m. Przyjmuje się, że strata ciśnienia w pojedynczym elemencie membranowym nie powinna przekraczać 0,1 MPa.

Grupy odpowiednio ze sobą połączonych zbiorników ciśnieniowych tworzą stopnie. Najczęściej w każdym stopniu zbiorniki połączone są równolegle. Kolejne stopnie (zgodnie z kierunkiem przepływu cieczy zasilającej) zawierają odpowiednio mniejszą liczbę zbiorników, najczęściej w stosunku 2:1. Jest to tzw. system kaskadowy. Zmniejszanie liczby

zbiorników ciśnieniowych związane jest z malejącą objętością cieczy zasilającej, która ulega przemianie w permeat. Permeat ze wszystkich zbiorników ciśnieniowych z każdego stopnia odprowadzany jest wspólnym kolektorem. Celem takiej konfiguracji układu zbiorników ciśnieniowych jest utrzymanie podobnego natężenia przepływu wody zasilającej (koncentratu) w poszczególnych stopniach oraz zagwarantowanie parametrów hydraulicznych przepływu w danym elemencie membranowym zgodnych z wymaganiami producenta. Zbyt duże natężenie przepływu jest przyczyną wysokich strat ciśnienia i uszkodzenia elementów membranowych. Z kolei zbyt małe natężenie przepływu nie zapewnia wystarczającej turbulencji przy powierzchni membrany, co może prowadzić do nasilenia się niekorzystnych zjawisk polaryzacji stężeniowej i blokowania membran. Wartości ciśnienia transmembranowego i natężenia przepływu retentatu oraz powierzchnia membran w module powinny być tak dobrane, by strumień permeatu na początku modułu (przy wlocie) nie był zbyt duży, zaś prędkość cieczy na końcu modułu (przy wylocie) nie była zbyt mała. Taka optymalizacja parametrów hydraulicznych ma celu zminimalizowanie zjawiska polaryzacji stężeniowej. Niektóre programy (np. ROdesign, IMFdesign) weryfikują poprawność zaprojektowanego układu, uwzględniając maksymalne wartości natężenia przepływu cieczy zasilającej i minimalne wartości natężenia przepływu koncentratu (w przypadku danego typu modułu przy określonym zakresie ciśnienia).

Liczbę elementów membranowych w module, jak i układ modułów w całej instalacji (przy założonej wydajności permeatu), można dobrać na podstawie prostego bilansu strumieni retentatu i roztworu zasilającego, przy założeniu, że stopień odzysku (Θ) w przypadku pojedynczego elementu jest stały:

$$Q_R = Q(1 - \Theta)^n \quad (4)$$

w którym:

Q_R – natężenie przepływu retentatu, m^3/s

Q – natężenie przepływu roztworu zasilającego, m^3/s

Θ – stopień odzysku, %

n – liczba elementów membranowych module

Jednakże należy zaznaczyć, że stopień odzysku jest funkcją ciśnienia transmembranowego, ciśnienia osmotycznego oraz stężenia substancji rozpuszczonych. Istotny jest również strumień soli przepływający przez membranę oraz intensywność zjawiska blokowania membran. W celu uzyskania informacji o jakości permeatu konieczny jest bilans masowy substancji rozpuszczonych, co jest dość skomplikowane. Wzajemna współzależność parametrów projektowych i operacyjnych (tab. 2) wskazuje, że powyższa metoda doboru elementów i modułów membranowych jest jedynie przybliżeniem ich faktycznej liczby, jaka powinna być zainstalowana.

Tabela 2. Współzależność parametrów projektowych i operacyjnych w procesie odwróconej osmozy [1]

Parametr podstawowy	Parametr zależny od parametru podstawowego
Skład roztworu zasilającego	Ciśnienie osmotyczne, wytrącanie kamienia membranowego (scaling), stabilność membrany, jakość permeatu
pH roztworu zasilającego	Wytrącanie kamienia membranowego (scaling), stabilność membrany
Temperatura roztworu zasilającego	Strumień, stabilność membrany
Objęściowy strumień permeatu	Ciśnienie transmembranowe, polaryzacja stężeniowa, blokowanie membrany (fouling), strata ciśnienia
Prędkość przepływu cieczy przy powierzchni membrany	Polaryzacja stężeniowa, blokowanie membrany (fouling), strata ciśnienia
Materiał membrany	Stabilność membrany, jakość permeatu, blokowanie membrany (fouling)

Liczba stopni danego układu membranowego zależy przede wszystkim od pożądanego stopnia odzysku wody oraz od liczby elementów membranowych w jednym zbiorniku ciśnieniowym. Na ogół stopień odzysku wody w pojedynczym elemencie membranowym nie przekracza 18%. W praktyce, by nie dopuścić do nasilenia się polaryzacji stężeniowej, przyjmuje się, że stopień odzysku wody w procesie odsalania wód słonawych w pojedynczym elemencie membranowym o długości około 1 m, wynosi około 9%. Jeżeli w cylindrycznym zbiorniku zastosuje się 6 elementów membranowych, to w układzie dwustopniowym uzyska się 60% stopień konwersji, a w trzystopniowym – ponad 75%. Zwiększenie liczby elementów membranowych w zbiorniku do 7 pozwala na pracę układu dwustopniowego z 85% odzyskiem wody.

Jedną z metod zwiększania stopnia odzysku jest częściowa recyrkulacja strumienia koncentratu. Takie układy stosuje się na ogół w instalacjach o małych wydajnościach. Charakteryzują się one zwartą budową, ale jednocześnie zwiększonym zużyciem energii, co jest związane z koniecznością stosowania pomp o większej wydajności. Konsekwencją mieszania cieczy zasilającej z koncentratem jest pogorszenie jakości wody zasilającej i wzrost zasolenia permeatu oraz konieczność stosowania wyższych ciśnień roboczych.

Układy jednostopniowe często nie dają pożądanej skuteczności odzysku wody i jakości permeatu. Z tego też względu stosuje się dodatkowe stopnie albo po stronie koncentratu, albo po stronie permeatu. Koncentrat z pierwszego stopnia stanowi zasilanie drugiego stopnia. Ze względu na wyższe zasolenie cieczy zasilającej drugi stopień, permeat z tego stopnia też jest gorszej jakości w stosunku do permeatu z pierwszego stopnia, o ile w drugim stopniu nie zastosuje się membran o lepszych właściwościach separacyjnych. W konsekwencji produkt stanowi mieszaninę dwóch permeatów o różnej jakości.

W instalacjach wielostopniowych czasami konieczne jest zrównoważenie natężenia przepływu permeatu między stopniami, czyli zwiększenie natężenia przepływu permeatu po drugim stopniu lub zmniejszenie natężenia przepływu permeatu po pierwszym stopniu. Można to zrealizować na dwa sposoby. Pierwszy sposób polega na zainstalowaniu pompy międzystopniowej, która powoduje wzrost ciśnienia zasilania w drugim stopniu, czego efektem będzie większy strumień permeatu w drugim stopniu. Druga metoda polega na zainstalowaniu zaworu dławiącego na odprowadzeniu permeatu z pierwszego stopnia. Zdławienie przepływu permeatu prowadzi do zmniejszenia różnicy ciśnień transmembranowych i jednocześnie zwiększenia ciśnienia zasilania w drugim stopniu. Efektem tego będzie mniejszy strumień permeatu z pierwszego stopnia i większy strumień permeatu z drugiego stopnia. Zaletą drugiego rozwiązania jest prostota układu i niskie koszty inwestycyjne. Jednak ten wariant wiąże się

z wyższym zużyciem energii, wynikającym z dławienia strumienia permeatu. Z kolei pierwszy sposób wiąże się z potrzebą zastosowania dodatkowej pompy. W tym przypadku koszty inwestycyjne są wyższe, jednak zużycie energii jest niższe.

Układy wielostopniowe można również stosować po stronie permeatu. Jest to uzasadnione wtedy, gdy jednostopniowa instalacja odwróconej osmozy nie pozwala na produkcję permeatu o wymaganej jakości. Tego typu problemy występują np. przy odsalaniu wody morskiej, gdzie instalacje pracują przy bardzo dużym zasoleniu wody zasilającej i wysokim stopniu odzysku wody oraz podczas produkcji wody ultraczystej o bardzo dobrej jakości. W celu polepszenia jakości permeatu z pierwszego stopnia kieruje się go do dalszego odsalania w drugim stopniu. W zależności od wymagań co do jakości permeatu, w drugim stopniu odsalany może być cały strumień z pierwszego stopnia lub tylko jego część. Permeat po pierwszym stopniu odsalania charakteryzuje się stosunkowo niskim stężeniem soli, zatem drugi stopień może pracować przy wysokim stopniu odzysku wody (85+90%). Koncentrat z drugiego stopnia jest zwykle zwracany do pierwszego stopnia. Stężenie soli rozpuszczonych w koncentracie z drugiego stopnia jest często niższe w wodzie zasilającej przed pierwszym stopniem, stąd zmieszanie obu strumieni powoduje nieznaczne zmniejszenie zasolenia roztworu zasilającego.

Projektowanie urządzeń do odwróconej osmozy z wykorzystaniem programu IMSdesign

Zaprojektowanie urządzeń do odwróconej osmozy wymaga precyzyjnego podania parametrów wejściowych oraz właściwego doboru modułów membranowych. Jednakże programy komputerowe, po wprowadzeniu niezbędnych danych, nie proponują automatycznie idealnej instalacji. Korzystanie z oprogramowania polega na projektowaniu metodą prób i błędów, co wymaga od projektanta podstawowej wiedzy z zakresu procesów membranowych. Programy są tak

skonstruowane, że w wypadku nieprawidłowego rozwiązania systemu odwróconej osmozy użytkownik może zidentyfikować i poprawić ewentualne błędy.

Parametry roztworu zasilającego

Pierwszym oknem dialogowym, do którego należy wprowadzić dane wejściowe jest okno „Analiza” (Analysis) (rys. 1). Konieczny jest dokładny bilans jonowy roztworu, a także takie parametry, jak temperatura, pH, metność, indeks SDI itp. Program automatycznie oblicza sumaryczne stężenie substancji rozpuszczonych i przewodność elektryczną oraz indeksy nasycenia, a także ciśnienie osmotyczne roztworu. Możliwe jest wprowadzenie wielu analiz w przypadku różnych wód, które mogą być zapisane pod odpowiednim kodem.

Wydajność układu i stopień odzysku permeatu oraz konfiguracja modułów membranowych

Kolejnym oknem dialogowym wymagającym wprowadzenia danych wejściowych jest okno „Projekt” (Design) (rys. 2). Po wprowadzeniu wartości natężenia przepływu permeatu (wydajności układu) i całkowitego stopnia odzysku permeatu, należy dobrać odpowiedni typ modułu, uwzględniając średnicę zbiornika ciśnieniowego, nominalną wydajność modułu i rodzaj membran – od tańszych o gorszych właściwościach separacyjnych do droższych stosowanych do odsalania wody morskiej. Program automatycznie proponuje liczbę elementów membranowych w pojedynczym zbiorniku ciśnieniowym oraz całkowitą liczbę modułów. Poprawność zaprojektowanego układu można sprawdzić przechodząc do okna roboczego, natomiast skuteczność pracy instalacji – edytując jej schemat wraz z podstawowymi parametrami (wartości natężeń przepływu, ciśnienia i stężeń substancji rozpuszczonych w poszczególnych punktach instalacji). Na tym etapie projektowania można przeprowadzać korekty i modyfikacje układu, np. wprowadzenie części roztworu zasilającego z ominięciem modułów odwróconej osmozy (tzw. bypass), wprowadzenie recyrkulacji koncentratu lub kolejnego stopnia w konfiguracji modułów membranowych.

Hydraulics RO Projection Program - [Analysis]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Graphs Help

Project: **KMN** Code: **KMN-07** Feed: **Seawater - open intake** Date: **3.02.07**

pH	7.00	Turb	1.0	E cond	12776	µS/cm	CO2	237.5	ppm		
Temp	15.0	C	SDI	3.0	15min	H2S	0.0	ppm	Fe	0.1	ppm
Ca	1000.0	ppm		49.88	meq	CO3	100.0	ppm		3.33	meq
Mg	200.0	ppm		16.46	meq	HCO3	1600.0	ppm		26.23	meq
Na	1400.0	ppm		60.87	meq	SO4	600.0	ppm		12.50	meq
K	30.0	ppm		0.77	meq	Cl	3117.5	ppm		87.94	meq
NH4	50.0	ppm		2.78	meq	F	5.0	ppm		0.26	meq
Ba	0.000	ppm		0.00	meq	NO3	30.0	ppm		0.48	meq
Si	0.000	ppm		0.00	meq	SiO2	6.0	ppm		0.00	meq
Total Positive			130.75	meq	Autobalance	Total Negative			130.75	meq	
Calculated TDS	8139	ppm	Ionic strength		0.172	BaSO4 saturation		0.0	×	Print	
CaSO4 saturation	35.1	×	BaSO4 saturation		0.0	×	Clipboard				
Silica saturation	5.0	×	SrSO4 saturation		0.0	×	Save				
Saturation Index	1.4	Langeller	Osmotic pressure		5.1	bar					

Rys. 1. Okno dialogowe „Analiza” programu IMSdesign (Hydraulics) umożliwiające wprowadzenie parametrów roztworu zasilającego

Hydranautics RO Projection Program - [RO Design]

File Analysis RO Design UF Treatment Calculation Graphs Help

Project: **KMN** Calculated by: **KMN** Date: **02-26-07**

pH: **7.00** Membrane age: **3.0** years Chem type: **H2SO4**

Temp: **15.0** C Chem dosing rate: **0.0** ppm Chem concentration %: **98**

Flux decline % per year: **7.0** **0.0** Feed water type: **Seawater - open intake**

SP increase % per year: **10.0** **0.0** Permeate blending: Permeate throttling:

Product recovery %: **30.0** **85.0** Concentrate recirc: Booster pump:

Permeate flow: **m3/hr** **5.00** **4.25**

Average flux rate: **l/m2-hr** **13.3** **27.2**

Feed flow: **m3/hr** **16.7** **5.0**

Concentrate flow: **m3/hr** **11.7** **0.8**

System Specs: **Stage 1**

Element type: **SWC1-2540**

Elements/vessel: **6**

Vessels: **24**

Element type: **SWC1-2540** **SWC1-2540** **SWC1-2540**

Elements/vessel: **6** **6** **6**

Vessels: **5** **3** **2**

Passes: **2**

Interstage pump:

Stages Pass 1: **1**

Recalc Array

Stages Pass 2: **3**

Recalc Array

Run

Next

Flow diag.

Print

Clipboard

Analysis

AutoDisplay

Rys. 2. Okno dialogowe „Projekt” programu IMSDesign (Hydranautics) umożliwiające dobór konfiguracji modułów w oparciu o podstawowe parametry procesowe

Koszt procesu

Po prawidłowym zaprojektowaniu urządzeń do odwróconej osmozy można obliczyć jednostkowy koszt (np. w $\$/m^3$) oczyszczania (odsalania) wody lub ścieków korzystając z okna „Koszty” (Cost) (rys. 3). Danymi wejściowymi w tej części obliczeń są koszty inwestycyjne, koszty energii i modułów membranowych oraz żywotność membran, przewidywany okres eksploatacji stacji, a także koszty dawkowanych substancji chemicznych. Koszty energii szacowane są na podstawie wyliczonego wcześniej zapotrzebowania na energię.

Podsumowanie

Oprogramowanie komputerowe przydatne do projektowania procesów membranowych jest coraz powszechniejsze. Konstruowane programy uwzględniają rosnącą liczbę zmiennych parametrów procesowych, mają coraz więcej możliwości i są coraz bardziej skomplikowane pod względem obliczeniowym, ale jednocześnie stają bardziej przyjazne dla użytkownika. Należy jednak zaznaczyć, iż programy komputerowe nie mogą zastąpić badań pilotowych, mogą jedynie zaproponować przybliżony system membranowy, przyspieszając prace projektowe. Podstawową wadą dostępnego oprogramowania jest jego dopasowanie do produktów konkretnej firmy produkującej membrany oraz nieuwzględnianie w procedurze

obliczeniowej zjawiska blokowania membran. Przewiduje się, iż w ciągu kilku najbliższych lat zostaną skonstruowane programy do projektowania procesów ciśnieniowych z membranami porowatymi.

LITERATURA

1. S. JUDD, B. JEFFERSON: Membranes for Industrial Wastewater Recovery and Re-use. Elsevier, Oxford 2003.
2. E. BRAUNS: Calculation of cross-flow reverse osmosis at your desk. Desalination and Water Reuse, 2001, 10(4), pp. 18–25.
3. E. BRAUNS, W. DOYEN, C. DOTREMONT, E. VAN HOOFF, I. GENNÉ: A pragmatic cost calculation and design software tool for pressure driven membrane filtration systems. Desalination and Water Reuse, 2002, 12(1), pp. 40–44.
4. M. CHERYAN: Ultrafiltration and Microfiltration Handbook. Technomic Publishing Company Inc., Basel 1998.
5. M. BODZEK, K. KONIECZNY: Wykorzystanie procesów membranowych w uzdatnianiu wody. Projprzem-EKO, Bydgoszcz 2005.
6. M. WIELF: The Guidebook to Membrane Desalination Technology. Balaban Desalination Publications, L'Aquila 2007.
7. Hydranautics RO System Design, Hydranautics, www.hydranautics.com.

Hydranautics RO Projection Program - [Calculation of investment and water cost]

File Analysis RO Design Treatment Calculation Graphs Help

Plant capacity	m ³ /hr	4.3	Plant life, years	20.0
Investment, \$		40000	Membrane life, years	3.0
Interest rate, %		7.0	Membrane cost, \$/element	600
Plant factor, %		90.0	Number of elements	204
Power cost, \$/kwh		0.100	Inhibitor cost	\$/kg 10.00
Power consumption	kwhr/m ³	3.05	Inhibitor dosing	ppm 3.0
Maintenance (% of investment)		3.0	Acid cost	\$/kg 0.00
			Acid dosing	ppm 0.0

Calculation results:

Capital cost	\$/m ³	0.08
Power cost	\$/m ³	0.31
Chemicals cost	\$/m ³	0.12
Membrane replacement	\$/m ³	1.20
Maintenance	\$/m ³	0.04
Total water cost	\$/m ³	1.74

Print
Clipboard
Save
Clear

Rys. 3. Okno dialogowe „Koszty” programu IMSDesign (Hydranautics) umożliwiające obliczenie kosztów procesu odwróconej osmozy

Majewska-Nowak, K. Applicability of Computer-aided Design to Reverse Osmosis Installation. *Ochrona Środowiska* 2007, Vol. 29, No. 2, pp. 21–26.

Abstract: Analyzed is the problem of whether computer-aided design can be applied to membrane installations. It has been pointed out that the development of predictive models for membrane mass transfer is rather problematic and relies on the mathematical description of the system hydrodynamics, membrane structure and feed water matrix. Only reverse osmosis can be modeled on the basis of the following simplifying assumptions: (1) water is treated as a continuum essentially devoid of the more complex interactions induced by the presence of dispersed particles, (2) the phenomenon of gel layer formation does not appear, and (3) biological activity at the membrane-solution

interface can be neglected. Making use of the Hydranautics reverse osmosis software (IMSDesign), a detailed procedure enabling the simulation of a reverse osmosis system under a variable number of membrane modules and process parameters is described. The range of the inputs required (feed water quality, efficiency, conversion) is given. It has also been stressed that computer-aided packages can not be regarded as an alternative to pilot trials. Commercial software packages have the inherent disadvantage that they are applicable only to the supplier's own products. Another major drawback is that the impact of the fouling phenomenon has not been included.

Keywords: Software, computer-aided design, modelling, membrane process, reverse osmosis.