

Jolanta BOHDZIEWICZ
Instytut Inżynierii Wody i Ścieków
Politechnika Śląska
ul. Konarskiego 18, 44-100 Gliwice
e-mail: jolaboh@zeus.polsl.gliwice.pl

ZASTOSOWANIE REAKTORÓW MEMBRANOWYCH W OCHRONIE ŚRODOWISKA

Streszczenie. W artykule omówiono przykłady możliwości zastosowania reaktorów membranowych do uzdatniania wody głębinowej przeznaczonej do celów pitnych oraz do oczyszczania ścieków. Skojarzenie mikrofiltracji, ultrafiltracji i odwróconej osmozy z procesami biologicznymi (złoże zatopione, metoda osadu czynnego) pozwoliły we wszystkich przebadanych układach na uzyskanie lepszej efektywności oczyszczania w porównaniu z wynikami uzyskanymi w stosowanych dotychczas rozwiązaniach konwencjonalnych.

MEMBRANE REACTORS IN ENVIRONMENTAL PROTECTION

Summary. The paper presents applications of membrane reactors to the treatment of wastewater as well as deep water intended for drinking.

A combination of microfiltration, ultrafiltration, reverse osmosis and biological processes (deep bed filtration, activated sludge technique) demonstrated better effectiveness than the traditional methods used in all the systems tested.

1. Wprowadzenie

Spośród nowoczesnych metod rozdzielania procesy membranowe, z uwagi na swoje zalety (rozdział na poziomie molekularnym przebiega w temperaturze otoczenia i bez wprowadzania dodatkowych reagentów), są szczególnie predystynowane do odegrania poważnej roli w ochronie środowiska. Membrany, szczególnie mikrofiltracyjne i ultrafiltracyjne, mogą być stosowane w bioreaktorach w celu ułatwienia transportu substancji biorących udział w reakcjach biochemicznych.

W pracy przedstawiono przykłady wykorzystania ciśnieniowych procesów membranowych w uzdatnianiu wody głębinowej i oczyszczaniu ścieków. Badania prowadzone były w Instytucie Inżynierii Wody i Ścieków Politechniki Śląskiej w latach 1996-2002.

2. Bioreaktory membranowe

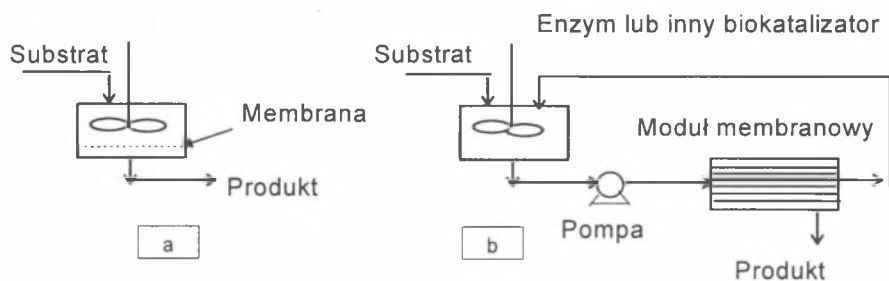
Terminem reaktora membranowego, funkcjonującym w literaturze od około 1980 roku, określa się najczęściej układ, w którym przebiega proces chemiczny przy

jednoczesnej separacji produktów z mieszaniny reakcyjnej za pomocą jednej z technik membranowych [1,2].

W większości prac dotyczących reaktorów membranowych omawiane są bioreaktory wykorzystujące enzym lub komórki mikroorganizmów jako katalizatory [3]. Zachodzące w nich procesy biochemiczne przebiegają w sposób ciągły z równoczesnym odprowadzaniem produktu reakcji z permeatem. Ich zastosowanie umożliwia zwiększenie szybkości i wydajności procesu, odzysk produktów o znacznie większej czystości, możliwości ponownego użycia biokatalizatora oraz lepszą kontrolę parametrów operacyjnych procesu.

Membrana półprzepuszczalna może w bioreaktorze pełnić rolę równocześnie przegrody selektywnej i biernej, umożliwiającej oddzielanie mieszaniny substratów oraz biokatalizatora od produktów reakcji. Może także posiadać właściwości katalityczne dzięki unieruchomionej na powierzchni albo w strukturze substancji aktywnej. W większości przypadków stosowane są syntetyczne membrany polimerowe. W typowych procesach katalizy heterogenicznej zastosowanie znalazły membrany ceramiczne i nieorganiczne [4].

W zależności od umiejscowienia membrany wyróżnia się dwa rodzaje bioreaktorów (rys.1) [5]. Na rysunku 1a przedstawiono schemat reaktora, w którym membrana jest umieszczona w jego wnętrzu, natomiast na rys.1b komora reakcyjna i urządzenie ultrafiltracyjne są przestrzennie rozdzielone.



Rys.1. Zasada działania bioreaktorów membranowych (a-bioreaktor z membraną wewnątrz urządzenia, b-moduł membranowy na zewnątrz bioreaktora)

Fig.1. The rule of working of membrane bioreactors (a bioreactor with an inside membrane, a bioreactor with an outside membrane)

Wydaje się, że lepszym rozwiązaniem jest układ drugi ze względu na to, że reaktor nie pracuje pod ciśnieniem, jest łatwiejszy do sterylizacji i możliwa jest wymiana membran bez jego wstępnego opróżniania. Problemami występującymi w tego rodzaju układach, wywierającymi niekorzystny wpływ na efektywność procesu, są możliwa częściowa dezaktywacja enzymu oraz występowanie zjawiska foulingu i polaryzacji stężeniowej. Pierwszy można rozwiązać przez wprowadzenie do środowiska reakcji dodatkowej porcji biokatalizatora, natomiast pozostałe przez zainstalowanie membrany o odpowiednich właściwościach rozdzielczych oraz właściwy dobór parametrów operacyjnych procesu membranowego.

3. Membrany w procesie denitryfikacji wody gruntowej

Rozwój przemysłu i rolnictwa oraz emisja tlenków azotu do atmosfery sprawiają, że na całym świecie obserwuje się wzrost stężenia azotanów w wodach powierzchniowych i podziemnych powyżej wartości dopuszczalnych. W krajach Unii Europejskiej za takie przyjmuje się $50 \text{ mgNO}_3^-/\text{dm}^3$ lub $10 \text{ mgN-NO}_3/\text{dm}^3$. Takie same wartości stężeń granicznych wyznaczyła Światowa Organizacja Zdrowia. W Polsce dopuszczalna ilość azotu azotanowego w wodzie pitnej wynosi również $10 \text{ mgN-NO}_3/\text{dm}^3$ [6].

Coraz częściej obserwuje się jednak występowanie w wodach podziemnych wyższego stężenia jonów azotanowych, przekraczającego nawet $100 \text{ mgN-NO}_3/\text{dm}^3$ [7-8]. W związku z tym systematyczna kontrola poziomu zanieczyszczenia wód związkami azotu, a zwłaszcza azotu azotanowego i azotynowego, staje się koniecznością z uwagi na szkodliwe działanie.

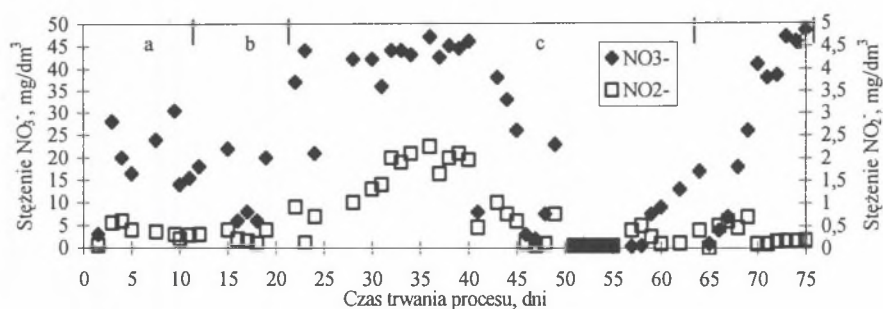
Zmniejszenie zawartości tych jonów w uzdatnionej wodzie do poziomu określonego normami jest dzisiaj najczęściej osiągane przez mieszanie z wodami o mniejszej zawartości azotanów lub stosuje się kosztowne ale nie zawsze skuteczne: metodę wymiany jonowej oraz procesy biologiczne [9-12]. W odróżnieniu od pierwszego z procesów, w którym w formie produktu odpadowego powstaje stężony roztwór azotanów, procesy biologiczne umożliwiają ich redukcję do azotu gazowego. Użycie jednak mikroorganizmów w procesie jednostkowym denitryfikacji biologicznej wody pitnej powoduje, że bardzo często pozostają one w uzdatnionej wodzie, w związku z czym po tej operacji musi być ona poddawana dodatkowej filtracji i dezynfekcji. Proces wymiany jonowej jest wprawdzie skuteczny, jednak kosztowny, a usuwanie ługów po regeneracji jonitów stwarza problemy techniczne [12].

Rozwiązaniem problemu wydaje się układ hybrydowy, kojarzący mikrofiltrację z denitryfikacją. Poddawana uzdatnianiu woda pitna jest doprowadzana do reaktora, w którym zachodzi proces biologicznej denitryfikacji. Odpływ z bioreaktora pozbawiony azotanów jest następnie w całości kierowany na moduł membranowy, w którym w wyniku filtracji ciśnieniowej zatrzymywana jest zawiesina bakteryjna. Oczyszczona woda pod względem składu chemicznego, mętności i parametrów mikrobiologicznych w pełni spełnia europejskie wymagania [13]. O końcowym efekcie jej oczyszczenia w bioreaktorze membranowym decydują zarówno parametry hodowli bakterii, jak i pracy układu membranowego.

W przeprowadzonych badaniach podjęto próbę denitryfikacji wody podziemnej pochodzącej ze studni w Ochojcu [14]. Hodowlę mieszanej populacji bakterii prowadzono w beztlenowym złożu zatopionym, wypełnionym w 50% keramzytem. Inoculum bakterii denitryfikacyjnych stanowiły bakterie uzyskane w hodowlach namnażających, pochodzących ze zbiornika retencyjnego ścieków po produkcji nawozów azotowych w Z.A.Puławy. Po „wpracowaniu” złoża bioreaktor zasilano badaną wodą prowadząc proces redukcji azotanów przez okres 75 dni. Stosowane wzrastające obciążenia ładunkiem azotanów były następujące: $0,05 \text{ kgNO}_3^-/\text{m}^3 \times \text{d}$ (przedział a), $0,12 \text{ kgNO}_3^-/\text{m}^3 \times \text{d}$ (przedział b), $0,25 \text{ kgNO}_3^-/\text{m}^3 \times \text{d}$ (przedział c), $0,45\text{-}8,55 \text{ kgNO}_3^-/\text{m}^3 \times \text{d}$ (przedział d) oraz $9,51\text{-}9,90 \text{ kgNO}_3^-/\text{m}^3 \times \text{d}$ (przedział e). Wyniki procesu denitryfikacji azotanów zilustrowano na rys.2. Podczas gdy w wodzie surowej stężenie azotanów zmieniało się w granicach od $49 \text{ mgNO}_3^-/\text{dm}^3$ do $63 \text{ mgNO}_3^-/\text{dm}^3$, to ich ilość w wodzie zdenitryfikowanej utrzymywała się na poziomie niższym od wartości dopuszczalnej ($44,3 \text{ mgNO}_3^-/\text{dm}^3$). Tym niemniej przy

obciążeniu złoża ładunkiem azotanów od $0,05 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3 \times \text{d}$ do $0,25 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3 \times \text{d}$ zaobserwowano znaczne wahania w stężeniach azotanów w odpływie ze złoża, wynikające z jego niestabilnej pracy.

Po okresie 50 dni prowadzenia procesu odnotowano niskie i utrzymujące się na stałym poziomie wartości stężenia azotanów w odpływie od $0,1 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3$ do $11,5 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3$. Kontynuowanie procesu denitryfikacji przy obciążeniach w zakresie od $7,29 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3 \times \text{d}$ do $8,55 \text{ kgNO}_3^-/\text{dm}^3 \times \text{d}$ nie wpłynęło na wzrost stężenia tych jonów powyżej wartości dopuszczalnej.



| Przedział czasu | a | b | c | d | e |
|--|------|------|------|-----------|-----------|
| Obciążenie ładunkiem azotanów $\text{kg NO}_3^-/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ | 0,05 | 0,12 | 0,25 | 0,45-8,55 | 9,51-9,90 |

Rys. 2. Przebieg procesu denitryfikacji w zależności od obciążenia złoża ładunkiem azotanowym

Fig. 2. The progress of a denitrification process according to loading a layer with a nitrate load

W płynie pochodzonym nie zaobserwowano selekcjonowania się bakterii patogennych oraz bakterii redukujących siarczany, mających istotny wpływ na jakość odcieku. Stwierdzono natomiast obecność od 10^5 do 10^6 komórek bakterii/ cm^3 , przy czym bakterie denitryfikacyjne stanowiły tylko od kilku do kilkunastu procent ogólnej ilości bakterii heterotroficznych. W wodzie surowej znajdowało się 10^3 komórek bakterii/ cm^3 .

Odciek pochodzący otrzymany ze złoża zatopionego poddawano następnie mikrofiltracji, stosując ciśnienie transmembranowe $1,5 \times 10^5 \text{ Pa}$ i liniową prędkość przepływu $1,5 \text{ m/s}$. W badaniach zastosowano kapilarny moduł membranowy typu OXY (K2890X) krajowej firmy EURO-SEP Warszawa. Całkowita powierzchnia membran wynosiła $15,6 \times 10^{-3} \text{ m}^2$, a maksymalna średnica porów $0,2 \mu\text{m}$.

Zaobserwowano około 60% spadek wartości objętościowego strumienia permeatu przy 10-krotnym zmniejszeniu objętości wody uzdatnianej. Średni objętościowy strumień permeatu wynosił $5,5 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{s}$.

Badania mikrobiologiczne i sanitarno-epidemiologiczne permeatu wykluczyły obecność bakterii *Escherichia coli*, bakterii *coli*-podobnych oraz bakterii

chorobotwórczych. Uzdatniona woda nie musiała więc być poddawana dodatkowemu procesowi dezynfekcji i kwalifikowała się do celów spożywczych i gospodarczych. Stężenie azotanów, azotynów i fosforanów ($0,01 \text{ mg/dm}^3$) oraz wartości ChZT ($5 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$) nie przekroczyły norm dopuszczalnych.

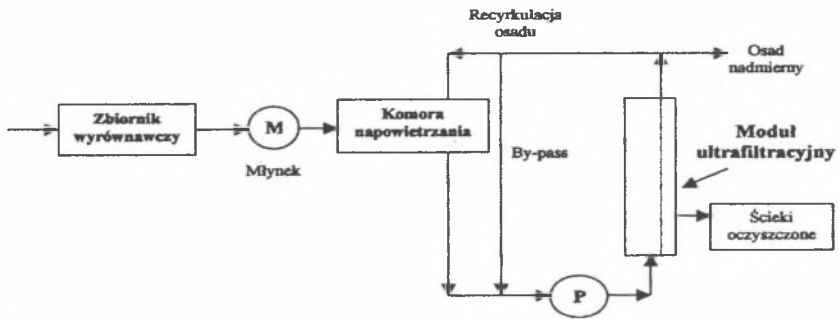
4. Oczyszczanie ścieków zawierających związki organiczne w bioreaktorze membranowym

Z uwagi na coraz bardziej rygorystyczne normy i przepisy dotyczące wprowadzania ze ściekami do wód powierzchniowych substancji toksycznych istnieje konieczność ciągłego doskonalenia stosowanych dotychczas technologii ich oczyszczania. Jednym z przykładów jest układ hybrydowy łączący procesy ultrafiltracji z oczyszczaniem wód odpadowych biologiczną metodą osadu czynnego.

W klasycznym oczyszczaniu ścieków metodą osadu czynnego procesy biochemiczne zachodzą w komorze napowietrzania, a w osadniku wtórnym następuje oddzielenie biomasy od oczyszczonych ścieków. O efektach tej metody decydują głównie aktywność osadu czynnego i prawidłowa praca osadnika wtórnego. Aktywność osadu czynnego uwarunkowana jest wieloma parametrami, których przestrzeganie zapewnia odpowiednio wysoki stopień oczyszczenia ścieków, natomiast praca osadnika wtórnego uzależniona jest od jego właściwości sedymentacyjnych. Osad czynny powinien charakteryzować się strukturą kłaczkową i odpowiednim uwodnieniem, ponieważ w formie spęczniałej słabo sedymentuje i obniża efektywność oczyszczania ścieków.

Chociaż koncepcja połączenia ultrafiltracji/mikrofiltracji z metodą osadu czynnego została skomercjalizowana przez firmę Dorr-Oliver w latach 60., zainteresowanie zastosowaniem takiego rozwiązania wzrosło znacznie w ostatnim okresie. W metodzie tej reaktor biologiczny zablokowany jest z modułem membranowym w taki sposób, że strumień z komory napowietrzania przyływa w całości przez układ membranowy (rys.3), a mieszanina ścieków z osadem czynnym ulega w tym procesie zatężaniu, gdyż na zewnątrz odprowadzany jest filtrat całkowicie pozbawiony zawiesiny.

Retentat ultrafiltracyjny powraca do komory napowietrzania, a jego część może cyrkulować w obiegu z pominięciem reaktora biologicznego. Zasada oczyszczania biologicznego jest w tym rozwiązaniu taka sama jak w oczyszczalniach konwencjonalnych. Komora napowietrzania spełnia identyczną funkcję jak w metodzie klasycznej, natomiast urządzenie ultrafiltracyjne odpowiada funkcjonalnie osadnikowi wtórnemu. Jego zastosowanie umożliwia oddzielenie biomasy od oczyszczonych ścieków, pozwalając na znaczne zwiększenie stężenia osadu czynnego w komorze napowietrzania, ponieważ membrana zatrzymuje skutecznie osad nawet przy jego dziesięciokrotnie wyższym stężeniu, niż jest to dopuszczalne dla osadników wtórnych [15].



Rys. 3. Schemat biomembranowej oczyszczalni ścieków pracującej metodą osadu czynnego
 Fig. 3. The schema of a biomembrane waste treatment plant working by the active sludge method

W odróżnieniu od nich membrana zatrzymuje również skutecznie osad spęczniały. W układach biomembranowych w większości przypadków nie jest konieczne stosowanie osadników wstępnych, ponieważ nie zachodzi obawa przeciążenia osadu [16]. W wyniku zatrzymania w układzie cząstek zawieszonych i długich czasów zatrzymania dla substancji trudno ulegających biodegradacji następuje wyraźne obniżenie BZT₅ i ChZT ścieków oczyszczonych. O powodzeniu tej koncepcji oczyszczania ścieków decyduje możliwość uzyskania odpowiednio dużego strumienia oczyszczonych ścieków.

W Instytucie Inżynierii Wody i Ścieków prowadzono badania mające na celu porównanie efektywności oczyszczania ścieków syntetycznych (mleko spożywcze rozcieńczone wodą w stosunku 1:170) w układzie biomembranowym (BM), w konwencjonalnym układzie osadu czynnego (KL) oraz w procesie ultrafiltracji (UF) [15,17].

W badaniach stosowano membrany rurowe wytwarzane metodą inwersji fazowej z poliakrylonitrylu (PAN), poli(chloroku winylu) (PCV) i kopolimeru chlorek winylu – octan winylu (winicet). W celu porównania efektywności pracy układu konwencjonalnego z biomembranowym zastosowano, w obu przypadkach, takie same parametry i warunki pracy osadu czynnego, jak również stałe parametry procesowe ultrafiltracji. Wynosiły one odpowiednio: ciśnienie transmembranowe 2×10^5 Pa, prędkość przepływu przez moduł ultrafiltracyjny 2 m/s a temperatura 25°C – 30°C.

Stopnie usunięcia zanieczyszczeń ze ścieków we wszystkich badanych układach przedstawiono w tabelicy I [15].

Analiza otrzymanych wyników pozwoliła wnioskować, że usunięcie zanieczyszczeń mierzonych jako ChZT w wyniku bezpośredniej ultrafiltracji ścieków wynosiło 50%, natomiast podczas oczyszczania biomembranowego i w konwencjonalnym układzie osadu czynnego osiągnęło wartość 97% - 99%.

Tablica 1

Stopnie usunięcia zanieczyszczeń ze ścieków w procesie ultrafiltracji (UF) oraz metodami biologicznego oczyszczania w układzie biomembranowym (BM) i klasycznym (KL)

| Rodzaj membrany | Stopień usunięcia, % | | | |
|-----------------|----------------------|------------------------|------------------------|-----------|
| | ChZT | N _{całkowity} | P _{całkowity} | Zawiesina |
| UF | 54,3 | 73 | 42 | 100 |
| PAN BM | 98,7 | 81 | 48 | 100 |
| KL | 97,2 (96,3) | 55 | 0 | występuje |
| UF | 46,9 | 6 | 1 | 100 |
| PCV BM | 98,5 | 88 | 40 | 100 |
| KL | 98,0 (97,5) | 55 | 14 | występuje |
| UF | 46,7 | 83 | 44 | 100 |
| Winicet BM | 99,0 | 89 | 43 | 100 |
| KL | 97,8 (97,1) | 58 | 11 | występuje |

Uwaga: wartości ChZT podane bez nawiasów dotyczą sączonego odpływu z układu klasycznego, natomiast wartości w nawiasach odnoszą się do odpływu nie sączonego.

Stopnie usunięcia związków azotu i fosforu w układzie biomembranowym w przypadku membran z PAN i winicetu były zbliżone do ich współczynników retencji w procesie ultrafiltracji. W związku z tym można przypuszczać, że w mechanizmie usuwania związków biogennych główną rolę odgrywają zarówno własności separacyjne membrany, jak i praca osadu czynnego. Membrany zatrzymują natomiast całkowicie osad czynny, podczas gdy w ściekach oczyszczonych w układzie konwencjonalnym w odpływie występuje jego niewielka ilość.

Pomimo zastosowania w obydwu układach biologicznych tego samego osadu czynnego oraz nie różniących się parametrów operacyjnych procesu biologicznego, powstające populacje osadu czynnego różniły się zdecydowanie od siebie zarówno pod względem enzymatycznym, jak i składem biocenoz oraz właściwościami fizycznymi [17].

Osad czynny w układzie konwencjonalnym był barwy brunatnej i zawierał kłaczkę o różnej wielkości, przeważnie duże i średnie. Wytworzyła się w nim bardzo bogata fauna towarzysząca w postaci różnych gatunków ameb, orzęsków i wrotków, a także rozwinęły się intensywnie grzyby ściekowe, towarzyszące kłazczkom osadu czynnego, których obecność nie spowodowała pogorszenia się własności sedymentacyjnych; indeks Mohlmana wahał się w granicach 69 – 113 cm³/g s.m. [17]. Osad czynny powstały w układzie biomembranowym był barwy mleczno-brązowej, a jego kłaczkę były w znacznym stopniu zdyspergowane. Nie stwierdzono występowania organizmów towarzyszących: brak było zarówno fauny osadowej, jak i grzybów ściekowych. Indeks Mohlmana wykazywał cały czas tendencję wzrostową od 190 do 270 cm³/g s.m. Osad w układzie biomembranowym już w parę minut po jego uruchomieniu ulegał dyspersji wskutek turbulentnego przepływu ścieków.

5. Oczyszczanie odcieków z wysypisk komunalnych w układzie kojarzącym procesy: osadu czynnego, ultrafiltracji oraz odwróconej osmozy

Jednym z poważniejszych problemów związanych z eksploatacją wysypisk odpadów stałych jest ujmowanie i oczyszczanie powstających tam odcieków. Przedostając się do wód gruntowych oraz powierzchniowych pogarszają one ich jakość, stanowiąc istotne zagrożenie dla środowiska naturalnego. Wysokie obciążenie odcieków, zmienny skład i różniące się w poszczególnych porach roku objętości powodują, że oczyszczanie tego rodzaju ścieków jest znacznie trudniejsze w porównaniu np. z oczyszczaniem ścieków komunalnych. Z uwagi na ograniczoną podatność na rozkład biologiczny ich oczyszczanie wymaga zastosowania oprócz metod biologicznych także fizykochemicznych, uzupełniających je i wspomagających. Skojarzenie procesów biologicznych z ciśnieniowymi technikami membranowymi wydaje się być rozwiązaniem bardzo obiecującym [18-24].

W ramach prowadzonych badań oczyszczaniu poddawano odcieki powstające w obrębie składowiska „Lipówka” przeznaczonego do składowania odpadów komunalnych z Dąbrowy Górniczej [24]. Skład odcieków był nieznany, a przeprowadzone badania wykazały ich dużą stabilność, zarówno jeżeli chodzi o własności organoleptyczne jak i skład chemiczny. Stosunek BZT₅/ChZT wszystkich pobranych prób posiadał bardzo niską wartość i wahał się w przedziale od 0,1 do 0,4, co świadczyło o odporności odcieków na biodegradację i wykluczało możliwość łatwego rozkładu zanieczyszczeń metodą osadu czynnego. Prawie cały azot ogólny stanowił azot amonowy, natomiast udział pozostałych form azotu był nieznaczny. Kontrola składu odcieków i efektywności ich oczyszczania objęła standardowe oznaczenia, takie jak: odczyn, ChZT, BZT₅, zawiesinę, suchą pozostałość oraz przewodnictwo.

Jako pierwszy etap w oczyszczaniu odcieków zastosowano metodę osadu czynnego. Proces ten pozwolił na częściowe utlenienie związków organicznych, a także na usunięcie azotu organicznego i amonowego.

Reaktor biologiczny był zasilany osadem czynnym, pochodzącym z oczyszczalni ścieków bytowo-gospodarczych. Biocenozę osadu czynnego poddawano dwumiesięcznej adaptacji do zanieczyszczeń zawartych w odciekach, a następnie prowadzono właściwe badania. Zarówno w trakcie adaptacji osadu, jak i w czasie badań reaktor pracował w jednym cyklu na dobę, a mianowicie: dopływ odcieków do reaktora - 0,75 godziny, napowietrzanie - 21,0 godzin, sedimentacja - 1,0 godzina, odprowadzenie oczyszczonych odcieków z reaktora - 1,0 godzina oraz czas jałowy - 0,25 godziny. Jednak z uwagi na fakt, że oczyszczane ścieki charakteryzowały się dużą odpornością na biodegradację (wysoka wartość ChZT po biologicznym oczyszczaniu-1800 mgO₂/dm³) poddawano je w kolejnych etapach oczyszczania procesom ultrafiltracji a następnie odwróconej osmozy (tabl.2).

W procesie ultrafiltracji stosowano rurowe membrany polisulfonowe o cut-off 300000 (wytwarzane w laboratorium) oraz płaskie membrany osmotyczne z octanu celulozy OC-SS produkowane przez amerykańską firmę Osmonics. Pierwszy z procesów prowadzono w układzie cross-flow przy ciśnieniu 0,3MPa i liniowej prędkości przepływu odcieków nad powierzchnią membrany wynoszącej 2,5 m/s. Ciśnienie transmembranowe w procesie odwróconej osmozy wynosiło 2,76 MPa, a prędkość liniowa 1,5 m/s.

Tablica 2

Porównanie wskaźników obciążenia odcieków po ich kolejnych etapach oczyszczania

| Wskaźniki obciążenia odcieków | Jednostka | Odcieki surowe | Odcieki po oczyszczeniu biologicznym | Odcieki po procesie ultrafiltracji | Odcieki po procesie odwróconej osmozy |
|-------------------------------|-----------------------------------|----------------|--------------------------------------|------------------------------------|---------------------------------------|
| Odczyn | - | 8,0 | 8,64 | 8,78 | 7,39 |
| ChZT | mgO ₂ /dm ³ | 1780 | 1660 | 846 | 56 |
| Zawiesina | mg/dm ³ | 26 | 225 | 0 | 0 |
| Sucha masa | mg/dm ³ | 264 | 625 | 559 | 110 |
| Przewodnictwo | mS/m | 9,8 | 11,39 | 10,0 | 1,21 |

W procesie ultrafiltracji ze strumienia odcieków po oczyszczeniu biologicznym usunięto zawiesinę i wysokocząsteczkowe związki organiczne. Pozostałe w ściekach małowcząsteczkowe refrakcyjne związki organiczne i sole nieorganiczne zostały usunięte w procesie odwróconej osmozy. Oczyszczone w ten sposób odcieki mogły być odprowadzone do odbiornika naturalnego.

Bibliografia

1. Narębska A. (red.), Membrany i membranowe techniki rozdziału, Wydawnictwo UMK, Toruń 1997.
2. Matson S.L., Quinn J.A., Membrane reactors [w:] „Membrane Handbook”, red. W.S. Winston Ho, Sirkar, New York, 1992.
3. Pronk W., P.J. Kerkhof, Van Helden C., Van't Riet K., The hydrolysis of triglycerides by immobilized lipase in a hydrophilic membrane reactor, Biotech. Bioeng., 1988, 32, 512-518.
4. Higuchi A., Hashimoto T., Uemiya N., Kojima T., Hara M., Effect of surfactive agents and lipids on optical resolution of amino acid by ultrafiltration membranes containing serum albumin, J. Membrane Sci., 1997, 130, 31-39.
5. Noworyta A., Enzymatic membrane reactor, Prace Naukowe Instytutu Inżynierii Chemicznej i Urządzeń Ciepłych Politechniki Wrocławskiej, nr. 46, (1986), 245.
6. Rozporządzenie Ministra Zdrowia i Opieki Społecznej w sprawie warunków, jakim powinna odpowiadać woda do picia i na potrzeby gospodarcze, DzU Nr 35 z 4 maja 1990r., Zał. 1. Warunki organoleptyczne i fizyczno-chemiczne, Warszawa 31.05.1990.
7. Szczykowska J.E., Wierzbicki T.L., Badania nad zawartością związków azotowych w studziennych wodach podpowierzchniowych, Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna nt. Zaopatrzenie w wodę miast i wsi, Poznań (1998).
8. Zerbe J., Nawrocki J., Biłozor S., Jakość wody do picia w Poznaniu, Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna nt. Zaopatrzenie w wodę miast i wsi, Poznań, (1998).
9. Rautenbach R., Groschl A., Separation potential of nanofiltration membranes, Desalination, 77, (1990), 73-84.

10. Rautenbach R., Kopp W., van Opbergen G., Hellekes R., Nitrate reduction of well water by reverse osmosis and electro dialysis-Studies on plant performance and costs, *Desalination*, 65, (1987), 241-258.
11. Lutin F., Guerif G., Electro dialysis applied to denitration of drinking water, w: *Recents Progress an Genie des Procedes*, „Membrane Processes, Water Treatment-Pervaporation”, (Eds.: Aimar P., Aptel P.), Lavoisier Press, Paris, 6 (21),(1992), 79-84.
12. Murrer J., Filteau G., A comparison of membrane treatment against ion exchange for removing nitrate from ground water, w: *Proceedings of EUROMEMBRANE'95 Conference* (Eds.: Bowen W.R., FieldR.W., Howell J.A.), University of Bath (UK), vol.1, (1995), 476-481.
13. Crespo J.P.S.G., Coelho I.M., Almeida J.S., Carrondo M.J.T., Reis M.A.M., Membrane bioreactor for water denitrification , *International Congress nt. Engineering of Membrane Processes II – Environmental Applications*, II Ciocco Italy 26-28 April 1994.
14. Waśik Ewa, Wykorzystanie ciśnieniowych technik membranowych do usuwania azotanów z wód przeznaczonych do celów konsumpcyjnych, praca doktorska, Politechnika Śląska, 2001.
15. Bodzek M., Dębowska Z., Kowalska M., Zastosowanie ultrafiltracji w biologicznym oczyszczaniu ścieków metodą osadu czynnego, *Archiwum Ochrony Środowiska*, 1, (1992), 145-161.
16. Arika M., Kobayahi H., Pilot plant test of an activated sludge ultrafiltration combined process for domestic wastewater reclamation, *Desalination*, 23, (1979), 77-86.
17. Bodzek M., Dębowska Z., Litwin E., Biomembrane wastewater treatment by activated sludge method, w: „Towards Hybrid Membrane and Biotechnology Solutions for Polish Environmental Problems, (Eds.: Howell J.A., Noworyta A.), Wrocław Technical University Press, Wrocław, (1995), 203-212.
18. Staab K.F., Eichberger M., Zwickl S., Deponiesickerwasser-Behandlung auf der Sonderabfalldeponie Billigheim. *Entsorgungs Praxis*, 5, (1999), 38-41.
19. Weber B., Holz F., Landfill leachate treatment by reverse osmosis. w: *Effective industrial membrane processes: benefits and opportunities*, M.K. Turner (ed.), Elsevier Applied Science, London, New York, (1991), 143-154.
20. Linde K., Jonnson A.N., Wimmerstedt R., Treatment of three different types of landfill leachate with reverse osmosis, w: *Preprints of 7th International Symposium: Synthetic Membranes in Science and Industry*”, Tubingen, Germany, August 29 - Sept. 1, (1994), 488-491.
21. Mulder M., The use of membrane processes in environmental problems. An introduction, w: „Membrane Processes in Separation and Purification”, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht - Boston London, (1994), 229-162.
22. Slater C., Ahlert R., Uchrin C., Treatment of landfill leachates by reverse osmosis, *Environmental Progress*, vol.2, (1983), 251-256.
23. Syzdek A.C., Ahlert R.C., Separation of landfill leachate with polymeric ultrafiltration membranes, *Journal of Hazardous materials*, vol.9 (1984), 209-220.
24. J.Bohdziewicz, M.Bodzek, J.Górska, Application of pressure-driven membrane techniques to biological treatment of landfill leachate, *Process Biochemistry*, 36, (2001), 641-646.