

Jacek Wiśniewski, Alicja Pichiewicz

## Analiza ekonomiczna wybranych wariantów odsalania wody do celów przemysłowych

Potrzeba uzyskania wody o wysokiej jakości dla przemysłu związana jest ściśle z rozwojem produkcji elementów elektronicznych, których jakość jest uzależniona od czystości wody używanej w procesach technologicznych. Woda ultraczysta (*ultrapure water*) jest również niezbędna w przemyśle farmaceutycznym, przemyśle polimerów (do usuwania składników utrudniających polimeryzację), dla energetyki jądrowej, do zasilania wysokociśnieniowych kotłów oraz w technice obróbki powierzchni metali (np. przy pasywacji aluminium). Wymagania stawiane wodzie ultraczystej różnią się nieznacznie, w zależności od rodzaju produkowanych elementów oraz metody ich obróbki.

Jednym z istotnych parametrów charakteryzujących wodę ultraczystą jest oporność właściwa (lub przewodnictwo właściwe, które jest odwrotnością tego parametru). Szczególnie wysokie wymagania w zakresie tego parametru dotyczą wody stosowanej w przemyśle elektronicznym. Według danych producentów amerykańskich, minimalna oporność właściwa wody wykorzystywanej w produkcji elementów elektronicznych wynosi  $10 \text{ M}\Omega\text{-cm}$  [1], której odpowiada przewodnictwo właściwe  $0,1 \mu\text{S/cm}$ .

Dla uzyskania wód ultraczystych wykorzystuje się specjalne techniki oczyszczania wody. Podstawową metodą przygotowania wody wysokiej jakości jest jonitowa demineralizacja (*ion exchange* – IE) kolejno w złożu kationitowym, anionitowym i zmieszonym. Ostatnio coraz częściej stosuje się jednak techniki membranowe, np. odwróconą osmozę (*reverse osmosis* – RO) i elektrodializę (*electrodialysis* – ED). Wykorzystanie tych procesów, zarówno pod względem technologicznym, jak i ekonomicznym, jest w pełni uzasadnione [2].

Rozpatrywana woda jest wstępnie uzdatniona, o parametrach odpowiadających wodzie wodociągowej. Przed skierowaniem jej do instalacji dejonizacji poddawana jest dwustopniowej filtracji przez filtry typu *cartridge*. Przewidziano zastosowanie włóknistych wkładów filtracyjnych o następującej wielkości porów:

- w pierwszym stopniu:  $50+100 \mu\text{m}$ ,
- w drugim stopniu:  $5+20 \mu\text{m}$ .

Konstruując ciąg technologiczny dejonizacji rozpatrywanej wody wodociągowej kierowano się zarówno składem wody, jak i dopuszczalną wartością przewodnictwa właściwego wody zdejonizowanej. Biorąc pod uwagę fakt, iż surowiec poddany dejonizacji może charakteryzować się różnym zasoleniem przyjęto, że stężenie składników jonowych w wodzie zasilającej wynosi od  $1 \text{ val/m}^3$  (woda bardzo miękka) do

$8 \text{ val/m}^3$  (woda twarda). Założono, że przewodnictwo właściwe wody zdejonizowanej nie powinno przekraczać  $1 \mu\text{S/cm}$  (woda o takim przewodnictwie może być wykorzystana do końcowego płukania stali kwasoodpornej po trawieniu [3]). Z tego względu wymagany stopień usunięcia soli wynosi ponad 99%. Oznacza to konieczność zastosowania przynajmniej dwóch jednostkowych procesów odsalania, przy czym ostatnim elementem ciągu technologicznego powinno być jonitowe złożo mieszane. Umożliwia ono osiągnięcie przewodnictwa właściwego wody poniżej  $0,1 \mu\text{S/cm}$ , przy pośrednim zasilaniu złoża [4]. W związku z powyższym zaproponowano trzy warianty technologiczne, obejmujące następujące procesy:

### wariant I

- elektrodializa,
- desorpcja dwutlenku węgla,
- dejonizacja w złożu zmieszonym,

### wariant II

- odwrócona osmoza,
- desorpcja dwutlenku węgla,
- dejonizacja w złożu zmieszonym,

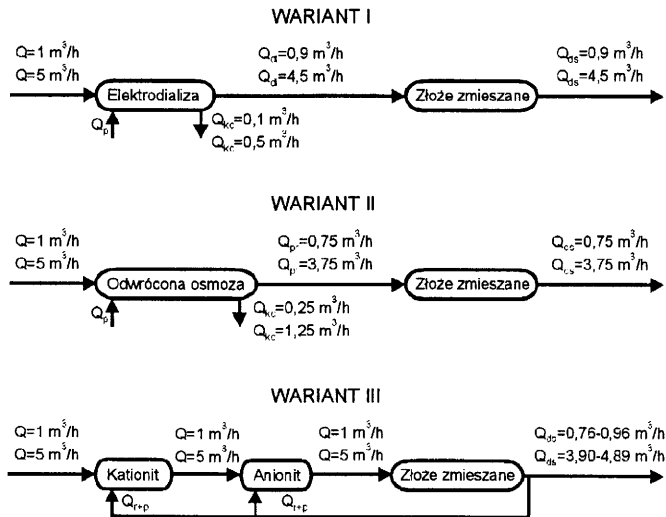
### wariant III

- dekationizacja (silnie kwasowy kationit),
- desorpcja dwutlenku węgla,
- deanionizacja (silnie zasadowy anionit),
- dejonizacja w złożu zmieszonym.

Analiza ekonomiczna umożliwia określenie opłacalności wybranych wariantów odsalania wody o znanych parametrach. Ze względu na aktualność uwzględnionych kosztów może ona stanowić wskaźnik przy wyborze optymalnego wariantu odsalania wody w warunkach rzeczywistych. Przeprowadzona analiza opłacalności ma charakter porównawczy, przy czym rozpatrzono koszty różnicujące poszczególne warianty odsalania wody, natomiast pominięto koszty wspólne dla rozpatrywanych opcji (koszty wstępnego oczyszczania wody wodociągowej i koszty desorpcji dwutlenku węgla).

W każdym wariantcie technologicznym przyjęto dwie wielkości natężenia przepływu wody ( $1$  i  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ ) oraz cztery stężenia soli ( $1, 2, 4$  i  $8 \text{ val/m}^3$ ).

Na rysunku 1 przedstawiono przepływ strumieni wody w analizowanych wariantach technologicznych odsalania wody. W wyniku zachodzących procesów powstają roztwory odpadowe (roztwór koncentratu i roztwory płuczące instalacje do ED i RO oraz roztwór regenerujący i płuczący kationit i anionit), które po neutralizacji odprowadzane są do kanalizacji.



Fys. 1. Przepływ strumieni wody w przyjętych wariantach odsalania wody (Q – przepływ strumienia zasilającego,  $Q_{di}$  – przepływ diluatu,  $Q_{kc}$  – przepływ koncentratu,  $Q_{ds}$  – przepływ wody odsolonej,  $Q_p$  – przepływ roztworu płuczącego,  $Q_{pi}$  – przepływ permeatu,  $Q_{rp}$  – przepływ strumienia regenerującego i płuczącego dla kationitu i anionitu)

## Założenia

### Parametry technologiczne procesów

Przyjęto, że każda z instalacji pracuje 315 dni w roku przez 16 godz. w ciągu doby. Ponadto przyjęto następujące założenia:

#### w procesie elektrodializy:

- gęstość prądu:  $i=100\text{ A/m}^2$ ,
- sprawność prądowa:  $\eta=0,8$ ,
- stopień odzysku wody:  $R_{H_2O}=0,9$ ,
- stopień usunięcia soli z diluatu:  $\alpha=0,9$ ,
- czyszczenie instalacji: roztworem  $0,1N\text{ HCl}$  co 6 dób,

#### w procesie odwróconej osmozy:

- stopień zatrzymania soli:  $\varepsilon=0,98$ ,
- stopień odzysku wody:  $R_{H_2O}=0,75$ ,
- czyszczenie instalacji: roztworem  $0,1N\text{ HCl}$  co 6 dób,

#### w procesie wymiany jonowej:

- stopień zatrzymania soli na kationicie i anionicie:  $\varepsilon=0,98$ ,
- pojemność jonowymienna: kationitu –  $P_w^{kt}=1200\text{ val/m}^3$ , anionitu –  $P_w^{an}=600\text{ val/m}^3$ ,
- straty jonitu podczas płukania:  $0,1\%$ ,
- roztwór do regeneracji: kationitu –  $8\%$  roztwór  $\text{HCl}$ , anionitu –  $5\%$  roztwór  $\text{NaOH}$ ,
- zapotrzebowanie na środek do regeneracji kationitu:  $q_{\text{HCl}}=125\text{ g/dm}^3$ ,
- zapotrzebowanie na środek do regeneracji anionitu:  $q_{\text{NaOH}}=70\text{ g/dm}^3$ .

### Koszty inwestycyjne

Koszty inwestycyjne dla różnych przepustowości instalacji przyjęto w oparciu o dane katalogowe dla urządzeń do elektrodializy, odwróconej osmozy i wymiany jonowej (poziom cen z 1997 r.). Przyjęto, że inwestycja jest finansowana w  $50\%$  ze środków Narodowego Funduszu Ochrony Środowiska i Gospodarki Wodnej, a czas spłaty zaciągniętego kredytu wynosi 10 lat. Pozostałe  $50\%$  środków finansowych pochodzi z innego źródła z analogicznym czasem spłaty.

### Koszty eksploatacyjne

Wyznaczając koszty eksploatacyjne analizowanych wariantów odsalania wody uwzględniono następujące elementy składowe kosztów (poziom cen z 1997 r.):

- energia elektryczna:  $0,206\text{ zł/kWh}$  (na tłoczenie roztworów oraz transport jonów w procesie elektrodializy),
- kwas solny ( $34\%$ ):  $546\text{ zł/t}$  (do regeneracji kationitu oraz do czyszczenia instalacji do ED i RO),
- wodorotlenek sodu:  $1100\text{ zł/t}$  (do regeneracji anionitu),
- wapno hydratyzowane:  $132\text{ zł/t}$  (do neutralizacji roztworu po regeneracji i płukaniu kationitu i anionitu oraz roztworu czyszczącego instalację do ED i RO),
- kwas siarkowy ( $98\%$ ):  $166\text{ zł/t}$  (dawkowany do koncentratu),
- membrany jonowymienne:  $320\text{ zł/m}^2$  (częstotliwość wymiany membran co  $3,5$  roku),
- moduły do odwróconej osmozy:  $2800\text{ zł/szt.}$  (częstotliwość wymiany modułów co  $3,5$  roku),
- kationit:  $10,5\text{ zł/dm}^3$ ,
- anionit:  $29,7\text{ zł/m}^3$ ,
- regeneracja złoża zmieszanego:  $12\text{ zł/dm}^3$  (proces regeneracji prowadzony u producenta),
- opłata za odprowadzenie ścieków do kanalizacji:  $1,67\text{ zł/m}^3$ ,
- opłata za odprowadzenie ścieków zawierających chlorki i siarczany:  $0,0209\text{ zł/kg}$  [5],
- kara za przekroczenie dopuszczalnego stężenia substancji rozpuszczonych:  $0,29\text{ zł/kg}$  [6] ( $c_{dop}=1000\text{ g/m}^3$ ).

### Wyniki analizy ekonomicznej

Na rysunku 2 przedstawiono diagramy obrazujące całkowite koszty analizowanych wariantów odsalania wody o stężeniach soli  $1$  i  $2\text{ val/m}^3$ , natomiast rysunek 3 dotyczy kosztów odsalania wody o stężeniach soli  $4$  i  $8\text{ val/m}^3$ .

Analizując przedstawione dane należy zwrócić uwagę na relatywnie wysoki koszt wariantu I, obejmującego proces elektrodializy i dejonizacji na złożu zmieszonym. Koszty tych procesów były znacznie wyższe od kosztów pozostałych wariantów. Dotyczyło to wszystkich analizowanych wielkości przepływów i stężeń soli. O wysokich kosztach tego wariantu decydowały przede wszystkim koszty regeneracji złoża zmieszanego, np. dla przepływu wody  $1\text{ m}^3/\text{h}$  i stężenia soli  $1\text{ val/m}^3$  koszty regeneracji stanowiły  $47\%$  kosztów całkowitych, natomiast dla tego samego przepływu i stężenia soli  $8\text{ val/m}^3$  wzrastały do  $88\%$ , zaś dla przepływu  $5\text{ m}^3/\text{h}$  i stężenia  $8\text{ val/m}^3$  przekraczały  $92\%$ . W powyższych przypadkach koszty produkcji wody wynosiły odpowiednio:  $6,88\text{ zł/m}^3$ ,  $32,84\text{ zł/m}^3$  i  $32,66\text{ zł/m}^3$  (tab.1). Oznacza to, że koszt produkcji wody rósł wraz ze wzrostem zasolenia wody zasilającej, natomiast wzrost przepływu wody przy tym samym zasoleniu powodował obniżenie kosztów jednostkowych.

Analizując dane uzyskane dla wariantów II i III należy podkreślić, że stężenie soli w wodzie zasilającej było czynnikiem decydującym o wyborze najkorzystniejszego wariantu. W zakresie niskich stężeń soli w wodzie ( $1$  i  $2\text{ val/m}^3$ ) najkorzystniejszy był wariant III, obejmujący proces wymiany jonowej na kationicie, anionicie i złożu zmieszonym. Dla wyższych stężeń soli opłacalny okazał się wariant II, czyli proces odsalania metodą odwróconej osmozy i dejonizacji na złożu zmieszonym.

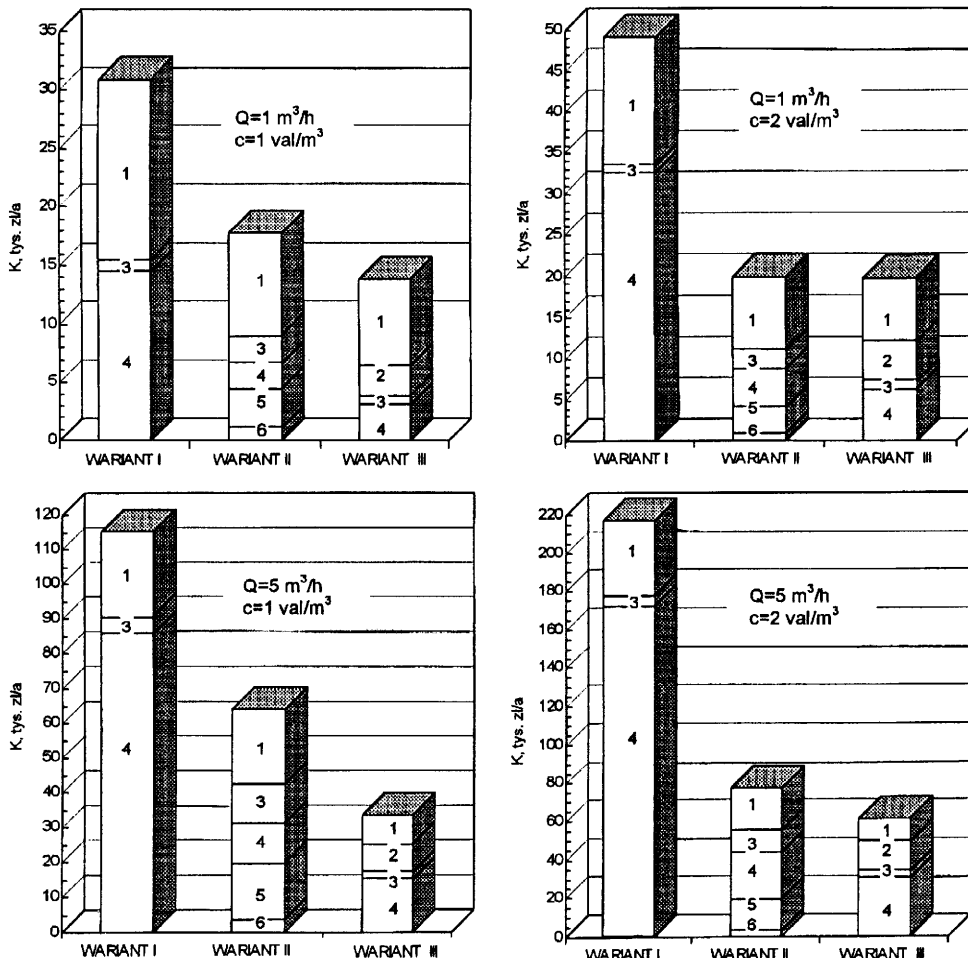
Tabela 1. Zestawienie kosztów produkcji wody ultraczystej

Q m <sup>3</sup> /h	c val/m <sup>3</sup>	WARIANT I		WARIANT II		WARIANT III	
		Koszt zakładu zł/a	Koszt produkcji wody zł/m <sup>3</sup>	Koszt zakładu zł/a	Koszt produkcji wody zł/m <sup>3</sup>	Koszt zakładu zł/a	Koszt produkcji wody zł/m <sup>3</sup>
1	1	31200	6,88	17600	4,65	14100	2,92
	2	49600	10,94	20000	5,30	20200	4,34
	4	82900	18,23	25000	6,60	30900	6,88
	8	149000	32,84	34800	9,20	56500	14,69
5	1	116600	5,14	64000	3,39	35000	1,42
	2	218400	9,63	77300	4,09	63200	2,63
	4	378800	16,70	103100	5,46	125700	5,58
	8	740900	32,66	170800	9,04	248300	12,65

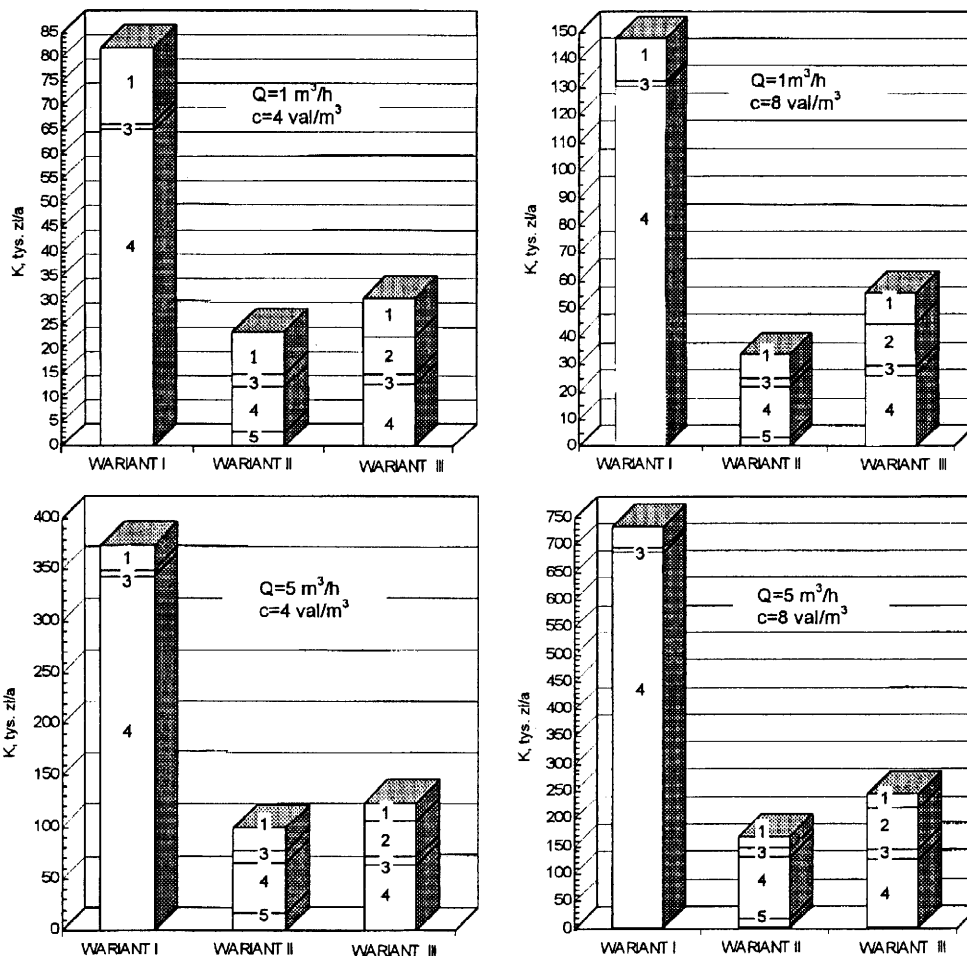
Koszt produkcji wody metodą wymiany jonowej dla przepływu 5 m<sup>3</sup>/h i stężenia soli 1 val/m<sup>3</sup> wyniósł 1,42 zł/m<sup>3</sup>, a dla stężenia soli 2 val/m<sup>3</sup> – 2,63 zł/m<sup>3</sup>. Przy stężeniu 4 val/m<sup>3</sup> koszty produkcji wody w wariantach II i III były porównywalne i wynosiły odpowiednio: 5,46 zł/m<sup>3</sup> i 5,58 zł/m<sup>3</sup>. Wzrost stężenia soli do 8 val/m<sup>3</sup> powodował zwiększenie kosztów odsalania wody metodą odwróconej osmozy do 9,04 zł/m<sup>3</sup>, a metodą jonitową do 12,65 zł/m<sup>3</sup>. Należy zaznaczyć, że takie same relacje będą zachodziły dla przepływu 1 m<sup>3</sup>/h. Koszty produkcji wody dla tego przepływu w optymalnych układach technologicznych wynosiły odpowiednio: 2,92 zł/m<sup>3</sup> (1 val/m<sup>3</sup>), 4,34 zł/m<sup>3</sup> (2 val/m<sup>3</sup>), 6,60 zł/m<sup>3</sup> (4 val/m<sup>3</sup>) i 9,20 zł/m<sup>3</sup> (8 val/m<sup>3</sup>). Zmniejszające się relatywnie koszty wariantu II, w porównaniu do wariantu III, przy rosnącym stężeniu soli, wynikały z malejącego udziału kosztów związanych z wymianą modułów do odwróconej osmozy oraz opłatami i karami za ścieki. Jednocześnie w wariantcie III zwiększał się udział kosztów regeneracji złoża zmieszanego i kosztów zakupu chemikaliów.

**Podsumowanie**

Przeprowadzona analiza ekonomiczna wybranych wariantów odsalania wody wodociągowej do celów przemysłowych wykazała, że najkorzystniejszymi układami technologicznymi były układy obejmujące procesy odwróconej osmozy i jonitowej dekarbonizacji. Dla wody o niskich stężeniach soli (1 i 2 val/m<sup>3</sup>) najkorzystniejszy był układ złożony z wymiany jonowej na kationicie, anionicie i na złożu zmieszanym. Koszt produkcji wody w tym układzie wynosił od 1,42 zł/m<sup>3</sup> do 4,34 zł/m<sup>3</sup>, w zależności od stężenia soli i przepływu wody odsalanej. Dla wody o średnim zasoleniu (4 val/m<sup>3</sup>) koszty procesów odwróconej osmozy i metody jonitowej były zbliżone, natomiast dla wody o wysokim stężeniu soli (8 val/m<sup>3</sup>) najkorzystniejszy był układ złożony z odwróconej osmozy i wymiany jonowej na złożu zmieszanym. Koszt produkcji wody w tym układzie wynosił od 5,46 zł/m<sup>3</sup> do 9,20 zł/m<sup>3</sup>, w zależności od przepływu wody i stężenia soli. Otrzymane wyniki są zgodne z nielicznymi danymi literaturowymi [7,8].



Fys. 2. Zestawienie kosztów analizowanych wariantów odsalania wody o niskim stężeniu soli (1 – koszty inwestycyjne, 2 – chemikalia, 3 – opłaty i kary za odprowadzanie ścieków, 4 – regeneracja złoża zmieszanego, 5 – wymiana membran, straty żywicy, 6 – zużycie energii)



Fys. 3. Zestawienie kosztów analizowanych wariantów odsalania wody o średnim i wysokim stężeniu soli (1 – koszty inwestycyjne, 2 – chemikalia, 3 – opłaty i kary za odprowadzanie ścieków, 4 – regeneracja złoża mieszanego, 5 – wymiana membran, straty żywicy, 6 – zużycie energii)

#### LITERATURA

1. G. P. SIMON, C. CALMON: Ultrapure water for the semiconductor and microcircuit industries. *Solid State Techn.*, 1968, No. 1, pp. 21–30.
2. H. STRATHMANN: Electrodialysis and its application in the chemical process industry. *Separation and Purification Methods*, 1985, No. 14(1), pp. 41–66.
3. J. WIŚNIEWSKI, S. SUDER: Water recovery from etching effluents for the purpose of rinsing stainless steel. *Desalination*, 1995, No. 101, pp. 245–253.
4. T. WINNICKI: *Polimery czynne w inżynierii środowiska*. Arkady, Warszawa 1978.

5. Rozp. Rady Ministrów z 21 grudnia 1996 r. (Dz. U. nr 156, poz. 783).
6. Rozp. Rady Ministrów z 20 czerwca 1995 r. (Dz. U. nr 79, poz. 400).
7. D. A. ROCKSTRAW, J. F. SCAMEHORN, E. A. O'REAR: An integrated electrodialysis–evaporation process for the treatment of aqueous process streams containing electrolytes. *Journal of Membrane Science*, 1990, No. 52, pp. 43–56.
8. M. APOLINARSKI: Ocena techniczno-ekonomicznej efektywności przygotowania wody zdemineralizowanej dla potrzeb energetycznych metodą wymiany jonowej i metodą odwróconej osmozy. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*, 1994, nr 8, ss. 236–240.

### On the Cost Effectiveness of Water Desalination for Industrial Needs

Three alternative treatment trains were considered in terms of their cost effectiveness with the objective to demineralize water of known parameters, which was to be used for industrial purposes. The water under study was pretreated and showed parameters typical of tap water. It was assumed that the admissible conductivity value for deionized water amounted to  $1 \mu\text{S}/\text{cm}$ . Proposed were three treatment trains, involving electrodialysis (train I), reverse osmosis (train II) and ion-exchange demineralization (train III). Each of the three trains included deionization on a mixed-bed-ion-exchanger as a final step, two values of water flow velocity (1 and  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ ) and four values of salt concentration (1, 2, 4 and  $8 \text{ val}/\text{m}^3$ ). According to this analysis, train I (electrodialysis + deionization on the mixed-bed-ion-exchanger)

involved the highest costs. The high cost of train I was accounted for primarily by the cost of filter bed regeneration. Cost-effectiveness analysis showed that the most advantageous treatment trains for the desalination of tap water which is to be used for industrial purposes are those including reverse osmosis and ion-exchange processes. The optimum treatment train for low-salinity water ( $1$  and  $2 \text{ val}/\text{m}^3$ ) involves ion exchange processes. For tap water of moderate salinity ( $4 \text{ val}/\text{m}^3$ ) the cost-effectiveness of reverse osmosis does not very much differ from that of the ion-exchange method. At high salinity levels ( $8 \text{ val}/\text{m}^3$ ) the most cost-effective treatment train is the one including reverse osmosis and ion exchange on a mixed bed.