

Urszula Olsińska, Karol Kuś

## Znaczenie hydrodynamiki komór reakcji w procesie ozonowania wody

Ozonowanie wody prowadzi się najczęściej w układach dwu- lub trójfazowych [1,2]. Warunki hydrodynamiczne w komorze kontaktowej wody z ozonem określone są przez podstawowe parametry eksploatacyjne, tj. objętościowe natężenie przepływu wody ( $Q_W$ ) i objętościowe natężenie przepływu gazu ( $Q_G$ ), a w szczególności przez ich iloraz ( $Q_G/Q_W$ ). W praktyce projektowej komory kontaktowe są często wymiarowane w oparciu o natężenie przepływu wody oraz ustalony na podstawie badań technologicznych czas kontaktu ( $t_k$ ):

$$t_k = \frac{V}{Q_W} \quad (1)$$

gdzie:

$V$  – objętość komory kontaktowej,  $m^3$

$Q_W$  – objętościowe natężenie przepływu wody,  $m^3/s$

Jednakże w obecności gazu warunki hydrodynamiczne w komorze kontaktowej ulegają zmianie, co znajduje odzwierciedlenie w rozkładzie czasu przebywania elementów cieczy przedstawionym w postaci widma czasu przebywania – funkcja  $E(t)$  lub dystrybuanty czasu przebywania – funkcja  $F(t)$  [3–5]. Wartości tych funkcji mogą być wyznaczone na podstawie dyskretnych wyników badań znacznikowych w oparciu o równania (2) i (3):

$$E(\Theta) = \frac{\bar{t}c_{Ai}}{\int_0^{\infty} c_{Ai}(t)dt} = \frac{\bar{t}c_{Ai}}{\sum c_{Ai}\Delta t_i} \quad (2)$$

$$E(t) = \frac{c_A}{\bar{t}c_{Ao}} = \frac{c_{Ai}}{\sum c_{Ai}\Delta t_i} \quad (3)$$

w których:

$\Theta$  – względny czas przebywania ( $\Theta = t_i/\bar{t}$  lub  $\Theta = t_i/t_k$ )

$c_i$  – stężenie znacznika w odpływie po czasie  $t_i$ ,  $g/m^3$

$\Delta t_i$  – przedział czasu pomiędzy kolejnymi poborami próbek, s

$\bar{t}$  – średni rzeczywisty czas przebywania elementów cieczy w komorze kontaktowej, s

$c_{Ao}$  – stężenie początkowe znacznika odniesione do objętości komory kontaktowej,  $g/m^3$

$F(t) = \int_0^t E(t)dt$  – związek między dystrybuantą i widmem czasu przebywania

Znajomość rozkładu czasu przebywania elementów cieczy w komorze kontaktowej umożliwia wyznaczenie średniego rzeczywistego czasu przebywania ( $\bar{t}$ ) z zależności:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^t tE(t)dt}{\int_0^{\infty} tE(t)dt} = \frac{\sum t_i c_{Ai} \Delta t_i}{\sum c_{Ai} \Delta t_i} \quad (4)$$

Do opisu rodzaju przepływu w komorze kontaktowej można zastosować model kaskady zastępczej oraz model dyspersyjny. W modelu kaskady zastępczej funkcje rozkładu czasu przebywania elementów cieczy w komorze kontaktowej są analitycznie związane z liczbą reaktorów o idealnym wymieszaniu ( $N$ ) w następujący sposób [3]:

$$E(\Theta) = \frac{N(N\Theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\Theta} \quad (5)$$

$$F(\Theta) = 1 - e^{-N\Theta} \sum_{i=1}^N \frac{(N\Theta)^{i-1}}{(i-1)!} \quad (6)$$

Względnie dokładnego oszacowania stopnia kaskady zastępczej ( $N$ ) można dokonać na podstawie doświadczalnie wyznaczonej wariancji rozkładu czasu względnego [3–5]:

$$N = \frac{1}{\sigma_{\Theta}^2} \quad (7)$$

gdzie:

$\sigma_{\Theta}^2$  – wariancja czasu względnego:

$$\sigma_{\Theta}^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} \quad (8)$$

$\sigma_t^2$  – wariancja średniego rzeczywistego czasu przebywania:

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t-\bar{t})^2 E(t)dt}{\int_0^{\infty} E(t)dt} = \frac{\sum t_i^2 c_{Ai} \Delta t_i}{\sum c_{Ai} \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (9)$$

W drugim modelu proponowanym do oceny rodzaju przepływu w reaktorach rzeczywistych, czyli w modelu przepływu dyspersyjnego, miarą intensywności mieszania zachodzącego wzdłuż osi reaktora jest liczba dyspersji ( $D_L/uL$ ). Wielkość ta może być także obliczona na podstawie doświadczalnie wyznaczonej wariancji  $\sigma_{\Theta}^2$  z zależności [3]:

$$\sigma_{\Theta}^2 = 2 \left( \frac{D_L}{uL} \right) - 2 \left( \frac{D_L}{uL} \right) \left[ 1 - e^{-\frac{uL}{D_L}} \right] \quad (10)$$

w której:

$D_L/uL = (D_L/ud)(d/L)$  – iloczyn intensywności dyspersji i parametru geometrycznego

$d$  – wymiar liniowy przekroju poprzecznego, m

$L$  – wymiar liniowy wzdłuż głównej osi przepływu (np. wysokość kolumny  $L=H$ ), m

$D_L$  – współczynnik dyfuzji wzdłużnej,  $m^2/s$

Rozkład czasu przebywania stanowi także podstawę do wyznaczenia wartości czasu  $t_{10}$ , czyli czasu, po którym 10% elementów cieczy opuściło urządzenie (wartość funkcji  $F(\Theta)$  dla  $\Theta=0,10$ ).

W układzie gaz–ciecz, gdy gaz jest wprowadzony pod ciśnieniem w postaci pęcherzyków, o intensywności mieszania cieczy decyduje energia przekazana przez gaz. Stąd też za wielkość miarodajną do ilościowej oceny intensywności mieszania w komorach kontaktowych przyjęto gradient prędkości ( $G$ ) określony zależnością [6]:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (11)$$

w której:

$G$  – gradient prędkości, 1/s

$P$  – moc włożona, W

$V$  – objętość komory kontaktowej,  $m^3$

$\mu$  – współczynnik lepkości dynamicznej, Pas

Uwzględniając fakt, że gradient prędkości uzyskany jest w wyniku przekazania energii z fazy gazowej do ciekłej, w niniejszej pracy zaproponowano obliczenie gradientu prędkości zarówno w oparciu o objętość komory ( $G$ ), jak i objętość wody zawartej w komorze kontaktowej ( $G'$ ). Jest to szczególnie ważne w wypadku kolumn barbotażowych o wysokim współczynniku zatrzymania gazu. Dysypację mocy w kolumnie barbotażowej przedstawia równanie:

$$P = P_a V_a \ln \frac{p_c}{p_a} \quad (12)$$

w którym:

$P$  – dysypacja mocy (moc włożona), kW

$p_a$  – ciśnienie atmosferyczne,  $N/m^2$

$p_c$  – ciśnienie bezwzględne gazu na poziomie wylotu z dyfuzorów,  $N/m^2$

$V_a$  – objętościowe natężenie przepływu gazu w warunkach normalnych,  $m^3/s$

Przy założeniu izotermicznego rozprężania gazu w komorze wzór (12) przyjmie postać:

$$P = 101,2 Q_a \ln \frac{h + 10,33}{10,33} \quad (13)$$

gdzie:

$Q_a$  – objętościowe natężenie przepływu gazu w warunkach normalnych,  $m^3/s$

$h$  – wysokość nadciśnienia gazu na poziomie wylotu z dyfuzorów, m

Analizę warunków hydraulicznych rozszerzono o ocenę jednego z najistotniejszych parametrów charakteryzujących hydrodynamikę kolumn barbotażowych, tj. współczynnika zatrzymania gazu:

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_g + V_c} \quad (14)$$

gdzie:

$\varepsilon_g$  – współczynnik zatrzymania gazu

$V_g$  – objętość reaktora zajmowana przez gaz,  $m^3$

$V_c$  – objętość cieczy w komorze,  $m^3$

## Metodyka badań hydraulicznych

Badania przeprowadzono na modelu komory kontaktowej w kształcie pionowej kolumny z drobnopęcherzykowym wprowadzeniem gazu współ- i przeciwpłądowo do strumienia wody. Przyjęty model komory kontaktowej, dzięki zachowaniu stosunku wysokości do średnicy  $H/d=60$ , umożliwił symulację zmian warunków hydrodynamicznych w szerokim zakresie. W zależności od zastosowanych natężeń przepływu wody i gazu oraz ich wzajemnego stosunku ( $Q_G/Q_W$ ) uzyskano charakterystykę reaktora o idealnym mieszanym, z przepływem zbliżonym do tłokowego lub przepływem pośrednim.

W celu wyznaczenia podstawowych parametrów hydraulicznych komór kontaktowych przeprowadzono badania znacznikowe dwiema metodami [3,7]:

– metodą impulsowego dawkowania znacznika, w której bezpośrednią odpowiedzią układu jest krzywa  $E(t)$ ,

– metodą ciągłego dawkowania znacznika, w której bezpośrednią odpowiedzią układu jest krzywa  $F(t)$ .

Badania znacznikowe przeprowadzono dla fazy ciekłej. Zmiany rodzaju przepływu i intensywności mieszania w fazie ciekłej wymuszono poprzez odpowiedni dobór objętościowych natężeń przepływu wody i gazu. Pomiarów wykonano dla czterech wartości objętościowego natężenia przepływu wody (0,016  $m^3/h$ , 0,019  $m^3/h$ , 0,025  $m^3/h$  i 0,054  $m^3/h$ ). Zachowując stały przepływ wody zastosowano natężenia przepływu gazu w zakresie 0,001+0,070  $m^3/h$  (warunki normalne).

W badaniach wykorzystano roztwór nasycony barwnika rodaminu B ( $C_{28}H_{31}ClN_2O_3$ ), który spełnia ogólne warunki stawiane znacznikom, czyli jest stabilny przy zmianach pH w zakresie 5+10, łatwy do oznaczenia w niskich stężeniach i nie jest podatny na działanie światła.

W celu zachowania warunków odpowiadających pojęciu naczynia zamkniętego znacznik w każdym wypadku wprowadzono do przewodu doprowadzającego wodę do modelu komory kontaktowej, natomiast próbki wody do wyznaczenia rozkładu jego stężenia w czasie na odpływie pobrano z przewodu odprowadzającego wodę z układu. Odstęp czasu pomiędzy kolejnymi poborami próbek mieścił się w zakresie 20+60 s. Na podstawie uzyskanych rozkładów czasu przebywania elementów cieczy w komorze obliczono średni rzeczywisty czas przebywania, czas  $t_{10}$ , liczbę dyspersji oraz stopień kaskady zastępczej. Wartości pozostałych parametrów, tj. teoretycznego czasu kontaktu, gradientu prędkości i współczynnika zatrzymania gazu obliczono według wcześniej podanych zależności.

## Dyskusja wyników badań

W tabeli 1 zestawiono parametry hydrauliczne wyznaczone na podstawie wyników badań znacznikowych, zrealizowanych na modelu kolumny pracującej w układzie współprądowego przepływu wody i gazu. Wartości średniego rzeczywistego czasu przebywania elementów cieczy w komorze kontaktowej ( $t$ ) i czasu  $t_{10}$  odpowiadały średnim arytmetycznym wyników uzyskanych w doświadczeniach prowadzonych metodą impulsowego i ciągłego dawkowania znacznika. Obecność gazu spowodowała zmianę charakterystyki hydrodynamicznej komory kontaktowej. W miarę wzrostu natężenia przepływu gazu skróceniu uległ rzeczywisty średni czas przebywania ( $t$ ) oraz czas  $t_{10}$ . Jednocześnie wzrosła wartość współczynnika dyspersji osiowej ( $D_L$ ) i zmalał stopień kaskady zastępczej ( $N$ ), co świadczyło o poprawie warunków mieszania.

Do ilościowej oceny intensywności mieszania przyjęto gradient prędkości. Energia dostarczona przez gaz osiągnęła największą wartość w pobliżu jego wypływu z dyfuzorów i malała wraz ze wzrostem odległości od miejsca wprowadzenia gazu. Stąd też, w celu ustalenia przeciętnych warunków mieszania w komorze, gradient prędkości obliczono w przekroju usytuowanym w połowie wysokości kolumny. Uzyskane wartości gradientu prędkości w całym zakresie stosowanych natężeń przepływu wody i gazu spełniały warunek projektowy komór kontaktowych ( $G_{min}=50$  1/s).

Takie same tendencje zmian parametrów hydraulicznych zaobserwowano w badaniach zrealizowanych na kolumnie pracującej w układzie przeciwprądowego przepływu wody i gazu. W celu umożliwienia porównania obydwu wariantów kontaktu wody i ozonu zachowano na tym samym poziomie natężenia przepływu tak fazy ciekłej, jak i gazowej. Wyniki otrzymane dla wariantu pracy komory przy przepływie przeciwprądowym przedstawiono w tabeli 2. Należy podkreślić, że również w tym wypadku o intensywności mieszania zdecydowało zarówno natężenie przepływu wody, jak i gazu. Jednak dla tej samej wartości stosunku  $Q_G/Q_W$  po zmianie przepływu współprądowego na przeciwprądowy uzyskano różne wartości parametrów  $N$  i  $D_L$ . Ograniczyło to bezpośrednio przydatność tego parametru w analizie porównawczej działania różnych systemów kontaktu ozonu z wodą. Ponadto, porównując wartości parametrów  $t_{10}/t_k$ ,  $N$  i  $D_L/uL$  dla rozpatrywanych układów pracy kolumny stwierdzono także, że przepływ współprądowy był mniej wrażliwy na zmiany natężenia przepływu gazu, co było zgodne z wynikami opublikowanymi w pracy [8].

Analizując uzyskane rezultaty pod kątem rozkładu czasu przebywania, zmienności średniego rzeczywistego czasu przebywania elementów cieczy w komorze kontaktowej oraz

czasu  $t_{10}$  stwierdzono, iż zmiana rodzaju przepływu, wywołana wzrostem natężenia przepływu gazu przy  $Q_W=const$ , doprowadziła do wyraźnego skrócenia czasu kontaktu w stosunku do zakładanego czasu teoretycznego. Podobny przebieg zmian charakteryzował czas  $t_{10}$ , będący podstawą projektowania i kontroli procesu dezynfekcji w oparciu o iloczyn stężenia ozonu pozostałego (c) i efektywnego czasu kontaktu ( $T=t_{10}$ ). Zatem wyniki uzyskane w doświadczeniach zrealizowanych w reaktorze pilotowym w warunkach przepływu tłokowego mogą prowadzić do niedoszacowania dawki i czasu kontaktu, wymaganych w wypadku komory kontaktowej pracującej w warunkach zbliżonych do idealnego mieszania.

Przykład zmian wartości iloczynu  $cT$ , odpowiadających zmianom warunków mieszania w kolumnie kontaktowej, opisanych za pomocą modelu kaskady zastępczej, przedstawiono na rysunku 1. Wartości te uzyskano stosując dawkę ozonu równą stężeniu ogólnego węgla organicznego ( $O_3:OWO=1:1$ ,  $OWO=2,17 \text{ gC/m}^3$ ), przy zachowaniu czasów kontaktu 3,5 oraz 10 i 12 minut. Osiągnięcie wartości iloczynu  $cT$  podawanych w literaturze (tab.3), niezbędnych do skutecznej inaktywacji wybranych mikroorganizmów spotykanych w wodach naturalnych ujmowanych do produkcji wody do picia, wymagało znacznie dłuższych czasów kontaktu lub wyższych dawek ozonu.

Tabela 1. Charakterystyka hydrodynamiczna kolumny w układzie przepływu współprądowego

$Q_G$	$Q_G/Q_W$	$t_k$	$\bar{t}$	$\bar{t}/t_k$	$t_{10}$	$t_{10}/\bar{t}$	$t_{10}/t_k$	$G'$	$G$	$D_L/uL$	$N$	$\epsilon_g$
$\text{m}^3/\text{h}$	-	min	min	-	min	-	-	1/s	1/s	-	-	-
$Q_W=0,054 \text{ m}^3/\text{h}$												
0,000	0,00	3,5	3,5	1,00	2,8	0,80	0,80	-	-	0,019	26	-
0,001	0,02		3,4	0,97	2,7	0,79	0,77	57	68	0,019	26	0,025
0,004	0,06		3,3	0,94	2,5	0,76	0,71	102	120	0,032	16	0,054
0,005	0,10		3,3	0,94	2,3	0,70	0,66	125	147	0,043	12	0,054
0,007	0,13		3,3	0,94	2,1	0,64	0,60	145	170	0,066	8	0,054
0,035	0,65		3,2	0,91	1,8	0,56	0,51	334	381	0,090	6	0,083
0,053	0,97		3,2	0,91	1,7	0,53	0,49	415	466	0,092	6	0,083
0,070	1,30		3,2	0,91	1,6	0,50	0,46	496	538	0,102	5	0,083
$Q_W=0,025 \text{ m}^3/\text{h}$												
0,000	0,00	7,5	7,1	0,95	5,8	0,82	0,77	-	-	0,018	29	-
0,001	0,04		6,9	0,92	5,4	0,78	0,72	59	68	0,026	20	0,081
0,004	0,14		6,8	0,91	5,0	0,74	0,67	105	120	0,034	15	0,094
0,005	0,21		6,7	0,89	4,6	0,69	0,61	129	147	0,049	11	0,107
0,007	0,28		6,5	0,87	4,0	0,62	0,53	151	170	0,075	7	0,134
0,035	1,40		5,7	0,76	2,5	0,44	0,33	375	381	0,129	5	0,241
0,053	2,10		5,0	0,67	2,0	0,40	0,27	482	466	0,115	5	0,334
0,070	2,80		3,5	0,47	1,4	0,40	0,19	575	538	0,140	4	0,534
$Q_W=0,019 \text{ m}^3/\text{h}$												
0,000	0,00	10	9,5	0,95	8,3	0,87	0,83	-	-	0,017	30	-
0,001	0,06		8,8	0,88	6,8	0,77	0,68	60	68	0,029	18	0,113
0,004	0,18		8,5	0,85	6,2	0,73	0,62	107	120	0,035	14	0,143
0,005	0,28		8,4	0,84	5,8	0,69	0,58	132	147	0,051	10	0,153
0,007	0,37		7,9	0,79	4,4	0,56	0,44	158	170	0,088	6	0,203
0,035	1,84		6,3	0,63	3,2	0,51	0,32	394	381	0,142	5	0,365
0,053	2,76		5,8	0,58	2,4	0,41	0,24	503	466	0,154	4	0,415
0,070	3,68		4,1	0,41	1,9	0,46	0,19	639	538	0,250	3	0,587
$Q_W=0,016 \text{ m}^3/\text{h}$												
0,000	0,00	12	10,6	0,88	9,6	0,91	0,80	-	-	0,016	32	-
0,001	0,07		9,5	0,79	7,0	0,74	0,58	63	68	0,034	15	0,193
0,004	0,22		9,0	0,75	6,6	0,73	0,55	114	120	0,041	13	0,236
0,005	0,33		8,7	0,73	6,0	0,69	0,50	142	147	0,058	9	0,261
0,007	0,44		8,6	0,72	4,7	0,55	0,39	165	170	0,121	5	0,270
0,035	2,19		7,8	0,65	3,3	0,42	0,28	386	381	0,160	4	0,338
0,053	3,28		6,2	0,52	2,5	0,40	0,21	531	466	0,167	4	0,473
0,070	4,38		4,7	0,39	1,9	0,40	0,16	645	538	0,267	3	0,601

Dotyczyło to w szczególności form bardziej odpornych na działanie środków dezynfekcyjnych, np. cyst *Cryptosporidium sp.* Wymagane wydłużenie czasu kontaktu było tym większe, im charakterystyka hydrodynamiczna kolumny kontaktowej

bardziej odbiegała od charakterystyki reaktora z przepływem tłokowym. Skrócenie średniego rzeczywistego czasu przebywania elementów cieczy w komorze reakcji, w wyniku zwiększenia intensywności mieszania poprzez wzrost natężenia

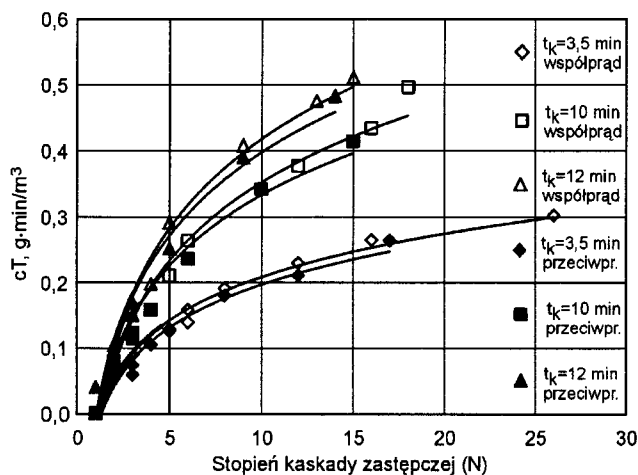
Tabela 2. Charakterystyka hydrodynamiczna kolumny w układzie przepływu przeciwpądowego

$Q_G$	$Q_G/Q_W$	$t_k$	$\bar{t}$	$\bar{t}/t_k$	$t_{10}$	$t_{10}/\bar{t}$	$t_{10}/t_k$	$G'$	$G$	$D_L/uL$	$N$	$\varepsilon_g$
$m^3/h$	-	min	min	-	min	-	-	1/s	1/s	-	-	-
$Q_W=0,054 m^3/h$												
0,000	0,00	3,5	3,6	1,03	2,8	0,78	0,80	-	-	0,021	24	-
0,001	0,02		3,2	0,91	2,4	0,75	0,69	59	68	0,031	17	0,083
0,004	0,06		3,2	0,91	2,2	0,69	0,63	104	120	0,045	12	0,083
0,005	0,10		3,1	0,89	2,0	0,65	0,57	129	147	0,066	8	0,111
0,007	0,13		3,1	0,89	1,5	0,48	0,43	149	170	0,137	4	0,111
0,035	0,65		2,9	0,83	1,3	0,45	0,37	345	381	0,174	4	0,169
0,053	0,97		2,8	0,80	1,0	0,36	0,29	430	466	0,190	3	0,197
0,070	1,30		2,5	0,71	0,9	0,36	0,26	525	538	0,200	3	0,283
$Q_W=0,025 m^3/h$												
0,000	0,00	7,5	7,5	1,00	5,9	0,79	0,79	-	-	0,018	28	-
0,001	0,04		7,1	0,95	5,3	0,75	0,71	58	68	0,037	15	0,058
0,004	0,14		7,0	0,93	4,8	0,69	0,64	103	120	0,050	11	0,071
0,005	0,21		6,9	0,92	4,2	0,61	0,56	127	147	0,084	7	0,084
0,007	0,28		6,5	0,87	3,0	0,46	0,40	151	170	0,167	4	0,137
0,035	1,40		5,3	0,71	2,0	0,38	0,27	375	381	0,235	3	0,297
0,053	2,10		5,0	0,67	1,9	0,38	0,25	473	466	0,250	3	0,337
0,070	2,80		4,6	0,61	1,6	0,35	0,21	569	538	0,257	2	0,390
$Q_W=0,019 m^3/h$												
0,000	0,00	10	10,0	1,00	7,7	0,77	0,77	-	-	0,016	31	-
0,001	0,06		9,5	0,95	6,9	0,73	0,69	57	68	0,036	15	0,042
0,004	0,18		8,7	0,87	5,7	0,66	0,57	106	120	0,055	10	0,123
0,005	0,28		8,1	0,81	4,3	0,53	0,43	135	147	0,098	6	0,183
0,007	0,37		8,0	0,80	3,3	0,41	0,33	157	170	0,222	3	0,193
0,035	1,84		6,5	0,65	2,2	0,34	0,22	388	381	0,253	3	0,344
0,053	2,76		5,8	0,6	2,1	0,36	0,21	503	466	0,272	2	0,415
0,070	3,68		5,1	0,5	1,6	0,31	0,16	620	538	0,422	2	0,486
$Q_W=0,016 m^3/h$												
0,000	0,00	12	12,1	1,01	10,3	0,85	0,86	-	-	0,014	36	-
0,001	0,07		9,4	0,78	6,9	0,73	0,58	63	68	0,039	14	0,202
0,004	0,22		9,2	0,77	6,0	0,65	0,50	112	120	0,058	9	0,219
0,005	0,33		8,3	0,69	4,2	0,51	0,35	145	147	0,125	5	0,295
0,007	0,44		8,2	0,68	3,4	0,41	0,28	168	170	0,283	3	0,304
0,035	2,19		7,0	0,58	1,9	0,27	0,16	408	381	0,444	2	0,406
0,053	3,28		6,0	0,5	1,7	0,28	0,14	539	466	0,500	2	0,490
0,070	4,38		6,0	0,5	1,2	0,20	0,10	623	538	0,571	1	0,490

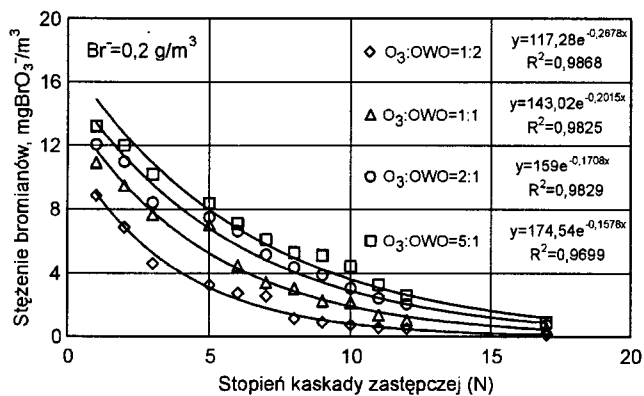
Tabela 3. Zestawienie wartości iloczynu cT wymaganych do inaktywacji wybranych mikroorganizmów

Mikroorganizm	Temperatura °C	pH	Stopień usunięcia log	cT g·min/m <sup>3</sup>	Źródło
Wirusy	15	6+9	>4	0,4	[9]
Enterowirusy	5	7	>2	0,9/1,05 <sup>a</sup>	[10]
	10	7	>2	0,8/0,9 <sup>a</sup>	[10]
	15	7	>2	0,5/0,55 <sup>a</sup>	[10]
Cysty <i>Giardia</i>	5	7	>2	0,63/1,58 <sup>a</sup>	[10]
	10	7	>2	0,48/1,2 <sup>a</sup>	[10]
	15	7	>2	0,32/0,8 <sup>a</sup>	[10]
Cysty <i>Giardia lamblia</i>	15	6+9	>3	1,3	[9]
	5	7	>2	0,53	[1]
Cysty <i>Giardia muris</i>	25	7	>2	0,17	[1]
	5	7	>2	0,94	[1]
	25	7	>2	0,27	[1]
Cysty <i>Cryptosporidium parvum</i>	3	6,9+7,1	≥2	8,3	[11]
	3	6,9+7,1	≥4	20,7	[11]
	15	6,9+7,1	≥2	2,6	[11]
	15	6,9+7,1	≥4	6,0	[11]
	20	7,1	≥2	12	[12]

a – wartości wymagane, gdy procesu dezynfekcji nie poprzedza proces filtracji wody



Rys. 1. Wpływ rodzaju przepływu na wartość iloczynu cT



Rys. 2. Tendencje zmian stężenia bromianów w zależności od stopnia kaskady zastępczej (N) w układzie przeciwno-prądowym z drobnopęcherzykowym wprowadzeniem gazu

przepływu gazu (niższe stężenie ozonu w gazie), nie było czynnikiem decydującym o wydajności reakcji utleniania. W marę wzrostu intensywności mieszania w wyniku zwiększenia dysypacji energii doprowadzonego gazu, gdy zachodzi potrzeba zachowania ściśle określonej dawki utleniacza, rośnie wydajność reakcji utleniania, w tym reakcji prowadzących do powstawania tzw. produktów ubocznych.

## Wnioski

♦ Charakterystyka hydrauliczna komór kontaktowych wody z ozonem ma istotne znaczenie dla przebiegu reakcji utleniania. W marę wzrostu intensywności mieszania w wyniku zwiększenia dysypacji energii doprowadzonego gazu, gdy zachodzi potrzeba zachowania ściśle określonej dawki utleniacza, rośnie wydajność reakcji utleniania, w tym reakcji prowadzących do powstawania tzw. produktów ubocznych.

♦ W celu ograniczenia powstawania produktów ubocznych (np. bromianów) należy rozważyć realizację procesu ozonowania w komorach kontaktowych o charakterystyce odpowiadającej przepływowi zbliżonemu do przepływu tłokowego, a także zmniejszyć natężenie przepływu gazu i zwiększyć stężenie ozonu w fazie gazowej.

♦ Zwiększenie udziału przepływu tłokowego w komorze reakcji poprawia warunki dezynfekcji wody ozonem.

Niniejsza praca, stanowiąca jeden z etapów badań nad wpływem parametrów hydraulicznych komór kontaktowych na powstawanie bromianów i THM w wyniku ozonowania wód zawierających bromki, została zrealizowana w ramach projektu badawczego nr 3 TO9C-106-14, sfinansowanego przez KBN w latach 1998–2000.

## LITERATURA

1. Cooperative research: Ozone in Water Treatment. Application and Engineering. Lewis Publishers, Chelsea 1991.
2. A. BIŃ: Nowe tendencje w zakresie urządzeń do wprowadzania ozonu do fazy ciekłej. Informacja INSTAL, 2000, nr 5, ss. 3–8.
3. O. LEVENSPIEL: Chemical Reaction Engineering. J. Wiley & Sons, New York 1999.
4. J. CIBOROWSKI: Inżynieria Procesowa. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1973.
5. J. SZARAWARA, J. SKRZYPEK, A. GAWDZIK: Podstawy inżynierii reaktorów chemicznych. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1991.
6. T. R. CAMP, P. C. STEIN: Velocity gradients and internal work in fluid motion. J. Boston Soc. Civ. Eng., 1943, Vol. 30, pp. 209.
7. E. ILLER: Badanie znacznikowe w inżynierii procesowej. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1992.
8. J. T. GRAMITH: Demonstration scale evaluation of bromate formation and control strategies. Proc. Ann. Conf. AWWA, San Antonio 1993, pp. 98–104.
9. J. MALLEVIALLE: Influence and Removal of Organics in Drinking Water. Levis Publishers, Boca Raton 1992.
10. J. AEPPLI: Review of protozoa elimination with ozone. Proc. 13th Ozone World Congress, IOA, Kyoto 1997, pp. 731–735.
11. J. C. JORET, J. BARON, B. LANGLAIS, D. PERRINE: Inactivation of *Cryptosporidium* sp. oocysts by ozone evaluated by animal infectivity. Proc. 13th Ozone World Congress, IOA, Kyoto 1997, pp. 739–743.
12. N. MOTOYAMA, K. OZAWA, D. CHIKUMA: Inactivation of *Cryptosporidium parvum* oocysts by ozone. Proc. 14th Ozone World Congress, IOA, Dearborn 1999, pp. 1–12.

## Role of Hydrodynamic Behaviour of Contact Columns in the Ozonation Process

The efficiency of the ozonation process is affected by the following major factors: gas–liquid dispersion (interfacial gas–liquid surface) and contact time, as well as some other parameters influencing the mass transfer rate and the kinetics of chemical and biochemical reactions. And this is why the intensity of mixing in the dissolution system becomes a key issue. Mixing intensity depends on the following operating parameters: volumetric liquid flow rate, volumetric gas flow rate and reactor

geometry. The primary objective of the study reported in the present paper was to analyze the problem of how the said parameters influence the hydraulic behaviour of the contact column. Tracer studies were carried out with a contact column in a co- and counter-current gas-to-water-flow system. It was found that the presence of the gas phase changed the behaviour of the reaction column – basically due to the increase of mixing intensity. When the intensity of mixing increases and the quality

*of the oxidant dose cannot be changed, there will be a concomitant increase in the yield of the oxidation/disinfection reactions which produce undesirable intermediates. This increase is paralleled by the shortening of both mean residence time and*

*$t_{10}$ , which deteriorates the efficiency of disinfection. The results of the study evidence that the selection of the plug flow reactor is a prerequisite of an effective ozone use for microorganism inactivation.*