

Andrzej K. Biń, Piotr Machniewski

Modelowanie desorpcji lotnych zanieczyszczeń organicznych z wody do powietrza

Desorpcja lotnych zanieczyszczeń z fazy ciekłej do gazu obojętnego (powietrza) należy do stosunkowo skutecznych metod umożliwiających obniżenie ich zawartości do bezpiecznego poziomu. Proces taki może być stosowany w uzdatnianiu wód podziemnych w celu eliminacji z nich lotnych związków, np. THM-ów lub węglowodorów.

Proces desorpcji (*stripping*) najczęściej przeprowadza się w kolumnach z wypełnieniem lub w kolumnach barbotażowych, zaś ostatnio w tym celu stosuje się desorbery o niskiej wysokości słupa cieczy. Są to aparaty wielopółkowe, w których woda przepływa wzdłuż jednej lub większej liczby półek, natomiast powietrze jest rozpraszane w dolnej części półki, przepływając przez setki otworków i tworząc pianę. Przed uwolnieniem do atmosfery gazy odlotowe z desorbera można oczyszczać w procesach adsorpcji lub spalania katalitycznego.

W literaturze dotyczącej *strippingu* gazowego można znaleźć przynajmniej dwa podstawowe przykłady wykorzystania tego procesu w uzdatnianiu wody:

- usuwanie z wody do picia niepożądanych produktów ubocznych (np. THM-ów powstających podczas jej dezynfekcji chlorem),

- oczyszczanie wód podziemnych z zanieczyszczeń organicznych – węglowodorów (dotyczy to terenów zakładów przemysłowych, lotnisk, obiektów wojskowych, stacji paliw).

Najczęściej stosowaną w procesie uzdatniania wody metodą dezynfekcji jest chlorowanie. W wyniku reakcji związków organicznych (kwasy humusowe i fulwowe), prawie zawsze obecnych w wodzie pobieranej ze źródeł naturalnych, z wolnym chlorem powstają związki halogenopochodne, głównie trihalogenometany, takie jak chloroform, chlorodibromometan, dichlorobromometan i bromoform. Wśród związków obecnych w wodzie poddanej chlorowaniu wykryto także kwasy halogenooctowe, haloacetonitryle, aldehydy halogenooctowe, halo ketony, chlorofenole, chloropikrynę. Związki te w znacznym stopniu obniżają walory smakowe wody oraz cechują się wysoką toksycznością.

Ryzyko powstania niepożądanych produktów chlorowania wody wzrasta w miarę zwiększania stężenia chloru rozpuszczonego w wodzie. Jednak stosowanie zbyt małych stężeń, korzystnych z punktu widzenia zapobiegania powstawaniu THM-ów, powoduje niedostateczną dezynfekcję wody. Spełnienie zaostrzonych norm wprowadzanych np. przez Agencję Ochrony Środowiska Stanów Zjednoczonych (USEPA) będzie możliwe po zastosowaniu dodatkowych działań mają-

cych na celu obniżenie stężeń ubocznych produktów chlorowania. Wymienia się tu najczęściej:

- zastosowanie alternatywnych środków dezynfekcyjnych (O_3 , ClO_2 , NH_2Cl),
- usuwanie prekursorów THM-ów,
- usuwanie ubocznych produktów dezynfekcji.

Z przeprowadzonych analiz ekonomicznych [1,2] wynika, że *stripping* gazowy, w porównaniu z adsorpcją zanieczyszczeń z fazy ciekłej na granulowanym węglu aktywnym, jest tańszym rozwiązaniem, gdy nie jest konieczne oczyszczanie gazów odlotowych. W przypadku niektórych zanieczyszczeń (m.in. tetrachlorek węgla, 1,1,1-trichloroetan) jest on nadal bardziej ekonomiczny w porównaniu z adsorpcją, nawet po uwzględnieniu dodatkowych kosztów oczyszczania gazów odlotowych. USEPA zaleca metodę *strippingu* gazowego, obok adsorpcji na węglu aktywnym, jako najtańszą i najłatwiej dostępną metodę obniżenia zawartości szkodliwych produktów ubocznych dezynfekcji wody do poziomu odpowiadającego nowym normom. *Stripping* gazowy może być również efektywnie wykorzystany do oczyszczania wód podziemnych z lotnych zanieczyszczeń organicznych, powstałych w wyniku skażenia gleby [3–6]. Typowy schemat instalacyjny procesu obejmuje wypompowywanie zanieczyszczonej wody ze studni, poddanie jej oczyszczeniu w kolumnie desorpcyjnej i wprowadzenie z powrotem do gruntu lub, jeśli jest to możliwe, odprowadzenie do wód powierzchniowych.

W przypadku usuwania związków o niskiej lotności (o małej wartości stałej Henry'ego), często na krótkim odcinku kolumny, na skutek nasycenia fazy gazowej desorbowanym składnikiem dochodzi do istotnego obniżenia siły napędowej procesu. W związku z tym proponowane są modyfikacje klasycznego układu kolumny z wypełnieniem, pracującej przy przeciwnym przepływie fazy ciekłej i gazowej, pozwalające na stosowania większego przepływu gazu bez dodatkowych strat ciśnienia oraz wpływu na hydrodynamikę fazy ciekłej. Polegają one na zastosowaniu przepływu krzyżowego [2] lub układu kaskadowego [3]. Decydujący wpływ na całkowity koszt oczyszczania cieczy metodą desorpcji do powietrza ma oczyszczanie gazu odlotowego z desorbera. Jest ono tym kosztowniejsze, im więcej gazu w stosunku do cieczy bierze udział w procesie. Z tego punktu widzenia nie jest celowe stosowanie zbyt małych wartości stosunku L/G. W proponowanych rozwiązaniach [5] akcentuje się jednak konieczność stosowania wyższych kolumn w celu zapewnienia tego samego stopnia oczyszczenia cieczy co w układach z większym przepływem gazu, co wiąże się z dodatkowymi kosztami inwestycyjnymi, które mogą przewyższyć oszczędności uzyskane na etapie oczyszczania gazu odlotowego.

Duży udział w ogólnych kosztach oczyszczania wód podziemnych mają też koszty związane z wypompowywaniem wody ze studni i powtórny wprowadzeniu jej do gruntu. Tej wady nie mają rozwiązania, w których oczyszczanie wody prowadzi się *in situ*, w studni wywierconej na terenie objętym skażeniem [4].

W prezentowanej pracy główny nacisk położono na modelowanie procesu desorpcji w kolumnach barbotażowych. Rozpatrzono różne warianty prowadzenia tego procesu, uwzględniając podczas jego modelowania hydrodynamikę i wymianę masy w układach przepływowych (współ- i przeciwradowych) obydwu faz oraz w układzie okresowym (bezprzepływowym dla fazy ciekłej), przy założeniu modeli przepływu tłokowego z nałożoną dyspersją w obydwu fazach dla zakresu barbotażu homogenicznego.

Modelowanie procesu desorpcji

Dość powszechnie stosowanym modelem przepływu faz w kolumnie barbotażowej jest model nazywany w skrócie dyspersyjnym, zakładający tłokowy przepływ obu faz z uwzględnieniem dyspersji osiowej. Model ten wykorzystano również w niniejszej pracy, z uwagi na dostępność wyników pomiarów współczynników dyspersji osiowej zarówno w fazie ciekłej jak i gazowej. Model dyspersyjny nie w pełni odpowiada rzeczywistemu obrazowi mieszania w kolumnie barbotażowej, zwłaszcza w warunkach barbotażu heterogenicznego, jednak z uwagi na swą prostotę (tylko jeden parametr) oraz fakt, iż w zadowalający sposób opisuje eksperymentalnie wyznaczone rozkłady czasów przebywania, jest on najczęściej stosowanym modelem mieszania fazy ciekłej i fazy gazowej w kolumnach barbotażowych.

W pracy rozpatrzono szereg modeli dla układów przepływowych w stanie ustalonym: „gas-ADM; liq-ADM”, „gas-ADM; liq-CSTR”, „gas-PF; liq-CSTR” oraz dla układów okresowych: „gas-PF; liq-ADM”, „gas-PF; liq-CSTR”. Skróty literowe oznaczają: ADM – model z dyspersją osiową, CSTR – model z idealnym wymieszaniem, PF – model tłokowy.

Przykładowo, w przypadku układu przepływowego, dla modelu „gas-ADM; liq-ADM” równania bilansu składnika A będą miały następującą postać:

faza ciekła:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 \hat{C}_{LA}}{dz^2} \pm \frac{d \hat{C}_{LA}}{dz} + St_L (\hat{C}_{GA} - \hat{C}_{LA}) = 0 \quad (1)$$

faza gazowa:

$$\frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 \hat{C}_{GA}}{dz^2} - \frac{d(\hat{u}_G \hat{C}_{GA})}{dz} - St_G (\hat{C}_{GA} - \hat{C}_{LA}) = 0 \quad (2)$$

gdzie:

$$Pe_L = (u_L \cdot h) / (\epsilon_L \epsilon_L)$$

$$Pe_G = (u_G \cdot h) / (\epsilon_G \epsilon_G)$$

$$St_L = (k_{LA} \cdot h) / u_L$$

$$St_G = (k_{LA} \cdot h) / (u_G \cdot H_A)$$

$$\hat{C}_{GA} = C_{GA} / (H_A C_{LA, wlot})$$

$$\hat{C}_{LA} = C_{LA} / (H_A C_{LA, wlot})$$

u_L, u_G – pozorne prędkości fazy ciekłej i gazowej w kolumnie
 ϵ_L, ϵ_G – zatrzymanie fazy gazowej (dużych pęcherzy) oraz fazy ciekłej

h – wysokość warstwy dwufazowej

ϵ_L – współczynnik dyspersji osiowej w fazie ciekłej

k_{LA} – objętościowy współczynnik wnikania masy (odniesiony do fazy ciekłej)

H_A – stała Henry’ego dla substancji A

C_{GA}, C_{LA} – stężenia molowe substancji A w fazie gazowej i w fazie ciekłej

$z = x/h$ – bezwymiarowa współrzędna pionowa

Równania (1) i (2) wraz z odpowiednimi warunkami brzegowymi można rozwiązać numerycznie. Warianty „gas-ADM; liq-CSTR” oraz „gas-PF; liq-CSTR” prowadzą do następujących rozwiązań analitycznych:

„gas-ADM; liq-CSTR”

$$\begin{aligned} \frac{\hat{C}_{GA} - \hat{C}_{LA}}{\hat{C}_{GA, wlot} - \hat{C}_{LA}} &= \frac{SD - 1}{SD_{wlot} - 1} = \\ &= \frac{2}{N} \exp\left(\frac{Pe_G \cdot z}{2}\right) \left[(1 + q) \exp\left(\frac{Pe_G \cdot q(1 - z)}{2}\right) - (1 + q) \exp\left(\frac{-Pe_G \cdot q(1 - z)}{2}\right) \right] \end{aligned} \quad (3)$$

gdzie:

$$q = \sqrt{1 - 4St_G/Pe_G}$$

$$N = (1 + q)^2 \exp\left(\frac{Pe_G \cdot q}{2}\right) - (1 - q)^2 \exp\left(\frac{-Pe_G \cdot q}{2}\right)$$

„gas-PF; liq-CSTR”

$$\begin{aligned} SD = \frac{\hat{C}_{GA}}{\hat{C}_{LA}} &= \sqrt{\frac{\pi \cdot St_G}{2b}} (z - b) \exp\left[\frac{St_G (z - b)^2}{2}\right] \times \\ &\times \left[\operatorname{erf}\left(\sqrt{\frac{St_G}{2b}} (b - z)\right) - \operatorname{erf}\left(\sqrt{\frac{b St_G}{2}}\right) \right] \end{aligned} \quad (4)$$

które w przypadku niezbyt wysokich warstw cieczy w kolumnie można uprościć do postaci:

$$\frac{SD - 1}{SD_{wlot} - 1} = \frac{\hat{C}_{GA} - \hat{C}_{LA}}{\hat{C}_{GA, wlot} - \hat{C}_{LA}} = \exp(-St_G \cdot z) \quad (5)$$

Dla układu okresowego (brak przepływu cieczy przez kolumnę), w przypadku modelu „gas-PF; liq-ADM”, odpowiednie równania bilansu składnika A przybiorą następującą postać:

$$\frac{\partial \hat{C}_{LA}}{\partial \theta} = \frac{1}{Pe'} \frac{\partial^2 \hat{C}_{LA}}{\partial z^2} + St_G \frac{\epsilon_G}{\epsilon_L} (C_{GA} - C_{LA} H_A) \quad (6)$$

Jeśli mamy do czynienia z desorpcją, wówczas warunki początkowe i brzegowe będą następujące:

$$\frac{\partial C_{GA}}{\partial \theta} = \frac{\partial(\hat{u}_G C_{GA})}{\partial z} - St_G (C_{GA} - C_{LA} H_A) \quad (7)$$

dla $\theta = 0, 0 \leq z \leq 1$:

$$C_{LA} = C_{LA,0} \quad C_{GA} = H_A C_{LA,0} \quad (8)$$

dla $\theta > 0$:

$$\frac{\partial C_{LA}}{\partial z} \Big|_{z=0} = \frac{\partial C_{LA}}{\partial z} \Big|_{z=1} = 0 \quad C_{GA} \Big|_{z=0} = 0 \quad (9)$$

Układ taki należy rozwiązać numerycznie, np. metodą „objętości kontrolnej” Patankara.

Dla modelu „gas-PF; liq-CSTR” szybkość zmian stężenia składnika w fazie ciekłej opisuje zależność:

$$\frac{\partial C_{LA}}{\partial t} = \frac{K_{LA}}{E_L} \left(\frac{1}{H_A} \int_0^1 C_{GA}(z) dz - C_{LA} \right) \quad (10)$$

Przy określonych założeniach upraszczających (zerowa akumulacja składnika A w fazie gazowej, stała prędkość u_G , stałe stężenie składnika A w cieczy podczas wznoszenia się pęcherza gazu poprzez warstwę cieczy w kolumnie) równanie (10) można doprowadzić do postaci:

$$\ln \left[\frac{C_{LA}(t)}{C_{LA0}} \right] = \frac{u_G H_A}{h E_L} \left[\exp \left(-K_{LA} \frac{h}{u_G H_A} \right) - 1 \right] t \quad (11)$$

Dalsze uproszczenia tej zależności są możliwe, jeśli $(h K_{LA}) / (u_G H_A) < 0,1$, co odpowiada sytuacji, gdy faza gazowa jest daleka od stanu nasycenia desorbowanym składnikiem i wtedy $C_{GA}(z) \ll H_A C_{LA}$, a równanie (11) sprowadza się do postaci:

$$\ln \left[\frac{C_{LA}(t)}{C_{LA0}} \right] = - \frac{K_{LA}}{E_L} t \quad (12)$$

Jeśli z kolei $(h K_{LA}) / (u_G H_A) > 5$, to gaz odlotowy jest praktycznie nasycony desorbowanym składnikiem ($C_{GA}(z=1) = H_A C_{LA}$), zaś szybkość desorpcji zależy od wartości stałej Henry’ego i wtedy równanie (11) upraszcza się do:

$$\ln \left[\frac{C_{LA}(t)}{C_{LA0}} \right] = - \frac{u_G H_A}{h E_L} t \quad (13)$$

wskazując, że szybkość procesu desorpcji jest niezależna od wartości współczynnika przenikania masy (K_{LA}).

Metodyka badań

Część doświadczalną pracy wykonano w laboratoryjnej kolumnie barbotażowej o średnicy 0,1 m i wysokości 1,5 m, wyposażonej w spiek ceramiczny. Wyznaczono podstawowe parametry hydrodynamiczne układu (zatrzymanie fazy gazowej) oraz współczynniki przenikania masy (K_{LA}) dla tlenu, benzenu, chlorobenzenu, chloroformu, dibromochlorometanu, naftalenu, tetrachloru węgla oraz tetrachloroetanu w wodzie wodociągowej oraz w wodzie destylowanej zawierającej dodatki w postaci elektrolitów i substancji powierzchniowo czynnych. Wartości stałej Henry’ego dla wymienionych substancji obejmowały zakres 0,036–1,21 (temp. 25 °C). Początkowe stężenia desorbowanych składników w roztworach wodnych wynosiły od 1 do 250 mg/m³.

Dodatkowe pomiary polegające na zastosowaniu techniki DGD (obserwacja przebiegu uwalniania się fazy gazowej z mieszaniny dwufazowej po zamknięciu dopływu gazu do kolumny) umożliwiły oszacowanie udziału dużych oraz małych pęcherzy gazu w sumarycznym strumieniu rozproszonej fazy gazowej oraz rozkłady ich czasów przebywania w aparacie. To z kolei pozwoliło na oszacowanie stopnia stosowności modelu dyspersyjnego dla zakresu barbotażu heterogenicznego.

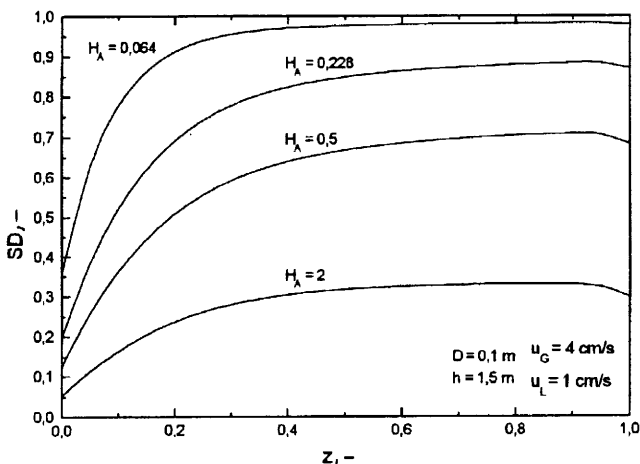
Stężenie badanych związków organicznych w wodzie określono stosując spektrofotometrię UV (spektrofotometr UV-VIS Milton-Roy, wyposażony w przepływową kuwetę pomiarową) oraz chromatografię gazową (chromatograf Hewlett-Packard HP 5890, wypełnienie Chrompack CP-SDil 8 CB), zaś stężenie tlenu rozpuszczonego mierzono za pomocą czujnika tlenowego WTW połączanego z komputerem.

Dyskusja wyników

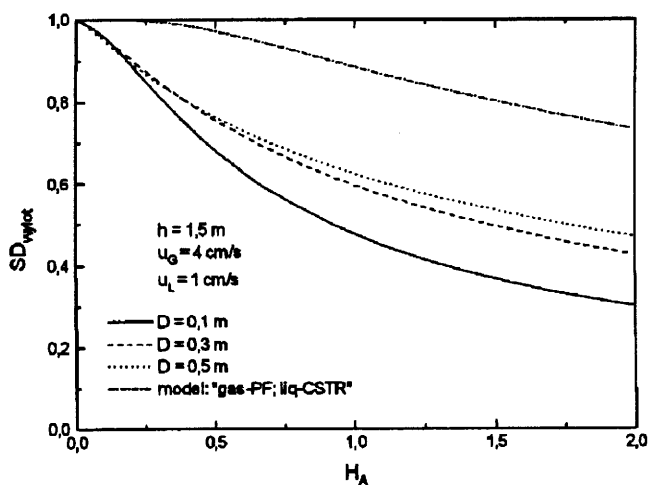
Symulacja numeryczna

Przeprowadzono liczne symulacje numeryczne, których celem było określenie wpływu parametrów procesowych (średnica kolumny, pozorne prędkości gazu i cieczy w aparacie, wartości stałej Henry’ego) na sprawność procesu desorpcji dla różnych konfiguracji układu (okresowy oraz przepływowy-ciągły, współ- i przeciwpływowy), wykorzystując wcześniej prezentowane modele.

Wybrane przykłady zostały przedstawione na rysunkach 1 i 2, na podstawie których można sformułować następujące wnioski dotyczące procesu desorpcji lotnych zanieczyszczeń organicznych:



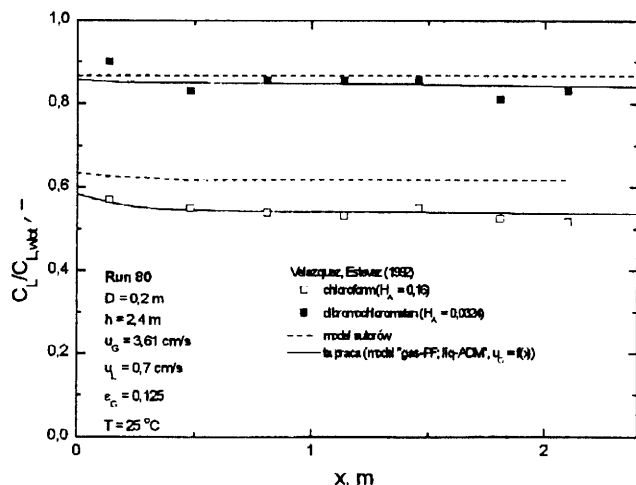
Rys. 1. Profile stopnia nasycenia fazy gazowej dla układu przepływowego, przeciwpływowego



Rys. 2. Stopień nasycenia gazu wylotowego dla różnych wartości stałej Henry’ego (H_A)

– sprawność procesu tylko nieznacznie zależała od wysokości warstwy cieczy w kolumnie, natomiast występował silny wpływ pozornych prędkości przepływu obu faz, jednak ten drugi efekt w niewielkim stopniu wpływał na stopień nasycenia gazu odlotowego usuwanym składnikiem,

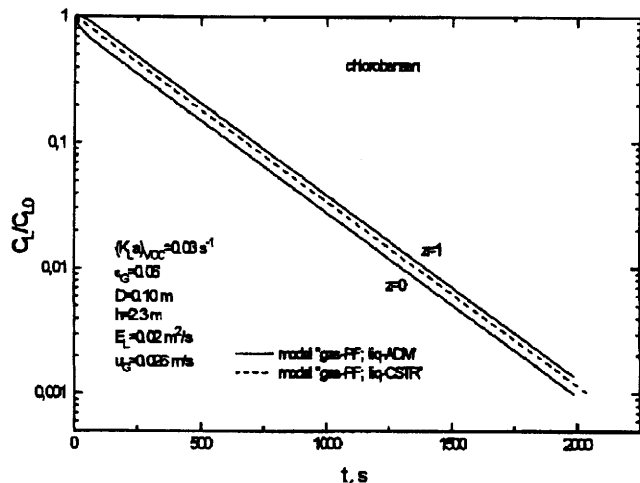
– sprawności desorpcji, obliczone w oparciu o modele ADM oraz „gas-PF; liq-CSTR”, były bardzo podobne, zaś większe różnice występowały dla wartości SD, nawet w wypadku $h=1,5$ m; różnice będące efektem przyjętego modelu mieszanina okazały się nieistotne przy niższych warstwach cieczy w aparacie.



Rys. 3. Porównanie wyników symulacji numerycznej z danymi doświadczalnymi [7] dla układu przepływowego, współprądowego

Przydatność rozważań modelowych sprawdzono dla danych zawartych w pracy [7], której autorzy badali proces współprądowy odpowiadający modelowi „gas-PF; liq-ADM”, zaniedbując zmiany pozornej prędkości gazu w kolumnie. Na rysunku 3 przedstawiono wyniki własnych obliczeń, które wskazują na wyraźnie lepszą zgodność z doświadczeniem tych autorów niż ich własne obliczenia.

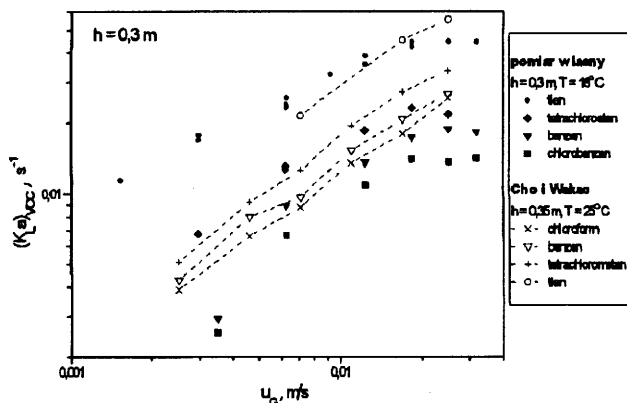
Na rysunku 4 przedstawiono wyniki obliczeń symulacyjnych dla procesu okresowej desorpcji chlorobenzenu w oparciu o modele „gas-PF; liq-ADM” oraz „gas-PF; liq-CSTR” dla wlotu i wylotu gazu w kolumnie barbotażowej. Dla wysokości warstw cieczy w aparacie (0,3 m i 1,3 m) zmiany stężeń badanych substancji w fazie ciekłej nie zależały od modelu mieszania w tej fazie. Tak więc podczas interpretacji danych służących do wyznaczania współczynników przenikania masy można z powodzeniem przyjmować warunek idealnego wymieszania w fazie ciekłej oraz przepływ tłokowy, jak też stałą prędkość pozorną fazy gazowej („gas-PF; liq-CSTR”).



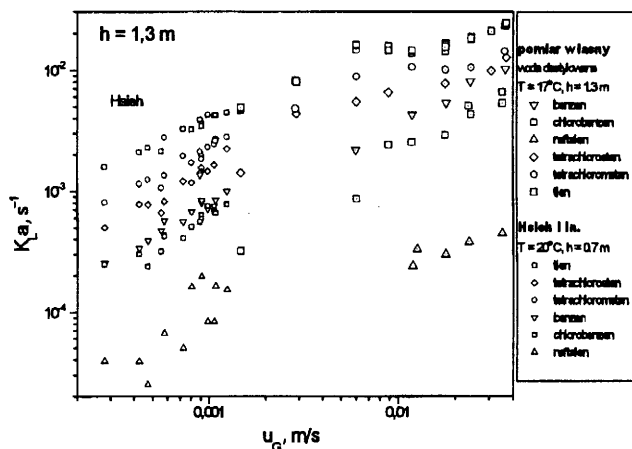
Rys. 4. Obliczony przebieg zmian stężeń usuwanego składnika w fazie ciekłej (układ okresowy)

Pomiary doświadczalne

Na rysunkach 5 i 6 pokazano dane własne oraz innych autorów odnoszące się do objętościowych współczynników przenikania masy $(K_L a)$ dla dwóch wartości $h = 0,3 \text{ m}$ oraz $h = 1,3 \text{ m}$, w funkcji u_G . Dane te można przybliżyć zależnością potęgową względem u_G , przy czym wartości wykładnika potęgowego wahały się w granicach od 0,8 do 0,9 (dla zakresu



Rys. 5. Zależność $(K_L a)_{voc}$ od u_G dla wysokości warstwy cieczy w kolumnie ($h = 0,3 \text{ m}$)



Rys. 6. Zależność $(K_L a)_{voc}$ od u_G dla wysokości warstwy cieczy w kolumnie ($h = 1,3 \text{ m}$)

barbotażu homogenicznego) oraz od 0,5 do 0,7 (dla zakresu barbotażu heterogenicznego).

Oszacowano udział oporów wnikania masy w obydwu fazach zakładając, że obowiązuje zależność współczynników wnikania od dyfuzyjności molekularnej lotnych zanieczyszczeń organicznych w potęgę 0,5. Stwierdzono, że stosunek $(k_G/k_L)_{O_2}$ zależał w niewielkim stopniu od u_G i zmieniał się w granicach od 2 do 7 (w przypadku własnych pomiarów i danych [8]) oraz pomiędzy 14 i 16 (dla danych [9]).

Na podstawie zebranych danych doświadczalnych współczynników przenikania masy $(K_L a)$ obliczono wartości współczynnika przeliczeniowego, który umożliwia określenie wartości $(K_L a)_{voc}$ w oparciu o łatwiej dostępne dane $(K_L a)_{O_2}$ oraz porównano je z danymi literaturowymi. Wyniki badań własnych oraz dane [9] można skorelować zależnością potęgową w postaci:

$$\Psi = a H_A^b u_G^c \quad (14)$$

Wartości parametrów w tym równaniu zestawiono w tabeli 1.

Tabela 1. Wartości parametrów w równaniu (14)

Parametr	a	b	c	R ²
$h = 1,3 \text{ m}$	$1,02 \pm 0,2$	$0,60 \pm 0,06$	$0,098 \pm 0,043$	0,849
$h = 0,3 \text{ m}^*$	$0,5 \pm 0,18$	$0,28 \pm 0,03$	$0,11 \pm 0,042$	0,780

* w tym dane wg [9]

Istotny wpływ na hydrodynamikę barbotażu wywierają fizyczne właściwości fazy ciekłej, a szczególnie te, które decydują o koalescencji pęcherzy gazu. Widać to bardzo wyraźnie na wykresach obrazujących zależność zatrzymania fazy gazowej

od pozornej prędkości gazu w aparacie. Dla wody wodociągowej (o właściwościach charakteryzujących się zahamowaną koalescencją) liniowy przebieg tej zależności występował do około 4 cm/s, przy czym niemal wszystkie pęcherze miały średnicę 3+4 mm, podczas gdy dla wody destylowanej (układ o skłonności do koalescencji) już przy wartości $u_G=0,1$ cm/s zaobserwowano duże pęcherze (o śr. 1+2 cm) w górnej części warstwy dwufazowej. Prowadziło to do znacznie niższych wartości E_G , przy tych samych wartościach u_G , co miało negatywny wpływ na wartości współczynników K_{La} .

Na podstawie pomiarów DGD oszacowano udział oraz wpływ dwu arbitralnie wybranych grup małych oraz dużych pęcherzy, wykorzystując do tego celu model Molerusa i Kurtina [10]. Umożliwiło to określenie wpływu przepływu tłokowego (PF) w fazie gazowej na dokładność wyznaczania takich parametrów jak SD i K_{La} . Stwierdzono, że stosunek $(K_{La})/(K_{La})_{PF}$ zależał od wartości stałej Henry'ego i stawał się widoczny dla $H_A < 0,5$.

Wnioski

♦ Sformułowano modele matematyczne dla procesu desorpcji lotnych zanieczyszczeń organicznych do gazu obojętnego, dla różnych wariantów realizacji tego procesu (okresowy, przepływowy, współ- i przeciwpądowy), które następnie rozwiązano analitycznie lub numerycznie.

♦ Stwierdzono znaczny wpływ wartości stałej Henry'ego na sprawność procesu desorpcji, szczególnie dla zakresu $H_A < 0,5$.

♦ W przypadku procesu realizowanego okresowo mieszanie wsteczne w fazie ciekłej nie wpływało na szybkość desorpcji (na zmiany stężenia usuwanego składnika w fazie ciekłej).

♦ W części doświadczalnej pracy wyznaczono wartości współczynników przenikania masy dla szeregu związków organicznych oraz dla tlenu. Ponadto oszacowano wartości współczynnika przeliczeniowego Ψ , porównując je z danymi literaturowymi.

♦ Stwierdzono oraz przedyskutowano wpływ wysokości warstwy cieczy w aparacie oraz fizycznych właściwości fazy ciekłej na hydrodynamikę oraz współczynniki przenikania masy.

LITERATURA

1. M. S. SIDDIQUI, G. L. AMY: Journal AWWA, 1993, 85 (1), 63.
2. N. NIRMALAKHANDAN, W. JANG, R. SPEECE: Journal Env. Eng., 1991, 117 (6), 788.
3. A. R. GAVASKAR, B. C. KIM, S. H. ROSANSKY, S. K. ONG: Environ. Progress, 1995, 14, 33.
4. B. BARCZEWSKI, E. HAGER: Symposium proceedings Grundwassersanierung 1992, Berlin 1992, p. 141.
5. H-C. A. WANG, W. V. CHANG: Environ. Progress, 1995, 14 (2), 111.
6. P. V. ROBERTS, C. MUNZ, P. DÄNDLIKER: Journal WPCF, 1984, 56 (2), 157.
7. C. VELÁZQUEZ, L. A. ESTÉVEZ: J. AIChE, 1992, 38 (2), 211.
8. C. C. HSIEH: Ph.D. thesis, University of California, 1991.
9. J. S. CHO, N. WAKAO: Journal Chemical Engineering Japan, 1988, 21 (6), 576.
10. O. MOLERUS, M. KURTIN: Chemical Engineering. Science, 1986, 41 (10), 2693.

Removal of Trace Organics from Water by Air-Stripping

Owing to their advantageous properties, bubble columns are widely used as mass exchangers or reactors. However, their modelling raises major problems, because a design model of appropriate generality (which would enable a scale-up of the processes carried out in the columns) is still lacking. The primary objective of our study was to model the process of stripping into an inert gas by applying bubble columns. Mathematical models describing the VOC stripping process in various systems (steady-state co- and counter-current, batch) were

formulated and solved either analytically or numerically. The models involved plug flow and axial dispersion in both phases. Experiments were run to determine the mass transfer coefficients for a number of VOCs and oxygen. Determined was also the coefficient Ψ , and its value was compared to relevant values and correlations reported in the literature. The problem of how the two-phase layer depth, the liquid-phase properties, and the mixing dynamics in the two phases affect the hydrodynamic behaviour and the mass transfer coefficients was discussed in detail.