

Michał PYKA

Zakład Urządzeń Chemicznych Energetycznego
Wykorzystania Odpadów, Instytut Techniki Ciepłej
Politechniki Śląskiej w Gliwicach

OCZYSZCZANIE GAZÓW ODLOTOWYCH WODNYM ROZTWOREM WODOROTLENKU SODU
W ABSORBERZE FLUIDALNYM

Streszczenie. W pracy przedstawiono zestawienie danych literaturowych na temat chemicznej absorpcji NaOH składników gazowych najczęściej występujących w spalinach powstających podczas spalania odpadów.

OZNACZENIA

- B_0 - stężenie początkowe NaOH w roztworze roboczym, kmol/m^3
 B - stężenie końcowe NaOH w roztworze roboczym, kmol/m^3
 C - koncentracja równowagowa, kmol/m^3
 d - średnica elementu wypełnienia fluidalnego, m
 D - współczynnik dyfuzji składnika A w fazie gazowej,
 f - udział powierzchni swobodnej elementu rozdzielczego
 h_{og} - jednostkowa wysokość wymiany masy, m
 H_t - wysokość spoczynkowa wypełnienia fluidalnego, m
 k - współczynnik przenikania masy, $\text{kmol}/(\text{m}^2 (\text{h}/\text{m}^2) \text{s})$
 k_v - współczynnik przenikania masy odniesiony do jednostki objętości /statycznej/ warstwy wypełnienia, $\text{kmol}/(\text{m}^2 (\text{h}/\text{m}^2) \text{s})$
 K_y - stała równowagi
 L - natężenia zraszania warstwy odniesione do jednostki powierzchni elementu rozdzielczego, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \text{s})$
 m - stała bezwymiarowa
 P - ciśnienia całkowite, N/m^2
 P_{1m} - średnie ciśnienie cząstkowe gazu obojętnego, N/m^2

- R - stała gazowa, Nm/(kmol K)
 R_f - stopień nasylenia /przereagowania/ roztworu NaOH
 T - temperatura, K
 w_{oc} - prędkość cieczy liczone na pusty aparat, m/s
 w_{og} - prędkość gazu liczone na pusty aparat, m/s
 x_A - udział molowy składnika A w fazie ciekłej, kmolA/kmol
 y_A^* - równowagowy udział molowy A w fazie gazowej, kmol A/kmol
 β_{gs} - współczynnik wnikania masy po stronie fazy gazowej, odniesiony do powierzchni elementu rozdzielczego, m/s
 ρ - gęstość masy fazy ciekłej, kg/m³
 ρ - gęstość masy fazy gazowej, kg/m³
 ρ_k - gęstość masy elementów wypełnienia, kg/m³
 η_c - lepkość cieczy, N s/m²
 η_g - lepkość gazu, N s/m².

1. WSTĘP

Trójfazowe absorbery fluidalne znajdują w ostatnich latach coraz większe zastosowanie w procesach oczyszczania spalin i gazów odlotowych powstałych w wyniku różnorodnych procesów przemysłowych. W literaturze od szeregu lat prezentowane są liczne opracowania na ten temat zarówno w odniesieniu do badań laboratoryjnych, jak i praktyki przemysłowej, jednakże przedstawione w nich wyniki dotyczą zazwyczaj przypadków szczególnych, to jest absorpcji selektywnej poszczególnych składników mieszaniny gazowej. W przypadku procesów termicznej utylizacji odpadów, zwłaszcza odpadów przemysłowych, pojawia się problem neutralizacji toksycznych składników spalin powstałych w trakcie spalania. Szczególnie uciążliwe pod tym względem są odpady pochodzenia chemicznego, z uwagi na możliwość występowania w spalinach związków chloru, oraz odpady pochodzenia organicznego, ze względu na możliwość występowania w spalinach tlenków azotu.

Opracowanie niniejsze stanowi próbę zebrania danych opublikowanych w różnych podręcznikach i czasopiśmie, na przestrzeni ostatnich lat, na temat dotychczasowych możliwości wykorzystania wodnego roztworu wodorotlenku sodu jako czynnika absorpcyjnego stosowanego w aparatach fluidalnych do neutralizacji spalin.

2. WŁAŚCIWOŚCI ROZTWORU

Roztwór wodny wodorotlenku sodu jest najczęściej stosowanym medium absorpcyjnym w procesie oczyszczenia spalin i gazów odlotowych, jest to uzasadniona wysoką reaktywnością tego roztworu oraz stosunkowo niskim kosztem przy jednoczesnej łatwej dostępności wodorotlenku sodu. Duża ilość prac omawiających badania absorpcji z równoczesną reakcją chemiczną w kolumnach wypełnionych, w tej liczbie również fluidalnych, prowadzona była z zastosowaniem NaOH jako absorbenta [2, 4, 5, 10, 15 - 18]. Także dane dotyczące przemysłowych zastosowań absorpcji z równoczesną reakcją chemiczną w fazie ciekłej, w głównej mierze dotyczą roztworów wodorotlenku sodowego, niekiedy z dodatkiem innych substancji mających na celu polepszenie lub przyspieszenie procesu absorpcji [7]. Autorzy pracy [1] wykazują, posługując się uproszczonymi równaniami opisującymi wymianę masy z równoczesną nieodwracalną bardzo szybką reakcją chemiczną, że wielkością którą można przyjąć, jako kryterium rozstrzygające o zastosowaniu absorpcji chemicznej, jest stała równowagi w układzie składnik gazowy y^* , stężenie produktu w cieczy x_A , tj. $K_y = y^* / x_A$. W przypadku małych stałych równowagi $K_y \approx 1$, krzywe obrazujące przebieg absorpcji chemicznej i absorpcji fizycznej biegną bardzo blisko siebie, zatem im mniejsza wartość K_y , tym mniejsze korzyści daje zastosowanie reakcji chemicznej w porównaniu do czystej absorpcji fizycznej [1]. Nietrudno wykazać [1, 9, 13], na podstawie danych opisujących kinetykę i parametry równowagowe układów woda - składniki spalin, że wielkości stałych równowagi tych substancji mają duże wartości. Rozpuszczalność w niedestylowanej wodzie takich

związków, jak tlenki azotu, dwutlenek siarki, fenol jest mała, podobnie rozpuszczalność chloru w wodzie jest mniejsza niż w roztworze wodorotlenku sodowego [13]. Uzasadnia to przyjęcie absorpcji z reakcją chemiczną do celów usuwania tych substancji z gazów odlotowych.

W dalszej części zestawiono najważniejsze wyniki prac na temat ługowej absorpcji gazów odlotowych, ze szczególnym uwzględnieniem absorpcji w trójfazowych aparatach fluidalnych.

3. OMÓWIENIE POSZCZEGÓLNYCH UKŁADÓW

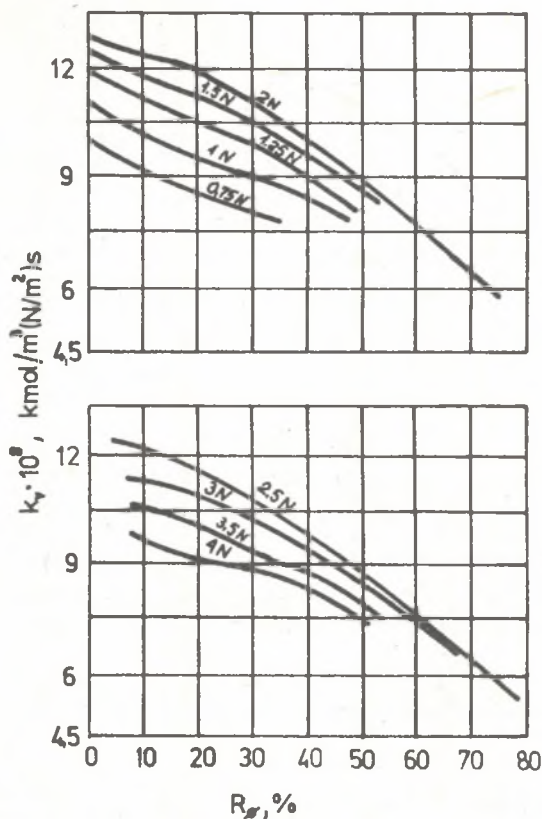
3.1. Układ $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$

Badanie absorpcji CO_2 w kolumnie wypełnionej, przy zastosowaniu roztworu NaOH, prowadziło szereg badaczy. Stwierdzono, m.in. [13], że całkowity współczynnik przenikania masy odniesiony do jednostkowej objętości wypełnienia rośnie szybko wraz ze wzrostem stężenia NaOH do ok. 2N, po czym maleje wraz z dalszym wzrostem tego stężenia /rys. 1/.

Tablica 1.

Ciecz absorpcyjna	k_v , $\text{kmol/m}^3(\text{N/m}^2)\text{s} \cdot 10^3$
Woda	2,193
1 N węglan sodu, 20% sodu jako węglan	1,316
3 N dwustanolewianina, 50% przemiany w węglan	17,564
2 N wodorotlenek sodu, 15% sodu jako węglan	100,9
Hipotetyczny rozpuszczalnik bez oporu w fazie ciekłej	1054,0

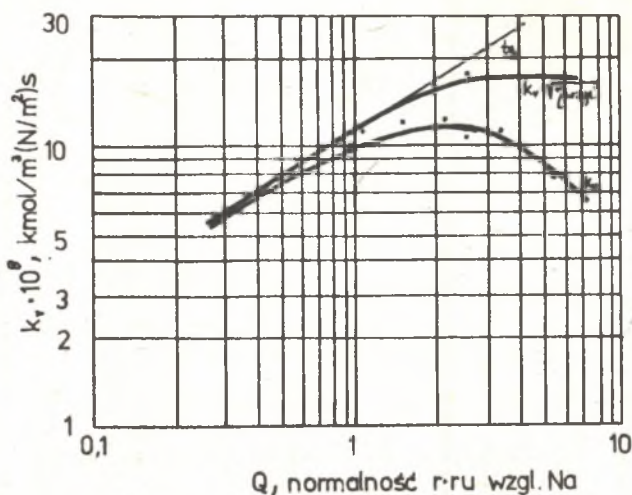
Dane dla aparatów z wypełnieniem statycznym, pierścieniami Raschiga.



Rys. 1 Absorpcja dwutlenku węgla za pomocą NaOH w kolumnie z wypełnieniem statycznym [13]. Wpływ stężenia roztworu NaOH na współczynnik przenikania masy k_v ; parametrem jest normalność roztworu względem sodu /0,75 N ÷ 4 N/

Fig. 1 Carbon dioxide absorption by NaOH solution in a packed scrubber [13]. The solution concentration effect on mass transfer coefficient k_v ; a parameter is sodium normality /0,75 N ÷ 4 N/

Spadek szybkości absorpcji jest prawdopodobnie związany ze wzrostem lepkości i zmniejszeniem szybkości dyfuzji w fazie ciekłej przy wyższych stężeniach /rys. 2/. Stwierdzono również, że współczynnik przenikania masy maleje mniej więcej liniowo wraz ze wzrostem stężenia węglanu sodu /rys.1/, a także [13], że szybkość absorpcji CO_2 w roztworach NaOH jest większa niż w innych, powszechnie stosowanych rozpuszczalnikach.



Rys. 2. Wpływ stężenia wodorotlenku sodu na szybkość absorpcji dwutlenku węgla [13]. /Wypełnienie statyczne/

Fig. 2. Effect of sodium hydroxide concentration on rate of absorption of carbon dioxide [13]. Packed tower. Q - sodium normality.

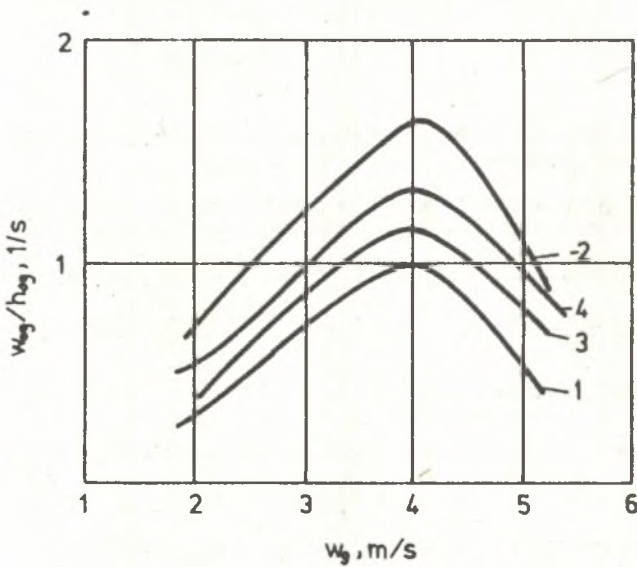
W pracy [8] przedstawiono wykres nie wyniki badań absorpcji CO_2 roztworem NaOH w kolumnie z wypełnieniem fluidalnym /rys. 3/. Roztwór stosowany podczas badań miał koncentrację $2,5 \text{ kmol/m}^3$, podczas gdy zawartość CO_2 w fazie gazowej na dolocie do absorbera wynosiła $0,2 \div 0,8 \text{ g/m}^3$.

Z uwagi na dość dobrze poznane warunki równowagi międzyfazowej oraz stałe szybkości reakcji układ $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$ jest powszechnie stosowany do badań absorpcji z równoczesną reakcją chemiczną [10, 13, 16, 17].

Wykres przedstawiający wyniki badań przeprowadzone przez autorów [17] prezentuje rys. 4.

Autorzy [10] stwierdzili, że w przypadku aparatów fluidalnych, szybkość odnawiania powierzchni jest porównywalna co do wartości z szybkością reakcji chemicznej. W związku z tym stosowanie przy obliczaniu aparatów fluidalnych przybliżenia, że szybkość reakcji jest nieskończenie wielka, może prowadzić do poważnych błędów. W pracy tej

zakwestionowano dokładność wyników uzyskanych przez innych badaczy i poddano krytyce opracowania, w których autorzy przyjmowali założenia o nieskończenie dużej szybkości reakcji w układzie $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$ w aparatach fluidalnych. Zastrzeżenie to dotyczy, jak się wydaje, wszystkich innych układów chemisorpcyjnych ze zraszającą inertną warstwą fluidalną. Zaleca się [10] stosowanie metody reakcji pseudo-pierwzorządowej Dankwertes [2]. Z uwagi na znaczną zazwyczaj zawartość dwutlenku węgla w spalinach należy uwzględnić wpływ tego składnika spalin na zużywanie się NaOH w obiegu absorpcji.



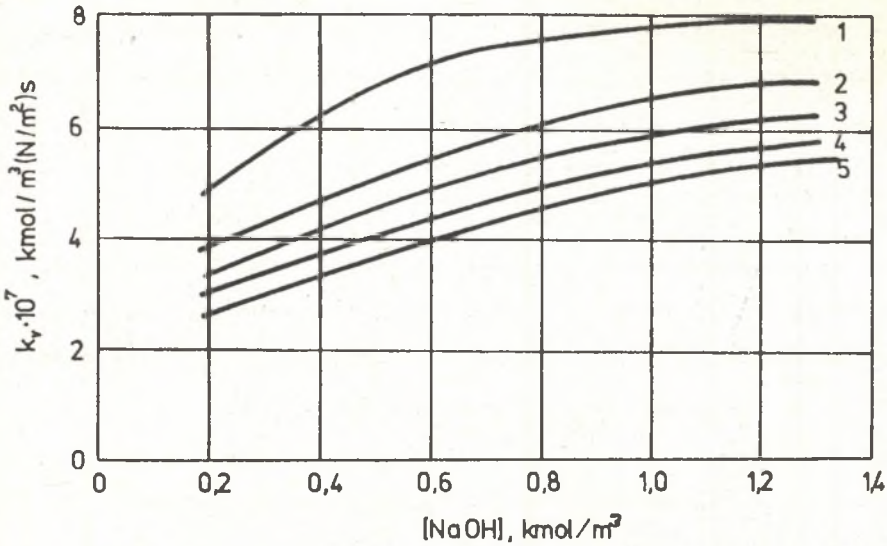
Rys. 3. Wpływ prędkości liniowej gazu na szybkość absorpcji dwutlenku węgla dla różnych statycznych wysokości wypełnienia. Absorber fluidalny [8]

Fig. 3. Effect of gas rate on rate of absorption of carbon dioxide for several static heights of fixed bed. Turbulent bed scrubber [8]

1 - $H_{st} = 0,05 \text{ m}$; 2 - $H_{st} = 0,1 \text{ m}$; 3 - $H_{st} = 0,15 \text{ m}$;

4 - $H_{st} = 0,2 \text{ m}$; $\beta_{KOL} = 0,4 \text{ m}$; $d = 0,035 \text{ m}$; $\gamma_K = 180 \text{ kg/m}^3$;

$f = 0,5$; $L = 6,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}^2$.



Rys. 4. Wpływ stężenia NaOH na szybkość absorpcji dwutlenku węgla [17]. Absorber fluidalny

Fig. 4. Effect of sodium hydroxide concentration on absorption rate of carbon dioxide [17]. Turbulent bed scrubber

$W_{og} = 0,7 \text{ m/s}$; 1 - $W_{oc} = 0,02 \text{ m/s}$; 2 - $W_{oc} = 0,03 \text{ m/s}$;

3 - $W_{oc} = 0,04 \text{ m/s}$; 4 - $W_{oc} = 0,05 \text{ m/s}$; 5 - $W_{oc} = 0,07 \text{ m/s}$

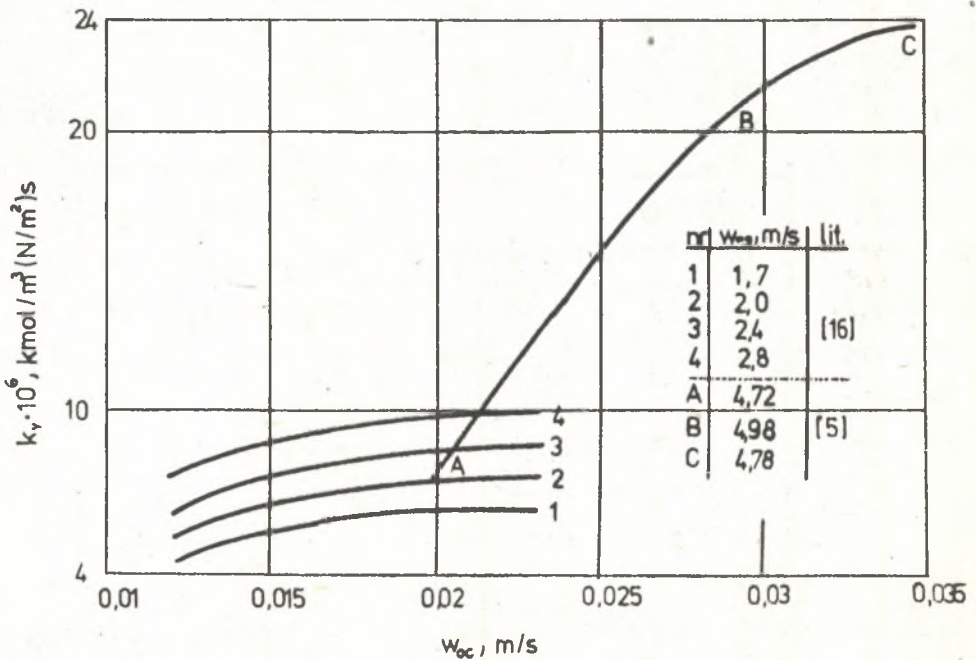
3.2. Układ $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$

Absorpcja dwutlenku siarki w kolumnach z wypełnieniem fluidalnym zraszonym roztworem NaOH była przedmiotem badań [5, 16]. Autorzy [5] dla oznaczenia ciśnienia cząstkowego SO_2 nad roztworem roboczym posłużyli się danymi dla analogicznego układu $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{Mg} / \text{HSO}_2^-$. Wyniki uzyskane przez autorów [5] zestawiono w tabelicy 2.

Porównanie wyników prezentowanych w obu pracach prowadzi do wniosku, że korzystniejsze jest zastosowanie absorbera fluidalnego pracującego przy większych szybkościach przepływu fazy gazowej. Należy jednakże ostrożnie przyjmować wyniki zaprezentowane w [5] z uwagi na dość skromną ilość przeprowadzonych tam pomiarów. Autorzy [16] prezentują interesujący wykres obrazujący zależność stopnia absorpcji SO_2 (ozn. $E = \frac{y_{\text{pocz } \text{SO}_2} - y_{\text{końc } \text{SO}_2}}{y_{\text{pocz } \text{SO}_2}}$) w roztworze NaOH. W pewnym

Tablica 2

Wlot		Wylot gazu		Wylot cieczy				Cięż. parcyj. cieczy	Absorpcja nad SO ₂	Współ. przen. masy	Współ. absorpcji	Sprawność absorpcji
Zróżnienie	Zaw. SO ₂	Prędk. gazu	Zaw. SO ₂	pH	Całk. SO ₂	Związ. SO ₂	Kwasowy SO ₂					
m ³ /m ² s	%	m/s	%		g CO ₂ /100 g H ₂ O			N/m ²	kg/s	kmol/m ³ Pa s	%	
0,0203	15,0	4,72	7,4	3,4	4,24	2,00	0,24	10932	0,086	7,02	50,6	
0,0285	14,4	4,98	1,9	4,2	4,98	2,44	0,10	8800	0,140	21,08	86,8	
0,0340	14,0	4,78	1,0	3,8	4,12	2,02	0,08	7600	0,136	23,71	92,9	



Rys. 5. Wykres porównawczy współczynnika przenikania masy [116] i [5] w funkcji prędkości pozornej cieczy

Fig. 5. Comparative diagram of mass transfer coefficient as a function of liquid rate data from [16] and [5]

uproszczeniu, lecz z zachowaniem charakteru przebiegu, można wykres ten przedstawić jak na rys. 6. Autorzy [16] przedstawili wykres w postaci zbioru punktów bez przybliżenia krzywą. Tego typu przebieg sprawności absorpcji na miejsce w przypadku prowadzenia reakcji w zamkniętym obiegu cieczy i jest on związany ze stopniowym pojawianiem się w roztworze Na HSO_3 oraz z właściwościami buforowymi układu $\text{SO}_3^{2-}/\text{HSO}_3^-$.

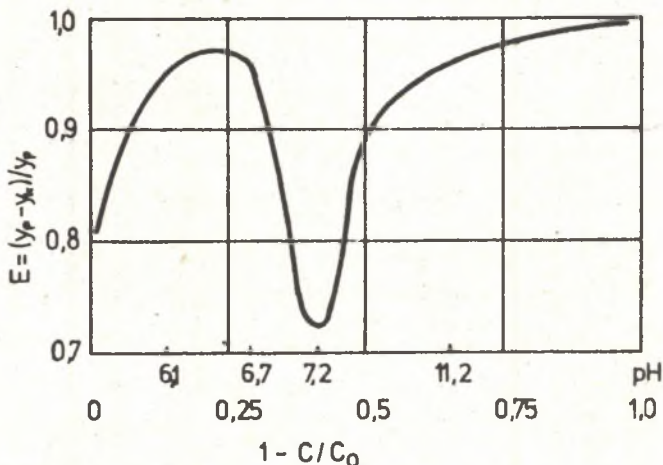
W omawianej publikacji [16] podano również równania kryterialne do obliczenia współczynnika wymiany masy dla układów $\text{SO}_2\text{-H}_2\text{O-NaOH}$ w trójfazowych absorberach fluidalnych:

$$\text{Sh}_g / (\text{Sc}_g^{1/3}) = 3,78 * \text{Re}_{og}^{0,457} * \text{Re}_{oc}^{-0,207} \quad (1)$$

gdzie:

$$\text{Sh}_g = (k \text{ RT } P_{1a} d) / (D_A P), \quad \text{Sc}_g = \eta_g / \rho_g D_A$$

$$\text{Re}_{oc} = w_{oc} \rho_c d / \eta_c, \quad \text{Re}_{og} = w_{oc} \rho_g d / \eta_g$$



Rys. 6. Sprawność absorpcji dwutlenku siarki w roztworze wodorotlenku sodowego. Aparat fluidalny [16].

Fig. 6. Absorption efficiency of sulfur dioxide in a sodium hydroxide solution. Turbulent bed scrubber [16].

Wyniki zaprezentowane w [16] są bardziej przydatne do zastosowań projektowych, głównie z uwagi na to, że pomiary prowadzono w gazie inertnym dla początkowych stężeń SO_2 wynoszących ok. 0,4 % obj., która to wartość bardziej odpowiada warunkom występującym w spalarniach odpadów, aniżeli wartość rzędu 15% stosowana w [5]. Słaba rozpuszczalność SO_2 w wodzie wynika z faktu, że SO_2 reaguje z wodą powoli w warunkach normalnych [13].

W [18] zaprezentowano dodatkowo równanie na obliczanie współczynnika wymiany masy po atromia fazy gazowej w układzie $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$ w aparacie fluidalnym

$$\beta_{95} = 0,233 w_{09}^{1,05} L^{0,15} H_{5t}^{0,23} f^{-0,5} \quad (2)$$

Zależność jest słuszna w zakresie $6,9 \cdot 10^{-3} \leq L \leq 0,015 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s}$

3.3. Układ $\text{eNO}_x - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}, \text{NaCl}$

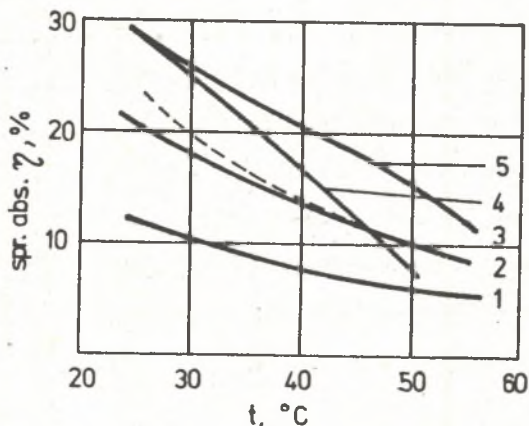
W skali przemysłowej stosowane są urządzenia do absorpcji NO_2 w roztworze NaOH , jednakże niewiele można spotkać w literaturze danych na temat zastosowania do tych celów absorberów fluidalnych. Autorzy pracy [7] przeprowadzili badanie oczyszczania gazów odlotowych po produkcji kwasu azotowego za pomocą $\text{NaOH}-\text{NaOCl}$, uzyskując bardzo dobre rezultaty /sprawność pochłaniania NO_x rzędu 72-76 %/, przy zastosowaniu współprądowego skrubera z wypełnieniem stałym. Autorzy [7] stwierdzają, że niedogodnością związaną z absorpcją tlenków azotu roztworem NaOH jest powstawanie w procesie azotanów, a przede wszystkim azotynów, których zbyt jest utrudniony, a z kolei kierowanie do ścieków - właściwie niedopuszczalne.

W literaturze zaprezentowano [12, 4, 13, 3] szereg wyników badań na temat absorpcji eNO_x za pomocą wody destylowanej, żużlu sodowego, roztworu chlorku sodu, jednakże najczęściej prowadzono absorpcję NO_2 z mieszaniny $\text{NO}_2 - \text{N}_2$, o której wiadomo, że posiada niekorzystne współczynniki dyfuzji w sąsiedztwie zwierciadła cieczy (og. $D_{\text{NO}_2} = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, $D_{\text{N}_2\text{O}_4} = 0,98 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$) [3]. W pracy tej wprowadzono pojęcie fikcyjnej mieszaniny oznaczonej eNO_2 /lub gdzie indziej eNO_x /.

Poniżej przedstawiono zbiorczy wykres /rys. 7/ porównawczy zaprezentowany w [12], a obrazujący sprawność absorpcji $eNO_x = NO_2 + 2N_2O_4$ różnymi roztworami w funkcji temperatury.

Proces absorpcji tlenków azotu cechuje się ogólnie niską sprawnością. Można się spodziewać, że zastosowanie do tego celu aparatów fluidalnych, z uwagi na zachodzące w nich bardzo duże szybkości odnawiania powierzchni międzyfazowej [10], pozwoli na uzyskanie lepszej sprawności usuwania tych uciążliwych związków.

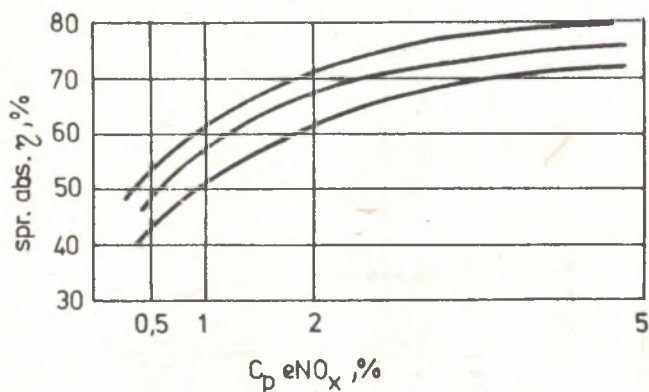
Według Ganzia [6] sprawność absorpcji tlenków azotu roztworem NaOH w znacznym stopniu zależy od stężenia tlenków w oczyszczanym gazie, przy czym maleje ona wraz ze zmniejszeniem się stężenia eNO_x w gazie na wlocie. Ponadto wg [6] wymagane są długie czasy kontaktu międzyfazowego /przedstawiona w [6] tablica obejmuje wyniki dla czasów 7 + 28 s/.



Rys. 7. Wpływ temperatury na sprawność absorpcji tlenków azotu w różnych mediach absorpcyjnych [12]

Fig. 7. Effect of temperature on absorption efficiency of nitrogen oxides in various absorbing media [12]
 1 - 24% NaCl sol.; 2 - theoret. 20% NaOH sol.; 3 - theoret. 20% NaCl sol.; 4 - 20% NaOH so.; 5 - woda destylowana /distilled water/

Na podstawie danych [6] sporządzono wykres stopnia absorpcji SO_2 w roztworze NaOH przedstawiony na rys. 8.



Rys. 8 Sprawność absorpcji $\text{eNO}_x = \text{NO} + \text{NO}_2$ 20% - wym. roztworem wodorotlenku sodu [6]

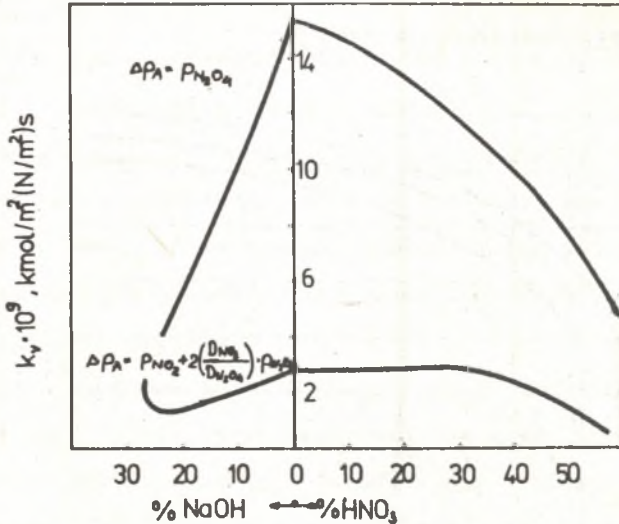
Fig. 8 Absorption efficiency of $\text{eNO}_x = \text{NO} + \text{NO}_2$ by 20 % sodium hydroxide solution [6]

Ze względów projektowych korzystniejsze byłyby dane dla mniejszych stężeń i krótszych czasów kontaktu międzyfazowego. Autorzy [12, 13] stwierdzili na podstawie zarówno badań własnych, jak i badań innych autorów, że tlenki azotu najlepiej, przynajmniej w warunkach laboratoryjnych, rozpuszczają się w wodzie destylowanej.

3.4. Układ $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$

W szeregu procesów chemicznych powstaje, jako produkt uboczny, fenol unoszony wraz z gazami odlotowymi do atmosfery. Autorzy [8] przedstawiają sposób prowadzenia pomiarów absorpcji $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ w trójpółkowej kolumnie fluidalnej oraz wyprowadzają zależność na wyznaczenie równowagowej koncentracji fenolu nad roztworami fenolanu sodu. Zależność ta ma postać:

$$C_g^* = m_0 \exp(-3700/T) \left(R_p B_0 / (1 + 7,07 \cdot 10^{-6} B (1 - R_p) \exp(6302/T)) \right) \quad (3)$$



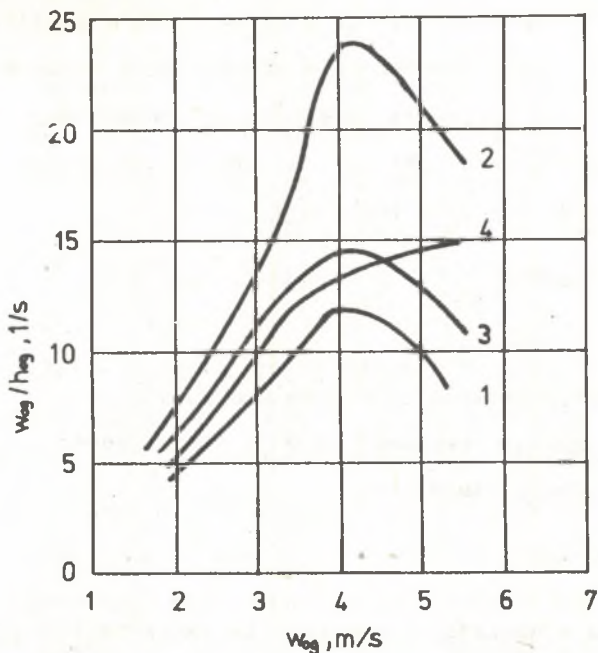
Rys. 9. Wpływ stężenia roztworu na szybkość absorpcji NO_2 z azotu [13]

Fig. 9. Effect of solution concentration on rate of absorption of NO_2 from nitrogen [13]

Przy zdefiniowaniu $R_{\phi} = n/B_0$, gdzie n oznacza ilość fenolu rozpuszczonego w 1 m^3 wodnego roztworu NaOH o stężeniu B_0 oraz przy zachowaniu podczas badań wielkości $R_{\phi} = 1$, $B_0 = 1,25$ i $2,5 \text{ kmol/m}^3$ uzyskano wartość stałej $m_0 = 0,1$. Stała ta nie zależy od temperatury i stężenia wodorotlenku sodu. Z uwagi na pojemność absorpcyjną roztworu zaleca się stosowanie roztworów o stężeniu $B_0 = 2,5 \text{ kmol/m}^3$.

Równanie jest słuszne dla następujących [8] danych: $0,75 < R_{\phi} < 0,85$, $T = 313 \text{ K}$. Na zaprezentowanych w [8] wykresach przedstawiono wyniki badań w układzie współrzędnych $w_{og} / h_{og} - W_{og}$ (rys. 10). W pracy [18] przedstawiono dodatkowo równanie na obliczanie współczynnika wnikania masy w układzie $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} - \text{H}_2\text{O} - \text{NaOH}$ w aparacie fluidalnym:

$$\beta_{ga} = 8,74 * 10^{-3} * w^1, 1 * L^{0,23} * H_{st}^{0,33} * f^{-0,64} * g_k^{0,3} \quad (4)$$



Rys. 10. Wpływ prędkości liniowej gazu na szybkość absorpcji fenolu w roztworze wodorotlenku sodowego [8]

Fig. 10. Effect of gas rate on rate of absorption of phenol in a sodium hydroxide solution. [8]. Turbulent bed scrubber. 1 - $H_{st} = 0,05$ m; 2 - $H_{st} = 0,1$ m; 3 - $H_{st} = 0,15$ m; 4 - $H_{st} = 0,2$ m; $\phi_{kol} = 0,4$ m; $d = 0,035$ m; $\gamma_k = 180$ kg/m³; $f = 0,5$.

3.5. Układy $Cl_2 - H_2O - NaOH$ i $HCl - H_2O - NaOH$

Jak wykazano w [14], istnieje niewielkie prawdopodobieństwo wystąpienia w spalinach wolnego chloru. Absorpcja chloru za pomocą NaOH wynosi: 100 - 150 g/l, [14], a proces przebiega tym intensywniej, im wyższa jest turbulencja cieczy pochłaniającej. Sprawność fluidalnych urządzeń absorpcyjnych w tym przypadku sięga 96 %. Wciąż jednak brak jest w literaturze danych na temat kinetyki absorpcji i parametrów równowagowych układu $HCl-H_2O-NaOH$, a w szczególności absorpcji chlorowodoru w aparatach fluidalnych. Wskazuje to na konieczność prowadzenia badań w tym zakresie.

Autorzy [11] prowadzili badania absorpcji HCl z powietrza wodę, w kolumnie fluidalnej o średnicy $\phi = 150$ mm, przy prędkościach pozornych przepływu $2 + 3,5$ m/s oraz początkowej koncentracji HCl w gazie, wynoszącej 40 mg/m^3 , przy natężeniu zraszania wynoszącym $L = 0,018 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{s})$, uzyskując korelację w postaci :

$$k = 0,072 W_{og}^{0,9} \cdot G \quad [\text{kg/m}^2\text{s bar}], \quad (5)$$

gdzie:

G - ilość cieczy używanej w czasie próby, m^3

Autorzy [11] określają sprawność na 90 % dla pojedynczej, a 99 % dla wielopółkowej kolumny fluidalnej.

4. PODSUMOWANIE

Przedstawione w niniejszym opracowaniu zestawienie wyników badań prezentowanych w literaturze pozwala na określenie współczynników wnikania masy po stronie fazy gazowej bądź też współczynników przenikania masy odniesionych do jednostkowej objętości spoczynkowej warstwy wypełnienia, dla kilku składników gazowych, najczęściej występujących w spalinach. Może ono zatem stanowić materiał przydatny przy projektowaniu węzłów oczyszczania gazów odlotowych, przy zastosowaniu trójfazowych absorberów fluidalnych. Analiza wyników prezentowanych w literaturze wskazuje na potrzebę prowadzenia dalszych szczegółowych badań w zakresie wymiany masy w aparatach fluidalnych, z zachodzącą równocześnie reakcją chemiczną w cieczy, zwłaszcza w przypadku układów nie poznanych dokładnie /jak np. $\text{eNO}_x\text{-H}_2\text{O-NaOH-NaOCl}$ lub $\text{HCl-H}_2\text{O-NaOH}$ /. Jak można zaobserwować [18], stosowanie równań na obliczanie współczynników wnikania/przenikania masy z równoczesną reakcją chemiczną w fazie ciekłej w układach innych niż badawcze, dla których dane równania uzyskano, może prowadzić do znacznych rozbieżności w oszacowaniach współczynników przenikania masy, co ma związek z kinetyką poszczególnych reakcji chemicznych w układach o dużej turbulencji faz.

LITERATURA

1. Burghardt A., Kulawska M.: Inż.Ap.Chem. nr 6 s. 8-12 /1976/.
2. Danckwerts P.V. i in.: Trans.Inst.Chem.Engrs. T 42, 44 /1966/
3. Dekker W.A., Shoock E., Kremers W.: Chem.Eng.Sci., 11, 1, s. 6 /1959/.
4. Demus H.: Chem.Techn. 8,5, s. 285 /1956/.
5. Douglas H.R., Snider I.W.A. i in.: Chem.Eng.Progr. v. 59 nr 12, s. 85 - 89 /1963/.
6. Ganz C.N.: Oczyszczanie przemysłowych gazów. Wyd.Promiń, Dniepropietrowsk /1977/.
7. Gostomczyk M.A. i in.: Ochr.pow. nr 3, s. 63 - 67 /1981/.
8. Gelperin N.J., Suchariw J.G.: Chis.Prom. nr 1, s. 16 - 19 /1969/.
9. Hobler T.: Dyfuzyjny ruch masy i absorberzy, WNT /1976/.
10. Kudra T., Strumiłło Cz.: Inż.Chem. 4, V, s. 809 /1975/.
11. Mayak V.I., Matrozow V.I.: Tr.Chim. Chim. Technol., nr 2, s. 200 /1970/.
12. Peters M.S., Holman I.L.: Ind.Eng.Chem., 47, s.2536 /1955/.
13. Sherwood T., Pigford R.: Absorption and Extraction, Mc Graw Hill, N.Y. /1952/.
14. Wandrasz J., Zieliński J.: Procesy fluidalne utylizacji odpadów. Wyd. PAN /1984/.
15. Woźniak M.: Inż. Chem.: 4, V, s. 903 - 916 /1975/.
16. Woźniak M.: Inż. Chem.: 4, VI, s. 875 - 890 /1976/.
17. Woźniak M., Østergaard K.: Chem.Eng.Sci. 28, 1, s. 167 - 171 /1973/.
18. Zaminien A.A., Rama W.M.: Absorberzy a peiwodoożizhennoj nesadkoj wyd. Chimiya, Moskwa /1980/.

Wpłynęło do Redakcji: listopad 1986 r.

Recenzant

Doc.dr hab. inż. Leon Troniewski

FLUE GAS CLEANING BY SODIUM HYDROXIDE SOLUTIONS IN TURBULENT BED WET SCRUBBERS

Summary

Manufacturing processes as well as wastes incineration processes are a source of post-reaction and post-manufacturing gases emission. These gases contain often various toxic and harmful compounds. Many research works on the problem of flue gases neutralization by absorption of harmful compounds with simultaneous chemical reaction in the liquid phase are made in many laboratories, yet the knowledge on these problems is still unsatisfactory.

The paper presents references data for to the absorption with simultaneous chemical reaction by NaOH solutions of several gas compounds which often occur in flue gases produced during waste incineration.

Research results of other investigators obtained for chemical absorption of carbon dioxide, sulphur dioxide, nitrogen oxides, phenol and hydrogen chloride are described. Equations and diagrams which may be applied in designing works of turbulent bed scrubbers are presented.

ОЧИСТКА ОТРАБОТАННЫХ ГАЗОВ ВОДНЫМ РАСТВОРОМ ГИДРООКИСИ НАТРИЯ ВО ФЛЮИДАЛЬНОМ АБСОРБЕРЕ

Резюме

В мире проводятся многочисленные исследования на тему методов очистки отработанных газов путём поглощения вредных составных частей с одновременной химической реакцией, проходящей в жидкости. Однако, знаний на эту тему всё ещё недостаточно.

В работе приводятся данные из литературы на тему поглощения с одновременной химической реакцией раствором гидроокиси натрия ряда главных составных частей, чаще всего находящихся в отработанных газах, возникающих в результате сжигания отходов.

В статье приведены уравнения и графики, которые могут найти применение при проектировании флюидных абсорберов (поглотителей).