

Janusz WANDRASZ

PROBLEM ABSORPCJI W TRÓJCZYNNIKOWYM ABSORBERZE FLUIDALNYM
O ZMIENNEJ LICZBIE FLUIDYZACJI

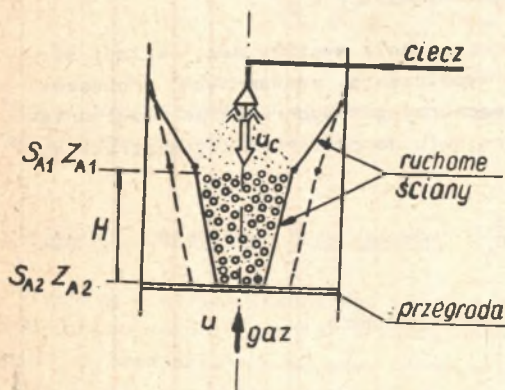
Streszczenie. W pracy przedstawiono ogólne problemy związane z projektowaniem trójczynnika absorbera fluidalnego, w którym występuje możliwość zmian liczby fluidyzacji (zmienny strumień gazu) oraz możliwość zmian koncentracji składnika absorbowanego.

1. Wstęp

W równoległe pracujących instalacjach przemysłowych emitujących szkodliwe składniki dla otoczenia przyjęto stosować, dla każdej z nich, odrębne absorbery. W pewnych określonych przypadkach występuje możliwość łączenia produktów gazowych do wspólnego kolektora i przeprowadzania procesu absorpcji z całej masy gazów. Możliwość taka występuje szczególnie w zakładach o zmiennym rytmie pracy, przy czym znacznym wahanom podlega zarówno łączny strumień gazów jak i koncentracja absorbowanego składnika.

Rozwiązanie powyższego zagadnienia umożliwia urządzenie przedstawione na rys. 1 [6].

Możliwość regulacji położenia ścian bocznych układu daje zmianę przekroju aparatu, powodując zmianę prędkości przepływającego gazu. Zmienia się więc liczba fluidyzacji definiowana jako stosunek prędkości lokalnej u do prędkości początku fluidyzacji u_{mf}



Rys. 1. Schemat absorbera o zmiennej liczbie fluidyzacji

$$W = \frac{u}{u_{mf}} \quad (1)$$

Zmienność ta ograniczona jest wartościami u_{min} i u_{max} wynikającymi z konieczności uzyskania właściwego zraszania układu [5].

Kształt aparatu i odpowiednio dobrany stosunek przekroju minimalnego do maksymalnego pozwalają także zachować stałą prędkość dolotową gazu, mo-

gącą jednak nie gwarantować w obecności trzeciego czynnika (cieczy) właściwego przebiegu procesu fluidyzacji. Warunki hydrodynamiczne takiego układu określają parametry: minimalna wysokość warstwy fluidyzacji utworzonej z kul o znanej średnicy d wybranej z optymalnego zakresu średnic d_{\min} i d_{\max} , możliwość regulowania prędkości gazu w zakresie prędkości u_{\min} i u_{\max} oraz określone natężenie przepływu cieczy zraszającej o prędkości u_c . Jedynym stałym parametrem jest powierzchnia zraszania kul F_k będących w kontakcie z gazem. Wpływ tych parametrów jest oczywisty, a ich właściwy dobór stanowi odrębne zagadnienie. Mają one jednak istotny wpływ na proces wymiany masy.

2. Podstawowe zależności opisujące pracę wymiennika masy

Zmienność w czasie zarówno stężeń, jak i strumienia gazu pozwala dla elementu wymiennika o powierzchni dF zapisać ilość wymienionej masy równaniem

$$d^2n_A = k_A(\tau)\Delta\pi_A(\tau)d\tau dF \quad (2)$$

gdzie:

$k_A(\tau)$ - chwilowy współczynnik przenikania masy, $\text{kmol}(\text{m}^2\text{s})$,

$\Delta\pi_A(\tau)$ - chwilowy moduł napędowy procesu,

dF - elementarna powierzchnia wymiany masy, m^2 .

Uwzględniając w równaniu (2), że powierzchnia wymiany masy składa się z powierzchni geometrycznej elementów wypełnienia, poddawanych procesowi fluidyzacji i powierzchni kropeł lub pęcherzy gazowych oraz po uwzględnieniu stosunku całkowitej powierzchni kontaktu do powierzchni geometrycznej [5] w postaci zależności

$$\psi = \frac{F}{F_k} \quad (3)$$

można po scałkowaniu względem F otrzymać równanie

$$dn_A = F_k \int_{\tau_1}^{\tau_2} \psi k_A(\tau)\Delta\pi_A(\tau)d\tau \quad (4)$$

Całka powyższego równania w zakresie zmian czasu $\Delta\tau = \tau_2 - \tau_1$ daje średni strumień przekazywanej masy

$$\dot{n}_A = \frac{F \cdot k}{\Delta\tau} \int_{\tau_1}^{\tau_2} \psi k_A(\tau) \Delta\tau_A(\tau) d\tau \quad (5)$$

Zmienność stężeń w układzie ujmuje "linia" operacyjna będąca w tym przypadku krzywą usytuowaną na powierzchni opisanej równaniem:

$$Z_A = \vartheta(\tau) S_A + [Z_{A1}(\tau) - \vartheta(\tau) S_{A1}] \quad (6)$$

gdzie:

- $\vartheta(\tau)$ - zmienny w czasie stosunek pojemności masowych cieczy i gazu,
- Z_A, S_A - uogólnione stężenia składnika A w fazie gazowej i ciekłej,
- Z_{A1}, S_{A1} - uogólnione stężenia składnika A w przekroju 1.

Charakter zmienności równania (6) zależy od zmienności funkcji $\vartheta(\tau)$ oraz $Z_{A1}(\tau)$, przy czym zmienność ta narzucona jest warunkami technologicznymi.

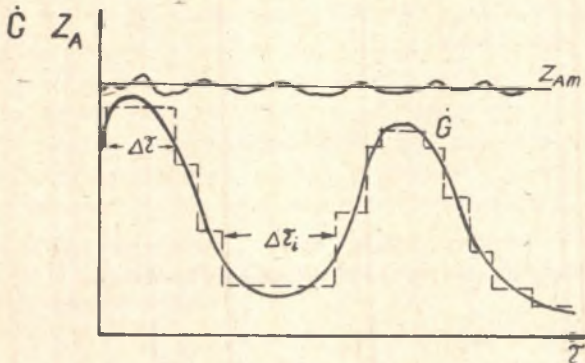
W praktycznych zagadnieniach równanie (5) dogodnie jest przedstawić w postaci różnicowej

$$\dot{n}_A = \frac{F}{\Delta\tau} \sum_i \psi k_{A1} \Delta\tau_{A1} \Delta\tau_i \quad (7)$$

Można w tym przypadku dla każdego z rozważanych odcinków czasowych $\Delta\tau_i$ dobrać średnie parametry przepływu.

3. Zmienność parametrów fazy gazowej

Przebieg procesów technologicznych w różnych urządzeniach podłączonych do wspólnego kolektora może prowadzić do zmian parametrów początkowych gazów doprowadzanych do układu. Ilość składnika A, z różnych urządzeń, może wahać się nieznacznie, nie powodując istotnych zmian jego koncentracji, przy czym wydajności tych urządzeń mogą być zmienne. Daje to w konsekwencji zmienność w czasie łącznego strumienia gazów (rys. 2). Całkowity okres czasu można podzielić na odcinki, a wartości współczynników wnikania masy ustalić jako średnie dla poszczególnych zakresów odcinków czasu $\Delta\tau_i$, przyjmując w obliczeniach średnie wartości strumienia gazu i cieczy.



Rys. 2. Wykres podziału na elementy czasowe zmiennej wydajności strumienia gazów

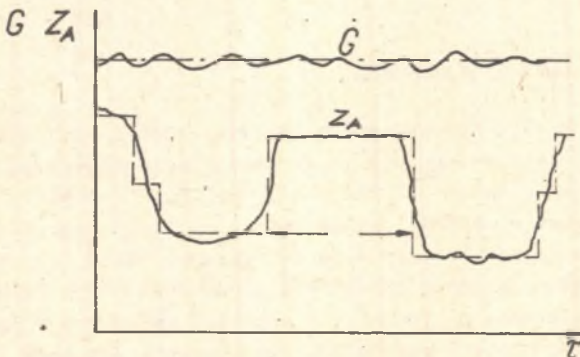
Posiadane informacje o własnościach hydrodynamicznych układu, określające granice fluidyzacji oraz maksymalny i minimalny strumień cieczy, pozwalają dobrać taki stosunek pojemności masowej cieczy do gazu, aby

$$\varphi = \text{const} \quad (Z_{A1} = \text{idem})$$

co w konsekwencji sprowadza rozważania do analizy linii operacyjnej przedstawionej równaniem [1]

$$Z_A = \frac{\varphi}{\varphi_g} S_A + (Z_{A1} - \frac{\varphi}{\varphi_g} S_{A1}) \quad (8)$$

Zmiany parametrów dolotowych mogą również obejmować zmienną koncentrację składnika A przy stałym natężeniu przepływu strumienia gazów (rys.3).



Rys. 3. Wykres podziału na elementy czasowe zmiennej koncentracji składnika

Ten ostatni przypadek może wystąpić np. przy zabudowaniu wentylatora odciągowego przed absorberem, przy czym w układzie ssawnym wystąpią nie szczelności.

Przyjmując dla tego przypadku jako pojemność masową gazu łączny jego strumień oraz średnie wartości Z_A w przedziałach $\Delta\tau_1$ sprowadzi się obliczenia do przypadku omawianego poprzednio. Rozważania dotyczyć tu będą szeregu odcinków czasowych, dla których przeprowadzone obliczenia wielkości podstawowych pozwolą zastosować równanie (7).

Ogólna zmienność zarówno Z_A , jak i \dot{n}_A może być rozwiązana metodą różnicową po sprowadzeniu obliczeń do przypadków ustalonych w przedziałach czasowych $\Delta\tau_1$.

4. Dobór współczynnika przenikania masy

Dla określenia wartości współczynnika przenikania masy można zastosować zależność [1]

$$\frac{1}{k_A} = \frac{1}{\beta_g} + \frac{n}{\beta_c} \quad (9)$$

gdzie β_g i β_c są współczynnikami wnikania masy w fazie gazowej i ciekłej. Wartość zmiennika n dla spełnionego prawa Henry'ego wyraża stałą równowagi, którą dla określonego przypadku absorpcji można wyrazić zależnością [5]

$$n = \frac{1}{MR} \exp(a + \frac{b}{T}) \quad (10)$$

gdzie:

MR - uniwersalna stała gazowa, J/kmol K,

T - temperatura bezwzględna, K,

a, b - stałe (dla $NH_3 - H_2O$ $a = 4,705$; $b = -1922$).

Dla innych przypadków sposób obliczenia wartości n podaje literatura [1].

Ponieważ wartość k_A w równaniu (9) odniesiona jest do powierzchni międzyfazowej wymiany masy, konieczna jest umiejętność przeliczania współczynników przenikania masy, obliczanych w stosunku do jednostki objętości złoza w stanie spoczynku k_{AV} lub do jednostki powierzchni elementu rozdzielczego k_{AR} , na wielkość k_A .

Powyższą zależność ujawuje równanie

$$k_A = k_{AV} \frac{H_0}{F_s} = k_{AR} \frac{1}{F_s} \quad (11)$$

gdzie:

f_s - powierzchnia międzyfazowej wymiany masy odniesiona do jednostki powierzchni elementu rozdzielczego,

H_0 - statyczna wysokość warstwy fluidalnej, m,

Wielkość f_s można zgodnie z [5] wyznaczyć z zależności

$$f_s = 18.2 u_g^{0,6} U^{0,15} H_0^{0,3} d_k^{-0,18} \rho_k^{0,45} \exp(-1,2f) \quad (12)$$

gdzie:

u_g - prędkość gazu (1 ± 5 m/s), m/s,

U - gęstość zraszania odniesiona do średniej wartości przekroju aparatu (1 ± 50 m/h), m/h,

d_k - średnica kul stanowiących wypełnienie absorbera, (11 ± 40 mm), mm,

H_0 - statyczna wysokość warstwy (50 ± 200 mm), mm,

ρ_k - gęstość masy wypełnienia (350 ± 1050 kg/m³), kg/m³,

f - udział powierzchni czynnej elementu rozdzielczego ($0,3 \pm 0,6$).

Potrzebne do obliczeń współczynniki wnikania masy można określić z zależności

$$\beta_v = A u_g^n U^n H_0^p f^q d_k^r \rho_k^s \quad (13)$$

słusznej zarówno dla fazy gazowej, jak i ciekłej. Wartości współczynników równania (13) podano w tabeli 1.

Wartości współczynników przenikania masy dla rozpatrywanych przedziałów czasowych $\Delta\tau_i$ można wyznaczyć operując średnimi parametrami przekroju komory.

Zmiana przekroju górnego w stosunku do dolnego wynikająca z warunków fluidyzacji w aparatach stożkowych [3] winna zmieniać się w granicach 9-18%. Zmiany te, uwarunkowane procesem zmian strumienia gazu lub warunkami wymiany masy, wpływają na wielkości u_g oraz U .

W obliczeniach można również wykorzystywać zależności pozwalające wyznaczyć współczynnik przenikania masy w przypadku szczególnym [4].

5. Moduł napędowy procesu wymiany masy

Podział całego odcinka czasowego $\Delta\tau$ na odrębne $\Delta\tau_i$ o ustalonych parametrach sprowadza zagadnienie do metod wyznaczania modułu napędowego, opisanych w pracy [1], w zależności od rodzaju występującej dyfuzji.

Tabela 5

Dane do obliczeń współczynników wnikańia masy [5]

Lp.	System gaz-ciecz	U m/h	Sredn. aparatu D nie	d _k mm	Q _k kg/m ³	f	H _o mm	v m/s	A	m	n	p	q	r	s
Faza gazowa															
1	NH ₃ - H ₂ O	13,8-50	50-250	2-29	110-500	0,5	60-200	2,6-5	5600	1,1	0,15	-0,73	-	-	-
2	NH ₃ - H ₂ O	5-25	500	35-40	140-214	0,4	150-300	1,5-3	3980	1,53	0,23	-0,42	-	-	-
3	NH ₃ - H ₂ SO ₄	18-72	200	10-20	400-1000	0,45-0,68	50-200	2,5-5	223	1,61	0,24	-0,34	-0,55	-0,29	0,27
4	Kondensacja H ₂ O	36-72	200	10-20	400-1060	0,22-0,8	30-140	2-4	680	1,07	0,49	-0,62	-0,46	-0,18	-
5	Odsorowanie H ₂ O	1-50	200-500	11-40	356-1010	0,3-0,6	50-200	1-5	27000e ^{-2f}	1,3	0,15	-0,55	-	-0,18	0,17
6	Hf-roztw. Na ₂ CO ₃	-	200-1000	36	226	0,4	300	-	4600	1,2	0,4	-0,54	-	7	-
7	SO ₂ - roztw. NaOH i Mg(OH) ₂	25	250	36	448	0,3-0,6	70-140	3-4	2860	1,05	0,15	-0,77	-0,5	-	-
	C ₂ H ₅ OH-Na(OH)	10-60	700	20-30	200-500	0,3-0,5	50-300	1,5-4,5	207	1,1	0,23	-0,67	-0,62	-	0,3
Faza cieplka															
1	Desorpcja Br ₂	10-50	150	10-20	180-1250	0,3-0,62	50-200	1,5-4	0,85	0,75	0,62	-0,4	-1,3	-0,1	0,1
2	Desorpcja CO ₂ -H ₂ O	-	100-250	9-29	-	-	-	-	1,45	1,35	0,75	-	-	-	-
3	Desorpcja CO ₂ -H ₂ O	5-25	500	40	-	0,42	300	1,5-2,5	9,95	1,35	0,59	-	-	-	-
4	Desorpcja CO ₂ -H ₂ O model idealn. przeszenia	18-54	200	10-20	400-1000	0,45-0,65	100-200	2-5	433	1,57	0,56	0,26	-1,83	-0,45	-0,61
	model idealn. wyporu								11,4	0,77	0,8	0,47	-0,64	0,23	-0,31

Przy korzystaniu z obliczeń na maszynie cyfrowej średnią wartość modułu napędowego w rozpatrywanym odcinku czasu $\Delta \tau_1$ można wyznaczyć stosując w miejsce równania

$$\Delta \tau_m = \frac{Z_{Ak} - Z_{Ap}}{\int_F^k \frac{dZ_A}{\Delta \tau_A}} \quad (14)$$

jego postać różnicową

$$\Delta \tau_m = \frac{Z_{Ak} - Z_{Ap}}{\sum_n \frac{\Delta Z_{An}}{\Delta \tau_{An}}} \quad (15)$$

Występująca w równaniu (15) suma dotyczy przedziałów wydzielonych na linii operacyjnej dla zmian uogólnionego stężenia Z_A , w granicach rozważanych wartości początkowej Z_{Ap} i końcowej Z_{Ak} . Od doboru liczby tych przedziałów oraz sposobu wyznaczania modułu napędowego w ich zakresie zależy dokładność uzyskanego wyniku.

6. Wnioski

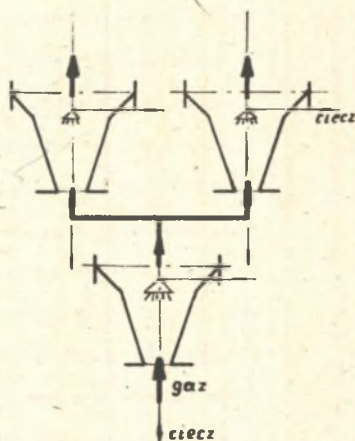
Przedstawione w niniejszej pracy zagadnienia dotyczą nowego typu wymiennika masy. Dla pełnego zaprezentowania algorytmu obliczeń, koniecznego w praktyce inżynierskiej, brakuje szeregu danych wiążących zagadnienia trójczynnikowej fluidyzacji z zagadnieniami wymiany masy. Poprawność uzyskanych wyników z punktu widzenia ruchu masy nie oznacza spełnienia warunków hydrodynamiki warstwy fluidalnej (wysokość warstwy, pęcherzowanie złoża, nadmierne opory przepływu itp.). Oba zjawiska muszą być wzajemnie skorelowane.

Obliczenia strumienia przekazywanej masy winny ponadto uwzględniać, podobnie jak układy stacjonarne (bez zmiennego w czasie przekroju komory), współczynnik pęcherzowania złoża. Tworzenie się pęcherzy gazowych i transport w ich wnętrzu gazu utrudniają warunki wymiany masy obniżając efektywność działania aparatu. Przykładowe tworzenie się pęcherzy pokazano na fotografii (rys. 4).

Prezentowane rozwiązanie, wykonane i włączone do eksploatacji w jednym z zakładów przemysłowych, wykazuje wysoką sprawność działania potwierdzając badania cytowane w pracy [4]. Można wykazać, że zastosowanie takiego rozwiązania przynosi konkretne efekty ekonomiczne wynikające z poniesienia w budowanych obiektach kilku wymienników masy i wprowadzenie jednego o prostej konstrukcji.



Rys. 4. Fotografia warstwy fluidalnej absorbera wraz z pęcherzami gazu (małe natężenie zraszania)



Rys. 5. Szeregowo-równoległy schemat połączeń wymienników masy

Wystąpienie trudności obliczeniowych spowodowanych doбором wielkości złoza oraz właściwego modułu napędowego w jednym aparacie można realizować stosując układy kombinowane (rys. 5). Jest to jednak odrębne zagadnienie, którego analiza będzie możliwa po rozwiązaniu problemów projektowania pojedynczego aparatu.

Oznaczenia

- d_k - średnica elementu warstwy fluidalnej (kuli), m,
- F - powierzchnia wymiany masy, m^2 ,
- F_k - powierzchnia geometryczna elementów warstwy fluidalnej, m^2 ,
- \dot{G} - natężenie przepływu gazu, kg/s,
- H_0 - wysokość statyczna warstwy fluidalnej, m,
- k_A - współczynnik przenikania masy, $kmol/(m^2 \cdot s)$,
- k_{Av} - współczynnik przenikania masy odniesiony do objętości warstwy fluidalnej, $kmol/(m^3 \cdot s)$,

k_{Ar}	- współczynnik przenikania masy edmiesiony do powierzchni czynnej elementu rozdzielczego, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,
M	- masa drobinowa,
\dot{n}_A	- strumień gazu, kmol/s ,
S_A	- uogólnione stężenia fazy ciekłej,
T	- temperatura bezwzględna, K ,
u	- prędkość czynnika, m/s ,
u_{mf}	- minimalna prędkość fluidyzacji, m/s ,
u_{\min} u_{\max}	- minimalna i maksymalna prędkość gazu, m/s ,
W	- liczba fluidyzacji,
Z_A	- uogólnione stężenie fazy gazowej,
\varnothing	- stosunek pojemności masowych cieczy i gazu,
\varnothing_C	- pojemność masowa cieczy,
\varnothing_g	- pojemność masowa gazu,
β	- współczynnik wnikania masy, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,
$\Delta\pi_A$	- moduł napędowy,
ρ	- gęstość masy, kg/m^3 ,
τ	- czas, s ,
ψ	- stosunek powierzchni wymiany masy do powierzchni geometrycznej.

LITERATURA

- [1] Hobler T.: Dyfuzyjny ruch masy i absorbery. WNT, Warszawa 1976.
- [2] Pohorecki R., Wroński R.: Kinetyka i termodynamika procesów inżynierii chemicznej. WNT, Warszawa 1979.
- [3] Razumow I.M.: Fluidyzacja i transport pneumatyczny materiałów sypkich. Inż. Chem. PWN, Warszawa 1975.
- [4] Woźniak M., Zajęc W., Leszczyński Z.: Zastosowanie kolumny z ruchomym wypełnieniem do suszenia powietrza stężonym kwasem siarkowym. Inż. Chem. PAN Z4, TIX 1979.
- [5] Zaminian A.A., Ramm W.M.: Absorbery z psiewdoożiżionnoj nasadkoj. Chemia, Moskwa 1980.
- [6] Patent Nr 115-633.

Recenzent: Doc. dr hab. inż. Leon TRONIEWSKI

Praca wpłynęła do Redakcji w dniu 8 lipca 1980 r.

Проблема абсорбции в трёхфазном абсорбере с псевдооживленной насадкой и переменным числом псевдооживления

Р е з ю м е

В статье приводятся общие вопросы связанные с проектированием трёхфазного абсорбера с псевдооживленной насадкой флюидального абсорбера, в котором можно изменять числа псевдооживления изменением потока газа, а также есть возможность изменения концентрации абсорбируемого компонента.

The problem of absorption in three-phase fluidizedbed absorber with variable number of fluidization

S u m m a r y

The paper presents general problems connected with the designing of three-phase fluidizedbed absorber in which there is a possibility of changing the number of fluidization (variable flux of gas) and the possibility of changes of absorbed component concentration.