

Anna KIELBUS-RAPAŁA

e-mail: kielbus@zut.edu.pl

Instytut Inżynierii Chemicznej i Procesów Ochrony Środowiska, Wydział Technologii i Inżynierii Chemicznej,
Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny, Szczecin

Wpływ skali aparatu na proces transportu masy w mieszanym mechanicznie układzie ciecz-gaz

Wstęp

Jednym z ważnych zagadnień w inżynierii chemicznej i procesowej jest problem zmniejszania i powiększania skali aparatów stosowanych do mieszania różnych układów. Zagadnienie to jest bardzo trudne ze względu na dużą różnorodność parametrów operacyjnych oraz właściwości mieszanych substancji. W przypadku układów niejednorodnych podczas zmiany skali aparatu należy uwzględnić podobieństwo geometryczne, kinematyczne oraz dynamiczne [Adamiak, 2005]. W mieszalnikach najczęściej stosowanym kryterium przenoszenia skali jest jednostkowa moc mieszania P/V , jednak w przypadku układów zawierających fazę gazową, powinno się brać również pod uwagę parametr pozwalający na lepszą charakterystykę określonego procesu w aparacie z mieszadłem [Karcz i Siciarz, 2001].

Celem prezentowanej pracy była analiza eksperymentalna wpływu skali aparatu (średnicy mieszalnika) na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy $k_L a$, a tym samym na przebieg procesu transportu tlenu między gazem a cieczą w mieszalniku.

Badania doświadczalne

Aparatura. Podstawą analizy były wyniki pomiarów objętościowego współczynnika wnikania masy $k_L a$. Pomiarów wykonano w dwóch geometrycznie podobnych mieszalnikach, różniących się dziesięciokrotnie objętością roboczą: $V_1 = 0,2 \text{ m}^3$ oraz $V_2 = 0,0187 \text{ m}^3$. Zbiorniki o średnicach wewnętrznych: $D_1 = 0,634 \text{ m}$ oraz $D_2 = 0,288 \text{ m}$, wypełnione były cieczą do wysokości $H = D$ i wyposażone w pojedyncze mieszadło szybkoobrotowe. Do badań wybrano trzy typy mieszadeł o średnicy $d = 0,33D$: mieszadło turbinowe Rushtona (TR), mieszadło turbinowe Smitha (CD 6) oraz mieszadło A 315. Jako fazę ciekłą stosowano wodę destylowaną, natomiast fazą gazową (źródłem tlenu) było powietrze.

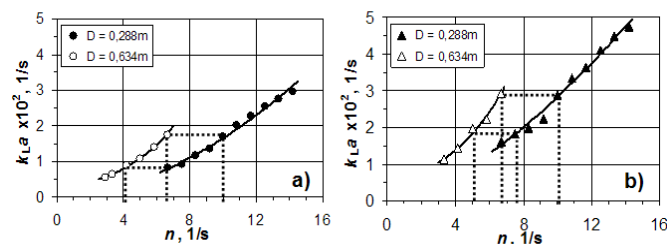
Zakres badań. Badania prowadzono w zakresie przepływu burzliwego w mieszalniku ($Re_{D1} \in \langle 1,3; 2,96 \cdot 10^5 \rangle$, $Re_{D2} \in \langle 0,61; 1,38 \cdot 10^5 \rangle$), przy dobrym rozproszeniu pęcherzy gazu w cieczy, dla sześciu wartości strumienia objętościowego gazu V_g . Parametry operacyjne zmieniano w zakresie: duży mieszalnik – $n[1/s] \in \langle 3,33; 6,67 \rangle$, $V_g[\text{m}^3/\text{s}] \in \langle 0,56; 1,94 \cdot 10^{-3} \rangle$ (co odpowiada pozornej prędkości gazu w zakresie $w_{og} (= 4V_g/(\pi D^2))[\text{m}/\text{s}] \in \langle 1,76; 6,16 \cdot 10^{-3} \rangle$), mały mieszalnik: $n[1/s] \in \langle 6,67; 14,17 \rangle$, $V_g[\text{m}^3/\text{s}] \in \langle 1,11; 5,56 \cdot 10^{-4} \rangle$ ($w_{og}[\text{m}/\text{s}] \in \langle 1,71; 8,53 \cdot 10^{-3} \rangle$).

Metodyka. Badania współczynnika wnikania masy $k_L a$ wykonano metodą dynamiczną, przy użyciu tlenomierza z sondą tlenową, stosując wariant metody, gdzie przy stałej wartości strumienia objętościowego gazu V_g oraz stałej częstości obrotów mieszadła n zmieniano rodzaj gazu w strumieniu doprowadzanym do mieszalnika. Gaz doprowadzano poprzez pierścieniowy dystrybutor umieszczony w połowie odległości między dnem zbiornika, a mieszadłem, natomiast wymienianymi gazami były: powietrze i azot. Wartości współczynnika $k_L a$ wyznaczono, na podstawie wyników pomiarów zmian stężenia tlenu rozpuszczonego w cieczy w czasie. Metoda pomiaru została szczegółowo opisana w pracy [Kielbus-Rapała i Karcz, 2009].

Wyniki i dyskusja

Otrzymany zbiór danych pomiarowych (dwa mieszalniki, trzy mieszadła, sześć wartości strumienia gazu) pozwolił na przeprowa-

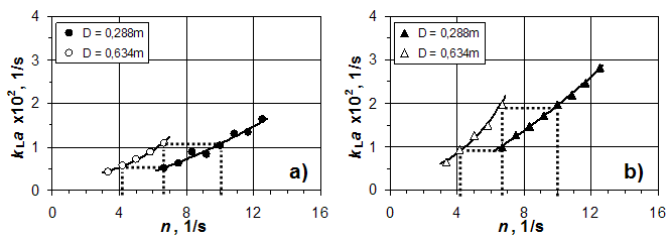
dzenie analizy wpływu wielkości zbiornika na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy $k_L a$ – parametru, charakteryzującego ilościowo proces transportu tlenu między dwiema fazami w mieszalniku. Analizując wpływ skali aparatu porównano wartości współczynnika $k_L a$ otrzymane w mieszalnikach o średnicy $D_2 = 0,288 \text{ m}$ oraz $D_2 = 0,634 \text{ m}$, zakładając w obu mieszalnikach albo stałą wartość pozornej prędkości gazu w_{og} , albo parametru ujmującego strumień gazu liczony w m^3 na minutę odniesiony do m^3 cieczy w mieszalniku $vvm = V_g[\text{m}^3/\text{min}]/V_L[\text{m}^3]$. Na rys. 1 przedstawiono zależności współczynnika $k_L a$ w funkcji częstości obrotów mieszadła n , przy założeniu w obu mieszalnikach stałej wartości prędkości pozornej gazu w_{og} . Na rysunku tym porównano wartości współczynnika $k_L a$ uzyskane w mieszalnikach różniących się średnicą ($D_1 = 0,634 \text{ m}$ punkty puste, $D_2 = 0,288 \text{ m}$ – punkty pełne), wyposażonych w mieszadło CD 6, osobno dla każdej z dwóch wybranych stałych wartości $w_{og} = 1,75 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ (Rys.1a) oraz $w_{og} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ (Rys.1b).



Rys. 1. Porównanie wartości $k_L a$ dla różnych mieszalników przy stałym w_{og} ; mieszadło CD 6; $D \neq \text{const}$: punkty puste - mieszalnik o średnicy $D = 0,634 \text{ m}$, punkty pełne - mieszalnik o średnicy $D = 0,288 \text{ m}$; a) $w_{og} = 1,75 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ ($vvm_{D=0,288} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$, $vvm_{D=0,634} = 0,17 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$, b) $w_{og} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ ($vvm_{D=0,288} = 0,71 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$, $vvm_{D=0,634} = 0,333 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$)

Analizując przedstawione dane stwierdzono wyraźny wpływ skali aparatu na wartość współczynnika $k_L a$. Dla $w_{og} = \text{const}$, przy założeniu stałej częstości obrotów mieszadła $n = \text{const}$ wyższe wartości współczynnika $k_L a$ uzyskano w większym mieszalniku. Stała wartość w_{og} w obu aparatach oznacza, że w większym mieszalniku parametr vvm jest dwukrotnie mniejszy niż w zbiorniku mniejszym. Aby w obu aparatach uzyskać jednakowe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy, zachowując warunek stałej wartości pozornej prędkości gazu, należało w mniejszym zbiorniku utrzymywać odpowiednio większe częstości obrotów mieszadła: np. dla $w_{og} = 1,75 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ (Rys. 1a), aby uzyskać wartość $k_L a = 1,75 \cdot 10^{-2} \text{ 1/s}$ w mniejszym mieszalniku należy utrzymywać ok. 50% wyższe wartości częstości n (dla $n_{D1} = 6,67 \text{ 1/s}$, $n_{D2} = 10 \text{ 1/s}$), niż w większym aparacie, przy około dwukrotnie większej wartości parametru vvm ($vvm_{D1} = 0,17 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$, $vvm_{D2} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})/\text{m}^3$).

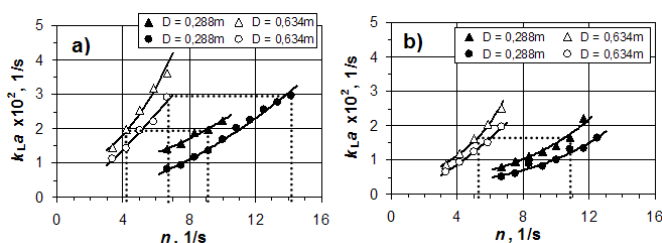
Analogiczne porównanie wartości współczynnika $k_L a$ uzyskanych przy stałej pozornej prędkości gazu w_{og} , w różniących się średnicą mieszalnikach wyposażonych w mieszadło A 315, przedstawiono na rys. 2. Generalnie w obu tych mieszalnikach uzyskano niższe wartości współczynnika $k_L a$ w porównaniu do wartości dla mieszalnika z mieszadłem CD 6. Również przy zastosowaniu mieszadła A 315, jednakowe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy w obu mieszalnikach uzyskano przy ponad 50% wyższej wartości częstości obrotów mieszadła w aparacie o mniejszej średnicy, np. przy stałej wartości $w_{og} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, wartość współczynnika $k_L a = 0,94 \cdot 10^{-2} \text{ 1/s}$ (Rys. 2b) w mniejszym mieszalniku uzyskano przy



Rys. 2. Porównanie wartości $k_{L,a}$ dla różnych mieszalników przy stałym w_{og} : mieszadło A 315; $D \neq \text{const}$: punkty puste – mieszalnik o średnicy $D = 0,634\text{m}$, punkty pełne – mieszalnik o średnicy $D = 0,288\text{m}$; a) $w_{og} = 1,75 \cdot 10^{-3}\text{m/s}$ ($v_{vm,D=0,288} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$, $v_{vm,D=0,634} = 0,17 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$), b) $w_{og} = 3,52 \cdot 10^{-3}\text{m/s}$ ($v_{vm,D=0,288} = 0,71 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$, $v_{vm,D=0,634} = 0,333 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$)

częstości obrotów $n_{D2} = 6,67 \text{ 1/s}$, w porównaniu do $n_{D1} = 4,17 \text{ 1/s}$ w większym zbiorniku (wzrost o 58%).

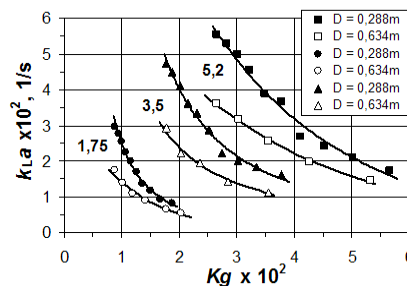
Na rys. 3 porównano dane doświadczalne zakładając stałą wartość parametru v_{vm} . Przedstawiono na nim wartości współczynnika $k_{L,a}$ otrzymane w różniących się średnicą mieszalników z mieszadłem CD 6 (Rys. 3a) oraz z mieszadłem A 315 (Rys. 3b), dla dwóch wybranych wartości parametru v_{vm} : $v_{vm} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$ – punkty oznaczone trójkątami oraz $v_{vm} = 0,5 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$ – oznaczone kołami.



Rys. 3. Porównanie wartości $k_{L,a}$ dla różnych mieszalników ($D \neq \text{const}$) przy stałym v_{vm} : punkty puste- $D = 0,634\text{m}$, punkty pełne- $D = 0,288\text{m}$; a) mieszadło CD 6, b) mieszadło A 315; $v_{vm} \neq \text{const}$: Δ - $v_{vm} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$, \circ - $v_{vm} = 0,5 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$;

Również przy założeniu stałej wartości parametru v_{vm} , ujawnił się wpływ skali aparatu na przebieg procesu transportu masy między gazem a cieczą. W zakresie pomiarów zaobserwowano większy wpływ parametru v_{vm} na wartość współczynnika $k_{L,a}$ w mieszalniku o większej objętości roboczej. W tym aparacie dla danej stałej wartości v_{vm} wzrost wartości $k_{L,a}$ ze zwiększaniem częstości obrotów mieszadła n był większy, szczególnie w przypadku mieszadeł turbinowych. Stała wartość parametru v_{vm} oznacza, że np. dla $v_{vm} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$ (Rys. 3a, b), w większym zbiorniku pozorna prędkość gazu $w_{og} = 3,52 \cdot 10^{-3}\text{m/s}$, a w mniejszym $w_{og} = 1,7 \cdot 10^{-3}\text{m/s}$, warunkowi $v_{vm} = \text{const}$ odpowiada zatem około dwukrotnie większa wartość w_{og} w dużym zbiorniku. Oznacza to, że strumień objętościowy gazu V_g doprowadzany do mieszalnika o mniejszej średnicy stanowił 10% strumienia gazu doprowadzanego do mieszalnika o większej średnicy ($V_{gD2} = 1,11 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, natomiast $V_{gD1} = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$). Jak wynika z danych przedstawionych na rysunku, aby w obu mieszalnikach otrzymać jednakowe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy, przy zachowaniu warunku stałego v_{vm} , należało zwiększyć dwukrotnie częstość obrotów mieszadła w mniejszym mieszalniku w porównaniu do częstości obrotów w mieszalniku o większej średnicy, np. dla mieszadła CD 6 (Rys. 3a), przy $v_{vm} = \text{const} = 0,35 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$, aby uzyskać wartość współczynnika $k_{L,a} = 1,92 \text{ 1/s}$ należało zwiększyć częstość obrotów mieszadła z $n_{D1} = 4,17 \text{ 1/s}$ do $n_{D2} = 9,1 \text{ 1/s}$ (o 118%), natomiast przy $v_{vm} = \text{const} = 0,5 (\text{m}^3/\text{min})\text{m}^3$, aby uzyskać wartość współczynnika $k_{L,a} = 2,92 \text{ 1/s}$ należało zwiększyć częstość obrotów mieszadła z $n_{D1} = 6,67 \text{ 1/s}$ do $n_{D2} = 14,17 \text{ 1/s}$ (o 112%). W przypadku mieszadła A 315 uzyskanie np. wartości $k_{L,a} = 1,67 \cdot 10^{-2} \text{ 1/s}$ wymagało zwiększenia częstości obrotów z $n_{D1} = 5,2 \text{ 1/s}$ w większym aparacie, do $n_{D1} = 10,83 \text{ 1/s}$ – w mniejszym (o 108%).

Na rys. 4 porównano zależność współczynnika $k_{L,a}$ w funkcji liczby przepływu gazu $K_g (=V_g/(nd^3))$ dla mieszalników o różnych średnicach oraz trzech wybranych wartości pozornej prędkości gazu w_{og} . Porównanie danych doświadczalnych pokazuje, że przy założeniu stałych wartości: liczby przepływu gazu K_g oraz prędkości gazu w_{og} wyższe wartości współczynnika $k_{L,a}$ uzyskano w mieszalniku o mniejszej średnicy. Różnice między wartościami $k_{L,a}$ otrzymanymi w mniejszym i większym



Rys.4. Zależność $k_{L,a} = f(K_g)$ dla zbiorników z mieszadłem CD 6; wybrane wartości umownej liniowej prędkości gazu $w_{og} \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$

zbiorniku zwiększały się wraz ze wzrostem w_{og} oraz ze zmniejszaniem się K_g . Rys. 4 ilustruje przykładowe dane otrzymane dla mieszalnika z miesza-dłem CD 6, ale taką samą zależność zaobserwowano dla wszystkich trzech stosowanych mieszadeł.

Otrzymane w wyniku pomiarów wartości objętościowego współczynnika wnikania masy $k_{L,a}$ w układzie ciecz-gaz opracowano w postaci zależności ujmującej wpływ parametrów operacyjnych n oraz V_g oraz współczynnika zmiany skali k_D

$$k_{L,a} = C(k_D) K_g^{\alpha(k_D)} W_e^{\beta(k_D)} \quad (1)$$

Współczynnik skali k_D zmieniał się w zakresie $<1; 2,2>$. Liczbę Webera zdefiniowano jako $We = (n^2 d^3 \rho) / \sigma$. Wartości współczynników modelu $C(k_D)$, $\alpha(k_D)$ oraz $\beta(k_D)$ przedstawiono w tab. 1. Równanie to obowiązuje w zakresie zmiennych: $K_g \in <0,84; 7,54 \cdot 10^{-2}>$; $We \in <547; 5870>$.

Tab. 1. Wartości współczynników modelu $C(k_D)$, $\alpha(k_D)$ oraz $\beta(k_D)$ w równaniu (1)

Mieszadło	$C(k_D)$	$\alpha(k_D)$	$\beta(k_D)$	Liczba punktów
CD 6	$2 \cdot 10^{-4} \div 7 \cdot 10^{-5} k_D$	$0,134 k_D + 0,396$	$1,57 \cdot 10^{-2} k_D + 0,993$	31+54=85
TR	$5 \cdot 10^{-5} \div 2 \cdot 10^{-5} k_D$	$-2,58 \cdot 10^{-2} k_D + 0,464$	$-6 \cdot 10^{-2} k_D + 0,919$	34+27=61
A 315	$2 \cdot 10^{-4} \div 7 \cdot 10^{-5} k_D$	$8,31 \cdot 10^{-2} k_D + 0,5381$	$5,45 \cdot 10^{-2} k_D + 1,001$	30+43=73

Wnioski

Na podstawie obszernego zbioru danych doświadczalnych obejmujących: dwa mieszalniki różniące się około dziesięciokrotnie objętością roboczą, trzy mieszadła oraz sześć strumieni gazu dokonano analizy wpływu skali aparatu na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy $k_{L,a}$. Wartość tego współczynnika pozwala na ilościowy opis procesu transportu masy.

Z przeprowadzonej analizy wynika, że:

- aby uzyskać w obu mieszalnikach jednakowe wartości współczynnika $k_{L,a}$, zakładając stałą wartość pozornej prędkości gazu w_{og} , należy zwiększyć częstość obrotów mieszadła n w mniejszym aparacie ($D_2 = 0,288 \text{ m}$) o ok. 50 %, niż w większym ($D_1 = 0,634 \text{ m}$);
- aby uzyskać w obu mieszalnikach jednakowe wartości współczynnika $k_{L,a}$, zakładając stałą wartość parametru ujmującego strumień gazu liczony w m^3 na minutę odniesiony do m^3 cieczy w mieszalniku $v_{vm} = V_g [\text{m}^3/\text{min}] / V_L [\text{m}^3]$, należy ponad dwukrotnie zwiększyć częstość obrotów mieszadła n w mniejszym aparacie, przy 10-krotnie mniejszym strumieniu objętościowym gazu V_g , w porównaniu do częstości n w mieszalniku większym;
- obszerny zbiór danych pozwolił na opracowanie zależności ujmującej wpływ parametrów operacyjnych n oraz V_g oraz współczynnika zmiany skali k_D na wartość współczynnika wnikania masy w układzie ciecz-gaz.

LITERATURA

- Adamiak R., 2005. Badania warunków dyspergowania gazu w cieczy w mieszalnikach różnej skali. Praca doktorska, Politechnika Szczecińska.
- Karcz J., Siciarz R. 2001. Badania mocy mieszania w układzie ciecz-gaz w mieszalnikach różnej skali., *Inż. Chem. i Proc.*, **22**, 3C, 645-650.
- Kielbus-Rapała, A., Karcz, J., 2009. Influence of suspended solid particles on gas-liquid mass transfer coefficient in a system stirred by double impellers. *Chem. Pap.*, **63**, 188-196. DOI: 10.2478/s11696-009-0013-y