

## Efektywność wnikania masy dla mieszadeł samozasysających

### Streszczenie:

Celem niniejszej pracy jest określenie (na podstawie wartości współczynnika wnikania masy przypadającego na jednostkę mocy mieszania,  $k_L/P_G$ ) optymalnych warunków pracy samozasysającego mieszadła tarczowego.

Metodą fotograficzną określono w pracy wymiary pęcherzyków gazu oraz powierzchnię międzyfazową układu i na podstawie pomiarów objętościowego współczynnika wnikania masy przedstawiono efektywność pracy mieszadła. Dla badanego typu mieszadła wartości współczynników wnikania masy ustalają się począwszy od wartości  $Fr' \approx 0,4$ .

W przypadku roztworu elektrolitu (NaCl) efektywność wnikania masy jest nieco mniejsza niż w przypadku cieczy – nieelektrolitów (woda, roztwór *rokrysolu*).

**Słowa kluczowe:** efektywność, masa, mieszadło, współczynnik wnikania masy

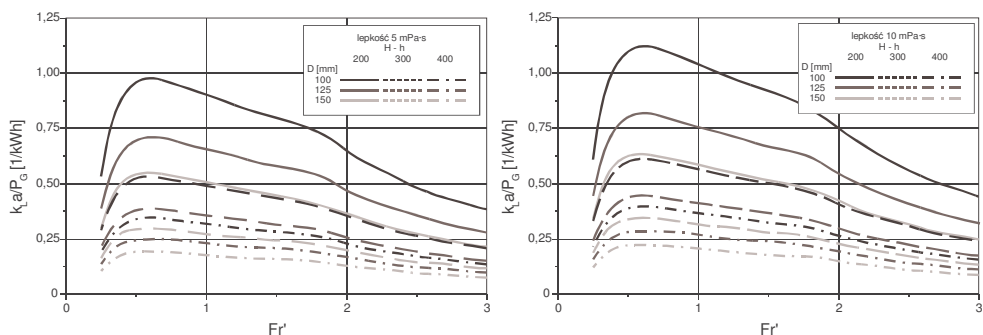
### Oznaczenia

- $a$  - jednostkowa powierzchnia międzyfazowa, [ $m^{-1}$ ]
- $D$  - średnica mieszadła, [m]
- $d$  - średnica pęcherzyka, [m]
- $d_{32}$  - średnica Sautera, [m]
- $Fr'$  - zmodyfikowana liczba Froude'a,  $Fr' = N^2 \cdot D^2 / [g \cdot (H-h)]$ , [-]
- $H$  - wysokość cieczy w mieszalniku, [m]
- $h$  - odległość mieszadła od dna mieszalnika, [m]
- $k_L$  - współczynnik wnikania masy, [ $m \cdot s^{-1}$ ]
- $k_L a$  - objętościowy współczynnik wnikania masy, [ $s^{-1}$ ]
- $N$  - częstość obrotowa mieszadła, [ $s^{-1}$ ]
- $P_G$  - moc mieszania podczas napowietrzania, [W]
- $T$  - średnica mieszalnika, [m]
- $\Delta$  - średni błąd względny, [%]
- $\eta$  - dynamiczny współczynnik lepkości, [ $Pa \cdot s$ ]
- $\eta_w$  - dynamiczny współczynnik lepkości wody, [ $Pa \cdot s$ ]
- $\Phi$  - współczynnik zatrzymania fazy gazowej, [-]

### Wprowadzenie

W technologii rolno-spożywczej często stosuje się urządzenia takie jak: bioreaktory i fermentory. Wprowadzanie gazu do tych urządzeń oprócz tradycyjnych metod (bełkotki, barbotery) może się także poprzez mieszadła samozasysające [Złokarnik 2001]. Niezależnie od sposobu dystrybucji gazu do ważnych zagadnień należy moc mieszania oraz efektywność pracy mieszadła.

W trakcie prowadzonych w naszym ośrodku badań samozasysającego mieszadła tarczowego określono optymalne warunki pracy, przy których osiąga się największe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy przy najmniejszej mocy mieszania [Kuncewicz, Stelmach 2000]. Uzyskane wyniki przedstawiono na rysunku 1 uzależniając je od zmodyfikowanej liczby Froude'a.



Rys. 1. Efektywność wnikania masy obliczona dla  $k_{L,a}$

Fig. 1. Efficiency of the mass penetration calculated for  $k_{L,a}$

Analizując uzyskane wykresy można łatwo zauważyć, że we wszystkich przypadkach przebieg linii na wykresach jest podobny. Można zatem cały obszar zmienności liczby  $Fr'$  podzielić na trzy zakresy:

- szybkiego wzrostu efektywności,
- niemal stałych jej wartości (z niewielką tendencją spadkową),
- spadku efektywności.

Pierwszy zakres odpowiada początkowemu stadium zasysania gazu ( $Fr'_{kr} < Fr' < 0,4$ ). Natężenie przepływu gazu, a przez to i objętościowy współczynnik wnikania masy, są wówczas niewielkie (mała powierzchnia międzyfazowa) co sprawia, że ilość energii potrzebnej do przetłoczenia jednostki objętości gazu jest duża. W tym zakresie liczby  $Fr'$  nawet niewielki przyrost wartości  $Fr'$  powoduje względnie duży przyrost strumienia gazu (jego wartość początkowa była bliska zero). Stąd też efektywność szybko rośnie.

Dalszy wzrost częstości obrotowej mieszadła powoduje wzrost liczby i wielkości pęcherzyków. Zwiększa się zatem ilość zasysanego gazu, a na skutek zwiększającej się burzliwości w mieszalniku zwiększa się również objętościowy współczynnik wnikania masy. Zwiększa się jednocześnie moc mieszania (coraz większa częstość obrotowa  $N$ ), ale na skutek zmniejszającej się gęstości mieszaniny dwufazowej wzrost ten jest mniejszy niż  $N^3$ . Dlatego też w tym zakresie liczby  $Fr'$  obserwujemy w przybliżeniu niemal stałą wartość efektywności. Uzyskane przebiegi krzywych na rysunku 1 jakościowo są zgodne z nielicznymi, dostępnymi danymi literaturowymi [Złokarnik 1991].

Dla dużych wartości częstości obrotowych mieszadła (tzn. dla wartości  $Fr' > 1,8$ ) można mówić o pewnym stanie „nasycenia”. Ilość zasysanego gazu oraz objętościowy współczynnik wnikania masy jeszcze wzrastają, ale już z mniejszą dynamiką niż poprzednio. Spowodowane to jest najprawdopodobniej istnieniem w mieszalniku dużych przestrzeni zajętych już przez fazę gazową oraz zmniejszającą się burzliwością (dużą powierzchnią międzyfazową). Ponieważ wzrasta nadal moc mieszania powoduje to spadek efektywności.

Z przedstawionych wykresów wynika, że zakres liczby  $Fr'$ , w którym badane mieszadło pracuje najefektywniej jest dość szeroki i wynosi od 0,8 do 1,8. W tym zakresie efektywność pracy mieszadła jest w przybliżeniu stała.

Powyższe rozważania opierają się na pomiarach objętościowego współczynnika wnikania masy. Jeżeli jednak znana jest jednostkowa powierzchnia międzyfazowa

$$a = \frac{6 \cdot \Phi}{d_{32}} \quad (1)$$

to można obliczyć współczynnik wnikania masy  $k_L$ . Jak wynika z zależności (1) do obliczenia powierzchni międzyfazowej potrzebna jest znajomość współczynnika zatrzymania fazy gazowej i powierzchniowo-objętościowej średnicy pęcherzyków gazu (średnicy Sautera). Zatrzymanie fazy gazowej w zależności od różnych parametrów procesowych określono we wcześniejszej pracy [Heim i in. 1998a]

$$\Phi = 0,386 \cdot (Fr' - Fr'_{kr})^{0,818} \cdot \left( \frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0,193} \cdot \left( \frac{D}{T} \right)^{2,270} \quad (2)$$

Współczynniki regresji nie zależą od tego, czy napowietrzana ciecz jest przewodnikiem prądu elektrycznego (elektrolitem) czy też nie. Natomiast celem określenia wpływu poszczególnych zmiennych procesowych na wielkość zatrzymania fazy gazowej dla zebranych danych doświadczalnych (w zakresie zmienności  $0,100 \leq D \leq 0,150$  m;  $0,080 \leq (H - h) \leq 0,382$  m;  $4,31 \leq N \leq 15,00$  s<sup>-1</sup>;  $0,001 \leq \eta \leq 0,015$  Pa·s) obliczono współczynniki regresji równania wymiarowego [Stelmach 2000]

$$\Phi = A \cdot D^{a_1} \cdot (H - h)^{a_2} \cdot N^{a_3} \cdot \eta^{a_4} \quad (3)$$

które na poziomie istotności  $\alpha = 0,05$  wynoszą:  $A = 0,70 \pm 0,17$ ;  $a_1 = 4,99 \pm 0,12$ ;  $a_2 = -0,97 \pm 0,05$ ;  $a_3 = 3,12 \pm 0,07$ ;  $a_4 = 0,22 \pm 0,02$ . Współczynnik korelacji osiąga wartość  $R = 0,930$ , a średni błąd względny wynosi  $\Delta = \pm 32,3\%$ .

Celem niniejszej pracy jest obliczenie na tej podstawie współczynnika wnikania masy  $k_L$  i określenie optymalnych warunków pracy dla kryterium  $k_L/P_G$ .

## Badania

Pomiarów rozmiarów pęcherzyków gazu dyspergowanego przez samozasysające mieszadło tarczowe dokonano metodą fotograficzną dla następujących cieczy: woda, wodny roztwór *rokrysolu JW20* oraz wodny roztwór NaCl. Pole obrazowe miało wymiary 82,5×112 mm a czas trwania błysku (około 0,001 s) był wystarczający do uzyskania nieporuszonych (nierozmazanych) obrazów.

Zbiornik o średnicy  $T = 292$  mm napełniono do wysokości  $H = 200$  mm, a następnie ustalono minimalną częstotliwość obrotową mieszadła. Po ustawieniu prędkości mieszadła odczekiwano około pół minuty na ustabilizowanie się przepływu powietrza przez mieszadło i wyzwalamo migawkę. Następnie zdjęcia wykonywano zwiększając częstotliwość obrotową mieszadła o 50 min<sup>-1</sup> aż do osiągnięcia maksymalnej częstotliwości obrotowej. Procedurę tę powtarzano dla wysokości cieczy w mieszalniku  $H = 250, 300, 350, 400$  mm (dla wody także 450 mm).

Uzyskane obrazy poddawano zautomatyzowanej obróbce w programach *Lucia M* oraz *Sigma Scan Pro*. Określone przez program gęstości rozkładu średnic zastępczych pęcherzyków w postaci szeregów rozdzielczych o szerokości przedziału 0,1 mm poddawano dalszemu opracowaniu obliczając średnice Sautera pęcherzyków  $d_{32}$  z zależności

$$d_{32} = \frac{\sum_{i=1}^k n_i \cdot d_i^3}{\sum_{i=1}^k n_i \cdot d_i^2} \quad (4)$$

w której:  $n_i$  - liczebność  $i$ -tego przedziału średnic pęcherzyków,  $d_i$  - średnia średnica pęcherzyka w  $i$ -tym przedziale,  $k$  - liczba przedziałów.

## Omówienie wyników

Średnice Sautera opisano korelacją wymiarową

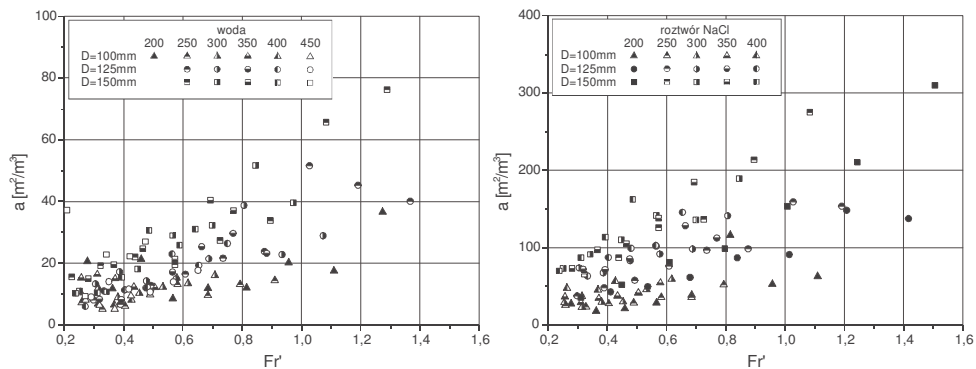
$$d_{32} = B \cdot D^{b_1} \cdot (H - h)^{b_2} \cdot N^{b_3} \quad (5)$$

Współczynniki regresji i korelacji zestawiono w tabeli 1.

Tabela 1. Wartości współczynników równania (5)

Table 1. Values of the equation factors (5)

Ciecz	B	$b_1$	$b_2$	$b_3$	R
woda	14,803	2,141	-0,243	1,379	0,714
roztwór NaCl	0,247	0,670	-0,517	1,024	0,779
rokrysol	1,906	1,532	-0,330	1,011	0,857



Rys. 2. Powierzchnia międzyfazowa

Fig. 2. Interfacial surface

Zależność (5) wraz z zależnościami (1) i (3) pozwoliły na obliczenie jednostkowej powierzchni międzyfazowej. Otrzymane wyniki przedstawiono na rysunku 2.

Dla przebadanych cieczy obliczono współczynniki regresji równań wymiarowych typu

$$k_L = C \cdot D^{c_1} \cdot (H - h)^{c_2} \cdot N^{c_3} \quad (6)$$

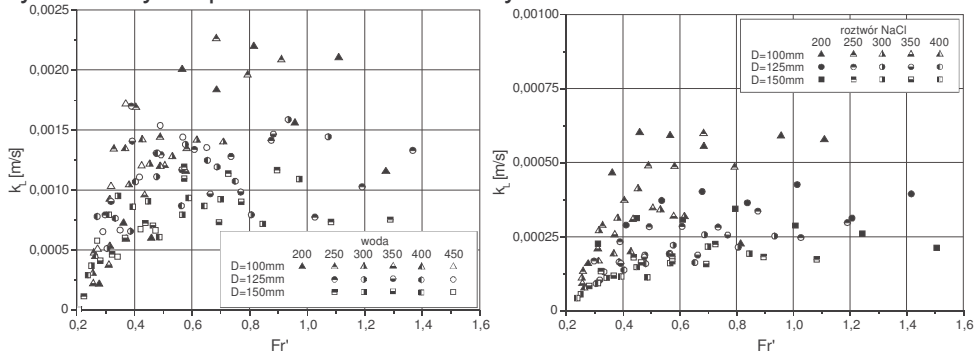
Wartości liczbowe współczynników zestawiono w tabeli 2.

Tabela 2. Wartości współczynników równania (6)

Table 2. Values of the equation factors (6)

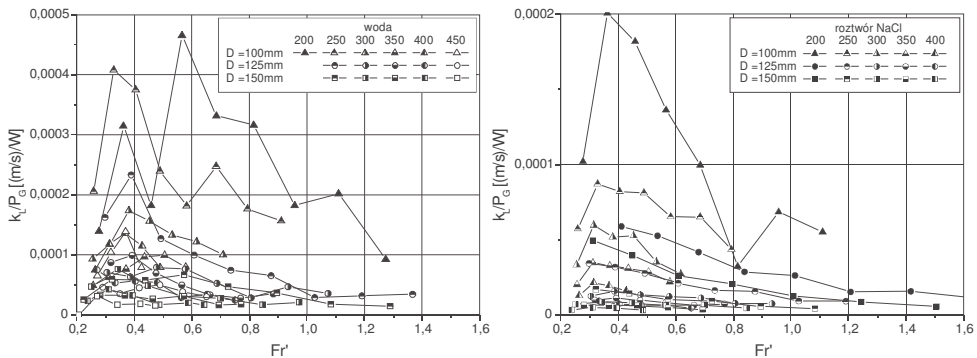
Ciecz	C	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	R
woda	179,109	3,329	-0,874	1,535	0,821
roztwór NaCl	6586,546	4,338	-0,249	1,966	0,956
rokrysol	729,337	3,649	-0,726	2,182	0,967

Uzyskane wyniki przedstawiono też na rysunku 3.



Rys. 3. Współczynniki wnikania masy

Fig. 3. Coefficients of mass penetration

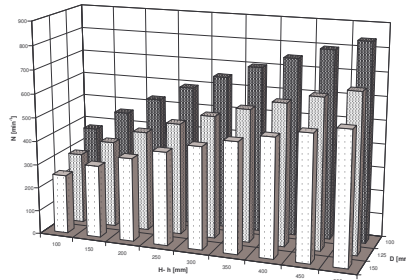


Rys. 4. Efektywność pracy

Fig. 4. Efficiency of operation

Znajomość mocy mieszania [Heim i in. 1998b] dla badanych mieszadeł pozwoliło obliczyć ilorazy  $k_L/P_G$  opisujące efektywność pracy mieszadła. Wyniki obliczeń przedstawiono na rysunku 4.

W odróżnieniu od przypadku, gdy przedmiotem analizy był objętościowy współczynnik wnikania masy, na rysunku 4 widoczne są tylko dwa zakresy wzrostu i spadku efektywności wnikania masy. Po osiągnięciu maksimum przy wartości  $Fr' \approx 0,4$  rozpoczyna się dość szybki spadek efektywności wnikania masy (brak jest widocznego na rysunku 1 zakresu powolnego spadku efektywności). Na rysunku 5 przedstawiono obliczone wartości optymalnych częstości obrotowych mieszadła w zależności od średnicy mieszadła i wysokości słupa cieczy nad nim.



Rys. 5. Optimalne częstotliwości obrotowe

Fig. 5. Optimum rotational rates

Najprawdopodobniej różnica w optymalnych warunkach pracy (w zależności od postaci funkcji celu  $k_L a/P_G$  lub  $k_L/P_G$ ) wynika z obserwowanego wzrostu rozmiarów pęcherzyków przy zwiększaniu częstotliwości obrotowej mieszadła. Wzrasta wówczas również powierzchnia międzyfazowa (rys. 2) i zatrzymanie fazy gazowej. Jednak równocześnie powoduje to zmniejszenie turbulencji w cieczy i spowolnienie „odnawiania” powierzchni międzyfazowej. W konsekwencji wartości współczynnika wnikania masy  $k_L$  zaczynają się ustalać już przy  $Fr' \approx 0,4$  (czyli przy wartości optymalnej), podczas gdy dla  $k_L a$  ma to miejsce dopiero przy  $Fr' \approx 1,8$ . Okazuje się jednak, że w przypadku roztworu NaCl (elektrolit) efektywność wnikania masy jest nieco mniejsza niż dla cieczy nie będących dobrymi przewodnikami prądu (woda i roztwór *rokrysolu*). Ponieważ dla roztworu NaCl i *rokrysolu* pęcherzyki gazu mają zbliżone rozmiary (o około rząd wielkości mniejsze niż w czystej wodzie) to oznacza, że o wnikaniu masy i jej efektywności decydują także właściwości napowietrzanej cieczy.

## Wnioski

Graficzne przedstawienie efektywności pracy badanych mieszadeł (wartość współczynnika wnikania masy przypadająca na jednostkę mocy mieszania –  $k_L/P_G$ ) pozwala na stwierdzenie istnienia dwóch charakterystycznych obszarów. Jest to obszar wzrostu i obszar spadku efektywności wnikania masy. Rozdział tych obszarów następuje w pobliżu wartości zmodyfikowanej liczby Froude’a  $Fr' \approx 0,4$ . Kryterium optymalizacyjne z użyciem objętościowego współczynnika wnikania masy ( $k_L a/P_G$ ) daje inny przebieg krzywej efektywności. Są tu trzy widoczne obszary z dodatkowym środkowym obszarem plateau z niewielką tendencją spadkową.

Stwierdzono, że w przypadku roztworów elektrolitów efektywność wnikania masy jest nieco mniejsza niż w przypadku cieczy nie przewodzących prądu elektrycznego.

*Praca została wykonana w ramach grantu nr 7T09C 036 21 finansowanego przez Komitet Badań Naukowych.*

## Bibliografia

Heim A., Rzycki E., Stelmach J. 1998. Mieszadła samozasysające. Zatrzymanie fazy gazowej, XVI Ogólnopolska Konferencja Naukowa Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Kraków – Muszyna.

Heim A., Rzycki E., Stelmach J. 1998. Mixing power of self-aerating disk-type agitators, 13<sup>th</sup> International Congress of Chemical & Process Engineering CHISA, Praha (na CD-ROM)

Kuncewicz Cz., Stelmach J. 2000. A self-aspirating disk impeller – an optimization attempt, 10<sup>th</sup> European Conference on Mixing, s. 447-454, Delft, Holandia

Stelmach J. 2000. Badania pracy samozasysającego mieszadła tarczowego. Praca doktorska. Wydział Inżynierii Procesowej i Ochrony Środowiska. Politechnika Łódzka, Łódź.

Zlokarnik M. 1991. Dimensional analysis and scale-up in chemical engineering. Springer Verlag, Berlin

Zlokarnik M. 2001. Stirring. Theory and practice. Wiley-VCH, Weinheim – New York

## Efficiency of mass penetration for self-sucking mixers

### Summary

The aim of this study is to determine optimum operating conditions for a self-aspirating disk impeller on the basis of mass transfer coefficient per unit of mixing power,  $k_L/P_G$ .

Gas bubble sizes and interfacial area of the system were calculated using a photographic method and the impeller operation efficiency was presented on the basis of measurements of the volumetric mass transfer coefficient. For the tested impeller, the values of mass transfer coefficient are settled starting from  $Fr' \approx 0.4$ .

In the case of electrolyte solution (NaCl), the mass transfer efficiency is slightly lower than in the case of liquids being non-electrolytes, e.g. water and *rokrysol* solution.

**Key words:** efficiency, mass, mixer, mass transfer coefficient