

Joanna KARCZ, Łukasz KACPERSKI, Marcelina BITENC, Marek DOMAŃSKI

e-mail: joanna.karcz@zut.edu.pl

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

Analiza numeryczna jakości zawiesiny lekkiej wytwarzanej w mieszalniku

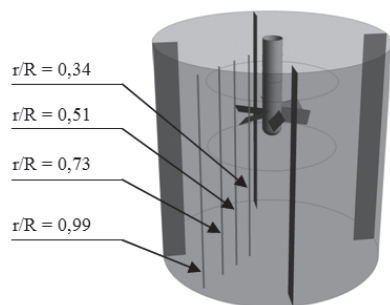
Wprowadzenie

Jednorodność wytwarzanych zawiesin przemysłowych, powinna być kontrolowana w celu otrzymania produktu o zadanych parametrach jakościowych. Parametrem określającym moment wytworzenia zawiesiny jest krytyczna (minimalna) częstość obrotów mieszadła, tzn. taka, przy której wszystkie cząstki są w ruchu i żadna z nich nie pozostaje na dnie zbiornika (lub powierzchni swobodnej płynu w przypadku zawiesin lekkich) dłużej niż $1+2$ s [Zwietering, 1958; Stręk, 1971; Kamiński, 2004]. Do wyznaczania stopnia jednorodności zawiesiny można stosować metody statystyczne opisujące zmienność stężenia składnika kluczowego [Stręk, 1971]. Stopień jednorodności zawiesiny analizowano w funkcji krytycznej częstości obrotów mieszadła [Bohnet i Niesmak, 1980; Baressi i Baldi, 1987] oraz liczby Reynoldsa [Einenkel, 1980]. Magelli i in., [1990], opisali także rozkład cząstek ciała stałego w funkcji liczby Pecleta. Najczęściej określano jakość zawiesiny na podstawie badań doświadczalnych. Stosunkowo niedawno podjęte zostały próby wyznaczania jednorodności zawiesin w oparciu o techniki numerycznej mechaniki płynów CFD [Spidla i in., 2005; Van den Akker, 2006; Montante, 2008; Ochieng i Onyango, 2008; Kasat i wsp., 2008; Karcz i in., 2009; Cekinski i in. 2010].

Prezentowana praca ma na celu ocenę jakości zawiesiny lekkiej w mieszalniku. Ocena ta została przeprowadzona na podstawie danych uzyskanych z obliczeń numerycznych pola prędkości płynu i rozkładu stężenia cząstek ciała stałego w cieczy.

Symulacje numeryczne

Cylindryczny, płaskodenny zbiornik o średnicy wewnętrznej $D = 0,295$ m wypełniony płynem do wysokości $H = D$ wyposażony był w mieszadło turbinowe z sześcioma łopatkami pochylonymi pod kątem $\beta = 45^\circ$. Mieszadło o średnicy $d = 0,33D$ zawieszono było na wysokości $h = 0,67H$ i wymuszało ruch płynu w kierunku powierzchni swobodnej. W zbiorniku znajdowały się cztery symetrycznie rozmieszczone przeegrody o szerokości $B = 0,1D$. Geometrię mieszalnika przedstawiono na rys. 1.



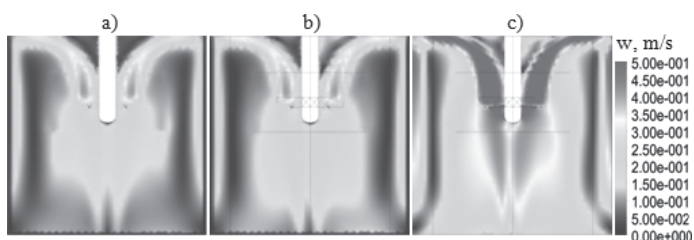
Rys. 1. Geometria mieszalnika i lokalizacja próbkowania danych;
 $R = D/2$; r – promień

Fazę ciągłą stanowiła woda destylowana o gęstości $\rho_c = 997$ kg/m³ i lepkości $\eta_c = 8,899 \cdot 10^{-4}$ Pa·s, natomiast fazą rozproszoną były granulki polietyleny o średniej średnicy $d_p = 3,82 \cdot 10^{-3}$ m i gęstości $\rho_s = 952$ kg/m³. Średnie udziały masowe cząstek ciała stałego wynosiły $X_m \in <0,01; 0,1>$ kg/kg, natomiast częstości obrotów mieszadła mieściły się w zakresie $n \in <2,47; 4,01>$ 1/s, przy czym były to krytyczne częstości obrotów zaczerpnięte z literatury przedmiotu [Mackiewicz, 2008] dla poszczególnych udziałów masowych cząstek ciała stałego wg analogii do kryterium Zwieteringa. Obliczenia numeryczne przeprowadzono w zakresie burzliwego przepływu płynu w mieszalniku.

Obliczenia te wykonano dla siatki złożonej z ok. 659 tys. czworosiennych elementów o odpowiedniej jakości geometrycznej, ustalonej na podstawie badań wstępnych. Przepływ burzliwy symulowano za pomocą modelu burzliwości *Shear Stress Transport*, a przepływ faz za pomocą modelu *Particle* (model typu *Euler-Euler*). Ruch mieszadła określano korzystając z modelu *Multiple Reference Frame* (symulacje przepływu ustalonego).

Wyniki

Jak wynika z wizualnego porównania rozkładów pola prędkości przepływu fazy ciągłej i rozproszonej na rys. 2, średni udział objętościowy cząstek rozproszonych praktycznie nie wpływa na prędkość przepływu fazy ciągłej (Rys. 2a i b) w badanym zakresie warunków procesowych. Przepływ wody dla układu jedno- i dwufazowego jest bardzo zbliżony jakościowo, a wartości pola prędkości wody w układzie jednofazowym i dwufazowym, dla tych samych częstości obrotów mieszadła, są porównywalne (Rys. 2a i b).



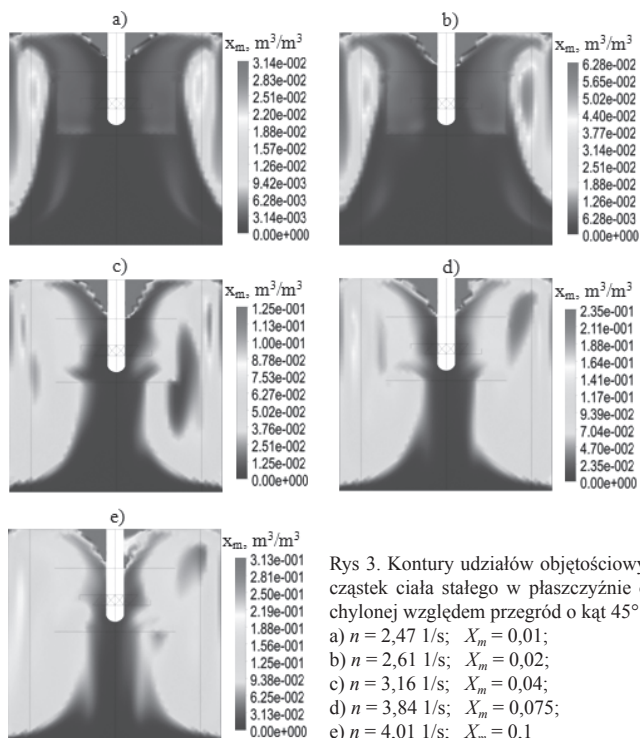
Rys. 2. Kontury pól prędkości wody i cząstek polietyleny dla częstości obrotów mieszadła $n = 4,01$ 1/s, w płaszczyźnie odchylonej względem przegród o kąt 45° : a) prędkość wody (układ jednofazowy); b) prędkość wody (układ dwufazowy); c) prędkość cząstek polietyleny, $X_m = 0,1$ (układ dwufazowy)

Natomiast istotną różnicę zauważa się w prędkości poruszania się fazy ciągłej i rozproszonej w układzie dwufazowym (Rys. 2b i c), przy czym prędkość cząstek jest większa od prędkości wody. Zastosowany model wielofazowy (*Particle Model*) zakłada prędkość poślizgu między fazami. Należy spodziewać się, że większa różnica w gęstości faz będzie powodować występowanie większych różnic w prędkości poruszania się faz. Różnica ta wynika z wzajemnej relacji między siłami wyporu i oporu występującymi między fazami. Siły wyporu zwiększają swój udział w przypadku cząstek o mniejszej gęstości, natomiast siły oporu będą miały większe znaczenie wówczas, gdy gęstość i rozmiar cząstek będą większe.

Tab. 1. Zmienność udziałów objętościowych wyrażona poprzez odchylenie standardowe σ (liczone wzdłuż wysokości mieszalnika w zakresie $z/H \in (0; 1)$ dla danej wartości r/R ; z – współrzędna osiowa)

n_{LD} , 1/s	X_m , kg/kg	x_m , m ³ /m ³	σ				Re
			$r/R = 0,34$	$r/R = 0,51$	$r/R = 0,73$	$r/R = 0,99$	
2,47	0,01	0,01047	0,867	0,789	0,789	0,614	26760
2,61	0,02	0,02093	0,846	0,779	0,908	0,596	28270
3,16	0,04	0,04181	0,559	0,372	0,521	0,511	34230
3,84	0,075	0,07827	0,267	0,574	0,621	0,317	41600
4,01	0,1	0,10423	0,375	0,227	0,302	0,238	43440

Kontury udziałów objętościowych cząstek rozproszonych w cieczy ilustruje rys. 3. Uzyskane numerycznie rozproszenie cząstek lekkich w mieszalniku (Rys. 3a i b) okazuje się niewystarczające dla mniejszych wartości częstości obrotów mieszadła i odpowiednio mniejszych udziałów objętościowych fazy stałej, mimo że są to wartości odpowia-

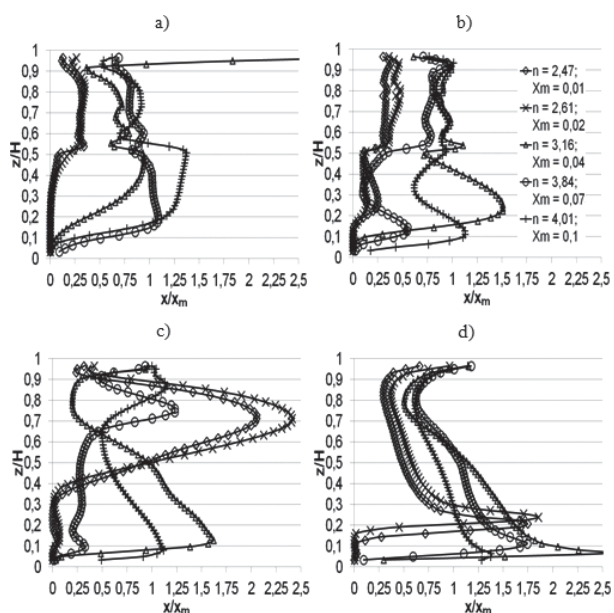


dające doświadczalnie wyznaczonym krytycznym częstościom obrotów mieszadła. Prawdopodobnie jest to związane z tym, że użyty model burzliwości SST (bez korekcji dla mniejszych liczb *Reynoldsa* (Tab. 1)) jest w takim przypadku mniej odpowiedni.

Innym powodem niejednorodnego rozproszenia (Rys. 3a i b) może być także mały udział objętościowy cząstek (mała liczba cząstek), które losowo rzadko trafiają do rdzenia płynu. Cząstki polietylenu dla mniejszych częstości obrotów gromadzą się głównie w okolicach centrum pętli cyrkulacyjnej wytwarzanej przez mieszadło, natomiast w rdzeniu płynu, stężenia są stosunkowo niewielkie.

Dla większych częstości obrotów mieszadła i odpowiednio większych średnich stężeń cząstek ciała stałego ($n = 3,16$; $3,84$ i $4,01$ 1/s), jakość zawiesiny jest lepsza. Na rys. 3c, d oraz e obserwuje się, że *chmura* cząstek osiąga dno zbiornika.

Na rys. 4 zaprezentowano profile lokalnych udziałów objętościowych odniesionych do wartości średnich. Profile opracowano na podstawie



Rys. 4. Profile bezwymiarowych udziałów objętościowych cząstek polietylenu wzdłuż linii oddalonych od osi zbiornika: a) $r/R = 0,34$; b) $r/R = 0,51$; c) $r/R = 0,73$; d) $r/R = 0,99$

danych zebranych w 60 punktach położonych wzdłuż równoległych linii przedstawionych na rys. 1. Linie rozmieszczone są wzdłuż promienia wodzącego odchyłonego o kąt $\pi/4$ względem przegród. Linie zbliżone do jedności na osi odciętych świadczą o uzyskaniu stężeń lokalnych bliskich średnim udziałom objętościowym. Bardziej pionowe położenie linii, świadczy o mniejszej zmienności lokalnych udziałów objętościowych i zawiesina jest bardziej jednorodna.

Na podstawie danych z rys. 4 obliczono odchylenia standardowe σ dla danych wartości bezwymiarowego promienia r/R :

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \left(\frac{x_i - x_m}{x_m} \right)^2} \quad (1)$$

W ten sposób można analizować jakość zawiesiny poprzez zmienność stężenia cząstek wyrażoną jako stosunek odchyżeń lokalnych udziałów objętościowych od wartości średniej stężenia cząstek w zbiorniku do tej średniej. Wyniki obliczeń dla różnych warunków procesowych zestawiono w tab. 1. *Cekinski i in.*, [2010] podają, że jakość zawiesin opisaną równ. (1) można uznać za zadowalającą, jeżeli $\sigma < 0,8$. Jedynie dwie wartości (dla $r/R = 0,34$) w tab. 1 nie spełniają tego warunku.

Wnioski

Z przeprowadzonej analizy numerycznej rezultatów symulacji wynika, że wpływ stężenia cząstek ciała stałego na pole prędkości fazy ciągłej w rozpatrywanych warunkach procesowych jest tak mały, że można go zaniedbać.

Rozproszenie cząstek dla mniejszych średnich udziałów objętościowych jest mniej równomierne niż dla większych. Może być to spowodowane małą liczbą cząstek, jak również błędami wynikającymi z zastosowania modelu burzliwości SST dla mniejszych wartości liczb *Reynoldsa*.

Z wartości odchyżeń standardowych zestawionych w tab. 1 wynika, że dla badanych warunków procesowych w większości przypadków uzyskano zawiesinę o akceptowalnej jakości.

LITERATURA

Baressi A., Baldi G., 1987. Solid dispersion in an agitated vessel. *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 2949-2956. DOI: 10.1016/0009-2509(87)87060-4

Bohnet M., Niesmak, G., 1980. Distribution of solids in stirred suspension. *Ger. Chem. Eng.*, **3**, 57-65

Cekinski E., Giulietti M., Seckler M.M., 2010. A new approach to characterize suspensions in stirred vessels based on computational fluid dynamics, *Brazilian J. Chem. Eng.*, **27**, nr 2, 265-273. DOI: 10.1590/S0104-66322010000200005

Einenkel, W.-D., 1980. Fluid Dynamics of the Suspension Process, *Ger. Chem. Eng.*, **3**, 118-124

Kamiński J., 2004. *Mieszanie układów wielofazowych*. WNT, Warszawa

Karcz J., Kacperski Ł., Bitenc M., 2009. Numeryczne modelowanie przepływu zawiesiny lekkiej w mieszalniku, *Inż. Ap. Chem.*, **48**, nr 6, 96-97

Kasat G.R., Khopkar A.R., Ranade V.V., Pandit A.B., 2008. CFD simulation of liquid-phase mixing in solid-liquid stirred reactor, *Chem. Eng. Sci.*, **63**, nr 15, 3877-3885. DOI:10.1016/j.ces.2008.04.018

Mackiewicz B., Karcz J., 2009. CFD modelling of suspension of floating particles. *Inż. Chem. Proc. - Chem. Proc. Eng.*, **30**, 111-123

Magelli, F., Fajner, D., Nocentini, M., Pasquali, G., 1990. Solid distribution in vessels stirred with multiple impellers. *Chemical Engineering Science*, **45**, nr 3, 615-625. DOI: 10.1016/0009-2509(90)87005-D

Montante, G., Horn D., Paglianti A., 2008. Gas-liquid flow and bubble size distribution in stirred tanks. *Chemical Engineering Science*, **63**, nr 8, 2107-2118. DOI: 10.1016/j.ces.2008.01.005

Ochieng, A., Onyango, M.S., 2008. Drag models solids concentration and velocity distribution in a stirred tank. *Powder Technology*, **181**, nr 1, 1-8. DOI:10.1016/j.powtec.2007.03.034

Spidla, M. Mostek, M. Sinevic, V. Jahoda, M. Machon, V., 2005. Experimental assessment and CFD simulations of local solid concentration profiles in a pilot-scale stirred tank. *Chemical Papers*, **59**, nr 6a, 386-393

Strępek F., 1971. *Mieszanie i mieszalniki*, WNT, Warszawa

Van den Akker, H. E. A., 2006. The details of turbulent mixing process and their simulation, *Adv. Chem. Eng.*, **31**, 151-229. DOI: 10.1016/S0065-2377(06)31003-4

Zwietering, T. N., 1958. Suspending of solid particles in liquid by agitators. *Chem. Eng. Sci.*, **8**, nr 3-4, 244-253. DOI: 10.1016/0009-2509(58)85031-9