

## Halina MURASIEWICZ, Zdzisław JAWORSKI

e-mail: zdzislaw.jaworski@zut.edu.pl

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

Modelowanie hydrodynamiki oraz procesu mieszania w mieszalniku *Kenics*

## Wstęp

Przepływy mieszanin dwufazowych, w szczególności typu ciecz-ciecz są częstym rodzajem przepływu spotykanym w licznych gałęziach przemysłu. Zazwyczaj do wytwarzania dyspersji i emulsji wykorzystywane jest mechaniczne mieszanie, co zostało opisane w literaturze [1–3]. Jednak ze względu na niższe koszty eksploatacyjne, coraz szersze zastosowanie znajdują mieszalniki statyczne, wśród których mieszalnik *Kenics* należy do najefektywniejszych w szerokim zakresie przepływów. Literatura przedmiotu podaje wiele przykładów badań eksperymentalnych i numerycznych w mieszalniku statycznym, które dotyczyły w szczególności spadków ciśnienia, optymalizacji geometrii mieszalnika czy określenia jakości mieszania [4–6]. W przypadku układów rozproszonych, ważna jest znajomość rozkładu wielkości kropelek, którego charakter zależy od warunków przepływu. Elementy fazy rozproszonej mogą zmieniać swoją tożsamość na skutek rozpadu czy koalescencji, ale również w zależności od warunków przepływu. Dlatego też niezbędna jest szczegółowa znajomość hydrodynamiki w takich urządzeniach, także ze względu na sterowanie procesem mieszania w najbardziej efektywny sposób. Analiza taka dla przepływu jednofazowego w mieszalniku statycznym przeprowadzona została, m.in. przez van *Wageningen* i in. [7] lub *Wadley i Dawson* [8], natomiast przykładem analizy przepływu dwufazowego jest praca *Derksen, van den Akker* [9]. Do analizy pola prędkości przepływów jednofazowych wykorzystywane są dostępne techniki pomiarowe, do których należą LDA, PIV czy LIF. Uzyskane na drodze eksperymentu dane są cennym materiałem służącym do weryfikacji wyników modelowania procesów przenoszenia pędu przy zastosowaniu numerycznej mechaniki płynów, CFD. Ze względu na złożony charakter przepływów dwufazowych, do badań hydrodynamiki wykorzystywane są możliwości CFD, co pozwala na prognozowanie zmian pól prędkości w mieszalniku statycznym. Pomimo obserwowania w ostatnich latach silnego wzrostu badań przepływu dwufazowego ciecz-ciecz, stwierdzono, że obszar ten, w dalszym ciągu, nie jest dostatecznie zbadany. Wynika to ze złożoności przepływu mieszanin dwufazowych ciecz-ciecz i wielu swoistych i skomplikowanych do opisanego własności tego układu.

Przedstawiona praca ma na celu pokazanie zmian warunków hydrodynamicznych wewnątrz mieszalnika statycznego *Kenics*, co z kolei powiązane jest z procesem mieszania. Stanowi ona kontynuację wcześniej podjętych studiów [10–12], które odnosiły się tylko do badań przepływu burzliwego dla liczby  $Re = 10\ 000$  głównie z użyciem modelu *Smagorinsky-Lilly*. Wykorzystanie możliwości CFD pozwoliło na przewidywanie zmian warunków hydrodynamicznych w mieszalnikach w znacznie krótszym czasie i przy mniejszym nakładzie środków niż w przypadku budowy i testowania prototypu.

## Procedura modelowania

Obiektem badań był mieszalnik statyczny *Kenics* z dziesięcioma na przemian ułożonymi wkładkami. Średnica wkładki mieszającej wynosiła  $25 \cdot 10^{-3}$  m, pozostałe wymiary mieszalnika przyjęto takie same, jak w poprzedniej pracy autorów [10]. Geometria i siatka numeryczna o gęstości wynoszącej około 900 tysięcy komórek zostały stworzone za pomocą preprocesora *Gambit 2.0*. Modelowanie numeryczne wykonano dla trzech przypadków (A, B i C) różniących się między sobą gęstością fazy ciągłej i rozproszonej, za pomocą komercyjnego pakietu *ANSYS Fluent 12*. Dla przypadku A gęstości wynosiły odpowiednio  $\rho_{c1(\text{woda})} = 998,2 \text{ kg/m}^3 > \rho_{d1(\text{olej})} = 900 \text{ kg/m}^3$ , w przypadku B  $\rho_{c2} = \rho_{d2} = 900 \text{ kg/m}^3$  oraz w przypadku C  $\rho_{c3} = 900 \text{ kg/m}^3 < \rho_{d3} = 998,2 \text{ kg/m}^3$ . Natomiast lepkość wody wynosiła  $1,003 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$  a oleju silikonowego  $9 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ . Medium procesowym były dwie wzajemnie nierozpuszczalne w sobie

cieczce i dla wszystkich analizowanych przypadków: woda występowała jako faza ciągła a krople oleju silikonowego tworzyły fazę rozproszoną, o stosunku objętościowym wynoszącym 99:1, analogicznie do warunków doświadczalnych [13]. Napięcie powierzchniowe na granicy dwóch faz wynosiło  $0,0374 \text{ N/m}$ . W rozważaniach, przy tak niewielkim udziale fazy rozproszonej (1% obj. mieszaniny), pominięto wpływ procesu koalescencji, zgodnie z założeniami podanymi w pracy [14].

W celu domknięcia układu rozwiązywanych równań przenoszenia pędu zastosowano metodę symulacji wielkowirowych (LES) z dwoma różnymi modelami burzliwości: model *Smagorinsky-Lilly* oraz model dynamicznym kinetycznej energii burzliwości skali podsiatkowej (*Dynamic Kinetic Energy Subgrid-Scale Model*). Podstawowe równania wykorzystywanych modeli burzliwości w procesie symulacji przedstawiono w poprzedniej pracy autorów [13]. W obu przypadkach analizowano przepływy dwufazowy dla liczb *Reynoldsa* wynoszących 5000, 10 000 i 18 000. Łącznie symulowano 18 przypadków. Przepływ dwufazowy modelowano za pomocą podejścia *Eulera*, który zdefiniowany jest w kodzie *Fluent* jako „*Mixture*”. Jednym z założeń tej metody jest stała wartość średnicy kropelek fazy rozproszonej, która wynosiła  $2,357 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ ,  $8,33 \cdot 10^{-4} \text{ m}$  oraz  $3,45 \cdot 10^{-4} \text{ m}$  odpowiednio dla liczb *Reynoldsa* 5 000, 10 000 i 18 000. Wartość średnią mikroskali *Kolmogorowa* oszacowano z poniższej zależności [15]:

$$\eta = \left( \frac{\nu^3}{\varepsilon} \right)^{1/4} \quad (1)$$

gdzie:

$\nu$  – lepkość kinematyczna,  $[\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}]$ ,  
 $\varepsilon$  – szybkość dyssypacji energii,  $[\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}]$ .

Przewidywana średnia wartość najmniejszego rozmiaru wirów uczestniczących w przepływie burzliwym dla liczb *Reynoldsa* 5 000, 10 000, 18 000 oszacowana dla przypadku A wynosi 55, 28 i 20  $\mu\text{m}$ .

## Wyniki i dyskusja

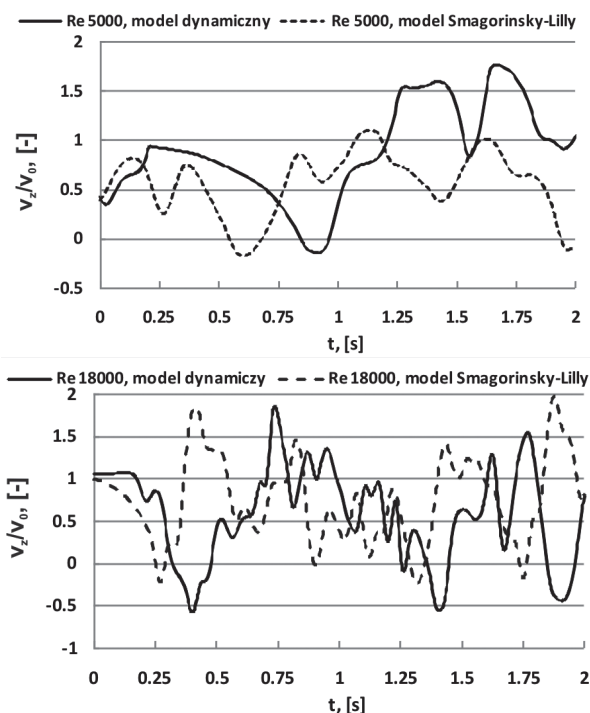
W kodzie numerycznym CFD zastosowano algorytm *SIMPLEC* do rozwiązywania równań różniczkowych. W celu ustabilizowania procesu obliczeniowego wykorzystano standardowe wartości współczynników podrelaksacji oraz schemat różnicowy *Bounded Central Differencing* do rozwiązywania równania pędu. Wielkość kroku czasowego wynosiła 0,001 s i w ramach jednego kroku realizowano 50 wewnętrznych iteracji. Łączny czas symulacji wyniósł 2 s i jest on znacznie wyższy od średniego czasu przebywania w mieszalniku, który wynosi 1,88; 0,94 i 0,52 s odpowiednio dla  $Re = 5\ 000$ , 10 000 oraz 18 000.

W analizie wyników skupiono się głównie na prezentacji ich tylko dla przypadku C i liczb  $Re = 5000$  i  $18\ 000$ . Wyniki dla  $Re = 10\ 000$  zostały już szczegółowo omówione w poprzednich pracach autorów [10–12]. Zasadniczym elementem badań było prześledzenie zmian poszczególnych składowych prędkości średniej oraz fluktuacyjnej. Na podstawie danych uzyskanych z symulacji dla piątego elementu mieszającego, oszacowano zmiany składowych prędkości mieszaniny w czasie. Na rys. 1 przedstawiono przykładowe zmiany w czasie bezwymiarowej składowej osiowej prędkości dla odległości promieniowej wynoszącej  $R = 0,00625 \text{ m}$ . Płaszczyzna pomiarowa znajdowała się w połowie wysokości piątej wkładki.

Na podstawie danych otrzymanych z modelowania CFD stwierdzono, że w obu przypadkach uzyskane profile prędkości były typowe dla przepływu burzliwego i świadczyły o niejednorodności przepływu. Zaobserwowano, iż zmiany chwilowej prędkości są do siebie mało zbliżone w swoim charakterze, przy czym ich wyższą intensywność uzyskano dla  $Re = 18000$ .

W obu przypadkach, można zauważyć występowanie obszarów, w których przebieg krzywych jest całkowicie różny. Brak pełnego po-

dobieństwa fizycznego pola prędkości może potwierdzić fakt, iż jest symulowany przepływ burzliwy. Dokładna odpowiedź, wyjaśniająca rozbieżności w uzyskanych profilach składowej osiowej prędkości, możliwa jest w momencie porównania otrzymanych danych numerycznych z eksperymentem.



Rys. 1. Przykładowe rozkłady czasowe lokalnej bezwymiarowej składowej osiowej

W dalszej analizie przedstawiono w formie tabeli (Tab. 1) uśrednione po czasie wartości poszczególnych składowych prędkości oraz średniokwadratowej fluktuacji prędkości dla trzech liczb *Reynoldsa*. Niemniej jednak, zauważono dla pozostałych składowych prędkości, że również zmieniają się w czasie, co oznacza, że burzliwość jest nieizotropowa, czyli wartości własności prędkości fluktuacyjnej są różne w zależności od kierunku.

Tab. 1. Przewidywane wartości składowych prędkości i fluktuacyjnej, przypadek C

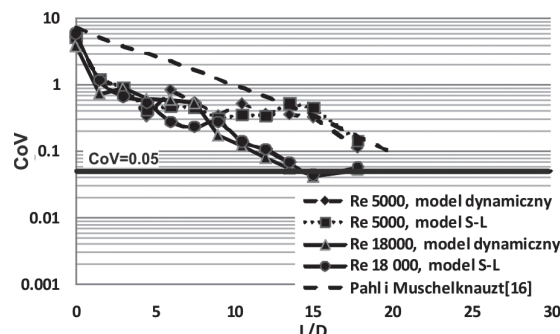
Lp.	<i>Re</i> = 5000			<i>Re</i> = 10 000			<i>Re</i> = 18 000		
	$v_z$	$v_r$	$v_t$	$v_z$	$v_r$	$v_t$	$v_z$	$v_r$	$v_t$
Model dynamiczny	0,21	0,028	0,14	0,44	0,037	0,34	0,77	0,069	0,38
	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$
	0,11	0,087	0,10	0,25	0,15	0,28	0,45	0,36	0,42
Model S-L	0,22	0,007	0,12	0,42	0,013	0,29	0,77	0,094	0,36
	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$	$v'_z$	$v'_r$	$v'_t$
	0,07	0,087	0,09	0,22	0,41	0,31	0,41	0,37	0,43

Zaobserwowano, że wraz ze wzrostem liczby *Re* wzrastała bezwymiarowa prędkość fluktuacyjna oraz poszczególne średnie wartości składowych prędkości. Przewidywane wartości składowych prędkości średniej przez obydwie modele są do siebie zbliżone, przy czym wartości niektórych z nich są od 5 do 15% wyższe dla modelu dynamicznego. Również przy porównaniu składowej fluktuacyjnej stwierdzono, iż przeważnie wyższe wartości uzyskano dla danych przewidywanych za pomocą modelu dynamicznego. Wartość bezwymiarowej prędkości fluktuacyjnej była przeciętnie na poziomie 52% (*Re* = 5000), 57% (*Re* = 10 000) oraz 58% (*Re* = 18 000) dla modelu dynamicznego, natomiast dla modelu Smagorinsky-Lilly stanowiła odpowiednio 32, 52 oraz 53% prędkości średniej składowej osiowej.

Do oceny procesu mieszania układu dwufazowego posłużono się współczynnikiem zmienności *CoV*, który jest zdefiniowany jako

$$CoV = \frac{\sigma}{\bar{x}} \quad (2)$$

gdzie  $\sigma$  oznacza odchylenie standardowe, a  $\bar{x}$  średnie stężenie fazy rozproszonej dla danego przekroju poprzecznego mieszalnika. Wartość *CoV* = 0 wskazuje z reguły doskonałe mieszanie, natomiast *CoV* ≥ 1 oznacza brak mieszania i segregację obu faz. Rozkład liczb *Re* = 5000 i *Re* = 18 000 symulacji LES z dwoma modelami burzliwości przedstawia rys. 2.



Rys. 2. Poziom *CoV* w funkcji odległości od wlotu mieszalnika statycznego Kenics dla *Re* = 5000 i 18 000

Krzywe z modelowania CFD dla obu liczb *Re* leżą poniżej danych doświadczalnych dla cieczy wzajemnie rozpuszczalnych [16], aczkolwiek nie wykazują tendencji malejącej w przeciwieństwie do danych doświadczalnych. Stwierdzono, że przebieg krzywych jest zbliżony w swoim charakterze, który cechuje nieliniowość, dla danej liczby *Reynoldsa* i modelu burzliwości. Wraz ze wzrostem liczby *Re* zmniejsza się wartość *CoV*. Wyłącznie dla *Re* = 18000 uzyskano wartości współczynnika zmienności poniżej *CoV* = 0,05, co jest stosowane jako kryterium dobrze wymieszanego układu.

## Wnioski

Prezentowana praca stanowiła kontynuację wcześniej podjętych badań, dotyczących przepływu burzliwego w mieszalniku Kenics. Opisało analizę zmian składowych prędkości i prędkości fluktuacyjnej oraz wartości *CoV* dla liczb *Re* = 5000 i *Re* = 18 000.

Na podstawie wyników modelowania stwierdzono, iż oba modele burzliwości mogą być z powodzeniem stosowane do przewidywania zmian hydrodynamiki wewnątrz mieszalnika. Natomiast na podstawie otrzymanych wartości współczynnika *CoV*, stwierdzono że poziom niejednorodności dla obu liczb *Reynoldsa* wzrastał po wyjściu z dziesiątej wkładki.

## LITERATURA

- [1] J. Kamiński: Mieszanie układów wielofazowych. WNT, Warszawa 2004.
- [2] H. Yamamura, K. Takahashi: J. Chem. Eng. Jpn, **32**, nr 4, 395 (1999).
- [3] F. Theron, N. Le Sauze, A. Ricard: Ind. Eng. Chem. Res, **49**, nr 2, 623 (2010).
- [4] E. Szalai, F. Muzzio: AIChE Journal, **49**, 11, 2687 (2003).
- [5] H. Song, S. Han: Chem. Eng. Sci., **60**, 5696 (2005).
- [6] D. Hobbs, F. Muzzio: Chem. Eng. J., **70**, 93 (1998).
- [7] W. van Wageningen, R. Mudde, H. van den Akker: The 11<sup>th</sup> Europ. Conf. on Mixing, Bamberg, Germany 2003, 137.
- [8] R. Wadley, M. Dawson: Chem. Eng. Sci., **60**, 2469 (2005).
- [9] J. Derksen, H. van den Akker: Chem. Eng. Res. Des., **85**, 697 (2007).
- [10] Z. Jaworski, H. Murasiewicz: Inż. Ap. Chem, **40**, nr 1, 98 (2009).
- [11] Z. Jaworski, H. Murasiewicz: Chem. Pap, **64**, nr 2, 182 (2010).
- [12] H. Murasiewicz, Z. Jaworski: Inż. Ap. Chem, **46**, nr 3, 79 (2010).
- [13] A. Pacek, Aylianawati, A. Nienow.: Proc. 3<sup>rd</sup> Intern. Symp. on Mixing in Indust. Proc., Osaka, Japonia, 1999, 115.
- [14] W. Podgórska: Chem. Eng. Sci., **61**, 2986 (2006).
- [15] E. Paul, V. Atiemo-Obeng, S. Kresta: Handbook of Industrial Mixing – Science and Practice. Wiley-Interscience 2003.
- [16] M. Pahl, E. Muschelknautz: Int. Chem. Eng. **22**, 197 (1982).

Praca naukowa finansowana ze środków na naukę w latach 2010-2012 jako projekt badawczy promotorski N N209 200238.