

Daniel KIZIUKEVICH, Wioletta PODGÓRSKA

e-mail: wioletta.podgorska@pw.edu.pl

Zakład Inżynierii i Dynamiki Reaktorów Chemicznych, Wydział Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Politechnika Warszawska

Burzliwa dyspersja ciecz-ciecz w mieszalniku statycznym typu Kenics

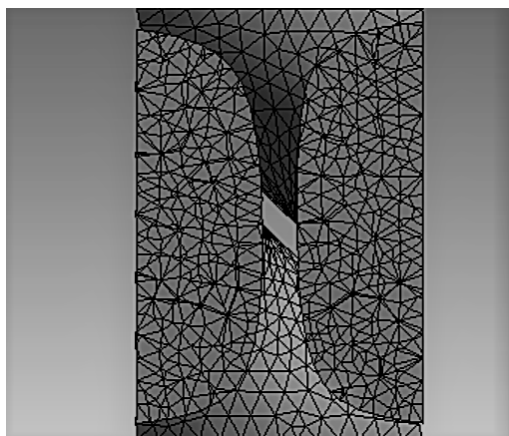
Wstęp

Mieszalniki statyczne stanowią alternatywę dla zbiorników z miesadłem w wytwarzaniu dyspersji ciecz-ciecz. W przeciwieństwie do zbiorników z miesadłem pozwalają osiągnąć równowagowy rozmiar kropeł w bardzo krótkim czasie, po przebyciu przez dyspersję drogi odpowiadającej zaledwie kilku średnicom rury, w której zamontowane są elementy mieszalnika [Etchells i Meyer, 2004]. Ponieważ czas przebywania dyspersji w mieszalniku statycznym jest bardzo krótki, to w celu osiągnięcia tej samej wielkości kropeł, co w zbiorniku z miesadłem średnia szybkość dyssypacji energii musi być znacznie wyższa. Zużycie energii w mieszalniku statycznym jest jednak mniejsze ze względu na znacznie krótszy czas przebywania [Theron i in., 2010]. Istnieje wiele rozwiązań geometrycznych wkładek. Do wytwarzania dyspersji ciecz-ciecz w warunkach przepływu burzliwego stosuje się głównie wkładki typu Kenics, SMX i SMV.

W niniejszej pracy zbadano pole przepływu i własności burzliwości w mieszalniku wyposażonym w elementy typu Kenics przy wykorzystaniu metod CFD.

Model mieszalnika

Własności burzliwości w mieszalniku zawierającym 4 lub 6 wkładek typu Kenics określono wykorzystując dwa modele przepływu dwufazowego pakietu Ansys Fluent: model Mixture i model Eulerian (two fluid model). Do utworzenia siatki numerycznej wykorzystano programy Ansys Design Modeller i Ansys Meshing. Układ składał się z części wypełnionej wkładkami Kenics obróconymi o 90° względem siebie oraz z części wlotowej i wylotowej (pusta rura). Obliczenia wykonano dla wkładek o średnicy 25 mm, długości 37,5 mm i grubości 3 mm. Dla odcinka rury wypełnionej elementami Kenics zastosowano siatkę niestrukturalną, czworościenną, dla części wlotowej i wylotowej zastosowano siatkę strukturalną (Multi Zone, hexahedral mesh). W celu równomiernego rozłożenia komórek siatki zastosowano opcję Patch Conforming. Wszystkie obszary przepływu zostały połączone przy użyciu narzędzia Part. Wygląd siatki numerycznej w przekroju osiowym przedstawiono na rys. 1.



Rys. 1. Wygląd siatki numerycznej w przekroju osiowym (170K)

W modelu two fluid (model Eulerian w Ansys Fluent) fazy opisane są za pomocą ich ułamków objętościowych i średnich prędkości i traktowane jako ciągłe, przenikające się media. Równanie ciągłości

dla ułamka objętościowego fazy rozproszonej dane jest wzorem,

$$\frac{\partial(\alpha_D \rho_D)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_D \rho_D \mathbf{U}_D) = 0 \quad (1)$$

gdzie: α_D oznacza ułamek fazy rozproszonej, ρ_D – gęstość fazy rozproszonej, a \mathbf{U}_D – średnia prędkość fazy rozproszonej.

Ułamek objętościowy fazy ciągłej, α_C , wynika z sumowania ułamków objętościowych do jedności. Średnie prędkości faz określone są z rozwiązania równań zachowania pędu

$$\frac{\partial(\alpha_D \rho_D \mathbf{U}_D)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_D \rho_D (\mathbf{U}_D \otimes \mathbf{U}_D)) + \nabla \cdot (\alpha_D \boldsymbol{\tau}_D) + \nabla \cdot (\alpha_D \mathbf{R}_D) = -\alpha_D \nabla p + \alpha_D \rho_D \mathbf{g} + \mathbf{M}_D \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\alpha_C \rho_C \mathbf{U}_C)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_C \rho_C (\mathbf{U}_C \otimes \mathbf{U}_C)) + \nabla \cdot (\alpha_C \boldsymbol{\tau}_C) + \nabla \cdot (\alpha_C \mathbf{R}_C) = -\alpha_C \nabla p + \alpha_C \rho_C \mathbf{g} - \mathbf{M}_D \quad (3)$$

gdzie: $\boldsymbol{\tau}_D$ i $\boldsymbol{\tau}_C$ oznaczają tensory naprężeń lepkościowych, a \mathbf{R}_D i \mathbf{R}_C – tensory naprężeń Reynoldsa, \mathbf{M}_D – wyraz sił międzyfazowych, który określa wymianę pędu pomiędzy fazami i wymaga modelowania. W niniejszej pracy uwzględniono jedynie siłę oporu, przy czym współczynnik oporu określono z korelacji Schillera-Naumana.

Jako model burzliwości zastosowano Realizable $k-\epsilon$, w którym równania transportu dla szybkości dyssypacji energii wyprowadzone zostały z dokładnego równania transportu średniokwadratowych fluktuacji wirowości, w których współczynnik C_μ w zależności na lepkość burzliwą, $\mu_t = \rho C_\mu k^2 / \epsilon$, nie jest wartością stałą, jak w standardowym modelu $k-\epsilon$, lecz jest funkcją tensora rotacji i tensora deformacji oraz energii kinetycznej burzliwości i szybkości dyssypacji energii.

W modelu Mixture rozwiązuje się równania ciągłości i zachowania pędu nie dla poszczególnych faz, lecz dla mieszaniny. Dodatkowo rozwiązywane jest równanie zachowania ułamka objętościowego dla fazy rozproszonej.

Wielkość kropeł można uzyskać rozwiązując równanie bilansu populacji lub z korelacji, w której średnica kropeł wyrażona jest w funkcji liczby Webera We i liczby Reynoldsa Re lub w funkcji szybkości dyssypacji energii ϵ , uzyskanej na przykład z obliczeń CFD. Dla fazy rozproszonej o niskiej lepkości Middleman [1974] zaproponował korelację na średnią średnicę Sautera wyrażoną w funkcji współczynnika tarcia f

$$\frac{d_{32}}{D} = CWe^{-0.6} f^{-0.4} \quad (4)$$

gdzie: D oznacza średnicę rury. Zależność ta została wyprowadzana przy założeniu, że naprężenia działające na krople wywołane są przez wiry z bezwładnościowego obszaru burzliwości. Dla liczby Reynoldsa większej od 3000 równ. (4) można przedstawić w postaci

$$\frac{d_{32}}{D} = CWe^{-0.6} Re^{0.1} \quad (5)$$

które pokazuje, że dla stałej liczby Webera zależność średnicy kropeł od liczby Reynoldsa jest niewielka. W takiej sytuacji dla mieszalnika z wkładkami Kenics zależność na średnicę kropeł można przybliżyć wzorem

$$\frac{d_{32}}{D} = \frac{K}{We^{0.6}} \quad (6)$$

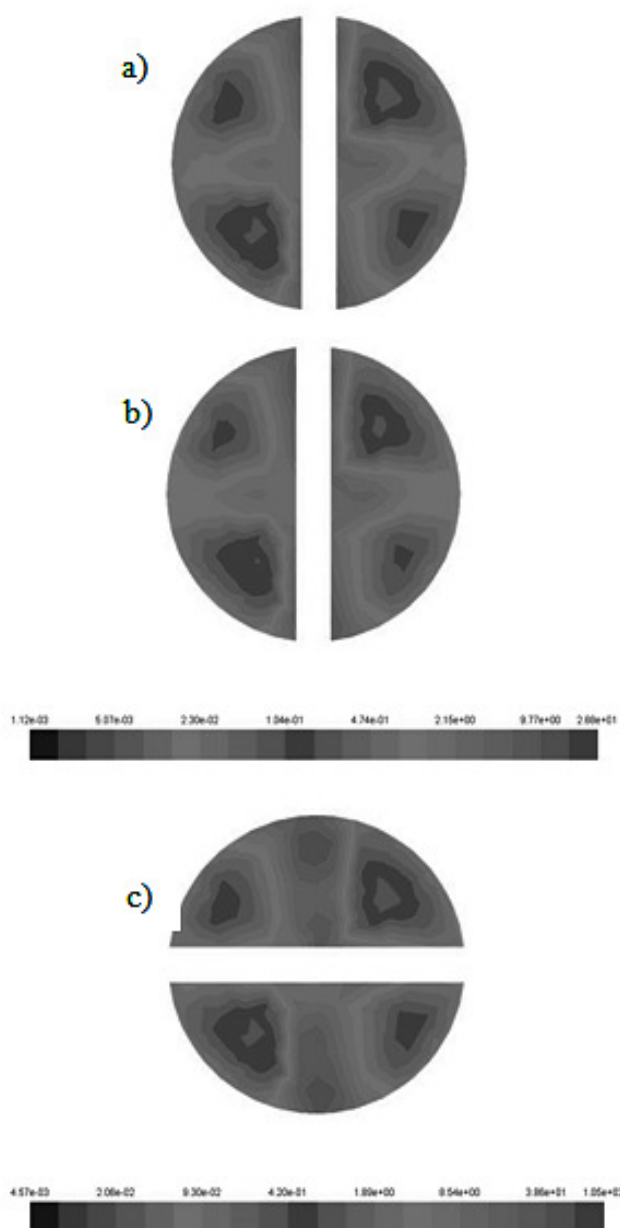
Stała K dla lepkości fazy rozproszonej μ_D nie większej od 0,001 Pa·s i dla małych wartości stosunku gęstości faz i stosunku lepkości faz dla mieszalnika typu *Kenics* jest równa 0,49 [Berkman i Calabrese, 1988; Etchells i Meyer, 2004]. Liczby *Webera* i *Reynoldsa* w zależnościach (5) i (6) zdefiniowane są w oparciu o prędkość pozorną V i średnicę rury D

$$We = \frac{\rho_c V^2 D}{\sigma}, \quad Re = \frac{\rho_c V D}{\mu_c} \quad (7)$$

gdzie: σ oznacza napięcie międzyfazowe. Inna korelacja, w której występuje szybkość dyssypacji energii ma postać [Streiff i in., 1999]

$$d_{max} = k_1 \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{0,6} \left(\frac{\rho_c}{\rho_D} \right)^{0,2} \varepsilon^{-0,4} \quad (8)$$

przy czym k_1 jest rzędu 1,0, a maksymalna średnica stabilnych kropeł d_{max} jest około 1,5 razy większa od średnicy *Sautera* d_{32} .



Rys. 2. Porównanie szybkości dyssypacji energii przewidzianych przez model *Eulerian*; a) $V = 0,5$ m/s, $d = 100$ μm , b) $V = 0,5$ m/s, $d = 500$ μm , c) $V = 0,8$ m/s, $d = 500$ μm

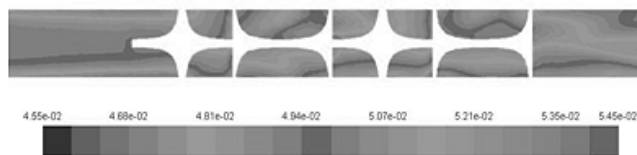
Wyniki obliczeń i dyskusja

Obliczenia 3D pola przepływu i własności burzliwości przeprowadzono dla zakresu prędkości pozornych $0,3 \div 0,8$ m/s dla temperatury 20°C ($\rho_c = 998,2$ kg/m³, $\rho_D = 866$ kg/m³, $\mu_c = 1,003 \cdot 10^{-3}$ Pa·s, $\mu_D = 0,586 \cdot 10^{-3}$ Pa·s, $\sigma = 0,036$ N/m, $\phi = 0,05$). Sprawdzono czułość modeli *Mixture* i *Eulerian* na wielkość kropeł.

Na rys. 2 porównano rozkłady szybkości dyssypacji energii przewidziane przez model *Eulerian* dla prędkości $V = 0,5$ m/s dla kropeł o średnicy 100 μm i 500 μm oraz dla prędkości $V = 0,8$ m/s i kropeł o średnicy 500 μm za trzecią wkładką.

Jak widać model nie jest czuły na średnicę kropeł. Również średnia szybkość dyssypacji energii w obszarze wkładek jest dla obu średnic praktycznie taka sama. Model *Eulerian* przewiduje wyższe wartości szybkości dyssypacji energii niż model *Mixture*, przy czym różnice przewidywań modeli maleją ze wzrostem prędkości pozornej. Dla prędkości $0,8$ m/s różnice są rzędu 15%. Z wcześniejszych badań wynika również, że włączenie równania bilansu populacji do modelu *Mixture* daje np. dla prędkości $0,8$ m/s 13% mniejszą szybkość dyssypacji energii w stosunku do przewidywań modelu *Eulerian* dla zadanej wielkości kropeł [Guzek i Podgórska, 2013].

Na rys. 3 przedstawiono rozkład ułamka objętościowego fazy rozproszonej dla prędkości pozornej $0,3$ m/s i średnicy kropeł 100 μm . Jak widać rozkład jest bardzo równomierny (skala na rysunku jest w przedziale $0,046$ do $0,055$). Model *Eulerian* przewiduje nieco większe różnice lokalnych wartości ułamka objętościowego.



Rys. 3. Rozkład ułamka objętościowego fazy rozproszonej przewidziany przez model *Mixture* dla $V = 0,3$ m/s, $d = 100$ μm

Wartości szybkości dyssypacji energii określone z obliczeń CFD pozwalają przewidzieć rozmiar kropeł (przy założeniu pomijalnej koalescencji). Np. dla prędkości $0,8$ m/s przewidziana z korelacji (8) i stosunku $d_{max}/d_{32} = 1,5$ średnica *Sautera* (dla szybkości dyssypacji energii $52,64$ m²/s³ określonej z modelu *Eulerian*) równa jest $d_{32} = 303$ μm . Bezpośrednio wykorzystanie korelacji (6) opartej na liczbie *Webera* określonej z wzoru (7) daje średnicę *Sautera* równą 316 μm . Różnica wynosi więc zaledwie 4%.

Wnioski

Oba zastosowane modele przepływu dwufazowego pozwalają prawidłowo przewidzieć własności burzliwości, w tym szybkość dyssypacji energii. Umożliwia to z kolei prawidłowo przewidzieć średnicę kropeł wytwarzanych w mieszalniku typu *Kenics*.

LITERATURA

- Berkman P.D., Calabrese R.V., (1988). Dispersion of viscous liquids by turbulent flow in static mixer. *AIChE Journal*, 34, 602-609. DOI: 10.1002/aic.690340409
- Etchells III E.W., Meyer C.F., (2004). *Mixing in pipelines* [In:] *Handbook of Industrial Mixing. Science and Practice*. John Wiley & Sons, Hoboken
- Guzek P., Podgórska W., (2013). *Przepływ dwufazowy ciecz-ciecz przez mieszalnik statyczny SMX*. XXI Ogólnopolska Konferencja Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Kołobrzeg, 2-6 września 2013
- Middleman S., (1974). Drop size distributions produced by turbulent pipe flow of immiscible fluids through a static mixer. *Ind. Eng. Chem., Proc. Des. Develop.*, 13, 78-83. DOI: 10.1021/i260049a015
- Streiff F.A., Jaffer S., Schneider G., (1999). Design and application of motionless mixer technology. *Proc. of ISMIP3*, ISMIP3, Osaka, Japan, September 19-22, 107-114
- Theron F., Le Sauze N., Ricard A., (2010) Turbulent liquid-liquid dispersion in Sulzer SMX mixer. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 49, 623-632. DOI: 10.1021/ie900090d