

## Ryszard WÓJTOWICZ

e-mail: rwojtowi@pk.edu.pl

Katedra Aparatury Przemysłowej, Wydział Mechaniczny, Politechnika Krakowska, Kraków

## Modelowanie przepływu cieczy w reaktorze rurowym

## Wstęp

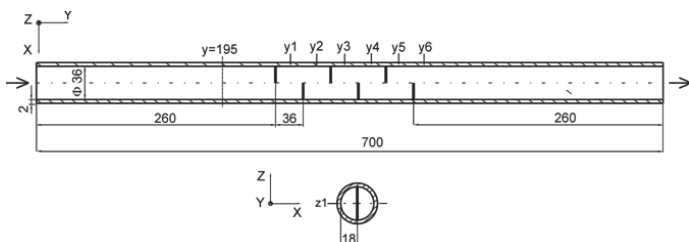
Wytwarzanie układów wielofazowych w warunkach przemysłowych prowadzone jest zwykle w aparatach zbiornikowych z mieszadłami wykonującymi ruch obrotowy [Paul i in., 2004, Kamiński, 2004] lub posuwisto-zwrotny [Kamiński i Wójtowicz, 2003]. Rzadziej w takich procesach – mimo wielu istotnych zalet – stosowane są rurowe mieszalniki przepływowe (mieszalniki statyczne) z elementami wewnętrznymi (wkładkami) inicjującymi burzliwość cieczy i jej intensywne mieszanie.

Mieszalniki rurowe cechuje m.in. prosta konstrukcja, niskie koszty inwestycyjne i eksploatacyjne, łatwość kontroli technicznej procesu oraz – co najbardziej istotne – wysoki stopień zmieszania przy stosunkowo krótkim czasie przebywania cieczy w aparacie [Stręć, 1981, Myers i in., 1997, Paul i in., 2004]. Stosowane mogą być zatem w różnych przypadkach mieszania, zwłaszcza tam gdzie wykorzystanie mieszalników tradycyjnych może być mało ekonomiczne, np. do wytwarzania układów wielofazowych (emulsji, zawiesin) o dużych lepkościach [Grece, 1982, Furling i in., 2000], w operacjach dyspergowania faz z towarzyszącą reakcją chemiczną [Craig, 1987] czy też procesach ochrony środowiska, szczególnie takich gdzie złoże biologiczne jest degradowalne z czasem [Paul i in., 2004].

Praca stanowi wstępną część badań dotyczących modelowania procesu flokulacji i mechanizmu powstawania flokuł w reaktorze rurowym z wewnętrznymi przegrodami. Uzyskane wyniki mogą być praktycznie wykorzystane do optymalizacji konstrukcji i wyznaczania stref intensywnego mieszania w mieszalnikach statycznych, stosowanych w procesach usuwania zanieczyszczeń stałych z cieczy.

## Zakres i metodyka badań

Schemat reaktora dla którego prowadzono symulacje numeryczne pokazano na rys. 1. Wewnątrz cylindrycznej, poziomej rury o średnicy wewnętrznej  $D = 0,036$  m i długości całkowitej  $L = 0,7$  m rozmieszczono naprzemiennie sześć jednakowych, pionowych przegród, o kształcie półkola. Szerokość przegród wynosiła  $h = \frac{1}{2}D = 0,018$  m, odległość między nimi (podziałka) była stała i równa średnicy reaktora  $l = D = 0,036$  m.



Rys. 1. Reaktor rurowy z przegrodami

Cieczą modelową przepływającą przez reaktor była woda ( $\rho = 998$  kg/m<sup>3</sup>,  $\eta = 0,001$  Pa·s), jej prędkość przepływu dobrano tak, by w przestrzeni rurowej będącej wlotem do reaktora uzyskać warunki rozwiniętego przepływu burzliwego ( $Re = 5000$ ).

Analizę ruchu cieczy wykonano w oparciu o wyniki modelowania numerycznego, wykorzystując podczas obliczeń kody numerycznej mechaniki płynów (CFD) [Jaworski, 2005]. Geometrię modelu i siatkę numeryczną tworzono w preprocesorze Gambit 2.4 [Fluent Inc., 2006]; siatka składała się łącznie z  $5,576 \cdot 10^5$  elementów czworościennych (tetrahedral). Wpływ gęstości siatki numerycznej na wyniki modelowania analizowano prowadząc symulacje wstępne dla 6 siatek o różnych

gęstościach i liczbie komórek obliczeniowych z zakresu  $5,523 \cdot 10^4 \div 1,03241 \cdot 10^6$ . Gęstość siatki przyjętej w pracy jako bazowa jest gęstością graniczną, dla której nie obserwowano już istotnych różnic wartości obliczanych składowych prędkości i parametrów burzliwości. Symulacje numeryczne wykonano z wykorzystaniem solvera pakietu obliczeniowego Ansys Fluent 14.0 [Ansys Inc., 2011]. Obliczenia prowadzono do momentu uzyskania stałych wartości znormalizowanych reszt numerycznych dla wyznaczanych wielkości na poziomie  $10^{-5}$ .

Przepływ cieczy w reaktorze opisano matematycznie za pomocą standardowych równań transportu masy i pędu Naviera-Stokesa uśrednionych metodą Reynoldsa (RANS):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial (\rho u_i)}{\partial x_i} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial (u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} (-\overline{\rho u_i u_j}) \quad (2)$$

gdzie naprężenia Reynoldsa wyrażone są jako:

$$-\overline{\rho u_i u_j} = \mu_t \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \left( \rho k + \mu_t \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \delta_{ij} \quad (3)$$

$k$  określa energię kinetyczną burzliwości, a  $\mu_t$  lepkość burzliwą:

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (4)$$

Równaniami zamykającymi układ (1-2) są dwa dodatkowe równania modelu burzliwości  $k$ - $\varepsilon$  standard:

$$\frac{\partial (\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho u_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k - \rho \varepsilon \quad (5)$$

$$\frac{\partial (\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho u_i \varepsilon)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + S_\varepsilon \quad (6)$$

Produkcja energii kinetycznej burzliwości  $G_k$  modelowana jest jako:

$$G_k = -\overline{\rho u_i u_j} \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \quad (7)$$

człon źródłowy  $S_\varepsilon$ :

$$S_\varepsilon = C_1 \frac{\varepsilon}{k} G_k - C_2 \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (8)$$

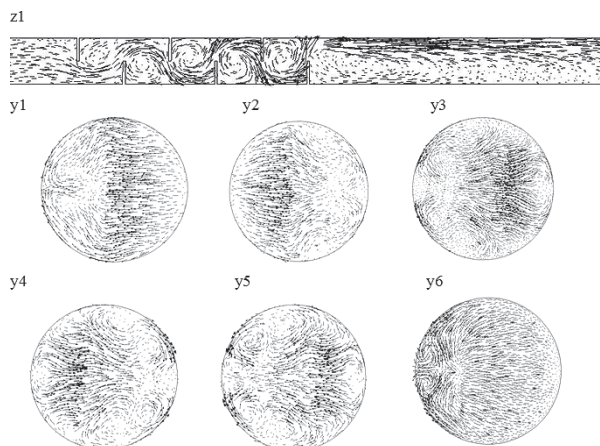
Stałe modelu i burzliwe liczby Prandtla dla  $k$  i  $\varepsilon$  wynoszą odpowiednio:  $C_\mu = 0,09$ ;  $C_1 = 1,44$ ;  $C_2 = 1,92$ ;  $\sigma_k = 1$ ;  $\sigma_\varepsilon = 1,3$ .

W modelu numerycznym zastosowano standardowe funkcje przyścienne.

## Wyniki badań i wnioski

Na rys. 2 przedstawiono wektorowe mapy przepływu cieczy w badanym reaktorze w poziomej (z1) i pionowych (y1÷y6) płaszczyznach jego przekroju, usytuowanych w jednakowych odległościach za kolejnymi przegrodami. Pokazane profile potwierdzają celowość stosowania przegród, intensyfikują one bowiem przepływ cieczy wewnątrz aparatu, inicjując dodatkowo jej burzliwość.

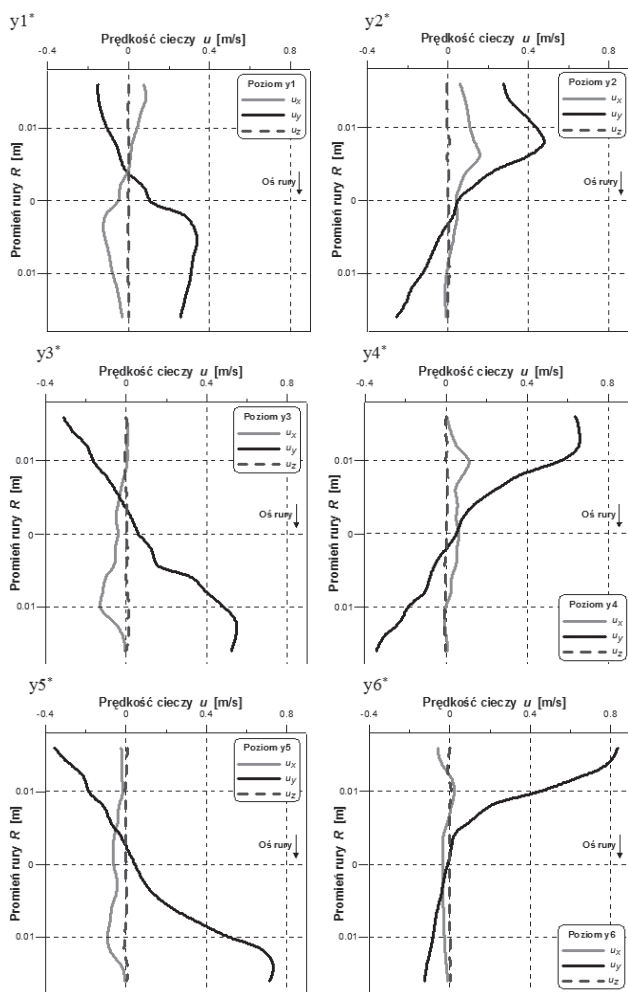
Za kolejnymi przegrodami tworzą się wyraźne kołowe wiry, zwiększające sukcesywnie swój rozmiar (Rys. 2 z1). Silny ruch wirowy widoczny jest przede wszystkim w obszarach pomiędzy trzema ostatnimi przegrodami. Powstające tam zawirowania cieczy mają największą skalę i obejmują swoim zasięgiem całą strefę oddzielającą przegrody. Słabszy ruch wirowy widoczny jest natomiast w pionowych płaszczyznach



Rys. 2. Wektorowe mapy przepływu cieczy w reaktorze rurowym, w poziomej (z1) i pionowych (y1÷y6) płaszczyznach jego przekroju

przekroju aparatu (Rys. 2 y1÷y6). Generowane w przepływie wiry mają mniejszą średnicę a ciecz – zależnie od usytuowania przegród w reaktorze – zmienia kierunek.

Na rys. 3 pokazano zmiany składowych prędkości cieczy wzdłuż promienia reaktora dla różnych poziomów jego przekroju y1\*÷y6\* (linii będących przecięciem płaszczyzny poziomej z1 z płaszczyznami pionowymi y1÷y6). Pomimo obecności przegród wewnątrz aparatu najwyższe prędkości przepływu wyznaczono w kierunku zgodnym z kierunkiem doprowadzenia cieczy do reaktora (składowa  $u_x$ ). Za kolejnymi przegradami wartości tej składowej rosną, osiągając maksimum za ostatnią, szóstą przegradą, blisko ścianki rury (Rys. 3 y6) gdzie kierowany jest strumień przepływu głównego.



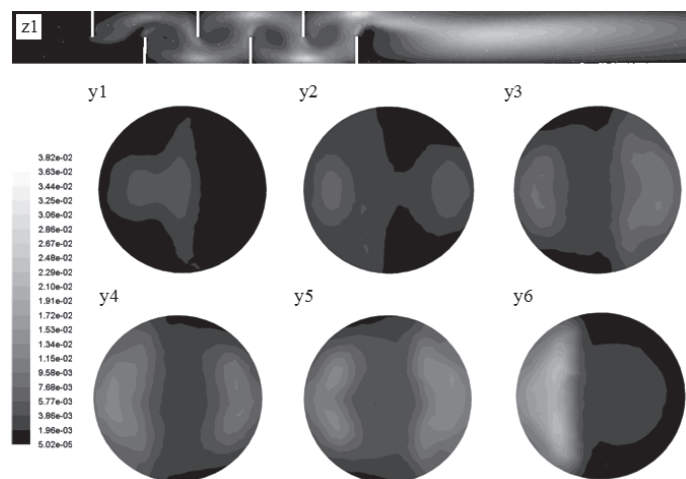
Rys. 3. Zmiany składowych prędkości przepływu ( $u_x$ ,  $u_y$ ,  $u_z$ ) wzdłuż promienia reaktora dla różnych poziomów jego przekroju (y1\*÷y6\*)

Na rysunkach widać ponadto zwrotny przepływ cieczy (ujemne wartości prędkości) za przegradami, co jest efektem jej silnego ruchu wirowego w tych obszarach.

Niższe prędkości przepływu wyznaczono w kierunku poprzecznym do osi reaktora, wzdłuż jego promienia (składowa  $u_x$ ). Jej zmienne (dodatnie lub ujemne) wartości świadczą o zmianie kierunku przepływu zależnie od położenia przegrody. Nieznaczne maksimum dla tej składowej wyznaczono w połowie odległości między osią rury a ścianką. Jej wartości maleją, gdy przepływająca ciecz opuszcza obszar przegród (Rys. 3 y6).

Trzecia składowa,  $u_z$ , niezależnie od lokalizacji w aparacie przyjmuje najniższe wartości. Dla każdego z analizowanych poziomów są one bliskie zeru. Oznacza to iż ruch cieczy wzdłuż wysokości przegród w reaktorze jest niewielki i praktycznie pomijalny.

Opisany charakter przepływu cieczy potwierdzają również konturowe mapy rozkładu jej energii kinetycznej burzliwości, pokazane na rys. 4. Za kolejnymi przegradami burzliwość cieczy rośnie, osiągając wartości maksymalne blisko ścianki, naprzeciw przegród. Intensywny przepływ cieczy (wysokie wartości energii kinetycznej burzliwości) widoczny jest również w końcowej części reaktora, w obszarze za przegradami. Tam jednak strefę najwyższej burzliwości wyznaczono nie w sąsiedztwie ścianek lecz blisko osi aparatu.



Rys. 4. Konturowe mapy energii kinetycznej burzliwości  $k$  ( $m^2/s^2$ ) w reaktorze rurowym w poziomej (z1) oraz pionowych (y1÷y6) płaszczyznach jego przekroju

## LITERATURA

- Ansys Inc. 2011. *Ansys Fluent User's Guide*, Ansys Inc., Canonsburg
- Craig T.O., 1987. Heat transfer during polymerization in motionless mixers *Polym. Eng. Sci.*, 27, 1386-1389. DOI: 10.1002/pen.760271806
- Furling O., Tanguy P.A., Choplin L., Li H.Z., 2000. Solid liquid mixing at high concentrations with SMX static mixers. *10<sup>th</sup> European Conference on Mixing*, Delft, Netherlands, 2-5 July 2000. DOI: 10.1016/B978-044450476-0/50013-3
- Fluent Inc. 2006. *Gambit 2.4 User's Guide*, Fluent Inc., Lebanon
- Grece H.P., 1982. Dispersion phenomena in high viscosity immiscible fluid systems and application of static mixers as dispersion devices in such systems *Chem. Eng. Commun.*, 14, 225-227
- Jaworski Z., 2005. *Numeryczna mechanika płynów w inżynierii chemicznej i procesowej*, EXIT, Warszawa
- Kamiński J., 2004. *Mieszanie układów wielofazowych*. WNT, Warszawa
- Kamiński J., Wójtowicz R., 2003. Dispersion of liquid-liquid systems In a mixer with a reciprocating agitator *Chem. Eng. Proc.*, 42, 1007-1017
- Paul E.L., Atiemo-Obeng W.A., Kresta S.M., 2004. *Handbook of Industrial Mixing*, Wiley & Sons Inc., New Jersey 2004
- Stręk F., 1981. *Mieszanie i mieszalniki*. WNT, Warszawa

*Niniejsza praca została wykonana w ramach projektu badawczego 0264/B/H03/2011/40 finansowanego przez Narodowe Centrum Nauki.*