

Joanna KARCZ, Marcelina BITENC, Marek DOMAŃSKI, Łukasz KACPERSKI

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

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

Badania numeryczne przepływu ciecz – gaz w kolumnie *air-lift* z zewnętrzną cyrkulacją cieczy

Wstęp

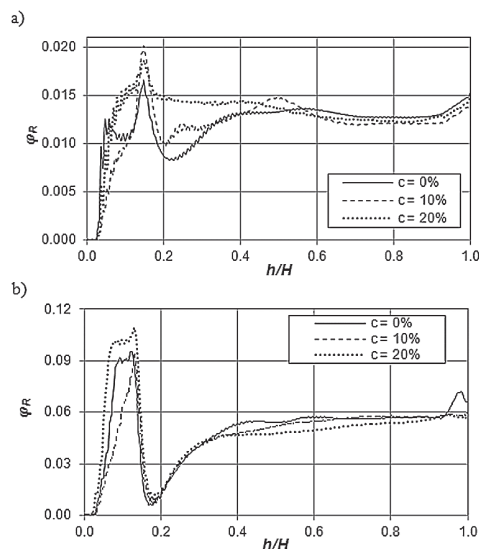
W analizie przy użyciu metod numerycznej mechaniki płynów CFD stosuje się przekształcenie równań różniczkowych transportu w celu uzyskania szczegółowych informacji na temat zjawisk zachodzących w urządzeniach procesowych. Stanowi to alternatywę dla czasochłonych i kosztownych badań przy projektowaniu i wdrażaniu aparatów. Obszerny zakres badań doświadczalnych zjawisk zachodzących w kolumnach *air-lift* różnej konstrukcji przeprowadziła m.in. Kawalec-Pietrenko [1992; 2000]. Zakres zastosowania zależności empirycznych ograniczony jest jednak do obszaru przeprowadzonych badań. Zaletą zastosowania metod CFD jest niezależność wyników od skali procesów przy wykorzystaniu poprawnych modeli szczegółowych. W literaturze istnieje wiele publikacji na temat zastosowania CFD do modelowania przepływów ciecz – gaz, jednak symulacje hydrodynamiki w reaktorach *air-lift* z zewnętrzną cyrkulacją cieczy wciąż wymagają uzupełnienia ze względu na złożony charakter przepływu w tego typu aparatach.

Badania numeryczne

Badania przedstawione w tej pracy miały na celu analizę numeryczną przepływu ciecz – gaz w kolumnie *air-lift*. Fazą ciągłą były ciecze o właściwościach odpowiadających wodnym roztworom sacharozy o stężeniu $c \in <0; 20>$ % mas., natomiast fazą rozproszoną było powietrze o objętościowym natężeniu przepływu w zakresie $V_g \cdot 10^5 \in <3,64; 21,6>$ m³/s i o założonej stałej średnicy pęcherzyków $d_b = 0,005$ m w układzie. Szczegóły dotyczące geometrii układu przedstawiono w pracach [Karcz i in., 2010; Karcz i in., 2011]. Siatkę obliczeniową złożoną z ok. 380 tys. elementów czworosiennych wygenerowano za pomocą programu ANSYS ICEM – CFD. Ze względu na wysoki udział fazy rozproszonej, do modelowania zastosowano podejście Euler–Euler [ANSYS Inc., 2010]. Zjawiska transportu burzliwego w fazie ciągłej modelowano za pomocą modelu SST (*Shear Stress Transport*), burzliwość fazy rozproszonej opisano modelem algebraicznym *Dispersed Phase Zero Equation* [ANSYS Inc., 2010]. Dodatkowo uwzględniono wpływ obecności elementów fazy rozproszonej na intensyfikację burzliwości poprzez implementację modelu *Sato Enhanced Eddy Viscosity*. Opór międzyfazowy opisano modelem *Grace*, natomiast siłę dyspersji burzliwej modelem *Lopez de Bertodano*. Symulacje komputerowe przepływu nieustalonego w czasie przeprowadzono przy zastosowaniu programu ANSYS CFX 13, a czas ich prowadzenia określono na podstawie doświadczalnie określonych czasów cyrkulacji płynu w kolumnie [Karcz i in., 2010], po upływie których nie obserwuje się dalszych zmian w wartościach parametrów hydrodynamicznych. W celu osiągnięcia stabilnego rozwiązania na znormalizowanym poziomie zbieżności wynoszącym 10^{-4} , dobrano stały krok czasowy $\Delta t = 0,001$ s.

Wyniki badań

Na rys. 1 przedstawiono rozkłady lokalnych wartości udziału gazu zatrzymanego w cieczy φ_R w strefie wznoszenia dla najmniejszego (Rys. 1a) i największego (Rys. 1b) rozpatrywanego natężenia przepływu gazu. Najwyższy udział gazu zatrzymanego w cieczy występuje w bezpośrednim sąsiedztwie dystrybutora gazu. Na wysokości $h = 0,2$ H następuje znaczny spadek zawartości gazu w osi kolumny, ze względu na recyrkulujący strumień płynu, który powoduje przesunięcie przepływającego ku górze strumienia gazu w kierunku lewej strony strefy wznoszenia. Wpływ recyркулу wzrasta ze wzrostem prędkości przepływu gazu. Największy wpływ stężenia sacharozy obserwowany jest w dol-

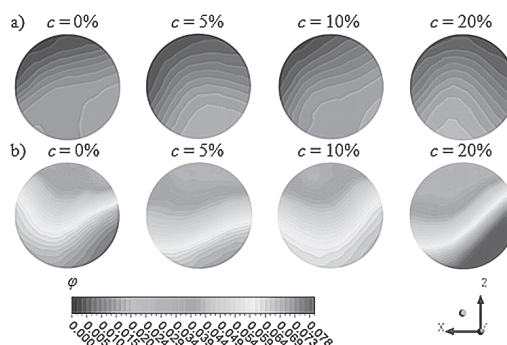


Rys. 1. Rozkłady udziału gazu zatrzymanego w cieczy φ_R w osi pionowej strefy wznoszenia, a) $V_g = 3,64 \cdot 10^{-5}$ m³/s, b) $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5}$ m³/s

nej części strefy wznoszenia, w wyższych partiach różnice wartości φ_R maleją, szczególnie przy wysokim natężeniu przepływu gazu w układzie.

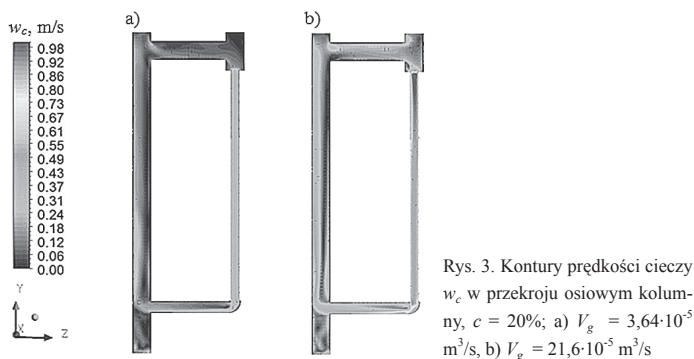
Na podstawie analizy konturów udziału gazu zatrzymanego w cieczy φ_R w przekrojach poprzecznych kolumny można zauważyć, iż wyższa zawartość gazu w zawieszinie występuje przy ścianie strefy wznoszenia zewnętrzną względem osi aparatu.

Na rys. 2 przedstawiono rozkłady udziału gazu w przekroju na bezwymiarowej wysokości $h/H = 0,4$. Widoczne są wyraźne różnice w zależności od stężenia sacharozy w układzie, jednak bez określonej tendencji co do wartości. Można zauważyć, że w przypadku wody i 20% roztworu cukru, wartości udziału gazu są nieco wyższe niż w przypadku roztworów o stężeniu 5 i 10% mas.



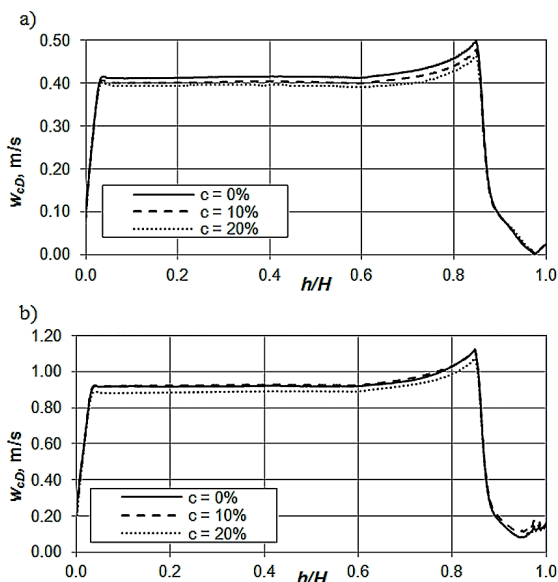
Rys. 2. Kontury udziału gazu zatrzymanego w cieczy φ_R w przekroju poprzecznym strefy wznoszenia na wysokości $h/H = 0,4$, a) $V_g = 3,64 \cdot 10^{-5}$ m³/s, b) $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5}$ m³/s

Jak wynika z rys. 3, niejednorodna struktura przepływu występuje w całym przekroju osiowym strefy wznoszenia, bez względu na natężenie przepływu gazu w układzie. W strefie opadania natomiast obserwowany jest jednorodny rozkład prędkości cieczy w_c , poza niewielkim obszarem w sąsiedztwie redukcji przekroju rury, gdzie obserwowane są wyższe wartości prędkości, szczególnie przy najwyższym rozpatrywanym natężeniu przepływu gazu (Rys. 3b).



Rys. 3. Kontury prędkości cieczy w_c w przekroju osiowym kolumny, $c = 20\%$; a) $V_g = 3,64 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, b) $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

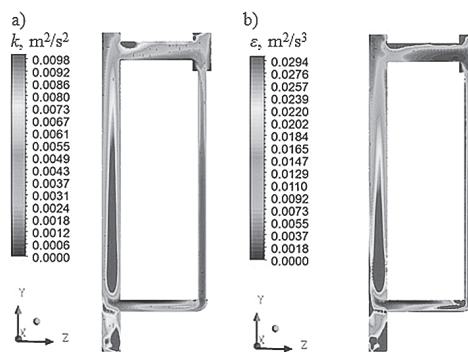
W strefie opadania zaobserwowano największy wpływ zawartości cukru na hydrodynamikę przepływu. Wzrost stężenia sacharozy w fazie ciekłej powoduje wyraźny spadek prędkości cieczy w całym zakresie przeprowadzonych badań. Jak pokazano na rys. 4, różnice pomiędzy wyznaczonymi numerycznie prędkościami wody i roztworu cukru o stężeniu $c = 20\%$ mas. wynoszą średnio 5% wartości w_{cd} we wszystkich rozpatrywanych przypadkach.



Rys. 4. Rozkłady prędkości cieczy w_{cd} w osi pionowej strefy opadania; a) $V_g = 3,64 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, b) $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

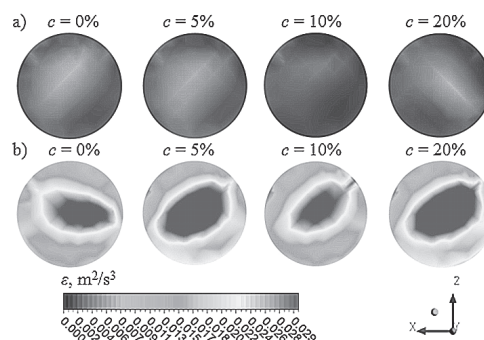
Przy największym natężeniu przepływu gazu $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ stwierdzono, iż różnice prędkości w_{cd} wodnych roztworów sacharozy o stężeniach $c = 0$ i 10% mas. są nieznaczne, co wskazywałoby na to, że powyżej pewnej granicznej wartości prędkości przepływu gazu, znacznie maleje wpływ właściwości fizycznych fazy ciągłej na hydrodynamikę w strefie opadania.

Badania numeryczne umożliwiły także analizę parametrów burzliwości w układzie, co wciąż jest trudne do uzyskania na drodze eksperymentalnej. Znajomość wartości kinetycznej energii burzliwości i szybkości jej dyssypacji w układzie dostarcza kluczowych informacji na temat intensywności mieszania w aparatach procesowych. Na rys. 5 przedstawiono przykładowe osiowe kontury kinetycznej energii burzliwości k oraz szybkości jej rozpraszania ϵ w układzie. Stwierdzono, iż największa intensywność burzliwości występuje w obszarze, gdzie recyrkulujący strumień wpływający z dolnej rury poziomej aparatu łączy się ze strumieniem świeżo nagazowanej dyspersji w strefie wznoszenia. Ponadto, najwyższe wartości kinetycznej energii burzliwości i szybkości jej rozpraszania obserwowane są w pobliżu osi strefy wznoszenia. Wraz ze wzrostem bezwymiarowej współrzędnej osiowej h/H burzliwość w strefie wznoszenia słabnie. W pozostałych strefach kolumny, lokalne wysokie wartości k i ϵ wynikają ze zmiany kierunku przepływu płynu. W strefie separacji, burzliwość intensyfikowana jest przez pęcherze gazowe opuszczające układ.



Rys. 5. Kontury parametrów burzliwości w przekroju osiowym kolumny, $c = 20\%$, $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$; a) kinetyczna energia burzliwości k , b) szybkość dyssypacji kinetycznej energii burzliwości ϵ

Na rys. 6 zaprezentowano kontury szybkości dyssypacji kinetycznej energii burzliwości ϵ_R w przekroju poprzecznym strefy wznoszenia na bezwymiarowej wysokości $h/H = 0,4$.



Rys. 6. Kontury szybkości dyssypacji kinetycznej energii burzliwości ϵ w przekroju poprzecznym strefy wznoszenia na wysokości $h = 0,4 H$, a) $V_g = 3,64 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, b) $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Przy najmniejszym natężeniu przepływu gazu, największe wartości ϵ_R w tym przekroju występowały w układzie bez cukru. Dla $V_g = 21,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, wartości ϵ_R uzyskane dla układów o stężeniu $c = 5$ i 20% mas. były nieznacznie większe niż w przypadku wody i 10% roztworu sacharozy.

Uśrednione wartości udziału gazu zatrzymanego w cieczy ϕ_R oraz prędkości w_c w obu strefach kolumny porównano z danymi doświadczalnymi [Karcz i in., 2010], uzyskując dobrą zgodność wyników obliczeń.

Wnioski

Wyniki symulacji numerycznych umożliwiły ilościową analizę hydrodynamiki w kolumnie *air-lift* w zależności od właściwości cieczy oraz natężenia przepływu gazu w układzie.

Obliczenia numeryczne wykazały wyraźny wpływ zawartości sacharozy na hydrodynamikę szczególnie w strefie opadania. Wpływ stężenia cukru maleje wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu.

Ze względu na silnie niejednorodną strukturę przepływu w kolumnie *air-lift*, w analizie zjawisk przenoszenia pędu potrzebne są informacje o lokalnych wartościach parametrów hydrodynamicznych.

Zgodność obliczeń z danymi doświadczalnymi stanowi przesłankę do stosowania metod CFD w badaniach procesu przenoszenia pędu w kolumnach.

LITERATURA

- ANSYS® Inc., 2010 – Academic Research, Release 13.0, 2010. *Help System, CFX - Solver Theory Guide*
- Karcz J., Bitenc M., Domański M., Kacperski Ł., 2011. Numerical study of hydrodynamics in an external-loop air-lift bioreactor. *Chemical Engineering Transactions*, **24**, 1399–1404. DOI: 10.3303/CET1124234
- Karcz J., Bitenc M., Kacperski Ł., 2010. Badania hydrodynamiki w kolumnie *air-lift* z zewnętrzną cyrkulacją cieczy. *Inż. Ap. Chem.*, **49**, nr 1, 57-58
- Kawalec-Pietrenko B., 1992. Charakterystyka hydrodynamiczna i wymiana masy w trójfazowym reaktorze airlift z cyrkulacją wewnętrzną. Rozprawa habilitacyjna. *Zesz. Nauk. Pol. Gdańskiej*, nr 494
- Kawalec-Pietrenko B., 2000. Liquid circulation velocity in the inverse fluidized bed airlift bioreactor. *Bioprocess Engineering*, **23**, 397-402. DOI: 10.1007/s004499900182