

Wiesław SZATKO¹, Michał DYŁĄG²

e-mail: wszatko@pk.edu.pl

¹ Katedra Aparatury Przemysłowej, Wydział Mechaniczny, Politechnika Krakowska, Kraków² Centrum Badań i Rozwoju Urządzeń Przemysłowych CEBEA, Politechnika Krakowska, Kraków

Analiza porównawcza rozkładów wielkości flokul w reaktorach okresowym i ciągłym

Wstęp

Flokulacja jest procesem szeroko stosowanym w oczyszczaniu wód powierzchniowych z koloidów, podczas którego cząstki zanieczyszczeń łączą się w aglomeraty (flokuly) o różnych kształtach i własnościach [Kowal i Świdzka-Bróz, 2005]. W wyniku aglomeracji drobne cząstki ciała stałego tworzą złożone, przestrzenne struktury połączonych cząstek pierwotnych.

W pracy przedstawiono porównanie wielkości flokul wytwarzanych metodą tradycyjną w mieszalniku okresowym z aglomeratami powstającymi w mieszalniku ciągłym.

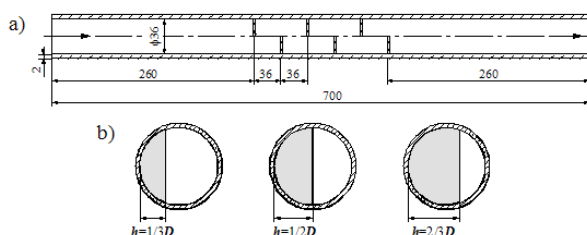
Badania doświadczalne

Aparatura. Badania eksperymentalne przeprowadzono na uniwersalnym, modułowym stanowisku badawczym [Sprawozdanie, 2011; 2014]. Stanowisko umożliwiało pomiary wielkości powstających flokul dla różnych parametrów procesowych oraz badania weryfikacyjne rozkładu prędkości metodą LDA dla przeprowadzonych, metodą CFD, symulacji przepływu. Zasadnicze układami funkcjonalne stanowiska pomiarowego stanowiły: układ przygotowania zawiesiny, układ mieszania (okresowego lub ciągłego), układy rejestracji i analizy wielkości powstających flokul.

Reaktor okresowy do badania procesu flokulacji stanowił klasyczny mieszalnik mechaniczny o średnicy $D = 0,286$ m. Analizowano działanie dwóch różnych, mieszadeł wysokoobrotowych: turbinowego tarczowego *Rushtona* z prostymi łopatkami (*RT*), wytwarzającego promieniową cyrkulację cieczy w aparacie oraz turbinowego o łopatkach pochylonych pod kątem $\alpha = 45^\circ$, tłoczącego ciecz w dół (*PBT*), generującego cyrkulację osiową – częstość obrotów mieszadeł $n = 300$ 1/min. Średnica mieszadeł wynosiła $d = D/3$, mieszadła usytuowano w odległości od dna mieszalnika $h = d$.

Reaktor ciągły. Układ mieszania ciągłego stanowił poziomy reaktor rurowy z przegrodami przedstawiony na rysunku 1. W badaniach stosowane były trzy reaktory o różnych szerokościach przegród pionowych: $1/3D$, $1/2D$, $2/3D$. Zawiesina podawana była do reaktora rurowego poprzez rotometr, co umożliwiało regulację prędkości przepływu zawiesiny – badania prowadzono dla czterech prędkości przepływu ($Re = 2000, 3000, 4000, 5000$), w trakcie wykonywania pomiarów utrzymywano stałą temperaturę $t = 298$ K.

Materiały. Układ koloidalny stanowiła zawiesina $0,8 \text{ kg}^{-3}/\text{dm}^3$ piasku kwarcowego (gęstość $\rho_p = 2700 \text{ kg}/\text{m}^3$, średnica ziaren około $1 \mu\text{m}$) w wodzie destylowanej ($\rho = 998 \text{ kg}/\text{m}^3$, $\eta = 0,001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$). Do cieczy mieszanej dodawano flokulant *Sokoflok 16*. Ze względu na wybór anionowego flokulanta zasadowość zawiesiny zwiększano za pomocą rozтворów wodnych wodorotlenku sodu i chlorku wapnia do wartości pH równej 12,3 co sprzyjało powstawaniu flokul o mniejszych rozmiarach, stężenie flokulanta $c_o = 2 \text{ ml}/\text{l}$.



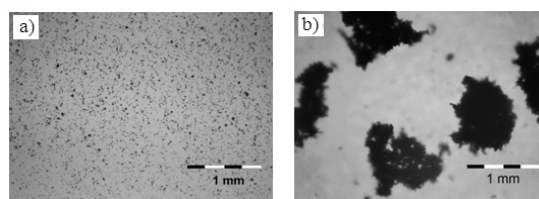
Rys. 1. Schemat reaktora rurowego a) geometria reaktora, b) geometria przegród [Sprawozdanie, 2014]

Metodyka. Analizowano strukturę, wymiary i rozkład wielkości flokul w różnych obszarach; w reaktorze okresowym – w płaszczyznach nad i pod mieszadłem oraz na wysokości jego zawieszenia ($z = 1/2, 1, 3/2, \text{ i } 5/2 d$), przy odległości od osi aparatu $r = d$, w reaktorze ciągłym próbki o objętości mieszczącej się w granicach $5\text{--}8 \text{ ml}$ odbierane były z króćca wylotowego lub za drugą, czwartą, szóstą przegrodą.

Obraz pobranych próbek rejestrowano za pomocą kamery cyfrowej *Olympus DP-10* i mikroskopu optycznego *Olympus BX-51*. Uzyskane w ten sposób zdjęcia analizowano z użyciem specjalistycznego pakietu do analizy obrazu *Image Pro Plus 5.1* firmy *Media Cybernetics*. W oparciu o obraz flokul uzyskiwanych dla różnych parametrów procesowych reaktora okresowego i ciągłego wyznaczane były średnie: powierzchnia flokul, średnica *Feret* oraz wymiar fraktalny.

Opracowanie wyników

Przykładowe obrazy piasku kwarcowego oraz flokul pokazano na rys. 2.

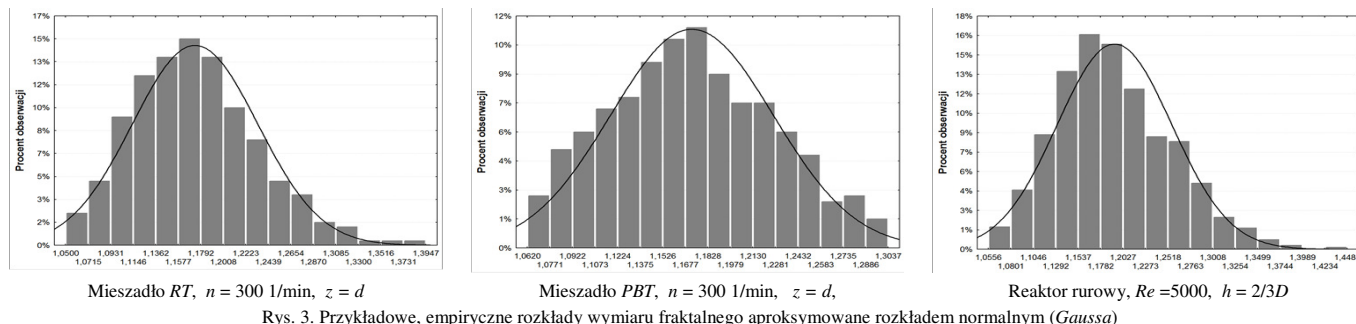


Rys. 2. Przykładowe obrazy w pakiecie *Image Pro Plus 5.1* a) obraz piasku kwarcowego, b) obraz flokul [grant 0264/B/H03/2011/40]

Na podstawie uzyskanych danych pomiarowych tworzone, za pomocą programu *Statistica 9.0* empiryczne histogramy rozkładu analizowanych parametrów, aproksymując je za pomocą znanych, ciągłych rozkładów teoretycznych. Histogram dla średniej powierzchni flokul aproksymowano rozkładem *Rayleigha*, dla średnicy *Fereta* rozkładem logarytmiczno-normalnym; histogram rozkładu wymiaru fraktalnego rozkładem normalnym. Wybór średniej średnicy zastępczej dla przestrzennych struktur powstających agregatów został poprzedzony analizą literaturową, a zastosowane rozkłady teoretyczne aproksymujące histogramy empiryczne uznano za standardy odniesienia w statystyce matematycznej. Na rys. 3 przedstawiono przykładowe histogramy rozkładu wymiaru fraktalnego aproksymowane rozkładem normalnym (*Gaussa*).

Miarami jakości dopasowania rozkładu teoretycznego do danych eksperymentalnych były wartości testów zgodności *chi-kwadrat* i *Kolmogorowa-Smirnowa* (*StatSoft*). Obliczono podstawowe parametry statystyczne dla badanych populacji – średnią i odchylenie standardowe, także wartości minimalne, maksymalne i rozstęp. Dla każdego z analizowanych przypadków wyznaczono ponadto zależność opisującą funkcję gęstości oraz jej parametry charakterystyczne – współczynniki kształtu i skali.

Poła prędkości przepływu w reaktorze o działaniu okresowym (klasyczny mieszalnik) i ciągłym (reaktor rurowy) wyznaczono techniką LDA, za pomocą dopplerowskiego anemometru laserowego. Na podstawie wyników pomiarów chwilowych prędkości cieczy wyznaczano średnie prędkości przepływu, składowe fluktuacyjne prędkości oraz wielkość kinetycznej energii turbulencji. Uzyskane wyniki empiryczne rozkładu poła prędkości porównano z wynikami modelowania numerycznego CFD przepływu cieczy przez oba reaktory.



Rys. 3. Przykładowe, empiryczne rozkłady wymiaru fraktalnego aproksymowane rozkładem normalnym (Gaussa)

Model geometryczny reaktorów i siatki numeryczne tworzono w preprocesorze *Gambit 2.4*. Zastosowano modele empiryczne, a przepływy cieczy w aparatach opisano matematycznie za pomocą standardowych równań transportu masy i pędu *Naviera-Stokesa* uśrednianych metodą *Reynoldsa* (RANS), a burzliwość modelowano z wykorzystaniem klasycznego modelu burzliwości $k-\epsilon$ [Jaworski, 2005].

W tab. 1-3 przedstawiono wyniki badań dla obydwu mieszalników – wartości średnie wielkości określających wielkość powstających flokuł. Parametry charakterystyczne funkcji gęstości trzech wybranych rozkładów; współczynniki kształtu i skali dla mieszalnika okresowego przedstawiono w pracy [Wójtowicz i Szatko, 2011], a dla mieszalnika ciągłego w pracy [Dyląg i in., 2014].

Wnioski

W reaktorze rurowym stanowiącym mieszalnik ciągły powstają większe aglomeraty co sprzyja oddzieleniu zawiesiny koloidalnej – jest to szczególnie widoczne dla powierzchni flokuł i ich wymiaru fraktalnego. Największe wartości średniej powierzchni i średnicy *Fereta* powstających flokuł uzyskano w mieszalniku ciągłym dla najmniejszych natężeń przepływu. Wynika to ze znacznie mniejszych zawirowań w przestrzeniach pomiędzy przegrodami, co sprzyja rozrostowi flokuł.

Największe wartości wymiaru fraktalnego uzyskano dla największego natężenia przepływu – powstające aglomeraty przepływając pomiędzy przegrodami z dużą prędkością rozrywają się na mniejsze, o poszarpanych krawędziach, zwiększając tym samym swój wymiar fraktalny. Generalnie - dla dużych prędkości przepływu następuje wzrost turbulencji, sprzyjający dobremu rozproszaniu flokulanta w całej objętości zawiesiny, co powoduje wzrost wymiaru flokuł.

Powyższe wnioski zostały potwierdzone przeprowadzone pomiarami LDA i symulacjami CFD identyfikującymi obszary o intensywnej burzliwości przepływu w mieszalnikach.

Stwierdzono bardzo istotny wpływ geometrii i wymiarów przegród na burzliwość przepływu wewnątrz reaktora rurowego. Reaktor rurowy dodatkowo wolny był od podstawowych wad mieszalnika klasycznego związanych z nierównomiernym rozkładem wartości kinetycznej energii turbulencji w mieszanej objętości.

Tab. 1. Średnia powierzchnia flokuł w mieszalniku okresowym i ciągłym

Średnia powierzchnia flokuł, [μm^2]					
Obroty, [min^{-1}]	Mieszadło	Mieszalnik okresowy			
		1/2d	d	3/2d	5/2d
200	RT	150	140	320	480
	PBT	250	350	150	195
300	RT	680	490	545	180
	PBT	190	138	130	50
400	RT	710	480	210	330
	PBT	275	305	178	145
Re	Mieszalnik ciągły				
	Przegroda 2	Przegroda 4		Przegroda 6	
3000	720	1230		790	
5000	905	835		1155	

Tab. 2. Średni wymiar fraktalny flokuł w mieszalniku okresowym i ciągłym

Średni wymiar fraktalny flokuł, [-]					
Obroty [min^{-1}]	Mieszadło	Mieszalnik okresowy			
		1/2d	d	3/2d	5/2d
200	RT	1,179	1,173	1,172	1,157
	PBT	1,150	1,172	1,151	1,156
300	RT	1,168	1,162	1,171	1,148
	PBT	1,167	1,173	1,170	1,131
400	RT	1,166	1,171	1,143	1,137
	PBT	1,151	1,190	1,161	1,142
Re	Mieszalnik ciągły				
	Przegroda 2	Przegroda 4		Przegroda 6	
3000	1,184	1,164		1,176	
5000	1,171	1,184		1,205	

Tab. 3. Średnia wartość średnicy *Fereta* w mieszalniku okresowym i ciągłym

Średnia wartość średnicy <i>Fereta</i> , [μm]					
Obroty [min^{-1}]	Mieszadło	Mieszalnik okresowy			
		1/2d	d	3/2d	5/2d
200	RT	32,08	31,49	44,55	57,62
	PBT	38,22	49,90	34,81	35,84
300	RT	65,94	51,42	50,30	30,53
	PBT	36,24	34,85	28,51	15,64
400	RT	68,91	51,09	37,62	43,96
	PBT	40,99	50,69	35,05	28,91
Re	Mieszalnik ciągły				
	Przegroda 2	Przegroda 4		Przegroda 6	
3000	41,805	48,802		47,814	
5000	42,591	43,814		45,812	

Reaktor rurowy z przegrodami umożliwia prowadzenie procesu w sposób ciągły; wiążący się ze znacznym wzrostem wydajności. Jest wydajnym aparatem do ciągłej flokulacji przy zachowaniu następujących zasad: szerokość przegród w reaktorze rurowym powinna wynosić co najmniej 1/2 D i należy unikać niskich natężeń przepływu zawiesiny.

LITERATURA

Dyląg M., Kamiński J., Rosiński J., Szatko W., Talaga J., Wójtowicz R., (2014). *Effect of the geometrical and technological parameters on the flocs size in the continuous tubular reactor with baffles*. Proc. of 20th Int. Conf. „Process Engineering and Chemical Plant Design”, Berlin, Germany, 15-17 October, 37-49 (ISBN 978-3-00-047364-7)

Jaworski Z. 2005. *Numeryczna mechanika płynów w inżynierii chemicznej i procesowej*. EXIT, Warszawa.

Kowal A.L., Świdarska-Bróz M., (2005). *Oczyszczanie wody*. PWN, Warszawa

Sprawozdanie końcowe projektu badawczego (2011): *Identyfikacja i modelowanie wzajemnego oddziaływania cząstek w procesie flokulacji*. NCN 0192/B/H03/2008/34, Kraków

Sprawozdanie końcowe projektu badawczego (2014): *Koagulacja i rozpad aglomeratów - identyfikacja i modelowanie wzajemnego oddziaływania cząstek ciała stałego i flokuł w warunkach stacjonarnego przepływu*. NCN 0264/B/H03/2011/40, Kraków

Wójtowicz R., Szatko W., (2011). Analiza statystyczna rozkładów wielkości flokuł w aparacie z mieszadłem. *Inż. Ap. Chem.*, 50(4), 36-37