

Ryszard WÓJTOWICZ, Wiesław SZATKO

e-mail: rwojtowi@pk.edu.pl

Katedra Aparatury Przemysłowej, Wydział Mechaniczny, Politechnika Krakowska, Kraków

Identyfikacja procesu powstawania fokuł w reaktorze

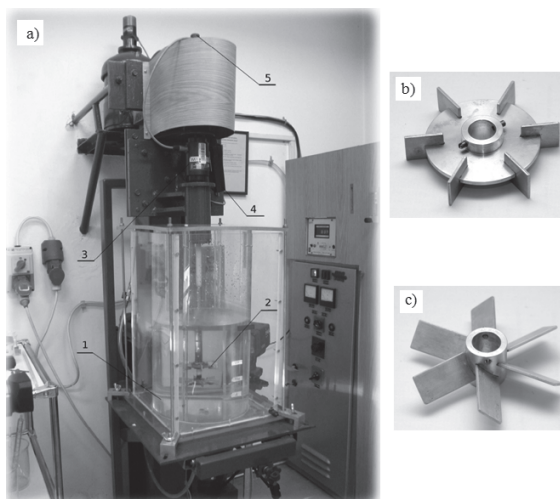
Wstęp

Zjawisko flokulacji (łączenia się drobnych, pojedynczych cząstek stałych w większe aglomeraty) wykorzystywane jest w wielu technologiach przemysłowych, głównie zaś w procesach ochrony środowiska podczas oczyszczania ścieków i wód powierzchniowych z koloidów i trudno sedymentujących zawiesin [Kowal i in., 2005]. Warunkiem gwarantującym efektywny przebieg procesu jest intensywne mieszanie zawiesiny z dodatkiem wybranego związku chemicznego tzw. flokulanta. Do tego celu wykorzystywane są zwykle reaktory zbiornikowe tzw. komory mieszania, wewnątrz których umieszczone są mechaniczne mieszadła wykonujące ruch obrotowy [Spicer i in., 1998; Jin i Lant, 2004; Bache i Rasool, 2006]. Konstrukcja, sposób usytuowania mieszadeł w aparacie oraz ich częstość obrotów zależy przede wszystkim od rodzaju, własności i koncentracji usuwanych zanieczyszczeń stałych, rzutuje również na nakłady energetyczne prowadzonego procesu [Paul i in., 2004].

W pracy przedstawiono wyniki badań procesu flokulacji w reaktorze zbiornikowym z dwoma mieszadłami, sytuowanymi na wspólnym wale. Analizowano wpływ obecności drugiego, dodatkowego mieszadła oraz odległości między mieszadłami na wielkość powstających fokuł. Praca jest kontynuacją badań prezentowanych w [Wójtowicz i Szatko, 2011], gdzie flokulację prowadzono w aparacie z pojedynczym mieszadłem.

Zakres i metodyka badań

Reaktor w którym prowadzono proces flokulacji pokazano na rys. 1.



Rys. 1. Reaktor i mieszadła używane podczas badań: a) widok reaktora 1 – zbiornik, 2 – mieszadła zamocowane na wspólnym wale, 3 – momentomierz, 4 – tachometr optyczny, 5 – silnik napędowy, b) mieszadło turbinowe tarczowe Rushtona (RT), c) mieszadło turbinowe o łopatkach pochylonych (PBT)

Wewnątrz cylindrycznego zbiornika z przegrodami – 1 o średnicy $D = 0,286$ m, na wspólnym, napędzanym wale umieszczono dwa wysokoobrotowe mieszadła – 2 poruszające się z częstością obrotów $n = 300$ 1/min. Średnice mieszadeł dobrano tak, by $d = D/3$, odległość dolnego mieszadła od dna wynosiła zawsze $h = d$. Badano układy dwóch, jednakowych mieszadeł promieniowych (turbinowych, tarczowych Rushtona (RT-RT) (Rys. 1b)) lub osiowych (turbinowych o łopatkach pochylonych pod kątem $\alpha = 45^\circ$, tłoczących ciecz w dół (PBT-PBT) (Rys. 1c)). Odstęp między mieszadłami zmieniano w zakresie $\Delta h = (1/2 \div 1)d$.

Cieczą którą wypełniała zbiornik do wysokości $H = D$ była woda destylowana ($\rho = 998$ kg/m³, $\eta = 0,001$ Pa·s), fazę stałą stanowił kaolin

o powierzchniowej średnicy zastępczej $d_{21} = 19 \div 48$ μm , jego stężenie w zawieszynie wynosiło $c_m = 0,8$ g/l. Do cieczy dodawano flokulant anionowy Sokoflok 16 (SK16) w ilości $c_o = 2$ ml/l.

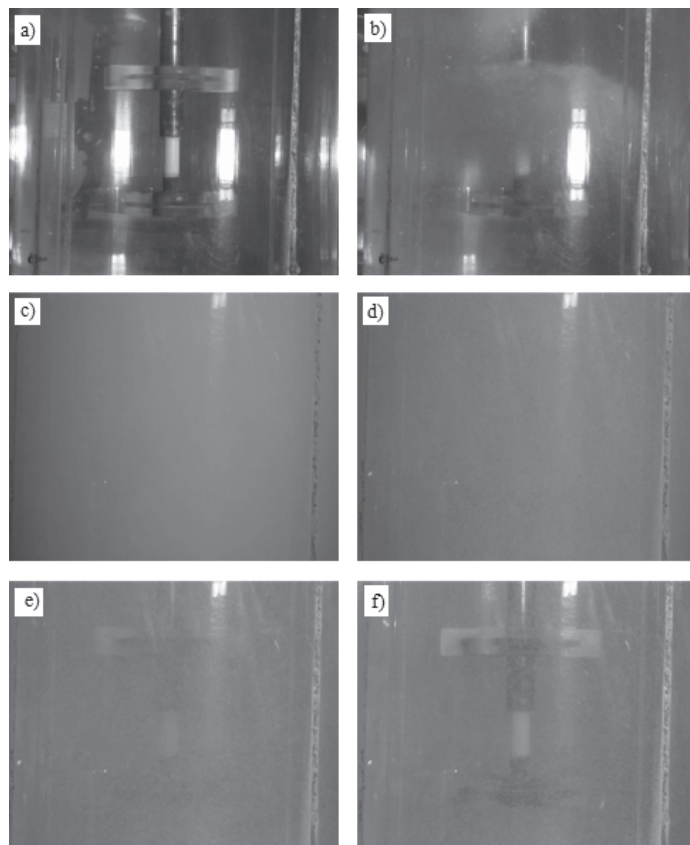
Analizowano wymiary i rozkłady wielkości fokuł powstających w różnych obszarach mieszalnika, w poziomych płaszczyznach nad, pod oraz pomiędzy mieszadłami ($z = 1/2, 1, 3/2, 2$ i $5/2 d$) przy odległości od osi aparatu $r = d$. Obraz pobranych próbek zawiesiny rejestrowano za pomocą kamery cyfrowej Olympus DP-10, współpracującej z mikroskopem Olympus BX-51. Uzyskane zdjęcia analizowano z użyciem specjalistycznego pakietu do analizy obrazu Image Pro Plus 5.1.

Miarami wielkości wytworzonych fokuł były: ich średnia powierzchnia \bar{A} oraz średnia średnica Fereta \bar{F} . Wyniki pomiarów opracowano w formie empirycznych histogramów rozkładu, aproksymowanych dalej za pomocą znanych, ciągłych rozkładów teoretycznych.

Charakterystykę stosowanych miar wielkości fokuł oraz wykorzystywane podczas wyznaczania ich rozkładów procedury statystyczne opisano w pracy [Wójtowicz i Szatko, 2011].

Wyniki badań i wnioski

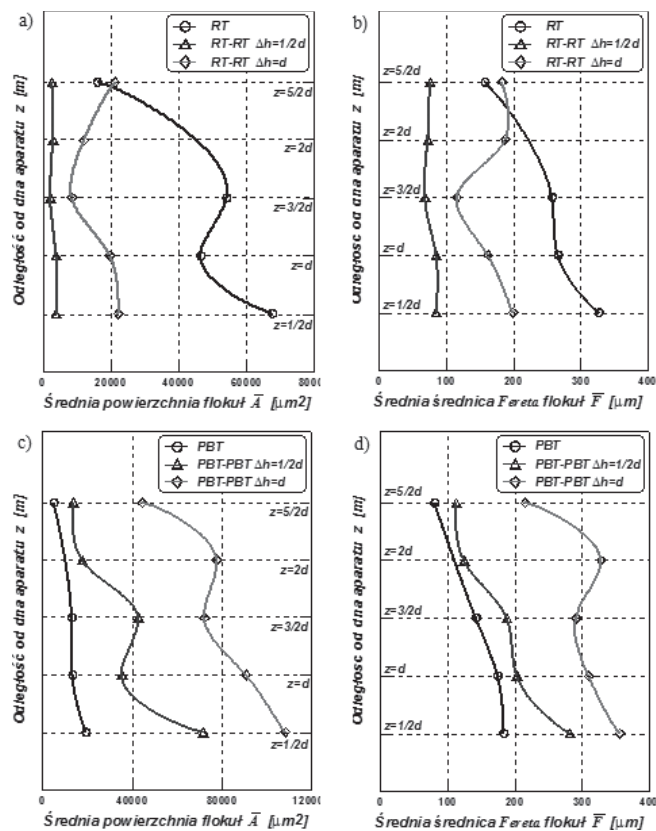
Na rys. 2 pokazano kolejne etapy flokulacji.



Rys. 2. Wizualizacja przebiegu flokulacji: a) czysta ciecz, b) moment dodania kaolinu, c) całkowite rozproszenie cząstek stałych w wodzie, d) dodanie flokulanta, e) tworzenie się fokuł, f) końcowa faza tworzenia się fokuł (konfiguracja mieszadeł RT-RT, $n = 300$ [1/min.], $c_m = 0,8$ [g/l], $c_o = 2$ [ml/l])

Na przedstawionej serii zdjęć widoczny jest moment powstania homogenicznej zawiesiny (Rys. 2c), rozprowadzenie w niej flokulanta (Rys. 2d) oraz początkowa (Rys. 2e) i końcowa (Rys. 2f) faza tworzenia się fokuł w reaktorze.

Na rys. 3 zilustrowano zmiany wielkości flokuł wzdłuż wysokości reaktora dla badanych konfiguracji mieszadeł. Wyniki porównano dodatkowo z danymi uzyskanymi dla pojedynczego mieszadła [Wójtowicz i Szatko, 2011].



Rys. 3. Zmiany średnich powierzchni i średnic Fereta flokuł wzdłuż wysokości aparatu dla badanych konfiguracji mieszadeł a,b) RT-RT, c,d) PBT-PBT ($n = 300$ [1/min.], $c_m = 0,8$ [g/l], $c_o = 2$ [ml/l]) $z = d/2 \div 5/2d$, $\Delta h = (1/2 \div 1)d$

Badania pokazały, że zastosowanie w procesie drugiego, dodatkowego mieszadła może wywierać różny wpływ na wielkość tworzących się flokuł.

Gdy jako drugie stosowano mieszadło turbinowe tarczowe (układ RT-RT) w mieszalniku powstawały mniejsze aglomeraty, przy czym najmniejsze ich powierzchnie i średnice Fereta wyznaczono, gdy odległość między mieszadłami wynosiła $\Delta h = 1/2d$ (Rys. 3a,b). Przy tej ich odległości nie obserwowano również istotnych zmian wielkości flokuł wzdłuż wysokości reaktora. Gdy mieszadła znajdowały się dalej ($\Delta h = d$) najmniejsze aglomeraty tworzyły się w obszarze między nimi ($z = 3/2d$), na pokazanych przebiegach widoczne jest wyraźne ekstremum. Przyczyną powstawania mniejszych flokuł dla dwóch mieszadeł RT-RT jest większa – niż w przypadku pojedynczego mieszadła – moc dostarczana do mieszanej cieczy. Generowana przez nie cyrkulacja promieniowa z dodatkowym, intensywnym przepływem cieczy w strefie mieszadeł i obszarze między nimi, uniemożliwia tworzenie się większych flokuł i powoduje dodatkowo ciągły rozpad już powstałych.

Inną tendencję zaobserwowano dla układu dwóch mieszadeł osiowych (PBT-PBT). W ich przypadku osiowa cyrkulacja cieczy w aparacie nie zmienia swojego charakteru, ulega tylko nieznaczniemu wzmocnieniu co skutkuje tworzeniem się w reaktorze większych flokuł (Rys. 3c,d). Następuje widoczna intensyfikacja procesu, w układzie powstają większe aglomeraty, zwłaszcza w obszarze pod dolnym mieszadłem.

Biorąc pod uwagę wyniki przeprowadzonych badań najkorzystniejsze do prowadzenia flokulacji jest stosowanie dwóch mieszadeł osiowych (PBT-PBT) usytuowanych w odległości $\Delta h = 1/2d$.

Podobnie jak dla reaktora z pojedynczym mieszadłem rozkłady wielkości flokuł aproksymowano rozkładami teoretycznymi. Populację powierzchni flokuł najlepiej opisuje jednoparametrowy rozkład Rayleigha o funkcji gęstości:

$$f(A) = \frac{A}{b_1^2} e^{-\frac{A}{2b_1}} \quad (1)$$

a zmiany ich średnic Fereta dwuparametrowy rozkład logarytmiczno-normalny:

$$f(F) = \frac{1}{Fk_2\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(\ln(F)-b_2)^2}{2k_2^2}} \quad (2)$$

Wartości wyznaczonych dla tych rozkładów współczynników skali b_1 (równ. (1)) oraz współczynników skali b_2 i kształtu k_2 (równ. (2)) zestawiono odpowiednio w tab. 1 i 2. Dodatkowo porównano je z parametrami otrzymanymi dla aparatu z jednym mieszadłem.

Tab. 1. Wartości współczynnika skali (b_1) dla funkcji gęstości (1)

Mieszadło / z	1/2d	d	3/2d	2d	5/2d
RT	123110	93469	169300	–	28987
RT-RT ($\Delta h = 1/2d$)	9124	6705	4594	6310	3680
RT-RT ($\Delta h = d$)	49923	45587	24712	57419	37678
PBT	26136	20325	32346	–	11733
PBT-PBT ($\Delta h = 1/2d$)	147590	80165	191360	67386	43783
PBT-PBT ($\Delta h = d$)	218453	266580	314450	149482	127635

Tab. 2. Wartości współczynników: skali (b_2) i kształtu (k_2) dla funkcji gęstości (2)

Mieszadło / z	1/2d	d	3/2d	2d	5/2d					
RT	5,24	1,09	5,03	1,03	4,89	1,11	–	–	4,58	0,97
RT-RT ($\Delta h = 1/2d$)	4,08	0,78	4,04	0,82	3,90	0,70	4,01	0,68	4,05	0,71
RT-RT ($\Delta h = d$)	4,83	0,96	4,56	0,97	4,35	0,84	4,74	0,94	4,50	1,16
PBT	4,72	0,96	4,77	0,91	4,61	0,80	–	–	4,01	0,78
PBT-PBT ($\Delta h = d$)	4,78	1,32	4,56	1,11	4,55	1,10	4,20	0,99	4,16	0,92
PBT-PBT ($\Delta h = 1/2d$)	4,97	1,28	4,93	1,31	4,66	1,20	5,07	1,30	4,72	1,12

Podobnie jak w przypadku pojedynczego mieszadła rozkłady powierzchni i średnicy Fereta flokuł w mieszalniku cechuje wyraźna, prawostronna asymetria i jednomodalność, z modą zlokalizowaną w dolnych klasach rozkładu. Zarówno dla układu RT-RT jak i PBT-PBT większe spłaszczenie rozkładów powierzchni (wyższa wartość b_1) i większą asymetrię rozkładów średnic Fereta (wyższa wartość k_2) obserwowano przy odległości mieszadeł $h = d$, jednak w odniesieniu do aparatu z jednym mieszadłem zmiany te mają inny charakter. Analiza statystyczna danych pokazała ponadto, że wprowadzenie drugiego, dodatkowego mieszadła wpływa na zakres otrzymanych histogramów. Gdy stosowano dwa mieszadła promieniowe rozstęp rozkładów malał, zaś dla mieszadeł osiowych, przeciwnie – rósł.

LITERATURA

Bache D.H., Rasool E., 2006. Floc size distribution in a stirred suspension. *Water Sci. Technol.*, **53**, 103-112. DOI: 10.2166/wst.2006.213
 Jin B., Lant P., 2004. Flow regime, hydrodynamics, floc size distribution and sludge properties in activated sludge bubble column, air-lift and aerated stir-red reactors. *Chem. Eng. Sci.*, **59**, 2379-2388. DOI: 10.1016/j.ces.2004.01.061
 Kowal A.L., Świdzka-Bróz M., 2005. *Oczyszczanie wody*, PWN, Warszawa
 Paul E.L., Atiemo-Obeng W.A., Kresta S.M., 2004. *Handbook of Industrial Mixing, Science and Practice*, Wiley & Sons Inc., New Jersey
 Spicer P., Pratsinis S., Raper J., Amal R., Bushell G., Meesters G., 1998. Effect of shear schedule on particle size, density and structure during flocculation in stirred tanks. *Powder Technol.*, **97**, 26–34. DOI: 10.1016/S0032-5910(97)03389-5
 Wójtowicz R., Szatko W., 2011. Analiza statystyczna rozkładów wielkości flokuł w aparacie z mieszadłem. *Inż. Ap. Chem.*, **50**, 4, 36-37

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