

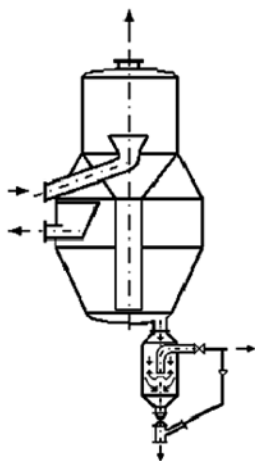
Nowe rozwiązanie odbioru zawiesziny z krystalizatora fluidalnego

Janusz WÓJCIK* – Katedra Inżynierii Chemicznej i Projektowania Procesowego, Politechnika Śląska, Gliwice; Piotr Maria SYNOWIEC – Katedra Inżynierii Chemicznej i Projektowania Procesowego, Politechnika Śląska, Gliwice, Instytut Nawozów Sztucznych O. IChN Gliwice.

Prosimy cytować jako: CHEMIK 2014, 68, 3, 194–197

Od 1925 r. krystalizatory fluidalne używane są z powodzeniem w praktyce przemysłowej [1]. Stosowane są zwłaszcza, gdy duże kryształy ($> 1\text{ mm}$) są oczekiwane [2]. Ostatnio nowy wkład w problemy krystalizacji fluidalnej przyniosły badania zreferowane w [3–5]. Większość poprzednich prac bazowała na modelu idealnej klasyfikacji, np. [6–9]. Jako wadę takiego podejścia można wymienić monodispersyjność produktu. Wiadomo jednak, że rzeczywisty produkt jest polidispersyjny.

Z drugiej strony, w [10] rozważano kaskadę mieszalników idealnych jeden nad drugim jako jeden krystalizator wielostopniowy. Wzięto pod uwagę segregację i mieszanie w złożu. Jako kolejne przybliżenie użyto dyspersji wzdłużnej do opisu zadania [11]. Jest ona najbliższej rzeczywistości fizycznej. Model ten jest oparty na pomysłach [12]. Techniki CFD z powodzeniem zostały użyte do analizy przepływów zawiesziny w krystalizatorach [3–5, 13–15].



Rys. 1. Schemat krystalizatora Oslo z rurą klasyfikującą

Komunikat ten prezentuje nowe rozwiązanie odbioru zawiesziny z krystalizatora FL, jako wynik modelowania krystalizatora fluidalnego przy użyciu *multi-phase CFD method* kiedy stężenie początkowe ciała stałego sięga 10%

Jednym z najpopularniejszych typów krystalizatorów FL jest krystalizator Oslo z odbiorem zawiesziny przez rurę klasyfikującą (Rys.1). Kryształy są fluidyzowane za pomocą cyrkulacji świeżego roztworu, który wypływa z rury centralnej do złoża i usuwany jest przez przelew. Najmniejsze kryształy są wmywane ze złoża przez płynący roztwór. Kryształy rosną na skutek rozładowania przesyconego roztworu. Największe kryształy, które mają wyższą prędkość osadzania niż prędkość roztworu, przepływają do rury klasyfikującej. Mniejsze kryształy są usuwane z niej dodatkowym strumieniem wlotowym. Stąd, z powodu częściowej klasyfikacji, krystalizator FL nie może być rozważony jako MSMPP [16].

Do przygotowania modelu, użyto dane przemysłowe dotyczące krystalizacji NaCl [17]. Produkcja wynosiła 3 t/h 2–3 mm kryształów NaCl (40 %mas w zawieszinie) w aparacie o objętości 230 m³ i średni-

cy 6 m. Proste obliczenia dały porowatość na dnie rury klasyfikującej $\phi = 0.7328$. Wartość ta była potrzebna do obliczenia prędkości sedimentacji kryształów. Podczas przenoszenia skali zachowano podobieństwo geometryczne. Jako czynniki przenoszenia skali można wybrać np. średnią jednostkową moc mieszania, czyli prędkość dysypacji energii lub pierwotny czas cyrkulacji [15].

Wiadomo, że powinien być wybrany taki czynnik przenoszenia skali, który najbardziej wpływa na kinetykę procesu. Zdecydowano się na prędkość wylotową roztworu (przed przelewem). Teoretycznie oznacza to, że kryształy o tym samym rozmiarze powinny zostać zatrzymane w złożu aparatu, bez względu na jego średnicę. Wybrano rurę centralną ze stożkowym wylotem i kierownicą, która to konfiguracja okazała się najkorzystniejsza ze względu na prędkość wylotową roztworu [18]. Zmienna ta powinna mieć optymalną wartość, aby pozwolić na usunięcie najdrobniejszych kryształów i na zatrzymanie większych, wytwarzając odpowiednie warunki do wzrostu.

Dziesięć równomiernych klas ziarnowych o stężeniu 1 %obj. wprowadzono do modelu: 0,4; 0,6; 0,9; 1,2; 1,5; 1,8; 2,1; 2,4; 2,7; i 3 mm. Taki rozkład ziarnowy założono dla łatwego porównania rozkładu dynamicznego w krystalizatorze. Wszystkie cząstki wymyte z aparatu były zawracane do rury centralnej. Po 30 czasach przebywania roztworu, otrzymano praktycznie stan ustalony rozkładu ziarnowego. Użyto modelu przepływu wielofazowego (*Eulerian multiphase model*) z metodą standardową $k-\epsilon$. Prowadzono obliczenia stanu nieustalonego, aż do osiągnięcia reszt znormalizowanych 10^{-4} – 10^{-7} . Warto zauważyć, że rozważano niesymetryczny model 3D. Prędkość zerową założono na ścianie jako warunek brzegowy. Zastosowano model turbulencji dyspersyjnej, który nadaje się do modelowania jednej fazy ciągłej i wielu rozproszonych faz stałych.

Wyniki modelu oceniono dla zbiornika o średnicy 6 m używając siatki z 54,019, 140,721, and 559,160 komórkami obliczeniowymi. Wykonano to dla stężenia 5, 7, i 10 %obj. Badano porowatość złoża oraz linie prądu roztworu macierzystego po 30 czasach przebywania. Wyniki są niemal identyczne, ale czas obliczeń wzrasta wprost proporcjonalnie do liczby komórek.

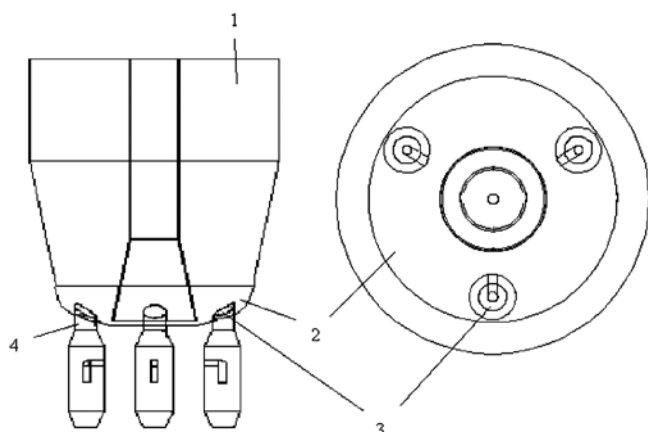
Zbadano także kryterium Zaunera i Jonesa [19]. Proponowali oni tak długie wygładzanie siatki, aż prędkość dysypacji energii w komórkach przy mieszadle nie będzie się różnić więcej niż 1%. Odpowiedniość tego warunku była potwierdzona przez szereg prac, [20, 21]. Ponieważ nie ma mieszadła w krystalizatorze FL, dlatego porównano wartość prędkości dysypacji energii w komórkach wewnątrz dolnej pętli cyrkulacyjnej powyżej wylotu z rury centralnej. Średnie wartości tego parametru dla testowanych siatek wynoszą 2.10917E–09, 2.11227E–09 i 2.12435E–09 W/kg. Oznacza to, że kryterium jest spełnione, gdyż względna różnica między dwoma pierwszymi wartościami jest mniejsza niż 0,2%.

Dlatego do obliczeń wybrano siatkę z 54,019 komórkami, gdyż daje dobrą zbieżność ze znormalizowanymi resztami rzędu 10^{-6} – 10^{-8} i $y+ > 11,225$ dla zastosowanego modelu z rozsądnym czasem obliczeń.

Dokładna analiza wyników, pokazuje niejednorodność w porowatości (stężeniu ciała stałego) na dnie aparatu. Powyżej rury kla-

Autor do korespondencji:
Dr hab. inż. Janusz WÓJCIK, e-mail: Janusz.Wojcik@polsl.pl

syfikacyjnej porowatość jest większa niż z prawej strony naczynia. Może to prowadzić do inkrustacji dla niższych porowatości ($\phi \approx 0.5$). Taka konfiguracja może spowodować niestabilną pracę krystalizatora i może wymagać zatrzymania linii produkcyjnej i czyszczenia aparatu. Byłoby korzystne dla dobrej pracy krystalizatora, znaleźć sposób do homogenizacji stężenia ciała stałego ($1 - \phi$) na dnie.



Rys. 2. Nowy typ odbioru zawiesiny z krystalizatora FL: 1-płaszcz; 2-dno; 3, 4-wyloty

Zmiany wewnętrznej konfiguracji aparatu mogą spowodować bardziej efektywną produkcję [22]. Podczas doświadczeń numerycznych okazało się, że użycie kilku wylotów może być korzystne dla pracy aparatu. Są one usytuowane jednakowo na dnie względem środka symetrii. Powoduje to stabilizację pracy krystalizatora, spłaszczenie profilu stężenia, zmniejszenie dyssypacji energii, eliminację wirów promieniowych i osiowych, spowalniając inkrustację i nie tak częste czyszczenie podczas pracy. Zalety te doceniono przyznając patent [23]. Ilość wylotów może być zwiększona dla zbiornika przemysłowego o średnicy większej niż (4 m). Zostało to udowodnione problemami z odbiorem zawiesiny obserwowanymi w przemyśle, gdy średnica aparatu przekracza tę wartość.

Literatura:

1. Isaachsen I., Jeremiassen F.: *Ein neues industrielles Kristallisierungs-verfahren*. Zeitsch. Ang. Chem., 1925, **38**, 317–322.
2. Hoffmann G.: *Situation of plant construction in industrial crystallization – a process intensification*, 2005, ISIC **16**, 759–772.
3. Al.-Rashed, M., Wójcik, J., Plewik, R., Synowiec, P., Kuś, A.: *Multiphase CFD modelling – scale-up of Fluidized-Bed Crystallizer*. Computer Aided. Chemical Engineering 2009, **26**, 695–700.
4. Al.-Rashed, M., Wójcik, J., Plewik, R., Synowiec, P., Kuś, A.: *Multiphase CFD modeling: Fluid dynamics aspects in scale-up of a fluidized-bed crystallizer*, Chem Eng Proces 2013, **63**, 7–15.
5. Z. Sha, C. Xiong, Q. Chen: *Scale-up of a Fluidized Bed Crystallizer on the Basis of Solid Suspension*. Chem. Eng. Technol, 2013, **36**, 8, 1307–1312.
6. Matz G.: *Untersuchungsmethoden für die klassifizierende Krystallisation*. Wärme, 1964, 70, 3, 99–107.
7. Wójcik J.: *Population balance in a fluidized-bed crystallizer with ideal classification*, Inżynieria Chemiczna i Procesowa 1997, **18** (3) 411–426.
8. Mullin J.W., Nývlt J.: *Design of classifying crystallizers*. Trans. Instn Chem. Engrs, 1970, **48**, T7- T14.
9. Pulley C. A.: *The Krystal crystallizer*. The Ind. Chem. 1962, **38**, 63–66, 127–132, 175–178.
10. Frances C., Biscans B. & Laguerie C.: *Modelling of a continuous fluidized-bed crystallizer Effect of mixing and segregation on crystal size distribution during the crystallization of tetrahydrate sodium perborate*. Chem. Engng. Sci. 1994, **49**, 3269–3276.
11. Wójcik J., *Modelling of crystal time distribution in the fluidized-bed crystallizer*, ISIC16, VDI Berichte (**1901**) 2005, 1015–1019.
12. Kennedy S.C., Bretton R.H.: *Axial dispersion of spheras fluidized with liquids*, AIChEJ 1966, **12**, 1, 24–32.

13. Wójcik J., Plewik R.: *Hydrodynamic modeling of fluidized-bed crystallizers with use of the multiphase CFD method*. Chemical Engineering and Processing 2009, **48**, 1527–1533.
14. Plewik R., Synowiec P., Wójcik J., Kuś A.: *Suspension flow in crystallizers with and without hydraulic classification*. Chem Eng Res Des 2010, **88**, 1194–1199.
15. Synowiec P. M., Małysiak A. and Wójcik J.: *Fluidynamics scale-up problems in the DTM crystallizer*. Chem. Eng. Sci. 2012, **77**, 78–84.
16. Synowiec P., Sangl R., Mersmann A.: *Crystallization of Potash Alum in a MSMPR Crystallizer*. Chemical Engineering & Technology 1992, **15**, 401–405.
17. Rumford F., Bain J.: *The controlled crystallization of sodium chloride*. Trans. Instn. Chem. Engrs 1960, **38**, 10–20.
18. Wójcik J., Plewik R.: *CFD modelling of a fluidized-bed crystallizer*, Inżynieria Chemiczna i Procesowa 2007, **28**, 75–83.
19. Zauner R., Jones A.G.: *Scale-up of continuous and semibatch precipitation processes*. Industrial and Engineering Chemistry Research 2000, **39**, 2392–2403.
20. Barrett M., O'Grady D., Casey E., Glennon B., *The role of meso-mixing in anti-solvent crystallization processes*, Chemical Engineering Science 2011, **66**, 2523–2534.
21. Kougoulos E., Jones A.G., Wood-Kaczmar M.W., *Process modelling tools for continuous and batch organic crystallization processes including application to scale-up*, Organic Process Research & Development 2006, **10**, 739–750.
22. Synowiec P., *Effect of Geometry Selected Aspects in the DTM Crystallizer on Power Input and Pumping Capacity*, Trans IChemE, 2002, **80**, Part A, March, 209–214.
23. Wójcik J., Synowiec P., Plewik R., *Product suspension output system from FL crystallizer* 2012, PL 211484 B1 Patent.

* Dr hab. inż. Janusz WÓJCİK prof. nzw. Pol. Śl. jest absolwentem Wydziału Technologii i Inżynierii Chemicznej Politechniki Śląskiej (1978). Odbył staż w BP PROSYNCHEM. Doktorat na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej (1987). Habilitacja na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej (2011). Był stypendystą DAAD na Uniwersytecie Karlsruhe, pracował na etacie naukowym na University College London. Zainteresowania naukowe: inżynieria chemiczna, metody separacji, krystalizacja, sedymentacja, metody numeryczne. Jest autorem monografii, 48 artykułów w prasie naukowo technicznej i autorem lub współautorem 53 prezentacji na konferencjach krajowych i zagranicznych, 7 podręczników akademickich oraz 5 patentów.
e-mail: Janusz.Wojcik@polsl.pl, tel. 32 237 14 61

Prof. dr hab. inż. Piotr Maria SYNOWIEC jest absolwentem wydziału Mechaniczno-Energetycznego Politechniki Śląskiej w Gliwicach (1979). Doktorat na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej (1986). Stopień doktora habilitowanego na Wydziale Chemicznym Politechniki Wrocławskiej (1999). Tytuł profesora nauk technicznych (2009). Był stypendystą Fundacji Alexandra von Humboldta na Politechnice Monachijskiej, pracował na etacie naukowym na University College of London. Jest członkiem European Federation of Chem. Eng. Working Party on Industrial Crystallization. Obecnie pełni obowiązki kierownika Katedry Inżynierii Chemicznej i Projektowania Procesowego na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej oraz profesora wizytującego w Instytucie Nawozów Sztucznych O. IChN Gliwice. Specjalność zawodowa – inżynieria chemiczna. Swoje zainteresowania zawodowe koncentruje na zagadnieniach związanych z inżynierią chemiczną i projektowaniem technologicznym ze szczególnym uwzględnieniem procesu krystalizacji z roztworu. Jest autorem 115 publikacji i dwóch monografii książkowych. W swoim dorobku zawodowym posiada szereg patentów i wdrożeń przemysłowych