

Modelowanie rozdziału flotokonzentratu węgla kamiennego na bazie parametrów filtracyjnych

*Michał Palica, Jacek Kocurek, Sylwia Szymczyk
Politechnika Śląska, Gliwice*

1. Wstęp

Racjonalizacja odwadniania w zakładach przeróbczych węgla kamiennego przyczynia się do obniżenia kosztów tej operacji. Odwodnienie prowadzi się zwykle przy użyciu filtrów próżniowych, ze względu jednak na wymagania odbiorców osad pofiltracyjny dosusza się w suszarniach bębnowych obrotowych, przy czym proces suszenia prowadzony z użyciem gazów spalinowych wiąże się z emisją zanieczyszczeń gazowych (w tym gazów cieplarnianych) i pyłów. Z tego też tytułu na zakłady przeróbcze, w których znajdują się węzły suszenia, nakładane są ograniczenia emisji wynikające z obowiązujących przepisów dotyczących ochrony środowiska. Drugim argumentem skłaniającym do ograniczenia tego węzła jest jego duża energo-, a co za tym idzie także kosztocłonność. Dlatego atrakcyjne wydają się takie zamierzenia, które pozwalają możliwie głęboko odvodnić osad mechanicznie. Są one niestety często związane z wysokimi kosztami inwestycyjnymi (np. w przypadku zastąpienia filtrów próżniowych przez filtry ciśnieniowe, wirówki filtracyjne czy dekantery wirowe). Dlatego w każdym wypadku wskazana jest analiza czy nawet optymalizacja techniczno-ekonomiczna proponowanego rozwiązania, a uzasadnienia takiego poglądu znajduje się w [1]. Zależnie od zakładu przeróbczego ilości odwadnianych flotokonzentratów mogą sięgać kilku tysięcy Mg/dobę, stąd nawet niewielkie obniżenie wilgotności osadów może skutkować znacznymi oszczędnościami w zużyciu paliwa czy energii. Jak podano w [2] wśród licznych wskaźników wpływających na ocenę poprawności rozwiązania węzła odwodnienia jako główne kryterium przyjmuje się końcową wilgotność produktu pofiltracyjnego, co wynika z przesłanek ekonomicznych i ekologicznych. Na wil-

gotność osadów wpływają nie tylko rodzaj urządzenia separującego i parametry procesowe, przy jakich prowadzi się ruch, ale też uziarnienie, a nawet, jak podano w przypisku Redakcji do artykułu [3], stopień uwęglenia flotokonzentratu. Stąd można oczekiwać, że dla takich samych parametrów procesowych, ale dla flotokonzentratów pochodzących z różnych kopalń czy nawet pokładów z tej samej kopalni, wilgotności produktów po odwodnieniu będą się znacząco różnić. Na w_k może wpływać ponadto użycie flokulantów, sposób przygotowania flotokonzentratu, np. przez dodanie środków spieniających, a po flotacji redukujących pianę, czas stabilizacji (do podania na filtry) itp. Zatem wiarygodne dane dotyczące w_k osadów uzyskiwanych po odwadnianiu zawiesin mogą pochodzić jedynie z badań doświadczalnych dla każdego rodzaju separacji fazowej danej zawiesiny, przy czym można oczekiwać, że periodyczna filtracja wirowa pozwoli na znacznie głębsze odwodnienie, niż próżniowa czy ciśnieniowa. Taką tezę dla mułowych produktów węglowych udowodniono m.in. w [4-10], a badania odnosiły się do wybranych osadów (w tym flotokonzentratów) pochodzący m.in. z takich kopalń jak: „Śląsk”, „Chwałowice”, „Jankowice”, „Szczygłowice”, „1-go Maja” czy „Sońnica”. Nadawo te odwadniano w skali laboratoryjnej poprzez filtracje próżniową, ciśnieniową i wirową stwierdzając dla wszystkich, że dobrze opisuje proces tzw. model filtracji osadowej z tworzeniem osadu ściśliwego [11]. Dopiero jednak w ostatnich pracach własnych ([9], [10]) dla flotokonzentratu pochodzącego z jednej z kopalń rudzkiej spółki węglowej wykorzystany został model zaproponowany przez Sørensen i wsp. [12], rozwinięty w pracy [13], który pozwala opisać proces odwodnienia na drodze filtracji, obejmujący zarówno właściwą filtrację jak i kompresję tworzonego osadu.

Celem niniejszej pracy jest przedstawienie przydatności modelu zamieszczonego w [14] do opisu odwodnienia flotokonzentratu węgla kamiennego pochodzącego z jednej z kopalń rybnickiej spółki węglowej i analiza głębokości odwodnienia podczas filtracji ciśnieniowej. Dane z modelowania mogą też posłużyć do porównania przebiegu procesu filtracji ciśnieniowej flotokonzentratów pochodzących z dwóch różnych spółek węglowych (rudzkiej i rybnickiej), dla których dysponowano odpowiednimi parametrami filtracyjnymi.

2. Parametry filtracyjne wyznaczone doświadczalnie

Jak podano w [14] odwadnianie zawiesin na drodze filtracji z tworzeniem osadu ściśliwego (tzw. filtracji osadowej) opisują równania różniczkowe na opór przepływu przez złożę porowate oraz równanie ciągłości. Warunki brzegowe dane są równaniem przepływu przez porowatą przegrodę oraz bilansu cieczy przechodzącej z zawiesiny o przestrzeni swobodnej e_z do osadu o prze-

strzeni swobodnej e_0 . Właściwości osadu opisują równania na zależność oporu właściwego osadu α oraz porowatości osadu ε od ciśnienia [12].

Celem modelowania jest wyznaczenie profili przestrzeni swobodnej e i prędkości przepływu cieczy względem ciała stałego v w osadzie w funkcji odległości od przegrody i czasu procesu [13]. Dane te wystarczają do wyliczenia ilości filtratu V_f otrzymanego przy danym ciśnieniu procesowym ΔP w określonym czasie τ zarówno w czasie właściwej filtracji, jak i następującej po niej mechanicznej kompresji osadu. Model, opisany szczegółowo m.in. w [13], bazuje na równaniu Darcy'ego szybkości v przepływu przez złożę porowate:

$$v = \frac{1}{\alpha\eta} \frac{dP}{dx} \quad (1)$$

oraz równaniu ciągłości:

$$\frac{\partial e}{\partial \tau} = \frac{\partial v}{\partial \omega} \quad (2)$$

Przestrzeń swobodną e i porowatość ε wiąże zależność:

$$e = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (3)$$

zaś ω , to współrzędna materiałowa, określająca położenie ciała stałego w filtrze na podstawie objętości ciała stałego znajdującego się między rozpatrywanym elementem a przegrodą, odniesionej do powierzchni przegrody:

$$\omega = \frac{V_{st}}{F} \quad (4)$$

Wspomniane równania na zależność oporu osadu i porowatości osadu od ciśnienia zaproponowali Tiller i Leu [15]:

$$\alpha = \alpha_0 \left(1 + \frac{P_{kt}}{P_a} \right)^s \quad (5)$$

$$(1 - \varepsilon) = (1 - \varepsilon_0) \left(1 + \frac{P_{kt}}{P_a} \right)^\beta = \frac{1}{1 + e} \quad (6)$$

Aby użyć ich do rozwiązywania wspomnianego układu równań należy określić doświadczalnie ich parametry: współczynnik ściśliwości osadu s , porowatość graniczną ε_0 i współczynnik podatności porowatości osadu na ciśnienie

nie β . W pracach [9] i [10] zaprezentowano dla osadu po filtracji flotokonzentratu z rudzkiej spółki węglowej m.in. wykres $\varepsilon = f(\Delta P)$, na podstawie którego można wyznaczyć ε_0 i β , natomiast w pracach tych nie ma doświadczalnie uzyskanego wykresu zależności (5), pozwalającego wyznaczyć s wg Tillera i Leu. Podobnie w pracach [9] i [10] nie przedstawiono rezultatów modelowania odwodnienia flotokonzentratu z rudzkiej spółki węglowej w postaci przykładowych wykresów funkcji:

$$e = e(\omega, \tau) \quad (7)$$

$$v = v(\omega, \tau) \quad (8)$$

a jedynie w [10] ostateczny wykres uzyskany z modelowania:

$$\frac{V_f}{F} = f(\tau) \text{ dla } \Delta P = \text{idem} \quad (9)$$

obejmujący strefę filtracji i kompresji osadu, na którym naniesiono dane doświadczalne zależności (9) w postaci punktów oraz wyniki modelowania jako linie ciągłe.

Parametrami, które uzyskuje się z odpowiednich badań i testów są:

- udział masowy ciała stałego w zawieszinie i filtracie u_z i u_f
- udział masowy cieczy w osadzie (wilgotność osadu) w_k
- gęstość ciała stałego, zawiesziny i filtratu ρ_{st} , ρ_z , ρ_f
- dynamiczny współczynnik lepkości filtratu η
- objętość filtratu i ciała stałego V_f , V_{st}

Na podstawie tych parametrów można wyznaczyć dla danego ΔP m.in. opór właściwy osadu α , graniczny opór osadu a_0 , współczynnik ściśliwości osadu s , opór przegrody R_p , porowatość osadu ε , porowatość graniczną osadu ε_0 , współczynnik podatności osadu na ciśnienie β , a więc wielkości wykorzystywane do modelowania filtracji.

Punktem wyjściowym w badaniach jest przeprowadzenie testów filtracyjnych dla różnych ciśnień, na podstawie których można wyznaczyć stałe klasycznego liniowego równania filtracji przy stałym ΔP :

$$\frac{\tau}{V_f / F} = K \frac{V_f}{F} + C \quad (10)$$

gdzie:

$$K = \frac{\alpha \eta c_A}{2 \Delta P} \quad (11)$$

$$C = \frac{\eta R_p}{\Delta P} \quad (12)$$

(uwaga: równanie (10) stanowi przekształconą postać spotykanego we wcześniejszych pracach własnych równania: $\frac{V_f}{F} = K_1 \frac{\tau}{V_f / F} + C_1$).

Procedura numerycznego rozwiązania modelu filtracji i kompresji osadu opartego na wyżej wymienionych równaniach różniczkowych i opisujących właściwości osadu szczegółowo zaprezentowano m.in. w pracy [13]. Wynikiem działania procedur numerycznych są zbiory zawierające wartości przestrzeni swobodnej e i względnej prędkości cieczy v dla kolejnych kroków czasu i przestrzeni. Ze względu na to, że tzw. klasyczna teoria filtracji traktuje placek w sposób uśredniony, otrzymane w oparciu o równania (10)-(12) parametry filtracyjne mogą stanowić jedynie punkt startowy do modelowania. Ścisłe wartości α_0 oraz s wyznacza się estymując modelem dane doświadczalne otrzymane dla dwóch możliwie różnych ciśnień procesowych.

Warto w tym miejscu wspomnieć, że metody laboratoryjne wyznaczania parametrów filtracyjnych są proste, tanie i relatywnie dokładne (np. piknometryczne wyznaczanie gęstości, wagowe wyznaczanie wilgotności itp.), podobnie proste są testy filtracji ciśnieniowej prowadzone zgodnie ze sposobem podanym w [16] na urządzeniu opisanym w [17].

3. Zakres badań

Zasadniczo przewidziano testy filtracyjne zawiesiny poflotacyjnej pochodzącej z jednej z kopalń rybnickiej spółki węglowej w zakresie $\Delta P = 0,12-1,61$ MPa oraz niezbędne do wyznaczenia parametrów filtracyjnych badania pomocnicze. Celem lepszego zrozumienia mechanizmu odwodnienia wykonano również pewne badania dodatkowe, w tym analizy ziarnowe, zdjęcia mikroskopowe i testy sedymentacyjne. Ponieważ próbkę do badań (dostawa I) pobrano w sposób losowy (autorzy nie mieli wpływu na miejsce, sposób i czas pobrania próbki do pojemnika) zdecydowano się sprawdzić rezultaty analizy ziarnowej dla innej próbki z tej samej kopalni. Okazało się, że nowa próbka różniła się znacząco składem ziarnowym od pierwszej stąd powtórzono cały zakres badań dla próbki drugiej (dostawa II). Dodatkową trudnością okazała się zmiana własności filtracyjnych wskutek ich deponowania, co wykazano w [18]. W związku z tym starano się przeprowadzić testy filtracyjne w możliwie krótkim czasie. Jako ilustrację przedstawiono tabelę 1, sporządzoną podobnie jak w [10].

Dostawa I świeża charakteryzowała się rozkładem dwumodalnym i zawierała znaczącą ilość ziaren drobnych (52,77% obj. < 5 μ m). Dostawa I deponowana miała znacznie mniej drobnych ziaren (15,8% obj. < 5 μ m) a rozkład

zirnowy miał kształt zbliżony do rozkładu normalnego. Dostawa II zawierała jedynie 9,8% obj. ziaren $<5\mu\text{m}$, a występowały w tej zawiesinie również ziarna do $1000\mu\text{m}$. Dane te w świetle [18] wskazują na możliwość innego przebiegu filtracji ciśnieniowej.

Tabela 1. Parametry zawiesin flotokonzentratów uzyskane na podstawie analizy ziarnowej

Table 1. Parameters of flotation concentrates obtained on the base of particle size distribution analysis

Wielkość Rodzaj flotokonzentratu	d_{arytm} μm	d_{geom} μm	d_{harm} μm	mediana μm	powierzchnia właściwa m^2/cm^3
Dostawa I świeża	8,112	3,563	1,500	2,187	1,00
Dostawa I depono- wana przez okres 1 miesiąca	16,461	12,228	6,219	16,137	0,96
Dostawa II świeża	73,991	34,703	8,004	31,745	0,75

Wg informacji służb technologicznych zawiesiny flotokonzentratu po flotacji zawierają ok. 330 kg/m^3 ciała stałego (o zawartości 7,8%) popiołu i kierowane są po flotacji na próżniowe filtry tarczowe FTB-6. Przed flotacją do zawiesiny dodaje się sól jako środek spieniający (w ilości do 5%), natomiast do „zbijania piany” służy olej napędowy. Dodatki te powodują duże utrudnienia w opisie procesu odwodnienia, jako że zamiast układu dwufazowego (ciało stałe-ciecz) mogą występować dodatkowe fazy (powietrze, olej), podczas gdy opis filtracji zakłada istnienie tylko dwóch faz. Obecność rozpuszczonych w filtracie soli wymaga ich uwzględnienia podczas obliczania zawartości ciała stałego w zawiesinie czy osadzie filtracyjnym za pomocą metod wagowych (z suszeniem próbek). W związku z tym w danych pomiarowych zamieszczono wilgotność osadów wraz zawartą w nich solą w_k^* oraz skorygowaną o sole rozpuszczone w fazie ciekłej w_k . Związek między tymi wielkościami ma postać:

$$w_k = \frac{w_k^*}{1 - u_s} \quad (13)$$

Natomiast dla zawiesiny, w której wyznacza się zawartość ciała stałego wprowadzono w [19]:

$$u_z = \frac{u_z^* - u_s}{1 - u_s} \quad (14)$$

gdzie:

- u_z^* – całkowity udział masowy ciała stałego otrzymany na drodze suszenia próbki zawiesiny (ciało stałe zawieszone i rozpuszczone)
- u_s – udział masowy ciała stałego w klarownym filtracie (rozpuszczonych soli).

Przeliczenia w_k^* na w_k i u_z^* na u_z wymagają znajomości udziału masowego soli w filtracie dla danej dostawy. Przyjęto tę wartość jako niezmienną i wyznaczono dla pierwszej dostawy $u_s = 0,0370$, dla drugiej $u_s = 0,0487$.

W programie badań przewidziano również testy filtracyjne tkanin. Polegały one na wyznaczeniu stałej C równania filtracji (10), wizualnej ocenie mętności filtratu oraz łatwości zdejmowania placka z przegrody. Testy takie przeprowadzono dla 6 rodzajów przegród bez bibuły i tych samych z dodatkiem bibuły filtracyjnej (głównie tkanin typu ET i PT). Stwierdzono, że klarowny filtrat przy relatywnie niskich wartościach C (a więc małych oporach przepływu) uzyskuje się stosując tkaninę PT-911 i ET-2081. W badaniach zasadniczych zdecydowano się wykorzystać tkaninę PT-911, gdyż dodatkowym argumentem przemawiającym na jej korzyść było stosowanie jej w filtrach próżniowych tarczowych stosowanych w kopalni, w procesie odwadniania flotokonzentratu. Wszystkie testy tkanin prowadzono dla $\Delta P \cong 0,7 - 0,8$ MPa, a wyniki tych testów zaczerpnięto z [19].

4. Rezultaty badań i modelowanie

Wyniki badań filtracyjnych zebrano w tabelach 2 i 3, przy czym stałą K przeliczono na zmodyfikowaną stałą K' pozwalającą skompensować niewielkie różnice w koncentracji rozdzielanej zawiesiny:

$$K' = \frac{K}{u_z \rho_z} \quad (15)$$

Na podstawie zbioru zawierającego wartości K' dla różnych ΔP sporządzono rys. 1, wyznaczając dla obydwu dostaw wartości s wykorzystując w równaniu (11) tzw. równanie Sperry'ego:

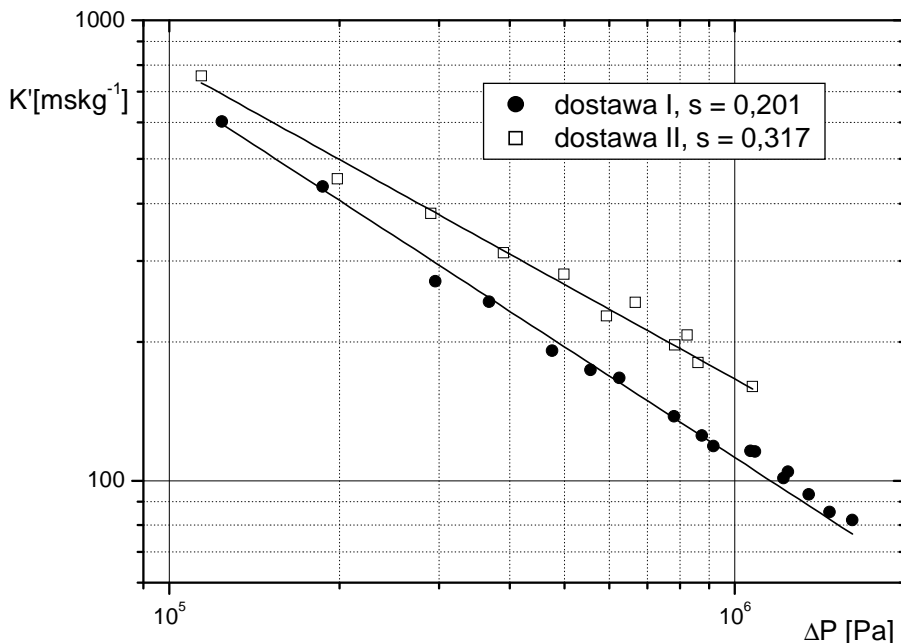
$$\alpha = \alpha_0 \Delta P^s \quad (16)$$

Tabela 2. Parametry filtracyjne zawiesiny flotokonzentratu z dostawy I**Table 2.** Filtration parameters of flotation concentrate, I delivery

Lp.	Ciśnienie filtracji ΔP [MPa]	Wilg. końcowa osadu bez uwzgl. soli rozp. w_k^* [kg/kg]	Wilg. końcowa osadu z uwzgl. soli rozp. w_k [kg/kg]	Grubość placzka filtracyjnego [m]	Stała filtracji $K \cdot 10^{-4}$ [s/m ²]	Stała filtracji zmodyf. K' [ms/kg]	Stała filtracji $C \cdot 10^{-3}$ [s/m]
1	0,1239	0,2838	0,2948	0,0407	20,99	602,9	4,604
2	0,1867	0,2785	0,2892	0,0395	15,17	435,6	3,073
3	0,2954	0,2630	0,2731	0,0390	9,438	271,1	2,833
4	0,3677	0,2597	0,2697	0,0381	8,514	244,6	1,721
5	0,4755	0,2578	0,2677	0,0380	6,661	191,3	1,672
6	0,5561	0,2532	0,2629	0,0372	6,053	173,9	1,045
7	0,6245	0,2492	0,2588	0,0362	5,820	167,2	0,7906
8	0,7812	0,2486	0,2582	0,0358	4,805	138,0	0,8553
9	0,8748	0,2472	0,2567	0,0354	4,355	125,1	0,7468
10	0,9175	0,2438	0,2532	0,0353	4,134	118,8	0,4935
11	1,0652	0,2436	0,2530	0,0351	4,039	116,0	0,7233
12	1,0859	0,2373	0,2464	0,0350	4,024	115,6	0,8604
13	1,2187	0,2367	0,2458	0,0347	3,523	101,2	0,7630
14	1,2427	0,2353	0,2444	0,0342	3,635	104,4	0,8739
15	1,3524	0,2352	0,2443	0,0322	3,246	93,26	0,9246
16	1,4706	0,2316	0,2405	0,0311	2,974	85,44	0,7946
17	1,6128	0,2305	0,2394	0,0300	2,856	82,04	0,7448

Tabela 3. Parametry filtracyjne zawiesiny flotokonzentratu z dostawy II**Table 3.** Filtration parameters of flotation concentrate, II delivery

Lp.	Ciśnienie filtracji ΔP [MPa]	Wilg. końcowa osadu bez uwzgl. soli rozp. w_k^* [kg/kg]	Wilg. końcowa osadu z uwzgl. soli rozp. w_k [kg/kg]	Grubość placzka filtracyjnego [m]	Stała filtracji $K \cdot 10^{-3}$ [s/m ²]	Stała filtracji zmodyf. K' [ms/kg]	Stała filtracji C [s/m]
1	0,1140	0,3147	0,3320	0,0657	33,69	75,67	853,5
2	0,1985	0,3087	0,3257	0,0594	20,15	45,24	722,0
3	0,2901	0,3048	0,3216	0,0583	16,96	38,09	598,1
4	0,3901	0,2964	0,3128	0,0563	13,92	31,26	528,2
5	0,4985	0,2951	0,3113	0,0550	12,50	28,06	416,0
6	0,5931	0,2930	0,3092	0,0548	10,15	22,80	396,2
7	0,6674	0,2906	0,3066	0,0543	10,86	24,38	370,0
8	0,7833	0,2863	0,3020	0,0542	8,772	19,70	368,3
9	0,8234	0,2845	0,3001	0,0533	9,223	20,71	283,9
10	0,8606	0,2826	0,2981	0,0531	8,032	18,04	324,0
11	1,0749	0,2798	0,2952	0,0521	7,120	15,99	287,2



Rys. 1. Zależność zmodyfikowanej stałej filtracji od ciśnienia procesowego
Fig. 1. Modified filtration constant vs. process pressure

W następnej kolejności sporządzono rys. 2. i dla obydwu dostaw wyznaczono po wyrównaniu danych doświadczalnych szczegółową postać równania (6):

- dla dostawy I

$$(1 - \varepsilon) = (1 - 0,4311) \left(1 + \frac{\Delta P}{P_a} \right)^{0,0364} \quad (17)$$

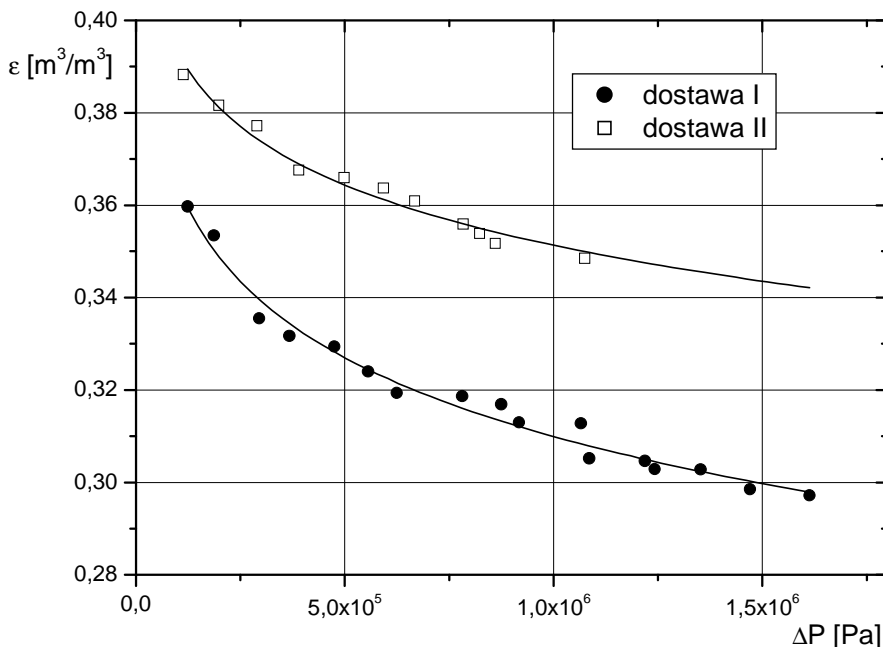
- dla dostawy II

$$(1 - \varepsilon) = (1 - 0,4453) \left(1 + \frac{\Delta P}{P_a} \right)^{0,0295} \quad (18)$$

Wreszcie na rys. 3. zestawiono dla obydwu zawieszin zależność (5) podając wartość s oraz opór graniczny wg Tillera i Leu. Równanie te mają dla kolejnych dostaw I i II postać:

$$\alpha = 2,91 \cdot 10^{13} \left(1 + \frac{\Delta P}{P_a} \right)^{0,319} \quad (19)$$

$$\alpha = 1,57 \cdot 10^{12} \left(1 + \frac{\Delta P}{P_a} \right)^{0,421} \quad (20)$$



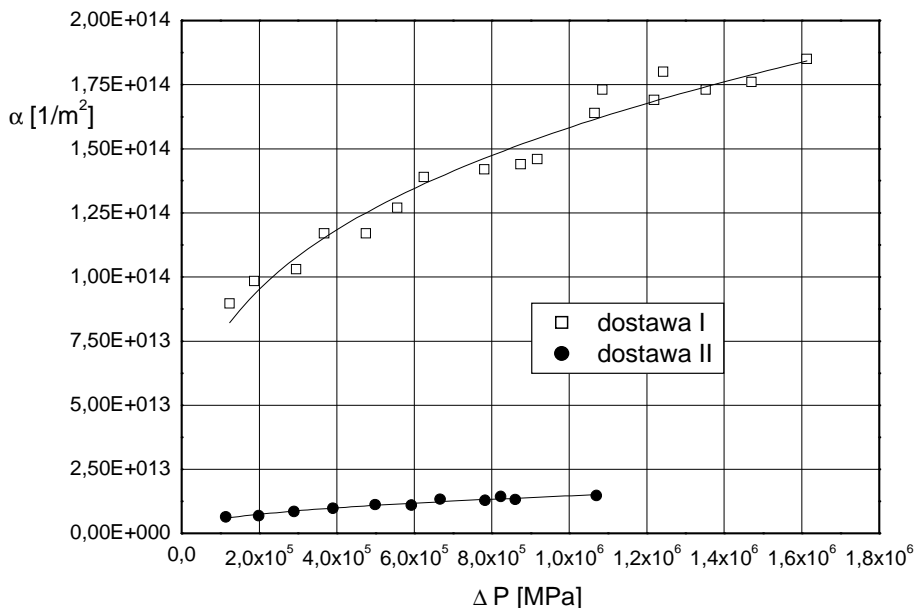
Rys.2. Zależność porowatości osadu od ciśnienia procesowego
Fig. 2. Filter cake porosity vs. process pressure

Przedstawione powyżej wartości α_0 oraz s wykorzystano jako startowe przy estymacji danych doświadczalnych za pomocą modelu bazującego na równaniach (1) i (2). W obliczeniach estymacyjnych poszukiwano takich wartości α_0 i s , dla których suma kwadratów odchyłek pomiędzy danymi pochodzącymi z doświadczeń i modelu jest najmniejsza dla największego i najmniejszego zastosowanego ciśnienia. Procedura postępowania przy modelowaniu opisana jest w [20]. W wyniku obliczeń uzyskano parametry równania (5) dla dostawy pierwszej:

$$\alpha_0 = 4,89 \cdot 10^{13} \text{ [1/m}^2\text{]} \text{ oraz } s = 0,303$$

dla dostawy drugiej:

$$\alpha_0 = 3,26 \cdot 10^{12} \text{ [1/m}^2\text{]} \text{ oraz } s = 0,466$$

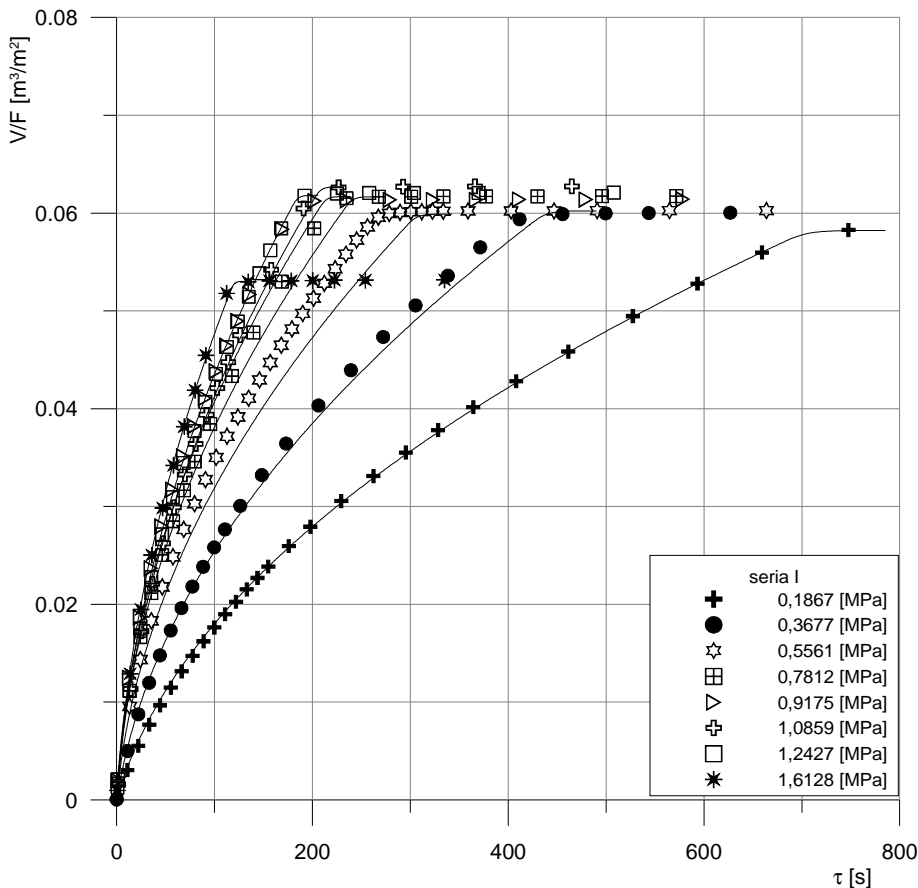


Rys. 3. Zależność oporu osadu od ciśnienia procesowego
 Fig. 3. Filter cake resistance vs. process pressure

5. Analiza wyników badań i wnioski

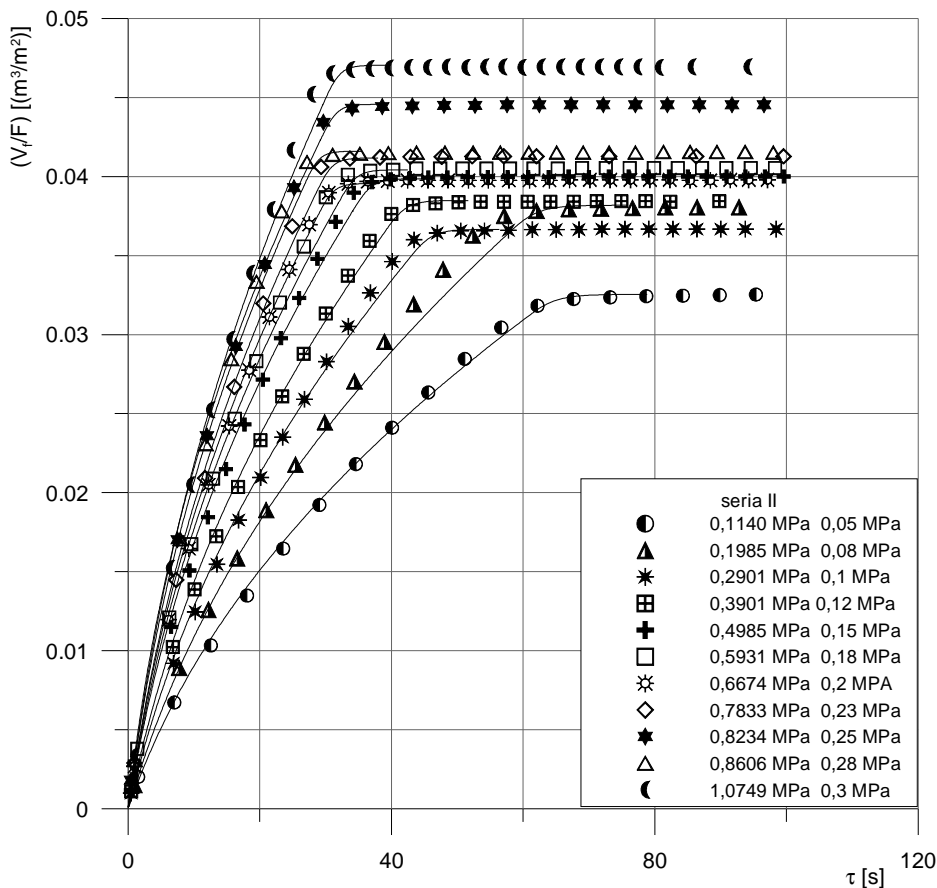
Na rys. 4 i 5 podano wyniki modelowania dla obydwu dostaw zawiesiny flotokoncentratu. Liniami ciągłymi przedstawiono rezultaty obliczeń numerycznych, a punktami wyniki doświadczeń prowadzonych przy różnych ciśnieniach procesowych. Ponieważ dla dostawy I wykonano 17 testów, ze względu na czytelność wykresu wybrano do modelowania i pokazano tylko niektóre. Dla dostawy II przeprowadzono 11 testów (nie prowadzono ich dla najwyższych osiągalnych w instalacji laboratoryjnej ciśnień) i rezultaty modelowania obejmują cały materiał badawczy. Wreszcie na rys. 6 i 7 pokazano przykładowe profile przestrzeni swobodnej e , a na rys. 8 i 9 profile prędkości v w osadzie w funkcji czasu w zależności od odległości od przegrody wyrażonej we współrzędnych materiałowych otrzymane dla niskiego i wysokiego ciśnienia procesowego. Każda z krzywych przedstawia zmianę przestrzeni swobodnej bądź prędkości przepływu cieczy w odległości od przegrody ω , będącej całkowitą wielokrotnością kroku $\Delta\omega$. Przerywana linia pionowa wskazuje moment rozpoczęcia mechanicznej kompresji osadu utworzonego podczas filtracji. Kolejne linie pojawiają się w miarę narastania osadu. Linia 1 najbliższa przegrodzie występuje od samego początku rozdziału, linia 8 pojawia się tuż przed rozpo-

częciem kompresji. W każdym przypadku warstwa znajdująca się najbliżej przegrody bardzo szybko zmniejsza swoją porowatość osiągając jeszcze podczas trwania filtracji wartość zbliżoną do końcowej. Zjawisko to widać wyraźniej dla wyższych ΔP .



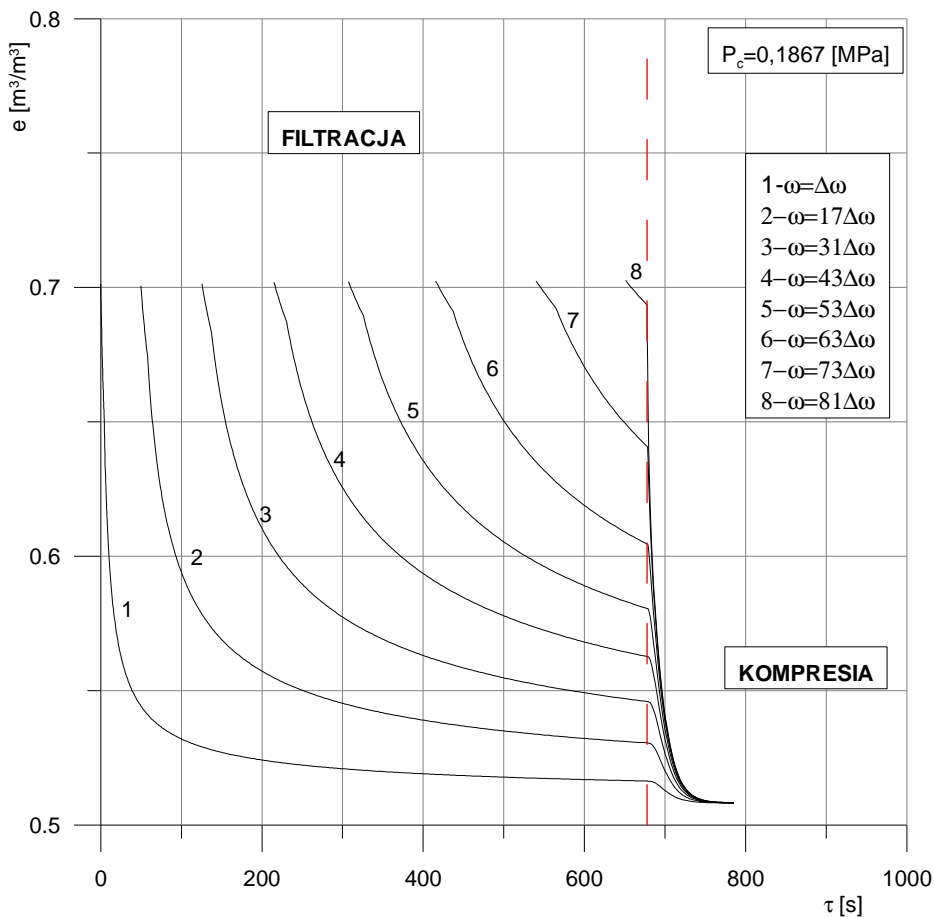
Rys. 4. Porównanie danych doświadczalnych przebiegu filtracji (punkty) z danymi pochodzącymi z modelu (linie ciągłe) dla dostawy I flotokonzentratu

Fig. 4. Comparison of experimental (points) and model (solid lines) filtration data for the delivery I of flotation concentrate



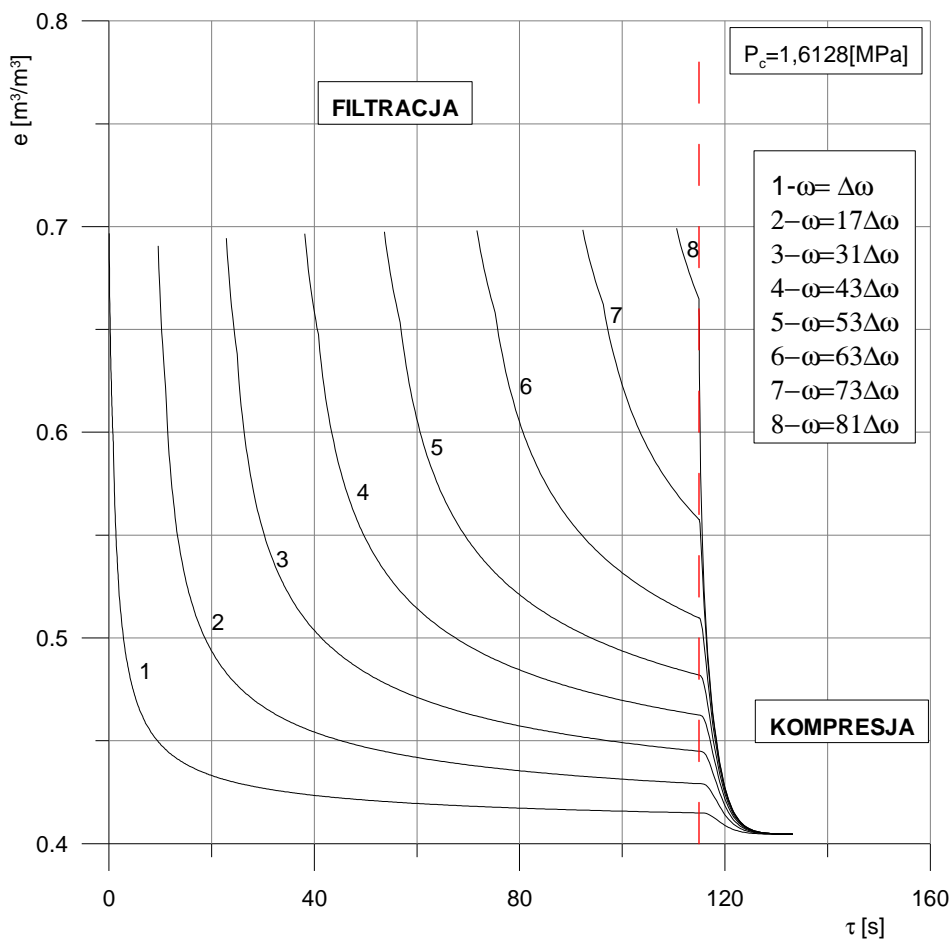
Rys. 5. Porównanie danych doświadczalnych przebiegu filtracji (punkty) z danymi pochodzącymi z modelu (linie ciągłe) dla dostawy II flotokonzentratu

Fig. 5. Comparison of experimental (points) and model (solid lines) filtration data for the delivery II of flotation concentrate



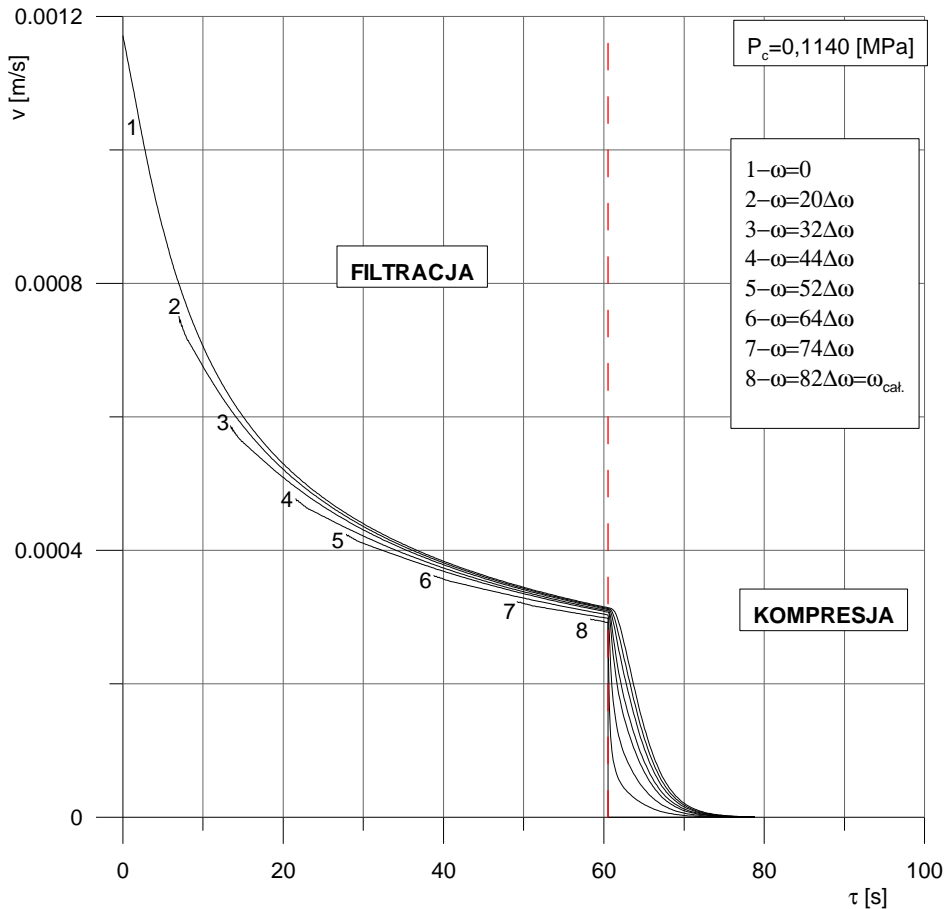
Rys. 6. Profile przestrzeni swobodnej flotokonzentratu z dostawy I uzyskane z modelowania przy niskim ciśnieniu procesowym

Fig. 6. Void ratio profiles for the delivery I of flotation concentrate obtained from the model at low process pressure



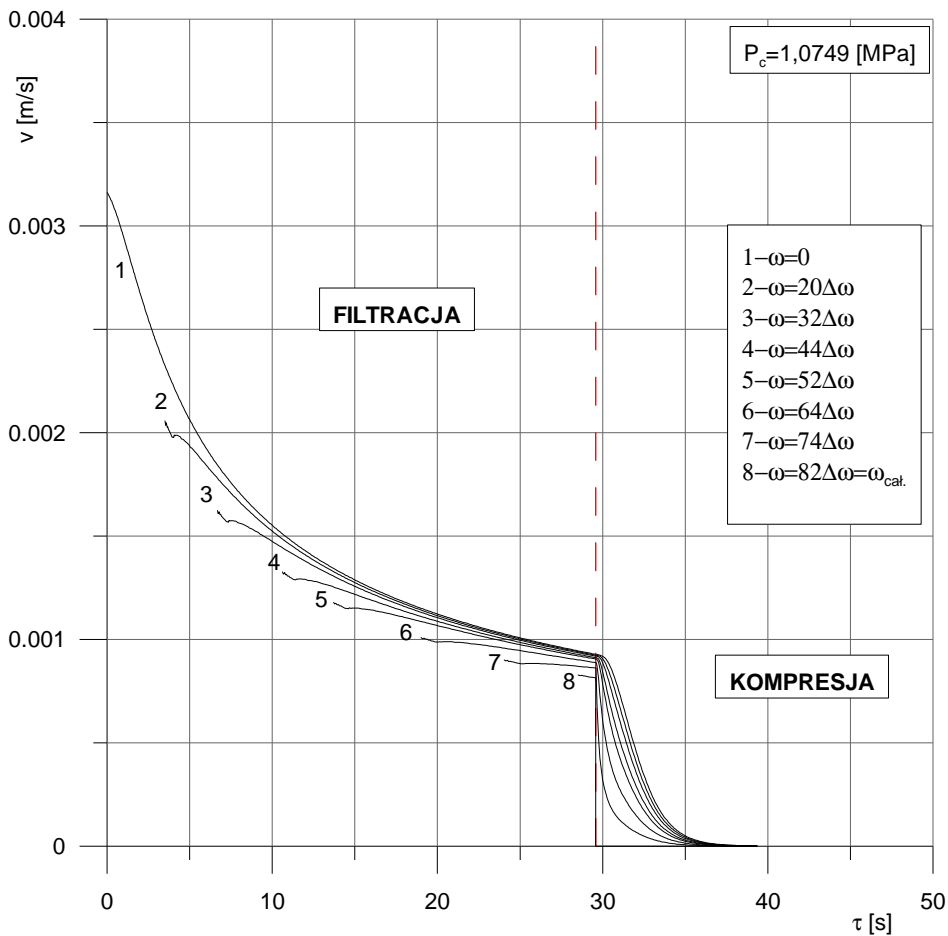
Rys. 7. Profile przestrzeni swobodnej flotokonzentratu z dostawy I uzyskane z modelowania przy wysokim ciśnieniu procesowym

Fig. 7. Void ratio profiles for the delivery I of flotation concentrate obtained from the model at high process pressure



Rys. 8. Profile względnej prędkości filtratu z dostawy II flotokonzentratu uzyskane z modelowania przy niskim ciśnieniu procesowym

Fig. 8. Relative velocity profiles for the delivery II of flotation concentrate obtained from the model at low process pressure



Rys. 9. Profile względnej prędkości filtratu z dostawy II uzyskane z modelowania przy wysokim ciśnieniu procesowym

Fig. 9. Relative velocity profiles for the delivery II of flotation concentrate obtained from the model at high process pressure

Rysunki powyższe wskazują, że filtracja zawiesin flotokonzentratu (dostawy I i II) jest dobrze opisywana modelem opartym na pracy Sørensen'a i wsp. [12, 13]. Model ten został dotychczas sprawdzony dla gipsów (dotlenionych i niedotlenionych) z odsiarczania gazów spalinowych, szlamów z produkcji sody, fluorku wapnia, tlenku tytanu, dla zawiesiny pogalwanicznej ([21], [22]) oraz flotokonzentratu pochodzącego z jednej z kopalń rudzkiej spółki węglowej ([9], [10]). Bardzo dobra zgodność danych doświadczalnych zaprezentowanych w niniejszej pracy z modelowymi (rys. 4 i 5) wskazuje, że sprawdza się ona także dla kolejnej zawiesiny (ściślej - dla dwu dostaw flotokonzentratu o istotnie różniących się składach ziarnowych) zawierających dodatki soli i oleju napędowego. Pozwala to sądzić, że model ten będzie obowiązywał także dla innych kopalnianych produktów mułowych. Oczywiście wartości parametrów filtracyjnych będą się różnić dla poszczególnych flotokonzentratów, ale idea opisu odwodnienia się nie zmieni, tzn. aby przewidzieć końcową wilgotność po filtracji i kompresji dla danej zawiesiny należy w pierwszej kolejności znać parametry filtracyjne oraz ciśnienie procesowe i czas odwodnienia. Dane takie są niezbędne przy doborze filtrów (próżniowych lub ciśnieniowych). Należy tu jednak zaznaczyć, że w przemysłowych filtrach próżniowych dodatkowe odwodnienie uzyskuje się w tzw. strefie przedmuchu, czego nie obejmuje model. Jeżeli więc po filtracji ciśnieniowej końcowa wilgotność osadów jest mniejsza niż po próżniowej, to użycie w takich filtrach ciśnieniowych przedmuchu osadu spowoduje jeszcze głębsze odwodnienie osadu. Dla badanych flotokonzentratów uzyskano informacje służb ruchowych, że końcowa wilgotność osadów wynosi ok. 27%, natomiast po filtracji ciśnieniowej przy wysokich ΔP (ok. 1,0 MPa) i długich czasach (do 15min) wilgotność ta wynosiła ok. 24% (gdyby użyć przedmuchu osadu wilgotność ta byłaby jeszcze niższa). Jak podano w [21] dodatkowe odwodnienie w stosunku do suchej masy można obliczyć przyjmując $(u_z)_{sr}$ z obydwu dostaw: $(u_z)_I = 0,2911$, $(u_z)_{II} = 0,3569$, stąd $(u_z)_{sr} = 0,3280$. Oblicza się je z zależności:

$$\frac{G_f}{G_{st}} = \frac{1}{u_z} - \frac{1}{1 - w_k} \quad (21)$$

dla $w_k=27\%$

$$\frac{G_f}{G_{st}} = 1,6789$$

dla $w_k=24\%$

$$\frac{G_f}{G_{st}} = 1,7330$$

Dodatkowy odzysk filtratu wynosi 0,0541, a odnosząc tę wartość do odwodnienia na filtrach próżniowych wynosi on 3,22%. Choć efekt ten wydaje się być niewielki, to o taką wartość wzrośnie odzysk filtratu i zmniejszy się obciążenie suszarki.

Na zakończenie warto dodać, że prezentowana praca stanowi przeniesienie na realne warunki rozważań teoretycznych zamieszczonych w [23] a sprawdzonych w [24] i potwierdza poprawność przyjętych założeń modelu dla kolejnej grupy zawieszin poddanych rozdziałowi, a występujących w przemyśle wydobywczym w dużych ilościach.

Spis oznaczeń / symbols

- D – średnica, m
diameter
- e – przestrzeń swobodna, stosunek objętości cieczy do objętości ciała stałego, m^3/m^3
void ratio, volume of liquid per volume of solid,
- s – współczynnik ściśliwości osadu
cake compression coefficient
- u – udział masowy ciała stałego, kg/kg
solids mass fraction
- w – wilgotność osadu, kg/kg
cake moisture content
- C – stała równania filtracji, s/m
filtration equation constant,
- c_A – stosunek objętości suchego ciała stałego w osadzie do objętości uzyskanego filtratu, kg/m^3
dry solid volume in filter cake to filtrate volume ratio
- F – powierzchnia filtracyjna, m^2
filtration area
- G – masa, kg
mass
- K – stała równania filtracji, s/m^2
filtration equation constant,
- K' – zmodyfikowana stała filtracji, ms/kg
modified filtration constant
- P – ciśnienie, Pa
pressure
- P_{kt} – ciśnienie kontaktowe, naprężenia przenoszone przez ciało stałe, Pa
contact pressure, compressive stress
- P_a – współczynnik skali, Pa
scaling factor
- ΔP – całkowite ciśnienie procesowe, Pa
total process pressure
- R_p – opór przegrody filtracyjnej, 1/m
filter medium resistance

- V – objętość, m^3
volume
- x – rzeczywista odległość od przegrody w placku filtracyjnym
real distance from medium in a filter cake
- α – opór właściwy osadu, $1/m^2$
specific filter cake resistance
- β – współczynnik podatności porowatości osadu na ciśnienie
form factor for compressibility with respect to porosity
- ε – porowatość osadu, m^3/m^3
filter cake porosity
- η – dynamiczny współczynnik lepkości, Pa s
dynamic viscosity,
- v – prędkość względna przepływu filtratu w stosunku do ciała stałego, m/s
filtrate apparent velocity with respect to solid phase
- ρ – gęstość, kg/m^3
density
- τ – czas, s
time
- ω – odległość we współrzędnych materiałowych, m
distance in material co-ordinates

Indeksy / Indexes

- f – dotyczy filtratu
denotes filtrate
- k – dotyczy wartości końcowej, po zakończeniu rozdziału
denotes final value, after the end of separation
- s – dotyczy soli rozpuszczonych
denotes dissolved salts
- st – dotyczy ciała stałego
denotes solids
- z – dotyczy zawiesiny
denotes suspension
- * – oznacza wielkość bez uwzględnienia zawartości soli rozpuszczonych w ośrodku
denotes quantity not corrected for dissolved salt presence

Literatura

1. **Palica M.:** Chem. Eng. Proc., 33, 1994. 141.
2. **Machej J., Trefler U.:** Chemik, 48, 1995. 165.
3. **Palica M.:** Karbo-Energochemia-Ekologia, 11, 1997. 355.
4. **Palica M., Dynda A.:** Karbo-Energochemia-Ekologia, 6, 1996. 209.
5. **Palica M., Dynda A.:** Karbo-Energochemia-Ekologia, 7, 1996. 233.
6. **Palica M., Dzido G.:** Karbo-Energochemia-Ekologia, 5, 1997. 187.
7. **Palica M., Smyczek H., Więclaw-Solny L., Zielińska I.,** Inż. Ap. Chem., 4, 1999. 18.

8. **Dzido G., Kocurek J., Palica M., Raczek J.:** Zesz. Nauk. Pol. Śł., Seria Górniczo, 245, 2000. 67.
9. **Palica M., Pudło W.:** Inż. Ap. Chem., 6, 2005, 22.
10. **Malirz D., Kocurek J., Palica M.:** Karbo-Energochemia-Ekologia, przyjęto do druku.
11. **Żużikow W.A.:** *Filtracja. Teoria i praktyka rozdzielania zawiesin*. WNT, Warszawa 1985.
12. **Sørensen P.B., Moldrup P., Hansen J.:** Chem. Eng. Sci., 51, 1996. 967.
13. **Palica M., Kocurek J.:** *Wybrane zagadnienia teorii filtracji i kompresji osadów*. Wyd. Pol. Śł., Gliwice 2001.
14. **Kocurek J., Palica M.:** Inż. Chem. Proc., 22, 3c, 2001. 735.
15. **Tiller F.M., Leu W.F.:** J. Chinese Int. Chem. Engrs, 11, 1980. 61.
16. **Mróz W., Palica M., Zabłocki J.:** Patent PL-298268.
17. **Mróz W., Palica M., Zabłocki J.:** Wzór Użytkowy, W-98256.
18. **Palica M., J. Waluś,** Inż. Ap. Chem., 2, 1998. 10.
19. **Niemiec M.:** *Odwadnianie suspensji po flotacji węgla na drodze filtracji ciśnieniowej*. praca dypl. mag., Kat. Inż. Chem. i Proc., Pol. Śł., Gliwice 2005 (praca niepublikowana).
20. **Szymczyk S.:** *Modelowanie filtracji flotokonzentratu węglowego*. praca dypl. mag., Kat. Inż. Chem. i Proc., Pol. Śł., Gliwice 2005 (praca niepublikowana).
21. **Palica M., Skiba P., Tatarczuk A.:** Inż. Ap. Chem., 6, 2002. 17.
22. **Palica M., Thullie J., Kocurek J., Zacharski G.:** Inż. Chem. Proc., 25, 2004. 3/3 1443.
23. **Palica M., Kocurek J.:** Roczn. Ochr. Środ., 4, 2002. 133.
24. **Palica M., Kocurek J.:** Roczn. Ochr. Środ., 5, 2003. 87.

Modelling of Separation of Coal Flotation Concentrate on the Basis of Filtration Parameters

Abstract

Application of vacuum filters in a dewatering unit of flotation concentrate seems to be irrational due to too high suspension flow and sediment moisture content. Therefore, dewatering of sediment obtained from those filters is necessary. Mechanical dewatering is performed by the use of pressure filters, however, a technical-economical analysis of the process taking into account the capital and running costs of dewatering unit is required in this case. The pressure difference, filtration time, PSD (particle size distribution), additives as flocculating, frothing and foam destruction agents influence a final moisture content of sediment. Selection of a type and working area of a dewatering device require the knowledge of filtration equation comprising the filtration and squeezing zones (in a case of pressure filtration). Therefore, suitability of modified Sørensen's et. al. model of filtration and filter cake compression used in the de-

scription of coal flotation concentrate separation taken from the Rudzka Spółka Węglowa mine is presented in the paper. Flotation concentrate comprised salt as a frothing agent and diesel oil as a foam destruction agent in the flotation process. It has been found that a final moisture content of filter cake can be predicted with a good accuracy from the filtration parameters. The modelling is based on easily measured data obtained in filtration tests and laboratory measurements carried out for suspension and filter cake. It has been proved that one of the decisive parameter in separation process is the solid phase PSD. It has been also stated that for flotation concentrate tested the filtration mechanism is typical for compressible cake formation in the filtration pressure range $\Delta p = 0.12 - 0.61$ MPa. Tests have been carried out for two parts of flotation concentrate of the same origin, however, differing in the PSD. The first part characterised by a bimodal particle distribution with a large amount of tiny grains (52.77% vol. $< 5 \mu\text{m}$ for fresh material and 15.8% vol. $< 5 \mu\text{m}$ for material kept during 2 months and then tested). The second part contained only 9.8% vol. $< 5 \mu\text{m}$ and exhibited the close to normal distribution. Two parts of suspension comprised about 330 kg/m^3 of solid phase including 7.8% of ashes. Before flotation, 5% of salt was added as frothing agent whereas for foam destruction diesel oil was used. Such additives caused that the classic two-phase system changed into multi-phase one. Therefore the question arose if the description of dewatering process is valid also for such compound system. Moreover, buyers are interested in coal without salt, hence salt is considered in cake moisture content and in liquid phase. In the first stage, filter cloths were tested and their usability was estimated on the basis of the constant C in Eq.(10), filtrate turbidity and easiness of filter cake removing from the cloth. Such tests were carried out for six ET and PT cloths equipped or not with filter paper. It has been stated that relatively small pressure drop, clear filtrate and easy cake separation (without filter paper) was obtained for the PT-911 cloth. Experimental results for different filtration pressures enabled one to determine a limiting porosity ϵ_0 , porosity susceptibility to filtration pressure β (Eq.(17) and (18)), cake compression coefficient s and specific resistance α_0 (Eq.(19) and (20)). These parameters were the input data for the numerical calculations. The modelling results are graphically presented for two parts of flotation concentrate. In the classic co-ordination system $V/F = f(\tau)$ for filtration and compression zones, the experimental data are shown as points and computational results as solid lines (Figs. 3 and 4). Filtrate velocity profiles in relation to solid phase versus time for both parts of flotation concentrate and low and high filtration pressure are shown in Figs. 6, 7, 8 and 9. It is visible from Figs. 3 and 4 that flotation concentrate filtration containing salt and oil additives is well described by the modified model of Sørensen, Moldrup and Hansen [13]. On the other hand, data comprised in [19, 20] proved that the use of pressure instead vacuum filtration enabled one to obtain the lower final moisture content values of the cake. Additionally, using an after-compression blow-off should lead to smaller moisture content values. In conclusion, based on the experimental dewatering results obtained for flotation concentrate produced in one of the Rudzka Spółka Węglowa coal mine one can stated that using the intensive flotation concentrate dewatering method enables the restriction of a drying unit of post-filtration cake.