

# POPRAWA EFEKTYWNOŚCI PROCESU FLUIDYZACJI POPURZEZ WYKORZYSTANIE MODELOWANIA EKSPANSJI ZŁOŻA NA PRZYKŁADZIE SUSZARNI WĘGLA BRUNATNEGO

Zbigniew PLUTECKI, Krystian RYSZCZYK, Paweł SATTLER

**Streszczenie:** W artykule został przedstawiony model symulacji numerycznych *Euler-Euler* zastosowany do symulacji ekspansji złoża fluidalnego na przykładzie suszarni. Zaproponowany model symulacyjny wykorzystano między innymi do optymalizacji kształtu i wymiarów komory fluidalnej oraz doboru i oceny parametrów procesu suszenia fluidalnego na przykładzie suszonego węgla brunatnego. W celu jakościowej weryfikacji wyników badań symulacyjnych zrealizowano również badania eksperymentalne z wykorzystaniem doświadczalnej instalacji laboratoryjnej. Autorzy uzyskali jakościową zgodność wyników co pozwala na przyszłe wykorzystanie modelu w procesie projektowania podobnych urządzeń, ale już w skali pół lub pełnej technicznej.

**Słowa kluczowe:** fluidyzacja, suszarnie fluidalne, badania symulacje przepływów wielofazowych, weryfikacja obliczeń

## 1. Wstęp

Proces fluidyzacji cząstek ciała stałego polega na utrzymywaniu ich w stanie, tzw. płynu jednorodnego dwu lub wielofazowego, poprzez nadanie mu właściwości czynnika, który przepływa przez złożo. Warunkiem koniecznym do wytworzenia stanu fluidyzacji jest, aby siły oporu podczas opływu cząstek przez płyn równoważyły siłę ciężkości cząstki pomniejszoną o siłę wyporu. Jest to możliwe przy zapewnieniu dostatecznie dużej prędkości płynu, większej od tak zwanej minimalnej prędkości fluidyzacji [1,2].

W literaturze można znaleźć podział fluidyzacji na 6 charakterystycznych obszarów w zależności od natężenia przepływu fazy gazowej. Podział ten wprowadza: złożo jednorodne, fluidalne z pęcherzykami gazu, warstwowe, burzliwe, szybkie oraz transport pneumatyczny [2].

Prawidłowe projektowanie urządzeń ze złożem fluidalnym wymaga znajomości parametrów pracy, przy których złożo ze stanu statycznego przechodzi w stan dynamiczny. Ponadto w przypadku układu fontannowego ważna jest charakterystyka hydrodynamiczna, która zależy od właściwości płynu i ciała stałego, ale również od konstrukcji urządzenia, wysokości i szerokości złoża [1,2]. Wyróżnia się cztery zasadnicze typy fontannowych złożów fluidalnych: cylindryczne, stożkowo - cylindryczne, stożkowe oraz rozrzedzone złożo typu jet [2].

Konwencjonalne złoża fontannowe, ze względu na niską aerację w obszarze pierścieniowym oraz wolne zwracanie cząstek stałych, nie są powszechnie stosowane przy suszeniu materiałów. Dla wyeliminowania ww. ograniczeń projektuje się układy zmodyfikowane, np. typu: złożo fontannowe z wirującym strumieniem, pierścieniowe złożo fontannowe z wirującym strumieniem czy pulsacyjne złożo z wirującym strumieniem [2]. Dwa pierwsze rozwiązania polegają na przerywanym dostarczaniu powietrza do złoża. Zabieg taki pozwala na obniżenie zużycia energii do ogrzewania powietrza i napędu

wentylatorów. Wady tych rozwiązań to: złożona konstrukcja, wysokie koszty konserwacji i ograniczona pojemność związana z maksymalną wysokością złoża. Wady te eliminuje rozwiązanie z pulsacyjnym złożem fontannowym, które przy określonej częstotliwości impulsów pracuje z większymi wydajnościami, wykorzystując tylko okresowe dostarczanie powietrza do złoża [2].

Poszukiwania najkorzystniejszych rozwiązań w zakresie kształtu, wymiarów oraz doboru parametrów fluidyzacji jest przedmiotem wielu badań. Coraz częściej do tego celu wykorzystuje się modelowanie matematyczne, dzięki temu znacznie obniża się koszty badań dostarczając jednocześnie wielu informacji, których zdobycie podczas rzeczywistych eksperymentów często jest po prostu niemożliwe. Najkorzystniejszą wersją badań jest łączenie obu technik czyli i badań eksperymentalnych i badań symulacyjnych. Jest to szczególnie przydatne przy skalowaniu obiektów ze skali laboratoryjnej do skali pół lub pełnej technicznej.

Autorzy stoją na stanowisku, że umiejętne korzystanie z dostępnych narzędzi do modelowania zjawisk cieplnych i przepływowych w zakresie przepływów wielofazowych może wydatnie przyspieszyć prace koncepcyjne i konstrukcyjne związane z opracowaniem nowego urządzenia, które będzie się cechować wysoką wydajnością przy niskich kosztach użytkowania.

## 2. Analiza dla potrzeb wyboru kształtu komory fluidalnej

### 2.1. Założenia i uproszczenia modelu

Proces fluidyzacji z suszeniem ma charakter przepływu wielofazowego typu *gaz - ciało stałe*, w którym koncentracja fazy rozproszonej miejscami może osiągać poziom maksymalny 100%. Z tego względu nie ma zastosowania model *Lagrange'a*, który pozwala na śledzenie jedynie pojedynczych cząstek, przy koncentracji do kilkunastu procent [3].

Podstawowe równania modelu stanowią: równanie zachowania masy, momentów dla fazy gazowej i stałej oraz równanie energii fluktuacji dla fazy stałej (tab. 1) [5, 7]. Dla potrzeb badań symulacyjnych rozpatrzono zastosowanie modelu: *Euler - Euler*, *The Mixture Model* oraz modelu *Dyskretnych faz*. Wszystkie wymienione modele są przeznaczone do badania przepływów dwu i wielofazowych w oparciu o teorię poślizgu międzyfazowego [3, 4, 5]. Na podstawie badań wstępnych do dalszych badań wytypowano model *Euler-Euler*.

W wybranym modelu przepływ deklarowanych faz jest rozpatrywany indywidualnie z uwzględnieniem jedynie interakcji jaka zachodzi między zadeklarowanymi fazami. Ważnym kryterium wyboru modelu była możliwość deklarowania jednej z faz jako granularnej lub też jako złoża upakowanych cząstek. Do interakcji pomiędzy fazami został zastosowany model *Gidaspow*, który jest używany do gęstego złoża fluidalnego, które występuje w badanym problemie.

Głównymi ograniczeniami zastosowanego modelu *Euler - Euler* są:

- brak możliwości zastosowania modelu przepływu Reynoldsa,
- brak możliwości modelowania przemian fazowych (topnienia i krzepnięcia ciał),
- brak możliwości zadawania strumienia przepływu, który określamy poprzez prędkość przepływu masy.

**Tabela 1.** Podstawowe równania modelu [7]

Faza gazowa	
Równanie ciągłości	$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g) = 0 \quad (1)$
Równanie momentów	$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g^2) = \\ -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} \\ + K_{gs}(\vec{u}_g - \vec{u}_s) \end{aligned} \quad (2)$
Faza stała	
Równanie ciągłości	$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{u}_s) = 0 \quad (3)$
Równanie momentów	$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{u}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{u}_s^2) = \\ -\alpha_s \nabla p + \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} \\ + K_{gs}(\vec{u}_g - \vec{u}_s) + \sum_{i,j=1}^{N,M} (K_{sij}(\vec{u}_{si} - \vec{u}_{sj})) \end{aligned} \quad (4)$
Równanie energii fluktuacji	$\begin{aligned} \frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \vec{u}_s \Theta_s) \right] = \\ \left( -p_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}}_s \right) \cdot \nabla \vec{u}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) \\ - \gamma_{\Theta_s} + \phi_{gs} \end{aligned} \quad (5)$

gdzie:

$\alpha_g, \rho_g, \vec{u}_g$  oraz  $\alpha_s, \rho_s, \vec{u}_s$  są odpowiednio: udziałem, gęstością i prędkością fazy gazowej i stałej;

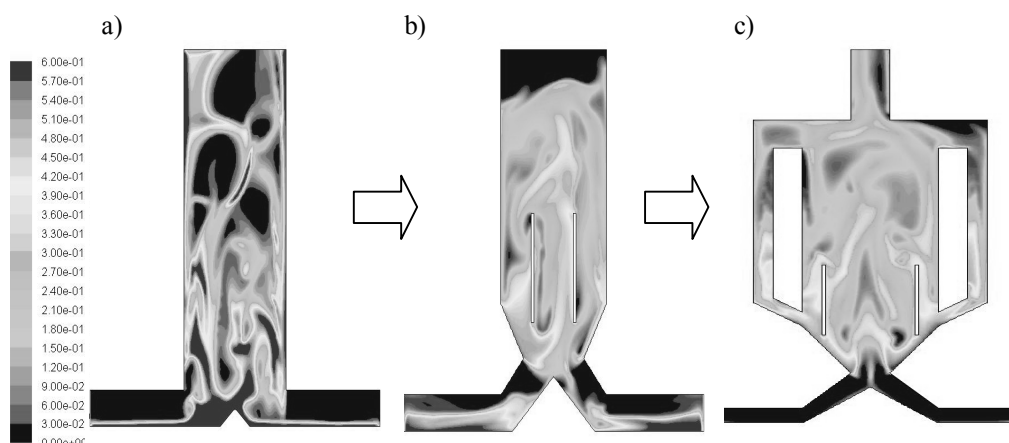
$p, g, \bar{\bar{\tau}}$  i  $K$  to ciśnienie, przyspieszenie ziemskie, tensor naprężeń oraz współczynnik oporu mieszaniny gaz-ciało stałe;

$k_{\Theta_s}, \gamma_{\Theta_s}, \phi_{gs}, \Theta_s$  są odpowiednio: współczynnikiem rozszerzalności temperaturowej, rozpraszaniem energii zderzeń, przekazywaniem energii kinetycznej między fazą gazową i stałą, temperatura.

## 2.2. Badania symulacyjne

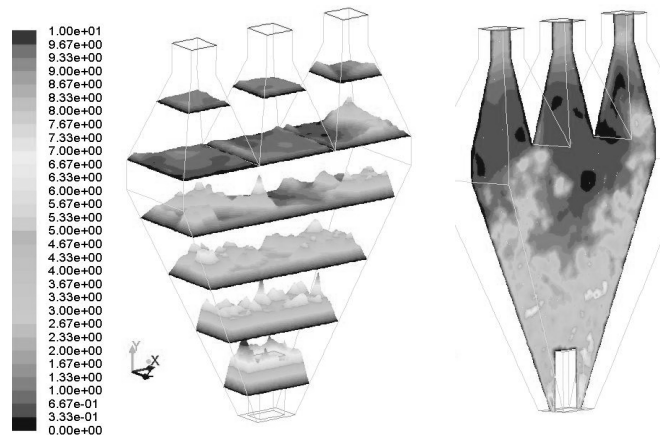
Ewolucje kształtu komory fluidyzacyjnej w wyniku analizy badań symulacyjnych przedstawiono na rysunku 1. Pierwszym zaproponowanym kształtem komory fluidalnej (rys.1a) był kanał o podstawie prostokąta z centralnym progiem wznoszącym. Przy niskich prędkościach i grubych kanałach wlotowych cząsteczki opadają na dno kanału co powoduje niepożądane zjawisko zalegania cząstek w kanałach wlotowych. Można także zauważyć dużą koncentrację fazy stałej na ściankach komory po której zsuwa się do poziomu kanałów wlotowych, gdzie ulega ponownemu rozrzedzeniu pod wpływem działającego powietrza. Po zwiększeniu prędkości na wlotach następowała zmiana kształtu złoża fluidalnego. Faza stała skupiona jest w centralnej części suszarki. Zachodzi niekorzystne

zjawisko powstawania kanałów, w których koncentrują się cząsteczki. W warunkach rzeczywistych będzie potrzebna duża ilość energii do oczyszczenia zalegającego pyłu w kanałach dolotowych aby doprowadzić złożo do procesu fluidyzacji [6].



Rys. 1. Koncentracja pyłu węglowego, % - suszarka: a) z progiem wznoszącym, b) ze złożem fontannowym z płytami, c) z koncentrowaniem strumieni pyłu

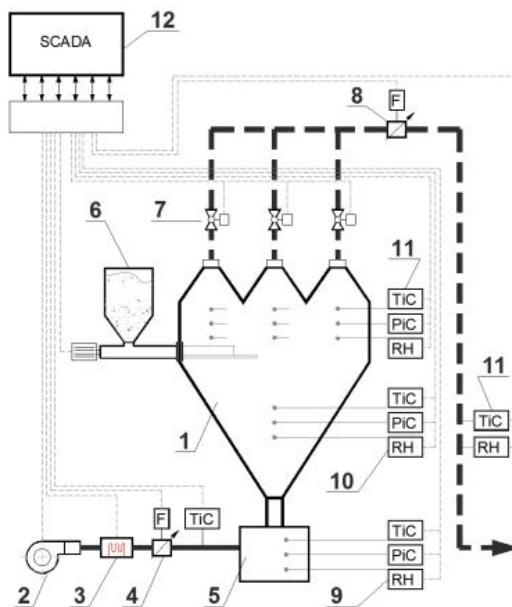
W kolejnych etapie (rys.1b.) został przedstawiony model suszarki z kanałami dolotowymi ułożonymi pod kątem 45°. Komora suszarki została zwężona w dolnej części oraz zostały wprowadzone dodatkowe płyty, które mają ukierunkowywać fontannowy przepływ złoża w komorze oraz mogą być także dodatkowym źródłem ciepła. Powiększenie progu wznoszącego spowodowało znacznie większe opadanie cząstek w kanałach dolotowych. Na rys.1c. został przedstawiony model suszarki z rozszerzoną częścią główną komory i zmniejszeniem pola przekroju kanałów dolotowych. Można zauważyć, że zjawisko osadzania się cząstek fazy stałej w tym modelu zostało zniwelowane do zera. Cząsteczki są wznoszone w centralnej części komory poprzez zastosowanie pionowych płyt. Największe nagromadzenie fazy stałej jest na ściankach komory po których opada w dół i znowu jest rozrzedzana [6]. Badania obejmowały analizę jeszcze kilku innych zmodyfikowanych kształtów. Na ich podstawie został określony kształt i wymiary komory przewidzianej do budowy instalacji doświadczalnej w skali laboratoryjnej. Ostatecznie zaproponowany kształt komory fluidalnej to kształt z centralnym wlotem powietrza u dołu i dozowaniem cząstek węgla od góry w środkowej części komory oraz odbiorem wysuszonego węgla w górnej części suszarki do dwóch kanałów (rys. 2).



Rys. 2. Profile prędkości powietrza w wybranych przekrojach poziomych i pionowym, m/s

## 2. Instalacja laboratoryjna

Schemat technologiczny instalacji przedstawiono na rys.3. Zaznaczono na nim: fluidalną komorę suszącą (1), wentylator (2), nagrzewnicę elektryczną (3), układy pomiaru strumienia powietrza (4) i (8), skrzynkę rozprężną (5), zasobnik z układem podajnikowym węgla (6), zawory regulacji strumieniem powietrza w poszczególnych sekcjach (7), układ pomiarowy wielkości procesowych (9), (10) i (11) oraz układy pomiarowe i sterujące (12).



Rys.3. Schemat instalacji doświadczalnej do suszenia węgla brunatnego z rozmieszczeniem czujników pomiarowych

W instalacji doświadczalnej zainstalowano na stałe czujniki wielkości pomiarowych takich jak temperatura, ciśnienie, wilgotność i strumień objętości gazów oraz pomiar zużycia energii elektrycznej zasilającej wentylatory i grzałki oporowe.

Ze względu na znaczą liczbę wielkości procesowych (ponad 30) oraz dla ułatwienia prowadzenia eksperymentów w znacznym stopniu zautomatyzowano pomiary i sterowanie stanowiskiem. Podstawowa część układu akwizycji pomiarów oparta jest na modułach serii C firmy *National Instrument* zainstalowanych w kasecie *CompactDAQ*. Wykorzystano również moduły *ADAM* serii 4000 oraz konwertery RS485/USB i RS232C/USB do transmisji danych z układów pomiarowych do komputera z aplikacją zarządzającą systemem pomiarowym.

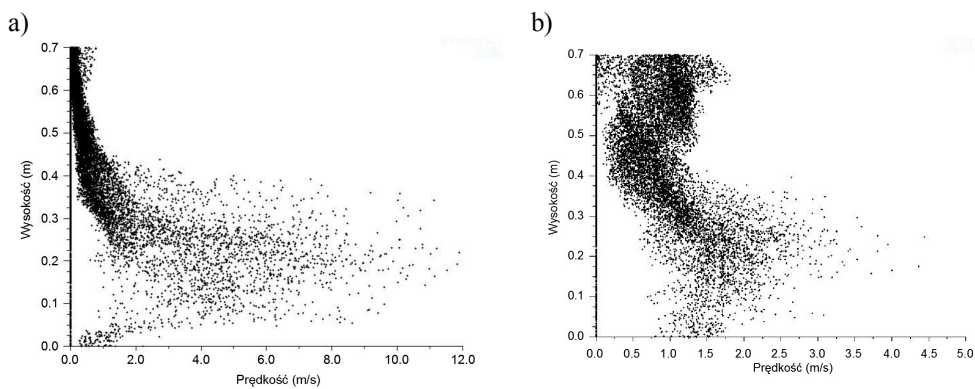
### 3. Przykładowe wyniki pomiarów oraz symulacji numerycznych wraz z dyskusją

Badania symulacyjne obejmowały analizę stanów dynamicznych złoża fluidalnego od momentu jego wzbudzenia aż do momentu osiągnięcia jego prawidłowej ekspansji w całej objętości rozpatrywanego kształtu komory. Na poniższych rysunkach zaprezentowano kilka przykładowych wyników obliczeń w wybranych płaszczyznach badanego obiektu (rys.4-8).

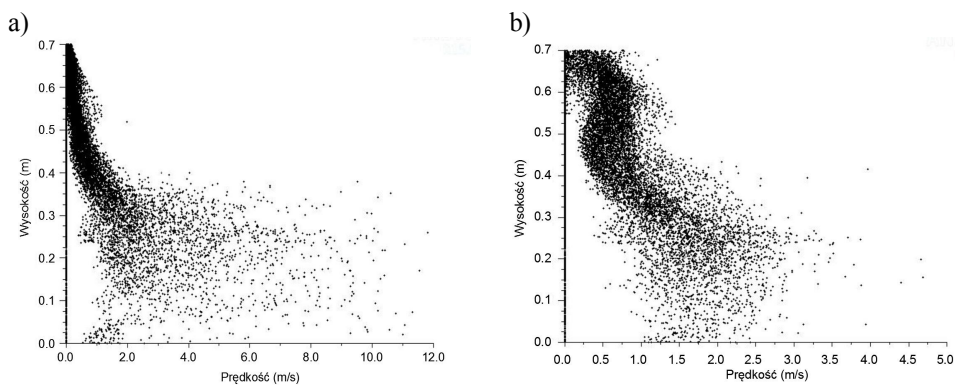
Na rysunkach 4 – 9, 11 i 12 przedstawiono wyniki obliczeń numerycznych w postaci rozkładu pola prędkości, ciśnienia oraz koncentracji fazy stałej będący zapisem pierwszego okresu procesu fluidyzacji (0,4s procesu). W badanym przypadku średnica cząstek ciała stałego wynosiła 1mm a stosunek udziału powietrza do cząstek fazy stałej wynosił 60%. Zmianiam w kolejnych obliczeniach parametrem obliczeń numerycznych było ciśnienie powietrza na wlocie do komory fluidalnej.

Z analizy wyników symulacji wynika, że złożo poprawnie zachowuje się przy danych warunkach brzegowych. Z rysunków 4-6 wynika, że prędkość fazy stałej jest większa się w dolnej części suszarni co świadczy o prawidłowej ekspansji fazy gazowej w wyniku której dochodzi do interakcji z cząstkami stałymi węgla. W wyniku zjawiska ekspansji złoża następuje ruch cząstek węgla, który osiąga lokalnie prędkość nawet 3,5m/s. Powietrze w tej samej części złoża porusza się ze znacznie większą prędkością dochodzącą do 10m/s. W wyższych częściach komory zarówno cząstki fazy stałej jak i gazowej zmniejszają swą prędkość. Dobrana prędkość powietrza w części wlotowej powoduje, że cząstki suszonego węgla są wyrzucane poprzez górne boczne kanały odbioru węgla suchego.

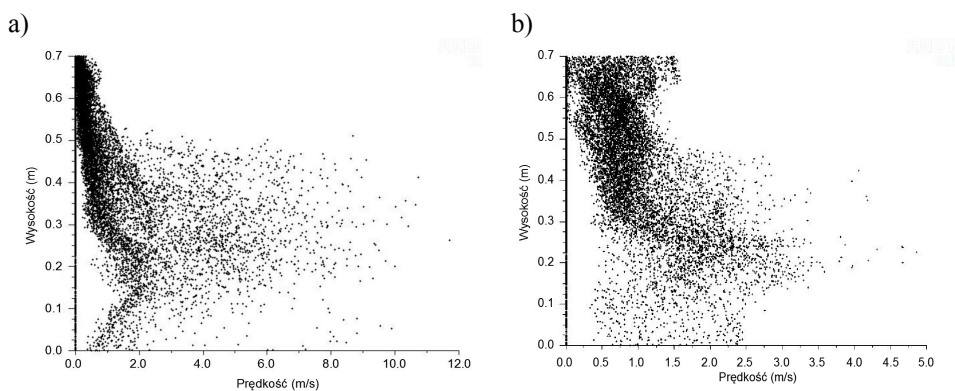
W rzeczywistych warunkach pracy złoża fluidalnego również dochodziło do podobnych zjawisk (rys.10). W instalacji laboratoryjnej ciśnienie w złożu było mierzone na kilku wysokościach. A osiągnięte prędkości cząstek suszonego węgla i powietrza odpowiadały wynikom badań symulacyjnych [6]. Na rysunku 3 przedstawiono wpływ czasu suszenia cząstek wilgotnego węgla brunatnego na różnicę ciśnienia zmierzoną przetwornikiem P1, który był umieszczony w skrzynce rozprężnej bezpośrednio przed wlotem powietrza do komory suszącej oraz czujnikiem P2 zamontowanym w górnej części suszarki przy wylocie powietrza na zewnątrz. Uzyskane na drodze badań eksperymentalnych spadki ciśnienia w złożu fluidalnym dla dwóch różnych badanych węgli brunatnych przedstawiono na rysunku 7. Z pomiarów wynika, że zmierzony spadek ciśnienia w warunkach rzeczywistych nie jest stały. Zmniejsza się wraz z upływem czasu, co wynika bezpośrednio z faktu odparowywania wilgoci z węgla. W badanej komorze fluidalnej był suszony węgiel o wielkości ziaren 1-8mm. Węgiel oddając wilgoć w postaci pary wodnej staje się lżejszy, co powoduje mniejszy opór hydrauliczny w suszarni i zauważalne wyraźne zmniejszenie spadku różnicy ciśnień w drugiej części procesu fluidyzacji.



Rys.4. Rozkład prędkości na poszczególnych wysokościach komory fluidalnej przy ciśnieniu wejściowym powietrza 3000Pa: a) powietrza b) węgla

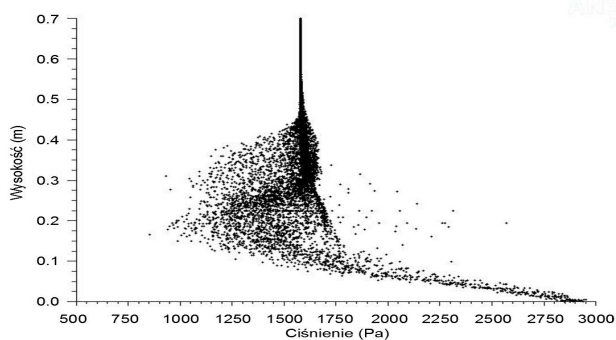


Rys.5. Rozkład prędkości na poszczególnych wysokościach komory fluidalnej przy ciśnieniu wejściowym powietrza 2500Pa: a) powietrza b) węgla

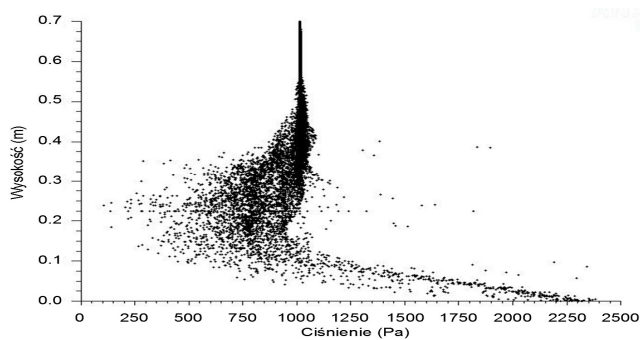


Rys.6. Rozkład prędkości na poszczególnych wysokościach komory fluidalnej przy ciśnieniu wejściowym powietrza 2000Pa: a) powietrza b) węgla

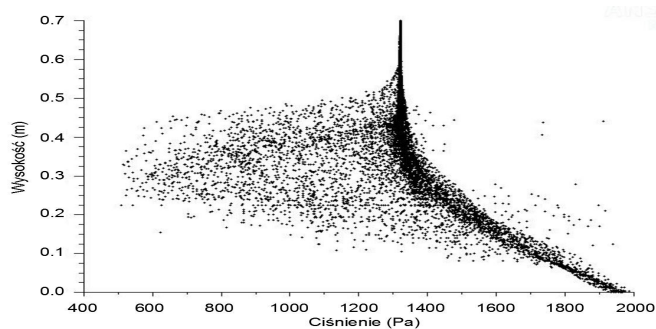
Uzyskane na drodze obliczeń numerycznych wyniki badań są zbliżone jakościowo do wyników pomiaru wykonanych w warunkach rzeczywistych. Świadczy to o poprawnie dobranym modelu i dobrze sparametryzowanych warunkach brzegowych i warunkach obliczeniowych. Spadki ciśnienia na złożu zmieniają się w granicach od 1000Pa do 1600Pa. Z przeprowadzonych symulacji spadek ciśnienia to średnio około 1400Pa.



Rys.7. Rozkład ciśnienia panującego wewnątrz komory fluidalnej na poszczególnych wysokościach komory przy ciśnieniu wejściowym powietrza 3000Pa

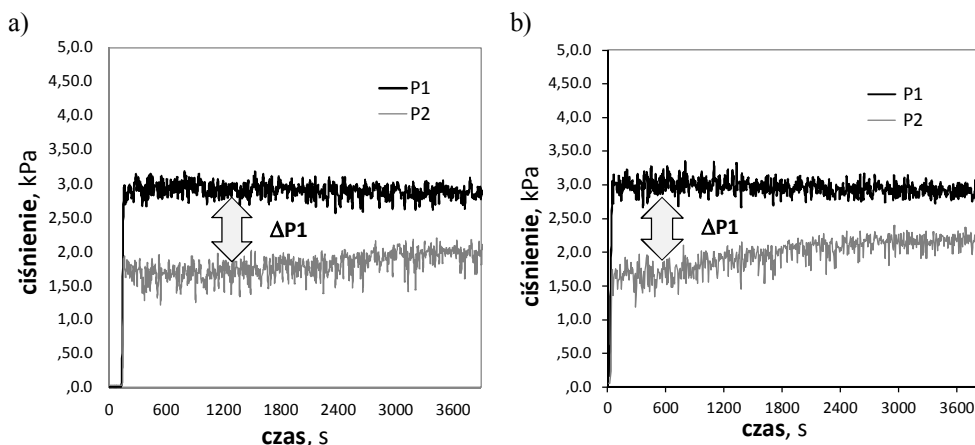


Rys.8. Rozkład ciśnienia panującego wewnątrz komory fluidalnej na poszczególnych wysokościach komory przy ciśnieniu wejściowym powietrza 2500Pa



Rys.9. Rozkład ciśnienia panującego wewnątrz komory fluidalnej na poszczególnych wysokościach komory przy ciśnieniu wejściowym powietrza 2000Pa



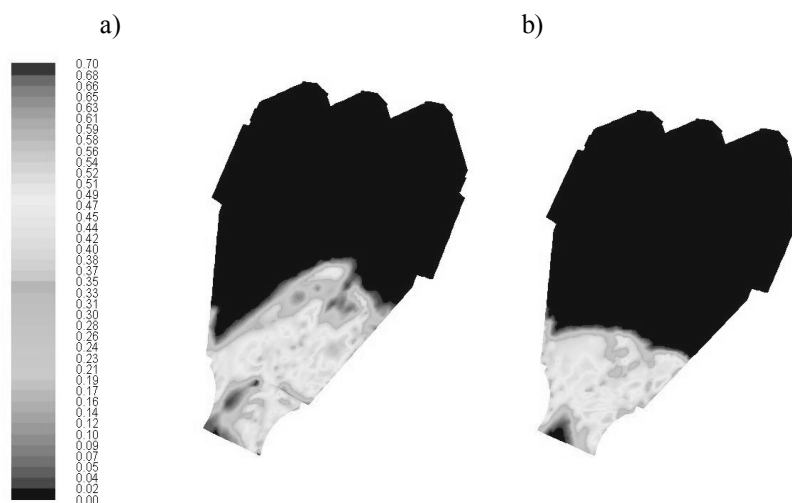


Rys.10. Wpływ czasu suszenia na spadek ciśnienia w złożu fluidalnym: a) węgiel z Belchatowa b) węgiel z Turowa

Na rysunkach 11 i 12 przedstawiono procentowy udział fazy stałej w poszczególnych częściach komory fluidalnej w początkowej fazie procesu (0,4s) oraz po 1s i 2s badanego zjawiska. Koncentracja cząstek węgla zmienia się bardzo dynamicznie. Można zauważyć, że złożo jest raz unoszone w górę, a następnie opada. Wysokość na jaką jest podnoszona faza stała wynika przede wszystkim z prędkości nawiewanego powietrza oraz wielkości ziaren węgla i jego wilgotności. Oceny jakościowej złoża pod względem jego przydatności do procesów suszarniczych można dokonać na podstawie oceny równomierności rozkładu koncentracji fazy stałej (węgla) w powietrzu. Im rozkład ten jest bardziej równomierny tym proces suszenia przebiega intensywniej. Na jakość procesu suszenia wpływa również kształt geometryczny i wymiary komory.



Rys.11. Rozmieszczenie fazy stałej wewnątrz suszarni przy ciśnieniu wlotowym powietrza 3kPa z dwóch widoków po 0,4s.



Rys.12. Rozkład fazy stałej w płaszczyźnie pionowej złoża w kolejnych chwilach czasowych: a) po 1s, b) po 2s przy ciśnieniu wlotowym powietrza 3kPa

## 5. Wnioski

Suszenie węgla brunatnego w złożu fluidalnym jest typowym przykładem procesu niestacjonarnego. Ze względu na dynamiczne zmiany wielu parametrów, takich jak np. zawartość wilgoci, porowatość i gęstość węgla oraz wielkość cząstek, która ulega ciągłej zmianie, tego typu proces niezwykle trudno jest opisać i zamodelować.

Przeprowadzone przez autorów badania przepływu mieszaniny dwufazowej obejmowały między innymi obliczenia symulacyjne dla potrzeb określenia geometrii suszarki przy której proces ekspansji złoża fluidalnego przebiega intensywnie w całej swojej objętości. Wówczas proces taki pozwala na ograniczenie zużycia energii do suszenia.

Przyjęte równia matematyczne oraz współczynniki modelu pozwoliły uzyskać zbieżność obliczeń. Badania numeryczne umożliwiły na przeprowadzenie analiz wpływu kształtu komory fluidyzacyjnej na zjawiska występujące w dwufazowym złożu fluidalnym typu powietrze – węgiel brunatny. Poczynione uproszczenia modelu pozwoliły na analizę kinetyki ruchu złoża i zostały wykorzystane w przygotowaniu stanowiska badawczego do suszenia węgla brunatnego.

Analiza przeprowadzonych obliczeń numerycznych pozwoliła stwierdzić, że zarówno rozkład koncentracji fazy stałej, wektory prędkości fazy stałej i gazowej oraz spadki ciśnienia odpowiadają wartościom zmierzonym w suszarce podczas badań laboratoryjnych. Zbieżność uzyskanych wyników obliczeń numerycznych i eksperymentalnych zdaniem autorów uprawnia do przyjęcie tezy o możliwości wykorzystania opracowanego modelu już w fazie projektowania suszarki fluidalnej ale już w skali pół lub w pełni technicznej. Zaproponowana metoda analizy numerycznej pozwoli zaoszczędzić czas badań oraz koszty związane z budową instalacji.

## Literatura

1. Dziubiński M., Prywer J., Mechanika Płynów dwufazowych, WNT, Warszawa 2009
2. Kmieć A., Englart S., Ludwińska A., Teoria i technika fluidyzacji, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, Wrocław 2007
3. Plutecki Z., Nowosielski G., Badania symulacyjne przepływów dwufazowych w instalacji suszącej węgiel brunatny metodą fluidalną, Zarządzanie Energią i Teleinformatyką ZET 2011, Materiały i Studia, KAPRINT 2011, str.129-138.
4. Anweiler S., Szmolke N., Gas-Particles Flow Pattern Visualization Inside Heat Exchangers, Proc. 4th Int. Conf. on Transport Phenomena in Multiphase Flow "HEAT 2008", vol. 1, pp. 397-404 Białystok, Poland, 2008.
5. Plutecki Z., Zator S. Nowosielski G. i inni, Raport roczny z realizacji zadań projektu POIG.01.03.01-00-040/8, Opole, styczeń 2010, praca niepublikowana
6. Anweiler S., Nowosielski G., Plutecki Z., Badanie przepływów dwufazowych w suszarkach fluidalnych, Rynek Ciepła, Studia i monografie, KAPRINT 2011
7. Ansys Fluent 12.0 Theory Guide, Theory manual, April 2009

Dr hab. inż. Zbigniew Plutecki<sup>1</sup>, prof. PO

Mgr inż. Krystian Ryszczuk<sup>2</sup>

Mgr inż. Paweł Sattler<sup>2</sup>

<sup>1</sup>) Katedra Zarządzania Energetyką

<sup>2</sup>) Katedra Elektrowni i Systemów Pomiarowych

Politechnika Opolska

45-758 Opole, ul. Prószkowska 76

tel.: (0-77) 449 80 24

tel.: (0-77) 449 80 23

e-mail: z.plutecki@po.opole.pl

k.ryszczuk@po.opole.pl

p.sattler@po.opole.pl