



Studia
i Monografie 287

Norbert Szmolke

Przepływ w aparacie fluidalnym z pękami rur



ISSN 1429-6063
ISBN 978-83-62736-19-5
Opole 2011

Politechnika Opolska

Komitet Redakcyjny

Andrzej Knapik, Jan Kubik,
Tadeusz Łagoda – przewodniczący
Mariusz Mięgała, Iwona Mulicka,
Jan Sadecki, Małgorzata Wróblewska

Komitet Redakcyjny Wydawnictw Politechniki Opolskiej, ul. S. Mikołajczyka 5

Recenzenci: prof. dr hab. inż. Janusz T. Cieśliński
prof. dr hab. inż. Andrzej Kmieć

Redaktor: Andrzej Knapik

Skład: Oficyna Wydawnicza Politechniki Opolskiej.
Nakład: 115 + 25 + 10 egz. Ark. wyd. 6,9. Ark. druk. 6,9.
Druk i oprawa: Sekcja Poligrafii Politechniki Opolskiej.

SPIS TREŚCI

| | |
|--|-----|
| WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ | 5 |
| I WSTĘP | 9 |
| I.1 Cel pracy | 12 |
| II. STAN WIEDZY | 15 |
| II.1. Struktury w aparatach fluidalnych | 15 |
| II.2. Techniki optyczne, wykorzystywane w badaniach przepływów gaz-ciało stałe | 21 |
| II.2.1. Cyfrowa analiza obrazu | 23 |
| II.2.2. Wideogrametria | 26 |
| II.3. Zmiana poziomu szarości obrazu w ocenie stochastycznej | 28 |
| II.4. Spadek ciśnienia w procesie fluidyzacji | 31 |
| II.5. Modelowanie przepływu w aparacie fluidalnym | 33 |
| II.6. Podsumowanie | 39 |
| III. STANOWISKO BADAWCZE I METODYKA PROWADZENIA EKSPERYMENTU | 41 |
| III.1. Akwizycja obrazu | 44 |
| III.2. Układ oświetlenia | 44 |
| III.3. Charakterystyka frakcji stałej | 48 |
| III.4. Metodyka prowadzenia eksperymentu | 49 |
| III.4.1. Wstępna obróbka obrazu | 50 |
| IV. STRUKTURY ZŁOŻA FLUIDALNEGO W PRZESTRZENI MIĘDZYRUROWEJ | 53 |
| IV.1. Klasyfikacja struktur | 53 |
| IV.2. Obszary występowania struktur – mapa przepływu | 55 |
| IV.3. Inwersja faz | 61 |
| IV.4. Określenie struktur dwufazowych metodą stochastycznej analizy oporów przepływu | 65 |
| IV.4.1. Rozkłady parametrów i funkcji stochastycznych | 66 |
| V. OKREŚLENIE STRUKTUR DWUFAZOWYCH METODĄ ANALIZY OBRAZU | 71 |
| VI. WYNIKI OBLICZEŃ NUMERYCZNYCH | 77 |
| VII. PORÓWNANIE WYNIKÓW Z ANALIZY OBRAZU I MODELOWANIA NUMERYCZNEGO | 85 |
| VIII. PODSUMOWANIE I WNIOSKI KOŃCOWE | 93 |
| LITERATURA | 94 |
| STRESZCZENIE | 103 |
| SUMMARY | 104 |

WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ

| | |
|-----------------------|---|
| ACF | – funkcja autokorelacji, |
| Ar | – liczba Archimedesesa, |
| C_A | – koncentracja powierzchniowa fazy stałej, uzyskana z analizy obrazu, |
| C_D | – współczynnik oporu aerodynamicznego, |
| C_S | – koncentracja fazy stałej, uzyskana z obliczeń numerycznych, |
| CFB | – cyrkulacyjna warstwa fluidalna, |
| CPE | – współczynnik spłaszczenia rozkładu procesu, |
| CSK | – współczynnik asymetrii rozkładu procesu, |
| c_μ , | } – współczynniki modelu turbulencji, |
| $c_{1-\varepsilon}$, | |
| $c_{3-\varepsilon}$ | |
| dV | – objętość elementarna, m^3 , |
| d_{sr} | – średnia wielkość cząstek, m, |
| d_r | – średnica rurek w wymienniku, m, |
| E | – brzeg, |
| E_K | – średni udział punktów brzegowych, |
| e_{kk} | – współczynnik restytucji podczas zderzenia cząstek, |
| F | – siła naporu, N, |
| \bar{F}_s | – siły wywołane przez wzajemne kontakty cząstek ciała stałego, N, |
| \bar{F}_k | – siły związane z intensywnością wymiany pędu między fazą „k” a innymi fazami, N, |
| G | – siła ciężkości, N, |
| G_K | – średnia różnica poziomów jasności, |
| f | – opór pomiędzy fazą ciągłą a rozdrobnioną, |
| g_{0kk} | – współczynnik korekcyjny określający możliwość zderzeń międzycząsteczkowych, |
| H_o | – położenie pierwszego rzędu rurek, m, |
| I | – tensor jednostkowy, |
| K_k | – współczynnik międzyfazowej wymiany pędu, $kg/m^3 \cdot s$, |
| L | – odległość pomiędzy impulsami pomiarowymi ciśnienia, m, |
| LF_{INV} | – liczba inwersji, |
| M_K | – średnia jasność pikseli, |
| N | – liczba pomiarów, |
| PDF | – funkcja gęstości prawdopodobieństwa, |
| PSO | – poziom szarości obrazu, |
| PSO_{max} | – maksymalny poziom szarości obrazu w danym obszarze, |
| p | – ciśnienie, Pa, |
| p_k | – ciśnienie granularne, Pa, |

- Re – liczba Reynoldsa,
 S_k – prędkość odkształcenia fazy stałej, 1/s,
 T_k – tensor naprężeń dla fazy „k”, N/m²,
 t – czas, s,
 t_0, t_1, t_2 – podziałka rur, m,
 \bar{u} – prędkość fazy ciągłej, m/s,
 u_c – prędkość graniczna fluidyzacji pęcherzykowej, m/s,
 u_G – prędkość pozorna gazu, liczona na pusty przekrój aparatu, m/s,
 u_G' – unormowana prędkość pozorna gazu, liczona na pusty przekrój aparatu, m/s,
 u_k – prędkość graniczna fluidyzacji burzliwej, m/s,
 u_{mf} – prędkość minimalna fluidyzacji, m/s,
 \bar{u}_k – prędkość fazy rozdrobnionej, m/s,
 u_t – prędkość unoszenia cząstki, m/s,
 u_{tr} – prędkość graniczna transportu pneumatycznego, m/s,
 V – bilansowa objętość całkowita, m³,
 V_K – średnia kwadratów różnicy poziomu jasności,
 $X(n)$ – dyskretny proces statystyczny,
 $X_k(r)$ – wskaźnik fazy w zakresie 0-1,
 $x(\tau)$ – funkcja autokorelacji sygnału losowego,
 α – udział objętościowy fazy ciągłej (gazu),
 α_k – udział objętościowy fazy rozdrobnionej,
 $\alpha_{k,max}$ – maksymalny możliwy udział objętościowy fazy „k”,
 γ_{Θ_k} – dyssypacja energii podczas zderzeń międzycząsteczkowych, N/m² s,
 ΔL – jednostkowa wysokość aparatu, m,
 Δp – zmiany ciśnienia, Pa,
 $\Delta p'$ – względna strata ciśnienia, Pa,
 $\delta(\Delta p)$ – współczynnik zmienności rozkładu, %,
 η_G – współczynnik lepkości dynamicznej w temperaturze otoczenia, Pa s,
 η_K – współczynnik granularnej lepkości dynamicznej, Pa s,
 $\eta_{K,cd}$ – współczynnik lepkości tarciowej, Pa s
 $\mu_{K,kin}$ – współczynnik lepkości kinetycznej, m²/s²
 Θ_k – temperatura granularna, K,
 ρ – gęstość cząstek stałych, kg/m³,
 ρ_k – gęstość fazy „k”, kg/m³,
 ρ_k – rzeczywista gęstość fazy „k”, kg/m³,
 ρ_S – gęstość frakcji stałej, kg/m³,

- $\sigma (\Delta p_{sr})$ – odchylenie standardowe od wartości średniej,
 τ_k – czas relaksacji dynamicznej cząstki, s,
 ϕ – kąt tarcia wewnętrznego, rad,
 ϕ_k – współczynnik wymiany energii pomiędzy fazą „k” a innymi fazami,
N/(m²·s).

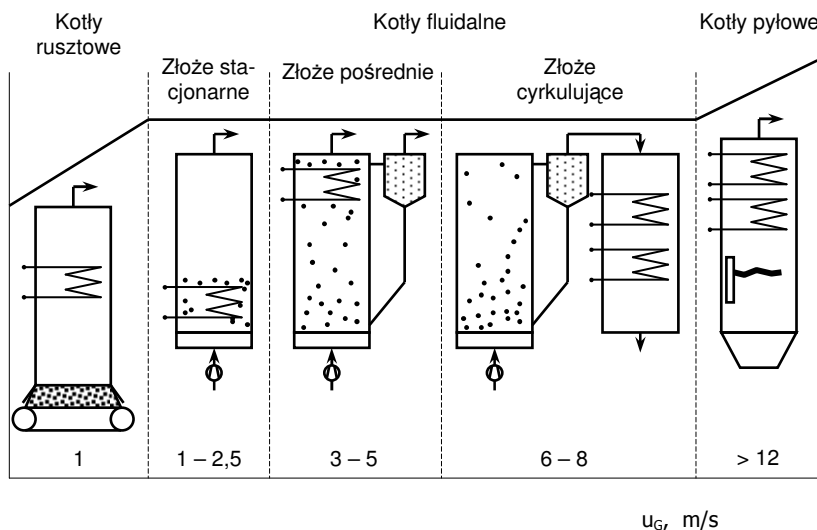
I. WSTĘP

Spośród wielu technologii stosowanych w przemyśle, fluidyzacja ciała stałego wyróżnia się dobrym rozwinięciem powierzchni kontaktu fazy stałej i płynnej oraz wymieszaniem składników obu faz. Zapewnia to wyrównanie temperatury w całej zawieszynie oraz bardzo dobrą wymianę ciepła, masy i pędu pomiędzy ziarnami i gazem. Te cechy powodują, że proces fluidyzacji stosowany jest w wielu przemysłach, głównie chemicznym i spożywczym oraz w zgazowaniu miazła węglowego, spalaniu rud siarkowych czy prowadzeniu reakcji kontaktowych (np. krakingu) [24, 7, 118, 146]. Aparaty ze złożem fluidalnym są też wykorzystywane jako wymienniki ciepła, wchodzące w skład instalacji z kotłami fluidalnymi (w których dokładnie rozdrobniony surowiec jest spalany w strumieniu powietrza, gdzie jest zawieszony), a także jako zamrażalniki produktów spożywczych [31, 36, 61, 87, 91].

Proces fluidyzacji znany jest już od prawie 90 lat [156] a od ponad pięćdziesięciu stosowany jest w technikach kotłowych. Dzięki wielu cechom, takim jak [30]

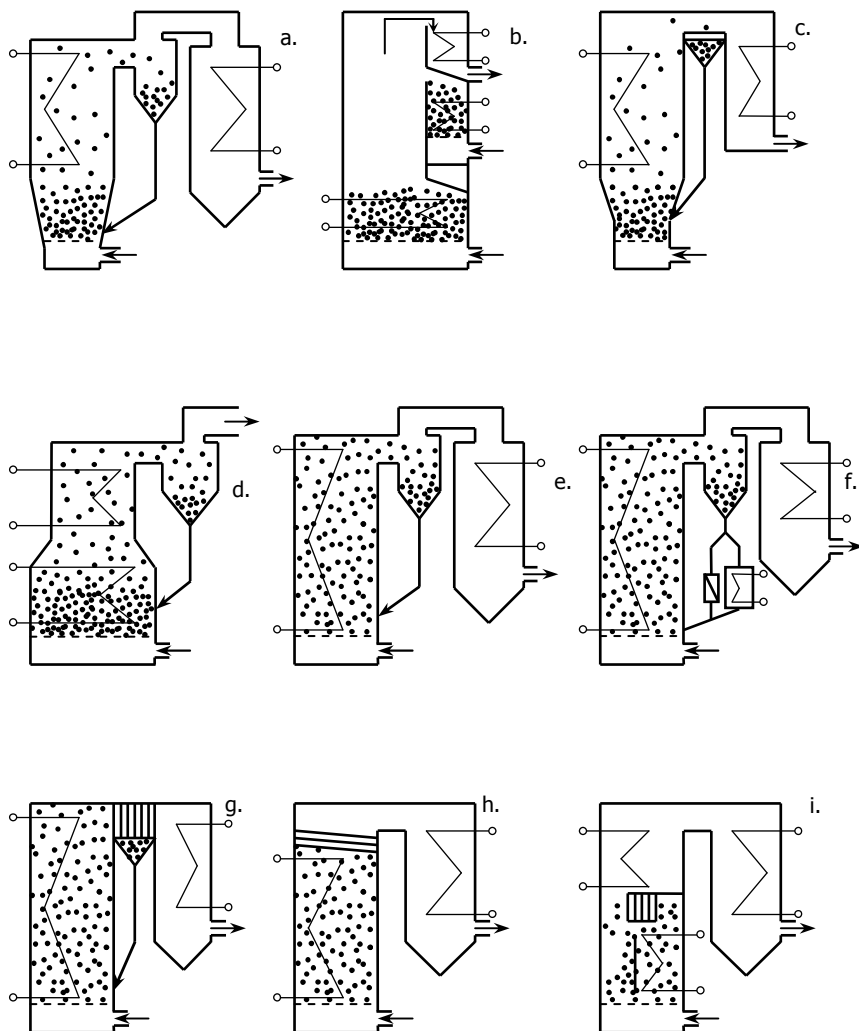
- możliwość wykorzystania różnorodnych paliw, w tym odpadów komunalnych,
- stosunkowo prosta konstrukcja,
- niska emisja tlenków azotu, wynikająca z temperatur spalania na poziomie 800 – 900°C,
- wysoka sprawność

kotły fluidalne bardzo dobrze wpisują się w ogólny szereg kotłów, stosowanych w energetyce (rys. I.1) [144].



Rys. I.1. Typy kotłów, stosowanych w energetyce, wg [144]

Obecne techniki fluidalnego spalania paliw stałych, realizowane są m.in. w atmosferycznych kotłach z pęcherzykową warstwą fluidalną BFB (rys. I.2a) i aparatach z cyrkulacyjną warstwą fluidalną (CFB) o różnorodnej konstrukcji (rys. I.2.b-i) [29, 30, 99, 106, 116].



Rys. I.2. Schematy wybranych rozwiązań konstrukcyjnych aparatów fluidyzacyjnych z wymiennikami ciepła, wg [99]

- | | |
|----------------------|----------------------|
| a. system ÖKOFLOW | f. system Lurgi |
| b. system MBC | g. system Studsvik |
| c. system Duklafluid | h. system Steimüller |
| d. system Circofluid | i. system FICB |
| e. system Pyroflow | |

Odpowiedni rodzaj ziaren, ich wielkość i gęstość, oraz odpowiednie prędkości gazu, powodują powstawanie w aparacie fluidalnym zróżnicowanych stanów złoża. Związane to jest również z uzyskiwaniem w aparacie różnych koncentracji ciała stałego.

Znaczne prędkości fazy ciągłej, większe od prędkości początku fluidyzacji u_{mf} , powodują intensywną cyrkulację frakcji stałej we wnętrzu aparatu. Ma to znaczenie, gdy prowadzenie procesu wymaga utrzymywania stałego rozkładu gradientu temperatury; jest to szczególnie ważne podczas procesu z silnymi efektami cieplnymi, którym towarzyszy mieszanie. Układ fluidalny pozwala również na szybkie i skuteczne usuwanie ciała stałego z wnętrza aparatu jak to ma miejsce w układach cyrkulacyjnych. Z punktu widzenia efektywności fluidyzacji bardzo ważna jest możliwość prowadzenia pirolizy i zgazowania węgla [66, 67, 76, 82, 140].

Stosowanie kotłów z warstwą fluidalną jest bardzo konkurencyjne w odniesieniu do kotłów pyłowych ze względu na niższe koszty inwestycyjne oraz eksploatacyjne, co w efekcie wpływa na cenę produkowanej energii; poza tym tego typu aparaty umożliwiają efektywne spalanie węgla gorszej jakości, w tym mokrego mułu, suchego granulatu mułu oraz odpadów pokopalnianych [66]. Bardzo ważne znaczenie, szczególnie z punktu widzenia ekologii, ale również prawa Wspólnoty Europejskiej, ma możliwość spalania biomasy [26, 117].

Zastosowanie aparatów z wymiennikami fluidalnymi do zamrażania produktów spożywczych pozwala na zintensyfikowanie wymiany ciepła na powierzchni rur chłodzących. Korzystnym zjawiskiem jest erozyjne oddziaływanie złoża fluidalnego na oszronioną powierzchnię chłodnic gazu, które powoduje samoczyszczanie się powierzchni wymiennika. W tym przypadku możliwa jest ciągła praca układu chłodniczego przy bardzo korzystnych wskaźnikach energetycznych.

Hydrodynamika przepływu mieszaniny dwufazowej w aparatach fluidyzacyjnych była i jest nadal tematem zainteresowań wielu badaczy. Zagadnienia przepływu ciepła i masy badane są w szerokim zakresie, dla różnych układów fluidalnych, zarówno metodami obliczeniowymi jak i eksperymentalnymi. Często wykorzystywane są obie metody jednocześnie, w celu weryfikacji wyników badań lub modelu matematycznego. Liczne są prace na temat podstaw ruchu cząstek, gdzie wyprowadzenie empirycznych równań, opisujących zachowanie mieszanin gaz-ciało stałe poparte jest wnikliwymi badaniami eksperymentalnymi oraz analizą matematyczną; stanowią one współczesne podejście do procesów fluidalnych [3, 33, 34, 36, 37, 51, 62, 79, 88, 103, 132].

Szybki rozwój oraz dostępność technologii informatycznych, wspartych technikami wizualizacyjnymi powoduje ekspansję zaawansowanych technik pomiarowych. W badaniach procesów przepływowych z udziałem ciała stałego szczególne znaczenie mają techniki optyczne [5, 10, 100, 102,]. Otwierają one szereg nowych, nieosiągalnych innymi metodami, możliwości wizualizacji, a więc nieinwazyjnej, dokładnej, niedrogiej i jakościowo bardzo dobrej metody bezpośredniej oceny np. struktury przepływu czy koncentracji. Spośród takich technik najbardziej istotnym są:

- metrologia wizyjna [128, 129],
- statyczna analiza obrazu [45, 46],
- stochastyczna analiza obrazu [8, 9, 12, 13, 135],
- dynamiczna analiza obrazu [10, 45, 48, 60].

Cyfrowa wizualizacja przepływu dwufazowego gaz-ciało stałe oraz cyfrowa analiza zarejestrowanego obrazu oferują możliwości poznawania złożoności struktur dwufazowych sposobem nieinwazyjnym. Rozwój cyfrowych narzędzi pomiarowych następuje w szybki sposób, również w odniesieniu do procesów fluidalnych, gdzie nie można ograniczyć się jedynie do pomiaru temperatury czy ciśnienia w aparacie. Wielkości, które teraz stały się mierzalne w sposób prawie bezpośredni, to m.in. lokalna koncentracja ciała stałego i gazu, prędkość i strumień cząstek ciała stałego, pionowy i poziomy rozkład udziału faz, poprzeczna dystrybucja gazu itp. [40, 41].

Wymienione parametry struktur dwufazowych oraz wiele innych, można wyznaczyć za pomocą technik metrologii wizyjnej, na podstawie dynamicznej analizy sekwencji filmowych oraz stochastycznej analizy procesu. Rozwój wizualnych technik pomiarowych postępuje również dzięki zapotrzebowaniu na coraz bardziej szczegółowe informacje, uzyskiwane podczas pomiarów oraz dzięki wzrastającym potrzebom przemysłu na aparaty fluidalne o różnorodnej konstrukcji.

1.1. Cel pracy

Jednym z ważniejszych elementów kotłów fluidalnych są wymienniki ciepła, montowane w postaci pęków rur, umieszczonych w komorze spalania. Wokół nich następuje przepływ dwufazowy cząstek stałych i gazu. Zjawiska przepływowe, które mają miejsce w tej części aparatów są bardzo złożone. W przestrzeni takiego wymiennika dochodzi do wzrostu prędkości gazu, co musi wpływać na tworzenie się struktur mieszaniny dwufazowej. Stąd też badania dotyczące tego obszaru wnoszą wiele informacji przydatnych w praktyce przemysłowej.

W ramach pracy wdrożono cyfrową metodę wideogrametrycznej analizy procesu fluidyzacji oraz oceny struktur dwufazowych we fluidalnym wymienniku ciepła, polegającej na: cyfrowej rejestracji wideo stanu złoża fluidalnego, analizie obrazu ze względu na czasowe zmiany wybranego jego parametru oraz badaniu charakteru jego zmian za pomocą analizy stochastycznej. Ponadto zostały wykonane, nie mniej istotne, obliczenia numeryczne fluidyzacji w takim aparacie. Pozwoli to na porównanie uzyskanych wyników.

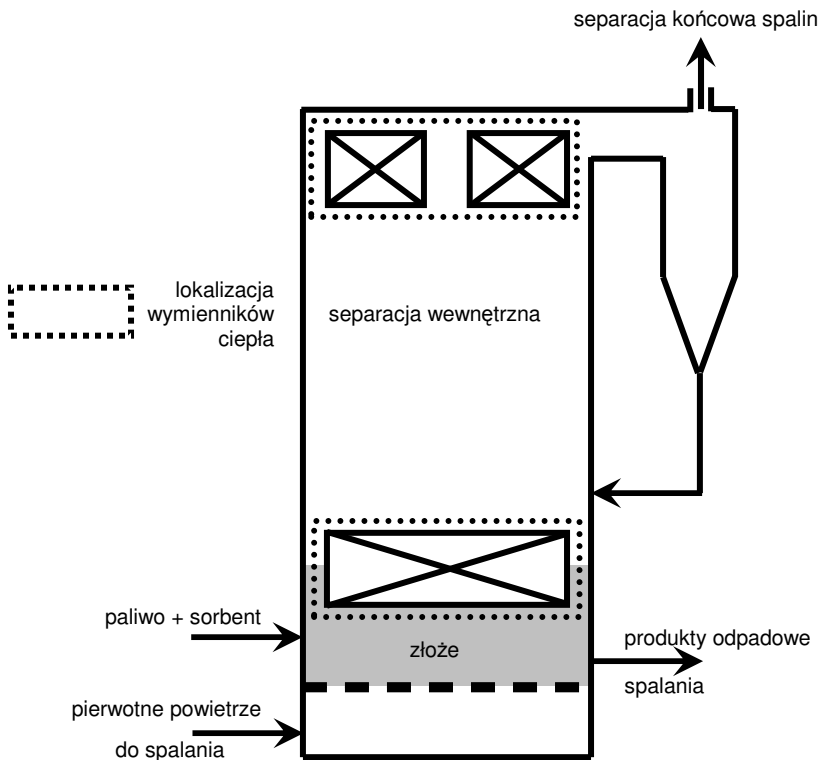
Badania przeprowadzono na modelowym fluidalnym wymienniku ciepła, o geometrii zbliżonej do warunków przemysłowych, które występują w kotłach fluidalnych atmosferycznych (rys. I.3). W takich aparatach wymiennik ciepła może być częściowo lub całkowicie zanurzony w złożu [30].

W związku z powyższym, główne cele pracy to:

- zastosowanie wideogrametrii do badań procesu przepływowego, zachodzącego w przestrzeni międzyrurowej fluidalnego wymiennika ciepła,

- opracowanie klasyfikacji struktur, powstających w takim aparacie,
- wykonanie obliczeń numerycznych rozkładów koncentracji frakcji stałej w aparacie,
- przeprowadzenie analizy porównawczej uzyskanych wyników.

Praca zawiera również aspekty koncepcyjne, obejmujące projekt stanowiska badawczego i opis metodyki pomiarów, a także eksperymentalne, tj. zagadnienia z dziedziny cyfrowej rejestracji obiektów, oświetlenia sceny, przetwarzania i analizy cyfrowego obrazu oraz interpretacji danych eksperymentalnych. Duży nacisk położono na stochastyczną analizę procesu.



Rys. I.3. Schemat kotła z fluidalną warstwą pęcherzykową, wg [30]

Szczególną uwagę zwraca również fakt, że powstało wiele bardzo odmiennych konstrukcyjnie aparatów ze złożem fluidalnym, lub też wykorzystujących, w określony sposób, „fluidyzujące” (unoszące się) cząstki ciała stałego. Zastosowanie procesu fluidyzacji rozszerzyło się praktycznie na wszystkie dziedziny przemysłu. Jednak pomimo tak dużej popularności fluidyzacji, nadal brak jest jednoznacznego sposobu oceny struktury dwufazowej powstającej w takim aparacie. Utrudnia to optymalizację jego konstrukcji, a zatem i danego procesu

technologicznego, wykorzystującego określoną strukturę dwufazową [132]. Ważne jest to w części wymiennikowej takiego aparatu, dla której np. praktycznie brak metod identyfikacji struktur.

Ze względu na to, że inżynierowie opracowali różne konstrukcje aparatów, należałoby założyć, że dwufazowa struktura przepływu zmienia się w zależności od budowy aparatu, w tym samym stopniu, w jakim zależy ona od warunków jego eksploatacji.

Powstaje zatem konieczność odpowiedzi na pytanie: czy możliwa jest ocena struktur dwufazowych w aparatach fluidalnych o odmiennych konstrukcjach, za pomocą jednej metody pomiarowo-analitycznej oraz jak tę ocenę wykonać?

Aby odpowiedzieć na postawione pytanie, wykonano obszerną serię badań eksperymentalnych, do analizy których zastosowano wideogrametrię – optyczną metodę pomiarową i analityczną, do oceny struktury dwufazowej, dla dowolnego rodzaju procesu fluidyzacji, prowadzonego w dowolnego typu aparacie fluidalnym, z wykorzystaniem praktycznie dowolnego materiału wypełnienia złoża. Metoda polega na interpretacji wyników pomiaru (wizualizacji) procesu oraz analizie obrazu, pod względem oscylacji wybranego parametru – jasności pikseli cyfrowego obrazu. Pomiar i ocena parametru odbywa się, zarówno w funkcji czasu trwania procesu, jak i w funkcji przestrzeni aparatu. Do szczegółowej analizy czasowych fluktuacji oraz przestrzennych zmian, mierzonej własności obrazu, zastosowano estymatory procesu w postaci parametrów i funkcji stochastycznych. Natomiast podstawową wielkością pomiarową jest jasność obrazu, zwana dalej poziomem szarości obrazu.

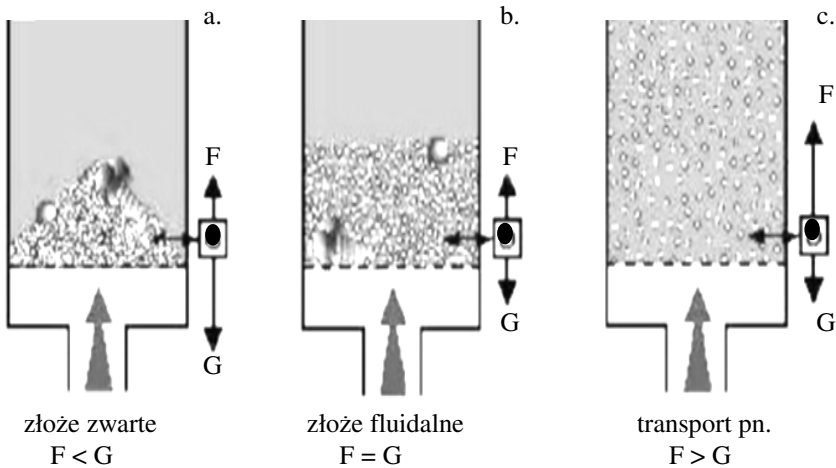
Istnienie korelacji między fluidalną strukturą dwufazową a rozkładami czasowymi oraz przestrzennymi poziomu szarości obrazu oraz wybranymi wielkościami stochastycznymi, zostało już wielokrotnie potwierdzone [11-13, 83, 125]. Szczególną rolę w odkrywaniu tych zależności odgrywa wizualizacja procesu, cyfrowa analiza obrazu oraz stochastyczna analiza sygnału, które składają się na zaproponowaną i opisaną w niniejszej pracy metodę oceny struktury dwufazowej w aparatach fluidalnych – wideogrametrię.

II. STAN WIEDZY

II.1. Struktury w aparatach fluidalnych

Doprowadzenie strumienia gazu, pod spoczywającą na podtrzymującym ruszcie (rozdzielaczu) złożę rozdrobionych cząstek ciała stałego, powoduje powstawanie dwufazowej struktury przepływu. Jej charakter i dynamika wpływają na wartości parametrów cieplno-przepływowych całego procesu, a tym samym na jego efektywność.

Gaz, wdmuchiwany do przestrzeni fluidalnej, powoduje, iż na cząstki stałe leżące na ruszcie, działa siła wznosząca, będąca wypadkową siły ciężkości G i równoważącej ją siły naporu F . Przy niewielkiej prędkości gazu płynie ono jedynie przez pory międzyziarnowe, co nie powoduje ruchu cząstek (rys. II.1.a).



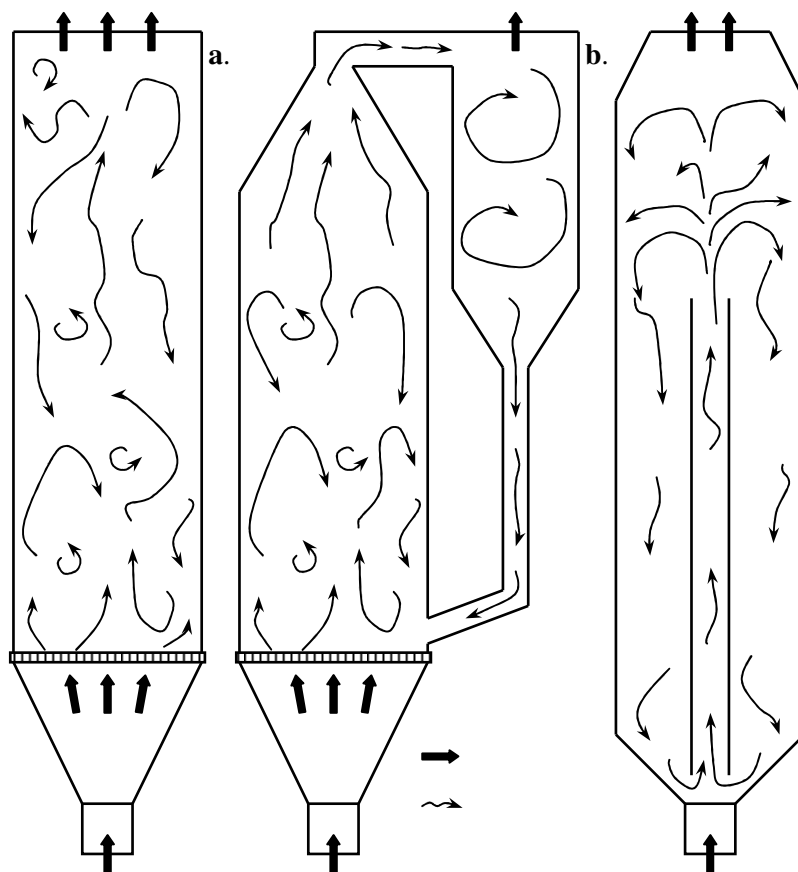
Rys. II.1. Siły działające na cząstkę wypełnienia w klasycznym złożu fluidalnym, dla trzech stanów hydrodynamicznych, wg [5]: a. złoże zwarte (nieruchome), b. złoże fluidalne (jednorodne, niejednorodne), c. złoże fluidalne rzadkie (cyrkulacyjne, transport pneumatyczny)

Wzrost prędkości gazu powoduje, że siła ciężkości cząstek osiąga wartość zbliżoną do siły naporu. Złoże przechodzi ze stanu zwartego w stan pseudopłynności – stan fluidalny (rys. II.1b), a prędkość, przy której ten stan powstaje, nazywana jest pierwszą prędkością fluidyzacji lub prędkością początku fluidyzacji.

Dalsze zwiększanie prędkości gazu powoduje, że siła ciężkości jest zdecydowanie mniejsza od siły naporu. Osiągnięcie przez gaz drugiej prędkości fluidyzacji (prędkości transportu pneumatycznego) powoduje, że cząstki ciała stałego mogą (przy dużej cyrkulacji wewnętrznej) opuszczać aparat fluidalny (rys. II.1c). Obszar występowania złoża fluidalnego pomiędzy pierwszą a drugą prędkością fluidyzacji powoduje, że frakcja stała znajduje się w stanie fluidyzacji klasycznej. Powyżej zachodzi stan fluidyzacji cyrkulacyjnej (z cyrkulacją

zewnątrzną ciała stałego – szybkiej fluidyzacji [14, 23, 70, 136, 138] lub transportu pneumatycznego.

Wyróżnia się zasadniczo 3 rodzaje układów fluidalnych (rys. II.2), różniących się pod względem formy przepływu mieszaniny dwufazowej; są to układy fluidyzacji klasycznej, cyrkulacyjnej i fontannowej [19, 20, 58]. Jednak zachowanie się takiej mieszaniny w każdym z układów może powodować znaczne zróżnicowanie jej struktur, definiowanych jako stany hydrauliczne złoża. Niektóre rodzaje struktur występują tylko w jednym typie fluidyzacji, inne mogą pojawić się w różnych układach fluidalnych.



Rys. II.2. Podstawowe rodzaje układów fluidalnych: a. klasyczny, b. cyrkulacyjny (szybka fluidyzacja), c. fontannowy

Należy zaznaczyć, że powstawanie i stabilizacja konkretnej struktury przepływu jest jednym z podstawowych czynników, wpływających na decyzję o budowie aparatu o określonej konstrukcji.

Koniecznym tutaj trzeba zauważyć, że w ramach jednego rodzaju warstwy (klasyczna, szybka, fontanna), może pojawić się duża różnorodność dwufazowych struktur fluidalnych. Wg [81, 109] ważniejsze struktury, występujące przy przepływie gazu przez złożę ziarniste to:

- struktura jednorodna,
- struktura pęcherzykowa,
- struktura łokowa lub pulsacyjno-warstwowa,
- struktura kanalikowa,
- struktura fontanna,
- transport pneumatyczny.

Układ fluidalny, w jakim prowadzony jest proces, ma zasadniczy wpływ na rodzaj struktury dwufazowej. To, jaka struktura fluidalna wystąpi w określonym przypadku, zależy od:

1. własności faz [122, 141], takich jak:
 - średnica i kształt cząstek,
 - różnica gęstości faz,
 - prędkość, ciśnienie, temperatura, wilgotność gazu,
 - wilgotność i temperatura ziaren ciała stałego,
2. rozmiaru i geometrii konstrukcji aparatu [21, 132, 155],
3. sposobu doprowadzenia gazu i konstrukcji dystrybutora [78, 149, 153],
4. rodzaju wypełnienia i wysokości usypanego złoża [27, 122].

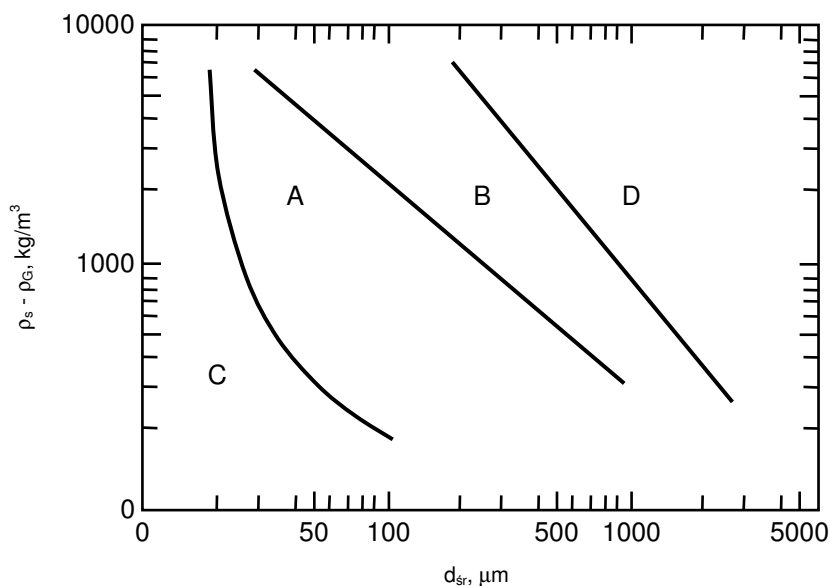
Charakterystyka hydrodynamiczna układu fluidalnego gaz-ciało stałe zasadniczo zależy od właściwości cząstek [79], które mogą być klasyfikowane wg diagramu, zaproponowanego przez Geldarta (rys. II.3) [52, 53]. Spośród czterech wyodrębnionych grup z punktu widzenia praktycznego zastosowanie w kotłach fluidalnych mają cząstki typu B i D.

Cząstki z grupy B ($d_{sr} = 0,12 \div 0,8$ mm, $\rho_s = 1\,500 \div 4\,000$ kg/m³) „pęcherzykują” prawie natychmiast po przekroczeniu prędkości początku fluidyzacji u_{mf} . Małe pęcherzyki, tworzone przy dystrybutorze gazu rosną podczas przepływu w wyniku konglomeracji [79].

Znacznie większe cząstki ciała stałego, zaklasyfikowane do grupy D ($d_{sr} > 0,9$ mm lub dużej gęstości) powodują, że pęcherzyki gazu dość szybko zlewają się w duże pęcherze. Czasami kształt pęcherzy ulega spłaszczeniu, co skutkuje mniejszą intensywnością mieszania w takim układzie [79].

Omawiając cechy charakterystyczne materiałów klasyfikowanych przez Geldarta nacisk kładzie się m.in. na powstawanie pęcherzy, gdyż w obszarze fluidyzacji klasycznej to zjawisko praktycznie ma największe znaczenie. Struktura pęcherzykowa umożliwia doprowadzenie złoża w stan „wrzenia”. A ponieważ ruch pęcherzy decyduje o efektach mieszania oraz wymiany ciepła i masy – tej strukturze poświęcono najwięcej badań – m.in. [32, 37, 56, 86, 97, 154].

W tabeli II.1. zestawiono wybrane klasyfikacje struktur powstających w aparatach fluidyzacyjnych. Klasyfikacja jest niejednolita i obszerna, również z powodu tworzenia przez różnych autorów własnych podziałów, dostosowujących je do określonych celów badań i potrzeb eksperymentu.



Rys. II.3. Klasyfikacja cząstek stałych fluidyzowanych powietrzem w warunkach atmosferycznych wg Geldarta [52]

Ponieważ eksperymetatorzy kładą nacisk na różnorakie zagadnienia przepływowe, ujednoczenie klasyfikacji na podstawie cech wspólnych dla poszczególnych rodzajów fluidyzacji mogłoby być bardzo pożądane.

Należy pamiętać, że w praktyce badawczej pojęcie fluidalnej struktury dwufazowej jest zamiennie stosowane ze stanem złoża (hydraulicznym lub hydrodynamicznym). Mając to na uwadze, w tabeli II.1 zestawiono wybrane klasyfikacje struktur dla fluidyzacji klasycznej, stosując obie formy nazewnictwa.

Tabela II.1.

Wybrane klasyfikacje struktur dla fluidyzacji klasycznej

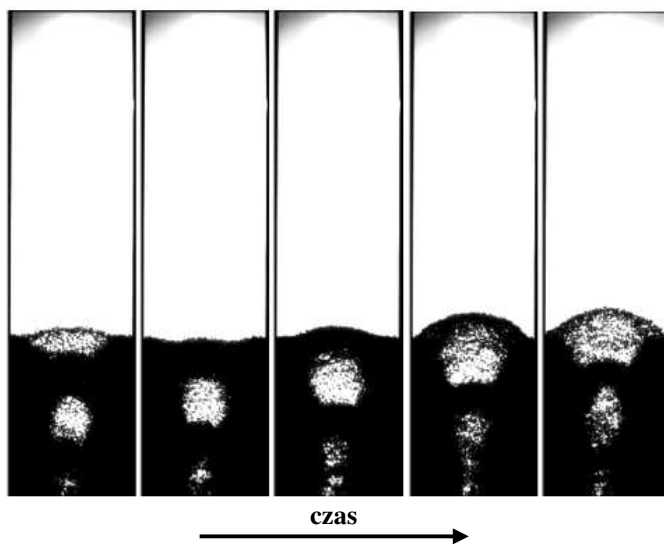
| Autor | Stan złoża | Struktura fluidalna | |
|-----------------|---------------------|----------------------|----------------------|
| Ciborowski [31] | nieruchome | | |
| | minimum fluidyzacji | początek fluidyzacji | |
| | pęcherzykowe | | pęcherzykowa |
| | | | pulsująca |
| | korkowe | | korkowa |
| | kanałowe | | kanałowa |
| turbulentne | | burzliwa | |
| Koch [80] | nieruchome | | |
| | jednorodne | początek fluidyzacji | |
| | niejednorodne | | pęcherzowa |
| | | | pulsacyjno-warstwowa |

Tabela II.1 cd.

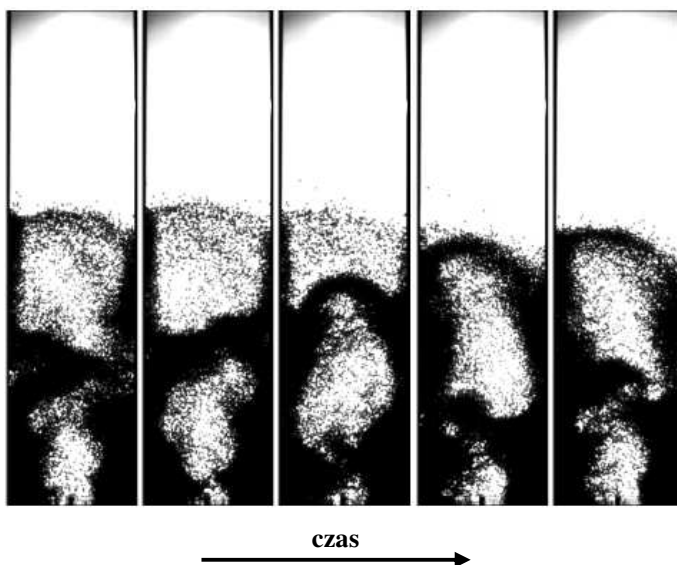
Wybrane klasyfikacje struktur dla fluidyzacji klasycznej

| Autor | Stan złoża | Struktura fluidalna | |
|-------------------------|----------------------|----------------------|--|
| Geldart [53] | pęcherzykowe | pęcherzykowa | |
| | pulsujące | korkowa | |
| | fontannowe | tłokowa | |
| | fontannowe | fontannowa | |
| Grace [58] | kanałowe | kanałowa | |
| | nieruchome | | |
| | pęcherzykowe | pęcherzykowa | |
| Orzechowski [109] | korkowe | korkowa | |
| | nieruchome | | |
| | ruchome | jednorodna | |
| | fluidalne | pęcherzykowa | |
| | | tłokowa | |
| Bis [22, 23] | fontannowa | | |
| | kanalikowa | | |
| | nieruchome | filtracyjna | |
| | ruchome | jednorodna | |
| Kunii i Levenspiel [86] | pęcherzykowe | pęcherzykowa | |
| | rozwinęte | pulsująca | |
| | burzliwa | | |
| | nieuruchome | | |
| | minimum fluidyzacji | początek fluidyzacji | |
| | korkowe | korkowa | |
| Szmolke i Ulbrich [137] | kanałowe | kanałowa | |
| | turbulentne | burzliwa | |
| | zwarte | nieuruchoma | |
| | homogeniczne | rozluźniona | |
| | heterogeniczne | pęcherzykowa | |
| Anweiler [5] | pulsujące | korkowa | |
| | | uporządkowana | |
| | pęcherzykowe | nieuporządkowana | |
| | korkowe | pęcherzykowa | |
| burzliwe | pęcherzykowo-korkowa | | |
| | korkowa | | |
| burzliwa | | | |

Na rysunkach II.4, II.5 i II.6 przedstawiono powstawanie w klasycznym aparacie fluidalnym trzech podstawowych struktur: pęcherzykowej, korkowej i nieuporządkowanej wg [137].



Rys. II.4. Powstawanie struktury pęcherzykowej w aparacie klasycznym; interwał czasu 0,5 s, wg [137]

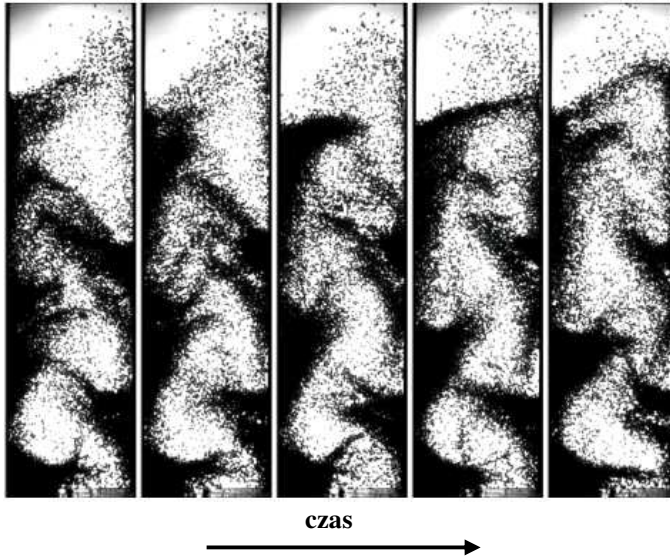


Rys. II.5. Powstawanie struktury korkowej w aparacie klasycznym; interwał czasu 0,15 s, wg [137]

II.2. Techniki optyczne, wykorzystywane w badaniach przepływów gaz-ciało stałe

Spośród metod eksperymentalnych, wykorzystywanych w badaniach tego typu fluidyzacji można wyróżnić m.in. metody:

- obserwacji wizualnej [94, 127, 137],
- oparte na czujnikach np. pojemnościowych [4, 93],
- oparte o analizę fluktuacji ciśnienia [35, 132, 137].



Rys. II.6. Powstawanie struktury nieuporządkowanej w aparacie klasycznym; interwał czasu 0,15 s, wg [137]

Jednak w okresie ostatnich kilkudziesięciu lat coraz większe znaczenie mają metody obserwacyjne, wspomagane sprzętem optycznym i informatycznym najwyższej jakości, dla których przyjęto ogólną nazwę „analiza obrazu” [69, 108]. Te metody badawcze mają na celu pozyskiwanie istotnych dla badań informacji z obrazów lub filmów [108, 121, 157]. Należy zaznaczyć, że obecnie pod hasłem „analiza obrazu” kryje się wiele różnych szczegółowych technik optycznych, pozwalających na precyzyjne wyznaczanie wielkości geometrycznych jak i kinematycznych, z wykorzystaniem absorpcji lub rozpraszania światła [102].

Metody optyczne stosowane są również do oceny procesu fluidyzacji [75, 107]. Często dotyczą one badań w kolumnach dwuwymiarowych o przekrojach płaskich, półcylindrycznych i cylindrycznych. Zastosowanie np. aparatu dwuwymiarowego o niewielkiej (w stosunku do szerokości i wysokości) grubości, powoduje redukcję procesu 3D do dwóch wymiarów. Unika się w ten sposób odbicia światła i załamania na niepłaskiej powierzchni aparatu rzeczywistego [5].

Zaletą tego typu kolumn jest również możliwość zastosowania analizy obrazu do oceny struktury przepływu dwufazowego poprzez określenie, m.in. wielkości powierzchni międzyfazowej, koncentracji oraz prędkości poszczególnych faz. Dzięki temu możliwe jest pełne wyznaczanie charakterystyk fluidyzacji, np. badania własności pęcherzy [63, 89, 114], wyznaczania trajektorii ruchu ziaren i ich wzajemnych zderzeń [88] lub wizualizacji struktur [14, 133].

Kolumny o przekroju półcylindrycznym stosowane są np. w badaniach złoż fontannowych. Zakłada się w tym przypadku, że taka geometria odwierciedla aparat rzeczywisty o przekroju cylindrycznym [54, 59, 155].

Warunkami koniecznymi do zastosowania metod optycznych są: przezroczystość aparatu dla wykorzystywanego podczas badań zakresu fal elektromagnetycznych oraz rozróżnialność faz. Spełnienie pierwszego warunku jest możliwe dzięki stosowaniu aparatów, wykonanych ze szkła kwarcowego lub organicznego. Drugi warunek jest spełniony, ponieważ w badaniach wykorzystuje się powietrze jako fazę gazową i nieprzezroczyste cząstki ciała stałego jako fazę rozproszoną.

W tabeli II.2 zestawiono wybrane metody optyczne, stosowane do badań przepływów gaz-ciało stałe.

Tabela II.2.

Wybrane metody optyczne, stosowane w badaniach przepływów gaz-ciało stałe

| Metoda | Przykład zastosowania |
|--------------------------|---|
| Fotografia optyczna | Ruch pęcherzy w złożu [92] |
| Anemometria dopplerowska | Wyznaczenie pola prędkości ziaren w separatorze płetwowo-rurowym [28] |
| Spektrometria masowa | Ocena wielkości pęcherzy w aparacie cyrkulacyjnym [89] |
| Tomografia promieniami X | Struktury przepływu [15] Własności pęcherzy w złożu [126] Wizualizacja przepływu [40, 41] |
| PIV | Śledzenie ruchu cząstek [102, 120] |
| Nóż świetlny laserowy | Interpretacja struktury i śledzenie ruchu cząstek [101] |
| Sonda światłowodowa | Pomiar koncentracji i prędkości ziaren w przepływającej mieszaninie [91, 96, 130] |
| Techniki termowizyjne | Ocena ruchu konglomeratów cząstek stałych [56] |
| Wideoqrametria | Ocena struktur w aparatach fluidyzacyjnych różnej konstrukcji [7, 12] Ocena fluktuacji złoża [84, 148] |

Metody pomiarowe różnią się sposobem akwizycji obrazów, a więc i parametrami, na podstawie których następuje analiza i ocena struktury dwufazowej. W każdej z nich wyznacza się jeden lub więcej parametrów, które po zmierzeniu poddawane są analizie, jak np. w metodach optycznych stopień absorpcji lub rozpraszania światła, jego barwa i jasność. Ze względu na praktyczne wykorzystanie w niniejszej pracy, w dalszej części zostanie szerzej omówiona metoda cyfrowej analizy obrazu.

II.2.1. Cyfrowa analiza obrazu

Cyfrowa analiza obrazu [57, 111, 143], której aplikacje nazywane są m.in. rozpoznawaniem obrazów, rozpoznawaniem obiektów lub wideogrametrią jest metodą badawczą, stosowaną dopiero od kilku dziesięcioleci. Pojęcie cyfrowa analiza obrazu dotyczy szczególnego sposobu gromadzenia informacji oraz liczbowych danych pomiarowych z obrazów, w poszukiwaniu różnego rodzaju prawidłowości, występujących w ocenianym procesie. Wynikiem cyfrowej analizy obrazu jest zbiór danych numerycznych, rzadziej graficznych (foto-, wideogramów).

Pierwsze informacje o wykorzystaniu analizy obrazu do badań procesu fluidyzacji można znaleźć w pracy [90, 94]. Dotyczyły one mieszania w kolumnie pęcherzykowej. Dalsze podstawy cyfrowej analizy obrazu, zastosowanej do badania fluidyzacji klasycznej można znaleźć w pracach [1, 2]. Opisane w nich procedury wykorzystano do oceny wyników rejestracji struktury pęcherzykowej, przeprowadzonej za pomocą monochromatycznej kamery CCD (ang. *Charge Coupled Device*). Badania prowadzono w dwuwymiarowych, przezroczystych kolumnach fluidalnych z wypełnieniem rurowym jak i bez wypełnienia. Użyte w wyniku analiz histogramy poziomów szarości obrazu oceniano, wyznaczając funkcję PDF.

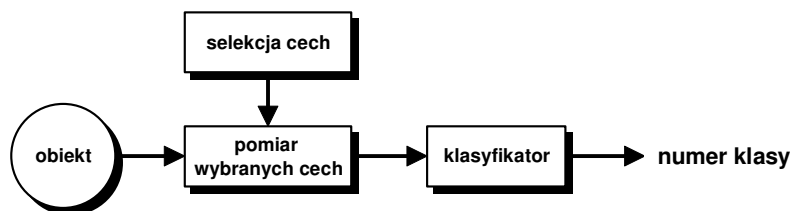
Analiza obrazu stosowana była również do fluidyzacji cyrkulacyjnej (rys. II.2.b). W pracy [25] przeanalizowano różnorodne parametry złoża, wykorzystując do tego celu rozkłady chwilowych i średnich poziomów szarości obrazu, wyznaczenie gradientów rozkładów oraz transformaty Fouriera.

Wideogrametria znalazła również zastosowanie przemysłowe, np. do oceny dystrybucji paliwa w kotle fluidalnym [48-50]. Z kolei autorzy prac [45-46, 48, 60] stwierdzili, że za pomocą cyfrowej analizy obrazu możliwe jest dokonanie jakościowej oceny procesu jak i zgromadzenie ilościowej informacji o procesie fluidyzacji.

Efektom zastosowania cyfrowej analizy obrazu może być również rozpoznawanie struktur przepływu mieszanin dwufazowych jak i wyznaczenie lokalnych wartości koncentracji [73, 159, 160].

Cyfrowa analiza obrazu, w ogólnym zarysie obejmuje wyznaczanie wartości cech, wstępne przetwarzanie, selekcję oraz klasyfikację, mającą na celu przypisywanie obiektom konkretnego znaczenia na podstawie pewnych, charakteryzujących je właściwości. Na rys. II.7 przedstawiono ogólną ideę cyfrowej analizy obrazu. Na kolejnym rysunku (rys. II.8), wykorzystując informacje z prac [83-84], pokazano szczegółową procedurę realizacji tej metody, opierającą się na bezpośrednim porównaniu ciągów liczbowych, opisujących zmienność cech. W tym przypadku polega ona na obliczeniu poziomu szarości obrazu, odpowiadającego wybranym miejscom aparatu w czasie trwania procesu. Procedura obejmuje m.in.:

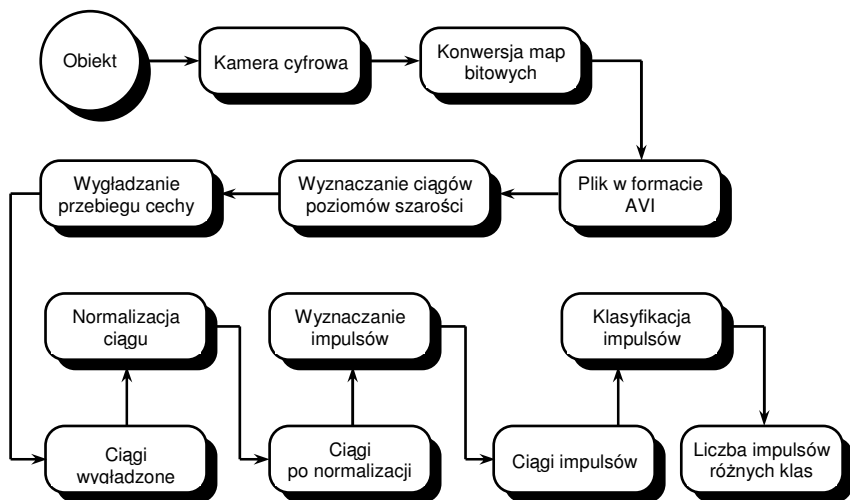
- zgromadzenie danych – rejestrację obrazu chwilowego stanu procesu,
 - pierwsze przetworzenie obrazu, mające na celu przygotowanie wyników rejestracji do dalszej analizy; powstają skompresowane pliki filmowe,
 - wyznaczenie poziomu szarości obrazu, wcześniej fragmentaryzowanego,
 - wyznaczenie i analiza cech takich jak brzegi i kontury obrazu, charakterystyki przestrzennej, kształtu fragmentów mieszaniny,
 - interpretację wyników wraz z np. ich klasyfikacją statystyczną.
- Właściwościami tymi mogą być wybrane cechy obrazu [6, 57, 143, 148, 162]. Najbardziej użyteczne przedstawiono poniżej [83].



Rys. II.7. Ogólna idea cyfrowej analizy obrazu

A. Średnia jasność pikseli znajdujących się wewnątrz badanego obszaru (M – mediana). Wartość ta mieści się w przedziale (0, 255). Za pomocą funkcji mediany można określić średni udział faz jako stosunek jednej fazy do drugiej poprzez określenie stosunku czarnych pikseli do białych. Wyraża ją formuła

$$M_k = \frac{1}{(r-l)(b-t)} \sum_{j=l}^r \sum_{i=t}^b p_{j,i}^k \quad (\text{II-1})$$



Rys. II.8. Przykład algorytmu realizacji cyfrowej analizy obrazu, wg [83]

B. Średni udział punktów brzegowych w stosunku do wszystkich punktów w danym obszarze (**E** – edge). Funkcją brzegu można określić długość linii brzegowej jako ilość pikseli na granicy faz, czyli w pewnym sensie „dwuwymiarową” powierzchnię międzyfazową; wyraża ją

$$E_k = \frac{1}{(r-l-2)(b-t-2)} \sum_{j=l-1}^{r-1} \sum_{i=t-1}^{b-1} \text{edge}(p_{j,i}^k), \quad (\text{II-2})$$

gdzie

$$\text{edge}(p_{j,i}^k) = \begin{cases} 1 & \text{gdy } \exists_{m \in \{-1,0,1\}} \exists_{n \in \{-1,0,1\}} p_{j,i}^k \neq p_{j+m,i+n}^k \\ 0 & \text{gdy } \forall_{m \in \{-1,0,1\}} \forall_{n \in \{-1,0,1\}} p_{j,i}^k = p_{j+m,i+n}^k \end{cases}. \quad (\text{II-3})$$

C. Średnia różnica poziomów jasności, obliczanych między wybranymi pikselami a ich bezpośrednimi sąsiadami (**G** – gradient). Funkcją gradientu

$$G_k = \frac{1}{(r-l-2)(b-t-2)} \sum_{j=l-1}^{r-1} \sum_{i=t-1}^{b-1} \left(\frac{1}{8} \sum_{m=j-1}^{j+1} \sum_{n=i-1}^{i+1} |p_{m,n}^k - p_{j,i}^k| \right). \quad (\text{II-4})$$

można określić miarę lokalnej dyspersji faz poprzez pomiar przyrostu poziomu szarości w otoczeniu pojedynczego piksela.

D. Średnia kwadratów różnicy poziomu jasności danego piksela i średniego poziomu jasności całego obszaru (**V** – variance), wyrażona jako

$$V_k = \frac{1}{(r-l)(b-t)} \sum_{j=l}^r \sum_{i=t}^b (p_{j,i}^k - M_k)^2. \quad (\text{II-5})$$

Funkcja wariancji, inaczej moment II rzędu, przedstawia wartość różnicy poziomu szarości obrazu pomiędzy danym pikselem a całym otoczeniem i pozwala mierzyć globalną dyspersję faz poprzez czasowy i przestrzenny pomiar przyrostu poziomu szarości jednego piksela w otoczeniu całego aparatu.

Jak wynika z [150], wyniki pomiaru powyższych cech mogą umożliwić automatyzację rozpoznawania struktury przepływu jak i wytworzenie oraz utrzymanie zadanej struktury przepływu – sterowanie procesem na zasadzie sprzężenia zwrotnego.

Tabela II.3. zawiera sposób interpretacji parametrów impulsów dla poszczególnych cech obrazu [83]. Przedstawione w niej parametry mogą być pomocne do oceny i klasyfikacji danych, pozyskiwanych z cyfrowej analizy obrazu. Należy pamiętać, że amplituda impulsu odzwierciedla względne zmiany danej cechy, natomiast szerokość impulsu odpowiada czasowi trwania zjawiska od minimum poprzez maksimum do kolejnego minimum przebiegu jej zmienności.

II.2.2. Wideogrametria

Wideogrametria jest metodą badań hydrodynamiki przepływów mieszaniny gaz-ciało stałe, obejmującą trzy zasadnicze etapy [5, 150]:

- wizualizację procesu z wykorzystaniem fotografii optycznej,
- wykrycie oscylacji parametru przy zastosowaniu sekwencyjnej analizy obrazu,
- badanie charakteru oscylacji parametru metodami statystycznymi lub stochastycznymi.

Wizualizację procesu, z zastosowaniem optycznej fotografii cyfrowej, umożliwia dwuwymiarowość oraz wymagana przezroczystość aparatu fluidalnego. Przepływ mieszaniny gaz-ciało stałe o określonej strukturze, powoduje pojawienie się wyraźnej granicy faz, która jest zmienna w czasie i przestrzeni. Ten charakterystyczny parametr podlega wykrywaniu za pomocą cyfrowej analizy obrazu.

Tabela II.3.

Interpretacja parametrów impulsów dla poszczególnych cech obrazu, wg [83]

| Cecha | Amplituda impulsu | | Szerokość impulsu | |
|----------|---|--|--|---|
| | Wysoka | Niska | Duża | Mała |
| M | większa zmiana stopnia wypełnienia badanego obszaru, większe obiekty | mniejsza zmiana stopnia wypełnienia badanego obszaru, mniejsze obiekty | dłuższy czas zmiany stopnia wypełnienia, bardziej równomierne rozłożenie obiektów | krótszy czas zmiany stopnia wypełnienia, większe obiekty, lub większa prędkość poruszania się |
| E | pojawienie się dużej ilości drobnych obiektów następujące po jednorodnej scenie | pojawienie się małej ilości obiektów lub dużego i jednorodnego obiektu lub dyspersja | powolna zmiana homogeniczności sceny | nagła dyspersja lub szybki niewielki obiekt |
| G | pojawienie się dużego niejednorodnego obiektu na poziomie pojedynczych pikseli | mały obiekt lub niewielka zmiana niejednorodności lokalnej | powolny rozpad na poziomie lokalnym, rozproszenie obiektu do skali pojedynczych pikseli | nagły rozpad na poziomie lokalnym, rozproszenie obiektu do skali pojedynczych pikseli lub niewielki szybki obiekt |
| V | duża zmiana wartości średniej pikseli lub zdecydowana zmiana kontrastu obrazu, wywołana poprzez zmianę ilości pikseli o skrajnych wartościach | mała zmiana wartości średniej pikseli lub nieznaczna zmiana kontrastu obrazu, wywołana poprzez zmianę ilości pikseli o skrajnych wartościach | powolna zmiana kontrastu, fluktuacja niejednorodności wynikająca z powolnej zmiany rozkładu obiektów na scenie | szybka zmiana kontrastu lub pojawienie się małego szybkiego obiektu |

Badania charakteru oscylacji, czyli czasowych i przestrzennych zmian parametru obrazu, wykonuje się stosując analizę stochastyczną, która prowadzi do wyznaczenia parametrów (estymatorów) procesu [47]. Powyższe procedury

przeprowadzone dla aparatów fluidalnych o różnej konstrukcji, z zastosowaniem fazy stałej o różnych parametrach oraz możliwie dużego zakresu prędkości fazy gazowej, pozwalają wykonać estymację procesu, w dowolnym układzie dwufazowym gaz-ciało stałe.

Wynikiem zastosowania sekwencyjnej analizy cyfrowych obrazów fluidyzacji są tzw. przebiegi zmienności poziomu szarości obrazu. Są to dyskretne szeregi czasowe, które wizualizują czasowe i przestrzenne fluktuacje rozkładu koncentracji faz na podstawie obliczenia średniej jasności obrazu (cechy **M**) w zadanym obszarze obrazu.

Uzyskane sekwencje obrazów analizuje się pod kątem czasowych zmian poziomu szarości obrazu w wybranych miejscach (obszarach – strefy pomiarowej) aparatu.

W zależności od lokalizacji strefy pomiarowej uzyskuje się różny charakter zmian badanego parametru w czasie. Wyznaczenie położenia, wielkości oraz wskazanie liczby obszarów pomiarowych jest zagadnieniem złożonym, szczególnie jeśli analizie poddawany jest proces o zdecydowanie dynamicznym charakterze; a takie są np. procesy przepływowe w przestrzeni międzyrurowej fluidalnych wymienników ciepła.

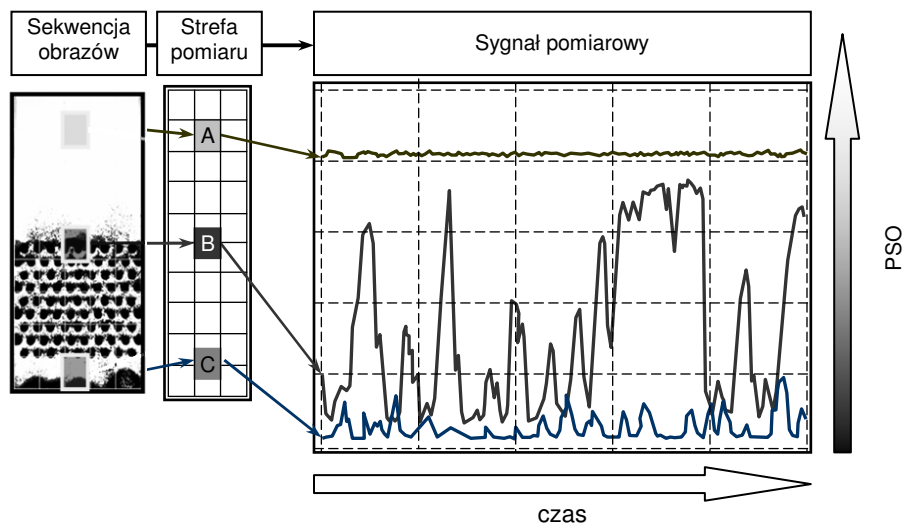
Określając wielkość i położenie obszaru badawczego bierze się pod uwagę oddziaływanie stałych przeszkód (geometrii aparatu, wielkości i położenia rurek, ściany aparatu) oraz formę przepływu. Wiadomo, że zmniejszanie powierzchni obszaru analizy powoduje zgromadzenie informacji o większej intensywności zmian. Powiększanie obszaru pomiarowego prowadzi do uzyskania informacji, których rozkłady w czasie tworzą „łagodne” histogramy. Na rys. II.9 przedstawiono przykład rozkładów poziomów szarości obrazu, uzależnionych od położenia obszaru pomiarowego. W strefie **A** fluktuacje poziomu szarości obrazu charakteryzują się małą amplitudą; bywa, że wcale nie występują. Wykres **A** ułożony jest w okolicach najwyższych wartości poziomu szarości, ponieważ strefa **A**, przez większość czasu pozostaje „pusta”. Jest to obszar transportu pneumatycznego cząstek stałych.

Obserwowane, w kierunku malejących wartości, odchylenia sygnalizują pojawianie się drobnych ilości materiału złoża w analizowanej strefie. W tej sytuacji jest to obszar, w którym występują najwyższe średnie poziomy szarości.

Zdecydowanie więcej informacji można uzyskać analizując obszary **B** oraz **C**. W środkowej części (strefie **B**) wahania poziomu szarości obrazu są największe, co wskazuje, z punktu widzenia formy przepływu, na potencjalnie najlepszą lokalizację dla czujnika. Rozkład, odpowiadający obszarowi **B** na rys. II.9, ułożony jest w okolicach niższych wartości poziomu szarości, z dużymi wychyleniami, pojawiającymi się w sposób mniej lub bardziej periodyczny; wynika to z dużej dynamiki zmian chwilowych lokalnych wartości koncentracji frakcji stałej w analizowanym obszarze. Wąskie impulsy sygnału o dużej amplitudzie sygnalizują powstawanie większych pęcherzy lub korków. Z punktu widzenia rozważań, umieszczonych w dalszej części tej pracy jest on najbardziej istotny.

Strefa **C** charakteryzuje się stosunkowo niskim poziomem szarości o słabej dynamice zmian. Jest to spowodowane dużą koncentracją fazy stałej – strefę

pomiarową wypełnia głównie faza stała. Pokazane na rys. II.9 odchylenia w kierunku rosnących wartości, sygnalizują pojawianie się nieciągłości złoża – pęcherzyków lub korków gazu o niewielkich wymiarach.



Rys. II.9. Przykład wpływu lokalizacji obszaru pomiarowego na dynamikę zmian poziomu szarości obrazu

Realizacja procedur, związanych z analizą obrazu, rozpoczyna się od wyznaczenia na powierzchni obrazu fragmentów (obszarów) pomiarowych, dla których wyznaczony zostanie średni poziom szarości na podstawie analizy każdej klatki filmu; w ten sposób uzyskuje się również informacje o chwilowej wartości poziomu szarości. Efektem powyższego działania jest dyskretny ciąg średnich wartości poziomu szarości dla danego obszaru i dla każdej klatki filmu; wyznacza się wtedy składowe fluktuacje wartości poziomu szarości. Tak wyznaczony ciąg wartości jest funkcją dyskretną, reprezentującą przebieg zmian poziomu szarości obrazu w czasie. Z matematycznego punktu widzenia, funkcja taka jest numerycznym szeregiem liczbowym w funkcji czasu; dzięki temu może być badana metodami statystycznymi lub stochastycznymi.

II.3. Zmiana poziomu szarości obrazu w ocenie stochastycznej

Wiele metod badawczych wykorzystuje pomiar zmian wartości określonego parametru w czasie. Wyniki, w postaci zapisu przebiegu oscylacji parametru, są numerycznym (dyskretnym) szeregiem czasowym zawartym w postaci, która nadaje się do numerycznej analizy [112].

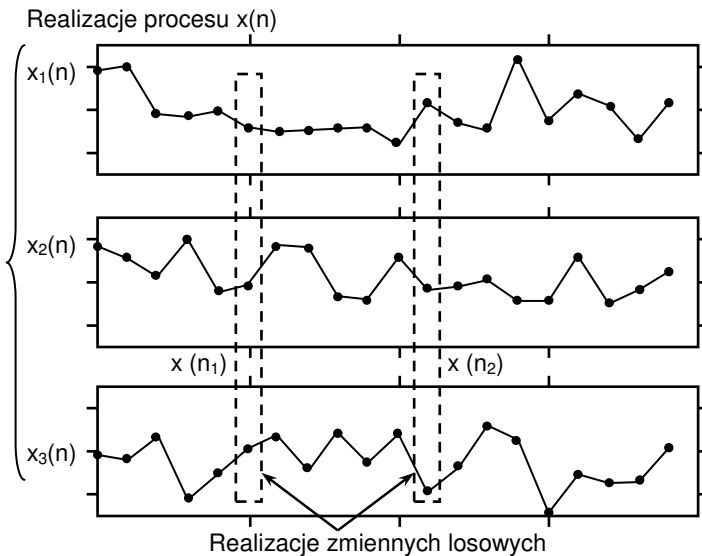
Procedury analityczne, stosowane w analizie stochastycznej [17, 18, 115] pozwalają interpretować wyniki wszędzie tam, gdzie przebiegi oscylacji mierzonego parametru, dla różnych form przepływu i struktur dwufazowych, są bardzo trudne lub wręcz nie do rozróżnienia.

Proces stochastyczny to zbiór funkcji, będących realizacjami określonego procesu fizycznego. Dla ustalonego przedziału czasowego wartość funkcji jest zmienną losową, którą charakteryzują między innymi funkcje gęstości prawdopodobieństwa PDF, autokorelacji ACF czy gęstości widmowej mocy. Pod pojęciem dyskretnego procesu stochastycznego $X(n)$ należy rozumieć zbiór elementów

$$X(n) = f(x_1(n), x_2(n), \dots, x_k(n)), \quad (\text{II-6})$$

będących realizacjami tego procesu, co pokazano na rysunku II.10.

Często praktycznie stosowana analiza stochastyczna sprowadza się do wykorzystania dwóch funkcji stochastycznych, tj. gęstości prawdopodobieństwa PDF i autokorelacji ACF jako wyznaczników procesów przepływowych, w tym w złożach fluidalnych. Dzięki temu powstają charakterystyki fluktuacji sygnału, które pozwalają na dokonanie oceny struktur przepływu w oparciu o teorię procesów stacjonarnych.



Rys. II.10. Ilustracja dyskretnego procesu stochastycznego

Funkcja PDF sygnału losowego (funkcja rozkładu prawdopodobieństwa) określa prawdopodobieństwo, z jakim wartości sygnału w dowolnej chwili są zawarte w określonym przedziale; wyrażona jest jako

$$PDF(a < X \leq b) = \int_a^b f(x) dx \quad \text{dla dowolnych } a < b \quad (\text{II-7})$$

gdzie

$$f(x) \geq 0. \quad (\text{II-8})$$

Przy odpowiednio dużej liczbie wyników pomiarów równanie (II-7) przyjmuje postać

$$\text{PDF} = \lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{P(x < X \leq x + \Delta x)}{\Delta x} [72]. \quad (\text{II-9})$$

Tak zdefiniowana funkcja pozwala na charakteryzowanie procesu losowego w dziedzinie wartości. Głównym celem wyznaczenia gęstości prawdopodobieństwa sygnału fizycznego, jest ustalenie praw statystycznych, rządzących rozkładem jego wartości chwilowych.

Funkcja autokorelacji sygnału losowego ACF (t) ma postać [5, 47, 112]

$$\text{ACF}(t) = \frac{1}{N-1} \sum_{i=0}^{N-r-1} x_i - x_{i-r} \quad \text{dla } r = 0, 1, \dots, m \quad (\text{II-10})$$

gdzie $m \in (0, 1 \div 0,25)N$.

Wnikliwe podejście do zagadnienia estymacji procesu stochastycznego, za pomocą funkcji autokorelacji, pozwala na wyprowadzenie praktycznej postaci równania (II-9)

$$\text{ACF}(t) = \frac{\frac{1}{N-1} \sum_{i=0}^{N-1} (x_i - \bar{x})(x_{i+r} - \bar{x})}{\text{ACF}_0} \quad \text{dla } r = 0, 1, \dots, N-1 \quad (\text{II-11})$$

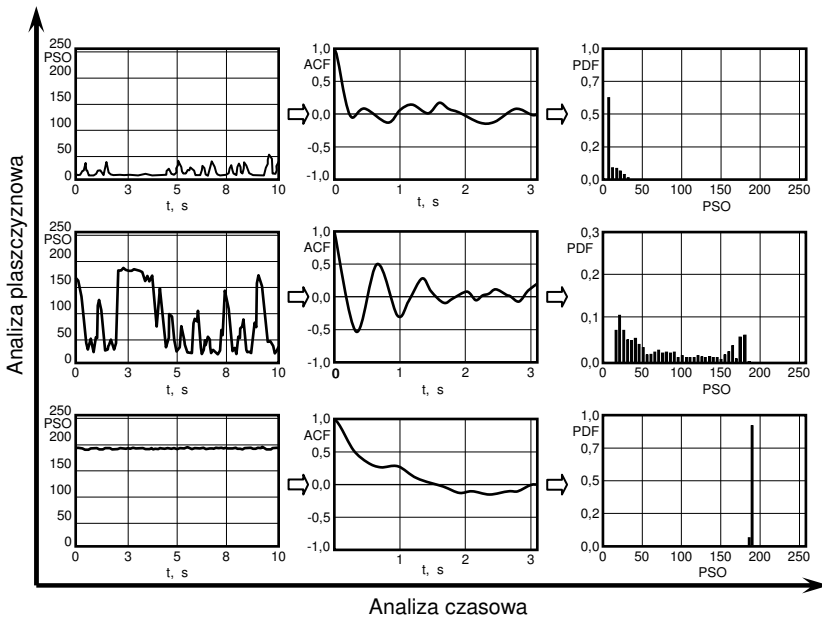
pozwalającej na obliczanie unormowanej funkcji autokorelacji. Funkcja ta uwzględnia wartość średnią sygnału poprzez obliczenie jego autokowariancji z uwzględnieniem za pomocą współczynnika autokorelacji, wyznaczonego dla zerowego przesunięcia czasowego.

Głównym celem obliczenia funkcji autokorelacji jest ustalenie, w jakim stopniu wartości procesu (w pewnej określonej chwili), wpływają na jego późniejszą wartość; stąd też funkcja ta charakteryzuje proces losowy w dziedzinie czasu.

Rysunek II-11 przedstawia przykładowe wyniki analizy stochastycznej sygnałów, pochodzących z wyznaczenia poziomu szarości obrazu, wykonanej z zastosowaniem omówionych powyżej funkcji.

Analiza rozkładów funkcji gęstości prawdopodobieństwa i autokorelacji dla dużej liczby próbek w serii, prowadzona zarówno w dziedzinie czasu jak i przestrzeni aparatu z uwzględnieniem prędkości gazu umożliwia decyzje o jednoznacznej klasyfikacji struktury przepływu mieszaniny fluidalnej. Należy wyjaśnić, że analiza poziomu szarości obrazu w przestrzeni pozwala np. na określanie rozkładów koncentracji fazy stałej w aparacie.

Do poprawnego opisu procesu losowego nie jest wymagana znajomość wszystkich funkcji zmiennych losowych. W wielu zagadnieniach praktycznych wystarczy wiedzieć, w jaki sposób właściwości procesu losowego $X(n)$, w punkcie $n=n_1$, zależą od jego właściwości w punkcie $n=n_2$. Do określenia tej zależności wystarczająca jest znajomość funkcji gęstości prawdopodobieństwa dwóch zmiennych losowych w dwóch punktach, rozłożonych w czasie.



Rys. II.11. Przykłady czasowej i przestrzennej analizy procesu stochastycznego, z sygnałem wejściowym w postaci poziomego szarości obrazu, wg [5]

II.4. Spadek ciśnienia w procesie fluidyzacji

Przebieg zmian ciśnienia w procesie fluidyzacji jest przedstawiany graficznie z wykorzystaniem zależności

$$\Delta p = f(u_G), \quad (\text{II-12})$$

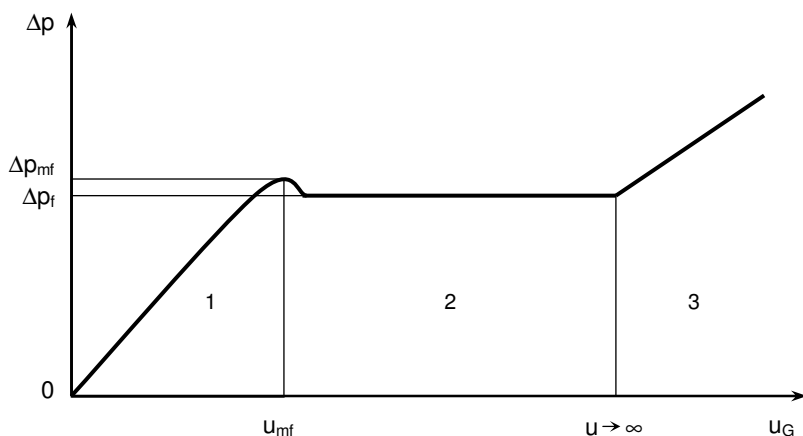
gdzie prędkość gazu u_G odniesiona jest do pustego przekroju poprzecznego aparatu.

W złożu fluidalnym wyróżnia się trzy strefy procesu, które zaprezentowano na rys. II.12 jako zależność funkcyjną spadku ciśnienia.

W przypadku 1 warstwy nieruchomej różnica ciśnienia Δp rośnie wraz ze wzrostem prędkości u_G , przy czym warstwa ma minimalną porowatość i minimalną wysokość. To przykład przepływu gazu przez warstwę porowatą lub sypką, zwany również filtracją złoża.

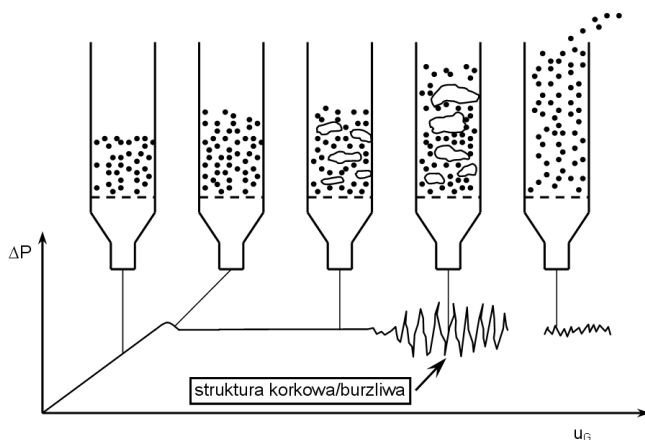
Gdy zostanie osiągnięta prędkość początku fluidyzacji $u = u_{mf}$ (nazywana czasem prędkością pęcherzykowania) następuje rozluźnienie warstwy. Cząstki przemieszczają się wewnątrz kolumny, lecz nadal są we wzajemnym kontakcie. Rozluźnienie obserwuje się, gdy ciśnienie Δp_{mf} zrówna się z ciśnieniem, które wywiera warstwa fluidalna; występuje to przy prędkości u_{mf} . W tym też punkcie Δp_{mf} jest największe. Należy zauważyć, że maksymalna wartość spadku ciśnienia dotyczy złoża monodispersyjnych. W przypadku złoża polidispersyjnego przejście w stan fluidalny następuje w określonym przedziale prędkości, gdzie

dolną granicę określa prędkość u_{mf} cząstek drobniejszych, a górną – fluidyzacja całego złoża [64, 122]. W warstwie fluidalnej 2 obserwuje się stałą lub prawie stałą wartość Δp_f , pomimo zmiany prędkości.



Rys. II.12. Wykres zależności spadku ciśnienia od prędkości w ujęciu logarytmicznym, wg [110]: 1. zakres filtracji gazu przez warstwę ciała stałego (złoże nieruchome), 2. zakres fluidyzacji, 3. zakres transportu pneumatycznego

Różnica pomiędzy ciśnieniami Δp_{mf} a Δp_f jest bezpośrednio związana z siłami wiążącymi, powstającymi pomiędzy cząstkami. Jednakże w zakresie występowania złóż korkowego i burzliwego powstają wyraźne oscylacje ciśnienia (rys. II.13). Ich występowanie pozwala na jednoznaczne identyfikowanie tych struktur na podstawie analizy stochastycznej spadku ciśnienia [64, 137].



Rys. II.13. Oscylacje ciśnienia w złożu fluidalnym, wg [64]

Gdy prędkość swobodnego opadania cząstek zrówna się z prędkością płynu, powstaje stan graniczny, w którym fluidyzacja się kończy, a zaczyna się transport cząstek (zakres 3 na rys. II.12). Generalnie w ocenie stochastycznej zmian ciśnienia (na podstawie [132, 137]) struktura:

- pęcherzykowa charakteryzuje się „słabo” rozmytą funkcją PDF z wyraźnie zaznaczonym centralnym ekstremum; proces jest słaboperiodyczny,
- korkowa wyróżnia się większym rozmyciem rozkładu funkcji PDF, występują słabsze (w porównaniu do pęcherzykowania) maksima o charakterze lokalnym; funkcja ACF wskazuje na okresowy charakter tej struktury,
- burzliwa cechuje się rozmytymi, słabiej zaznaczonymi maksimami funkcji PDF i rozkładem ACF świadczącym o losowym charakterze tego stanu złoża.

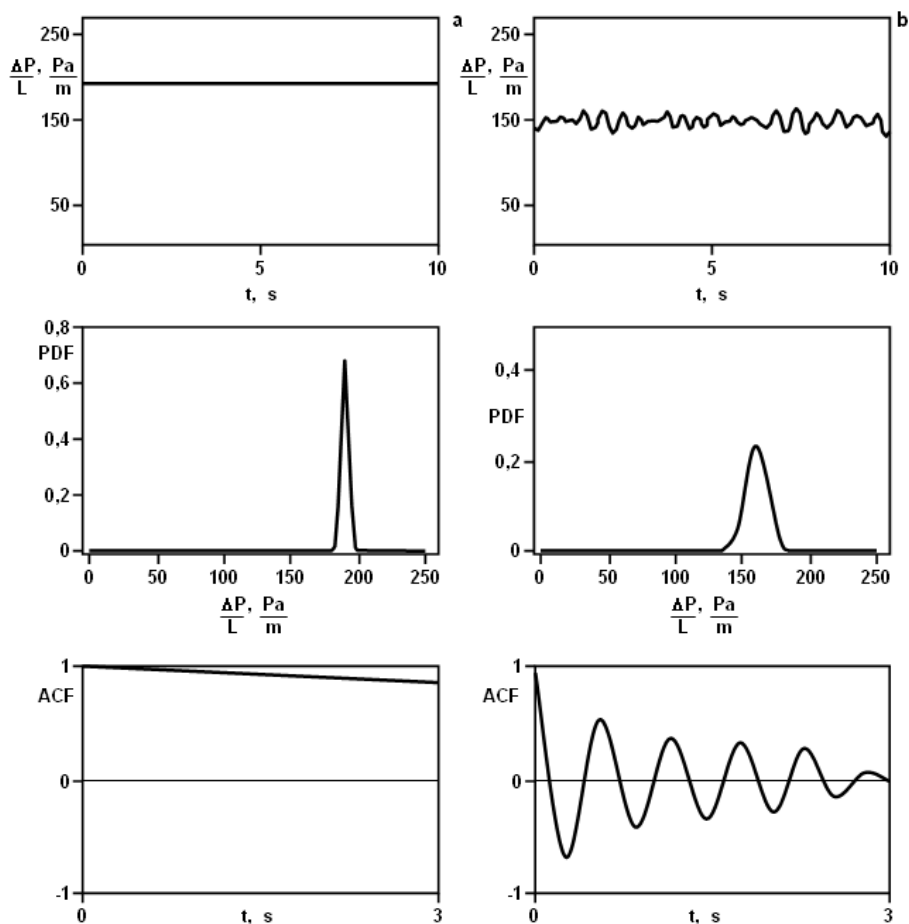
Na kolejnych rysunkach (rys. II.14 i rys. II.15) pokazano przykłady przebiegów funkcji stochastycznych dla wybranych struktur przepływu (pęcherzykowej i korkowej), powstających w aparacie z atmosferycznym złożem fluidalnych.

II.5. Modelowanie przepływu w aparacie fluidalnym

Modelowanie procesów przepływowych związane jest z opracowaniem opisu matematycznego, który odzwierciedli w sposób możliwie najbardziej wierny rzeczywisty przebieg procesów. Metoda ta znajduje zastosowanie od lat osiemdziesiątych ubiegłego wieku, wspomagając projektowanie i optymalizację urządzeń procesowych [71, 145].

Istnieją dwa główne sposoby klasyfikacji modeli przepływów wielofazowych: pseudohomogeniczne i heterogeniczne. Obliczenia pseudohomogeniczne prowadzone są tak jak dla przepływów jednofazowych, a w drugim przypadku odrębnie dla każdej fazy, wykorzystując do tego celu metodę Eulerowsko-Eulerowską lub Eulerowsko-Lagrange’owską [71].

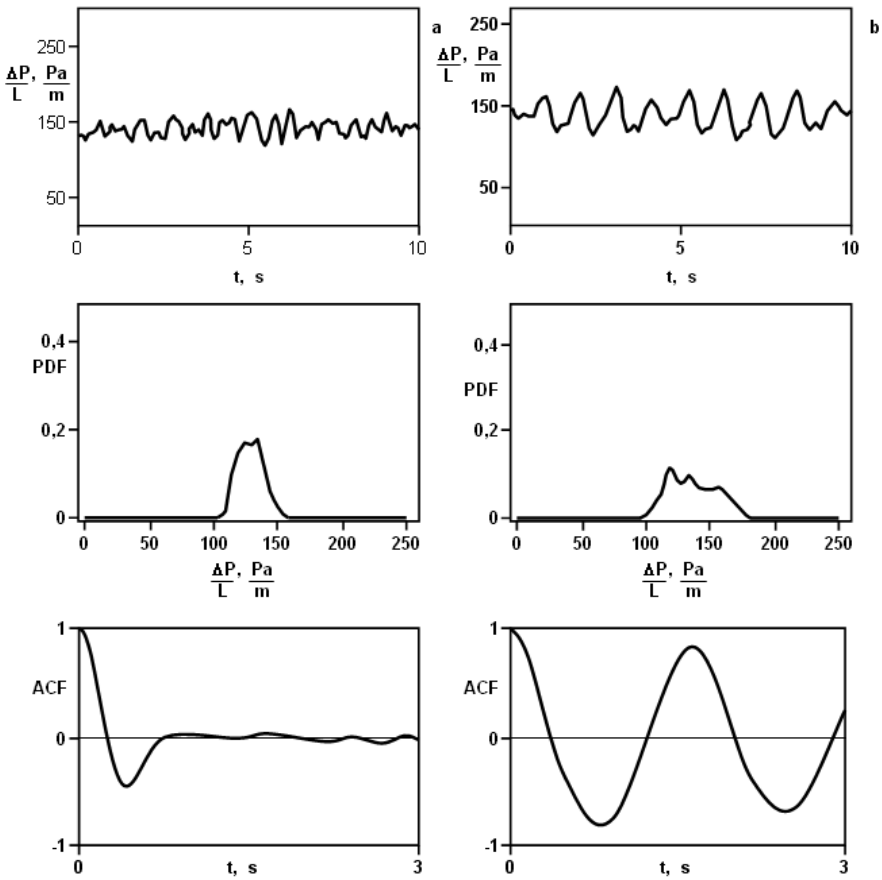
W przypadku procesu fluidyzacji analizę numeryczną można przeprowadzić w oparciu o rozwiązania metody Eulera-Eulera, w której faza dyskretna uwzględniona została w postaci zastępczego ośrodka ciągłego, przenikającego fazę gazową [71, 95].



Rys. II.14. Przykład interpretacji stochastycznej struktury pęcherzykowej (na podstawie [132, 137]: a. początek pęcherzykowania, b. rozwinięta struktura pęcherzykowa

Zastąpienie fazy rozrzedzonej ośrodkiem ciągłym stwarza konieczność prawidłowego określenia jego własności, podobnie jak w przypadku rzeczywistych ośrodków ciągłych. Dla takiego ośrodka określanego jako granularny oblicza się: temperaturę, ciśnienie i lepkość granularną. Metoda określania tych własności jest podana w dalszej części tego rozdziału.

Ogólne prawa zachowania masy oraz pędu identyczne z równaniami dla przepływów jednofazowych, obowiązują również w odniesieniu do przepływów wielofazowych. W celu uwzględnienia występujących obok siebie dwóch faz w obszarach kontrolnych stosuje się miarę stężenia pojedynczych faz w mieszaninie [71, 158].



Rys. II.15. Przykład interpretacji stochastycznej struktury korkowej (na podstawie [132, 137]):
 a. faza przejścia od struktury pęcherzykowej do korkowej, b. rozwinięta struktura korkowa

Miara ą jest udział objętościowy, który w bilansowanej objętości zdefiniowany jest jako: [161, 162]

$$\alpha_k = \frac{1}{V} \int_V X_k(r) dV, \quad (\text{II-13})$$

gdzie $X_k(r)$ przyjmuje wartość 1 lub 0 w zależności od tego, czy elementarna objętość dV , o współrzędnej r zawiera fazę „k” lub jej nie zawiera.

Suma udziałów wszystkich faz wynosi

$$\sum_{k=1}^n \alpha_k = 1, \quad (\text{II-14})$$

zaś efektywną gęstość pojedynczej fazy wyraża

$$\hat{\rho}_k = \alpha_k \rho_k. \quad (\text{II-15})$$

W zastosowanym heterogenicznym modelu Eulerowsko-Eulerowskim (skrótowo Eulerowski) dla przepływu każdej fazy buduje się odrębne równania, natomiast w obszarach kontrolnych uwzględniane są ich cechy uśrednione [16, 43]. Równania zachowania masy oraz pędu mają w tym przypadku postać zbliżoną do równań dla przepływu jednofazowego [65], a frakcja stała uwzględniona jest w postaci zastępczego ośrodka ciągłego (tzw. granularnego – przenikającą fazę gazową [39]).

Przy założeniu, że w procesie nie następuje wymiana masy pomiędzy fazami, równania ruchu oraz ciągłości dla fazy „k” przyjmują postać [131]

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_k \rho_k \bar{u}_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \bar{u}_k \bar{u}_k) = -\alpha_k \nabla p + \nabla \cdot (\alpha_k T_k) + \\ + \alpha_k \rho_k \bar{g} + \alpha_k \rho_k (\bar{F}_k + \bar{F}_s) \end{aligned} \quad (\text{II-16})$$

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \bar{u}_k) = 0 \quad (\text{II-17})$$

gdzie tensor T_k zawiera składowe naprężenia oddziałujących na elementy fazy „k”, składnik \bar{F}_s uwzględnia siły wywołane przez wzajemne kontakty cząstek ciała stałego, natomiast składnik \bar{F}_k wyraża wymiany pędu między fazą „k” a innymi fazami.

Tensor naprężeń dla fazy „k” opisany jest równaniem [131]

$$T_k = \alpha_k \eta_k (\nabla \bar{u}_k + \nabla \bar{u}_k^T) + \alpha_k \left(\lambda_k - \frac{2}{3} \mu_k \right) \nabla \cdot \bar{u}_k I. \quad (\text{II-18})$$

W tym wyrażeniu I pełni rolę tensora jednostkowego, a górny indeks T dotyczy transpozycji (przestawienia) tensora gradientu prędkości.

Wektor \bar{F}_s dotyczy tylko bilansu pędu dla rozdrobnionej – „granularnej” fazy stałej [76], a dla płynów ma wartość zerową. Składnik ten uwzględnia wyniki oddziaływań pomiędzy cząsteczkami a jego wartość dla rozdrobnionej fazy stałej, traktowanej obliczeniowo jako płyn półciągły, oblicza się podobnie jak dla naprężeń występujących w fazach płynnych

$$\bar{F}_s = \nabla \cdot (2\eta_k S_k - p_k I). \quad (\text{II-19})$$

Na wymianę pędu między fazami wpływ mają siły: ciężkości i oporu aerodynamicznego. Oddziaływanie międzyfazowe \bar{F}_k opisać można wyrażeniem

$$\bar{F}_k = K_k (\bar{u} - \bar{u}_k). \quad (\text{II-20})$$

Uwzględniony w równaniu współczynnik międzyfazowej wymiany pędu można zapisać jako

$$K_k = \frac{\alpha_k \rho_k f}{\tau_k}, \quad (\text{II-21})$$

gdzie współczynnik f uwzględnia opór pomiędzy fazą ciągłą, natomiast τ_k jest czasem dynamicznej relaksacji cząstki

$$\tau_k = \frac{\rho_k d_k^2}{18\eta}. \quad (\text{II-22})$$

Współczynnik międzyfazowej wymiany pędu K_k w zastosowanym modelu Gidaspowa i in. [55] wyrażany jest

- dla objętościowego udziału fazy ciągłej $\alpha > 0,8$

$$K_k = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_k \alpha \rho |\bar{u}_k - \bar{u}|}{d_k} \alpha^{-2,65}, \quad (\text{II-23})$$

- dla objętościowego udziału fazy ciągłej $\alpha \leq 0,8$

$$K_k = 150 \frac{\alpha_k (1 - \alpha) \eta}{\alpha d_k^2} + 1,75 \frac{\rho \alpha_k |\bar{u}_k - \bar{u}|}{d_k}, \quad (\text{II-24})$$

gdzie współczynnik oporu aerodynamicznego C_D opisany jest jako

$$C_D = \frac{24}{\alpha \text{Re}_k} \left[1 + 0,15 (\alpha \text{Re}_k)^{0,687} \right], \quad (\text{II-23})$$

a liczbę Reynoldsa wyraża

$$\text{Re} = \frac{\rho d_k |\bar{u}_k - \bar{u}|}{\eta}. \quad (\text{II-25})$$

W przepływach polidispersyjnych cząstek rozdrobnionych wyznaczane są niezależnie dla każdej fazy rozdrobnionej ciśnienia granularne, które następnie są użyte do wyznaczenia gradientu ciśnienia w równaniach ruchu. W celu wyznaczenia ciśnień oraz lepkości granularnych konieczne jest wprowadzenie do modelu temperatur granularnych. Ciśnienie granularne przedstawia zależność [55]

$$p_k = \alpha_k \rho_k \Theta_k + 2\rho_k (1 + e_{kk}) \alpha_k^2 g_{0kk} \Theta_k, \quad (\text{II-26})$$

gdzie e_{kk} jest współczynnikiem restytucji podczas zderzenia cząstek, Θ_k jest temperaturą granularną, natomiast g_{0kk} oznacza współczynnik korekcyjny, który określa możliwość zderzeń międzycząsteczkowych, a wyraża go równanie

$$g_{0kk} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_k}{\alpha_{k,\max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}. \quad (\text{II-27})$$

Temperatura granularna Θ_k jest proporcjonalna do energii kinetycznej fluktuacji ruchu cząstek stałych. Równanie transportu pochodzące z teorii kine-

tycznej, w którym temperatura granularna fazy „k” jest proporcjonalna do energii kinetycznej losowego ruchu [55]

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_k \alpha_k \Theta_k) + \nabla \cdot (\rho_k \alpha_k \bar{u}_k \Theta_k) \right] = (-p_k I + T_k) : \nabla \bar{u}_k + \nabla \cdot (k_{\Theta_k} \nabla \Theta_k) - \gamma_{\Theta_k} + \phi_k \quad (\text{II-28})$$

gdzie $(-p_k I + T_k) : \nabla \bar{u}_k$ wyraża energię generowaną przez tensor naprężeń dla cząstki stałej, $(k_{\Theta_k} \nabla \Theta_k)$ wyraża dyfuzję energii, γ_{Θ_k} wyraża dyssypację energii podczas zderzeń międzycząsteczkowych, natomiast ϕ_k wyraża wymianę energii pomiędzy fazą „k” a innymi fazami.

Współczynnik dyfuzji k_{Θ_k} , zależny od temperatury granularnej, wyraża równanie

$$k_{\Theta_k} = \frac{150 \rho_k d_k \sqrt{(\Theta_k \pi)}}{384 (1 + e_{kk}) g_{0kk}} \left[1 + \frac{6}{5} \alpha_k g_{0kk} (1 + e_{kk}) \right]^2 + 2 \rho_k \alpha_k^2 d_k (1 + e_{kk}) g_{0kk} \sqrt{\frac{\Theta_k}{\pi}} \quad (\text{II-29})$$

a współczynnik dyssypacji energii podczas zderzeń między cząsteczkami

$$\gamma_{\Theta_k} = \frac{12 (1 - e_{kk}^2) g_{0kk}}{d_k \sqrt{\pi}} \rho_k \alpha_k^2 \Theta_k^{3/2} . \quad (\text{II-30})$$

W równaniach ruchu fazy „k” występuje współczynnik lepkości objętościowej λ_k , uwzględniający opór fazy rozdrobnionej na sprężanie i rozprężanie, który wyraża zależność [44]

$$\lambda_k = \frac{4}{3} \alpha_k \rho_k d_k g_{0kk} (1 + e_{kk}) \left(\frac{\Theta_k}{\pi} \right)^{1/2} . \quad (\text{II-31})$$

Obok granularnej lepkości objętościowej, występuje współczynnik granularnej lepkości dynamicznej η_k , który obliczany jest z zależności

$$\eta_k = \eta_{k,col} + \mu_{k,kin} + \eta_{k,fr} \quad (\text{II-32})$$

gdzie

- współczynnik lepkości kolizyjnej

$$\eta_{k,col} = \frac{4}{5} \alpha_k \rho_k d_k g_{0kk} (1 + e_{kk}) \left(\frac{\Theta_k}{\pi} \right)^{1/2} \quad (\text{II-33})$$

- współczynnik lepkości kinetycznej

$$\mu_{k,kin} = \frac{10 \rho_k d_k \sqrt{\Theta_k \pi}}{96 \alpha_k (1 + e_{kk}) g_{0kk}} \left[1 + \frac{4}{5} g_{0kk} \alpha_k (1 + e_{kk}) \right]^2 \quad (\text{II-34})$$

- współczynnik lepkości tarciowej

$$\eta_{k,fr} = \frac{p_k \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}}. \quad (\text{II-35})$$

Model Eulera jest najbardziej złożonym modelem dostępnym w pakiecie FLUENT [44]. Podczas realizacji obliczeń rozwiązywane są równania ruchu i ciągłości dla każdej fazy. Sprzężenie między nimi realizowane jest poprzez ciśnienie oraz współczynniki wymian międzyfazowych. Dla przepływów granularnych stosowanych podczas obliczeń dla złóż fluidalnych, własności charakteryzujące przepływ uzyskuje się przez zastosowanie teorii kinetycznej, zaś rozwiązanie dla przepływu wielofazowego realizowanego metodą Eulera bazuje na następujących założeniach:

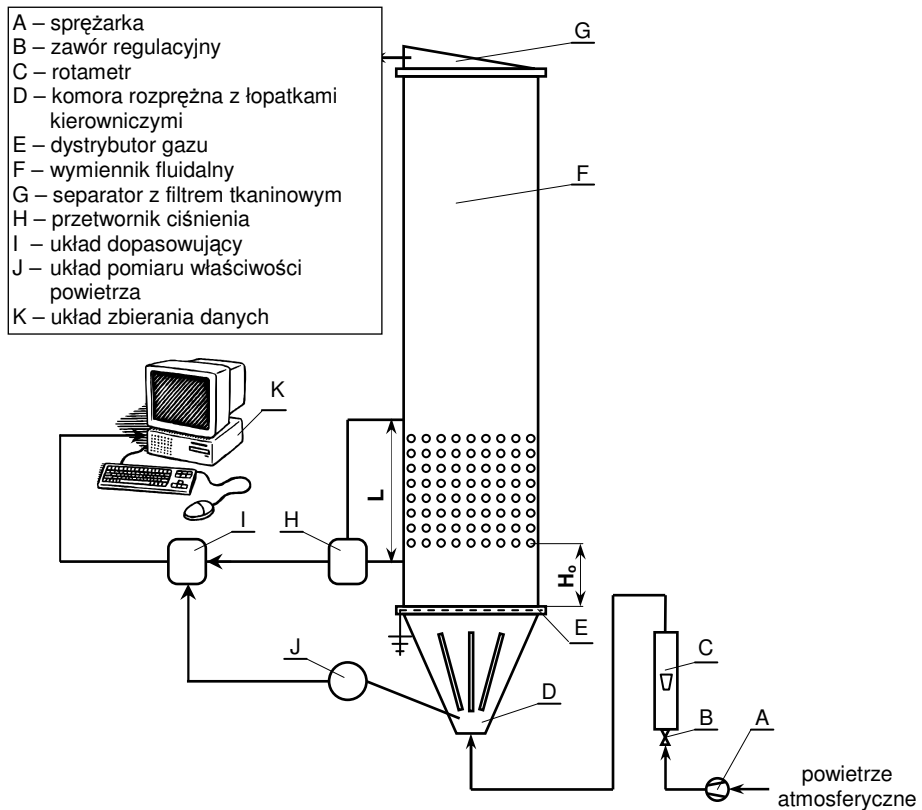
- w obszarze kontrolnym dla wszystkich faz obowiązuje to samo ciśnienie,
- równania ciągłości i ruchu formułowane są dla każdej fazy,
- dla fazy rozdrobnionej wprowadza się następujące parametry:
 - temperatura granularna obliczana dla każdej fazy rozdrobnionej, z wykorzystaniem zależności algebraicznych,
 - współczynniki granularnej lepkości dynamicznej i objętościowej uzyskiwane dzięki teorii kinetycznej, analogicznej do teorii kinetycznej gazów [42].

II.6. Podsumowanie

Badania procesu fluidyzacji za pomocą optycznych metod wideo są stosunkowo nowe, a ich intensywny rozwój, spowodowany jest szybkim rozwojem wysokiej jakości przyrządów pomiarowych zwłaszcza w dziedzinie cyfrowej rejestracji (czujniki CCD) oraz obróbki obrazu (oprogramowanie). Nieco wcześniej zastosowano modelowanie procesu z wykorzystaniem sprzętu komputerowego. Porównanie obydwu metod do tej pory nie występuje w opracowaniach naukowych. Stąd też pojawia się cel niniejszej pracy, którym jest ocena przepływu złoża w aparacie fluidalnym, jakim jest wymiennik ciepła, z wykorzystaniem nieinwazyjnych metod rozpoznawania obrazu i modelowania matematycznego, a następnie porównanie uzyskanych wyników.

III. STANOWISKO BADAWCZE I METODYKA PROWADZENIA EKSPERYMENTU

Głównym celem badań, opisanych w tym rozdziale było zebranie informacji o zachowaniu się mieszaniny fluidalnej w aparacie z wkładami rurowymi. Jego realizacja wymagała zbudowania stanowiska badawczego, którego ogólny schemat pokazano na rys. III.1. Stanowisko umożliwi również bieżącą rejestrację spadków ciśnienia w strefie przyściennej aparatu oraz rejestrację obrazu powstającego przepływu.



Rys. III.1. Schemat ogólny stanowiska badawczego

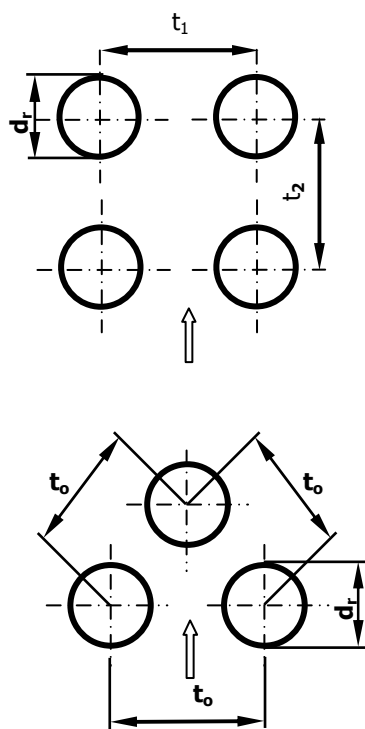
Podstawowym elementem stanowiska badawczego jest wymiennik fluidalny (300 x 1200 x 30 mm), wykonany z przezroczystego szkła organicznego. Jego konstrukcja umożliwia zastosowanie układów rurowych (tabela III.1 i rys. III.2.) o różnej geometrii (kwadratowej, kwadratowej przestawnej i trójkątnej przestawnej).

Powietrze atmosferyczne jest tłoczony do instalacji z wykorzystaniem centralnej sprężarki tłokowej (A). Strumień przepływającego powietrza mierzony jest za pomocą przepływomierza pływakowego – rotometru (C). Powietrze jest doprowadzane przewodem elastycznym do komory rozprężnej (D), a następnie do wymiennika fluidalnego (F). W wymienniku znajduje się usypana warstwa frakcji stałej. Jej wysokość sięga średnio do osi poziomej pierwszego rzędu rur, co odpowiada sytuacji występującej w instalacjach przemysłowych. Ponadto w niektórych seriach pomiarowych warstwa fluidalna została usypana na ruszcie do wysokości poniżej pierwszego rzędu rur. Zawór regulacyjny (B) pozwala na precyzyjne ustawienie żądanej wartości strumienia powietrza i jego bieżącą korektę.

Tabela III.1.

Geometria układów rurowych

| Oznaczenie wkładu | d_r , mm | t_0 , mm | t_1 , mm | t_2 , mm | $t_{0,1}/d_r$ |
|-------------------|------------|------------|------------|------------|---------------|
| I | 16 | 25 | | | 1,56 |
| II | 16 | | 25 | 25 | 1,56 |
| III | 16 | | 25 | 30 | 1,56 |
| IV | 16 | | 30 | 25 | 1,88 |
| V | 20 | 26 | | | 1,3 |
| VI | 20 | | 26 | 26 | 1,3 |
| VII | 20 | | 26 | 30 | 1,3 |
| VIII | 20 | | 30 | 26 | 1,5 |
| IX | 25 | 32 | | | 1,28 |
| X | 25 | | 32 | 32 | 1,28 |
| XI | 25 | | 32 | 36 | 1,28 |
| XII | 25 | | 36 | 32 | 1,44 |
| XIII | 31 | 39 | | | 1,26 |
| XIV | 31 | | 39 | 39 | 1,26 |
| XV | 31 | | 39 | 44 | 1,26 |
| XVI | 31 | | 44 | 39 | 1,42 |
| XVII | 38 | 48 | | | 1,26 |
| XVIII | 38 | | 48 | 48 | 1,26 |
| XIX | 38 | | 48 | 55 | 1,26 |
| XX | 38 | | 55 | 48 | 1,45 |



Rys. III.2. Geometria układów rurowych

W komorze rozprężnej (D) następuje zmniejszenie ciśnienia powietrza oraz takie jego ukierunkowanie (dzięki łopatkom kierowniczym), by powstał równomierny rozkład strugi gazu, płynącej w kierunku dystrybutora gazu.

Dystrybutor gazu (E), zwany często rusztem, jest wykonany z płyt perforowanych o doświadczalnie ustalonej wielkości i rozkładzie otworów. Dzięki wielokrotnym próbom uzyskano równomierny rozkład strugi gazu nad dystrybutorem. Jednocześnie spadek ciśnienia „na dystrybutorze” ΔP_D spełnia warunek

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P} = 0,2 \div 0,4 \quad (\text{III-1})$$

wyrażający tzw. kryterium stabilnej pracy układu fluidalnego [86].

Ze względu na możliwość powstawania ładunków elektrostatycznych wymiennik został uziemiony z wykorzystaniem przewodów i blachy miedzianej.

W separatorze (G) następował rozdział mieszaniny w przypadku struktur burzliwych, zaś filtr tkaninowy, zamontowany u jego wylotu, zapobiegał wydostawaniu się frakcji stałej z aparatu oraz zatrzymywał pył powstały na skutek ewentualnego ścierania się materiału złoża.

Pomiar właściwości powietrza (I) pozwolił na bieżącą kontrolę i rejestrację temperatury i nadciśnienia w komorze rozprężnej. Uzyskane wartości wykorzystano do precyzyjnego wyznaczenia strumienia gazu, dostarczanego do wymiennika. Było to istotne w przypadku, gdy ciśnienie lub temperatura odbiegały od parametrów, dla których był cechowany rotometr (C), który pozwala na pomiar strumienia powietrza dostarczanego do aparatu. Dokładność pomiaru tego przyrządu wynosi $\pm 2,5\%$.

W każdym układzie geometrycznym zamontowano 8, 9 lub 10 rzędów rur; liczba kolumn zależna jest od d_r . Położenie pierwszego (licząc od dołu) rzędu rur (rys. III.1) to

$$H_0 = 120 + 1/2d_r, \quad (\text{III-2})$$

mierzone od górnej powierzchni dystrybutora gazu.

Do pomiaru zmian ciśnienia przy ścianie aparatu wykorzystano przetworniki ciśnienia firmy Honeywell, zaś standardowy komputer PC został wyposażony w kartę pomiarową firmy Eagle Technology. Miejsca pomiaru ciśnienia rozmieszczono (w odległości L) tak, by możliwe było zmierzenie spadków ciśnień w bliskiej odległości od pierwszego i ostatniego rzędu rur. Doboru przetworników dokonywano po realizacji badań wstępnych; dotyczyły głównie właściwego ustalenia zakresu pomiarowego urządzenia, gdyż zbyt duży zakres pomiarowy powoduje, że pomiar niewielkich fluktuacji ciśnienia staje się niemożliwy lub obarczony dużą niepewnością.

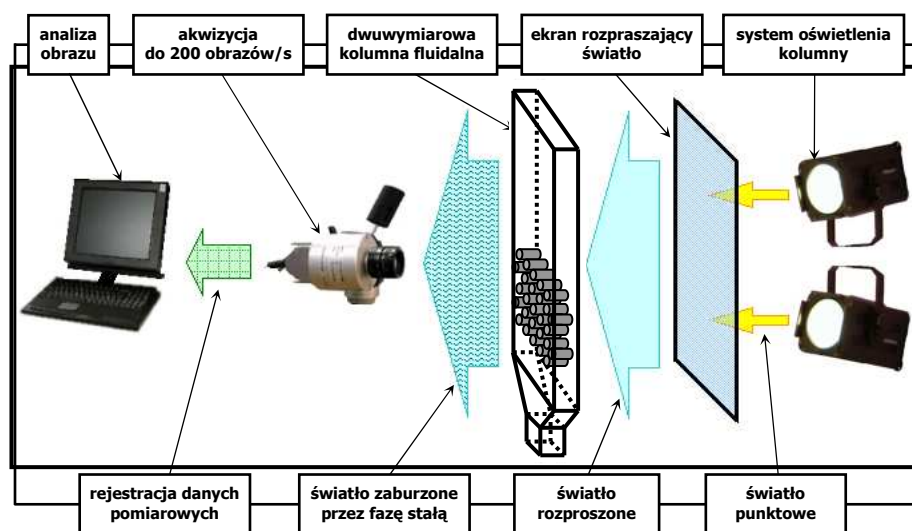
Otrzymane w wyniku pomiarów sygnały (wartości) cyfrowe były przetworzone do pliku sekwencyjnego, a następnie poddawane analizie z wykorzystaniem autorskiego programu.

III.1. Akwizycja obrazu

Równoległe z pomiarami ciśnienia w aparacie, rejestrowano struktury powstałe w jego wnętrzu. W tym celu zaprojektowano, zbudowano i wykorzystano układ pomiarowy pokazany na rys. III.3.

Zastosowano w nim kamerę HCC-1000 (512MB) z układem do akwizycji obrazu. Do oświetlenia stanowiska wykorzystano 4 reflektory o świetle skupionym, sterowane przez odpowiedni układ regulacji. Reflektory zamontowano na specjalnych statywach. Jako ekran rozpraszający wykorzystano szkło organiczne matowe.

Osobnym zagadnieniem związanym z budową stanowiska badawczego było właściwe zaprojektowanie oraz wykonanie układu oświetlenia. W dalszej części przedstawiono wyniki analiz i prac, związanych z właściwym doбором źródła światła oraz sposobem oświetlenia kanału.



Rys. III.3. Schemat stanowiska do akwizycji obrazu

III.2. Układ oświetlenia

Zagadnienie właściwego oświetlenia obiektu badanego jest jednym z ważniejszych w całym procesie badawczym. Od skuteczności i równomierności działania promieni świetlnych zależy przede wszystkim jakość pozyskanego materiału badawczego, a co za tym idzie – dokładność wykonywanych analiz. Z tego też powodu postanowiono nieco szerzej omówić to zagadnienie.

Oświetlanym obiektem był pionowy, dwuwymiarowy kanał przepływowy o przekroju prostokątnym, wykonany z przezroczystego szkła organicznego. Wewnątrz kanału zamontowany był pęk rur, wykonanych z czarnego tworzywa.

Osie rurek zorientowane były prostopadle do płaszczyzny przedniej ściany aparatu tak, że ich obraz to czarne koła.

Po wstępnych próbach, wykonanych z kanałem bez wkładów rurowych, ustalono ogólne zasady doboru i ustawienia oświetlenia.

Podczas analizowanego procesu cząstki ciała stałego fluidyzują wewnątrz aparatu przepływowego, poruszając się pod pękiem rur, nad nim oraz w przestrzeni międzyrurowej. Ruch cząstek odbywa się w wąskich szczelinach utworzonych z przedniej i tylnej ściany kanału oraz rurek. Gdy celem analizy jest np. poszukiwanie położenia cząstek ciała stałego, to jeżeli cząstki nie przepuszczają światła i dodatkowo słabo je odbijają, można zastosować tzw. oświetlenie kontrastujące. Polega ono na utrzymaniu jasnego tła, podczas gdy cząstki są ciemne. Do tego typu zadania najlepiej zastosować oświetlenie tylne (podświetlenie), i ekran półprzepuszczalny służący zarówno jako ekran rozpraszający oraz jako tło. Wysoki kontrast pomiędzy fazami gwarantuje dokładne pomiary.

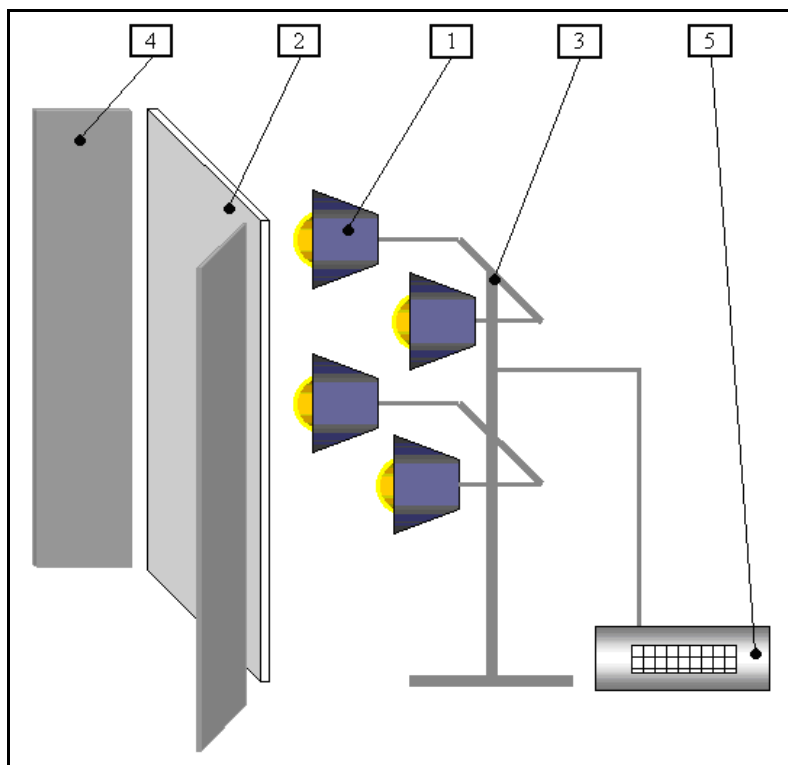
W przypadku badań wykonanych w tej pracy, zastosowano podświetlenie kanału przepływowego, czyli pośrednie, rozproszone oświetlenie tylne (rys. III.4). Dzięki zastosowaniu ekranu rozpraszającego wykonanego z mlecznego tworzywa o grubości 3 mm, osiągnięto dobre rozproszenie światła padającego na kanał przepływowy. Ekran rozpraszający przylegał do tylnej ściany kanału, co powodowało efekt świecenia tła. Uzyskano dzięki temu wysoki kontrast między fazą stałą i gazową.

Do oświetlenia aparatu zastosowano 4 reflektory z żarówką halogenową o mocy 1 kW każdy. Bateria reflektorów na statywach umieszczona była za kanałem przepływowym, w odległości ok. 1 m.

Wynika to z własnego doświadczenia na tym polu – do oświetlenia małych stanowisk (do 1,0 m² powierzchni czołowej ściany aparatu) taka liczba reflektorów jest całkowicie wystarczająca. Jednak dla większych modeli lub też bardziej skomplikowanych konstrukcyjnie jest to już za mało.

Ilość punktów świetlnych zależy przede wszystkim od rodzaju oświetlanego obiektu; w wyniku wielu prób stwierdzono, że typowy reflektor o mocy 1000 W jest w stanie jednorodnie oświetlić jedynie 0,25 m² powierzchni. Można oświetlić większy obszar, ale wiąże się to z powstawaniem cieni, co utrudnia analizę obrazu. Na występowanie tego typu niejednorodności oświetlenia większych obszarów za pomocą pojedynczego reflektora, największy wpływ ma jakość wykonania optyki – soczewki i zwierciadła.

Reflektory mają możliwość regulowania średnicy podstawy stożka świetlnego, tzw. kąta bryłowego światła. Przymocowane do statywów tworzyły baterię, jak na rys. III.3., oświetlającą półprzepuszczalny ekran, którego równomierną jasność tworzyła tło dla fluidyzujących cząstek. Światło przechodziło przez ekran i tylną ścianę kanału, następnie było zaburzane przez cząstki mieszaniny dwufazowej, przechodziło przez przednią ścianę kanału i trafiało na czujnik CCD kamery, gdzie utrzymywało się w postaci mapy bitowej – obrazu, którego zmiany jasności są analizowane w czasie i przestrzeni, w celu rozpoznania charakteru przepływu dwufazowego.

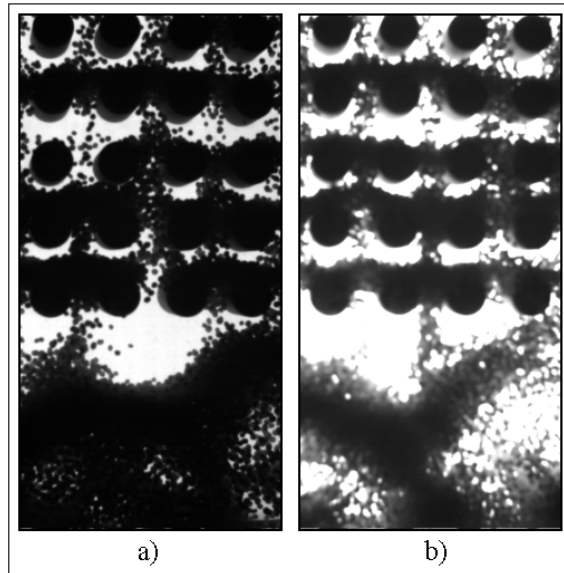


Rys. III.4. Schemat zastosowanego systemu oświetlenia kanału przepływowego:

1. reflektor, 2. półprzepuszczalny ekran rozpraszający, 3. statywy do mocowania reflektorów,
4. osłony antyrefleksyjne, 5. regulator światła

W doborze rodzaju i sposobu oświetlenia należy uwzględnić własności ciała stałego; z których najważniejsze to wielkość cząstki i jej przezroczystość. Na drodze eksperymentalnej stwierdzono, że zwłaszcza podczas przepływów o wysoce zdyspergowanej fazie stałej, dla cząstek o średnicach 1,0 mm i mniejszych, jasność tła ma dwojaki wpływ na wynik analizy jasności obrazu.

Generalnie, wyższa jasność źródła światła korzystnie wpływa na jakość obrazu. Umożliwia to zastosowanie większej przesłony obiektywu kamery, co daje większą głębię ostrości i w niektórych przypadkach jest w stanie znacznie poprawić ostrość dalszego planu, a przez to zmniejszyć niepewność pomiaru. Większa jasność tła powoduje pozytywne zwiększenie jednorodności oświetlenia. Niestety w tym przypadku może dochodzić do negatywnego efektu, jakim jest znikanie cząstek na obrazie (rys. III.5).



Rys. III.5. Efekt znikania cząstek przy zbyt dużej jasności tła
a) prawidłowe oświetlenie, b) zbyt intensywne oświetlenie

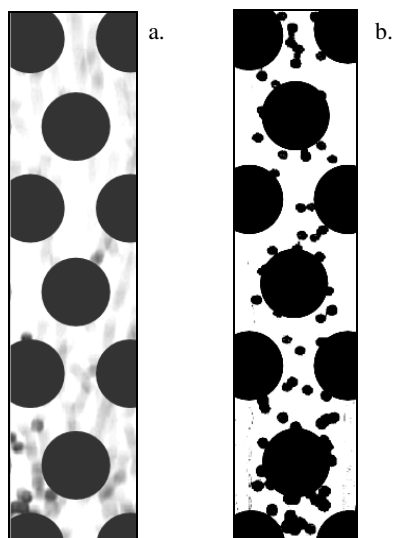
Przy zbyt dużym natężeniu światła czujnik kamery nie jest w stanie zarejestrować obecności pojedynczej cząstki o średnicy poniżej 1 mm. Związane jest to ze zjawiskiem uginania się światła.

Podczas wykonywania sekwencyjnej analizy obrazu zaobserwowano pulsację światła, przez techników światła zwaną tętnieniem. Pulsacja ta związana jest ze sposobem przesyłu prądu w sieci energetycznej. Po wielu próbach stwierdzono, że prąd elektryczny o częstotliwości 50 Hz, jaki płynie w sieci, powoduje pulsację światła o tej właśnie częstotliwości. Oko ludzkie nie jest w stanie zarejestrować tak szybkich zmian jasności obiektu.

Podobnie czujniki typowych kamer wideo o prędkości akwizycji obrazu do 30 klatek na sekundę nie są w stanie rejestrować tego typu zmian. Więc pulsacja oświetlenia nie ma w takim przypadku wpływu na wynik analizy obrazu.

Innym problemem jest dobór odpowiedniej częstotliwości rejestracji sekwencji obrazu. Niska częstotliwość akwizycji uwiadczenia toru cząstek (rys. III.6a), które mylnie można zinterpretować jako fazę stałą; wyższa częstotliwość zapobiega powstawaniu torów cząstek (rys. III.6b); prędkości faz w obu przypadkach są jednakowe, a geometria aparatów taka sama. Ustalenie właściwej prędkości akwizycji nierzadko wykonywane jest metodą prób.

W pracy wyznaczono doświadczalnie częstotliwość akwizycji na poziomie 100 Hz; w praktyce obrazy rejestrowano z częstotliwością 102,4 Hz która wynikała z możliwości technicznych kamery CCD.



Rys. III.6. Wpływ częstości akwizycji na jakość obrazu
 a. $f = 25 \text{ Hz}$
 b. $f = 102 \text{ Hz}$

III.3. Charakterystyka frakcji stałej

Wykorzystywane do badań ciała stałe powinny charakteryzować się przede wszystkim stałością wymiarów geometrycznych, kształtem zbliżonym do kuli, nieprzezroczystością i odpornością na ścieranie.

Na podstawie wieloletnich doświadczeń wybrano materiały, których właściwości fizyczne przedstawiono w tabeli III.2. Materiały miały charakter monodispersyjny jednak w czasie pomiarów, w niektórych przypadkach, dochodziło do ich ścierania. Gdy na filtrze G (rys. III.1) stwierdzano występowanie pyłu wymieniano złoże na nowe.

Średnią wielkość cząstek d_{sr} wyznaczono metodą analizy sitowej lub pomiarem średnic dla reprezentatywnej próby.

Gęstość rzeczywistą cząstek wyznaczono z maksymalną dokładnością $\pm 3,7\%$, wykorzystując metodę wagową.

Prędkość początku fluidyzacji obliczono ze wzoru [52, 139, 151-153]

$$u_{mf} = \frac{\eta_G}{\rho_G d_{sr}} \left(\sqrt{1135,7 + 0,0408 Ar} - 33,7 \right) \quad (\text{III-3})$$

gdzie

$$Ar = \frac{g \rho_G d_{sr}^3 (\rho_s - \rho_G)}{\eta_G} \quad (\text{III-4})$$

W obliczeniach prędkości zastosowano parametry otoczenia, które wynoszą [142]:

- temperatura powietrza $T_{ot} = 293 \text{ K}$,
- $p_{ot} = 1013,25 \text{ hPa}$
- współczynnik lepkości dynamicznej powietrza w temperaturze otoczenia $\eta_G = 18,22 \cdot 10^{-6} \text{ Pa s}$,
- gęstość powietrza $\rho_G = 1,16 \text{ kg/m}^3$.

Większość badanych materiałów mieści się w obszarze grupy „D” wg Geldarta [52], tj. najczęściej stosowanych w przemyśle (rys. III.7). Stąd też taki wybór frakcji stałych wykorzystywanych w badaniach.

Tabela III.2.

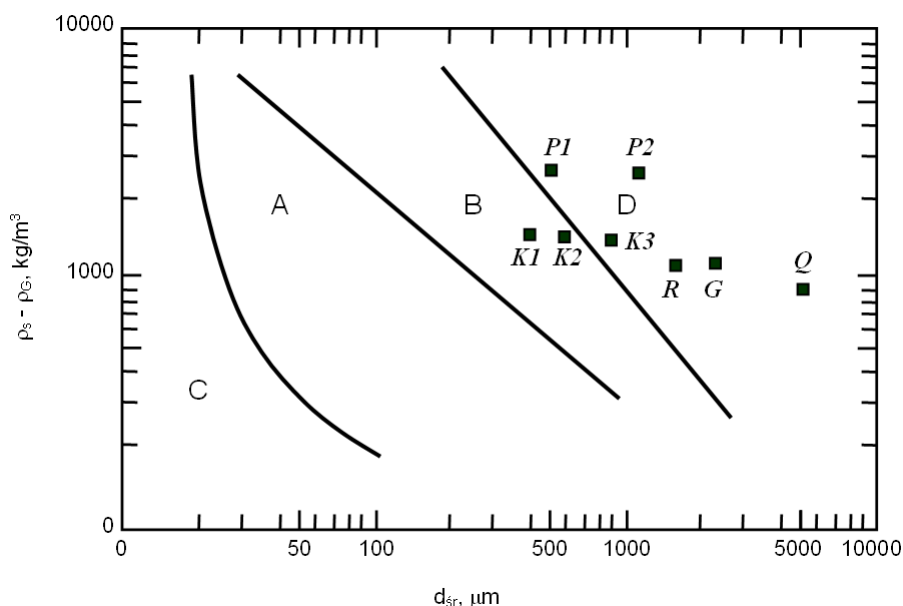
Własności fizyczne frakcji stałych, wykorzystywanych w badaniach i ich prędkości początku fluidyzacji

| Oznaczenie materiału | d_{sr} mm | ρ_s kg/m ³ | Ar | u_{mf} m/s |
|----------------------|----------------|-------------------------------|--------|-----------------|
| G | 2,3 | 1160 | 483323 | 0,76 |
| K1 | 0,4 | 1470 | 3179 | 0,07 |
| K2 | 0,6 | 1450 | 10728 | 0,16 |
| K3 | 0,9 | 1435 | 35831 | 0,30 |
| Q | 5,1 | 900 | 408714 | 1,16 |
| P1 | 0,5 | 2720 | 11650 | 0,20 |
| P2 | 1,2 | 2650 | 156902 | 0,70 |
| R | 1,7 | 1120 | 188428 | 0,56 |

III.4. Metodyka prowadzenia eksperymentu

Metodyka prowadzenia eksperymentu określa wykonanie analizy dla procesu stacjonarnego, co wymaga określonego czasu stabilizacji struktury, zależnego od geometrii wkładu rurowego oraz właściwości fizycznych frakcji stałej.

Podczas wstępnych rejestracji, wykonanych z szybkością 25 obrazów na sekundę stwierdzono, że częstość próbkowania powinna być co najmniej o rząd wielkości większa niż częstość powstawania pęcherzy w złożu, której wartość jest zmienna i zależy od różnych czynników. W wyniku doświadczeń stwierdzono, że maksymalna częstość powstawania pęcherzy nie przekroczyła 10 pęcherzy na sekundę. Tak więc częstotliwość akwizycji obrazu w zakresie od 100 Hz do 200 Hz jest wystarczająca do analizy procesu w badanych zakresach prędkości fazy gazowej.



Rys. III.7. Lokalizacja materiału badanego w klasyfikacji Geldarta [52]

W zależności od potrzeby oraz od czasu trwania pomiaru, a także od częstotliwości nagrywania i możliwości technicznych sprzętu rejestrującego sekwencja może składać się z kilku tysięcy obrazów. W praktyce czas rejestracji ograniczono do 10 sekund, co powodowało zgromadzenie 1020 klatek obrazu struktury dla każdej rejestracji.

W wyniku przeprowadzenia cyfrowej akwizycji obrazu uzyskiwano serie, przesuniętych w czasie, fotografii chwilowego stanu złoża fluidalnego. Fotografie te są cyfrowymi mapami bitowymi o rozdzielczości do 1024x1024 pikseli. Obraz jest 8-bitowy i monochromatyczny, co oznacza, że pojedynczy piksel charakteryzowany jest za pomocą tzw. poziomu szarości w 256-stopniowej skali szarości. W późniejszej analizie obrazu, poziom szarości jest uśredniany dla wszystkich pikseli w badanym obszarze obrazu – tzw. strefie pomiarowej.

Każda z zarejestrowanych sekwencji filmowych przed poddaniem właściwej analizie zostaje „wstępnie obrobiona”.

III.4.1. Wstępna obróbka obrazu

Wstępną obróbkę obrazu stosuje się w celu jego przygotowania do dalszej analizy, głównie poprzez zastosowanie cyfrowej kompresji dużych plików, w celu przyspieszenia obliczeń oraz zmniejszenia wielkości plików bez utraty informacji. Precyzyjne pomiary i obliczenia wymagają niekiedy zastosowania innego rodzaju cyfrowej obróbki obrazu, polegającej np. na wyrównaniu poziomów szarości w danym zbiorze obrazów lub innych operacji, eliminujących, wyróżniających lub korygujących pożądane cechy obrazu. Zastosowanie rów-

nomiernego oświetlenia eliminuje z reguły konieczność korekty obrazu. Jednak czasem zasadnicza obróbka jest potrzebna.

Należy pamiętać, że operacje optymalizacji mogą prowadzić do zwiększenia błędu pomiarowego, dlatego w niniejszej pracy zastosowano jedynie kompresję obrazu z minimalnym uśrednieniem, związanym z ograniczeniem rozmiarów zajmowanej pamięci przez obraz przetworzony. Pozwala to znacznie skrócić czas analizy.

Wynikiem przeprowadzenia wstępnej obróbki obrazu są filmowe rejestracje dwufazowych struktur fluidalnych, zmontowane z określonych sekwencji obrazów. Rejestracje te są wizualizacją czasowej zmienności hydrodynamicznego stanu złoża fluidalnego, która podlega późniejszej analizie. Jak największa kompresja ilościowa i jak najmniejsza kompresja jakościowa jest niezwykle istotna, gdyż ten etap – podobnie do analizy obrazu, która jest następną częścią eksperymentu – wymaga użycia komputera o dużej mocy obliczeniowej.

Do obróbki obrazu wykorzystano głównie oprogramowanie ADOBE® Premiere oraz IrfanView. Ze względu na ogromne zapotrzebowanie na pamięć (operacyjną i stałą) do wykonania omawianych operacji analizy obrazu, zastosowano cyfrową kompresję obrazu. Zastosowane oprogramowanie pozwala na jednoczesną kompresję obrazów, zawartych w sekwencji oraz ich montaż do postaci (zapisanego cyfrowo) filmu.

W celu oceny struktury dwufazowej w aparatach fluidalnych, badano funkcje czasowe zmian konkretnej cechy obrazu – poziomu szarości. Zastosowano cyfrowe przetwarzanie sygnałów, obejmujące przetwarzanie ciągów, za pomocą funkcji stochastycznych, takich jak gęstości prawdopodobieństwa oraz autokorelacji.

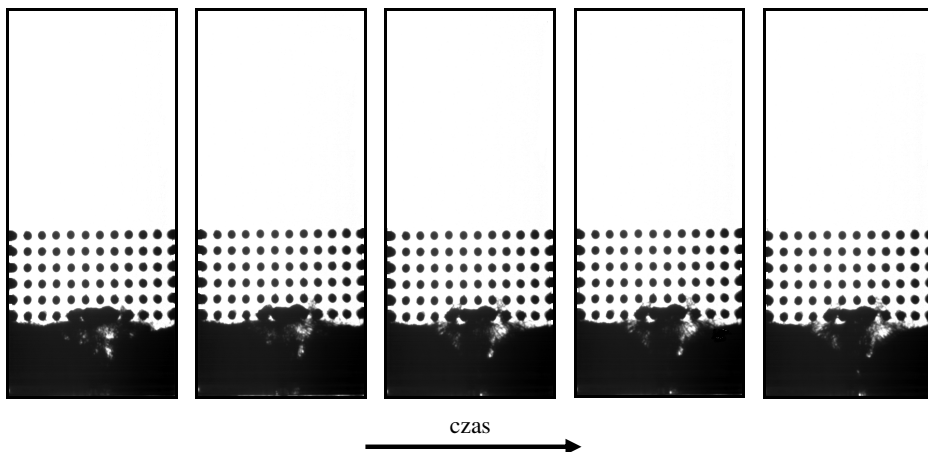
IV. STRUKTURY ZŁOŻA FLUIDALNEGO W PRZESTRZENI MIĘDZYRUROWEJ

IV.1. Klasyfikacja struktur

W wyniku wykonanych pomiarów i zrealizowanej następnie ich analizy z wykorzystaniem wideogrametrii w wymienniku ciepła wyróżniono struktury o podobnym charakterze, jak przedstawione w pracy [139]. Zaobserwowano i zdefiniowano struktury: pęcherzykową, korkową i nieuporządkowaną (burzliwą) [134].

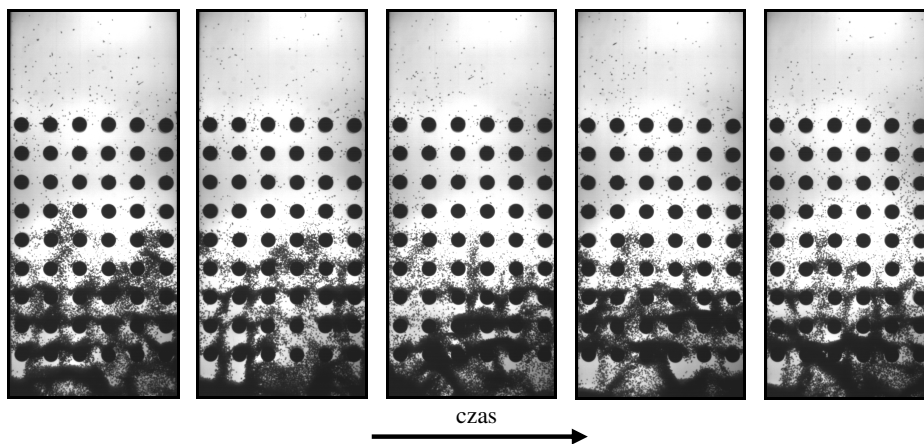
Na rys. IV.1 przedstawiono powstawanie struktury pęcherzykowej. Po dostarczeniu odpowiedniego strumienia powietrza do kanału pomiarowego następuje ruch złoża. Jest to moment, w którym prędkość powietrza jest często nieznacznie większa od prędkości początku fluidyzacji; praktycznie w tym momencie rozpoczyna się pęcherzykowanie. Jest to charakterystyczne dla cząstek z grupy B i D, wg Geldarta (rys. II.3) [52, 79, 86].

Podczas przepływu powietrza przez złoże kształtują się w nim obszary, w których nie ma cząstek stałych (tzw. pęcherze). Przemieszczają się one w złożu zgodnie z kierunkiem przepływu powietrza. Pęcherze powstają w różnych miejscach aparatu, powodując wzrost lokalnej porowatości złoża fluidalnego. Ten stan złoża charakteryzuje się niewielkimi brakami ciągłości, spowodowanymi występowaniem pęcherzy powietrza; przemieszczających się od dystrybutora do powierzchni frakcji stałej. Na powierzchni następuje rozbitcie pęcherzy. Intensywność przepływu gazu przez złoże może spowodować zanikanie występującej w nim tzw. fazy emulsyjnej, charakteryzującej się wyraźną ciągłością.



Rys. IV.1. Przykład struktury pęcherzykowej w przestrzeni międzyrurowej; interwał czasowy 0,1 s

Na kolejnym rysunku (rys. IV.2) przedstawiono strukturę korkową. Jest ona wynikiem zwiększenia strumienia gazu znacznie powyżej wartości powodującej pęcherzykowanie złoża. Następuje wzrost wielkości pęcherzy gazowych, które w skrajnych przypadkach mogą wypełnić cały przekrój poprzeczny aparatu (w takim przypadku należałoby wskazać na tłokowanie lub pulsowanie złoża).



Rys. IV.2. Przykład struktury korkowej w przestrzeni międzyrurowej; interwał czasowy 0,1 s

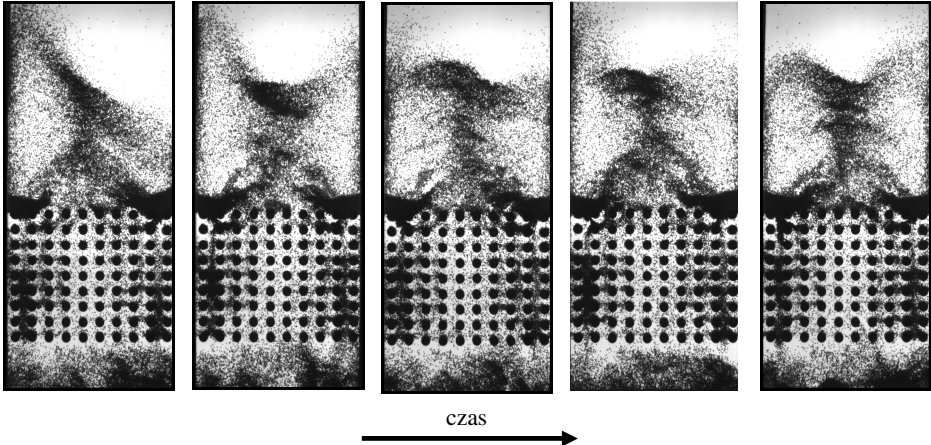
Niewielkie obszary, w których występują pęcherzyki gazu, zaczynają się rozrastać na szerokość całego wymiennika. Tworzą się duże poziome przestrzenie, które, podobnie jak pęcherzyki, poruszają się zgodnie z kierunkiem przepływu powietrza wewnątrz aparatu. W tych przestrzeniach może występować rozrzedzona frakcja stała.

Ostatnią, wyróżnioną strukturą jest struktura nieuporządkowana, nazywana zamiennie turbulentną lub burzliwą (rys. IV.3). Fluidyzacja burzliwa następuje po zwiększeniu strumienia włączanego powietrza do wymiennika w trakcie fluidyzacji korkowej. Charakteryzuje się ona tym, że cząsteczki przechodzą w ruch chaotyczny; może to być również ruch wirowy. Cząstki ciała stałego mają wyraźną tendencję do aglomeracji; może występować również wywiewanie frakcji z aparatu.

Należy wyraźnie zaznaczyć, że identyfikacja struktur rozwiniętych (korkowej i burzliwej), bazująca na ocenie wizualnej, ma często charakter intuicyjny. Przejście jednej struktury w drugą, dla danej frakcji, zachodzi przy różnych warunkach przepływu, co może wynikać z niejednorodności badanego materiału.

IV.2. Obszary występowania struktur – mapa przepływu

Proces fluidalny, prowadzony w przestrzeni międzyrurowej wymiennika charakteryzuje się zmiennością powstających struktur. O ile powstawanie struktury pęcherzykowej jest uwarunkowane przekroczeniem pierwszej prędkości krytycznej, o tyle powstawanie bardziej rozwiniętych struktur jest zależne również od innych czynników; oprócz prędkości gazu decyduje również geometria układu rurowego.



Rys. IV.3. Przykład struktury burzliwej w przestrzeni międzyrurowej; interwał czasowy 0,05 s

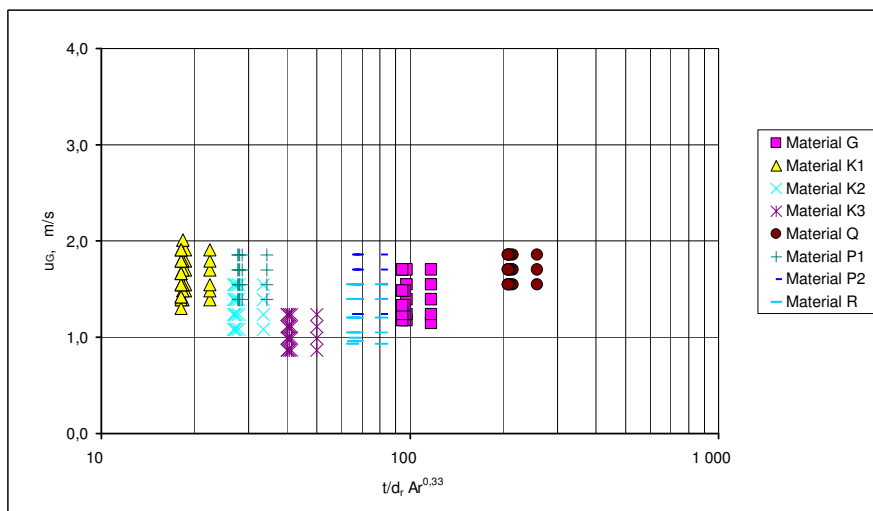
W dalszej części pracy przedstawiono obszary powstawania poszczególnych struktur w aparatach o różnych układach i średnicach rur. Rozkłady przedstawiono w układzie współrzędnych Lima i in. [90], zmodyfikowanym w taki sposób, by uwzględnił wpływ parametrów geometrycznych układu rurowego odniesionych do prędkości pozornej gazu, wyznaczonej dla pustej przestrzeni aparatu

$$u_G = f\left(\frac{t}{d_r} Ar^{0,33}\right). \quad (IV-1)$$

Na rys. IV.4 – IV.6 pokazano zaobserwowane obszary występowania, zdefiniowanych w punkcie IV.1 struktur w analizowanym wymienniku fluidalnym, gdy fluidyzacja była realizowana w trójkątnych przestawnych układach rur.

Te, jak i dalsze wykresy zawierają wyniki dla wszystkich badanych średnic rur, występujących w określonej geometrii układu. Odrzucono z nich wyniki powtarzające się w kolejnym seriach.

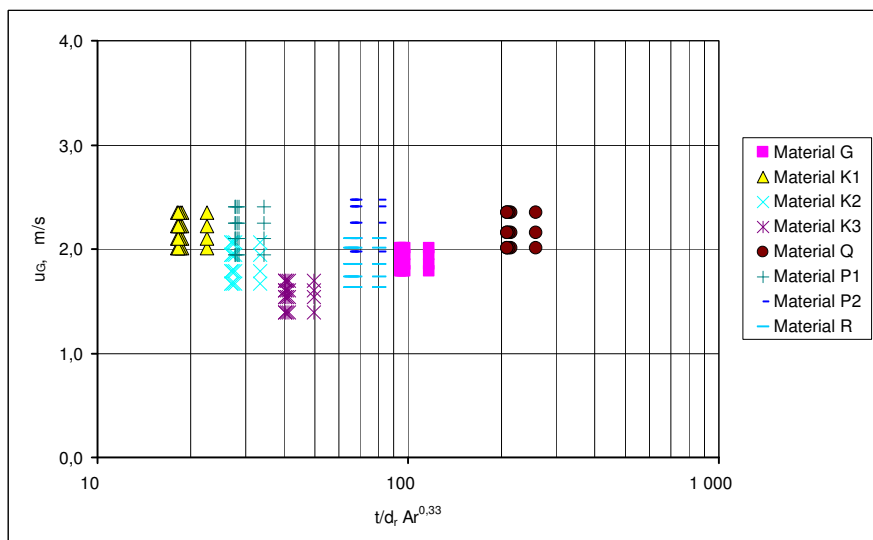
Ze względu na fakt, że zmienną niezależną jest iloczyn stosunku wymiarów geometrycznych układu rur oraz liczby Archimedesesa, a więc przyjmującą powtarzalne wartości dla konkretnej serii pomiarowej należy oczekiwać jedynie zmian wartości prędkości gazu.



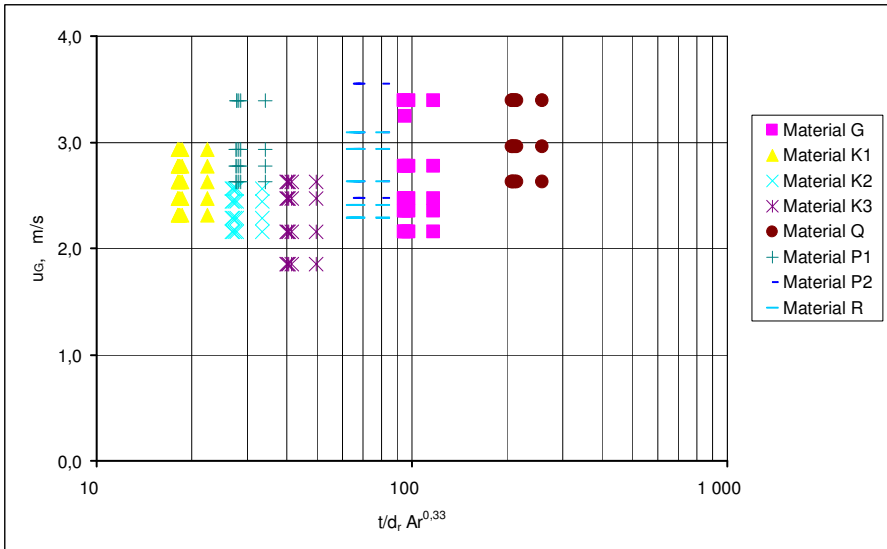
Rys. IV.4. Obszar występowania złoza pęcherzykowego w aparacie; układy rur trójkątne przestawne

Rozwinięcie struktury pęcherzykowej w korkową, a później korkowej w burzliwą następuje przy rosnących prędkościach gazu.

Uzyskane zestawy danych pozwalają na opracowanie wykresów zbiorczych dla analizowanych układów geometrycznych (rys. IV.7 – IV.10).

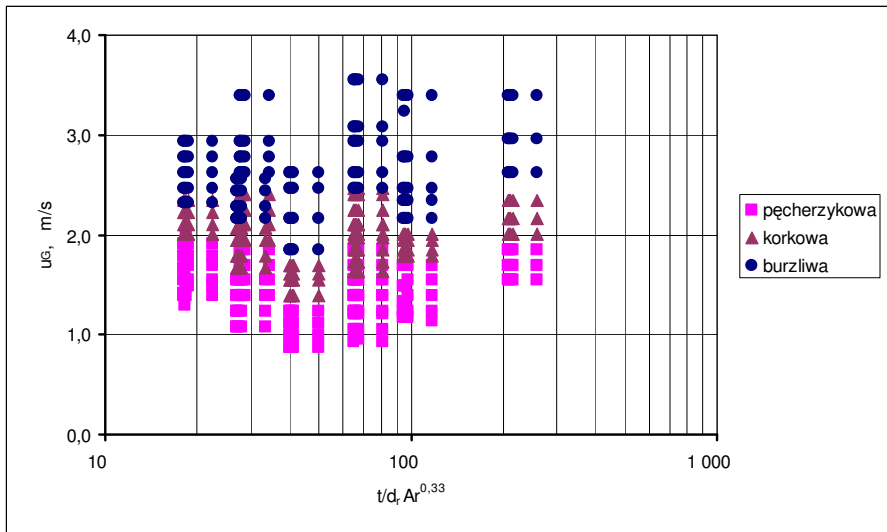


Rys. IV.5. Obszar występowania złoza korkowego w aparacie; układy rur trójkątne przestawne

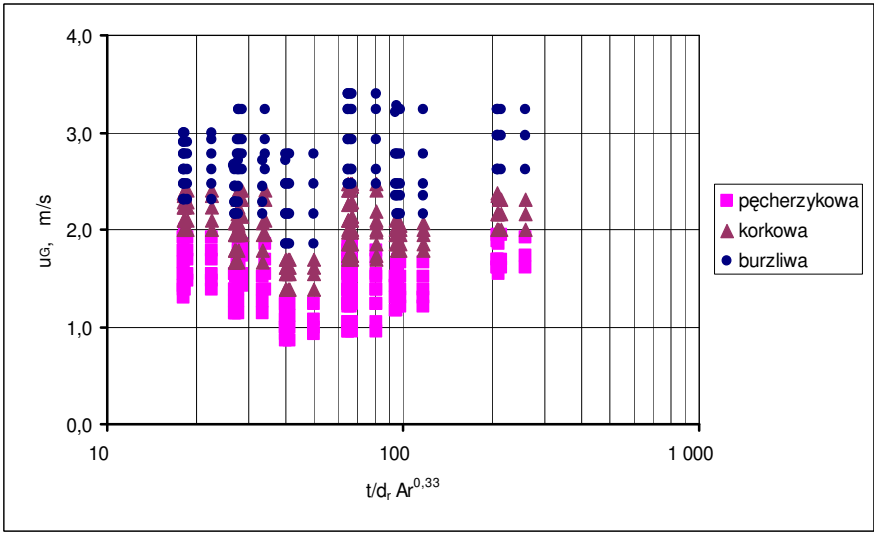


Rys. IV.6. Obszar występowania burzliwego w aparacie; układy rur trójkątne przestawne

Zwraca uwagę fakt wzajemnego nachodzenia na siebie obszarów występowania omawianych struktur. Wynika to z płynności przejścia złoża fluidalnego z jednej struktury do kolejnej.

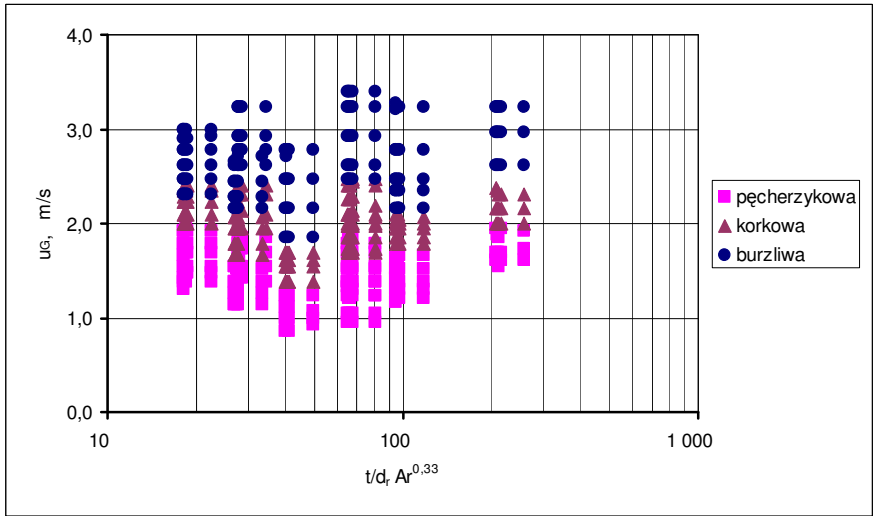


Rys. IV.7. Obszary powstawania poszczególnych struktur; układy rur trójkątne przestawne



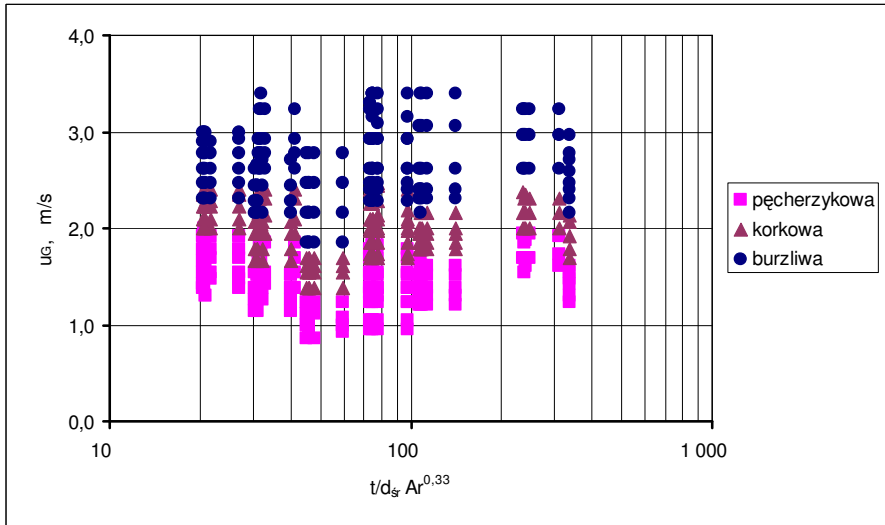
Rys. IV.8. Obszary powstawania poszczególnych struktur; układy rur kwadratowe

Na rys. IV.11 zgromadzono wszystkie wyniki, przedstawione na powyższych wykresach. Naniesiono na nich linie, wyznaczające granice obszarów występowania poszczególnych struktur.



Rys. IV.9. Obszary powstawania poszczególnych struktur; układy kwadratowe przestawne $t_1 > t_2$

Rozkład punktów sugeruje, że linie graniczne mogą być opisane równaniem eksponentyjnym lub wielomianem n-tego stopnia.



Rys. IV.10. Obszary powstawania poszczególnych struktur; układy kwadratowe przestawne $t_1 < t_2$

Obszary występowania poszczególnych struktur (określone przez linie graniczne) wyznaczono przy założeniu, że co najmniej 80% punktów pomiarowych, charakteryzujących dany stan złoża znajdzie się w obszarze, wyznaczonym przez linie graniczne. Taka dokładność jest często przyjmowana za zadowalającą w badaniach procesów przepływowych.

Wykonanie obliczeń (zastosowano specjalistyczny program komputerowy) pozwoliło na wskazanie równania Shaha [118] jako spełniające warunki dokładności wyznaczenia linii granicznych. Wykorzystano równanie w postaci

$$Y = A + BX + C \cdot P^X, \quad \text{IV-3)}$$

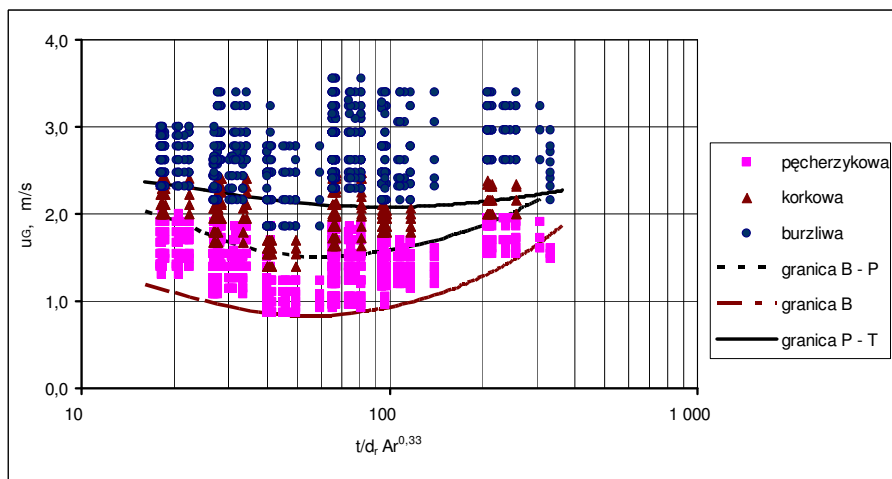
które po zaimplementowaniu do warunków eksperymentu przyjmuje postać

$$u_G = A + B \frac{t}{d_r} Ar^{0,33} + C \cdot P^{\frac{t}{d_r} Ar^{0,33}}. \quad \text{IV-4)}$$

Na rys. IV.12 przedstawiono mapę przepływu, pozwalającą na identyfikowanie struktur w przestrzeni międzyrurowej badanego aparatu fluidalnego. Obszar stosowania mapy ograniczony jest do

$$15 < \frac{t}{d_r} Ar^{0,33} < 330, \quad \text{IV-5)}$$

co bezpośrednio wynika z zakresu przeprowadzonych eksperymentów.



Rys. IV.11. Obszary występowania identyfikowanych struktur w aparacie z zaznaczeniem linii granicznych

W tabeli IV.1. przedstawiono wartości współczynników równania IV.3., opisujących linie graniczne granic występowania poszczególnych struktur.

Tabela IV.1.

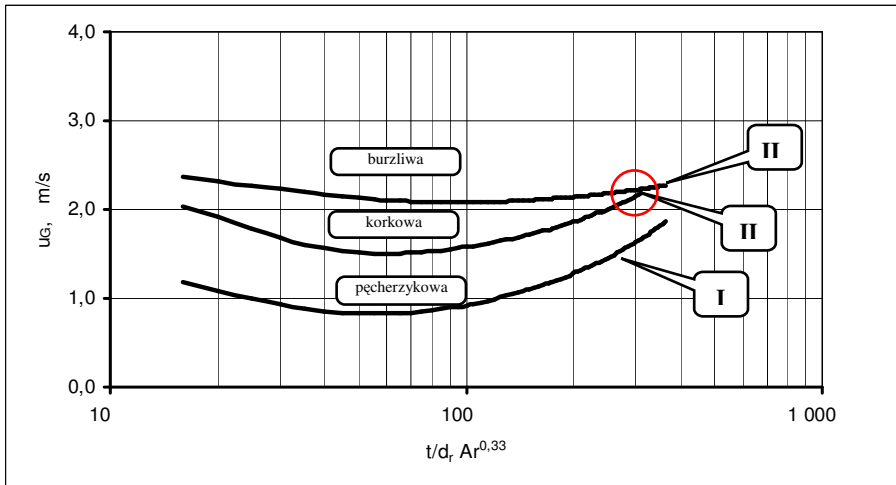
Współczynniki dla równania IV.3

| Granica struktur | Linia na rys. IV.13 | Współczynniki równania IV.3 | | | | Zakres stosowania $t/d_r Ar^{0,33}$ |
|------------------|---------------------|-----------------------------|---------|---------|---------|-------------------------------------|
| | | A | B | C | P | |
| B | I | 0,55816 | 0,00359 | 1,34008 | 0,94766 | 15 ÷ 330 |
| B - P | II | 1,28613 | 0,00287 | 2,03684 | 0,93860 | |
| P - T | III | 1,98035 | 0,00080 | 0,67447 | 0,96463 | |

Z przebiegu krzywych granicznych, charakteryzujących strukturę korkową oraz burzliwą wynika, że przy dużych wartościach parametru

$$\frac{t}{d_r} Ar^{0,33} > 310 \quad (IV-6)$$

może dojść do ich przecięcia się (zaznaczenie na rys. IV.12). Wynika to z faktu zanikania dla wartości parametru $t/d_r Ar^{0,33} > 310$ cech złoża korkowego, a dominujące stają się cechy złoża burzliwego.



Rys. IV.12. Mapa przepływu fluidalnego w przestrzeni międzyrurowej wymiennika ciepła z zaznaczeniem granic występowania struktur

IV.3. Inwersja faz

W trakcie badań zaobserwowano powstawanie struktury burzliwej, odmiennej od pokazanej na rys. IV.3. Jej przykład przedstawiono na rys. IV.13. Charakteryzuje się ona trzema strefami: strefą rzadką nad rusztem, przepływem przez przestrzeń międzyrurową oraz strefą zagęszczoną nad wkładem rurowym.

Tego typu podział stref występuje przede wszystkim w aparatach, w których układy rur charakteryzują się stosunkiem

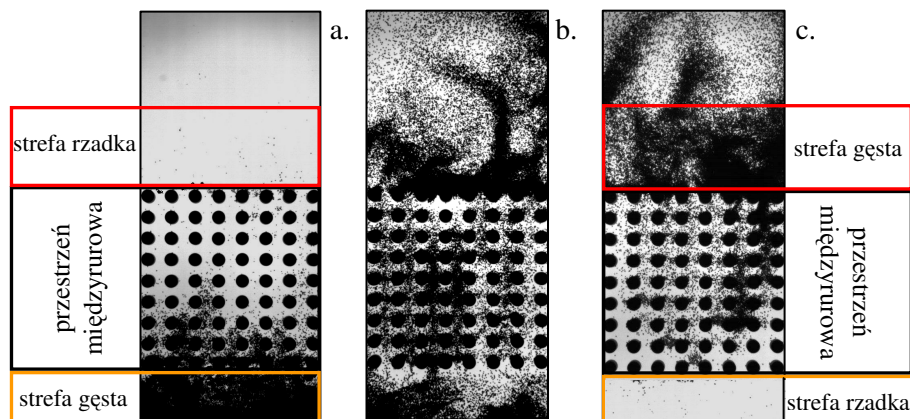
$$\frac{t}{d_r} \leq 1,42 . \quad (\text{IV-7})$$

Przy takiej geometrii aparatu, po przekroczeniu prędkości początku fluidyzacji pewna część cząstek trafia do przestrzeni międzyrurowej, w której prędkość jest znacznie wyższa. Układ rurowy wymiennika fluidalnego zaczyna spełniać rolę dystrybutora gazu. Wówczas w przestrzeni międzyrurowej znacznie wzrasta prędkość gazu, co powoduje jednocześnie duże zróżnicowanie prędkości lokalnej; osiągnięcie tego stanu powoduje, że złożo fluidalne wkracza w obszar wewnętrznej cyrkulacji [136,140].

Zjawisko inwersji faz jest dość dobrze rozpoznane w warunkach fluidyzacji ciała stałe-ciecz [79, 104], lecz dotychczas nieobserwowane dla przepływu dwufazowego gaz-ciało stałe w przestrzeni międzyrurowej fluidalnego wymiennika ciepła.

Należy uwzględnić fakt, że inwersja faz powstaje w momencie gdy następuje silne porywanie cząstek ciała stałego z warstwy fluidalnej, tj. prędkość fazy gazowej jest wyższa od prędkości opadania pojedynczych cząstek. Jest to zjawie-

sko niekorzystne, ponieważ w trakcie i po jego wystąpieniu pewna część cząstek ciała stałego nie bierze udziału w procesie.



Rys. IV. 13. Etapy zjawiska inwersji faz: a. strefa gęsta pod pękiem rur a rzadka nad pękiem rur, b. etap przejściowy, c. strefa gęsta nad pękiem rur a rzadka pod pękiem rur

W trakcie zjawiska inwersji cząstki stałe przemieszczają się w kierunku przestrzeni międzyrurowej, gdzie doznają wyraźnego przyspieszenia. Nad ostatnim rzędem rur gwałtownie zmniejsza się prędkość gazu; cząstki powracają do stanu fluidyzacji burzliwej lub korkowej.

Zjawisko inwersji faz jest bezpośrednio związane ze zmianami prędkości cząstek w wymienniku, a właściwie z osiągnięciem przez nie w przestrzeni międzyrurowej prędkości transportu pneumatycznego.

W związku z tym wyznaczono prędkości gazu, przy których następuje przejście badanych materiałów do fluidyzacji burzliwej oraz unoszenie cząstek w warunkach złoża o stałym przekroju.

Wykorzystano w tym celu korelację Nakajimy i in. [105]

$$Re_c = 0,633 Ar^{0,467} \quad (IV-8)$$

oraz Peralesa i in. [113]

$$Re_k = 1,95 Ar^{0,453} \quad (IV-9)$$

i

$$Re_{tr} = 1,45 Ar^{0,484} \quad (IV-10)$$

Liczba Archimedesesa zdefiniowana jest równaniem (III-4) zaś liczbę Reynoldsa wyraża zależność

$$Re = \frac{u_G d_{sr} \rho_G}{\eta_G} \quad (IV-11)$$

W tabeli IV.2 przedstawiono wartości graniczne prędkości, przy których następują zmiany struktur przepływu.

Tabela IV.2.

Prędkości, przy których następują zmiany struktur fluidalnych

| Oznaczenie materiału | u_{mf} | u_c | u_k | u_{tr} |
|----------------------|----------|-------|-------|----------|
| | m/s | m/s | m/s | m/s |
| G | 0,76 | 1,95 | 5,00 | 5,58 |
| K1 | 0,07 | 1,07 | 2,96 | 2,82 |
| K2 | 0,16 | 1,26 | 3,42 | 3,39 |
| K3 | 0,30 | 1,48 | 3,94 | 4,05 |
| Q | 1,16 | 0,81 | 2,09 | 2,32 |
| P1 | 0,20 | 1,58 | 4,26 | 4,23 |
| P2 | 0,70 | 2,21 | 5,76 | 6,21 |
| R | 0,56 | 1,70 | 4,42 | 4,79 |

Biorąc pod uwagę wyniki z tabeli IV.2. oraz zależność pomiędzy geometrią układu rurowego a prędkościami w aparacie, wyrażoną równaniem

$$\frac{u_{G_{max}}}{u_G} = \frac{t}{t - d_r} \quad (IV-12)$$

uzyskuje się relacje pomiędzy prędkościami a wartościami granicznymi, które pokazano w tabeli IV.3.

Tabela IV.3.

Prędkości w przestrzeni międzyrurowej wymiennika ciepła

| Oznaczenie materiału | $\frac{u_{G_{max}}}{u_G}$ z r.(IV-12) | $\frac{u_c}{u_{mf}}$ | $\frac{u_k}{u_{mf}}$ | $\frac{u_{tr}}{u_{mf}}$ |
|----------------------|---------------------------------------|----------------------|----------------------|-------------------------|
| G | 2,14 | 2,58 | 6,62 | 7,38 |
| K1 | | 14,61 | 40,19 | 38,38 |
| K2 | | 8,09 | 21,89 | 21,70 |
| K3 | | 4,91 | 13,06 | 13,44 |
| Q | | 2,65 | 6,81 | 7,56 |
| P1 | | 7,79 | 21,06 | 20,93 |
| P2 | | 3,18 | 8,29 | 8,93 |
| R | | 3,06 | 7,94 | 8,60 |
| G | 2,78 3,00 | 2,58 | 6,62 | 7,38 |
| K1 | | 14,61 | 40,19 | 38,38 |
| K2 | | 8,09 | 21,89 | 21,70 |
| K3 | | 4,91 | 13,06 | 13,44 |
| Q | | 2,65 | 6,81 | 7,56 |
| P1 | | 7,79 | 21,06 | 20,93 |
| P2 | | 3,18 | 8,29 | 8,93 |
| R | | 3,06 | 7,94 | 8,60 |

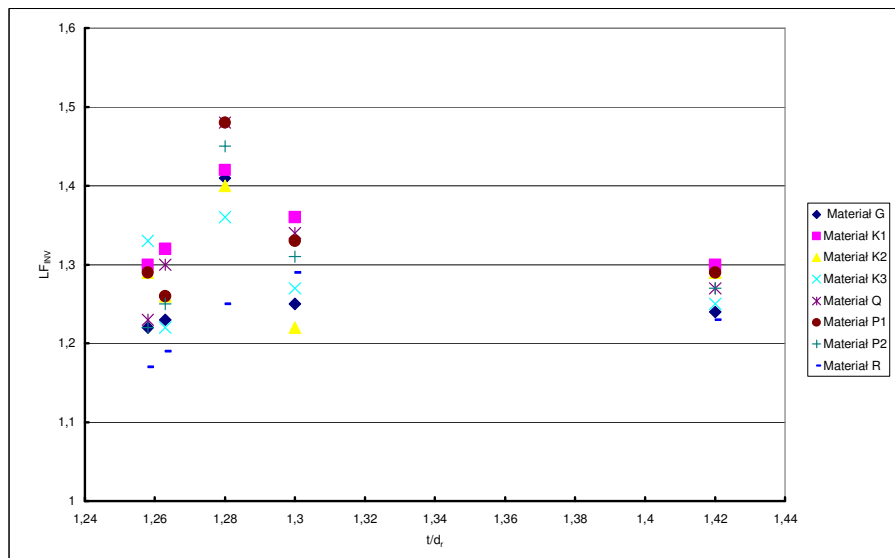
Tabela IV.3 cd.

Prędkości w przestrzeni międzyrurowej wymiennika ciepła

| Oznaczenie materiału | $\frac{u_{G_{max}}}{u_G}$ z r.(IV-12) | $\frac{u_c}{u_{mf}}$ | $\frac{u_k}{u_{mf}}$ | $\frac{u_{tr}}{u_{mf}}$ |
|----------------------|---------------------------------------|----------------------|----------------------|-------------------------|
| G | 3,24 | 2,58 | 6,62 | 7,38 |
| K1 | | 14,61 | 40,19 | 38,38 |
| K2 | | 8,09 | 21,89 | 21,70 |
| K3 | | 4,91 | 13,06 | 13,44 |
| Q | | 2,65 | 6,81 | 7,56 |
| P1 | | 4,57 | 7,79 | 21,06 |
| P2 | | 4,80 | 3,18 | 8,29 |
| P2 | | 4,88 | 3,18 | 8,29 |
| R | | 3,06 | 7,94 | 8,60 |

W każdym przypadku, gdy stosunek wyznaczony z równania (IV-12) jest mniejszy od prędkości u_c , u_k , lub u_{tr} , odniesionych do u_{mf} należy spodziewać się zmiany struktury w przestrzeni międzyrurowej w stosunku do strefy pod pękiem rur.

Na rys. IV.15. pokazano parametry geometryczne układu (t/d_r) i parametry przepływowe ($L_{INV} = u_G/u_{mf}$), przy których w badaniach własnych zaobserwowano początek inwersji faz.



Rys. IV.14. Warunki geometryczne i przepływowe początku inwersji faz

Z rys. IV.14 wynika, że zakres pracy badanego aparatu fluidalnego jest bardzo ograniczony jeśli chce się uniknąć zjawiska inwersji. Alternatywą jest stosowanie układu rur o większej podziałce.

Należy pamiętać, że prędkości gazu, przy których rozpoczyna się inwersja faz, odpowiadają prędkości rozwiniętego pęcherzykowania. Początek inwersji faz dotyczy tych cząstek, które znajdują się w dolnej części przestrzeni międzyrurowej. Cząstki pomiędzy rozdzielaczem gazu a pierwszym rzędem rur przepływają przez obszar wkładu rurowego przy wyższej prędkości w_G , by w konsekwencji znaleźć się nad przestrzenią międzyrurową i tam tworzyć strukturę korkową lub burzliwą. Inwersja faz następuje w przestrzeni międzyrurowej choć jej skutki są widoczne ponad nią.

IV.4. Określenie struktur dwufazowych metodą stochastycznej analizy oporów przepływu

Podczas badań struktur przepływu w aparacie fluidalnym z wkładem rurowym wykonano rejestracje zmian ciśnienia statycznego przy jego ścianie. Opory przepływu zmieniają się w aparacie w wyniku wzajemnego oddziaływania strugi powietrza i ciała stałego. Istotne znaczenie ma również geometria układu.

W trakcie pomiarów rejestrowano również spadki ciśnienia w czasie, co pozwoliło na przedstawienie ich w postaci zależności funkcyjnej

$$\Delta p = f(t). \quad (IV-12)$$

W celu uzyskania wartości pozwalających na zdefiniowanie struktur przepływu na podstawie pomiaru spadków ciśnienia zastosowano procedurę obliczeniową, przedstawioną w pracy [147]) uwzględniającą wyznaczenie parametrów stochastycznych:

- wartości średniej

$$\Delta p_{sr} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \Delta p_i, \quad (IV-13)$$

gdzie N – liczba pomiarów,

- odchylenia standardowego od wartości średniej

$$\sigma(\Delta p_{sr}) = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\Delta p_i - \Delta p_{sr})^2 \right]^{0.5}, \quad (IV-14)$$

- współczynnika zmienności rozkładu

$$\delta(\Delta p) = \frac{\sigma(\Delta p_{sr})}{\Delta p_{sr}}, \quad (IV-15)$$

- współczynnika asymetrii rozkładu procesu

$$CSK = \frac{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\Delta p_i - \Delta p_{sr})^3}{\left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\Delta p_i - \Delta p_{sr})^2 \right]^{1.5}}, \quad (IV-16)$$

- współczynnika spłaszczenia rozkładu procesu

$$CPE = \frac{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\Delta p_i - \Delta p_{sr})^4}{\left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\Delta p_i - \Delta p_{sr})^2 \right]^2} - 3. \quad (IV-17)$$

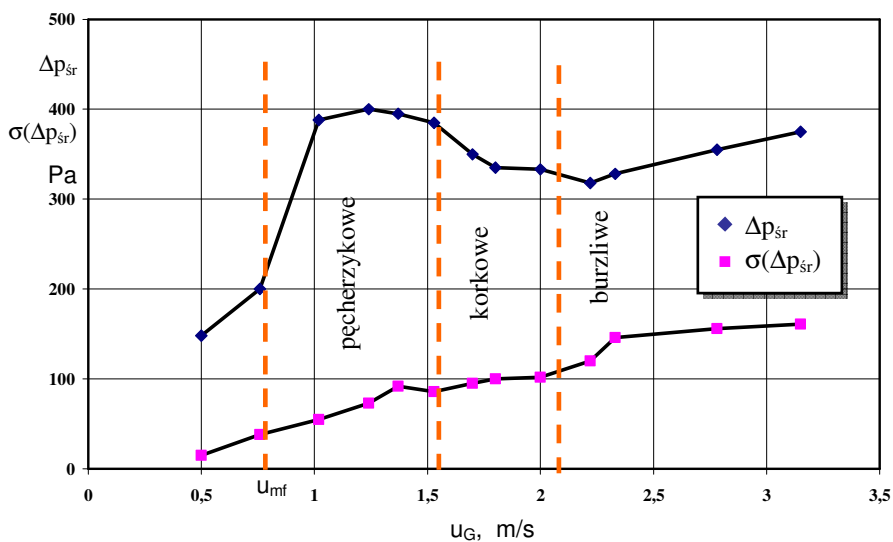
Formułując powyższe wyrażenia wykorzystano informacje oraz zależności zawarte w pracach [18, 47, 68, 72, 85, 98].

IV.4.1. Rozkłady parametrów i funkcji stochastycznych

Jedną z podstawowych zależności, określających charakter złoża fluidalnego jest rozkład wartości średnich ciśnienia statycznego. Dlatego też w celu weryfikacji poprawności przebiegu procesu fluidalnego w badanym aparacie wyznaczano rozkłady zależności

$$\Delta p_{sr} = f(u_G), \quad (IV-18)$$

których przykłady pokazano na rys. IV.15 i rys. IV.16. Można przyjąć, że rozkład punktów jest charakterystyczny dla klasycznego złoża fluidalnego.

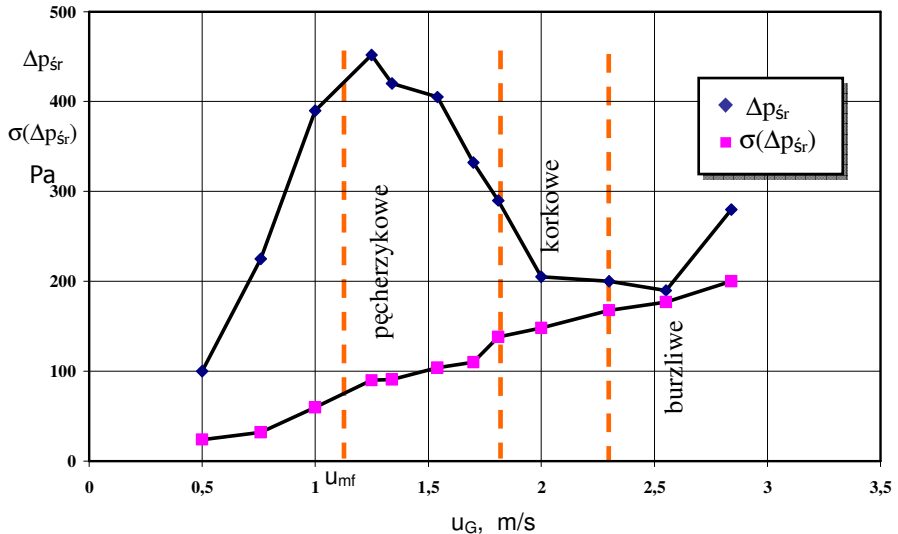


Rys. IV.15. Rozkłady parametrów stochastycznych dla badanego aparatu fluidyzacyjnego przy użyciu materiału G oraz układu rur VII (wg tab. III.1)

Uogólniając, wartości średnie spadku ciśnienia Δp_{sr} zależą głównie od geometrii aparatu, własności fizycznych cząstek i hydrodynamiki procesu. Jednakże należy zauważyć, że pęcherzykowanie złoża nie rozpoczyna się bezpośrednio po przekroczeniu prędkości początku fluidyzacji. Ma na to wpływ wy-

sokość złoża i oddziaływanie stref przyściennych. Potwierdzają to również rozkłady parametrów stochastycznych, pokazane na rys. IV.16.

Na podstawie analiz, wykonanych dla wszystkich zarejestrowanych stanów złoż w aparacie fluidyzacyjnym można zauważyć prawie liniowy wzrost wartości odchylenia standardowego wraz ze wzrostem u_G .



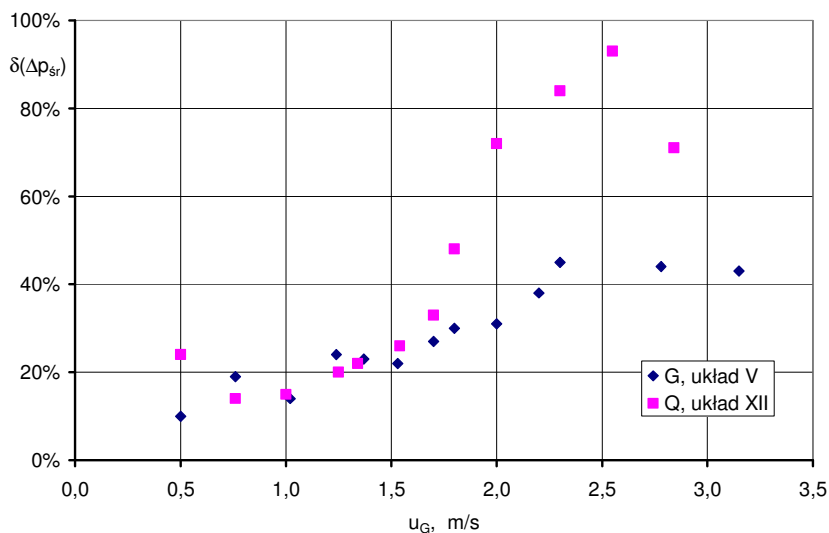
Rys. IV.16. Rozkłady parametrów stochastycznych dla badanego aparatu fluidyzacyjnego przy użyciu materiału Q oraz układu rur XII (wg tab. III.1)

Pokazane na rys. IV.17 przykładowe przebiegi współczynników zmienności wskazują na wyższe jego wartości dla materiału Q; im proces jest bardziej dynamiczny (burzliwy), tym wartość tego parametru jest wyższa. Zauważono zależność, iż współczynnik zmienności charakteryzuje się wyższymi wartościami dla materiałów o większej średnicy ziaren.

W celu zdefiniowania wzajemnych zależności pomiędzy wartościami spadków ciśnienia a strukturami powstającymi w fluidalnym wymienniku ciepła, wyznaczono przebiegi czasowe ciśnienia i odpowiadające im rozkłady funkcji autokorelacji i gęstości prawdopodobieństwa (p. rozdz. II.3). Analiza uzyskanych wyników pozwoliła na sformułowanie poniższych wniosków.

Dla *fluidyzacji pęcherzykowej* chwilowe fluktuacje ciśnienia charakteryzują się pewną intensywnością, wynikającą z wielkości strumienia, a tym samym prędkości gazu oraz geometrią aparatu, co widać na przykładzie materiału Q w układzie XII rur (rys. IV.18a).

Funkcja gęstości prawdopodobieństwa dla omawianego przypadku ma rozkład „rozmyty” z wyraźnym maksimum. Funkcje gęstości prawdopodobieństwa dla pozostałych materiałów, różnych przestrzeni międzyrurowych i prędkości przepływu powietrza (powodujących powstawanie pęcherzy w aparacie) mają bardzo podobne przebiegi.



Rys. IV.17. Współczynnik zmienności rozkładu w funkcji prędkości pozornej gazu dla badanego aparatu fluidyzacyjnego i dwóch materiałów (G i Q) oraz układów rur V i XII

Funkcja autokorelacji wskazuje na oscylacje o charakterze losowym i takim samym powstawaniu pęcherzy w aparacie.

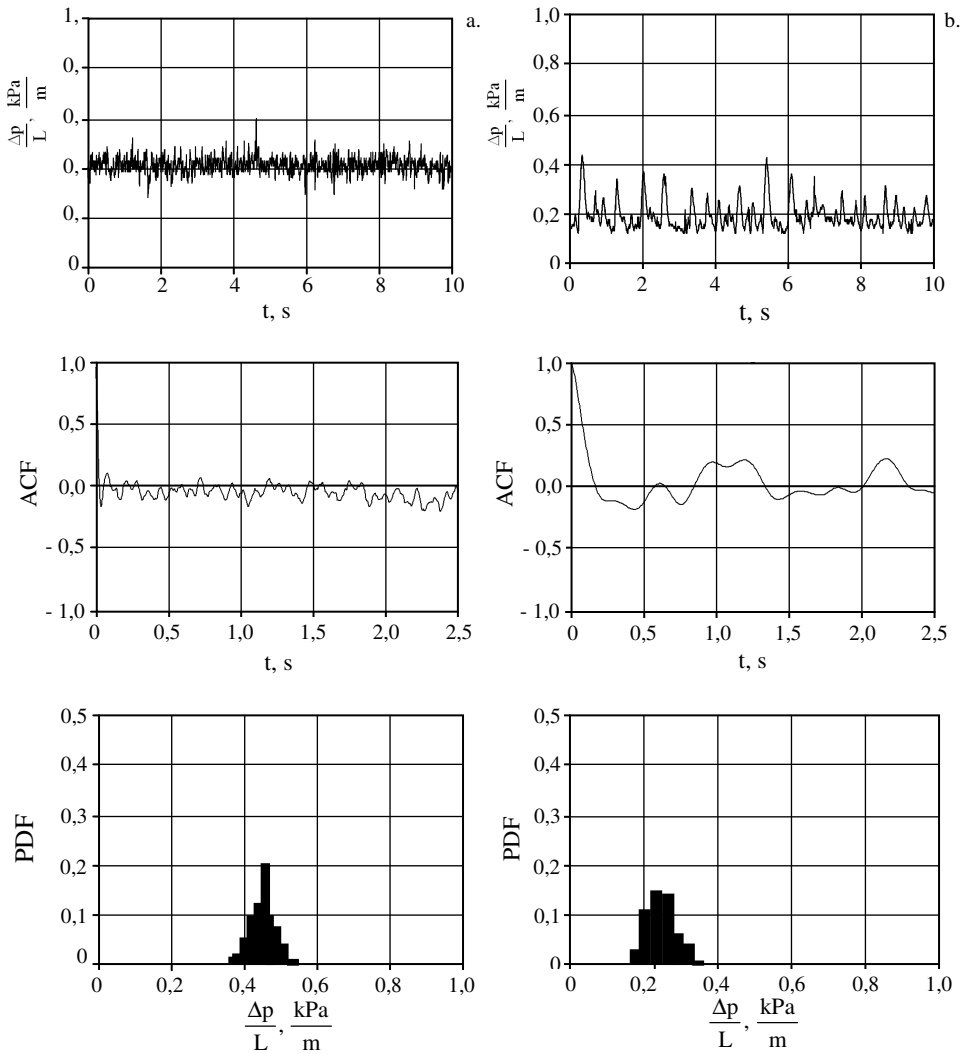
Dla *fluidyzacji korkowej* (rys. IV.18b), co zaobserwowano dla materiału K3 i I układu rur, zwraca uwagę fakt znacznej intensywności chwilowych zmian ciśnienia podobnie jak w przypadku fluidyzacji pęcherzykowej. Rozkłady PDF we wszystkich badanych przypadkach, to jest dla różnych materiałów złoża i wkładów rur w aparacie, mają bardzo podobny „rozmyty” charakter ze słabo wyodrębnioną wartością maksymalną. Funkcja autokorelacji nie potwierdza okresowego charakteru tworzenia się korków gazowych.

Dla *fluidyzacji burzliwej* (rys. IV.19) rozkład zmian ciśnienia ma charakter nieuporządkowany, co pokazano na przykładzie materiału G i III układzie rur. Rozkłady funkcji gęstości prawdopodobieństwa wyznaczone dla tej struktury są wyraźnie rozmyte. Rozkłady funkcji autokorelacji mają postać zbliżoną do sinusoidy, co świadczy o okresowo powtarzającym się zjawisku.

Rozkłady funkcji ACF i PDF dla przepływu w przestrzeni międzyrurowej w dużej części odpowiadają rozkładom, wyznaczanym dla klasycznej fluidyzacji [137]. Istotne różnice zauważa się dla struktury korkowej, dla której rozkład ACF świadczy o okresowości tej struktury (fluidyzacja klasyczna) i braku periodyczności (fluidyzacja w przestrzeni międzyrurowej). Powodem może być fakt, że struktura korkowa w strefach pomiędzy rurami ma większe ograniczenia w powstawaniu i rozwoju niż to ma miejsce w złożu klasycznym.

Ponadto wyznaczono wartości współczynników spłaszczenia i asymetrii rozkładów funkcji gęstości prawdopodobieństwa. W tabeli VI.1. przedstawiono

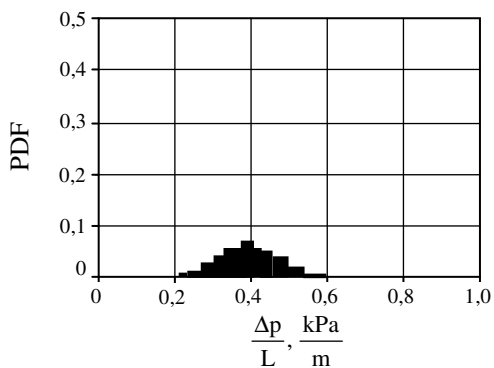
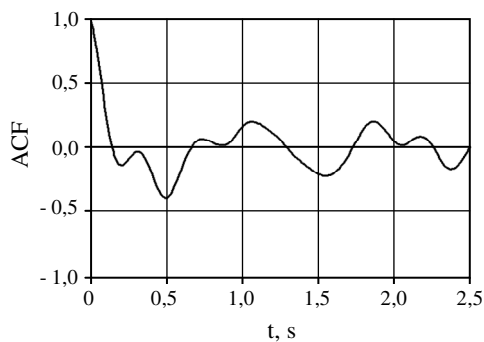
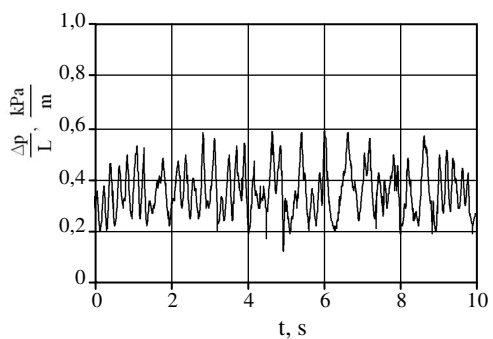
wyniki analiz dla poszczególnych materiałów. Umieszczone w niej wartości graniczne dotyczą wszystkich przebadanych układów rur.



Rys. IV.18. Przykłady rozkładów chwilowych wartości spadków ciśnienia w aparacie i odpowiadającym im funkcji autokorelacji i gęstości prawdopodobieństwa:

a. struktura pęcherzykowa, materiał Q, $u_G = 1,38$ m/s, układ XII,

b. struktura korkowa, materiał K3, $u_G = 1,58$ m/s, układ I



Rys. IV.19. Przykład rozkładów chwilowych wartości spadków ciśnienia w aparacie i odpowiadającym im funkcji autokorelacji i gęstości prawdopodobieństwa; struktura burzliwa, materiał G, $u_G = 3,7$ m/s, układ III

Tabela IV.1.

Graniczne wartości współczynników CSK i CPE dla analizowanych materiałów

| Oznaczenie | CSK | CPE |
|------------|------------|------------|
| G | -1,0 ÷ 1,0 | -1,7 ÷ 3 |
| K1 | -1,0 ÷ 1,0 | -2 ÷ 2,5 |
| K2 | -1,0 ÷ 1,2 | -2 ÷ 2,6 |
| K3 | -1,0 ÷ 1,2 | -1,9 ÷ 2,5 |
| Q | -1,6 ÷ 1,0 | -1 ÷ 3 |
| P1 | -1,0 ÷ 1,4 | -1,5 ÷ 2,5 |
| P2 | -1,0 ÷ 1,2 | -1,9 ÷ 2,9 |
| R | -1,1 ÷ 1,2 | -1,9 ÷ 2,5 |

V. OKREŚLENIE STRUKTUR DWUFAZOWYCH METODĄ ANALIZY OBRAZU

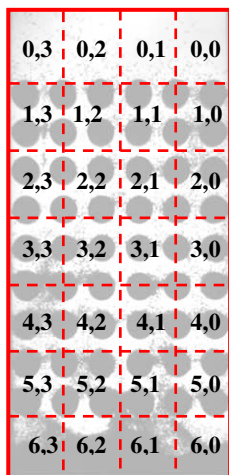
Uzyskane sekwencje obrazów analizowano pod kątem czasowych zmian poziomu szarości obrazu w wielu miejscach aparatu z wykorzystaniem tzw. obszarów pomiarowych. Pojęcie *obszaru pomiarowego* jest osobnym i samym w sobie obszernym zagadnieniem, ponieważ zawsze, kiedy dokonuje się pomiaru pewnej wielkości, staje się przed dylematem optymalnego położenia obszaru pomiarowego w celu uzyskania danych reprezentatywnych dla badanego procesu. Określenie wielkości oraz liczby obszarów pomiarowych jest trudnym zadaniem, zwłaszcza w przypadku istnienia w aparacie stref o różnym charakterze przepływu, co ma miejsce także w przestrzeni międzyrurowej wymienników ciepła. W omawianym przypadku zastosowano metodę sekwencyjnej analizy obrazu, dzięki której obrazy analizowane są jeden po drugim (w dowolnie zadanym miejscu) ze względu na dowolną, z danego zbioru, właściwość (cechę) obrazu.

Analizując poszczególne cechy istotnym jest to, iż amplituda impulsu stanowi względne zmiany danej cechy, natomiast szerokość impulsu odpowiada czasowi trwania zjawiska od minimum poprzez maksimum do kolejnego minimum przebiegu zmienności danej cechy.

Metodyka wykonania czasoprzestrzennej analizy obrazu jest zatem następująca: na powierzchni obrazu klatki filmu wyznacza się fragmenty (etap definicji stref pomiarowych), w których analizowany będzie średni poziom szarości (etap obliczeń uśrednionej wartości poziomu szarości w wybranych strefach). Jeżeli analizę taką przeprowadzi się dla każdej klatki filmu (etap obliczeń chwilowej wartości poziomu szarości), otrzyma się dyskretny ciąg średnich wartości poziomu szarości dla danego obszaru i dla każdej klatki filmu (etap obliczeń czasowych fluktuacji wartości poziomu szarości). Ten ciąg wartości jest dyskretną funkcją, reprezentującą przebieg zmian poziomu szarości, wybranego obszaru obrazu, w czasie. Z matematycznego punktu widzenia, funkcja taka jest numerycznym szeregiem czasowym i może być badana metodami analizy procesów stochastycznych.

W celu określenia możliwie najbardziej dogodnego położenia strefy pomiarowej wykonano badania rozkładu zmian poziomu szarości obrazu na powierzchni aparatu. Miejsca, w których maksymalna amplituda sygnału jest największa, to miejsca o największej dynamice zmian poziomu szarości. Na podstawie przeprowadzonej analizy stwierdzono, że istnieją w aparatach miejsca, w których z punktu widzenia oceny struktury, najlepiej jest wyznaczać obszary pomiarowe i określać analitycznie parametry procesów; najmniej odpowiednią lokalizacją takiego obszaru, z punktu widzenia dynamiki zmian poziomu szarości, jest wylot z aparatu.

Statystycznie, najbardziej miarodajną lokalizacją dla procesu jest obszar w okolicy połowy wysokości układu rurowego, ponieważ w tym miejscu dynamika zmian jest odpowiednia do prawidłowej oceny (wysoka zmienność wartości poziomu szarości obrazu i jego amplituda).



Rys. V.1. Obszary pomiarowe

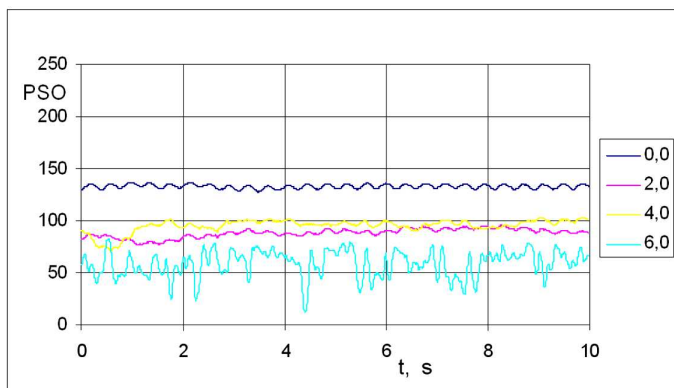
fluktuacji zmian poziomu szarości. Jednakże należy mieć na uwadze fakt, że wielkość i dynamika fluktuacji PSO zależy również od wyboru miejsca obszaru pomiarowego.

W wyniku wykonanych rejestracji struktur uzyskano zbiory danych dla poszczególnych struktur, geometrii wkładów rurowych oraz położzeń obszaru pomiarowego. Jego lokalizacje ustalono doświadczalnie; pokazano je na rys. V.1. W trakcie analizy okazało się, że najwięcej istotnych informacji otrzymuje się, gdy rozpatrywane obszary znajdują się w strefach przyściennych aparatu.

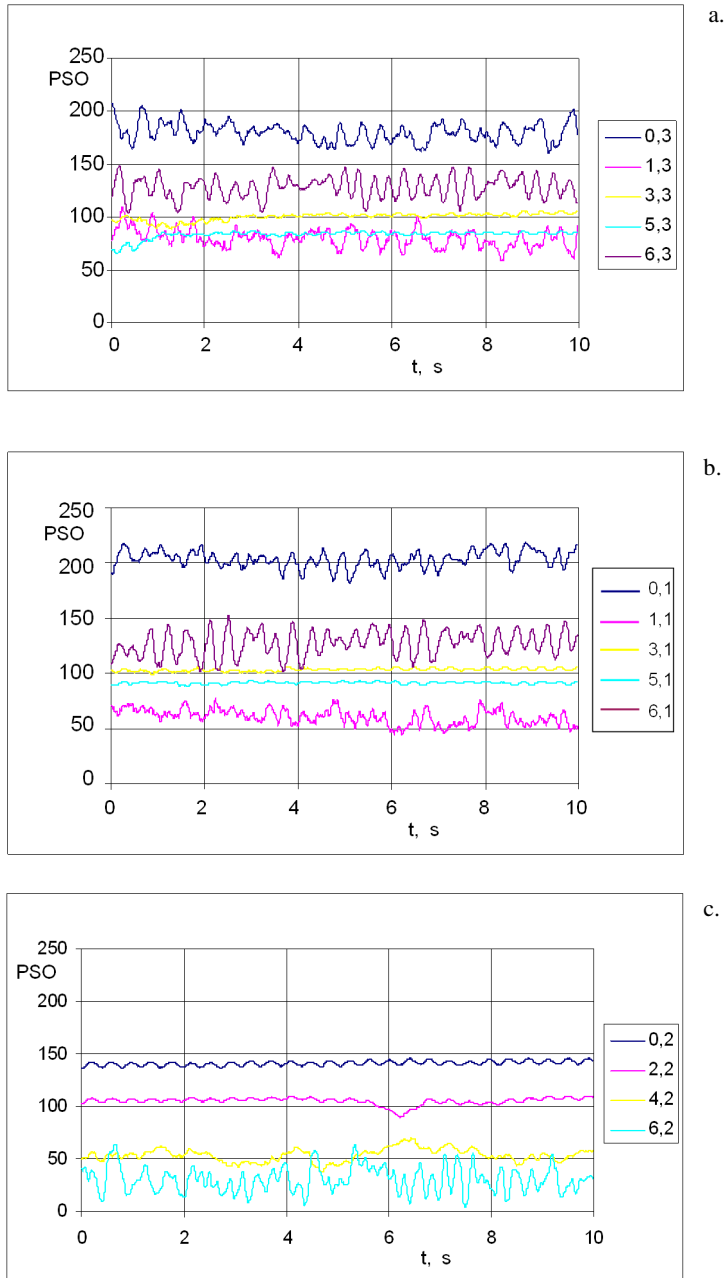
W dalszej części (rys. V.2 – V.4) pokazano wybrane wyniki, uzyskane w oparciu o zarejestrowane struktury.

Otrzymane w wyniku analizy poziomów szarości wartości liczbowe posłużyły do wyznaczenia rozkładów funkcji ACF i PDF (tabela V.1).

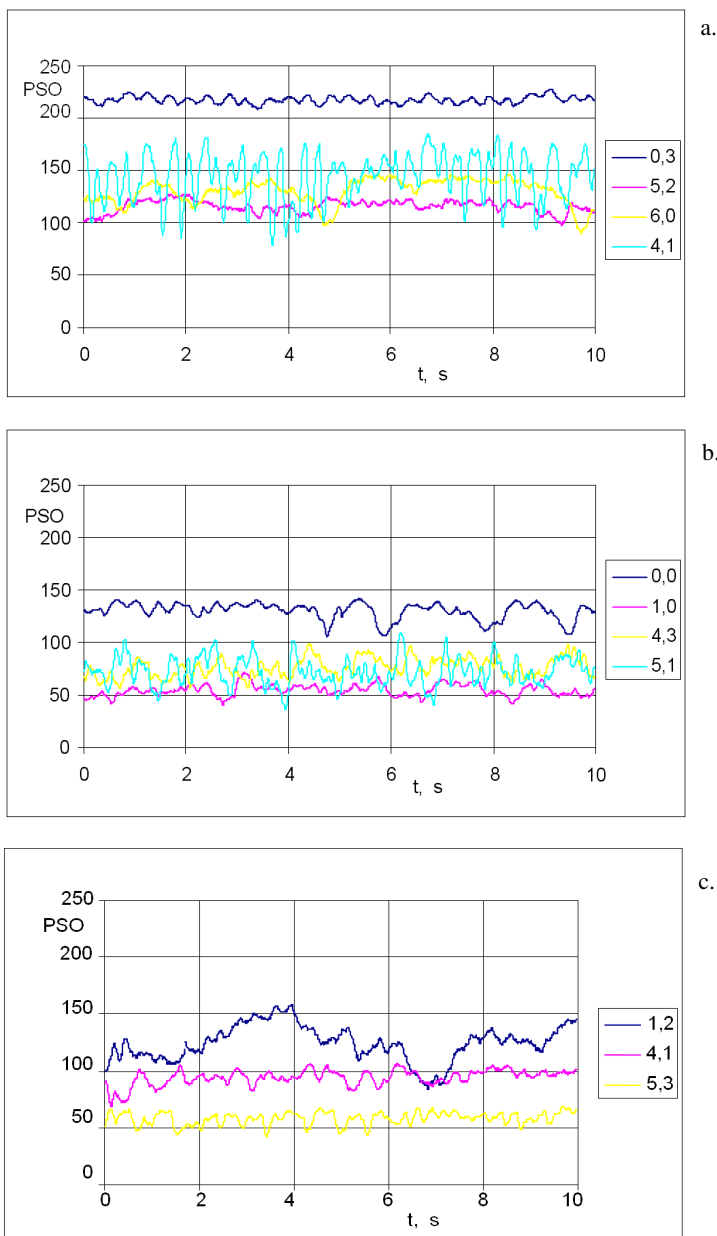
Zilustrowane na rysunkach V.2 – V.3 przykłady rozkładów funkcji ACF i PDF pokazują, że ocena struktury dwufazowej, na podstawie analizy stochastycznej, jest możliwa ze względu na wyraźne istnienie



Rys. V.2. Wyniki obliczeń fluktuacji stopnia szarości dla materiału R, układ XVII, $u_G = 1,8$ m/s; położenie obszarów analizy wg rys. V.1



Rys. V.3. Wyniki obliczeń fluktuacji stopnia szarości dla: a. materiału Q, układ XIII, $u_G = 4,6$ m/s; b. materiału Q, układ XVIII, $u_G = 4,6$ m/s; c. materiału K2, układ VI, $u_G = 1,7$ m/s; położenie obszarów wg rys. V.1

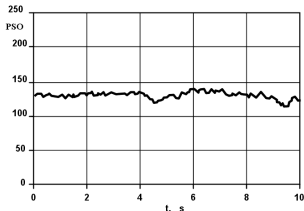
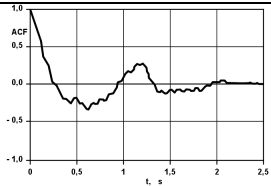
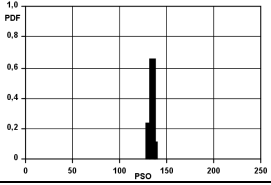
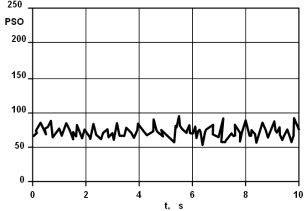
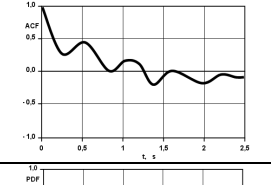
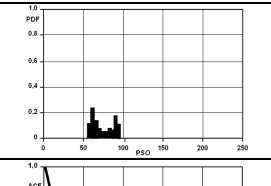
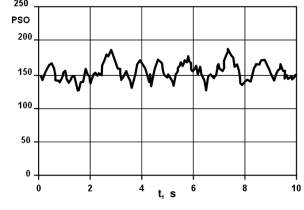
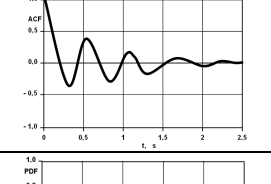
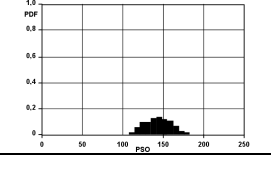


Rys. V.4. Wyniki obliczeń fluktuacji stopnia szarości dla: a. materiału P1, układ III, $u_G = 4,6$ m/s; b. materiału P2, układ II, $u_G = 4,8$ m/s; c. materiału K3, układ I, $u_G = 1,8$ m/s; położenie obszarów wg rys. V.1

W tabeli V.1 przedstawiono uogólnione cechy funkcji stochastycznych, charakterystyczne dla poszczególnych struktur, powstających w przestrzeni międzyrurowej wyznaczone metodą analizy obrazu.

Tabela V.1.

Cechy charakterystyczne funkcji stochastycznych, wyznaczone dla struktur w wymienniku fluidalnym

| Struktura | Funkcja | Rozkład funkcji | |
|---|---------|---|--|
|  <p>pęcherzykowa</p> | ACF |  | Z tendencją wygaszającą, proces nieperiodyczny |
| | PDF |  | Rozkład wąski, z wyraźnym ekstremum |
|  <p>korkowa</p> | ACF |  | Proces o tendencji zbliżonej do okresowej |
| | PDF |  | Rozkład rozmyty z zaznaczonymi ekstremami |
|  <p>burzliwa</p> | ACF |  | Rozkład losowy lub okresowy |
| | PDF |  | Rozkład bez wyraźnych ekstremów, rozmyty |

VI. WYNIKI OBLICZEŃ NUMERYCZNYCH

W modelowanie procesu fluidyzacji w przestrzeniach międzyrurowych zastosowano pakiet FLUENT. W celu rozwiązania równań, opisanych w rozdziale II.5, posłużono się metodą Eulera-Eulera. Obok równań ruchu integralną częścią modelu jest model turbulencji. W programie FLUENT przy rozwiązywaniu przepływów wielofazowych metodą Eulera można zastosować jedynie dwuwymiarowy model turbulencji k- ϵ .

Słabym punktem modeli numerycznych są półempiryczne współczynniki, ponieważ zmieniając je można uzyskać wyniki, różniące się znacznie od siebie i nie zawsze odpowiadające oczekiwanemu rozwiązaniu problemu. Współczynniki te zależą głównie od rozkładu turbulencji w objętości obliczeniowej, ale także od stosowanych metod numerycznych. W związku z tym przed przystąpieniem do obliczeń należy dobrać poprawne wartości „stałych” na podstawie informacji, dostępnych w literaturze, lub na podstawie kalibracji „stałych” w odniesieniu do badanego problemu [123]. W przypadku prowadzonych badań stałe modeli zostały dobrane na podstawie dokumentacji programu FLUENT, w którym dla różnych zagadnień przepływowych podane są poprawne zestawy tych danych. Podstawowe możliwości programu rozszerzono o procedury użytkownika, które korygowały prędkość ruchu złoża fluidalnego. Wprowadzona korekta uwzględniała wpływ obecności ścian kanału przepływowego [124].

Podczas obliczeń turbulencji za pomocą modelu k- ϵ dla przepływu poli-dyspersyjnego przyjęto następujące współczynniki modelu turbulencji [44]:

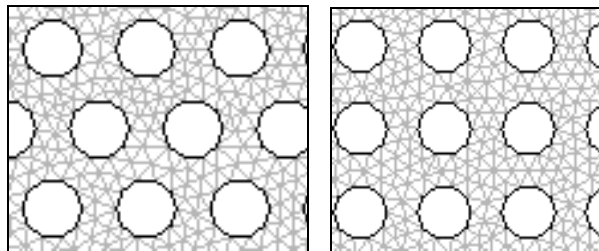
- $C_{\mu}=0,09$;
- $C_{1-\epsilon}=1,44$;
- $C_{2-\epsilon}=1,92$;
- $C_{3-\epsilon}=1,3$;
- TKE-Prandtl=1;
- TDE-Prandtl=1,3
- Disper-Prandtl=0,75.

Obliczenia zostały zrealizowane przy użyciu schematów obliczeniowych pierwszego rzędu „pod prąd” dla pędu, objętości poszczególnych faz w obszarach kontrolnych, oraz energii kinetycznej i dyssypacji energii turbulentnej. Sprzężenie pomiędzy ciśnieniem i prędkością zrealizowano metodą sprzęgania faz SIMPLE, a podczas realizacji obliczeń przyjęto następujące współczynniki podrelaksacji [44]:

- ciśnienia=0,6;
- pędu=0,7;
- objętości frakcji stałej=0,2;
- temperatury granularnej=0,3;
- energii kinetycznej turbulencji=0,3;
- dyssypacji turbulentnej=0,3;
- lepkości turbulentnej=0,6.

Obszar obliczeniowy to prostokątny kanał o wymiarach 300×1200, w którym symulowano układy rurowe o różnych konfiguracjach. Badania przeprowadzono w geometrii dwuwymiarowej uwzględniając układy przepływowe, omówione w rozdziale III (tabela III.1). Ciągłe układy zastąpiono obszarami obliczeniowymi, złożonymi z niestrukturalnych trójkątnych siatek obliczeniowych. Przykłady siatek pokazano na rys. VI.1.

Układ przepływowy zdyskretyzowano do siatki obliczeniowej, złożonej z 1170496 ścianek o powierzchniach $5,683644 \cdot 10^{-6} \div 1,087377 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$.



Rys. VI.1. Fragmenty siatek obliczeniowych

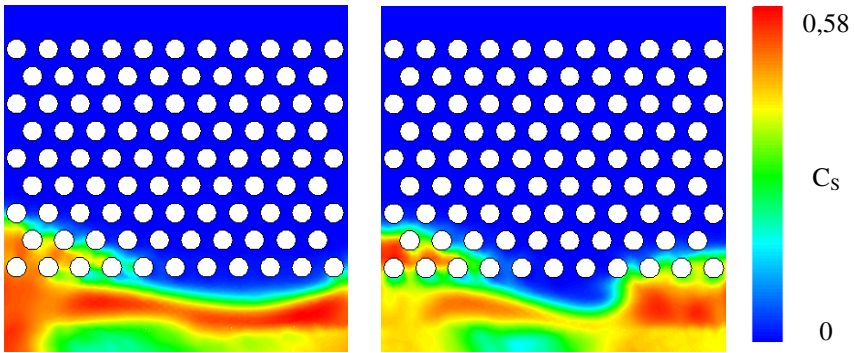
Obliczenia przeprowadzono dla przepływu niestacjonarnego, jednak na wlocie do obszaru obliczeniowego przyjęto stacjonarny rozkład prędkości fazy gazowej (rys. VI.2). Dzięki przeprowadzonym obliczeniom uzyskano zmienne w czasie rozkłady prędkości, ciśnień oraz koncentracji faz.



Rys. VI.2. Przykład profilu prędkości wlotowej

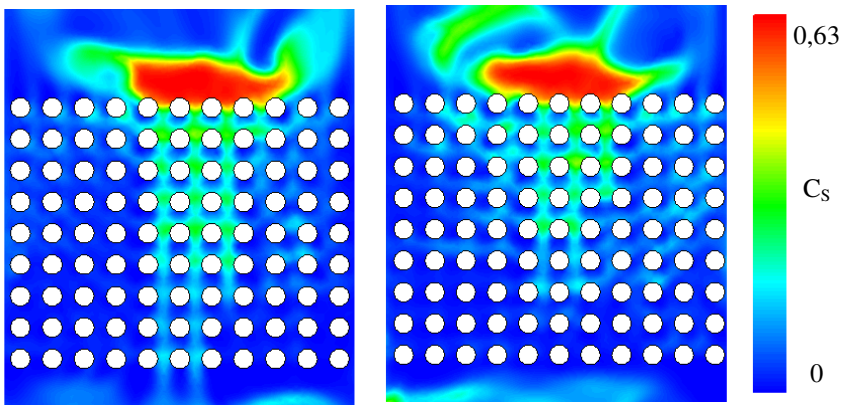
Na rys. VI.3 przedstawiono obliczeniowe rozkłady koncentracji fazy stałej w przypadku trójkątnego układu rur dla cząstek G i struktury pęcherzykowej. Na wlocie do obszaru obliczeniowego zadano średnią prędkość 1,0m/s. Rys. VI.3 przedstawia rozkłady koncentracji dla dwóch stanów złoża, wyznaczone dla interwału czasowego 0,8 s wyraźnie obrazujące powstawanie pęcherza gazu nad rusztem i jego przemieszczenie się. Mała prędkość pozorną gazu powoduje, że materiał rozdrobniony tworzy złożę poniżej układu rur i częściowo w jego dolnej części.

Wyższa prędkość pozorna gazu powoduje przeniesienie złoża ponad rury, umieszczone w przestrzeni międzyrurowej. Obserwuje się intensywnie przebiegająca inwersję faz.



Rys. VI.3. Obliczenia koncentracji fazy stałej; materiał G, I układ rurowy – I, $u_G = 1,0$ m/s; dla dwóch stanów czasowych o interwale 0,8 s, struktura pęcherzykowa

Na rys. VI.4 pokazano obliczone rozkłady koncentracji dla materiału K2 i kwadratowego przestawnego układu rur. Na wlocie do obszaru obliczeniowego zadano średnią prędkość 3,8 m/s. Cząstki ciała stałego przemieściły się ponad układ rur, który w tych warunkach stanowi dodatkowy ruszt.

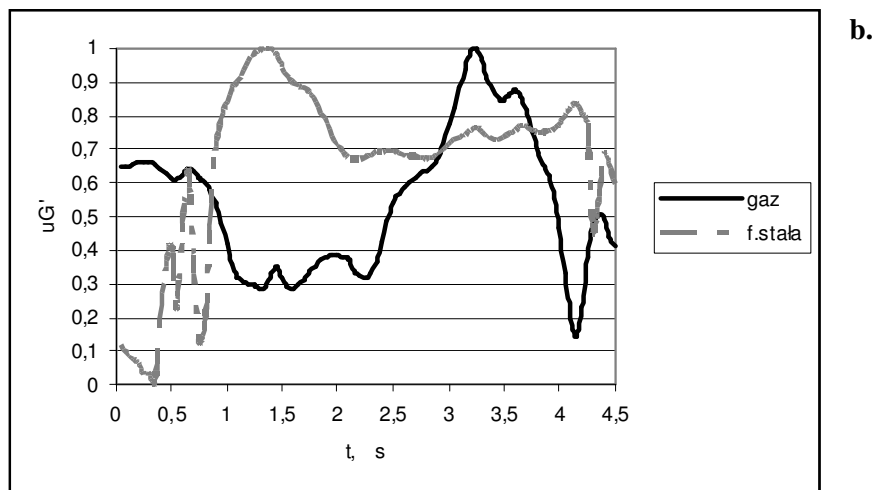
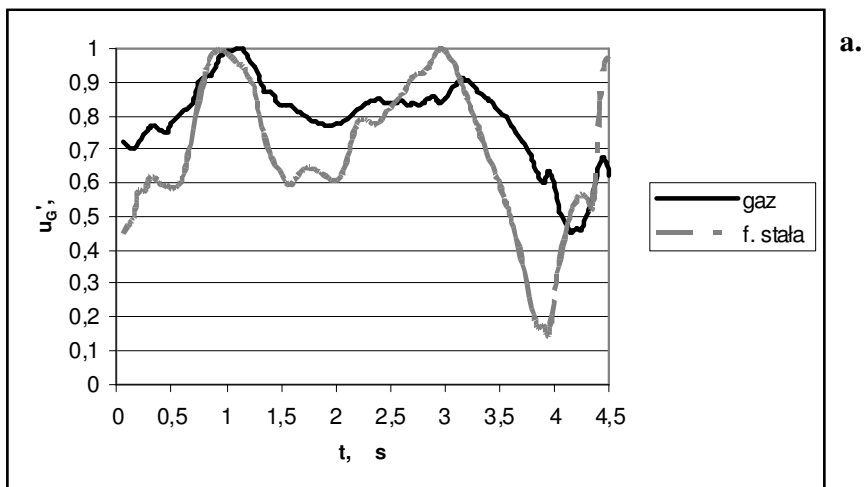


Rys. VI.4. Obliczenia koncentracja fazy stałej; materiał K3, wkład rurowy – IV, $u_G = 3,8$ m/s; dla dwóch stanów czasowych o interwale 0,8s, struktura burzliwa

Jeśli pomiędzy wkładami rurowymi a zewnętrznymi ściankami kanału występuje wolna przestrzeń o większej szerokości niż w przestrzeniach międzyrurowych, to występuje zmniejszenie oporów przy ściankach zewnętrznych i w rezultacie przepływ gazu z wyższą prędkością w tym obszarze. Dla układów

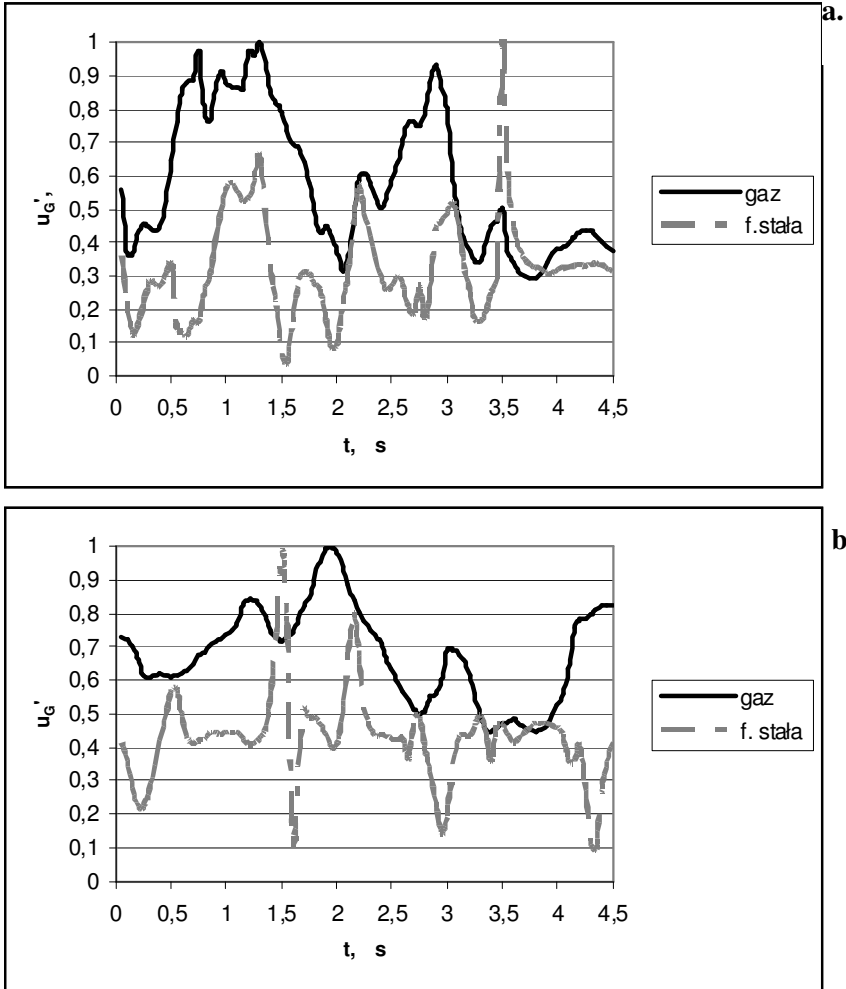
kwadratowych obserwuje się znaczne zmniejszenie prędkości w centralnej części wkładu rurowego, co wiąże się ze zwiększoną koncentracją fazy stałej w tej strefie obszaru obliczeniowego.

Na rys. VI.5 i VI.6 przedstawiono przebiegi prędkości fazy gazowej i fazy stałej unormowane do ich wartości średnich dla kwadratowego przestawnego układu rur, dla cząstek G przy prędkościach 1,0 i 3,8 m/s oraz dla cząstek K3 przy prędkościach 1,0 i 2,6 m/s.



Rys. VI.5. Przebiegi unormowanych prędkości fazy gazowej i fazy stałej w przypadku prostokątnego układu rur dla cząstek G przy prędkościach: a. 1,0 m/s, b. 3,8 m/s

Przebiegi przedstawiono dla 90 kolejnych kroków czasowych, które wynoszą 0,05 s. Przedstawione przebiegi pozwalają na stwierdzenie, że cząstki K o rozmiarach ponad dwukrotnie mniejszych od rozmiarów cząstek G, są w większym stopniu podatne na zmiany prędkości fazy gazowej, co jest wynikiem ich mniejszej bezwładności.

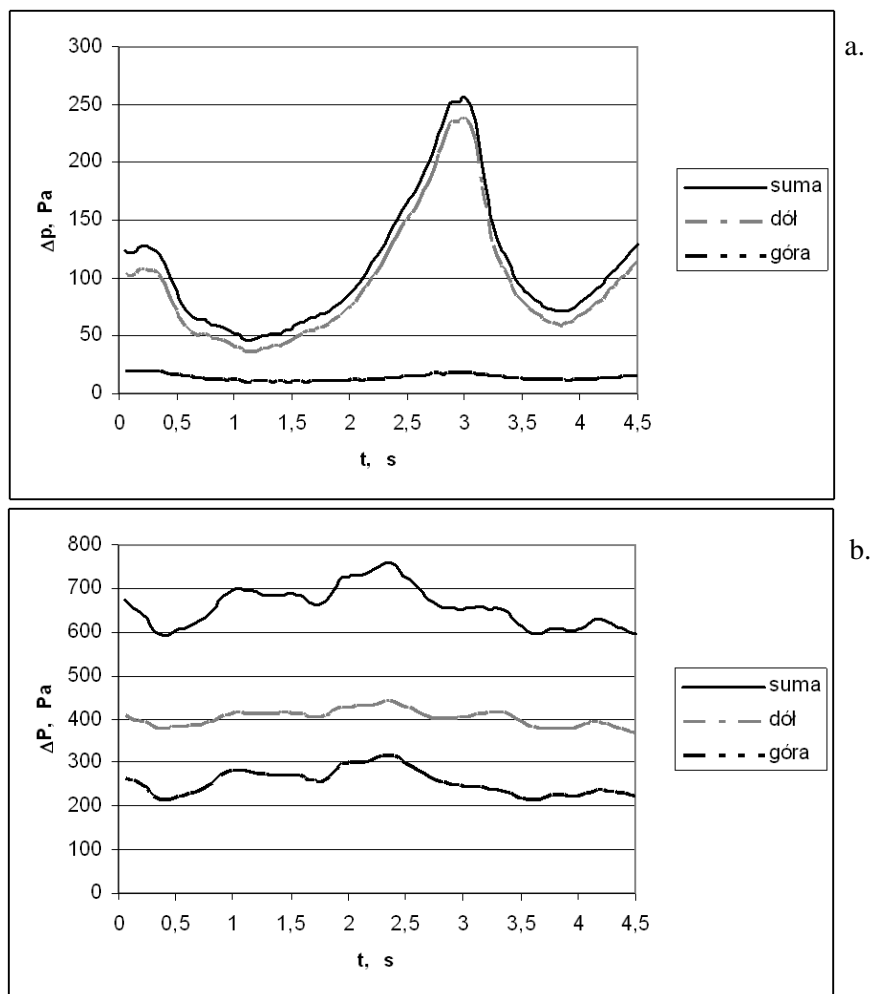


Rys. VI.6. Przebiegi unormowanych prędkości fazy gazowej i fazy stałej w przypadku prostokątnego układu rur dla cząstek K3 przy prędkościach: a. 1,0 m/s, b. 2,6m/s

W trakcie obliczeń rozkładów prędkości konieczne było obliczanie pól ciśnienia, co pozwoliło na obliczenie spadków ciśnienia w obszarze układu rurowego. Przyjęto trzy punkty kontrolne: 20 mm poniżej pierwszego rzędu rur, w połowie wysokości układu oraz 20 mm ponad ostatnim rzędem rur, co odpowiadało rozmieszczeniu punktów pomiaru ciśnienia, wykonywanych w trakcie

badania. Pozwoliło to na wyznaczenie spadku ciśnienia dla dolnej i górnej części wkładu oraz spadku całkowitego. Na rys. VI.7 przedstawiono przebiegi spadków ciśnienia dla części dolnej, górnej oraz całego układu dla trójkątnego układu rur, dla cząstek G przy prędkościach 1,0 i 3,8 m/s. Przebiegi przedstawiono dla 90 kolejnych kroków czasowych, które wynosiły 0,05 s.

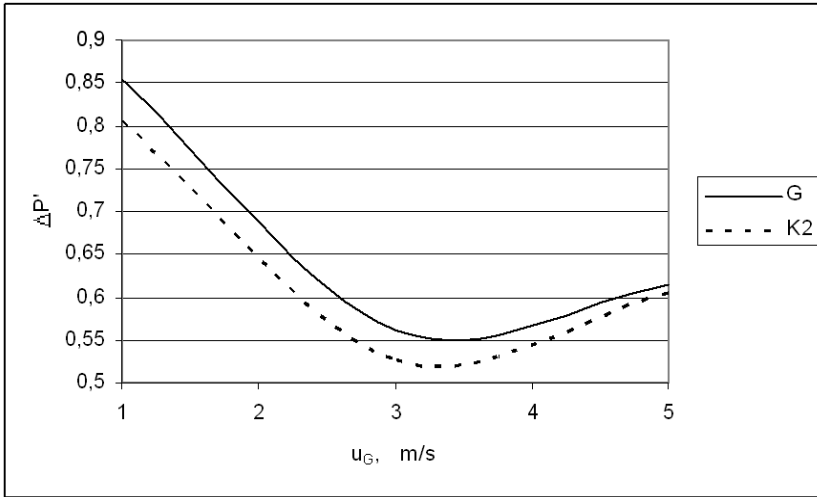
Uzyskane wyniki spadku ciśnienia dla części górnej i dolnej pozwoliły na wyznaczenie udziału spadku ciśnienia w tych częściach układu względem całkowitego spadku ciśnienia dla cząstek G i K2 przy różnych prędkościach.



Rys. VI.7. Przebiegi spadków ciśnienia w przypadku trójkątnego układu rur dla cząstek G przy prędkościach: a. 1,0 m/s, b. 3,8 m/s

Zależność względnego spadku ciśnienia dla dolnej części układu od prędkości fazy gazowej na wlocie dla dwóch różnych materiałów przedstawiono na rys. VI.8. Zauważyć można, że niezależnie od materiału fazy stałej oraz od prędkości fazy gazowej dolna część układu rurowego generuje większe opory podczas fluidyzacji w przestrzeni międzyrurowej.

Dla mniejszej prędkości wlotowej zauważa się, że spadek ciśnienia powstaje głównie w dolnej części układu rur, co jest wynikiem obecności złoża fluidalnego poniżej i w dolnej części układu rurowego. Po zwiększeniu prędkości, wraz z przeniesieniem zasadniczej części złoża w górną część układu rur spadek ciśnienia powstaje w całej objętości układu.



Rys. VI.8. Względne spadki ciśnienia w przypadku trójkątnego układu rur dla cząstek G i K przy różnych prędkościach fazy gazowej

Analiza rys. VI.8. pozwala na stwierdzenie, że dla każdego z badanych materiałów występuje pewna prędkość krytyczna, przy której spadki ciśnienia przyjmują najmniejsze wartości. Minimalne spadki ciśnienia występują przy prędkości, dla której złożo fluidalne wypełnia całą objętość układu rurowego i charakteryzuje się ono najmniejszą koncentracją fazy rozdrobnionej.

VII. PORÓWNANIE WYNIKÓW Z ANALIZY OBRAZU I MODELOWANIA NUMERYCZNEGO

Wynikiem symulacji komputerowej procesu jest przebieg zmienności udziału faz w określonym obszarze kanału i w zadanym czasie. Wynikiem wizualizacji oraz sekwencyjnej analizy obrazu jest czasowy przebieg zmienności jasności pikseli obrazu w odpowiednim obszarze aparatu, co jakościowo odpowiada fluktuacjom koncentracji faz. W celu stwierdzenia podobieństwa procesów, oba sygnały poddano analizie z punktu widzenia procesów stochastycznych. Podstawą porównania są przebiegi zmienności poziomu szarości oraz funkcji autokorelacji, a także rozkłady gęstości prawdopodobieństwa.

Ponadto przeprowadzając analizę poziomów szarości oraz obliczenia numeryczne uzyskuje się liczne zbiory danych, które można przyporządkować do poszczególnych obszarów badawczych.

Mając na uwadze fakt, że obydwa procesy badawcze odnoszą się do modeli dwuwymiarowych postanowiono zdefiniować pojęcie koncentracji powierzchniowej, wyrażone jako

$$C_A = \frac{PSO}{PSO_{\max}} \quad , \quad (VII-1)$$

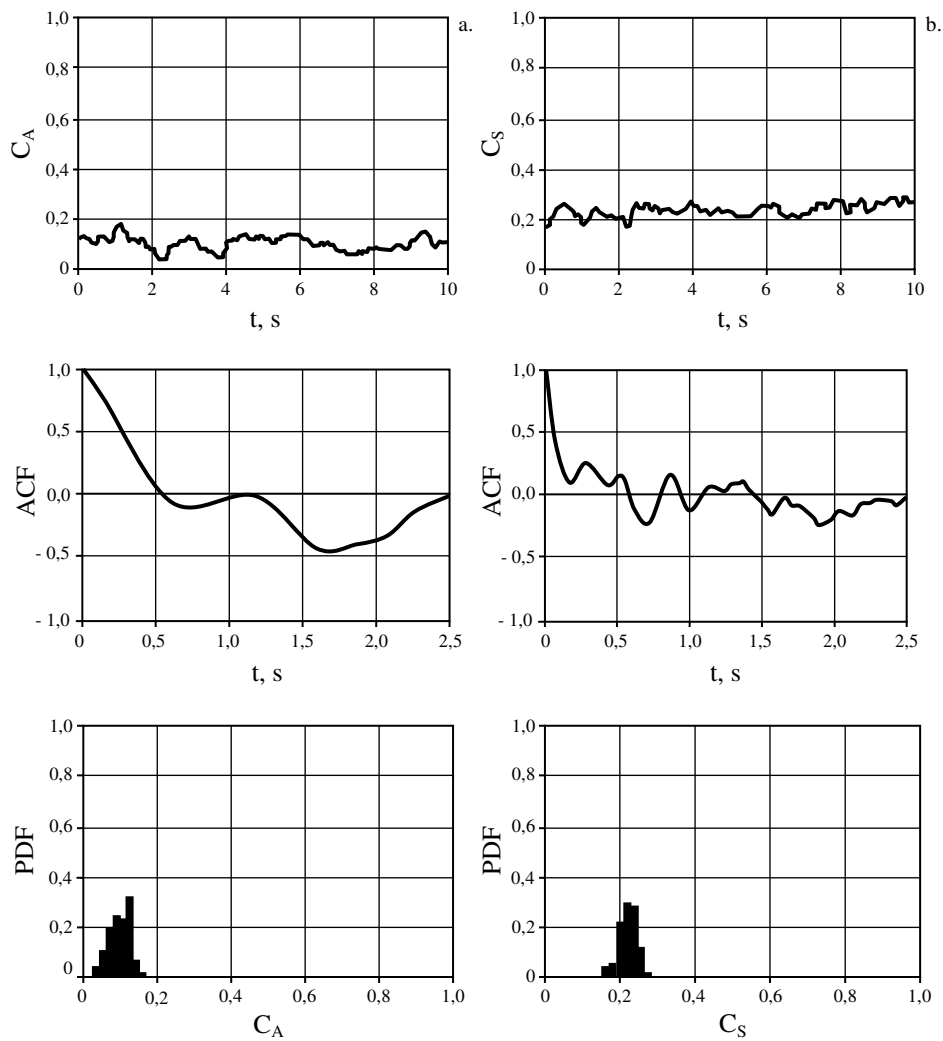
dla analizy obrazu oraz

$$C_S = \frac{C_m}{C_{m,\max}} \quad (VII-2)$$

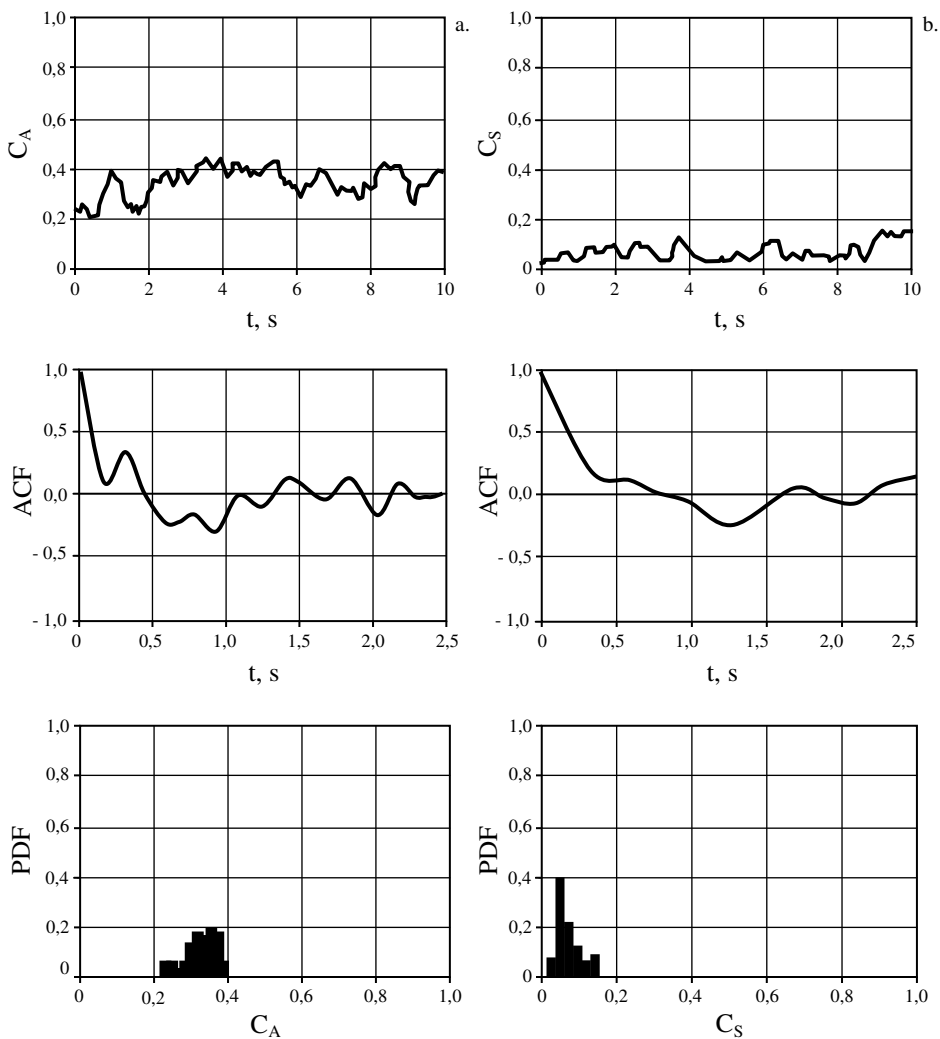
dla wyników, uzyskanych z obliczeń numerycznych.

Rozkład stref analiz pokazano na rys. V.1, a na rysunkach VII.1-VII.6 przedstawiono przykładowe analizy porównawcze symulacyjnej metody oceny struktury dwufazowej z danymi wizualizacji dla identycznych warunków przepływu. Wykresy wyznaczono dla struktury pęcherzykowej.

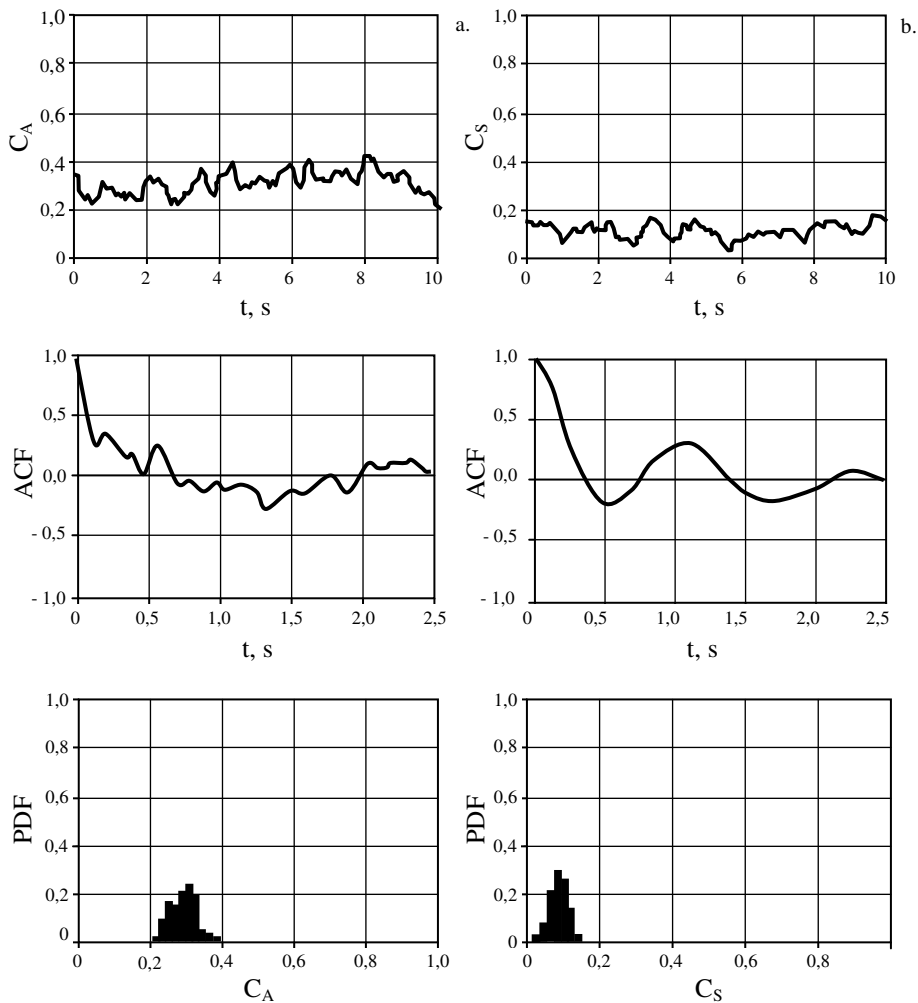
Jak można zaobserwować na rysunkach VII.1 – VII.6, nie wszystkie przypadki wykazują wyraźne podobieństwo, ale przeważająca ich część sugeruje dobrą, bo ok. 65% zgodność rozkładów funkcji ACF i PDF.



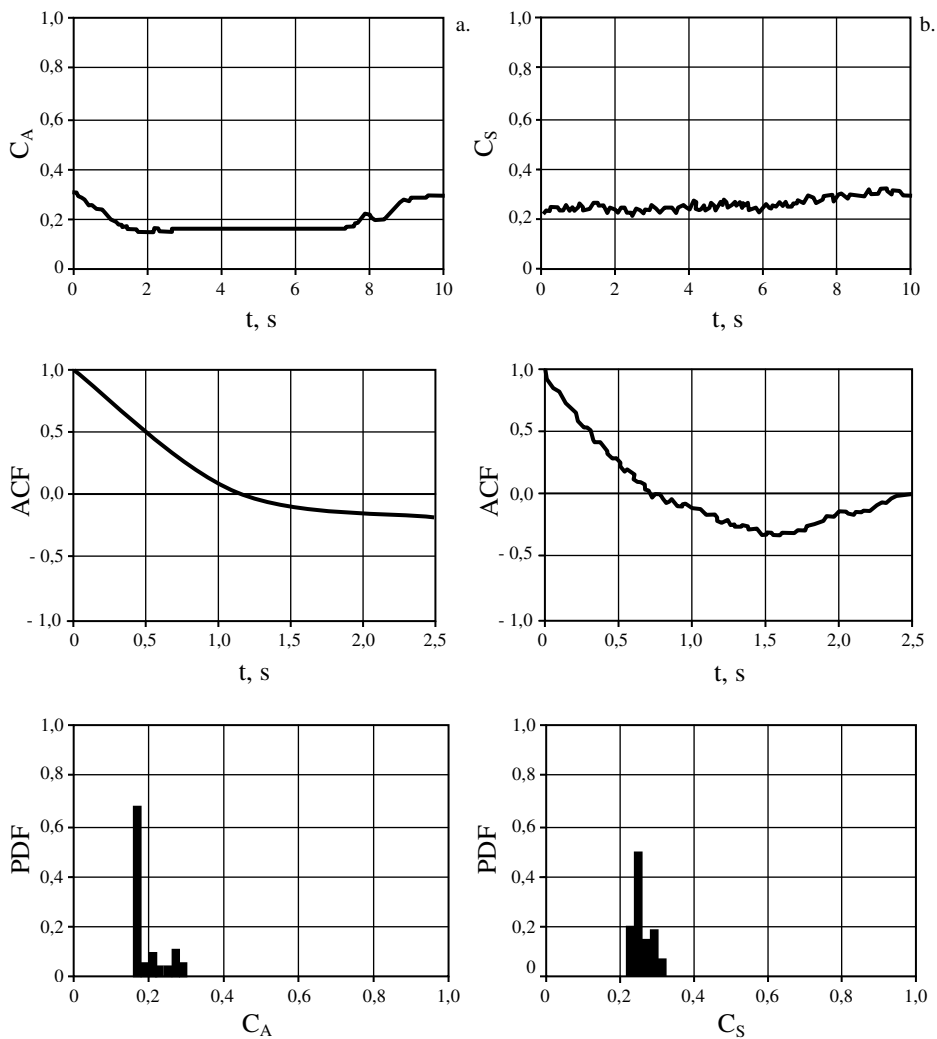
Rys. VII.1. Porównanie wyników obliczeń koncentracji powierzchniowej a. z danymi uzyskanymi z analizy obrazu b.; układ rur XV, materiał Q, $u_G = 1,55$ m/s, (strefa 5,2 wg rys. V.1), struktura pęcherzykowa



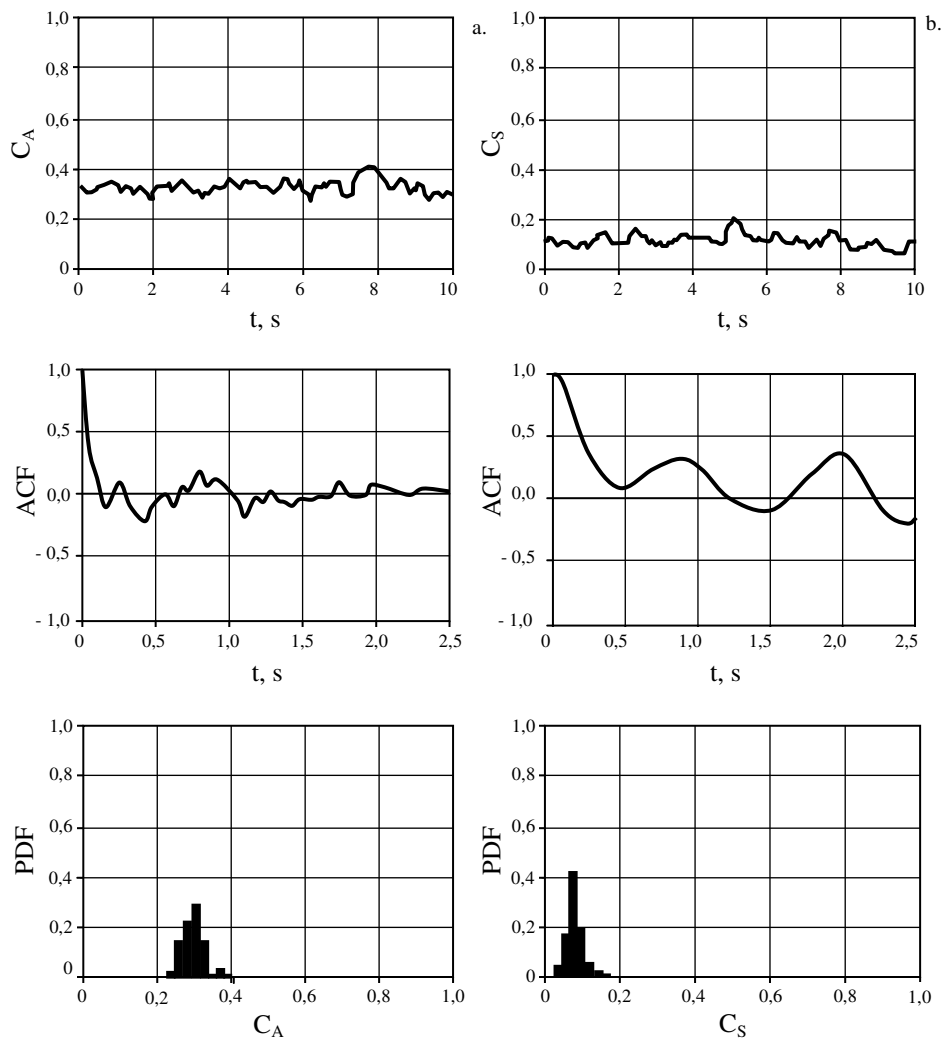
Rys. VII.2. Porównanie wyników obliczeń koncentracji powierzchniowej a. z danymi uzyskanymi z analizy obrazu b.; układ rur VIII, materiał R, $u_G = 1,35$ m/s, (strefa 4,1 wg rys. V.1); struktura pęcherzykowa



Rys. VII.3. Porównanie wyników obliczeń koncentracji powierzchniowej a. z danymi uzyskanymi z analizy obrazu b.; układ rur VIII, materiał G, $u_G = 1,28$ m/s, (strefa 3,4 wg rys. v.1), struktura korkowa

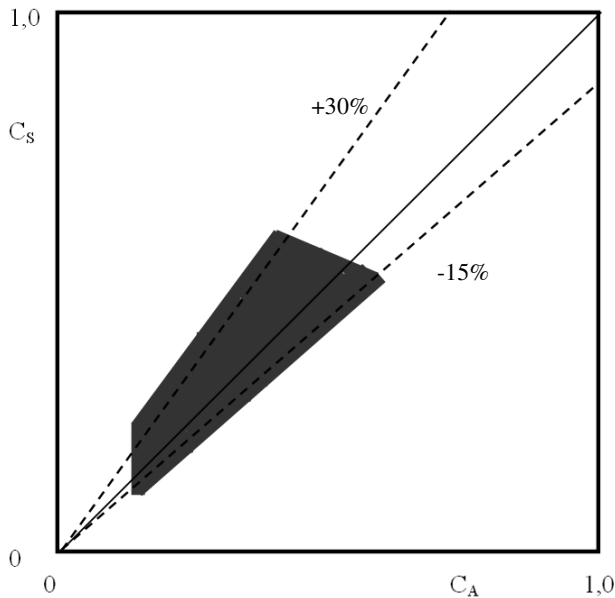


Rys. VII.4. Porównanie wyników obliczeń koncentracji powierzchniowej a. z danymi uzyskanymi z analizy obrazu b.; układ rur XII, materiał K1, $u_G = 1,35$ m/s, (strefa 0,6 wg rys. V.1); struktura burzliwa



Rys. VII.5. Porównanie wyników obliczeń koncentracji powierzchniowej a. z danymi uzyskanymi z analizy obrazu b.; układ rur VIII, materiał P1, $u_G = 1,65$ m/s, (strefa 2,4 wg rys. V.1), struktura pęcherzykowa

Na rysunku VII.6 pokazano stopień zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych z badań poziomu szarości oraz obliczeń numerycznych. W przypadku analizowanej struktury (pęcherzykowej) zauważa się przesunięcie obszaru wynikowego w kierunku koncentracji pochodzących z obliczeń numerycznych.

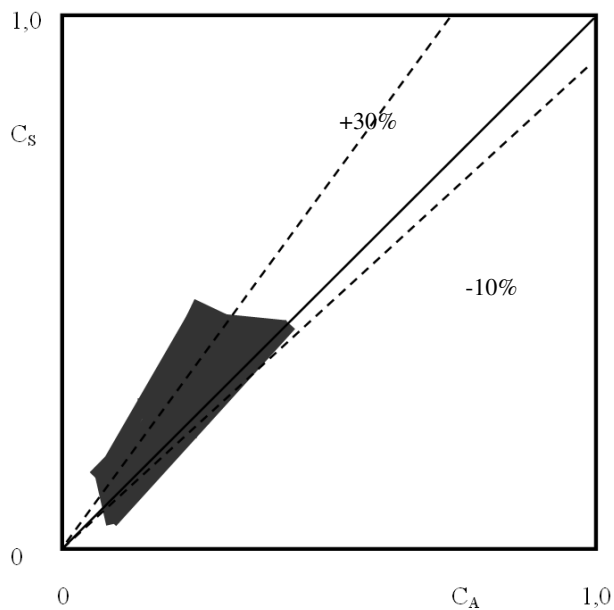


Rys. VII.6. Stopień zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych z badań poziomu szarości oraz obliczeń numerycznych; struktura pęcherzykowa

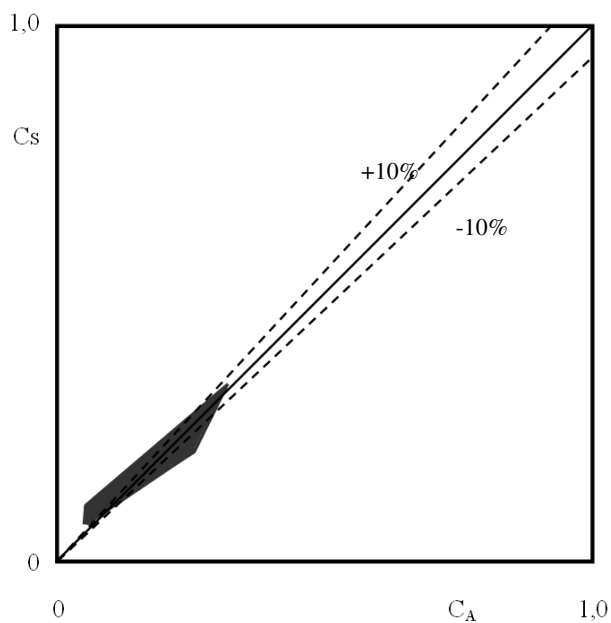
Na kolejnym rysunku (rys. VII.7) przedstawiono stopień zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych z badań poziomu szarości oraz obliczeń numerycznych. W przypadku tej struktury – korkowej, również zauważa się przesunięcie obszaru wynikowego w kierunku koncentracji pochodzących z obliczeń numerycznych.

Rysunek VII.8 zawiera prezentację rozkładu stopnia zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych w wyniku zastosowania wcześniej wspomnianych metod. W przypadku struktury burzliwej obserwuje się lepszą zgodność wyników obliczeń numerycznych z otrzymanymi z zastosowania wideogrametrii.

Na podstawie analiz wyników badań, wykonanych dla takich samych warunków przepływowych, stwierdzono dobrą zgodność danych pochodzących z symulacji numerycznej procesu przepływu mieszaniny gaz-ciało stałe wewnątrz przestrzeni międzyrurowej z danymi, pochodzącymi z wizualizacji oraz sekwencyjnej analizy obrazu



Rys. VII.7. Stopień zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych z badań poziomu szarości oraz obliczeń numerycznych; struktura korkowa



Rys. VII.8. Stopień zgodności wartości koncentracji powierzchniowej, otrzymanych z badań poziomu szarości oraz obliczeń numerycznych; struktura burzliwa

VIII. PODSUMOWANIE I WNIOSKI KOŃCOWE

Spośród wielu technologii stosowanych w przemyśle, fluidyzacja ciała stałego wyróżnia się dobrym rozwinięciem powierzchni kontaktu fazy stałej i płynnej oraz dobrym wymieszaniem składników obu faz. Stąd jej powszechne stosowanie również w energetyce. Szczególnym przypadkiem realizacji tego procesu jest fluidyzacja złoża w strefie zabudowanego w aparacie wymiennika ciepła.

Olbrzymi postęp w poznaniu hydrodynamiki złoża fluidalnego w przestrzeni międzyrurowej możliwy jest m.in. przy zastosowaniu nowoczesnych metod badawczych jak wideogrametria i modelowanie numeryczne.

Celem tej pracy było wdrożenie nowoczesnej metody wideogrametrycznej analizy procesu fluidyzacji oraz oceny struktur dwufazowych we fluidalnym wymienniku ciepła, polegającej na: cyfrowej rejestracji wideo stanu złoża fluidalnego, sekwencyjnej analizie obrazu ze względu na możliwość zmian wybranego parametru obrazu w funkcji czasu oraz badaniu charakteru jego zmian za pomocą analizy stochastycznej. Równoległe z badaniami wizualizacyjnymi wykonano obliczenia numeryczne fluidyzacji w takim aparacie, wg przyjętego modelu Eulera-Eulera. Taki sposób prowadzenia badań pozwolił na porównanie uzyskiwanych wyników.

Dodatkowo analizowano fluktuacje spadku ciśnienia w strefie złoża jako dotychczas dość powszechnie stosowanej metody oceny jego struktury.

Realizacja powyższych celów pozwoliła na sformułowanie następujących wniosków:

- oceny struktur złoża fluidalnego w przestrzeni międzyrurowej można dokonać za pomocą trzech metod
 - analizy sekwencji obrazów wspomaganej wideogrametrią,
 - modelowaniem numerycznym,
 - analizy fluktuacji spadku ciśnienia
- stwierdzono jakościową zgodność wyników, osiągniętych tymi metodami,
- zaproponowano klasyfikację struktur złoża w przestrzeni międzyrurowej wbudowanego w aparacie fluidalnym wymiennika ciepła,
- stwierdzono występowanie zjawiska inwersji faz w strefie wymiennika oraz sformułowano warunki jego powstawania,
- budowa zwartych wymienników ciepła z pękami rur o małej podziałce znacznie ogranicza warunki występowania struktur, charakterystycznych dla złoża klasycznego.

LITERATURA

- [1] ABADANES J.C., ATARES S.: *Investigation of solid mixing in a deep fluidized bed of coarse particles by image analysis*, 3rd World Congress on Particle Technology, Brighton 1998
- [2] AGARWAL P.K., HULL A.S., LIM K. S.: *Digital image analysis techniques for the study of bubbling fluidized beds*. in Non-Invasive Monitoring of Multiphase Flow, Elsevier Science, New York 1996
- [3] AHN W. i in.: *Fluid flow and heat transfer in fluidized bed vertical shell and tube type heat exchange*. Int. Comm. in Heat and Mass Transfer, t. 32, nr 1-2, s. 224, 2005
- [4] ANDREUX R. i in.: *New description of fluidization regimes*. AIChE J. t. 51, nr 4, s. 1125, 2005
- [5] ANWEILER S.: *Ocena struktur dwufazowych w aparatach fluidalnych*. Praca doktorska, Politechnika Opolska, 2004
- [6] ANWEILER S. i in.: *Metoda cyfrowej obróbki i analizy obrazu w przepływach płynów dwufazowych*. Zeszyty Naukowe Politechniki Opolskiej, nr 276, z. 71, s. 105, Opole 2001
- [7] ANWEILER S., SZMOLKE N.: *Analiza struktury przepływu mieszaniny gaz-ciało stałe z wykorzystaniem cyfrowej metody rozpoznawania obrazu*. Inżynieria Chemiczna i Procesowa, t. 22, z. 3B, s. 188, 2001
- [8] ANWEILER S., SZMOLKE N.: *Wideogrametryczna ocena struktur dwufazowych gaz-ciało stałe w przestrzeni międzyrurowej wymiennika ciepła*. Inżynieria i Aparatura Chemiczna, nr 6s, s. 9, 2006
- [9] ANWEILER S., ULBRICH R.: *Application of digital image analysis in recognition of flow pattern for two-phase gas-solid mixture*, Proceedings of Eurotherm 71 on Visualization, Imaging and Data Analysis In Convective Heat and Mass Transfer, Université de Reims Champagne Ardenne 2002
- [10] ANWEILER S., ULBRICH R.: *Dynamic analysis of the flow structure of gas-solid mixture with the use of digital recognition method*. Proceedings of 3rd International Conference on Transport Phenomena in Multiphase Systems "HEAT 2002", s. 189, Kielce – Baranów Sandomierski 2002
- [11] ANWEILER S., ULBRICH R.: *Application of videogrametry in flow pattern recognition*. XVI Międzynarodowy Kongres Inżynierii Chemicznej i Procesowej „CHISA 2004”, Praga 2004
- [12] ANWEILER S., ULBRICH R.: *Badania struktury przepływu w aparatach fluidalnych różnej konstrukcji*. Inż. Chem. i Proc., nr 3, s. 7, 2004
- [13] ANWEILER S., ULBRICH R.: *Videogrametry in fluidized bed reactors*. XXI Międzynarodowy Kongres Mechaniki Teoretycznej i Stosowanej „ICTAM 2004”, s. 161, Warszawa 2004.
- [14] ARENA U. i in.: *Solids flow structures in a two-dimensional riser of a circulating fluidized bed*. Journal of Chemical Engineering, t. 22, s. 3. 1989
- [15] BAHNHOLZER W. F. i in.: *Direct imaging of time-averaged flow patterns in a fluidized reactor using X-ray computer tomography*. Ind. Eng. Chem. Res., t. 26, s. 763, 1987
- [16] BALZER G., BOELLE A., SIMONIN O.: *Eulerian gas – solid flow modeling of dense fluidized beds*. Fluidization Vol. 8, s. 409, Tours, 1995.

- [17] BENDAT J.S., PIERSOL A.G.: *Random data: analysis and measurement procedures*. John Wiley & Sons Inc., New York 1971
- [18] BENDAT J.S., PIERSOL A.G.: *Metody analizy i pomiaru sygnałów losowych*. PWN, Warszawa 1976
- [19] BI H.T., GRACE J.R.: *Flow patterns in high-velocity fluidized beds and pneumatic conveying*. Can. J. Chem. Eng., t. 77, s. 223, 1999
- [20] BI X.T. i in.: *A state of the art review of gas solid turbulent fluidization*. Chem. Eng. Sci., t. 55, s. 4789, 2000
- [21] BIS Z.: *Wpływ rozmiarów geometrycznych warstwy materiału sypkiego na warunki jej przejścia w stan fluidyzacji*. Inż. Chem. i Proc., nr 3, s. 459, 1986
- [22] BIS Z.: *Aerodynamika cyrkulacyjnej warstwy fluidalnej*. Seria Monografie, nr 21, Wyd. Politechniki Częstochowskiej, Częstochowa 1991
- [23] BIS Z.: *Fluidyzacja cyrkulacyjna mieszanin polidispersyjnych*. Seria Monografie, nr 63, Wyd. Politechniki Częstochowskiej, Częstochowa 1999
- [24] BOSZKO M., MALCZEWSKI J.: *Analiza możliwości zaoszczędzenia energii w suszarce wibroizolacyjnej zintegrowanej z innymi*. Inż. i Ap. Chem., nr 1, s. 7, 2004
- [25] BREDEBUSCH A. i in.: *Application of digital image processing methods for the analysis of flow structures in circulating fluidized bed*. Proceedings of 8th Int. Symp. On Flow Visualisation 1998
- [26] BRIDGWATER A.V.: *The Technical and Economical Feasibility of biomass Gasification for power generation*. Fuel, t. 74, z.5, 631-653, 1995
- [27] BUCZEK B., GELDART D.: *Wpływ drobnych cząstek na właściwości warstwy fluidalnej*. Inż. Chem. i Proc, nr 2, s. 313, 1989
- [28] CEN K.F. i in.: *To characterize two-phase flows around a finned tube using the three-dimensional particle dynamics analyzer (PDA) and numerical calculation*. Powder Technology, 95: s. 129-135, 1998
- [29] CHMIELNIAK T.: *Perspektywiczne technologie wykorzystania węgla w energetyce*. Systems, nr 9, s. 211, 2004
- [30] CHMIELNIAK T.: *Technologie energetyczne*. WNT Warszawa 2008
- [31] CIBOROWSKI J.: *Fluidyzacja*. Wyd. I, PWT, Warszawa 1957
- [32] CIESIELCZYK W.: *Charakterystyka dwustrefowego pęcherzykowego złoża fluidalnego*. Inż. i Ap. Chem., nr 5s, s. 47, 2003
- [33] CIESIELCZYK W.: *Międzyfazowe współczynniki wnikania masy w strefie emulsji pęcherzykowego złoża fluidalnego*. Inż. i Ap. Chem., nr 3s, s. 27, 2004
- [34] CIESIELCZYK W.: *Heat of sorption of solid substances dried in a fluidized bed*. Inż. Chem. i Proc. t. 27, z. 3/2, s. 1155, 2006 modelowanie
- [35] CUI H., MOSTOUFI N., CHAOUKI J.: *Characterization of dynamics gas - solid distribution in fluidized bed*. Powder Technology nr 79, s. 133, 2000
- [36] DAVIDSON J.F., HARRISON D.: *Fluidization*. Academic Press, New York 1974
- [37] DAVIDSON J.F., CLIFT R., HARRISON D.: *Fluidization. Second Edition*, Academic Press, London 1985.
- [38] DOGAN, O.M., UYSAL, B.Z., GRACE, J.R.: *Hydrodynamic studies in a half slot-rectangular spouted bed*. Chem. Eng. Comm., t. 191, s. 566, 2004

- [39] DREW D.A., LAHEY R.T.: *Particulate Two-Phase Flow*. Butterworth-Heinemann, Boston, 1993, s. 509
- [40] DYAKOWSKI T., JAWORSKI A.J.: *Application of topographic techniques for imaging fluidized beds*. 3rd Israeli Conference for Conveying and Handling of Particulate Solids, Dead Sea, Israel 2000
- [41] DYAKOWSKI T. I in.: *Topographic Studies of Flow Patterns within a Circulating Fluidized bed*. Chem. Eng. Comm., t. 157, s. 117, 1999
- [42] ELISHAKOFF I., REN Y.: *Finite element methods for structures with large stochastic variations*. Oxford University Press, New York, 2003
- [43] ENWALD H., PEIRANO E., ALMSTEDT A.E.: *Eulerian Two – phase flow theory applied to fluidization*. Int. J. Multiphase flow, Vol. 22: 21-66, 1997
- [44] FLUENT INC., *Fluid Dynamics Analysis Package* (Fluid Dynamic Internationale Inc., 2007),
- [45] FRASER C.S.: *Automation in digital close range photogrammetry*. First Trans Tasmin Surveyors Conference 1997
- [46] FRASER C.S.: *Innovations in automation for vision metrology systems*. Photogrammetric Record, t. 15, nr 90, s. 901, 1997
- [47] GAJEK L., KAŁUSZKA M.: *Wniosekowanie statystyczne*. Modele i metody. Wyd. IV, WN-T Warszawa, (2000)
- [48] GANCI G., SHORTIS M. R.: *Videometric as-built surveys during the manufacture of a furnace hopper*. Proceedings of 3rd Symposium on Surveillance and Monitoring Surveys, Melbourne 1995
- [49] GANCI G., SHORTIS M.R.: *The use of digital photogrammetry for large scale metrology*. Proceedings of 36th Australian Surveyors Congress, Singapore 1995
- [50] GANCI G., SHORTIS M.R.: *A comparison of the utility and efficiency of digital photogrammetry and industrial theologicize systems*. Proceedings of ISPRS Commission V, Working Group V/3 Vienna 1996
- [51] GARNCAREK Z., KRÓTKIEWICZ M., ULBRICH R.: *Problem doboru cech w rozpoznawaniu struktur przepływu płynów*. III Krajowa Konferencja Naukowa Inżynieria Wiedzy i Systemy Ekspertowe, Wrocław 1997
- [52] GELDART D.: *Types of gas fluidization*. Powder Technology, t. 7, s. 285, 1973
- [53] GELDART D.: *Gas fluidization technology*. John Wiley & Sons 1986
- [54] GELDART D. i in.: *A comparison of spouting and jetting in round and half-round fluidized bed*. Can. Journal of Chemical Engineering Science, t. 59, s. 638, 1981
- [55] GIDASPOW D., HUILIN L.: *Equation of State and Radial Distribution Functions of FCC Particles in a CFB*. AIChE. J., Vol. 4: 279-293, 1998
- [56] GLIKSMAN L.R., NOYMER P.D.: *Measurements of the velocity and acceleration of clusters at the wall of a circulating fluidized bed*. Particle Technology Forum, Chicago 1996
- [57] GONZALES R.: *Digital Image Processing*. Addison – Wesley Publishing Company, 1987
- [58] GRACE J.R.: *High – velocity fluidized bed reactors*. Chem. Eng. Sci., t. 45, nr 4, s. 1953, 1990

- [59] GRACE J.R.: *Influence of riser geometry on particle and fluid dynamics of circulating fluidized beds*. Circulating Fluidized Bed Technology V, ed. M. Kwauk and J. Li, Science Press, Beijing, s. 16, 1997
- [60] GUSTAFSON P.C., HANDLEY H.B.: *A video-based industrial measurement system*. Proceedings of 5th ISPRS Commission, t. 29, Washington D.C 1992
- [61] HETSRONI G.: *Handbook of multiphase systems*. Hemisphere Publishing Corp., New York 1982
- [62] HEWITT G.H.: *Measurement of two-phase flow parameters*. Academic Press, New York 1978
- [63] HIRAKI I., YOSHIDA K., KUNII D.: *Behavior of bubbles in a two-dimensional fluidized bed*. Chemical Engineering, t. 4, s. 149, 1966
- [64] HOWARD J.R.: *Fluidized bed technology: principles and applications*. Wydawnictwo Adam Hilger, Bristol & New York 1989
- [65] HUILIER D.: *Why are Relationships Between Lagrangian and Eulerian Scales Necessary for Gas - Particle Flow Modeling*. 4th SMEJSME Joint Fluids Engineering Conference Honolulu, Hawaii, USA, July 6-11, 2003
- [66] HYCNAR J.J.: *Czynniki wpływające na właściwości fizykochemiczne i użytkowe stałych produktów spalania paliw w paleniskach fluidalnych*. Wydawnictwo Górnicze, Katowice 2006
- [67] HYCNAR J.J.: *Kierunki rozwoju procesów zgazowania paliw*. Karbo, nr 1, 2008
- [68] IGNATCZYK W., CHROMIŃSKA M.: *Statystyka: teoria i zastosowanie*. Wyższa Szkoła Bankowa, 2004
- [69] *Image analysis. Principles & practice*. Joyce-Loebl, 1985
- [70] ISSANGYA A.S. i in.: *Flow behavior in the riser of a high-density circulating fluidized bed*. Particle Technology Forum, Chicago 1996
- [71] JAWORSKI Z.: *Numeryczna mechanika płynów w inżynierii chemicznej i procesowej*. Akademicka Oficyna Wydawnicza EXIT, Warszawa 2005
- [72] JÓŹWIAK J., PODGÓRSKI J.: *Statystyka od podstaw*. Wyd. V, PWE Warszawa, 1997
- [73] JIN Y., WEI F., WANG Y.: *Effect of internal tubes and baffles*. Handbook of fluidization and fluid-particle systems. Marcel Dekker Inc. New York, 2003
- [74] KAMIENSKI J.: *Mieszanie układów wielofazowych* (Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, Warszawa 2004).
- [75] KANTZAS A., WRIGHT I., KALOGERAKIS N.: *Quantification of channeling in polyethylene resin fluid beds using X-ray computer assisted tomography (CAD)*. Chem. Eng. Sci., t. 52, s. 2023, 1997
- [76] KARTUSHINSKY A., MICHALIDES E.E.: *Inter-particle collisions. Analytical approach for closure of driving equations of dispersed phase in gas-solid particle flows*. 4th SME/JSME Joint Fluids Engineering Conference Honolulu, Hawaii, USA, July 6-11, 2003
- [77] KASIECZKA W.: *Aerodynamika skrajnie płytkiego gruboziarnistego złoża fluidalnego*. Praca doktorska, Politechnika Łódzka, Łódź 1983
- [78] KAZISZYN A., ŚCIAŻKO M., BANDROWSKI J.: *Rozdzielacze gazu ze złożem fluidalnym*. Inż. i Ap. Chem., nr 5-6, s. 3, 1987

- [79] KMIEĆ A., ENGLART S., LUDWIŃSKA A.: *Teoria i technika fluidyzacji*. Prace naukowe Instytutu Inżynierii Ochrony Środowiska Politechniki Wrocławskiej, seria Monografie z. 48, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, 2007
- [80] KOCH R.: *Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej*. Skrypt Politechniki Wrocławskiej, wyd. II, 1979
- [81] KOCH R., NOWORYTA A.: *Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej*. WNT, Warszawa 1998
- [82] KOTOWSKI W.: *Ciśnieniowe spalanie węgla w złożu fluidalnym*. Karbo, nr 2, s. 85, 2004
- [83] KRÓTKIEWICZ M.: *Rozpoznawanie obiektów w zastosowaniach inżynierii procesowej i mechanoskopii*, praca doktorska, Politechnika Wrocławska, Wrocław 2001.
- [84] KRÓTKIEWICZ M., ULBRICH R.: *Zastosowanie metod rozpoznawania obrazów do klasyfikacji dynamicznych procesów przepływu dwufazowego*, Komputerowa analiza obrazu w technologii żywności, Olsztyn, 1994
- [85] KRYSICKI W. i in.: *Rachunek prawdopodobieństwa i statystyka matematyczna w zadaniach. Część 2. Statystyka matematyczna*. Wyd. PWN Warszawa, 2006
- [86] KUNII D., LEVENSPIEL O.: *Fluidization engineering*. Second Edition, Butterworth-Heinemann, Boston 1991
- [87] LASZUK A., PABIŚ A., RYNDUCH Z.: *Fluidyzacja materiałów proszkowych*. Inż. i Ap. Chem., nr 6, s. 11, 2004
- [88] LESZCZYŃSKI J.S.: *Dyskretny model dynamiki zderzeń ziaren w przepływach materiałów granulowanych*. Wydawnictwa Politechniki Częstochowskiej, s. Monografie, nr 106, 2005
- [89] LIGNOLA R.G., DONSI G., MASSIMILLA L.: *Mass spectrometric measurements of gas compositions profiles associated with bubbles in a two dimensional bed*. AIChE Symposium, t. 79, nr 222, s. 19, 1983
- [90] LIM K.S., ZHU J.X., GRACE J.R.: *Hydrodynamics of gas-solid fluidization*, Int. J. of Multiphase Flow, t. 21, s. 141, 1995
- [91] LIU Y., QIAN J., WANG J.: *Pyrolysis of polystyrene waste in a fluidized-bed reactor to obtain styrene monomer and gasoline fraction*. Fuel Processing Technology, Elsevier Science, t. 63, nr 1, s. 45, 2000
- [92] LYALL E.: *The photography of bubbling fluidized beds*. Brit. Chem. Eng., t. 14, s. 501, 1969
- [93] MAKKAWI Y.T., WRIGHT P.C.: *Fluidization regimes in a conventional fluidized bed characterized by means of electrical capacitance tomography*. Chem. Eng. Sci., nr 57, s. 2411, 2002
- [94] MASIIMILLA L., WESTWATER J.W.: *Photographic Study of solid-gas fluidisation*. AIChE J. nr 6, s. 134, 1961
- [95] MATHIESEN V., SOLBERG T., HJERTAGER B.H.: *An experimental and computational study of multiphase flow behavior in a CFB*. Int. J. Multiphase Flow, Vol. 26: 387-419, 2000.
- [96] MATSUNO Y. i in.: *The use of optic fiber probes for the measurements of dilute particle concentrations: calibration and application to gas-fluidized bed carryover*. Powder Technology 36 s. 215, 1983

-
- [97] MCGRATH L., STREATFIELD R.: *Bubbling i shallow gas-fluidized beds of large particles*. Trans. Instn. Chem. Engrs., t. 49, s. 70, 1971
- [98] MICHALSKI T.: Statystyka. Wyd. 10, WSiP, Warszawa, 2004
- [99] MICHEL W. i in.: *Wirbelschichttechnik in der Energiewirtschaft*. Praca zbiorowa. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie GmbH, Leipzig, 1990
- [100] MIREK P., BŁASZCZUK A., NOWAK W.: *Measurement of particle velocity by means of a modulated laser beam*. 4th International Conference on transport phenomena in multiphase systems, s. 381, Gdańsk, 2005
- [101] MIREK P., NOWAK W.: *Application of laser sheet technique for measurement of particle velocity in a free stream*. Symposium and VII Workshop Modelling of Multiphase Flows in Thermo-Chemical Systems, Gdańsk/Wieżyca, 2007
- [102] MIREK P.: *Eksperymentalna analiza przepływów dwufazowych ziarna-gaz z wykorzystaniem technik optycznych*. Praca doktorska, Politechnika Częstochowska, 2002
- [103] MOLERUS O.: *Principles of flow in disperse systems*. Chapman and Hall, London 1993
- [104] MORITOMI H., IWASE T., CHIBA T.: *A comprehensive interpretation of solid layer inversion in liquid fluidized beds*. Chem. Ing. Sci., vol. 37, s. 1751, 1982
- [105] NAKAJIMA M. i in.: in *Circulating fluidized bed Technology*. Ed. Basu, Horio, Hatsani. Pergamon, Oxford, s. 79, 1991
- [106] NOWAK W.: *Fluidalne spalanie węgla. Cz.I. Przegląd technologii*. Gosp. Pal. i En., nr 3, s. 6, 1996 – typy kotłów
- [107] OHMI K., YU L.H., JOSHI S.R.: *Improvement in the particle tracking velocimetry*. Poc. of the 3rd ASME/JSME Joint Fluids Eng. Conf., San Francisco 1999
- [108] *Optical methods for data processing in heat and fluid flow*. Edited by C. Greated, J. Cosgrove and J.M. Buick. Wyd. Professional Engineering Publishing, Londyn 2002
- [109] ORZECZOWSKI Z.: *Przepływy dwufazowe jednowymiarowe ustalone adiabaticzne*. PWN, Warszawa 1990
- [110] ORZECZOWSKI Z., PRYWER J., ZARZYCKI R.: *Mechanika płynów w inżynierii środowiska*. WNT, Warszawa 1997
- [111] PAULUS D., HORNEGGER J.: *Applied Pattern Recognition*, Vieweg Wiesbaden, 1998
- [112] OTNES R., ENOCHSON L.: *Analiza numeryczna szeregów czasowych*. WNT, Warszawa 1978
- [113] PERALES J.F. i in.: In *Circulating fluidized bed Technology*. Ed. Basu, Horio, Hatsani. Pergamon, Oxford, s. 73, 1991
- [114] PIANAROSA D.L. i in.: *Voidage and particle velocity profiles in a spout-fluid bed*. Can. J. Chem. Eng., t. 78, s. 132, 2000
- [115] PIOTROWSKI J.: *Pomiarowe zastosowanie analizy sygnałów*. Państwowe Wydawnictwo Naukowe, Warszawa, 1991
- [116] POGODZIŃSKI A.: *Kotły z paleniskami fluidalnymi dla ciepłownictwa*. IX Konferencja Kotłowa, Szczyrk 2002

- [117] POPOWICZ J.: *Współspalanie biomasy z węglem w kottach fluidalnych*. Karbo, t. 48, nr 3, s. 136, 2003
- [118] *Poradnik inżyniera. Matematyka*. Wyd. I. WNT Warszawa, 1985
- [119] POŚWIATA A., SZWAST Z.: *Optymalizacja fluidalnego suszenia ciała stałego pozostającego w drugim okresie suszenia*. Inż. i Ap. Chem., nr 2, s. 14, 2004
- [120] QUENOT G. M., PAKLEZA J., KOWALEWSKI T. A.: *Particle image velocimetry using optical flow for image analysis*. 8th Int. Symposium on Flow Visualization, 1998
- [121] RAJAN K.S. i in.: *Simulation of countercurrent gas–solid heat exchanger: Effect of solid loading ratio and particle size*. Applied Thermal Engineering, t. 27, nr 8-9, s. 1345, 2007
- [122] RAZUMOW I.M.: *Fluidyzacja i transport pneumatyczny materiałów sypkich*. Wyd. I, WNT, Warszawa 1975
- [123] RODRIGUEZ O.M.H., PECORAAND A.A. B., BIZZO W.A.: *Heat recovery from hot solid particles in a shallow fluidized bed*. Applied Thermal Engineering, t. 22, nr 2, s. 145, 2002
- [124] ROUYER F., MARTIN J., SALIN D.: *Wall effects in a fluidized bed*. Int. Conf. of Multiphase Flow, Lyon, 1998.
- [125] ROSIAK M. i in.: *Wykorzystanie analizy obrazu do rozpoznawania struktur przepływu gaz – ciało stałe w układzie dwuwymiarowym*. Inż. i Ap. Chem., nr 3s, s. 120, 2000
- [126] ROWE P. N., PARTIDGE B. A.: *An X-ray study of bubbles in fluidized bed*. Trans. Instn Chem. Engrs., t. 43, s. 157, 1965
- [127] SADEVANTI B. A., TURTON R.: *The application of computer-based imaging to the measurements of particle velocity and voidage profiles in a fluidized bed*, Powder Technology, t. 98, 1998
- [128] SHORTIS M.R., FRASER C.S.: *Current trends in close range optical 3D measurement for industrial and engineering applications*, Survey Review, t. 31, nr 242, s. 188, 1991
- [129] SHORTIS M.R., GANCI G.: *Calibration stability of digital still cameras for industrial inspection*. Proceedings of Metrology Society of Australia, Melbourne 1997
- [130] SOBOCIŃSKI D.A., YOUNG B.J., DE LASA H.I.: *New fiber-optic method for measuring velocities of strands and solids hold-up in gas-solids downflow reactors*. Powder Technology nr 83, s. 1, 1995
- [131] SYAMLAL M., ROGERS W., O'BRIEN T.J.: *MFIX Documentation Theory Guide Technical Note*. DOE/METC, Vol. 94/1004: 1-49, 1993
- [132] SZMOLKE N.: *Metoda oceny struktury hydraulicznej złoża fluidalnego*. praca doktorska, PAN, Instytut Inżynierii Chemicznej, Gliwice 1996
- [133] SZMOLKE N.: *Ocena stochastyczna struktury złoża fluidalnego w połączeniu z rozpoznawaniem obrazu*. Inż. i Ap. Chem., nr 3s, s. 142, 2000
- [134] SZMOLKE N.: *Stany mieszaniny gaz-ciało stałe w modelowym wymienniku ciepła*. Inżynieria i Aparatura Chemiczna, nr 5s, s. 202, 2003
- [135] SZMOLKE N.: *Analiza wpływu podstawowych parametrów ilościowych na stany złoża fluidalnego w przestrzeni międzyrurowej wymiennika ciepła*. Przemysł Chemiczny, nr 87/2, s. 203, 2008

- [136] SZMOLKE N., ULBRICH R.: *Metoda oceny struktury hydraulicznej cyrkulacyjnego złoża fluidalnego*. Inż. Chem. i Proc., nr 20, s. 73, 1999
- [137] SZMOLKE N., ULBRICH R.: *Metoda oceny struktury hydraulicznej klasycznego złoża fluidalnego*. Inż. Chem. i Proc., nr 20, s. 55, 1999
- [138] SZMOLKE N., ŚCIAŻKO M., ULBRICH R.: *Application of stochastic analysis to detection of particular types of choking in gas – solid systems*. 2nd International Conference on Multiphase Flow, Kyoto 1995
- [139] ŚCIAŻKO M., RACZEK J., BANDROWSKI J.: *Prędkości gazu charakteryzujące przejście polidispersyjnego złoża materiału sypkiego w stan fluidalny*, Inż. i Ap. Chem., nr 5, s. 18, 1984
- [140] ŚCIAŻKO M.: *Studium aerodynamiki cyrkulacyjnego reaktora fluidalnego, w szczególności do pirolizy węgla*. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, s. Chemia, z. 143, Gliwice, 2001
- [141] TABIŚ B., PIWOWARSKI S.: *Ekspansja złoża fluidalnego w świetle modeli Kuniiego-Levenspiela i Kato-Wena*. Inż. i Ap. Chem., nr 6, s. 9, 1989
- [142] *Tablice do obliczeń procesowych*. Skrypt Politechniki Opolskiej nr 277, Wyd.V, 2006
- [143] TADEUSIEWICZ R., KOROHODA P.: *Komputerowa analiza i przetwarzanie obrazów*. Wydawnictwo Fundacji Postępu Telekomunikacji, Kraków 1997
- [144] *Technologie przyjazne środowisku*. Materiały informacyjne Fabryki kotłów RAFAKO SA, Racibórz 2006
- [145] THOMPSON M.L., BI H.T., GRACE J.R.: *A generalized bubbling /turbulent fluidized bed reactor model*. Chem. Eng. Sci., t. 54, s. 2175, 1999
- [146] TOMECZEK J.: *Zgazowanie węgla*. Skrypt centralny Politechniki Śląskiej, nr 15514, Gliwice 1991
- [147] ULBRICH R.: *Identyfikacja przepływu dwufazowego gaz-ciecz*. Studia i Monografie, z. 32, WSI w Opolu, Opole 1989
- [148] ULBRICH R. i in.: *Rozpoznawanie obrazu w zastosowaniach do badań przepływu mieszanin dwufazowych*. Praca zbiorowa, Studia i Monografie, z. 138, Politechnika Opolska, Opole 2002
- [149] WANDRASZ J., ZIELIŃSKI J.: *Procesy fluidalne utylizacji odpadów*. Cz.1, Wyd. im. Ossolińskich, Wrocław 1984
- [150] WANG S.J.: *Measurement of fluidization dynamics in fluidized beds using capacitance tomography*, PhD Thesis, UMIST 1998
- [151] WEN C.Y., Yu: *Mechanics of Fluidization*. Chem. Eng. Prog. Symp., s. 62, 1966
- [152] WEN C.Y., Yu: *A Generalized Method for Predicting the Minimum Fluidization Velocity*. AIChE J. 12,3 (1966)
- [153] WERTHER J.: *Effect of gas distributor on the hydrodynamics of gas fluidized bed*, Ger. Chem. Eng., t. 1, s. 311, 1978
- [154] WERTHER J.: *Measurement techniques in fluidized beds*. Powder Technology, t. 102, s. 15, 1999
- [155] WHITING K. J., GELDART D.: *A comparison of cylindrical and semi-cylindrical spouted beds of coarse particles*. Chemical Engineering Science, t. 35, s. 1499, 1980

- [156] WINKLER F.: *Deutsches Reichspatent*, nr 437 970, 1922
- [157] WOJNAR L., MAJOREK M.: *Komputerowa analiza obrazu*. Wyd. Fotobit Design, Kraków 1994
- [158] WYDRYCH J.: *Aerodynamiczne uwarunkowania procesu erozji instalacji pyłowych kotłów energetycznych*. Praca doktorska, Politechnika Opolska, 2002
- [159] WYDRYCH J., SZMOLKE N.: *Numerical simulation of fluidization between the tubes*. Archives of thermodynamics, t. 27, nr 4 s. 245, 2006
- [160] WYDRYCH J., SZMOLKE N.: *Reciprocal Relations Between Experimental and Numerical Results of Fluidization*, International Review on modeling and simulations, Italy, Vol. 3, nr 4, s. 705, 2010
- [161] YAKUBOV B. i in.: *Experimental Study on the Characteristics of a Fluidized Bed in Inclined Pipes*, Two-Phase Flow Modelling and Experimentation 1999, Edizioni ETS, pp. 1825-1832 Pisa, Italy, 1999.
- [162] ZIELIŃSKI T.P.: *Cyfrowe przetwarzanie sygnałów*. Od teorii do zastosowań. Wydawnictwa Komunikacji i Łączności, Warszawa, 2005

PRZEPŁYW W APARACIE FLUIDALNYM Z PĘKIEM RUR

Streszczenie

Spośród wielu technologii stosowanych w przemyśle fluidyzacja ciała stałego wyróżnia się dobrym rozwinięciem powierzchni kontaktu fazy stałej i płynnej oraz wymieszaniem składników obu faz. Zapewnia to wyrównanie temperatury w całej zawieszynie oraz bardzo dobrą wymianę ciepła, masy i pędu pomiędzy ziarnami i gazem. Te cechy powodują, że proces fluidyzacji stosowany jest w wielu przemysłach.

Jednym z elementów aparatu fluidalnego są wymienniki ciepła. Ich różnorodność konstrukcyjna powoduje, że przepływy cząstek ciała stałego przez przestrzenie międzyrurowe takich aparatów nie są jeszcze zbadane.

Równocześnie w ostatnim okresie ma miejsce olbrzymi postęp technologiczny, jeśli chodzi o nowoczesne metody badawcze. Stąd jako cele pracy postanowiono wdrożyć nowoczesną metodę wideogrametrycznej analizy procesu fluidyzacji oraz oceny struktur dwufazowych we fluidalnym wymienniku ciepła, polegającą na: cyfrowej rejestracji wideo stanu złoża fluidalnego, dynamicznej analizie obrazu ze względu na czasowe zmiany wybranego parametru obrazu oraz badanie charakteru jego zmian za pomocą analizy stochastycznej. Równoległe z badaniami wizualizacyjnymi postanowiono przeprowadzić modelowanie numeryczne fluidyzacji w takim aparacie, wg przyjętego modelu Eulera-Eulera. Taki sposób prowadzenia badań pozwala na porównanie uzyskiwanych wyników.

Praca zawiera:

- wstęp, w którym znajduje się ogólne omówienie analizowanego procesu oraz zdefiniowany szczegółowy cel pracy (rozdział I),
- przegląd literatury, wykonany pod kątem informacji na temat struktur fluidalnych, ciśnienia w aparacie i nieinwazyjnych metod badawczych, jakie można wykorzystać w eksperymentach (rozdział II),
- omówienie stanowiska badawczego oraz wytyczne do prowadzenia eksperymentu z wykorzystaniem metod wizualizacyjnych (rozdział III),
- klasyfikację struktur oraz mapę przepływu dla złoża we fluidalnym wymienniku ciepła jak też wytyczne do określania stanów mieszaniny z wykorzystaniem aparatu stochastycznego (rozdział IV),
- informacje o strukturach, określanych za pomocą metody rozpoznawania obrazu (rozdział V),
- wyniki obliczeń numerycznych (rozdział VI),
- rozdział, w którym dokonano porównania wyników uzyskanych dwiema metodami badawczymi; wprowadzono pojęcie koncentracji powierzchniowej, w dobry sposób odzwierciedlające przebieg procesu w układzie dwuwymiarowym (rozdział VII),
- podsumowanie i wnioski końcowe (rozdział VIII) oraz literaturę.

FLOW IN FLUIDAL APPARATUS CONTAINING TUBE BUNDLE

Summary

Among a number of technologies in industrial applications fluidization of the solid body is a distinctive feature of it is associated with the perfect development of the surface of contact between solid and liquid phase as well as adequate mixing of the two phases. This ensures the balancing of the temperatures in the mixture and excellent characteristics of the exchange of heat, mass and momentum between the grain and the gas phase. These characteristics result in the application of the fluidization process in many industries.

Heat exchangers form one of the elements of fluidized bed installation. The variety of their design results in the fact that the flow of the solid particles through inter-tubular spaces of such apparatus has not been sufficiently examined.

Concurrently, the considerable improvement has been made in the recent years in the area of up-to-date research methods. Hence, one of the aims here is to implement a modern videogrammetry method of fluidization process and assessment of two-phase structures in fluidal heat exchangers. This method involves: digital video registration of the condition of fluidized bed, analysis of image sequence in terms of time variability of selected parameters and investigation of the characteristics of its changes by means of a stochastic method. Parallel with the visualization a decision was made to perform numerical modeling of fluidization in this apparatus in accordance with the adopted Euler-Euler method. As a result of its application, it was possible to compare the results.

This dissertation consists of:

- introduction, which undertakes a general overview of the analyzed material and definition of the goal (chapter 1),
- overview of literature in the subject focusing on information that can be found with regard to fluidal structures, pressures in the apparatus and non-invasive research methods that can be applied in the experiments (chapter 2),
- presentation of the test stand and guideline for conducting the experiment with the aid of visualization methods (chapter 3),
- classification of structures and original flow map for fluidized bed heat exchanger along with guidelines for the determination of the state of the mixture using a stochastic apparatus; discussion of the phenomenon of phase inversion and the calculate criteria for its occurrence (chapter 4),
- information regarding flow structures determined by means of imaging methods (chapter 5),
- results of numerical calculations performed in the Fluent package (chapter 6),
- section devoted to a comparison between the results gained from the two measurement methods; an introduction of the notion of surface concentration, which reflects the course of the process in two-dimensional system (chapter 7),
- summary and final conclusions (chapter 8), and list of references.

The results derived in this work can prove useful for the designers of heat exchange apparatus, which involve fluidization process.