

POLITECHNIKA WROCŁAWSKA
INSTYTUT INŻYNIERII CHEMICZNEJ
I URZĄDZEŃ CIEPLNYCH

PRACA DOKTORSKA

MODEL MATEMATYCZNY
PRZEPŁYWU DWUFAZOWEGO GAZ - CIAŁO STAŁE
W APARACIE FLUIDYZUJĄCYM
Z CENTRALNĄ RURĄ WZNOSZĄCĄ

Autor: mgr inż. Wojciech Ludwig

Promotor: dr hab. inż. Andrzej Kmiec
profesor Politechniki Wrocławskiej

WROCŁAW 1997

*Składam serdeczne podziękowania prof. Andrzejowi Kmieciowi,
mgr inż. Zbigniewowi Mindziulowi oraz mojej żonie
za wszechstronną pomoc oraz cenne wskazówki w czasie powstawania tej pracy.*

SPIS TREŚCI

1. WSTĘP	6
2. CEL PRACY	9
3. CZĘŚĆ TEORETYCZNA	9
3.1 Zdolność materiałów sypkich do fluidyzowania	9
3.1.1 Generalne kryteria jakości fluidyzacji	10
3.1.2 Klasyfikacja Geldarta materiałów sypkich	11
3.1.2.1 Grupa A	11
3.1.2.2 Grupa B	12
3.1.2.3 Grupa C	12
3.1.2.4 Grupa D	12
3.2 Charakterystyka hydrodynamiczna układu fluidalnego	13
3.2.1 Spadek ciśnienia na złożu usypanym	13
3.2.2 Minimalna prędkość fluidyzacji	15
3.2.3 Ekspansja złoża fluidalnego	17
3.3 Charakterystyka hydrodynamiczna klasycznego układu fontannowego	20
3.3.1 Spadek ciśnienia w aparacie fontannowym	21
3.3.2 Minimalna prędkość fontannowania	24
3.3.3 Ekspansja złoża fontannowego	27
3.3.4 Wysokość fontanny	29
3.3.5 Maksymalna wysokość fontannowania	31
3.3.6 Kształt i parametry geometryczne kanału centralnego	34
3.3.7 Przepływ gazu z kanału centralnego do części pierścieniowej	36
3.3.8 Ruch cząstek ciała stałego z części pierścieniowej do kanału centralnego	42
3.4 Hydrodynamika układu fontannowego w aparacie z centralną rurą wznoszącą	44
3.4.1 Podstawowe parametry hydrodynamiczne	45
3.4.2 Minimalna prędkość cyrkulacji gazu	48
3.4.3 Prędkość cyrkulacji ciała stałego	49

3.5 Modele hydrodynamiczne przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe	51
3.5.1 Model hydrodynamiczny typu A (z uwzględnieniem spadku ciśnienia w obu fazach)	52
3.5.2 Model hydrodynamiczny typu B (z uwzględnieniem spadku ciśnienia tylko w fazie gazowej)	61
3.5.3 Model hydrodynamiczny typu C (model prędkości względnej)	63
4. CZĘŚĆ MODELOWA	65
4.1 Założenia modelu	67
4.2 Równania modelowe	68
4.2.1 Strefa załadunku	68
4.2.2 Strefa rury wznoszącej	80
4.2.3 Strefa fontanny	81
4.3 Metodyka obliczeń	81
5. CZĘŚĆ DOŚWIADCZALNA	86
5.1 Aparatura pomiarowa	86
5.2 Opis stosowanego materiału	88
5.3 Zakres badań i metodyka pomiarów	88
6. WYNIKI OBLICZEŃ	90
6.1. Prędkość cyrkulacji	91
6.1.1. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoza	91
6.1.2. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej	96
6.1.3. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego	99
6.1.4. Analiza wyników	101
6.2. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej	102
6.2.1. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoza	102
6.2.2. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej	107
6.2.3. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego	110
6.2.4. Analiza wyników	112

6.3. Wysokość fontanny	113
6.3.1. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża	113
6.3.2. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej	118
6.3.3. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego	121
6.3.4. Analiza wyników	123
6.4. Jednostkowy spadek ciśnienia na rurze wznoszącej	124
6.4.1. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża	124
6.4.2. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej	129
6.4.3. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego	132
6.4.4. Analiza wyników	134
6.5. Rozkłady osiowe zmiennych hydrodynamicznych	135
6.5.1. Prędkość cząstki i gazu	135
6.5.2. Ciśnienie gazu	138
6.5.3. Porowatość i koncentracja ciała stałego	139
6.5.4. Masowe natężenie przepływu cząstek i gazu	141
6.5.5. Analiza wyników	143
7. WNIOSKI	145
8. SYMBOLE	146
9. LITERATURA	150
10. DODATEK	156

1. WSTĘP

Aparaty fluidyzacyjne, w tym reaktory, suszarki i adsorbery znajdują od wielu lat zastosowanie w licznych procesach przemysłu chemicznego i energetycznego. Wykorzystuje się je wszędzie tam gdzie potrzebne jest doskonałe wymieszanie obu faz w celu intensyfikacji przenoszenia ciepła i masy. Po raz pierwszy zastały one użyte przez Winklera, który opatentował w 1922 roku fluidalne technologie produkcji węgla aktywnego oraz zgazowywania. Pierwsza instalacja przemysłowa powstała w 1926 roku. Był to aparat do zgazowywania węgla o powierzchni poprzecznej 12 m² (Howard, 1983). Aparaty fluidalne były później używane z powodzeniem do katalitycznego utleniania i polimeryzacji, krakingu, a także suszenia ziarna i innych materiałów organicznych (Yates, 1996).

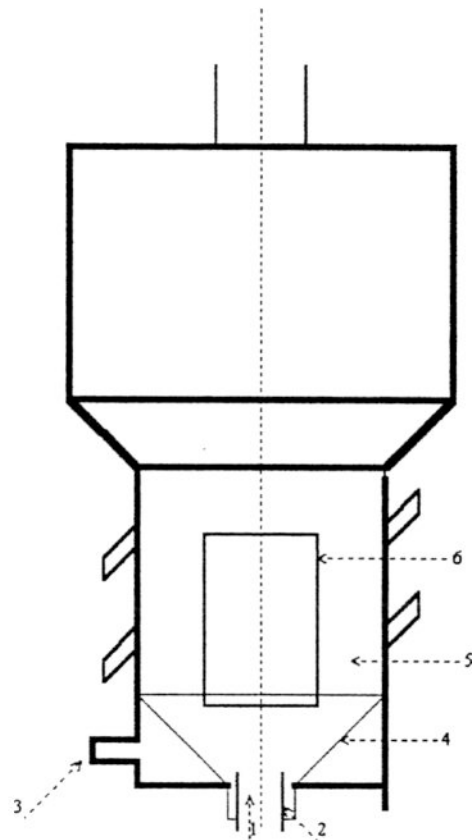
Wzrastające wymagania dotyczące wydajności oraz czystości produktu a także nowe przepisy ochrony środowiska zmusiły wiele firm do poszukiwania lepszych rozwiązań konstrukcyjnych klasycznych aparatów fluidalnych. Takim rozwiązaniem są z pewnością aparaty z cyrkulującym złożem. Charakteryzują się one wieloma zaletami (małe wymiary, duża wydajność), w związku z czym wiele czołowych firm zajęło się ich projektowaniem i wdrażaniem do technologii wielkoprzemysłowych. Zasadniczo można je podzielić na dwie grupy (Kmieć i inni, 1993):

1. ze złożem cyrkulującym wewnątrz komory i na zewnątrz aparatu,
2. ze złożem cyrkulującym tylko wewnątrz komory aparatu.

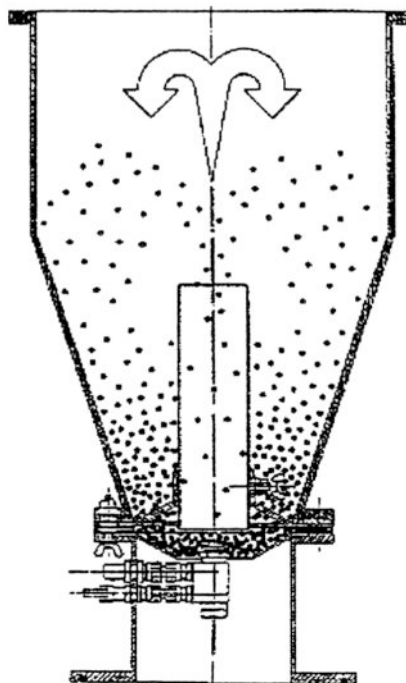
Pierwsza grupa aparatów jest stosowana głównie w energetyce. Są to przede wszystkim kotły fluidalne o wysokiej sprawności i niskiej emisji tlenków azotu i tlenku węgla, spalające różne rodzaje surowca (węgiel, odpady olejowe, węgle poflotacyjne) (Narukawa i inni, 1996). Największe jednostki tego typu zbudowała firma Lurgi (moc około 400 MW) oraz firma Emil Huchet we Francji (moc około 600 MW) (Reh, 1995). W ostatnich latach daje się zauważyć rosnące zainteresowanie odsiarczaniem spalin za pomocą urządzeń z cyrkulującym złożem fluidalnym (Noriaki i inni, 1996; Neathery, 1996). Firma Lurgi wdrożyła szereg suchych i półsuchych technologii usuwania SO₂ z zastosowaniem tego typu aparatów. Dobrym przykładem może tu być instalacja zbudowana w elektrowni Schwandorf (RFN) dla bloku o mocy 100 MW. Dla energetyki skonstruowano jeden z największych aparatów z cyrkulującym złożem sproszkowanym. Był to absorber o średnicy 8.5 metra (Kmieć i inni, 1993; Kuehle, 1987). Absorbery fluidalne tego typu

mogą być także stosowane do unieszkodliwiania HCl i HF z gazów spalinowych w spalarniach odpadów, elektrolizerniach i hutach szkła (Ewert i inni, 1993). Aparaty z cyrkulującym złożem fluidalnym proponowane są również do zastosowania w procesie produkcji ciekłych węglowodorów poprzez pirolizę węgla. W wyniku wieloletnich badań reaktor taki skonstruowano w Instytucie Chemicznej Przeróbki Węgla w Zabrze (Kaczmarzyk i inni, 1990).

Drugą grupę stanowią aparaty z rurą wznoszącą, które są modyfikacją klasycznych aparatów fontannowych. Jako jedni z pierwszych aparat tego typu zaprezentowali Buchanan i Wilson (1965) nazywając je 'fluid - solids lift recirculator' (Grbavcic i inni, 1992). W 1966 Wurster i Lindlof opatentowali w USA urządzenie z centralnie umieszczoną rurą wznoszącą. Według Matthew i innych (1988) użyteczność takiego rozwiązania jako reaktora dostrzegli po raz pierwszy Hattori i Takeda (1978). Centralnie umieszczona rura wznosząca ogranicza niepożądane przenikanie gazu z obszaru fontannowania do strefy pierścieniowej. Zapewnia także większą stabilność procesu. Jest on łatwiejszy do przeprowadzenia i regulacji (Claflin i inni, 1983; Berruti i inni, 1988; Muir i inni, 1990). Wiele procesów przemysłowych mogło być przeprowadzonych tylko dzięki powstaniu urządzeń z cyrkulującym złożem fluidalnym i rurą wznoszącą. Jednym z nich jest ultrapiroliza, czyli piroliza w której reagenty np. ciężkie oleje są podgrzewane z prędkością około 10^5 K/s do temperatury 600 - 1000 °C (Yang i inni, 1983; Stocker i inni, 1989). Przykładem urządzenia z centralną rurą wznoszącą i cyrkulującym złożem fluidalnym przeznaczonym do zastosowania wielkoprzemysłowego jest reaktor firmy Westinghouse Electric Corporation (USA) do zgazowywania węgla (Yang i inni, 1978; Kmiec i inni, 1993). W ostatnich latach udało się zastosować aparaty z centralną rurą wznoszącą do syntetycznego otrzymywania diamentów poprzez spalanie acetyleny (Horio i inni, 1996). W wielu gałęziach przemysłu (przemysł farmaceutyczny, przemysł produkcji katalizatorów) aparaty z rurą wznoszącą i cyrkulującym złożem fluidalnym znalazły zastosowanie w tzw. coatingu czyli powlekanii (Yang i inni, 1983; Ijichi i inni, 1994; Tsutsumi i inni, 1996). Urządzenia z centralną rurą wznoszącą wykazują szczególne zalety przy zastosowaniu jako suszarki materiałów pochodzenia roślinnego (zboża, rzepak), gdyż dzięki doskonałemu przemieszaniu i możliwości zastosowania dużych natężeń przepływu ciała stałego i gazu, wzrastają współczynniki wnikania ciepła a przez to szybkości suszenia, co umożliwia skrócenie czasu przebywania materiału suszonego w aparacie. Jest to bardzo ważne, ponieważ zbyt długie suszenie może doprowadzić do nieodwracalnego uszkodzenia wrażliwego na wysokie temperatury materiału, jakim jest ziarno. Dokładny opis aparatu z centralną rurą wznoszącą działającego jako suszarka można znaleźć w artykule Khoe i Van Brakela (1983). W niniejszej pracy zaproponowano i rozwiązano model przepływu gaz - ciało stałe w aparacie z centralną rurą wznoszącą.



Rys. 1.1 Schemat reaktora z cyrkulującym złożem fluidalnym firmy Westinghouse Electric Corporation (Yang i inni, 1978): 1 - rura dopływu surowca, 2 - rura dopływu gazu do rury wznoszącej, 3 - dopływ gazu do strefy anularnej, 4 - stożkowy dystrybutor gazu, 5 - rura opadowa, 6 - rura wznosząca.



Rys. 1.2 Aparat z centralną rurą wznoszącą do powlekania firmy Niro - Aeromatic (materiały reklamowe firmy).

2. CEL PRACY

Celem pracy doktorskiej było opracowanie ogólnego modelu przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe w aparacie z centralną rurą wznoszącą, przy wykorzystaniu istniejących opisów modelowych (inżektor typu rurowego, transport pneumatyczny).

Model opisuje wszystkie strefy aparatu i umożliwia wyznaczenie prędkości cyrkulacji ciała stałego. Rozwiązanie numeryczne wyprowadzonych równań różniczkowych daje rozkłady osiowe takich parametrów jak: prędkość gazu i cząstek, koncentracja ciała stałego oraz spadek ciśnienia w poszczególnych strefach. Opracowany model poddany został weryfikacji na podstawie badań wykonanych uprzednio w ramach prac dyplomowych, badań własnych oraz wyników dostępnych w literaturze.

Badania doświadczalne dotyczyły różnego rodzaju rur wznoszących (różniących się średnicą i długością) oraz szeregu cząstek ciała stałego klasy D wg klasyfikacji Geldarta (1973).

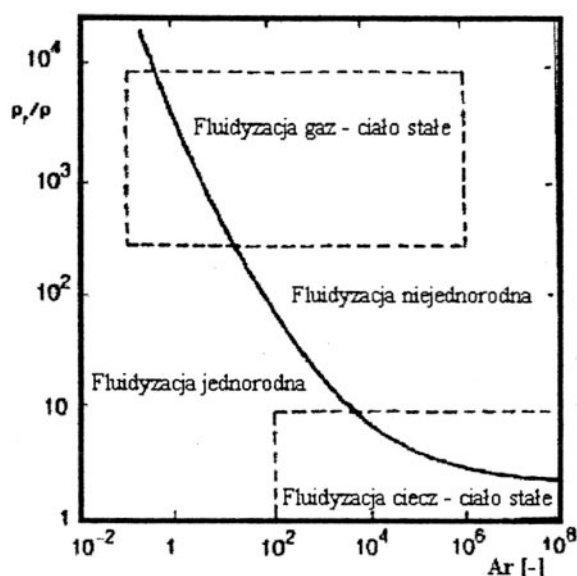
3. CZĘŚĆ TEORETYCZNA

W części teoretycznej przedstawiono podstawowe informacje dotyczące fluidyzacji oraz fontannowania, a także przegląd zależności służących do wyznaczania podstawowych parametrów tych procesów. Ponadto zaprezentowano modele hydrodynamiczne transportu pneumatycznego.

3.1 Zdolność materiałów sypkich do fluidyzowania

W rozdziale zaprezentowano ogólne kryteria oceny jakości wytworzonego złoża fluidalnego dla układu gaz - ciało stałe. Omówiono dokładnie podział materiałów sypkich zaproponowany przez Geldarta.

3.1.1 Generalne kryteria jakości fluidyzacji



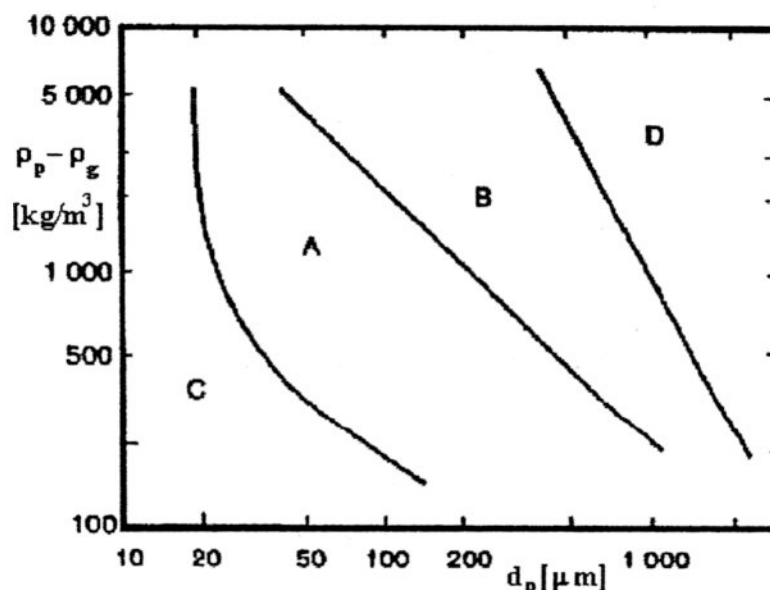
Rys. 3.1.1.1 Fluidyzacja jednorodna i niejednorodna w zależności od liczby Archimedesesa oraz stosunku gęstości cząstki do gęstości płynu (Hartman i inni, 1995).

Bazując na swoich doświadczeniach dotyczących fluidyzacji w aparatach skali przemysłowej dla wielu technologii chemicznych badacze sformułowali pewne empiryczne zasady, których spełnienie było niezbędne do skutecznego przeprowadzenia procesu (Geldart, 1973). Doświadczenie wskazywało, że cząstki kuliste, nie zlepiające się, o małej gęstości fluidyzują znacznie lepiej niż nieregularne, duże i o dużej gęstości. Przez dobrą zdolność do fluidyzowania rozumie się w tym miejscu zachodzenie procesu bez gwałtownych skoków spadku ciśnienia na złożu, a także brak tendencji do tworzenia się w złożu dużych pęcherzy gazowych. W toku

badania niezbędne okazało się stworzenie kryteriów pozwalających przewidzieć charakter fluidyzacji dla danego ciała stałego. Sformułowano ogólną zasadę, według której fluidyzacja w układzie ciało stałe - ciecz zachodzi homogenicznie (wraz ze wzrostem prędkości cieczy złożę zwiększa swą objętość w sposób regularny, nie wytwarzając w nim duże przestrzenie wypełnione wyłącznie cieczą), a w układzie gaz - ciało stałe w przeważającej większości wypadków heterogenicznie (po przekroczeniu minimalnej prędkości fluidyzacji gaz przepływa przez złożę w postaci pęcherzy) (Hartman i inni, 1995). Jednak fluidyzacja gaz - ciało stałe może przebiegać w zupełnie różny sposób w zależności od właściwości cząstek (ich kształt, średnica, zdolność do sklejanie się i elektryzowania). Szczegółowa analiza tego zagadnienia przeprowadzona przez wielu badaczy (Brandani i inni, 1994, Hartman i inni, 1995) prowadzi do wniosku, że zachowywanie się danego układu fluidalnego jest determinowane przez trzy czynniki: liczbę Archimedesesa, stosunek gęstości cząstki do gęstości płynu oraz kształt cząstki (rys. 3.1.1.1).

3.1.2 Klasyfikacja Geldarta materiałów sypkich

Po wielokrotnych doświadczeniach z fluidyzacją gaz - ciało stałe dla cząstek o różnych właściwościach fizycznych Geldart zaproponował podział materiałów sypkich na cztery klasy ze względu na różnicę gęstości cząstki i gazu oraz średnicę cząstki (Geldart, 1973). Podał on także diagram klasyfikujący materiały fluidyzowane dla powietrza i warunków normalnych, który przedstawia rys. 3.1.2.1.



Rys. 3.1.2.1 Wykres Geldarta dla powietrza i warunków normalnych (Hartman i inni, 1995).

3.1.2.1 Grupa A

Do grupy tej zaliczamy cząstki o małej średnicy ($d_p = 40 - 100 \mu\text{m}$), małej gęstości ($\rho_p < 1500 \text{ kg/m}^3$) i niewielkiej zlepialności. Minimalna prędkość pęcherzykowania (prędkość, przy której przez złożę przepływają pęcherze gazowe) jest większa od minimalnej prędkości fluidyzacji. W przedziale tych dwóch prędkości złożę fluidyzuje w sposób homogeniczny. Cząstki grupy A łatwo cyrkulują w złożu. Gaz przepływający przez złożę ma tendencję do częstego rozdzielania się i powtórnej koalescencji, co prowadzi do ograniczania rozmiarów pęcherzyków. W związku z tym istnieje tzw. maksymalny rozmiar pęcherzyka, który może wytworzyć się w złożu. Wielkość ta jest zazwyczaj mniejsza niż 10 cm (Hartman i inni, 1995). Procesy wymiany ciepła i masy przebiegają

intensywnie. Fluidyzacja z użyciem cząstek grupy A została bardzo dokładnie przebadana, gdyż materiały często używane w katalitycznych reaktorach fluidalnych należą do tej grupy.

3.1.2.2 Grupa B

Do grupy B należą proszki o rozmiarach ziarna 120 - 800 μm i gęstości 1500 - 4000 kg/m^3 , bardzo często spotykane w praktyce (piasek, żużel). Minimalna prędkość pęcherzykowania jest równa minimalnej prędkości fluidyzacji. Brak maksymalnej średnicy pęcherzyka, a większość wytworzonych pęcherzy porusza się szybciej niż gaz w fazie ciągłej. Wymiana ciepła i masy jest dosyć słaba.

3.1.2.3 Grupa C

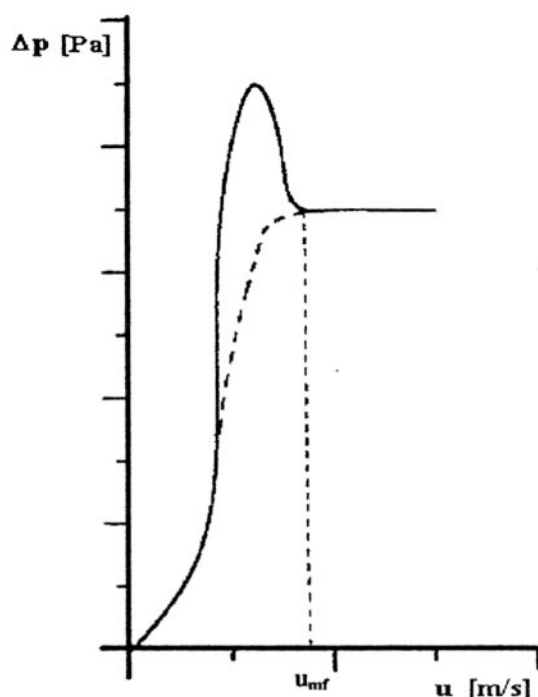
Materiały grupy C charakteryzują się bardzo małą średnicą ziarna ($d_p < 20 - 30 \mu\text{m}$), dużą zlepialnością i są niezwykle trudne do fluidyzowania. W przypadku złoża o dużej średnicy gaz ma tendencję do tworzenia trwałych kanałów od dystrybutora do powierzchni złoża. W związku z charakterem przepływu gazu wymiana ciepła i masy w takim złożu zachodzi słabo. Typowymi przedstawicielami tej grupy są: mąka i talk.

3.1.2.4 Grupa D

Do grupy D zaliczamy materiały o dużej średnicy ziarna ($d_p > 900 - 1000 \mu\text{m}$) i znacznej gęstości. Gaz w złożu takich cząstek ma tendencję do szybkiej koalescencji i przepływania w postaci dużych pęcherzy, których prędkość jest znacznie niższa niż prędkość gazu w fazie ciągłej. Minimalna prędkość fluidyzacji posiada bardzo wysokie wartości.

3.2 Charakterystyka hydrodynamiczna układu fluidalnego

W rozdziale przedstawiono charakterystykę złoża fluidalnego ze względu na podstawowe parametry hydrodynamiczne tj. spadek ciśnienia na złożu usypanym, minimalną prędkość fluidyzacji oraz ekspansję złoża.



Rys. 3.2.1 Krzywa fluidyzacji.

Graficznie fluidyzację przedstawia się najczęściej w postaci wykresu spadku ciśnienia na złożu w zależności od prędkości liniowej płynu. Jest to tzw. krzywa fluidyzacji (Rys. 3.2.1.). Można ją podzielić na dwa obszary: obszar spadku ciśnienia na złożu nieruchomym, przy prędkościach płynu mniejszych od minimalnej prędkości fluidyzacji i obszar spadku ciśnienia na złożu fluidalnym, przy prędkościach płynu większych od minimalnej prędkości fluidyzacji. Krzywa fluidyzacji tworzy histerezę tzn. ma inny przebieg dla wzrastających i malejących prędkości płynu.

3.2.1 Spadek ciśnienia na złożu usypanym

Złoże nieruchome może być traktowane dwojako: jako duża liczba kapilar o różnych przekrojach lub jako zbiór cząstek zanurzonych w płynie. Historycznie pierwsze opisy spadku ciśnienia na złożu nieruchomym wyprowadzono przyjmując model kapilarny. Okazał on się być także bardziej praktycznym (Hartman i inni, 1993).

Kozeny (1927) połączył prawo Darcy - Weisbacha z równaniem Hagena - Poiseuille'a dla przepływu laminarnego przez rury proste, otrzymując wyrażenie, które zostało następnie zmodyfikowane przez Carmana (1937). Jego korelacja ma następującą postać:

$$\frac{\Delta p}{H} = 180 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \frac{\eta u}{(\psi d_p)^2} \quad (3.2.1.1)$$

Obowiązuje ona dla przepływu laminarnego ($Re < 1$), gdy spadek ciśnienia związany jest jedynie z lepkościami stratami energii.

Dla przepływu w pełni burzliwego ($Re > 1000$), gdy spadek ciśnienia spowodowany jest jedynie stratami energii kinetycznej obowiązuje równanie Burke'a i Plummera (1928):

$$\frac{\Delta p}{H} = 1.75 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} \frac{\rho_g u^2}{\psi d_p} \quad (3.2.1.2)$$

Ergun (1952) przyjął, że spadek ciśnienia na złożu usypanym jest ogólnie sumą strat lepkościowych i kinetycznych, co prowadzi do równania postaci:

$$\frac{\Delta p}{H} = au + bu^2 \quad (3.2.1.3)$$

gdzie:

$$a = 150 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \frac{\eta}{(\psi d_p)^2} \quad (3.2.1.4)$$

$$b = 1.75 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} \frac{\rho_g}{\psi d_p} \quad (3.2.1.5)$$

MacDonald (1979) przetestował równanie Erguna dla sześciu zestawów danych różnych badaczy w szerokim zakresie właściwości złoża. Zalecił on zmodyfikowaną postać stałych a i b :

$$a = 180 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^{3.6}} \frac{\eta}{(\psi d_p)^2} \quad (3.2.1.6)$$

$$b = \beta \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^{3.6}} \frac{\rho_g}{\psi d_p} \quad (3.2.1.7)$$

gdzie $\beta = 1.8$ dla cząstek gładkich, $\beta = 4$ dla cząstek szorstkich.

Istnieje szereg zależności czysto empirycznych umożliwiających obliczenie spadku ciśnienia na złożu nieruchomym (Razumow, 1975). Równaniem tego typu jest korelacja Nakamury (1985):

$$\frac{\Delta p}{H} = C u^n \quad (3.2.1.8)$$

gdzie stałą C wyznacza się empirycznie, a wykładnik n w zależności od charakteru przepływu przyjmuje wartość od 1 (przepływ laminarny) do 2 (przepływ burzliwy).

Szeroki przegląd teorii przepływu płynu przez złożo nieruchome przedstawił w swojej pracy Dullien (1975).

3.2.2 Minimalna prędkość fluidyzacji

W momencie rozpoczęcia fluidyzacji jednorodnej spadek ciśnienia na złożu równoważy ciężar złoża:

$$\frac{\Delta p}{H} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \quad (3.2.2.1)$$

Porównując tę zależność z równaniem Erguna przytoczonym w poprzednim rozdziale otrzymujemy korelację obliczającą minimalną prędkość fluidyzacji:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\eta u_{mf}}{(\psi d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g u_{mf}^2}{\psi d_p} \quad (3.2.2.2)$$

Innym teoretycznym równaniem na minimalną prędkość fluidyzacji, wyprowadzonym z równowagi sił działających na pojedynczą cząstkę w złożu jest korelacja Wena i Yu (1966):

$$2.7 \psi^{0.687} Re_{mf}^{1.687} + 18 Re_{mf} - \psi^2 \varepsilon_{mf}^{4.7} Ar = 0 \quad (3.2.2.3)$$

Przytoczone równania posiadają szereg istotnych wad. Przede wszystkim wymagają wyznaczenia porowatości złoża dla minimalnej prędkości fluidyzacji i sferyczności cząstek. Obie te wielkości są trudne do ustalenia i zależą od techniki pomiarowej. W związku z tym wielu badaczy zaproponowało szereg czysto empirycznych, uproszczonych zależności. Wen i Yu (1966) na podstawie ponad trzystu danych eksperymentalnych dostępnych w literaturze wyprowadzili ogólną korelację:

$$Re_{mf} = \sqrt{33.67^2 + 0.04082 Ar} - 33.67 \quad (3.2.2.4)$$

Znanych jest szereg wzorów o budowie podobnej do korelacji Wena i Yu w postaci:

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (3.2.2.5)$$

np. równania Lucasa i współpracowników (1986):

$$Re_{mf} = \sqrt{29.5^2 + 0.0357 Ar} - 29.5 \quad \text{dla } 0.8 < \psi < 1 \quad (3.2.2.6)$$

$$Re_{mf} = \sqrt{33.1^2 + 0.0571 Ar} - 33.1 \quad \text{dla } 0.5 < \psi < 0.8 \quad (3.2.2.7)$$

$$Re_{mf} = \sqrt{25.2^2 + 0.0672 Ar} - 25.2 \quad \text{dla } 0.1 < \psi < 0.5 \quad (3.2.2.8)$$

Broadhurt i Becker (1975) wyprowadzili równanie stosując teorię podobieństwa dla szerokiego zakresu parametrów hydrodynamicznych i właściwości gazu oraz ciała stałego:

$$Re_{mf} = \left(\frac{Ar^{1.85}}{2.42 \cdot 10^5 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right)^{0.13} + 37.7 Ar^{0.85}} \right)^{0.5} \quad (3.2.2.9)$$

Inną korelacją empiryczną nie zawierającą porowatości ani sferyczności cząstek jest szczególnie popularna w literaturze rosyjskiej zależność Goroshki (1958):

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5.22 Ar^{0.5}} \quad (3.2.2.10)$$

Wszystkie przytoczone wcześniej korelacje zostały wyprowadzone dla warunków normalnych tzn. przy ciśnieniu atmosferycznym i temperaturze otoczenia. Wielu badaczy zajęło się wpływem ciśnienia i temperatury na minimalną prędkość fluidyzacji, gdyż większość procesów przemysłowych w złożu fluidalnym zachodzi w bardzo drastycznych warunkach zarówno

ciśnieniowych jak i temperaturowych. Przykładem zależności wyprowadzonej z uwzględnieniem wpływu ciśnienia i temperatury jest wzór Barnea i Mednicka (1975):

$$\left(\frac{(Re)_e}{(c_D)_e}\right)_{mf} = \left(\frac{Re}{c_D}\right)_{mf} \left\{ \frac{\left[1 + (1 - \varepsilon_{mf}^{0.33})\right]^{0.33}}{\varepsilon_{mf}^{1.33} \exp\left(\frac{5(1 - \varepsilon_{mf})}{9\varepsilon_{mf}}\right)} \right\} \quad (3.2.2.11)$$

gdzie:

$$(Re)_e = Re \left\{ \frac{1}{\varepsilon \exp\left[\frac{5(1 - \varepsilon)}{3\varepsilon}\right]} \right\} \quad (3.2.2.12)$$

$$(c_D)_e = c_D \frac{\varepsilon^3}{1 + (1 - \varepsilon)^{0.33}} \quad (3.2.2.13)$$

Yates (1996) zweryfikował tę korelację uzyskując dobrą zgodność z danymi eksperymentalnymi w temperaturach do 900 °C i ciśnieniach do 63 barów.

Nakamura (1985) przetestował korelacje (3.2.2.4), (3.2.2.9) i (3.2.2.10) dla warunków podwyższonego ciśnienia (do 0.7 MPa) i temperatury (do 800 K) otrzymując dobrą zgodność wyników.

Szereg innych zależności do obliczania minimalnej prędkości fluidyzacji można znaleźć w publikacji San Josego i innych (1995) (dla dużych cząstek, grupa D klasyfikacji Geldarta), a także w monografii Razumowa (1975).

3.2.3 Ekspansja złoża fluidalnego

Po przekroczeniu przez prędkość płynu minimalnej prędkości fluidyzacji rozpoczyna się tzw. ekspansja złoża czyli wzrost jego objętości. Wielu autorów badało tę wielkość w zależności od średniej prędkości przepływającego płynu. Lewis i Bowerman (1952) otrzymali równanie o następującej postaci:

$$\varepsilon = a \left(\frac{u}{v_{op}} \right)^b \quad (3.2.3.1)$$

Stałe a i b oszacowano oddzielnie dla obszaru Stokesa, Allena i Newtona.

Najbardziej znane i najczęściej stosowane są zależności uzyskane przez Richardсона i Zaki (1954):

$$\frac{u}{u_s} = \varepsilon^n \quad (3.2.3.2)$$

gdzie:

$$u_s = \log v_{op} - (d_p / D_c)$$

$$n = 4.65 + 19.5 (d_p / D_c) \quad Re_{pt} < 0.2$$

$$n = [4.35 + 17.5 (d_p / D_c)] Re_{pt}^{-0.03} \quad 0.2 < Re_{pt} < 1$$

$$n = [4.45 + 18 (d_p / D_c)] Re_{pt}^{-0.1} \quad 1 < Re_{pt} < 200$$

$$n = 4.45 Re_{pt}^{-0.1} \quad 200 < Re_{pt} < 500$$

$$n = 2.39 \quad 500 < Re_{pt}$$

Choć są one uważane za wyjątkowo dokładne, równania te zawodzą, gdy stosunek (d_p / D_c) jest duży (Kmieć, 1980).

Kmieć (1982) po raz pierwszy zaproponował, aby ekspansję złoza przedstawić w postaci:

$$\frac{F_D}{F_G} = \varepsilon^n \quad (3.2.3.3)$$

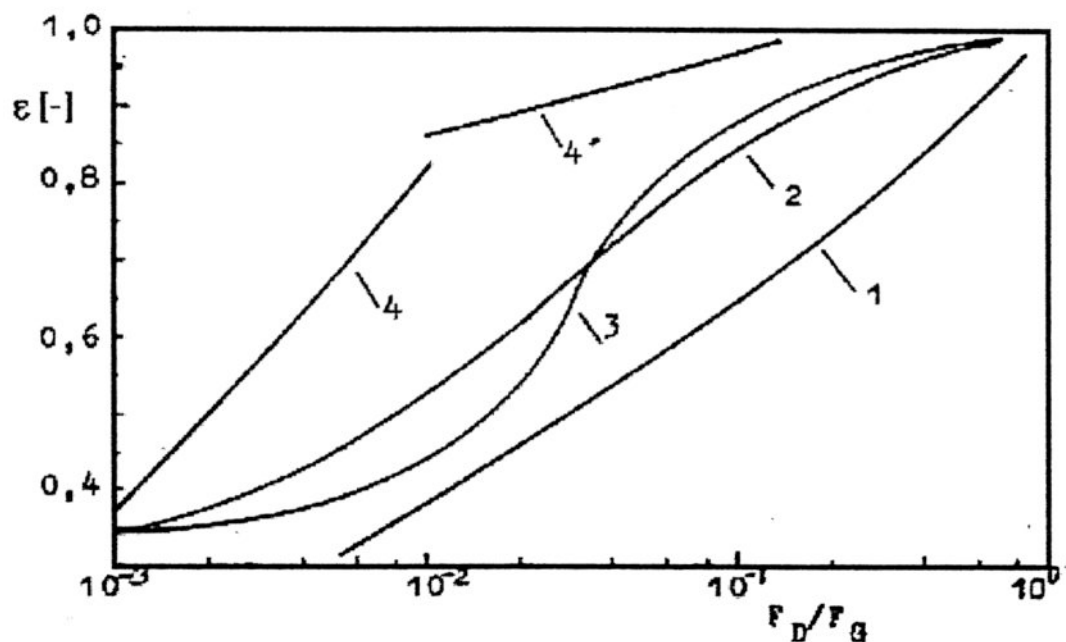
Dla odpowiednich zakresów przepływu funkcja ta ma postać (Kmieć, 1994):

$$\frac{F_D}{F_G} = \varepsilon^{4.65} \quad \text{Re} < 1 \quad (3.2.3.4)$$

$$\frac{F_D}{F_G} = \varepsilon^{4.784} \quad 1 < \text{Re} < 1000 \quad (3.2.3.5)$$

$$\frac{F_D}{F_G} = \varepsilon^{4.75} \quad \text{Re} > 1000 \quad (3.2.3.6)$$

Ekspansję złoza przedstawia się często w postaci wykresu $\varepsilon = f\left(\frac{F_D}{F_G}\right)$. Takie przykładowe krzywe dla różnych układów fluidalnych pokazuje rys. 3.2.3.1.

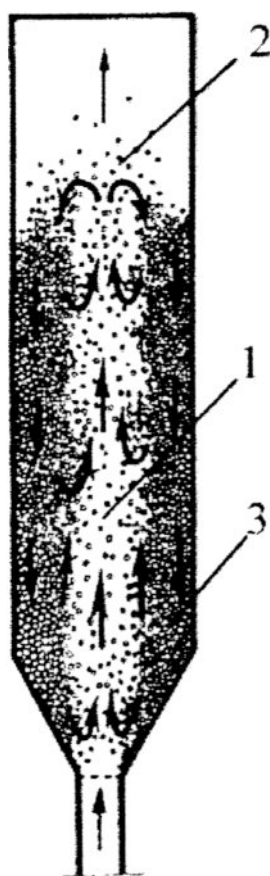


Rys. 3.2.3.1 Przykładowe krzywe ekspansji dla różnych układów fluidalnych: 1 - klasyczne złoże fluidalne, 2 - złoże fontannowe w aparacie cylindrycznym, 3 - złoże fontannowe w aparacie stożkowym, 4 - złoże fontannowe w aparacie cylindryczno stożkowym dla $\varepsilon < 0.85$, 4' - złoże fontannowe w aparacie cylindryczno stożkowym dla $\varepsilon > 0.85$.

Szereg innych korelacji opisujących ekspansję złoza w układzie ciało stałe - ciecz zostało podanych w monografii Kmiecica (1980).

3.3 Charakterystyka hydrodynamiczna klasycznego układu fontannowego

W rozdziale przedstawiono charakterystykę klasycznego fontannowania ze względu na podstawowe parametry hydrodynamiczne tj. spadek ciśnienia na złożu, minimalną prędkość fontannowania, ekspansję złoża, wysokość fontanny, maksymalną wysokość fontannowania oraz średnicę kanału centralnego. Opisano także ogólnie ruch cząstek i gazu w złożu fontannowym.



Rys. 3.3.1 Schemat aparatu fontannowego (Markowski i Kamiński, 1983).

Mathur i Gishler (1955) stwierdzili, że gdy dolną część aparatu fluidyzacyjnego skonstruujemy w postaci stożka wówczas wytworzy się tzw. złożo fontannowe (spouted bed). Charakteryzuje się on trzema strefami: centralną 1 w formie kanału z przepływającymi do góry z dużą prędkością cząstkami, które po wyjściu ze złoża tworzą fontannę (spout) 2 oraz pierścieniową (anularną) 3 przy ściankach, gdzie cząstki opadają (złożo cyrkulujące wewnątrz). Strumień gazu ze strefy centralnej stopniowo, zupełnie swobodnie przenika do strefy pierścieniowej.

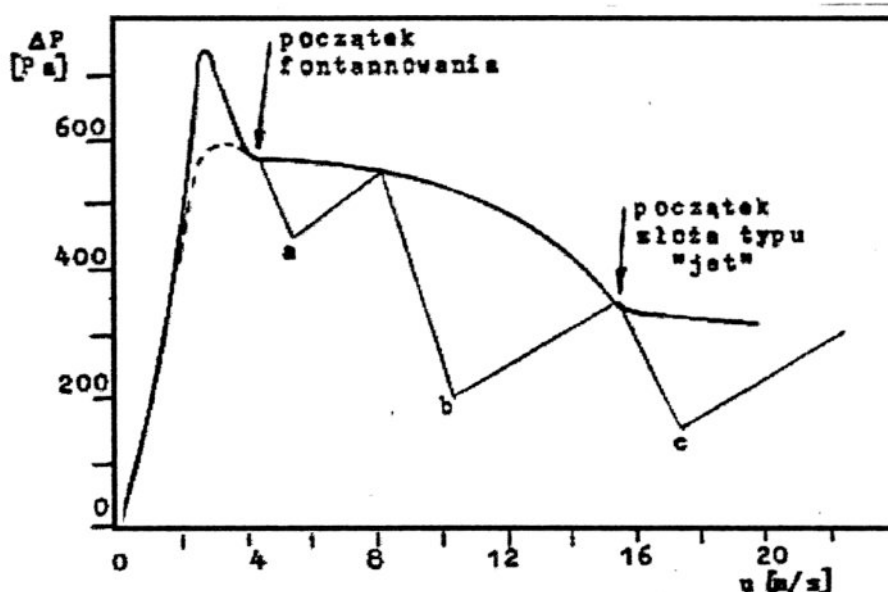
Fontannowanie w porównaniu z klasyczną fluidyzacją posiada szereg zalet (Davidson i inni, 1985):

1. mniejszy spadek ciśnienia na złożu dzięki istnieniu strefy pierścieniowej,
2. lepszy kontakt gazu z cząstkami w przypadku gruboziarnistego materiału,
3. ułatwienie przeprowadzenia procesów z użyciem materiałów sklejających się, w związku ze ścieraniem cząstek na granicy kanał centralny - strefa pierścieniowa,
4. intensywniejsza cyrkulacja złoża polidispersyjnego, uniemożliwiająca osadzanie się większych frakcji na dnie aparatu,
5. możliwość przeprowadzenia procesów wymiany ciepła i masy z usuwaniem warstewki zewnętrznej (suszenie roztworów na złożu inertym),
6. możliwość stosowania wysokich temperatur (spalanie, prażenie, piroliza),
7. możliwość granulacji z wytworzeniem ziarna o dużej średnicy i wytrzymałości mechanicznej, prosta budowa i brak elementów ruchomych.

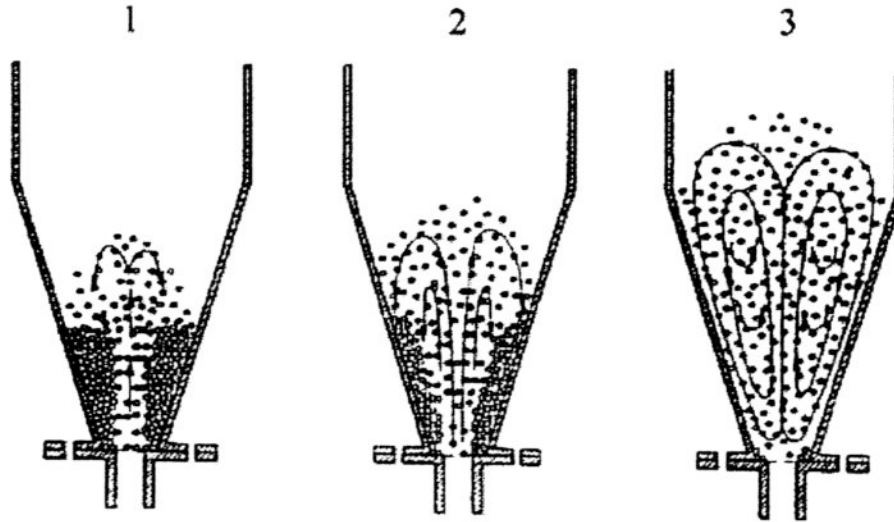
Układ fontannowy cechuje się innymi właściwościami hydrodynamicznymi niż złożo fluidalne, przy czym poszczególne parametry hydrodynamiczne nie zależą jedynie od właściwości płynu i ciała stałego, ale także od konstrukcji aparatu oraz wysokości i szerokości złoża. Tak więc złożo będzie się zachowywało inaczej dla aparatu stożkowego, cylindrycznego i stożkowo - cylindrycznego, a także dla złoża o małej wysokości (shallow bed) i złoża wysokiego.

3.3.1 Spadek ciśnienia w aparacie fontannowym

Typowy spadek ciśnienia na złożu fontannowym (krzywą fontannowania) przedstawiono na rys. 3.3.1.1. Dla zakresu małych natężeń przepływu, poniżej minimalnej prędkości fontannowania spadek ciśnienia rośnie proporcjonalnie do wzrostu prędkości płynu. W tym obszarze obowiązują równania obliczające spadek ciśnienia na złożu nieruchomym, podane w rozdziale 3.2.1 np. równanie Erguna. Po osiągnięciu pewnej prędkości przepływu wewnątrz złoża tworzy się fontanna. Spadek ciśnienia przyrasta wolniej, aby spaść gwałtownie po wydostaniu się fontanny na zewnątrz. Po przekroczeniu minimalnej prędkości fontannowania układ znajduje się w stanie fluidyzacji fontannowej. W obszarze fontannowania w zależności od szybkości płynu wyszczególnia się trzy odmienne zakresy pracy: obszar stabilnego złoża, klasycznego fontannowania i rozrzedzonego złoża (jet spoutnig). Zostały one pokazane na rys. 3.3.1.2. Krzywa fontannowania podobnie jak krzywa fluidyzacji cechuje się histerezą tzn. spadki ciśnień przy wzrastających i malejących prędkościach płynu nie pokrywają się.



Rys. 3.3.1.1 Krzywa fontannowania (San Jose i inni, 1993): a) obszar stabilnego złoża, b) obszar klasycznego fontannowania, c) obszar złoża rozrzedzonego (jet spouting).



Rys. 3.3.1.2 Różne rodzaje fontannowania (San Jose i inni, 1993): 1 - złożo stabilne, 2 - klasyczne fontannowanie, 3 - złożo rozrzedzone (jest spouting).

W literaturze znanych jest szereg korelacji opisujących krzywą fontannowania, przy czym wszystkie je można podzielić na grupy, określające następujące wielkości:

1. maksymalny spadek ciśnienia,
2. spadek ciśnienia w obszarze stabilnego i klasycznego fontannowania (obszar a i b),
3. spadek ciśnienia w obszarze rozrzedzonego złoża (jet spouting - obszar c).

Do pierwszej grupy należy równanie Gelperina dla aparatu stożkowego (Olazar i inni, 1993b):

$$-\frac{\Delta p_m}{H_0 \rho_p g} = 1 + 00.62 \left(\frac{D_b}{d_0} \right)^{2.54} \left(\frac{D_b}{d_0} - 1 \right) \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{-0.18} \quad (3.3.1.1)$$

Kolejną korelacją tego typu jest wzór Gorshteina i Mukhlenowa dla złoża stożkowego (Olazar i inni, 1993b):

$$\frac{\Delta p_m}{\Delta p_s} = 1 + 6.65 \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{1.2} \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{0.5} Ar^{0.2} \quad (3.3.1.2)$$

Olazar i inni (1993b) wyprowadzili na podstawie równania Gorshteina i Mukhlenowa korelację dla własnych danych eksperymentalnych:

$$\frac{\Delta p_m}{\Delta p_s} = 1 + 0.116 \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{0.5} \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{-0.8} Ar^{0.0125} \quad (3.3.1.3)$$

Do korelacji wyznaczających spadek ciśnienia w obszarze stabilnego złoża należy równanie Manurunga (Olazar i inni, 1993b):

$$-\frac{\Delta p_s}{H_0 \rho_p g} = \frac{1}{1 + \left[\frac{0.81(\tan \phi)^{1.5}}{\phi^2} \right] \left(\frac{D_c d_p}{d_0^2} \right)^{0.78} \left(\frac{D_c}{H_0} \right)} \quad (3.3.1.4)$$

Dla aparatu stożkowego Mukhlenow i Gorshtein zaproponowali zależność (Olazar i inni, 1993b):

$$-\frac{\Delta p_s}{H_0 \rho_p g} = 7.68 \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{0.2} (Re_0)_{ms}^{-0.2} \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{-0.33} \quad (3.3.1.5)$$

Olazar i inni (1993b) opublikowali własne równanie zawierające takie same moduły bezwymiarowe jak wzór Mukhlenowa i Gorshteina:

$$-\frac{\Delta p_s}{H_0 \rho_p g} = 1.2 \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{-0.11} (Re_0)_{ms}^{-0.06} \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{0.08} \quad (3.3.1.6)$$

Kolejną korelację obowiązującą dla niskich złoż stożkowych obliczającą spadek ciśnienia w obszarze stabilnej pracy przedstawili Markowski i Kamiński (1983):

$$\frac{\Delta p_s}{\rho(u_0)_{ms}^2} = 0.19 \left(\frac{D_c}{H_0} \right)^{0.56} \left(\frac{d_0}{H_0} \right)^{2.39} \left(\frac{H_0}{d_p} \right)^{2.35} \quad (3.3.1.7)$$

Dla obszaru złoża rozrzedzonego (jet spouting) Olazar i inni (1993b) zaproponowali następującą korelację:

$$-\frac{\Delta p_j}{H_0 \rho_p g} = 0.05 \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{0.3} (Re_0)_{mj}^{0.3} \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{0.033} \quad (3.3.1.8)$$

3.3.2 Minimalna prędkość fontannowania

Punkt najbardziej powtarzalny ze wszystkich charakterystycznych krzywej fontannowania stanowi najczęściej podstawę do określenia minimalnej prędkości fontannowania. W punkcie tym obserwuje się zanik fontanny, chociaż wewnątrz złoża może istnieć jeszcze przez jakiś czas podłużna przestrzeń z ruchomym ziarnem. Powoduje to pewne rozbieżności w określaniu minimalnej prędkości fontannowania przez różnych badaczy.

Spośród korelacji wyznaczających minimalną prędkość fontannowania najbardziej znana jest zależność Mathura i Gishlera dla złoż stożkowo - cylindrycznych (Mathur i Gishler, 1955);

$$u_{ms} = \frac{d_p}{D_c} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{0.33} \sqrt{\frac{2gH_0(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (3.3.2.1)$$

Była ona wielokrotnie modyfikowana przez różnych autorów. Liu i inni (1991) wprowadzili do niej sferyczność, tak aby obowiązywała także dla cząstek niesferycznych:

$$u_{ms} = \frac{d_v \psi}{D_c} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{0.33} \sqrt{\frac{2gH_0(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (3.3.2.2)$$

uzyskując średni błąd około 20 %.

Kmieć (1983) podał i przetestował szereg korelacji dla aparatów stożkowych. Korelacje te przedstawiono w tabeli 3.3.2.1.

Autor	Równanie	Numer
Kmieć	$u_{ms} = \frac{\eta}{d_p \rho_g} \left[0.072 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)_{ms} Ar \right]^{0.714}$ $\left(\frac{F_D}{F_G} \right)_{ms} = 0.04856 \epsilon_{ms}^{3.1} \left(\frac{H}{D_c} \right)^{2.15} \theta$	(3.3.2.3)
Nikolaev i Golubev	$Re_{ms} = 0.051 Ar^{0.59} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{0.1} \left(\frac{H}{D_c} \right)^{0.25}$	(3.3.2.4)

Tsvik	$Re_{ms} = 0.4 Ar^{0.52} \left(\frac{H}{d_0} \right)^{1.24} \tan\left(\frac{\theta}{2}\right)^{0.42}$	(3.3.2.5)
Gorshtein i Mukhlenov	$Re_{ms} = 0.174 Ar^{0.5} \left(\frac{D_b}{d_0} \right)^{0.85} \tan\left(\frac{\theta}{2}\right)^{-1.25}$	(3.3.2.6)
Wan Fuong	$Re_{ms} = 0.24 Re_0 \left(\frac{H}{d_0} \right)^{0.82} \tan\left(\frac{\theta}{2}\right)^{0.92}$	(3.3.2.7)

Tabela 3.3.2.1 Korelacje obliczające minimalną prędkość fontannowania dla aparatów stożkowych (Kmieć, 1983).

W tym samym artykule Kmieć (1983) podał swoją nowszą zależność:

$$\left(\frac{\dot{m}_g}{\rho_g} \right)_{ms} = \frac{-(A - B * C)^{0.5} + D * E}{F * C} \quad (3.3.2.8)$$

gdzie:

$$A = \frac{5625 \eta^2 (1 - \varepsilon)^4 \left[d_0 - 2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right) \left(H + \frac{d_0}{2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right)} \right) \right]^2}{\pi^2 \left(1 - \cos\left(\frac{\theta}{2}\right) \right)^2 d_p^4 \varepsilon^6 d_0^2 \left(H + \frac{d_0}{2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right)} \right)^2}$$

$$B = \frac{1.75 (1 - \varepsilon)^2 \rho_g (\rho_p - \rho_g) H g K_B}{3 \pi^2 \left(1 - \cos\left(\frac{\theta}{2}\right) \right)^2 d_p \varepsilon^3}$$

$$C = \frac{-8 \sin^3\left(\frac{\theta}{2}\right)}{d_0^3} + \frac{1}{\left(H + \frac{d_0}{2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right)} \right)^3}$$

$$D = \frac{75 \eta (1 - \epsilon)^2}{\pi \left(1 - \cos\left(\frac{\theta}{2}\right)\right) d_p^2 \epsilon^3}$$

$$E = \frac{2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right)}{d_0} - \frac{1}{\left(H + \frac{d_0}{2 \sin\left(\frac{\theta}{2}\right)}\right)}$$

$$F = \frac{1.75 (1 - \epsilon) \rho_g}{6\pi^2 \left(1 - \cos\left(\frac{\theta}{2}\right)\right)^2 d_p \epsilon^3}$$

Markowski i Kamiński (1983) zaproponowali równanie dla złoża stożkowego o prostej postaci:

$$(\text{Re}_0)_{\text{ms}} = 0.028 \text{ Ar}^{0.57} \left(\frac{H_0}{d_0}\right)^{0.48} \left(\frac{D_c}{d_0}\right)^{1.27} \quad (3.3.2.9)$$

Jedną z najnowszych korelacji dla złoż stożkowych jest zależność Olazara i współpracowników (1993a):

$$(\text{Re}_0)_{\text{ms}} = 0.126 \text{ Ar}^{0.5} \left(\frac{D_b}{d_0}\right)^{1.68} \tan\left(\frac{\theta}{2}\right)^{-0.57} \quad (3.3.2.10)$$

Wszystkie podane wyżej korelacje zostały wyprowadzone dla danych eksperymentalnych otrzymanych w temperaturze pokojowej, dla aparatów o małej średnicy. Wielu badaczy zajęło się otrzymaniem zależności obowiązujących dla wyższych temperatur. Wu (1987) przetestował równanie Mathura i Gishlera w zakresie temperatur 20 - 420 °C. Zaobserwował on, że wraz ze wzrostem temperatury minimalna prędkość fontannowania rośnie tak jak przewiduje korelacja (3.3.2.1), jednak maksymalny błąd obliczeń przekraczał 30 %. W związku z tym zaproponowano własne równanie:

$$\frac{u_{ms}}{\sqrt{2gH_0}} = 10.6 \left(\frac{d_p}{D_c} \right)^{1.05} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{0.266} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{-0.095} \left(\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.256} \quad (3.3.2.11)$$

Ye (1992) prowadził badania nad fontannowaniem w zakresie temperatur 20 - 880 °C. Zaobserwował on znaczący wpływ temperatury na hydrodynamikę złoży. Dla cząstek o dużej średnicy wraz ze wzrostem temperatury rośnie minimalna prędkość fontannowania, co zgodne jest z obserwacjami Wu (1987). Jednak dla cząstek o małej średnicy obserwuje się tendencję odwrotną. Zarówno korelacja Mathura i Gishlera (1955) jak i korelacja Wu (1987) dawały wyniki niezgodne z wynikami eksperymentalnymi (wyniki otrzymane z korelacji były zbyt niskie).

Fane i Mitchell (1984) badali równanie Mathura Gishlera pod kątem jego przydatności dla złoży o dużej średnicy. Okazało się, że równanie to obowiązuje dla aparatów cylindryczno stożkowych o średnicy części cylindrycznej nie przekraczającej 0.4 m. W zakresie większych złoży korelacja (3.3.2.1) nie sprawdza się zaniżając wyniki (często nawet o 50 %). Fane i Mitchell zaproponowali następującą modyfikację równania (3.3.2.1), tak by obowiązywało ono dla aparatów o $d_c > 0.4$ m:

$$u_{ms} = 2D_c^{1-\exp(-7D_c^2)} \frac{d_p}{D_c} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{0.33} \sqrt{\frac{2gH_0(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (3.3.2.12)$$

Lim i Grace (1987) stwierdzili w czasie badań w aparacie o średnicy 0.91 m, że równanie (3.3.2.12) daje słabą zgodność z ich własnymi wynikami.

Przegląd wczesnych korelacji obliczających minimalną prędkość fontannowania został przedstawiony w książce Mathura i Epsteina (1974).

3.3.3 Ekspansja złoży fontannowego

Ekspansja złoży fontannowego przebiega w zmiennym tempie, początkowo bardzo szybko, a następnie znacznie wolniej. Wiąże się to z tym, że główny udział w zwiększaniu objętości złoży ma fontanna. Ekspansja w aparacie fontannowym stożkowym prowadzi po przekroczeniu przez płyn pewnej minimalnej prędkości do powstania tzw. złoży fontannowego rozrzedzonego (jet spouted bed), charakteryzującego się dużymi wartościami porowatości i intensywną cyrkulacją (rys. 3.3.1.2). Krzywe ekspansji dla wszystkich typów fontannowania zaprezentowano w rozdziale 3.2.3 na rys. 3.2.3.1.

Podobnie jak dla złoza fluidalnego ekspansję złoza fontannowego można opisać jako funkcję ilorazu sił F_d/F_g ale należy jeszcze uwzględnić wpływ parametrów geometrycznych aparatu. Przykładem tego typu korelacji są zależności podane przez Kmiecica (1977) dla aparatów cylindrycznych:

$$\varepsilon = 2.65 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{0.322} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{-0.692} \theta^{-0.327} \quad (3.3.3.1)$$

dla $\varepsilon < 0.85$

$$\varepsilon = 1.093 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{0.0585} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{-0.144} \theta^{-0.0377} \quad (3.3.3.2)$$

dla $\varepsilon > 0.85$

Dla złoza stożkowego Mukhlenow i Gorshtein zaproponowali równanie (San Jose i inni, 1993):

$$\varepsilon = 2.17 \left(\frac{Re}{Ar} \right)^{0.33} \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{0.5} \left[\tan \left(\frac{\theta}{2} \right) \right]^{-0.6} \quad (3.3.3.3)$$

Markowski i Kamiński (1983) skorelowali swoje dane eksperymentalne otrzymując równanie podobne do równania Kmiecica:

$$\frac{(\varepsilon - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon)} = 39.7 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{1.23} \left(\frac{D_c}{d_0} \right)^{3.91} \left(\frac{d_0}{H_0} \right)^{1.44} \quad (3.3.3.4)$$

San Jose i współpracownicy (1993) dla własnych danych empirycznych zmodyfikowali korelację Markowskiego i Kamińskiego otrzymując następujące równanie:

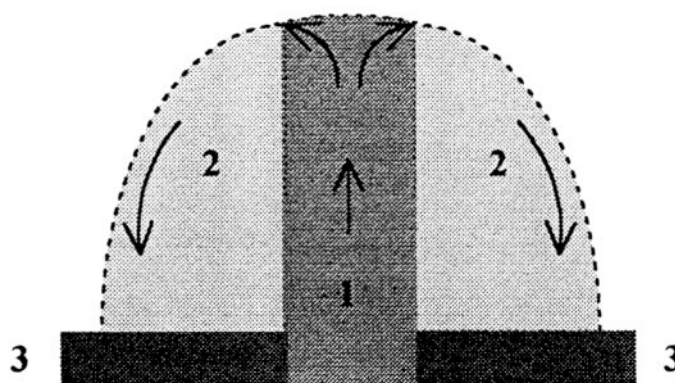
$$\frac{(\varepsilon - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon)} = 215 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{1.74} \left(\frac{D_b}{d_0} \right)^{1.35} \theta^{1.95} \quad (3.3.3.5)$$

3.3.4 Wysokość fontanny

Wielkością bezpośrednio związaną z ekspansją złoża jest wysokość fontanny powstałej ponad powierzchnią złoża fontannowego. Aby obliczyć wymaganą wysokość aparatu można posługiwać się klasycznymi korelacjami podanymi w poprzednim punkcie lub wyznaczać bezpośrednio wysokość fontanny. Strefa fontanny odgrywa ważną rolę w procesie segregacji cząstek. W przypadku szybkich reakcji chemicznych, powlekania oraz granulacji dodatkowy czas kontaktu obu faz w fontannie może odgrywać znaczącą rolę w całym procesie (Grace i Mathur, 1978).

Teoretyczny model określania wysokości fontanny podali Grace i Mathur (1978). Założenia ich modelu są następujące:

1. Fontanna ma taki kształt i strukturę jak na rys. 3.3.4.1.
2. Na cząstkę w strefie fontanny oddziałują jedynie siły: grawitacji, wyporu oraz oporu ośrodka.
3. Prędkość gazu po wyjściu ze złoża spada natychmiast do wartości liczonej z natężenia przepływu na pusty przekrój aparatu.
4. Porowatość na szczycie fontanny osiąga wartość porowatości złoża usypanego.



Rys. 3.3.4.1 Kształt i struktura fontanny wg Grace'a i Mathura (1978):

1 - rdzeń, 2 - strefa opadania cząstek, 3 - powierzchnia złoża fontannowego.

Bilans sił działających na cząstkę (siły grawitacji, wyporu oraz oporu ośrodka) prowadzi do następującego równania różniczkowego:

$$\frac{dv_{pf}}{dt_{pf}} = \frac{3}{4} \frac{c_{DZ} \rho_{gf} (v_{gf} - v_{pf}) |v_{gf} - v_{pf}|}{\rho_p d_p} - \frac{(\rho_p - \rho_{gf})g}{\rho_p} \quad (3.3.4.1)$$

przy czym

$$dt_{pf} = \frac{dh_f}{v_{pf}} \quad (3.3.4.2)$$

Po wstawieniu równania (3.3.4.2) do równania (3.3.4.1) otrzymujemy:

$$v_{pf} \frac{dv_{pf}}{dh_f} = \frac{3}{4} \frac{c_{DZ} \rho_{gf} (v_{gf} - v_{pf}) |v_{gf} - v_{pf}|}{\rho_p d_p} - \frac{(\rho_p - \rho_{gf})g}{\rho_p} \quad (3.3.4.3)$$

Aktualną porowatość na danej wysokości fontanny oblicza się na podstawie założenia 4 oraz równania ciągłości strugi:

$$\varepsilon_f = 1 - \frac{(1 - \varepsilon_t) v_{pt}}{v_{pf}} \quad \text{gdy } v_{pf} > \frac{(1 - \varepsilon_t) v_{pt}}{1 - \varepsilon_0} \quad (3.3.4.4)$$

$$\varepsilon_f = \varepsilon_0 \quad \text{gdy } v_{pf} \leq \frac{(1 - \varepsilon_t) v_{pt}}{1 - \varepsilon_0} \quad (3.3.4.5)$$

Lokalną prędkość gazu w fontannie oblicza się na podstawie założenia 3 jako:

$$v_{gf} = \frac{u}{\varepsilon_f} \quad (3.3.4.6)$$

Różniczkowanie równania (3.3.4.3) aż do spełnienia warunku $v_{pf} = 0$ daje szukaną wysokość fontanny.

Przy założeniu, że na cząstkę nie działa siła oporu ośrodka oraz, że cząstka porusza się w nieruchomym gazie ($v_{gf} = 0$) równanie (3.3.4.3) można rozwiązać analitycznie. W ten sposób otrzymuje się następujące równanie:

$$H_f = \frac{v_{pt}^2}{2g} \frac{\rho_p}{(\rho_p - \rho_g)} \quad (3.3.4.7)$$

Głównym problemem w rozwiązywaniu równania (3.3.4.3), podobnie jak w przypadku obliczeń przy użyciu równania (3.3.4.7), jest znalezienie wartości początkowych (prędkość cząstki i porowatość złoża na powierzchni w części centralnej) (Day, 1990).

Założona przez Grace'a i Mathura struktura fontanny oraz przewidywany przez ich model rozkład porowatości poniżej jej wierzchołka zostały potwierdzone przez He (1994). Nie rozstrzygnął on jednak słuszności założenia 4.

Lim i Grace (1987) stwierdzili natomiast, że zaprezentowany wyżej model dobrze opisuje zachowanie fontanny w złożach o większej średnicy.

Wu (1987) oraz Ye (1992) przebadali wpływ temperatury na wysokość fontanny, stwierdzając, że wraz ze wzrostem temperatury wysokość fontanny maleje, co zgodne jest z przewidywaniami modelu Grace'a i Mathura.

Na podstawie danych Grace'a i Mathura (1978) oraz własnych Day (1990) wyprowadził empiryczną korelację, która nie wymaga znajomości parametrów złoża na jego powierzchni:

$$\frac{H_f}{d_0} = 46.4 \left(\frac{u}{u_{ms}} - 1 \right)^{0.865} \left(\frac{H_0}{H_m} \right)^{-0.379} A^{2.13} \left(\frac{(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} \right)^{-0.892} \left(\frac{d_p}{d_0} \right)^{-3.49} \left(\frac{d_0}{D_c} \right)^{-2.75} \quad (3.3.4.8)$$

gdzie

$$A = \left(\frac{\rho_g}{\rho_p - \rho_g} \right) / \left(\frac{u_{mf} v_{op}}{g d_0} \right) \quad (3.3.4.9)$$

3.3.5 Maksymalna wysokość fontannowania

W toku badań nad stabilnością fontannowania okazało się, że przy stałych parametrach takich jak: geometria aparatu, właściwości złoża oraz natężenie przepływu gazu, istnieje pewna graniczna wysokość, powyżej której dochodzi do zakłócenia procesu. Wielkość tą, bardzo ważną z punktu widzenia projektanta aparatów fontannowych nazwano maksymalną wysokością fontannowania. Mathur i Epstein (1974) wyróżnili trzy mechanizmy powodujące ograniczenie wysokości złoża fontannowego. Są to:

1. Fluidyzacja ciała stałego w części pierścieniowej. Przenikanie gazu z części centralnej do pierścieniowej powoduje wzrost jego prędkości wraz z wysokością w tej części złoża. W związku z tym, przy odpowiednio dużej wysokości złoża może dojść do przekroczenia przez prędkość gazu minimalnej prędkości fluidyzacji tak, że ciało stałe zacznie fluidyzować w górnej części aparatu. Dochodzi wówczas do zakłócenia opadania cząstek w części pierścieniowej. Fontannowanie przechodzi w niestabilną fluidyzację.
2. Zasypywanie części centralnej. Wraz ze wzrostem wysokości złoża rośnie siła zewnętrzna działająca na ściany kanału centralnego, a przez to masa ciała stałego, która przenika z części pierścieniowej. Przy przekroczeniu granicznej wysokości złoża, ilość cząstek, które przeszły z części pierścieniowej jest tak duża, że dochodzi najpierw do przeciążenia a następnie do zasypania kanału centralnego (zjawisko podobne do przeciążenia linii transportu pneumatycznego).
3. Niestabilność granicy między częścią centralną a pierścieniową. Granica pomiędzy strefami złoża fontannowego (centralną i pierścieniową) jest nieustannie rozrywana zarówno przez poruszający się gaz jak i cząstki. Szczególną intensywność tego zjawiska obserwuje się w dolnej części złoża. Nasilenie się niestabilności powierzchni granicznej wraz ze wzrostem wysokości złoża może doprowadzić do całkowitego rozerwania części centralnej i zaniku fontannowania.

Pomimo wyodrębnienia i poznania zjawisk limitujących wysokość złoża fontannowego nie udało się jak dotąd ustalić kryteriów pozwalających określić, który mechanizm występuje w danym przypadku (Mathur i Epstein. 1974; Littman i inni, 1977);

Malek i Lu (1965) wyprowadzili równanie empiryczne obliczające maksymalną wysokość fontannowania dla szerokiego zakresu zmiennych doświadczalnych. Ma ono postać:

$$\frac{H_m}{D_c} = 336 \left(\frac{D_c}{d_p} \right)^{0.75} \left(\frac{D_c}{d_0} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{1.2} \left(\frac{1}{\phi} \right)^2 \quad (3.3.5.1)$$

Równanie to jest polecane przez Mathura i Epsteina (1974) spośród prostych równań empirycznych, jako dające największą dokładność.

McNab i Bridgewater (1977) zaproponowali następującą korelację:

$$H_m = 336 \left(\frac{D_c^2}{d_p} \right) \left(\frac{D_c}{d_0} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{700}{Ar} \right) \left(\sqrt{1 + 35.9 \cdot 10^{-6} Ar} - 1 \right)^2 \quad (3.3.5.2)$$

Morgan i Littman (1982) zajęli się maksymalną wysokością fontannowania dla cząstek niesferycznych o nieregularnym kształcie. Podali oni w swej pracy następujące równanie:

$$\frac{H_m d_0}{D_c^2} = 0.218 + \frac{5.13 \cdot 10^{-3}}{A} + \frac{2.54 \cdot 10^{-5}}{A^2} \quad (3.3.5.3)$$

dla $A > 0.014$

$$\frac{H_m d_0}{D_c^2} = 175(A - 0.01) \quad (3.3.5.4)$$

dla $0.01 < A \leq 0.014$

gdzie

$$A = \left(\frac{\rho_g}{\rho_p - \rho_g} \right) \left(\frac{u_{mf} v_{op}}{g d_0} \right) \quad (3.3.5.5)$$

Jednym z nielicznych teoretycznych równań opisujących maksymalną wysokość fontannowania jest równanie Lefroya i Davidsona (1969). Na podstawie bilansu sił działających na ścianę granicy pomiędzy kanałem centralnym a strefą pierścieniową wyprowadzili oni następującą zależność:

$$H_m = 0.72 \frac{D_c^2 - d_s^2}{d_s} \quad (3.3.5.6)$$

która została zmodyfikowana przez Littmana i Morgana (1977) do postaci :

$$H_m = 0.345 \left(\frac{d_s}{D_c} \right)^{-0.384} \frac{D_c^2 - d_s^2}{d_s} \quad (3.3.5.7)$$

Wraz ze wzrostem temperatury zawęża się silnie obszar stabilnego fontannowania, maksymalna wysokość fontannowania maleje, szczególnie dla cząstek o małych średnicach (Wu,

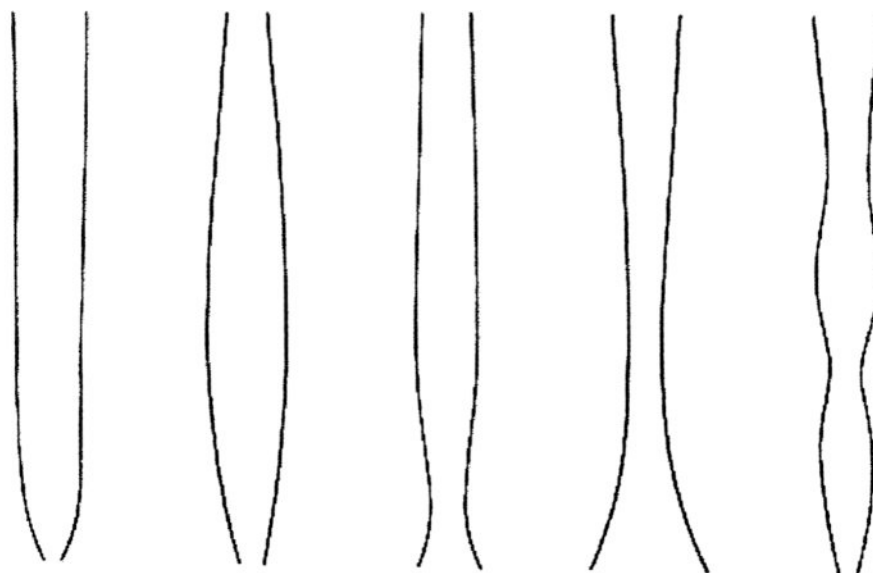
1987; Ye, 1992). Dla danej wysokości złoza po przekroczeniu pewnej temperatury granicznej niemożliwe staje się wytworzenie fontannowania. Ye (1992) stwierdził, że w wysokiej temperaturze mechanizmem determinującym maksymalną wysokość fontannowania jest niestabilność granicy pomiędzy strefą pierścieniową a centralną.

Wu (1987) przetestował w warunkach podwyższonej temperatury szereg korelacji wyznaczających maksymalną wysokość fontannowania. Jego wnioski są następujące:

1. Korelacje (3.3.5.1) oraz (3.3.5.2) przewidują jakościowo poprawnie wpływ temperatury na maksymalną wysokość fontannowania.
2. Największą dokładność obliczeń uzyskuje się przy użyciu równania (3.3.5.2).
3. Korelacje (3.3.5.3) i (3.3.5.4) nie nadają się do obliczeń w podwyższonej temperaturze.

3.3.6 Kształt i parametry geometryczne kanału centralnego

Kształt i parametry geometryczne części centralnej złoza fontannowego (kanału centralnego) zależą od bardzo wielu czynników zmieniających równowagę na granicy strefa centralna - strefa pierścieniowa. Mnogość tych parametrów powoduje dużą liczbę obserwowanych kształtów części centralnej. Najczęściej występujące kształty kanału centralnego przedstawiono na rys. 3.3.6.1.



Rys. 3.3.6.1 Różne kształty kanału centralnego złoza fontannowego (Mathur i Epstein, 1974).

Obserwacje dotyczące kształtu kanału centralnego można streścić w następujących punktach (Mathur i Epstein, 1974):

1. Zwążanie się kanału centralnego zachodzi jedynie w płytkich złożach ($H_0 < 0.35$ m) i przy niskich natężeniach przepływu gazu.
2. Rozszerzanie się kanału centralnego występuje w złożach głębokich, lub w złożach płytkich przy wysokich natężeniach przepływu gazu.
3. Średnica zwążenia kanału centralnego wynosi około $0.86d_0$ i jest niezależna od wysokości warstwy i natężenia przepływu gazu.
4. Odległość pomiędzy przewężeniem kanału centralnego a wlotem do aparatu jest odwrotnie proporcjonalna do średnicy wlotu do aparatu.
5. Nie daje się zauważyć prostej zależności pomiędzy stopniem ekspansji (rozszerzania się) kanału centralnego a parametrami geometrycznymi aparatu, właściwościami złoża i natężeniem przepływu gazu.

Wu (1987) oraz Ye (1992) stwierdzili niewielki wpływ temperatury na kształt i średnicę kanału centralnego.

W przypadku obliczeń dotyczących kanału centralnego zakłada się najczęściej stałość jego średnicy. Istnieje szereg korelacji pozwalających określić tę wielkość. Do najbardziej znanych i powszechnie stosowanych należą korelacje McNaba (1972):

$$d_s = 2(\rho_g u)^{0.49} D_c^{0.68} \rho_u^{-0.41} \quad (3.3.6.1)$$

oraz Wu (1986):

$$d_s = 5.61(\rho_g u)^{0.433} D_c^{0.583} \eta^{0.133} (\rho_u \rho_g g)^{-0.283} \quad (3.3.6.2)$$

Korelacje (3.3.6.1) oraz (3.3.6.2) zostały zweryfikowane przez Ye (1992) dla zakresu wysokich temperatur. Zaleca on w tym przypadku używać równanie (3.3.6.2).

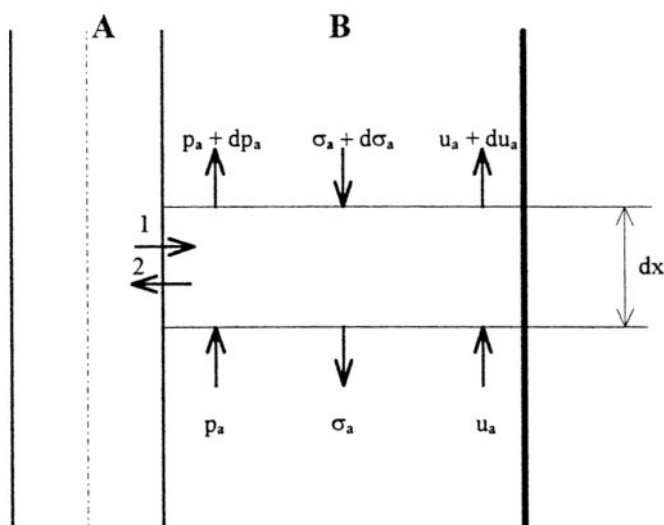
Korelacja (3.3.6.1) rekomendowana jest natomiast dla złoż o dużej średnicy (Lim i inni, 1987; He i inni, 1992).

3.3.7 Przepływ gazu z kanału centralnego do części pierścieniowej

Przepływ gazu w części pierścieniowej złoża fontannowego ukształtowany jest w dużej mierze przez strumień centralny gazu podawany w osi aparatu, od dołu złoża. Strumień ten stopniowo przenika przez granicę stref centralnej i pierścieniowej. Zjawisko to, którego opisanie jest niezbędne do hydrodynamicznego modelowania całego układu fontannowego, stało się przedmiotem zainteresowania wielu badaczy.

Mammuro i Hattori (1968) wyprowadzili jako pierwsi teoretyczne równanie umożliwiające określenie rozptywu gazu pomiędzy strefą centralną i pierścieniową. Ich model opiera się na bilansie sił działających na różniczkową objętość części pierścieniowej przy zaniedbaniu tarcia po obu stronach granicy międzystrefowej (rys. 3.3.7.1). Część pierścieniową złoża fontannowego traktuje się jak ruchome złożo usypane, przy czym zakłada się laminarny przepływ gazu a co za tym idzie obowiązywanie równania Darcy'ego:

$$-\frac{dp_a}{dx} = Ku_a \quad (3.3.7.1)$$



Rys. 3.3.7.1 Siły działające na element części pierścieniowej wg Mamuro i Hattori (1968): A - kanał centralny, B - część pierścieniowa, 1 - ciśnienie dynamiczne spowodowane przepływem gazu, 2 - promieniowa składowa ciśnienia statycznego złoża.

Rozwiązanie tak przedstawionego modelu prowadzi do równania obliczającego średnią prędkość gazu w części pierścieniowej:

$$u_a = u_{aH_m} \left(1 - \left(1 - \frac{x}{H_m} \right)^3 \right) \quad (3.3.7.2)$$

Należy jednak zaznaczyć, że równanie powyższe obowiązuje dla złóż o maksymalnej wysokości, gdy górna część złoża fluidyzuje. Wówczas przyjmuje się, że $u_{aH_m} = u_{mf}$. Dla złóż o mniejszych wysokościach Mammuro i Hattori zmodyfikowali arbitralnie swe równanie do postaci:

$$u_a = u_{aH} \left(1 - \left(1 - \frac{x}{H} \right)^3 \right) \quad (3.3.7.3)$$

Modyfikacja ta budzi jednak wiele zastrzeżeń i jej poprawność nie została potwierdzona eksperymentalnie (Mathur i Epstein, 1974; Epstein, Lim i Mathur, 1978). Poza tym Mamuro i Hattori nie podali sposobu określenia u_{aH} (prędkości gazu na szczycie części pierścieniowej).

Grbavčić (1976) rozszerzył model Mamuro i Hattori, tak aby obowiązywał on także dla złóż o wysokości mniejszej niż maksymalna, opierając się na empirycznie stwierdzonym zjawisku niezależności prędkości i ciśnienia w danym miejscu części pierścieniowej od całkowitej wysokości złoża, co umożliwia wyprowadzenie wyrażenia wyznaczającego prędkość gazu na szczycie części pierścieniowej:

$$u_{aH} = u_{aH_m} \left(1 - \left(1 - \frac{H}{H_m} \right)^3 \right) \quad (3.3.7.4)$$

Ponieważ model Mamuro i Hattori opiera się na założeniu przepływu laminarnego gazu w części pierścieniowej, co często nie odpowiada rzeczywistości (Epstein i inni, 1978), Epstein i Levine (1978) zastosowali zamiast równania Darcy'ego równanie postaci:

$$-\frac{dp_a}{dx} = K_1 u_a + K_2 u_a^2 \quad (3.3.7.5)$$

obowiązujące dla całego zakresu przepływu gazu. Wprowadzenie powyższego równania do modelu Mamuro i Hattori daje równanie, funkcjonalnie odpowiadające równaniu (3.3.7.2):

$$\frac{x}{H_m} = 1 - \frac{1}{a} \left[\ln \left(\frac{1-Y}{\sqrt{1+Y+Y^2}} \right) + \sqrt{3} \left(\tan^{-1} \left(\frac{1+2Y}{\sqrt{3}} \right) + \frac{\pi}{2} \right) \right] \quad (3.3.7.6)$$

gdzie

$$a = \ln \left(\frac{1 + \beta^{\frac{1}{3}}}{1 - \beta^{\frac{1}{3}} + \beta^{\frac{2}{3}}} \right) + \sqrt{3} \left(\tan^{-1} \left(\frac{1 + 2\beta^{\frac{1}{3}}}{\sqrt{3}} \right) + \frac{\pi}{2} \right) \quad (3.3.7.7)$$

$$Y = - \left(\frac{\beta + \frac{u_a}{u_{mf}}}{1 - \frac{u_a}{u_{mf}}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.3.7.8)$$

$$\beta = 1.5 \frac{K_1}{K_2 u_{mf}} + 2 \quad (3.3.7.9)$$

a stałe K_1 i K_2 otrzymuje się bądź na drodze doświadczalnej, bądź z równania Erguna (3.2.1.3 - 5).

Zupełnie innym od prezentowanych powyżej podejściem do prezentowanego w tym rozdziale problemu jest model Lefroya i Davidsona (1969). Opiera się on na wyznaczonym eksperymentalnie przez tych badaczy rozkładzie ciśnienia gazu w strefie pierścieniowej, który opisany został równaniem:

$$p_a = \Delta p \cos \left(\frac{\pi x}{2H} \right) \quad (3.3.7.10)$$

Dla przypadku złoża o maksymalnej wysokości ($H = H_m$) równanie to przyjmuje postać:

$$p_a = \Delta p_{H_m} \cos \left(\frac{\pi x}{2H_m} \right) \quad (3.3.7.11)$$

Różniczkując równania (3.3.7.10) i (3.3.7.11) ze względu na wysokość aparatu otrzymujemy odpowiednio:

$$-\frac{dp_a}{dx} = \Delta p \frac{\pi}{2H} \sin\left(\frac{\pi x}{2H}\right) \quad (3.3.7.12)$$

$$-\frac{dp_a}{dx} = \Delta p_{H_m} \frac{\pi}{2H_m} \sin\left(\frac{\pi x}{2H_m}\right) \quad (3.3.7.13)$$

Zakładając $x = H_m$ w równaniu (3.3.7.13) otrzymujemy:

$$-\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_{H_m} = \Delta p_{H_m} \frac{\pi}{2H_m} \quad (3.3.7.14)$$

Dzieląc równanie (3.3.7.13) przez (3.3.7.14) uzyskujemy:

$$\frac{\frac{dp_a}{dx}}{\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_{H_m}} = \sin\left(\frac{\pi x}{2H_m}\right) \quad (3.3.7.15)$$

Aby przejść z równania (3.3.7.15) do równania określającego rozkład prędkości w części pierścieniowej, dla złoża o maksymalnej wysokości Epstein, Lim i Mathur (1978) zastosowali korelację opisującą spadek ciśnienia na złożu usypanym. Najwygodniejszą do dalszych przekształceń jest w tym przypadku korelacja analogiczna do korelacji Nakamury (3.2.1.8):

$$-\frac{dp_a}{dx} = Cu_a^n \quad (3.3.7.16)$$

która dla $x = H_m$ przechodzi w:

$$-\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_{H_m} = Cu_{aH_m}^n \quad (3.3.7.17)$$

Wstawiając równania (3.3.7.16) i (3.3.7.17) do równania (3.3.7.15) otrzymujemy:

$$\frac{u_a}{u_{aH_m}} = \left(\sin\left(\frac{\pi x}{2H_m}\right) \right)^{\frac{1}{n}} \quad (3.3.7.18)$$

Wykładnik n przyjmuje wartość 1 dla przepływu laminarnego i 2 dla przepływu burzliwego.

Lefroy i Davidson zmodyfikowali równanie (3.3.7.14) tak by obowiązywało ono dla złóż o dowolnej wysokości wprowadzając współczynnik B :

$$-\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_{H_m} B = \Delta p \frac{\pi}{2H} \quad (3.3.7.19)$$

gdzie B z definicji:

$$B = \frac{\frac{\Delta p}{H}}{\frac{\Delta p_{H_m}}{H_m}} \quad (3.3.7.20)$$

Zakładając $x = H$ w równaniu (3.3.7.12) otrzymujemy:

$$-\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_H = \Delta p \frac{\pi}{2H} \quad (3.3.7.21)$$

Dzieląc równanie (3.3.7.12) przez (3.3.7.19) uzyskujemy:

$$\frac{\frac{dp_a}{dx}}{\left(\frac{dp_a}{dx}\right)_{H_m}} = B \sin\left(\frac{\pi x}{2H}\right) \quad (3.3.7.22)$$

Wstawiając równania (3.3.7.16) i (3.3.7.17) do równania (3.3.7.22) otrzymujemy równanie obowiązujące dla złóż o dowolnej wysokości:

$$\frac{u_a}{u_{aH_m}} = \left(B \sin\left(\frac{\pi x}{2H}\right) \right)^{\frac{1}{n}} \quad (3.3.7.23)$$

Dzieląc równanie (3.3.7.21) przez zależność (3.3.7.13) przy $x = H$ i korzystając z definicji współczynnika B (równanie 3.3.7.20) otrzymujemy:

$$B = \sin\left(\frac{\pi H}{2H_m}\right) \quad (3.3.7.24)$$

McNab i Bridgewater (1977) zalecają podnieść prawą stronę równania (3.3.7.24) do potęgi 0.58 dla uzyskania lepszej zgodności z danymi doświadczalnymi.

Epstein, Lim i Mathur (1978) porównali i zweryfikowali eksperymentalnie modele opisujące rozkład prędkości i ciśnienia gazu w strefie pierścieniowej. Ich wnioski są następujące:

1. Często występujące założenie, że dla złoża o maksymalnej wysokości jego górna część fluidyzuje ($u_{aH_m} = u_{mf}$) w wielu przypadkach praktycznych nie jest spełnione.
2. Obserwacja Grbavcica (1976), że w danym miejscu złoża prędkość i ciśnienie gazu nie zależy od jego wysokości potwierdza się eksperymentalnie, jest jednak w sprzeczności z teorią Lefroya i Davidsona.
3. Liczby Reynoldsa gazu w części pierścieniowej w większości przypadków są o rząd lub dwa rzędy większe od tych, dla których obowiązuje prawo Darcy'ego.
4. Według modyfikacji modelu Mamuro i Hattori dokonanej przez Epsteina i Levina rozkład prędkości gazu w części pierścieniowej jest bardzo mało wrażliwy na charakter przepływu.
5. Model Lefroya i Davidsona może być łatwo zmodyfikowany, tak aby obowiązywał dla wszystkich zakresów przepływu (równanie 3.3.7.18 i 3.3.7.23).

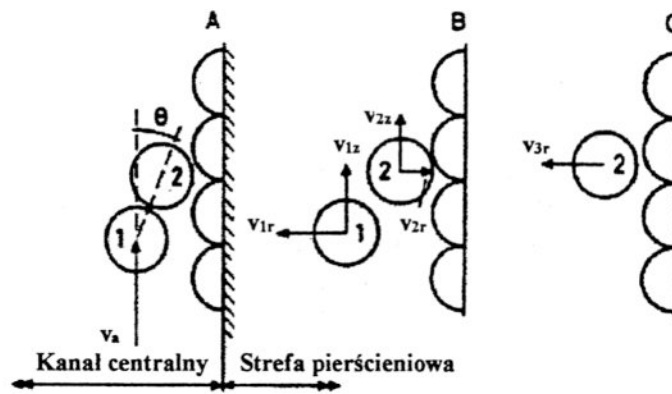
Zmodyfikowane poprzez współczynnik B równanie Lefroya i Davidsona okazało się być przydatnym do obliczeń rozkładu prędkości gazu w strefie pierścieniowej złoża fontannowego zarówno dla podwyższonych temperatur (Wu i inni, 1987) jak i dla dużych aparatów (Green i inni, 1983; He i inni, 1992).

3.3.8 Ruch cząstek ciała stałego z części pierścieniowej do kanału centralnego

Wraz ze wzrostem odległości od wlotu do aparatu rośnie masowe natężenie przepływu ciała stałego w kanale centralnym. Jest to spowodowane ciągłym ruchem cząstek z części pierścieniowej do kanału centralnego. Thorley (1955, 1959) przeprowadził szereg eksperymentów, aby przeanalizować wpływ parametrów ruchowych i projektowych na ruch cząstek w kanale centralnym i z części pierścieniowej do kanału centralnego. W toku badań doszedł on do następujących wniosków:

1. Wzrost wysokości złoża powoduje zwiększenie zarówno natężenia przepływu cząstek w części centralnej jak i strumienia przenikającego z części pierścieniowej.
2. Wzrost natężenia przepływu gazu dla danej wysokości złoża powoduje zwiększenie zarówno natężenia przepływu cząstek w części centralnej jak i strumienia przenikającego z części pierścieniowej.
3. Zwiększenie średnicy kolumny zwiększa natężenie przepływu ciała stałego w części centralnej, ale ma bardzo mały wpływ na przenikanie cząstek ze strefy pierścieniowej.
4. Dla danego natężenia przepływu gazu zwiększenie średnicy dystrybutora zwiększa natężenie przepływu strumienia przenikających cząstek ze strefy pierścieniowej nie wpływając jednocześnie na całkowite natężenie przepływu ciała stałego.

Aby wyznaczyć natężenie przepływu cząstek w kanale centralnym należy obliczyć strumień cząstek przenikający z części pierścieniowej do kanału centralnego na każdej wysokości złoża. Model umożliwiający obliczenie tej wielkości opracowali Lefroy i Davidson (1969) opierając się na teorii zderzeń cząstek na granicy pomiędzy kanałem centralnym a strefą pierścieniową. Punktem wyjścia ich modelu była potwierdzona przez nich obserwacja Thorley'a (1959), że na dnie złoża, tuż za wlotem gazu granica pomiędzy strefą pierścieniową a kanałem centralnym nieustannie zapada się a cząstki porywane są przez strumień szybko przepływającego gazu. W większej odległości od wlotu do aparatu przenikanie ciała stałego ze strefy pierścieniowej do kanału centralnego zachodzi na drodze zderzeń pomiędzy cząstkami przepływającymi w kanale centralnym a tymi, które tworzą granicę międzystrefową. Tak przedstawiony mechanizm zderzeniowy pokazano na rys. 3.3.8.1.



Rys. 3.3.8.1 Kolejne fazy zderzenia pomiędzy cząstką w kanale centralnym a cząstką tworzącą granicę międzystrefową wg teorii Lefroya i Davidsona (1969) (1 - cząstka uderzająca w ścianę kanału centralnego, 2 - cząstka przechodząca ze strefy pierścieniowej do kanału centralnego).

Na podstawie przedstawionej wyżej teorii Lefroy i Davidson (1969) wyprowadzili zależność pozwalającą obliczyć natężenie przepływu cząstek ciała stałego na danej wysokości złoża:

$$\frac{d \dot{m}_p}{dx} = \rho_p (1 - \varepsilon_s) \frac{(\varepsilon_s - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_0)} \frac{v_{3r}}{v_a} V 8 \pi d_p \quad (3.3.8.1)$$

gdzie:

v_{3r} - prędkość cząstek ze strefy pierścieniowej do kanału centralnego,

v_a - prędkość cząstki w kanale centralnym przed zderzeniem,

V - średnia prędkość cząstek w kanale centralnym.

Posługując się równaniem z teorii zderzeniowej:

$$\frac{v_{3r}}{v_a} = \frac{\pi^2 e (1 + e)}{64} \quad (3.3.8.2)$$

gdzie:

e - współczynnik przywrócenia (coefficient of restitution)

przy założeniu średniej wartości $e = 0.8$ $\frac{V_{3r}}{V_a} = 0.222$ możemy przekształcić równanie (3.3.8.1) do prostszej postaci:

$$\frac{d\dot{m}_p}{dx} = 5.579 \rho_p V d_p (1 - \varepsilon_s) \frac{(\varepsilon_s - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_0)} \quad (3.3.8.3)$$

Lefroy i Davidson nie byli w stanie przetestować równania (3.3.8.3) gdyż nie dysponowali rzeczywistymi wartościami ε_s . Dokonali tego dopiero Mathur i Epstein (1974). Obliczone przez nich ze wzoru (3.3.8.3) wartości $\frac{d\dot{m}_p}{dx}$ w górnej części złoża były około jednego rzędu większe od rzeczywistych.

3.4 Hydrodynamika układu fontannowego w aparacie z centralną rurą wznoszącą

Aparaty z centralną rurą wznoszącą są modyfikacją klasycznych aparatów fontannowych. Wprowadzenie do wnętrza aparatu rury wznoszącej zmienia w sposób zasadniczy hydrodynamikę układu fontannowego poprzez ograniczenie oddziaływania pomiędzy gazem a ciałem stałym w strefie pierścieniowej, powyżej wlotu rury. Tak powstały układ charakteryzuje się następującymi zaletami w stosunku do klasycznych aparatów fontannowych:

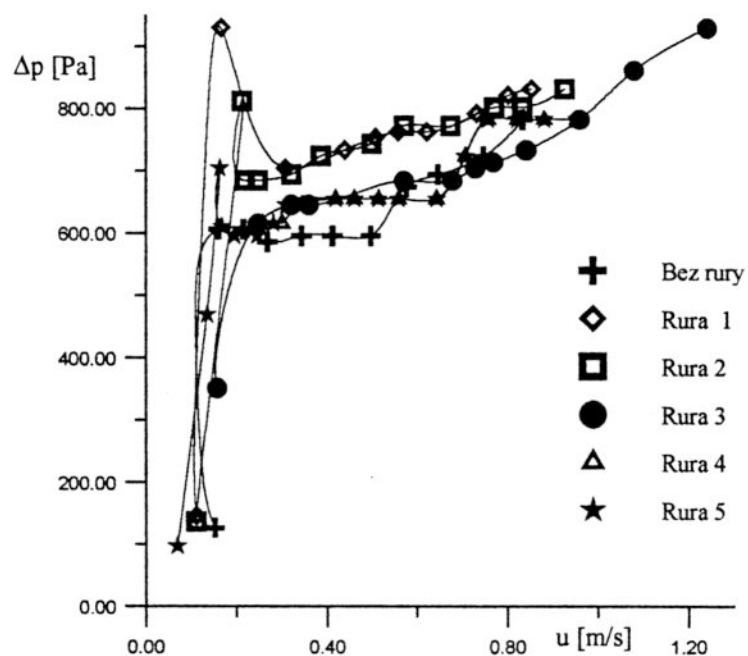
1. Brak maksymalnej wysokości fontannowania - możliwość stosowania złoż o większych wysokościach (Berruti i inni, 1988; Muir i inni, 1990; Grbavcic, 1992).
2. Zmniejszenie spadku ciśnienia na złożu (Khoe i inni, 1983).
3. Zmniejszenie minimalnej prędkości fontannowania (Alves - Filho, 1988; Kmiec i inni, 1996).
4. Ujednolicenie czasów przebywania cząstek ciała stałego w części centralnej i umożliwienie kontrolowanej, wielokrotnej cyrkulacji (Claflin i inni, 1983; Grbavcic, 1992).
5. Zwiększenie prędkości cyrkulacji ciała stałego (Grbavcic, 1992).
6. Zwiększenie przemieszania obu faz w części centralnej aparatu, a co za tym idzie zwiększenie wartości współczynników wnikania ciepła i masy.

3.4.1 Podstawowe parametry hydrodynamiczne

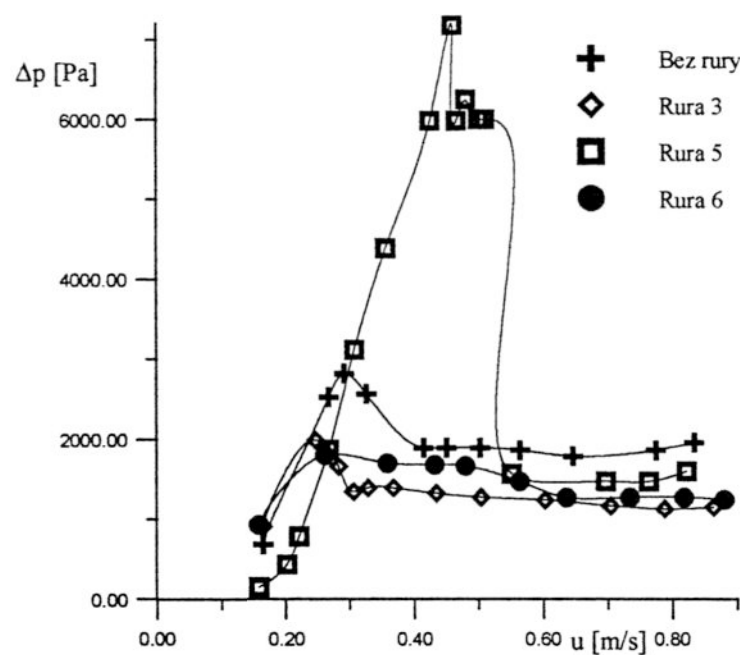
Pomimo wielu publikacji dotyczących aparatów z rurą wznoszącą jedynie Kmiec i współpracownicy (1996) podali szerszą analizę podstawowych parametrów hydrodynamicznych w tego typu urządzeniach. W toku pracy otrzymali oni szereg danych eksperymentalnych, których analiza prowadzi do następujących wniosków:

1. Krzywe fontannowania przy zwiększaniu prędkości liniowej powietrza wykazują wyraźne maksima spadków ciśnień, które przyjmują wartości rosnące wraz ze wzrostem statycznej wysokości złoża. Dla niewielkich wysokości statycznych złoża spadki ciśnień dla aparatu z rurą centralną są większe niż dla aparatu bez rury (rys. 3.4.1.1) w przeciwieństwie do przypadku ze złożem o dużej wysokości statycznej (rys. 3.4.1.2).
2. Wraz ze wzrostem wysokości statycznej złoża rośnie także minimalna prędkość fontannowania, przy czym zależy ona także od właściwości fizycznych materiału fluidyzowanego (rodzaju ziarna). Jak można było się spodziewać obecność rury wznoszącej wpływa w znaczący sposób na wartość minimalnej prędkości fontannowania obniżając ją (rys. 3.4.1.2).
3. Rura wznosząca wpływa niejednoznacznie na ekspansję złoża. Bezspornym faktem jest to, że wpływ taki istnieje (krzywe z rurą i bez rury nie pokrywają się). W pewnych przypadkach obecność rury wznoszącej zwiększa ekspansję złoża (rys. 3.4.1.4), w innych natomiast zmniejsza ją (rys. 3.4.1.3).
4. Stosowanie rur wznoszących ma sens w przypadku dużych wysokości statycznych złoża. Należy przy tym stwierdzić, że rury powinny być odpowiednio długie. Rury zbyt krótkie wywołują zaburzenie w przepływie powietrza, co daje w efekcie duże spadki ciśnień (rys. 3.4.1.2).

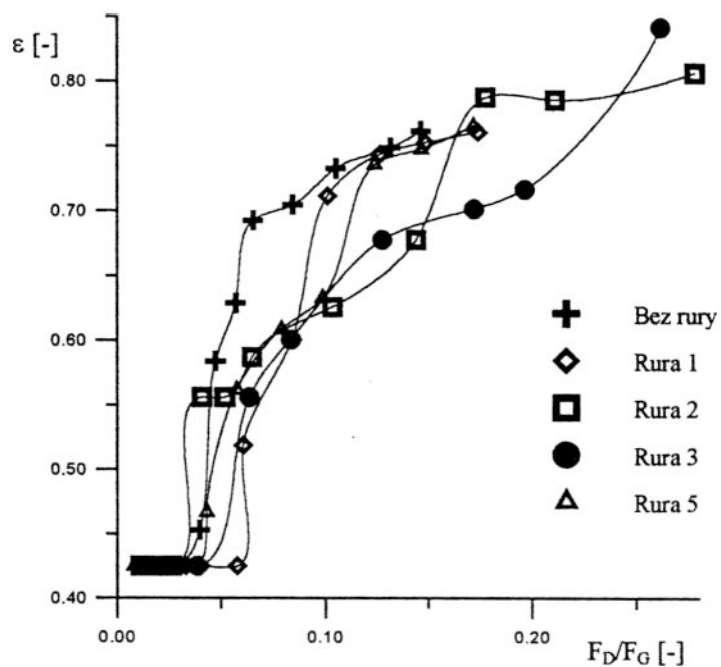
Przedstawione powyżej wnioski dotyczące krzywej fontannowania w aparacie z rurą wznoszącą (punkt 1) zgadzają się z obserwacjami dokonanymi przez Alvesa - Filho (1988) podczas suszenia ryżu.



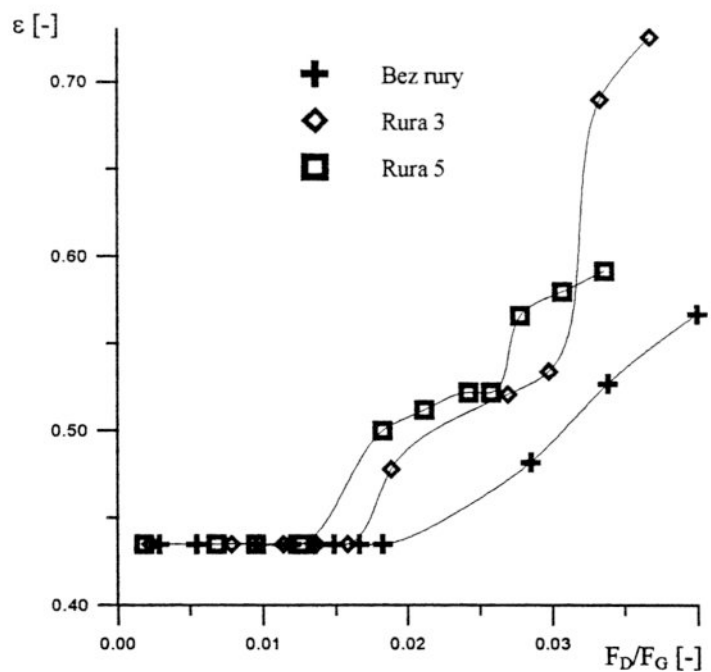
Rys. 3.4.1.1 Krzywe fontannowania rzepaku dla różnych rur wznoszących i $H_0 = 9$ cm (Kmieć i inni, 1996)
(opis aparatu, materiału fontannowanego i rur wznoszących w rozdziale 5).



Rys. 3.4.1.2 Krzywe fontannowania rzepaku dla różnych rur wznoszących i $H_0 = 31$ cm (Kmieć i inni, 1996)
(opis aparatu, materiału fontannowanego i rur wznoszących w rozdziale 5).



Rys. 3.4.1.3 Krzywe ekspansji agalitu 2.25 mm dla różnych rur wznoszących i $H_0 = 9$ cm (Kmieć i inni, 1996)
(opis aparatu, materiału fontannowanego i rur wznoszących w rozdziale 5).



Rys. 3.4.1.4 Krzywe ekspansji agalitu 3.25 mm dla różnych rur wznoszących i $H_0 = 18$ cm (Kmieć i inni, 1996)
(opis aparatu, materiału fontannowanego i rur wznoszących w rozdziale 5).

Kmieć i inni (1996) przetestowali także korelacje (3.3.1.3), (3.3.1.6), (3.3.2.8) i (3.3.2.9) z różnymi rurami wznoszącymi dla złoża stożkowego otrzymując średnie błędy obliczeń odpowiednio: 21.3 %, 13.2 %, 32.5 % i 22.4 %.

Aby dostosować korelacje (3.3.3.1), (3.3.3.2) i (3.3.3.5) do aparatu z rurą wznoszącą wprowadzono człon $(h_r/D_c)^n$ uwzględniający obecność i geometrię rury wznoszącej otrzymując następujące zależności:

$$\varepsilon = 0.023 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{0.458} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{1.73} \left(\frac{h_r}{D_c} \right)^{-5.69} \theta^{-0.327} \quad (3.4.1.1)$$

dla $\varepsilon < 0.85$

$$\varepsilon = 0.933 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{0.086} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{-0.085} \left(\frac{h_r}{D_c} \right)^{-0.032} \theta^{-0.0377} \quad (3.4.1.2)$$

dla $\varepsilon > 0.85$,

$$\frac{(\varepsilon - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon)} = 5280 \left(\frac{F_D}{F_G} \right)^{2.641} \left(\frac{D_b}{d_0} \right)^{7.62} \left(\frac{h_r}{D_c} \right)^{4.68} \theta^{1.95} \quad (3.4.1.3)$$

3.4.2 Minimalna prędkość cyrkulacji gazu

Jeżeli złożo nie przykrywa górnej krawędzi rury wznoszącej cyrkulacja w aparacie wystąpi dopiero po przekroczeniu przez prędkość gazu pewnej minimalnej wartości (minimalnej prędkości cyrkulacji), która jest większa od minimalnej prędkości fontannowania. W przedziale prędkości pomiędzy tymi dwoma wartościami złożo nie wychodzi z rury wznoszącej (występuje wewnętrzne fontannowanie). Kmiec i współpracownicy (1996) wyprowadzili następujące równania obliczające minimalną prędkość cyrkulacji:

$$Re_{cyr} = 0.0153 \varepsilon_{cyr}^{2.15} Ar^{0.714} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{1.49} \theta^{0.703} \quad (3.4.2.1)$$

dla $\varepsilon < 0.85$,

$$Re_{cyr} = 0.0446 \varepsilon_{cyr}^{12.2} Ar^{0.714} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{1.76} \theta^{0.460} \quad (3.4.2.2)$$

dla $\varepsilon > 0.85$,

$$Re_{cyr} = 0.0137 \left(\frac{\varphi V_r}{V_0} \right)^{0.411} Ar^{0.714} \left(\frac{D_g}{d_0} \right)^{-0.554} \theta^{0.8} \quad (3.4.2.3)$$

A następnie zmodyfikowali je dodając człon $(h_r/D_c)^n$:

$$Re_{cyr} = 0.0153 \varepsilon_{cyr}^{2.15} Ar^{0.714} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{1.49} \left(\frac{h_r}{D_c} \right)^{-1.14} \theta^{0.703} \quad (3.4.2.4)$$

$$Re_{cyr} = 0.0137 \left(\frac{\varphi V_r}{V_0} \right)^{0.411} Ar^{0.714} \left(\frac{D_b}{d_0} \right)^{-0.554} \left(\frac{h_r}{D_c} \right)^{-0.174} \theta^{0.8} \quad (3.4.2.5)$$

gdzie

$$\varphi = \frac{(h_r + L_e - H_0)}{h_r}$$

3.4.3 Prędkość cyrkulacji ciała stałego

Jak już wspomniano aparaty fontannowe należą do urządzeń z cyrkulującym wewnątrz złożem fluidalnym. Prędkość cyrkulacji cząstek (masowe natężenie przepływu cząstek w rurze wznoszącej) jest jedną z najważniejszych z punktu widzenia projektanta wielkości, które należy wyznaczyć, aby w danym aparacie przeprowadzić proces z żadaną intensywnością.

Dostępnych jest wiele publikacji dotyczących prędkości cyrkulacji ciała stałego w aparatach z centralną rurą wznoszącą (Alappat i inni, 1995; Yang i inni, 1978, 1983; Ijichi i inni, 1994; Uemura i inni, 1991; Chatterjee, 1970; Muir i inni, 1990). Wszyscy autorzy zgadzają się co do

najważniejszych parametrów hydrodynamicznych i projektowych wpływających zasadniczo na prędkość cyrkulacji. Są to:

1. średnica rury wznoszącej,
2. średnica dystrybutora,
3. odległość pomiędzy dystrybutorem a wlotem do rury wznoszącej,
4. natężenie przepływu płynu na wlocie do aparatu,
5. własności ziarna (jego średnica i gęstość),
6. wysokość złoża nieruchomego.

Wraz ze wzrostem odległości rury wznoszącej od dystrybutora prędkość cyrkulacji rośnie (Yang i inni, 1983; Ijichi i inni, 1994; Muir i inni, 1990). Wraz ze wzrostem prędkości gazu na wlocie do aparatu prędkość cyrkulacji początkowo rośnie, a następnie po przekroczeniu wartości maksymalnej maleje (Muir i inni, 1990; Berruti i inni, 1988). Wraz ze wzrostem średnicy cząstki oraz wysokości statycznej złoża prędkość cyrkulacji rośnie (Chatterjee, 1970, Ijichi i inni, 1994; Uemura i inni, 1991).

W przeciwieństwie do bogatego materiału doświadczalnego zostało opublikowanych niewiele korelacji pozwalających obliczyć prędkość cyrkulacji ciała stałego. Chatterjee (1970) wyprowadził równanie na podstawie badań fontannowania piasku, węgla, gorczycy i sago:

$$W_s = 870 \frac{\dot{m}_g}{\left(\frac{\dot{m}_g}{\text{ms}} \right)^{0.7}} \rho_p^{-0.7} d_p^{0.27} \quad (3.4.3.1)$$

Równanie to jako czysto empiryczne nie sprawdza się poza obszarem zmienności parametrów, dla których zostało wyprowadzone (Day, 1990; Krzywanski i inni, 1992).

Uemura i inni (1991) w toku swoich badań nad zgazowywaniem węgla w aparacie fontannowo - fluidalnym z rurą wznoszącą podzielili obszar przepływów gazu na cztery zakresy ze względu na wpływ prędkości gazu na prędkość cyrkulacji. W pierwszym obszarze prędkość cyrkulacji rośnie monotonicznie wraz ze wzrostem prędkości gazu i może być opisane równaniem:

$$W_s = 7.51 \left(u_r - v_{op} \right)^{0.5} L_e^{1.4} \quad (3.4.3.2)$$

Po przekroczeniu pewnej wartości prędkość gazu zaczyna mieć coraz mniejszy wpływ na prędkość cyrkulacji (drugi zakres przepływu), którą autorzy opisują zależnością:

$$W_s = 3.57 L_c^{1.4} (\rho_u V_0)^{0.2} d_p^{0.2} \quad (3.4.3.3)$$

Dla pozostałych dwóch obszarów przepływu, w których strefa pierścieniowa zaczyna fluidyzować, autorzy nie podają żadnych korelacji.

3.5 Modele hydrodynamiczne przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe

Spośród modeli opisujących transport pneumatyczny w pionowych rurach najbardziej znane są tzw. jednowymiarowe modele hydrodynamiczne, bazujące na czterech równaniach różniczkowych tj. ciągłości strugi dla obu faz gazowej i stałej oraz zachowania pędu dla fazy stałej i mieszaniny gaz - ciało stałe (Arastoopour i Gidaspow, 1979; Bandrowski i inni, 1977; Capes i Nakamura, 1973). Opierają się one na następujących założeniach (Arastoopour i Gidaspow, 1979; Gidaspow, 1994):

1. Na danej wysokości rurociągu brak rozkładów promieniowych takich wielkości jak: porowatość mieszaniny, prędkość cząstek i gazu oraz ciśnienie.
2. Warunki procesu są ustalone (brak jakichkolwiek fluktuacji).
3. Proces jest izotermiczny (pomija się zmianę temperatury wywołaną tarciem cząstek o ścianę rurociągu).

Porównanie różnych typów modeli hydrodynamicznych przy zastosowaniu do opisu transportu pneumatycznego zaprezentowali Arastoopour i Gidaspow (1978, 1979) oraz Kmiec i Leschonski (1987).

Modele hydrodynamiczne zostały z powodzeniem zastosowane do opisu innych aparatów niż linie transportu pneumatycznego np. iniektorów (Kmiec i Leschonski, 1991).

Poniżej zaprezentowano model hydrodynamiczny typu A (z uwzględnieniem spadku ciśnienia w obu fazach) oraz typu B (z uwzględnieniem spadku ciśnienia jedynie w fazie gazowej) wg ujęcia Arastoopoura i Gidaspowa (1979) po modyfikacji Kmiec i Leschonskiego (1987) (z uwzględnieniem siły tarcia cząstek o ścianę rurociągu). W ostatnim podrozdziale opisano model typu C wg Gidaspowa (1976) po modyfikacjach Mindziula (Kmiec i inni, 1995).

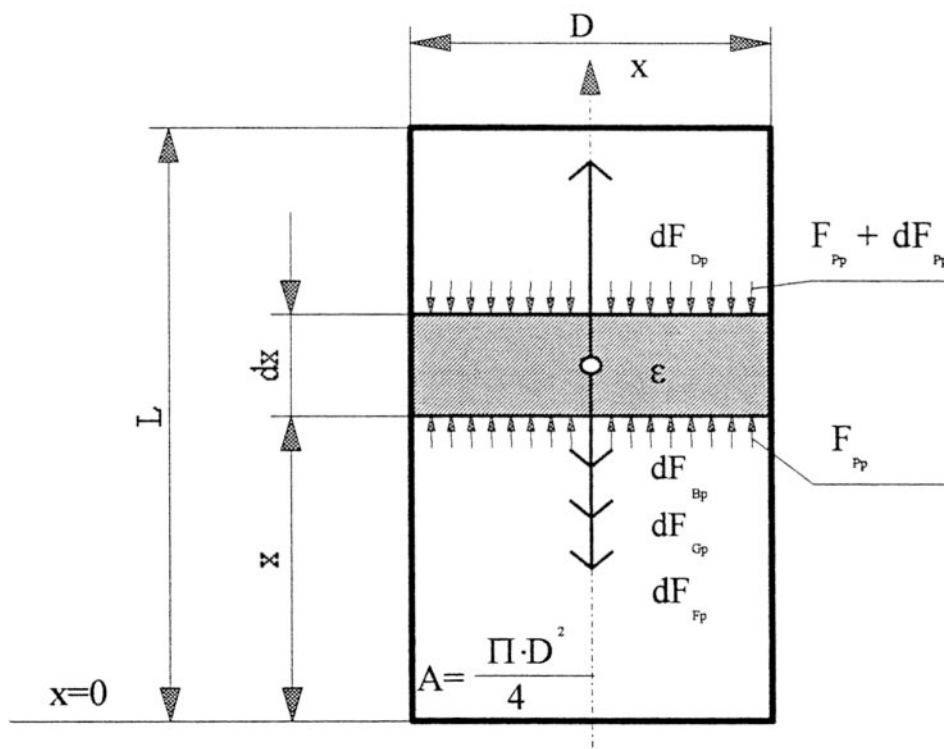
3.5.1 Model hydrodynamiczny typu A (z uwzględnieniem spadku ciśnienia w obu fazach)

Sporządźmy bilans sił działających na warstwę cząstek o grubości dx i porowatości ε w rurze o stałej średnicy wewnętrznej D i długości L (rys. 3.5.1.1). Korzystając z drugiego prawa dynamiki Newtona można zapisać następujące równanie (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$F_{Pp} + dF_{Dp} - (F_{Pp} + dF_{Pp}) - dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} = 0 \quad (3.5.1.1)$$

albo w formie równoważnej:

$$dF_{Dp} - dF_{Pp} - dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} = 0 \quad (3.5.1.2)$$



Rys. 3.5.1.1 Bilans sił działających na warstwę cząstek o grubości dx w rurze o średnicy wewnętrznej D i długości L .

W równaniach (3.5.1.1) i (3.5.1.2) kolejne siły można zapisać jako wyrażenia (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$dF_{dp} = f_s \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot dx \quad (3.5.1.3)$$

$$f_s = \frac{3}{4} C_{DZ} \frac{|v_g - v_p|(v_g - v_p)\rho_g}{d_p} \quad (3.5.1.4)$$

$$F_{pp} = (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot p \quad (3.5.1.5)$$

$$dF_{pp} = (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot dp \quad (3.5.1.6)$$

$$dF_{Bp} = (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx \cdot \frac{dv_p}{dt} \quad (3.5.1.7)$$

$$dF_{Gp} = g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx \quad (3.5.1.8)$$

$$dF_{Fp} = f_p \cdot \frac{dx}{D} \cdot \frac{v_p^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A \quad (3.5.1.9)$$

Znaczenie powyższych sił jest następujące:

dF_{Dp} - siła wywierana przez gaz na cząstki zawarte w różniczkowej objętości rury transportowej,

f_s - siła wywierana przez gaz na cząstki odniesiona do jednostki objętości cząstek,

F_{pp} - siła wywołana przez ciśnienie, działająca na cząstki o przekroju poprzecznym $(1 - \varepsilon)A$,

dF_{pp} - siła wywołana przez ciśnienie, będąca wynikiem różnicy ciśnień po obu stronach warstewki, działająca na cząstki o przekroju poprzecznym $(1 - \varepsilon) A$,

dF_{Bp} - siła bezwładności działająca na cząstki o masie $(1 - \varepsilon)\rho_p A dx$ zawarte w różniczkowej długości warstewki dx ,

dF_{Gp} - siła grawitacji działająca na cząstki o masie $(1 - \varepsilon)\rho_p A dx$ zawarte w różniczkowej objętości rury $A dx$

dF_{Fp} - siła tarcia cząstek o ścianę rury transportującej.

Wstawiając zależności (3.5.1.3 - 9) do równania (3.5.1.2) otrzymamy wyrażenie:

$$f_s \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot dx - (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot dp - (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx \cdot \frac{dv_p}{dt} - g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx -$$

$$- f_p \cdot \frac{dx}{D} \cdot \frac{v_p^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A = 0 \quad (3.5.1.10)$$

Czas przebywania cząstki w wybranej różniczkowej objętości rury transportowej można zapisać równaniem:

$$dt = \frac{dx}{v_p} \quad (3.5.1.11)$$

Wstawiając wyrażenie (3.5.1.11) do równania (3.5.1.10) oraz dzieląc obie strony równania (3.5.1.10) przez objętość cząstek $(1 - \varepsilon)A dx$ otrzymamy następujące równanie różniczkowe:

$$\rho_p \cdot v_p \cdot \frac{dv_p}{dx} + \frac{dp}{dx} = f_s - \rho_p \cdot g - \frac{F_{fp}}{1 - \varepsilon} \quad (3.5.1.12)$$

gdzie :

$$F_{fp} = \frac{f_p \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon) \cdot v_p^2}{2 \cdot D} \quad (3.5.1.13)$$

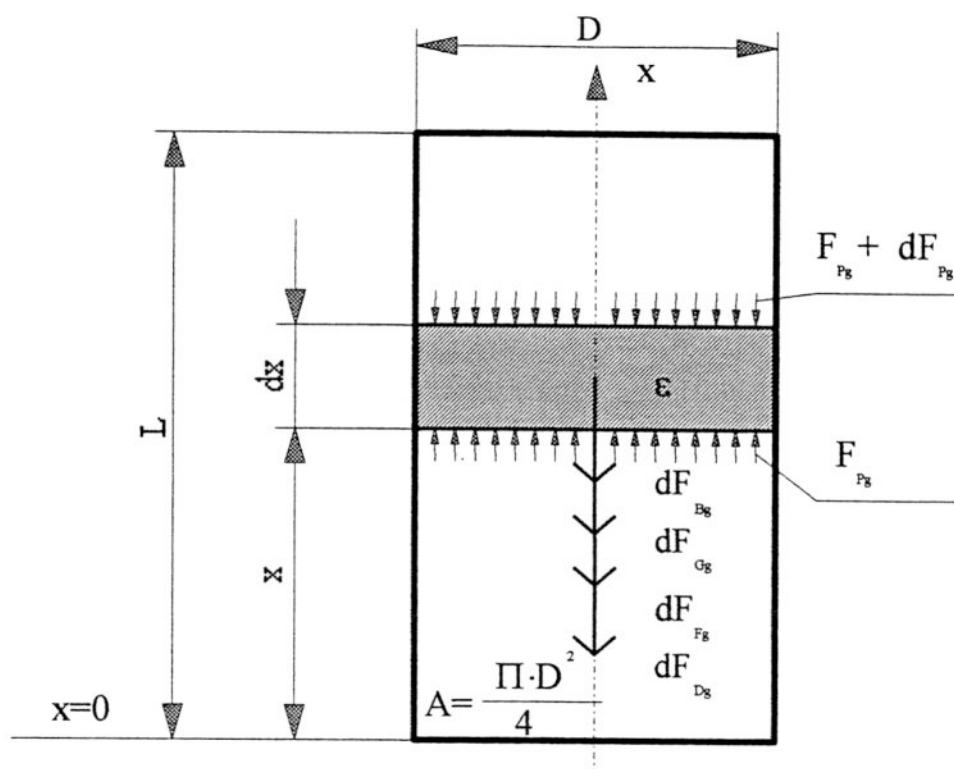
Wyrażenie (3.5.1.12) nazywane jest równaniem zachowania pędu dla fazy stałej.

Następnie sporządzmy bilans sił działających na warstwę gazu w mieszaninie o grubości dx i porowatości ε w rurze o stałej średnicy wewnętrznej D i długości L . Korzystając z drugiego prawa dynamiki Newtona można zapisać następujące równanie (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$F_{Pg} - dF_{Dp} - (F_{Pg} + dF_{Pg}) - dF_{Bg} - dF_{Gg} - dF_{Fg} = 0 \quad (3.5.1.14)$$

albo w formie równoważnej:

$$-dF_{Dp} - dF_{Pg} - dF_{Bg} - dF_{Gg} - dF_{Fg} = 0 \quad (3.5.1.15)$$



Rys. 3.5.1.2 Bilans sił działających na warstwę gazu o grubości dx w rurze o średnicy wewnętrznej D i długości L .

W równaniach (3.5.1.14 - 15) kolejne siły można zapisać jako wyrażenia (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$F_{pg} = \varepsilon \cdot A \cdot p \quad (3.5.1.16)$$

$$dF_{pg} = \varepsilon \cdot A \cdot dp \quad (3.5.1.17)$$

$$dF_{Bg} = \varepsilon \cdot \rho_g \cdot A \cdot dx \cdot \frac{dv_g}{dt} \quad (3.5.1.18)$$

$$dF_{Gg} = g \cdot \varepsilon \cdot \rho_g \cdot A \cdot dx \quad (3.5.1.19)$$

$$dF_{Fg} = f_g \cdot \frac{dx}{D} \cdot \frac{v_g^2}{2} \cdot \rho_g \cdot \varepsilon \cdot A \quad (3.5.1.20)$$

Znaczenie tych sił jest następujące:

F_{pg} - siła wywołana przez ciśnienie, działająca na gaz o przekroju poprzecznym εA ,

dF_{pg} - siła wywołana przez ciśnienie, będąca wynikiem różnicy ciśnień po obu stronach warstewki, działająca na gaz o przekroju poprzecznym εA ,

dF_{Bg} - siła bezwładności działająca na gaz o masie $\varepsilon \rho_g A dx$ zawarty w różniczkowej długości warstewki dx ,

dF_{Gg} - siła grawitacji działająca na gaz o masie $\varepsilon \rho A dx$ zawarty w różniczkowej objętości rury $A dx$,

dF_{Fg} - siła tarcia gazu o ścianę rury transportującej.

Czas przebywania gazu w wybranej różniczkowej objętości rury transportowej można zapisać równaniem:

$$dt = \frac{dx}{v_g} \quad (3.5.1.21)$$

Dodając do siebie stronami równania (3.5.1.2) i (3.5.1.15) otrzymamy równanie w postaci:

$$-dF_{pp} - dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} - dF_{pg} - dF_{Bg} - dF_{Gg} - dF_{Fg} = 0 \quad (3.5.1.22)$$

Wstawiając odpowiednio do równania (3.5.1.22) wyrażenia (3.5.1.3 - 9), (3.5.1.11) oraz (3.5.1.16 - 21), a następnie dzieląc lewą i prawą stronę równania (3.5.1.22) przez różniczkową objętość mieszaniny $A dx$, po uporządkowaniu otrzymamy równanie:

$$(1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot v_p \cdot \frac{dv_p}{dx} + \varepsilon \cdot \rho_g \cdot v_g \cdot \frac{dv_g}{dx} + [\rho_p \cdot (1 - \varepsilon) + \rho_g \cdot \varepsilon] \cdot g = -\frac{dp}{dx} - F_{fg} - F_{fp} \quad (3.5.1.23)$$

gdzie

$$F_{fg} = \frac{f_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon \cdot v_g^2}{2 \cdot D} \quad (3.5.1.24)$$

Równanie (3.5.1.23) nosi nazwę równania zachowania pędu dla mieszaniny gaz-ciało stałe.

Uzupełniając równania (3.5.1.12) i (3.5.1.23) równaniami ciągłości przepływu fazy gazowej i stałej:

$$\frac{d(A \cdot v_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon)}{dx} = 0 \quad (3.5.1.25)$$

$$\frac{d[A \cdot v_p \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon)]}{dx} = 0 \quad (3.5.1.26)$$

otrzymujemy układ czterech równań różniczkowych, który po rozwiązaniu daje nam rozkłady osiowe takich wielkości jak: ciśnienie p , prędkość fazy stałej v_p , prędkość fazy gazowej v_g oraz porowatość mieszaniny ε .

Układ równań (3.5.1.12), (3.5.1.23), (3.5.1.25 - 26) stanowi model transportu pneumatycznego uwzględniający spadek ciśnienia w obu fazach (model typu A).

Aby rozwiązać układ równań (3.5.1.12), (3.5.1.23), (3.5.1.25 - 26) niezbędna jest znajomość odpowiednich współczynników występujących w wyrażeniach opisujących poszczególne siły tj. współczynnika oporu przepływu cząstek w płynie c_{DZ} oraz współczynników tarcia cząstek i gazu o ścianę rurociągu (f_p i f_g).

Najczęściej przyjmuje się, że współczynnik oporu przepływu zbioru cząstek jest funkcją współczynnika oporu pojedynczej cząstki w nieskończonej objętości płynu oraz porowatości mieszaniny:

$$c_{DZ} = c_D f(\varepsilon) \quad (3.5.1.27)$$

Richardson i Zaki (1954) w toku badań nad sedymentacją i fluidyzacją skorelowali funkcję $f(\varepsilon)$ w następujący sposób:

$$f(\varepsilon) = \frac{1}{\varepsilon^{2(n-1)}} \quad (3.5.1.28)$$

gdzie:

$$n = 4.65 + 19.5 (d_p / D) \quad Re_{pt} < 0.2 \quad (3.5.1.29)$$

$$n = [4.35 + 17.5 (d_p / D)] Re_{pt}^{-0.03} \quad 0.2 < Re_{pt} < 1 \quad (3.5.1.30)$$

$$n = [4.45 + 18 (d_p / D)] Re_{pt}^{-0.1} \quad 1 < Re_{pt} < 200 \quad (3.5.1.31)$$

$$n = 4.45 Re_{pt}^{-0.1} \quad 200 < Re_{pt} < 500 \quad (3.5.1.32)$$

$$n = 2.39 \quad 500 < Re_{pt} \quad (3.5.1.33)$$

Z kolei Wen i Yu (1966) zaproponowali na podstawie własnych badań prostą funkcję:

$$f(\epsilon) = \epsilon^{-4.7} \quad (3.5.1.34)$$

Poprawność tego równania dla przepływu laminarnego i burzliwego potwierdzili Khan i Richardson (1990).

Przykładowe równania obliczające współczynnik oporu pojedynczej cząstki w nieskończonej objętości płynu dla cząstek kulistych i niekulistych przedstawiono w tabelach (3.5.1.1) i (3.5.1.2).

Źródło	Równanie	Zakres stosowalności
Wójcik, 1995; Kmieć, 1980; Bryszewski i inni, 1980	Stokesa, Allena i Newtona	
	$c_D = \frac{24}{Re_{pt}}$	$Re_{pt} < 0.2$
	$c_D = 18.5 Re_{pt}^{-0.6}$	$0.2 < Re_{pt} < 1000$
	$c_D = 0.44$	$1000 < Re_{pt} < 3 \cdot 10^5$
Yates, 1996	Zalecane przez Clifta	
	$c_D = \frac{24}{Re_{pt}} + \frac{3}{16}$	$Re_{pt} < 0.01$
	$c_D = \log \left[\frac{c_D 24}{Re_{pt}} - 1 \right] = -0.881 + 0.82w - 0.05w^2$	$0.01 < Re_{pt} \leq 20$
	$c_D = \log \left[\frac{24c_D}{Re_{pt}} - 1 \right] = -0.7133 + 0.6305w$	$20 < Re_{pt} \leq 260$
	$\log c_D = 1.6435 - 1.1242w + 0.1558w^2$	$260 < Re_{pt} \leq 1500$
	$\log c_D = -2.4571 + 2.5558w - 0.9295w^2 + 0.1049w^3$	$1500 < Re_{pt} \leq 1.2 \cdot 10^4$
	$\log c_D = -1.9181 + 0.6270w - 0.0636w^2$	$1.2 \cdot 10^4 < Re_{pt} \leq 4.4 \cdot 10^4$
	$w = \log Re_{pt}$	

Wójcik, 1995; Kmieć, 1980	Schillera i Neumanna $c_D = \frac{24}{Re_{pt}} (1 + 0.15 Re_{pt}^{0.687})$ $c_D = 0.44$	$Re_{pt} \leq 500$ $Re_{pt} > 500$
Turton i Levenspiel, 1986	Turtona i Levenspiela $c_D = \frac{24}{Re_{pt}} (1 + 0.173 Re_{pt}^{0.657}) + \frac{0.413}{1 + 16300 Re_{pt}^{-1.09}}$	pełny zakres przepływu
Haider i Levenspiel, 1989	Haidera i Levenspiela $c_D = \frac{24}{Re_{pt}} (1 + 0.1806 Re_{pt}^{0.6459}) + \frac{0.4251}{1 + 6880.95 Re_{pt}^{-1}}$	pełny zakres przepływu

Tabela 3.5.1.1 Zależności obliczające współczynnik oporu przepływu pojedynczej cząstki kulistej.

Źródło nr	Równanie	Zakres stosowności
Hartman i inni, 1994; Bryszewski i inni, 1980; Kmieć, 1980	Pettyjohna i Christiansena $c_D = \frac{24}{Re_{pt}} \frac{1}{0.843 \log\left(\frac{\psi}{0.065}\right)}$ $c_D = 5.31 - 4.87 \psi$	$Re_{pt} < 0.05,$ $0.67 < \psi < 1$ $2 \cdot 10^3 < Re_{pt} < 2 \cdot 10^5$ $0.67 < \psi < 1$
Hartman i inni, 1994; Haider i inni, 1989	Hartmana i innych (na podstawie Turtona i Levenspiela) $c_D = \frac{24}{Re_{pt}} (1 + k_1 Re_{pt}^{k_2}) + \frac{k_3}{1 + k_4 Re_{pt}^{k_5}}$ $k_1 = 2.9245 \exp(-2.8416 \psi)$ $k_2 = 0.20477 + 0.45060 \psi$ $k_3 = 5.0178 - 4.6404 \psi$ $k_4 = 0.60430 \exp(10.9399 \psi)$ $k_5 = -1.26$ (cząstka symetryczna)	$\psi > 0.67$
Hartman i inni, 1994	Hartmana i innych $\log(c_D) = \log(c_D^T) + P$ $c_D^T = \frac{24}{Re_{pt}} (1 + 0.173 Re_{pt}^{0.657}) + \frac{0.413}{1 + 16300 Re_{pt}^{-1.09}}$ $P = f(Re_{pt}, \psi)$ (cząstka symetryczna)	$0.01 < Re_{pt} < 16 \cdot 10^3$ $0.67 < \psi < 1$

Tabela 3.5.1.2 Zależności obliczające współczynnik oporu przepływu pojedynczej cząstki niekulistej.

W przypadku stosowania korelacji przedstawionych w powyższych tabelach do obliczania c_D dla transportu pneumatycznego należy zastąpić Re_{pt} przez Re_p .

Poniżej przedstawiono przykładowe korelacje obliczające współczynnik tarcia cząstek ciała stałego o ścianę rurociągu wg Kmiecica i Leschonskiego (1984):

Korelacja Leunga i Wilesa

$$f_p = \frac{0.2}{v_p} \quad (3.5.1.35)$$

Korelacja Konno i Saito

$$f_p = \frac{0.114(gD)^{0.5}}{v_p} \quad (3.5.1.36)$$

Korelacja Capesa i Nakamury

$$f_p = \frac{0.193}{v_p^{1.22}} \quad (3.5.1.37)$$

Korelacja Kmiecica

$$f_p = \frac{0.2968}{v_p^{0.75}} \quad (3.5.1.38)$$

Korelacja Yanga

$$f_p = 0.0206 \left\{ (1 - \varepsilon) \frac{Re_{pt}}{Re_p} \right\}^{-0.869} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \quad (3.5.1.39)$$

Korelacja Razumowa

$$f_p = 4.25 \left(\frac{D}{d_p} \right)^{0.5} Fr_p^{-0.75} \quad (3.5.1.40)$$

Współczynnik tarcia gazu o ścianki rurociągu oblicza się najczęściej z następujących korelacji:

$$f_g = \frac{64}{Re_g} \quad \text{dla } Re_g < 2300 \quad (3.5.1.41)$$

$$f_g = 0.316 \cdot Re_g^{-0.25} \quad \text{dla } 2300 < Re_g < 10^5 \quad (3.5.1.42)$$

$$f_g = 0.0032 + \frac{0.221}{Re_g^{0.237}} \quad \text{dla } 10^5 < Re_g < 10^8 \quad (3.5.1.43)$$

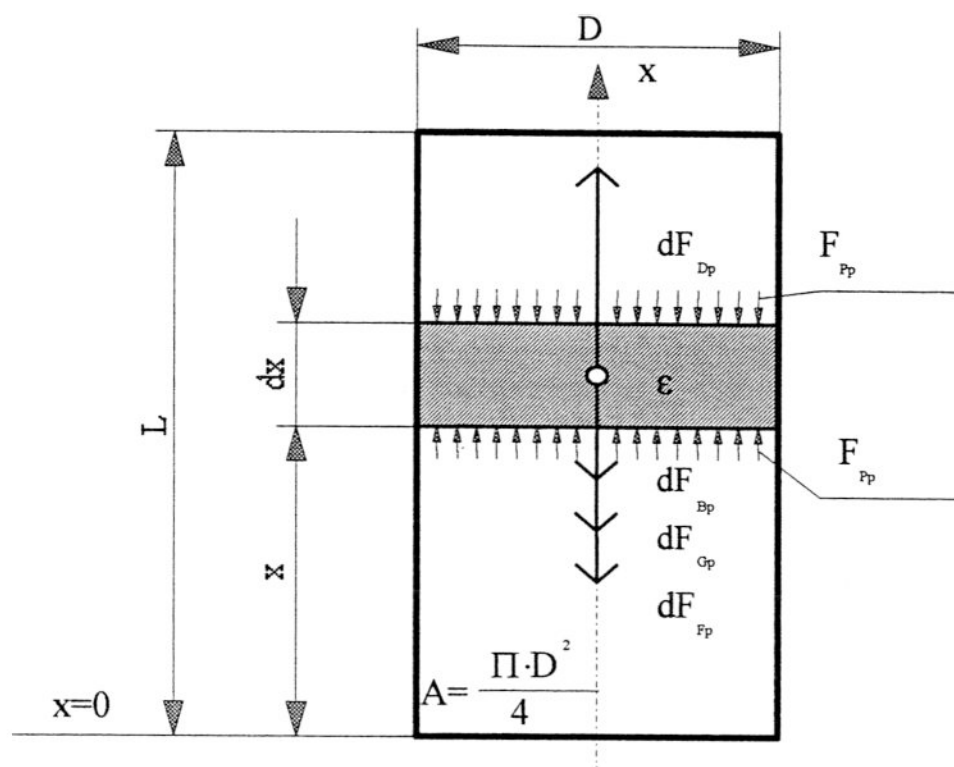
3.5.2 Model hydrodynamiczny typu B (z uwzględnieniem spadku ciśnienia tylko w fazie gazowej)

Aby wyprowadzić równania modelu hydrodynamicznego typu B należy przeprowadzić bilans sił działających na cząstki i gaz w mieszaninie, podobnie jak w przypadku modelu typu A. Sporządzmy więc bilans sił działających na warstwę cząstek o grubości dx i porowatości ε w rurze o średnicy wewnętrznej D i długości L (rys. 3.5.2.1). Korzystając z drugiego prawa dynamiki Newtona otrzymujemy:

$$F_{Pp} + dF_{Dp} - F_{Pp} - dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} = 0 \quad (3.5.2.1)$$

albo w formie równoważnej:

$$dF_{Dp} - dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} = 0 \quad (3.5.2.2)$$



Rys. 3.5.2.1 Bilans sił działających na warstwę cząstek o grubości dx w rurze o średnicy wewnętrznej D i długości L .

Wstawiając do równania (3.5.2.2) wyrażenia (3.5.1.3 - 9) otrzymujemy:

$$f_s \cdot (1 - \epsilon) \cdot A \cdot dx - (1 - \epsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx \cdot \frac{dv_p}{dt} - g \cdot (1 - \epsilon) \cdot \rho_p \cdot A \cdot dx -$$

$$- f_p \cdot \frac{dx}{D} \cdot \frac{v_p^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \epsilon) \cdot A = 0 \quad (3.5.2.3)$$

Wstawiając wyrażenie (3.5.1.11) do równania (3.5.2.3) oraz dzieląc obie strony równania (3.5.2.3) przez objętość cząstek $(1 - \epsilon)A dx$ otrzymamy następujące równanie różniczkowe :

$$\rho_p \cdot v_p \cdot \frac{dv_p}{dx} = f_s - \rho_p \cdot g - \frac{F_{fp}}{1 - \epsilon} \quad (3.5.2.4)$$

gdzie :

$$F_{fp} = \frac{f_p \cdot \rho_p \cdot (1 - \epsilon) \cdot v_p^2}{2 \cdot D} \quad (3.5.2.5)$$

Wyrażenie (3.5.2.4) nazywane jest równaniem zachowania pędu dla fazy stałej.

Bilans sił działających na gaz przeprowadzany jest identycznie jak w przypadku modelu typu A. Dodając do siebie stronami równania (3.5.2.2) i (3.5.1.15) otrzymamy równanie bilansu sił działających na mieszaninę gaz - ciało stałe w postaci:

$$-dF_{Bp} - dF_{Gp} - dF_{Fp} - dF_{Pg} - dF_{Bg} - dF_{Gg} - dF_{Fg} = 0 \quad (3.5.2.6)$$

Wstawiając do równania (3.5.2.6) odpowiednie zależności wyrażające siły, które zostały przedstawione w poprzednim rozdziale, oraz dzieląc obie strony przez różniczkową objętość mieszaniny $A dx$ otrzymujemy:

$$(1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot v_p \cdot \frac{dv_p}{dx} + \varepsilon \cdot \rho_g \cdot v_g \cdot \frac{dv_g}{dx} + [\rho_p \cdot (1 - \varepsilon) + \rho_g \cdot \varepsilon] \cdot g = -\frac{dp}{dx} - F_{fg} - F_{fp} \quad (3.5.2.7)$$

gdzie

$$F_{fg} = \frac{f_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon \cdot v_g^2}{2 \cdot D} \quad (3.5.2.8)$$

Równanie (3.5.2.7) nosi nazwę równania zachowania pędu dla mieszaniny gaz-ciało stałe.

Uzupełniając równania (3.5.2.4) i (3.5.2.7) równaniami ciągłości przepływu fazy gazowej i stałej (3.5.1.25 - 26) otrzymujemy układ czterech równań różniczkowych, który po rozwiązaniu daje nam rozkłady osiowe takich wielkości jak: ciśnienie p , prędkość fazy stałej v_p , prędkość fazy gazowej v_g oraz porowatość mieszaniny ε .

Układ równań (3.5.2.4), (3.5.2.7), (3.5.1.25 - 26) stanowi model transportu pneumatycznego uwzględniający spadek ciśnienia jedynie w fazie gazowej (model typu B).

3.5.3 Model hydrodynamiczny typu C (model prędkości względnej)

Przedstawione w poprzednich dwóch rozdziałach równania różniczkowe okazały się niestabilne numerycznie, a na podstawie teorematu Laxa udowodniono, że nie można znaleźć

stabilnej techniki różnic skończonych rozwiązującej taki układ równań różniczkowych (Arastoopour i inni, 1979).

Jedną z możliwych dróg wyjścia z tej sytuacji zaproponował Gidaspow (1976) wyprowadzając nowy model prędkości względnej przy użyciu termodynamiki nierównowagowej. Jego nowe równanie odnoszące się do mieszaniny gaz - ciało stałe po uwzględnieniu siły tarcia cząstek o ścianę można zapisać w postaci:

$$(v_g - v_p) \cdot \frac{\partial(v_g - v_p)}{\partial x} - \beta \cdot \varepsilon^{-2.7} \cdot (v_g - v_p) - g = 0 \quad (3.5.3.1)$$

Współczynnik tarcia między obiema fazami można wyrazić równaniem:

$$\beta = \frac{3}{4} \cdot C_D \cdot \frac{\rho_g}{\rho_p} \cdot \frac{1}{d_p} \cdot |v_p - v_g| \quad (3.5.3.2)$$

Wyprowadzenie tego równania opiera się na założeniu istnienia funkcji entropii, która dodatkowo zależy m. in. od takich funkcji jak energia wewnętrzna, objętość, liczba moli a także prędkości względnej obu faz.

Dla pionowego przepływu jednowymiarowego w warunkach ustalonych równanie (3.5.3.1) przyjmie postać:

$$-\frac{1}{2} \cdot \frac{d(v_g - v_p)^2}{dx} = \frac{f_s}{\rho_p} - g - \frac{F_{fp}}{\rho_p \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (3.5.3.3)$$

gdzie f_s określa równanie (3.5.1.4).

Uzupełniając równanie (3.5.3.3) równaniami ciągłości dla obu faz (3.5.1.25 - 26) oraz równaniem zachowania pędu dla mieszaniny (3.5.1.23) otrzymujemy układ czterech równań różniczkowych, który po rozwiązaniu daje nam rozkłady osiowe takich wielkości jak: ciśnienie p , prędkość fazy stałej v_p , prędkość fazy gazowej v_g oraz porowatość mieszaniny ε .

Układ równań (3.5.3.3), (3.5.1.23), (3.5.1.25 - 26) stanowi model transportu pneumatycznego typu C.

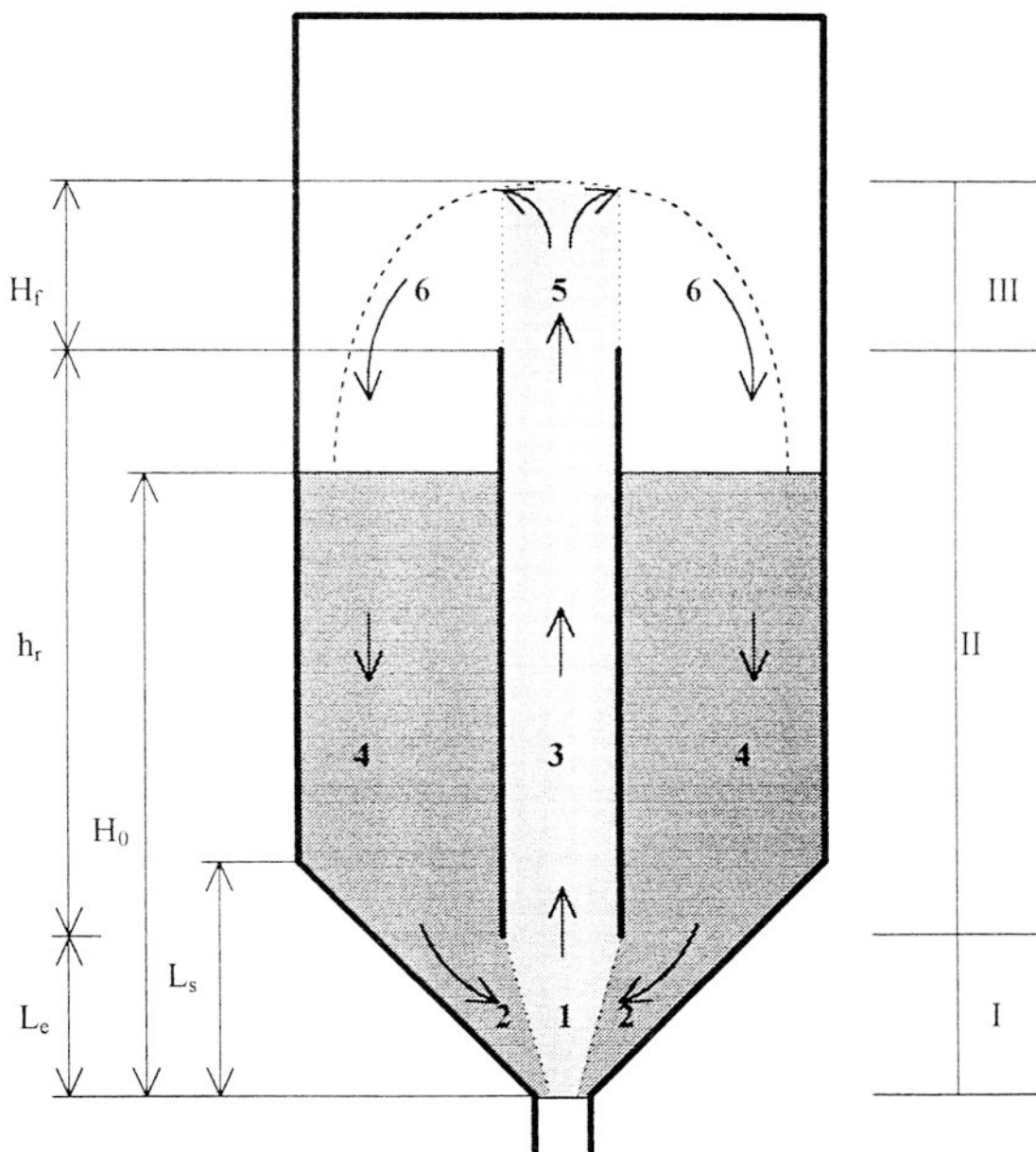
4. CZĘŚĆ MODELOWA

Chociaż aparaty z centralną rurą wznoszącą znane są od wielu lat, w dostępnej literaturze brak pełnego opisu modelowego tego typu urządzeń. Większość dotychczas zaprezentowanych modeli opisuje jedynie wybrane strefy takich aparatów. Matthew i inni (1988) zaprezentowali dwuwymiarowy model wyznaczający jedynie profil ciśnień oraz linie przepływu w strefie pierścieniowej przy założeniu stałej średnicy kanału centralnego. Stocker i inni (1989, 1990) przedstawili z kolei model wielostrefowy reaktora z centralną rurą wznoszącą do ultrapirolizy propanu. Opisując strefę pierścieniową zastosowali oni jednak model Mammuro i Hattori (1968), który jak wspomniano w rozdziale 3.3.7 nadaje się jedynie do wyznaczania prędkości gazu w złożach o maksymalnej wysokości. Założyli ponadto, że strumień gazu w strefie załadunku rozszerza się od średnicy wlotu do aparatu do średnicy rury wznoszącej, co uniemożliwia obliczenia dla przypadku rury wznoszącej o mniejszej średnicy niż wlot do aparatu. Założenie to prowadzi także do nieuwzględnienia zjawiska zasypywania wlotu do aparatu (średnica kanału centralnego mniejsza niż średnica wlotu do aparatu), szczególnie przy małych prędkościach gazu. Parametrem wejściowym modelu Stockera była prędkość cyrkulacji, która musiała być oznaczana niezależnie, na drodze pomiarów. Autorzy nie podali procedury umożliwiającej wyznaczenie tej wielkości w prosty sposób. Szczegółowo nie scharakteryzowano też strefy fontanny. Model obciążony podobnymi ograniczeniami (prędkość cyrkulacji jako parametr wejściowy) opisujący aparat z perforowaną rurą wznoszącą opublikowali Claflin i Fane (1983).

Na rys.4.1 przedstawiono schemat aparatu z centralną rurą wznoszącą. W urządzeniu tego typu można wyróżnić następujące strefy : I - obszar pomiędzy wlotem do aparatu a dolną krawędzią rury wznoszącej (strefa załadunku), dzielący się na kanał centralny poniżej rury wznoszącej 1 i strefę pierścieniową poniżej rury wznoszącej 2, II - obszar pomiędzy dolną krawędzią rury wznoszącej a jej górną krawędzią (strefa rury), dzielący się z kolei na strefę transportu pneumatycznego 3 i strefę pierścieniową powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej 4, III - obszar powyżej górnej krawędzi rury wznoszącej (strefa fontanny) z rdzeniem fontanny 5 i strefą opadania cząstek 6.

Poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej (strefa załadunku) złożo zachowuje się jak klasyczne złożo fontannowe (Matthew i inni, 1988). Cząstki ciała stałego przesypują się ze strefy pierścieniowej 2 do kanału centralnego 1 a gaz swobodnie przenika w kierunku przeciwnym. Dokładny opis tych zjawisk zawarto w rozdziałach 3.3.7 i 3.3.8. Powyżej dolnej krawędzi rury

wznoszącej (strefa rury) kanał centralny 3 jest poprzez rurę wznoszącą fizycznie oddzielony od strefy pierścieniowej 4. W rurze centralnej 3 mamy więc do czynienia z klasycznym transportem pneumatycznym a w strefie pierścieniowej 4 z ruchomym złożem usypanym. Powyżej górnej krawędzi rury wznoszącej prędkość gazu i cząstek ciała stałego gwałtownie maleje. Cząstki ciała stałego unoszą się jeszcze przez pewien czas tworząc rdzeń fontanny 5, a następnie opadają do strefy pierścieniowej 4 poprzez strefę opadania 6.

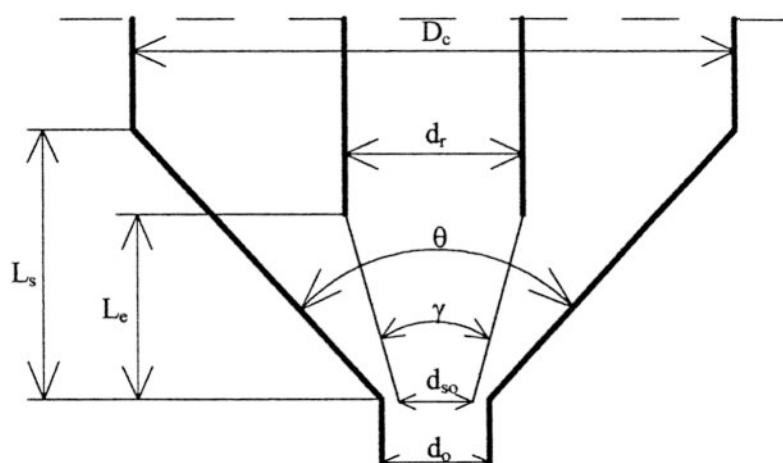


Rys. 4.1 Schemat aparatu z centralną rurą wznoszącą: I - strefa załadunku: 1 - kanał centralny poniżej rury wznoszącej, 2 - strefa pierścieniowa poniżej rury wznoszącej, II - strefa rury: 3 - rura wznosząca, 4 - strefa pierścieniowa powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej, III - strefa fontanny: 5 - rdzeń fontanny, 6 - strefa opadania cząstek.

4.1 Założenia modelu

Przy wyprowadzaniu i rozwiązywaniu równań modelowych przedstawionych w następnym rozdziale dokonano następujących założeń:

1. Proces ma charakter okresowy.
2. Jako medium fontannujące używany jest gaz (fontannowanie gaz - ciało stałe).
3. Fontannowane są cząstki kuliste, gładkie, o jednakowej średnicy, nie zmieniające się w czasie procesu.
4. Gaz użyty do fontannowania można traktować jako doskonały.
5. Proces jest izotermiczny.
6. Model oblicza średnie rozkłady osiowe (model jednowymiarowy).
7. Kanał centralny poniżej rury wznoszącej rozszerza się od pewnej średnicy obliczanej jak dla klasycznego złoża fontannowego do średnicy rury wznoszącej (rys. 4.1.1).
8. Strefę załadunku (pomiędzy rurą wznoszącą a wlotem do aparatu) oblicza się jak dla zwykłego złoża fontannowego.
9. W kanale centralnym poniżej rury wznoszącej siłę tarcia pomiędzy cząstkami oblicza się jak dla przypadku tarcia cząstek o ścianę rury w transporcie pneumatycznym.
10. W kanale centralnym poniżej rury wznoszącej siłę tarcia pomiędzy gazem a ścianą części centralnej oblicza się jak dla przypadku tarcia o powierzchnię rury przy przepływie w rurociągu.
11. Strefę pierścieniową zarówno poniżej jak i powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej można traktować jako ruchome złożo usypane.
12. Złożo ma kształt stożkowy lub stożkowo cylindryczny.
13. Wysokość złoża usypanego zawarta jest w granicach: $L_e < H_0 < h_r + L_e$.



Rys. 4.1.1 Założony kształt kanału centralnego poniżej rury wznoszącej.

4.2 Równania modelowe

4.2.1 Strefa załadunku

Aby otrzymać równania bilansu pędu dla cząstek ciała stałego w kanale centralnym poniżej rury wznoszącej wykorzystujemy różniczkę zupełną pędu cząstek daną równaniem:

$$d(m_{ps} v_{ps}) = v_{ps} dm_{ps} + m_{ps} dv_{ps} \quad (4.2.1.1)$$

Korzystając z prawa zachowania pędu otrzymujemy:

$$v_{ps} dm_{ps} + m_{ps} dv_{ps} = 0 \quad (4.2.1.2)$$

Dzieląc obie strony równania (4.2.1.2) przez różniczkowy czas przebywania cząstki w kanale centralnym dt_{ps} uzyskujemy wyrażenie:

$$v_{ps} \frac{dm_{ps}}{dt_{ps}} + m_{ps} \frac{dv_{ps}}{dt_{ps}} = 0 \quad (4.2.1.3)$$

Wykorzystując definicję masowego natężenia przepływu oraz drugie prawo dynamiki Newtona możemy przekształcić równanie (4.2.1.3) do postaci:

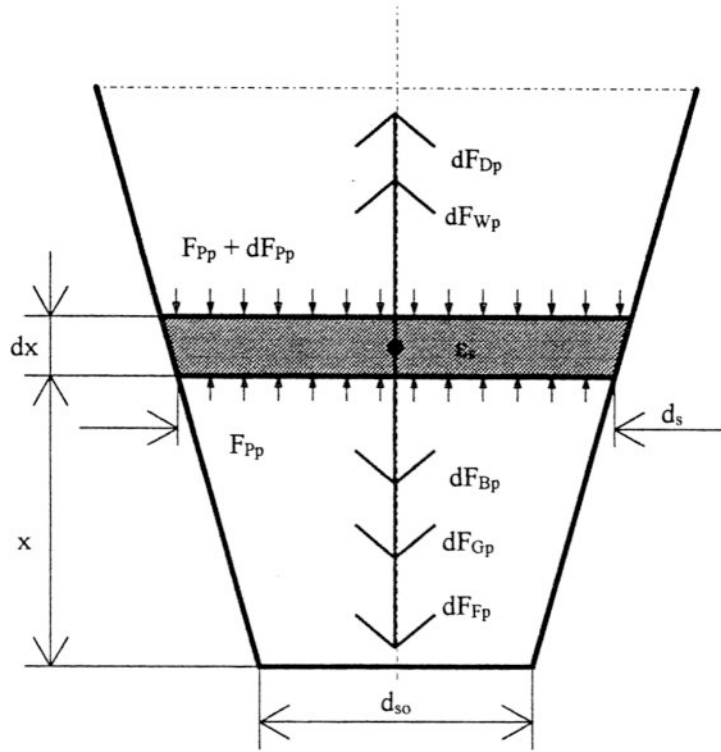
$$v_{ps} d\dot{m}_{ps} + dF_{ps} = 0 \quad (4.2.1.4)$$

Aby otrzymać wypadkową siłę dF_{ps} sporządzmy bilans sił osiowych działających na warstwę cząstek o grubości dx i porowatości ϵ_s w kanale centralnym pod rura wznoszącą (rys. 4.2.1.1). W ten sposób otrzymujemy równanie:

$$dF_{ps} = F_{Pps} + dF_{Dps} - (F_{Pps} + dF_{Pps}) - dF_{Bps} - dF_{Gps} - dF_{Fps} + dF_{Wps} \quad (4.2.1.5)$$

albo w formie równoważnej:

$$dF_{ps} = dF_{Dps} - dF_{Pps} - dF_{Bps} - dF_{Gps} - dF_{Fps} + dF_{Wps} \quad (4.2.1.6)$$



Rys. 4.2.1.1 Bilans sił osiowych działających na warstwę cząstek o grubości dx w kanale centralnym pod rurą wznoszącą.

W równaniach (4.2.1.5) i (4.2.1.6) kolejne siły można zapisać podobnie jak w przypadku modeli hydrodynamicznych transportu pneumatycznego jako wyrażenia (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$dF_{Dps} = f_s \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dx \quad (4.2.1.7)$$

$$f_s = \frac{3}{4} C_{DZ} \frac{|v_{gs} - v_{ps}| (v_{gs} - v_{ps}) \rho_{gs}}{d_p} \quad (4.2.1.8)$$

$$F_{Pps} = (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot p_s \quad (4.2.1.9)$$

$$dF_{Pps} = (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dp_s \quad (4.2.1.10)$$

$$dF_{Bps} = (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_p \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{ps}}{dt_{ps}} \quad (4.2.1.11)$$

$$dF_{Gps} = g \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_p \cdot A_s \cdot dx \quad (4.2.1.12)$$

$$dF_{Fps} = f_p \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{ps}^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \quad (4.2.1.13)$$

$$dF_{Wps} = g \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx \quad (4.2.1.14)$$

Znaczenie powyższych sił jest następujące:

dF_{Dps} - siła wywierana przez gaz na cząstki zawarte w różniczkowej objętości kanału centralnego pod rurą wznoszącą,

f_s - siła wywierana przez gaz na cząstki odniesiona do jednostki objętości cząstek,

F_{Pps} - siła wywołana przez ciśnienie działająca na cząstki o przekroju poprzecznym $(1 - \varepsilon_s)A_s$,

dF_{Pps} - siła wywołana przez ciśnienie, będąca wynikiem różnicy ciśnień po obu stronach warstewki cząstek w kanale centralnym pod rurą wznoszącą, działająca na cząstki o przekroju poprzecznym $(1 - \varepsilon_s) A_s$,

dF_{Bps} - siła bezwładności działająca na cząstki o masie $(1 - \varepsilon_s)\rho_p A_s dx$ zawarte w różniczkowej objętości warstewki $A_s dx$ w kanale centralnym pod rurą wznoszącą,

dF_{Gps} - siła grawitacji działająca na cząstki o masie $(1 - \varepsilon_s)\rho_p A_s dx$ zawarte w różniczkowej objętości kanału centralnego $A_s dx$ pod rurą wznoszącą,

dF_{Fps} - siła tarcia cząstek o ścianę kanału centralnego pod rurą wznoszącą,

dF_{Wps} - siła wyporu działająca na cząstki o masie $(1 - \varepsilon_s)\rho_p A_s dx$ zawarte w różniczkowej objętości kanału centralnego $A_s dx$ pod rurą wznoszącą.

Wstawiając zależności (4.2.1.7 - 14) do równania (4.2.1.6) otrzymujemy wyrażenie:

$$dF_{ps} = f_s \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dx - (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dp_s - (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_p \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{ps}}{dt_{ps}} -$$

$$-g \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (\rho_p - \rho_{gs}) \cdot A_s \cdot dx - f_p \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{ps}^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \quad (4.2.1.15)$$

Po podstawieniu równania (4.2.1.15) do wyrażenia (4.2.1.4) otrzymujemy:

$$v_{ps} \dot{d m_{ps}} + f_s \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dx - (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s \cdot dp_s - (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_p \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{ps}}{dt_{ps}} -$$

$$-g \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (\rho_p - \rho_{gs}) \cdot A_s \cdot dx - f_p \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{ps}^2}{2} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot A_s = 0 \quad (4.2.1.16)$$

Czas przebywania cząstki w wybranej różniczkowej objętości kanału centralnego poniżej rury wznoszącej można zapisać równaniem:

$$dt_{ps} = \frac{dx}{v_{ps}} \quad (4.2.1.17)$$

Wstawiając wyrażenie (4.2.1.17) do równania (4.2.1.16) oraz dzieląc obie strony równania (4.2.1.16) przez objętość cząstek w różniczkowej objętości kanału centralnego poniżej rury wznoszącej $(1 - \varepsilon_s) A_s dx$ otrzymamy następujące równanie:

$$\frac{v_{ps} \dot{d m_{ps}}}{(1 - \varepsilon_s) A_s dx} + f_s - \frac{dp_s}{dx} - \rho_p \cdot v_{ps} \cdot \frac{dv_{ps}}{dx} - g \cdot (\rho_p - \rho_{gs}) - f_p \cdot \rho_p \cdot \frac{v_{ps}^2}{2 d_s} = 0 \quad (4.2.1.18)$$

Wyrażenie to łatwo można przekształcić do postaci:

$$\frac{dv_{ps}}{dx} = \frac{v_{ps}}{m_{ps}} \frac{d\dot{m}_{ps}}{dx} + \frac{f_s}{\rho_p \cdot v_{ps}} - \frac{1}{\rho_p \cdot v_{ps}} \frac{dp_s}{dx} - \frac{g}{v_{ps}} \cdot \left(1 - \frac{\rho_{gs}}{\rho_p}\right) - f_p \cdot \frac{v_{ps}}{2d_s} \quad (4.2.1.19)$$

Aby otrzymać równania bilansu pędu dla gazu w kanale centralnym poniżej rury wznoszącej wykorzystujemy różniczkę zupełną pędu gazu daną równaniem:

$$d(m_{gs} v_{gs}) = -v_{gs} dm_{gs} + m_{gs} dv_{gs} \quad (4.2.1.20)$$

Korzystając z prawa zachowania pędu otrzymujemy:

$$-v_{gs} dm_{gs} + m_{gs} dv_{gs} = 0 \quad (4.2.1.21)$$

Dzieląc obie strony równania (4.2.1.21) przez różniczkowy czas przebywania gazu w kanale centralnym dt_{gs} uzyskujemy wyrażenie:

$$-v_{gs} \frac{dm_{gs}}{dt_{gs}} + m_{gs} \frac{dv_{gs}}{dt_{gs}} = 0 \quad (4.2.1.22)$$

Wykorzystując definicję masowego natężenia przepływu oraz drugie prawo dynamiki Newtona możemy przekształcić równanie (4.2.1.22) do postaci:

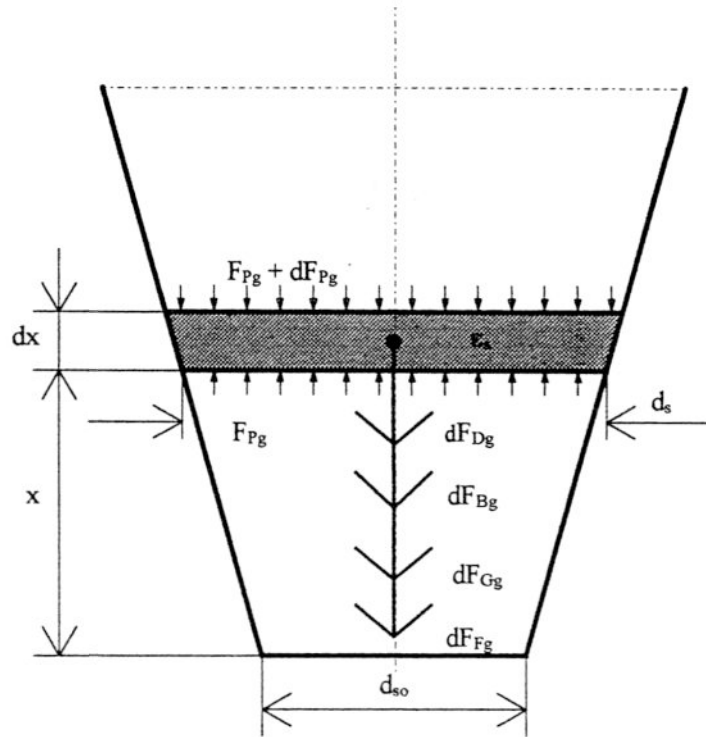
$$-v_{gs} d\dot{m}_{gs} + dF_{gs} = 0 \quad (4.2.1.23)$$

Aby wyprowadzić wyrażenie wyznaczające wypadkową siłę dF_{gs} sporządzmy bilans sił osiowych działających na warstwę gazu w mieszaninie o grubości dx i porowatości ε_s w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej (rys. 4.2.1.2). W ten sposób otrzymujemy następujące równanie:

$$dF_{gs} = F_{Pgs} - dF_{Dps} - (F_{Pgs} + dF_{Pgs}) - dF_{Bgs} - dF_{Ggs} - dF_{Fgs} \quad (4.2.1.24)$$

albo w formie równoważnej:

$$dF_{gs} = -dF_{Dps} - dF_{Pgs} - dF_{Bgs} - dF_{Ggs} - dF_{Fgs} \quad (4.2.1.25)$$



Rys. 4.2.1.2 Bilans sił osiowych działających na warstwę gazu o grubości dx w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej.

W równaniach (4.2.1.24 -25) kolejne siły można zapisać podobnie jak w przypadku modeli hydrodynamicznych stosowanych w transporcie pneumatycznym jako wyrażenia (Leschonski i Kmiec, 1997):

$$F_{pgs} = \epsilon_s \cdot A_s \cdot p_s \quad (4.2.1.26)$$

$$dF_{pgs} = \epsilon_s \cdot A_s \cdot dp_s \quad (4.2.1.27)$$

$$dF_{Bgs} = \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{gs}}{dt_{gs}} \quad (4.2.1.28)$$

$$dF_{Ggs} = g \cdot \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx \quad (4.2.1.29)$$

$$dF_{Fgs} = f_g \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{gs}^2}{2} \cdot \rho_{gs} \cdot \epsilon_s \cdot A_s \quad (4.2.1.30)$$

Znaczenie tych sił jest następujące:

F_{Pgs} - siła wywołana przez ciśnienie, działająca na gaz o przekroju poprzecznym $\epsilon_s A_s$ w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej,

dF_{Pgs} - siła wywołana przez ciśnienie, będąca wynikiem różnicy ciśnień po obu stronach warstewki mieszaniny o grubości dx , działająca na gaz o przekroju poprzecznym $\epsilon_s A_s$, w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej,

dF_{Bgs} - siła bezwładności działająca na gaz o masie $\epsilon_s \rho_{gs} A_s dx$ zawarty w różniczkowej objętości warstewki $A_s dx$ w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej,

dF_{Ggs} - siła grawitacji działająca na gaz o masie $\epsilon_s \rho_{gs} A_s dx$ zawarty w różniczkowej objętości warstewki $A_s dx$ w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej,

dF_{Fgs} - siła tarcia gazu o ścianę kanału centralnego poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej.

Wstawiając wyrażenia (4.2.1.26 - 30) oraz (4.2.1.7) do równania (4.2.1.25) otrzymujemy:

$$dF_{gs} = -f_s \cdot (1 - \epsilon_s) \cdot A_s \cdot dx - \epsilon_s \cdot A_s \cdot dp_s - \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{gs}}{dt_{gs}} - \quad (4.2.1.31)$$

$$-g \cdot \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx - f_g \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{gs}^2}{2} \cdot \rho_{gs} \cdot \epsilon_s \cdot A_s$$

Podstawiając dF_{gs} w równaniu (4.2.1.23) wyrażeniem (4.2.1.31) uzyskujemy:

$$-v_{gs} \dot{m}_{gs} - f_s \cdot (1 - \epsilon_s) \cdot A_s \cdot dx - \epsilon_s \cdot A_s \cdot dp_s - \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx \cdot \frac{dv_{gs}}{dt_{gs}} - \quad (4.2.1.32)$$

$$-g \cdot \epsilon_s \cdot \rho_{gs} \cdot A_s \cdot dx - f_g \cdot \frac{dx}{d_s} \cdot \frac{v_{gs}^2}{2} \cdot \rho_{gs} \cdot \epsilon_s \cdot A_s = 0$$

Czas przebywania gazu w wybranej różniczkowej objętości kanału centralnego poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej można zapisać równaniem:

$$dt_{gs} = \frac{dx}{v_{gs}} \quad (4.2.1.33)$$

Wstawiając wyrażenie (4.2.1.33) do równania (4.2.1.32), dzieląc przez różniczkową objętość gazu $\varepsilon_s A_s dx$ oraz przenosząc człon zawierający ciśnienie na lewą stronę równania otrzymujemy:

$$\frac{dp_s}{dx} = -\frac{v_{gs}}{\varepsilon_s \cdot A_s} \frac{d\dot{m}_{gs}}{dx} - \frac{f_s \cdot (1 - \varepsilon_s)}{\varepsilon_s} - \rho_{gs} \cdot v_{gs} \cdot \frac{dv_{gs}}{dx} - g \cdot \rho_{gs} - f_g \cdot \rho_{gs} \cdot \frac{v_{gs}^2}{2d_s} \quad (4.2.1.34)$$

Kolejne równania otrzymujemy przez zróżniczkowanie względem wysokości definicyjnych równań określających masowe natężenie przepływu cząstek i gazu w kanale centralnym oraz strefie pierścieniowej poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej.

Równanie masowe natężenia przepływu cząstek w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej ma postać:

$$\dot{m}_{ps} = v_{ps} A_s \rho_p (1 - \varepsilon_s) \quad (4.2.1.35)$$

Po zróżniczkowaniu tego równania względem wysokości uzyskujemy:

$$\frac{d\dot{m}_{ps}}{dx} = A_s \rho_p (1 - \varepsilon_s) \frac{dv_{ps}}{dx} + v_{ps} \rho_p (1 - \varepsilon_s) \frac{dA_s}{dx} - v_{ps} A_s \rho_p \frac{d\varepsilon_s}{dx} \quad (4.2.1.36)$$

Dzieląc obie strony równania (4.2.1.36) przez równanie (4.2.1.35) otrzymujemy:

$$\frac{\frac{d\dot{m}_{ps}}{dx}}{\dot{m}_{ps}} = \frac{dv_{ps}}{v_{ps}} + \frac{dA_s}{A_s} - \frac{d\varepsilon_s}{(1 - \varepsilon_s)} \quad (4.2.1.37)$$

Wyrażenie to łatwo przekształcić to postaci:

$$\frac{d\varepsilon_s}{dx} = (1 - \varepsilon_s) \left(\frac{dv_{ps}}{v_{ps} dx} + \frac{dA_s}{A_s dx} - \frac{\dot{dm}_{ps}}{\dot{m}_{ps} dx} \right) \quad (4.2.1.38)$$

Równanie masowe natężenia przepływu gazu w kanale centralnym poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej ma postać:

$$\dot{m}_{gs} = v_{gs} A_s \rho_{gs} \varepsilon_s \quad (4.2.1.39)$$

Po zróżniczkowaniu tego równania względem wysokości uzyskujemy:

$$\frac{\dot{dm}_{gs}}{dx} = A_s \rho_{gs} \varepsilon_s \frac{dv_{gs}}{dx} + v_{gs} \rho_{gs} \varepsilon_s \frac{dA_s}{dx} + v_{gs} A_s \varepsilon_s \frac{d\rho_{gs}}{dx} + v_{gs} A_s \rho_{gs} \frac{d\varepsilon_s}{dx} \quad (4.2.1.40)$$

Dzieląc obie strony równania (4.2.1.40) przez równanie (4.2.1.39) otrzymujemy:

$$\frac{\dot{dm}_{gs}}{\dot{m}_{gs} dx} = \frac{dv_{gs}}{v_{gs} dx} + \frac{dA_s}{A_s dx} + \frac{d\rho_{gs}}{\rho_{gs} dx} + \frac{d\varepsilon_s}{\varepsilon_s dx} \quad (4.2.1.41)$$

Wyrażenie to łatwo przekształcić to postaci:

$$\frac{dv_{gs}}{dx} = -v_{gs} \left(\frac{dA_s}{A_s dx} + \frac{d\rho_{gs}}{\rho_{gs} dx} + \frac{d\varepsilon_s}{\varepsilon_s dx} - \frac{\dot{dm}_{gs}}{\dot{m}_{gs} dx} \right) \quad (4.2.1.42)$$

Wykorzystując równanie stanu gazu doskonałego można zapisać:

$$\rho_{gs} = \frac{p_s M}{RT} \quad (4.2.1.43)$$

$$\frac{d\rho_{gs}}{dx} = \frac{M}{RT} \frac{dp_s}{dx} \quad (4.2.1.44)$$

Wstawiając wyrażenia (4.2.1.43 - 44) do równania (4.2.1.42) otrzymujemy ostatecznie:

$$\frac{dv_{gs}}{dx} = -v_{gs} \left(\frac{dA_s}{A_s dx} + \frac{dp_s}{p_s dx} + \frac{d\varepsilon_s}{\varepsilon_s dx} - \frac{\dot{dm}_{gs}}{\dot{m}_{gs} dx} \right) \quad (4.2.1.45)$$

Równanie masowe natężenia przepływu gazu w części pierścieniowej poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej ma postać:

$$\dot{m}_{ga} = v_{ga} A_a \rho_{ga} \varepsilon_a \quad (4.2.1.46)$$

Po zróżniczkowaniu tego równania względem wysokości przy założeniu $\varepsilon_a = \varepsilon_0 = \text{const}$ uzyskujemy:

$$\frac{d\dot{m}_{ga}}{dx} = A_s \rho_{ga} \varepsilon_0 \frac{dv_{ga}}{dx} + v_{ga} \rho_{ga} \varepsilon_0 \frac{dA_a}{dx} + v_{ga} A_a \varepsilon_0 \frac{d\rho_{ga}}{dx} \quad (4.2.1.47)$$

Dzieląc obie strony równania (4.2.1.47) przez równanie (4.2.1.46) otrzymujemy:

$$\frac{\frac{d\dot{m}_{ga}}{\dot{m}_{ga} dx}}{\frac{\dot{m}_{ga}}{\dot{m}_{ga} dx}} = \frac{dv_{ga}}{v_{ga} dx} + \frac{dA_a}{A_a dx} + \frac{d\rho_{ga}}{\rho_{ga} dx} \quad (4.2.1.48)$$

Wyrażenie to łatwo przekształcić to postaci:

$$\frac{\frac{d\dot{m}_{ga}}{dx}}{\dot{m}_{ga}} = \left(\frac{dv_{ga}}{v_{ga} dx} + \frac{dA_a}{A_a dx} + \frac{d\rho_{ga}}{\rho_{ga} dx} \right) \quad (4.2.1.49)$$

Wykorzystując równanie stanu gazu doskonałego można zapisać:

$$\rho_{ga} = \frac{p_a M}{RT} \quad (4.2.1.50)$$

$$\frac{dp_{ga}}{dx} = \frac{M}{RT} \frac{dp_a}{dx} \quad (4.2.1.51)$$

Wstawiając wyrażenia (4.2.1.50 - 51) do równania (4.2.1.49) otrzymujemy:

$$\frac{dm_{ga}}{dx} = m_{ga} \left(\frac{dv_{ga}}{v_{ga} dx} + \frac{dA_a}{A_a dx} + \frac{dp_a}{p_a dx} \right) \quad (4.2.1.52)$$

Ciśnienie gazu w części pierścieniowej poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej wyznaczamy na podstawie zmodyfikowanego przez MacDonalda (1979) równania Erguna przy założeniu gładkości cząstek (rozdział 3.2.1):

$$\frac{dp_a}{dx} = au_a + bu_a^2 \quad (4.2.1.53)$$

gdzie:

$$a = 180 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^{3.6}} \frac{\eta}{d_p^2} \quad (4.2.1.54)$$

$$b = 1.8 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^{3.6}} \frac{\rho_{ga}}{d_p} \quad (4.2.1.55)$$

$$u_a = v_{ga} \varepsilon_0 \quad (4.2.1.56)$$

Prędkość gazu w części pierścieniowej poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej wyznaczamy na podstawie zmodyfikowanego przez Epsteina i współpracowników (1978) równania Lefroya i Davidsona przy założeniu przepływu laminarnego (rozdział 3.3.7):

$$u_a = u_{mf} B \sin\left(\frac{\pi x}{2H_0}\right) \quad (4.2.1.57)$$

gdzie

$$B = \sin\left(\frac{\pi H_0}{2H_m}\right) \quad (4.2.1.58)$$

Na podstawie bilansu masy można zapisać, że:

$$\frac{dm_{ga}}{dx} = -\frac{dm_{gs}}{dx} \quad (4.2.1.59)$$

oraz

$$\frac{dm_{pa}}{dx} = \frac{dm_{ps}}{dx} \quad (4.2.1.60)$$

Należy zaznaczyć, że masowe natężenie przepływu ciała stałego w kanale centralnym $\dot{m}_{ps}$ dotyczy cząstek unoszących się (masowe natężenie unoszenia), a w części pierścieniowej $\dot{m}_{pa}$ cząstek opadających (masowe natężenie opadania).

Jako przybliżenie opisujące zasypywanie ciała stałego z części pierścieniowej do kanału centralnego przyjęto za Stockerem i współpracownikami (1989, 1990):

$$\frac{dm_{ps}}{dx} = \frac{W_s}{L_e} \quad (4.2.1.61)$$

Układ równań różniczkowych (4.2.1.19), (4.2.1.34), (4.2.1.38), (4.2.1.45), (4.2.1.52), (4.2.1.59), (4.2.1.60) i (4.2.1.61) stanowi model hydrodynamiczny przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe w aparacie z centralną rurą wznoszącą w strefie załadunku (poniżej dolnej krawędzi rury wznoszącej).

4.2.2 Strefa rury wznoszącej

Jak już wspomniano, wskutek fizycznego oddzielenia kanału centralnego od strefy pierścieniowej rurą wznoszącą masowe natężenia przepływu gazu i cząstek są powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej stałe, co powoduje zredukowanie w wyprowadzonych w poprzednim rozdziale równaniach członów opisujących przenikanie gazu i ciała stałego pomiędzy strefami. Tak więc układ równań (4.2.1.19), (4.2.1.34), (4.2.1.38), (4.2.1.45), (4.2.1.52), (4.2.1.59), (4.2.1.60) i (4.2.1.61) upraszcza się do postaci:

$$\frac{dv_{pr}}{dx} = \frac{f_s}{\rho_p \cdot v_{pr}} - \frac{1}{\rho_p \cdot v_{pr}} \frac{dp_r}{dx} - \frac{g}{v_{pr}} \cdot \left(1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho_p}\right) - f_p \cdot \frac{v_{pr}}{2d_r} \quad (4.2.2.1)$$

$$\frac{dp_r}{dx} = -\frac{f_s \cdot (1 - \varepsilon_r)}{\varepsilon_r} - \rho_{gr} \cdot v_{gr} \cdot \frac{dv_{gr}}{dx} - g \cdot \rho_{gr} - f_g \cdot \rho_{gr} \cdot \frac{v_{gr}^2}{2d_r} \quad (4.2.2.2)$$

$$\frac{d\varepsilon_r}{dx} = (1 - \varepsilon_r) \left(\frac{dv_{pr}}{v_{pr} dx} + \frac{dA_r}{A_r dx} \right) \quad (4.2.2.3)$$

$$\frac{dv_{gr}}{dx} = -v_{gr} \left(\frac{dA_r}{A_r dx} + \frac{dp_r}{p_r dx} + \frac{d\varepsilon_r}{\varepsilon_r dx} \right) \quad (4.2.2.4)$$

$$\frac{dm_{ga}}{dx} = \frac{dm_{gr}}{dx} = 0 \quad (4.2.2.5)$$

$$\frac{dm_{pa}}{dx} = \frac{dm_{pr}}{dx} = 0 \quad (4.2.2.6)$$

Układ równań różniczkowych (4.2.2.1 - 6) stanowi model hydrodynamiczny przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe w aparacie z centralną rurą wznoszącą w strefie rury wznoszącej (powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej).

4.2.3 Strefa fontanny

Strefa fontanny została opisana za pomocą modelu Grace'a i Mathura (1978), który przedstawiono dokładnie w rozdziale 3.3.4. Równania opisujące tę strefę mają więc następującą postać:

$$\frac{dv_{pf}}{dx} = \frac{f_s}{\rho_p v_{pf}} - \frac{g}{v_{pf}} \cdot \left(1 - \frac{\rho_{gf}}{\rho_p}\right) \quad (4.2.3.1)$$

$$\varepsilon_f = 1 - \frac{(1 - \varepsilon_t)v_{pt}}{v_{pf}} \quad \text{gdy } v_{pf} > \frac{(1 - \varepsilon_t)v_{pt}}{1 - \varepsilon_0} \quad (4.2.3.2)$$

$$\varepsilon_f = \varepsilon_0 \quad \text{gdy } v_p \leq \frac{(1 - \varepsilon_t)v_{pt}}{1 - \varepsilon_0} \quad (4.2.3.3)$$

$$v_{gf} = \frac{u}{\varepsilon_f} \quad (4.2.3.4)$$

Łatwo zauważyć, że równanie (4.2.3.1) można otrzymać w prosty sposób z równania (4.2.2.1) po przyjęciu założeń upraszczających (pominięcie siły wywołanej różnicą ciśnień dF_{pp} , oraz siły związanej z tarciem gazu o ścianę aparatu dF_{fp}).

Układ równań (4.2.3.1 - 4) stanowi model hydrodynamiczny przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe w aparacie z centralną rurą wznoszącą w strefie fontanny (powyżej górnej krawędzi rury wznoszącej).

4.3 Metodyka obliczeń

Wyprowadzone w rozdziałach (4.2.1 - 2) układy równań różniczkowych opisujące strefę załadunku i rury wznoszącej zostały rozwiązane numerycznie metodą Fehlberga dając rozkłady

osiowe takich wielkości jak: prędkość cząstek ciała stałego i gazu, porowatość mieszaniny gaz - ciało stałe, ciśnienie gazu oraz masowe natężenie przepływu gazu i ciała stałego w kanale centralnym i strefie pierścieniowej. Niezbędna do obliczeń w strefie załadunku prędkość cyrkulacji (równanie 4.2.1.61) określana była metodą prób i błędów wg następującego algorytmu:

1. Jako pierwsze przybliżenie stosowano prędkość cyrkulacji obliczoną za pomocą korelacji Chatterjee (3.4.3.1).
2. Rozwiązywano model dla strefy załadunku i rury wznoszącej.
3. Porównywano spadek ciśnienia na obu strefach aparatu wyznaczony doświadczalnie z obliczonym z modelu.
4. Jeżeli obie te wielkości zgadzały się zadaną dokładnością przerywano obliczenia, jeżeli nie powracano do punktu 2 zakładając nową wartość prędkości cyrkulacji.

Tak więc wyznaczanie prędkości cyrkulacji sprowadzono do prostego pomiaru spadku ciśnienia w aparacie (wielkość niezbędna do rozwiązania równań modelowych).

Po dokonaniu obliczeń w strefach załadunku i rury wznoszącej czyli po wyznaczeniu prędkości cyrkulacji rozpoczynano obliczenia w strefie fontanny wg następującego algorytmu.

1. Jako pierwsze przybliżenie wysokości fontanny stosowano uproszczoną zależność Grace'a i Mathura (3.3.4.7).
2. Rozwiązywano model dla strefy fontanny.
3. Po zakończeniu obliczeń sprawdzano na jakiej wysokości spełniony jest warunek $v_{pf} = 0$.
4. Wysokość tą uznawano za wysokość fontanny.

Równania scałkowano numerycznie przy następujących wartościach początkowych:

a) strefa załadunku ($0 \leq x \leq L_e$) (równania (4.2.1.19), (4.2.1.34), (4.2.1.38), (4.2.1.45), (4.2.1.52), (4.2.1.59 - 61)):

$v_{gs}(x=0)$ - dana wejściowa

$v_{ps}(x=0) = 0$

$v_{ga}(x=0) = 0$

$v_{pa}(x=0) = 0$

$p_s(x=0)$ - dana wejściowa

$p_a(x=0) = p_s(x=0)$ - dana wejściowa

$\varepsilon_s(x=0) = 1$

$\varepsilon_a(x=0) = \varepsilon_0$ - dana wejściowa

$\dot{m}_{gs}(x=0)$ - dana wejściowa

$\dot{m}_{ps}(x=0) = 0$

$\dot{m}_{ga}(x=0) = 0$

$\dot{m}_{pa}(x=0) = 0$

b) strefa rury wznoszącej ($L_e \leq x \leq L_e + h_r$) (równania (4.2.2.1 - 6)):

$v_{gr}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$v_{pr}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$v_{ga}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$v_{pa}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$p_r(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$p_a(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\varepsilon_r(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\varepsilon_a(x = L_e) = \varepsilon_0$

$\dot{m}_{gr}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\dot{m}_{pr}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\dot{m}_{ga}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\dot{m}_{pa}(x = L_e)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

c) strefa fontanny ($L_e + h_r \leq x \leq L_e + h_r + H_f^*$) (równania (4.2.3.1 - 4)):

$v_{gf}(x = L_e + h_r)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$v_{pf}(x = L_e + h_r)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$p_f(x = L_e + h_r)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

$\varepsilon_f(x = L_e + h_r)$ - wynik obliczeń z poprzedniej strefy

* wg uproszczonego wzoru Grace'a i Mathura (3.3.4.7)

Chociaż przedstawiony model ma charakter teoretyczny nie można go rozwiązać bez znajomości szeregu wielkości, których wartość przy dzisiejszym stanie wiedzy jesteśmy w stanie określić jedynie za pomocą korelacji empirycznych. Odpowiednie równania użyte przy całkowaniu równań modelowych przedstawiono w tabeli 4.3.1. Ogólnym kryterium wyboru danej korelacji była możliwość jej zastosowania do obliczania aparatów przemysłowych (złoża o dużej średnicy i wysokości, podwyższona temperatura).

Równanie	Uwagi
Współczynnik oporu przepływu pojedynczej cząstki kulistej w nieskończonej objętości płynu (Turton i Levenspiel, 1986) (rozdział 3.5.1) $c_D = \frac{24}{Re_p} \left(1 + 0.173 Re_p^{0.657}\right) + \frac{0.413}{1 + 16300 Re_p^{-1.09}}$ gdzie $Re_p = \frac{\rho_{gs} \cdot d_p (v_{gs} - v_{ps}) \cdot \epsilon_s}{\eta}$	Ważne dla całego zakresu przepływu, zalecane przez wielu autorów (Turton i inni, 1986; Karamanev, 1996)
Współczynnik oporu przepływu zbioru cząstek (Wen i Yu, 1966) (rozdział 3.5.1) $c_{DZ} = c_D \epsilon_s^{-4.7 **}$	Uniwersalne, proste, używane przez wielu autorów (Leschonski i inni, 1997), przetestowane (Khan i inni, 1990)
Współczynnik tarcia gazu o ścianę rurociągu (rozdział 3.5.1) $f_g = 64 Re_g^{-1} \quad \text{dla } Re_g < 2300$ $f_g = 0.316 \cdot Re_g^{-0.25} \quad \text{dla } 2300 < Re_g < 10^5$ $f_g = 0.0032 + 0.221 Re_g^{-0.237} \quad \text{dla } 10^5 < Re_g < 10^8$ gdzie $Re_g = \frac{\rho_{gs} \cdot d_s \cdot v_{gs}}{\eta}$	Praktycznie jedyne powszechnie używane w literaturze (Koch, 1984; Kmiec i inni, 1995)

** W przypadku zastosowania wyrażenia obliczającego siłę oporu ośrodka dla prędkości rzeczywistych wykładnik potęgi wynosi - 2.7 (przytoczone wyrażenie wyprowadzono przy zastosowaniu prędkości liczonych na pełny przekrój aparatu)

Współczynnik tarcia cząstki o ścianę rurociągu (Konno i Saito, 1969) (rozdział 3.5.1) $f_p = 0.114(gd_s)^{0.5} v_{ps}^{-1}$	Proste, uwzględnia wpływ wielkości przewodu
Maksymalna wysokość fontannowania (McNab i Bridgewater, 1977) (rozdział 3.3.5) $H_m = 336 \left(\frac{D_c^2}{d_p} \right) \left(\frac{D_c}{d_0} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{700}{Ar} \right) \left(\sqrt{1 + 35.9 \cdot 10^{-6} Ar} - 1 \right)^2$	Zalecane przez wielu autorów, szczególnie dla podwyższonej temperatury (Wu i inni, 1987; Ye i inni, 1992)
Początkowa średnica kanału centralnego (McNab, 1972) (rozdział 3.3.6) $d_{s0} = 2(\rho_g u)^{0.49} D_c^{0.68} \rho_u^{-0.41}$	Praktycznie jedyne powszechnie stosowane i zaakceptowane, przetestowane z dobrymi wynikami dla złóż o dużej średnicy (Green i inni, 1983; Lim i inni, 1987; He i inni, 1992) i podwyższonych temperatur (Wu i inni, 1987; Ye i inni, 1992)
Minimalna prędkość fontannowania*** (Markowski i Kamiński, 1983) (rozdział 3.3.2) $(Re_0)_{ms} = 0.028 Ar^{0.57} \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^{0.48} \left(\frac{D_c}{d_0} \right)^{1.27}$	Przetestowane przez Kmiecica i współpracowników (1996) w aparacie z rurą wznoszącą, który został przedstawiony w części eksperymentalnej.
Minimalna prędkość fluidyzacji (rozdział 3.2.2) (Wen i Yu, 1966) $Re_{mf} = \sqrt{33.67^2 + 0.04082 Ar} - 33.67$	Uniwersalne, proste w użyciu, przetestowane dla wyższych temperatur i ciśnień (Nakamura i inni, 1985)

Tabele 4.3.1. Równania korelacyjne wykorzystane przy rozwiązywaniu modelu.

Zaprezentowany algorytm obliczeń stał się podstawą do opracowania programu komputerowego, który został przedstawiony w dodatku.

*** Wielkość niezbędna do obliczenia prędkości cyrkulacji za pomocą równania Chatterjee (3.4.3.1)

5. CZĘŚĆ DOŚWIADCZALNA

W rozdziale przedstawiono opis aparatury, metodykę pomiarów wielkości eksperymentalnych niezbędnych do rozwiązania opracowanego modelu a także opis zastosowanego materiału fontannowanego.

Pomiary zostały dokonane w ramach prowadzonych przez prof. A. Kmiecica prac dyplomowych.

5.1 Aparatura pomiarowa

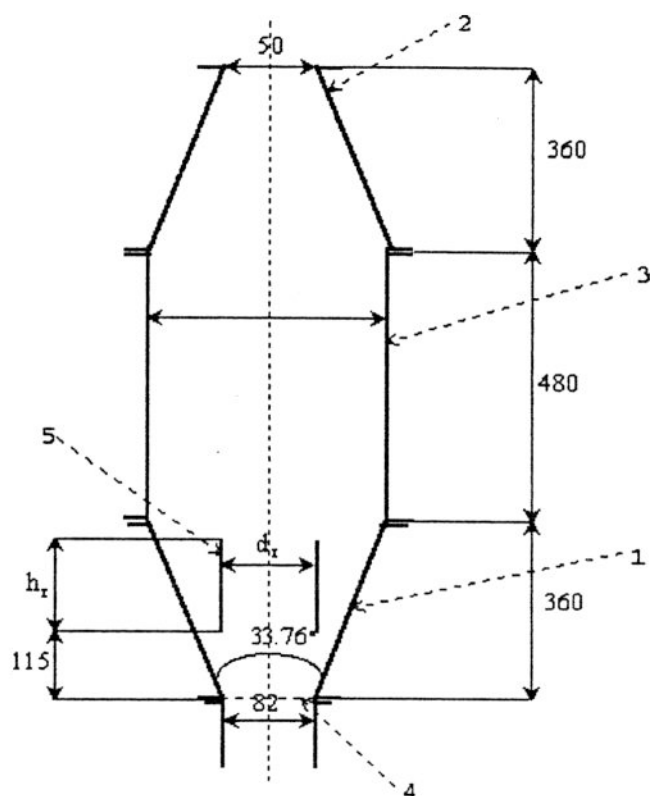
Wszystkie pomiary zostały przeprowadzone w aparacie przedstawionym na rysunku 5.1.1. Komora aparatu składa się z części stożkowych 1 i 2 oraz części walcowej 3. Dolna część stożkowa została połączona z rurą doprowadzającą powietrze. W dnie stożka 1 umieszczono sito 4 zatrzymujące materiał. Części stożkowe wykonano z metalu a część cylindryczną ze szkła organicznego. Wewnątrz dolnej części stożkowej mocowano metalową lub plastikową rurę wznoszącą 5.

Schemat instalacji pomiarowej przedstawiono na rys. 5.1.2. Powietrze doprowadzano do aparatu za pomocą wentylatora 1, poprzez zbiornik buforowy 2. Natężenie przepływu gazu mierzono zwężką 3. Do pomiarów spadków ciśnień zastosowano manometry: 4 (spadek ciśnienia na całym aparacie), 5 (spadek ciśnienia na rurze), 6 (spadek ciśnienia na rurce Prandtla). Prędkość powietrza w osi rury określano za pomocą rurki Prandtla. Wysokość złoża mierzono linijką 7 (umieszczoną wewnątrz urządzenia), a temperaturę termometrem 8.

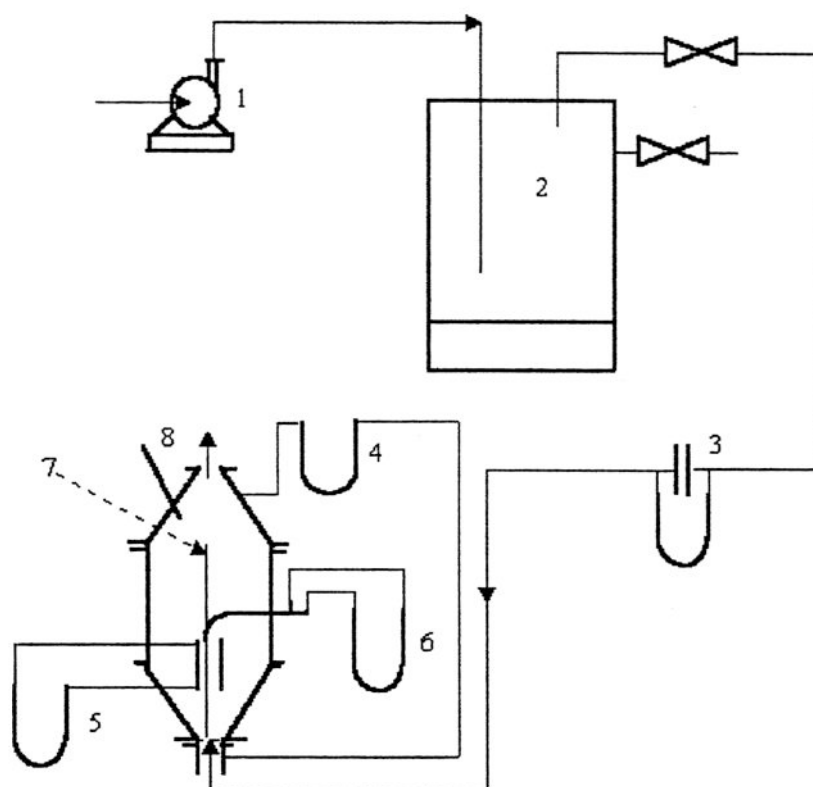
Pomiary przeprowadzono bez rury oraz z rurą wznoszącą. Wymiary rur wznoszących podano w tabeli 5.1.1.

Numer rury	Średnica rury [m]	Wysokość rury [m]
1	0.079	0.102
2	0.079	0.150
3	0.079	0.200
4	0.100	0.110
5	0.100	0.127
6	0.110	0.200

Tabela 5.1.1 Wymiary rur wznoszących użytych w pomiarach



Rys. 5.1.1 Aparat użyty do wykonania pomiarów: 1- dolna część stożkowa, 2 - górna część stożkowa, 3 - część cylindryczna, 4 - dno sitowe, 5 - rura wznosząca.



Rys. 5.1.2 Schemat instalacji pomiarowej: 1 - wentylator, 2 - zbiornik buforowy, 3 - zwężka pomiarowa, 4, 5, 6 - manometry, 7 - linijka, 8 - termometr.

5.2 Opis stosowanego materiału

Do badań fontannowania w opisanym powyżej aparacie zastosowano materiały o kształcie zbliżonym do kuli, których dokładna charakterystyka została przedstawiona w tabeli 5.2.1.

Numer materiału	Rodzaj materiału	Średnica cząstki [mm]	Gęstość cząstki [kg/m ³]	Porowatość złoża usypanego [m ³ /m ³]	Liczba Archimedesesa	Grupa Geldarta
1	rzepak	2.00	1078	0.382	3.082×10^5	D
2	jonit	0.91	2413	0.438	6.379×10^4	D
3	agalit	2.25	2318	0.425	9.235×10^5	D
4	agalit	3.25	2318	0.435	2.806×10^6	D

Tabela 5.2.1. Właściwości fizyczne materiału fontannowanego

5.3 Zakres badań i metodyka pomiarów

Badania obejmowały pomiary następujących wielkości:

1. różnicy wysokości słupa cieczy w manometrze przy zwężce (wyznaczanie natężenia przepływu gazu),
2. różnicy wysokości słupa cieczy w manometrze rejestrującym spadek ciśnienia na całym aparacie,
3. różnicy wysokości słupa cieczy w manometrze mierzącym spadek ciśnienia na rurze wznoszącej,
4. różnicy wysokości słupa cieczy w manometrze rejestrującym spadek ciśnienia na rurce Prandtla (mierzyła ona prędkość powietrza w osi rury wznoszącej),
5. wysokości ekspansji złoża.

Mierzono także temperaturę powietrza, która zawsze wynosiła 18 °C (z dokładnością do 0.5 °C). Przy pomiarze natężenia przepływu powietrza, podobnie jak w przypadku określania spadku ciśnienia na całym aparacie, jako cieczy pomiarowej używano w zależności od wartości Δp wody lub rtęci. Do pomiaru spadku ciśnienia na rurce wznoszącej i rurce Prandtla jako ciecz pomiarową wykorzystano wodę i alkohol metylowy.

Przed rozpoczęciem pomiarów montowano odpowiednią rurę wznoszącą, a następnie napełniano urządzenie określoną objętością wybranego materiału. Po uruchomieniu wentylatora

ustalano za pomocą regulowanego zaworu natężenie przepływu powietrza a następnie dokonywano pomiarów wielkości wymienionych w poprzednim akapicie.

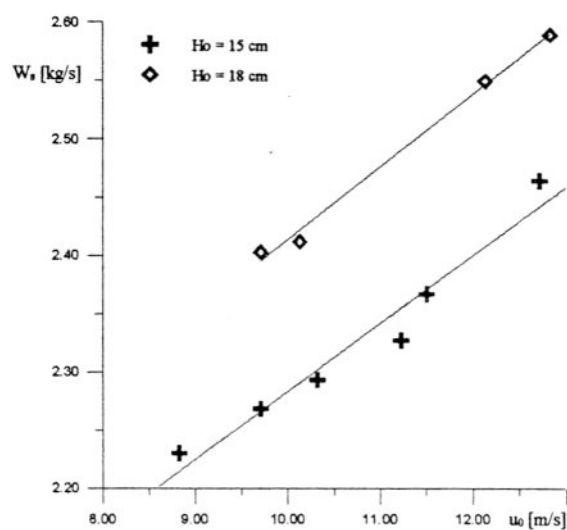
Wyniki pomiarów wraz z dokładną analizą zostały przedstawione szczegółowo przez Kmiecica i współpracowników (1996), a ich wnioski wraz z przykładowymi, eksperymentalnymi krzywymi fontannowania i ekspansji zaprezentowano w rozdziale 3.4.1. Do rozwiązania modelu wykorzystano z bogatego materiału doświadczalnego jedynie pomiary spadku ciśnienia na całym aparacie dla prędkości gazu powyżej minimalnej prędkości cyrkulacji (185 punktów pomiarowych).

6. WYNIKI OBLICZEŃ

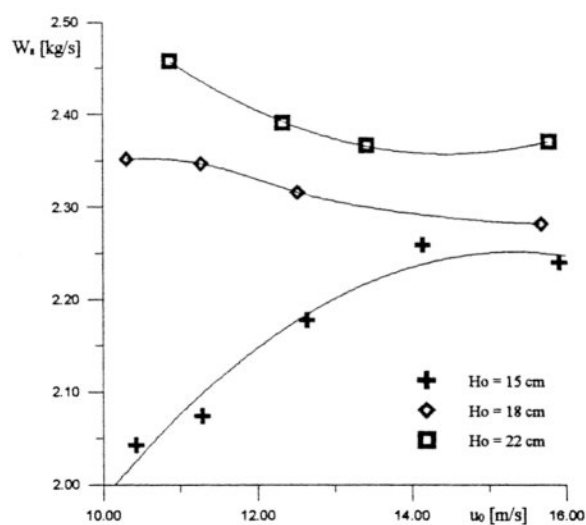
W rozdziale zaprezentowano wyniki obliczeń modelowych z wykorzystaniem danych eksperymentalnych omówionych w części doświadczalnej.

6.1. Prędkość cyrkulacji

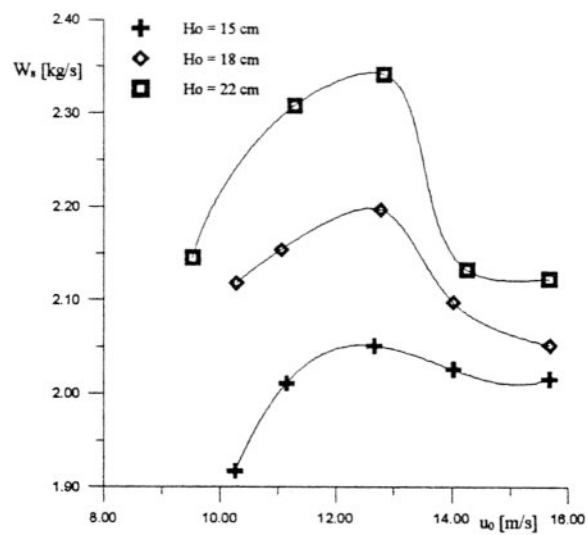
6.1.1. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża



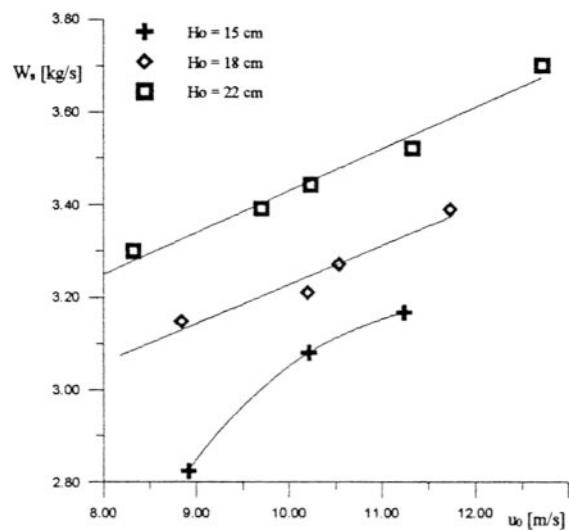
Rys. 6.1.1.1 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 1.



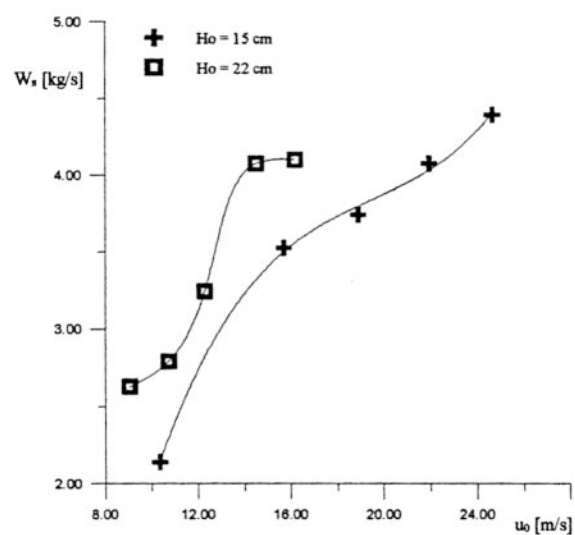
Rys. 6.1.1.2 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 2.



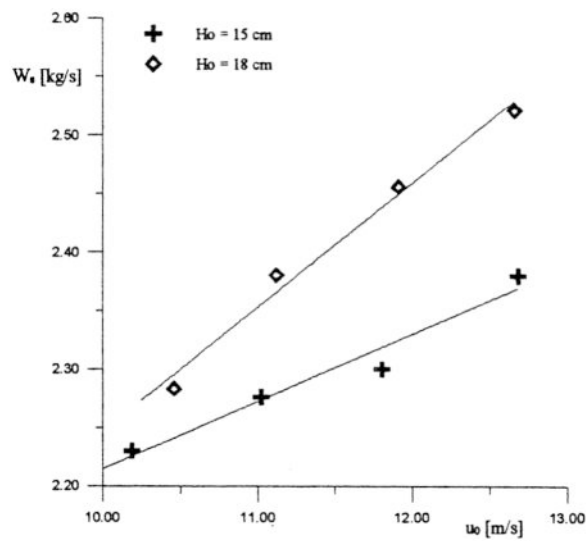
Rys. 6.1.1.3 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 3.



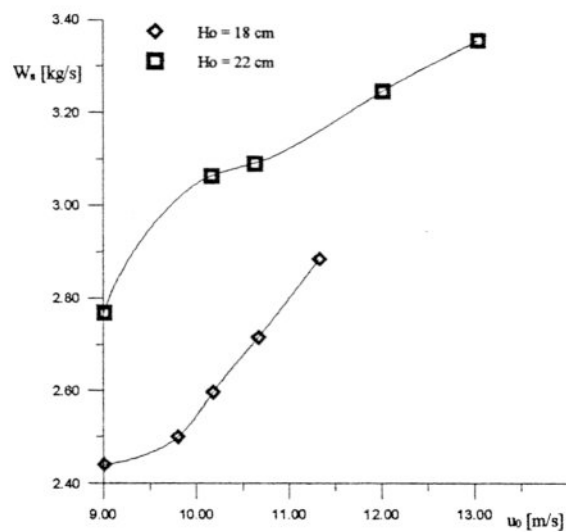
Rys. 6.1.1.4 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 5.



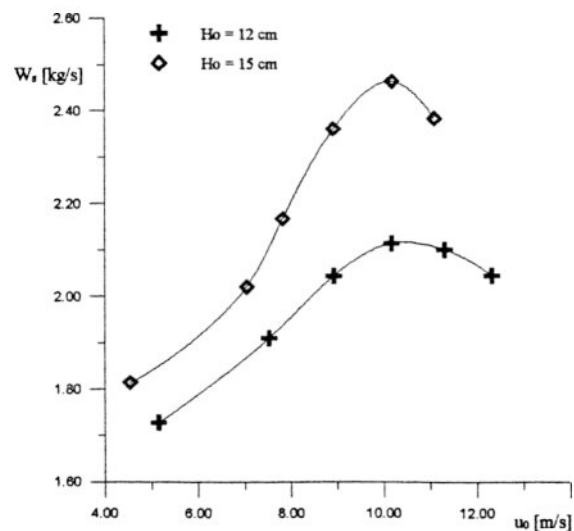
Rys. 6.1.1.5 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 6.



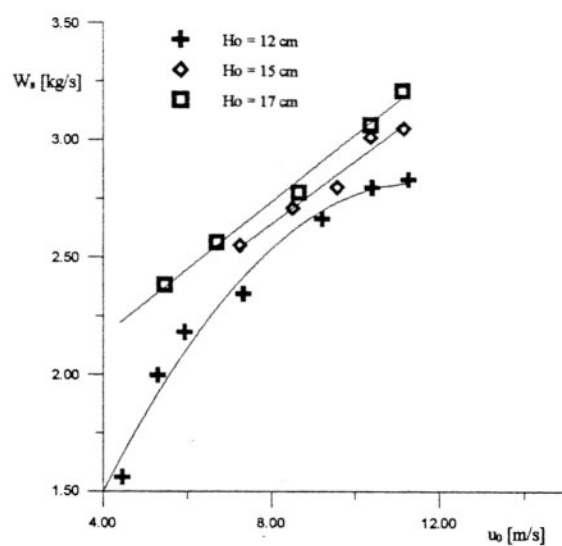
Rys. 6.1.1.6 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm oraz rury wznoszącej 1.



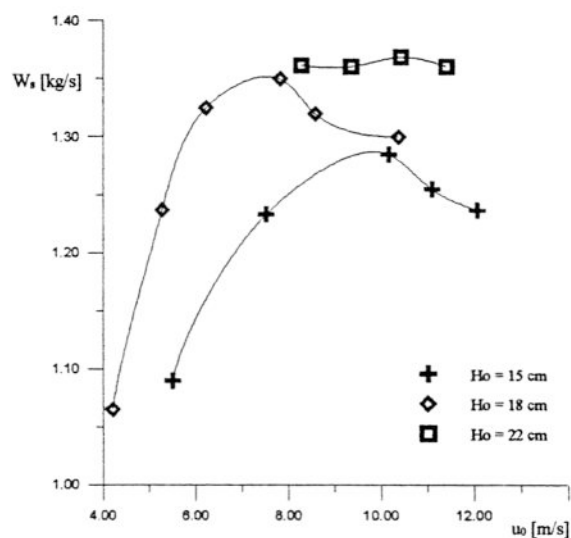
Rys. 6.1.1.7 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm oraz rury wznoszącej 5.



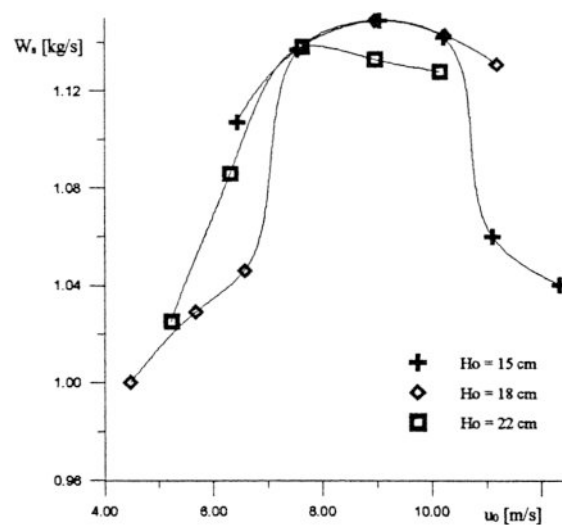
Rys. 6.1.1.8 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego oraz rury wznoszącej 1.



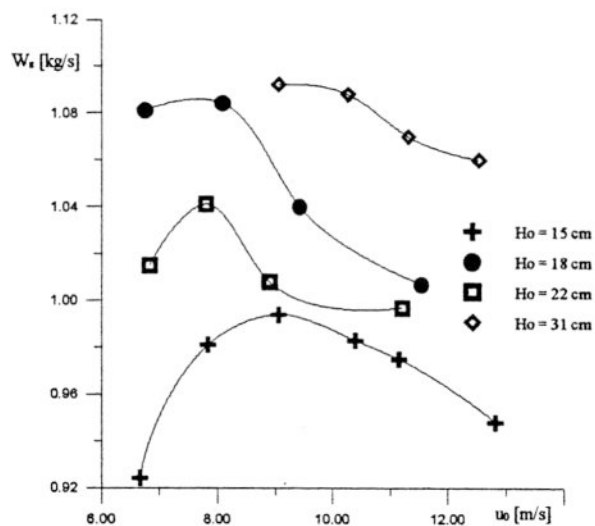
Rys. 6.1.1.9 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego oraz rury wznoszącej 5.



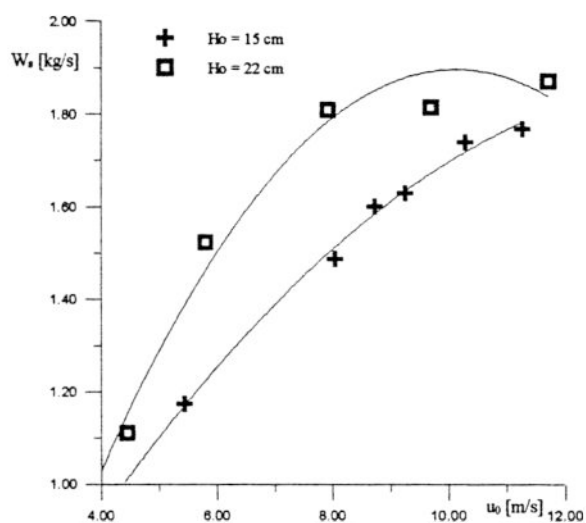
Rys. 6.1.1.10 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 1.



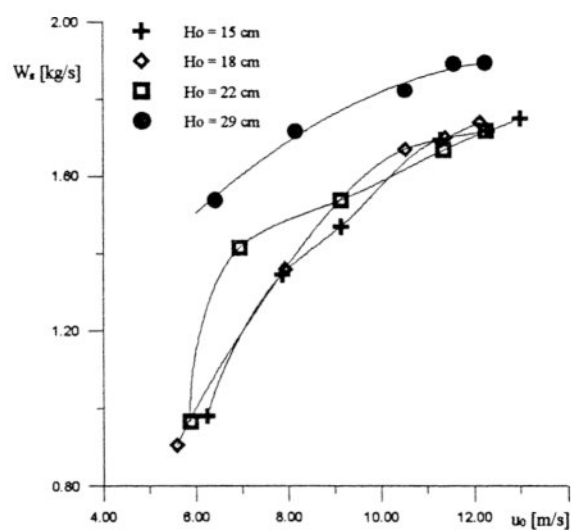
Rys. 6.1.1.11 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża rzepaku oraz rury wznoszącej 2.



Rys. 6.1.1.12 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 3.

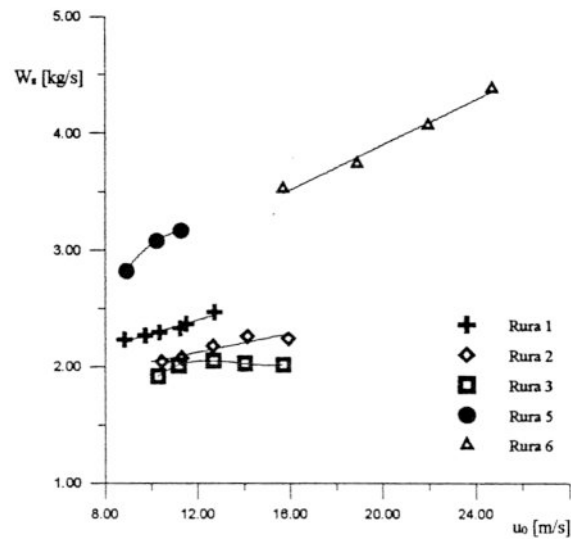


Rys. 6.1.1.13 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 5.

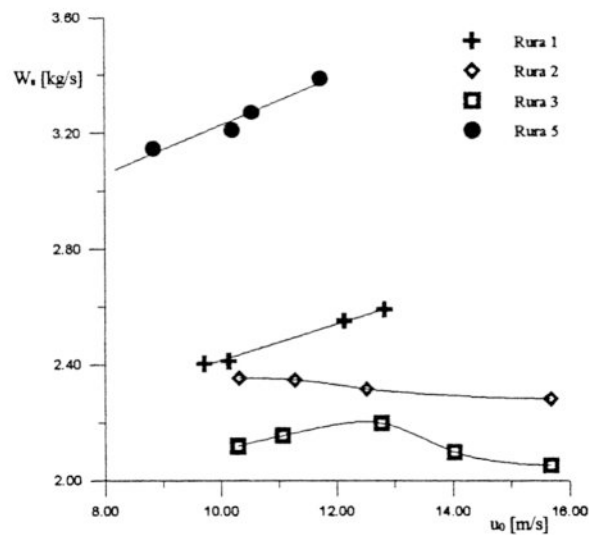


Rys. 6.1.1.14 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 6.

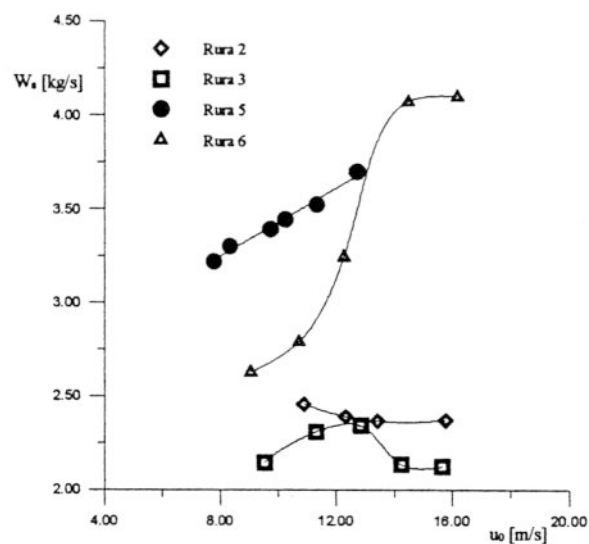
6.1.2. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej



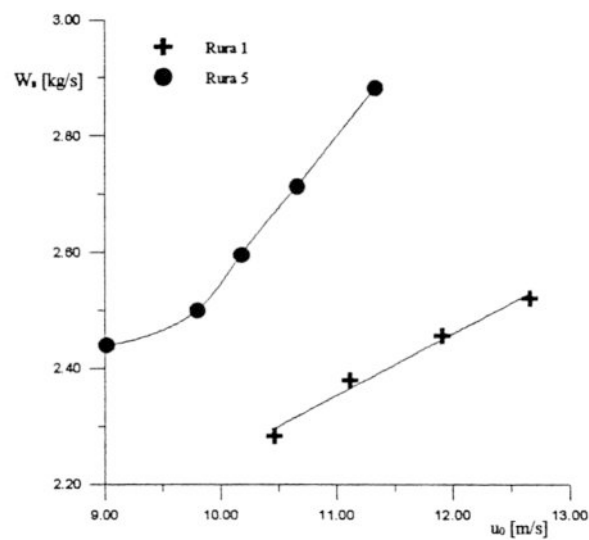
Rys. 6.1.2.1 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm oraz $H_0 = 15$ cm.



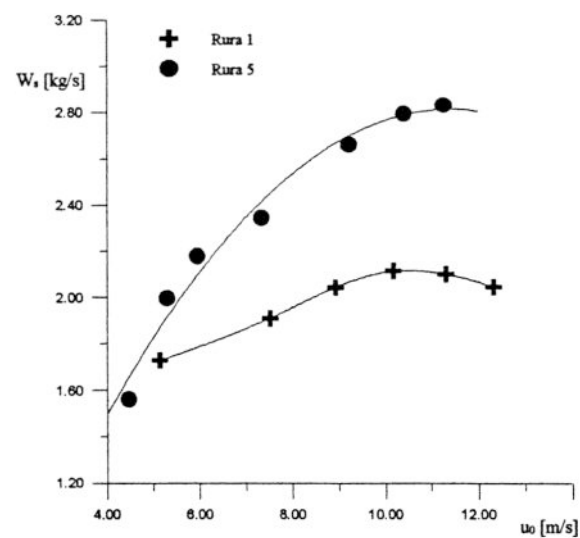
Rys. 6.1.2.2 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm oraz $H_0 = 18$ cm.



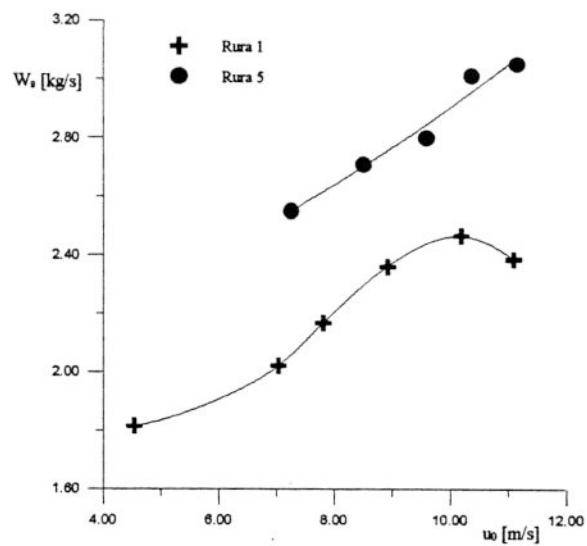
Rys. 6.1.2.3 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm oraz $H_0 = 22$ cm.



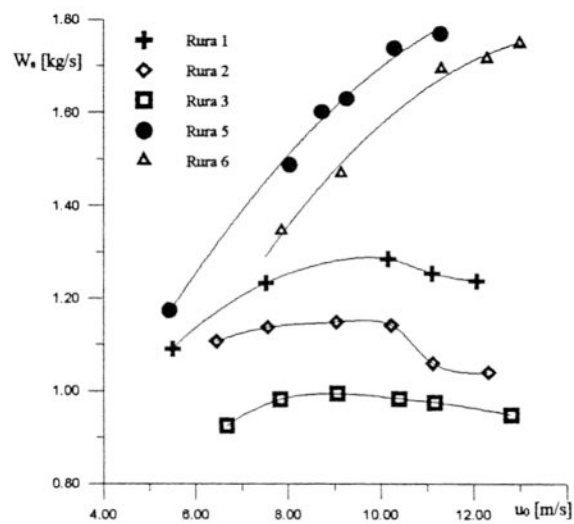
Rys. 6.1.2.4 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 3.25 mm oraz $H_0 = 18$ cm.



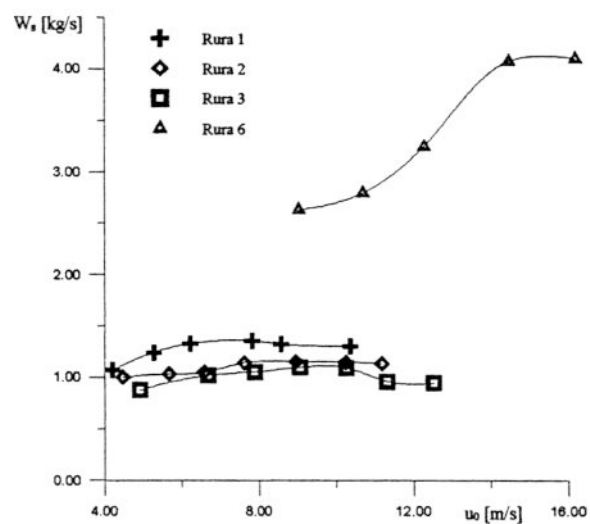
Rys. 6.1.2.5 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego oraz $H_0 = 12$ cm.



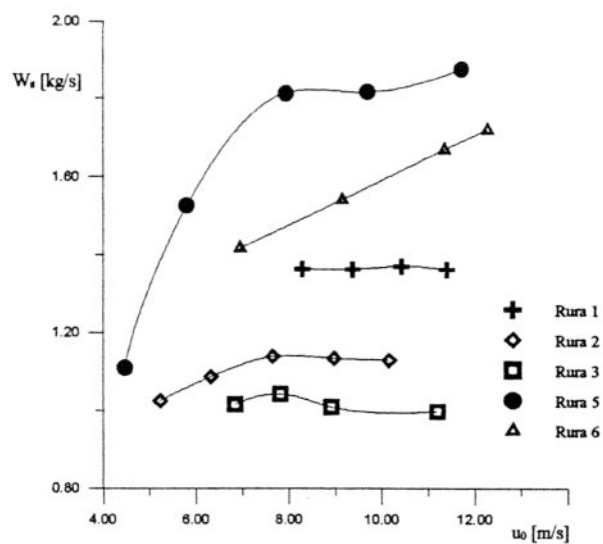
Rys. 6.1.2.6 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego oraz $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.1.2.7 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku oraz $H_0 = 15$ cm.

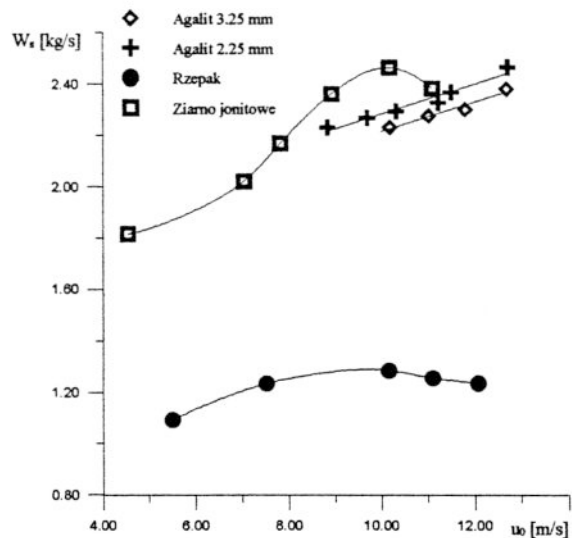


Rys. 6.1.2.8 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku oraz $H_0 = 18$ cm.

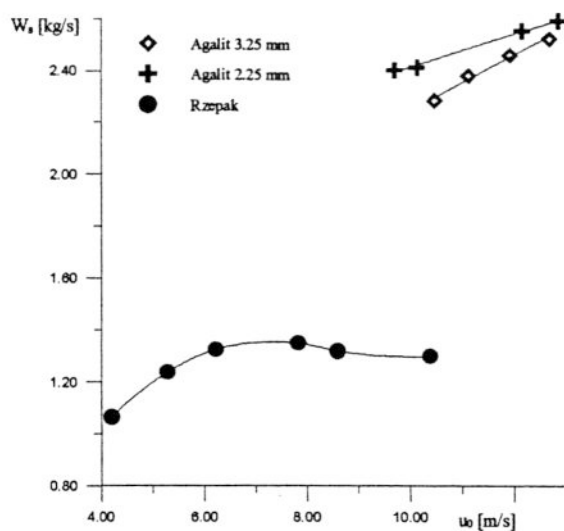


Rys. 6.1.2.9 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku oraz $H_0 = 22$ cm.

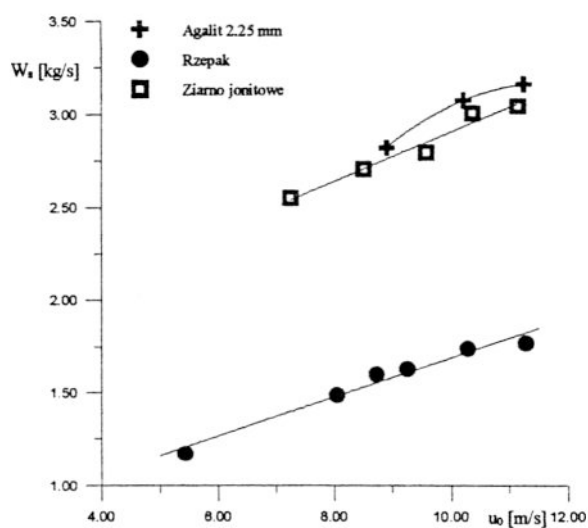
6.1.3. Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego



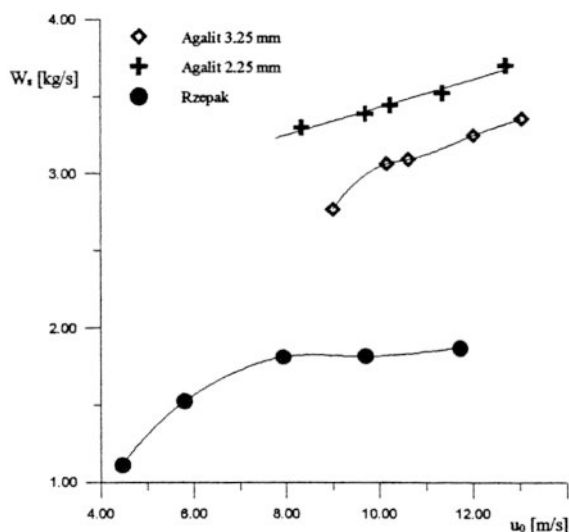
Rys. 6.1.3.1 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.1.3.2 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 18$ cm.



Rys. 6.1.3.3 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.1.3.4 Zależność prędkości cyrkulacji od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 22$ cm.

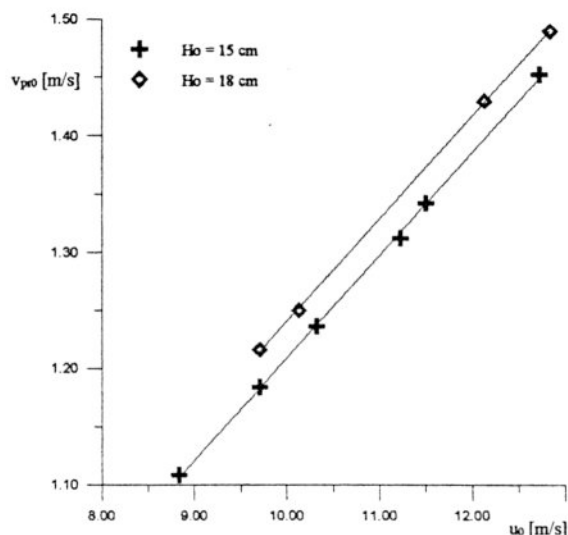
6.1.4. Analiza wyników

Na podstawie otrzymanych wyników modelowych można wyciągnąć następujące wnioski dotyczące prędkości cyrkulacji ciała stałego w aparacie z rurą wznoszącą:

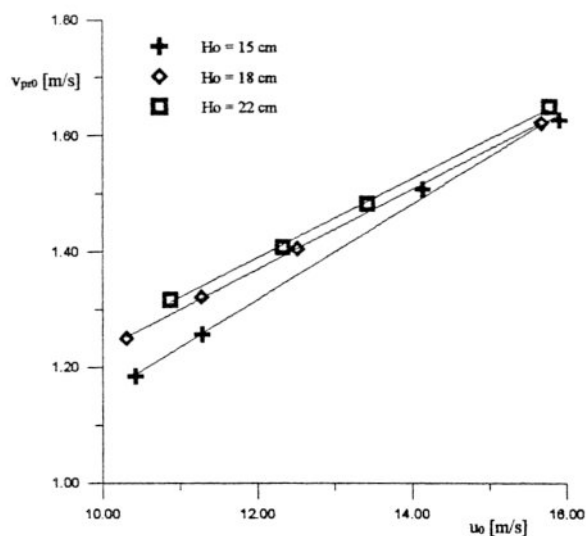
1. Prędkość cyrkulacji wraz ze wzrostem prędkości gazu na wlocie do aparatu wykazuje w większości przypadków maksimum. Wynik ten zgodny jest z opublikowanymi danymi eksperymentalnymi (Berruti i inni, 1988; Muir i inni, 1990; Ijichi i inni, 1994). Występowanie maksimum prędkości cyrkulacji można wytłumaczyć na podstawie analizy zjawiska przenikania gazu z części centralnej do pierścieniowej. Przy małych prędkościach gazu na wlocie do aparatu jego przenikanie do strefy pierścieniowej jest bardzo małe i wówczas wraz ze wzrostem prędkości gazu rośnie również prędkość cyrkulacji. Po przekroczeniu pewnej prędkości granicznej ucieczka gazu ze strefy centralnej jest tak znaczna, że powoduje spadek prędkości cyrkulacji (Berruti i inni, 1988). Ponadto przy wysokich prędkościach gazu jego wzrastające ciśnienie statyczne obniża zasypywanie cząstek z części pierścieniowej (Ijichi i inni, 1994).
2. Wraz ze wzrostem wysokości statycznej złoża oraz spadkiem liczby Archimedes'a ziarna maksimum prędkości cyrkulacji zwiększa swoją wartość.
3. Prędkość cyrkulacji rośnie ze wzrostem wysokości statycznej złoża, co potwierdzone zostało eksperymentalnie (Uemura i inni, 1991; Ijichi i inni, 1994; Alappat i inni, 1995). Wraz ze wzrostem wysokości statycznej złoża rośnie ciśnienie statyczne wywierane przez nie na strefę załadunku, co z jednej strony sprzyja zasypywaniu się ciała stałego do kanału centralnego, a z drugiej obniża przenikanie gazu w kierunku przeciwnym. Oba te czynniki powodują wzrost prędkości cyrkulacji.
4. Prędkość cyrkulacji rośnie wraz ze spadkiem liczby Archimedes'a ziarna.
5. Prędkość cyrkulacji zależy w znaczący sposób od parametrów geometrycznych rury wznoszącej (jej długości i średnicy).
6. Wraz ze wzrostem długości rury przy stałej jej średnicy prędkość cyrkulacji maleje (rury nr 1,2 i 3).

6.2. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej

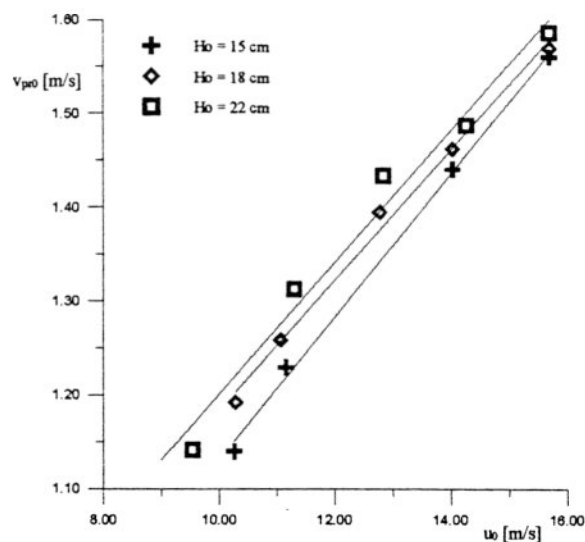
6.2.1. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża



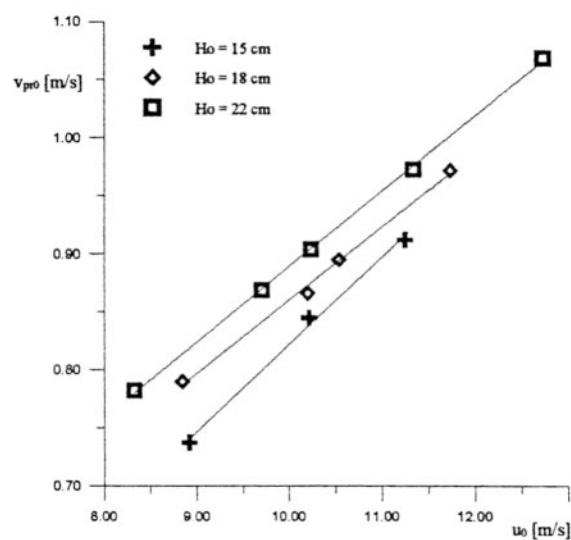
Rys. 6.2.1.1 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 1.



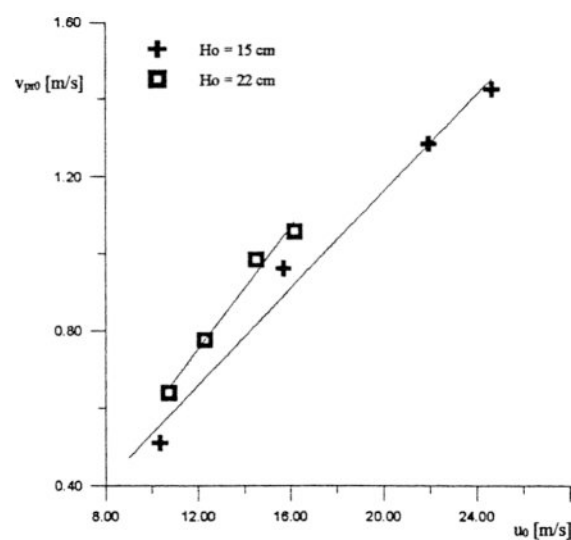
Rys. 6.2.1.2 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 2.



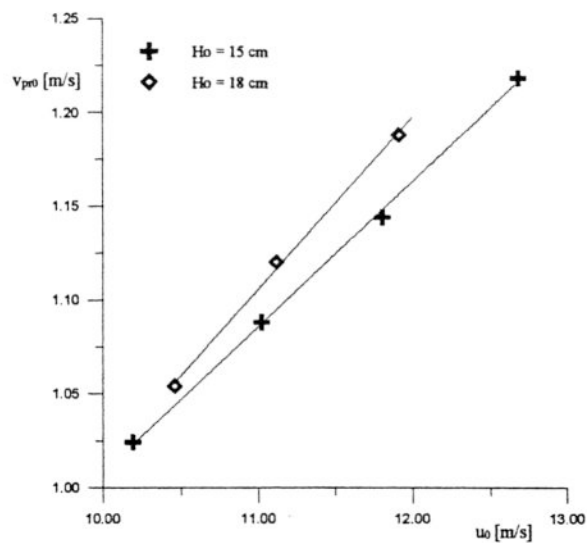
Rys. 6.2.1.3 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 3.



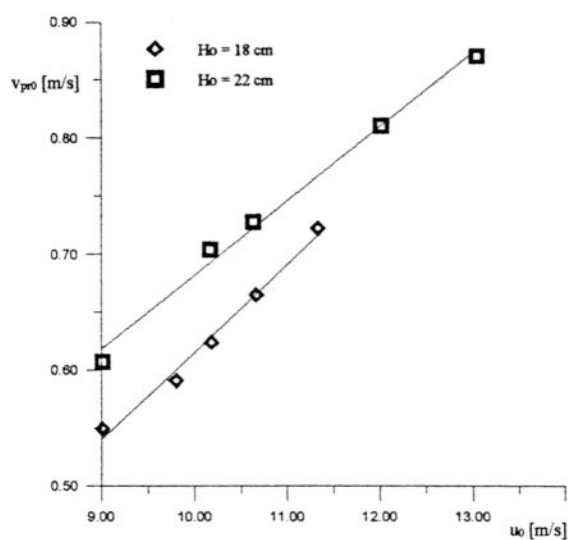
Rys. 6.2.1.4 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 5.



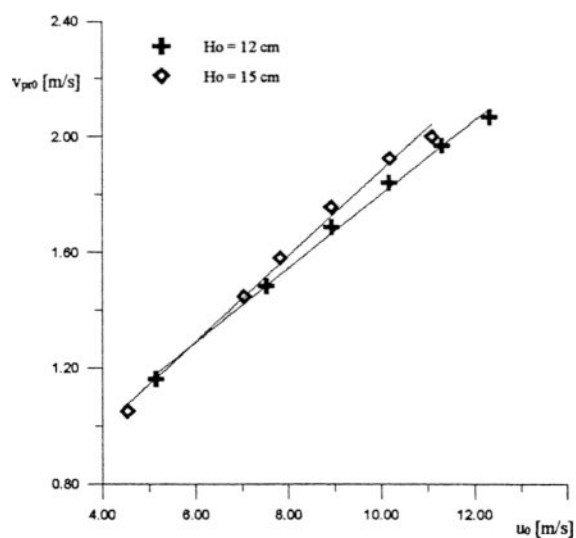
Rys. 6.2.1.5 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm oraz rury wznoszącej 6.



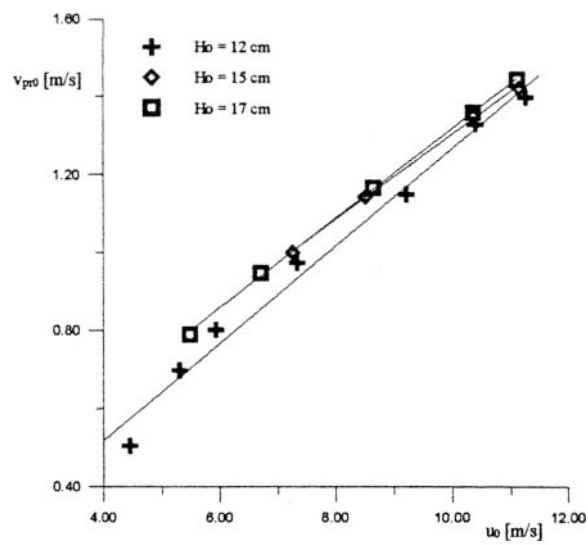
Rys. 6.2.1.6 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm oraz rury wznoszącej 1.



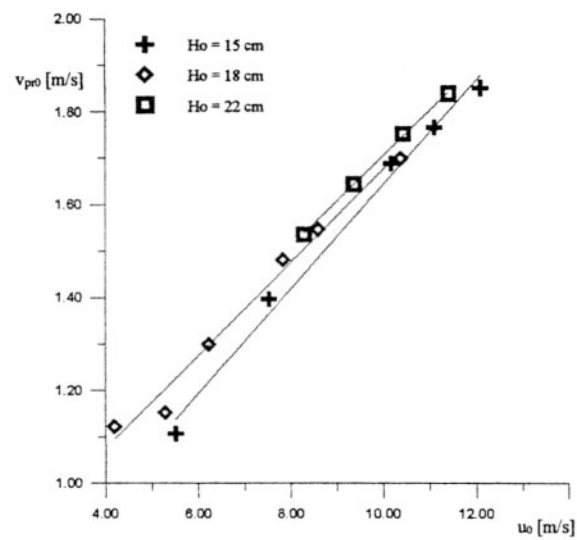
Rys. 6.2.1.7 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm oraz rury wznoszącej 5.



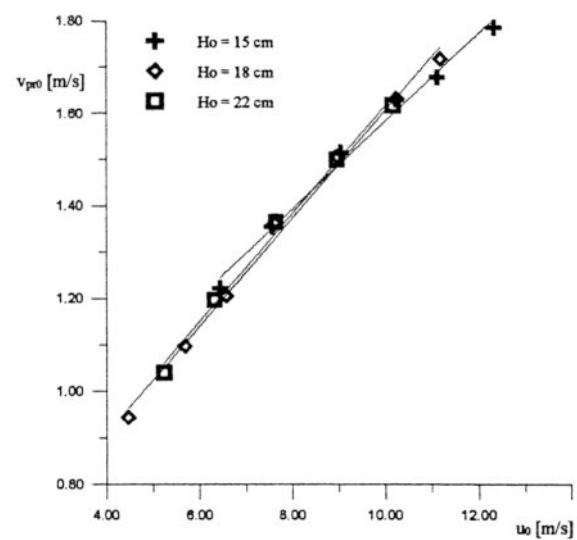
Rys. 6.2.1.8 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego oraz rury wznoszącej 1.



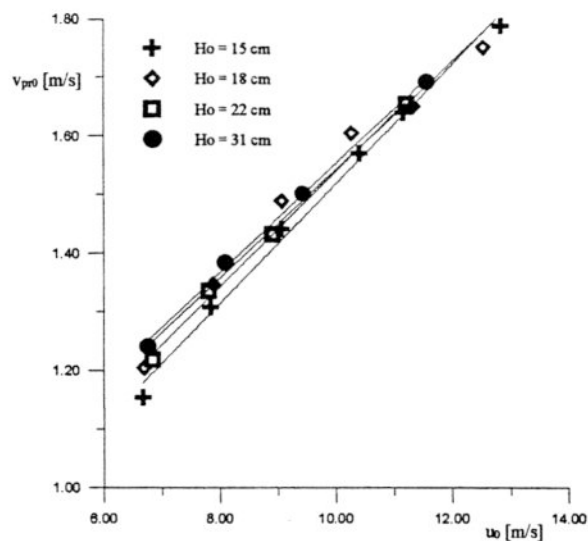
Rys. 6.2.1.9 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego oraz rury wznoszącej 5.



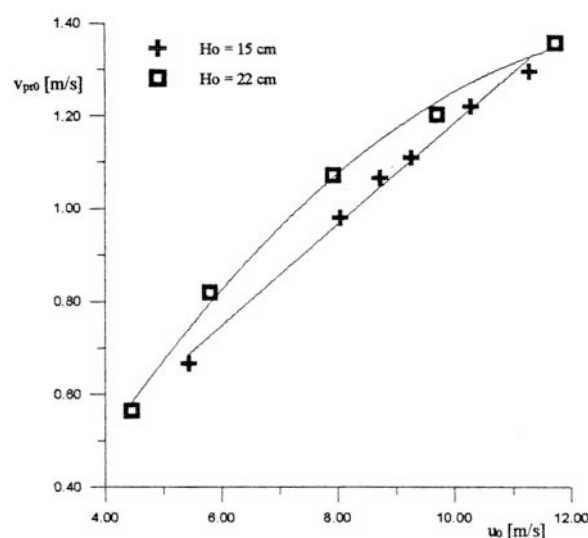
Rys. 6.2.1.10 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 1.



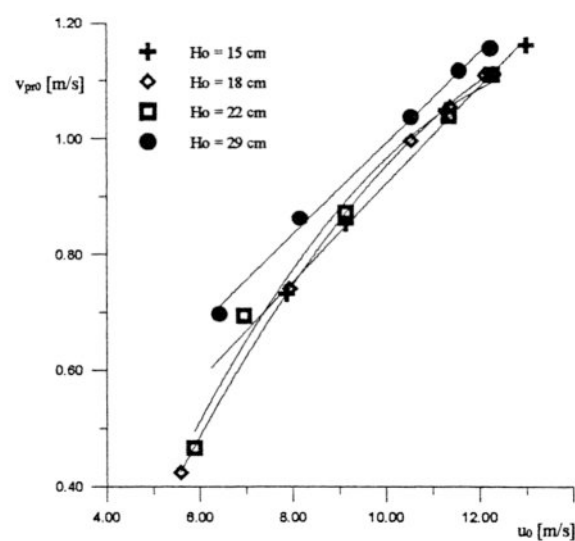
Rys. 6.2.1.11 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 2.



Rys. 6.2.1.12 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 3.

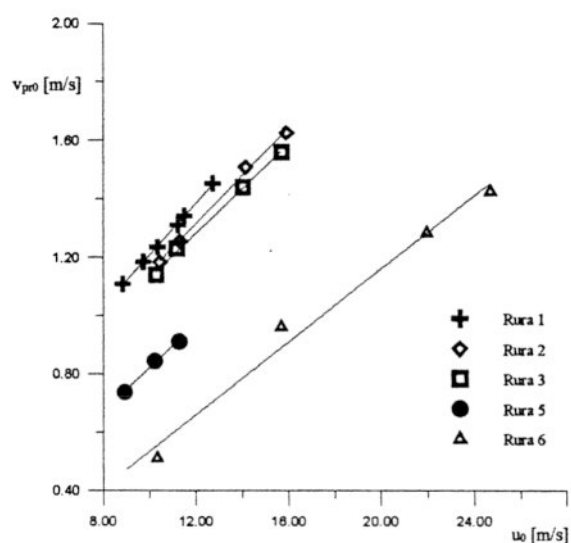


Rys. 6.2.1.13 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 5.

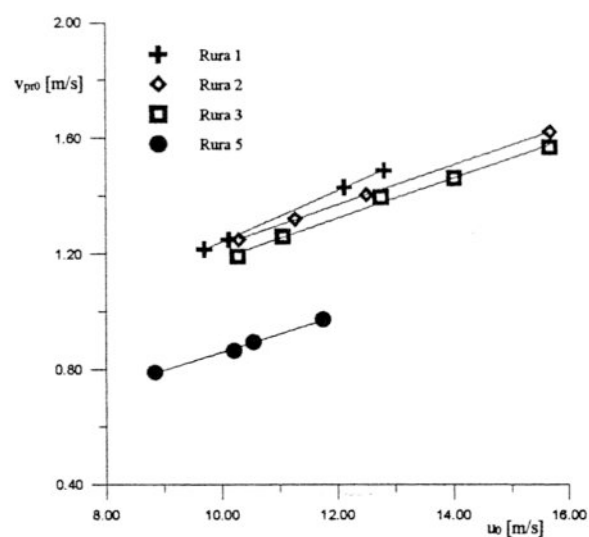


Rys. 6.2.1.14 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku oraz rury wznoszącej 6.

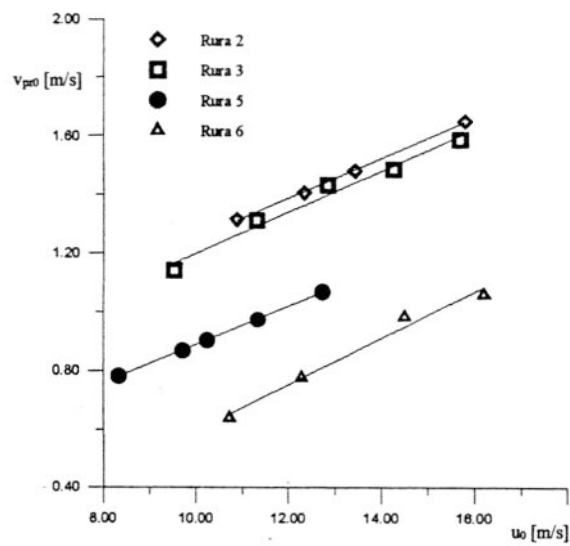
6.2.2. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej



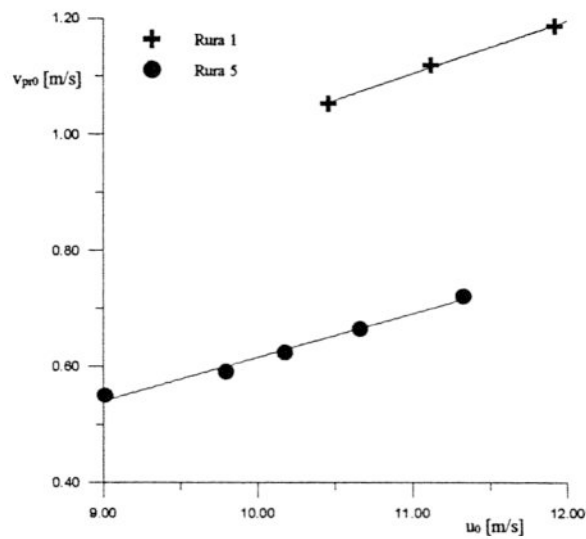
Rys. 6.2.2.1 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 15$ cm.



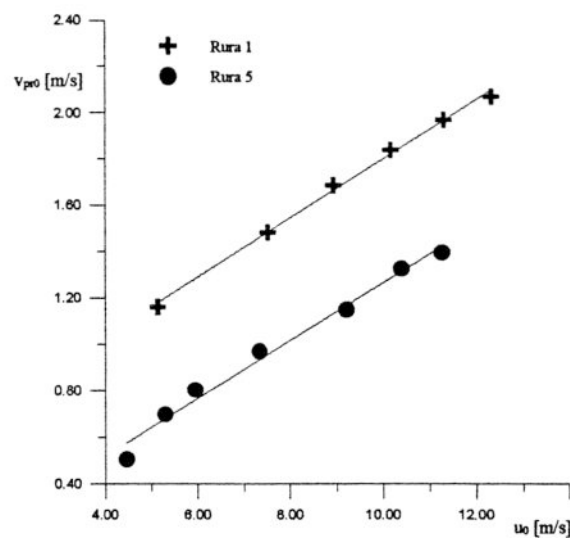
Rys. 6.2.2.2 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



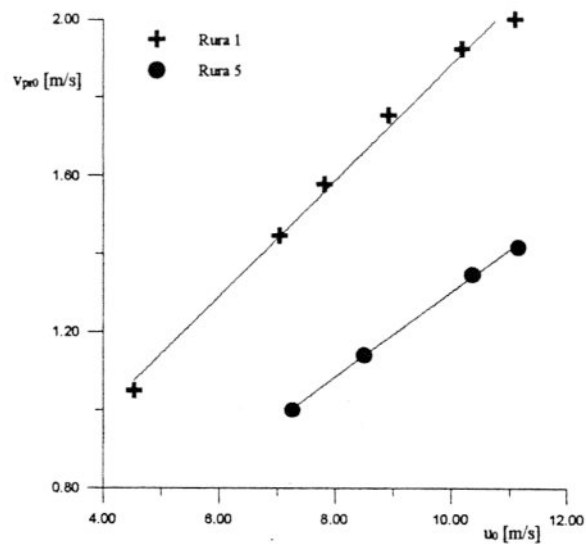
Rys. 6.2.2.3 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 22$ cm.



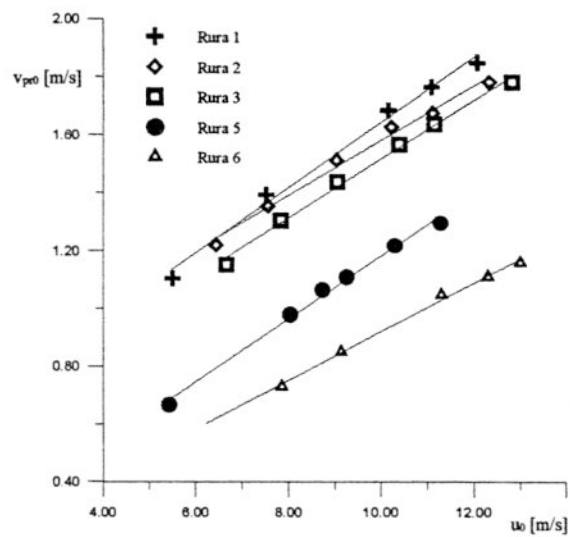
Rys. 6.2.2.4 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 3.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



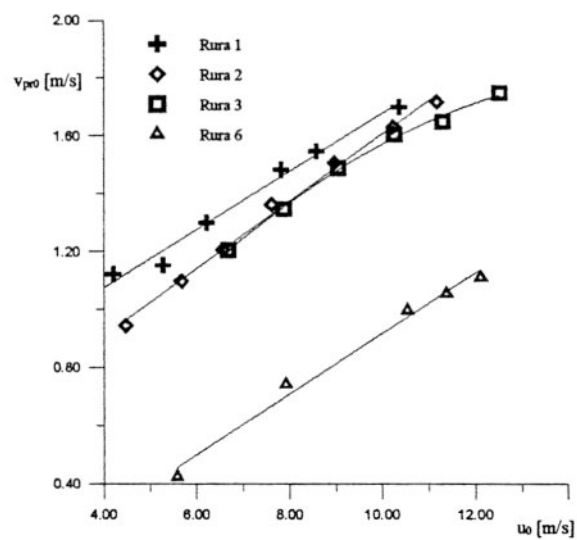
Rys. 6.2.2.5 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 12$ cm.



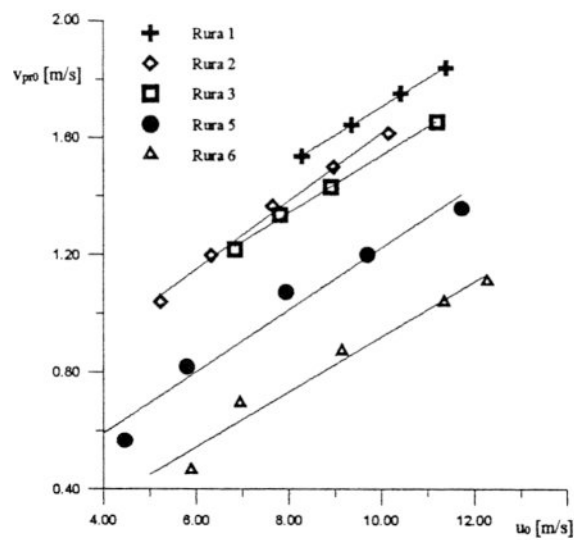
Rys. 6.2.2.6 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.2.2.7 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 15$ cm.

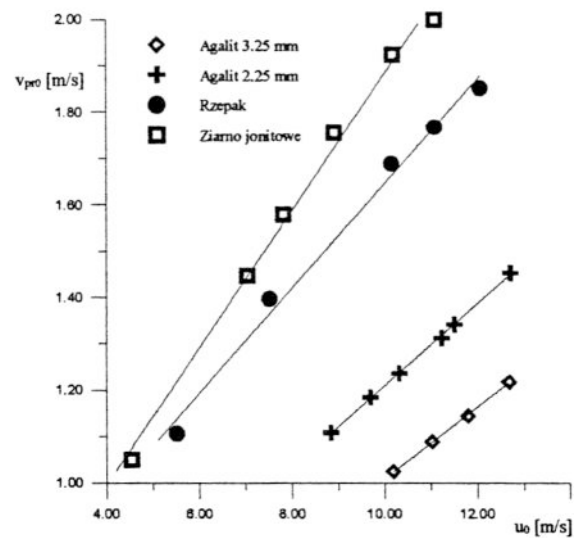


Rys. 6.2.2.8 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 18$ cm.

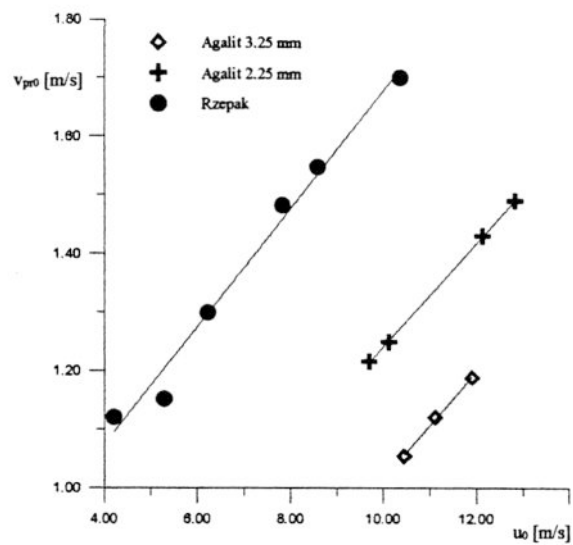


Rys. 6.2.2.9 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 22$ cm.

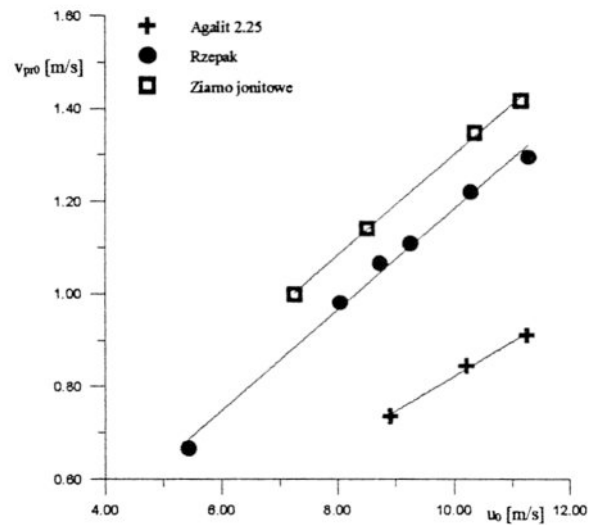
6.2.3. Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego



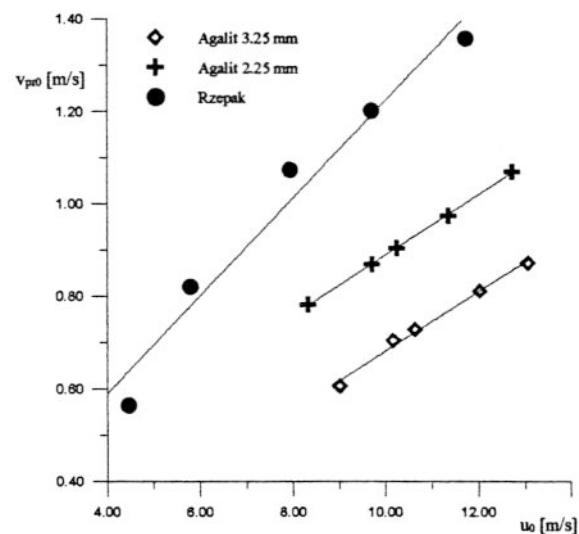
Rys. 6.2.3.1 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.2.3.2 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 18$ cm.



Rys. 6.2.3.3 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.2.3.4 Zależność prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 22$ cm.

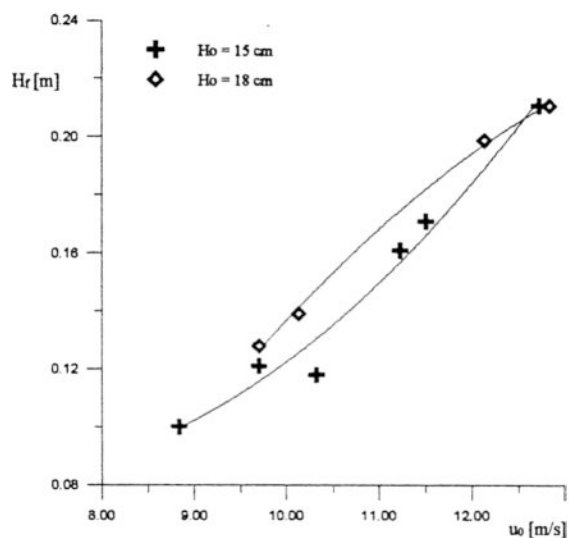
6.2.4. Analiza wyników

Na podstawie wyników modelowych można wyciągnąć następujące wnioski dotyczące prędkości cząstki na wlocie do rury wznoszącej:

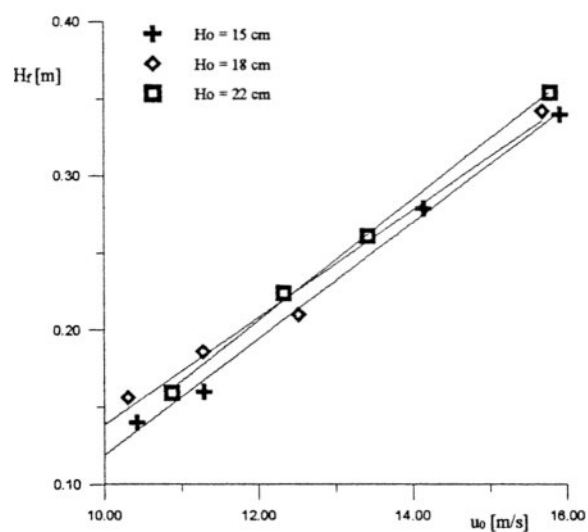
1. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej jest liniową funkcją prędkości gazu na wlocie do aparatu.
2. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej rośnie nieznacznie wraz ze wzrostem wysokości statycznej złoża.
3. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej rośnie wraz ze spadkiem liczby Archimedesza ziarna.
4. Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej spada wraz ze wzrostem średnicy rury wznoszącej (rury nr 1, 2, 3, 5, 6) oraz jej długości (rury nr 1, 2, 3).

6.3. Wysokość fontanny

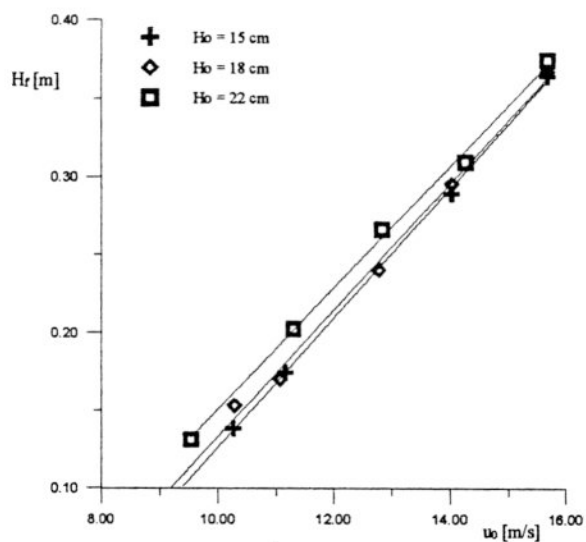
6.3.1. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża



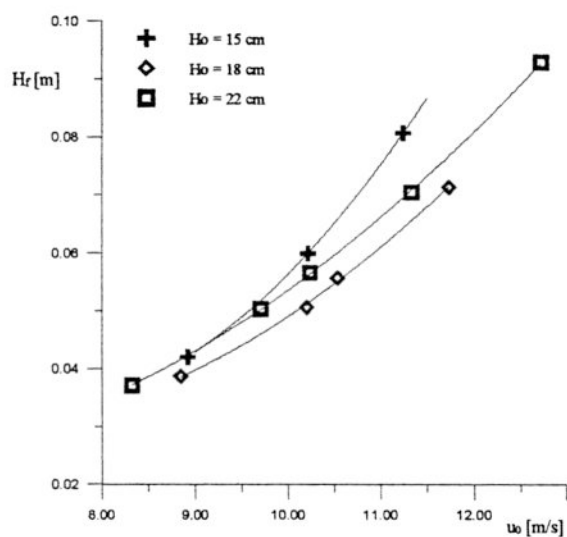
Rys. 6.3.1.1 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 1.



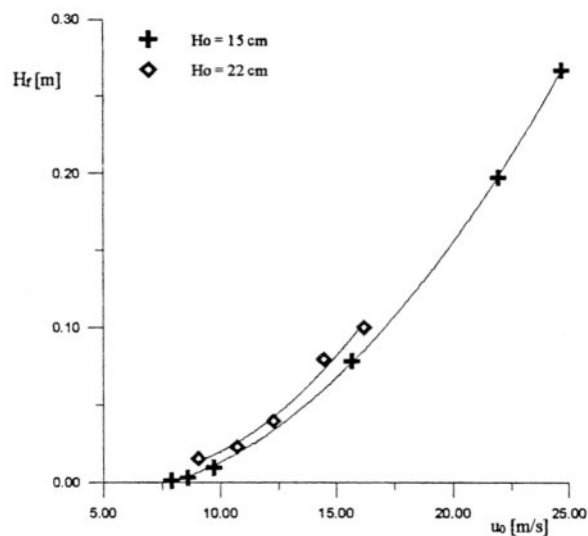
Rys. 6.3.1.2 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 2.



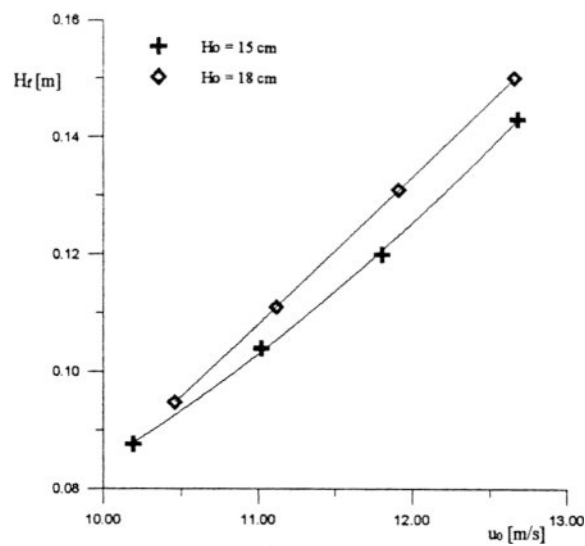
Rys. 6.3.1.3 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoza dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 3.



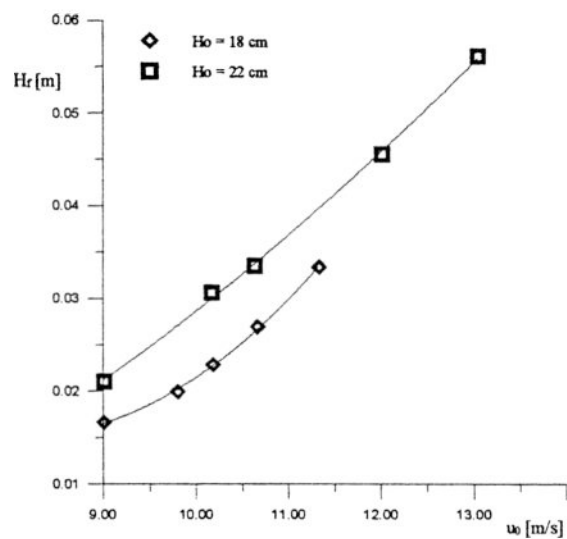
Rys. 6.3.1.4 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoza dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 5.



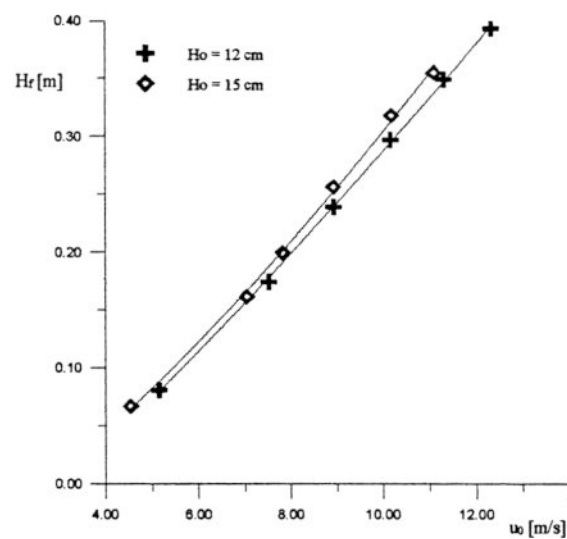
Rys. 6.3.1.5 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoza dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 6.



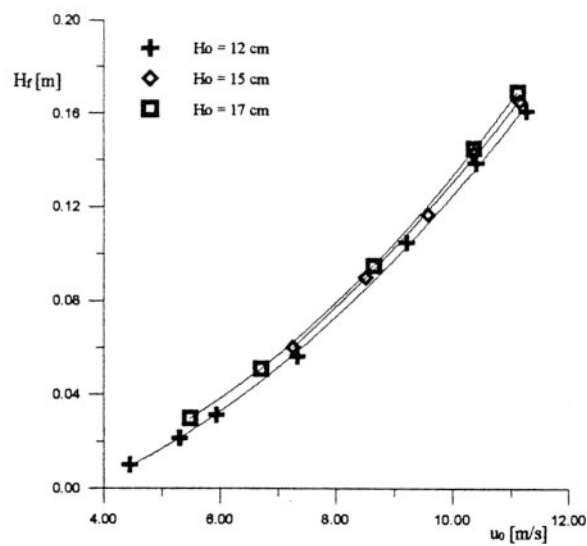
Rys. 6.3.1.6 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm i rury wznoszącej 1.



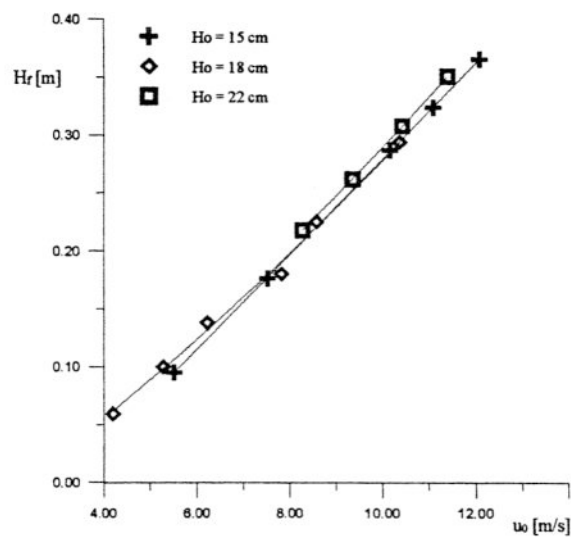
Rys. 6.3.1.7 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm i rury wznoszącej 5.



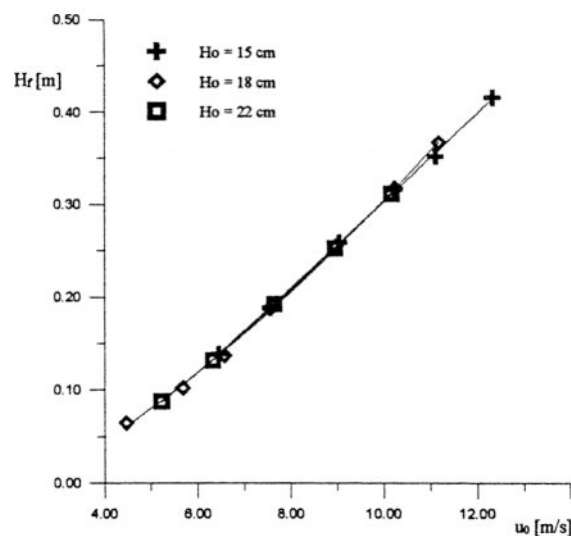
Rys. 6.3.1.8 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego i rury wznoszącej 1.



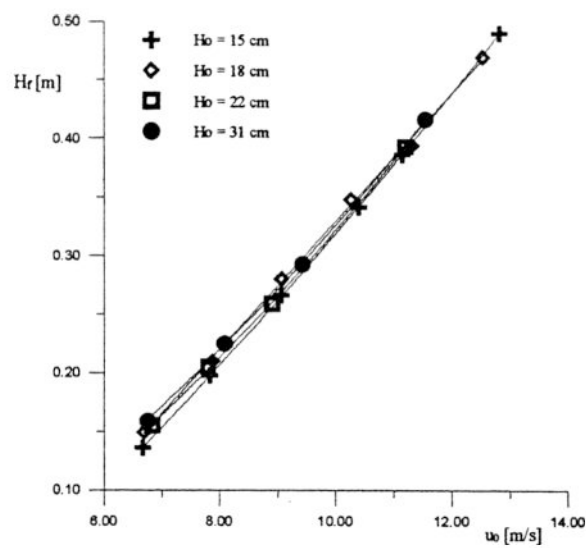
Rys. 6.3.1.9 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego i rury wznoszącej 5.



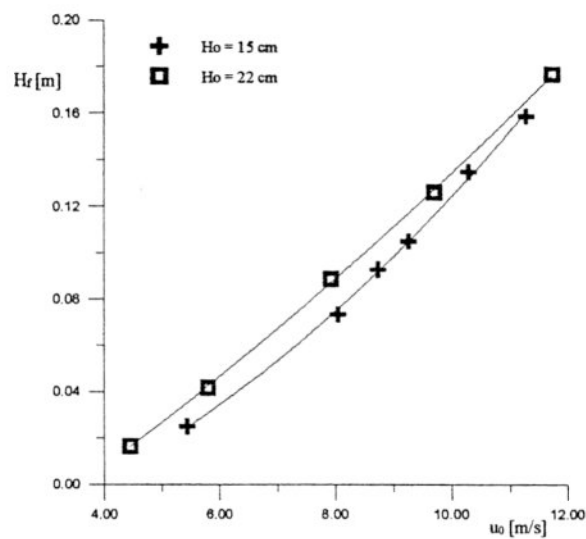
Rys. 6.3.1.10 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 1.



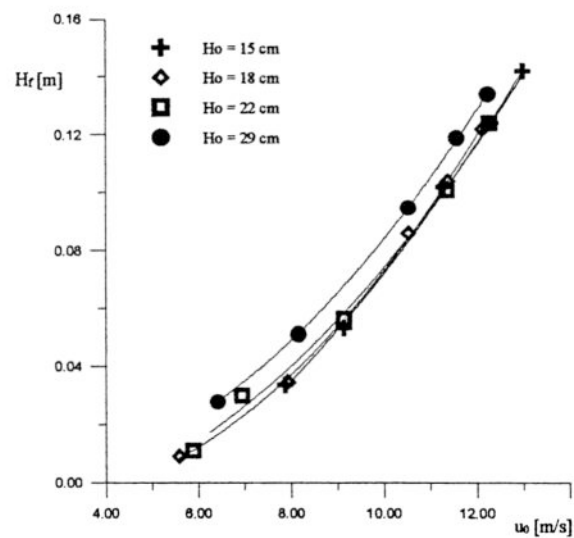
Rys. 6.3.1.11 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 2.



Rys. 6.3.1.12 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 3.

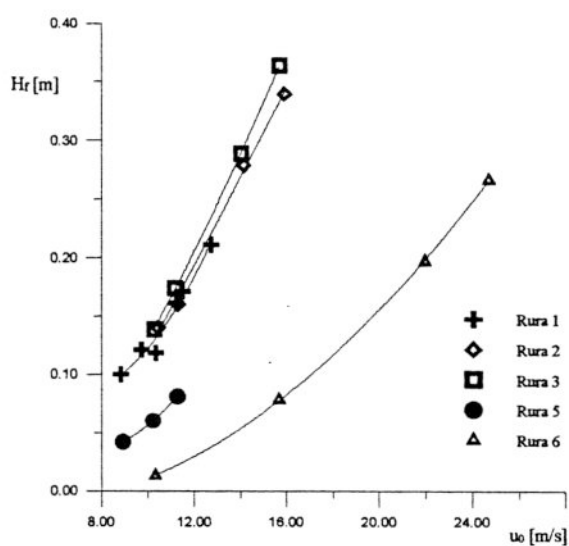


Rys. 6.3.1.13 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 5.

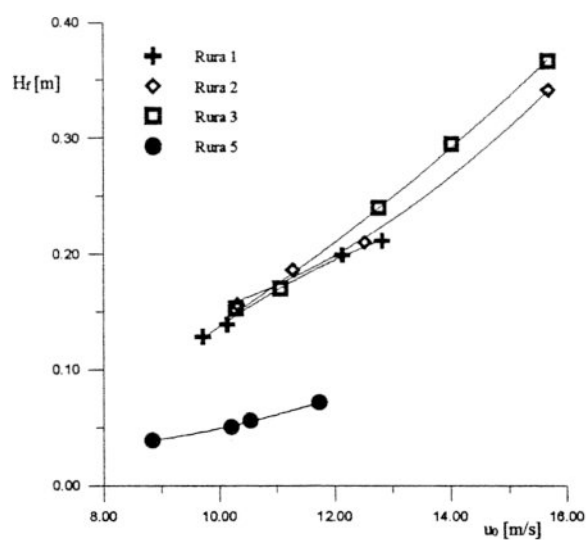


Rys. 6.3.1.14 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 6.

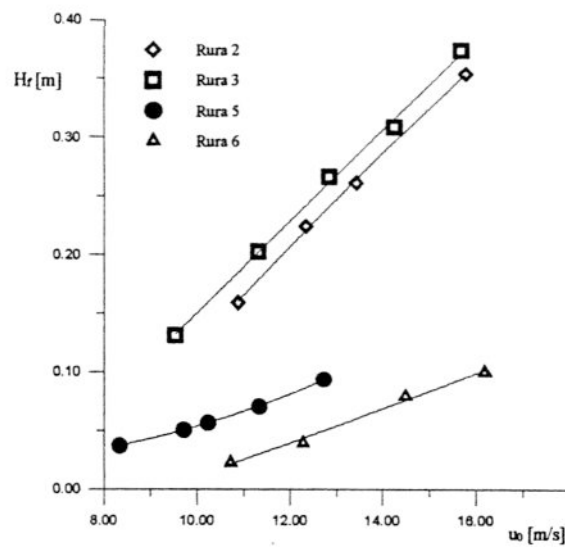
6.3.2. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej



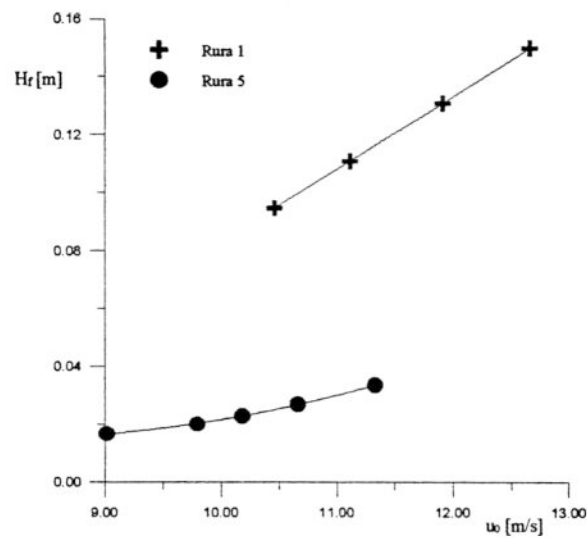
Rys. 6.3.2.1 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 15$ cm.



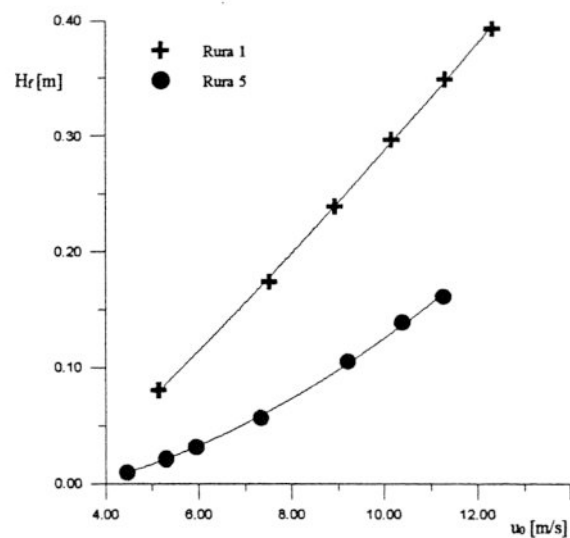
Rys. 6.3.2.2 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



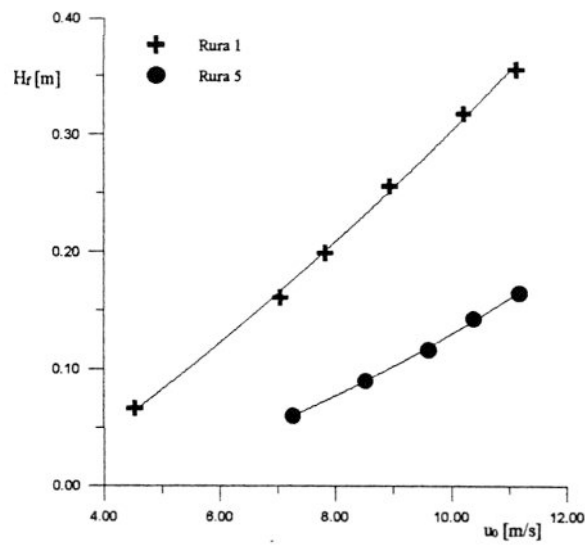
Rys. 6.3.2.3 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 22$ cm.



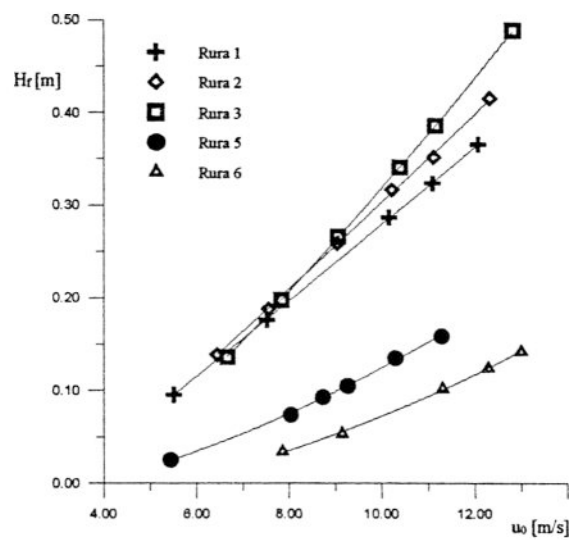
Rys. 6.3.2.4 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 3.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



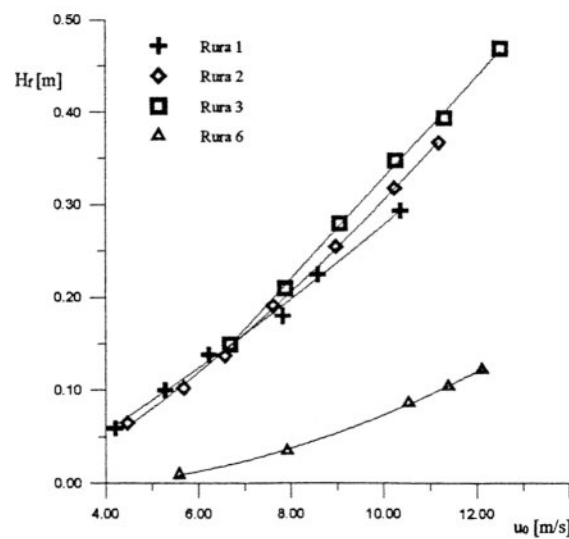
Rys. 6.3.2.5 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 12$ cm.



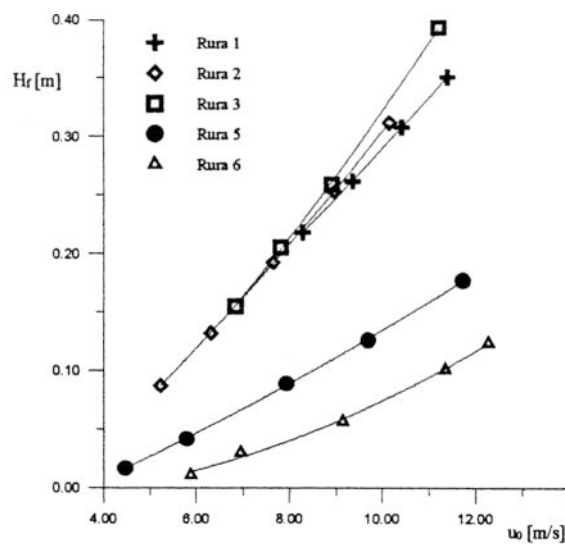
Rys. 6.3.2.6 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.3.2.7 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 15$ cm.

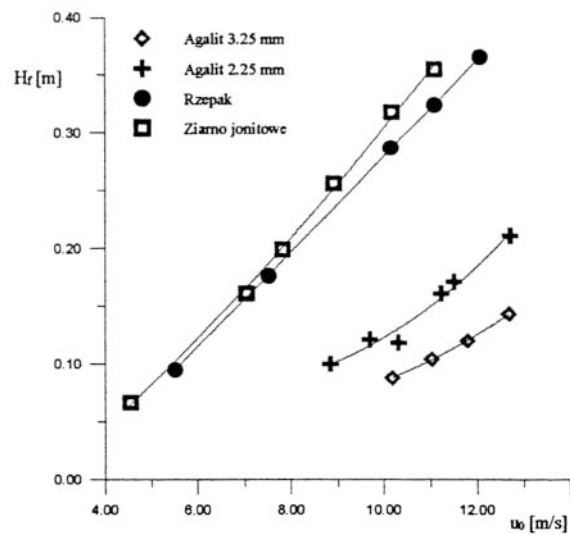


Rys. 6.3.2.8 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 18$ cm.

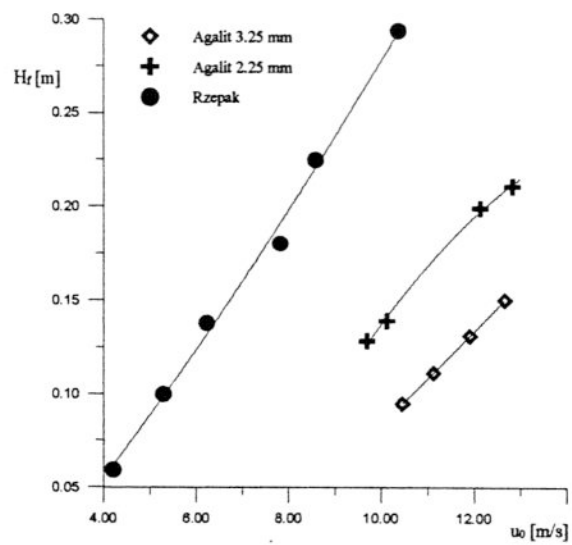


Rys. 6.3.2.9 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 22$ cm.

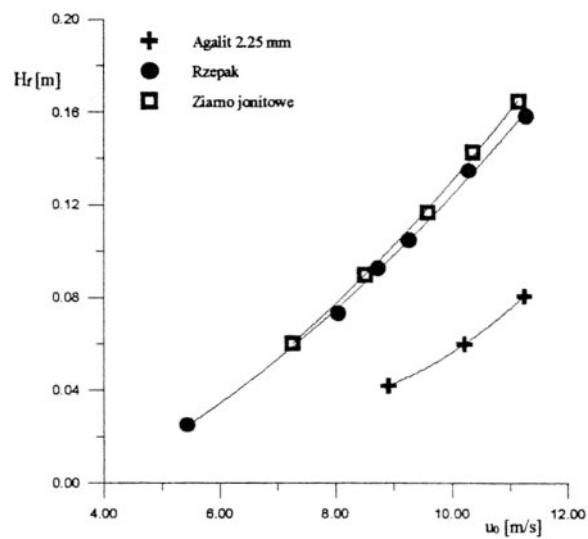
6.3.3. Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego



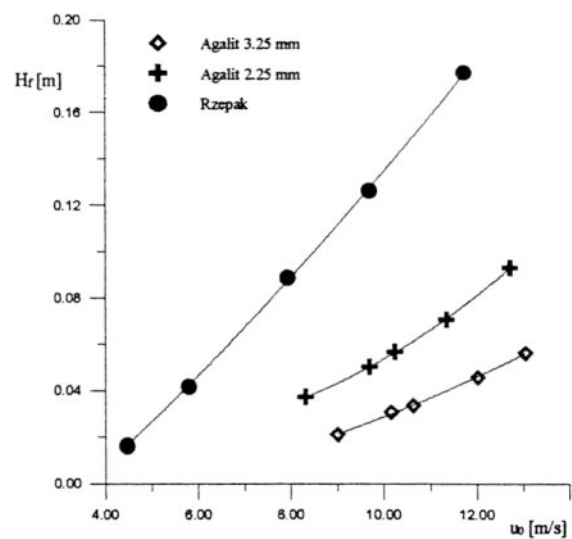
Rys. 6.3.3.1 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.3.3.2 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 18$ cm.



Rys. 6.3.3.3 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.3.3.4 Zależność wysokości fontanny od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 22$ cm.

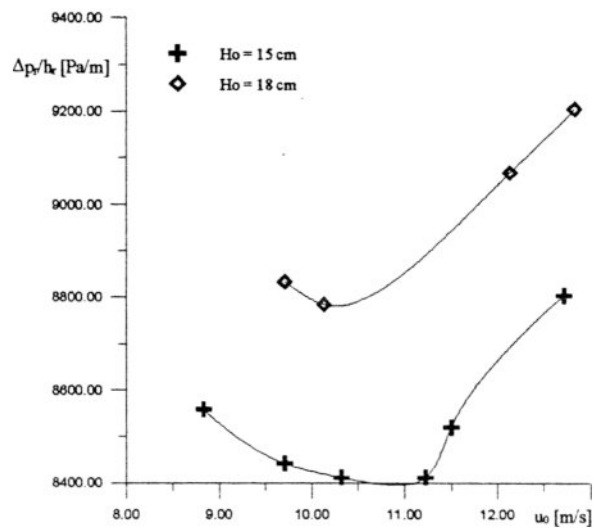
6.3.4. Analiza wyników

Na podstawie obliczeń modelowych można wyciągnąć następujące wnioski dotyczące wysokości fontanny w aparacie z rurą wznoszącą:

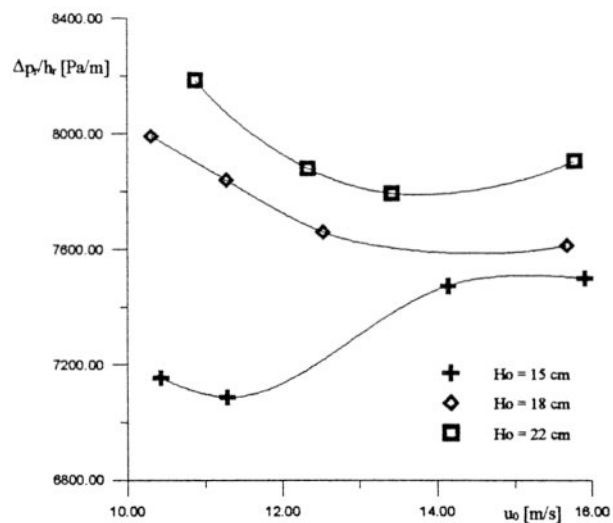
1. Wysokość fontanny rośnie wraz ze wzrostem prędkości gazu na wlocie do aparatu, co zgodne jest z obserwacjami wielu badaczy dla klasycznego złoża fontannowego (Grace i Mathur, 1978; Lim i Grace, 1987; Liu i Litster, 1991) i spowodowane wzrostem prędkości cząstki na wylocie z rury wznoszącej.
2. Wysokość fontanny wzrasta nieznacznie ze wzrostem wysokości statycznej złoża.
3. Wysokość fontanny maleje ze wzrostem liczby Archimedesza ziarna.
4. Wysokość fontanny rośnie wraz ze wzrostem długości rury wznoszącej i spadkiem jej średnicy.

6.4. Jednostkowy spadek ciśnienia na rurze wznoszącej

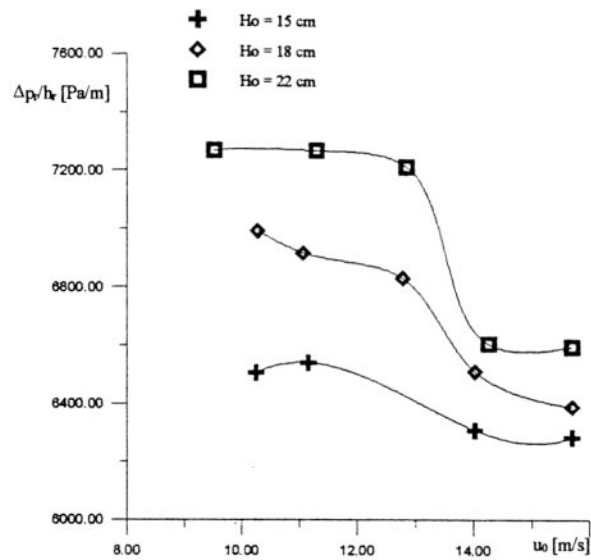
6.4.1. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża



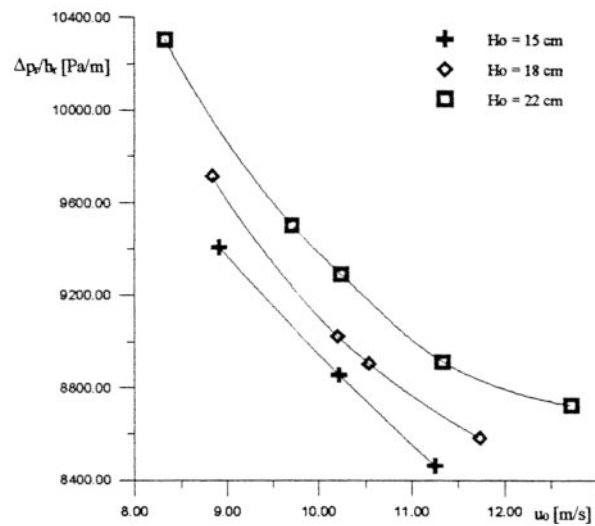
Rys. 6.4.1.1 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 1.



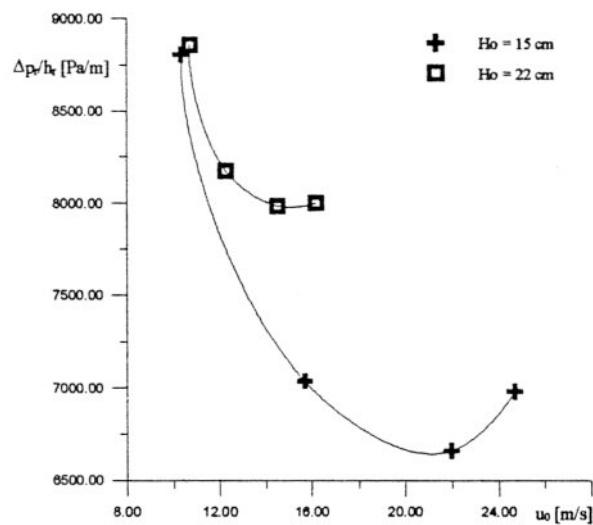
Rys. 6.4.1.2 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 2.



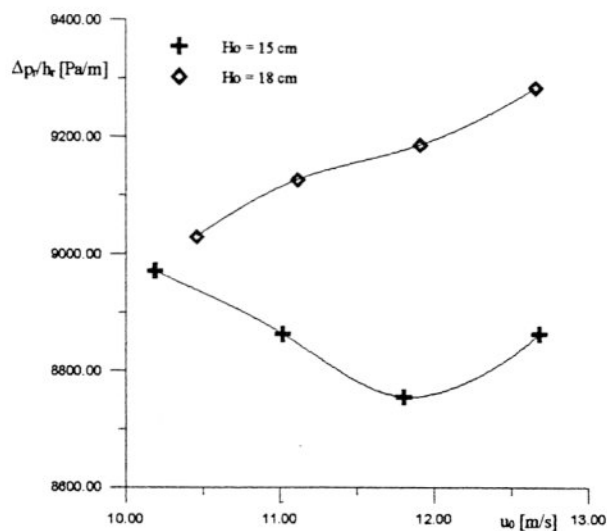
Rys. 6.4.1.3 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 3.



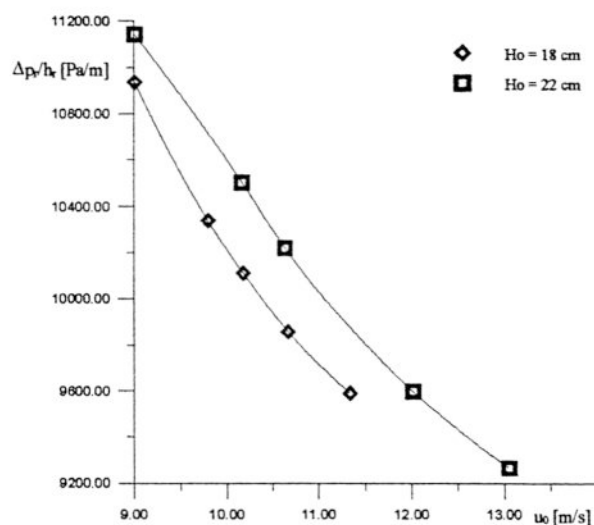
Rys. 6.4.1.4 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 5.



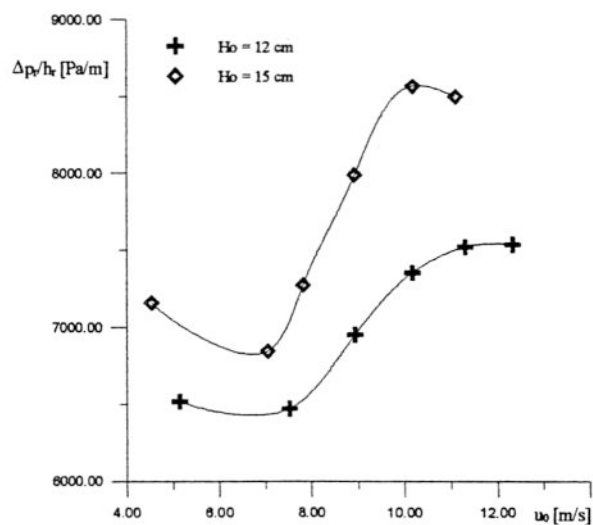
Rys. 6.4.1.5 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 2.25 mm i rury wznoszącej 6.



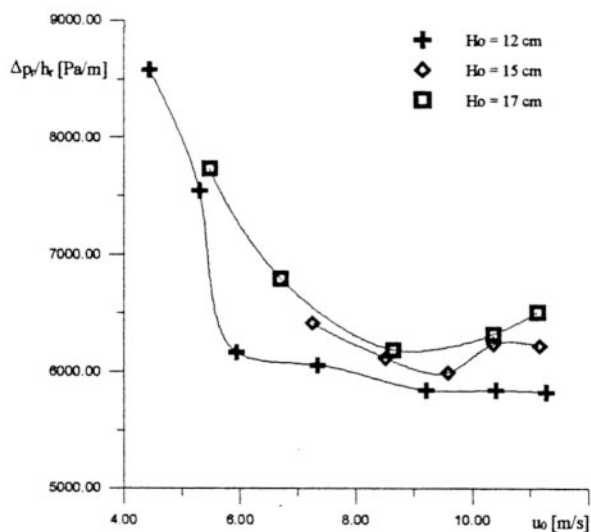
Rys. 6.4.1.6 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm i rury wznoszącej 1.



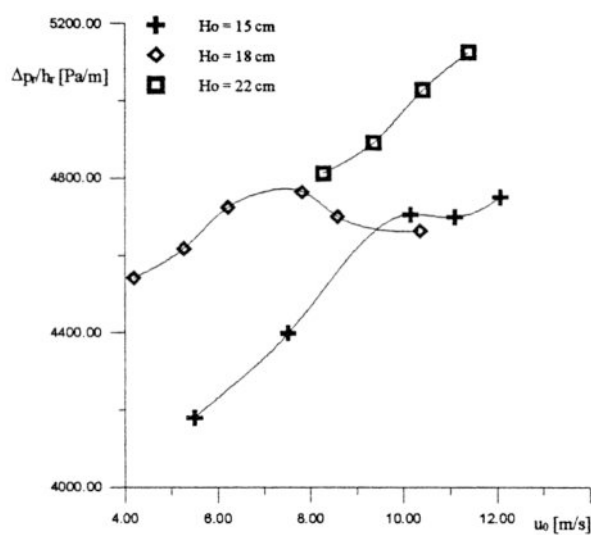
Rys. 6.4.1.7 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla agalitu 3.25 mm i rury wznoszącej 5.



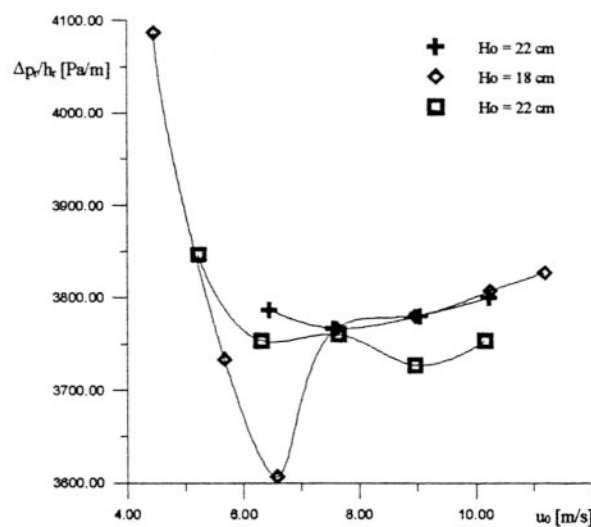
Rys. 6.4.1.8 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego i rury wznoszącej 1.



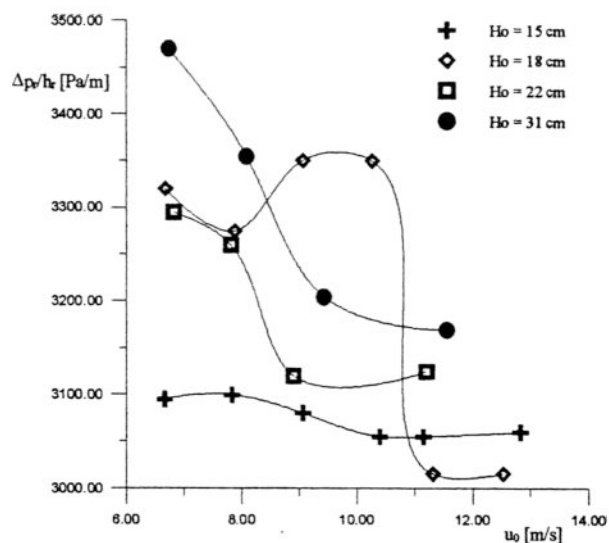
Rys. 6.4.1.9 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla ziarna jonitowego i rury wznoszącej 5.



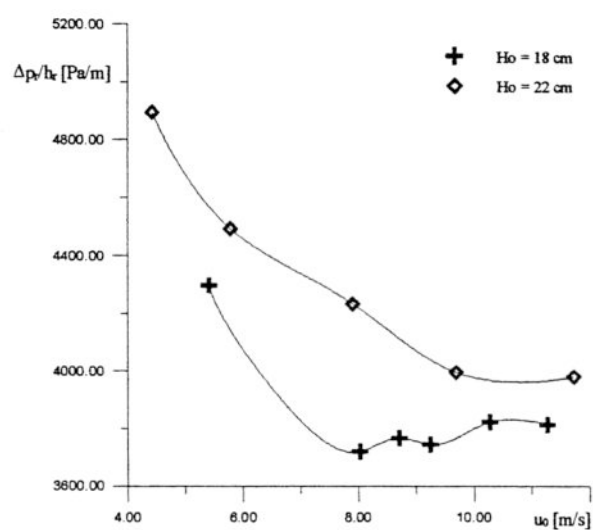
Rys. 6.4.1.10 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 1.



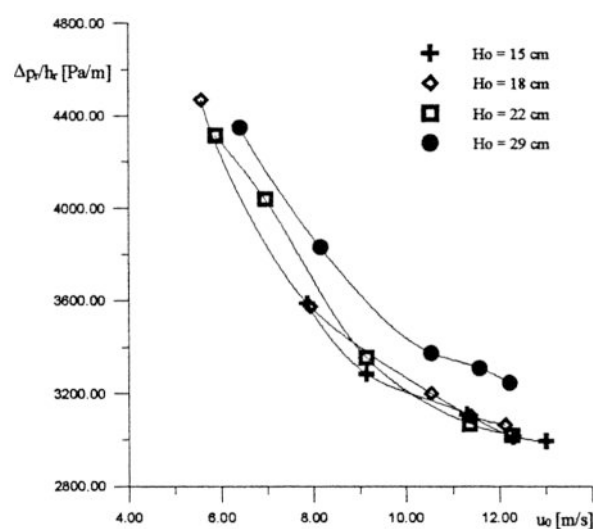
Rys. 6.4.1.11 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 2.



Rys. 6.4.1.12 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 3.

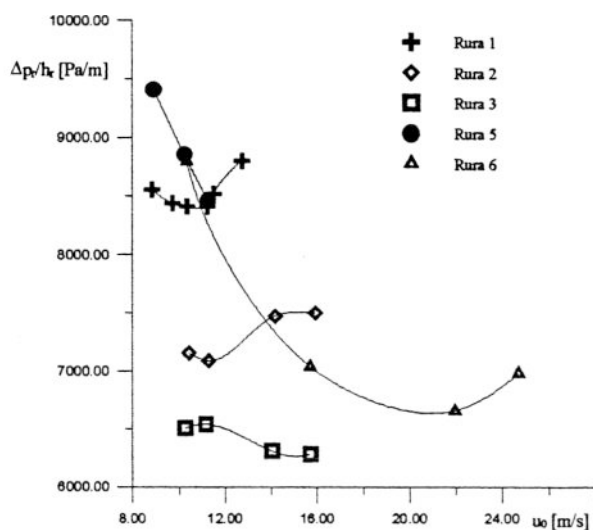


Rys. 6.4.1.13 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 5.

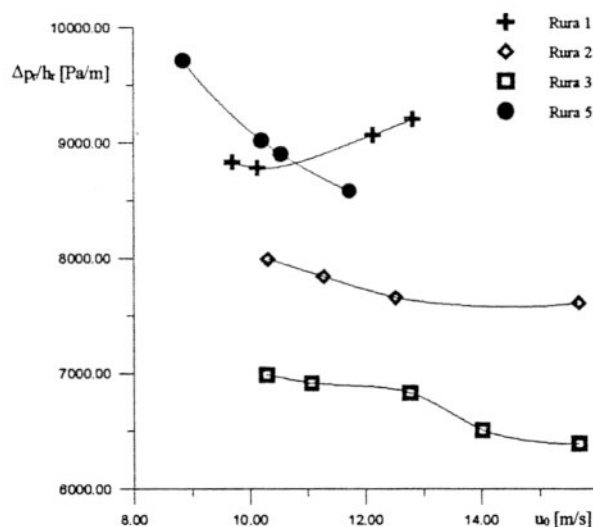


Rys. 6.4.1.14 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od wysokości początkowej złoża dla rzepaku i rury wznoszącej 6.

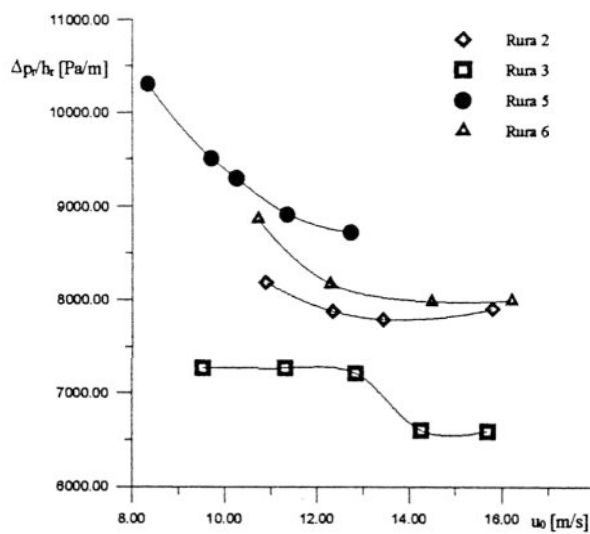
6.4.2. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej



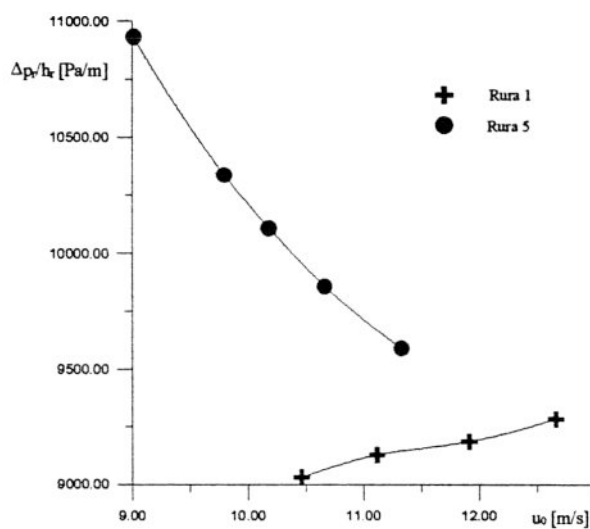
Rys. 6.4.2.1 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 15$ cm.



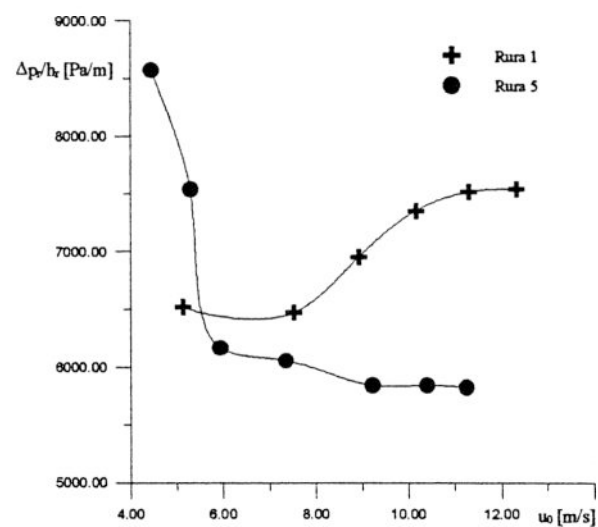
Rys. 6.4.2.2 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



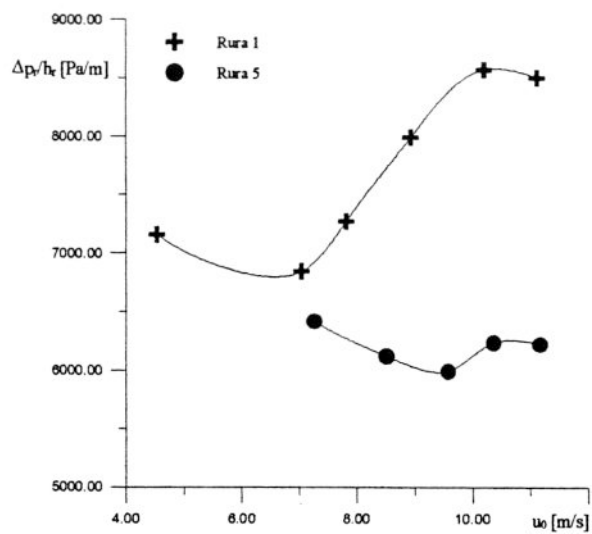
Rys. 6.4.2.3 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 2.25 mm i $H_0 = 22$ cm.



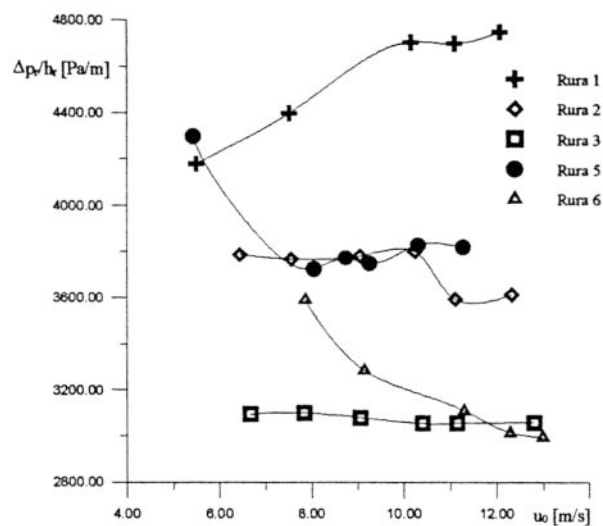
Rys. 6.4.2.4 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla agalitu 3.25 mm i $H_0 = 18$ cm.



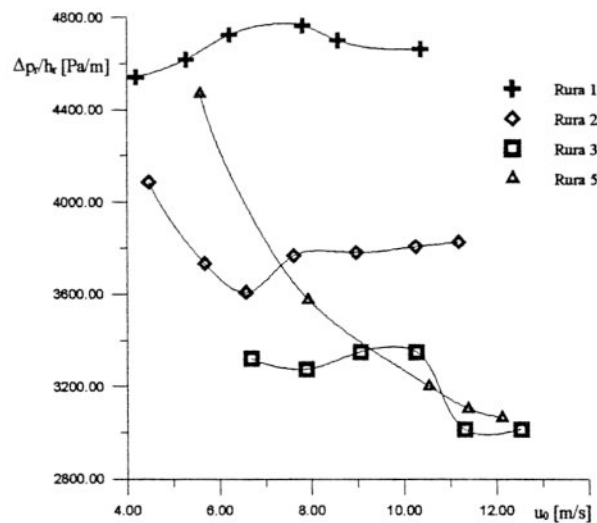
Rys. 6.4.2.5 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 12$ cm.



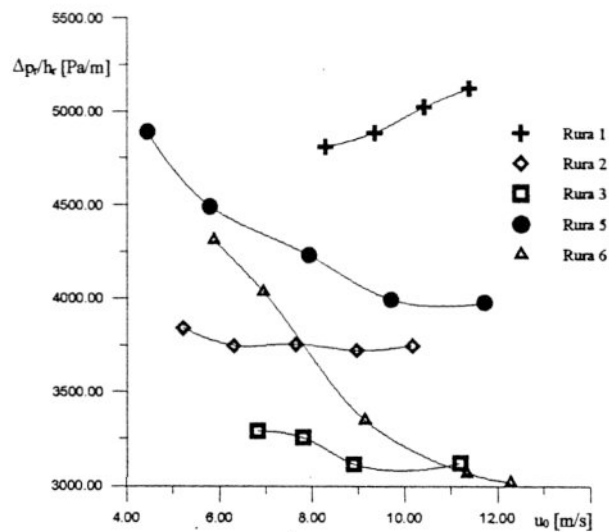
Rys. 6.4.2.6 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla ziarna jonitowego i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.4.2.7 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 15$ cm.

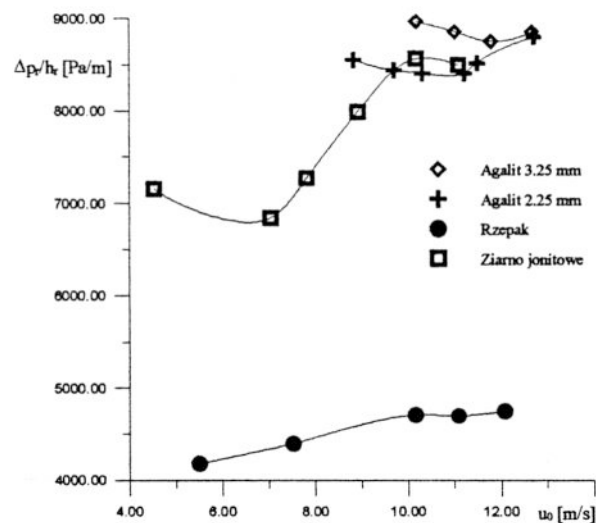


Rys. 6.4.2.8 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 18$ cm.

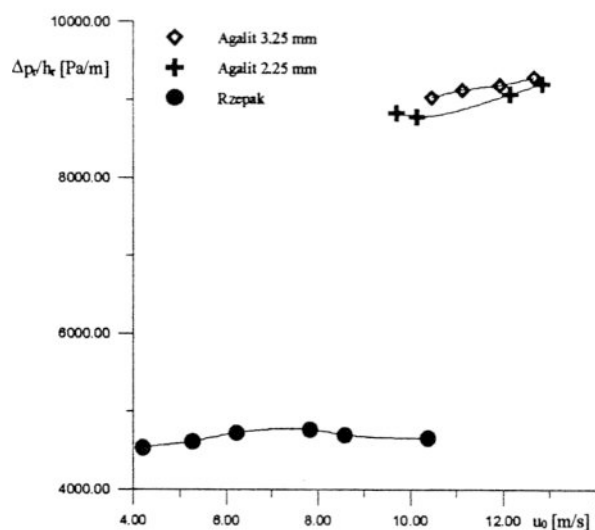


Rys. 6.4.2.9 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz od rodzaju rury wznoszącej dla rzepaku i $H_0 = 22$ cm.

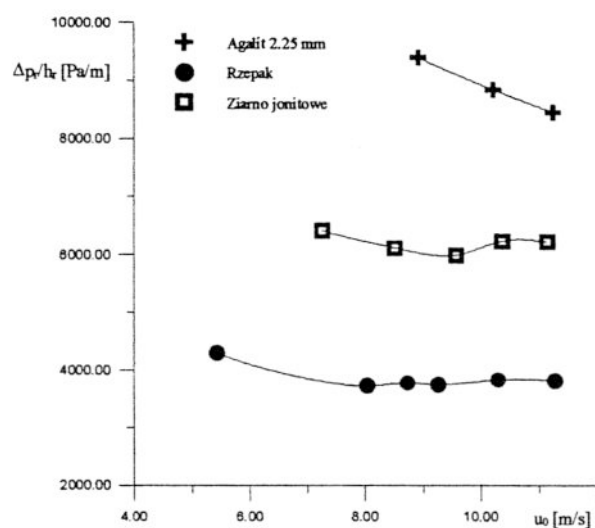
6.4.3. Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego



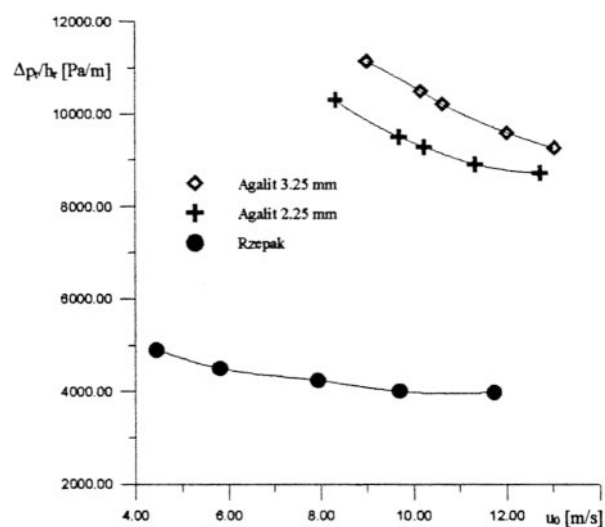
Rys. 6.4.3.1 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.4.3.2 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 1 i $H_0 = 18$ cm.



Rys. 6.4.3.3 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 15$ cm.



Rys. 6.4.3.4 Zależność jednostkowego spadku ciśnienia na rurze wznoszącej od prędkości gazu na wlocie do aparatu oraz rodzaju materiału fontannowanego dla rury wznoszącej 5 i $H_0 = 22$ cm.

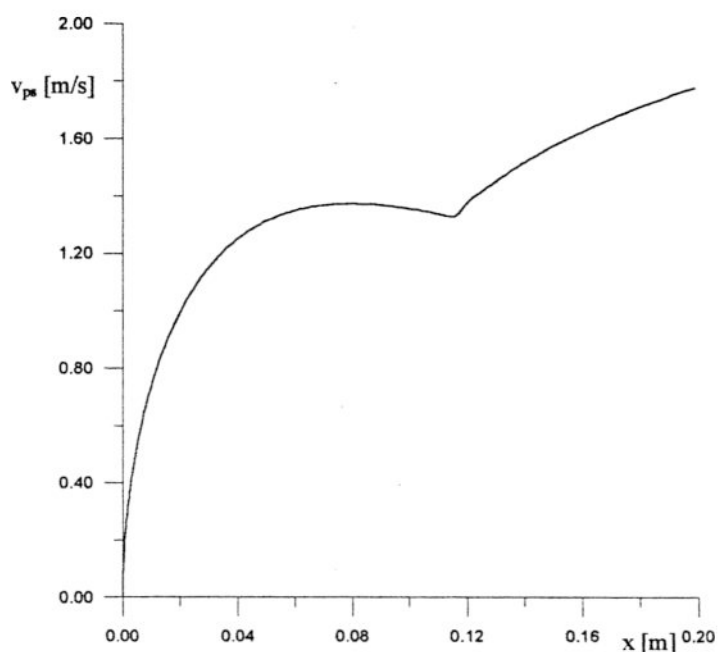
6.4.4. Analiza wyników

Na podstawie obliczeń modelowych można wyciągnąć następujące wnioski dotyczące spadku ciśnienia na rurze wznoszącej w modelowanym aparacie:

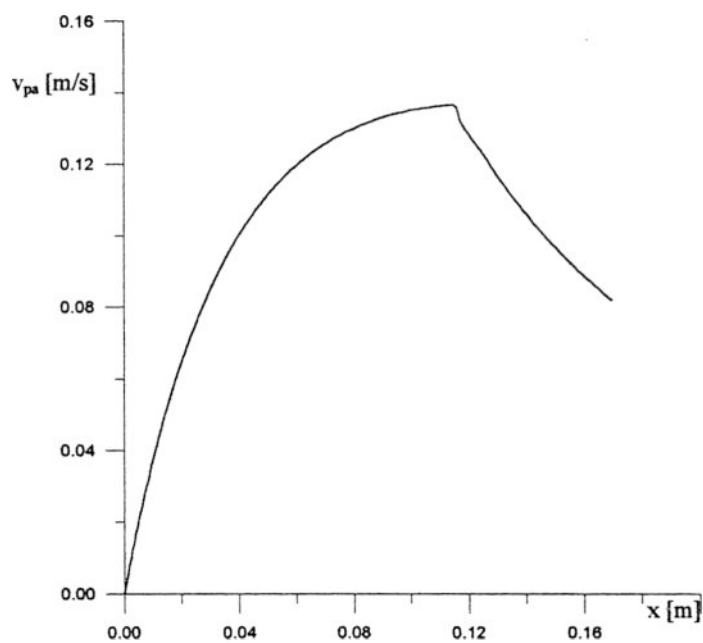
1. Wraz ze wzrostem prędkości gazu na wlocie do aparatu jednostkowy spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wykazuje w większości przypadków minimum.
2. Jednostkowy spadek ciśnienia na rurze wznoszącej rośnie ze wzrostem wysokości statycznej złoża.
3. Ze wzrostem liczby Archimedes'a ziarna jednostkowy spadek ciśnienia na rurze wznoszącej rośnie.

6.5. Rozkłady osiowe zmiennych hydrodynamicznych

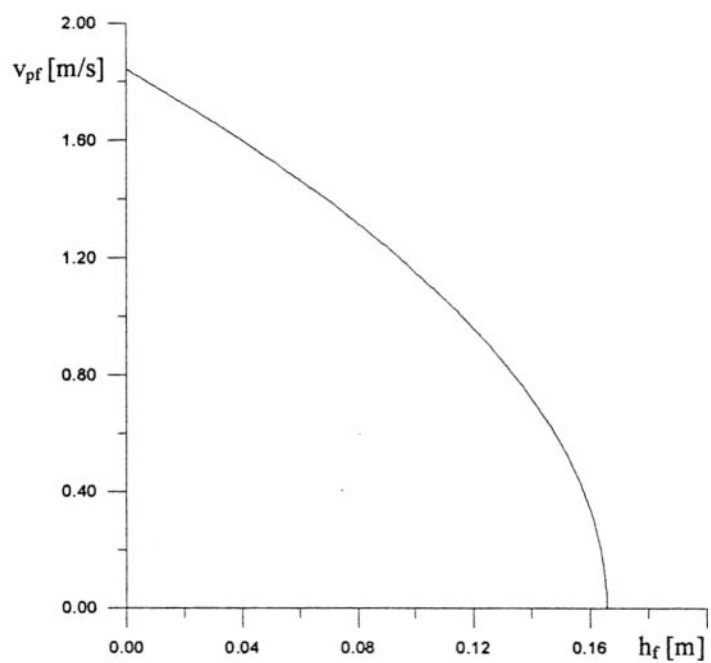
6.5.1. Prędkość cząstki i gazu



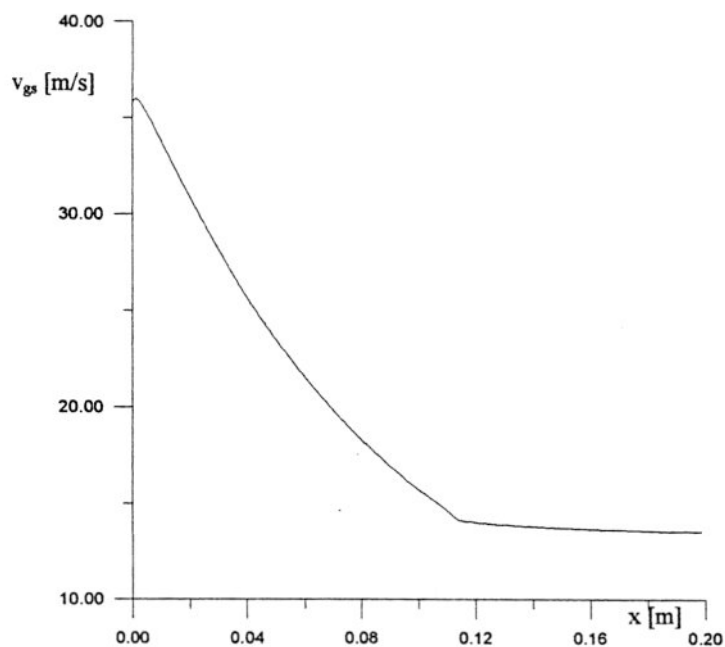
Rys. 6.5.1.1 Rozkład osiowy średniej prędkości unoszenia się cząstki w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



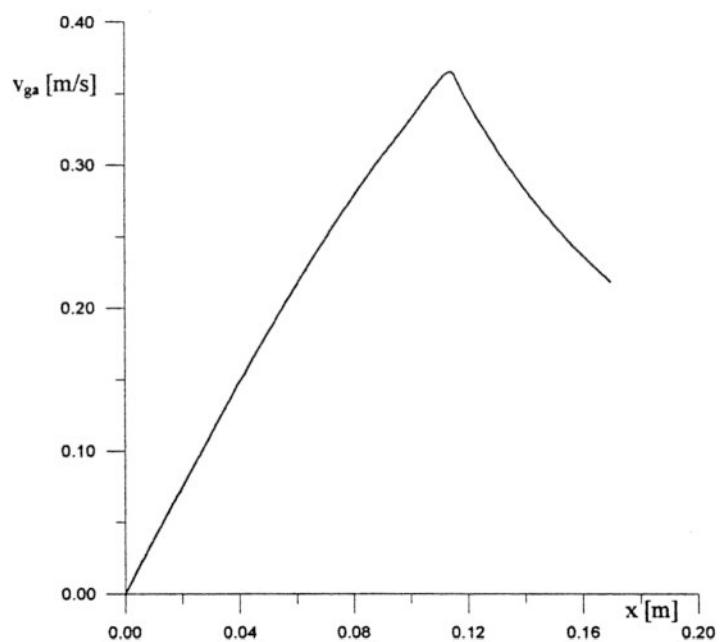
Rys. 6.5.1.2 Rozkład osiowy średniej prędkości opadania cząstki w części pierścieniowej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



Rys. 6.5.1.3 Rozkład osiowy średniej prędkości unoszenia się cząstki w rdzeniu fontanny dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

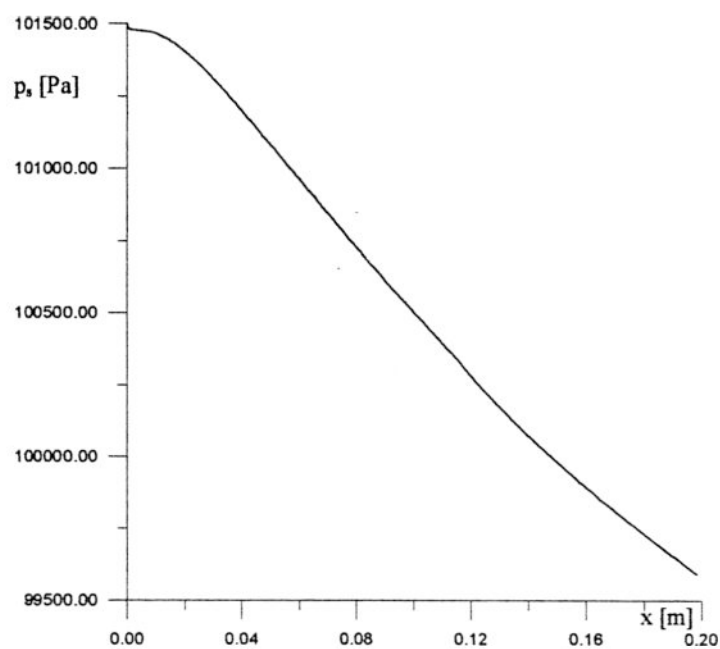


Rys. 6.5.1.4 Rozkład osiowy średniej prędkości gazu w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

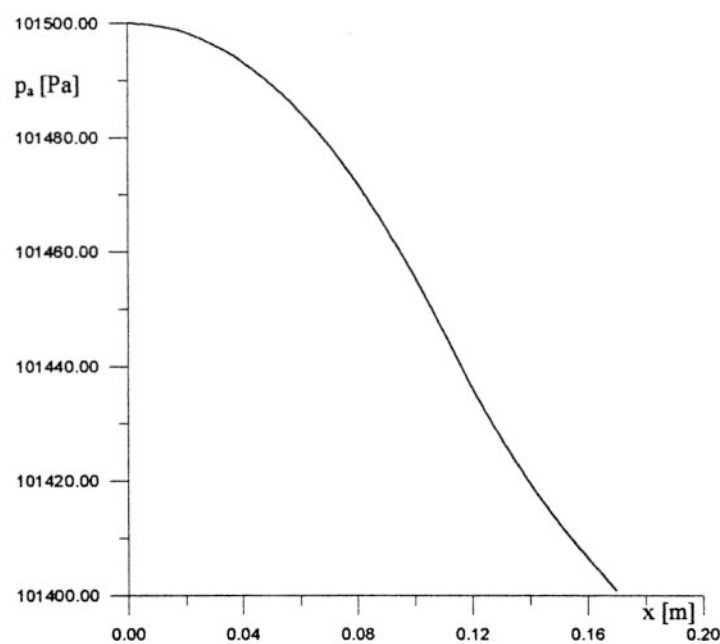


Rys. 6.5.1.5 Rozkład osiowy średniej prędkości gazu w części pierścieniowej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

6.5.2. Ciśnienie gazu

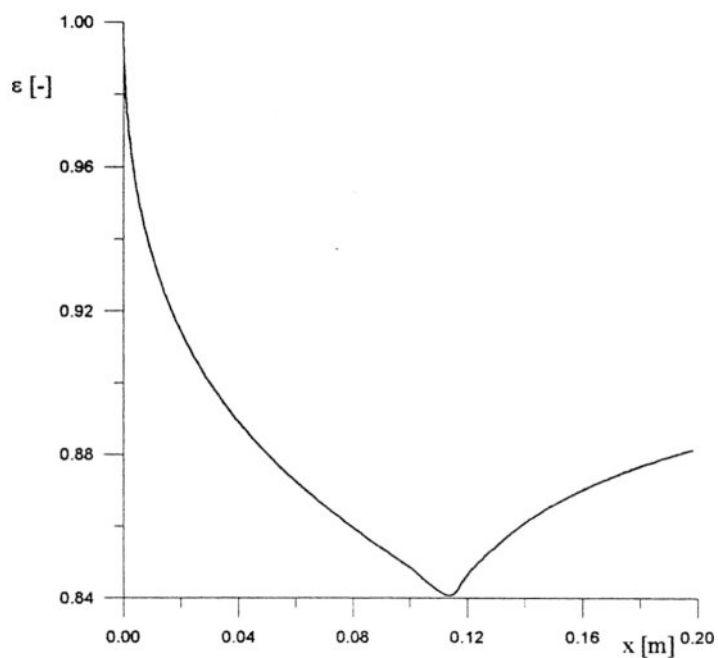


Rys. 6.5.2.1 Rozkład osiowy średniego ciśnienia w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

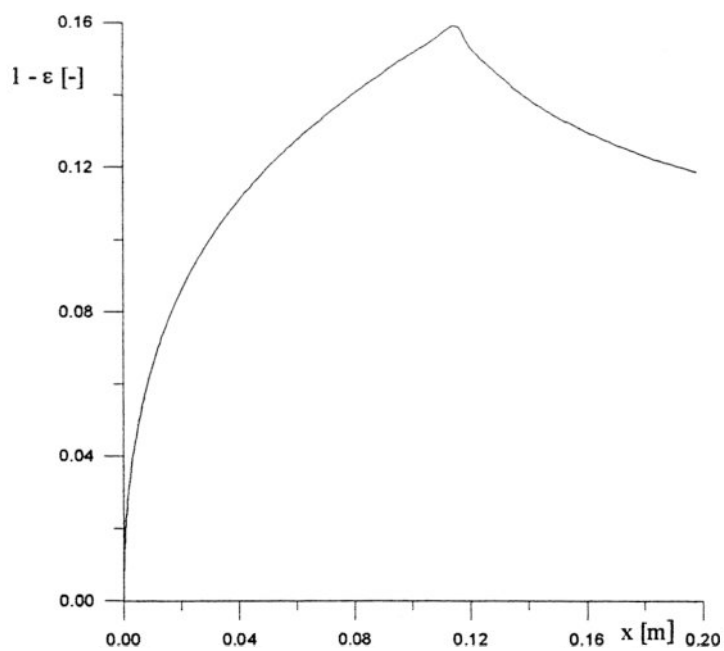


Rys. 6.5.2.2 Rozkład osiowy średniego ciśnienia w części pierścieniowej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

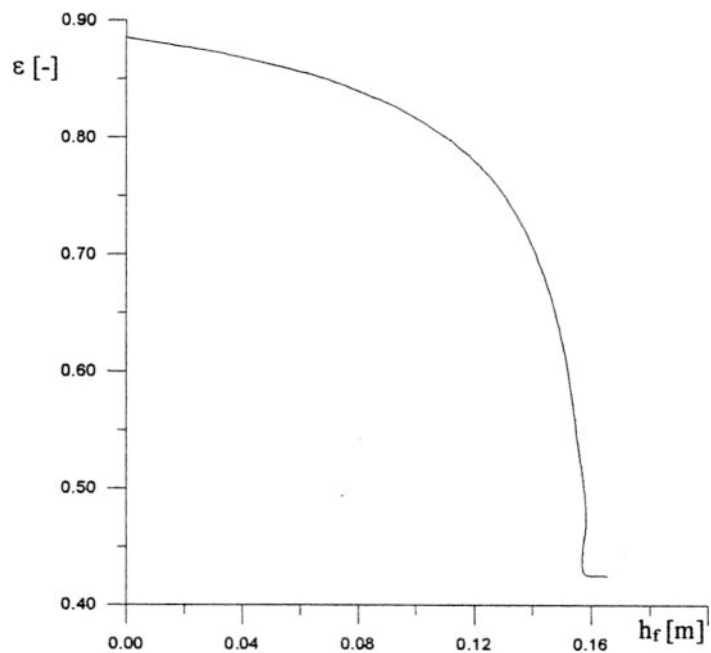
6.5.3. Porowatość i koncentracja ciała stałego



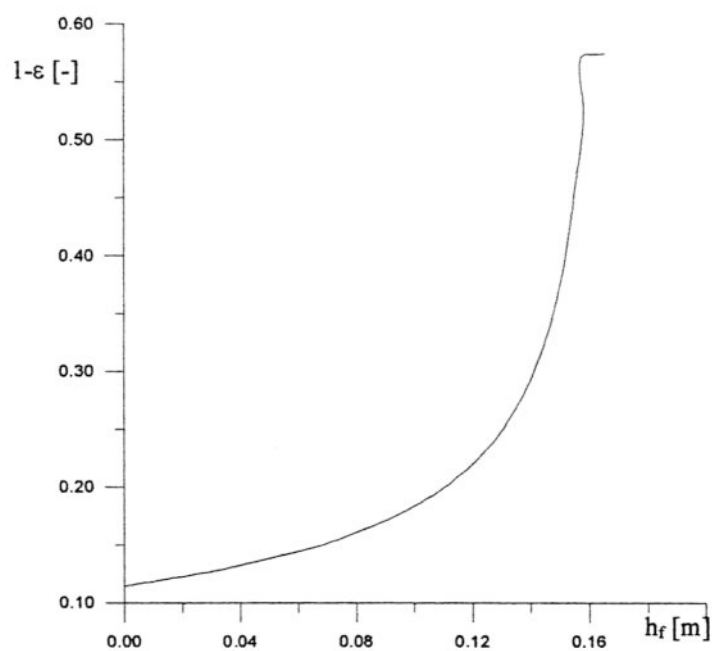
Rys. 6.5.3.1 Rozkład osiowy średniej porowatości w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



Rys. 6.5.3.2 Rozkład osiowy średniej koncentracji ciała stałego w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

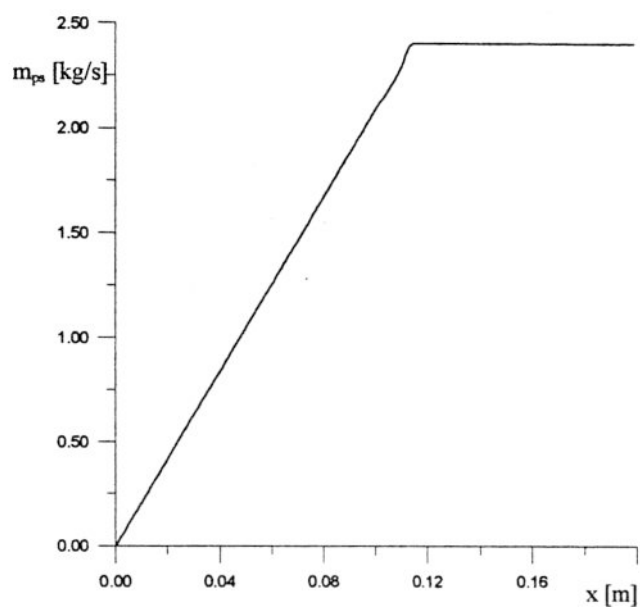


Rys. 6.5.3.3 Rozkład osiowy średniej porowatości w rdzeniu fontanny dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

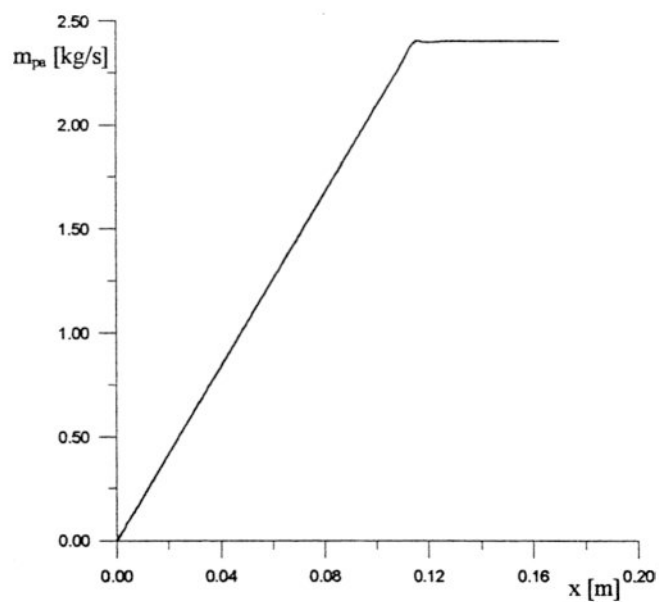


Rys. 6.5.3.4 Rozkład osiowy średniej koncentracji ciała stałego w rdzeniu fontanny dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

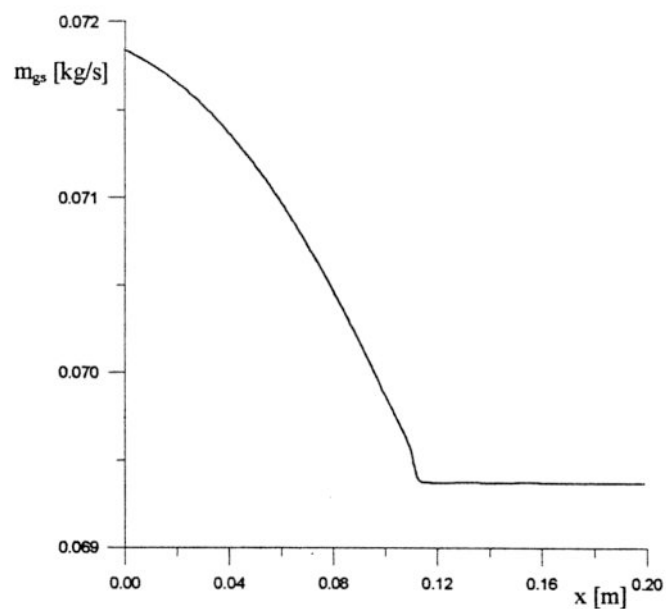
6.5.4. Masowe natężenie przepływu cząstek i gazu



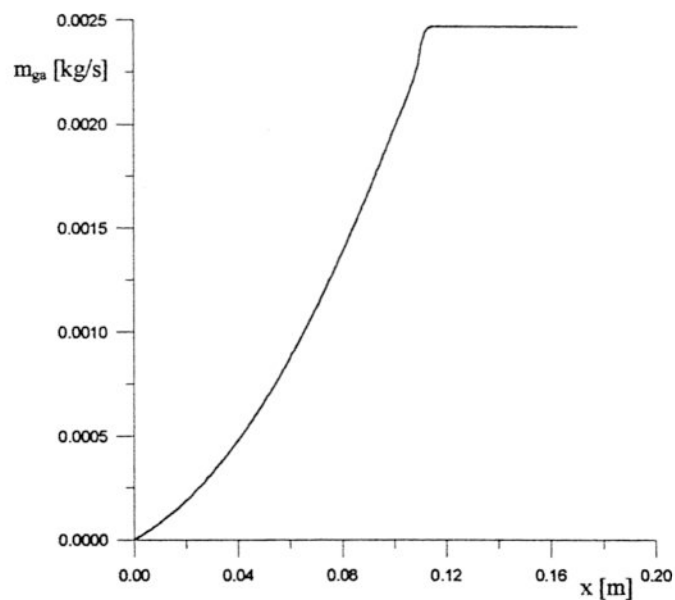
Rys. 6.5.4.1 Rozkład osiowy masowego natężenia przepływu unoszonych cząstek (masowego natężenia unoszenia) w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



Rys. 6.5.4.2 Rozkład osiowy masowego natężenia przepływu opadających cząstek (masowego natężenia opadania) w części pierścieniowej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



Rys. 6.5.4.3 Rozkład osiowy masowego natężenia przepływu gazu w części centralnej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.



Rys. 6.5.4.4 Rozkład osiowy masowego natężenia przepływu gazu w części pierścieniowej w strefie załadunku i rury dla agalitu 2.25 mm, $H_0 = 18$ cm, rury 1, przy natężeniu przepływu gazu $214.04 \text{ m}^3/\text{h}$.

6.5.5. Analiza wyników

Na podstawie obliczeń modelowych można dojść do następujących wniosków dotyczących rozkładów osiowych wielkości hydrodynamicznych:

1. Prędkość cząstki w kanale centralnym poniżej rury wznoszącej początkowo rośnie, aby po przekroczeniu wartości maksymalnej nieznacznie zmniejszyć się przed wlotem do rury wznoszącej. Wynik ten zgadza się z obserwacjami dokonanymi dla klasycznego złoża fontannowego (Olazar i inni, 1995; Day i inni, 1987; Krzywanski i inni, 1992).
2. Po wejściu do rury wznoszącej cząstka jest ponownie przyspieszana (prędkość cząstki w rurze wznoszącej rośnie), co zgadza się z opublikowanymi danymi eksperymentalnymi i modelowymi dla transportu pneumatycznego (Kmieć i inni, 1984; Arastoopour i inni, 1979).
3. Prędkość opadania cząstki w części pierścieniowej poniżej rury wznoszącej rośnie.
4. Prędkość opadania cząstki w części pierścieniowej powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej maleje, co spowodowane jest głównie rozszerzaniem się aparatu (wzrost powierzchni).
5. Prędkość gazu w kanale centralnym poniżej rury wznoszącej wskutek utraty energii zużywanej na rozpędzanie cząstek oraz przepływ do części pierścieniowej gwałtownie spada.
6. Prędkość gazu w rurze wznoszącej tak jak w rurach transportu pneumatycznego nieznacznie spada (Arastoopour i inni, 1979).
7. Prędkość gazu w części pierścieniowej poniżej rury wznoszącej rośnie zgodnie ze zmodyfikowanym przez Epsteina i innych (1978) modelem Lefroya i Davidsona (1969).
8. Prędkość gazu w części pierścieniowej powyżej dolnej krawędzi rury wznoszącej maleje wskutek braku dopływu gazu z kanału centralnego (fizyczne oddzielenie rurą wznoszącą obu stref) oraz wzrostu powierzchni części pierścieniowej.
9. Ciśnienie gazu w kanale centralnym na całej wysokości aparatu spada, zgodnie z obserwacjami Matthew i innych (1988) oraz Grbavcica i innych (1992) dotyczącymi aparatu z rurą wznoszącą a także Daya i innych (1987) dla klasycznego złoża fontannowego.
10. Ciśnienie gazu w części pierścieniowej na całej wysokości aparatu spada tak jak dla złoża usypanego.
11. Porowatość mieszaniny w kanale centralnym poniżej rury wznoszącej wskutek zasypywania się ciała stałego ze strefy pierścieniowej spada. Podobne wyniki eksperymentalne dla klasycznego złoża fontannowego uzyskali Day i inni (1987), Krzywanski i inni (1992) oraz He i inni (1994).
12. Porowatość mieszaniny w rurze wznoszącej podobnie jak w rurociągach transportu pneumatycznego rośnie (Arastoopour i inni, 1979).

13. Porowatość mieszaniny w rdzeniu fontanny zgodnie z modelem Grace'a i Mathura (1978) rośnie, aż do osiągnięcia wartości równej porowatości złoża usypanego.
14. Masowe natężenie przepływu ciała stałego w kanale centralnym (masowe natężenie unoszenia) rośnie liniowo, aż do osiągnięcia wartości minimalnej prędkości cyrkulacji na wlocie do rury wznoszącej. Liniowy wzrost tej wielkości związany jest z zastosowaniem równania (4.2.1.61) do opisu zasypywania ciała stałego z części pierścieniowej do kanału centralnego.

7. WNIOSKI

1. Przeprowadzone w ramach badań własnych badania eksperymentalne potwierdziły podstawowe zalety modelowanego układu tzn. zmniejszenie wartości spadku ciśnienia na aparacie i minimalnej prędkości fontannowania (Kmieć i inni, 1996) (rozdział 3.4.1).
2. Opublikowane dotychczas modele aparatów z centralną rurą wznoszącą opisują w sposób niepełny lub zupełnie wyrywkowy (tylko jedna strefa) tego typu aparaty.
3. Jedyny model wielostrefowy (model Stockera) posiada szereg wad np. wymaga do rozwiązania wartości prędkości cyrkulacji jako parametru wejściowego, opisuje strefę pierścieniową równaniem Mammuro i Hattori oraz traktuje strefę fontanny w sposób bardzo uproszczony.
4. Opracowany model hydrodynamiczny przepływu dwufazowego gaz - ciało stałe oparty na równaniach bilansu pędu i masy po raz pierwszy opisuje w pełni wszystkie strefy aparatu z centralną rurą wznoszącą.
5. Opracowany model umożliwia wyznaczenie wszystkich podstawowych parametrów hydrodynamicznych tego typu urządzeń (prędkość cyrkulacji ciała stałego, wysokość fontanny, rozkłady osiowe prędkości cząstek i gazu, ciśnienia oraz koncentracji) jedynie na podstawie prostego do przeprowadzenia pomiaru spadku ciśnienia na całym aparacie, który może być także obliczony z wielu dostępnych korelacji.
6. Wyniki poszczególnych parametrów hydrodynamicznych otrzymanych jako wyniki modelu zgadzają się jakościowo z danymi literaturowymi.
7. Większość założeń modelowych ograniczających stosowalność modelu może być łatwo zmodyfikowanych np. założenie sferyczności cząstek oraz fontannowania gaz - ciało stałe.
8. Istnieją potencjalne możliwości użycia opracowanego modelu do projektowania aparatów przemysłowych, gdyż nie posiada on ograniczeń związanych z temperaturą procesu oraz wymiarami urządzenia.

8. SYMBOLE

A - powierzchnia [m²],

c_D - współczynnik oporu pojedynczej cząstki ciała stałego w nieskończonej objętości płynu [-],

c_{DZ} - współczynnik oporu zbioru cząstek ciała stałego [-],

d - średnica [m],

D - średnica rurociągu [m],

D_b - średnica górnej granicy złoża usypanego [m],

D_c - średnica części cylindrycznej aparatu [m],

d_v - średnica zastępcza cząstki [m],

f - współczynnik tarcia o ściankę aparatu [-],

f_s - siła wywierana przez gaz na cząstki odniesiona do jednostki objętości cząstek [N/m³],

$$f_s = \frac{3}{4} C_{DZ} \frac{|v_g - v_p|(v_g - v_p)\rho_g}{d_p}$$

F_D - siła oporu podczas przepływu cząstki w płynie [N],

F_G - siła grawitacji [N],

g - przyspieszenie ziemskie [m/s²],

H - wysokość złoża [m],

H₀ - wysokość złoża nieruchomego [m],

h_f - aktualna wysokość fontanny (odległość od powierzchni złoża lub górnej krawędzi rury wznoszącej) [m],

H_f - całkowita wysokość fontanny [m],

H_m - maksymalna wysokość fontannowania [m],

h_r - długość rury wznoszącej [m],

K_B - współczynnik przebiccia złoża [-],

L - długość [m],

L_e - odległość rury wznoszącej od wlotu do aparatu [m],

L_s - wysokość części stożkowej aparatu [m],

m - masa [kg],

$\dot{m}$ - masowe natężenie przepływu [kg/s],

M - masa molowa gazu [kg/kmol],

p - ciśnienie gazu [Pa],

Δp - spadek ciśnienia na złożu nieruchomym, spadek ciśnienia na złożu w stanie pracy lub spadek ciśnienia w danej części aparatu [Pa],
 Δp_j - spadek ciśnienia na złożu w stanie rozrzedzonym (jet spouting) [Pa],
 Δp_m - maksymalny spadek ciśnienia na złożu [Pa],
 Δp_s - spadek ciśnienia na złożu w stanie stabilnej pracy [Pa],
 t - czas przebywania [s],
 u - prędkość gazu liczona na dany przekrój aparatu lub jego część walcową [m/s],
 u_{aH} - średnia prędkość gazu na powierzchni części pierścieniowej [m/s],
 u_{aHm} - średnia prędkość gazu na powierzchni części pierścieniowej przy złożu o maksymalnej wysokości [m/s],
 u_{cyr} - minimalna prędkość cyrkulacji dla gazu [m/s],
 u_d - prędkość dźwięku [m/s],
 u_{mf} - minimalna prędkość fluidyzacji [m/s],
 u_{ms} - minimalna prędkość fontannowania [m/s],
 v - prędkość rzeczywista [m/s],
 V_0 - objętość złoża nieruchomego [m³],
 v_{op} - graniczna prędkość opadania pojedynczej cząstki ciała stałego w nieruchomym płynie [m/s],
 V_r - objętość rury wznoszącej [m³],
 W_s - prędkość cyrkulacji ciała stałego (masowe natężenie przepływu ciała stałego w rurze wznoszącej) [kg/s],
 x - odległość od dyszy (wlotu do aparatu) [m],

Symbole greckie

ε - porowatość [-],
 ε_0 - porowatość złoża usypanego [-],
 ϕ - współczynnik kształtu [-],
 γ - kąt rozwarcia kanału centralnego pod rurą wznoszącą [rad],
 η - lepkość płynu [Pa s],
 φ - kąt tarcia (internal friction angle) [rad],
 θ - kąt rozwarcia stożkowej części aparatu [rad],
 σ - naprężenie [N/m²],

ρ - gęstość, gęstość płynu [kg/m^3],

ψ - sferyczność cząstki [-],

Indeksy

a - dla części pierścieniowej aparatu,

cyr - dla minimalnej prędkości cyrkulacji,

f - dla fontanny,

g - dla gazu,

H_m - dla złoża o wysokości równej maksymalnej wysokości fontannowania,

mf - dla minimalnej prędkości fluidyzacji,

mj - dla minimalnej prędkości złoża rozrzedzonego,

ms - dla minimalnej prędkości fontannowania,

o - dla wlotu, na wlocie do aparatu,

p - dla ciała stałego, cząstki,

r - dla rury wznoszącej,

s - dla kanału centralnego,

t - na powierzchni złoża w kanale centralnym, na wylocie z rury wznoszącej,

u - dla złoża usypanego

Liczby bezwymiarowe

Ar - liczba Archimedesza cząstki [-],

$$Ar = \frac{d_p^3 (\rho_p - \rho_g) \rho_g g}{\eta^2}$$

Fr_p - liczba Frouda dla prędkości cząstki [-],

$$Fr_p = \frac{v_p^2}{gd_p}$$

$(Re_0)_{mj}$ - liczba Reynoldsa dla minimalnej prędkości złoża rozrzedzonego (jet spouting) liczonej na przekrój wlotu do aparatu [-],

$$(Re_0)_{mj} = \frac{(u_0)_{mj} d_p \rho_g}{\eta}$$

$(Re_0)_{ms}$ - liczba Reynoldsa dla minimalnej prędkości fontannowania liczonej na przekrój wlotu do aparatu [-],

$$(Re_0)_{ms} = \frac{(u_0)_{ms} d_p \rho_g}{\eta}$$

Re - liczba Reynoldsa dla prędkości gazu liczonej na przekrój aparatu [-],

$$Re = \frac{u d_p \rho_g}{\eta}$$

Re_{cyr} - liczba Reynoldsa gazu dla minimalnej prędkości cyrkulacji ciała stałego [-],

$$Re_{cyr} = \frac{u_{cyr} d_p \rho_g}{\eta}$$

Re_{mf} - liczba Reynoldsa dla minimalnej prędkości fluidyzacji [-],

$$Re_{mf} = \frac{u_{mf} d_p \rho_g}{\eta}$$

Re_{ms} - liczba Reynoldsa dla minimalnej prędkości fontannowania [-],

$$Re_{ms} = \frac{u_{ms} d_p \rho_g}{\eta}$$

Re_p - liczba Reynoldsa cząstki dla transportu pneumatycznego [-],

$$Re_p = \frac{\rho_g \cdot d_p (v_g - v_p) \cdot \epsilon}{\eta}$$

Re_g - liczba Reynoldsa gazu [-],

$$Re_g = \frac{\rho_g \cdot D \cdot v_g}{\eta}$$

Re_{pt} - liczba Reynoldsa dla granicznej prędkości opadania cząstki [-],

$$Re_{pt} = \frac{v_{op} d_p \rho_g}{\eta}$$

Stosunek siły oporu do siły grawitacji [-],

$$\frac{F_D}{F_G} = \frac{3}{4} c_D \frac{Re^2}{Ar}$$

9. LITERATURA

- Alappat B. J., 1995, Studies on the Effect of Various Design and Operational Parameters on Solid Circulation Rate in a Recirculating Fluidized Bed, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, (73), str. 248 - 252,
- Alves - Filho O., 1988, Resistance of Rough Rice to Airflow and Other Studies in Spouted Bed Dryers, Sixth International Drying Symposium, IDS 88, Versailles, Sept. 5 - 8, str. OP. 137 - 144,
- Arastoopour H., Gidaspow D., 1978, Vertical Countercurrent Solids Gas Flow, *Chemical Engineering Science*, 34, str. 1063 - 1066,
- Arastoopour H., Gidaspow D., 1979, Vertical Pneumatic Conveying Using Four Hydrodynamic Models, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, (18), 2, str. 123 - 130,
- Bandrowski J., Kaczmarzyk G., Nowak W., Ściażko M., 1977, Aerodynamika pionowego transportu pneumatycznego materiałów sypkich. I. Modele ruchu cząstek ciała stałego w strumieniu gazu, *Inżynieria Chemiczna*, (7), 2, str. 243 - 259,
- Barnea E., Mednick R. L., 1975, Correlation of Minimum Fluidization Velocity, *Trans. Instn Chem. Engrs*, 53, str. 278 - 281,
- Baron B., 1994, Metody numeryczne w Turbo Pascalu, Wydawnictwo Helion, Gliwice, str. 230 - 382,
- Bartoszewicz T., Kmiec A., Ludwig W., 1996, Hydrodynamic Characteristics of a Spouted Bed Dryer with a Draft Tube, Drying '96, (IDS 96), ed. Strumiłło C., Pakowski Z., Łódź, A417 - 426,
- Berruti F., Muir J. R., Behie L. A., 1988, Solid Circulation in a Spout - Fluid Bed with Draft Tube, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 66, str. 919 - 923,
- Brandani S., Foscolo P. U., 1994, Analysis of Discontinuities Arising from the One - Dimensional Equations of Change for Fluidization, *Chem. Eng. Sci.*, 49, str. 611 - 619,
- Broadhurst T. E., Becker H. A., 1975, Onset of Fluidization and Slugging in Beds of Uniform Particles, *AIChE Journal*, 21, str. 238 - 247,
- Bryszewski C., Firewicz H., 1980, Przykłady i zadania z procesów mechanicznych w inżynierii chemicznej, Wydawnictwo Politechniki Wrocławskiej, Wrocław,
- Buchanan R. H. Wilson B., 1965, The Fluid - Solids Lift Recirculator, *Mech. Chem. Eng. Trans.*, 1, str. 117 - 124,
- Burke S. P., Plummer W. B., 1928, Gas Flow Through Packed Columns, *Ind. Eng. Chem.*, 20, str. 1196 - 1200,
- Capes C. E., Nakamura K., 1973, Vertical Pneumatic Conveying: An Experimental Study with Particles in the Intermediate and Turbulent Flow Regimes, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 51, str. 31 - 38, 39 - 46,
- Carman P. C., 1937, Fluid Flow Through Granular Beds, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 15, str. 150,
- Chatterjee A., Effect of Particle Diameter and Apparent Particle Density on Internal Solid Circulation Rate in Air Spouted Beds, 1970, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, (9), 4, str. 531 - 536,
- Claflin J. K., Fane A. G., 1983, Spouting with a Porous Draft Tube, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 61, str. 356 - 363,
- Davidson J. F., Clift R., Harrison D., 1985, Fluidization 2nd Edition, Academic Press,
- Day J. Y., 1990, The Fountain Height and Particle Circulation Rate in a Spouted Bed, *Chemical Engineering Science*, (45), 9, str. 2987 - 2990,

Day J. Y., Morgan M. H., Littman H., 1987, Measurements of Spout Voidage Distributions, Particle Velocities and Particle Circulation Rates in Spouted Beds of Coarse Particles - II. Experimental Verification, Chemical Engineering Science, (42), 6, str. 1461 - 1470,

Dullien F. A L., 1975, Single Phase Flow Through Porous Media and Pore Structure, The Chemical Engineering Journal, 10, str. 1 - 34,

Epstein N., Levine S., 1978, Non - Darcy Flow and Pressure Distribution in a Spouted Bed, Proc. Second Engineering Foundation Conference on Fluidization, Cambridge, Univ. Press, str. 98 - 103,

Epstein N., Lim C. J., Mathur K., B., 1978, Data and Models for Flow Distribution and Pressure Drop in Spouted Bed, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 56, str. 436 - 447,

Ergun S., 1952, Fluid Flow Through Packed Columns, Chem. Eng. Prog., 48, str. 89 - 94,

Ewert G., Niedersen K. U., 1993, Zum Sorptionverhalten von Fluorwasserstoff an koernigen Calciumchlorid in einer zirkulierenden Wirbelschicht, Chemische Technik, (45), 4, str. 227 - 232,

Fane A. G., Mitchell R. A., 1984, Minimum Spouting Velocity of Scaled - Up Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 62, str. 437 - 439,

Geldart D., 1973, Types of Gas Fluidization, Powder Technology, 7, str. 285 - 292,

Gidaspow D., 1976, Hyperbolic Compressible Two - Phase Flow Equations Based on Stationary Principles and the Fick's Law, Two Phase Flow and Heat Transfer Symposium, Florida, str. 133 - 135,

Gidaspow D., 1994, Multiphase Flow and Fluidization, Academic Press, str. 31,

Goroshko V. D., Rozenbaum P. B., Todes D. M., 1958, Izv. Vyssh. Ucheb. Zaved.. Neft Gaz, 1, str. 125,

Grace J. R., Mathur K. B., 1978, Height and Structure of the Fountain Region Above Spouted Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 56, str. 533 - 537,

Grbavčić Z. B., Vuković D. V., Zdanski F. K., 1976, Fluid Flow Pattern, Minimum Spouting Velocity and Pressure Drop in Spouted Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 54, str. 33 - 43,

Grbavčić Z. B., Vuković D. V., Jovanović S. Dj., Garić R. V., Hadzismajlović Dz. E., 1992, Fluid Flow Pattern and Solids Circulation Rate in a Liquid Phase Spout - Fluid Bed with Draft Tube, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 70, str. 895 - 904,

Green M. C., Bridgewater J., 1983, An Experimental Study of Spouting in Large Sector Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 61, str. 281 - 288,

Haider A., Levenspiel O., 1989, Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Nonspherical Particles, Powder Technology, 58, 63 - 70,

Hartman M., Coughlin R. W., 1993, On the Incipient Fluidized State of Solid Particles, Collect. Czech. Chem. Commun., (58), str. 1213 - 1241,

Hartman M., Trnka O., Svoboda K., 1994, Free Settling of Nonspherical Particles, Ind. Eng. Chem. Res., (33), str. 1979 - 1983,

Hartman M., Trnka O., Svoboda K., Vesely V., 1994, Influence of Particle Shape on the Drag Coefficient for Isometric Particles, Collect. Czech. Chem. Commun., (59), str. 2583 - 2594,

Hartman M., Beran Z., Svoboda K., Vesely V., 1995, Operation Regimes of Fluidized Beds, Collect. Czech. Chem. Commun., (60), str. 1 - 33,

Hattori H., Takeda K., 1978, Side - outlet Spouted Bed with Inner Draft Tube for Small - sized Solid Particles, J. Chem. Eng. Japan, 11, str. 125 - 129,

He Y. L., Lim C. J., Grace J. R., 1992, Spouted Bed and Spout - Fluid Bed Behaviour in a Column of Diameter 0.91 m, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 70, str. 848 - 857,

- He Y. L., Lim C. J., Grace J. R., Zhu J. X., 1994, Measurements of Voidage Profiles in Spouted Beds, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 72, str. 229 - 234,
- Horio M., Saito A., Unou K., Nakazono H., Shibuya N., Shima S., Kosaka A., 1996, Synthesis of Diamond Particles with an Acetylene Fired Circulating Fluidized Bed, *Chemical Engineering Science*, (51), 11, str. 3033 - 3038,
- Howard J. R., 1983, *Fluidized Beds - Combustion and Application*, Applied Science Publishers, London and New York, str. 277 - 304,
- Ijichi K., Tanaka Y., Uemura Y., Hatate Y., Yoshida K., 1994, Solids - Circulation Rate and Holdup in the Draft Tube of a Spouted Bed, *International Chemical Engineering*, (34), 3, str. 370 - 376,
- Kaczmarzyk G., Ściążko M., 1990, Piroliza węgla w reaktorze z cyrkulującym złożem fluidalnym elektrowni z parowogazowym układem energetycznym, *Koks - Smoła - Gaz*, (35), 8, str. 175 - 184,
- Karamanev D. G., 1996, Equations for Calculation of the Terminal Velocity and Drag Coefficient of Solid Spheres and Gas Bubbles, *Chem. Eng. Comm.*, 147, str. 75 - 84,
- Kececioğlu I., 1989, Computation of Solid Circulation Rates in a Fluidized Bed from Tracer Particle Concentration Distributions, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, (67), str. 290 - 300,
- Khan A. R., Richardson J. F., 1990, Pressure Gradient and Friction Factor For Sedimentation and Fluidization of Uniform Spheres in Liquids, *Chemical Engineering Science*, (45), 1, str. 255 - 265,
- Khoe G. K., Nan Brakel J., 1983, Drying Characteristics of a Draft Tube Spouted Bed, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 61, str. 411 - 418,
- Kimura T., Horiuchi K., Watanabe T., Matsukata M., Kojima T., 1995, Experimental Study of Gas and Particle Behavior in the Grid Zone of a Jetting Fluidized Bed Cold Model, *Powder Technology*, 82, str. 135 - 143,
- Kmieć A., 1977, Expansion of Gas - Solid Spouted Beds, *Chemical Engineering Journal*, 13, str. 143,
- Kmieć A., 1980, Ekspansja złoża oraz wymiana ciepła i masy w układach fluidalnych, *Prace naukowe Politechniki Wrocławskiej*, 36,
- Kmieć A., 1982, Equilibrium of Forces in a Fluidized Bed - Experimental Verification, *The Chemical Engineering Journal*, 23, str. 133 - 136
- Kmieć A., 1983, The Minimum Spouting Velocity in Conical Beds, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, (61), str. 274 - 280,
- Kmieć A., Leschonski K., 1984, An Experimental Study of the Pressure Drop of Gas - Solids Suspension Flow in Vertical Pipes, *The Chemical Engineering Journal*, 29, str. 51 - 56,
- Kmieć A., Leschonski K., 1987, Acceleration of the Solid Phase During Pneumatic Conveying in Vertical Pipes, *The Chemical Engineering Journal*, 36, str. 59 - 70,
- Kmieć A., Leschonski K., 1991, Analysis of Two - Phase Flows in Gas - Solids Injectors, *The Chemical Engineering Journal*, 45, str. 137 - 147,
- Kmieć A., Kmiec G., 1993, Rozwiązania konstrukcyjne i zastosowanie reaktorów z cyrkulującym złożem fluidalnym, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, 3, str. 3 - 6,
- Kmieć A., 1994, Przepływ gaz - ciało stałe w aparacie z cyrkulującym złożem fluidalnym, *Raporty Politechniki Wrocławskiej*, 26,
- Kmieć A., Mindziul Z., 1995, Badania przepływu gaz - ciało stałe w suszarce fontannowo - pneumatycznej, *Raporty Politechniki Wrocławskiej*, 30,
- Kmieć A., Ludwig W., Bartoszewicz T., 1996, Badania przepływu gaz - ciało stałe w reaktorze z cyrkulującym złożem fluidalnym, *Raporty Politechniki Wrocławskiej*, 14,

- Koch R., 1984, Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej, Wydawnictwo Politechniki Wrocławskiej, Wrocław,
- Konno H., Saito S., 1969, Journal of Chemical Engineering of Japan, 2, str. 211,
- Kozeny J., 1927, Ueber Kapillare Leitung des Wassers im Boden, Ber. Wien. Akad., 136a, str. 271,
- Krzywanski R. S., Epstein N., Bowen B. D., 1992, Multi - Dimensional Model of a Spouted Bed, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 70, str. 858 - 872,
- Kuehle K., 1987, Verfahren zur trockenen Schadgasabscheidung aus Rauchgas, Zement - Kalk - Gips, 11, str. 537 - 542,
- Lefroy G. A., Davidson J. F., 1969, The Mechanics of Spouted Beds, Trans. Instn. Chem. Engrs, 47, str. t120 - t128,
- Leschonski K., Kmiec A., 1997, Injectors. Principles of Designing and Computational Methods, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, Wrocław,
- Lewis E. W., Bowerman E. W., 1952, Fluidization of Solid Particles in Liquids, Chem. Eng. Progr., 48, str. 603,
- Lim C. J., Grace J. R., 1987, Spouted Bed Hydrodynamics in a 0.91 m Diameter Vessel, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 65, str. 366 - 372,
- Littman H., Morgan H. M. III, 1977, A Theory for Predicting the Maximum Spoutable Height in a Spouted Bed, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 55, str. 497 - 501,
- Liu L. X., Litster J. D., 1991, The Effect of Particle Shape on the Spouting Properties of Non - Spherical Particles, Powder Technology, 66, str. 59 - 67,
- Lucas A., Arnaldos J., Casal J., Paigjander L., 1986, Improved Equations for the Calculation of Minimum Fluidization Velocity, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 25, str. 426 - 429, korekta: Ind. Eng. Chem. Res., 1987, 26, str. 182,
- MacDonald I. F., El -Sayed M. S., Mow K., Dullien F. A. L., 1979, Flow Through Porous Media - the Ergun Equation Revisited, Ind. Eng. Chem. Fundam., (18), 3, str. 199 - 208,
- Malek M. A., Lu B. C. Y., 1965, Pressure Drop and Spoutable Bed Height in Spouted Bed, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., (2), 30, str. 123,
- Mamuro T., Hattori H., 1968, Flow Pattern of Fluid in Spouted Bed, J. Chem. Eng. Jap., 1, str. 1, korekta: 1970, J. Chem. Eng. Jap., 3, str. 119,
- Markowski A., Kamiński W., 1983, Hydrodynamic Characteristics of Jet - Spouted Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, (61), str. 377 - 381,
- Mathur K. B., Epstein N., 1974, Spouted Beds, Academic Press, New York San Francisco London.
- Mathur K. B., Gishler P. E., 1955, A Technique for Contacting Gases with Coarse Solid Particles, AIChE Journal, (1), 2, str. 157 - 164,
- Matthew M. C., Morgan M. H. III, Littman H., 1988, Study of the Hydrodynamics within a Draft Tube Spouted Bed System, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 66, str. 908 - 918,
- McNab G. S., 1972, Prediction of Spout Diameter, Brit. Chem. Eng. and Proc. Tech., 17, str. 532,
- McNab G. S., Bridgewater J., 1977, Spouted Beds - Estimation of Spouted Pressure Drop and the Particle Size for Deepest Bed, Proc. European Congress on Particle Technology, Nuremberg,
- Morgan M. H., Littman H., 1982, Predicting of Maximum Spoutable Bed Height in Spouted Beds of Irregularly Shaped Particles, Ind. Eng. Chem. Fund., 21, str. 23 - 26,
- Muir R., Berruti F., Behie L. A., 1990, Solids Circulation in Spouted and Spout - Fluid Beds with Draft Tubes, Chem. Eng. Comm., (88), str. 153 - 171,

- Nakamura M., Hamada Y., Toyama S., Fouda A. E., Capes C. E., 1985, An Experimental Investigation of Minimum Fluidization Velocity at Elevated Temperatures and Pressures, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 63, str. 8 - 13,
- Narukawa K., Yamazaki Y. C. R., Mori S., Hiram T., Hosoda H., 1996, Refuse Derived Fuel (RDF) Combustion Characteristics in Circulating Fluidized Bed, *Kogaku Kogaku Ronbunshu*, 22, str. 1408 - 1414, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, (29), 6, str. 1070,
- Neathery J. K., 1996, Model for Flue - Gas Desulfurisation in a Circulating Dry Scrubber, *AIChE Journal*, (42), 1, str. 259 - 268,
- Noriaki and Kunio Kato, 1996, Process Development of Effective Semi - Dry Flue Gas Desulfurization by Powder - Particle Spouted Bed, *Kogaku Kogaku Ronbunshu*, 22, str. 1400 - 1407, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, (29), 6, str. 1070,
- Olazar M., San Jose M. J., Aguayo A. T., Arandes J. M., Bilbao J., 1993a, Design Factors of Conical Spouted Beds and Jet Spouted Beds, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, str. 1245 - 1250,
- Olazar M., San Jose M. J., Aguayo A. T., Arandes J. M., Bilbao J., 1993b, Pressure Drop in Conical Spouted Beds, *Chemical Engineering Journal*, (51), str. 53 - 60,
- Olazar M., San Jose M. J., R. L. Lamosas, Alvarez S., Bilbao J., 1995, Study of Local Properties in Conical Spouted Beds Using an Optical Fiber Probe, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 34, str. 4033 - 4039,
- Razumow I. M., 1975, *Fluidyzacja i transport pneumatyczny materiałów sypkich*, WNT, Warszawa,
- Reh L., 1995, New and Efficient High - Temperature Processes with Circulating Fluid Bed Reactors, *Chem. Eng. Technol.*, (18), pp. 75 - 89,
- Richardson J. F., Zaki W. N., 1954, Sedimentation and Fluidization: Part I, *Trans. Instn Chem. Engrs*, 32, str. 35 - 53,
- San Jose M. J., Olazar M., Aguayo A. T., Arandes J. M., Bilbao J., 1993, Expansion of Spouted Beds in Conical Contactors, *Chemical Engineering Journal*, (51), 45 - 52,
- San Jose M. J., Olazar M., Benito P. L., Bilbao J., 1995, Hydrodynamics and Expansion of Fluidized Beds of Coarse Particles, *Trans IChemE*, (73), str. 473 - 479,
- San Jose M. J., Olazar M., Aguado R., Bilbao J., 1996, Influence of the Conical Section Geometry on the Hydrodynamics of Shallow Spouted Beds, *The Chemical Engineering Journal*, 62, str. 113 - 120,
- Stocker R. K., Eng J. H., Svrcek W. Y., Behie L. A., 1989, Ultrapyrolysis of Propane in a Spouted Bed Reactor with a Draft Tube, *AIChE Journal*, (35), 10, str. 1617 - 1624,
- Stocker R. K., Eng J. H., Behie L. A., 1990, Hydrodynamic and Thermal Modelling of a High Temperature Spouted Bed Reactor with a Draft Tube, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 68, str. 302 - 311,
- Thorley B., Mathur K. B., Klassen J., Gishler P. E., 1955, The Effect of Design Variables on Flow Characteristics in a Spouted Bed, *Rep. Nat. Re. Council of Can.*, Ottawa,
- Thorley B., Saunby J. B., Mathur K. B., Osberg G. L., 1959, An Analysis of Air and Solid Flow in a Spouted Wheat Bed, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 37, str. 184,
- Tsutsumi A., Nakata M., Mineo T., Yoshida K., 1996, Fine Particle Coating in a Circulating Fluidized Bed by Rapid Expansion of Supercritical Fluid Solutions, *Kogaku Kogaku Ronbunshu*, 22, str. 1379 - 1383, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, (29), 6, str. 1069,
- Turton R., Levenspiel O., 1986, A Short Note on the Drag Correlation for Spheres, *Powder Technology*, 47, str. 83,
- Uemura Y., Churei S., Miyauchi M., Imamura S., Ijichi K., Tanaka Y., King D. F., Hatate Y., 1991, Solids Circulation and Annulus Gas Flow Rates in a Circulating Fluidized Bed with a Draft Tube, *Circulating Fluidized Bed Technology 3*, Pergamon Press, Oxford, str. 645 - 650,
- Wen C. Y., Yu Y. H., 1966, Mechanics of Fluidization, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 62, str. 100 - 111,

- Winkler F., 1922, Deutsches Reichspatent Nr 437970,
- Wójcik J., 1995, Sedymetacja w krystalizatorze fluidalnym, *Inżynieria Chemiczna i Procesowa*, 3, str. 441 - 455,
- Wu W. M., 1986, Hydrodynamics of Gas Spouting at High Temperature, M. A. Sc. Thesis, University of British Columbia, Vancouver, Canada,
- Wu W. M., Lim C. J., Epstein N., 1987, Hydrodynamics of Spouted Beds at Elevated Temperatures, *Chem. Eng. Commun.*, 62, str. 251 - 268,
- Wurster D. E., Lindlof J. A., 1966, U. S. Patent No 3241520,
- Yang W. C., Kearins D. L., 1978, Design of Recirculating Fluidized Beds for Commercial Applications, *AIChE Symposium Series*, (176), 74, str. 218 - 227,
- Yang W. C., Kearins D. L., 1983, Studies on the Solid Circulation Rate and Gas Bypassing in Spouted Fluid Bed with a Draft Tube, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, (61), str. 349 - 355,
- Yang W. C., Newby R. A., Kearns D. L., 1995, Large - scale Fluidized Bed Physical Model: Methodology and Results, *Powder Technology*, 82, str. 331 - 346,
- Yates J. G., 1996, Effects of Temperature and Pressure on Gas - Solid Fluidization, *Chemical Engineering Science*, (51), 2, str. 167 - 205,
- Ye B., Lim C. J., Grace J. R., 1992, Hydrodynamics of Spouted and Spout - Fluidized Beds at High Temperature, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 70, str. 840 - 847

10. DODATEK

W dodatku przedstawiono kod źródłowy programu w języku Turbo Pascal 7.0 użytego do rozwiązania równań modelu. Program korzysta z gotowych procedur numerycznych całkujących układy równań różniczkowych nieliniowych, które zostały opublikowane przez Barona (1994).

program draftwoj;

```
{*****
*****
*****
*****
PROGRAM OBLICZA PARAMETRY
PRZEPŁYWAJĄCEJ MIESZANINY DWUFAZOWEJ
GAZ -CIAŁO STAŁE W APARACIE Z CENTRALNĄ
RURĄ WZNOSZĄCĄ DLA STREFY CENTRALNEJ
ORAZ PIERŚCIENIOWEJ

!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
!
! WG MOJEGO WŁASNEGO MODELU !
! I MODELU STOCKERA !
!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!

WERSJA ZE ZMNIEJSZONĄ LICZBĄ RÓWNAŃ
RÓŻNICZKOWYCH
*****
*****
*****}
```

```
uses
graph,bgifont,bgidriv,crt,tube,tfloat,funkcje,roronwoj,algelin,
wykwowj,plikwoj,bladwoj;
var
zb1,zbiorek,oo:text;
lan1,lan2,modelap,sciezkazb,nazwazbiorku,rurazloze,rurastoz
ek,nazwazb1,
nazwagra1,modelared,numertabeli,substancja,nazwawyniki,zlo
ze:string;
model,klawisz:char;
rozklad,rozkladwl,rozkladwy,rozkladr:array[1..5] of float;
wartosc,uflu,masg1,masg11,mass1,mass11,dp,dp1,ros,ros1,ep
szloza,epszloza1,lent,lent1,
lrury,lrury1,drury,drury1,dwlot,dwlot1,dcyl1,dcyl1,teta,teta1,pp
ocz,ppocz1,t0,h0,
ufont,lstozka,hpocz,hpocz1,tproc,tproc1,etaz,etaz1,mgaz,mgaz
z1,transf,transf1,t1,
hh,vrury,wcyrkul,vzloza,dzloza,wpoczg,wpoczs,epsilon0,gesto
sc0,archimedes,wspol,
pwlota,pwylota,pwlotr,rogazanu,mascentr0,wspolcyr,tantetap
ol,wspolhm,wspolka,tangpol,
regcent,resent,porpowanu,vcylinder,vduzy,vkraz,hmalutki,obj
pow,ufont1,powanular,
dspoutobl,uah,lefroyb,dpdzmf,erguna,ergunb,aanu,arury,wzgle
dny,wzglednyaj,zecik,
```

```
vswyloz,wysfont,pwylot,rogwylot,cyrkulacja,wspolcyrubl,cyrk
ulobl,zero,absolutny,
panu,wgazuf,predgcyl,epsilona,bum,cyk,pory,rzwysfon,epsfon
,wys,epswylot,wgwylot,
obwlot,wpoczgs,opadanie,masazloza,vgcylinder,acylinder,dcyl
inder,objgl1,objgl,
koch,belden,dana,wartosc1,pomoc,pomocnik,cyrkulacja1,dpoc
zspout:float;
skokis,iloscak,mrury,ment,mzloza,ilosc,skok,iteracje,xxx,j,i,lic
zba,sk,m1,metoda,wspoloporu,kod,wspoltarczas:integer;
kolcyr1,sik,liczbazapis,liczbaitr,selekcja,rownania1,kolcyr,row
nania,blad,bladgeo:byte;
x0:wek;
tabxr,tablica:weki;
sel,bumbum,m,mmm:word;
pliczus,pliczek,pliczek1:dane_nazwy_pliku;
bool:boolean;
label
menu1,wyswietl,wojtek,poczekranu,bledzik,odczytik,skok1,sk
ok2,skok3,menu;
{STAŁE MODYFIKOWANE W ZALEŻNOŚCI
OD PRZYPADKU}
const
ergun1=180;
ergun2=1.8;
stalan1=1;
stalan=1;
stalaalfa=1;

procedure odpowiedni(iks,igrek:byte);
begin
gotoxy(iks,igrek);
textcolor(white);
write('Naciśnij ');
textcolor(red+blink);highvideo;
write('odpowiedni ');
textcolor(white);
write('klawisz:');
klawisz:='%';
normvideo
end;
procedure rr;
begin
readln(zb1);
readln(zb1)
end;
procedure pod;
begin
textcolor(green);
```



```

writeln('-----')
end;
procedure odczytdanych;
label poczateczek;
begin
{*****}
{*****}
{***** Wczytanie Danych wejściowych *****}
{*****}
poczateczek:
inic_plik(pliczus);
clrscr;
gotoxy(1,1);
pod;
textcolor(lightred);
writeln('PROGRAM OBLICZA ROZKŁAD
PARAMETRÓW HYDRODYNAMICZNYCH WZDŁUŻ
OSI APARATU Z');
writeln('RURĄ WZNOSZĄCĄ');
writeln('DLA STREFY CENTRALNEJ ORAZ
PIERŚCIENIOWEJ');
writeln('WG MODELU LUDWIGA ORAZ
STOCKERA. ');
pod;
gotoxy(wherex,wherey+2);
textcolor(green);
writeln(' +-----+');
writeln(' | ');
writeln(' +-----+');
textcolor(lightcyan);
gotoxy(wherex+7,wherey-2);
highvideo;
write('Podaj nazwę pliku z danymi:');
gotoxy(wherex+1,wherey);
textcolor(white);
write(pliczus.sciezka);
gotoxy(wherex+8,wherey);
write('.TXT');
gotoxy(wherex-12,wherey);
readln(nazwazb1);
if nazwazb1="" then
begin
load_file(*.txt',pliczus,bool);
normvideo;
if pliczus.nazwa="" then goto poczateczek;
nazwazb1:=pliczus.nazwa
end
else nazwazb1:=nazwazb1+'.txt';
pliczus.nazwa:=nazwazb1;
nazwazb1:=pliczus.sciezka+pliczus.nazwa;
assign(zb1,nazwazb1);
reset(zb1);
rr;
readln(zb1,objg11);
rr;
readln(zb1,mass11);
rr;
readln(zb1,dp1);
rr;
readln(zb1,ros1);
rr;
readln(zb1,epszloza1);
rr;
readln(zb1,lent1);
rr;

```

```

readln(zb1,lrury1);
rr;
readln(zb1,drury1);
rr;
readln(zb1,dwlot1);
rr;
readln(zb1,dcyl1);
rr;
readln(zb1,teta1);
rr;
readln(zb1,ppocz1);
rr;
readln(zb1,tproc1);
rr;
readln(zb1,etag1);
rr;
readln(zb1,mgaz1);
rr;
readln(zb1,transf1);
rr;
readln(zb1,hpocz1);
rr;
readln(zb1,substancja);
rr;
readln(zb1,numertabeli);
close(zb1);
end;
procedure dane;
begin
objg1:=objg11;
mass1:=mass11;
dp:=dp1;
ros:=ros1;
epszloza:=epszloza1;
lent:=lent1;
lrury:=lrury1;
drury:=drury1;
dwlot:=dwlot1;
dcyl:=dcyl1;
ppocz:=ppocz1;
teta:=teta1;
tproc:=tproc1;
etag:=etag1;
mgaz:=mgaz1;
transf:=transf1;
hpocz:=hpocz1
end;
procedure awartosc;
begin
clrscr;
writeln;
textcolor(white);
write('Aktualna wartość wybranej danej wejściowej
');textcolor(lightred);
case klawisz of
'1':writeln(objg1:5:4);
'2':writeln(mass1:5:4);
'3':writeln(dp:5:4);
'4':writeln(ros:5:4);
'5':writeln(epszloza:5:4);
'6':writeln(lent:5:4);
'7':writeln(lrury:5:4);
'8':writeln(drury:5:4);
'9':writeln(dwlot:5:4);
's':writeln(dcyl:5:4);
't':writeln(tproc:5:4);
'c':writeln(ppocz:5:4);
'k':writeln(teta:5:4);
'l':writeln(etag:7);
'h':writeln(hpocz:5:4);

```


var

```
aspout:=arury;
```

```

{ ****
*****}
{ **** UKŁAD RÓWNAŃ
RÓZNICZKOWYCH ****}
{ **** DLA STREFY FONTANNY
*****}
{ ****
*****}

var
rogazu,z,cd,reynoldss,czlon1,czlon2,gazcylinder:float;
begin
z:=t;
gotoxy(2,15);

```

160

```

x0[4]:=4*objg1/(3600*pi*sqr(dpoczspout)); {
Początkowa prędkość gazu w strefie centralnej }
panu:=x0[1];
zecik:=zero;
end;
procedure proctabela;
begin
textcolor(lightcyan);
write('Tabela z danymi - ');
textcolor(lightred);
writeln(numertabeli);
textcolor(lightcyan);
write('Objętościowe natężenie przepływu gazu [m3/h] ');
textcolor(lightred);
writeln(objg1:5:4);
writeln;
end;
procedure procdane;
begin
clrscr;
proctabela;
textcolor(lightcyan);
write('Początkowa prędkość gazu liczona na przekrój wlotu do
aparatu [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wg=',wpoczg:5:3);
textcolor(lightcyan);
write('Początkowa prędkość gazu liczona na przekrój kanału
centr. [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wg=',wpoczgs:5:3);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość unoszenia cząstki [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('w=',opadanie:5:3);
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój wlotowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
if zloze='cylinder' then writeln('Mathura i Gishlera
ufon0=',ufont:6:4);
if zloze='stozek' then writeln('Markowskiego i Kamińskiego
ufon0=',ufont:6:4);
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój walcowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
if zloze='cylinder' then writeln('Mathura i Gishlera
ufon=',ufont1:6:4);
if zloze='stozek' then writeln('Markowskiego i Kamińskiego
ufon=',ufont1:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Minimalna prędkość fluidyzacji [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
writeln(' Wena i Yu uflu=',uflu:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Średnica kanału centralnego [m] wg ');
textcolor(lightred);
writeln(' McNaba D=',dspoutobl:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Maksymalna wysokość fontannowania [m] wg ');
textcolor(lightred);
writeln(' McNaba i Bridgewater Hm=',wspolhm:6:4);
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość cyrkulacji liczona na przekrój
wlotowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('Bartoszewicza wmin=',wcyrkul:6:4)
end;
if (rurazloze='tak') and (hpocz>lent+lrury) and (zloze='stozek')
then
begin
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość cyrkulacji równa jest minimalnej
prędkości fontannowania. ');
end;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cyrkulacji ciała stałego wg Chaterjee [kg/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wobl=',cyrkulobl:7:5);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cyrkulacji ciała stałego wyznaczona z modelu
[kg/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wcyr=',cyrkulajal:7:5);
textcolor(lightcyan);
write('Obciążenie ziarnem w rurze wznoszącej ');
textcolor(lightred);
writeln('obwlot:6:4);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na strefie załadunku [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln('pwlota-pwlotr:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg modelu [Pa]
');
textcolor(lightred);
writeln('pwlotr-pwylota:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg algorytmu
Kocha [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln('koch:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg Beldena i
Kessela [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln('belden:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na aparacie wg modelu [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln('pwlota-pwylota:5:4);
writeln;
dowolny;
end;
procedure procedurka;
begin
for i=1 to rownania do
odczyt_d(rozklad[i],liczba,m,'C',pliczek,i,0,bład);
clrscr;
writeln;
pod;
writeln;
pod;
gotoxy(wherex,wherey-2);
textcolor(yellow);
writeln(' STREFA CENTRALNA. ');
writeln;
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wlocie do aparatu [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozklad[4]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cząstki na wlocie do aparatu [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozklad[2]:5:4);
textcolor(lightcyan);

```



```

write('Ciśnienie gazu na wlocie do aparatu [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[1]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wlocie do aparatu ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[3]:5:4);
for i:=1 to rownania do
odczyt_d(rozkład[i],liczba,m,'C',pliczek,i,ment,bład);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wlocie do rury wznoszącej [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[4]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cząstki na wlocie do rury wznoszącej [m/s]
');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[2]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Ciśnienie gazu na wlocie do rury wznoszącej [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[1]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wlocie do rury wznoszącej
');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[3]:5:4);
for i:=1 to rownania do
odczyt_d(rozkład[i],liczba,m,'C',pliczek,i,m,bład);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wylocie z rury wznoszącej [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[4]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cząstki na wylocie z rury wznoszącej [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[2]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Ciśnienie gazu na wylocie z rury wznoszącej [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[1]:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wylocie z rury wznoszącej
');
textcolor(lightred);
writeln(rozkład[3]:5:4);
writeln;
dowolny;
clrscr;
writeln;
pod;
writeln;
pod;
gotoxy(wherex,wherey-2);
textcolor(yellow);
writeln('          STREFA PIERŚCIENIOWA. ');
writeln;
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wlocie do strefy załadunku [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(zero:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cząstki na wlocie do strefy załadunku [m/s]
');
textcolor(lightred);
writeln(zero:5:4);
textcolor(lightcyan);

```

```

write('Ciśnienie gazu na wlocie do strefy załadunku [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(ppocz:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wlocie do strefy załadunku
');
textcolor(lightred);
writeln(epszloza:5:4);
if modelap='wojtek' then
wartosc:=uah*potega(lefroyb,stanal)*potega(sin(pi*lent/(2*hp
ocz)),stanal)/epszloza;
if modelap='stocker' then wartosc:=uah*(1-potega(1-
(lent/wspolhm,3))/epszloza;
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wlocie do strefy pierścieniowej [m/s]
');
textcolor(lightred);
writeln(wartosc:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cząstki na wlocie do strefy pierścieniowej
[m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(zero:5:4);
wartosc:=wartosc*epszloza;
if modelap='wojtek' then pomoc:=ppocz-
(erguna*wartosc+ergunb*sqr(wartosc))*lent;
if modelap='stocker' then pomoc:=ppocz-
wspolka*wartosc*lent;
textcolor(lightcyan);
write('Ciśnienie gazu na wlocie do strefy pierścieniowej [Pa]
');
textcolor(lightred);
writeln(pomoc:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wlocie do strefy
pierścieniowej ');
textcolor(lightred);
writeln(epszloza:5:4);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu na wylocie ze strefy pierścieniowej [m/s]
');
textcolor(lightred);
writeln(zero:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Ciśnienie gazu na wylocie ze strefy pierścieniowej [Pa]
');
textcolor(lightred);
writeln(zero:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Porowatość mieszaniny na wylocie ze strefy
pierścieniowej ');
textcolor(lightred);
writeln(epszloza:5:4);
writeln;
dowolny;
end;
procedure zapiswynikow;
begin
{ZAPISANIE WYNIKÓW WSTĘPNYCH
OBLICZEŃ DO PLIKU}
if (modelap='wojtek') and (sik=0) then
begin
nazwawyniki:=pliczek.sciezka+pliczek.nazwa;

```

```

delete(nazwawyniki,pos('DAT',nazwawyniki),4);
insert('dan',nazwawyniki,length(nazwawyniki)+1);
assign(oo,nazwawyniki);
rewrite(oo);
writeln(oo,'Numer tabeli z danymi doświadczalnymi -
'numertabeli);
writeln(oo);
writeln(oo,'Materiał fontannowany - ',substancja);
writeln(oo);
writeln(oo,'Średnica cząstki materiału fontannowanego
',dp*1000:6:4,' mm');
writeln(oo,'Gęstość cząstki materiału fontannowanego
',ros:6:4,' kg/m3');
writeln(oo,'Liczba Archimedes'a dla cząstki ',archimedes:6:4);
writeln(oo,'Prędkość unoszenie pojedynczej cząstki materiału
fontannowanego ',opadanie:6:4,' m/s');
writeln(oo);
writeln(oo,'Gęstość usypowa złoza ',(1-epszloza)*ros:6:4,'
kg/m3');
writeln(oo,'Porowatość złoza usypanego ',epszloza:6:4,'
m3/m3');
writeln(oo,'Wysokość złoza usypanego ',hpocz:6:4,' m');
writeln(oo,'Masa złoza ',masazloza:6:4,' kg');
writeln(oo);
writeln(oo,'Średnica rury wznoszącej ',drury:5:4,' m');
writeln(oo,'Wysokość rury wznoszącej ',lrury:5:4,' m');
writeln(oo,'Odległość rury wznoszącej od wlotu do aparatu
',lent:5:4,' m');
writeln(oo);
write(oo,'Złoże ma kształt ');
if zloze='cylinder' then writeln(oo,'cylindryczno - stożkowy. ');
if zloze='stozek' then writeln(oo,'stożkowy. ');
if rurastozek='nie' then writeln(oo,'Rura wznosząca znajduje
się jedynie w części walcowej aparatu. ');
if rurastozek='tak' then writeln(oo,'Rura wznosząca znajduje
się w części stożkowej i cylindrycznej aparatu. ');
if rurastozek='stozek' then writeln(oo,'Rura wznosząca
znajduje się całkowicie w części stożkowej aparatu. ');
writeln(oo);
writeln(oo,'Masowe natężenie przepływu gazu na wlocie do
aparatu ',objgl:6:4,' m3/h');
writeln(oo,'Początkowa prędkość gazu liczona na przekrój
wlotu do aparatu ',wpoczg:5:3,' m/s');
writeln(oo,'Początkowa prędkość gazu liczona na przekrój
kanału centralnego ',wpoczgs:5:3,' m/s');
writeln(oo);
writeln(oo,'Średnica kanału centralnego wg McNaba
',dspoutobl*100:6:4,' cm');
writeln(oo,'Maksymalna wysokość fontannowania wg
McNaba i Bridgewatera ',wspolhm:6:4,' m');
writeln(oo);
writeln(oo,'Minimalna prędkość fluidyzacji wg Wena i Yu
',uflu:6:4,' m/s');
write(oo,'Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój wlotowy aparatu wg ');
if zloze='cylinder' then writeln(oo,'Mathura i Gishlera
',ufont:6:4,' m/s');
if zloze='stozek' then writeln(oo,'Markowskiego i
Kamińskiego ',ufont:6:4,' m/s');
write(oo,'Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój walcowy aparatu wg ');
if zloze='cylinder' then writeln(oo,'Mathura i Gishlera
',ufontl:6:4,' m/s');
if zloze='stozek' then writeln(oo,'Markowskiego i
Kamińskiego ',ufontl:6:4,' m/s');
if (rurazloze='tak') and (lent+lrury>hpocz) and (zloze='stozek')
then
writeln(oo,'Minimalna prędkość cyrkulacji liczona na przekrój
wlotowy aparatu wg Bartoszewicza ',wcykul:6:4,' m/s');

```

```

if (rurazloze='tak') and (hpocz>lent+lrury) and (zloze='stozek')
then
writeln(oo,'Minimalna prędkość cyrkulacji równa jest
minimalnej prędkości fontannowania. ');
writeln(oo);
writeln(oo,'Spadek ciśnienia na strefie załadunku ',pwłota-
pwlotr:5:4,' Pa');
write(oo,'Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg modelu ');
writeln(oo,'pwlotr-pwylota:5:4,' Pa');
writeln(oo,'Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg
algorytmu Kocha ',koch:5:4,' Pa');
writeln(oo,'Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej wg Beldena i
Kessela ',belden:5:4,' Pa');
write(oo,'Spadek ciśnienia na aparacie wg modelu ');
writeln(oo,'pwłota-pwylota:5:4,' Pa');
writeln(oo);
writeln(oo,'Prędkość cyrkulacji ciała stałego wg Chaterjee
',cykulobl:6:4,' kg/s');
writeln(oo,'Prędkości cyrkulacji ciała stałego wyznaczona z
modelu ',cykulacja:6:4,' kg/s');
writeln(oo);
writeln(oo,'Obciążenie ziarnem w rurze wznoszącej
',obwlot:6:4);
writeln(oo);
write(oo,'Zastosowano metodę określania średnicy części
centralnej wg ');
if modelsred='stocker' then writeln(oo,'Stockera. ');
if modelsred='mcnab' then writeln(oo,'McNaba. ');
if modelsred='mcnabstocker' then writeln(oo,'McNaba i
Stockera. ');
write(oo,'Zastosowano model hydrodynamiczny typu ');
if model='a' then writeln(oo,'A. ');
if model='b' then writeln(oo,'B. ');
write(oo,'Współczynnik oporu cząstki obliczono z korelacji ');
case wspoloporu of
1:writeln(oo,'Stokesa, Schillera i Newtona. ');
2:writeln(oo,'Firsta');
3:writeln(oo,'Turtona i Levenspiela. ');
4:writeln(oo,'Heidera i Levenspiela. ')
end;
write(oo,'Współczynnik tarcia cząstki o ścianę wyznaczano wg
');
case wspoltarczas of
1:writeln(oo,'Stemeringa. ');
2:writeln(oo,'Leunga i Wilesa. ');
3:writeln(oo,'Konno i Saito. ');
4:writeln(oo,'Capesa i Nakamury. ');
5:writeln(oo,'Kmiecia. ');
6:writeln(oo,'Razumowa. ')
end;
if stalan=1 then
begin
writeln(oo);
writeln(oo,'Obliczenia zostały wykonane przy założeniu
przepływu laminarnego w strefie pierścieniowej. ');
end;
if stalan=0.5 then
begin
writeln(oo);
writeln(oo,'Obliczenia zostały wykonane przy założeniu
przepływu byzrliwego w strefie pierścieniowej. ');
end;
close(oo);
sik:=1
end;
end;
procedure wyniki;
{*****}
*****}

```

```

***** PRZEDSTAWIENIE
WYNIKÓW *****
*****
*****}
var
lan1,lan2:string;
skoczek,krocze,m11,sk1,krocze,krocze,lwynikr,lwynika,
skokus,iloscik,ment1,mrury1,zm,skok,ilosc:integer;
fff,sss:byte;
rous,wss,wpow,wspolls,vgg,czlonio,statykb,vslip,vcz,delta,red
uk,rey,rogazik,
lambdam,statyk:float;
tabela,tabxri:weki;
nazwagra:string;
label hop,wyswietl,dalej,pocz,poczproc;
begin
liczba:=rownania;
odczyt_d(wspol,4,m,'B',pliczek,0,0,blad);
mrury:=0;ment:=0;mzloza:=0;
for i:=0 to m do
begin
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,0,i,blad);
if dana<=hpocz then mzloza:=mzloza+1;
if dana<=lent then ment:=ment+1;
if dana>lent then mrury:=mrury+1
end;
odczyt_d(pwlota,liczba,m,'C',pliczek,1,0,blad);
odczyt_d(pwylota,liczba,m,'C',pliczek,1,m,blad);
odczyt_d(pwlotr,liczba,m,'C',pliczek,1,ment,blad);
pomoc:=pwlotr*mgaz/(tpocz*stalagaz);
rogazik:=pomoc;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,3,ment,blad);
pomoc:=pomoc*dana;
pomocnik:=(1-dana)*arury;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,4,ment,blad);
pomoc:=pomoc*dana*arury;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,2,ment,blad);
pomocnik:=pomocnik*dana*ros;
obwlot:=pomocnik/pomoc;
{OBLICZENIE SPADKU CIŚNIENIA NA RURZE
WZNOSZĄCEJ ZA POMOCĄ KORELACJI
BELDENA -KESSELA}
vslip:=1.32*sqrt(dp*(ros-rogazik)/rogazik);
odczyt_d(vcz,liczba,m,'C',pliczek,2,ment,blad);
odczyt_d(vgg,liczba,m,'C',pliczek,4,ment,blad);
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,3,ment,blad);
vcz:=vcz*(1-dana);
vgg:=dana*vgg;
czlonio:=vgg-vslip+vcz;
statyk:=(1-dana)*ros*gziem;
pomocnik:=pomocnik/arury;
pomoc:=pomoc/arury;
statykb:=pomocnik*95.78/(0.3048*czlonio+sqrt(0.0929*sqrt(
czlonio)+0.3716*(1-dana)*vcz*vslip));
reduk:=pomocnik*pomoc/(pomocnik+pomoc);
rey:=drury*rogazik*dana/etag;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,4,ment,blad);
rey:=rey*dana;
belden:=((0.6096*dana*(0.2392*(pomocnik+pomoc)+0.22*re
duk)/(drury*potega(rey,0.2)))+
statyk)*lrury;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,2,ment,blad);
delta:=dana;
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,2,m,blad);
delta:=(dana-delta)*pomocnik;
belden:=belden+delta;
{OBLICZENIE SPADKU CIŚNIENIA NA RURZE
WZNOSZĄCEJ ZA POMOCĄ ALGORYTMU
KOCHA}
odczyt_d(dana,liczba,m,'C',pliczek,3,ment,blad);

```

```

wspolls:=4.9*potega(rogazik/(ros*(1-dana)),0.111);
wpow:=pomoc/rogazik;
wss:=wpow/wspolls;
rous:=pomocnik/wss;
statyk:=lrury*rous*gziem;
lambdam:=4.25*potega(sqrt(wss)/(gziem*dp),-
0.75)*sqrt(drury/dp);
koch:=lambdam*lrury*sqrt(wss)*ros*(1-dana)/(2*drury);
koch:=koch+statyk+delta;
zapiswynikow;
skok:=1+trunc(m/2000);
ilosc:=trunc(m/skok);
sk1:=1+trunc(mzloza/2000);
m11:=trunc(mzloza/sk1);
lwynikr:=mrury;
lwynika:=20;
poczproc:
sss:=0;
pocz:
clrscr;
pod;
textcolor(yellow);
writeln(' PRZEDSTAWIENIE WYNIKÓW
ROZKŁADÓW OSIOWYCH W STREFIE ZAŁADUNKU I
RURY. ');
pod;
textcolor(white);
write('1 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości cząstki w strefie centralnej. ');
textcolor(white);
write('2 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości gazu w strefie centralnej. ');
textcolor(white);
write('3 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład ciśnienia gazu w strefie centralnej. ');
textcolor(white);
write('4 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład porowatości w strefie centralnej. ');
textcolor(white);
write('5 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład natężenia przepływu cząstek w strefie
centralnej. ');
textcolor(white);
write('6 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład natężenia przepływu gazu w strefie
centralnej. ');
textcolor(white);
write('X - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład obciążenia ziarnem w strefie centralnej. ');
textcolor(white);
write('7 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości cząstek w strefie pierścieniowej. ');
textcolor(white);
write('8 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości gazu w strefie pierścieniowej. ');
textcolor(white);
write('9 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład ciśnienia gazu w strefie pierścieniowej. ');
textcolor(white);
write('N - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład natężenia przepływu cząstek w strefie
pierścieniowej. ');
textcolor(white);
write('L - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład natężenia przepływu gazu w strefie
pierścieniowej. ');
textcolor(white);
if sss=0 then
begin
writeln;

```



```

textcolor(lightred);
write('R ');textcolor(lightcyan);
writeln('- Przedstawienie rozkładu w postaci numerycznej.');
```

```

textcolor(lightred);
write('W ');textcolor(lightcyan);
writeln('- Zapisanie rozkładu do pliku tekstowego.');
```

```

textcolor(lightred);
write('Z ');textcolor(lightcyan);
writeln('- Przedstawienie wyników na granicy stref.');
```

```

if modelap='wojtek' then
begin
textcolor(lightred);
write('C ');textcolor(lightcyan);
writeln('- Wyznaczone parametry hydrodynamiczne.')
```

```

end
end;
writeln;
textcolor(white);
write('M - ');textcolor(lightcyan);writeln('Menu końcowe
strefy załadunku i rury.');
```

```

textcolor(white);
write('K - ');textcolor(lightcyan);writeln('Wyjście z
programu.');
```

```

odpowiedni(wherex,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4') or (klawisz='5') or (klawisz='6')
or (klawisz='7') or (klawisz='8') or (klawisz='9') or
(klawisz='m') or (klawisz='k') or (klawisz='n')
or (klawisz='l') or (klawisz='r') or (klawisz='z') or (klawisz='c')
or (klawisz='x')
or (klawisz='w');
```

```

if klawisz='k' then halt;
if klawisz='m' then exit;
if (sss=1) or (sss=2) then goto dalej;
if (klawisz='r') then
begin
sss:=1;
goto pocz
end;
if (klawisz='w') then
begin
sss:=2;
goto pocz
end;
dalej:
if (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4') or (klawisz='5') or (klawisz='6')
or (klawisz='x')
then
begin
sk:=skok;
m1:=ilosc
end
else
begin
sk:=sk1;
m1:=m11
end;
for i:=0 to m1 do
odczyt_d(tabxr[i],liczba,m,'C',pliczek,0,sk*i,blad);
case klawisz of
'1':
begin
xxx:=2;
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci predkosci czastki w
strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność prędkości cząstki w strefie centralnej.';
```

```

lan2:='Vs [m/s]'
end;
'2':
begin
xxx:=4;
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci predkosci gazu w
strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność prędkości gazu w strefie centralnej.';
lan2:='Us [m/s]'
end;
'3':
begin
xxx:=1;
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci cisnienia gazu w
strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność ciśnienia gazu w strefie centralnej.';
lan2:='Ps [Pa]'
end;
'4':
begin
xxx:=3;
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci porowatosci w strefie
centralnej.'
else lan1:='Zależność porowatości w strefie centralnej.';
lan2:='porowatosc'
end;
'5':
begin
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci masowego natezenia
przeplywu czastek w strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność masowego natężenia przepływu cząstek
w strefie centralnej.';
lan2:='Ws [kg/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,2,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
tablica[i]:=wartosc*(1-pomoc)*ros
end;
end;
'6':
begin
xxx:=7;
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci masowego natezenia
przeplywu gazu w strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność masowego natężenia przepływu gazu w
strefie centralnej.';
lan2:='Gs [kg/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
end;
```

```

if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
tablica[i]:=wartosc*pomoc
end;
end;
'x':
begin
fff:=0;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci obciazenia ziarnem w
strefie centralnej.'
else lan1:='Zależność obciążenia ziarnem w strefie
centralnej.';
lan2:='Upt';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
pomocnik:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,2,sk*i,blad);
wartosc:=pomocnik*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc1:=wartosc*(1-pomoc)*ros;
wartosc:=pomocnik*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
tablica[i]:=wartosc1/wartosc
end;
end;
'7':
begin
xxx:=5;
fff:=1;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci predkosci czastek w
strefie pierscieniowej.'
else lan1:='Zależność prędkości cząstek w strefie
pięścieniowej.';
lan2:='Va [m/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
wartosc:=masg1-wartosc;
if wartosc<0 then wartosc:=0;
if (modelsred='mcnabstocker') or (modelap='stocker') then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstożka
then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;

```

```

if tabxr[i]>=lstożka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;
end;
end;
if modelsred='mcnab' then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstożka
then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout))/4;
if tabxr[i]>=lstożka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout))/4;
end;
end;
if tabxr[i]>=lent then
begin
if tabxr[i]<lstożka
then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-sqr(drury))/4;
if tabxr[i]>=lstożka then pomoc:=powanular;
end;
tablica[i]:=wartosc/(pomoc*(1-epszloza)*ros)
end;
end;
'8':
begin
xxx:=1;
fff:=1;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci predkosci gazu w
strefie pierscieniowej.'
else lan1:='Zależność prędkości gazu w strefie
pięścieniowej.';
lan2:='Ua [m/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
wartosc:=masg1-wartosc;
if wartosc<0 then wartosc:=0;
if (modelsred='mcnabstocker') or (modelap='stocker') then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstożka
then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;
if tabxr[i]>=lstożka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;
end;
end;
if modelsred='mcnab' then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstożka
then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout))/4;

```

```

if tabxr[i]>=lstozka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout))/4;
end;
end;
if tabxr[i]>=lent then
begin
if tabxr[i]<lstozka then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-sqr(drury))/4;
if tabxr[i]>=lstozka then pomoc:=powanular;
end;
tablica[i]:=wartosc/(pomoc*epszloza*gestosc0);
end;
end;
'9':
begin
xxx:=2;
fff:=1;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci cisnienia gazu w
strefie pierscieniowej.'
else lan1:='Zależność ciśnienia gazu w strefie pierscieniowej.';
lan2:='Pa [Pa]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
wartosc:=masg1-wartosc;
if (modelsred='mcnabstocker') or (modelap='stocker') then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstozka then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;
if tabxr[i]>=lstozka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol))/4;
end;
end;
if modelsred='mcnab' then
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if tabxr[i]<lstozka then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-
sqr(dpoczspout))/4;
if tabxr[i]>=lstozka then pomoc:=pi*(sqr(dcy1)-
sqr(dpoczspout))/4;
end;
end;
if tabxr[i]>=lent then
begin
if tabxr[i]<lstozka then
pomoc:=pi*(sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)-sqr(drury))/4;
if tabxr[i]>=lstozka then pomoc:=powanular;
end;
wartosc:=wartosc/(pomoc*gestosc0);
if i=0 then tablica[i]:=ppocz;
if i>0 then
begin

```

```

if modelap='stocker' then tablica[i]:=tablica[i-1]-
wspolka*wartosc*(tabxr[i]-tabxr[i-1]);
if modelap='wojtek' then tablica[i]:=tablica[i-1]-
(erguna*wartosc+ergunb*sqr(wartosc))*(tabxr[i]-tabxr[i-1]);
end;
end;
'1':
begin
xxx:=3;
fff:=1;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci masowego natezenia
przeplywu gazu w strefie pierscieniowej.'
else lan1:='Zależność masowego natężenia przepływu gazu w
strefie pierscieniowej.';
lan2:='Ga [kg/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,1,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc*mgaz/(tproc*stalagaz);
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,4,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
tablica[i]:=masg1-wartosc;
end;
end;
'n':
begin
xxx:=4;
fff:=1;
if sss=0 then lan1:='Wykres zaleznosci masowego natezenia
przeplywu czastek w strefie pierscieniowej.'
else lan1:='Zależność masowego natężenia przepływu cząstek
w strefie pierscieniowej.';
lan2:='Wa [kg/s]';
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<lent then
begin
if (modelsred='stocker') or (modelsred='mcnabstocker') then
pomoc:=dpoczspout+2*tabxr[i]*tangpol;
if (modelsred='mcnab') then pomoc:=dpoczspout
end;
if tabxr[i]>=lent then pomoc:=drury;
wartosc:=pi*sqr(pomoc)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,2,sk*i,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,sk*i,blad);
tablica[i]:=wartosc*(1-pomoc)*ros
end;
end;
'z':
begin
procedurka;
goto poczproc
end;
'c':
begin
wartosc:=pi*sqr(drury)/4;
odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,2,ment,blad);
wartosc:=wartosc*pomoc;

```

```

odczyt_d(pomoc,liczba,m,'C',pliczek,3,ment,blad);
cyrkulacja1:=wartosc*(1-pomoc)*ros;
procdane;
goto poczproc
end
end;
if (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4') then
for i:=0 to m1 do
odczyt_d(tablica[i],liczba,m,'C',pliczek,xxx,sk*i,blad);
if sss=0 then wykresxyg(tabxr,tablica,m1,lan1,"x [m]",lan2);
if sss=1 then
begin
mrury1:=0;ment1:=0;
for i:=0 to m1 do
begin
if tabxr[i]<=lent then ment1:=ment1+1;
if tabxr[i]>lent then mrury1:=mrury1+1
end;
lwynikr:=trunc(mrury1/2);
lwynika:=trunc(ment1/2);
wyswietl:
clrscr;
gotoxy(1,8);
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji wygenerowanych w strefie załadunku ');
textcolor(lightred);
writeln(ment);
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji wygenerowanych powyżej strefy
załadunku ');
textcolor(lightred);
if fff=0 then writeln(mrury);
if fff=1 then writeln(mzloza-ment+1);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji odczytanych w strefie załadunku ');
textcolor(lightred);
writeln(ment1);
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji odczytanych powyżej strefy załadunku
');
textcolor(lightred);
writeln(mrury1);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Aktualna liczba wyników do odczytania w strefie
załadunku ');
textcolor(lightred);
writeln(lwynika);
textcolor(lightcyan);
write('Aktualna liczba wyników do odczytania w strefie rury
');
textcolor(lightred);
writeln(lwynikr);
writeln;writeln;
textcolor(white);
write('Chcesz zmienić liczbę odczytywanych wyników ?');
textcolor(lightred);
writeln(' T/N');
repeat
klawisz:=readkey;
until (klawisz='n') or (klawisz='t');
if klawisz='t' then
begin
clrscr;
gotoxy(1,10);
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji odczytanych w strefie załadunku ');
textcolor(lightred);

```

```

writeln(ment1);
textcolor(lightcyan);
write('Liczba iteracji odczytanych powyżej strefy załadunku
');
textcolor(lightred);
writeln(mrury1);
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Podaj nową liczbę wyświetlanych wyników w strefie
załadunku ');
textcolor(white);
write('N1=');readln(lwynika);
textcolor(lightcyan);
write('Podaj nową liczbę wyświetlanych wyników w strefie
rury ');
textcolor(white);
write('N2=');readln(lwynikr);
goto wyswietl
end;
kroczecka:=trunc(ment1/lwynika);
kroczeckr:=trunc(mrury1/lwynikr);
tabela[0]:=tablica[0];
for i:=1 to lwynika-1 do
begin
tabxri[i]:=tabxr[(i)*kroczecka];
tabela[i]:=tablica[(i)*kroczecka]
end;
tabxri[lwynika]:=tabxr[ment1];
tabela[lwynika]:=tablica[ment1];
for i:=1 to lwynikr-1 do
begin
tabxri[i+lwynika]:=tabxr[ment1+i*kroczeckr];
tabela[i+lwynika]:=tablica[ment1+i*kroczeckr]
end;
tabxri[lwynikr+lwynika]:=tabxr[ment1+mrury1];
tabela[lwynikr+lwynika]:=tablica[ment1+mrury1];
clrscr;
textcolor(lightcyan);
writeln(lan1);
writeln;
writeln(' lp z [m] ',lan2,' zmiana');
writeln;
for i:=1 to lwynika+lwynikr-1 do
begin
if tabxri[i]>lent then textcolor(lightgreen);
if tabxri[i]<=lent then textcolor(white);
if fff=1 then if tabxri[i]>hpocz then textcolor(lightred);
write(' ',i);
if i<10 then write(' ');
write(tabxri[i]:15:10,' ',tabela[i]:15:10,' ',tabela[i]-tabela[i-
1]);writeln;
if (frac(i/18)=0) and (i<>0) then
begin
writeln;
write(' ');
dowolny;
clrscr;
textcolor(lightcyan);
writeln(lan1);
writeln;
writeln(' lp z [m] ',lan2,' zmiana');
writeln;
end;
end;
if frac(i/18)<>0 then
begin
writeln;
write(' ');
dowolny
end;
end;

```

```

end;
if sss=2 then
begin
skokus:=1+trunc(m1/50);
iloscik:=trunc(m1/skokus);
for i:=0 to iloscik do
begin
tabxri[i]:=tabxr[i*skokus];
tabela[i]:=tablica[i*skokus]
end;
hop:
clrscr;
gotoxy(1,5);
textcolor(green);
writeln(' +-----+');
writeln(' |                                     |');
writeln(' +-----+');
textcolor(lightcyan);
gotoxy(wherex+7,wherey-2);
highvideo;
write('Podaj nazwę pliku do zapisania:');
gotoxy(wherex+1,wherey);
textcolor(white);
write(pliczek.sciezka);
gotoxy(wherex+8,wherey);
write('.DAT');
gotoxy(wherex-12,wherey);
readln(nazwagra);
if nazwagra="" then goto hop;
nazwagra:=nazwagra+'.DAT';
if (nazwagra=pliczek.nazwa) or (nazwagra=pliczek1.nazwa)
then
begin
clrscr;
gotoxy(1,10);
textcolor(lightred);
writeln('NAZWA PODANEGO PLIKU JEST TAKA SAMA
JAK DLA ZAPISANYCH DANYCH. ');
writeln;
dowolny;
goto hop
end;
nazwagra:=pliczek.sciezka+nazwagra;
assign(oo,nazwagra);
rewrite(oo);
delete(lan2,pos(' ',lan2),1);
writeln(oo,'z',' ',lan2);
for i:=0 to iloscik do
writeln(oo,tabxri[i],tabela[i]);
close(oo);
clrscr;
gotoxy(1,10);
textcolor(lightred);
writeln('OPERACJA WYKONANA. ');
writeln;
dowolny;
end;
goto poczproc;
end;
procedure podajcyr;
begin
writeln;
textcolor(white);
write('Podaj nową wartość prędkości cyrkulacji [kg/s] ');
textcolor(lightred);
write('wcyr=');readln(cyrkulacja);
end;
procedure dopliku;

```

```

var
tabb,tabel:weki;
label hop1;
begin
skokis:=1+trunc(ilosc/50);
iloscak:=trunc(ilosc/skokis);
for i:=0 to iloscak do
begin
tabb[i]:=tabxr[i*skokis];
tabel[i]:=tablica[i*skokis]
end;
hop1:
clrscr;
gotoxy(1,5);
textcolor(green);
writeln(' +-----+');
writeln(' |                                     |');
writeln(' +-----+');
textcolor(lightcyan);
gotoxy(wherex+7,wherey-2);
highvideo;
write('Podaj nazwę pliku do zapisania:');
gotoxy(wherex+1,wherey);
textcolor(white);
write(pliczek1.sciezka);
gotoxy(wherex+8,wherey);
write('.DAT');
gotoxy(wherex-12,wherey);
readln(nazwagra1);
if nazwagra1="" then goto hop1;
nazwagra1:=nazwagra1+'.DAT';
nazwagra1:=pliczek1.sciezka+nazwagra1;
assign(oo,nazwagra1);
rewrite(oo);
delete(lan2,pos(' ',lan2),1);
writeln(oo,'z',' ',lan2);
for i:=0 to iloscak do
writeln(oo,tabb[i],tabel[i]);
close(oo);
clrscr;
gotoxy(1,10);
textcolor(lightred);
writeln('OPERACJA WYKONANA. ');
writeln;
dowolny;
end;
begin
{*****}
{*****}
{*****}
*****
BLOK GŁÓWNY
*****
*****}
{*****}
*****}
{DOŁĄCZENIE KROJÓW PISMA ORAZ
STEROWNIKA GRAFICZNEGO}
RegisterBGIdriver(@ega);
RegisterBGIfont(@goth);
RegisterBGIfont(@Seans);
RegisterBGIfont(@litt);
RegisterBGIfont(@Trip);
skok2:
kolcyr1:=0;
cyk:=0;
odczytdanych;
dane;

```



```

skok1:
kolcyr:=0;
bladgeo:=0;
modydane;
{*****}
{*****}
{*****} OBLICZENIA
POCZĄTKOWE *****}
{*****}
*****}
teta:=1.745e-2*teta;
tantetapol:=tangens(teta/2);
lstozka:=(dcyl-dwlot)/(2*tantetapol);
if hpocz<=lstozka then zloze='stozek';
if hpocz>lstozka then zloze='cylinder';
if hpocz<lent then rurazloze='nie';
if hpocz>=lent then rurazloze='tak';
if lent>=lstozka then rurastozek='nie';
if lent<lstozka then rurastozek='tak';
if lent+lrury<lstozka then rurastozek='stozek';
gestosc0:=ppocz*mgaz/(stalagaz*tproc);
masgl:=objg1*gestosc0/3600;
archimedes:=potega(dp,3)*(ros-
gestosc0)*gestosc0*gziem/sqr(etag);
dzloza:=2*(hpocz+(dwlot/(2*tantetapol)))*tantetapol;
vzloza:=0.333*((hpocz*pi*sqr(dzloza)/4)-
(pi*potega(dwlot,3)/(8*tantetapol)));
masazloza:=vzloza*ros*(1-epszloza);
{OBLICZENIE PRĘDKOŚCI OPADANIA
POJEDYNCZEJ CZĄSTKI KULISTEJ WG
WZORÓW STOKESA, ALLENA I
NEWTONA}
if archimedes<18 then opadanie:=archimedes/18;
if (archimedes>=18) and (archimedes<6.35e5) then
opadanie:=potega(archimedes/13.9,0.714);
if archimedes>=6.35e5 then
opadanie:=1.73*sqr(archimedes);
opadanie:=opadanie*etag/(dp*gestosc0);
{OBLICZENIE WSPÓŁCZYNNIKA
TRANSFORMACJI ENERGII WG
WZORU LESCHONSKIEGO I KMIĘCIA}
transf:=0.37+0.014*opadanie;
{OBLICZENIE ŚREDNICY KANAŁU
CENTRALNEGO WG McNABA WRAZ Z POPRAWKĄ
GREENA I BRIDGEWATERA}
dspoutobl:=1.99*potega(4*masgl/(pi*sqr(dcy1)),0.489)*pote
ga(dcy1,0.678)/potega((1-epszloza)*ros,0.411);
if dcy1>0.91 then dspoutobl:=dspoutobl*(1+dcyl/4);
{OBLICZENIE MAKSYMALNEJ WYSOKOŚCI
FONTANNOWANIA WG KORELACJI
McNABA I BRIDGEWATERA}
wspolhm:=(sqr(dcy1)/dp)*potega(dcy1/dwlot,0.667)*(700/arch
imedes)*sqr(sqrt(1+35.9e-6*archimedes)-1);
{OBLICZENIE MINIMALNEJ PRĘDKOŚCI
FLUIDYZACJI WG UNIWERSALNEGO RÓWNANIA
WENA I YU}
uflu:=sqrt(1136+0.0408*archimedes)-33.7;
uflu:=uflu*etag/(gestosc0*dp);
{OBLICZENIE MINIMALNEJ PRĘDKOŚCI
FONTANNOWANIA DLA ZŁOŻA STOŻKOWEGO
WG MARKOWSKIEGO I KAMIŃSKIEGO}
if zloze='stozek' then
begin
ufont:=0.028*potega(archimedes,0.57)*potega(hpocz/dwlot,0.
48)*potega(dcy1/dwlot,1.27);
ufont:=ufont*etag/(dp*gestosc0);
ufont1:=ufont*sqr(dwlot/dcy1)
end;
{OBLICZENIE MINIMALNEJ PRĘDKOŚCI
FONTANNOWANIA DLA ZŁOŻA CYLINDRYCZNO -

```

```

GISHLERA
STOŻKOWEGO WG MATHURA I
WRAZ Z POPRAWKĄ FANEA I
MICHELLA}
if zloze='cylinder' then
begin
ufont1:=dp*potega(dwlot/dcy1,0.333)*sqr(2*gziem*hpocz*(r
os-gestosc0)/gestosc0)/dcy1;
if dcy1>0.4 then ufont1:=ufont1*2*potega(dcy1,1-exp(-
7*sqr(dcy1)));
ufont:=sqr(dcy1/dwlot)*ufont1
end;
if (rurazloze='tak') and (lent+lrury>hpocz) and (zloze='stozek')
then
begin
{OBLICZENIE MINIMALNEJ PRĘDKOŚCI
CYRKULACJI WG BARTOSZEWICZA DLA ZŁOŻA
STOŻKOWEGO}
vrury:=pi*sqr(drury)*lrury/4;
wcyrkul:=0.0137*potega((lent+lrury-
hpocz)*vrury/(lrury*vzloza),0.411)*potega(archimedes,0.714)
*
potega(dzloza/dwlot,-
0.554)*potega(teta,0.8)*potega(lrury/dcy1,-0.174);
wcyrkul:=wcyrkul*etag/(dp*gestosc0);
wcyrkul:=wcyrkul*sqr(dzloza/dwlot)
end;
wpoczg:=4*masgl/(pi*sqr(dwlot)*gestosc0);
wpoczgs:=4*masgl/(pi*sqr(dspoutobl)*gestosc0);
wpoczs:=1e-12;
mascentr0:=wpoczs*pi*sqr(dwlot)*ros/4;
epsilon0:=(masgl/gestosc0)/((masgl/gestosc0)+(mascentr0/r
os));
{OBLICZENIE PRĘDKOŚCI CYRKULACJI WG
RÓWNAŃ CHATERJEE}
cyrkulobl:=0.967*masgl*potega(ros/1e3,-
0.17)*potega(dp*1e3,0.27)/(ufont*gestosc0*pi*sqr(dwlot));
if kolcyr1=0 then cyrkulacja:=cyrkulobl;
{SPRAWDZENIE ZAKRESU STOSOWALNOŚCI
ZASTOSOWANYCH KORELACJI}
if (dp<1.5e-3) or (dp>7.3e-3) or (ros<920) or (ros>1460) or
(dcy1<0.1) or (dcyl>0.61)
or (dspoutobl<0.02) or (dspoutobl>0.09) or (ros*(1-
epszloza)<590) or (ros*(1-epszloza)>905)
or (4*masgl/(pi*sqr(dcy1))<0.35) or
(4*masgl/(pi*sqr(dcy1))>1.8) then
begin
clrscr;
writeln;writeln;
textcolor(lightred);
if (dp<1.5e-3) or (dp>7.3e-3) then
writeln('JESTEŚ POZA PRZEDZIAŁEM ŚREDNICY
CZĄSTEK DLA STOSOWANYCH KORELACJI.');

```

```

dowolny
end;
clrscr;
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                                OBLICZONE WARTOŚCI
POCZĄTKOWE:');
pod;
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Masa złoża [kg] ');
textcolor(lightred);
writeln('m=',masazloza:5:3);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu liczona na przekrój wlotu do aparatu
[m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wg=',wpoczg:5:3);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość gazu liczona na przekrój kanału centralnego
[m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('wg=',wpoczgs:5:3);
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość unoszenia cząstki [m/s] ');
textcolor(lightred);
writeln('w=',opadanie:5:3);
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój wlotowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
if zloze='cylinder' then writeln('Mathura i Gishlera
ufon0=',ufont:6:4);
if zloze='stozek' then writeln('Markowskiego i Kamińskiego
ufon0=',ufont:6:4);
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość fontannowania liczona na
przekrój walcowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
if zloze='cylinder' then writeln('Mathura i Gishlera
ufon=',ufont1:6:4);
if zloze='stozek' then writeln('Markowskiego i Kamińskiego
ufon=',ufont1:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Minimalna prędkość fluidyzacji [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('Wena i Yu uflu=',uflu:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Średnica kanału centralnego [m] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('McNaba D=',dspoutobl:6:4);
textcolor(lightcyan);
write('Maksymalna wysokość fontannowania [m] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('McNaba i Brdgewater Hm=',wspolhm:6:4);
textcolor(lightcyan);
if (rurazloze='tak') and (lent+lrury>hpocz) and (zloze='stozek')
then
begin
writeln('Minimalna prędkość cyrkulacji liczona na przekrój
wlotowy aparatu [m/s] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('Bartoszewicza wmin=',wcyrkul:6:4)
end;
if (rurazloze='tak') and (hpocz>lent+lrury) and (zloze='stozek')
then
begin
textcolor(lightcyan);
writeln('Minimalna prędkość cyrkulacji równa jest minimalnej
prędkości fontannowania.');
```

```

wcyrkul:=ufont
end;
textcolor(lightcyan);
write('Prędkość cyrkulacji ciała stałego [kg/s] wg ');
textcolor(lightred);
writeln('Chaterjee wcyt=',cyrkulobl:6:4);
writeln;
if (wpoczg<wcyrkul) and (rurazloze='tak') and (zloze='stozek')
then
begin
zbytmała;
bladgeo:=1
end;
if (wpoczg<ufont) and (rurazloze='nie') then
begin
zbytmała;
bladgeo:=1
end;
if (wpoczg<ufont) and (rurazloze='tak') and (zloze='cylinder')
then
begin
zbytmała;
bladgeo:=1
end;
if hpocz>wspolhm then
begin
textcolor(lightred+blink);
writeln('WYSOKOŚĆ ZŁOŻA PRZEKRACZA WARTOŚĆ
MAKSYMALNĄ.');
```

bladgeo:=1

end;

textcolor(lightcyan);

write('ZŁOŻE MA KSZTAŁT ');

if zloze='cylinder' then writeln('CYLINDRYCZNO -

STOŻKOWY.');

if zloze='stozek' then writeln('STOŻKOWY.');

if rurazloze='nie' then

begin

textcolor(lightred+blink);

writeln('RURA WZNOSZĄCA NIE WESZŁA W ZŁOŻE.');

bladgeo:=1

end;

textcolor(lightcyan);

if rurazloze='tak' then writeln('RURA WZNOSZĄCA

WESZŁA W ZŁOŻE.');

if (rurazloze='tak') and (lent+lrury<hpocz) then

begin

textcolor(lightred+blink);

writeln('RURA WZNOSZĄCA ZOSTAŁA CAŁKOWICIE

PRZYKRYTA PRZEZ ZŁOŻE.');

bladgeo:=1;

textcolor(lightcyan)

end;

if (rurazloze='tak') and (lent+lrury>hpocz) then

writeln('RURA WZNOSZĄCA NIE ZOSTAŁA

CAŁKOWICIE PRZYKRYTA PRZEZ ZŁOŻE.');

if rurastozek='nie' then writeln('RURA WZNOSZĄCA

ZNAJDUJE SIĘ JEDYNIEM W CZĘŚCI WALCOWEJ

APARATU.');

if rurastozek='tak' then writeln('RURA WZNOSZĄCA

ZNAJDUJE SIĘ W CZĘŚCI STOŻKOWEJ I

CYLINDRYCZNEJ APARATU.');

if rurastozek='stozek' then writeln('RURA WZNOSZĄCA

ZNAJDUJE SIĘ CAŁKOWICIE W CZĘŚCI STOŻKOWEJ

APARATU.');

bledzik:

if bladgeo=1 then

begin

textcolor(lightred);

writeln;

```

writeln('NIE ZOSTAŁY SPEŁNIONE PODSTAWOWE
WARUNKI HYDRODYNAMIKI I GEOMETRII
APARATU. ');
writeln('MUSISZ ZMIENIĆ DANE WEJŚCIOWE. ');
writeln;writeln;
dowolny;
cyk:=1;
teta:=teta/1.745e-2;
goto skok1
end;
taknie;
if klawisz='t' then
begin
cyk:=1;
teta:=teta/1.745e-2;
goto skok1
end;

{WYBÓR MODELU DLA STREFY
PIERŚCIENIOWEJ}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                WYBÓR MODELU DLA CAŁEGO
APARATU. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Model Stockera. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Model Wojtki. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2');
case klawisz of
'1':
begin
modelap:='stocker';
dpoczspout:=dwlot;
model:='a'
end;
'2':modelap:='wojtek'
end;
if modelap='wojtek' then
begin
liczbaitr:=0;
poczekranu:
clrscr;
writeln;
if liczbaitr=1 then
begin
proctabela;
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na rurze wznoszącej [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(pwlotr-pwylota:5:4);
textcolor(lightcyan);
write('Spadek ciśnienia na aparacie [Pa] ');
textcolor(lightred);
writeln(pwlotr-pwylota:5:4);
writeln;
textcolor(lightcyan);
writeln('Obliczenia wykonano dla następujących
parametrów: ');
write('Model hydrodynamiczny typu ');
textcolor(lightred);
if model='a' then writeln('A');
if model='b' then writeln('B');
textcolor(lightcyan);

```

```

write('Średnica części centralnej określana wg ');
textcolor(lightred);
if modelsred='stocker' then writeln('Stockera');
if modelsred='mcnabstocker' then writeln('McNaba i
Stockera');
if modelsred='mcnab' then writeln('McNaba');
textcolor(lightcyan);
write('Współczynnik oporu cząstki wg ');
textcolor(lightred);
case wspoloporu of
1:writeln('Stokesa, Schillera i Newtona');
2:writeln('Firsta');
3:writeln('Turtona i Levenspiela');
4:writeln('Heidera i Levenspiela')
end;
textcolor(lightcyan);
write('Współczynnik tarcia cząstki o ścianę wg ');
textcolor(lightred);
case wspoltarczas of
1:writeln('Stemeringa');
2:writeln('Leunga i Wilesa');
3:writeln('Konno i Saito');
4:writeln('Capesa i Nakamury');
5:writeln('Kmiecia');
6:writeln('Razumowa')
end;
end;
writeln;
textcolor(lightcyan);
write('Aktualna wartość prędkości cyrkulacji [kg/s] ');
textcolor(lightred);
writeln(cyrkulacja:6:4);
if kolcyr=0 then
begin
textcolor(white);
writeln;write('Chcesz zmienić prędkość cyrkulacji ciała stałego
');
textcolor(lightred);
writeln('(T/N)');
repeat
klawisz:=readkey;
until (klawisz='t') or (klawisz='n');
if (klawisz='t') then
begin
podajcyr;
end;
end;
if kolcyr=1 then podajcyr;
{***** WYBÓR MODELU
HYDRODYNAMICZNEGO *****}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                WYBÓR MODELU
HYDRODYNAMICZNEGO. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Model typu A. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Model typu B. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2');
case klawisz of
'1':model:='a';
'2':model:='b'
end;
end;

```



```

        {WYBÓR OBLICZANIA ŚREDNICY CZĘŚCI
CENTRALNEJ}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                WYBÓR SPOSOBU OBLICZANIA
ŚREDNICY CZĘŚCI CENTRALNEJ. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Według Stockera. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Według McNaba i Stockera. ');
textcolor(white);write('                3 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Według McNaba. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3');
case klawisz of
'1':
begin
dpoczspout:=dwlot;
modelsred:='stocker'
end;
'2':
begin
dpoczspout:=dspoutobl;
modelsred:='mcnabstocker'
end;
'3':
begin
dpoczspout:=dwlot;
modelsred:='mcnab'
end;
end;
dpoczspout:=dspoutobl;
end;
if (drury<dpoczspout) then
begin
clrscr;
writeln;
textcolor(lightred+blink);
writeln('ŚREDNICA RURY WZNOSZĄCEJ JEST
MNIJSZA OD ŚREDNICY STREFY CENTRALNEJ. ');
bladgeo:=1;
goto bledzik
end;
        {WYBÓR METODY OBLICZENIOWEJ
WSPÓŁCZYNNIKÓW OPORU GAZU I CZĄSTEK}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('WYBÓR KORELACJI OBLICZAJĄCEJ
WSPÓŁCZYNNIK OPORU PRZEPŁYWU POJEDYNCZEJ
CZĄSTKI. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacje Stokesa, Schillera oraz
Newtona. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Firsta i
współpracowników. ');
textcolor(white);write('                3 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Turtona i
Levenspiela. ');
textcolor(white);write('                4 - ');

```

```

textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Haidera i
Levenspiela. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4');
val(klawisz,wspoloporu,kod);
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                WYBÓR KORELACJI OBLICZAJĄCEJ
WSPÓŁCZYNNIK TARCIA CZĄSTKI O ŚCIANĘ. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Stermerdinga. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Leunga i Wilesa. ');
textcolor(white);write('                3 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Konno i Saito. ');
textcolor(white);write('                4 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Capesa i Nakamury. ');
textcolor(white);write('                5 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Kmiecica. ');
textcolor(white);write('                6 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Korelacja Razumowa. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4') or (klawisz='5') or (klawisz='6');
val(klawisz,wspoltarczas,kod);
{***** WYBÓR METODY
CAŁKOWANIA *****}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('                WYBÓR METODY
CAŁKOWANIA. ');
pod;
writeln;
textcolor(white);write('                1 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Metoda Runge-Kutty. ');
textcolor(white);write('                2 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Metoda Fehlberga. ');
textcolor(white);write('                3 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Metoda wielokrokowa. ');
textcolor(white);write('                4 - ');
textcolor(lightcyan);writeln('Metoda Geara. ');
odpowiedni(26,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3') or
(klawisz='4');
val(klawisz,metoda,kod);
tangpol:=(drury-dpoczspout)/(2*lent);
powanular:=pi*(sqr(dcy1)-sqr(drury))/4;
arury:=pi*sqr(drury)/4;
acylinder:=pi*sqr(dcy1)/4;
wspolka:=150*etage*sqr(1-
epszloza)/(sqr(dp)*potega(epszloza,3));
wspolcyr:=mass1/lent;
wspolcyrobl:=cyrkulacja/lent;
{OBLICZENIE ZMODYFIKOWANYCH PRZEZ
McDONALDA STAŁYCH RÓWNANIA ERGUNA}
erguna:=ergun1*sqr(1-
epszloza)*etage/(potega(epszloza,3.6)*sqr(dp));

```

```

ergunb:=ergun2*(1-
epszloza)*gestosc0/(potega(epszloza,3.6)*dp);
{OBLICZENIE STAŁYCH ZMODYFIKOWANEGO
PRZEZ EPSTEINA MODELU LEFROYA I DAVIDSONA}
dpdzmf:=erguna*uflu+ergunb*sqr(uflu);
lefroyb:=potega(sin(pi*hocz/(2*wspolhm)),stalan1);
uah:=stalaalfa*uflu;
początkowe;
całkowanie;
skok3;
wyniki;
{***** MENU KOŃCOWE STREFY RURY I
ZAŁADUNKU *****}
clrscr;
gotoxy(1,8);
pod;
textcolor(yellow);
writeln('          MENU KOŃCOWE STREFY
ZAŁADUNKU I RURY. ');
pod;
textcolor(white);
writeln;
write('1 - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
od początku dla tych samych danych wejściowych. ');
textcolor(white);
write('2 - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
od początku dla danych wejściowych zawartych w pliku. ');
if modelap='wojtek' then
begin
liczbaitr:=1;
textcolor(white);
write('3 - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
dla modelu Wojtki. ');
if selekcja=0 then
begin
writeln;
textcolor(lightrd);
write('F ');textcolor(lightcyan);writeln(' Obliczenia dla strefy
fontanny. ');
end;
end;
writeln;
textcolor(white);
write('P - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne
wyświetlanie wyników ze strefy załadunku i rury. ');
if selekcja=1 then
begin
textcolor(white);
write('O - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne
wyświetlanie wyników ze strefy fontanny. ');
end;
textcolor(white);
write('K - ');textcolor(lightcyan);writeln('Wyjście z
programu. ');
odpowiedni(wherex,wherey+1);
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='p') or
(klawisz='k') or (klawisz='f')
or (klawisz='o') or (klawisz='3');
case klawisz of
'1':
begin
teta:=teta/1.745e-2;
kolcyrl:=1;
goto skok1;
end;
'2':goto skok2;
'3':
begin

```

```

kolcyrl:=1;
goto poczekranu;
end;
'p':goto skok3;
'o':goto odczycik;
'k':halt;
'f':begin
clrscr;
selekcja:=1;
{***** OBLICZENIA DLA STREFY
FONTANNY *****}
{OBLICZENIE WYSOKOŚCI FONTANNY ZE
WZORU UPROSZCZONEGO}
odczyt_d(pwylot,liczba,m,'C',pliczek,1,m,blad);
odczyt_d(vswylot,liczba,m,'C',pliczek,2,m,blad);
odczyt_d(epswylot,liczba,m,'C',pliczek,3,m,blad);
rogwylot:=pwylot*mgaz/(stalagaz*tproc);
wysfont:=sqr(vswylot)*ros/(2*gziem*(ros-rogwylot));
epsilon:=(1-epswylot)*vswylot/(1-epszloza);
predgcyl:=4*masg1/(pi*sqr(dcyll)*rogwylot);
{USTALENIE WARTOŚCI
POCZĄTKOWYCH}
rownania1:=1;
t0:=lent+lrury;t1:=lent+lrury+wysfont; { Zakres zmienności
wysokości fontanny }
x0[1]:=vswylot; {Początkowa prędkość ciała
stałego w fontannie}
wzglodny:=1e-10; { Błędy dopuszczalne w
obliczeniach }
wzglodnyaj:=1e-10;
absolutny:=1e-10;
{CAŁKOWANIE}
inic_plik(pliczek1);
pliczek1:=pliczek;
delete(pliczek1.nazwa,pos('.DAT',pliczek1.nazwa),4);
pliczek1.nazwa:=pliczek1.nazwa+'f';
case metoda of
1:met_run_kut(2,6,rownania1,f1,h0,t0,t1,wzglodny,wzglodnyaj,absolutny,x0,m,pliczek1,blad,25*256+14);
2:met_fehl(2,4,rownania1,f1,h0,t0,t1,wzglodny,wzglodnyaj,absolutny,x0,m,pliczek1,blad,25*256+14);
3:met_adams_mul(2,rownania1,f1,h0,t0,t1,wzglodny,wzglodnyaj,absolutny,x0,m,pliczek1,blad,25*256+14);
4:met_gear(2,rownania1,f1,h0,t0,t1,wzglodny,wzglodnyaj,absolutny,x0,m,pliczek1,blad,25*256+14);
end;
textmode(c80);
liczbazapis:=0;
{WYDRUK WYNIKÓW I MENU KOŃCOWE}
odczycik;
odczyt_d(wspol,1,mmm,'B',pliczek1,0,0,blad);
for i:=0 to mmm do
begin
odczyt_d(bum,rownania1,mmm,'C',pliczek1,1,i,blad);
if bum>0 then
begin
odczyt_d(rzwysfon,rownania1,mmm,'C',pliczek1,0,i,blad);
iteracje:=i
end;
end;
rzwysfon:=rzwysfon-lent-lrury;
skok:=1+trunc(iteracje/2000);
ilosc:=trunc(iteracje/skok);
{DOPISANIE WYNIKÓW OBLICZEŃ ZE STREFY
FONTANNY DO PLIKU}
if liczbazapis=0 then
begin
assign(oo,nazwawyniki);
append(oo);
writeln(oo);

```

```

writeln(oo,'Wysokość fontanny wyznaczona z równania
uproszczonego Gracea ',wysfont:7:5,' m');
writeln(oo,'Wysokość fontanny wyznaczona z korelacji
empirycznej Gracea ',wysfont*potega(epsydot,1.46):7:5,'
m');
writeln(oo,'Wysokość fontanny wyznaczona z modelu
',rzwysfon:7:5,' m');
close(oo);
liczbazapis:=1;
end;
for i:=0 to ilosc do
begin
odczyt_d(bum,rownania1,mmm,'C',pliczek1,0,i*skok,bład);
tabxr[i]:=bum-lent-lrury
end;
menu:
bumbum:=1;
menu1:
clrscr;
pod;
textcolor(yellow);
writeln('          PRZEDSTAWIENIE WYNIKÓW
ROZKŁADÓW OSIOWYCH W STREFIE FONTANNY. ');
pod;
textcolor(white);
writeln;
write('1 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości cząstki w strefie fontanny. ');
textcolor(white);
write('2 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład prędkości gazu w strefie fontanny. ');
textcolor(white);
write('3 - ');textcolor(lightcyan);
writeln('Rozkład porowatości w strefie fontanny. ');
if bumbum=1 then
begin
writeln;
textcolor(lightred);
write('F ');textcolor(lightcyan);
writeln(' - Wysokość fontanny. ');
writeln;
textcolor(white);
write('D - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
od początku dla tych samych danych wejściowych. ');
textcolor(white);
write('P - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
od początku dla danych wejściowych zawartych w pliku. ');
if modelap='wojtek' then
begin
textcolor(white);
write('M - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne obliczenia
dla modelu Wojtki. ');
end;
textcolor(white);
write('W - ');textcolor(lightcyan);writeln('Ponowne
wyświetlanie wyników ze strefy załadunku i rury. ');
writeln;
textcolor(lightred);
write('X - ');textcolor(lightcyan);writeln('Zapisanie wyników
w pliku. ');
writeln;
textcolor(white);
write('K - ');textcolor(lightcyan);writeln('Wyjście z
programu. ');
end;
odpowiedni(wherex,wherey+1);
if bumbum=1 then
repeat
klawisz:=readkey

```

```

until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='p') or
(klawisz='k') or (klawisz='x')
or (klawisz='f') or (klawisz='d') or (klawisz='w') or
(klawisz='3') or (klawisz='m');

if klawisz='x' then
begin
bumbum:=2;
goto menu1
end;
if bumbum=2 then
repeat
klawisz:=readkey
until (klawisz='1') or (klawisz='2') or (klawisz='3');
case klawisz of
'd':
begin
teta:=teta/1.745e-2;
kolcyr:=1;
goto skok1;
end;
'p':goto skok2;
'w':goto skok3;
'm':
begin
kolcyr:=1;
goto poczekranu;
end;
'f':
begin
wyswietl:
clrscr;
gotoxy(1,10);
textcolor(lightcyan);
write('Wysokość fontanny wyznaczona z równania
uproszczonego Gracea [m] ');
textcolor(lightred);
writeln('Ht=',wysfont:7:5);
textcolor(lightcyan);
write('Wysokość fontanny wyznaczona z korelacji empirycznej
Gracea [m] ');
textcolor(lightred);
writeln('Ht=',wysfont*potega(epsydot,1.46):7:5);
textcolor(lightcyan);
write('Wysokość fontanny wyznaczona z modelu [m] ');
textcolor(lightred);
writeln('Hf=',rzwysfon:7:5);
writeln;
dowolny;
goto menu
end;
'k':halt;
'l':
begin
lan1:='Wykres zależności prędkości cząstki w strefie
fontanny.';
lan2:='Vc [m/s]';
for i:=0 to ilosc do
odczyt_d(tablica[i],rownania1,mmm,'C',pliczek1,1,i*skok,bla
d);
end;
'3':
begin
lan1:='Wykres zależności porowatości w strefie fontanny.';
lan2:='eps';
for i:=0 to ilosc do
begin
odczyt_d(bum,rownania1,mmm,'C',pliczek1,1,i*skok,bład);
if bum>epsilona then tablica[i]:=1-((1-
epsydot)*vswydot/bum);

```

```

if bum<=epsilona then tablica[i]:=epszloza;
end
end;
end;
'2':
begin
lan1:='Wykres zaleznosci predkosci gazu w strefie fontanny.';
lan2:='Vg [m/s]';
for i:=0 to ilosc do
begin
odczyt_d(bum,rownania1,mmm,'C',pliczek1,1,i*skok,blad);
if bum>epsilona then bum:=1-((1-epsywlot)*vswyot/bum);
if bum<=epsilona then bum:=epszloza;
if      tabxr[i]+lent+lrury<lstoza      then
vgcylinder:=4*masg1/(pi*sqr(dwlot+2*tabxr[i]*tantetapol)*ro
gwyot);
if tabxr[i]+lent+lrury>=lstoza then vgcylinder:=predgcyl;
tablica[i]:=vgcylinder/bum

```

```

end
end;
end;
if bumbum=1 then
begin
wykresxyg(tabxr,tablica,ilosc,lan1,',x [m]',lan2);
goto menu
end;
if bumbum=2 then
begin
dopliku;
goto menu
end;
end
end
end.

```

