

POLITECHNIKA OPOLSKA
WYDZIAŁ MECHANICZNY
KATEDRA INŻYNIERII ŚRODOWISKA

**PRZEPŁYW MIESZANINY DWUFAZOWEJ W PEKU
MINIKANALÓW WSPÓŁPRACUJĄCYCH RÓWNOLEGLE**

ROZPRAWA DOKTORSKA

Doktorant: mgr inż. Barbara Miłaszewicz

Promotor: prof. dr hab. inż. Roman Ulbrich

OPOLE 2011

Serdeczne podziękowania składam promotorowi, Panu prof. Romanowi Ulbrichowi, za pomoc, opiekę naukową i cenne konsultacje udzielone mi podczas realizacji pracy.

Wyrazy podziękowania dla wszystkich współpracowników Katedry Inżynierii Środowiska, którzy przyczynili się do powstania pracy w trakcie wielu interesujących dyskusji i rozmów.

Spis treści

Spis treści.....	3
Spis ważniejszych oznaczeń	5
1. Wprowadzenie	7
2. Przegląd konstrukcji aparatów wykorzystujących przepływ w kanałach równoległych o małych średnicach	8
3. Studia literaturowe w zakresie badań nad nierównomiernością dystrybucji mieszanin dwufazowych w kanałach współpracujących równolegle.....	13
3.1. Badania wpływu nierównomiernej dystrybucji na wydajność miniwymenników ciepła	15
3.2. Przegląd badań w zakresie przepływów dwufazowych gaz-ciecz w kanałach równoległych.....	15
3.3. Podsumowanie	26
4. Wpływ kierunku przepływu na struktury przepływu w minikanalach	27
5. Cel i zakres pracy	29
6. Koncepcja badań	30
6.1. Stanowisko badawcze	30
6.2. Charakterystyka urządzeń	33
6.3. Analiza niepewności pomiarowej	34
7. Metodyka badań	36
7.1. Test stacjonarności	38
7.2. Identyfikacja struktur przepływu.....	39
7.2.1. Identyfikacja struktur przepływu na podstawie obserwacji wizualnej.....	40
7.2.2. Identyfikacja struktur przepływu na podstawie analizy statystycznej poziomów szarości	43
7.3. Pomiar prędkości rzeczywistej gazu	54
8. Wyniki badań.....	59
8.1. Wyniki identyfikacji struktur w poszczególnych kanałach.....	59
8.1.1. Mapy przepływu.....	79
8.1.2. Porównanie wyników eksperymentalnych z mapą teoretyczną w warunkach przepływu opadającego	87
8.1.3. Podsumowanie	89
8.2. Prędkość fazy gazowej	90
8.3. Wpływ wybranych parametrów na równomierność rozkładu mieszaniny dwufazowej do poszczególnych minikanalów	96
8.3.1. Wpływ kierunku przepływu na równomierność rozkładu prędkości gazu.....	97
8.3.2. Wpływ geometrii kolektora dystrybucyjnego na równomierność rozkładu prędkości gazu.....	99
8.3.3. Wpływ strumieni doprowadzanych faz na równomierność rozkładu prędkości gazu	99
8.3.4. Podsumowanie	103

8.4.	Udziały objętościowe gazu	103
8.4.1.	Porównanie wyników własnych z korelacjami istniejącymi w literaturze przedmiotu	106
8.4.2.	Podsumowanie	116
9.	Wyznaczenie optymalnych warunków pracy układu	117
10.	Wnioski i uwagi końcowe.....	123
11.	Literatura	125

Spis ważniejszych oznaczeń

A	- współczynnik asymetrii, -
a	- szerokość przekroju poprzecznego kanału, m
b	- odległość między kanałami, m
c	- wysokość przekroju poprzecznego kanału, m
C_0	- parametr rozkładu, -
d	- średnica kanału, m
d_h	- średnica hydrauliczna kanału, m
d_k	- średnica kolektora dystrybucyjnego, m
Do	- dominanta, -
d_{wl}	- średnica kanału wlotowego do kolektora dystrybucyjnego, m
f_s	- częstotliwość próbkowania obrazu, Hz
G	- strumień masy, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$
\overline{GL}	- średnia arytmetyczna poziomów szarości, -
K	- kurtoza, -
L	- długość kanałów, m
l	- odległość pomiędzy obszarami pomiarowymi, m
L_k	- długość kolektora dystrybucyjnego, m
L_{wl}	- długość kanału wlotowego do kolektora dystrybucyjnego, m
Max	- wartość maksymalna, -
Me	- mediana, -
Min	- wartość minimalna, -
n	- liczba kanałów, -
p	- ciśnienie, Pa,
Pr	- prawdopodobieństwo,
Q	- strumień objętościowy dozowany do kolektora dystrybucyjnego, dm^3/h
R	- rozstęp, -
Re	- liczba Reynoldsa, -

- $R_{x,y}$ - korelacja wzajemna sygnałów x i y, czyli poziomów szarości w obszarach badawczych, -
- STD - odchylenie standardowe, -
- S_k - przekrój kolektora dystrybucyjnego, m^2
- T - czas, s
- t - temperatura, $^{\circ}C$
- V - współczynnik zmienności, -
- w - prędkość, m/s
- w_{dr} - prędkość poślizgu, m/s
- w_g - rzeczywista prędkość gazu, m/s
- w_{sg} - prędkość pozorna gazu, m/s
- w_{sl} - prędkość pozorna cieczy, m/s
- w_T - prędkość pozorna mieszaniny, m/s
- X - udział masowy jednej z faz,-

symbole greckie:

- α - udział objętościowy jednej z faz,-
- β - poziom istotności, -
- η - współczynnik lepkości dynamicznej, Pa·s
- ρ - gęstość, kg/m^3
- σ - napięcie powierzchniowe, N/m
- τ - czas opóźnienia sygnału, s
- ξ - wlotowy udział fazy w mieszaninie, -

Indeksy:

- g- gaz
- l- ciecz
- op- przepływ opadający
- wzn- przepływ wznoszący
- obl- obliczony
- zm- zmierzony

1. Wprowadzenie

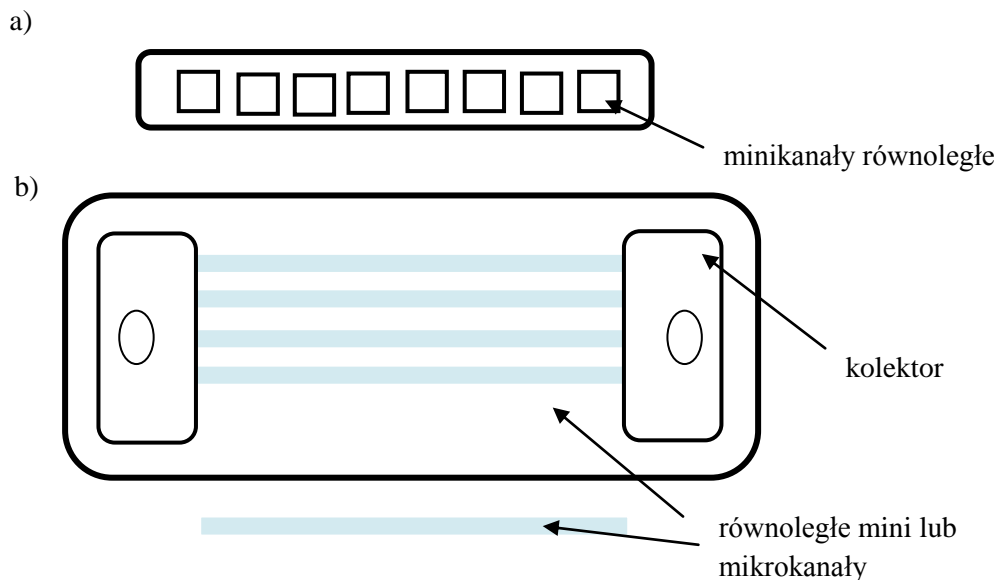
Przedmiot niniejszej pracy - hydrodynamika przepływu dwufazowego gaz-ciecz w układzie minikanalów współpracujących równolegle jest pewnego rodzaju odpowiedzią na obecnie panujący trend do miniaturyzacji urządzeń do wymiany ciepła, czy masy. Ogólnie rzecz ujmując, badania przepływów dwufazowych w minikanalach w skali globalnej rozwijają się bardzo dynamicznie, przy czym wciąż istnieją obszary wymagające przeprowadzenia dalszych badań. Jednym z nich jest badanie hydrodynamiki przepływu mieszaniny dwufazowej gaz-ciecz w pęku minikanalów współpracujących równolegle, ze szczególnym uwzględnieniem charakteru powstających nierównomierności rozptyłu mieszaniny do poszczególnych kanałów. Okazuje się bowiem, że nierównomierność dystrybucji czynnika dwufazowego do kanałów współpracujących równolegle, jest zjawiskiem bardzo powszechnym i jednocześnie niezwykle skomplikowanym, istotnie wpływającym na wydajność aparatów wykorzystujących tego typu przepływ, co w sposób bardziej szczegółowy zostało omówione w dalszej części pracy. Na podstawie analizy istniejącego stanu wiedzy w literaturze przedmiotu można z całą pewnością stwierdzić, że uzyskane dotychczas wyniki nie są wystarczające do głębokiego zrozumienia problemu i wyjścia z konkretnym rozwiązaniem umożliwiającym osiągnięcie w pełni równomiernego rozptyłu mieszaniny dwufazowej bez zbytecznego zwiększania oporów przepływu. Zdaniem wielu badaczy istnieje zatem wielka potrzeba prowadzenia dalszych prac w tym obszarze, aby możliwe było usystematyzowanie wiedzy i wyciągnięcie praktycznych wniosków. Niniejsza praca stanowi próbę odpowiedzi na tę właśnie potrzebę. Zrealizowane badania oprócz wartości poznawczej mają charakter praktyczny z uwagi na szerokie zastosowanie układów minikanalów równoległych, przede wszystkim w kompaktowych wymiennikach ciepła. Następny rozdział poświęcono krótkiemu przeglądowi aparatów wykorzystujących przepływ w równoległych kanałach o małej średnicy. Badania zrealizowano w warunkach przepływu adiabatycznego, badając jedynie jego hydrodynamikę. Jest to typowe podejście do problemu badań charakteru rozptyłu mieszaniny dwufazowej do kanałów równoległych, co zostało również szerzej omówione w rozdziale poświęconym przeglądowi literatury w zakresie badań charakteru rozptyłu czynnika do poszczególnych kanałów. Chociaż, co oczywiste, w rzeczywistym wymienniku ciepła przepływ odbywa się w warunkach przepływu diabatyycznego. Niemniej jednak, przemiany fazowe zachodzą w przepływie, a zatem geometria przestrzeni, w której odbywa się przepływ, istotnie wpływa na proces wymiany ciepła. Tym samym badanie hydrodynamiki jest nie do pominięcia.

Z punktu widzenia eksploatacji maszyn, zagadnienia związane ze zjawiskiem nierównomiernego rozptyłu mieszaniny dwufazowej w pęku minikanalów są bardzo istotne. Odpowiednio dobrane warunki prowadzenia procesu, a w szczególności badane w pracy, geometria kolektora dystrybucyjnego, kierunek przepływu i wielkości doprowadzanych strumieni obu faz, mogą ograniczyć to niepożądane zjawisko.

2. Przegląd konstrukcji aparatów wykorzystujących przepływ w kanałach równoległych o małych średnicach

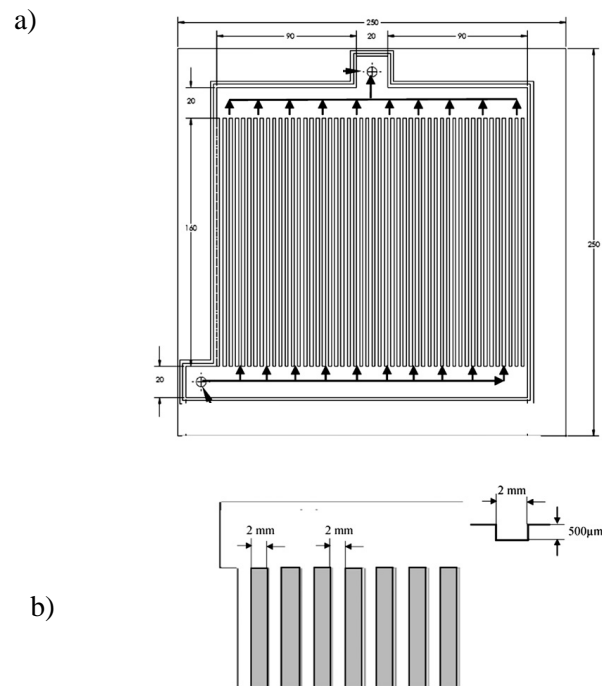
Postępujący w ostatnich latach trend do miniaturyzacji wymienników ciepła stosowanych w elektronice, przemyśle transportowym, kosmicznym, czy medycynie, wywołuje konieczność odbioru dużych strumieni ciepła z małych objętości. Dlatego sięga się po możliwości wykorzystania ciepła przemian fazowych czynników chłodniczych, które mogą być realizowane między innymi w układach minikanalów współpracujących równolegle.

Przykład stanowią wymienniki ciepła, służące jako parowacze, których poglądowe rysunki przedstawiono poniżej (Rys. 2.1). Przepływ czynnika odbywa się w układzie minikanalów o przekroju poprzecznym w postaci kwadratu.



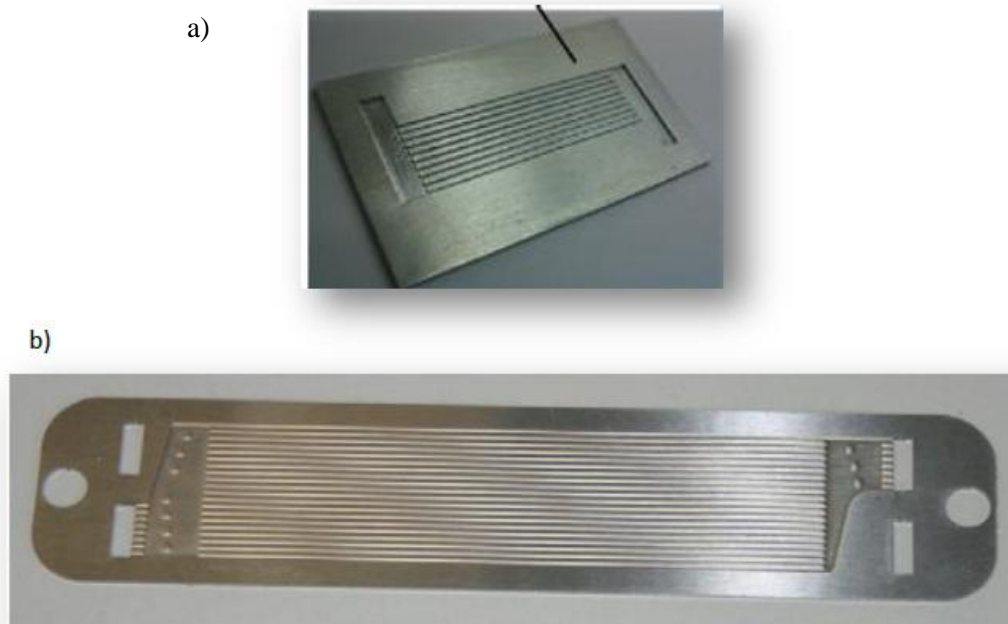
Rys. 2.1 Przykład wielokanałowego parowacza; a) przekrój poprzeczny, b) schemat wielokanałowego parowacza z mini lub mikrokanalami współpracującymi równoległe [27]

Znaczący wzrost mocy obliczeniowej mikroprocesorów ściśle wiąże się ze wzrostem ilości wygenerowanego ciepła, które aby zapewnić odpowiednio długą żywotność układu, musi być w sposób skuteczny z niego odprowadzane. Z tego względu w ostatnich latach dynamicznie rozwijają się nowe technologie systemów chłodzenia układów mikroprocesorowych. W tym obszarze przykładem aplikacji minikanalów współpracujących równoległe jest radiator, którego budowę przedstawiono na rysunku poniżej (Rys. 2.2).



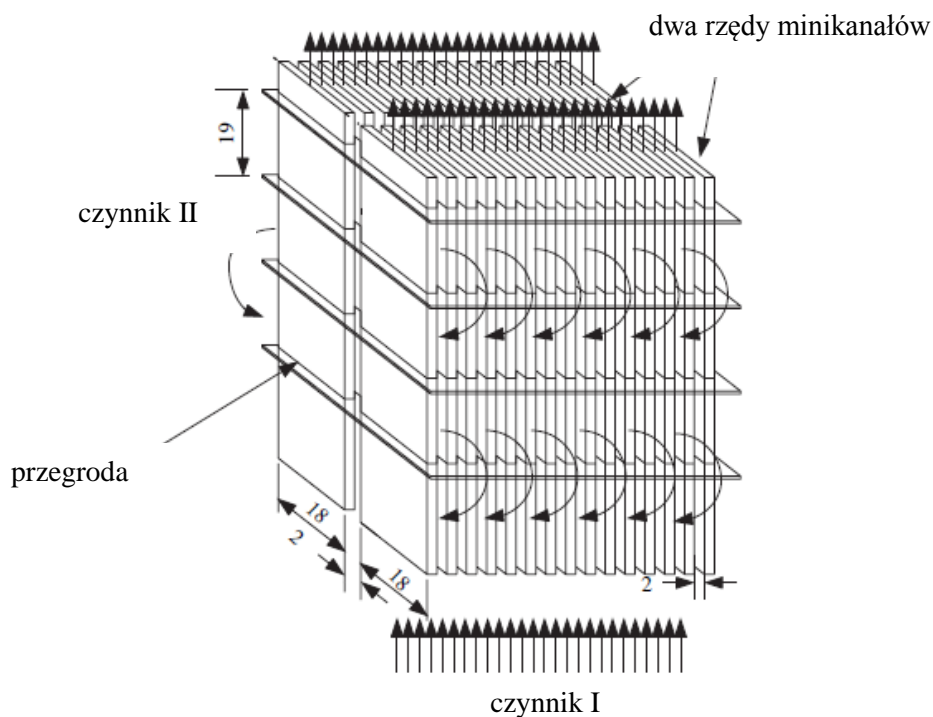
Rys. 2.2 Przykład minikanalowego radiatora a) widok z góry b) geometria minikanalów [6]

Z kolei na fotografiach poniżej przedstawiono pojedyncze moduły wykorzystywane w kompaktowych wymiennikach ciepła (Rys. 2.3). Badania własne, których wyniki przedstawiono w dalszej części pracy zrealizowano wykorzystując aparat o bardzo podobnej budowie.



Rys. 2.3 Pojedyncze moduły z układem mikrokanalów równoległych stosowane w kompaktowych wymiennikach ciepła a) wg [12], b) wg [82]

Szerokie zastosowanie mają również płaszczowo rurowe wymienniki ciepła. Na schemacie (Rys. 2.4) przedstawiono przykład tego typu aparatu. Wymiary podano w milimetrach. Wkład rurowy stanowią dwa rzędy prostokątnych kanałów.



Rys. 2.4 Przykład płaszczowo-rurowego wymiennika ciepła [15]

Z kolei na fotografii poniżej (Rys. 2.5) przedstawiono mikrowymiennik ciepła jako element instalacji do produkcji biodiesla. Maksymalna moc tego urządzenia to 20 kW.



Rys. 2.5 Przykład mikrowymiennika wykorzystywanego do produkcji biodiesla [7]

Wymienniki ciepła o jeszcze mniejszych gabarytach przedstawiono na fotografiach (Rys. 2.6) i (Rys. 2.7).



Rys. 2.6 Krzyżowy mikrowymiennik ciepła [64]



Rys. 2.7 Przykład płytowego mikrowymiennika ciepła [82]

Już na podstawie tego krótkiego przeglądu rozwiązań konstrukcyjnych różnych typów wymienników ciepła, można zauważyć, że możliwości aplikacji układów minikanalów współpracujących równolegle są bardzo duże. Popularnym rozwiązaniem w wymiennikach ciepła w skali mini i mikro, są kanały o przekroju prostokątnym i kwadratowym. Pozwala to na uzyskanie lepszej zwartości konstrukcji aparatów, a także większej powierzchni ścian kanałów, tym samym większej powierzchni wymiany ciepła, w stosunku do układów z pękiem w postaci rurek. Warto w tym miejscu dodać, że stosując poprawkę zaproponowaną przez Ulbricha [73] można wykorzystywać mapy przepływu obowiązujące dla kanałów o przekroju okrągłym do kanałów o przekroju prostokątnym:

$$\omega = \left(\frac{k}{2}\right)^{0,16}, \quad (2-1)$$

gdzie:

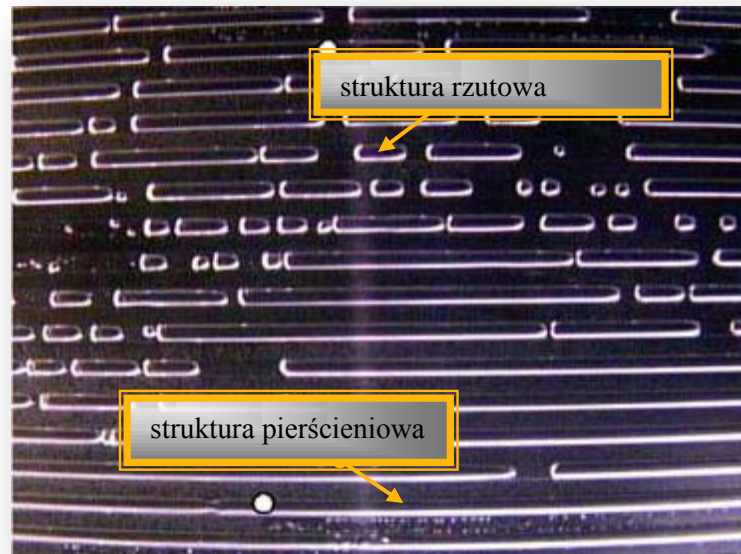
k- stosunek długości boków podstawy kanału prostokątnego.

3. Studia literaturowe w zakresie badań nad nierównomiernością dystrybucji mieszanin dwufazowych w kanałach współpracujących równolegle

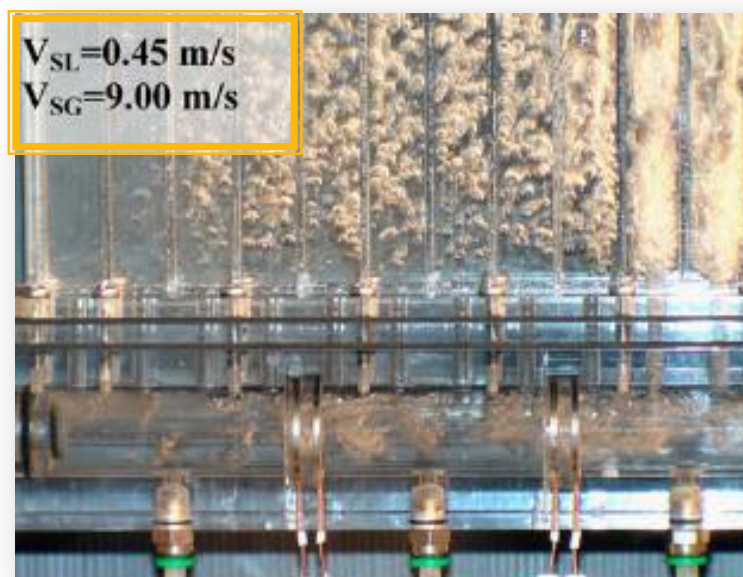
Problem nierównomiernej dystrybucji dotyczy zarówno przepływów jedno jak i wielofazowych, jednak w odniesieniu do aparatów, w których czynnikiem roboczym jest mieszanina cieczy i gazu jest on znacznie bardziej złożony. W przypadku dystrybucji czynnika jednofazowego kluczową rolę odgrywa spadek ciśnienia w kanałach i spadek ciśnienia związany z rozplywem czynnika pomiędzy kolektorem dystrybucyjnym i zbiorczym [75]. W przepływie dwufazowym problem komplikuje się. Jak wiadomo, przepływy dwufazowe gaz-ciecz już w swej naturze są bardziej złożone. Skomplikowany charakter przepływów mieszaniny gaz-ciecz wynika ze wzajemnych, dynamicznie zmieniających się oddziaływań pomiędzy kontaktującymi się fazami, które to oddziaływania prowadzą do lokalnych zmian pól prędkości, temperatury a także ciśnienia. W przypadku rozplywu mieszaniny dwufazowej z kolektora dystrybucyjnego do kanałów problem dodatkowo komplikuje się przez występowanie zjawiska separacji faz w kolektorze.

Nierównomierny rozplyw czynnika roboczego z kolektora dystrybucyjnego do kanałów dotyczy niemal wszystkich aparatów wykorzystujących przepływ dwufazowy w kanałach współpracujących równolegle. Założenie o równości strumieni objętościowych faz w poszczególnych kanałach wydaje się być zbyt dużym uproszczeniem. Generalnie, w rzeczywistych warunkach częściej występuje nierównomierny rozplyw [24], [11]. Może objawiać się on występowaniem różnych struktur przepływu w poszczególnych kanałach (Rys. 3.1, Rys. 3.2). W skrajnych przypadkach niektóre kanały są zasilane wyłącznie jedną z faz, a nawet, jak zauważają Taitel i in. [69], mogą pozostać w ogóle nie zasilone czynnikiem. Möller i in. [55] stwierdzili, że w kanałach współpracujących równolegle może pojawiać się przepływ wsteczny korków gazu. To niepożądane zjawisko nierównomiernego rozplywu faz w istotny sposób pogarsza wydajność aparatu. Ponadto Kim i Sin [30] piszą, że jeśli wymiennik ciepła o przepływie w równoległych kanałach służy jako parownik, zapewnienie równomiernej dystrybucji dwufazowego czynnika chłodniczego jest niezwykle ważne. W parowaczach równomierna dystrybucja jest niezbędna, aby uniknąć zjawiska „dryout” czyli odparowania filmu czynnika na ściankach kanałów. Wówczas, z powodu braku zwilżania ścianki kanału przez ciecz, następuje gwałtowne pogorszenie warunków wymiany ciepła. W konsekwencji, przy stałym dopływie strumienia ciepła do kanału, i pogorszonych warunkach jego odprowadzania, temperatura ścianki kanału rośnie, i gdy osiągnie krytyczną wartość temperatury płynięcia materiału, z którego wykonany jest kanał, może nastąpić zniszczenie jego ścianki. Nawet jeśli ścianka nie ulegnie zniszczeniu, to w kanale będzie dalej zachodzić tzw. pokryzysowa wymiana ciepła pomiędzy ścianką a płynącym w rdzeniu czynnikiem w fazie ciekłej, w postaci struktury ciągłej lub pojedynczych kropelek. Procesy wymiany ciepła w takim przypadku mogą sprowadzać się do konwekcji w gazie, radiacji, lub wymiany ciepła podczas zderzania się kropelek ze ścianką kanału. Z punktu widzenia efektywności mechanizmy te nie są korzystne, znacznie obniżają wartość współczynnika przejmowania ciepła [32]. Natomiast w skraplaczach w wyniku nierównomiernej dystrybucji cieczy

mogą tworzyć się strefy o zbyt dużym udziale cieczy, a co za tym idzie, jak podkreślają Vist i Pettersen [75], słabszą wymianą ciepła.



Rys. 3.1 Przykładowa niejednorodność występowania struktur przepływu w kanałach równoległych ($d=1,59$ mm) miniwymennika ciepła [11]



Rys. 3.2. Przykładowa niejednorodność występowania struktur przepływu w kanałach równoległych [45]

3.1. Badania wpływu nierównomiernej dystrybucji na wydajność miniwymienników ciepła

Jednym z ważniejszych elementów wpływających na efektywność pracy kompaktowych wymienników ciepła, czy różnego typu reaktorów, wykorzystujących przepływ w kanałach równoległych, jest charakter rozptyłu czynników roboczych do poszczególnych kanałów a w szczególności jego równomierność [47]. Nierównomierne zasilenie kanałów wymiennika ciepła czynnikiem roboczym nierozłącznie wiąże się z nierównomiernym rozkładem pola ciśnienia, temperatury a co za tym idzie nierównomierną wymianą ciepła. Kwestia oceny wpływu stopnia równomierności rozptyłu czynnika roboczego do poszczególnych kanałów wymiennika ciepła na spadek jego wydajności była przedmiotem stosunkowo wielu badań.

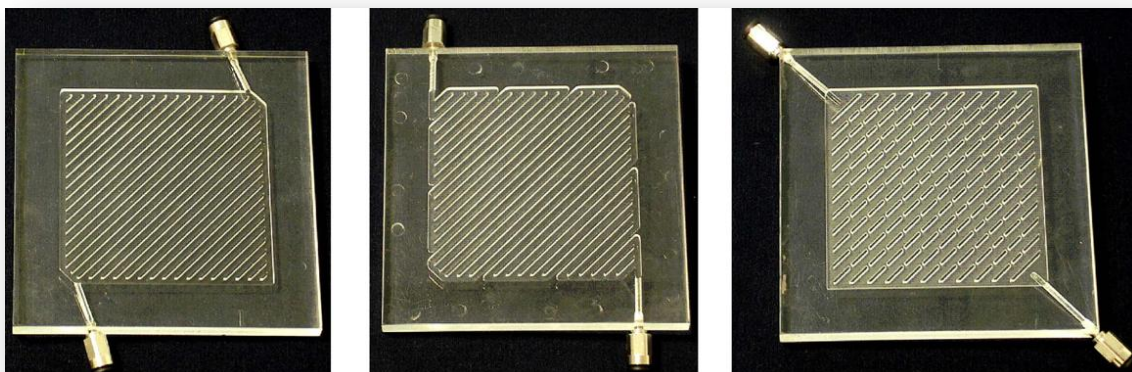
Wymienić tu należy pracę Lalota i innych [38]. Wykazano, że nierównomierna dystrybucja płynu w krzyżowym wymienniku ciepła może doprowadzić do spadku efektywności aparatu o 25%. Również zdaniem Joen i innych [25] znaczenie nierównomiernego rozptyłu jest istotne: zanotowano 8% spadek w wartości współczynnika przenikania ciepła. Ranganayakulu i Seetharamu [62] badali wpływ występowania kilku czynników jednocześnie; przewodzenia ciepła wzdłuż ścianek, nierównomierności przepływu płynu na wlocie oraz nierównomierności temperatury na wydajność krzyżowego, płytowo-żebrowego wymiennika ciepła, wykorzystując metodę elementów skończonych. W skrajnie niekorzystnych warunkach, wydajność aparatu może spaść o 30%. Rao inni [63] przeprowadzili badania wpływu nierównomierności dystrybucji czynnika roboczego na wydajność jedno i wielodrogowego płytowo-żebrowego wymiennika ciepła. Podobnie Brix i inni [8] na podstawie przeprowadzonych badań numerycznych stwierdzili, że wydajność parowacza o równoległym układzie minikanalów istotnie obniża się między innymi z powodu nierównomiernego rozptyłu faz czynnika chłodniczego do kanałów.

3.2. Przegląd badań w zakresie przepływów dwufazowych gaz-ciecz w kanałach równoległych

Z uwagi na eksperymentalnie i analitycznie potwierdzony wpływ nierównomiernej dystrybucji czynnika roboczego na spadek wydajności aparatów wykorzystujących przepływ w kanałach równoległych, zagadnienia związane z rozptyłem mieszaniny dwufazowej do poszczególnych kanałów, są w ostatnich latach przedmiotem zainteresowania wielu badaczy.

Większość badań poświęconych problemowi przepływu dwufazowego w kanałach równoległych wciąż ma wymiar eksperymentalny. Teoretyczne opisanie tak skomplikowanego zjawiska, w szczególności w warunkach przepływu dwufazowego gaz-ciecz, następuje wiele trudności, przez co badania obliczeniowe zwykle i tak są weryfikowane za pomocą eksperymentów. Badania w oparciu o symulacje analityczne przeprowadzono głównie w zakresie przepływu jednofazowego. Przykładowo, Barreras i

inni [4] przeprowadzili badania zarówno eksperymentalne, jak i numeryczne, w zakresie charakteru rozptywu płynu jednofazowego (posługując się mieszaniną wody i gliceryny) w trzech typach talerzy dwubiegunowych stosowanych w ogniach paliwowych (Rys. 3.3).



Rys. 3.3 Dwubiegunowe talerze ogni paliwowych wykorzystywane w badaniach według Barrerasa i innych [4]

Ismail i inni [23] przeprowadzili numeryczne obliczenia w zakresie badań nierównomierności przepływu płynu jednofazowego w kompaktowym, płytowo-żebrowym wymienniku ciepła, w różnych wariantach kształtu żeber i z zastosowaniem perforowanej przegrody w kolektorze dystrybucyjnym. Z kolei Kim i inni w pracy [28] przedstawili, na podstawie przeprowadzonych badań numerycznych, ocenę dystrybucji czynnika do poszczególnych kanałów, a także wydajności cieplnej wielodrogowego i wielokanałowego wymiennika ciepła w różnych wariantach jego geometrii. Kształt kolektora dystrybucyjnego i jego wpływ na charakter rozptywu płynu jednofazowego do kanałów równoległych, był przedmiotem badań numerycznych przedstawionych w pracy Kim i in. [31]. W pracy [80], za pomocą symulacji przeprowadzonej z wykorzystaniem narzędzia CFD, popartej eksperymentem z wykorzystaniem metody PIV (Particle Image Velocimetry), scharakteryzowano zjawisko przepływu płynu jednofazowego w kolektorze dystrybucyjnym płytowo-żebrowego wymiennika ciepła.

Analizując literaturę przedmiotu nie sposób nie zauważyć również, że większość badań nierównomierności przepływu dwufazowego dotyczy przepływów adiabatycznych, najczęściej mieszaniny wody i powietrza. Wyjątek stanowią na przykład badania Vista i Pettersena [75], których celem było określenie wpływu zmian obciążenia cieplnego powierzchni rurek w parowaczu układu klimatyzacji samochodowej na dystrybucję czynnika chłodniczego. Badania wykazały, że zmiany obciążenia cieplnego w parowaczu w niewielkim stopniu oddziaływały na dystrybucję faz, podczas gdy charakter dystrybucji znacząco wpływał na wymianę ciepła pomiędzy czynnikiem chłodniczym a przepływającą w przeciwnym kierunku wodą.

Na charakter dystrybucji mieszaniny dwufazowej do kanałów współpracujących równolegle wpływa wiele czynników. Wśród nich wymienia się strumienie doprowadzanych faz, geometrię samych kanałów jak i kolektora rozdzielającego

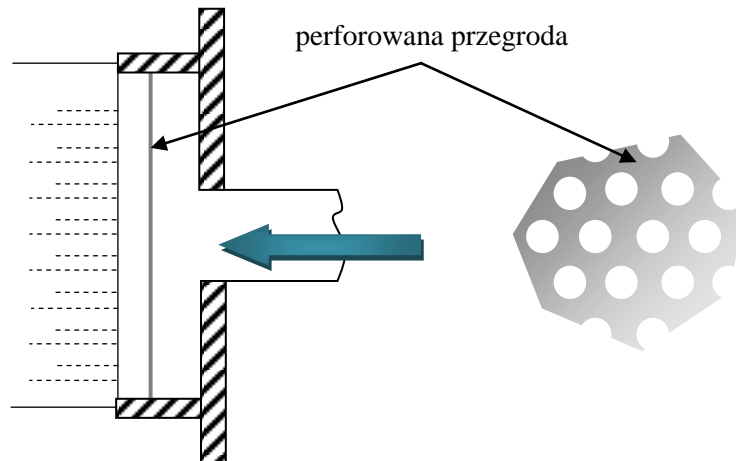
mieszanie do poszczególnych kanałów, kierunki przepływu, czy nawet wysunięcie kanałów w dystrybutorze. Ponadto warunki przepływu i dystrybucji faz mogą być zmodyfikowane przez zastosowanie w układzie różnego typu zwęzek, dysz, perforowanych przegród itp. Dodatkowo należy uwzględnić właściwości fizyczne czynnika a także tolerancję wykonania tych elementów układu, które kontaktują się z przepływającym czynnikiem, pojawienie się korozji czy zanieczyszczeń [54].

Określenie wpływu warunków przepływowych (przede wszystkim strumieni masowych lub objętościowych doprowadzanych faz) jako podstawowego czynnika kształtującego charakter dystrybucji mieszaniny dwufazowej było przedmiotem większości cytowanych w tym rozdziale prac eksperymentalnych.

Charakter dystrybucji, w zależności od kierunku przepływu mieszaniny w kanałach, badano w pracach: [1], [30]. Zaobserwowano, że w przypadku przepływu opadającego, większość cieczy wpływała do kanałów położonych w pobliżu wlotu do kolektora dystrybucyjnego. Przeciwnie, w przepływie wznoszącym, jak zauważyli Kim i Sin [30], większość cieczy zasilala kanały zlokalizowane przy tylnej ścianie kolektora. Z kolei na podstawie badań eksperymentalnych, Ahmad i inni [1] wykazali, że przy niskim udziale masowym gazu w mieszaninie (10%) faza ciekła jest nieznacznie lepiej dystrybuowana w przypadku przepływu opadającego. W przypadku, gdy masowy udział gazu w mieszaninie wzrósł (30%) najbardziej równomierny przepływ cieczy zaobserwowano w kanałach poziomym. Natomiast najbardziej równomierna dystrybucja gazu wystąpiła w przepływie poziomym, przy wysokim udziale masowym gazu. Z kolei wpływ kąta nachylenia kanałów na charakter rozptyłu mieszaniny woda-powietrze, od wielu lat jest przedmiotem badań ośrodka naukowego z Izraela [69], [72], [60].

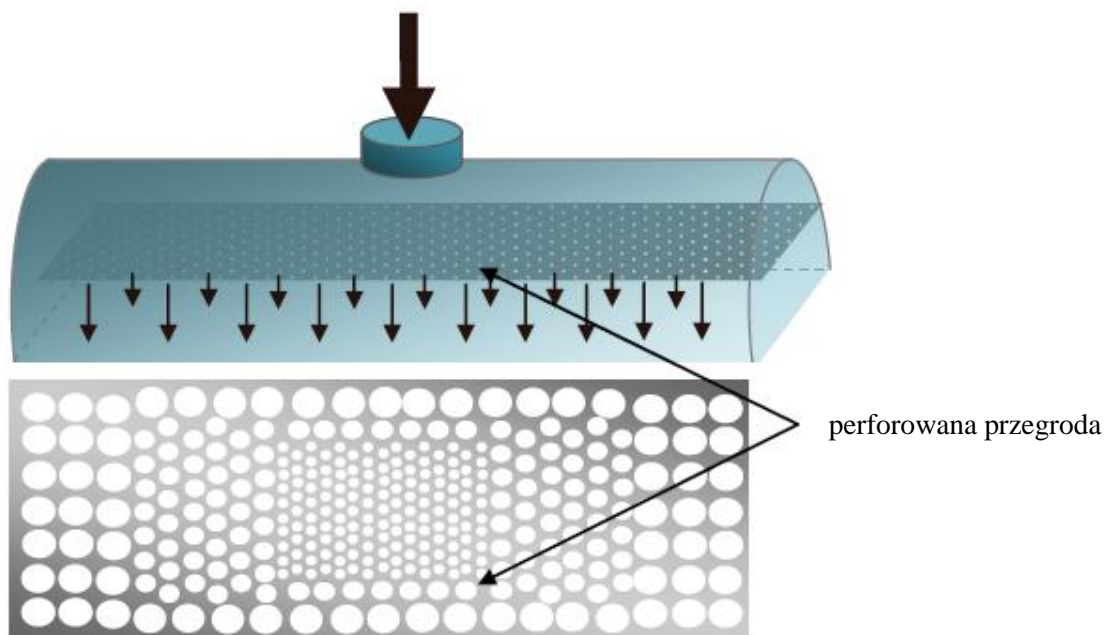
Kim i Sin [30] dokonali ponadto oceny wpływu lokalizacji króćca wylotowego z kolektora zbiorczego na zjawisko rozptyłu. Nie zaobserwowano istotnej różnicy w charakterze dystrybucji mieszaniny dwufazowej między przepływem równoległym i zwrotnym.

Niektóre badania miały na celu opracowanie rozwiązań konstrukcyjnych poprawiających równomierność dystrybucji. Wśród nich niewątpliwie na uwagę zasługuje propozycja Lalota i in.[38], propozycja zastosowania perforowanej przegrody płaskiej w kolektorze dystrybucyjnym (Rys. 3.4).



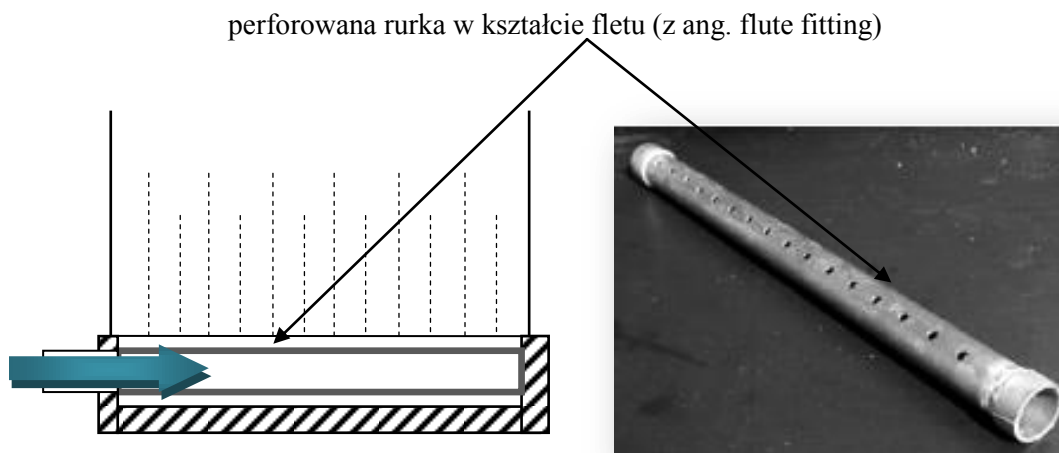
Rys. 3.4 Koncepcja zastosowania perforowanej przegrody płaskiej w kolektorze dystrybucyjnym [38]

Wen i in. [79], jako rozwiązanie poprawiające równomierność rozpływu, zaproponowali nieco zmodyfikowaną przegrodę, o zróżnicowanych średnicach otworów, co schematycznie przedstawiono na rysunku poniżej (Rys. 3.5).



Rys. 3.5 Schemat konstrukcji kolektora dystrybucyjnego z perforowaną przegrodą o zróżnicowanych średnicach otworów w badaniach Wena i innych [79]

Z kolei Marchitto i in. [45] badali wpływ zainstalowania w kolektorze dystrybucyjnym specjalnie ukształtowanej rurki z otworkami, przypominającej flet (Rys. 3.6).



Rys. 3.6 Idea wykorzystania dodatkowego dystrybutora w kolektorze [45]

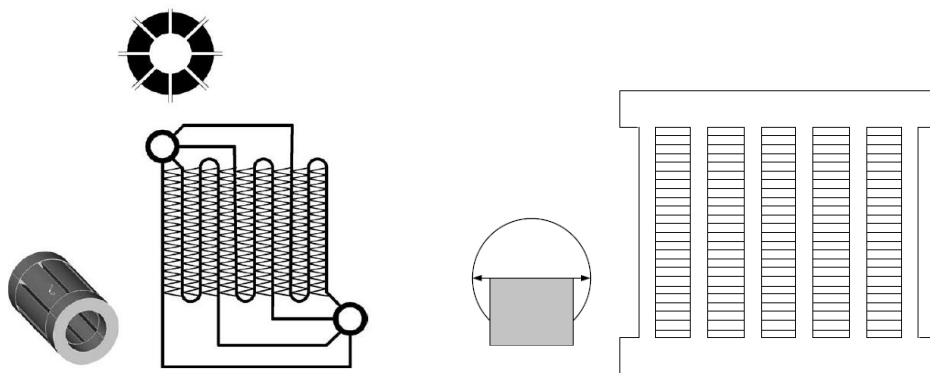
Tego typu rozwiązania, polegające na wprowadzeniu do kolektora dystrybucyjnego specjalnie ukształtowanych, perforowanych elementów dodatkowo analizowano w badaniach: [44], [78].

Inna propozycja to zastosowanie dodatkowego układu zasilania w dystrybutorze [24].

Pyka [61] analizowała różne typy układów dystrybucji (otworkowy, szczelinowy i ze ścianką porowatą) mieszaniny dwufazowej do kanałów o przekroju prostokątnym. Najbardziej równomierny rozptyw zaobserwowano przy zastosowaniu układu zasilania ze ścianką porowatą.

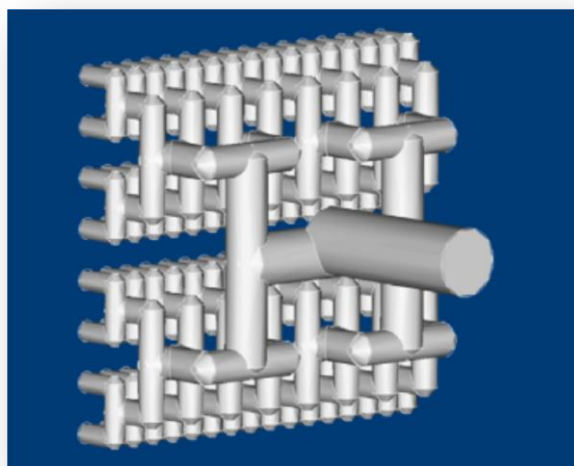
Teclemariam i inni [70] za pomocą badań eksperymentalnych rozpatrywali charakter rozptywu płynu dwufazowego w przypadku zastosowania dwóch wlotów do kolektora dystrybucyjnego.

Niezwykle ważnym czynnikiem, istotnie kształtującym charakter rozptywu płynu, jest geometria kolektora dystrybucyjnego. Kulkarni wraz ze współautorami [36] badali dwa typy kolektora dystrybucyjnego mikrowymiennika ciepła, schematycznie przedstawione na rysunku (Rys.3.7). Wpływ kształtu kolektora dystrybucyjnego na charakter występujących nierównomierności w kanałach równoległych opisano również w pracy [48].



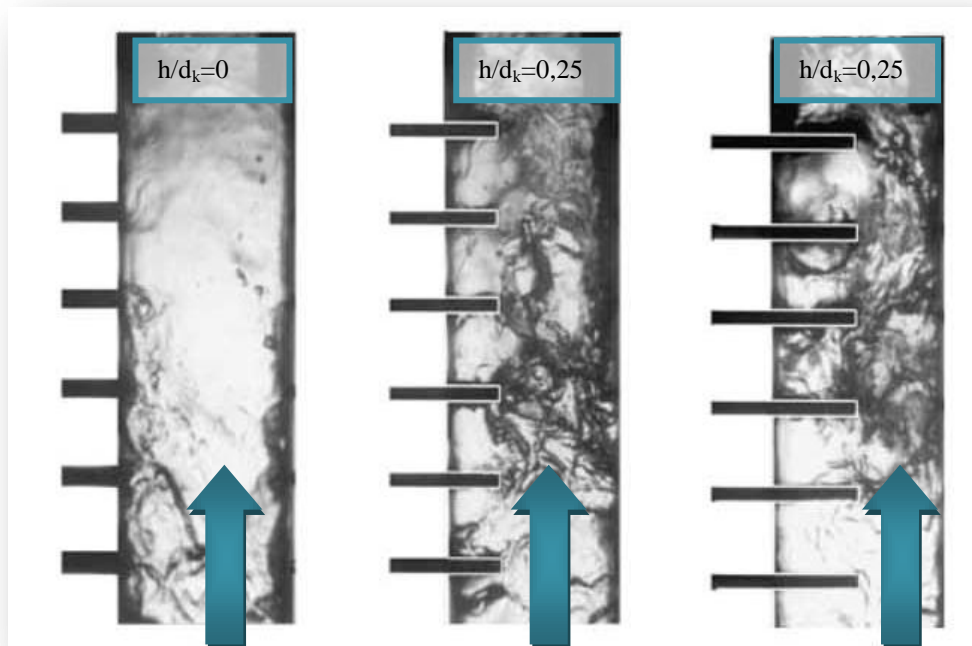
Rys.3.7 Dwa warianty geometrii kolektora dystrybucyjnego w badaniach Kulkarni'ego i innych [36]

Ciekawym rozwiązaniem, istotnie poprawiającym równomierność dystrybucji, stosunkowo dobrze poznanym w zasadzie tylko w odniesieniu do przepływu jednofazowego, jest zastosowanie kolektora dystrybucyjnego o specyficznej konstrukcji (Rys. 3.8), [14], [42] [43].



Rys.3.8 Specyficzna struktura kolektora dystrybucyjnego (z ang. constructal header) w badaniach Luo i innych [43]

Natomiast zagłębienie kanałów w kolektorze dystrybucyjnym (Rys. 3.9), poddano analizie w badaniach: [30], [41], [78], [29]. Stwierdzono, że odpowiednio zaprojektowany wymiar zagłębienia kanałów w kolektorze dystrybucyjnym może w pewnym stopniu ograniczyć zjawisko nierównomiernego rozptyłu. Dla przepływu opadającego wraz ze wzrostem zagłębienia kanałów większość cieczy rozptyla się do kanałów położonych w pobliżu tylnej ścianki kolektora dystrybucyjnego. Natomiast w przypadku przepływu wznoszącego zagłębienie kanałów nie wywiera istotnego wpływu na charakter dystrybucji.



Rys. 3.9 Koncepcja badań wpływu zagłębienia kanałów w dystrybutorze na charakter przepływu według Lee i Lee [41]

Wpływ średnicy, a także zastosowania różnego typu zwężek, kryz lub dysz na wlocie do kolektora dystrybucyjnego analizowano między innymi w pracach: [1], [24], [81].

Z kolei Marchitto i inni [44] analizowali wpływ zmian stosunków powierzchni przekroju poprzecznego kolektora dystrybucyjnego do sumarycznej powierzchni przekrojów kanałów na równomierność rozptywu mieszaniny dwufazowej. Długość kanału dolotowego do kolektora była przedmiotem badań Vista i Pettersena [75], natomiast długość kanałów równoległych była zmienną w badaniach Osakabe i innych [57]. Z kolei wpływ długości kolektora dystrybucyjnego na równomierność rozptywu określono w pracy [29].

Charakterystykę wybranych badań w zakresie rozptywu płynu w układzie kanałów współpracujących równolegle zestawiono w tabeli (Tabela 3.1).

Tabela 3.1 Charakterystyka wybranych badań nad nierównomiernością rozplywu czynnika w kanałach równoległych

Autorzy	Czynnik	d_h - średnica kanału/ A-przekrój kanału/ n- liczba kanałów/ b- odległość między kanałami/ L- długość kanałów	Kierunek przepływu w kanałach/ kolektorze dystrybucyjnym	d_{wl} - średnica przewodu wlotowego do kolektora/ L_{wl} - długość kanału wlotowego	d_k - średnica kolektora/ S_k - przekrój kolektora / L_k - długość kolektora	Strumień masowy G/ prędkości pozorne faz w_{sg} , w_{sl} / Re_g , Re_l - liczba Reynoldsa/ x-udział masowy/ p- ciśnienie/ t- temperatura	Zagłębienie kanałów w kolektorze h_k (wysokość zagłębienia)/ d_k
Wang i inni [77] 2010	woda, powietrze	n= 1100 mikrokanalów	pionowy, wznoszący/ pionowy, wznoszący	d_{wl} =40 mm	b.d.	Re_g =600-2400/ Re_l =500-3300	0
Ahmad i inni [1] 2009	HFE 7100	d_h =3,85 mm/ A=50x2 mm ² / n=8/ b=10 mm	poziomy, pionowy wznoszący i pionowy opadający/ poziomy	d_{wl} =17,3 mm/ L_{wl} =1600 mm	d_k =50; 30; 17,3 mm/ S_k =1962; 706,5; 235 mm ² / L_k =127 mm	G=70-400 kg/(m ² s)/ p=100 kPa/ t=57 ⁰ C	0
Marchitto i inni [45] 2009	woda, powietrze	d_h =16,4 mm/ A=270 mm ² / n=16	pionowy, wznoszący/ poziomy	d_{wl} =26 mm/ L_{wl} =2000 mm	d_k =26 mm/ S_k =531 mm ² / L_k =376 mm	w_{sg} =1,5-16,5 m/s/ w_{sl} =0,2-1,2 m/s	0
Lee [39] 2009	woda, powietrze	d_h =5,65 mm/ A=19,2 mm ² / n=15	pionowy, wznoszący/ poziomy	d_{wl} =14 mm/ L_{wl} =1650 mm	d_k = 14 mm/ S_k =196 mm ²	G=70-165 kg/(m ² s)	0
Fan i inni [14] 2008	Woda	d_h =3 mm/ n=16	pionowy opadający/ pionowy opadający	d_{wl} =8 mm	Specyficzna konstrukcja kolektora (z ang. constructal header)	Re_l =1000-2300	0

Autorzy	Czynnik	d_h- średnica kanału/ A-przekrój kanału/ n- liczba kanałów/ b- odległość między kanałami/ L- długość kanałów	Kierunek przepływu w kanałach/ kolektorze dystrybucyjnym	d_{wl}- średnica przewodu wlotowego do kolektora/ L_{wl}- długość kanału wlotowego	d_k- średnica kolektora/ S_k- przekrój kolektora / L_k- długość kolektora	Strumień masowy G/ prędkości pozorne faz w_{sg}, w_{sl}/ Re_g, Re_l- liczba Reynoldsa/ x-udział masowy/ p- ciśnienie/ t- temperatura	Zagłębienie kanałów w kolektorze h_k (wysokość zagłębienia)/d_k
Marchitto i inni [44] 2008	woda, powietrze	$A=15 \times 18 \text{ mm}^2$ / $n=16$ / $L=500 \text{ mm}$	pionowy wznoszący/ poziomy	$d_{wl}=26 \text{ mm}$ $L_{wl}=2000 \text{ mm}$ Na połączeniu kanału wlotowego z kolektorem zastosowano dysze o średnicy 20; 16; 12mm	$d_k=26 \text{ mm}$	$w_{sg}=1,5-16,5 \text{ m/s}$ $w_{sl}=0,2-1,2 \text{ m/s}$	0
Kim i Han [29] 2008	woda, powietrze	$d_h=1,32 \text{ mm}$ $A=1,62 \text{ mm}^2$ / $n=10$ / $b=9,8 \text{ mm}$	pionowy, opadający i wznoszący/ poziomy	$L_{wl}=1000 \text{ mm}$	$d_k=17 \text{ mm}/$ $S_k= 227 \text{ mm}^2/$ $L_g=400 \text{ mm}$	$G=70;100;200 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$	$h/d_k=0; 0,25; 0,5$
Luo i inni [43] 2007	woda	$d_h=2,5 \text{ mm}/$ $A=4,91 \text{ mm}^2/$ $n=128$	poziomy/ poziomy	$d_{wl}=8 \text{ mm}$	Specyficzna konstrukcja kolektora (z ang. constructal header)	$Re_l=363$ po stronie gorącej/ $Re_l=50-260$ po stronie zimnej	0
Pyka [61] 2007	woda- powietrze	$d_{h1}=9 \text{ mm}/$ $A_1=40 \times 5=200 \text{ mm}^2/$ $n_1=4$ $d_{h2}=8 \text{ mm}/$	pionowy/ nie dotyczy	nie dotyczy	nie dotyczy	$w_{sg}=0,07-20,8 \text{ m/s}$ $w_{sl}=0,04-4,17 \text{ m/s}$	0

Autorzy	Czynnik	d_h - średnica kanału/ A-przekrój kanału/ n- liczba kanałów/ b- odległość między kanałami/ L- długość kanałów	Kierunek przepływu w kanałach/ kolektorze dystrybucyjnym	d_{wl} - średnica przewodu wlotowego do kolektora/ L_{wl} - długość kanału wlotowego	d_k - średnica kolektora/ S_k - przekrój kolektora / L_k - długość kolektora	Strumień masowy G/ prędkości pozorne faz w_{sg} , w_{sl} / Re_g , Re_l - liczba Reynoldsa/ x-udział masowy/ p- ciśnienie/ t- temperatura	Zagłębienie kanałów w kolektorze h_k (wysokość zagłębienia)/ d_k
		$A_2=25 \times 5=125$ mm ² / n=4/ L=2000 mm					
Kim i inni [30] 2006	woda, powietrze	$d_h=1,32$ mm/ A=1,62 mm ² / n=30/ b=9,8 mm	pionowy, opadający i wznoszący/ poziomy	$L_{wl}=1000$ mm	$d_k=17$ mm/ $S_k=227$ mm ² / $L_k=400$ mm	G=70;100;200 kg/(m ² s)	$h/d_k=0; 0,25; 0,5$
Webb i Chung [78] 2005	woda, powietrze	$d_h=1,3$ mm/ A=1,8x1 mm ² / n=20/ b=0,4 mm/ L=750 mm	pionowy/ poziomy	b.d.	$d_k=32$ mm/ $S_k=576$ mm ² / 	x=0,317-0,87	$h=0; 4; 10; 15; 20$ mm
Vist, Pettersen [75] 2004	R134a	$d_h=4$ mm/ A= 12,56 mm ² / n=10/ b=21mm	pionowy, wznoszący/ poziomy	$d_{wl}=8;16$ mm/ $L_{wl}=250; 50$ mm	$d_k=8; 16$ mm/ $S_k=50,24; 200,96$ mm ²	G=0,025-0,042 kg/(m ² s)	0

Autorzy	Czynnik	d_h- średnica kanału/ A-przekrój kanału/ n- liczba kanałów/ b- odległość między kanałami/ L- długość kanałów	Kierunek przepływu w kanałach/ kolektorze dystrybucyjnym	d_{wl}- średnica przewodu wlotowego do kolektora/ L_{wl}- długość kanału wlotowego	d_k- średnica kolektora/ S_k- przekrój kolektora / L_k- długość kolektora	Strumień masowy G/ prędkości pozorne faz w_{sg}, w_{sl}/ Re_g, Re_l- liczba Reynoldsa/ x-udział masowy/ p- ciśnienie/ t- temperatura	Zagłębienie kanałów w kolektorze h_k (wysokość zagłębienia)/d_k
Lee, Lee [41] 2004	woda, powietrze	$d_h=24$ mm/ A= 36,9 mm ² / n=6/ b=9,8 mm/ L=500 mm	poziomy/ pionowy, wznoszący	$d_{wl}=24$ mm/ $L_{wl}=1650$ mm	$d_k=24$ mm/ $S_k=576$ mm ² / $L_k=60,8$ mm	G=54-134 kg/(m ² s)	$h=0; 6; 12$ mm/ $h/d_k=0; 0,25; 0,5$
Osakabe i inni [57] 1998	woda, powietrze	$d_h=10$ mm/ n=4/ b= 130 mm/ L=1000; 800; 585 mm	pionowy wznoszący/ poziomy	$d_{wl}=40$ mm/ $L_{wl}=600$ mm	$d_k=40$ mm/ $S_k=1600$ mm ²	b.d.	0

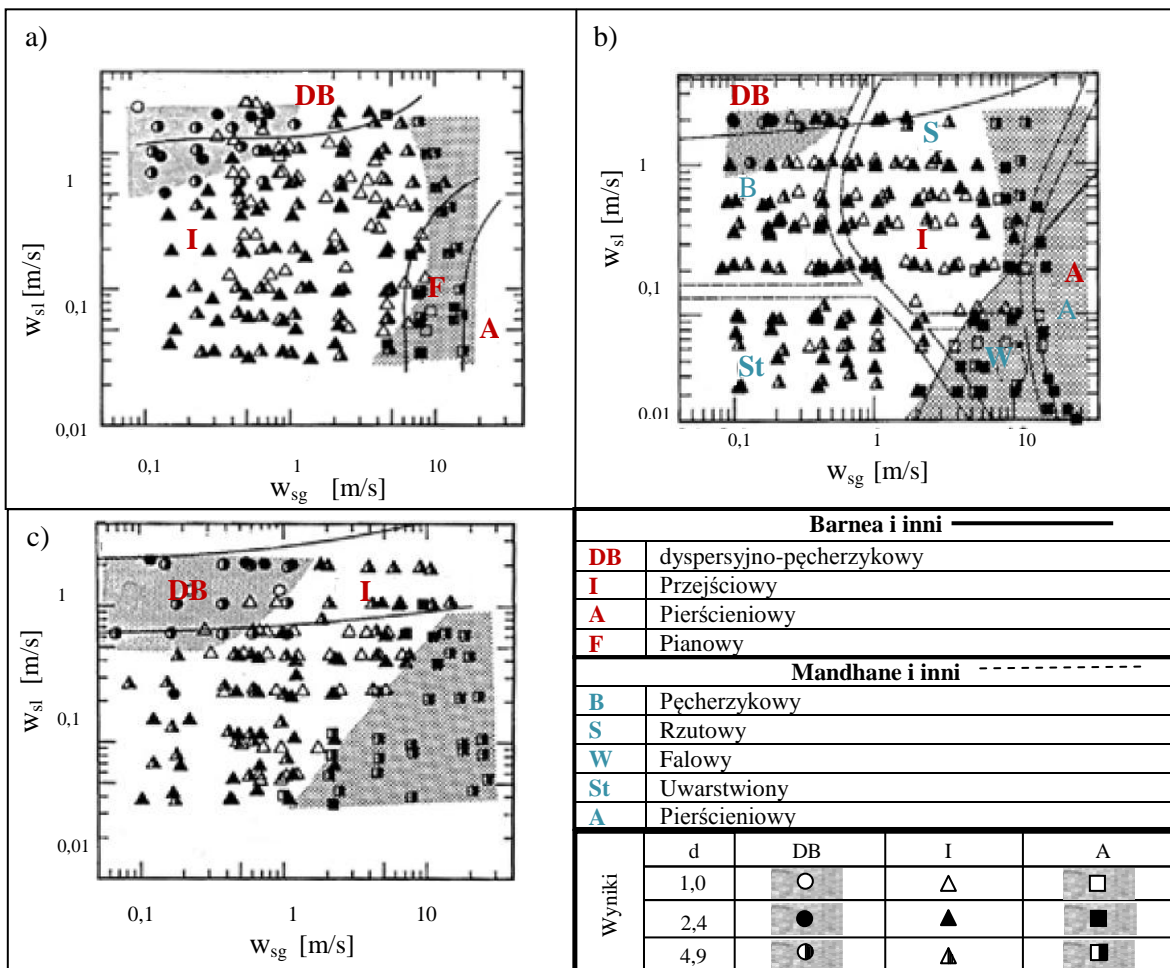
3.3. Podsumowanie

Dokonując podsumowania studium literaturowego nad badaniami nierównomierności przepływu w kanałach równoległych można sformułować następujące wnioski:

- Obecnie optymalizacja warunków wymiany ciepła, czy masy, związana z poprawą równomierności przepływu dwufazowego, gaz-ciecz, ze względu na złożoność zjawiska, jest prowadzona przede wszystkim w oparciu o badania empiryczne.
- Jak pokazują badania eksperymentalne, zjawisko nierównomiernej dystrybucji, zwłaszcza dla układów wielofazowych, jest bardzo powszechne i jednocześnie niezwykle skomplikowane, zależne od wielu czynników. Wśród nich wymienia się strumienie doprowadzanych faz, geometrię samych kanałów jak i kolektora dystrybucyjnego, rozdzielającego mieszaninę do poszczególnych kanałów, kierunki przepływu, czy nawet wysunięcie kanałów w dystrybutorze.
- Nierównomierny rozptyw czynnika z kolektora dystrybucyjnego do poszczególnych kanałów aparatów przyczynia się do obniżenia ich wydajności. Ilościowe oceny tego wpływu są zróżnicowane w pracach różnych autorów, niemniej jednak wpływ ten, jeśli chodzi o optymalizację pracy aparatów z przepływem w kanałach równoległych, w ujęciu jakościowym wydaje się mieć zdaniem wszystkich niebagatelne znaczenie.
- Zdaniem wielu ekspertów, problem nierównomierności przepływu w kanałach równoległych, zwłaszcza mieszanin dwufazowych gaz-ciecz, jest wciąż nierozwiązany. Jak dotąd nie opracowano uniwersalnego rozwiązania pozwalającego na osiągnięcie równomiernego rozptywu doprowadzanych faz do poszczególnych kanałów w szerokim zakresie ich strumieni.
- Zaproponowane przez niektórych badaczy rozwiązania (perforowane przegrody, specjalnie ukształtowane kolektory dystrybucyjne, dodatkowe układy zasilania, itp.) z jednej strony rzeczywiście w pewnym stopniu ograniczają nierównomierny rozptyw, z drugiej jednak strony, istotnie zwiększają opory przepływu, co oczywiście z punktu widzenia kosztów realizacji procesu nie jest pożądane.
- Z uwagi na zjawisko separacji faz w kolektorze dystrybucyjnym, jego geometria, obok warunków przepływowych wydają się mieć największy wpływ na charakter rozptywu mieszaniny. Wniosek ten znalazł odzwierciedlenie w określeniu celu i koncepcji badań własnych, które szerzej zostały omówione w dalszej części rozprawy.

4. Wpływ kierunku przepływu na struktury przepływu w minikanalach

Do tej pory nie ma zgodności co do określenia maksymalnej średnicy kanału, poniżej której nie obserwuje się już wpływu orientacji przepływu na jego struktury. Wpływ średnicy kanału na zakresy występowania poszczególnych struktur przepływu z wykorzystaniem teoretycznych map według Taitela i innych [68] a także Mishimy i Ishi'ego [53], dla przepływu w kanale pionowym, przedstawiono w pracy [46]. Fukano i Kariyasaki [16] na podstawie badań eksperymentalnych stwierdzili, że w kanałach o średnicy poniżej 2,4 mm wpływ kierunku przepływu jest nieistotny. Późniejsze ich badania [22] potwierdzają, że związek pomiędzy kierunkiem przepływu a pojawiającymi się strukturami nie jest znaczący w kanałach o średnicy mniejszej od 5 mm. Wpływ orientacji przepływu na podstawie ich badań wraz z porównaniem map według Barnea i in. oraz Mandhane'go i in. przedstawiono na rysunku poniżej (Rys. 4.1).



Rys. 4.1 Wyniki identyfikacji struktur przepływu a) pionowego, wznoszącego, b) poziomego, c) pionowego, opadającego w minikanalach wg[22]

Z drugiej strony Hassan i inni [20] zalecają stosowanie dwóch różnych map dla przepływu poziomego i pionowego dla kanałów o średnicy z zakresu od 0,1 do 1 mm. Ta niejednoznaczność w literaturze przedmiotu sprawia, że określenie wymiaru średnicy

kanału, przy której kierunek przepływu nie wywiera już wyraźnego wpływu na rodzaj struktur przepływu wydaje się być tematem wciąż otwartym.

Warto w tym miejscu podkreślić, że powyższe rozważania dotyczą jedynie przepływu w kanale pojedynczym. Natomiast w literaturze przedmiotu brakuje wzmianek o wpływie orientacji przepływu w minikanalach współpracujących równolegle. Wyniki badań własnych, przedstawione w dalszej części pracy, pozwoliły uzupełnić ten obszar wiedzy o określenie wpływu orientacji przepływu dwufazowego gaz-ciecz, w kanałach równoległych o średnicy hydraulicznej $d_h = 3$ mm, na jego struktury.

5. Cel i zakres pracy

Jak podkreślono we wnioskach z przeglądu literatury, problem występowania nierównomierności rozptywu mieszaniny dwufazowej jest wciąż nierozwiązany, konieczne jest prowadzenie w tym obszarze systematycznych badań pozwalających na lepsze poznanie mechanizmów tego niepożądanego zjawiska. Uwzględniając wnioski z przeprowadzonego studium literatury określono cel pracy.

Celem pracy było zbadanie hydrodynamiki pionowego przepływu mieszaniny dwufazowej w układzie minikanalów współpracujących równolegle, ze szczególnym uwzględnieniem wpływu kierunku przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego i wielkości dozowanych strumieni objętościowych fazy ciekłej i gazowej, na charakter rozptywu mieszaniny do poszczególnych minikanalów.

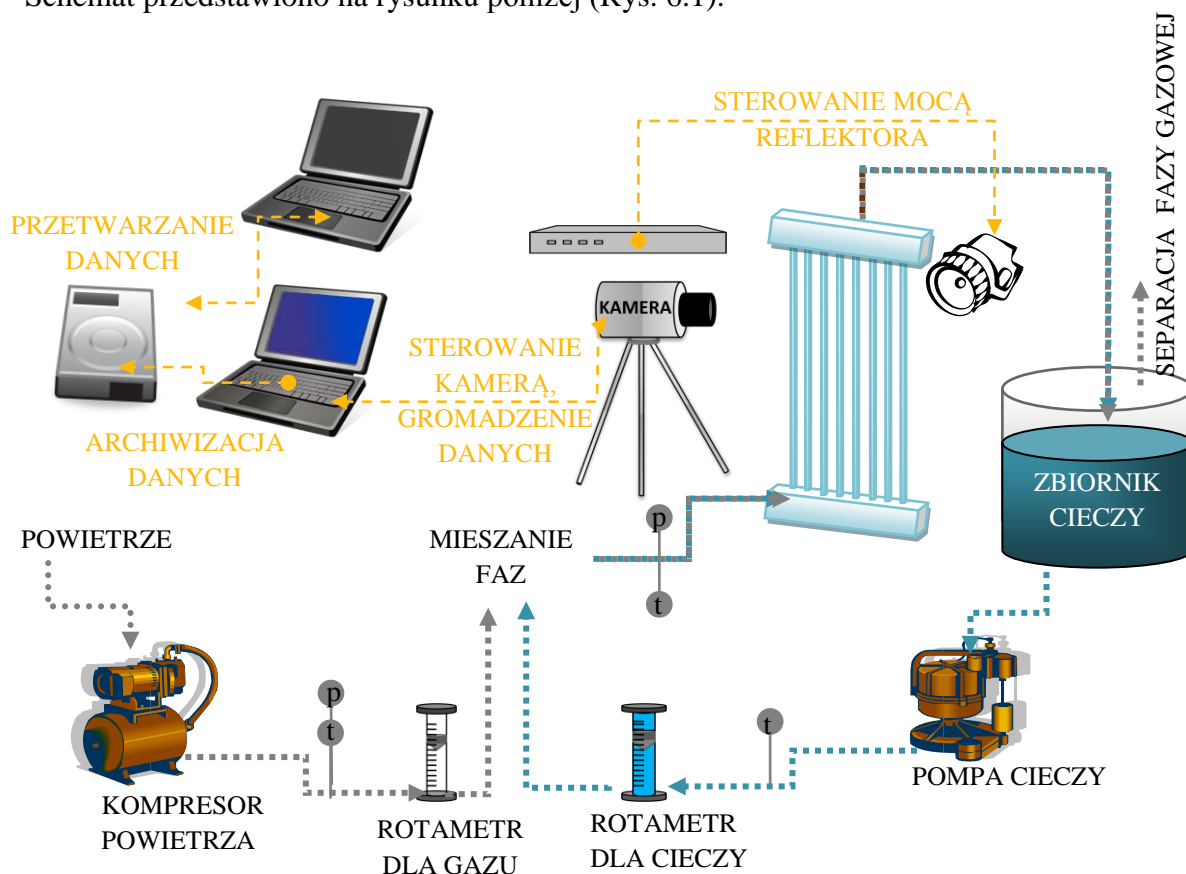
Zakres pracy obejmował:

- przegląd literaturowy,
- projekt oraz budowę stanowiska badawczego,
- rejestrację procesu przepływu dwufazowego w pęku minikanalów za pomocą kamery o wysokiej częstotliwości próbkowania,
- identyfikację struktur przepływu na podstawie obserwacji wizualnej i analizy statystycznej szeregów czasowych poziomów szarości zarejestrowanych obrazów,
- sporządzenie map przepływu i porównanie wyników z mapą teoretyczną,
- pomiar prędkości fazy gazowej za pomocą technik korelacyjnych,
- określenie wpływu orientacji przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego, wielkości strumieni objętościowych dozowanych do kolektora fazy ciekłej i gazowej, na charakter występujących nierównomierności rozptywu,
- określenie udziałów objętościowych gazu,
- porównanie otrzymanych wyników z istniejącymi w literaturze modelami,
- wyznaczenie obszarów poprawnej pracy badanych aparatów.

6. Koncepcja badań

6.1. Stanowisko badawcze

Aby zrealizować cel pracy zaprojektowano i zbudowano stanowisko pomiarowe. Schemat przedstawiono na rysunku poniżej (Rys. 6.1).



Rys. 6.1 Schemat stanowiska badawczego

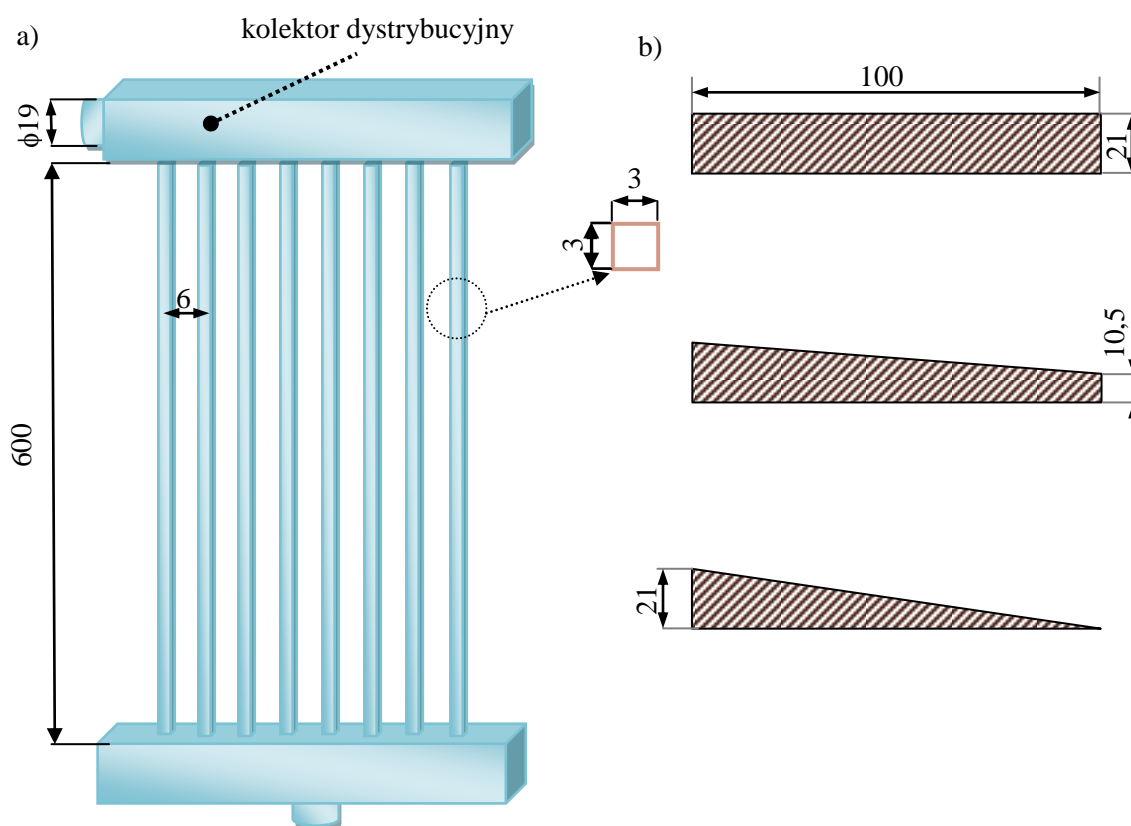
Stanowisko badawcze stanowiły dwa zasadnicze układy: układ do realizacji przepływu dwufazowego w pęku minikanalów równoległych oraz układ do realizacji rejestracji przepływu i jego analizy za pomocą metod cyfrowego przetwarzania obrazu.

Stanowisko badawcze do realizacji przepływu dwufazowego zbudowano z systemu doprowadzającego powietrze oraz wodę do mieszalnika faz, a stamtąd do kanału wykonanego z przezroczystego szkła organicznego. Powietrze dostarczane było za pomocą sprężarki. Strumienie objętościowe obu faz regulowano za pomocą rotametrów. Strumień objętościowy fazy ciekłej podawanej do kolektora dystrybucyjnego zmieniał się w zakresie od 8-250 dm³/h, co przy założeniu równomiernego rozplywu fazy do kanałów odpowiadało zmianom prędkości pozornej cieczy w pojedynczym minikanale w zakresie od 0,03 do 1 m/s. Natomiast strumień objętościowy gazu na wlocie do kolektora dystrybucyjnego regulowano w zakresie od 8 do 4000 dm³/h, co przy analogicznym założeniu, odpowiada prędkości pozornej gazu w zakresie od 0,03 do 15 m/s. Mieszanka, po przejściu przez kanał badawczy odprowadzana była do zbiornika cieczy, gdzie

następowało odseparowanie faz. Ciecz przepływała w obiegu zamkniętym. Ponadto ciecz została zabarwiona inertnym barwnikiem, w postaci błękitu metylenowego, w celu uzyskania wyraźnego kontrastu pomiędzy fazą ciekłą i gazową na zarejestrowanych za pomocą kamery sekwencji obrazów. Stężenie otrzymanego roztworu było na tyle małe, że nie spowodowało ono istotnej zmiany właściwości fizycznych roztworu w stosunku do czystej wody. W trakcie realizacji pomiarów temperatura otoczenia wynosiła $t=22^{\circ}\text{C}$ a ciśnienie na wlocie do aparatu wynosiło $p=1,03$ bar.

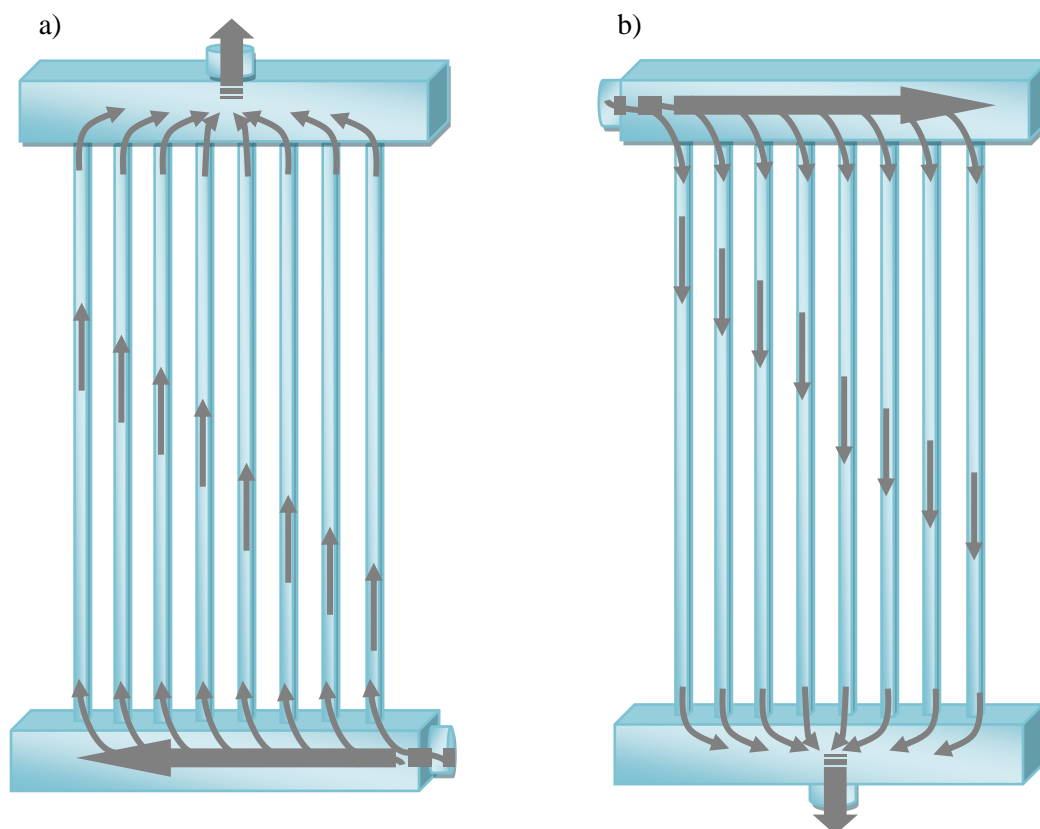
Zasadniczym elementem stanowiska badawczego był kanał pomiarowy wykonany z pleksiglasu i składający się z ośmiu minikanalów równoległych, o przekroju kwadratu o boku 3mm, oddalonych od siebie o 6 mm, o długości 600 mm. Liczba kanałów została dobrana w sposób nieprzypadkowy, w oparciu o zrealizowany przegląd literatury. Najczęściej do badań eksperymentalnych wykorzystywano bowiem aparaty, w których liczba kanałów wynosiła od 4 do 16 ([1], [29], [39], [41], [44], [45], [57], [60], [61]). Tak zaprojektowana liczba minikanalów pozwoliła również na zachowanie zadowalającej rozdzielczości, czyli odpowiednio dużej liczby pikseli przypadającej na pojedynczy kanał na rejestrowanych obrazach.

Elementem nowatorskim w stosunku do innych badań było zastosowanie trzech wariantów geometrii kolektora dystrybucyjnego, w postaci prostokąta, trapezu i trójkąta w przekroju podłużnym kolektora (Rys. 6.2).



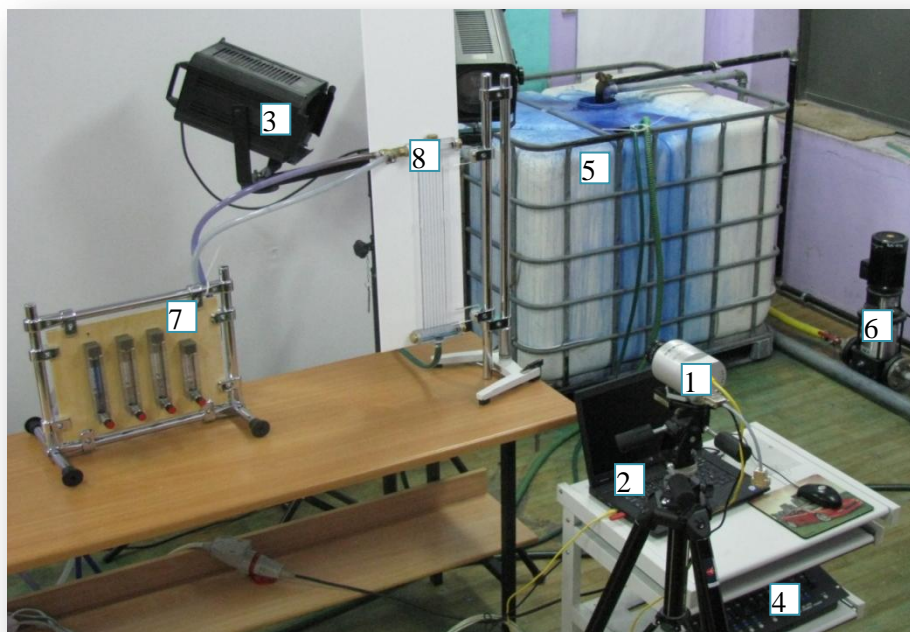
Rys. 6.2 Schemat kanału pomiarowego, a) widok poglądowy, b) przekroje podłużne zastosowanych wariantów kolektora dystrybucyjnego

Badania zrealizowano zarówno w warunkach przepływu wznoszącego jak i opadającego, mieszanina przepływała zgodnie ze schematem przedstawionym na rysunku (Rys. 6.3).



Rys. 6.3 Sposób przepływu mieszaniny dwufazowej: a) przepływ wznoszący, b) przepływ opadający

Aby umożliwić rejestrację przepływu za pomocą kamery, konieczne było odpowiednie zaprojektowanie toru wizyjnego. W tym celu, tuż za kanałem pomiarowym ustawiono płytę mleczną wykonaną z pleksiglasu, na którą skierowano strumień światła pochodzący z lampy halogenowej o mocy 1 kW. Zabieg ten zapewnił uzyskanie równomiernego oświetlenia kanału. Natężenie światła regulowano za pomocą konsoli sterowania światłem. Po każdorazowej zmianie strumieni objętościowych faz, rejestracja przepływu odbywała się po jego ustabilizowaniu. W celu uwierzytelnienia powtarzalności wyników, pomiary wykonywano dwukrotnie, za każdym razem na nowo regulując strumienie objętościowe faz.



Rys. 6.4 Stanowisko badawcze: 1- kamera, 2- komputer, 3- reflektor halogenowy, 4- konsola sterowania natężeniem światła, 5-zbiornik cieczy, 6- pompa cieczy, 7- rotametry, 8- kanał pomiarowy

6.2. Charakterystyka urządzeń

W tabelach poniżej przedstawiono charakterystyczne parametry ważniejszych urządzeń wykorzystywanych podczas realizacji badań.

Tabela 6-1 Charakterystyka urządzeń do pozyskiwania, przetwarzania i archiwizacji obrazów

Kamera cyfrowa	
Producent	VDS Vosskühler GmbH
Nazwa	HCC 1000
Receptor	Matryca CMOS o przekątnej 1/2", monochromatyczna
Rozdzielczość obrazu	1024×256, 1024×512, 1024×1024 pikseli
Pamięć	512 MB
Migawka	1-2010 μs
Czas ekspozycji	0,5-551,9 ms
Częstotliwość próbkowania	0,001-1800 Hz
Obiektyw	
Obiektyw	Schneider Kreuznach Xenon
Ogniskowa	25 mm
f/stop	1:0, 95-11,8
Komputer sterujący kamerą	
Producent	DELL
Nazwa	DELL Latitude E5500
Procesor	Intel® Core™ 2 Duo P7250 Processor (2.0GHz)
Pamięć RAM	4096 MB DDR2 (800 Mhz)
Pojemność dysku twardego	200 GB (7200 RPM)

Karta graficzna	Intel® Graphics Media Accelerator X4500
Napęd	Fixed 8x DVD+/-RW Slim Slot
Matryca	15,4" WXGA 1280 x 800 Antiglare
Dysk zewnętrzny	
Nazwa	Seagate FreeAgent
Pojemność	1TB
Pamięć	32 Cache
Prędkość obrotowa	7200

Tabela 6-2 Charakterystyka urządzeń do regulacji strumieni objętościowych fazy ciekłej i gazowej

Rotametry cieczy			
Typ	RDN-10	RDN-15	RDN-20
Skala rotametry [dm³/h]	3-30	18-180	100-1000
Klasa dokładności	2,5	2,5	2,5
Niepewność pomiarowa bezwzględna [dm³/h]	0,75	4,5	25

Rotametry gazu					
Typ	C2100	C2150	C2150	ROS-10	ROS-16
Model	C110/0001	C210/00025	C211/0010		
Skala rotametry [dm³/h]	1-15	8-80	30-300	110-1100	500-5000
Klasa dokładności	3,5	3,0	3,0	2,5	2,5
Niepewność pomiarowa bezwzględna [dm³/h]	0,525	2,4	9,0	27,5	125

6.3. Analiza niepewności pomiarowej

W tabeli (Tabela 6-2) przedstawiono bezwzględne niepewności pomiarów dokonywanych za pomocą rotametrów gazu i cieczy, które w bezpośredni sposób wynikają z klasy przyrządów i górnego zakresu pomiarowego. Na ich podstawie obliczono przeciętną niepewność względną, jako stosunek niepewności bezwzględnych do wartości strumieni objętościowych ustalonych na rotametrze. Określona w ten sposób średnia niepewność względna pomiaru strumienia objętościowego gazu wyniosła 0,061, natomiast niepewność ta w odniesieniu do pomiarów strumienia cieczy wyniosła 0,081.

Wszystkie elementy badanych układów zostały starannie zmierzone, przy czym szczególną uwagę poświęcono pomiarom średnic hydraulicznych poszczególnych minikanalów. W tym celu posłużono się suwmiarką elektroniczną o dokładności do 0,01 mm. Wyniki pomiarów dla układu z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym zestawiono w tabeli (Tabela 6-3). Maksymalne odchylenie pomiędzy średnicą hydrauliczną nominalną a rzeczywistą, wyrażone za pomocą błędu względnego wyniosło 0,51%.

Tabela 6-3 Pomiary średnicy hydraulicznej kanałów w układzie z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym

Numer kanału	Nominalna średnica hydrauliczna kanału [mm]	Rzeczywista szerokość przekroju poprzecznego kanału [mm]	Rzeczywista wysokość przekroju poprzecznego kanału [mm]	Rzeczywista średnica hydrauliczna kanału [mm]	Błąd względny wyznaczenia średnicy [%]
1	3,00	3,00	2,97	2,98	0,51%
2	3,00	3,01	2,96	2,98	0,51%
3	3,00	3,00	2,99	2,99	0,17%
4	3,00	3,01	2,98	2,99	0,17%
5	3,00	2,98	3,00	2,99	0,34%
6	3,00	3,01	2,99	3,00	0,00%
7	3,00	3,00	3,00	3,00	0,00%
8	3,00	2,98	3,00	2,99	0,34%

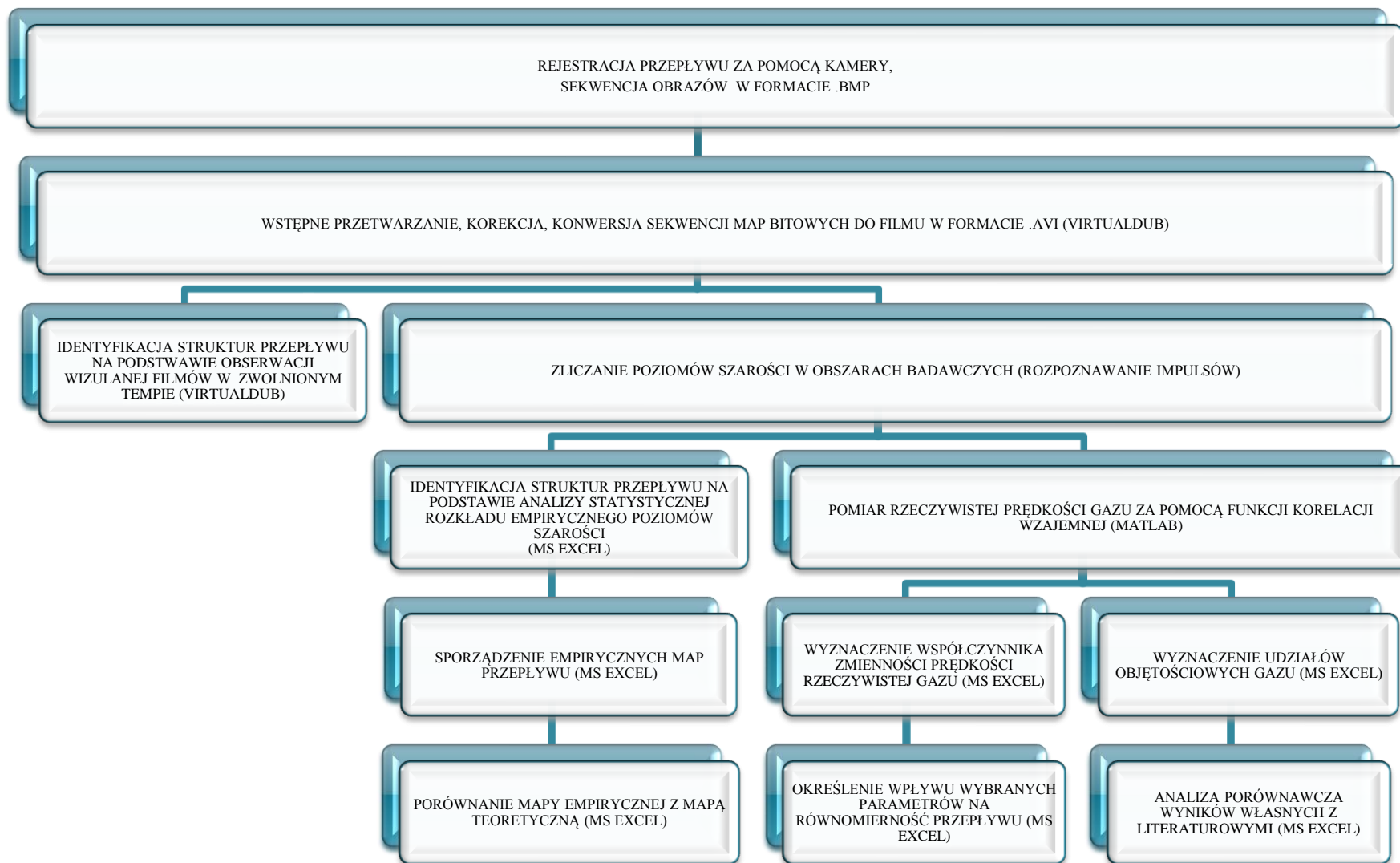
7. Metodyka badań

Metodyka badań oparta została na cyfrowej analizie obrazów uzyskanych z rejestracji przepływu dwufazowego pod kątem zmian poziomów szarości. Zarejestrowane obrazy stanowiły podstawowe źródło informacji o procesie przepływu a także o pracy aparatu, w którym się on odbywał. Przyjęta metodyka pozwoliła zatem na ocenę charakteru rozptyłu mieszaniny dwufazowej bez ingerencji w sam przepływ. W przypadku badań nierównomierności jest to szczególnie pożądana cecha metody badawczej. Dodatkowymi zaletami obranej metody jest możliwość oceny charakteru przepływu zarówno w ujęciu jakościowym (wizualizacja) jak i ilościowym (pomiaru ruchu i przemieszczeń). Spośród innych technik wyróżnia ją również, poprzez odpowiednie dobranie obszarów pomiarowych, możliwość uzyskania informacji o charakterze przepływu zarówno na poziomie lokalnym jak i globalnym. Można analizować proces przepływu uzyskując charakterystyki chwilowe lub uśrednione w dłuższym czasie trwania procesu.

Metodykę badań można ująć w dwóch aspektach:

1. Określenie charakteru powstających struktur oparto na ocenie fluktuacji, kształtu histogramu częstości rozkładu empirycznego oraz dystrybuanty poziomów szarości obrazów uzyskanych z rejestracji przepływu kamerą CMOS a także bezpośredniej obserwacji zarejestrowanych filmów.
2. Określenie prędkości struktur pęcherzykowej, rzutowej i częściowo pianowej, a także udziałów objętościowych w poszczególnych kanałach za pomocą funkcji korelacyjnych było podstawą do oceny stopnia nierównomierności rozptyłu.

Badania zrealizowano według przyjętego algorytmu (Rys. 7.1.). Do rejestracji przepływu wykorzystano kamerę cyfrową, której charakterystykę przedstawiono w tabeli (Tabela 6-1). Filmy nagrywane były z częstotliwością próbkowania $f_s = 182$ do 924 Hz, zależną od dynamiki procesu. Jednorazowo rejestrowano sekwencję tysiąca monochromatycznych map bitowych o rozdzielczości 512×1024 . Zarejestrowane obrazy wstępnie gromadzone były w pamięci buforowej kamery. Rolę sterownika oraz rejestratora danych pełnił przenośny komputer skojarzony z kamerą. Następnie dokonywano transmisji obrazów do twardych dysków zewnętrznych, które stanowiły docelowe archiwum danych. W programie VirtualDub przeprowadzono operacje poprawy jakości obrazów a także konwersji sekwencji otrzymanych plików z formatu .bmp do filmu w formacie .avi. Kolejne etapy realizacji badań zostaną szerzej omówione w rozdziałach 7.2. i 7.3..



Rys. 7.1 Algorytm realizacji badań

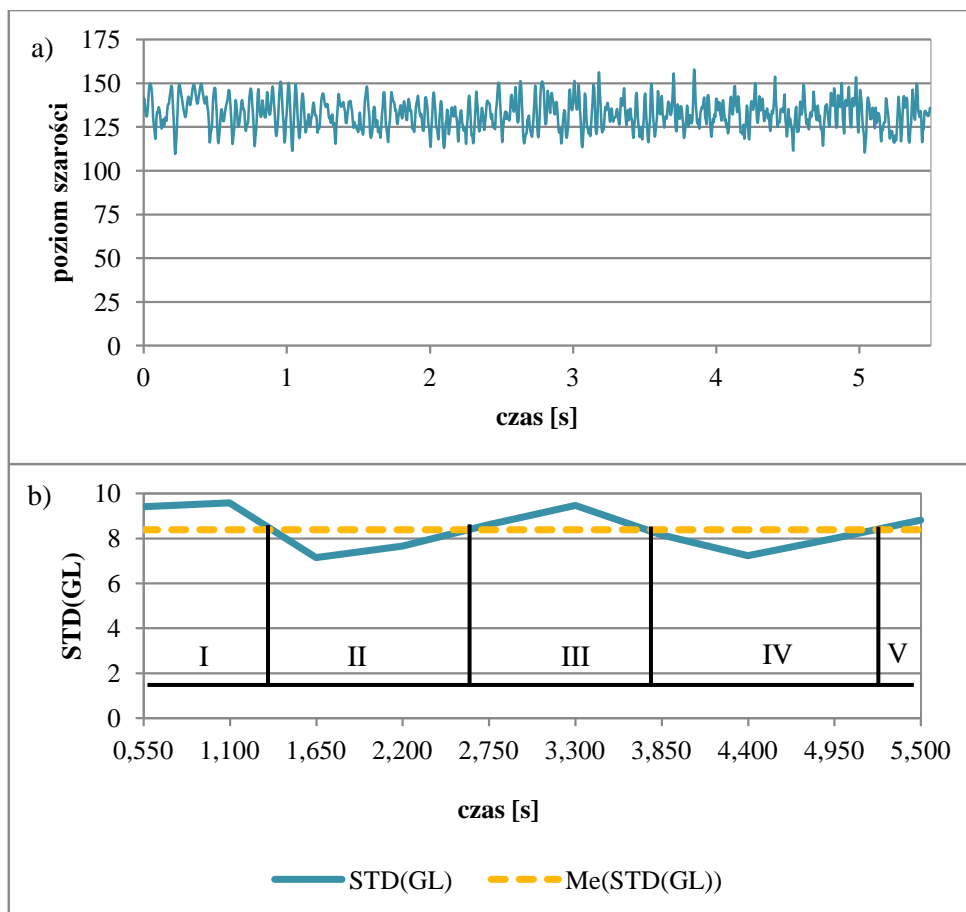
7.1. Test stacjonarności

Aby móc korzystać z metod analizy stochastycznej dla procesów stacjonarnych konieczne było przeprowadzenie weryfikacji stacjonarności badanego procesu przepływu dwufazowego. Proces jest stacjonarny, wówczas gdy wszystkie jego momenty (np. średnia, wariancja) jak i momenty łączne (np. autokorelacja) są niezależne od czasu [83]. Istnieje wiele sposobów weryfikacji stacjonarności procesu losowego. Najprościej, proces losowy jest stacjonarny, gdy podstawowe czynniki fizyczne wpływające na badane zjawisko nie ulegają zmianom w czasie [84]. W badanym procesie przepływu dwufazowego ten wymóg wydaje się być spełniony, gdyż podstawowe czynniki (strumienie doprowadzanych faz, temperatura, ciśnienie, geometria kanałów) kształtujące rejestrowany za pomocą kamery przepływ, nie ulegają istotnym zmianom w czasie jego trwania. Często jednak, trudno jest w oparciu o bezpośrednie rozpatrywanie zjawiska dokonać rzetelnej weryfikacji stacjonarności procesu. Dlatego też stosuje się odpowiednie testy stacjonarności. Ogólnie rzecz ujmując, procedura testowania jest następująca [5]:

- sygnał należy podzielić na N jednakowych przedziałów czasowych, w taki sposób, aby przebiegi w każdym przedziale mogły być uznane za niezależne,
- dla każdego przedziału należy wyznaczyć wartość średniokwadratową i uszeregować wyznaczone wartości w porządku czasowym,
- zbadać ciąg wartości średniokwadratowych pod względem obecności głównego trendu.

Opisana procedura testowa nie musi się ograniczać jedynie do wartości średniokwadratowej [85]. W pracy, w celu pełnej weryfikacji tezy o stacjonarności procesu przepływu, wykonano nieparametryczny test serii, polegający na badaniu liczby serii krótkoterminowych odchyłeń standardowych względem mediany tych odchyłeń. Serią nazywa się sekwencję identycznych, według przyjętego kryterium obserwacji, która następuje lub poprzedza inną obserwację lub nie poprzedza żadnej obserwacji.

Test stacjonarności zaprezentowano dla losowo wybranego przebiegu zmian poziomów szarości (Rys. 7.2). Liczność próby odpowiadała liczbie klatek, rejestrujących proces w czasie 5,48 sekund i wynosiła 1000. Sygnał, w postaci dyskretnych czasowych zapisów średnich poziomów szarości, podzielono na $N=10$ równych odcinków, czyli po 0,548 s. Wyznaczono odchylenia standardowe wartości poziomów szarości $STD(GL)$ w poszczególnych przedziałach, a także medianę odchyłeń, która wyniosła $Me(STD(GL)) = 8,39$. Biorąc pod uwagę poziom istotności $\beta=5\%$, za pozytywny wynik testu, zgodnie z tabelą poniżej (Tabela 7-1), należy przyjąć sytuację, gdy liczba serii zaobserwowanych w ciągu odchyłeń standardowych względem mediany wyniesie co najmniej 3, ale nie więcej niż 8. Na podstawie przeprowadzonego testu stwierdzono występowanie 5 serii, a zatem proces jest stacjonarny.



Rys. 7.2 Test stacjonarności na przykładzie sygnału w postaci ciągu poziomów szarości- przepływ opadający, $Q_g=32\text{dm}^3/\text{h}$, $Q_l=130\text{dm}^3/\text{h}$, wariant z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym, a) zmiany poziomu szarości w kolejnych klatkach filmu, b) wynik testu stacjonarności

Tabela 7-1. Wartość kwantyli $r_{n,\beta}$ rzędu $1 - \beta$ z rozkładu liczby serii w ciągu $N = 2n$ obserwacji dla $\beta = \Pr[r_n > r_{n,\beta}]$, [37]

n=N/2	β					
	0,99	0,975	0,95	0,05	0,025	0,01
5	2	2	3	8	9	9
6	2	3	3	10	10	11
7	3	3	4	11	12	12
8	4	4	5	12	13	13
9	4	4	5	12	13	13
10	5	6	6	15	15	16

7.2. Identyfikacja struktur przepływu

W celu identyfikacji struktur przepływu posłużono się pięcioma metodami opartymi na:

- bezpośredniej obserwacji wizualnej,
- obserwacji wizualnej filmów w zwolnionym tempie, rejestrujących przepływ mieszaniny dwufazowej,

- interpretacji na podstawie fluktuacji poziomów szarości zarejestrowanych obrazów w funkcji czasu,
- analizie kształtu histogramu częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości,
- analizie dystrybuanty rozkładu empirycznego poziomów szarości.

Dzięki temu identyfikacja występujących struktur przepływu jest miarodajna. W przypadku występowania rozbieżności w wynikach, ostateczne rozstrzygnięcie oparto na zgodności interpretacji według metod opartych na analizie statystycznej poziomów szarości.

7.2.1. Identyfikacja struktur przepływu na podstawie obserwacji wizualnej

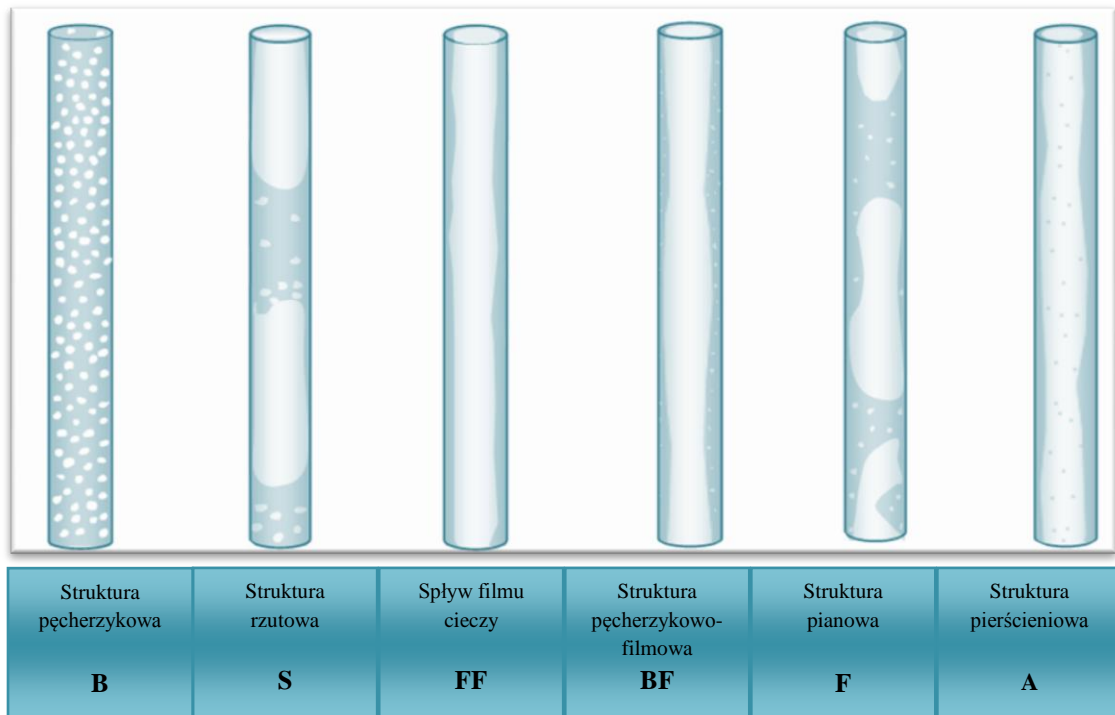
Filmy rejestrujące badane przepływy nagrywane były z wysoką częstotliwością ($f_s = 182-924$ Hz), zależną od dynamiki procesu. W konsekwencji, możliwe było zarejestrowanie charakteru niezwykle dynamicznych zmian koncentracji obu faz w kanale, w funkcji czasu, zmian bezpośrednio niedostrzegalnych z uwagi na ograniczoną percepcję ludzkiego oka. Odtworzenie filmów w zwolnionym tempie- 30 klatek na sekundę, pozwoliło w prosty sposób zidentyfikować występujące w poszczególnych kanałach struktury przepływu. Należy jednak pamiętać, że wyniki uzyskane na drodze tej metody są w pewnej mierze subiektywne. Stąd w niniejszej pracy wykorzystano dodatkowe metody, które w połączeniu z obserwacją wizualną dostarczyły niezafałszowanych informacji o charakterze zmian koncentracji faz w przepływie.

7.2.1.1. Przepływ opadający

W przepływie opadającym zaobserwowano występowanie pięciu rodzajów struktur przepływu:

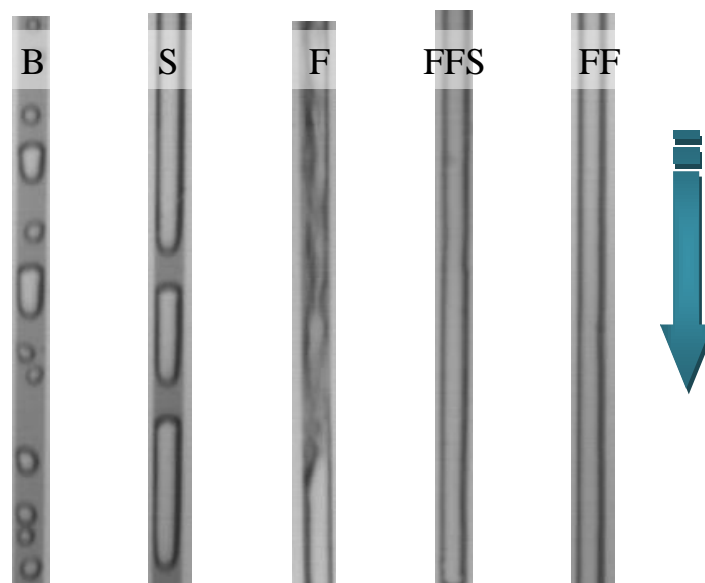
- spływ filmu cieczy,
- spływ filmu cieczy-struktura rzutowa,
- struktura rzutowa,
- struktura pęcherzykowa,
- struktura pianowa.

W literaturze przedmiotu w porównaniu z przepływem wznoszącym stosunkowo niewiele uwagi poświęcono określeniu struktur przepływu opadającego. W pracy postanowiono zatem odnieść się do klasycznego podziału zaprezentowanego przez Charlsa i Oshinowa [58] (Rys. 7.3). Należy w tym miejscu podkreślić, że klasyfikacja ta została zaproponowana dla kanałów konwencjonalnych.



Rys. 7.3 Struktury przepływu opadającego [58]

Na rysunku (Rys. 7.4) przedstawiono zaobserwowane w trakcie badań struktury przepływu opadającego. Zidentyfikowano dodatkową strukturę; spływ filmu cieczy-rzut, której nie uwzględnia klasyfikacja podana przez Oshinowa i Charlsa [58]. Nie jest to zatem struktura typowa dla przepływu opadającego w kanałach konwencjonalnych.

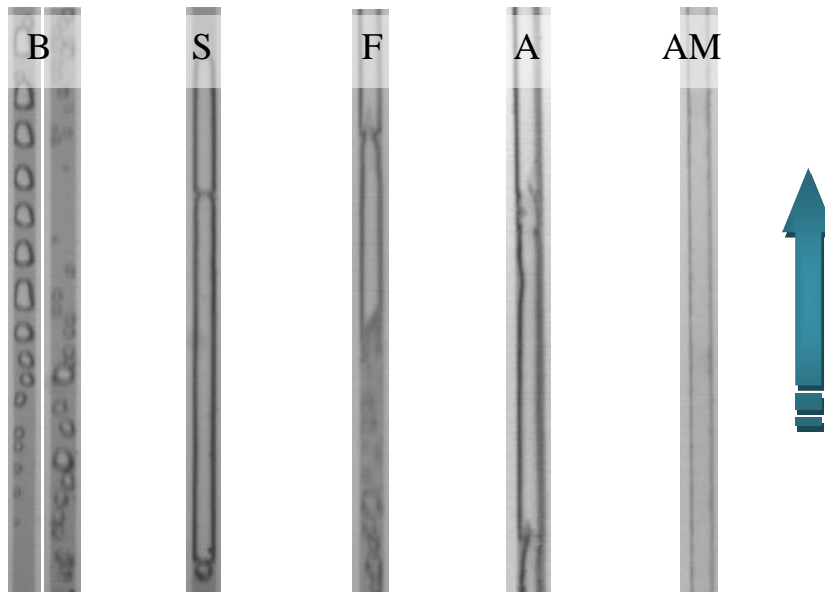


Rys. 7.4 Klasyfikacja struktur przepływu na podstawie obserwacji wizualnej w warunkach przepływu opadającego: B- struktura pęcherzykowa, S-struktura rztowa, F-struktura pianowa, FF-S-spływ filmu cieczy-rzut, FF- spływ filmu cieczy

7.2.1.2. Przepływ wznoszący

Na podstawie obserwacji wizualnej stwierdzono występowanie pięciu rodzajów struktur wznoszącego przepływu dwufazowego (Rys. 7.5):

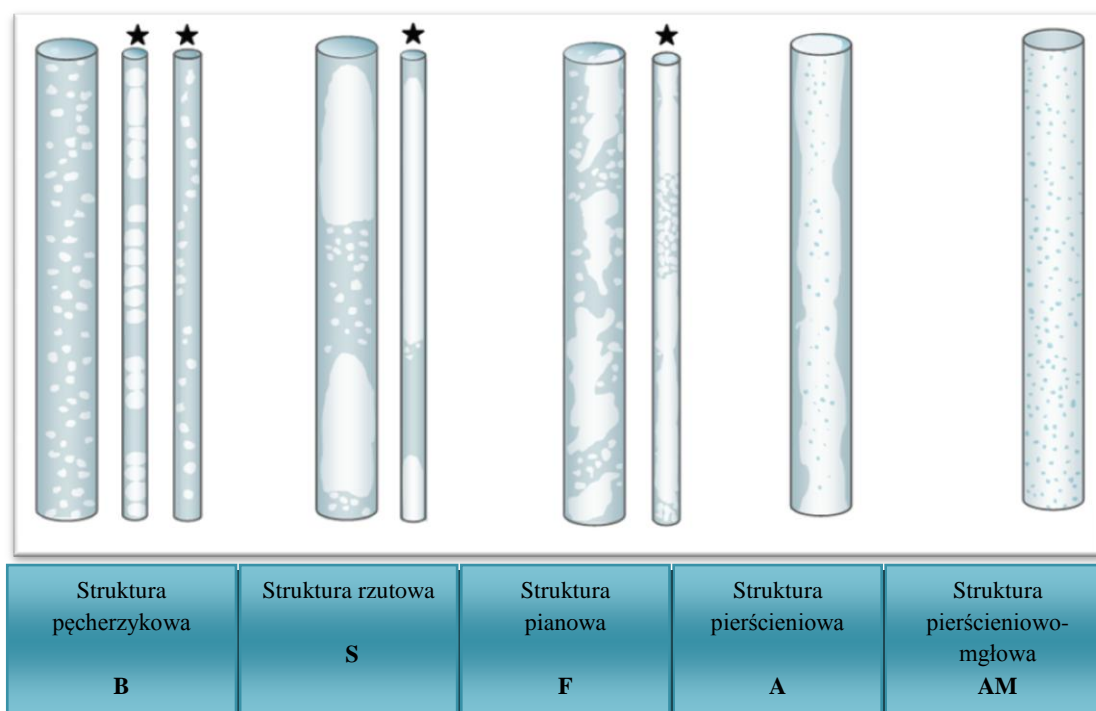
- przepływ pęcherzykowy,
- przepływ rzutowy,
- przepływ pianowy,
- przepływ pierścieniowy,
- przepływ pierścieniowo-mgłowy.



Rys. 7.5 Klasyfikacja struktur przepływu na podstawie obserwacji wizualnej w warunkach przepływu wznoszącego: B- struktura pęcherzykowa, S-rzutowa, F- pianowa, A- pierścieniowa, AM- pierścieniowo-mgłowa

Zauważono, że struktury: pęcherzykowa, rzutowa oraz pianowa w badanych kanałach występują w nieco innej postaci niż ma to miejsce w kanałach konwencjonalnych. Struktura pęcherzykowa występuje w formie pęcherzyków o średnicy bliskiej średnicy hydraulicznej kanału. Pęcherzyki przepływają jeden obok drugiego tworząc specyficzny sznur przerywany porcją cieczy. Struktura ta może też przyjąć formę drobniejszych pęcherzyków poruszających się ruchem spiralnym wzdłuż osi kanału. Natomiast struktura rzutowa charakteryzuje się występowaniem stosunkowo długich porcji gazu w postaci korków o równomiernie zaokrąglonym „czoł”, gładkiej powierzchni bocznej i nie zawsze równomiernie ukształtowanym „ogonie”. W porcji cieczy, w pobliżu „ogona” korka mogą pojawić się bardzo drobne pęcherzyki. Podczas przepływu pianowego następuje deformacja „czoła” korków gazu, jak i powierzchni bocznej. W porcji cieczy z kolei występuje znacznie więcej gwałtownie przepływających pęcherzyków. Zaobserwowane struktury są charakterystyczne dla przepływu w tzw. kanałach kapilarnych. Między innymi badania Chena i współautorów (średnica kanału $d=1,10$; $2,01$; $2,88$ i $4,26$ mm) [9], jak i Mishimy i Hibikiego ($d=1,05$; $1,09$; $2,05$; $2,10$; $3,12$; $3,08$; $3,9$; $4,08$ mm) [52] wykazały występowanie właśnie tego rodzaju struktur w minikanalach okrągłych. Na rysunku (Rys.

7.6) przedstawiono struktury zaobserwowane w badaniach Mishimy i Hibiki'ego. Gwiazdką zaznaczono struktury pojawiające się jedynie w minikanalach.



Rys. 7.6 Struktury przepływu wznoszącego zaobserwowane w kanałach o małych średnicach [52]

Badania własne potwierdzają zatem, że również w minikanalach o przekroju kwadratowym obserwuje się obecność tych nietypowych dla kałów konwencjonalnych struktur.

7.2.2. Identyfikacja struktur przepływu na podstawie analizy statystycznej poziomów szarości

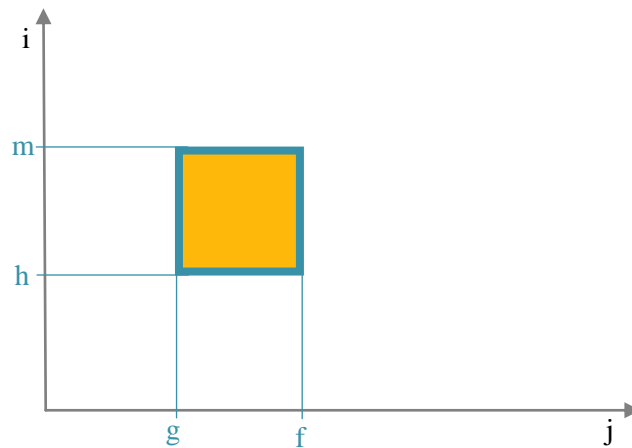
W celu identyfikacji struktur przepływu oprócz prostej, lecz w gruncie rzeczy subiektywnej oceny na podstawie obserwacji wizualnej, posłużono się metodami opartymi na analizie statystycznej poziomów szarości. Wykorzystując aplikację Krótkiewicza „Rozpoznawanie Impulsów” [34] wyznaczono średnie poziomy szarości pikseli w obszarach badawczych kolejnych klatek filmu. Dokonując identyfikacji struktur przepływu wykorzystano fakt istnienia różnicy pomiędzy poziomem szarości fazy ciekłej i gazowej na zarejestrowanych obrazach. Warto w tym miejscu wyjaśnić, że poziom szarości równy 0 odpowiada doskonałej czerni, więc doskonałej bieli odpowiada wartość 255 w skali poziomów szarości. Biorąc pod uwagę fakt, że ciecz została zabarwiona ciemnym barwnikiem, to im niższy poziom szarości w obszarze badawczym, tym większy udział fazy ciekłej w przepływającej przez ten obszar mieszaninie. Analogicznie, im wyższy poziom szarości, tym większa koncentracja fazy gazowej. W aplikacji „Rozpoznawanie Impulsów” analizie poddano średni udział powierzchniowy obu faz, który jest reprezentowany przez średni poziom szarości na powierzchni wybranego obszaru

badawczego o współrzędnych (g, m), (f, h), co przedstawiono na rysunku (Rys. 7.7). Ten powierzchniowy udział poziomów szarości liczony był według równania (7-1) [33]:

$$M = \frac{1}{(f-g)(m-h)} \sum_{j=g}^f \sum_{i=h}^m p_{j,i}^e, \quad (7-1)$$

gdzie:

- (g, m) - współrzędne górnego, lewego narożnika obszaru pomiarowego,
- (f, h) - współrzędne dolnego, prawego narożnika obszaru pomiarowego,
- $p_{j,i}^e$ - poziom jasności piksela o współrzędnych (j, i) dla sceny o indeksie e,
- e - indeks iteracji sceny w badanej sekwencji obrazów.



Rys. 7.7 Graficzna ilustracja położenia obszaru pomiarowego

Natomiast poziom jasności piksela o współrzędnych (j, i) i indeksie e stanowi jego średnią z wartości składowych koloru czerwonego, zielonego i niebieskiego:

$$p_{j,i}^e = \frac{red(q_{j,i}^e) + green(q_{j,i}^e) + blue(q_{j,i}^e)}{3}, \quad (7.2)$$

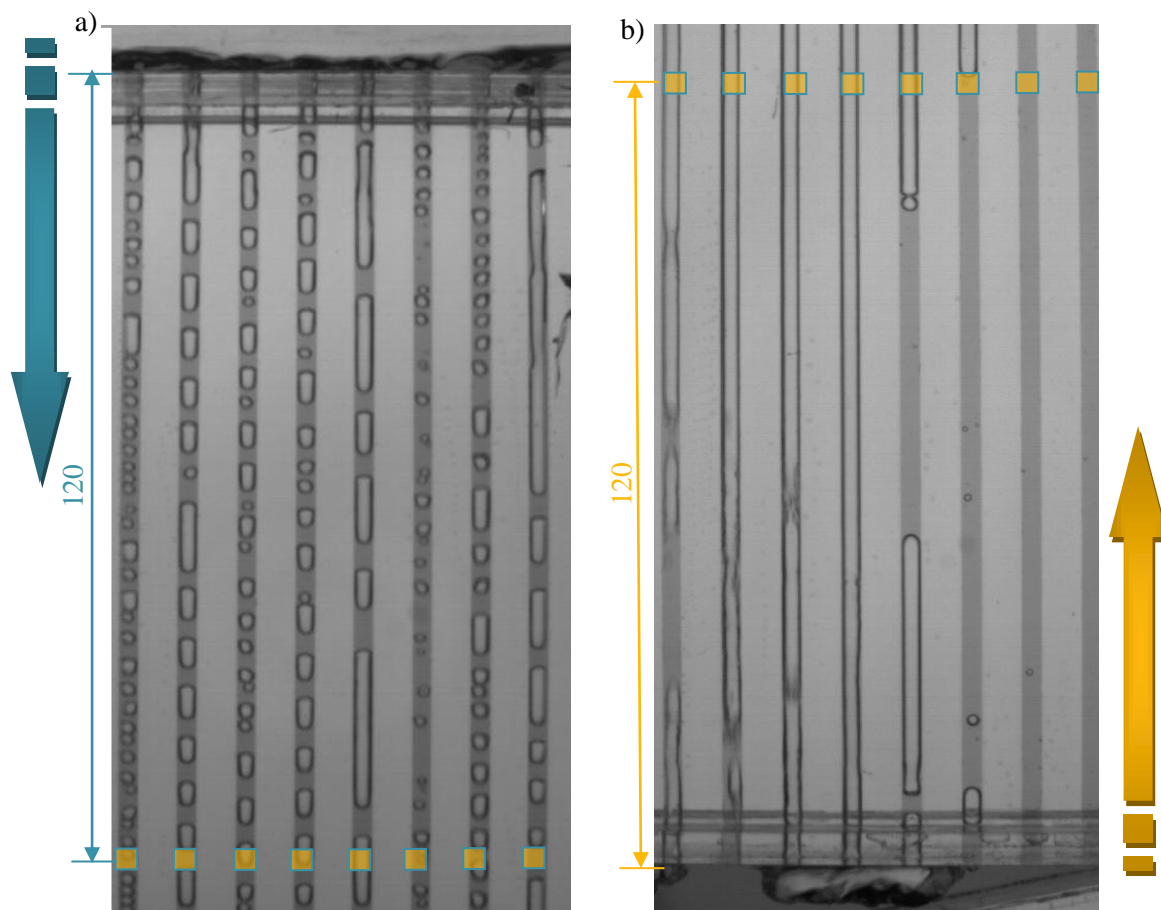
gdzie:

- $q_{j,i}^e$ - 24-bitowy kolor piksela o współrzędnych (j,i), dla sceny o indeksie e,
- $red(q_{j,i}^e)$ - wartość składowej koloru czerwonego dla piksela $q_{j,i}^e$,
- $green(q_{j,i}^e)$ - wartość składowej koloru zielonego dla piksela $q_{j,i}^e$,
- $blue(q_{j,i}^e)$ - wartość składowej koloru niebieskiego dla piksela $q_{j,i}^e$.

Analizowane obszary pomiarowe miały kształt kwadratu o boku 3 mm. Taki dobór wielkości i kształtu został ustalony na podstawie weryfikacji eksperymentalnej i zapewnił otrzymanie reprezentatywnych informacji o charakterze przepływu. W celu identyfikacji struktur przepływu obszary badawcze stanowiły ciąg podobszarów zlokalizowanych w obrębie występowania kanałów na obrazie, co schematycznie przedstawiono na rysunku (Rys. 7.8).

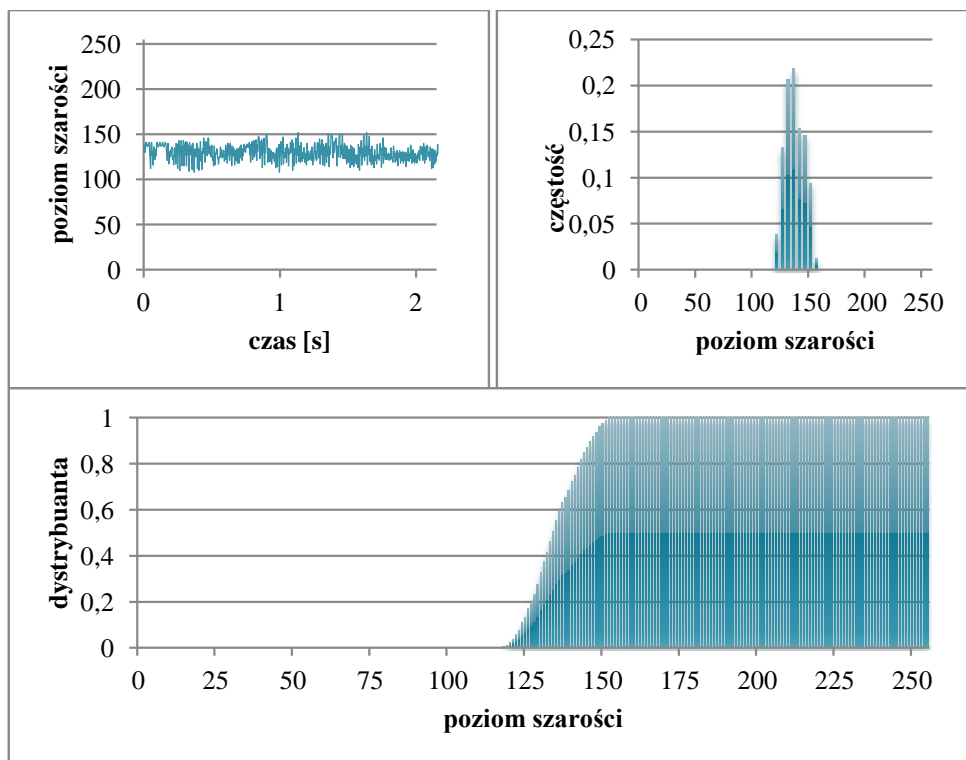
Zarówno analiza histogramu częstości rozkładu empirycznego jak i analiza czasowych fluktuacji sygnałów są już dobrze poznanymi i zweryfikowanymi narzędziami pozwalającymi na identyfikację struktur przepływu. Jones i Zuber [26] jako prekursorzy

stwierdzili przydatność funkcji gęstości prawdopodobieństwa do określania rodzaju struktury przepływu na podstawie analizy kształtu histogramu. W literaturze można znaleźć wiele prac, w których do identyfikacji struktur stosowano tę metodę [19], [51], [61], [74]. Natomiast rzadziej stosowanym narzędziem, niemniej jednak godnym uwagi, jest analiza rozkładu dystrybuanty poziomów szarości [40]. Dla poszczególnych struktur, niezależnie od warunków przepływowych, wykresy sporządzone w oparciu o te trzy wyżej wymienione metody charakteryzują się specyficznym kształtem. Na podstawie analizy kształtu można zatem przyporządkować sygnałom pomiarowym określony rodzaj struktury przepływu.



Rys. 7.8 Lokalizacja obszarów pomiarowych do identyfikacji struktur przepływu: a) przepływ opadający, b) przepływ wznoszący

Poniżej przedstawiono przykładowe przebiegi czasowych fluktuacji, histogramy częstości oraz dystrybuanty rozkładu empirycznego poziomów szarości dla poszczególnych struktur przepływu, zaobserwowanych w badaniach zarówno przepływu opadającego, jak i wznoszącego (Rys. 7.9 - Rys. 7.16), wraz z krótką statystyką opisową. Zaprezentowane przykłady dotyczą układu z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym, jednak cechy charakterystyczne przebiegów fluktuacji, histogramu częstości jak i dystrybuanty pozostają niezmiennie dla poszczególnych struktur, niezależnie od zastosowanej geometrii kolektora dystrybucyjnego.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	134,0	Skośność (A)	0,14
Mediana (Me)	133	Rozstęp (R)	35
Dominanta (Do)	129	Minimum (Min)	117
Odchylenie standardowe (S)	8,19	Maksimum (Max)	152
Współczynnik zmienności (V)	0,06	Kurtoza (K)	-0,82

Rys. 7.9 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości- STRUKTURA PĘCHERZYKOWA, (przepływ opadający, kanał pierwszy, $Q_l=130 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=32 \text{ dm}^3/\text{h}$)

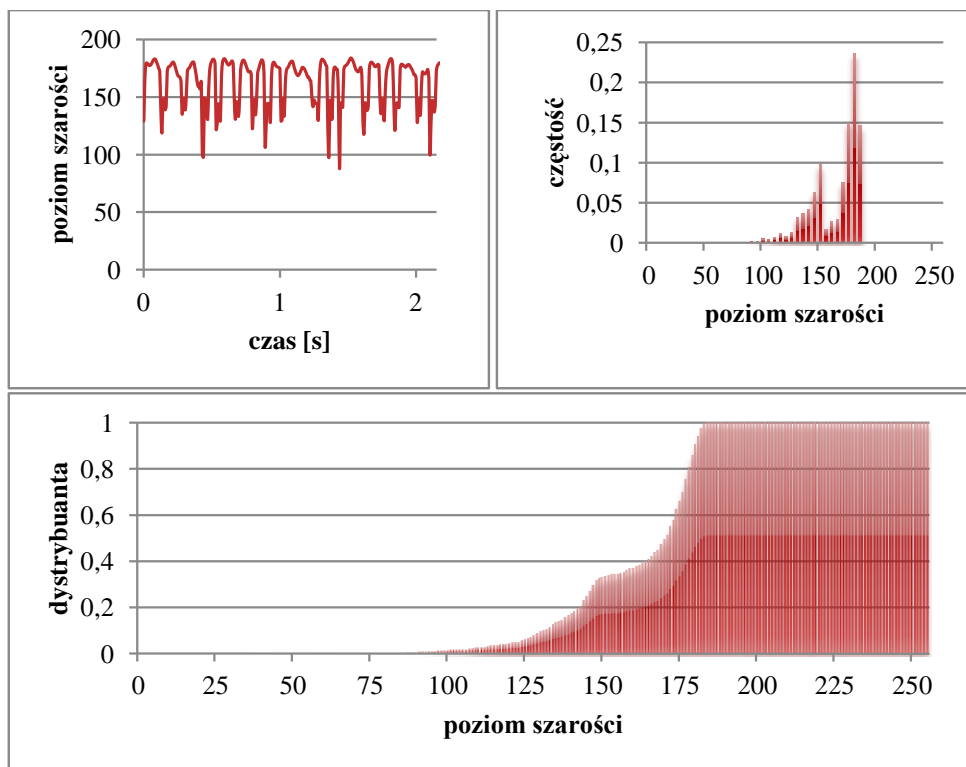
Komentarz do Rys. 7.9:

Średnia, mediana i dominanta występują w zakresie niskich wartości poziomów szarości, co ściśle związane jest z charakterem przepływu pęcherzykowego, tzn. małym udziałem fazy gazowej w przepływie. Rozkład wykazuje asymetrię prowostronną, czyli przewaga wartości poziomów szarości występuje wokół ich niskich wartości. Zróżnicowanie poziomów szarości nie jest na poziomie istotnym ($V < 0,1$).

Fluktuacja poziomów szarości: chaotyczne oscylacje spowodowane losowym charakterem ruchu i rozmiarów pęcherzyków.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny z maksimum położonym w zakresie niskich wartości poziomów szarości, równym 129 w skali poziomów szarości.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w zakresie niskich wartości poziomów szarości (od 117 do 152), o stosunkowo stałej prędkości zmian wartości.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	161,6	Skośność (A)	-1,04
Mediana (Me)	171	Rozstęp (R)	97
Dominanta (Do)	178	Minimum (Min)	87
Odchylenie standardowe (S)	20,3	Maksimum (Max)	184
Współczynnik zmienności (V)	0,13	Kurtoza (K)	0,26

Rys. 7.10 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości- STRUKTURA RZUTOWA- długie korki gazu i mniejsze porcje cieczy, (przepływ opadający, kanał pierwszy, $Q_l=64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=130 \text{ dm}^3/\text{h}$)

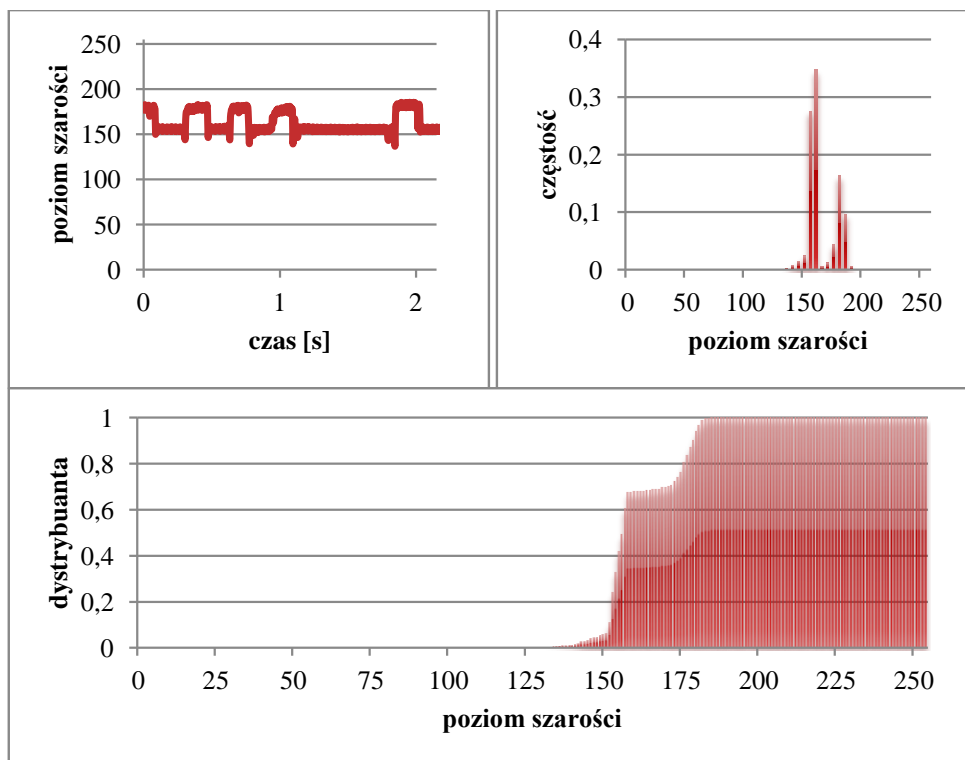
Komentarz do Rys. 7.10:

Zróznicowanie poziomów szarości jest na poziomie istotnym ($V > 0,1$). Charakterystyczna dla tej struktury jest duża wartość rozstępu ($R=97$), a także asymetria lewostronna rozkładu ($A < 0$); w przypadku, gdy w przepływie porcje gazu są zdecydowanie większe niż porcje cieczy.

Fluktuacja poziomów szarości: naprzemiennie wysokie i niskie wartości poziomów szarości, duża amplituda wahań świadczą o następującym po sobie przepływie porcji fazy ciekłej i gazowej.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: dwa lokalne maksima, jedno w zakresie niskich, drugie w zakresie wysokich wartości poziomów szarości. Większe maksimum w zakresie wyższych wartości poziomów szarości świadczy o występowaniu długich korków gazu.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: przyjmuje charakterystyczny dla struktury rzutowej kształt schodkowy.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	162,2	Skośność (A)	0,57
Mediana (Me)	157	Rozstęp (R)	51
Dominanta (Do)	153	Minimum (Min)	134
Odchylenie standardowe (S)	11,5	Maksimum (Max)	185
Współczynnik zmienności (V)	0,07	Kurtoza (K)	-0,98

Rys. 7.11 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości- STRUKTURA RZUTOWA -długie korki gazu i duże porcje cieczy, (przepływ opadający, kanał pierwszy, $Q_l=64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$)

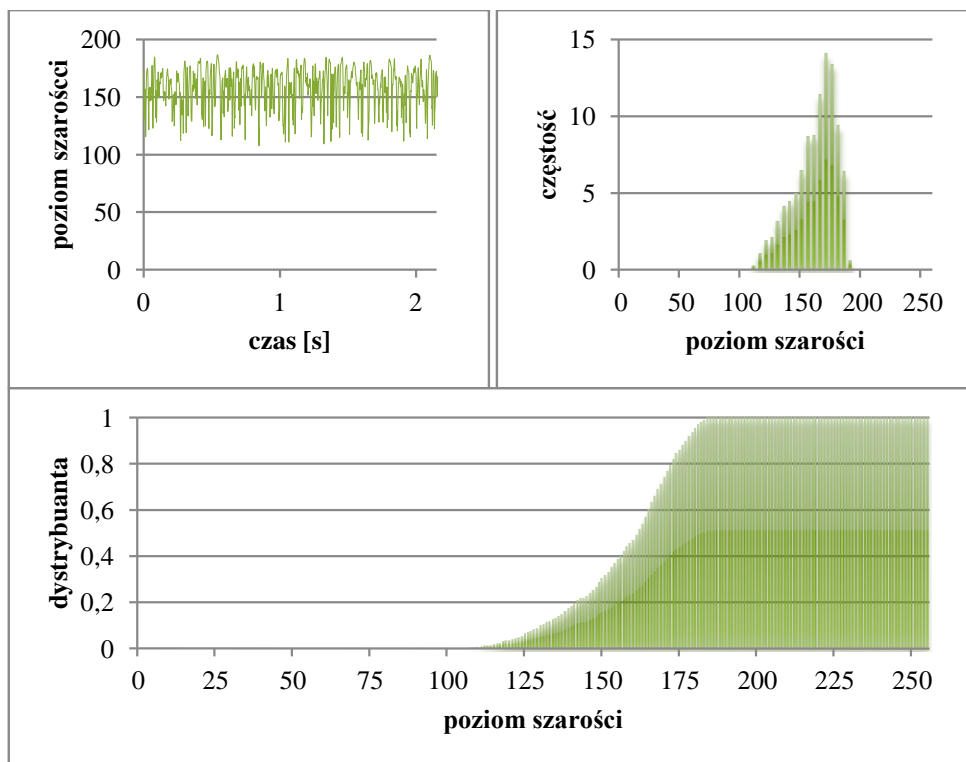
Komentarz do Rys. 7.11:

Dominanta mniejsza od średniej arytmetycznej. Wartość współczynnika asymetrii A wskazuje na występowanie asymetrii prawostronnej. Oznacza to, że wartości poziomów szarości mają tendencję do skupiania się przy dolnej granicy obszaru zmienności, tym samym w przepływie dominuje faza ciekła.

Fluktuacja poziomów szarości: naprzemiennie wysokie i niskie wartości poziomów szarości odzwierciedlają następujący po sobie przepływ porcji cieczy i gazu.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: dwa lokalne maksima, jedno w zakresie niskich, drugie w zakresie wysokich wartości poziomów szarości. Większe maksimum w zakresie niższych wartości poziomów szarości świadczy o występowaniu dużych porcji cieczy.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: przyjmuje charakterystyczny dla struktury rzutowej kształt schodkowy.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{G}_L)	157,9	Skośność (A)	-0,78
Mediana (Me)	162	Rozstęp (R)	79
Dominanta (Do)	168	Minimum (Min)	107
Odchylenie standardowe (S)	17,2	Maksimum (Max)	186
Współczynnik zmienności (V)	0,11	Kurtoza (K)	-0,21

Rys. 7.12 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości- STRUKTURA PIANOWA, (przepływ opadający, kanał pierwszy, $Q_I=130 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_o=250 \text{ dm}^3/\text{h}$)

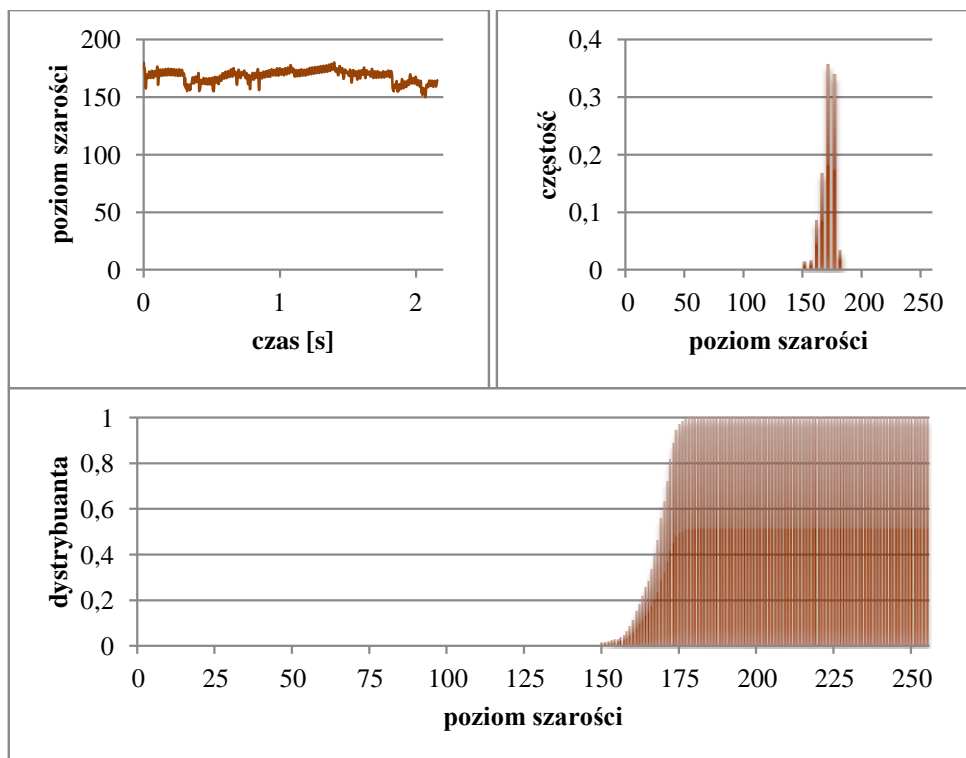
Komentarz do Rys. 7.12:

Średnia, mediana oraz dominanta występują w zakresie średnich wartości poziomów szarości. Rozkład jest asymetryczny lewostronnie. Podobnie jak w przypadku struktury rzutowej rozstęp i odchylenie standardowe są bardzo duże.

Fluktuacja poziomów szarości: chaotyczne wahania poziomów szarości o dużej amplitudzie.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny z maksimum wyższym od wartości średniej próby, równym 168 w skali poziomów szarości.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w szerokim zakresie poziomów szarości (od 107 do 186).



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	167,9	Skośność (A)	-0,84
Mediana (Me)	169	Rozstęp (R)	30
Dominanta (Do)	172	Minimum (Min)	150
Odchylenie standardowe (S)	5,5	Maksimum (Max)	180
Współczynnik zmienności (V)	0,03	Kurtoza (K)	0,61

Rys. 7.13 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości-STRUKTURA PIERŚCIENIOWA, (przepływ wznoszący, kanał pierwszy, $Q_1=8 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=1000 \text{ dm}^3/\text{h}$)

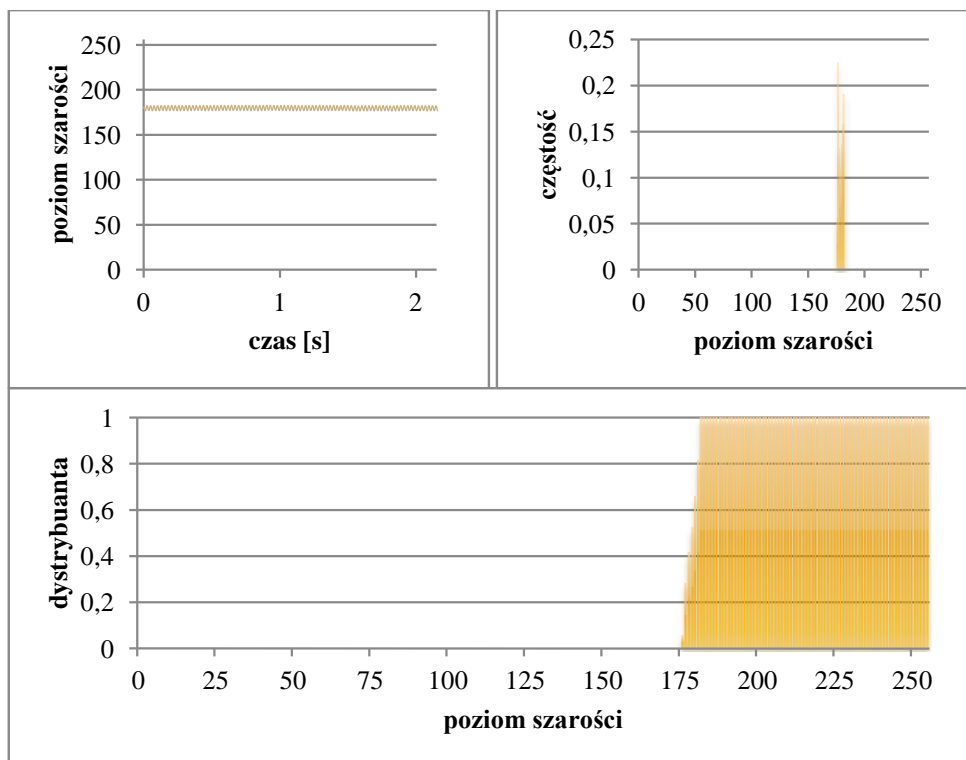
Komentarz do Rys. 7.13:

Zróżnicowanie poziomów szarości jest na poziomie nieistotnym. Rozstęp jest niewielki w stosunku do pozostałych struktur, a rozkład lewostronnie asymetryczny.

Fluktuacja poziomów szarości: średnia przebiegu w obszarze wysokich wartości poziomów szarości oraz niska amplituda oscylacji świadczą o dominacji fazy gazowej i występowaniu warstwy cieczy wzdłuż ścianki kanału.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny, jedno wyraźne maksimum występujące w zakresie wysokich wartości poziomów szarości.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w zakresie wysokich wartości poziomów szarości od 150 do 180 - z powodu wąskiego zakresu poziomów szarości duża prędkość zmian wartości dystrybuanty.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	179,3	Skośność (A)	-0,02
Mediana (Me)	179	Rozstęp (R)	6
Dominanta (Do)	177	Minimum (Min)	176
Odchylenie standardowe (S)	2,0	Maksimum (Max)	182
Współczynnik zmienności (V)	0,11	Kurtoza (K)	-1,40

Rys. 7.14 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości-STRUKTURA PIERŚCIENIOWO-MGŁOWA, (przepływ wznoszący, kanał pierwszy, $Q_l=8 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=4000 \text{ dm}^3/\text{h}$)

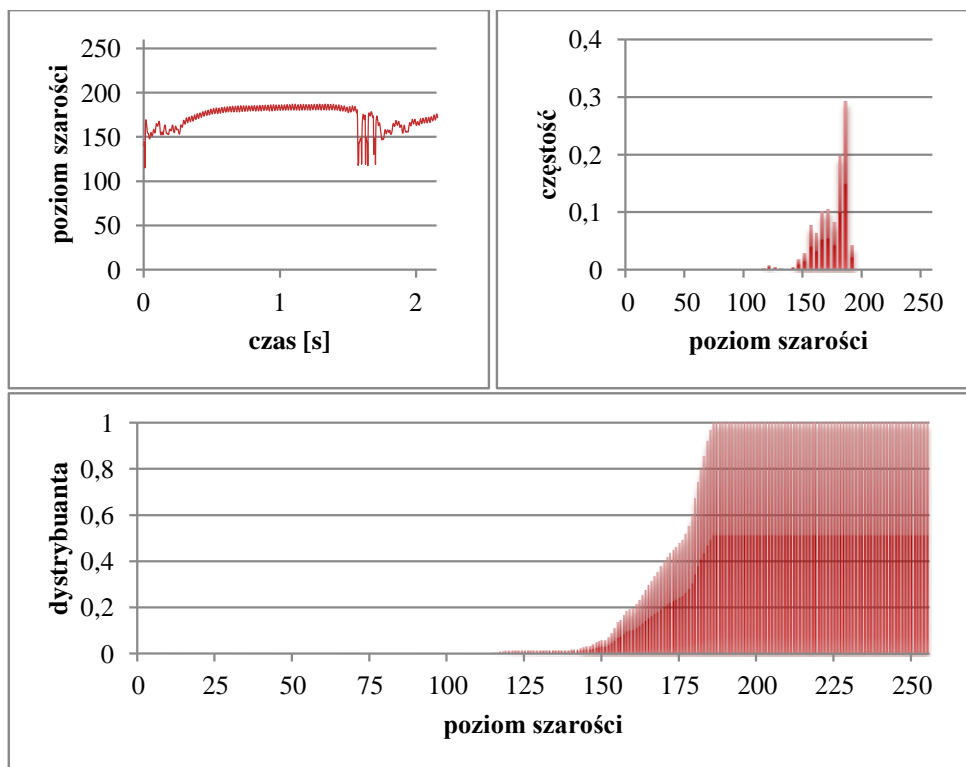
Komentarz do Rys. 7.14:

Wartości średniej, mediany oraz dominanty są zbliżone do siebie, zróżnicowanie poziomów szarości jest na poziomie istotnym. Rozkład jest prawie symetryczny, a rozstęp bardzo mały.

Fluktuacja poziomów szarości: minimalna amplituda i średnia w zakresie wysokich wartości odzwierciedlają występowanie bardzo dużego udziału fazy gazowej.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny o bardzo wąskim zakresie z maksimum położonym w obszarze występowania wysokich wartości poziomów szarości .

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w wąskim zakresie wysokich wartości poziomów szarości, w analizowanym przykładzie od 176 do 182, o bardzo dużej prędkości zmian wartości.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\overline{GL})	171,9	Skośność (A)	-1,18
Mediana (Me)	177	Rozstęp (R)	71
Dominanta (Do)	180	Minimum (Min)	115
Odchylenie standardowe (S)	12,5	Maksimum (Max)	186
Współczynnik zmienności (V)	0,07	Kurtoza (K)	1,67

Rys. 7.15 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości- SPŁYW FILMU CIECZY-RZUT, (przepływ wznoszący, kanał pierwszy, $Q_l=32 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=1000 \text{ dm}^3/\text{h}$)

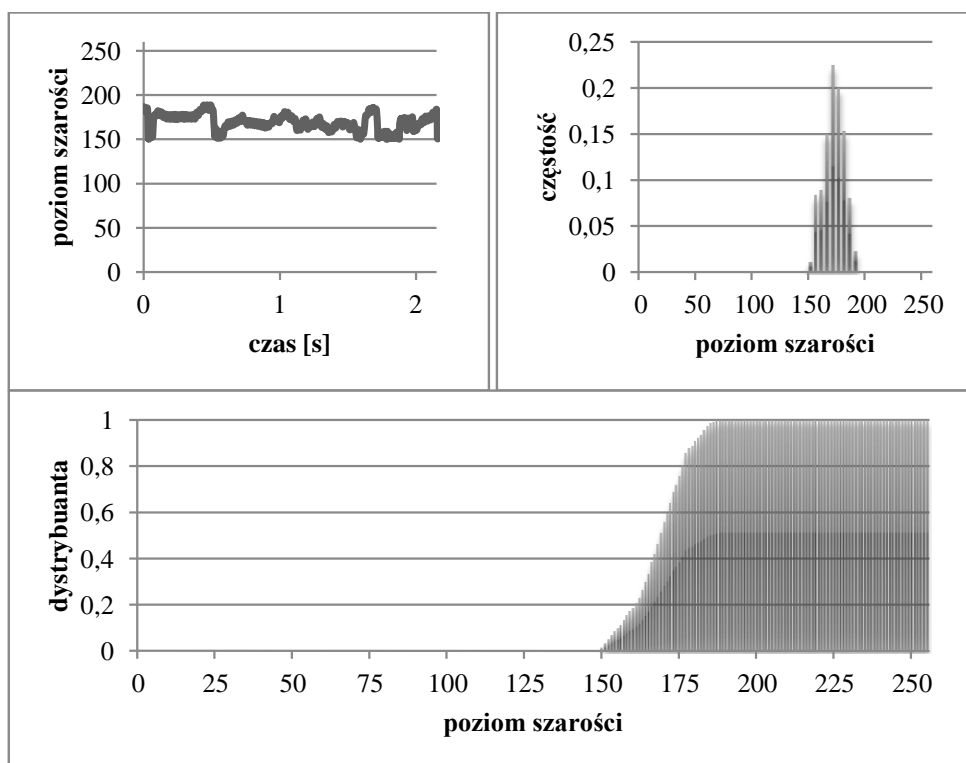
Komentarz do Rys. 7.15:

Zarówno średnia, mediana jak i dominanta występują w zakresie wysokich wartości poziomów szarości, co świadczy o dominacji fazy gazowej w przepływie. Rozkład empiryczny jest asymetryczny lewostronnie ($A < 0$). Wartości poziomów szarości dla tej struktury przepływu charakteryzują się znacznie większym rozstępem w stosunku do właściwego spływu filmu cieczy.

Fluktuacja poziomów szarości: relatywnie długi okres, w którym funkcja przybiera wysokie wartości poziomów szarości o małej amplitudzie, wskazujące na przepływ gazu niemal całym przekrojem kanału, po czym następują silne oscylacje związane z przepływem porcji cieczy.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny, maksimum w zakresie wysokich poziomów szarości, odpowiadających fazie gazowej, równe 180.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w zakresie od 115 do 186, z wyraźnie zróżnicowaną prędkością zmian wartości.



Analiza statystyczna			
Średnia arytmetyczna (\bar{GL})	169,0	Skośność (A)	-0,17
Mediana (Me)	169	Rozstęp (R)	39
Dominanta (Do)	177	Minimum (Min)	150
Odchylenie standardowe (S)	8,9	Maksimum (Max)	189
Współczynnik zmienności (V)	0,05	Kurtoza (K)	-0,54

Rys. 7.16 Czasowa fluktuacja, histogram częstości i dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości-SPLYW FILMU CIECZY, (przepływ wznoszący, kanał pierwszy, $Q_l=16 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_g=250 \text{ dm}^3/\text{h}$)

Komentarz do Rys. 7.16:

Zarówno średnia, mediana jak i dominanta występujące w zakresie wysokich wartości poziomów szarości oraz stosunkowo niewielki rozstęp świadczą o dominacji fazy gazowej i występowaniu warstwy cieczy przy ścianie kanału .

Fluktuacja poziomów szarości: analogicznie jak w przypadku struktury pierścieniowej w przepływie wznoszącym.

Histogram częstości rozkładu empirycznego poziomów szarości: rozkład jednomodalny z maksimum w zakresie wysokich wartości poziomów szarości.

Dystrybuanta rozkładu empirycznego poziomów szarości: funkcja ściśle rosnąca w zakresie wysokich wartości poziomów szarości (od 150 do 189), z w przybliżeniu o jednakowej prędkości zmian wartości funkcji.

Podsumowując powyższe rozważania, można stwierdzić, że statystyczna analiza szeregów czasowych zmian poziomów szarości w obszarach badawczych jest dobrym narzędziem do identyfikacji struktur. Istnieją bowiem ściśle zależności pomiędzy strukturą przepływu a rozkładem empirycznym poziomów szarości zarejestrowanych obrazów, co łatwo zauważyć analizując komentarze do zaprezentowanych rysunków (Rys.7.9 do Rys.7.16).

7.3. Pomiar prędkości rzeczywistej gazu

Pomiar prędkości gazu w mieszaninie dwufazowej z uwagi na występowanie zjawiska poślizgu faz jest niezbędnym elementem badania hydrodynamiki przepływu. Przyjęta metodyka badawcza pozwala na dokonanie pomiaru prędkości fazy gazowej bez ingerencji w przepływ. Dla warunków występowania struktury pęcherzykowo-rzutowej, rzutowej oraz częściowo pianowej zastosowano metodę określania prędkości przemieszczania się tych struktur za pomocą funkcji korelacji wzajemnej $R_{xy}(\tau)$. Jako narzędzie do wyznaczania prędkości struktur gazowych była ona wykorzystywana między innymi w pracach: [74], [76], [49]. Funkcja ta, to iloczyn skalarny dwóch sygnałów w funkcji przesunięcia jednego z nich [86]:

$$R_{xy}(\tau) = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \int_0^T x(t)y(t+\tau)dt \quad . \quad (7-3)$$

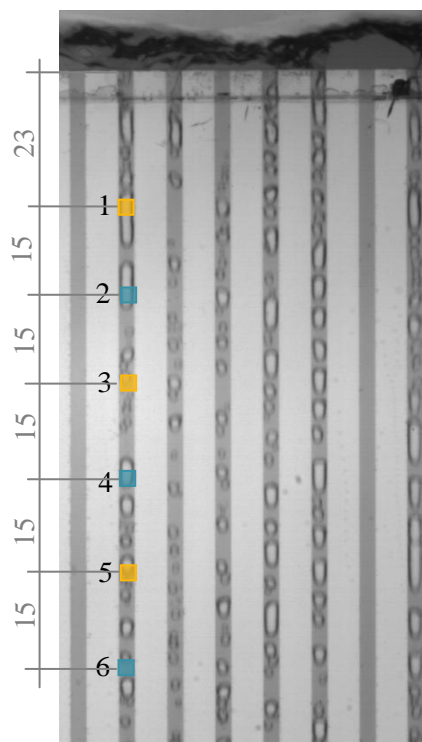
Jednym z zastosowań funkcji korelacji wzajemnej jest pomiar czasu opóźnienia τ . Polega on na określeniu czasu potrzebnego do przejścia sygnału przez badany układ. Czas ten można wyznaczyć bezpośrednio z wartości przesunięcia, odpowiadającej obserwowanemu maksimum w interkorelogramie, który odzwierciedla zależność między sygnałami na wejściu (x) i na wyjściu (y) [59]. Wytlumienie „listków bocznych” funkcji korelacji wzajemnej przeprowadzono przy wykorzystaniu okna Hamminga. Przy implementacji funkcji korelacji wzajemnej do wyznaczenia prędkości przemieszczania się struktur gazowych jej argumentami były uśrednione czasowe przebiegi poziomów szarości w tzw. obszarach badawczych kolejnych scen filmu. Wyznaczony czas opóźnienia τ pozwolił na bezpośrednie określenie wartości prędkości przemieszczania się struktury gazowej zgodnie ze wzorem:

$$w_g = \frac{l}{\tau}, \quad (7-4)$$

gdzie:

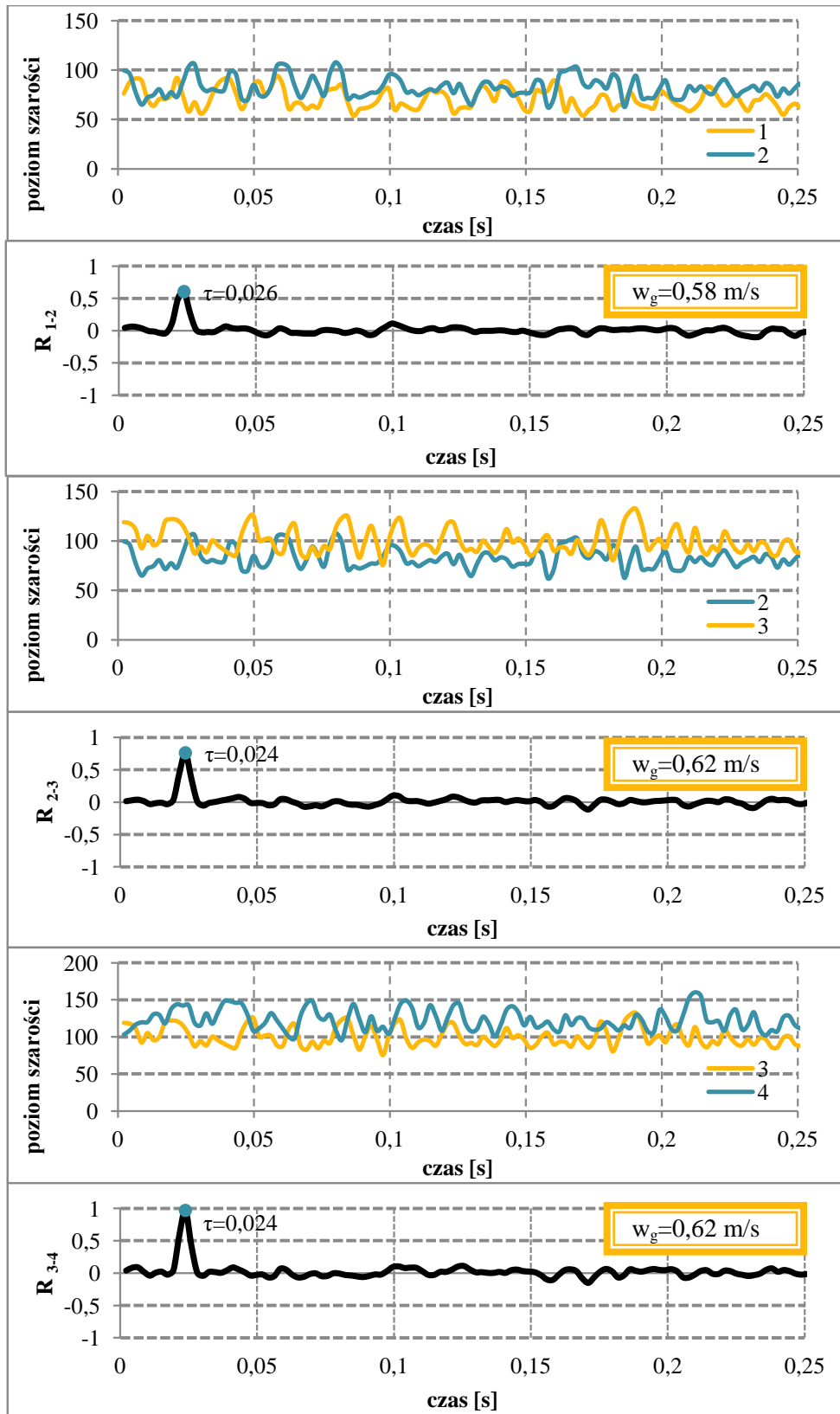
l- odległość pomiędzy obszarami pomiarowym.

W celu poprawnego wyboru lokalizacji obszarów badawczych dokonano oceny ewolucji prędkości gazu w kilku obszarach umiejscowionych wzdłuż osi kanałów, oddalonych od siebie o 15 mm , co schematycznie przedstawiono na rysunku (Rys. 7.17).

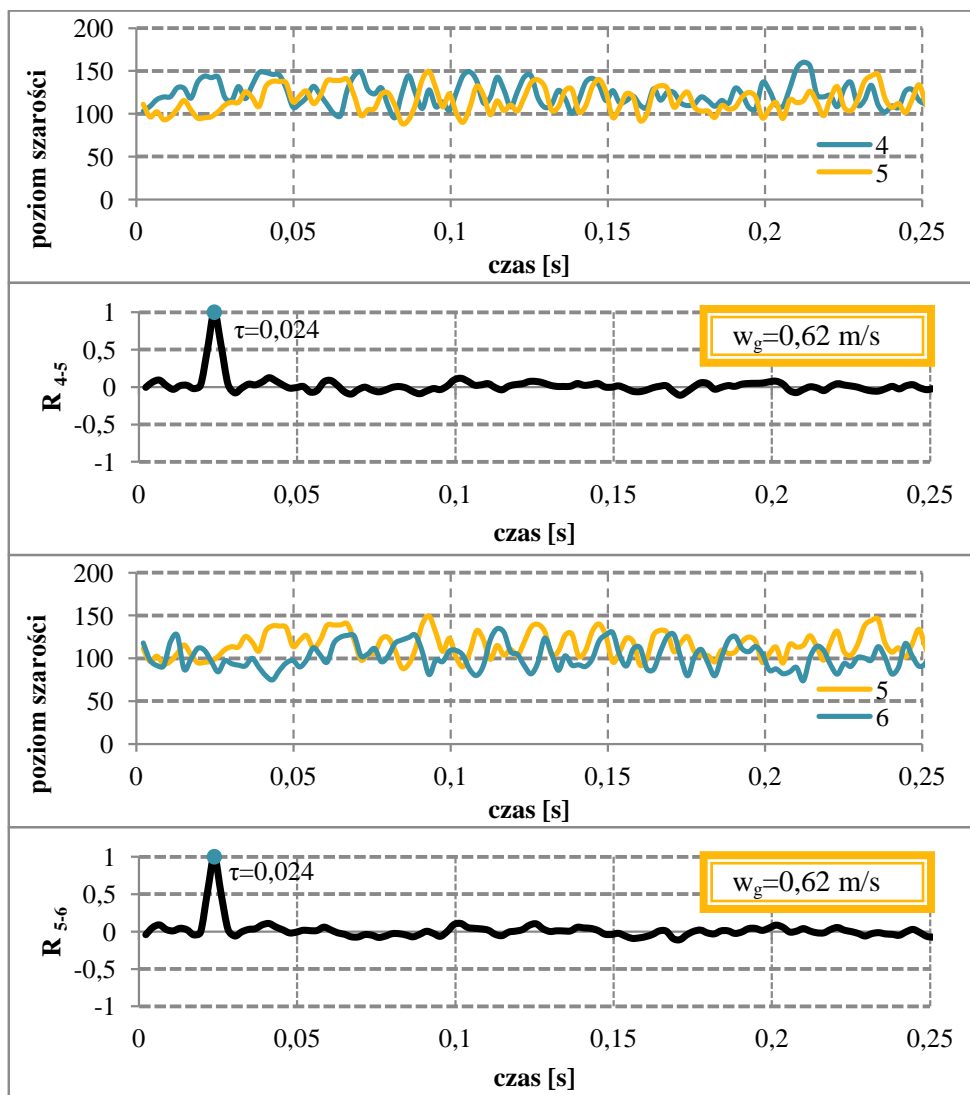


Rys. 7.17 Rozmieszczenie obszarów pomiarowych celem oceny ewolucji prędkości w pojedynczym kanale, na przykładzie przepływu opadającego z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym, $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_l=250 \text{ dm}^3/\text{h}$

Na wykresach poniżej (Rys. 7.18, Rys. 7.19), na przykładzie pojedynczego kanału w przepływie opadającym, przedstawiono czasowe przebiegi fluktuacji poziomów szarości w kolejnych obszarach akwizycji, a także odpowiadające im interkorelogramy. Z wykresów wynika, że czas opóźnienia, a zatem i prędkość gazu na badanej długości kanału, były w przybliżeniu stałe. Niemniej jednak, najlepsze skorelowanie sygnałów uzyskiwano z obszarów 3-4, 4-5 oraz 5-6, czyli bardziej oddalonych od wlotu mieszanki dwufazowej do kanałów. W początkowej części kanału następuje bowiem formowanie się struktury. Stwierdzono, że już w odległości 53 mm od wlotu mieszanki, przepływ się stabilizuje i wartość funkcji korelacji dla czasu opóźnienia jest równa 1. Analogiczne wyniki uzyskano przy analizie ewolucji prędkości gazu w przepływie wznoszącym.

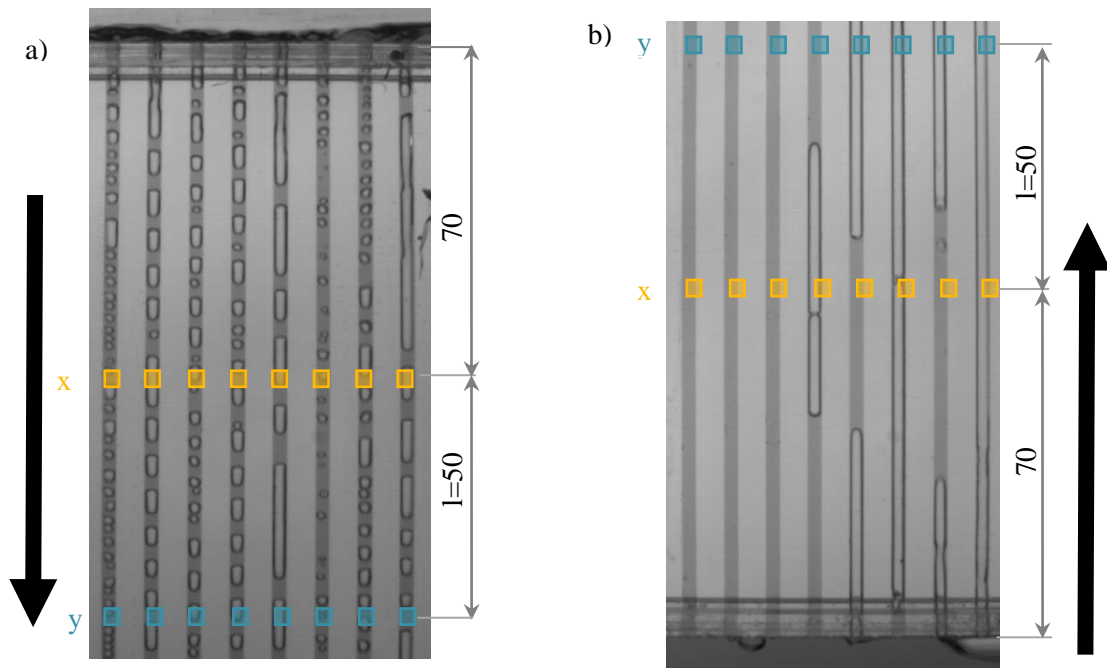


Rys. 7.18 Ewolucja prędkości gazu dla obszarów badawczych 1-2, 2-3, 3-4, rozmieszczonych zgodnie ze schematem (Rys. 7.17), $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_l=250 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 7.19 Ewolucja prędkości gazu dla obszarów badawczych 4-5,5-6, rozmieszczonych zgodnie ze schematem (Rys. 7.17), $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_l=250 \text{ dm}^3/\text{h}$

Przeprowadzona analiza pozwoliła zatem na swobodny dobór miejsca akwizycji danych dotyczących fluktuacji poziomów szarości ze wskazaniem na obszary oddalone od wlotu kanału o co najmniej 53 mm. Ostatecznie, obszary akwizycji danych o fluktuacjach poziomów szarości, rozmieszczono zgodnie ze schematem przedstawionym na rysunku poniżej (Rys. 7.20).



Rys. 7.20 Rozmieszczenie obszarów badawczych przy wyznaczaniu prędkości gazu: a) przepływ opadający, b) przepływ wznoszący

8. Wyniki badań

W rozdziale tym przedstawiono wyniki kompleksowej oceny charakteru rozptywu mieszaniny dwufazowej w pęku minikanalów współpracujących równolegle. W pierwszej części wyniki dotyczą jakościowej oceny zjawiska, opartej na identyfikacji struktur przepływu w poszczególnych minikanalach za pomocą metody opisanej szczegółowo w rozdziale 7.2.2.. Sporządzono mapy przepływu, które oprócz informacji o zakresach występowania określonych reżimów przepływu, oddają charakter ich niejednorodności w poszczególnych kanałach. Dokonano porównania otrzymanych wyników z mapą teoretyczną. Następnie przy wykorzystaniu technik korelacyjnych dokonano pomiaru prędkości fazy gazowej w warunkach występowania przepływu pęcherzykowego, rzutowego i pianowego. Jako miarę nierównomierności rozptywu przyjęto zróżnicowanie prędkości gazu w poszczególnych kanałach, wyrażone za pomocą współczynnika zmienności. Kolejna część wyników dotyczy określenia wpływu kierunku przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego oraz strumieni objętościowych obu faz doprowadzanych do układu. W pracy uwzględniono również ważny element hydrodynamiki - udziały objętościowe faz. Dokonano analizy porównawczej wyników własnych z równaniami zaproponowanymi w literaturze przedmiotu. Zaproponowano kilka z nich, jako narzędzia do przewidywania średnich udziałów objętościowych w przepływie opadającym w układzie minikanalów równoległych. Ostatnia część prezentowanych w pracy wyników dotyczy wyboru zakresów optymalnej pracy badanych układów z pękiem minikanalów.

8.1. Wyniki identyfikacji struktur w poszczególnych kanałach

Na wykresach (Rys. 8.1 do Rys. 8.8) oraz (Rys. 8.9 do Rys. 8.16) przedstawiono wyniki identyfikacji struktur przepływu w poszczególnych kanałach w trzech wariantach geometrii kolektora dystrybucyjnego odpowiednio w warunkach przepływu opadającego jak i wznoszącego. Na oś odciętych naniesiono numer kanału, przy czym numerację rozpoczęto od kanału położonego najbliżej króćca wlotowego do kolektora dystrybucyjnego. Z kolei na oś rzędnych naniesiono wartość strumienia objętościowego cieczy (Rys. 8.1 do Rys. 8.5) oraz (Rys. 8.9 do Rys. 8.13) a także gazu (Rys. 8.6 do Rys. 8.8) oraz (Rys. 8.14 do Rys. 8.16) doprowadzanych do kolektora dystrybucyjnego. Warto w tym miejscu nadmienić, że w niniejszej pracy ze względu na występowanie nierównomiernego rozkładu strumieni objętościowych, a co się z tym wiąże, również prędkości obu faz w poszczególnych kanałach badanych układów pomiarowych, posłużono się wartością strumienia Q_g i Q_l jako strumieni objętościowych, odpowiednio fazy gazowej oraz ciekłej, na wlocie do kolektora dystrybucyjnego. W tabeli (Tabela 8-1) podano wartości prędkości pozornych w kanałach odpowiadające strumieniom objętościowym wykorzystywanym w badaniach eksperymentalnych przy założeniu równomiernego rozptywu mieszaniny do ośmiu minikanalów.

Tabela 8-1 Prędkość pozorna w pojedynczym kanale przy założeniu równomiernej dystrybucji faz

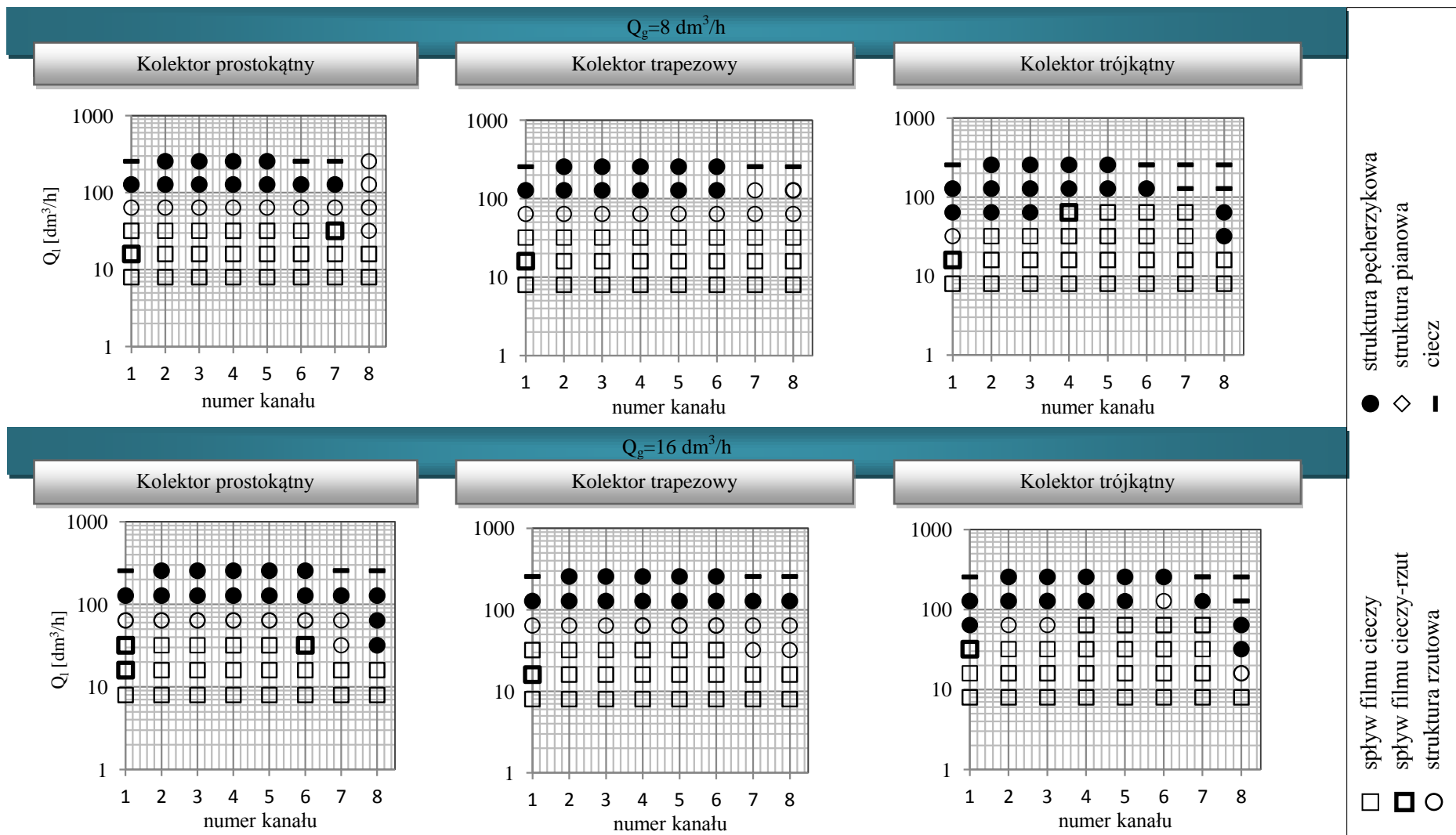
Strumień objętościowy w kolektorze dystrybucyjnym [dm ³ /h]	Prędkość pozorna w pojedynczym minikanale [m/s]
8	0,03
16	0,06
32	0,12
64	0,25
130	0,50
250	0,96
500	1,93
1000	3,86
2000	7,72
4000	15,43

Przepływ opadający

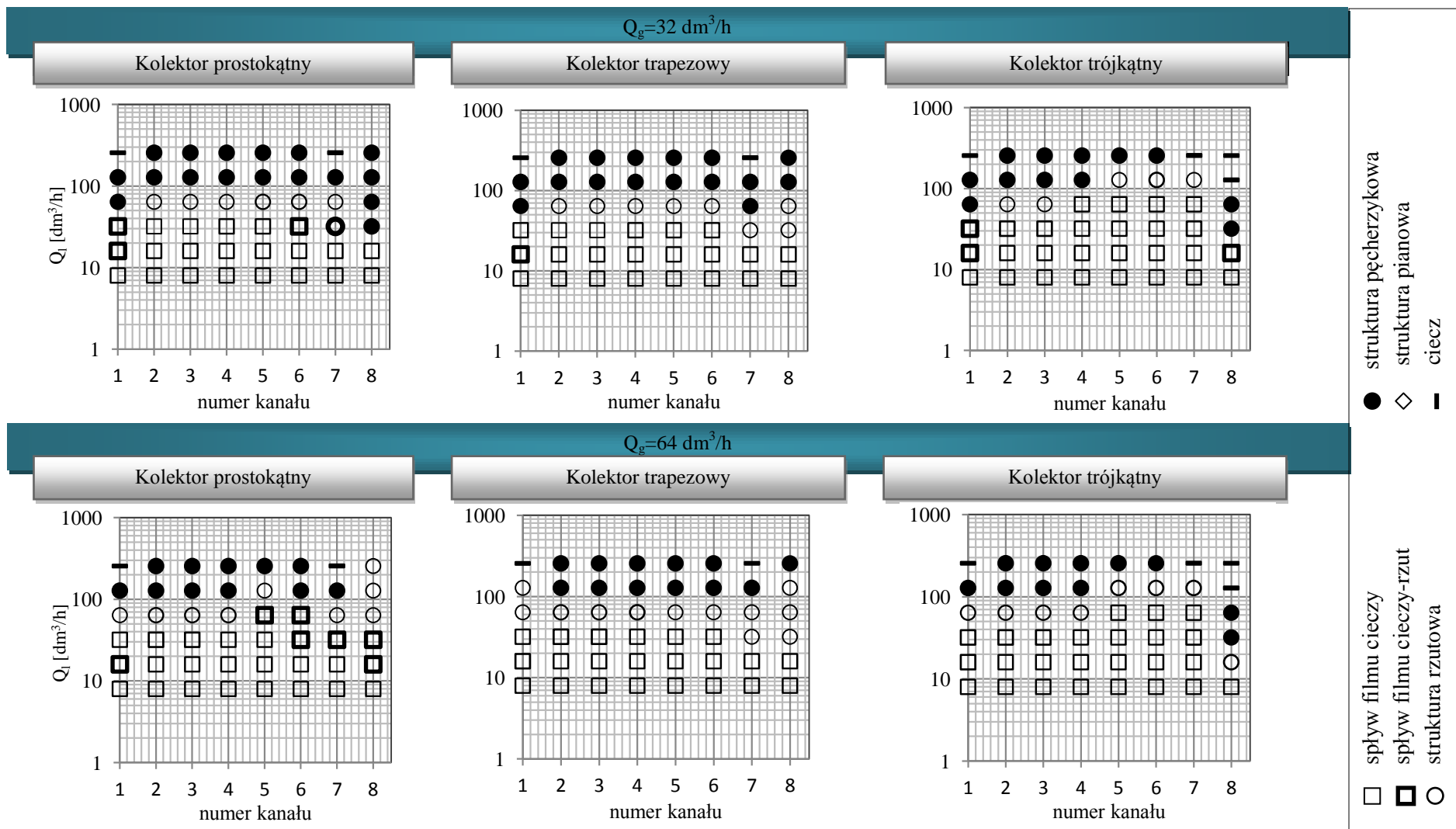
Na wykresach (Rys. 8.1 do Rys. 8.8) przedstawiono wyniki identyfikacji struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w trzech wariantach geometrii kolektora dystrybucyjnego. W warunkach niskich wartości strumienia cieczy ($Q_l=8-16 \text{ dm}^3/\text{h}$), niezależnie od wartości strumienia gazu, zaobserwowano niemal we wszystkich kanałach spływ filmu cieczy. Jedynie w nielicznych przypadkach, w kanałach położonych w pobliżu wlotu mieszaniny do prostokątnego i trapezowego kolektora dystrybucyjnego, a także w ostatnim kanale w układzie z trójkątnym kolektorem, spływ filmu cieczy przechodził w rzut, tworząc długie korki gazu rozdzielane niewielką porcją cieczy, tym samym tworząc nową strukturę; spływ filmu cieczy-rzut (Rys. 8.6). Przy wzroście strumienia cieczy do $Q_l=32 \text{ dm}^3/\text{h}$ (Rys. 8.7) obszar występowania filmu cieczy zawęża się; pojawia się przy strumieniu gazu Q_g nie wyższym niż $250 \text{ dm}^3/\text{h}$, przy czym w ostatnich kanałach występuje struktura rzutowa, a w przypadku układu z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym, struktura pęcherzykowa. Warto zauważyć, że znaczne przewężenie kolektora trójkątnego w pobliżu ostatniego kanału w połączeniu z separacją faz wynikającą z grawitacji, powodują utrudniony dopływ fazy gazowej do tego kanału. Objawia się to występowaniem tam struktury przepływu o mniejszym udziale fazy gazowej w stosunku do struktur występujących w pozostałych kanałach. Przykład stanowi przepływ, gdy strumień cieczy $Q_l=32 \text{ dm}^3/\text{h}$. W ostatnim kanale pojawia się struktura pęcherzykowa podczas gdy w pozostałych kanałach występuje spływ filmowy cieczy. W zakresie strumienia gazu $Q_g=500-1000 \text{ dm}^3/\text{h}$ zaobserwowano spływ filmu cieczy-rzut. Najbardziej równomierny rozkład koncentracji faz zaobserwowano w przypadku aplikacji trapezowego kolektora dystrybucyjnego. Wraz z dalszym wzrostem strumienia doprowadzanego gazu następuje przekształcenie struktury nazywanej spływ filmu cieczy-rzut, w strukturę pianową. Należy jednak zauważyć, że w przypadku kolektora trójkątnego struktura pianowa występuje tylko w trzech pierwszych kanałach, w pozostałych- spływ filmu cieczy. Bardzo dobrą jednorodność struktur przepływu w poszczególnych kanałach zaobserwowano zwłaszcza dla układu z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym, gdy

wartość strumienia cieczy ustalono na poziomie $Q_l = 64 \text{ dm}^3/\text{h}$ (Rys. 8.7). W zakresie $Q_g = 8\text{-}250 \text{ dm}^3/\text{h}$ prawie we wszystkich kanałach wystąpiła struktura rzutowa, a powyżej tego zakresu, we wszystkich kanałach struktura pianowa. Nieco inny rozkład struktur zaobserwowano dla przypadku, gdy $Q_l = 130 \text{ dm}^3/\text{h}$, przy czym struktura rzutowa została zastąpiona strukturą pęcherzykową. Natomiast struktura pianowa pojawia się już w niektórych kanałach, gdy $Q_g = 130 \text{ dm}^3/\text{h}$ (prostokątny i trapezowy kolektor dystrybucyjny) lub $Q_g = 250 \text{ dm}^3/\text{h}$ (trójkątny kolektor dystrybucyjny). Do tej pory obserwowany trend, uogólniając, polegający na tym, że równomierność występowania struktur w poszczególnych kanałach wzrasta wraz ze wzrostem strumienia doprowadzanej cieczy, odwraca się, gdy strumień ten osiąga wartość $Q_l = 250 \text{ dm}^3/\text{h}$. Zależnie od geometrii zastosowanego kolektora dystrybucyjnego w niektórych kanałach (pierwszych i/lub ostatnich) przepływ był jednofazowy, co zdecydowanie pogarsza efektywność pracy całego układu.

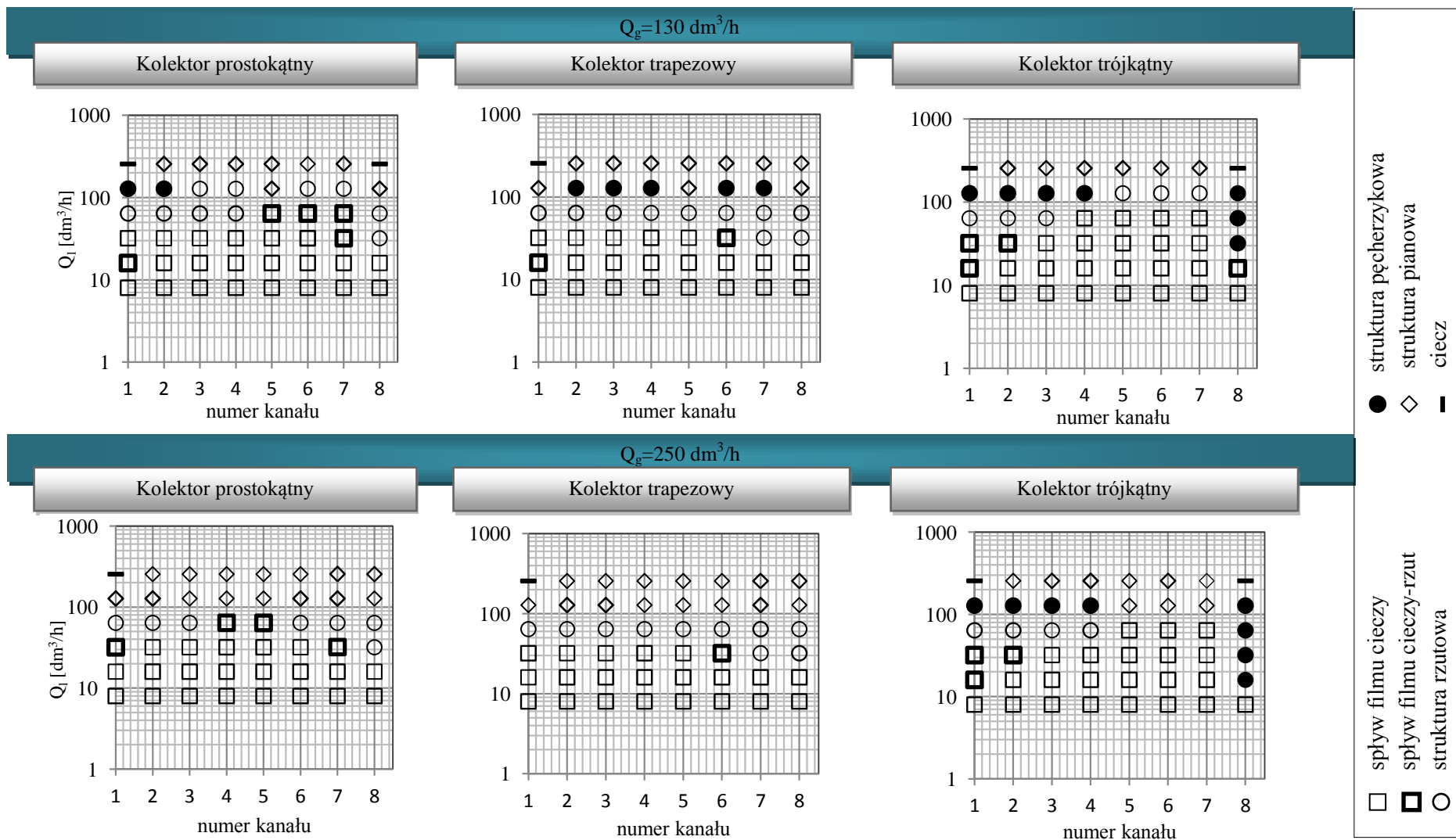
Podsumowując, w przepływie opadającym zaobserwowano pięć rodzajów struktur przepływu dwufazowego (spływ filmu cieczy, spływ filmu cieczy-rzut, rzut, pęcherzyk, piana). Ewentualne niejednorodności w przepływie, objawiające się występowaniem odmiennej struktury w którymś z kanałów, dotyczyły przede wszystkim kanałów zlokalizowanych najbliżej i najdalej wlotu mieszaniny dwufazowej. Wydaje się, że zjawisko to można tłumaczyć wzmożoną koncentracją fazy ciekłej w tych miejscach. Naturalnym jest, że przy bocznym doprowadzeniu mieszaniny dwufazowej ciecz w największych ilościach zasila kanały zlokalizowane właśnie w pobliżu wlotu. Z kolei nadmierny udział fazy ciekłej w ostatnich kanałach związany jest z tym, że ilość cieczy dopływającej do tego kanału z króćca wlotowego mieszaniny jest powiększona o ciecz, która nie zdołała zasilić kanałów, i po zetknięciu z tylnią ścianką kolektora dystrybucyjnego zmieniła kierunek na powrotny.



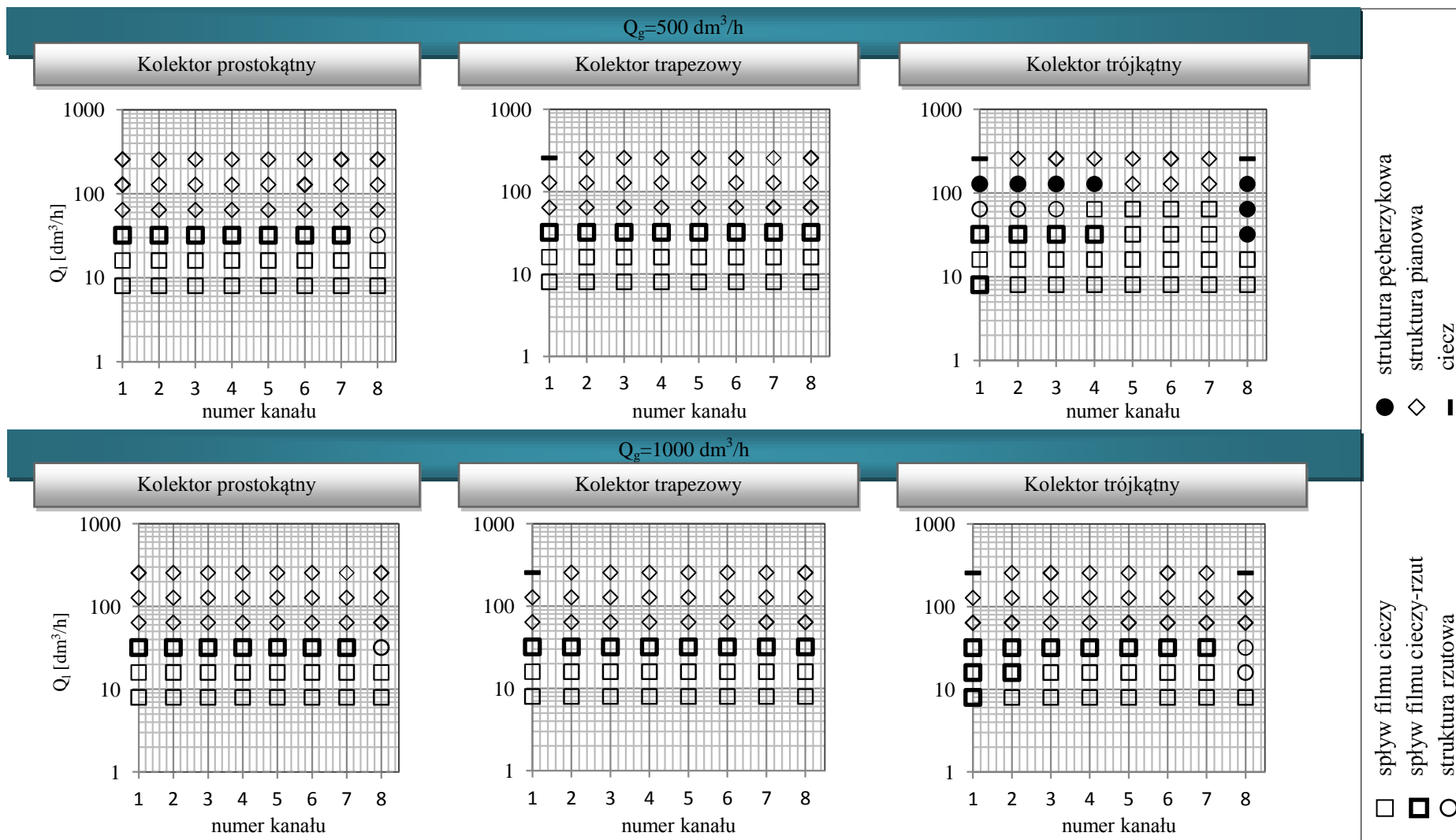
Rys. 8.1 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g = 8 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g = 16 \text{ dm}^3/\text{h}$



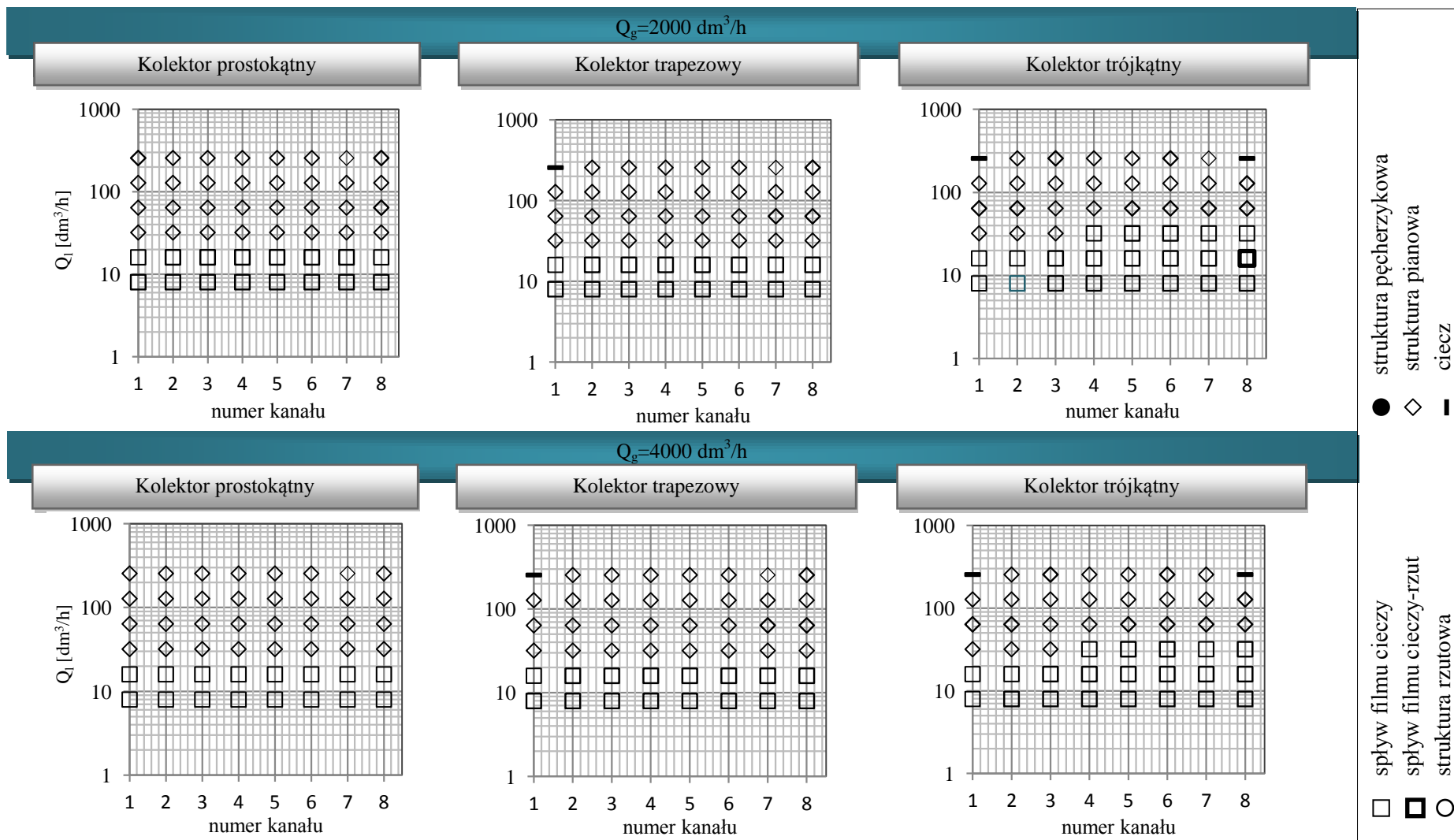
Rys. 8.2 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g=32 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$



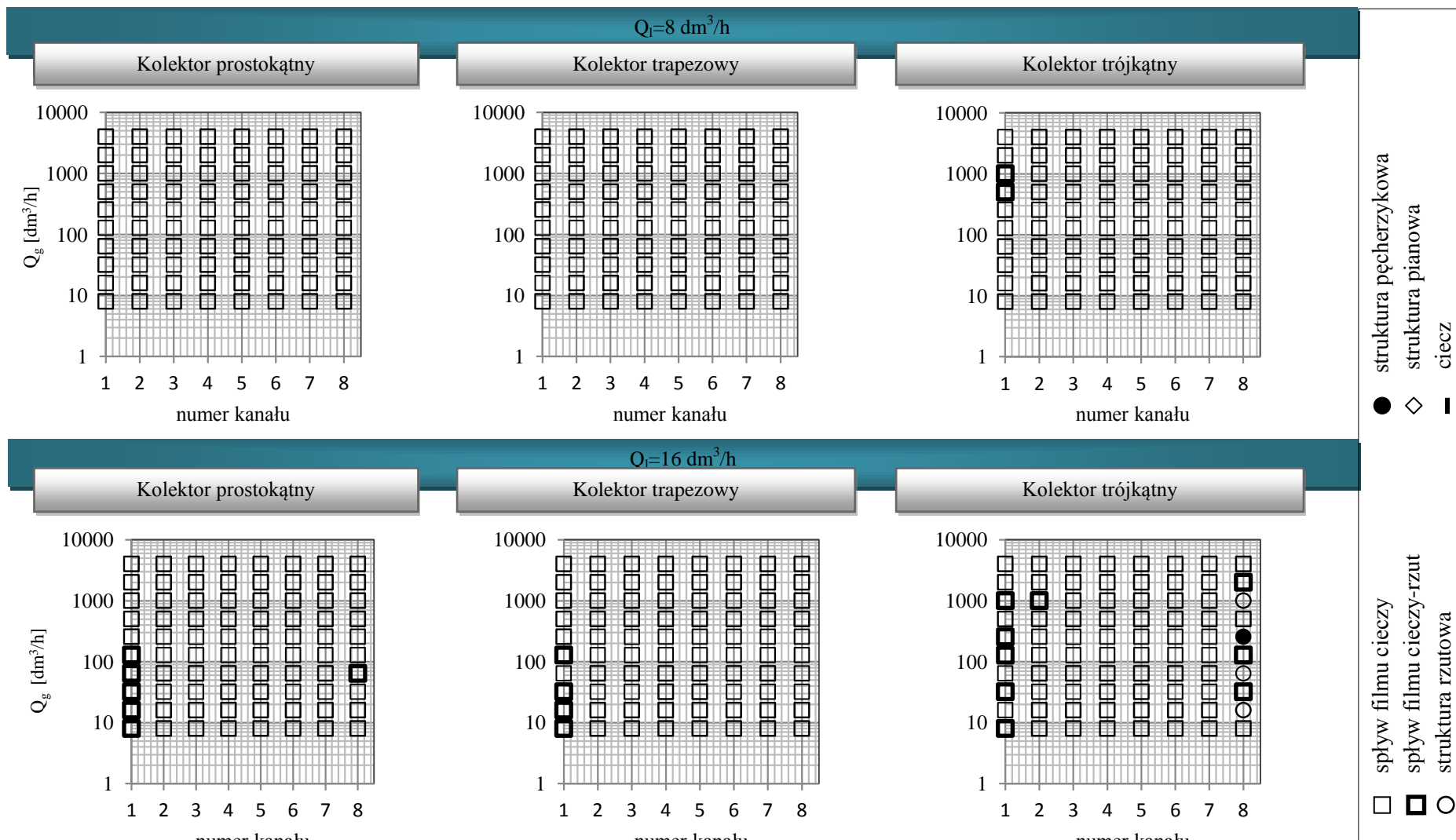
Rys. 8.3 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy cieplej Q_l od 8 do $500 \text{ dm}^3/\text{h}$ i strumienia fazy gazowej $Q_g = 130 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g = 250 \text{ dm}^3/\text{h}$



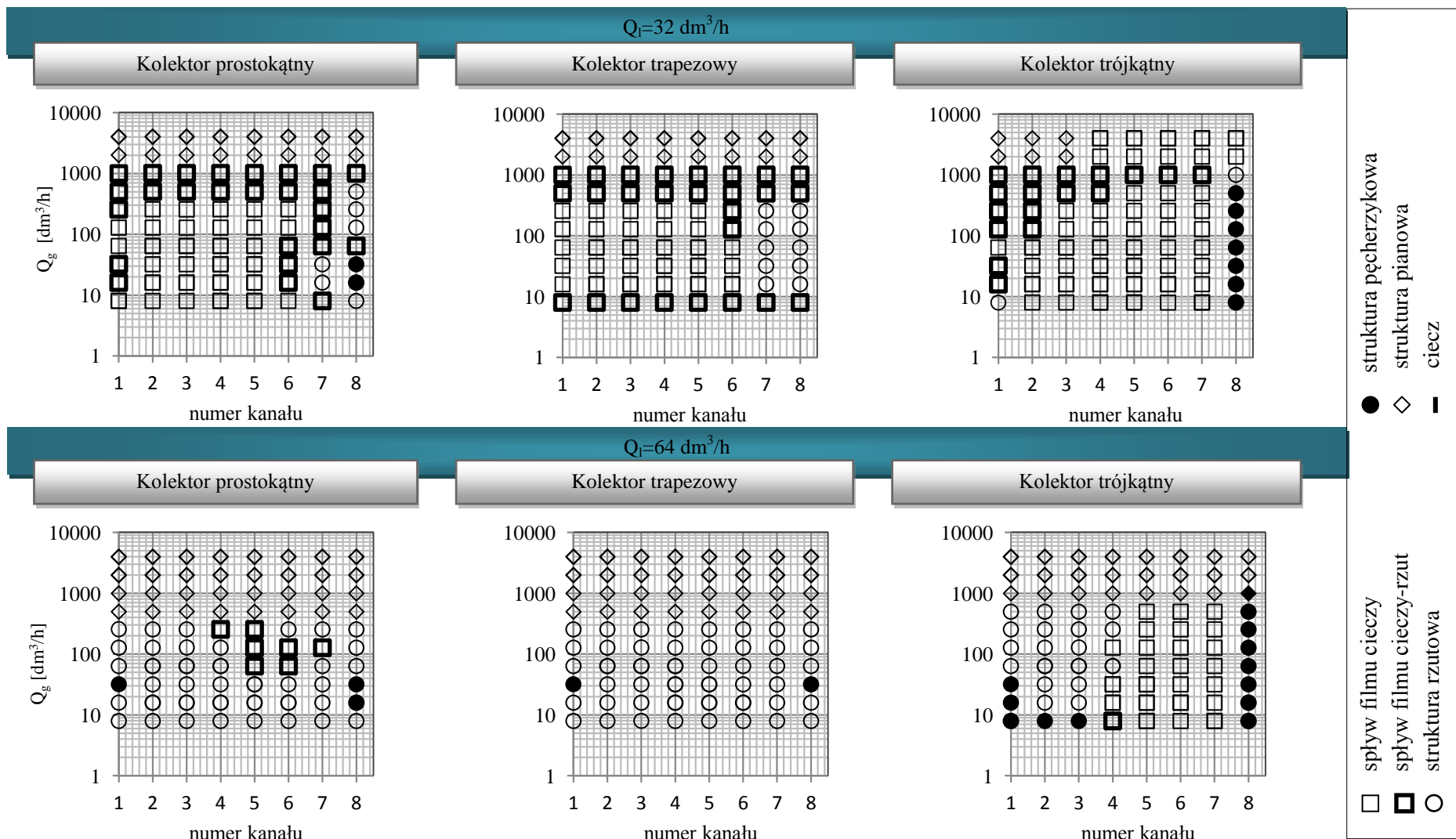
Rys. 8.4 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do $500 \text{ dm}^3/\text{h}$ i strumienia fazy gazowej $Q_g = 500 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g = 1000 \text{ dm}^3/\text{h}$



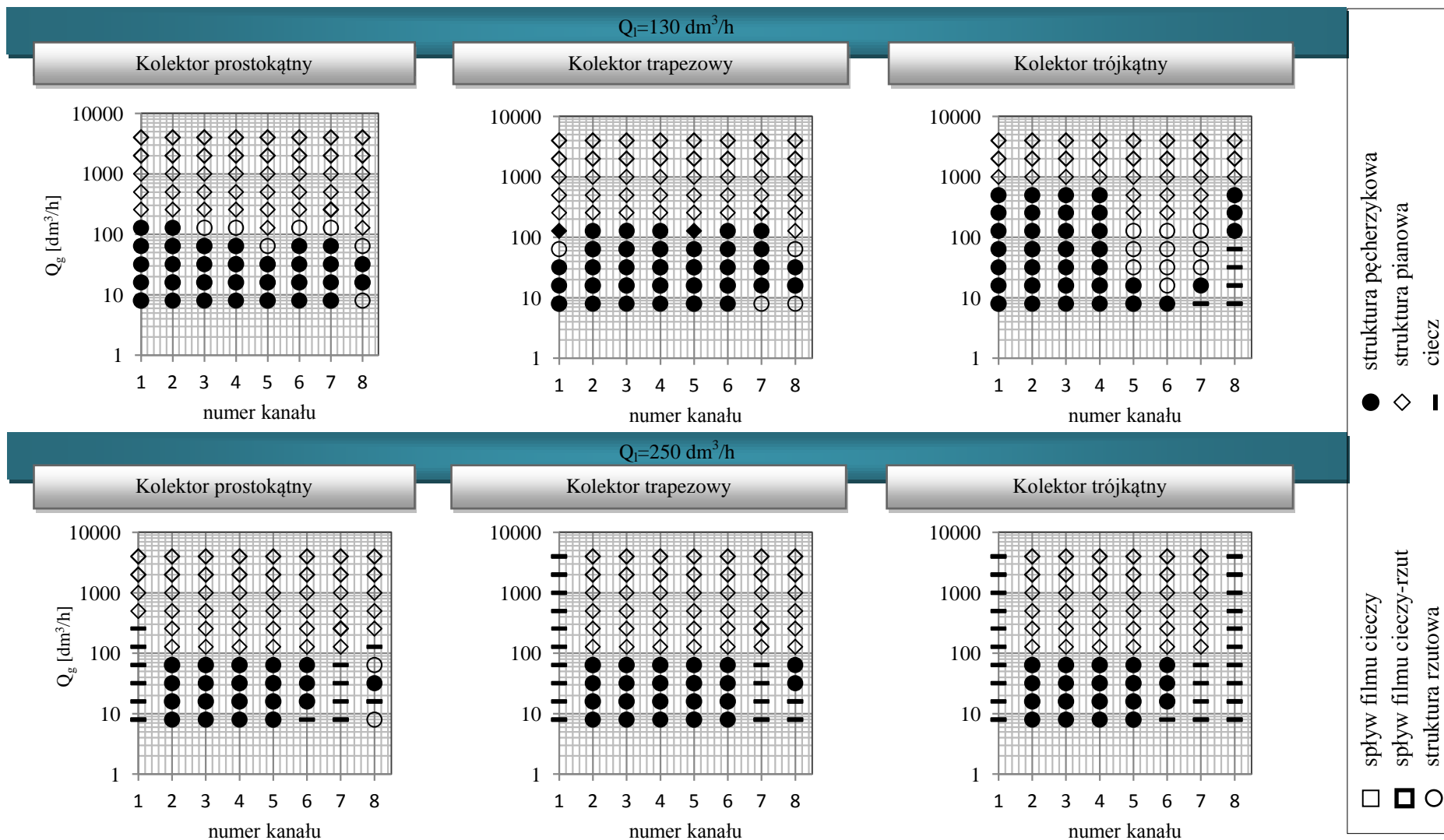
Rys. 8.5 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g=2000 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g=4000 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 8.6 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_l = 8 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_l = 16 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 8.7 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_l = 32 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_l = 64 \text{ dm}^3/\text{h}$

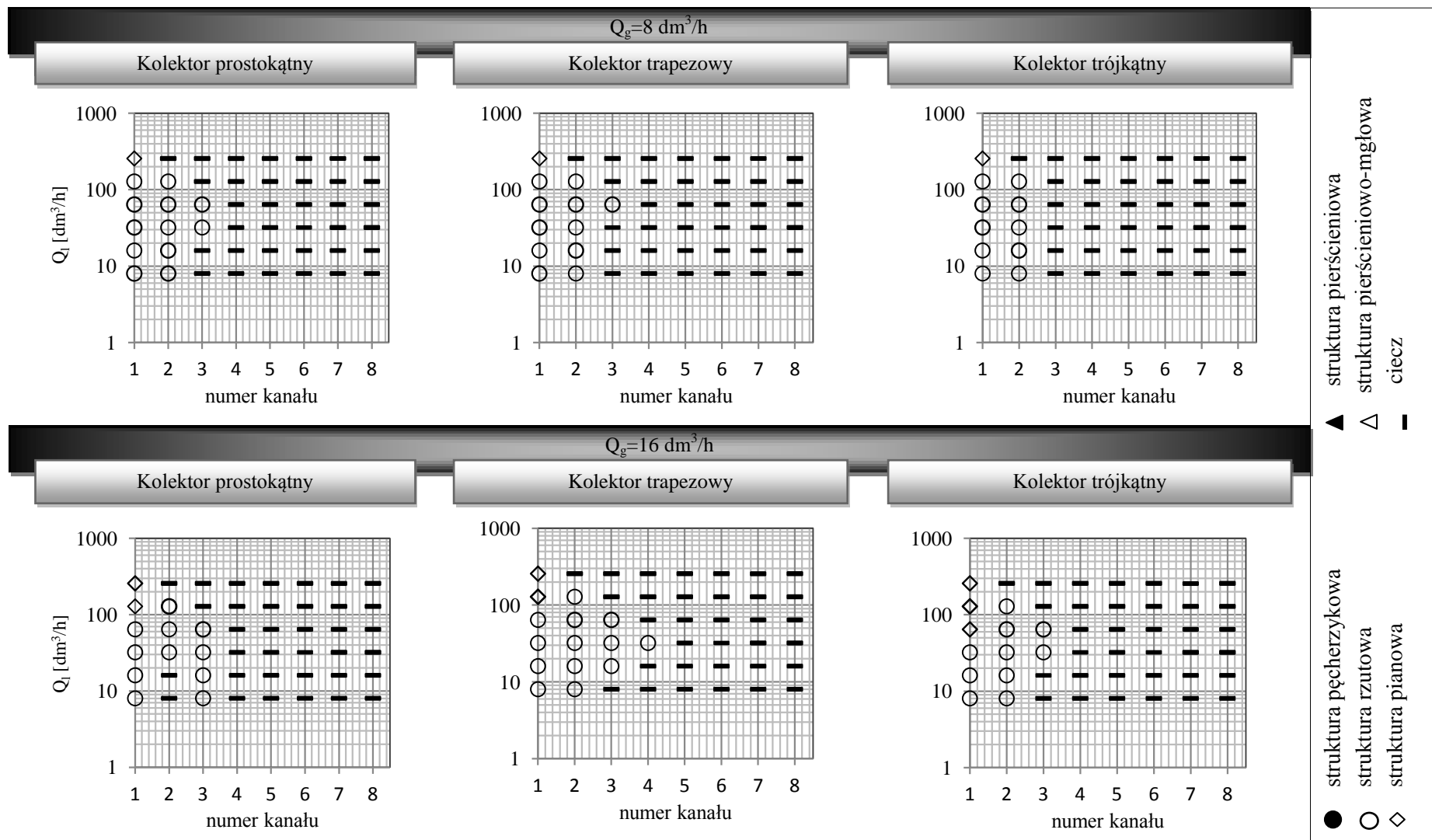


Rys. 8.8 Występowanie struktur przepływu opadającego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_1 = 130 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_1 = 250 \text{ dm}^3/\text{h}$

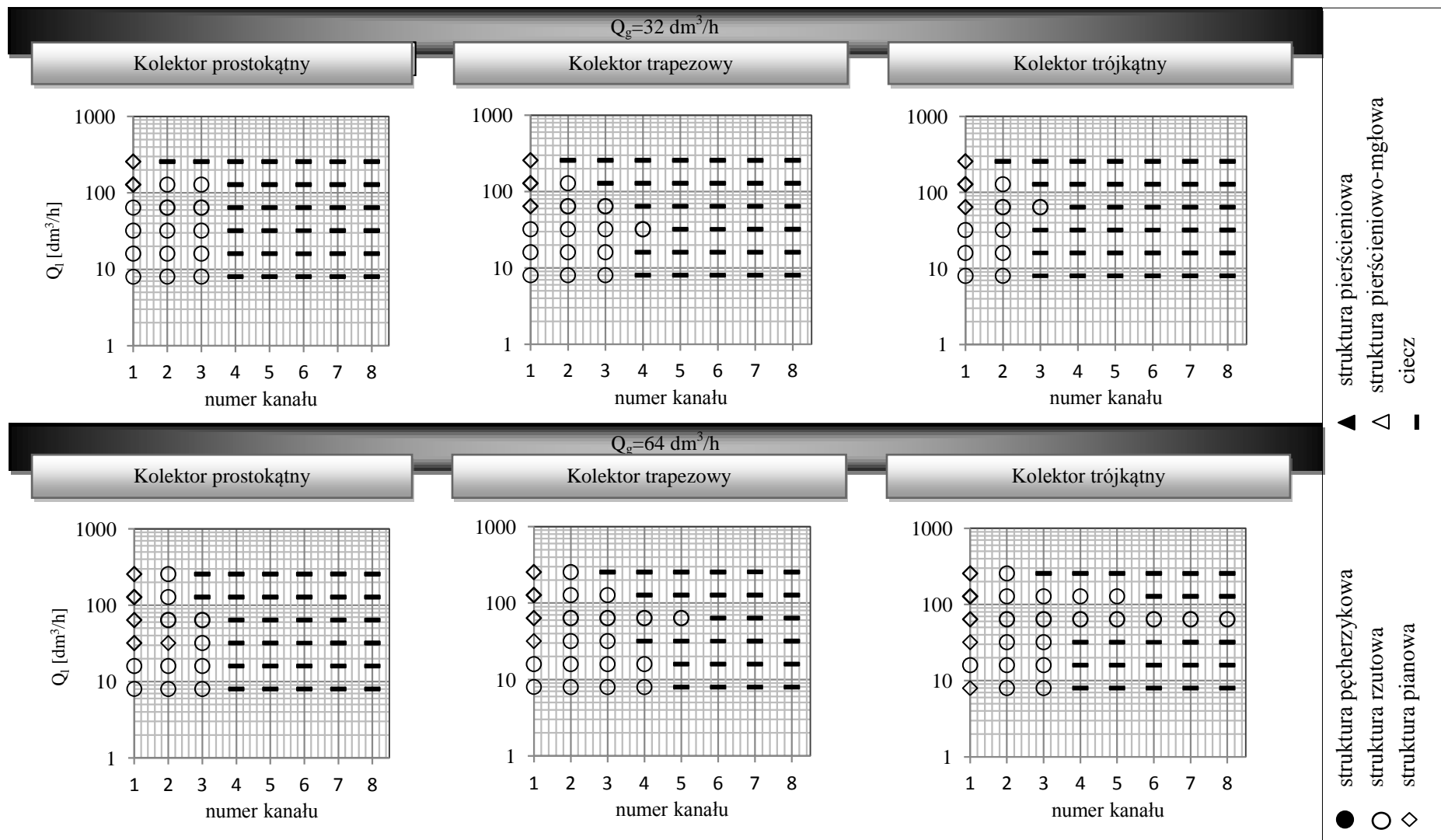
Przepływ wznoszący

W przypadku niskich wartości strumienia gazu, zaobserwowano znaczną nierównomierność przepływu. Przepływ dwufazowy występuje jedynie w kanałach zlokalizowanych w pobliżu wlotu do kolektora dystrybucyjnego. Bardziej oddalone kanały zasilane były wyłącznie fazą ciekłą (Rys. 8.9 do Rys. 8.11). W zakresie niskich wartości zarówno strumienia cieczy jak i gazu ($Q_g = 8-64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_l = 8-64 \text{ dm}^3/\text{h}$), w przepływie dwufazowym obserwowano przede wszystkim strukturę rzutową. Wraz ze wzrostem strumienia gazu struktura rzutowa przechodzi w pianową, przy czym przepływ ten, przy $Q_l \leq 64 \text{ dm}^3/\text{h}$, w zasadzie pojawia się tylko w pierwszym kanale. W analizowanym zakresie strumieni gazu i cieczy kształt kolektora wydaje się nie odgrywać znaczącej roli w charakterze rozprywu, za wyjątkiem przepływu, gdy $Q_g = 64 \text{ dm}^3/\text{h}$, $Q_l = 64 \text{ dm}^3/\text{h}$. Równomierność występowania określonych struktur przepływu w poszczególnych kanałach nieznacznie poprawia się w przypadku zastosowania trapezowego kolektora dystrybucyjnego, a w przypadku zastosowania trójkątnego kolektora poprawa jest zdecydowana. W każdym z kanałów występuje przepływ dwufazowy, w siedmiu z ośmiu kanałów pojawia się struktura rzutowa. Wraz ze wzrostem strumienia doprowadzanego gazu ($Q_g = 130 - 500 \text{ dm}^3/\text{h}$) zmniejsza się częstość występowania przepływu jednofazowego w kanałach, na rzecz przepływu dwufazowego. Dominującą strukturą przepływu w tym zakresie strumieni jest struktura pianowa, występująca w kanałach zlokalizowanych w pobliżu wlotu mieszaniny do kolektora dystrybucyjnego oraz struktura rzutowa, pojawiająca się w kolejnych kanałach. Przy dalszym wzroście strumienia gazu, do $Q_g = 1000 \text{ dm}^3/\text{h}$, w kanale pierwszym pojawia się struktura pierścieniowa lub pierścieniowo-mgłowa. Natomiast kolejne kanały zasilane są mieszaniną dwufazową, głównie o przepływie pianowym. W przypadku, gdy $Q_g \geq 2000 \text{ dm}^3/\text{h}$, zakres występowania przepływu pierścieniowego i pierścieniowo-mgłowego rozszerza się o dalsze kanały. Przy większych strumieniach cieczy, w kanałach zlokalizowanych najdalej od wlotu mieszaniny, pojawia się struktura rzutowa.

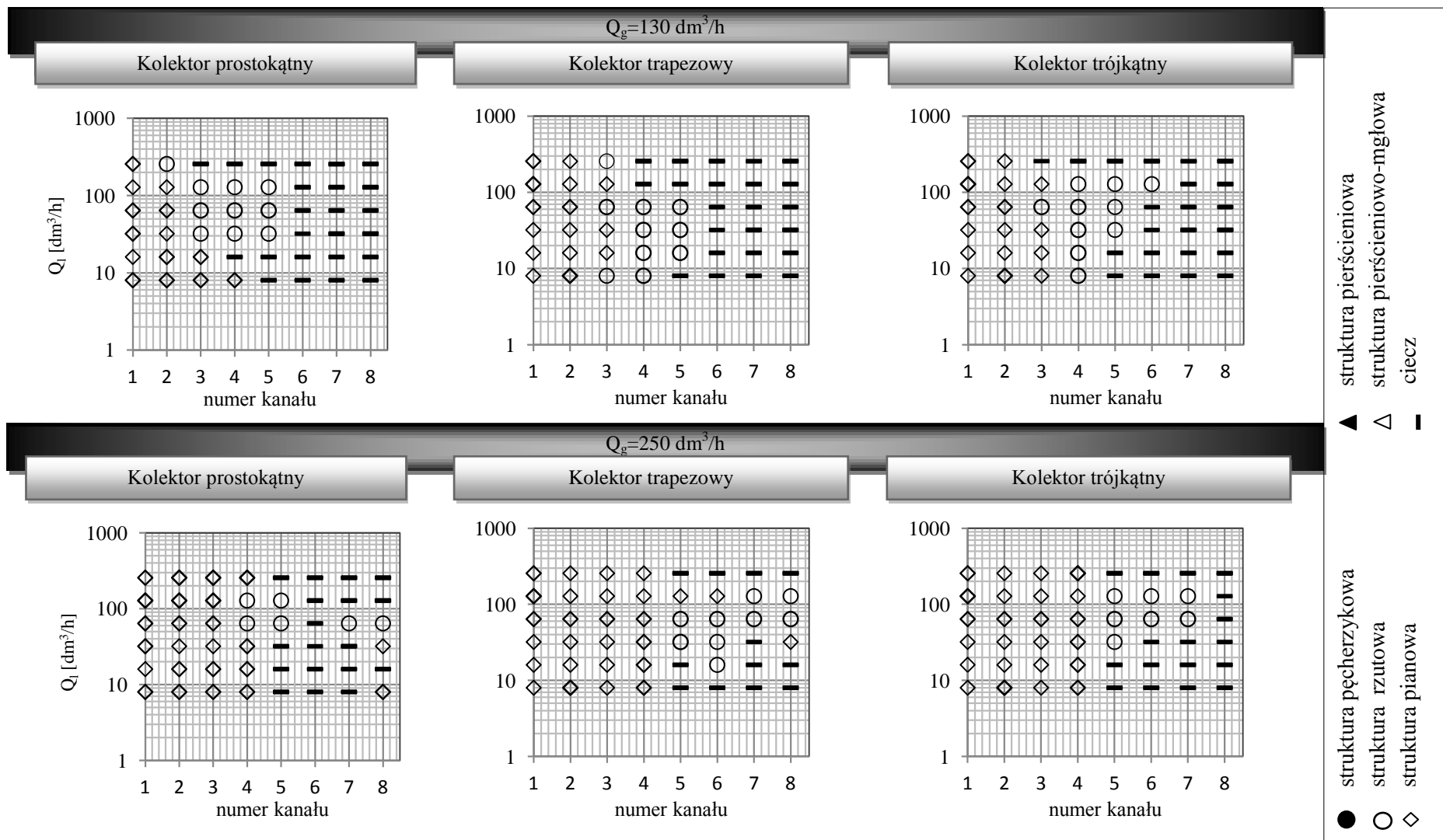
Przeprowadzona analiza pozwoliła na zaobserwowanie pewnej prawidłowości. Otóż, większość gazu wpływała do kanałów zlokalizowanych w pobliżu króćca wlotowego do kolektora. W pierwszych kanałach można zatem spodziewać się struktury przepływu o największym udziale fazy gazowej w stosunku do pozostałych kanałów. Równomierność przepływu poprawiała się wraz ze wzrostem strumienia gazu. Niemniej jednak należy podkreślić, że w poszczególnych kanałach stwierdzono występowanie znacznych niejednorodności w reżimach przepływowych, z których najbardziej istotna przejawiała się przepływem tylko jednej fazy (ciekłej) w wielu kanałach.



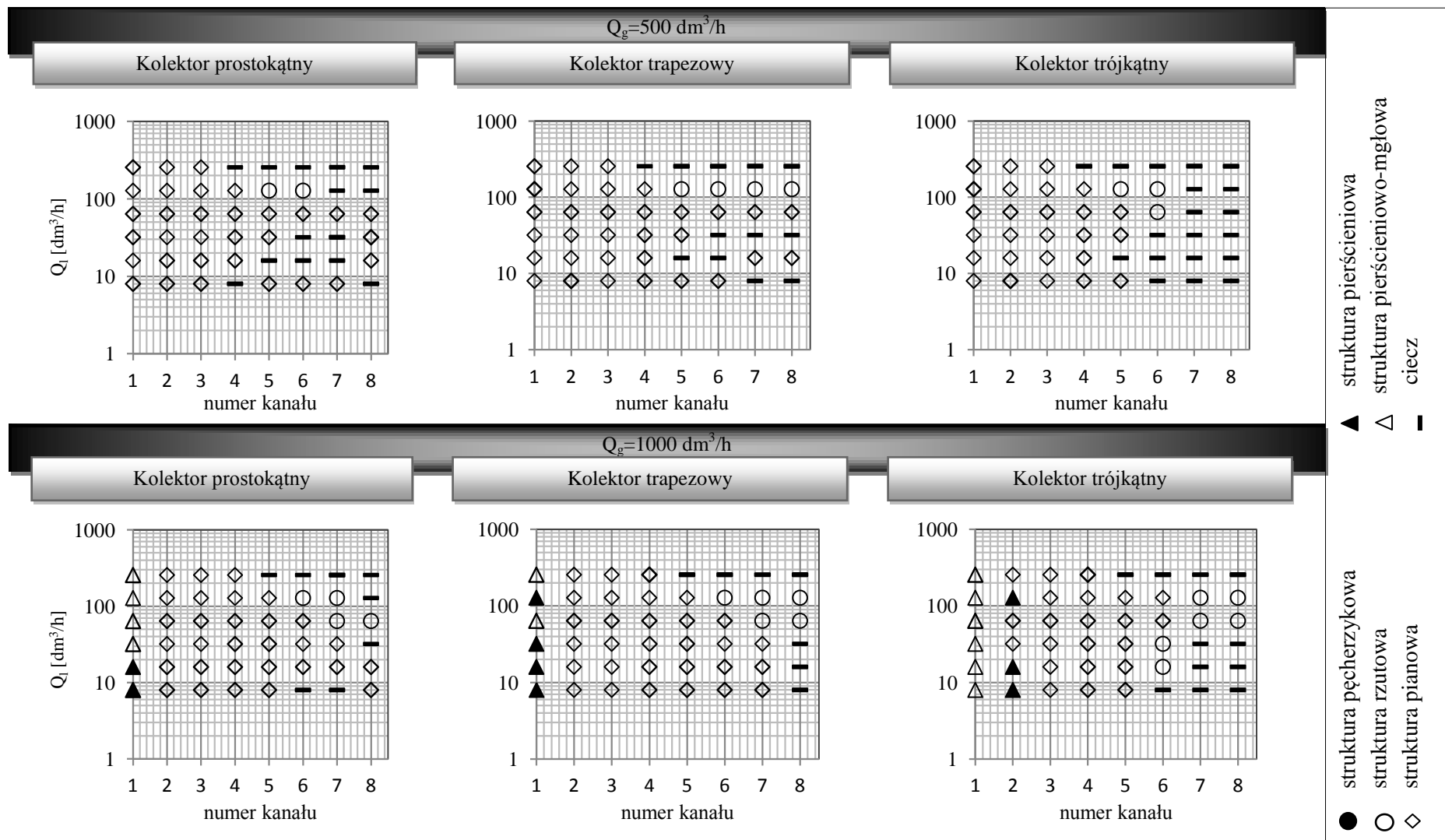
Rys. 8.9 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g = 8 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g = 16 \text{ dm}^3/\text{h}$



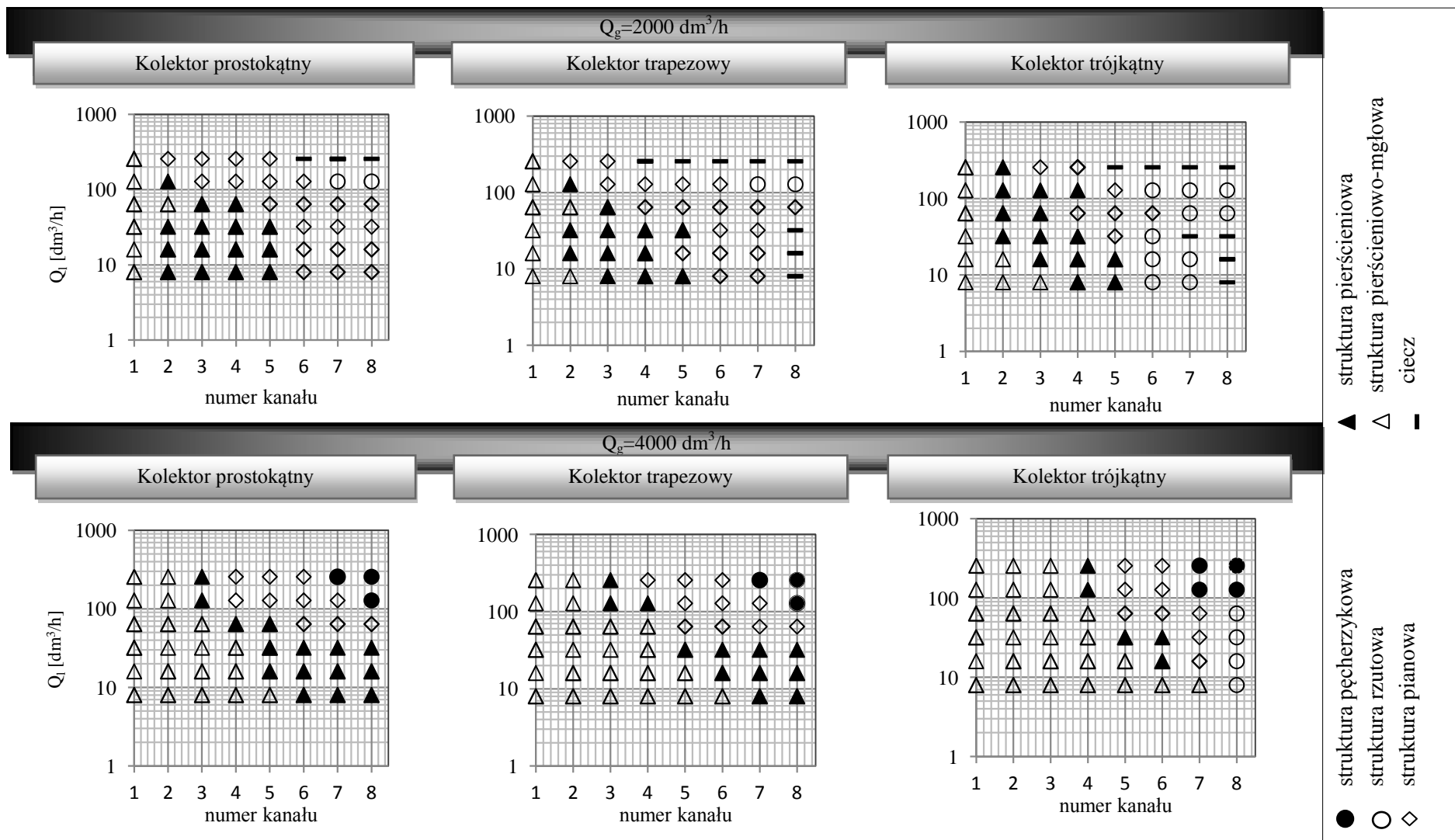
Rys. 8.10 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g=32 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g=64 \text{ dm}^3/\text{h}$



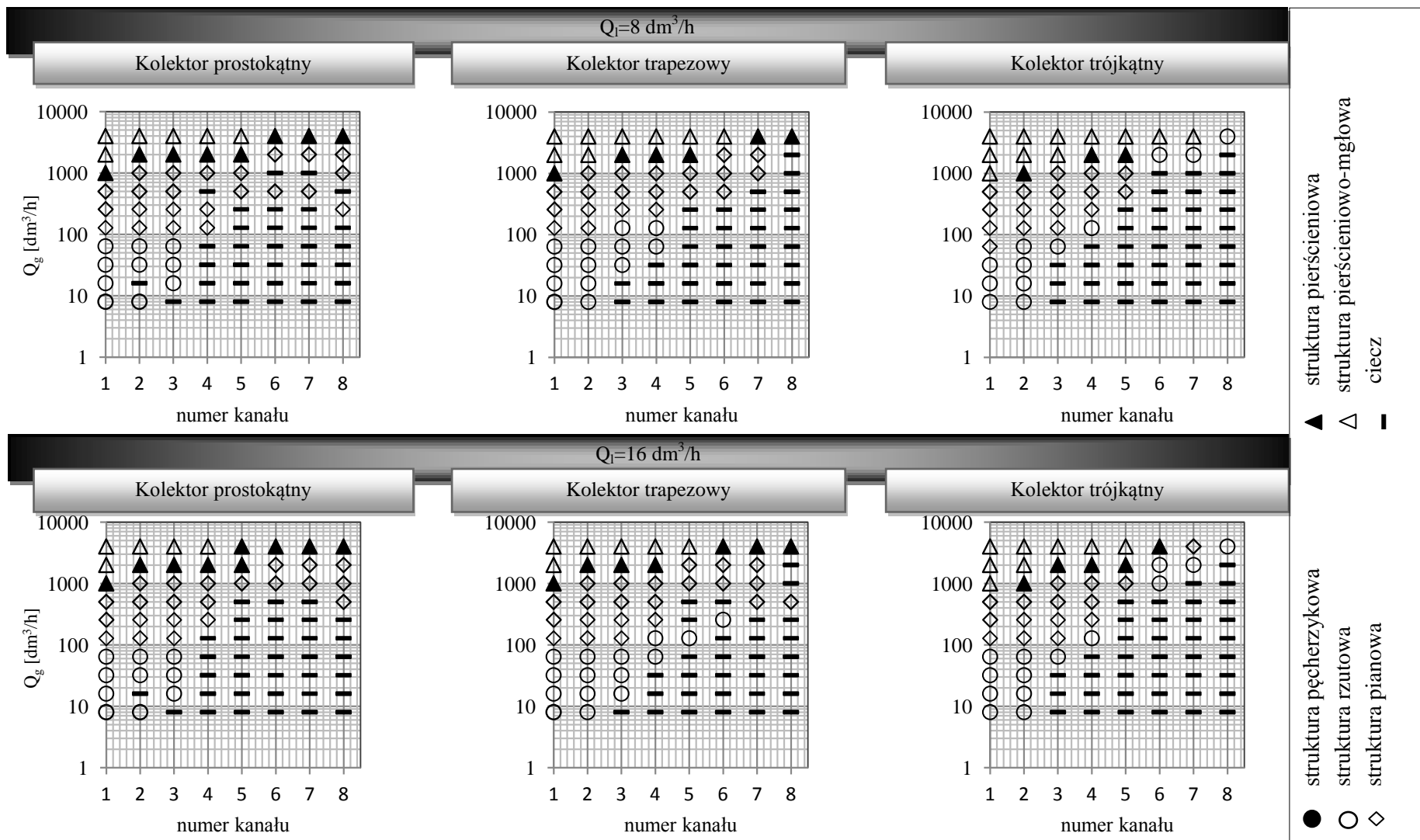
Rys. 8.11 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g=130 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g=250 \text{ dm}^3/\text{h}$



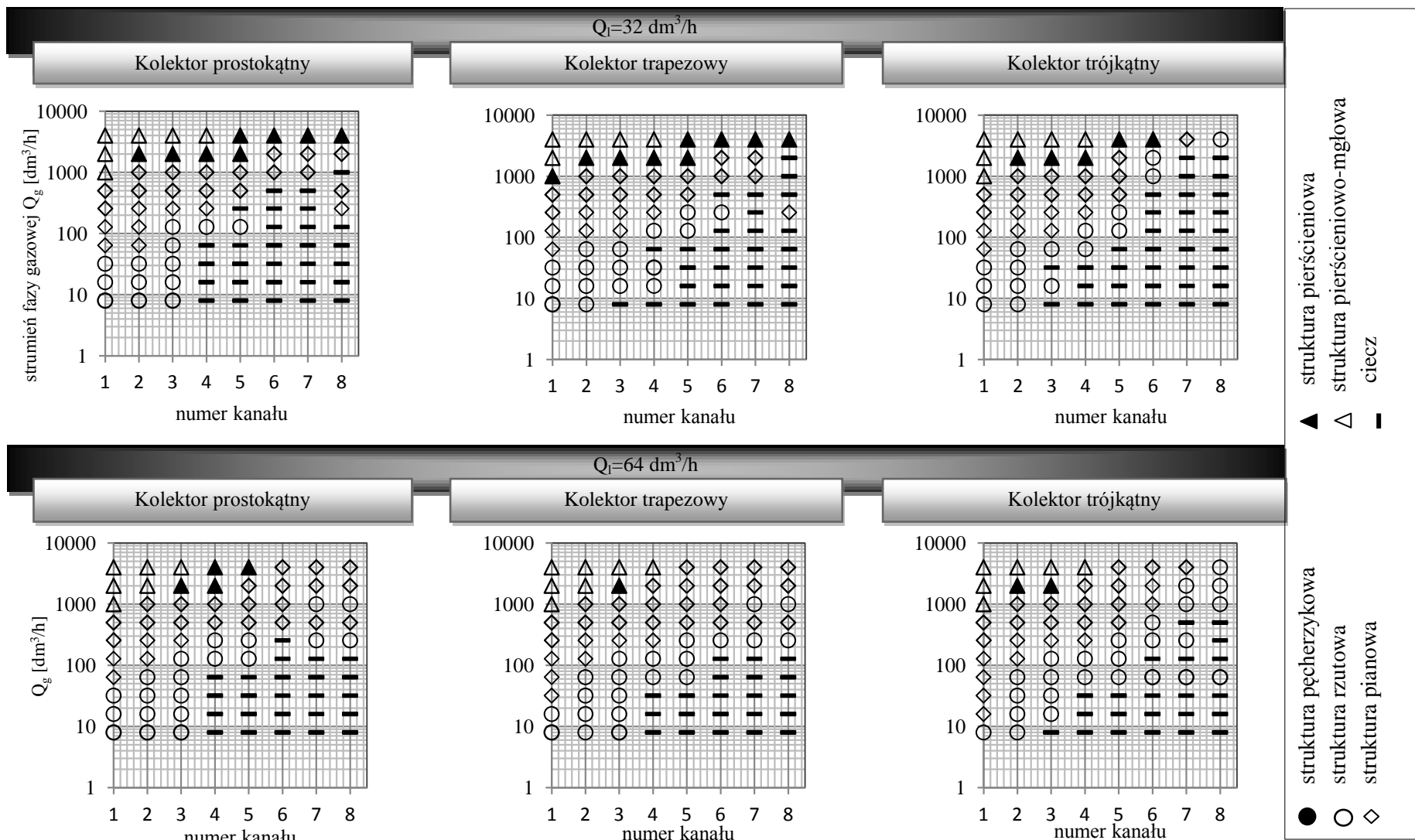
Rys. 8.12 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do $500 \text{ dm}^3/\text{h}$ i strumienia fazy gazowej $Q_g=500 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g=1000 \text{ dm}^3/\text{h}$



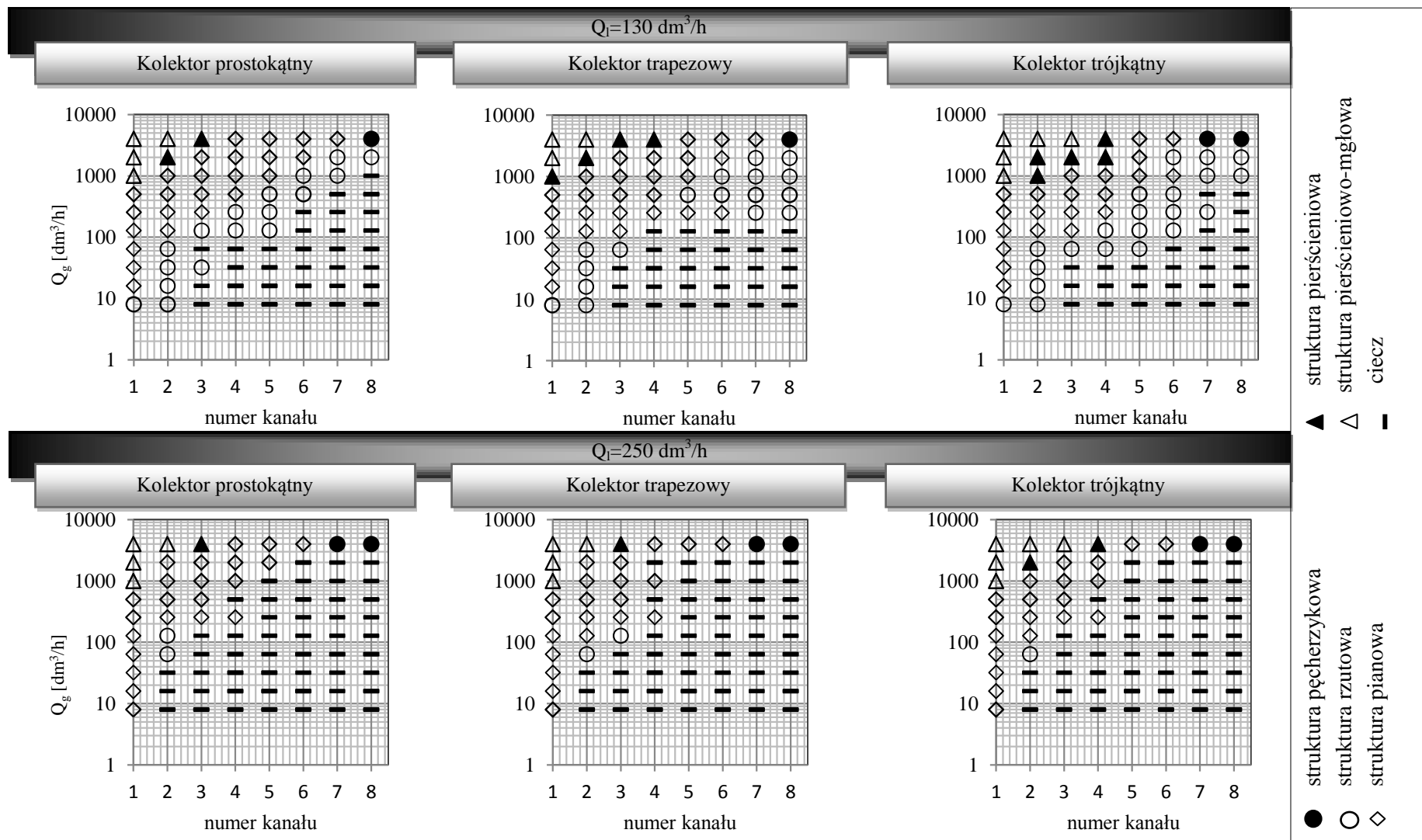
Rys. 8.13 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy ciekłej Q_l od 8 do 500 dm^3/h i strumienia fazy gazowej $Q_g = 2000 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_g = 4000 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 8.14 Występowanie struktur przepływu wnoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_l = 8 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_l = 16 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 8.15 Występowanie struktur przepływu wnoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_l = 32 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_l = 64 \text{ dm}^3/\text{h}$



Rys. 8.16 Występowanie struktur przepływu wznoszącego w poszczególnych kanałach w układzie z trzema typami kolektorów dystrybucyjnych w zakresie strumienia fazy gazowej Q_g od 8 do 4000 dm^3/h i strumienia fazy ciekłej $Q_i = 130 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_i = 250 \text{ dm}^3/\text{h}$

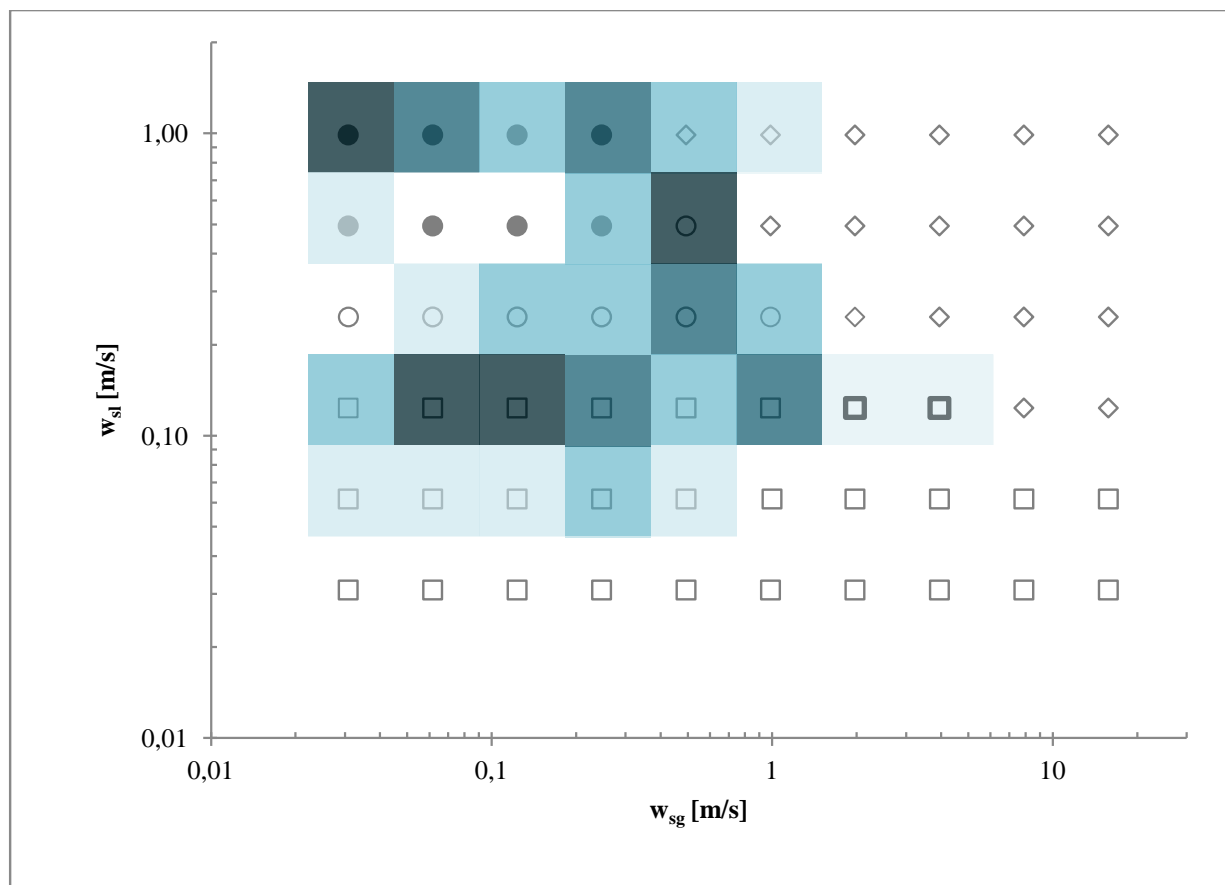
8.1.1. Mapy przepływu

Otrzymane z przeprowadzonej identyfikacji struktur wyniki naniesiono na mapy przepływu (Rys. 8.17 -Rys. 8.22). Tradycyjne mapy tworzone są zwykle w oparciu o przepływ w pojedynczym kanale. Natomiast zaprezentowane w dalszej części pracy mapy dla układu kanałów współpracujących równolegle, oprócz informacji o zakresach występowania poszczególnych rodzajów przepływów, dodatkowo odzwierciedlają pojawiające się niejednorodności w występowaniu struktur, za sprawą naniesionych na nie tzw. siatek zgodności. Za reprezentatywną strukturę dla danych warunków przepływowych (nanoszoną na mapę) uznawano taką, która pojawiała się najczęściej. W sytuacji, gdy w równym stopniu występowały dwie różne struktury, na mapę nanoszono je obie. Siatka zgodności pozwoliła przypisać badanym zakresom prędkości pozornych, procentowe wskaźniki zgodności występowania określonych reżimów przepływu w poszczególnych kanałach. Obecność tej samej struktury we wszystkich kanałach oznacza wskaźnik zgodności na poziomie 100%, i odpowiednio w siedmiu-87,5%, sześciu-75%, pięciu-62,5%, czterech-50%, trzech-37,5%. Ponadto wykorzystanie siatek zgodności pozwoliło na przedstawienie wpływu geometrii kolektora dystrybucyjnego na charakter rozprywu mieszaniny dwufazowej.

8.1.1.1. Przepływ opadający

Na podstawie map opracowanych dla przepływu opadającego (Rys. 8.17 - Rys. 8.19) można stwierdzić, że kształt kolektora dystrybucyjnego stosunkowo silnie determinuje struktury przepływu. Najbardziej jednorodny przepływ miał miejsce w przypadku zastosowania trapezowego kolektora dystrybucyjnego; średnia wartość wskaźnika zgodności wyniosła 91%. Natomiast w wariancie z prostokątnym i trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym te uśrednione wskaźniki wynosiły odpowiednio 86% i 76%. Najbardziej jednorodny przepływ zaobserwowano w układzie z prostokątnym i trapezowym kolektorem w zakresie prędkości pozornej gazu powyżej 1m/s. W przypadku zastosowania kolektora trójkątnego niejednorodność występowania struktur w poszczególnych kanałach jest bardzo wyraźna. Zaobserwowano, że w zakresie prędkości pozornej cieczy bliskiej 1 m/s niektóre kanały zasilane zostały wyłącznie fazą ciekłą.

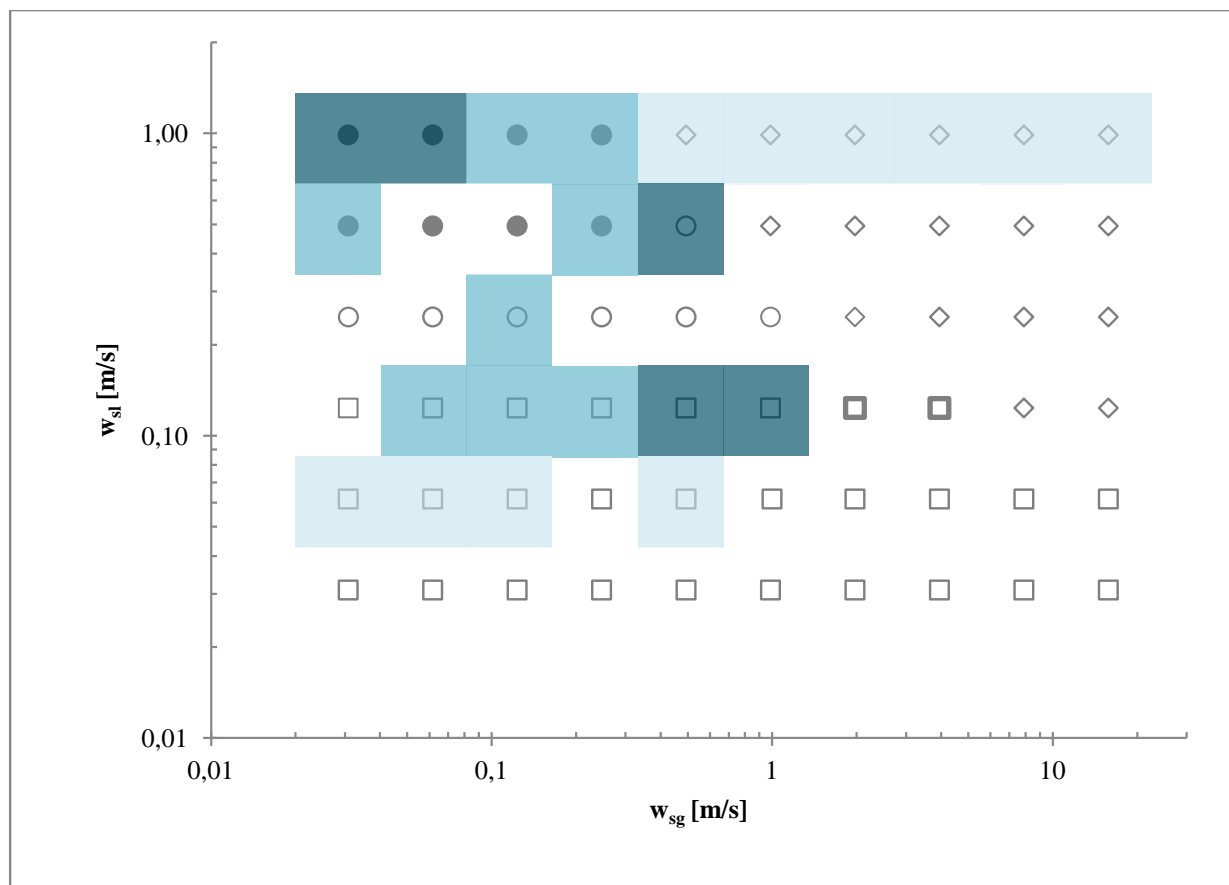
Na podstawie przeprowadzonych badań stwierdzono, że charakter występowania struktur w poszczególnych kanałach równoległych jest silnie związany z geometrią kolektora dystrybucyjnego. Zastosowanie trapezowego kolektora dystrybucyjnego zamiast tradycyjnego, prostokątnego, pozwala poprawić jednorodność przepływu. Wniosek ten może stanowić załączek do przeprowadzenia bardziej dogłębnych badań, pozwalających na optymalny dobór geometrii trapezowego kolektora dystrybucyjnego do różnych wariantów geometrii samych kanałów.



ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
	100% (w ośmiu kanałach ta sama struktura)
	87,5% (w siedmiu kanałach ta sama struktura)
	75% (w sześciu kanałach ta sama struktura)
	62,5% (w pięciu kanałach ta sama struktura)
	50% (w czterech kanałach ta sama struktura)

□	sływ filmu cieczy	●	struktura pęcherzykowa
◻	sływ filmu cieczy-rzut	◇	struktura pianowa
○	struktura rzutowa	—	ciecz

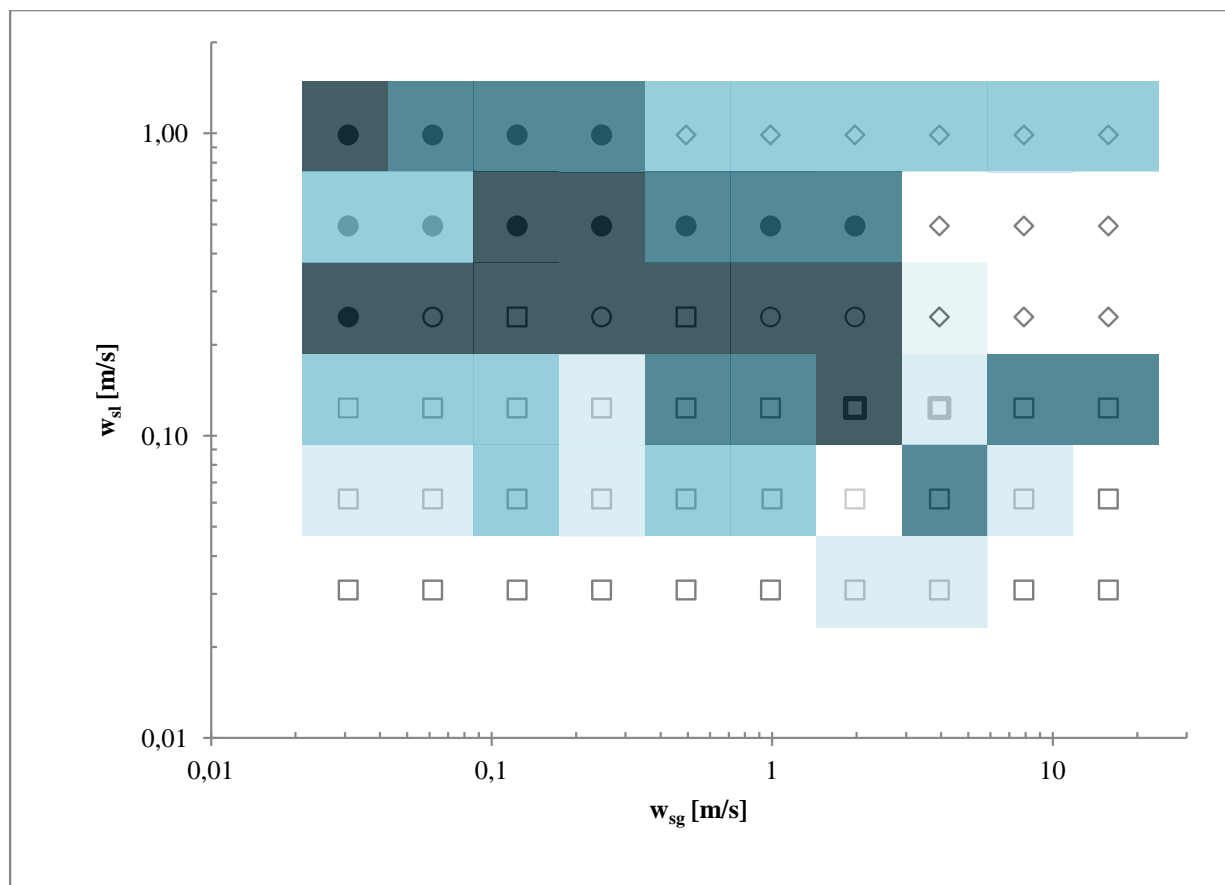
Rys. 8.17 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu opadającego w układzie z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym



ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
100%	(w ośmiu kanałach ta sama struktura)
87,5%	(w siedmiu kanałach ta sama struktura)
75%	(w sześciu kanałach ta sama struktura)
62,5%	(w pięciu kanałach ta sama struktura)
50%	(w czterech kanałach ta sama struktura)

□	spliw filmu cieczy	●	struktura pęcherzykowa
■	spliw filmu cieczy-rzut	◇	struktura pianowa
○	struktura rzutowa	—	ciecz

Rys. 8.18 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu opadającego w układzie z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym



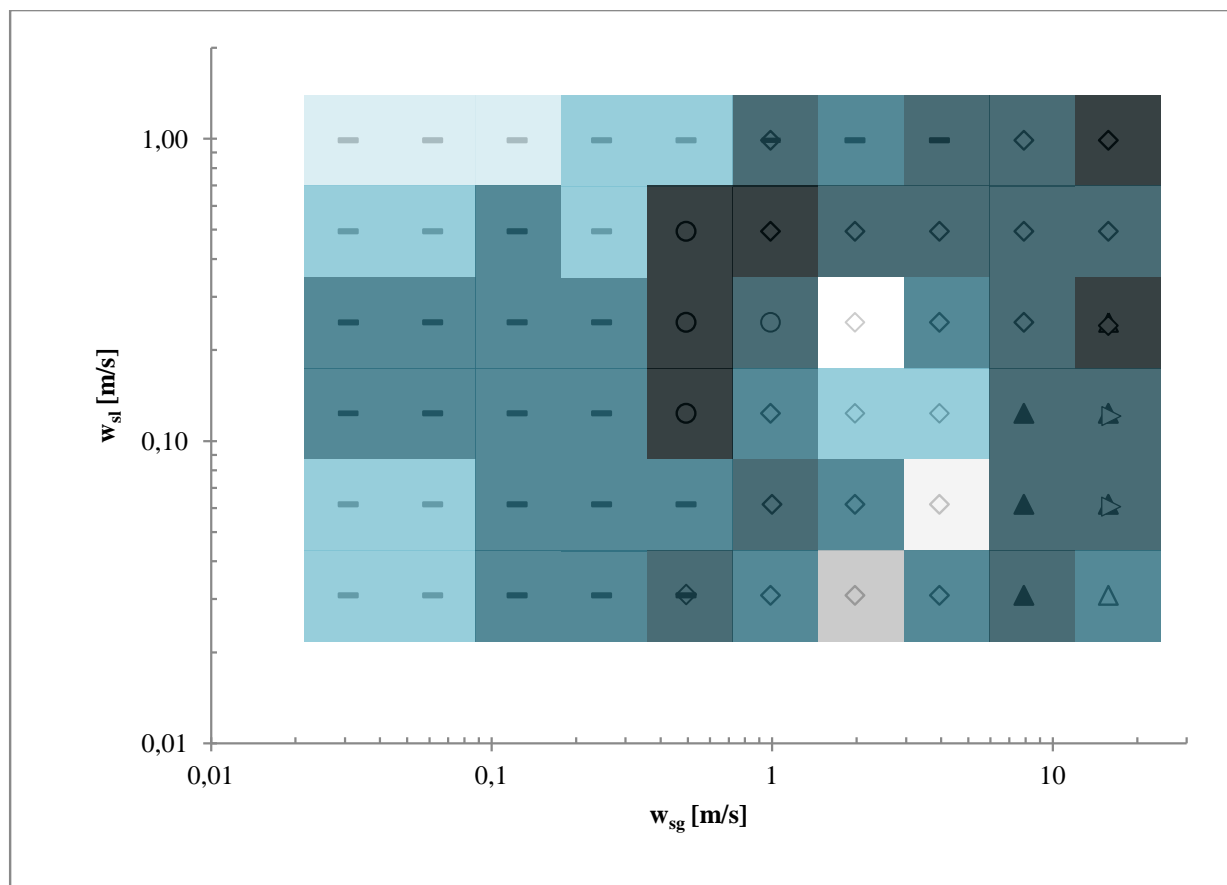
ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
100%	(w ośmiu kanałach ta sama struktura)
87,5%	(w siedmiu kanałach ta sama struktura)
75%	(w sześciu kanałach ta sama struktura)
62,5%	(w pięciu kanałach ta sama struktura)
50%	(w czterech kanałach ta sama struktura)

□	spliw filmu cieczy	●	struktura pęcherzykowa
■	spliw filmu cieczy-rzut	◇	struktura pianowa
○	struktura rzutowa	—	ciecz

Rys. 8.19 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu opadającego w układzie z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym

8.1.1.2. Przepływ wznoszący

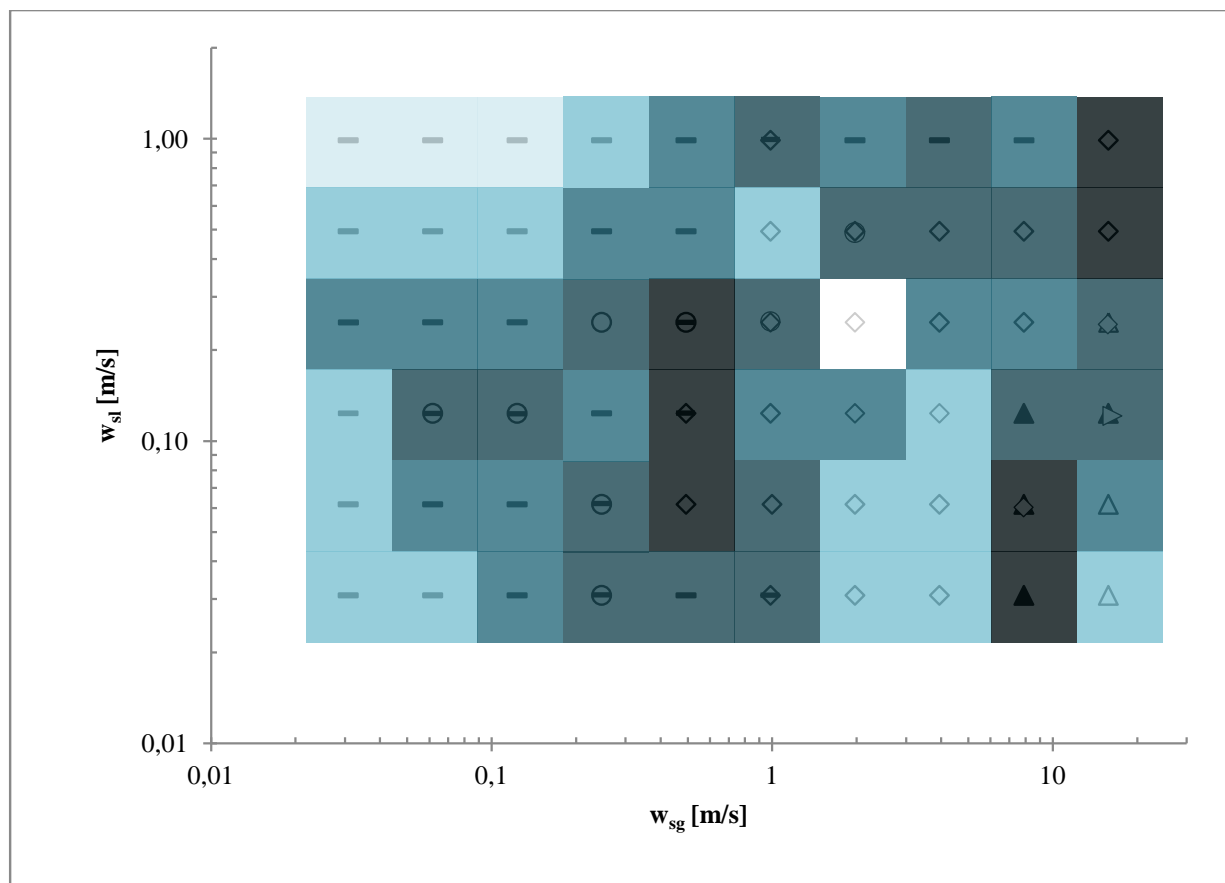
Analogicznie jak dla przepływu opadającego sporządzono mapy dla przepływu wznoszącego (Rys. 8.20 - Rys. 8.22). Już pobieżna analiza zaprezentowanych map pozwala zauważyć, że przepływ wznoszący w badanym układzie minikanalów, w porównaniu z przepływem opadającym jest zdecydowanie mniej jednorodny. Średnia wartość wskaźnika zgodności występowania struktur przepływu wyniosła zaledwie 63%, 61%, 58% -odpowiednio w wariacie z prostokątnym, trapezowym oraz trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym. Łatwo zauważyć, że przy niskich wartościach prędkości pozornej fazy gazowej, praktycznie niezależnie od prędkości fazy ciekłej, w układzie wystąpiła bardzo duża niejednorodność przepływu, objawiająca się występowaniem w większości kanałów wyłącznie fazy ciekłej.



ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
100%	(w ośmiu kanałach ta sama struktura)
87,5%	(w siedmiu kanałach ta sama struktura)
75%	(w sześciu kanałach ta sama struktura)
62,5%	(w pięciu kanałach ta sama struktura)
50%	(w czterech kanałach ta sama struktura)
37,5%	(w trzech kanałach ta sama struktura)

●	struktura pęcherzykowa	▲	struktura pierścieniowa
○	struktura rzutowa	△	struktura pierścieniowo-mgłowa
◇	struktura pianowa	—	ciecz

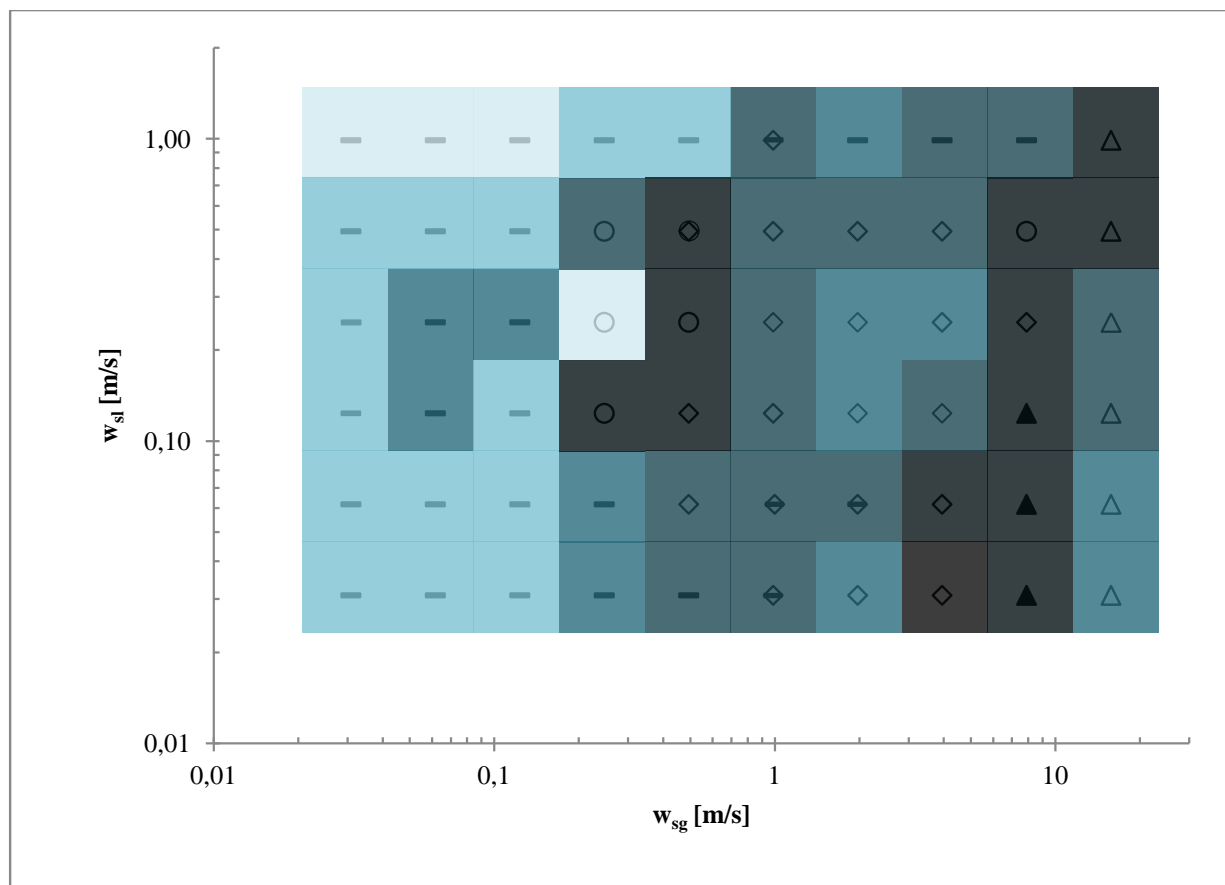
Rys. 8.20 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu wznoszącego w układzie z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym



ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
100%	(w ośmiu kanałach ta sama struktura)
87,5%	(w siedmiu kanałach ta sama struktura)
75%	(w sześciu kanałach ta sama struktura)
62,5%	(w pięciu kanałach ta sama struktura)
50%	(w czterech kanałach ta sama struktura)
37,5%	(w trzech kanałach ta sama struktura)

●	struktura pęcherzykowa	▲	struktura pierścieniowa
○	struktura rzutowa	△	struktura pierścieniowo-mgłowa
◇	struktura pianowa	—	ciecz

Rys. 8.21 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu wznoszącego w układzie z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym



ZGODNOŚĆ WYSTĘPOWANIA STRUKTURY	
	100% (w ośmiu kanałach ta sama struktura)
	87,5% (w siedmiu kanałach ta sama struktura)
	75% (w sześciu kanałach ta sama struktura)
	62,5% (w pięciu kanałach ta sama struktura)
	50% (w czterech kanałach ta sama struktura)
	37,5% (w trzech kanałach ta sama struktura)

- | | |
|--------------------------|----------------------------------|
| ● struktura pęcherzykowa | ▲ struktura pierścieniowa |
| ○ struktura rzutowa | △ struktura pierścieniowo-mgłowa |
| ◇ struktura pianowa | — ciecz |

Rys. 8.22 Mapa przepływu z naniesioną tzw. siatką zgodności występowania struktur w kanałach w warunkach przepływu wznoszącego w układzie z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym

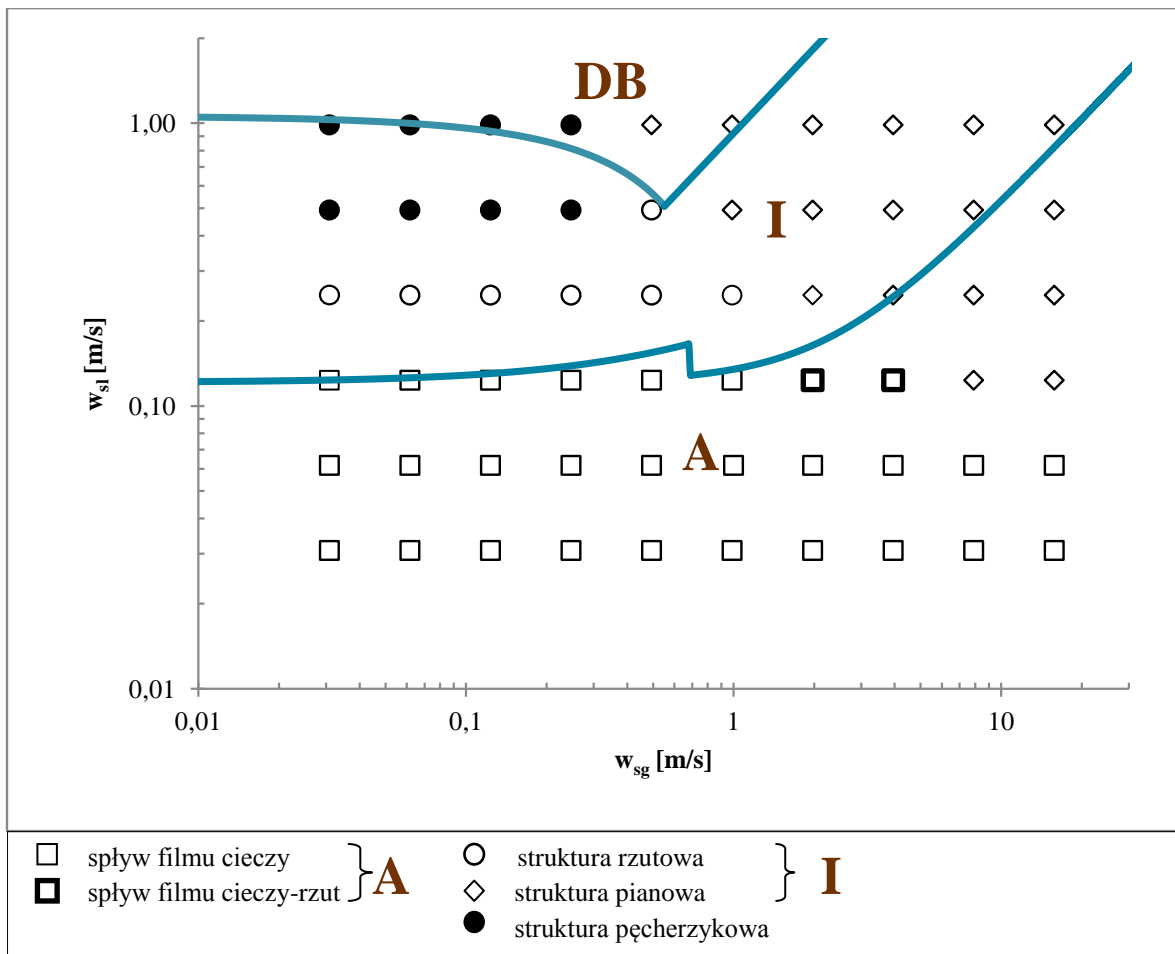
8.1.2. Porównanie wyników eksperymentalnych z mapą teoretyczną w warunkach przepływu opadającego

Jak wspomniano wcześniej, tradycyjne mapy przepływu opracowywane są dla przepływu w pojedynczym kanale. Natomiast w sytuacji przepływu w układach wielokanałowych, w przypadku znaczącej niejednorodności w występowaniu struktur w poszczególnych kanałach pęku, pojawia się problem wyboru struktury reprezentatywnej dla danych warunków przepływowych. Stąd w niniejszej analizie porównawczej odniesiono się jedynie do wyników identyfikacji struktur przepływu opadającego, jako przepływu charakteryzującego się stosunkowo dobrą jednorodnością występowania struktur przepływu. W rozdziale tym przedstawiono zatem porównanie mapy przepływu sporządzonej na podstawie danych eksperymentalnych z przepływu opadającego z mapą teoretyczną według Barnea [3]. Warto nadmienić, że wstępnie, do analizy porównawczej wykorzystano również mapę teoretyczną Galbiati'ego i innych [17] opracowaną specjalnie dla kanałów kapilarnych w warunkach przepływu opadającego. Stwierdzono jednak bardzo słabą zgodność. Dla układu z prostokątnym oraz trapezowym kolektorem dystrybucyjnym zaobserwowano bardzo dobrą jednorodność występowania struktur przepływu w poszczególnych kanałach, na poziomie ponad 86 i 91%, co szczegółowo omówiono w rozdziale 8.1.1.1.. Celem umożliwienia porównania wyników eksperymentalnych z mapą teoretyczną konieczne było jednak wprowadzenie pewnego uproszczenia. Polegało ono na przyjęciu, że we wszystkich kanałach dla danych warunków przepływowych występowała ta sama struktura.

Mapa przepływu wg Barnea [3] opracowana została dla kanałów o średnicach znacznie większych od minikanalów, zweryfikowana eksperymentalnie dla przewodów o średnicy 0,025 oraz 0,051 m. Niemniej jednak analiza porównawcza tej mapy, z wynikami badań własnych, wykazała zaskakująco dobrą zgodność (Rys. 8.23). W celu wyznaczenia linii granicznych pomiędzy poszczególnymi strukturami przepływu w równaniach modelu [3] podstawiano wartości parametrów fizycznych wody i powietrza odpowiadające warunkom, w jakich realizowano badania. Wyznaczenie linii granicznych przeprowadzono dla średnicy hydraulicznej $d_h=3$ mm. Parametry fizyczne wody i powietrza zestawiono w tabeli poniżej (Tabela 8-2)

Tabela 8-2 Własności fizyczne wody i powietrza w temperaturze $t=22^0C$ i przy ciśnieniu $p=1,03$ bar [67]

<i>Własności fizyczne</i>	<i>Gaz</i>	<i>ciecz</i>
<i>gęstość [kg/m³]</i>	$\rho_g = 1,22$	$\rho_l = 997,7$
<i>lepkość [Pa·s]</i>	$\eta_g = 18,1 \cdot 10^{-6}$	$\eta_l = 9,6 \cdot 10^{-4}$
<i>napięcie powierzchniowe [N/m]</i>		$\sigma_l = 0,072$



Rys. 8.23 Porównanie wyników eksperymentalnych dla układu z prostokątnym i trapezowym kolektorem dystrybucyjnym w warunkach przepływu opadającego z mapą wg Barnea [3].

Z uwagi na niejednorodność nazewnictwa struktur opisanych w modelu teoretycznym ze strukturami uzyskanymi na drodze własnych badań empirycznych, przeanalizowano charakterystykę opisową poszczególnych struktur z modelu, która została przedstawiona w pracy [68]. Strukturę zdyspergowanych pęcherzyków (DB) scharakteryzowano jako przepływ drobnych pęcherzyków rozproszonych w ciągłej fazie cieczy. Struktura ta występuje przy dużym strumieniu fazy ciekłej. Wówczas duża turbulencja przepływu, związana z dużą prędkością fazy ciekłej, powoduje dyspersję pęcherzyków gazu. Zatem, dla potrzeb analizy porównawczej, zaobserwowaną w trakcie badań empirycznych strukturę pęcherzykową utożsamiono ze strukturą pęcherzykowo-dyspersyjną. W ramach występowania przepływu pierścieniowego według Barnea [3] wyróżnia się występowanie struktury spływu filmu cieczy. Stąd spływ filmu cieczy oraz spływ filmu cieczy-rzut w analizie porównawczej skojarzono ze strukturą pierścieniową. Strukturę przejściową (I) natomiast stanowią przepływ rzutowy wraz z przepływem pianowym.

Tabela 8-3 Porównanie wyników badań własnych z mapą według Barnea [3] w warunkach przepływu opadającego

Liczba punktów		Struktury wyznaczone na podstawie badań własnych			
		(FF+FF-S)	S+F	DB	Suma
Mapa wg Barnea [3]	A	28	5	0	33
	I	0	17	6	23
	DB	0	2	2	4
	Suma	28	24	8	60
Zgodność					78%

8.1.3. Podsumowanie

Przeprowadzona identyfikacja struktur w poszczególnych kanałach pozwoliła na jakościową ocenę jednorodności struktur mieszaniny dwufazowej w zależności od strumieni fazy ciekłej i gazowej doprowadzanych do kolektora dystrybucyjnego, geometrii samego kolektora dystrybucyjnego, a także kierunku przepływu mieszaniny. Każdy z wyżej wymienionych parametrów w istotny sposób wpływa na rodzaj tworzących się struktur przepływu. Interesującym wnioskiem z przeprowadzonych badań jest możliwość uzyskania znacznie lepszej jednorodności występowania określonych struktur przepływu w poszczególnych kanałach, pod warunkiem zastosowania przepływu opadającego zamiast przepływu wznoszącego. Z kolei charakter rozptyłu w przepływie opadającym można dodatkowo zoptymalizować poprzez modyfikację geometrii kolektora dystrybucyjnego. Spośród badanych wariantów, trapezowy kolektor dystrybucyjny okazał się najlepszym rozwiązaniem. Na podstawie analizy porównawczej wyników eksperymentalnych z mapą teoretyczną według Barnea i innych stwierdzono, że za jej pomocą można z dużą dokładnością przewidywać rodzaj występującej struktury przepływu opadającego w badanym układzie minikanalów równoległych.

8.2. Prędkość fazy gazowej

Jak wykazano w przeglądzie literatury, asymetria rozptyłu dotyczy zarówno czynników jedno jak i wielofazowych. W przypadku dystrybucji płynu jednofazowego wynika ona często z różnic oporów przepływu pomiędzy kolektorami dystrybucyjnym i zbiorczym. Jednak w odniesieniu do mieszaniny dwufazowej problem się komplikuje i asymetria rozptyłu związana jest głównie ze specyfiką tworzących się gazowo-cieczowych struktur przepływu. Prędkość przemieszczania się struktur gazowych jest zatem parametrem pozwalającym na ilościową ewaluację charakteru rozptyłu mieszaniny dwufazowej do poszczególnych kanałów. Sposób dokonania pomiarów został szerzej omówiony w rozdziale 7.3..

Pomiarów prędkości rzeczywistej gazu dokonano w zakresie występowania struktury pęcherzykowej, rzutowej oraz dodatkowo w niewielkim zakresie występowania struktury pianowej. Sposób dokonania pomiarów został szerzej omówiony w rozdziale 7.3.. Analizując sporządzone mapy przepływu dla przepływu opadającego (Rys. 8.17 Rys. 8.19) łatwo zauważyć, że właśnie w warunkach występowania tych reżimów przepływu, rozptył mieszaniny do poszczególnych kanałów charakteryzował się największą niejednorodnością. W przypadku struktury pęcherzykowej i rzutowej, ich regularność kształtu sprawia, że w obszarach badawczych oddalonych od siebie o znaną odległość, po czasie Δt , występuje mieszanina o niemal identycznym rozkładzie faz. W badaniach własnych dotyczy to również w pewnym stopniu struktury pianowej, gdyż z uwagi na małą średnicę kanału, znaczny wpływ sił napięcia powierzchniowego, czasoprzestrzenny rozkład koncentracji faz dopiero przy dużym strumieniu dozowanej fazy gazowej (powyżej 250 dm³/h) zmienia się w sposób chaotyczny i współczynnik korelacji nie jest na odpowiednio wysokim poziomie. W tym miejscu warto nadmienić, że warunkiem aplikacji funkcji korelacji wzajemnej do wyznaczania rzeczywistych prędkości przemieszczania się struktur gazowych jest wysoki, bliski jedności, współczynnik korelacji pomiędzy uśrednionymi poziomami szarości w obszarach badawczych.

W warunkach przepływu opadającego, przy strumieniu objętościowym cieczy $Q_l=64$ dm³/h i gazu $Q_g=8$ do 130 dm³/h, jak przedstawiono na rysunku (Rys. 8.7) w przypadku kolektora trapezowego i prostokątnego, zaobserwowano stosunkowo jednorodny, pod względem występowania struktur, przepływ we wszystkich minikanalach. Jednak rejestracja przepływu przy wysokiej częstotliwości próbkowania obrazu pozwoliła zauważyć istotną niestabilność w charakterze przepływu. Na podstawie obserwacji wizualnej można było stwierdzić, że w niektórych kanałach chwilowe prędkości porcji gazu nie były stałe, lecz zmieniały się w czasie. Stąd niemożliwe było poprawne wyznaczenie prędkości rzeczywistej gazu z zastosowaniem funkcji korelacji wzajemnej w tym zakresie strumienia fazy ciekłej. W przypadku przepływu opadającego pomiary prędkości gazu zrealizowano zatem w zakresie strumieni cieczy $Q_l=130-250$ dm³/h (w zakresie strumienia fazy ciekłej $Q_l<64$ dm³/h występował spływ filmu cieczy) oraz gazu na poziomie $Q_g=8-250$ dm³/h. Natomiast w warunkach przepływu wznoszącego pomiaru

prędkości dokonano w szerszym zakresie strumienia cieczy $Q_l=130-250 \text{ dm}^3/\text{h}$ oraz gazu $Q_g=8-250 \text{ dm}^3/\text{h}$. W tabelach (Tabela 8.4 do Tabela 8.7) przedstawiono wyniki pomiarów prędkości fazy gazowej zarówno dla przepływu wznoszącego jak i opadającego.

Tabela 8-4 Wyniki pomiarów prędkości gazu w_g w przepływie opadającym





































Numer kanału		$Q_i=130 \text{ dm}^3/\text{h}$																		
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			
																				
1		0,51	0,72	0,41	0,48	0,63	0,43	0,61	0,86	0,53	0,72	0,91	0,66	0,71	0,91	0,93	1,20	1,24	1,54	
2		0,55	0,83	0,57	0,59	0,57	0,57	0,63	0,57	0,63	0,51	0,80	0,73	0,75	1,08	0,93	1,14	1,35	1,33	
3		0,55	0,60	0,57	0,59	0,48	0,57	0,62	0,57	0,59	0,75	0,73	0,75	0,72	1,08	0,91	1,20	1,62	1,33	
4		0,50	0,60	0,55	0,46	0,44	0,51	0,54	0,59	0,56	0,68	0,66	0,69	0,66	1,19	0,88	1,26	1,80	1,54	
5		0,32	0,45	0,43	0,34	0,44	0,44	0,43	0,59	0,46	0,70	0,58	0,67	0,80	1,56	0,86	1,20	1,80	1,54	
6		0,25	0,49	0,59	0,26	0,45	0,57	0,38	0,57	0,72	0,86	0,80	0,72	0,91	1,23	0,91	2,27	1,35	1,54	
7		0,00	0,94	0,44	0,44	0,70	0,34	0,45	0,72	0,61	0,90	0,86	0,86	1,39	1,19	1,01	2,27	1,35	1,33	
8		0,00	0,52	0,43	0,00	0,49	0,38	0,00	0,86	0,43	0,00	0,80	0,78	0,88	1,50	1,08	1,26	1,80	2,00	
Numer kanału		$Q_i=250 \text{ dm}^3/\text{h}$																		
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			
																				
1		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2		0,54	0,45	0,45	0,57	0,51	0,61	0,57	0,54	0,61	0,67	0,62	0,75	0,62	0,81	0,89	1,63	2,09	1,08	
3		0,52	0,61	0,49	0,57	0,58	0,54	0,60	0,62	0,57	0,71	0,68	0,75	0,68	0,81	1,08	1,36	1,84	1,62	
4		0,60	0,45	0,52	0,63	0,58	0,57	0,63	0,62	0,61	0,71	0,68	0,70	0,62	0,81	0,89	1,36	1,84	1,22	
5		0,63	0,45	0,49	0,57	0,51	0,57	0,57	0,58	0,61	0,71	0,62	0,70	0,62	0,81	0,97	1,81	2,09	1,20	
6		0,00	0,00	0,21	0,63	0,58	0,57	0,60	0,62	0,75	0,71	0,74	0,70	1,03	0,90	0,89	1,81	2,09	1,39	
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,62	0,90	0,97	1,81	2,09	1,22	
8		0,00	0,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,68	0,68	0,00	0,74	0,81	0,00	0,00	0,97	0,00	2,09	1,39	

Tabela 8-5 Wyniki pomiarów prędkości gazu w_g w przepływie wznoszącym





































Numer kanału		$Q_g=8 \text{ dm}^3/\text{h}$																		
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			
																				
1		0,81	0,80	0,82	0,95	0,95	1,06	1,04	1,07	1,07	1,61	1,33	1,15	1,61	1,71	1,60	2,96	1,85	1,64	
2		0,95	0,80	0,82	0,96	0,00	0,82	1,11	0,89	0,89	1,61	1,19	1,02	1,45	1,29	1,06	1,48	1,88	1,64	
3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,95	0,00	0,00	0,67	0,67	0,80	1,20	1,03	1,61	1,20	1,07	1,64	1,89	1,64	
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,03	1,03	0,88	0,82	1,48	1,85	1,68	
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,70	0,00	0,00
Numer kanału		$Q_g=16 \text{ dm}^3/\text{h}$																		
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			
																				
1		0,96	0,92	1,06	1,15	0,95	1,06	1,45	1,20	1,00	1,61	1,64	1,63	1,58	1,80	1,47	1,64	1,88	1,64	
2		0,45	1,08	1,06	0,82	0,00	0,53	1,45	0,73	1,07	1,03	0,88	0,00	1,03	1,86	1,40	1,64	1,86	1,64	
3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,95	0,53	0,00	0,56	0,64	1,45	1,20	1,03	1,45	1,18	1,50	1,48	1,18	1,48	
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,82	1,03	0,00	0,80	1,65	1,86	1,65	
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,35	0,00	0,00	0,00	
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,64
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela 8-6 Wyniki pomiarów prędkości gazu w_g w przepływie wznoszącym c.d.









































































Numer kanału		$Q_i=32 \text{ dm}^3/\text{h}$																	
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$		
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny		
																			
1		0,95	0,54	1,07	0,96	1,29	1,06	1,61	1,06	1,06	2,50	1,80	2,07	1,61	1,89	1,48	1,65	2,40	1,65
2		0,63	0,54	0,68	0,82	0,78	0,83	0,80	1,07	1,07	1,45	1,29	1,35	1,61	1,85	1,07	1,64	1,85	1,64
3		0,00	0,67	0,00	1,56	0,87	0,53	0,00	0,64	0,64	0,19	0,60	0,79	1,61	1,19	1,14	1,64	1,19	1,64
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,64	0,00	0,00	0,13	0,15	0,00	0,00	1,03	1,19	0,80	1,68	1,86	1,68
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,03	0,39	0,86	1,64	0,00	1,64
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,95	1,47
Numer kanału		$Q_i=64 \text{ dm}^3/\text{h}$																	
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$		
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny		
																			
1		1,44	1,09	1,07	1,44	1,28	1,48	1,61	1,09	1,68	1,58	1,89	1,63	2,89	2,09	1,68	1,64	3,36	1,64
2		0,52	0,50	0,70	0,54	0,78	0,46	1,03	0,87	0,77	0,80	1,16	1,11	1,03	1,85	1,68	1,64	1,85	1,64
3		0,00	0,30	0,32	0,52	0,29	0,46	0,20	0,24	0,53	0,80	0,88	0,62	1,03	1,16	0,82	1,06	1,89	1,06
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,80	0,00	0,39	0,63	1,19	0,86	1,48	0,90	1,48
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00	0,31	0,39	0,52	0,53	1,07	1,19	1,07
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,06	0,00	1,06
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	1,00

Tabela 8-7 Wyniki pomiarów prędkości gazu w_g w przepływie wznoszącym c.d.

Numer kanału		$Q_i=130 \text{ dm}^3/\text{h}$																	
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$		
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny		
																			
1		1,44	1,34	1,07	1,44	2,01	1,45	1,61	1,80	1,60	2,89	1,98	2,82	2,89	2,37	3,05	3,50	3,70	3,72
2		0,52	0,64	1,07	1,44	0,71	1,45	0,77	0,87	0,62	1,03	1,78	1,02	1,03	1,85	1,64	1,80	1,85	1,64
3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,87	0,00	0,60	0,00	0,62	0,80	1,19	1,48	1,14	1,50	1,14
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,60	0,00	0,00	1,03	0,92	0,00	0,56	0,93	0,82
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,63	1,20	0,00	0,47	0,52	0,47
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,45	0,00	0,00	1,06	0,00	1,06
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04
Numer kanału		$Q_i=250 \text{ dm}^3/\text{h}$																	
		$Q_g=8 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=16 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=32 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=64 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=130 \text{ [dm}^3/\text{h]}$			$Q_g=250 \text{ [dm}^3/\text{h]}$		
		kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny			kolektor dystrybucyjny		
																			
1		1,92	1,63	1,85	1,96	1,81	1,88	2,89	1,71	4,00	2,89	3,33	1,63	2,96	3,33	2,96	2,13	2,13	2,13
2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,03	1,19	1,63	1,64	1,19	1,64	1,88	1,97	1,88
3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,52	1,60	1,40	1,60
4		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,60	1,70	1,60
5		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
7		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

8.3. Wpływ wybranych parametrów na równomierność rozplywu mieszaniny dwufazowej do poszczególnych minikanalów

Analiza wpływu kierunku przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego, a także doprowadzanych do niego strumieni zarówno fazy ciekłej jak i gazowej na równomierność rozkładu prędkości struktur gazowych została przeprowadzona w oparciu o wartość współczynnika zmienności V . Współczynnik zmienności jest miarą zróżnicowania prędkości w poszczególnych minikanalach, stanowi stosunek odchylenia standardowego prędkości zmierzonej w ośmiu minikanalach do jej średniej wartości:

$$V = \frac{STD}{w_g}, \quad (8.1)$$

gdzie:

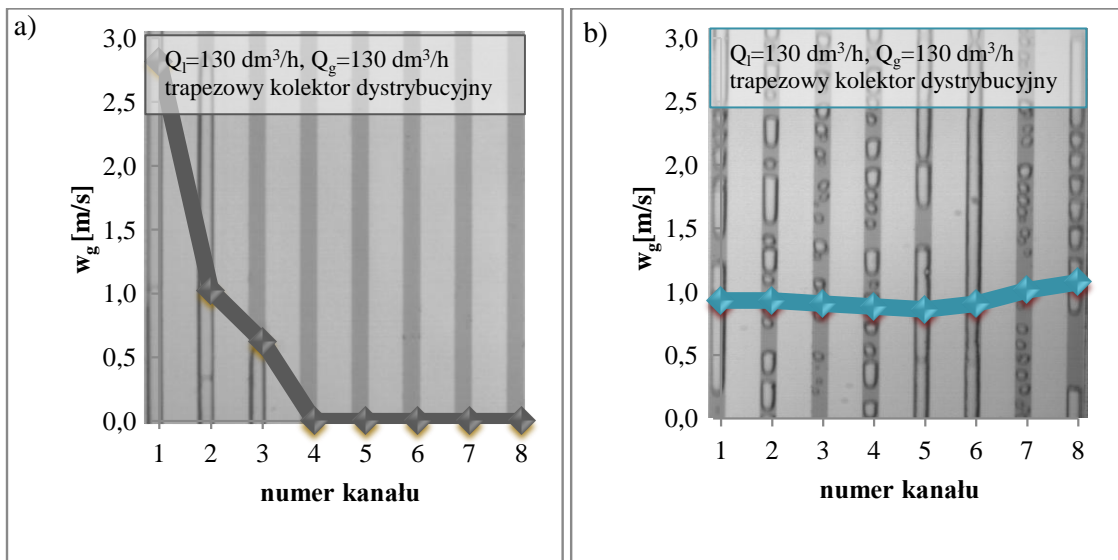
STD - odchylenie standardowe, wyznaczane według wzoru:

$$STD = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^8 (w_{g,i} - \overline{w_g})^2}{8}}. \quad (8.2)$$

Zatem, im mniejszy współczynnik zmienności, tym rozkład prędkości struktur gazowych w minikanalach jest bardziej równomierny.

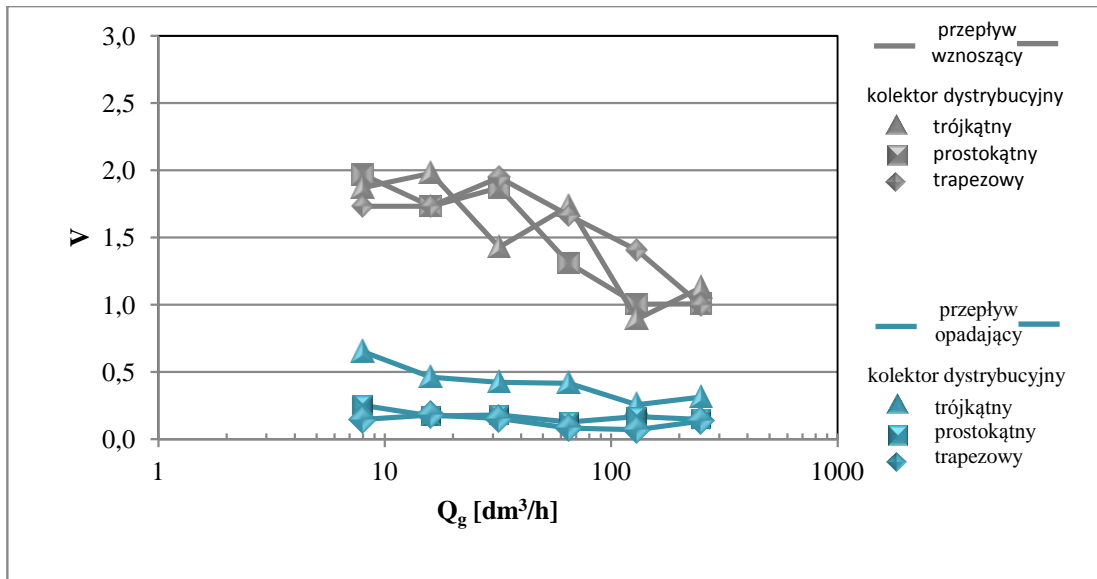
8.3.1. Wpływ kierunku przepływu na równomierność rozkładu prędkości gazu

Wykresy poniżej (Rys. 8.24) obrazują przykładowy rozkład rzeczywistych prędkości gazu w przypadku skrajnie nierównomiernego i stosunkowo równomiernego przepływu faz w minikanalach. Badania przeprowadzono dla identycznych strumieni fazy ciekłej oraz gazowej, a także identycznej geometrii kolektora dystrybucyjnego. Wykres a) dotyczy przepływu wznoszącego, natomiast b) dotyczy przepływu opadającego. Łatwo zauważyć, że orientacja przepływu odgrywa zasadniczą rolę w kształtowaniu profilu prędkości fazy gazowej w poszczególnych kanałach, a w konsekwencji równomierności rozprawy mieszaniny dwufazowej.

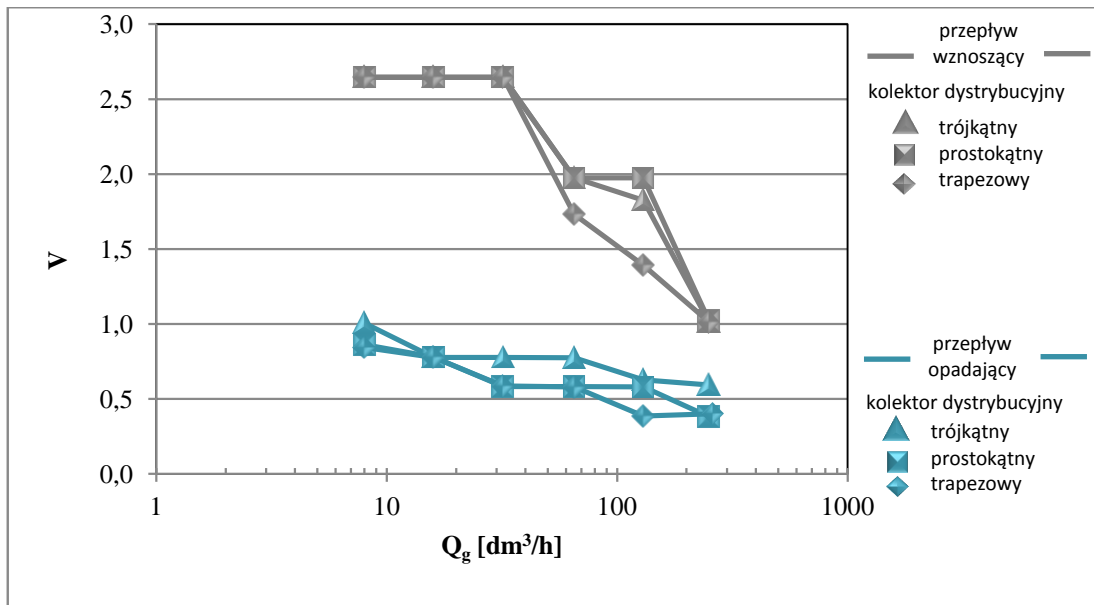


Rys. 8.24 Rozkład prędkości rzeczywistej struktur gazowych w_g w przypadku: a) układu minikanalów z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym w przepływie wznoszącym, b) układu minikanalów z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym w przepływie opadającym

Ilościowe znaczenie wpływu orientacji przepływu zostało przeanalizowane na podstawie współczynników zmienności prędkości fazy gazowej w poszczególnych kanałach obliczonych dla wariantu z przepływem opadającym i wznoszącym i przedstawione w postaci wykresów (Rys. 8.25, Rys. 8.26). Średni współczynnik zmienności w przypadku przepływu wznoszącego wyniósł $V_{wzn}=1,47$, czyli ponad trzykrotnie więcej niż w przypadku przepływu opadającego $V_{op}=0,45$.



Rys. 8.25 Rozkład współczynników zmienności prędkości rzeczywistej struktur gazowych w poszczególnych kanałach przy $Q_l=130 dm^3/h$

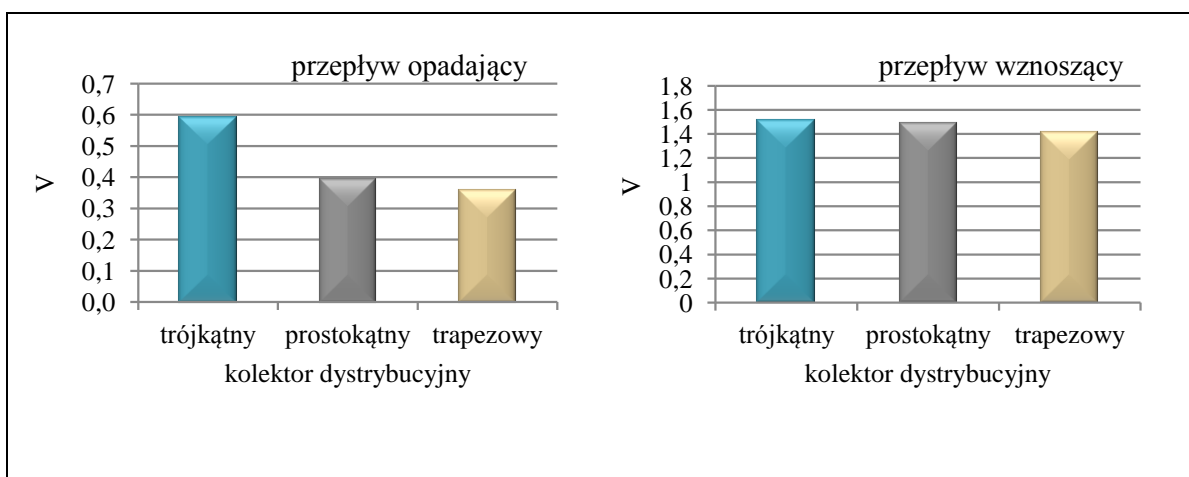


Rys. 8.26 Rozkład współczynników zmienności prędkości rzeczywistej struktur gazowych w poszczególnych kanałach przy $Q_l=250 dm^3/h$

Na podstawie badań własnych można zatem z całą pewnością stwierdzić, że w układzie minikanalów współpracujących równolegle, o średnicy hydraulicznej $d_h=3 mm$, wpływ orientacji pozostaje, podobnie jak w kanałach konwencjonalnych, bardzo istotny. Z drugiej strony, w przypadku przepływów dwufazowych gaz-ciecz w kanałach o konwencjonalnych wymiarach uważa się, że przepływ wznoszący charakteryzuje się większą równomiernością, co w połączeniu z wynikami badań własnych stanowi interesujący wniosek. O ile wpływ kierunku przepływu w układzie minikanalów współpracujących równolegle, podobnie jak w kanałach konwencjonalnych jest istotny, o tyle lepszą równomierność zapewnia, odwrotnie niż w przypadku kanałów konwencjonalnych, przepływ opadający.

8.3.2. Wpływ geometrii kolektora dystrybucyjnego na równomierność rozkładu prędkości gazu

Uważne przeanalizowanie wykresów (Rys. 8.25 do Rys. 8.26) pozwala zaobserwować, że zróżnicowanie prędkości gazu w poszczególnych kanałach, wyrażone współczynnikiem zmienności, zależy nie tylko od orientacji przepływu, ale również w pewnym stopniu od geometrii kolektora dystrybucyjnego. Na rysunku poniżej (Rys. 8.27) przedstawiono uśrednione współczynniki zmienności w zależności od geometrii kolektora. Co interesujące, uogólniając, niezależnie od kierunku przepływu zastosowanie układu z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym, zapewniało najbardziej równomierny przepływ. Natomiast najmniej równomierny przepływ zaobserwowano w przypadku wariantu z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym. Niemniej jednak, znaczenie kształtu kolektora dystrybucyjnego odgrywa dużo poważniejszą rolę w przypadku przepływu opadającego.



Rys. 8.27 Wpływ geometrii kolektora dystrybucyjnego na równomierność rozkładu prędkości gazu w poszczególnych kanałach

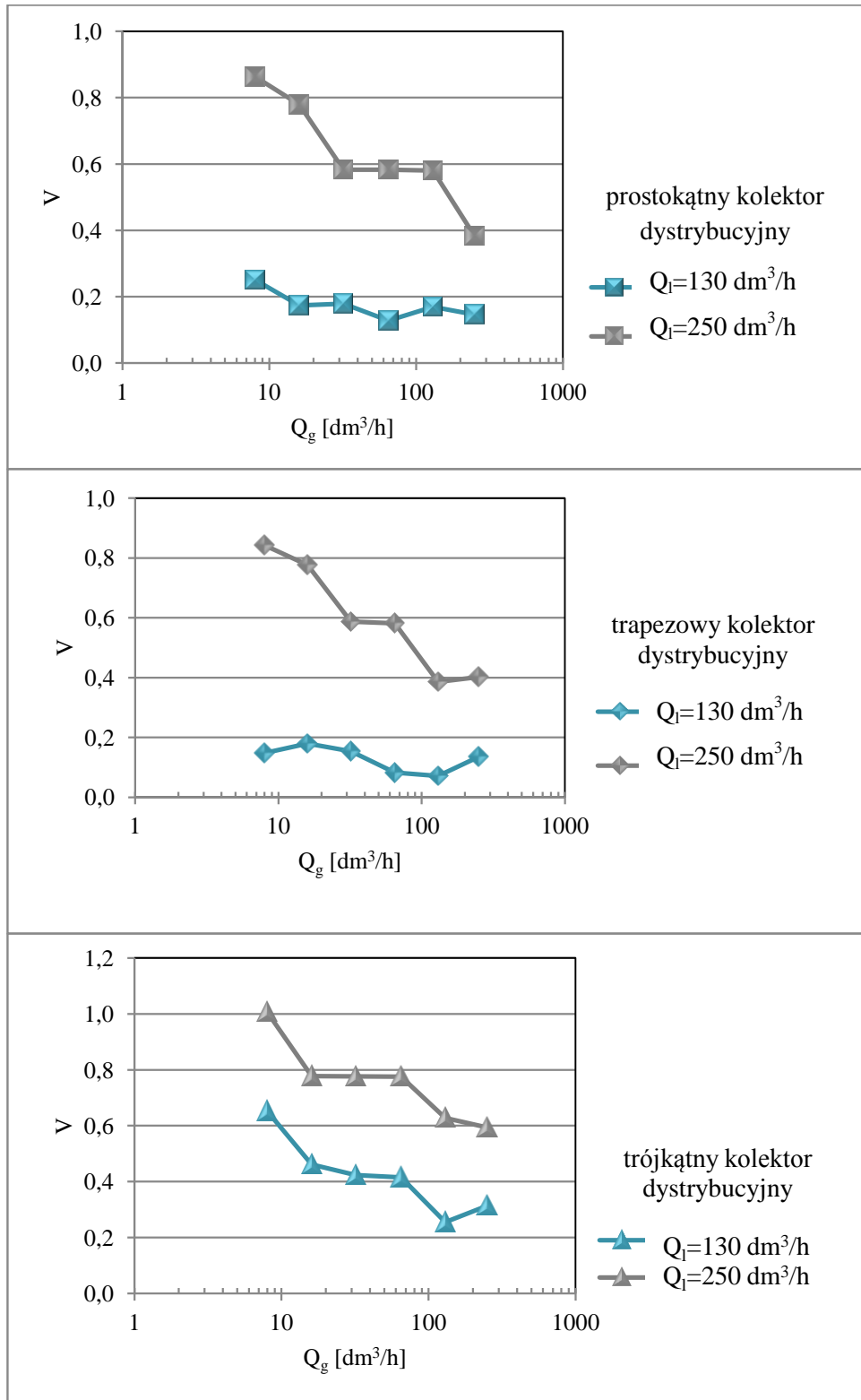
8.3.3. Wpływ strumieni doprowadzanych faz na równomierność rozkładu prędkości gazu

Jednym z parametrów technologicznych, którymi stosunkowo łatwo operować w warunkach prowadzenia danego procesu przepływu dwufazowego gaz-ciecz, jest wielkość dozowanych strumieni faz. Warto więc odpowiedzieć na pytanie, jak zmienia się równomierność przepływu mieszaniny dwufazowej właśnie w zależności od podawanych do kolektora dystrybucyjnego strumieni, zarówno fazy ciekłej, jak i gazowej. Poniżej na podstawie pomiarów prędkości fazy gazowej w poszczególnych kanałach przedstawiono próbę odpowiedzi na tak postawione pytanie.

8.3.3.1. Przepływ opadający

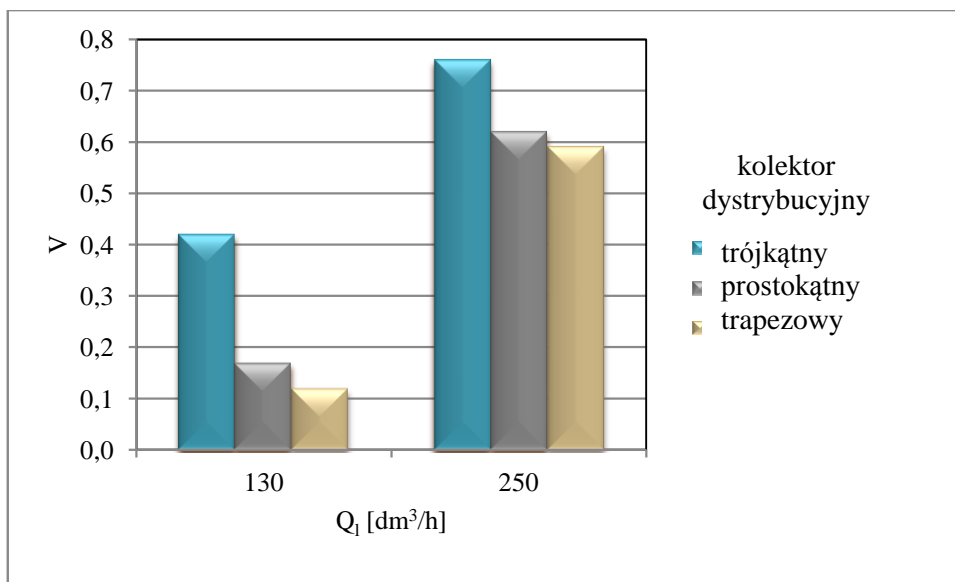
Niezależnie od zastosowanej geometrii kolektora dystrybucyjnego w przepływie opadającym zaobserwowano, że charakter rozprywu fazy gazowej był najbardziej równomierny przy strumieniu fazy ciekłej $Q_1=130 \text{ dm}^3/\text{h}$, co odpowiada prędkości

pozornej w pojedynczym minikanale na poziomie 0,5 m/s. Wtedy współczynnik V był najniższy (Rys. 8.28).



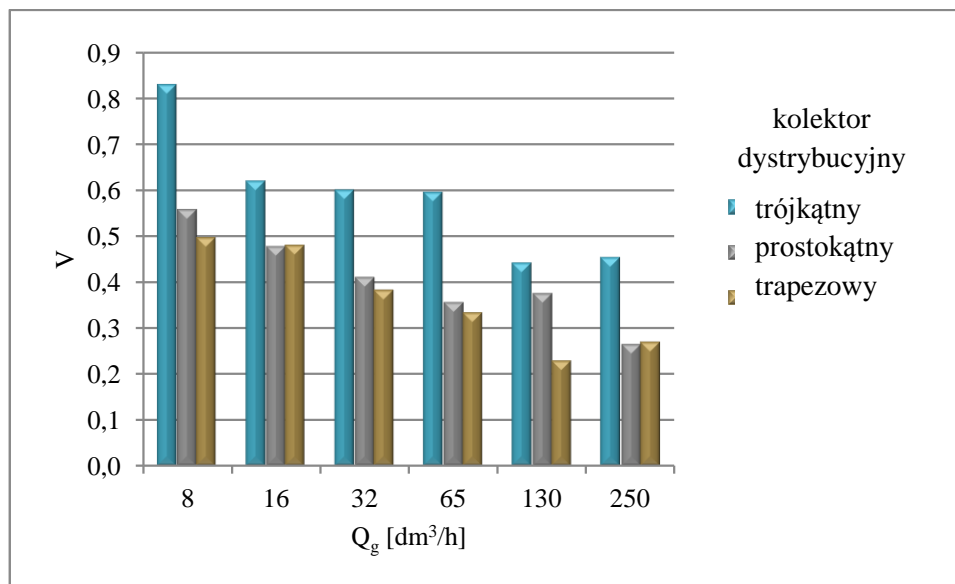
Rys. 8.28 Wpływ strumienia fazy ciekłej i gazowej na równomierność rozkładu prędkości gazu w poszczególnych kanałach, w układzie z prostokątnym, trapezowym oraz trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym, w warunkach przepływu opadającego

Przy większym strumieniu fazy ciekłej przepływ staje się bardziej nierównomierny. Tendencję tę potwierdza wykres poniżej (Rys. 8.29), przedstawiający uśrednione wartości współczynnika zmienności w zależności od strumienia fazy ciekłej w trzech wariantach geometrii kolektora dystrybucyjnego.



Rys. 8.29 Uśredniony współczynnik zmienności zmierzonych prędkości gazu w zależności od strumienia cieczy na wlocie do kolektora dystrybucyjnego- przepływ opadający

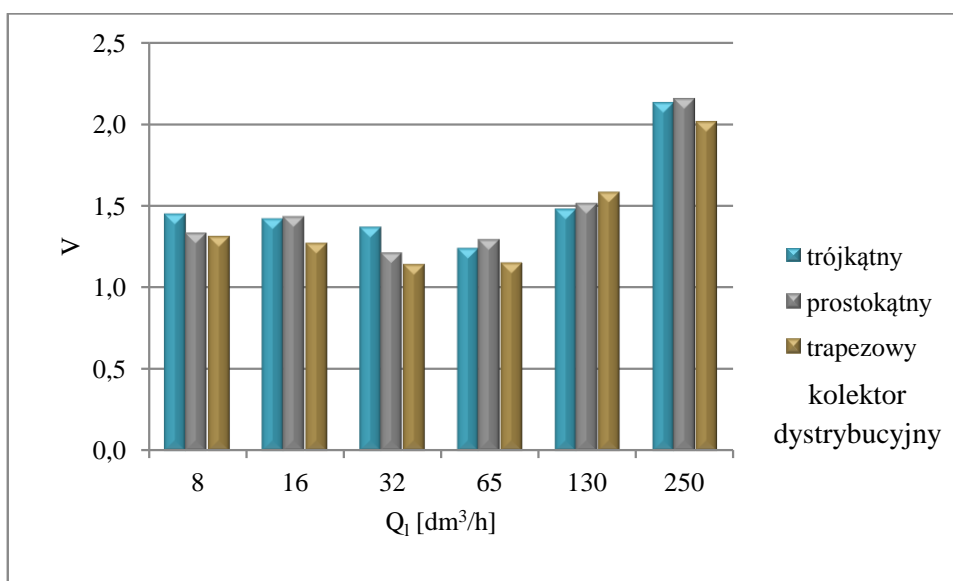
Natomiast, jeśli chodzi o wpływ wielkości strumienia gazu, to uogólniając można przyjąć, że równomierność rozplwy fazy gazowej zwiększa się wraz ze strumieniem podawanym do kolektora dystrybucyjnego (Rys. 8.30).



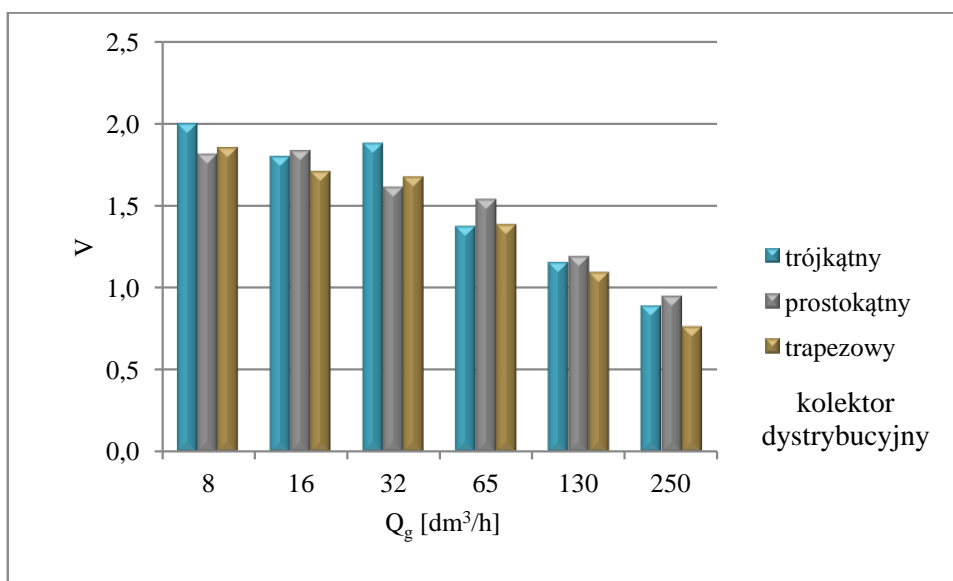
Rys. 8.30 Uśredniony współczynnik zmienności zmierzonych prędkości gazu w zależności od strumienia gazu na wlocie do kolektora dystrybucyjnego- przepływ opadający

8.3.3.2. Przepływ wznoszący

Tak jak wykazano w rozdziale 8.3.1., przepływ wznoszący charakteryzuje się średnio kilkukrotnie większą nierównomiernością rozkładu prędkości gazu w poszczególnych kanałach w stosunku do przepływu opadającego. Niemniej jednak i w przypadku tego rodzaju przepływu zaobserwowano pewne tendencje w zależnościach charakteru równomierności dystrybucji od dozowanych strumieni obu faz. Analizując wpływ wielkości strumienia cieczy podawanego do kolektora dystrybucyjnego można zauważyć, że przy strumieniu 130 dm³/h i powyżej, wartość współczynnika zmienności gwałtownie wzrasta, a więc przepływ staje się jeszcze bardziej nierównomierny.



Rys. 8.31 Uśredniony współczynnik zmienności zmierzonych prędkości gazu w zależności od strumienia cieczy na wlocie do kolektora dystrybucyjnego- przepływ wznoszący



Rys. 8.32 Uśredniony współczynnik zmienności zmierzonych prędkości gazu w zależności od strumienia gazu na wlocie do kolektora dystrybucyjnego- przepływ wznoszący

Analogicznie jak w przepływie opadającym, im większy strumień dozowanej fazy gazowej, tym mniejsze zróżnicowanie prędkości gazu w poszczególnych kanałach (Rys. 8.32).

8.3.4. Podsumowanie

W rozdziale omówiono wpływ orientacji przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego a także wielkości strumieni fazy ciekłej, jak i gazowej, na równomierność rozkładu prędkości gazu w poszczególnych minikanalach.

Najbardziej równomierny rozptyw zaobserwowano w przypadku przepływu opadającego, przy zastosowaniu trapezowego kolektora dystrybucyjnego, przy $Q_l=Q_g=130 \text{ dm}^3/\text{h}$. Współczynnik zmienności prędkości rzeczywistej gazu V w tych warunkach jest poniżej granicy poziomu istotności i wynosi $V=0,07$. Dla porównania, w skrajnie niekorzystnych warunkach, tzn. w przypadku przepływu wznoszącego, gdy $Q_g=8-32 \text{ dm}^3/\text{h}$ i $Q_l=250 \text{ dm}^3/\text{h}$, we wszystkich wariantach geometrii kolektora dystrybucyjnego współczynnik ten, a zatem i nierównomierność rozkładu prędkości gazu wzrosły ponad trzydziestosiedmiokrotnie ($V=2,65$). Świadczy to o randze problemu związanego z występowaniem nierównomierności rozptywu mieszaniny dwufazowej do kanałów równoległych oraz o tym, że odpowiednie dobranie warunków prowadzenia procesu, w tym orientacji przepływu, geometrii kolektora dystrybucyjnego a także strumieni dozowanych faz, mają kluczowe znaczenie w kształtowaniu charakteru rozptywu mieszaniny dwufazowej.

8.4. Udziały objętościowe gazu

Jednym z istotnych elementów hydrodynamiki przepływów dwufazowych, obok identyfikacji struktur, jest określenie udziałów objętościowych faz. Wielkość ta pozwala na wyznaczenie gęstości mieszaniny, spadków ciśnienia, a więc parametrów, których znajomość jest niezbędna już na etapie projektowania aparatów. W literaturze przedmiotu jest to zagadnienie bardzo szeroko opisane. Zaproponowano bardzo wiele równań korelacyjnych służących wyznaczeniu udziałów objętościowych. Dokonując ich przeglądu nie sposób nie zauważyć, że wiele z nich skupia się wokół rozwinięcia modelu poślizgu faz według Zuber-Findlaya [87]. Autorzy zaproponowali, aby prędkość rzeczywistą porcji gazu w mieszaninie wyznaczać na podstawie superpozycji prędkości mieszaniny (w_T) i prędkości względnej wznoszenia się korka gazu w nieruchomej cieczy (w_{dr}). Możliwe jest wyznaczenie prędkości rzeczywistej struktury gazowej z równania:

$$w_g = C_0 w_T \pm w_{dr} \quad (8.3)$$

We wzorze (8.3) znak minus należy uwzględnić w przypadku przepływu opadającego. Posługując się modelem poślizgu, można wyznaczyć udział fazy gazowej:

$$\alpha_g = \frac{w_{sg}}{w_g} \quad (8.4)$$

W literaturze przedmiotu istnieje bardzo wiele równań korelacyjnych zarówno prędkości poślizgu w_{dr} jak i współczynnika rozkładu C_0 , opracowanych dla różnych warunków przepływu, uwzględniających średnicę kanału, a także strukturę przepływu. Szeroki przegląd modeli podaje Dziubiński [13]. Jak dotąd nie zaproponowano jednak żadnych metod korelacyjnych pozwalających na przewidywanie wielkości udziałów objętościowych gazu w przepływającej mieszaninie dwufazowej przez pęk kanałów równoległych. Zapewne wynika to ze skomplikowanego, wieloczynnikowego charakteru powstających nierównomierności przepływu. Aby zweryfikować przydatność korelacji opracowanych dla kanałów pojedynczych do wyznaczania udziałów objętościowych w pęku minikanalów równoległych, w dalszej części rozdziału przedstawiono porównanie wartości udziałów objętościowych uzyskanych na drodze eksperymentalnej z wartościami obliczonymi na podstawie wybranych korelacji literaturowych, zestawionych w tabeli (Tabela 8-8).

Dysponując danymi dla prędkości rzeczywistej struktur gazowych wyznaczono udziały objętościowe gazu w poszczególnych kanałach, ograniczając się przepływu opadającego. Jedynie w warunkach tego rodzaju przepływu, ze względu na stosunkowo dobrą równomierność dystrybucji, jakościowo i ilościowo scharakteryzowaną w poprzednich rozdziałach, możliwe było przyjęcie uproszczenia polegającego na założeniu we wzorze (8.5) równości prędkości pozornej fazy gazowej w_{sg} we wszystkich kanałach:

$$\alpha_{g,i} = \frac{w_{sg}}{w_{g,i}} \quad , \quad (8.5)$$

gdzie:

$w_{g,i}$ - prędkość rzeczywista struktury gazowej w i-tym kanale.

Tym samym możliwe było także wyznaczenie eksperymentalnie średnich udziałów objętościowych gazu w przepływającej w układzie minikanalów równoległych mieszaninie, według wzoru:

$$\bar{\alpha}_g = \frac{\sum_{i=1}^8 \alpha_{g,i}}{8} \quad , \quad (8.6)$$

gdzie:

$\alpha_{g,i}$ - udział fazy gazowej w i-tym kanale.

Przy założeniu równomiernej dystrybucji faz we wszystkich kanałach, prędkość pozorna gazu w_{sg} zmieniała się zatem w zakresie 0,03-1 m/s, natomiast prędkość pozorna cieczy w_{sl} w zakresie 0,5-1 m/s.

Tabela 8-8 Wybrane równania korelacyjne do obliczania udziału objętościowego gazu

Metoda	Równanie
Goda i inni [18]	$C_0 = (-0,0214 \frac{w_T}{w_{dr}} + 0,772) + (0,0214 \frac{w_T}{w_{dr}} + 0,228) \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$ $w_{dr} = \sqrt{2} \left(\frac{g \sigma \Delta \rho}{\rho_l^2} \right)^{0,25}$
Hirao i inni [21]	$C_0 = 0,9 + 0,1 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$ $w_{dr} = \sqrt{2} \left(\frac{g \sigma \Delta \rho}{\rho_l^2} \right)^{0,25}$
Stomma [66]	$\alpha_g = 1 - \frac{\xi_g^2 - X^2}{2 \left[\ln \frac{1-X}{1-\xi_g} - (\xi_g - X) \right]}$ <p>gdzie:</p> $\xi_g = \frac{1}{1 + \frac{1-X}{X} \frac{\rho_g}{\rho_l}}$
Ali i inni [2]	$\alpha_g = 0,8 \xi_g, \text{ gdzie: } \xi_g = \frac{Q_g}{Q_l + Q_g}$
Chen, Twu, Pan [10]	$\alpha_g = \frac{w_{sg}}{0,932 w_T^{1,11}}$
Homogeniczny	$\alpha_g = \xi_g, \text{ gdzie: } \xi_g = \frac{Q_g}{Q_l + Q_g}$
Nicklin [56]	$w_g = 1,2 w_T + 0,35 \sqrt{gd}$
Hibiki i Mishima [52]	$C_o = 1,2 + 0,510 e^{-0,691d}, \quad w_{dr} = 0$
Spedding, Chen [65]	$\frac{\alpha_g}{\alpha_l} = \frac{1}{0,2 + K_1 \frac{Q_l}{Q_g}}, \text{ gdzie}$ $\ln K_1 = -1,44 \ln w_{sg} - 0,007$

8.4.1. *Porównanie wyników własnych z korelacjami istniejącymi w literaturze przedmiotu*

Dla oszacowania wielkości błędu z jakim wyżej wymienione modele przybliżają zmierzone udziały objętościowe gazu wykorzystano poniższy wzór na błąd względny:

$$\Delta\alpha_{g,obl} = \frac{\alpha_{g,obl} - \alpha_{g,zm}}{\alpha_{g,zm}}, \quad (8.7)$$

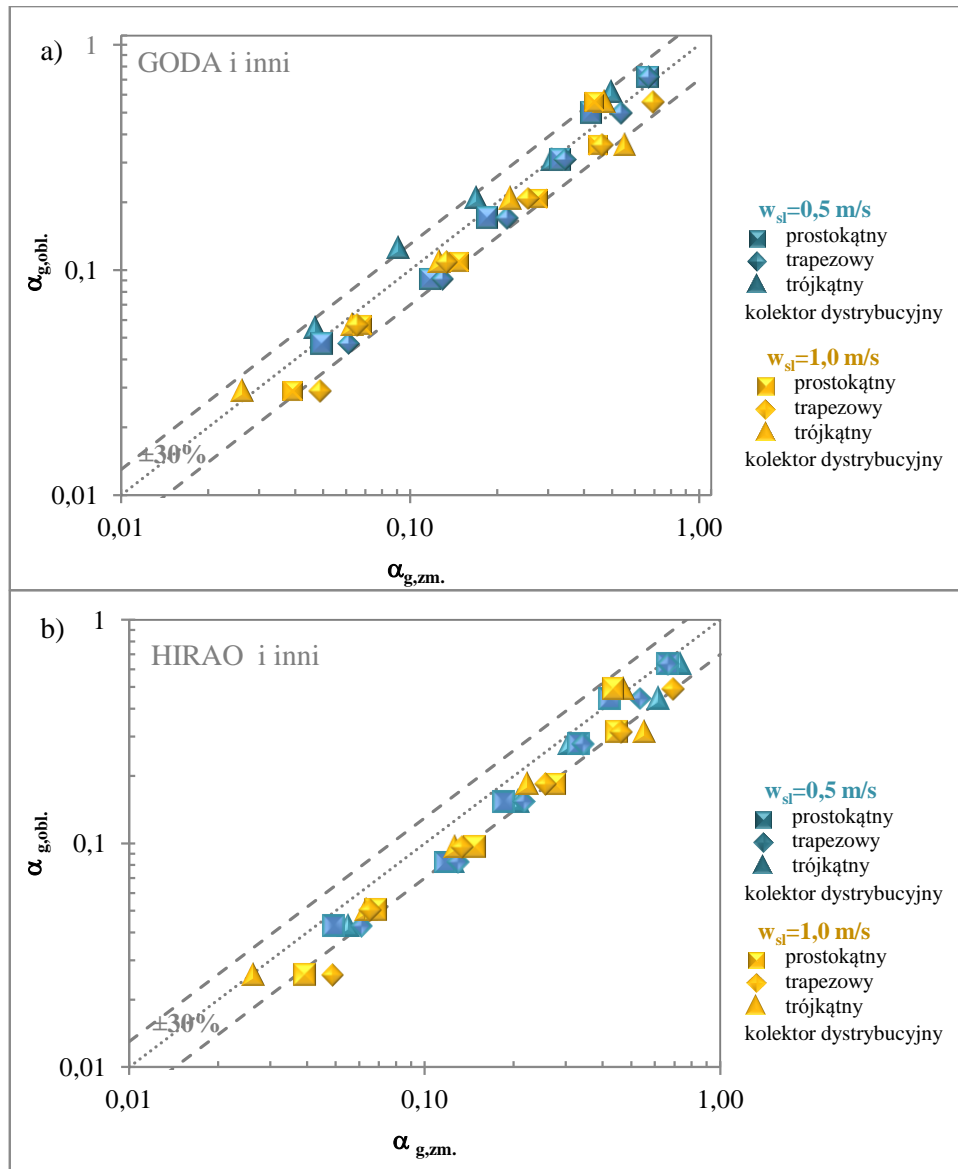
gdzie:

$\alpha_{g,obl}$ - wartość udziału objętościowego gazu obliczona w oparciu o równania korelacyjne,

$\alpha_{g,zm}$ - zmierzona wartość udziału objętościowego gazu.

Stosunkowo niewiele prac w porównaniu z przepływem wznoszącym poświęcono badaniom udziałów objętościowych w przepływie opadającym. Niemniej jednak istnieją pewne równania korelacyjne pozwalające na wyznaczenie wielkości udziałów objętościowych, m.in. bazujące na modelu poślizgu Zuber-Findlaya. Wśród nich na uwagę zasługuje praca Gody i innych [18], będąca pewną modyfikacją metody zaprezentowanej przez Hirao i innych [21].

Na wykresach (Rys. 8.33 do Rys. 8.39) przedstawiono porównanie udziałów objętościowych gazu zmierzonych w badaniach własnych z obliczonymi według modeli wyżej wymienionych autorów. Zadowalającą zgodność uzyskano przy wykorzystaniu równań na współczynnik rozkładu i prędkość poślizgu zaproponowanych przez Godę i innych: 92% wszystkich wartości mieści się w granicach błędu względnego $\pm 30\%$. Nieco gorzej wypada porównanie udziałów objętościowych gazu zmierzonych z obliczonymi według równań Hirao i innych, zaledwie 75% wartości mieści się w zakresie przyjętego dopuszczalnego błędu względnego.



Rys. 8.33 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi wg modelu: a) Gody i innych, b)- Hirao i innych

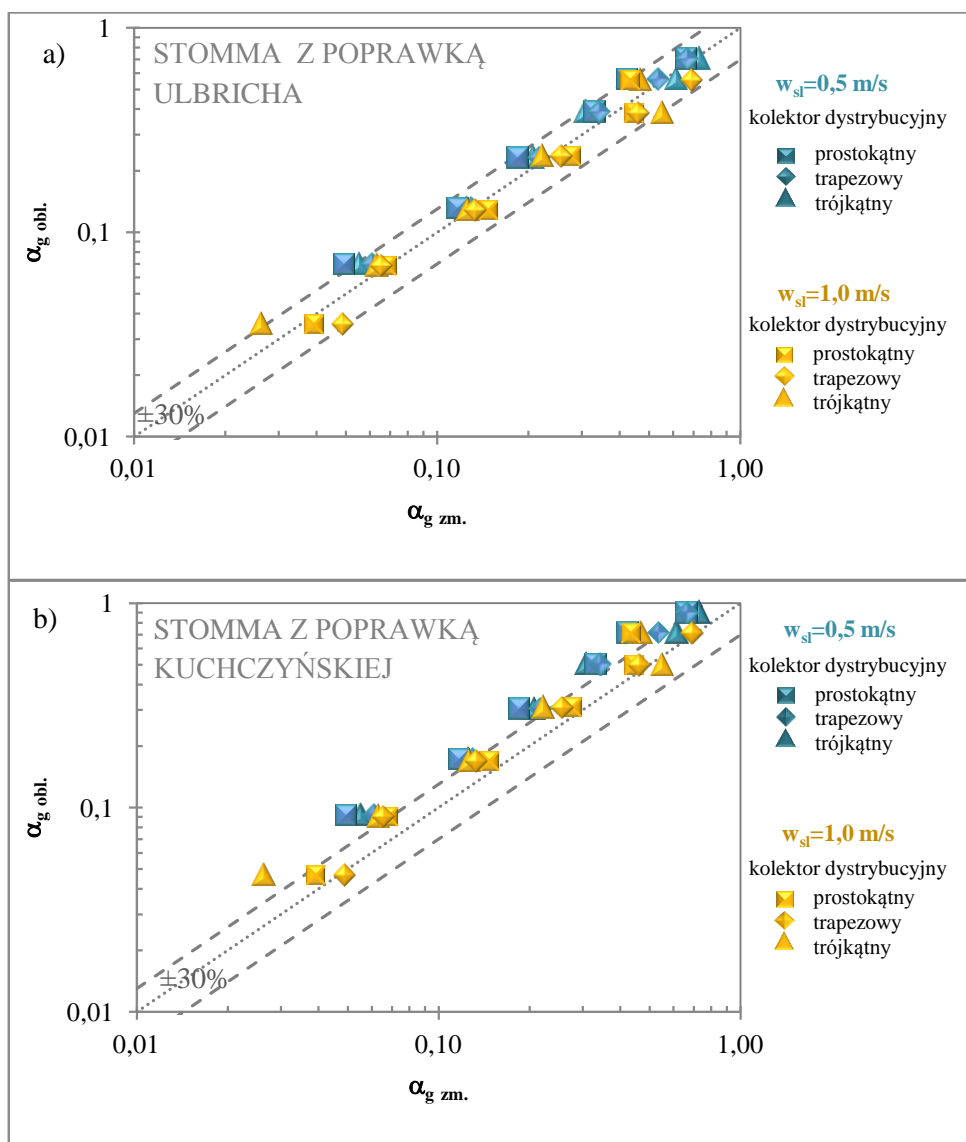
W analizie porównawczej zaobserwowano również wysoką zgodność pomiędzy średnimi zmierzonymi udziałami objętościowymi a obliczonymi według niektórych modeli dotyczących przepływu wznoszącego (Tabela 8-8) pod warunkiem wprowadzenia poprawki Ulbricha [74]. Przedstawia ona związek pomiędzy udziałami objętościowymi gazu w mieszaninie dwufazowej w przepływie wznoszącym i opadającym :

$$\alpha_{g.op.} = \frac{\xi_g \cdot \alpha_{g.wzn.}}{2,32\alpha_{g.wzn.} - \xi_g} \quad (8.8)$$

Do analizy porównawczej wykorzystano również poprawkę zaproponowaną ostatnio przez Kuchczyńską [35] jako pewną modyfikację poprawki Ulbricha:

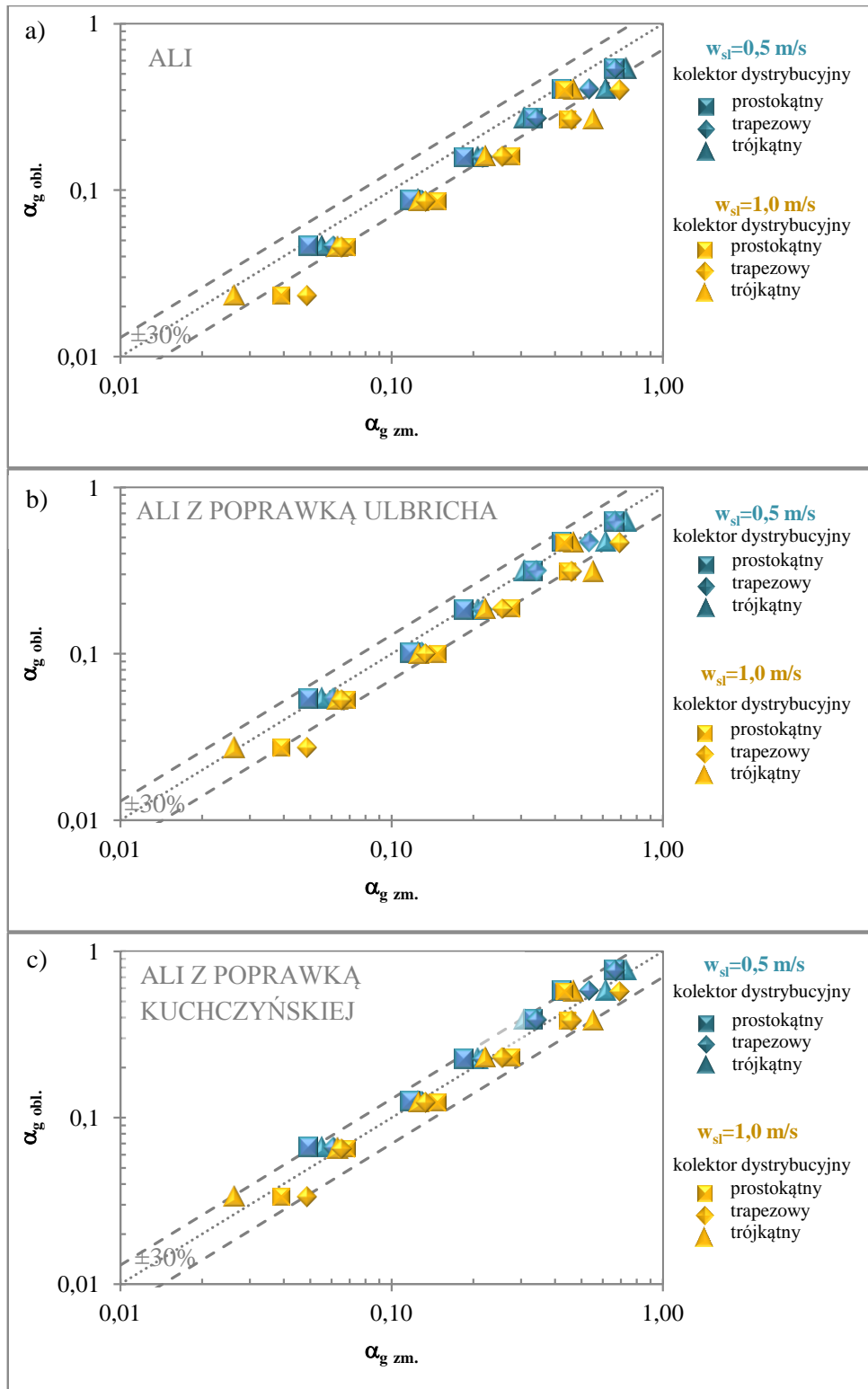
$$\alpha_{g.op.} = \frac{\xi_g \cdot \alpha_{g.wzn.}}{2,12\alpha_{g.wzn.} - \xi_g} \quad (8.9)$$

Zgodność pomiędzy zmierzonymi a obliczonymi udziałami objętościowymi w mieszaninie dwufazowej z zastosowaniem modelu Stommy [66], po uwzględnieniu poprawki Ulbricha, jest bardzo zadowalająca- 89% wartości mieści się w granicach przyjętej odchyłki, przy zastosowaniu poprawki Kuchczyńskiej zgodność wynosi 33% (Rys. 8.34).

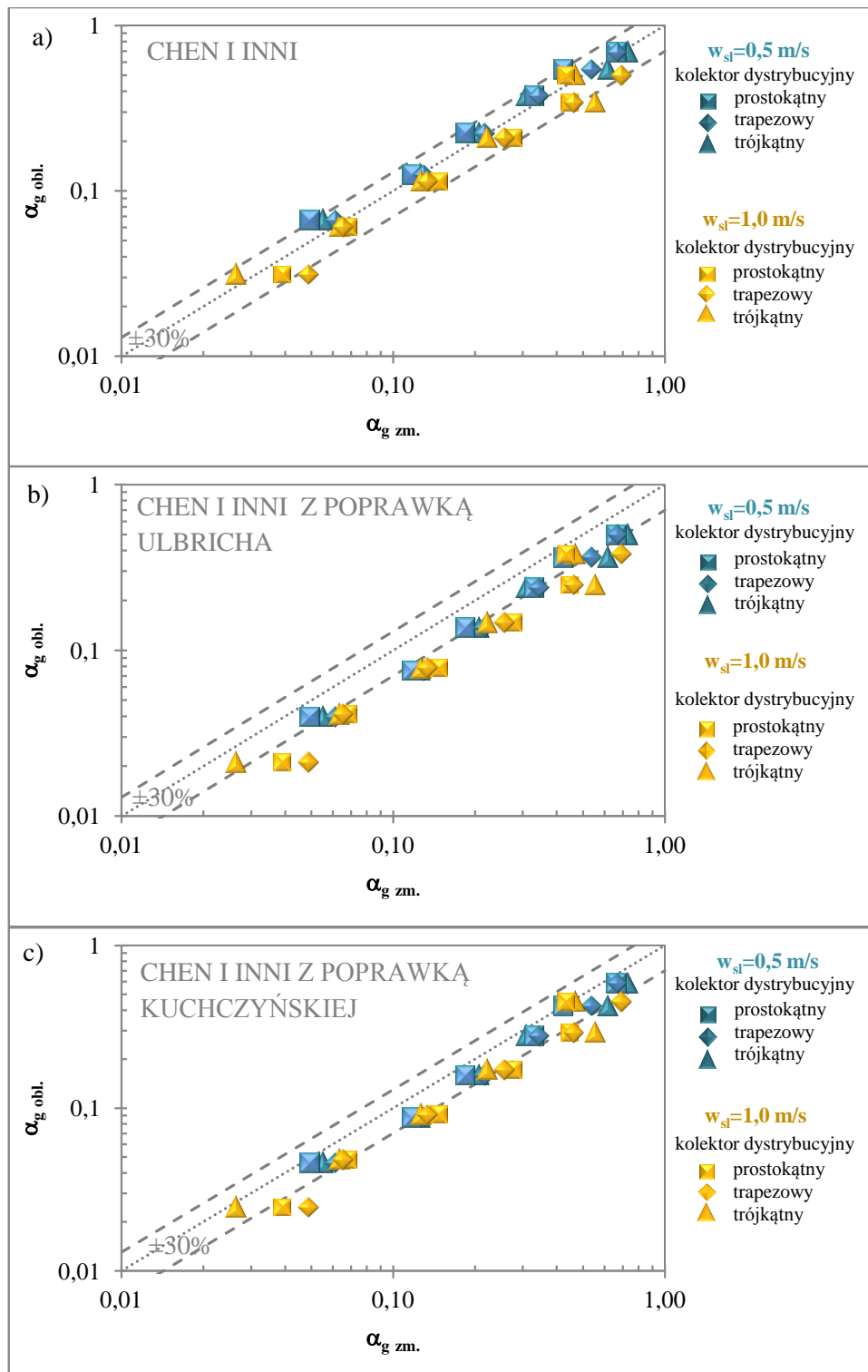


Rys. 8.34 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi według modelu: a) Stommy[66] z poprawką Ulbricha [74], b) Stommy z poprawką Kuchczyńskiej[35]

Podobnie, w przypadku modelu Ali'ego [2], opracowanego dla minikanalów, zgodność wartości udziałów objętościowych zmierzonych i obliczonych wzrasta z 56 do 78%, pod warunkiem wprowadzenia poprawki Ulbricha oraz do 89% pod warunkiem wprowadzenia poprawki Kuchczyńskiej (Rys. 8.35).



Rys. 8.35 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi według modelu: a) Ali'ego i innych [2], b) Ali z poprawką Ulbricha [74], c) Ali z poprawką Kuchczyńskiej[35]

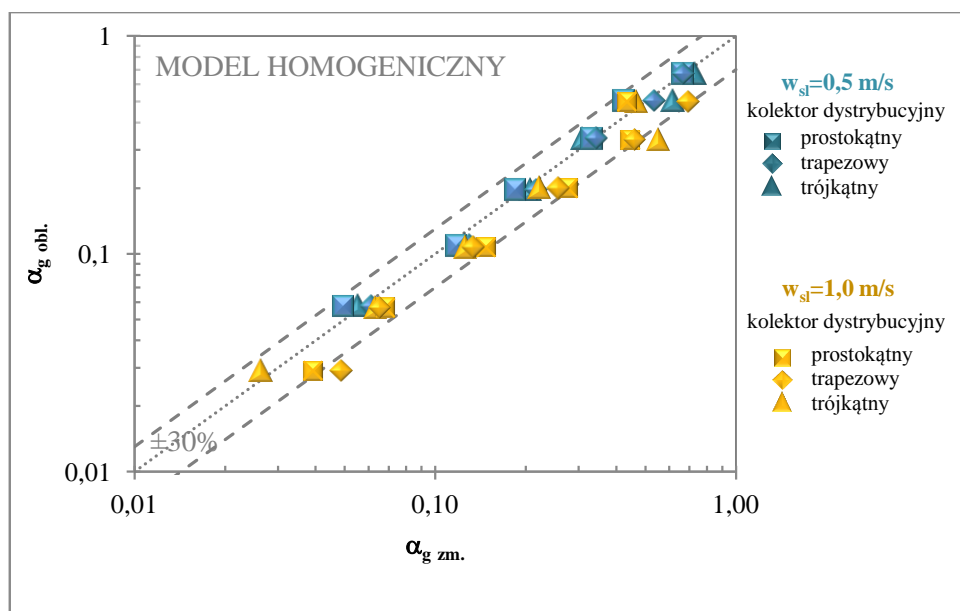


Rys. 8.36 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi według modelu: a) Chena i innych [10], b) Chena i innych z poprawką Ulbricha [74], c) Chena i innych z poprawką Kuchczyńskiej [35]

Powyżej (Rys. 8.36) przedstawiono analizę porównawczą wyników eksperymentalnych z modelem Chena i innych [10], opracowanym na podstawie badań w minikanalach o średnicy 1,0 oraz 1,5 mm. W tym przypadku 92% wyników mieści się w granicach błędu

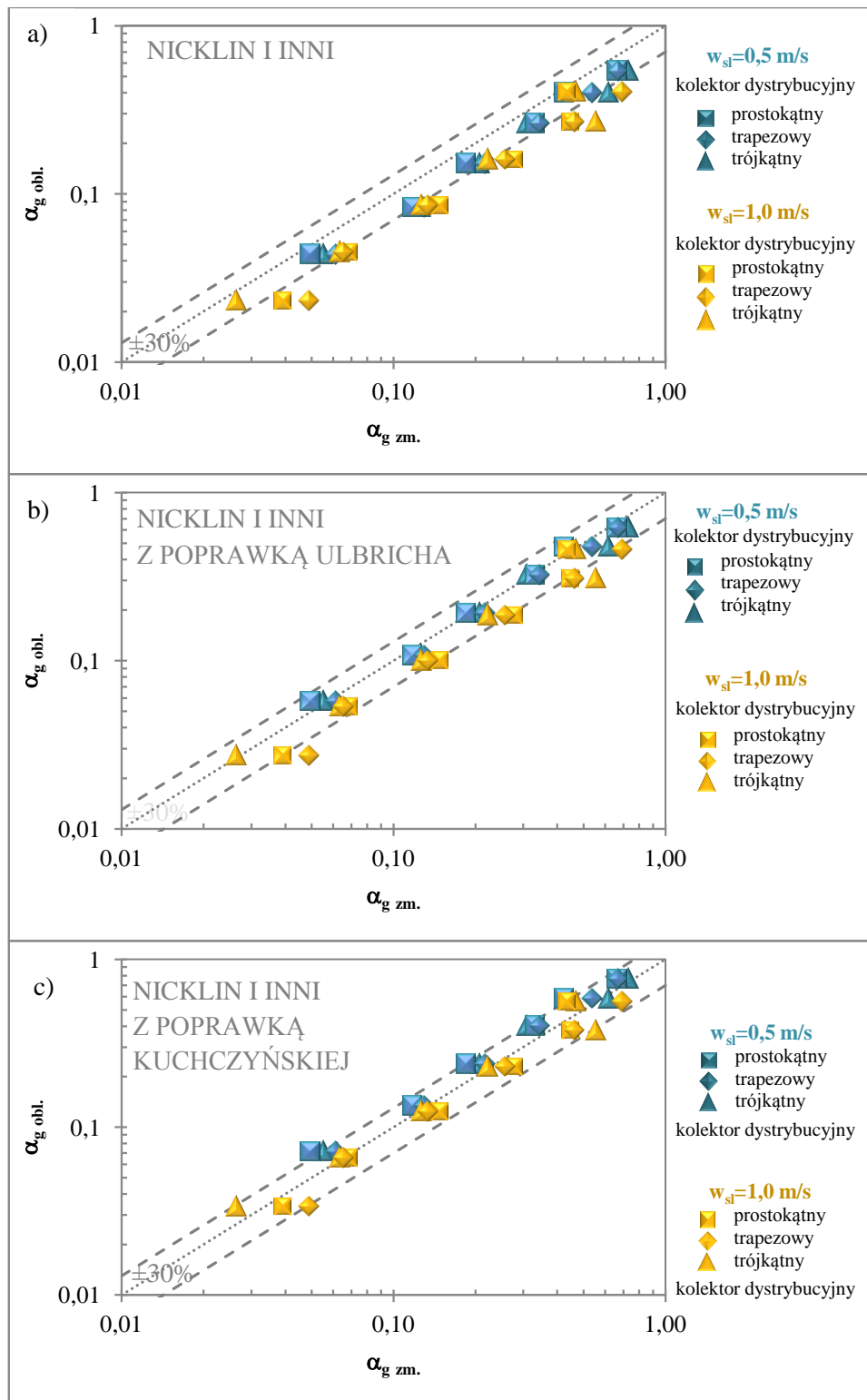
względny $\pm 30\%$. Zastosowanie poprawki Ulbricha oraz Kuchczyńskiej na przepływ opadający obniża w tym przypadku zgodność odpowiednio o około 61% i 42%.

Zadziwiająco zadowalającą zgodność danych doświadczalnych z obliczonymi uzyskano wykorzystując prosty model homogeniczny. W tym przypadku 94% wartości mieści się w zakresie błędu względnego $\pm 30\%$ (Rys. 8.37). Stosowanie modelu homogenicznego do przewidywania udziałów objętościowych w minikanalach, w warunkach przepływu pęcherzykowego i rzutowego, jako zapewniającego najlepszą zgodność pomiędzy wynikami eksperymentalnymi i wyznaczonymi z korelacji, proponowano w pracy [71].



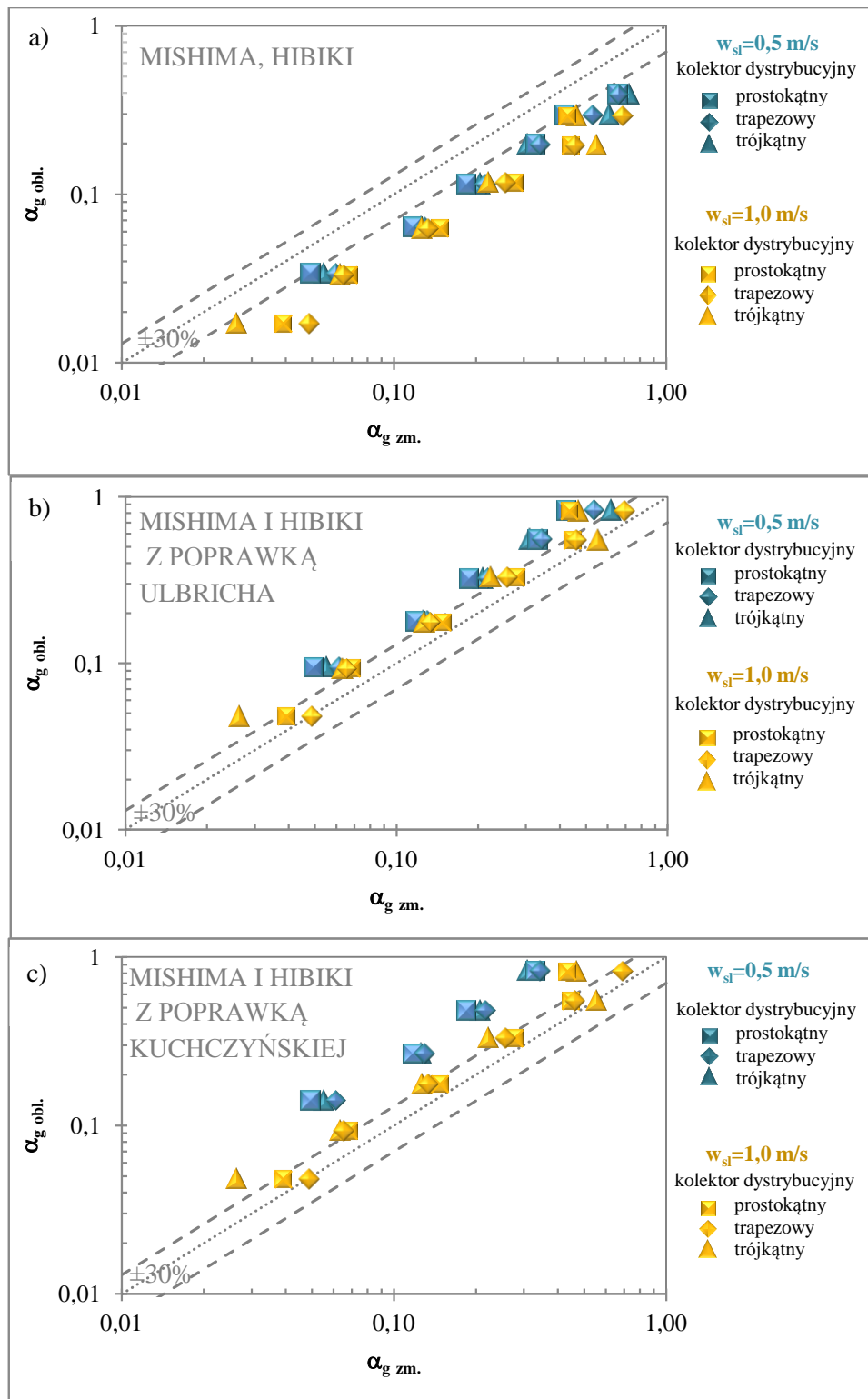
Rys. 8.37 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi według modelu homogenicznego

Z kolei biorąc pod uwagę model Nicklina i innych [56], zgodność poprawia się w przypadku zastosowania poprawki Ulbricha z 53 do 78%, a w przypadku poprawki Kuchczyńskiej do 86% (Rys. 8.38). Chociaż równanie to zaproponowano pierwotnie dla kanałów konwencjonalnych, to badania Ide i innych [22][21], a także badania własne [50] nad przepływem dwufazowym w minikanalach, potwierdziły dużą zbieżność eksperymentalnych wyników udziałów objętościowych gazu z wynikami otrzymanymi z tego właśnie modelu.



Rys. 8.38 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi wg modelu: a) Nicklina i innych [56], b) Nicklina i innych z poprawką Ulbricha [74], c) Nicklina z poprawką Kuchczyńskiej[35]

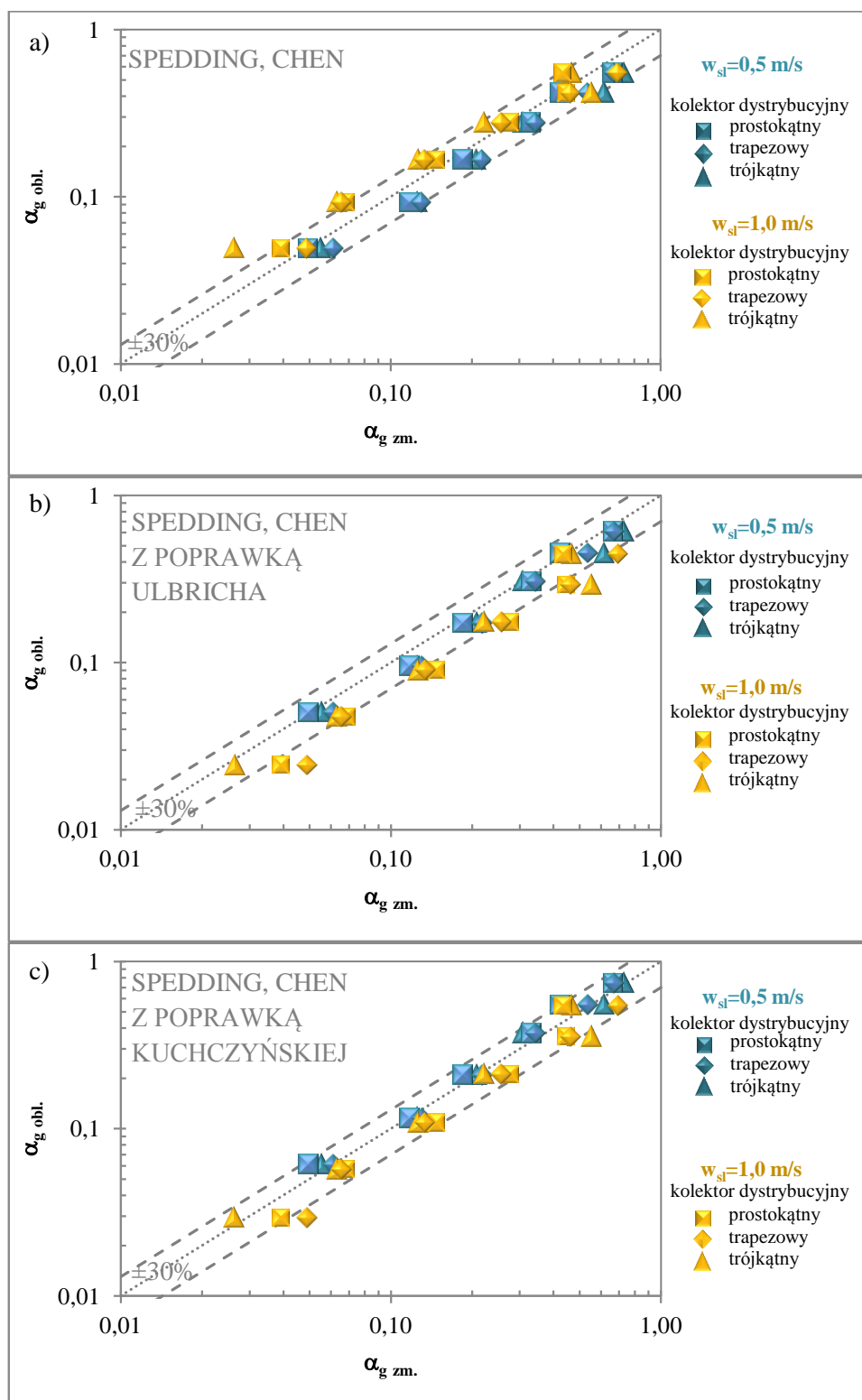
Bardzo słabą zgodność uzyskano porównując wyniki udziałów objętościowych gazu uzyskane na drodze doświadczalnej z modelem Mishimy i Hibikiego [52], opracowanego dla przepływu w minikanale (Rys. 8.39).



Rys. 8.39 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi wg modelu: a) Mishimy i Hibiki 'ego [52], b) Mishimy i Hibiki 'ego z poprawką Ulbricha [74], c) Mishimy i Hibiki 'ego z poprawką Kuchczyńskiej[35]

Natomiast analiza porównawcza zmierzonych udziałów objętościowych gazu z obliczonymi według modelu Speddinga i Chena [65] wykazała dobrą zgodność; 72%

wartości mieści się w granicach błędu względnego $\pm 30\%$. Dodatkowo zgodność poprawia się do 89% w przypadku zastosowania poprawki Kuchczyńskiej (Rys. 8.40).



Rys. 8.40 Porównanie wartości zmierzonych udziałów objętościowych gazu w warunkach przepływu opadającego z obliczonymi wg modelu: a) Speddinga i Chena [65], b) Speddinga i Chena z poprawką Ulbricha [74], c) Speddinga i Chena z poprawką Kuchczyńskiej[35]

Zestawienie wyników analizy porównawczej udziałów objętościowych gazu zmierzonych i obliczonych według analizowanych modeli przedstawiono w tabeli (Tabela 8-9).

Tabela 8-9 Zestawienie wyników analizy zgodności między zmierzonymi w warunkach przepływu opadającego i obliczonymi udziałami gazu

Model	Procentowy udział punktów mieszczących się w granicach błędu względnego					Średni błąd względny [%]
	10%	20%	30%	40%	50% i więcej	
Goda i in.	28%	64%	94%	100%	100%	17,3%
Hirao i in.	14%	40%	75%	94%	100%	23,0%
Stomma z poprawką Ulbricha	44%	72%	89%	100%	100%	14,4%
Stomma z poprawką Kuchczyńskiej	11%	25%	33%	58%	100%	37,5%
Ali i in.	28%	56%	78%	94%	100%	27,7%
z poprawką Ulbricha	31%	61%	78%	94%	100%	17,5%
z poprawką Kuchczyńskiej	42%	72%	86%	100%	100%	14,6%
Chen i in.	42%	64%	92%	100%	100%	14,0%
z poprawką Ulbricha	0%	11%	31%	64%	100%	34,9%
z poprawką Kuchczyńskiej	14%	33%	56%	81%	100%	29,1%
Homogeniczny	42%	75%	94%	97%	100%	14,8%
Nicklin i in.	6%	25%	53%	81%	100%	28,7%
z poprawką Ulbricha	39%	67%	78%	94%	100%	17,1%
z poprawką Kuchczyńskiej	33%	64%	86%	94%	100%	17,1%
Mishima i Hibiki	14%	28%	31%	44%	100%	37,9%
z poprawką Ulbricha	6%	17%	25%	39%	100%	48,5%
z poprawką Kuchczyńskiej	6%	17%	31%	36%	100%	75,0%
Spedding, Chen	14%	39%	72%	94%	100%	23,3%
z poprawką Ulbricha	31%	47%	69%	94%	100%	21,4%
z poprawką Kuchczyńskiej	28%	61%	89%	97%	100%	16,5%

Na podstawie wyników analizy błędów wybrano cztery modele, jako najlepsze propozycje do przewidywania średnich udziałów objętościowych gazu w badanym układzie minikanalów:

- model Stommy z poprawką Ulbricha, proponowany wcześniej dla kanałów konwencjonalnych,
- model Ali'ego z poprawką Kuchczyńskiej,
- model Chena,
- model homogeniczny.

Średni błąd względny pomiędzy wartościami udziałów obliczonych i zmierzonych był poniżej 15%.

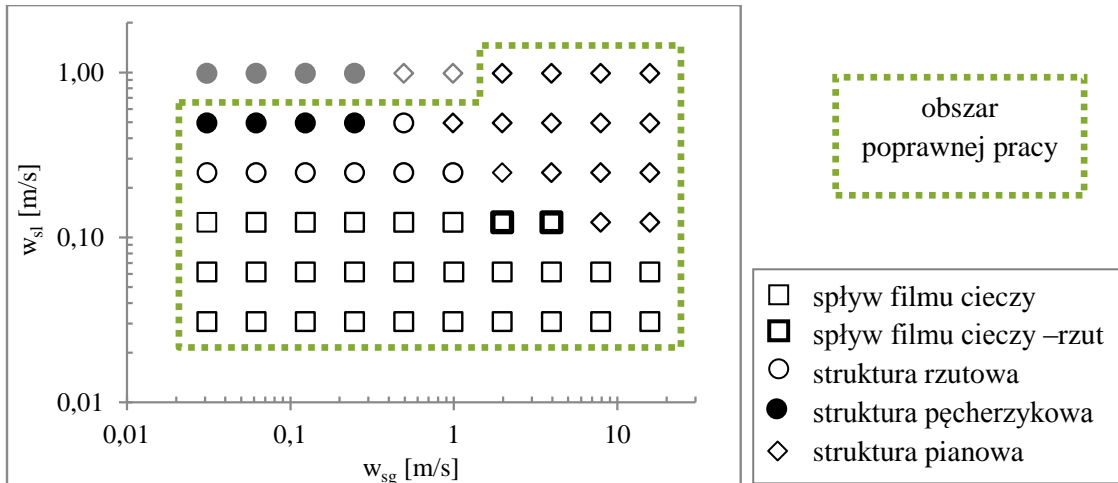
8.4.2. Podsumowanie

Analiza porównawcza zmierzonych i obliczonych w oparciu o wybrane modele udziałów objętościowych gazu pozwoliła na wyciągnięcie następujących wniosków:

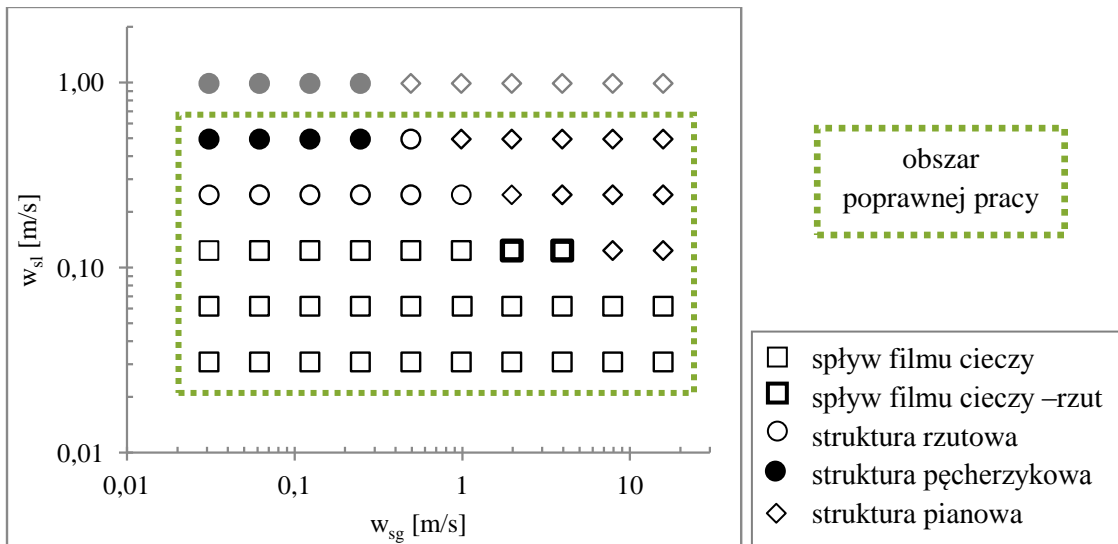
- z uwagi na stosunkowo równomierny rozptyw mieszaniny dwufazowej w przepływie opadającym, wyznaczono średnie udziały objętościowe gazu w mieszaninie przepływającej w kierunku pionowym w dół,
- średnie udziały objętościowe gazu w opadającym przepływie dwufazowym gaz-ciecz, w układzie minikanalów równoległych, mogą być przewidywane z wykorzystaniem korelacji opracowanych dla przepływu w kanale pojedynczym,
- proponuje się stosowanie modelu Stommy z poprawką Ulbricha, modelu homogenicznego, modelu Chena oraz modelu Ali z poprawką Kuchczyńskiej do przewidywania średnich udziałów objętościowych gazu w opadającym przepływie dwufazowym gaz-ciecz, w układzie minikanalów równoległych.

9. Wyznaczenie optymalnych warunków pracy aparatu

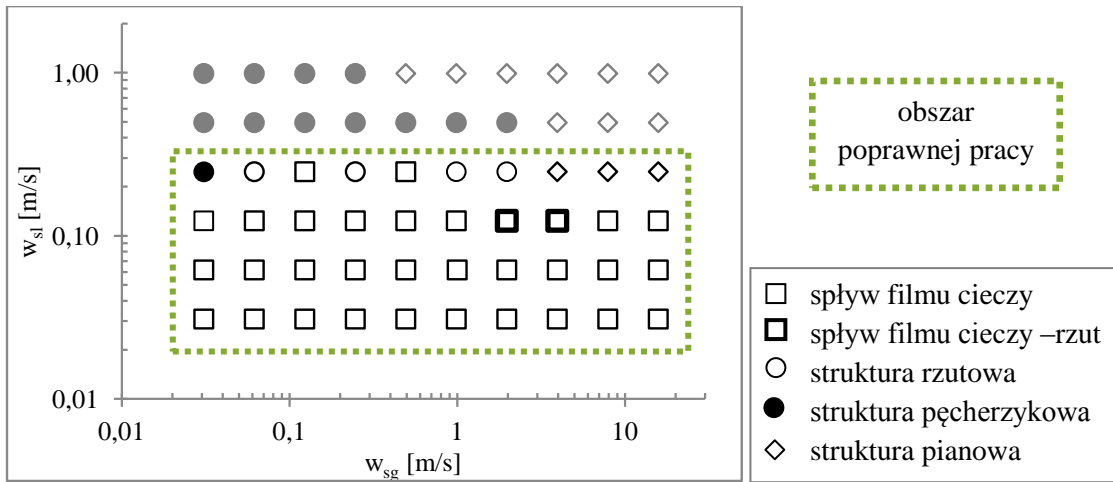
Warunki poprawnej pracy aparatu wyznaczono stosując metodę selektywnej eliminacji. Pierwszym, koniecznym warunkiem uznania pracy aparatu za stabilną, było jednoczesne występowanie przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach układu. Wyniki weryfikacji różnych wariantów przepływu według tak zdefiniowanego kryterium przedstawiono w postaci graficznej na wykresach (Rys. 9.1 do Rys. 9.6).



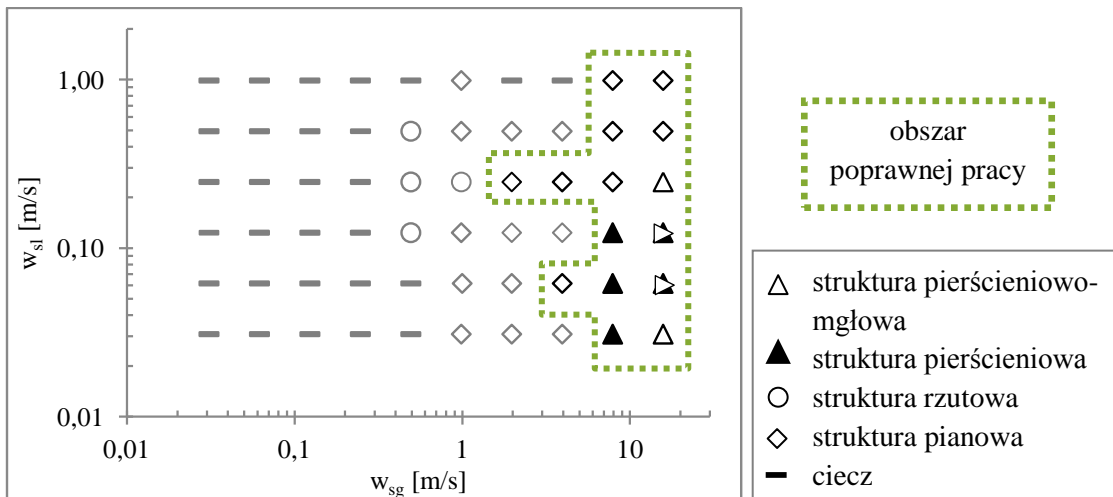
Rys. 9.1 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ opadający, wariant z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym



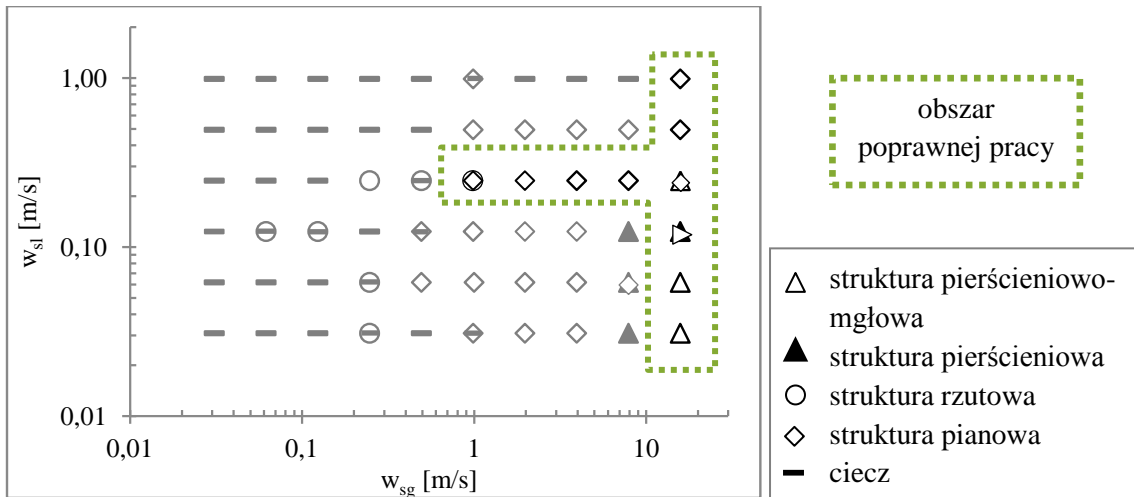
Rys. 9.2 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ opadający, wariant z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym



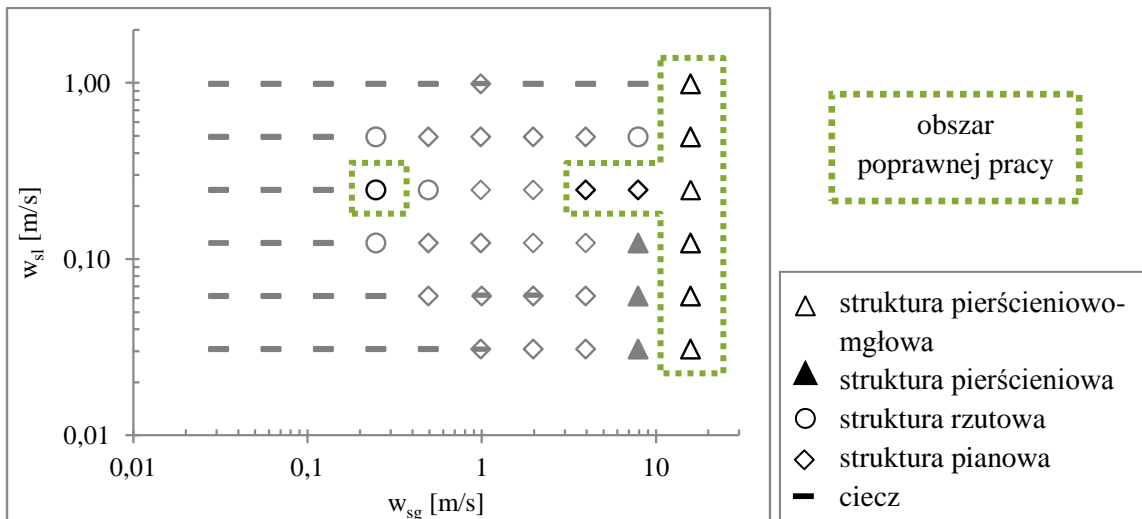
Rys. 9.3 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ opadający, wariant z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym



Rys. 9.4 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ wznoszący, wariant z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym

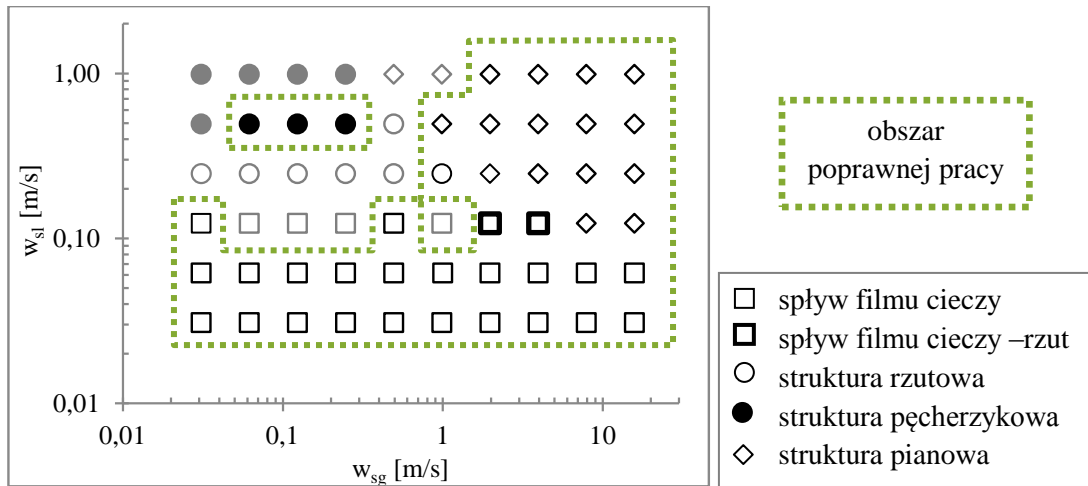


Rys. 9.5 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ wznoszący, wariant z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym

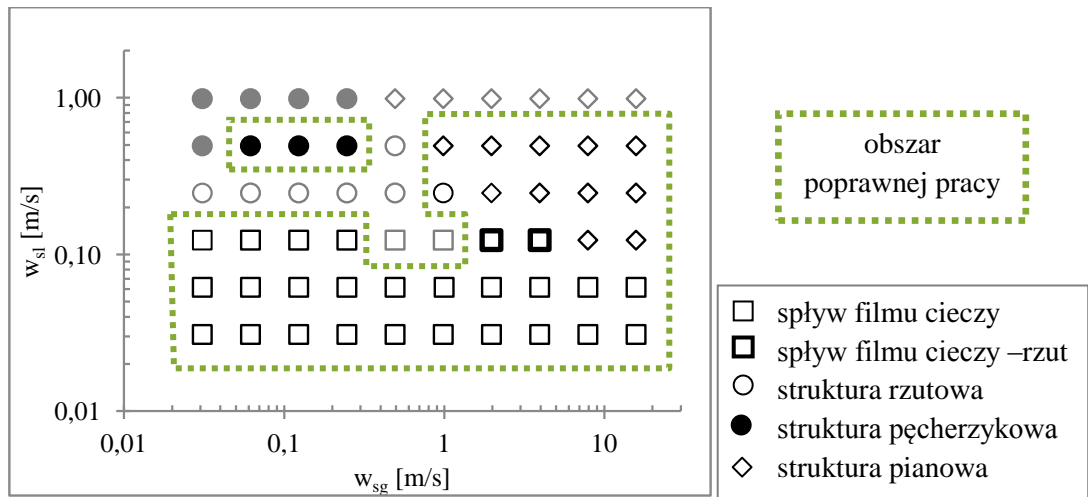


Rys. 9.6 Obszar poprawnej pracy aparatu według kryterium występowania przepływu dwufazowego we wszystkich kanałach- przepływ wznoszący, wariant z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym

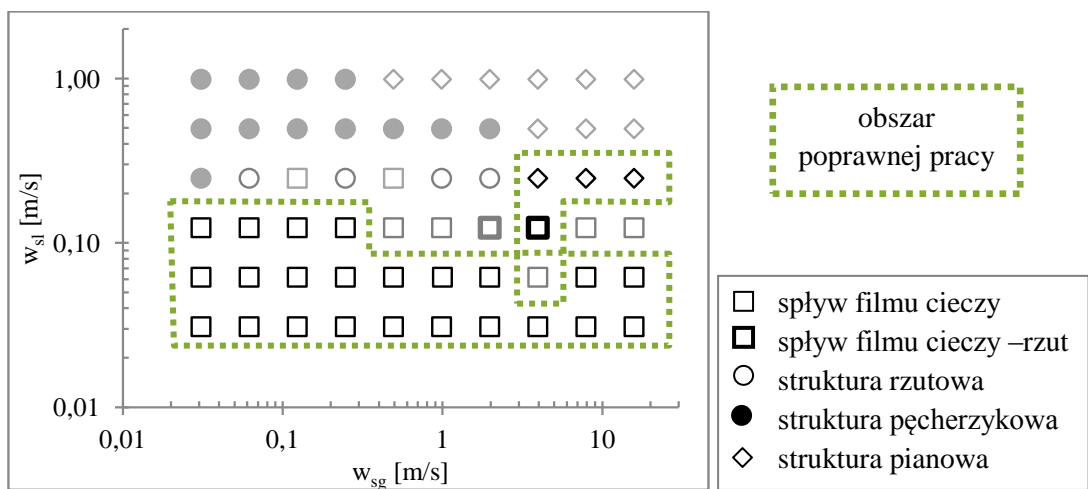
Drugim ważnym kryterium była jednorodność występowania struktur przepływu w poszczególnych kanałach. Za zadowalającą jednorodność zdecydowano się uznać obecność tej samej struktury w co najmniej sześciu spośród ośmiu minikanalów, co odpowiada zgodności na poziomie 75%. Przy wyznaczaniu obszarów poprawnej pracy aparatu wykorzystano również wyniki pomiarów prędkości rzeczywistej struktur gazowych, traktując współczynnik zmienności tychże prędkości w poszczególnych kanałach na poziomie do 25 % jako akceptowalny. Ostateczne wyniki przedstawiono na wykresach poniżej (Rys. 9.7 do Rys. 9.12).



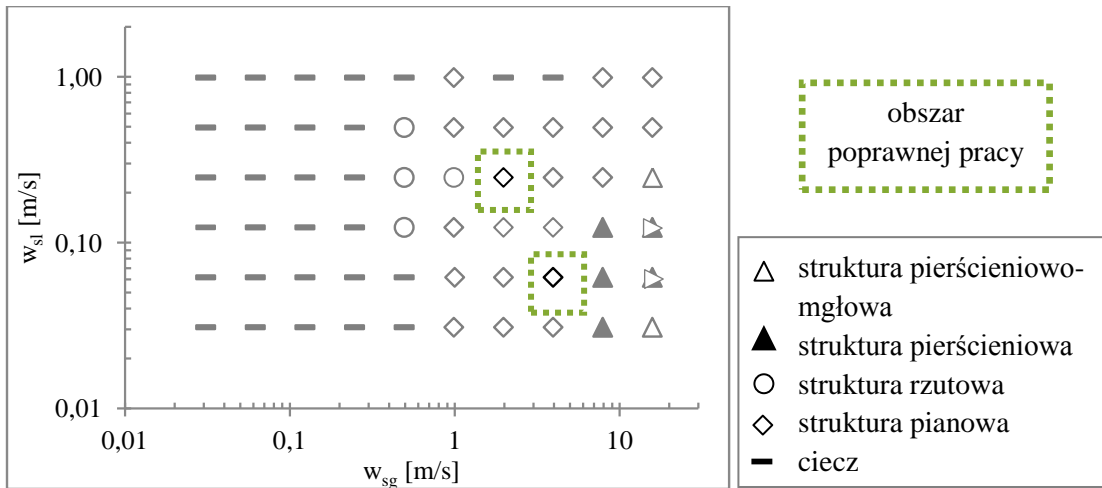
Rys. 9.7 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ opadający, wariant z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym



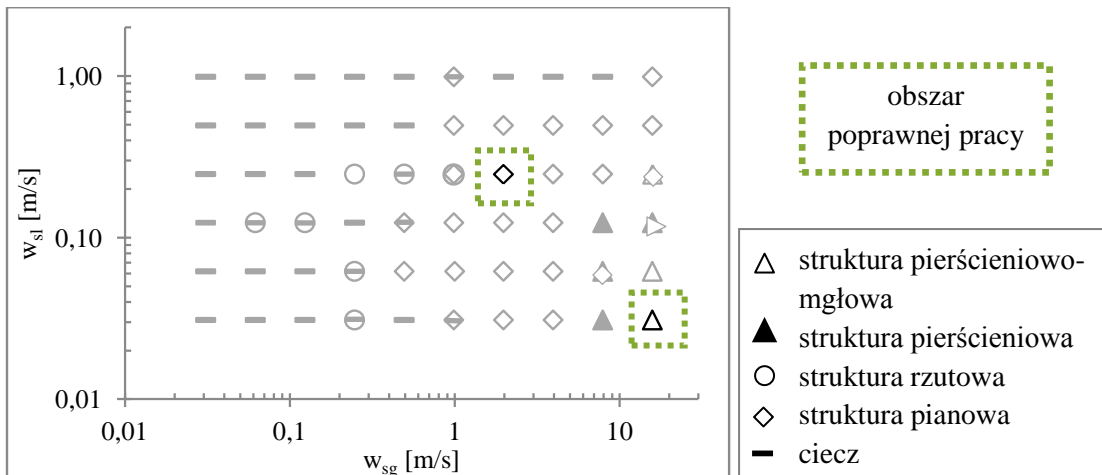
Rys. 9.8 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ opadający, wariant z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym



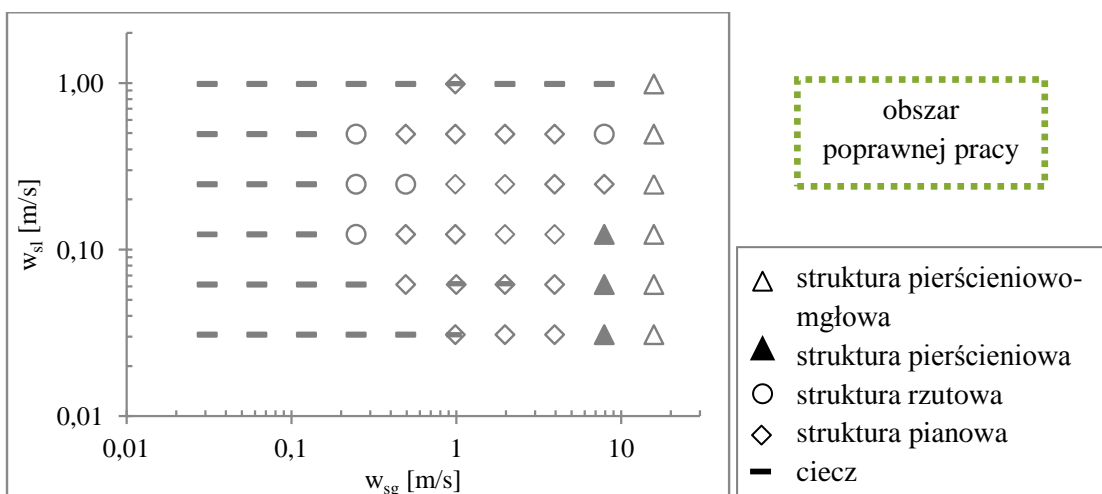
Rys. 9.9 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ opadający, wariant z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym



Rys. 9.10 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ wznoszący, wariant z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym



Rys. 9.11 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ wznoszący, wariant z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym



Rys. 9.12 Ostatecznie proponowany obszar poprawnej pracy aparatu - przepływ wznoszący, wariant z trójkątnym kolektorem dystrybucyjnym

Łatwo zauważyć, że przepływ opadający zapewnia poprawną pracę w obszarze nieporównywalnie szerszym w stosunku do przepływu wznoszącego. Ponadto, najbardziej optymalne warunki pracy badanego wielokanałowego aparatu, w szerokim zakresie strumieni objętościowych cieczy $Q_l=8-130 \text{ dm}^3/\text{h}$ i gazu $Q_g=8-4000 \text{ dm}^3/\text{h}$, co bardziej szczegółowo zostało omówione w poprzednich rozdziałach, wystąpiły w przypadku przepływu opadającego w wariacie z trapezowym kolektorem dystrybucyjnym. Natomiast, przy wzroście wartości strumienia objętościowego cieczy do $Q_l=250 \text{ dm}^3/\text{h}$, najlepsze warunki rozptyłu zapewniał układ z prostokątnym kolektorem dystrybucyjnym.

10. Wnioski i uwagi końcowe

Podjęta w pracy problematyka stanowi odpowiedź na uwypukloną w literaturze przedmiotu potrzebę realizacji badań w zakresie badań nierównomierności rozptywu mieszaniny dwufazowej gaz-ciecz w pęku minikanałów współpracujących równolegle. Realizując cel pracy dokonano kompleksowej oceny charakteru przepływu, zarówno w ujęciu jakościowym jak i ilościowym, posługując się metodami opartymi na cyfrowym przetwarzaniu obrazów uzyskanych z rejestracji przepływu za pomocą kamery o równocześnie wysokiej rozdzielczości jak i częstotliwości próbkowania obrazu. Zjawisko nierównomiernej dystrybucji faz jest, jak wspomniano we wcześniejszych rozważaniach, niezwykle skomplikowane, zależne od wielu czynników. Dlatego też, w prezentowanej pracy podjęto się oceny wpływu kilku parametrów na równomierność rozptywu mieszaniny do poszczególnych minikanałów badanego układu.

Podsumowując przeprowadzone badania, można sformułować następujące wnioski:

- w układzie minikanałów równoległych zaobserwowano występowanie w pewnych warunkach znacznej asymetrii rozptywu,
- odpowiednio dobrane warunki przepływowe, w tym orientacja przepływu, strumienie doprowadzanych faz a także geometria kolektora dystrybucyjnego pełnią kluczową rolę w kształtowaniu charakteru rozptywu mieszaniny dwufazowej,
- w układzie minikanałów o przekroju kwadratowym, współpracujących równolegle, o średnicy hydraulicznej $d_h=3$ mm, wpływ orientacji pozostaje, podobnie jak w kanałach konwencjonalnych, bardzo istotny,
- prowadzenie procesu przepływu dwufazowego gaz-ciecz w warunkach przepływu opadającego pozwala uzyskać znacznie lepszą równomierność rozptywu niż w przypadku przepływu wznoszącego,
- w przypadku przepływu wznoszącego stwierdzono znaczną asymetrię rozptywu, w konsekwencji obszary poprawnej pracy aparatu w tym przypadku są bardzo wąskie,
- zastosowanie trapezowego kolektora dystrybucyjnego zamiast tradycyjnego, prostokątnego, pozwala poprawić jednorodność przepływu; wniosek ten może stanowić załączek do przeprowadzenia bardziej dogłębnych badań, pozwalających na optymalny dobór geometrii trapezowego kolektora dystrybucyjnego do różnych wariantów geometrii samych kanałów,
- na podstawie analizy porównawczej wyników eksperymentalnych z mapą teoretyczną według Barnea i in. stwierdzono, że za jej pomocą można z dużą dokładnością przewidywać rodzaj występującej struktury przepływu opadającego w badanym układzie minikanałów równoległych,
- do przewidywania średnich udziałów objętościowych gazu w przepływie opadającym proponuje się stosowanie modelu Stommy z poprawką Ulbricha, modelu homogenicznego, modelu Chena oraz modelu Ali z poprawką Kuchczyńskiej,

- metody oparte na cyfrowej analizie obrazu i technikach korelacyjnych są dobrym narzędziem do identyfikacji charakteru przepływu dwufazowego gaz-ciecz i wyznaczenia obszarów optymalnej pracy badanego układu minikanalów współpracujących równolegle.

11. Literatura

- [1] AHMAD M., BERTHOUD G., MERCIER P.: General characteristics of two-phase flow distribution in a compact heat exchanger, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 52, s. 442-450, 2009
- [2] ALI M., SADATOMI M., KAWAJI M.: Adiabatic two-phase flow in narrow channels between two flat plates, *Canadian Journal of Chemical Engineering*, t.71, s. 657–666, 1993
- [3] BARNEA D.: Transition from annular flow and dispersed bubble flow – unified models for the whole range of pipe inclinations, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 12, s. 733-744, 1986
- [4] BARRERAS F., LOZANO A., VALINO L., MARIN C., PASCAU A.: Flow distribution in a bipolar plate of a proton exchange membrane fuel cell: experiments and numerical simulation studies, *Journal of Power Sources* t. 144, s. 54-66, 2005
- [5] BENDAT J. S., PIERSOL A. G.: *Metody analizy i pomiaru sygnałów losowych*, Państwowe Wydawnictwo Naukowe, Warszawa 1976
- [6] BOUDOUEH M., GUALOUS H.L., LABACHELERIA M.: Local convective boiling heat transfer and pressure drop of nanofluid in narrow rectangular channels, *Applied Thermal Engineering*, t. 30, s. 2619-2631, 2010
- [7] BRANDNER J.J., ANURJEW E., BOHN L., HANSJOSTEN E., HENNING T., SCHYGULLA U., WENKE A., SCHUBERT K.: Concepts and realization of microstructure heat exchangers for enhanced heat transfer, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t. 30, s.801-809, 2006
- [8] BRIX W., KÆRN M.R., ELMEGAARD B.: Modelling refrigerant distribution in microchannel evaporators, *International Journal of Refrigeration*, t.32, s. 1736-1743, 2009
- [9] CHEN L., TIAN Y.S., KARAYIANNIS T.G.: The effect of tube diameter on vertical two-phase flow regimes in small tubes, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t.49, s. 4220-4230, 2006
- [10] CHEN W.L., TWU M.C., PAN C.: Gas-liquid two-phase flow in micro-channels, *International Journal of Multiphase Flow* t. 28, s. 1235-1247, 2002
- [11] DANG M., HASSAN I., MUWANGA R.: Adiabatic two phase flow distribution and visualization in scaled microchannel heat sinks, *Experimental Fluids*, DOI 10.1007/s00348-007-0351-x, 2007
- [12] DANG T., TENG J., CHU J.: A study on the simulation and experiment of a microchannel counter-flow heat exchanger, *Applied Thermal Engineering*, t. 30, s. 2163-2172, 2010
- [13] DZIUBIŃSKI M.: *Hydrodynamika przepływu mieszanin dwufazowych ciecz-gaz*, Politechnika Łódzka, Monografie, Łódź 2005
- [14] FAN Z., ZHOU X., LUO L., YUAN W.: Experimental investigation of the flow distribution of a 2-dimensional constructal distributor, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t.33, s.77-83, 2008

- [15] FERNANDO P. PALM B., AMEEL T., LUNDQVIST P., GRANRYD E.: A minichannel aluminium tube heat exchanger – Part I: Evaluation of single-phase heat transfer coefficients by the Wilson plot method, *International Journal of Refrigeration*, t. 31, s.669-680, 2008
- [16] FUKANO T., KARIYASAKI A.: Characteristics of gas–liquid two-phase flow in a capillary. *Nuclear Engineering Design*, t. 141, s. 59–68, 1993
- [17] GALBIATI L., ANDREINI P.: Flow pattern transition for vertical downward two-phase flow in capillary tubes. Inlet mixing effects, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, t.19, s. 791-799, 1992
- [18] GODA H., HIBIKI T., KIM S., ISHII M., UHLE J.: Drift-flux model for downward two phase flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 46, s. 4835-4888, 2003
- [19] GUZIAŁOWSKA J.: Badanie przepływu mieszaniny gaz-ciecz w wymienniku z przegrodami, rozprawa doktorska, Opole 2008
- [20] HASSAN I., VAILLN COURT M., PEHLIVAN K.: Two-phase flow regime transitions in microchannels: a comparative experimental study. *Microscale Thermophys. Engineering*, t. 9, s. 165–182, 2005
- [21] HIRAO Y., KAWANISHI K., TSUGE A.: An experiential study on drift flux parameters for two phase flow in vertical round tubes, *Nuclear Engineering and Design*, t. 120, s. 447-458, 1990
- [22] IDE H., KARAYASAKI A., FUKANO T.: Fundamental data on the gas–liquid two-phase flow in minichannels, *International Journal of Thermal Sciences*, t. 46, s. 519-530, 2007
- [23] ISMAIL L.S., RANGANAYAKULU C., SHAH K.: Numerical study of flow patterns of compact plate-fin heat exchangers and generation of design data for offset and wavy fins, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t.52, s. 3972-3983, 2009
- [24] JIAO A., ZHANG R., JEONG S.: Experimental investigation of header configuration on flow malditribution in plate-fin heat exchanger, *Applied Thermal Engineering*, t. 23,s.1235-1246, 2003
- [25] JOEN C., PAEPE M., VANHEE F.: Heat exchanger behavior in non uniform flow, *Experimental Heat Transfer*, t. 19, s. 281-296, 2006
- [26] JONES O.C., ZUBER N.: The interrelation between void fraction fluctuations and flow patterns in two-phase flow, *International. Journal of Multiphase Flow* 2, 273-306, 1975
- [27] KANDLIKAR S.G.: Fundamental issues related to flow boiling in minichannels or microchannels, *Experimental and Fluid Thermal Science*, t. 26, s. 389-407, 2002
- [28] KIM M.S., LEE K., SONG S.: Effects of pass arrangement and optimization of design parameters on the thermal performance of a multi-pass heat exchanger, *International Journal of Heat and Fluid Flow*, t.29, s. 352-363, 2008
- [29] KIM N.H., HAN S.P.: Distribution of air–water annular flow in a header of a parallel flow heat exchanger, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 51, s. 977–992, 2008

- [30] KIM N.-H., SIN T.-R.: Two-phase flow distribution of air-water annular flow in a parallel flow heat exchanger, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 32, s. 1340-1353, 2006
- [31] KIM S., CHOI E., CHO Y.I.: The effect of header shapes on the flow distribution in a manifold for electronic packaging applications, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, t. 22, s. 329-341, 1995
- [32] KLUGMANN M.: Intensyfikacja wymiany ciepła podczas wrzenia w kanałach o małej średnicy, rozprawa doktorska, Politechnika Gdańska, 2009
- [33] KRÓTKIEWICZ M., ULBRICH R.: Rozpoznawanie obiektów w zastosowaniu do oceny struktury mieszaniny gaz-ciało stałe, Rozpoznawanie obrazu w zastosowaniach do badań przepływu mieszanin dwufazowych, praca zbiorowa pod redakcją Romana Ulbricha, Opole, 2002
- [34] KRÓTKIEWICZ M.: Rozpoznawanie obiektów w zastosowaniach inżynierii procesowej i mechanoskopii, rozprawa doktorska, Wrocław, 2001
- [35] KUHCZYŃSKA A.: Warunki pracy aparatu ze wznoszącym i opadającym przepływem dwufazowym gaz-ciecz, rozprawa doktorska, Opole, 2010
- [36] KULKARNI T., BULLARD C.W., CHO K.: Header design tradeoffs in microchannel evaporators, *Applied Thermal Engineering*, t. 24, s. 759-776, 2004
- [37] KUSZEWSKI P., PODGÓRSKI J.: Statystyka, wzory i tablice, Szkoła Główna Handlowa, Warszawa, 2008
- [38] LALOT S., FLORENT P., LANG S.K., BERGLES A.E.: Flow maldistribution in heat exchangers, *Applied Thermal Engineering*, t. 19, s. 847-863, 1999
- [39] LEE J.K.: Two-phase flow behavior inside a header connected to multiple parallel channels, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t.33, s. 195-202, 2009
- [40] LEE J.Y., ISHII M., KIM N.S.: Instantaneous and objective flow regime identification method for the vertical upward and downward co-current two-phase flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 51, s. 3442-3459, 2008
- [41] LEE K.J., LEE S.Y.: Distribution of two-phase annular flow at header-channel junctions, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t.28, s. 217-222, 2004
- [42] LUO L., FAN Y., GALL R., ZHOU X., YUAN W.: Experimental study of constructal distributor for flow equidistribution in a mini crossflow heat exchanger (MCHE), *Chemical Engineering and Processing*, t. 47, s. 229-236, 2008
- [43] LUO L., FAN Y., ZHANG W., YUAN X., MIDOUX N.: Integration of constructal distributors to a mini crossflow heat exchanger and their assembly configuration optimization, *Chemical Engineering Science*, t. 62, s. 3605-3619, 2007
- [44] MARCHITTO A., DEVIA F., FOSSA M., GUGLIELMINI G., SCHENONE C.: Experiments on two phase flow distribution inside parallel channels of compact heat exchangers, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 34, s. 128-144, 2008
- [45] MARCHITTO A., FOSSA M., GUGLIELMINI G.: Distribution of air-water mixtures in parallel vertical channels as an effect of the header geometry, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t. 33, s. 895-902, 2009
- [46] MIŁASZEWICZ B., RACHEL M. ULBRICH R.: Wpływ średnicy kanału na struktury przepływu dwufazowego gaz-ciecz w minikanalach, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, t.6, s.125-126, 2009

- [47] MIŁASZEWICZ B., ULBRICH R.: „Nierównomierność rozptywu mieszaniny dwufazowej gaz-ciecz w układzie minikanalów współpracujących równolegle”, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, t.3 s.69-70, 2010
- [48] MIŁASZEWICZ B., WENGEL M., ULBRICH R.: „Problems of phase distribution in heat exchangers”, *Heat Transfer and Renewable Sources of Energy*, Szczecin, s. 453-458, 2010
- [49] MIŁASZEWICZ B.: „Udział objętościowy gazu w dwufazowym przepływie opadającym gaz-ciecz w minikanalach równoległych”, *Zeszyty Naukowe Politechniki Opolskiej s. Inżynieria Środowiska*, t.339, s. 55-71, 2010
- [50] MIŁASZEWICZ B.: „Wyznaczanie udziałów objętościowych w mieszaninie dwufazowej w układzie minikanalów równoległych”, *IV Środowiskowe Warsztaty Doktorantów Politechniki Opolskiej, Zeszyty Naukowe – Mechanika*, t. 334, s.65-66, 2010
- [51] MIŁASZEWICZ B.: Identyfikacja struktur przepływu opadającego w układzie minikanalów współpracujących równolegle, *Zeszyty Naukowe Politechniki Opolskiej – Mechanika*, z.98, t. 341, 2011
- [52] MISHIMA K., HIBIKI T.: Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes, *Int. J. Multiphase Flow*, t. 22, s.703-712, 1996
- [53] MISHIMA K., ISHII M.: Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes, *International Journal Heat Mass Transfer*, t. 27, s. 723-737, 1984
- [54] MUELLER A.C., CHIOU J.P.: Review of various types of flow maldistribution in heat exchangers, *Heat Transfer Engineering*, t. 9, s. 36-50, 1988
- [55] MÜLLER-MENZEL T., HECHT T.: Plate-fin heat exchanger performance reduction in special two-phase flow conditions, *Cryogenics*, t. 35, s. 297-301, 1995
- [56] NICKLIN D.J., WILKE J.O., DAVIDSON J.F.: Two-phase flow in vertical tubes, *Trans. Inst. Chem. Eng.* t. 40 (1), s. 61–68, 1962
- [57] OSAKABE M., HAMADA T., HORIKI S.: Water flow distribution in horizontal header contaminated with bubbles, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 25, s. 827-840, 1999
- [58] OSHINOWO T., CHARLES M.E.: Vertical two-phase flow , Part I- Flow pattern correlations, *Canadian Journal Chemical Engineering*, t. 52, s.25, 1974
- [59] PETTIGREW M.J., TAYLOR C.E.: Vibration analysis of shell-and-tube heat exchangers: an overview-Part 1: flow, damping, fluidelastic instability, *Journal of Fluids and Structures*, t. 18, s. 469-483, 2003
- [60] PUSTYLNİK L., BARNEA D., TAITEL Y.: Adiabatic flow distribution of gas and liquid in parallel pipes—Effect of additional restrictions, *Chemical Engineering Science*, t. 65, s. 2552-2557, 2010
- [61] PYKA I.: *Nierównomierność rozptywu mieszaniny dwufazowej gaz-ciecz w aparatach wielorurowych, rozprawa doktorska*, Opole 2007
- [62] RANGANAYAKULU CH., SEETHARAMU K.N.: The combined effects of wall longitudinal heat conduction, inlet fluid flow nonuniformity and temperature nonuniformity in compact tube-fin heat exchangers: a finite element method, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 42, s. 263-273, 1999

- [63] RAO B.P., SUNDEN B., DAS S.K.: An experimental and theoretical investigation of the effect of flow maldistribution on the thermal performance of plate heat exchangers, *Transactions of ASME*, t. 127, s. 332-343, 1995
- [64] SCHUBERT K., BRANDNER J., FICHTNER M., LINDER G., SCHYGULLA U., WENKA A.: Microstructure devices for applications in thermal and chemical process engineering, *Microscale Thermophysical Engineering*, t. 5, s. 17-39, 2001
- [65] SPEDDING P.L., CHEN J.J.J.: Hold-up in two-phase flow, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 10, s.307–339, 1984
- [66] STOMMA Z.: Two phase flows-void fraction values determination, *Instytut Badań Jądrowych*, 1818/IX/R/A, 1979
- [67] Tablice do obliczeń procesowych pod red. Leona Troniewskiego, *Politechnika Opolska*, Skrypt nr 277, 2006
- [68] TAITEL Y., BARNEA D., DUKLER A.E.: Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes, *AIChE Journal*, t. 26, s. 345-353, 1980
- [69] TAITEL Y., PUSTYLNIAK L., TSHUVA M., BARNEA D.: Flow distribution of gas and liquid in parallel pipes, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 29, s. 1193–1202, 2003
- [70] TECLEMARIAM Z., SOLIMAN H.M., SIMS G.E., KOWALSKI J.E.: Experimental investigation of the two-phase flow distribution in the outlets of a horizontal multi-branch header, *Nuclear Engineering and Design*, t. 222, s. 29-39, 2003
- [71] TRIPLETT K.A., GHIAASIAAN S.M., ABDEL-KHALIK S.I., LEMOUEL A., MCCORD B.N.: Gas-liquid two-phase flow in microchannels, Part II: void fraction and pressure drop, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 25, s. 395-210, 1999
- [72] TSHUVA M., BARNEA D., TAITEL Y.: Two-phase flow in inclined parallel pipes, *International Journal of Multiphase Flow*, t. 25, s. 149-1503, 1999
- [73] ULBRICH R.: *Hydraulika przepływu dwufazowego gaz-ciecz w kanałach prostokątnych*, rozprawa doktorska, *Politechnika Wrocławska*, 1981
- [74] ULBRICH R.: *Identyfikacja przepływu dwufazowego, gaz-ciecz; Studia i monografie z. 32*, WSI w Opolu, Opole 1989
- [75] VIST S., PETERSEN J.: Two phase flow distribution in compact heat exchanger manifolds, *Experimental Thermal and Fluid Science*, t. 28, s. 209-215, 2004
- [76] WANG G., CHING C.Y.: Measurement of multiple gas-bubble velocities in gas-liquid flows using hot-film anemometry, *Experiments in Fluids*, t. 31, s. 428-439, 2001
- [77] WANG S., LI Y., WEN J., MA Y.: Experimental investigation of header configuration on two-phase flow distribution in plate-fin heat Exchange, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, t.37, s. 116-120, 2010
- [78] WEBB R.L., CHUNG K.: Two-phase flow distribution to tubes of parallel flow air-cooled heat exchangers, *Heat Transfer Engineering*, t. 26, nr 4, s. 3-18, 2005
- [79] WEN J., YANZHONG L., WANG S., ZHOU A.: Experimental investigation of header configuration improvement in plate-fin heat exchanger, *Applied Thermal Engineering*, t. 27, s. 1761–1770, 2007

- [80] WEN J., YANZHONG L., ZHOU A., ZHANG K.: An experimental and numerical investigation of flow patterns in the entrance of plate- fin heat exchanger, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 49, s. 1667-1678, 2006
- [81] WEN M.Y., LEE CH.H., TASI J.H.: Improving two-phase refrigerant distribution in the manifold the refrigeration system, *Applied Thermal Engineering*, t. 28, s. 2126-2136, 2008
- [82] WIBEL W., SCHYGULLA U., BRANDNER J.J.: Micro device for liquid cooling by evaporation of R134a, *Chemical Engineering Journal*, t.167, s. 705-712, 2011
- [83] ZAJĄC D., ULBRICH R.: Badania przepływu mieszaniny gaz-ciecz w kolumnie pęcherzykowej z zastosowaniem metody cyfrowego przetwarzania obrazu, *Rozpoznawanie obrazu w zastosowaniach do badań przepływu mieszanin dwufazowych*, praca zbiorowa pod redakcją Romana Ulbricha, Opole, 2002
- [84] ZAJĄC D., ULBRICH R.: Nieinwazyjne metody badań przepływów dwufazowych gaz-ciecz, *Politechnika Opolska*, Opole, 2005
- [85] ZAJĄC D.: Badanie przepływu mieszaniny dwufazowej gaz-ciecz w kolumnie pęcherzykowej z zastosowaniem metod cyfrowej analizy obrazu, *rozprawa doktorska*, Opole 2004
- [86] ZIELIŃSKI T.: *Cyfrowe przetwarzanie sygnałów- od teorii do zastosowań*, Wydawnictwo Komunikacji i Łączności, Warszawa, 2005
- [87] ZUBER N., FINDLAY J.A.: Average volumetric concentration in two phase flow system, *Journal of Heat Transfer*, *Trans. ASME*, t. 87, s. 453-468, 1965