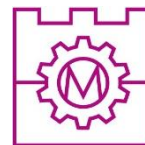




**POLITECHNIKA KRAKOWSKA im. T. Kościuszki**  
Wydział Mechaniczny  
**Katedra Inżynierii Ciepłej i Procesowej**



# **ROZPRAWA DOKTORSKA**

**mgr inż. Katarzyna Kocewiak**

Analiza przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku  
wibracyjnym

Analysis of the flow of non-Newtonian liquids  
in a vibromixer

Promotor:

**Prof. dr hab. inż. Piotr Duda**

Promotor pomocniczy:

**Dr inż. Jan Talaga**

Kraków, 2024





## SPIS TREŚCI

1. WSTĘP .....	7
2. ANALIZA STANU WIEDZY .....	9
2.1 PROCES MIESZANIA I MIESZALNIKI .....	9
2.2 PRZEGLĄD LITERATURY .....	12
3. PODSUMOWANIE ANALIZY STANU WIEDZY .....	27
4. CEL I ZAKRES BADAŃ .....	29
5. WYZNACZANIE PARAMETRÓW REOLOGICZNYCH.....	31
5.1 REOLOGIA - PODSTAWOWE INFORMACJE .....	31
5.1.1 ODKSZTAŁCENIA .....	31
5.1.2 MATEMATYCZNE MODELE REOLOGICZNE .....	33
5.1.3 SZYBKOŚĆ ŚCINANIA.....	35
5.2 CHARAKTERYSTYKA PŁYNÓW NIENEWTONOWSKICH. PORÓWNANIE Z PŁYNAMI NEWTONOWSKIMI.....	37
5.2.1 KLASYFIKACJA PŁYNÓW NIENEWTONOWSKICH .....	39
5.2.2 PŁYNY REOSTABILNE .....	40
5.2.3 PŁYNY REOLOGICZNIE NIESTABILNE.....	45
5.2.4 PŁYNY SPRĘŻYSTOLEPKIE.....	47
5.3 BADANIA REOLOGICZNE WYBRANYCH ROZTWORÓW POLITLENKU ETYLENU.....	48
6. SYMULACJA KOMPUTEROWA CFD PRZEPŁYWU CIECZY W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM .....	56
6.1 MODEL NUMERYCZNY I METODYKA SYMULACJI.....	59
6.2 WYNIKI SYMULACJI CFD.....	62
6.2.1 SYMULACJA - MIESZADŁO TARCZOWE PEŁNE.....	62
6.2.2 SYMULACJA - MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,15$ .....	65
6.2.3 SYMULACJA – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,25$ .....	68
6.2.4 SYMULACJA – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,35$ .....	71
6.3 KINETYCZNA ENERGIA TURNULENCJI .....	74
7. ANEMOMETRIA OBRAZOWA PIV .....	77
7.1 METODYKA POMIARU PIV .....	79
7.2 ROZPRASZANIE ŚWIATŁA PODCZAS POMIARU METODĄ PIV .....	80
7.3 RUCH CZĄSTEK W PŁYNIE PODCZAS PRZEPŁYWU PRZY POMIARZE PIV .....	82
7.4 PRZETWARZANIE DANYCH PIV.....	83
8. EKSPERYMENTALNA ANALIZA HYDRODYNAMIKI PRZEPŁYWU CIECZY W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM .....	88

8.1	STANOWISKO BADAWCZE: BUDOWA I PARAMETRY PRACY MIESZALNIKA WIBRACYJNEGO .....	88
8.2	METODYKA PROWADZENIA POMIARÓW PRZEPŁYWU W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM METODĄ ANEMOMETRII OBRAZOWEJ PIV.....	90
8.3	WYNIKI BADAŃ ANEMOMETRYCZNYCH PIV .....	94
8.3.1	POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PEŁNE .....	96
8.3.2	POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,15$ ...	111
8.3.3	POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,25$ ...	120
8.3.4	POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,35$ ...	129
8.3.5	POMIARY ANEMOMETRYCZNE – PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA WSZYSTKICH MIESZADEŁ .....	138
9.	NIEPEWNOŚĆ POMIAROWA PIV .....	156
9.1	ŹRÓDŁA BŁĘDÓW PRZY POMIARZE PIV .....	157
9.2	WYZNACZENIE NIEPEWNOŚCI W POMIARACH PIV.....	158
10.	PORÓWNANIE WYNIKÓW SYMULACJI CFD Z WYNIKAMI POMIARÓW PIV .....	162
10.1	PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PEŁNEGO .....	162
10.2	PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,15$ .....	168
10.3	PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,25$ .....	173
10.4	PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,35$ .....	178
11.	PODSUMOWANIE I UWAGI KOŃCOWE.....	183
	LITERATURA.....	189
	STRESZCZENIE.....	197
	SUMMARY .....	198
	ZAŁĄCZNIK 1 .....	199

## SPIS WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ

A	-	amplituda wibracji, [m]
D	-	średnica mieszadła, [m]
G	-	moduł sprężystości postaciowej, [N/m <sup>2</sup> ]
H	-	wysokość napełnienia zbiornika cieczą, [m]
M	-	powiększenie optyczne, [-]
P	-	moc mieszania, [W]
T	-	średnica zbiornika, [m]
V	-	chwilowa prędkość cząstki, [m/s]
h	-	wysokość zawieszenia mieszadła nad dnem zbiornika, [m]
f	-	częstotliwość ruchu mieszadła, [m]
g	-	przyspieszenie ziemskie, [m/s <sup>2</sup> ]
w	-	prędkość ruchu mieszadła, [m/s]
z	-	wychylenie mieszadła, [m]
ε	-	szybkość dyssypacji energii, [W/kg]
ν	-	kinematyczny współczynnik lepkości, [m <sup>2</sup> /s]
η	-	dynamiczny współczynnik lepkości cieczy [N·s/m <sup>2</sup> ]
μ	-	dynamiczny współczynnik lepkości cieczy [N·s/m <sup>2</sup> ] - wzory: (6.2), (6.4), (6.7), (6.8)
η'	-	współczynnik lepkości pozornej, [N·s/m <sup>2</sup> ]
γ̇	-	szybkość ścinania, [s <sup>-1</sup> ]
k	-	współczynnik konsystencji, [Pa · s <sup>n</sup> ], n – wykładnik płynięcia, [-]
n	-	wykładnik płynięcia, [-]
q	-	znormalizowana średnica według teorii Mie, [m]
φ	-	stopień perforacji mieszadła, [-]
γ	-	gradient przesunięcia, [-]
τ	-	naprężenia styczne, [N/m <sup>2</sup> ]
ρ	-	gęstość, [kg/m <sup>3</sup> ]
k	-	energia kinetyczna burzliwości, [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
φ <sub>d</sub>	-	udział fazy dyspergowanej, [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]
ρ <sub>cz</sub>	-	gęstość cząstki, [kg/m <sup>3</sup> ]
ρ <sub>p</sub>	-	gęstość płynu, [kg/m <sup>3</sup> ]
δ <sub>ij</sub>	-	delta Kroneckera
σ <sub>k</sub> , σ <sub>ε</sub>	-	liczby Prandtla dla k i ε
τ <sub>0</sub>	-	naprężenie graniczne, [N/m <sup>2</sup> ]
μ <sub>t</sub>	-	lepkość burzliwa, [kg/(m·s)]
d <sub>0</sub>	-	średnica otworu w mieszadle perforowanym, [mm]
d <sub>cz</sub>	-	średnica cząstki, [m]
D <sub>h</sub>	-	zastępcza średnica hydrauliczna, [m]
S <sub>ij</sub>	-	tensor szybkości odkształceń
U <sub>cz</sub>	-	prędkość cząstki, [m/s]
U <sub>p</sub>	-	prędkość płynu, [m/s]

$R_{gh}$  - dyskretna funkcja korelacji krzyżowej, [-]

### Moduły bezwymiarowe dla mieszania wibracyjnego

$$Re_{v,w} = \frac{wD\rho_c}{\eta_c} \quad - \text{ liczba Reynoldsa,}$$

$$Ne_{v,w} = \frac{P}{w^3 D^2 \rho} \quad - \text{ liczba Newtona,}$$

$$Eu = \frac{P}{\rho_c w^3 D^2} \quad - \text{ liczba mocy Eulera}$$

$$Eu = C_1 Re^\alpha (1 + C_2 Re^\beta) \quad - \text{ zmodyfikowana liczba mocy Eulera; } \alpha=-1, \beta=0,95$$

$$Eu = \frac{w^2}{gD} \quad - \text{ liczba Froude'a}$$

### Indeksy

- c - ciecz
- v - dotyczy mieszania wibracyjnego,
- w - dotyczy mieszania wibracyjnego,

## 1. WSTĘP

Mieszanie jest jedną z podstawowych operacji jednostkowych inżynierii procesowej stosowaną często zarówno w przemyśle, jak i w życiu codziennym. Proces ten może zachodzić samoistnie, dzięki zjawisku dyfuzji składników, lub może być wymuszony. Proces mieszania może zachodzić pomiędzy substancjami, które posiadają ten sam stan skupienia np. ciecz-ciecz, a także pomiędzy substancjami o różnych stanach skupienia np. ciecz-ciało stałe. Wiele powstałych układów wykazuje skłonność do rozwarstwiania, zatem wytworzenie mieszaniny o określonej jednorodności oraz utrzymanie jej w tym stanie jest niezwykle ważnym i praktycznym zadaniem w wielu technologiach przemysłowych [104].

W przemyśle operacja mieszania jest zazwyczaj wymuszana i może zachodzić w specjalnie zaprojektowanych do tego aparatach, np.: mieszalnikach, jak również w kolumnach rektyfikacyjnych, rurociągach czy pompach przetłaczających. Najbardziej rozpowszechnione jest mieszanie za pomocą mieszadeł mechanicznych w aparatach typu zbiornikowego zwanych mieszalnikami mechanicznymi, gdzie konstrukcja mieszadła oraz rodzaj zbiornika mogą mieć istotny wpływ na jakość otrzymywanego produktu, a także parametry pracy samego aparatu. Wobec tego, istnieje wiele odmian konstrukcyjnych mieszalników, co wynika z różnorodności dostępnych rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł oraz różnych parametrów geometrycznych zbiornika mieszalnika.

W przemyśle zazwyczaj stosowane są mieszalniki „klasyczne” z mieszadłami wykonującymi ruch obrotowy [104, 107]. Jednakże, poza mieszalnikami klasycznymi stosowane są również tzw. mieszalniki wibracyjne. Mieszalniki tego typu są bardzo często wyposażone w mieszadła w postaci pełnych lub perforowanych tarcz wykonujących ruch posuwisto-zwrotny [8, 74]. Do zalet stosowania mieszalników wibracyjnych należy m.in.: brak pienienia mieszanej cieczy, brak wytwarzania wiru centralnego oraz stosunkowo niska energochłonność [41, 70, 72]. Zapewniają one również możliwość uzyskania niskich naprężeń ścinających w mieszanym układzie, co jest korzystne w przypadku prowadzenia procesów z udziałem żywych mikroorganizmów [24, 58]. Mieszadła wykonujące ruch posuwisto-zwrotny doskonale nadają się do łagodnego lecz wystarczająco intensywnego mieszania płynów i zawiesin w procesach, gdzie nie dopuszcza się nawet lokalnie dużych sił ścinających działających destrukcyjnie na np. łańcuchy polimerowe roztworów, co skutkuje możliwością dłuższego zachowania pierwotnych właściwości reologicznych badanych układów.

Pierwsze publikacje na temat procesów mieszania wibracyjnego autorstwa Andrew E. Karra [46] pojawiły się w 1959 roku. Karr w swoich pracach poświęconych wydajności kolumn ekstrakcyjnych z tarczami wykonującymi ruch posuwisto-zwrotny, opisywał zasady projektowania takich kolumn ekstrakcyjnych oraz parametry procesów w nich zachodzących [45, 47, 48]. Podobne badania prowadził Baird, gdzie badał on m.in. właściwości mieszania osiowego i przeciwprowadowego w kolumnach ekstrakcyjnych z wibrującymi perforowanymi płytkami [5, 6, 7].

Pomimo wielu zalet, na przestrzeni lat powstało stosunkowo niewiele prac poświęconych mieszalnikom z mieszadłami wibracyjnymi [67, 69, 101, 102], a w szczególności mało jest informacji na temat hydrodynamiki przepływu cieczy w tych aparatach, co znacząco utrudnia opis procesów, które zachodzą wewnątrz zbiornika. Dodatkowo prace, które powstały opisują przede wszystkim hydrodynamikę przepływu cieczy newtonowskich [81, 126]. Natomiast publikacji o mieszananiu cieczy nienewtonowskich w mieszalnikach wibracyjnych jest znikoma ilość [20, 91].



Mieszanie cieczy nienewtonowskich w mieszalnikach wibracyjnych może okazać się bardzo pożądanym procesem ze względu na możliwość zachowania pierwotnych właściwości reologicznych wytwarzanych układów z uwagi na mniejsze naprężenia ścinające niż w przypadku mieszalników z mieszadłami wykonującymi ruch obrotowy [24, 58, 81]. W takich przypadkach istotną kwestią jest także poznanie dynamiki przepływającej cieczy, w tym prędkości jej przepływu w aparacie.

Dzięki wykorzystaniu nowoczesnych technik pomiarowych, takich jak np. metoda laserowej anemometrii obrazowej PIV (Particle Image Velocimetry), która pozwala na pomiar składowych prędkości przepływającej cieczy oraz ocenę charakteru przepływu w zależności od mieszanego układu, można dokonać głębszej analizy przedstawionej problematyki. Podczas mieszania wibracyjnego składowe prędkości i sposób przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym są zmienne w zależności od zastosowanego mieszadła oraz częstotliwości jego wibracji. Stosując metodę pomiarową PIV można śledzić przepływ cieczy podczas każdego położenia mieszadła w mieszalniku.

Dla rozszerzenia zakresu prowadzonych analiz istnieje możliwość tworzenia symulacji CFD (Computational Fluid Dynamics), które wykorzystują metodę numeryczną do rozwiązywania i analizowania problemów związanych z przepływami płynów [84]. Na temat symulacji CFD przepływu cieczy w mieszalnikach istnieje wiele publikacji naukowych [1, 23, 29, 35, 54, 79, 83, 85, 106, 108, 111, 112]. Jednak, aby wyniki symulacji numerycznych były wiarygodne powinny być zweryfikowane odpowiednimi badaniami eksperymentalnymi np. pomiarami z wykorzystaniem anemometrii laserowej PIV.

Otrzymane wyniki z symulacji numerycznych oraz wyniki pomiarów eksperymentalnych pozwalają na określenie najkorzystniejszych warunków pracy mieszalnika w zależności od preferencji odnośnie do sposobu mieszania wybranych układów. Dotyczy to procesów mieszania zarówno płynów newtonowskich jak i nienewtonowskich.

## 2. ANALIZA STANU WIEDZY

### 2.1 PROCES MIESZANIA I MIESZALNIKI

Mieszanie jest bardzo powszechnym procesem w przemyśle chemicznym i w przemysłach pokrewnych (np.: budowlany, spożywczy), jak też w życiu codziennym. Może przebiegać w rurociągu, przez który przepływa płyn, w pompie przetłaczającej, a także w aparatach specjalnie przeznaczonych do tego celu - zwanych mieszalnikami. Proces ten można podzielić na dwa rodzaje:

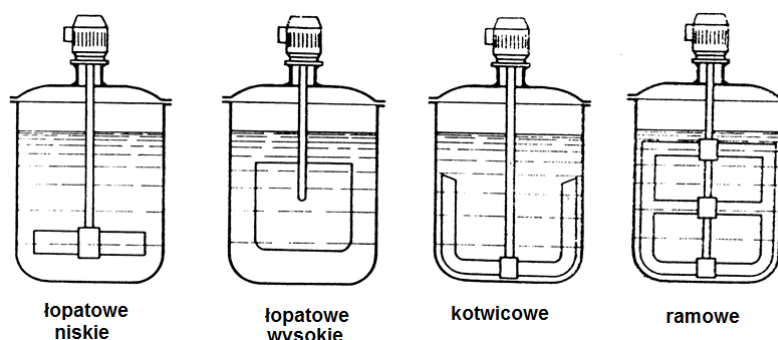
- 1) mieszanie samorzutne (dyfuzja składników układu), np. stosowanie odświeżaczy powietrza w pomieszczeniu,
- 2) mieszanie wymuszone (doprowadzenie do układu energii mechanicznej z zewnątrz), np. za pomocą mieszadeł – mieszanie mechaniczne w aparatach przemysłowych.

Za główne cele operacji mieszania mechanicznego, uważa się: wytworzenie jednolitego roztworu lub mieszaniny, intensyfikacje procesów wymiany ciepła, a także intensyfikacje procesów wymiany masy czysto fizycznej bądź połączonej z reakcją chemiczną [104].

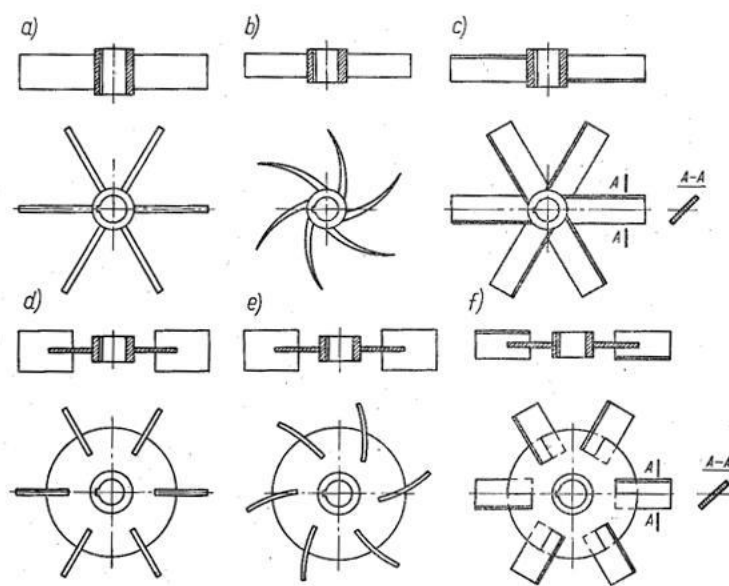
Według normy branżowej BN-69/2340-02 aparat, w którym następuje mieszanie ze sobą różnych substancji (ciekłych, stałych, gazowych) w sposób wymuszony, niezależnie od zachodzących procesów fizykochemicznych, nazywa się mieszalnikiem. Norma ta określa również podział mieszalników. Obecnie znanych jest wiele odmian konstrukcyjnych mieszalników, bowiem o budowie mieszalnika decyduje nie tylko rodzaj mieszadła, ale również typ zbiornika mieszalnika.

Zbiorniki mieszalników mają zazwyczaj budowę cylindryczną oraz zwieńczone są dnami najczęściej wypukłymi, ale spotykane są również dna płaskie i stożkowe. Aby zapobiec zawirowaniu cieczy i wytwarzaniu się leja wokół wału mieszadła stosowane są pionowe przegrody, zazwyczaj od 2 do 6. Ustawiane są zazwyczaj pionowo. Jeżeli proces mieszania przebiega z jednoczesną wymianą ciepła, montowane są węzownice lub płaszcze grzewcze [104].

Mieszadła obrotowe montowane pojedynczo lub kilkakrotnie na jednym wale to najczęściej spotykane rozwiązania spośród rozwiązań konstrukcyjnych w mieszalnikach przemysłowych. Sam podział mieszadeł jest umowny i zależy od przyjętego kryterium podziału. Jeżeli za podstawę podziału przyjmujemy zakres częstości obrotów, przy których mieszadła mogą pracować, będą to mieszadła: niskoobrotowe oraz wysokoobrotowe [104]. Przykładowe rozwiązania konstrukcyjne mieszadeł niskoobrotowych przedstawiono na rysunku 2.1. wysokoobrotowych na rysunku 2.2.

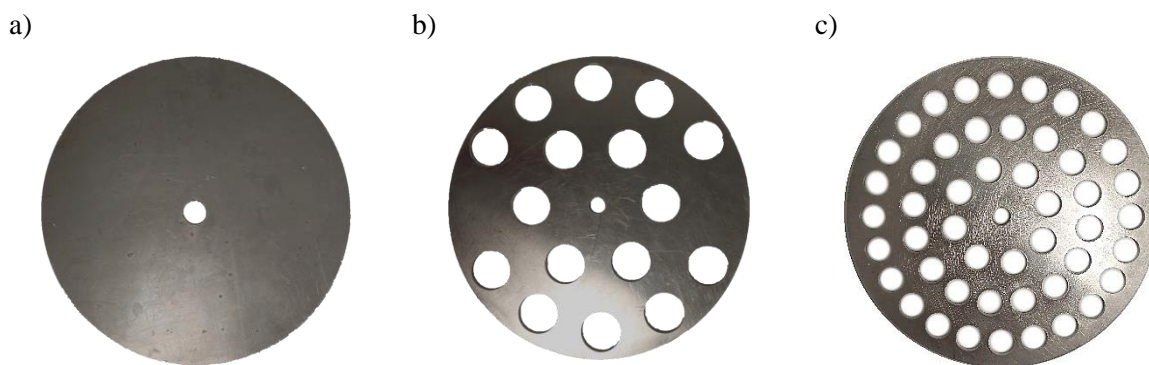


Rys. 2.1. Przykładowe rozwiązania konstrukcyjne mieszadeł niskoobrotowych [104]



Rys.2.2. Przykładowe rozwiązania konstrukcyjne mieszadeł wysokoobrotowych. Mieszadło turbinowe z : a) łopatkami prostymi, b) łopatkami wygiętymi, c) łopatkami pochylonymi. Mieszadło turbinowe dyskowe z: d) łopatkami prostymi, e) łopatkami wygiętymi, f) łopatkami pochylonymi [104]

Interesującą alternatywą dla mieszalników z obracającymi się mieszadłami są mieszalniki wibracyjne. W tych aparatach zamiast mieszadła obrotowego jako element mieszający zastosowany jest dysk/tarcza (pełny lub perforowany), który wykonuje ruch posuwisto-zwrotny z odpowiednio dobraną amplitudą i częstotliwością wibracji [126]. Na rys.2.3 przedstawiono przykładowe rozwiązania konstrukcyjne mieszadeł wibracyjnych, zaś na rys.2.4 przykład mieszalnika wibracyjnego firmy Fundamix.



Rys.2.3. Przykładowe rozwiązania konstrukcyjne mieszadeł wibracyjnych. Mieszadło tarczowe : a) pełne; b), c) perforowane



*Rys.2.4. Mieszalnik wibracyjny firmy Fundamix [21]*

W porównaniu z mieszalnikami klasycznymi mieszalniki wibracyjne mają kilka istotnych zalet. Cyrkulacja cieczy wytwarzana w mieszalniku wibracyjnym jest inna niż w mieszalnikach z mieszadłami obrotowymi. Niemalże w całej objętości zbiornika mieszalnika obserwowany jest intensywny ruch cieczy przy stosunkowo niskich naprężeniach ścinających w przepływie. Z kolei stosowane mieszadło dyskowe/tarczowe pozwala zniwelować pienienie cieczy, uniknąć tworzenia się niepożądanego wiru centralnego oraz powoduje intensyfikację przepływów cyrkulacyjnych. Zmniejszone wytwarzanie naprężeń ścinających, które działają niszcząco na homogeniczne układy dyspersyjne jest kolejną zaletą tych urządzeń. Aspekt ten jest ważny w procesach, gdzie może zachodzić niszczenie struktury układu, który jest mieszany [126].

Mieszanie z zastosowaniem mieszadła wykonującego ruch posuwisto-zwrotny w wielu przypadkach przebiega szybciej i bardziej efektywnie niż w mieszalnikach z klasycznymi mieszadłami obrotowymi. Okresowe zmiany kierunku przepływu w mieszalnikach wibracyjnych przyspieszają homogenizację mieszanego układu oraz znacznie intensyfikują procesy wymiany ciepła i masy [64, 76].

Mieszalniki wibracyjne mogą być zatem wykorzystywane nie tylko w typowych operacjach przemysłowych mieszania kilku składników, ale również tam, gdzie oprócz efektywności działania wymagane jest intensywne, ale nieniszczące mieszanie powstałych w układzie struktur, np. podczas produkcji leków lub w procesach biochemicznych i mikrobiologicznych [126].

## 2.2 PRZEGLĄD LITERATURY

W niniejszym rozdziale pracy przedstawiono rozeznanie literaturowe dotyczące ogólnych trendów rozwojowych i najbardziej perspektywicznych obszarów mieszania w aparatach z mieszadłami wibracyjnymi (wykonującymi ruch posuwisto-zwrotny).

Na podstawie analizy światowej i krajowej literatury dokonano przeglądu rozwiązań konstrukcyjnych mieszalników wibracyjnych, ich parametrów oraz rodzaju mieszanych w tych aparatach układów ciekłych.

Mieszalniki wibracyjne mogą być z powodzeniem wykorzystywane do wytwarzania układów dwufazowych: dyspersji faz ciekłych (tzw. emulsji) [33, 40], zawiesin [25, 44, 98] i zawiesin „lekkich” [124] oraz do mieszania układów trójfazowych typu ciecz-ciało stałe-gaz np. w procesach oczyszczania ścieków i uzdatniania wody [22].

Dziedziny przemysłu w jakich można spotkać się z zastosowaniem tego typu aparatów, to: przemysł chemiczny (polimeryzacja) [33], spożywczy (mieszanie napojów – wino, soki, dodawanie barwników, witamin, aromatów) [17, 109], kosmetyczny (produkcja balsamów, kremów) [21] oraz przemysł farmaceutyczny (np. produkcja penicyliny) [27].

Aparaty z mieszadłami wibracyjnymi pojawiają się coraz częściej w ofertach światowych czołowych firm zajmujących się projektowaniem, wytwarzaniem oraz doborem urządzeń mieszających [15, 21, 22, 82]. Cechuje je duża różnorodność konstrukcyjna. Mieszalniki mogą być otwarte lub zamknięte, gdyż mieszadła wibracyjne pracują efektywnie nawet w przypadku niższych wysokości napełnienia cieczą niż robocza wysokość zbiornika. Mieszalniki te mogą pracować w sposób okresowy lub ciągły, w warunkach ciśnienia atmosferycznego, podciśnienia bądź nadciśnienia (ciśnienie robocze w zakresie  $p = -1 \cdot 10^{-5} \div 1 \cdot 10^6$  [Pa]) oraz posiadać dodatkowy system chłodzenia/ogrzewania mieszanego układu w zakresie temperatur  $t = -20^{\circ}\text{C} \div 150^{\circ}\text{C}$ . Zbiorniki mieszalników mają zazwyczaj płaskie dno i nie posiadają przegród w odróżnieniu od mieszalników klasycznych [63].

Wał, na którym montowane jest mieszadło, usytuowany jest centrycznie w osi zbiornika, a zbiorniki wytwarzane są najczęściej ze stali odpornych na korozję w zależności od mieszanej cieczy [63].

Mieszadła w kształcie płaskich dysków, w zależności od skali mieszalnika, posiadają różne średnice – zazwyczaj od kilkunastu centymetrów do nawet kilku metrów. W zależności od przeznaczenia aparatu, dyski są usytuowane w różnych odległościach od dna zbiornika. Stopień perforacji dysków mieszających określany jest jako stosunek sumarycznej powierzchni otworów do powierzchni całkowitej dysku i zawiera się najczęściej w zakresie  $\phi = 0,005$  do 0,5. Średnica, rozmieszczenie oraz kształt otworów mogą być różne w zależności od potrzeb [63].

Badania parametrów pracy mieszalnika wibracyjnego prowadzono w kraju oraz za granicą.

W Polsce tego typu prace badawcze prowadzili między innymi Gierczycki, Dzido i Kocurek [24], którzy przeprowadzili badania mocy mieszania dla laboratoryjnego mieszalnika wibracyjnego z mieszadłem w postaci pojedynczej tarczy, wymiennie pełnej lub perforowanej. Autorzy określili mieszadła wykonujące ruch posuwisto-zwrotny jako doskonale nadające się do łagodnego lecz wystarczająco intensywnego mieszania płynów i zawiesin w procesach, gdzie nie dopuszcza się nawet lokalnie dużych sił ścinających działających destrukcyjnie na np. organizmy żywe mieszanych zawiesin, co skutkuje możliwością dłuższego zachowania pierwotnych właściwości reologicznych badanych

układów. Mieszaniu poddano kolejno trzy cieczy newtonowskie: wodę, 50% roztwór wodny gliceryny oraz glikol. Wyznaczono liczbę Reynoldsa (wzór 2.1) dla mieszadeł wibracyjnych na podstawie literatury naukowej autorstwa Bairda [8], Sierzputowskiego i Dobrzanskiego [100] czy Gierczyckiego [26].

$$Re_w = \frac{(2\pi Af)\rho D}{\eta} \quad (2.1)$$

Określono wstępnie dolną granicę ruchu turbulentnego w mieszalnikach wibracyjnych jako  $Re_w \approx 3000$ . Wartość ta, chociaż znacznie niższa niż dla mieszadeł obrotowych ( $Re_w \approx 10\,000$ ), może być uznana za właściwą, gdyż w literaturze spotyka się początek zakresu turbulentnego w mieszalnikach tego typu nawet dla  $Re_w \approx 100$  [66].

Stosując elektryczną metodę pomiaru mocy, Gierczycki, Dzido i Kocurek [24] wyznaczyli krzywe mocy dla zestawu sześciu tarcz mieszających. Stwierdzono, że dla pełnej tarczy wartość liczby mocy jest większa niż dla tarczy perforowanej o tej samej średnicy.

Kamiński i Wójtowicz [38, 40, 43] przeprowadzili badania eksperymentalne dyspergowania dwóch niemieszających się wzajemnie cieczy newtonowskich w mieszalniku wibracyjnym w trzech konfiguracjach, woda-nafta, woda-parafina i woda-olej metylosilikonowy. Badanie obejmowało trzy niezwykle istotne problemy związane z mieszaniem wibracyjnym dla układów ciecz-ciecz: warunki krytyczne, zużycie energii, a także stopień zdyspergowania faz. Istotną częścią badań był pomiar zużycia energii podczas doświadczeń, gdzie średnią moc wejściową obliczono jako całkę po czasie całkowitej siły działającej na tarczę  $F(t)$  i chwilowej prędkości tarczy  $w(t)$ , zgodnie z równaniem (2.2):

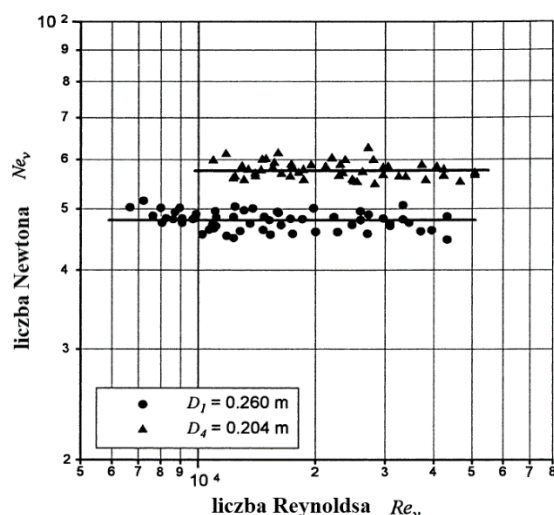
$$P = f \int_0^{1/f} F(t)w(t)dt \quad (2.2)$$

Funkcję siły wyznaczono za pomocą czujnika piezoelektrycznego zamontowanego na wale mieszadła, zaś do opisu prędkości chwilowej dysku zastosowano następujące równanie:

$$w(t) = 2\pi Af \left[ \sin(2\pi ft) + \frac{A}{2L} \sin(4\pi ft) \right] \quad (2.3)$$

gdzie  $L$  jest całkowitą długością korbowodu mieszalnika.

Szczegółowa metodyka pomiaru i wyznaczania wielkości zapotrzebowania mocy została opisana w artykule pt.: „*Metodyka pomiaru mocy w procesach mieszania wibracyjnego*” przez tych samych autorów [41]. Przykładowe charakterystyki mocy  $Ne_w = f(Re_w)$  dla dwóch wybranych pełnych mieszadeł tarczowych przedstawiono na rys.2.5.



Rys.2.5. Charakterystyki mocy  $Ne_w=f(Re_w)$  dla wybranych pełnych mieszadeł tarczowych [40]

W swoich badaniach autorzy potwierdzili, że średnica tarczy ma istotny wpływ na pobór mocy oraz używając bezwymiarowego modułu geometrycznego  $T/D_h$  (gdzie:  $T$  – średnica wewnętrzna zbiornika,  $D_h$  – średnica hydrauliczna) wykazali, że wpływ średnicy tarczy na zużycie mocy można opisać równaniem (2.4):

$$Ne_v = 69,5 \left( \frac{T}{D_h} \right)^{-0,16} \quad (2.4)$$

Średni błąd względny dla wzoru (2.4) wyniósł 3,5%. Obliczone wartości liczby Newtona są zbliżone do opublikowanych przez Komoda i in. [56], gdzie w obydwu przypadkach geometryczny układ dysk-zbiornik był bardzo do siebie zbliżony. Porównywalne wartości uzyskali również Lo i in. [65], gdzie badano dwie tarcze wykonujące ruch posuwisty-zwrotny, które osadzone były na tym samym wale.

Uzyskane dane przedstawiono w korelacjach opisujących wpływ warunków eksploatacyjnych i właściwości fizycznych cieczy na proces mieszania.

Również Kamiński i in. [39] w artykule pt. „Charakterystyki mocy pełnych i perforowanych mieszadeł tarczowych” wyznaczyli liczby mocy Newtona ( $Ne_w$ ) podczas pracy mieszalnika wibracyjnego w zależności od rodzaju zastosowanego mieszadła tarczowego (pełne lub perforowane). Średnica wewnętrzna zbiornika mieszalnika wibracyjnego wynosiła  $T=0,286$  [m]. Zbiornik ten napełniano do wysokości  $H$ , równej średnicy wewnętrznej zbiornika, następującymi cieczami: woda destylowana, glikol etylenowy oraz gliceryna w stanie czystym oraz jako 90% wag. roztwór wodny. Zastosowane w procesie cieczy o charakterze płynów newtonowskich znacznie różniły się od siebie wartościami dynamicznego współczynnika lepkości, co pozwoliło na uzyskanie możliwie szerokiego zakresu charakterystyk mocy. Badaniu poddano mieszadła tarczowe pełne o średnicach:  $D_1=0,260$ ;  $D_2=0,238$ ;  $D_3=0,220$  i  $D_4=0,205$  [m] oraz mieszadła perforowane o średnicy  $D_2$  o różnych stopniach perforacji.

Dla mieszadła poruszającego się ruchem posuwisto-zwrotnym wychylenie liczone od dolnego skrajnego położenia zostało opisane zależnością:

$$z(t) \cong A \left\{ 1 - \cos(2\pi ft) + \frac{A}{2L} [1 - \cos(4\pi ft)] \right\} \quad (2.5)$$

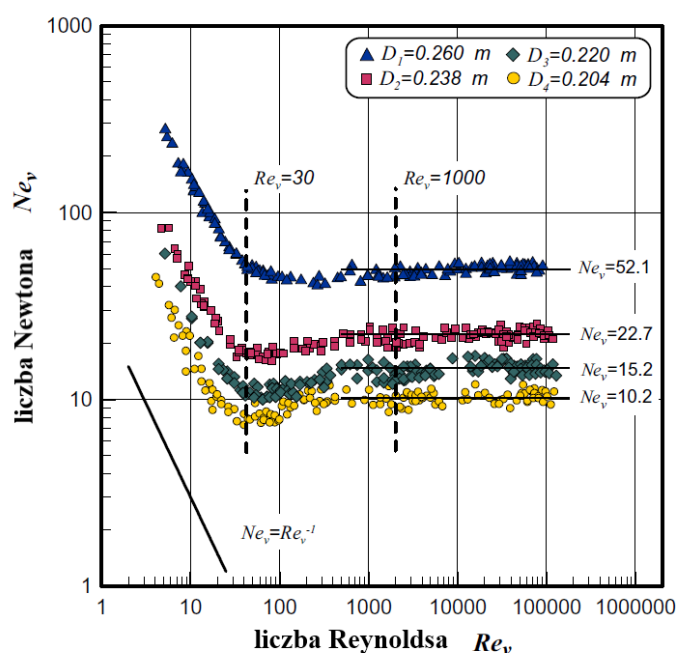
Jego prędkość chwilowa opisana została zgodnie z równaniem (2.3), zaś prędkość średnia i maksymalna, odpowiednio:

$$\bar{w} = 4Af \quad (2.6)$$

$$w_{max} = 2\pi Af \quad (2.7)$$

Średnią moc mieszania wyznaczono zgodnie ze wzorem (2.2). Następnie wyznaczone wartości średniej mocy mieszania posłużyły do obliczenia bezwymiarowych liczb kryterialnych Newtona  $Ne_w$  oraz Reynoldsa  $Re_w$ . W pracy podkreślono, że liczba mocy  $Ne_w$  w mieszalniku wibracyjnym z mieszadłami tarczowymi (bez względu na to czy były pełne czy perforowane) nie zależy od wysokości ich zawieszenia nad dnem zbiornika w zakresie  $h = (0,25 \div 0,5)$ .

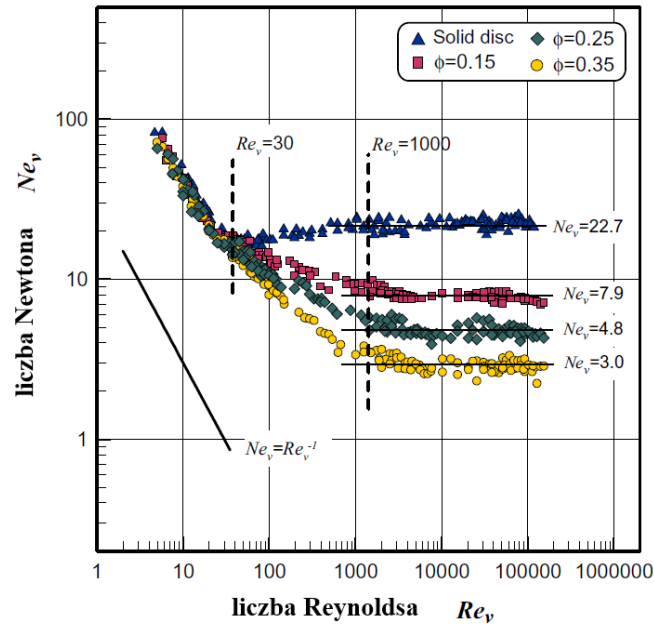
Na rys. 2.6 przedstawiono charakterystyki mocy  $Ne_w = f(Re_w)$  otrzymane dla czterech pełnych mieszadeł tarczowych:  $D_1$ ,  $D_2$ ,  $D_3$  i  $D_4$ . Natomiast na rys.2.7 charakterystyki mocy dla trzech mieszadeł perforowanych.



Rys.2.6. Charakterystyki mocy  $Ne_w = f(Re_w)$  dla pełnych mieszadeł tarczowych [39]

Analizując przebiegi charakterystyk pokazanych na rys. 2.6 można wyznaczyć wartości liczb Reynoldsa będące granicą występowania charakterystycznych, generowanych w mieszalniku podczas procesu mieszania rodzajów przepływów cieczy. Jako górną granicę występowania przepływu laminarnego wyznaczono  $Re_w \approx 30$ , zaś jako dolną dla zakresu rozwiniętego mieszania burzliwego  $Re_w \approx 1000$ .





Rys.2.7. Charakterystyki mocy  $Ne_w=f(Re_w)$  dla mieszadeł perforowanych  $D=0,238$  [m]; niebieskie trójkątne symbole reprezentują pełne mieszadło tarczowe o tej samej średnicy [39]

Otrzymane wyniki dla mieszadeł pełnych dla całego zakresu liczby Reynoldsa opisano za pomocą jednej, ogólnej zależności:

$$Ne_w = \left[ \left( \frac{8,43}{Re_w} \right)^{1,36} \left( \frac{D}{D_h} \right)^{1,65} + 2,61 \left( \frac{D}{D_h} \right) \right]^{1,2} \quad (2.8)$$

gdzie:  $D_h=T-D$  jest zastępczą średnicą hydrauliczną dla przekroju zawartego między ścianką mieszalnika a mieszadłem, natomiast moduł  $D/D_h$  ujmuje wpływ średnicy mieszadła. Autorzy wyjaśniają, że stałe i wartości wykładników we wzorze (2.8) wyznaczono wykorzystując metodę regresji nieliniowej z algorytmem quasi-Newtona do określenia minimum funkcji straty. Procent wariacji wyjaśnionej przez równanie (2.8) wyniósł 98%, zaś średnia wartość błędu względnego oszacowania liczby mocy wynosi 12,3%. Metoda ta jest prawidłowa w zakresie  $Re_w=5 \div 1,4 \cdot 10^5$  oraz  $D/D_h=2,4 \div 10$  [39].

W przypadku mieszadeł perforowanych, uwzględniając wpływ stopnia perforacji ( $\phi$ ), otrzymano zależność o postaci:

$$Ne_w = \left[ \left( \frac{501,7}{Re_w} \right)^{1,44} + 6,36 Re_w \phi^{-1,25} \right]^{0,64} \quad (2.9)$$

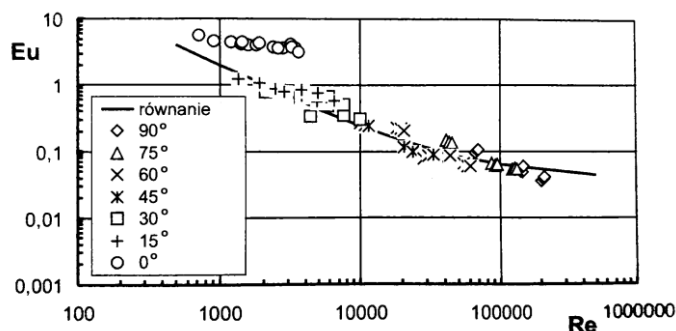
Gdzie zakres zmienności liczb Reynoldsa, dla których obowiązuje równanie (2.8) wynosi  $Re_w=4 \div 2 \cdot 10^5$ . Autorzy [39] wykazali, że zależność (2.9) wyjaśnia wariację dla blisko 97% przypadków, a średnia wartość błędu względnego wyniosła 13,8% [39].

W 2003 roku ukazał się artykuł Kamińskiego i Wójtowicza [42], pt.: *Największa, stabilna średnica kropeł w układach zdyspergowanych wytwarzanych wibracyjnie*, gdzie układ dwufazowy, (woda-nafta lub woda-olej parafinowy) wytworzony w mieszalniku, rejestrowany był za pomocą kamery cyfrowej, a następnie otrzymane obrazy poddawano analizie komputerowej. Analiza otrzymanych wyników pokazała, że w układach woda-nafta ( $\varphi_d=10,15\%$ ) i woda-olej parafinowy ( $\varphi_d=10, 15$  i  $20\%$ ) maksymalną stabilną wielkość kropeł można opisać za pomocą zależności wynikającej z klasycznego modelu deformacji *Hinze* [31], opartego na teorii burzliwości Kołmogorowa [55].

Masiuk i Kordas [70] w pracy pt. *„Mieszanie zawiesin niesedymentujących mieszadłem wibracyjnym o łopatkach wirujących”* przeprowadzili badania mocy mieszania wibracyjnego w układach dyspersyjnych. Mieszano układy, gdzie fazą ciągłą była woda lub wodny roztwór gliceryny, a fazą dyspersyjną stabilną: piasek, kulki szklane, proszek PCV, ferryt oraz fazą dyspersyjną niszczoną – bryłki węgla wapnia. W badaniach zastosowano mieszadło z czterema łopatkami specjalnie wyprofilowanymi zamocowanymi ruchomo na osiach w wycięciach w płycie mieszającej. Oprócz mocy mieszania, wyznaczono prędkość krytyczną ruchu mieszadła, przy której otrzymuje się stabilny układ dyspersyjny oraz stopień rozpuszczenia ciała stałego w fazie ciągłej.

Masiuk i Popielewska [72] przeprowadzili pomiary wpływu intensywności mieszania na moc mieszania zawiesin niesedymentujących, podobnie jak w pracy [70], przy użyciu mieszadła wibracyjnego o zmiennym kącie ustawienia ruchomych łopatek. Pomiarów mocy dokonywano poprzez pomiar siły powodującej sprężyste odkształcenie pierścienia dynamometrycznego zamontowanego na wale mieszadła. Mieszadło podczas ruchu posuwisto-zwrotnego napotykało na opór płynu, w wyniku czego powstająca siła nacisku na łopatki mieszadła przekazywana była przez wał na pierścień, który ulegał deformacji. Dynamiczne zmiany deformacji przetwarzano mostkiem indukcyjnym na napięcie. Odczytywaną amplitudę fali przeliczano na maksymalną skupioną siłę odkształcającą pierścień. Iloczyn tej siły i intensywności określał maksymalną moc mieszania.

Opracowane wyniki badań mocy mieszania przedstawiono graficznie (rys.2.8) w postaci charakterystyki mocy w układzie współrzędnych ( $Re$ ,  $Eu$ ):



Rys.2.8. Wpływ intensywności mieszania na moc mieszania mieszadłem wibracyjnym o zmiennym kącie ustawienia łopatek (stężenie zawiesiny 10% wag.) [72]

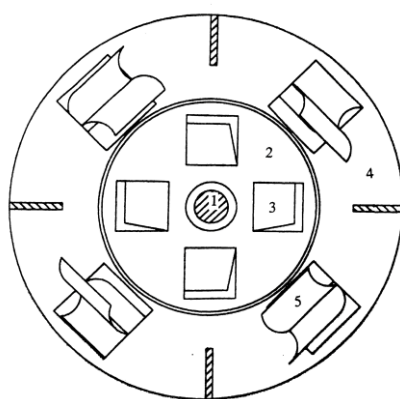
W przebadanym zakresie zmian liczby *Reynoldsa* ( $Re$ ) względem liczby mocy *Eulera* ( $Eu$ ) punkty pomiarowe (za wyjątkiem płaskiej płytki mieszającej ( $\alpha=0^\circ$ )) przybliżają krzywą o kształcie zbliżonym

do kształtu charakterystyki mocy dla mieszadła wibracyjnego. Do opracowania wyników pomiarów wykorzystano równanie (2.10), opisujące charakterystykę mocy mieszadła wibracyjnego:

$$Eu = 1950Re^{-1}(1 + 0,00004Re^{0,95}) \quad (2.10)$$

Równanie (2.10) jest słuszne dla następującego zakresu zmiennych:  $\rho=1105[\text{kg/m}^3]$ ,  $\eta=0,00897[\text{Pa}\cdot\text{s}]$ ,  $A=0,025\div 0,08[\text{m}]$ ,  $f=0,187\div 1,163[\text{s}^{-1}]$ ,  $Re=70\div 2,14\cdot 10^5$ . Błąd względny absolutny procentowy wynosi 19%.

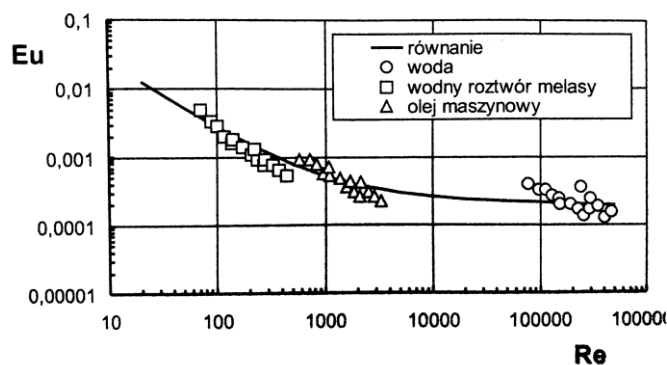
Również Masiuk i Popielewska [71] dokonali pomiaru mocy mieszania cieczy w mieszalniku z poziomą przegrodą z łopatkami wirującymi i mieszadłem wibracyjnym tłokowym. Pomiaru mocy dokonano tą samą metodą co w pracy [72]. Szkic układu mieszającego użytego w badaniach przedstawiono na rys.2.9.



Rys.2.9. Szkic układu mieszającego: 1-wał mieszadła tłokowego; 2-mieszadło tłokowe; 3-łopatka kłapiąca jednostronnego działania; 4-przegroda pozioma; 5-łopatka wirująca przegrody [71]

Mieszadło wibracyjne tłokowe, oprócz ruchu posuwisto-zwrotnego, podczas pracy pompowało płyn pod poziomą przegrodę – 4. Płyn wypływając do góry wprawiał w ruch wirowy ruchome łopatki – 5 umieszczone w otworach w przegrodzie.

Opracowane wyniki badań mocy mieszania przedstawiono graficznie (rys.2.10) w postaci charakterystyki mocy w układzie współrzędnych ( $Re$ ,  $Eu$ ):



Rys.2.10. Wpływ intensywności mieszania różnych cieczy na moc mieszania mieszadłem wibracyjnym tłokowym z poziomą przegrodą i łopatkami wirującymi [71]

W przebadanym zakresie wpływu zmian liczby *Reynoldsa* ( $Re$ ) na wartość liczby mocy *Eulera* ( $Eu$ ) punkty pomiarowe przybliżają krzywą o kształcie zbliżonym do kształtu charakterystyki mocy dla mieszadła wibracyjnego. Do opracowania wyników pomiarów wykorzystano równanie (2.11), opisujące charakterystykę mocy mieszadła wibracyjnego:

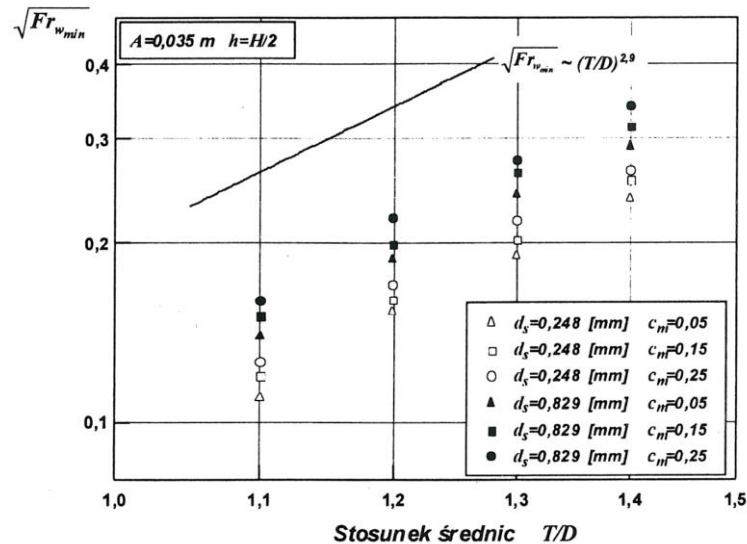
$$Eu = 0,25Re^{-1}(1 + 0,0015Re^{0,95}) \quad (2.11)$$

Równanie (2.11) jest słuszne dla następującego zakresu zmiennych:  $\rho=884\div 1215[\text{kg/m}^3]$ ,  $\eta=1\cdot 10^{-3}\div 0,94\cdot 10^{-2} [\text{Pa}\cdot\text{s}]$ ,  $A=0,025\div 0,08[\text{m}]$ ,  $f=0,68\div 1,3[\text{s}^{-1}]$ ,  $Re=4\cdot 10^1\div 7,5\cdot 10^4$ . Błąd względny absolutny procentowy wynosi 25%.

Kamieński, Wójtowicz i Spytkowski [37] sprawdzili warunki wytwarzania zawiesin w mieszalniku wibracyjnym z mieszadłem tarczowym. Badanie przeprowadzono w mieszalniku wibracyjnym, składającym się z cylindrycznego zbiornika o średnicy  $T=0,286 [\text{m}]$ , wewnątrz którego znajdowało się pełne mieszadło tarczowe. Średnice  $D$  badanych mieszadeł tarczowych dobierano tak, że  $T/D=1,1-1,4$ . Zbiornik mieszalnika napełniono cieczą do wysokości równej jego średnicy. Fazę ciekłą stanowiła woda destylowana ( $\rho_c=998 \text{ kg/m}^3$ ,  $\eta_c=0,001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ), zaś fazę stałą cząstki agalitu ( $\rho_s=2315 \text{ kg/m}^3$ ), o średnicach  $d_s=0,248; 0,580; 0,829 [\text{mm}]$ . Udział masowy fazy stałej zmieniano w zakresie  $c_m=0,02-0,25$ . Mieszanie przeprowadzono w zakresie częstotliwości  $f=0,5-3,75 [\text{Hz}]$  i amplitudach wibracji mieszadła  $A=0,02-0,05 [\text{m}]$  (zmienianych co  $0,005 \text{ m}$ ). Moment wytworzenia całkowitej zawiesiny określano na podstawie kryterium *Zwieteringa*, wedle którego cząstki ciała stałego mogą pozostawać na dnie w bezruchu nie dłużej niż 1 sekundę.

Przeprowadzone badania pokazały, że minimalna, średnia prędkość ruchu mieszadła ( $\bar{w}_{min}$ ) gwarantująca rozproszenie fazy stałej w cieczy zależy przede wszystkim od średnicy mieszadła. Mniejszy wpływ wywierają również: wielkość cząstek, ich masowy udział w mieszaninie oraz wysokość zawieszenia mieszadła nad dnem zbiornika.

Na rys.2.11 zilustrowano wpływ parametrów prowadzenia procesu na minimalną wartość liczby *Froude'a* (wzór 2.12) ujmującej oddziaływanie istotnych dla przebiegu procesów rozpraszania sił bezwładności i ciężkości.



Rys.2.11. Wpływ stosunku średnic  $T/D$  i udziału masowego fazy stałej  $c_m$  na wartość  $\sqrt{Fr_{wmin}}$  dla cząstek o różnych średnicach  $d_s$  ( $A=0,035$  m,  $h/H=0,50$ ) [37]

Wpływ opisanych parametrów ujęto wykorzystując metodę regresji nieliniowej z algorytmem quasi-Newtona za pomocą zbiorczej zależności:

$$\sqrt{Fr_{wmin}} = 0,58 \left(\frac{T}{D}\right)^{2,9} \left(\frac{h}{D}\right)^{0,08} \left(\frac{d_s}{D}\right)^{0,22} c_m^{0,14} \quad (2.12)$$

Wyjaśnia ona wariancję dla blisko 84% przypadków, średnia wartość błędu względnego jej aproksymacji wynosi 11,4%. Dana zależność obowiązuje w zakresie zmienności:  $Fr_{wmin}=0,004-0,25$ ;  $T/D=1,1-1,4$ ;  $h/D=0,28-1,05$ ;  $d_s/D=0,0025-0,004$ .

Masiuk i Rakoczy [77] zajmowali się analizą wpływu mieszania wibracyjnego na gęstość widmową momentów informacyjnych dla układu dyspersyjnego ciec-ciało stałe. Dane eksperymentalne analizowano metodami statystycznymi w dziedzinie czasu i częstotliwości. Rozbieżność między rzeczywistym a teoretycznym rozkładem zmiennych statystycznych stanu zawiesiny opisano za pomocą momentów informacyjnych, takich jak skośność ( $S$ ) i kurtoza ( $K$ ). Momenty te uzyskano dzięki następującym zależnościom:

$$S = \frac{\beta^3}{\sigma^3} \quad K = \frac{\beta^4}{\sigma^4} \quad (2.13)$$

gdzie:

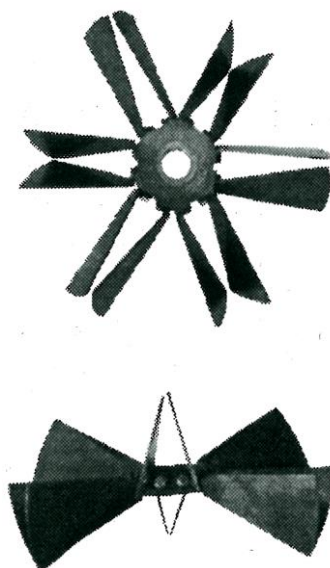
$\beta$ - moment centralny

$\sigma$  – odchylenie standardowe

Autorzy wykazali, że proces zawieszania cząstek ciała stałego w cieczy zależy od intensywności mieszania, które generowane jest przez mieszadło tłokowe. Niskie wartości skośności i kurtozy dla

układu dyspersyjnego wskazały, że faza dyspersyjna jest regularnie rozmieszczana w całej objętości mieszanego układu i może być opisana rozkładem normalnym.

Również Masiuk i Rakoczy [73] dokonali analizy statystycznej procesu wytwarzania emulsji w mieszalniku wibracyjnym. Proces emulgowania został zrealizowany przy użyciu stanowiska eksperymentalnego z nietypowym mieszadłem tłokowym (rys.2.12). Przeanalizowano wpływ intensywności mieszania na jakość procesu emulgowania. Emulsję wytworzono przez rozprowadzenie fazy rozproszonej ( $7,5 \text{ dm}^3$  oleju maszynowego) w fazie ciągłej ( $25 \text{ dm}^3$  wody).



Rys.2.12. Szkic mieszadła [73]

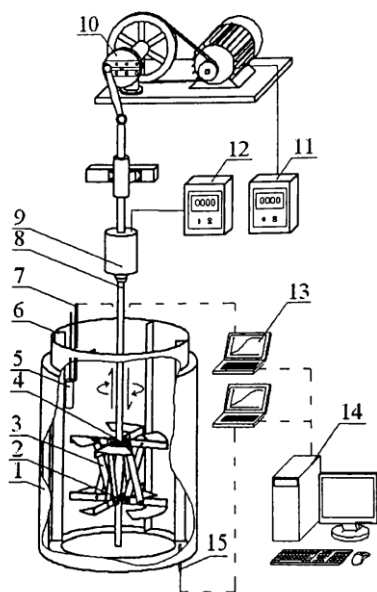
Autorzy podsumowali wyniki badań następująco:

- średnia objętość emulsji w zbiorniku wzrasta wraz z upływem czasu i intensywnością mieszania przy zastosowaniu wybranego mieszadła
- proces emulgowania przebiega szybciej dla wyższej liczby *Reynoldsa*
- w obszarze wysokiej liczby *Reynoldsa* proces emulgowania wymaga krótszego czasu mieszania

Masiuk, Rakoczy i Kordas [74] badali wpływ mieszania wibracyjnego na charakterystyki mocy dla układów dyspersyjnych przy zmiennej objętości wsadu. Badaniu poddano mieszaninę woda-torf. Eksperyment udowodnił, że zużycie energii wzrasta wraz ze wzrostem stężenia układu dyspersyjnego i objętości układu dyspersyjnego w naczyniu. Dodatkowo Masiuk, Rakoczy i Pisarek [75] dokonali pomiaru mocy mieszania cieczy lepkiej z napowietrzaniem w mieszalniku z mieszadłem wykonującym ruchy posuwisto-zwrotne o kształcie przedstawionym na rys.2.9.

W 2012 ukazał się artykuł Kordasa, Rakoczego i in. [62] w którym dokonali analizy przydatności do procesu rozpuszczania ciała stałego w cieczy mieszalnika wyposażonego w mieszadło wykonujące ruch obrotowy i posuwisto-zwrotny.

Pełen opis budowy i zasady działania mieszadła i mieszalnika zamieszczono w pracy pt. „Konstrukcja i charakterystyka mieszalnika z mieszadłem wibracyjno-obrotowym” [59] oraz zgłoszeniach patentowych [60, 61]. Mieszalnik oraz aparaturę badawczą przedstawiono na rys. 2.13.



Rys.2.13. Aparatura badawcza: 1-zbiornik, 2-piasta dolna, 3-mieszadło, 4-piasta górna, 5-cylindryczna próbka NaCl, 6-przegroda, 7-czujnik konduktometryczny, 8-wał, 9-napęd ruchu obrotowego, 10-przekładnia, 11-regulacja ruchu posuwisto-zwrotnego, 12-regulacja ruchu obrotowego, 13-wielofunkcyjne urządzenie pomiarowe, 14-komputer, 15-sonda konduktometryczna [62]

Proces wymiany masy w mieszalniku realizowano poprzez wprowadzenie cylindrycznej próbki ciała stałego (soli kamiennej > 98% NaCl) do wypełnionego wodą zbiornika mieszalnika. Użyte w pracach badawczych próbki soli kamiennej wykonano zgodnie z wytycznymi podanymi w pracy Rakoczego [89]. Cylindryczne próbki ciała stałego umieszczano w okolicy powierzchni swobodnej cieczy i ściany zbiornika. Próbkę wyjmowano z cieczy po 60 sek. mieszania, następnie wykonywano pomiar jej masy, objętości, średnicy i wysokości. Pomiary rozpuszczalności ciała stałego zrealizowano dla ruchu obrotowego, ruchu posuwisto-zwrotnego oraz jednocześnie obrotowego i posuwisto-zwrotnego.

Na podstawie wykonanych prac eksperymentalnych oraz uzyskanych rezultatów stwierdzono, że nowa konstrukcja mieszalnika może być z powodzeniem stosowana do procesu intensyfikacji wymiany masy. Szczegółowe badania oraz ich wyniki zostały opublikowane w monografii [58] w 2018 roku.

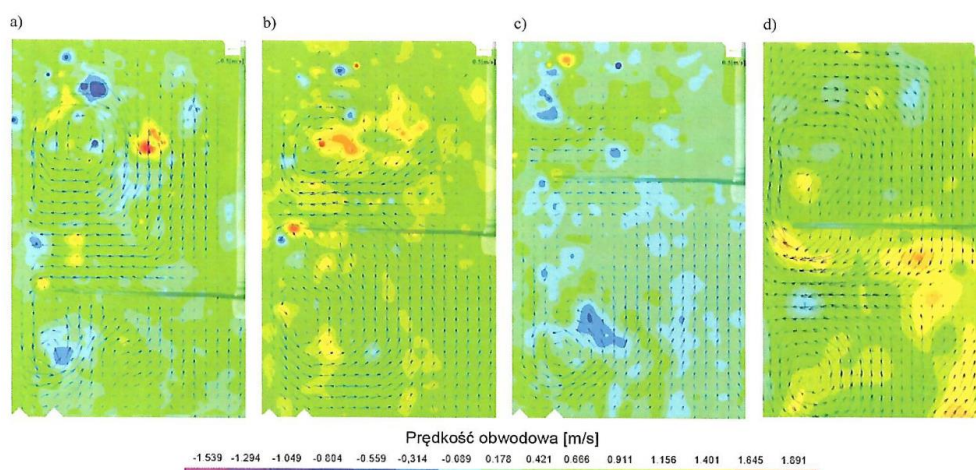
Zagadnienie mieszania wibracyjnego rozwinął Wójtowicz [126] w swojej pracy pt.: „Numeryczna i eksperymentalna analiza wybranych zagadnień mieszania wibracyjnego”, gdzie dokonał on identyfikacji przepływu wody destylowanej w mieszalniku wibracyjnym za pomocą symulacji numerycznej CFD oraz przeprowadził eksperymentalne pomiary przepływu z wykorzystaniem techniki laserowej anemometrii obrazowej Stereo PIV (ang. *Particle Image Velocimetry*).

Układ pomiarowy PIV składał się z dwuimpulsowego lasera Dantec DualPower 50-200 o energii impulsu  $> 50$  [mJ] i częstotliwości powtarzania par impulsów 200 [Hz]. Układ optyczny składał się z dwóch ultraszybkich kamer Phantom Speed Sense 9040 o częstotliwości rejestracji obrazu 1016 FPS. Dzięki zastosowaniu dwóch kamer w układzie stereo 3D, wyznaczenie jednocześnie wszystkich trzech składowych prędkości przepływu cieczy było możliwe. Jako cząstek posiewu (traseira), dodanych do cieczy, użyto cząstek poliamidowych (PSP-50) o średnicy  $d_p=50$  [ $\mu\text{m}$ ].

Mieszadłami poddanymi analizie były mieszadła tarczowe pełne o średnicach:  $D_1=0,260$ ;  $D_2=0,238$ ;  $D_3=0,220$  i  $D_4=0,205$  [m] oraz mieszadła perforowane o średnicy  $D_2$  o różnych stopniach perforacji ( $\phi=0,15$ ;  $0,25$ ;  $0,35$ ), gdzie stopień perforacji określano jako stosunek sumarycznej powierzchni otworów do całkowitej powierzchni dysku pełnego. Mieszadła sytuowane były w różnych odległościach od dna zbiornika, wynoszących w środkowym położeniu ich ruchu  $h=(0,25\div 0,75)H$ . Częstotliwość wibracji mieszadeł zmieniano w zakresie  $f=0,5\div 3$  [Hz], a ich amplitudy  $A=0,02\div 0,05$  [m].

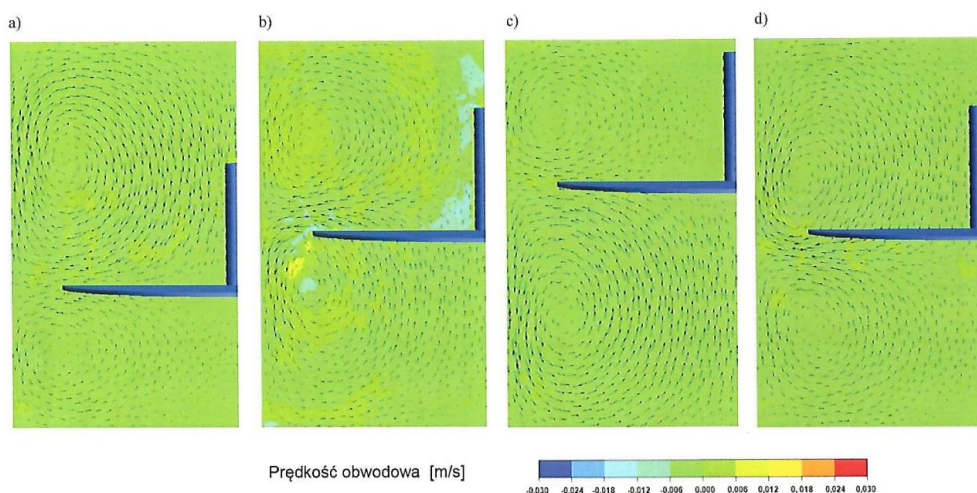
Analizie poddano przepływ cieczy w mieszalniku podczas charakterystycznych położenia mieszadła tarczowego: skrajnego dolnego, skrajnego górnego i dwóch środkowych podczas ruchu mieszadła w górę oraz w dół. Z uzyskanych wyników wykonano zestawienie symulacji i pomiarów dla składowych promieniowej i osiowej prędkości, dominujących w przepływie wytwarzanym w mieszalniku wibracyjnym. Według autora zestawienie to wykazało dość dobrą zgodność wyników pod względem jakościowym tj. cyrkulacji cieczy, lokalizacji wirów oraz pod względem ilościowym tj. wartości składowych prędkości cieczy – w ich przypadku średni błąd względny między wartościami symulowanymi i zmierzonymi zawierał się w przedziale 7-29%. Wyniki pomiarów składowej obwodowej wykazały, że przepływ cieczy w tym kierunku jest niestabilny, a wartości prędkości wykazują duże fluktuacje ( $u_z > 1,2$  m/s), gdzie zmianie ulega zarówno kierunek przepływu, jak i jej wartości.

Mapy przepływu cieczy w mieszalniku dla prędkości obwodowej wyznaczonych na podstawie pomiarów anemometrycznych stereo PIV przedstawiono na rys.2.14, zaś mapy wyznaczone na podstawie symulacji numerycznych CFD dla tej samej prędkości ukazano na rys.2.15.



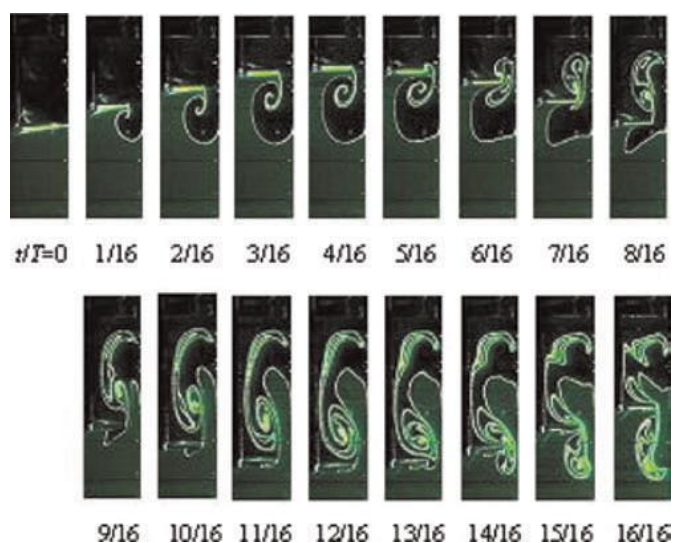
Rys.2.14. Mapy przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych stereo PIV: a) dolne skrajne położenie mieszadła, b) położenie środkowe podczas ruchu w górę, c) górne skrajne położenie mieszadła, d) położenie środkowe podczas ruchu w dół ( $D=0,220$  m,  $f=1$  Hz,  $A=0,04$  m) [126]





Rys.2.15. Mapy przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji numerycznych CFD: a) dolne skrajne położenie mieszadła, b) położenie środkowe podczas ruchu w górę, c) górne skrajne położenie mieszadła, d) położenie środkowe podczas ruchu w dół ( $D=0,220\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ,  $A=0,04\text{ m}$ ) [126]

W Japonii Hirata, Dote, Yoshioka, Komoda i Inoue [32] przeprowadzili pomiary zapotrzebowania mocy i czasu mieszania w mieszalniku z mieszadłem tarczowym poruszającym się ruchem posuwisto-zwrotnym w górę i w dół. Czas mieszania był mierzony za pomocą szybkości odbarwienia jodu w reakcji z tiosiarczanem sodu. Przeprowadzono eksperyment wizualizacyjny w celu zbadania procesu deformacji płynnej granicy faz między dwoma mieszającymi się płynami mieszanymi w mieszalniku wibracyjnym. Na rysunku 2.16 pokazano serię obrazów z czasową wizualizacją przemieszczania granicy faz płynów dla pierwszego cyklu ruchu mieszadła. Ruch posuwisto-zwrotny rozpoczęto w warunkach, w których dwie ciecze były rozwarstwione i nieruchome.



Rys.2.16. Dynamiczne faldowanie i wydłużanie granicy faz dwóch mieszanych cieczy [32]

W eksperymencie użyto dwa rodzaje roztworu glicerolu. Pierwszy roztwór miał pH 10,5, a drugi pH 3,5, gdzie wcześniej do ustalenia pH tych roztworów użyto wodorotlenku sodu i kwasu solnego. Gęstość kwaśnego roztworu zwiększono tylko nieznacznie przez rozpuszczenie w nim niewielkiej ilości sacharozy. Do kwaśnego roztworu dodano również niewielką ilość barwnika uranowego. Barwnik ten fluoryzuje w środowisku neutralnym lub zasadowym, a jego intensywność zwiększa się przy oświetleniu laserem argonowym. Sama procedura doświadczalna przebiegała następująco następująco:

a) mieszadło wykonujące ruch posuwisto-zwrotny zostało zatrzymane w środku zbiornika i z tego miejsca miało rozpocząć pracę,

b) roztworem kwaśnym napełniono naczynie do określonej wysokości,

c) roztwór zasadowy wylano spokojnie na powierzchnię roztworu kwaśnego, tak aby nie zakłócić granicy faz między dwoma roztworami,

d) po dostarczeniu roztworu zasadowego do zalecanej całkowitej wysokości roztworu, rozpoczęto mieszanie posuwisto-zwrotne z częstotliwością od 0,087 do 0,83 Hz.

Ustalono, że wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa, specjalnie zdefiniowanej dla tego układu, bezwymiarowy czas mieszania (będący iloczynem czasu mieszania przez częstotliwość ruchu posuwisto-zwrotnego) maleje i zbliża się do wartości stałej. Mieszanie zostało zakończone w ciągu kilku ruchów posuwisto-zwrotnych. Liczbę mocy mieszania  $P_o$  skorelowano z liczbą Reynoldsa  $Re$ , nie wykazując zależności od stosunku średnicy tarczy mieszadła do średnicy zbiornika:  $P_o=44 Re^{-1}$  dla  $Re < 20$  i  $P_o =1$  dla  $Re >200$ .

W celu wyjaśnienia mechanizmu szybkiego wzajemnego mieszania, rozciągania i fałdowania płynnej granicy faz między dwiema mieszanymi cieczami zastosowano metodę wizualizacji za pomocą wzbudzonej laserowo fluorescencji LIF (*ang. Laser Induced Fluorescence*). Dzięki tej metodzie wykazano, że interfejs płynu rozciąga się wykładniczo w czasie w przepływie laminarnym z generowaniem wirów, co wskazuje, że ruch posuwisto-zwrotny dysku wytwarza chaotyczne pole mieszania. Mieszanie chaotyczne w połączeniu z silnymi turbulencjami powodowanymi przez ruch posuwisto-zwrotny daje szybkie mieszanie, którego nie można osiągnąć przy zwykłym mieszanu obrotowym.

W Wielkiej Brytanii Deshpande i Barigou [20] badali przepływ wodnego roztworu karboksymetylocelulozy przez wibrującą rurę w za pomocą symulacji komputerowej CFD, a także eksperymentalnie, gdzie przepływ nie był uzależniony od czasu.

Stanowisko badawcze składało się z platformy wibracyjnej, cyfrowego kontrolera sinusoidalnego (DSC-4) i wzmacniacza mocy (PA100E), dostarczonego przez Ling Dynamic Systems. System był w stanie zastosować wibracje sinusoidalne do platformy. Amplitudę i częstotliwość drgań można było regulować niezależnie i mierzyć za pomocą cyfrowego akcelerometru piezoelektrycznego przymocowanego do urządzenia wytwarzającego wibracje i podłączonego do kontrolera fali sinusoidalnej.

Dla symulacji przyjęto, że rozwiązanie CFD osiągnęło zbieżność, gdy całkowita znormalizowana pozostałość masowa przepływającego płynu, tj. stosunek sumy bezwzględnych pozostałości dla wszystkich komórek do całkowitego masowego natężenia przepływu przez rurę, była mniejsza niż  $10^{-4}$ , gdzie wymagało to zwykle około 3000 iteracji.

Na podstawie wyników przeprowadzonych badań stwierdzono wpływ oscylacji mieszadła w mieszalniku na zachowanie rozrzedzanej ścinaniem cieczy. Uzyskane wyniki z użyciem roztworu CMC 0,70% wag. wykazały, że drgania sinusoidalne rury znacznie zwiększyły uśrednione w czasie natężenie przepływu. Współczynnik wzmocnienia przepływu, zdefiniowany jako stosunek uśrednionego w czasie natężenia przepływu w wibrowanej rurze do natężenia przepływu w stanie ustalonym ( $q_{vib}/q_0$ ), osiągał wartości nawet 3 w badanych warunkach doświadczalnych. Wykazano, że wraz ze wzrostem częstotliwości drgań wzrasta natężenie przepływu, co jest charakterystyczne dla cieczy rozrzedzanej ścinaniem. Wzrost amplitudy prowadził również do wyższych natężeń przepływu. Zgodność eksperymentu z symulacją CFD była zadowalająca.

### 3. PODSUMOWANIE ANALIZY STANU WIEDZY

Analiza dostępnych w literaturze światowej publikacji w zakresie mieszania wibracyjnego ukazuje, że pomimo nasilenia w ostatnich latach popularności tego rodzaju mieszania [57, 127] oraz szerokich możliwości wykorzystania w przemyśle, liczba prac nawiązujących do mieszalników wibracyjnych jest wciąż stosunkowo niewielka w porównaniu do prac poświęconych tradycyjnym mieszalnikom z mieszadłami obrotowymi. Taki niewystarczający stan wiedzy stwarza duże trudności i niejednoznaczności w procesie projektowania odpowiednich mieszalników.

Wśród przywołanych publikacji naukowych [20, 24, 32, 37, 39, 40, 77, 126] z dziedziny mieszania i mieszalników wibracyjnych można zauważyć, iż istotny nacisk nakładano na badania parametrów pracy mieszalnika wibracyjnego, w tym szczególnie wyznaczaniu mocy mieszania [24, 32, 39, 40].

Mieszadła wykonujące ruch posuwisto-zwrotny zostały powszechnie uznane jako doskonale nadające się do łagodnego lecz intensywnego mieszania płynów i zawiesin w procesach, gdzie nie dopuszcza się dużych sił ścinających. Dzięki temu istnieje możliwość dłuższego zachowania właściwości reologicznych badanych roztworów [24, 81]. Zauważalne staje się, że w literaturze dotyczącej mieszania w mieszalnikach wibracyjnych, najwięcej publikacji poświęcono procesom wytwarzania układów wielofazowych typu ciecz-ciecz [32, 38, 39, 40, 42, 43, 73] i ciecz-ciało stałe [37, 62, 70, 72, 74, 77] w których badano parametry istotne dla tego procesu, takie jak: moc mieszania w zależności o rodzaju zastosowanego mieszadła, stopień zdyspergowania faz układu, rozkłady wielkości fazy dyspergowanej czy minimalna potrzebna prędkość ruchu mieszadła. Przeważnie są to prace, gdzie w procesie mieszania biorą udział ciecz newtonowskie. Niewiele natomiast można uzyskać informacji na temat wibracyjnego mieszania układów nienewtonowskich, gdzie układy te charakteryzują się zmiennymi właściwościami reologicznymi w zależności od m.in. od prędkości ścinania czy temperatury. Ze względu na skomplikowany charakter procesów zachodzących wewnątrz takich układów, badania nad nimi są rzadko podejmowane, co skutkuje brakiem wyspecjalizowanych wiadomości w tym zakresie. Powoduje to powstanie zapotrzebowania właśnie na przeprowadzenie prac badawczych mieszania układów nienewtonowskich w mieszalnikach z mieszadłami wykonującymi ruch posuwisto-zwrotny, co stało się inspiracją do powstania niniejszej pracy.

W przypadku mieszania cieczy nienewtonowskich niezwykle ważna i istotna jest znajomość hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku ze względu na zmieniające się w czasie właściwości reologiczne. Do szczegółowego poznania dynamiki mieszanej cieczy, istotne jest poznanie prędkości jej przepływu w aparacie. Odpowiednie do tego są nowoczesne techniki pomiarowe metodami anemometrii laserowej, w tym: metoda PIV (Particle Image Velocimetry), która pozwala na pomiar składowych prędkości przepływającej cieczy oraz ocenę charakteru przepływu bez inwazyjnej ingerencji w mieszany układ.

Ze względu na to, że podczas mieszania wibracyjnego składowe prędkości i sposób rozchodzenia się cieczy w mieszalniku są zmiennie w zależności o kształtu mieszadła oraz częstotliwości jego wibracji, trudno dokonać precyzyjnych pomiarów bez użycia profesjonalnego sprzętu pomiarowego. Technika PIV jest odpowiednim narzędziem eksperymentalnym, zwłaszcza wtedy, gdy wymagane są precyzyjne pomiary pól prędkości przepływu. Dodatkowo, stosując technikę PIV można śledzić przepływ cieczy podczas każdego położenia mieszadła w mieszalniku.

Dla ułatwienia opisu niniejszej problematyki istnieje możliwość tworzenia symulacji, które wykorzystują odpowiednie algorytmy matematyczne do rozwiązywania i analizowania zagadnień związanych z przepływami płynów. Najpopularniejszymi z nich są metody numeryczne CFD (Computational Fluid Dynamics), które często wykorzystywane są przy prognozowaniu zjawisk zachodzących w różnego rodzaju aparatach. W metodach tych, wprowadzenie odpowiednich parametrów (zarówno odnoszących się do płynu jak i geometrii aparatu) bezpośrednio wpływa na wiarygodność uzyskanych wyników. Dodatkowo wyniki takich analiz powinny być zweryfikowane odpowiednimi badaniami laboratoryjnymi, aby w przyszłości można było stosować je z powodzeniem w praktyce przemysłowej.

Pomimo, że informacje z dziedziny mieszalników wibracyjnych pojawiają się w kraju i na świecie, to jest ich nieporównywalnie mniej niż dla mieszalników klasycznych, z mieszadłem obrotowym. Prezentowane w dostępnej literaturze wyniki badań nie pozwalają na kompletny i całościowy opis operacji mieszania, a w szczególności parametrów hydrodynamiki przepływu cieczy w aparatach z mieszadłem wykonujący ruch posuwisto-zwrotny. Dlatego też niniejsza praca ma na celu poszerzenie stanu wiedzy i uzupełnienie brakujących informacji z zakresu procesu mieszania w mieszalnikach wibracyjnych.

Podsumowując, dostępne prace naukowe na temat mieszalników wibracyjnych nie opisują w dostateczny sposób zagadnień związanych w procesem mieszania w tego typu aparatach, a w szczególności mieszania cieczy nienewtonowskich. Brakuje informacji w zakresie struktury i parametrów cyrkulacji cieczy w zależności od kształtu zastosowanego mieszadła oraz dokładnie zbadanych pól prędkości przepływu w mieszalniku. Przeprowadzenie badań w tym zakresie umożliwi uzyskanie danych, które będą mogły być przydatne przy projektowaniu lub doborze mieszalników przeznaczonych do prowadzenia procesów tego typu.

#### 4. CEL I ZAKRES BADAŃ

Celem niniejszej pracy jest identyfikacja warunków hydrodynamicznych podczas mieszania cieczy nienewtonowskiej mieszadłem wibracyjnym.

Analizy wykonane zostaną za pomocą badań anemometrycznych PIV oraz symulacji CFD hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym. Oznacza to, wyznaczenie rozkładu i wartości prędkości cieczy w mieszalniku, w zależności od zastosowanego mieszadła tarczowego oraz częstotliwości jego wibracji (przy stałej amplitudzie).

Badanymi cieczami nienewtonowskimi będą wybrane wodne roztwory politlenku etylenu PEO (*ang. poly ethylene oxide*), w stężeniach kolejno: 1,2%, 2,4%, 3,6%, 4,8% wag. Stężenie roztworów będzie celowo zwiększane, aby sprawdzić wpływ wzrastającej lepkości cieczy na wartości średnich rozkładów prędkości pól prędkości przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku w dwóch kierunkach: promieniowy, osiowy. Badaniu poddany zostanie również wpływ zastosowanych mieszadeł tarczowych na hydrodynamikę przepływu w mieszalniku wibracyjnym. Podczas pomiarów dla każdego z badanych stężeń PEO będą zastosowane cztery mieszadła tarczowe, wszystkie o tej samej średnicy równej  $D=0,238[m]$ . Zastosowane mieszadła to:

- a) mieszadło pełne,
- b) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ ,
- c) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ ,
- d) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Sam wodny roztwór politlenku etylenu (PEO) jest często stosowany jako środek zwiększający lepkość ciekłych kosmetyków i leków lub jako emulgator, który umożliwia powstanie emulsji, a także zapewnia jej trwałość. Jest całkowicie biodegradowalny [32]. W badaniach wstępnych określone zostaną właściwości reologiczne wodnych roztworów politlenku etylenu dla wybranych stężeń PEO, w ustalonych temperaturach.

Zakres niniejszej pracy obejmował będzie:

- a) wstępne badania reologiczne wodnego roztworu politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}$ : 1,2%, 2,4%, 3,6%, oraz 4,8% wag,
- b) numeryczną analizę hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym za pomocą komputerowej symulacji procesów przepływowych CFD,
- c) przystosowanie stanowiska badawczego do przeprowadzenia anemometrycznych pomiarów przepływu z zastosowaniem laserowej anemometrii obrazowej PIV oraz eksperymentalna analiza hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym.

Badania eksperymentalne przeprowadzone zostaną z wykorzystaniem następującej aparatury pomiarowej:

- reometru rotacyjnego HAAKE Viscotester 550,
- gęstościomierza oscylacyjnego Anton Paar DMA-38A,
- laserowego anemometru obrazowego PIV dla pomiaru hydrodynamiki przepływu

Modelowanie matematyczne przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym będzie realizowane za pomocą numerycznej symulacji komputerowej CFD w programie Ansys Fluent. W obu przypadkach będzie zastosowany dokładnie ten sam układ współrzędnych, aby móc porównać zgodność otrzymanych wartości prędkości.

Pomiary oraz symulacje przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym będą wykonane w temperaturze 20°C,

Wybrane wyniki pozyskane z symulacji CFD porównane zostaną z wynikami pomiarów anemometrycznych PIV w celu sprawdzenia poprawności zastosowanego modelu numerycznego dla przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym.

## 5. WYZNACZANIE PARAMETRÓW REOLOGICZNYCH

### 5.1 REOLOGIA - PODSTAWOWE INFORMACJE

Według definicji reologia jest dziedziną nauki opisującą odkształcenia ciał stałych i płynów pod wpływem naprężeń [93]. Za model reologiczny materiału przyjmujemy model opisujący zachowanie się danego materiału w warunkach odkształceń plastycznych. Odkształceniom tym, ulegać mogą ciała stałe, ciecze oraz gazy. W niektórych dyscyplinach naukowych (np. mechanika płynów, termodynamika) wprowadzono pojęcie ciał doskonałych jako układów stosujących się do wybranych praw fizycznych [52].

Sama koncepcja ciała doskonałego upraszcza rozważania teoretyczne oraz umożliwia stosowanie ścisłych metod matematycznych do analizy interesujących nas zjawisk. Natomiast interesującą kwestią jest to, że ciała doskonałe w rzeczywistości nie istnieją. Stanowią one niejako graniczne przypadki, do których ciała rzeczywiste zbliżają się w większym lub mniejszym stopniu. Niemniej jednak zależności uzyskane przy rozważaniu własności ciał doskonałych opisują w wielu przypadkach zachowanie się ciał rzeczywistych z wystarczającą dla potrzeb technicznych dokładnością [52].

W teorii idealne ciała stałe odkształcają się w sposób sprężysty. W takim przypadku energia zużyta do wywołania odkształcenia zostaje całkowicie odzyskana po usunięciu naprężeń. Natomiast w przypadku idealnych ośrodków płynnych, takich jak ciecze i gazy, deformują się one w sposób nieodwracalny - płyną. Wynika to z faktu, że w ośrodku ciągłym energia wykorzystana na deformację zostaje rozproszona w formie ciepła i nie może być odzyskana po usunięciu naprężeń [93].

Wracając, zatem do ciał/płynów rzeczywistych (ciała stałe, ciecze, gazy), które spotykać można w przyrodzie, nie są one ani idealnymi ciałami stałymi, ani idealnymi ośrodkami płynnymi. Oznacza to, że nie możemy jednoznacznie określić ich właściwości reologicznych. Precyzyjnie określone właściwości mają tylko ciała/płyny doskonałe, które stanowią abstrakcje. Zachodzi zatem potrzeba eksperymentalnego poznania własności reologicznych poddawanych badaniom cieczy, aby dokładnie określić ich zachowanie podczas różnego rodzaju procesów (np. proces mieszania) [52].

#### 5.1.1 ODKSZTAŁCENIA

Pod działaniem sił zewnętrznych wszystkie ciała rzeczywiste ulegają odkształceniu (deformacji), gdzie odkształceniem nazywamy zmianę wzajemnego położenia elementów ciała.

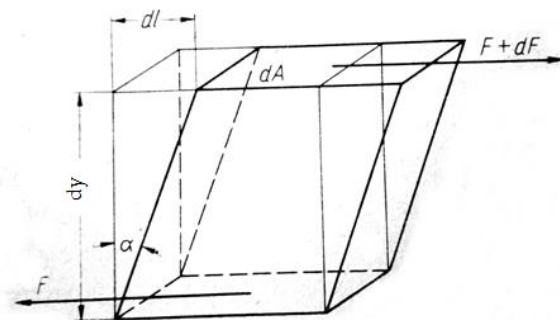
Odkształcenie może, choć nie musi, spowodować zmianę objętości ciała lub jego kształtu.

Odkształceniem objętościowym nazywamy odkształcenie, które zmienia jedynie objętość ciała (bez zmiany jego kształtu). Odkształcenie objętościowe zachodzi pod działaniem ciśnienia izotropowego tzn. ciśnienia jednakowego w każdym kierunku, a wynikiem takiego odkształcenia jest zmiana gęstości ciała. Na przykład w wyniku wzrostu ciśnienia ciało o kształcie kuli zmniejszy swoją objętość, lecz zachowa kształt kulisty - kompresja. Natomiast w odwrotnym przypadku, kiedy ciało kuliste zwiększa swoją objętość, mówimy wtedy o dilatancji [52].



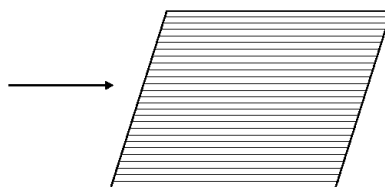
Drugim rodzajem odkształcenia jest odkształcenie postaciowe. Skutkuje ono zmianą kształtu ciała bez zmiany jego objętości (gęstość tego ciała nie ulega zmianie). Najprostszym przypadkiem odkształcenia postaciowego jest tzw. ścinanie proste [52].

Koncepcja ścinania prostego opiera się na wyodrębnieniu myślowym prostopadłościanu z wybranego ośrodka, przykład widoczny na rys.5.1.



Rys.5.1. Ścinanie proste prostopadłościanu [52]

Jeżeli na górną poziomą płaszczyznę tego prostopadłościanu, a powierzchnię  $dA$  działa wypadkowa siła  $dF$  - to siła ta skutkuje przesunięciem górnej płaszczyzny w stosunku do podstawy prostopadłościanu o różniczkową odległość  $dl$  (przy odległości między tymi płaszczyznami równej  $dy$ ). Odkształcenie to można sobie wyobrazić w taki sposób, że nieskończenie cienkie i płaskie warstewki ślizgają się jedna po drugiej jak w tali ułożonych kart co ilustruje rys.5.2.



Rys.5.2. Rysunek poglądowy talii kart przesuwanącej się jak warstewki płynu

Przy takim odkształceniu przemieszczenie wszystkich elementów danego ośrodka następuje w jednym kierunku.

Wzajemność

$$\gamma = \frac{dl}{dy} \quad (5.1)$$

nazywamy gradientem przesunięcia i jest miarą ścinania. Jest on równy tangensowi kąta  $\alpha$  (rys.5.1). Gradient przesunięcia jest bezwymiarowy.

Natomiast stosunek przyłożonej stycznej siły  $dF$ , do powierzchni  $dA$  wyrażony wzorem:

$$\tau = \frac{dF}{dA}, \left[ \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right] = [\text{Pa}] \quad (5.2)$$

nosi nazwę naprężenia stycznego. Jego jednostka to  $\text{N/m}^2$  [52].

Należy wspomnieć, że ciecze i gazy nie wykazują sprężystości i odkształcają się w sposób ciągły pod działaniem stycznej siły ścinającej. Ciągłe odkształcanie się cieczy lub gazu może nastąpić pod działaniem dowolnie małej siły, pod warunkiem, że będzie ono odbywać się dostatecznie wolno. Przy skończonej szybkości odkształcania (przepływ lepki) występuje opór tarcia wewnętrznego przeciwstawiający się wzajemnemu przesuwaniu się warstewek płynu. Opór ten jest tym większy, im większa jest szybkość odkształcania [52].

### 5.1.2 MATEMATYCZNE MODELE REOLOGICZNE

Matematyczne modele reologiczne definiowane są za pomocą odpowiednich reologicznych równań stanu (równania konstytutywne). Reologiczne równanie stanu podaje zależność między naprężeniem, odkształceniem i czasem, zaś parametry występujące w danym równaniu definiują własności reologiczne tzw. ciał/płynów doskonałych [52]. W określonych warunkach własności reologiczne ciał/płynów rzeczywistych przybliżone są przez matematyczne modele reologiczne, będące odpowiednią kombinacją modeli trzech podstawowych reologicznych ciał/płynów doskonałych:

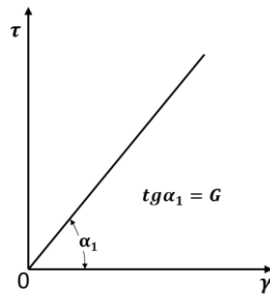
- a) ciało doskonałe Hooke'a
- b) ciało doskonale plastyczne St. Venanta
- c) płyn doskonałe lepki Newtona

W przypadku ścinania prostego własności reologiczne ciała Hooke'a, ciała St. Venanta i płynu Newtona opisują podane poniżej reologiczne równania stanu przedstawione graficznie na wykresach:

- a) ciało sprężyste Hooke'a zdefiniowane jest jako takie ciało stałe, dla którego występuje (w warunkach ścinania prostego) prosta proporcjonalność między naprężeniem stycznym a gradientem przesunięcia, zgodnie ze wzorem (5.3):

$$\tau = G * \gamma \quad (5.3)$$

gdzie współczynnik proporcjonalności  $G$ , jednostka  $[\text{N/m}^2]$ , nosi nazwę modułu sprężystości postaciowej [52].

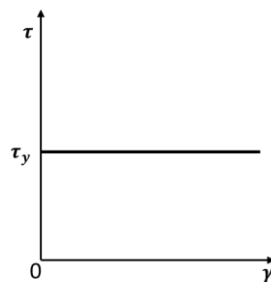


Rys.5.3. Ciało sprężyste Hooke'a [52]

Rys.5.3. przedstawia wykres reologiczny ciała doskonale sprężystego Hooke'a jako układ współrzędnych naprężenia stycznego w funkcji gradientu przesunięcia  $\gamma$ . Zgodnie ze wzorem (5.3) jest to linia prosta, która przechodzi przez początek układu współrzędnych. Nachylenie (współczynnik kątowy) prostej równe jest modułowi sprężystości postaciowej  $G$ .

- b) ciało plastyczne St. Venanta, które zachowuje się przy małych naprężeniach stycznych jak ciało sprężyste. Jednak po osiągnięciu pewnej granicznej wartości naprężenia stycznego  $\tau_y$ , naprężenie to pozostaje w przybliżeniu stałe (niezależne od wielkości przesunięcia), co ukazuje wzór (5.4).

$$\tau = \tau_y \quad (5.4)$$



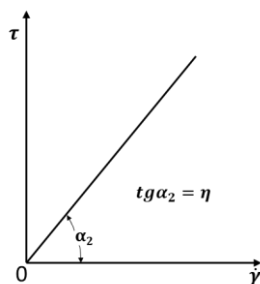
Rys.5.4. Ciało plastyczne St. Venanta [52]

Rysunek 5.4. przedstawia wykres reologiczny ciała doskonale plastycznego St. Venanta w układzie współrzędnych - naprężenie styczne jako funkcja gradientu przesunięcia. W przeciwieństwie do rzeczywistego ciała plastycznego, ciało doskonałe nie odkształca się zupełnie, dopóki naprężenie styczne nie osiągnie wartości granicznej  $\tau_y$ . Po osiągnięciu tej wartości odkształcenie odbywa się zgodnie ze wzorem (5.4), przy stałym naprężeniu stycznym  $\tau = \tau_y$ .

- c) płyny doskonale lepkie Newtona (płyny newtonowskie) zdefiniowane są jako gazy i ciecze, dla których w warunkach prostego ścinania warstewek płynu występuje prosta proporcjonalność między naprężeniem stycznym i szybkością ścinania wyrażona równaniem (5.5).

$$\tau = \eta * \dot{\gamma} \quad (5.5)$$

gdzie  $\eta$  jest współczynnikiem proporcjonalności nazywanym dynamicznym współczynnikiem lepkości lub po prostu lepkością dynamiczną o jednostce  $[\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2]$ .

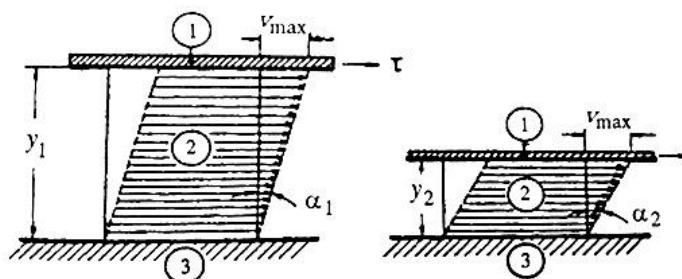


Rys.5.5. Płyn doskonale lepki Newtona [52]

Rys.5.5. ukazuje wykres reologiczny płynu doskonale lepkiego Newtona. Wykres ten sporządzony jest w układzie współrzędnych naprężenie styczne jako funkcja szybkości ścinania  $\dot{\gamma}$ . Zgodnie ze wzorem (5.5) tangens nachylenia linii prostej przechodzącej przez początek układu współrzędnych jest równe współczynnikowi lepkości dynamicznej  $\eta$  [52].

### 5.1.3 SZYBKOŚĆ ŚCINANIA

Aby zdefiniować czym jest szybkość ścinania w przepływie płynu należy rozważyć model płyt równoległych (rys.5.6.) [93].



Rys.5.6. Przepływ między dwiema równoległymi płytami: 1- ruchoma płyta z powierzchnią ścinania (A) stykająca się z cieczą znajdującą się poniżej, 2 - ścinana ciecz, 3 - płyta nieruchoma [93]

Z powyższego rysunku można zauważyć, że maksimum prędkości przepływu  $v_{\max}$  występuje przy górnej powierzchni. Natomiast prędkość przepływu w kolejnych warstwach, licząc od płytki ruchomej do nieruchomej, jest co raz mniejsza i maleje do  $v_{\min} = 0$  przy dolnej powierzchni styku z płytką nieruchomą.

Przepływ laminarny (uwarstwiony) oznacza, że nieskończenie cienkie warstwy cieczy ślizgają się jedna po drugiej, podobnie jak karty w talii. Wówczas jedna warstwa laminarna jest przemieszczana względem sąsiedniej tylko o ułamek całkowitego przemieszczenia zachodzącego w cieczy między dwiema płytami. Otrzymany spadek szybkości wzdłuż szerokości szczeliny ( $y$ ) jest nazywany szybkością ścinania.

Matematycznie szybkość ścinania określona jest pochodną:

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dy} \quad (5.6)$$

W przypadku dwóch równoległych płytek przy liniowym spadku prędkości wzdłuż szczeliny pochodna w równaniu sprowadza się do:

$$\dot{\gamma} = \frac{v_{max}}{y} [s^{-1}] \quad (5.7)$$

Zatem

$$\tau = \eta \cdot \frac{dv}{dy} = \eta \cdot \dot{\gamma} \quad (5.8)$$

Gdzie równanie (5.8) zwane jest równaniem Newtona.

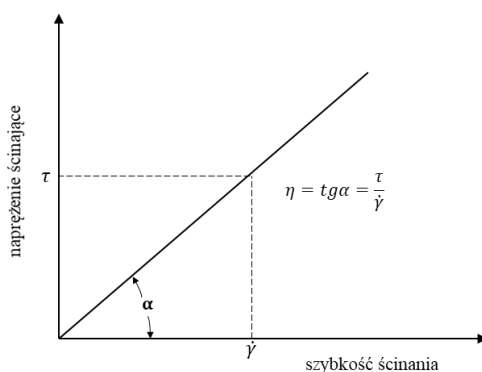
Porównanie równań (5.3) i (5.8) ukazuje zasadniczą różnicę pomiędzy ciałami stałymi i cieczami. Naprężenie ścinające powoduje odkształcenie w ciałach stałych podczas, gdy w cieczach powoduje ono przepływ. Możemy zatem stwierdzić, że ciała stałe deformują się a ciecze płyną. Parametry  $G$  i  $\eta$  spełniają to samo zadanie związane ze współczynnikiem oporu charakteryzującym dane ciało [93].

## 5.2 CHARAKTERYSTYKA PŁYNÓW NIENEWTONOWSKICH. PORÓWNANIE Z PŁYNAMI NEWTONOWSKIMI

Prawo Newtona wyraża liniową zależność między naprężeniem stycznym a szybkością ścinania. Obowiązuje ona dla wielu płynów, m. in: dla powietrza (w zasadzie wszystkich gazów o małej masie cząsteczkowej – choć i one nie stosują się całkowicie do tego prawa przy bardzo dużych szybkościach ścinania), wody, benzyny, melasy, olei mineralnych itp. [52].

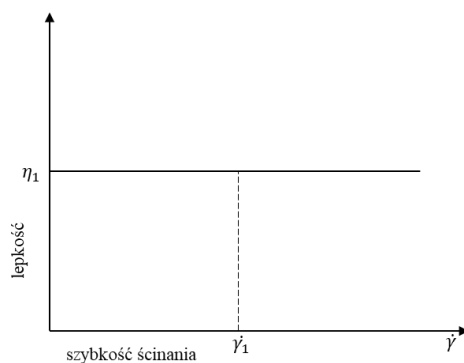
Pojęcie lepkości, zdefiniowane prawem Newtona, jako stała wartość wyznaczana przez kąt pochylenia krzywej płynięcia cieczy Newtona względem osi szybkości ścinania, jest słuszne jedynie dla płynów newtonowskich. Dla płynów nienewtonowskich obowiązuje pojęcie lepkości pozornej, definiowane stosunkiem naprężenia stycznego do szybkości ścinania i oznaczone symbolem  $\eta'$  [52].

Wykres zależności  $\tau = f(\dot{\gamma})$  nazywamy „krzywą płynięcia”. W przypadku płynu newtonowskiego jest ona linią prostą przechodzącą przez początek układu współrzędnych. Tangens kąta pochylenia ( $\alpha$ ) tej linii względem osi odciętych wyznacza wielkość dynamicznego współczynnika lepkości  $\eta$  (rys.5.7).



Rys.5.7. Krzywa płynięcia płynu newtonowskiego [93]

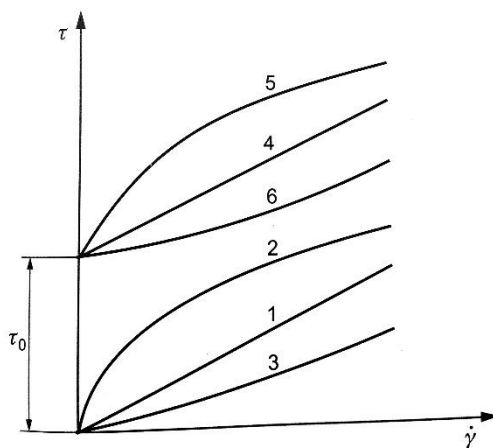
Natomiast Związek między lepkością i szybkością ścinania przedstawiony na wykresie (rys.5.8) nazywamy „krzywą lepkości”.



Rys.5.8. Krzywa lepkości płynu newtonowskiego [93]

Istnieje również wiele płynów, które nie wykazują takiej prostej zależności między naprężeniem stycznym ( $\tau$ ), a szybkością ścinania ( $\dot{\gamma}$ ). Należą do nich przykładowo stopy polimerów, farby i lakiery, glina, asfalt, żywność (dżem, czekolada) czy krew. Dla płynów tego typu krzywa płynięcia nie jest linią

prostą lub nie przechodzi przez początek układu współrzędnych. Wykresy dla tych płynów przedstawiono na Rys.5.9. Płyny o takich właściwościach (w ustalonych warunkach temperatury i ciśnienia) nazywamy płynami nienewtonowskimi.



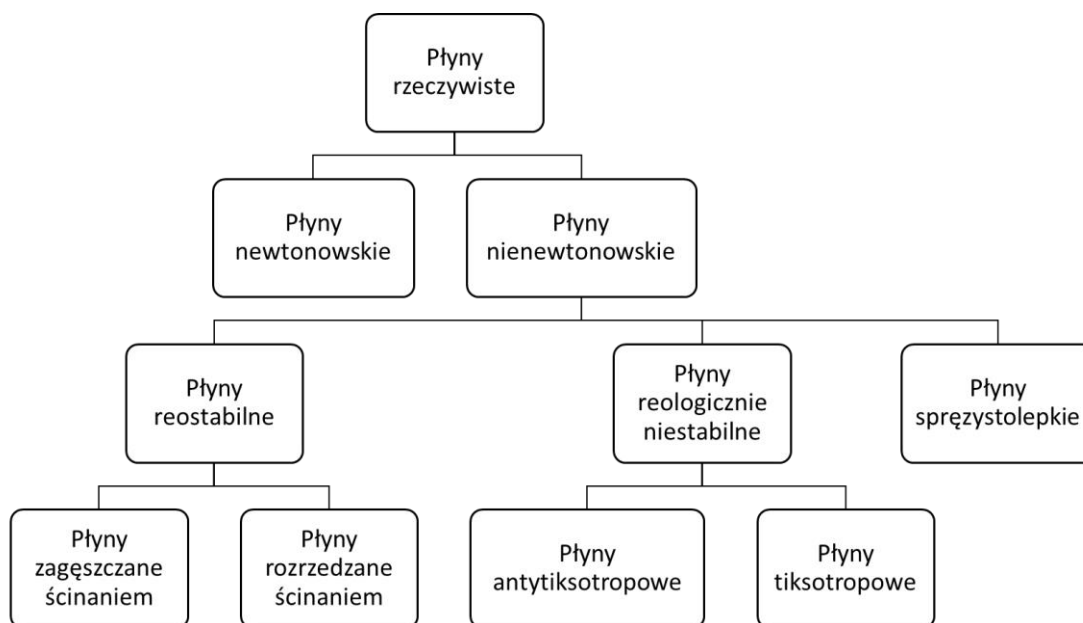
Rys.5.9. Krzywe płynięcia płynów nienewtonowskich 1,2,3 – płyny, które nie mają granicy płynięcia; 1- newtonowski, 2- rozrzedzany ścinaniem (pseudoplastyczny), 3- zagęszczany ścinaniem (dilatantny); 4,5,6-płyny, które mają granicę płynięcia  $\tau_0$ , 4-Binghama, 5- rozrzedzany ścinaniem, 6- zagęszczany ścinaniem [118]

Definicja płynów nienewtonowskich ma genezę historyczną. Wywodzi się ona z czasów, kiedy układy niespełniające prawa Newtona traktowane były jako wyjątek od powszechnie obowiązującej zasady. Obecnie płyny nienewtonowskie odgrywają podstawową rolę w przemyśle oraz w wyniku intensywnych badań nad tymi układami, stały się one głównym obiektem zainteresowania naukowców [52].

Najważniejszą grupę układów nienewtonowskich stanowią roztwory i stopy polimerów o dużej masie cząsteczkowej. Inną grupą stanowią zawiesiny cząstek ciała stałego w cieczy. Stają się one tym bardziej nienewtonowskie, im większe jest stężenie ciała stałego. Nienewtonowskie zachowanie się tych zawiesin jest szczególnie wyraźne, jeżeli ciało stałe zawarte w suspensji ma skłonność do solwatacji, pęcznienia lub w jakikolwiek inny sposób asocjuje z fazą ciekłą [52].

## 5.2.1 KLASYFIKACJA PŁYNÓW NIENEWTONOWSKICH

Klasyfikacja płynów nienewtonowskich nastrocza pewne trudności. Mianowicie między układami zaliczanymi do różnych grup płynów nie ma ostrych granic. Zdarza się, że zaliczenie danego układu do odpowiedniej grupy zależy od dokładności metod pomiarowych, które używane są przy określaniu własności reologicznych [52]. Uogólniony schemat podziału płynów rzeczywistych przedstawiono na rys. 5.10.



Rys.5.10. Uogólniony schemat podziału płynów [52]

Płyny nienewtonowskie można podzielić na trzy podstawowe typy:

- Płyny reostabilne – ich własności reologiczne nie zależą od czasu ścinania. Szybkość ścinania w danym punkcie jest wyłącznie funkcją naprężenia stycznego w tym punkcie. W związku z powyższym płyny te nazywane są również lepкими płynami nienewtonowskimi lub płynami czysto lepкими. Należy zwrócić uwagę, że płyn newtonowski (płyn doskonale lepki) można traktować jako szczególny przypadek tej kategorii płynów.
- Płyny reologicznie niestabilne – ich właściwości reologiczne zależą od czasu ścinania. Szybkość ścinania jest funkcją zarówno wielkości jak i czasu trwania naprężenia stycznego. W tym przypadku może być ona również funkcją odstępu czasu jaki mija między kolejnymi okresami przyłożenia naprężenia stycznego.
- Płyny sprężystolepkie – łączą własności reologiczne płynów lepких i ciał stałych sprężystych. Wykazują one częściowy powrót sprężysty po usunięciu naprężenia stycznego powodującego odkształcenie [52].



## 5.2.2 PŁYNY REOSTABILNE

Płyny reostabilne można podzielić na dwie zasadnicze grupy:

**Grupa I.** Płyny które nie mają granicy płynięcia (tzn. granicznego naprężenia stycznego  $\tau_0$ ), dla których krzywa płynięcia przechodzi przez początek układu współrzędnych  $\tau = f(\dot{\gamma})$ , ale nie jest linią prostą, tzn. nie spełnia prawa Newtona. (np. stopione polimery)

**Grupa II.** Płyny które posiadają granicę płynięcia, tzw. płyny plastycznolepkie (np.: zawiesiny polimerów, lakiery i farby, glina, majonez, margaryna), które płyną dopiero po przekroczeniu pewnego granicznego naprężenia  $\tau_0$ , a przy naprężeniach mniejszych zachowują się jak sprężyste ciała stałe [118].

### PŁYNY NIEPOSIADAJĄCE GRANICY PŁYNIĘCIA

Płyny lepkie niemające granicy płynięcia noszą nazwę płynów Stokesa i możemy podzielić je na dwa typy:

- **Płyny zagęszczane ścinaniem (eng. *Shear Thickening*)**, dla których naprężenie styczne rośnie szybciej niż liniowo wraz ze zwiększaniem się szybkości ścinania [118]. Lepkość pozorna cieczy przejawiających dilatancję rośnie wraz ze wzrostem szybkości ścinania [119].
- **Płyny rozrzedzane ścinaniem (eng. *Shear Thinning*)**, dla których naprężenie styczne rośnie wolniej niż liniowo wraz ze zwiększaniem się szybkości ścinania [118]. Stosunek naprężenia stycznego do szybkości ścinania (tzw. lepkość pozorna  $\eta'$ ) maleje w miarę wzrostu szybkości ścinania [119].

Płyny zagęszczane ścinaniem nazywamy cieczami dilatantnymi. Ich lepkość wzrasta w całym zakresie wzrostu szybkości ścinania. Podobnie jak ciecze rozrzedzane ścinaniem, ciecze przejawiające dilatancję nie wykazują granicy płynięcia. Na przykład, im większa jest szybkość pokrywania zolem PCW, tym staje się on mniej płynny, gdyż opór przepływu może stać się tak duży, że taśma powlekaney tkaniny ulega rozerwaniu [93].

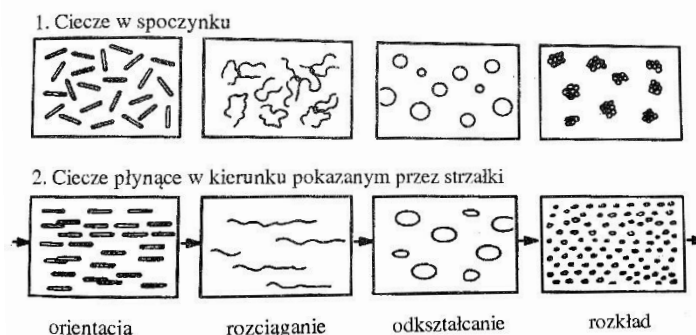
Zjawisko przepływu dilatancyjnego występuje między innymi w silnie stężonych zawiesinach, w których cząstki ciała stałego (np. zemulgowane cząstki PCW), zmieszane są w dużym stężeniu z nośnikiem, który spełnia rolę smaru zmniejszającego tarcie między cząstkami stałymi (np. zmiękczacze, plastyfikatory). Cząstki ciała stałego są gęsto upakowane, a nośnik wypełnia jedynie wolne objętości pomiędzy nimi. W spoczynku lub przy małych prędkościach przepływu nośnik całkowicie smaruje powierzchnię cząstek, co powoduje, że naprężenia styczne są stosunkowo niewielkie. W miarę jak szybkość ścinania rośnie, cząstki rozsuwają się, co powoduje wzrost objętości substancji i wtedy udział nośnika zawiesiny nie jest już w stanie spełnić roli smaru, a więc naprężenie niezbędne dla utrzymania przepływu poważnie wzrasta. Utworzenie takiej struktury powoduje gwałtowny wzrost lepkości pozornej wraz ze wzrostem szybkości ścinania [119].

W procesach przemysłowych ciecze przejawiające dilatancję spotyka się o wiele rzadziej niż ciecze rozrzedzane ścinaniem, jednak mogą one stanowić źródło komplikacji w procesach technologicznych. Jest zatem rzeczą rozsądną, aby dobrać tak skład substancji, aby zmniejszyć zjawisko dilatancji [93].

Płyny rozrzedzane ścinaniem nazwane pseudoplastycznymi stanowią najliczniejszą grupę płynów nienewtonowskich [118]. W sektorze przemysłu możemy spotkać wiele produktów, które wykazują znaczny spadek współczynnika lepkości, gdy szybkość ścinania rośnie, na przykład podczas malowania natryskowego farbą, przepompowywania produktów farmaceutycznych przez rurki i kapilary, silnego wyciskania lub wytrząsania kremów czy past do zębów, bądź też procesów wtryskiwania stopionych polimerów przez dysze maszyn formujących [93].

Z technicznego punktu widzenia może to oznaczać, że w procesach przepływu dla zadanej wartości siły lub ciśnienia można spowodować przepływ większej masy produktu, co oznacza, że można zmniejszyć energię potrzebną do utrzymania danej prędkości przepływu.

Na rysunku 5.11 zilustrowano przyczyny rozrzedzania materiałów pseudoplastycznych pod wpływem ścinania [93].



Rys.5.11. Roztwory w spoczynku oraz podczas przepływu w rurze [93]

Znaczna ilość substancji płynnych, które wyglądają na jednorodne, w rzeczywistości składają się z różnych składników. W przypadku suspensji są to cząstki o nieregularnym kształcie, a w przypadku emulsji są to krople jednej cieczy rozproszone w drugiej. Istnieją również roztwory polimerów z długimi, poplątanymi i zapętłonymi łańcuchami molekularnymi. W spoczynku wszystkie te układy utrzymują nieregularne uporządkowanie wewnętrzne i odpowiednio są charakteryzowane przez znaczny opór wewnętrzny podczas przepływu, tzn. wysoki współczynnik lepkości [93].

Na rysunku 5.11. patrząc od lewej widać, że przy znacznych szybkościach ścinania:

- zawieszona w cieczy cząstka podłużna ustawia się długą osią w kierunku przepływu. Ustawienie równoległe ułatwia im przesuwanie się względem siebie
- łańcuchowe molekuly w substancjach stopionych (lub w roztworach) mogą rozplątywać się, rozciągać i ustawiać równoległe do kierunku działającej siły przepływu
- cząstki o kształcie kulistym mogą ulec deformacji do kształtu elipsy rozciągniętej wzdłuż linii przepływu
- agregaty cząstek mogą zostać rozbite w wyniku ścinania

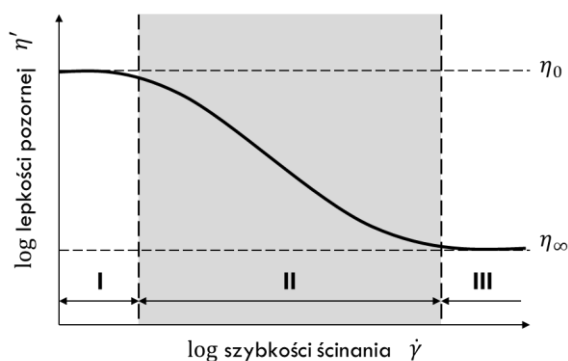
Dodatkowo biolodzy mogą zaobserwować tego rodzaju zjawisko na przykładzie czerwonych ciałek krwi, które mogą być odkształcane w podłużny kształt, co pozwala na łatwiejsze przejście przez wąskie naczynia krwionośne i osiągnięcie większej prędkości przepływu [93].

Efekt rozrzedzania przy ścinaniu dla większości materiałów płynnych jest procesem odwracalnym tzn. ciecze odzyskują swoją wysoką lepkość, gdy ścinanie zostanie spowolnione lub zakończone. Łańcuchowe molekuly zawarte w cieczy na powrót łączą się ze sobą, zdeformowane krople powracają do kulistego kształtu, a rozbite agregaty cząstek odtwarzają się dzięki ruchom Browna [93].

Należy zauważyć, że przepływ pseudoplastyczny (zjawisko rozrzedzania ścinaniem) nie jest jednorodny w całym zakresie ścinania – począwszy od małych do największych prędkości. Przy bardzo małych szybkościach ścinania ciecze pseudoplastyczne zachowują się podobnie do cieczy newtonowskich [93].

W literaturze możemy spotkać się z terminem „uogólniony płyn newtonowski” stanowiący układ rozrzedzany ścinaniem, który jednak spełnia prawo Newtona (równanie 5.5) przy bardzo małych i bardzo dużych szybkościach ścinania. Po raz pierwszy stwierdził to Ostwald w 1925 roku dla różnych zawiesin (Ostwald Wo., *Kolloid*, 1925). Badania Ostwalda zostały następnie potwierdzone przez Philippoffa i Hessa (Philippoff W. and Hess K., *Zum Viscositätsproblem bei organischen Kolloiden*, Zeits. f. Physik. Chemie, 1936) dla roztworów polimerów [52].

Dla uogólnionych płynów newtonowskich przy bardzo niskich szybkościach ścinania ciecze pseudoplastyczne zachowują się jak ciecze newtonowskie, a ich współczynnik lepkości nazwany jest lepkością zerowego ścinania  $\eta_0$ . Natomiast, gdy szybkość ścinania wzrasta do takiego poziomu, że ścinanie wywołuje orientację cząstek lub molekuł wzdłuż kierunku przepływu, to współczynnik lepkości drastycznie maleje. Dla bardzo dużych szybkości ścinania (rzędu  $10^5$ - $10^6$  s<sup>-1</sup>) lepkość osiąga stały poziom  $\eta_\infty$ . Dalsze zwiększanie szybkości ścinania nie skutkuje już zmniejszaniem lepkości (dalszego rozrzedzania), osiągnięta zostaje idealna orientacja cząstek lub molekuł [93]. Krzywą lepkości pozornej  $\eta'$  w funkcji szybkości ścinania  $\dot{\gamma}$  uogólnionych płynów newtonowskich według Ostwalda przedstawiono na wykresie (rys. 5.12), gdzie ma ona trzy charakterystyczne zakresy [52].



Rys.5.12. Zależność lepkości pozornej od szybkości ścinania dla uogólnionych płynów newtonowskich, Zakresy prędkości ścinania: I: pierwszy zakres Newtona- lepkość  $\eta_0$  nie zależy od szybkości ścinania; II: w tym zakresie lepkość zmniejsza się w wyniku orientacji molekuł lub cząstek; III: drugi zakres Newtona- lepkość  $\eta_\infty$  pozostaje stała niezależnie od dalszego wzrostu szybkości ścinania [93]

Najprostszym matematycznym modelem reologicznym opisującym płynięcia uogólnionych płynów newtonowskich w zakresie pośrednich szybkości ścinania jest tzw. model potęgowy zaproponowany przez Friedricha Ostwalda i Armanda de Waele. Wyprowadzono go empirycznie, gdzie zależność naprężenia stycznego od szybkości ścinania sporządzono na wykresach w podwójnie logarytmicznym układzie współrzędnych, jak podaje wzór (5.9) [52].

$$\log \tau = f(\log \dot{\gamma}) \quad (5.9)$$

Gdy w układzie logarytmicznym funkcja (5.9) jest funkcją liniową, wskazuje to na potęgową zależność typu:

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \quad (5.10)$$

Gdzie: k, n – parametry równania,

k – współczynnik konsystencji [ $Pa \cdot s^n$ ],

n – wykładnik płynięcia [-],

Gdy  $n < 1$ , wówczas prawo opisuje płyny pseudoplastyczne

Gdy  $n > 1$  płyny dilatantne

Dla  $n=1$  równanie przekształca się w równanie Newtona, dla którego  $\eta = k$

Model potęgowy Ostwalda – de Waele (5.10) jest najprostszym matematycznym modelem reologicznym uogólnionego płynu newtonowskiego, zawierającym do wyznaczenia dwie stałe. Aby udoskonalic opis danych doświadczalnych inni autorzy zaproponowali zastosowanie matematycznych modeli reologicznych o bardziej złożonej budowie niż model potęgowy (5.10). W tabeli 5.1 zestawiono najczęściej spotykane modele reologiczne. Modele te opisują zależność naprężenia stycznego od szybkości ścinania dla wszystkich płynów reostabilnych nieposiadających granicy płynięcia zarówno rozrzedzanych, jak i zagęszczanych ścinaniem [52].

Tabela 5.1. Matematyczne modele reologiczne dla płynów reostabilnych nieposiadających granicy płynięcia [52]

Nr wzoru	Autorzy modelu	Postać matematyczna	Parametry reologiczne
(5.10)	Ostwald – de Waele	$\tau = k\dot{\gamma}^n$	$k [Pa \cdot s^n]; n[-]$
(5.11)	Ellis	$\tau = \frac{1}{A + B\tau^{\alpha-1}} \dot{\gamma}$	$A \left[ \frac{m^2}{N \cdot s} \right]; B \left[ \frac{m^{2\alpha}}{N^\alpha \cdot s} \right]; \alpha[-]$
(5.12)	De Haven	$\tau = \frac{\eta_0}{1 + C\tau^n} \dot{\gamma}$	$\eta_0 [Pa \cdot s]; C \left[ \frac{m^{2n}}{N^n} \right]; n[-]$
(5.13)	Prandtl-Eyring	$\tau = A \operatorname{arc} \sin h \left( \frac{1}{B} \cdot \dot{\gamma} \right)$	$A[Pa]; B[s^{-1}]$
(5.14)	Powell-Eyring	$\tau = C\dot{\gamma} + \frac{1}{B} \operatorname{arc} \sin h \left( \frac{1}{A} \cdot \dot{\gamma} \right)$	$A[s^{-1}]; B[Pa]; C[Pa \cdot s]$
(5.15)	Reiner-Philippoff	$\tau = \left[ \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{1 + \left( \frac{\tau}{A} \right)^2} \right] \cdot \dot{\gamma}$	$\eta_0, \eta_\infty [Pa \cdot s]; A[Pa]$
(5.16)	Sisko	$\tau = A\dot{\gamma} + B\dot{\gamma}^n$	$A[Pa \cdot s]; B[Pa \cdot s^n]; n[-]$

## PŁYNY POSIADAJĄCE GRANICE PŁYNIĘCIA

Płyny reostabilne mające granicę płynięcia nazywamy płynami **plastycznolepkimi**. Występowanie w tych układach granicznego naprężenia stycznego  $\tau_0$ , poniżej którego substancja zachowuje się jak ciało stałe wyjaśnia się w następujący sposób: w układzie dyspersyjnym, w którym jedna lub więcej faz jest rozproszona w postaci cząstek lub pęcherzyków w ośrodku ciągłym, tworzy się struktura odporna na naprężenia styczne nieprzekraczające wartości granicznej  $\tau_0$ . Po przekroczeniu granicy płynięcia, struktura substancji ulega zniszczeniu i układ zachowuje się jak ciecz. Z kolei przy obniżeniu naprężenia stycznego poniżej wartości  $\tau_0$  zakładamy, że struktura ulega natychmiastowej odbudowie (układ jest bowiem reostabilny) [52].

W grupie płynów mających granicę płynięcia można wyróżnić płyny dla których zachodzi liniowa zależność między naprężeniem stycznymi a szybkością ścinania (są to tzw. **ciała Bingham**) oraz płyny, dla których zależność między naprężeniem stycznymi a szybkością ścinania jest nieliniowa (Rys.5.9.) [119].

Krzywą płynięcia ciała Bingham opisują następujące zależności:

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \dot{\gamma} \quad (5.17)$$

gdzie:

$\tau_0$  - granica płynięcia;

$\eta_p$  - współczynnik proporcjonalności, tzw. lepkość plastyczna

są parametrami reologicznymi określonymi doświadczalnie.

W praktyce koncepcja idealnego ciała binghamowskiego jest bardzo użyteczna, bowiem określa z dość dobrym przybliżeniem wiele cieczy rzeczywistych (np. farby olejne, osady odstożnikowe) [119].

Krzywe płynięcia tzw. nieliniowych płynów plastycznolepkich przedstawiono na rys. 5.9 (krzywa nr 5 i 6). Według Van Wazera i innych (Van Wazer J.R. inni) [110] po przekroczeniu granicy płynięcia, o charakterze przepływu decydują często właściwości reologiczne ośrodka rozpraszającego. Stężona zawiesina cząstek ciała stałego w cieczy newtonowskiej może wykazywać zbliżone właściwości do płynu Bingham. Natomiast ta sama zawiesina w płynie wykazującym zjawisko rozrzedzenia ścinaniem będzie opisywana na wykresie (rys. 5.9.) krzywą płynięcia nr 5. Poniżej w tabeli 5.2. zestawiono wybrane matematyczne modele opisujące własności reologiczne nieliniowych płynów plastycznolepkich [52].

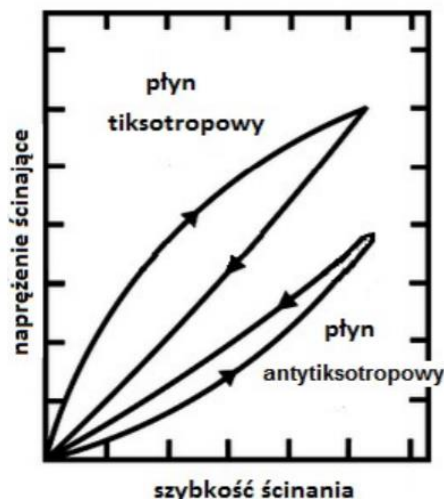
Tabela 5.2. Matematyczne modele reologiczne dla nieliniowych płynów plastycznolepkich (posiadających granicę płynięcia) [52]

Nr wzoru	Autorzy modelu	Postać matematyczna	Parametry reologiczne
(5.18)	Herschel-Bulkley	$\tau = \tau_0 + (\eta_{pm}\dot{\gamma})^{\frac{1}{m}}$	$\tau_0 [Pa]; \eta_{pm} [Pa \cdot s]; m[-];$ $\eta_{pm}, m$ – parametry określone doświadczalnie
(5.19)	Casson	$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_0} + \sqrt{\eta_{p2}\dot{\gamma}}$	$\tau_0 [Pa]; \eta_{p2} [Pa \cdot s]$
(5.20)	Casson - uogólniony	$\sqrt[n]{\tau} = \sqrt[n]{\tau_0} + \sqrt[n]{\eta_{pn}\dot{\gamma}}$	$\tau_0 [Pa]; \eta_{pn} [Pa \cdot s]; n[-]$
(5.21)	Schulman	$\sqrt[n]{\tau} = \sqrt[n]{\tau_0} + \sqrt[m]{\eta_{pl}\dot{\gamma}}$	$\tau_0 [Pa]; \eta_{pl} [Pa \cdot s]; n[-]; m[-]$

### 5.2.3 PŁYNY REOLOGICZNIE NIESTABILNE

Płyny reologicznie niestabilne (ich własności reologiczne zależą od czasu ścinania) dzielą się na dwa rodzaje:

- a) płyny tiksotropowe – termin tiksotropia został wprowadzony dla określenia charakterystycznych właściwości pewnych układów koloidalnych. Żół takiego układu pozostawiony w spoczynku zastyga w żel, który pod wpływem wstrząsów może być znów zmieniony w płynny żół. Terminem triksotropia określamy proces, w którym w skutek rozpadu wewnętrznej struktury układu następuje izotermiczne zmniejszanie się tarcia wewnętrznego płynu z upływem czasu ścinania, a następnie powrót do pierwotnej konsystencji w czasie jego spoczynku [52]. Przykład histerezy krzywej płynięcia płynu tiksotropowego przedstawia rys.5.13.
- b) płyny antytiksotropowe – to płyny zagęszczane ścinaniem, a po pozostawieniu płynu w spoczynku następuje powrót do pierwotnej konsystencji [52]. Jeżeli dokonamy dla płynu antytiksotropowego pomiaru zależności naprężenia stycznego od szybkości ścinania w taki sam sposób jak dla płynów tiksotropowych, to uzyskamy także histerezę krzywej płynięcia, jednak przebieg procesu w czasie i nachylenie krzywych będzie odwrotne niż w poprzednim przypadku. Przykład histerezy krzywej płynięcia płynu antytiksotropowego przedstawia rys.5.13.



Rys.5.13. Histereza krzywych płynięcia dla płynu tiksotropowego i antytiksotropowego [52]

Strzałki umieszczone na krzywych wskazują chronologię procesu. Należy zwrócić uwagę, że dla tego samego płynu pętle histerezy będą różne dla różnego przebiegu eksperymentu w czasie. Wystarczy na przykład zmiana szybkości z jaką maleje lub wzrasta gradient prędkości ścinania  $\dot{\gamma}$ , aby pętla histerezy uległa zmianie, co znacznie utrudnia wykorzystanie pętli jako wskaźnika [52].

Tiksotropia to zjawisko bardzo przydatne w przypadku pokrywania ścian farbą. Polega ono bowiem na zmianie lepkości pod wpływem naprężeń ścinających (np. intensywnego mieszania lub rozcierania pędzlem), co pozwala uzyskać farby, które łatwo się nanosi, ale nie kapią i nie ściekają nawet przy malowaniu sufitu.

Pojęcia tiksotropii nie należy mylić z nieodwracalnym zmniejszaniem się tarcia wewnętrznego w czasie ścinania, wywołanego rzeczywistą destrukcją cząstek lub skracaniem łańcuchów polimerów. Takie zjawisko nosi nazwę reomalaksji lub reodestrukcji [52].

## 5.2.4 PŁYNY SPRĘŻYSTOLEPKIE

Płyny sprężystolepkie posiadają cechy zarówno ciał sprężystych jak i płynów lepkich. Cechą odróżniającą płyn sprężystolepki od płynu czystolepkiego jest występowanie sprężystego powrotu, a mianowicie częściowego zanikania odkształcenia po odjęciu naprężenia. Podstawową zaś cechą odróżniającą płyn sprężystolepki od ciała doskonale sprężystego jest występowanie zjawiska przepływu – nieodwracalnego, postępującego w czasie odkształcenia. Dodatkowo w ciele sprężystym Hooke’a naprężenie w danym odkształceniu jest niezależne od czasu, gdzie w płynie sprężystolepkim naprężenie sprężyste ulega całkowitej relaksacji [52].

Szczególne widowiskową cechą płynów sprężystolepkich jest występowanie efektów Barusa i Weissenberga. Pierwszy z nich występuje przy przetłaczaniu układów sprężystolepkich przez kapilary. Na wylocie z kapilary następuje nagłe poszerzenie wypływającego strumienia często do rozmiaru kilkakrotnie przekraczającego średnicę kapilary. Po raz pierwszy takie zjawisko zostało opisane w 1893 roku przez Barusa [10]. Przykładowy efekt Barusa przedstawiono na rys.5.14.



Rys.5.14. Efekt Barusa podczas wypływu płynu sprężystolepkiego z przewodu [130]

Z kolei efekt Weissenberga możemy zauważyć np. podczas ruchu mieszadła obrotowego zanurzonego w płynie sprężystolepkim, płyn ten przemieszcza się w kierunku mieszadła (wbrew sile odśrodkowej) oraz pnie się w górę wzdłuż osi mieszadła (wbrew sile ciężkości). Interesujące szczegóły tego zjawiska zostały opisane przez Weissenberga w 1947 roku [113]. Przykład efektu Weissenberga przedstawiono na rys.5.15.



Rys.5.15. Efekt Weissenberga podczas mieszania płynu sprężystolepkiego w mieszalniku [130]



### 5.3 BADANIA REOLOGICZNE WYBRANYCH ROZTWORÓW POLITLENKU ETYLENU

Płyny nienewtonowskie znajdują szerokie zastosowanie w przemyśle spożywczym, kosmetycznym, farmaceutycznym czy też w przemyśle tworzyw sztucznych [118]. Aby prawidłowo dobrać parametry konstrukcyjne i techniczne urządzeń (np. mieszalników) w procesach przetwórczych istnieje konieczność poznania parametrów reologicznych wykorzystywanych substancji [16].

W rozdziale 5. zawarto podstawowe informacje z dziedziny reologii, w tym parametry umożliwiające scharakteryzowanie właściwości płynów poddanych procesom wymuszonego przepływu. Wspomniane parametry to m.in.: szybkość ścinania, naprężenia styczne, współczynnik lepkości dynamicznej i lepkości pozornej. Zależności pomiędzy wybranymi parametrami umożliwiają stworzenie wykresów charakteryzujących przepływ cieczy (krzywa płynięcia, krzywa lepkości). Znając powyższe właściwości można podjąć próbę klasyfikacji badanej substancji do odpowiedniej grupy płynów (newtonowskie, nienewtonowskie: zagęszczane ścinaniem, rozrzedzane ścinaniem itd.) i dzięki temu móc przewidywać jej zachowanie podczas przepływu w zależności od np. prędkości ścinania.

Niniejsze badania reologiczne nad wodnym roztworem politlenku etylenu PEO w stężeniach  $c_{PEO}$ : 1,2%; 2,4%; 3,6% i 4,8% oraz zakresie temperatur  $t = 15-40\text{ }^{\circ}\text{C}$  miały na celu określenie charakterystyk tego płynu oraz podjęcie próby sklasyfikowania go w wybranej grupie płynów nienewtonowskich.


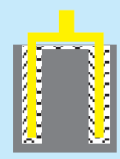
Pomiar lepkości wykonano za pomocą wiskozymetru rotacyjnego Haake VT 550 (rys. 5.16) z płaszczem termoregulującym podłączonym do zewnętrznego termostatu cyrkulacyjnego. Pomiar gęstości PEO dokonano za pomocą gęstościomierza oscylacyjnego Anton Paar DMA-38A (rys.5.17).



Rys.5.16. Wiskozymetr rotacyjny Haake VT 550 z płaszczem termoregulującym

Dane techniczne wiskozymetru rotacyjnego Haake VT 550 z płaszczem termoregulującym przedstawiono w tabeli 5.3.

Tabela 5.3. Dane techniczne wiskozymetru rotacyjnego Haake VT 550 z płaszczem termoregulującym [90]

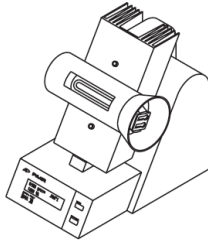
Wiskozymetr rotacyjny Haake VT 550 z płaszczem termoregulującym		
zakres prędkości	0,5-800 obr./min	
dokładność pomiaru	± 0,1%	
zakres momentu obrotowego		
do 400 obr./min	0,01-3 Ncm	
do 800 obr./min	0,01-2 Ncm	
dokładność pomiaru	± 0,5% (odchylenie w pełnej skali)	
zakres temperatury	0-60 °C	
interfejs	RS232C	
Czujnik pomiarowy		
sensor	NV	
kielich	NV	
zakres lepkości	2 – 2000 mPas	
zalecany zakres lepkości	5-300 mPas	
szybkość ścinania	27-27000 s <sup>-1</sup>	
objętość próbki	9 cm <sup>3</sup>	
szczelina	0,35 mm	
promień; długość	20,1 ; 60 mm	
powtarzalność	± 1%	
odtwarzalność	± 3%	



Rys.5.17. Gęstościomierz oscylacyjny Anton Paar DMA-38A

Dane techniczne gęstościomierza oscylacyjnego Anton Paar DMA-38A przedstawiono w tabeli 5.4.

Tabela 5.4. Dane techniczne gęstościomierza oscylacyjnego Anton Paar DMA-38A [3]

		<p>Gęstościomierz oscylacyjny Anton Paar DMA 38A z wbudowanym termostatem</p>
Zakres pomiarowy		
gęstość	0 – 3 g/cm <sup>3</sup>	
temperatura	+15 do +40°C (+59 do +95°F)	
ciśnienie	0 do 10 bar	
Niepewność pomiaru z poziomem ufności 95%		
gęstość	± 1,1 x 10 <sup>-3</sup> g/cm <sup>3</sup>	
Powtarzalność		
gęstość	± 2 x 10 <sup>-4</sup> g/cm <sup>3</sup>	
Precyzja wewnętrznego termostatu	± 0,1°C (±0,18 °F)	
Czas osiągnięcia równowagi temperaturowej	0,5 do 3,5 min.	
Pojemność celi pomiarowej	ok.0,7 ml	
Wymiary (dł. x szer. x wys.)	280 x 210 x 270 mm	
Waga	10 kg	

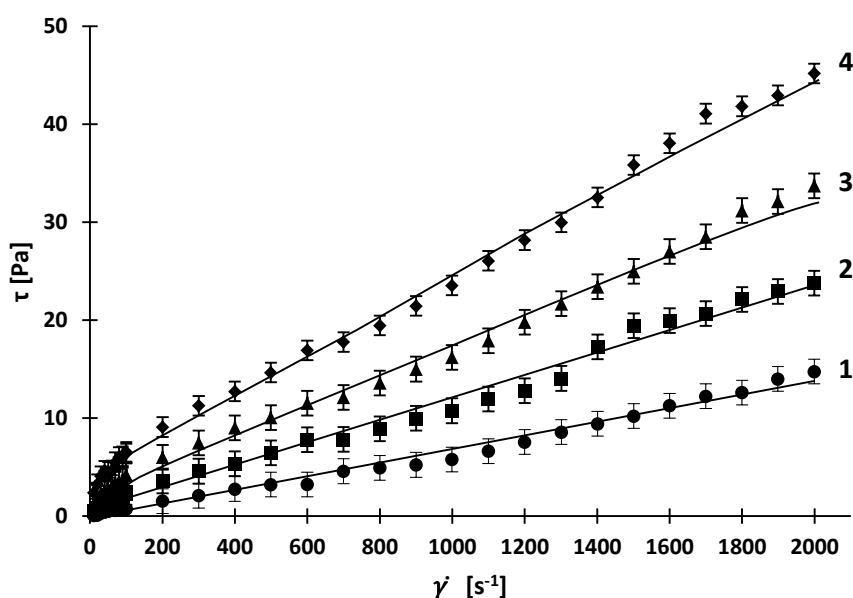
Uzyskane na podstawie pomiarów wartości gęstości roztworów PEO-woda dla stężenia PEO w zakresie  $c_{PEO} = 1,2-4,8\%$  i temperatury  $t=15-40\text{ }^{\circ}\text{C}$  zestawiono w tabeli 5.5.

Tabela 5.5. Wartości gęstości roztworów PEO-woda dla wybranych stężeń

Stężenie PEO $c_{PEO}$ (%)	Gęstość wodnego roztworu PEO, $\rho$ [ $kg \cdot m^{-3}$ ]					
	Temperatura, $t$ ( $^{\circ}\text{C}$ )					
	15 $^{\circ}\text{C}$	20 $^{\circ}\text{C}$	25 $^{\circ}\text{C}$	30 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	40 $^{\circ}\text{C}$
1,2	999,1	998,6	997,8	996,6	995,6	993,3
2,4	999,2	998,7	998,2	997,2	996,2	995,3
3,6	999,4	998,9	998,2	997,1	996,2	995,1
4,8	999,5	999,1	998,5	997,5	996,6	995,2

Pomiary wykazały, że zmiany gęstości badanych roztworów wraz ze stężeniem PEO i temperaturą są niewielkie. Mają one podobne tendencje jakościowe i ilościowe jak woda. Wyniki przedstawione w tabeli 5.5. wykazują, że spadek gęstości następuje wraz ze wzrostem temperatury, a sam wzrost stężenia nieznacznie wpływa na wzrost gęstości.

Charakterystyka lepkości roztworów jest bardziej złożona. Na podstawie pomiarów stworzono ich krzywe płynięcia. Zbiór danych opisano zależnością  $\tau = f(\dot{\gamma})$ , dla różnych stężeń PEO w różnych temperaturach roztworu. Wybrane wyniki tej zależności przedstawiono na rys.5.18. Maksymalna z wyznaczonych niepewności standardowych dla wszystkich pomiarów obliczona według normy ISO-GUM wyniosła  $\tau = \pm 1,26$  [Pa]. Szybkości ścinania zmieniano w zakresie  $\dot{\gamma} = 50-2000$  [ $s^{-1}$ ]. Zakres ten w pełni pokrywa prędkości ścinania występujące podczas mieszania płynów newtonowskich i nienewtonowskich w mieszalnikach mechanicznych [14, 129].



Rys.5.18. Zależność  $\tau = f(\dot{\gamma})$  dla wybranych roztworów PEO-woda w temperaturze 20 $^{\circ}\text{C}$ :  
1 -  $c_{PEO}=1,2\%$ ; 2 -  $c_{PEO}=2,4\%$ ; 3 -  $c_{PEO}=3,6\%$  i 4 -  $c_{PEO}=4,8\%$

Analiza wszystkich danych pomiarowych wykazała, że roztwory politlenku etylenu w wodzie są cieczami nienewtonowskimi, a ich właściwości zależą od stężenia PEO [125]. Dla stężeń w zakresie  $c_{PEO} = 2,4-4,8\%$  krzywe płynięcia przedstawiają przebieg charakterystyczny dla płynów pseudoplastycznych (bez granicy plastyczności), wyjątkiem jest natomiast stężenie  $c_{PEO} = 1,2\%$ , dla którego punkty pomiarowe leżą wzdłuż linii prostej.

Ilościową analizę danych przeprowadzono z wykorzystaniem empirycznego modelu Ostwalda i de Waele (prawo potęgowe). Jest ono jednym z podstawowych matematycznych modeli reologicznych. Ta prosta, dwuparametrowa zależność potęgowa z dużą dokładnością opisuje krzywe płynięcia cieczy nienewtonowskich, w stosunkowo szerokim zakresie ich zmienności i szybkości ścinania. W modelu matematycznym wzoru Ostwalda - de Waele (równanie 5.10) figurują symbole  $k$  i  $n$ , gdzie:

- $k$  - wyznaczony empirycznie współczynnik konsystencji płynu,
- $n$  - wyznaczony empirycznie wskaźnik zachowania się przepływu.

Należy zauważyć, że zależność Ostwalda - de Waele nie jest reologicznym równaniem stanu, ale empirycznym modelem interpolacyjnym. Jednak jego nieskomplikowane formy, duża dokładność opisu reologii dla różnych rodzajów cieczy w szerokim zakresie szybkości ścinania oraz elastyczność zastosowania sprawiają, że jest często używany do charakteryzowania i opisu przepływu płynów nienewtonowskich w różnych urządzeniach przemysłowych, w tym w mieszalnikach. Analizę własności reologicznych cieczy z jego wykorzystaniem prowadzili m.in. Meriem-Benziane i in. [78] oraz Khalil i in. [53].

W tabeli 5.6. zestawiono wartości współczynników w równaniu Ostwalda-de Waele (wzór 5.10), wyznaczone dla roztworów PEO-woda dla różnych wartości oraz stężeń i temperatur PEO.

Tabela 5.6. Wartości współczynników w równaniu Ostwalda-de Waele

stężenie PEO $c_{PEO}$ (%)	Temperatura, $t$ (°C)	współczynnik konsystencji płynu, $k$ (Pa·s <sup>n</sup> )	wskaźnik zachowania przepływu, $n$ (-)	średni błąd względny, $\bar{\Delta}$ (%)
1,2	15	0,0079	1,0317	10,7
	20	0,0082	0,9811	14,9
	25	0,0079	0,9792	14,3
	30	0,0081	0,9496	8,7
	35	0,0057	0,9518	10,1
	40	0,0049	0,9610	11,5
2,4	15	0,0292	0,9291	11,8
	20	0,0251	0,8973	13,8
	25	0,0448	0,7805	8,2
	30	0,0576	0,7300	5,2
	35	0,0531	0,7297	5,6
	40	0,0495	0,7291	4,5
3,6	15	0,0707	0,8543	13,1
	20	0,0545	0,8396	12,8
	25	0,0996	0,7280	10,1
	30	0,1392	0,6633	5,6
	35	0,1480	0,6439	5,1
	40	0,1369	0,6455	4,6

4,8	15	0,2159	0,7361	9,1
	20	0,1420	0,7536	13,6
	25	0,2440	0,6505	10,5
	30	0,3254	0,5931	6,7
	35	0,3570	0,5694	5,1
	40	0,2999	0,5845	8,6

Wartości stałych i wykładników w korelacji wielokrotnej wyznaczono za pomocą programu Statistica 9.1 i algorytmu Levenberga-Marquardta do estymacji nieliniowej. Funkcję straty oszacowano metodą najmniejszych kwadratów.

Precyzję estymacji oceniono przez obliczenie współczynnika determinacji ( $R^2$ ) oraz średniego błędu względnego ( $\bar{\Delta}$ ), który opisuje dokładność dopasowania równania do danych pomiarowych. We wszystkich przypadkach  $R^2$  mieściło się w przedziale  $R^2 = 0,98-0,99$ . Błąd względny nie przekraczał 15%, a większość wartości mieściła się w przedziale  $\bar{\Delta} = 5-10\%$ , co świadczy o poprawności wybranego modelu matematycznego.

Wartości wskaźnika zachowania się przepływu  $n$  są różne i zależą od stężenia PEO oraz temperatury. Dla najniższego stężenia  $c_{PEO} = 1,2\%$  wartości wskaźnika zachowania się przepływu są bliskie 1 ( $n = 1,0317-0,9496$ ), co wskazuje, że ciecz ma właściwości zbliżone do cieczy newtonowskiej.

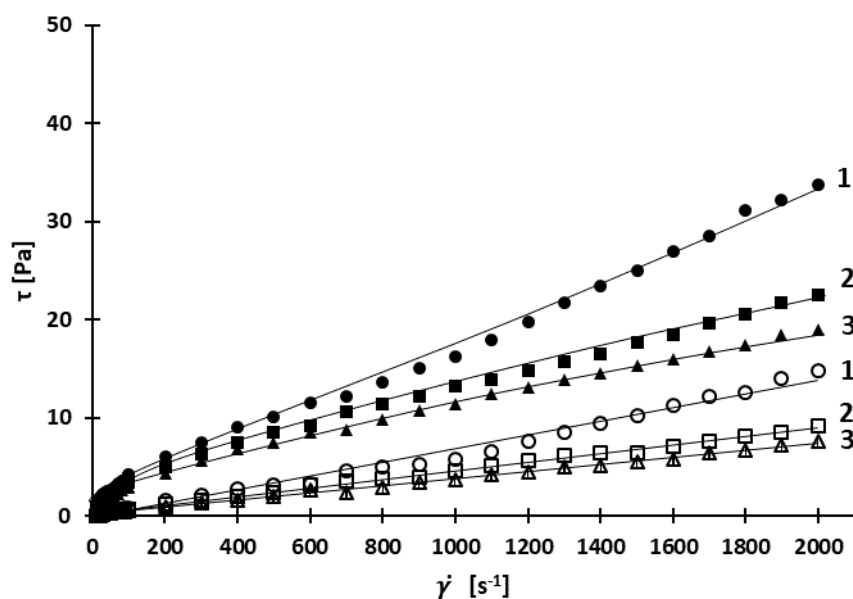
W zakresie stężeń  $c_{PEO} = 2,4-4,8\%$  wartości  $n$  są mniejsze od 1 i maleją zarówno ze wzrostem stężenia PEO, jak i temperatury. Roztwory te wykazują właściwości typowe dla pseudoplastycznych płynów nienewtonowskich, z największymi odchyleniami od płynu newtonowskiego dla najwyższego stężenia PEO ( $n = 0,7536-0,5694$ ). Współczynnik konsystencji  $k$  przyjmuje wartości rzędu  $10^{-3}-10^{-1}$  i rośnie wraz ze wzrostem stężenia PEO.

Wpływ temperatury na właściwości lepkościowe roztworów scharakteryzowano za pomocą parametru przesunięcia krzywej  $a_t$ , wyznaczonego jako:

$$a_t = \frac{\tau(\dot{\gamma})}{\tau(\dot{\gamma})_R} \quad (5.22)$$

gdzie:  $\tau(\dot{\gamma})$  są wartościami uzyskanymi w danej temperaturze, natomiast  $\tau(\dot{\gamma})_R$  są wartościami wyznaczonymi w temperaturze odniesienia (dla wybranego przypadku  $t_R = 20^\circ\text{C}$ ).

Przykładowe zmiany krzywych płynięcia dla różnych temperatur przedstawiono na rys.5.19, natomiast średnie wartości parametru przesunięcia krzywej zestawiono w tabeli 5.7.



Rys.5.19. Zależność  $\tau = f(\dot{\gamma})$  dla wybranych roztworów PEO-woda ( $c_{PEO}=1,2\%$  - symbole puste,  $c_{PEO}=3,6\%$  - symbole wypełnione). Temperatura: 1 – 20°C; 2 – 30°C; 3 – 40°C

Tabela 5.7. Średnie wartości parametru przesunięcia krzywej  $a_t$

Stężenie PEO $c_{PEO}$ (%)	Średnie wartości parametru przesunięcia krzywej $a_t$					
	Temperatura, $t$ (°C)					
	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C
1,2	1,32	-	0,95	0,83	0,68	0,63
2,4	1,39	-	0,88	0,82	0,77	0,71
3,6	1,31	-	0,86	0,78	0,73	0,67
4,8	1,25	-	0,88	0,81	0,76	0,72

Dla najmniejszych temperatur ( $t = 15^\circ\text{C}$ ) wartości naprężeń ścinających są odpowiednio większe niż w temperaturze odniesienia proporcjonalnie  $a_t = 1,25-1,39$ , natomiast dla temperatur wyższych ( $t = 40^\circ\text{C}$ ) wartości naprężeń ścinających są odpowiednio mniejsze  $a_t = 0,63-0,72$ .

Należy również zauważyć, że w tym badaniu wyniki przetworzono w postaci standardowej relacji funkcji  $\tau = f(\dot{\gamma})$ . Jednak na jej podstawie można łatwo wyznaczyć zależność lepkości pozornej  $\eta'$ , w postaci:

$$\eta' = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad (5.23)$$

Oprócz oczywistych prawidłowości, takich jak np. wzrost naprężeń ścinających i lepkości pozornych wraz ze wzrostem stężenia PEO, trudno jednoznacznie wskazać dokładne podstawy teoretyczne opisanych powyżej zmian właściwości reologicznych badanych roztworów. Wynika to głównie z niezwykłych cech roztworów wodnych PEO, zwłaszcza ich struktury i tendencji do tworzenia agregatów [99].

Polverari [86] stwierdził, że w zależności od stężenia PEO w roztworach, wspomniane agregaty (lub klastry polimerowe) współistnieją w równowadze z wolnymi zwojami polimerowymi. Natomiast inni

autorzy stwierdzili, że PEO może istnieć jako dwie fazy o różnym stężeniu polimeru. Faza utworzonego polimeru organizuje się w ciekłokrystaliczną sieć fibrylarną, która prowadzi do takich właściwości, jak rozrzedzanie ścinaniem i elastyczność [36].

Przy tak złożonej strukturze wewnętrznej roztworów wodnych politlenku etylenu, rozsądna również wydaje się interpretacja, która zakłada, że wraz ze wzrostem szybkości ścinania asymetryczne cząsteczki lub molekuly ulegają stopniowemu uporządkowaniu i układają się wzdłuż linii przepływu, co skutkuje spadkiem lepkości pozornej.

Wartości wyznaczonych współczynników wskazują na to, że roztwory są płynami nienewtonowskimi (pseudoplastycznymi, rozrzedzanymi ścinaniem), z wyjątkiem roztworu o najniższym stężeniu, dla którego krzywa płynięcia jest zbliżona do krzywej płynięcia płynów newtonowskich.

Otrzymane dane reologiczne wybranych wodnych roztworów politlenku etylenu posłużą do przeprowadzenia symulacji komputerowej CFD mieszania wibracyjnego.



## 6. SYMULACJA KOMPUTEROWA CFD PRZEPŁYWU CIECZY W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM

Wyniki badań rozpatrywanych wodnych roztworów PEO zostały wykorzystane w przeprowadzonej analizie CFD przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym podczas operacji mieszania.

Zakres symulacji obejmował opracowanie matematycznego modelu symulacyjnego CFD mieszalnika oraz numeryczną analizę hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym.

Symulacje procesu mieszania cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym przeprowadzono z wykorzystaniem programu Ansys Fluent 14.0. Symulacje przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym wykonano dla temperatury 20°C. Odpowiednie parametry reologiczne badanych roztworów PEO zostały wprowadzone do programu.

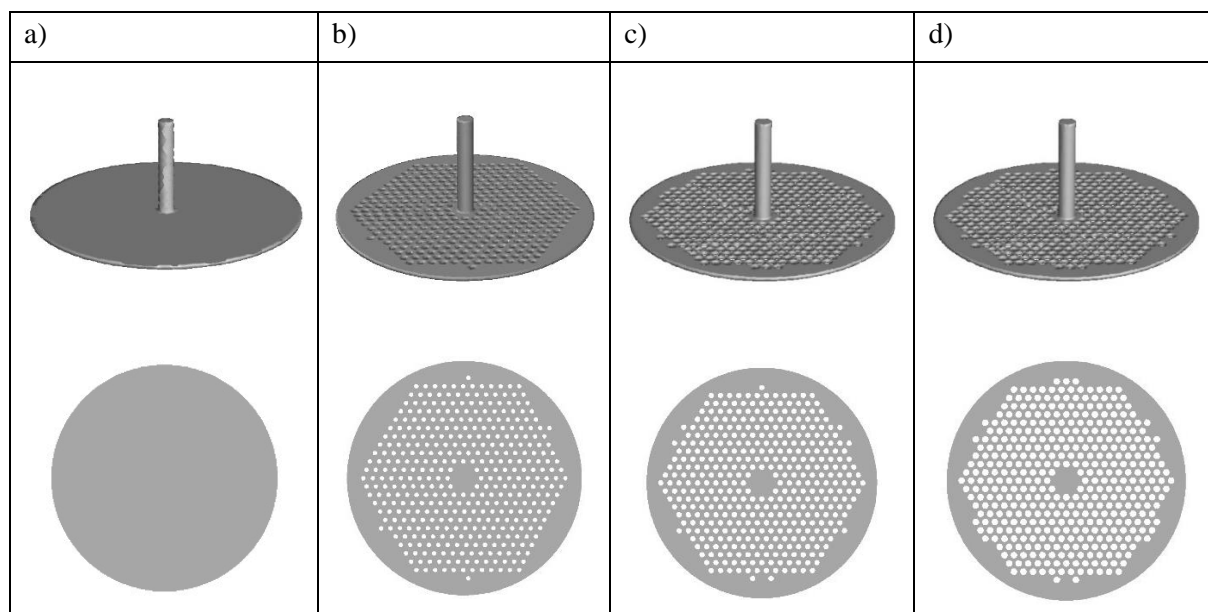
Rozpatrywano wpływ różnych rozwiązań konstrukcyjnych zastosowanych mieszadeł tarczowych (pełnego i perforowanych o tych samych średnicach  $D=0,238\text{m}$ ) na hydrodynamikę przepływu cieczy w zależności od wyznaczonych parametrów reologicznych wodnych roztworów PEO, zaimplementowanych do programu obliczeniowego. Stopień perforacji mieszadła  $\phi$  wyrażono jako stosunek sumarycznej powierzchni otworów do jego powierzchni całkowitej. Grubość wszystkich tarcz wynosiła 0,003 [m]. Otwory rozmieszczone były w układzie heksagonalnym.

Symulacje przeprowadzono dla następujących rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł:

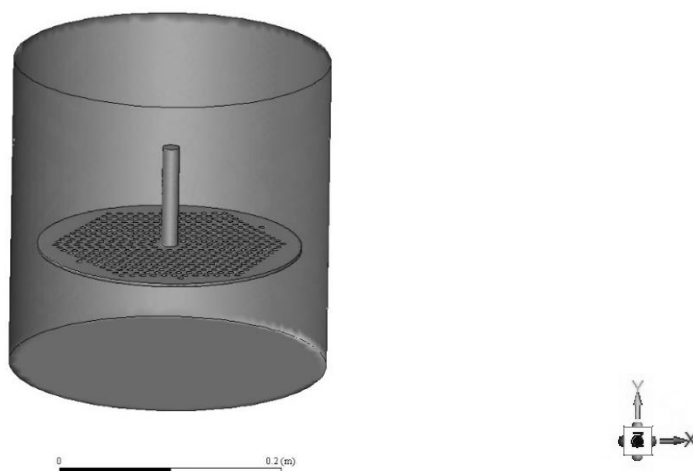
- a) mieszadło pełne,
- b) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ ,
- c) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ ,
- d) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Wybrane mieszadła przedstawiono w tabeli 6.1.

*Tabela 6.1. Mieszadła tarczowe zastosowane w symulacji: a) pełne; b) perforowane  $\phi=0,15$ ; c) perforowane  $\phi=0,25$ ; d) perforowane  $\phi=0,35$*



Ilustracja 6.1. przedstawia geometrię mieszalnika z przykładem zastosowanego mieszadła perforowanego.



*Rys.6.1. Model symulacyjny geometrii mieszalnika wibracyjnego z mieszadłem perforowanym o stopniu perforacji  $\phi=0,15$*

Celem symulacji było wyznaczenie wektorowych map przepływu cieczy w dwóch kierunkach (X,Y) w mieszalniku wibracyjnym ukazujących pola średnich prędkości przepływu płynu w wybranych położeniach mieszadła w mieszalniku. Dla procesu mieszania w układzie zbiornik-mieszadło można wyróżnić dwa graniczne położenia stosowanych pojedynczo mieszadeł - zgodnie z założoną amplitudą ich ruchu  $A=0,04$  [m]. Wyróżnione wychylenia mieszadeł to:

- a) maksymalne wychylenie mieszadła w górę (w kierunku powierzchni cieczy),
- b) oraz maksymalne wychylenie mieszadła w dół (w kierunku dna zbiornika).

Symulacje przeprowadzono dla parametrów operacji mieszania przedstawionych w tabeli 6.2 dla różnych lepkości mieszanej cieczy zmienianej poprzez zmianę wielkości stężenia wodnego roztworu PEO ( $c_{PEO}$ : 1,2%, 2,4%, 3,6% oraz 4,8%).

Tabela 6.2. Parametry symulacji operacji mieszania wodnego roztworu PEO w mieszalniku wibracyjnym

amplituda A [m]	częstotliwość wibracji mieszadła $f$ [Hz]	rodzaj mieszadła	stężenia $c_{PEO}$ [%]			
			1,2	2,4	3,6	4,8
0,04	0,5	mieszadło pełne $D=0,238$ [m]	1,2	2,4	3,6	4,8
	1					
	1,5					
	2					
	0,5	mieszadło perforowane $D=0,238$ [m], $\phi=0,15$	1,2	2,4	3,6	4,8
	1					
	1,5					
	2					
	0,5	mieszadło perforowane $D=0,238$ [m], $\phi=0,25$	1,2	2,4	3,6	4,8
	1					
	1,5					
	2					
	0,5	mieszadło perforowane $D=0,238$ [m], $\phi=0,35$	1,2	2,4	3,6	4,8
	1					
	1,5					
	2					

Wybrane wyniki symulacji CFD zamieszczone w pracy pozyskiwano dla wodnego roztworu PEO o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$ , w momencie, gdy mieszadła znajdowały się w swoich szczytowych położeniach zgodnie z założoną amplitudą ich ruchu.

Pozyskane wyniki symulacji CFD zostaną zestawione z wynikami badań doświadczalnych wykonanych za pomocą pomiaru metodą anemometrii obrazowej PIV w celu weryfikacji zastosowanego modelu numerycznego.

## 6.1 MODEL NUMERYCZNY I METODYKA SYMULACJI

W matematycznym opisie modelu wykorzystano metodę symulacji przy zastosowaniu równań RANS (ang. *Reynolds-Averaged Navier–Stokes equations*) przepływu płynu. Równania RANS (6.1), (6.2) używane są często do opisu przepływów turbulentnych [117, 128]. Można stosować je w oparciu o przybliżoną znajomość właściwości turbulencji przepływu, aby uzyskać przybliżone uśrednione w czasie rozwiązania równań Naviera-Stokesa [47, 48]. Równania RANS były szeroko stosowane jako model do określania hydrodynamiki przepływu płynów w mieszalnikach [4, 28, 88, 91, 92, 103].

Równania ciągłości i transportu pędu przyjmują postać:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i)}{\partial x_i} = 0 \quad (6.1)$$

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} (-\rho \overline{u'_i u'_j}) \quad (6.2)$$

Natomiast naprężenia Reynoldsa można opisać stosując hipotezę Boussinesqa:

$$-\rho \overline{u'_i u'_j} = \mu_t \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \left( \rho k + \mu_t \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \delta_{ij} \quad (6.3)$$

gdzie:

$\mu_t$  – lepkość turbulentna [kg/m·s]

$\mu$  – dynamiczny współczynnik lepkości cieczy [N·s/m<sup>2</sup>]

$k$  – energia kinetyczna burzliwości [m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>]

Do matematycznego opisu zachowania się cieczy nienewtonowskiej w zależności od szybkości ścinania wykorzystano jeden z najprostszych modeli reologicznych - model Ostwalda-de Weale:

$$\mu(\dot{\gamma}) = k \dot{\gamma}^{n-1} \quad (6.4)$$

gdzie szybkość deformacji jest określona jako drugi niezmiennik tensora szybkości odkształcania

$$\dot{\gamma} = \sqrt{2E:E} \quad (6.5)$$

$$E_{ij} = \frac{1}{2} (\partial_j v_i + \partial_i v_j) \quad (6.6)$$

Natomiast wartość wykładnika potęgowego  $n$  w równaniu (6.4) określa rodzaj płynu:

$n < 1$  płyn pseudoplastyczny

$n > 1$  płyn dilatantny

$n = 1$  płyn newtonowski

Układ równań (6.1) do (6.6) staje się układem zamkniętym dzięki wykorzystaniu dwurównaniowego modelu burzliwości  $k$ - $\varepsilon$  w wersji Realizable [2, 34, 117] ze standardowymi funkcjami przyściennymi.

Równania modelu mają postać:

- dla energii kinetycznej burzliwości:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k - \rho \varepsilon \quad (6.7)$$

- dla szybkości dyssypacji energii  $\varepsilon$ :

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i \varepsilon)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} \quad (6.8)$$

gdzie:

$S$  - moduł tensora prędkości odkształceń uśrednionych

$$\text{współczynnik } C_1 = \max \left[ 0,43; \frac{\xi}{\xi + 5} \right]$$

$$\text{pozostałe współczynniki: } \xi = S \frac{k}{\varepsilon}; \quad S = \sqrt{2 \bar{S}_{ij} \bar{S}_{ij}}; \quad \bar{S}_{ij} = 0,5 \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right)$$

Współczynnik  $G_k$  określa produkcję energii kinetycznej burzliwości spowodowaną gradientem prędkości [117]. Wykorzystując hipotezę Boussinesq'a można go wyrazić jako:

$$G_k = \mu_t \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \quad (6.9)$$

Lepkość turbulentna  $\mu_t$  jest wyznaczana jako funkcja energii kinetycznej burzliwości  $k$  i szybkości dyssypacji energii  $\varepsilon$ :

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (6.10)$$

Pozostałe stałe w modelu burzliwości wynoszą [68,117]:

$$C_2 = 1,9; \quad \sigma_k = 1; \quad \sigma_\varepsilon = 1,2; \quad C_\mu = 0,09$$

Model burzliwości  $k-\varepsilon$  Realizable jest ulepszoną wersją modelu  $k-\varepsilon$  Standard jest rekomendowany w symulacji przepływów w mieszalnikach [68]. Różni się od  $k-\varepsilon$  Standard m.in. równaniem dyssypacji energii  $\varepsilon$ , które w  $k-\varepsilon$  Realizable przyjmuje inną postać. Jest on bardziej zaawansowany matematycznie, dzięki czemu posiada szerokie możliwości wyznaczania różnych parametrów przepływu.

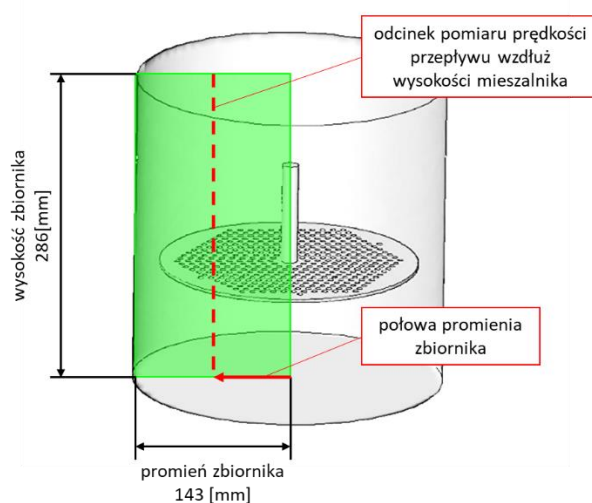
Symulacje przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym przeprowadzono przy zastosowaniu siatki dynamicznej (ang. *Dynamic Mesh*) przedstawionej na rys.6.2.



Rys. 6.2. Siatka numeryczna modelu zbiornika ( $1,18 \cdot 10^6$  elementów tetrahedralnych)

Ruch posuwisto-zwrotny mieszadła (zdefiniowany ruch tłoka) oraz parametry mieszanej cieczy definiowano funkcją użytkownika UDF (ang. *User Defined Function*). Wiersze poleceń niezbędne do utworzenia symulacji komputerowej zapisane w języku programowania C++ załączono w ZAŁĄCZNIK 1.

Wyniki symulacji przedstawiono w płaszczyźnie pomiarowej zaznaczonej kolorem zielonym na rys.6.3.



Rys.6.3. Zbiornik z zaznaczonym obszarem pomiarowym

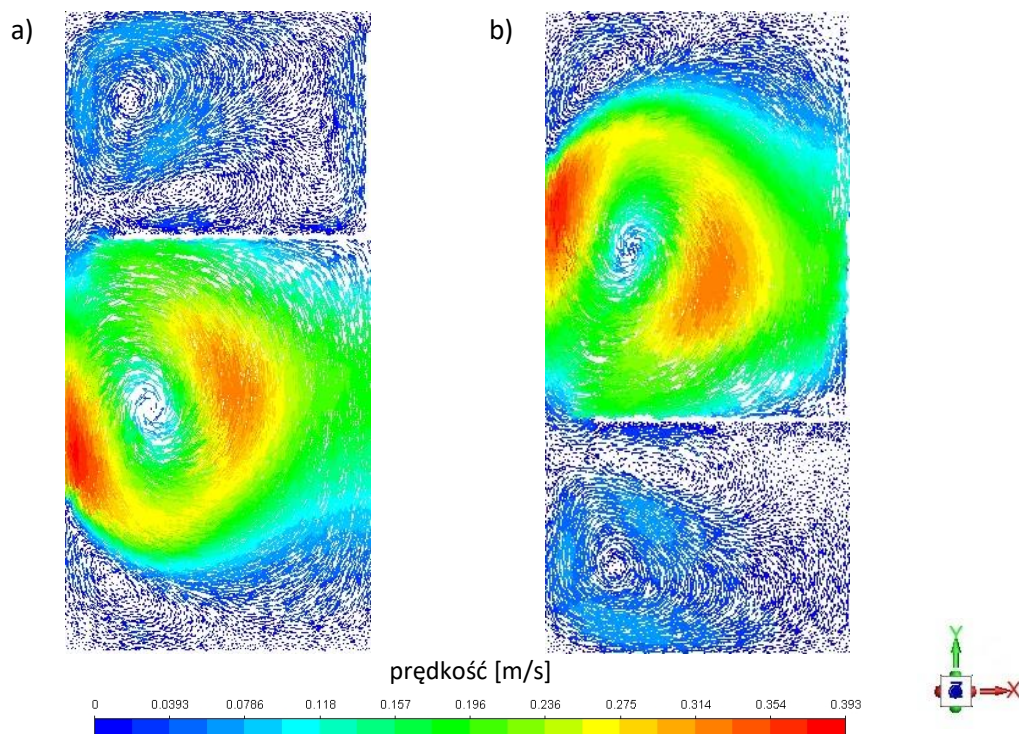
## 6.2 WYNIKI SYMULACJI CFD

Na rysunkach 6.4-6.19 przedstawiono wybrane wyniki symulacji numerycznej CFD, które przedstawiają wektorowe mapy prędkości przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym.

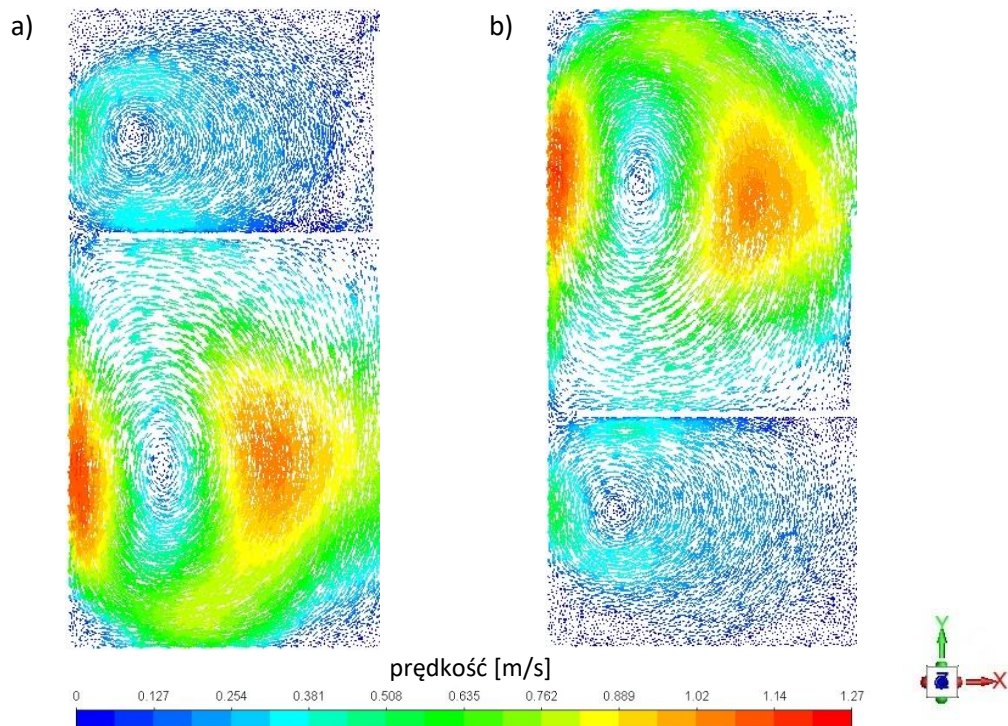
Przykładowe wektorowe mapy przepływu wykonano dla procesu mieszania wodnego roztworu politlenku etylenu w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$ . Badano prędkości przepływu dla charakterystycznych położeń dysku w mieszalniku: górnego oraz dolnego. Częstotliwość wibracji mieszadła ustawiano w czterech zakresach: 0,5 ; 1; 1,5 oraz 2 [Hz].

### 6.2.1 SYMULACJA - MIESZADŁO TARCZOWE PEŁNE

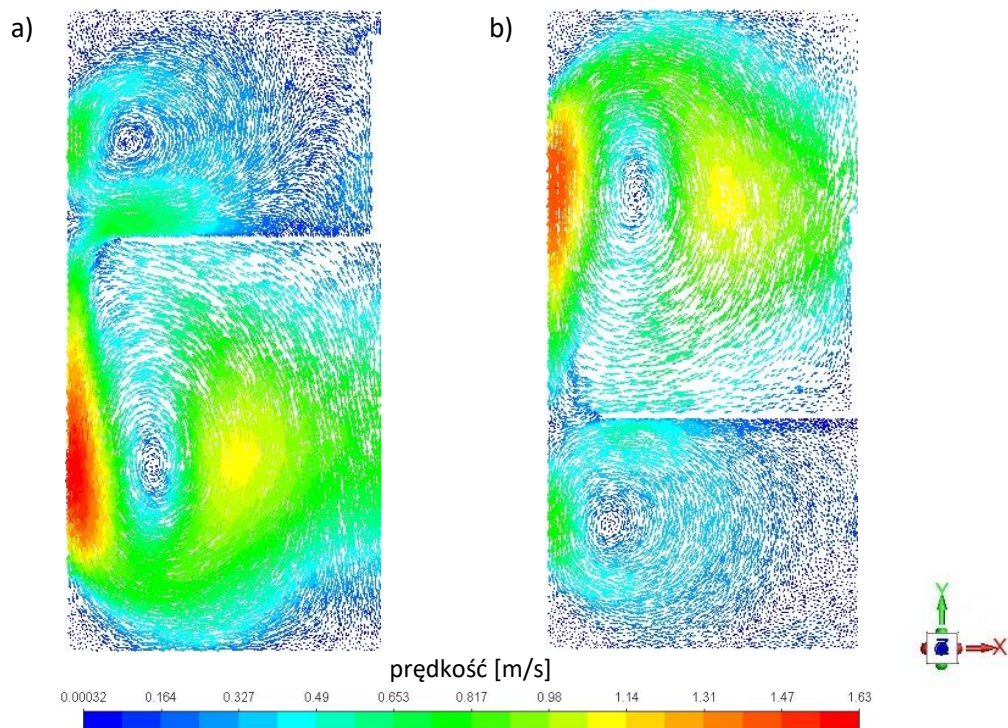
Wyniki symulacji w postaci wektorowych map rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  dla parametrów:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ ; 1; 1,5; 2 Hz i zastosowanego mieszadła pełnego przedstawiono na ilustracjach 6.4 - 6.7.



Rys.6.4. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

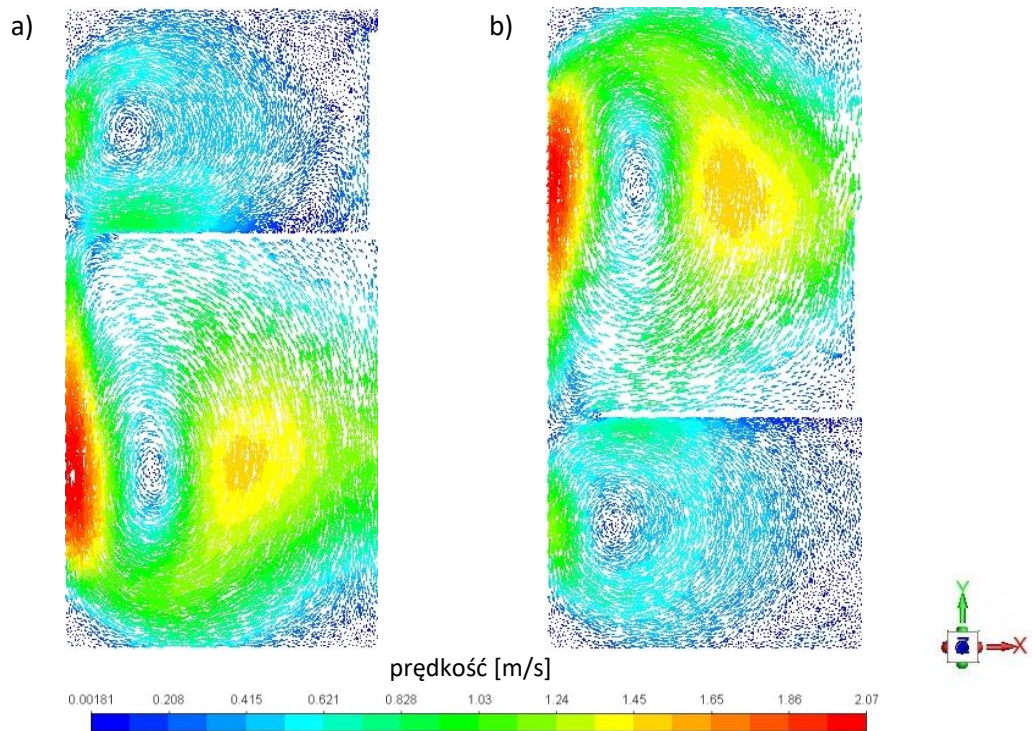


Rys.6.5. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.6.6. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

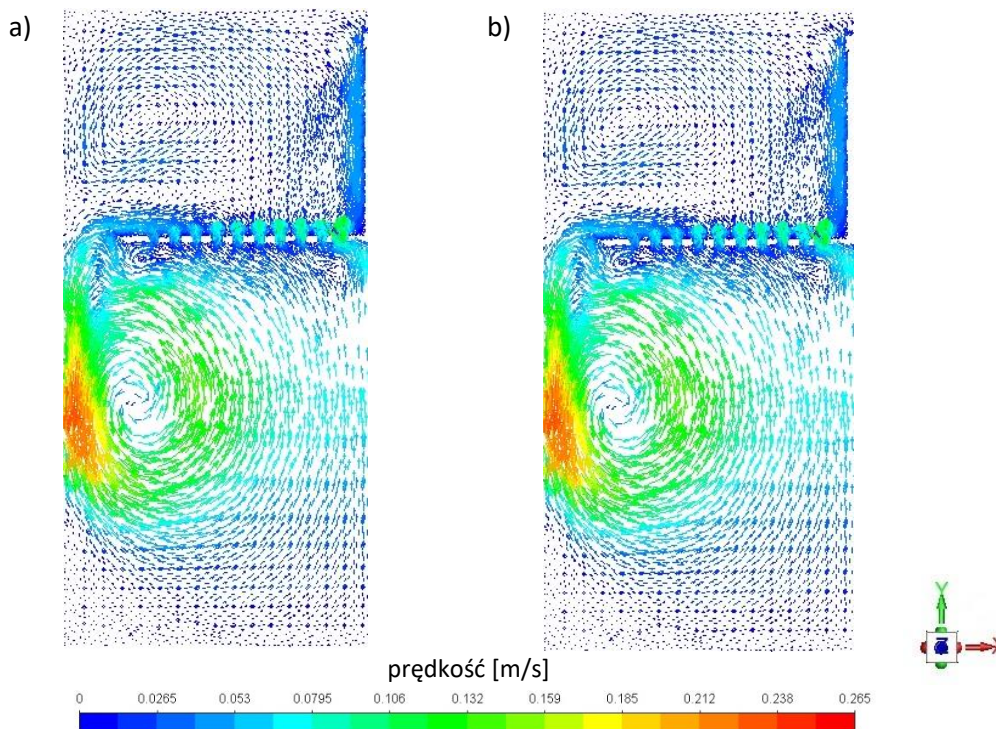




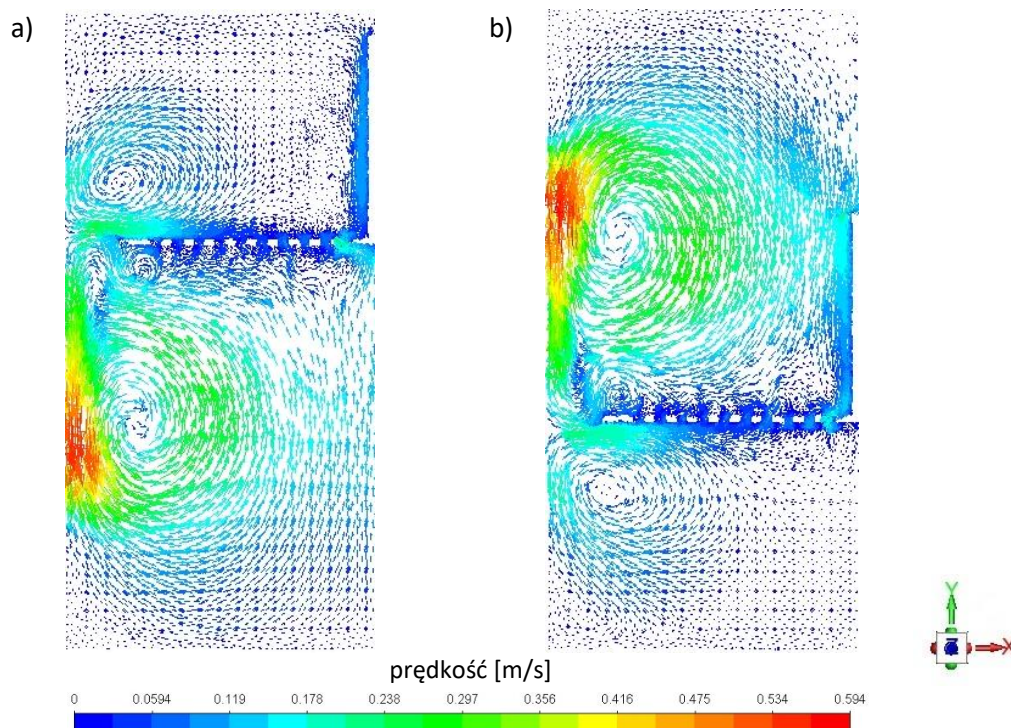
Rys.6.7. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

## 6.2.2 SYMULACJA - MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,15$

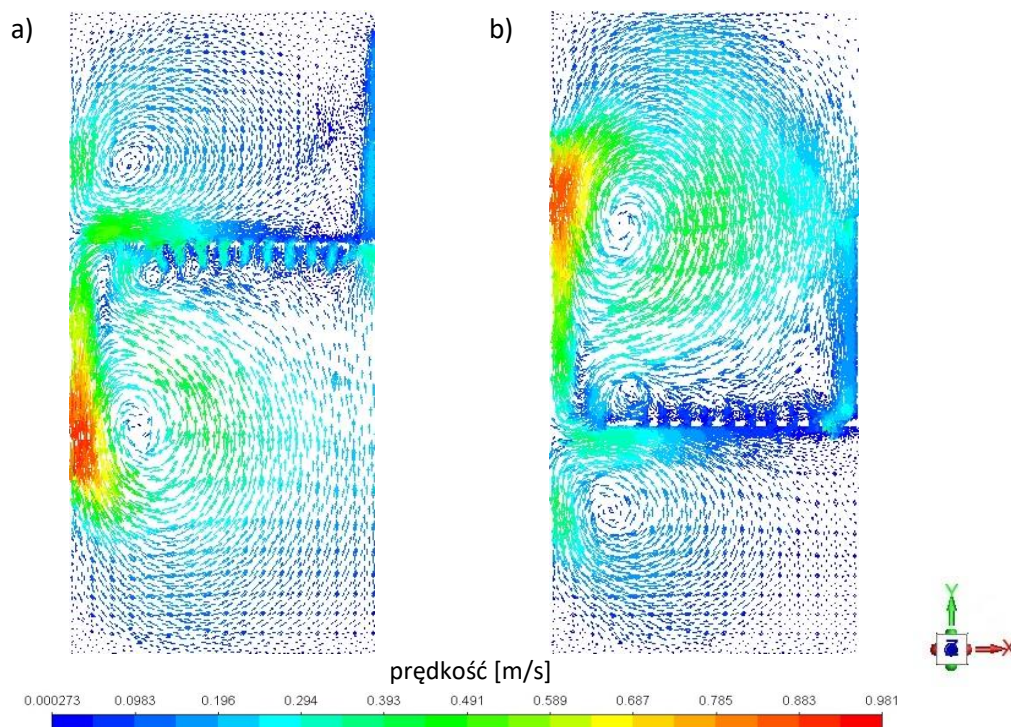
Wyniki symulacji w postaci wektorowych map prędkości przepływu wodnego roztworu PEO o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  dla parametrów:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ ; 1; 1,5; 2 Hz i zastosowanego mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,15$  przedstawiono na ilustracjach 6.8-6.11.



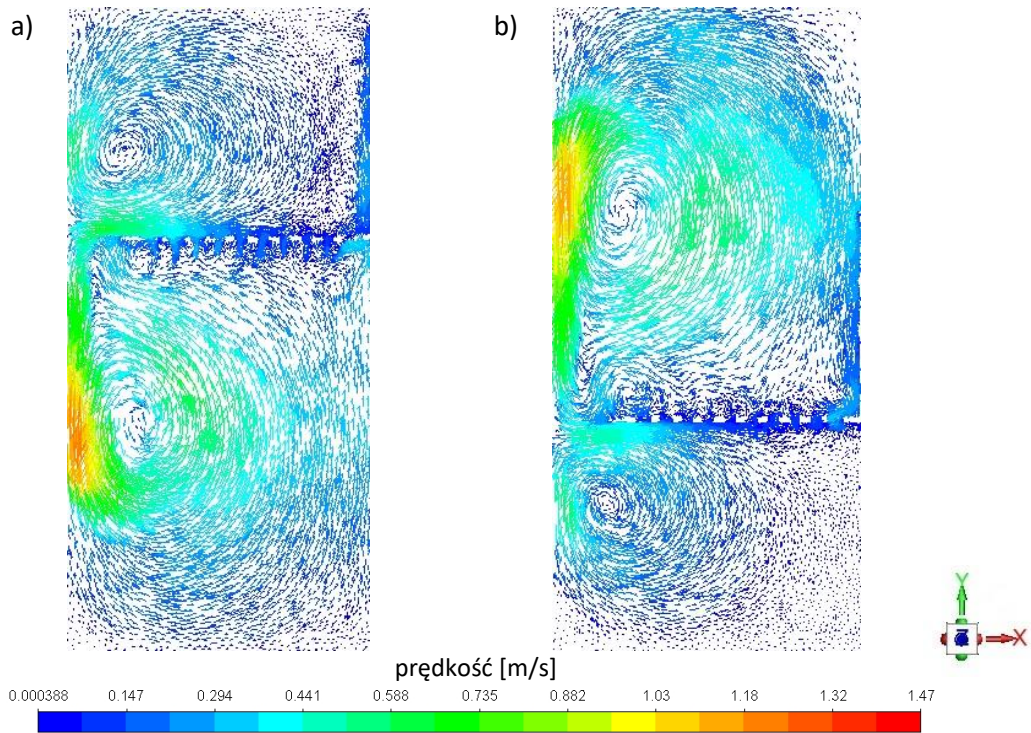
Rys.6.8. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.6.9. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



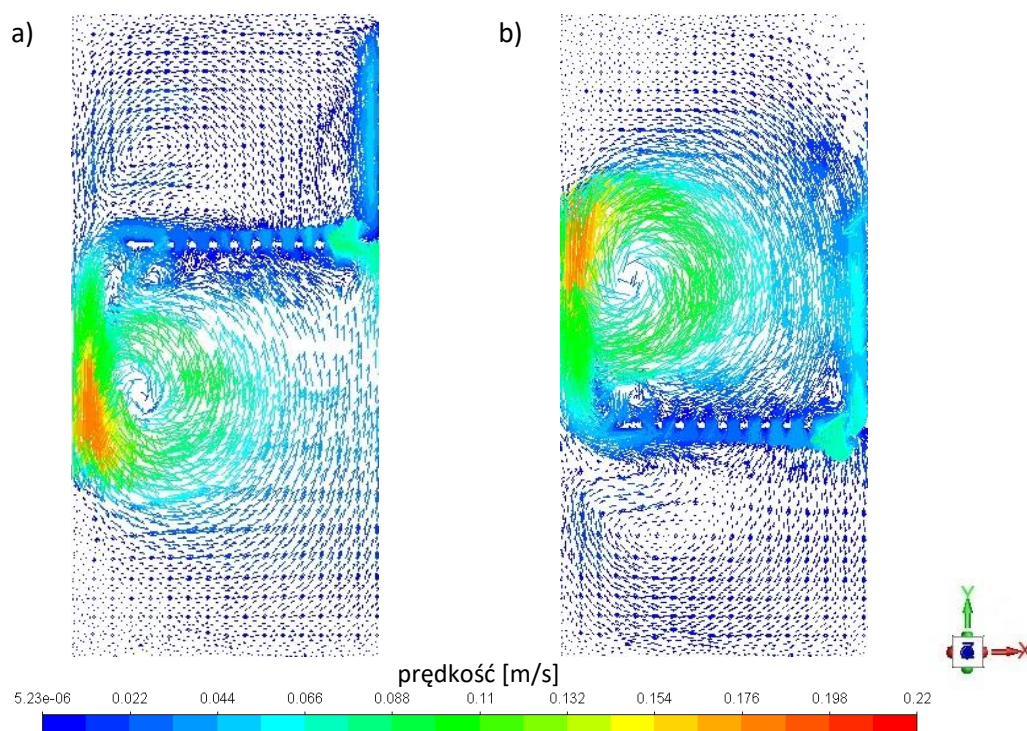
Rys.6.10. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



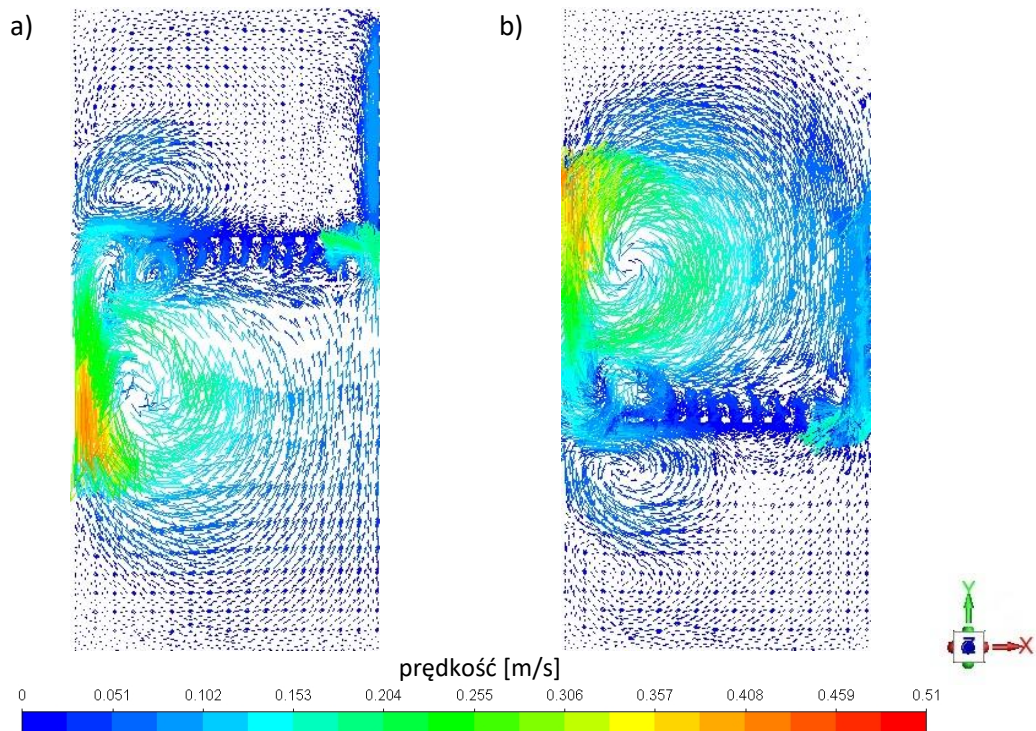
Rys.6.11. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]: a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

### 6.2.3 SYMULACJA – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,25$

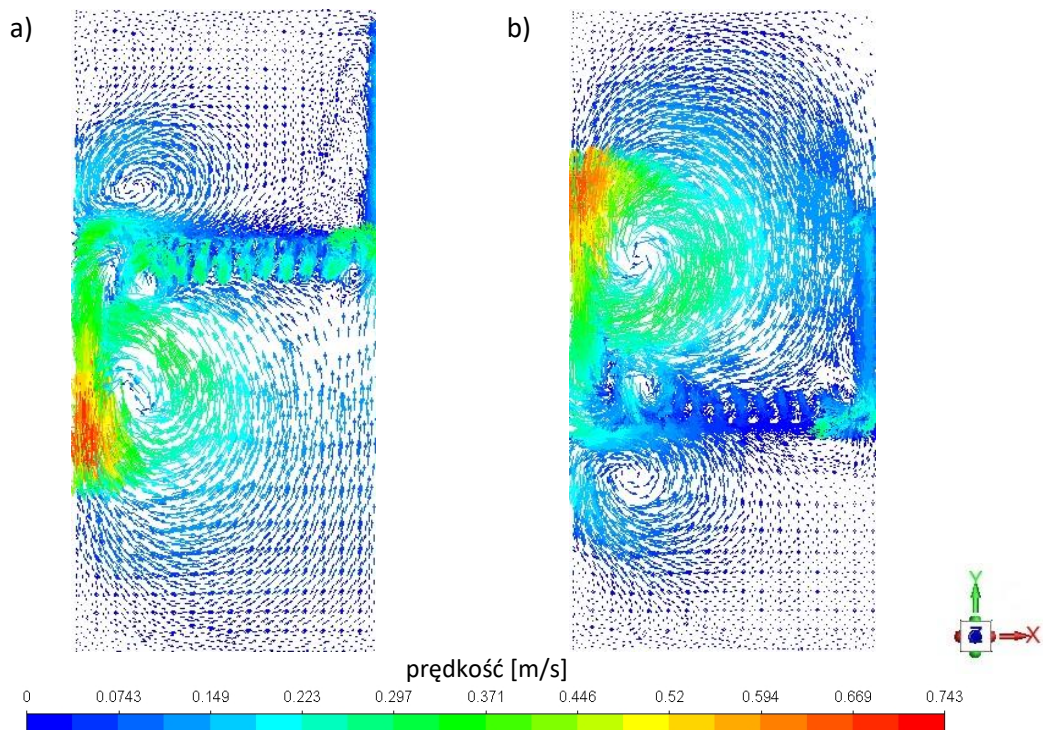
Wyniki symulacji w postaci wektorowych map prędkości przepływu wodnego roztworu PEO o stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  dla parametrów:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ ; 1; 1,5; 2 Hz i zastosowanego mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,25$  przedstawiono na ilustracjach 6.12-6.15.



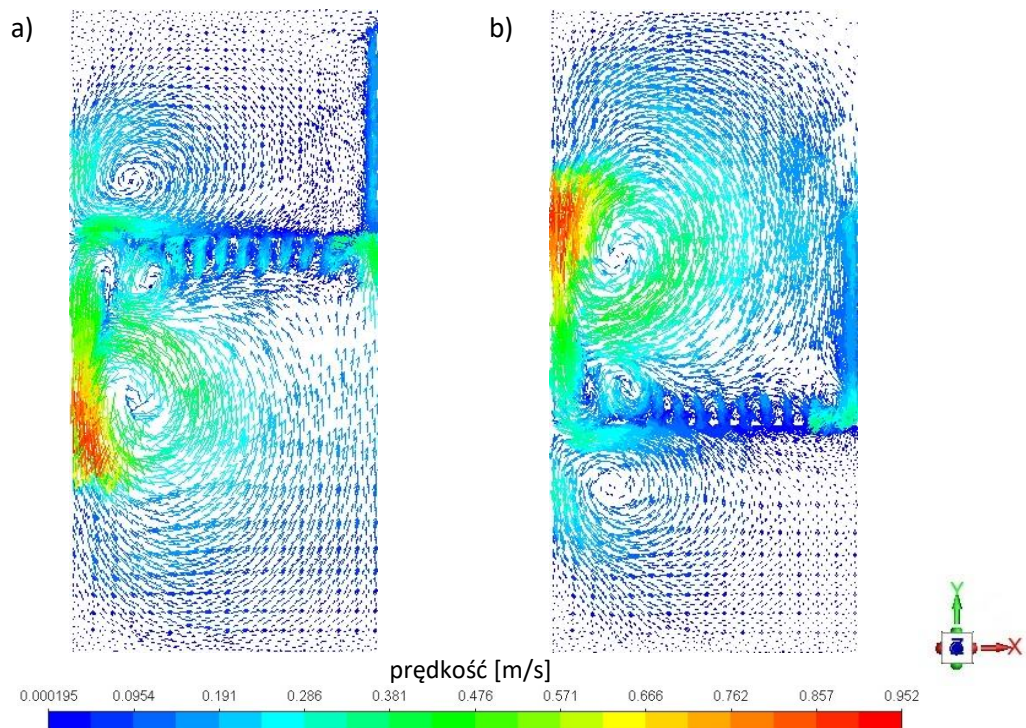
Rys.6.12. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.6.13. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1$  Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



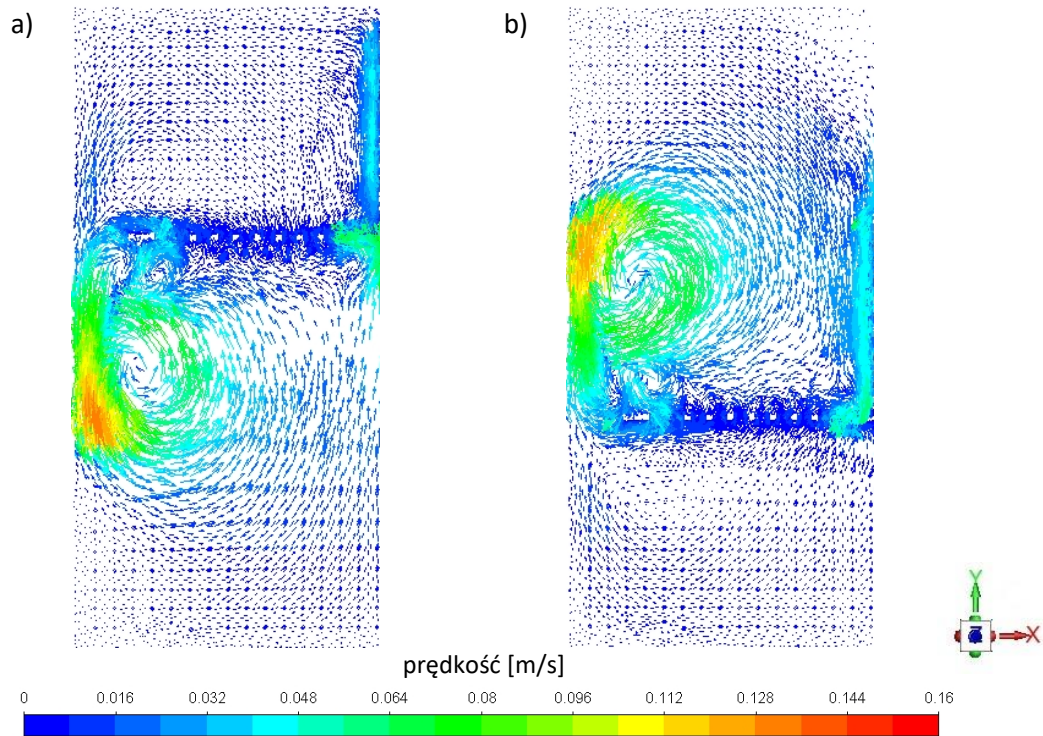
Rys.6.14. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1,5$  Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.6.15. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

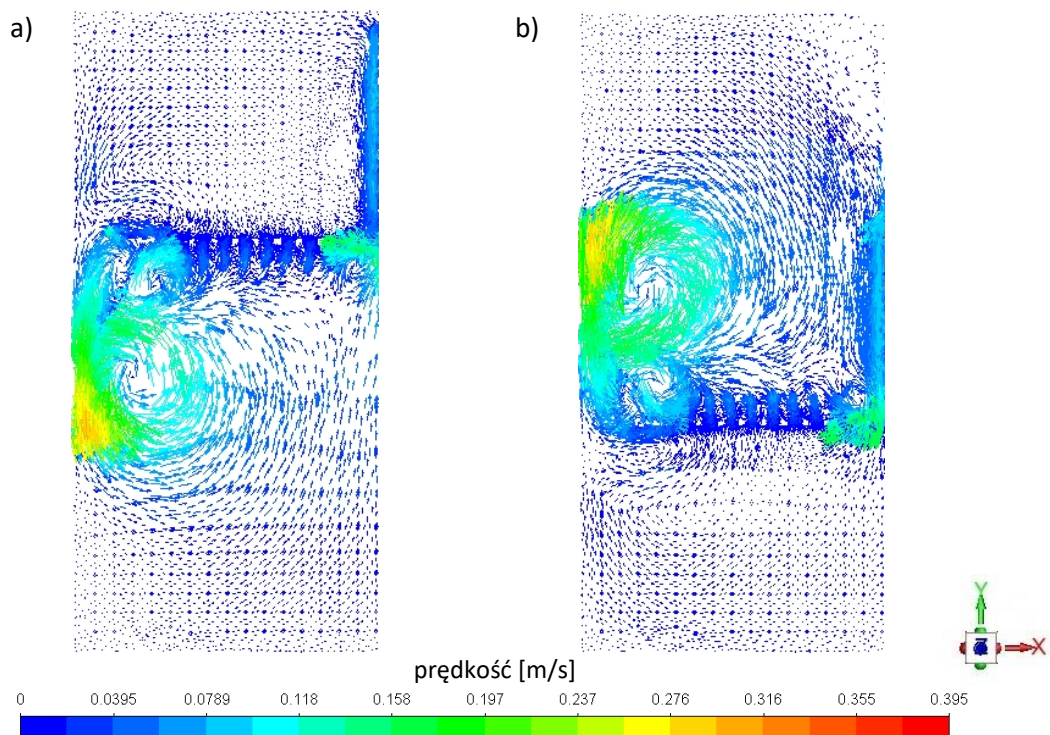
#### 6.2.4 SYMULACJA – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,35$

Wyniki symulacji w postaci wektorowych map prędkości przepływu wodnego roztworu PEO o stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  dla parametrów:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ ; 1; 1,5; 2 Hz i zastosowanego mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,35$  przedstawiono na ilustracjach 6.16 - 6.19.

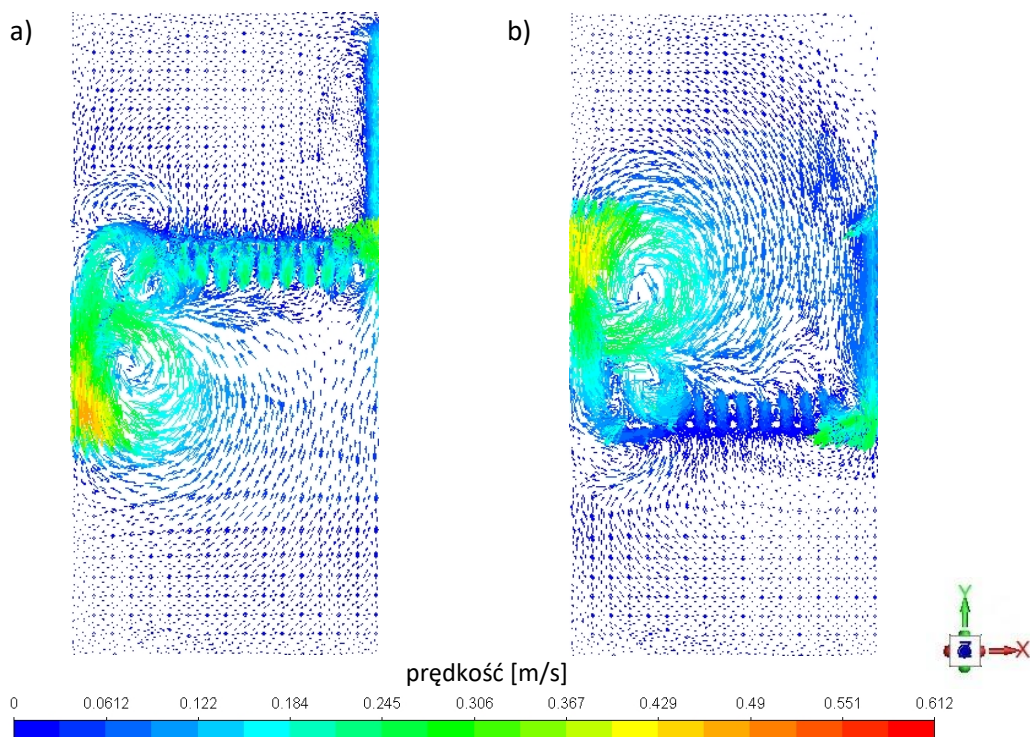


Rys.6.16. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

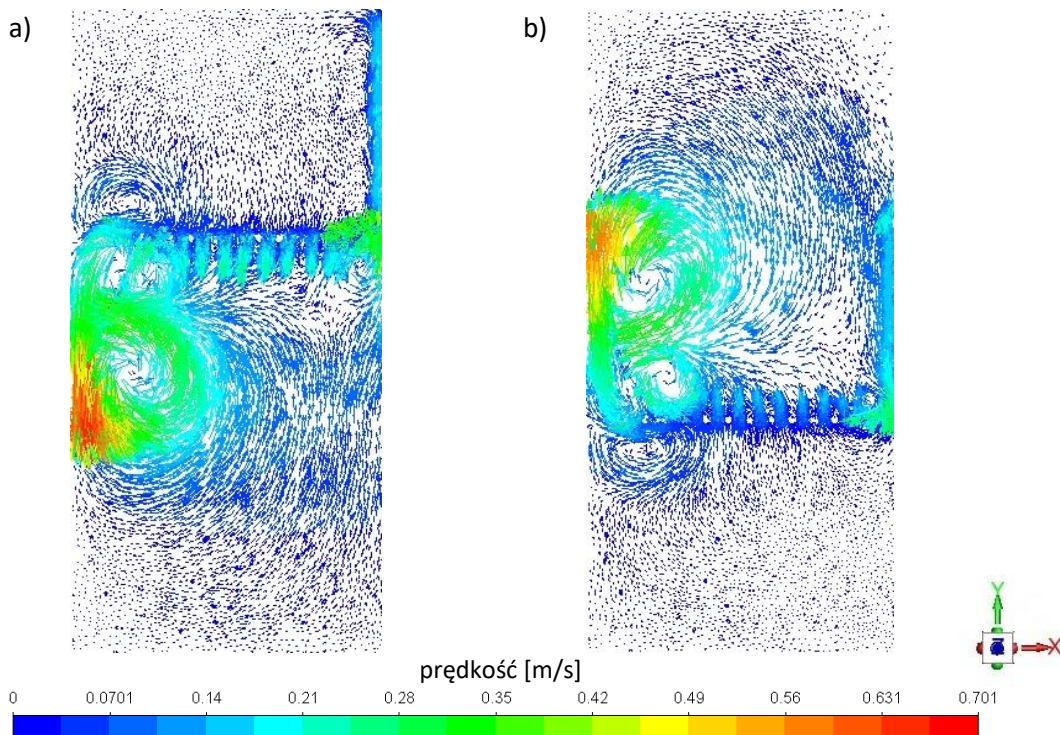




Rys.6.17. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.6.18. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



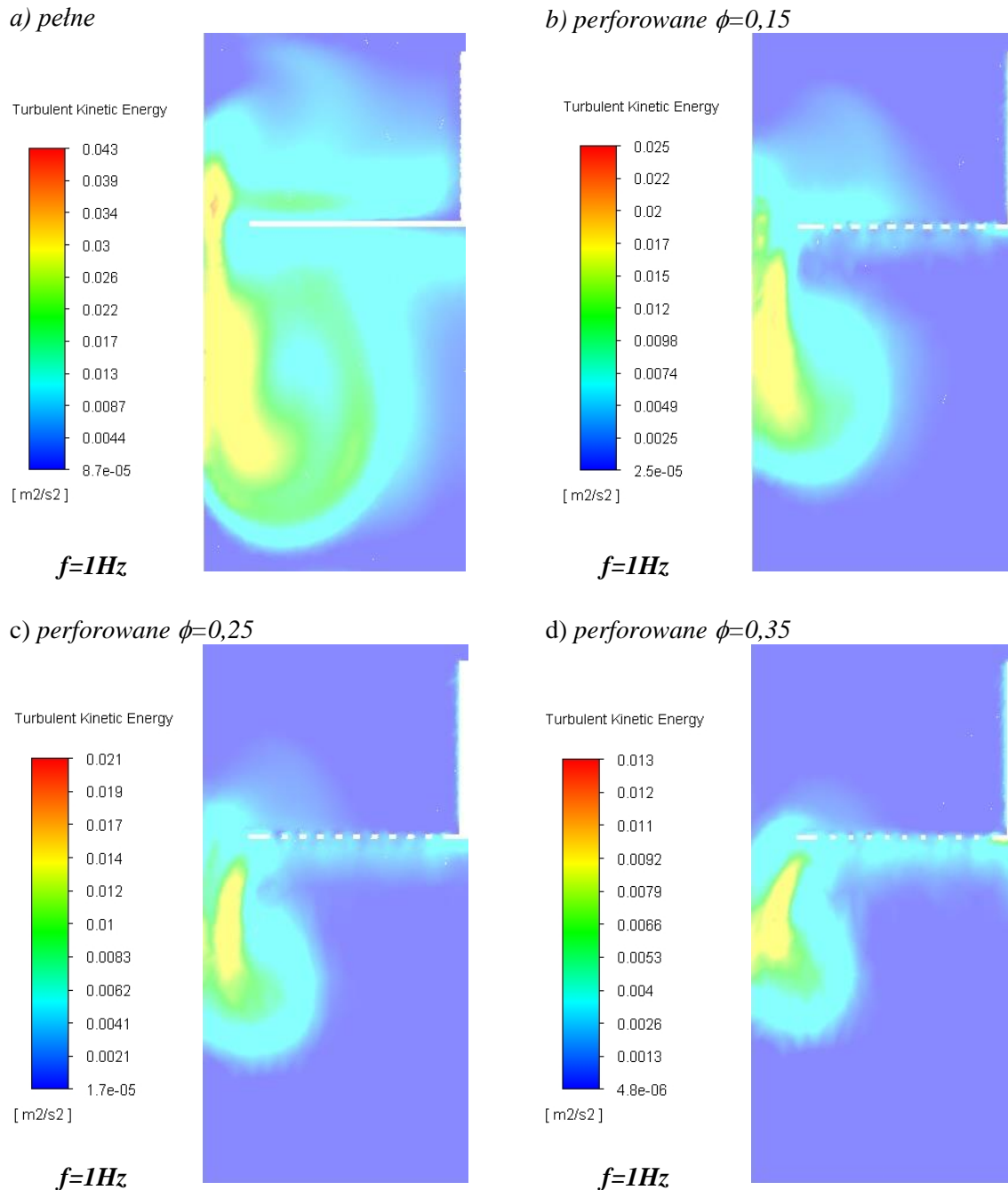
Rys.6.19. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie symulacji CFD dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

Na mapach 6.4-6.19 wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu.

Zastosowanie mieszadła o konstrukcji dysku perforowanego powoduje dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów. Pozyskane wartości maksymalnych prędkości są najmniejsze przy mieszaniu z zastosowaniem mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

### 6.3 KINETYCZNA ENERGIA TURNULENCJI

Na rys.6.20 oraz rys.6.21 zilustrowano mapy rozkładu energii kinetycznej turbulencji dla wszystkich rozpatrywanych mieszadeł. Przeanalizowano wpływ zastosowanych mieszadeł na przepływ cieczy w zależności od ich konstrukcji. Przykładowe mapy sporządzono dla górnego położenia mieszadła w mieszalniku dla dwóch wybranych częstotliwości jego ruchu  $f=1\text{ Hz}$  (rys.6.20) oraz  $f=2\text{ Hz}$  (rys.6.21).

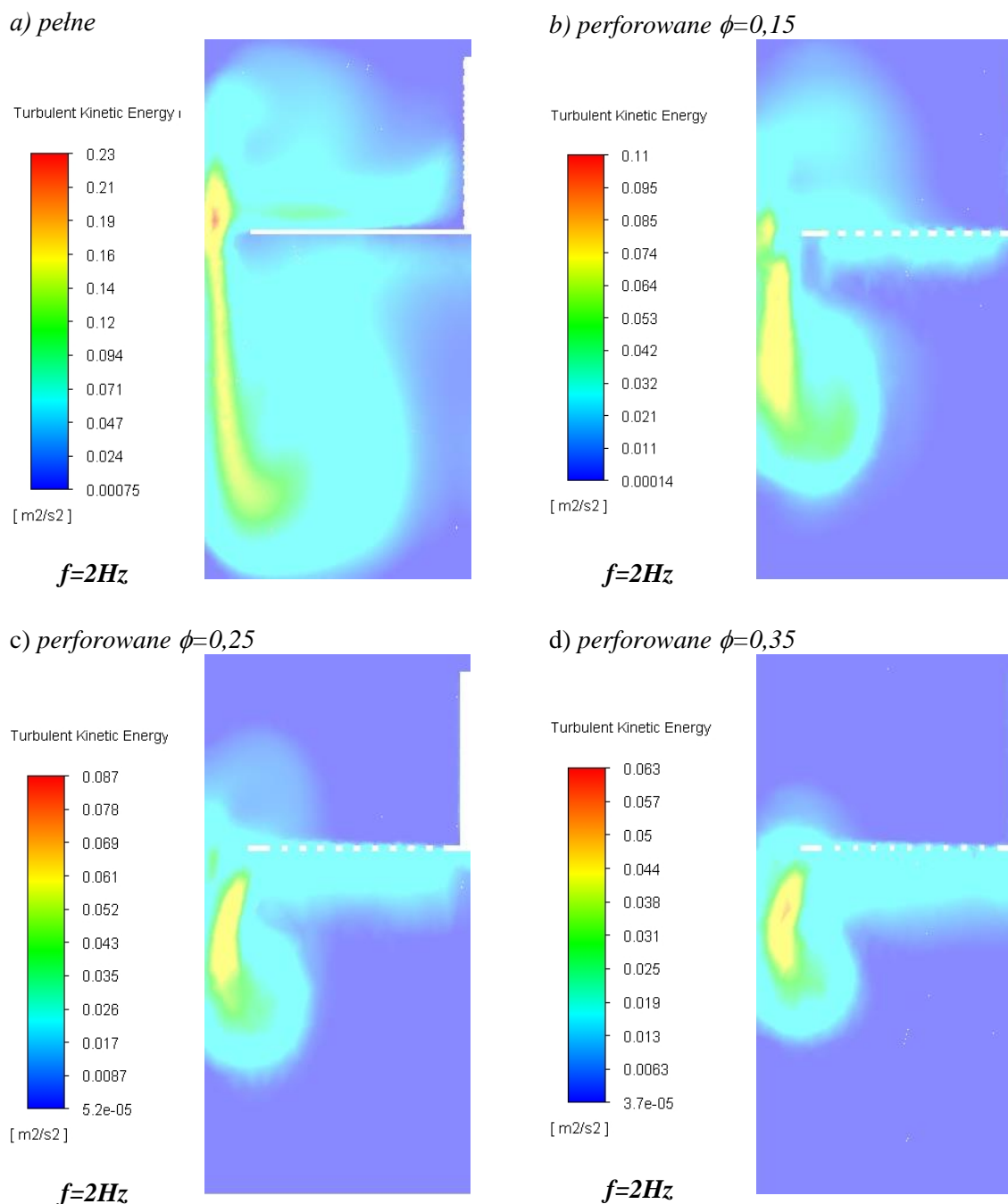


Rys.6.20. Mapy konturowe energii kinetycznej burzliwości dla wszystkich badanych mieszadeł:

a) pełne, b) perforowane  $\phi=0,15$ , c) perforowane  $\phi=0,25$ , d) perforowane  $\phi=0,35$ ;

górne położenie mieszadła w mieszalniku

(parametry:  $D=0,238\text{ [m]}$ ,  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ,  $c_{PEO}=2,4\%$ )



Rys.6.21. Mapy konturowe energii kinetycznej burzliwości dla wszystkich badanych mieszadeł:  
 a) pełne, b) perforowane  $\phi=0,15$ , c) perforowane  $\phi=0,25$ , d) perforowane  $\phi=0,35$ ;  
 górne położenie mieszadła w mieszalniku  
 (parametry:  $D=0,238$  [m],  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz,  $c_{PEO}=2,4\%$ )

Na rys. 6.20 i 6.21 widoczny jest wpływ perforacji mieszadła na rozkład kinetycznej energii turbulencji w mieszalniku. Najwyższa wartość energii kinetycznej turbulencji osiągnięta jest przy zastosowaniu mieszadła pełnego (rys. 6.20a i 6.21a) w przestrzeni pomiędzy mieszadłem a ścianką zbiornika, natomiast wraz z pojawieniem się perforacji w mieszadle wartość ta maleje. Wzrost stopnia perforacji mieszadła  $\phi$  (wyrażony jako stosunek sumarycznej powierzchni otworów do jego powierzchni całkowitej) powoduje zmniejszenie wartości energii kinetycznej turbulencji w całej objętości

mieszalnika. Dysk perforowany przyczynia się do powstania dodatkowego przepływu cieczy w obszarze otworów, co znacząco zmniejsza zarówno prędkość przepływu cieczy jak i wartość energii kinetycznej burzliwości. Może mieć to istotny wpływ podczas mieszania płynów, które tak jak w przypadku wodnego roztworu PEO, tworzą długie łańcuchy polimerowe podatne na rozpad przy znacznych energiach kinetycznych turbulencji przepływu. Odpowiednio dobrane parametry mieszania mogą przyczynić się bezpośrednio do dłuższego zachowania pierwotnych właściwości płynów tego typu.

W tabeli 6.3 zestawiono maksymalne wartości prędkości przepływu cieczy w mieszalniku oraz energii kinetycznej turbulencji uzyskane w wyniku symulacji CFD w zależności od rozpatrywanych rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł oraz częstotliwości ich ruchu podczas górnego położenia mieszadła w mieszalniku.

*Tabela 6.3. Maksymalne wartości prędkości przepływu cieczy w mieszalniku oraz energii kinetycznej turbulencji dla rozpatrywanych mieszadeł dla przykładowego górnego położenia mieszadła w mieszalniku*

CPEO=2,4%				
rodzaj mieszadła	amplituda A[m]	częstotliwość wibracji f [Hz]	CFD	
			max prędkość [m/s]	max energia kinetyczna turbulencji [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
mieszadło pełne	0,04	0,5	0,393	0,0140
		1	1,270	0,0431
		1,5	1,630	0,1677
		2	2,070	0,2343
mieszadło perforowane $\phi=0,15$		0,5	0,265	0,0091
		1	0,594	0,0245
		1,5	0,981	0,0699
		2	1,470	0,1058
mieszadło perforowane $\phi=0,25$		0,5	0,220	0,0074
		1	0,510	0,0206
		1,5	0,743	0,0522
		2	0,952	0,0865
mieszadło perforowane $\phi=0,35$		0,5	0,160	0,0044
		1	0,395	0,0132
		1,5	0,612	0,0509
		2	0,701	0,0628

## 7. ANEMOMETRIA OBRAZOWA PIV

Laserowa anemometria obrazowa (ang. Particle Image Velocimetry - PIV) jest stosunkowo nową, optyczną metodą wizualizacji i pomiarów parametrów turbulencji w procesach hydrodynamiki przepływu czy rozpylania aerozoli. Metoda ta jest wykorzystywana zarówno w badaniach naukowych, jak i w celach edukacyjnych. Jest to bezinwazyjna metoda pomiaru pola prędkości.

Particle Image Velocimetry (PIV) to technika pomiarowa, w której pole prędkości całego obszaru przepływu jest mierzone jednocześnie. Jest to zasadnicza różnica w stosunku do metod pomiaru punktowego, które wykorzystują sondy do pomiaru prędkości przepływu w jednym punkcie. Upraszczając, polega ona na porównywaniu obrazów (uchwyconych przez ultraszybką kamerę) przedstawiających tę samą scenę i przemieszczający się obiekt, gdzie kluczową informacją jest czas między danymi obrazami.

Zastosowanie techniki PIV jest bardzo intrygujące m.in. we współczesnej aerodynamice, ponieważ pomaga zrozumieć zjawiska przepływu nieustalonego, gdzie np. PIV umożliwia przestrzenny pomiar pola chwilowej prędkości przepływu w bardzo krótkim czasie.

We współczesnych technikach przepływu zaistniała sytuacja, gdzie rosnąca liczba oraz jakość obliczeń numerycznych pól przepływu wymaga odpowiednich danych eksperymentalnych do walidacji kodów numerycznych, aby zdecydować czy fizyka problemu została poprawnie zamodelowana. W tym celu należy przeprowadzać starannie zaprojektowane eksperymenty w ścisłym powiązaniu z obliczeniami numerycznymi.

Dane eksperymentalne pola przepływu muszą posiadać wysoką rozdzielczość w czasie i przestrzeni, aby można je było porównać z numerycznymi danymi o dużej gęstości. Technika PIV jest odpowiednim narzędziem eksperymentalnym do tego, zwłaszcza jeśli wymagane są informacje o polu prędkości chwilowej [87].

W zależności od ilości wymiarów (ilości składowych wektorów prędkości oraz wymiarów przestrzeni pomiarowej) istnieje wiele odmian metody PIV :

- 2D2C – to najprostsza odmiana w której pomiar odbywa się w płaszczyźnie 2D (dwóch wymiarach), gdzie mierzone są dwie składowe wektora prędkości 2C (dwa komponenty) Znajduje zastosowanie w pomiarach dwuwymiarowego pola prędkości lub w płaszczyźnie symetrii.
- 2D3C – (StereoPIV) wymaga rejestracji trzech składowych wektora prędkości tj. zastosowania podwójnego układu optycznego tzw. stereo. Niemniej jednak rejestracja odbywa się na płaszczyźnie 2D. W odróżnieniu od 2D2C pomiar pozwala na odtworzenie rzeczywistego pola prędkości (trzy składowe wektora prędkości).
- 3D3C – (VolumetricPIV lub ThomoPIV) Jest najbardziej zaawansowaną technicznie odmianą ze względu na konieczność perspektywicznej rejestracji w przestrzeni 3D. Pozwala na rejestrację pełnego pola prędkości 3C (trzy składowe wektora prędkości) w obszarze przestrzeni 3D.

System pomiarowy PIV powinien nadawać się do użytku zarówno w przepływach o małej prędkości jak i dużej prędkości (np. naddźwiękowej w tunelach aerodynamicznych) [87].

Wymagania jakie powinny być spełnione przy stosowaniu PIV w pomiarach przepływu:

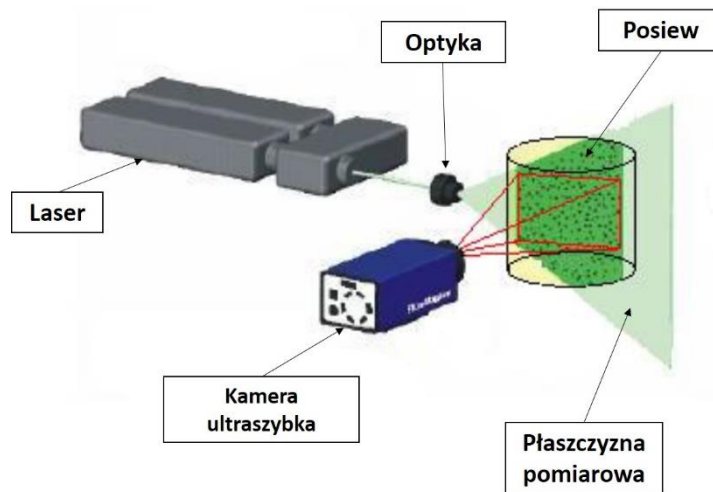
1. Wysoka rozdzielczość przestrzenna danych jest konieczna, aby w przepływie można było rozróżnić struktury o zarówno dużej, jak i małej skali. Warunek ten bezpośrednio wpływa na wybór sprzętu rejestrującego.

2. Do miarodajnego porównania z wynikami obliczeń numerycznych wymagana jest odpowiednia ilość danych eksperymentalnych. Zatem zagęszczenie cząstek wskaźnika w rozpatrywanej przestrzeni (tj. liczba rejestrowanych cząstek na obszar badania) musi być wysoka. Do tego celu potrzebne jest wysokie stężenie cząstek znacznika (tzw. posiewu) w objętości pomiarowej w przepływie, nawet przy dużych prędkościach przepływu. Ponieważ prędkość przepływu jest mierzona pośrednio za pomocą pomiaru prędkości cząstek znacznika dodanych do przepływu, cząstki te muszą wiernie podążać za przepływem. Wymaga to użycia bardzo małych cząstek znacznika, które niestety rozpraszają bardzo mało światła, co bezpośrednio prowadzi do trzeciego wymagania.

3. Do oświetlenia pola przepływu wymagany jest laser impulsowy o dużej mocy [87].

## 7.1 METODYKA POMIARU PIV

Na rysunku 7.1. przedstawiono przykładowy schemat stanowiska badawczego do pomiaru przepływu za pomocą anemometrii obrazowej PIV.



*Rys.7.1. Schemat ustawienia elementów systemu pomiarowego dla PIV [18]*

Przed rozpoczęciem samego pomiaru należy dokonać właściwego doboru cząstek posiewu. Ważne jest, by cząsteczki te poruszały się zgodnie z przepływem w badanej przestrzeni w jak najwierniejszy sposób. Oświetlanie płaszczyzną pomiarową lub płaszczyzną świetlną (ang. light sheet) pozwala na wykrywanie przesunięcia cząstek posiewu w danym obszarze pola przepływu. Płaszczyzna ta (generowana przez laser wyposażony w dedykowane komponenty optyczne) posiada najczęściej charakter impulsowy (np. dwuimpulsowy – impuls nr 1 i impuls nr 2), aby wytworzyć efekt stroboskopowy, zamrażając ruch cząstek posiewu w czasie. Położenie w przestrzeni oświetlonych cząstek posiewu jest rejestrowane przez ultraszybką kamerę ustawioną pod kątem  $90^\circ$  do płaszczyzny świetlnej.

Do uzyskania poprawnych obrazów o wysokim kontraście konieczne jest wykluczenie światła przypadkowego (w tym naturalnego). Światło lasera podświetli wówczas tylko ten obszar w którym planowana jest rejestracja. W obrazie uzyskanym z kamery cząstki posiewu pojawiają się następnie jako jasne kropki na ciemnym tle na każdej klatce kamery. Co więcej, źródło światła i kamera są zsynchronizowane, więc cząsteczki oświetlone w chwili impulsu świetlnego nr 1 są rejestrowane na klatce 1 kamery, a cząstki z impulsu świetlnego nr 2 są rejestrowane na klatce 2 [18].



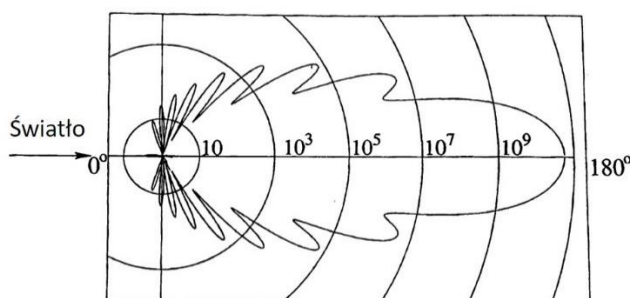
## 7.2 ROZPRASZANIE ŚWIATŁA PODCZAS POMIARU METODĄ PIV

W związku z tym, że uzyskany stopień naświetlenia cząstek posiewu na rejestrowanym obrazie (a co za tym idzie kontrast zapisów PIV) jest wprost proporcjonalny do mocy światła rozproszonego, często bardziej efektywne i ekonomiczne jest zwiększanie natężenia oświetlenia badanej przestrzeni poprzez odpowiedni dobór cząstek rozpraszających niż zwiększanie mocy lasera. Ogólnie ujmując światło rozproszone przez małe cząstki jest funkcją stosunku współczynnika załamania światła przez cząstki do otaczającego ośrodka, wielkości cząstek, ich kształtu i orientacji. Ponadto rozpraszanie światła zależy również od polaryzacji i kąta obserwacji. W przypadku kulistych cząstek o średnicach  $d_p$  większych niż długość fali padającego światła  $\lambda$  można zastosować teorię Mie [87], opisującą rozpraszanie światła na cząstkach sferycznych.

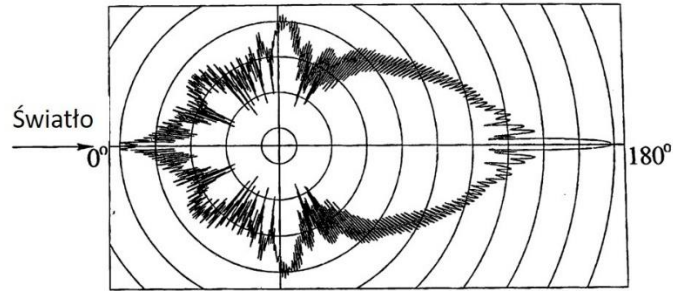
Rys. 7.2, 7.3 i 7.4. przedstawiają polarny rozkład światła (o długości fali  $\lambda=532$  nm) rozproszonego przez posiew (szklane cząstki o różnych średnicach) w wodzie zgodnie z teorią Mie. Skale intensywności naświetlenia są w skali logarytmicznej i są wykreślone w taki sposób, że intensywność sąsiednich okręgów różni się o współczynnik 100. Rozpraszanie światła zgodnie z teorią Mie można scharakteryzować za pomocą znormalizowanej średnicy  $q$ , zdefiniowanej za pomocą wzoru (7.1):

$$q = \frac{\pi d_p}{\lambda} \quad (7.1)$$

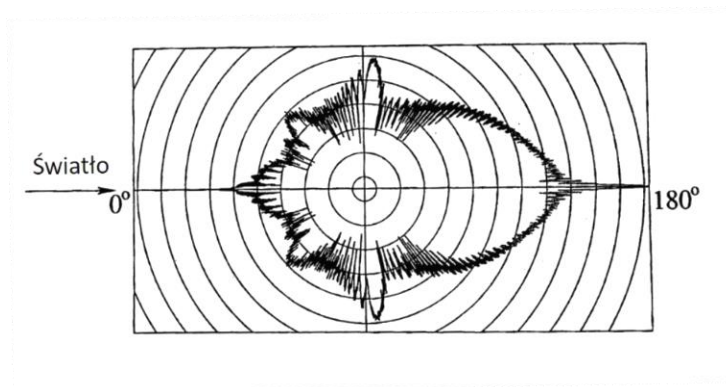
Jeśli  $q > 1$ , wtedy w rozkładzie kątowym w zakresie od  $0^\circ$  do  $180^\circ$  pojawiają się w przybliżeniu lokalne maksima  $q$ . Przy zwiększeniu  $q$  stosunek intensywności rozpraszania światła gwałtownie wzrasta [87].



Rys.7.2. Rozpraszanie światła przez kulistą szklaną cząsteczkę o średnicy  $1 \mu\text{m}$  w wodzie [87]



Rys.7.3. Rozpraszanie światła przez kulistą szklaną cząsteczkę o średnicy 10  $\mu\text{m}$  w wodzie [87]



Rys.7.4. Rozpraszanie światła przez kulistą szklaną cząsteczkę o średnicy 30  $\mu\text{m}$  w wodzie [87]

W przypadku przepływów z dużą ilością posiewu, znacznie zwiększona zostaje intensywność naświetlenia poszczególnych cząstek. Obraz, który w tym czasie jest rejestrowany przez kamerę, jest nie tylko wynikiem bezpośredniego oświetlenia badanego obiektu, ale także światła rozpraszanego przez, więcej niż jedną, cząsteczkę posiewu. Wynika to z faktu, że dla dużej liczby cząstek wewnątrz płaszczyzny oświetlanej zachodzi masywne multirozpraszanie i w efekcie zwiększa się szum tła rejestrowanego obrazu.

Rejestracja badanego obszaru pod kątem  $90^\circ$  do padającego oświetlenia jest najlepsza ze względu na ograniczoną głębie ostrości [87].

### 7.3 RUCH CZĄSTEK W PŁYNIE PODCZAS PRZEPLYWU PRZY POMIARZE PIV

Analiza ruchu cząstek w płynie jest złożonym zagadnieniem. W 1888 roku Basset wyprowadził równanie ruchu kuli względem nieskończonego, stojącego płynu. Hinze (1959) [44] rozważał ruch cząstek w przepływie poprzez wprowadzenie chwilowej prędkości cząstki  $V$  względem płynu ( $V = U_p - U_{cz}$ ), co doprowadziło do następującego wyniku [87]:

$$\underbrace{\frac{\pi}{6} d_{cz}^3 \rho_{cz} \frac{dU_{cz}}{dt}}_I = \underbrace{3\pi\eta d_{cz} V}_{II} - \underbrace{\frac{\pi}{6} d_{cz}^3 \rho_p \frac{dU_p}{dt}}_{III} + \underbrace{\frac{\pi}{12} d_{cz}^3 \rho_p \frac{dV}{dt}}_{IV} + \underbrace{\frac{3}{2} d_{cz}^2 \sqrt{\pi\eta\rho_p} \int_{t_0}^t \frac{dV}{d\tau} \frac{1}{\sqrt{t-\tau}} d\tau}_{V} \quad (7.2)$$

gdzie:

- $d_{cz}$  – średnica cząstki
- $\rho_{cz}$  – gęstość cząstki
- $\rho_p$  – gęstość płynu
- $V$  – chwilowa prędkość cząstki
- $U_{cz}$  – prędkość cząstki
- $U_p$  – prędkość płynu
- $\tau$  - naprężenie ścinające działające podczas przepływu

W równaniu odpowiednio:

- I - pierwszy człon reprezentuje siłę potrzebną do przyspieszenia cząstki
- II - drugi człon odpowiada lepkiej sile oporu (zgodnie z prawem Stokesa) pochodzącej z ruchu cząstki w płynie
- III - gdy płyn przyspiesza, powstaje gradient ciśnienia w pobliżu cząstki: stąd na cząstkę działa dodatkowa siła
- IV - czwarty człon odpowiada oporowi lepkiego płynu na przyspieszenie kuli (przewidywane przez teorię przepływu potencjalnego)
- V - piąty człon opisuje parametr „całki Basseta”, który reprezentuje siłę oporu wynikającą z wyprowadzenia wzorca przepływu z tego, który występuje przy przepływie ustalonym

Podsumowując, na ruch cząstek zawieszonych w płynie wpływa:

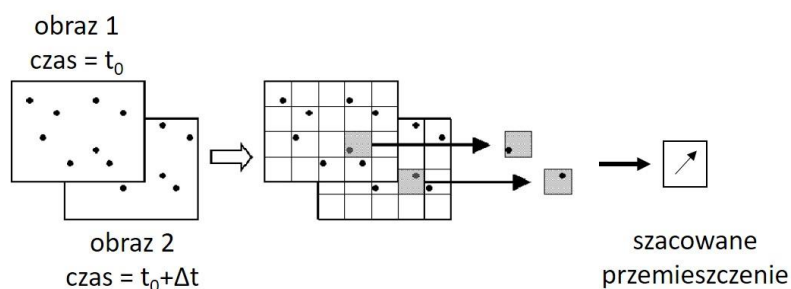
a) Kształt, rozmiar i względna gęstość cząstek w stosunku do rozpatrywanego płynu. Parametry kształtu i rozmiaru wpływają na opór wywierany na cząstkę przez otaczający płyn, a rozmiar wraz ze względną gęstością wpływa na reakcję cząstek na lokalne zmiany prędkości płynu.

b) Stężenie cząstek. Parametr ten wpływa na ruch cząstek poprzez interakcje między różnymi cząstkami. W praktyce jednak stosowane stężenia są tak niskie, że cząstki są średnio oddalone od siebie o odległość wielkości kilku średnic cząstek. Zatem lokalne interakcje cząstek są pomijane.

c) Siły działające na cząstki ciała stałego. Efekty grawitacyjne są zwykle pomijane, z wyjątkiem sytuacji, gdy przepływ będący przedmiotem zainteresowania jest bardzo powolny, a efekty wyporu stają się problemem. W eksperymentach z polami elektrostatycznymi siły ciała są znaczące, ale w takich przypadkach są one zazwyczaj częścią eksperymentu i jako takie nie są uważane za zakłócenia [87].

## 7.4 PRZETWARZANIE DANYCH PIV

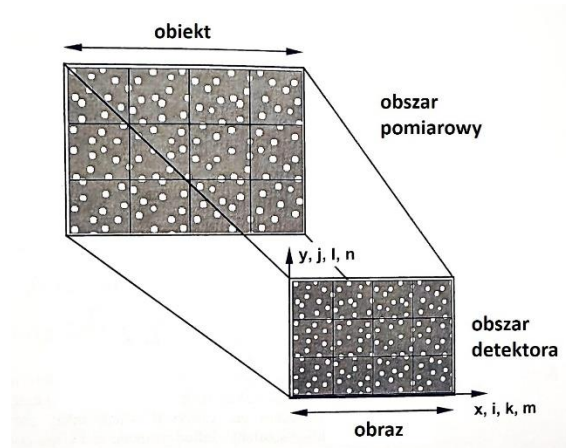
W celu oceny danych PIV należy przeanalizować proces rejestracji pomiarów przepływu. Cząsteczki posiewu podczas pomiaru są oświetlane stroboskopowo, dzięki czemu nie tworzą smug na obrazach. Zarejestrowane zostają pary obrazów (klatka 1 i klatka 2) na których widać przepływ cząstek. Drugi obraz jest rejestrowany chwilę później, podczas którego cząstki poruszają się zgodnie z podstawowym przepływem (na razie ignorując efekty, takie jak opóźnienie cząstek, trójwymiarowość itp.). Para obrazów daje pole wektorów przemieszczenia liniowego, w którym każdy wektor jest tworzony przez analizę ruchu zlokalizowanych grup cząstek. W praktyce osiąga się to poprzez wyodrębnianie małych obszarów w obrazach (rys.7.5) i analizowanie ich statystycznie [18].



Rys.7.5. Wyodrębnianie obszarów pomiarowych z zarejestrowanych obrazów podczas analizy PIV[87]

Obraz z kamery jest dzielony na ( $M \times N$  pikseli) rozpatrywanych obszarów. Każdy z tych obszarów jest skorelowany (od klatki 1 do klatki 2) w celu uzyskania średniego wektora przemieszczenia cząstek. Wykonanie tego dla wszystkich obszarów badania generuje mapę wektorową (średnich przemieszczeń cząstek w każdym obszarze badania). Początkowa wektorowa mapa prędkości powstaje poprzez przekształcenie przemieszczeń z kamery (w pikselach) na wymiary fizyczne (jednostka układu SI) oraz podzielenie przez czas między dwiema przechwyconymi klatkami [18].

Na rys.7.6. przedstawiono schematycznie układ współrzędnych obrazu oraz badanego obiektu.

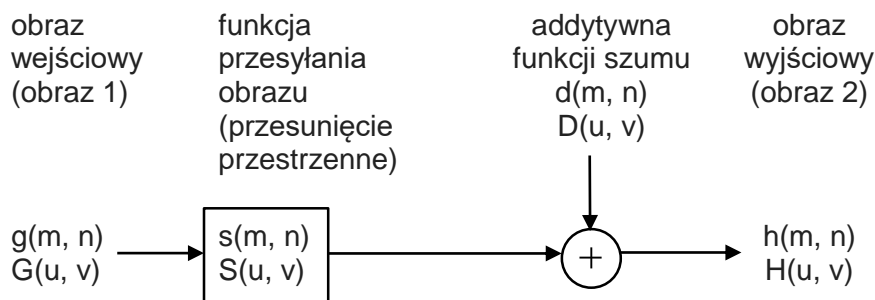


Rys.7.6. Układ współrzędnych dla obrazu oraz badanego obiektu [18]

Symbole  $(i, j)$ ,  $(k, l)$  i  $(m, n)$  zostały użyte do opisanego współrzędnych obrazu mierzonych w pikselach, natomiast symbole  $(x, y)$  do oznaczenia współrzędnych obiektu (mierzone w jednostkach układu SI).

Podczas korzystania z analizy PIV do wyznaczania map prędkości, dwa sekwencyjne obrazy opisujące pozycje przestrzenne cząstek posiewu w chwili „ $t$ ” oraz „ $t+\Delta t$ ” są pobierane z  $(M \times N)$  pikseli rozpatrywanych obszarów. W każdym obszarze badania określa się średnie przesunięcie przestrzenne cząstek posiewu od jednej próbki do jej odpowiednika na drugim obrazie.

Przedstawiony na rys.7.7. liniowy model cyfrowego przetwarzania sygnału opisuje wspomniane przesunięcie cząstek:



Rys. 7.7. Modelowanie funkcji przesunięcia przestrzennego cząstek [18]

W tym przypadku funkcja  $g(m, n)$  opisuje natężenie światła w badanym obszarze, które zostało zarejestrowane w czasie  $t$ , podczas gdy funkcja  $h(m, n)$  opisuje tę samą wielkość, ale zarejestrowaną w czasie  $t+\Delta t$ . Ta ostatnia jest traktowana jako wynik funkcji przenoszenia obrazu  $s(m, n)$ , przyjmując  $g(m, n)$  jako dane wejściowe oraz dodając przy tym funkcję szumu  $d(m, n)$ . Funkcje pisane wielkimi literami odpowiadają transformatom Fouriera odpowiednich funkcji małych liter, natomiast  $(u, v)$  reprezentują układ współrzędnych w rozważanej dziedzinie częstotliwości przestrzennej [18].

Funkcja przesunięcia przestrzennego  $s(m,n)$  jest bezpośrednio związana z przepływem i czasem między dwoma zapisami. Z drugiej strony funkcja szumu  $d(m, n)$  jest wynikiem przemieszczania się pojedynczych cząstek do lub z obszaru badania w okresie pomiędzy dwoma zapisami. W tym momencie przetwarzanie PIV polega na oszacowaniu funkcji przesunięcia przestrzennego  $s(m, n)$  na podstawie zmierzonych, uśrednionych (w skali badanego obszaru) wartości  $g(m, n)$  i  $h(m, n)$  z dodatkowym szumem.

Podstawową metodą estymacji funkcji przemieszczenia  $s(m,n)$  jest statystyczna technika przestrzennej korelacji krzyżowej. Dyskretna funkcja korelacji krzyżowej  $R_{gh}(m, n)$  próbkowanych regionów  $g(m, n)$  i  $h(m, n)$  jest dana wzorem [18]:

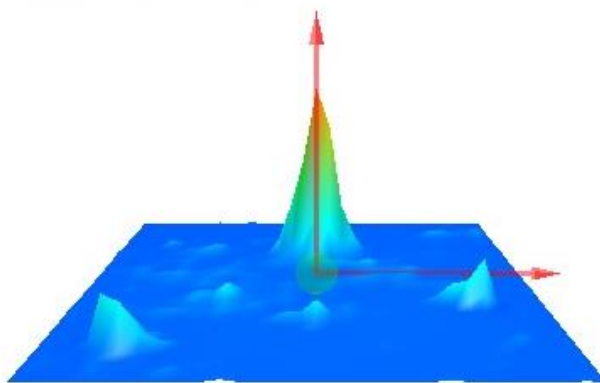
$$R_{gh}(m, n) = f[ g(m, n), h(m, n)] \quad (7.3)$$

$$R_{gh}(m, n) = \sum_{k=-\infty}^{k=\infty} \sum_{l=-\infty}^{l=\infty} g(k, l) \cdot h(k + m, l + n) \quad (7.4)$$

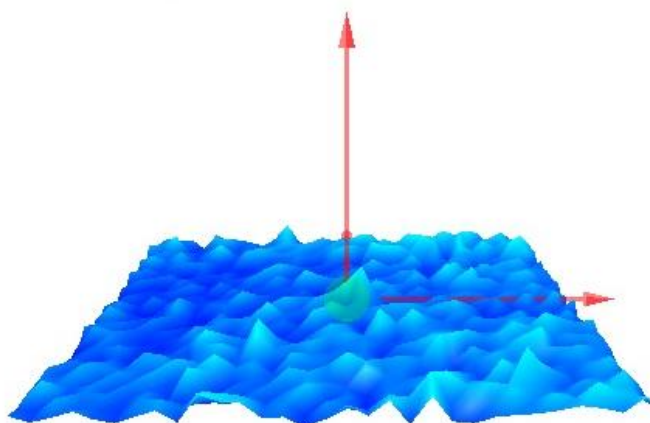
Dane korelacji krzyżowej są często znormalizowane, ale w tym kontekście wystarczą tylko względne poziomy korelacji w rozpatrywanym obszarze badania. Wysokie wartości korelacji krzyżowej obserwuje się, gdy wiele cząstek pasuje do odpowiadających im partnerów przesuniętych przestrzennie i odwrotnie. Te typy korelacji są znane odpowiednio jako korelacje prawdziwe i korelacje losowe gdy:

- liczba pasujących par cząstek jest wystarczająco duża, uważa się, że najwyższy pik korelacji reprezentuje najlepsze możliwe dopasowanie między funkcjami  $g(m,n)$  i  $h(m,n)$ . Tym samym położenie piku odpowiada średniemu przemieszczeniu cząstek w rozpatrywanym obszarze badania.
- cząsteczki posiewu wchodzące lub wychodzące z obszaru badania między rejestracją pierwszego i drugiego obrazu przyczyniają się jedynie do przypadkowych korelacji, co prowadzi do zmniejszenia stosunku sygnału do szumu. (Zjawisko to jest często określane jako „utrata par” lub „zanik sygnału”).

Prawidłowe wyznaczenie przemieszczenia w rozpatrywanym obszarze wymaga, aby pik (maksymalna wartość korelacji) była wyraźnie większa od pozostałych. Oznacza to, że na płaszczyźnie korelacji powinno być widoczne jedno wyróżniające się maksimum [105]. Graficzna wizualizacja funkcji korelacji w przypadku wysokiej jakości danych pomiarowych przedstawiono na rys.7.8, zaś w przypadku niskiej jakości danych pomiarowych na rys.7.9.

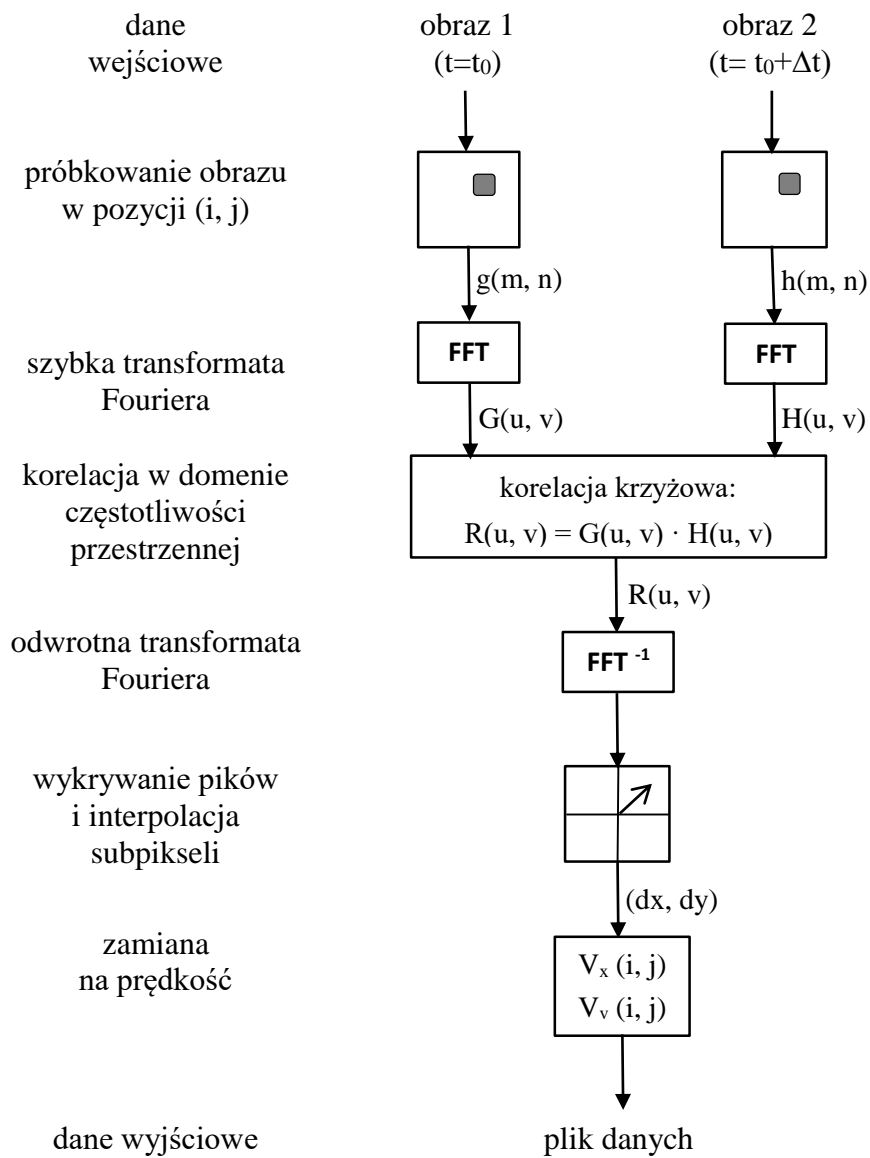


*Rys.7.8. Graficzna wizualizacja funkcji korelacji dla danych pomiarowych umożliwiających precyzyjne wyznaczenie przemieszczenia cząstek w badanym obszarze*



*Rys.7.9. Graficzna wizualizacja funkcji korelacji w przypadku niskiej jakości danych pomiarowych w badanym obszarze*

W praktyce, płaszczyzna korelacji jest wyprowadzana za pomocą szybkiej transformaty Fouriera (ang. Fast Fourier Transform - FFT) [19], gdyż operacja ta matematycznie upraszcza i przyspiesza obliczenia korelacji krzyżowej. Zamiast wykonywać sumę dla wszystkich elementów próbkowanego regionu, operację można sprowadzić do zespolonego mnożenia sprzężonego dla każdej odpowiedniej pary współczynników Fouriera. Otrzymany nowy zestaw współczynników ulega następnie odwrotnemu przekształceniu, aby uzyskać funkcję korelacji krzyżowej  $R_{gh}$ . Numeryczny schemat przetwarzania danych w analizie PIV przedstawiono na schemacie Rys.7.10 [18].



Rys.7.10. Numeryczny schemat przetwarzania danych w analizie PIV [18]



## 8. EKSPERYMENTALNA ANALIZA HYDRODYNAMIKI PRZEPŁYWU CIECZY W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM

### 8.1 STANOWISKO BADAWCZE: BUDOWA I PARAMETRY PRACY MIESZALNIKA WIBRACYJNEGO

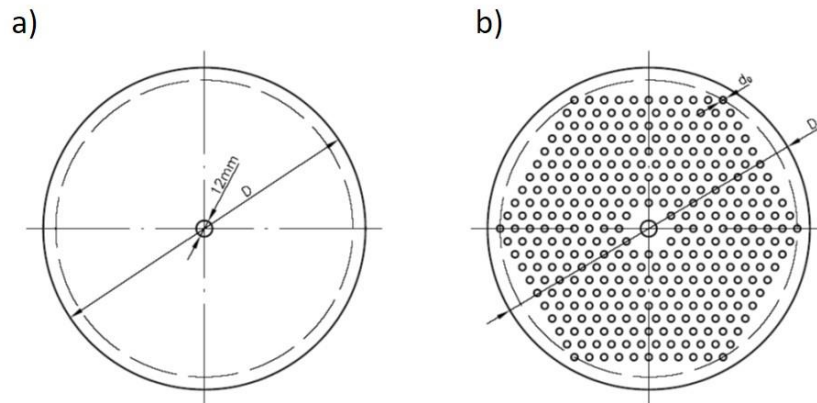
Badania przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym zrealizowano na stanowisku badawczym przedstawionym na rys.8.1. Stanowisko składało się z cylindrycznego zbiornika o średnicy wewnętrznej 0,286 [m] wykonanego z przezroczystego szkła organicznego. Wewnątrz zbiornika na wale znajdowało się mieszadło tarczowe (pełne lub perforowane) wykonujące ruch posuwisto-zwrotny. Zbiornik umieszczony był w prostopadłościennym płaszczu wypełnionym cieczą, co pozwoliło na zniwelowanie błędów odwzorowania obrazu podczas pomiarów anemometrycznych PIV oraz zapewniło izolację termiczną dzięki zastosowaniu termokontrolera. Tuż pod zwierciadłem cieczy umieszczono pokrywę w celu ograniczenia napowietrzania się roztworu, co mogłoby negatywnie wpływać na poprawność uzyskanych wyników. Całość znajdowała się na przesuwnym stole z możliwością jego podnoszenia i opuszczania.

Mieszadło napędzane za pomocą silnika prądu stałego poprzez przekładnię pasową, mimośrodowy układ korbowy oraz wał mieszadła. Ruch mieszadła (jego częstotliwość) regulowano poprzez zmianę obrotów silnika przy użyciu tyrystorowego układu sterującego. Natomiast regulację amplitudy zmieniano przy pomocy mechanizmu korbowego.

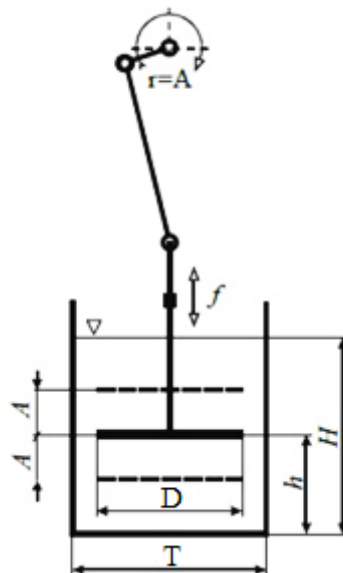


Rys.8.1. Stanowisko pomiarowe, elementy: 1-zbiornik, 2-płaszcz prostopadłościenny, 3-mieszadło tarczowe, 4-wał mieszadła, 5-silnik elektryczny, 6-przekładnia pasowa, 7-korbówód z tarczą regulującą, 8-szafa tyrystorowa, 9-kamera ultraszybka systemu PIV, 10-termokontroler, 11-pokrywa

Badania prowadzono z użyciem pojedynczych mieszadeł tarczowych o takiej samej średnicy. Mieszadła użyte w badaniach to: jedno mieszadło pełne i trzy perforowane o różnej wielkości i stopniu perforacji (rys.8.2). Średnica mieszadła pełnego wynosiła:  $D=0,238$  [m]. Średnica mieszadeł perforowanych wynosiła również  $0,238$  [m], a średnice otworów  $d_o=5, 6$  i  $7$  [mm] dobrano tak, by stopień perforacji mieszadła  $\phi$  (wyrażony jako stosunek sumarycznej powierzchni otworów do jego powierzchni całkowitej) wynosił odpowiednio  $0,15; 0,25$  oraz  $0,35$ . Grubość wszystkich tarcz wynosiła  $0,003$  [m]. Otwory rozmieszczone były w układzie heksagonalnym.



Rys.8.2. Stosowane podczas badań mieszadła tarczowe: a) mieszadło pełne, b) mieszadło perforowane

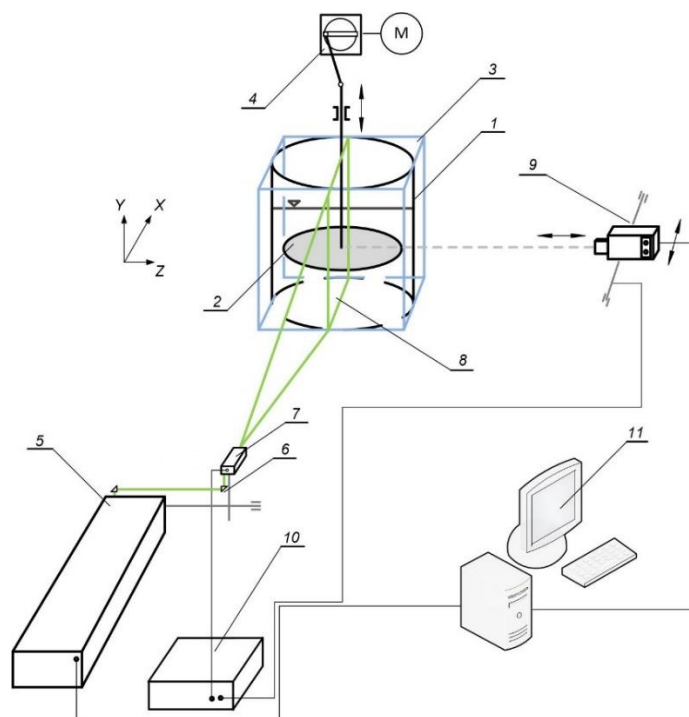


Rys.8.3. Geometria mieszalnika wraz z układem napędu [39]

Geometrię mieszalnika wraz z układem napędu przedstawiono na rys.8.3. Mieszadła były sytuowane w różnych odległościach od dna, wynoszących w środkowym położeniu ich ruchu  $h=0,5H$ . Amplituda była niezmienna i wynosiła  $A=0,04$  [m]. Częstotliwości wibracji mieszadła zmieniano co  $0,5$  [Hz] w zakresie  $f=0,5 \div 2$  [Hz]. Wysokość cieczy w zbiorniku była równa średnicy zbiornika  $H=T=0,286$  [m].

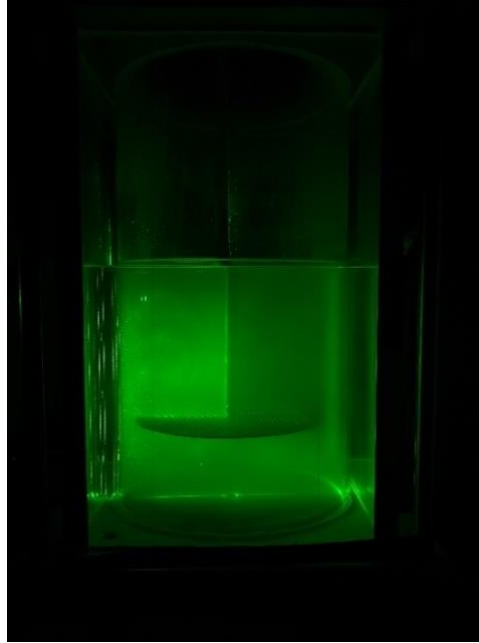
## 8.2 METODYKA PROWADZENIA POMIARÓW PRZEPIY W MIESZALNIKU WIBRACYJNYM METODĄ ANEMOMETRII OBRAZOWEJ PIV

Pomiary przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym wykonano w temperaturze 20°C, z wykorzystaniem techniki laserowej anemometrii obrazowej PIV (Particle Image Velocimetry). Schemat systemu pomiarowego przedstawiono na ilustracji rys. 8.4.



Rys.8.4. Schemat systemu pomiarowego: 1 – cylindryczny zbiornik; 2 – mieszadło tarczowe; 3 – płaszc prostopadłościenny; 4 – układ napędowy; 5 – laser dwuimpulsowy; 6 – układ optyczny wiązki laserowej; 7 – układ optyczny „płaszczyzny świetlnej”; 8 – „płaszczyzna świetlna” (light-sheet), 9 – ultraszybka kamera; 10 – sterownik systemu trawersującego; 11 – komputer z oprogramowaniem

System pomiarowy składał się z dwuimpulsowego lasera Dantec DualPower 50-200 Hz o energii impulsu  $> 50$  mJ i częstotliwości powtarzania par impulsów do 200 Hz. Dantec DualPower to dwukomorowy laser Nd:YAG (ang. neodymium-doped yttrium aluminum garnet;  $\text{Nd:Y}_3\text{Al}_5\text{O}_{12}$ ), oparty na ciele stałym w postaci kryształu granatu itrowo-aluminiowego domieszkowanego neodymem, służący jako aktywne medium laserowe. System pomiarowy zawierał również układy optyczne w postaci wiązki i płaszczyzny świetlnej (ang. light-sheet) oraz układu ultraszybkiej kamery Phantom Speed Sense 9040 o częstotliwości rejestracji obrazu 1016 FPS [18, 19]. Zdjęcie oświetlonego laserem zbiornika przedstawiono na rys.8.5.



*Rys.8.5. Zbiornik mieszalnika podczas pomiaru PIV*

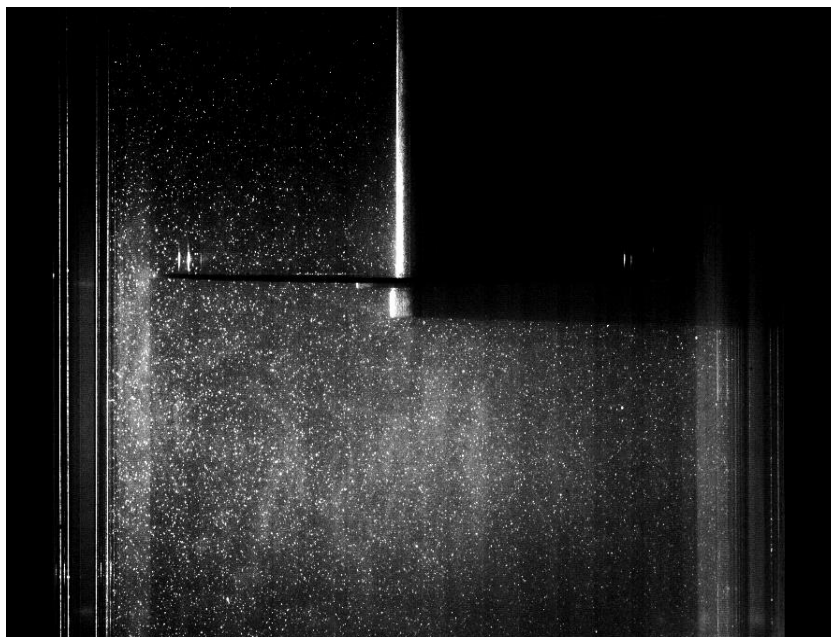
Zastosowanie jednej kamery w układzie 2D pozwoliło na jednoczesne wyznaczenie dwóch składowych (w kierunkach X, Y) prędkości przepływu cieczy. Badano cztery różne wodne roztwory politlenku etylenu, celowo zmieniając ich stężenie:  $c_{PEO}$ : 1,2%, 2,4%, 3,6% and 4,8%. Ze względu na występowanie trudno rozpuszczalnych, nierozpuszczonych aglomeratów PEO, posłużyły one jako ziarna posiewu podczas pomiaru PIV.

Obraz zarejestrowany przez kamerę analizowano za pomocą oprogramowania Dynamic Studio 3.41 wyznaczając wartości prędkości cieczy w dwóch wzajemnie prostopadłych kierunkach. W programie obliczeniowym zastosowano procedurę Adaptive Correlation, dzięki której wyznaczono wektory prędkości i wektorowe mapy przepływu w płaszczyźnie oświetlenia laserem XY. Sama procedura Adaptive Correlation wykorzystuje podejście oparte na statystyce, w celu śledzenia obiektów wizualnych za pomocą adaptacyjnych filtrów korelacji [18].

Zastosowana technika pomiarowa umożliwiła analizę przepływu pod względem jakościowym (mapy przepływu) oraz pod względem ilościowym w postaci wartości chwilowych, a następnie średnich wartości prędkości przepływu w dwóch kierunkach (X, Y) (rys.8.9).

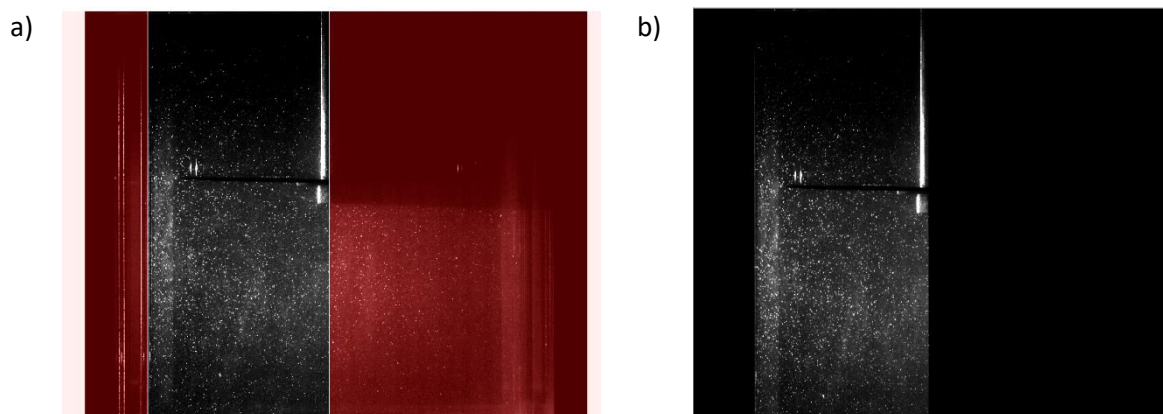
Poniżej przedstawiono wybrane etapy z procesu analizy pozyskanych zdjęć z ultraszybkiej kamery za pomocą programu Dynamic Studio 3.41:

Krok 1 - ustawienie odpowiedniego kontrastu zdjęć (rys.8.6.)



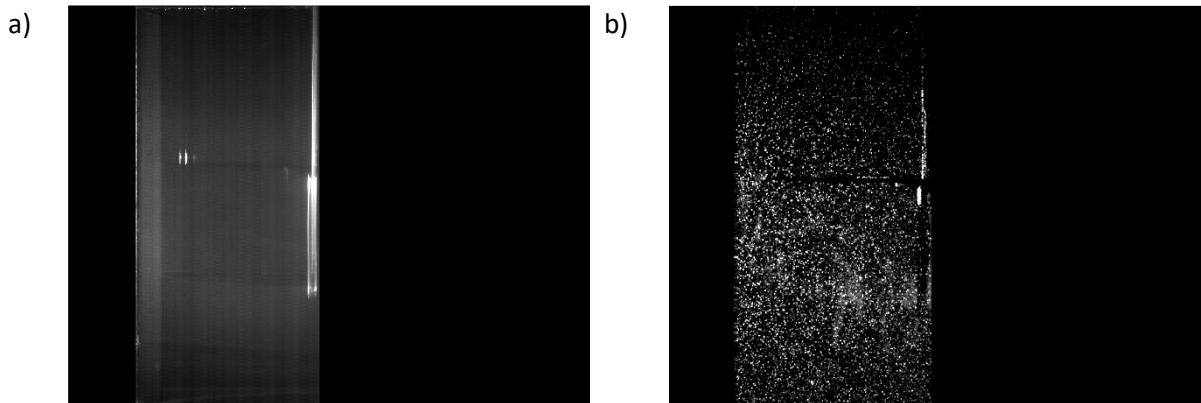
*Rys.8.6. Monochromatyczne zdjęcie pozyskane z kamery podczas pomiaru PIV*

Krok 2 - Maskowanie obszarów obrazu, które nie są brane pod uwagę w analizie (rys.8.7.)



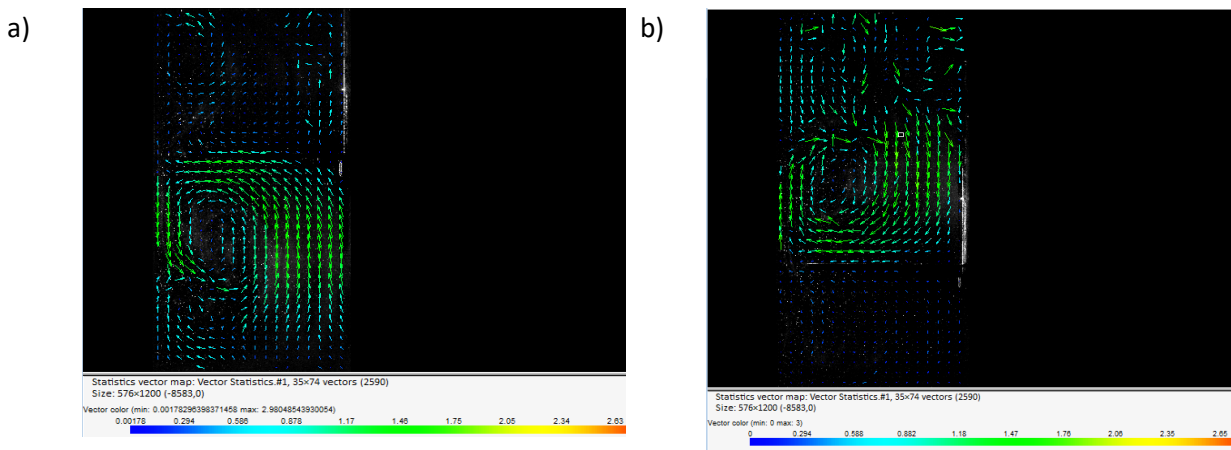
*Rys. 8.7. Maskowanie obrazu: a) wybór obszarów maskowania , b) widok obszaru badanego*

Krok 3 - generowanie obrazu wspólnego tła w niezależnie pozyskiwanych obrazach (rys.8.8a). Polega na obliczeniu średniej intensywności naświetlenia odpowiednich pikseli we wszystkich wybranych obrazach.. Gdzie „odpowiednie piksele” oznaczają „piksele o identycznych współrzędnych x i y”. Wygenerowanie obrazu wspólnego tła umożliwi identyfikację obiektów/rozbłysków światła, które nie zmieniają swojego położenia w obszarze badanym. Następnie obraz wspólnego tła odejmowany jest od obszaru badanego (rys 8.8b).



Rys. 8.8. Analiza zdjęć: a) generowanie obrazu wspólnego tła, b) rozpatrywany obszar (po odjęciu obrazu wspólnego tła)

Krok 4 - wyznaczenie wektorów prędkości za pomocą procedury Adaptive Correlation (rys.8.9):



Rys. 8.9.: Wyznaczone wektory prędkości przepływu dla procesu mieszania podczas: a) górne położenie mieszadła - maksymalne wychylenie w kierunku powierzchni, b) dolne położenie mieszadła - wychylenie mieszadła w kierunku dna zbiornika.

Krok 5 - eksportowanie wartości pomiarowych z wybranego obszaru w mieszalniku za pomocą programu Dynamic Studio 3.41 do skoroszytu programu Excel, a następnie wykonanie wykresów zmian wartości składowej promieniowej -  $U$  [m/s] oraz osiowej -  $V$  [m/s] wektora prędkości względem wysokości mieszalnika w połowie promienia zbiornika.

### 8.3 WYNIKI BADAŃ ANEMOMETRYCZNYCH PIV

W tej części pracy przedstawione zostały wybrane wyniki analiz anemometrycznych PIV wykonanych podczas mieszania wodnych roztworów politlenku etylenu o stężeniach kolejno: 1,2%, 2,4%, 3,6%, 4,8% w mieszalniku wibracyjnym. Stężenie badanych roztworów było celowo zwiększane, aby sprawdzić wpływ wzrastającego dynamicznego współczynnika lepkości cieczy na wartości pól średnich prędkości przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku w dwóch kierunkach: X, Y. Badano również wpływ zastosowanych mieszadeł tarczowych na hydrodynamikę przepływu w mieszalniku wibracyjnym. Podczas pomiarów dla każdego z badanych stężeń PEO zastosowano cztery mieszadła tarczowe, wszystkie o tej samej średnicy równej  $D=0,238$ [m].

Zastosowane mieszadła to:

- e) mieszadło pełne,
- f) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ ,
- g) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ ,
- h) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Na podstawie pomiarów anemometrycznych wykonano wykresy ilustrujące zmiany wartości składowych promieniowych -  $U$  [m/s] oraz osiowych -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczonych na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Pomiarów dokonywano w chwili, gdy mieszadła znajdowały się w swoich szczytowych położeniach zgodnie z założoną amplitudą ruchu mieszadła  $A=0,04$  [m]. Brano zatem pod uwagę maksymalne wychylenia mieszadeł w kierunku powierzchni cieczy oraz maksymalne wychylenia w kierunku dna zbiornika.

Badania obejmowały wykonanie serii pomiarów. Informacje o poszczególnych pomiarach zestawiono w tabeli 8.1.

Tabela 8.1. Informacje o poszczególnych pomiarach przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym

nr pomiaru	amplituda A [m]	częstotliwość wibracji mieszadła f [Hz]	rodzaj mieszadła	stężenia $c_{PEO}$ [%]			
				1,2	2,4	3,6	4,8
I	0,04	0,5	mieszadło pełne D=0,238 [m]	1,2	2,4	3,6	4,8
		1					
		1,5					
		2					
II		0,5	mieszadło perforowane D=0,238 [m], $\phi=0,15$	1,2	2,4	3,6	4,8
		1					
		1,5					
		2					
III		0,5	mieszadło perforowane D=0,238 [m], $\phi=0,25$	1,2	2,4	3,6	4,8
		1					
		1,5					
		2					
IV		0,5	mieszadło perforowane D=0,238 [m], $\phi=0,35$	1,2	2,4	3,6	4,8
		1					
		1,5					
		2					

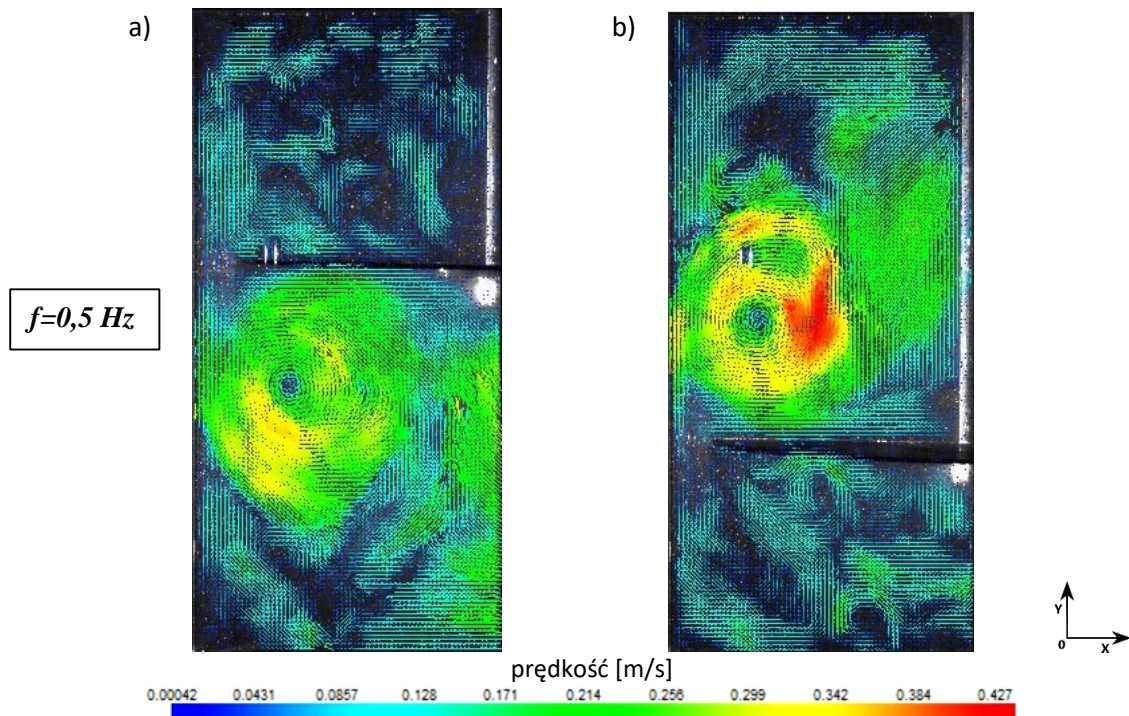
Pierwszą serię pomiarów przeprowadzono z użyciem mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]. Drugą, trzecią i czwartą serię pomiarów wykonano z użyciem mieszadeł perforowanych o stopniach perforacji kolejno:  $\phi=0,15$ ,  $\phi=0,25$  oraz  $\phi=0,35$  i średnicach tarcz  $0,238$  [m]. Amplituda ruchu mieszadła w pomiarach za każdym razem wynosiła  $A=0,04$  [m]. Częstotliwość wibracji mieszadła ustawiano w czterech zakresach:  $0,5$ ;  $1$ ;  $1,5$  oraz  $2$  [Hz]. Badania wykonano dla wszystkich rozpatrywanych stężeń PEO w wodzie.

Na rysunkach 8.10-8.25 oraz 8.34-8.81 przedstawiono wektorowe mapy średniej prędkości przepływu wodnego roztworu politlenku etylenu w wybranych stężeniach:  $c_{PEO}$ :  $1,2\%$ ,  $2,4\%$ ,  $3,6\%$ , oraz  $4,8\%$  dla dwóch charakterystycznych położeń mieszadła tarczowego w mieszalniku - maksymalne wychylenie w kierunku powierzchni cieczy (skrajne górne położenie) oraz maksymalne wychylenie mieszadła w kierunku dna zbiornika (skrajne dolne położenie). Wektory na wspomnianych mapach wektorowych obrazują przepływ cieczy w pionowej płaszczyźnie przekroju mieszalnika (XY) i są wypadkową składowych prędkości - promieniowej  $U$  [m/s] i osiowej  $V$  [m/s].

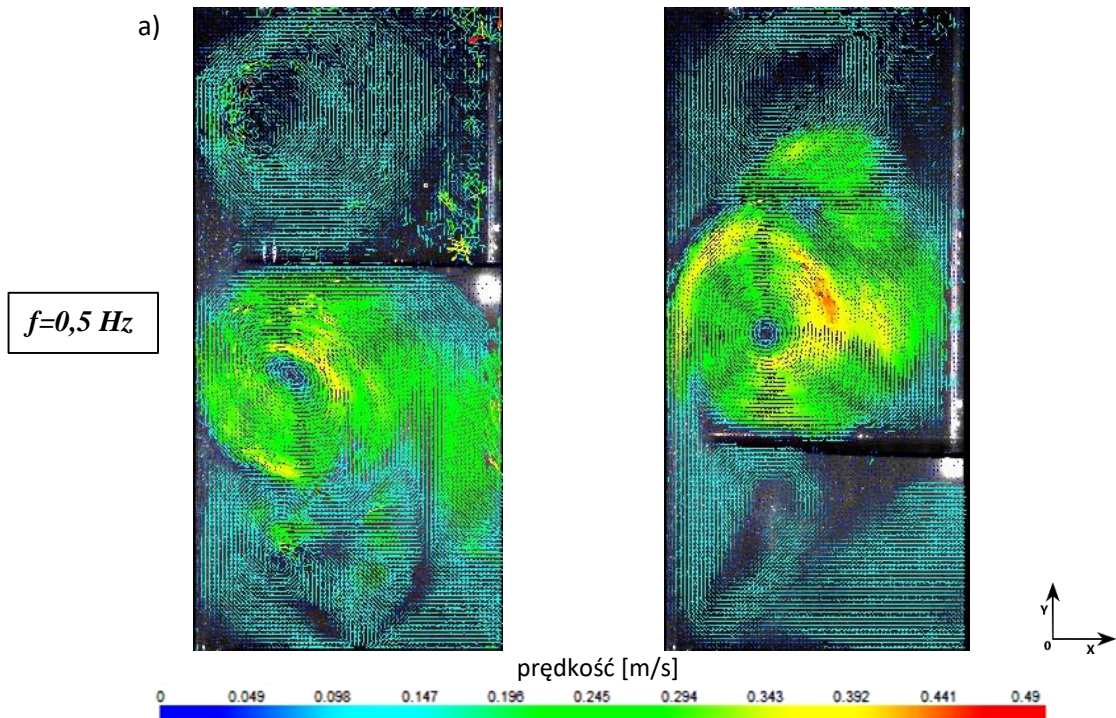


### 8.3.1 POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PEŁNE

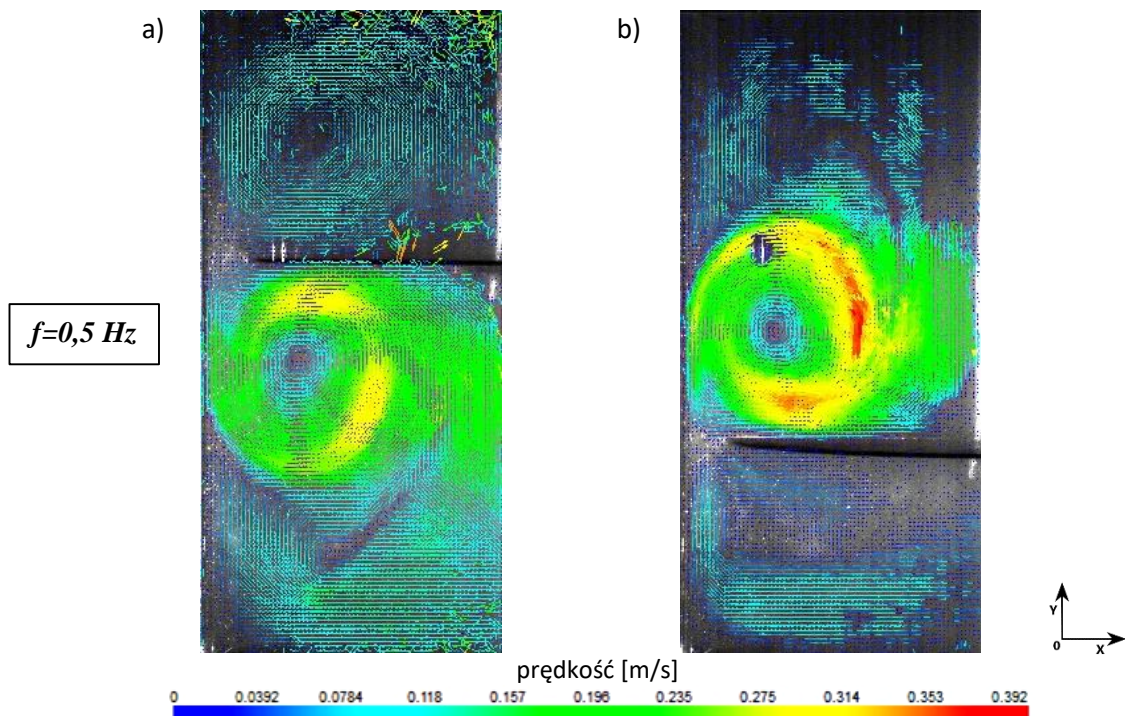
Rysunki od 8.10 do 8.25 przedstawiają wektorowe mapy prędkości przepływu wodnych roztworów PEO w mieszalniku dla mieszadła pełnego  $D=0,238[m]$  przy amplitudzie  $A=0,04 [m]$  dla różnych wartości stężenia PEO wynoszących odpowiednio: 1,2; 2,4; 3,6 i 4,8% oraz dla różnych częstotliwości wibracji mieszadła kolejno  $f=0,5; 1; 1,5; 2 [Hz]$ .



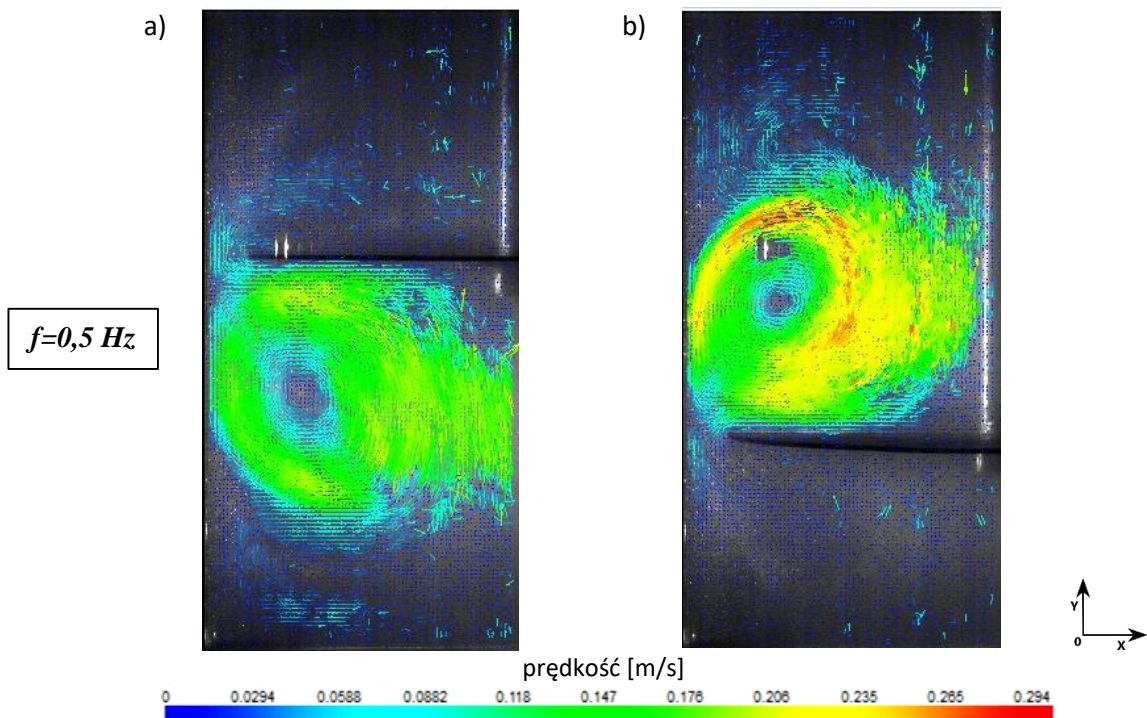
Rys.8.10. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 [m]$ :  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



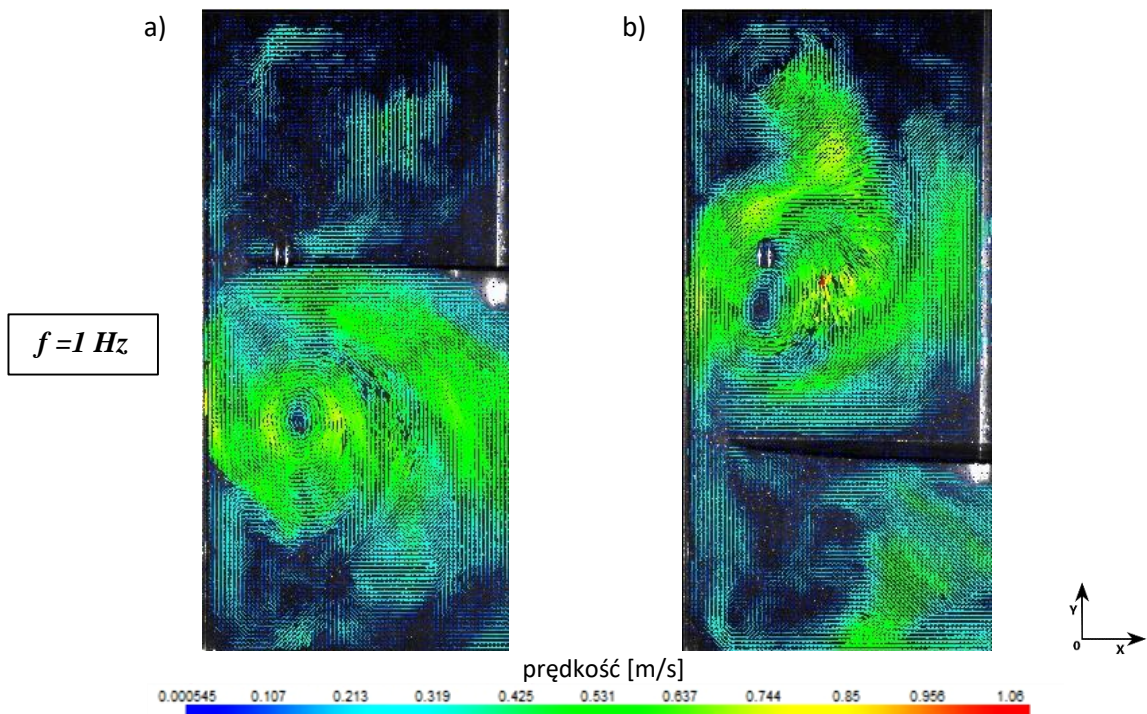
Rys.8.11. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



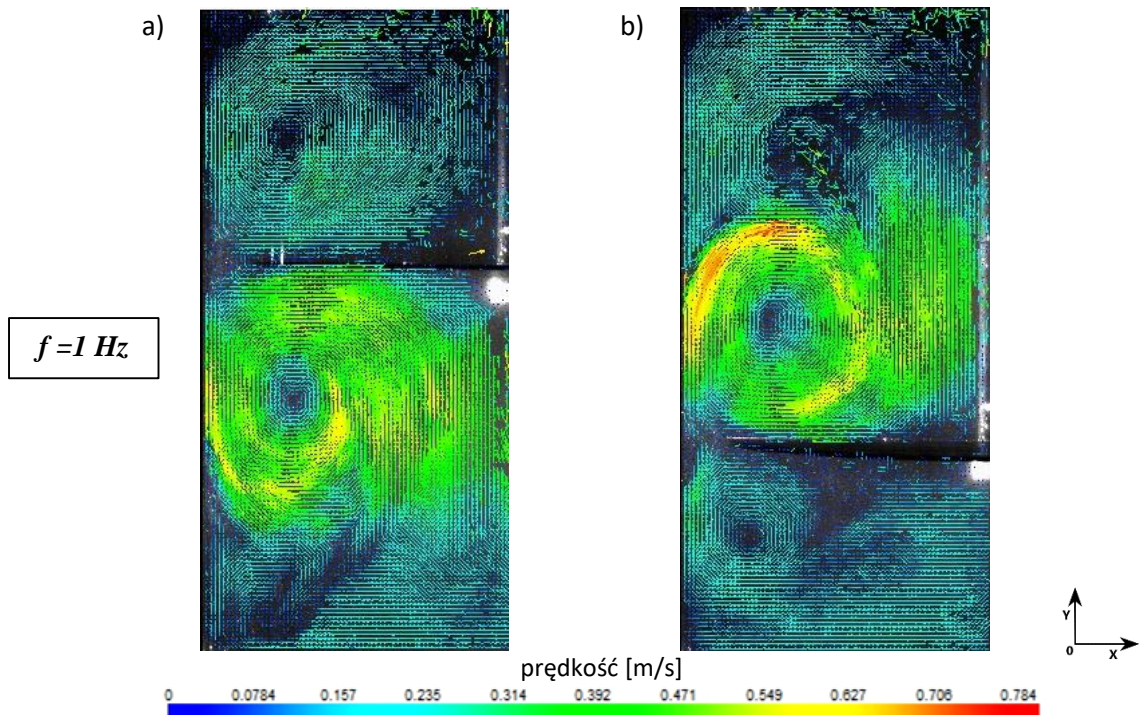
Rys.8.12. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



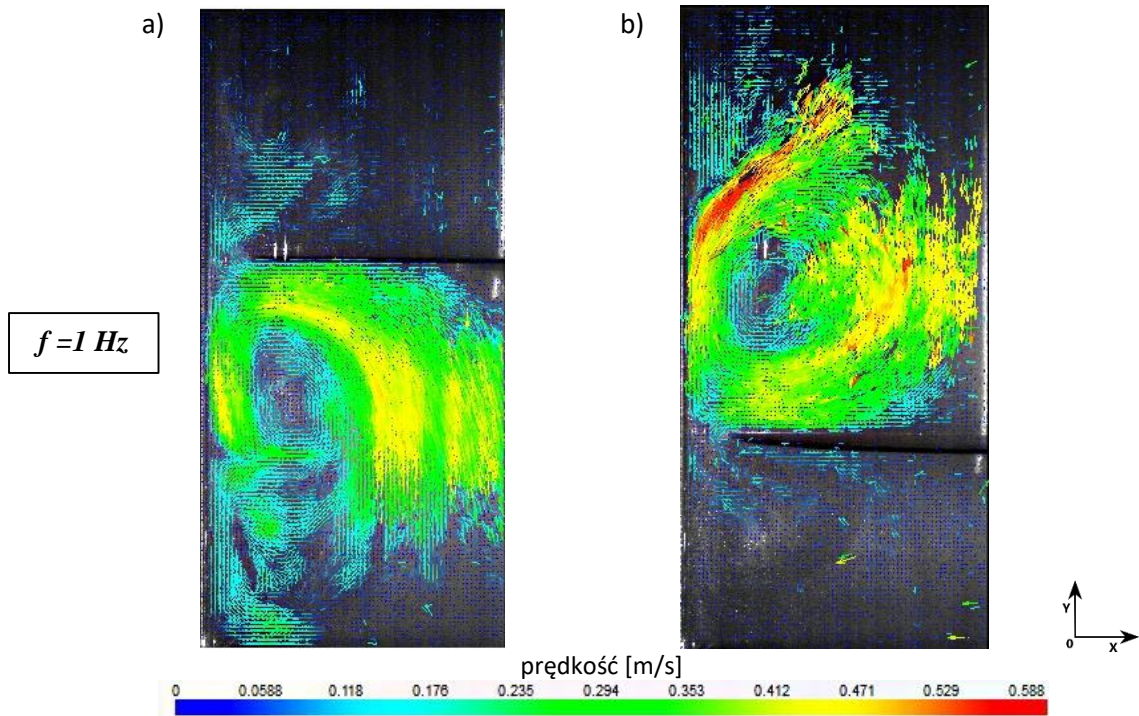
Rys.8.13. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



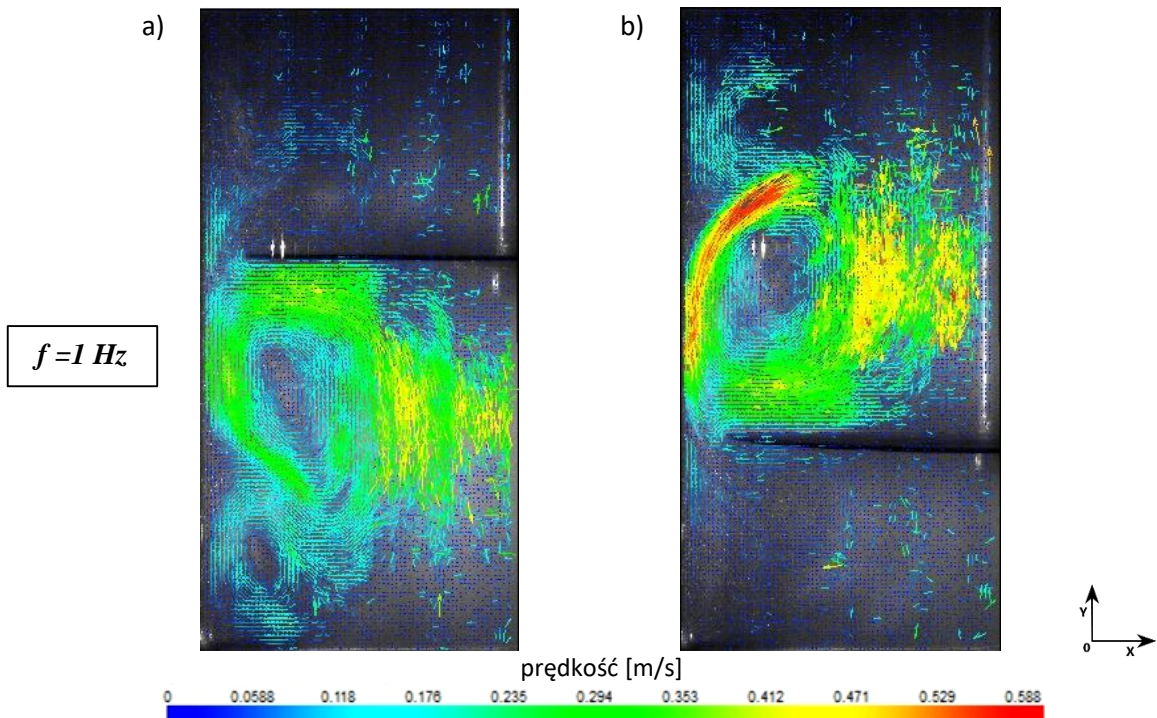
Rys.8.14. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



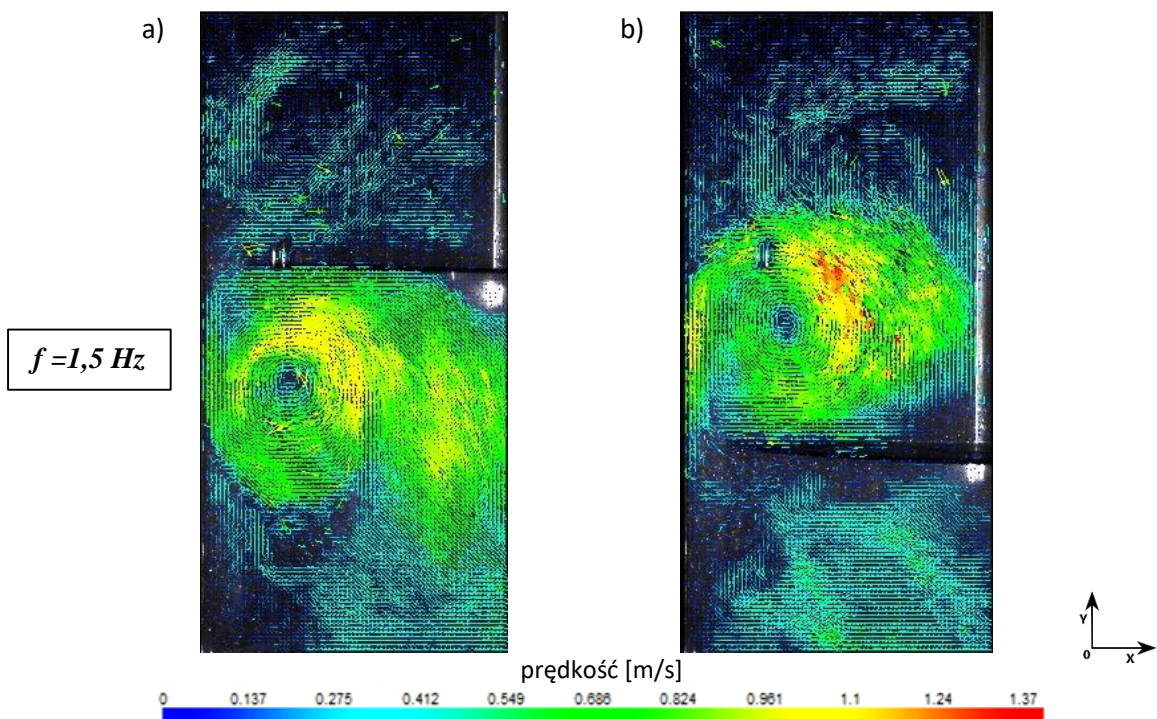
Rys.8.15. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



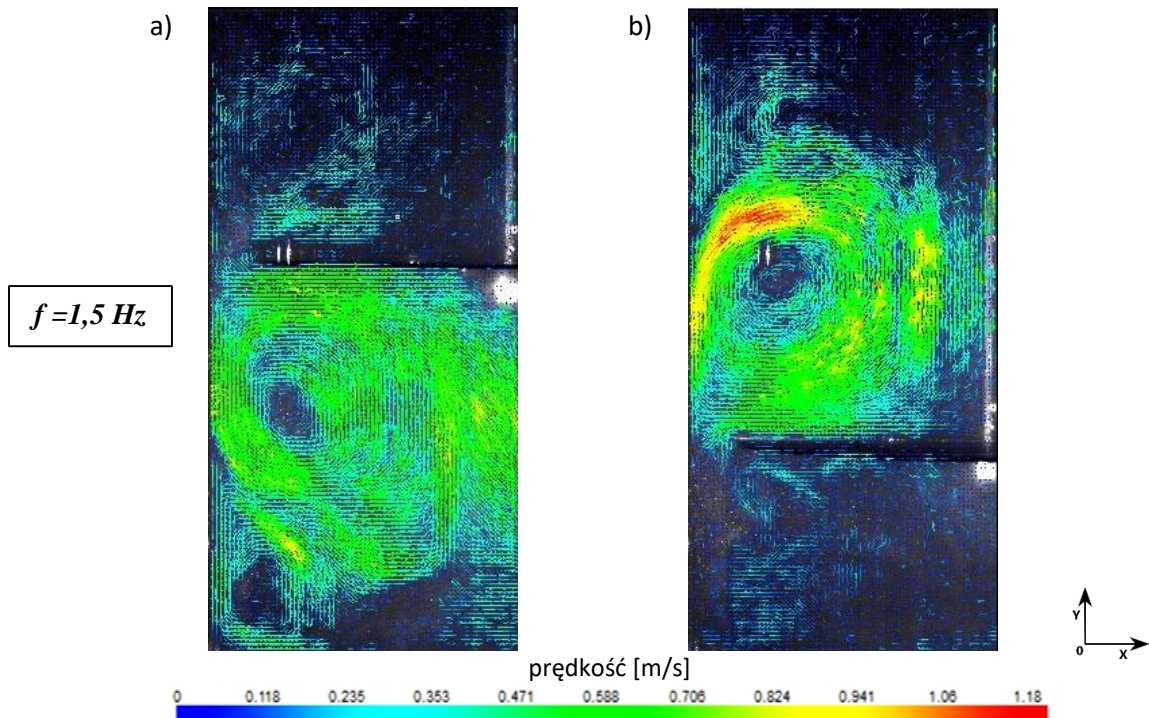
Rys.8.16. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



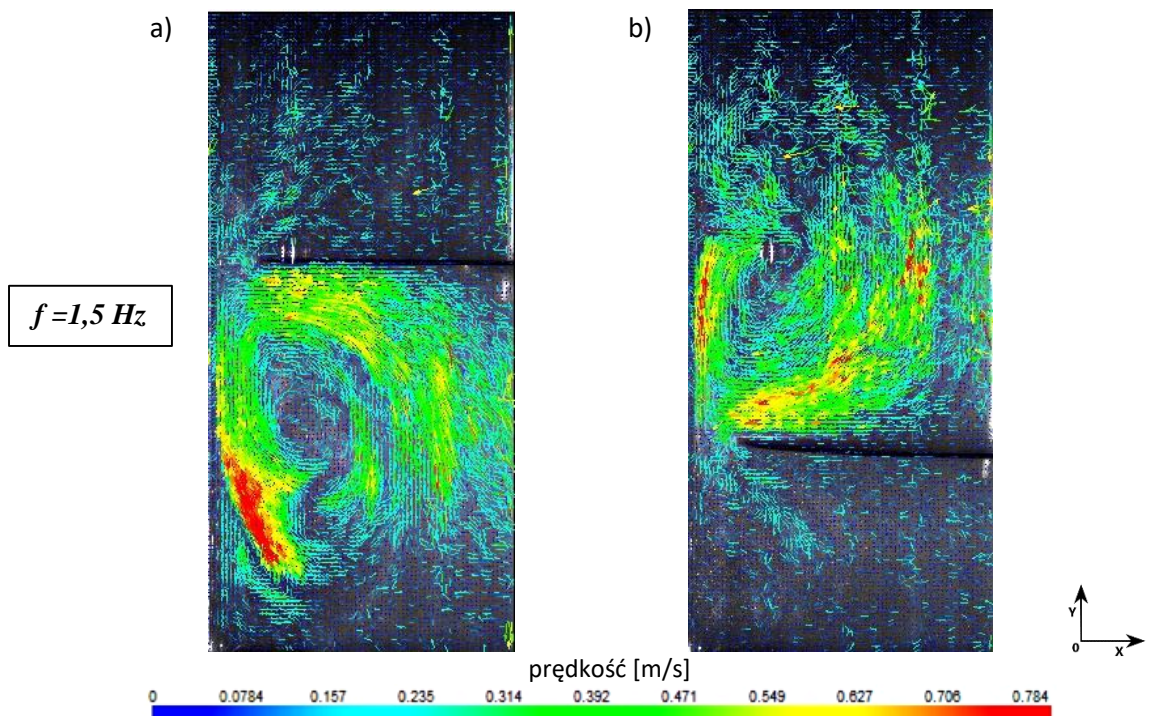
Rys.8.17. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



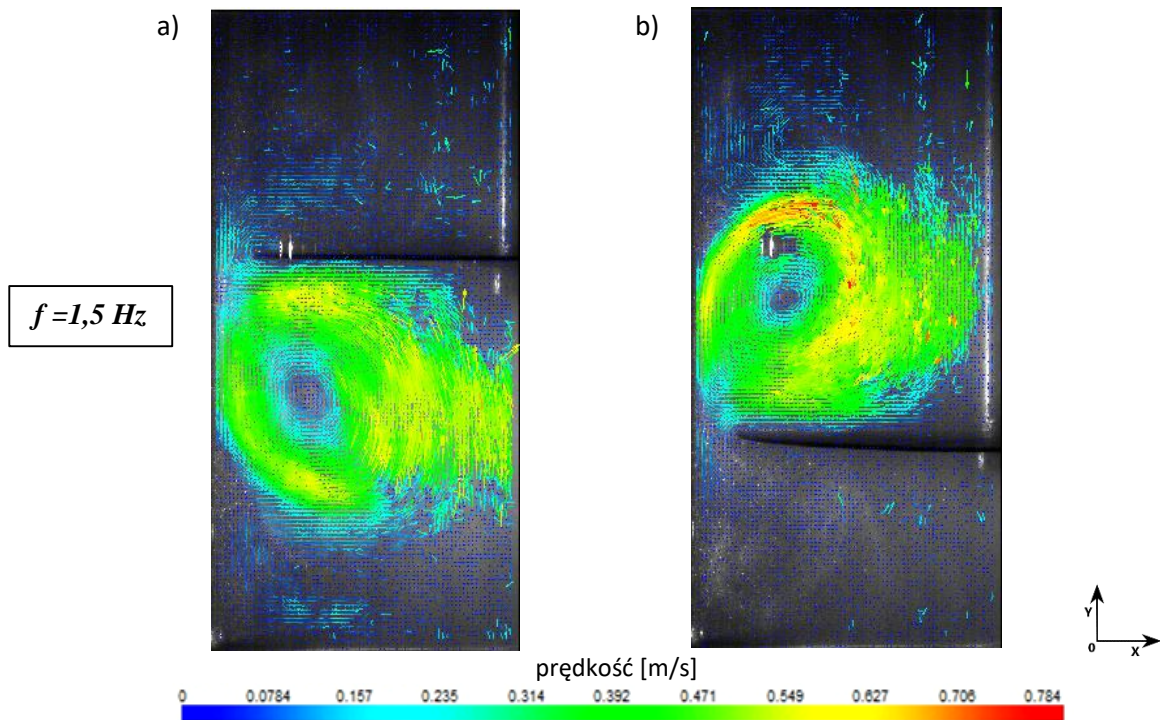
Rys.8.18. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



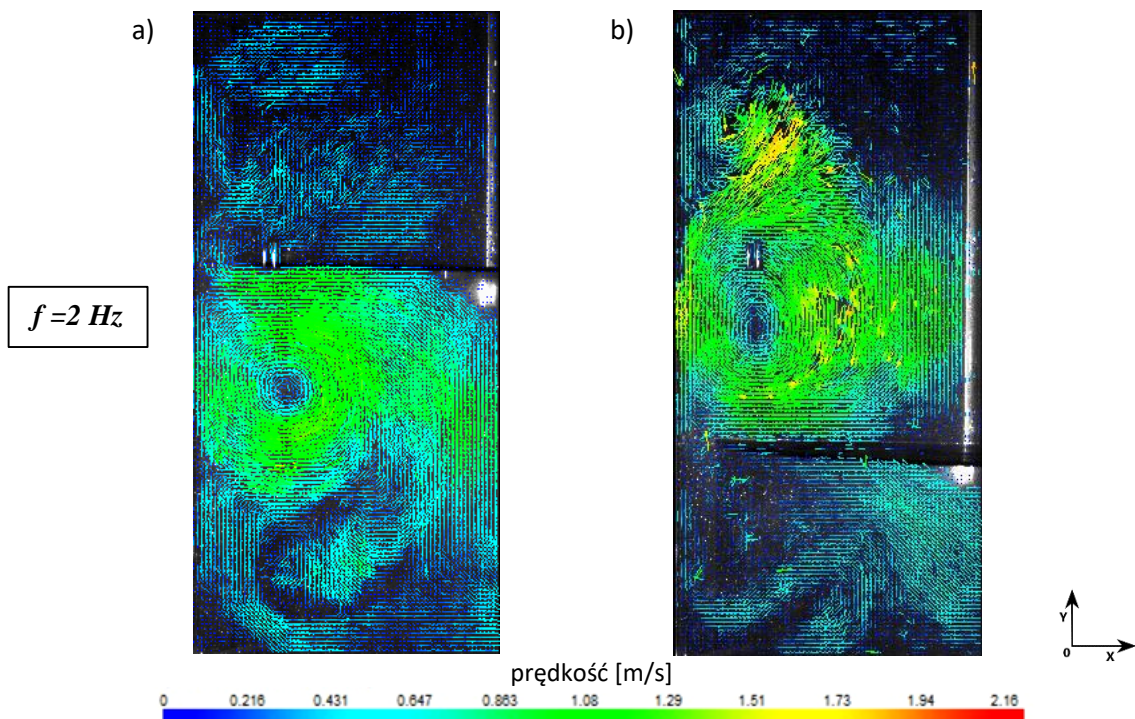
Rys.8.19. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



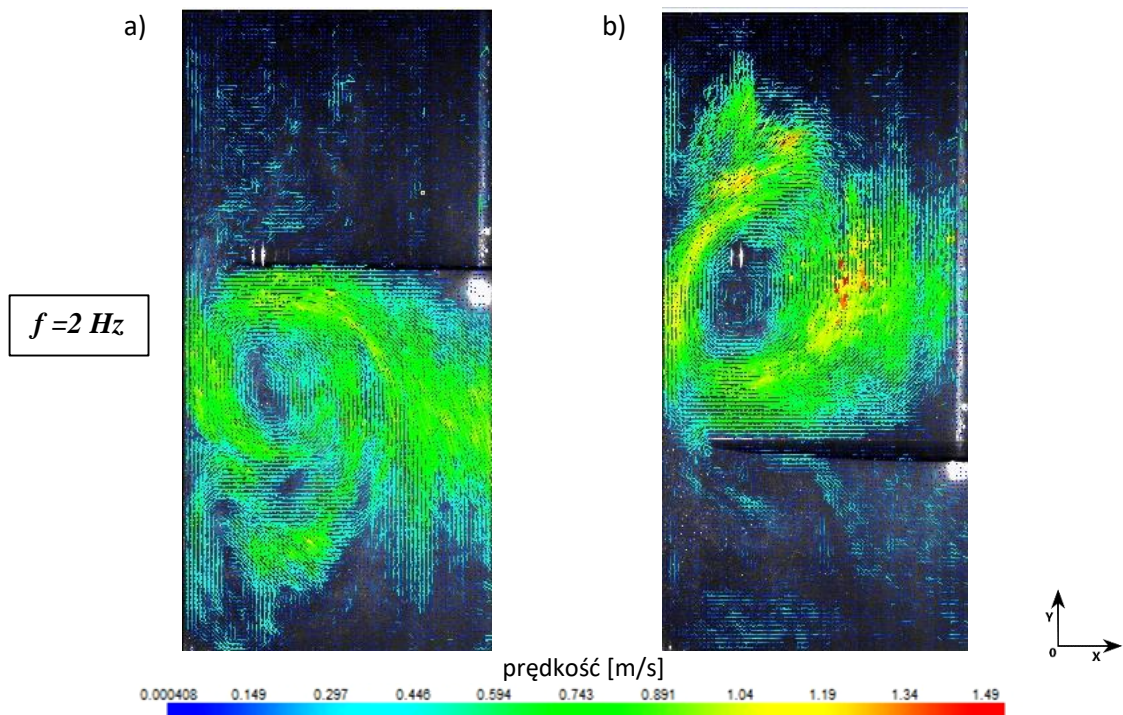
Rys.8.20. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



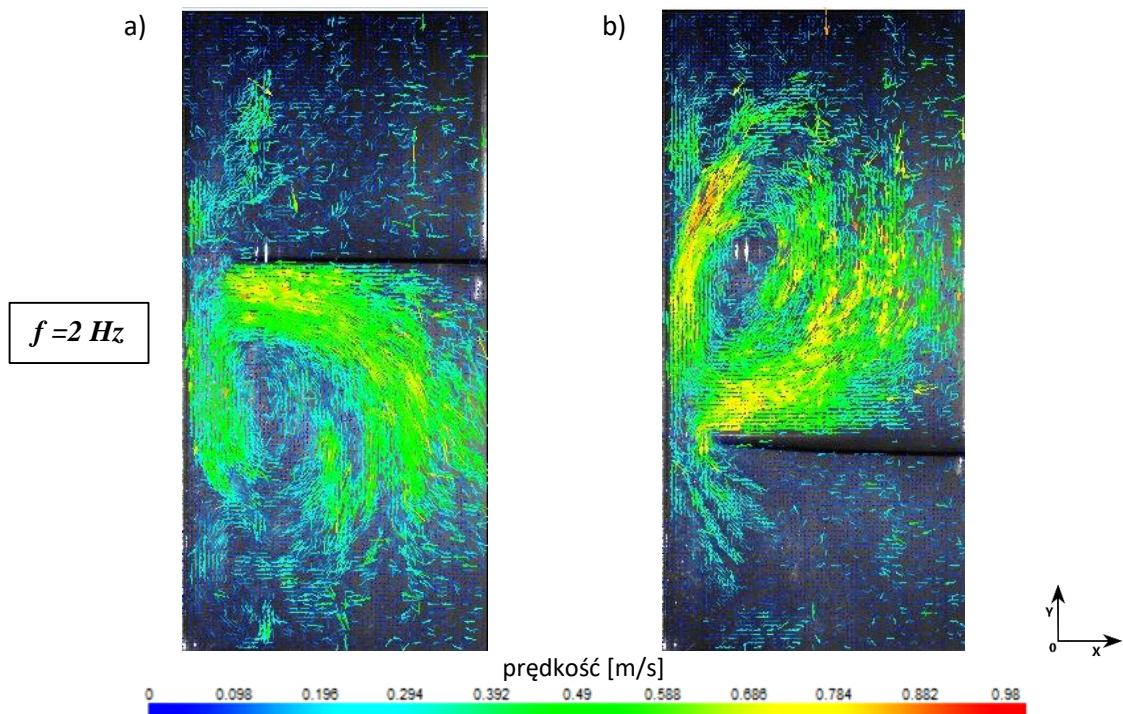
Rys.8.21. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=1,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.22. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

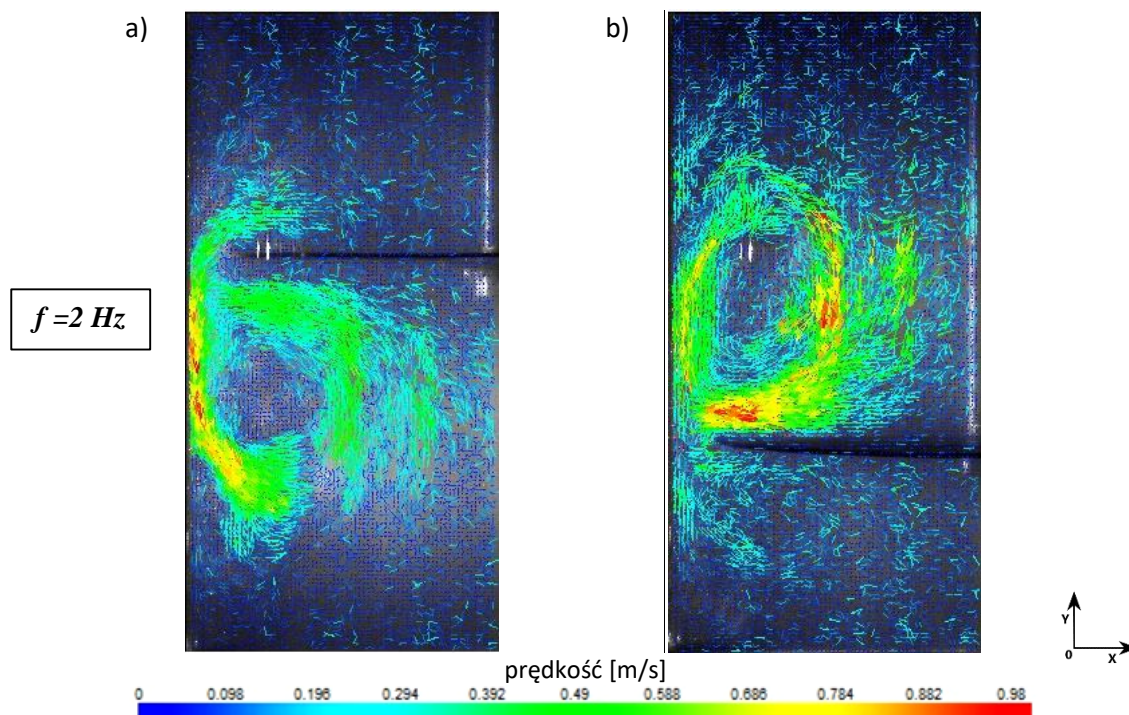


Rys.8.23. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=2\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.24. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=2\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



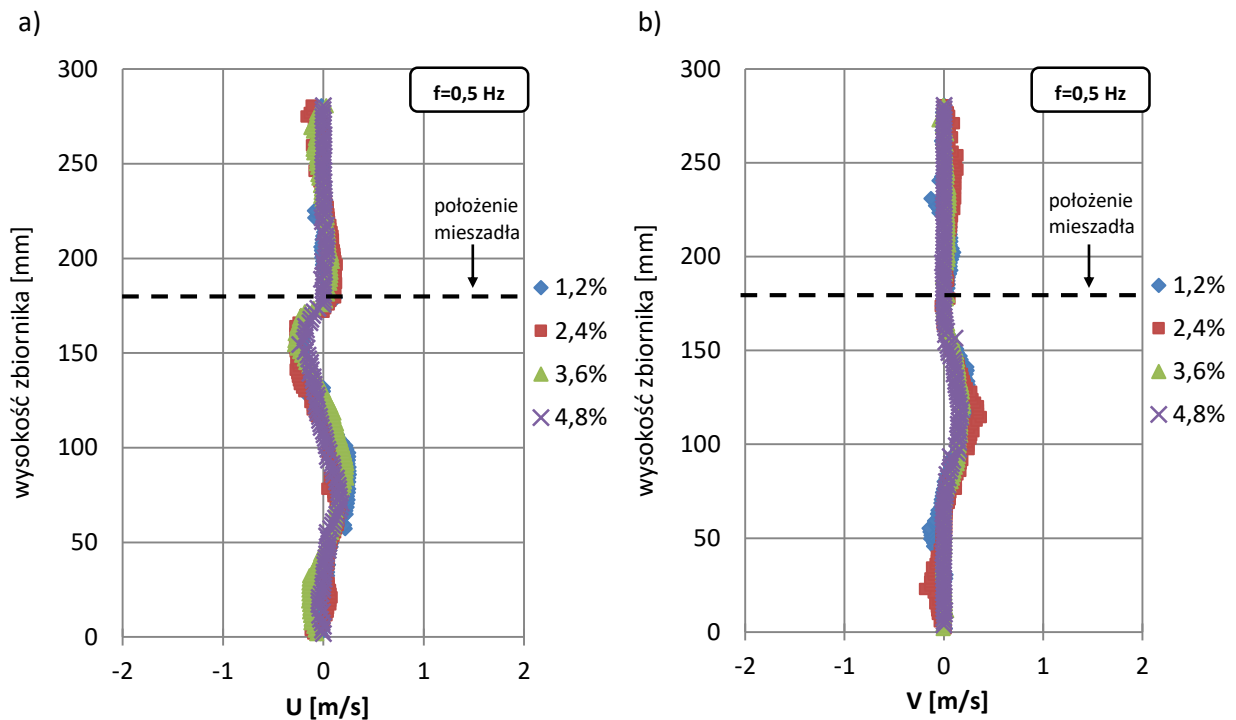


Rys.8.25. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

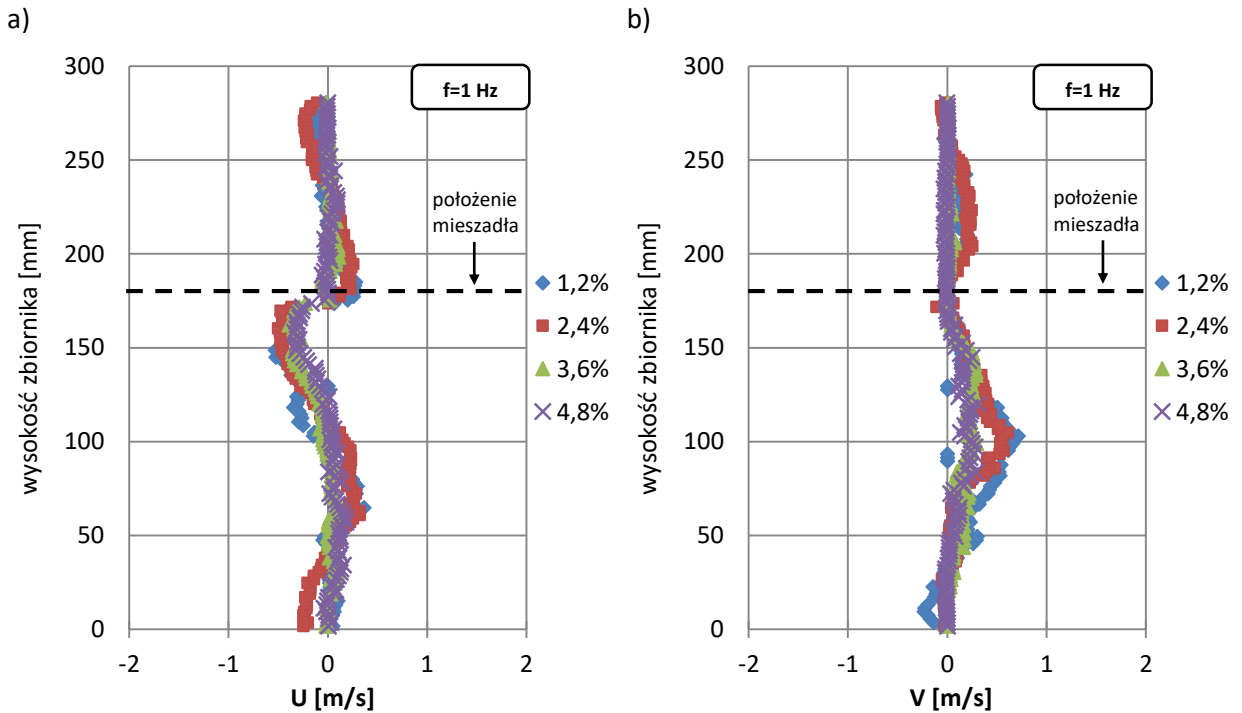
Na mapach 8.10-8.25 wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu, np. dla stężenia  $c_{PEO}:1,2\%$  największa zmierzona prędkość przepływu wzrasta z  $0,427$  [m/s], przy częstotliwości wibracji mieszadła  $0,5$ [Hz] do  $2,16$  [m/s] przy częstotliwości  $2$ [Hz].

Na podstawie otrzymanych wyników można stwierdzić spadek prędkości przepływu w całej objętości mieszalnika wraz ze wzrostem stężenia PEO (wzrost dynamicznego współczynnika lepkości cieczy).

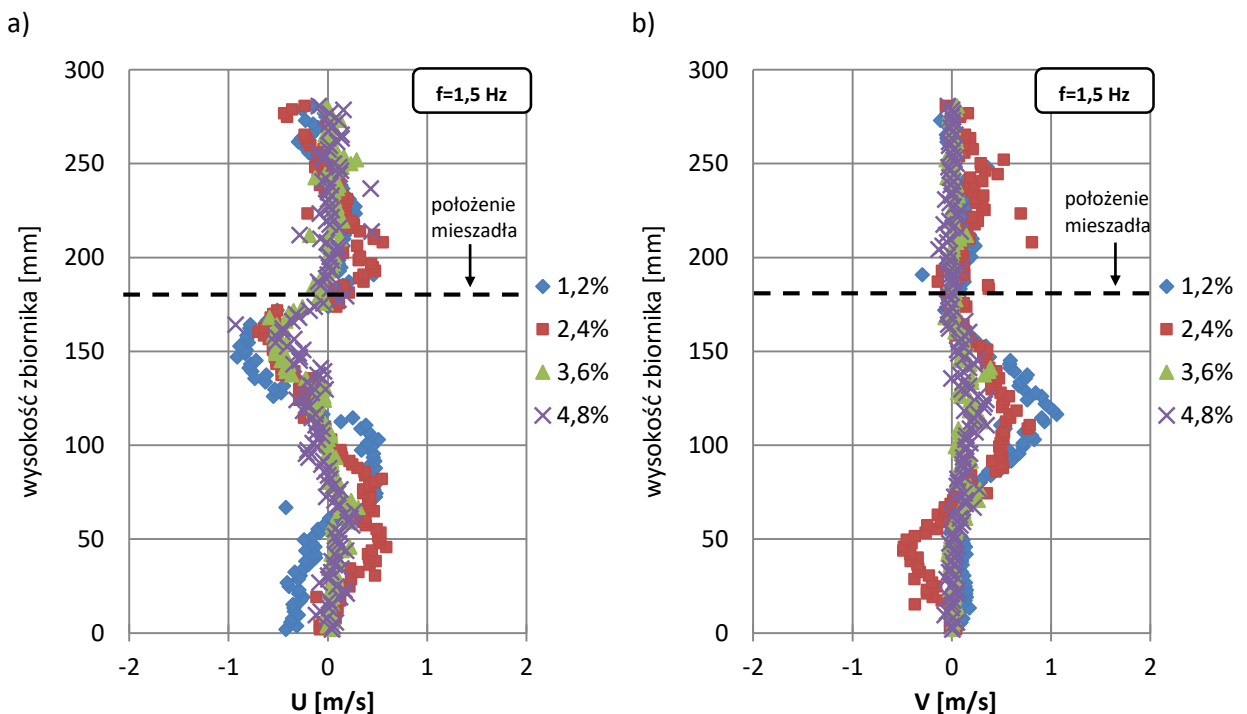
Na rysunkach od 8.26 do 8.33 przedstawiono krzywe ilustrujące zmiany wartości składowych promieniowych -  $U$  [m/s] oraz osiowych -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczonych na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika (rys.6.3) w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Na wykresach przedstawiono wyniki dla dwóch granicznych położenia mieszadła pełnego: maksymalne wychylenie w kierunku powierzchni cieczy oraz maksymalne wychylenie mieszadła w kierunku dna zbiornika. Wyniki rozpatrywano dla różnych stężeń i różnych częstotliwości wibracji mieszadła.



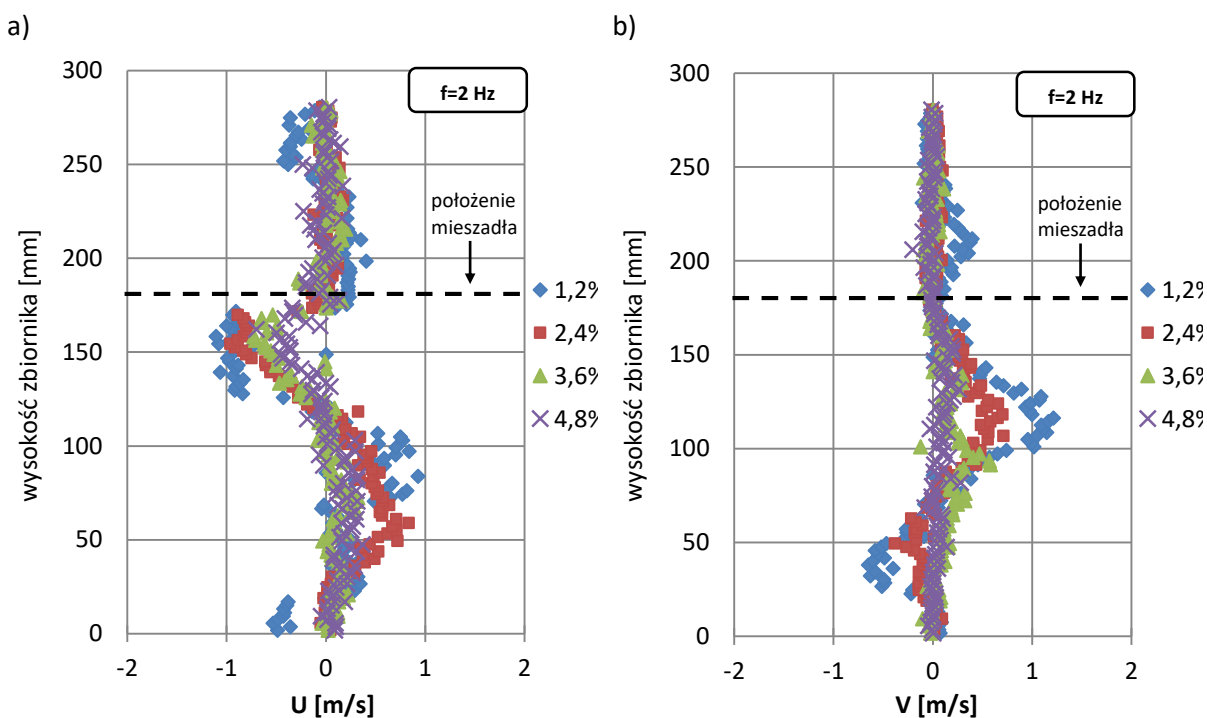
Rys.8.26. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )



Rys.8.27. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )



Rys.8.28. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )



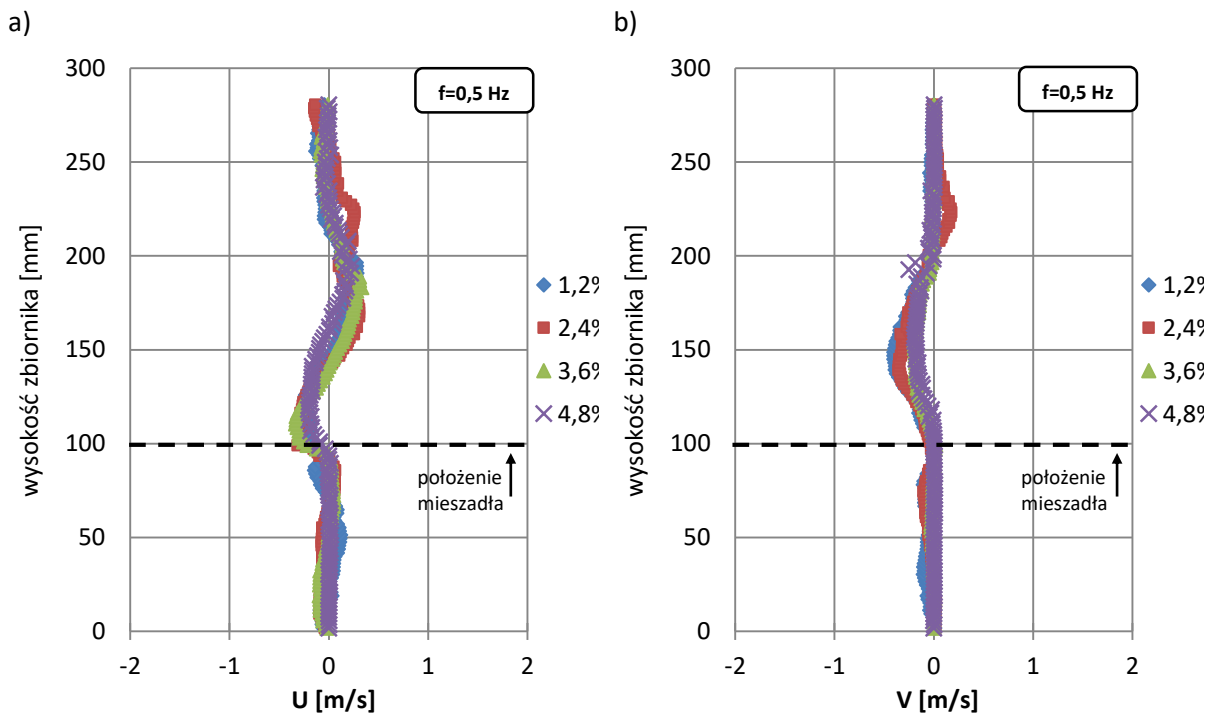
Rys.8.29. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )

Rys.8.26 – 8.29 ilustrują wykresy składowych promieniowych i osiowych wektorów prędkości podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla maksymalnego wychylenia mieszadła pełnego w kierunku powierzchni cieczy. Krzywe ilustrują rozkład składowej  $U[m/s]$  oraz  $V[m/s]$  na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości  $0,0715 [m]$  od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika) dla wszystkich badanych stężeń PEO.

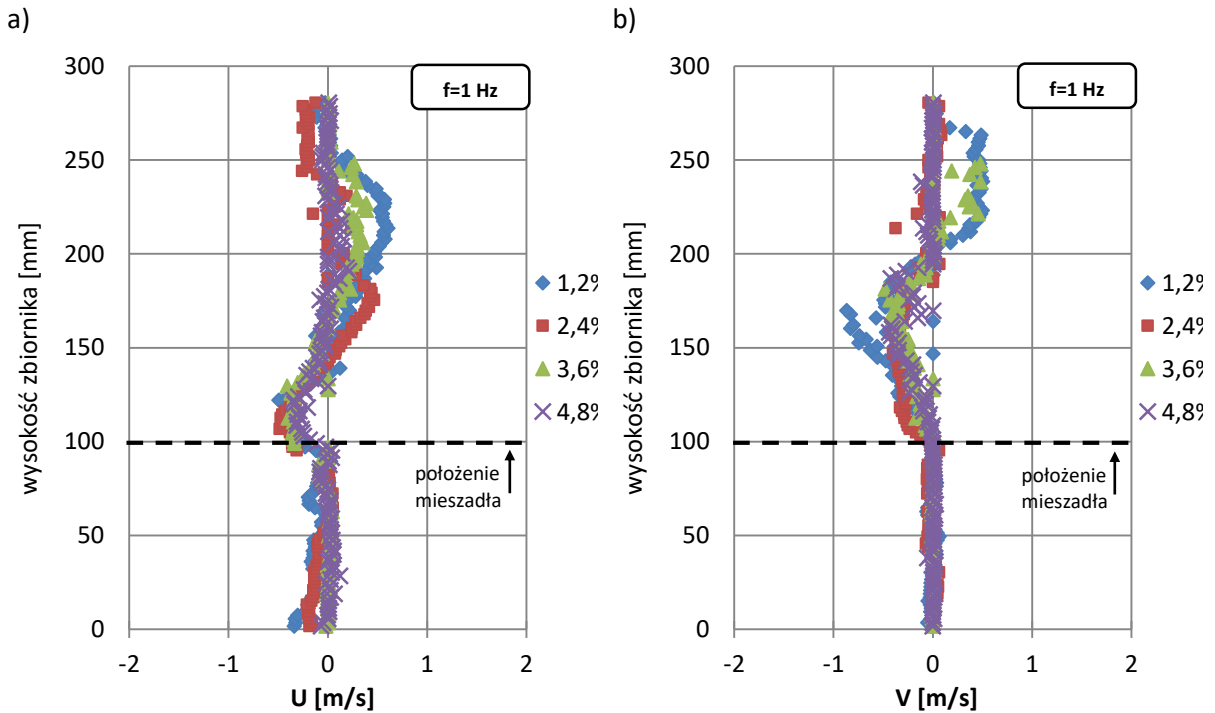
Mieszadło zastosowane w danej serii pomiarowej to mieszadło tarczowe pełne o średnicy  $D=0,238[m]$ . Amplituda ruchu mieszadła  $A=0,04[m]$ , częstotliwość wibracji mieszadła  $f=0,5; 1; 1,5; 2[Hz]$ . Na wykresach 8.26 – 8.29 można zauważyć, że największe wartości składowej promieniowej prędkości osiągnęte są pod mieszadłem.

Dla roztworów o stężeniach  $c_{PEO}=2,4\%$  i  $3,6\%$  przy częstotliwości wibracji mieszadła  $0,5[Hz]$  składowe promieniowe i osiowe wektorów prędkości średniej osiągają miejscami (rys. 8.26) wartości większe niż dla roztworu o stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$ , co może być wynikiem zmian własności reologicznych roztworu, tj. zachodzącego zjawiska rozrzedzania ścinaniem, powstającego wraz ze wzrostem stężenia PEO. Najmniejsze prędkości przepływu spośród badanych wykazuje roztwór o stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$ .

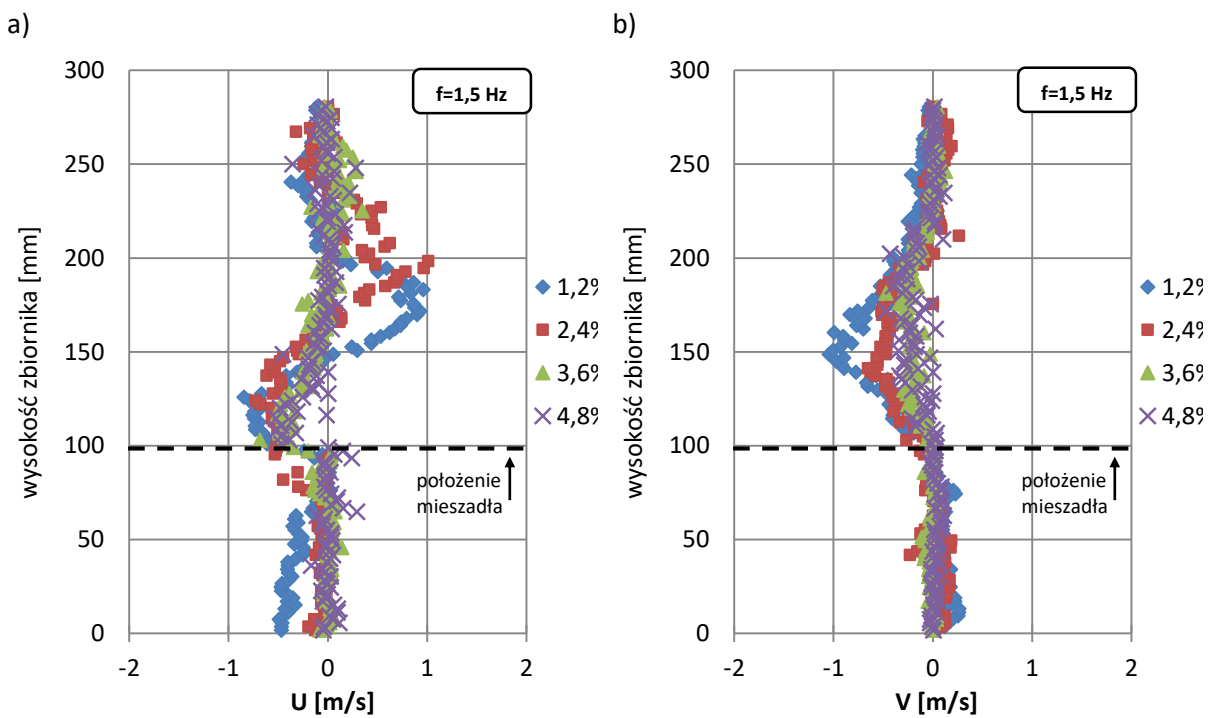
Wykresy składowych promieniowych i osiowych wektorów prędkości podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla maksymalnego wychylenia mieszadła w kierunku dna zbiornika przedstawiono na rysunkach od 8.30 do 8.33 Krzywe ilustrują rozkład składowej  $U$ [m/s] oraz  $V$ [m/s] wzdłuż wysokości zbiornika w połowie jego promienia dla wszystkich badanych stężeń PEO. Mieszadło zastosowane w danym pomiarze to mieszadło tarczowe pełne o średnicy  $D=0,238$ [m], amplituda  $A=0,04$ [m], częstotliwość wibracji mieszadła  $f=0,5-2$ [Hz].



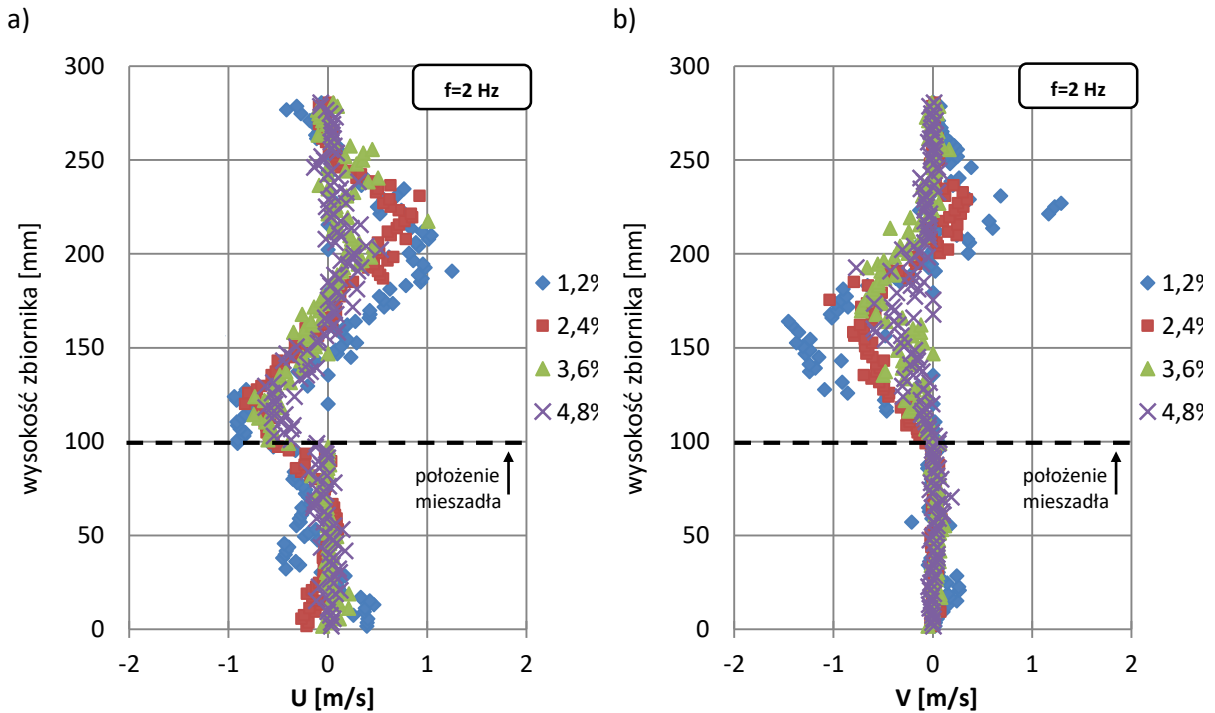
Rys.8.30. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04$ [m],  $f=0,5$  [Hz], mieszadło pełne  $D=0,238$ [m])



Rys.8.31. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )



Rys.8.32. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ , mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )

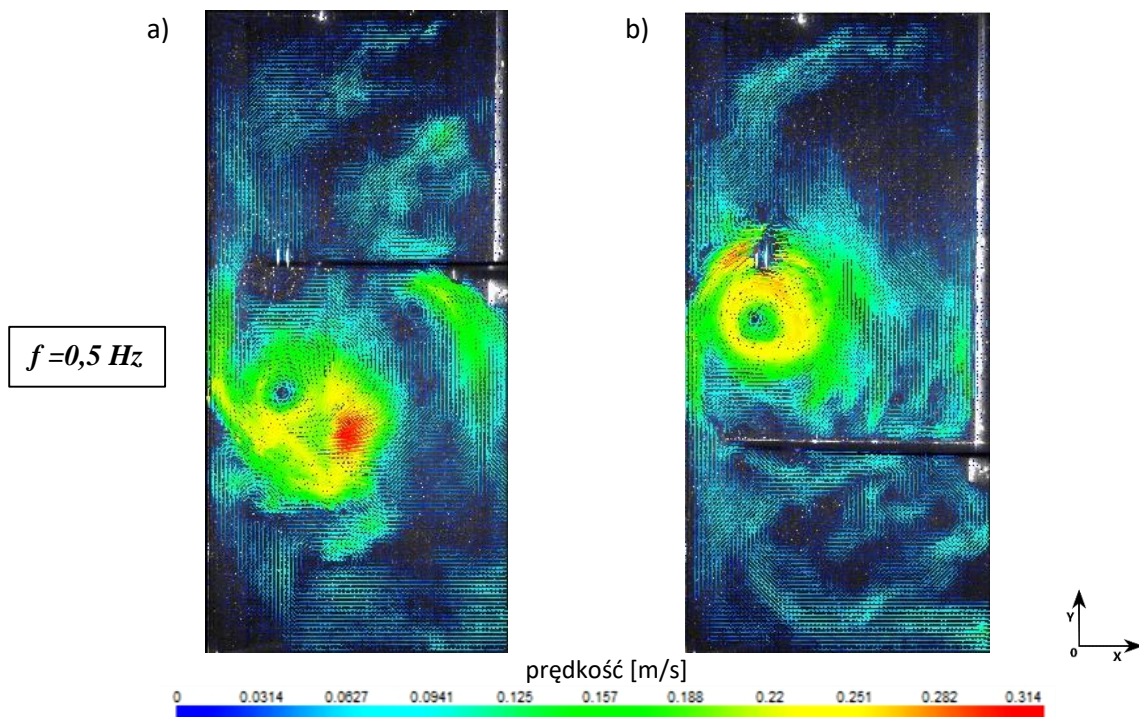


Rys.8.33. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla wybranych stężeń PEO: a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2$  [Hz], mieszadło pełne  $D=0,238[m]$ )

Największe wartości składowych prędkości osiągnęte są w obszarze powstawania wirów nad mieszadłem (rys. 8.30-8.33). Krzywe na wykresach odznaczają się regularnością kierunku przepływu.

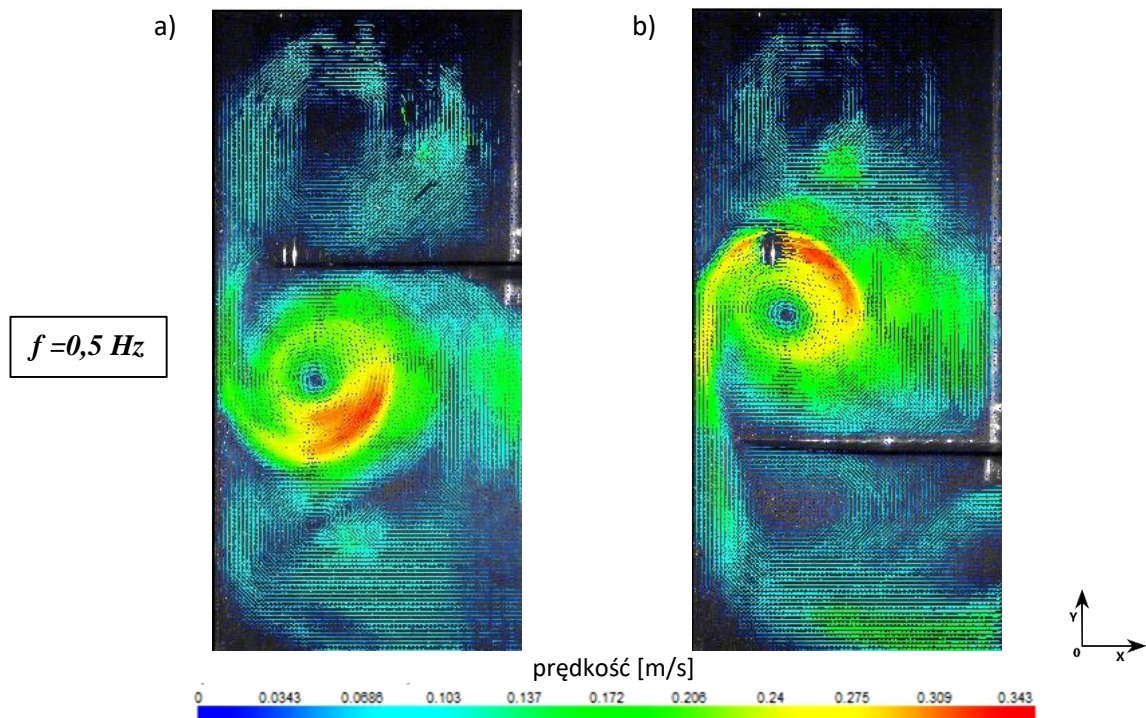
### 8.3.2 POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,15$

Rysunki od 8.34 do 8.49 ilustrują wektorowe mapy prędkości przepływu wodnych roztworów PEO w mieszalniku dla mieszadła perforowanego - stopień perforacji  $\phi=0,15$ , o średnicy  $D=0,238$  [m] przy częstotliwości wibracji mieszadła  $f=0,5; 1; 1,5; 2$  [Hz] i amplitudzie  $A=0,04$  [m].

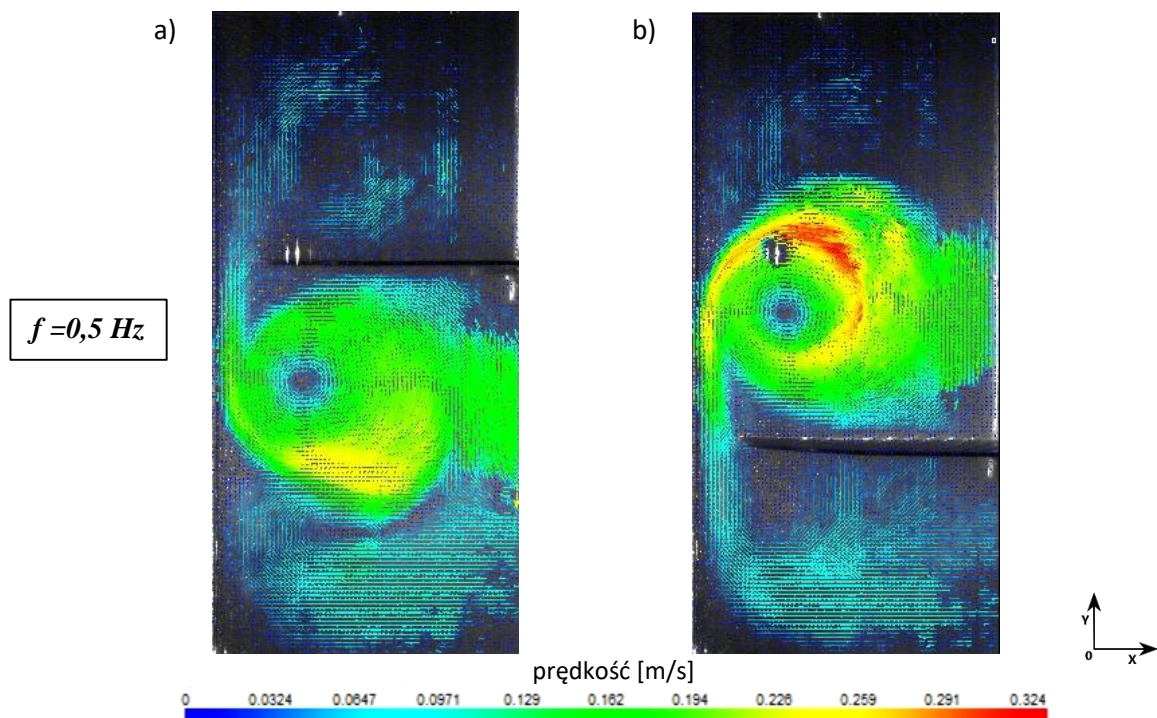


Rys.8.34. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

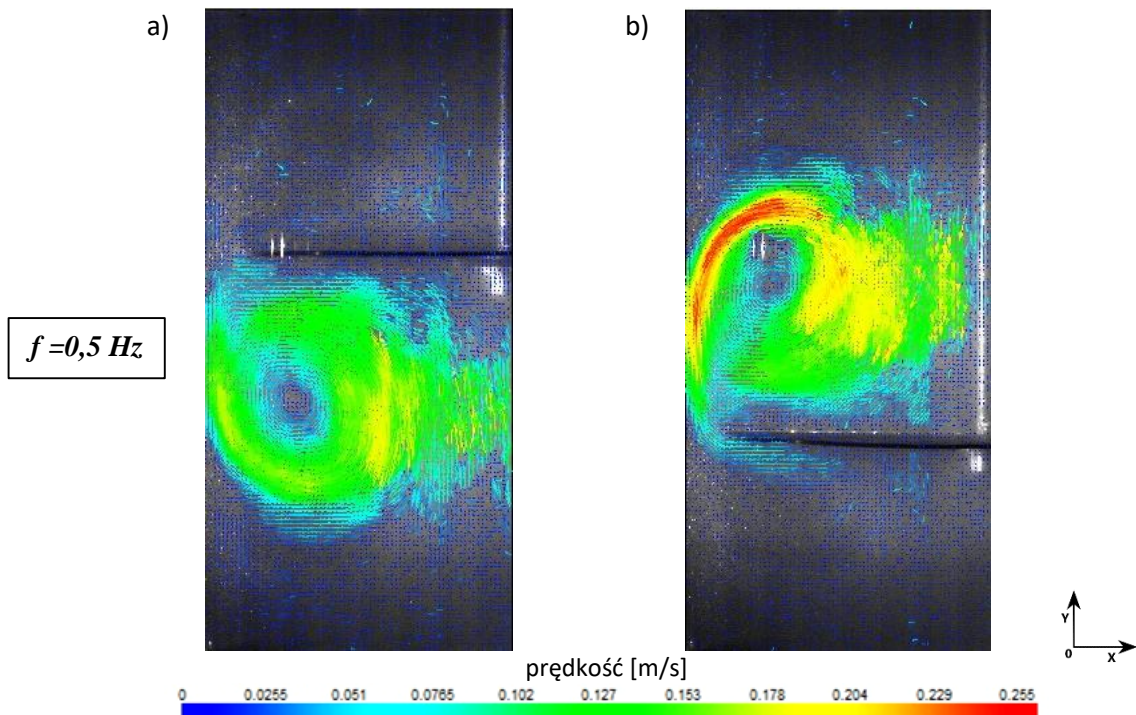




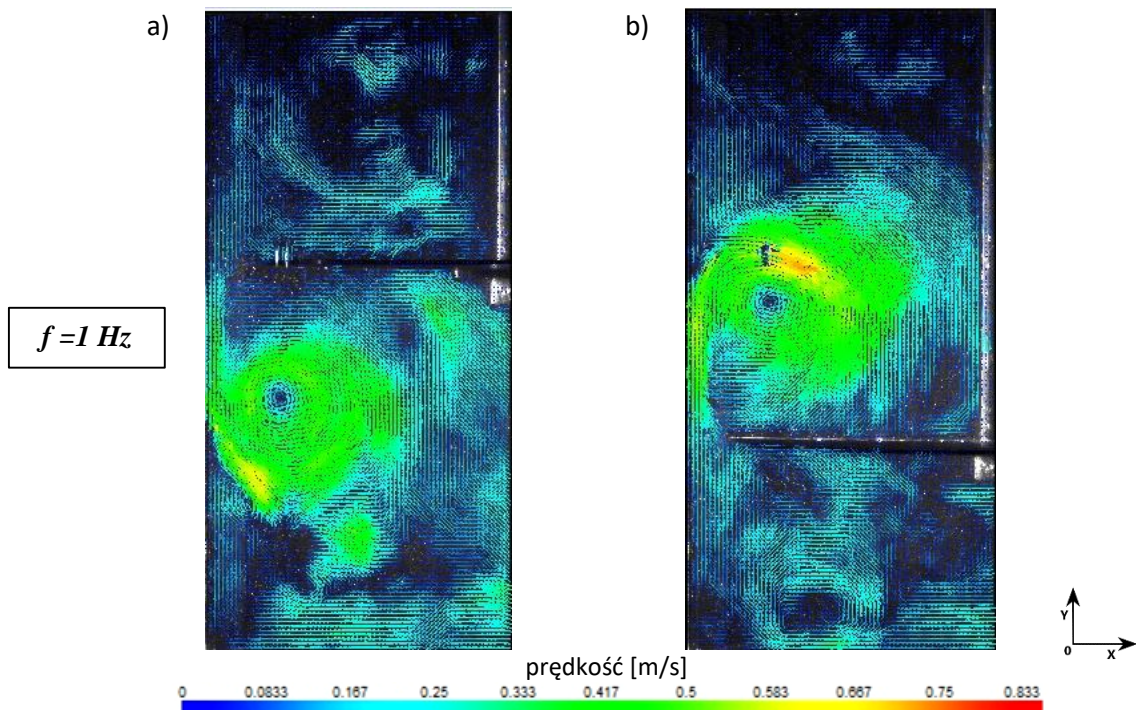
Rys.8.35. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



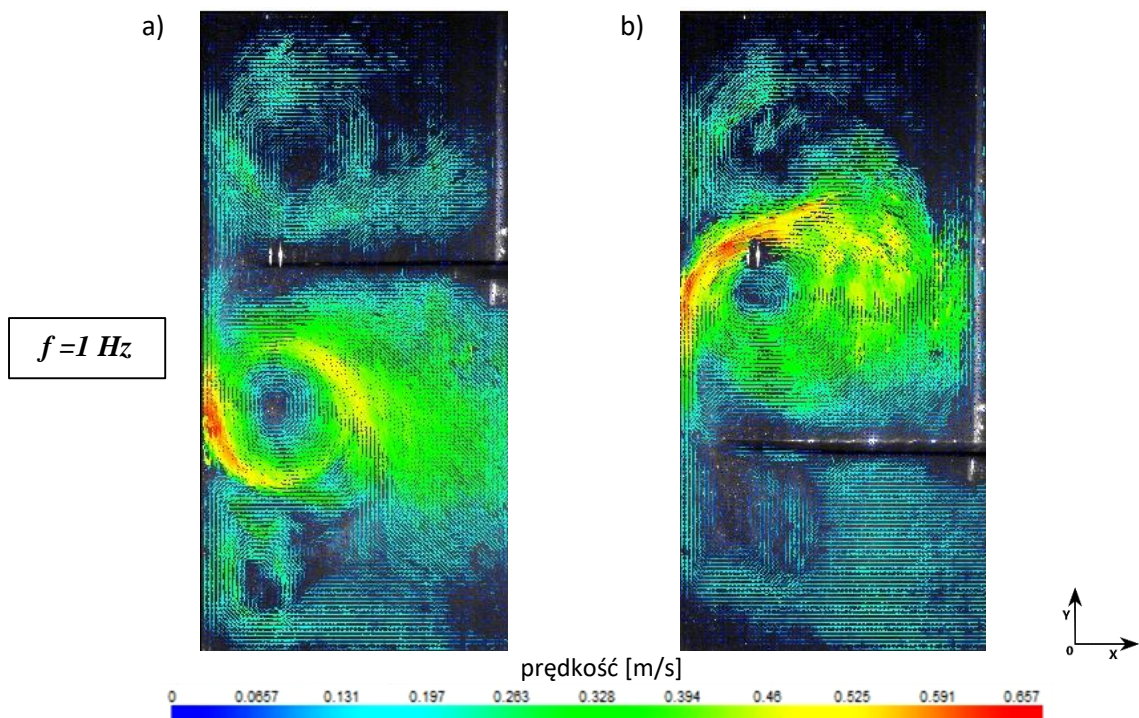
Rys.8.36. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



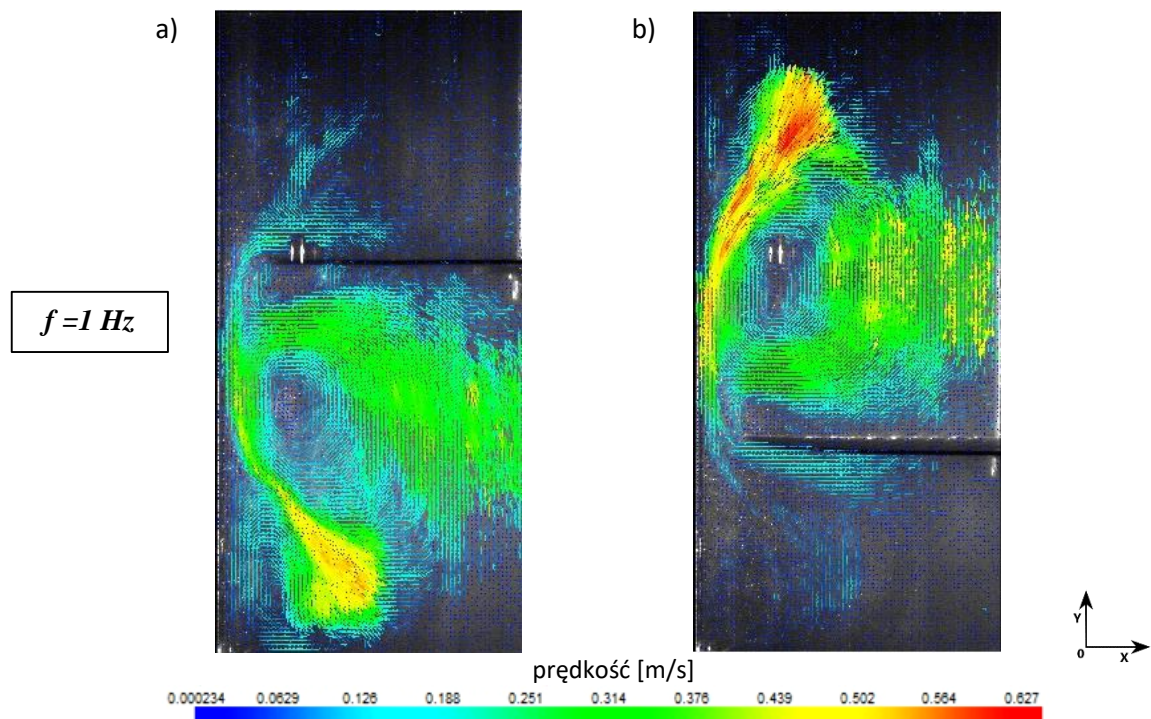
Rys.8.37. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



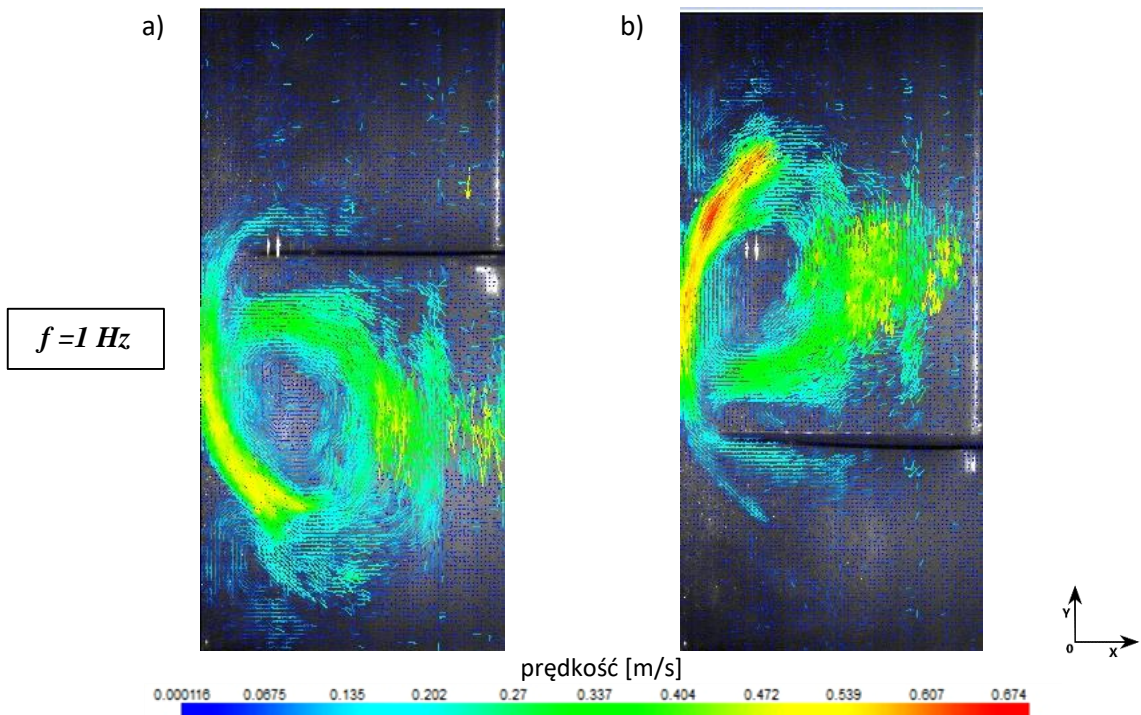
Rys.8.38. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



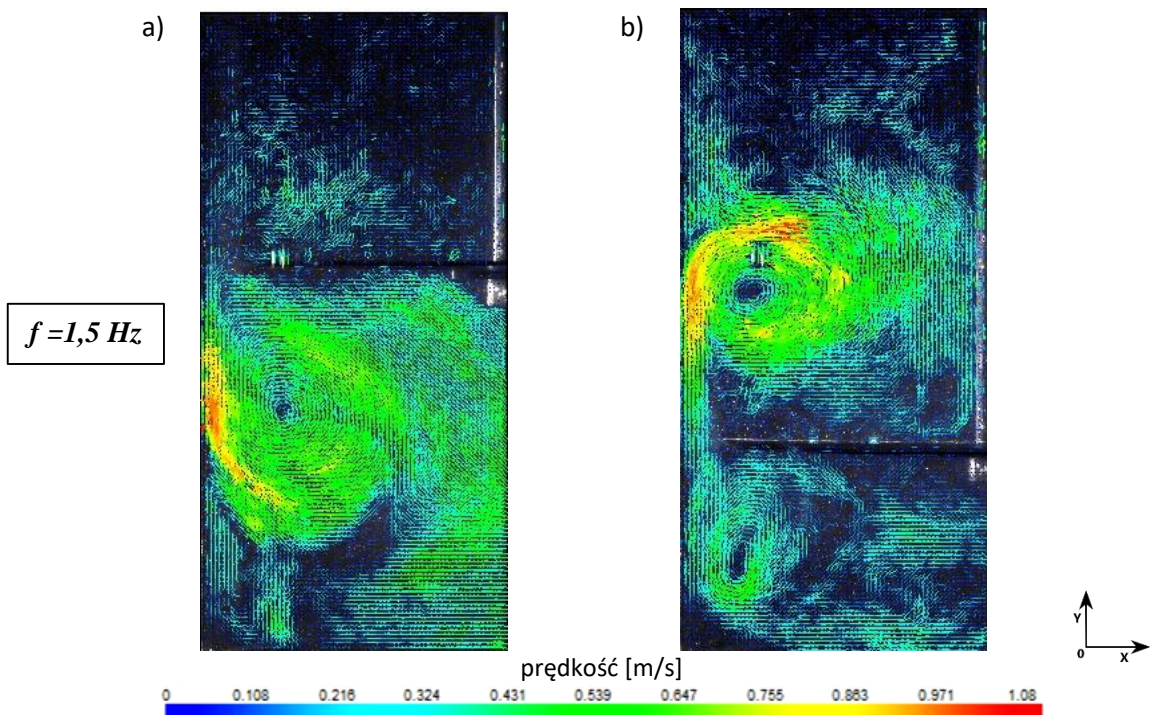
Rys.8.39. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



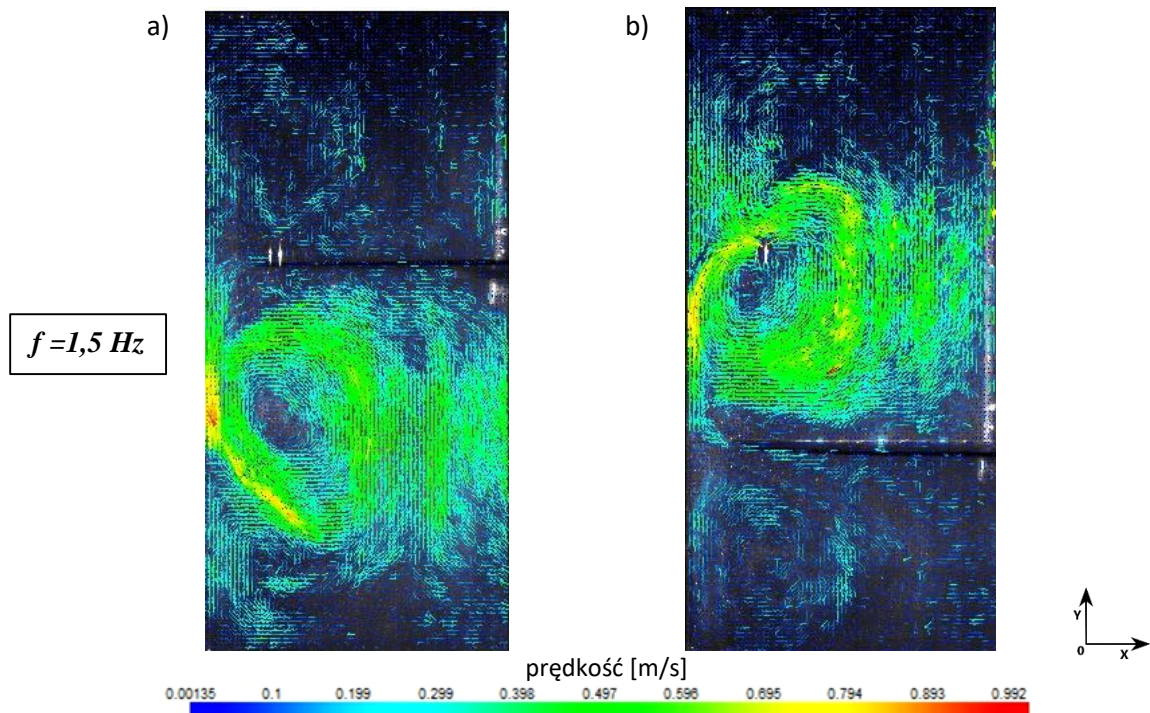
Rys.8.40. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



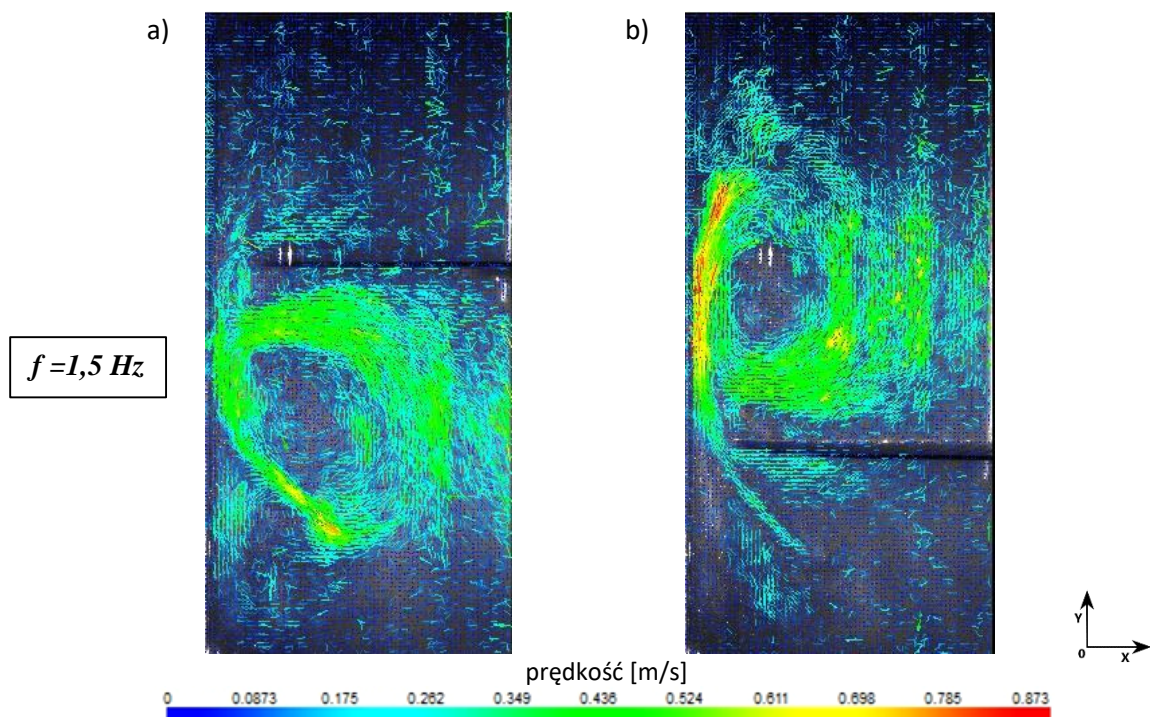
Rys.8.41. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



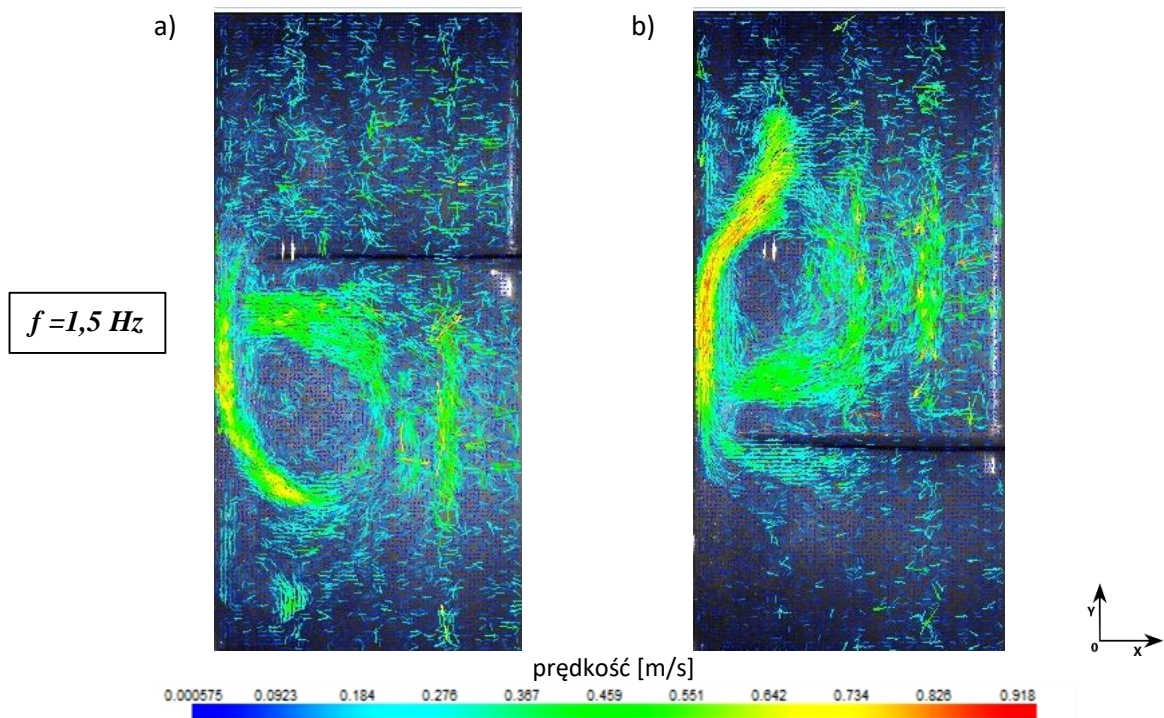
Rys.8.42. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



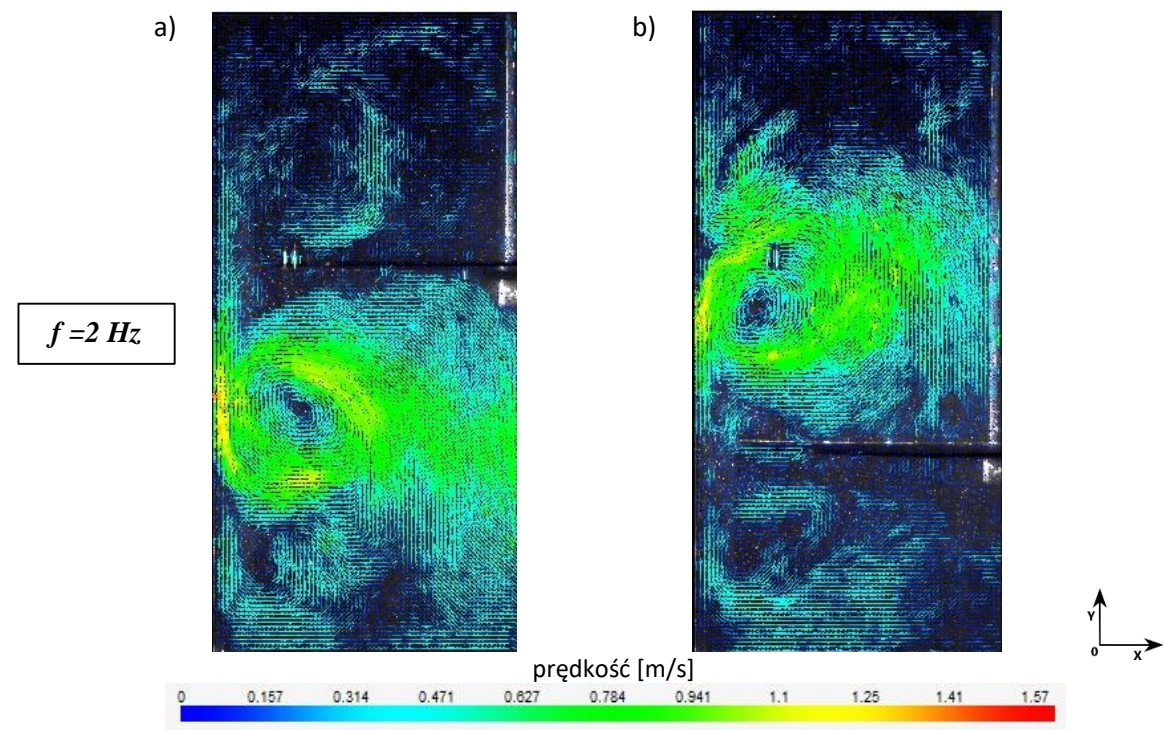
Rys.8.43. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



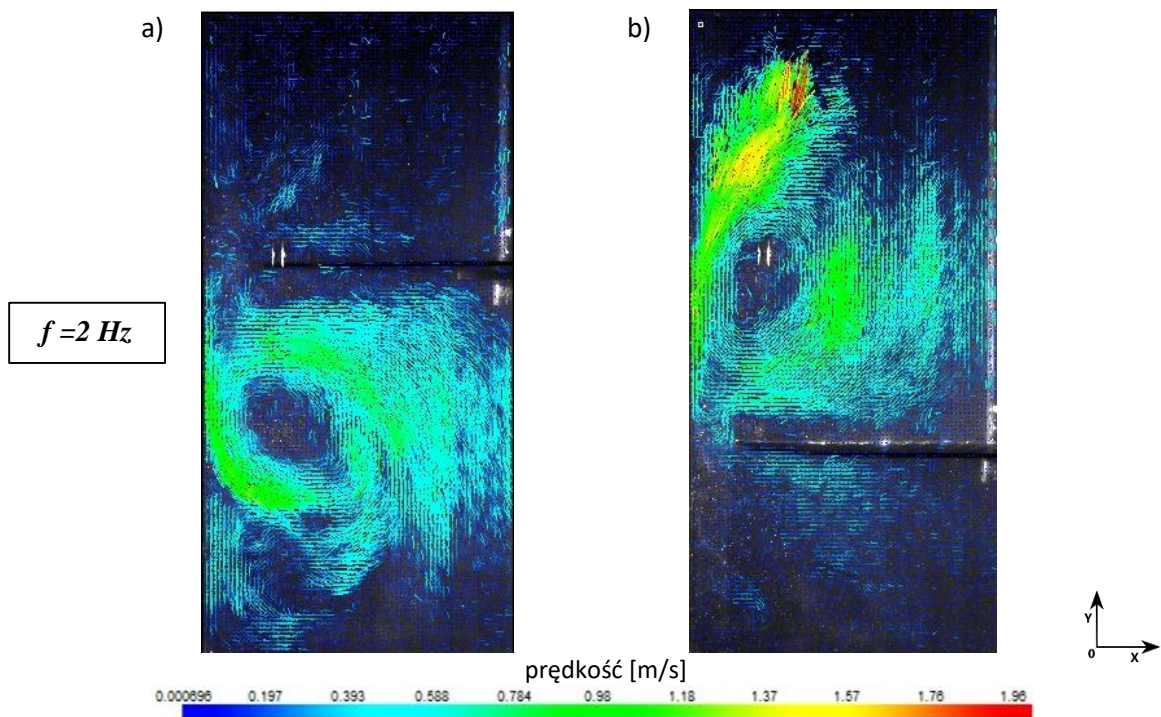
Rys.8.44. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



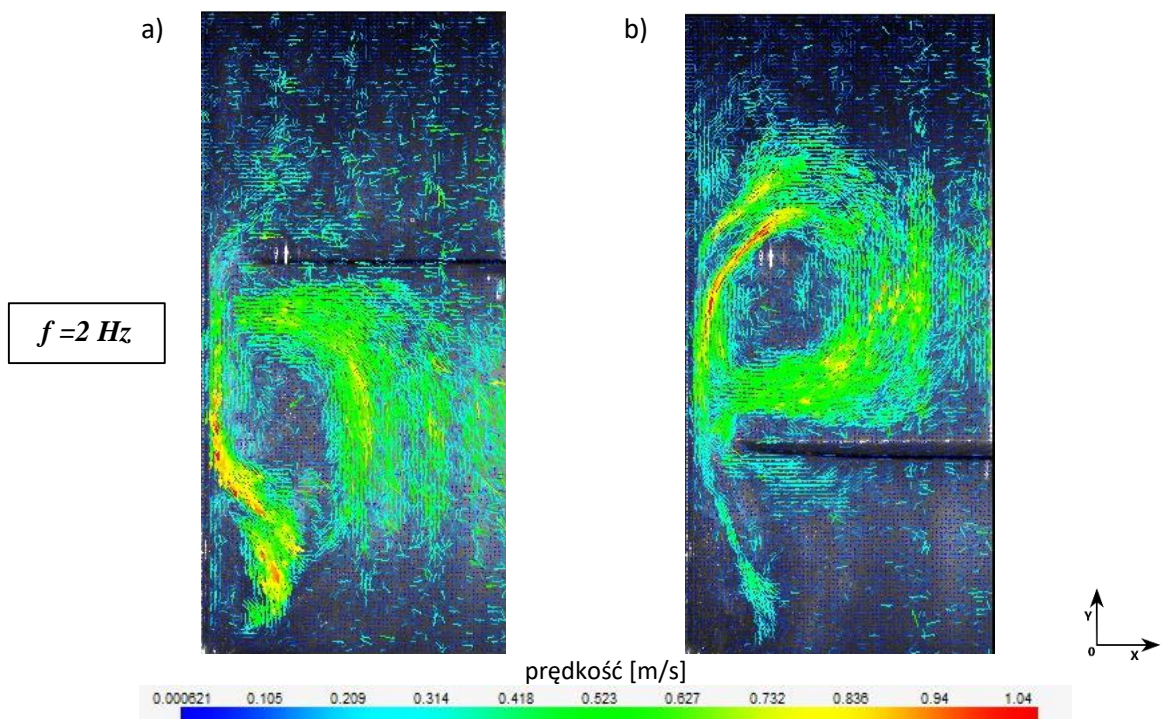
Rys.8.45. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



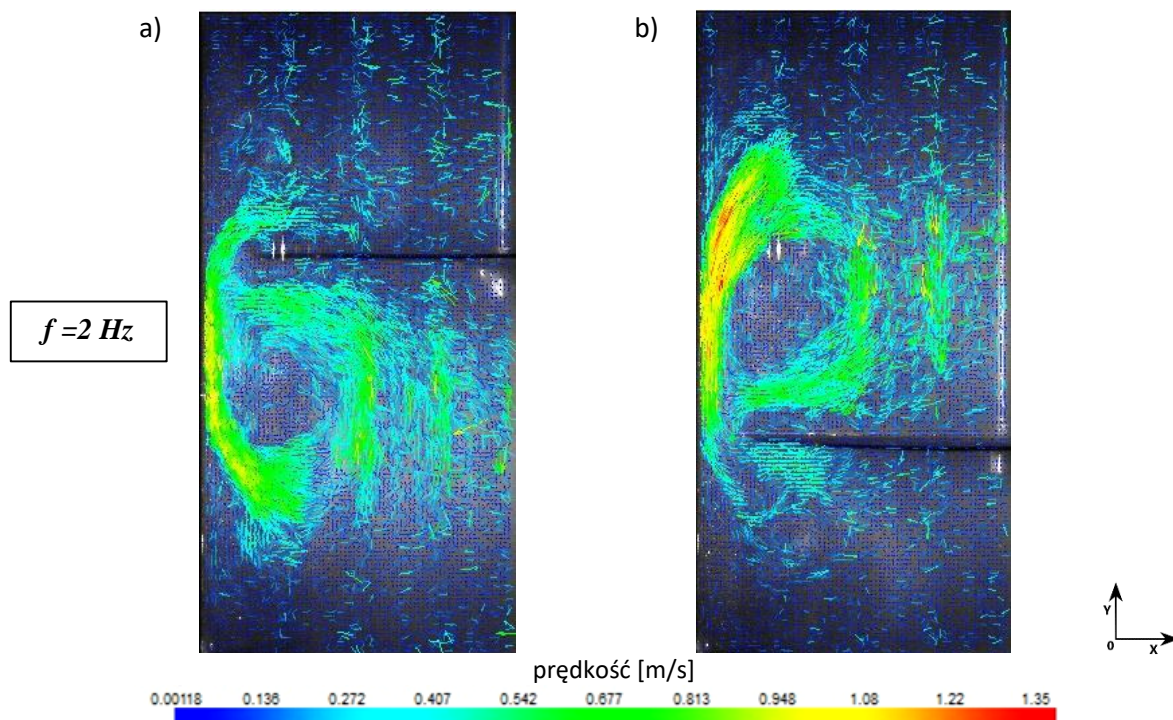
Rys.8.46. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.47. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.48. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.49. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

Na mapach wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu w strefie wirowej, np. dla stężenia  $c_{PEO}:1,2\%$  największa zmierzona prędkość przepływu wzrasta z  $0,314$  [m/s], przy częstotliwości ruchu mieszadła  $0,5$ [Hz] do  $1,57$  [m/s] przy częstotliwości  $2$ [Hz].

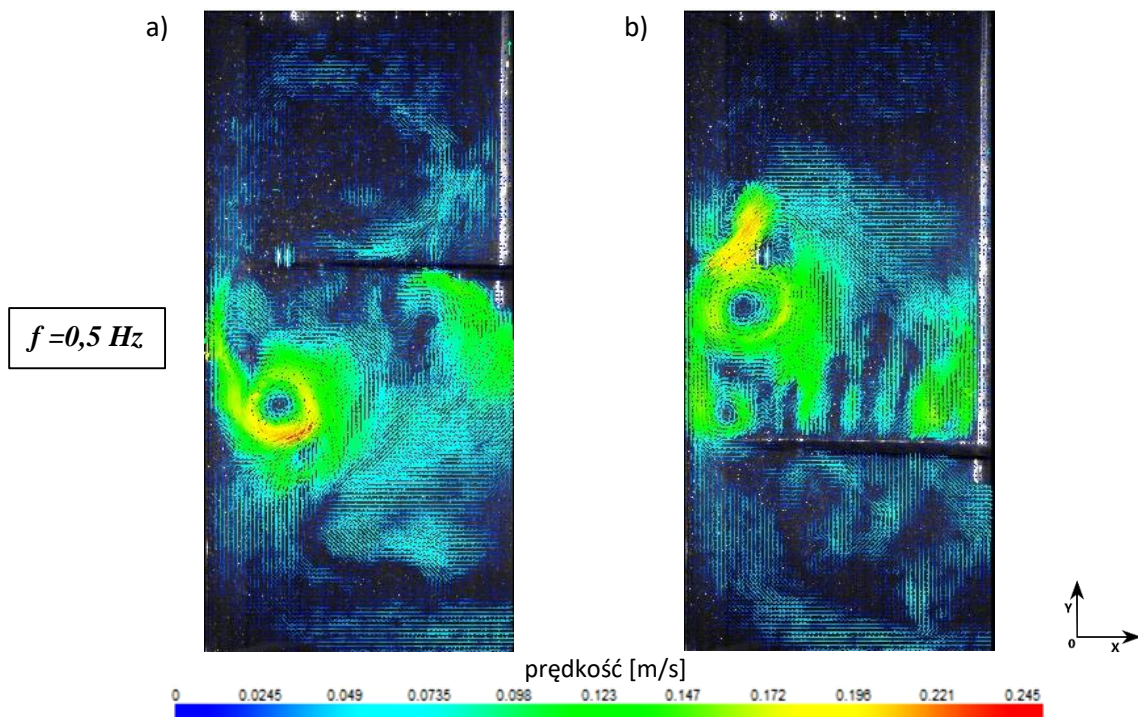
Dysk perforowany wytwarza dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów. Interesujące zachowanie wykazuje roztwór o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (rys.8.47) oraz roztwór o stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (rys.8.40), gdzie widoczny jest wpływ perforacji w mieszadle w postaci dodatkowego przepływu podczas ruchu mieszadła w zbiorniku.

Widoczny jest również znaczący spadek prędkości przepływu w całej objętości mieszalnika wraz ze wzrostem stężenia PEO (wzrost dynamicznego współczynnika lepkości cieczy), przy czym w strefie pomiędzy mieszadłem a ścianką zbiornika, dla stężenia  $c_{PEO}: 4,8\%$  widoczny jest wzrost prędkości przepływu cieczy (rys.8.49).

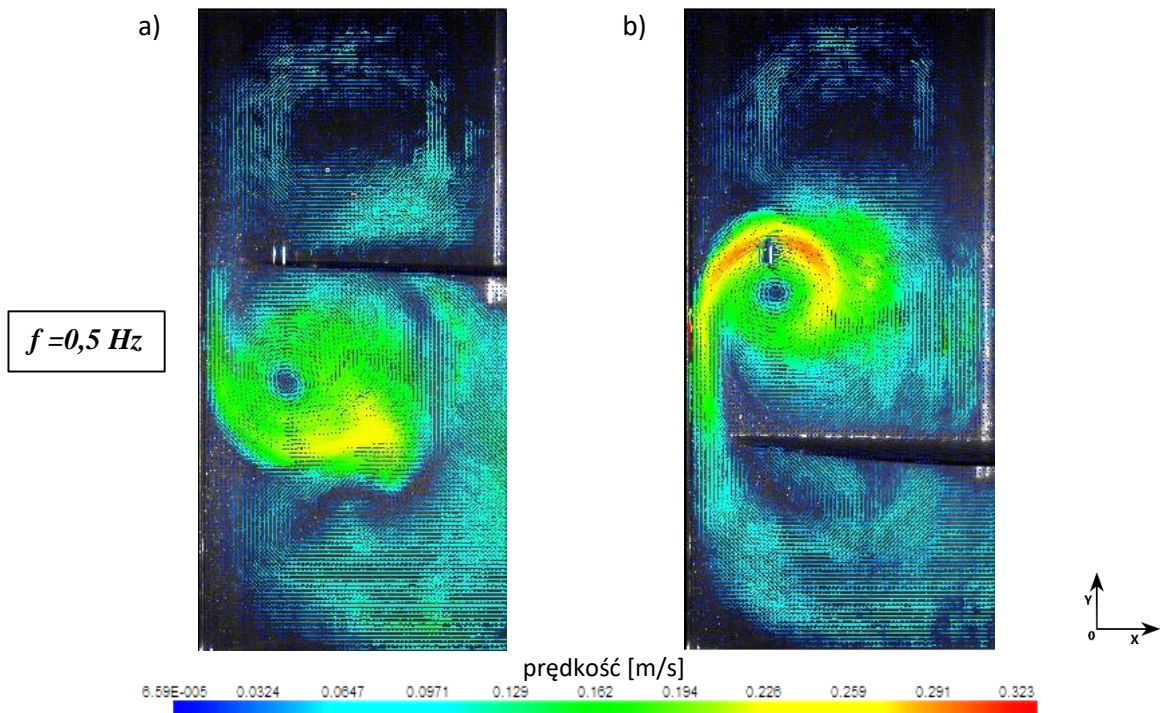


### 8.3.3 POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,25$

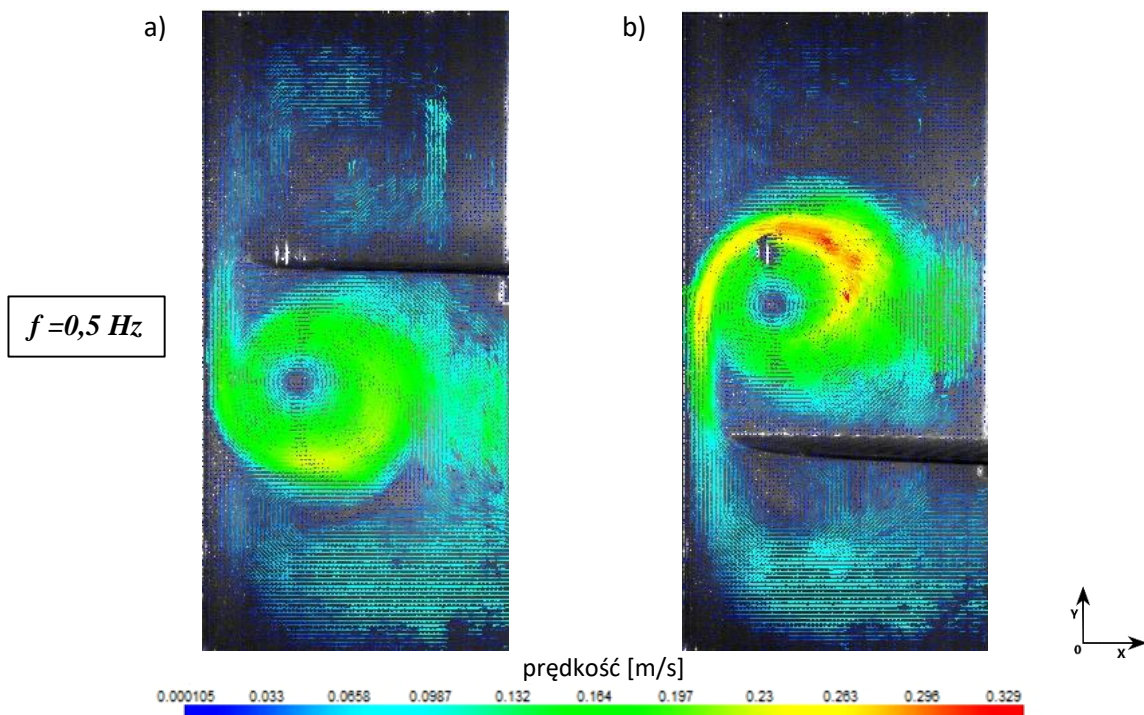
Rysunki od 8.50 do 8.65 przedstawiają wektorowe mapy prędkości przepływu wodnych roztworów PEO w mieszalniku dla mieszadła perforowanego - stopień perforacji  $\phi=0,25$ , o średnicy  $D=0,238$  [m] przy częstotliwości wibracji mieszadła  $f=0,5; 1; 1,5; 2$  [Hz] i amplitudzie  $A=0,04$  [m].



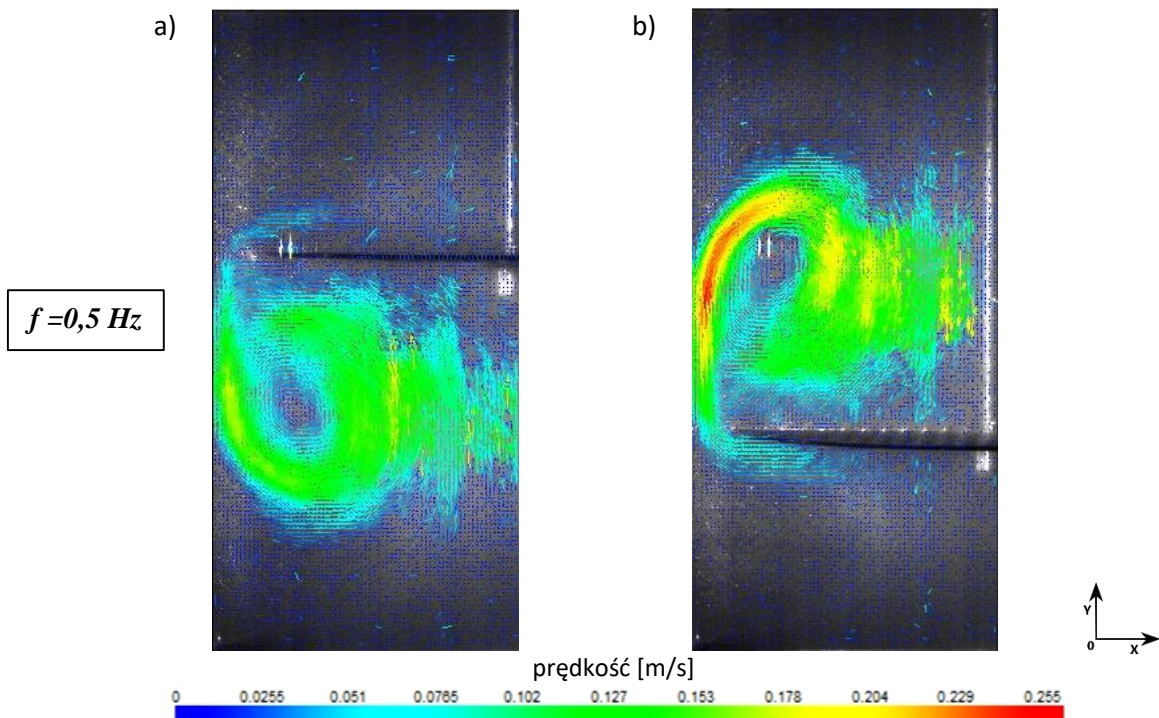
Rys.8.50. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



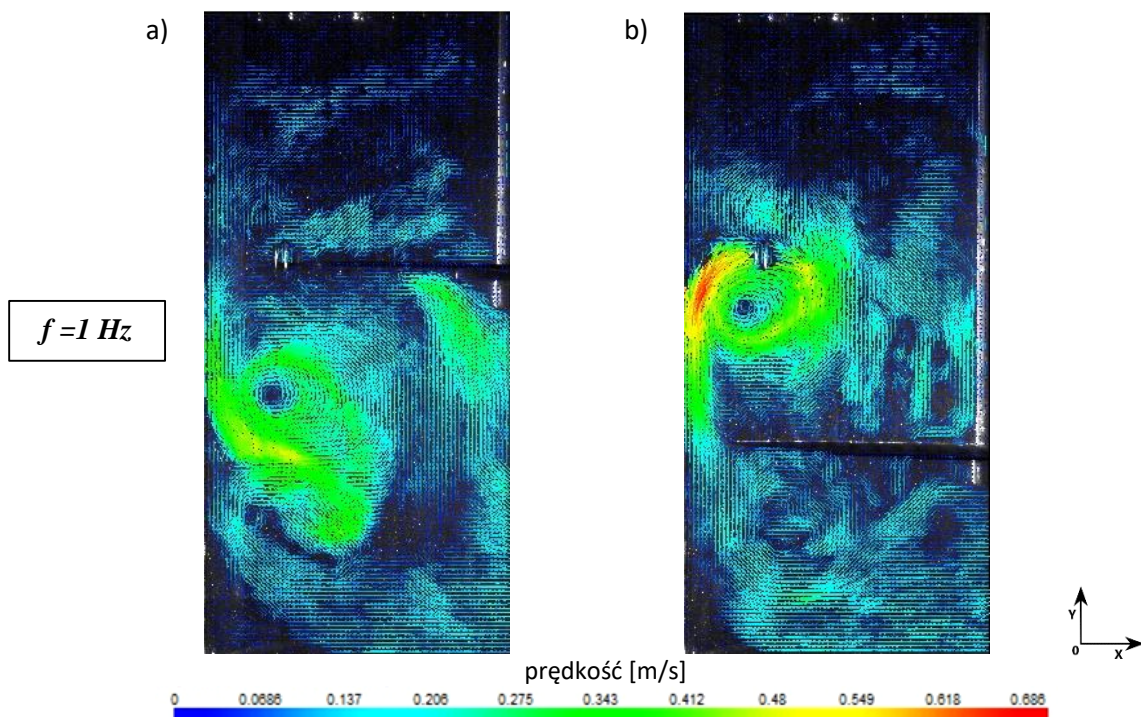
Rys.8.51. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



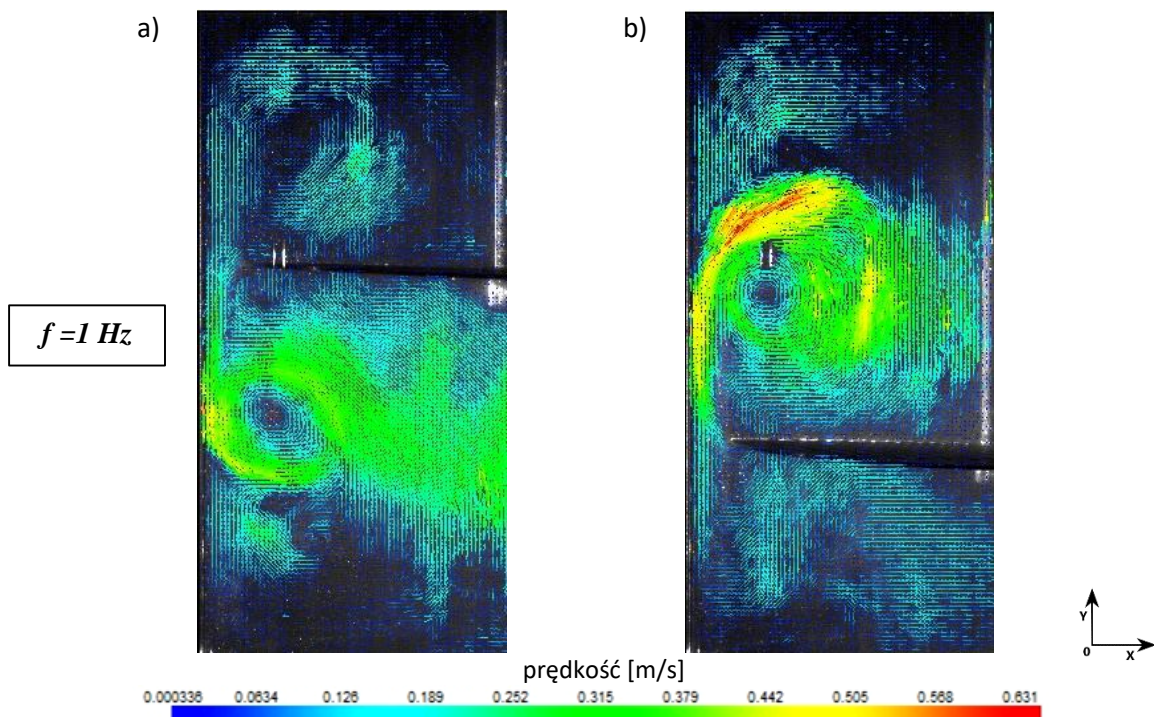
Rys.8.52. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=0,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



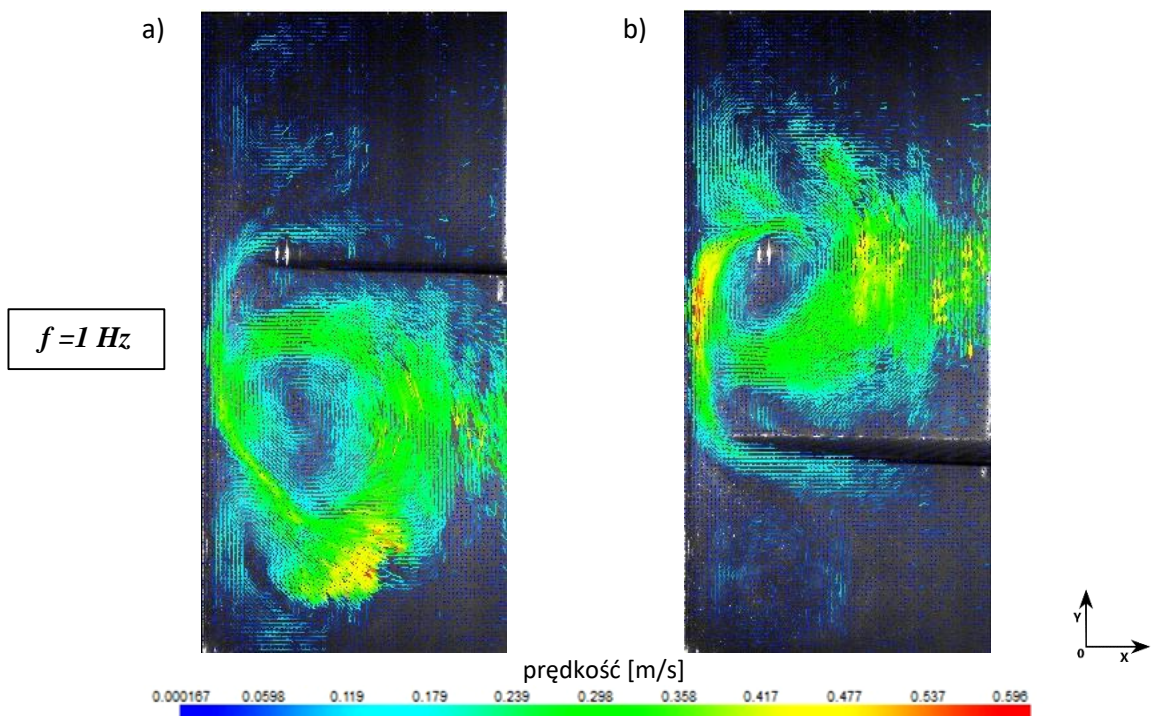
Rys.8.53. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 4,8\%$  (parametry:  $A = 0,04 \text{ m}$ ,  $f = 0,5 \text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi = 0,25$  o średnicy  $D = 0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



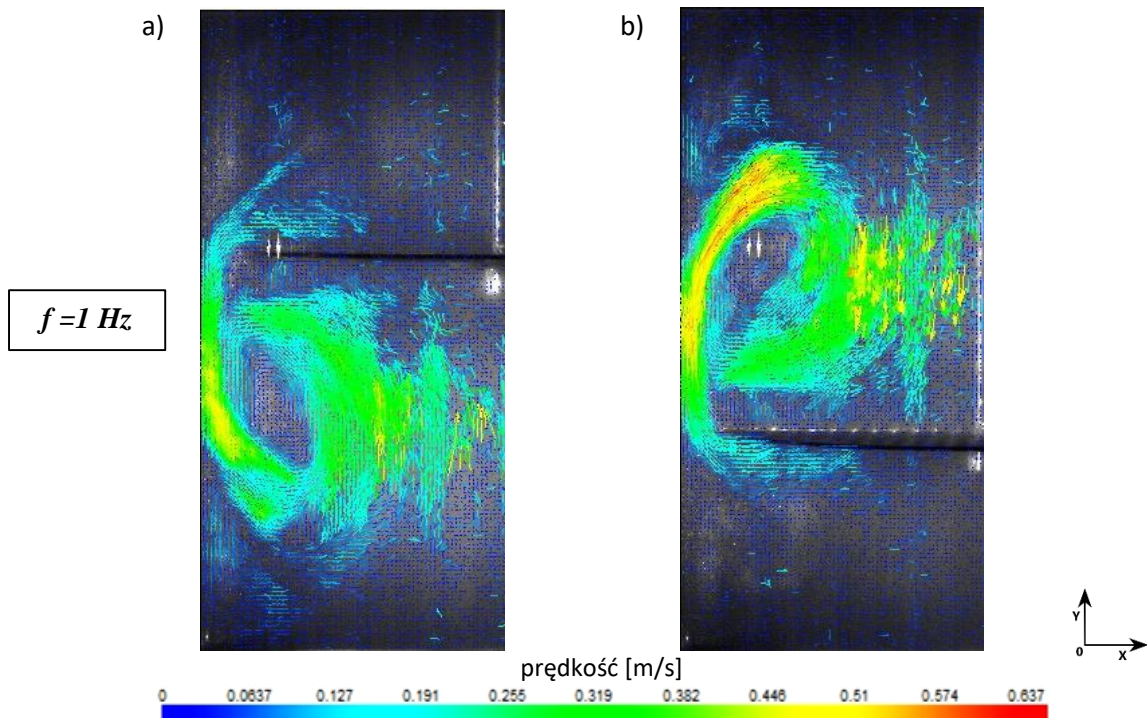
Rys.8.54. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 1,2\%$  (parametry:  $A = 0,04 \text{ m}$ ,  $f = 1 \text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi = 0,25$  o średnicy  $D = 0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



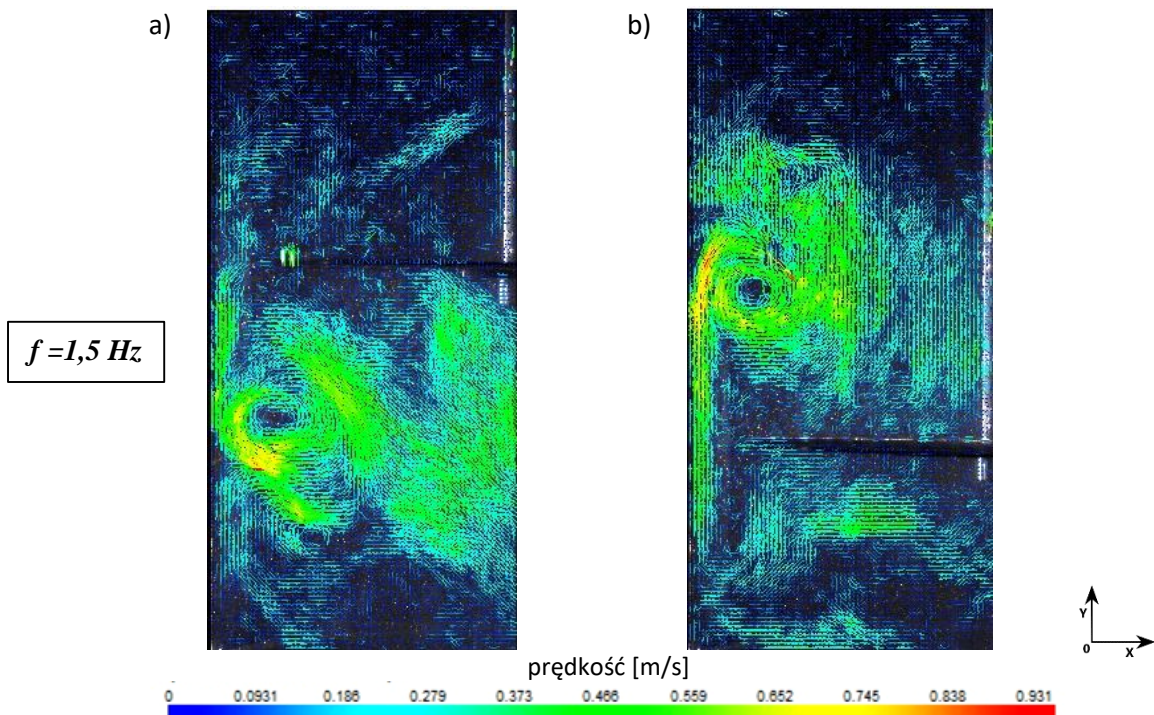
Rys.8.55. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



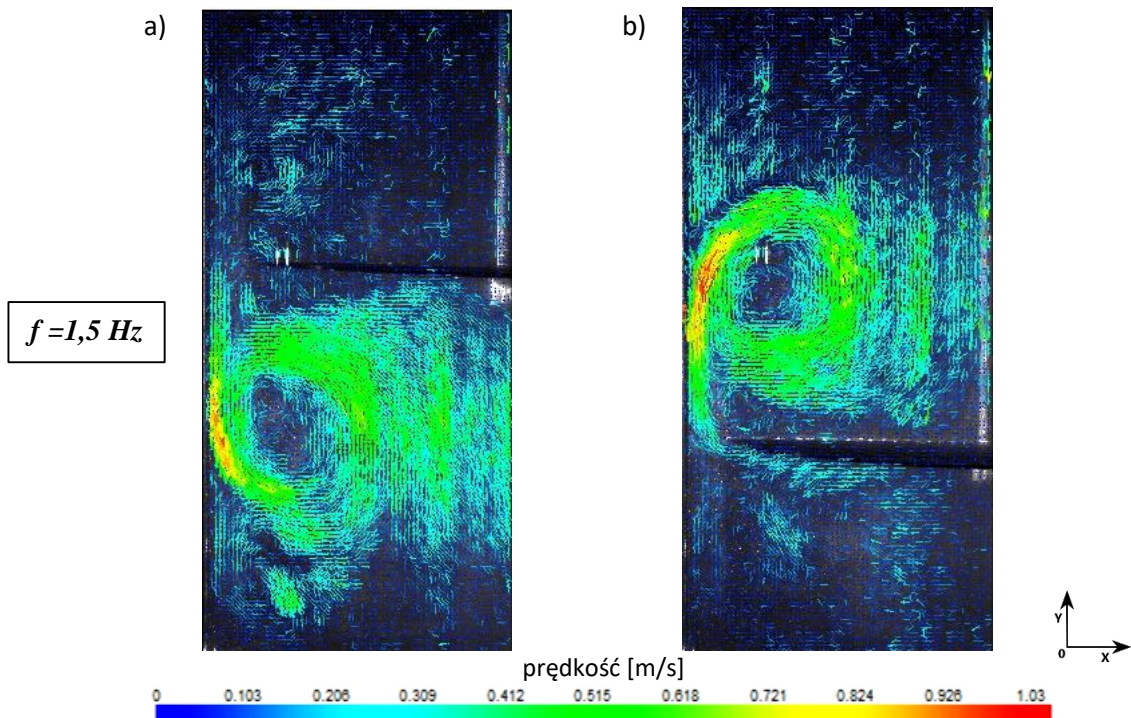
Rys.8.56. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



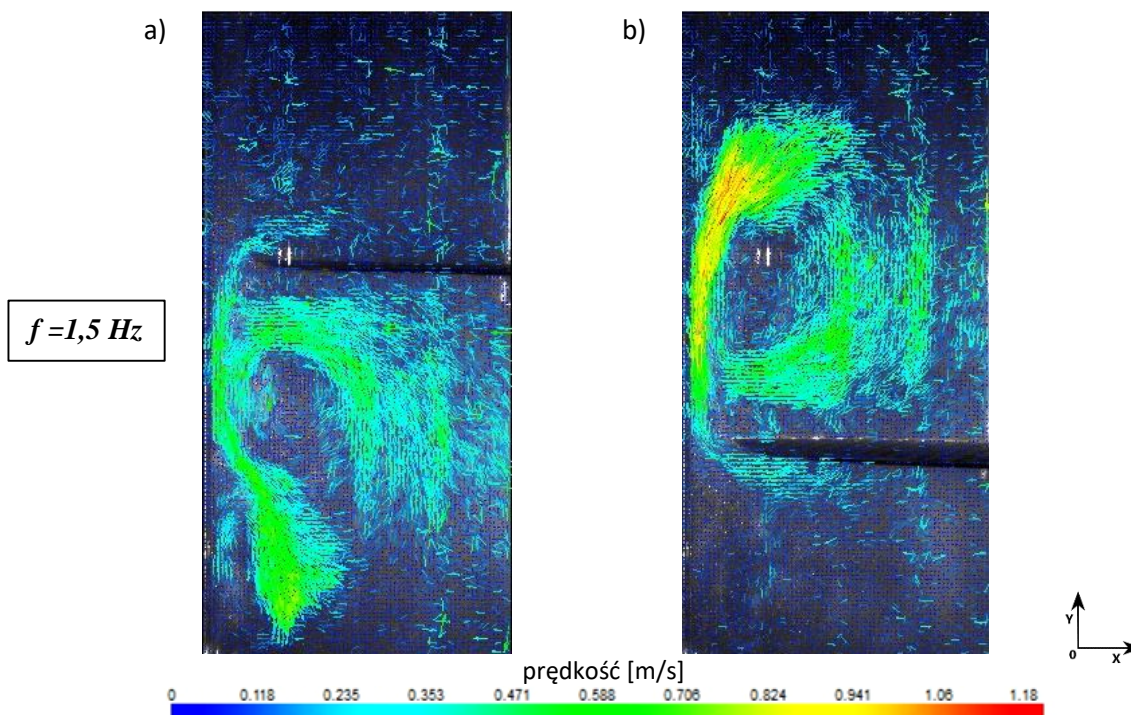
Rys.8.57. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



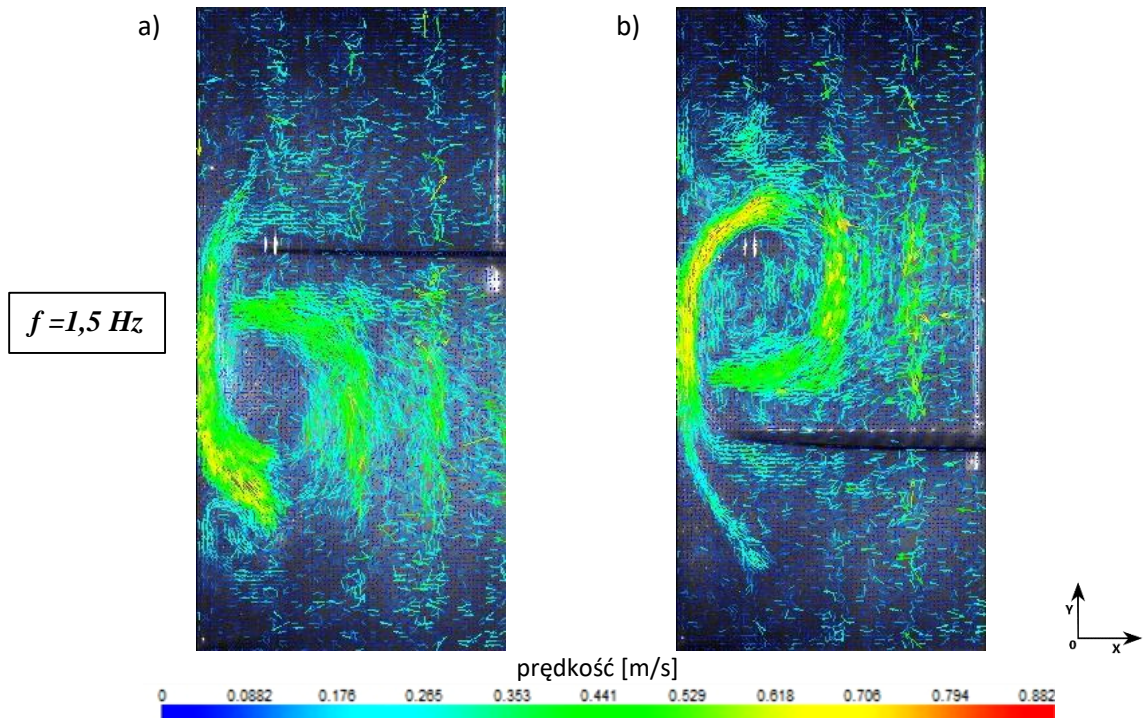
Rys.8.58. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



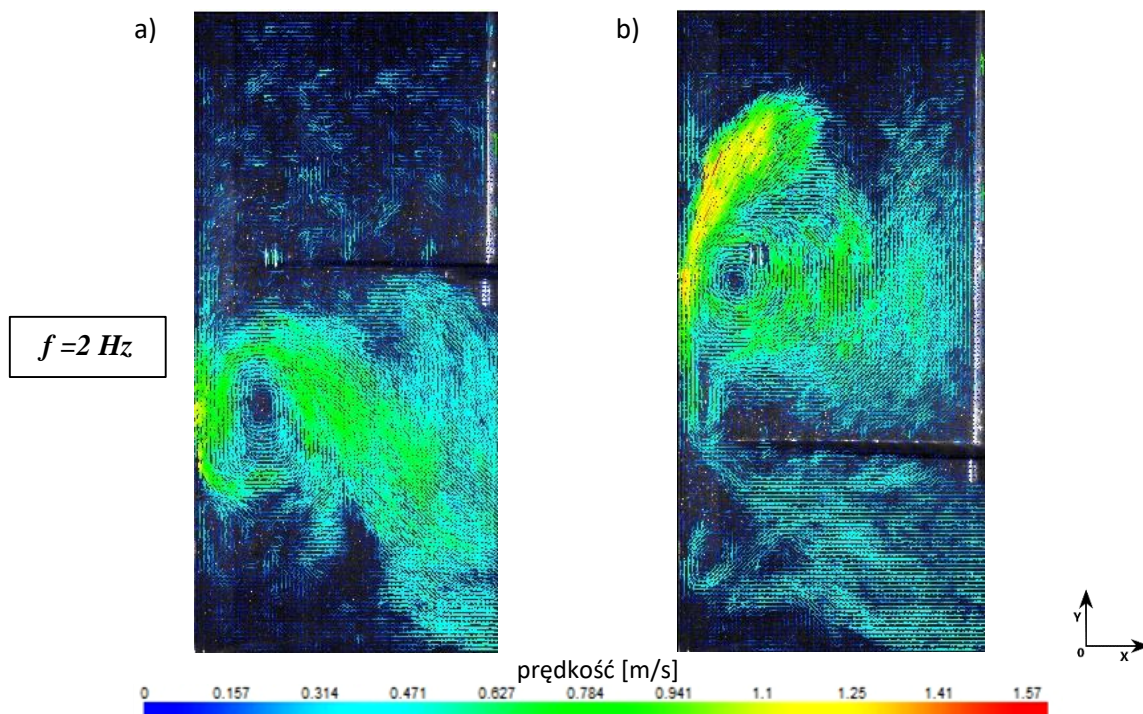
Rys.8.59. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



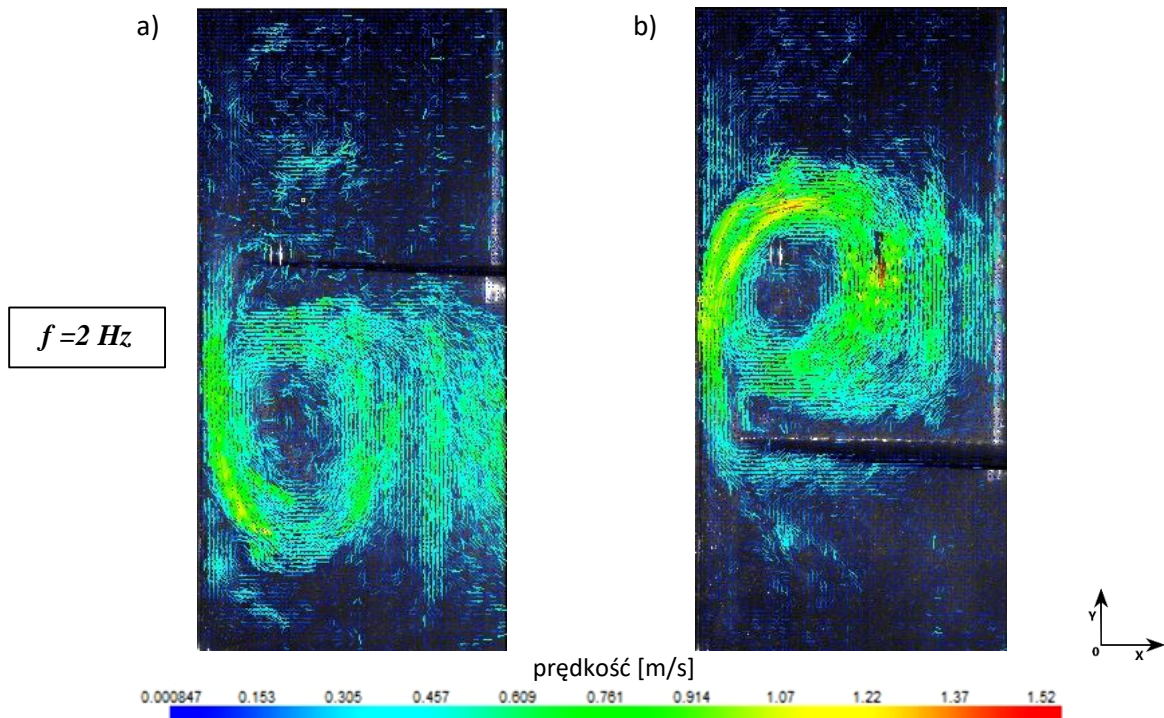
Rys.8.60. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



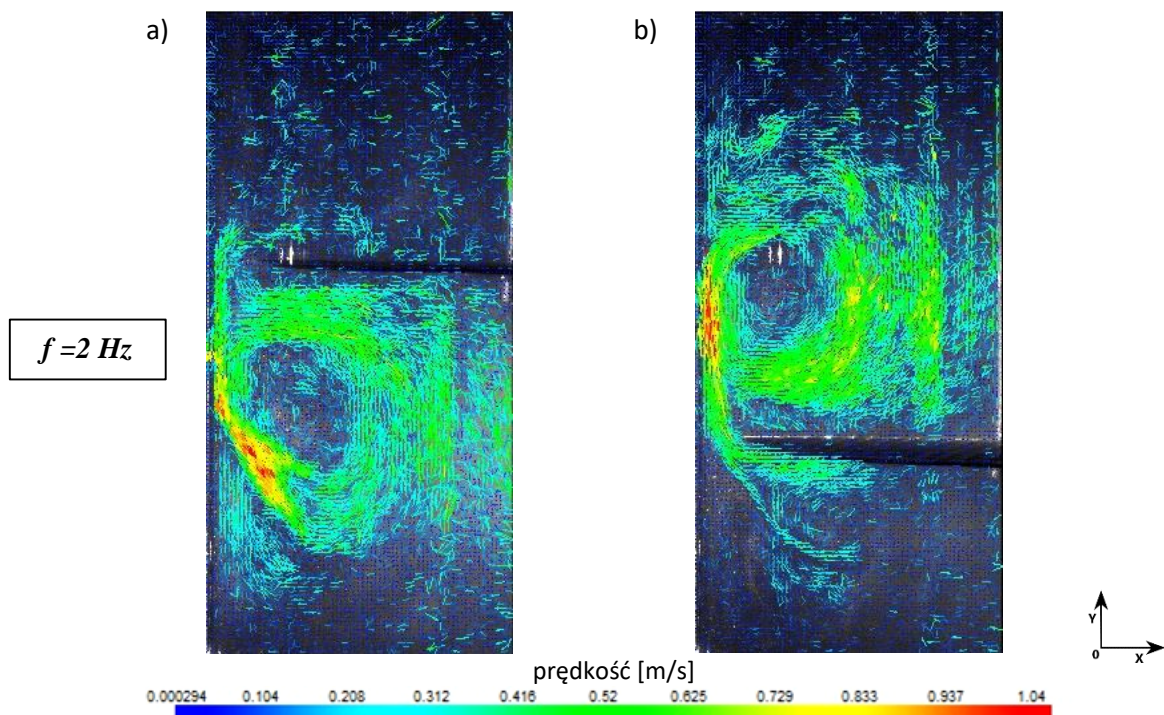
Rys.8.61. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 4,8\%$  (parametry:  $A = 0,04 \text{ m}$ ,  $f = 1,5 \text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi = 0,25$  o średnicy  $D = 0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.62. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 1,2\%$  (parametry:  $A = 0,04 \text{ m}$ ,  $f = 2 \text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi = 0,25$  o średnicy  $D = 0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

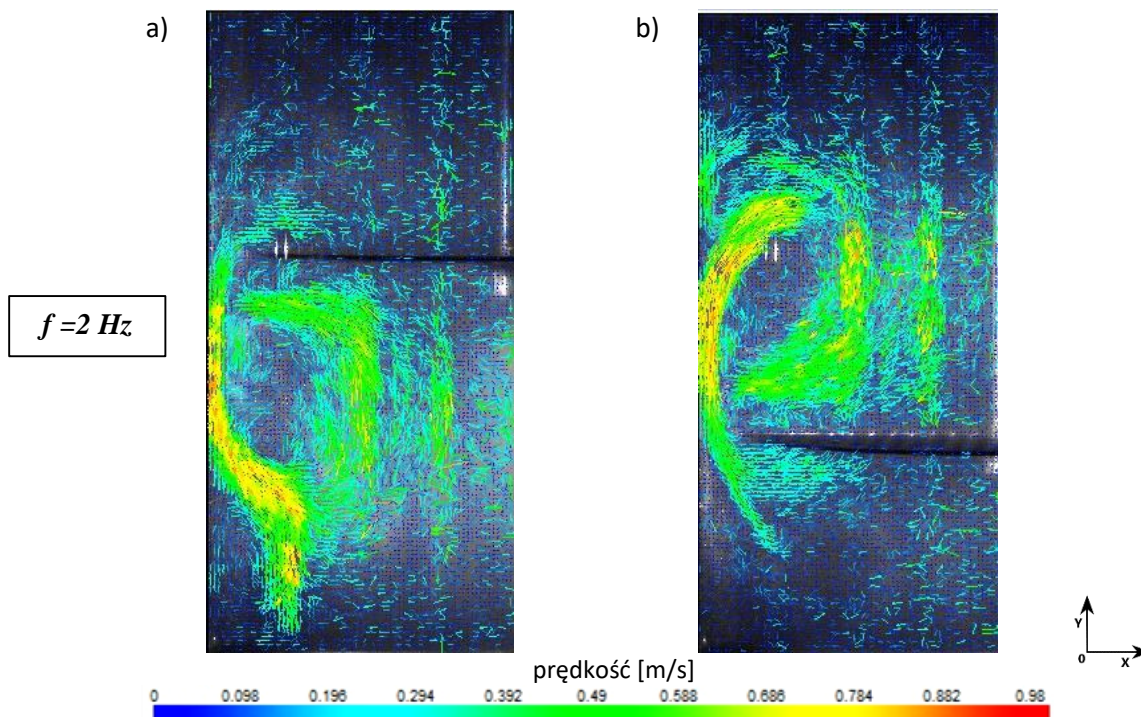


Rys.8.63. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.64. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła





Rys.8.65. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=2$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

Na mapach wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu w strefie wirowej, np. dla stężenia  $c_{PEO}=1,2\%$  największa zmierzona prędkość przepływu wzrasta z  $0,245$  [m/s], przy częstotliwości ruchu mieszadła  $0,5$ [Hz] do  $1,57$  [m/s] przy częstotliwości  $2$ [Hz].

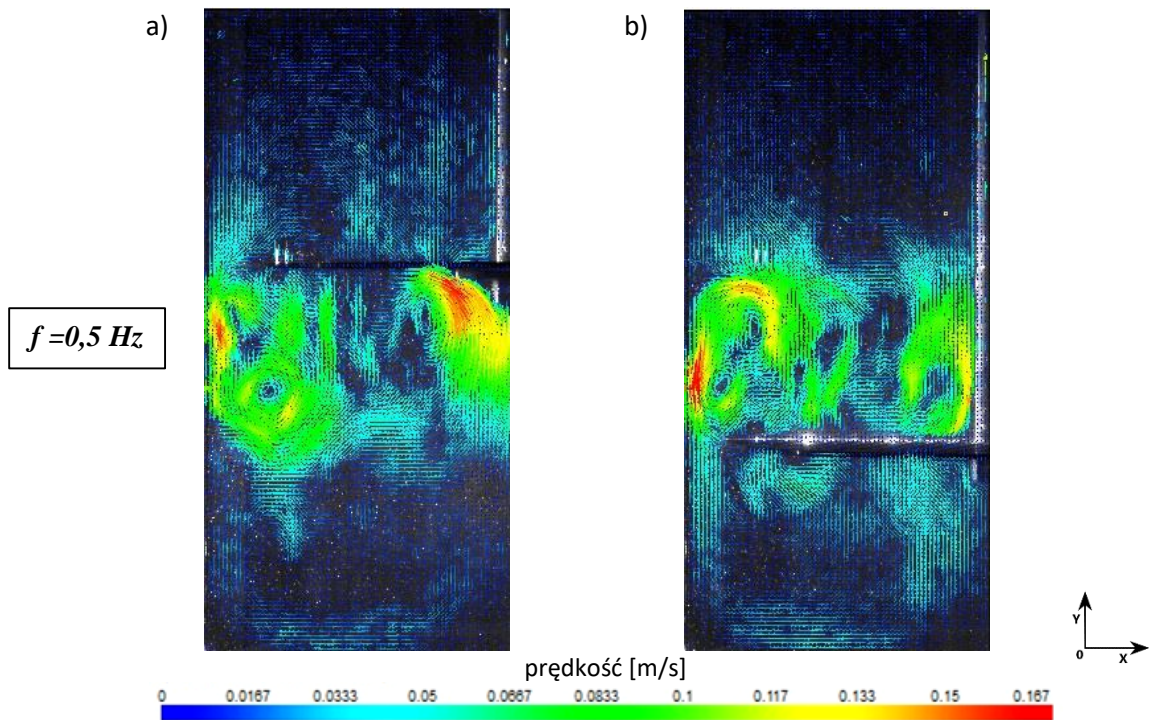
Dysk perforowany wytwarza dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów, co skutkuje wzrostem zawirowań cieczy w mieszalniku.

Rozpatrując rozkład prędkości w całej objętości zbiornika, wzrost stopnia perforacji mieszadła z  $\phi=0,15$  do  $\phi=0,25$  przyczynia się do zmniejszania średnich prędkości przepływu. Można to zauważyć np. dla stężenia  $c_{PEO}=2,4\%$  (przy częstotliwości wibracji mieszadła  $2$ Hz) porównując rys.8.47 z rys.8.63. Na rys.8.47 maksymalna osiągnięta wartość średniej prędkości przepływu cieczy w strefie zawirowania wynosi  $1,96$  [m/s], natomiast na rys.8.63 w tej samej strefie, wartość ta wynosi  $1,52$ [m/s]. Oznacza to, że spadek prędkości przepływu cieczy wzrasta wraz ze wzrostem perforacji mieszadła.

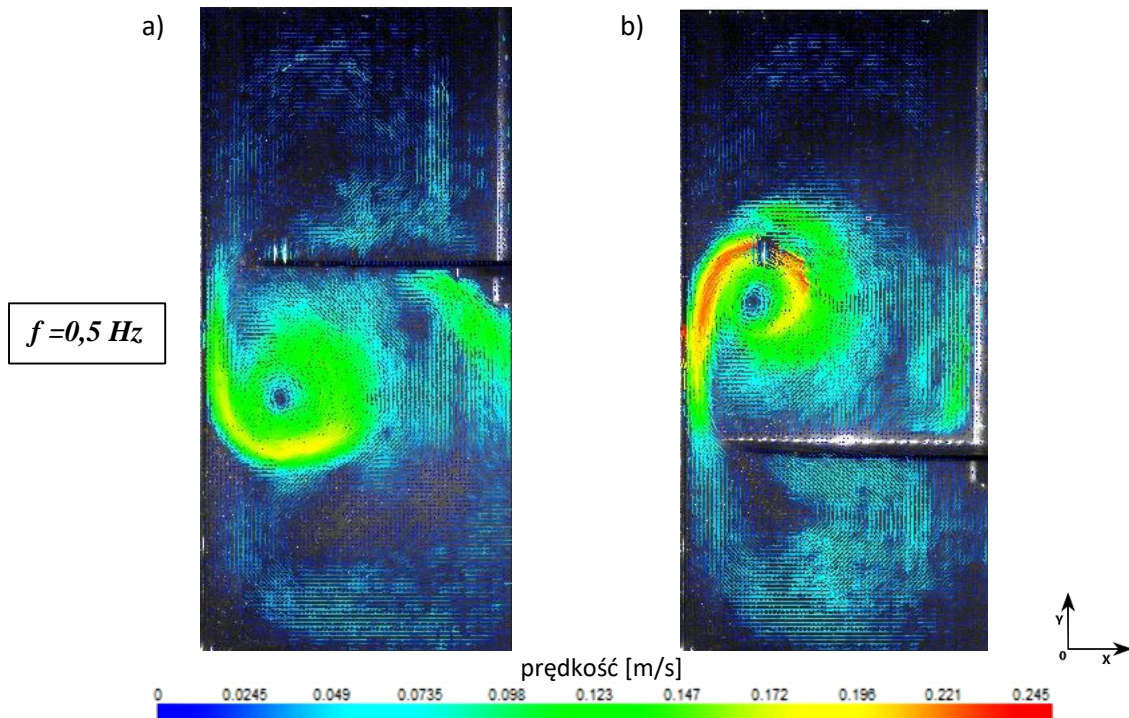
Widoczny jest również rozpad struktury wirowej podczas mieszania przy najmniejszym badanym stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$  (rys.8.50) w wyniku oddziaływania dodatkowego przepływu w obszarze otworów. Natomiast wraz ze wzrostem stężenia badanych roztworów (wzrostem dynamicznego współczynnika lepkości) struktury wirowe są wyraźniej zaznaczone (rys.8.52).

### 8.3.4 POMIARY ANEMOMETRYCZNE – MIESZADŁO TARCZOWE PERFOROWANE $\phi=0,35$

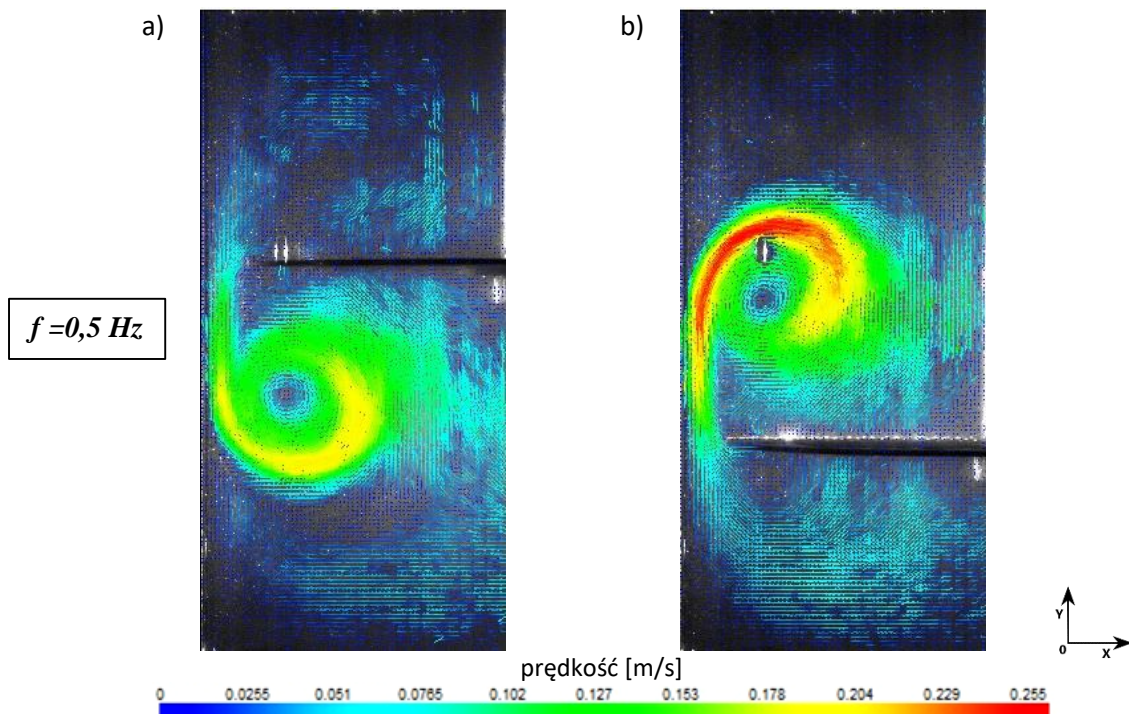
Rysunki od 8.66 do 8.81 przedstawiają wektorowe mapy prędkości przepływu wodnych roztworów PEO w mieszalniku dla mieszadła perforowanego - stopień perforacji  $\phi=0,35$ , o średnicy  $D=0,238$  [m] przy częstotliwości wibracji mieszadła  $f=0,5; 1; 1,5; 2$  [Hz] i amplitudzie  $A=0,04$  [m].



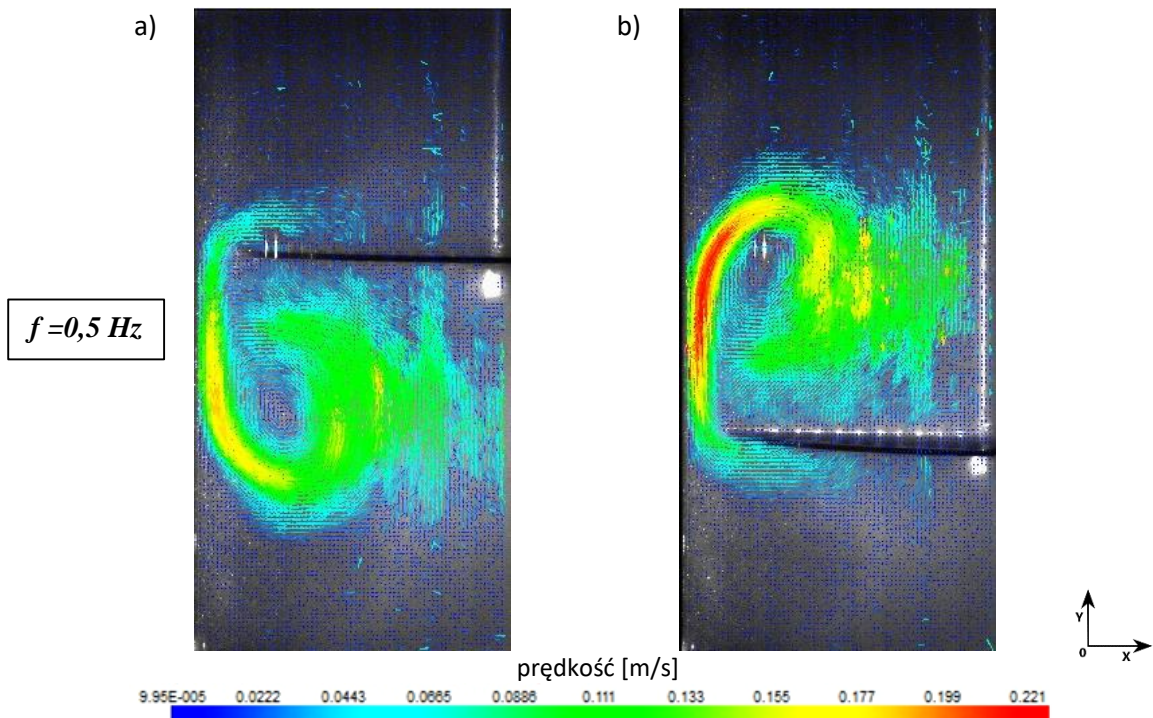
Rys.8.66. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



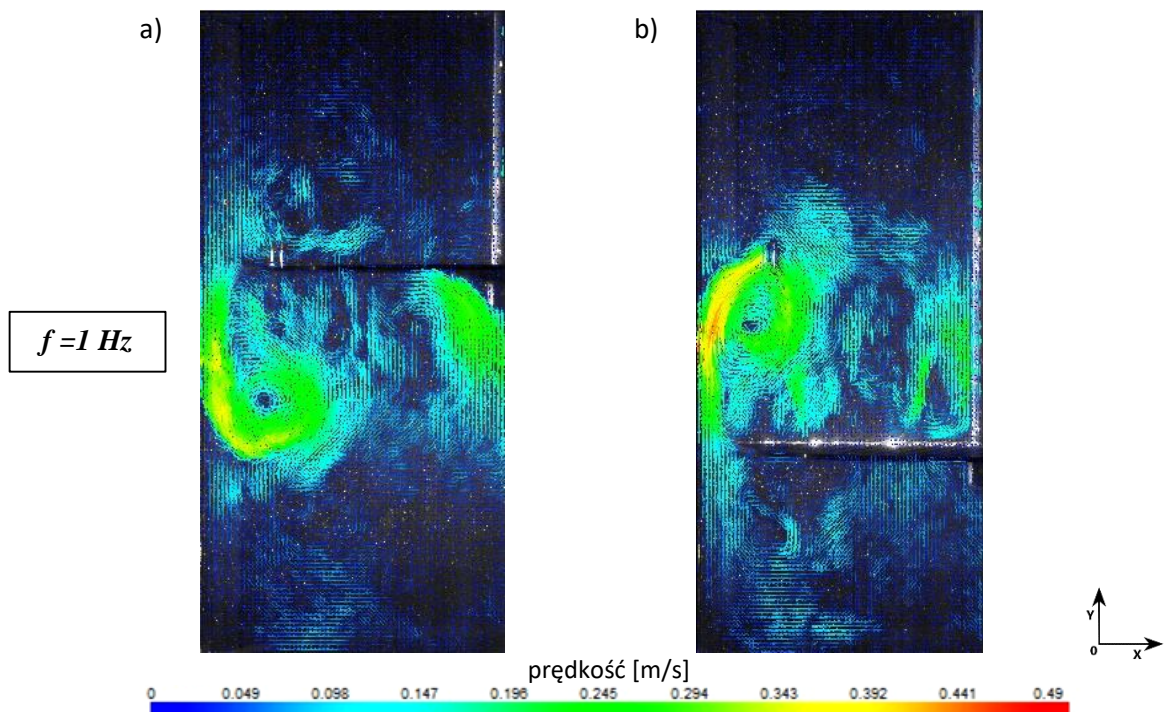
Rys.8.67. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



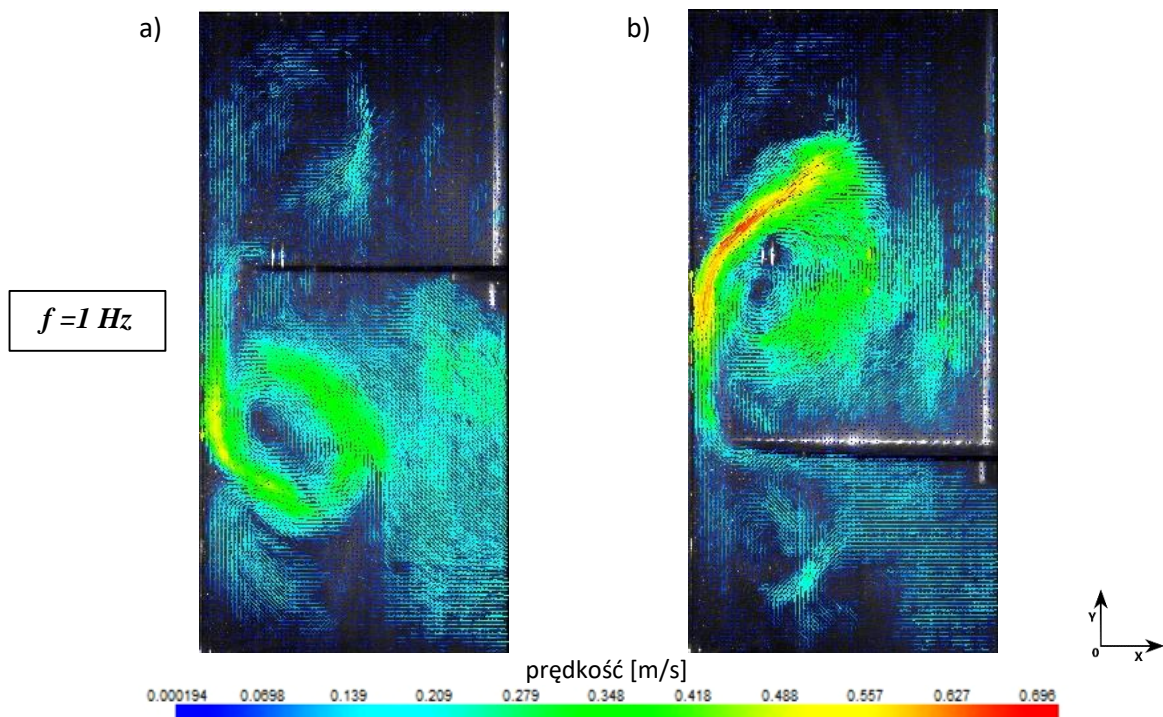
Rys.8.68. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04$  m,  $f=0,5$ Hz) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238$  [m]:  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



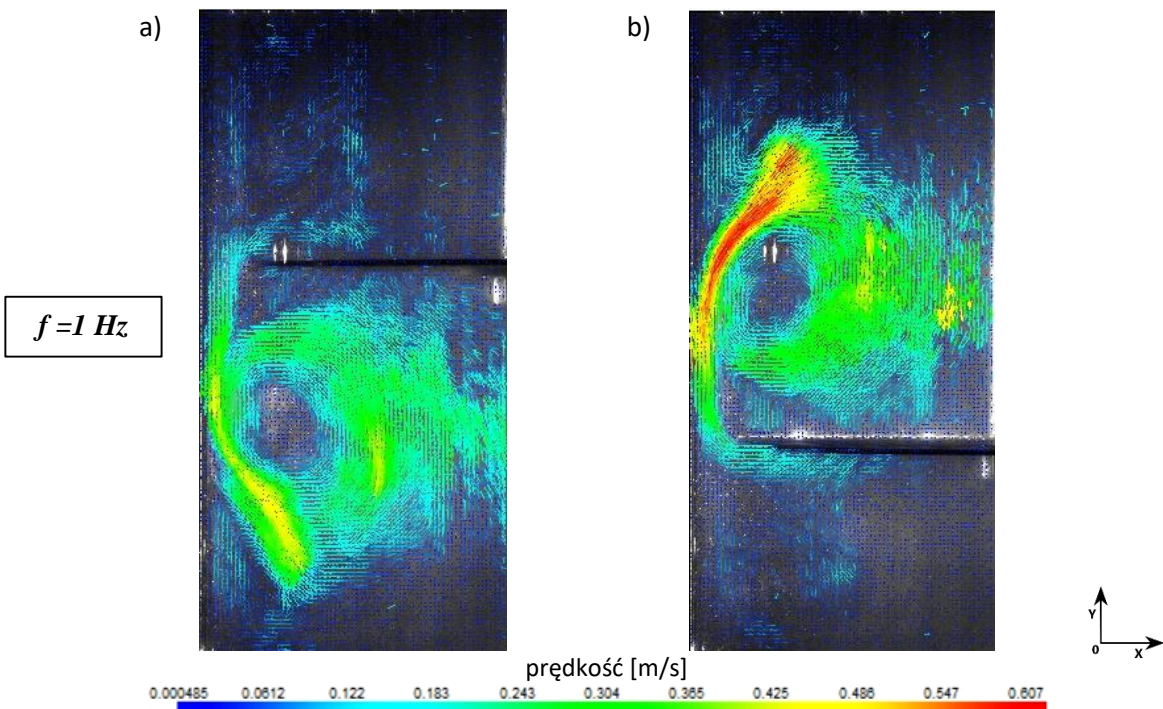
Rys.8.69. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=0,5\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



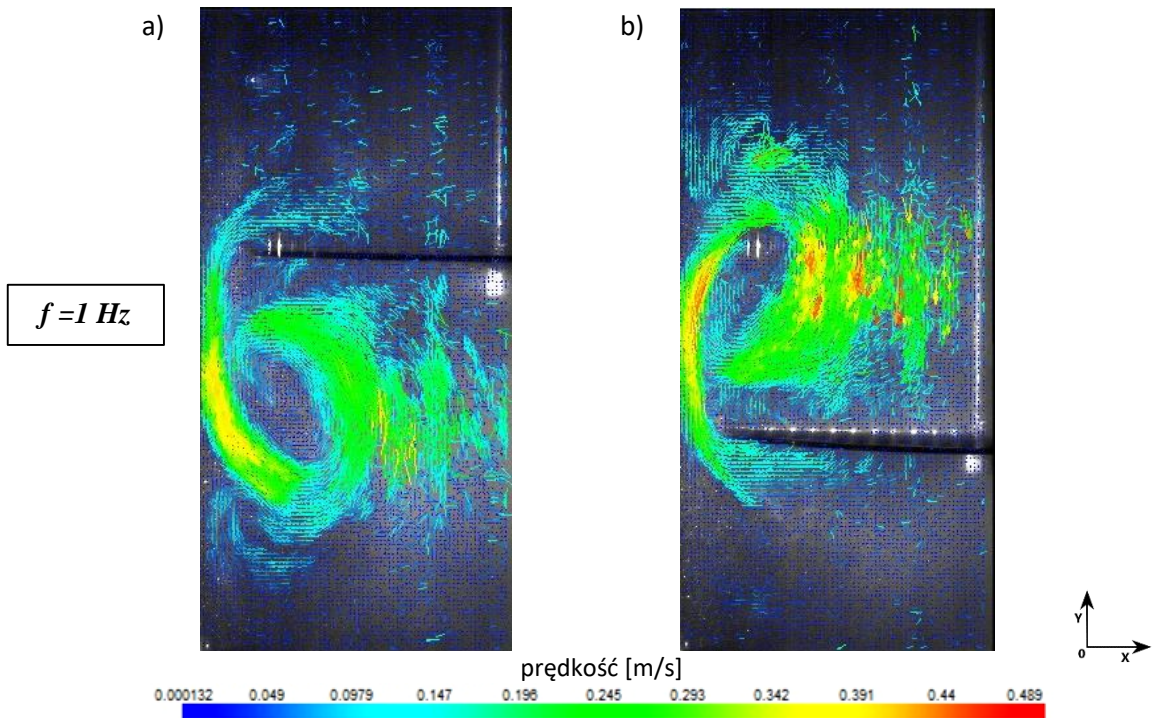
Rys.8.70. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



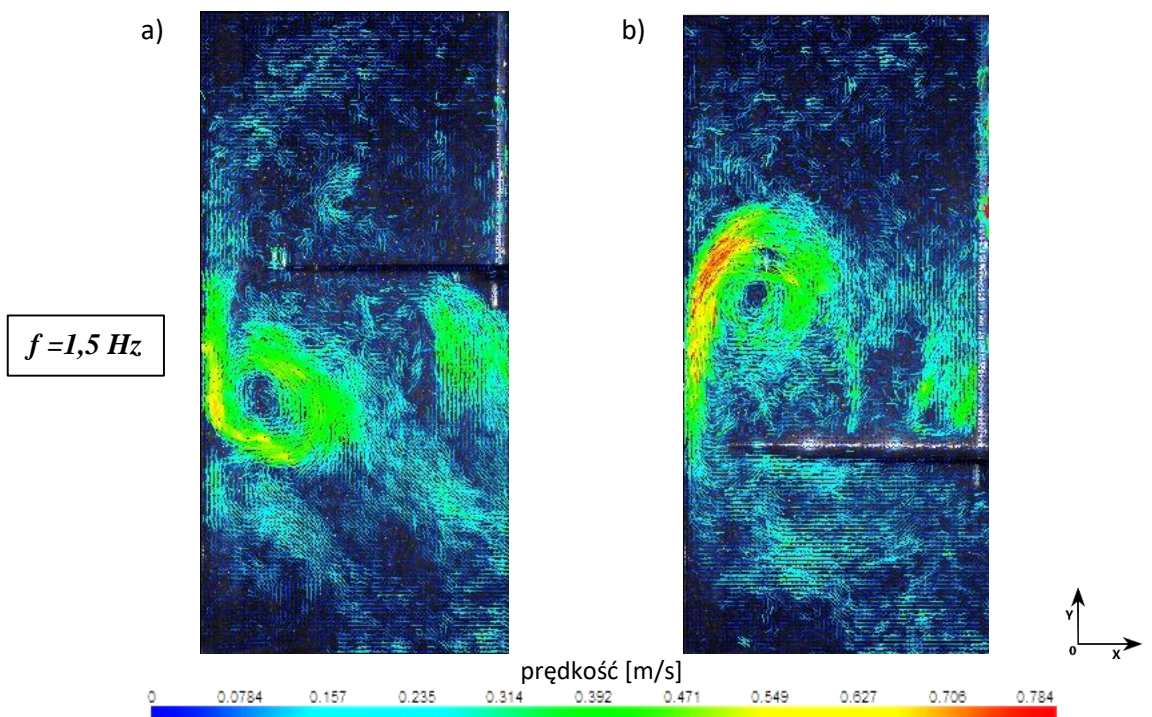
Rys.8.71. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



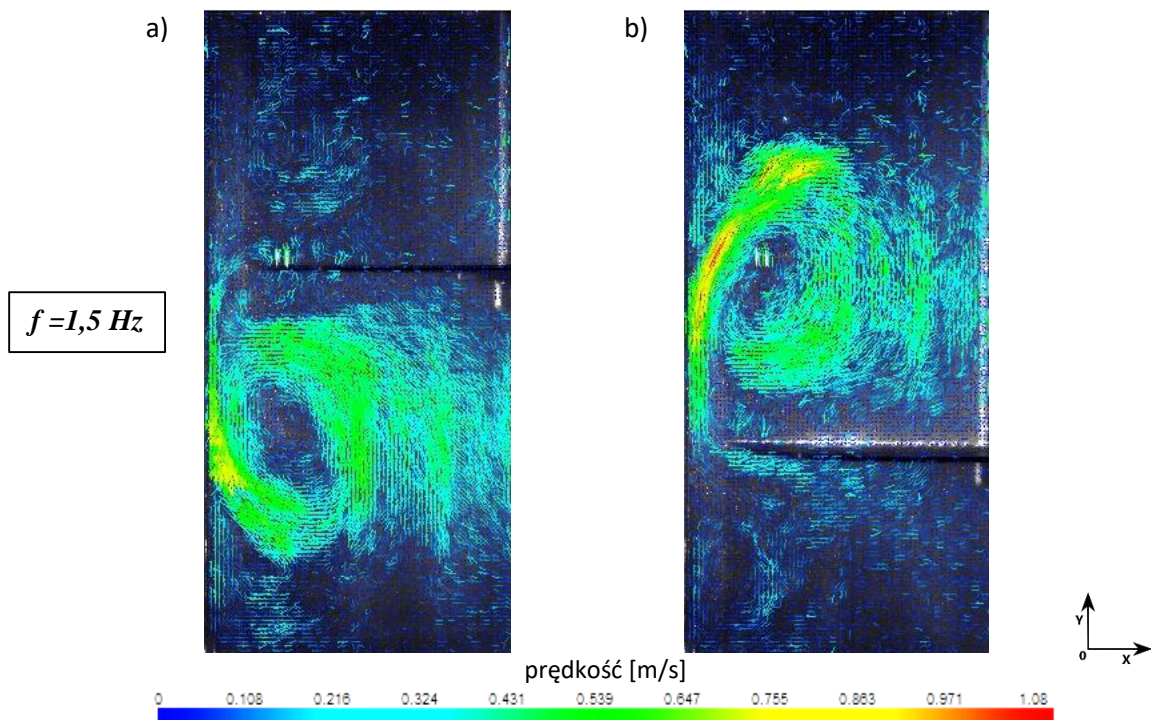
Rys.8.72. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



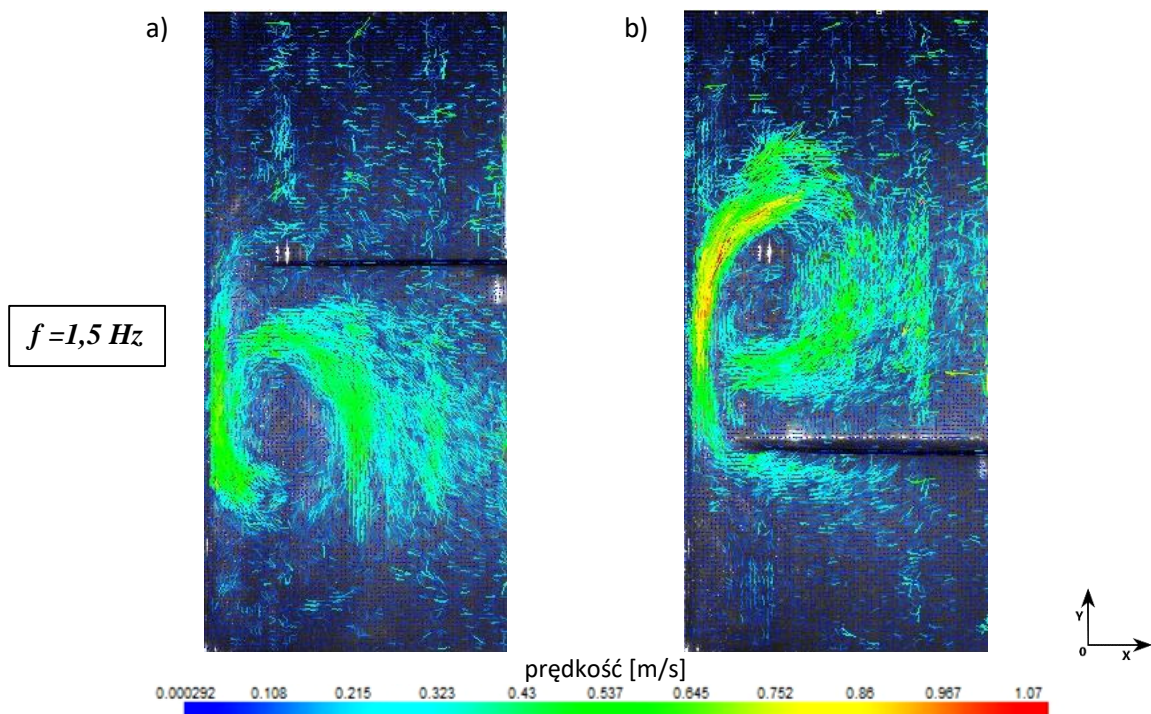
Rys.8.73. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



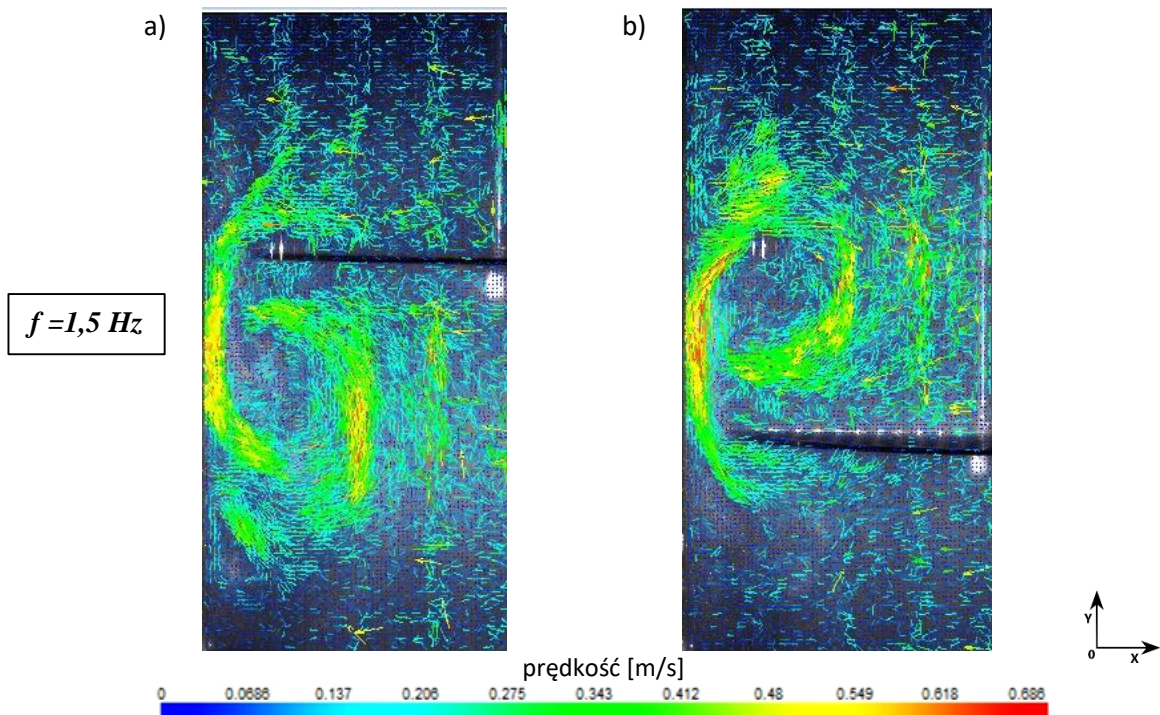
Rys.8.74. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04\text{ m}$ ,  $f=1,5\text{ Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238\text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



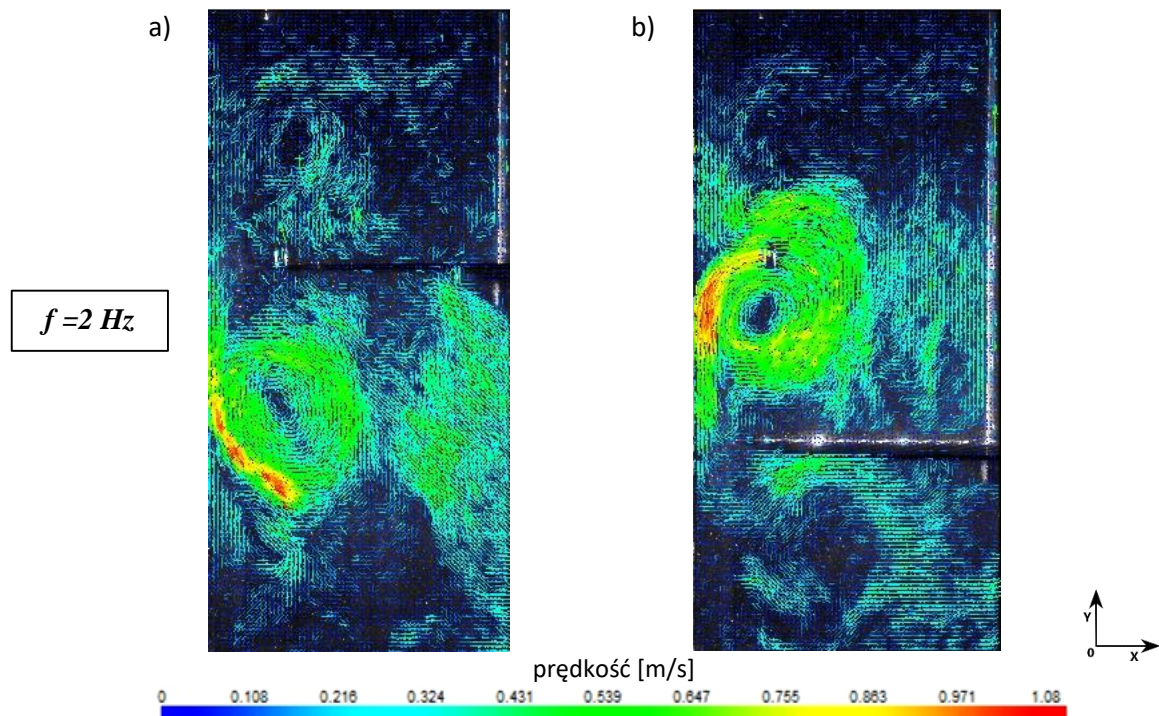
Rys.8.75. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.76. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

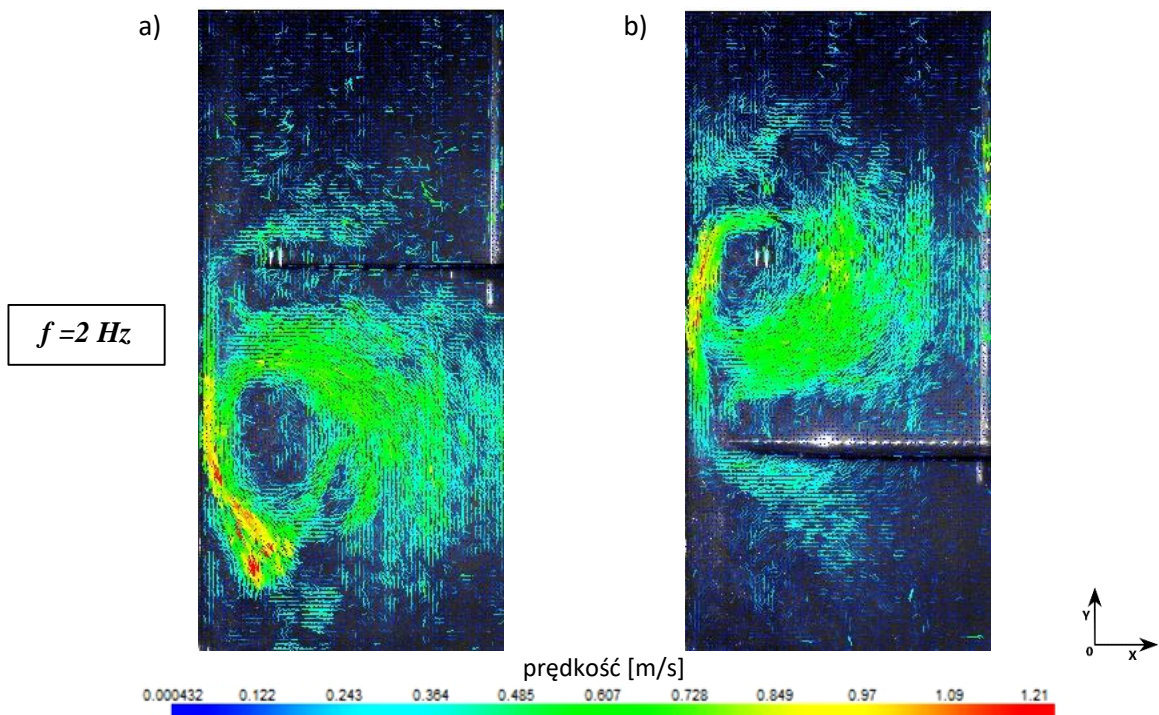


Rys.8.77. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=1,5\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

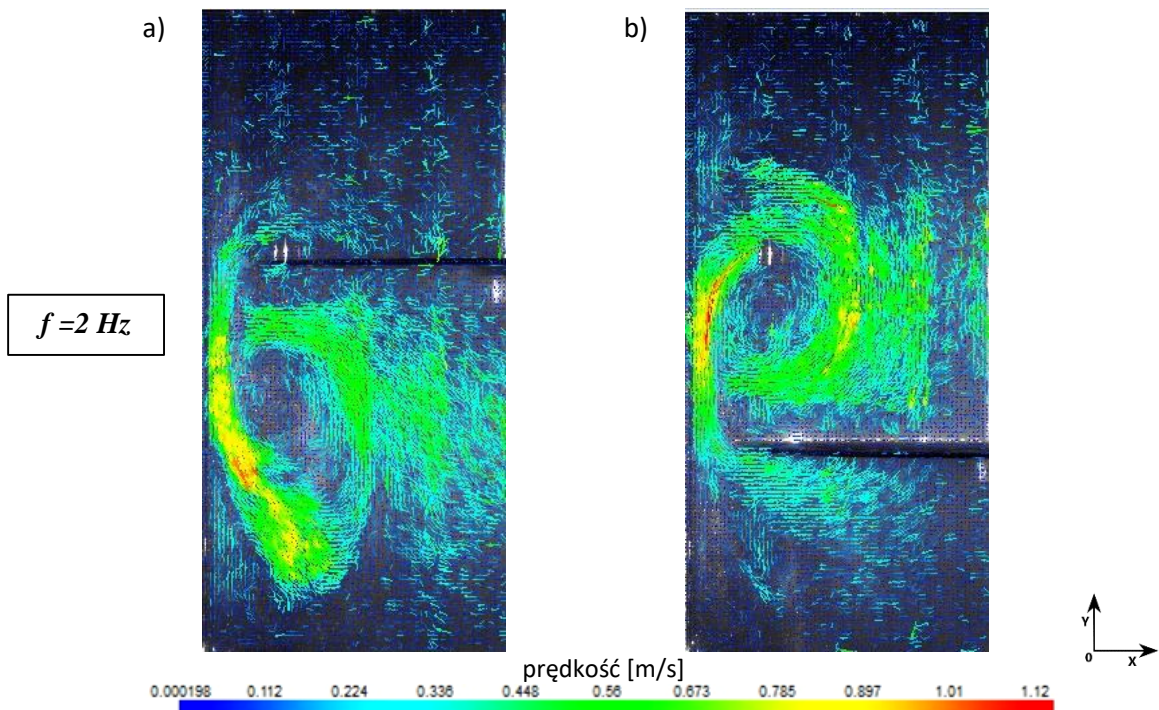


Rys.8.78. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

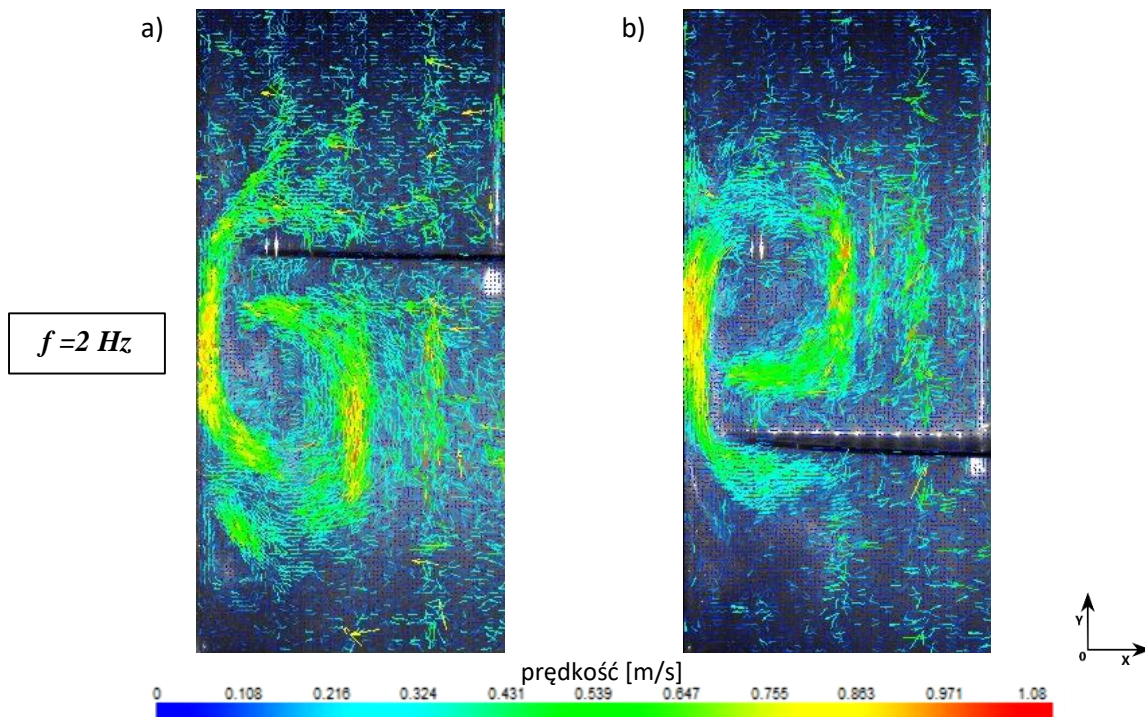




Rys.8.79. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 2,4\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.80. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO} = 3,6\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła



Rys.8.81. Wektorowe mapy rozkładu średnich prędkości przepływu wodnego roztworu PEO w stężeniu  $c_{PEO}=4,8\%$  (parametry:  $A=0,04 \text{ m}$ ,  $f=2\text{Hz}$ ) w mieszalniku wibracyjnym wyznaczone na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  o średnicy  $D=0,238 \text{ [m]}$ :  
 a) górne skrajne położenie mieszadła, b) dolne skrajne położenie mieszadła

Na mapach wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu w strefie wirowej, np. dla stężenia  $c_{PEO}:1,2\%$  największa zmierzona prędkość przepływu wzrasta z  $0,167 \text{ [m/s]}$ , przy częstotliwości ruchu mieszadła  $0,5[\text{Hz}]$  do  $1,08 \text{ [m/s]}$  przy częstotliwości  $2[\text{Hz}]$ .

Dysk perforowany o stopniu perforacji równym  $\phi=0,35$  wytwarza największy z pośród badanych dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów, co skutkuje zmianą zawirowań cieczy w mieszalniku szczególnie w przypadku badanego roztworu o najmniejszym stężeniu PEO (rys.8.66)

Rozpatrując rozkład prędkości w całej objętości zbiornika wzrost stopnia perforacji mieszadła z  $\phi=0,25$  do  $\phi=0,35$  przyczynia się do zmniejszania prędkości przepływu - np. dla stężenia  $c_{PEO}=3,6\%$  (przy częstotliwości wibracji mieszadła  $2\text{Hz}$ ) porównując rys.8.64 z rys.8.80. Na rys. 8.64 maksymalna osiągnięta wartość przepływu cieczy w strefie zawirowania wynosi  $1,04[\text{m/s}]$ , natomiast na rys.8.80 w tej samej strefie, wartość ta wynosi  $1,12[\text{m/s}]$ . Oznacza to, że spadek prędkości przepływu cieczy wzrasta wraz ze wzrostem stopnia perforacji mieszadła.

Wraz ze wzrostem stężenia badanych roztworów (wzrostem dynamicznego współczynnika lepkości) zawirowania cieczy są wyraźniej zaznaczone oraz utrzymują się dłużej (rys.8.72).

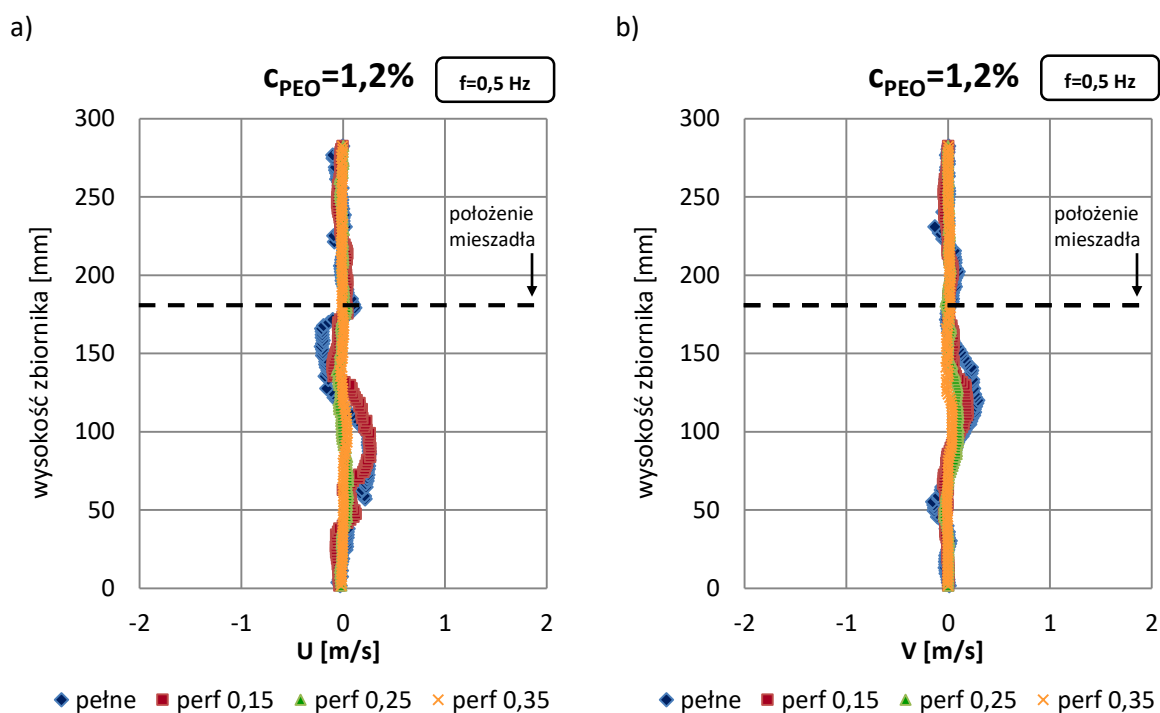
Niezależnie od rodzaju mieszadła (pełne czy perforowane) użytego podczas procesu mieszania w mieszalniku wytwarzany jest intensywny przepływ cieczy, inicjowany głównie przez wiry powstające

w obszarach nad i pod mieszadłem. Rozmiar wirów oraz ich położenie zależy od chwilowego położenia mieszadła oraz kierunku jego ruchu.

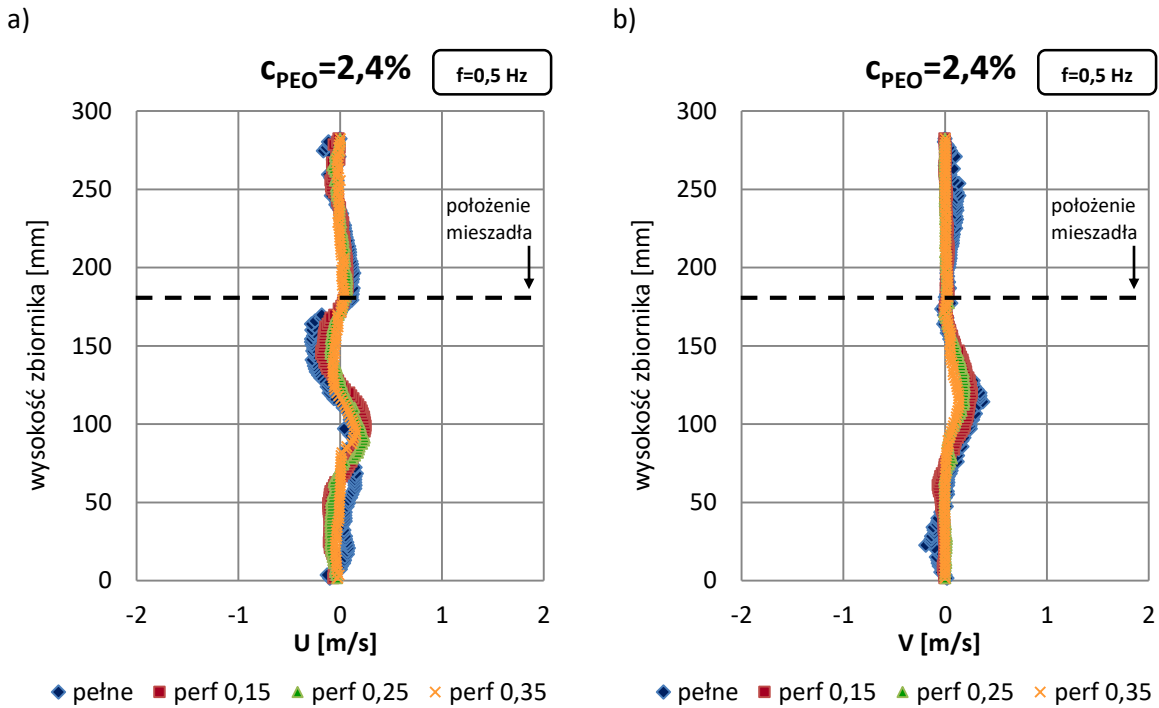
### 8.3.5 POMIARY ANEMOMETRYCZNE – PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA WSZYSTKICH MIESZADEŁ

Na rysunkach od 8.82 do 8.113 przedstawiono krzywe ilustrujące zmiany wartości składowych promieniowych -  $U$  [m/s] oraz osiowych -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczonych na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV w zależności od zastosowanego rodzaju mieszadła. Pomiar wykonano na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika (rys.6.3) w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika) dla zakresu częstotliwości wibracji mieszadła  $f=0,5; 1; 1,5$  oraz 2[Hz] i dla różnych stężeń  $c_{PEO}$ : 1,2; 2,4; 3,6 oraz 4,8%.

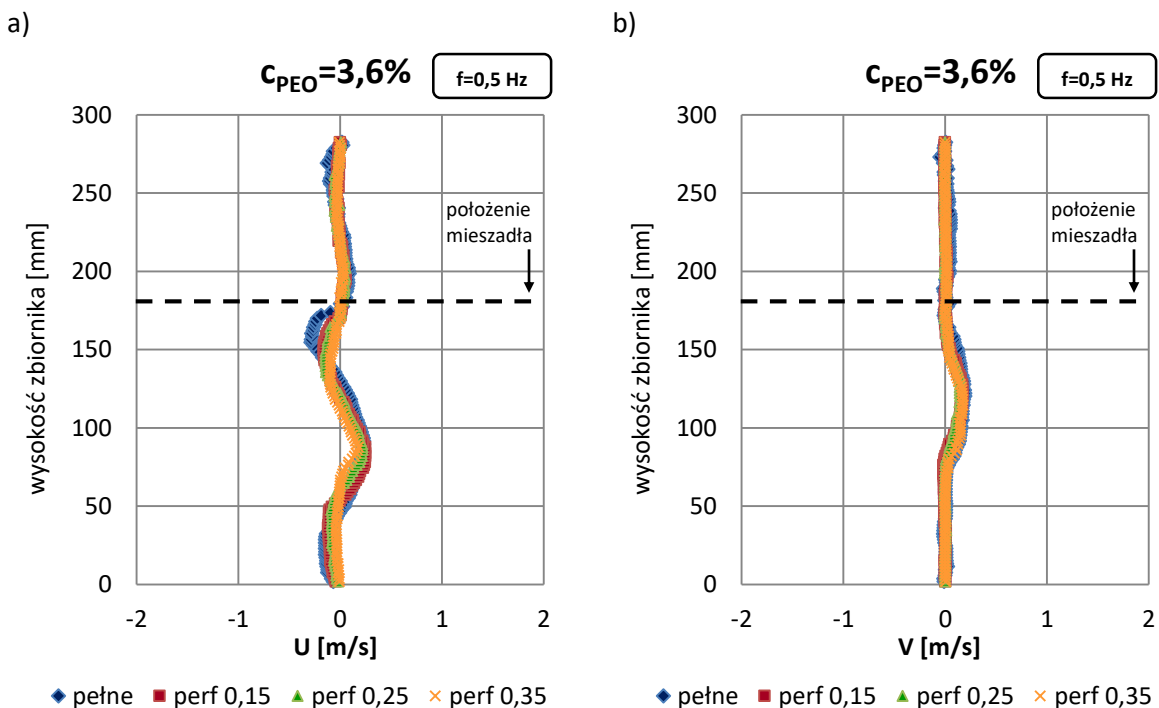
#### 8.3.5.1 GÓRNE POŁOŻENIE MIESZADŁA W ZBIORNIKU



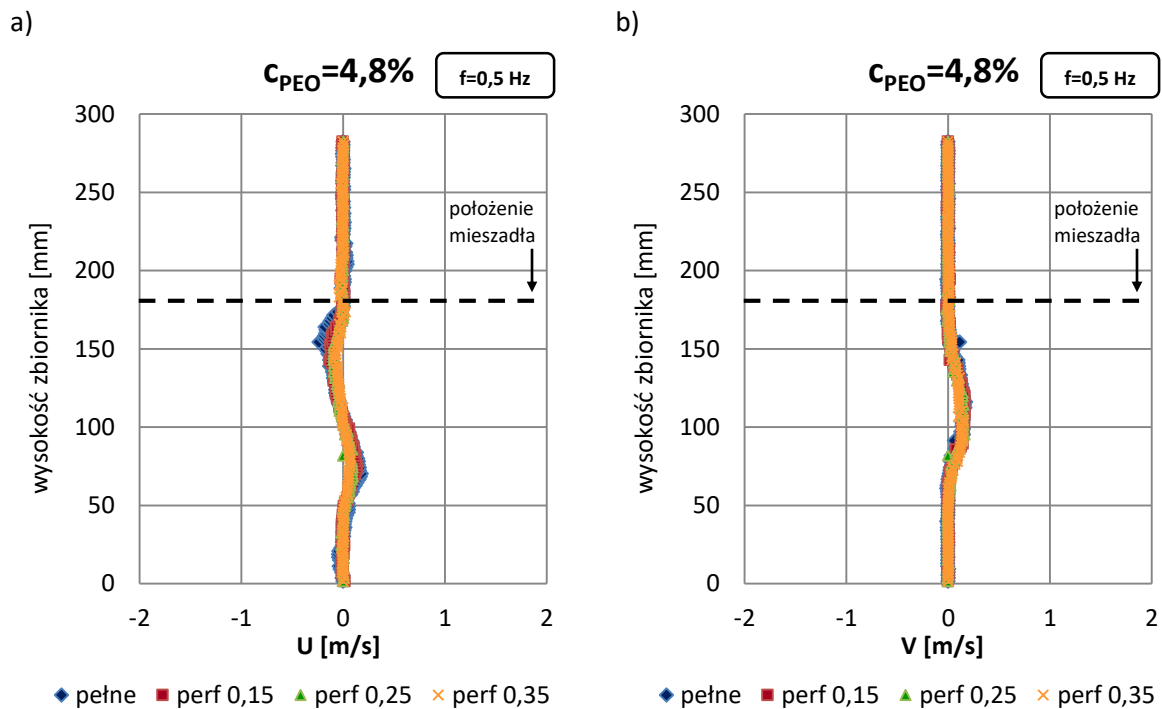
Rys.8.82. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5 [Hz]$ )



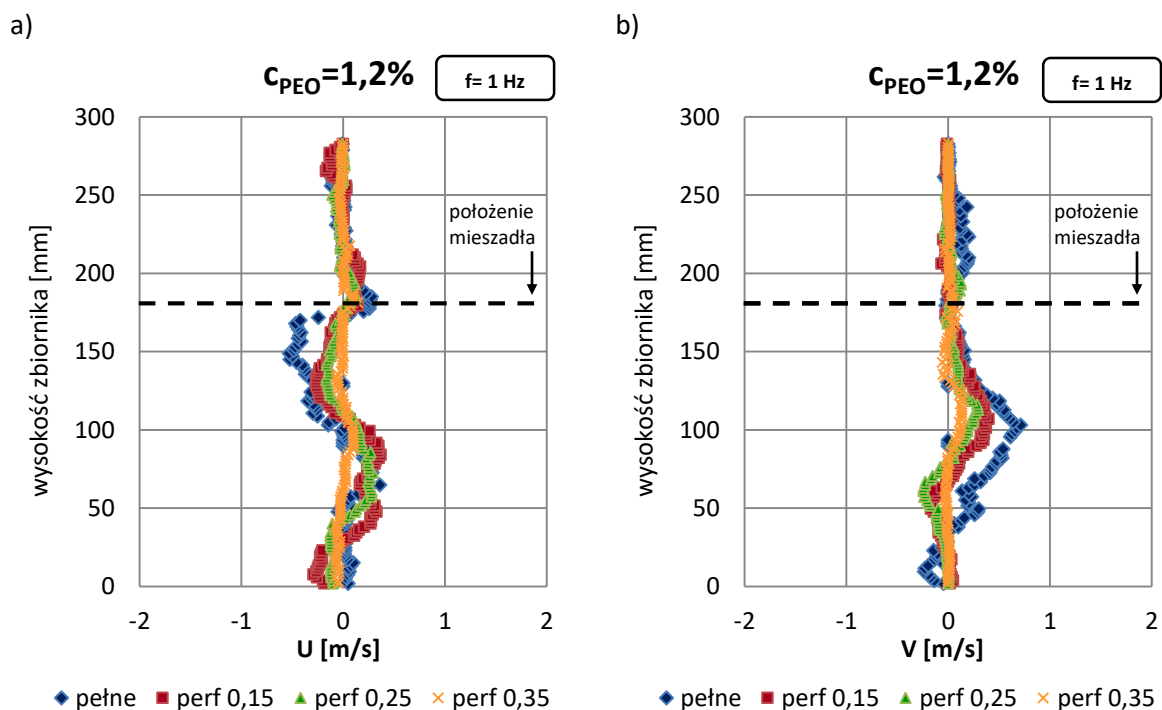
Rys.8.83. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5 [Hz]$ )



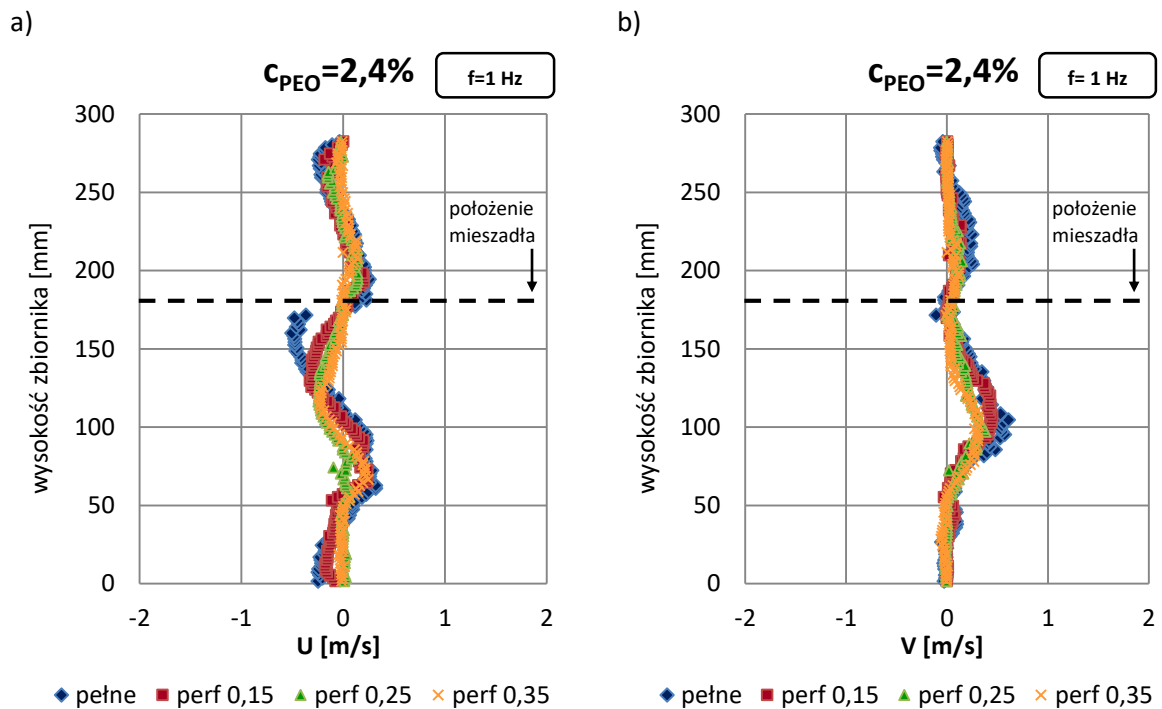
Rys.8.84. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5 [Hz]$ )



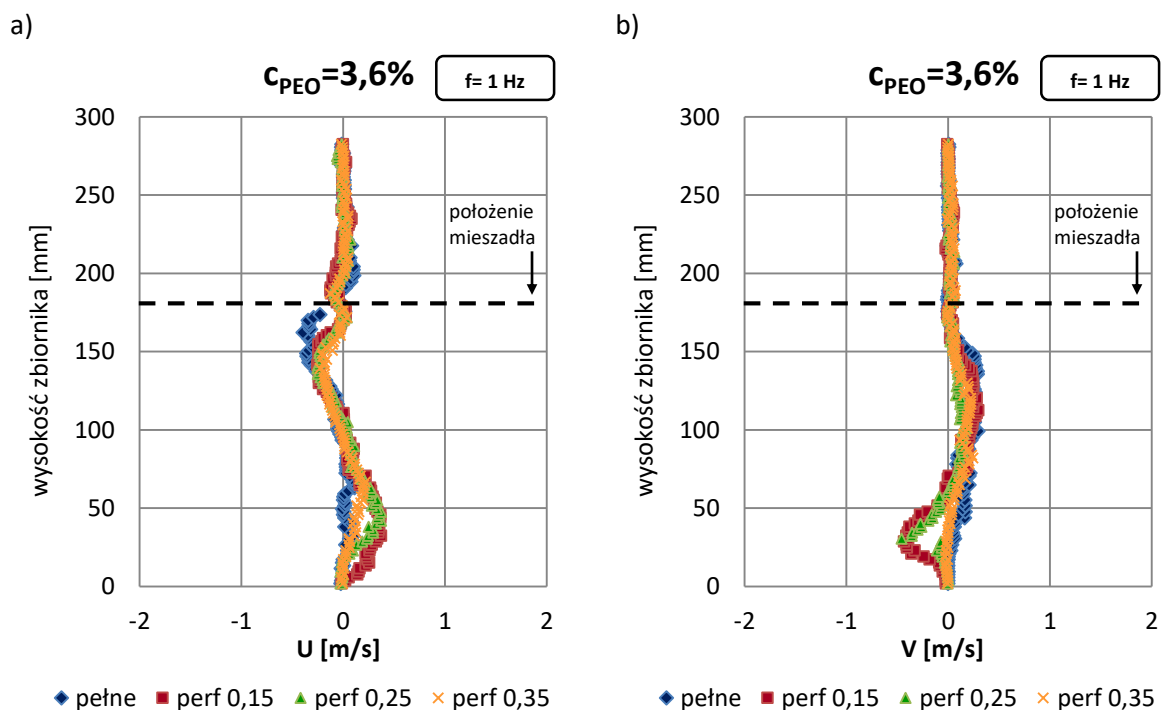
Rys.8.85. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5 [Hz]$ )



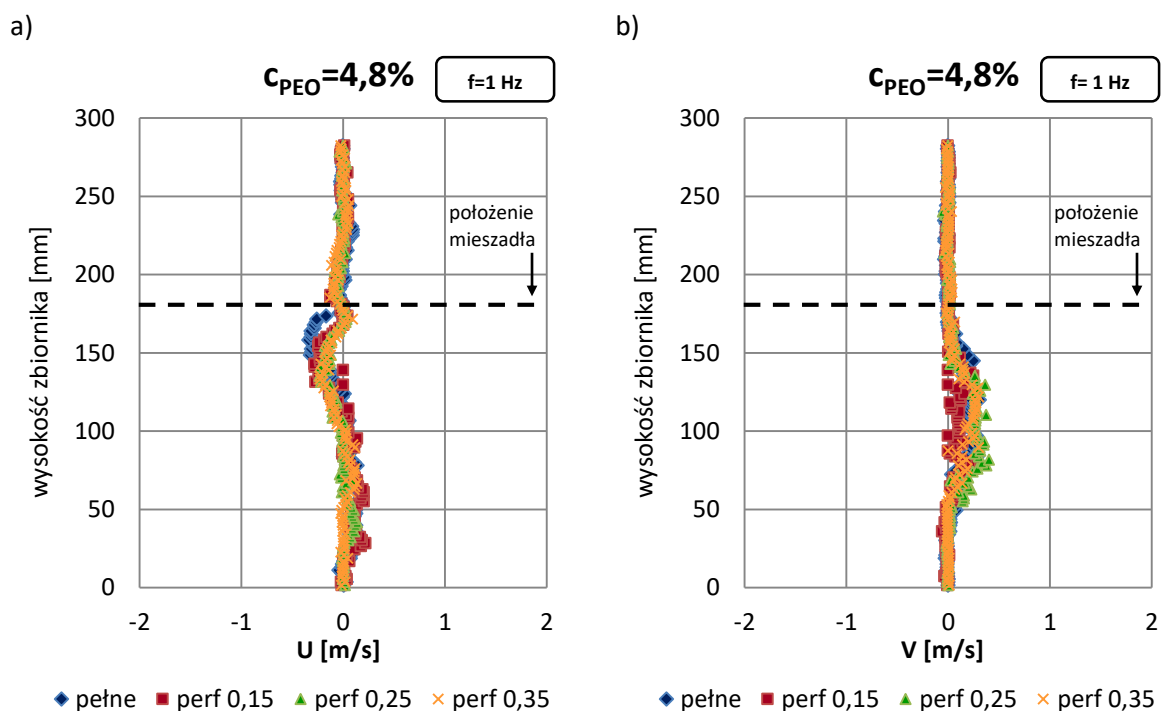
Rys.8.86. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



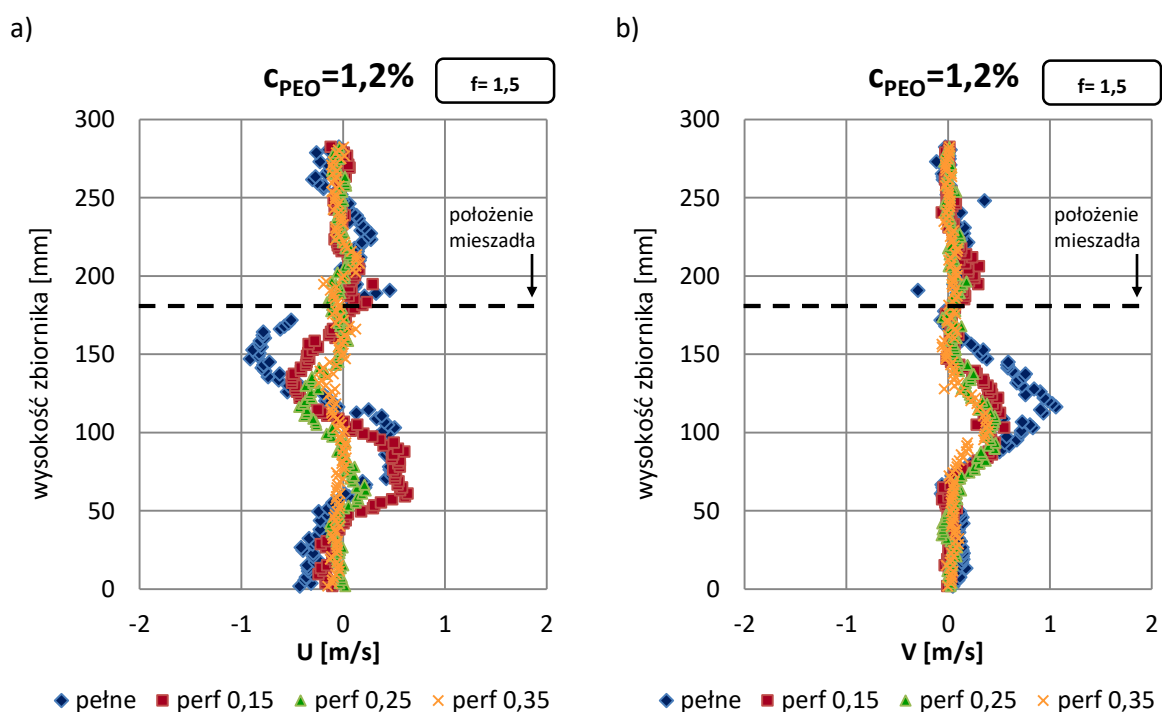
Rys.8.87. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



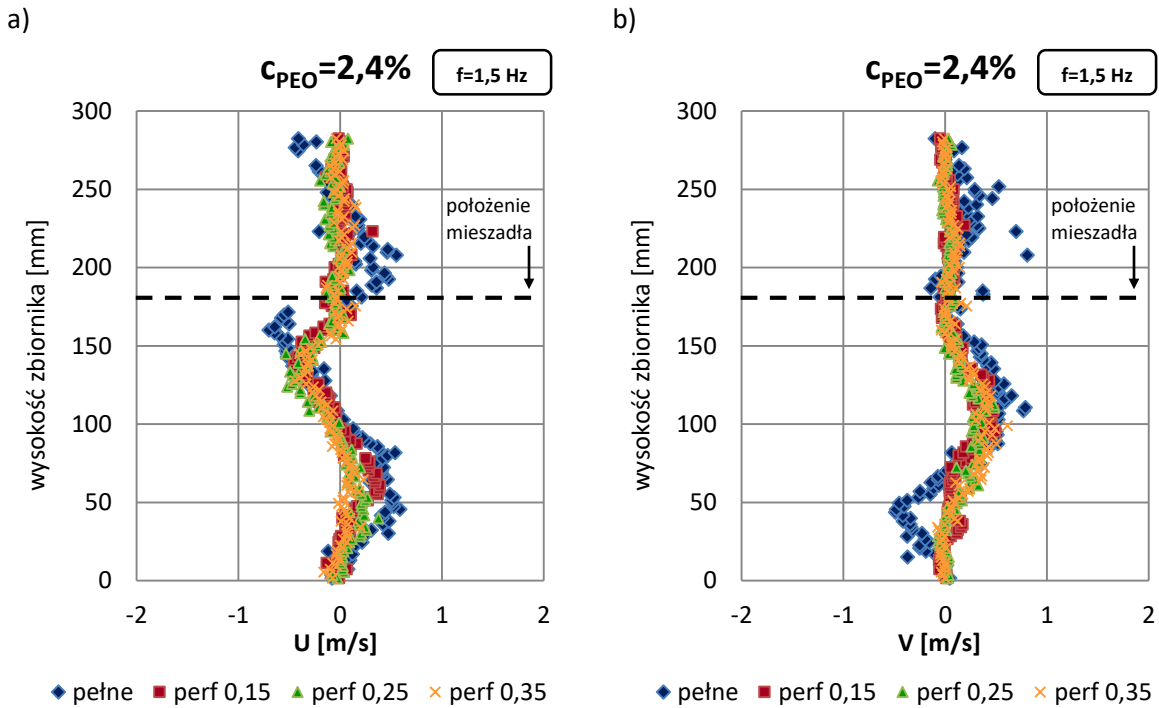
Rys.8.88. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



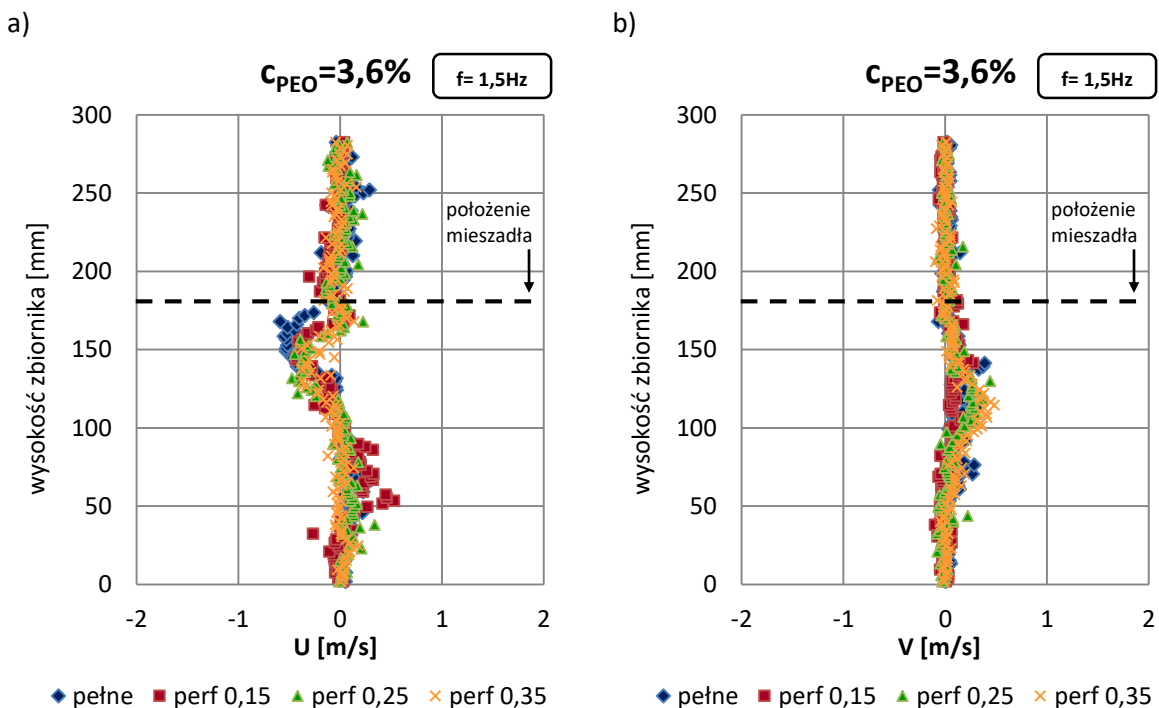
Rys.8.89. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



Rys.8.90. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ )

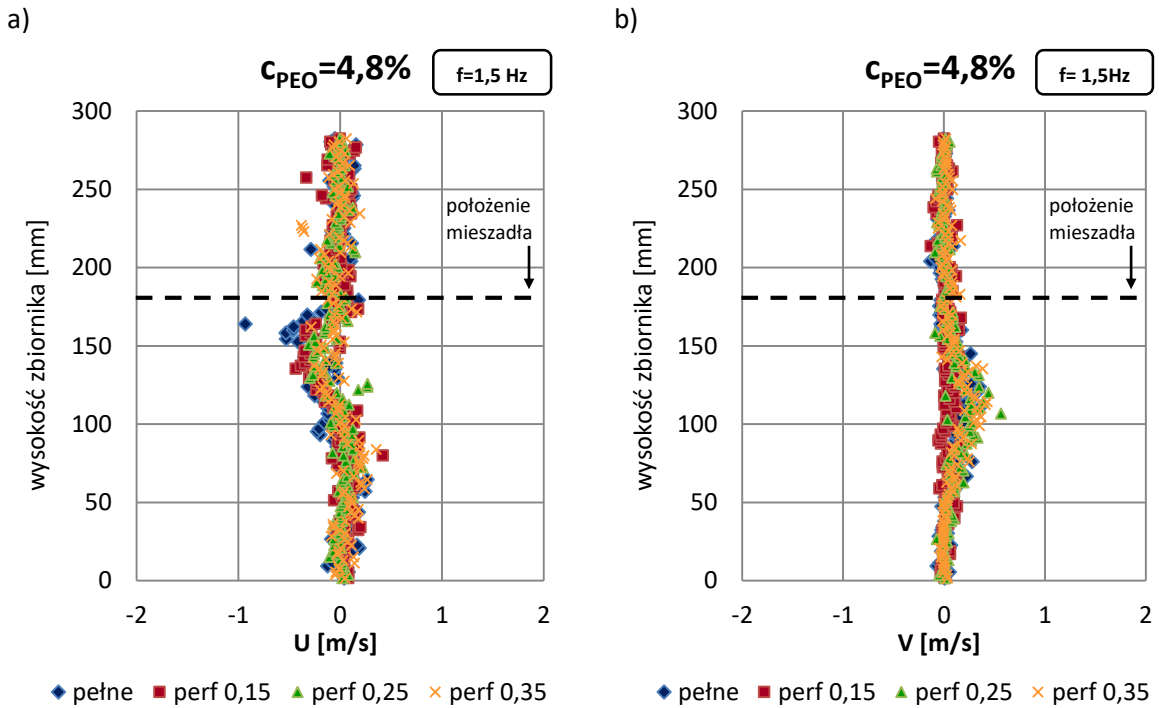


Rys.8.91. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ )

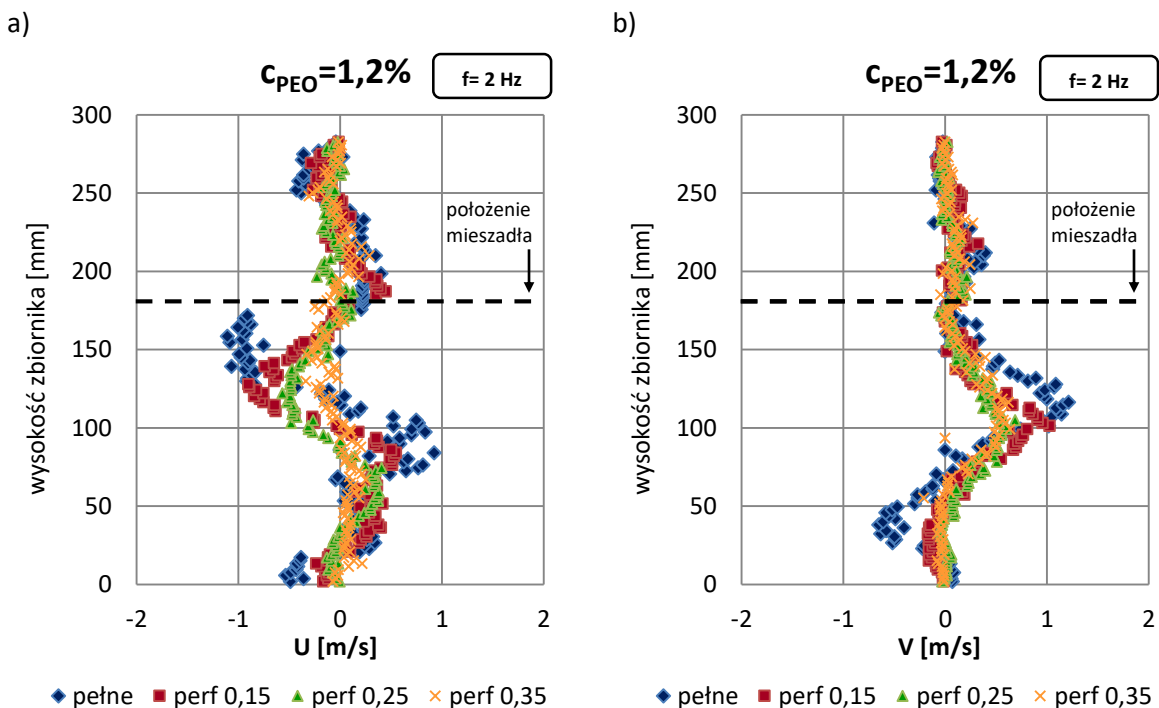


Rys.8.92. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ )

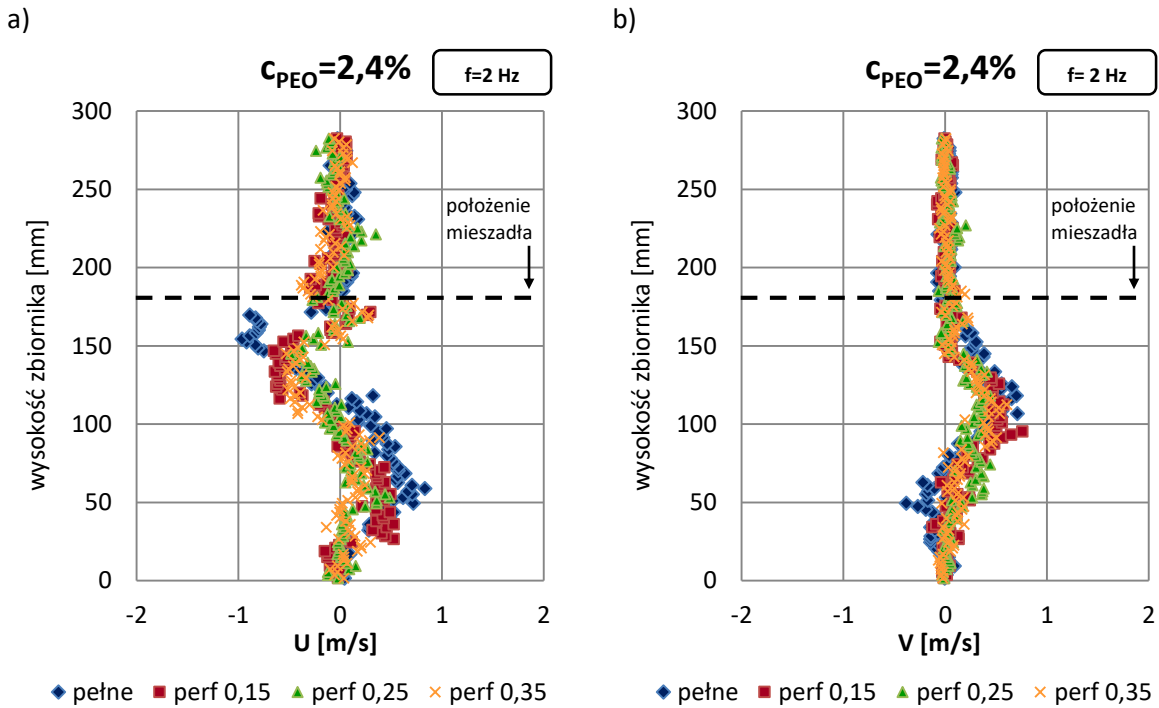




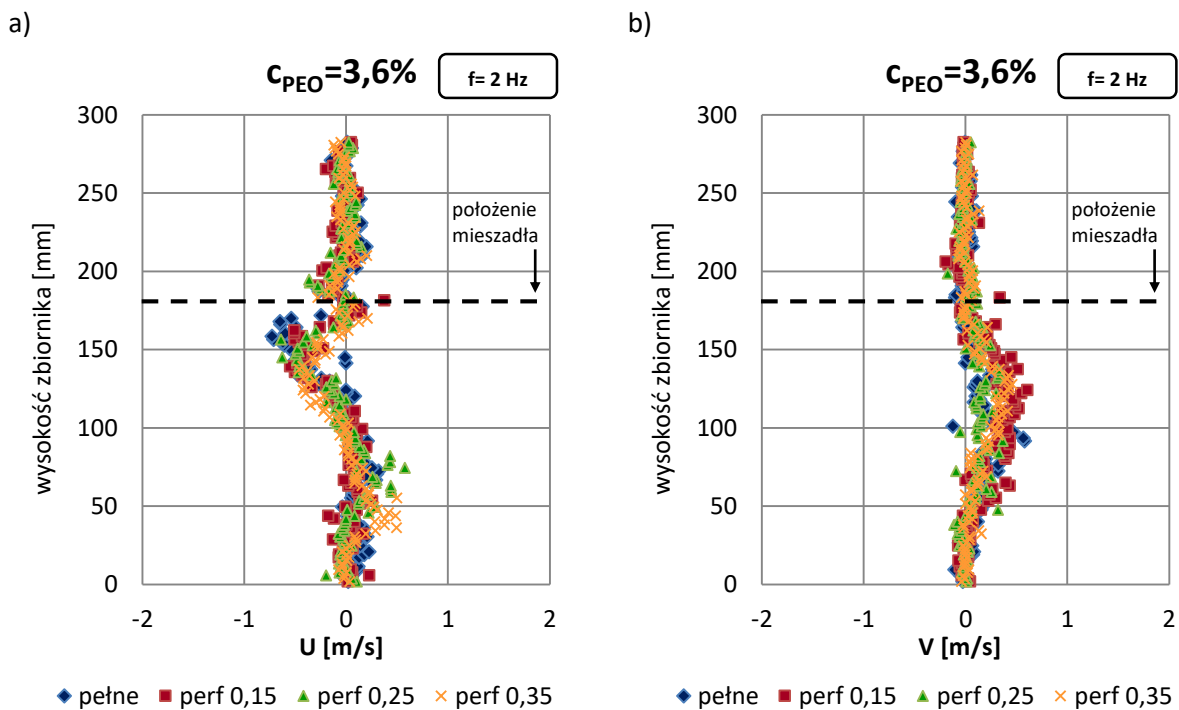
Rys.8.93. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5 [Hz]$ )



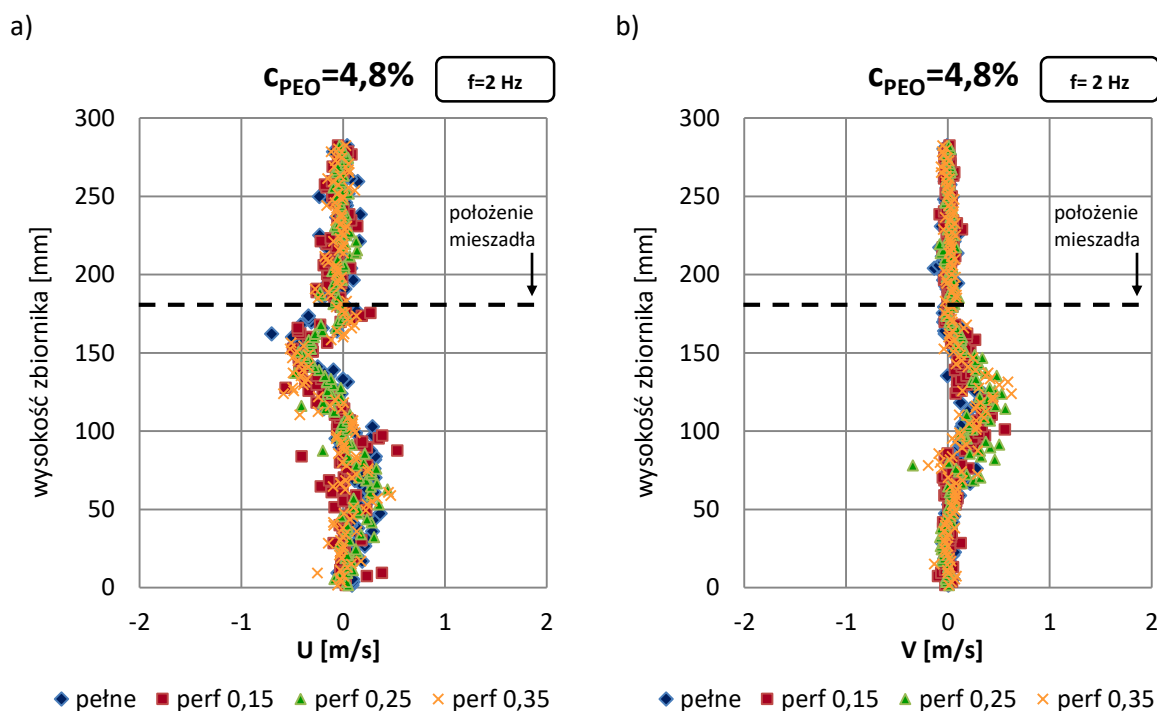
Rys.8.94. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.95. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.96. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.97. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym górnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )

Rys. 8.82 – 8.97 ilustrują wykresy składowych promieniowych i osiowych wektorów prędkości podczas operacji mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla maksymalnego wychylenia mieszadła w kierunku powierzchni cieczy. Krzywe ilustrują rozkład składowej  $U[m/s]$  oraz  $V[m/s]$  wzdłuż wysokości zbiornika w połowie jego promienia dla wszystkich badanych mieszadeł podczas mieszania w mieszalniku wibracyjnym wodnego roztworu politlenku etylenu w stężeniach  $c_{PEO}=1,2; 2,4; 3,6$  i  $4,8\%$  dla wszystkich rozpatrywanych częstotliwości ruchu mieszadeł.

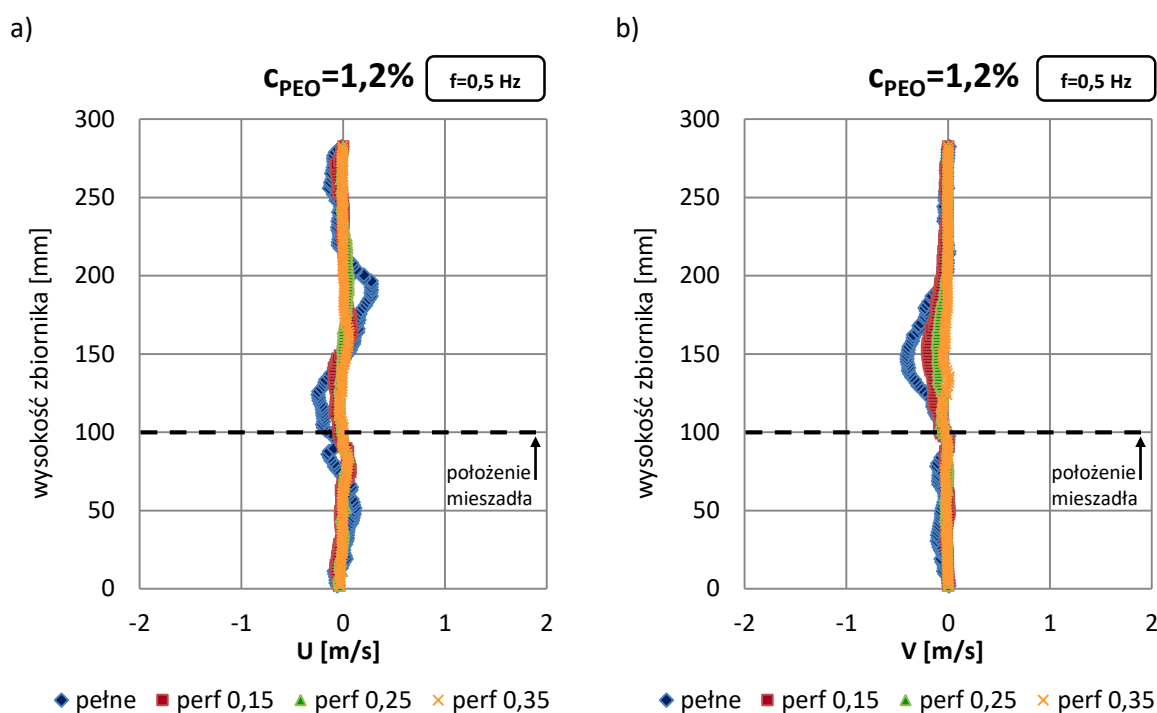
Największe osiągnięte wartości składowej promieniowej prędkości w połowie promienia zbiornika osiągnięte są tuż pod mieszadłem w strefie zawirowania przepływu (rys. 8.82- 8.97).

W miarę wzrostu częstotliwości wibracji mieszadła wzrastają zawirowania przepływu cieczy w mieszalniku. Dla częstotliwości  $f=2\text{Hz}$  podczas mieszania cieczy o stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (rys.8.94) największe składowe prędkości osiągnięte są dla mieszadła pełnego, natomiast dla tych samych parametrów i stężenia  $c_{PEO}=3,6\%$  (rys.8.96) nie jest to już tak oczywiste – krzywe na wykresie praktycznie pokrywają się.

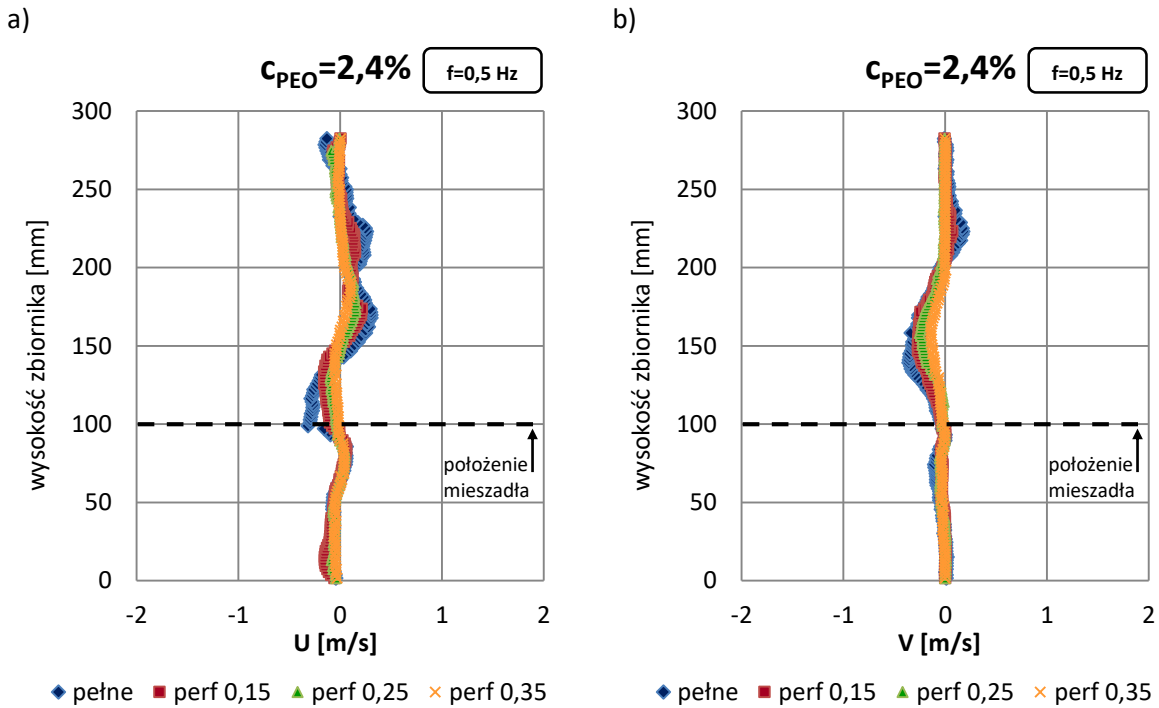
Najmniejsze wartości składowej promieniowej i składowej osiowej na wszystkich badanych wykresach osiągnięte są podczas mieszania z zastosowaniem mieszadła o stopniu perforacji równym  $\phi=0,35$ . Efekt ten można tłumaczyć rosnącym przekrojem przepływu przez mieszadło, zachodzącym wraz ze wzrostem wielkości perforacji i wynikającym stąd spadkiem prędkości przepływu.

### 8.3.5.2 DOLNE POŁOŻENIE MIESZADŁA W ZBIORNIKU

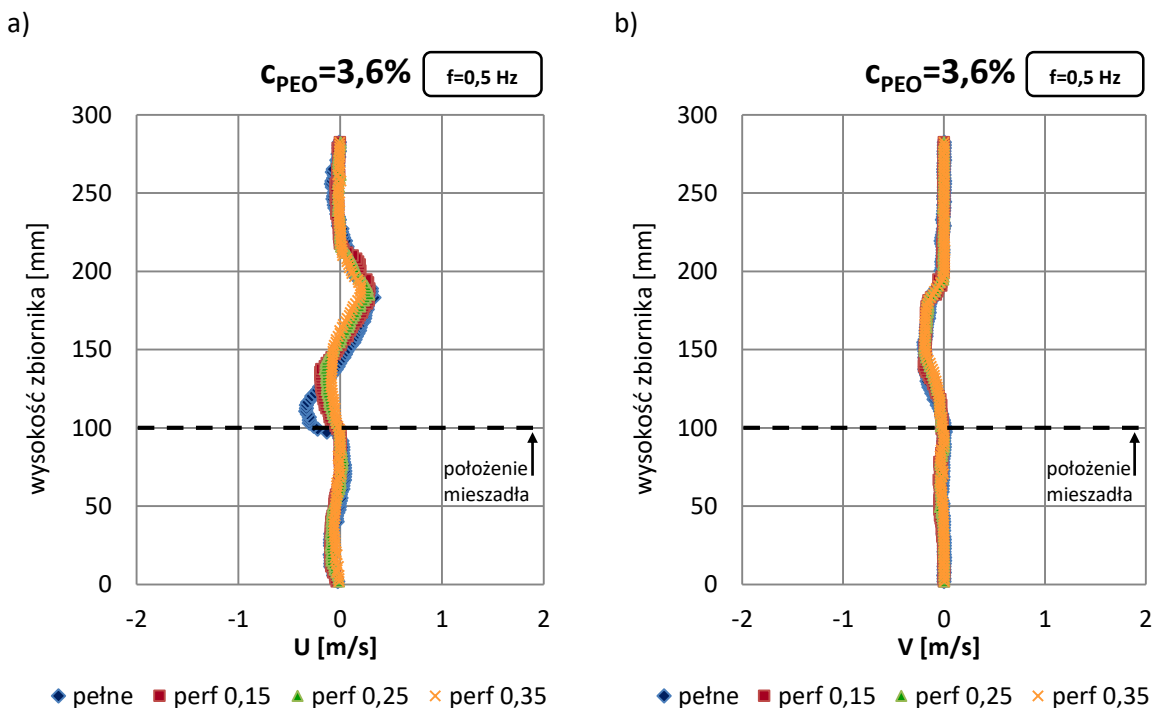
Na wykresach zamieszczonych na rys.8.98 – 8.113 przedstawiono krzywe ilustrujące składowe promieniowe i osiowe wektorów prędkości podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla maksymalnego wychylenia mieszadła w kierunku dna zbiornika. Krzywe ilustrują rozkład składowej  $U$ [m/s] oraz  $V$ [m/s] wzdłuż wysokości zbiornika w połowie jego promienia dla wszystkich badanych mieszadeł podczas operacji mieszania w mieszalniku wibracyjnym wodnego roztworu politlenku etylenu w stężeniach  $c_{PEO}=1,2; 2,4; 3,6$  i  $4,8\%$  dla wszystkich rozpatrywanych częstotliwości ruchu mieszadeł.



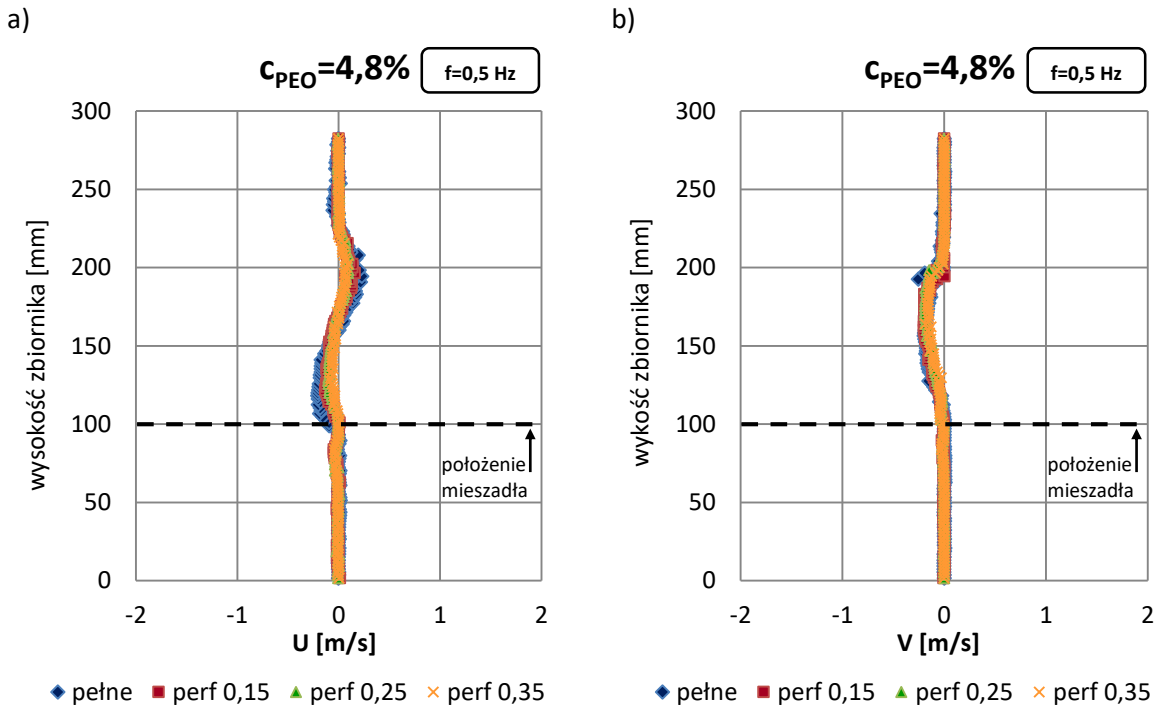
Rys.8.98. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ )



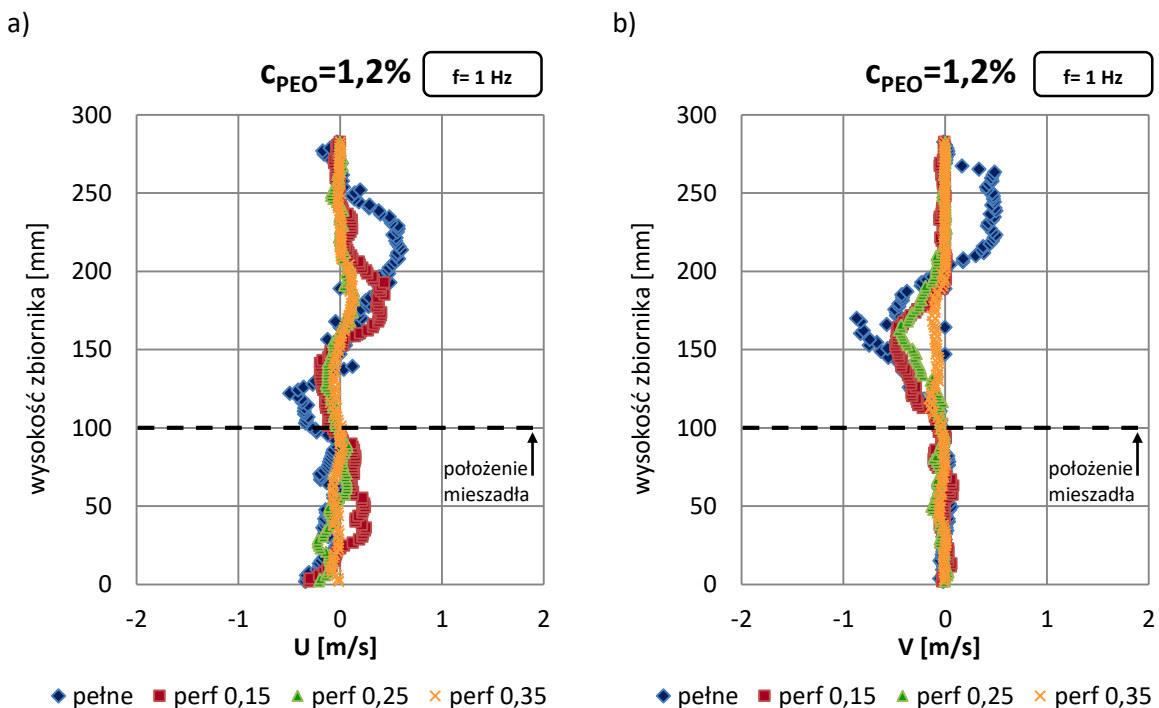
Rys.8.99. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ )



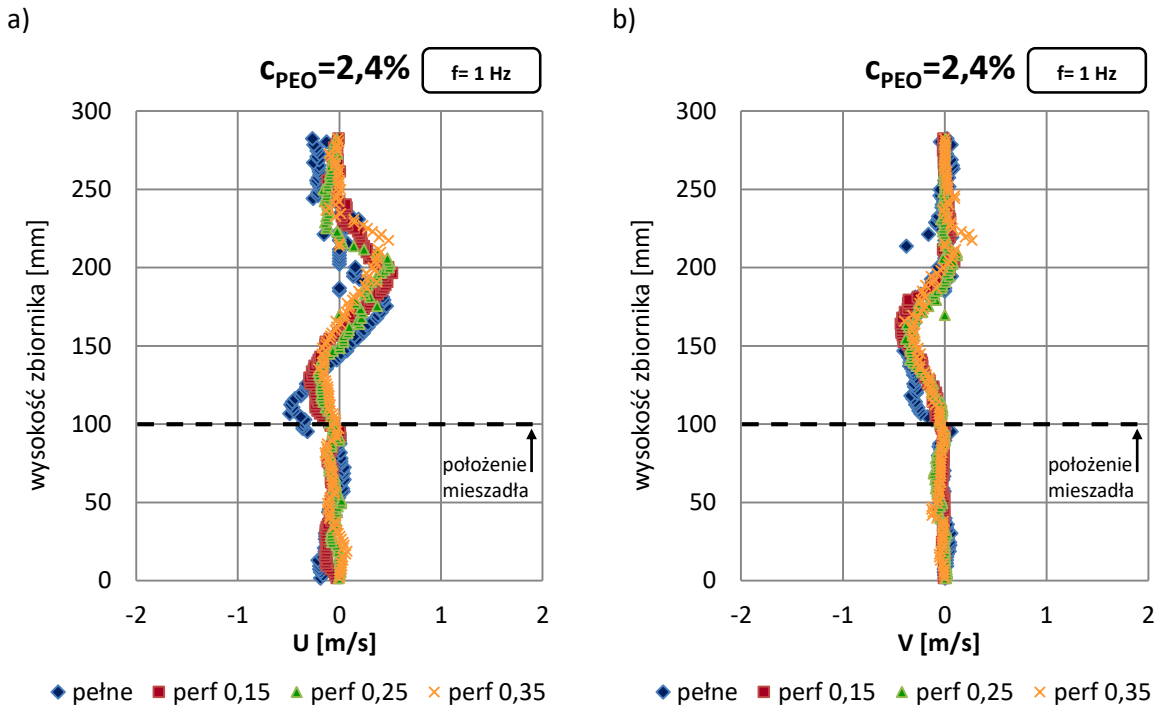
Rys.8.100. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ )



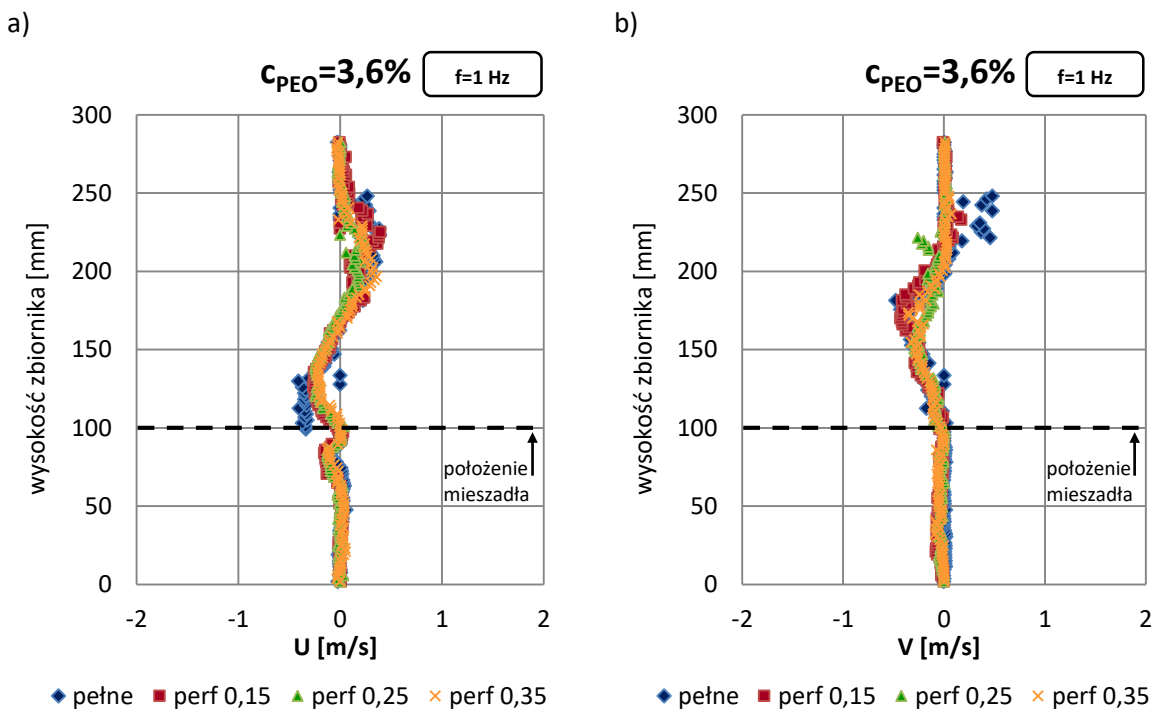
Rys.8.101. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ )



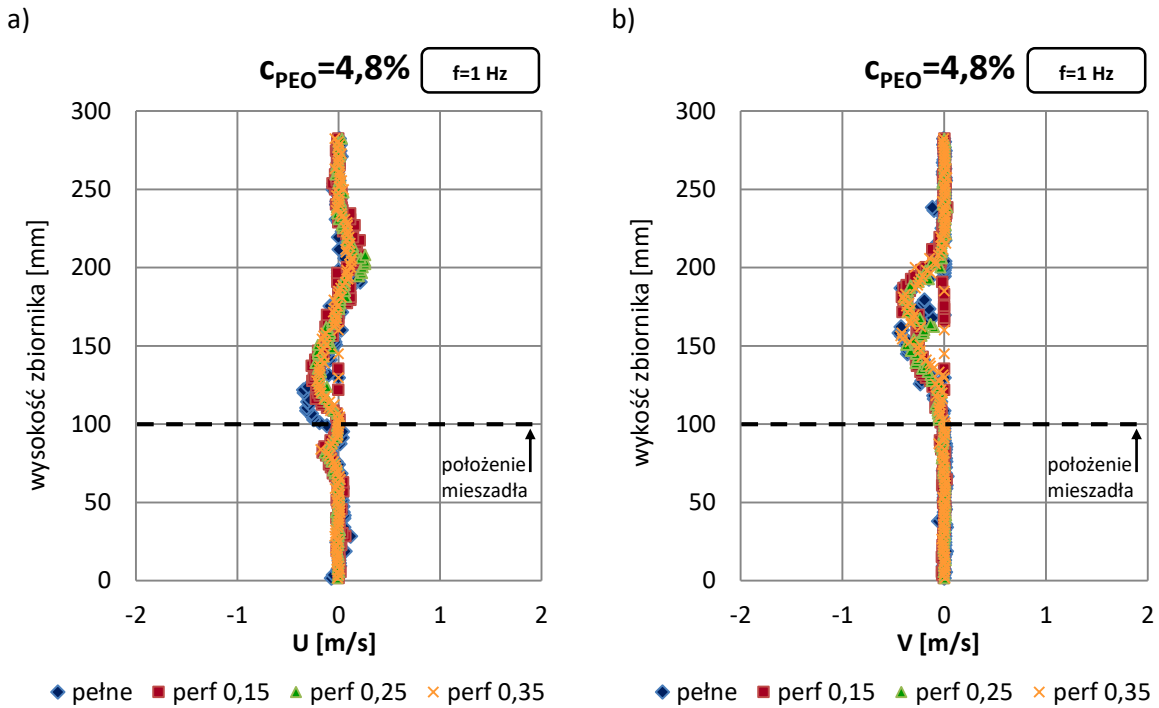
Rys.8.102. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



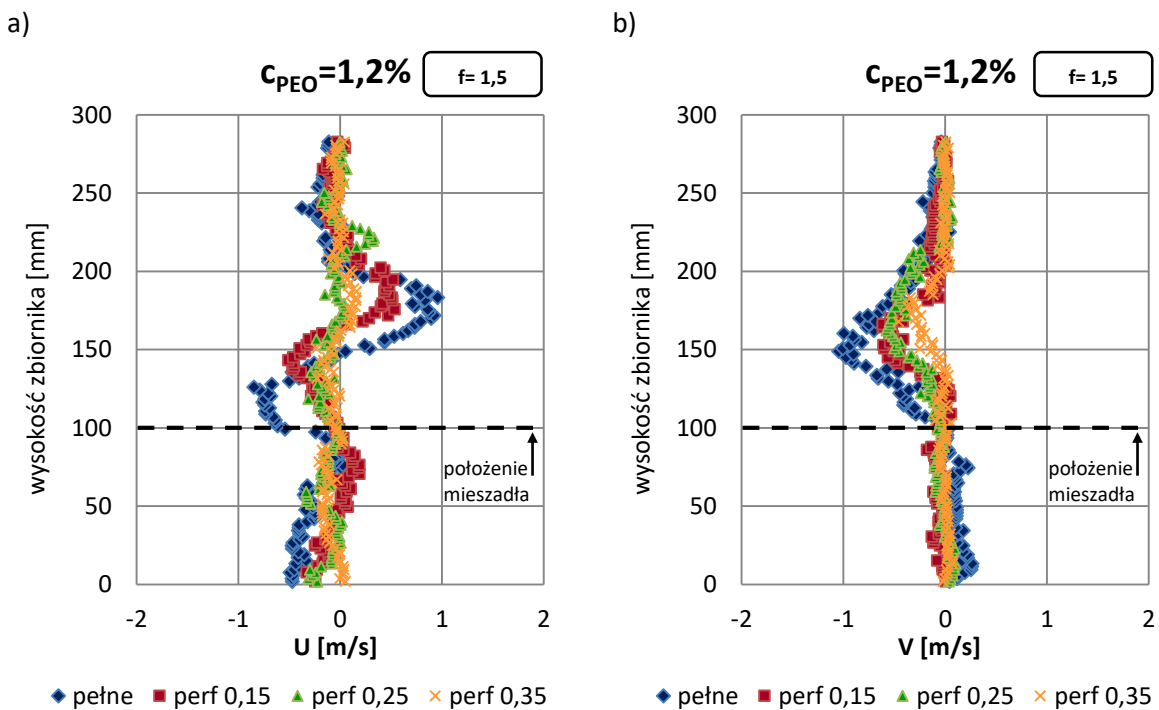
Rys.8.103. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )



Rys.8.104. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )

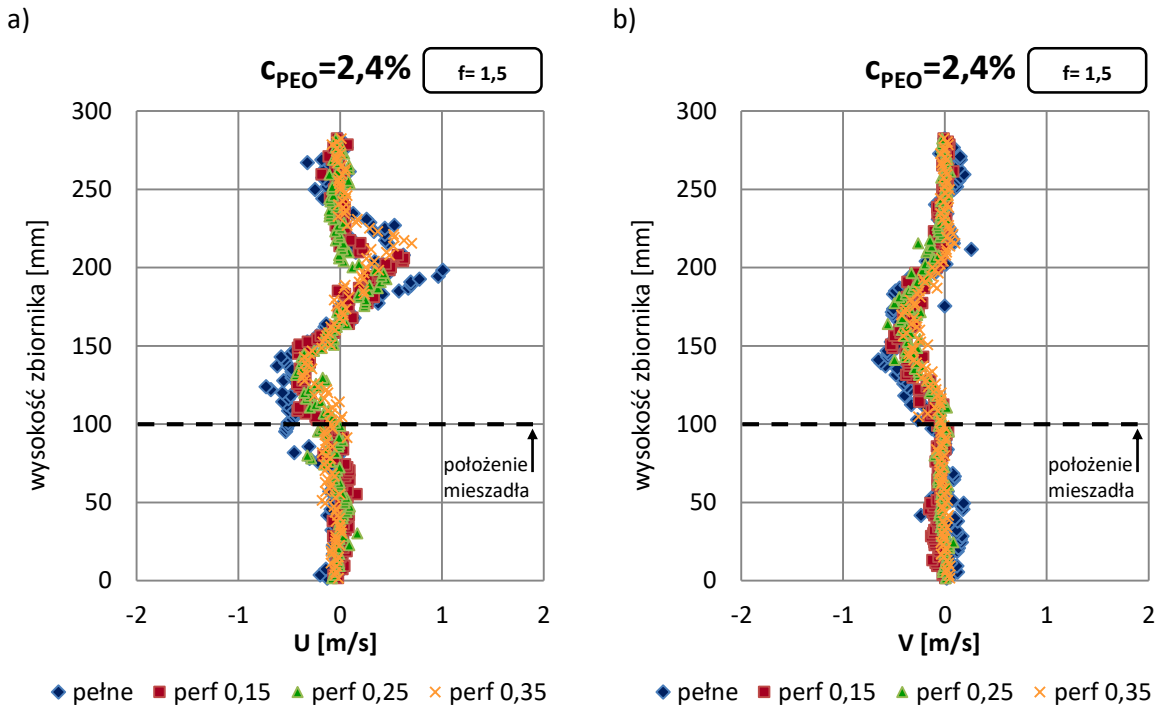


Rys.8.105. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ )

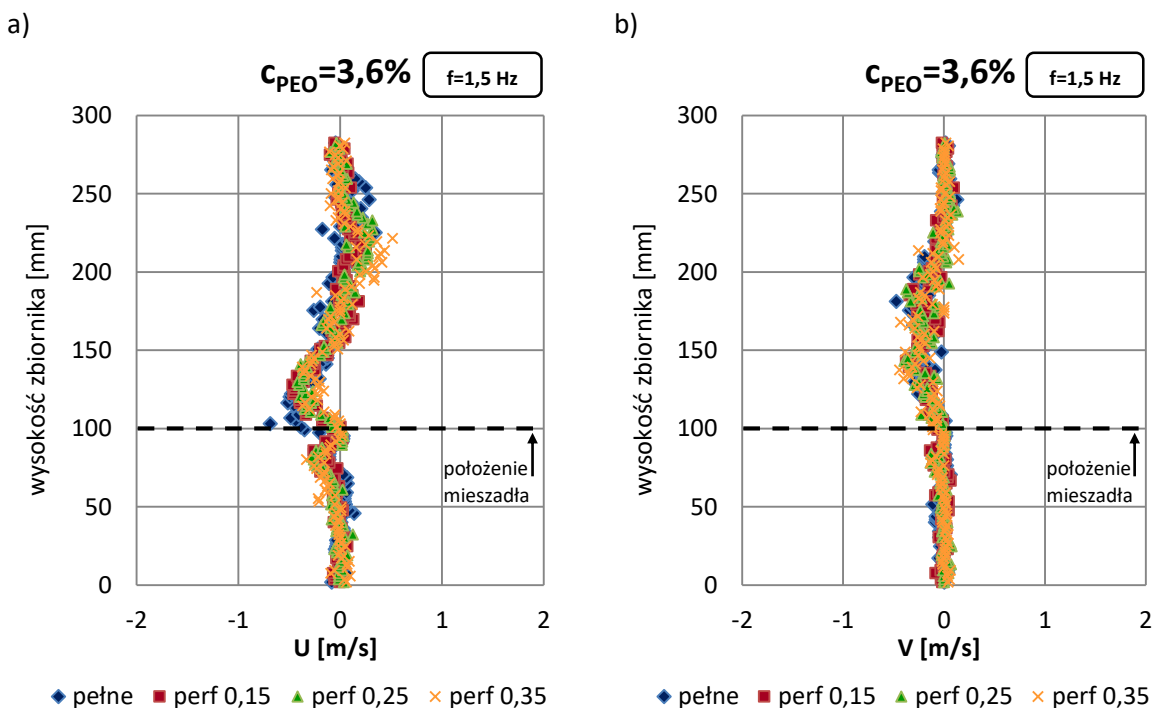


Rys.8.106. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ )

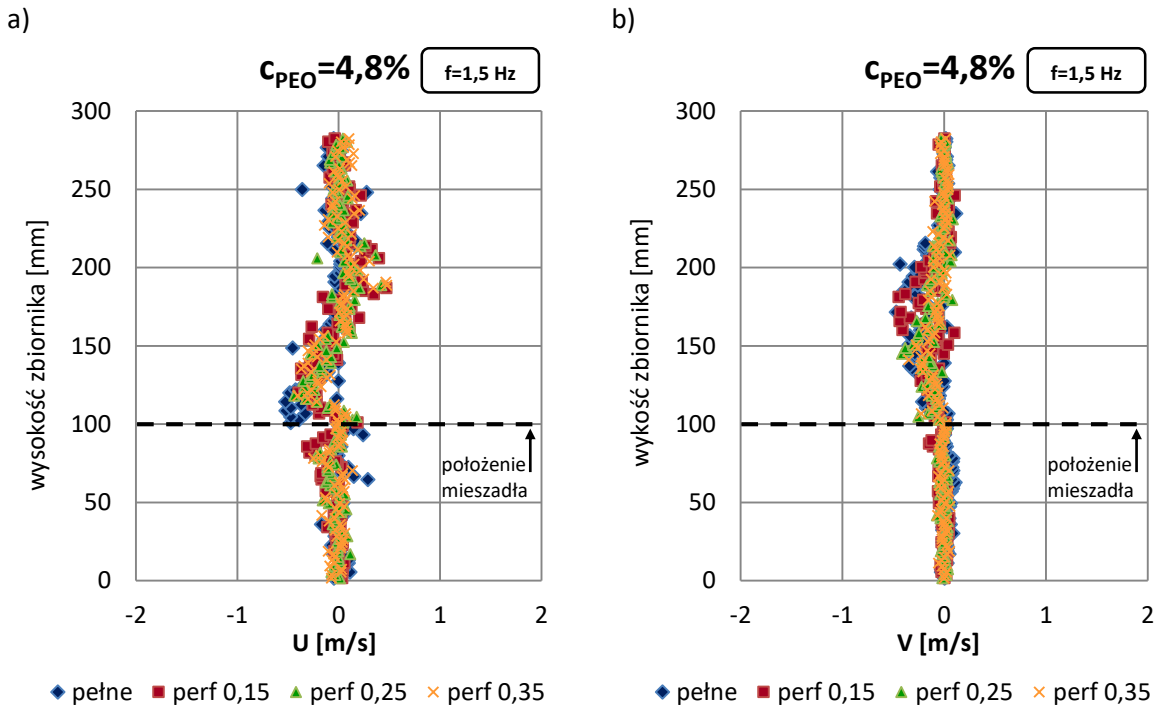




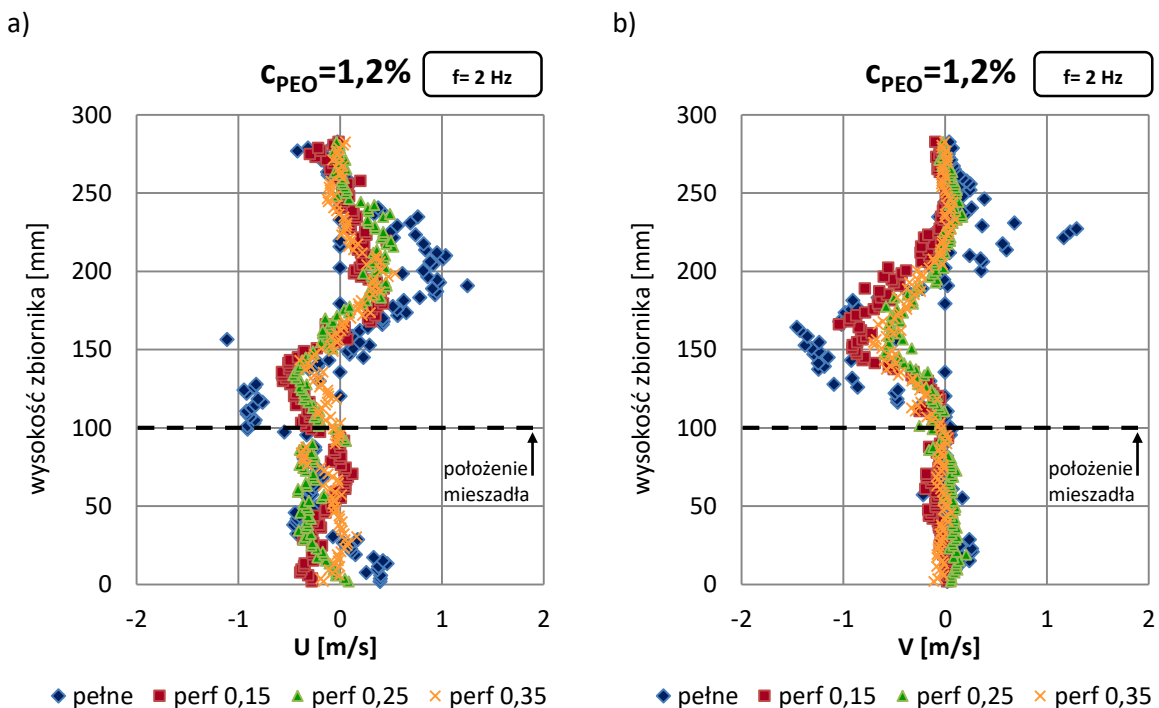
Rys.8.107. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ )



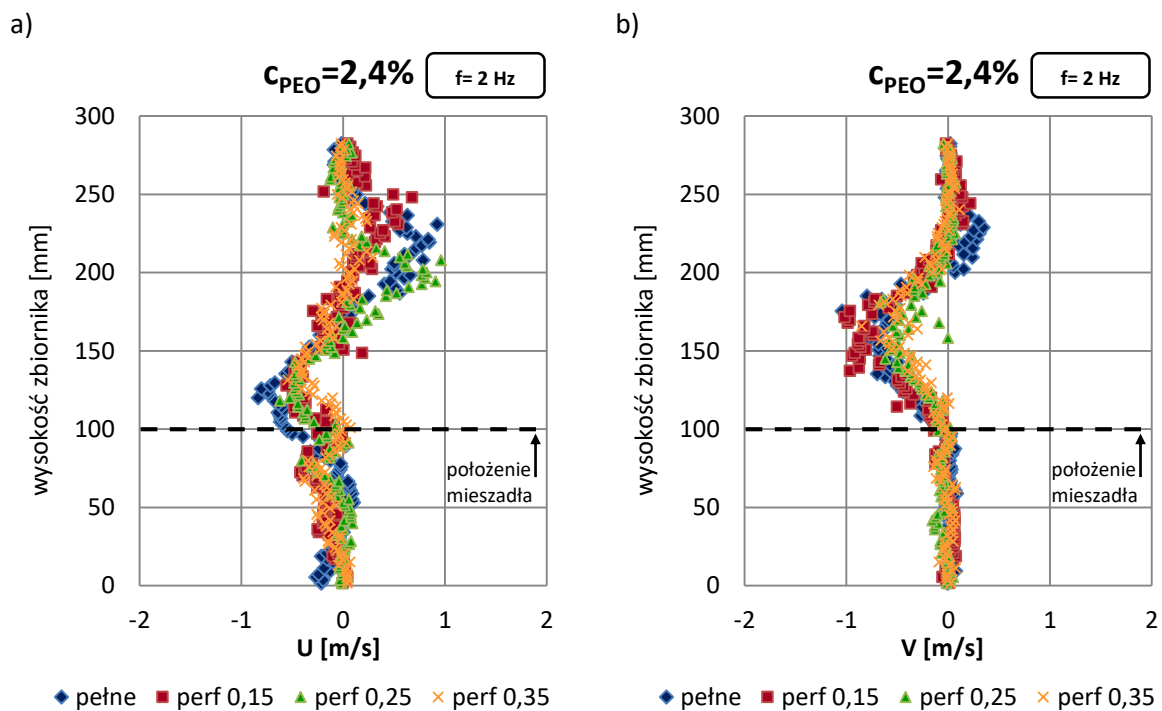
Rys.8.108. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ )



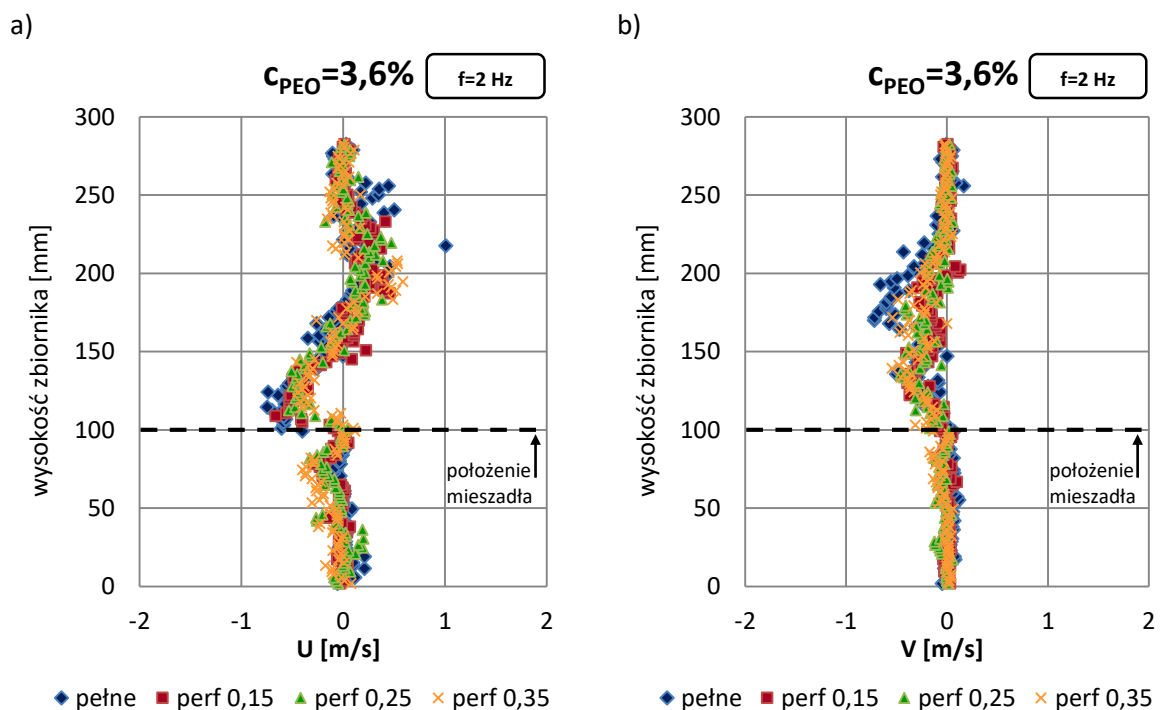
Rys.8.109. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ )



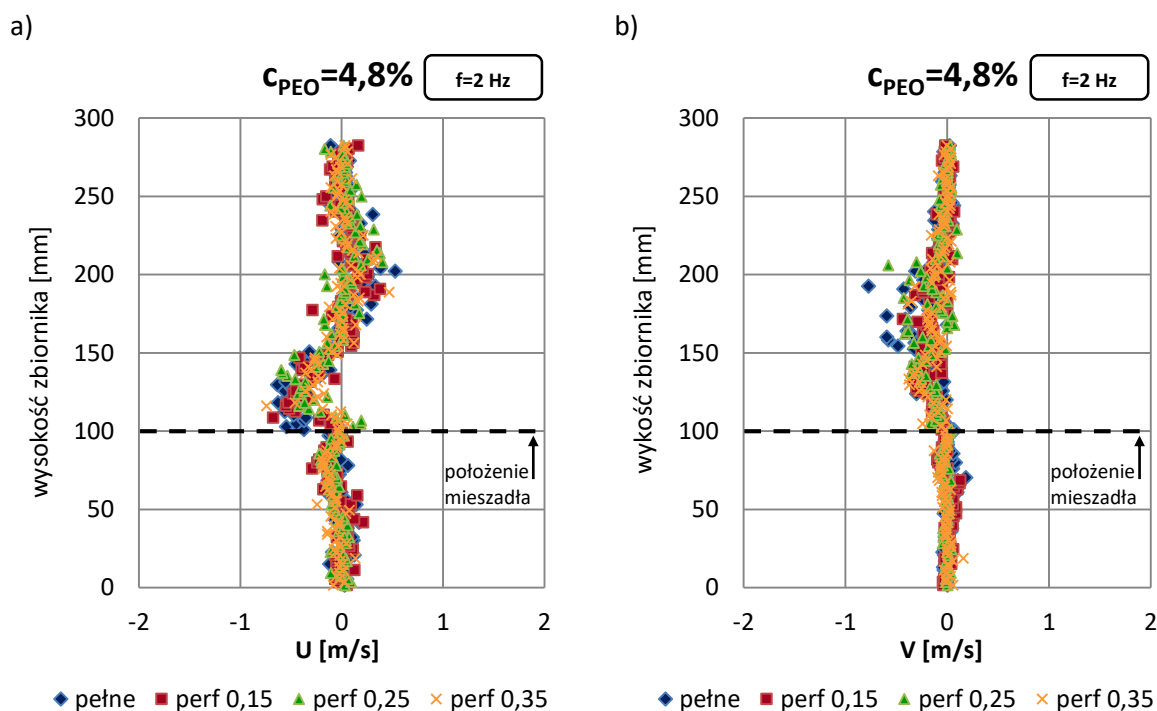
Rys.8.110. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.111. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.112. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=3,6\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )



Rys.8.113. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym dolnym położeniu mieszadła w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie pomiarów PIV dla badanych mieszadeł przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=4,8\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ )

Największe wartości składowej promieniowej prędkości w połowie promienia zbiornika osiągnięte są nad mieszadłem w obszarze zawirowania przepływu (rys. 8.98 – 8.113).

W miarę wzrostu częstotliwości wibracji mieszadła wzrasta poziom zawirowania cieczy w mieszalniku. Dla częstotliwości  $f=2\text{Hz}$ , podczas mieszania cieczy w stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$  (rys.8.110) największe składowe prędkości osiągnięte są dla mieszadła pełnego:  $U=1,25[\text{m/s}]$ ,  $V=-1,42[\text{m/s}]$ , natomiast dla tych samych parametrów i stężenia  $c_{PEO}=4,8\%$  (rys.8.113) osiągnięte są wartości:  $U=-0,63[\text{m/s}]$ ,  $V=-0,77[\text{m/s}]$ .

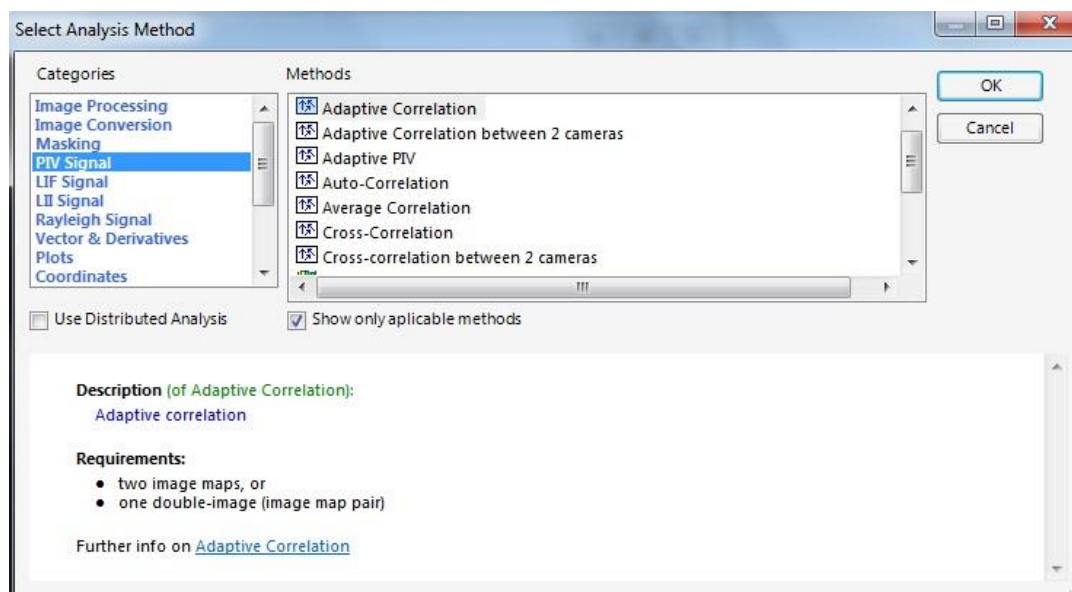
Najmniejsze wartości składowej promieniowej i składowej osiowej na wszystkich przedstawionych wykresach (8.82 – 8.113) osiągnięte są podczas mieszania z zastosowaniem mieszadła o stopniu perforacji równym  $\phi=0,35$ , co należy tłumaczyć wzrostem powierzchni przepływu przez mieszadło.

## 9. NIEPEWNOŚĆ POMIAROWA PIV

Dokładność pomiaru w PIV jest kombinacją różnych aspektów, począwszy od procesu rejestracji, aż po metodę oceny. Bezwzględny błąd pomiaru w estymacji pojedynczego wektora przemieszczenia ( $\Theta_{tot}$ ) można rozłożyć na grupę błędów systematycznych ( $\Theta_{sys}$ ) i grupę błędów losowych ( $\Theta_{los}$ ):

$$\Theta_{tot} = \Theta_{sys} + \Theta_{los} \quad (9.1)$$

Do błędów systematycznych zalicza się wszystkie błędy, które powstają na skutek nieadekwatności statystycznej metody korelacji krzyżowej ( $R_{gh}$ ) w ocenie zapisu PIV, np. jej zastosowania w obszarach gradientowych lub zastosowania niewłaściwego estymatora wartości szczytowych subpikseli [87]. Charakter tych błędów polega na tym, że mają one stały trend, co czyni je przewidywalnymi. Wybierając inną metodę analizy lub modyfikując istniejącą, aby dopasować ją do konkretnego zapisu PIV, można zredukować lub nawet usunąć błędy systematyczne. Przykładowe metody korelacji, dostępne w programie *Dynamic Studio 3.41* przeznaczonym do analizy danych pomiarowych PIV, ukazano na rys.9.1.



Rys.9.1. Przykładowe metody korelacji dostępne w programie *Dynamic Studio 3.41* przeznaczonym do analizy danych pomiarowych PIV

Drugi rodzaj błędów, błędy losowe, pozostają w postaci niepewności pomiaru nawet po usunięciu wszystkich błędów systematycznych. Każdy wektor przemieszczenia jest powiązany z pewnym stopniem przeszacowania lub niedoszacowania, stąd wynika pewien stopień błędu losowego lub niepewności pomiaru [12, 115].

Niepewność pomiaru i błędy systematyczne w cyfrowej ocenie PIV można ocenić na różne sposoby. Jednym z podejść jest wykorzystanie rzeczywistych nagrań PIV, dla których dane dotyczące przemieszczeń są znane w sposób wiarygodny. Na przykład zapisy PIV uzyskane z przepływu

statycznego wykorzystano do określenia niepewności pomiaru w ocenie korelacji krzyżowej par obrazów pojedynczych naświetlonych cząstek [120, 121], a także pojedynczych obrazów naświetlonych podwójnie [122]. Chociaż podejście to prawdopodobnie zapewni najbardziej realistyczne oszacowanie niepewności pomiaru, pozwala jedynie na ograniczone badanie tego, jak określone parametry, takie jak średnica obrazu cząstki i szum tła, wpływają na precyzję pomiaru.

Alternatywne podejście do oceny precyzji pomiaru w ocenie PIV opiera się na symulacji numerycznej, co jest podejściem stosowanym przez wielu badaczy [9, 49, 50, 51, 114, 123]. Zmieniając jednocześnie tylko jeden parametr, można wygenerować, ocenić i porównać zapisy obrazów sztucznych cząstek o znanej zawartości, ze znanymi wynikami. Losowe pozycjonowanie obrazów cząstek i duża liczba symulacji dla każdego wyboru parametrów mają kluczowe znaczenie dla zapewnienia wiarygodnych szacunków precyzji pomiaru.

## 9.1 ŹRÓDŁA BŁĘDÓW PRZY POMIARZE PIV

Metoda PIV charakteryzuje się pośrednim pomiarem wielkości mierzonej oraz złożonością łańcucha obliczeniowego z szeregiem wielkości wpływających na ostateczny wynik. Wobec tego, wyróżnić można szereg źródeł błędów pomiarowych [116]:

Rozpatrywane pole przepływu:

- ruch cząstek w kierunku prostopadłym do płaszczyzny świetlnej (błędy losowe)
- zbyt mała/duża ilość cząstek posiewu

Kalibracja:

- zła ostrość rejestrowanego przez kamerę obrazu
- odchylenie tablicy kalibracyjnej względem płaszczyzny świetlnej lasera
- niedokładność wykonania tablicy kalibracyjnej

Rejestracja obrazu:

- zmiany gęstości, wilgotności, ciśnienia
- zmiana współczynnika załamania światła na ściankach zbiornika
- niepożądane rozproszenie światła na cząstkach posiewu (błędy losowe)
- odbicia światła lasera od modelu i tła (błędy losowe)
- wielkość obrazu
- błędy synchronizacji

Opracowanie danych:

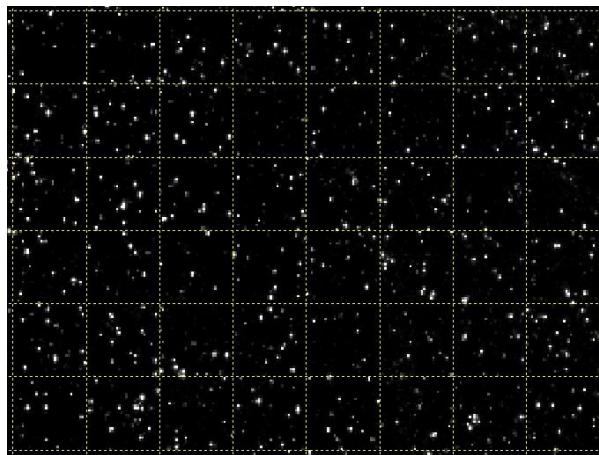
- odrzucanie obrazów cząstek podczas wstępnej obróbki danych (błędy losowe)
- błędy algorytmu wyznaczania przemieszczeń cząstek

W pracy Sciacchitano, pt.: *"PIV image velocimetry uncertainty quantification"*[94] można znaleźć szczegółowy opis wpływu błędów pomiarowych. Wymienione błędy wpływają bezpośrednio na uzyskane obrazy, jednak w wielu przypadkach ich wpływ nie jest możliwy do ilościowej oceny na podstawie analizy samych zdjęć. W szczególności dotyczy to błędów synchronizacji, kalibracji oraz błędów perspektywy [116]. Rejestracja obrazów musi być precyzyjnie zsynchronizowana z momentem oświetlania cząstek przez płaszczyznę świetlną lasera – rejestracja kamerą par zdjęć musi być

zsynchronizowana z dwuimpulsowym laserem. Zatem uzyskanie prawidłowych obrazów zależne jest m.in. od:

- a) odpowiednio dobranej optyki kamer
- b) właściwego ustawienia czasu pomiędzy impulsami lasera
- c) czasu naświetlania
- d) gęstości posiewu
- e) prawidłowego ustawienia płaszczyzny świetlnej

Przykład zdjęcia z pomiaru metodą PIV z odpowiednią gęstością posiewu oraz nałożoną siatką podziału na obszary 32x32 piksele przedstawiona na rys. 9.2.



Rys.9.2. Zdjęcie pomiarowe z nałożoną siatką podziału na obszary 32x32 piksele

## 9.2 WYZNACZENIE NIEPEWNOŚCI W POMIARACH PIV

Zważając na to, że do określenia przemieszczenia cząstek posiewu wykorzystuje się obrazy będące wynikiem rejestracji światła rozproszonego przez wspomniane cząstki na matrycy kamery, konieczne jest uwzględnienie powiększenia optycznego ( $M$ ), będącego bezwymiarowym stosunkiem wielkości obrazu w pikselach do rzeczywistej wielkości obrazu. W efekcie, model pomiaru przyjmuje postać [105]:

$$U = M \frac{\Delta x}{\Delta t} \quad (9.2)$$

gdzie:

$U$  – prędkość przepływu płynu

$M$  – powiększenie optyczne układu rejestracji obrazów

$\Delta x$  – wektor przemieszczenia cząstek w czasie  $\Delta t$

$\Delta t$  – czas między rejestracją obrazów następujących po sobie położen cząstki posiewu

W związku z powyższym, niepewność pomiaru PIV może być wyznaczona jako niepewność standardowa złożona, która otrzymywana jest z uwzględnieniem poszczególnych niepewności wielkości występujących w modelu (9.2). W oparciu o prawo propagacji niepewności dla nieskorelowanych wielkości mierzonych [95], niepewność standardowa złożona pomiaru wielkości  $y = y(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$  określona jest równaniem:

$$u_c(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left( \frac{\partial y(x_1, \dots, x_n)}{\partial x_i} \right)^2 u_c^2(x_i)} \quad (9.3)$$

Uwzględniając równanie (9.2) niepewność standardowa złożona pomiaru prędkości metodą PIV wyraża się wzorem [95]:

$$u_c(u(M, \Delta t, \Delta x)) = \sqrt{\left( \frac{\partial u}{\partial P} \right)^2 u_c^2(M) + \left( \frac{\partial u}{\partial \Delta t} \right)^2 u_c^2(\Delta t) + \left( \frac{\partial u}{\partial \Delta x} \right)^2 u_c^2(\Delta x)} \quad (9.4)$$

W skład równania (9.4) wchodzi:

- $u_c(M)$  – niepewność powiększenia
- $u_c(\Delta t)$  – niepewność czasu rejestracji obrazów
- $u_c(\Delta x)$  – niepewność przemieszczenia cząstek

W przypadku badań przeprowadzonych na potrzebę niniejszej pracy (pomiar metodą 2D2C), oszacowanie niepewności pomiarowych opisano poniżej:

#### Niepewność czasu $u_c(\Delta t)$

Błąd czasu rejestracji obrazów wynika z błędów separacji impulsów lasera (zastosowany laser dwuimpulsowy). Źródła tych błędów mają charakter systematyczny i wynikają z budowy lasera oraz jego energii [80]. Wyniki badań eksperymentalnych mające na celu oszacowanie niepewności w wykorzystaniu laserów typu Nd:YAG, wykazują, że typowe wartości  $u_c(\Delta t)$  wynoszą ok. 50 ns [80]. Zatem, można przyjąć pomijalny wpływ  $u_c(\Delta t)$  na całkowitą niepewność pomiaru. Jednak w przypadku zakupu nowego lasera lub w ramach okresowej kontroli zalecane jest przeprowadzenie pomiaru impulsów lasera za pomocą miernika energii [105].

#### Niepewność powiększenia $u_c(M)$

Związana jest z przeprowadzoną kalibracją. W przypadku prawidłowo przeprowadzonej kalibracji wpływ niepewności  $u_c(M)$  na całkowitą niepewność pomiaru prędkości jest pomijalny [94]. W przypadku konieczności wyznaczenia niepewności powiększenia dla danego stanowiska pomiarowego, należy oszacować poszczególne składowe według dostępnej literatury [13], gdzie ujęto:

- a) niepewność pomiarową wynikającą z dokładności wykonania znaczników oraz ich rozmieszczenia na tablicy kalibracyjnej,



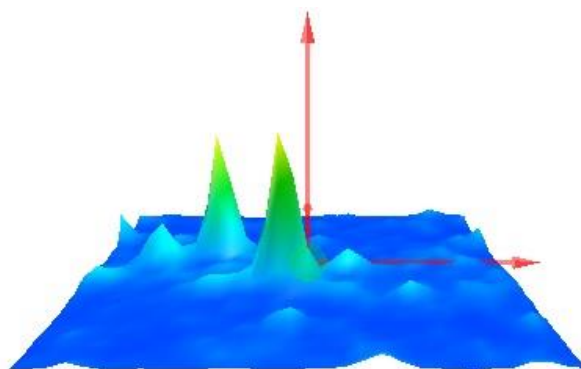
- b) niepewność związana z różnicą pozycji tablicy kalibracyjnej względem płaszczyzny pomiarowej,
- c) niepewność związana z niedoskonałością pozycjonowania układu optycznego obiektywu kamery,
- d) niepewność wyznaczenia kąta pomiędzy płaszczyzną tablicy kalibracyjnej i matrycą kamery.

Przy kalibracji systemu do pomiaru PIV należy mieć na uwadze powyższe źródła błędów.

### Niepewność przemieszczenia $u_c(\Delta x)$

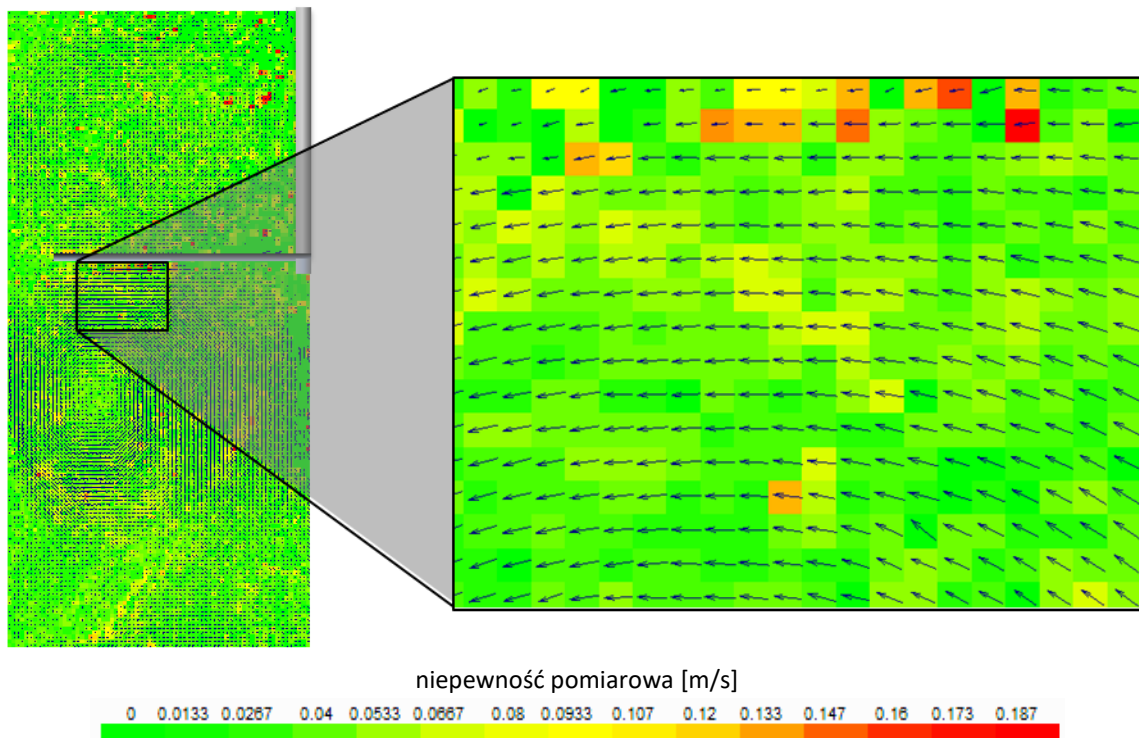
Opracowanie metod szacowania niepewności przemieszczenia cząstek (przy prawidłowo przeprowadzonej kalibracji oraz synchronizacji lasera systemu PIV) podejmowane było przez wielu naukowców [96, 97]. Czynniki wpływające na błędy pomiarowe przemieszczenia zmieniają się w czasie i przestrzeni płaszczyzny pomiarowej. Ważne jest, by zastosowana metoda umożliwiła wyznaczenie niepewności pomiaru każdego wektora w rozpatrywanym polu prędkości [105]. Spośród dostępnej literatury [11, 9] można powołać się na wyniki analizy porównawczej metod szacowania niepewności w pomiarach PIV, które wykazały, iż jednym z lepszych szacowań niepewności przemieszczenia jest technika oparta na określeniu stosunku maksimum korelacji do drugiej największej wartości płaszczyzny korelacji (ang. *Primary Peak Ratio - PPR*), a mianowicie stosunku między głównym pikiem korelacji a drugim najwyższym pikiem. Metoda *PPR* jest stosowana, gdy identyfikacja wartości odstających w polu prędkości staje się trudna. Jednak w niektórych przypadkach *PPR* nie jest wrażliwa na rozpoznawanie źródeł szumu i może nie zidentyfikować wartości odstających podczas analizy [9].

Na rys. 9.3 przedstawiono graficzną wizualizację funkcji korelacji z dwoma bardzo zbliżonymi wartościami.



Rys.9.3. Graficzna wizualizacja funkcji korelacji danych pomiarowych dla których wyznaczenie przemieszczenia obarczone jest dużą niepewnością

Przykładowy wynik szacowania niepewności pomiaru przepływającego płynu w zbiorniku wibracyjnym wygenerowany za pomocą programu przeznaczanego do analizy danych pomiarowych PIV - *Dynamic Studio 3.41* przedstawiono na rys.9.4.



*Rys.9.4. Wektorowe pole prędkości przepływu w mieszalniku wibracyjnym. Wartość niepewności pomiarowej (odchylenie standardowe) każdego wektora prędkości składowej promieniowej przedstawiono za pomocą skali kolorów (fragment pola pozyskano z pomiaru PIV dla parametrów: wodny roztwór PEO  $c_{PEO} = 2,4\%$ ,  $A = 0,04$  m,  $f = 1$  Hz, mieszadło pełne  $D = 0,238$  m)*

## 10. PORÓWNANIE WYNIKÓW SYMULACJI CFD Z WYNIKAMI POMIARÓW PIV

W celu sprawdzenia poprawności zastosowanego modelu numerycznego (RANS) dla przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym, dokonano porównania wyników uzyskanych z symulacji CFD z wynikami pomiarów anemometrycznych PIV.

Porównania dokonano na przykładzie wyników otrzymanych dla jednego z badanych stężeń PEO w wodzie -  $c_{PEO}=2,4\%$ . Wspomniane wyniki zilustrowano na wykresach 10.1-10.32.

Wykresy porównujące wyniki symulacji CFD i pomiarów anemometrycznych PIV ilustrują zmiany wartości składowych promieniowych -  $U$  [m/s] oraz osiowych -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczonych na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika (rys.6.3) w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika).

Wyniki zestawiono dla wszystkich rozpatrywanych mieszadeł:

- a) mieszadło pełne,
- b) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ ,
- c) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ ,
- d) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

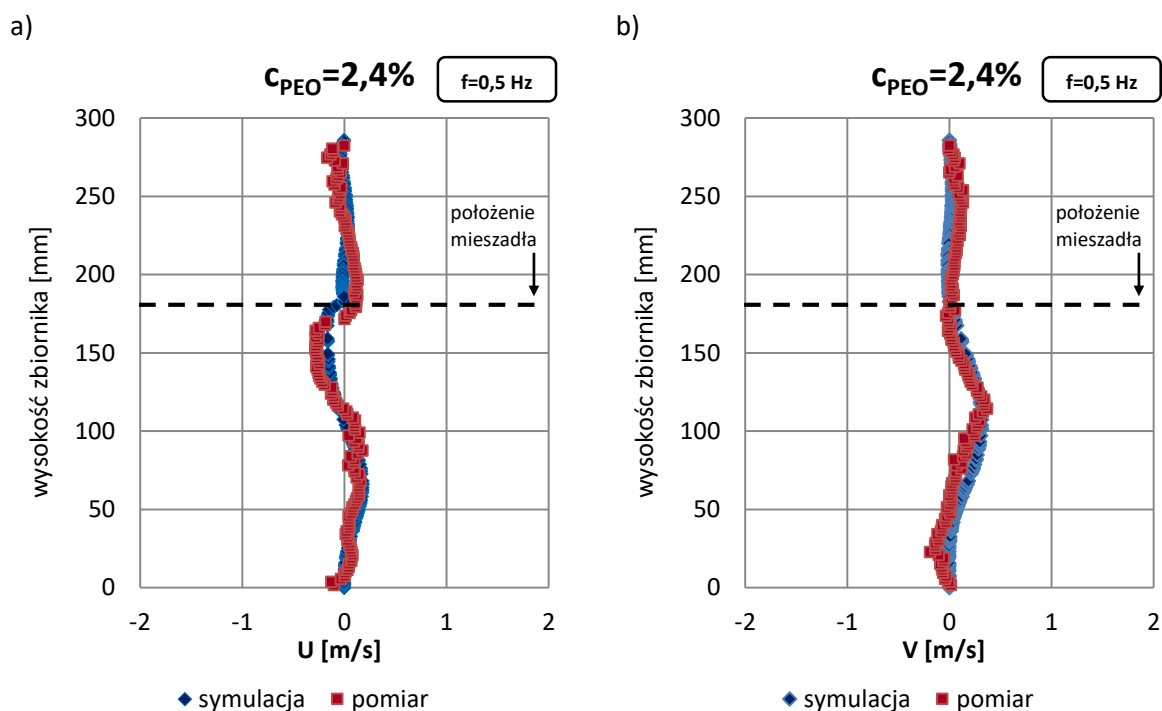
Zakres częstotliwości wibracji mieszadła wynosił kolejno  $f=0,5; 1; 1,5; 2$  [Hz]. Amplituda ruchu mieszadła była stała i wynosiła  $A=0,04$  [m].

Wyniki opracowano dla dwóch charakterystycznych wychyleń mieszadeł:

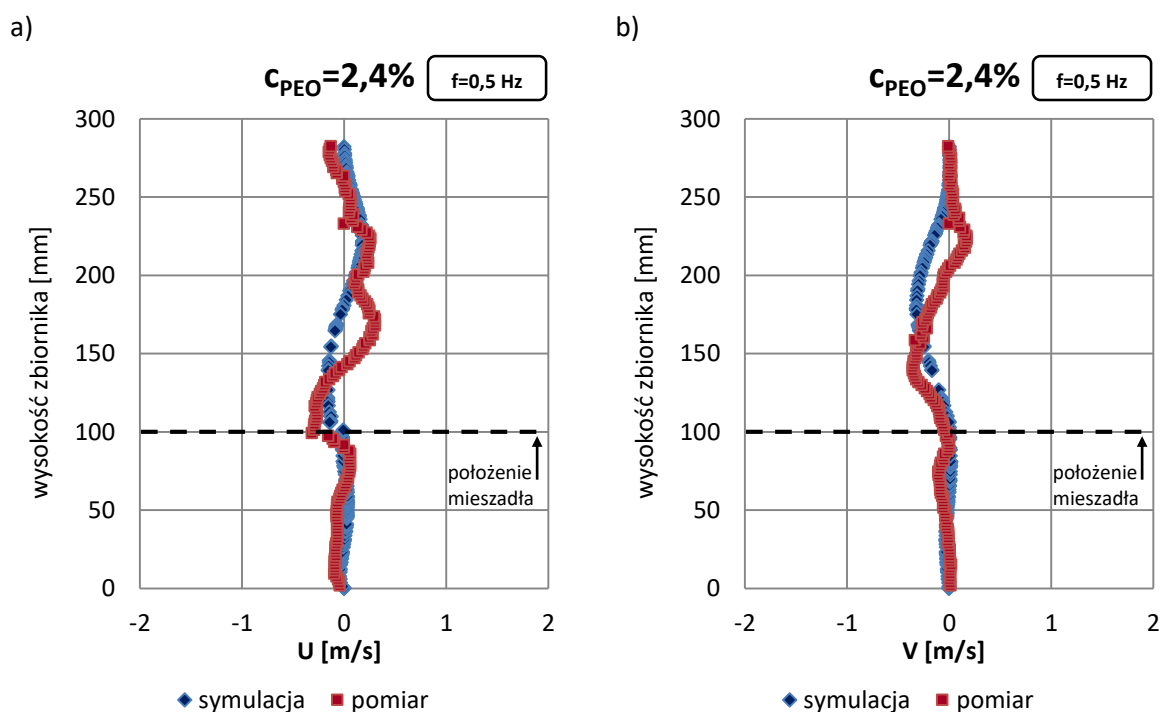
- w kierunku powierzchni cieczy (maksymalne wychylenie mieszadła w górę)
- w kierunku dna zbiornika (maksymalne wychylenie mieszadła w dół)

### 10.1 PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PEŁNEGO

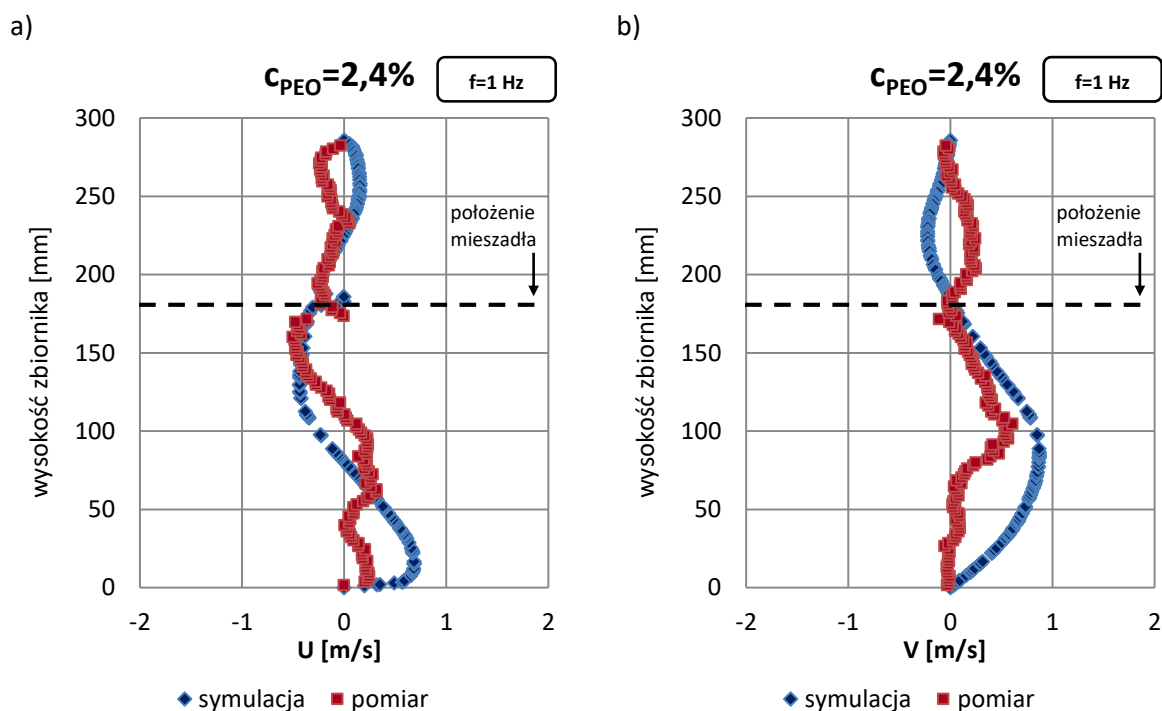
Celem porównania wyników symulacji numerycznych z wynikami badań doświadczalnych, na wykresach 10.1-10.8 dokonano zestawienia krzywych ilustrujących zmiany składowych prędkości przepływu cieczy podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla dwóch charakterystycznych położenia mieszadła pełnego w mieszalniku (górne i dolne). Wspomniane krzywe wyznaczono na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV. Składowe promieniowe -  $U$  [m/s] oraz osiowe -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczono dla mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]. Mieszana ciecz stanowił wodny roztwór politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$ . Pomiar prędkości wykonano na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Zakres częstotliwości wibracji mieszadła wynosił  $f=0,5; 1; 1,5$  oraz 2 [Hz], zaś amplituda ruchu mieszadła  $A=0,04$  [m].



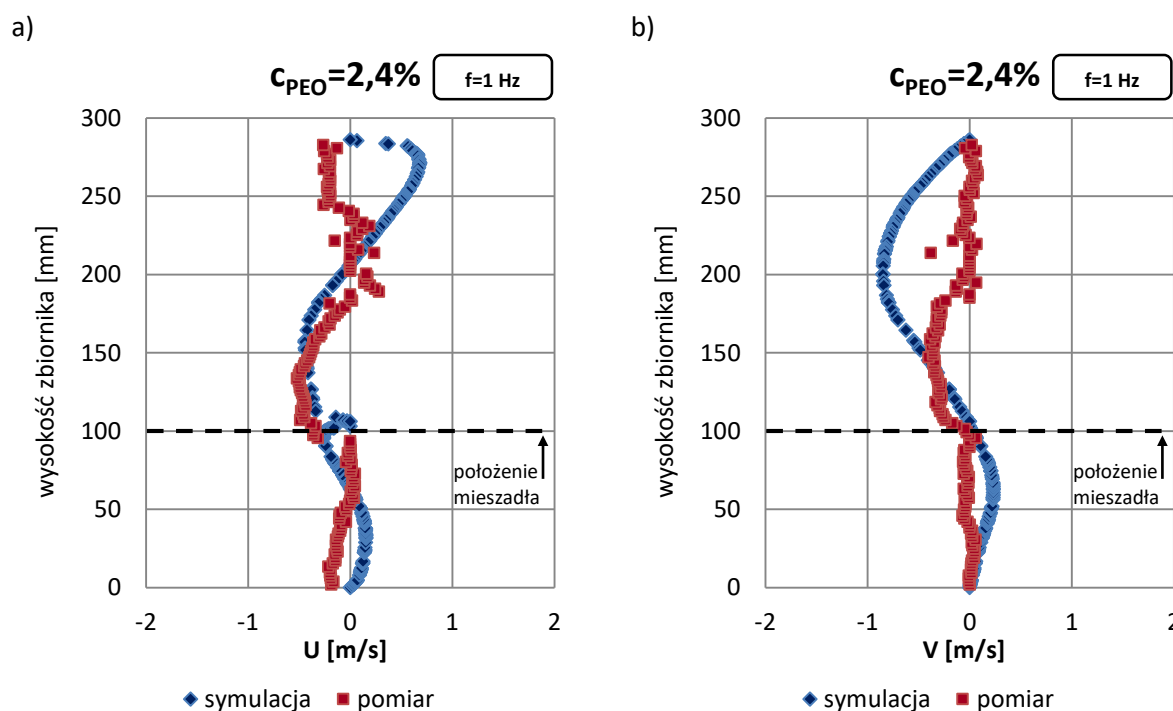
Rys.10.1. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



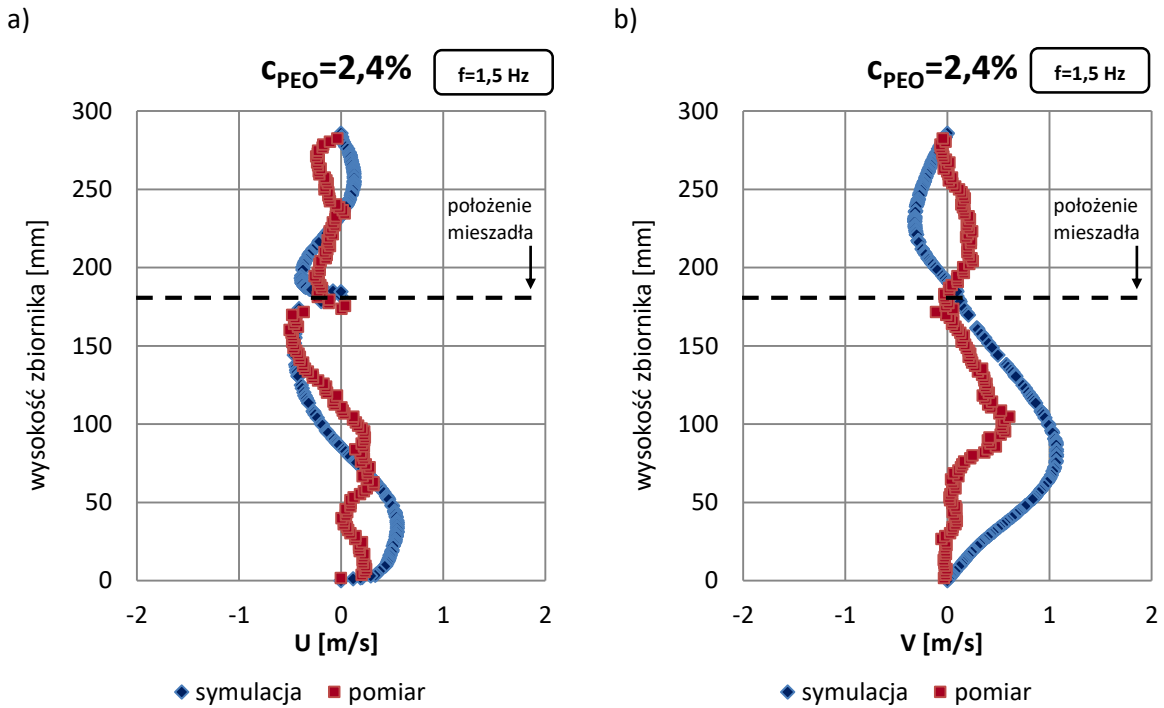
Rys.10.2. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



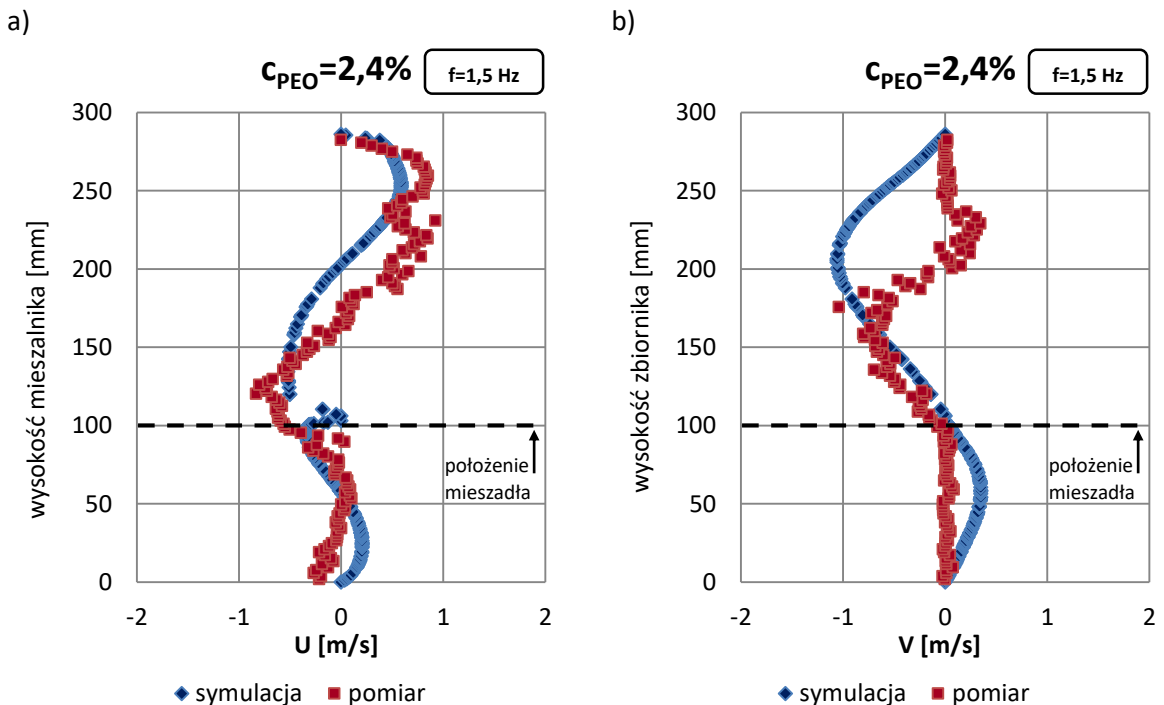
Rys.10.3. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



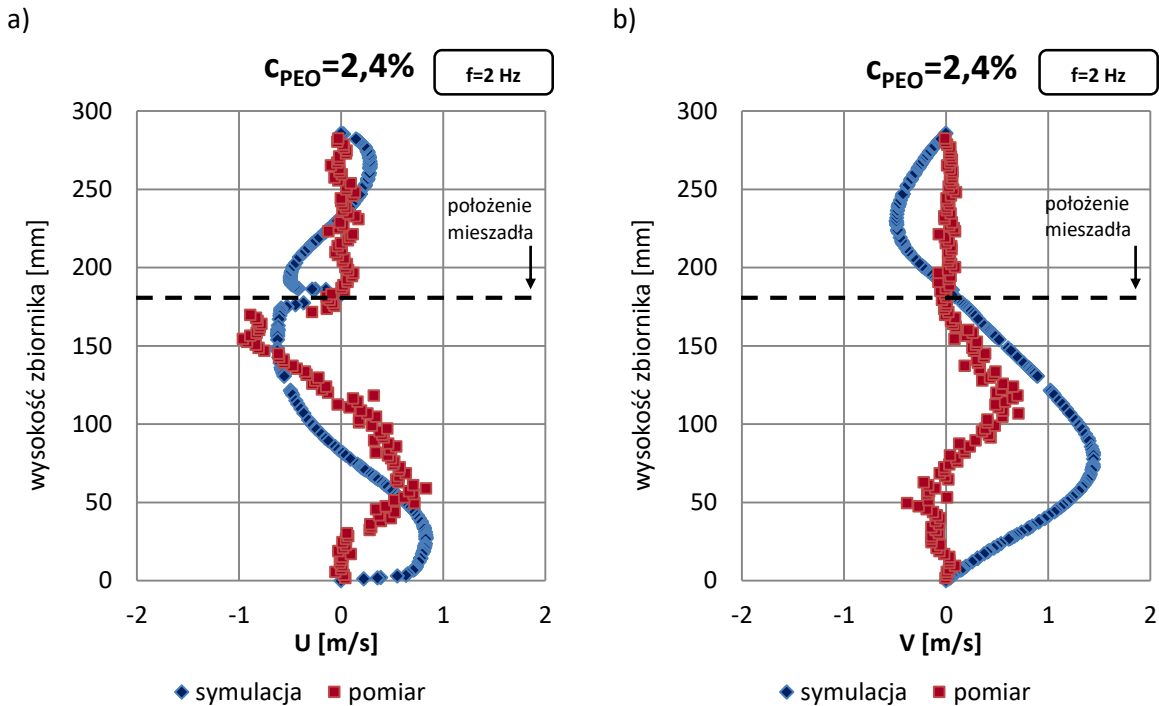
Rys.10.4. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



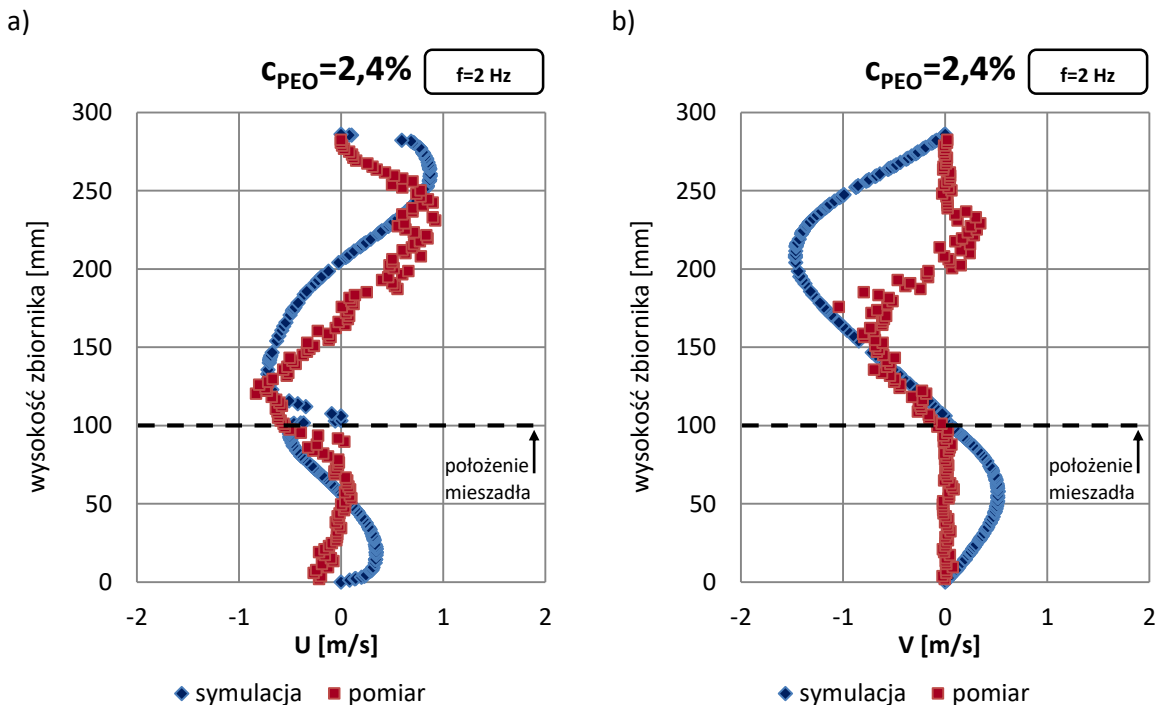
Rys.10.5. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



Rys.10.6. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



Rys.10.7. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)



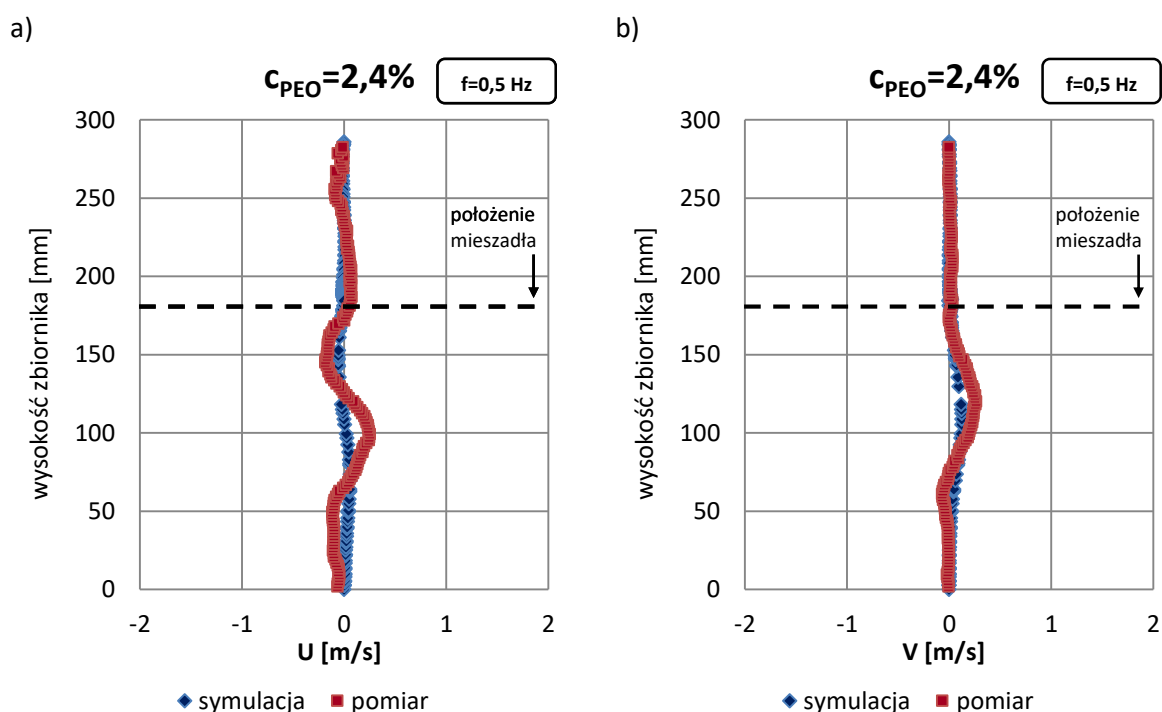
Rys.10.8. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła pełnego przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa , b) prędkość osiowa ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło pełne)

Wartości i rozkład składowych prędkości przepływu wyznaczone za pomocą symulacji CFD oraz pomiarów PIV przy górnym i dolnym położeniu mieszadła pełnego (rys. 10.1-10.8) są zbliżone do siebie. Średni błąd względny pomiędzy wartościami składowych prędkości wyznaczonymi za pomocą symulacji CFD a pomiarami PIV zawiera się w przedziale 4-29%. Rozbieżności wynikowe pomiędzy symulacją a pomiarem na wykresach 10.1-10.8 mogą wynikać ze złożonego zjawiska formowania oraz zanikania struktur wirowych powstających podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym. Problem ten wynika z faktu, iż zawirowania w przepływie są trudne do jednoznacznego scharakteryzowania ze względu na dużą ilość zmiennych wpływających na ich przebieg oraz trudnościach związanych z dokładnym opisem zjawiska powstawania jak również zanikania struktur wirowych po obu stronach tarczy mieszadła.

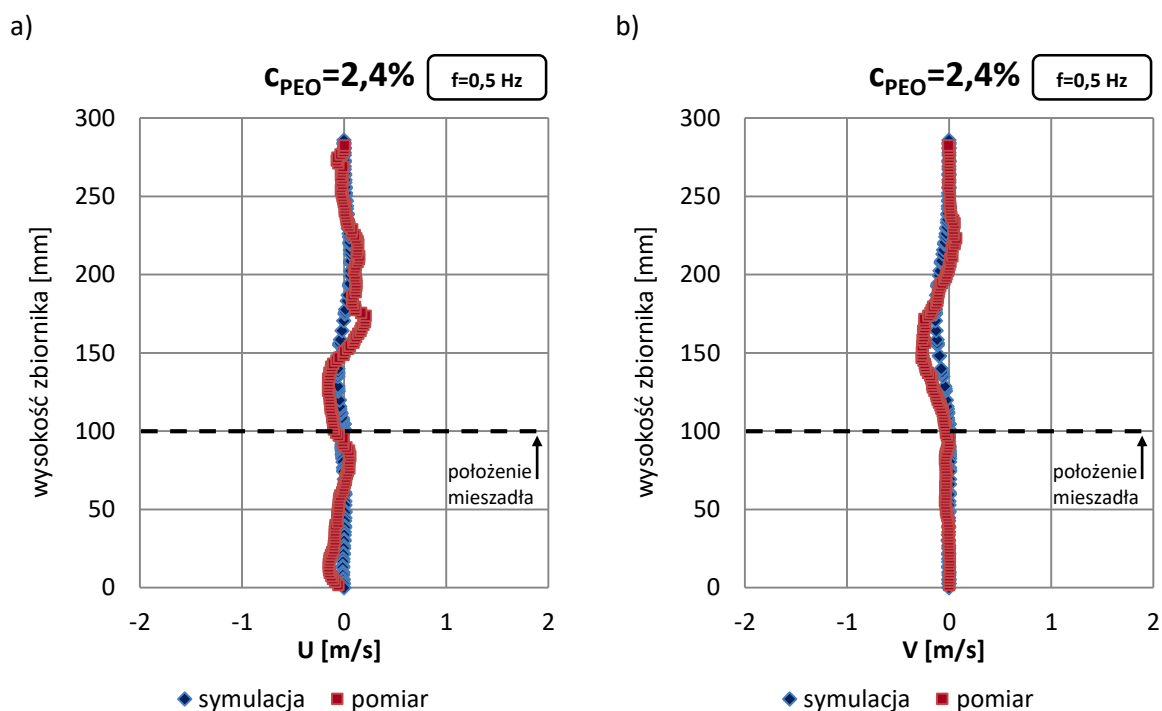


## 10.2 PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,15$

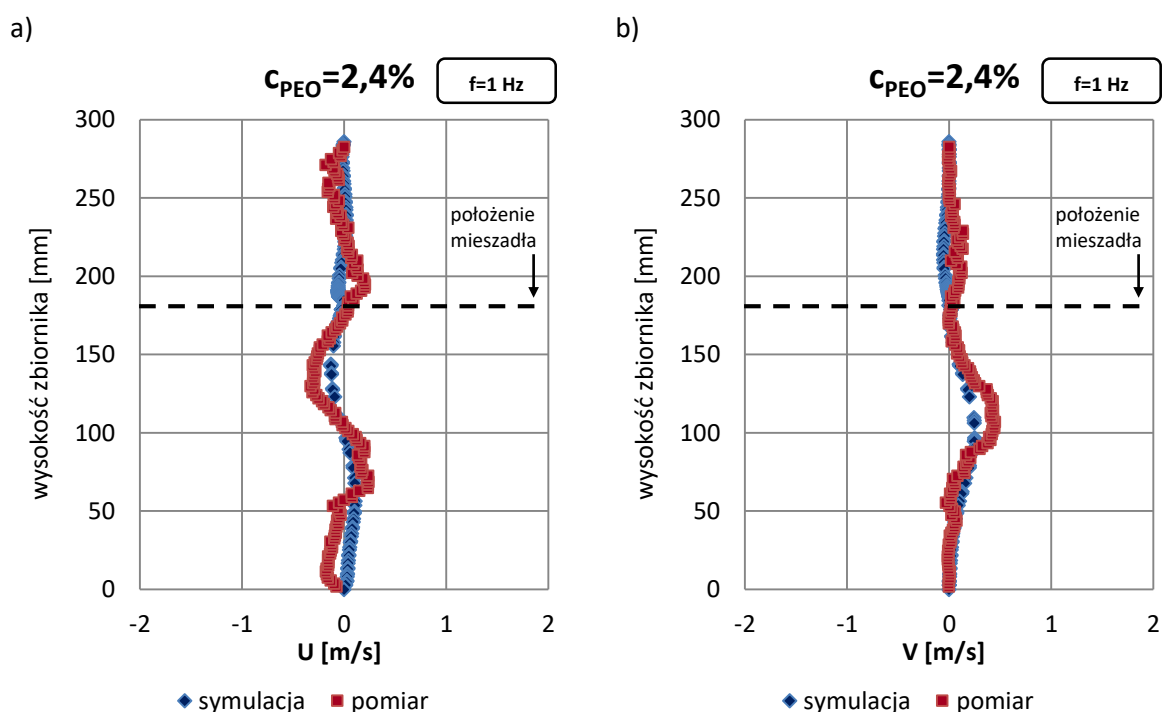
Na wykresach 10.9-10.16 dokonano zestawienia krzywych ilustrujących zmiany składowych prędkości przepływu cieczy podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV. Wspomniane krzywe wyznaczono dla dwóch charakterystycznych położenia mieszadła w mieszalniku (górne i dolne). Składowe promieniowe –  $U$ [m/s] oraz osiowe –  $V$ [m/s] wektorów prędkości wyznaczono dla mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,15$  i średnicy  $D=0,238$ [m]. Mieszana ciecz stanowił wodny roztwór politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  Pomiary prędkości wykonano na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości  $0,0715$  [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Zakres częstotliwości wibracji mieszadła wynosił  $f=0,5; 1; 1,5$  i  $2$  [Hz], zaś amplituda jego ruchu  $A=0,04$ [m].



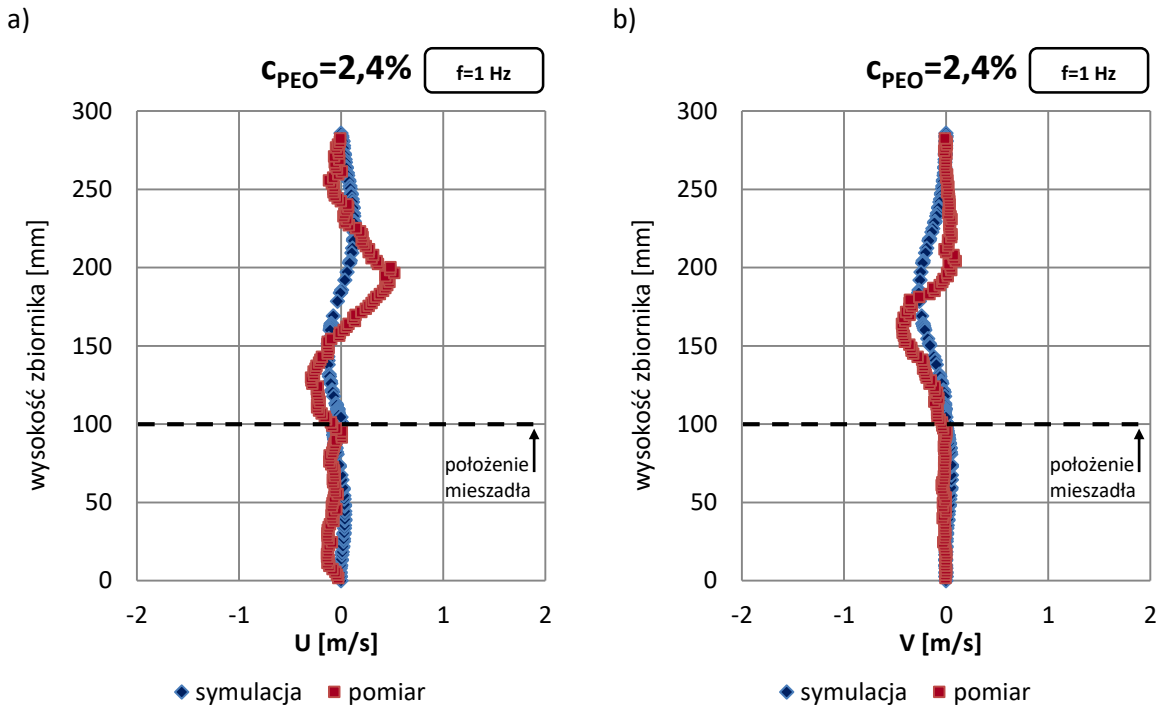
Rys.10.9. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04$ [m],  $f=0,5$ [Hz],  $D=0,238$ [m], mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



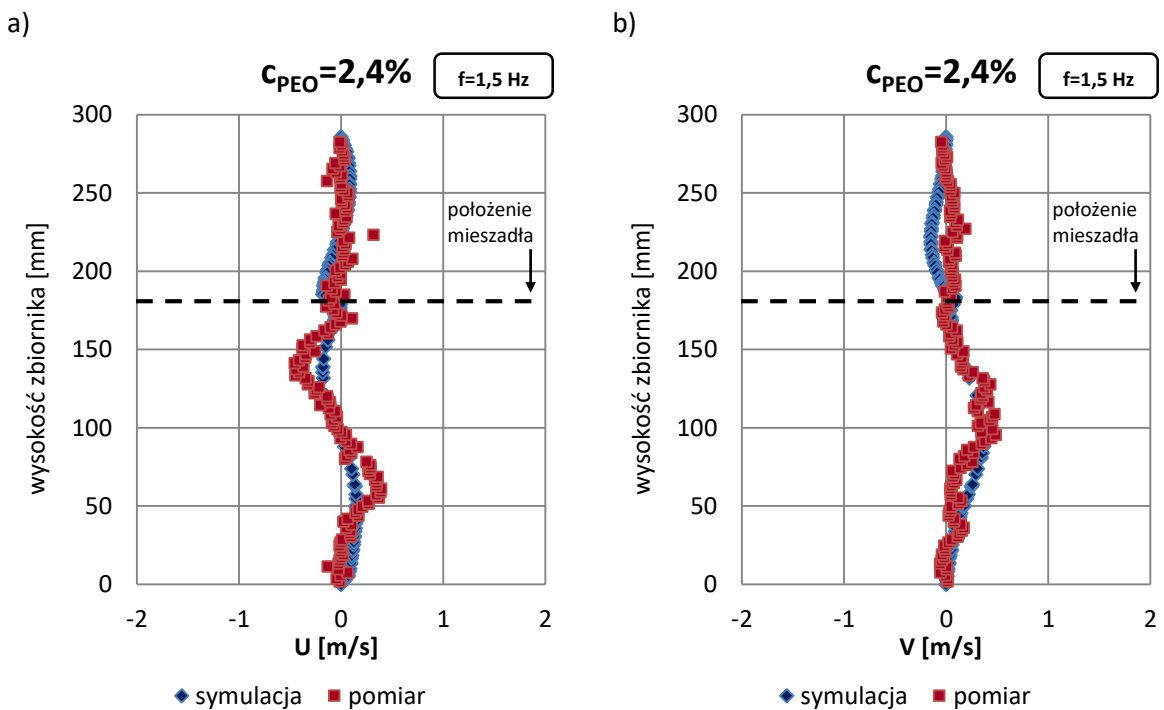
Rys.10.10. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



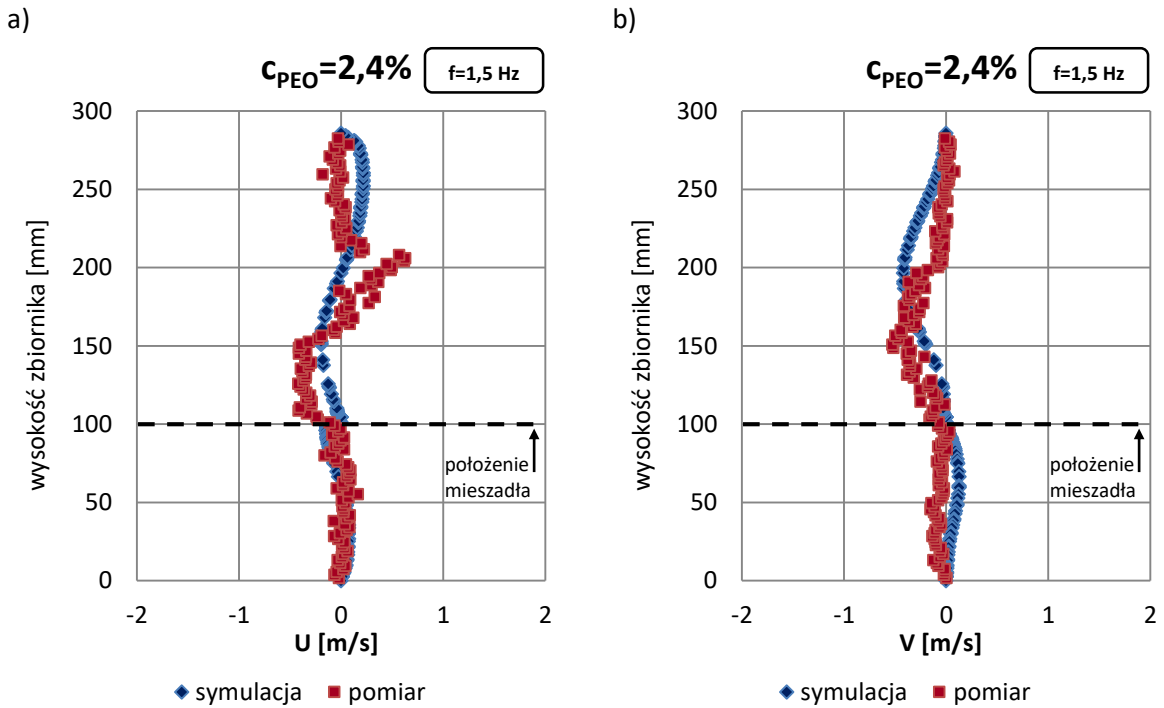
Rys.10.11. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



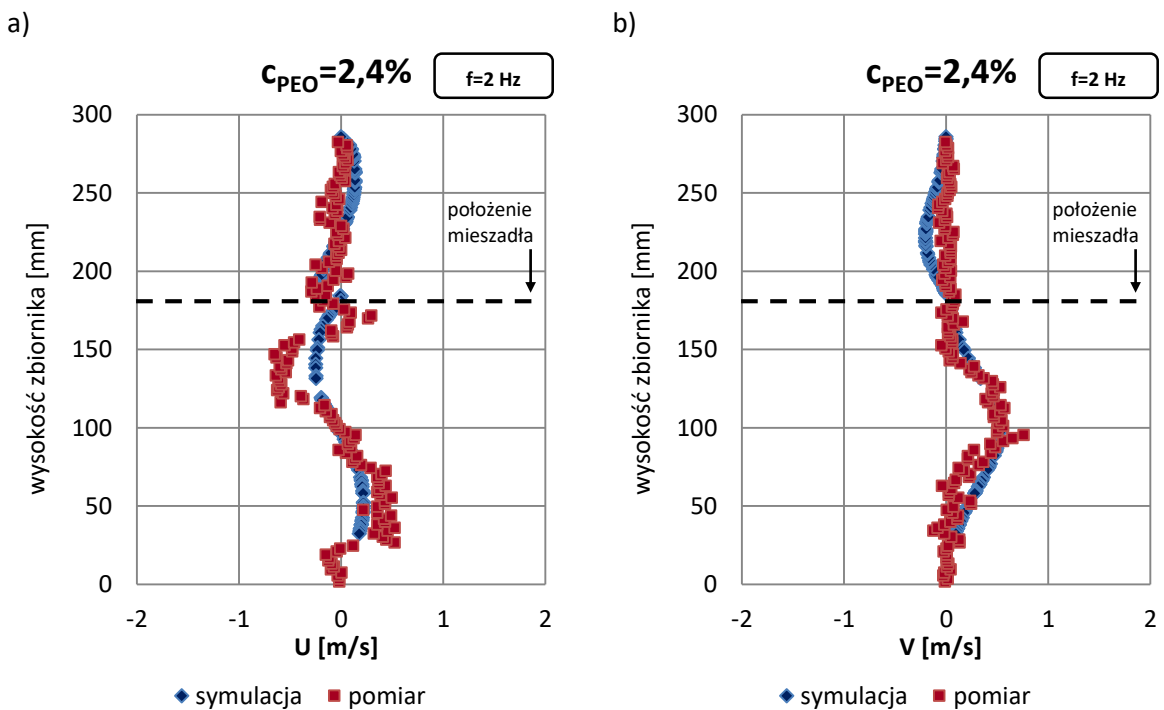
Rys.10.12. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



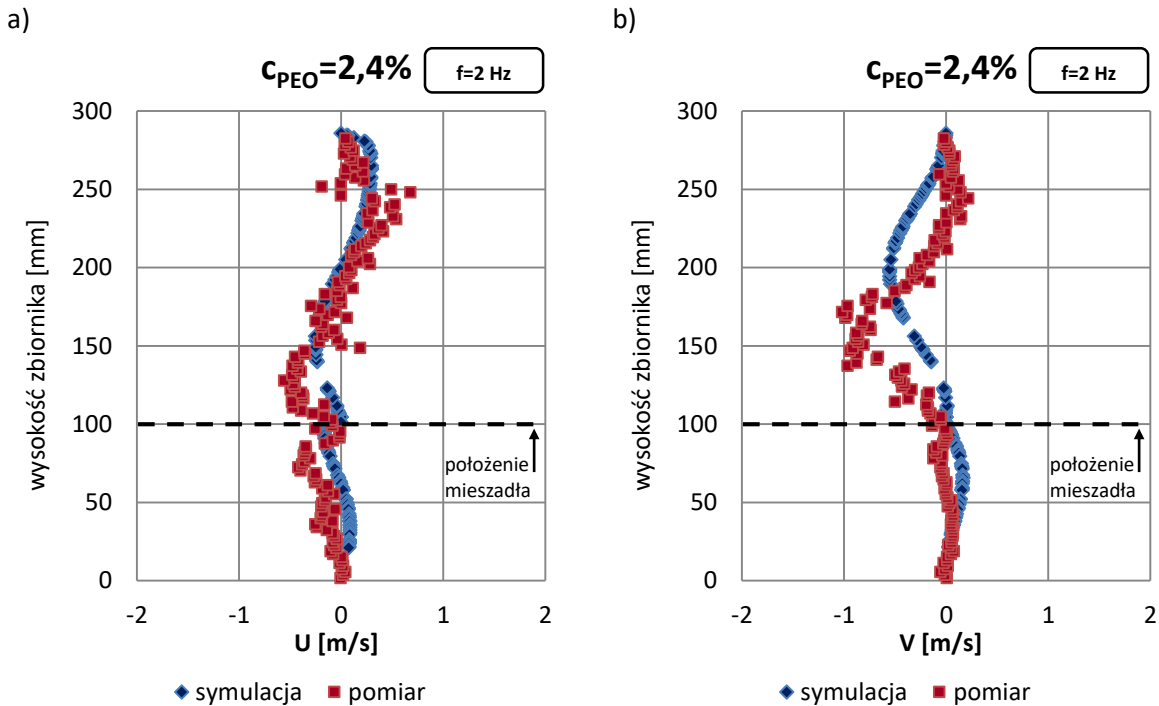
Rys.10.13. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



Rys.10.14. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



Rys.10.15. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )



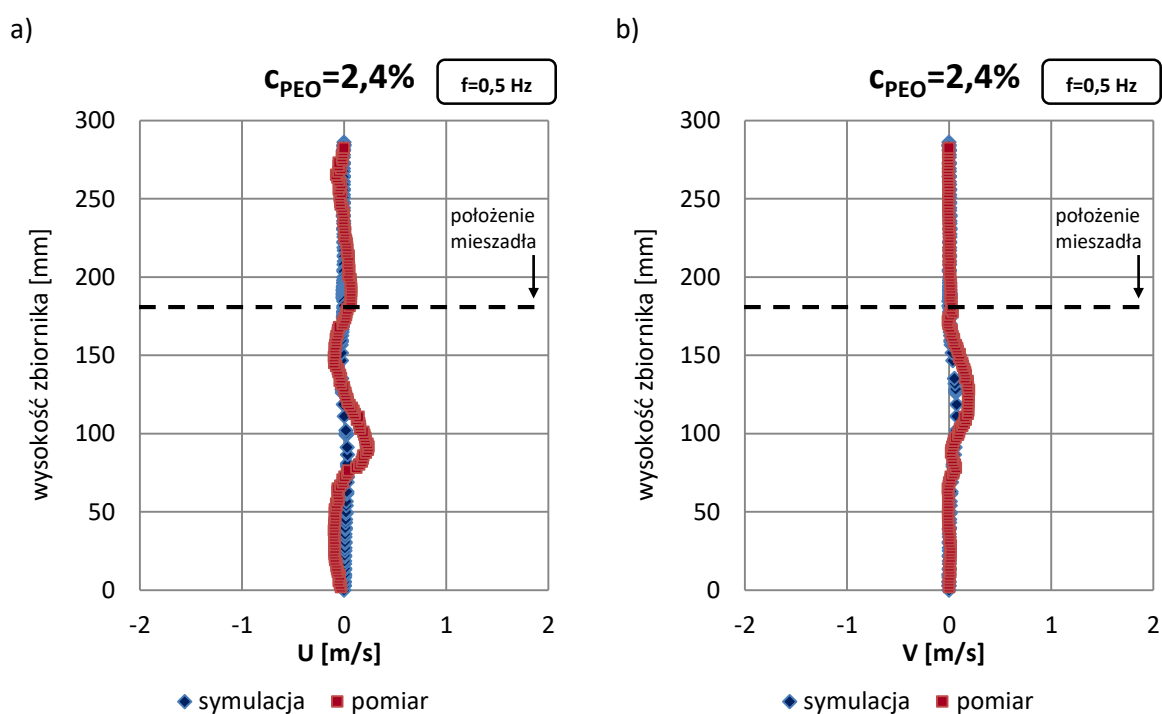
Rys.10.16. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,15$ )

Składowe prędkości przepływu wyznaczone za pomocą symulacji CFD oraz pomiarów PIV przy skrajnym górnym i dolnym położeniu mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$  (rys. 10.9-10.16) są bardzo zbliżone do siebie zarówno pod względem wartości jak i rozkładu prędkości. Średni błąd względny pomiędzy wartościami składowych prędkości wyznaczonych za pomocą symulacji CFD a pomiarami PIV zawiera się w przedziale 3-18%.

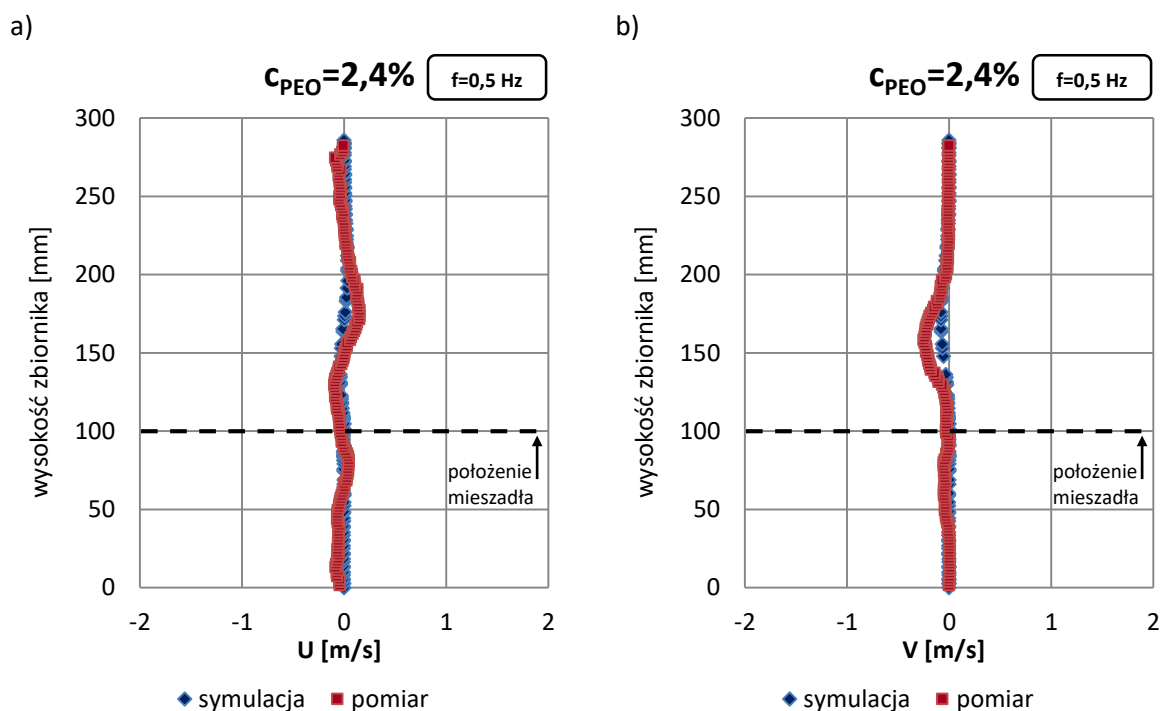
Porównując wykres 10.7 (dla mieszadła pełnego) z wykresem 10.15 (dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$ ) można zauważyć wpływ perforacji mieszadła na prędkość przepływu cieczy w badanej przestrzeni w mieszalniku. Widoczny jest spadek prędkości przepływu cieczy wraz z występowaniem perforacji w mieszadle. W przypadku symulacji CFD dla górnego położenia mieszadła perforowanego  $\phi=0,15$ , składowa  $U[m/s]$  przyjmuje wartość średnio o połowę mniejszą, a składowa  $V[m/s]$  około 4 razy o mniejszą w porównaniu z mieszadłem pełnym.

### 10.3 PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,25$

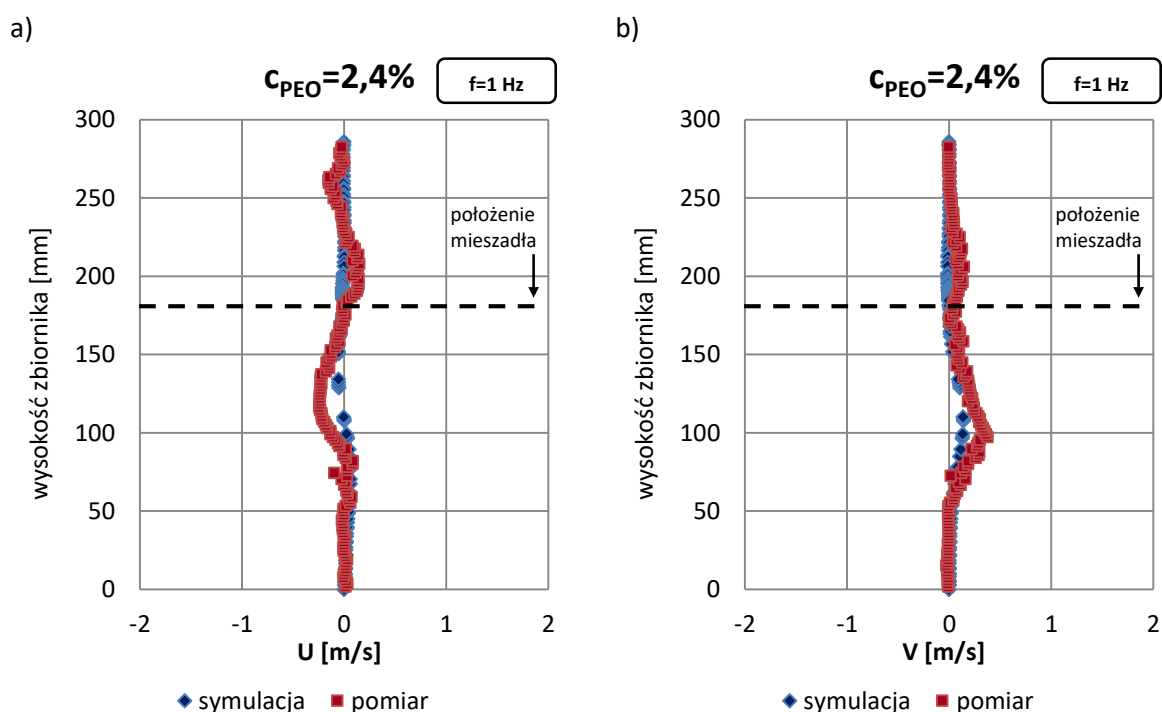
Na wykresach 10.17-10.24 dokonano zestawienia krzywych ilustrujących zmiany składowych prędkości przepływu cieczy podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla dwóch charakterystycznych położenia mieszadła pełnego w mieszalniku (górne i dolne). Wspomniane krzywe wyznaczono na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV. Składowe promieniowe -  $U$  [m/s] oraz osiowe -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczono dla mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,25$  i średnicy  $D=0,238$  [m]. Mieszana ciecz stanowił wodny roztwór politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$ . Pomiary prędkości wykonano na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości  $0,0715$  [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Zakres częstotliwości wibracji mieszadła wynosił  $f=0,5; 1; 1,5$  oraz  $2$  [Hz], zaś amplituda ruchu mieszadła  $A=0,04$  [m].



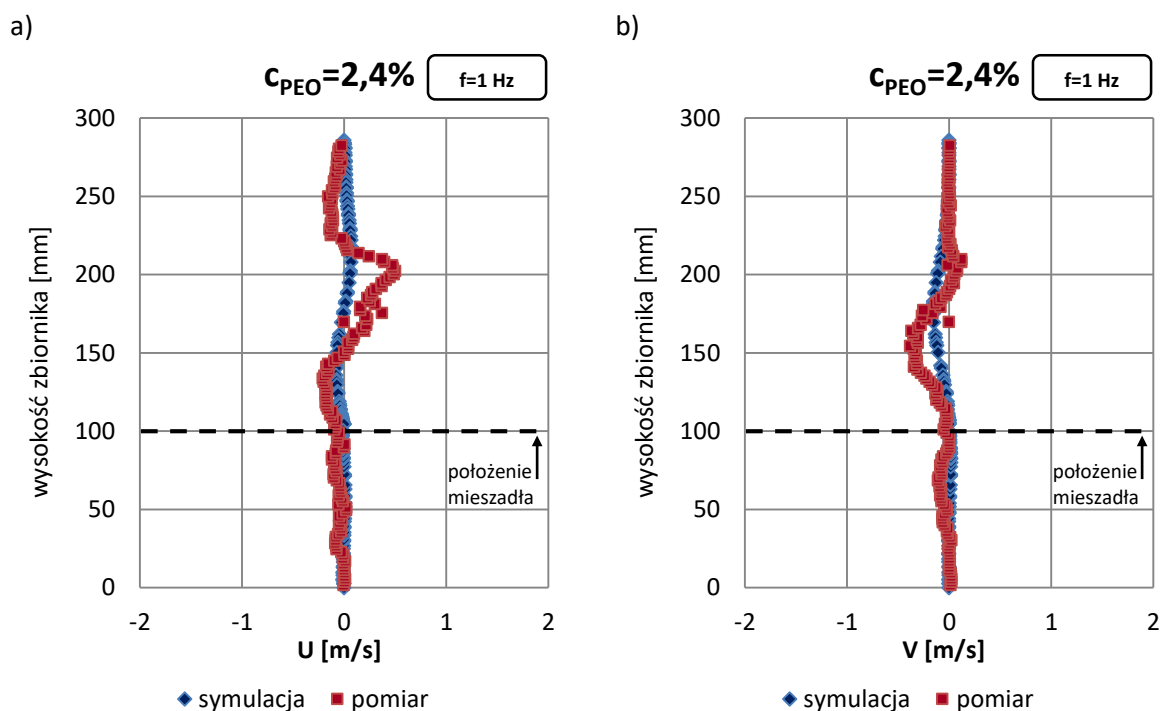
Rys.10.17. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04$ [m],  $f=0,5$ [Hz],  $D=0,238$ [m], mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )



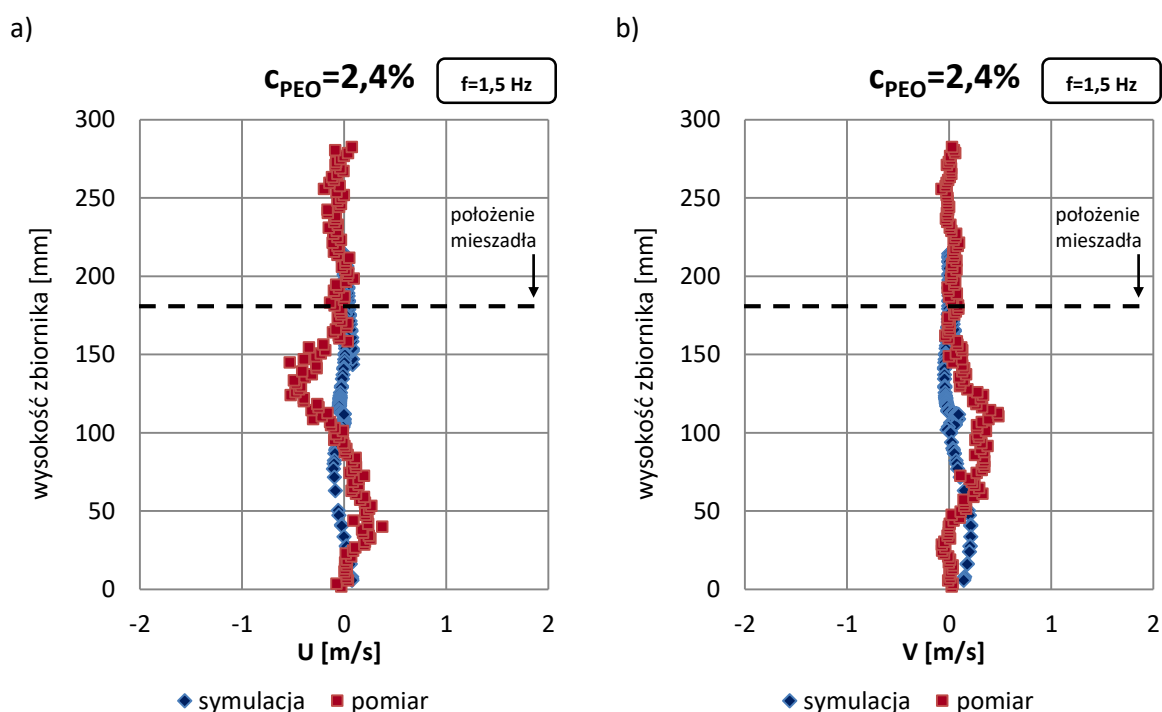
Rys.10.18. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )



Rys.10.19. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )

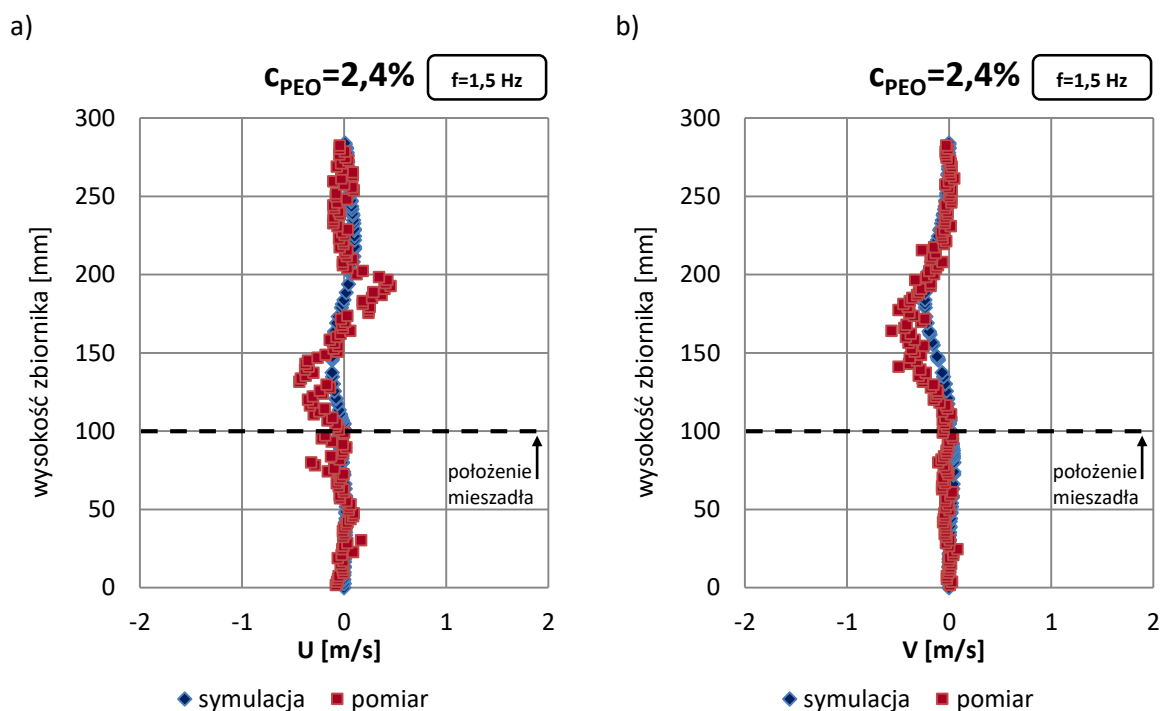


Rys.10.20. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )

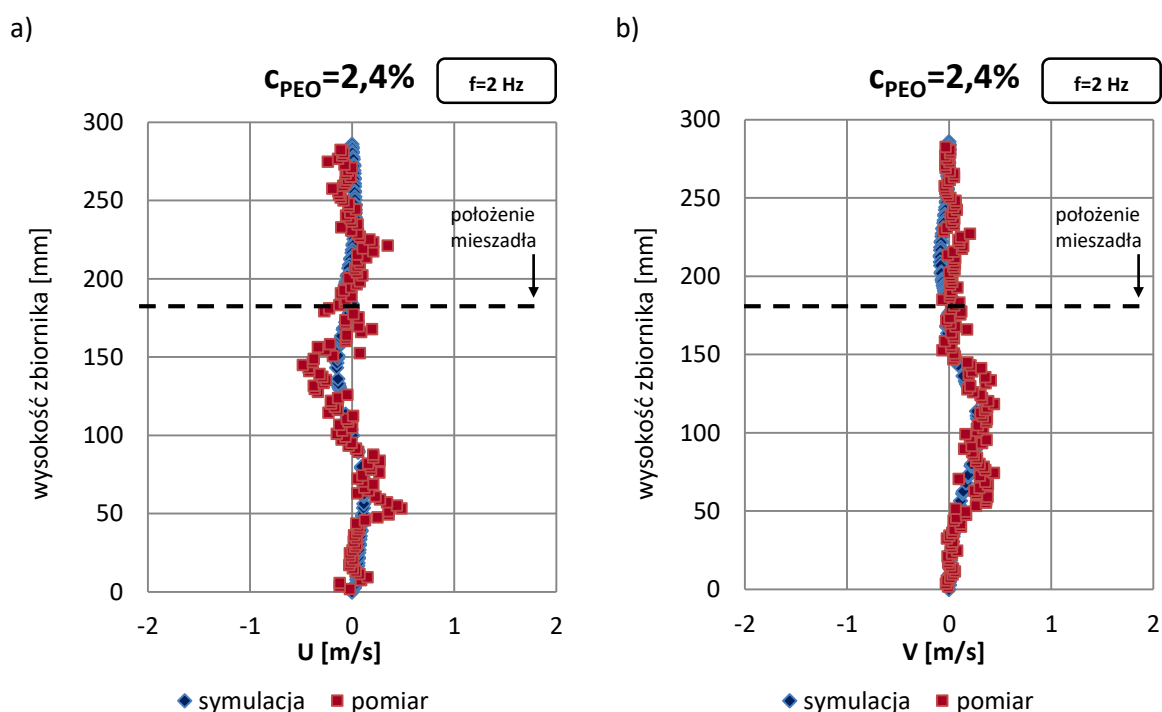


Rys.10.21. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )

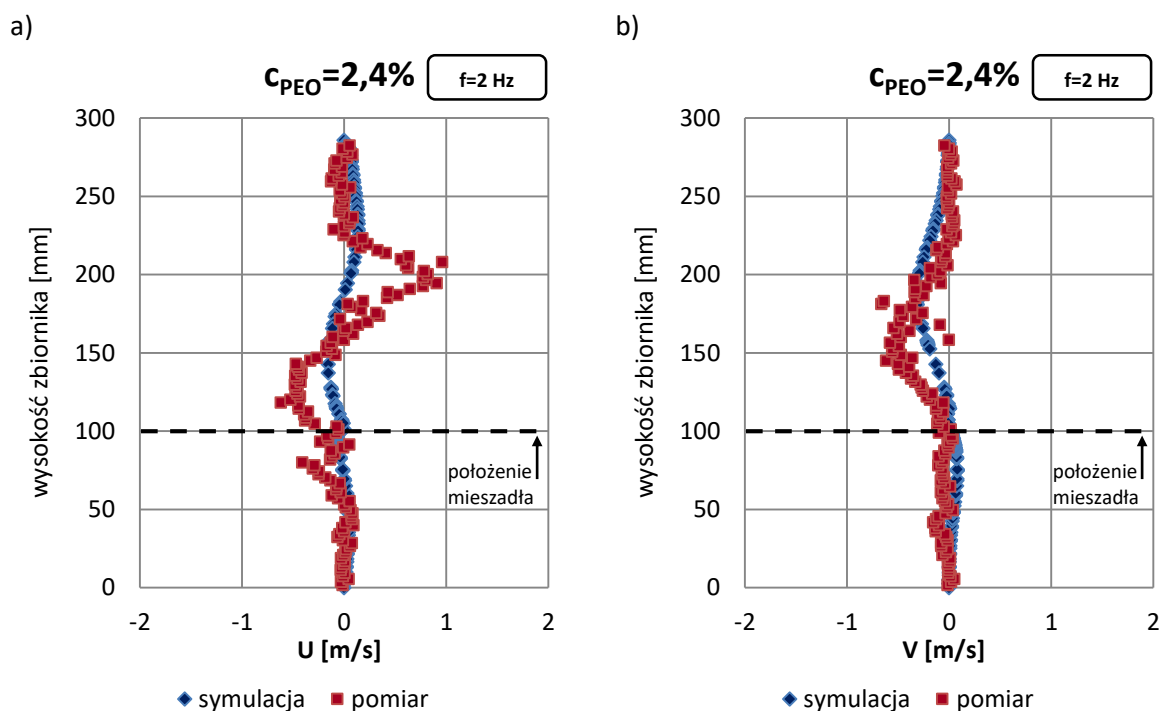




Rys.10.22. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )



Rys.10.23. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )



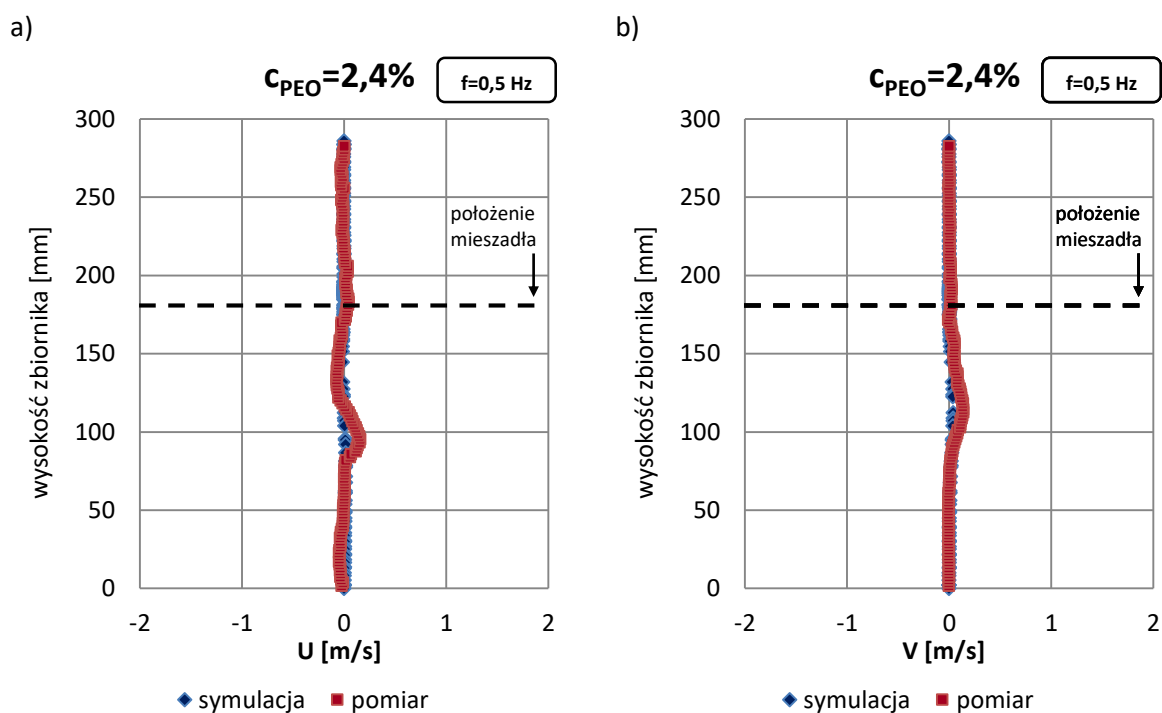
Rys.10.24. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,25$ )

Składowe prędkości przepływu wyznaczone za pomocą symulacji oraz pomiarów przy górnym i dolnym położeniu mieszadła perforowanego  $\phi=0,25$  są zbliżone do siebie zarówno pod względem wartości jak i rozkładu prędkości. Średni błąd względny pomiędzy wartościami składowych prędkości wyznaczonymi za pomocą symulacji CFD a pomiarami PIV zawiera się w przedziale 2-17%.

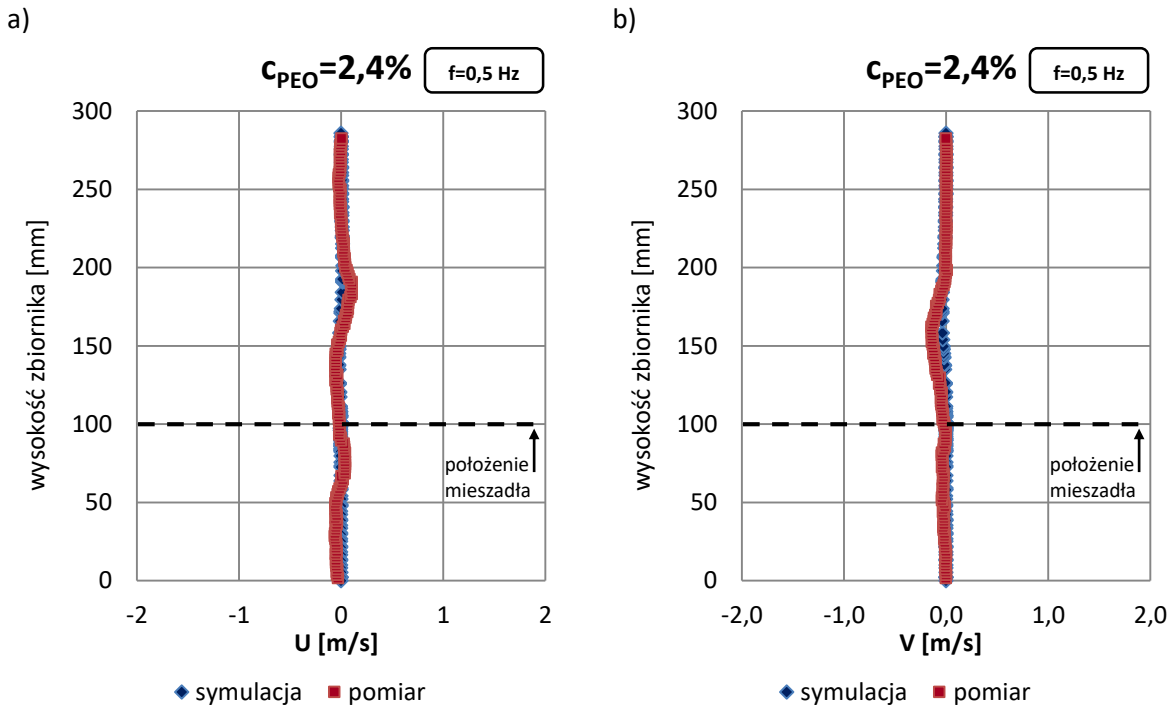
Szczególnie zbieżne są wykresy 10.22 i 10.23 dla częstotliwości wibracji mieszadła  $f=1,5 Hz$ , gdzie wyniki zarówno z symulacji oraz z pomiarów wykazują najmniejszy błąd względny wartości prędkości wzdłuż zbiornika w badanej przestrzeni.

## 10.4 PORÓWNANIE WYNIKÓW DLA MIESZADŁA PERFOROWANEGO $\phi=0,35$

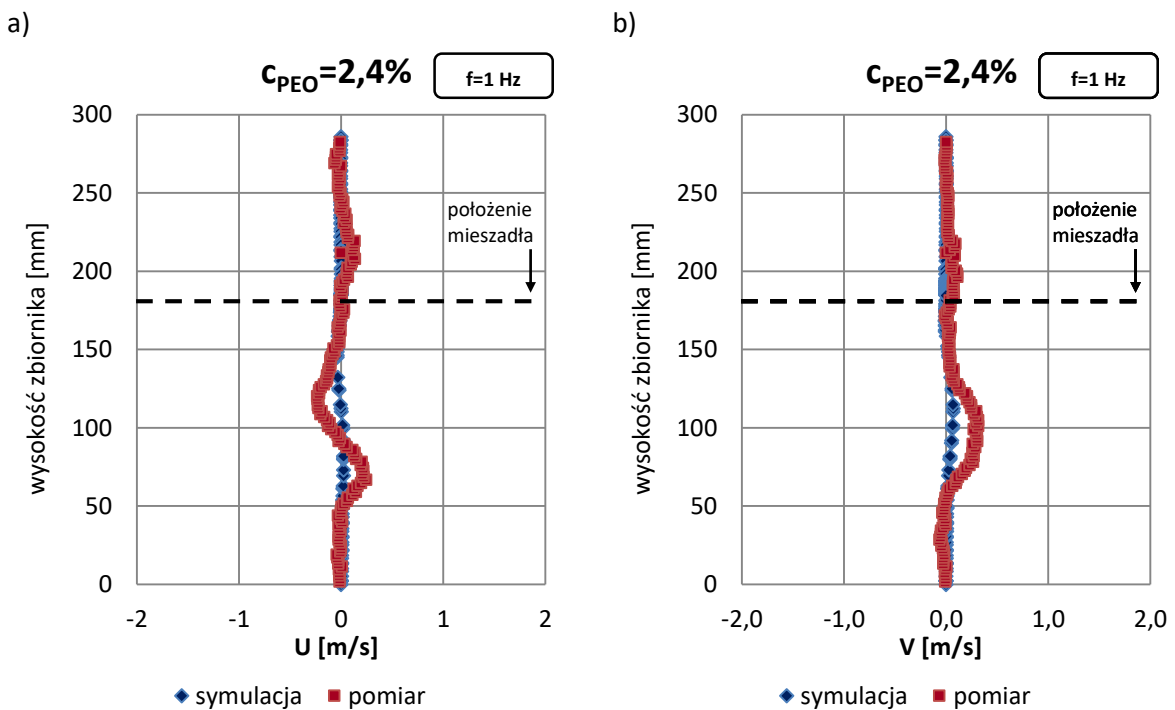
Na wykresach 10.25-10.32 dokonano zestawienia krzywych ilustrujących zmiany składowych prędkości przepływu cieczy podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla dwóch charakterystycznych położenia mieszadła pełnego w mieszalniku (górne i dolne). Wspomniane krzywe wyznaczono na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV. Składowe promieniowe -  $U$  [m/s] oraz osiowe -  $V$  [m/s] wektorów prędkości wyznaczono dla mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,35$  i średnicy  $D=0,238$  [m]. Mieszana ciecz stanowił wodny roztwór politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$ . Pomiary prędkości wykonano na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości  $0,0715$  [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika). Zakres częstotliwości wibracji mieszadła wynosił  $f=0,5; 1; 1,5$  oraz  $2$  [Hz], zaś amplituda ruchu mieszadła  $A=0,04$  [m].



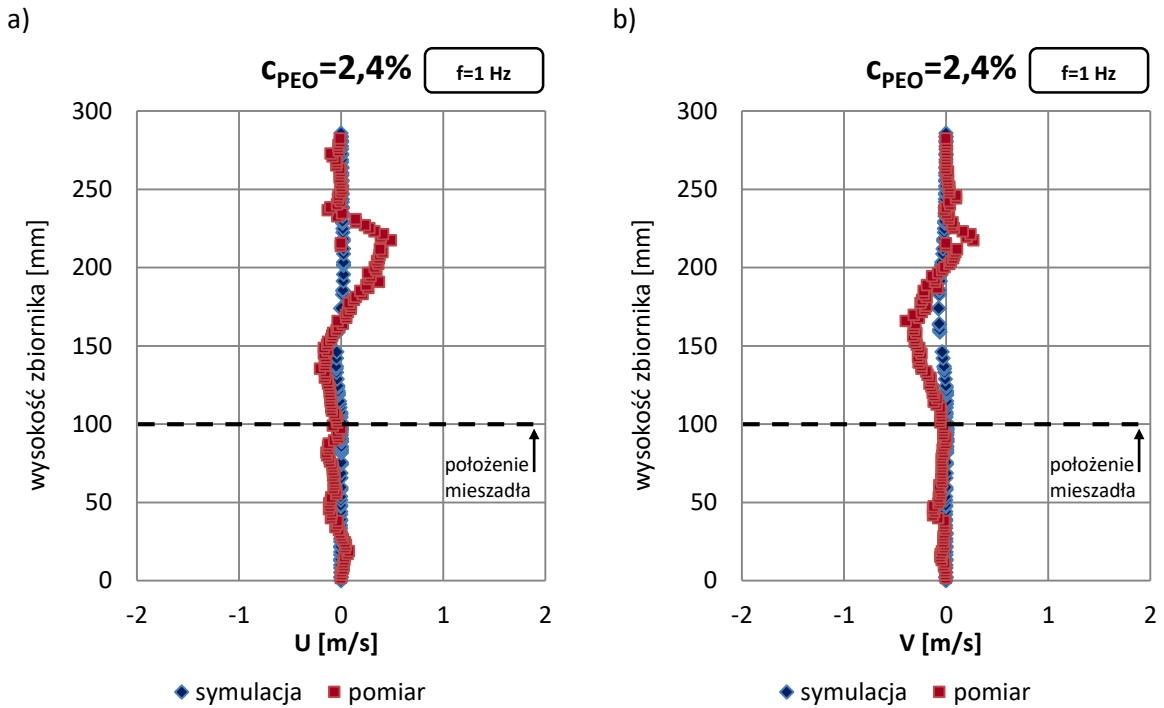
Rys.10.25. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04$ [m],  $f=0,5$ [Hz],  $D=0,238$ [m], mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



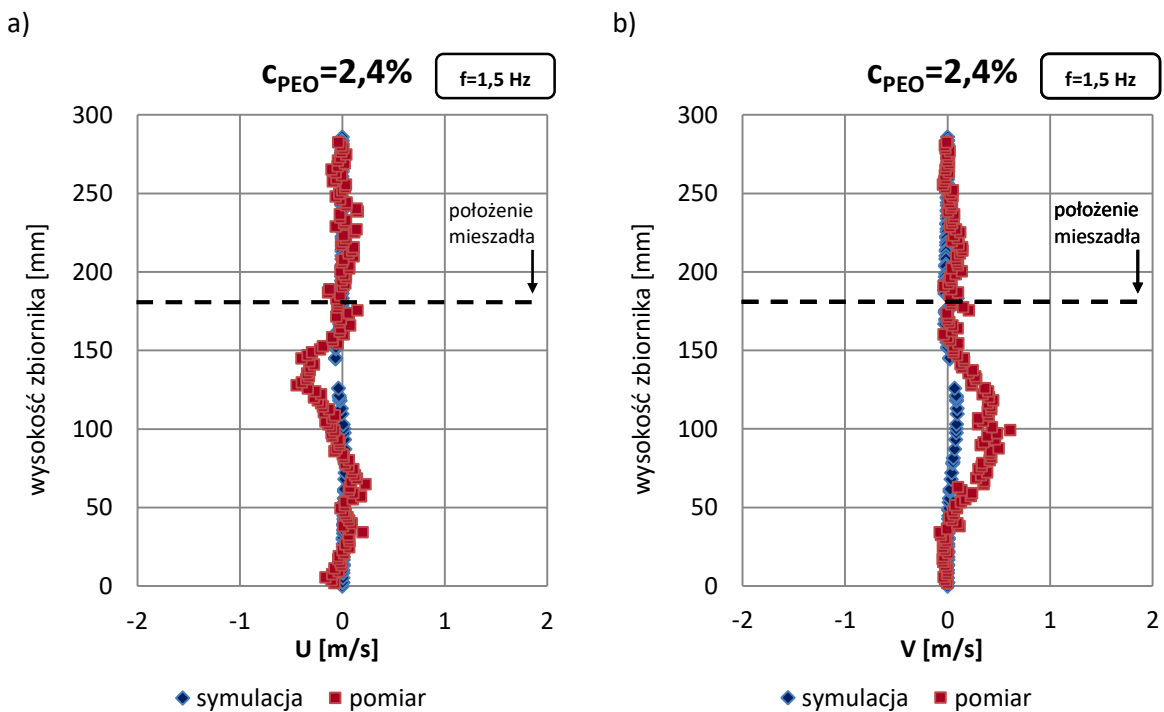
Rys.10.26. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=0,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



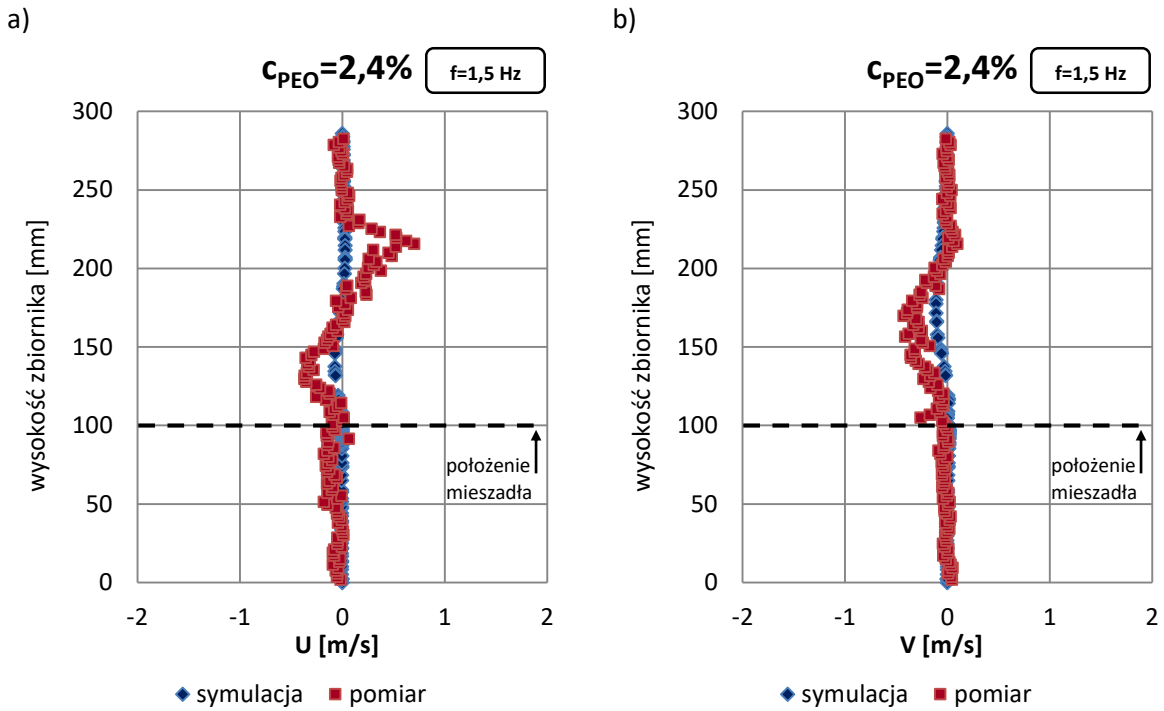
Rys.10.27. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



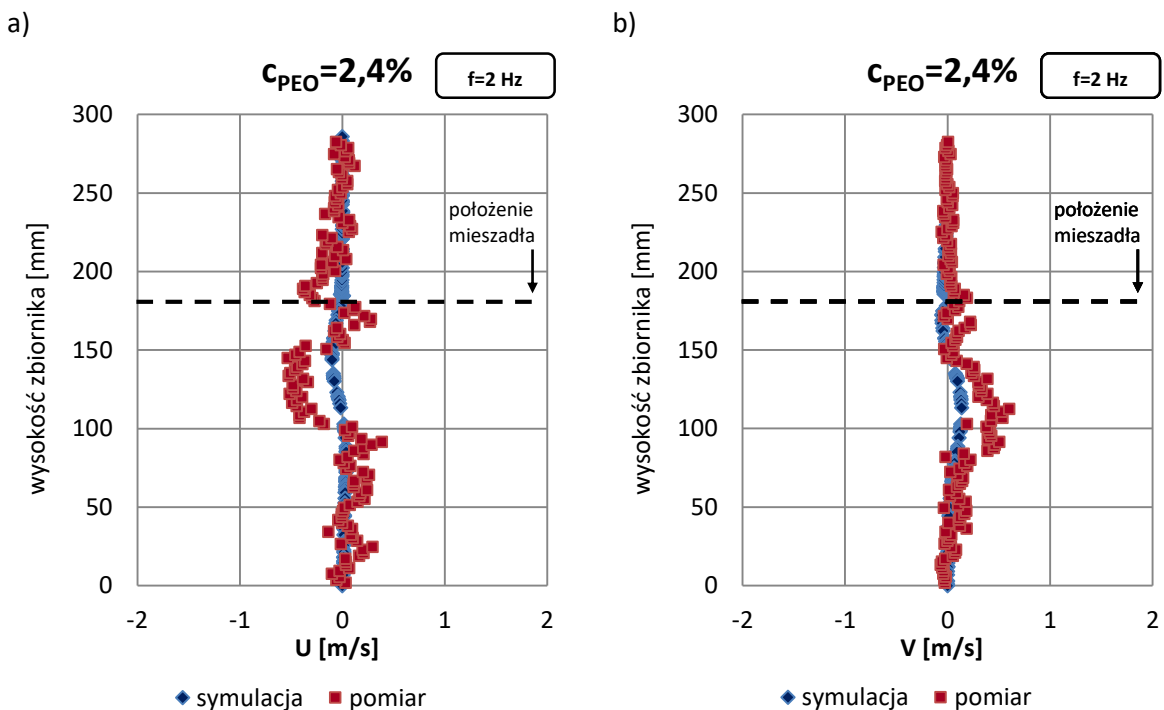
Rys.10.28. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



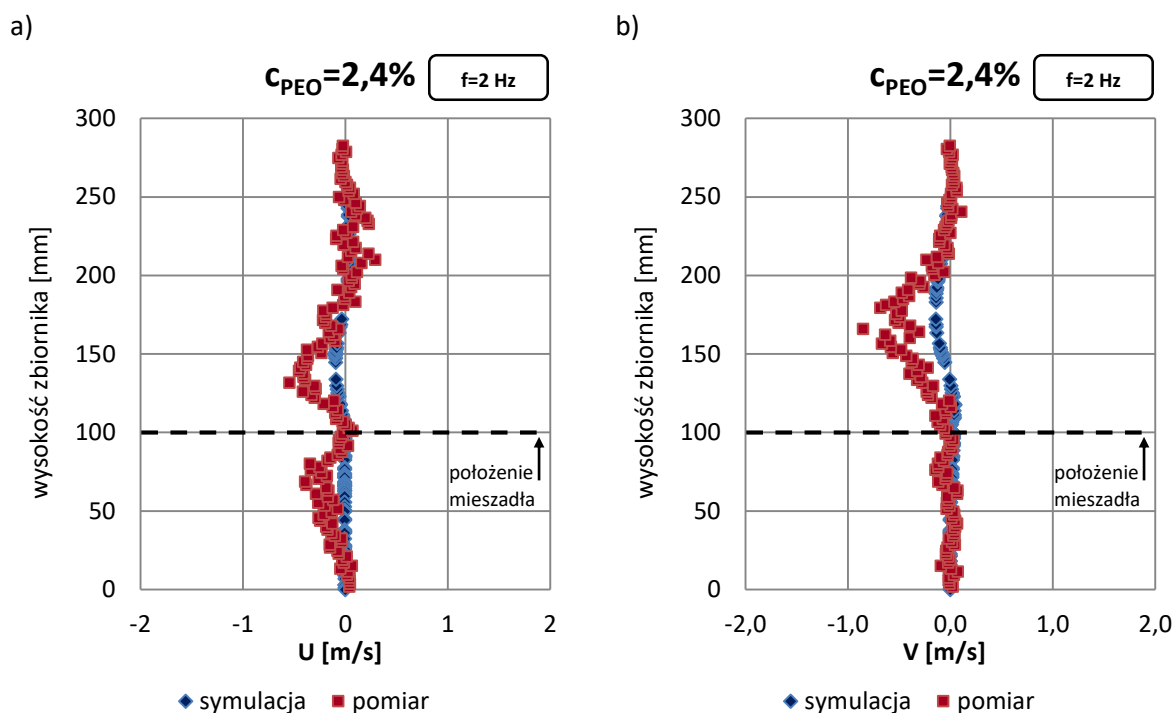
Rys.10.29. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



Rys.10.30. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=1,5[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



Rys.10.31. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **górnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238[m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )



Rys.10.32. Porównanie składowych prędkości przepływu przy skrajnym **dolnym położeniu mieszadła** w połowie promienia mieszalnika wyznaczonych na podstawie symulacji CFD i pomiarów PIV dla mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  przy stężeniu roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$ : a) prędkość promieniowa, b) prędkość osiowa, ( $A=0,04[m]$ ,  $f=2[Hz]$ ,  $D=0,238 [m]$ , mieszadło perforowane  $\phi=0,35$ )

Składowe prędkości przepływu wyznaczone za pomocą symulacji oraz pomiarów przy górnym i dolnym położeniu mieszadła perforowanego  $\phi=0,35$  są zbliżone do siebie zarówno pod względem wartości jak i rozkładu prędkości. Średni błąd względny pomiędzy wartościami składowych prędkości wyznaczonymi za pomocą symulacji CFD a pomiarami PIV zawiera się w przedziale 2-15%. Jednocześnie zauważalne jest, że dla mieszadła o stopniu perforacji  $\phi=0,35$  uzyskiwane są najmniejsze wartości prędkości przepływu (w badanym zakresie częstotliwości wibracji mieszadeł) w porównaniu z pozostałymi mieszadłami.

## 11. PODSUMOWANIE I UWAGI KOŃCOWE

W pracy przedstawiono wyniki badań parametrów reologicznych wodnych roztworów politlenku etylenu (PEO) dla wybranych stężeń ( $c_{PEO}=1,2; 2,4; 3,6; 4,8\%$ ) w ustalonej temperaturze, równej  $20^{\circ}\text{C}$ . Krzywe reologiczne wybranych roztworów zostały opisane za pomocą modelu Ostwalda de Waele (tzw. prawa potęgowego). Współczynniki modelu, takie jak współczynnik konsystencji płynu  $k$  oraz wskaźnik zachowania się przepływu  $n$ , wyznaczono za pomocą algorytmu Levenberga-Marquardta do estymacji nieliniowej. Wartości wyznaczonych współczynników wskazują, że roztwory są płynami nienewtonowskimi (pseudoplastycznymi, rozrzedzanymi ścinaniem), z wyjątkiem roztworu o najniższym stężeniu ( $c_{PEO}=1,2\%$ ), dla którego krzywa płynięcia jest zbliżona do krzywej płynięcia płynów newtonowskich.

Wyniki badań reologicznych wodnych roztworów PEO posłużyły do wykonania analizy CFD przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym podczas procesu mieszania. W modelowaniu CFD wykorzystano metodę symulacji przy zastosowaniu równań RANS (ang. *Reynolds-averaged Navier–Stokes equations*) przepływu płynu. Zakres symulacji obejmował opracowanie matematycznego modelu symulacyjnego CFD mieszalnika oraz numeryczną analizę hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym. W symulacji rozpatrywano wpływ różnych rozwiązań konstrukcyjnych zastosowanych mieszadeł tarczowych (pełnego i perforowanych o tych samych średnicach  $D=0,238\text{m}$ ) na hydrodynamikę przepływu cieczy w zależności od wyznaczonych parametrów reologicznych wodnych roztworów PEO, zaimplementowanych do programu obliczeniowego.

Symulacje przeprowadzono dla następujących rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł:

- e) mieszadło pełne,
- f) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ ,
- g) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ ,
- h) perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Analizie numerycznej poddano rozkład średnich prędkości oraz energii kinetycznej turbulencji przepływu płynu w wybranych położeniach mieszadła w mieszalniku na podstawie wyznaczonych wektorowych map przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym. Dla procesu mieszania w układzie zbiornik-mieszadło można było wyróżnić dwa graniczne położenia mieszadła w zbiorniku - zgodnie z założoną amplitudą ich ruchu  $A=0,04$  [m]. Wyróżnione graniczne wychylenia mieszadeł to:

- c) maksymalne górne wychylenie mieszadła (w wyniku ruchu mieszadła w kierunku powierzchni cieczy)
- d) oraz maksymalne dolne wychylenie mieszadła (w wyniku ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika).

Wyniki symulacji CFD przedstawiono dla wodnego roztworu PEO o przykładowym stężeniu  $c_{PEO}=2,4\%$  dla skrajnych położenia mieszadła zgodnie z założoną amplitudą ich ruchu. Analizę przepływu dla charakterystycznych położenia dysku w mieszalniku: górnego oraz dolnego, przeprowadzono dla częstotliwości wibracji mieszadła kolejno: 0,5 ; 1; 1,5 oraz 2 [Hz].



Na mapach pozyskanych z symulacji wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu.

Zastosowanie mieszadła o konstrukcji dysku perforowanego powoduje dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów. Wykazano iż, wartości maksymalnych prędkości są najmniejsze przy mieszaniu z zastosowaniem mieszadła perforowanego o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Najwyższa wartość energii kinetycznej turbulencji osiągnięta jest przy zastosowaniu mieszadła pełnego w przestrzeni pomiędzy mieszadłem a ścianką zbiornika, natomiast wraz z pojawieniem się perforacji w mieszadle wartość ta maleje. Wzrost stopnia perforacji mieszadła powoduje zmniejszenie wartości energii kinetycznej turbulencji w całej objętości mieszalnika. Dysk perforowany przyczynia się do powstania dodatkowego przepływu cieczy w obszarze otworów, co znacząco zmniejsza zarówno prędkość przepływu cieczy jak i wartość energii kinetycznej turbulencji. Może mieć to istotny wpływ podczas mieszania płynów, które tak jak w przypadku wodnego roztworu PEO, tworzą długie łańcuchy polimerowe podatne na rozpad przy znacznych energiach kinetycznych turbulencji przepływu. Odpowiednio dobrane parametry mieszania mogą przyczynić się bezpośrednio do dłuższego zachowania pierwotnych właściwości płynów tego typu.

W tabeli 11.1 zestawiono przykładowe wyniki maksymalnych wartości prędkości przepływu cieczy w mieszalniku oraz energii kinetycznej turbulencji uzyskane w wyniku symulacji CFD w zależności od rozpatrywanych rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł oraz częstotliwości ich ruchu podczas górnego położenia mieszadła w mieszalniku.

*Tabela 11.1. Maksymalne wartości prędkości przepływu cieczy w mieszalniku oraz energii kinetycznej turbulencji dla rozpatrywanych mieszadeł dla górnego położenia mieszadła w mieszalniku*

c <sub>PEO</sub> =2,4%				
rodzaj mieszadła	amplituda A[m]	częstotliwość wibracji f [Hz]	CFD	
			max prędkość [m/s]	max energia kinetyczna turbulencji [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
mieszadło pełne	0,04	0,5	0,393	0,0140
		1	1,270	0,0431
		1,5	1,630	0,1677
		2	2,070	0,2343
mieszadło perforowane $\phi=0,15$	0,04	0,5	0,265	0,0091
		1	0,594	0,0245
		1,5	0,981	0,0699
		2	1,470	0,1058

mieszadło perforowane $\phi=0,25$	0,5	0,220	0,0074
	1	0,510	0,0206
	1,5	0,743	0,0522
	2	0,952	0,0865
mieszadło perforowane $\phi=0,35$	0,5	0,160	0,0044
	1	0,395	0,0132
	1,5	0,612	0,0509
	2	0,701	0,0628

W dalszej części pracy przeprowadzono badania doświadczalne przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym z wykorzystaniem laserowej anemometrii obrazowej PIV na stanowisku opisanym w rozdziale 8. Wykonano pomiary lokalnych pól prędkości przepływu cieczy i na ich podstawie wyznaczono wektory prędkości, a następnie wektorowe mapy przepływu w płaszczyźnie oświetlenia laserem XY. Metoda PIV pozwoliła na otrzymanie wyników, które umożliwiły wyznaczenie wartości średnich prędkości przepływu w dwóch kierunkach: promieniowym i osiowym.

Wektorowe mapy prędkości przepływu wodnego roztworu politlenku etylenu zostały przygotowane dla roztworów PEO o stężeniach:  $c_{PEO}$ : 1,2%, 2,4%, 3,6%, oraz 4,8% dla dwóch charakterystycznych położenia mieszadeł tarczowych w mieszalniku - maksymalne wychylenie w kierunku powierzchni cieczy (skrajne górne położenie) oraz maksymalne wychylenie mieszadła w kierunku dna zbiornika (skrajne dolne położenie). Wektory na wspomnianych mapach wektorowych obrazują ruch cieczy w pionowej płaszczyźnie przekroju mieszalnika (XY) i są wypadkową składowych prędkości - promieniowej  $U$  [m/s] i osiowej  $V$  [m/s].

Na podstawie wektorowych map wyznaczono wykresy składowych promieniowych i osiowych prędkości średniej podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla granicznych położenia mieszadeł w zbiorniku. Poszczególne krzywe na przedstawionych wykresach ilustrują rozkład składowej  $U$  [m/s] oraz  $V$  [m/s] na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika) dla wszystkich badanych stężeń PEO w wodzie.

Badania z wykorzystaniem anemometrii obrazowej PIV obejmowały wykonanie kilku serii pomiarów dla różnych rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł. Pierwszą serię pomiarów przeprowadzono z użyciem mieszadła pełnego o średnicy  $D=0,238$  [m]. Drugą, trzecią i czwartą serię pomiarów wykonano z użyciem mieszadeł perforowanych o stopniach perforacji kolejno:  $\phi=0,15$ ,  $\phi=0,25$  oraz  $\phi=0,35$  i średnicach tarcz 0,238 [m]. Amplituda ruchu mieszadła w pomiarach za każdym razem wynosiła  $A=0,04$  [m]. Częstotliwość wibracji mieszadła ustawiano w czterech zakresach: 0,5 ; 1; 1,5 oraz 2 [Hz]. Badania wykonano dla wszystkich rozpatrywanych stężeń PEO w wodzie.

Pomiarów dokonywano w momentach kiedy pojedynczo stosowane mieszadła były w swoich granicznych wychyleniach zgodnie z założoną amplitudą ich ruchu  $A=0,04$  [m].

Na mapach wyraźnie widoczne są obszary formowania się wirów pod mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku zwierciadła cieczy) i nad mieszadłem (podczas ruchu mieszadła w kierunku dna zbiornika). Wraz ze wzrostem częstotliwości wibracji mieszadła w zbiorniku znacząco rosną również prędkości przepływu. Stwierdzono, że dysk perforowany podczas mieszania wytwarza dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów, co skutkuje wzrostem zawirowań cieczy w mieszalniku.

Rozpatrując rozkład prędkości w całej objętości zbiornika, wzrost stopnia perforacji mieszadła z  $\phi=0,15$  do  $\phi=0,35$  powoduje zmniejszenie średnich prędkości przepływu. Widoczny jest również rozpad struktury wirowej podczas mieszania przy najmniejszym badanym stężeniu roztworu  $c_{PEO}=1,2\%$  w wyniku oddziaływania dodatkowego przepływu w obszarze otworów. Natomiast wraz ze wzrostem stężenia badanych roztworów (wzrostem dynamicznego współczynnika lepkości) struktury wirowe są wyraźniej zaznaczone. Dysk perforowany o stopniu perforacji równym  $\phi=0,35$  wytwarza największy spośród badanych dodatkowy przepływ cieczy w obszarze otworów, co skutkuje zmianą zawirowań cieczy. Efekt ten można tłumaczyć rosnącym przekrojem przepływu przez mieszadło, zachodzącym wraz ze wzrostem wielkości perforacji i wynikającym stąd spadkiem prędkości przepływu.

Na podstawie otrzymanych wyników analizy PIV można stwierdzić spadek prędkości przepływu w całej objętości mieszalnika wraz ze wzrostem stężenia PEO (wzrost dynamicznego współczynnika lepkości cieczy).

Na podstawie pomiarów PIV wykazano, iż w trakcie operacji mieszania w strefie pomiędzy mieszadłem a ścianką zbiornika, dla stężenia  $c_{PEO}$ : 4,8% widoczny jest wzrost prędkości przepływu cieczy. Również dla roztworów o stężeniach  $c_{PEO}=2,4\%$  i 3,6% składowe promieniowe i osiowe wektory prędkości średniej osiągają miejscami wartości większe niż dla roztworu o stężeniu  $c_{PEO}=1,2\%$ , co może być to wynikiem zmian własności reologicznych roztworu, tj. zachodzącego zjawiska rozrzedzenia ścinaniem, powstającego wraz ze wzrostem stężenia PEO.

Ostatecznie otrzymane wyniki symulacji CFD zostały zestawione z wynikami badań doświadczalnych wykonanych za pomocą pomiaru metodą anemometrii obrazowej PIV w celu weryfikacji zastosowanego modelu numerycznego.

Analizę porównawczą przeprowadzono w oparciu o wektorowe mapy średnich prędkości przepływu dla roztworu  $c_{PEO}=2,4\%$  otrzymane w wyniku przeprowadzonych symulacji CFD oraz pomiarów PIV. Na podstawie wektorowych map wyznaczono wykresy składowych promieniowych i osiowych wektorów średnich prędkości podczas procesu mieszania w mieszalniku wibracyjnym dla maksymalnego wychylenia mieszadła pełnego w kierunku powierzchni cieczy oraz dna zbiornika. Krzywe na wykresach zilustrowały rozkład składowej  $U[m/s]$  oraz  $V[m/s]$  na odcinku wzdłuż wysokości mieszalnika w odległości 0,0715 [m] od osi zbiornika (połowa promienia zbiornika).

Na wektorowych mapach pozyskanych z symulacji CFD wyraźnie widoczne są obszary formowania się struktur wirowych nad oraz pod mieszadłem, w zależności od położenia tarczy mieszadła (górne oraz dolne), w taki sam sposób jak dla pomiarów PIV.

Porównanie symulacji i pomiarów dla składowych promieniowych i osiowych pokazuje zadowalającą zgodność wyników, ze średnim błędem względnym ok. 9,5% i maksymalnym 19,75%, dla wartości składowych prędkości cieczy zmierzonych w wybranym obszarze w mieszalniku. Ostatecznie można stwierdzić, że zastosowany model numeryczny (RANS) może być praktycznie wykorzystany do badań przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym.

W tabeli 11.2 zestawiono przykładowe wartości największych średnich prędkości przepływu cieczy odczytanych z wektorowych map otrzymanych w wyniku symulacji CFD oraz pomiarów PIV dla stężenia PEO w wodzie  $c_{PEO}=2,4\%$ .

Tabela 11.2. Maksymalne wartości średnich prędkości przepływu wyznaczone na podstawie wektorowych map przepływu otrzymanych na podstawie symulacji CFD oraz pomiarów PIV dla stężenia  $c_{PEO}=2,4\%$

<b><math>c_{PEO}=2,4\%</math></b>				
rodzaj mieszadła	amplituda A[m]	częstotliwość wibracji $f$ [Hz]	CFD	PIV
			max prędkość [m/s]	max prędkość [m/s]
mieszadło pełne	0,04	0,5	0,393	0,490
		1	1,270	0,784
		1,5	1,630	1,180
		2	2,070	1,490
mieszadło perforowane $\phi=0,15$		0,5	0,265	0,343
		1	0,594	0,657
		1,5	0,981	0,992
		2	1,470	1,960
mieszadło perforowane $\phi=0,25$		0,5	0,220	0,323
		1	0,510	0,631
		1,5	0,743	1,030
		2	0,952	1,520
mieszadło perforowane $\phi=0,35$		0,5	0,160	0,245
		1	0,395	0,696
		1,5	0,612	1,080
		2	0,701	1,210

Przedstawione w tabeli wartości maksymalne prędkości są w wielu przypadkach porównywalne, a występujące ewentualne rozbieżności mogą wynikać m.in. z błędów pomiarów doświadczalnych związanych z zastosowaniem anemometrii PIV lub niedokładnościami modelu numerycznego.

Niezależnie od rodzaju mieszadła (pełne czy perforowane) użytego podczas procesu mieszania w mieszalniku wytwarzany jest intensywny przepływ cieczy. W przestrzeniach zlokalizowanych najdalej od mieszadła przepływ cieczy jest słabszy i osiąga mniejsze prędkości przepływu.

Rozpatrując rozkład prędkości przepływu cieczy w całej objętości zbiornika na podstawie pomiarów anemometrycznych PIV oraz symulacji CFD można zauważyć, że wzrost stopnia perforacji mieszadła przyczynia się do zmniejszania prędkości przepływu. Na zmniejszenie prędkości przepływu ma również wpływ wzrost stężenia badanych roztworów (wzrost dynamicznego współczynnika lepkości).

Proces mieszania wodnych roztworów politlenku etylenu w mieszalniku wibracyjnym, przy założonych parametrach pracy mieszalnika wibracyjnego, wykazuje stosunkowo nieduże (tabela 11.2) prędkości przepływu, które prawdopodobnie zapewniają dłuższe utrzymywanie się struktur łańcuchów polimerowych w badanych roztworach, co skutkuje możliwością dłuższego zachowania pierwotnych właściwości reologicznych badanych roztworów.

Analiza hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym za pomocą symulacji CFD oraz pomiarów PIV pozwoliła na identyfikację powstałych podczas mieszania struktur wirowych oraz na weryfikację uzyskanych wyników.

Przebadane wodne roztwory PEO, o parametrach określonych w badaniach wstępnych, stanowią w większości grupę płynów pseudoplastycznych, rozrzedzanych ścinaniem. Poznanie hydrodynamiki przepływu cieczy tego typu w mieszalniku wibracyjnym, pozwoliło na ustalenie obszarów o zwiększonej prędkości przepływu w zależności od zastosowanego mieszadła tarczowego. Ma to istotne znaczenie w przypadku mieszania układów, których cechuje możliwość niszczenia wewnętrznych struktur polimerowych, a co za tym idzie – utraty pierwotnych właściwości płynu.

Podsumowując, niniejsza praca miała na celu identyfikację warunków hydrodynamicznych podczas mieszania cieczy nienewtonowskiej mieszadłem wibracyjnym. Cel niniejszej pracy został osiągnięty poprzez wykonanie badań anemometrycznych PIV oraz symulacji CFD hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym. Wyznaczono rozkład i wartości wektorowych pól prędkości przepływu cieczy w mieszalniku w zależności od zastosowanego mieszadła tarczowego oraz częstotliwości jego wibracji (przy stałej amplitudzie). Za pomocą pomiarów PIV sprawdzono również wpływ wzrastającego dynamicznego współczynnika lepkości badanych roztworów politlenku etylenu (w stężeniach kolejno: 1,2%, 2,4%, 3,6%, 4,8%) na wartości średnich prędkości przepływu cieczy w mieszalniku w dwóch kierunkach (promieniowy, osiowy). Ostatecznie dokonano sprawdzenia poprawności zastosowanego modelu numerycznego w symulacji CFD dla wartości składowych prędkości cieczy zmierzonych w wybranym obszarze w mieszalniku, gdzie uzyskano wyniki, ze średnim błędem względnym ok. 9,5% i maksymalnym 19,75%. Odpowiednio dobrany i sprawdzony model numeryczny pozwoli w przyszłości na dalsze prace w dziedzinie mieszania wibracyjnego.

Otrzymane wyniki analiz zawartych w niniejszej pracy mogą w znacznym stopniu wpłynąć na rozwój i poznanie inżynierii procesów zachodzących podczas mieszania cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym. Przyszłościowo, całościowa analiza daje możliwość implementacji uzyskanych informacji w wybranych zastosowaniach przemysłowych.

## LITERATURA

- [1] Ahmed S. U., Ranganathan P., Pandey A., Sivaraman S., *Computational fluid dynamics modeling of gas dispersion in multi impeller bioreactor*, Journal of Bioscience and Bioengineering, 109, 588-597, 2010.
- [2] Ansys Inc., Ansys Fluent 14.0 – *Theory guide*, Ansys Inc., Lebanon 2011.
- [3] Anton Paar *Instruction Manual DMA 38A Density Meter*
- [4] Babnik S., Erklavec-Zajec V., Oblak B., Likozar B., Pohar A., *A Review of Computational Fluid Dynamics (CFD) Simulations of Mixing in the Pharmaceutical Industry*, Biomedical Journal of Scientific & Technical Research, V. 27 (3), 2020, 20732-20736.
- [5] Baird M. H. I., *Axial Dispersion in a Pulsed Plate Column*, Can. J. Chem. Eng, 52, 750-757, 1974.
- [6] Baird M. H. I., Rama Rao N. V., *Characteristics of a Countercurrent Reciprocating Plate Bubble Column. II. Axial Mixing and Mass Transfer*, Can. J. Chem. Eng, 66, 222-231, 1988.
- [7] Baird M. H. I., Rama Rao N. V., Vijayan, *Axial Mixing and Mass Transfer in a Vibrating Perforated Plate Extraction Column*, Can. J. Chem. Eng, 70, 69-76, 1992.
- [8] Baird, M. H. I., *Vibration and Pulsation*, British Chemical Engineering, Vol. 11, No. 1, 1966.
- [9] Barbutti A.D., de Lima Amaral R., de Moura H.L., de Assis Oliveira Júnior F., Nunhez J.R., de Castilho G.J., *A new field correction method for PIV measurements based on mutual information: Case study on a stirred tank flow*, Measurement, Volume 186, 2021
- [10] Barus C.: *Isothermals, Isopiestic and Isometrics Relative to Viscosity*, Am. J. Sci., 45, 87 (1893)
- [11] Boomsma, A. et al., „A comparative experimental evaluation of uncertainty estimation methods for two-component PIV", Measurement Science and Technology, 27(9), 2016
- [12] Cameron S.M., *Theoretical description of PIV measurement errors*, Acta Geophysica, 70, pp.2379–2387, 2022
- [13] Campagnole dos Santos A.A., *Convergence study and uncertainty quantification of average and statistical PIV measurements in a matched refractive index 5x5 rod bundle with mixing vane spacer grid*, Exp. Therm. Fluid Sci., Elsevier, 102, pp.215-231, 2018
- [14] Campesi A., Cerri M.O., Hokka C.O., Badino A.C., *De-termination of the average shear rate in a stirred and aerated tank bioreactor*, Bioprocess Biosyst. Eng., 32, 2009, 241–248
- [15] Chem International B.V, [www.chem-distribution.nl](http://www.chem-distribution.nl) , (dostęp 23.01.2023)
- [16] Chhabra R.P., Richardson J.F., *Non-Newtonian flow and applied rheology: Engineering Applications*, Amsterdam, Elsevier, 2011, 536
- [17] Cullen P. J., *Food mixing – principles and applications*, Willey-Blackwell, West Sussex, 2009
- [18] Dantec Dynamics Inc., *Dynamic Studio v3.20 User's guide*, Dantec Dynamics Inc., Skovlunde 2011

- [19] Dantec Dynamics Inc., [www.dantecdynamics.com](http://www.dantecdynamics.com)
- [20] Deshpande N.S., Barigou M., *Vibrational flow of non-Newtonian fluids*, Chemical Engineering Science 56 (2001) 3845–3853
- [21] Dr Mueller AG, [www.drm.ch](http://www.drm.ch) (dostęp 22.01.2023)
- [22] Enersave Fluid Mixers Inc., [www.enersavemixers.com](http://www.enersavemixers.com) (dostęp: 22.01.2023)
- [23] Fan M., Xu J., Sun H., Wang S., Zhang X., Wang H., Yin W., *Enhancement of chaotic mixing performance in laminar flow with reciprocating and rotating coupled agitator*, Chemical Engineering Science, 280, 2023.
- [24] Gierczycki A. , Dzido G. , Kocurek J., *Badania mieszalnika wibracyjnego*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 47-48
- [25] Gierczycki A., *Badanie zjawiska zawieszania cząstek ciała stałego w cieczy w mieszalnikach wibracyjnych*, Inżynieria Chemiczna i Procesowa, 20, 1999, 23-29
- [26] Gierczycki A.T., *Power curves for vibrating mixers*, Chem. Biochem. Eng.Q., 12, 97 (1998).
- [27] Hano T., Matsumoto M., Ohtake T., *Continuous extraction of penicillin G with liquid surfactant membrane using Vibro Mixer*, Journal of Membrane Science 93, 1994, 61-68
- [28] Hartmann H., Derksen J.J., Montavon C., Pearson J., Hamill I.S., Van den Akker H.E.A., *Assessment of large eddy and RANS stirred tank simulations by means of LDA*, Chemical Engineering Science, V 59 (12), 2004, p. 2419-2432.
- [29] He Y., Bayly A. E., Hassanpour A., Fairweather M., Muller F., *Flow behaviour of an agitated tubular reactor using a novel dynamic mesh based CFD model*, Chemical Engineering Science, 212, 2020.
- [30] Hinze, J.O. (1959) *Turbulence. 2nd Edition*, McGraw Hill, New York.
- [31] Hinze, J.O., *Fundamentals of the Hydrodynamic Mechanism of Splitting in Dispersion Processes*. *AIChE Journal*, 1, 289-295, 1955
- [32] Hirata Y., Dote T., Yoshioka T., Komoda Y., Inoue Y., *Performance of chaotic mixing caused by reciprocating a disk in a cylindrical vessel*, Chemical Engineering Research and Design, 2007, 85(A5): 576–582
- [33] Ibanescu C., Lungu M., Lungu G., Sachelarie A., *Study on vibromixing for polymer solutions*, Iranian Polymer Journal, 7 (2), 1998, 129-135
- [34] Jaworski Z., *Numeryczna mechanika płynów w inżynierii chemicznej i procesowej*, EXIT, Warszawa 2005.
- [35] Jia Z., Xu L., Duan X, Mao Z., Zhang Q., Yang C., *CFD simulation of flow and mixing characteristics in a stirred tank agitated by improved disc turbines*, Chinese Journal of Chemical Engineering, 50, 95-107, 2022.
- [36] Kalashnikov V.N. *Onset conditions for bicontinuity of domain structure in polymeric fluids*. J. Polym. Sci. Part B: Polymer Phys-ics. 1999. V. 37. P. 3208–3216.

- [37] Kamieński J., Wójtowicz R., Spytkowski S., *Warunki wytwarzania zawiesin w mieszalniku z mieszadłem tarczowym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2006, 106-107.
- [38] Kamieński J., Wójtowicz R., *Analiza pracy tarczowych mieszadeł wibracyjnych w układach cieczy wzajemnie nierozpuszczalnych*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 66-67.
- [39] Kamieński J., Wójtowicz R., *Charakterystyki mocy pełnych i perforowanych mieszadeł tarczowych*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 5, 2005, 28-31
- [40] Kamieński J., Wójtowicz R., *Dispersion of liquid-liquid systems in a mixer with a reciprocating agitator*, Chemical Engineering and Processing, 42(12), 2003 1007-1017
- [41] Kamieński J., Wójtowicz R., *Metodyka pomiaru mocy w procesach mieszania wibracyjnego*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 3, 2004, 72-74.
- [42] Kamieński J., Wójtowicz R., *Największa, stabilna średnica kropeł u układach zdyspergowanych wytwarzanych wibracyjnie*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 5, 2003, 80-81.
- [43] Kamieński J., Wójtowicz R., *Rozkłady średnic kropeł podczas rozpraszania cieczy wzajemnie nierozpuszczalnych w mieszalniku wibracyjnym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 68-69.
- [44] Kamieński J., Wójtowicz R., Spytkowski S., *Warunki wytwarzania zawiesin w mieszalniku z mieszadłem tarczowym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 45 (6s), 2006, 106-107
- [45] Karr A.E., *Design, Scale-Up, and Applications of the Reciprocating Plate Extraction Column*, Separation Science and Technology, 15:4, 877-905, 1980.
- [46] Karr A.E., *Performance of a Reciprocating-Plate Extraction Column*, A.I.Ch.E. Journal, 446-452, 1959.
- [47] Karr A.E., Ramanujam S., Lo T. C., Baird M. H. I., *Axial Mixing and Scale up of Reciprocating Plate Columns*, Can. J. Chem. Eng, 65, 373-381, 1987.
- [48] Karr A.E., *Reciprocating Plate Extraction Column As a Cocurrent Mixer*, AIChE Journal, Vol. 30, No. 4, 697-699, 1984.
- [49] Keane R.D., Adrian R.J., *Optimization of particle image velocimeters. Part I: Double pulsed system*, Meas. Sci. Tech., 1, pp. 1202-1215, 1990
- [50] Keane R.D., Adrian R.J., *Optimization of particle image velocimeters. Part II: Multiple pulsed system*, Meas. Sci. Tech., 2, pp. 963-974, 1991
- [51] Keane R.D., Adrian R.J., *Theory of cross-correlation analysis of PIV images*, Appl. Sci. Res., 49, pp. 191-215, 1992
- [52] Kembłowski Z., *Reometria płynów nienewtonowskich*, WNT, Warszawa 1973
- [53] Khalil M., Jan B.M., Raman A.A.A., *Rheological and statistical evaluation of nontraditional lightweight completion fluid and its dependence on temperature*, Journal of Petroleum Science and Engineering, 2011, 77(1), 27-33



- [54] Khalili F., Nasr M. R. J., Kazemzadeh A., Ein-Mozaffari F., *Hydrodynamic performance of the ASI impeller in an aerated bioreactor containing the biopolymer solution through tomography and CFD*, Chemical Engineering Research and Design, 125, 190-203, 2017.
- [55] Kolmogorov, A.N. (1941) *The Local Structure of Turbulence in Incompressible Viscous Fluid for Very Large Reynolds Numbers*. Doklady Akademii Nauk SSSR, 30, 301-304
- [56] Komoda Y., Inoue Y., Hirata Y., *Mixing performance by reciprocating a disk in a cylindrical vessel*, Third International Symposium on Mixing in Industrial Processes, Osaka, Japan, 1999, p. 265-272.
- [57] Kordas M., *Intensyfikacja procesów transportu masy, pędu i energii w mieszalniku cieczy z mieszadłem wykonującym jednoczesny ruch posuwisto-zwrotny i obrotowy*, Print Grup Sp. zo.o., Szczecin 2018
- [58] Kordas M., *Intensyfikacja procesów transportu masy, pędu i energii w mieszalniku cieczy z mieszadłem wykonującym jednoczesny ruch posuwisto-zwrotny i obrotowy*, Szczecin 2018
- [59] Kordas M., *Konstrukcja i charakterystyka mieszalnika z mieszadłem wibracyjno-obrotowym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 49, 3, 2010, 55-56.
- [60] Kordas M., Masiuk S., Rakoczy R., Murdzia E., *Mieszadło do płynów, zgłoszenie patentowe P-387752, BUP nr 21 (960), 2010*
- [61] Kordas M., Masiuk S., Rakoczy R., Murdzia E., *Mieszadło do płynów, zgłoszenie patentowe P-387753, BUP nr 21 (960), 2010*
- [62] Kordas M., Rakoczy R., Grądzik P., Story G., *Rozpuszczanie ciała stałego w mieszalniku z mieszadłem wykonującym ruch obrotowy i posuwisto-zwrotny*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2012, 346-347.
- [63] Kresta S. M., Etchells III A. W., Dickey E. S., Atiemo-Obeng V. A., *Advances in Industrial Mixing: A Companion to the Handbook of Industrial Mixing*, John Wiley&Sons Inc. New Jersey, 2016
- [64] Lechowska J., Kordas M. , Rakoczy R., *Heat transfer investigations in a liquid that is mixed by means of a reciprocating agitator*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 55 (5), 2016, 186-188
- [65] Lo M.Y.A., Gierczycki A.T., Titchener-Hooker N.J., Ayazi Shamlou P., *Newtonian power curve and drop size distributions for vibromixers*, Can. J. Chem. Eng. 76 (1998) 471-478.
- [66] Lo Mei Y., Gierczycki A. T., Titchener-Hooker N. J., Shamlou P. A., *Newtonian power curve and drop size distributions for vibromixers*, Can. J. Chem. Eng., 76, 471 (1998)
- [67] Lounes M., Thibault J., *Hydrodynamics and Power Consumption of a Reciprocating*, Can. J. Chem. Eng, 71, 497-506, 1993.
- [68] Marshall E.M., Bakker A., *Computational Fluid Mixing*, Fluent Inc., Lebanon 2002
- [69] Masiuk S., *Dissolution of solid body in a tubular reactor with reciprocating plate agitator*, Chemical Engineering Journal 83, 139–144, 2001.

- [70] Masiuk S., Kordas M., *Mieszanie zawieszin niesedymentujących mieszadłem wibracyjnym o łopatkach wirujących*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 91-92.
- [71] Masiuk S., Popielewska M., *Mieszanie cieczy w mieszalniku z poziomą przegrodą z łopatkami wirującymi i mieszadłem wibracyjnym tłokowym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 96-97.
- [72] Masiuk S., Popielewska M., *Mieszanie zawieszin niesedymentujących mieszadłem wibracyjnym o zmiennym kącie ustawienia łopatek*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 4, 2002, 94-95.
- [73] Masiuk S., Rakoczy R., *Analiza statystyczna procesu wytwarzania emulsji w mieszalniku wibracyjnym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2006, 138-140.
- [74] Masiuk S., Rakoczy R., Kordas M., *Wpływ mieszania wibracyjnego na charakterystyki mocy dla układów dyspersyjnych przy zmiennej objętości wsadu*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2006, 140-142.
- [75] Masiuk S., Rakoczy R., Pisarek D., *Moc mieszania cieczy lepkiej z napowietrzaniem w mieszalniku z mieszadłem wykonującym ruchy posuwisto-zwrotne*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2006, 142-144.
- [76] Masiuk S., Rakoczy R., *Power consumption, mixing time, heat and mass transfer measurements for liquid vessels that are mixed using reciprocating multiplates agitators*, Chemical Engineering and Processing 46, 2007, 89–98
- [77] Masiuk S., Rakoczy R., *Wpływ mieszania wibracyjnego na gęstość widmową momentów informacyjnych dla układu dyspersyjnego ciecz-ciało stałe*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 6, 2006, 136-138.
- [78] Meriem-Benziane M., Abdul-Wahab S.A., Benaicha M., Belhadri M., *Investigating the rheological properties of light crude oil and the characteristics of its emulsions in order to improve pipeline flow*, Fuel, 2012, 95, 97-107
- [79] Naeeni S. K., Pakzad L., *Droplet size distribution and mixing hydrodynamics in a liquid–liquid stirred tank by CFD modeling*, International Journal of Multiphase Flow, 120, 2019.
- [80] Neal D.R., Bardet P.M., Andr M.A., *Systematic timing errors in laser-based transit-time velocimetry*, 10TH International symposium on particle image velocimetry –PIV13, 2(2), 2013.
- [81] Orlewski P. M., Wang Y., Hosseinalipour M. S., Kryscio D., Iggland M., *Characterization of a vibromixer: Experimental and modelling study of mixing in a batch reactor*, Chem. Eng. R&D, 2018.
- [82] Ovivo UK Ltd, [www.ovivowater.com](http://www.ovivowater.com) (dostęp 25.01.2023)
- [83] Płusa T., Duda P., *Modeling of free-surface shape in unbaffled tanks. Modeling of free-surface shape in unbaffled tanks*, Journal of Physics: Conference Series 2367 (2022) 012004.
- [84] Płusa T., Kocewiak K., Duda P., *Analysis of the Possibilities of Energy Recovery from Gravity Flows in Pipelines in a Copper Ore Enrichment Plant*. Energies 2024, 17, 1548.
- [85] Płusa T., Talaga J., Duda A., Duda P., *Modeling mixing dynamics in uncovered baffled and unbaffled stirred tanks*, AIChE J. 2021;67:e17322.

- [86] Polverari M., van de Ven T.G.M. *Dilute aqueous poly(ethylene oxide) solutions: clusters and single molecules in thermodynamic equilibrium*. J. Phys. Chem. 1996. V. 100. P. 13687–1369.
- [87] Raffel M., Willert C., Wereley S., Kompenhans J., *Particle Image Velocimetry: a practical guide.*, second edition, Springer, 2007
- [88] Rahimi M., Parvareh A., *Experimental and CFD investigation on mixing by a jet in a semi-industrial stirred tank*, Chemical Engineering Journal, V. 115 (1-2), p. 85-92, 2005.
- [89] Rakoczy R., *Analiza teoretyczno-doświadczalna wpływu magnetycznego pola wirującego na wybrane operacje i procesy inżynierii chemicznej*, Wyd. ZUT, Szczecin, 2011
- [90] Rheology Solutions [www.rheologysolutions.com](http://www.rheologysolutions.com) - Thermo Scientific HAAKE Viscotester 550 Brochure (dostęp 01.02.2024)
- [91] Romano M.G., Alberini F., Liu L., Simmons M. J. H., Stitt E.H., *Comparison between RANS and 3D-PTV measurements of Newtonian and non-Newtonian fluid flows in a stirred vessel in the transitional regime*, Chemical Engineering Science, V. 267, 2023.
- [92] Santos-Moreau V., Brunet-Errard L., Rolland M., *Numerical CFD simulation of a batch stirred tank reactor with stationary catalytic basket*, Chemical Engineering Journal, V. 207–208, 2012, p. 596-606
- [93] Schramm G., *Reologia. Podstawy i zastosowania*, Ośrodek Wydawnictw Naukowych PAN, Warszawa 1998
- [94] Sciacchitano A., *PIV image velocimetry uncertainty quantification*, Meas. Sci. Tech, 28 (1), 2019
- [95] Sciacchitano A., Wieneke B., *PIV uncertainty propagation*, Meas. Sci. Tech, 27 (8), 2016
- [96] Sciacchitano, A. et al., *Collaborative framework for PIV uncertainty quantification: Comparative assessment of methods*, Meas. Sci. Tech, 26 (7), 2015
- [97] Sciacchitano, A., Neal, D. R., *Collaborative framework for PIV uncertainty quantification: the experimental database*, *Collaborative framework for PIV uncertainty quantification: comparative assessment of methods*, Meas. Sci. Technol, 26, 2015
- [98] Shamlou P. A., Gierczycki A. T., Titchener –Hooker N. J., *Breakage of flocks in liquid suspensions agitated by vibrating and rotating mixers*, Chemical Engineering Journal, 62, 23-34, 1996
- [99] Shetty A.M., Solomon M.J., *Aggregation in dilute solutions of high molar mass poly(ethylene) oxide and its effect on polymer turbulent drag reduction*, Polymer, 50, 261–270, 2009
- [100] Sierzputowski A., Dobrzanski L., *IX Og. Konf. Nauk. Inż. Chem. i Proc., mat. konf. cz. 3*, Warszawa 1977.
- [101] Singh A. P., Ramaswamy H. S., *Simultaneous optimization of heat transfer and reciprocation intensity for thermal processing of liquid particulate mixtures undergoing reciprocating agitation*, Innovative Food Science and Emerging Technologies 33, 405–415, 2016.

- [102] Singh A. P., Singh A., Ramaswamy H. S., *Modification of a static steam retort for evaluating heat transfer under reciprocation agitation thermal processing*, Journal of Food Engineering, 153, 63-72, 2015.
- [103] Sommerfeld M., Decker S., *State of the Art and Future Trends in CFD Simulation of Stirred Vessel Hydrodynamics*, Chemical Engineering Technology, V. 27 (3), 215-224, 2004.
- [104] Stręk F.: *Mieszanie i mieszalniki*, WNT, Warszawa 1981
- [105] Stryczniewicz W., *Anemometria obrazowa PIV w praktyce badań aerodynamicznych*, WN sieć Badawcza Łukasiewicz – Instytut Lotnictwa, Warszawa, 2020
- [106] Taghavi M., Zadghaffari R., Moghaddas J., Moghaddas Y., *Experimental and CFD investigation of power consumption in a dual Rushton turbine stirred tank*, Chemical Engineering Research and Design, 89, 280-290, 2011.
- [107] Talaga J., Duda P., *Identification of the liquid turbulent flow based on experimental methods*, Archives of Thermodynamics Vol. 41, No. 3, 91–102. 2020
- [108] Talaga J., Wójtowicz R., *Analiza wyników modelowania numerycznego i badań doświadczalnych hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku*, Inż. i Aparat. Chem., nr 4, 80-81, 2010.
- [109] Tkachenko R. N., Khristyuk V. T., Smelyagin A. I., *Use of vibration exposure in red wine technology*, Proceedings of Higher Educational Institutions, Food Technology, 1, 61-64, 2010
- [110] Van Wazer J.R., Lyons J.W., Kim K.Y., Colwell R.E., *Viscosity and Flow Measurement.*, Interscience Publishers, New York, str. 23, 1963
- [111] Wang L., Zhang Y., Li X., Zhang Y., *Experimental investigation and CFD simulation of liquid–solid–solid dispersion in a stirred reactor*, Chemical Engineering Science, 65, 5559-5572, 2010.
- [112] Wang S., Xiong X., Liu P., Zhang Qiongzhi., Zhang Qian, Tao C., Wang Y., Liu Z., *CFD simulation of hydrodynamics and mixing performance in dual shaft eccentric mixers*, Chinese Journal of Chemical Engineering, 62, 297-309, 2023.
- [113] Weissenberg K.: *A continuum theory of rheological phenomena*, Nature, 159, 310 (1947)
- [114] Westerweel J., *Digital particle image velocimetry – Theory and application* Ph.D. Dissertation, Delft University Press, Delft, 1993
- [115] Westerweel J., *Theoretical analysis of the measurement precision in particle image velocimetry*. Exp Fluids 29(1), 2000
- [116] Wieneke B., *PIV Uncertainty Quantification and Beyond*, TU Delft University, Delft University of Technology, 2017
- [117] Wilcox D.C., *Turbulence Modeling for CFD: Third edition*, DCW Industries, Inc., San Diego, California, 2006
- [118] Wilczyński K., *Reologia w przetwórstwie tworzyw sztucznych*, WNT, Warszawa 2001
- [119] Wilkinson W.L., *Ciecze Nienewtonowskie*, WNT, Warszawa 1963

- [120] Willert C., Gharib M., *Digital particle image velocimetry*, Exp. Fluids, 10, pp.181-193, 1991
- [121] Willert C., Stasicki B., Raffel M., Kompenhans J., *A digital video camera for application of particle image velocimetry in high-speed flow*, Proc. SPIE 2546 Intl. Symp. on Optical Science, Engineering and Instrumentation, pp. 124-134, San Diego (USA), 1995
- [122] Willert C., *The fully digital evaluation of photographic PIV recordings*, Appl. Sci. Res., 56, pp.79-102, 1996
- [123] Willert C., *The fully digital evaluation of photographic PIV recordings*, App. Sci. Res., 56, pp.79-102, 1996
- [124] Wojtowicz R. *Choice of an optimal agitated vessel for the drawdown of floating solids*, Industrial & Engineering Chemistry Research, 53 (36), 13989-14001, 2014
- [125] Wójtowicz R., Kocewiak K., Lipin A.A., *Identification of rheological properties of poly(ethylene oxide) – water*, Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol. V. 63. N 9, 2020
- [126] Wójtowicz R., *Numeryczna i eksperymentalna analiza wybranych zagadnień mieszania wibracyjnego*, PK, Kraków 2019
- [127] Wójtowicz R., *The vibromixers – A current state of research and trends of further investigations*, [in:] Process Engineering and Chemical Plant Design 2011, Universitätsverlag der TU Berlin, Berlin 2011
- [128] Wójtowicz-Wróbel A.; Kania O., Kocewiak K., Wójtowicz, R., Dzierwa P., Trojan M., *Thermal-flow calculations for a thermal waste treatment plant and CFD modelling of the spread of gases in the context of urban structures*, Energy, V (263), 2023
- [129] Wu J., Graham L.J., Mehidi N.N. *Estimation of agitator flow shear rate*, American Institute of Chemical Engineers, 56, N 7, 2006
- [130] [www.mediationtechnique.blogspot.com](http://www.mediationtechnique.blogspot.com) (dostęp 22.01.2023)

## STRESZCZENIE

W niniejszej pracy przeprowadzono identyfikację warunków hydrodynamicznych podczas mieszania cieczy nienewtonowskiej mieszadłem wibracyjnym. Ocenę przydatności tego procesu zweryfikowano poprzez wykonanie analizy przepływu wybranych cieczy nienewtonowskich w mieszalniku wibracyjnym. Analizy wykonane zostały za pomocą badań anemometrycznych PIV oraz symulacji CFD hydrodynamiki przepływu cieczy nienewtonowskich. Oznaczało to, wyznaczenie rozkładu i wartości prędkości cieczy w mieszalniku, w zależności od zastosowanego mieszadła tarczowego oraz częstotliwości jego wibracji (przy stałej amplitudzie).

Badanymi cieczami nienewtonowskimi były wybrane wodne roztwory politlenku etylenu PEO (ang. Poly Ethylene Oxide), w stężeniach kolejno: 1,2%, 2,4%, 3,6%, 4,8% wag. Stężenie roztworów było celowo zwiększane, aby sprawdzić wpływ wzrastającej lepkości cieczy na wartości średnich rozkładów prędkości pól prędkości przepływu cieczy nienewtonowskich w mieszalniku w dwóch kierunkach: promieniowy, osiowy. Badaniu poddano również wpływ zastosowanych mieszadeł tarczowych na hydrodynamikę przepływu w mieszalniku wibracyjnym. Podczas pomiarów dla każdego z badanych stężeń PEO zastosowano cztery mieszadła tarczowe, wszystkie o tej samej średnicy równej  $D=0,238[m]$ . Zastosowane mieszadła to: mieszadło pełne, perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,15$ , perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,25$ , perforowane o stopniu perforacji  $\phi=0,35$ .

Zakres niniejszej pracy obejmował:

- wstępne badania reologiczne wodnego roztworu politlenku etylenu o stężeniu  $c_{PEO}$ : 1,2%, 2,4%, 3,6%, oraz 4,8% wag,
- numeryczną analizę hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym za pomocą komputerowej symulacji procesów przepływowych CFD,
- przystosowanie stanowiska badawczego do przeprowadzenia anemometrycznych pomiarów przepływu z zastosowaniem laserowej anemometrii obrazowej PIV oraz eksperymentalna analiza hydrodynamiki przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym.

Modelowanie matematyczne przepływu cieczy w mieszalniku wibracyjnym zrealizowano za pomocą numerycznej symulacji komputerowej CFD w programie Ansys Fluent. W obu przypadkach zastosowano dokładnie ten sam układ współrzędnych, aby móc porównać zgodność otrzymanych wartości prędkości. Pomiarów oraz symulacji przepływu cieczy nienewtonowskiej w mieszalniku wibracyjnym wykonano w temperaturze 20°C. Ostatecznie, w celu sprawdzenia poprawności zastosowanego modelu numerycznego, wyniki badań PIV zestawiono z wynikami symulacji CFD dla wybranego wodnego roztworu politlenku etylenu ( $c_{PEO}$ : 2,4%).

## SUMMARY

In this study, hydrodynamic conditions were identified during mixing of a non-Newtonian liquid with a vibromixer. An assessment of practicality of this process was verified by analyzing the flow fields of selected non-Newtonian liquids in a vibromixer. The analyses were performed using PIV measurements and CFD simulations of the hydrodynamics of non-Newtonian fluid flow. This meant determination of the distribution and values of the fluid velocities in the mixer, depending on the disc mixer used and its vibration frequency (at a constant amplitude).

The tested non-Newtonian fluids were aqueous solutions of polyethylene oxide PEO (Polyethylene Oxide), in the following concentrations: 1.2%, 2.4%, 3.6%, and 4.8% by weight. The concentrations of the solutions were changed to determine the effect of increasing fluid viscosity on the values of average velocity distributions of the non-Newtonian fluid. Two components of the velocity fields in the mixer were measured: radial and axial. The influence of different discs on the hydrodynamics of flow was also examined. Four different discs were used for each of the tested PEO concentrations, all with the same diameter of  $D = 0.238$  [m]. The following discs were used: full disc, perforated disc with a degree of perforation  $\phi = 0.15$ , perforated disc with a degree of perforation  $\phi = 0.25$ , perforated disc with a degree of perforation  $\phi = 0.35$ .

The scope of this work included:

- rheological tests of aqueous solutions of polyethylene oxide with  $c_{PEO}$  concentrations of 1.2%, 2.4%, 3.6%, and 4.8% by weight,
- numerical analyses of fluid flow in a vibrating mixer using CFD computer simulations,
- adaptation of the research stand and experimental flow velocity measurements in a vibromixer using PIV.

Mathematical modeling of fluid flow in a vibromixer was carried out using CFD simulations carried out in the Ansys Fluent program. Measurements and simulations of non-Newtonian fluid flow in a vibromixer were performed at a temperature of 20°C. In both cases, the same coordinate system was used, enabling to compare the consistency of the obtained velocity fields. Finally, to verify the correctness of the applied numerical model, the results of CFD simulation were compared against the PIV test results for selected aqueous solution of polyethylene oxide ( $c_{PEO}$ : 2.4%).

## ZALĄCZNIK 1

Opracowane procedury do symulacji ruchu mieszadła oraz właściwości płynu.

### Ruch posuwisto-zwrotny mieszadła (ruch tłoka):

```
#include <udf.h>
DEFINE_CG_MOTION(mixer, dt, cg_vel, cg_omega, time, dtime)

real f = RP_Get_Real("motion-par/freq_s");
real A = RP_Get_Real("motion-par/amplitude");
real omega;
real vel;

omega= 2.0*M_PI*f;
vel = A*omega*sin(omega*time);

cg_vel[0] = 0.0; /* x – prędkosc*/
cg_vel[1] = vel;
cg_vel[2] = 0.0;

NV_S (cg_omega, =, 0.0);
```

### Wybrane parametry mieszanej cieczy:

```
#include "udf.h"
#include "math.h"

DEFINE_PROPERTY(cell_viscosity,c,t)

real mu_eq;
if (C_STRAIN_RATE_MAG(c,t)!=0)
mu_eq=0.02510*pow(C_STRAIN_RATE_MAG(c,t),0.89730)/C_STRAIN_RATE_MAG(c,t);
/* rownanie Ostwald-de Waele*/
if (mu_eq<0.01000) mu_eq=0.01000;
if (mu_eq>0.05000) mu_eq=0.05000;
//mu_eq=C_MU_L(c,t)-(C_MU_L(c,t)-mu_eq)*0.1;
return mu_eq;
```