

POLITECHNIKA POZNAŃSKA
WYDZIAŁ TECHNOLOGII CHEMICZNEJ
INSTYTUT TECHNOLOGII I INŻYNIERII CHEMICZNEJ
ZAKŁAD INŻYNIERII I APARATURY CHEMICZNEJ

ROZPRAWA DOKTORSKA

CHARAKTERYSTYKA MIESZANIA
HYDRAULICZNO-OSCYLACYJNEGO
Z WYKORZYSTANIEM METODY
ANALIZY OBRAZU



mgr inż. Aleksandra Golczak

Promotor: dr hab. inż. Szymon Woziwodzki

Promotor pomocniczy: dr inż. Waldemar Szaferski

Poznań 2023

Pragnę podziękować
Panu dr hab. inż. Szymonowi Woźniowskiemu
Panu dr inż. Piotrowi Mitkowskiemu
Panu dr. inż. Waldemarowi Szaferskiemu
za wyrozumiałość, życzliwość, cierpliwość
oraz wsparcie merytoryczne podczas
realizacji niniejszej pracy doktorskiej.

Dziękuję Tomkowi, Rodzicom i Przyjaciółom
za wsparcie, dobre słowo i motywację,
bez Was powstanie tej pracy nie byłoby możliwe.

SPIS TREŚCI

WYKAZ STOSOWANYCH OZNACZEŃ	5
WPROWADZENIE	13
PRZEGLĄD LITERATURY	14
1. Podział mieszalników	15
2. Opis rozwiązań konstrukcyjnych.....	17
2.1. Mieszalniki statyczne	17
2.2. Mieszalniki pneumatyczne	21
2.3. Mieszalniki strumieniowe.....	22
2.4. Mieszalniki pulsacyjne strumieniowe	23
2.5. Mieszanie oscylacyjne	24
2.6. Mieszanie posuwisto-zwrotne.....	28
2.7. Mieszanie hydrauliczne	30
2.8. Mieszanie z nieustalonym ruchem mieszadła.....	32
3. Kryteria oceny procesu mieszania.....	33
3.1. Czas mieszania	33
3.2. Liczby kryterialne	45
3.2.1. Liczba Reynoldsa	45
3.2.2. Moc mieszania	47
3.3. Objętościowy współczynnik wnikania masy	50
4. Komputerowa analiza obrazu	57
4.1. Systemy odwzorowania barwy	58
4.2. Analiza zmiany barwy	60
4.3. Analiza zmiany położenia.....	62
4.4. Oprogramowanie wspomagające analizę obrazu	64
5. Podsumowanie i hipotezy badawcze	67
CEL I ZAKRES PRACY	70

CZEŚĆ EKSPERYMENTALNA	71
6. Stanowisko pomiarowe	71
6.1. Opis stanowiska pomiarowego	71
6.2. Weryfikacja pracy urządzenia.....	76
7. Metodyka badań	78
7.1. Analiza zmiany barwy	83
7.2. Analiza stopnia wymieszania.....	89
7.3. Analiza zmiany poziomu cieczy	91
7.4. Wyznaczanie liczby Reynoldsa.....	94
7.5. Wyznaczanie liczby mocy	102
7.6. Analiza wymiany masy	103
ANALIZA UZYSKANYCH WYNIKÓW.....	106
8. Ustalenie zakresu przepływu.....	106
9. Amplituda zmian poziomu cieczy	112
10. Moc mieszania hydraulicznego	122
11. Objętościowy współczynnik wnikania masy	127
12. Czas mieszania	133
PODSUMOWANIE	143
BIBLIOGRAFIA.....	145
SPIS RYSUNKÓW	162
SPIS TABEL.....	170
STRESZCZENIE	172
ABSTRACT	174
ANEKS 1: Kod programu Matlab.....	176
ANEKS 2: Dorobek naukowy.....	185

WYKAZ STOSOWANYCH OZNACZEŃ

symbole łacińskie – małe litery

- a - wykładnik potęgowy
- a_0 - stała w równaniu potęgowej linii trendu
- a_1 - wykładnik potęgowy w równaniu linii trendu
- $c_{Na_2SO_3}$ - stężenie siarczynu sodu [mol/dm³]
- c_{NaCl} - stężenie chlorku sodu [kg/kg]
- d_e - średnica zastępcza [m]
- d_e - średnica zastępcza [m]
- $d_{e,hcl}$ - średnica zastępcza dla przestrzeni poniżej szczeliny między komorami [m]
- $d_{e,in}$ - średnica zastępcza dla komory wewnętrznej [m]
- $d_{h,out}$ - średnica hydrauliczna dla komory zewnętrznej [m]
- d_{in} - wewnętrzna średnica komory wewnętrznej [m]
- $\overline{d_{in}}$ - średnia średnica komory wewnętrznej [m]
- d_{out} - zewnętrzna średnica komory wewnętrznej [m]
- d_o - średnica otworów w płycie [m]
- d_m - średnica mieszadła [m]
- f - częstotliwość [Hz]
- g - przyspieszenie ziemskie [m/s²]
- g_{in} - grubość ścianki komory wewnętrznej [m]
- h_{cl} - wysokość szczeliny między komorą zewnętrzną i wewnętrzną [m]
- $h_{f,s,i}$ - końcowy poziom cieczy w wewnętrznej komorze w etapie i [m]

- h_{in} - poziom cieczy w komorze wewnętrznej [m]
- h_{eq} - poziom cieczy przy wyrównanych poziomach w obu komorach [m]
- $h_{in,s,i}$ - początkowy poziom cieczy w wewnętrznej komorze w etapie i [m]
- h_l - poziom cieczy w naczyniu [m]
- h_{out} - poziom cieczy w komorze zewnętrznej [m]
- h_z - poziom cieczy w komorze zewnętrznej odczytany ze zdjęcia lub klatki filmu [m]
- i - ilość cykli mieszania wymagana do osiągnięcia pełnego wymieszania
- i_m - liczba mieszadeł umieszczonych na jednym wale
- k - współczynnik korelacji
- k_{La} - objętościowy współczynnik wnikania masy [s^{-1}]
- l_K - skala długości Kolmogorova [m]
- m - masa [kg]
- n - ilość klatek zarejestrowanego filmu
- n_o - liczba otworów w płycie
- t - czas [s]
- t_c - średni czas trwania cyklu [s]
- t_i - przedział czasu pomiędzy klatkami i oraz $i+1$ zarejestrowanego filmu [s]
- t_m - czas mieszania [s]
- t_{ox} - czas reakcji utleniania siarczynu [s]
- t_p - całkowity czas procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego [s]
- $t_{s,i}$ - czas trwania etapu i [s]
- p - ciśnienie robocze w aparacie [Pa]
- p_l - ciśnienie powietrza dostarczanego do zewnętrznej komory mieszalnika [hPag]

- p_2 - ciśnienie powietrza dostarczanego do wewnętrznej komory mieszalnika [hPag]
- p_G - ciśnienie cząstkowe tlenu w fazie gazowej [bar]
- r - współczynnik korelacji liniowej
- w - prędkość przepływu [m/s]
- w_{max} - maksymalna prędkość przepływu [m/s]
- w_{in} - prędkość zmiany wysokości poziomu cieczy w wewnętrznej komorze [m/s]
- $w_{max,in}$ - maksymalna prędkość zmiany poziomu cieczy w wewnętrznej komorze [m/s]
- $w_{max,out}$ - maksymalna prędkość zmiany poziomu cieczy w zewnętrznej komorze [m/s]
- w_{out} - prędkość zmiany wysokości poziomu cieczy w zewnętrznej komorze [m/s]
- $w_{\bar{s}r}$ - średnia prędkość zmiany wysokości poziomu cieczy [m/s]
- w_g - prędkość przepływu gazu [m/s]
- $w_{s,i}$ - średnia liniowa prędkość przepływu w etapie i [m/s]
- \bar{x} - średnia arytmetyczna

symbole łacińskie – wielkie litery

- A - pole powierzchni przekroju [m²]
- A_m - amplituda, ogólne oznaczenie [m]
- A_v - amplituda oscylacji dla mieszania posuwisto-zwrotnego [m]
- $A_{min,in}$ - amplituda minimalna w wewnętrznej komorze [m]
- $A_{min,out}$ - amplituda minimalna w zewnętrznej komorze [m]
- $A_{min,\bar{s}r}$ - średnia amplituda minimalna [m]
- $A_{max,in}$ - amplituda maksymalna w wewnętrznej komorze [m]
- $A_{max,out}$ - amplituda maksymalna w zewnętrznej komorze [m]
- $A_{max,\bar{s}r}$ - średnia amplituda maksymalna [m]

- $A_{sr,in}$ - amplituda średnia w wewnętrznej komorze [m]
- $A_{sr,out}$ - amplituda średnia w zewnętrznej komorze [m]
- $A_{sr,śr}$ - średnia amplituda z odchylenia minimalnego i maksymalnego w komorze wewnętrznej i zewnętrznej [m]
- $A_{v,in}$ - amplituda w wewnętrznej komorze (średnia całkowita z 1 okresu) [m]
- $A_{v,out}$ - amplituda w zewnętrznej komorze (średnia całkowita z 1 okresu) [m]
- $A_{v,śr}$ - średnia amplituda w mieszalniku (średnia całkowita z 1 okresu) [m]
- A_{hcl} - pole powierzchni przekroju przestrzeni wspólnej [m²]
- A_{in} - pole powierzchni przekroju wewnętrznej komory [m²]
- A_{out} - pole powierzchni przekroju zewnętrznej komory [m²]
- C - stężenie tlenu rozpuszczonego w cieczy [mg/L]
- $C_I - C_{II}$ - wykładnik linii trendu, stała
- C_i - stężenie w określonym punkcie naczynia [kmol/kg]
- C_n - stężenie wskaźnika w określonym czasie [kmol/kg]
- C_o - początkowe stężenie wskaźnika [kmol/kg]
- C_t - końcowe stężenie wskaźnika [kmol/kg]
- D - średnica zbiornika [m]
- D_{in} - wewnętrzna średnica komory zewnętrznej [m]
- D_M - współczynnik dyfuzji molekularnej [m²/s]
- Eu - liczba Eulera
- F - obszar transferu masy [m²]
- Fr - liczba Froude'a
- H - odcień

- I - liczba płyt w mieszalniku posuwisto-zwrotnym
- $H_{in,s,i}$ - początkowy poziom cieczy w zewnętrznej komorze w etapie i [m]
- $H_{f,s,i}$ - końcowy poziom cieczy w zewnętrznej komorze w etapie i [m]
- K - stała
- KC - liczba Keulegana-Carpentera
- L_{O_2} - rozpuszczalność tlenu [mol/l]
- N - prędkość obrotowa mieszadła [rpm]
- Ne - liczba Newtona, liczba mocy
- Ne_{FR} - liczba mocy dla mieszania sinusoidalnego (ang. *forward-reverse*)
- Ne_{hcl} - liczba mocy dla obszaru szczeliny
- Ne_{in} - liczba mocy dla komory wewnętrznej
- Ne_{out} - liczba mocy dla komory zewnętrznej
- O - obwód zwilżony [m]
- O_3^* - stężenie rozpuszczonego ozonu w stanie ustalonym [mg/L]
- O_3^{out} - stężenie rozpuszczonego ozonu w strumieniu cieczy na wylocie [mg/L]
- P - moc mieszania [W]
- P_{FR} - moc mieszania w trybie sinusoidalnego (ang. *forward-reverse*) [W]
- P_v - zużycie mocy [W]
- Q_G - natężenie przepływu gazu [Ncm³/min]
- $R2$ - ciśnienie powietrza dostarczanego przez sprężarkę, na zaworze redukującym [barg]
- R^2 - współczynnik dopasowania modelu dla linii trendu
- Re - liczba Reynoldsa
- Re_{ho} - liczba Reynoldsa hydrauliczno-oscylacyjna

- $Re_{ho,max}$ - liczba Reynoldsa hydrauliczno-oscylacyjna maksymalna
- Re_{hcl} - liczba Reynoldsa w przestrzeni szczeliny poniżej obszaru komory zewnętrznej i wewnętrznej
- Re_{in} - liczba Reynoldsa w wewnętrznej komorze
- Re_m - liczba Reynoldsa dla mieszania mechanicznego
- Re_{out} - liczba Reynoldsa w zewnętrznej komorze
- Re_v - liczba Reynoldsa oscylacyjna
- $Re_{v,hcl}$ - liczba Reynoldsa oscylacyjna w przestrzeni szczeliny pod obszarem komory zewnętrznej i wewnętrznej
- $Re_{v,in}$ - liczba Reynoldsa oscylacyjna w wewnętrznej komorze
- $Re_{v,OFR}$ - liczba Reynoldsa oscylacyjna dla reaktora *OFR*
- $Re_{v,out}$ - liczba Reynoldsa oscylacyjna w zewnętrznej komorze
- RSD - względne odchylenie standardowe [%]
- S - odchylenie standardowe
- S_s - stopień segregacji
- T - moment obrotowy [Nm]
- V - objętość [m³]
- V_i - objętość zdefiniowanej komory w mieszalniku [m³]

symbole greckie

- α - poziom istotności
- β - lepkość Sarpkaya
- ε - współczynnik dyssypacji energii [W/kg]
- θ_v - bezwymiarowa liczba dla czasu mieszania oscylacyjnego

- η - lepkość dynamiczna [Pa·s]
 ν - lepkość kinematyczna [m²/s]
 ρ - gęstość [kg/m³]
 ν_{O_2} - współczynnik stechiometryczny dla tlenu

rozwiąznięcia skrótów

- CIE* - Międzynarodowa Komisja Oświetleniowa (*fr. Commission Internationale de L'Eclairage*)
- CMYK* - model barwy oparty na czterech składowych będących podstawowymi kolorami farb drukarskich: cyjan, magenta, żółty, czarny (*ang. Cyan, Magenta, Yellow, Black or Key colour*)
- COBR* - reaktory oscylacyjne z ciągłym przepływem i przegrodami (*ang. Continuous Oscillatory Baffled Reactors*)
- DISMT* - metoda określania czasu mieszania oparta na reakcji dekoloryzacji (*ang. Dual Indicator System for Mixing Time*)
- HSL* - model barwy oparty na trzech składowych: odcień, nasycenie, jasność (*ang. Hue, Saturation, Lightness*)
- HSV* - model barwy oparty na trzech składowych: odcień, nasycenie, intensywność barwy (*ang. Hue, Saturation, Value*)
- IMR* - izolowane regiony mieszania (*ang. Isolated Mixing Regions*)
- OFR* - reaktor z przepływem oscylacyjnym (*ang. Oscillatory Flow Reactor*)
- OTR* - współczynnik przenoszenia tlenu (*ang. Oxygen Transfer Rate*)
- RGB* - model barwy oparty na trzech składowych: czerwony, zielony, niebieski (*ang. Red, Green, Blue*)
- RME* - ester metylowy oleju rzepakowego (*ang. Rapeseed Methyl Ester*)

SPC - gładkie okresowe przewężenia (ang. *Smooth Periodic Constrictions*)

USP - Farmakopea Stanów Zjednoczonych (ang. *United States Pharmacopeia*)

WPROWADZENIE

Intensyfikacja procesów chemicznych i fizycznych jest jednym z najważniejszych zadań inżynierii chemicznej. Opracowywane są nowe urządzenia, służące do wymiany ciepła i masy. Chociaż proces mieszania jest powszechny w przemyśle, to nowoczesne technologie wymagają jednak zapewnienia bezpieczeństwa podczas mieszania substancji łatwopalnych, wybuchowych oraz toksycznych, co może być zrealizowane poprzez znajomość skuteczności, efektywności i natury procesu mieszania. Dla takich płynów mieszalniki statyczne mogą być dobrym rozwiązaniem ze względu na mniej burzliwy przepływ, czy niższą cenę urządzenia. Innym sposobem prowadzenia mieszania płynów łatwopalnych i wybuchowych może być mieszanie hydrauliczno-oscylacyjne.

Ważnym aspektem zastosowania mieszalników jest analiza jakościowa i ilościowa procesu. W tym celu można wykorzystać np. metody optyczne, które pozwalają na ocenę przebiegu procesu mieszania z wykorzystaniem analizy komputerowej danych, która jest dokładniejsza i mniej subiektywna niż ludzka oraz stwarza możliwości analizowania dużej ilości danych. Dedykowana metoda analizy procesu może wyeliminować konieczność wprowadzenia do zbiornika specjalnych urządzeń pomiarowych, jeśli całość analizy będzie prowadzona na podstawie zarejestrowanego materiału filmowego z przeprowadzonych eksperymentów, a zbiornik będzie wykonany z przezroczystego tworzywa.

W niniejszej dysertacji doktorskiej dokonano przeglądu literatury przedmiotowej, w celu określenia, czy mieszanie hydrauliczno-oscylacyjne (*Mitkowski i in., 2016*) posiada walory aplikacyjne w przemyśle przy zachowaniu porównywalnych parametrów procesowych, jak w przypadku istniejących rozwiązań. Zweryfikowano również powszechnie stosowane metody analizy przebiegu procesu mieszania, oceny stopnia wymieszania, hydrodynamiki i wymiany masy w celu późniejszego opracowania metodyki pełnej analizy mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.

PRZEGLĄD LITERATURY

Mieszanie jest bardzo ważną częścią procesów przemysłowych, która rozwinęła się jako dyscyplina naukowa w latach 50. XX wieku. Stosowane jest w wielu dziedzinach takich jak przemysł spożywczy, farmaceutyczny, kosmetyczny, chemiczny oraz petrochemiczny, celulozowo-papierniczy, polimerowy oraz biotechnologiczny i wielu innych (*Valdés i in., 2022*). Definiowane może być jako proces zmniejszenia niejednorodności stężenia, fazy lub temperatury w celu osiągnięcia pożądanego wyniku. Istotne jest również przeprowadzenie transferu masy, zajście reakcji i uzyskanie określonych właściwości produktu (*Paul, 2004*).

Mieszanie może dotyczyć cieczy, gazów, ciał stałych lub ich mieszanin. W standardowym wariacie mieszania mechanicznego energia jest doprowadzana za pośrednictwem mieszadła, które wykonuje ruch obrotowy w zbiorniku z przegrodami. Stosowane są różne konstrukcje, geometrie oraz usytuowanie mieszadeł w zbiornikach, co ma znaczący wpływ na przebieg i efektywność procesu mieszania. W układach wielofazowych najczęściej znajdują zastosowanie mieszadła wysokoobrotowe, tj. śmigłowe, turbinowe różnych typów oraz inne specjalne rodzaje, np. mieszadła dyskowe lub tarczowe (*Kamieński, 2004*). Mogą one generować przepływ promieniowy, osiowy lub pośredni, zwany promieniowo-osiowym. Mieszanie może przebiegać inaczej przy zastosowaniu tego samego typu mieszadła w zależności od obecności lub braku przegród w zbiorniku mieszalnika (*Stręk, 1981*).

Uzyskanie pożądanego efektu końcowego o wymaganej jakości, efektywności i cechach ma znaczenie przy optymalizacji kosztów produkcji, a także terminowym przekazaniu produktu na rynek. Nowoczesne sposoby mieszania często mają za zadanie zmniejszyć wielkość urządzenia, przy jednoczesnym zachowaniu pełni funkcjonalności. Ponadto eliminowane są ruchome części mieszalnika, co może prowadzić do korzyści ekonomicznych m.in. mniejsza ilość materiału konstrukcyjnego oraz brak konieczności doprowadzania dodatkowej energii obniża koszt urządzenia (*Warych, 1996*). Równie istotne jest bezpieczeństwo pracy, gdzie zwłaszcza przy mieszaniu cieczy wybuchowych i łatwopalnych intensywność procesu nie może być zbyt duża (*Paul, 2004*). Brak nadmiernego mieszania osiowego przemawia za zastosowaniem mieszalników bez części ruchomych w bioreaktorach, gdyż udowodniono, że zbyt duże siły ścinające występujące podczas wykonywania przez mieszadło ruchu obrotowego mogą zaburzać pracę organizmów mikrobiologicznych lub je zniszczyć (*Sheng i in., 2006*).

1. Podział mieszalników

Ze względu na mnogość dostępnych urządzeń, bardzo ważne jest wprowadzenie odpowiedniego podziału mieszalników i dokładne przyjrzenie się poszczególnym typom. W przypadku najpopularniejszego mieszania mechanicznego, podział najczęściej jest dokonywany z uwzględnieniem rodzaju zastosowanego mieszadła, rodzaju przepływu wytwarzanego przez mieszadło lub ze względu na występowanie przegród w mieszalniku. Innym rozróżnieniem jest ciągły lub okresowy charakter prowadzonego procesu (*Stręk, 1981*). Stosowany jest również podział ze względu na siłę napędową procesu zachodzącego wewnątrz mieszalnika. Biorąc pod uwagę to kryterium, wyróżniamy (*Warych, 1996*):

- mieszanie mechaniczne – ruch cieczy w wyniku wirów wywołanych ruchem mieszadła;
- mieszanie hydrauliczne – cyrkulacja lub recyrkulacja zawiesiny albo cieczy przez pompę;
- mieszanie pneumatyczne – barbotaż gazu poprzez warstwę cieczy za pomocą bęłkotek;
- mieszanie statyczne.

Najczęściej stosowanym mieszaniem jest mieszanie mechaniczne w zbiorniku zaopatrzonym w mieszadło wykonujące ruch obrotowy, ustalony w czasie. Jednakże w niektórych przypadkach zastosowanie mieszalnika z przegrodami jest nieodpowiednie. W takich sytuacjach, w celu poprawy mieszania, zastosować można mieszanie nieustalone. Mechaniczne mieszanie nieustalone znajduje zastosowanie m.in. w przemyśle spożywczym i farmaceutycznym, gdy wprowadzenie przegród jest niemożliwe ze względu na utrudnione czyszczenie urządzenia oraz może powodować zakłócenia wzrostu cząstek w procesie krystalizacji lub prowadzi do aglomeracji katalizatora w procesach katalitycznych. Mieszanie nieustalone polega wówczas na zastosowaniu mieszadła, który okresowo zmienia kierunek lub prędkość obrotów. Metoda ma za zadanie zmniejszyć wpływ mieszania obwodowego, które w mieszalniku bez przegród powoduje spadek wydajności mieszania (*Woźniowski, 2011; Yoshida i in., 2010*). Ruch nieustalony stosowany jest nie tylko przy standardowym mieszaniu mechanicznym, ale również w mieszaniu z wyeliminowaniem elementów ruchomych albo z zastosowaniem niestandardowych części lub ruchu innego niż obrotowy, jak na przykład mieszadło tarczowe wykonujące ruch posuwisto-zwrotny (*Wójtowicz, 2012*).

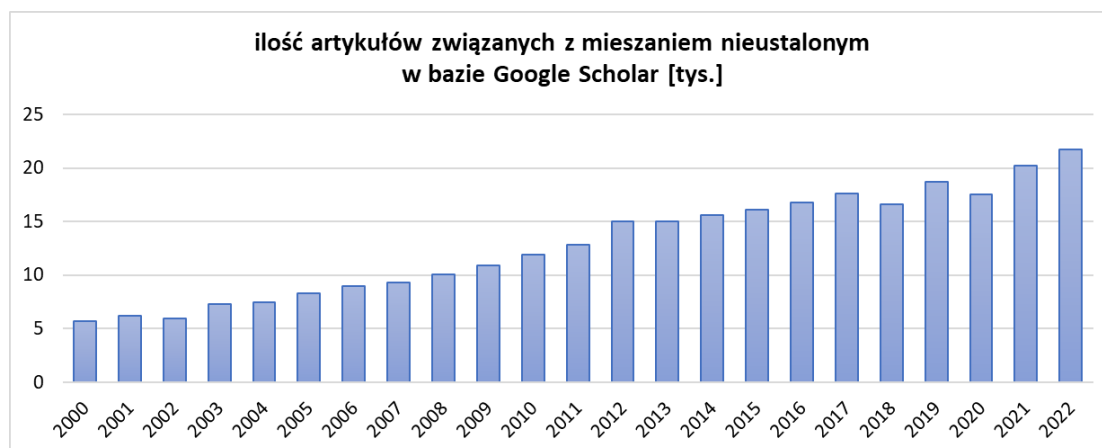
Z powodu potencjału zastosowania mieszania nieustalonego w przemyśle, w niniejszej dysertacji doktorskiej podzielono mieszalniki na takie, w których występuje mieszanie ustalone

lub niestabilne (rys. 1). Mieszanie mechaniczne może należeć do obu typów, w zależności od rodzaju ruchu wykonywanego przez mieszadło.



Rys. 1. Podział mieszalników ze względu na występowanie mieszania ustalonego i niestabilnego.

Mieszanie niestabilne jest mniej popularne w przemyśle i nie tak szeroko opisane w literaturze jak mieszanie ustalone. Przeanalizowana ilość artykułów na temat tego typu mieszania w bazie Google Scholar z uwzględnieniem występowania słów kluczowych „*unsteady mixing*” (ang. mieszanie niestabilne) (rys. 2) wskazuje na rosnące zainteresowanie tą tematyką.



Rys. 2. Ilość artykułów związanych z mieszaniem niestabilnym w Google Scholar od 2000 roku, określona na podstawie słów kluczowych "unsteady mixing".

Ze względu na możliwości mieszalników z występującym przepływem niestabilnym, w niniejszej rozprawie skupiono się na analizie procesu w mieszalnikach mechanicznych

z nieustalonym ruchem mieszadła, oscylacyjnych, posuwisto-zwrotnych, pulsacyjnych strumieniowych oraz na mieszalniku hydraulicznym. Na początku jednak dokonano przeglądu konstrukcji urządzeń. W przypadku mieszania ustalonego, zwrócono uwagę na dostępne mieszalniki nie zawierające standardowych mieszadeł wykonujących ruch obrotowy. Wśród rozwiązań występujących w pracach eksperymentalnych oraz w przemyśle, można wyróżnić takie typy mieszalników jak statyczne, pneumatyczne, a także strumieniowe.

2. Opis rozwiązań konstrukcyjnych

2.1. Mieszalniki statyczne

Najbardziej znanym typem urządzeń pozbawionych elementów ruchomych są mieszalniki statyczne, które zawierają nieruchome elementy konstrukcyjne, najczęściej umieszczone w przewodach rurowych. Zasada działania opiera się w zależności od rodzaju urządzenia na ciągłym dzieleniu płynu na warstwy i łączeniu podczas przepływu przez części mieszające tj. elementy powierzchniowe, półki oraz zwoje spiralne (*Warych, 1996*) lub generowaniu wirów burzliwych za pomocą specjalnych przegród (*Lemenand i in., 2003*), co w efekcie prowadzi do otrzymania jednorodnej mieszaniny.

Mieszalniki statyczne mogą być stosowane do mieszania gazów oraz cieczy lepkich (*Warych, 1996*). Zastosowanie mieszalników statycznych można odnieść, zgodnie z podziałem *Thakura i innych (2003)* do trzech głównych grup (*Thakur i in., 2003*):

- mieszanie cieczy wzajemnie mieszalnych;
- generowanie przepływu między fazami niemieszającymi się;
- operacje przenoszenia ciepła.

Mieszanie statyczne jest szeroko wykorzystywane w przemyśle chemicznym (*Ferrouillat i in., 2006; Shi i in., 2011*), farmaceutycznym (*Anxionnaz i in., 2008*), spożywczym (*Holdsworth, 1993*), petrochemicznym (*Bayat i in., 2012*), celulozowo-papierniczym, podczas wytwarzania farb i żywic (*Valdés i in., 2022*), w procesie oczyszczania wody (*Thakur i in., 2003*) w syntezie polimerów (*Lammers i Beenackers, 1994*) oraz innych gałęziach przemysłu zaprezentowanych na rysunku 3.



Rys. 3. Zastosowania mieszalników statycznych (opracowano na podstawie *Thakur i in.*, 2003).

Do najpopularniejszych mieszalników statycznych zalicza się Kenics (Berkman i Calabrese, 1988; Chen, 1975; Smith, 1978), SMX, SMV, SMXL, SMF, SMR (*Sulzer Chemtech Ltd, 1996a; Thakur i in.*, 2003), HEV (Lemenand i in., 2005, 2003), LPD, LLPD, ISG (*Charles Ross & Son Company, 2015; Ross Process Equipment Pvt. Ltd, 2022*), Komax SM (*Komax System Inc., 1992*) oraz mieszalniki Inliner series 45 i Inliner series 50 (*Technical Equipment Company, 1981*), które są spotykane od lat w wielu dziedzinach przemysłu.

Najczęściej mieszalnik statyczny jest rurą lub kanałem o określonej geometrii. Na podstawie parametrów tj. zakres przepływu, lepkość cieczy, zawartość ciała stałego oraz wymagany stopień wymieszania, dobierana jest liczba, rodzaj oraz kształt elementów mieszających występujących wewnątrz przewodu (*Warych, 1996*). Specyficzna konstrukcja urządzenia ma powodować przepływy poprzeczne do głównego przepływu, prowadzące do zwiększenia wymiany masy i ciepła (*Ghanem i in.*, 2014).

Konstrukcje mieszalników statycznych mają wiele zalet w porównaniu z mieszaniem mechanicznym (*Bourne, 2003; Ghanem i in.*, 2014; *Thakur i in.*, 2003):

- możliwość intensyfikacji procesu i zwiększenia selektywności;
- zapewnienie większego bezpieczeństwa pracy;
- mniejsze zużycie energii;
- niższe koszty eksploatacji i konserwacji;

- niewielkie wymagania przestrzenne.

Na rysunku 4 zaprezentowano niektóre mieszalniki wdrożone w przemyśle.



Rys. 4. Przemysłowe mieszalniki statyczne (Chemineer Inc., 2012; Komax System Inc., 1992; Ross Process Equipment Pvt. Ltd, 2022; Sulzer Chemtech Ltd, 1996a, 1996b; Technical Equipment Company, 1981).

Mieszalniki Kenics mogą pracować zarówno w przepływie laminarnym w procesach takich jak homogenizacja termiczna stopionych polimerów, jak i w burzliwym reżimie przepływu przy liczbie Reynoldsa o wartości w zakresie do 8500 w celu wzmocnienia wymuszonego przepływu w wymiennikach ciepła (Berkman i Calabrese, 1988; Chen, 1975; Smith, 1978).

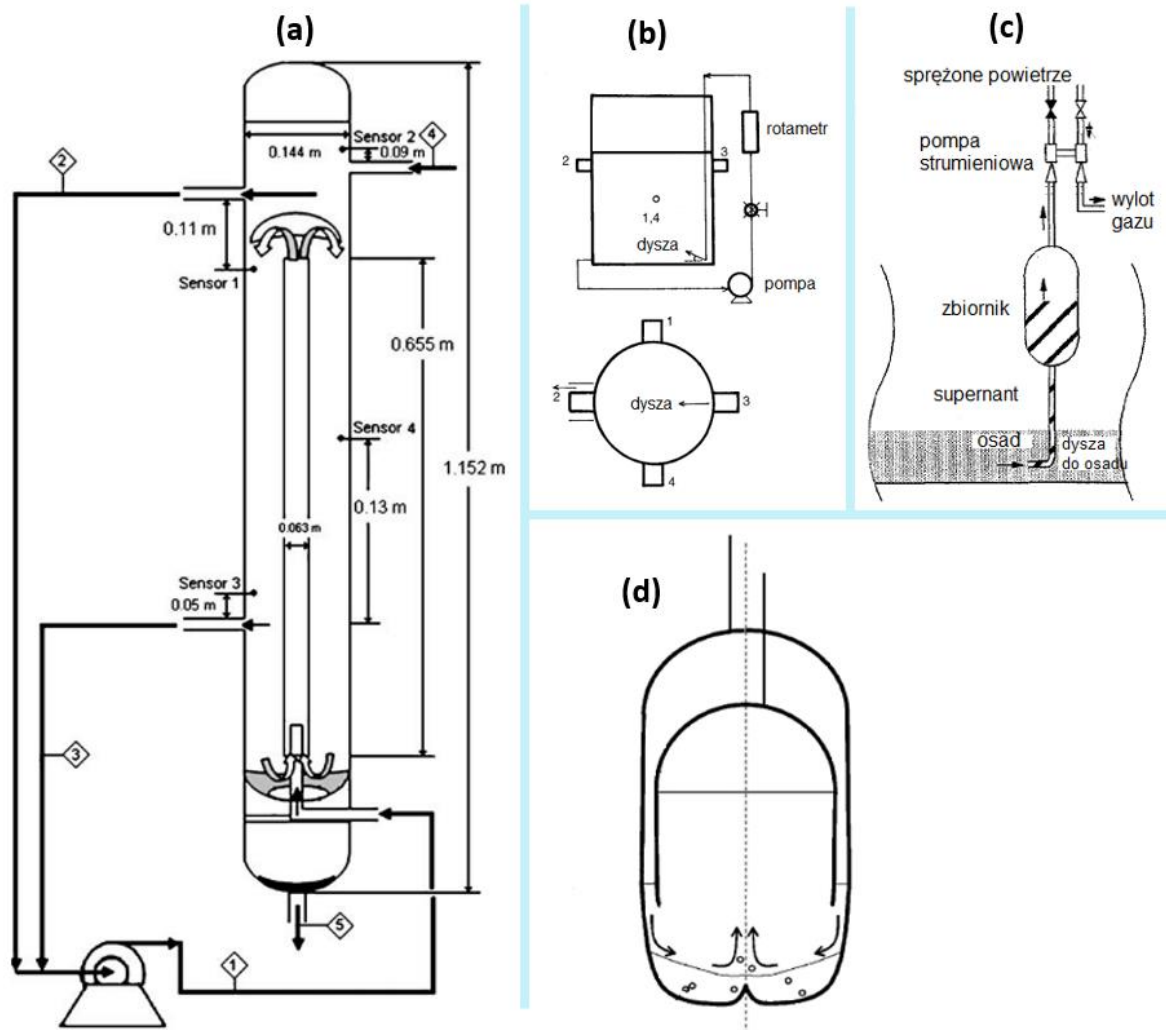
Opracowane przez firmę Sulzer mieszalniki SMX (rys. 4), SMV, SMXL i SMF, używane są do mieszania cieczy o wysokiej i niskiej lepkości. Są również często spotykane przy homogenizacji stopów w przetwórstwie polimerów, do poprawy wymiany ciepła dla płynów o wysokiej lepkości, a także przy obróbce masy celulozowej w procesie produkcji papieru (Thakur i in., 2003).

Mieszalniki statyczne HEV i SMV wytwarzają wiry podkowiaste i są stosowane do przepływów o dużej burzliwości. Znajdują zastosowanie również w procesach emulgowania oraz mieszania cieczy o niskiej lepkości. Wymagają tylko jednej dwunastej do jednej trzeciej spadku ciśnienia w porównaniu do mieszalników konwencjonalnych i są nawet 1000 razy bardziej efektywne energetycznie (Lemenand i in., 2005, 2003).

Przynależące do korporacji Ross Engineering Inc. mieszalniki LPD, LLPD i ISG są stosowane przy wytwarzaniu różnego rodzaju mieszanin ciecz-ciecz, tj. dwa rodzaje żywicy, różne rodzaje oleju lub benzyny, katalizatorów, barwników oraz dodatków do lepkich płynów

praktycznie bez ograniczeń lepkości (Charles Ross & Son Company, 2015). Innym przykładem zastosowania tego typu urządzeń jest reaktor rurowy zapewniający pełną selektywność produktu (Ross Process Equipment Pvt. Ltd, 2022). Mieszalniki pozbawione części ruchomych mogą być oparte na bardziej złożonych mechanizmach niż przepływ przez pojedynczą rurę zawierającą elementy mieszające. Przykłady takich mechanizmów to:

- recyrkulacja cieczy w układzie (rys. 5a) (Espinosa-solares i in., 2008);
- wtryskiwanie strumienia cieczy przez dyszę o odpowiedniej konstrukcji (rys. 5b) (Patwardhan i Gaikwad, 2003);
- mieszanie w trzech cyklach tj. zassanie, przepływ i odpowietrzenie (rys. 5c) (Kent i Hylton, 1998);
- wytwarzanie przepływu promieniowego (rys. 5d) (VanOsdol, 2013).

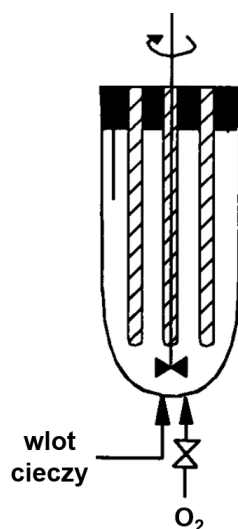


Rys. 5. Przykłady mieszalników pozbawionych części ruchomych: a – mieszalnik pneumatyczny (Espinosa-solares i in., 2008), b – mieszalnik strumieniowy (Patwardhan i Gaikwad, 2003), c – mieszalnik strumieniowy pulsacyjny (Kent i Hylton, 1998), d – mieszalnik strumieniowy pulsacyjny z przepływem promieniowym (VanOsdol, 2013).

2.2. Mieszalniki pneumatyczne

Idea mieszania pneumatycznego polega na wprowadzaniu gazu do urządzenia za pomocą pojedynczego przewodu w celu poprawy wydajności procesu (Holland i Chapman, 1966; Kamiński, 1991; Sasidhar i in., 2022). Przykładem mieszalnika pneumatycznego bez części ruchomych jest bioreaktor (rys. 5a) opracowany przez Espinosa-solares i współpracowników (2008). Urządzenie znajduje zastosowanie w oczyszczaniu ścieków. Przeprowadza się w nim proces fermentacji beztlenowej, który może być prowadzony przy zachowaniu niskiej prędkości przepływu. Gómez i współpracownicy (2006) wykazali, że nadmierne mieszanie w takich mieszalnikach może pogorszyć aktywność metaboliczną anaerobów i w efekcie prowadzić do zmniejszenia produkcji gazu. Dodatkowo nadmiar siły ścinającej wynikający z zastosowania mieszadła mechanicznego mógłby zakłócić funkcjonowanie współzależnych środowisk mikrobiologicznych w procesie fermentacji (Sheng i in., 2006). Przy zmniejszonym mieszaniu osiowym, systemy organizmów mikrobiologicznych są w stanie zniwelować nagły wzrost obciążenia organicznego. Całkowity brak mieszania z kolei powoduje obniżenie wydajności fermentacji ze względu na utrudniony kontakt pomiędzy substratem a mikroorganizmami (Gómez i in., 2006).

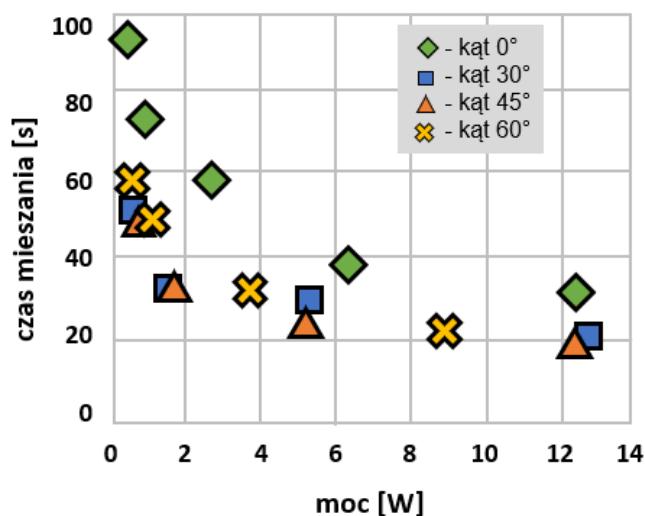
Innym przykładem mieszalnika pneumatycznego (rys. 6) jest reaktor służący do przeprowadzania utleniania wody i ścieków. Strumień tlenu wprowadzany jest pod mieszadło poprzez dyszę w dnie zbiornika. Na wejściu do mieszalnika napotyka na wstępnie podgrzaną ciecz, co powoduje utworzenie układu dwufazowego. Taka metoda znacznie skraca czas utleniania wymagany do oczyszczania ścieków zawierających czyste związki, takie jak wodne roztwory fenolu i glikolu (Ankerfors i in., 2010; Yue, 1997).



Rys. 6. Mieszalnik mechaniczny pneumatyczny (Yue, 1997).

2.3. Mieszalniki strumieniowe

Zasada działania mieszalnika strumieniowego jest oparta o włączanie strumienia cieczy przez dyszę o odpowiedniej konstrukcji (Baldyga i in., 1995, 1994). Charakterystyka procesu mieszania jest zależna od wielu parametrów, takich jak średnica dyszy, kąt jej nachylenia, prędkość przepływu i czas mieszania. Przykładowa konstrukcja mieszalnika strumieniowego została przedstawiona na rysunku 5b. Układ opracowany przez Patwardhana i Gaikwada (2003) jest złożony z akrylowego zbiornika, w którym poziom cieczy utrzymywany jest na stałym poziomie. Króciec wylotowy znajduje się na dnie zbiornika, a pompa służy do zawracania części cieczy do zbiornika z dużą prędkością przez dyszę. Wpływ kąta nachylenia dyszy został zbadany poprzez pomiar czasu mieszania przy zastosowaniu dysz pod kątem od 0° do 60° . Ustalono, że dla kąta dyszy wynoszącego 0° (strumień poziomy), otrzymuje się najdłuższy czas mieszania (rys. 7). Najszybsze wymieszanie uzyskiwane jest przy zastosowaniu dyszy o kącie 45° . Uzyskane wyniki są zgodne z ogólnymi zaleceniami Revilla (1992), że strumień powinien być zorientowany tak, aby jego droga była jak najdłuższa.



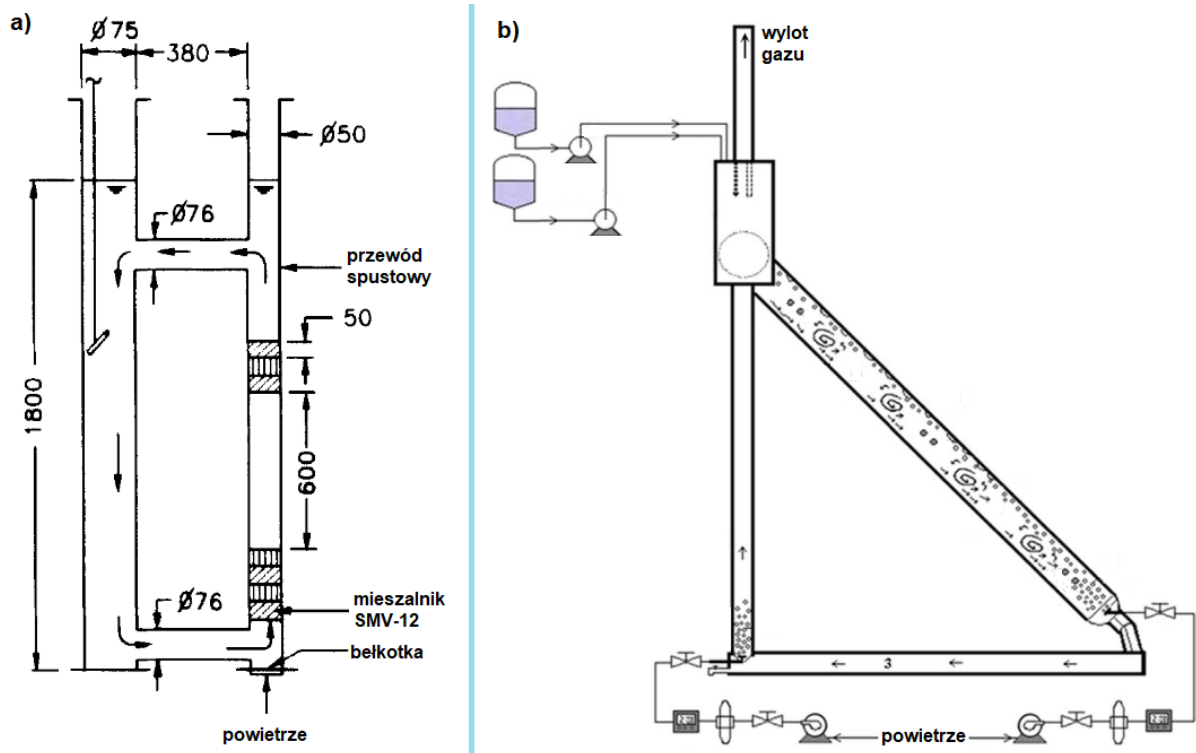
Rys. 7. Porównanie czasu mieszania przy różnych kątach nachylenia dyszy o średnicy 5-6 mm w mieszalniku strumieniowym opracowanym przez Patwardhana i Gaikwada (2003).

Wykazano również, że dla dowolnego kąta nachylenia dyszy, zwiększenie jej średnicy oraz zwiększenie prędkości przepływu prowadzi do skrócenia czasu mieszania przy takim samym zużyciu energii (Patwardhan i Gaikwad, 2003). Mieszanie strumieniowe jest stale rozwijane i zostało opisane m.in. w pracach Khana, Huanga, Kennedy'ego i Zolpera (Huang i in., 2019; Kennedy i in., 2015; Khan i in., 2020; Zolper i in., 2019).

2.4. Mieszalniki pulsacyjne strumieniowe

Ten typ mieszania może być wykorzystywany do mieszania szlamów i zawiesin w zbiornikach wielkogabarytowych. Mieszanie strumieniowe z elementami pulsacji zazwyczaj polega na wprowadzeniu rur o dużej średnicy pionowo do zbiornika w celu zanurzenia ich w odpadach w zbiorniku. Medium jest zasysane do rury za pomocą pompy strumieniowej, a następnie pompa jest wyłączana co prowadzi do odpowietrzenia przewodu rurowego. Działanie grawitacji wymusza ponowny przepływ cieczy i osadu do zbiornika, co prowadzi do mieszania. Ilość i konfiguracja rur nazywanych dyszami może być zmienna w zależności od przeznaczenia. Mieszanie powtarzane jest w opisanych trzyetapowych cyklach: zassanie, przepływ, odpowietrzenie. Na rysunku 5c przedstawiono pierwszy etap mieszania (*Kent i Hylton, 1998*).

Innym przykładem (rys. 5d) jest pulsacyjny mieszalnik strumieniowy z przepływem promieniowym (*VanOsdol, 2013*). Urządzenie służy do mieszania impulsowego zawiesiny. Składa się z przestrzeni, w której znajduje się osad oraz pierścienia przepływu w górnej części. Mieszanie następuje poprzez zwiększenie ciśnienia w górnej części zbiornika, co powoduje powstanie przepływu promieniowego.



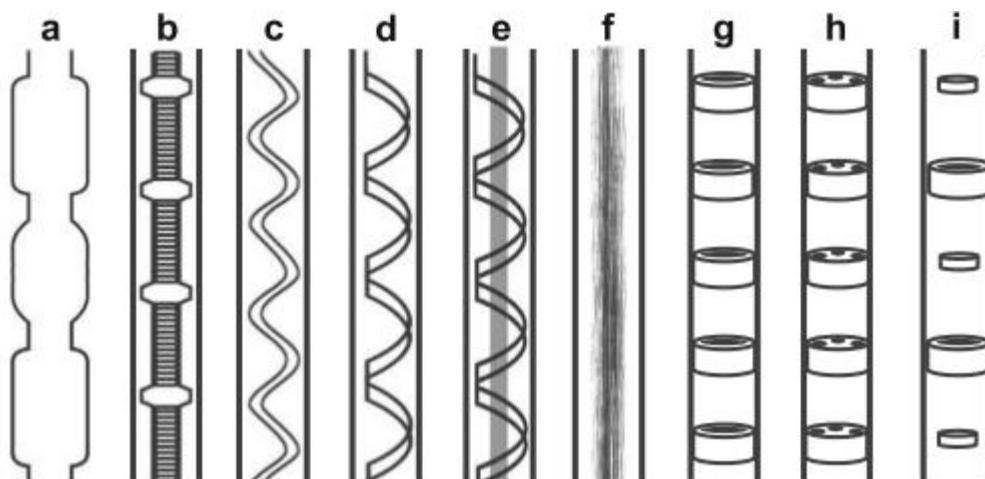
Rys. 8. Mieszalniki pulsacyjne strumieniowe typu airlift (*Chisti i in., 1990; Pirouzi i in., 2014*).

Pulsacyjne mieszanie strumieniowe jest również wywoływane w mieszalnikach typu airlift. Powietrze włączane do zbiornika wywołuje przepływ cyrkulacyjny napędzany gradientem gęstości. Wysoka wartość natężenia przepływu powietrza generuje znaczną prędkość. Tworzone są pęcherzyki powietrza, które powodują przenoszenie płynu do zewnętrznego układu airlift. W kolejnym kroku następuje masowy przepływ recyrkulacyjny, który wciąga płyn ponownie do dolnej, a następnie górnej części zbiornika (Schonewill i in., 2015). Mieszalniki typu airlift mogą mieć również inne specyficzne konstrukcje, jak na przykład połączone rury (rys. 8a) (Chisti i in., 1990) lub fotobioreaktor z pętlą typu airlift (rys. 8b) (Pirouzi i in., 2014).

2.5. Mieszanie oscylacyjne

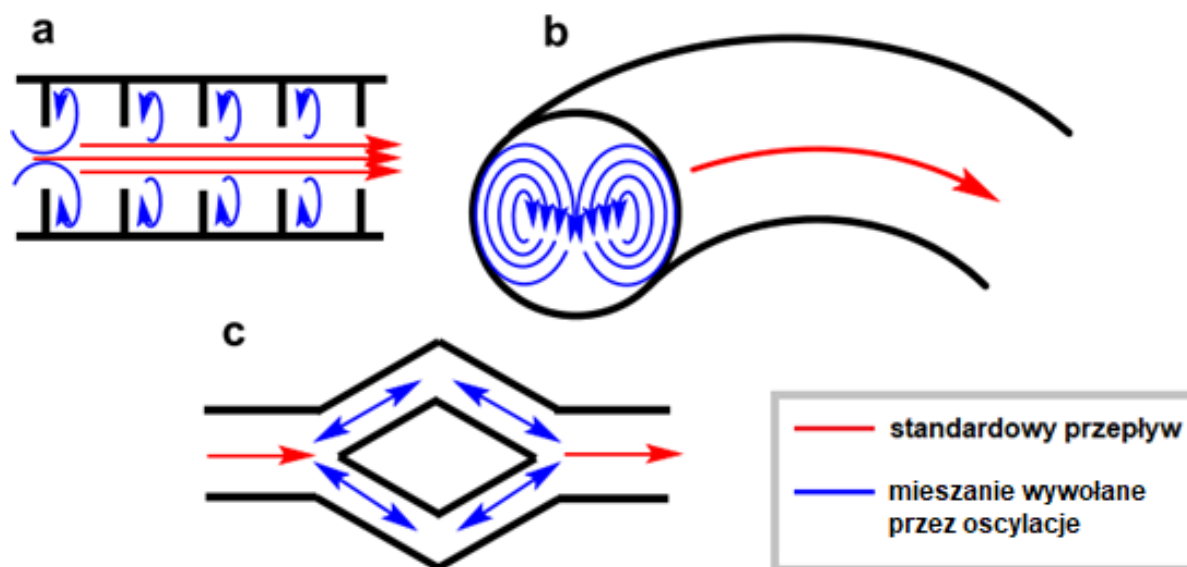
Koncepcja mieszania oscylacyjnego opiera się na wykorzystaniu w kolumnach oscylacji, które generują wiry. Wykorzystanie oscylacji ma szerokie potencjalne zastosowanie w procesach technologicznych ze względu na efektywne mieszanie oraz transport masy i energii. Wprowadzenie przegród w urządzeniach może prowadzić do uzyskania przepływu burzliwego (Ni i in., 2003).

Zasada działania reaktorów z przepływem oscylacyjnym polega na dodaniu przepływu oscylacyjnego do standardowego reaktora przepływowego. Reaktory tego typu (OFR, ang. *Oscillatory Flow Reactor*) są stosowane do przeprowadzania reakcji, które wymagają długiego czasu przebywania i lepszego przenoszenia masy w układach dwufazowych ciecz-ciecz.



Rys. 9. Konfiguracje reaktorów oscylacyjnych z przewężeniami: a – zwężenia, które mogą być ostre lub gładkie, b – centralnie zlokalizowane zwężenia osiowe, c – elementy zaokrąglone spiralne, d – elementy ostro zakończone spiralne, e – elementy ostro zakończone spiralne z centralnym trzonem, f – centralny trzon z wełną stalowej, g – przegrody z pojedynczą kryzą, h – przegrody z wieloma kryzami, i – przegrody dyskowo-pięścieniowe (Bianchi i in., 2020).

Najczęstszym sposobem generowania wirów w reaktorach OFR jest dodanie przegród poziomych o różnych geometriach, które zapewniają różne stopnie mieszania (rys. 9). Każde zderzenie płynu z przeszkodą prowadzi do wystąpienia krótkiego przepływu wstecznego (rys. 10a, *Bianchi i in., 2020*).



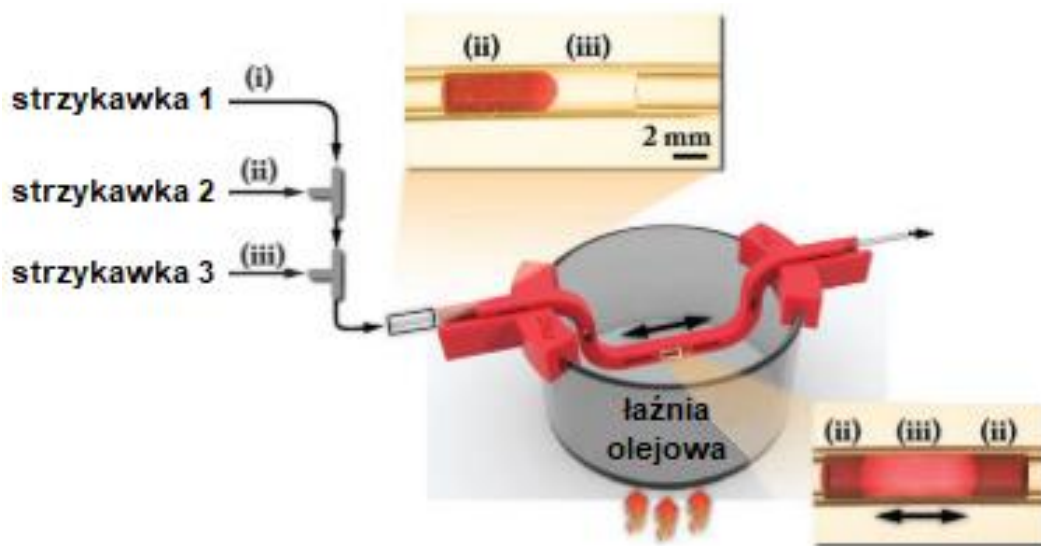
Rys. 10. Wiry generowane w reaktorach o przepływie oscyłacyjnym: a – wiry w reaktorze oscyłacyjnym z przepływem ciągłym i przegradami (COBR), b – wiry Deana w reaktorach OFR bez przegrody, c – wzmożone oscylacją mieszanie typu „podział i rekombinacja” (*Bianchi i in., 2020*).

W reaktorach oscyłacyjnych z ciągłym przepływem i przewężeniami (COBR, ang. *Continuous Oscillatory Baffled Reactors*) oscylacje prowadzą do generowania i usuwania wirów, a tym samym do jednorodnego mieszania promieniowego (*Bianchi i in., 2020*). Określenie wpływu geometrii w mieszalnikach COBR jest trudne, ale stwierdzono, że elementy spiralne (rys. 9c-e) mają szeroki zakres pracy ze względu na dodatkowe występowanie przepływu wirowego (ang. *swirl flow*) (*Mazubert i in., 2016*; *Nogueira i in., 2013*; *Phan i Harvey, 2012*), natomiast przegrody posiadające dodatkowe dyski (rys. 9i) pozwalają uzyskać efektywne mieszanie przy niskim natężeniu przepływu (*Ahmed i in., 2017*).

Wiry mogą być również generowane poprzez zastosowanie reaktorów spiralnych zamiast rur prostych. W takich urządzeniach występuje przepływ wtórny, zwany przepływem Deana, wywołany w wyniku działania siły dośrodkowej powstającej przy krzywiznie rury. Płyn z okolicy wewnętrznej ściany jest wypierany w kierunku środka rury, natomiast przeciwny prąd kieruje płyn od zewnętrznej strony ściany do środka i tworzą parę przeciwnie obracających się wirów zaznaczonych niebieskimi strzałkami (rys. 10b, *González Niño i in., 2019*).

Trzecią metodą mieszania oscylacyjnego jest wzmocnione oscylacją mieszanie oparte na podziale i rekombinacji strumienia (rys. 10c). Zastosowanie oscylacji powoduje wielokrotny przepływ płynu przez elementy instalacji, co zwiększa efektywność mieszania w porównaniu do jednokrotnego przepływu przez przewód rurowy. Podzielone kanały mają mniejszą średnicę, więc możliwe jest osiągnięcie wyższej prędkości przepływu, a tym samym wyższej wartości liczby Reynoldsa.

Przykładem urządzenia z przepływem oscylacyjnym jest reaktor oparty na ciągłym przepływie tłokowym, który może być stosowany do układów wielofazowych i reakcji katalitycznych. Na rysunku 11 zaprezentowano oscylacyjny reaktor pracujący w układzie trójfazowym wraz z wizualizacjami mieszania na wlocie oraz w centralnym punkcie reaktora rurowego. Fazy doprowadzane są do urządzenia za pomocą trzech pomp strzykawkowych.



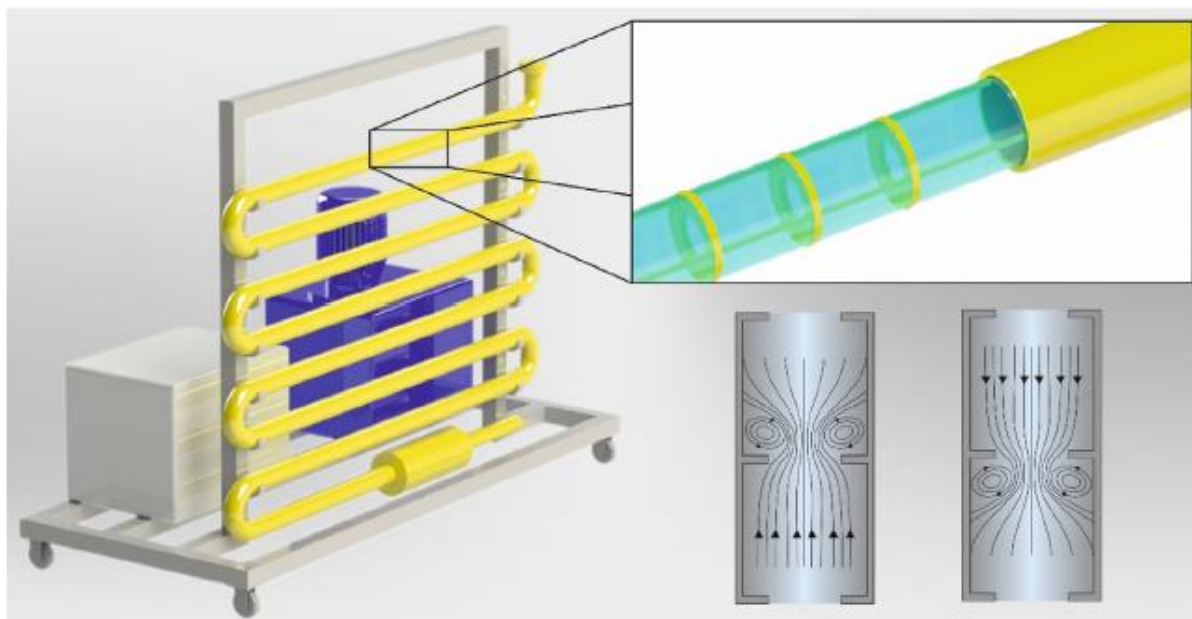
Rys. 11. Oscylacyjny reaktor w układzie trójfazowym: strzykawka 1 – wprowadzanie płynnego argonu, strzykawka 2 – dostarczanie fazy organicznej, strzykawka 3 – wprowadzanie bazy wodnej (Abolhasani i in., 2015).

Strzykawka 1 służy do wprowadzania płynnego składnika (i). Uformowana kropla jest przenoszona wewnątrz reaktora przepływowego. Następnie przy złączu T formuje się segment organiczny po wprowadzeniu przez strzykawkę 2 fazy organicznej zabarwionej poprzez dodatek barwnika (ii). Wodna faza (iii) jest wprowadzana do segmentu organicznego za pomocą strzykawki 3. Wyższe napięcie powierzchniowe fazy wodnej prowadzi do przemieszczania się przez fazę organiczną i prowadzenia dwufazowej kropli (rys. 11 – górna wizualizacja). Ze względu na występowanie oddzielnych faz, powierzchnia międzyfazowa dla reakcji katalitycznej jest ograniczona do półsferycznego obszaru pomiędzy fazą organiczną

i wodną. W celu zwiększenia dostępnej powierzchni międzyfazowej, pożądane jest przemieszczanie się fazy wodnej wewnątrz organicznej kropli dwufazowej. Kierunek przepływu jest odwracany i następuje cofanie się fazy wodnej poprzez organiczną. Układ dwufazowy oscyluje naprzemiennie tam i z powrotem (rys. 11 – dolna wizualizacja) (Abolhasani i in., 2015).

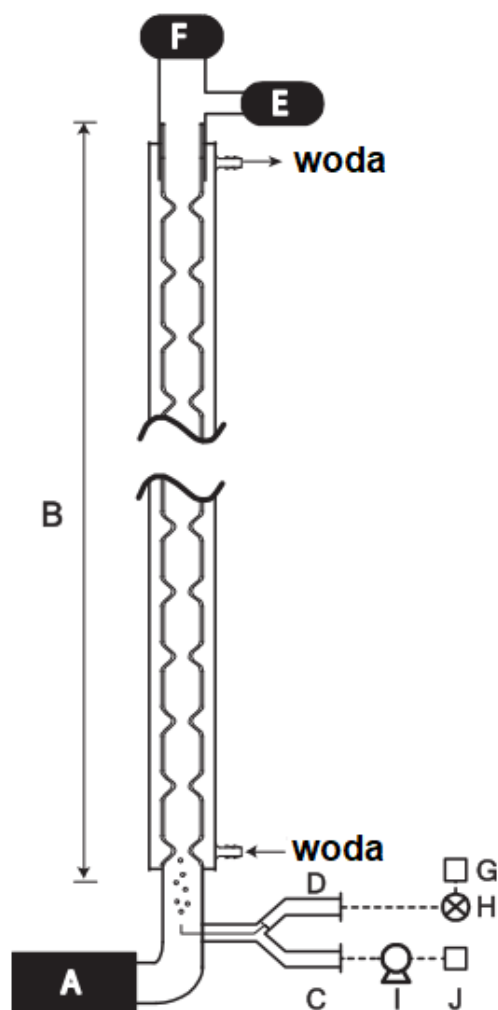
Zastosowanie reaktorów z ciągłym przepływem oscylacyjnym w rurach z przegrodami (rys. 10a) jest także jedną z nowatorskich metod produkcji biodiesla. Wydajność metody jest równoważna wydajności 80 idealnych reaktorów zbiornikowych z ciągłym mieszaniem połączonych szeregowo, co jest wystarczające do komercyjnej produkcji biodiesla z estrów metylowych oleju rzepakowego (RME, ang. *Rapeseed Methyl Ester*).

Konstrukcja standardowego mieszalnika typu *OFR* z przepływem ciągłym (rys. 12) jest prosta i nie wymaga zastosowania dużej ilości materiału, co jest niewątpliwą zaletą.



Rys. 12. Reaktor oscylacyjny ciągły z przegrodami (Tabatabaei i in., 2019).

Urządzenie składa się z jednej lub kilku rur usytuowanych poziomo lub pionowo, z których każda posiada równomiernie oddalone od siebie przegrody zwane statorami. Przepływ oscylacyjny z okresowymi zmianami dynamiki przepływu jest generowany przez mieszki, membrany lub tłoki na jednym lub obu końcach reaktora (Abbott i in., 2013; Tabatabaei i in., 2019).



Rys. 13. Schemat reaktora OFR-SPC: A – tłok, B – reaktor OFC-SPC, C – wlot cieczy, D – wlot gazu, E – spektrofotometr w trybie online lub kolektor próbek, F – destruktora ozonu (umieszczony wewnątrz komory), G – generator ozonu, H – przepływomierz, I – pompa perystaltyczna, J – wlot roztworu cieczy (Graça i in., 2020).

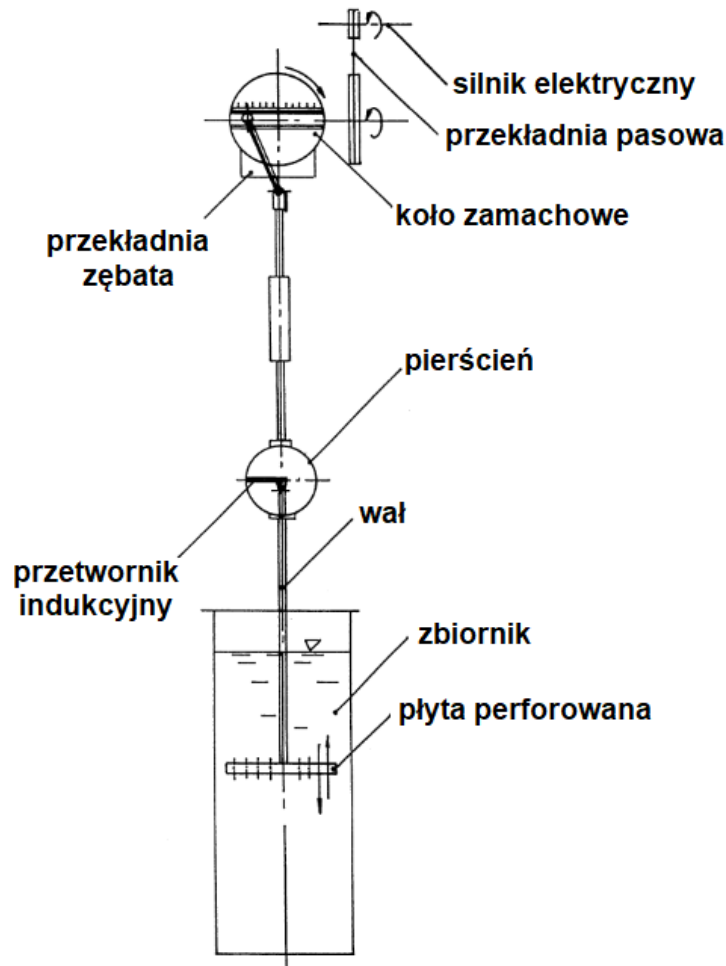
Podobnym typem urządzenia jest reaktor oscylacyjny z gładkimi okresowymi przewężeniami (*OFR-SPC*, ang. *Oscillatory Flow Reactor with Smooth Periodic Constrictions*) (rys. 13), który konstrukcyjnie składa się z pojedynczej rury (Graça i in., 2020). Charakter przepływu jest zbliżony jak w urządzeniu opracowanym przez Tabatabaei i współpracowników (2019).

2.6. Mieszanie posuwisto-zwrotne

Mieszanie oscylacyjne może być wywołane nie tylko przez przegrody, ale również poprzez zastosowanie dodatkowych elementów ruchomych wewnątrz rury lub zbiornika (rys. 14). Mieszadła działające na zasadzie tłoka lub wibracji są w niektórych przypadkach bardziej efektywne niż standardowe obrotowe (Komoda i in., 2000). Operacje mieszania z wykorzystaniem ruchu posuwisto-zwrotnego można podzielić na wibrowanie jednej lub

większej ilości mieszadeł lub tarcz o małej amplitudzie i dużej częstotliwości w cylindrycznym naczyniu (Kamieński i Wójtowicz, 2001; Lo i in., 1998; Masiuk, 1999) oraz ruch posuwisto-zwrotny wielu perforowanych płyt w długiej kolumnie (Baird i Rama Rao, 1988).

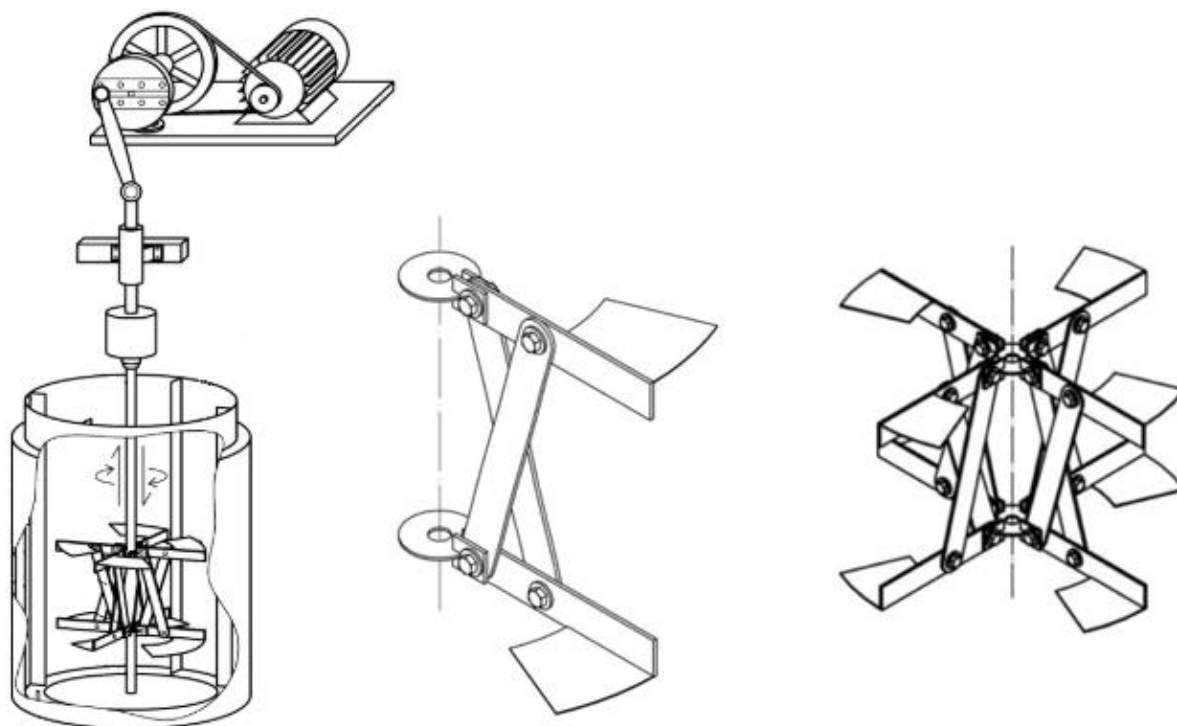
Proces jest prowadzony przy użyciu mieszadła dyskowego pełnego lub perforowanego, które wykonuje ruch posuwisto-zwrotny w kierunku pionowym (rys. 14, Masiuk, 1999).



Rys. 14. Układ do mieszania posuwisto-zwrotnego z mieszadłem dyskowym perforowanym (Masiuk, 1999).

Mieszalniki wykorzystujące ruch posuwisto-zwrotny są również określane w literaturze jako mieszalniki wibracyjne. Vibromixer zaprojektowany przez Kamieńskiego i Wójtowicza (Kamieński i Wójtowicz, 2003; Wójtowicz, 2012) znajduje zastosowanie w mieszaniu dyspersji ciecz-ciecz oraz emulsji. W mieszalniku wibracyjnym elementem mieszającym w cylindrycznym zbiorniku jest mieszadło tarczowe przeciwbieżne, płaskie pełne lub perforowane. Udowodniono, że taki sposób mieszania pozwala na szybkie zakończenie procesu oraz wyeliminowanie naprężeń ścinających, które występują na końcach łopatek szybko poruszających się wirników.

Podobnym typem mieszalnika jest mieszadło zaprojektowane przez Kordasa i współpracowników (2013). Urządzenie ze względu na specyficzną konstrukcję może wykonywać zarówno ruch obrotowy, jak i posuwisto-zwrotny (rys. 15).



Rys. 15. Mieszalnik z mieszadłem wykonującym ruch obrotowy oraz posuwisto-zwrotny (Kordas i in., 2013).

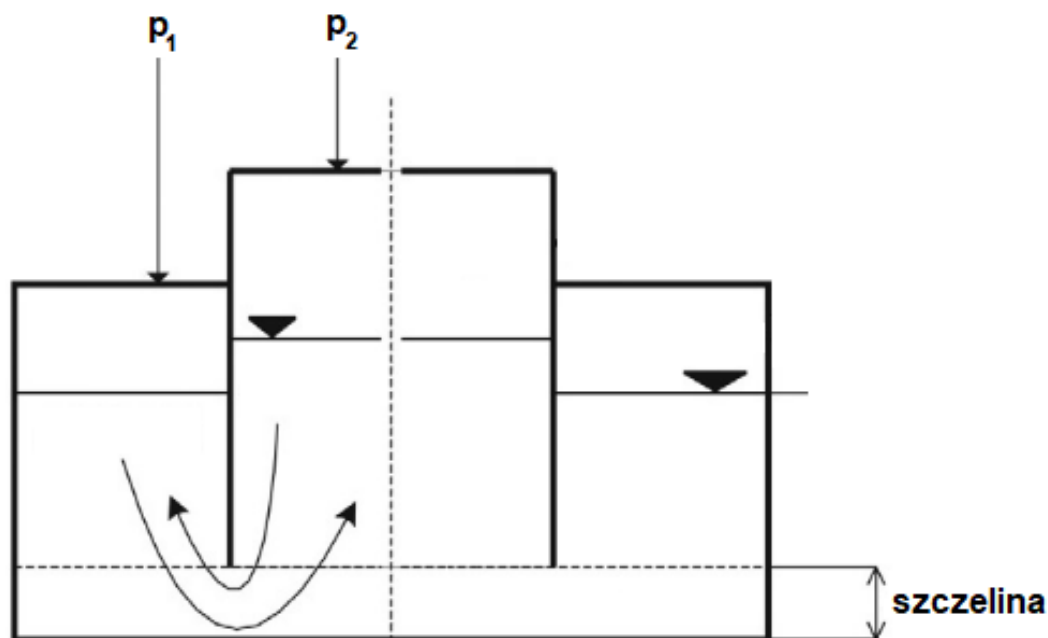
W opracowanym układzie zbadane zostało mieszanie przy obu rodzajach ruchu w cylindrycznym naczyniu w analogicznych warunkach. Mieszanie obrotowe osiągnięto dzięki zastosowaniu silnika elektrycznego z napędem o zmiennej prędkości obrotowej, natomiast do mieszania z pomocą drgań wykorzystano sinusoidalną pulsację nowatorskiego mieszadła zamocowanego na długim wale, połączonym z zespołem napędowym poprzez układ koła zamachowego i wału korbowego. Zmiana pozycji wału korbowego umożliwia regulację amplitudy oscylacji, a częstotliwość jest ustawiana przy użyciu falownika (Kordas i in., 2013).

2.7. Mieszanie hydrauliczne

Mieszalnik hydrauliczny jest nowoczesną konstrukcją, która łączy cechy wcześniej opisanych rodzajów mieszania statycznego oraz z zastosowaniem oscylacji (Adamski i in., 2016). Idea mieszania jest zbliżona do przelewania cieczy między kubkami aż do momentu wymieszania w całej objętości. Urządzenie nie posiada części ruchomych, ale w występującym w nim przepływie można odnaleźć analogię do mieszania posuwisto-zwrotnego za pomocą

mieszadła dyskowego, opisanego w poprzednim podrozdziale (Kamieński i Wójtowicz, 2003; Masiuk, 1999; Wójtowicz, 2012).

Urządzenie składa się z zewnętrznego i wewnętrznego zbiornika, które są umieszczone współśrodkowo. Dno jest wspólne dla obu zbiorników, a przepływ między nimi następuje w dolnej części przez szczelinę (rys. 16). W górnej części urządzenia znajdują się doprowadzenia gazu do zewnętrznej i wewnętrznej części. Siłą napędową mieszania hydraulicznego są naprzemienne zmiany ciśnienia w zbiornikach, które powodują zmianę poziomu cieczy (Adamski i in., 2016; Mitkowski i in., 2016). Przepływ przez szczelinę powoduje powstawanie wirów, co stanowi podobny element do mieszania oscylacyjnego.

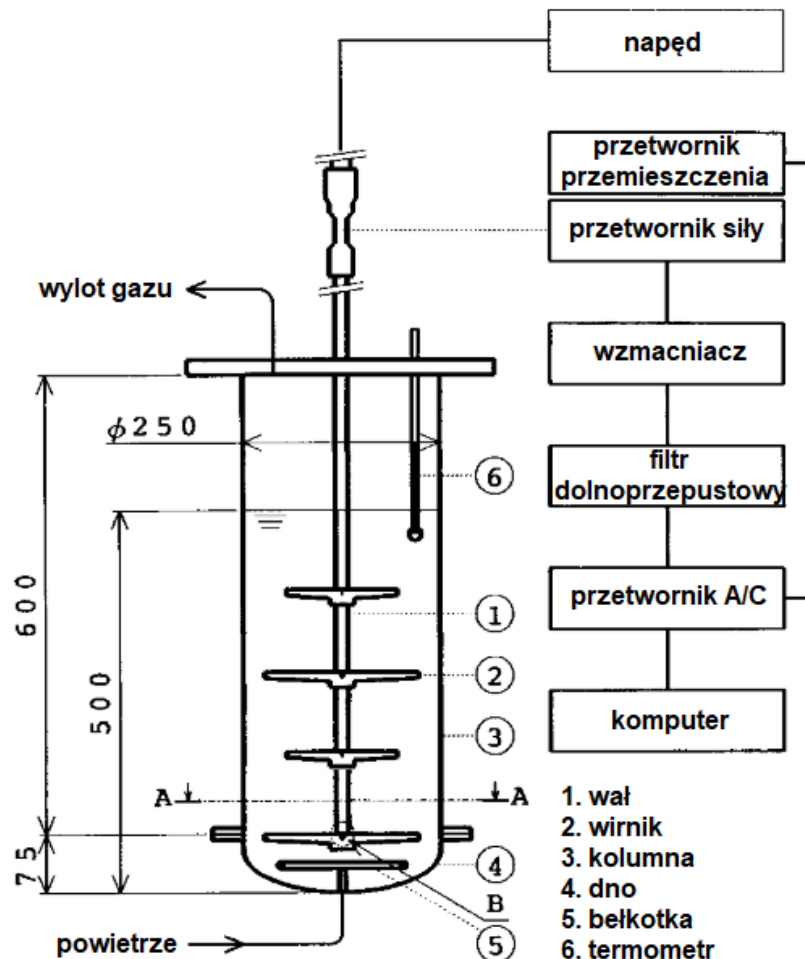


Rys. 16. Mieszalnik hydrauliczny (Mitkowski i in., 2016).

Mieszalnik hydrauliczny jest dedykowany do mieszania substancji palnych, tworzących atmosfery wybuchowe z powietrzem, o niskiej przewodności elektrycznej, ze zdolnością do akumulacji ładunków elektrycznych lub gdy substancje ulegają degradacji w przepływie ścinającym. Potencjalne zastosowanie odnajdywane jest w obszarach, gdzie istotna jest eliminacja ruchomych elementów, np. w celu ograniczenia powstawania fal na powierzchni cieczy oraz leja, co stanowi ogromną zaletę w porównaniu do mieszalników mechanicznych, strumieniowych i pneumatycznych (Adamski i in., 2016). Wdrożenie procesu wymaga poznania specyfiki jego pracy oraz charakterystyki hydrodynamicznej urządzenia. Mieszanie hydrauliczne zostanie szerzej omówione w części eksperymentalnej niniejszej dysertacji.

2.8. Mieszanie z niestalonym ruchem mieszadła

Mieszanie bez przegród z niestalonym ruchem mieszadła jest sztandarowym przykładem mieszania niestalonego. Niestalony ruch polega na wykonywaniu niestalych obrotów, czyli okresowej zmianie przez wirnik kierunku lub szybkości obrotów (Woźniak, 2011).



Rys. 17. Mieszalnik mechaniczny z niestalonym ruchem wielu wirników położonych na jednym wale umieszczonych w napowietrzonym zbiorniku bez przegród (Yoshida i in., 2001a).

W badaniach Yoshidy i współpracowników (2010) przeanalizowano przepływ cyrkulacyjny wytwarzany przez mieszadło wysokoobrotowe turbinowe zmieniające kierunek obrotu, umieszczone w cylindrycznym naczyniu z płaskim dnem. Takie urządzenia są stosowane w branżach, w których czyszczenie wnętrza zbiornika jest problematyczne i bardzo ważne jest wyeliminowanie przegród.

W innej pracy Yoshidy i współpracowników (2001a) zostało zaprezentowane urządzenie z wieloma mieszadłami umieszczonymi na jednym wale, w którym wirniki obracają się zgodnie oraz przeciwnie do ruchu wskazówek zegara, a dodatkowo wprowadzono napowietrzanie (rys.

17). Urządzenie jest rozwiązaniem służącym do mieszania w układzie gaz-ciecz i znajduje potencjalne zastosowanie w procesie produkcji materiałów chemicznych i biologicznych z udziałem procesów absorpcji gazu.

3. Kryteria oceny procesu mieszania

Ocena procesu mieszania opisanego w poprzednim rozdziale wymaga przeanalizowania odpowiednich kryteriów. Ze względu na różnorodność konstrukcji, bezpośrednia analiza porównawcza jest niemożliwa, ale efektywność procesu może być oszacowana dla zbliżonych parametrów. Ocenę mieszania można przeprowadzić w oparciu o znajomość następujących parametrów:

- czasu mieszania,
- liczb kryterialnych (liczba Reynoldsa, liczba Newtona),
- jednostkowej mocy mieszania,
- współczynnika wnikania masy.

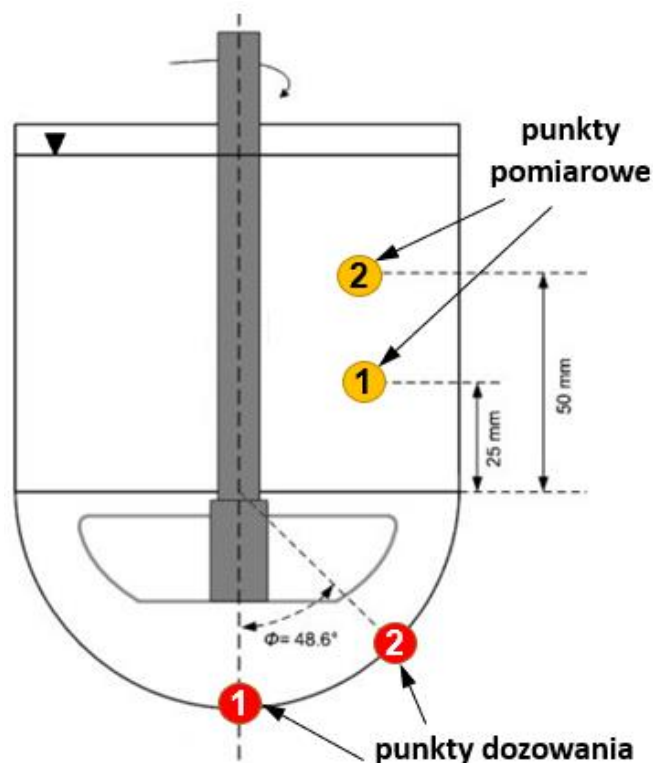
3.1. Czas mieszania

Czas mieszania to czas potrzebny do osiągnięcia określonego poziomu jednorodności mieszaniny w granicach 95-98%. Określany jest eksperymentalnie lub za pomocą modelowania numerycznego (*Baldyga i Bourne, 1989; Satya Madhuri i in., 2016*).

Istnieje kilka sposobów pomiaru czasu mieszania. Można je podzielić na metody inwazyjne i bezinwazyjne. Metody, które stosuje się do doświadczalnego pomiaru czasu mieszania można również podzielić na dwie grupy: metody chemiczne oraz fizyczne. Metody chemiczne wymagają zajścia reakcji chemicznej i zaliczamy do nich np. metodę analizy zmian barwy lub metodę pH-metryczną. Reagent A jest wprowadzany w nadmiarze stechiometrycznym do układu, w którym obecny jest reagent B o jednolitym stężeniu w całej objętości. Czas mieszania jest określany jako czas niezbędny do osiągnięcia równomiernego stężenia w całym reaktorze lub określonej strefie. Moment osiągnięcia równoważności jest widoczny np. jako zmiana koloru lub pH. W przypadku metod fizycznych, tj. metoda termiczna oraz konduktometryczna, reakcja nie zachodzi. Do układu wprowadzany jest znacznik, a jedna lub więcej sond pomiarowych mierzy wielkość proporcjonalną do stężenia wskaźnika. Czas mieszania jest

rozpatrywany jako czas od wprowadzenia wskaźnika do uzyskania ustalonego odchylenia od jednorodności (Manna, 1997).

Metoda konduktometryczna została zastosowana m. in. przez Bai i współpracowników (2007) w zmodyfikowanym naczyniu do prowadzenia testu uwalniania substancji czynnej z leków, zgodnie z zasadami USP (ang. *United States Pharmacopeia*). Sondę konduktometryczną umieszcza się wewnątrz zbiornika, a jej końcówkę w jednym z dwóch punktów pomiarowych (rys. 18). W określonym czasie wstrzykuje się 3 ml roztworu NaOH o stężeniu 1,0 mol/L w punkcie dozowania. Monitoruje się zmianę przewodnictwa w czasie, a jako koniec mieszania przyjmuje się punkt, w którym osiągnięta jest wartość odpowiadająca 95% maksymalnej wartości (Bai i in., 2007). Zaletą tej metody jest szybki i łatwy sposób przetwarzania wyników, natomiast wadę stanowi ingerencja w układ pomiarowy poprzez wprowadzenie sondy konduktometrycznej (metoda inwazyjna). W przypadku zbiorników zamkniętych taki pomiar nie jest możliwy bez zaburzenia hydrodynamiki przepływu, w związku z czym uzyskany czas mieszania może odbiegać od czasu uzyskiwanego w rzeczywistym mieszalniku.



Rys. 18. Lokalizacja punktów pomiarowych oraz punktów dozowania w zmodyfikowanym naczyniu do prowadzenia testu uwalniania zgodnie z USP podczas pomiaru czasu mieszania metodą konduktometryczną i dekoloryzacji (Bai i in., 2007).

Inną metodą pomiaru czasu mieszania jest analiza zmiany barwy wskaźnika. Do mieszalnika wprowadza się roztwór z dodatkiem barwnika. W punkcie dozowania 1 (rys. 18) wstrzykuje się mieszany odczynnik, w tym przypadku wymagany do zajścia reakcji dekoloryzacji. Rejestruje się czas, w którym roztwór staje się wizualnie bezbarwny w zdefiniowanych punktach pomiarowych 1 i 2 (Bai i in., 2007). W tabeli 1 zestawiono odczynniki stosowane w metodzie kolorymetrycznej oraz oczekiwane zmiany barw w momencie zakończenia mieszania. Minusem tej metody jest duża zależność od obserwatora. W przypadku bardziej złożonych układów i zmian barw, dokładne wizualne zidentyfikowanie końca mieszania jest niemożliwe.

Tabela 1. Metoda kolorymetryczna analizy czasu mieszania – stosowane odczynniki i zmiany barwy.

odczynniki	zmiana barwy	źródło
NaOH + fenoloftaleina, H ₂ SO ₄	różowa do odbarwienia	(Kouda i in., 1996)
HCl + czerwień metylowa, KOH + błękit tymolowy	czerwona na żółtą	(Delaplace i in., 2004; Melton i in., 2002)
NaOH + fenoloftaleina, HCl	różowa do odbarwienia	(Bai i in., 2007)
HCl + czerwień metylowa	czerwona na żółtą	(Cabaret i in., 2007)
jod + tiosiarczan sodu	brązowa do odbarwienia	(Takahashi i Motoda, 2009)

W literaturze spotykane jest podejście do określania czasu mieszania poprzez komputerową analizę barwy. Delaplace i współpracownicy (2004) przedstawili diagnostykę kolorymetryczną cyfrowych obrazów. Reakcja była prowadzona w zbiorniku z zaokrąglonym dnem, z wykorzystaniem mieszadła mechanicznego. W celu wizualizacji procesu mieszania zastosowano metodę dekoloryzacji chemicznej dwoma wskaźnikami kwasowo-zasadowymi DISMT (ang. *Dual Indicator System for Mixing Time*), zaproponowaną przez Meltona (2002). Do momentu zakończenia mieszania obserwator może zobaczyć kolor czerwony w miejscu obszarów niewymieszanych oraz żółty dla obszarów dobrze wymieszanych. Czas mieszania wyznaczony jest na podstawie analizy zmiany barw w modelu RGB (patrz rozdział 4.2).

Kolejnym sposobem jest pomiaru czasu metoda jest metoda stosowana w mieszalnikach pulsacyjno strumieniowych, np. w fotobioreaktorach typu airlift. Do pomiaru czasu mieszania wykorzystuje się metodę śladu kwasowego. Polega ona na zastosowaniu techniki sygnał-odpowiedź, przy użyciu alkalicznego znacznika i elektrody pH w roli detektora (Contreras i

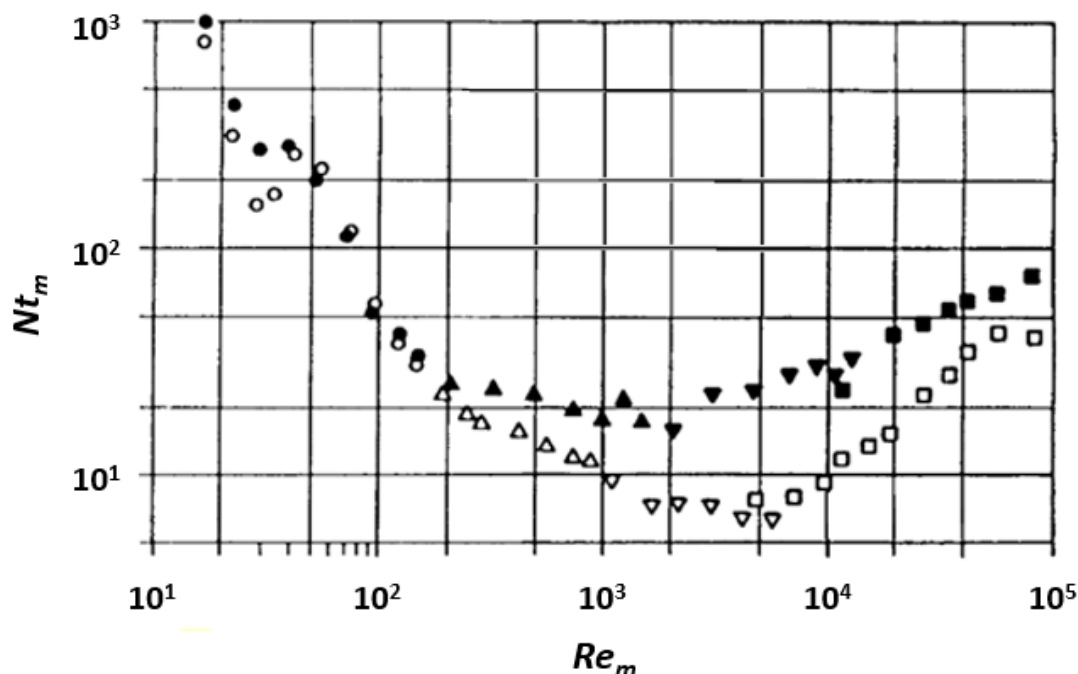
in., 1998). Czas mieszania jest zdefiniowany jako czas potrzebny do osiągnięcia 95% całkowitego wymieszania (Pirouzi i in., 2014). Podczas pomiaru widoczny jest zanikający impuls znacznika, jakim jest barwnik (Yazdian i in., 2009).

W przypadku mieszania mechanicznego czas mieszania jest jednym z podstawowych parametrów i jest dobrze poznany. Dla tego typu mieszania czas mieszania może być wyznaczany jako wartość bezpośrednia w jednostce czasu lub wyrażany za pomocą bezwymiarowego czasu mieszania (1), który umożliwia porównanie procesu mieszania w różnych wariantach geometrycznych tych samych mieszalników. Dla standardowych mieszalników mechanicznych czas mieszania jest definiowany jako iloraz stałej K zależnej od reżimu przepływu oraz geometrii mieszadła, a także prędkości obrotowej N (Kamieński, 2004).

$$t_m = \frac{K}{N} \quad (1)$$

Na rysunku 19 przedstawiono przykładową zależność (2) bezwymiarowego czasu mieszania od liczby Reynoldsa (13) definiowanej dla mieszania mechanicznego (Zlokarnik, 2001).

$$Nt_m = f(Re_m) \quad (2)$$



Rys. 19. Zależność charakterystycznego czasu mieszania od liczby Reynoldsa dla mieszadła łopatkowego z przegrodami (\square) oraz bez przegród (\blacksquare) (Zlokarnik, 2001).

Dla mieszania ustalonego w mieszalnikach mechanicznych Zlokarnik (2001) stwierdził występowanie trzech charakterystycznych obszarów dla zależności (2):

- zakres 1: $Re_m = 10^1 \div 10^3 \rightarrow t_m \propto \frac{v}{(Nd_m)^2}$ - czas mieszania maleje proporcjonalnie do kwadratu prędkości obrotowej i średnicy mieszadła, $Nt_m Re_m = \text{const}$
- zakres 2: $Re_m = 10^3 \div 10^4 \rightarrow t_m \propto \frac{1}{N}$ - czas mieszania maleje wprost proporcjonalnie do prędkości obrotowej mieszadła, $Nt_m = \text{const}$
- zakres 3: $Re_m > 10^5 \rightarrow t_m \propto \frac{d_m^2}{v}$ - czas mieszania jest niezależny od prędkości obrotowej i rośnie proporcjonalnie do kwadratu średnicy mieszadła, $Nt_m/Re_m = \text{const}$

W mieszalnikach bez przegród zakres drugi jest szerszy i obejmuje wartości $Re_m = 10^2 \div 10^4$ (rys. 19).

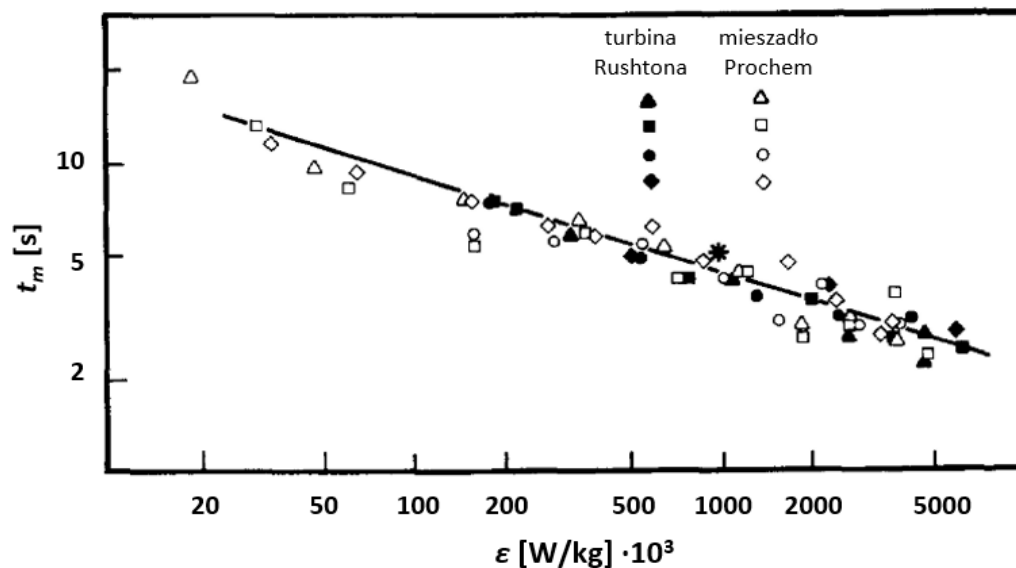
Porównanie czasów mieszania otrzymywanych dla różnych mieszalników jest jedną z istotnych spraw a takie porównanie tylko na podstawie równania (1) jest utrudnione. W zakresie turbulentnym porównanie takie może być przeprowadzone w oparciu o wartości współczynnika dyssypacji energii ε . Rozproszenie energii jest związane z transportem kinetycznej energii turbulencji, zachodzi ze względu na lepkość płynu i ma wpływ w mieszalnikach mechanicznych m.in. na wielkość pęcherzy dyspergowanego gazu lub kropeł cieczy, a także tworzenie zawiesiny ciała stałego (Talaga, 2009). Płyn w przepływie burzliwym składa się z wirów, z których największe wiry mają rozmiary zbiornika lub mieszadła (makroskala burzliwości). Najmniejsze wiry prowadzą do rozpraszania energii w postaci ciepła i są opisywane za pomocą skali długości Kołmogorova. Wymiar najmniejszego wiru l_K jest obliczany zgodnie z równaniem (3) na podstawie dyssypacji energii na jednostkę masy ε oraz lepkości kinematycznej ν (Nere i in., 2003).

$$l_K = \left(\frac{\nu^3}{\varepsilon}\right)^{\frac{1}{4}} \quad (3)$$

Zależność między czasem mieszania i współczynnikiem dyssypacji energii opisywana jest przy użyciu skali długości Kołmogorova oraz współczynnika dyfuzji burzliwej D_M za pomocą wzoru (4). Czas mieszania rośnie wraz ze wzrostem wymiaru najmniejszego wiru (Nere i in., 2003).

$$t_m = \frac{l_K^2}{D_M} \quad (4)$$

Przykładowa zależność między czasem mieszania a współczynnikiem dyssypacji została przedstawiona na rysunku 20. Czas mieszania jest krótszy, im większa wartość współczynnika dyssypacji energii (Nienow, 1997).



Rys. 20. Zależność czasu mieszania od współczynnika dyssypacji energii dla mieszadła Prochem oraz turbiny Rushtona (Nienow, 1997).

W tabeli 2. zestawiono stałe K i wykładniki potęgi a służące do wyznaczania czasu mieszania na podstawie znanej wartości rozproszenia energii, wyrażonej jako iloraz mocy i objętości P/V , zgodnie z równaniem (5). Zaprezentowane wartości dotyczą mieszadła dyskowego oraz śmigłowego (Nere i in., 2003).

$$t_m = K \left(\frac{P}{V} \right)^a \quad (5)$$

Tabela 2. Stałe K i wykładniki a równania (5)

mieszadła dyskowe		mieszadła śmigłowe		źródło
K	a	K	a	
7,9	-0,333	4,8	-0,333	(Prochazka i Landau, 1961)
0,1	-0,33	0,1	-0,33	(Khang i Levenspiel, 1976)
-	-	330,8	-0,167	(Hiraoka i Ito, 1977)
2,3	-0,33	-	-	(Sasakura i in., 1980)
10,4	-0,333	-	-	(Ogawa i in., 1980)
58,7	-0,33	-	-	(Sano i Usui, 1985)
91,0	-0,33	175,0	-0,33	(Rzyski, 1993)
26,5	-0,33	26,5	-0,33	(Nienow, 1997)
-	-	39,9	0,14	(Szoplik i Karcz, 2005)
82,4	-0,33	-	-	(Foucault i in., 2006)

Nienow (1997) zaproponował również porównywanie czasu mieszania na podstawie stosunku parametrów geometrycznych – średnicy mieszadła do średnicy zbiornika d_m/D . Zależność może być rozpatrywana z uwzględnieniem prędkości obrotowej N i liczby mocy Ne_m (6). We wzorze jest uwzględniony również współczynnik korelacji k , niezależny od typu mieszadła dla określonego stosunku d_m/D . Druga zdefiniowana zależność (7) uwzględnia współczynnik dyssypacji energii (Nienow, 1997).

$$t_m = k \left(\frac{1}{N} \right) \left(\frac{1}{Ne_m^{1/3}} \right) \left(\frac{d_m}{D} \right)^{-2} \quad (6)$$

$$t_m = 5,9 D^{2/3} (\varepsilon)^{-1/3} \left(\frac{d_m}{D} \right)^{-1/3} \quad (7)$$

Jednoznaczne ustalenie eksperymentalne czasu mieszania może narażać problemów, dlatego istotne jest przyjęcia kryterium, które określałoby stopień wymieszania. Takim kryterium może być stopień segregacji (S_s). Yoshida i wsp. (2007) wyznaczyli czas mieszania mechanicznego nieustalonego na podstawie stopnia segregacji S_s , obliczanego według wzoru (8). Uznano, że układ jest wymieszany po osiągnięciu wartości mniejszej niż 0,05.

$$S_s = \left[\frac{\sum \{V_i(C_i - C_t)\}^2}{\{V(C_o - C_t)\}^2} \right]^{1/2} \quad (8)$$

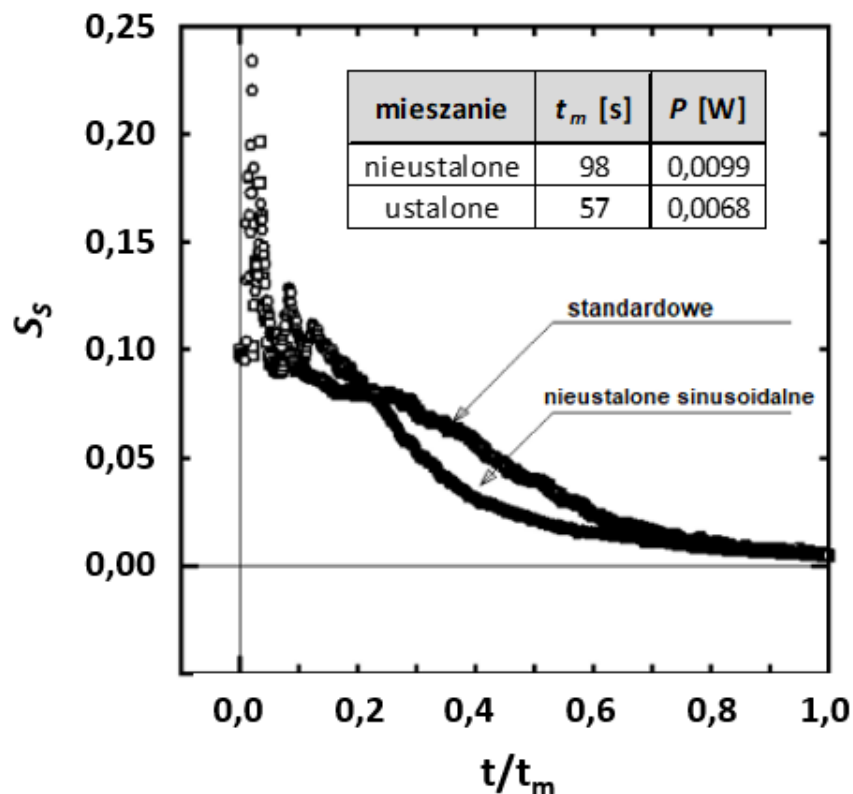
gdzie V jest objętością cieczy w naczyniu, a C_o oraz C_t oznaczają stężenia na początku mieszania i po zakończeniu, natomiast V_i jest objętością zdefiniowanej komory, a C_i stężeniem w określonym punkcie naczynia.

Wzór na wyznaczanie stopnia segregacji na podstawie znajomości stężenia wskaźnika (9) został wykorzystany przez Woźniak (2013).

$$S_s = \frac{(C_n - C_t)^2}{C_t - C_o} \quad (9)$$

gdzie: C_o oraz C_t oznaczają stężenia wskaźnika na początku i na końcu mieszania, natomiast C_n jest stężeniem w określonym momencie.

Na wykresie 21 zaprezentowano przykładową zależność między stopniem segregacji a względnym czasem mieszania dla mieszania nieustalonego sinusoidalnego oraz mieszania standardowego.

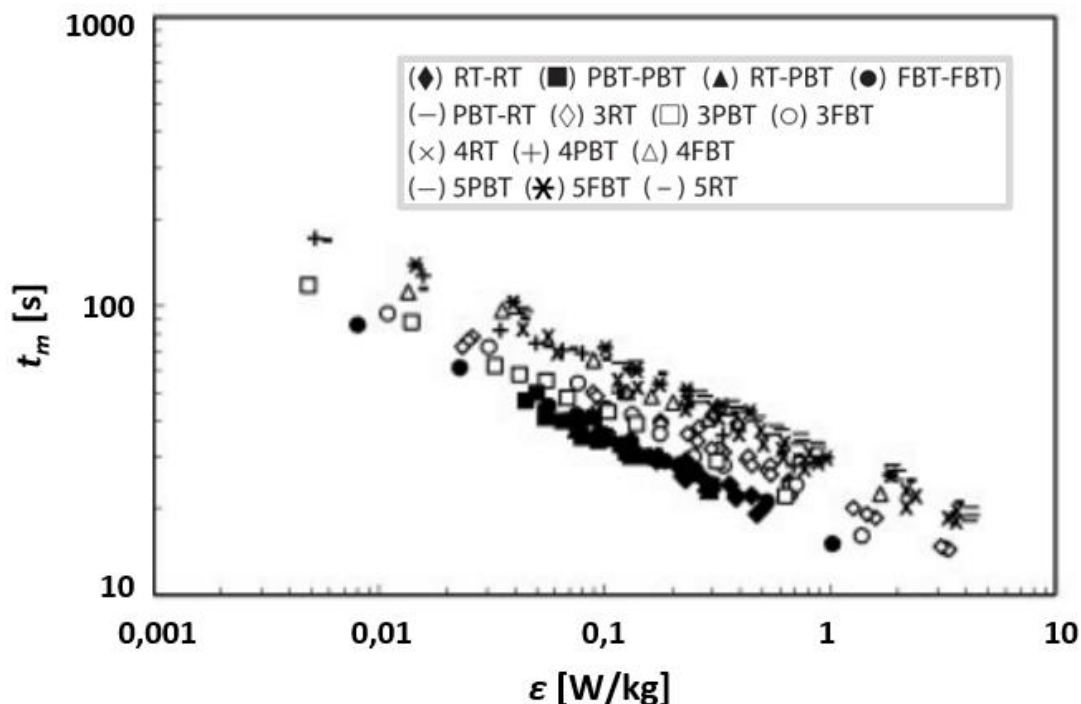


Rys. 21. Zmiana stopnia segregacji w czasie mieszania dla mieszania nieustalonego sinusoidalnego (ang. *forward-reverse*) oraz standardowego (Yoshida i in., 2007) dla wodnego roztworu NaCl.

Czas mieszania nieustalonego (ze zmianą częstości i kierunku obrotów mieszadła) był dłuższy niż dla mieszania ustalonego, szczegółowe wartości zostały przedstawione na rysunku 21. Stopień segregacji był niższy w środkowym etapie procesu, przy względnym czasie mieszania $t/t_m = 0,1 \div 0,4$ (Yoshida i in., 2007). Yoshida i współpracownicy (2004) przeprowadzili również badania mieszania nieustalonego w mieszalniku zaopatrzonym w dwa mieszadła. Wykazano, że czas mieszania nieustalonego w mieszalniku z dwoma mieszadłami jest dłuższy niż dla mieszania ustalonego.

Eksperymenty z zastosowaniem większej ilości mieszadeł wykonujących ruch nieustalony ze zmiennym w czasie kierunkiem obrotów (ang. *forward-reverse*) na jednym wale były prowadzone przez Woźniakowskiego (2013). Przeanalizowano trzy rodzaje mieszadeł: turbina Rushtona, turbina z sześcioma płaskimi łopatkami FBT oraz turbina z sześcioma łopatkami skośnymi PBT, zamontowanych na wspólnym wale w kombinacjach dwóch, trzech, czterech lub pięciu mieszadeł jednego typu, a także kombinacje różnych mieszadeł dla układów dwumieszadłowych. Czas mieszania określano metodą konduktometryczną. Potwierdzono, że częstotliwość oscylacji nie ma wpływu na czas mieszania. Zależność czasu mieszania od współczynnika dyssypacji energii jest zbieżna z wynikami dla mieszania ustalonego.

W przypadku mieszania nieustalonego czas mieszania również maleje wraz ze wzrostem współczynnika dyssypacji ε (rys. 22).



Rys. 22 Zależność między czasem mieszania i współczynnikiem dyssypacji energii dla mieszania nieustalonego z 3 - 5 mieszadeł na jednym wale: RT – turbina Rushtona, FBT – turbina z sześcioma płaskimi łopatkami, PBT – turbina z sześcioma łopatkami skośnymi (Woźniowski, 2013).

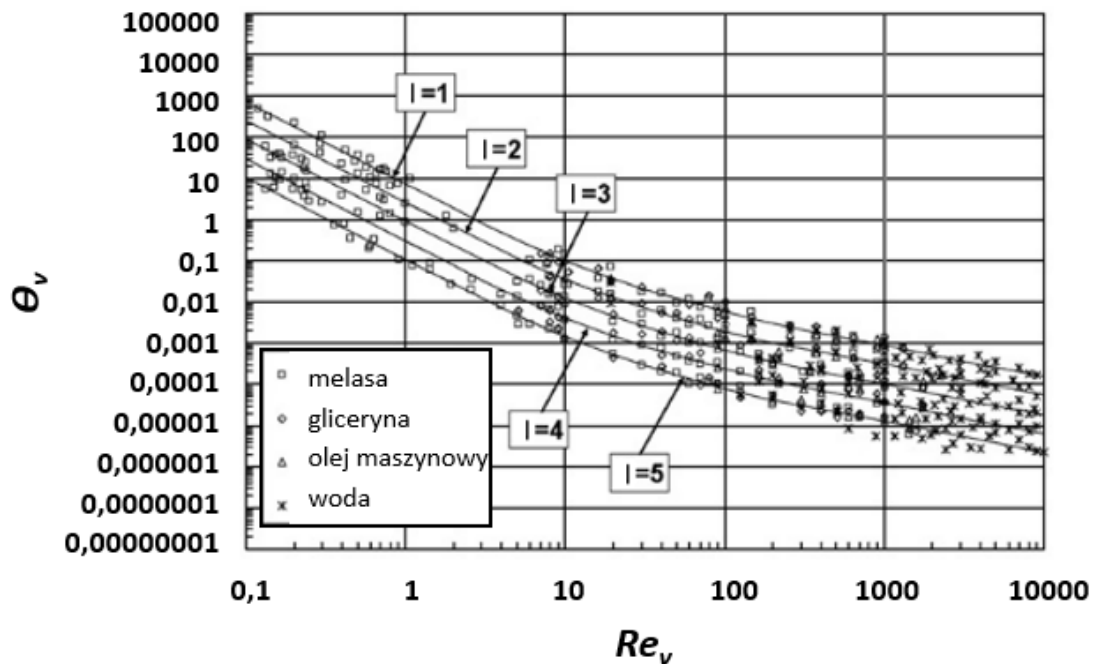
Zastosowanie większej ilości mieszadeł prowadzi do wydłużenia bezwymiarowego czasu mieszania. Najkrótszy czas w przypadku konstrukcji z mieszadłami jednego typu otrzymano przy zastosowaniu turbiny Rushtona. Pomimo dłuższego czasu mieszania, stwierdzono istnienie burzliwego obszaru przepływu za łopatkami, dzięki czemu mieszanie nieustalone *forward-reverse* może być stosowane w mieszaniu w zakresie laminarnym do redukcji izolowanych regionów mieszania *IMR* (ang. *Isolated Mixing Regions*), a także w mieszaniu układów wielofazowych (Woźniowski, 2013).

Dla mieszalnika posuwisto-zwrotnego czas mieszania można wyznaczać metodą odpowiedzi termicznej (Masiuk i Rakoczy, 2007). Metoda jest oparta na monitorowaniu zmiany różnicy temperatur w dwóch punktach pomiarowych mieszanej cieczy. Pomiar temperatury dokonywany jest za pomocą termopary. Po wprowadzeniu ciepłej próbki rejestrator temperatury i mieszadło były uruchamiane jednocześnie. Proces mieszania uznaje się za zakończony, gdy średnia temperatura z dwóch punktów pomiarowych w mieszanej cieczy nie zmienia się w czasie. Masiuk i Rakoczy (2007) określili czas mieszania dla mieszalników posuwisto-zwrotnych z różną liczbą płyt perforowanych. Bezwymiarowy czas mieszania

oscyłacyjnego θ_v wyznacza się w oparciu o równania mechaniki płynów, na podstawie zależności (10), w której t_m oznacza całkowity czas mieszania, h_l poziom cieczy w naczyniu.

$$\theta_v = \frac{t_m \eta}{\rho h_l^2} \quad (10)$$

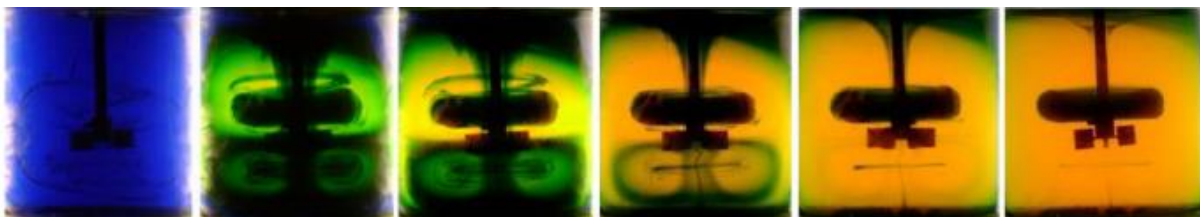
Zależność bezwymiarowego czasu mieszania od oscylacyjnej liczby Reynoldsa (14) została przedstawiona na rys. 23. Liczba płyt została oznaczona literą I .



Rys. 23. Zależność bezwymiarowego czasu mieszania od oscylacyjnej liczby Reynoldsa w mieszalniku posuwisto-zwrotnym (Masiuk i Rakoczy, 2007).

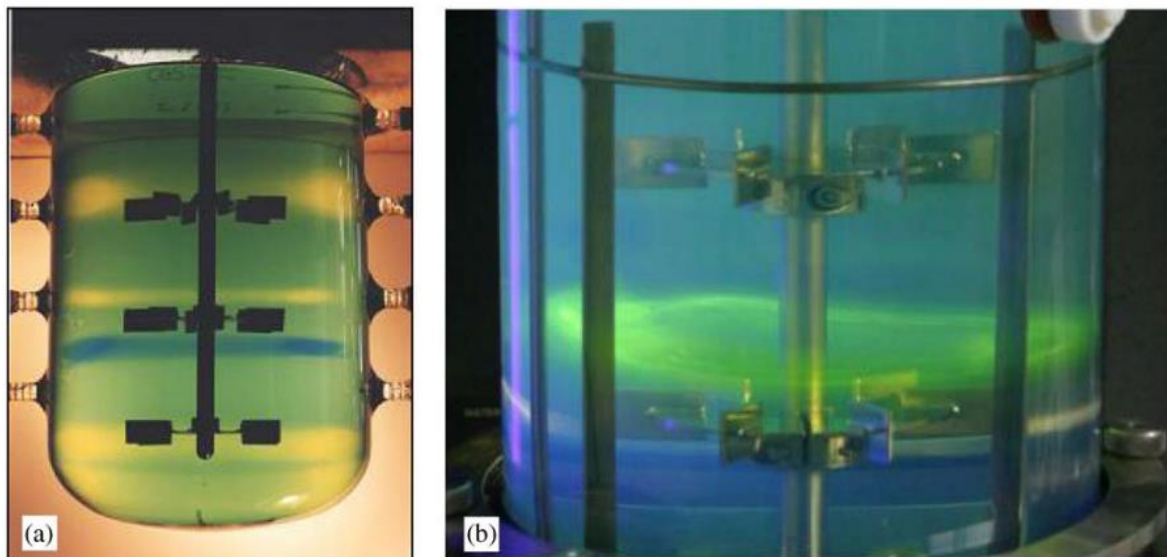
Zastosowanie większej ilości płyt perforowanych prowadzi do skrócenia czasu mieszania dla każdego z medium przeanalizowanych w publikacji, bezwymiarowy czas mieszania maleje wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa (Masiuk i Rakoczy, 2007).

Większość badań dotyczących czasu mieszania związana jest z mieszaniem w turbulentnym reżimie przepływu. Podczas mieszania laminarnego mogą pojawiać się dodatkowe trudności, tj. występowanie obszarów segregacji, czy też słabego wymieszania ze względu na występowanie martwych stref przepływu (rys. 24) (Ascanio, 2015).



Rys. 24. Postęp mieszania z zastosowaniem metody zmiany barwy w obecności znacznika w celu jakościowej oceny przepływu (Ascanio, 2015).

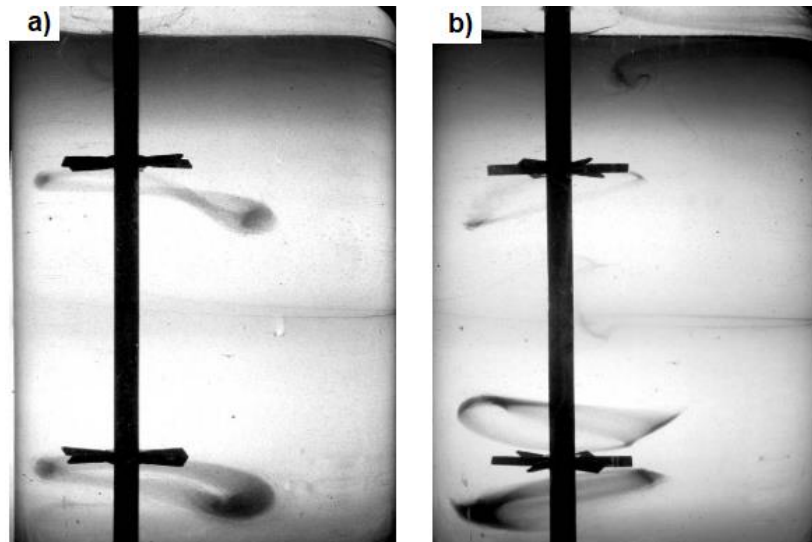
Strefy o słabym wymieszaniu występują zwykle w pobliżu mieszadła i mogą przyjmować różne kształty. Alvarez i współpracownicy (2005) wskazali dwa rodzaje takich obszarów: chaotyczne i regularne obszary (rys. 25a) oraz regularne toroidalne obszary (rys. 24 i 25b).



Rys. 25. Obszary niejednorodne w mieszalniku mechanicznym: a - chaotyczne i regularne obszary, b - regularne toroidalne obszary (Alvarez i in., 2005).

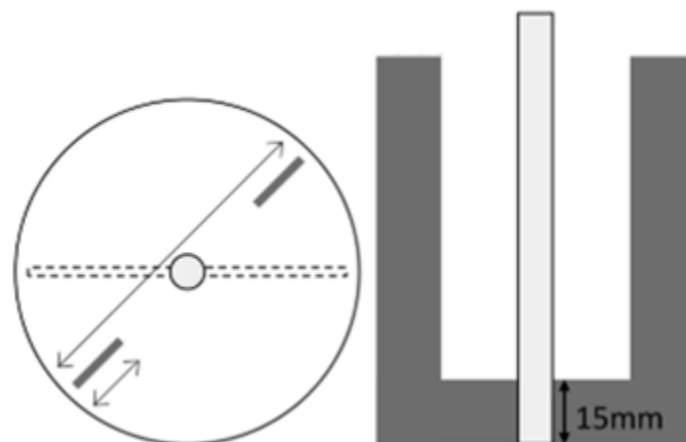
W celu wyeliminowania segregacji występującej w przypadku płynów o dużej lepkości należy zintensyfikować mieszanie poprzez wytworzenie tzw. mieszania chaotycznego, polegającego na poddawaniu elementów płynu np. rozciąganiu, fałdowaniu lub adwekcji (Lamberto i in., 2001). Lamberto i współpracownicy (1996) wykazali, że kontrolowane okresowe zmiany prędkości mieszadła skracają czas homogenizacji obszarów *IMR* z pozostałą objętością płynu w mieszalniku. Ciągłe zakłócanie przepływu zapobiega tworzeniu się spójnych obszarów segregacji. Dzięki wprowadzeniu zmiennej prędkości możliwe jest uzyskanie efektywnego mieszania przy niskich liczbach Reynoldsa w przypadku zastosowań, w których przepływ turbulentny byłby nieodpowiedni.

Tworzenie izolowanych regionów mieszania dla mieszalnika mechanicznego z podwójnym mieszadłem turbinowym zamontowanym niecentrycznie było analizowane w zakresie laminarnym przez Woźniak i Jędrzejczaka (2011). Ekscentryczne umieszczenie mieszadła powoduje deformację struktury i zmniejszenie objętości *IMR*. Występujące obszary przyjmują nieregularne kształty (rys. 26a) lub posiadają strukturę wstęgową (rys. 26b). W przypadku jednoczesnego występowania obu rodzajów obszarów, obszary nieregularne szybko zanikają, a struktury wstęgowe utrzymują się dłużej.



Rys. 26. Obszary IMR w mieszaniu mechanicznym laminarnym: a - nieregularne kształty, b - struktury wstępne (Wozniowiczki i Jedrzejczak, 2011).

Komoda i Date (2022) dokonali analizy mieszania w zakresie laminarnym przy użyciu mieszadła kotwicowego (rys. 27) wykonującego ruch rotacyjno-zwrotny. Potwierdzona została efektywność mieszania płynów przy $Re_m > 40$, gdy mieszadło powoli obracało się do przodu i do tyłu tylko przez pół obrotu. Przy niskich liczbach Reynoldsa zanika przepływ pionowy, a mieszanie zachodzi tylko w płaszczyźnie poziomej. Konieczne jest wytworzenie trójwymiarowego pola przepływu, aby zwiększyć wydajność mieszania. Zastosowanie mieszadła kotwicowego pozwala na zwiększenie przepływu przez centralną przestrzeń mieszadła kotwicowego. Konstrukcja mieszadła z niewielką przestrzenią wewnętrzną pozwala uniknąć segmentacji obszarów mieszania, natomiast szeroka przestrzeń pośrodku mieszadła kotwicowego prowadzi do wytworzenia *IMR* ze względu na występowanie stabilnego przepływu wirowego.



Rys. 27. Mieszalnik mechaniczny z mieszadłem kotwicowym (Komoda i Date, 2022).

Innym przykładem mieszadła wolnoobrotowego pracującego w zakresie laminarnym jest mieszadło wstępowe. Mieszadła wstępowe zwykle są stosowane do mieszania cieczy o wysokiej lepkości i charakteryzują się dobrą efektywnością, czas mieszania jest stosunkowo krótki przy niewielkim poborze mocy przez mieszadło. Dla mieszadła wstęgowego Grenville i współpracownicy (2001) (na podstawie badań Riegera i współpracowników (1986)) zaproponowali równanie czasu mieszania. Bezwymiarowy czas mieszania został określony z zastosowaniem stałej, zdefiniowanej dla przepływu laminarnego jako iloczyn liczby mocy Ne_m oraz liczby Reynoldsa Re_m (11).

$$t_m = \frac{896 \cdot 10^3 (Ne_m Re_m)^{-1,69}}{N} \quad (11)$$

Standardowy błąd dla stałej $NeRe_m$ wynosi $\pm 17\%$. Im wyższa wartość stałej $Ne_m Re_m$, tym niższy bezwymiarowy czas mieszania i układ jest w takim przypadku najbardziej energooszczędny, tzn. czas mieszania jest najkrótszy przy danym nakładzie mocy (Grenville i Nienow, 2004).

3.2. Liczby kryterialne

Liczby kryterialne są bezwymiarowymi liczbami stosowanymi do opisywania zjawisk, np. mieszania, wymiany masy i ciepła. W dynamice płynów są stosowane do opisanie charakteru przepływu. Pozwalają one na ocenę oraz porównanie zachodzących zjawisk, niezależnie od skali procesu.

3.2.1. Liczba Reynoldsa

Bezwymiarowa liczba Reynoldsa pozwala na zdefiniowanie charakteru przepływu oraz porównanie zachodzących zjawisk, niezależnie od skali procesu (Reynolds, 1883). Zgodnie z podstawową definicją (równ. 12), liczba Reynoldsa zależy od prędkości liniowej płynu w , charakterystycznej średnicy przekroju d_e , przez którą przepływa płyn oraz gęstości ρ i lepkości dynamicznej η płynu. Charakterystyczna średnica d_e dla przepływu płynu całym przekrojem w rurze jest równa średnicy tego przekroju d .

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} \quad (12)$$

Liczba Reynoldsa opisuje charakterystykę przepływu w stanie ustalonym, tj. przy niezmiennych wartościach prędkości, charakterystycznej średnicy, gęstości i lepkości. Tak zdefiniowana liczba Reynoldsa stanowi kryterium przepływu. Dla przewodów o przekroju kołowym przepływ uznawany jest za laminarny, jeśli uzyskane wartości są mniejsze niż 2100, natomiast powyżej 3000 identyfikowany jest przepływ burzliwy. Wartości pośrednie określają

przepływ przejściowy (*Reynolds, 1883*). Dla mieszalników statycznych wartość liczby Reynoldsa wyznaczana jest analogicznie jak w przypadku przepływu w rurze (*Paul, 2004*).

Dla mieszania mechanicznego zastąpiono prędkość w prędkością kątową mieszadła wyrażoną przez iloczyn obrotów N i średnicy mieszadła d_m , a liczba Reynoldsa dla procesów mieszania mechanicznego w mieszalnikach standardowych wyznaczana jest zgodnie z równaniem (13). W mieszalnikach mechanicznych standardowych przepływ jest uważany za laminarny dla wartości Re_m poniżej 10, a turbulentny powyżej 10000 (w mieszalnikach z przegrodami). Wartości pomiędzy 10 a 10000 są uznawane za należące do zakresu mieszania przejściowego.

$$Re_m = \frac{Nd_m^2\rho}{\eta} \quad (13)$$

W przypadku reaktora *OFR-SPR* liczba Reynoldsa ulega modyfikacji, w związku z czym zastosowano oscylacyjną liczbę Reynoldsa $Re_{v,OFR}$, w której prędkość liniowa została wyrażona jako maksymalna prędkość drgań $2\pi A_v f$, uwzględniająca częstotliwość i amplitudę drgań (14). Określono również metodą eksperymentalną, że dla przyjętych warunków pracy uzyskane wartości liczby $Re_{v,OFR}$ odpowiadają reżimowi laminarnemu poniżej 1000, a dla wyników powyżej 3000 występuje przepływ turbulentny.

$$Re_{v,OFR} = \frac{2\pi A_v f d_e \rho}{\eta} \quad (14)$$

W przypadku mieszania posuwisto-zwrotnego z mieszadłem dyskowym liczba Reynoldsa ma analogiczną definicję do równania (14) dla mieszania oscylacyjnego *OFR-SPC* z tą różnicą, że średnica wewnętrzna rury d_e została zastąpiona przez średnicę hydrauliczną d_h , określoną na podstawie równ. (15) z uwzględnieniem wewnętrznej średnicy zbiornika D , średnicy mieszadła d_m oraz ilości n_o i średnicy d_o otworów w płycie (*Masiuk, 1999*). W mieszanii posuwisto-zwrotnym z mieszadłem dyskowym zazwyczaj stosuje się amplitudy w zakresie $A = 0,02 - 0,17$ m oraz częstotliwości $f = 0,124 - 1,43$ s⁻¹.

$$d_h = \frac{D^2 - d_m^2 + n_o d_o^2}{D^2 + d_m^2 + n_o d_o^2} \quad (15)$$

W przypadku mieszania nieustalonego poza ogólnym opisem przepływu ważne jest scharakteryzowanie przepływu o charakterze oscylacyjnym. Liczba Reynoldsa jest najczęściej wyrażana jako wartość maksymalna Re_{max} (16) (*Wozniowdzki, 2016*).

$$Re_{max} = \frac{N_{max} d_m^2 \rho}{\eta} \quad (16)$$

Liczba Keulegana-Carpentera (17) opisuje dominację sił oporu nad siłami bezwładności. Dla mieszania mechanicznego wyznaczana jest na podstawie maksymalnej prędkości obrotów i częstotliwości (*Keulegan i Carpenter, 1958*).

$$KC = \frac{N_{max}}{f} \quad (17)$$

Zależność między liczbą Keulegana-Carpentera oraz liczbą Reynoldsa jest opisywana przy użyciu liczby Sarpkaya β (18), która określa wpływ częstotliwości oscylacji i liczby Reynoldsa na przepływ nieustalony (*Sarpkaya, 1976*).

$$\beta = \frac{Re}{KC} = \frac{fd_m^2\rho}{\eta} \quad (18)$$

3.2.2. Moc mieszania

Moc mieszania jest rozpatrywana jako zużycie prądu przez urządzenie lub jako zużyta moc. W przypadku mieszania mechanicznego zwykle jest przedstawiana jako moc jednostkowa (na jednostkę objętości lub masy). Często jednak moc mieszania jest przedstawiana w postaci bezwymiarowej liczby mocy, która pozwala na porównanie pracy mieszalników przy zmiennych parametrach geometrycznych i różnej skali. Liczba Newtona, zwana liczbą mocy Ne_m , jest definiowana dla mieszania mechanicznego zgodnie ze wzorem (19), który uwzględnia nie tylko moc P_v mieszania, ale również gęstość mieszanego medium ρ , obroty N i średnicę mieszadła d_m (*Broniarz i in., 1999; Foucault i in., 2005; Kamiński, 2004; Sano i Usui, 1985; Stręk, 1981*).

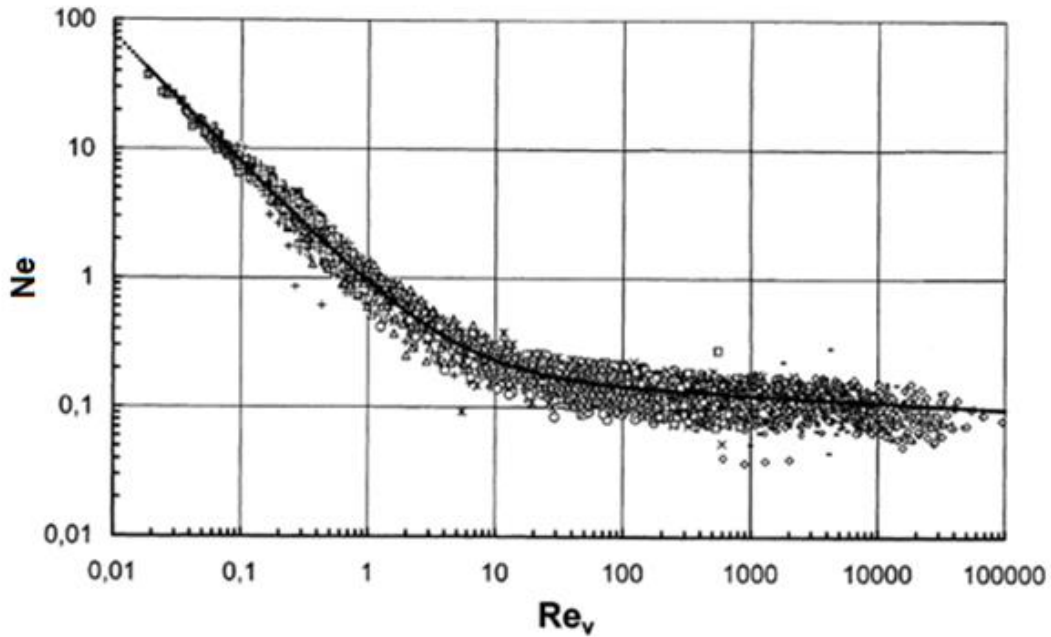
$$Ne_m = \frac{P_v}{\rho N^3 d_m^5} \quad (19)$$

Na podstawie tej definicji, dla mieszania w mieszalniku oscylacyjnym Masiuka (1999) zaproponował definicję liczby mocy (równ. (20)). Powierzchnia S otwartej części płyty stanowiącej mieszadło jest obliczana zgodnie z równaniem (21).

$$Ne = \frac{P_v S^2}{\rho D^2 (2\pi A f)^3 (1-S^2)} \quad (20)$$

$$S = \frac{D^2 - d^2 + n d_{oh}^2}{D^2} \quad (21)$$

Korelacja między oscylacyjną liczbą Reynoldsa i liczbą Newtona (rys. 28) potwierdza, że liczba mocy dla mieszalnika oscylacyjnego maleje wykładniczo wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa (*Masiuk, 1999; Masiuk i Rakoczy, 2007*).



Rys. 28. Korelacja między liczbą mocy oraz liczbą Reynoldsa dla mieszalnika oscylacyjnego z mieszadłem wykonującym ruch posuwisto-zwrotny (Masiuk, 1999).

W przypadku mieszania mechanicznego nieustalonego i ustalonego moc mieszania może być wyznaczana metodą tensometryczną poprzez pomiar momentu obrotowego T na wale mieszadła. Dla mieszania nieustalonego liczba Newtona wyznaczana jest zgodnie z równaniem (23), w którym moc mieszania nieustalonego (ang. *forward-reverse*) jest obliczana na podstawie (22) (Woźniowiczki, 2011).

$$P_{FR} = 2\pi N_{FR} T_{FR} \quad (22)$$

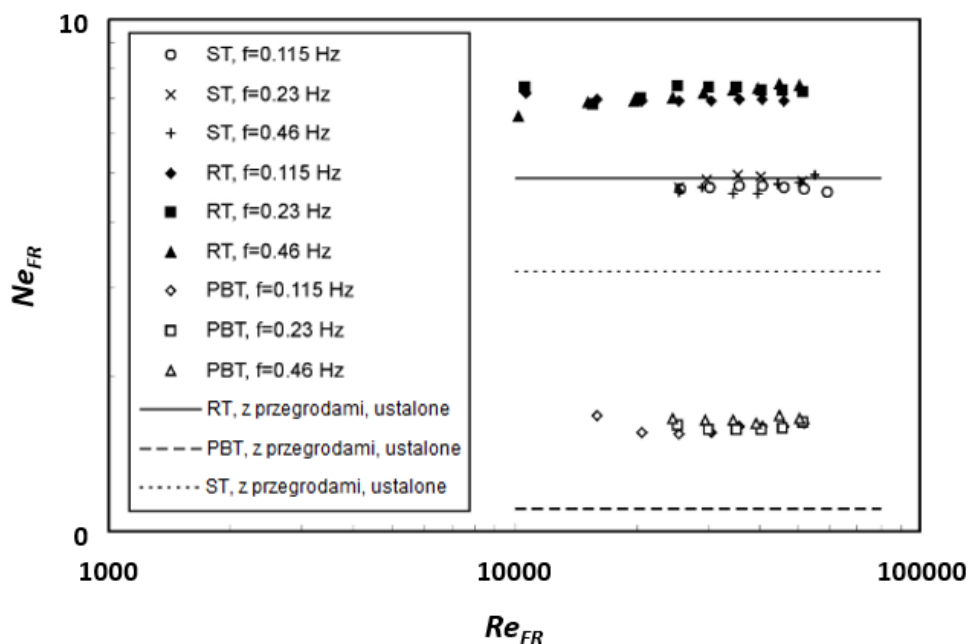
$$Ne_{FR} = \frac{P_{FR}}{N_{FR}^3 d_m^5 \rho} \quad (23)$$

gdzie: N_{FR} jest średnią całkową częstości obrotów mieszadła, T_{FR} średnim momentem obrotowym na wale mieszalnika.

Liczba mocy dla mieszania jest wyprowadzana z liczby Eulera, która jest obliczana zgodnie z równaniem (24) (Stręk, 1981).

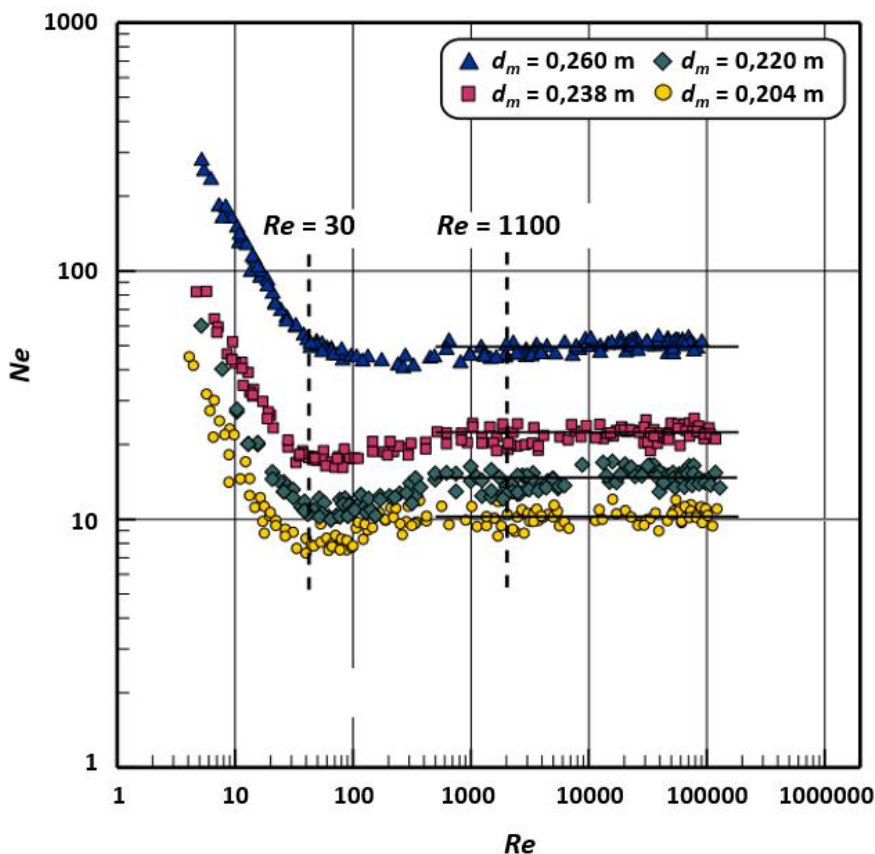
$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \quad (24)$$

Liczba mocy Ne_{FR} jest stała i niezależna od liczby Reynoldsa, zarówno dla mieszania ustalonego jak i dla nieustalonego, co zaprezentowano na rysunku 29 (Woźniowiczki, 2011).



Rys. 29. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania nieustalonego oraz ustalonego: RT – turbina Rushtona, ST – turbina Smitha, PBT – turbina z sześcioma nachylonymi łopatkami (Wozniowski, 2011).

Dla mieszalników typu Vibromixer z mieszadłami wibracyjnymi jako charakterystyczną prędkość dla liczby mocy oraz liczby Reynoldsa przyjęto średnią prędkość ruchu mieszadła wibracyjnego (25).



Rys. 30. Zależność między liczbą mocy oraz liczbą Reynoldsa dla Vibromixera (Wójtowicz, 2017).

$$w = 4Af \quad (25)$$

Potwierdzono, że liczba Newtona jest wartością stałą, niezależną od liczby Reynoldsa w reżimie turbulentnym, natomiast dla $Re < 30$ maleje wykładniczo (rys. 30) (Kamieński i Wójtowicz, 2003, 2001; Wójtowicz, 2017).

Zużycie mocy może być wyrażane nie tylko poprzez liczbę Newtona. Powszechnie wykorzystywana jest również moc jednostkowa, czyli moc określona na jednostkę objętości P/V . Zużycie mocy wyznaczane jest w taki sposób m.in. w mieszalnikach mechanicznych (Kraitschev, 2000) lub w bioreaktorze typu airlift w pracach Pirouzi i współpracowników (2014) oraz Chisti i Jauregui-Haza (2002).

3.3. Objętościowy współczynnik wnikania masy

Objętościowy współczynnik wnikania masy k_{LA} stanowi bardzo ważne kryterium przy określaniu efektywności mieszania. Współczynnik k_{LA} powinien osiągać jak najwyższą wartość przy jak najniższym nakładzie energetycznym.

Istnieje wiele sposobów wyznaczania k_{LA} . Do nich zaliczamy techniki w stanie ustalonym, takie jak absorpcję lub desorpcję tlenu oraz dynamiczne oparte np. na utlenianiu siarczynu (Linek i in., 1987; Márquez i in., 1994). W tabeli 3 zestawiono techniki pomiaru objętościowego współczynnika wnikania masy.

Tabela 3. Metody pomiaru objętościowego współczynnika wnikania masy.

metoda	zasada pomiaru	źródło
desorpcja fizyczna	pomiar zmian stężenia rozpuszczonego tlenu na 6 wysokościach po zastąpieniu powietrza azotem jako gazu fluidyzacyjnego	(Del Pozo i in., 1992)
absorpcja fizyczna	pomiar stężenia tlenu w fazie ciekłej dla ustalonych profili osiowych	(Nguyen-Tien i in., 1985)
absorpcja chemiczna	pomiar stężenia masowego CO ₂ na określonej wysokości	(Joosten i Danckwerts, 1973)
utlenianie siarczynów, pH	pomiar zmiany pH w trakcie reakcji utleniania siarczynów	(Linek i Vacek, 1981)

Tabela 3 – ciąg dalszy

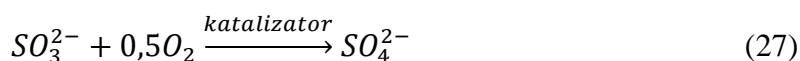
metoda	zasada pomiaru	źródło
utlenianie siarczynów, metoda optyczna	rejestrowanie zmiany barwy podczas reakcji utleniania Na ₂ SO ₃	(Hermann i in., 2001)
metoda ciśnienia dynamicznego	pomiar stężenia O ₂ po niewielkiej zmianie ciśnienia (skok 10-20 kPa)	(Linek i in., 1994)

W przypadku mieszania mechanicznego, współczynnik k_La może być wyznaczany metodą dynamiczną poprzez pomiar ilości tlenu rozpuszczonego w fazie ciekłej z wykorzystaniem czujnika tlenowego (Linek i in., 1987). Inną metodę opracowali Bandyopadhyay i Humphrey (1967) dla bioreaktorów. Metoda ta jest oparta jest na pomiarze stężenia O₂ rozproszonego w procesie napowietrzania. Do uzyskania niezbędnych danych wymagana jest jedynie szybko reagująca, sterylna sonda tlenu rozpuszczonego, eliminująca negatywny wpływ stałej czasowej elektrody na pomiar. Dla typowego napowietrzanego systemu fermentacyjnego szybkość poboru tlenu $O_{2\text{pobór}}$ w warunkach stanu ustalonego jest określona zgodnie ze równ. (26), (Bandyopadhyay i Humphrey, 1967).

$$O_{2\text{pobór}} = rX = OTR = k_La(C^* - C)_{\text{średnia}} \quad (26)$$

gdzie r jest specyficzną szybkością pobierania O₂ na jednostkę mikroorganizmów fermentujących, X jest stężeniem masowym organizmów w fermentorze, natomiast średnia różnica dotyczy stężenia C^* w cieczy, które byłoby w równowadze z ciśnieniem cząstkowym O₂ w powietrzu oraz stężenia C tlenu rozpuszczonego w danym punkcie pomiarowym w fermentorze.

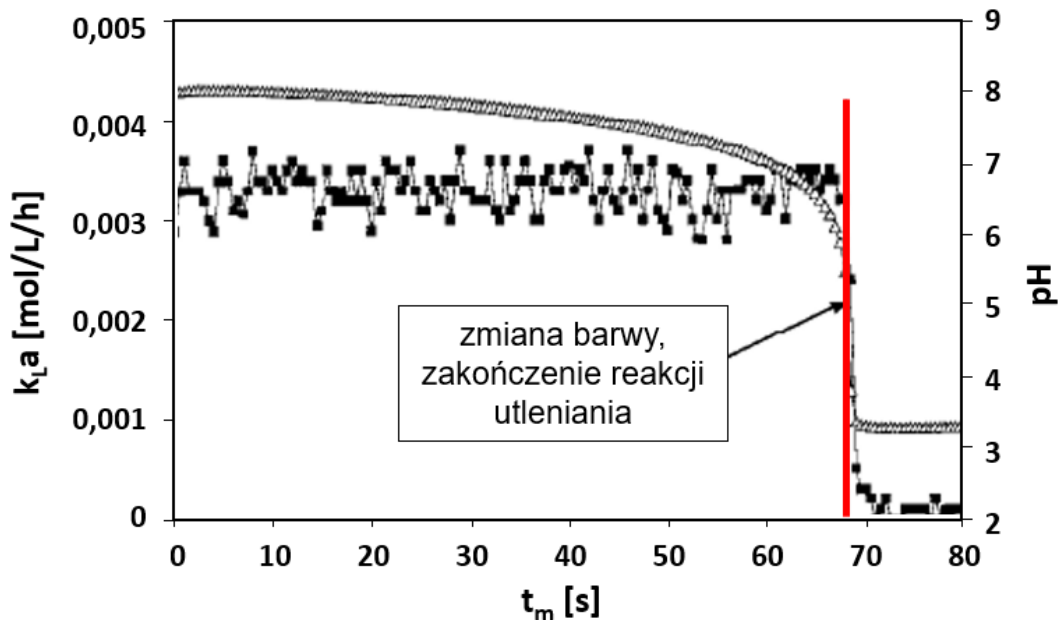
Pomiar ilości tlenu rozpuszczonego nie jest łatwy do przeprowadzenia w procesie mieszania, jeśli nie ma możliwości bezpośredniego wprowadzenia elektrody do mieszalnika ze względu np. na zamkniętą konstrukcję urządzenia. Obecność elektrody wewnątrz zbiornika może prowadzić do zaburzenia hydrodynamiki procesu (metoda inwazyjna). W celu wyznaczenia współczynnika wnikania masy należy określić wartość współczynnika przenoszenia tlenu OTR (ang. *Oxygen Transfer Rate*). Jedną z metod pomiaru współczynnika OTR jest metoda utleniania siarczynu, oparta na reakcji przedstawionej równaniem (27) (Linek i Vacek, 1981; Ruchti i in., 1985; Schumpe i Deckwer, 1982; Suresh i in., 2009).



Przebieg reakcji może być regulowany przez takie parametry, jak stężenie katalizatora, początkowe pH lub temperaturę. Zmiana pH podczas trwania procesu pozwala na połączenie metody utleniania siarczynu ze zmianą barwy. Metoda optyczna oparta jest na zmianie pH podczas konwersji siarczynu do siarczanu i została opracowana w celu zastosowania m.in. w bioreaktorach o niewielkich rozmiarach (Hermann i in., 2001; Suresh i in., 2009). Czas trwania reakcji jest wyznaczany poprzez określenie czasu zmiany barwy (rys. 31).

Współczynnik przenoszenia tlenu OTR może być określony za pomocą równania (28) w oparciu o czas trwania reakcji utleniania siarczynu t_{ox} .

$$OTR = \frac{c_{Na_2SO_3} v_{O_2}}{t_{ox}} \quad (28)$$



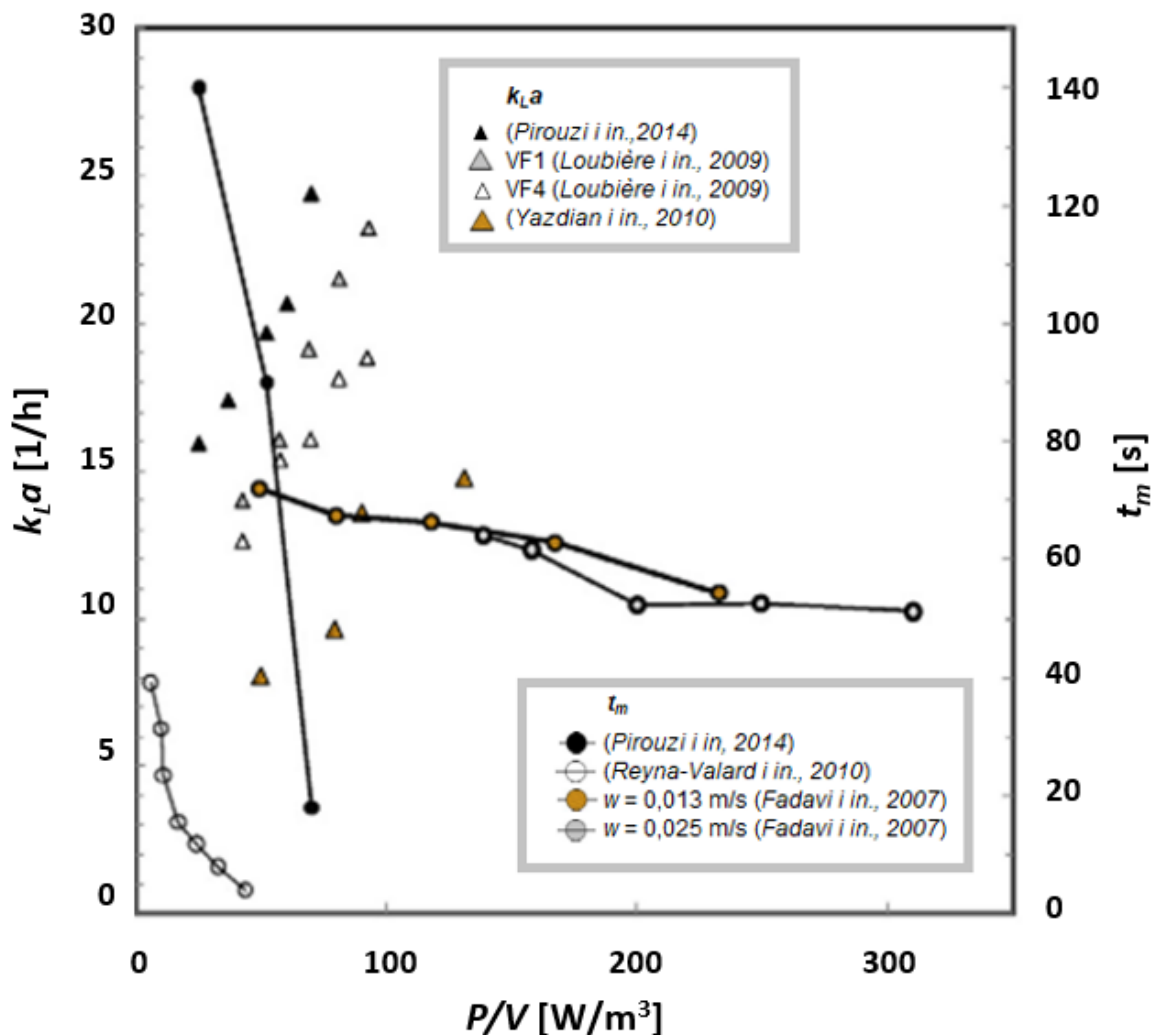
Rys. 31. Zmiana pH (Δ) oraz współczynnika przenoszenia tlenu (OTR , \blacksquare) podczas utleniania siarczynu sodu w kolbach 250 ml na wytrząsarce: wypełnione 75 ml; średnica wytrząsania 25 mm; częstotliwość wytrząsania 130 min^{-1} ; 22°C ; pH 8; $0,5 \text{ M Na}_2\text{SO}_3$; 10^{-7} M CoSO_4 ; $0,012 \text{ M}$ bufor fosforanowy; $2,4 \cdot 10^{-5} \text{ M}$ błękit bromotymolowy; całkowite zużycie siarczynu było określane wizualnie poprzez zmianę barwy wskaźnika pH na obrazach zarejestrowanych za pomocą kamery CCD (Hermann i in., 2001).

Objętościowy współczynnik wnikania masy k_{La} może być obliczony na podstawie wzoru (29) (Suresh i in., 2009) w oparciu o wyznaczoną wartość OTR , rozpuszczalność tlenu L_{O_2} (Schumpe, 1993) oraz ciśnienie cząstkowe tlenu w fazie gazowej p_G .

$$k_{La} = \frac{OTR}{L_{O_2} p_G} \quad (29)$$

Określanie wydajności procesu za pomocą objętościowego współczynnika wnikania masy k_{La} jest bardzo ważne w mieszalnikach typu airlift, ponieważ współczynnik ten może określać wielkość (10) OTR , od którego zależy m.in. wzrost mikroorganizmów w bioreaktorach (Suresh

i in., 2009). Na rysunku 32 zaprezentowano wyniki uzyskiwane dla bioreaktorów typu airlift w zależności od mocy jednostkowej P/V . Objętościowe współczynniki wnikania masy przyjmują wartości w zakresie do 30 h^{-1} . Porównana została efektywność różnych bioreaktorów z zewnętrzną pętlą powietrzną. Lepszy transfer masy w fotobioreaktorze airlift zaprojektowanym przez Pirouzi i współpracowników (2014) wynika ze skrócenia czasu mieszania w wyniku przepływu przeciwno-prądowego w komorze dolnej przy nieznacznym wzroście zużycia energii. Dla każdego z przeanalizowanych urządzeń, k_{La} wzrasta wraz ze wzrostem mocy jednostkowej (Fadavi i Chisti, 2007; Loubière *i in.*, 2009; Pirouzi *i in.*, 2014; Reyna-Valarde *i in.*, 2010; Yazdian *i in.*, 2010).



Rys. 32. Współczynnik wnikania masy k_{La} , objętościowe zużycie mocy P/V i czas mieszania t_m w bioreaktorach typu airlift (Pirouzi *i in.*, 2014).

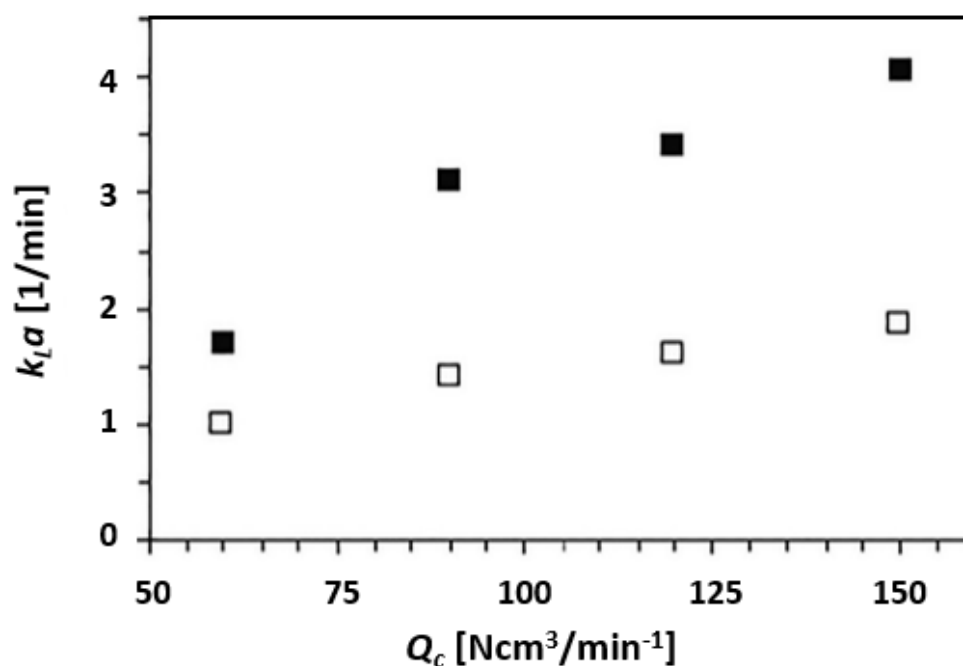
W tym przypadku współczynnik jest wyznaczany metodą dynamiczną, jak dla mieszalników mechanicznych, czyli poprzez pomiar tlenu rozpuszczonego w cieczy, a następnie obliczany zgodnie z równaniem (30), gdzie C^* , C_0 i C są stężeniami tlenu rozpuszczonego, stężeniem

w czasie początkowym t_0 oraz stężeniem w zdefiniowanym czasie procesu t (Pirouzi i in., 2014).

$$\ln\left(\frac{c^*-c_0}{c^*-c}\right) = k_L a(t - t_0) \quad (30)$$

Graça i współpracownicy (Graça i in., 2020) wykonali badanie przenoszenia masy ozon-woda w trybie ciągłym w reaktorze OFR-SPC w skali makro przy różnych prędkościach przepływu gazu oraz cieczy. Przyjęto amplitudy w zakresie $A = 0,001 - 0,015$ m, a także częstotliwości w przedziale $f = 1,00 - 4,00$ s⁻¹. W celu zbadania wymiany masy, wyznaczono współczynnik $k_L a$ na podstawie bilansu masy ozonu w cieczy, zgodnie ze wzorem (31), gdzie O_3^* jest stężeniem rozpuszczonego ozonu w stanie ustalonym, O_3^{out} oznacza stężenie rozpuszczonego ozonu w strumieniu cieczy na wylocie, a τ oznacza czas przebywania cieczy w reaktorze.

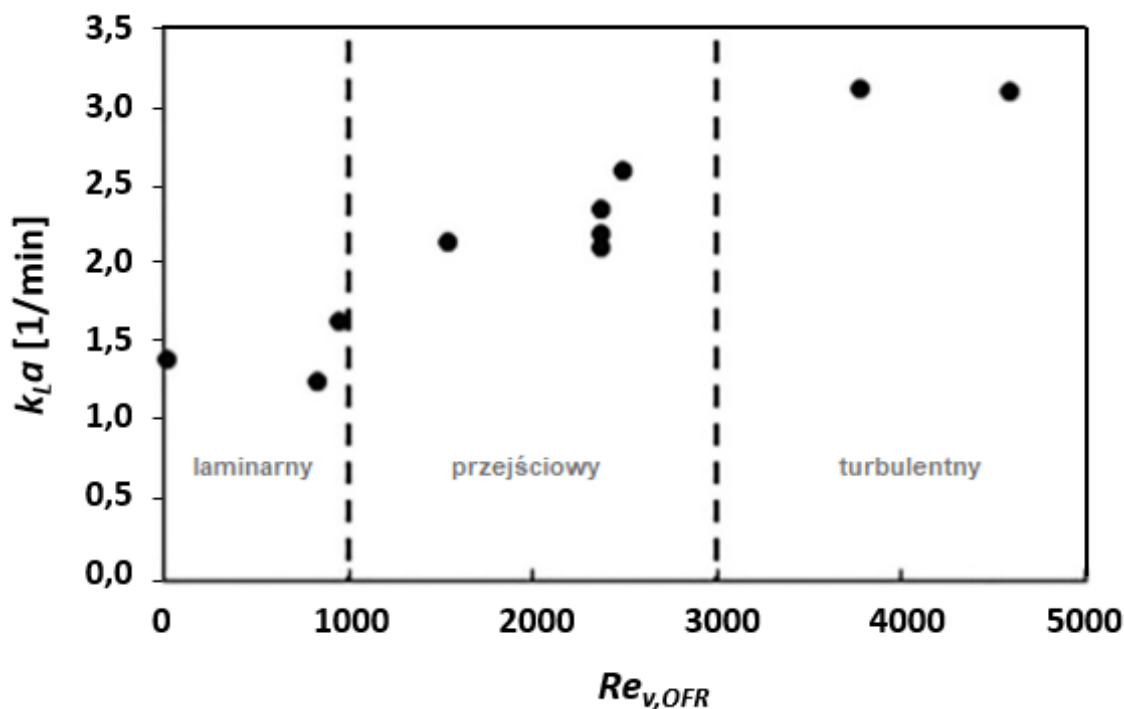
$$k_L a = -\frac{1}{\tau} \ln\left(1 - \frac{O_3^{out}}{O_3^*}\right) \quad (31)$$



Rys. 33. Wpływ natężenia przepływu gazu na współczynnik wnikańia masy przy braku (□) i obecności oscylacji (■) (Graça i in., 2020).

Wymiana masy w układzie ozon-woda zwiększa się wraz ze wzrostem amplitudy oraz częstotliwości oscylacji oraz natężenia przepływu ozonu Q_G (rys. 33). Wartości współczynników wnikańia masy mieściły się w zakresie $k_L a = 1,27 - 3,12$ min⁻¹. Otrzymana wartość $k_L a$ jest znacząco większa niż w przypadku konwencjonalnych systemów do ozonowania, niezależnie od zastosowanego natężenia przepływu, co jest niewątpliwą zaletą

reaktora oscylacyjnego typu *OFR-SPC*. Współczynnik wnikania masy w mieszalniku oscylacyjnym rośnie wraz ze wzrostem $Re_{v,OFR}$ w zakresie laminarnym i przejściowym, co zostało zaprezentowane na rysunku 34 (Graça i in., 2020). W zakresie przepływu burzliwego przyjmuje on stałą wartość (rys. 31).



Rys. 34. Korelacja między współczynnikiem wnikania masy a reżimem przepływu dla reaktora *OFR-SPC* (Graça i in., 2020).

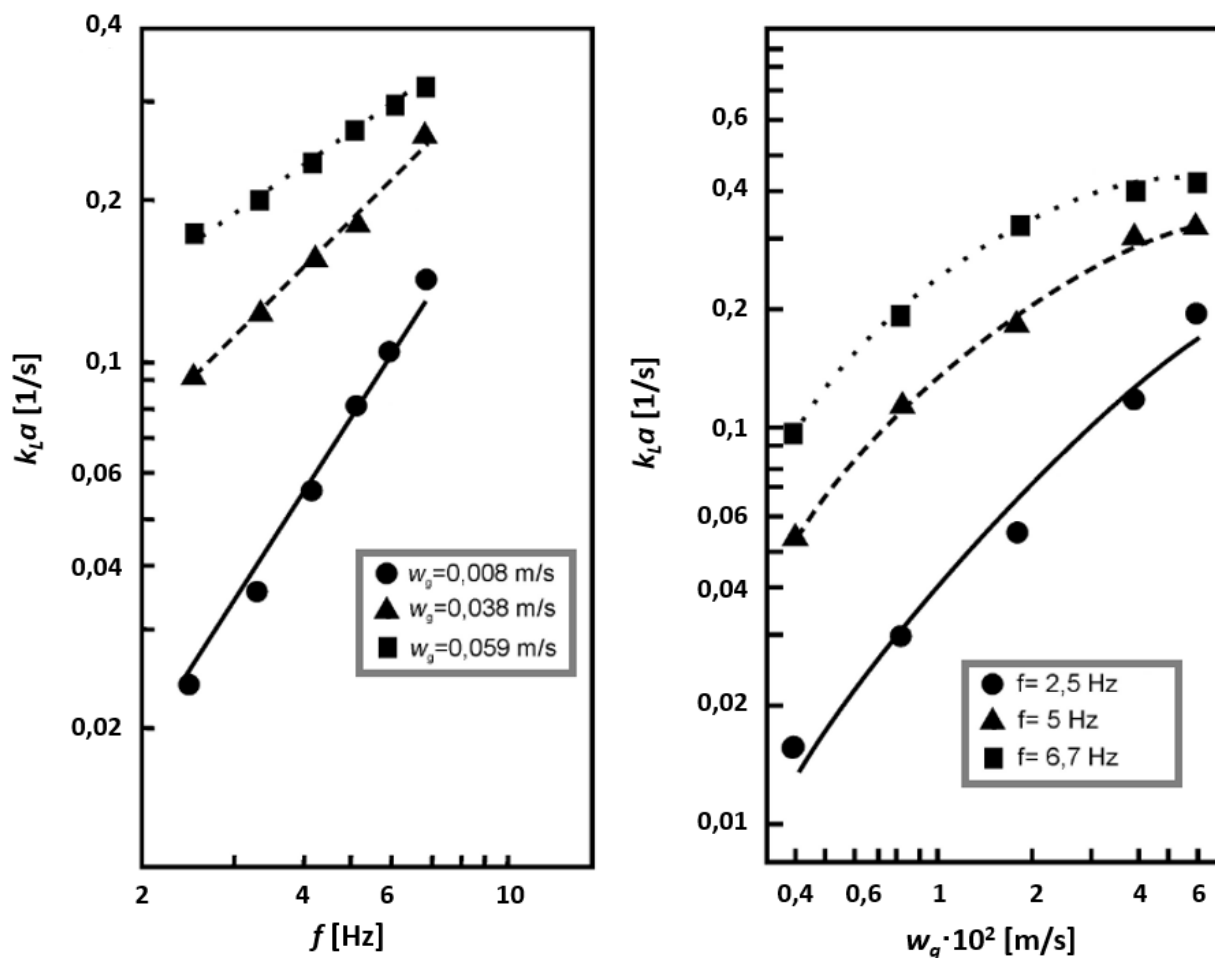
W przypadku mieszalnika posuwisto-zwrotnego objętościowy współczynnik wnikania masy jest definiowany jako zależność między ubytkiem masy Δm , średnim obszarem transferu masy F i średnią siłą napędową ΔC , czyli różnicą stężeń dla 2 minut rozpuszczania (32) (Masiuk, 2001).

$$k_La = \frac{\Delta m}{F \Delta C_{NaCl} t} \quad (32)$$

Współczynniki kLa w układach gaz-ciecz w mieszalnikach z nieustalonym ruchem obrotowym mieszadła są wyższe, niż w przypadku mieszania ustalonego. Związane jest to z większym stopniem zatrzymania gazu (Woźniak, 2016). Wnikanie masy wzrasta wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji (rys. 35). Drugim ważnym parametrem jest prędkość przepływu gazu w_g . Im większa prędkość gazu, tym większe wartości objętościowego współczynnika masy są uzyskiwane (rys. 35). Zależność współczynnika wnikania masy od częstotliwości oscylacji i prędkości przepływu gazu została opisana przez Yoshidę i współpracowników (1996), za pomocą równania (33) dla mieszalnika z czterema mieszadłami

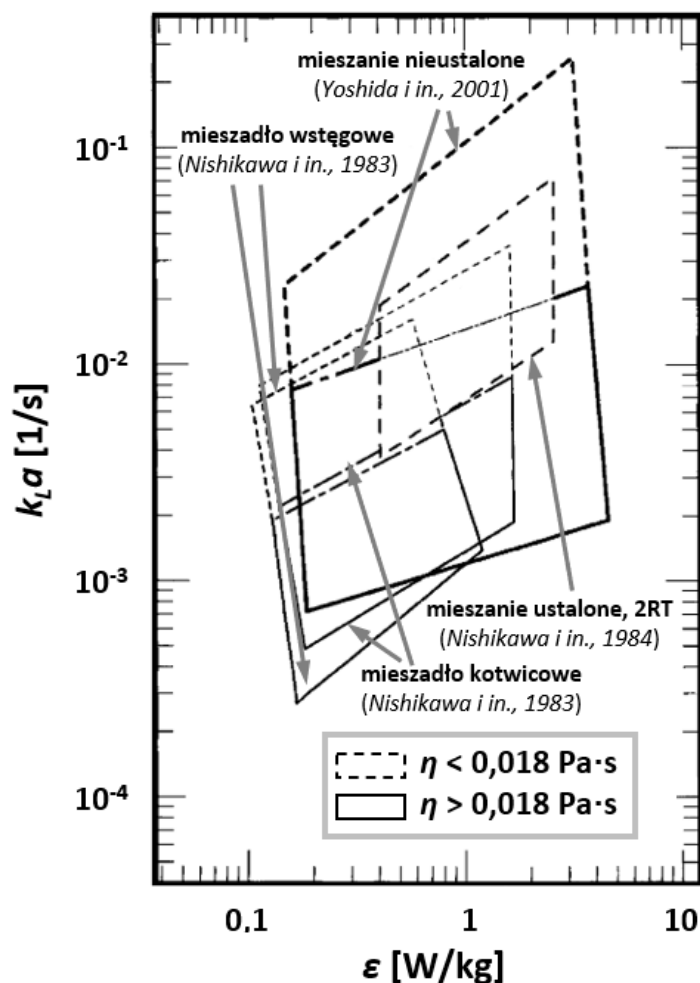
AJITER. Mieszadła tego typu posiadają cztery łopatki typu delta. Równanie (33) uwzględnia częstotliwość oscylacji f , prędkość w_s gazu doprowadzanego za pomocą bełkotki oraz liczbę mieszadeł i_m umieszczonych na jednym wale (Yoshida i in., 1996).

$$k_L a = 2,5 f^{1,5} (1,7 \cdot 10^{-7})^{w_g} (1,06)^{i_m} w_g^{1,29} i_m^{0,10} \quad (33)$$



Rys. 35. Wpływ częstotliwości oscylacji i prędkości gazu na współczynnik wnikania masy w mieszalniku mechanicznym podczas mieszania nieustalonego (Yoshida i in., 1996).

Porównanie współczynników wnikania masy dla różnych typów mieszalników przy podobnych wartościach współczynników rozpraszania energii pozwala na oszacowanie ich efektywności. Yoshida i współpracownicy (2001b) porównali k_{LA} dla różnych rodzajów mieszalników, tj. mieszalników mechanicznych wykonujących ruch standardowy oraz nieustalony, mieszalników wolnoobrotowych z mieszadłami wstęgowymi i kotwiczowymi (rys. 36).



Rys. 36. Porównanie współczynników wnikania masy dla mieszania nieustalonego oraz ustalonego z dwoma turbinami Rushtona na jednym wale (2RT), mieszadła kotwicowego i wstęgowego (Yoshida i in., 2001a).

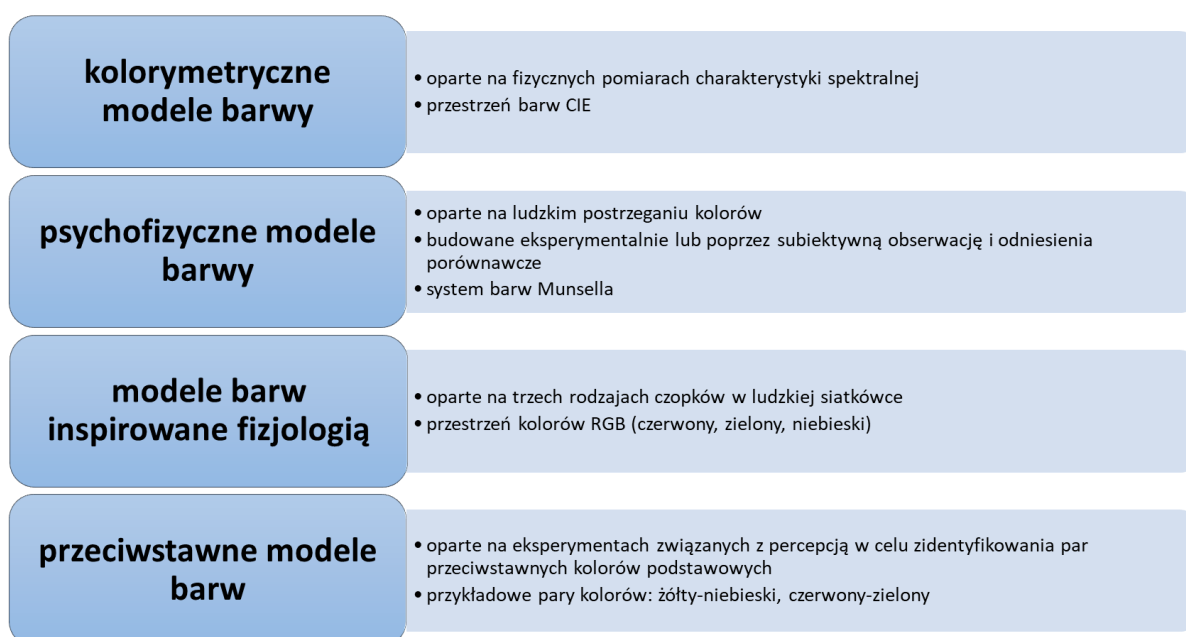
Przy zbliżonej wartości współczynnika dyssypacji energii współczynniki wnikania masy przyjmują wyższe wartości dla mieszania nieustalonego. Zależność występuje dla obu zakresów lepkości, poniżej i powyżej $0,018 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (Yoshida i in., 2001a).

4. Komputerowa analiza obrazu

Opisane w rozdziale 3 kryteria oceny efektywności mieszania wymagają wyznaczenia parametrów niezbędnych dla poszczególnych wzorów obliczeniowych na podstawie przeprowadzonych eksperymentów. Komputerowa analiza obrazu umożliwia przetworzenie dużej ilości danych w stosunkowo krótkim czasie, a ponadto dokonana w ten sposób ocena jest obiektywna i wolna od błędów ludzkich. W celu zrozumienia tej metodyki, ważne jest poznanie modeli barw, aby zrozumieć w jaki sposób kolory są interpretowane przez urządzenia i jak można sprowadzić wyniki do postaci liczbowej.

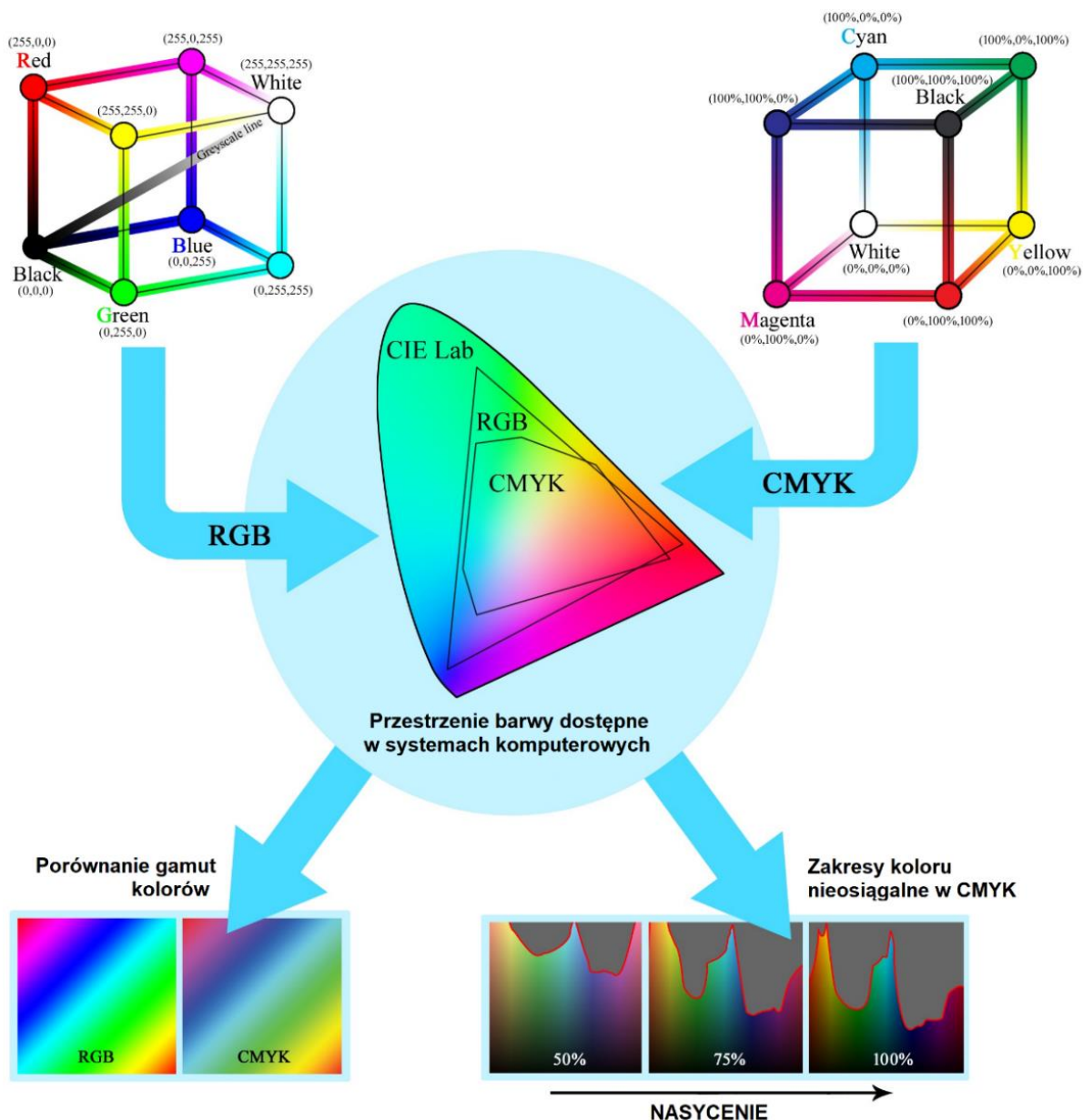
4.1. Systemy odwzorowania barwy

Barwa jest wrażeniem wywołanym po pobudzeniu układu wzrokowego przez światło, czyli promieniowanie elektromagnetyczne o określonej długości fali (Plataniotis, 2014). Jakościowa analiza obrazu nie jest możliwa do przeprowadzenia jedynie na podstawie wizualizacji. Konieczne jest uzyskanie wartości liczbowych, które mogą podlegać dalszym przekształceniom. W tym celu stworzone zostały systemy odwzorowania barwy. W literaturze można znaleźć informacje o czterech podstawowych rodzajach modeli koloru (rys. 37).



Rys. 37. Rodzaje modeli kolorów (na podstawie Plataniotis, 2014).

Podczas rozpatrywania potencjalnych modeli barwy do zastosowania podczas badań ważny jest aspekt zależności rejestrowanego sygnału od urządzenia. Wyeliminowanie wpływu sprzętu pozwala na większą elastyczność podczas prowadzenia badań i stwarza możliwość porównania z danymi z innych aplikacji (Bratkova i in., 2009; Plataniotis, 2014). Modelem niezależnym od urządzenia jest przestrzeń barw CIE Lab, czyli standardowa krzywa barw dla hipotetycznego obserwatora utworzona w 1931 roku przez Międzynarodową Komisję Oświetleniową CIE (fr. *Commission Internationale de L'Eclairage*). Model oparty jest na założeniu, w jaki sposób określony rozkład mocy widmowej pochodzący z impulsu zewnętrznego światła widzialnego padającego na powierzchnię ziemi może być przekształcony w zestaw trzech liczb określających kolor (Moroney i in., 2002). Za pomocą urządzeń zwanych kolorymetrami można uzyskać wartości L, a oraz b odpowiadające kolejno: jasności, barwie z zakresu od zielonej do magenty i barwie od niebieskiej do żółtej.



Rys. 38. Porównanie modeli barw (na podstawie Golczak i in., 2022).

Model CIE Lab ma wiele zalet, jakimi są głównie większy możliwy zakres gamy koloru (rys. 38) oraz niezależność od urządzenia. Może być jednak zastąpiony przez modele zależne od urządzenia pomiarowego.

Przykładem jest model *CMYK* (ang. *Cyan, Magenta, Yellow, Black* lub *Key colour*), którego cztery składowe są określone poprzez podstawowe kolory farb drukarskich lub *RGB* (ang. *Red, Green, Blue*), złożony ze składowych odpowiadającym barwom trzech wiązek światła. Plusem tych przestrzeni barw jest ich szerokie wykorzystanie w grafice komputerowej (Bratkova i in., 2009). Wbudowanie w oprogramowanie oraz biblioteki programistyczne pozwala na łatwiejsze przetwarzanie uzyskiwanych wartości.

Połączenie obrazowania cyfrowego oraz analizy za pomocą oprogramowania może być przydatne na przykład do oceny na podstawie zmiany barwy procesu dojrzewania owoców (*Afshari-Jouybari i Farahnaky, 2011*) lub proszków pochodzenia roślinnego (*Niemirich i in., 2016*).

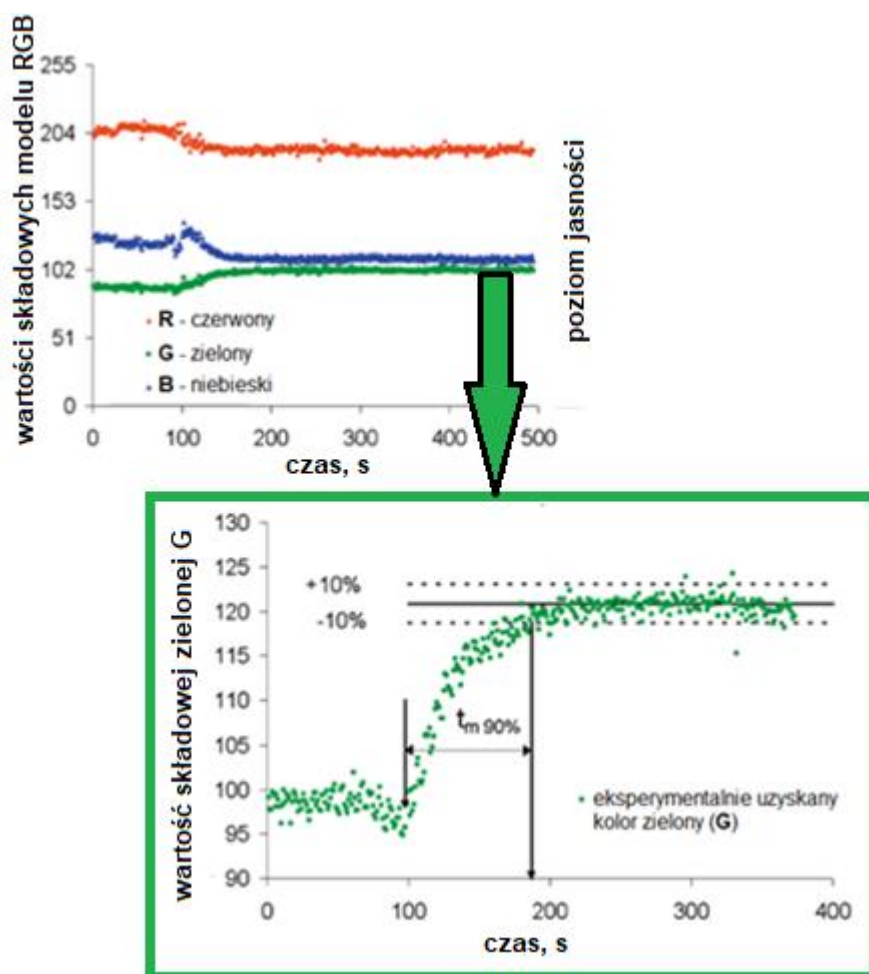
4.2. Analiza zmiany barwy

Barwa jest istotnym parametrem przy określaniu jakości żywności przez konsumentów, a także efektywności i poprawności przebiegu procesów technologicznych. Przestrzeń CIE Lab jest najczęściej stosowana w pomiarach barwy produktów spożywczych, bo jest bliska ludzkiej percepcji. W cyfrowej analizie obrazu konieczne jest zdefiniowanie wartości każdego piksela obrazu, co jest niemożliwe w CIE Lab. Komercyjne kolorymetry mierzą małe, niereprezentatywne obszary o powierzchni kilku centymetrów kwadratowych. W przeciwieństwie do tych urządzeń, aparaty cyfrowe dostarczają informacji o pikselach. Na podstawie zarejestrowanego obrazu można uzyskać wartości modelu *RGB* (*Afshari-Jouybari i Farahnaky, 2011; León i in., 2006*).

Znaczniki w postaci barwników mogą być wykorzystywane tam, gdzie zastosowanie transparentnego materiału konstrukcyjnego umożliwia śledzenie przebiegu procesu wewnątrz urządzenia. Aeby ze współpracownikami (*1997*) zaproponowali sposób wizualizacji ścieżek przepływu w glebie do określenia przestrzennego rozkładu barwnika w kolumnie wypełnionej piaskiem. Wykonano kolorowe zdjęcia oraz czarno-białe w podczerwieni w celu rejestracji kanałów R, G, B oraz zakresu IR. Przeprowadzone eksperymenty ze znanym stężeniem barwnika i zawartością wody posłużyły jako kalibracja do dalszej ilościowej analizy procesu (*Aeby i in., 1997*).

Analiza obrazu może być zastosowana również do określania stopnia jednorodności wieloskładnikowych mieszanin cząstek, takich jak proszki. Na podstawie zdjęcia można uzyskać informacje o strukturze mieszaniny, a także średniej, odchylenie standardowym, wariancji parametrów charakteryzujących ilościowo substancję sypką (*Wightman i in., 1996*). Kolorowe obrazy dostarczają więcej informacji niż rejestrowane w skali szarości. Barwa każdego piksela jest charakteryzowana za pomocą trzech współrzędnych przestrzeni *RGB*. Każdy dwuwymiarowy obraz pozyskany z cyfrowego aparatu fotograficznego lub wideo jest przekształcany na trójwymiarową tablicę danych. Technika

zyskuje zainteresowanie ze względu na prostotę, niskie koszty i szybkość przetwarzania danych (Ait Aissa i in., 2010).



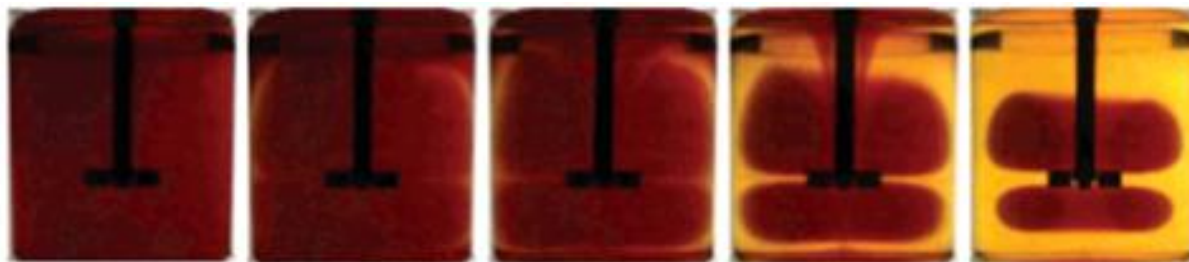
Rys. 39. Ewaluacja składowych modelu RGB w czasie mieszania oraz sposób określania czasu mieszania na podstawie kanału zielonego G przy założeniu wymieszania przy 90% jednorodności (Delaplace i in., 2004).

Ważnym aspektem przy zastosowaniu modelu *RGB* do analizy barwy jest wykonanie kalibracji koloru w celu zapewnienia poprawności działania systemu wizyjnego. W przypadku badań laboratoryjnych istotne jest zapewnienie jednorodnego oświetlenia oraz stałej temperatury barwy w czasie. Wyeliminowanie błędów jest możliwe poprzez pomiar przy określonych, zdefiniowanych poziomach i korektę uzyskanego wyniku (Chang i Reid, 1996).

W literaturze znane są podejścia do określania czasu mieszania poprzez analizę barwy. Metody tego typu są stosowane w przypadku mieszania płynów w przezroczystych naczyniach. W artykule z 2004 Delaplace i współpracownicy przedstawili diagnostykę kolorymetryczną cyfrowych obrazów, opisaną w rozdziale 3.1. Do momentu zakończenia mieszania obserwator może zobaczyć kolor czerwony w miejscu obszarów niewymieszanych oraz żółty dla obszarów

dobrze wymieszane. Barwa jest analizowana dla trzech kanałów R, G, B, a czas mieszania jest wyznaczany na podstawie poziomu jasności barwy zielonej G (rys. 39).

Poza określeniem zmiany koloru opartej na modelu RGB, możliwe jest również zebranie informacji o makromieszaniu z uwzględnieniem występowania segregacji i martwych stref (*Cabaret i in., 2007; Woźniowski, 2014*). Przykładowe obrazy ilustrujące tę analizę przedstawiono na rys. 40.



Rys. 40. Wizualizacja obszarów z niecałkowitym wymieszaniem (na podstawie *Cabaret i in., 2007*).

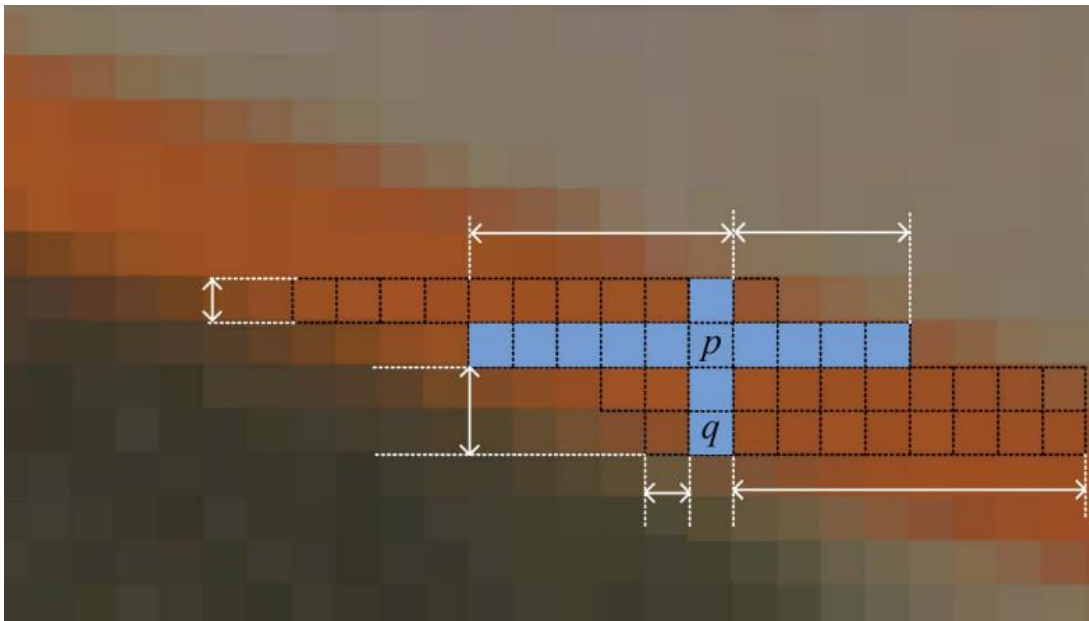
Podstawową zaletą metody opartej na przetwarzaniu filmu zarejestrowanego podczas mieszania jest brak zakłóceń przepływu cieczy oraz łatwy sposób określenia jednorodności mieszaniny, niewymagający drogiego i bardzo wyspecyfikowanego sprzętu (*Delaplace i in., 2004*).

4.3. Analiza zmiany położenia

Ze względu na specyfikę procesu mieszania hydraulicznego, do scharakteryzowania procesu konieczne jest określenie zmiany poziomu cieczy, która będzie służyć do wyznaczenia liniowej prędkości przepływu niezbędnej przy obliczeniach liczby Reynoldsa. Manualne wyznaczanie poziomu jest bardzo czasochłonne przy dużej liczbie obrazów do przeanalizowania na podstawie zarejestrowanych filmów z mieszania. W tym celu konieczne było opracowanie cyfrowej metodyki wyznaczania linii powierzchni międzyfazowej woda-powietrze.

W standardowym widzeniu maszynowym ważnym aspektem jest rekonstrukcja trójwymiarowych informacji z dwuwymiarowych obrazów uzyskanych za pośrednictwem kamery. W literaturze opisane są różne metody, takie jak kalibracja kamery, czy też identyfikacja linii epipolarnych, które są wyznaczane przez promienie optyczne przekształcenia rzutowego (*Liu i in., 2018; Tomaszewski i Skarbek, 2009*). Inną techniką są pary stereoskopowe, które są przedstawieniem przedmiotu widzianego z różnych punktów. Jeden z obrazów jest

referencyjny, a drugi stanowi odniesienie (Trucco i Verri, 1998). Stosowane są również wyspecyfikowane metody, takie jak GeoSup, wykorzystująca odległość geodezyjną do poprawy dokładności rozbieżności uzyskiwanego obrazu (Hosni i in., 2009). Rejestrowanie kilku obrazów wymaga określenia granicznych punktów identyfikacyjnych, które pozwolą na połączenie informacji. Na rysunku 41 przedstawiono charakterystyczny punkt, określony jako region piksela p . Widoczny jest również piksel końcowy q oraz oznaczone obszary w lewej, prawej i górnej części (Liu i in., 2018).

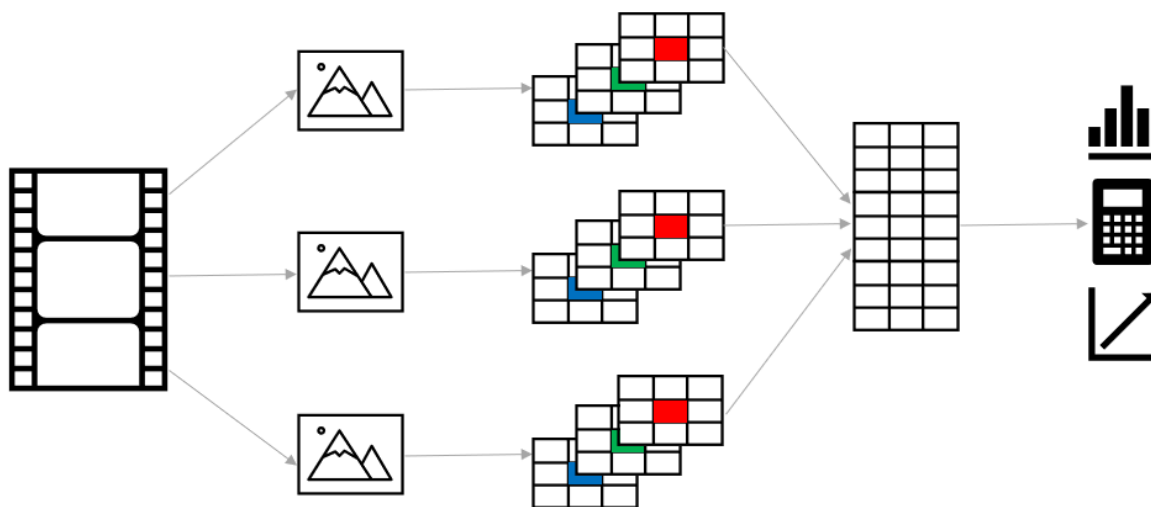


Rys. 41. Region charakterystycznego piksela p (Liu i in., 2018).

Przy określaniu odległości na rejestrowanym obrazie dwuwymiarowym należy rozważyć także występowanie błędu paralaksy. Błąd dotyczy określania odległości na zarejestrowanym obrazie, a jego wpływ powinien być zminimalizowany poprzez wykonanie kalibracji w celu zwiększenia dokładności pomiaru (Qiu i in., 2020). Skorygowanie wyniku wymaga określenia odległości wizyjnej pomiędzy dwoma miejscami odniesienia w analizowanym systemie. Drugim ważnym parametrem jest odległość przedmiotu od kamery lub aparatu. Wyznaczenie rzeczywistej wartości jest możliwe po zastosowaniu geometrycznych zależności. Opisana korekta ma duże znaczenie w systemach wizyjnych stosowanych w inżynierii transportu, np. na skrzyżowaniach dróg do wykrywania ruchu pojazdów (Tian, Zong i in., 2002). Jeśli jednak poruszający się obiekt zostanie porównany do poruszającej się linii powierzchni międzyfazowej w zbiorniku, można zastosować te same algorytmy obliczeniowe do wyeliminowania błędu paralaksy podczas analizy zarejestrowanego obrazu.

4.4. Oprogramowanie wspomagające analizę obrazu

Analiza zarejestrowanego filmu jest procesem wielostopniowym, który musi zostać podzielony na mniejsze operacje. Na pełną analizę muszą składać się podstawowe etapy, takie jak wyodrębnienie klatek z zarejestrowanego materiału video, analiza składowych modelu barwy na uzyskanych pojedynczych obrazach i zebranie danych dla dużej ilości klatek z jednej sekwencji w celu dalszych obliczeń i opracowania wykresów (rys. 42). W tej części pracy przeanalizowano najlepsze rozwiązania służące do przeprowadzenia poszczególnych kroków.



Rys. 42. Wielostopniowa analiza zarejestrowanego materiału filmowego.

Wykonanie analizy obrazu wymaga skorzystania ze specjalistycznego oprogramowania, za pomocą którego możliwe będzie uzyskanie wartości liczbowych z zarejestrowanego filmu lub zdjęcia w celu przeprowadzenia analizy jakościowej. Jeśli materiałem wejściowym jest film należy wyodrębnić z niego sekwencję klatek, czyli przykładowo dokonać konwersji materiału z rozszerzeniem (.mvi) na pojedyncze pliki formatu (.jpg) (Tawfiq i in., 2015). Podziału filmu można dokonać za pomocą narzędzi programistycznych, tj. biblioteka OpenCV Python (Howse, 2013) lub program ffmpeg korzystający z funkcjonalności wiersza poleceń (Fabrice Bellard, 2015). Takie rozwiązanie jest o wiele bardziej wydajne, procesowanie filmu na klatki następuje szybciej niż z wykorzystaniem programów o rozbudowanym interfejsie.

Kolejnym krokiem po wyodrębnieniu pojedynczych obrazów jest wykonanie analizy barwy. Wartości składowych *RGB* dla każdego piksela można uzyskać przy pomocy dowolnego programu graficznego. Model *RGB* wbudowany jest nawet w programy systemowe, jak na przykład Paint i pakiet Microsoft Office. Trudniejsze jest uzyskanie wyników

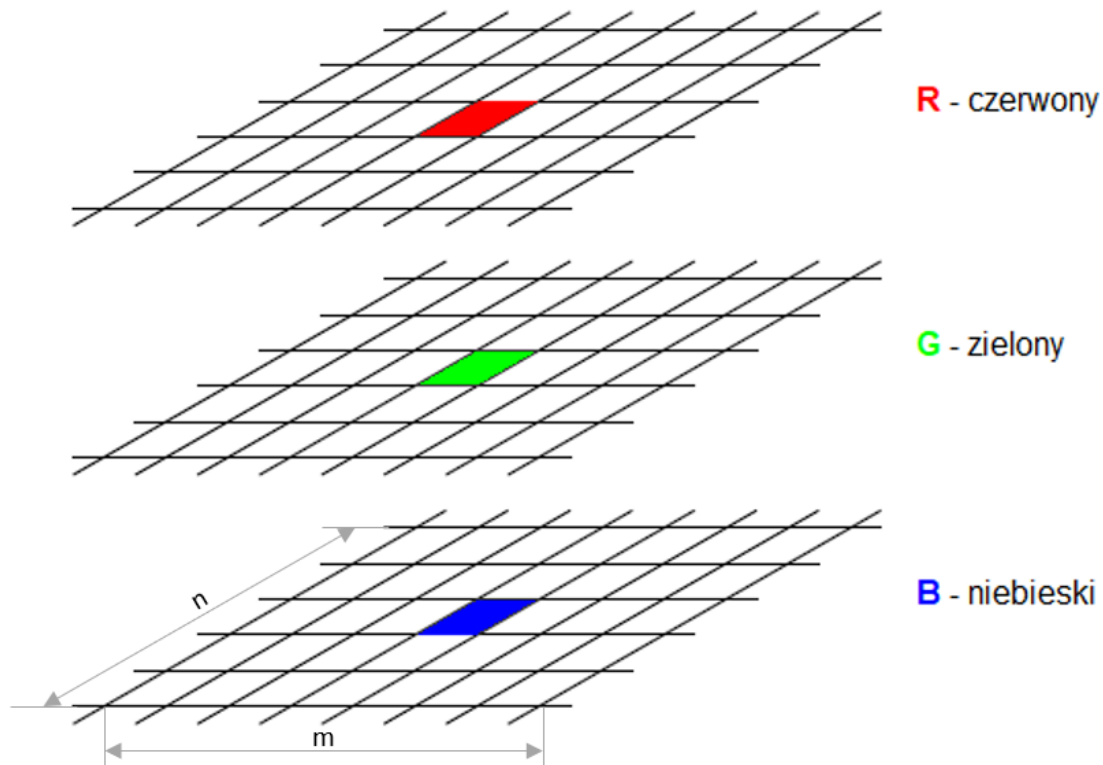
jednocześnie dla większej ilości pikseli oraz sekwencji klatek. Taki proces jest bardzo czasochłonny. Można go przyspieszyć i zautomatyzować poprzez stworzenie programu dla danej analizy. Każdy program jest sekwencją instrukcji, które określają jakie kolejne kroki ma wykonać komputer. Pojedyncza operacja może polegać na obliczeniu matematycznym, rozwiązaniu równania, znalezieniu lub zamianie fragmentu tekstu, zamianie tekstu w dokumencie lub na obrazie, czy też na przetwarzaniu obrazu lub filmu. Możliwości programistyczne są ogromne i wciąż rozwijane. Po zastosowaniu odpowiedniego języka programowania, bibliotek wykonujących określone funkcje oraz dostarczeniu materiału wejściowego do analizy można otrzymać pożądany rezultat, jakim będzie np. średnia wartość składowych RGB w zdefiniowanym zakresie pikseli dla każdej klatki z sekwencji zarejestrowanego filmu (Wentworth i in., 2012).

Python jest jednym z najpopularniejszych języków programowania, często stosowanym podczas badań naukowych do rozwiązywania bardziej złożonych problemów obliczeniowych. Zaletą tego języka jest prosty i czytelny kod, darmowy dostęp, obszerna biblioteka standardowa oraz dodatkowe, które są dedykowane do konkretnych procesów (Wentworth i in., 2012). Biblioteka OpenCV stosowana w środowisku programistycznym Python pozwala na przetwarzanie obrazów w stosunkowo łatwy sposób. W zestawieniu z bibliotekami NumPy i SciPy do obliczeń naukowych i tworzenia tablic z wynikami, można uzyskać w pełni funkcjonalne narzędzie bez konieczności używania wielu programów (Howse, 2013). Minusem języka Python jest większa złożoność, niż podobnego języka i oprogramowania MATLAB.

Skrypty stworzone w MATLAB mogą być wywoływane bezpośrednio z poziomu programu, nie wymagają dodatkowego przetwarzania. Użytkownik może korzystać z przetwarzania obrazu bez pobierania dodatkowych bibliotek. Poza tym składnia języka jest bardziej intuicyjna dla kogoś, kto nie jest programistą. Ważną zaletą jest również rysowanie wykresów bezpośrednio w MATLAB po podaniu parametrów dla poszczególnych osi (Mcandrew, 2004).

Oprogramowanie MATLAB ma wbudowane kilka modeli barw i opracowane predefiniowane funkcje konwersji składowych, np. RGB na HSV (ang. Hue, Saturation, Value). Barwa obrazu o wymiarach $m \times n$ jest reprezentowana przez macierz rozmiaru $m \times n \times 3$. Idea odrębnych warstw kolorów z zakresu światła widzialnego została przedstawiona na rysunku 43 (Mcandrew, 2004). Za pomocą funkcji o nazwie *imshow* można wyświetlić w MATLAB cały obraz lub tylko jedną z warstw modelu barwy. Polecenie *imread* służy do odczytu zdjęcia

z pliku w podanej lokalizacji, a następnie komenda *image* po podaniu zakresu pikseli i numeru składowej modelu barwy zwraca macierz wyników. Dla gotowej macierzy można wykonywać operacje matematyczne w celu uzyskania parametrów takich jak średnia lub odchylenie standardowe. MATLAB podobnie jak inne języki programowania stwarza możliwość zaprogramowania wykonywania operacji w pętli, co może służyć do powtórzenia analizy dla każdego obrazu z sekwencji z filmu.



Rys. 43 Trójwymiarowa tablica dla obrazu RGB (na podstawie *Mcandrew, 2004*).

Zbiór funkcji dostępnych w oprogramowaniu jest szczegółowo opisany w serwisie MathWorks wraz z przykładami analizy danych z badań naukowych (*The MathWorks Inc., 2022*). Zakres pikseli do analizy można określić za pomocą narzędzia Image Viewer w MATLAB, a dokładniej poprzez funkcję Pixel Region. Dostarcza nie tylko danych o współrzędnych piksela, ale również pokazuje wartości *RGB* wraz z wizualizacją dla wielu pikseli, co jest przydatne podczas określania pikseli granicznych obszaru do analizy (*The MathWorks Inc., 2022*). Jeśli punkty graniczne znajdują się np. na krawędziach zbiornika, wówczas wystarczy wizualnie określić obszar do wyświetlenia w Pixel Region, a następnie odczytać koordynaty szukanych pikseli.

Ze względu na mnogość uzyskiwanych danych, dalsza analiza może być prowadzona przy użyciu arkuszy kalkulacyjnych. Microsoft Excel pozwala na prowadzenie obliczeń dla dużej ilości danych oraz dodanie automatyzacji poprzez tworzenie makr. Standardowo wyniki analizy obrazu MATLAB mają postać modelu *RGB*. W makropoleceniach programu Excel również można zastosować tę przestrzeń barwy. Najprostszym zastosowaniem jest wizualizacja otrzymanych wyników poprzez nadanie koloru wypełniania komórek na podstawie składowych modelu. Wartości mogą również zostać przeliczone na model *HSL* (*ang. Hue, Saturation, Lightness*), model dziesiętny Excela lub na skalę szarości. *HSL* dostarcza informacji o odcieniu, nasyceniu i jasności, których zmiana w czasie eksperymentu często dostarcza więcej informacji, niż standardowe kanały czerwony, zielony i niebieski (*Walkenbach John, 2013*).

5. Podsumowanie i hipotezy badawcze

Mieszanie należy do najczęściej stosowanych operacji w różnych gałęziach przemysłu. Najczęściej stosowanym sposobem jest mieszanie mechaniczne w fazie ciekłej, jednakże samo mieszanie może być prowadzone innymi sposobami, które powinny uwzględniać specyfikę i właściwości składników. Z tego względu w niektórych zastosowaniach użycie mieszania mechanicznego czy też statycznego nie jest wskazane np. dotyczy to mieszania składników wrażliwych, skłonnych do tworzenia mieszanin niebezpiecznych, łatwo zapalnych. W takich układach dąży się do wyeliminowania elementów obracających się jak np. mieszadło na rzecz innych sił będących źródłem cyrkulacji w mieszalniku. Mieszalniki hydrauliczne należą do tej grupy. Zasada ich działania opiera się m.in. na wykorzystaniu ciśnienia, jako siły napędowej, do wywoływania okresowych zmian poziomu cieczy w zbiorniku i tym samym wywołania cyrkulacji niezbędnej do osiągnięcia jednorodności układu.

Analiza literatury zagadnienia wykazała, że informacje dotyczące tego typu mieszalników są mocno ograniczone i nie znaleziono odpowiednika w literaturze. Analiza różnych sposobów mieszania ustalonego i nieustalonego wskazuje na podobieństwo z reaktorami airlift, jednakże bezpośrednie porównanie nie jest możliwe ze względu na inną budowę i hydrodynamikę.

W tabeli 4 zestawiono wartości parametrów charakteryzujących mieszanie nieustalone z wybranych publikacji.

Tabela 4 Zestawienie parametrów charakteryzujących mieszanie z wybranych publikacji.

t_m [s]	Re	Ne	P/V [W/m ³]	k_{La} [h ⁻¹]	typ mieszalnika, źródło
20-140	20000	-	22-82	9-26	pulsacyjny strumieniowy, airlift (<i>Chisti i in., 1990; Pirouzi i in., 2014</i>)
≤1080*	823-4587	-	-	76-187	oscylacyjny, OFR-SPC (<i>Graça i in., 2020</i>)
102-7650	430-95670	<100	0,05- 37,2	-	posuwisto-zwrotny (<i>Masiuk, 1999; Masiuk i in., 2008</i>)
300-420	1000- 100000	52,1	90-180	-	posuwisto-zwrotny, Vibromixer, $d_m = 0,260$ m (<i>Kamieński i Wójtowicz, 2003; Wójtowicz, 2017, 2014</i>)
300-420	1000- 100000	10,2	240-600	-	posuwisto-zwrotny, Vibromixer, $d_m = 0,204$ m (<i>Kamieński i Wójtowicz, 2003; Wójtowicz, 2017, 2014</i>)
<5000	20000- 100000	2,98	30-700	18-180	mechaniczny, ruch nieustalony FR1, mieszadło A315 (<i>Wozniowdzki, 2016</i>)
<5000	20000- 100000	1,33	10-300	11-108	nieustalony, ruch FR2, mieszadło HE-3 (<i>Wozniowdzki, 2016</i>)
<5000	20000- 100000	1,28	10-120	14-72	nieustalony, ruch FR3, mieszadło SC-3 (<i>Wozniowdzki, 2016</i>)
<70	10	<40	-	-	mieszadło wstępowe, zakres laminarny (<i>Kuncewicz i Stelmach, 2017</i>)

*Czas przebywania w reaktorze.

Analiza literatury wskazuje, że większość badań poświęconych czasowi mieszania dotyczy zakresu przepływu przejściowego i częściowo laminarnego z kolei badania dotyczące analizy wymiany masy dotyczą zakresu przepływu burzliwego. Dane literaturowe wykazują ponadto,

że mieszanie nieustalone pozwala na intensyfikację wymiany masy jak również skrócenie czasu mieszania.

Konstrukcja mieszalnika hydraulicznego wymaga opracowania nowych bezinwazyjnych technik pomiarowych. Do takich metod zaliczyć można metody kolorymetryczne, w których analizuje się zmiany barwy układu. Metody te mają wady, jak chociaż zależność od obserwatora natężenia światła, a w przypadku długotrwałych analiz znaczna ilość danych wydłużających analizy. W związku z tym istnieje potrzeba automatyzacji analiz otrzymanych obrazów w oparciu o algorytmy cyfrowej analizy obrazu. Metody te mogą pozwolić na charakterystykę pracy mieszalnika hydraulicznego oraz określenie czasu mieszania, wymiany masy.

Na podstawie analizy literaturowej sformułowano następujące hipotezy badawcze:

- metody optycznej analizy obrazu są użyteczne w opisie nieustalonego mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego,
- mieszanie w mieszalniku hydraulicznym ma charakter laminarny.

CEL I ZAKRES PRACY

Nowe metody mieszania nieustalonego bez dodatkowych części ruchomych mogą być alternatywą dla dobrze poznanego mieszania mechanicznego. Stwarzają szansę bezpieczniejszego mieszania z zachowaniem odpowiedniej efektywności przy zmniejszonym nakładzie energii i środków finansowych. Wdrożenie takich rozwiązań wymaga dobrego poznania hydrodynamiki i przebiegu procesu.

Analiza procesu mieszania przy użyciu technik optycznych może dostarczać cennych informacji na temat hydrodynamiki przepływu oraz mechanizmu reakcji. Połączenie metody optycznej z komputerową analizą obrazu pozwala na uzyskanie bardzo szczegółowych i obiektywnych danych przebiegu procesu, charakteru przepływu i wymiany masy. Celem pracy jest:

1. opracowanie metodyki pomiarowej, z uwzględnieniem opracowania algorytmu analizy kolorymetrycznej obrazu dla procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego,
2. określenie rzeczywistej zmiany poziomów cieczy w wewnętrznej i zewnętrznej komorze mieszalnika,
3. wyznaczenie objętościowego współczynnika wnikania masy,
4. wyznaczenia stopnia wymieszania,
5. wyznaczenie czasu mieszania i określenie zapotrzebowania energetycznego procesu.

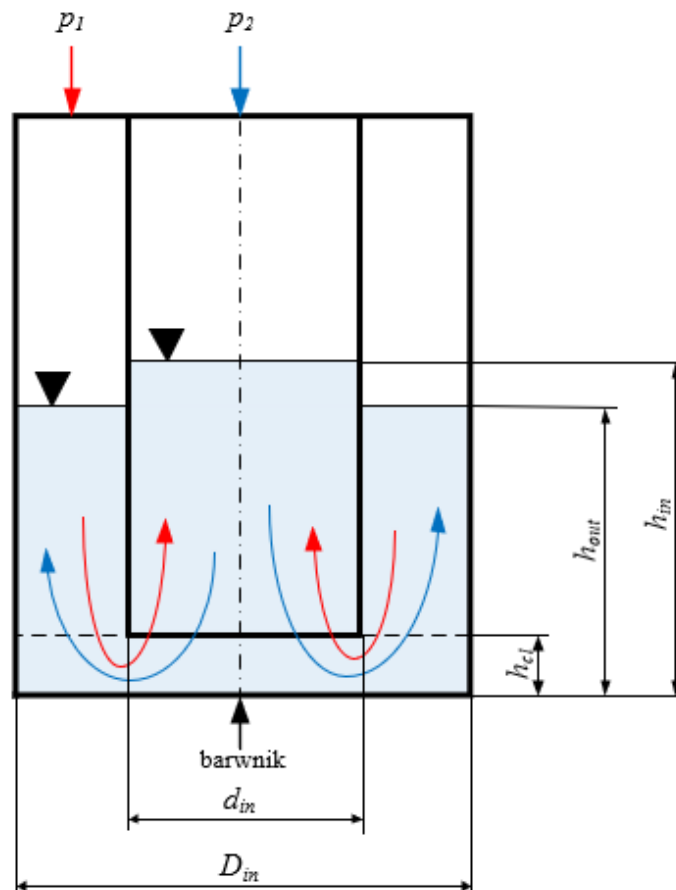
Osiągnięcie powyższych celów stanowi przyczynek do aplikacyjności analizowanego urządzenia procesowego i umożliwi przeniesienie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego ze skali laboratoryjnej do skali przemysłowej.

CZĘŚĆ EKSPERYMENTALNA

6. Stanowisko pomiarowe

6.1. Opis stanowiska pomiarowego

Eksperymenty prowadzone były przy użyciu mieszalnika hydraulicznego, którego schemat został zaprezentowany na rys. 44. Urządzenie składało się z dwóch komór cylindrycznych ułożonych współśrodkowo. Przepływ odbywa się przez szczelinę pomiędzy komorami, której wysokość wynosi $h_{cl} = 40$ mm. Średnica wewnętrzna komory zewnętrznej wynosiła $D_{in} = 190$ mm, średnica wewnętrzna komory wewnętrznej $d_{in} = 90$ mm, a grubość ścianki komory wewnętrznej $g_{in} = 2,5$ mm. Wykonanie niektórych badań wymagało wprowadzenia barwnika, który w standardowym wariantcie mieszalnika z płaskim dnem był wprowadzany za pomocą strzykawki poprzez otwór położony w centralnym punkcie dennicy dolnej.

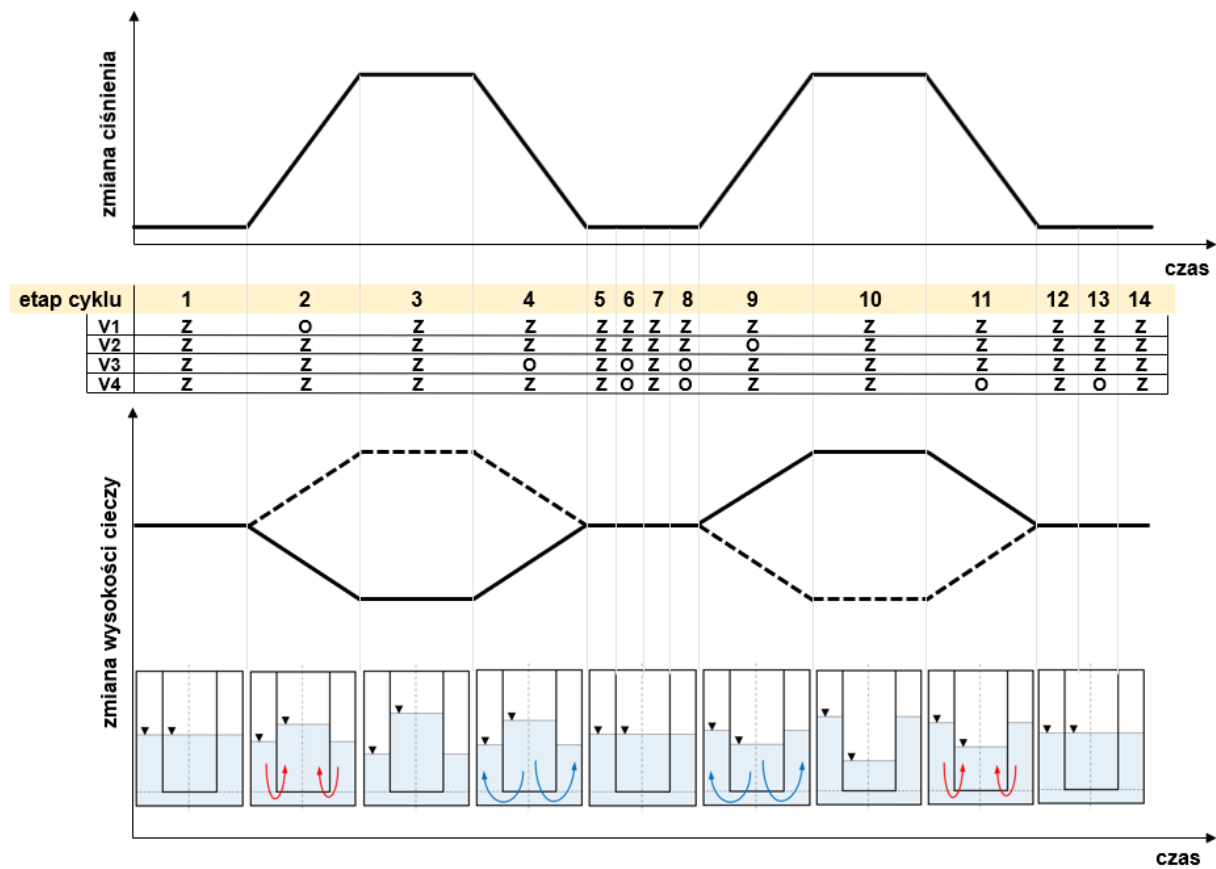


Rys. 44. Schemat mieszalnika hydraulicznego.

Praca mieszalnika hydraulicznego polegała na cyklicznych zmianach ciśnienia w obu częściach urządzenia w wyniku dopływu sprężonego powietrza tylko do jednej komory, przy

braku odpływu powietrza z drugiej komory. Następstwem oddziaływania ciśnienia są naprzemienne zmiany poziomu cieczy w komorze zewnętrznej (h_{out}) i wewnętrznej (h_{in}). Na początku procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego poziom cieczy jest wyrównany w całym mieszalniku (h_{eq}). Na rysunku 44 oznaczono różnymi kolorami ciśnienie p_1 wywierane naprzemienne w komorze zewnętrznej z ciśnieniem p_2 w komorze wewnętrznej, powodujące naprzemienne generowanie przepływu pomiędzy komorami, co zostało schematycznie przedstawione za pomocą odpowiednich kolorowych strzałek. Cykliczne zmiany ciśnienia zostały zautomatyzowane poprzez zastosowanie komputerowego sterownika mieszalnika, połączonego z zaworami elektromagnetycznymi. Zastosowane zostały 4 elektrozawory (patrz rys. 46):

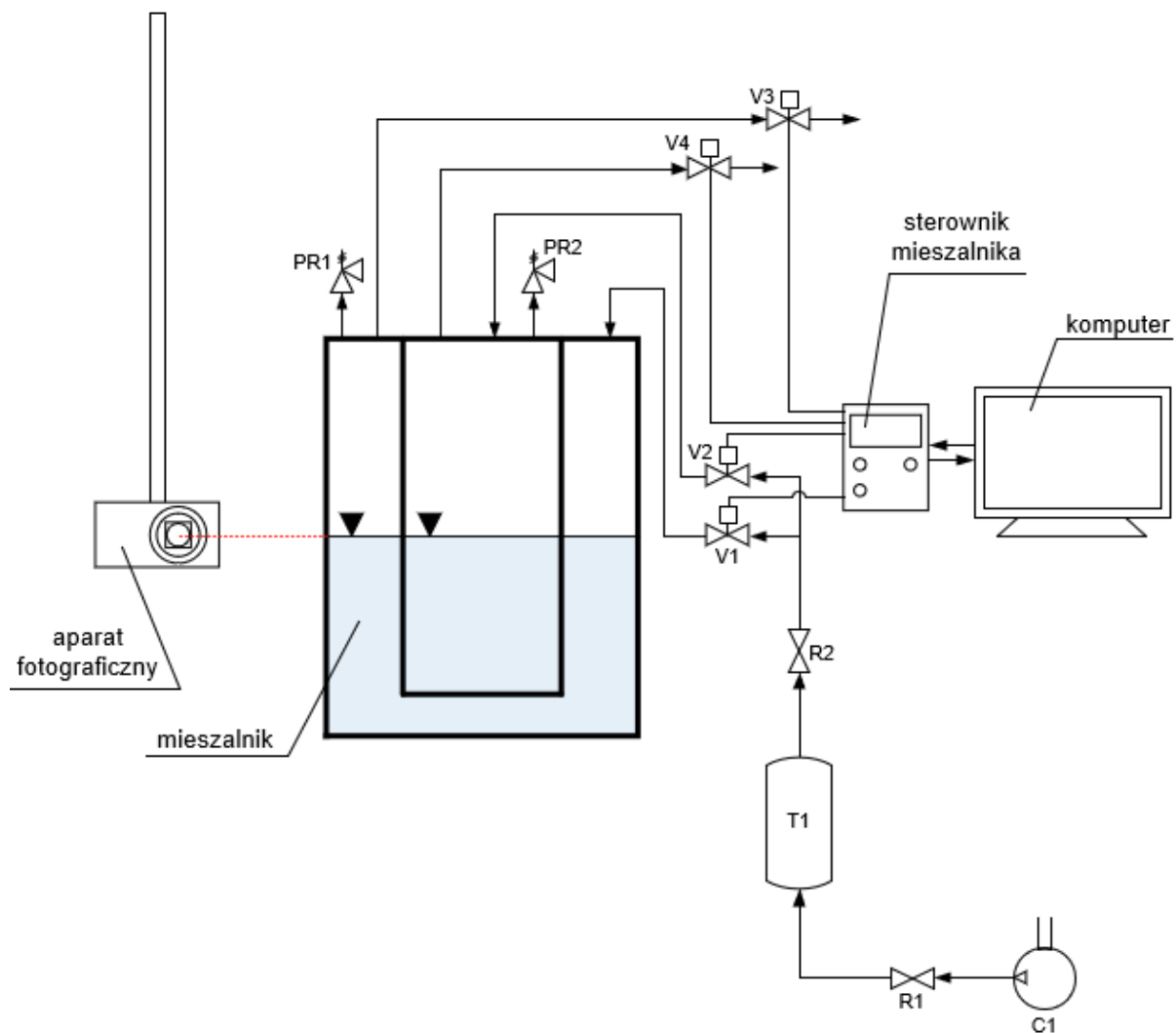
- V1 – zawór na wlocie powietrza do komory zewnętrznej;
- V2 – zawór na wlocie powietrza do komory wewnętrznej;
- V3 – zawór na wylocie powietrza z komory zewnętrznej;
- V4 – zawór na wylocie powietrza z komory wewnętrznej.



Rys. 45. Schemat oraz wizualizacja kolejnych etapów procesu mieszania hydraulicznego (1 okres); stan otwarcia zaworów: Z – zamknięty, O - otwarty.

Otwieranie i zamykanie zaworów $V1 - V4$ zgodnie z zaprogramowanym schematem umożliwia wywołanie poszczególnych etapów cyklu, które są powtarzane w pętli, aż do momentu zatrzymania procesu (Mitkowski i in., 2016). Kolejne etapy jednego cyklu procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego w mieszalniku hydraulicznym wraz z wizualizacją zostały przedstawione na rysunku 45.

Ścianki wewnętrzne mieszalnika oraz zewnętrzny zbiornik z wodą są wykonane ze szkła akrylowego, którego przezroczystość pozwala na wykonanie analizy metodami optycznymi. Dodatkowe elementy zastosowane podczas badań to poziomica laserowa Bosch GCL 2-15 Professional Digital Laser Level oraz dalmierz laserowy Bosch Laser Rangefinder, stosowane w celu zapewnienia poprawnej kalibracji stanowiska, a także aparat fotograficzny Canon Powershot G20 zamontowany w statywie sufitowym do rejestrowania przebiegu eksperymentu (rys. 46).



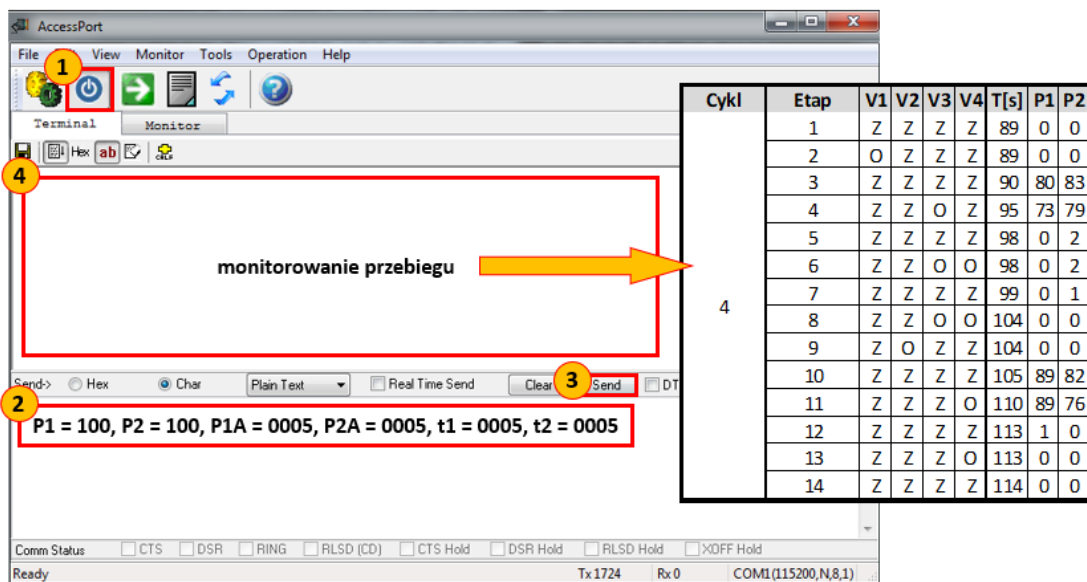
Rys. 46. Układ eksperymentalny ($V1, V2, V3, V4$ – zawory sterujące; $PR1, PR2$ – zawory bezpieczeństwa; $R1, R2$ – zawory redukcyjne; $C1$ – sprężarka; $T1$ – zbiornik gazu).

Działanie mieszalnika jest oparte na dedykowanym dla stanowiska sterowniku, obsługiwany za pomocą aplikacji AccessPort, służącej również do monitorowania przebiegu procesu. Wprowadzane dane są przesyłane do sterownika poprzez porty szeregowo (*SUDT Studio*, 2009). Oprogramowanie wymaga od użytkownika podania parametrów takich jak:

- p_1, p_2 – docelowe ciśnienie w zbiorniku zewnętrznym oraz zewnętrznym [hPag];
- p_{1A}, p_{2A} – ciśnienie minimalne, po osiągnięciu tej wartości następuje zakończenie etapu mieszania [hPag];
- t_1, t_2 – opóźnienie otwarcia zaworów [s], wpływa na czas trwania etapów mieszania (rys. 45).

Wszędzie, gdzie jest mowa o ciśnieniu i jeżeli tego nie zaznaczono inaczej to przez ciśnienie rozumie się ciśnienie różnicowe odnoszone do ciśnienia zewnętrznego.

Interfejs (rys. 47) sterownika po uruchomieniu (krok 1) wymaga wprowadzenia parametrów w dolnym oknie (krok 2) i przesłania ich do urządzenia (krok 3), natomiast w górnym oknie wyświetlane są informacje o bieżącym cyklu, etapie oraz ich czasach trwania, a także ciśnieniu w hPag i stanie otwarcia zaworów podłączonych do układu (Z – zamknięty, O – otwarty). Dane generowane w celu monitorowania przebiegu (krok 4) są widoczne w formie tekstu. Na rysunku 47 zaprezentowano przykładowe uzyskiwane wyniki po obróbce w Microsoft Excel.



Rys. 47. Działanie aplikacji AccessPort (*SUDT Studio*, 2009).

Dodatkową zmienną możliwą do określenia jest ciśnienie powietrza R_2 dostarczanego przez sprężarkę. Po zdefiniowaniu danych wejściowych i uruchomieniu sterownika, praca mieszalnika hydraulicznego oparta jest na cyklicznych zmianach ciśnienia (rys. 45).

Na początku procesu poziom cieczy w komorze zewnętrznej i wewnętrznej jest wyrównany. W kolejnym etapie następuje dopływ powietrza pod określonym ciśnieniem do komory zewnętrznej i wewnętrznej. Na cały jeden cykl składa się następująca sekwencja:

- ciśnienie równe 0 hPag – wyrównany poziom cieczy w obu komorach mieszalnika;
- dopływ powietrza do komory zewnętrznej – wzrost ciśnienia do określonej wartości – wzrost poziomu cieczy w komorze wewnętrznej;
- ponowne wyrównanie ciśnienia do wartości 0 hPag – wyrównanie poziomu cieczy;
- dopływ powietrza do komory wewnętrznej – wzrost ciśnienia do określonej wartości – spadek poziomu cieczy w komorze wewnętrznej;
- wyrównanie poziomów w komorach.

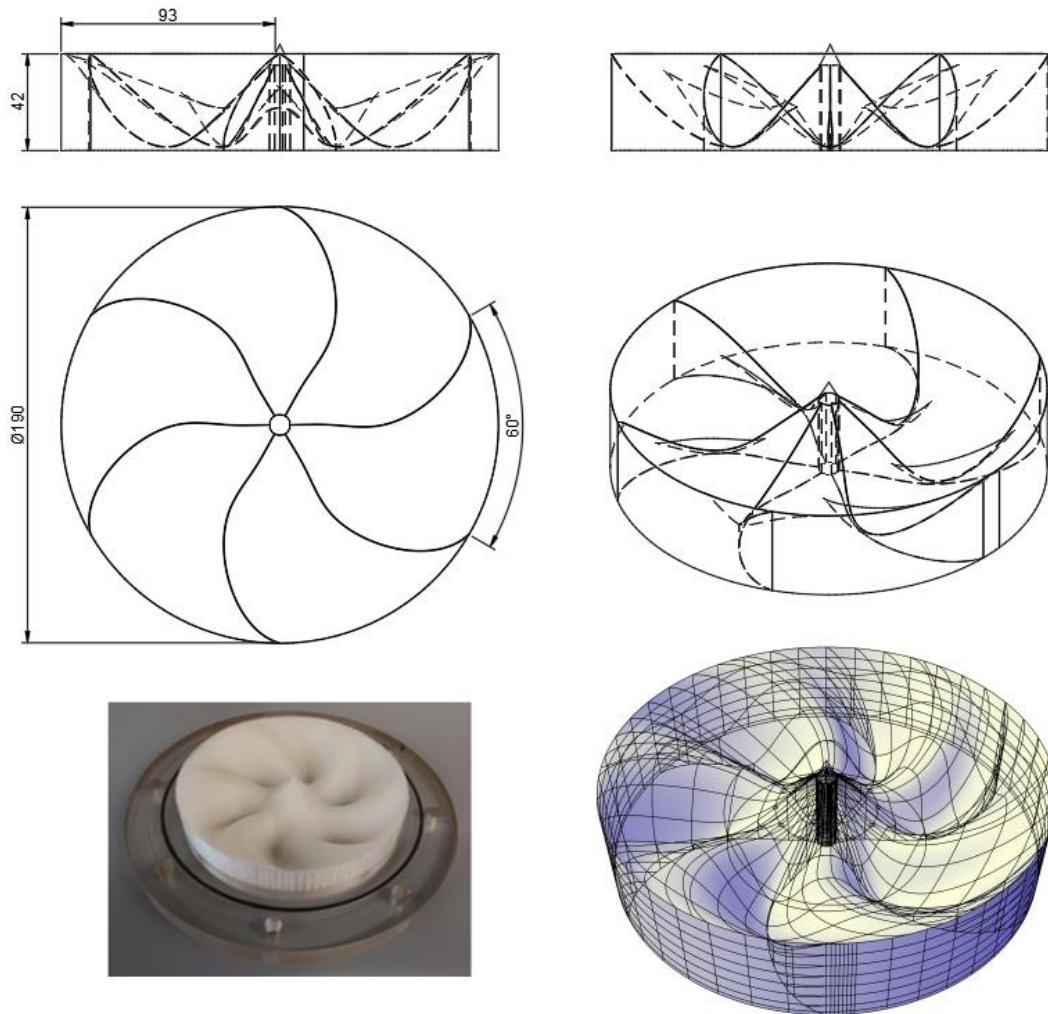
W toku badań procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego przeprowadzono analizę wpływu ciśnienia p_1 i p_2 , określonych jako parametry wejściowe w sterowniku AccessPort oraz ciśnienia $R2$ dostarczanego za pomocą sprężarki. W tabeli 5 zaprezentowano matrycę planu eksperymentu dla mieszalnika, do którego dozowano roztwór barwnika błękitu metylenowego. Zbadano również wpływ inwariantu geometrycznego H/D na hydrodynamikę i czas mieszania dla określonych warunków.

Tabela 5. Plan eksperymentów – ciśnienia oraz inwarianty geometryczne.

p_1, p_2 [hPag]	80	100	120
$R2$ [barg]			
0,5	$H/D = 1$	$H/D = 1$	$H/D = 1$
1,0	$H/D = 0,6$ $H/D = 1$	$H/D = 0,6$ $H/D = 0,75$ $H/D = 0,9$ $H/D = 1$ $H/D = 1,1$	$H/D = 0,6$ $H/D = 1$
1,5	$H/D = 1$	$H/D = 1$	$H/D = 1$

W badaniach zastosowano standardowe płaskie dno. Przetestowano również wnikanie masy dla zmodyfikowanego mieszalnika ze specjalnie przygotowanym, profilowanym dnem

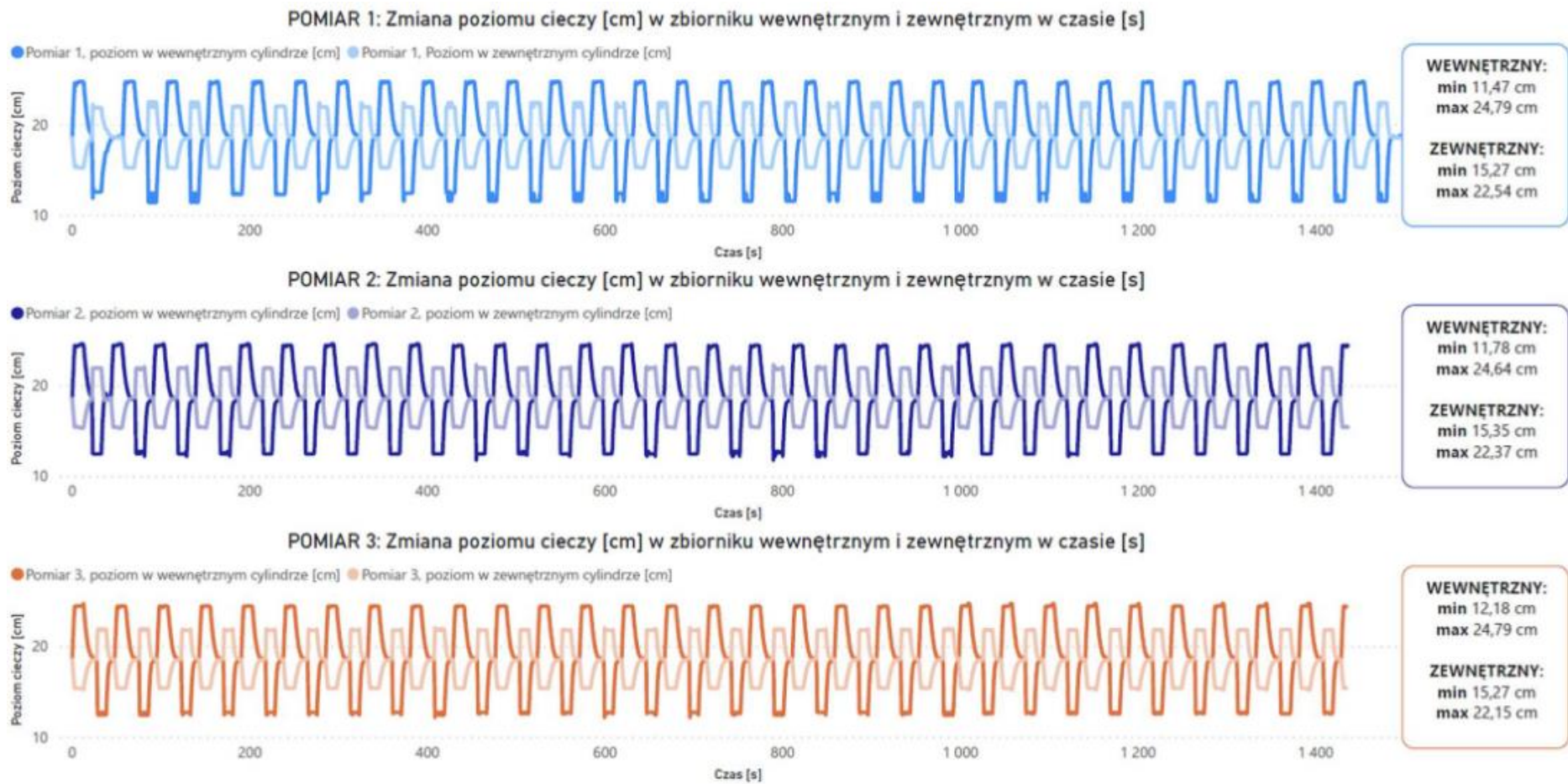
wykonanym za pomocą technologii wydruku 3D, o średnicy 190 mm i wysokości 42 mm, z sześcioma charakterystycznymi zagłębieniami widocznymi na modelu przedstawionym na rys. 48. Kształt dna jest podobny do kierownicy i podobnie jak ona ma za zadanie „sterować” przepływem w celu otrzymania szybszego, lepszego efektu wymieszania poprzez nadanie rotacji przepływającej cieczy.



Rys. 48. Zmodyfikowane, profilowane dno 3D zastosowane w mieszalniku hydraulicznym.

6.2. Weryfikacja pracy urządzenia

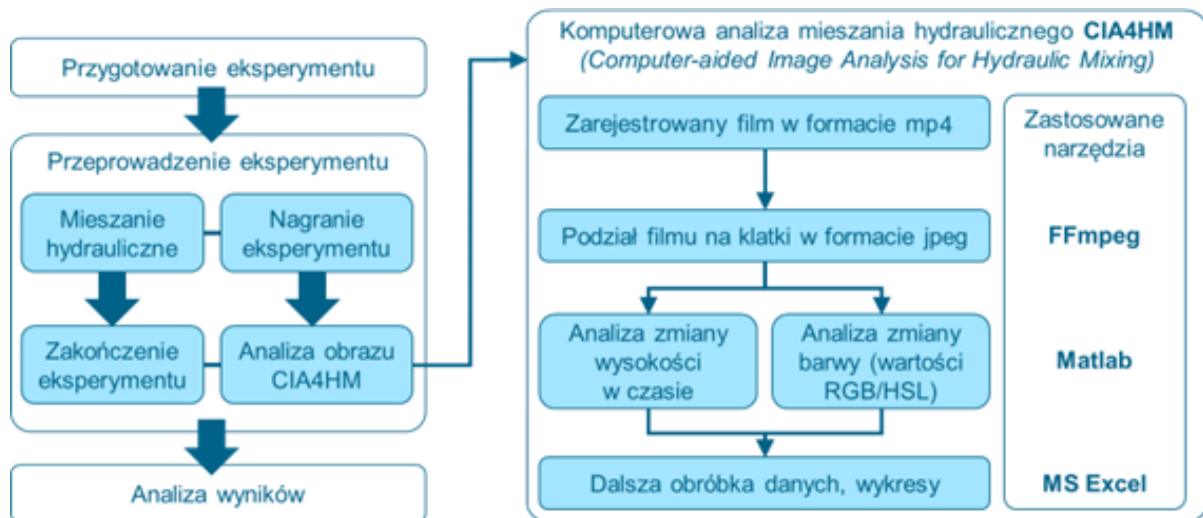
Zweryfikowano powtarzalność pomiarów uzyskiwanych za pomocą mieszalnika hydraulicznego. W tym celu wykonano trzykrotny pomiar dla takich samych parametrów dla 30 cykli, trwający około 25 minut. Porównanie trzech pomiarów zaprezentowano na wykresach na rys. 49 wraz z minimalnymi oraz maksymalnymi poziomami cieczy uzyskiwanymi w komorach wewnętrznej i zewnętrznej.



Rys. 49. Porównanie zmiany cieczy w mieszalniku hydraulicznym – sprawdzenie powtarzalności pomiarów dla 30 cykli ($R_2 = 1$ barg, $p_1 = 350$ hPag, $p_2 = 100$ hPag, $p_{1A} = 0$ hPag, $p_{2A} = 2$ hPag, $t_1 = 10$ s, $t_2 = 10$ s).

7. Metodyka badań

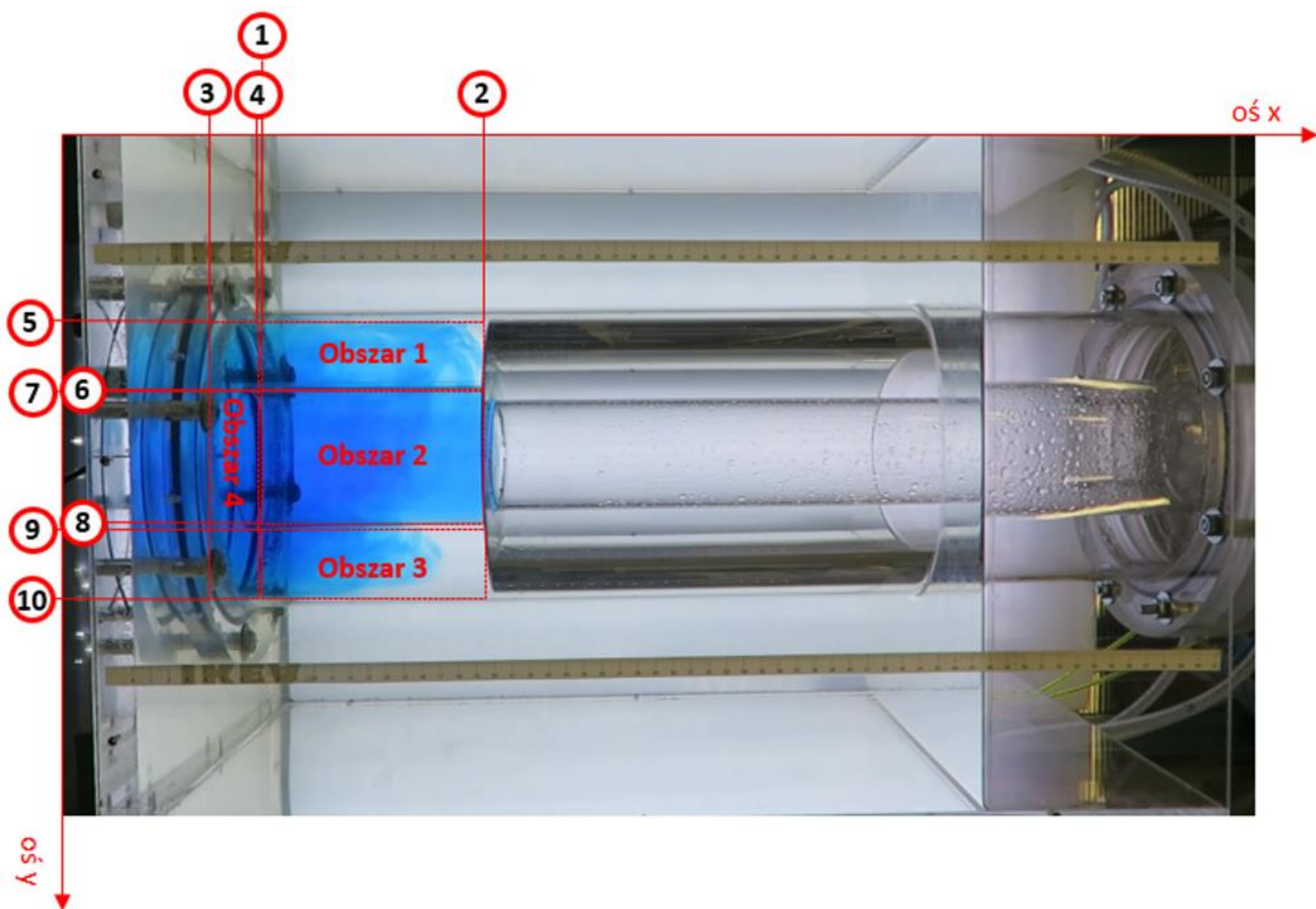
Metodyka została oparta na autorskim algorytmie wspomaganym komputerowo, którego schemat działania przedstawiono na rys. 50. Dane wejściowe do analizy stanowi film z zarejestrowanym eksperymentem, który jest poddawany analizie obrazu w metodzie analizy oznaczonej skrótem *CIA4HM* (Golczak i in., 2022).



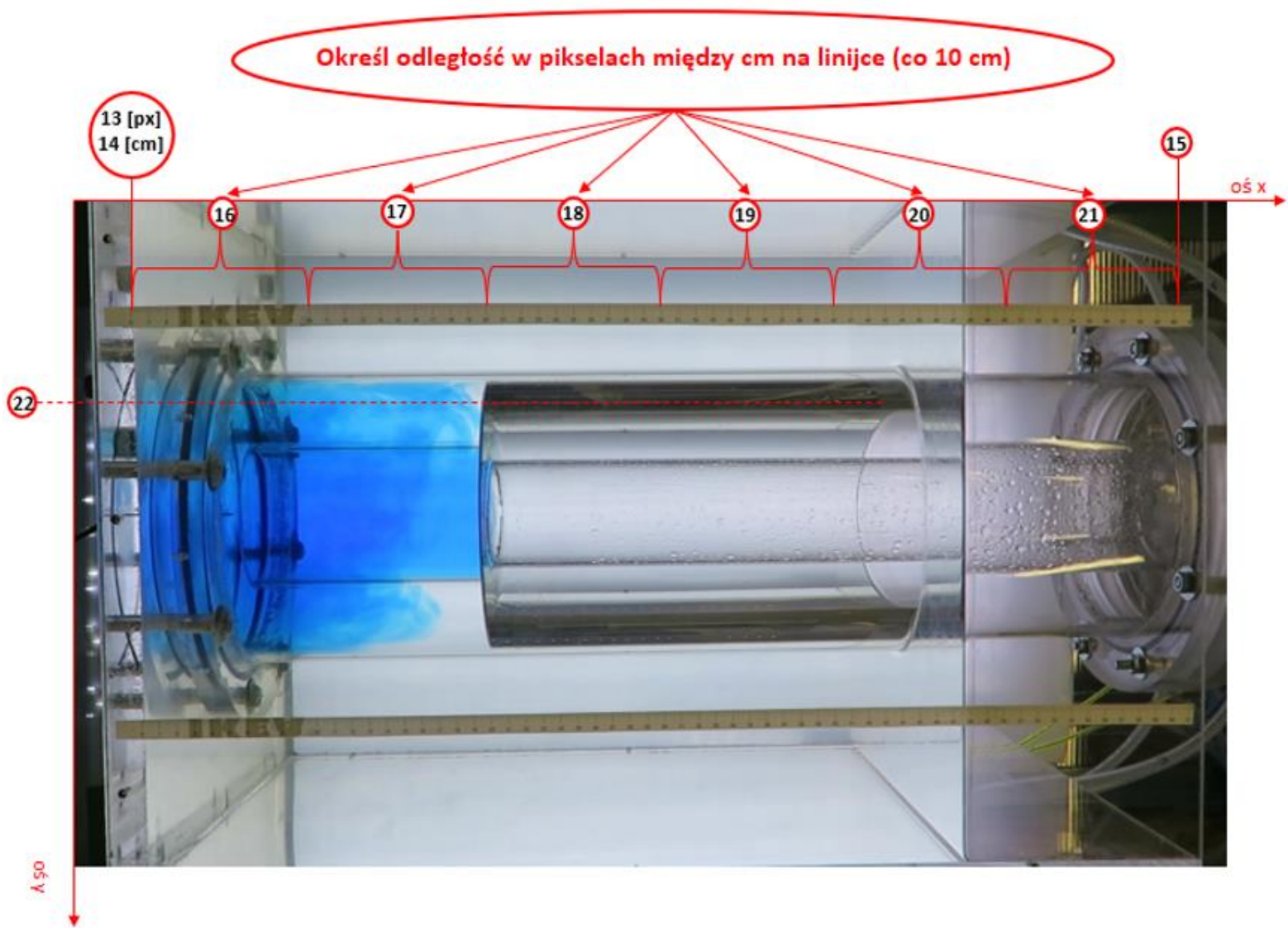
Rys. 50. Schemat analizy procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego z wykorzystaniem opracowanej komputerowej kolorymetrycznej analizy obrazu CIA4HM (częściowo na podstawie Golczak i in., 2022).

W pierwszym etapie film (format: mp4, parametry filmu: 59,94 fps, rozdzielczość: 1920×1080 px) dzielony jest z wyodrębnieniem każdej pojedynczej klatki. Operacja przeprowadzana jest przy użyciu oprogramowania FFmpeg (Fabrice Bellard, 2015). Działanie programu opiera się na wierszu poleceń, co pozwala na przyspieszenie procesu i skrócenie czasu trwania z ponad 30 minut do około 5 minut na standardowym komputerze (procesor: Intel® Core™ i5-4460 CPU @ 3.20GHz, RAM: 8.00 GB) (Golczak i in., 2022).

Uzyskane klatki zapisywane są jako pojedyncze obrazy w formacie jpg. Sekwencja obrazów wyodrębnionych z filmu z zarejestrowanym eksperymentem jest następnie odczytywana w programie MATLAB jako dane wejściowe do analizy barwy RGB w celu uzyskania danych ilościowych. W programie MATLAB uruchamiany jest autorski program komputerowy, którego kod wraz z opisem wykonywanych funkcji zaprezentowano w aneksie 1 do niniejszej rozprawy. Na rysunkach 51 i 52 przedstawiono położenie punktów zdefiniowanych jako parametry w kodzie programu. Identyfikacja kluczowych miejsc jest wykonywana w oparciu o linijkę przyklejoną do ściany zewnętrznego zbiornika z wodą.



Rys. 51. Parametry wejściowe do analizy obrazu w programie MATLAB - analiza barwy C.



Rys. 52. Parametry wejściowe do analizy obrazu w programie MATLAB - analiza wysokości H.

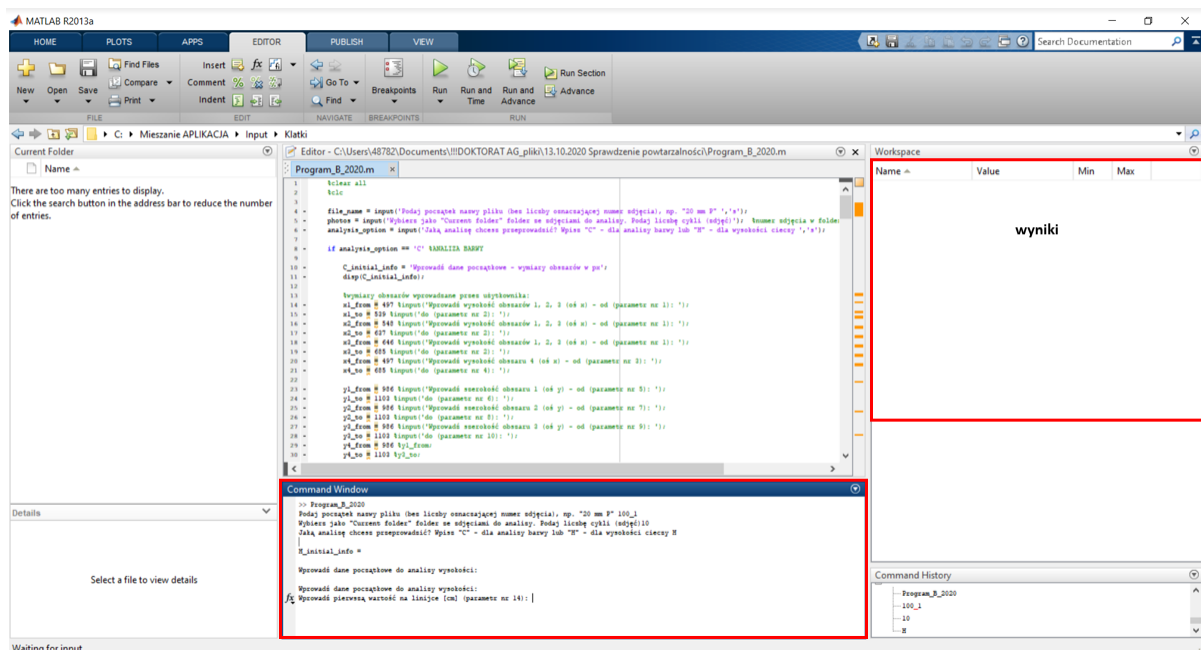
Parametry mogą być stałe dla skalibrowanego stanowiska lub określone jako zmienne wejściowe w przypadku konieczności dostosowania pomiaru.

Program składa się z trzech kluczowych elementów:

- linie 1-8 – wyczyszczenie zapisów z poprzedniej analizy (jeśli dotyczy) oraz określenie parametrów początkowych: podanie części nazwy pliku wspólnej dla wszystkich obrazów z sekwencji, podanie ilości zdjęć zawartych w sekwencji i wybór rodzaju analizy (C – analiza barwy, H – analiza wysokości);
- linie 10-135 – analiza barwy, część programu wykonywana po wyborze analizy typu C:
 - dla każdej klatki z sekwencji wykonywane są w pętli te same czynności;
 - zdjęcie jest odczytywane i dla zdefiniowanych obszarów o wymiarze w pikselach równym $n \times m$ tworzone są macierze o wymiarach $n \times m$ z wartościami składowych modelu *RGB* dla każdego piksela, osobno dla każdej składowej R, G i B;
 - obliczana jest średnia wartość z macierzy poszczególnych składowych modelu barwy *RGB*;
 - średnie ze wszystkich czterech obszarów (rys. 51) są dodawane do macierzy wyników, która ostatecznie zbiera wyniki dla każdego zdjęcia z sekwencji;
 - można również dodać obliczenie średniej dla całego obszaru (komora zewnętrzna, wewnętrzna oraz obszar poniżej szczeliny);
- linie 137-327 – analiza zmiany wysokości, rodzaj analizy H:
 - na początek należy podać parametry początkowe lub określić w kodzie jako stałe: położenie na osi *x* punktu początkowego 0 cm na linijce, położenie punktu końcowego 60 cm, długość w pikselach każdego z sześciu dziesięciocentymetrowych odcinków linijki widocznych na zarejestrowanym obrazie (wyeliminowanie błędu pomiaru występującego podczas analizy zmiany położenia), położenie na osi *y* linii, wzdłuż której identyfikowana jest zmiana poziomu w zbiorniku zewnętrznym oraz minimalnej i maksymalnej wartości możliwej do osiągnięcia (określone wizualnie);
 - na podstawie podanych wartości budowana jest macierz odniesienia zawierająca wartości na linijce wyrażone w cm i ich odpowiedniki na obrazie w pikselach;
 - kolejne kroki wykonywane są dla każdej klatki z sekwencji;

- o analizę dla pojedynczej klatki rozpoczyna odczyt pliku *.jpg, następnie tworzona jest macierz składająca się z jednego wiersza, która zawiera wartości składowej R wzdłuż zdefiniowanej linii oznaczonej numerem 22 (rys. 52) – wybór składowej R, G lub B nie ma znaczenia, ponieważ w miejscu szukanej linii poziomu cieczy wartość będzie maksymalna;
- o tworzona jest macierz różnic między trzema kolejnymi punktami;
- o zgodnie z założeniem, największa różnica wartości R między trzema kolejnymi punktami to miejsce, w którym znajduje się linia poziomu cieczy;
- o rzeczywista wartość poziomu cieczy w komorze zewnętrznej jest obliczana na podstawie macierzy odniesienia (piksele – cm), korekty błędu paralaksy z uwzględnieniem odległości kamery od zbiornika oraz położenia odczytanego poziomu względem kamery, której obiektyw jest skalibrowany na wysokości równej wartości początkowej wyrównanych poziomów cieczy w obu komorach (19 cm na linijce przy stosunku $H/D = 1$);
- o wysokość poziomu cieczy w wewnętrznej komorze mieszalnika jest obliczana na podstawie znanej objętości zbiornika oraz ilości cieczy;
- o poziomy cieczy w komorze zewnętrznej i wewnętrznej, a także czas trwania procesu są dodawane do macierzy wyników.

Parametry początkowe wprowadzane są w dolnym oknie poleceń, natomiast po prawej stronie widoczne są macierze wynikowe po zakończeniu analizy (rys. 53).



Rys. 53. Program komputerowy MATLAB do analizy danych.

Rejestrowane filmy trwały nawet 2 godziny ze względu na konieczność przeanalizowania dłuższego czasu procesu mieszania, żeby następnie za pomocą analizy komputerowej określić czas, w którym następuje całkowite wymieszanie barwnika lub zakończenie reakcji utleniania siarczynu. Z każdego filmu wyodrębniano wszystkie klatki, czyli 60 klatek na sekundę, co daje nawet ponad 400 tysięcy klatek dla jednego eksperymentu. Ręczna analiza takiej ilości danych trwałaby wiele dni, a przy zastosowaniu autorskiego algorytmu w programie Matlab poza wymaganym przygotowaniem klatek, czas analizy jest skrócony do 180 minut i nie wymaga czynnego działania po podaniu wymaganych parametrów początkowych.

Po wykonaniu analizy w programie MATLAB, tabele wyników są przenoszone do programu Microsoft Excel, gdzie przeprowadzane są kolejne obliczenia. W zależności od rodzaju analizy, kolejne kroki opisano w podrozdziale 7.1 dla zmiany barwy oraz 7.3 dla zmiany poziomu cieczy.

7.1. Analiza zmiany barwy

W początkowym etapie przeprowadzono dobór odpowiedniego barwnika. Ze względu na konieczność uzyskania wyników ilościowych oraz uwzględnienie modelu barwy *RGB*, zdecydowano się na przeprowadzenie testów porównawczych dla trzech barwników, które dają maksymalne wartości składowych R (czerwony, rodamina B), G (zielony, zieleń malachitowa) oraz B (niebieski, błękit metylenowy) (*Delaplace i in., 2004*). Przygotowano roztwory o stężeniu uzyskanym przy 90% rozpuszczalności barwnika. Stężenia barwników zastosowane do badań zaprezentowano w tabeli 6.

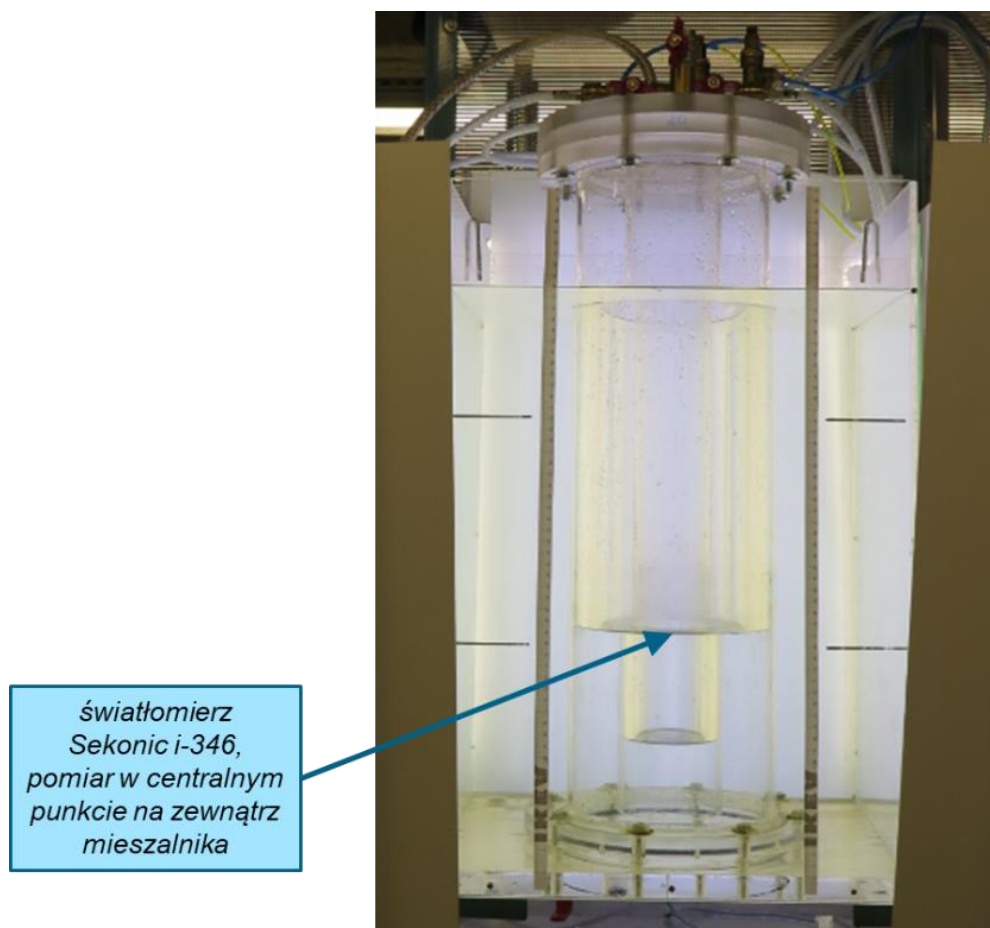
Tabela 6. Barwniki wybrane do utworzenia krzywej wzorcowej.

barwnik	rozpuszczalność [g/dm ³]	stężenie przy 90% rozpuszczalności	stężenie wagowe barwnika w zbiorniku (<i>H/D</i> = 1)
rodamina B	15	1,35%	0,00255%
zieleń malachitowa	110	9,92%	0,01870%
błękit metylenowy	40	3,61%	0,00680%

W celu sporządzenia krzywej wzorcowej, do mieszalnika hydraulicznego wprowadzano zdefiniowane ilości barwników (10 stężeń, ilość roztworu: 1 ÷ 10 ml). Maksymalne stężenie odpowiada uzyskanemu przy 90% rozpuszczalności. Wykonano zdjęcia mieszalnika z cieczą

dla każdego ze stężeń w zakresie oświetlenia $1427 \div 3870$ lx. Zakres wyznaczono doświadczalnie, a liczby graniczne to minimalna i maksymalna wartość możliwa do osiągnięcia. Oświetlenie było regulowane za pomocą ściemniacza podłączonego do układu poprzez źródło zasilania panelu LED. Pomiar oświetlenia był wykonywany ręcznie za pomocą światłomierza Sekonic i-346 w centralnym punkcie na zewnątrz mieszalnika (rys. 54).

Zdecydowano się na pomiar ręczny ze względu na wybrane miejsce pomiaru, w którym występuje największa zmienność oświetlenia podczas trwania eksperymentów. Metoda może zostać zautomatyzowana poprzez umieszczenie fotorezystora w określonym punkcie oraz rejestrację wartości lx poprzez port w Arduino. Po odpowiednim dostosowaniu wartości mogłyby być przekazywane do pliku tekstowego lub arkusza kalkulacyjnego online, podczas pomiaru (Monk, 2016).



Rys. 54. Pomiar oświetlenia.

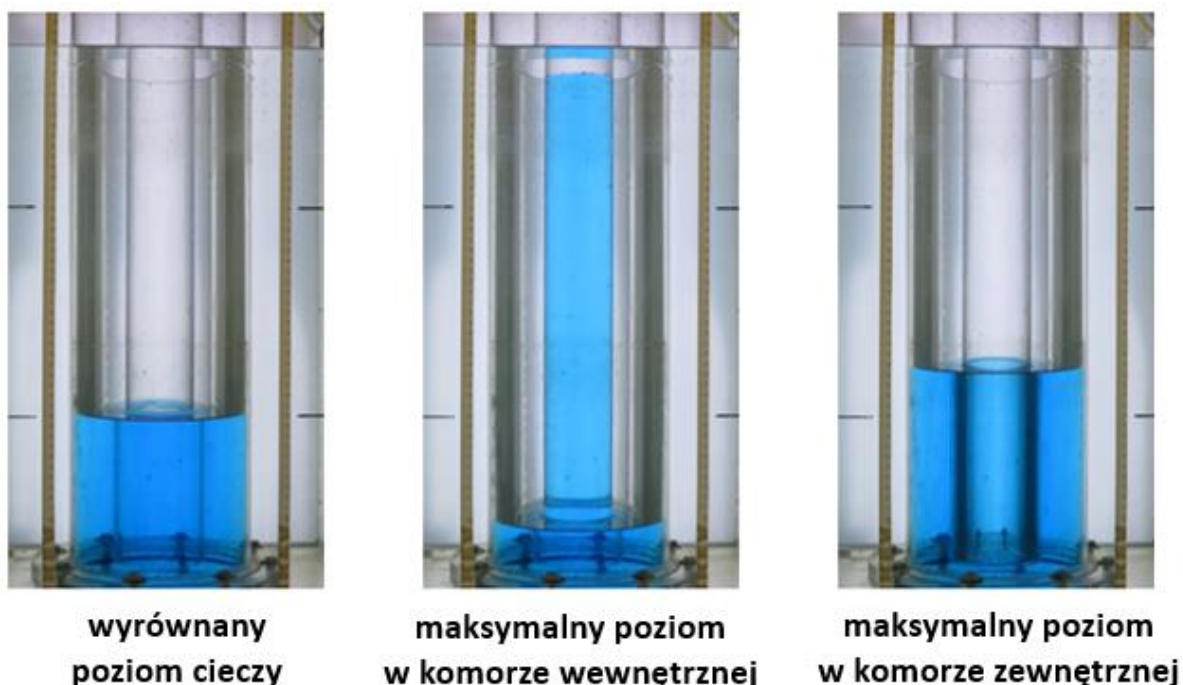
Po przeprowadzeniu testów dla trzech barwników, wybrano błękit metylenowy jako barwnik wzorcowy. Odrzucono wybór rodaminy B ze względu na pienie się roztworu barwnika, co istotnie zaburzałoby wyznaczanie poziomu cieczy w mieszalniku za pomocą

analizy obrazu, pomimo uzyskanej satysfakcjonującej, wizualnie rozróżnialnej barwy przy różnych stężeniach rodaminy (rys. 56, tabela 7).

Tabela 7. Zmiana wartości odcienia H w zależności od stężenia rodaminy B wraz z wizualizacją.

Stężenie barwnika	Natężenie światła [lx]			
	1427	1483	2130	3870
0,00000	155	153	154	149
0,00026	202	202	203	206
0,00051	204	204	205	208
0,00077	205	205	206	211
0,00102	209	209	210	215
0,00128	212	212	213	219
0,00153	214	214	217	221
0,00179	216	216	217	223
0,00204	220	220	221	226
0,00230	224	224	224	229
0,00255	225	225	226	230

Zdjęcia do krzywej wzorcowej wykonano nie tylko przy wyrównanych poziomach cieczy, ale również w położeniach skrajnych tzn. przy minimalnym i maksymalnym poziomie cieczy możliwym do uzyskania w wewnętrznej oraz zewnętrznej komorze zbiornika (rys. 55).



Rys. 55. Sposób wyznaczania krzywej wzorcowej – błękit metylenowy.



Rys. 56. Zmiana barwy w zależności od stężenia barwnika.

Natomiast zieleń malachitowa cechuje się w podanym zakresie stężeń zbyt małą zmiennością barwy. Wizualnie i za pomocą metod optycznych nie da się stwierdzić różnicy w kolorze w zakresie 4÷10 ml roztworu barwnika, bo barwa jest zbliżona do czarnej. Wyklucza to zastosowanie zieleni do badań ze względu na zbyt mały zakres stosowalności. Na rysunku 56 zaprezentowano zdjęcia uzyskanych barw.

Na rysunku 56 przedstawiono zmienność barwy uzyskiwaną dla błękitu metylenowego w zakresie stężeń 0,00068 ÷ 0,00680 wag.%. Wartości wzorcowe określone dla błękitu metylenowego na podstawie wykonanej dokumentacji fotograficznej pozwalają na określenie jednego z trzech parametrów, gdy znane są wartości dwóch pozostałych:

- natężenie światła [lx];
- stężenie roztworu błękitu metylenowego [wag.%];
- wartość odcienia *H*.

Składowe modelu *HSL* przeliczono przy użyciu makropolecenia utworzonego w VBA Microsoft Excel (*Walkenbach John, 2013*). Działanie procedury polega na konwersji trzech składowych barwy *RGB* na macierz elementów *HSL* (*Saravanan i in., 2016*). Opisany skrypt wraz z opisem został zaprezentowany na rys. 57.

Na podstawie przeprowadzonych eksperymentów, sporządzono wykres zależności odcienia od natężenia światła i stężenia barwnika. Otrzymane wyniki zestawiono w tabeli przedstawiającej wizualizację uśrednionej barwy ze zdjęć (tabela 8) oraz na wykresie (rys. 58).

Tabela 8. Zmiana wartości odcienia *H* w zależności od stężenia błękitu metylenowego wraz z wizualizacją.

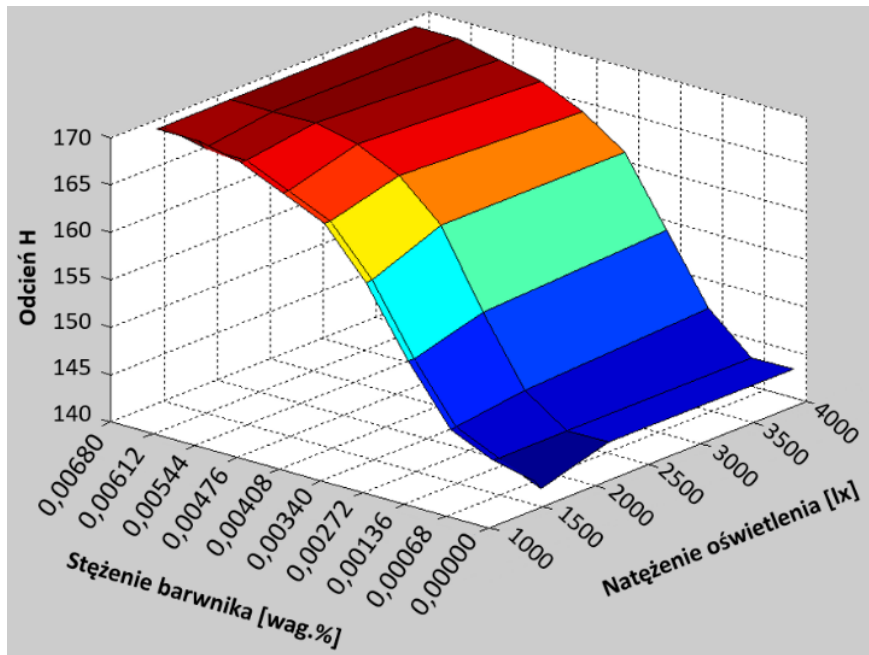
Stężenie barwnika [wag.%]	Natężenie światła [lx]			
	1427	1483	2130	3870
0,00000	157	155	157	153
0,00068	143	142	144	144
0,00136	144	144	144	144
0,00204	146	146	147	148
0,00272	152	152	154	155
0,00340	159	159	162	162
0,00408	164	164	166	165
0,00476	166	166	168	167
0,00544	168	168	169	168
0,00612	169	168	169	169
0,00680	169	169	169	169

```

1 Sub KonwersjaRGBDoHSL()
2
3 '--- OPIS DZIAŁANIA ---
4 'Procedura przeprowadza konwersję składowych modelu barwy RGB na wartości HSL.
5 'Elementem wyjściowym jest macierz utworzona z 3 elementów.
6
7 'Deklaracja zmiennych
8 Dim cMax As Double, cMin As Double 'Maksymalna wartość z R, G i B
9 Dim delta As Double 'Różnica między cMax i cMin
10 Dim H As Double, S As Double, L As Double 'Model HSL
11 Dim R As Double, G As Double, B As Double 'Model RGB
12
13 'Wartości modelu RGB są wprowadzane w kolumnach A, B i C arkusza
14 R = Cells(Selection.Row, "A").Value
15 G = Cells(Selection.Row, "B").Value
16 B = Cells(Selection.Row, "C").Value
17
18 'Przeliczenie wartości modelu RGB na model HSL
19 R = R / 255
20 G = G / 255
21 B = B / 255
22 cMax = Application.Max(R, G, B)
23 cMin = Application.Min(R, G, B)
24 delta = cMax - cMin
25
26 'H - odcień
27 If delta = 0 Then
28     H = 0
29 Else
30     If R = cMax Then H = 60 * ((G - B) / delta) Mod 6
31     If G = cMax Then H = 60 * ((B - R) / delta) + 2
32     If B = cMax Then H = 60 * ((R - G) / delta) + 4
33 End If
34
35 'L - jasność
36 L = (cMax + cMin) / 2
37
38 'S - nasycenie
39 If delta = 0 Then
40     S = 0
41 Else
42     S = delta / (1 - Abs(2 * L - 1))
43 End If
44
45 H = Round(H, 0)
46 S = Round(S * 255, 0)
47 L = Round(L * 255, 0)
48
49 'Wynik HSL jest widoczny w kolumnach D, E i F arkusza
50 Cells(Selection.Row, "D").Value = H
51 Cells(Selection.Row, "E").Value = S
52 Cells(Selection.Row, "F").Value = L
53
54 End Sub

```

Rys. 57. Procedura konwersji modelu barwy RGB do HSL (opracowano na podstawie (Saravanan i in., 2016)).



Rys. 58. Zależność odcienia H od natężenia światła i stężenia barwnika.

7.2. Analiza stopnia wymieszania

Metoda wyznaczania stopnia wymieszania polegała na wstrzykiwaniu do zbiornika wypełnionego cieczą 3 ml roztworu barwnika za pomocą strzykawki poprzez otwór umieszczony centrycznie w dolnej dennicy (rys. 59). Na podstawie wyznaczonej krzywej wzorcowej, dla wykonanych pomiarów określono odcień H , który odpowiadał wymieszanemu 95% w całej objętości mieszalnika.



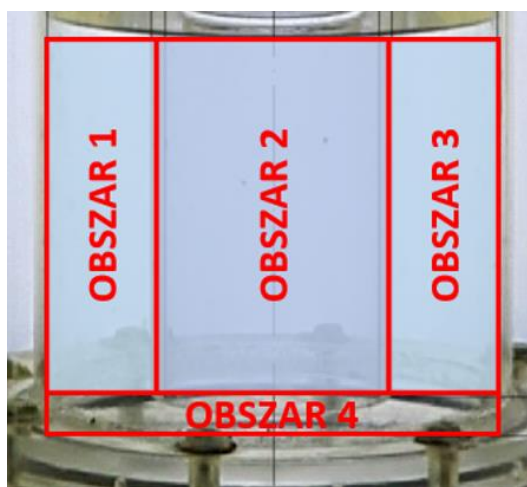
Rys. 59. Wprowadzenie barwnika do mieszalnika hydraulicznego.

Badania przeprowadzono dla 6 ustawień ciśnienia p_1 i p_2 w celu sprawdzenia wpływu amplitudy ciśnienia na uzyskiwane wyniki (tabela 9) (Golczak i in., 2022).

Tabela 9. Eksperymenty przeprowadzone w celu określenia czasu mieszania na podstawie analizy barwy w mieszalniku hydraulicznym.

Numer eksperymentu	p_1 [hPag]	p_2 [hPag]
E1	200	150
E2	200	100
E3	170	100
E4	170	50
E5	120	30
E6	120	20

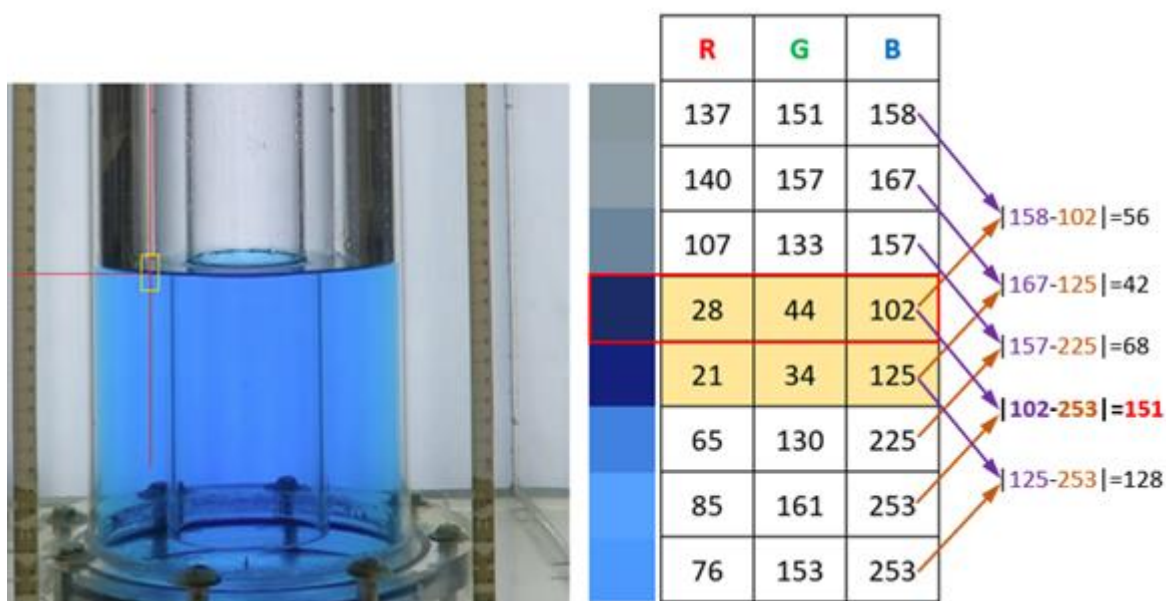
W badaniach przyjęto, że wymieszanie zostało osiągnięte gdy stopień wymieszania wynosił 95% (Satya Madhuri i in., 2016). W celu lepszego porównania wyników, analizowano stopień wymieszania (obraz) w trzech obszarach widocznych na klatkach zarejestrowanych filmów (rys. 60). Obszar 4 został odrzucony ze względu na zbyt dużą obecność elementów zaburzających analizę obrazu, tzn. dno mieszalnika i śruby. Barwa części konstrukcyjnych nawet po odjęciu tła, czyli zdjęcia w stanie początkowym bez wprowadzonego barwnika, uniemożliwia otrzymanie miarodajnych informacji dla tego obszaru. Ze względu na przepływ przez szczelinę umieszczoną w obszarze 4, uznano że w tym obszarze wymieszanie jest osiągnięte, jeśli wymieszanie uzyska się w pozostałych obszarach 1 – 3.



Rys. 60. Obszary do wyznaczenia lokalnej hydraulicznej liczby Reynoldsa.

7.3. Analiza zmiany poziomu cieczy

Określenie zmiany poziomu cieczy jest niezbędne do obliczenia liniowej prędkości przepływu płynu, która jest konieczna do wyznaczenia liczb kryterialnych charakteryzujących przepływ w mieszalniku. Droga pokonywana przez płyn jest określana na podstawie zmian położenia linii poziomu cieczy w komorze zewnętrznej i wewnętrznej. Wykrywanie linii poziomu cieczy jest oparte na wykrywaniu położenia charakterystycznego piksela, podobnie jak w pracy Liu i współpracowników (2018). Za pomocą metody komputerowej opisanej w podrozdziale 4.3 odnajdywana jest największa różnica składowej modelu barwy *RGB* między trzema kolejnymi punktami. Na rysunku 61 przedstawiono analizowany wycinek pikseli na pionowej, czerwonej linii w obszarze komory zewnętrznej, widocznej na zdjęciu po lewej stronie. Po prawej stronie (rys. 61) zaprezentowano wartości składowych R, G i B odpowiadające pikselom położonym na analizowanej linii. Wybrano fragment linii z wyraźnie widoczną różnicą barwy, na granicy faz woda-powietrze w mieszalniku. Wizualnie identyfikowane położenie oznaczono żółtym wypełnieniem w tabeli (rys. 61). Zaprezentowano przykład obliczania różnicy między punktami dla składowej B. W tym przypadku największa wartość bezwzględna z różnicy wartości składowej B między trzema pikselami wynosi 151, Została znaleziona dla piksela (28, 44, 102), co jest zgodne z wizualnie dostrzegalną linią poziomu cieczy na powiększeniu. Zaprezentowana metoda jest wprowadzona w kodzie programu w liniach 262-269 (aneks 1).



Rys. 61. Wykrywanie linii poziomu cieczy – odnajdywanie maksymalnej różnicy wartości składowych modelu *RGB*.

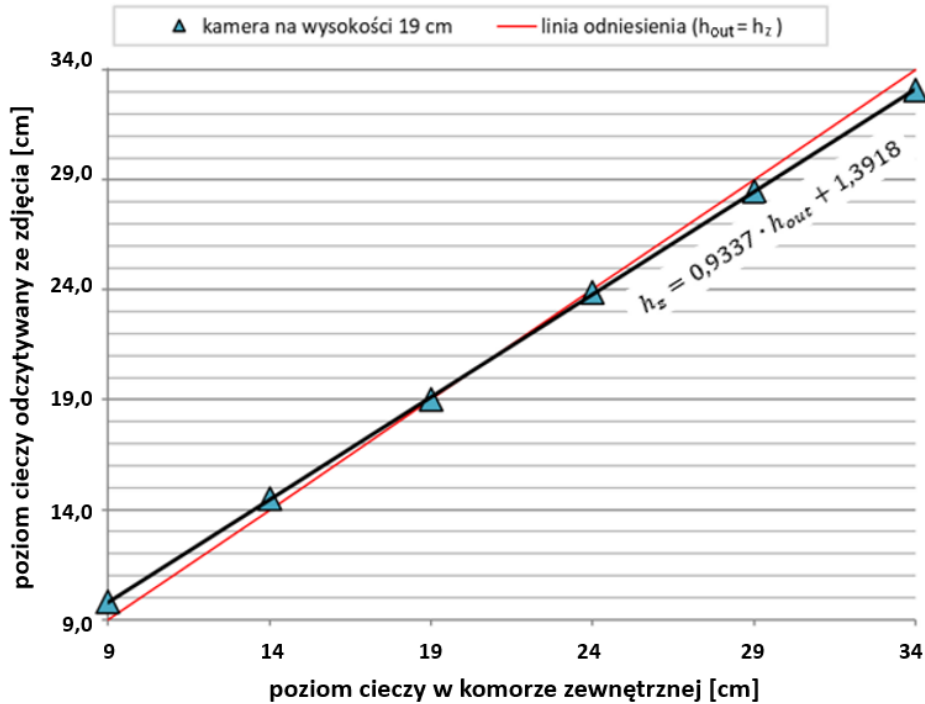
Po znalezieniu odpowiednich pikseli wykonywany jest odczyt wysokości w centymetrach z linijki przytwierdzonej do stanowiska. Błąd metody może wynosić maksymalnie 3 piksele, co jest niezauważalne po zamianie jednostki z dokładnością do 0,1 cm. Uwzględniono również występowanie błędu paralaksy. Z tego względu dokonano kontrolnych odczytów poziomu cieczy ze zdjęć w zależności od położenia kamery w celu korekty wyników otrzymywanych podczas eksperymentów. W tabeli 10 zestawiono wysokości poziomu cieczy w komorze zewnętrznej odczytane dla określonych położań kamery odpowiadających wartościom na linijce.

Położenie kamery dla wykonywanych pomiarów odpowiadało początkowemu poziomowi cieczy w komorach. Przykładowo dla zbiornika wypełnionego w stosunku $H/D = 1$ poziom cieczy wynosi 19 cm i na tej wysokości za pomocą statywu sufitowego została ustawiona kamera podczas pomiaru.

Tabela 10. Poziom cieczy w komorze zewnętrznej odczytywany ze zdjęć w zależności od położenia kamery.

położenie kamery względem linijki [cm]	poziom cieczy w komorze zewnętrznej [cm]					
	9	14	19	24	29	34
9	9,0	13,8	18,0	23,2	27,9	32,4
14	9,5	14,0	18,5	23,5	28,2	32,8
19	9,8	14,5	19,0	23,9	28,5	33,4
24	10,3	15,0	19,2	24,0	28,9	33,5
29	10,6	15,4	19,7	24,7	29,0	34,0
34	11,0	15,7	20,1	25,0	29,7	34,0

Korelacja między poziomem odczytanym ze zdjęcia h_z a rzeczywistym poziomem cieczy w komorze zewnętrznej h_{out} jest zależnością liniową (rys. 62).

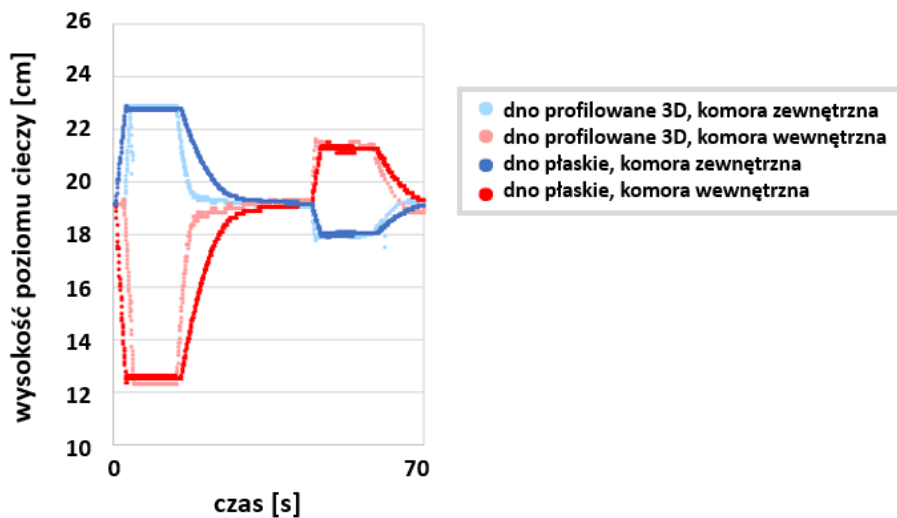


Rys. 62. Zależność między rzeczywistym poziomem cieczy w komorze zewnętrznej a odczytem ze zdjęcia przy położeniu kamery na wysokości 19 cm.

Na rysunku 62 zaprezentowano również porównanie uzyskiwanych wartości do czerwonej linii odniesienia, która nie uwzględnia występowania błędu paralaksy. Na podstawie tak wyznaczonej zależności wyprowadzono wzór (34), który umożliwia obliczenie rzeczywistej wysokości poziomu cieczy, gdy znany jest poziom odczytany ze zdjęcia.

$$h_{out} = 1,071h_z - 1,3918 \quad (34)$$

W ramach analizy zmiany poziomu cieczy porównano również zmianę poziomu cieczy w mieszalniku z dnem profilowanym ze standardowym dnem płaskim.



Rys. 63. Porównanie przebiegu etapów mieszania w mieszalniku hydraulicznym z dnem profilowanym 3D oraz dnem płaskim dla parametrów $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPa.

Nie stwierdzono dużego wpływu na hydrodynamikę przepływu. Wyrównanie poziomów w mieszalniku z dnem profilowanym następuje nieco bardziej dynamicznie, niż w przypadku dna płaskiego (rys. 63).

7.4. Wyznaczanie liczby Reynoldsa

Ustalenie liczby Reynoldsa dla mieszalnika hydraulicznego jest niezbędne m.in. do określenia charakteru przepływu, oceny efektywności urządzenia pracującego przy różnych parametrach oraz w celu porównania z innymi mieszalnikami o podobnej konstrukcji. Brak elementów ruchomych w analizowanym mieszalniku uniemożliwia wykorzystanie definicji Re dla mieszania mechanicznego (13). Z tego powodu postanowiono wykorzystać standardową definicję dla przepływu płynów w przewodach i rurociągach (12). W tym wypadku prędkość musi być definiowana jako droga pokonana przez płyn w aparacie w czasie mieszania. Droga może być określana jako sumaryczna, dla całego procesu i wtedy liczba Reynoldsa będzie przyjmować wartości narastające wraz z upływem czasu. Innym możliwym podejściem jest wyznaczenie średniej drogi dla jednego cyklu (rys. 45), co jest możliwe dzięki powtarzalności pracy urządzenia.

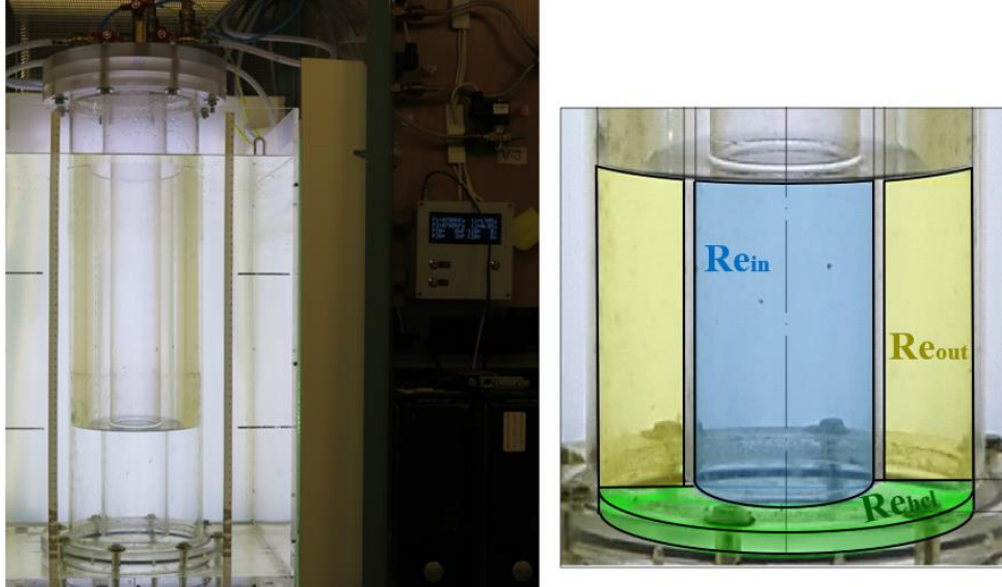
Liczba Reynoldsa może być wyznaczona również dla średnich parametrów jednego cyklu poprzez wykorzystanie oscylacyjnej liczby Reynoldsa, zaproponowanej dla mieszania posuwisto-zwrotnego (Masiuk, 1999; Masiuk i Rakoczy, 2007), która umożliwia porównanie z innymi rodzajami mieszalników. Wyznaczenie liczby Reynoldsa w ten sposób jest problematyczne ze względu na konieczność określenia średniej amplitudy zmian w trakcie pracy urządzenia. Re_v jest definiowana na podstawie maksymalnej prędkości i średnicy hydraulicznej (równ. (35)). Dla mieszalnika z mieszadłem w postaci perforowanego dysku wykonującego ruch posuwisto-zwrotny częstotliwość oscylacji mieszadła f oraz amplituda A_v definiowana jako połowa odległości przebytej przez dysk były definiowane dla poszczególnych pomiarów (Masiuk, 1999) (szczegóły opisano w rozdziale 3.2.1.).

$$Re_v = \frac{2\pi A_v f d_h \rho}{\eta} \quad (35)$$

Ze względu na specyfikę procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego, oscylacyjna liczba Reynoldsa może zostać wyznaczona dla trzech obszarów: Re_{in} dla komory zewnętrznej, Re_{out} dla komory wewnętrznej oraz Re_{hcl} dla przestrzeni poniżej szczeliny pomiędzy komorami (rys. 64). Częstotliwość f jest określana jako odwrotność okresu, czyli średniego czasu trwania jednego cyklu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego. Średnica hydrauliczna jest zastąpiona

średnicą zastępczą d_e , wyznaczaną ze wzoru (36) dla odpowiedniego obszaru z uwzględnieniem pola powierzchni przekroju A oraz obwodu zwilżonego O .

$$d_e = \frac{4A}{O} \quad (36)$$



Rys. 64. Obszary w mieszalniku hydraulicznym, dla których zdefiniowano liczby Reynoldsa.

We wzorach (37-39) zaprezentowano sposób obliczenia pola przekroju poprzecznego komory zewnętrznej i wewnętrznej oraz pola powierzchni szczeliny, a także średnicy zastępczej dla każdego z określonych obszarów (rys. 64). Charakterystyczne średnice wykorzystane we wzorach zostały przedstawione na rys. 65.

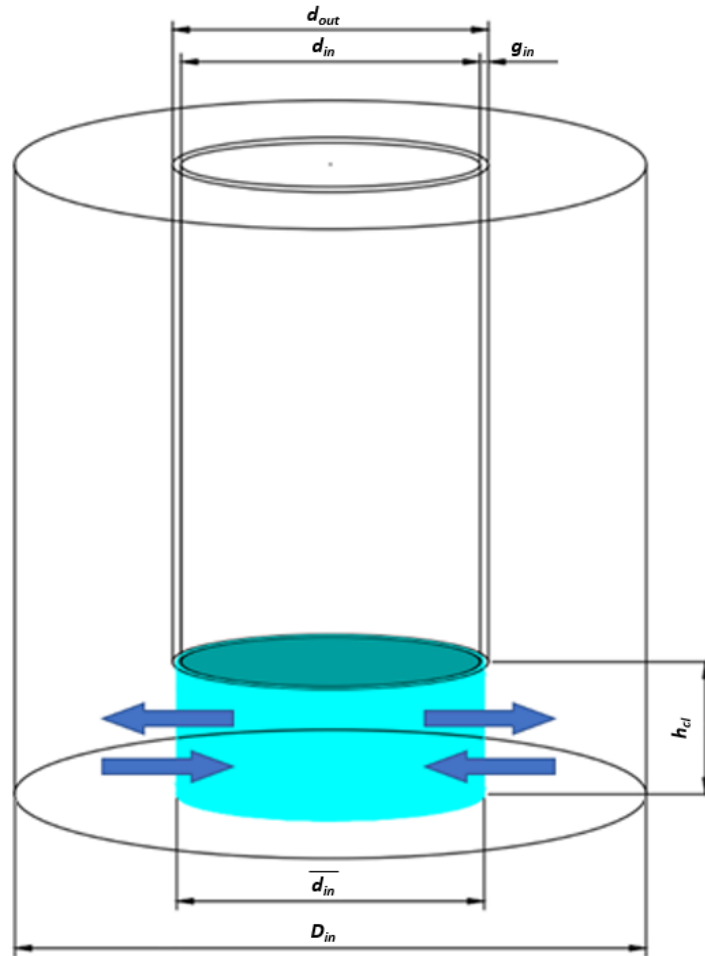
$$A_{out} = \frac{\pi}{4} (D_{in}^2 - d_{out}^2) \rightarrow d_{e,out} = \frac{D_{in}^2 - d_{out}^2}{D_{in} + d_{out}} \quad (37)$$

$$A_{in} = \frac{\pi}{4} d_{in}^2 \rightarrow d_{e,in} = d_{in} \quad (38)$$

$$A_{hcl} = \pi \bar{d}_{in} h_{cl} \rightarrow d_{e,hcl} = \frac{2\pi \bar{d}_{in} h_{cl}}{\pi \bar{d}_{in} + h_{cl}} \quad (39)$$

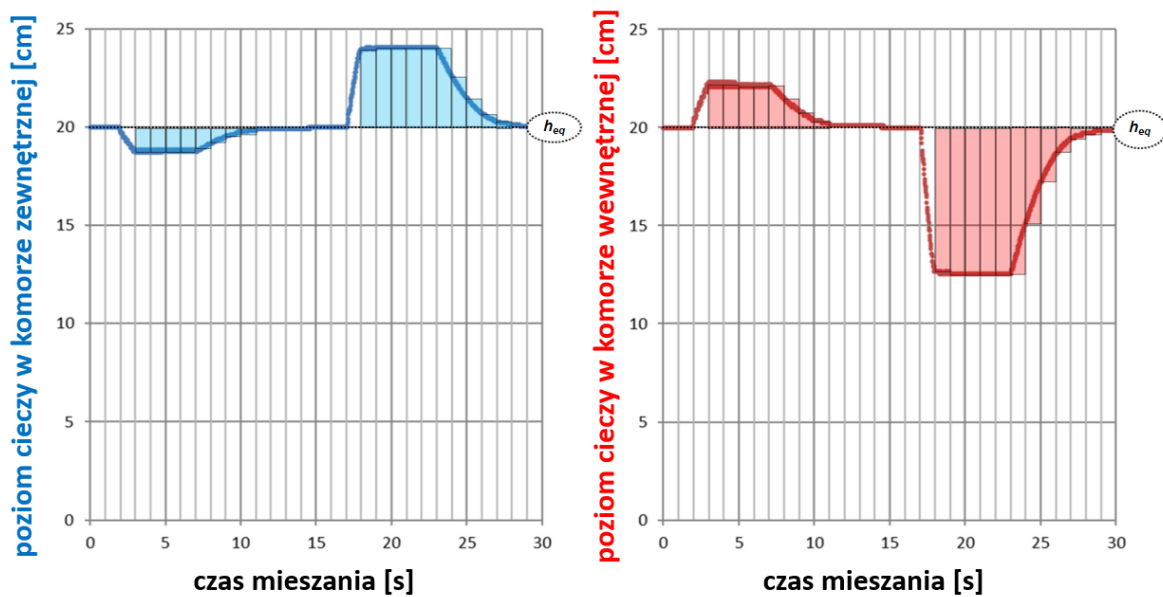
Trudność stanowiło wyznaczenie średnicy zastępczej dla przestrzeni szczeliny między komorami. Przepływ następuje pomiędzy zewnętrzną i wewnętrzną komorą przez szczelinę o wysokości h_{cl} . Przyjęto, że pole przekroju poprzecznego szczeliny A_{hcl} (równ. (39)) to powierzchnia cylindra bez dna, pomiędzy końcem wewnętrznej komory, a dnem mieszalnika hydraulicznego, zaznaczona na rysunku 65. Średnia średnica wewnętrznej komory \bar{d}_{in} znajduje się w połowie ścianki, została obliczona zgodnie ze wzorem (40), gdzie g_{in} oznacza grubość ścianki komory wewnętrznej.

$$\bar{d}_{in} = d_{in} + g_{in} \quad (40)$$



Rys. 65. Sposób wyznaczania pola powierzchni szczeliny A_{hcl} oraz średnicy zastępczej $d_{e,hcl}$.

Amplitudę dla mieszania hydraulicznego wyznaczono na podstawie wykresów zależności zmiany wysokości w komorze zewnętrznej i wewnętrznej od czasu.



Rys. 66. Metoda wyznaczania pola powierzchni pod wykresem zmiany poziomu cieczy w funkcji czasu na przykładzie jednego cyklu mieszania hydraulicznego.

Wartość pola pod wykresem została przybliżona za pomocą sumy Riemanna poprzez zsumowanie pól powierzchni prostokątów (Burk, 2007). Przyjęto zasadę ustalania punktu końcowego po lewej stronie (Oberbroeckling, 2021). Ustalono szerokość prostokątów równą t_i , czyli 1/60 s co odzwierciedla ilość klatek na sekundę w zarejestrowanych filmach. Wysokość została wyznaczona osobno dla zewnętrznej i wewnętrznej komory (rys. 66). Średnia amplituda w zbiorniku zewnętrznym i wewnętrznym jest wyznaczana zgodnie ze wzorami (41) i (42) jako średnia całkowita amplitudy osiąganey w zbiorniku zewnętrznym i wewnętrznym. Otrzymane wartości w jednostce pomiaru (cm) są zamieniane na jednostkę układu SI. W przypadku oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla przestrzeni szczeliny $Re_{v,hcl}$ konieczne jest uśrednienie wyników $A_{v,out}$ oraz $A_{v,in}$ w celu otrzymania jednej wspólnej wartości $A_{v,śr}$ dla całego mieszalnika.

$$A_{v,out} = \frac{\sum_{i=1}^n |h_{out} - h_{eq}| t_i}{t_p} \quad (41)$$

$$A_{v,in} = \frac{\sum_{i=1}^n |h_{in} - h_{eq}| t_i}{t_p} \quad (42)$$

Wzory na oscylacyjne liczby Reynoldsa $Re_{v,hcl}$ dla szczeliny (równ. (43)), $Re_{v,in}$ dla komory wewnętrznej (równ. (44)) oraz $Re_{v,out}$ dla komory zewnętrznej (równ. (45)) uwzględniają opisany sposób obliczeń. W tabeli 11 zestawiono uzyskane wyniki dla przeprowadzonych eksperymentów.

$$Re_{v,hcl} = \frac{2\pi A_{v,śr} f d_{e,hcl} \rho}{\eta} \quad (43)$$

$$Re_{v,in} = \frac{2\pi A_{v,in} f d_{e,in} \rho}{\eta} \quad (44)$$

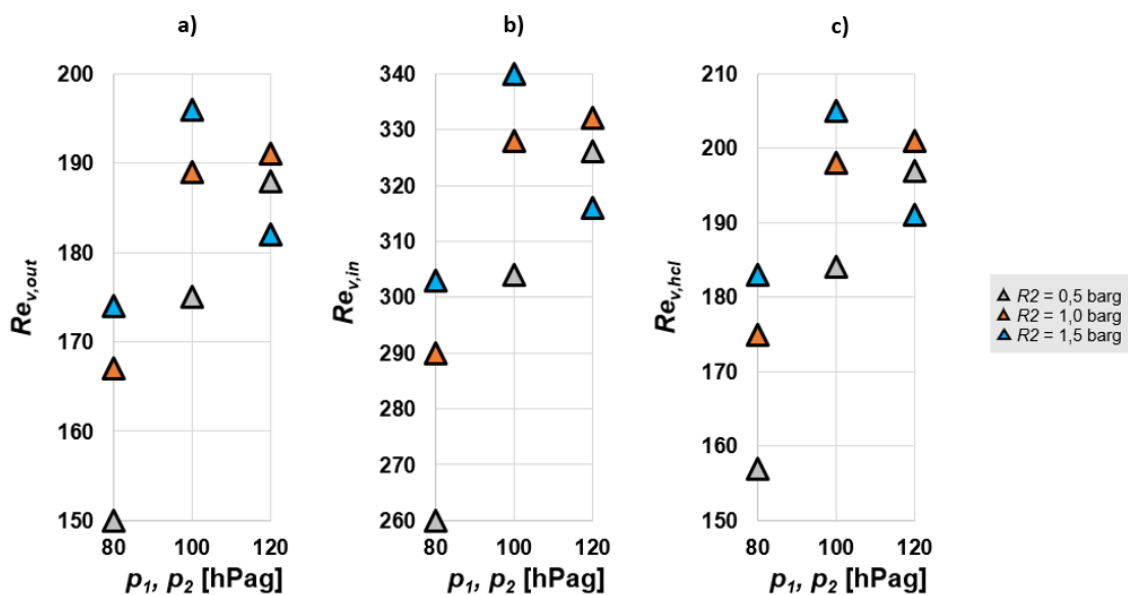
$$Re_{v,out} = \frac{2\pi A_{v,out} f d_{e,out} \rho}{\eta} \quad (45)$$

Tabela 11. Zestawienie oscylacyjnej liczby Reynoldsa w komorze zewnętrznej, wewnętrznej oraz przestrzeni międzykomorowej.

Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	$Re_{v,out}$	$Re_{v,in}$	$Re_{v,hcl}$
1	1	120	1,5	182	316	191
2	1	100	1,5	196	340	205
3	1	80	1,5	174	303	183

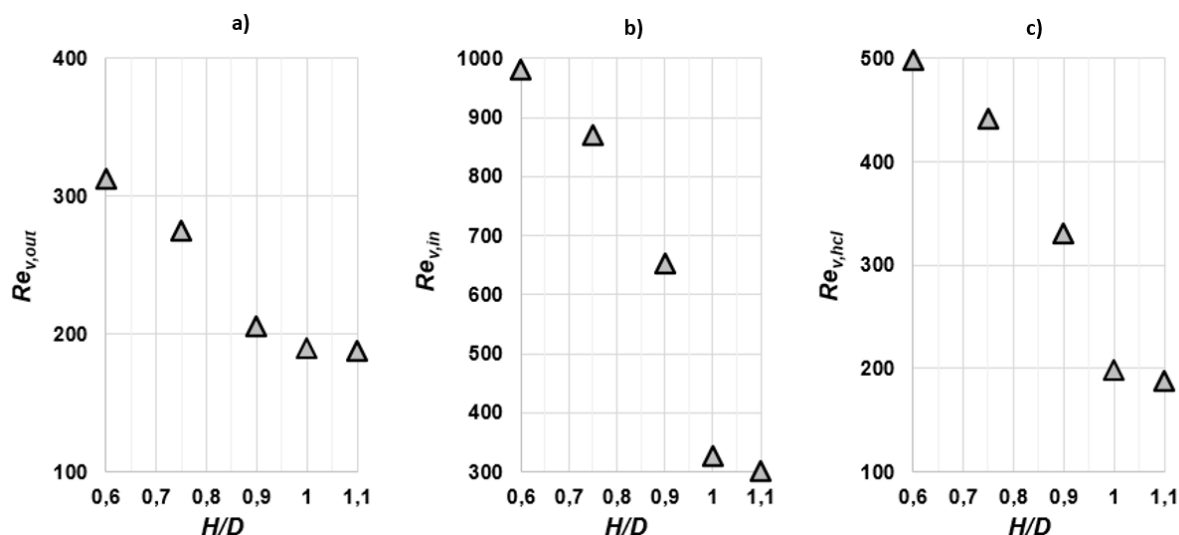
Tabela 11 – ciąg dalszy

Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	$Re_{v,out}$	$Re_{v,in}$	$Re_{v,hcl}$
4	1	120	1,0	191	332	201
5	1	100	1,0	189	328	198
6	1	80	1,0	167	290	175
7	1	120	0,5	188	326	197
8	1	100	0,5	175	304	184
9	1	80	0,5	150	260	157
10	1,1	100	1,0	188	302	188
11	0,9	100	1,0	206	653	331
12	0,75	100	1,0	275	871	442
13	0,6	120	1,0	405	1152	600
14	0,6	100	1,0	313	981	499
15	0,6	80	1,0	251	806	408



Rys. 67. Zależność oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym: a – liczba Reynoldsa w komorze zewnętrznej, b – liczba Reynoldsa w komorze wewnętrznej, c – liczba Reynoldsa w przestrzeni międzykomorowej.

W większości przypadków można zaobserwować, że wartości oscylacyjnej liczby Reynoldsa maleją wraz ze spadkiem ciśnienia w zbiorniku zewnętrznym i wewnętrznym. Dla takich samych ciśnień p_1 i p_2 zidentyfikowano zazwyczaj mniejsze liczby Reynoldsa przy mniejszych wartościach ciśnienia R_2 (rys. 67). Widoczny jest również trend malejący przy mniejszym stosunku H/D (rys. 68).



Rys. 68. Zależność oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od stosunku poziomu cieczy do średnicy zewnętrznej urządzenia przy tym samym ciśnieniu w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R_2 = 1,0$ barg; a – liczba Reynoldsa w komorze zewnętrznej, b – liczba Reynoldsa w komorze wewnętrznej, c – liczba Reynoldsa w przestrzeni międzykomorowej.

Inny sposób wyznaczenia liczby Reynoldsa dla mieszalnika hydraulicznego jest oparty na wykorzystaniu podstawowej definicji liczby Reynoldsa (12), z określeniem liniowej prędkości przepływu oraz średnicy zastępczej dla mieszalnika hydraulicznego. Tak wyznaczona liczba będzie dobrym kryterium oceny przepływu dla różnych parametrów mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego, jednak ze względu na zależność od cyklu i narastającą wartość niemożliwe jest jej wykorzystanie do porównania z innymi rodzajami mieszalników. Liniowa prędkość przepływu w mieszalniku hydraulicznym jest wyrażona poprzez całkowitą drogę pokonaną przez ciecz w czasie procesu mieszania. Droga jest definiowana w tym przypadku jako zmiana poziomu cieczy w komorze wewnętrznej i zewnętrznej. Dla jednego etapu mieszania może być wyznaczona zgodnie ze wzorem (46). Wysokość cieczy w komorze wewnętrznej i zewnętrznej na początku oraz na końcu etapu mieszania jest określana za pomocą autorskiego algorytmu zaprezentowanego w podrozdziale 7.3.

$$w_{s,i} = \frac{|H_{in,s,i} - H_{f,s,i}| + |h_{in,s,i} - h_{f,s,i}|}{t_{s,i}} \quad (46)$$

gdzie: $H_{in,s,i}$ – początkowy poziom cieczy w zewnętrznej komorze w etapie i , $H_{f,s,i}$ – końcowy poziom cieczy w zewnętrznej komorze w etapie i , $h_{in,s,i}$ – początkowy poziom cieczy w wewnętrznej komorze w etapie i , $h_{f,s,i}$ – końcowy poziom cieczy w wewnętrznej komorze w etapie i , $t_{s,i}$ – czas trwania etapu i .

Zgodnie z podejściem zaproponowanym przez Mitkowskiego i współpracowników (2016), średnica zastępcza (równ. (36)) jest wyznaczana dla całego mieszalnika hydraulicznego z uwzględnieniem obwodu zwilżonego (równ. (47)) oraz pola powierzchni przekroju powierzchni wspólnej A_{hcl} (równ. (39)).

$$O = \pi(D_{in} + d_{out} + d_{in}) \quad (47)$$

Liczba Reynoldsa hydrauliczno-oscylacyjna Re_{ho} jest wyznaczana jako wartość narastająca wraz z czasem trwania mieszania hydraulicznego zgodnie ze wzorem (48) na podstawie średnicy hydraulicznej wyznaczonej z uwzględnieniem obwodu zwilżonego, czasu trwania procesu oraz sumy różnic wysokości poziomu cieczy na początku i na końcu każdego kroku dla zewnętrznej i wewnętrznej komory mieszalnika. We wzorze przedstawiona została suma drogi pokonanej przez płyn dla wszystkich cykli i , a czas trwania etapu został zastąpiony całkowitym czasem procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego t_p .

$$Re_{ho} = \frac{\rho}{\eta} \frac{4\bar{d}_{in}h_{cl}}{D_{in}+d_{out}+d_{in}} \frac{1}{t_p} \sum_{i=1}^n [|H_{in,s,i} - H_{f,s,i}| + |h_{in,s,i} - h_{f,s,i}|] \quad (48)$$

Zestawienie uzyskanych wyników hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa zaprezentowano w tabeli 12. Liczbę Re_{ho} wykorzystano do analizy porównawczej czasu mieszania uzyskiwanego przy różnych ciśnieniach w rozdziale 12 niniejszej dysertacji.

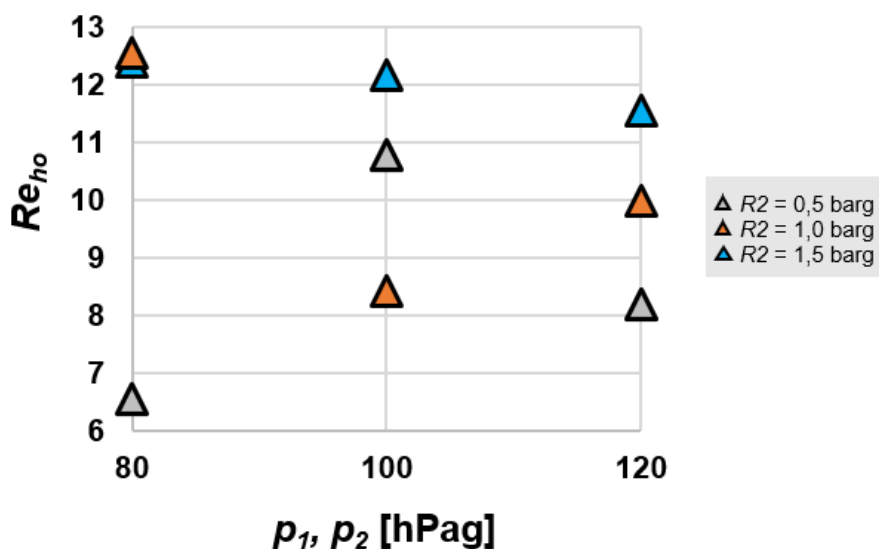
Tabela 12. Zestawienie uzyskanych wyników hydraulicznej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu mieszania.

Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	$R2$ [barg]	Re_{ho}
1	1	120	1,5	11,569
2	1	100	1,5	12,184
3	1	80	1,5	12,413
4	1	120	1,0	10,008
5	1	100	1,0	8,421
6	1	80	1,0	12,551
7	1	120	0,5	8,214

Tabela 12 – ciąg dalszy

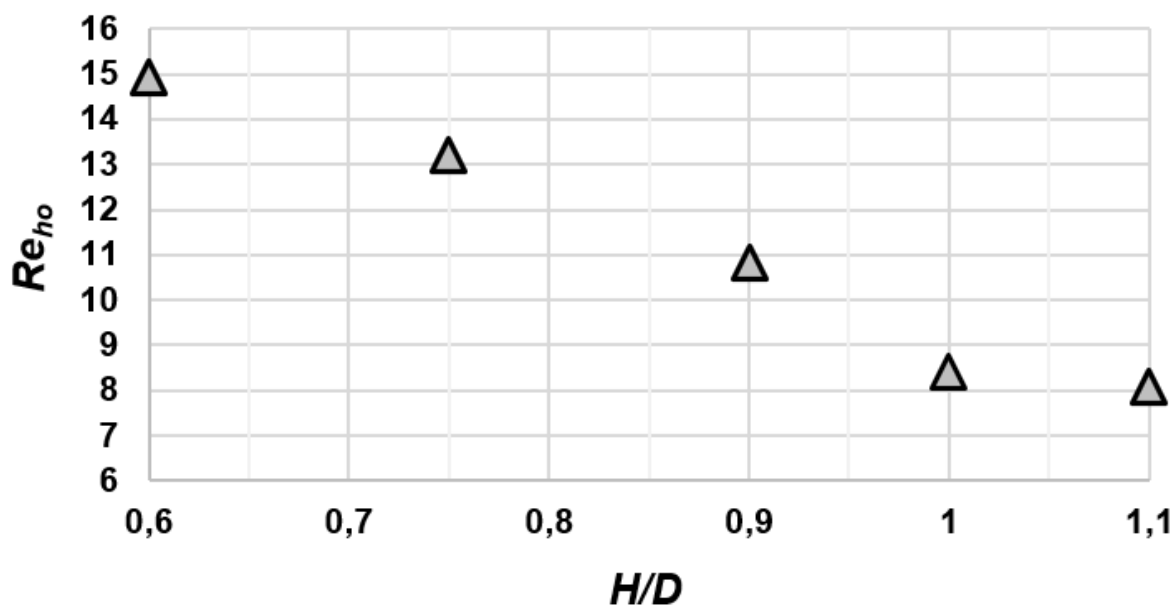
Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	Re_{ho}
8	1	100	0,5	10,779
9	1	80	0,5	6,570
10	1,1	100	1,0	8,096
11	0,9	100	1,0	10,818
12	0,75	100	1,0	13,219
13	0,6	120	1,0	15,180
14	0,6	100	1,0	14,925
15	0,6	80	1,0	15,346

Nie zidentyfikowano bezpośredniego wpływu ciśnienia na uzyskiwane wyniki hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa (rys. 69). Nie jest możliwe wyznaczenie trendu dla wyników uzyskiwanych przy tych samych wartościach ciśnienia R2 lub p_1 oraz p_2 .



Rys. 69. Zależność hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym.

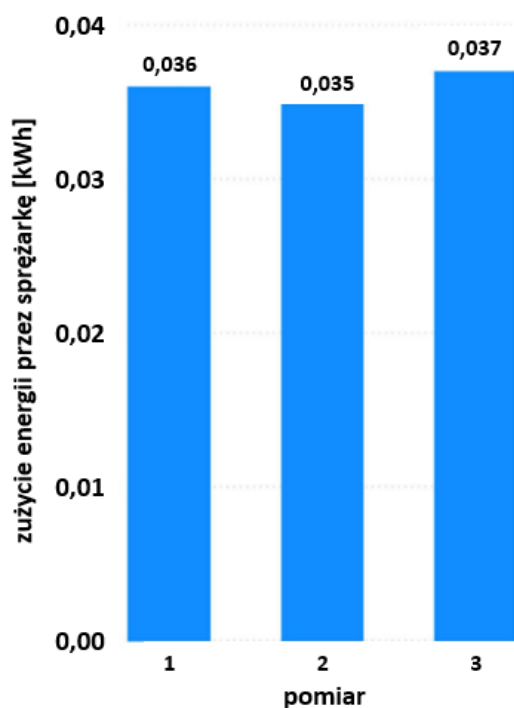
Przeanalizowano również wyniki uzyskane dla tego samego ciśnienia przy różnych H/D. Zaobserwowano spadek wartości hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa wyznaczonej dla jednego cyklu mieszania wraz ze wzrostem stosunku wysokości poziomu cieczy do średnicy H/D (rys. 70).



Rys. 70. Zależność hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od stosunku poziomu cieczy do średnicy zewnętrznej urządzenia przy tym samym ciśnieniu w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R_2 = 1,0$ barg.

7.5. Wyznaczanie liczby mocy

Określenie mocy mieszania w mieszalniku hydraulicznym nastęcza trudności. W ramach opracowywania metodyki badań przeprowadzono pomiary zużycia mocy przez sprężarkę za pomocą watomierza. Stwierdzono, że uzyskane wyniki są niemiernodajne ze względu na specyfikę działania urządzenia.



Rys. 71. Zużycie energii elektrycznej przez sprężarkę podczas 30 cykli mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.

Otrzymano wartości w zakresie $0,035 \div 0,037$ kWh (rys. 71), jednak nie można się nimi posłużyć w dalszych obliczeniach z powodu braku możliwości wyeliminowania wpływu nieregularnej pracy sprężarki. Zużycie mocy przez urządzenie nie jest ciągłe w całym cyklu pracy mieszalnika, a rejestracja następuje tylko w momencie załączenia sprężarki po spadku ciśnienia w jej zbiorniku.

Zaproponowano obliczenie mocy mieszania na podstawie podstawowej definicji jednostki 1 wat (49).

$$W = \frac{J}{s} = N \frac{m}{s} = Pa \ m^2 \frac{m}{s} \quad (49)$$

Moc została określona jako iloczyn ciśnienia hydrostatycznego wywieranego na powierzchnię, powierzchni przekroju komory zewnętrznej i wewnętrznej oraz średniej prędkości liniowej płynu (50). Bezpośrednie rejestrowanie zmian ciśnienia w mieszalniku hydraulicznym nie jest możliwe, ponieważ wymagałoby wprowadzenia dodatkowego czujnika, którego obecność wywierałaby wpływ na przebieg procesu.

$$P = \rho g \sum_{i=1}^k (\Delta h_i A_{in} \overline{w_{h,i}} + \Delta H_i A_{out} \overline{w_{H,i}}) \quad (50)$$

Zmiana wysokości w komorze wewnętrznej Δh oraz w zewnętrznej ΔH została wyznaczona jako różnica między minimalną i maksymalną wartością uzyskiwaną w procesie mieszania. Średnią prędkość płynu \bar{w} wyznaczono ze wzoru (46).

Liczba mocy została wyznaczona w podobny sposób jak dla mieszalnika oscylacyjnego (20). Równanie dostosowano do mieszalnika hydraulicznego i przedstawiono w postaci (51).

$$Ne = \frac{P}{\rho (2\pi A_{v,śr})^3 d_e^2} \quad (51)$$

7.6. Analiza wymiany masy

W celu wyznaczenia współczynnika wnikania masy dla mieszalnika hydraulicznego, wykorzystano metodę optyczną (*Hermann i in., 2001*). Pomiar referencyjny polegał na przeprowadzeniu reakcji utleniania siarczynu w zlewce z użyciem mieszadła mechanicznego (mieszadło śmigłowe, obroty 200 rpm, rys. 72).

Dodatkowo do naczynia wprowadzono elektrodę i rejestrowano zmianę pH w czasie trwania procesu. Zastosowano identyczne stężenia odczynników jak w reakcjach prowadzonych w mieszalniku hydraulicznym oraz w układzie odniesienia (pH 7; $4,92 \cdot 10^{-4}$ M Na_2SO_3 ; 10^{-6} M CoSO_4 ; $5,3 \cdot 10^{-6}$ M błękit bromotymolowy).

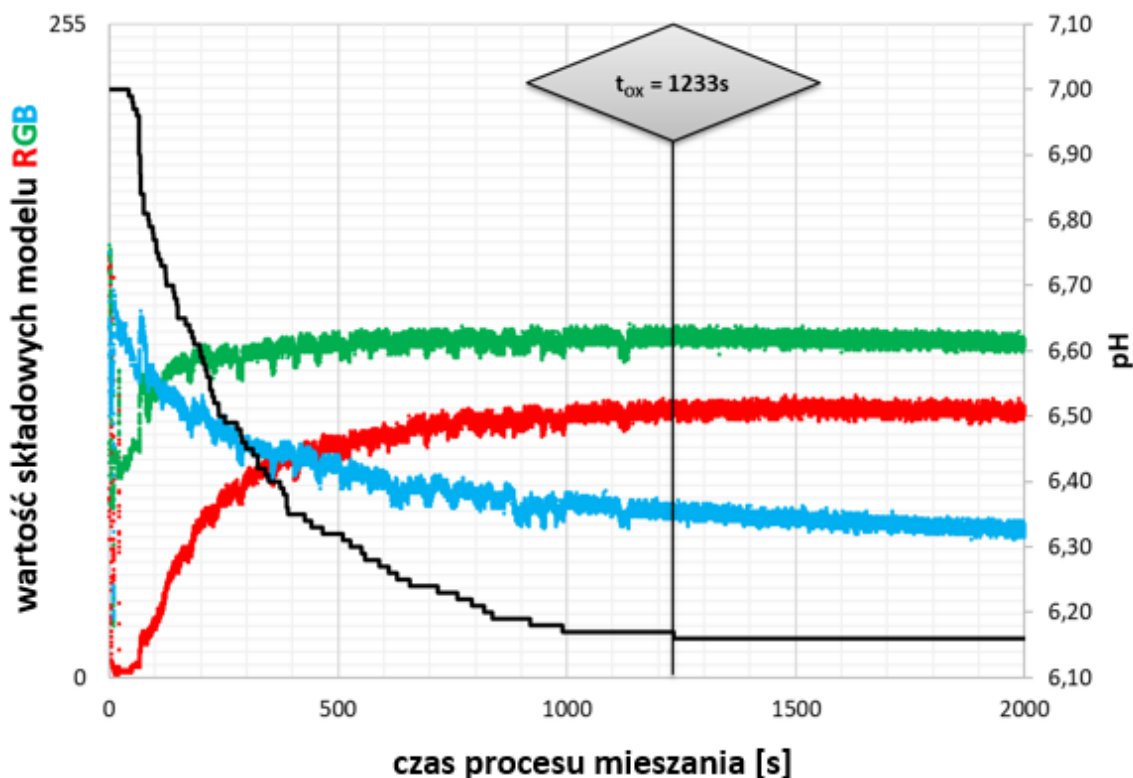


Rys. 72. Układ referencyjny, mieszanie mechaniczne.

Pomiary zarejestrowano w formie filmów przy użyciu kamery Xiaomi Imilab CMSXJ16A (rozdzielczość 1920 x 1080 pikseli, częstotliwość 30 fps). Nagrania podzielono na klatki, a następnie przeprowadzono analizę barwy w programie MATLAB.

Na wykresie (rys. 73) przedstawiono przykładową zmianę barwy wyrażoną poprzez składowe modelu RGB oraz zmianę pH w czasie trwania reakcji dla pomiaru referencyjnego. W momencie ustabilizowania pH oraz barwy następuje koniec reakcji. Na tej podstawie wyznaczono czas trwania reakcji utleniania t_{ox} .

Przeprowadzono próby przebiegu reakcji utleniania w mieszalniku hydraulicznym dla różnych parametrów. Zmiana dotyczyła ciśnienia powietrza dostarczanego za pomocą sprężarki utrzymywanego przez zawór redukujący $R2$ oraz ciśnienia p_2 dostarczanego do wewnętrznej komory i p_1 do zewnętrznej komory mieszalnika hydraulicznego. Analogiczne testy wnikanie masy przeprowadzono w mieszalniku ze zmodyfikowanym, wyprofilowanym dnem 3D (rys. 48).



Rys. 73. Przykładowa zmiana pH (—) oraz składowych modelu RGB (R —, G —, B —) podczas utleniania siarczynu w naczyniu z mieszadłem mechanicznym.

Przyjęto, że koniec reakcji następuje w momencie, gdy względne odchylenie standardowe RSD obliczone zgodnie ze wzorem (52) jest nie większe niż 2% wartości składowych R, G oraz B dla dwóch kolejnych klatek zarejestrowanego filmu.

$$RSD = \frac{s \cdot 100\%}{\bar{x}} \quad (52)$$

ANALIZA UZYSKANYCH WYNIKÓW

8. Ustalenie zakresu przepływu

Mając na uwadze porównanie wyników uzyskiwanych dla mieszalnika hydraulicznego z innymi mieszalnikami opisanymi w części teoretycznej, ważne jest ustalenie zakresu i charakteru obserwowanego przepływu. Dokonano tego poprzez wyznaczenie lokalnych liczb Reynoldsa osiągniętych w komorze zewnętrznej i wewnętrznej w poszczególnych etapach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego dla eksperymentów charakteryzujących się parametrami zestawionymi w tabeli 9. Lokalna liczba Reynoldsa została wyznaczona zgodnie z równaniem (12), gdzie prędkość w jest definiowana jako zmiana wysokości w czasie trwania jednego etapu (w komorze zewnętrznej, wewnętrznej oraz w części wspólnej charakteryzowanej wysokością szczeliny), a jako średnicę przyjęto charakterystyczną średnicę zastępczą dla danego obszaru $d_{e,out}$ (równ. (37)), $d_{e,in}$ (równ. (38)) lub $d_{e,hcl}$ (równ. (39)). Wyznaczono lokalne liczby Reynoldsa dla etapów wzrostu i spadku poziomów cieczy w etapach i (czyli etapy nr 2, 4, 9 i 11 według rys. 45). Ogólne postaci wzorów dla etapu i zostały zaprezentowane w równaniach (53)-(55).

$$Re_{out,i} = \frac{\rho}{\eta} \frac{|H_{f,s,i} - H_{in,s,i}|}{t_{s,i}} \frac{D_{in}^2 - d_{out}^2}{D_{in} + d_{out}} \quad (53)$$

$$Re_{in,i} = \frac{\rho}{\eta} \frac{|h_{f,s,i} - h_{in,s,i}|}{t_{s,i}} d_{in} \quad (54)$$

$$Re_{hcl,i} = \frac{\rho}{\eta} \frac{|h_{f,s,i} - h_{in,s,i}|}{2t_{s,i}} \frac{\pi d_{in}^2}{\pi d_{in} + h_{cl}} \quad (55)$$

Lokalne liczby Reynoldsa osiągnięte w komorze zewnętrznej i wewnętrznej w poszczególnych etapach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego przedstawiono w tabeli 13 (podział obszarów zgodnie z rys. 64). W większości etapów osiągnięte są wartości liczby Reynoldsa świadczące o przepływie laminarnym. Wartości charakterystyczne dla przepływu burzliwego występują tylko w etapie 9, kiedy to powietrze dostarczane jest przez zawór V2 do komory wewnętrznej, powodując sprężenie powietrza znajdującego się w komorze zewnętrznej. W tym etapie zmiana poziomu cieczy jest największa i zachodzi najszybciej (patrz rys. 80 - 84), co objawia się największą prędkością (tabela 14). Większe liczby Reynoldsa w komorze wewnętrznej są spowodowane prawie dwukrotnie większymi zmianami poziomu cieczy.

Tabela 13. Lokalne liczby Reynoldsa osiągalne w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania w eksperymentach E1 – E6 (średnia ze wszystkich cykli). Zakres laminarny $Re \in (0;2100)$ - podkreślenie, przejściowy $Re \in <2100;3000)$ – kursywa, burzliwy $Re \in <3000;\infty)$ - wytłuszczony.

Etap, <i>i</i> (zgodnie z rys. 45)	Komora / obszar	E1	E2	E3	E4	E5	E6
2	zewnątrzna	<u>1187</u>	<u>1191</u>	<u>1052</u>	<u>1188</u>	<u>1135</u>	<u>942</u>
	wewnętrzna	2295	2303	<u>2035</u>	2297	<u>2195</u>	<u>1822</u>
	szczelina	<u>1012</u>	<u>1015</u>	<u>897</u>	<u>1013</u>	<u>968</u>	<u>803</u>
4	zewnątrzna	<u>263</u>	<u>276</u>	<u>290</u>	<u>250</u>	<u>178</u>	<u>187</u>
	wewnętrzna	<u>509</u>	<u>534</u>	<u>560</u>	<u>483</u>	<u>344</u>	<u>362</u>
	szczelina	<u>224</u>	<u>236</u>	<u>247</u>	<u>213</u>	<u>152</u>	<u>160</u>
9	zewnątrzna	3606	<i>2516</i>	3015	3282	<u>1669</u>	<u>1804</u>
	wewnętrzna	6974	4865	5831	6347	3227	3489
	szczelina	3075	<u>2145</u>	<i>2571</i>	<i>2798</i>	<u>1423</u>	<u>1539</u>
11	zewnątrzna	<u>832</u>	<u>748</u>	<u>651</u>	<u>654</u>	<u>471</u>	<u>502</u>
	wewnętrzna	<u>1609</u>	<u>1447</u>	<u>1259</u>	<u>1264</u>	<u>911</u>	<u>970</u>
	szczelina	<u>709</u>	<u>638</u>	<u>555</u>	<u>557</u>	<u>402</u>	<u>428</u>

Warto zauważyć, że w obszarze przeanalizowanych eksperymentów E1-E6 widoczna jest zależność, że liczba Reynoldsa osiągnięta w komorze wewnętrznej jest o 93% większa od liczby Reynoldsa osiągniętej w komorze zewnętrznej. Natomiast liczba Reynoldsa charakteryzująca przepływ w szczelinie stanowi 85% wartości liczby Reynoldsa dla komory zewnętrznej. Należy jednak zauważyć, co będzie dalej szczegółowo omówione (rozdział 12), że krytyczną objętością, w której najpóźniej dochodzi do wymieszania jest górna część komory zewnętrznej.

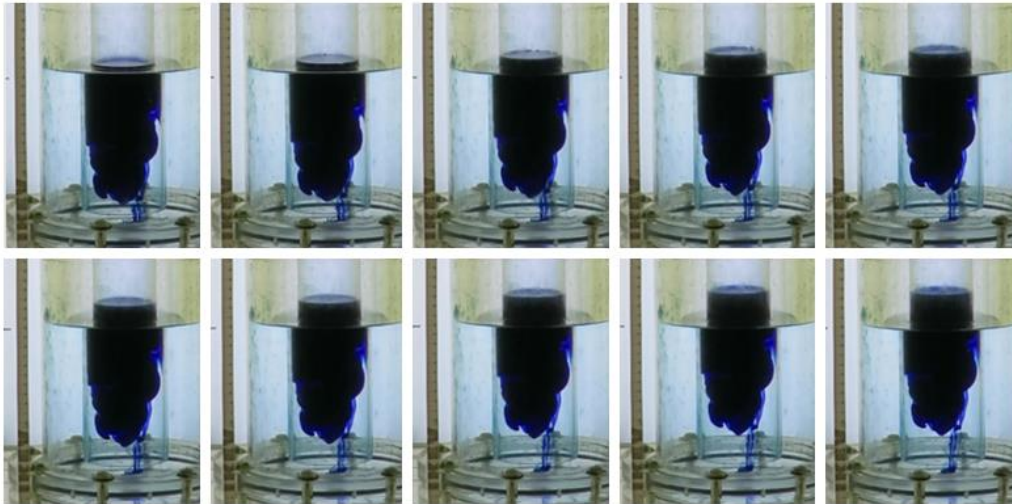
Dla obliczonych lokalnych liczb Reynoldsa przeanalizowano również średnie prędkości przepływu osiągnięte w komorze zewnętrznej, wewnętrznej oraz przestrzeni szczeliny (tabela 14). Uzyskano wartości w zakresie 0,0018 – 0,0725 m/s. W przypadku etapu 2 uzyskano największą prędkość przepływu dla eksperymentu E1, mimo że liczby Reynoldsa w komorze zewnętrznej, wewnętrznej i przestrzeni szczeliny (tabela 13) były nieznacznie większe w eksperymencie E2 (o 0,3%). W etapie 4 prędkość przepływu była najszybsza

w eksperymencie E3, w którym największa była również liczba Reynoldsa. Taką samą zależność można zaobserwować dla E1 w etapie 9 oraz 11. Najmniejsze prędkości przepływu są osiągane w eksperymentach, w których liczby Reynoldsa są najmniejsze (E6 – etap 2, E5 – etap 4, 9 i 11). Największe prędkości przepływu występują w komorze wewnętrznej, gdzie osiągane wartości są o 83% większe niż w komorze zewnętrznej i aż dwukrotnie większe niż w przestrzeni szczeliny. Prędkości przepływu w etapie 9 są największe, co jest zgodne z lokalnymi liczbami Reynoldsa dla tego etapu (tabela 13). Lokalne prędkości przepływu uwzględniają tylko zmianę poziomu cieczy w czasie trwania etapu, jednak profil tej zmiany nie jest liniowy. Zmiany poziomu cieczy i prędkości zmiany zostały szczegółowo przeanalizowane oraz przedstawione na wykresach w rozdziale 9.

Tabela 14. Prędkości przepływu w [m/s] w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania E1 – E6 (średnia ze wszystkich cykli w danym eksperymencie).

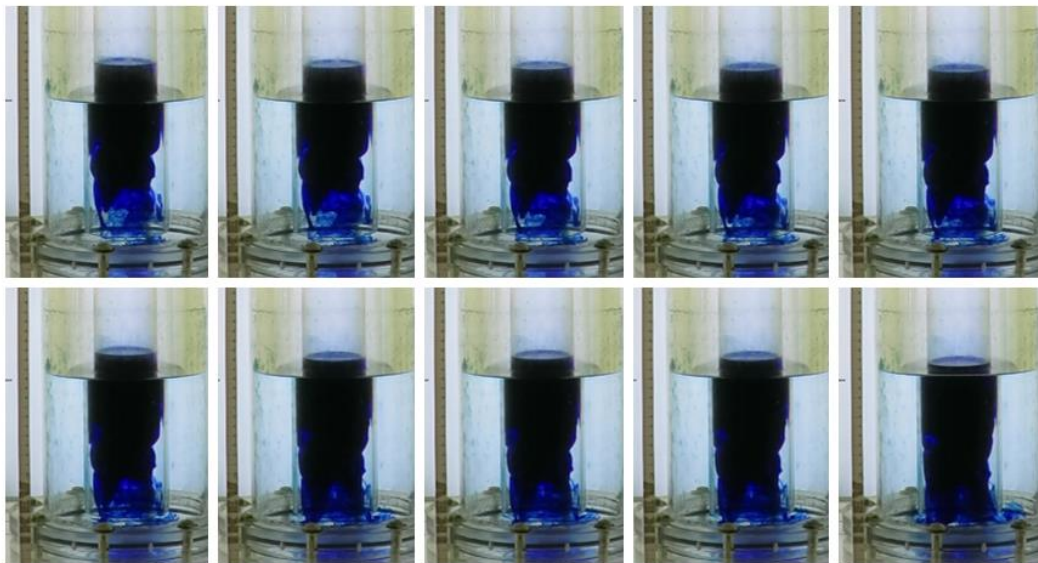
Etap, <i>i</i> (zgodnie z rys. 45)	Komora / obszar	E1	E2	E3	E4	E5	E6
2	zewnętrzna	0,0135	0,0134	0,0118	0,0133	0,0127	0,0106
	wewnętrzna	0,0247	0,0245	0,0216	0,0244	0,0233	0,0194
	szczelina	0,0124	0,0122	0,0108	0,0122	0,0117	0,0097
4	zewnętrzna	0,0027	0,0031	0,0033	0,0028	0,0020	0,0021
	wewnętrzna	0,0050	0,0057	0,0060	0,0051	0,0037	0,0039
	szczelina	0,0025	0,0028	0,0030	0,0026	0,0018	0,0019
9	zewnętrzna	0,0396	0,0282	0,0338	0,0368	0,0187	0,0203
	wewnętrzna	0,0725	0,0517	0,0620	0,0675	0,0343	0,0371
	szczelina	0,0362	0,0259	0,0310	0,0337	0,0172	0,0186
11	zewnętrzna	0,0099	0,0084	0,0073	0,0073	0,0053	0,0056
	wewnętrzna	0,0181	0,0154	0,0134	0,0134	0,0097	0,0103
	szczelina	0,0090	0,0077	0,0067	0,0067	0,0048	0,0052

Na zdjęciach (rys. 74-77) przedstawiono przebieg etapów 1 – 4 w obecności barwnika błękitu metylenowego.



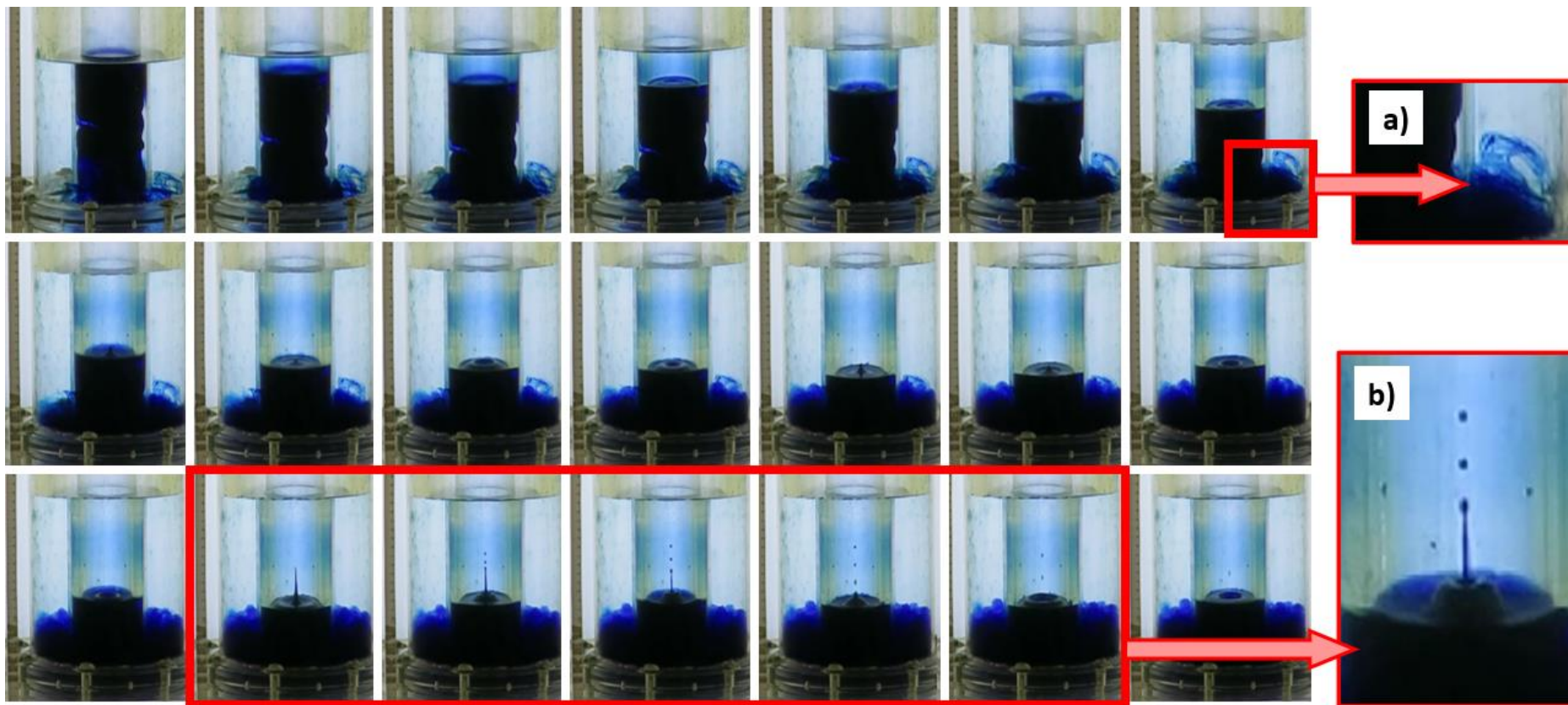
Rys. 74. Etap 2 - wzrost poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, spadek w komorze zewnętrznej; klatki co 0,1 sekundy.

Po zakończeniu etapu 1 następuje falowanie cieczy, polegające na nieznacznej oscylacji poziomu cieczy w komorach względem poziomu ustalonego na koniec etapu. Zjawisko zauważalne jest na wykresach zmiany poziomu cieczy (rys. 80 - 84) w miejscach, gdzie pojedyncze punkty nie znajdują się idealnie poziomo na krzywej wykresu.

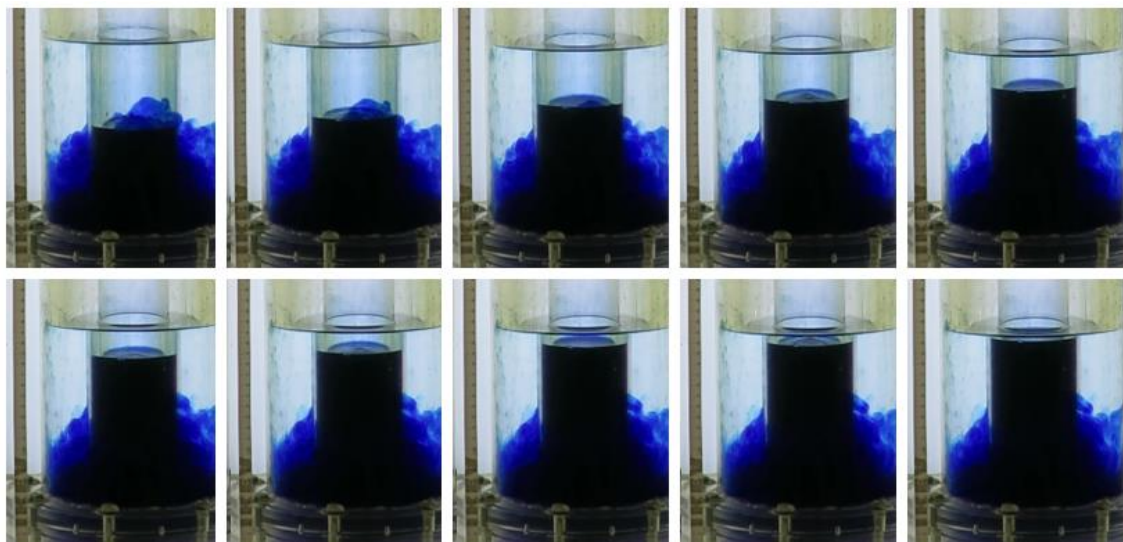


Rys. 75. Etap 4 - spadek poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, wzrost w komorze zewnętrznej; klatki co 0,1 sekundy.

W etapie 9 można zaobserwować zjawisko tworzenia kropli w wewnętrznej komorze mieszalnika hydraulicznego (rys. 76b). Jest to spowodowane szybkim spadkiem poziomu cieczy, co potwierdza najbardziej intensywne rozpraszanie barwnika właśnie w tym etapie. W początkowej fazie etapu 9 widoczne jest również tworzenie struktur wstęgowych (rys. 76a).

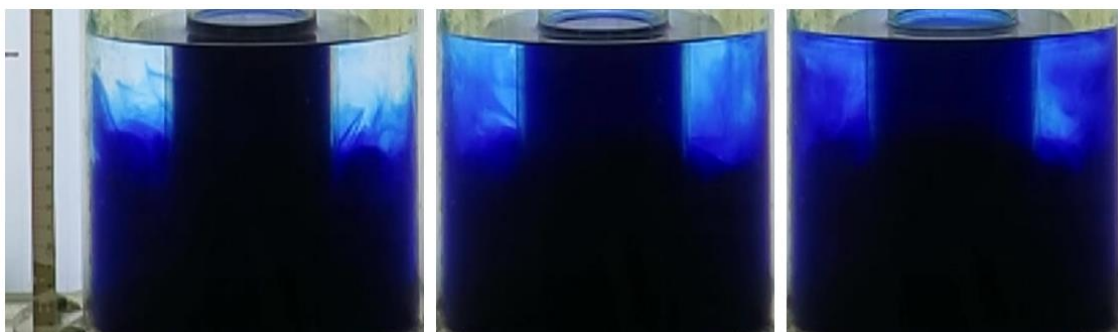


Rys. 76. Etap 9 – spadek poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, wzrost w komorze zewnętrznej; klatki co 0,2 sekundy; a – struktury wstęgowe, b – tworzenie kropli po szybkim spadku poziomu cieczy.



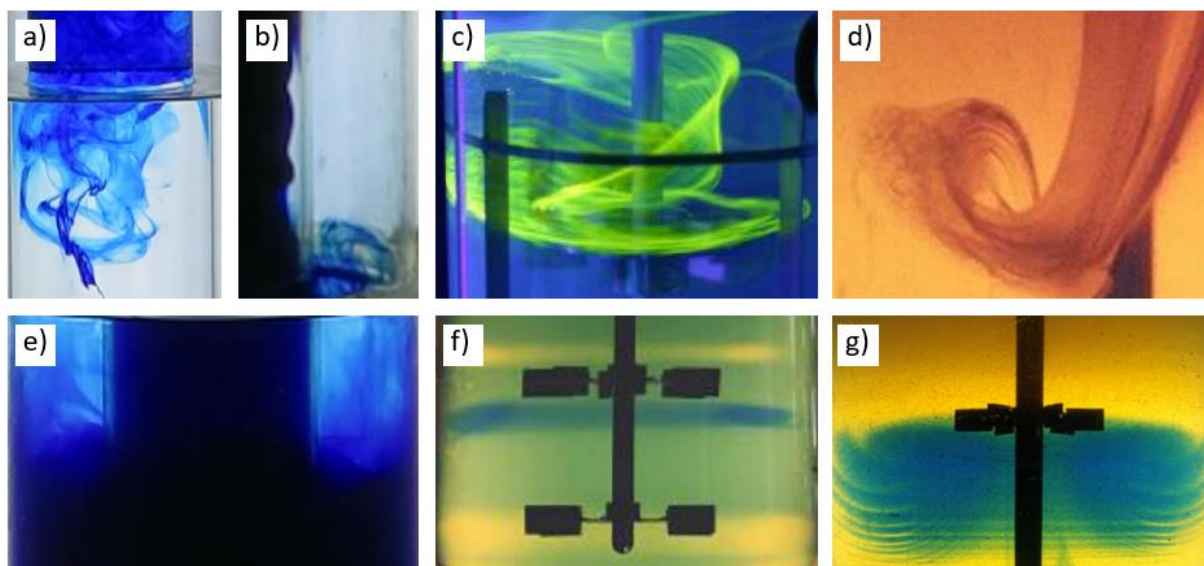
Rys. 77. Etap 11 – wzrost poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, spadek w komorze zewnętrznej; klatki co 0,3 sekundy.

Zaobserwowano obszary niecałkowitego wymieszania o wysokości około 5 cm (rys. 78), występujące w komorze zewnętrznej w kolejnych cyklach mieszania., które można porównać z *IMR* w mieszalniku mechanicznym, opisanymi przez Beslera i współpracowników (1997). Osiągnięcie jednolitego stężenia w całym mieszalniku hydraulicznym jest z tego powodu czasochłonne.



Rys. 78. Obszary niecałkowitego wymieszania w komorze zewnętrznej; klatki co 83 sekundy.

Klatki z poszczególnych etapów mieszania potwierdzają występowanie regularnych struktur płynu. Struktury wstęgowe występujące w mieszalniku hydraulicznym (rys. 79a, 79b) są podobne do zaprezentowanych przez Alvareza i współpracowników (2005) dla mieszania mechanicznego ustalonego pracującego w reżimie laminarnym (rys. 79c, 79d). W przypadku mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego pojawiają się również obszary ograniczonego mieszania (79e), spotykane również w formie chaotycznych i regularnych obszarów w mieszalniku mechanicznym pracującym w zakresie laminarnym (rys. 79f) (Alvarez i in., 2005) lub obszary *IMR* w mieszalniku mechanicznym z nieustalonym ruchem mieszadła (rys. 79g) (Woziwodzki, 2014).



Rys. 79. Charakterystyczne struktury płynu: a, b – struktury wstępowe w mieszalniku hydraulicznym; c, d – struktury wstępowe w mieszalniku mechanicznym z ustalonym ruchem mieszadła w reżimie laminarnym (Alvarez *i in.*, 2005); e - obszary ograniczonego mieszania w mieszalniku hydraulicznym; f – chaotyczne i regularne obszary w mieszalniku mechanicznym (Alvarez *i in.*, 2005); g - obszary IMR w mieszalniku mechanicznym z nieustalonym ruchem mieszadła (Woźniowski, 2014).

Obliczone lokalne liczby Reynoldsa (tabela 13) świadczą o przepływie laminarnym dla etapów 2, 4 i 11. Wyjątkiem jest etap 9, gdzie dla przeprowadzonych eksperymentów część wyników dla komory zewnętrznej oraz wszystkie wyniki dla komory wewnętrznej mają wartości większe niż 3000. Liczby Reynoldsa osiągane w komorze zewnętrznej są mniejsze od tych w komorze wewnętrznej ze względu na prawie dwukrotnie większe zmiany amplitudy w komorze wewnętrznej. Wymieszanie w komorze zewnętrznej trwa najdłużej i z tego powodu ogranicza mieszanie w całym urządzeniu. W skali lokalnej mieszalnik hydrauliczny częściowo pracuje w przepływie burzliwym, ale całościowo w przepływie laminarnym, co jednoznacznie potwierdza struktura przepływu widoczna na zdjęciach. Charakterystyczne struktury wstępowe są obserwowane również w etapie 9 (rys. 79b) i występują podczas mieszania roztworów wodnych. Na podstawie uzyskanych danych i obserwacji wizualnych stwierdzono, że mieszanie hydrauliczno-oscylacyjne w mieszalniku hydraulicznym w przyjętych zakresach parametrów procesowych charakteryzowane jest przepływem laminarnym.

9. Amplituda zmian poziomu cieczy

W kolejnym etapie badań analiza obrazu została wykorzystana do określenia dynamiki zmian poziomu cieczy, a tym samym amplitudy i prędkości zmian. Dzięki zastosowaniu analizy obrazu kontrolowano zmiany położenia granicy faz w poszczególnych komorach mieszalnika

hydraulicznego. Dodatkowo przeprowadzono analizę wpływu ciśnienia w zaworze redukcyjnym R2 na wartości amplitudy zmian.

W tabeli 15 zestawiono minimalną i maksymalną amplitudę odchylenia wysokości poziomu cieczy osiąganych dla poszczególnych pomiarów w wewnętrznej $A_{min,in}$, $A_{max,in}$ i zewnętrznej $A_{min,out}$, $A_{max,out}$ komorze mieszalnika hydraulicznego względem wyrównanego poziomu cieczy pomiędzy komorami. Dodatkowo obliczono amplitudę w obu komorach zgodnie ze wzorami (41) i (42) $A_{v,in}$, $A_{v,out}$ oraz średnią amplitudę $A_{v,śr}$ (56). Średnie odchylenie od obliczonych amplitud wynosi od $\pm 0,01$ cm do $\pm 0,15$ cm.

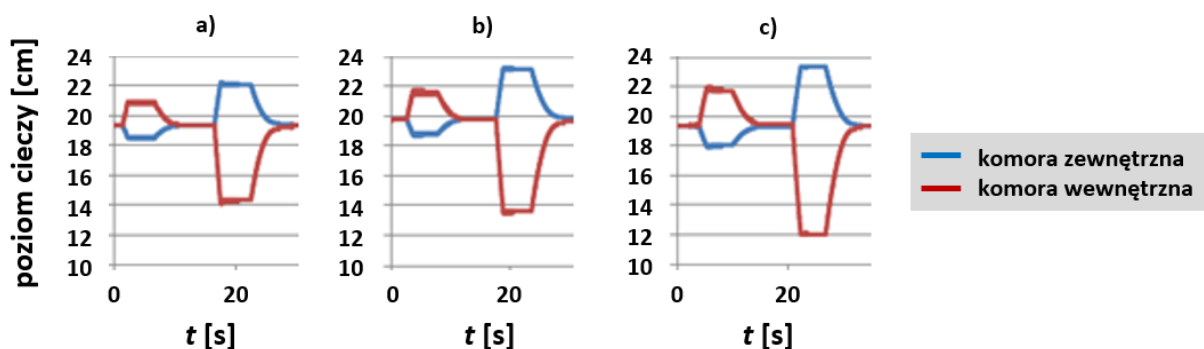
$$A_{v,śr} = \frac{A_{v,in} + A_{v,out}}{2} \quad (56)$$

Tabela 15. Zestawienie minimalnych i maksymalnych poziomów cieczy oraz amplitudy.

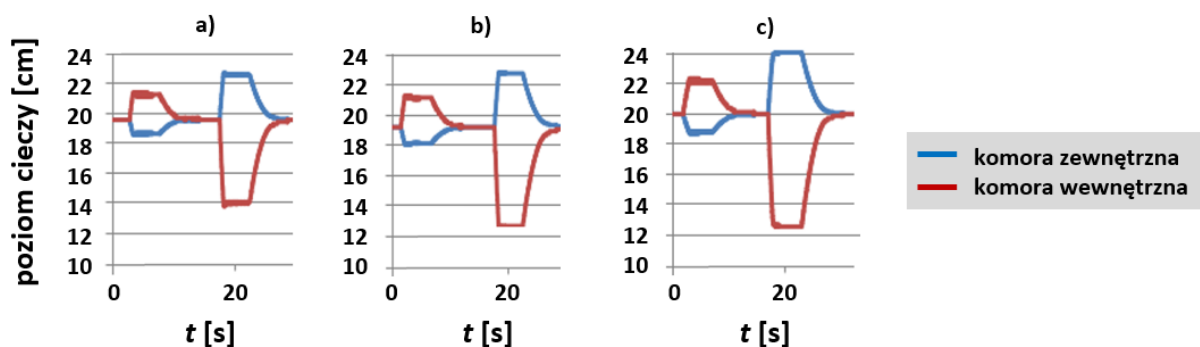
Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	$A_{min,in}$ [cm]	$A_{max,in}$ [cm]	$A_{min,out}$ [cm]	$A_{max,out}$ [cm]	$A_{v,in}$ [cm]	$A_{v,out}$ [cm]	$A_{v,śr}$ [cm]
1	1	120	1,5	7,71	2,48	1,36	4,21	1,74	0,95	1,34
2	1	100	1,5	6,93	2,35	1,28	3,78	1,82	0,99	1,40
3	1	80	1,5	6,01	2,22	1,21	3,28	1,60	0,87	1,23
4	1	120	1,0	7,58	2,75	1,50	4,14	1,95	1,06	1,51
5	1	100	1,0	6,80	2,35	1,28	3,71	1,76	0,96	1,36
6	1	80	1,0	5,75	1,96	1,07	3,14	1,48	0,81	1,15
7	1	120	0,5	7,32	2,62	1,43	4,00	2,02	1,10	1,56
8	1	100	0,5	6,41	1,95	1,22	3,78	1,75	0,95	1,35
9	1	80	0,5	5,23	1,83	0,99	2,85	1,45	0,79	1,12
10	1,1	100	1,0	9,14	5,46	1,63	2,74	1,23	0,73	0,98
11	0,9	100	1,0	8,41	5,68	1,70	2,52	2,20	0,66	1,43
12	0,75	100	1,0	10,25	4,01	1,20	3,20	2,92	0,87	1,90
13	0,6	120	1,0	6,59	6,83	3,24	4,35	3,59	1,20	2,39
14	0,6	100	1,0	6,59	4,79	1,68	3,67	3,28	0,99	2,14
15	0,6	80	1,0	6,59	2,71	1,00	2,84	2,86	0,84	1,85

Na rysunkach 80-84 przedstawiono zmianę poziomu cieczy w zewnętrznej i wewnętrznej części urządzenia w ciągu jednego okresu (okres jednokrotnego przebiegu wszystkich etapów zaprezentowanych na schemacie na rysunku 45). Linie w kolorze czerwonym odpowiadają komorze wewnętrznej, a niebieskie przedstawiają zmianę wysokości cieczy w komorze zewnętrznej. Wyraźnie widoczne są różnice osiągnięte przy różnych parametrach wejściowych p_1 , p_2 , $R2$ oraz różnym stosunku H/D .

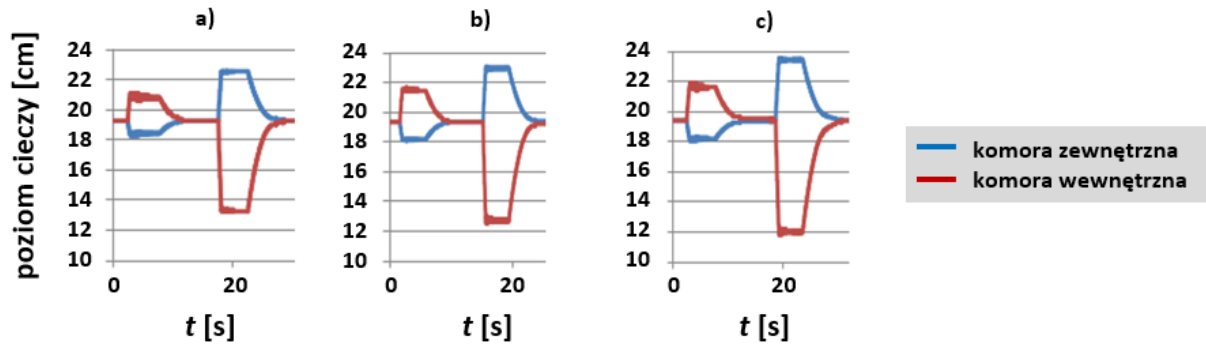
Na rysunkach 80-83 przedstawiono zmianę wysokości poziomu cieczy dla stosunku wysokości cieczy do średnicy komory zewnętrznej $H/D = 1$ i $H/D = 0,6$. Osobno zaprezentowano zestawienie (rys. 84) dla różnych stosunków H/D przy tym samym ciśnieniu $R2 = 1,0$ barg oraz ciśnieniach $p_1, p_2 = 100$ hPag, co pozwala na przeanalizowanie możliwości zakresu pracy urządzenia w zależności od stopnia wypełnienia mieszalnika. Przy stopniu wypełnienia $H/D = 0,6$ minimalne wysokości osiągnięte w komorze wewnętrznej są równe wysokości szczeliny $h_{cl} = 40$ mm a dalsze zwiększanie ciśnienia doprowadziłoby do przepływu cieczy do komory zewnętrznej i pojawienia się pęcherzy gazu w cieczy.



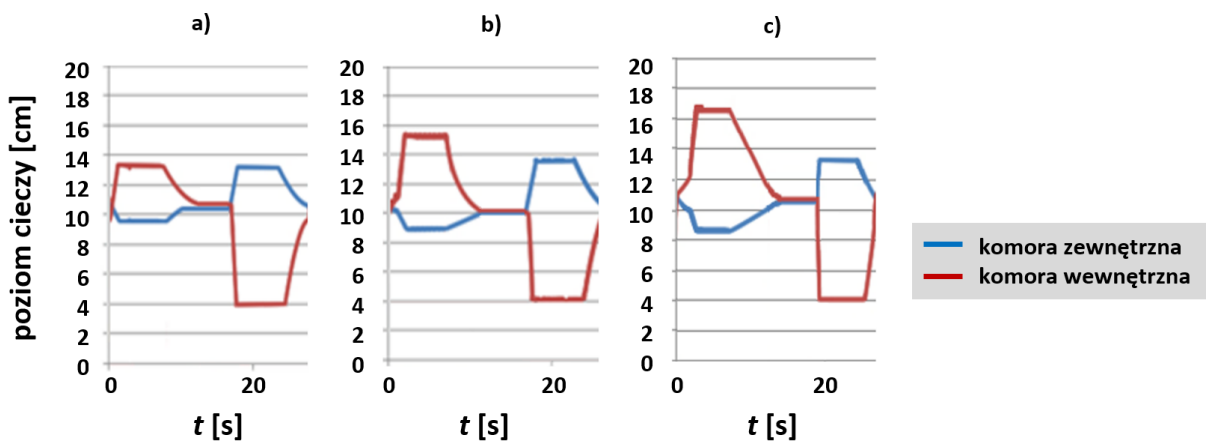
Rys. 80. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 0,5$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.



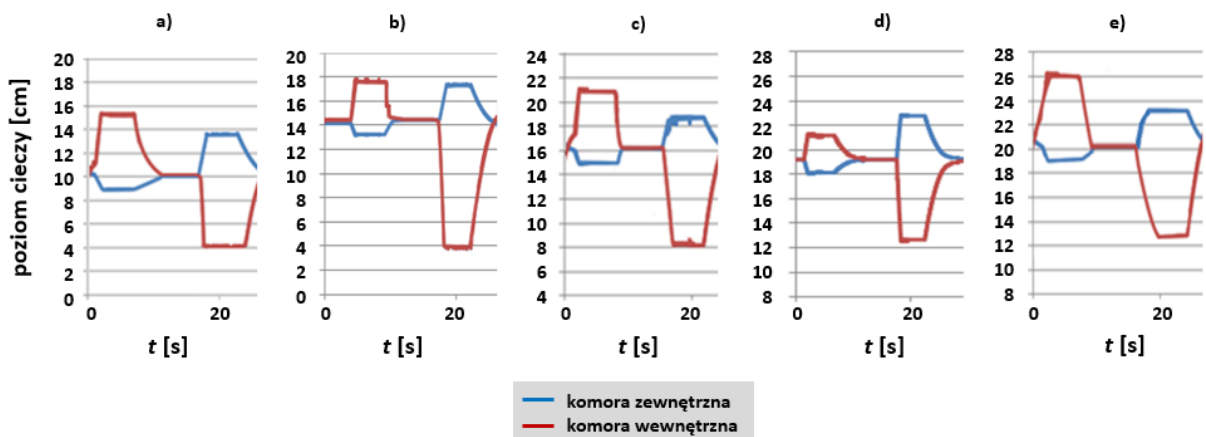
Rys. 81. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.



Rys. 82. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,5$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.



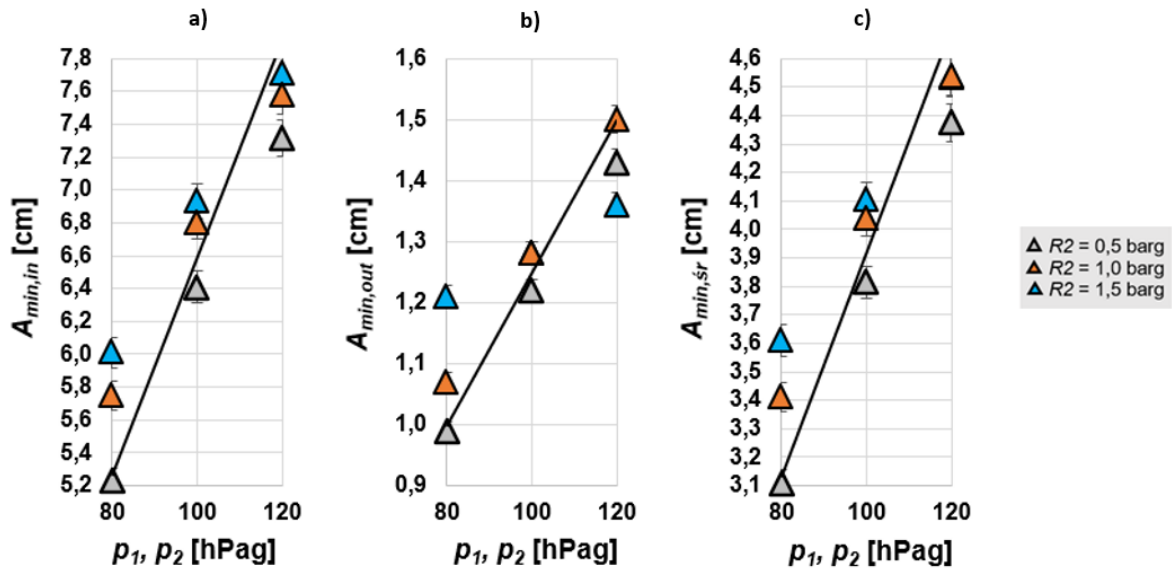
Rys. 83. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $H/D = 0,6$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.



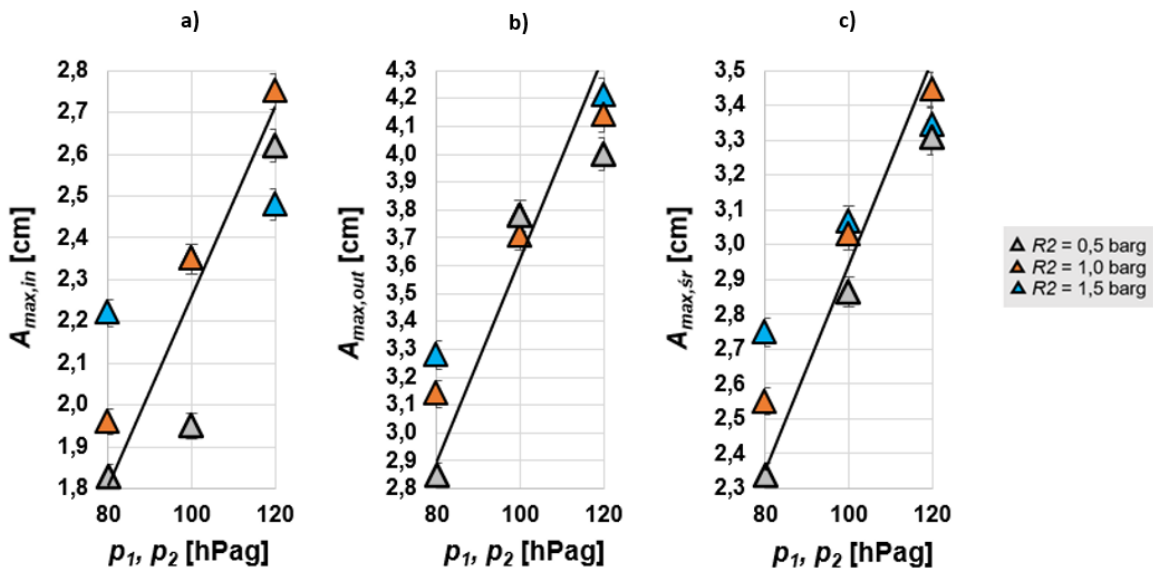
Rys. 84. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; a – $H/D = 0,6$, b – $H/D = 0,75$, c – $H/D = 0,9$, d – $H/D = 1,0$, e – $H/D = 1,1$.

Amplituda zmian wysokości w mieszaniu nieustalonym może być wyrażana za pomocą amplitudy maksymalnej i minimalnej oraz średniej amplitudy dla całego okresu. Amplituda

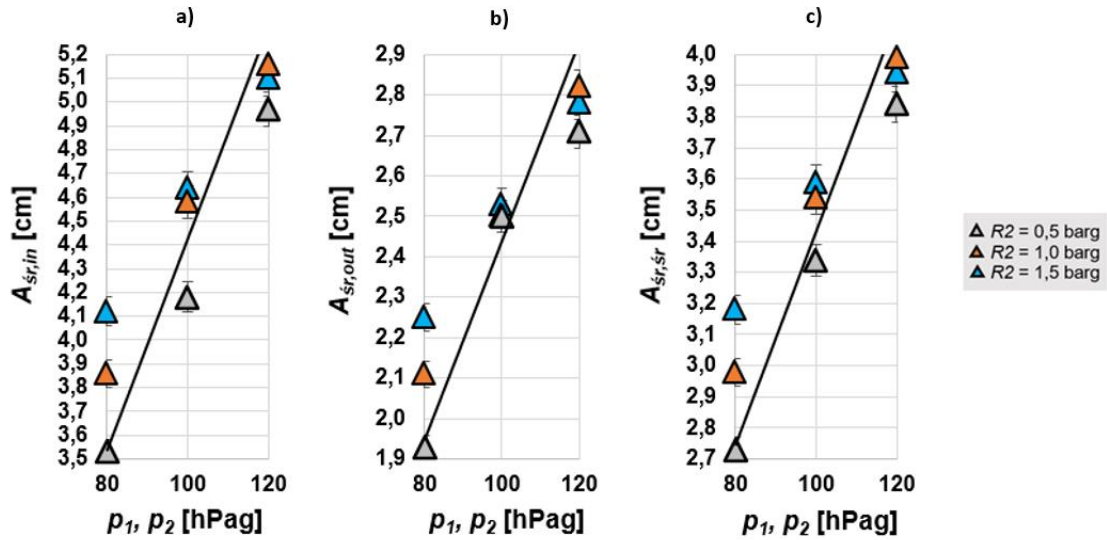
maksymalna i minimalna zmian jest wyrażana jako różnica względem wartości początkowego poziomu h_{eq} w komorze wewnętrznej ($A_{min,in}$, $A_{max,in}$) i zewnętrznej ($A_{min,out}$, $A_{max,out}$). Amplituda maksymalna oznacza wychylenie w górę, a minimalna jest rozumiana jako wychylenie w dół. Wartości uzyskiwane dla amplitudy minimalnej (rys. 85) oraz maksymalnej (rys. 86) są różne ze względu na wymiary i sposób działania mieszalnika hydraulicznego. Średnie odchylenie z maksymalnej i minimalnej wartości przedstawiono na rys. 87.



Rys. 85. Zależność amplitudy poziomu cieczy (minimalna wartość względem wyrównanego poziomu cieczy) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.

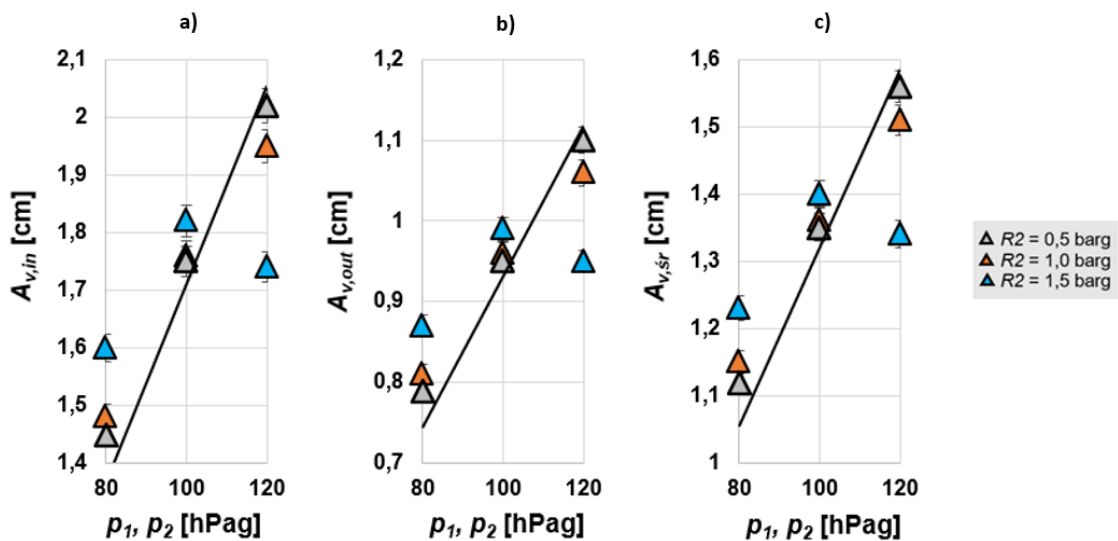


Rys. 86. Zależność amplitudy poziomu cieczy (maksymalna wartość względem wyrównanego poziomu cieczy) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.



Rys. 87. Zależność amplitudy poziomu cieczy (średnia) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.

Wyniki analizy obrazu wskazują, że średnia całkowita amplituda poziomu cieczy z całego okresu rośnie wraz ze wzrostem wartości ciśnienia p_1 i p_2 , osiąganego w komorze zewnętrznej i wewnętrznej (rys. 88). W większości przypadków amplituda nieznacznie rośnie wraz ze wzrostem ciśnienia R_2 na zaworze redukcyjnym. Przy zwiększaniu ciśnienia R_2 z 0,5 barg do 1,0 barg widoczny jest wzrost amplitudy o 2-3% dla $p_1, p_2 = 80$ hPag oraz o 1% dla $p_1, p_2 = 100$ hPag. W przypadku wzrostu R_2 z 1,0 do 1,5 barg wzrost wynosi odpowiednio 7-8% (dla $R_2=1,0$ barg) oraz 3% ($R_2=1,5$ barg). Wyjątkiem są amplitudy uzyskiwane przy $p_1, p_2 = 120$ hPag, gdzie najmniejszy rezultat uzyskano dla $R_2 = 1,5$ barg. Może to wynikać z falowania cieczy, które jest widoczne na wykresie (rys. 75c).



Rys. 88. Zależność amplitudy poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.

Na podstawie przeanalizowanych amplitud można stwierdzić również, że amplituda zmian poziomu cieczy $A_{min,in}$, $A_{max,in}$, $A_{min,out}$, $A_{max,out}$ wzrasta wraz ze wzrostem ciśnienia p_1 i p_2 . Przy ciśnieniu p_1 , p_2 widoczny jest nieznaczny wzrost amplitudy wraz ze wzrostem $R2$ o średnio 6%. $R2$ jest ciśnieniem za zaworze, a ostateczna wartość podawana do mieszalnika jest określana jako p_1 , p_2 , zatem wpływ ciśnienia $R2$ może być uznany za pomijalny w badanym zakresie. Zależność amplitudy A_m od ciśnienia p_1 lub p_2 można opisać przebiegiem funkcji liniowej o ogólnej postaci równania (57) dla p_1 lub (58) dla p_2 .

$$A_m = C_1 p_1 \quad (57)$$

$$A_m = C_1 p_2 \quad (58)$$

W tabelach 16-18 zestawiono wykładniki C_1 równania liniowej linii trendu dla poszczególnych amplitud. Uzyskiwano współczynniki dopasowania modelu R^2 większe od 0,99.

Tabela 16. Wykładniki liniowej linii trendu C_1 dla uzyskanych amplitud zmiany poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, $H/D = 1$.

Amplituda	C_1
$A_{min,in}$	0,0659
$A_{max,in}$	0,0226
$A_{sr,in}$	0,0442
$A_{v,in}$	0,0171

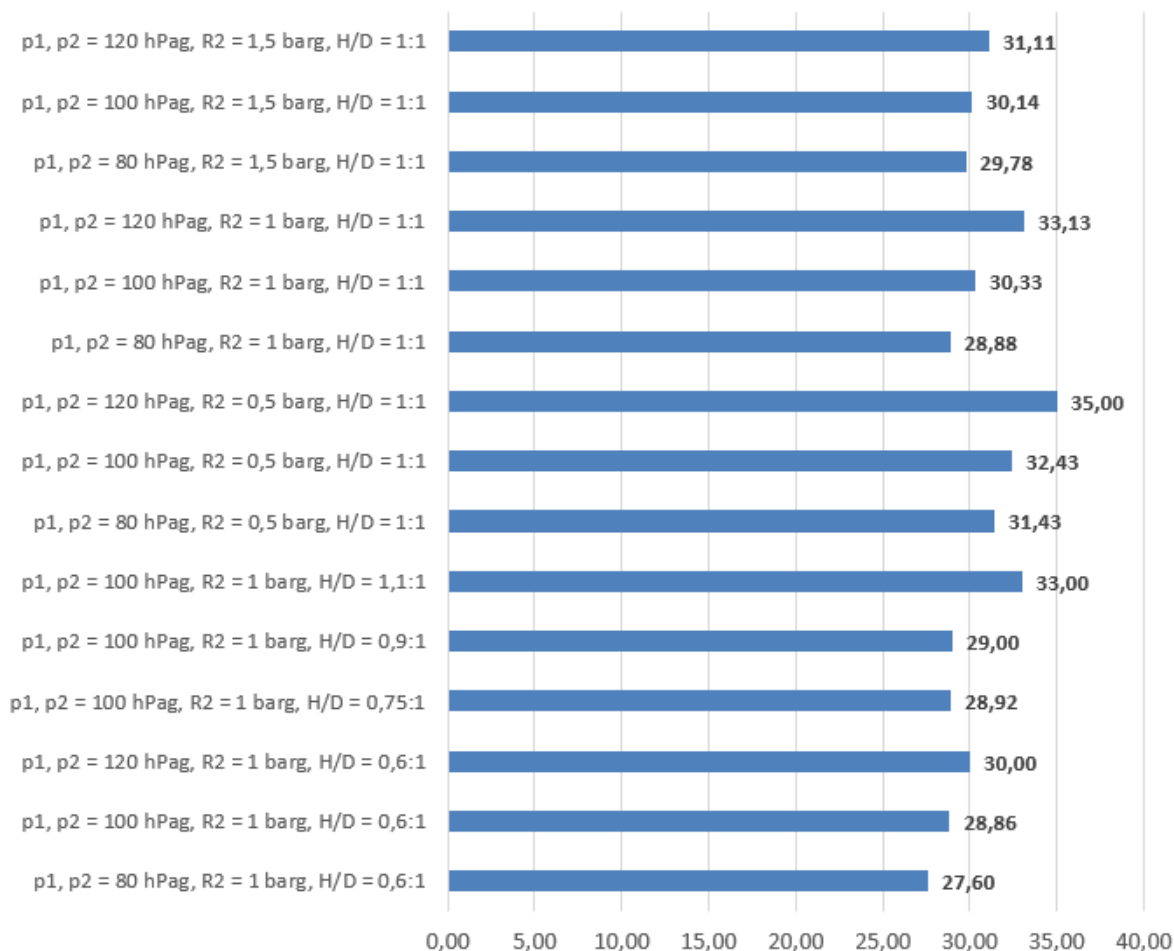
Tabela 17. Wykładniki liniowej linii trendu C_1 dla uzyskanych amplitud zmiany poziomu cieczy w komorze zewnętrznej, $H/D = 1$.

Amplituda	C_1
$A_{min,out}$	0,0125
$A_{max,out}$	0,0363
$A_{sr,out}$	0,0244
$A_{v,out}$	0,0093

Tabela 18. Wykładniki liniowej linii trendu C_I dla uzyskanych średnich całkowitych amplitud zmiany poziomu cieczy $H/D = 1$.

Amplituda	C_I
$A_{v,out}$	0,01093
$A_{v,in}$	0,0171
$A_{v,śr}$	0,0132

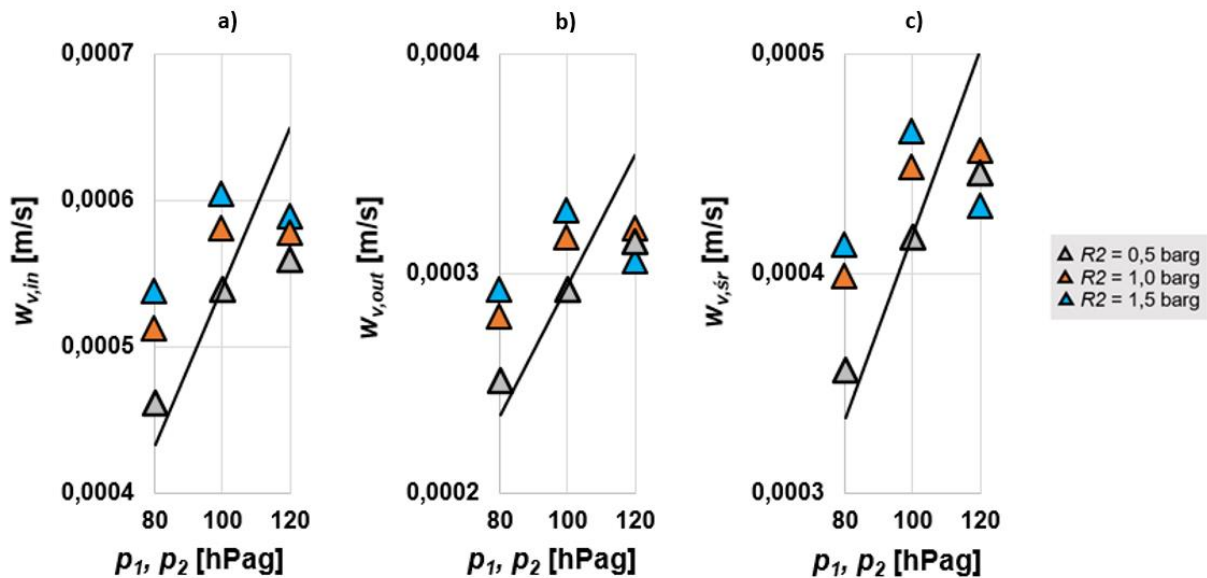
Dla przeprowadzonych eksperymentów przeanalizowano również średni czas trwania cyklu. Na wykresie (rys. 89) przedstawiono zestawienie uzyskanych czasów. Czas trwania cyklu nie jest stały, zgodnie z zasadą działania sterownika mieszalnika etap kończy się automatycznie po wyrównaniu ciśnienia. Czas stabilizowania ciśnienia mógł być różny ze względu na zadane parametry, a także losową zmienność ilości sprężonego powietrza dostarczanego do urządzenia, którego nadmiar musi za każdym razem zostać wyrównany po otwarciu zaworów.



Rys. 89. Średni czas trwania cyklu mieszania (1 okres).

Dla badań przeprowadzonych przy użyciu mieszalnika wypełnionego cieczą w stosunku $H/D = 1$ potwierdzono, że wzrost wartości ciśnienia $R2$ z 0,5 barg do 1,5 barg przy takiej samej wartości p_1 i p_2 prowadzi do skrócenia czasu trwania cyklu mieszania hydraulicznego od 5% dla $p_1, p_2 = 80$ hPag do 11% przy $p_1, p_2 = 120$ hPag. Natomiast wzrost ciśnienia p_1 i p_2 w zbiorniku wewnętrznym i zewnętrznym z 80 hPag do 120 hPag przy takim samym ciśnieniu $R2$ powoduje wydłużenie czasu trwania cyklu od 4% dla $R2 = 1,5$ barg do 15% przy $R2 = 1$ barg, co można zaobserwować także dla eksperymentów wykonanych przy $H/D = 0,6$ (wydłużenie czasu o 9%, $R2 = 1$ barg). Zwiększenie ciśnienia na wlocie do układu mieszania hydraulicznego skutkuje zwiększeniem objętościowego natężenia przepływu, co powoduje szybsze osiągnięcie zadanego ciśnienia w mieszalniku. Zwiększanie stopnia wypełnienia mieszalnika H/D od 0,6 do 1,1 prowadzi do wydłużania czasu mieszania, co może być związane z dłuższym wyrównywaniem ciśnienia dla większej objętości cieczy w urządzeniu.

Na podstawie średniej całkowitej amplitudy poziomu cieczy (rys. 88) oraz średniego czasu trwania cyklu (rys. 89) wyznaczono prędkość zmiany wysokości poziomu cieczy dla wewnętrznej w_{in} i zewnętrznej w_{out} komory oraz średnią prędkość w_{sr} , definiowane jako iloraz amplitudy przez średni czas trwania jednego cyklu. Otrzymane zależności przedstawiono na wykresach (rys. 90). Rozbieżności od trendu przy $p_1, p_2 = 120$ hPag są spowodowane falowaniem cieczy, prędkość jest mniejsza ze względu na większą drogę pokonaną przez płyn.



Rys. 90. Zależność prędkości zmiany poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – prędkość zmiany w komorze wewnętrznej, b – prędkość zmiany w komorze zewnętrznej, c – średnia prędkość zmiany.

W tabeli 19 zestawiono wykładniki C_2 równania liniowej linii trendu dla poszczególnych prędkości zmiany wysokości poziomu cieczy dla funkcji opisanej równaniem (59) dla ciśnienia p_1 oraz (60) dla p_2 . Współczynnik R^2 wynosi 0,99.

$$w = C_2 p_1 \quad (59)$$

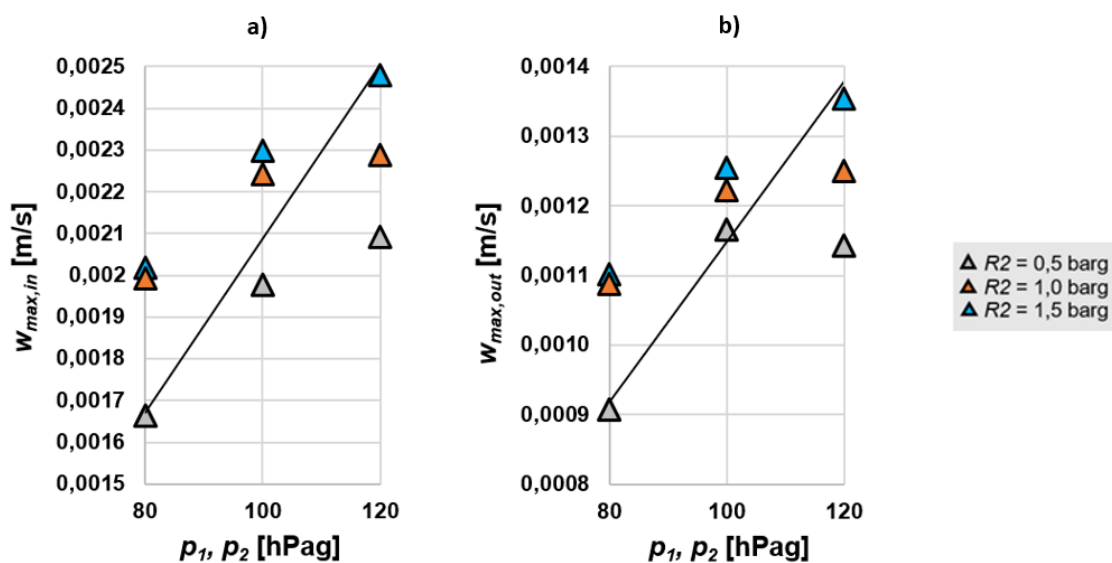
$$w = C_2 p_2 \quad (60)$$

Tabela 19. Wykładniki liniowej linii trendu C_2 dla uzyskanych prędkości zmiany poziomu cieczy, $H/D = 1$.

Prędkość	C_2
$w_{v,in}$	$5 \cdot 10^{-6}$
$w_{v,out}$	$3 \cdot 10^{-6}$
$w_{v,śr}$	$4 \cdot 10^{-6}$

W badanym zakresie zaobserwowano wzrost prędkości zmiany poziomu cieczy wraz ze wzrostem ciśnienia p_1 i p_2 . Największy wzrost widoczny jest dla pomiarów przy $p_1, p_2 = 100$ hPag, gdzie w porównaniu do $p_1, p_2 = 80$ hPag następuje zwiększenie prędkości zmiany poziomu cieczy o około 14%.

Obliczono również maksymalne prędkości na podstawie największych amplitud w komorze wewnętrznej i zewnętrznej. Wykresy zależności maksymalnych prędkości zmiany poziomu cieczy przedstawiono na rys. 91.



Rys. 91. Zależność maksymalnej prędkości zmiany poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – maksymalna prędkość zmiany w komorze wewnętrznej, b – maksymalna prędkość zmiany w komorze zewnętrznej.

Maksymalne prędkości w komorze wewnętrznej (rys. 91a) przyjmują wartości w zakresie 0,0017 m/s przy $p_1, p_2 = 80$ hPag, $R_2 = 0,5$ barg do 0,0025 m/s przy $p_1, p_2 = 120$ hPag, $R_2 = 1,5$ barg. Można zaobserwować, że maksymalne prędkości zmiany poziomu cieczy w komorze wewnętrznej rosną wraz ze wzrostem p_1, p_2 o średnio 9%. W komorze zewnętrznej (rys. 91b) maksymalne prędkości mieszczą się w przedziale od 0,00091 m/s przy $p_1, p_2 = 80$ hPag, $R_2 = 0,5$ barg do 0,0014 m/s przy $p_1, p_2 = 120$ hPag, $R_2 = 1,5$ barg. Trend spadkowy jest analogiczny jak w komorze wewnętrznej, dla komory zewnętrznej średni wzrost wartości wraz ze wzrostem p_1, p_2 wynosi 8%. Dla obu komór widoczny jest również nieznaczny wzrost prędkości wraz ze wzrostem R_2 , który wynosi około 1-8% przy zmianie wartości z 1 barg do 1,5 barg oraz większy o 9-20% przy zmianie ciśnienia na zaworze redukcyjnym z 0,5 barg do 1 barg. Zależność maksymalnej prędkości zmiany poziomu cieczy od ciśnienia p_1, p_2 została opisana równaniem (61) dla komory wewnętrznej oraz (62) dla komory zewnętrznej. Wykładniki liniowych linii trendu zostały zestawione w tabeli 20. Współczynnik R^2 wynosi w obu przypadkach 0,99.

$$w_{max} = C_3 p_1 \quad (61)$$

$$w_{max} = C_3 p_2 \quad (62)$$

Tabela 20. Wykładniki liniowej linii trendu C_3 dla uzyskanych maksymalnych prędkości zmiany poziomu cieczy, $H/D = 1$.

Prędkość	C_3
$w_{max,in}$	$2 \cdot 10^{-5}$
$w_{max,out}$	$1 \cdot 10^{-5}$

10. Moc mieszania hydraulicznego

W kolejnym etapie przeprowadzono analizę zapotrzebowania na moc mieszania hydraulicznego. Moc mieszania została wyznaczona ze wzoru (50) i posłużyła do określenia bezwymiarowej liczby Newtona (51) oraz mocy jednostkowej P/V (na jednostkę objętości). W tabeli 21 przedstawiono uzyskane wyniki. Moc w kilowatogodzinach została wyznaczona w oparciu o czas trwania procesu mieszania.

Tabela 21. Moc mieszania, moc jednostkowa oraz liczba Newtona dla wykonanych eksperymentów.

Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	P [W]	P/V [W/m ³]	P [kWh]	Ne_{hcl}	Ne_{out}	Ne_{in}
1	1	120	1,5	0,000455	0,0813	0,0000496	2335	6629	1078
2	1	100	1,5	0,000390	0,0697	0,0000426	1602	4548	740
3	1	80	1,5	0,000442	0,0789	0,0000482	2575	7311	1189
4	1	120	1,0	0,000367	0,0655	0,0000400	1614	4583	745
5	1	100	1,0	0,000304	0,0543	0,0000332	1397	3967	645
6	1	80	1,0	0,000381	0,0680	0,0000416	2516	7144	1162
7	1	120	0,5	0,000283	0,0506	0,0000309	1317	3739	608
8	1	100	0,5	0,000307	0,0548	0,0000335	1762	5003	814
9	1	80	0,5	0,000213	0,0381	0,0000233	1946	5525	899
10	1,1	100	1,0	0,000281	0,0453	0,0000306	1511	3582	96
11	0,9	100	1,0	0,000617	0,1224	0,0000673	602	2677	74
12	0,75	100	1,0	0,000850	0,2024	0,0000928	350	6165	165
13	0,6	120	1,0	0,001085	0,3191	0,0001184	179	3693	760
14	0,6	100	1,0	0,000941	0,2768	0,0001027	269	4396	113
15	0,6	80	1,0	0,000798	0,2347	0,0000870	417	1434	53

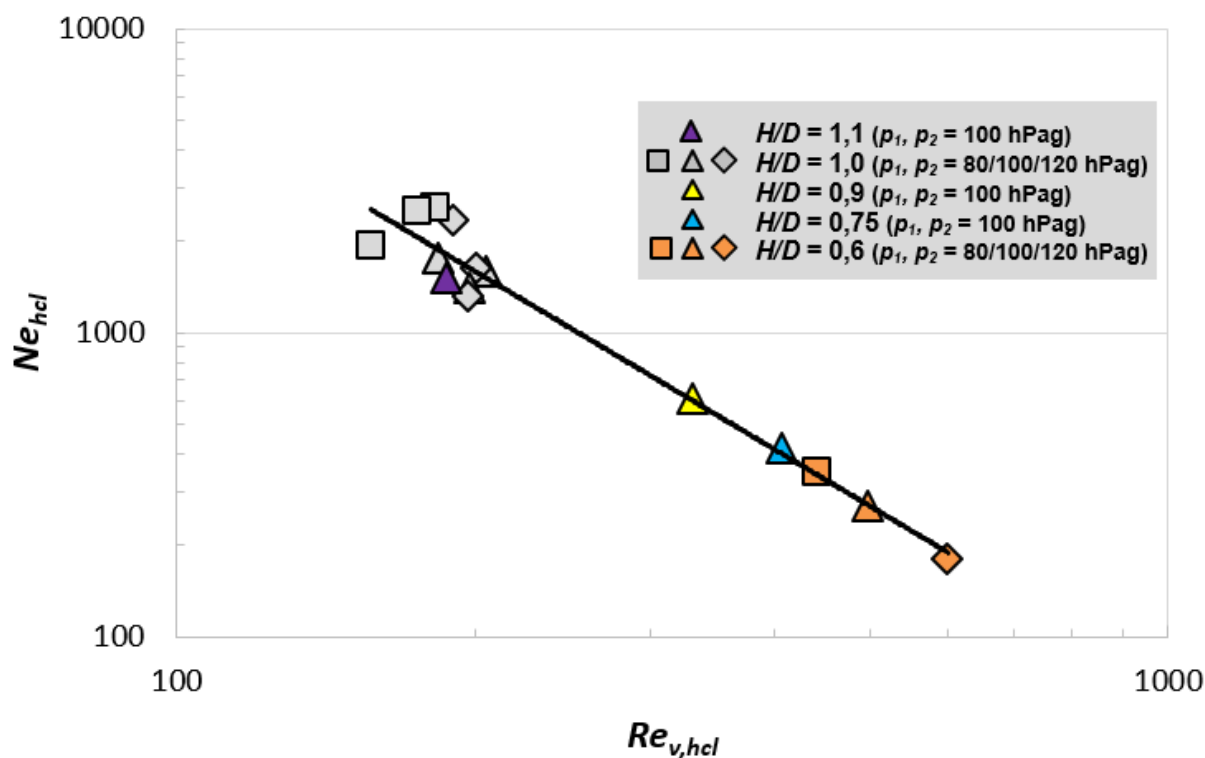
Zweryfikowano zależność liczby mocy od oscylacyjnej liczby Reynoldsa (rys. 92). Zaproponowano porównanie Ne_{hcl} z $Re_{v,hcl}$. Zauważono trend malejący, opisany potęgową linią trendu (63), dla której wykonano estymację nieliniową w programie Statistica 13 (StatSoft Inc., 2011). Równania zależności są słuszne w badanym zakresie $H/D = 0,6 \div 1,1$, $p_1, p_2 = 80 \div 120$ hPag, $R2 = 0,5 \div 1,5$ barg.

$$Ne_{hcl} = C_4 Re_{v,hcl}^{C_5} \quad (63)$$

Tabela 22. Ocena parametrów modelu zależności liczby Newtona od oscylacyjnej liczby Reynoldsa $Re_{v,hcl}$.

Parametr	Estymacja	Błąd standardowy	Prawdopodobieństwo	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
C_4	$49,95 \cdot 10^6$	$2,86 \cdot 10^6$	$<10^{-6}$	$43,82 \cdot 10^6$	$56,08 \cdot 10^6$
C_5	-1,95	0,01	$<10^{-6}$	-1,98	-1,93

Im wyższa wartość liczby Reynoldsa, tym niższa jest liczba Newtona charakteryzująca moc wymaganą do przeprowadzenia procesu. Wzrost liczby Reynoldsa powoduje, że osiągnięcie pożądanego wymieszania wymaga mniejszego nakładu energetycznego. Lokalne liczby Reynoldsa dla etapów 2, 4, 9 i 11 dla różnych stosunków H/D zostały zestawione w tabeli 23.



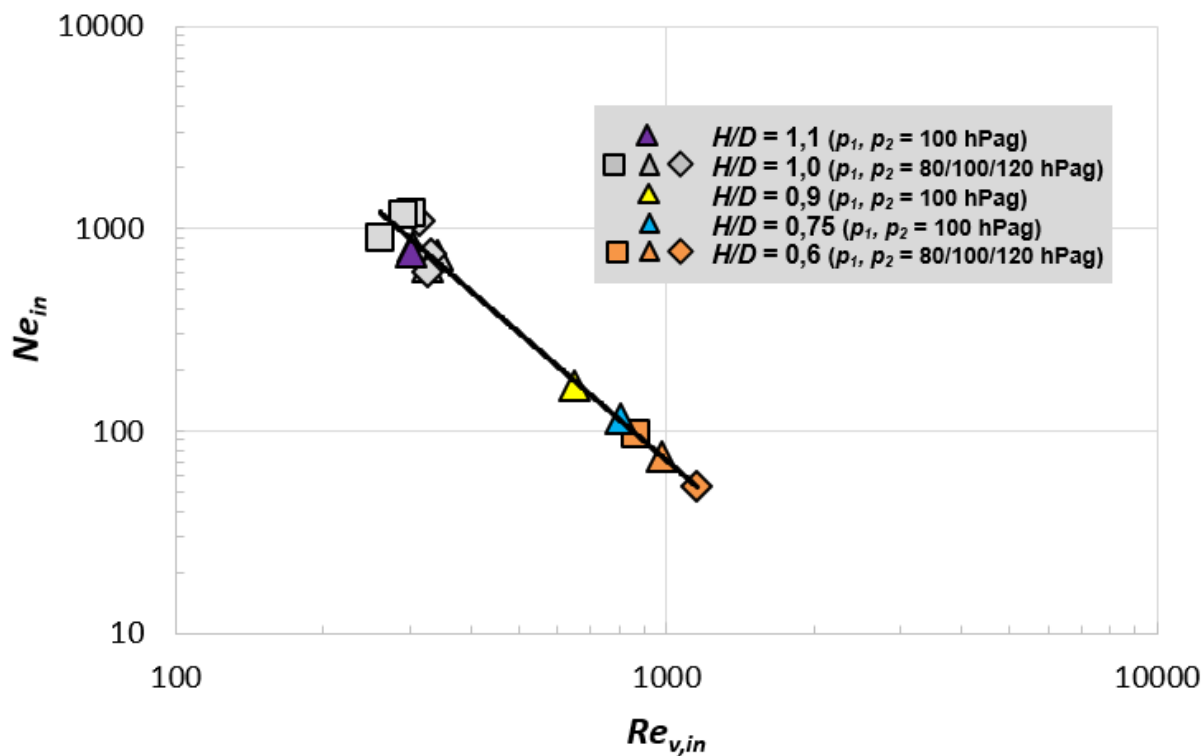
Rys. 92. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla szczeliny.

Tabela 23. Lokalne liczby Reynoldsa osiągalne w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania przy różnych H/D ; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R2 = 1,0$ barg. Zakres laminarny $Re \in (0;2100)$ - podkreślenie, przejściowy $Re \in <2100;3000)$ – kursywa, burzliwy $Re \in <3000;\infty)$ - wytłuszczony.

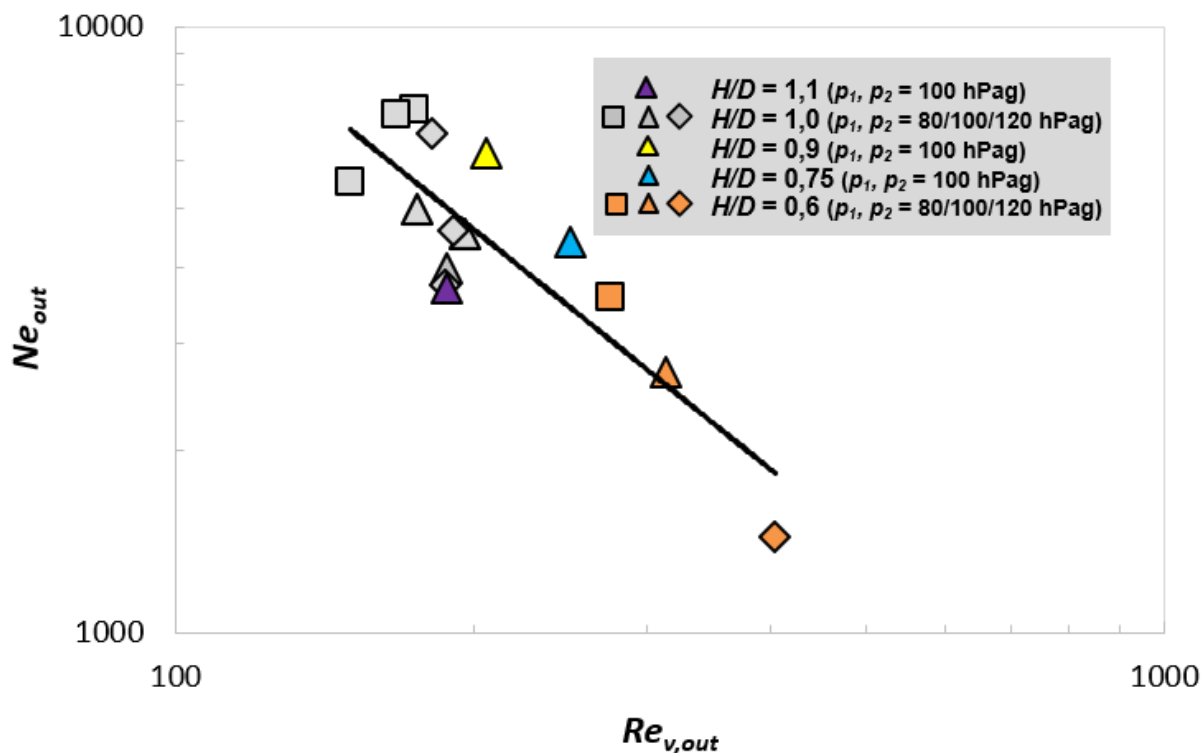
Etap i (zgodnie z rys. 45)	Komora / obszar	H/D				
		0,6	0,75	0,9	1,0	1,1
2	zewnątrzna	<u>1306</u>	<u>1048</u>	<u>918</u>	<u>1158</u>	<u>604</u>
	wewnętrzna	3892	3688	3249	2257	2192
	szczelina	<u>1716</u>	<u>1626</u>	<u>1433</u>	<u>995</u>	<u>966</u>
4	zewnątrzna	<u>606</u>	<u>465</u>	<u>451</u>	<u>504</u>	<u>259</u>
	wewnętrzna	<u>1806</u>	<u>1636</u>	<u>1595</u>	<u>981</u>	<u>941</u>
	szczelina	<u>796</u>	<u>721</u>	<u>703</u>	<u>433</u>	<u>415</u>
9	zewnątrzna	3663	<u>1901</u>	<u>1485</u>	2198	<u>1024</u>
	wewnętrzna	6897	6458	5267	4264	3642
	szczelina	3041	2847	2322	<u>1880</u>	<u>1606</u>
11	zewnątrzna	<u>1157</u>	<u>634</u>	<u>557</u>	<u>701</u>	<u>349</u>
	wewnętrzna	2178	2153	<u>1975</u>	<u>1361</u>	<u>1240</u>
	szczelina	<u>960</u>	<u>949</u>	<u>871</u>	<u>600</u>	<u>547</u>

Przeanalizowano liczby mocy Ne_{hcl} dla stosunku $H/D = 1$. Zaobserwowano spadek liczby mocy wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa (rys. 92). Ciśnienia p_1 i p_2 mają wpływ zarówno na uzyskiwane $Re_{v,hcl}$ jak i Ne_{hcl} .

Liczby mocy obliczone dla komory zewnętrznej i wewnętrznej zestawiono w zależności od oscylacyjnych liczb Reynoldsa dla danego obszaru na wykresach (rys. 93 – komora wewnętrzna, rys. 94 – komora zewnętrzna).



Rys. 93. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla komory wewnętrznej.



Rys. 94. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla komory zewnętrznej.

Liczba mocy obliczona dla komory wewnętrznej oraz zewnętrznej maleje wraz z oscylacyjną liczbą Reynoldsa dla każdego z tych obszarów. Zależność może być opisana za pomocą

równania (64) dla komory wewnętrznej oraz (65) dla komory zewnętrznej. Estymację i ocenę parametrów funkcji zestawiono w tabeli 22.

$$Ne_{in} = C_6 Re_{v,in}^{C_7} \quad (64)$$

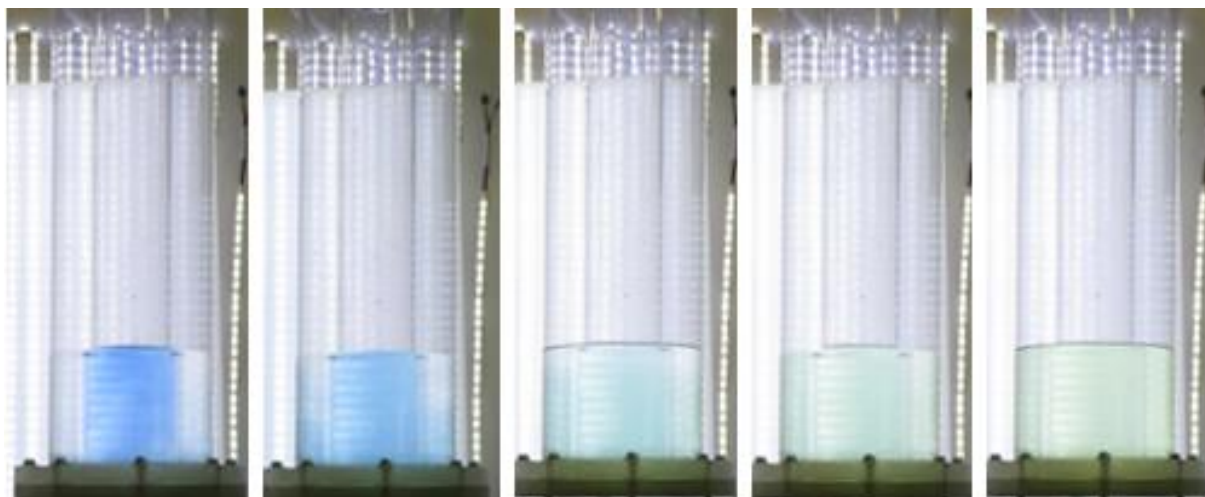
$$Ne_{out} = C_8 Re_{v,out}^{C_9} \quad (65)$$

Tabela 24. Ocena parametrów modelu zależności liczby Newtona od oscylacyjnej liczby Reynoldsa $Re_{v,hcj}$.

Parametr	Estymacja	Błąd standardowy	Prawdopodobieństwo ($\leq 0,05$)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
C_6	$99,91 \cdot 10^6$	$5,75 \cdot 10^6$	$<10^{-6}$	$87,57 \cdot 10^6$	$112,24 \cdot 10^6$
C_7	-2,04	0,01	$<10^{-6}$	-2,06	-2,02
C_8	$4,99 \cdot 10^6$	$0,30 \cdot 10^6$	$<10^{-6}$	$4,36 \cdot 10^6$	$5,63 \cdot 10^6$
C_9	-1,32	0,01	$<10^{-6}$	-1,34	-1,29

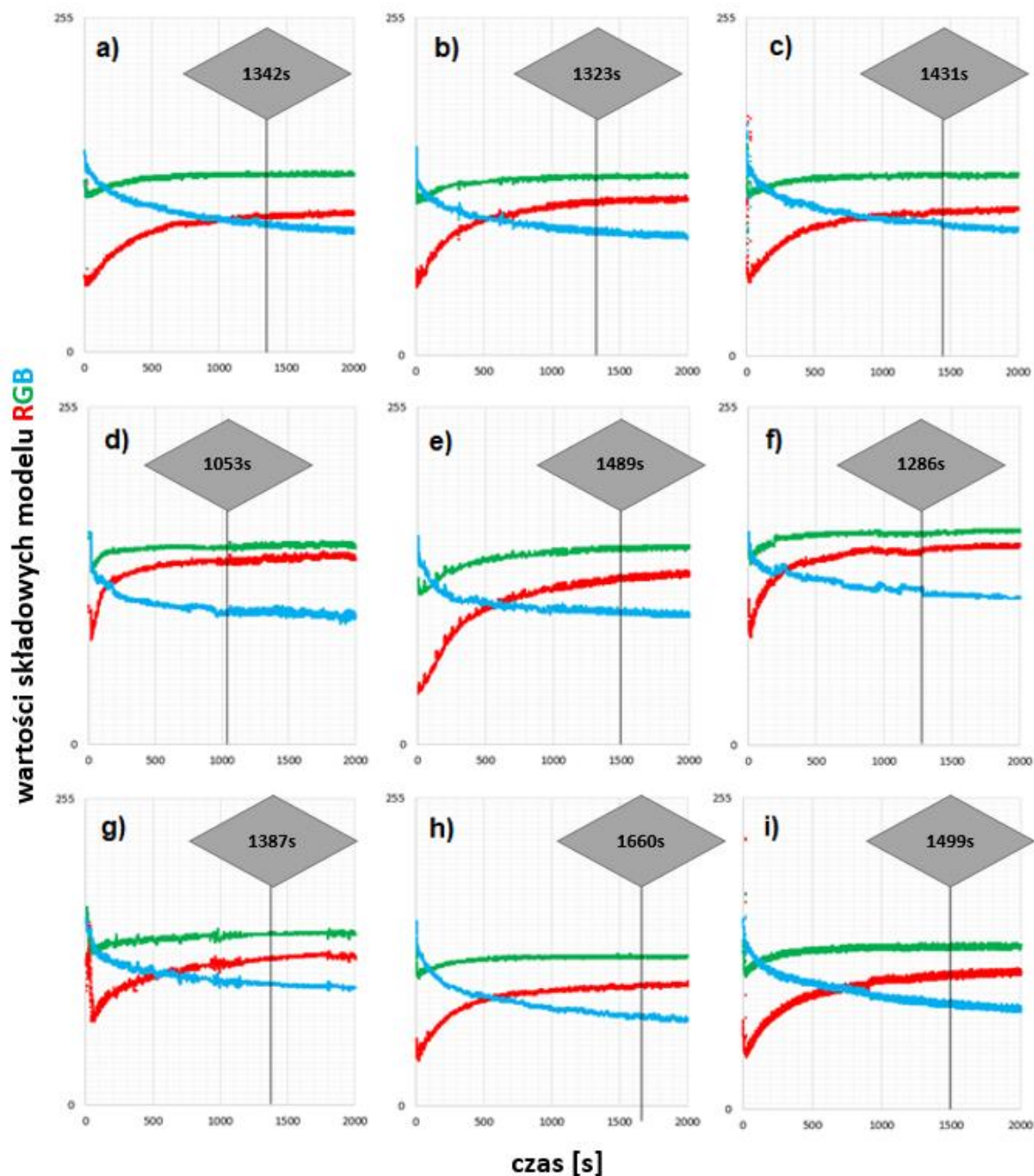
11. Objętościowy współczynnik wnikania masy

W celu określenia możliwości wymiany masy w mieszalniku hydraulicznym wyznaczono współczynniki wnikania masy zgodnie z metodyką opisaną w części eksperymentalnej w punkcie 7.6. Na rysunku 95 zaprezentowano zmianę barwy w mieszalniku podczas prowadzenia reakcji utleniania siarczynu w obecności błękitu bromotymolowego.



Rys. 95. Zmiana barwy podczas reakcji utleniania siarczynu sodu w obecności błękitu bromotymolowego.

Eksperymenty prowadzono do momentu wizualnego rozpoznania pożądanej barwy końcowej, która była później analizowana komputerowo w celu uzyskania dokładniejszych wyników. Na rysunku 96 zaprezentowano wybrane wykresy zmiany barwy, utworzone analogicznie jak rys. 73 dla pomiaru referencyjnego przeprowadzonego w zlewce z mieszadłem mechanicznym i pomiarem pH dokonywanym za pomocą elektrody. Wszystkie przedstawione pomiary dotyczą eksperymentów wykonanych przy stosunku wypełnienia mieszalnika $H/D = 1$.



Rys. 96. Wykresy zmiany składowych modelu RGB w czasie trwania procesu dla eksperymentów prowadzonych przy $H/D = 1$: a – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; b – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; c – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag; d – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; e – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; f – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag; g – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; h – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; i – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag.

Na wykresach widoczne jest stabilizowanie się wartości składowych, związane z zakończeniem reakcji, a także spadek składowej niebieskiej *B* oraz wzrost zielonej *G* i czerwonej *R* podczas stabilizowania barwy. Czasy przyjęte jako czas trwania reakcji zostały oznaczone czarną, pionową linią. Wartości zostały wyznaczone na podstawie odchylenia standardowego *RSD*, zgodnie ze wzorem (52) dla dwóch następujących po sobie wartości. Jak widać na wykresach, *RSD* mniejsze niż 2% stanowi kryterium zgodne z wizualnym brakiem dalszej znaczącej zmienności wartości składowych czerwonej, niebieskiej oraz zielonej modelu *RGB*.

Wszystkie średnie czasy trwania reakcji zostały zestawione w tabeli 25 wraz z obliczonymi wartościami *OTR* (28) oraz *k_{La}* (29).

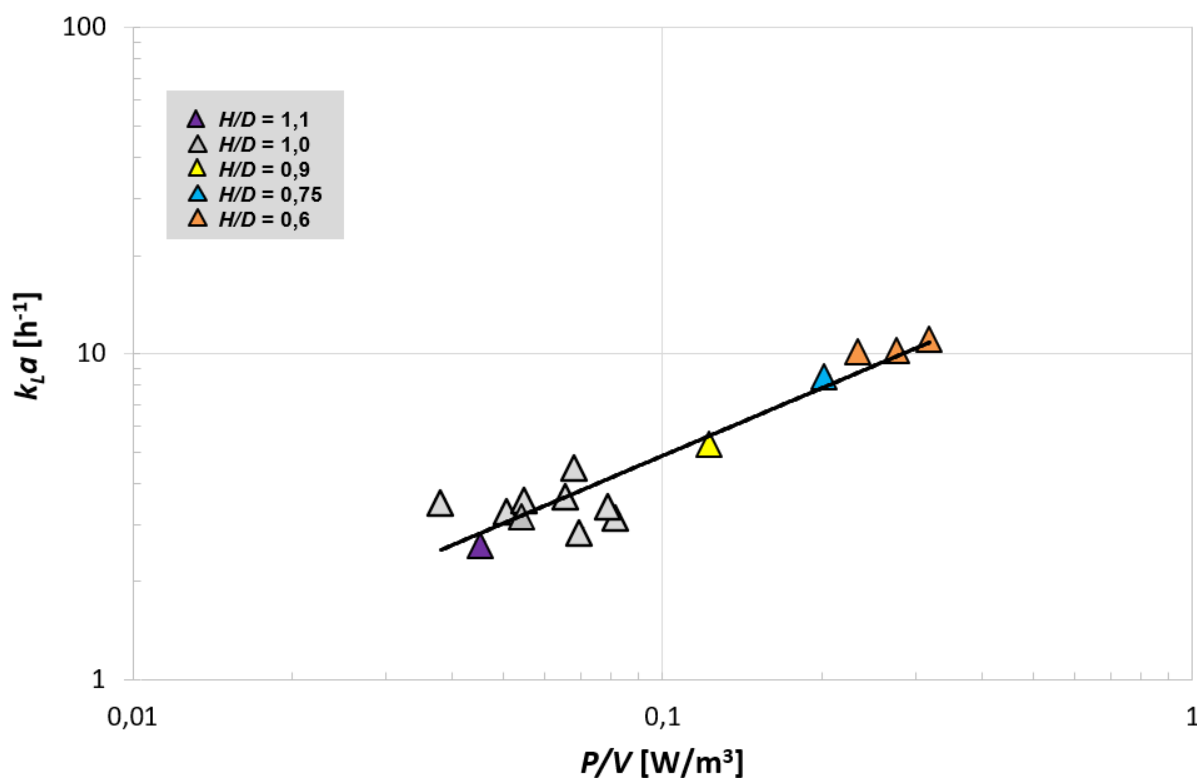
Tabela 25. Zestawienie wyników współczynnika przenoszenia tlenu oraz współczynnika wnikania masy.

Lp.	H/D	p ₁ , p ₂ [hPag]	R2 [barg]	t _{ox} [s]	OTR [mol/L/h]	k _{La} [s ⁻¹]	k _{La} [h ⁻¹]
1	pomiar referencyjny w zlewce z mieszadłem mechanicznym			1335	0,00066	0,000977	3,5172
2	1	120	1,5	1499	0,00059	0,000870	3,1334
3	1	100	1,5	1660	0,00053	0,000786	2,8295
4	1	80	1,5	1387	0,00064	0,000941	3,3864
5	1	120	1	1286	0,00069	0,001015	3,6523
6	1	100	1	1489	0,00059	0,000876	3,1544
7	1	80	1	1053	0,00084	0,001239	4,4605
8	1	120	0,5	1431	0,00062	0,000912	3,2822
9	1	100	0,5	1323	0,00067	0,000986	3,5502
10	1	80	0,5	1342	0,00066	0,000972	3,4999
11	1,1	100	1	1833	0,00048	0,000712	2,5624

Tabela 25 – ciąg dalszy

Lp.	H/D	p_1, p_2 [hPag]	R2 [barg]	t_{ox} [s]	OTR [mol/L/h]	k_{La} [s ⁻¹]	k_{La} [h ⁻¹]
12	0,9	100	1	893	0,00099	0,001461	5,2597
13	0,75	100	1	553	0,00160	0,002359	8,4935
14	0,6	120	1	424	0,002089	0,003077	11,0776
15	0,6	100	1	463	0,001913	0,002818	10,1445
16	0,6	80	1	467	0,001896	0,002794	10,0576

Zmienność wyników k_{La} dla przeprowadzonych eksperymentów jest mniejsza niż 2%. Z tego powodu w tabeli podano wartości średnie. Zależność współczynnika wnikania masy od jednostkowej mocy mieszania została przedstawiona na wykresie (rys. 97).



Rys. 97. Zależność współczynnika wnikania masy od jednostkowej mocy mieszania.

Jak można zaobserwować na wykresie, wymiana masy wzrasta wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania i zmniejszeniem H/D . Zależność może zostać opisana potęgową linią trendu zgodnie z równaniem (66).

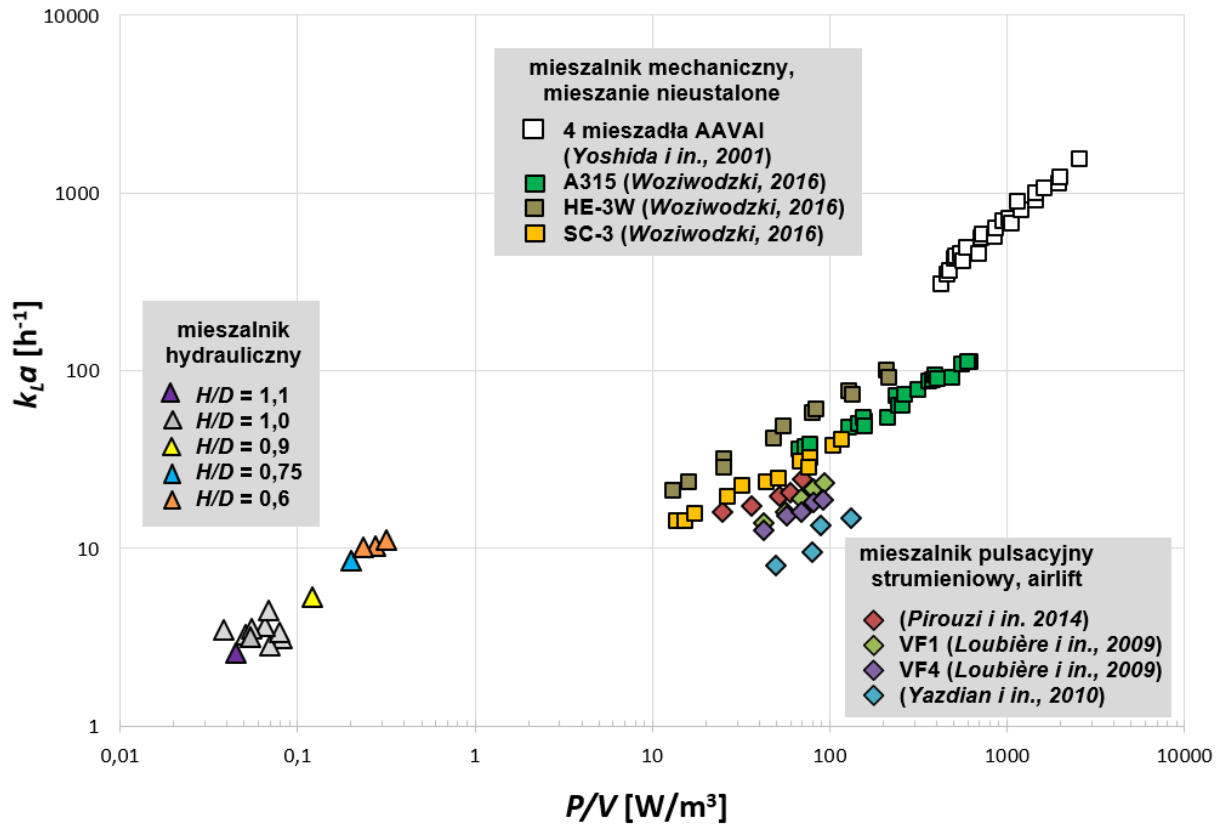
$$k_L a = C_{10} \left(\frac{P}{V}\right)^{C_{11}} \quad (66)$$

Dla równania przeprowadzono estymację nieliniową (66) w programie Statistica 13 (*StatSoft Inc., 2011*). W tabeli 26 zestawiono otrzymane parametry dla modelu, w którym C_1 i C_2 są wykładnikami potęgowymi. Poziom ufności wynosi 95,0% ($\alpha = 0,050$). Równania jest słuszne w badanym zakresie $H/D = 0,6 \div 1,1$, $p_1, p_2 = 80 \div 120$ hPag, $R_2 = 0,5 \div 1,5$ barg.

Tabela 26. Ocena parametrów modelu zależności współczynnika wnikania masy k_{La} od jednostkowej mocy mieszania P/V .

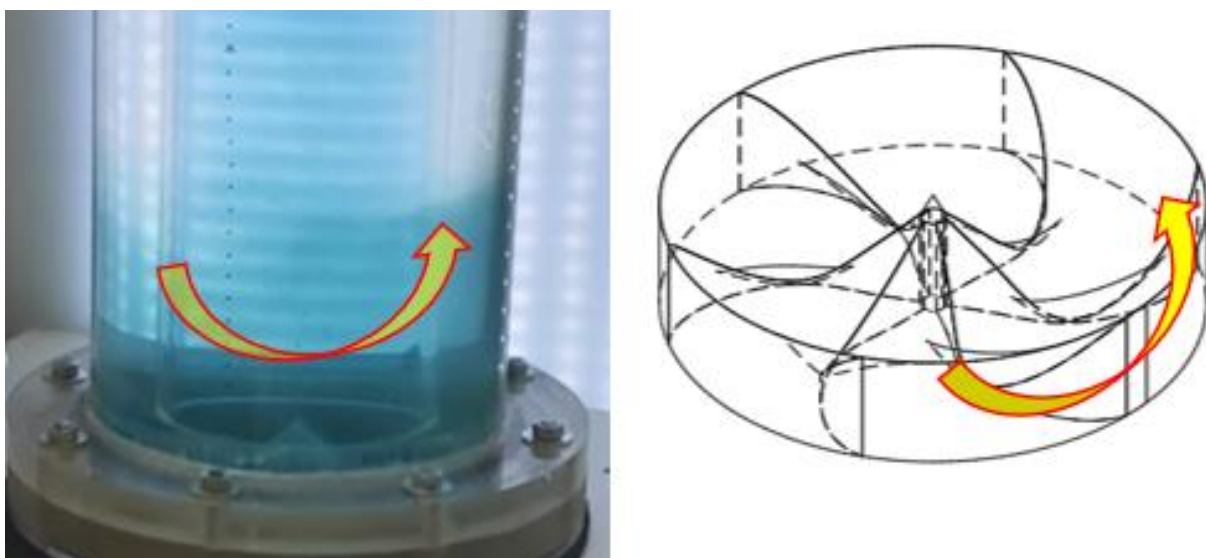
Parametr	Estymacja	Błąd standardowy	Prawdopodobieństwo ($\leq 0,05$)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
C_{10}	26,47028	2,227667	0,000000	21,65770	31,28286
C_{11}	0,73461	0,046964	0,000000	0,63315	0,83607

Osiągane wartości k_{La} dla mieszalnika hydraulicznego mieszczą się w znacznie mniejszym zakresie mocy jednostkowej, niż wyniki dla mieszalników strumieniowych typu airlift (rys. 98). Jest to spowodowane różnicami konstrukcyjnymi i charakterystyką przepływu w obu rodzajach urządzeń. Mieszalniki typu airlift wymagają większej mocy jednostkowej, natomiast czas mieszania jest krótszy niż w mieszalniku hydraulicznym (tabela 4). W pracy Pirouzi i współpracowników (*Pirouzi i in., 2014*) przykładowy czas mieszania mieści się w przedziale do 150 s, a w niniejszej pracy proces mieszania trwa 424 – 1833 s. Porównano również k_{La} w mieszalniku hydraulicznym z mieszalnikiem oscylacyjnym typu *OFR-SPC* (*Graça i in., 2020*). Wyniki dla mieszalnika *OFR-SPC* są znacznie większe (tabela 4), jednak ze względu na brak odpowiednich wyników w literaturze, porównanie współczynnika wnikania masy z uwzględnieniem jednostkowej mocy mieszania jest utrudnione.



Rys. 98. Porównanie współczynników wnikania masy dla mieszalnika hydraulicznego, różnych typów mieszalników pulsacyjnych strumieniowych typu airlift oraz mieszalników mechanicznych z nieustalonym ruchem mieszadła (Loubière i in., 2009; Pirouzi i in., 2014; Woziwodzki, 2016; Yazdian i in., 2010; Yoshida i in., 2001b).

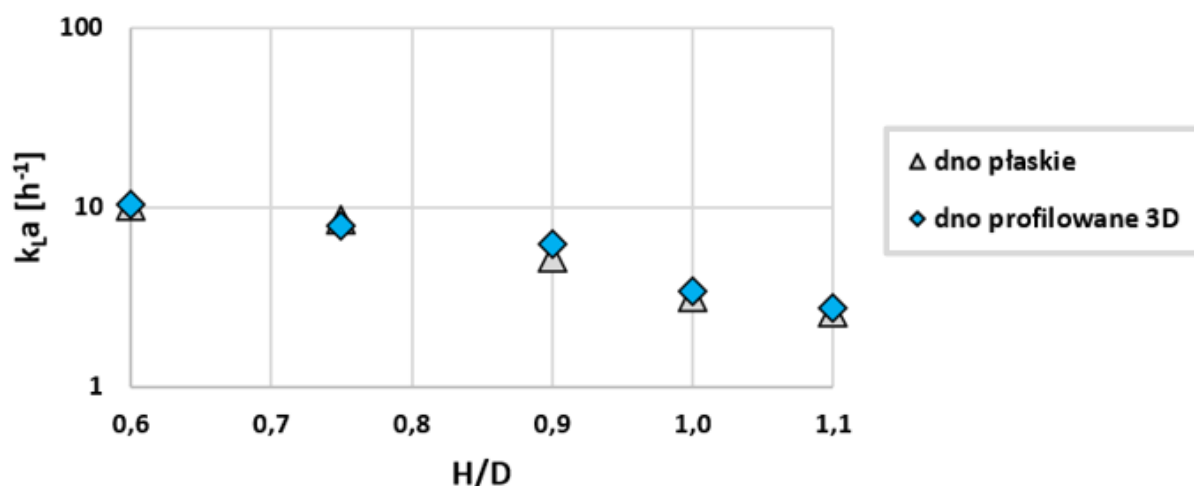
Przeprowadzono również analizę wnikania masy dla mieszalnika ze zmodyfikowanym profilowanym dnem (rys. 48).



Rys. 99. Wizualny rozkład barwy podczas mieszania z zastosowaniem zmodyfikowanego dna.

Podstawową różnicą w wynikach uzyskiwanych dla dna płaskiego i profilowanego był wizualny rozkład barwy wynikający z kształtu elementu (rys. 99). Zaobserwowano niewielkie różnice w porównaniu z mieszaniem w mieszalniku hydraulicznym ze standardowym, płaskim dnem. W przypadku dna profilowanego, roztwór barwnika był wprowadzany poprzez lejek w górnej części urządzenia ze względu na brak możliwości wykonania otworu w dnie wyprodukowanym metodą wydruku 3D, ponieważ element nie jest lity. Dodatkowo otwór zaburzyłby ideę struktury zbliżonej kształtem do „kierownicy” (rys. 48), którą zaprojektowano w celu wywołania dodatkowych ruchów w cieczy, które mają prowadzić do wyeliminowania obszarów niewymieszanych w komorze zewnętrznej. Wprowadzanie roztworu przez lejek nie pozwala na zapewnienie powtarzalności wykonywanych pomiarów, ponieważ barwnik zostaje wówczas już częściowo wymieszany, a przepływ zaburzony.

Porównano czasy mieszania i współczynniki wnikania masy uzyskiwane dla dna płaskiego oraz profilowanego, względne odchylenie standardowe *RSD* dla wyników uzyskiwane dla takich samych parametrów ciśnienia oraz *H/D* wynosiło 1-12% (rys. 100).



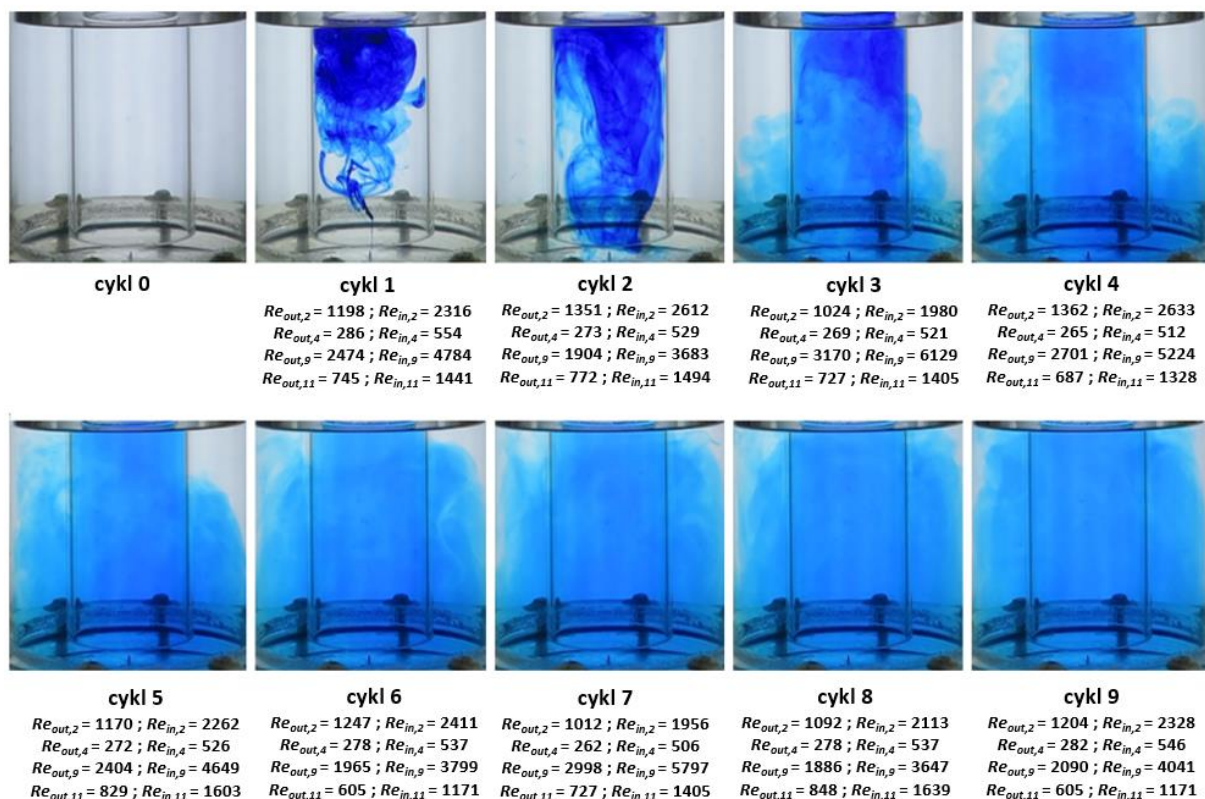
Rys. 100. Współczynnik wnikania masy dla dna płaskiego i profilowanego; $R_2 = 1,0$ barg; $p_1, p_2 = 100$ hPag.

W związku z tym dokładne badania prowadzono tylko dla jednego, standardowego, płaskiego wariantu dna mieszalnika hydraulicznego, w którym barwnik jest wprowadzany przez otwór w dennicy dolnej.

12. Czas mieszania

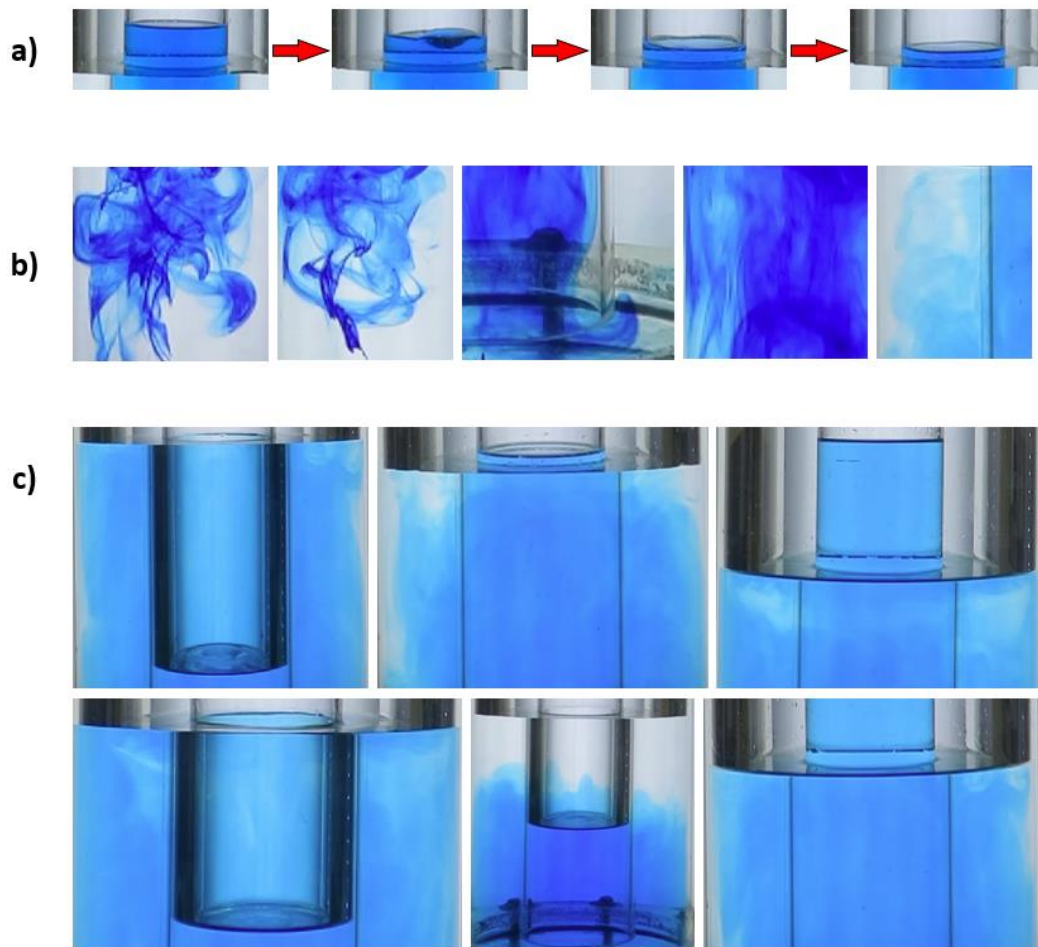
Bardzo ważnym parametrem mieszania jest czas mieszania, określany jako czas wymagany do osiągnięcia jednorodności układu. Pozwala określić efektywność urządzenia i wyznaczyć

najlepsze ustawienia pracy mieszalnika w celu osiągnięcia pożądanego rezultatu. Czas mieszania jest definiowany jako czas wymagany do osiągnięcia stopnia wymieszania na poziomie 95%. Analiza czasu mieszania została przeprowadzona dla mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego przy różnych amplitudach ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej zgodnie z planem opisanym w metodyce badań w punkcie 7.2 (tabela 9). Zmiany barwy w kolejnych cyklach mieszania hydraulicznego w czasie zaprezentowano na zdjęciach (rys. 101) dla eksperymentu E2 (patrz: tabela 27) dla początkowego etapu z wyrównanym poziomem cieczy w obu komorach.



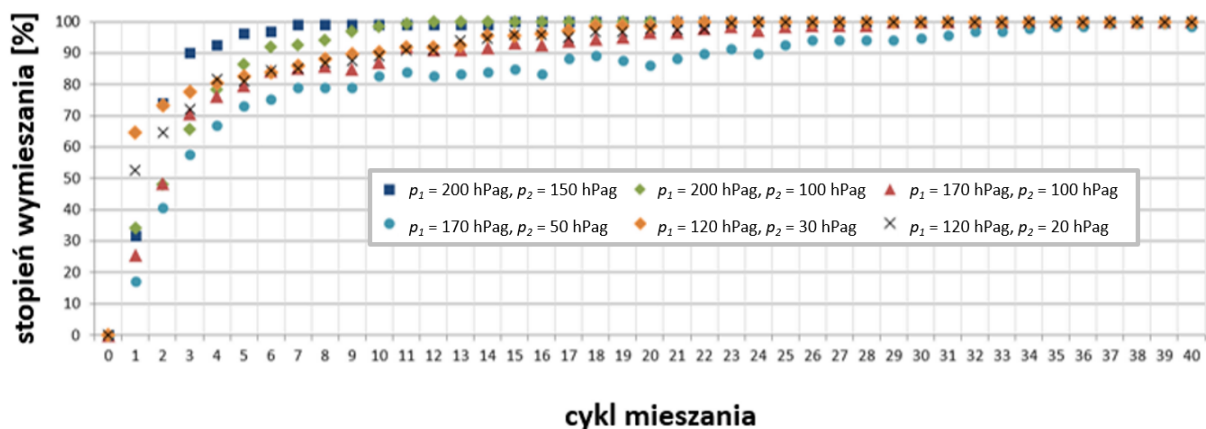
Rys. 101. Zmiana barwy w kolejnych cyklach 0-9 mieszania hydraulicznego w eksperymencie E2 oraz lokalne liczby Reynoldsa w etapach 2, 4, 9 i 11 każdego cyklu.

Na czas mieszania oraz stopień wymieszania barwnika w kolejnych cyklach mają wpływ specyficzne zjawiska zaobserwowane podczas mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego, tj. falowanie cieczy (rys. 102a), tworzenie struktur wstęgowych charakterystycznych dla przepływu laminarnego (rys. 102b) oraz powstawanie izolowanych obszarów mieszania w komorze zewnętrznej (rys. 102c). Obszary *IMR* powstają w górnej części komory zewnętrznej i przyjmują różne chaotyczne kształty, co można zaobserwować na zdjęciach (rys. 102c).



Rys. 102. Zjawiska wpływające na czas mieszania i stopień wymieszania: a - falowanie poziomu cieczy, b - tworzenie struktur wstęgowych, c - powstawanie izolowanych obszarów mieszania.

Na rysunku 103 przedstawiono uzyskane wyniki stopnia wymieszania barwnika w kolejnych cyklach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego dla pomiarów przy sześciu różnych parametrach ciśnienia p_1 i p_2 . Ciśnienie na zaworze redukującym $R2$ było takie same dla wszystkich pomiarów, wynosiło 1 bar. Zaobserwowano, że im większa różnica ciśnień w komorze wewnętrznej i zewnętrznej, tym wolniej zachodzi wymieszanie.



Rys. 103. Zmiana stopnia wymieszania barwnika w kolejnych cyklach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.

W tabeli 27 przedstawiono parametry procesu mieszania charakteryzujące każdy z przeprowadzonych eksperymentów:

- czas trwania procesu mieszania t_p ,
- średni czas trwania cyklu mieszania t_c ,
- ilość cykli wymaganą do osiągnięcia całkowitego wymieszania i ,
- maksymalne i minimalne wysokości poziomu cieczy osiągnięte w komorze zewnętrznej ($h_{out,max}$, $h_{out,min}$) oraz wewnętrznej ($h_{in,max}$, $h_{in,min}$), a także odchylenie standardowe tych wartości ($S(h_{out,max})$, $S(h_{out,min})$, $S(h_{in,max})$, $S(h_{in,min})$),
- maksymalną hydrauliczną liczbę Reynoldsa $Re_{ho,max}$, która zgodnie z definicją przyjmuje wartości narastające w czasie trwania procesu (Mitekowski i in., 2016).

Najkrótszy czas mieszania uzyskano w eksperymencie E1, gdzie amplituda zmiany poziomu cieczy jest największa. Czas mieszania dla eksperymentu E4 (1919 s) wyraźnie odbiega od pozostałych eksperymentów, dla których uzyskano czasy mieszania w przedziale 727 ÷ 1108 s. Przyczyną jest występowanie obszarów niecałkowitego wymieszania w komorze zewnętrznej. Najdłuższy czas mieszania został uzyskany przy największej amplitudzie ciśnień p_1 oraz p_2 . Odchylenie standardowe z maksymalnych i minimalnych wysokości poziomu cieczy w obu komorach jest niewielkie, przyjmuje wartości w zakresie 0,01 ÷ 0,16, co świadczy o nieznacznej zmienności amplitudy poziomu cieczy w kolejnych cyklach procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.

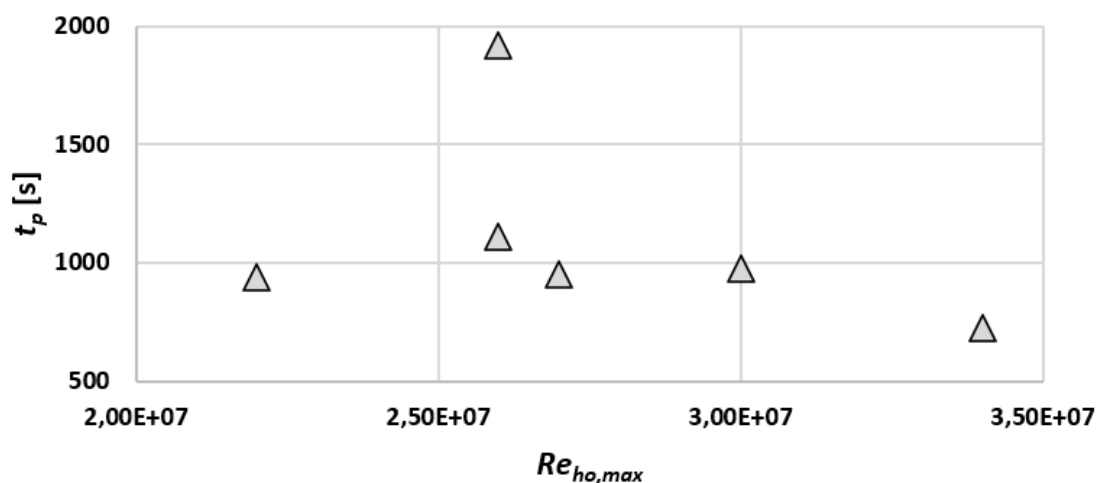
Tabela 27. Podsumowanie przeprowadzonych eksperymentów E1 – E6.

Nr eksperymentu	E1	E2	E3	E4	E5	E6
t_p [s]	727	1108	938	1919	953	977
t_c [s]	34,61	32,58	32,36	31,46	38,12	39,06
i	21	34	29	61	25	25
$h_{in,min}$ [cm]	9,66	12,80	14,23	14,78	17,97	16,93
$S(h_{in,min})$ [cm]	0,16	0,06	0,08	0,13	0,07	0,06
$h_{in,max}$ [cm]	23,06	23,25	23,20	22,73	22,19	22,18
$S(h_{in,max})$ [cm]	0,07	0,05	0,07	0,02	0,06	0,04
$h_{out,min}$ [cm]	16,40	17,05	17,81	17,27	18,07	18,07

Tabela 27 – ciąg dalszy

Nr eksperymentu	E1	E2	E3	E4	E5	E6
$S(h_{out,min})$ [cm]	0,04	0,03	0,04	0,01	0,03	0,02
$h_{out,max}$ [cm]	23,71	22,76	22,70	21,61	20,44	20,94
$S(h_{out,max})$ [cm]	0,09	0,03	0,04	0,07	0,04	0,03
$Re_{ho,max}$	3,4E+07	2,6E+07	2,2E+07	2,6E+07	2,7E+07	3,0E+07

Przeanalizowano również zależność czasu mieszania t_p od maksymalnej hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa $Re_{ho,max}$ (rys. 104). Nie zidentyfikowano trendu zależności, widoczna jest znaczna różnica w czasie mieszania dla eksperymentu E4 pomimo wartości $Re_{ho,max}$ w podobnym zakresie jak dla pozostałych eksperymentów. Największa hydrauliczno-oscylacyjna liczba Reynoldsa występuje w eksperymencie E1, w którym amplituda zmiany poziomu cieczy w komorze zewnętrznej i wewnętrznej jest największa.

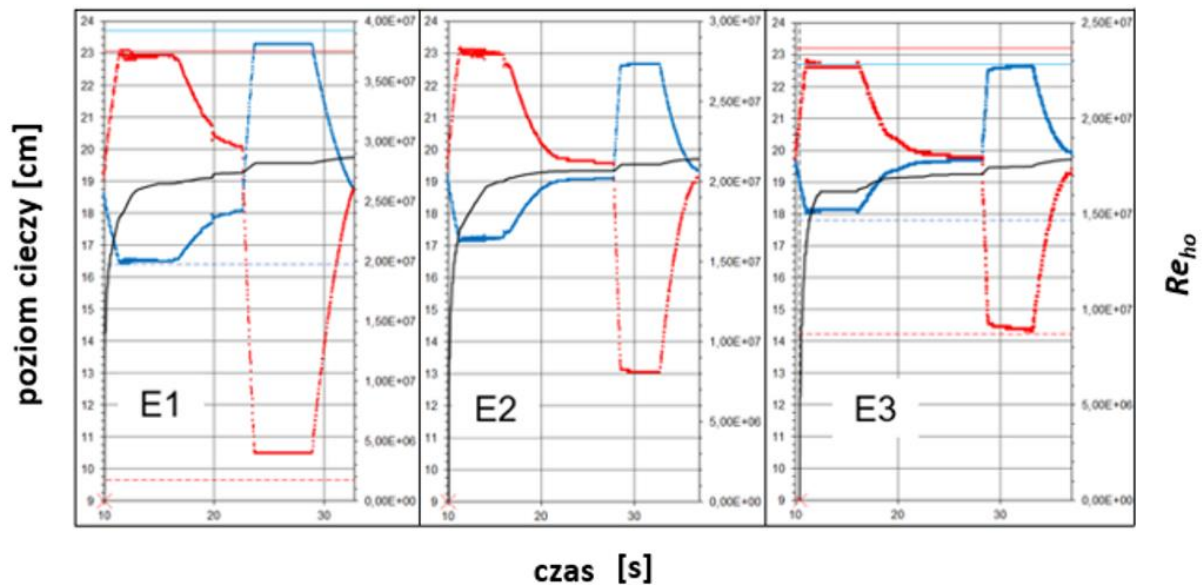


Rys. 104. Zależność czasu mieszania od maksymalnej hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa.

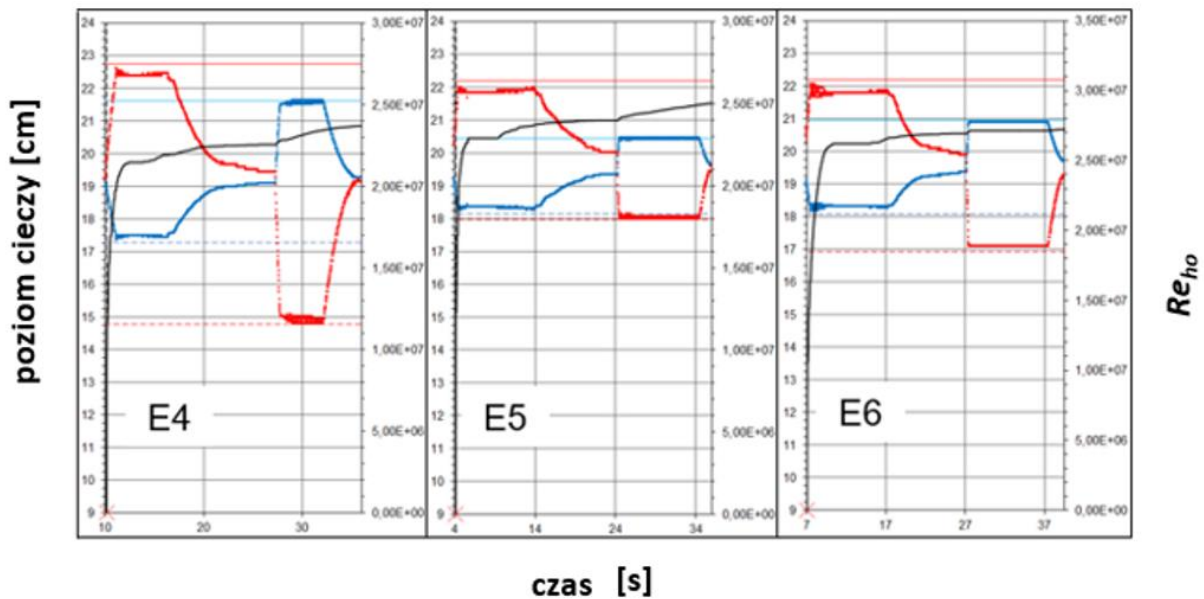
Zmiana barwy w kolejnych cyklach mieszania została zaprezentowana wraz z obliczonym stężeniem w każdym z obszarów 1 – 3 na wykresach (rys. 107 – 112). Dodatkowo na wykresach zaprezentowano zmianę hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa Re_{ho} , która przyjmuje wartości narastające i wraz z kolejnymi cyklami mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego ulega coraz mniejszym zmianom.

W celu lepszego zrozumienia przebiegu doświadczeń przeprowadzonych podczas analizy wymieszania, na wykresach (rys. 105 i 106) przedstawiono zmianę wysokości w czasie

jednego cyklu mieszania dla komory zewnętrznej (—) i wewnętrznej (—) wraz z linią (—) pokazującą wartości liczby Reynoldsa.



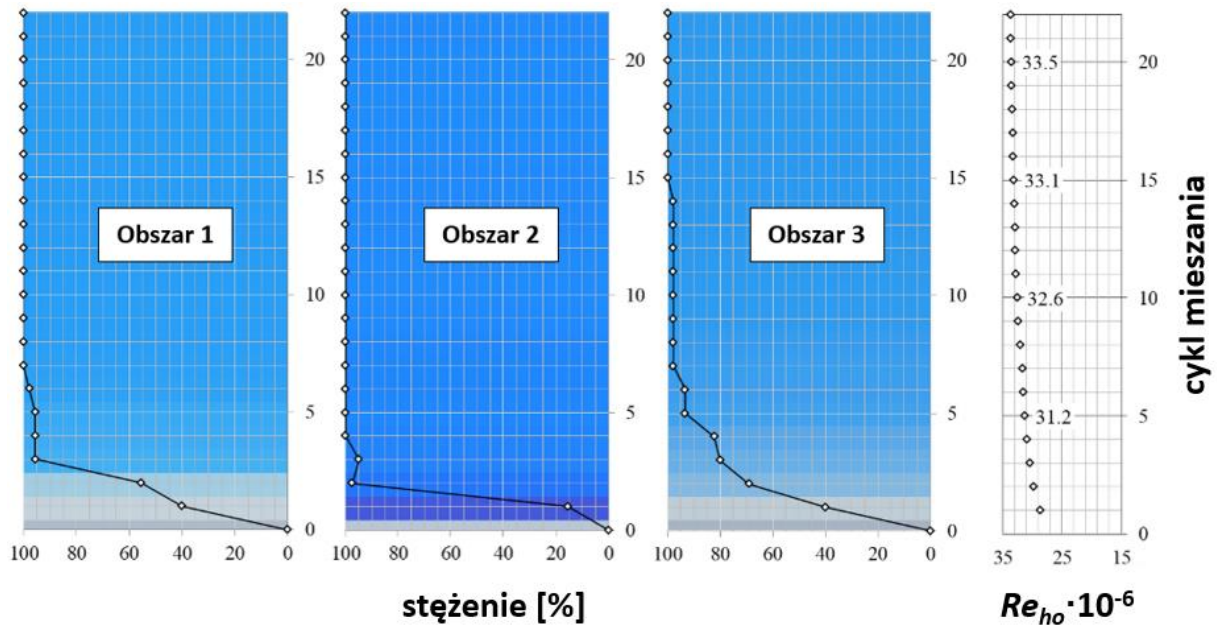
Rys. 105. Zmiana poziomu cieczy w czasie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego oraz zmodyfikowanej liczby Reynoldsa dla eksperymentów E1 – E3.



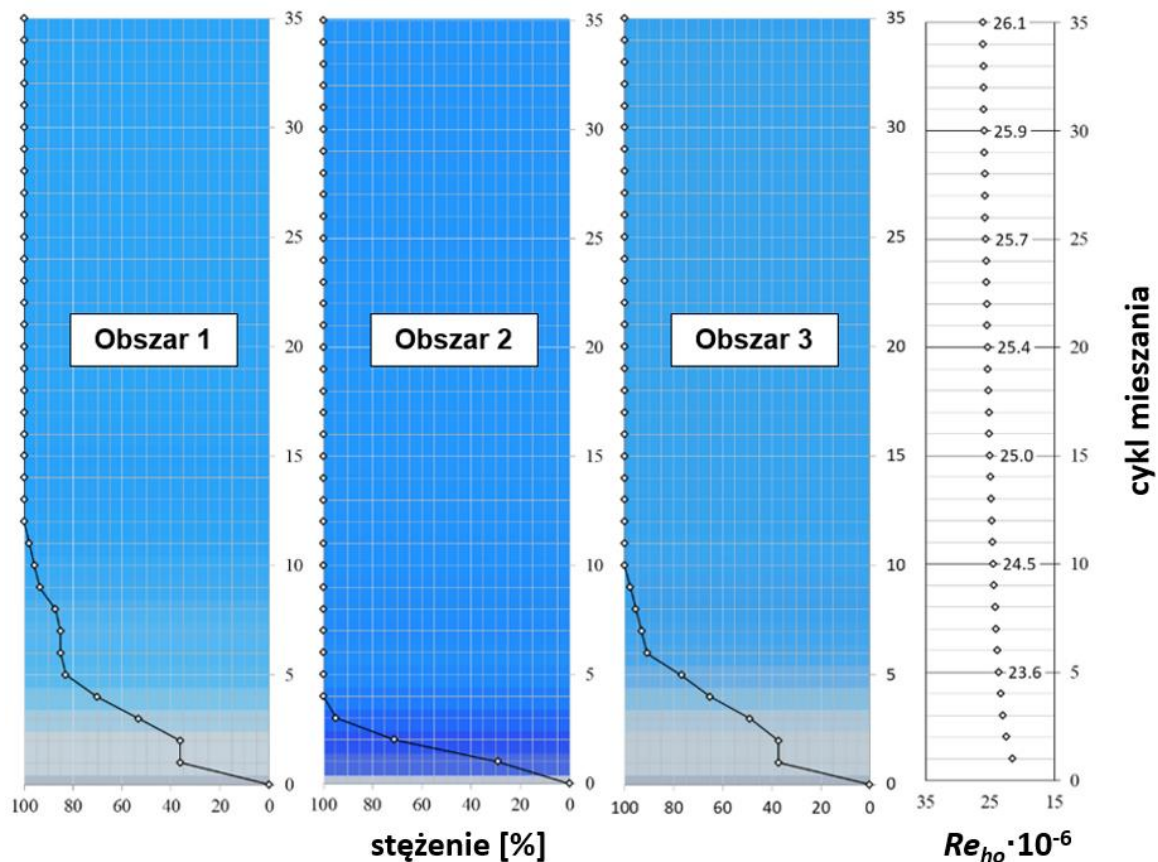
Rys. 106. Zmiana poziomu cieczy w czasie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego oraz zmodyfikowanej liczby Reynoldsa dla eksperymentów E4 – E6.

W eksperymentach E5 i E6 wymieszanie zostało osiągnięte po 25 cyklach, podczas gdy w pozostałych z wyjątkiem E1 potrzeba było co najmniej czterech cykli więcej, co jest widoczne na rysunkach 107 - 112. Czas wymieszania w przypadku E5 i E6 jest mniejszy niż 1000 s i porównywalny z eksperymentem E3, gdzie amplituda zmiany poziomu cieczy jest średnio o 145% większa niż w eksperymencie E5 oraz średnio o 70% większa niż dla

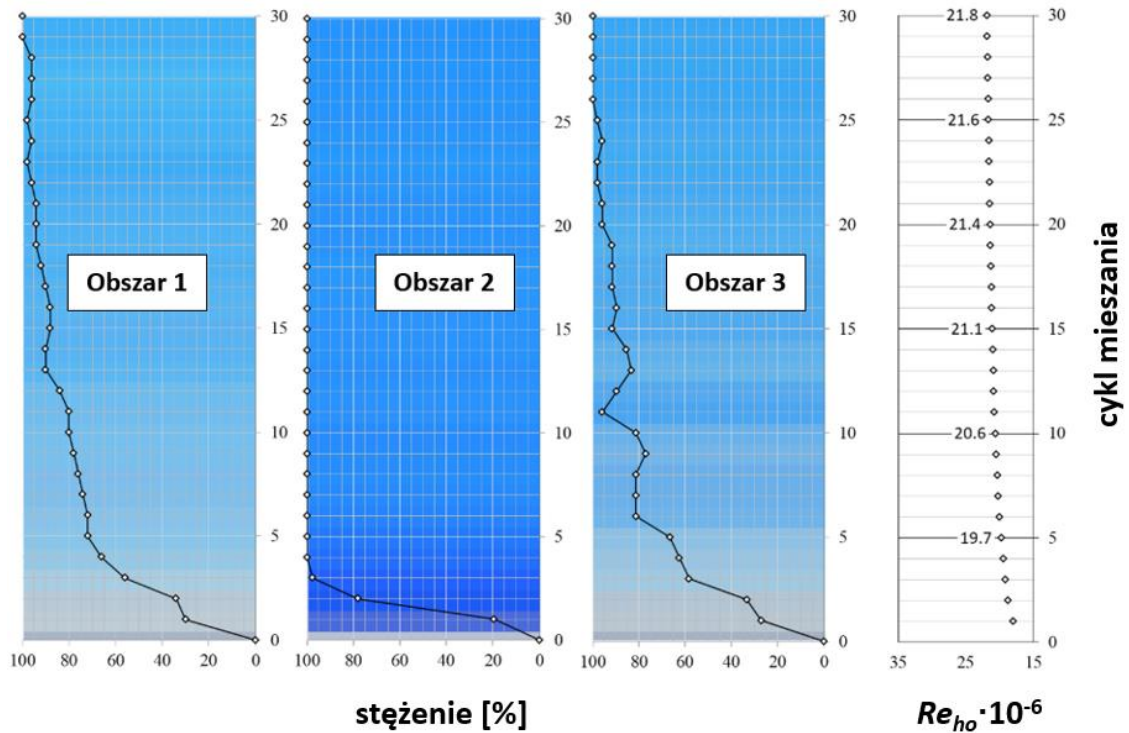
eksperymentu E6. Wyniki dla E5 i E6 są dobre mimo niskich wartości ciśnień p_1 , p_2 , co może być związane z dłuższym czasem trwania cyklu, przez który wpływ bezwładności na mieszanie hydrauliczno-oscylacyjne jest większy niż w pozostałych przeprowadzonych doświadczeniach.



Rys. 107. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E1.

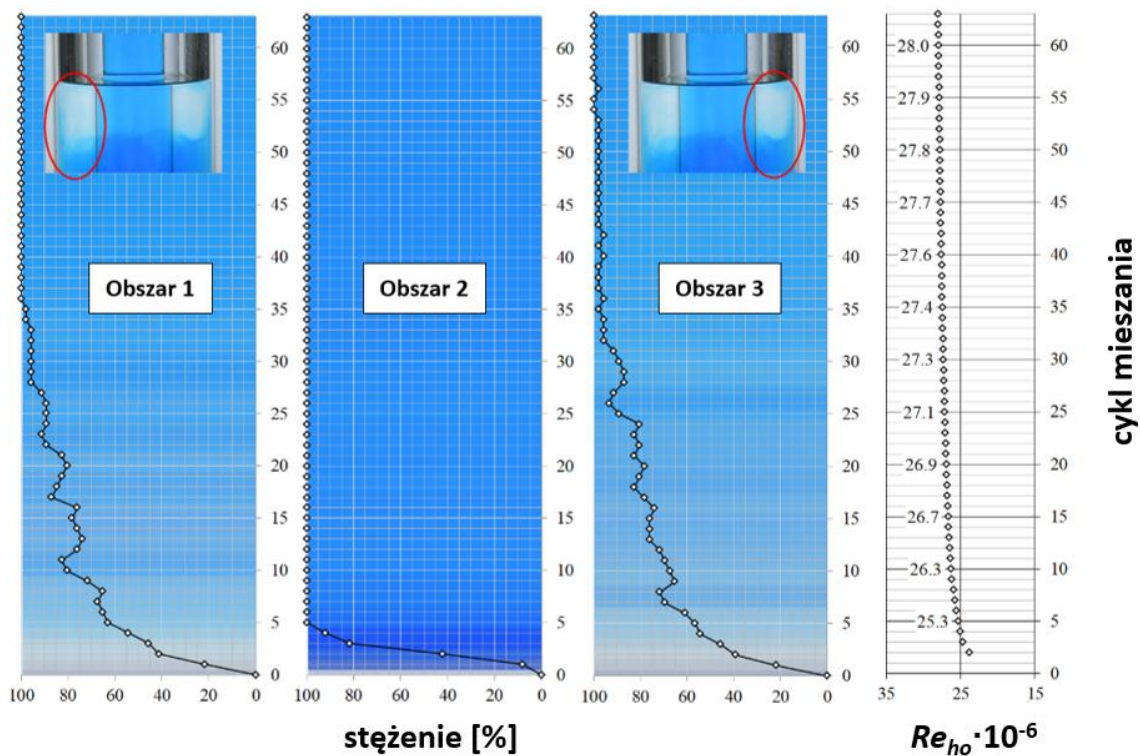


Rys. 108. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E2.



Rys. 109. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E3.

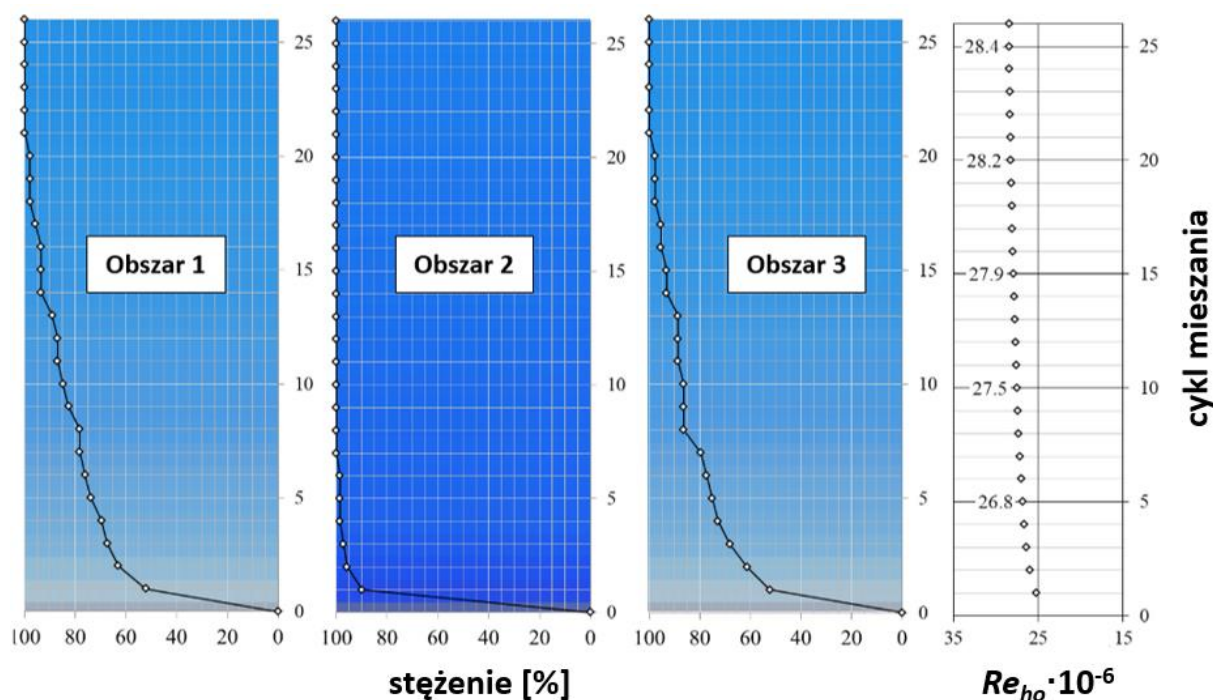
Podczas eksperymentu E4 dostrzegalne były przez długi czas obszary słabego wymieszania w częściach zewnętrznych 1 oraz 3. Zostały one zaprezentowane na rys. 110, a ich wystąpienie doprowadziło do znacznego wydłużenia czasu mieszania.



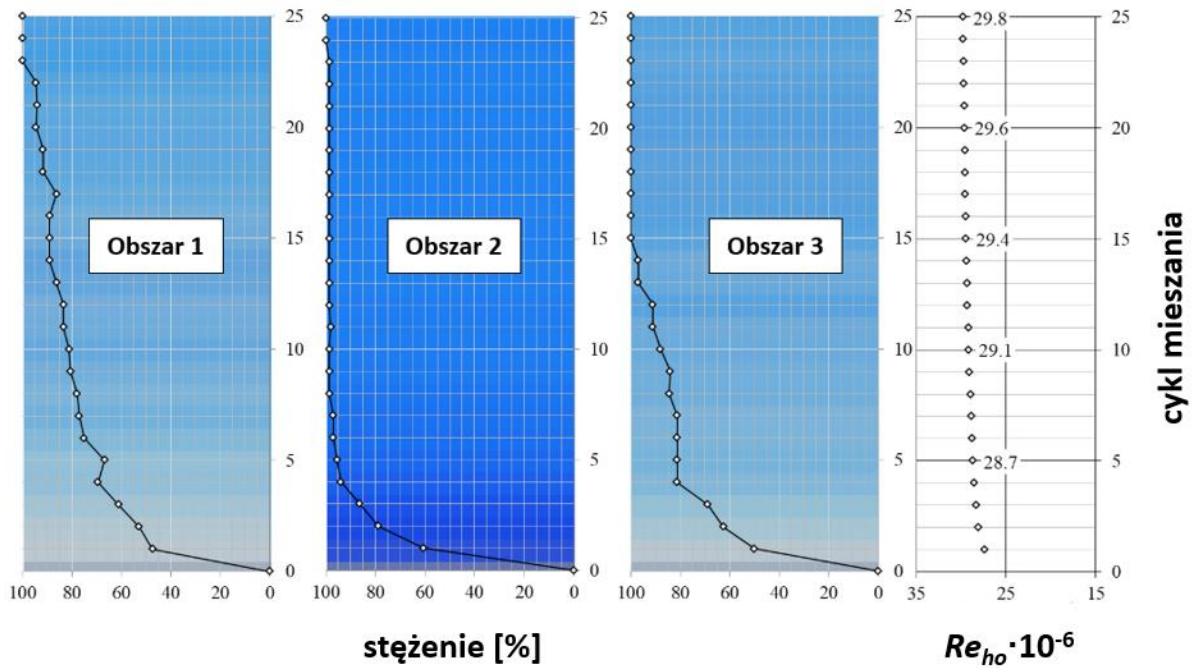
Na rysunku 110 widoczne są również nieznaczące rozbieżności w zmianie stężenia w obszarach 1 i 3, które reprezentują tą samą komorę. Różnice są widoczne najbardziej przy porównaniu z eksperymentami E1, E3, E4 i E6. Mieszalnik był odpowiednio skalibrowany podczas wszystkich przeprowadzonych badań doświadczalnych, a o zmienności mieszania może świadczyć fakt, że osiągnięcie wymaganego stężenia było w niektórych przypadkach dostrzegalne najpierw w obszarze 1 (E1 i E4), natomiast w innych eksperymentach w obszarze 3 (E3 i E6). Przykładowo w doświadczeniu E1 właściwe wymieszanie zostało osiągnięte w różnym czasie:

- w obszarze 2 po 4 cyklu,
- w obszarze 1 po 7 cyklu,
- w obszarze 3 po 14 cyklu.

Dyfuzja barwnika jest najszybsza w obszarze 2 dla wewnętrznej komory mieszalnika hydraulicznego, który ma mniejszą objętość niż zewnętrzna komora.



Rys. 111. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E5.



Rys. 112. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E6.

Lokalne liczby Reynoldsa osiągnięte w komorze zewnętrznej i wewnętrznej w etapach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego przedstawiono w tabeli 13. Zmiana wysokości była prawie dwukrotnie wyższa w komorze wewnętrznej w porównaniu do komory zewnętrznej. Osiągane lokalne liczby Reynoldsa są także wyższe dla komory wewnętrznej (tabela 13). Widoczne są również różnice w wartościach liczby Reynoldsa w obszarach 1 i 3, które na analizowanej klatce zarejestrowanego materiału filmowego reprezentują ten sam przedział mieszalnika. Jednakże w większości etapów mieszczą się one w zakresie laminarnym. Wymieszanie w przedziale zewnętrznym jest znacznie wolniejsze i ma charakter asymetryczny.

PODSUMOWANIE I WNIOSKI

W pracy przedstawiono wyniki badań mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego w mieszalniku hydraulicznym. Mieszalnik taki zbudowany jest z dwóch komór, wewnętrznej i zewnętrznej. Siłą napędową mieszalnika są ciśnienia poduszek gazowych w komorach, które naprzemiennie i cyklicznie zmieniane powodują zmiany poziomów cieczy w komorach wewnętrznej i zewnętrznej, skutkując wymianą części objętości cieczy pomiędzy komorami stymulując mieszanie cieczy.

Konstrukcja mieszalnika hydraulicznego nie umożliwiła wprowadzenia dodatkowych czujników ciśnienia i temperatury bez zakłócania hydrodynamiki badanego urządzenia. Z tego względu wskazane było zastosowanie metod bezinwazyjnych, do których zaliczyć można metody optyczne. Metody te polegają na analizie zmian zabarwienia w mieszalniku pod wpływem wprowadzonego znacznika. Można je prowadzić obserwując zmiany zabarwienia przez obserwatora lub z wykorzystaniem cyfrowej analizy obrazu. Sposób drugi jest obecnie najczęściej stosowany, jednak z powodu dużej ilości danych jest czasochłonny.

W przedstawionej pracy opracowano metodykę analizy obrazu z wykorzystaniem języka programowania Matlab. Zaproponowana metodyka pozwalała na analizę off-line otrzymanych obrazów uwzględniając lokalny rozkład barw składowych *RGB* dla zdefiniowanych obszarów mieszalnika.

Metodą analizy obrazu wykonano następujące badania:

- zmian poziomu cieczy w komorze zewnętrznej i wewnętrznej (analiza położenia granicy faz) w zależności od przyłożonego ciśnienia,
- stopnia wymieszania i czasu mieszania,
- wymiany masy polegającej na określeniu objętościowego współczynnika wnikania masy k_{LA} ,
- wpływu kształtu dna na przebieg cyklu mieszania oraz objętościowy współczynnik wnikania masy.

Powyższe badania pozwoliły również na określenie amplitud zmian poziomu cieczy jak również zapotrzebowania na moc mieszania.

Na podstawie uzyskanych wyników sformułowano następujące wnioski:

1. Metoda analizy obrazu umożliwia bezinwazyjną ocenę mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego. Wykorzystanie zaproponowanej metodyki analizy obrazu umożliwia określenie rzeczywistej zmiany wysokości poziomu cieczy w komorach

w czasie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego oraz pozwala na znaczne skrócenie czasu analizy obrazu.

2. Mieszanie w komorze zewnętrznej wywiera największy wpływ na czas mieszania w mieszalniku hydraulicznym. Przepływ w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ma okresowo charakter laminarny lub przejściowy lub burzliwy. Podczas mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego zaobserwowano występowanie struktur charakterystycznych dla mieszania laminarnego, szczególnie w komorze zewnętrznej.
3. Klasycznie zdefiniowana liczba Reynoldsa nie oddaje charakteru procesu w całym urządzeniu, dlatego zastosowano hydrauliczno-oscylacyjną liczbę Reynoldsa Re_{ho} oraz oscylacyjną liczbę Reynoldsa Re_v . Liczba Reynoldsa hydrauliczno-oscylacyjna może służyć do określenia czasu mieszania.
4. Amplituda zmian poziomu cieczy jest uzależniona od ciśnienia poduszki gazowej oraz stosunku wysokości poziomu cieczy do średnicy komory zewnętrznej, wraz ze wzrostem ciśnienia rośnie amplituda zmiany poziomu cieczy. Wyniki badań wskazują, że im mniejsza różnica ciśnień pomiędzy komorą wewnętrzną i zewnętrzną, tym szybsze wymieszanie, dlatego zaleca się, aby ciśnienia p_1 i p_2 były takie same. Wzrost ciśnienia p_1 i p_2 powoduje skrócenie czasu mieszania.
5. Objętościowy współczynnik wnikania masy rośnie wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania, z kolei moc mieszania rośnie wraz ze wzrostem H/D . Uzyskane wartości k_{LA} dla mieszalnika hydraulicznego są mniejsze niż dla mieszalników strumieniowych typu airlift oraz mieszalników mechanicznych z nieustalonym ruchem mieszadła. Mieszalniki typu airlift oraz mechaniczne wymagają większej mocy jednostkowej, natomiast czas mieszania jest krótszy niż w mieszalniku hydraulicznym.

BIBLIOGRAFIA

- Abbott, M.S.R., Harvey, A.P., Valente Perez, G., Theodorou, M.K., 2013. Biological processing in oscillatory baffled reactors: Operation, advantages and potential. *Interface Focus* 3. <https://doi.org/10.1098/rsfs.2012.0036>
- Abolhasani, M., Bruno, N.C., Jensen, K.F., 2015. Oscillatory three-phase flow reactor for studies of bi-phasic catalytic reactions. *Chem. Commun.* 51, 8916–8919. <https://doi.org/10.1039/c5cc02051d>
- Adamski, M.R., Mitkowski, P.T., Szaferski, W., 2016. PL 234951 B1: Mieszalnik hydrauliczny cieczy.
- Aeby, P., Forrer, J., Steinmeier, C., Flühler, H., 1997. Image analysis for determination of dye tracer concentrations in sand columns. *Soil Sci. Soc. Am. J.* 61, 33–35.
- Afshari-Jouybari, H., Farahnaky, A., 2011. Evaluation of photoshop software potential for food colorimetry. *J. Food Eng.* 106, 170–175. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2011.02.034>
- Ahmed, S.M.R., Phan, A.N., Harvey, A.P., 2017. Scale-Up of Oscillatory Helical Baffled Reactors Based on Residence Time Distribution. *Chem. Eng. Technol.* 40, 907–914. <https://doi.org/10.1002/ceat.201600480>
- Aït Aïssa, A., Duchesne, C., Rodrigue, D., 2010. Polymer powders mixing part II: Multi-component mixing dynamics using RGB color analysis. *Chem. Eng. Sci.* 65, 3729–3738. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.03.007>
- Alvarez, M.M., Guzmán, A., Elías, M., 2005. Experimental visualization of mixing pathologies in laminar stirred tank bioreactors. *Chem. Eng. Sci.* 60, 2449–2457. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2004.11.049>
- Ankerfors, C., Ondaral, S., Wågberg, L., Ödberg, L., 2010. Using jet mixing to prepare polyelectrolyte complexes: Complex properties and their interaction with silicon oxide surfaces. *J. Colloid Interface Sci.* 351, 88–95. <https://doi.org/10.1016/j.jcis.2010.07.027>
- Anxionnaz, Z., Cabassud, M., Gourdon, C., Tochon, P., 2008. Heat exchanger/reactors (HEX reactors): Concepts, technologies: State-of-the-art. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*

47, 2029–2050. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2008.06.012>

- Ascanio, G., 2015. Mixing time in stirred vessels: A review of experimental techniques. *Chinese J. Chem. Eng.* 23, 1065–1076. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2014.10.022>
- Bai, G., Armenante, P.M., Plank, R. V., 2007. Experimental and Computational Determination of Blend Time in USP Dissolution Testing Apparatus II. *J. Pharm. Sci.* 96, 3072–3086. <https://doi.org/10.1002/jps>
- Baird, M.H.I., Rama Rao, N. V., 1988. Characteristics of a Countercurrent Reciprocating Plate Bubble Column. 11. Axial Mixing and Mass Transfer. *Can. J. Chem. Eng.* 66.
- Baldyga, J., Bourne, J.R., 1989. Simplification of micromixing calculations. II. New applications. *Chem. Eng. J.* 42, 93–101. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(89\)85003-8](https://doi.org/10.1016/0300-9467(89)85003-8)
- Baldyga, J., Bourne, J.R., Gholap, R. V., 1995. The influence of viscosity on mixing in jet reactors. *Chem. Eng. Sci.* 50, 1877–1880. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(95\)00049-B](https://doi.org/10.1016/0009-2509(95)00049-B)
- Baldyga, J., Bourne, J.R., Zimmermann, B., 1994. Investigation of mixing in jet reactors using fast, competitive-consecutive reactions. *Chem. Eng. Sci.* 49, 1937–1946. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)80078-2](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)80078-2)
- Bandyopadhyay, B., Humphrey, A.E., 1967. Dynamic Measurement of the Volumetric Oxygen Transfer Coefficient in Fermentation Systems. *Biotechnol. Bioeng.* IX, 533–544.
- Bayat, M., Rahimpour, M.R., Taheri, M., Pashaei, M., Sharifzadeh, S., 2012. A comparative study of two different configurations for exothermic-endothermic heat exchanger reactor. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 52, 63–73. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2011.11.010>
- Berkman, P.D., Calabrese, R. V., 1988. Dispersion of viscous liquids by turbulent flow in a static mixer. *AIChE* 34.
- Bianchi, P., Williams, J.D., Kappe, C.O., 2020. Oscillatory flow reactors for synthetic chemistry applications. *J. Flow Chem.* 10, 475–490. <https://doi.org/10.1007/s41981-020-00105-6>

- Bourne, J.R., 2003. Mixing and the selectivity of chemical reactions. *Org. Process Res. Dev.* 7, 471–508. <https://doi.org/10.1021/op020074q>
- Bratkova, M., Boulos, S., Shirley, P., 2009. oRGB: A Practical Opponent Color Space for Computer Graphics. *IEEE Comput. Graph. Appl.* 29, 42–55. <https://doi.org/10.1109/mcg.2009.13>
- Bresler, L., Shinbrot, T., Metcalfe, G., Ottino, J.M., 1997. Isolated mixing regions: Origin, robustness and control. *Chem. Eng. Sci.* 52, 1623–1636. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(96\)00406-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(96)00406-X)
- Broniarz, L., Borowski, J., Wesołowski, P., Róžański, J., 1999. Inżynieria chemiczna i procesowa : materiały pomocnicze. Cz. 1, Reologia techniczna i procesy przenoszenia pędu. Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, Poznań.
- Burk, F., 2007. The Riemann Integral, A Garden of Integrals. <https://doi.org/10.7135/upo9781614442097.004>
- Cabaret, F., Bonnot, S., Fradette, L., Tanguy, P.A., 2007. Mixing Time Analysis Using Colorimetric Methods and Image Processing. *Ind. Eng. Chem.* 36, 5032–5042.
- Chang, Y.C., Reid, J.F., 1996. RGB calibration for color image analysis in machine vision. *IEEE Trans. Image Process.* 5, 1414–1422. <https://doi.org/10.1109/83.536890>
- Charles Ross & Son Company, 2015. Static Mixers for Process Industry Applications. URL <https://www.staticmixers.com> (udostępniono 05.05.2022).
- Chemineer Inc., 2012. Advanced Static Mixing Technology: KMX-V Mixer. URL https://chemineer.com/images/pdf/kmx_mixer.pdf (udostępniono 28.12.2022).
- Chen, S.J., 1975. Static mixing of polymers. *Chem Eng Prog* 71.
- Chisti, Y., Jauregui-Haza, U.J., 2002. Oxygen transfer and mixing in mechanically agitated airlift bioreactors. *Biochem. Eng. J.* 10, 143–153. [https://doi.org/10.1016/S1369-703X\(01\)00174-7](https://doi.org/10.1016/S1369-703X(01)00174-7)
- Chisti, Y., Kasper, M., Moo-young, M., 1990. Mass Transfer in External-Loop Airlift Bioreactors Using Static Mixers 68, 1–6.
- Contreras, A., García, F., Molina, E., Merchuk, J.C., 1998. Interaction Between CO₂-Mass

- Transfer, Light Availability, and Hydrodynamic Stress in the Growth of *Phaeodactylum tricorutum* in a Concentric Tube Airlift Photobioreactor. *Biotechnol. Bioeng.* 60, 317–325.
- Del Pozo, M., Briens, C.L., Wild, G., 1992. Effect of column inclination on the performance of three-phase fluidized beds. *AIChE J.* 38, 1206–1212.
<https://doi.org/10.1002/aic.690380808>
- Delaplace, L., Bouvier, R., Moreau, A., Guerin, R., Leuliet, J.-C., 2004. Determination of mixing time by colourimetric diagnosis — Application to a new mixing system. *Exp. Fluids* 36, 437–443. <https://doi.org/10.1007/s00348-003-0741-7>
- Espinosa-solares, T., Morales-contreras, M., Robles-martínez, F., García-nazariaga, M., Lobato-calleros, C., 2008. Hydrodynamic Characterization of a Column-type Prototype Bioreactor. *Appl Biochem Biotechnol* 133–142. <https://doi.org/10.1007/s12010-007-8104-0>
- Fabrice Bellard, 2015. FFmpeg. URL <https://ffmpeg.org> (udostępniono 05.12.2022).
- Fadavi, A., Chisti, Y., 2007. Gas holdup and mixing characteristics of a novel forced circulation loop reactor. *Chem. Eng. J.* <https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.12.037>
- Ferrouillat, S., Tochon, P., Garnier, C., Peerhossaini, H., 2006. Intensification of heat-transfer and mixing in multifunctional heat exchangers by artificially generated streamwise vorticity. *Appl. Therm. Eng.* 26, 1820–1829.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.02.002>
- Foucault, S., Ascanio, G., Tanguy, P.A., 2006. Mixing times in coaxial mixers with Newtonian and non-Newtonian fluids. *Ind. Eng. Chem. Res.* 45, 352–359.
<https://doi.org/10.1021/ie048761o>
- Foucault, S., Ascanio, G., Tanguy, P.A., 2005. Power characteristics in coaxial mixing: Newtonian and non-newtonian fluids. *Ind. Eng. Chem. Res.* 44, 5036–5043.
<https://doi.org/10.1021/ie049654x>
- Ghanem, A., Lemenand, T., Della Valle, D., Peerhossaini, H., 2014. Static mixers: Mechanisms, applications, and characterization methods - A review. *Chem. Eng. Res. Des.* 92, 205–228. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.07.013>

- Golczak, A., Szaferski, W., Woziwodzki, S., Mitkowski, P.T., 2022. Image analysis framework for hydraulic mixing. *Chem. Process Eng. - Inz. Chem. i Proces.* 43, 3–21. <https://doi.org/10.24425/cpe.2021.138941>
- Gómez, X., Cuertos, M.J., Cara, J., Morán, A., García, A.I., 2006. Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes. Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate. *Renew. Energy* 31, 2017–2024. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2005.09.029>
- González Niño, C., Kapur, N., King, M.F., de Boer, G., Blacker, A.J., Bourne, R., Thompson, H., 2019. Computational fluid dynamic enabled design optimisation of miniaturised continuous oscillatory baffled reactors in chemical processing. *Int. J. Comput. Fluid Dyn.* 33, 317–331. <https://doi.org/10.1080/10618562.2019.1683169>
- Graça, C.A.L., Lima, R.B., Pereira, M.F.R., Silva, A.M.T., Ferreira, A., 2020. Intensification of the ozone-water mass transfer in an oscillatory flow reactor with innovative design of periodic constrictions: Optimization and application in ozonation water treatment. *Chem. Eng. J.* 389. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2020.124412>
- Grenville, R.K., Hutchinson, T.M., Higbee, R.W., 2001. Optimisation of helical ribbon geometry for blending in the laminar regime, w: *Mixing XVIII, NAMF*.
- Grenville, R.K., Nienow, A.W., 2004. Blending of Miscible Liquids, w: *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*. John Wiley & Sons, Inc., ss. 507–542. <https://doi.org/10.1002/0471451452.ch9>
- Hermann, R., Walther, N., Maier, U., Buchs, J., 2001. Optical method for the determination of the oxygen-transfer capacity of small bioreactors based on sulfite oxidation. *Biotechnol. Bioeng.* 74, 355–363. <https://doi.org/10.1002/bit.1126>
- Hiraoka, S., Ito, R., 1977. Simple Relationship between Power Input and Mixing in the Turbulent Agitated Vessel. *J. Chem. Eng. Jpn.* 10.
- Holdsworth, S.D., 1993. Rheological models used for the prediction of the flow properties of food products: a literature review. *ICHEME* 71.
- Holland, F.A., Chapman, F.S., 1966. *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*. Reinhold Publishing Co., New York.

- Hosni, A., Bleyer, M., Gelautz, M., 2009. Local stereo matching using geodesic support weights Conference Paper in Proceedings, w: ICIP ... International Conference on Image Processing. ss. 93–96.
- Howse, J., 2013. OpenCV Computer Vision with Python. Packt Publishing Ltd., Birmingham.
- Huang, W., Du, Z. bo, Yan, L., Xia, Z. xun, 2019. Supersonic mixing in airbreathing propulsion systems for hypersonic flights. Prog. Aerosp. Sci. 109, 0–1.
<https://doi.org/10.1016/j.paerosci.2019.05.005>
- Joosten, G.E.H., Danckwerts, P. V., 1973. Chemical reaction and effective interfacial areas in gas absorption. Chem. Eng. Sci. 28, 453–461. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(73\)80043-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(73)80043-0)
- Kamiński, J., 2004. Mieszanie układów wielofazowych. WNT, Warszawa.
- Kamiński, J., Wójtowicz, R., 2003. Dispersion of liquid-liquid systems in a mixer with a reciprocating agitator. Chem. Eng. Process. 42, 1007–1017.
[https://doi.org/10.1016/S0255-2701\(02\)00214-3](https://doi.org/10.1016/S0255-2701(02)00214-3)
- Kamiński, J., Wójtowicz, R., 2001. Power consumption for mixing of liquid in a vibromixer. Inz. Chem. i Proces. 22, 603–608.
- Kamiński, J., 1991. Homogenizacja układu dwufazowego ciecz–gaz w mieszalniku z mieszadłem stożkowym. Inżynieria Chem. i Proces. 12, 3–25.
- Kennedy, S., Bhattacharjee, P.K., Eshtiaghi, N., 2015. Submerged , recirculating jets : nozzle geometry and its effect on active volume creation in the mixing of municipal sludge simulant 1 Introduction 2 Methodology c, 2236–2241.
- Kent, T.E., Hylton, T.D., 1998. Deployment of a Fluidic Pulse Jet Mixing System for Horizontal Waste Storage Tanks at Oak Ridge National Laboratory. Oak Ridge, Tennessee.
- Keulegan, G.H., Carpenter, L.H., 1958. Forces on cylinders and plated in an oscillating fluid. J. Res. Natl. Bur. Stand. (1934). 60.
- Khan, A., Akram, S., Kumar, R., 2020. Experimental study on enhancement of supersonic twin-jet mixing by vortex generators. Aerosp. Sci. Technol. 96, 105521.

<https://doi.org/10.1016/j.ast.2019.105521>

- Khang, S.J., Levenspiel, O., 1976. New Scale Up and Design Method for Stirrer Agitated Batch Mixing Vessels. *Chem. Eng. Sci.* 31.
- Komax System Inc., 1992. Custody Transfer (CT) Static Mixer for Oil and Gas. URL <https://komax.com/product/custody-transfer-static-mixer/> (udostępniono 28.12.2022).
- Komoda, Y., Date, T., 2022. Enhancement of laminar mixing by an anchor impeller with rotationally reciprocating motion. *AIP Adv.* 12. <https://doi.org/10.1063/5.0075750>
- Komoda, Y., Inoue, Y., Hirata, Y., 2000. Mixing Performance by Reciprocating Disk in Cylindrical Vessel. *J. Chem. Eng. Japan* 33, 879–885.
- Kordas, M., Story, G., Konopacki, M., Rakoczy, R., 2013. Study of mixing time in a liquid vessel with rotating and reciprocating agitator. *Ind. Eng. Chem. Res.* 52, 13818–13828. <https://doi.org/10.1021/ie303086r>
- Kouda, T., Yano, H., Yoshinaga, F., Kaminoyama, M., Kamiwano, M., 1996. Characterization of non-newtonian behavior during mixing of bacterial cellulose in a bioreactor. *J. Ferment. Bioeng.* 82, 382–386. [https://doi.org/10.1016/0922-338X\(96\)89155-0](https://doi.org/10.1016/0922-338X(96)89155-0)
- Kraitshev, S.G., 2000. New energy-saving mechanical mixer. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 39, 15–18. [https://doi.org/10.1016/S0255-2701\(99\)00076-8](https://doi.org/10.1016/S0255-2701(99)00076-8)
- Kuncewicz, C., Stelmach, J., 2017. Optimization of geometric parameters of a ribbon impeller. *Chem. Process Eng. - Inz. Chem. i Proces.* 38, 491–502. <https://doi.org/10.1515/cpe-2017-0038>
- Lamberto, D.J., Alvarez, M.M., Muzzio, F.J., 2001. Computational analysis of regular and chaotic mixing in a stirred tank reactor. *Chem. Eng. Sci.* 56, 4887–4899. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(00\)00407-3](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(00)00407-3)
- Lamberto, D.J., Muzzio, F.J., Swanson, P.D., Tonkovich, A.L., 1996. Using time-dependent RPM to enhance mixing in stirred vessels. *Chem. Eng. Sci.* 51, 733–741. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(95\)00203-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(95)00203-0)
- Lammers, G., Beenackers, A.A.C.M., 1994. Heat transfer and the continuous production of

- hydroxypropyl starch in a static mixer reactor. *Chem. Eng. Sci.* 49, 5097–5107.
[https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)00292-4](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00292-4)
- Lemenand, T., Della Valle, D., Zellouf, Y., Peerhossaini, H., 2003. Droplets formation in turbulent mixing of two immiscible fluids in a new type of static mixer. *Int. J. Multiph. Flow* 29, 813–840. [https://doi.org/10.1016/S0301-9322\(03\)00032-6](https://doi.org/10.1016/S0301-9322(03)00032-6)
- Lemenand, T., Dupont, P., Della Valle, D., Peerhossaini, H., 2005. Turbulent mixing of two immiscible fluids. *J. Fluids Eng. Trans. ASME* 127, 1132–1139.
<https://doi.org/10.1115/1.2073247>
- León, K., Mery, D., Pedreschi, F., León, J., 2006. Color measurement in L*a*b* units from RGB digital images. *Food Res. Int.* 39, 1084–1091.
<https://doi.org/10.1016/j.foodres.2006.03.006>
- Linek, V., Moucha, T., Dousova, M., Sinkule, J., 1994. Measurement of kLa by Dynamic Pressure Method in Pilot-Plant Fermentor. *Biotechnol. Bioeng.* 43, 477–482.
- Linek, V., Vacek, V., 1981. Chemical engineering use of catalyzed sulfite oxidation kinetics for the determination of mass transfer characteristics of gas-liquid contactors. *Chem. Eng. Sci.* 36, 1747–1768.
- Linek, V., Vacek, V., Beneš, P., 1987. A critical review and experimental verification of the correct use of the dynamic method for the determination of oxygen transfer in aerated agitated vessels to water, electrolyte solutions and viscous liquids. *Chem. Eng. J.* 34, 11–34. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(87\)85003-7](https://doi.org/10.1016/0300-9467(87)85003-7)
- Liu, J., Zhou, Z., Xu, W., Hu, J., 2018. Adaptive Support-Weight Stereo-Matching Approach with Two Disparity Refinement Steps. *IETE J. Res.*
- Lo, M.Y.A., Gierczycki, A.T., Titchener-Hooker, N.J., Shamlou, P.A., 1998. Newtonian Power Curve and Drop Size Distributions for Vibromixers. *Can. J. Chem. Eng.* 76.
- Loubière, K., Olivo, E., Bougaran, G., Pruvost, J., Robert, R., Legrand, J., 2009. A New Photobioreactor for Continuous Microalgal Production in Hatcheries Based on External-Loop Airlift and Swirling Flow. *Biotechnol. Bioeng.* 102, 132–147.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1002/bit.22035>
- Manna, L., 1997. Comparison between physical and chemical methods for the measurement

- of mixing times. *Chem. Eng. J.* 67, 167–173. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(97\)00059-4](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(97)00059-4)
- Márquez, A.L., Wild, G., Midoux, N., 1994. A review of recent chemical techniques for the determination of the volumetric mass-transfer coefficient $k_L a$ in gas-liquid reactors. *Chem. Eng. Process.* 33, 247–260. [https://doi.org/10.1016/0255-2701\(94\)01006-4](https://doi.org/10.1016/0255-2701(94)01006-4)
- Masiuk, S., 2001. Dissolution of solid body in a tubular reactor with reciprocating plate agitator. *Chem. Eng. J.* 83, 139–144. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(00\)00268-0](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(00)00268-0)
- Masiuk, S., 1999. Power consumption measurements in a liquid vessel that is mixed using a vibratory agitator. *Chem. Eng. J.* 75, 161–165. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(99\)00093-5](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(99)00093-5)
- Masiuk, S., Rakoczy, R., 2007. Power consumption, mixing time, heat and mass transfer measurements for liquid vessels that are mixed using reciprocating multiplates agitators. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 46, 89–98. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2006.05.002>
- Masiuk, S., Rakoczy, R., Kordas, M., 2008. Comparison density of maximal energy for mixing process using the same agitator in rotational and reciprocating movements. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 47, 1252–1260. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2007.04.004>
- Mazubert, A., Fletcher, D.F., Poux, M., Aubin, J., 2016. Hydrodynamics and mixing in continuous oscillatory flow reactors-Part II: Characterisation methods. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 102, 102–116. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2016.01.009>
- McAndrew, A., 2004. *An Introduction to Digital Image Processing with Matlab Notes for SCM2511 Image Processing 1.*
- Melton, L.A., Lipp, C.W., Spradling, R.W., Paulson, K.A., 2002. DISMT - Determination of mixing time through color changes. *Chem. Eng. Commun.* 189, 322–338. <https://doi.org/10.1080/00986440212077>
- Mitkowski, P.T., Adamski, M., Szaferki, W., 2016. Experimental set-up of motionless hydraulic mixer and analysis of hydraulic mixing. *Chem. Eng. J.* 288, 618–637.
- Monk, S., 2016. *Programming Arduino: Getting Started with Sketches, Second Edition.*

McGraw-Hill Education.

- Moroney, N., Fairchild, M.D., Hunt, R.W.G., Li, C., Luo, M.R., Newman, T., 2002. The CIECAM02 color appearance model. Final Progr. Proc. - IS T/SID Color Imaging Conf. 23–27.
- Nere, N.K., Patwardhan, A.W., Joshi, J.B., 2003. Liquid-phase mixing in stirred vessels: Turbulent flow regime. *Ind. Eng. Chem. Res.* 42, 2661–2698.
<https://doi.org/10.1021/ie0206397>
- Nguyen-Tien, K., Patwari, A.N., Schumpe, A., Deckwer, W. -D, 1985. Gas-liquid mass transfer in fluidized particle beds. *AIChE J.* 31, 194–201.
<https://doi.org/10.1002/aic.690310204>
- Ni, X., Mackley, M.R., Harvey, A.P., Stonestreet, P., Baird, M.H.I., Rama Rao, N. V., 2003. Mixing through oscillations and pulsations -A guide to achieving process enhancements in the chemical and process industries. *Chem. Eng. Res. Des.* 81, 373–383.
<https://doi.org/10.1205/02638760360596928>
- Niemirich, A., Petruska, O., Vasheka, O., Trofymchuk, L., Myndrul, N., 2016. Exploring the color of plant powders using computer colorimetry. *Eastern-European J. Enterp. Technol.* <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2016.76110>
- Nienow, A.W., 1997. On impeller circulation and mixing time in turbulent flow. *Chem. Eng. Sci.* 52.
- Nogueira, X., Taylor, B.J., Gomez, H., Colominas, I., Mackley, M.R., 2013. Experimental and computational modeling of oscillatory flow within a baffled tube containing periodic-tri-orifice baffle geometries. *Comput. Chem. Eng.* 49, 1–17.
<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2012.09.015>
- Oberbroeckling, L.A., 2021. Numerical Integration, Programming Mathematics Using MATLAB®. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-817799-0.00017-x>
- Ogawa, K., Ito, S., Matsamura, Y., 1980. Mixing Rate in a Stirred Vessel. *J. Chem. Eng. Jpn.* 13.
- Patwardhan, A.W., Gaikwad, S.G., 2003. Mixing in tanks agitated by jets. *Chem. Eng. Res. Des.* 81, 211–220. <https://doi.org/10.1205/026387603762878674>

- Paul, E.L., 2004. Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice. John Wiley & Sons, Inc.
- Phan, A.N., Harvey, A.P., 2012. Characterisation of mesoscale oscillatory helical baffled reactor-Experimental approach. Chem. Eng. J. 180, 229–236.
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.11.018>
- Pirouzi, A., Nosrati, M., Shojaosadati, S.A., Shakhesi, S., 2014. Improvement of mixing time, mass transfer, and power consumption in an external loop airlift photobioreactor for microalgae cultures. Biochem. Eng. J. 87, 25–32.
<https://doi.org/10.1016/j.bej.2014.03.012>
- Plataniotis, K., 2014. Color Image Processing and Applications. <https://doi.org/10.1007/978-3-662-04186-4>
- Prochazka, J., Landau, J., 1961. Homogenisation of Miscible Liquids in the Turbulent Region. Collect. Czech. Chem. Commun. 26.
- Qiu, D., Li, S., Wang, T., Qing, Y., Ruijie, L., Ding, K., Xu, H., 2020. A high-precision calibration approach for Camera-IMU pose parameters with adaptive constraints of multiple error equations. Measurement 153.
- Revill, B.K., 1992. Jet mixing, w: Harnby, N., Edwards, M.F., Nienow, A.W. (Red.), Mixing in the Process Industries: Second Edition. ss. 159–183.
- Reyna-Velarde, R., Cristiani-Urbina, E., Hernández-Melchor, D.J., Thalasso, F., Ca, R.O., 2010. Chemical Engineering and Processing : Process Intensification Hydrodynamic and mass transfer characterization of a flat-panel airlift photobioreactor with high light path. Chem. Eng. Process. 49, 97–103.
- Reynolds, O., 1883. An Experimental Investigation of the Circumstances Which Determine Whether the Motion of Water Shall Be Direct or Sinuous, and of the Law of Resistance in Parallel Channels. Philos. Trans. R. Soc. London 174, 935–982.
<https://doi.org/10.1098/rstl.1883.0029>
- Rieger, F., Novák, V., Havelková, D., 1986. Homogenization efficiency of helical ribbon agitators. Chem. Eng. J. 33, 143–150. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(86\)80013-2](https://doi.org/10.1016/0300-9467(86)80013-2)
- Ross Process Equipment Pvt. Ltd, 2022. Mixers and Blenders for the Ceramics, Metals and

- Glass Industries. URL <http://www.rossmixers.in/glass-cements-ceramics-metals.html> (udostępniono 28.12.2022).
- Ruchti, G., Dunn, I.J., Bourne, J.R., von Stockar, U., 1985. Practical guidelines for the determination of oxygen transfer coefficients (KLa) with the sulfite oxidation method. *Chem. Eng. J.* 30, 29–38. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(85\)80004-6](https://doi.org/10.1016/0300-9467(85)80004-6)
- Rzyski, E., 1993. Liquid Homogenisation in Agitated Tanks. *Chem. Eng. Technol.* 16.
- Sano, Y., Usui, H., 1985. Interrelations among mixing time, power number and discharge flow rate number in baffled mixing vessels. *J. Chem. Eng. Japan* 18, 47–52. <https://doi.org/10.1252/jcej.18.47>
- Saravanan, G., Yamuna, G., Nandhini, S., 2016. Real time implementation of RGB to HSV/HSI/HSL and its reverse color space models. *Int. Conf. Commun. Signal Process. ICCSP 2016* 462–466. <https://doi.org/10.1109/ICCSP.2016.7754179>
- Sarpkaya, T., 1976. Vortex Shedding and Resistance in Harmonic Flow about Smooth and Rough Circular Cylinders at High Reynolds Numbers.
- Sasakura, T., Kato, Y., Yamamuro, S., Ohi, N., 1980. Mixing Process in a Stirred Vessel. *Int. Chem. Eng.* 20.
- Sasidhar, K.B., Somasundaram, M., Ekambaram, P., Arumugam, S.K., Nataraj, G., Murugan, M.A., 2022. A critical review on the effects of pneumatic mixing in anaerobic digestion process. *J. Clean. Prod.* 378.
- Satya Madhuri, P., Sri Moukthika, B., Sumanth, N., Sri Vinusha, K., Ganduri, V.S.R.K., 2016. Effects of agitation and aeration in mixing time determination for viscous suspensions using double indicator system. *Res. J. Pharm. Technol.* 9, 1971–1977. <https://doi.org/10.5958/0974-360X.2016.00403.0>
- Schonewill, P.P., Berglin, E.J., Boeringa, G.K., Buchmiller, W.C., Burns, C.B., Minette, M.J., 2015. Scoping Study of Airlift Circulation Technologies for Supplemental Mixing in Pulse Jet Mixed Vessels.
- Schumpe, A., 1993. The estimation of gas solubilities in salt solutions. *Chem. Eng. Sci.* 48, 153–158. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(93\)80291-W](https://doi.org/10.1016/0009-2509(93)80291-W)

- Schumpe, A., Deckwer, W.D., 1982. Comparison of the photographic and the sulfite oxidation method for interfacial area determination in bubble columns. *Chem. Eng. Commun.* 17, 313–324. <https://doi.org/10.1080/00986448208911635>
- Sheng, G.-P., Yu, H.-Q., Li, X.-Y., 2006. Stability of Sludge Flocs Under Shear Conditions: Roles of Extracellular Polymeric Substances (EPS). *Biotechnol. Bioeng.* 93. <https://doi.org/10.1002/bit>
- Shi, H., Wang, Y., Ge, W., Fang, B., Huggins, J.T., Huber, T.R., Zakin, J.L., 2011. Enhancing heat transfer of drag-reducing surfactant solution by an HEV static mixer with low pressure drop. *Adv. Mech. Eng.* 2011. <https://doi.org/10.1155/2011/315943>
- Smith, J.M., 1978. Gas dispersion in viscous liquids with a static mixer. *Chem Eng* 11.
- StatSoft Inc., 2011. Internetowy podręcznik statystyki. URL <https://www.statsoft.pl/> (udostępniono 05.04.2023).
- Stręk, F., 1981. *Mieszanie i mieszalniki*. WNT, Warszawa.
- SUDT Studio, 2009. AccessPort. URL <http://www.sudt.com/> (udostępniono 05.12.2022).
- Sulzer Chemtech Ltd, 1996a. Static mixer SMXTM plus: A revolution for laminar flow. URL <https://www.sulzer.com/en/shared/products/static-mixer-smx-plus> (udostępniono 28.12.2022).
- Sulzer Chemtech Ltd, 1996b. Static mixers SMITM and KVMTM: Efficient mixing for turbulent flows. URL <https://www.sulzer.com/en/shared/products/static-mixers-smi-and-kvm> (udostępniono 28.12.2022).
- Suresh, S., Srivastava, V.C., Mishra, I.M., 2009. Techniques for oxygen transfer measurement in bioreactors: A review. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 84, 1091–1103. <https://doi.org/10.1002/jctb.2154>
- Szoplik, J., Karcz, J., 2005. An efficiency of the liquid homogenization in agitated vessels equipped with off-centred impeller. *Chem. Pap.* 59, 373–379.
- Tabatabaei, M., Aghbashlo, M., Dehghani, M., Panahi, H.K.S., Mollahosseini, A., Hosseini, M., Soufiyan, M.M., 2019. Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review. *Prog. Energy Combust. Sci.* 74, 239–303.

<https://doi.org/10.1016/j.pecs.2019.06.001>

Takahashi, K., Motoda, M., 2009. Chaotic mixing created by object inserted in a vessel agitated by an impeller. *Chem. Eng. Res. Des.* 87, 386–390.

<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2009.01.003>

Talaga, J., 2009. Analiza możliwości określania dyssypacji energii turbulencji cieczy w mieszalniku w oparciu o jednowymiarowe spektra energii. *Inż. Ap. Chem.* 48, 118–119.

Tawfiq, A., Israa, A., Maryam, B., 2015. Extracting Objects from Movie as Candidate Artificial Text.

Technical Equipment Company, 1981. Series 45 Inliner - Static Mixer. URL

<https://techequipment.com/products/series-45-inliner-static-mixer> (udostępniono 28.12.2022).

Thakur, R.K., Vial, C., Nigam, K.D.P., Nauman, E.B., Djelveh, G., 2003. Static mixers in the process industries - a review. *Chem. Eng. Res. Des.* 81, 787–826.

<https://doi.org/10.1205/026387603322302968>

The MathWorks Inc., 2022. MathWorks - Makers of MATLAB and Simulink - MATLAB & Simulink. URL <https://mathworks.com/> (udostępniono 26.11.2022).

Tian, Zong, Z., Kyte, M.D., Messer, C.J., 2002. Parallax Error in Video-Image Systems. *J. Transp. Eng.* 128, 218–223.

Tomaszewski, M., Skarbek, W., 2009. Liniowa odpowiedniość pozycji kamery w biegunowym dopasowaniu obrazów. *Przegląd Telekomun. i Wiadomości Telekomun.* 82, 384–387.

Trucco, E., Verri, A., 1998. *Introductory techniques for 3-D computer vision*. Prentice-Hall, Inc., New Jersey.

Valdés, J.P., Kahouadji, L., Matar, O.K., 2022. Current advances in liquid–liquid mixing in static mixers: A review. *Chem. Eng. Res. Des.* 177, 694–731.

VanOsdol, J., 2013. US 8469583 B1: Radial flow pulse jet mixer.

Walkenbach John, 2013. *Excel 2013 Power Programming with VBA*. John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey.

- Warych, J., 1996. Aparatura chemiczna i procesowa, OWPW, Warszawa.
- Wentworth, P., Elkner, J., Downey, A.B., Meyers, C., 2012. How to Think Like a Computer Scientist: Learning with Python 3.
- Wightman, C., Muzzio, F.J., Wilder, J., 1996. A quantitative image analysis method for characterizing mixtures of granular materials. *Powder Technol.* 89, 165–176.
[https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(96\)03178-6](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(96)03178-6)
- Wójtowicz, R., 2017. Flow pattern and power consumption in a vibromixer. *Chem. Eng. Sci.* 172, 622–635. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.07.010>
- Wójtowicz, R., 2014. Choice of an optimal agitated vessel for the drawdown of floating solids. *Ind. Eng. Chem. Res.* 53, 13989–14001. <https://doi.org/10.1021/ie500604q>
- Wójtowicz, R., 2012. Wizualizacja procesu wytwarzania emulsji w mieszalniku z mieszadłem wykonującym ruch posuwisto-zwrotny. *Inż. Ap. Chem.* 51, 402–403.
- Woziwodzki, S., 2016. Mieszanie nieustalone - analiza i wybrane zastosowania. Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, Poznań.
- Woziwodzki, S., 2014. Mixing of viscous Newtonian fluids in a vessel equipped with steady and unsteady rotating dual-turbine impellers. *Chem. Eng. Res. Des.* 92, 435–446.
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.09.013>
- Woziwodzki, S., 2013. Turbulent forward-reverse mixing characteristics in vessel with multiple-turbine impellers. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 88, 483–490.
<https://doi.org/10.1002/jctb.3871>
- Woziwodzki, S., 2011. Unsteady Mixing Characteristics in a Vessel with Forward-Reverse Rotating Impeller. *Chem. Eng. Technol.* 34, 767–774.
<https://doi.org/10.1002/ceat.201000455>
- Woziwodzki, S., Jedrzejczak, Ł., 2011. Effect of eccentricity on laminar mixing in vessel stirred by double turbine impellers. *Chem. Eng. Res. Des.* 89, 2268–2278.
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.04.004>
- Yazdian, F., Hajiabbas, M.P., Shojaosadati, S.A., Nosrati, M., Vasheghani-Farahani, E., Mehrnia, M.R., 2010. Study of hydrodynamics, mass transfer, energy consumption, and

- biomass production from natural gas in a forced-liquid vertical tubular loop bioreactor. *Biochem. Eng. J.* <https://doi.org/10.1016/j.bej.2009.12.013>
- Yazdian, F., Shojaosadati, S.A., Nosrati, M., Mehrnia, M.R., Vasheghani-Farahani, E., 2009. Study of geometry and operational conditions on mixing time, gas hold up, mass transfer, flow regime and biomass production from natural gas in a horizontal tubular loop bioreactor. *Chem. Eng. Sci.* 64, 540–547. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.09.031>
- Yoshida, M., Ito, A., Yamagiwa, K., Ohkawa, A., Abe, M., Tezura, S., Shimazaki, M., 2001a. Power characteristics of unsteadily forward-reverse rotating impellers in an unbaffled aerated agitated vessel. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 76, 383–392. <https://doi.org/10.1002/jctb.394>
- Yoshida, M., Kitamura, A., Yamagiwa, K., Ohkawa, A., 1996. Gas Hold-Up and Volumetric Oxygen Transfer Coefficient in an Aerated Agitated Vessel Without Baffles Having Forward-Reverse Rotating Impellers. *Can. J. Chem. Eng.* 74, 31–39. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450740105>
- Yoshida, M., Shigeyama, M., Hiura, T., Yamagiwa, K., Ohkawa, A., Tezura, S., 2007. Liquid-phase mixing in an unbaffled agitated vessel with an unsteady forward–reverse rotating impeller. *Asia-Pac. J. Chem. Eng.* 2, 659–664. <https://doi.org/10.1002/apj.058>
- Yoshida, M., Taguchi, Y., Yamagiwa, K., Ohkawa, A., Masahiko, A., Tezura, S., Shimazaki, M., 2004. Mixing Characteristics of Liquid Phase in Unbaffled Vessel Agitated by Unsteadily Forward-Reverse Rotating Multiple Impellers. *Lat. Am. Appl. Res.* 34, 35–40.
- Yoshida, M., Wakura, Y., Yamagiwa, K., Ohkawa, A., Tezura, S., 2010. Liquid flow circulating within an unbaffled vessel agitated with an unsteady forward-reverse rotating impeller. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 85, 1017–1022. <https://doi.org/10.1002/jctb.2353>
- Yoshida, M., Yamagiwa, K., Ito, A., Ohkawa, A., Abe, M., Tezura, S., Shimazaki, M., 2001b. Flow and mass transfer in aerated viscous Newtonian liquids in an unbaffled agitated vessel having alternating forward-reverse rotating impellers. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 76, 1185–1193. <https://doi.org/10.1002/jctb.498>
- Yue, P.L., 1997. Oxidation reactors for water and wastewater treatment. *Water Sci. Technol.*

35, 189–196. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(97\)00025-5](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(97)00025-5)

Zlokarnik, M., 2001. *Stirring: Theory and Practice*. Wiley-VCH, Weinheim.

Zolper, T.J., Cupp, A.R., Smith, D.L., 2019. Investigating the mixing efficiencies of liquid-to-liquid chemical injection manifolds for aquatic invasive species management. *J. Fluids Eng. Trans. ASME* 141. <https://doi.org/10.1115/1.4041361>

SPIS RYSUNKÓW

Rys. 1. Podział mieszalników ze względu na występowanie mieszania ustalonego i nieustalonego.....	16
Rys. 2. Ilość artykułów związanych z mieszaniem nieustalonych w Google Scholar od 2000 roku, określona na podstawie słów kluczowych " <i>unsteady mixing</i> ".....	16
Rys. 3. Zastosowania mieszalników statycznych (opracowano na podstawie <i>Thakur i in., 2003</i>).....	18
Rys. 4. Przemysłowe mieszalniki statyczne (<i>Chemineer Inc., 2012; Komax System Inc., 1992; Ross Process Equipment Pvt. Ltd, 2022; Sulzer Chemtech Ltd, 1996a, 1996b; Technical Equipment Company, 1981</i>).....	19
Rys. 5. Przykłady mieszalników pozbawionych części ruchomych: a – mieszalnik pneumatyczny (<i>Espinosa-solares i in., 2008</i>), b – mieszalnik strumieniowy (<i>Patwardhan i Gaikwad, 2003</i>), c – mieszalnik strumieniowy pulsacyjny (<i>Kent i Hylton, 1998</i>), d – mieszalnik strumieniowy pulsacyjny z przepływem promieniowym (<i>VanOsdol, 2013</i>).....	20
Rys. 6. Mieszalnik mechaniczny pneumatyczny (<i>Yue, 1997</i>).....	21
Rys. 7. Porównanie czasu mieszania przy różnych kątach nachylenia dyszy o średnicy 5-6 mm w mieszalniku strumieniowym opracowanym przez Patwardhana i Gaikwada (<i>2003</i>)....	22
Rys. 8. Mieszalniki pulsacyjne strumieniowe typu airlift (<i>Chisti i in., 1990; Pirouzi i in., 2014</i>).....	23
Rys. 9. Konfiguracje reaktorów oscylacyjnych z przewężeniami: a – zwężenia, które mogą być ostre lub gładkie, b – centralnie zlokalizowane zwężenia osiowe, c – elementy zaokrąglone spiralne, d – elementy ostro zakończone spiralne, e – elementy ostro zakończone spiralne z centralnym trzonem, f – centralny trzon z wełny stalowej, g – przegrody z pojedynczą kryzą, h – przegrody z wieloma kryzami, i – przegrody dyskowo-pierścieniowe (<i>Bianchi i in., 2020</i>).....	24
Rys. 10. Wiry generowane w reaktorach o przepływie oscylacyjnym: a – wiry w reaktorze oscylacyjnym z przepływem ciągłym i przegrodami (<i>COBR</i>), b – wiry Deana w reaktorach OFR bez przegrody, c – wzmocnione oscylacją mieszanie typu „podział i rekombinacja” (<i>Bianchi i in., 2020</i>).....	25
Rys. 11. Oscylacyjny reaktor w układzie trójfazowym: strzykawka 1 – wprowadzanie płynnego argonu, strzykawka 2 – dostarczanie fazy organicznej, strzykawka 3 – wprowadzanie bazy wodnej (<i>Abolhasani i in., 2015</i>).	26

Rys. 12. Reaktor oscylacyjny ciągły z przegrodami (Tabatabaei i in., 2019).....	27
Rys. 13. Schemat reaktora OFR-SPC: A – tłok, B – reaktor OFC-SPC, C – wlot cieczy, D – wlot gazu, E – spektrofotometr w trybie online lub kolektor próbek, F – destruktor ozonu (umieszczony wewnątrz komory), G – generator ozonu, H – przepływomierz, I – pompa perystaltyczna, H – wlot roztworu cieczy (Graça i in., 2020).....	28
Rys. 14. Układ do mieszania posuwisto-zwrotnego z mieszadłem dyskowym perforowanym (Masiuk, 1999).	29
Rys. 15. Mieszalnik z mieszadłem wykonującym ruch obrotowy oraz posuwisto-zwrotny (Kordas i in., 2013).	30
Rys. 16. Mieszalnik hydrauliczny (Mitkowski i in., 2016).	31
Rys. 17. Mieszalnik mechaniczny z niestalonym ruchem wielu wirników położonych na jednym wale umieszczonych w napowietrzonym zbiorniku bez przegród (Yoshida i in., 2001a).	32
Rys. 18. Lokalizacja punktów pomiarowych oraz punktów dozowania w zmodyfikowanym naczyniu do prowadzenia testu uwalniania zgodnie z USP podczas pomiaru czasu mieszania metodą konduktometryczną i dekoloryzacji (Bai i in., 2007).....	34
Rys. 19. Zależność charakterystycznego czasu mieszania od liczby Reynoldsa dla mieszadła łopatkowego z przegrodami (□) oraz bez przegród (■) (Zlokarnik, 2001).....	36
Rys. 20. Zależność czasu mieszania od współczynnika dyssypacji energii dla mieszadła Prochem oraz turbiny Rushtona (Nienow, 1997).	38
Rys. 21. Zmiana stopnia segregacji w czasie mieszania dla mieszania niestalonego sinusoidalnego (ang. <i>forward-reverse</i>) oraz standardowego (Yoshida i in., 2007) dla wodnego roztworu NaCl.	40
Rys. 22 Zależność między czasem mieszania i współczynnikiem dyssypacji energii dla mieszania niestalonego z 3 - 5 mieszadeł na jednym wale: RT – turbina Rushtona, FBT – turbina z sześcioma płaskimi łopatkami, PBT – turbina z sześcioma łopatkami skośnymi (Wozniowiczki, 2013).	41
Rys. 23. Zależność bezwymiarowego czasu mieszania od oscylacyjnej liczby Reynoldsa w mieszalniku posuwisto-zwrotnym (Masiuk i Rakoczy, 2007).....	42
Rys. 24. Postęp mieszania z zastosowaniem metody analizy zmiany barwy w obecności znacznika w celu jakościowej oceny przepływu (Ascanio, 2015).	42
Rys. 25. Obszary niejednorodne w mieszalniku mechanicznym: a - chaotyczne i regularne obszary, b - regularne toroidalne obszary (Alvarez i in., 2005).	43

Rys. 26. Obszary IMR w mieszaniu mechanicznym laminarnym: a - nieregularne kształty, b - struktury wstępowe (Woźniowicz i Jędrzejczak, 2011).	44
Rys. 27. Mieszalnik mechaniczny z mieszadłem kotwicznym (Komoda i Date, 2022).	44
Rys. 28. Korelacja między liczbą mocy oraz liczbą Reynoldsa dla mieszalnika oscylacyjnego z mieszadłem wykonującym ruch posuwisto-zwrotny (Masiuk, 1999).	48
Rys. 29. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania nieustalonego oraz ustalonego: RT – turbina Rushtona, ST – turbina Smitha, PBT – turbina z sześcioma nachylonymi łopatkami (Woźniowicz, 2011).	49
Rys. 30. Zależność między liczbą mocy oraz liczbą Reynoldsa dla Vibromixera (Wójtowicz, 2017).	49
Rys. 31. Zmiana pH (Δ) oraz współczynnika przenoszenia tlenu (OTR, \blacksquare) podczas utleniania siarczynu sodu w kolbach 250 ml na wytrząsarce: wypełnione 75 ml; średnica wytrząsania 25 mm; częstotliwość wytrząsania 130 min^{-1} ; 22°C ; pH 8; $0,5 \text{ M Na}_2\text{SO}_3$; 10^{-7} M CoSO_4 ; $0,012 \text{ M}$ bufor fosforanowy; $2,4 \cdot 10^{-5} \text{ M}$ błękit bromotymolowy; całkowite zużycie siarczynu było określane wizualnie poprzez zmianę barwy wskaźnika pH na obrazach zarejestrowanych za pomocą kamery CCD (Hermann i in., 2001).	52
Rys. 32. Współczynnik wnikania masy k_{La} , objętościowe zużycie mocy P/V i czas mieszania t_m w bioreaktorach typu airlift (Pirouzi i in., 2014).	53
Rys. 33. Wpływ natężenia przepływu gazu na współczynnik wnikania masy przy braku (\square) i obecności oscylacji (\blacksquare) (Graça i in., 2020).	54
Rys. 34. Korelacja między współczynnikiem wnikania masy a reżimem przepływu dla reaktora OFR-SPC (Graça i in., 2020).	55
Rys. 35. Wpływ częstotliwości oscylacji i prędkości gazu na współczynnik wnikania masy w mieszalniku mechanicznym podczas mieszania nieustalonego (Yoshida i in., 1996).	56
Rys. 36. Porównanie współczynników wnikania masy dla mieszania nieustalonego oraz ustalonego z dwoma turbinami Rushtona na jednym wale (2RT), mieszadła kotwicznego i wstęgowego (Yoshida i in., 2001a).	57
Rys. 37. Rodzaje modeli kolorów (na podstawie Platoniotis, 2014).	58
Rys. 38. Porównanie modeli barw (na podstawie Golczak i in., 2022).	59
Rys. 39. Ewaluacja składowych modelu RGB w czasie mieszania oraz sposób określania czasu mieszania na podstawie kanału zielonego G przy założeniu wymieszania przy 90% jednorodności (Delaplace i in., 2004).	61
Rys. 40. Wizualizacja obszarów z niecałkowitym wymieszaniem (na podstawie Cabaret i in., 2007).	62

Rys. 41. Region charakterystycznego piksela p (Liu i in., 2018).....	63
Rys. 42. Wielostopniowa analiza zarejestrowanego materiału filmowego.	64
Rys. 43 Trójwymiarowa tablica dla obrazu RGB (na podstawie Mcandrew, 2004).	66
Rys. 44. Schemat mieszalnika hydraulicznego.	71
Rys. 45. Schemat oraz wizualizacja kolejnych etapów procesu mieszania hydraulicznego (1 okres); stan otwarcia zaworów: Z – zamknięty, O - otwarty.....	72
Rys. 46. Układ eksperymentalny ($V1, V2, V3, V4$ – zawory sterujące; $PR1, PR2$ – zawory bezpieczeństwa; $R1, R2$ – zawory redukcyjne; CI – sprężarka; TI – zbiornik gazu).....	73
Rys. 47. Działanie aplikacji AccessPort (SUDT Studio, 2009).	74
Rys. 48. Zmodyfikowane, profilowane dno 3D zastosowane w mieszalniku hydraulicznym. 76	
Rys. 49. Porównanie zmiany cieczy w mieszalniku hydraulicznym – sprawdzenie powtarzalności pomiarów dla 30 cykli ($R2 = 1$ barg, $p_1 = 350$ hPag, $p_2 = 100$ hPag, $p_{1A} = 0$ hPag, $p_{2A} = 2$ hPag, $t_1 = 10$ s, $t_2 = 10$ s).....	77
Rys. 50. Schemat analizy procesu mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego z wykorzystaniem opracowanej komputerowej kolorymetrycznej analizy obrazu CIA4HM (częściowo na podstawie Golczak i in., 2022).....	78
Rys. 51. Parametry wejściowe do analizy obrazu w programie MATLAB - analiza barwy C.	79
Rys. 52. Parametry wejściowe do analizy obrazu w programie MATLAB - analiza wysokości H.....	80
Rys. 53. Program komputerowy MATLAB do analizy danych.....	82
Rys. 54. Pomiar oświetlenia.....	84
Rys. 55. Sposób wyznaczania krzywej wzorcowej – błękit metylenowy.	85
Rys. 56. Zmiana barwy w zależności od stężenia barwnika.....	86
Rys. 57. Procedura konwersji modelu barwy RGB do HSL (opracowano na podstawie (Saravanan i in., 2016)).....	88
Rys. 58. Zależność odcienia H od natężenia światła i stężenia barwnika.	89
Rys. 59. Wprowadzenie barwnika do mieszalnika hydraulicznego.	89
Rys. 60. Obszary do wyznaczenia lokalnej hydraulicznej liczby Reynoldsa.	90
Rys. 61. Wykrywanie linii poziomu cieczy – odnajdywanie maksymalnej różnicy wartości składowych modelu RGB	91
Rys. 62. Zależność między rzeczywistym poziomem cieczy w komorze zewnętrznej a odczytem ze zdjęcia przy położeniu kamery na wysokości 19 cm.	93

Rys. 63. Porównanie przebiegu etapów mieszania w mieszalniku hydraulicznym z dnem profilowanym 3D oraz dnem płaskim dla parametrów $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag.....	93
Rys. 64. Obszary w mieszalniku hydraulicznym, dla których zdefiniowano liczby Reynoldsa.	95
Rys. 65. Sposób wyznaczania pola powierzchni szczeliny A_{hcl} oraz średnicy zastępczej $d_{e,hcl}$	96
Rys. 66. Metoda wyznaczania pola powierzchni pod wykresem zmiany poziomu cieczy w funkcji czasu na przykładzie jednego cyklu mieszania hydraulicznego.	96
Rys. 67. Zależność oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym: a – liczba Reynoldsa w komorze zewnętrznej, b – liczba Reynoldsa w komorze wewnętrznej, c – liczba Reynoldsa w przestrzeni międzykomorowej.	98
Rys. 68. Zależność oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od stosunku poziomu cieczy do średnicy zewnętrznej urządzenia przy tym samym ciśnieniu w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R2 = 1,0$ barg; a – liczba Reynoldsa w komorze zewnętrznej, b – liczba Reynoldsa w komorze wewnętrznej, c – liczba Reynoldsa w przestrzeni międzykomorowej.	99
Rys. 69. Zależność hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym.....	101
Rys. 70. Zależność hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu od stosunku poziomu cieczy do średnicy zewnętrznej urządzenia przy tym samym ciśnieniu w komorze zewnętrznej i wewnętrznej oraz na zaworze redukcyjnym; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R2 = 1,0$ barg.	102
Rys. 71. Zużycie energii elektrycznej przez sprężarkę podczas 30 cykli mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.....	102
Rys. 72. Układ referencyjny, mieszanie mechaniczne.	104
Rys. 73. Przykładowa zmiana pH (—) oraz składowych modelu RGB (R —, G —, B —) podczas utleniania siarczynu w naczyniu z mieszadłem mechanicznym.	105
Rys. 74. Etap 2 - wzrost poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, spadek w komorze zewnętrznej; klatki co 0,1 sekundy.	109
Rys. 75. Etap 4 - spadek poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, wzrost w komorze zewnętrznej; klatki co 0,1 sekundy.	109

Rys. 76. Etap 9 – spadek poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, wzrost w komorze zewnętrznej; klatki co 0,2 sekundy; a – struktury wstępowe, b – tworzenie kropli po szybkim spadku poziomu cieczy.....	110
Rys. 77. Etap 11 – wzrost poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, spadek w komorze zewnętrznej; klatki co 0,3 sekundy.	111
Rys. 78. Obszary niecałkowitego wymieszania w komorze zewnętrznej; klatki co 83 sekundy.	111
Rys. 79. Charakterystyczne struktury płynu: a, b – struktury wstępowe w mieszalniku hydraulicznym; c, d – struktury wstępowe w mieszalniku mechanicznym z ustalonym ruchem mieszadła w reżimie laminarnym (<i>Alvarez i in., 2005</i>); e - obszary ograniczonego mieszania w mieszalniku hydraulicznym; f – chaotyczne i regularne obszary w mieszalniku mechanicznym (<i>Alvarez i in., 2005</i>); g - obszary IMR w mieszalniku mechanicznym z nieustalonym ruchem mieszadła (<i>Wozniowdzki, 2014</i>).....	112
Rys. 80. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 0,5$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.	114
Rys. 81. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.	114
Rys. 82. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,5$ barg, $H/D = 1$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.	115
Rys. 83. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $H/D = 0,6$; a – $p_1, p_2 = 80$ hPag, b – $p_1, p_2 = 100$ hPag, c – $p_1, p_2 = 120$ hPag.	115
Rys. 84. Zmiana poziomu cieczy w czasie pomiaru $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; a – $H/D = 0,6$, b – $H/D = 0,75$, c – $H/D = 0,9$, d – $H/D = 1,0$, e – $H/D = 1,1$	115
Rys. 85. Zależność amplitudy poziomu cieczy (minimalna wartość względem wyrównanego poziomu cieczy) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.	116
Rys. 86. Zależność amplitudy poziomu cieczy (maksymalna wartość względem wyrównanego poziomu cieczy) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.	116
Rys. 87. Zależność amplitudy poziomu cieczy (średnia) od ciśnienia w komorze wewnętrznej i zewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.....	117

Rys. 88. Zależność amplitudy poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – amplituda w komorze wewnętrznej, b – amplituda w komorze zewnętrznej, c – średnia amplituda.....	117
Rys. 89. Średni czas trwania cyklu mieszania (1 okres).....	119
Rys. 90. Zależność prędkości zmiany poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – prędkość zmiany w komorze wewnętrznej, b – prędkość zmiany w komorze zewnętrznej, c – średnia prędkość zmiany.....	120
Rys. 91. Zależność maksymalnej prędkości zmiany poziomu cieczy od ciśnienia w komorze zewnętrznej i wewnętrznej ($H/D=1$) oraz ciśnienia na zaworze redukcyjnym: a – maksymalna prędkość zmiany w komorze wewnętrznej, b – maksymalna prędkość zmiany w komorze zewnętrznej.	121
Rys. 92. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla szczeliny.....	124
Rys. 93. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla komory wewnętrznej.	126
Rys. 94. Zależność liczby Newtona (liczby mocy) od oscylacyjnej liczby Reynoldsa dla komory zewnętrznej.	126
Rys. 95. Zmiana barwy podczas reakcji utleniania siarczynu sodu w obecności błękitu bromotymolowego.....	127
Rys. 96. Wykresy zmiany składowych modelu RGB w czasie trwania procesu dla eksperymentów prowadzonych przy $H/D = 1$: a – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; b – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; c – $R2 = 0,5$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag; d – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; e – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; f – $R2 = 1,0$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag; g – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 80$ hPag; h – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 100$ hPag; i – $R2 = 1,5$ barg, $p_1, p_2 = 120$ hPag.	128
Rys. 97. Zależność współczynnika wnikania masy od jednostkowej mocy mieszania.	130
Rys. 98. Porównanie współczynników wnikania masy dla mieszalnika hydraulicznego, różnych typów mieszalników pulsacyjnych strumieniowych typu airlift oraz mieszalników mechanicznych z nieustalonym ruchem mieszadła (Loubière i in., 2009; Pirouzi i in., 2014; Woziwodzki, 2016; Yazdian i in., 2010; Yoshida i in., 2001b).....	132
Rys. 99. Wizualny rozkład barwy podczas mieszania z zastosowaniem zmodyfikowanego dna.	132

Rys. 100. Współczynnik wnikania masy dla dna płaskiego i profilowanego; $R_2 = 1,0$ barg; $p_1, p_2 = 100$ hPag.	133
Rys. 101. Zmiana barwy w kolejnych cyklach 0-9 mieszania hydraulicznego w eksperymencie E2 oraz lokalne liczby Reynoldsa w etapach 2, 4, 9 i 11 każdego cyklu.	134
Rys. 102. Zjawiska wpływające na czas mieszania i stopień wymieszania: a - falowanie poziomu cieczy, b - tworzenie struktur wstęgowych, c - powstawanie izolowanych obszarów mieszania.....	135
Rys. 103. Zmiana stopnia wymieszania barwnika w kolejnych cyklach mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego.....	135
Rys. 104. Zależność czasu mieszania od maksymalnej hydrauliczno-oscylacyjnej liczby Reynoldsa.....	137
Rys. 105. Zmiana poziomu cieczy w czasie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego oraz zmodyfikowanej liczby Reynoldsa dla eksperymentów E1 – E3.	138
Rys. 106. Zmiana poziomu cieczy w czasie mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego oraz zmodyfikowanej liczby Reynoldsa dla eksperymentów E4 – E6.	138
Rys. 107. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E1. .	139
Rys. 108. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E2. .	139
Rys. 109. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E3. .	140
Rys. 110. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E4. .	140
Rys. 111. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E5. .	141
Rys. 112. Zależność stężenia od cyklu mieszania w obszarach 1 – 3 w eksperymencie E6. .	142

SPIS TABEL

Tabela 1. Metoda kolorymetryczna analizy czasu mieszania – stosowane odczynniki i zmiany barwy.	35
Tabela 2. Stałe K i wykładniki a równania (5)	38
Tabela 3. Metody pomiaru objętościowego współczynnika wnikania masy.....	50
Tabela 4 Zestawienie parametrów charakteryzujących mieszanie z wybranych publikacji. ...	68
Tabela 5. Plan eksperymentów – ciśnienia oraz inwarianty geometryczne.	75
Tabela 6. Barwniki wybrane do utworzenia krzywej wzorcowej.	83
Tabela 7. Zmiana wartości odcienia H w zależności od stężenia rodaminy B wraz z wizualizacją.....	85
Tabela 8. Zmiana wartości odcienia H w zależności od stężenia błękitu metylenowego wraz z wizualizacją.....	87
Tabela 9. Eksperymenty przeprowadzone w celu określenia czasu mieszania na podstawie analizy barwy w mieszalniku hydraulicznym.	90
Tabela 10. Poziom cieczy w komorze zewnętrznej odczytywany ze zdjęć w zależności od położenia kamery.	92
Tabela 11. Zestawienie oscylacyjnej liczby Reynoldsa w komorze zewnętrznej, wewnętrznej oraz przestrzeni międzykomorowej.....	97
Tabela 12. Zestawienie uzyskanych wyników hydraulicznej liczby Reynoldsa dla jednego cyklu mieszania.	100
Tabela 13. Lokalne liczby Reynoldsa osiągalne w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania w eksperymentach E1 – E6 (średnia ze wszystkich cykli). Zakres laminarny $Re \in (0;2100)$ - podkreślenie, przejściowy $Re \in <2100;3000)$ – kursywa, burzliwy $Re \in <3000;\infty)$ - wytłuszczony.	107
Tabela 14. Prędkości przepływu w [m/s] w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania E1 – E6 (średnia ze wszystkich cykli w danym eksperymencie).....	108
Tabela 15. Zestawienie minimalnych i maksymalnych poziomów cieczy oraz amplitudy. ..	113
Tabela 16. Wykładniki liniowej linii trendu C_l dla uzyskanych amplitud zmiany poziomu cieczy w komorze wewnętrznej, $H/D = 1$	118
Tabela 17. Wykładniki liniowej linii trendu C_l dla uzyskanych amplitud zmiany poziomu cieczy w komorze zewnętrznej, $H/D = 1$	118

Tabela 18. Wykładniki liniowej linii trendu C_1 dla uzyskanych średnich całkowitych amplitud zmiany poziomu cieczy $H/D = 1$	119
Tabela 19. Wykładniki liniowej linii trendu C_2 dla uzyskanych prędkości zmiany poziomu cieczy, $H/D = 1$	121
Tabela 20. Wykładniki liniowej linii trendu C_3 dla uzyskanych maksymalnych prędkości zmiany poziomu cieczy, $H/D = 1$	122
Tabela 21. Moc mieszania, moc jednostkowa oraz liczba Newtona dla wykonanych eksperymentów.....	123
Tabela 22. Ocena parametrów modelu zależności liczby Newtona od oscylacyjnej liczby Reynoldsa $Re_{v,hcl}$	124
Tabela 23. Lokalne liczby Reynoldsa osiągalne w poszczególnych obszarach mieszalnika oraz etapach pojedynczego cyklu mieszania przy różnych H/D ; $p_1, p_2 = 100$ hPag, $R_2 = 1,0$ barg. Zakres laminarny $Re \in (0;2100)$ - podkreślenie, przejściowy $Re \in <2100;3000)$ – kursywa, burzliwy $Re \in <3000;\infty)$ - wytłuszczony.	125
Tabela 24. Ocena parametrów modelu zależności liczby Newtona od oscylacyjnej liczby Reynoldsa $Re_{v,hcl}$	127
Tabela 25. Zestawienie wyników współczynnika przenoszenia tlenu oraz współczynnika wnikania masy.....	129
Tabela 26. Ocena parametrów modelu zależności współczynnika wnikania masy k_{La} od jednostkowej mocy mieszania P/V	131
Tabela 27. Podsumowanie przeprowadzonych eksperymentów E1 – E6.	136

STRESZCZENIE

Mieszanie mechaniczne jest jedną z najczęściej stosowanych operacji jednostkowych w przemyśle chemicznym. Zazwyczaj prowadzi się je w zbiorniku zaopatrzonym w mieszadło oraz przegrody płaskie. Jednakże stosowanie takiego typu mieszania nie zawsze jest wskazane, szczególnie ze względu na małą objętość mieszanych mediów, wrażliwość mieszanych mediów na naprężenia mechaniczne oraz występujące zagrożenia pożarowe czy wybuchowe w trakcie prowadzenia procesu. W takich przypadkach przemysłowych zastosowanie znajdują mieszalniki statyczne, pneumatyczne oraz ultradźwiękowe. Nowym rozwiązaniem konstrukcyjnym możliwym do stosowania w takich obszarach jest mieszalnik hydrauliczny.

Celem pracy doktorskiej jest analiza mieszania hydrauliczno-oscylacyjnego w mieszalniku, w którym siłą napędową jest naprzemienna zmiana różnicy ciśnień między wewnętrzną i zewnętrzną komorą mieszalnika hydraulicznego.

Badania polegały na opracowaniu i dostosowaniu metody pomiaru stopnia wymieszania w mieszalniku jak również zmian wysokości słupa cieczy w funkcji ciśnienia. W tym celu wykorzystano autorski algorytm pomiarowy, oparty o język programowania Matlab, polegający na analizie zmian barw *RGB* i *HSL* w trakcie mieszania. Opracowana metoda pozwala na analizę procesu mieszania w trybie off-line i stwarza również możliwość pracy w trybie on-line po odpowiednim dostosowaniu, a jej zastosowanie pozwala na znaczne skrócenie czasu analizy obrazu. Metoda pozwala na określenie zmian czasu mieszania w funkcji amplitudy oscylacji i liczby Reynoldsa. Przeanalizowano wpływ parametrów procesowych i amplitudy zmian poziomu cieczy na czas mieszania płynów, hydrodynamikę mieszania oraz jednostkową moc mieszania wymaganą do przeprowadzenia procesu. Mieszanie w komorze zewnętrznej wywiera największy wpływ na czas mieszania w mieszalniku hydraulicznym. Podczas mieszania zaobserwowano występowanie struktur charakterystycznych dla mieszania laminarnego, szczególnie w komorze zewnętrznej. Amplituda zmian poziomu cieczy jest uzależniona od ciśnienia poduszki gazowej oraz stosunku wysokości poziomu cieczy do średnicy komory zewnętrznej, wraz ze wzrostem ciśnienia rośnie amplituda zmiany poziomu cieczy. Wyniki badań wskazują, że im mniejsza różnica ciśnień w komorze wewnętrznej i zewnętrznej, tym szybsze wymieszanie, dlatego zaleca się, żeby ciśnienia p_1 i p_2 były takie same, a wzrost ciśnienia p_1 i p_2 powoduje skrócenie czasu mieszania.

W pracy wyznaczono współczynnik wnikania masy dla mieszalnika hydraulicznego metodą analizy obrazu w celu porównania uzyskanych wartości do wyników dla standardowego mieszalnika mechanicznego. Przeprowadzono również test pracy mieszalnika hydraulicznego ze zmodyfikowanym, profilowanym dnem wykonanym za pomocą technologii wydruku 3D. Uzyskane wartości k_{La} dla mieszalnika hydraulicznego są mniejsze niż dla mieszalników strumieniowych typu airlift oraz mieszalników mechanicznych z nieustalonym ruchem mieszadła. Mieszalniki typu airlift oraz mechaniczne wymagają większej mocy jednostkowej, natomiast czas mieszania jest krótszy niż w mieszalniku hydraulicznym.

ABSTRACT

Mechanical mixing is one of the most common unit operations in the chemical industry. It is usually carried out in a tank equipped with an agitator and flat baffles. However, the use of this type of mixing is not always recommended, especially due to the small volume of the mixed media, the sensitivity of the mixed media to mechanical stress and the fire or explosion hazards occurring during the process. Static, pneumatic, and ultrasonic mixers are used in these industrial cases. The hydraulic mixer is a new design solution that can be used at such areas.

The aim of this dissertation is to analyze hydraulic-oscillatory mixing in a mixer in which an alternation of pressure changes between inner and outer compartments of the mixer is the driving force.

The research involved the development and adaptation of a method for measuring changes of mixing in the mixer as well as changes in the height of the liquid level as a function of pressure. For this purpose, a self-developed measurement algorithm, generally based on Matlab programming language, was used to analyze changes in *RGB* and *HSL* color models during mixing. This method allows for the analysis of the mixing process in off-line mode and provides the possibility of working in on-line mode after adjusting accordingly and its application allows for a significant reduction in image analysis time. The method allows changes in mixing time to be determined as a function of oscillation amplitude and Reynolds number. The effects of process parameters and amplitude of fluid level changes on fluid mixing time, mixing hydrodynamics and unitary mixing power required for the process were analyzed. Mixing in the outer compartment has the most significant impact on the mixing time in the hydraulic mixer. Structures characteristic for laminar mixing were observed during mixing, particularly in the outer compartment. The amplitude of the liquid level change depends on the pressure of the gas pad and the ratio of the liquid level height to the diameter of the outer compartment, the amplitude of the liquid level change increases with pressure. Experimental results show that a smaller pressure difference between the inner and outer compartments causes faster mixing, therefore it is recommended to keep pressures p_1 and p_2 the same, an increase in the pressure of p_1 and p_2 reduces the mixing time.

In this study, the volumetric mass transfer coefficient for a hydraulic mixer was determined using process imaging method to compare the values obtained to the results for a standard stirred vessel. There was also an operational test of a hydraulic mixer with a modified profiled

bottom made with use of 3D printing technology. The obtained k_{LA} values for the hydraulic mixer are lower than the values for airlift type jet mixers and mechanical mixers with unsteady agitator motion. Airlift and mechanical mixers require a higher unitary power; however, the mixing time is shorter than in a hydraulic mixer.

ANEKS 1: Kod programu Matlab

Analiza barwy oraz zmiany poziomu cieczy

```
1 clear all
2 clc
3
4 file_name = input('Podaj początek nazwy pliku (bez liczby oznaczającej numer zdjęcia), np. "20 mm P" ','s');
5 photos = input('Wybierz jako "Current folder" folder ze zdjęciami do analizy. Podaj liczbę cykli (zdjęć)');
6 %numer zdjęcia w folderze
7 analysis_option = input('Jaką analizę chcesz przeprowadzić? Wpisz "C" - dla analizy barwy lub "H" - dla
8 wysokości cieczy ','s');
9
10 if analysis_option == 'C' %ANALIZA BARWY
11
12     C_initial_info = 'Wprowadź dane początkowe - wymiary obszarów w px';
13     disp(C_initial_info);
14
15     %wymiary obszarów wprowadzane przez użytkownika:
16     x123_from = input('Wprowadź wysokość obszarów 1, 2, 3 (oś x) - od (parametr nr 1): ');
17     x123_to = input('do (parametr nr 2): ');
18     x4_from = input('Wprowadź wysokość obszaru 4 (oś x) - od (parametr nr 3): ');
19     x4_to = input('do (parametr nr 4): ');
20
21     y1_from = input('Wprowadź szerokość obszaru 1 (oś y) - od (parametr nr 5): ');
22     y1_to = input('do (parametr nr 6): ');
23     y2_from = input('Wprowadź szerokość obszaru 2 (oś y) - od (parametr nr 7): ');
24     y2_to = input('do (parametr nr 8): ');
25     y3_from = input('Wprowadź szerokość obszaru 3 (oś y) - od (parametr nr 9): ');
26     y3_to = input('do (parametr nr 10): ');
27     y4_from = y1_from;
28     y4_to = y3_to;
```



```
29 result_C = zeros(photos,12); %utworzenie macierzy zerowej o wymiarach tabeli z wynikami, ta pusta
30 %macierz trzeba uzupełnić danymi
31
32 for cycle = 1:photos
33
34     photo_file = {file_name,num2str(cycle),'','jpg'};
35     photo = strjoin(photo_file,{' ',' ','.'}); %łączenie str w nazwę pliku
36
37     image = imread(photo); %odczyt danego zdjęcia
38
39     %macierze wszystkich wartości dla R, G i B w poszczególnych
40     %obszarach (1, 2, 3, 4)
41     area_1R = image(y1_from:y1_to,x123_from:x123_to,1); %R
42     area_2R = image(y2_from:y2_to,x123_from:x123_to,1);
43     area_3R = image(y3_from:y3_to,x123_from:x123_to,1);
44     area_4R = image(y4_from:y4_to,x4_from:x4_to,1);
45
46     area_1G = image(y1_from:y1_to,x123_from:x123_to,2); %G
47     area_2G = image(y2_from:y2_to,x123_from:x123_to,2);
48     area_3G = image(y3_from:y3_to,x123_from:x123_to,2);
49     area_4G = image(y4_from:y4_to,x4_from:x4_to,2);
50
51     area_1B = image(y1_from:y1_to,x123_from:x123_to,3); %B
52     area_2B = image(y2_from:y2_to,x123_from:x123_to,3);
53     area_3B = image(y3_from:y3_to,x123_from:x123_to,3);
54     area_4B = image(y4_from:y4_to,x4_from:x4_to,3);
55
56     %SPRAWDZENIE CZY DOBRZE DOBRANO OBSZARY
57
58     %wyświetlanie obszaru nr 1
59     recombined_area_1 = cat(3,area_1R,area_1G,area_1B);
60     imshow(recombined_area_1)
61
62     %wyświetlanie obszaru nr 2
63     recombined_area_1 = cat(3,area_2R,area_2G,area_2B);
64     imshow(recombined_area_1)
65
66     %wyświetlanie obszaru nr 3
67     recombined_area_1 = cat(3,area_3R,area_3G,area_3B);
68     imshow(recombined_area_1)
```

```
69
70     %wyświetlanie obszaru nr 4
71     recombined_area_1 = cat(3,area_4R,area_4G,area_4B);
72     imshow(recombined_area_1)
73
74     %ŚREDNIA Z KOLUMN
75     column_area_1R = mean(area_1R);
76     column_area_2R = mean(area_2R);
77     column_area_3R = mean(area_3R);
78     column_area_4R = mean(area_4R);
79
80     column_area_1G = mean(area_1G);
81     column_area_2G = mean(area_2G);
82     column_area_3G = mean(area_3G);
83     column_area_4G = mean(area_4G);
84
85     column_area_1B = mean(area_1B);
86     column_area_2B = mean(area_2B);
87     column_area_3B = mean(area_3B);
88     column_area_4B = mean(area_4B);
89
90     %ŚREDNIA Z RGB DLA POSZCZEGÓLNYCH OBSZARÓW
91     mean_area_1R = mean(column_area_1R,2);
92     mean_area_2R = mean(column_area_2R,2);
93     mean_area_3R = mean(column_area_3R,2);
94     mean_area_4R = mean(column_area_4R,2);
95
96     mean_area_1G = mean(column_area_1G,2);
97     mean_area_2G = mean(column_area_2G,2);
98     mean_area_3G = mean(column_area_3G,2);
99     mean_area_4G = mean(column_area_4G,2);
100
101     mean_area_1B = mean(column_area_1B,2);
102     mean_area_2B = mean(column_area_2B,2);
103     mean_area_3B = mean(column_area_3B,2);
104     mean_area_4B = mean(column_area_4B,2);
105
106     %dodawanie do macierzy
107     result_C(cycle,1) = round(mean_area_1R);
108     result_C(cycle,4) = round(mean_area_2R);
```

```
109     result_C(cycle,7) = round(mean_area_3R);
110     result_C(cycle,10) = round(mean_area_4R);
111
112     result_C(cycle,2) = round(mean_area_1G);
113     result_C(cycle,5) = round(mean_area_2G);
114     result_C(cycle,8) = round(mean_area_3G);
115     result_C(cycle,11) = round(mean_area_4G);
116
117     result_C(cycle,3) = round(mean_area_1B);
118     result_C(cycle,6) = round(mean_area_2B);
119     result_C(cycle,9) = round(mean_area_3B);
120     result_C(cycle,12) = round(mean_area_4B);
121
122     %wektor średnich w postaci [AREA1;AREA2;AREA3;AREA4], gdzie AREAi=R,G,B
123     AREA1 = [mean_area_1R mean_area_1G mean_area_1B];
124     AREA2 = [mean_area_2R mean_area_2G mean_area_2B];
125     AREA3 = [mean_area_3R mean_area_3G mean_area_3B];
126     AREA4 = [mean_area_4R mean_area_4G mean_area_4B];
127
128     IMAGE_RGB = ([[AREA1];[AREA2];[AREA3];[AREA4]]);
129
130     percent_completed = (cycle/photos)*100
131
132     end %rozwiązaniem jest result_C, który należy przekopiować do formatki w Excelu
133
134     C_info = 'Przekopiuj wynik obliczeń z macierzy result_C to arkusza z analizą barwy.';
135     disp(C_info)
136
137     elseif analysis_option == 'H' %ANALIZA WYSOKOŚCI
138
139     H_initial_info = 'Wprowadź dane początkowe do analizy wysokości:'
140     disp(H_initial_info)
141
142     %TWORZENIE MACIERZY ZE SKALĄ (linijka: cm - piksele), na podstawie której będzie określana potem
143     %wysokość
144
145     baseline_start_cm = input('Wprowadź pierwszą wartość na linijce [cm] (parametr nr 14): ');
146     %pierwsza wartość na linijce [cm], od niej liczymy kolejne
147     baseline_start_px = input('Wprowadź pierwszą wartość na linijce [px] (parametr nr 13): '); %pierwsza
148     %wartość px odpowiadająca linijce, określona na podstawie punktu bazowego (początek linijki na zdjęciu)
```

```

149 %względem osi x
150 baseline_end_px = input('Wprowadź ostatnią wartość na linijce [px] (parametr nr 15): ');
151 distance_px_1 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla pierwszych 10 cm (0 - 10 cm;
152 parametr nr 16): '); %odległość między cm na linijce w pikselach dla pierwszych 10 cm
153 camera_location = input('Podaj wysokość kamery względem linijki [cm] (parametr nr 23): '); %cm na
154 linijce odpowiadający położeniu kamery (wysokosc) [cm]
155 H_t0 = input('Podaj wysokość cieczy przy wyrównanych poziomach [cm] (parametr nr 24): ');
156 fps = input('Podaj liczbę klatek na sekundę (parametr nr 25): ');
157 area_min = baseline_start_px + 10*distance_px_1; %min i max zakresu, w którym waha się poziom cieczy
158 %w zbiorniku zewnętrznym (ZAŁOŻENIE)
159 area_max = baseline_start_px + 30*distance_px_1;
160
161 distance_px_1_range_end = (10*distance_px_1)+1;
162
163 for baseline = 1:distance_px_1_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
164     matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
165     baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_1);
166     matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
167     baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
168 end
169 %w tak zbudowanej macierzy (cm na linijce -> piksele na obrazku) będzie
170 %można znaleźć wysokość w cm, teraz dla kolejnych dziesiątek:
171
172 %II DZIESIĄTKA
173 distance_px_2 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla drugich 10 cm (10 - 20 cm;
174 parametr nr 17): ');
175 distance_px_2_range_start = distance_px_1_range_end+1;
176 distance_px_2_range_end = distance_px_2_range_start+(10*distance_px_2);
177
178 for baseline = distance_px_2_range_start:distance_px_2_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
179     matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
180     baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_2);
181     matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
182     baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
183 end
184
185 %III DZIESIĄTKA
186 distance_px_3 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla trzecich 10 cm (20 - 30 cm;
187 parametr nr 18): ');
188 distance_px_3_range_start = distance_px_2_range_end+1;

```

```
189 distance_px_3_range_end = distance_px_3_range_start+(10*distance_px_3);
190
191 for baseline = distance_px_3_range_start:distance_px_3_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
192     matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
193     baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_3);
194     matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
195     baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
196 end
197
198 %IV DZIESIĄTKA
199 distance_px_4 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla czwartych 10 cm (30 - 40 cm;
200 parametr nr 19): ');
201 distance_px_4_range_start = distance_px_3_range_end+1;
202 distance_px_4_range_end = distance_px_4_range_start+(10*distance_px_4);
203
204 for baseline = distance_px_4_range_start:distance_px_4_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
205     matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
206     baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_4);
207     matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
208     baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
209 end
210
211 %V DZIESIĄTKA
212 distance_px_5 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla piątych 10 cm (40 - 50 cm;
213 parametr nr 20): ');
214 distance_px_5_range_start = distance_px_4_range_end+1;
215 distance_px_5_range_end = distance_px_5_range_start+(10*distance_px_5);
216
217 for baseline = distance_px_5_range_start:distance_px_5_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
218     matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
219     baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_5);
220     matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
221     baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
222 end
223
224 %VI DZIESIĄTKA
225 distance_px_6 = input('Wprowadź odległość między cm na linijce w px - dla szóstych 10 cm (50 - 60 cm;
226 parametr nr 21): ');
227 distance_px_6_range_start = distance_px_5_range_end+1;
228 distance_px_6_range_end = distance_px_6_range_start+(10*distance_px_6);
```

```

229
230     for baseline = distance_px_6_range_start:distance_px_6_range_end %tworzenie linijki - macierzy odniesienia
231         matrix_height(baseline,1) = baseline_start_cm;
232         baseline_start_cm = baseline_start_cm + (1/distance_px_6);
233         matrix_height(baseline,2) = baseline_start_px;
234         baseline_start_px = baseline_start_px + 1;
235     end
236
237     H_result = zeros(photos,7);
238
239     t = 0;    %[s], czas początkowy
240     axis = input('Podaj położenie osi w cylindrze zewnętrznym [px] (parametr nr 22): ');
241
242     for cycle = 1:photos    %od ktorego zdjęcia
243
244         photo_file = {file_name,num2str(cycle),'','jpg'}; %łączenie str w nazwę pliku, początek do zmiany
245         %w poszczagólnych seriach
246         photo = strjoin(photo_file,{' ',' ','.'});
247
248         image = imread(photo); %odczyt danego zdjęcia
249
250         %CYLINDER ZEWNĘTRZNY
251         %macierz piksele - składowa R barwy
252         photo_R_outside = image(axis,area_min:area_max,1);
253         photo_R_outside_transposition = uint16(photo_R_outside');
254         photo_R_outside_px = uint16([area_min:1:area_max]');
255         matrix_outside = [photo_R_outside_px photo_R_outside_transposition];    %macierz, którą będziemy
256         %odnosić do linijki
257
258         difference_between_3_points_matrix = zeros((area_max-area_min+1),1);    %tworzenie macierzy
259         %z różnicami między trzema punktami, max różnica to największy kontrast -> linia określająca poziom
260         %cieczy
261
262         for diff_point = 1:(area_max-area_min-2)    %3 końcowe punkty pomijamy, bo z różnicy wyjdą błędne
263         %wartości
264             difference_between_3_points_matrix(diff_point,1) = abs(matrix_outside(diff_point,2)-
265             matrix_outside((diff_point+3),2));
266         end
267
268         [m,i] = max(difference_between_3_points_matrix);    %i to nr wiersza, m to max wartość R dla danego

```

```

269     %cyklu
270     H_result(cycle,1) = cycle;
271     H_result(cycle,2) = m;
272     H_result(cycle,3) = i+area_min;    %i to nr piksela, gdzie jest maximum różnicy R między trzema
273     %punktami
274     %area_min, bo startujemy od area_min (zakres area_min - area_max px)
275
276     %należy znaleźć w każdym cyklu i w matrix_height kolumna 2 -> potem
277     %podać wartość z kolumny 1
278
279     [row,col] = find(H_result(cycle,3)==matrix_height); %row to numer wiersza w matrix_height, w którym
280     %znajduje się wartość maximum (w pixelach)
281     %wartość w px jest z 2 kolumny matrix_height, należy podać wartość
282     %z kolumny nr 1 (cm)
283
284     H_result(cycle,4) = row; %px
285
286     H_out = matrix_height(row,1);    %wysokosc cieczy w cylindrze zewnetrznym ze zdjecia (bez korekty)
287     %[cm]
288
289     %WARTOŚCI KORYGUJĄCE WYNIK:
290     x1 = 71.9;    %odleglosc kamery od zbiornika (kwadratowego) [cm]
291     x2 = 10.635;    %odleglosc zbiornika zewnetrznego od mieszalnika [cm]
292
293     if H_out>camera_location
294         H_out_cor = camera_location + (((abs(camera_location-H_out))*(x1+x2))/x1);    %korekta z Talesa
295         w odniesieniu do poziomu kamery względem wysokości [cm] na linii
296     elseif H_out<camera_location
297         H_out_cor = camera_location - (((abs(camera_location-H_out))*(x1+x2))/x1);
298     else
299         H_out_cor = camera_location;
300     end
301
302     H_result(cycle,5) = H_out_cor;    %wysokość cieczy w zbiorniku zewnętrznym [cm]
303
304     %CYLINDER WEWNĘTRZNY (wszystko w cm) -> szukamy wysokości
305     %w cylindrze wewnętrznym na podstawie zewnętrznego
306     D_in = 19;    %średnica wewnętrzna zbiornika zewnętrznego [cm]
307     d = 9.6;    %średnica wewnętrzna zbiornika wewnętrznego [cm]
308     s = 0.2;    %grubość ścianki [cm]

```

```
309     delta_V = ((pi*(D_in)^2)/4 * abs(H_t0-H_out_cor)) - ((pi*(d+2*s)^2)/4 * abs(H_t0-H_out_cor));
310     %różnica objętości w cylindrze zewnętrznym i wewnętrznym [cm]
311     %różnica wysokości w zbiorniku zewnętrznym i wewnętrznym na
312     %podstawie różnicy objętości:
313     delta_h = (4*delta_V)/(pi*(d)^2);    %trzeba to dodać/odjąć od wysokości w zbiornikach przy
314     %wyrównanych poziomach
315
316     if H_out_cor>H_t0
317         H_result(cycle,6) = H_out_cor - delta_h;    %poziom w zbiorniku zewnętrznym wyższy niż w wewnętrznym
318     elseif H_out_cor<H_t0
319         H_result(cycle,6) = H_out_cor + delta_h;    %poziom w zbiorniku zewnętrznym niższy niż w wewnętrznym
320     else
321         H_result(cycle,6) = H_out_cor;    %wyrównane poziomy
322     end
323
324     H_result(cycle,7) = t;
325     t = t + (1/fps);
326
327     percent_completed = (cycle/photos)*100
328
329     end
330
331     H_info = 'Przekopiuj wynik obliczeń z macierzy H_result to arkusza "H" w szablonie Excel.';
332     disp(H_info)
333
334     else    %BŁĄD PRZY WYBORZE TRYBU OBLICZEŃ
335         error = 'Nieprawidłowa nazwa testu, spróbuj ponownie, wpisując C lub H.';
336         disp(error)
337
338     end
```


ANEKS 2: Dorobek naukowy

Artykuły naukowe:

1. Image analysis framework for hydraulic mixing / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Woziwodzki Szymon (WTCH), Piotr T. Mitkowski (WTCH), Chemical and Process Engineering 2022, 43 (1), s.3-21, DOI: 10.24425/cpe.2021.138941.

Rozdziały w książkach:

1. Analysis of Mechanical Mixing in a Tank Mixer with Disturbing Elements / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr T. Mitkowski (WTCH) // W: Practical Aspects of Chemical Engineering : selected contributions from PAIC 2019 / red. Marek Ochowiak (WTCH), Szymon Woziwodzki (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH), Michał Doligalski - Cham, Switzerland : Springer, 2020 - s. 89-98.

Artykuły w recenzowanych materiałach konferencyjnych:

1. Wytwarzanie mieszanin w zbiornikach z elementami zaburzającymi / Aleksandra Golczak (WTCH), Ewa Mazurkiewicz (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH) // W: Drugie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC 2019 : recenzowane materiały konferencyjne : Zaniemyśl, 16-17 września 2019 - Poznań, Polska : Politechnika Poznańska. Wydział Technologii Chemicznej, 2019 - s. 51-52.
2. Wpływ zmian ciśnienia na proces mieszania hydraulicznego / Aleksandra Łukasik, Natalia Majcher, Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH) // W: II Seminarium Młodych Naukowców pt. Nowoczesne Trendy i Wyzwania w Inżynierii Chemicznej : recenzowane materiały konferencyjne : Poznań 13-14 stycznia 2020 - Poznań, Polska : Politechnika Poznańska, 2020 - s. 93-99.
3. Nowoczesne sposoby wytwarzania mieszanin i metody ich analizy / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH),

Szymon Woziwodzki (WTCH) // W: II Pomorskie Studenckie Sympozjum

Chemiczne: 20-21 marca 2021, 2021 – s. 54.

4. Zastosowanie cyfrowej analizy barwy do wyznaczania stężenia roztworu w procesie mieszania hydraulicznego / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH), Szymon Woziwodzki (WTCH) // W: Trzecie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC-2022 : recenzowana monografia konferencyjna, Zaniemyśl, 7-8 czerwca 2022: Politechnika Poznańska. Wydział Technologii Chemicznej, 2022 - p. 119-123

Komunikaty na konferencjach:

1. Analiza mieszania mechanicznego w mieszalniku z elementami zaburzającymi / Aleksandra Golczak (WTCH), Ewa Mazurkiewicz (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH) // Drugie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC 2019, 16-17 września 2019.

Postery na konferencjach:

1. Wpływ zmian ciśnienia na proces mieszania hydraulicznego / Aleksandra Łukasik, Natalia Majcher, Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH) // II Seminarium Młodych Naukowców pt. Nowoczesne Trendy i Wyzwania w Inżynierii Chemicznej, 13-14 stycznia 2020.
2. Nowoczesne sposoby wytwarzania mieszanin i metody ich analizy / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH), Szymon Woziwodzki (WTCH) // II Pomorskie Studenckie Sympozjum Chemiczne, 20-21 marca 2021.
3. Zastosowanie cyfrowej analizy barwy do wyznaczania stężenia roztworu w procesie mieszania hydraulicznego / Aleksandra Golczak (WTCH), Waldemar Szaferski (WTCH), Piotr Tomasz Mitkowski (WTCH), Szymon Woziwodzki (WTCH) // Trzecie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC 2022, 7-8 czerwca 2022.