

**POLITECHNIKA POZNAŃSKA**  
**WYDZIAŁ TECHNOLOGII CHEMICZNEJ**  
Instytut Technologii i Inżynierii Chemicznej  
Zakład Inżynierii i Aparatury Chemicznej



PRACA DOKTORSKA

# **Mieszanie nieustalone gaz-ciecz w mieszalniku z mieszadłem o wygiętych łopatkach**

mgr inż. Sebastian Szymon Frankiewicz  
Promotor: dr hab. inż. Szymon Woźniowski

Poznań 2023

## **PODZIĘKOWANIA**

---

*Pragnę złożyć podziękowania mojemu promotorowi, dr hab. inż. Szymonowi Woźniowskiemu, za zaangażowanie i merytoryczną pomoc, które przyczyniły się do powstania tej pracy doktorskiej.*

*Dziękuję również Pracownikom i Doktorantom Zakładu Inżynierii i Aparatury Chemicznej za wszelką pomoc i miłą atmosferę w pracy.*

*Dziękuję mgr inż. Maciejowi Kołodzie za pomoc w stworzeniu oprogramowania do pomiaru poziomu cieczy.*

*Dziękuję mojej żonie Adriannie za wsparcie merytoryczne i techniczne.*

*Dziękuję moim najbliższym za opiekę nad moją córką, co umożliwiło mi pisanie tej pracy.*

# SPIS TREŚCI

---

Spis ważniejszych symboli i skrótów.....	5
Wprowadzenie.....	10
Analiza literaturowa zagadnienia .....	12
1 Mieszanie nieustalone .....	12
1.1 Modele ruchu nieustalonego.....	13
1.2 Zakres badań literaturowych dla mieszania nieustalonego gaz-ciecz .....	15
2 Moc mieszania.....	18
2.1 Moc mieszania ustalonego układów jednorodnych.....	18
2.2 Moc mieszania nieustalonego układów jednorodnych.....	19
2.3 Moc mieszania ustalonego gaz-ciecz.....	21
2.4 Moc mieszania nieustalonego układów gaz-ciecz.....	27
3 Teorie wymiany masy .....	31
3.1 Teoria dwóch warstw granicznych Whitmana .....	32
3.2 Teoria penetracji Higbiego .....	33
3.3 Teoria warstewkowo-penetracyjna Toor i Marchello .....	37
3.4 Teoria odnawiania powierzchni Danckwerts'a .....	39
4 Wymiana masy w mieszalniku.....	41
4.1 Wielkość pęcherza gazowego i koalescencja .....	43
4.2 Zatrzymanie gazu w mieszalniku .....	48
4.3 Objętościowy współczynnik wnikania masy.....	55
4.4 Metody pomiaru $k_{La}$ w mieszalniku.....	69
5 Podsumowanie części literaturowej .....	72
Część eksperymentalna .....	74
6 Cel pracy .....	74
7 Materiały i metody .....	75
7.1 Stanowisko badawcze.....	75

7.2	Stosowane media robocze .....	77
7.3	Mieszadła.....	77
7.4	Analiza parametryczna .....	81
7.5	Metody badawcze .....	86
7.5.1	Zapotrzebowanie na moc .....	88
7.5.2	Stopień zatrzymania gazu.....	89
7.5.3	Objętościowy współczynnik wnikania masy .....	90
7.5.4	Analiza częstotliwości oscylacji.....	91
	Wyniki badań .....	93
8	Moc mieszania układów jednorodnych.....	93
8.1	Współczynniki oporu $C_D$ i bezwładności $C_I$ .....	98
8.2	Siła nośna.....	107
9	Moc mieszania układów gaz ciecz .....	110
9.1	Względne współczynniki oporu $C_{Dg}/C_{D0}$ .....	120
9.2	Względne współczynnik bezwładności $C_{Ig}/C_{I0}$ .....	132
10	Stopień zatrzymania gazu.....	136
10.1	Pomiar stopnia zatrzymania gazu metodą objętościową .....	136
10.2	Pomiar stopnia zatrzymania gazu z wykorzystaniem czujnika eTape .....	147
11	Objętościowy współczynnik wnikania masy .....	156
11.1	Układ dwufazowy powietrze-woda .....	156
11.2	Układ dwufazowy powietrze-wodne roztwory NaCl .....	167
12	Podsumowanie .....	187
	Streszczenie .....	189
	Abstract .....	191
	Bibliografia.....	193
	Aktywność naukowa .....	202

## SPIS WAŻNIEJSZYCH SYMBOLI I SKRÓTÓW

### Alfabet łaciński

Symbol	Znaczenie	Jednostka
$a$	powierzchnia jednostkowa	$[\text{m}^2/\text{m}^3]$
$A$	powierzchnia wymiany masy	$[\text{m}^2]$
$a_a$	szerokość łopatki	$[\text{m}]$
$a_b$	wysokość projekcyjna łopatki mieszadła	$[\text{m}]$
$a_N$	charakterystyczny współczynnik szeregu Fouriera	$[-]$
$B$	szerokość przegrody	$[\text{m}]$
$b_a$	wysokość łopatki	$[\text{m}]$
$b_b$	szerokość projekcyjna łopatki	$[\text{m}]$
$b_N$	charakterystyczny współczynnik szeregu Fouriera	$[-]$
$c$	stężenie molowe	$[\text{kmol}/\text{m}^3]$
$c_{\%}$	stężenie procentowe	$[\%]$
$C_0 - C_{54}$	stałe w równaniach	
$C_d$	współczynnik oporu	$[-]$
$C_D$	współczynnik oporu	$[-]$
$c_i$	stężenie równowagowe	$[\text{kmol}/\text{m}^3]$
$C_i$	współczynnik bezwładności	$[-]$
$C_l$	współczynnik bezwładności	$[-]$
$c_p$	stężenie początkowe	$[\text{kmol}/\text{m}^3]$
$d$	średnica mieszadła	$[\text{m}]$
$D$	średnica mieszalnika	$[\text{m}]$
$d_{B,i}$	wstępna średnica pęcherzyka	$[\text{m}]$
$d_{B,max}$	maksymalna średnica stabilnego pęcherza gazowego	$[\text{m}]$
$d_0$	średnica otworu bełkotki	$[\text{m}]$
$d_{32}$	średnia średnica objętościowo-powierzchniowa pęcherza gazowego	$[\text{m}]$
$D_A$	współczynnik dyfuzji składnika A	$[\text{m}^2/\text{s}]$
$d_B$	średnica pęcherza gazowego	$[\text{m}]$
$d_d$	średnica dysku	$[\text{m}]$
$d_w$	średnica wału	$[\text{m}]$
$f$	częstotliwość oscylacji/odnawiania powierzchni	$[\text{Hz}]$

<b>Symbol</b>	<b>Znaczenie</b>	<b>Jednostka</b>
$f_\varepsilon$	charakterystyczna częstotliwość modelu	[Hz]
$F$	siła	[N]
$F_D$	siła oporu	[N]
$F_I$	siła bezwładności	[N]
$F_L$	siła nośna	[N]
$Fr_m$	liczba Froude'a dla mieszania ustalonego	[-]
$Fr_n$	liczba Froude'a dla mieszania nieustalonego	[-]
$g$	przyspieszenie ziemskie	[m/s <sup>2</sup> ]
$G_A$	strumień masy składnika A	[kmol/s]
$H$	wysokość słupa cieczy	[m]
$h$	wysokość zawieszenia mieszadła	[m]
$H_G$	wysokość układu gaz-ciecz	[m]
$i$	ilość mieszadeł	[-]
$K$	współczynnik konsystencji	[Pa · s <sup>n'</sup> ]
$k$	współczynnik wnikania	[m/s]
$K_{g,n}$	liczba przepływu gazu dla mieszania nieustalonego	[-]
$K_g$	liczba przepływu gazu	[-]
$k_g$	współczynnik wnikania po stronie fazy gazowej	[m/s]
$k_L$	współczynnik wnikania po stronie fazy ciekłej	[m/s]
$k_L a$	objętościowy współczynnik wnikania masy	[1/s]
$KC$	liczba Keulegana-Carpentera	[-]
$L$	długość	[m]
$M$	moment obrotowy	[N · m]
$M_D$	składowa momentu siły oporu	[N · m]
$M_I$	składowa momentu siły bezwładności	[N · m]
$M_{mol}$	masa molowa	[kg/mol]
$n$	częstość obrotów mieszadła	[1/s]
$n'$	wskaźnik płynięcia	[-]
$n_{max}$	maksymalna częstość obrotów	[1/s]
$Ne_m$	liczba Newtona dla mieszania ustalonego	[-]
$Ne_n$	liczba Newtona dla mieszania nieustalonego	[-]

Symbol	Znaczenie	Jednostka
$P$	moc mieszania	[W]
$p$	prawdopodobieństwo testowe	[-]
$P_0$	moc mieszania układu jednofazowego	[W]
$p_0$	ciśnienie absolutne nad zwierciadłem cieczy	[Pa]
$P_e$	moc efektywna	[W]
$P_g$	moc mieszania układu gaz-ciecz	[W]
$p_s$	ciśnienie absolutne na wyjściu z bełkotki	[Pa]
$P_{\dot{V}_g}$	moc wprowadzona do układu przez strumień gazu	[W]
$q$	objętościowe natężenie przepływu gazu	$\left[ \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ min}} \right]$
$r$	promień mieszadła	[m]
$R_e$	granica plastyczności	[Pa]
$Re_m$	liczba Reynoldsa dla mieszania ustalonego	[-]
$Re_n$	Liczba Reynoldsa dla mieszania nieustalonego	[-]
$RPD$	względna moc mieszania $RPD = P_g/P_0$	[-]
$s$	odległość	[m]
$S$	grubość łopatki	[m]
$SR$	stała mieszadła ang. <i>solidity ratio</i>	[-]
$T$	temperatura	[K]
$t$	czas	[s]
$U$	prędkość obwodowa na krańcach łopatki mieszadła	[m/s]
$V$	objętość	[m <sup>3</sup> ]
$V_c$	objętość fazy ciągłej	[m <sup>3</sup> ]
$V_{cn}$	objętość cieczy nad bełkotką	[m <sup>3</sup> ]
$V_g$	objętość gazu	[m <sup>3</sup> ]
$V_G$	objętość dyspersji	[m <sup>3</sup> ]
$\dot{V}_g$	objętościowe natężenie przepływu gazu	[m <sup>3</sup> /s]
$\overline{w'}$	średnia kwadratowa prędkości fluktuacji	[m/s]
$w_g$	prędkość gazu	[m/s]
$X_e$	współczynnik bezpieczeństwa	[-]
$Y$	parametr określający zdolność pęcherzy do koalescencji	[-]

## Alfabet grecki

Symbol	Znaczenie	Jednostka
$\alpha$	kąt nachylenia łopatki	[°]
$\gamma$	współczynnik aktywności	[–]
$\varepsilon$	stopień zatrzymania gazu na jednostkę objętości cieczy	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]
$\varepsilon_0$	modelowy stopień zatrzymania gazu	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]
$\eta$	dynamiczny współczynnik lepkości	[Pa · s]
$\theta$	czas makromieszania	[s]
$\Lambda$	makroskala burzliwości	[m]
$\lambda$	mikroskala burzliwości	[m]
$\lambda_K$	mikroskala Kołmogorowa	[m]
$\lambda_T$	mikroskala Taylora	[m]
$\nu$	kinematyczny współczynnik lepkości	[m <sup>2</sup> /s]
$\rho$	gęstość	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma$	napięcie międzyfazowe	[N/m]
$\tau$	stała czasowa elektrody	[s]
$\tau_{vM}$	naprężenia von Misesa	[Pa]
$\tau_\gamma$	naprężenie ścinające podchodzące od ciśnienia dynamicznego	[Pa]
$\tau_\sigma$	naprężenie podchodzące od sił napięcia międzyfazowego	[Pa]
$\phi$	stopień zatrzymania gazu na jednostkę objętości dyspersji	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]
$\varphi$	parametr zdefiniowany równaniem (60)	[–]
$\psi$	charakterystyka szybkości koalescencji	$\left[ \frac{\text{kg}^2 \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{s}^{-4}} \right]$
$\psi^+$	stosunek $\psi^+ = \psi/\psi_{kr}$	[–]
$\psi_{kr}$	krytyczna charakterystyka szybkości koalescencji	$\left[ \frac{\text{kg}^2 \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{s}^{-4}} \right]$
$\omega$	częstość kątowna	[rad/s]

## Indeksy

Symbol	Znaczenie
$g$	faza gazowa
$i$	równowagowe
$L$	faza ciągła
$m$	wartość dla mieszania ustalonego



<b>Symbol</b>	<b>Znaczenie</b>
<i>max</i>	wartość maksymalna
<i>n</i>	wartość dla mieszania nieustalonego
<i>p</i>	początkowe
<i>min</i>	wartość minimalna
0	układ bez gazu

### **Skróty mieszadel**

<b>Skrót</b>	<b>Znaczenie</b>
RT	turbina Rushtona
-X	mieszadło z X łopatkami
-G	mieszadło pompujące w górę
-D	mieszadło pompujące w dół
CD-6	turbina Smitha
BT-6	turbina Bakkera
PBT	mieszadło z łopatkami skośnymi
A310	mieszadło osiowe Lightnin A310
A315	mieszadło osiowe Lightnin A315
HE-3	mieszadło osiowe Chemineer HE-3
HE-3W	mieszadło osiowe HE-3W
SC-3	mieszadło osiowe Chemineer SC-3
Scaba	Scaba 6SRGT
R100	turbina Rushtona

## WPROWADZENIE

---

Mieszanie jest operacją jednostkową powszechnie stosowaną w niemal wszystkich gałęziach przemysłu. Osiągnięcie jak najbardziej efektywnej wymiany masy, ciepła czy też homogenizacji przy jak najniższych nakładach energetycznych stanowi wyzwanie i jest szczególnie ważne w dzisiejszych czasach. Przykładem układów, w których dąży się do poprawy efektywności energetycznej wymiany masy, są układy gaz-ciecz w których cel stanowi intensyfikacja wymiany masy przy jak najniższych nakładach energetycznych. Podejście takie znajduje zastosowanie w procesach absorpcji, utleniania, chlorowania, uwodornienia, ozonowania, fermentacji oraz innych procesach biochemicznych.

Klasyczny mieszalnik mechaniczny, w którym prowadzone jest mieszanie w zakresie przepływu burzliwego, (o ile to tylko możliwe) wyposażony jest w przegrody stosowane w celu ograniczenia cyrkulacji okrężnej cieczy. Zastosowanie przegród wiąże się z niedogodnościami takimi jak zaleganie zanieczyszczeń, utrudnione mycie i konserwacja tych urządzeń. Mogą one także mieć niekorzystny wpływ w procesie krystalizacji, wpływając na wielkość kryształów, a w przypadku mieszania układów gaz-ciecz za przegrodami może gromadzić się gaz wskutek opływu przegrody przez ciecz. Z tego powodu w przemyśle w niektórych przypadkach stosowanie przegród nie jest zalecane, jednakże ich brak powoduje pogorszenie mieszania. W takich mieszalnikach zwiększenie efektywności mieszania realizuje się m.in. przez niecentryczne umiejscowienie mieszadła lub mieszanie nieustalone, w którym mieszadło porusza się ze zmienną częstością i/lub kierunkiem obrotów. Szczególnie interesującym rozwiązaniem jest mieszanie nieustalone, w przypadku którego modyfikacja istniejących rozwiązań konstrukcyjnych może ograniczać się tylko do usunięcia przegród. Jeśli mieszalnik wyposażony jest w falownik, to poprzez modyfikację jego ustawień można realizować zmianę częstości obrotów mieszadła w czasie. Mocno ogranicza to koszty inwestycji. Dodatkowo, zaletą mieszania nieustalonego jest możliwość intensyfikacji procesów wymiany. Powyżej wymienione zalety mogą być szczególnie atrakcyjne dla aplikacji przemysłowych

Mieszanie nieustalone układów gaz-ciecz pozwala na poprawę efektywności procesu wymiany masy w stosunku do mieszania ustalonego, w szczególności dla niskich wartości jednostkowej mocy mieszania. Do mieszania układów dwufazowych gaz-ciecz zalecane są mieszadła turbinowe z płaskimi łopatkami, które pozwalają na dobrą dyspersję gazu i jego recyrkulację w cieczy. Ich wadą jest duży spadek mocy i związane z tym problemy konstrukcyjne. Ograniczenie spadku mocy mieszania i poprawę dyspersji gazu w cieczy realizuje się przez stosowanie mieszadeł z wygiętymi łopatkami. Przykładami mieszadeł

o zakrzywionych łopatkach są m.in. turbina Smitha CD-6, turbina Bakker BT-6 oraz Scaba 6SRGT. Z kolei, jeśli wymagane jest dobre wymieszanie w kierunku osiowym stosować można nowoczesne mieszadła o opływowym kształcie i dużej powierzchni łopatek zwane hydrofoilowymi np. mieszadło A315, Maxflo T czy Maxflo W. Niestety mimo tych zalet badania naukowe dotyczące mieszania nieustalonego tymi mieszadłami mają niewielką skalę.

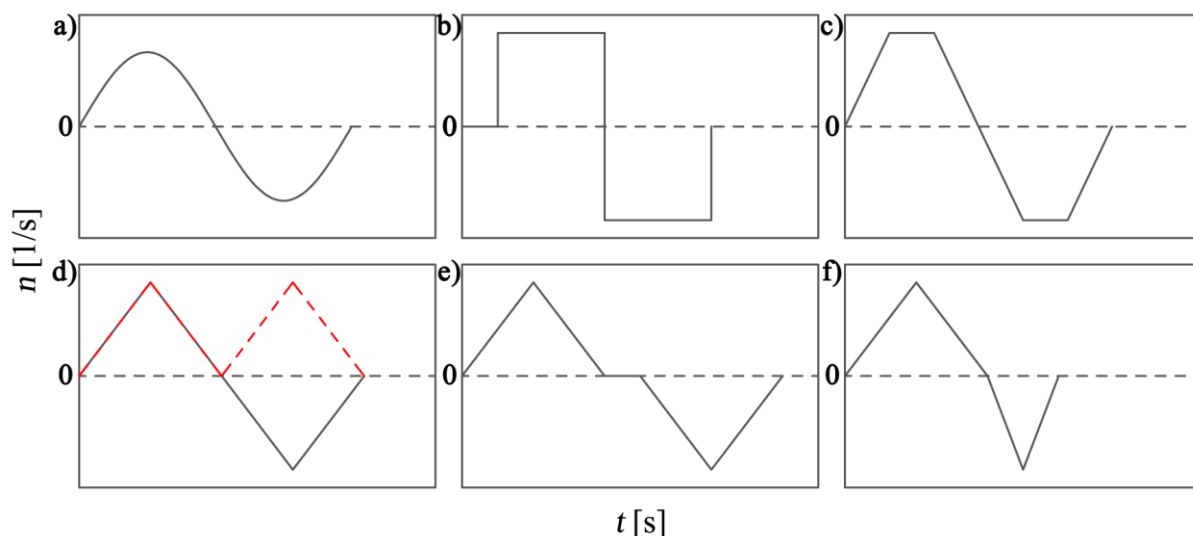
Celem niniejszej pracy były analiza mieszania nieustalonego układów gaz-ciecz w mieszalniku z mieszadłami o zakrzywionych łopatkach (CD-6, BT-6, Scaba 6SRGT, Maxflo W) oraz porównanie uzyskanych wyników z mieszaniem ustalonym.

# ANALIZA LITERATUROWA ZAGADNIENIA

## 1 MIESZANIE NIEUSTALONE

Celem mieszania jest zwiększenie homogeniczności układu. W przemyśle mieszanie może być stosowane w celu zwiększenia intensywności wymiany ciepła oraz masy czy przyspieszenia reakcji itp. [1]. Często zachodzi ono równocześnie ze zmniejszaniem rozmiaru kropli/pęcherza, jak np. w przypadku wytwarzania piany, homogenizacji czy emulgowania. W procesie mieszania mechanicznego wykorzystuje się mieszadło, które obraca się w jednym kierunku ze stałą prędkością obrotową. Stosuje się także przegrody osłabiające zjawiska prowadzące do spadku mocy mieszania takie jak powstawanie centralnego leja oraz niekorzystną cyrkulację okrężną cieczy [2]–[4]. Przegrody stwarzają jednak pewne problemy, przykładowo utrudniają proces czyszczenia mieszalników, który jest szczególnie istotny w przemyśle spożywczym i farmaceutycznym. Jednym z rozwiązań alternatywnych do stosowania przegród jest zastosowanie niecentrycznie umiejscowionego mieszadła/mieszadeł, opisywane m.in. w pracach Cudak i współpracowników [5], Joostena i współpracowników [6], Karcz i współpracowników [7] oraz Nishikawy i współpracowników [8]. Innym rozwiązaniem jest zastosowanie kilku mieszadeł (zwykle dwóch) na oddzielnych wałach, gdzie mieszadła znajdują się na różnych wysokościach i pracują w systemie wół- lub przeciwkierunkowym opisanym w pracy Cabareta i współpracowników [9]. Kolejnym sposobem jest zastosowanie mieszania nieustalonego, w którym mieszadło porusza się ze zmienną częstością i/lub kierunkiem obrotów [10]. W pracach Hiraty i współpracowników [11], Kamieńskiego i Wójtowicza [12], Komody i współpracowników [13], [14], Sendy i współpracowników [15] oraz Wójtowicza [16] zastosowano nieustalony ruchu posuwisto-zwrotny mieszadła, w którym mieszadło zamiast ruchu obrotowego poruszało się w osi pionowej mieszalnika.

Zaletą mieszania nieustalonego, w porównaniu do pozostałych metod mieszania bez przegród, jest brak konieczności wprowadzania zmian w konstrukcji mieszalnika [17]. Wymagane jest jedynie użycie falownika wyposażonego w generator przebiegów falowych co w przypadku nowoczesnych instalacji automatyki często jest już standardem. Zmiany częstości i kierunku obrotów mogą odbywać się zgodnie z przebiegiem różnych funkcji. Yoshida i współpracownicy [18] stosowali fale sinusoidalne, Roy i Acharya [19] fale sinusoidalne i prostokątne, Gu i współpracownicy [20] fale trapezoidalne, Woziwodzki [21] fale trójkątne symetryczne, symetryczne z przerwą oraz niesymetryczne, natomiast Frankiewicz i Woziwodzki [22]–[25] fale trójkątne symetryczne.



Rysunek 1. Przebieg zmian częstości obrotów w czasie dla różnego typu funkcji: a) fala sinusoidalna; b) fala prostokątna; c) fala trapezoidalna d) symetryczna fala trójkątna ze zmianą kierunku (linia czarna) i bez zmiany kierunku (przerwana linia czerwona); e) fala trójkątna z przerwą; f) fala trójkątna niesymetryczna

Na rysunku 1 przedstawiono przebiegi zmian częstości obrotów w czasie zgodnie z poszczególnymi falami.

## 1.1 MODELE RUCHU NIEUSTALONEGO

Na podstawie badań nad przepływami nieustalonymi fal morskich, Morison [26] zaproponował przybliżenie, że całkowita oddziałująca siła  $F$  jest sumą siły wynikającą z oporu  $F_D$ , jak w przypadku przepływu ze stałą prędkością, oraz siły wynikającej z przyspieszenia lub opóźnienia płynu czyli siły bezwładności  $F_I$  [21]:

$$F = F_D + F_I \quad (1)$$

Według Sarpkaya [27] siłę  $F$  można rozdzielić na więcej składowych, przykładowo uwzględniając siłę nośną, tzw. efekt pamięci siły oporu i bezwładności czy bezwładność cieczy przemieszczanej przez obracający się cylinder [21]. Do analizy rozkładu sił w mieszanii nieustalonym badacze korzystają zwykle z zależności zaproponowanej przez Morisona [26]. Przyjmując, że mieszadło jest cylindrem o średnicy  $d$  otrzymuje się następującą zależność:

$$\frac{F}{L} = \frac{1}{2} \rho d C_D |\mathbf{U}| \mathbf{U} + \frac{\pi d^2 \rho}{4} C_I \frac{d\mathbf{U}}{dt} \quad (2)$$

gdzie  $C_D$  to współczynnik oporu, natomiast  $C_I$  to współczynnik bezwładności, które dla mieszania mechanicznego wynoszą odpowiednio [21]:

$$C_D = \frac{32M}{d^5 \rho |\omega| \omega} \quad (3)$$

$$C_I = \frac{32M}{\pi d^5 \rho \frac{d\omega}{dt}} \quad (4)$$

$M$  to moment obrotowy na wale mieszadła,  $\rho$  jest gęstością, natomiast  $U$  jest prędkością obwodową na końcach łopatek mieszadła, która jest iloczynem promienia mieszadła  $r$  i częstości kątovej  $\omega$ , zgodnie z równaniem:

$$U = \omega r \quad (5)$$

W ten sposób otrzymuje się równanie:

$$\frac{F}{L} = \frac{1}{2} \rho d C_D r^2 |\omega| \omega + \frac{\pi d^2 \rho}{4} C_I r \frac{d\omega}{dt} \quad (6)$$

Jeżeli za moment obrotowy na wale mieszadła  $M$  przyjmiemy iloczyn siły  $F$  i promienia mieszadła  $r$  otrzymamy następującą zależność:

$$\frac{M}{L} = \frac{1}{2} \rho d C_D r^3 |\omega| \omega + \frac{\pi d^2 \rho}{4} C_I r^2 \frac{d\omega}{dt} \quad (7)$$

Uwzględniając, że  $r = d/2$  oraz, że wysokość  $L$  jest równa wysokości projekcyjnej łopatki mieszadła  $a_b$  będącej funkcją jego średnicy  $a_b = f(d) = C_0 d$  otrzymuje się [21]:

$$M = \frac{1}{16} d^5 C_0 \rho C_D |\omega| \omega + \frac{\pi d^5 \rho}{16} C_0 C_I \frac{d\omega}{dt} \quad (8)$$

W przypadku innej definicji współczynnika oporu:

$$C_d = \frac{1}{16} C_0 C_D \quad (9)$$

i współczynnika bezwładności

$$C_i = \frac{\pi}{16} C_0 C_I \quad (10)$$

równanie (8) może być również przedstawione w następujący sposób [28]:

$$M = C_d \rho d^5 |\omega| \omega + C_i \rho d^5 \frac{d\omega}{dt} \quad (11)$$

Równania (8) oraz (11) pozwalają na określenie przebiegu zmian momentu obrotowego a tym samym mocy mieszania w funkcji czasu podczas mieszania nieustalonego. Moment ten, podobnie jak całkowitą oddziaującą siłę  $F$  (równanie (1)), można rozbić na dwie składowe:

$$\mathbf{M}(t) = \mathbf{M}_D + \mathbf{M}_I \quad (12)$$

gdzie  $\mathbf{M}_D$  jest składową momentu siły oporu, natomiast  $\mathbf{M}_I$  jest składową momentu siły bezwładności.

Nie zawsze jednak w mieszaniu nieustalonym obie siły odgrywają istotną rolę. Za kryterium wyznaczające obszary ich dominacji przyjmuje się wartość liczby Keulegana-Carpentera  $KC$ , która dla mechanicznego mieszania nieustalonego definiowana jest jako:

$$KC = \frac{n_{max}}{f} \quad (13)$$

gdzie  $n_{max}$  jest maksymalną częstotliwością obrotów, natomiast  $f$  to częstotliwość oscylacji. W zależności od wartości liczby  $KC$  w mieszalniku dominować będą siły bezwładności i/lub siły oporu. W tabeli 1 zestawiono zakresy dominacji sił według różnych badaczy. Woziwodzki [21] przeprowadził badania dla mieszania nieustalonego z falą trójkątną. Określił on, że zakres dominacji sił bezwładności i oporu przypada na zakres wartości  $4 < KC < 15$ . W tym zakresie należy stosować pełne równanie (8). W przypadku wartości niższych dominować będą siły bezwładności i równanie (8) skróci się do składowej momentu siły bezwładności  $\mathbf{M}_I$ . Podobnie w przypadku wartości wyższych dominować będą siły oporu, a równanie (8) skróci się do składowej momentu siły oporu  $\mathbf{M}_d$ . Wyznaczone zakresy dominacji pewnych sił pokrywają się z badaniami dla innych układów przeprowadzonych przez innych badaczy.

Tabela 1. Zakresy dominacji siły bezwładności i siły oporu [21]

<b>Autor</b>	<b>Dominacja siły bezwładności</b>	<b>Dominacja siły bezwładności i oporu</b>	<b>Dominacja siły oporu</b>
Woziwodzki [21]	$KC < 4$	$4 < KC < 15$	$KC > 15$
Sarpkaya [27]	$KC < 10$	$10 < KC < 15$	$KC > 15$
Jurnee i Massi [29]	$KC < 3$	$15 < KC < 45$	$KC > 45$
Okajima i in. [30]	$KC < 20$		

## 1.2 ZAKRES BADAŃ LITERATUROWYCH DLA MIESZANIA NIEUSTALONEGO GAZ-CIECZ

W tabeli 2 zestawiono przeprowadzone jak dotąd badania mieszania nieustalonego ze zmienną częstotliwością i/lub kierunkiem obrotów dla układów gaz-ciecz.

Tabela 2. Zakres badań przeprowadzonych dla mieszania nieustalonego gaz-ciecz

Autor	Rodzaj układu	Typ		Zakres badań
		mieszadła	Rodzaj fali	
Yoshida i in. [18]	powietrze-woda	Delta	fala	stopień zatrzymania
		AJITER	sinusoidalna	gazu, wymiana masy
Ogawa i in. [31]	CO <sub>2</sub> -woda	turbinowe	fala	moc mieszania,
			prostokątna	wymiana masy, stopień wymieszania
Yoshida i in. [32]	powietrze-woda	Delta	fala	moc mieszania, stopień
		AJITER	sinusoidalna	zatrzymania gazu, wymiana masy, czas mieszania
Yoshida i in. [28] [33]	powietrze- syrop słodowy z prosa	Delta	fala	moc mieszania, stopień
		AJITER	sinusoidalna	zatrzymania gazu, wymiana masy
Yoshida i in. [34] [35]	powietrze-woda	RT	fala	moc mieszania, czas
		Delta	sinusoidalna	mieszania
Yoshida i in [36]	powietrze- etanol/glicerol/ syrop słodowy z prosa	Delta	fala	moc mieszania, stopień
		AJITER	sinusoidalna	zatrzymania gazu, wymiana masy
Yoshida i in [37]	powietrze- roztwór NaCl	Delta	fala	moc mieszania,
		AJITER	sinusoidalna	średnica pęcherza, powierzchnia międzyfazowa, stopień zatrzymania gazu, wymiana masy
Woziwodzki i Broniarz-Press [38]	powietrze-woda	RT	fala trójkątna	moc mieszania
		PBT	z/bez zmiany kierunku	
Woziwodzki i in. [39]	powietrze-woda	A310	fala trójkątna	moc mieszania, stopień zatrzymania gazu, wymiana masy



Autor	Rodzaj układu	Typ		Zakres badań
		mieszadła	Rodzaj fali	
Woziwodzki i Broniarz-Press [40]	powietrze-woda	PBT	fala trójkątna	wymiana masy
Woziwodzki [21]	powietrze-woda	A315, HE-3, HE-3W, SC-3, RT	fala trójkątna z/bez zmiany kierunku	moc mieszania, stopień zatrzymania gazu, wymiana masy, czas mieszania i inne
Frankiewicz [22], Frankiewicz i Woziwodzki [24]	powietrze-woda	BT-6, BT-4, BT-4E	fala trójkątna	moc mieszania
Frankiewicz [25], Frankiewicz i Woziwodzki [23]	powietrze-woda	BT-33	fala trójkątna	moc mieszania, stopień zatrzymania gazu, wymiana masy

Badania te były prowadzone dla fal sinusoidalnych, prostokątnych i trójkątnych dla różnego typu mieszadeł w układach jedno- i wielowirnikowych. Badanymi układami były głównie układy powietrze-woda, ale także powietrze-ciecze o innych właściwościach fizykochemicznych takie jak etanol, glicerol czy syrop słodowy z prosa, który jest rodzajem słodzika popularnego w Japonii [41]. Podjęto również próby ujednoczenia charakterystyki mieszania w obu kierunkach poprzez modyfikacje konstrukcji mieszadeł, aby zastosować je w mieszaniu nieustalonym np. turbina z sześcioma łopatkami o kształcie połowy elipsy, z których trzy były zwrócone stroną wypukłą i trzy stroną wklęsłą do kierunku przepływu oraz turbina z czterema łopatkami w kształcie elipsy [22]–[25]. Wyniki poszczególnych badań zostały omówione w dalszej części pracy.

## 2 MOC MIESZANIA

Jakość mieszania zależy od efektywnego dostarczenia energii przypadającej na jednostkę masy lub objętości płynu [1]. Zależność między mocą mieszania a typem, wymiarami oraz warunkami pracy mieszadła wyraża się za pomocą kilku korelacji. Najczęściej korelacje mocy mieszania obejmują następujące moduły bezwymiarowe: liczba Newtona  $Ne_m$ :

$$Ne_m = \frac{P}{n^3 \cdot d^5 \cdot \rho} \quad (14)$$

liczba Reynoldsa  $Re_m$ :

$$Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta} \quad (15)$$

oraz liczba Froude'a  $Fr_m$ :

$$Fr_m = \frac{d \cdot n^2}{g} \quad (16)$$

gdzie  $P$  to moc mieszania,  $n$  – częstość obrotów mieszadła,  $d$  – średnica mieszadła,  $\rho$  – gęstość płynu,  $\eta$  – dynamiczny współczynnik lepkości,  $g$  – przyspieszenie ziemskie. Korelacje zwykle przybierają następującą formę:

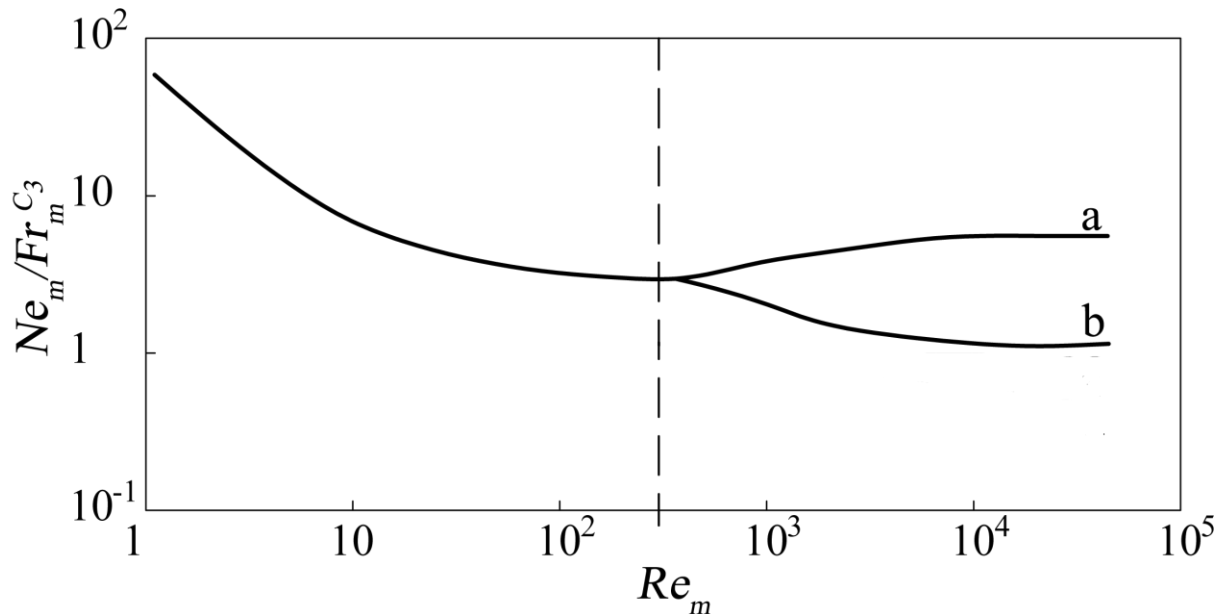
$$Ne_m = C_1 \cdot Re_m^{C_2} \cdot Fr_m^{C_3} \quad (17)$$

gdzie współczynnik  $C_1$  oraz wykładniki  $C_2$  i  $C_3$  są wyznaczane doświadczalnie. Taką korelację przedstawia się zwykle w postaci podwójnie logarytmicznego wykresu zależności funkcji mocy od liczby Reynoldsa  $(Ne_m/Fr_m^{C_3}) = f(Re_m)$ .

### 2.1 MOC MIESZANIA USTALONEGO UKŁADÓW JEDNORODNYCH

Moc mieszania w układzie jednorodnym można przedstawić za pomocą wykresu zależności mocy od liczby Reynoldsa (rys. 2). Moc ta zależy od wielu czynników takich jak geometria mieszalnika, konstrukcja mieszadła itp., lecz dla wszystkich można wyróżnić charakterystyczne przedziały liczb Reynoldsa odpowiadające mieszanemu laminarnemu, przejściowemu oraz burzliwemu. Obszar przepływu laminarnego kończy się przy wartości  $Re_m \approx 10$  [42]. Wykładnik liczby Reynoldsa w równaniu (17) przyjmuje wartość  $C_2 = -1$ , natomiast wykładnik liczby Froude'a wynosi  $C_3 = 0$ . W zakresie przepływu przejściowego wartość wykładnika  $C_2$  zależy od liczby Reynoldsa  $Re_m$ . Dodatkowo, w mieszalniku bez przegród, po przekroczeniu wartości  $Re_m = 300$  (wartość tą zaznaczono na rys. 2 linią

przerwaną) można zaobserwować wpływ liczby Froude'a, która reprezentuje wpływ cyrkulacji okrężnej na moc mieszania.



Rysunek 2. Poglądowa zależność funkcji mocy od liczby Reynoldsa dla mieszadeł dających przepływ cieczy promieniowy pracujących w zbiornikach z przegrodami (a) oraz bez przegród (b) (na podstawie [42])

W przypadku braku leja ( $Re_m < 300$  i/lub zamontowane przegrody) liczba Froude'a nie wpływa na moc mieszania, dlatego równanie (17) przedstawiane jest w postaci:

$$Ne_m = C_1 \cdot Re_m^{C_2} \quad (18)$$

Obserwuje się wyższe wartości mocy dla mieszalników z przegrodami w porównaniu do mieszalników nieposiadających przegród (rys. 2). W przypadku mieszania burzliwego ( $Re_m > 10000$ ) w mieszalniku z przegrodami liczba Newtona jest wartością stałą, niezależnie od wartości liczby Reynoldsa.

## 2.2 MOC MIESZANIA NIEUSTALONEGO UKŁADÓW JEDNORODNYCH

W przypadku mieszania nieustalonego układów jednorodnych, podobnie jak w przypadku mieszania ustalonego układów jednorodnych, liczba mocy mieszania w zakresie burzliwym jest stała i nie zależy od liczby Reynoldsa  $Re_n$  [21], która definiowana jest jako:

$$Re_n = \frac{n_n \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta} \quad (19)$$

gdzie  $n_n$  to średnia częstość obrotów mieszadła dla mieszania nieustalonego. Liczbę mocy dla mieszania nieustalonego zwykle definiuje się jako:

$$Ne_n = \frac{P_n}{n_n^3 \cdot d^5 \cdot \rho} \quad (20)$$

gdzie  $P_n$  to średnia wartość mocy dla mieszania nieustalonego. Przedstawiana jest ona w postaci analogicznej do równania (18) lub w zależności od liczby Keulegana-Carpentera  $KC$ :

$$Ne_n = C_4 \cdot KC^{C_5} \quad (21)$$

Badania literaturowe wskazują, że wartość liczby mocy mieszania  $Ne_n$  jest niezależna od częstotliwości oscylacji  $f$  [24]. Co istotne, mieszanie nieustalone powoduje wzrost liczby moc mieszania (tabela 3). Dla przedstawionych w tabeli badań literaturowych, wzrost liczby mocy mieszania nieustalonego w stosunku do mieszania ustalonego w zależności od typu mieszadła i rodzaju przebiegu zmian częstości obrotów wynosił od 35% do 80%.

Tabela 3. Zestawienie mocy mieszania układu jednorodnego dla mieszania ustalonego i nieustalonego

Typ mieszadła	Moc mieszania ustalonego	Moc mieszania nieustalonego	
Delta	~0,5	~0,9	[43]
RT	4,9	7,14	[44]
ST	3,2	4,74	[44]
PBT	1,1	1,64	[44]
A310	0,72	1,06	[39]
HE-3	-	0,95-2,14	[21]
HE-3W	-	0,71-1,91	[21]
A315	-	2,02-4,1	[21]
SC-3	-	0,66-1,28	[21]
BT-6	2,60	4,37	[22], [24]
BT-4	1,91	3,19	[22], [24]
BT-4E	3,24	4,54	[22], [24]
BT-33	2,84	3,86	[23], [25]

Zastosowanie nieustalonego ruchu mieszadła powoduje powstanie zaburzeń za łopatkami mieszadła, co skutkuje wzrostem zapotrzebowania na moc oraz burzliwości układu [21]. W mieszaniu nieustalonym istotne jest określenie sił jakie występują w mieszalniku, tj. siły oporu i bezwładności, które można opisywać za pomocą współczynników oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$ . Pozwala to na analizę zapotrzebowania na moc. Parametrami mieszadła wpływającymi na wartość współczynnika oporu są m.in. wysokość, kształt i pochylenie łopatki

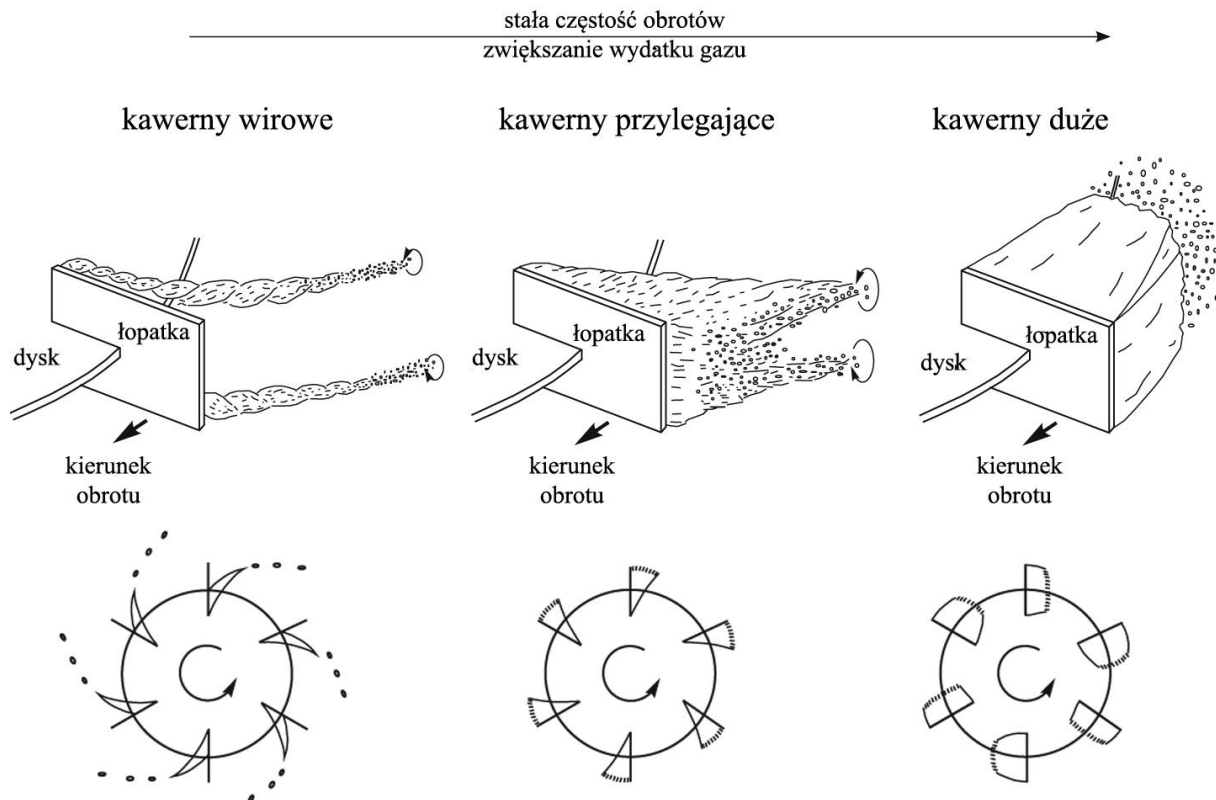
oraz rodzaj generowanego przepływu. Współczynnik oporu w zakresie przepływu burzliwego jest stały i nie wykazuje wpływu wartości liczby Reynoldsa oraz częstotliwości oscylacji na jego wartość [28], [32], [44], [45]. Jest on natomiast zależny od rodzaju zastosowanego mieszadła. Ponadto w zakresie dominacji sił bezwładności i oporu ( $KC < 15$ ) obserwowany jest wpływ częstotliwości oscylacji na moc mieszania, a w zakresie dominacji sił oporu ( $KC > 15$ ) wpływ ten jest zanedbywalny [21]. Zasadniczo mieszadła wytwarzające przepływ promieniowy, takie jak turbina Rushtona i Smitha, charakteryzują się wyższymi wartościami współczynników oporu. Wraz ze wzrostem wysokości lub pochylenia łopatki obserwuje się wzrost wartości. Z badań Woziwodzkiego [44], [46] wynika, że współczynnik bezwładności  $C_D$  jest wartością stałą dla  $Re_n > 10000$  co odpowiada zakresowi burzliwemu dla mieszania ustalonego, natomiast według Yoshidy i współpracowników [28], [32] graniczna wartość liczby Reynoldsa wynosi  $Re_n > 300$ . Z kolei współczynnik bezwładności  $C_I$ , którego możemy definiować jako ilość energii kinetycznej jaką musi wygenerować mieszadło aby dokonać zmiany kierunku przepływu cieczy [27], w zależności od przeprowadzonych badań jest stały w zakresie burzliwym ( $Re_n > 10000$ ) [44] lub w niewielkim stopniu maleje wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa [28], [32].

### **2.3 MOC MIESZANIA USTALONEGO GAZ-CIECZ**

Energia rozproszona w płynach oraz stopień zatrzymania gazu kontrolują proces mieszania cieczy, wytwarzania powierzchni międzyfazowej a tym samym transport masy pomiędzy gazem a cieczą. Moc mieszania oraz właściwości płynu wpływają na rozmiar pęcherzy gazowych (rozdział 4.1). Gaz wprowadzany do mieszalnika przez bełkotkę rozbijany jest na mniejsze pęcherze w strefach o wysokich szybkościach ścinania, które w tym przypadku najwyższą wartość osiągają na końcach łopatek mieszadła. W przypadku mieszalników wiele parametrów (np. objętościowy współczynnik wnikania masy czy stopień zatrzymania gazu) przedstawia się względem średniej wartości mocy przypadającej na jednostkę objętości lub masy układu co odpowiednio nazywane jest mocą jednostkową i szybkością dyssypacji energii [47].

Niekorzystnym zjawiskiem występującym podczas mieszania układów gaz-ciecz, powodującym spadek mocy mieszania, jest obecność kawern gazowych. Podczas mieszania tego typu układów, w wyniku opływania mieszadła przez ciecz, za jego łopatką tworzy się obszar obniżonego ciśnienia, w którym gromadzi się gaz. Tak powstała formacja gazowa nazywana jest kawerną gazową. W zależności od częstości obrotów mieszadła i natężenia przepływu gazu kawerny przyjmują różne kształty i wielkości. Na rysunku 3 przedstawiono

rodzaje kawern gazowych tworzących się za łopatkami turbiny Rushtona wraz ze wzrostem wydatku gazu dla stałej częstości obrotów. Zwiększanie wydatku gazu powoduje przejście od kawern wirowych, przez kawerny przylegające aż do kawern dużych. Podobnie można byłoby rozpatrywać rodzaje kawern gazowych przy stałym natężeniu przepływu gazu i rosnącej częstości obrotów.



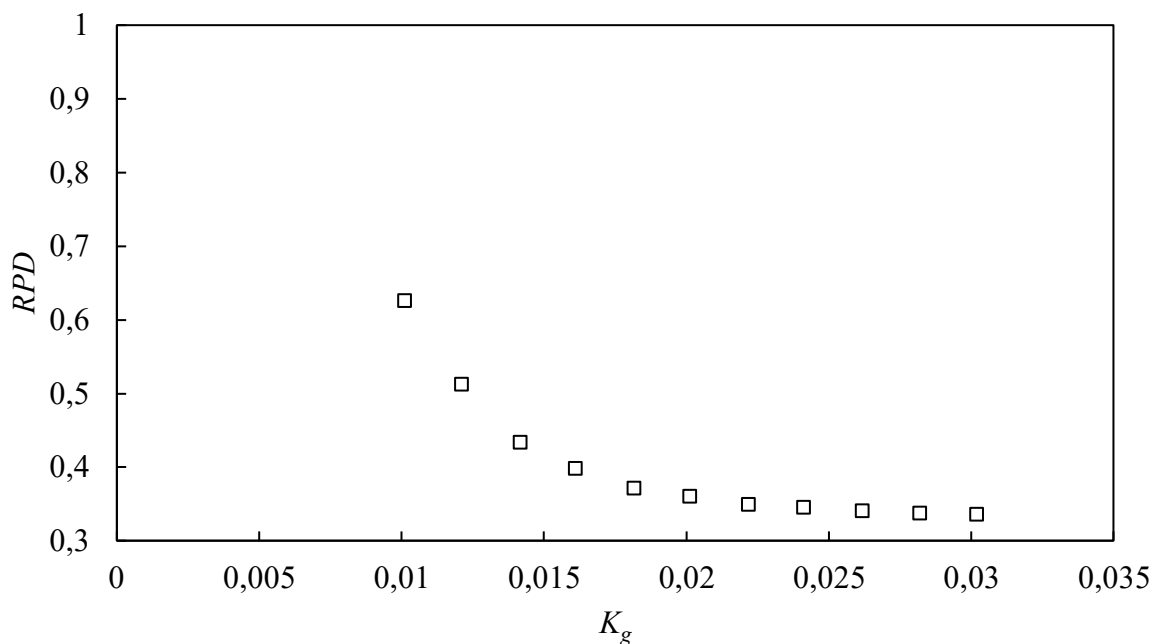
Rysunek 3. Rodzaje kawern gazowych tworzących się za łopatkami turbiny Rushtona wraz ze wzrostem wydatku gazu dla stałej częstości obrotów [48]

W przypadku mieszania układów gaz – ciecz moc mieszania jest zwykle wyrażana jako moc względna  $RPD$  (ang. *Relative Power Demand*) definiowana jako stosunek mocy mieszania w układzie gaz-ciecz  $P_g$  do mocy mieszania w układzie bez gazu  $P_0$  [47]. Wprowadzenie gazu do układu powoduje zmniejszenie gęstości układu, co prowadzi do spadku mocy mieszania [49]. Wartość  $RPD$  zależy od kształtu łopatki, objętościowego natężenia przepływu gazu  $\dot{V}_g$ , częstości obrotów  $n$  oraz średnicy mieszadła  $d$ . Parametry te związane są w postaci liczby przepływu gazu  $K_g$ :

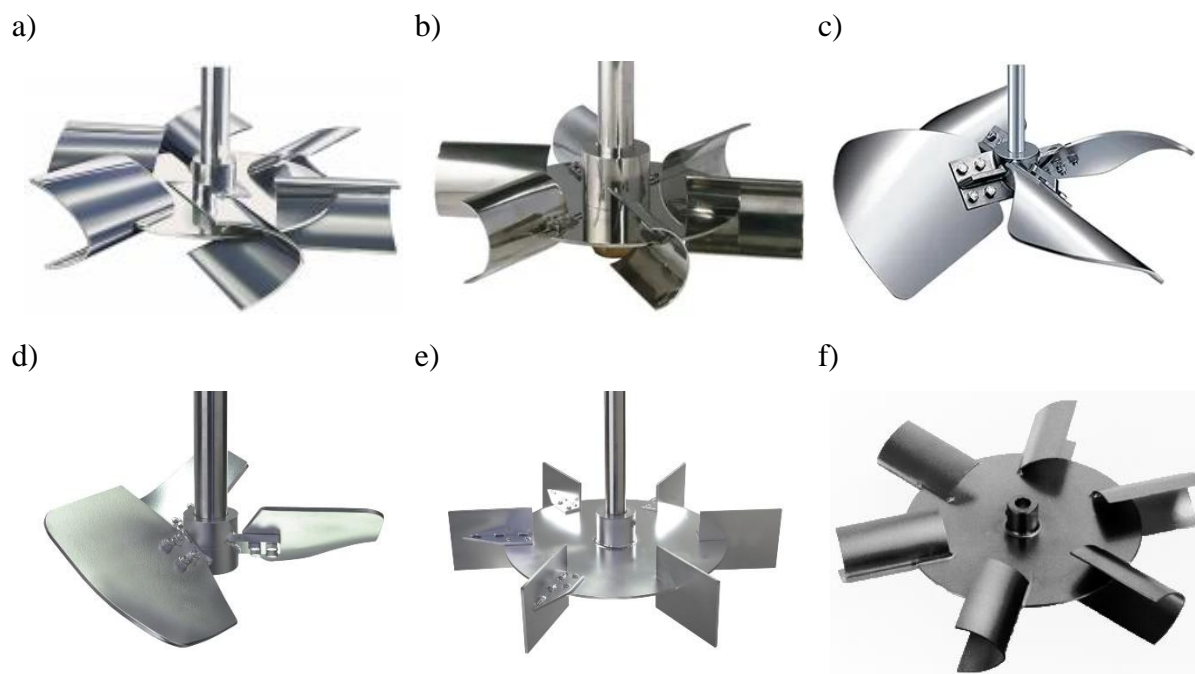
$$K_g = \frac{\dot{V}_g}{n \cdot d^3} \quad (22)$$

Zmiana względnego zapotrzebowania na moc  $RPD$  przedstawiana jest często w postaci zależności od  $K_g$ . Przykładowy wykres  $RPD = f(K_g)$  uzyskany dla mieszadła RT-6

przedstawiono na rysunku 4. Można zaobserwować, że wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu (wzrost liczby przepływu gazu) wartość względnej mocy mieszania  $RPD$  spada i stabilizuje się przy wartości  $K_g$  około 0,023 uzyskując wartość  $RPD$  około 0,35 [50].



Rysunek 4. Przykładowa zależność względnej mocy mieszania  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  [50]



Rysunek 5. Mieszadła Chemineer: BT-6 (a), CD-6 (b), Maxflo W (c) [51], Lightning A340 (d), R100 turbina Rushtona (e) [52], Scaba 6SRGT [48]

Dla mieszadeł turbinowych takich jak Scaba 6SRGT czy BT-6, moc względna  $RPD$  przyjmuje wartość około 0,9 (tabela 4) co oznacza spadek mocy mieszania o około 10%. Dla turbiny Smitha CD-6  $RPD$  wynosi około 0,8, natomiast dla turbiny Rushtona RT-6 (rys. 5 e)  $RPD$  wynosi 0,4. Przyczyną tych różnic jest powstawanie kawern gazowych za łopatkami mieszadła [47] oraz ich kształt. Im bardziej płaska jest łopátka, tym większy obszar obniżonego ciśnienia jest za nią wytwarzany a tym samym mogą tworzyć się większe kawerny gazowe.

Tabela 4. Porównanie względnej mocy mieszania układów dwufazowych dla różnych mieszadeł [47]

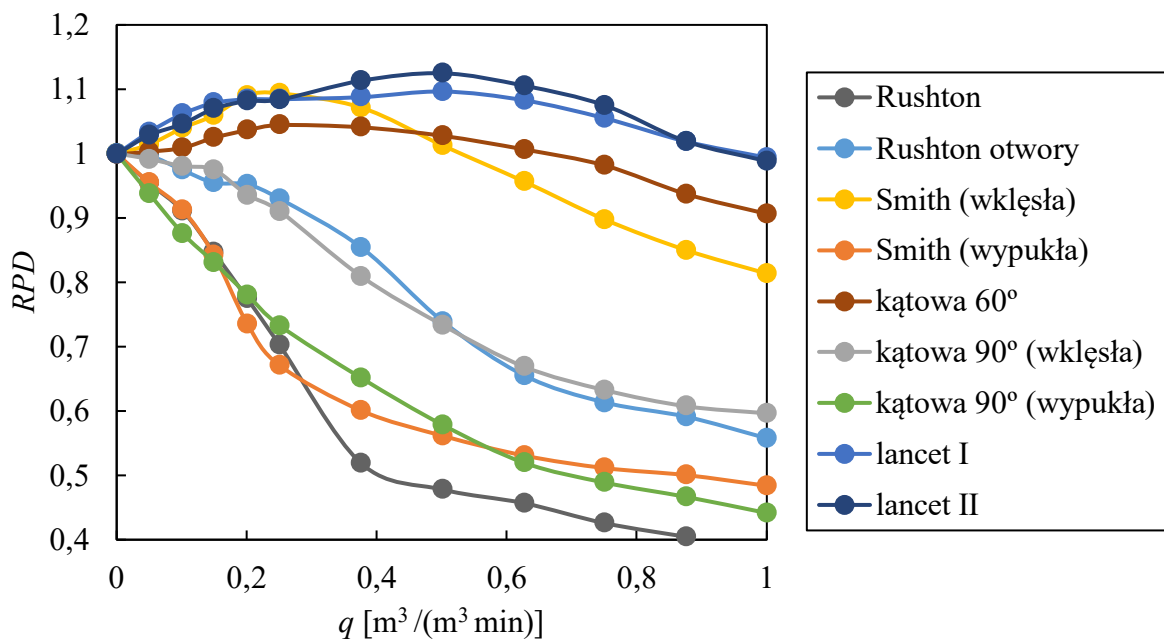
Typ mieszadła	$RPD_{K_g=0,1}$
Przepływ promieniowy	
RT-6	0,4
RT-12	0,6
RT-18	0,7
Chemineer CD-6	0,8
Chemineer BT-6	0,9
Scaba 6SRGT	0,9
Przepływ osiowy w kierunku zwierciadła cieczy	
PBT-4	0,75
PBT-6	0,75
Lightnin A345 (d=0,4 D)	0,75
Przepływ osiowy w kierunku dna mieszalnika	
PBT-4	0,3
PBT-6	0,4
Prochem Maxflo W 5 (d=0,45 D)	0,7
Lightnin A315 (d=0,4 D)	0,7

Rekomendowanymi typami mieszadeł do mieszania układów gaz-ciecz są między innymi wytwarzające przepływ promieniowy turbiny Scaba 6SRGT (rys. 5 f), Chemineer CD-6 (rys. 5 b) i BT-6 (rys. 5 a) lub wytwarzające przepływ osiowy pompujące w górę mieszadła hydrofoilowe o szerokiej łopátce (ang. *wide-blade hydrofoil*) takie jak Lightnin A345, A315 i A340 (rys. 5 d) czy też Chemineer Maxflo W (rys. 5 c) [47]. Mieszadła pompujące ciecz w dół nie są preferowane, co wynika z niestabilności cyrkulacji i osiągniętych znacznie niższych wartości  $RPD$  np. zgodnie z tabelą 4 mieszadło z łopatkami skośnymi PBT-4 (ang. *pitched*

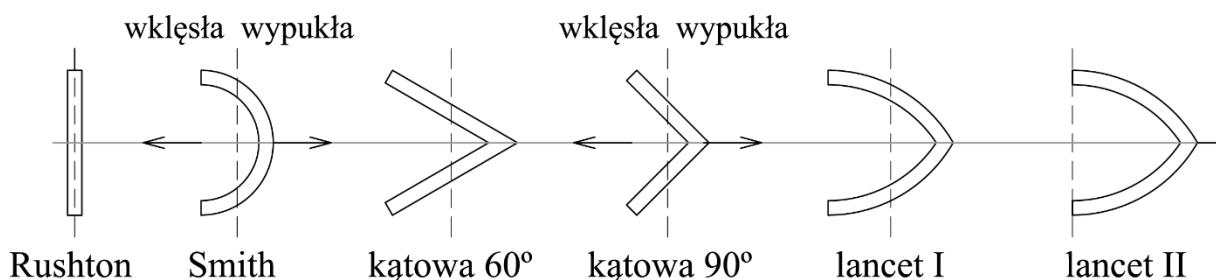


blade turbines) pompujące ciecż w górę charakteryzuje się 20% spadkiem mocy mieszania, natomiast w przypadku tego samego mieszadła pompującego ciecż w dół spadek ten wynosi aż 70%, co tłumaczy stosowanie mieszadeł pompujących ciecż w górę dla układów gaz ciecż.

Można zaobserwować, że wpływ na moc względną  $RPD$  ma kształt łopatki i z tego względu podejmuje się próby jego modyfikacji, co powoduje zmniejszenie wielkości kawern gazowych za łopatkami mieszadła, a tym samym ich negatywnego wpływu na względną moc mieszania. Na rysunku 6 przedstawiono względną moc mieszania dla różnych kształtów łopatek w zależności od natężenia przepływu gazu obliczanego jako objętość gazu przypadająca na objętość ciecży na minutę.



Rysunek 6. Wpływ kształtu łopatki na wartość  $RPD$  [53]



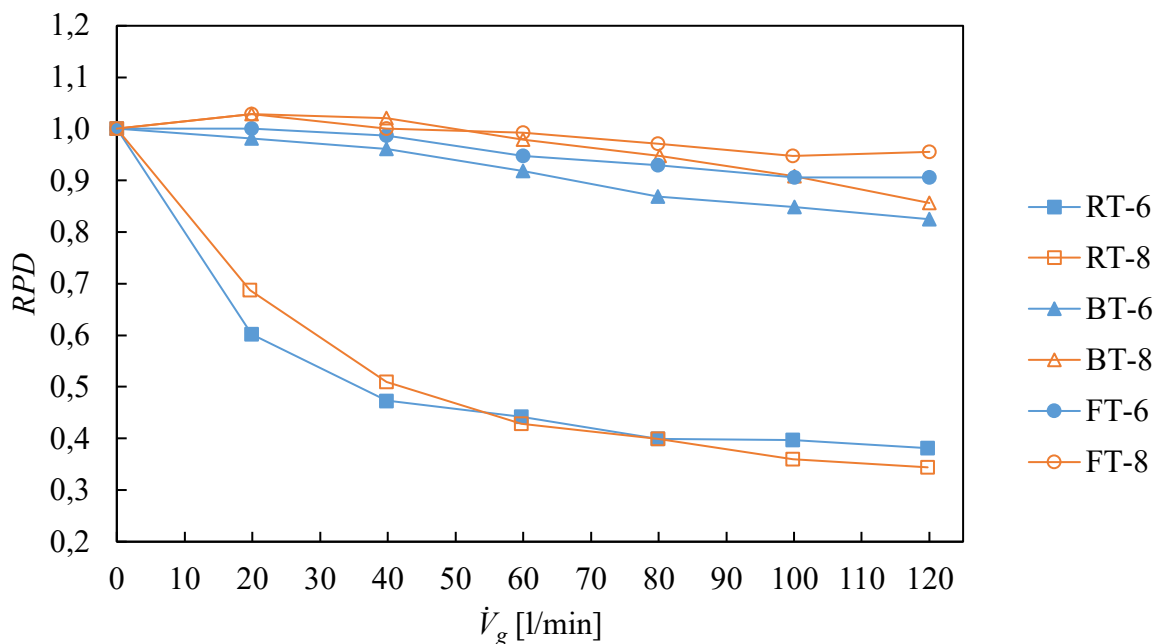
Rysunek 7. Kształty łopatek badanych w pracy Vasconcelosa i in. [53]

Analizowane kształty łopatek przedstawiono na rysunku 7. Można zauważyć, że najmniejszą względną mocą mieszania charakteryzuje się turbina Rushtona. Nieco wyższymi wartościami  $RPD$  charakteryzują się mieszadła z łopatką kątową 90° i w kształcie połowy okręgu (turbina

Smitha) poruszające się stroną wypukłą w kierunku obrotu. Wykonanie otworów na łopacie płaskiej prowadziło do wzrostu wartości  $RPD$  o około 45% (dla  $q \approx 0,9$ ). Podobne wartości  $RPD$  uzyskano dla łopatki kątowej  $90^\circ$  poruszającej się stroną wklęsłą w kierunku obrotu [53]. Ponadto dla wklęsłej łopatki Smitha uzyskano wartość  $RPD$  o około 110% wyższą w porównaniu do łopatki płaskiej, natomiast w przypadku łopatki kątowej  $60^\circ$  o około 130% (dla  $q \approx 0,9$ ). Najbardziej opływowym kształtem charakteryzują się łopatki lancet co powoduje zmniejszenie obszaru obniżonego ciśnienia, a tym samym zmniejszenie kawern i wzrost  $RPD$  [53]. W ich przypadku uzyskano wartości  $RPD$  o około 150% wyższe w porównaniu do turbiny Rushtona (dla  $q \approx 0,9$ ).



Rysunek 8. Mieszadło promieniowe FT [54]

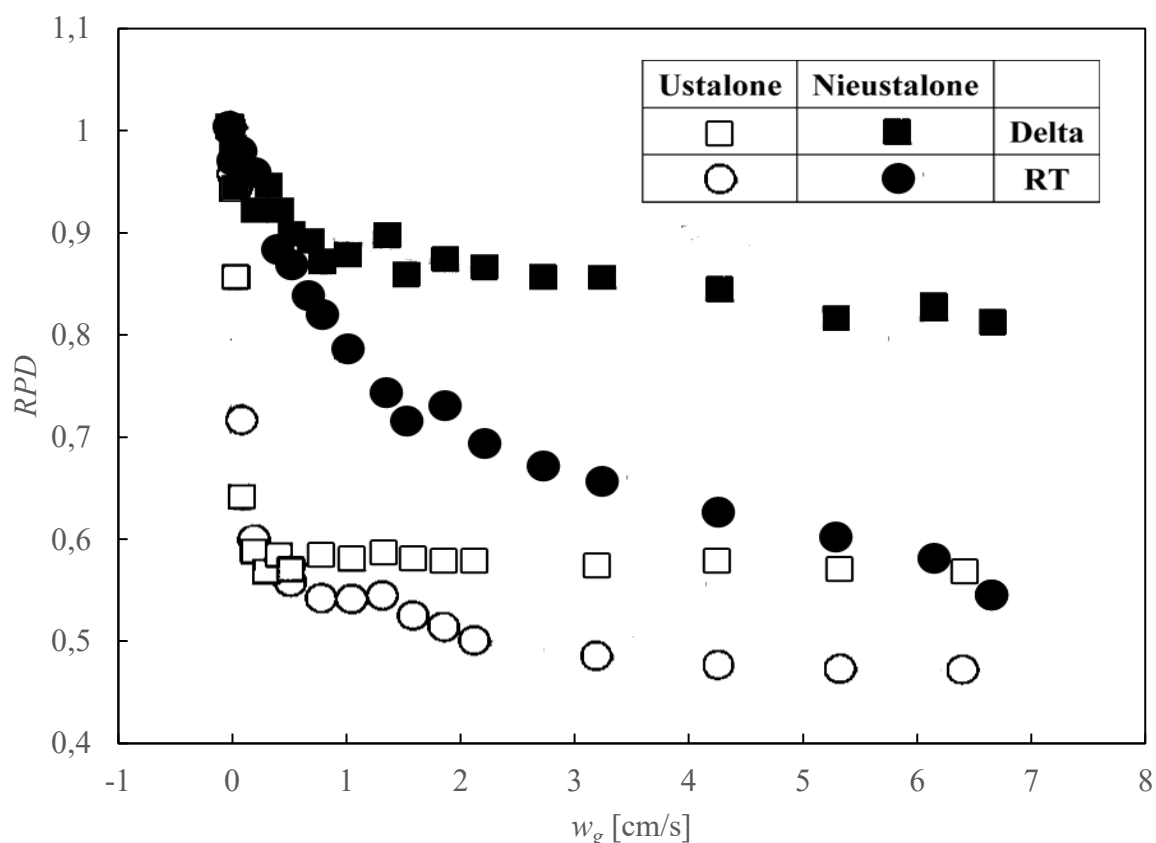


Rysunek 9. Wpływ kształtu łopatki na wartość  $RPD$  dla turbin Rushtona, BT i FT [54]

Kształt łopatek takich jak łopatki mieszadła BT-6 [55], [56], Scaba 6SRGT i tym podobnych była przedmiotem badań i prób optymalizacji ich kształtu [57]. Zheng i współpracownicy [54], [58] opracowali mieszadło promieniowe FT (*ang. Fan-shaped*). W rzucie z góry przypomina ono śmigło wentylatora (rys. 8) i stąd pochodzi jego nazwa. Łopatki mają kształt paraboli, a ich końcówki ograniczone są cylindrem o średnicy odpowiadającej średnicy mieszadła. Konstrukcja może pozwolić na poprawę dyspersji gazu i ograniczenie zużycia energii. Z przeprowadzonych badań względnej mocy mieszania (rysunek 9) wynika, że uzyskuje się wzrost *RPD* w porównaniu do turbiny Rushtona a nawet turbiny BT-6 [54].

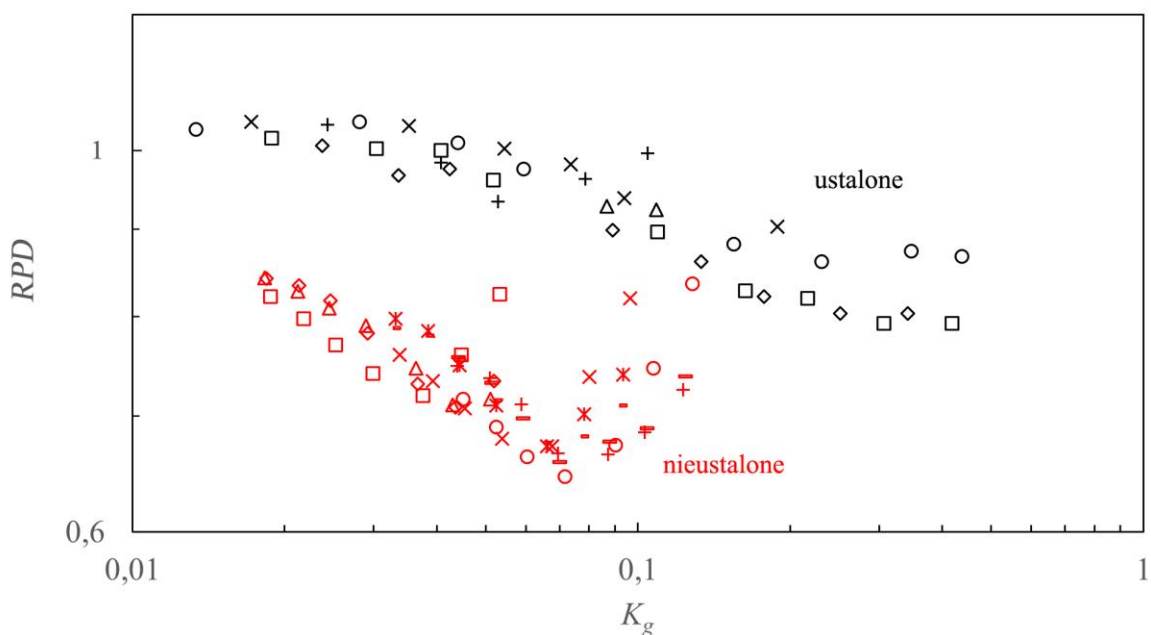
## 2.4 MOC MIESZANIA NIEUSTALONEGO UKŁADÓW GAZ-CIECZ

Podobnie jak w przypadku mieszania ustalonego układów gaz-ciecz, dla nieustalonego przebiegu tej operacji, moc w układzie gaz-ciecz przedstawia się jako jej stosunek do mocy w układzie jednorodnym *RPD*.



Rysunek 10. Zależność mocy względnej *RPD* od prędkości przepływu gazu  $w_g$  dla mieszania nieustalonego o przebiegu sinusoidalnym i mieszania ustalonego [34].

W układach gaz-ciecz obserwuje się spadek mocy wynikający z wprowadzenia gazu, co skutkuje zmniejszeniem gęstości układu oraz powstawaniem kawern gazowych. Również w przypadku mieszania nieustalonego takie zjawisko jest obserwowane. W zależności od konstrukcji mieszadła, stosowanie ruchu nieustalonego powodują zarówno wzrost wartości  $RPD$  [21], [34], [38], [59] jak i jej spadek [24] względem mieszania ustalonego z przegrodami. Badania prowadzone dla mieszadeł typu Delta w układach jedno- i wielomieszadłowych wykazują wzrost wartości  $RPD$  o około 40% w stosunku do mieszania ustalonego co przedstawiono na rysunku 10 [34]. Znaczący wzrost wynikający z zastosowania nieustalonego ruchu mieszadła obserwuje się również dla mieszadeł promieniowych takich jak turbina Rushtona [34], [38], [59] (rys. 10), a także dla mieszadła PBT wytwarzającego przepływ mieszany [38], [59]. Wzrost ten tłumaczony jest niestabilnością kawern gazowych. Podczas przyspieszania i zwalniania mieszadła powstają kawerny, które w momencie zatrzymania i zmiany kierunku są rozbijane i w ten sam sposób tworzą się po drugiej stronie łopatki [34], [21]. Z kolei zastosowanie mieszadeł z łopatkami o opływowym kształcie, dla których uzyskuje się bardzo dobre rezultaty dla mieszania ustalonego układów gaz ciecz, powoduje zmniejszenie mocy względnej podczas mieszania nieustalonego.

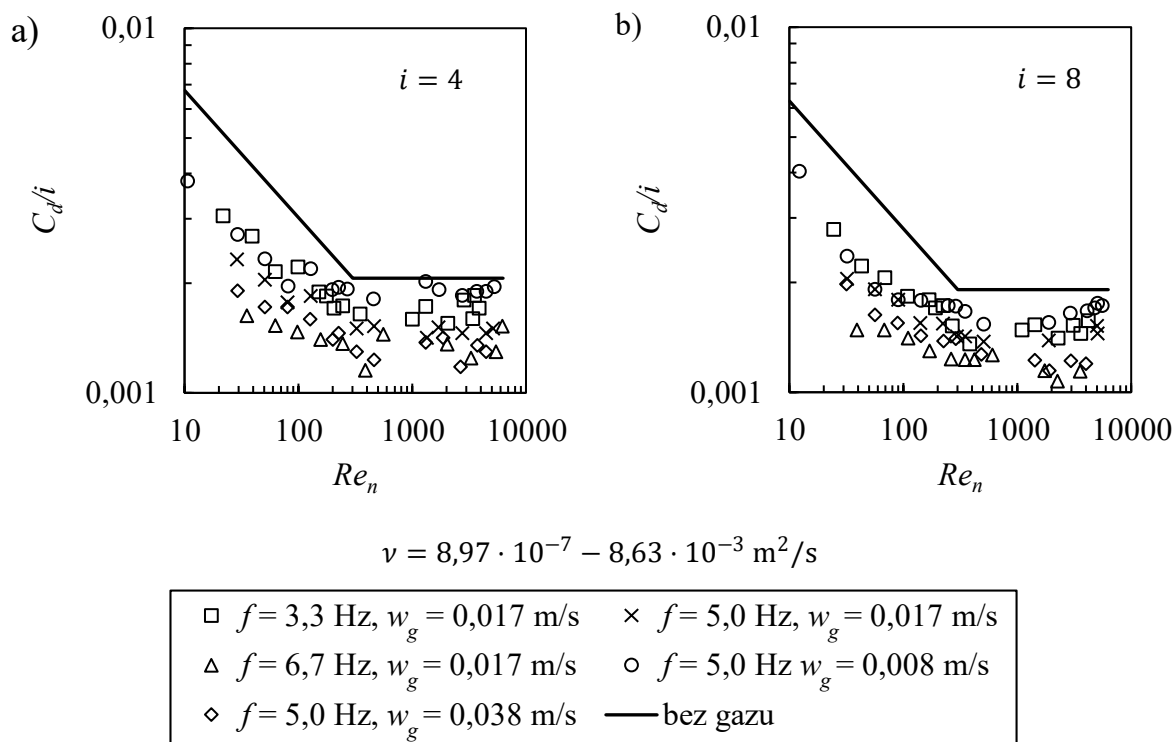


Rysunek 11. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła BT-6 o ruchu nieustalonym [24] i ustalonym [55]

Rysunek 11. przedstawia porównanie mocy względnej  $RPD$  dla mieszadła BT-6 o ruchu nieustalonym [24] i ustalonym [55]. Widoczny jest spadek mocy względnej mieszania nieustalonego względem mieszania ustalonego. Mniejsza wartość względnej mocy  $RPD$  może

wynikać z powstawania większych obszarów obniżonego ciśnienia podczas ruchu w przeciwnym kierunku niż realizuje się go dla mieszania ustalonego. Jest to po części rekompensowane dużymi wartościami mocy uzyskiwanej w układzie bez gazu dla tego typu mieszadeł (tabela 3 w rozdziale 2.2).

Co więcej, w mieszaniu nieustalonym układów gaz ciecisz analizowany jest względny współczynnik oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  i względny współczynnik bezwładności  $C_{Ig}/C_{I0}$ . Współczynniki te definiowane są jako stosunek wartości uzyskiwanej w układzie gaz-ciecz do wartości uzyskiwanej w układzie bez gazu. Dzięki analizie względnych współczynników oporu i bezwładności otrzymuje się szersze informacje na temat procesu mieszania nieustalonego gaz-ciecz [21]. Zgodnie z badaniami przeprowadzonymi przez Woziwodzkiego [21] zakresy dominacji siły oporu oraz bezwładności są zgodne z zakresami charakterystycznymi dla mieszania nieustalonego układów jednorodnych, a mianowicie dla liczby Keulegana-Carpentera  $KC < 4$  dominującą siłą jest siła bezwładności z kolei dla wartości  $KC > 15$  dominująca jest siła oporu. Dla wartości pośrednich ( $4 < KC < 15$ ) zarówno siła oporu jak i bezwładności jest istotna. Siły działające na mieszadło, w tym siła oporu, podczas ruchu nieustalonego są zmienne i zależą od wielu parametrów takich jak stopień zatrzymania gazu, prędkość przepływu gazu czy częstotliwość oscylacji [18], [21], [28], [35]. Gaz wprowadzany do układu jest zatrzymywany, a stopień jego zatrzymania rośnie wraz ze wzrostem częstości obrotów, co przedkłada się na spadek gęstości układu i siły oporu ze wzrostem liczby Reynoldsa. Ponadto w wyniku tworzenia się obszarów obniżonego ciśnienia za łopatkami mieszadła powstają kawerny gazowe obniżające moc mieszania [21], [42], [49], [60]. Współczynnik oporu w układach gaz-ciecz  $C_{Dg}$  przyjmuje niższe wartości aniżeli współczynnik oporu w układzie bez gazu  $C_{D0}$  co jest skutkiem obniżenia gęstości układu przez zatrzymany gaz. Wartość współczynnika oporu spada wraz ze wzrostem prędkości przepływu gazu  $w_g$  oraz częstotliwości oscylacji  $f$  [28]. Jest także zależny od sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego, rodzaju mieszadła czy częstości obrotów  $n$  [21]. Zależność współczynnika oporu  $C_{Dg}$  od liczby Reynoldsa można podzielić na dwa charakterystyczne zakresy. Dla wartości liczby Reynoldsa  $Re_n < 300$  obserwuje się spadek współczynnika oporu wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa, powyżej wartości  $Re_n \geq 300$  współczynnik ten przyjmuje stałą wartość (rys. 12). Tak samo jak w przypadku współczynnika oporu również współczynnik bezwładności w układzie z gazem  $C_{Ig}$  jest zależny od prędkości przepływu gazu  $w_g$  oraz częstotliwości oscylacji  $f$  i spada wraz z ich wzrostem [28].



Rysunek 12. Zależność współczynnika oporu od liczby Reynoldsa dla  $i = 4$  (a) oraz  $i = 8$  (b) [28]

Woziwodzki [21], w celu opisu względnego współczynnika oporu, zaproponował nowe liczby kryterialne dla mieszania nieustalonego: nieustaloną liczbę przepływu gazu  $K_{g,n}$ :

$$K_{g,n} = \frac{\dot{V}_g}{fd^3} = K_g KC \quad (23)$$

oraz nieustaloną liczbę Froude'a  $Fr_n$ :

$$Fr_n = \frac{f^2 d}{g} = \frac{Fr_m}{KC^2} \quad (24)$$

Równanie korelacyjne wiążący wpływ wydatku gazu oraz częstotliwości oscylacji na względny współczynnik oporu:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_6 (K_g KC)^{C_7} \left( \frac{Fr_m}{KC^2} \right)^{C_8} = C_6 \cdot K_{g,n}^{C_7} \cdot Fr_n^{C_8} \quad (25)$$

Przeprowadzone badania wykazały, że wpływ nieustalonej liczby Froude'a jest statystycznie nieistotny w przypadku fal niesymetrycznych i równanie (25) można uprościć do postaci:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_6 (K_g KC)^{C_7} = C_6 \cdot K_{g,n}^{C_7} \quad (26)$$

### 3 TEORIE WYMIANY MASY

---

Wymiana masy jest często jednym z istotnych zagadnień w procesach prowadzonych w inżynierii chemicznej. Może odbywać się ona w wielu aparatach takich jak np. kolumny absorpcyjne, rektyfikacyjne, adsorpcyjne, ekstrakcyjne czy mieszalniki [61]. Mieszanie mechaniczne stosowane jest często w sytuacjach, gdy wymiana masy wymaga dużych powierzchni międzyfazowych ( $20 - 100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ) [47]. Takie rozwinięcie powierzchni międzyfazowej pozwala na efektywne prowadzenie procesu wymiany masy. Rozwój mieszania mechanicznego podąża w kierunku poszukiwania zarówno nowych rozwiązań konstrukcyjnych jak i nowych metod prowadzenia procesu, pozwalających intensyfikować proces wymiany masy przy niższych nakładach energetycznych.

W procesach wymiany masy wyróżnia się dwa podstawowe mechanizmy, a mianowicie dyfuzję oraz konwekcję. Dyfuzja jest zjawiskiem molekularnym, przebiegającym w nieruchomych warstwach czy też w laminarnym przepływie uwarstwionym. Transport masy w wyniku tego mechanizmu staje się bardziej intensywny wraz ze wzrostem temperatury, tym samym prędkości translacji. W przypadku gazów, mimo tego, że cząsteczki poruszają się bardzo szybko, współczynniki dyfuzji pozostają niskie ze względu na spowalnianie tego procesu przez wzajemne zderzenia cząsteczek. Dlatego obniżanie ciśnienia powoduje poprawę transportu masy. Wyróżnia się dyfuzję ustaloną (stacjonarną), w której stężenie składnika wymienianego w każdym punkcie rozpatrywanej przestrzeni jest niezmiennie w czasie i niestaloną (niestacjonarną), w której pole stężeń składnika wymienianego jest funkcją stężenia i czasu [61]. Konwekcja jest to mechanizm transportu masy w wyniku przepływu czynnika, który może być wywołany mechanicznie lub na drodze naturalnego ruchu płynu w wyniku różnicy gęstości. Ze względu na naturę procesów wymiany masy konwekcja nie występuje jako samodzielny mechanizm, co wynika ze zjawisk wstępujących na granicy faz przez którą wymieniana jest masa. W praktyce inżynierskiej wymianę masy rozpatruje się zwykle jako wnikanie lub przenikanie. Wnikanie jest to mechanizm transportu masy od rdzenia burzliwie przepływającego czynnika do granicy faz. Proces ten można podzielić na dwa etapy, gdzie w I etapie na drodze konwekcji (wirów burzliwych) składnik transportowany jest do warstwy granicznej a następnie w II etapie dyfunduje do granicy faz zwanej też zwierciadłem. Przenikanie z kolei jest niczym innym jak transportem masy od burzliwego rdzenia jednej fazy do burzliwego rdzenia fazy drugiej, co z uwagi na powyższe możemy zdefiniować jako dwa procesy wnikania.

Ze względu na złożoność procesu wnikania masy, istnieje kilka podstawowych teorii, które w różny sposób je opisują. Wyróżnia się m.in. teorię dwóch warstw granicznych Whitmana, teorię penetracji Higbiego, teorię warstewkowo-penetracyjną Toor i Marchello oraz teorię odnawiania powierzchni Danckwerts'a. W zależności od przypadku możemy wśród tych teorii znaleźć wariant, który najlepiej go opisuje.

### 3.1 TEORIA DWÓCH WARSTW GRANICZNYCH WHITMANA

Jedną z pierwszych i najbardziej podstawowych teorii opisujących proces przenikania masy jest teoria dwóch warstw granicznych Whitmana [62]. Teoria ta zakłada istnienie warstw granicznych w obydwu płynach, z każdej strony granicy międzyfazowej. Mimo tego, że teoria ta niedokładnie odwzorowuje warunki panujące podczas większości procesów występujących w przemyśle, jest szeroko stosowana ze względu na dostępne dane eksperymentalne. Pozwalają one na sprowadzenie całego procesu wymiany masy do dyfuzji przez warstwę graniczną, co sprawia, że teoria ta nadal jest powszechnie stosowana w praktyce inżynierskiej.

Teoria dwóch warstw granicznych zakłada istnienie po obu stronach zwierciadła cieczy warstw granicznych o pewnych grubościach  $s_1$  i  $s_2$  (rys. 13). Powstają one w wyniku zaniku wirów burzliwych w pobliżu granicy faz. Zgodnie z tą teorią to właśnie w tych strefach znajdują się cały opór transportu masy i odbywa się on na drodze dyfuzji molekularnej (w mieszanii mechanicznej układów gaz-ciecz opór w warstwie granicznej po stronie gazowej jest pomijany, a opór w warstwie ciekłej granicznej jest równoważny oporowi wnikania masy). Zatem gradient stężenia w tych warstwach jest liniowy, a poza nimi jego wartość wynosi zero co przedstawiono na rysunku 13 za pomocą linii ciągłych. W teorii tej zakłada się również, że równowaga istnieje na granicy faz. Z tego względu położenie punktów  $c_{Ai1}$  i  $c_{Ai2}$  może być różne i jest określone przez relację równowagi między tymi fazami. W przypadku tym transfer masy jest traktowany jako proces w stanie ustalonym, dlatego stosowanie teorii tej jest ograniczone do przypadków gdy czas potrzebny na ustalenie się gradientów stężeń jest bardzo mały w porównaniu do czasu transportu lub gdy pojemność filmów płynów jest znikoma.

Równanie opisujące proces transportu masy w teorii dwóch warstw granicznych możemy przedstawić w postaci równania dla pierwszej fazy:

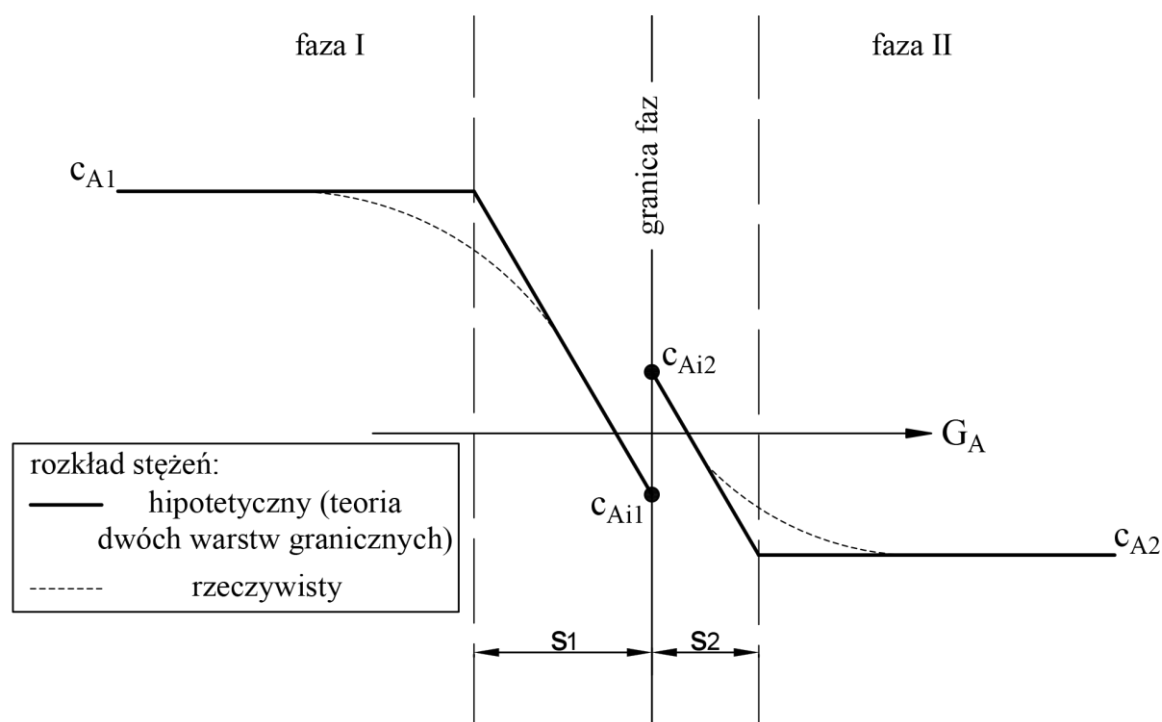
$$G_A = \frac{D_{A1}}{s_1} A(c_{A1} - c_{Ai1}) \quad (27)$$

oraz dla fazy drugiej:



$$G_A = \frac{D_{A1}}{s_1} A (c_{A1} - c_{Ai1}) \quad (28)$$

gdzie:  $G_A$  [kmol/s] – masowe natężenie przepływu składnika A,  $s_1, s_2$  [m] – grubość warstw granicznych w fazie 1 i 2,  $D_{A1}, D_{A2}$  [m<sup>2</sup>/s] – współczynnik dyfuzji składnika A w fazie 1 i 2,  $A$  [m<sup>2</sup>] – powierzchnia międzyfazowa,  $c_{A1}, c_{A2}$  [kmol/m<sup>3</sup>] – stężenia składnika A w rdzeniu fazy 1 i 2,  $c_{Ai1}, c_{Ai2}$  [kmol/m<sup>3</sup>] – stężenia składnika A w stanie równowagi



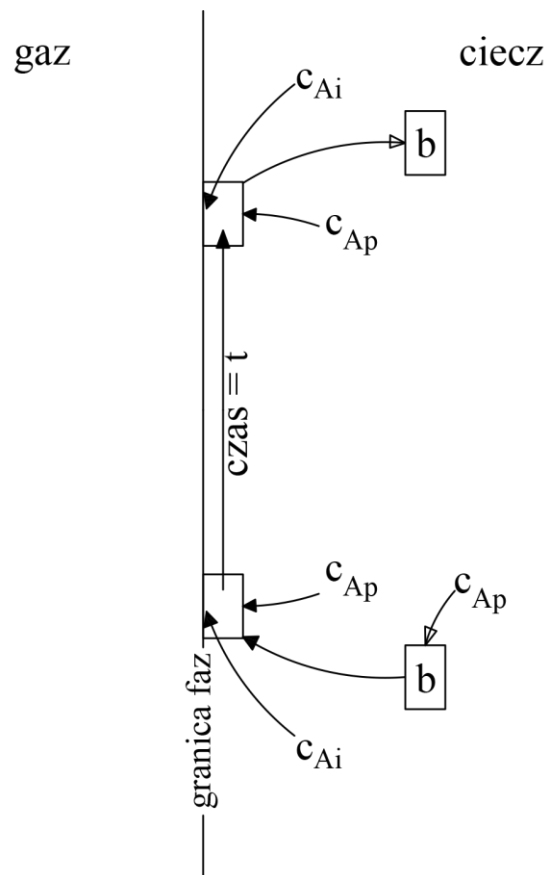
Rysunek 13. Graficzne przedstawienie teorii dwóch warstw granicznych (na podstawie [42])

Rzeczywisty rozkład stężenia jest inny od hipotetycznego rozkładu proponowanego przez teorię dwóch warstw granicznych co widoczne jest na rysunku 13. Gradient stężenia w pobliżu granicy faz jest liniowy i maleje wraz ze wzrostem odległości, aż do rdzenia płynu, gdzie stężenie wyrównywane jest przez wiry burzliwe. Teoria ta stanowi problem w przypadku układów gaz-ciecz gdzie istnienie warstwy granicznej po stronie cieczy jest kwestionowane [42].

### 3.2 TEORIA PENETRACJI HIGBIEGO

Teoria penetracyjna została zaproponowana przez Hibiego [63] w celu rozwiązania problemu z warstwą graniczną po stronie cieczy której istnienie jest kwestionowane [61]. Teoria ta zakłada, że każdy element powierzchni cieczy jest w kontakcie z gazem przez czas przejścia pęcherzyka gazu. Czas ten można zdefiniować jako iloraz długości pęcherza i jego

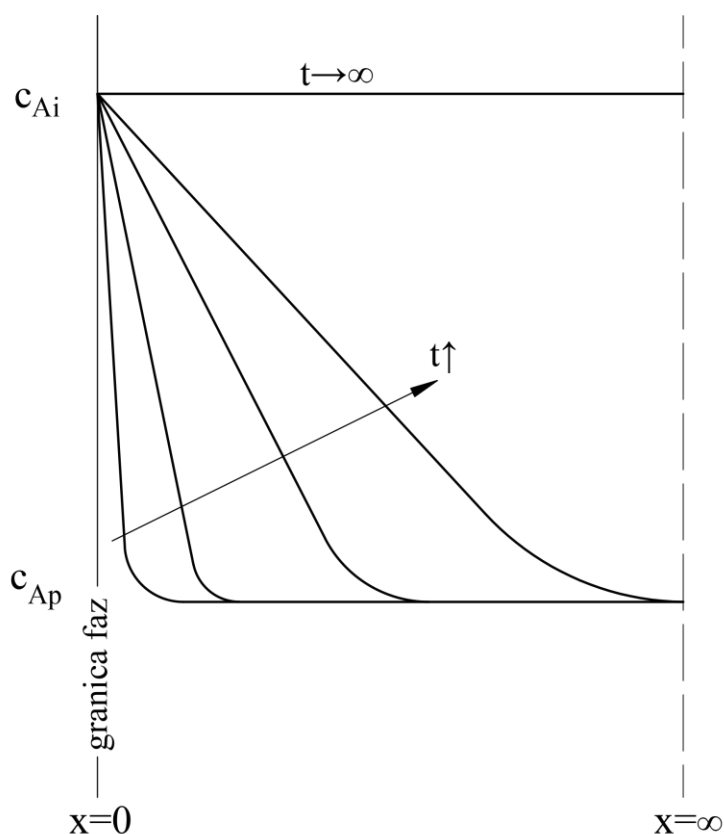
prędkości. Higbie [63] ustalił czas kontaktu między 0,01 a 0,1 s. W tych warunkach absorpcja gazu w cieczy zachodzi w wyniku dyfuzji molekularnej w stanie niestacjonarnym i do celów obliczeniowych przyjmuje się ją jako nieskończoną, co wynika z bardzo krótkich czasów kontaktu. Dla cieczy w ruchu burzliwym teorię tę można przedstawić za pomocą rysunku 14, gdzie element cieczy  $b$  kontaktuje się na granicy faz z fazą gazową i pozostaje w tym kontakcie przez pewien czas oznaczany jako  $t$ .



Rysunek 14. Graficzne przedstawienie teorii penetracyjnej Higbiego

Teoria penetracyjna zakłada, że wiry w płynie doprowadzają element płynu z rdzenia do granicy faz, gdzie jest on wystawiony na kontakt z drugą fazą przez pewien czas, po którym element ponownie wnika w głąb fazy ciekłej. Stan równowagi zostaje osiągnięty natychmiast. W warstwie powierzchniowej następuje proces dyfuzji molekularnej w stanie nieustalonym. Zakłada się również, że płyn niezależnie od odległości od zwierciadła cieczy porusza się z taką samą prędkością. Sposób w jaki zmienia się gradient stężenia w wyniku wprowadzenia gazu do czystej cieczy przedstawiono na rysunku 15. Stężenie gazu rozpuszczonego w cieczy jest wykreślone w funkcji odległości od zwierciadła cieczy dla różnych czasów kontaktu, gdzie strzałką wskazano kierunek zwiększania się czasu kontaktu aż do czasu  $t \rightarrow \infty$ . W zależności

od długości czasu kontaktu profil stężenia zmienia swój kształt, aż po nieskończonym czasie cała ciecz zostanie nasycona rozpuszczonym gazem.



Rysunek 15. Zmiana stężenia składnika A w cieczy w zależności od odległości od zwierciadła cieczy dla różnych wartości czasu kontaktu [64]

Kształt profilu stężenia w danym czasie  $t$  pozwala określić głębokość cieczy, która zawiera zauważalne stężenie substancji rozpuszczonej. Głębokość tą możemy określić jako penetrację cieczy przez substancję A od której pochodzi nazwa teorii. Im czas kontaktu jest dłuższy tym efektywna głębokość cieczy jest większa. Jeśli głębokość penetracji jest mniejsza niż całkowita głębokość cieczy zakłada się że całkowita głębokość cieczy jest nieskończona [65].

Proces taki można opisać za pomocą równania różniczkowego na dyfuzję nieustaloną:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_A \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} \quad (29)$$

Dla krótkich czasów kontaktu można przyjąć, że stężenie na granicy faz jest stałe i odpowiada stężeniu równowagowemu  $c_{Ai}$ , oraz stałe dla dużych wartości odległości od powierzchni między fazowej, gdzie wynosi  $c_{Ap}$ . Przy takich założeniach i odpowiednich przekształceniach otrzymuje się równanie:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial x}\right)_{x=0} = -\left[\frac{c_{Ai} - c_{Ap}}{\sqrt{\pi D_A t}} \exp\left(-\frac{x^2}{4D_A t}\right)\right] = -\frac{c_{Ai} - c_{Ap}}{\sqrt{\pi D_A t}} \quad (30)$$

Dla teorii Higbiego strumień masy można policzyć wychodząc z równania Ficka dla dyfuzji ekwimolarnej:

$$G_A = -D_A A \left(\frac{\partial c_A}{\partial x}\right)_{x=0} \quad (31)$$

Po podstawieniu równania (30) otrzymujemy:

$$G_A = (c_{Ai} - c_{Ap}) A \sqrt{\frac{D_A}{\pi t}} \quad (32)$$

W ten sposób otrzymuje się równanie na chwilowy strumień masy dyfundującego składnika A w czasie  $t$ . Z równania (32) wynika, że im krótszy czas kontaktu tym szybkość transportu masy jest wyższa (rys. 15). Jeżeli czas kontaktu  $t$  dąży do zera to szybkość transportu masy dąży do nieskończoności.

W celu określenia średniej szybkości strumienia masy przy założeniu, że wszystkie elementy płynu charakteryzują się tym samym czasem kontaktu dla liczby moli A transportowanych przez powierzchnię  $A$  w czasie  $t_e$ , stosuje się wzór:

$$G_A = A(c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{\frac{D_A}{\pi}} \int_0^{t_e} \frac{dt}{\sqrt{t}} \quad (33)$$

Rozwiązując całkę w powyższym równaniu otrzymuje się:

$$G_A = 2A(c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{\frac{D_A}{\pi t_e}} \quad (34)$$

W praktyce przemysłowej niemożliwe jest przypisanie dokładnej wartości  $t_e$ , gdyż spada ona wraz ze wzrostem intensywności mieszania i zależna jest od skali mieszania [65]. Za czas kontaktu można przyjmować czas makromieszania, które dominuje w obszarze mieszańca, lub mikromieszania, które dominuje w sąsiedztwie mieszańca. Rzeczywisty czas kontaktu jest wypadkową tych dwóch skali mieszania co utrudnia jego dokładne określenie [66]. W literaturze pojawiają się prace mające na celu przewidzieć wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  na podstawie teorii Higbiego z wykorzystaniem teorii burzliwości [67]. W tym przypadku konieczne jest wyznaczenie czasu kontaktu  $t$ . Wewnątrz mieszalnika występują obszary, w których dominujące jest makromieszanie lub mikromieszanie (skale mieszania omówione zostaną w rozdziale 4). Makromieszanie dominuje

w obszarze mieszadła. W tym przypadku czas kontaktu  $t$  wynika z czasu makromieszania  $\theta$ , który może być wyznaczony np. na podstawie równania zaproponowanego przez Nienowa [68]:

$$\theta = 5,9 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{-1/3} \left(\frac{P}{V\rho}\right)^{-1/3} \cdot D^{2/3} \quad (35)$$

Mikromieszanie dominuje w sąsiedztwie obszaru mieszadła. Jest ono związane z obecnością wirów burzliwych i nie zależy od geometrii mieszalnika. Czas kontaktu wynika ze skali czasowej Kołmogorowa:

$$t = \frac{1}{w'} = \left(\frac{K}{\frac{\rho}{P}}\right)^{1/(1+n')} \quad (36)$$

gdzie  $\overline{w'}$  to średnia kwadratowa prędkości fluktuacji, natomiast  $K$  i  $n'$  to odpowiednio współczynnik konsystencji oraz wskaźnik płynięcia płynu rozrzedzanego lub zagęszczonego ścinaniem [69]. W przypadku płynów newtonowskich  $n' = 1$ , natomiast  $K = \eta$ . Średnią wartość  $k_L a$  w mieszalniku można obliczyć jako kombinację wartości  $k_L a$  uzyskanych dla mieszania w skali mikro i makro [66].

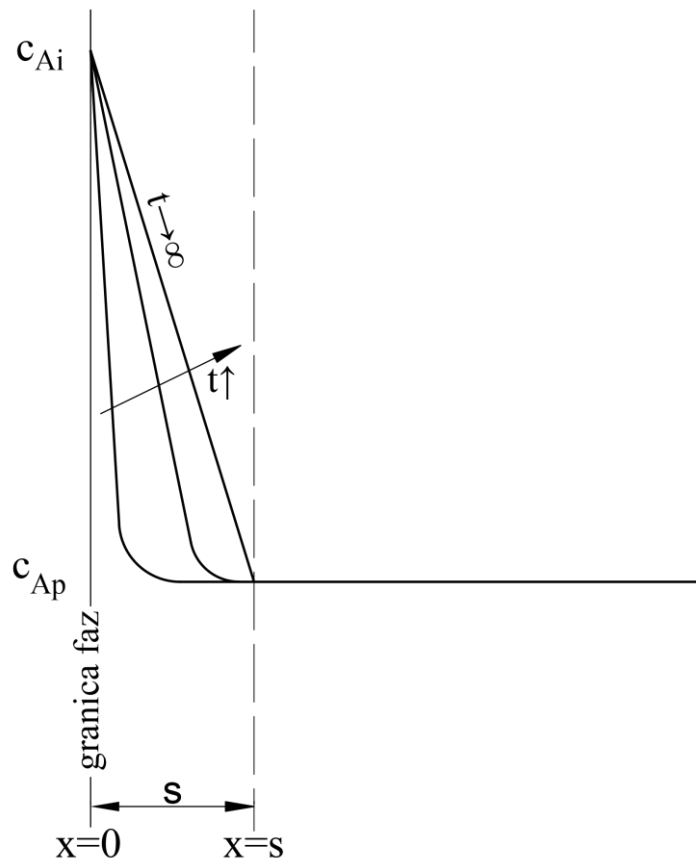
### 3.3 TEORIA WARSTEWKOWO-PENETRACYJNA TOOR I MARCHELLO

Teorią warstewkowo-penetracyjną Toor i Machellego [70] jest bardziej ogólna w stosunku do wcześniej opisanych teorii Hibiego oraz Whitmana. Teoria ta nie wyklucza istnienia dyfuzji cząsteczkowej jak i dyfuzji nieustalonej, lecz traktuje je jako skrajne przypadki, a podczas wymiany masy może dochodzić do odnawiania powierzchni przy jednoczesnym istnieniu warstwy granicznej.

Zakłada się, że dla niewielkich wartości czasu kontaktu  $t$ , stężenie zmienia się na odległości mniejszej od grubości warstwy granicznej  $s$  i proces wymiany masy przebiega na drodze dyfuzji nieustalonej i może zostać opisany teorią penetracyjną. Z kolei dla dłuższych czasów kontaktu zachodzi dyfuzja ustalona przez warstwę graniczną o grubości  $s$ , a następnie w odległości  $x = s$  następuje wyrównanie stężenia na drodze konwekcji co zostało przedstawione na rysunku 16.

Podobnie jak w teorii penetracyjnej Hibiego do opisu transportu masy wykorzystuje się równanie różniczkowe dyfuzji nieustalonej:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_A \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} \quad (29)$$



Rysunek 16. Zmiana stężenia składnika A dla różnych czasów kontaktu w zależności od odległości w teorii warszewkowo-penetracyjnej [65]

W tym wypadku zakłada się, że dla odległości od zwierciadła cieczy  $x = s$  stężenie odpowiada stężeniu początkowemu  $c_{Ap}$ . Stąd dla wartości  $x = 0$  po odpowiednich przekształceniach chwilową szybkość dyfuzji można opisać równaniem:

$$G_A = (c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{\frac{D_A}{\pi t}} \left( 1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \exp\left(-\frac{n^2 s^2}{D_A t}\right) \right) \quad (37)$$

Rozpatrując dwa skrajne przypadki teorii otrzymujemy dla małych wartości  $t$ :

$$G_A = A(c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{\frac{D_A}{\pi t}} \quad (38)$$

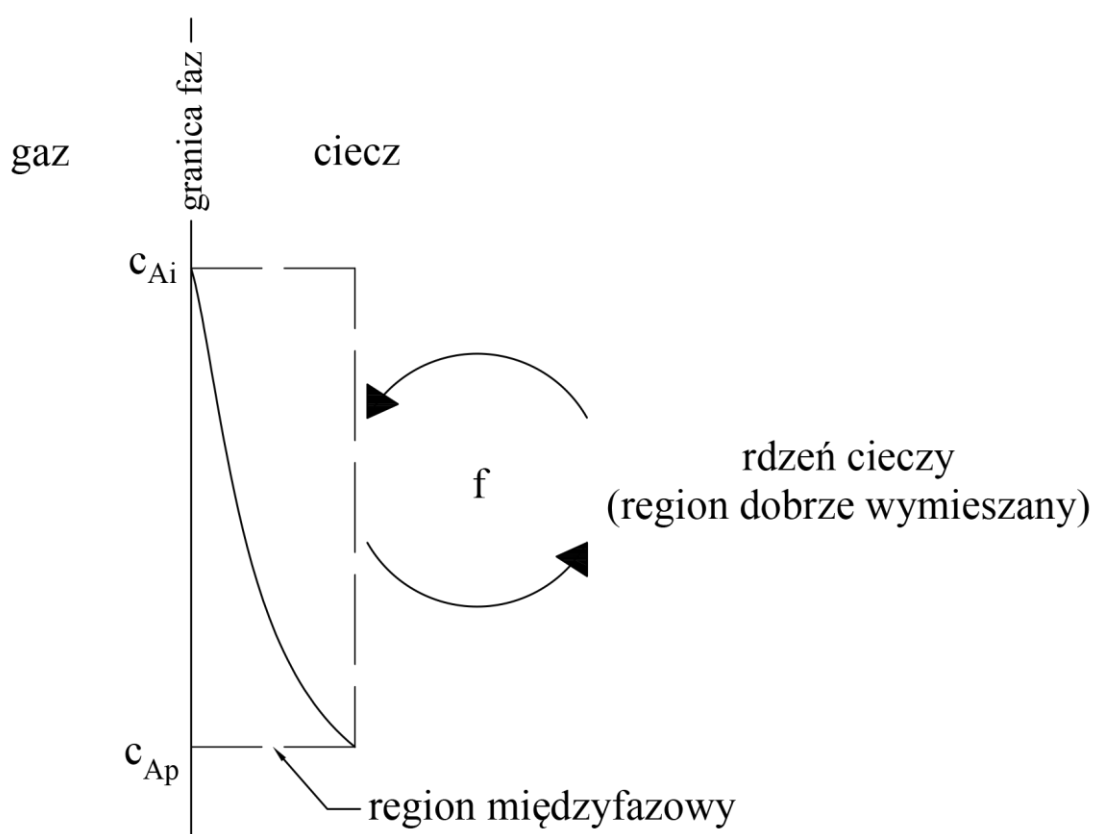
Co odpowiada równaniu (34) dla teorii Higbiego. W przypadku dużych wartości czasu kontaktu otrzymujemy:

$$G_A = A(c_{Ai} - c_{Ap}) \frac{D_A}{s} \quad (39)$$

Co z kolei odpowiada równaniu (27) dla teorii Whitmana

### 3.4 TEORIA ODNAWIANIA POWIERZCHNI DANCKWERTS'A

Teoria odnawiania powierzchni została zaproponowana przez Danckwerts'a [71] jako modyfikacja teorii penetracyjnej Higbiego [63]. Podstawową różnicą w stosunku do teorii Higbiego jest podejście do czasu kontaktu elementów płynu. Mianowicie zakłada się, że elementy płynu mają różny czas kontaktu, a powierzchnia odnawiana jest dzięki wirom burzliwym [72].



Rysunek 17. Schematyczne przedstawienie teorii Danckwerts'a [73]

Danckwerts zakłada bardziej prawdopodobny mechanizm transportu masy w stosunku do teorii penetracyjnej Higbiego czy dwóch warstw granicznych Whitmana. Ciecz dzieli się na dwa regiony tak zwany rdzeń cieczy, który charakteryzuje się dobrym wymieszaniem oraz region międzyfazowy w którym następuje bardzo szybkie odnawianie powierzchni co schematycznie przedstawiono na 17. Teoria zakłada, że ciekłe elementy płynu na granicy faz są losowo wymieniane na nowe elementy płynu pochodzące z rdzenia cieczy. Każdy z tych elementów znajdujący się na granicy faz ma takie samo prawdopodobieństwo na wymianę na nowy. Ponadto przenoszenie cząsteczek gazu do elementu cieczy w czasie jego przebywania w regionie międzyfazowym zachodzi na drodze dyfuzji nieustalanej. Zakładając, że

częstotliwość odnawiania powierzchni międzyfazowej na jednostkę powierzchni całkowitej w jednostce czasu wynosi  $f$  i jest niezależne od wieku danego elementu cieczy to można przedstawić rozkład grup o różnym czasie kontaktu zwanych też grupami wieku w postaci funkcji:

$$\varphi(t) = f e^{-ft} \quad (40)$$

Gdy powierzchnia odnawiana jest w sposób losowy zgodnie z powyższą funkcją. Średnia szybkość transportu masy na jednostkę powierzchni wynosi:

$$G_A = Af(c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{\frac{D_A}{\pi}} \int_0^{\infty} \frac{1}{\sqrt{t}} e^{-ft} dt \quad (41)$$

Po rozwiązaniu całki:

$$G_A = A(c_{Ai} - c_{Ap}) \sqrt{D_A f} \quad (42)$$

Teoria ta lepiej opisuje transport masy z reakcją chemiczną co potwierdzają dalsze badania twórcy teorii [74]. Wartość udziału powierzchni odnawianej w jednostce czasu jest trudna do oszacowania co stanowi niedogodność. Można powiedzieć ogólnie, że jest obserwowany wzrost tego parametru wraz ze wzrostem burzliwości układu.



## 4 WYMIANA MASY W MIESZALNIKU

W mieszaniu układów gaz-ciecz bardzo istotnym procesem przebiegającym między fazą ciągłą a rozpraszonym gazem jest wymiana masy. Jest ona związana z szeregiem parametrów pozwalających na ocenę efektywności przebiegu tego procesu. Do tych parametrów można zaliczyć: średnią średnicę objętościowo-powierzchniową pęcherza gazowego  $d_{32}$ , powierzchnię wymiany masy  $a$ , stopień zatrzymnia gazu  $\varepsilon$  i  $\phi$  oraz objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$ .

Wymiana masy w mieszalnikach jest zależna od jednostkowej mocy mieszania definiowanej jako stosunek mocy mieszania w układzie z gazem  $P_g$  do objętości  $V$  lub masy  $V\rho$  cieczy. W niektórych opracowaniach [33], [35]–[37] moc w układzie z gazem  $P_g$  zastępowana jest mocą efektywną  $P_e$ , którą można zdefiniować jako sumę mocy wprowadzanej do układu przez mieszadło  $P_g$  oraz przez strumień gazu  $P_{\dot{V}g}$ . Moc taką można przedstawić za pomocą równania [75]:

$$P_e = P_g + P_{\dot{V}g} \quad (43)$$

gdzie  $P_{\dot{V}g}$  zdefiniowane jest jako [76]:

$$P_{\dot{V}g} = \rho_g \dot{V}_g \frac{RT}{M_{mol}} \ln \left( \frac{p_s}{p_0} \right) \quad (44)$$

gdzie  $M_{mol}$  to masa molowa gazu, natomiast  $p_s$  i  $p_0$  to odpowiednio ciśnienie absolutne na wyjściu z bełkotki oraz ciśnienie nad zwierciadłem cieczy. Yoshida i współpracownicy [18] uprościli definicję  $P_{\dot{V}g}$  do postaci :

$$P_{\dot{V}g} = \rho g w_g V_{cn} \quad (45)$$

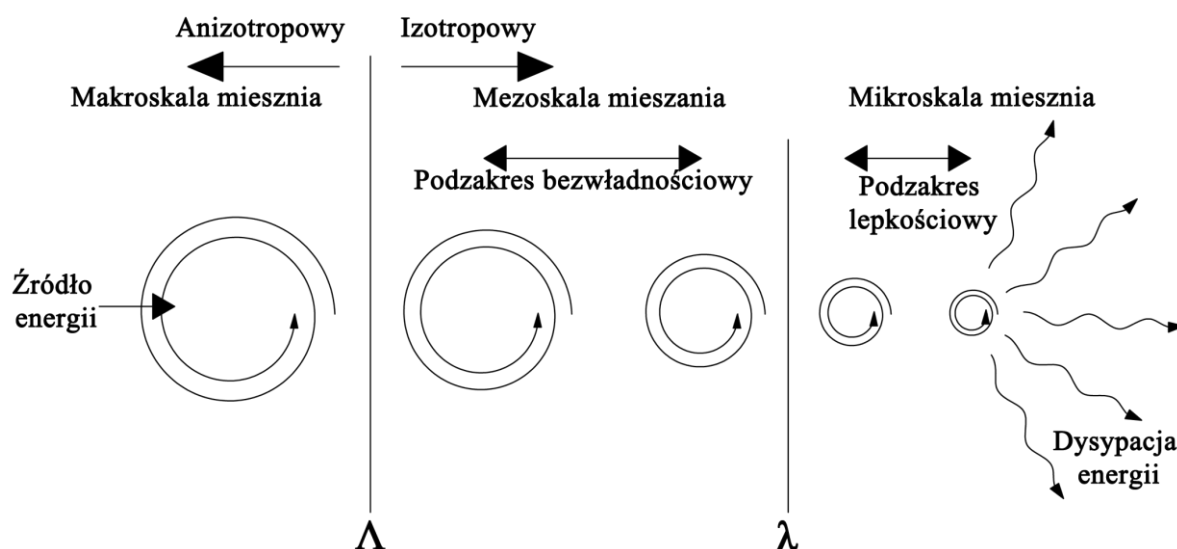
gdzie  $w_g$  to prędkość gazu,  $g$  to przyspieszenie ziemskie, natomiast  $V_{cn}$  to objętość cieczy nad bełkotką.

Mieszanie układów wielofazowych, w tym mieszanie układów gaz-ciecz, zwykle odbywa się w zakresie przepływu burzliwego. Kołmogorow [77] zaproponował przybliżenie, że burzliwość jest lokalnie izotropowa. Zgodnie z jego teorią, turbulencję w mieszalniku możemy przedstawić jako kaskadę wirów (rysunek 18). Wiry pierwotne (makroskala burzliwości) wytwarzane są przez mieszadło. Ich wielkość definiowana jest za pomocą równania:

$$\Lambda = \left( \frac{1}{w'^2} \right) \int_0^\infty \overline{w'^2}(s) ds \quad (46)$$

gdzie  $\overline{w'^2}$  to średni kwadrat fluktuacji prędkości na drodze  $s$  w tym samym kierunku. Przyjmuje się, że dla mieszania mechanicznego  $\Lambda$  jest zbliżona do średnicy mieszadła. Wiry pierwotne nie są izotropowe i na tym etapie niosą informację związaną z budową mieszadła np. rodzaj generowanego przepływu. Wiry te rozpadają się na mniejsze wiry (mezoskala burzliwości), których prędkość charakteryzuje się losowością i na tym etapie jedyną informacją jaką ze sobą niosą jest energia kinetyczna. Transport tej energii jest zależny tylko od sił bezwładności. Średni kwadrat fluktuacji prędkości na drodze  $s$  ( $\Lambda \ll s \ll \lambda$ ) wynosi wówczas [49]:

$$\overline{w'^2} = C_{12} \left( \frac{P_g}{V\rho} \right)^{2/3} s^{2/3} \quad (47)$$



Rysunek 18. Kaskada wirów burzliwych z zaznaczonymi charakterystycznymi zakresami wielkości wirów (na podstawie [78])

Zmniejszanie się wirów powoduje wzrost gradientów prędkości pomiędzy nimi. W zakresie mikroskali burzliwości ( $\lambda$ ) energia zaczyna rozpraszać się w wyniku lepkiego tarcia w tempie rosnącym [77]. Do określenia wielkości mikroskali burzliwości stosowane są dwie definicje: mikroskala Taylora [79]:

$$\lambda_T = \sqrt{15 \frac{\nu}{\left( \frac{P_g}{V\rho} \right)} \cdot \overline{w'}} \quad (48)$$

oraz mikroskala Kolmogorowa [79]:

$$\lambda_K = \left( \frac{\nu^3}{\left( \frac{P_g}{V\rho} \right)} \right)^{1/4} \quad (49)$$

O jej wielkości decyduje tylko kinematyczny współczynnik lepkości  $\nu$  oraz moc jednostkowa. Mikroskala Taylora jest uważana za „najmniejszą dużą skalę”, która odpowiada za rozpraszanie energii, natomiast skala Kolmogorowa jest najmniejszą skalą długości turbulencji i jest związana z lepkiem rozpraszaniem turbulentnej energii kinetycznej [79]. Dla  $s \ll \lambda$ :

$$\overline{w'^2} = C_{13} \frac{\left( \frac{P_g}{V\rho} \right)}{\nu} s^2 \quad (50)$$

W pełni izotropowa turbulencja nie występuje w mieszalniku, a jej założenie jest pewnym przybliżeniem [80].

Znajomość wielkości wirów występujących w mieszaniu mechanicznym jest istotna z punktu widzenia mechanizmu rozrywania pęcherzy gazowych. Najintensywniejszym oddziaływaniem na pęcherze gazu charakteryzują się wiry o wielkości podobnej do wielkości pęcherza tj. 2-3 razy większe i 2-3 razy mniejsze [80]. Jeżeli wir jest zbyt duży w stosunku do pęcherza to nie ulega on rozbiciu, lecz jest transportowany wraz z wirem. W przypadku, gdy pęcherz gazu jest znacznie większy od wiru ma on zbyt małą energię, aby doprowadzić do deformacji pęcherza gazowego i rozbija się na granicy faz. Stąd dla rozrywania pęcherzy istotna jest mezoskala mieszania. Dla transportu masy w mieszalniku istotna jest również makroskala burzliwości odpowiadająca za transport pęcherzy w objętości układu.

#### 4.1 WIELKOŚĆ PĘCHERZA GAZOWEGO I KOALESCENCJA

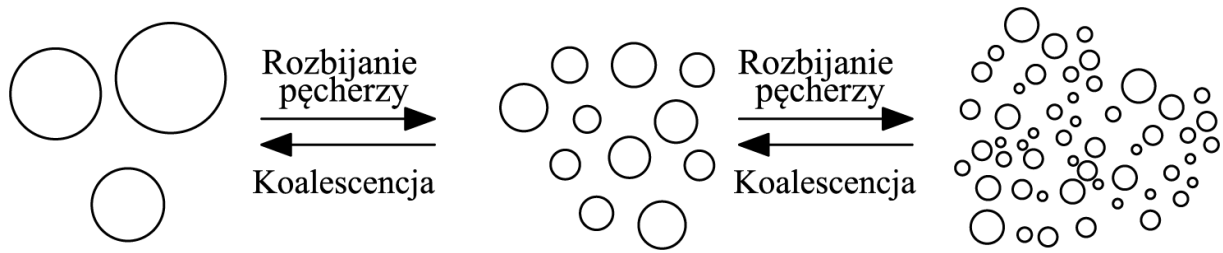
Aby wymiana masy była efektywna, istnieje potrzeba wytworzenia dużej jednostkowej powierzchni międzyfazowej  $a$ , co wiąże się z obecnością małych pęcherzy gazowych [81] oraz wysokich wartości stopnia zatrzymania gazu  $\phi$ , zgodnie z równaniem:

$$a = \frac{6\phi}{(1 - \phi)d_{32}} \quad (51)$$

gdzie  $\phi$  to stopień zatrzymania gazu na jednostkę objętości układu gaz-ciecz. Czynniki wpływające na średnicę pęcherza zostaną opisane poniżej, natomiast dotyczące stopnia zatrzymania gazu w rozdziale 4.2.

Rozkład wielkości pęcherzy gazowych determinowany jest przez 3 główne procesy (rys. 19): formowanie pęcherzy w wyniku podziału strumienia gazu wpływającego do

mieszalnika, rozbijanie pęcherzy w wyniku przeciwdziałania stabilizujących sił napięcia powierzchniowego oraz destabilizujących sił bezwładności oraz koalescencja (łączenie się) pęcherzy determinowane przez właściwości granicy faz [80].



Rysunek 19. Graficzna ilustracja mechanizmów rozbijania i koalescencji pęcherzy gazowych (na podstawie [80])

Formowanie się pęcherzy w otworach bełkotki występuje, gdy siła wyporu działająca na pęcherz przewyższa napięcie międzyfazowe działające na obrzeże otworu. Z równowagi tych sił wynika wstępna średnica pęcherzyka  $d_{B,i}$ :

$$\pi d_0 \sigma = \frac{\pi}{6} d_{B,i}^3 g (\rho_L - \rho_g) \rightarrow d_{B,i} = \left[ \frac{6 \sigma d_0}{g (\rho_L - \rho_g)} \right]^{1/3} \quad (52)$$

gdzie  $d_0$  jest średnicą otworu bełkotki,  $\sigma$  napięciem międzyfazowym, natomiast  $g$  przyspieszeniem ziemskim. Równanie (52) spełnione jest do pewnej wartości natężenia przepływu gazu. Powyżej niej, wstępna średnica pęcherzyka rośnie wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu. W przypadku bardzo dużych natężeń przepływu gazu, przepływ gazu jest w formie prawie ciągłej strugi [80].

Gdy uformowane pęcherze opuszczą bełkotkę trafiają do burzliwego pola przepływu, w którym dochodzi do rozrywania pęcherzy, ale także do ich koalescencji. Pęcherze krążą w dyspersji do momentu jej opuszczenia do przestrzeni nad nią. Maksymalny rozmiar stabilnego pęcherza gazowego  $d_{B,max}$  w burzliwym polu przepływu wynika z równowagi przeciwdziałających sobie sił pochodzących od fazy rozpraszającej (ciągłej) oraz od fazy rozpraszaney (gazowej). W fazie rozpraszającej występują naprężenia burzliwe pochodzące od ciśnienia dynamicznego mające zdolność do odkształcania pęcherza gazowego i jego rozrywania na mniejsze pęcherze oraz naprężenia lepkościowe. Siłom tym przeciwdziałają siły napięcia międzyfazowego, które stabilizują sferyczny kształt pęcherza oraz siły lepkościowe w fazie rozpraszaney wywołujące lepka odporność na deformacje pęcherzy. Z uwagi na niewielkie wartości naprężeń lepkościowych w fazie rozpraszającej w stosunku do naprężeń burzliwych można je pominąć [49], [80]. Naprężenia  $\tau_\sigma$  pochodzące od sił napięcia międzyfazowego przeciwdziałające odkształceniu można opisać wzorem:

$$\tau_{\sigma} = C_{14} \frac{\sigma}{d_{B,max}} \quad (53)$$

gdzie  $C_{14}$  to bezwymiarowa stała. Według statystycznej teorii turbulencji dynamiczne naprężenia burzliwe  $\tau_{\gamma}$  pochodzące od ciśnienia dynamicznego działające na pęcherze o średnicy  $d_B$  można wyliczyć dla burzliwego pola przepływu za pomocą wzoru:

$$\tau_{\gamma} = C_{15} \cdot \rho_L^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{\frac{2}{3}} \cdot d_B^{\frac{2}{3}} \quad (54)$$

gdzie  $C_{15}$  to bezwymiarowa stała. W przypadku, gdy  $d_B > d_{B,max}$  siły burzliwe działające na pęcherz gazowy przewyższają siły napięcia międzyfazowego w rezultacie prowadząc do rozrywania pęcherzy. Przyrównując równania (53) i (54) otrzymuje się wzór na maksymalną średnicę stabilnego pęcherza:

$$d_{B,max} = C_{16} \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} \quad (55)$$

gdzie  $\rho_L$  to gęstość cieczy. Lee i Meyrick [82] zasugerowali, że stała  $C_{16}$  jest funkcją stopnia zatrzymania gazu i dla wody wynosi ona:

$$C_{16} = 4,25\phi^{1/2} \quad (56)$$

Calderbank [83] zaproponował następujące równanie pozwalające obliczyć średnią średnicę powierzchniowo-objętościową pęcherza gazowego  $d_{32}$  (tzw. średnica Sautera) dla sytuacji, gdzie pęcherze nie wzrastają ani nie kurczą się podczas przepływu, a mieszanym medium jest woda (układ koalescencyjny):

$$d_{32} = 4,15 \left[ \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} \right] \phi^{0,5} \left(\frac{\eta_g}{\eta_L}\right)^{0,25} + 0,0009 \quad (57)$$

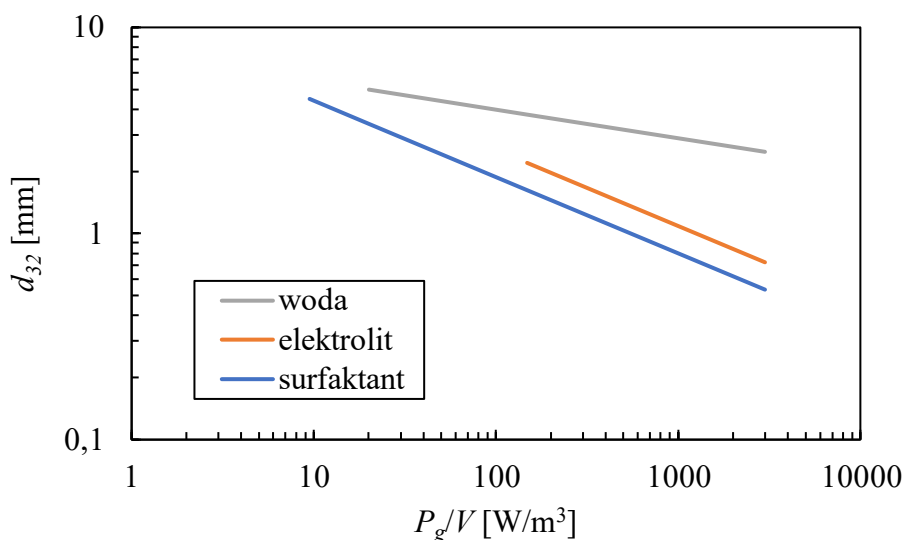
gdzie  $\eta_g$  i  $\eta_L$  to odpowiednio dynamiczny współczynnik lepkości gazu i cieczy. W ten sposób ogólne równanie na średnice  $d_{32}$  w roztworach koalescencyjnych można zapisać równaniem:

$$d_{32} = C_{17} \left[ \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} \right] \phi^{C_{19}} + C_{18} \quad (58)$$

gdzie stałe  $C_{17}$ ,  $C_{18}$  oraz wykładnik  $C_{19}$  przyjmują różne wartości zależne od rozpatrywanego układu [49].

Koalescencja jest to proces łączenia się mniejszych pęcherzy lub kropli w większe, co jest zjawiskiem niekorzystnym podczas wymiany masy. Proces ten powoduje wzrost średniej średnicy pęcherzy, co niesie ze sobą sadek powierzchni wymiany masy  $a$ , negatywnie wpływając na jej transport. Przebieg koalescencji rozpoczyna się od kontaktu dwóch pęcherzy w wyniku czego dochodzi do spłaszczenia powierzchni styku i wytworzenia cienkiej warstwy cieczy oddzielającej pęcherze. Grubość tej warstwy zmniejsza się do około  $10^{-8}$  m ( $100 \text{ \AA}$ ) [84]. Film w końcu pęka, pęcherze się łączą i w ten sposób kończy się proces koalescencji. Proces ten jest bardzo szybki i czas jego przebiegu liczony jest w milisekundach. Warunkiem zajścia koalescencji jest czas trwania kontaktu dłuższy niż czas potrzebny na zmniejszenie grubości filmu do wspomnianej wcześniej wartości [80], [85], [86].

Obecność niewielkich ilości elektrolitów, związków powierzchniowo czynnych, alkoholi czy olejów w mieszalnikach ma istotny wpływ na wielkość pęcherzy gazowych oraz stopień zatrzymania gazu i prowadzi do zmiany stałych empirycznych w równaniu (57). Efekt ten związany jest z koalescencją pęcherzy gazowych po ich początkowym rozbiciu. Przykładowo w układzie koalescencyjnym otrzymane zostaną wartości  $d_{32} \sim 5 \text{ mm}$  i  $\phi \sim 0,1$ , natomiast w układzie niekoalescencyjnym dla tych samych warunków mieszania  $d_{32} \sim 0,5 \text{ mm}$  oraz  $\phi \sim 0,25$  [81].



Rysunek 20. Zależność średniej średnicy  $d_{32}$  od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  (na podstawie [87])

Na rysunku 20 można zaobserwować znaczący wpływ dodatku substancji tłumiących koalescencje na średnią średnicę pęcherzy  $d_{32}$ . Wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania, różnica w wielkościach pęcherzy względem roztworu koalescencyjnego (woda) jest

coraz większa. Mechanizm tłumienia koalescencji nie jest jeszcze do końca poznany [88]–[91]. Według Lee i Mayricka [82] efekt ten wynika z gradientów stężenia lub temperatury w pobliżu granicy faz prowadzące do występowania lokalnych gradientów napięcia międzyfazowego  $\Delta\sigma$ , które utrudniają koalescencję [81]:

$$\Delta\sigma = \frac{2}{RT} \cdot c \left( \frac{d\sigma}{dc} \right)^2 \varphi = \frac{2}{RT} \cdot \psi \quad (59)$$

gdzie  $\psi$  to charakterystyka szybkości koalescencji, natomiast  $\varphi$  wynosi:

$$\varphi = \left( 1 + \frac{d \ln \gamma}{d \ln c} \right)^{-1} \quad (60)$$

gdzie  $\gamma$  to współczynnik aktywności. Na tej podstawie Machoń i współpracownicy [92] zdefiniowali parametr  $Y$  pozwalający na określenie zdolności pęcherzy gazowych do koalescencji w fazie ciekłej:

$$Y = 2 - e^{-\psi^+} \quad (61)$$

gdzie  $\psi^+$  zdefiniowane jest jako:

$$\psi^+ = \frac{\psi}{\psi_{kr}} \quad (62)$$

gdzie  $\psi_{kr} = 3 \cdot 10^{-6} \text{ kg}^2 \text{ kmol}^{-1} \text{ m}^3 \text{ s}^{-4}$  [92]. Dodatki soli jednak w znikomym stopniu wpływają na napięcie międzyfazowe przy jednoczesnym znaczącym wpływie na koalescencję [93]. Marrucci i Nicodemo [94] piszą o istnieniu odpychających sił elektrycznych wynikających z różnego powinowactwa jonów o określonym ładunku na powierzchni międzyfazowej co prowadzi do ujemnego ładunku na tych powierzchniach i wzajemnego odpychania się pęcherzy gazowych. Lessard i Ziemiński [95] wywnioskowali, że jony wywierają wpływ na strukturę wody. Mogą polaryzować, unieruchamiać i wzmacniać elektrycznie sąsiednie cząsteczki wody i prowadzą do zmniejszenia się entropii roztworu, co skutkuje hamowaniem koalescencji. Badania przeprowadzone przez Chana i Tsanga [90] wykazują, że założenie iż pęcherze są stabilizowane przez odpychające struktury hydratacyjne powstające w wyniku wzmacniania wiązań wodorowych spowodowanego dodatkiem soli [91] lepiej opisuje zjawisko tłumienia koalescencji niż mechanizm opisywany wcześniej przez Marrucci i Nicodemo [94]. Wynika z nich również, że krytyczne stężenie soli powodujące tłumienie koalescencji jest zależne od średnicy stabilizowanych pęcherzy i rośnie ono wraz ze zmniejszaniem się ich średnicy.

Oprócz takich parametrów jak moc jednostkowa czy geometria mieszalnika i mieszadła na wielkość pęcherzy wpływa wiele czynników. Pęcherze maleją wraz ze wzrostem stężenia

roztworu do momentu osiągnięcia stężenia roztworu nasyconego [91], [93], [96]. Średnice pęcherzy maleją ze spadkiem napięcia międzyfazowego i wzrostem gęstości fazy ciągłej. Wpływ lepkości dynamicznej na wielkość pęcherzy jest bardziej złożony dla czystych cieczy o lepkości dynamicznej zbliżonych do lepkości wody i mniejszej nie obserwuje się jej wpływu. Dla cieczy o wyższych lepkościach oraz roztworach soli i alkoholach wielkość pęcherzy maleje wraz z jej wzrostem [49].

## 4.2 ZATRZYMANIE GAZU W MIESZALNIKU

Jednym z najistotniejszych parametrów charakteryzujących układ dwufazowy gaz-ciecz jest stopień zatrzymania gazu. Jest on definiowany na dwa sposoby: jako stosunek objętości gazu  $V_g$  do objętości cieczy  $V$ :

$$\varepsilon = \frac{V_g}{V} = \frac{H_G - H}{H} \quad (63)$$

gdzie:  $H$  – wysokość cieczy w zbiorniku;  $H_G$  – wysokość układu gaz-ciecz, lub rzadziej jako stosunek objętości gazu  $V_g$  do objętości cieczy nagazowanej  $V_G$ :

$$\phi = \frac{V_g}{V_G} = \frac{H_G - H}{H_G} \quad (64)$$

Wartości  $\varepsilon$  oraz  $\phi$  są powiązane zależnością [97]:

$$\varepsilon = \frac{\phi}{1 - \phi} \quad (65)$$

Stopień zatrzymania gazu w mieszalniku trudno jest przewidzieć z góry. Z powodzeniem stosowane są jednak empiryczne korelacje w postaci:

$$\varepsilon = C_{20} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{C_{21}} w_g^{C_{22}} \quad (66)$$

Równanie to jest problematyczne, ze względu na to, że wartości  $P_g/V$  oraz  $w_g$  są wzajemnie od siebie zależne (ze względu na wpływ ilości wprowadzanego gazu na moc) oraz stała  $C_{20}$  musi mieć wymiary niecałkowite aby zachować spójność wymiarową [47]. Wartość stałej  $C_{20}$  zależy od właściwości cieczy, natomiast wykładniki  $C_{21}$  i  $C_{22}$  podawane są przez różnych autorów dla różnych cieczy i mieszalników w granicach od 0,2 do 0,7 [47]. Przykładowo Foust i współpracownicy [98] otrzymali wartości  $C_{21} = 0,47$  oraz  $C_{22} = 0,53$ . W tabeli 5 zestawiono wykładniki równania (66) uzyskiwane przez różnych autorów. Dla układów powietrze woda wykładnik przy jednostkowej mocy mieszania mieści się w zakresie od 0,199 do 0,37. W przypadku roztworów jonowych obserwuje się wzrost wartości tego współczynnika,



który przyjmuje wartości od 0,4154 do 0,6241. Wykładnik przy prędkości przepływu gazu  $w_g$  wynosi dla roztworów jonowych od 0,5335 o 0,5816 i jest zbliżony do wartości uzyskiwanych dla wody (od 0,637 do 0,68).

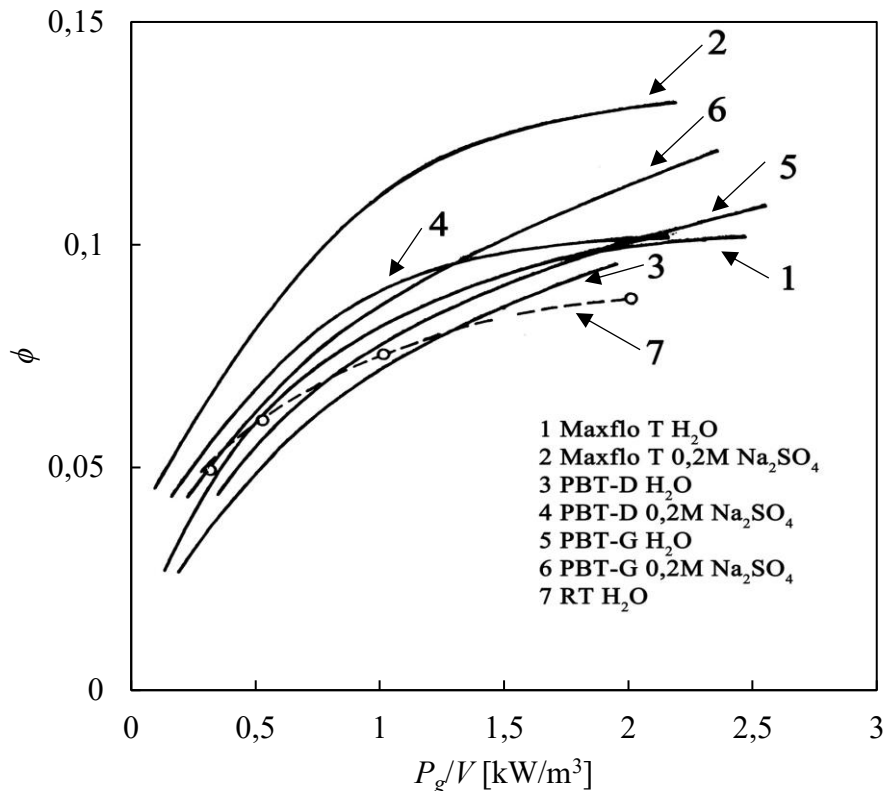
Tabela 5. Zestawienie współczynników równania (66) uzyskiwanych przez różnych autorów dla mieszania ustalonego

Autor	Układ	Mieszadła	$C_{20}$	$C_{21}$	$C_{22}$	Dodatkowe informacje
Van't Riet [99]	powietrze - woda	RT	0,13	1/3	2/3	$\frac{P_g}{V} \in (500; 5000) \frac{W}{m^3}$
Zheng i in. [54]	powietrze - woda	RT BT FT	0,147 0,265 0,270	0,298 0,199 0,232	0,648 0,637 0,670	$\frac{P_g}{V} \in (50; 700) \frac{W}{m^3}$
Vasconcelos i in. [53]	powietrze - woda	turbinowe o różnym kształcie łopatek	0,10	0,37	0,65	-
Saito i in. [100]	powietrze - woda	RT, SRGT	0,96	1/3	0,68	w równaniu $\phi$ zamiast $\varepsilon$ oraz $V\rho$ zamiast $V$
Moucha i in [101]	O <sub>2</sub> - 0,5M roztwór wodny Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	RT PBT-D TXD TXU	0,01686 0,04656 0,04802 0,02489	0,6241 0,4666 0,4154 0,6332	0,5669 0,5816 0,5335 0,5168	-

Rozkład stopnia zatrzymania gazu w mieszalnikach mechanicznych nie jest izotropowy i przyjmuje różne wartości w zależności od lokalizacji. Największe wartości  $\varepsilon$  występują w okolicach miejsca wprowadzania gazu do mieszalnika oraz w obszarze mieszadła i przy ścianach aparatu. Jest to związane z silną cyrkulacją cieczy w tych rejonach. Powyżej mieszadła rozkład zatrzymania gazu jest bardziej równomierny i maleje wraz z odległością od zwierciadła cieczy.

Stopień zatrzymania gazu  $\varepsilon$  zależy od wielu czynników, przede wszystkim od objętościowego natężenia przepływu gazu  $\dot{V}_g$ , mocy jednostkowej  $P_g/V$  a także od właściwości fizykochemicznych mieszanych płynów. Sposób wprowadzenia gazu oraz geometria i wymiary mieszalnika również wpływają na stopień zatrzymania gazu, lecz w mniejszym stopniu. Dla cieczy o niskiej lepkości ( $\eta < 0,1 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ) nie obserwuje się wpływu kształtu łopatki mieszadła turbinowego na stopień zatrzymania gazu zarówno w cieczach jak i roztworach o charakterze

niejonowym [49] - dla takich samych wartości jednostkowej mocy mieszania, niezależnie od kształtu łopatek, uzyskuje się podobne wartości stopnia zatrzymania gazu [53], [102].



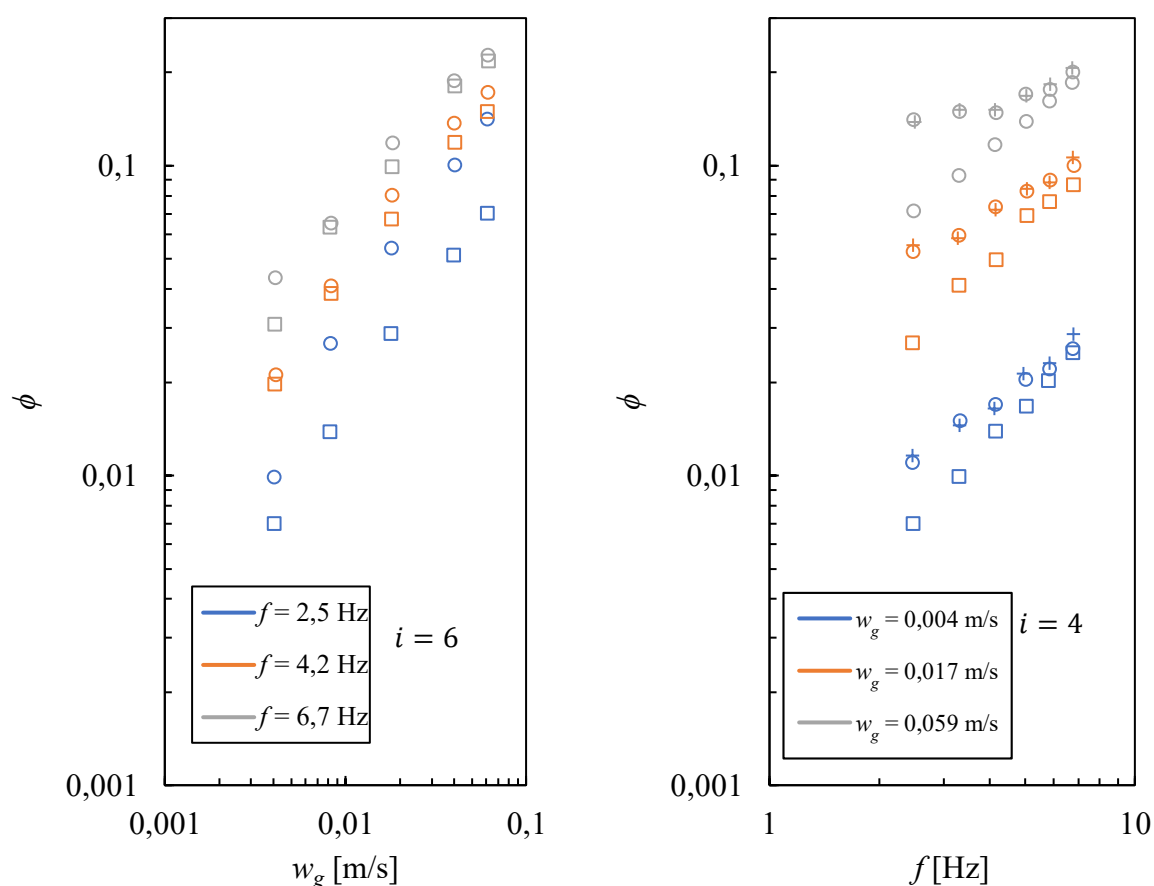
Rysunek 21. Zależność stopnia zatrzymania gazu  $\phi$  od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  dla mieszadła Prochem Maxflo T, turbiny Rushtona RT oraz mieszadła PBT pompującego ciecz w górę PBT-G oraz w dół PBT-D [103]

W przypadku mieszadeł osiowych, takich jak Maxflo T oraz PBT, obserwuje się różnice w stopniu zatrzymania gazu przy stałej wartości  $P_g/V$  w zależności od konstrukcji mieszadła. W roztworach elektrolitów obserwowane różnice są większe niż w wodzie. Ponadto widoczna jest różnica w stopniu zatrzymania gazu w wodzie dla mieszadła osiowego Maxflo T i mieszadła promieniowego RT co pokazano na rysunku 21 [103]. Z uwagi na tłumienie koalescencji pęcherzy gazowych w roztworach elektrolitów, opisaną w rozdziale 4.1, uzyskuje się dla takich układów wyższe wartości stopnia zatrzymania gazu. Stopień ten rośnie wraz ze wzrostem stężenia elektrolitu [104], [105], aż do osiągnięcia wartości maksymalnej dla roztworów nasyconych. [49]. Zależny jest również od rodzaju zastosowanej soli [97]. W przypadku mieszania cieczy o lepkości  $\eta > 0,1 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  pojawia się wpływ kształtu łopatek mieszadła na wartość stopnia zatrzymania. Przy małych prędkości przepływu gazu ( $w_g = 0,001 \text{ m/s}$ ) dla mieszadła Scaba 6SRGT uzyskuje się większe wartości stopnia zatrzymania gazu w stosunku do mieszadła turbinowego z płaskimi łopatkami dla mniejszych

mocach jednostkowych ( $P_g/V < 0,4 \text{ kW/m}^3$ ). Przy większych prędkościach przepływu gazu ( $w_g = 0,006 \text{ m/s}$ ) i mocach jednostkowych ( $P_g/V > 0,6 \text{ kW/m}^3$ ) mieszadło Scaba 6SRGT uzyskuje około 20% większy stopień zatrzymania gazu [106].

Wpływ na stopień zatrzymania gazu ma również napięcie międzyfazowe  $\sigma - \varepsilon$  maleje wraz z jego wzrostem [76], [107].

Badania prowadzone dla stopnia zatrzymania gazu podczas mieszania nieustalonego, podobnie jak dla mieszania ustalonego, są analizowane w zależności od jednostkowej mocy mieszania, prędkości przepływu gazu, a także ze względu na ich charakter nieustalony w zależności od częstotliwości oscylacji [18], [21], [39].



Rysunek 22. Wpływ częstotliwości oscylacji, prędkości przepływu gazu oraz ilości mieszadeł Delta na stopień zatrzymania gazu dla pojedynczego króćca ( $\square$ ), bełkotki pierścieniowej (o) oraz bełkotki krzyżowej (+) [18]

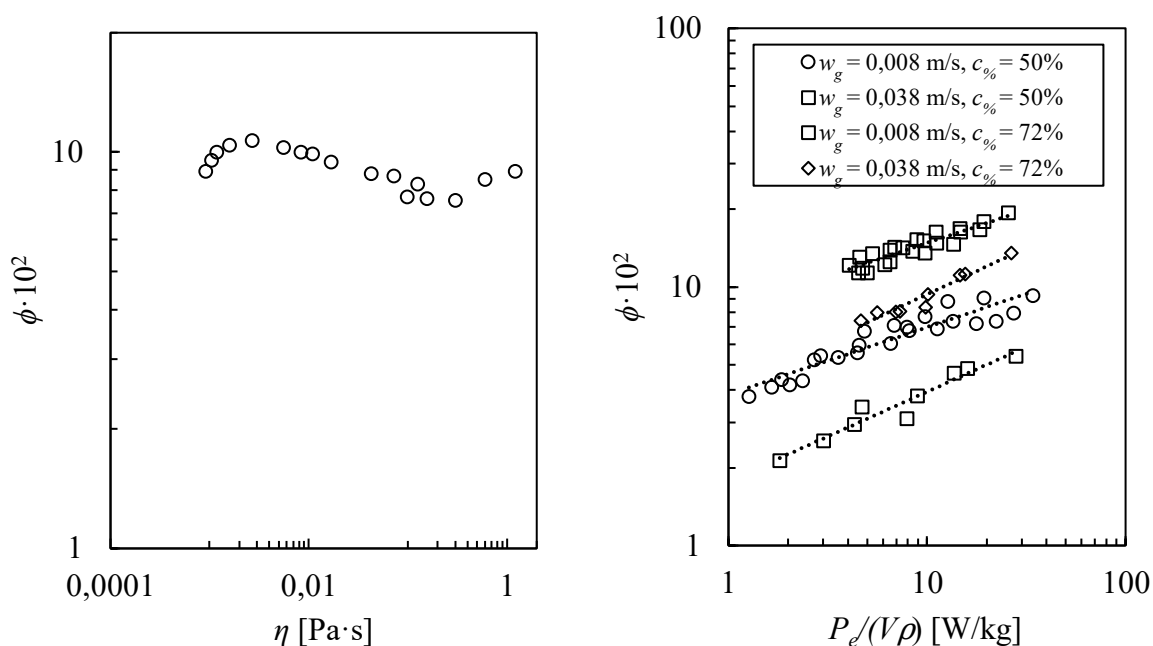
Wpływ parametrów procesowych na wartość współczynnika zatrzymania gazu podczas mieszania nieustalonego został zbadany przez Yoshidę i współpracowników [18]. Częstość obrotów w czasie zmieniała się zgodnie z przebiegiem fali sinusoidalnej. Mieszano układ powietrze-woda. Na rysunku 22 przedstawiono zależność stopnia zatrzymania gazu  $\phi$  od

częstotliwości oscylacji  $f$  oraz prędkości przepływu gazu  $w_g$  uzyskane dla trzech różnych sposobów wprowadzania gazu do mieszalnika – przez pojedynczy króciec, belkotkę krzyżową oraz belkotkę pierścieniową. Z przedstawionych danych wynika, że stopień zatrzymania gazu rośnie wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji. Można zauważyć, że wpływ ten maleje dla prędkości przepływu gazu  $w_g > 0,017$  m/s. Z rysunku 22 a wynika, że dla belkotki pierścieniowej i krzyżowej można zastosować jedną korelację. Yoshida i współpracownicy [18] zaproponowali następujące równanie wiążące częstotliwość oscylacji  $f$ , prędkość przepływu gazu  $w_g$  oraz ilość mieszadeł  $i$  ze stopniem zatrzymania gazu  $\phi$ :

$$\phi = 1,9f^{0,54(2,5 \cdot 10^{-7})^{w_g}}(1,12)^i w_g^{1,08} i^{0,065} \quad (67)$$

Równanie to jest słuszne dla  $f \in (2,5; 6,7)$  Hz,  $w_g \in (0,004; 0,06)$  m/s oraz  $i \in (2; 8)$ .

Na rysunku 23 przedstawiono zależność stopnia zatrzymania gazu  $\phi$  od efektywnej mocy mieszania przypadającej na jednostkę masy cieczy  $P_e/(V\rho)$  oraz od lepkości cieczy  $\eta$  otrzymaną przez Yoshidę i współpracowników [33] podczas mieszania nieustalonego układu powietrze - syrop słodowy z prosa wykorzystującego falę sinusoidalną.



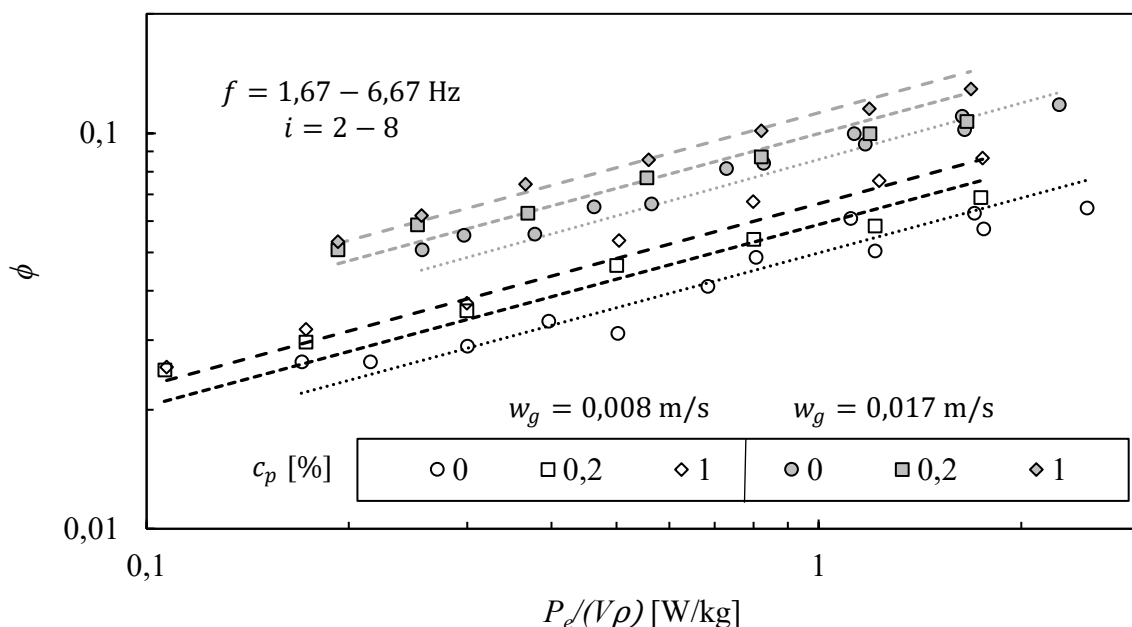
Rysunek 23. Zależność stopnia zatrzymania gazu  $\phi$  od efektywnej mocy mieszania przypadającej na jednostkę masy cieczy  $P_e/(V\rho)$  oraz od lepkości cieczy  $\eta$  uzyskana przez Yoshidę i in. [33]

Dla wszystkich układów zaobserwowano tendencję wzrostową stopnia zatrzymania gazu wraz z  $P_e/(V\rho)$ . Szybkość wzrostu stopnia zatrzymania gazu oraz zależność stopnia zatrzymania gazu od prędkości przepływu gazu różni się w zależności od stężenia. Zmiana stężenia cieczy

wpływa na właściwości fizykochemiczne układu takie jak gęstość  $\rho$ , napięcie międzyfazowe  $\sigma$ , a w szczególności lepkość  $\eta$ . Stopień zatrzymania gazu  $\phi$  w badaniach Yoshidy [33] dla roztworów syropu słodowego z prosa wykazuje złożoną zależność od lepkości fazy ciągłej. Zależność ta ma podobny przebieg jak w przypadku mieszania standardowego układów lepkich lecz uzyskiwane są wyższe wartości  $\phi$  [75], [76]. Dla badań przeprowadzonych w zakresie dynamicznych współczynników lepkości od 0,000894 Pa · s do 1,18 Pa · s, w przedziale od 0,02 Pa · s do 0,3 Pa · s stopień zatrzymania gazu maleje wraz ze wzrostem lepkości. W pozostałych przedziałach zależność ta jest odwrotna –  $\phi$  rośnie wraz z  $\eta$ .

Yoshida i współpracownicy [37] zbadali również wpływ stężenia soli NaCl na wartość stopnia zatrzymania gazu. Z badań tych wynika, że wraz ze wzrostem stężenia elektrolitu oraz wzrostem mocy jednostkowej maleje średnia średnica pęcherzy gazowych co prowadzi do wzrostu stopnia zatrzymania gazu, co zostało przedstawione na rysunku 24. W pracy [37] została również zaproponowana korelacja wiążąca, oprócz standardowych parametrów takich jak  $w_g$  i  $P_e/(V\rho)$ , stężenie elektrolitu  $c_p$  ze stopniem zatrzymania gazu w postaci:

$$\phi = (0,629c_p^{0,27} + 1,32) \left(\frac{P_e}{V\rho}\right)^{0,46} w_g^{0,7} \quad (68)$$

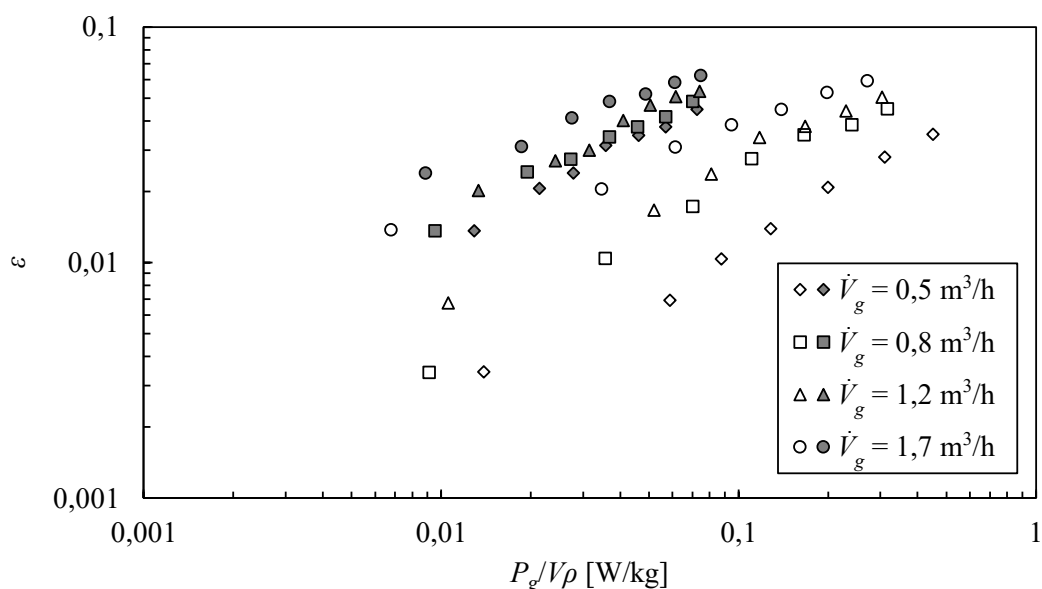


Rysunek 24. Wpływ efektywnej mocy przypadającej na jednostkę masy cieczy na stopień zatrzymania gazu dla różnych stężeń NaCl oraz prędkości przepływu gazu uzyskane dla mieszadła Delta [37]

Woziwodzki i współpracownicy [39] badali mieszanie nieustalone układu dwufazowego gaz ciecz dla mieszadła A310 z zastosowaniem fali trójkątnej. Wyniki ich badań w postaci zależności  $\varepsilon = f(P_g/(V\rho))$  przedstawiono na rysunku 25. Można zauważyć, że dla wszystkich prędkości przepływu gazu stopień zatrzymania gazu podczas mieszania nieustalonego był większy w porównaniu do mieszania ustalonego w trybie pompowania w górę. Autorzy zaproponowali [39] następujące równanie pozwalające na wyznaczenie stopnia zatrzymania gazu:

$$\varepsilon = 1,44 \cdot \left(\frac{P_g}{V\rho}\right)^{0,54} w_g^{0,34} \quad (69)$$

słuszne dla  $P_g/(V\rho) \in (0,01; 0,1)$  W/kg,  $w_g \in (0,002; 0,007)$  m/s.



Rysunek 25. Porównanie stopnia zatrzymania gazu uzyskiwanego dla mieszania standardowego (pompowanie w górę, znaczniki puste) oraz nieustalonego (znaczniki pełne) mieszadłem A310 [39]

Woziwodzki [21] analizował maksymalną i minimalną wartość stopnia zatrzymania gazu dla mieszadeł osiowych HE-3 i HE-3W dla różnych sposobów prowadzenia mieszania nieustalonego. Z przeprowadzonych badań wynika, że stopień zatrzymania jest uzależniony od kierunku pompowania cieczy i wartość minimalną przyjmuje dla pompowania cieczy w dół, natomiast maksymalną dla pompowania cieczy w górę. Jest to tłumaczone zmianą sposobu podawania gazu z bezpośredniej w przypadku pompowania w górę na pośrednią w przypadku pompowania w dół, co prowadzi do zwiększenia mocy i spadku stopnia zatrzymania gazu. Wraz ze wzrostem prędkości przepływu gazu rośnie stopień jego zatrzymania. Analizowany był również wpływ częstotliwości oscylacji na stopień zatrzymania gazu i obserwowany był

wzrost zarówno minimalnej jak i maksymalnej wartości stopnia zatrzymania gazu wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji. Dla mieszania z falami niesymetrycznymi stopień zatrzymania był zależny od przewagi pompowania cieczy w dół lub w górę.

Woziwodzki [21] analizował 3 rodzaje fal trójkątnych: symetryczną, niesymetryczną oraz symetryczną z odstępem dla mieszadeł A315, HE-3, HE-3W i SC-3. Dla wszystkich rodzajów mieszania nieustalonego uzyskał wyższe wartości stopnia zatrzymania gazu w porównaniu do analizowanych danych literaturowych. Zaproponował on równanie korelacyjne dla fali symetrycznej z i bez odstępów:

$$\varepsilon = 0,046 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,254} w_g^{0,229} \pm 25\% \quad (70)$$

oraz równanie korelacyjne dla mieszania niesymetrycznego

$$\varepsilon = 0,014 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,482} w_g^{0,240} \pm 30\% \quad (71)$$

Równania te są słuszne dla  $K_g \in (0,01; 0,255)$ ,  $KC \in (5; 80)$ ,  $Re_n \in (10\ 000; 80\ 000)$  i  $Re_{max} \in (19\ 000; 156\ 000)$ . W badaniach nie zaobserwowano wpływu konstrukcji mieszadła na stopień zatrzymania gazu, a jedynie wpływ sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego. Wpływ prędkości przepływu gazu jest porównywalny dla wszystkich badanych typów mieszadeł i  $\varepsilon$  wykazuje słabą zależność od tego parametru, co autor [21] tłumaczy zmianami sposobu doprowadzenia gazu w zależności od kierunku pompowania cieczy oraz zmiennym stopniem zatrzymania gazu w czasie. Dla mieszania nieustalonego o przebiegu fali trójkątnej niesymetrycznej otrzymywano najwyższe wartości wykładnika potęgi przy jednostkowej mocy mieszania, co świadczy o lepszej dyspersji gazu dla tego typu mieszania.

### 4.3 OBJĘTOŚCIOWY WSPÓŁCZYNNIK WNIKANIA MASY

Typowe wartości kinematycznych współczynników dyfuzji  $D_A$  dla fazy gazowej są około  $10^4 - 10^5$  razy wyższe niż współczynniki dla fazy ciekłej ( $D_{Ag} \gg D_{AL}$ ) i związane są ze współczynnikiem wnikania masy zależnością:

$$\frac{D_A}{s} = k \quad (72)$$

Wynika stąd, że współczynnik wnikania po stronie gazowej  $k_g$  jest dużo większy niż po stronie fazy ciekłej  $k_L$  ( $k_g \gg k_L$ ). W typowych zagadnieniach związanych z mieszaniem mechanicznym opór transportu masy po stronie gazowej  $1/k_g$  ma na tyle małą wartość, że jest pomijany i rozpatruje się jedynie opór po stronie fazy ciekłej  $1/k_L$ . Tym samym zgodnie

z równaniem (27) masowe natężenie składnika jest wprost proporcjonalne do współczynnika wnikania masy po stronie fazy ciekłej  $k_L$ , powierzchni wymiany masy  $A$  i gradientu stężeń  $\Delta c$ :

$$G = k_L \cdot A \cdot \Delta c \quad (73)$$

Powierzchnia wymiany masy  $A$  jest trudna do wyznaczenia, a  $k_L$  jest ponadto zależne od właściwości fizycznych układu i parametrów procesu. Z tego powodu wielkością wyznaczaną w badaniach jest zwykle iloczyn tych wielkości. W procesach takich jak mieszanie mechaniczne, gdzie proces zachodzi w objętości cieczy zakłada się taką samą gęstość pęcherzy gazu w każdym elemencie płynu i stosuje jednostkową powierzchnię wymiany  $a$ , czyli powierzchnię przypadającą na jednostkę objętości cieczy nienagazowanej. Z uwagi na powyższe w większości badań wymiany masy układów gaz-ciecz podczas mieszania mechanicznego określany jest objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$  [97].

$$k_L a = \frac{G}{V \Delta c} \quad (74)$$

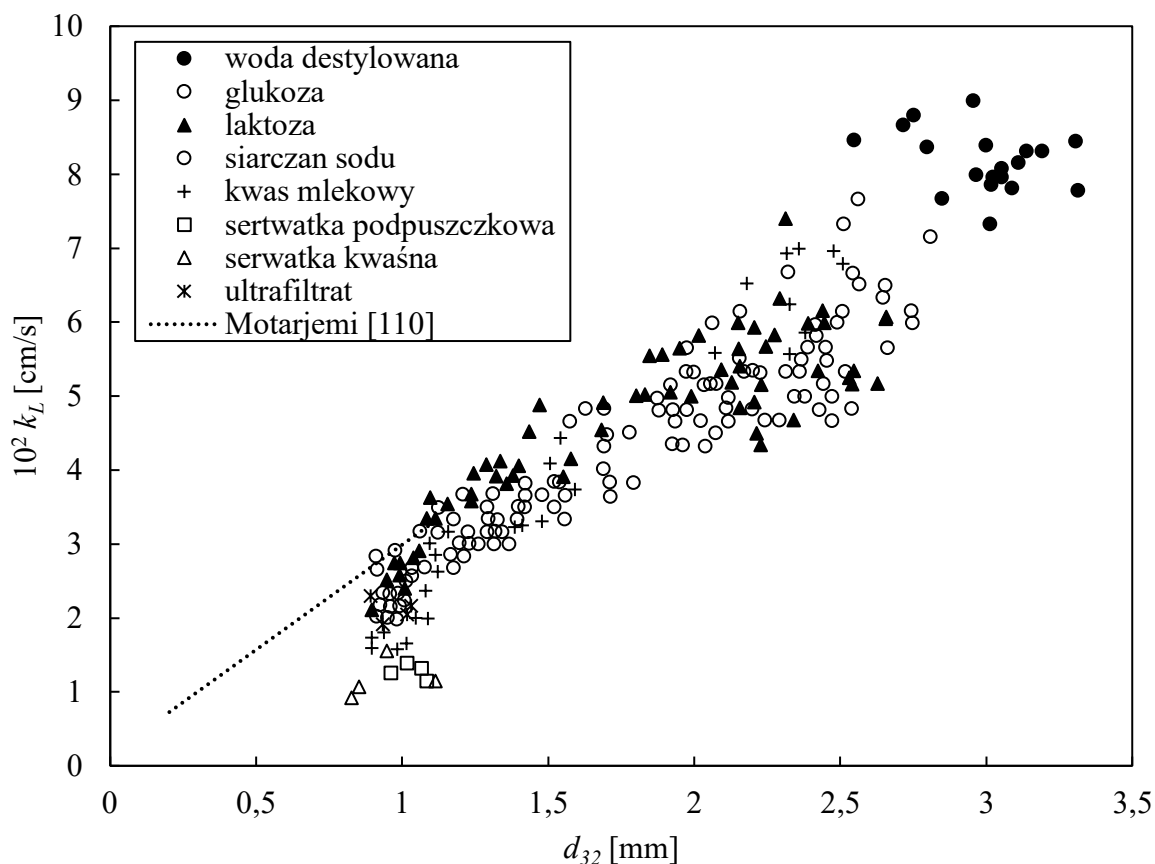
Warto jednak zwrócić uwagę, że osobne rozpatrywanie parametrów współczynnika wnikania masy  $k_L$  oraz jednostkowej powierzchni  $a$  jest interesujące ze względu na lepsze zrozumienie mechanizmów transportu masy w układach gaz-ciecz. Pozwala to na identyfikację, który z wymienionych parametrów jest czynnikiem limitującym dla transportu masy. Czynniki wpływające na wartość jednostkowej powierzchni wymiany masy  $a$  zostały omówione w rozdziale 4.1. Obserwuje się wzrost współczynnika wnikania masy  $k_L$  wraz z jednostkową mocą mieszania  $P_g/V$ . Obserwowany jest również wpływ średnicy pęcherza gazowego  $d_{32}$  na wartość  $k_L$ , która maleje wraz z  $d_{32}$ . Według Bouaifi i Roustana [108] małe pęcherze ( $< 1$  mm) w wodzie zachowują się jak sztywne kulki podczas kontaktu z filmem cieczy przy granicy faz. Wartości  $k_L$  rejestrowane dla małych pęcherzy są znacznie mniejsze niż te dla większych pęcherzy. Kamiński [49] tłumaczy znacznie mniejsze wartości  $k_L$  dla pęcherzy o średnicy poniżej 1 mm krótkim udziałem tych pęcherzy w procesie wymiany masy ze względu na szybkie wyczerpywanie się transportowanego składnika gazowego. Na rysunku 26 przedstawiono wpływ średnicy pęcherzy  $d_{32}$  na wartość współczynnika wnikania masy  $k_L$  otrzymany przez Graßhoffa [109]. Wynika z nich, że zależność ta jest wprost proporcjonalna, zgodnie z równaniem:

$$k_L = 0,26 d_{32} \quad (75)$$

Graßhoff [109] nie rejestrował pęcherzy o średnicy mniejszej niż 1 mm ponieważ pojedyncze większe pęcherze fałszowałyby rejestrowane dane w tym zakresie. Dalszy spadek wartości  $k_L$



wraz ze spadkiem wielkości pęcherza potwierdzają wyniki uzyskane przez Motarjemi [110] widoczne również na rysunku 26.



Rysunek 26. Wpływ średnicy pęcherzy  $d_{32}$  na wartości  $k_L$  [109]

Van't Riet [111] przeprowadził analizę literaturową z której wynika, że konstrukcja mieszadła i wydatek gazu, zarówno dla czystej wody jak i roztworów jonowych, nie wpływają na korelacje  $k_L$  z  $P_g/V$ . Występujące różnice w ilości transportowanej masy (do 40%) mają prawdopodobnie związek z dokładnością pomiaru.

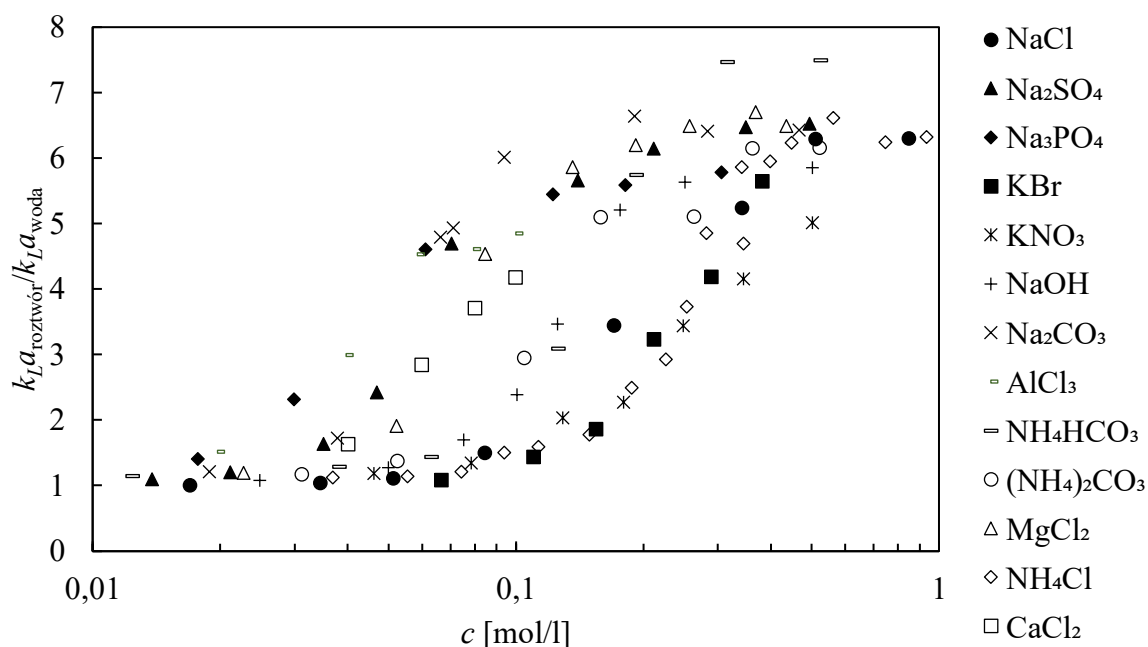
Objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$  jest stosowany do opisu procesu transportu masy między gazem a cieczą. Przedstawia się go często w postaci korelacji mającej następującą postać. [111]:

$$k_L a = C_9 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{C_{10}} \cdot w_g^{C_{11}} \quad (76)$$

gdzie  $C_9$ ,  $C_{10}$  i  $C_{11}$  są stałymi. Objętościowy spółczynnik  $k_L a$  jest ilorazem współczynnika wnikania masy  $k_L$  oraz jednostkowej powierzchni międzyfazowej  $a$ . Jego wielkość zatem jest zależna od wszystkich rozpatrywanych parametrów wpływających na  $k_L$  i  $a$ , które zostały opisane wcześniej.  $k_L a$  daje bardziej ogólną informację na temat transportu masy, gdyż pewne

czynniki wpływają zarówno na wartość  $k_L$  jak i  $a$  w różny sposób, czasami nawet przeciwny. Przykładem takiego wpływu jest rozmiar pęcherzy gazowych, gdzie jednostkowa powierzchnia wymiany masy  $a$  rośnie wraz ze spadkiem średnicy pęcherza  $d_{32}$ , natomiast  $k_L$  maleje. Teoria Higbiego [63] jest podstawą wyjaśnienia fizycznego znaczenia współczynników empirycznych  $C_9, C_{10}, C_{11}$  równania (76) [67]. Wartość stałej  $C_9$  wykazuje silną zależność od geometrii układu oraz od wielkości pęcherzy gazowych. Wpływa na nią także skala układu. Wykładnik przy jednostkowej mocy  $C_{10}$  zależy od procesów rozpadu i łączenia (koalescencji) pęcherzy. Nie zależy od skali, prócz przypadku, w którym zmiana skali zakłóci równowagę koalescencja-rozpad pęcherzy. Wykładnik przy prędkości przepływu gazu  $C_{11}$  zależy od napowietrzania oraz rozwinięcia powierzchni międzyfazowej i nie wpływa na niego zmiana skali.

Zlokarnik [112] zbadał wpływ różnego rodzaju soli na wielkość  $k_L a$  dla jednego mieszadła przy stałej częstości obrotów i natężeniu gazu. Wykorzystał on manometryczną technikę pomiaru absorpcji czystego azotu. Wyniki pomiarów zostały przedstawione w postaci wpływu stężenia molowego soli na wartość ilorazu wartości  $k_L a$  uzyskanej dla danego stężenia molowego soli oraz wartości  $k_L a$  uzyskanej dla wody (rysunek 27). Z przeprowadzonych badań wynika, że wzrost  $k_L a$  jest różny w zależności od zastosowanej soli. Uzyskano wartości  $k_L a_{\text{roztwór}}/k_L a_{\text{woda}}$  w przedziale od 1 do 7,5, co oznacza, że w przypadku niektórych soli, dla odpowiednich wartości stężeń, uzyskuje się ponad siedmiokrotny wzrost  $k_L a$ .



Rysunek 27. Wpływ stężenia soli na wartość stosunku  $k_L a$  [112]

Analizując zmianę  $k_L a$  dla roztworu chlorku sodu można zauważyć, że dla wartości stężenia poniżej 0,05 mol/l wpływ dodatku soli jest znikomy, a po przekroczeniu tej wartości zaczyna gwałtownie rosnać aż do stężenia 0,5 mol/l. Dalszy wzrost stężenia nie powoduje wzrostu  $k_L a$ . Stosunek  $k_L a_{roztwór}/k_L a_{woda}$  osiąga wartość około 6,2.

W tabeli 6 zestawiono wykładniki równania (76) uzyskiwane przez różnych autorów dla różnych mieszadeł i układów powietrze woda oraz powietrze – roztwory jonowe.

Tabela 6. Zestawienie współczynników równania (76) uzyskiwanych przez różnych autorów dla mieszania ustalonego

Autor	Układ	Mieszadła	$C_9$	$C_{10}$	$C_{11}$	Dodatkowe informacje
Van't Riet [111]	powietrze - woda	RT-6	0,026	0,4	0,5	$\frac{P_g}{V} \in (500; 10000) \frac{W}{m^3}$ dokładność 20-40%
Van't Riet [111]	powietrze - roztwory jonowe	RT-6	0,002	0,7	0,2	$\frac{P_g}{V} \in (500; 10000) \frac{W}{m^3}$ mocne roztwory jonowe, dokładność 20-40%
Zheng i in. [54]	powietrze - woda	RT-6 BT-6 FBT	0,0136 0,0113 0,0174	0,381 0,388 0,361	0,458 0,410 0,451	$\frac{P_g}{V} \in (50; 700) \frac{W}{m^3}$
Petríček i in. [113]	powietrze - woda	PBT		0,82 (254-350 rpm) 3,99 (350-458 rpm) 0,99 (>458 rpm)		mieszanie ustalone bez przegród, pompowanie w górę $w_g = 0,0025 \text{ m/s}$
Nishio i Takahashi [114]	powietrze - woda	RT SRGT	0,11 0,13	0,73 0,58	0 0	$w_g > 0,032 \text{ m/s}$

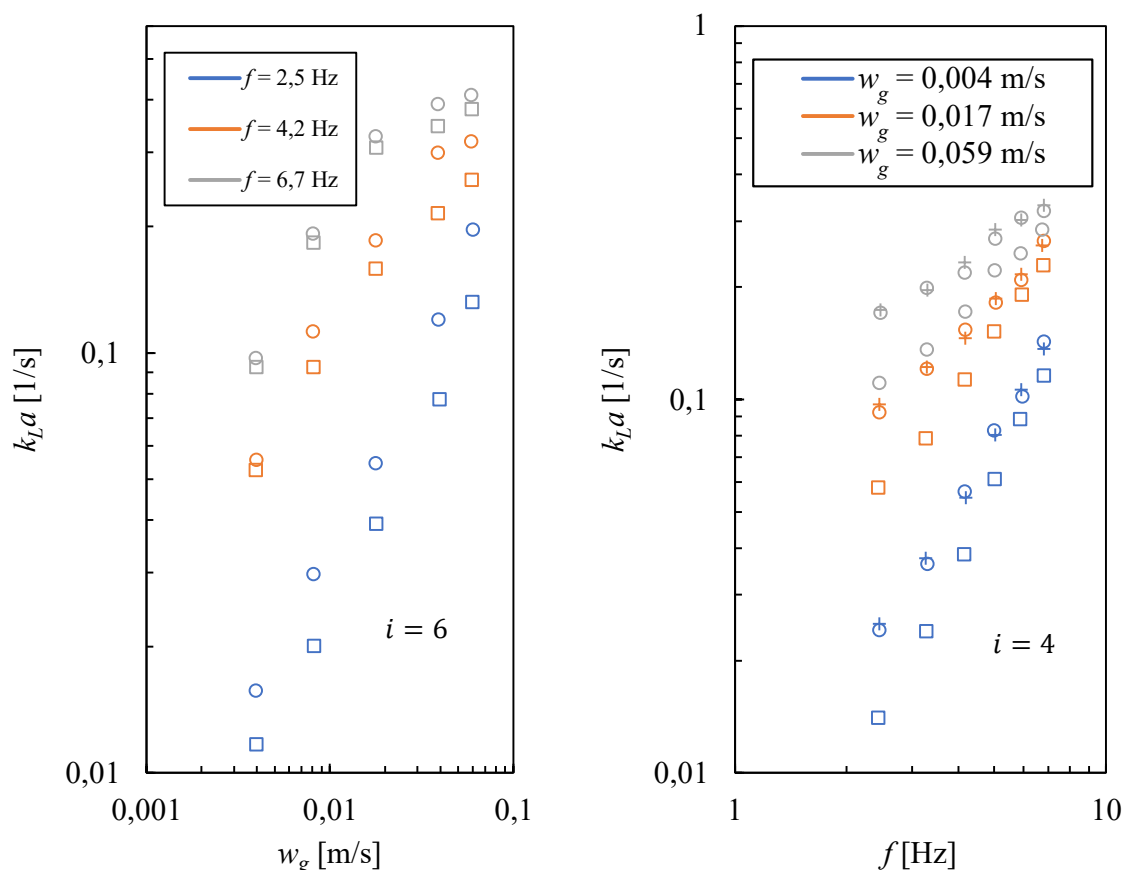
Autor	Układ	Mieszadła	$C_9$	$C_{10}$	$C_{11}$	Dodatkowe informacje
Vasconcelos i in. [53]	powietrze - woda	turbinowe o różnym kształcie łopatek	0,0062	0,66	0,51	-
Moucha i in [101]	O <sub>2</sub> - 0,5M roztwór wodny Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	RT PBT-D TXD TXU	0,0002857 0,001547 0,01764 0,0009733	1,244 1,047 0,8801 1,249	0,3424 0,4600 0,7694 0,6288	w równaniu $P_e$ zamiast $P_g$
Kiełbus-Rapała i in. [115]	powietrze - woda	RT	0,029	0,440	0,534	$w_g$ $\cdot 10^3 \in (1,71; 8,53) \frac{m}{s}$ $\frac{P_g}{V} \in (160; 5560) \frac{W}{m^3}$
		CD-6	0,028	0,535	0,622	
		A315	0,122	0,432	0,790	
	powietrze - 0,4 M roztwór wodny NaCl	RT	1,687	0,025	0,627	
		CD-6	0,566	0,059	0,444	
		A315	0,116	0,375	0,608	
powietrze - 0,8 M roztwór wodny NaCl	RT	0,454	0,091	0,501		
	CD-6	0,477	0,079	0,486		
	A315	0,128	0,368	0,629		

Dla układów powietrze–woda wykładnik przy jednostkowej mocy mieszania  $C_{10}$  mieści się w zakresie od 0,361 do 0,66. Ponadto, dla układów bez przegród zmiany  $k_L a$  dla różnych zakresów zostały opisane za pomocą trzech korelacji, gdzie współczynnik przy jednostkowej mocy mieszania  $C_{10}$  wynosił od 0,82 do 3,99, a dla układów z niestandardowo wysokimi prędkościami przepływu gazu  $w_g > 0,032 m/s$  współczynnik ten osiągał wartość 0,53 – 0,73. Wartość wykładnika przy prędkości przepływu gazu  $C_{11}$  dla układów powietrze-woda osiągał wartości z przedziału od 0,41 do 0,79. W przypadku wysokich prędkości przepływu gazu nie zaobserwowano wpływu  $w_g$  na  $k_L a$ . Z badań przeprowadzonych przez Van't Rieta [111] dla mieszania ustalonego wynika, że w przypadku układów powietrze–roztwory jonowe, w porównaniu do układów powietrze-woda, osiąga się wyższe wartości wykładnika przy  $P_g/V$  oraz niższe wartości wykładnika przy  $w_g$  w badanym zakresie pomiarowym. Z kolei badania

Kiełbus-Rapały i in [115] pokazały, że przy dużych stężeniach elektrolitu wykładnik przy  $P_g/V$  jest niższy i osiąga wartości od 0,025 do 0,375, a wykładnik przy  $w_g$  mieści się w zakresie od 0,444 do 0,629. Z kolei ze wzrostem  $P_g/V$  rośnie osiągając pewne maksimum a dalej jego wartość spada, co autorki tłumaczą tym, że małe pęcherze nie biorą udziału w wymianie masy.

Badania prowadzone pod kątem transportu masy w układach gaz–ciecz podczas mieszania nieustalonego, podobnie jak dla mieszania ustalonego, są analizowane w zależności od prędkości przepływu gazu, jednostkowej mocy mieszania. Ponadto dla mieszania prowadzonego w sposób nieustalony istotny jest wpływ rodzaju przebiegu częstotliwości obrotowej w czasie oraz częstotliwości oscylacji.

Na rysunku 28 przedstawiono zależność objętościowego współczynnika wnikania masy od częstotliwości oscylacji oraz prędkości przepływu gazu uzyskane przez Yoshidę i współpracowników [18].



Rysunek 28. Wpływ częstotliwości oscylacji oraz prędkości przepływu gazu na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy dla pojedynczego króćca ( $\square$ ), bełkotki pierścieniowej ( $\circ$ ) oraz bełkotki krzyżowej ( $+$ ) [18]

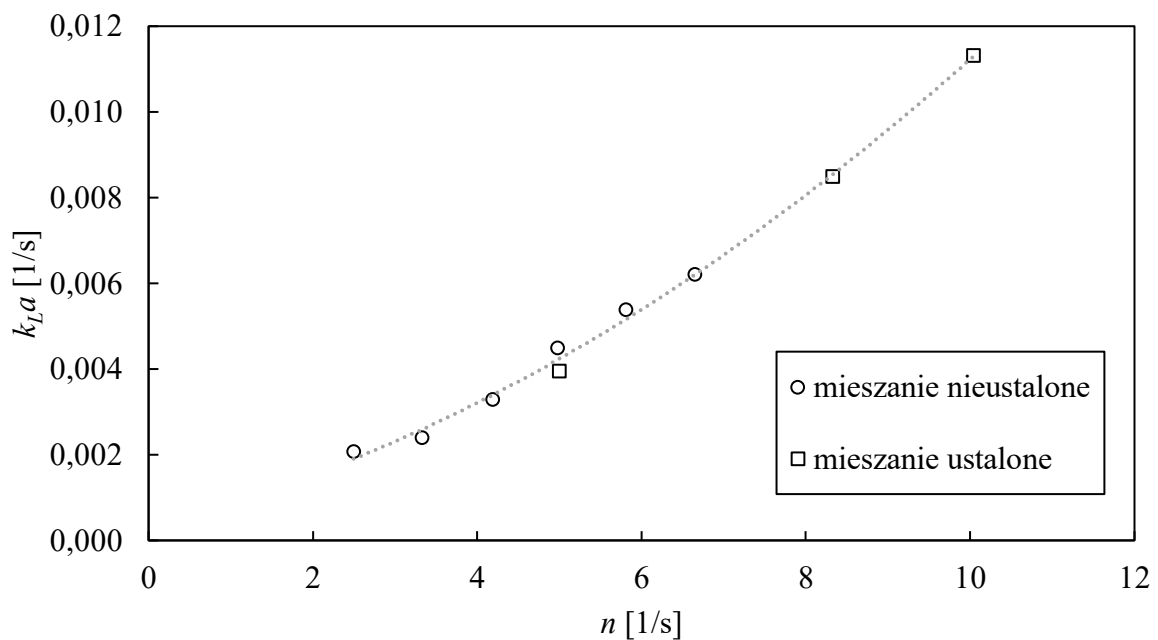
Podobnie jak w przypadku stopnia zatrzymania gazu zaobserwowano wpływ częstotliwości oscylacji oraz sposobu doprowadzania gazu na wartość objętościowego współczynnika

wnikania masy.  $k_L a$  rośnie wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji najsilniej przy mniejszych wartościach natężenia przepływu gazu. Dla wartości  $w_g$  wyższych od 0,018 m/s wpływ ten maleje. Im wyższa jest częstotliwość oscylacji tym bardziej zbliżone wartości  $k_L a$  otrzymuje się dla bełkotki pierścieniowej i pojedynczego króćca. Objętościowy współczynnik wnikania masy rośnie także wraz z prędkością przepływu gazu. Yoshida i współpracownicy [18] zaproponowali równanie wiążące powyższe parametry oraz ilość mieszadeł  $i$  z objętościowym współczynnikiem wnikania masy. Dla bełkotki pierścieniowej oraz krzyżowej ma ono wspólną postać:

$$k_L a = 2,5 f^{1,5(1,7 \cdot 10^{-7})^{w_g} (1,06)^i} w_g^{1,29} i^{0,10} \quad (77)$$

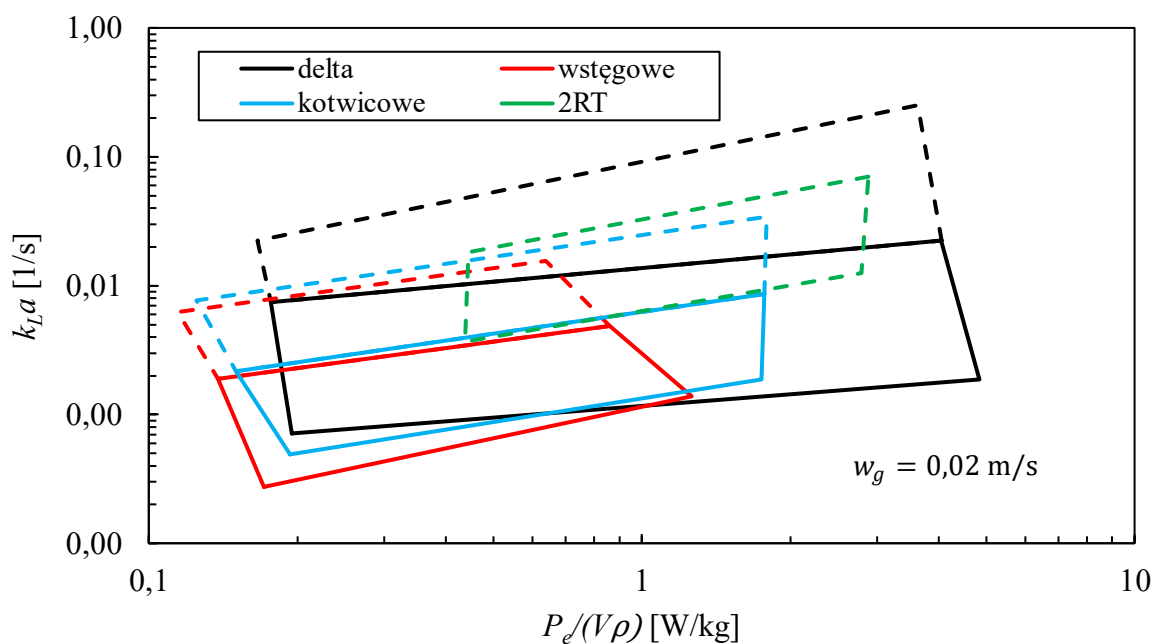
Równanie to jest słuszne, gdy  $f \in (2,5; 6,7)$  Hz,  $w_g \in (0,004; 0,06)$  m/s oraz  $i \in (2; 8)$ .

Ogawa i współpracownicy [31] przeprowadzili badania objętościowego współczynnika wnikania masy dla mieszania nieustalonego wykorzystującego przebieg fali prostokątnej dla częstotliwości oscylacji 0,25 Hz. Badania te nie wykazały wpływu mieszania nieustalonego na wielkość  $k_L a$  w badanym zakresie częstości obrotów (rysunek 29).

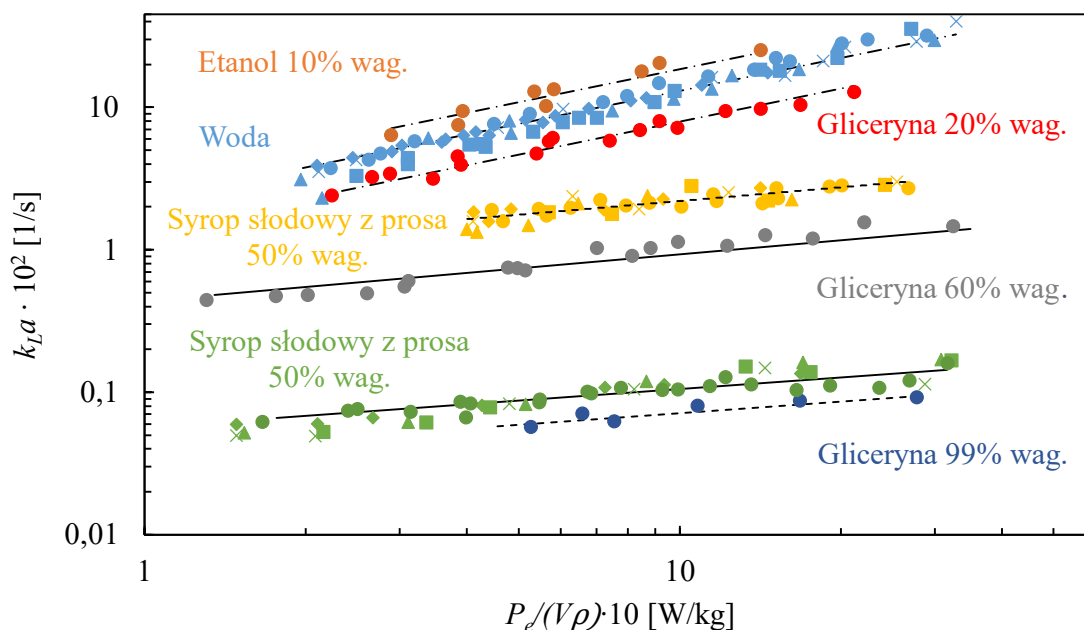


Rysunek 29. Wpływ częstości obrotów na objętościowy współczynnik wnikania masy otrzymany przez Ogawę i współpracowników [31]

Yoshida i współpracownicy [33], [36] zbadali wpływ lepkości na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy. Wyniki badań przedstawiono na rysunkach 30 i 31.



Rysunek 30. Wpływ lepkości cieczy na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy dla mieszadła nieustalonego (Delta) [33] oraz ustalonego (2RT [116], kotwicowe [117], wstęgowe [117]) dla cieczy o lepkości  $\eta < 0,018 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  (linia ciągła) oraz  $\eta > 0,018 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  (linia przerywana)



Rysunek 31. Wpływ lepkości cieczy na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy[36]

W przypadku cieczy o dynamicznym współczynniku lepkości w zakresie  $\eta < 0,018 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  wyniki uzyskiwane dla mieszadła Delta nie są gorsze od tych uzyskiwanych dla mieszadeł wstęgowych i kotwicowych. W przypadku wyższych lepkości  $\eta > 0,018 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  widoczna jest przewaga mieszadła Delta nad mieszadłami kotwicowymi i wstęgowymi. Wartość

objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  rośnie wraz ze wzrostem efektywnej mocy mieszania przypadającej na jednostkę masy cieczy  $P_e/(V\rho)$ . Wpływ  $P_e/(V\rho)$  na wartość  $k_L a$  jest większy w przypadku cieczy o niskiej lepkości w porównaniu do cieczy o wyższej lepkości dla tych samych warunków procesu. Autorzy [36] zaproponowali następującą korelację pozwalającą na wyznaczenie objętościowego współczynnika wnikania masy dla:  $\eta \in (0,892; 2) \text{ mPa} \cdot \text{s}$ :

$$k_L a = 4,80 \cdot \left(\frac{P_e}{V\rho}\right)^{0,77} w_g^{0,54} \rho^{0,6} \eta^{-0,4} \sigma^{-0,6} D_L^{0,5} \quad (78)$$

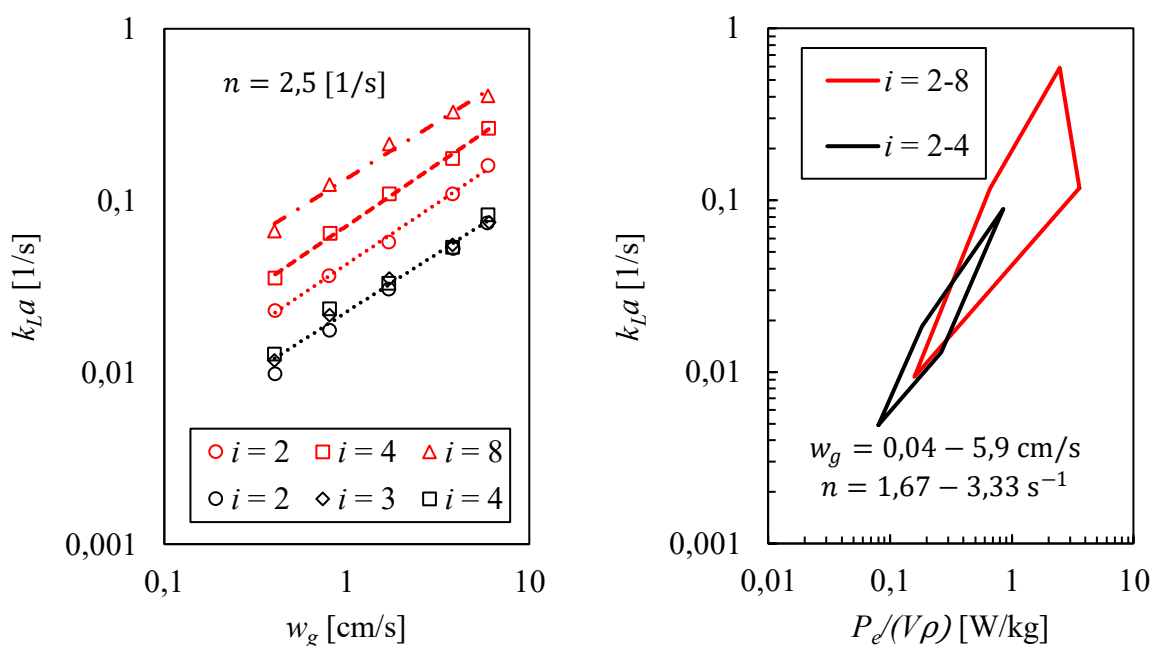
dla  $\eta \in (2; 300) \text{ mPa} \cdot \text{s}$ :

$$k_L a = 3,55 \cdot \left(\frac{P_e}{V\rho}\right)^{0,33} w_g^{0,16} \rho^{0,6} \eta^{-0,5} \sigma^{0,2} D_L^{0,5} \quad (79)$$

dla  $\eta \in (300; 1180) \text{ mPa} \cdot \text{s}$ :

$$k_L a = 18,3 \cdot \left(\frac{P_e}{V\rho}\right)^{0,27} w_g^{0,27} \rho^{0,6} \eta^{0,3} \sigma^{0,2} D_L^{0,5} \quad (80)$$

gdzie  $D_L$  to współczynnik dyfuzji dla cieczy. Można zauważyć, że w przypadku  $\eta < 300 \text{ mPa} \cdot \text{s}$  wartość  $k_L a$  maleje wraz ze wzrostem lepkości, podczas gdy dla  $\eta > 300 \text{ mPa} \cdot \text{s}$  zależność ta jest odwrotna. W przypadku napięcia międzyfazowego również zaobserwowano taką zależność, przy czym wartością graniczną jest  $\eta = 2 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ .

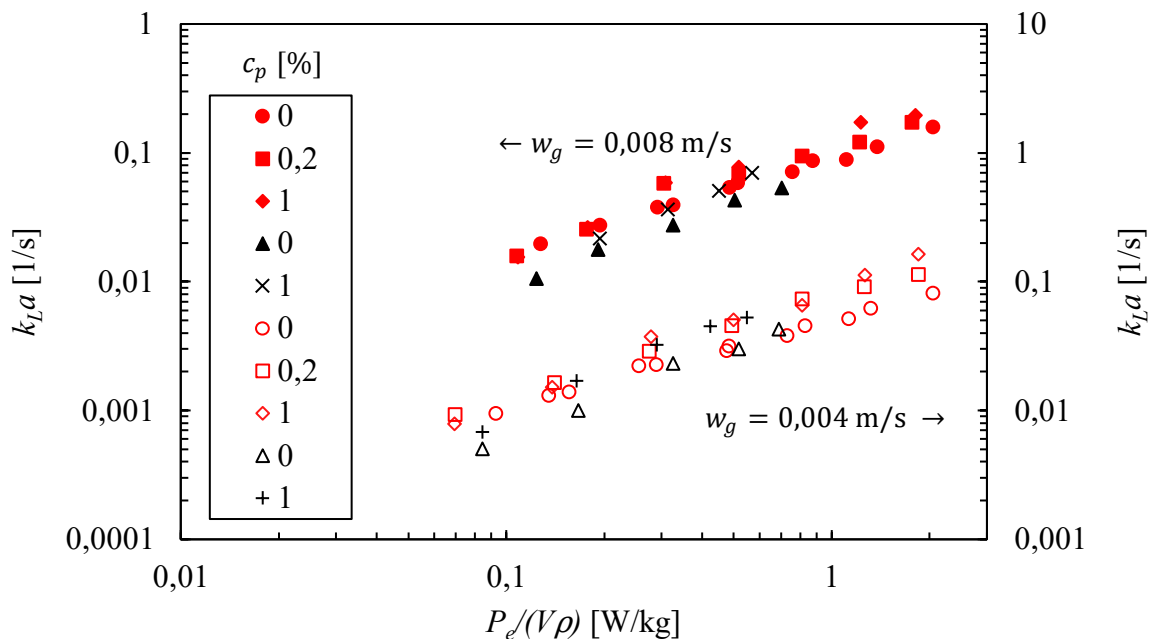


Rysunek 32. Porównanie wartości  $k_L a$  otrzymywanych dla mieszania ustalonego mieszadłem RT (czarne) i niustalonego mieszadłem Delta (czerwone) [35]



Kolejnym badanym czynnikiem wpływającym na mieszanie nieustalone badanym przez Yoshidę i współpracowników [35] była liczba mieszadeł. Jak wynika z rysunku 32 w przypadku mieszania ustalonego z wykorzystaniem turbiny Rushtona nie obserwuje się wpływu liczby mieszadeł na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . Dla mieszania nieustalonego mieszadłem Delta zaobserwowano pozytywny wpływ ilości mieszadeł na wartość  $k_L a$ . Dla liczby mieszadeł  $i = 8$   $k_L a$  jest ponad trzykrotnie większe w stosunku do  $k_L a$  dla liczby mieszadeł  $i = 2$ . Ponadto na rysunku 32 b przedstawiającym zależność  $k_L a = f(P_e/(V\rho))$  dla mieszania nieustalonego wykorzystującego mieszadła Delta w ilości  $i \in (2; 8)$  uzyskuje się wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  w stosunku do mieszalnika, w którym użyto 2 - 4 turbiny Rushtona.

Z badań przeprowadzonych przez Yoshidę i współpracowników [37] wynika, że zarówno dla roztworów elektrolitów jak i czystej cieczy uzyskuje się wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  w stosunku do mieszania ustalonego z przegrodami.

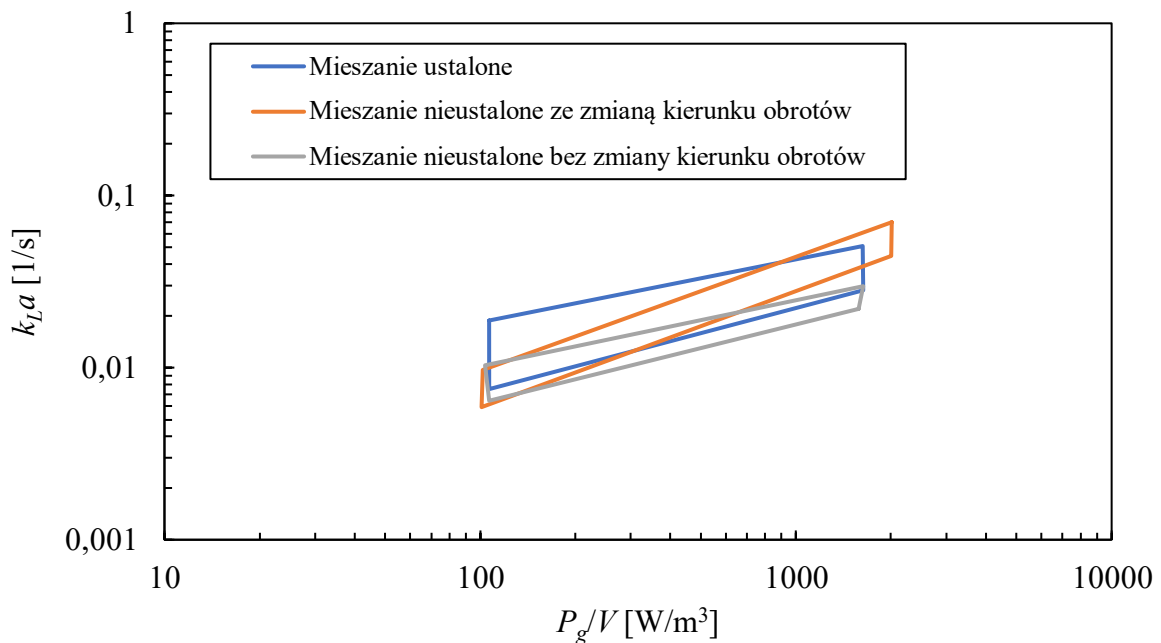


Rysunek 33. Zależność  $k_L a$  od efektywnej mocy przypadającej na jednostkę masy cieczy dla mieszania nieustalonego (czerwone) i ustalonego (czarne) dla różnych stężeń elektrolitu [37]

Wartości  $k_L a$  dla mieszania nieustalonego są do 3 razy większe od wartości  $k_L a$  dla mieszania ustalonego w badanym zakresie średniej wielkości pęcherzy gazowych. Otrzymano następujące równanie pozwalające wyznaczyć średnią średnicę pęcherza gazowego w zależności od stężenia elektrolitu  $c_0$  oraz efektywnej mocy na jednostkę masy  $P_e/(V\rho)$ :

$$d_{32} = (-1,49c_{\%}^{0,096} + 2,95) \left( \frac{P_e}{V\rho} \right)^{-0,12} \quad (81)$$

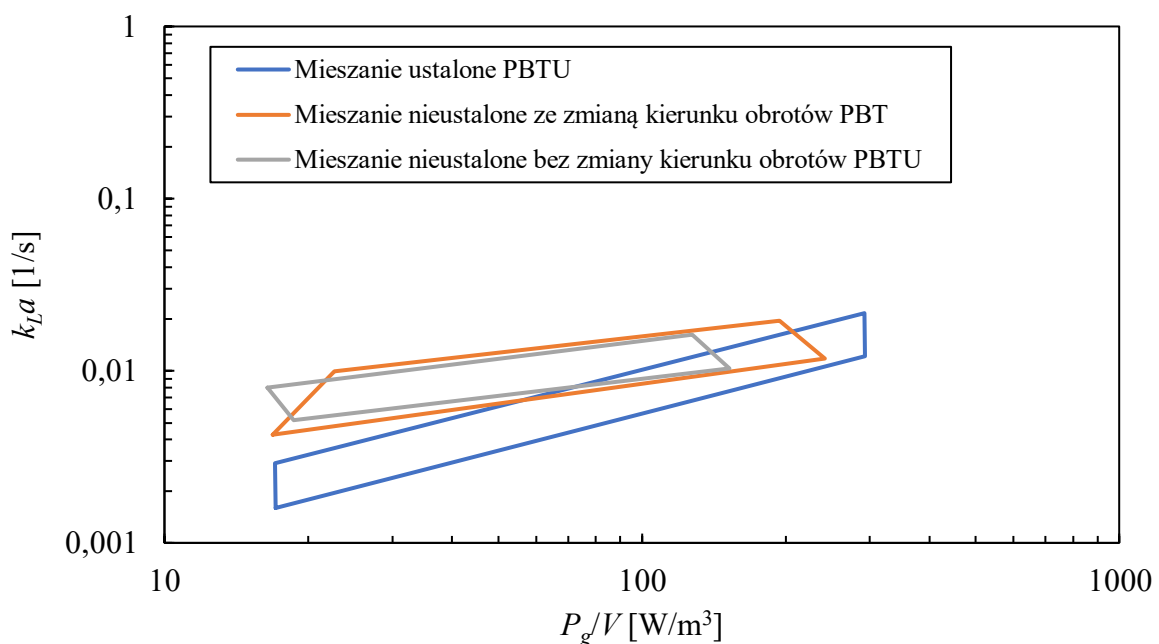
Na rysunku 33 przedstawiono zależność  $k_L a$  od efektywnej mocy przypadającej na jednostkę masy cieczy dla mieszania nieustalonego i ustalonego dla różnych stężeń elektrolitu. Dla prędkości przepływu gazu 0,004 m/s dla mieszania nieustalonego uzyskuje się większe wartości  $k_L a$  dla efektywnej mocy na jednostkę masy cieczy  $P_e/(V\rho) < 0,3$  W/kg. Powyżej tej wartości objętościowy współczynnik wnikania masy uzyskiwany dla mieszania ustalonego i nieustalonego przyjmuje zbliżone wartości. Dla wyższych natężeń przepływu gazu  $w_g = 0,008$  m/s w badanym zakresie efektywnych mocy  $P_e/(V\rho)$ ,  $k_L a$  jest wyższe dla mieszania nieustalonego. Szybkość wzrostu  $k_L a$  wraz z  $P_e/(V\rho)$  była praktycznie niezależna od  $w_g$  [37]. Widać również wpływ dodatku NaCl na wartość  $k_L a$  i rośnie ono wraz ze stężeniem soli. Różnica pomiędzy wartościami  $k_L a$  dla różnych stężeń soli zwiększa się wraz ze wzrostem  $P_e/(V\rho)$ .



Rysunek 34. Zależność  $k_L a = f(P_g/V)$  uzyskiwana w zależności od sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego (w zakresie  $f = 0,0525 - 0,92$  Hz,  $w_g = 0,0021 - 0,0055$  m/s) [59] oraz dla mieszania ustalonego [47]

Woziwodzki i Broniarz-Press [59] badali wpływ sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego na wartości objętościowego współczynnika wymiany masy  $k_L a$  dla układu powietrze-woda. Przeanalizowano 2 rodzaje przebiegu zmian częstości obrotów mieszadła w czasie – zgodny z falą trójkątną symetryczną z i bez zmiany kierunku obrotów dla dwóch

typów mieszadeł RT (rys. 34) oraz PBT (rys. 35). Dla turbiny Rushtona zaobserwowano wpływ sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . Zmiana kierunku obrotów mieszania podczas mieszania nieustalonego powoduje około dwukrotny wzrost objętościowego współczynnika wnikania masy w stosunku do mieszania nieustalonego bez zmiany kierunku. Dla mieszania nieustalonego ze zmianą kierunku obrotów uzyskuje się wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy w porównaniu do mieszania ustalonego dla  $P_g/V < 1000 \text{ W/m}^3$ . Dla wyższych wartości  $P_g/V$  nieco wyższe wartości  $k_L a$  uzyskuje się dla mieszania standardowego. Wzrost objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  tłumaczony jest niestabilnością kawern gazowych - w związku z rozpędzaniem się i zwalnianiem mieszadła rodzaj występujących kawern zmienia się w czasie od kawern dużych przez przylegające do wirowych oraz od kawern wirowych przez przylegające do dużych. Dodatkowo dla mieszania nieustalonego ze zmianą kierunku, podczas tej zmiany, kawerny są rozbijane. Wpływ częstotliwości oscylacji na wartość  $k_L a$  jest niewielki, ponadto maleje wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania [59].



Rysunek 35. Zależność  $k_L a = f(P_g/V)$  uzyskiwana w zależności od sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego (w zakresie  $f = 0,0525 - 0,92 \text{ Hz}$ ,  $w_g = 0,0021 - 0,0055 \text{ m/s}$ ) oraz dla mieszania ustalonego [59]

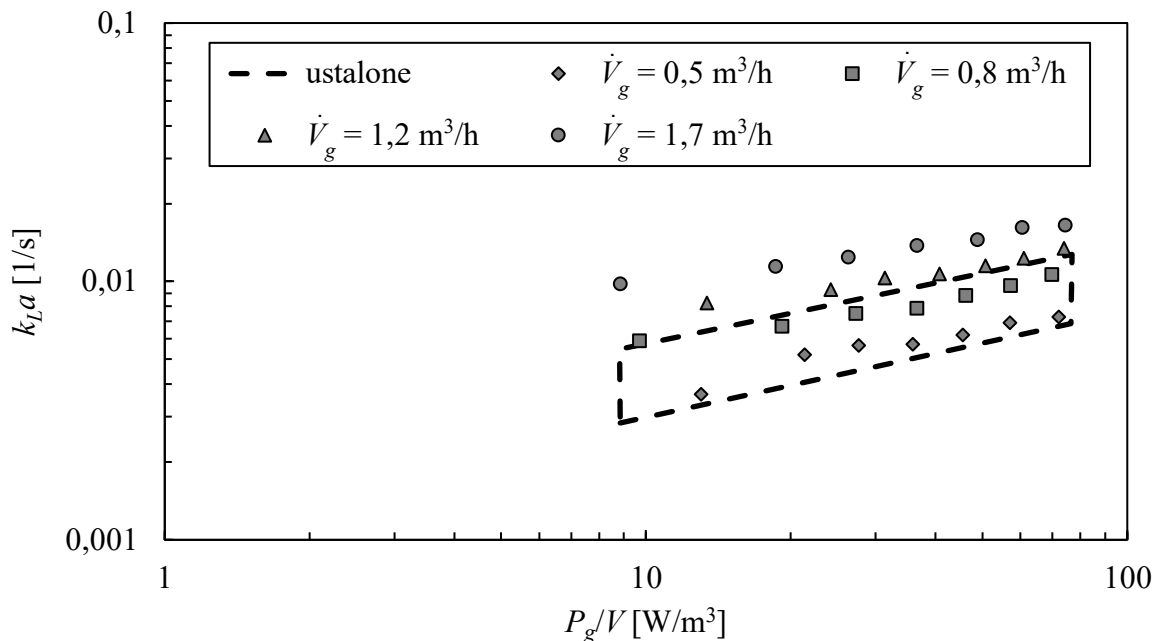
Z kolei dla badań prowadzonych dla mieszadła PBT wynika, że wpływ sposobu prowadzenia mieszania nieustalonego jest znacznie mniejszy a przewaga mieszania prowadzonego ze zmianą kierunku obrotów jest niewielka. W całym zakresie prowadzonych badań dla mieszania nieustalonego uzyskiwano wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy

w stosunku do mieszania ustalonego i różnica ta maleje wraz ze wzrostem mocy jednostkowej  $P_g/V$ . W przypadku mieszania ze zmianą kierunku obrotów dochodzi do zmiany sposobu podawania gazu do mieszadła z bezpośredniego na pośredni co może powodować niestabilności w cyrkulacji gazu w mieszalniku.

Woziwodzki i współpracownicy [39] badali mieszanie nieustalone układu dwufazowego gaz ciecisz dla mieszadła A310 z zastosowaniem fali trójkątnej. Na rysunku 36 przedstawiono uzyskaną przez nich zależność  $k_L a = f(P_g/V)$  w zestawieniu z wynikami dla mieszania ustalonego w trybie pompowania w górę uzyskanymi przez Zhu i współpracowników [118]. Z otrzymanych danych wynika, w przypadku mieszania nieustalonego otrzymuje się wyższe wartości współczynnika  $k_L a$ . Autorzy [39] zaproponowali następujące równanie pozwalające na wyznaczenie objętościowego współczynnika wnikania masy:

$$k_L a = 14,8 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,27} \cdot w_g^{0,68} \quad (82)$$

słuszne dla  $P_g/V \in (9; 75) \text{ W/m}^3$ ,  $w_g \in (0,002; 0,007) \text{ m/s}$ .



Rysunek 36. Objętościowy współczynnik wnikania masy dla mieszania nieustalonego [39] oraz ustalonego w trybie pompowania w górę [118] mieszadłem A310

Woziwodzki [21] przeprowadził badania wymiany masy dla mieszadeł SC-3, HE-3W i A315 dla fali trójkątnej symetrycznej, symetrycznej z przerwą i niesymetrycznej dla układu powietrze-woda. Mimo różnic dla poszczególnych badań z przeprowadzonej analizy

statystycznej wynikało, że dla wszystkich sposobów prowadzenia mieszania oraz mieszadeł można zastosować jedną korelację:

$$k_L a = 0,028 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,520} \cdot w_g^{0,571} \pm 19\% \quad (83)$$

Powyższe równanie jest słuszne w zakresie  $KC \in (5; 200)$ ,  $w_g \in (0,0021; 0,0072)$  m/s,  $Re_n \in (10\ 000; 80\ 000)$ ,  $Re_{max} \in (20\ 000; 160\ 000)$ ,  $P_g/V \in (10; 800)$  W/m<sup>3</sup>. Powyższa korelacja w przypadku mieszadła PBT opisuje dobrze zmiany  $k_L a$  tylko w zakresie  $P_g/V \in (20; 100)$  W/m<sup>3</sup>, dlatego autor zaproponował osobną korelację w postaci

$$k_L a = 0,042 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,368} \cdot w_g^{0,516} \pm 13\% \quad (84)$$

słuszną dla mieszania z falą trójkątną symetryczną w zakresie  $KC \in (10; 100)$ ,  $w_g \in (0,0021; 0,005)$  m/s,  $Re_n \in (10\ 000; 60\ 000)$ ,  $Re_{max} \in (20\ 000; 125\ 000)$ ,  $P_g/V \in (20; 250)$  W/m<sup>3</sup>. Dla mieszania nieustalonego za pomocą mieszadeł SC-3, HE-3W, A315 oraz PBT uzyskuje się wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy dla mocy jednostkowej poniżej 200 W/m<sup>3</sup> w stosunku do mieszania ustalonego. Powyżej tej wartości mocy jednostkowej wyższe wartości uzyskiwane są dla mieszania ustalonego. W przypadku mieszadła RT zakres przewagi mieszania nieustalonego występuje poniżej 250 W/m<sup>3</sup> i dla tego mieszadła została zaproponowana następująca korelacja:

$$k_L a = 0,015 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,420} \cdot w_g^{0,378} \pm 13\% \quad (85)$$

dla mieszania z falą trójkątną symetryczną.

Z badań przeprowadzonych przez Wozniowdzkiego [21] wynika, że inaczej niż w przypadku stopnia zatrzymania gazu, wpływ częstotliwości oscylacji na wartość  $k_L a$  jest niewielki. Wymiana masy najefektywniej zachodzi dla mieszadeł o dużej powierzchni łopatek takich jak A315, najmniej efektywnie natomiast dla mieszadeł z wypukłymi łopatkami takich jak SC-3.

#### 4.4 METODY POMIARU $k_L a$ W MIESZALNIKU

Metody pomiaru objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  możemy podzielić na chemiczne i fizyczne, a w zależności od tego czy mierzone stężenie tlenu jest stałe czy rejestrujemy jego zmianę w czasie dzielimy je na metody ustalone i dynamiczne. Wartości  $k_L a$

otrzymywane poszczególnymi metodami mogą różnić się między sobą i to znacząco, dlatego istotne jest porównywanie wyników otrzymanych tą samą metodą.

W metodach stanu ustalonego absorpcji towarzyszy reakcja chemiczna lub enzymatyczna z tlenem. Reakcja ta musi być wystarczająco szybka, aby utrzymać stężenie tlenu poniżej stanu równowagi, ale nie na tyle szybka, aby zwiększyć szybkość transportu masy [119]. Wyróżnić możemy tutaj na przykład metodę siarczynową [120], hydrazynową, czy wykorzystującą enzym glikooksydazy [119].

W dynamicznych technikach pomiaru  $k_L a$  wykorzystywana jest rejestracja zamian stężenia tlenu w fazie ciekłej [121] i/lub w fazie gazowej na wylocie z mieszalnika (technika podwójnej i pojedynczej odpowiedzi). Pomiar przeprowadzany jest podczas skokowej zmiany stężenia, która uzyskiwana jest przez zmianę stężenia tlenu w doprowadzanym gazie lub przez wcześniejsze odgazowanie układu. Inną dynamiczną metodą pomiaru  $k_L a$  jest metoda ciśnienia dynamicznego (ang. *dynamic pressure method* DMP), którą zaproponował Linek i in. [101], [122], [123]. Metoda ta polega na niewielkich skokowych zmianach ciśnienia w mieszalniku co prowadzi do zmian stężenia tlenu w pęcherzach gazowych. Przewagą tej metody jest eliminacja wpływu nieidealnego mieszania w fazie gazowej na wartość  $k_L a$  [101], [122], [123].

Podstawową techniką pomiaru  $k_L a$  w mieszalniku jest rejestracja zmiany ilości rozpuszczonego tlenu w fazie ciekłej (rzadziej w gazowej) podczas mieszania układu, na przykład powietrze-woda. Jest to metoda dynamiczna, często stosowana ze względu na prostotę i stosunkowo krótki czas pomiaru [101], [119], [124]. Technika ta została szeroko przebadana [101], [119], [122], [123]. Autorzy wskazali na istotny wpływ elektrody tlenowej na pomiar  $k_L a$ , a w szczególności rodzaju i grubości stosowanych membran. Zaobserwowali oni również wpływ sposobu zamocowania elektrody. Ma to istotne znaczenie w przypadku standardowych elektrod tlenowych, gdzie pęcherzyki gazu gromadzące się na powierzchni membrany wpływają na wynik pomiaru. Dlatego proponują oni mocowanie elektrod w taki sposób, aby gaz nie mógł się gromadzić na jej powierzchni.

Dynamiczny pomiar  $k_L a$  składa się z dwóch etapów. Pierwszym z nich jest odtlenienie cieczy, które ma na celu obniżenie stężenia rozpuszczonego tlenu w układzie jak i wyeliminowanie efektu osiowego. Może to być realizowane na kilka sposobów. Najczęściej jest to usunięcie tlenu poprzez przepuszczanie przez układ czystego azotu lub innego gazu obojętnego [18], [37], [125], [126]. Innym często stosowanym sposobem jest usunięcie tlenu przez wytworzenie próżni [119] lub zastosowanie roztworów siarczynu (IV) sodu. W ostatnim

przypadku należy pamiętać, że dodanie jonów powoduje, że układ staje się niekoalescencyjny, co wpływa na wyniki i ich interpretację.

Jedną z najbardziej popularnych i najczęściej stosowanych metod pomiaru ilości rozpuszczonego tlenu jest zastosowanie elektrody Clarka [127]. Obecna w niej selektywna membrana przepuszcza tlen cząsteczkowy, który jest redukowany na srebrnej katodzie. Powoduje to zmianę natężenia prądu, które jest proporcjonalne do stężenia tlenu [127]. Elektrody te charakteryzują się dużą czułością i selektywnością. Stosowanie klasycznej elektrody COG-1 niesie ze sobą szereg niedogodności związanych zarówno z obsługą jak i jej ograniczeniami. Istnieje konieczność okresowej wymiany elektrolitu, czyszczenia elektrod oraz wymiany membrany. W celu wydłużenia czasu bezobsługowego użytkowania konieczne jest przechowywanie elektrody zanurzonej w wodzie destylowanej. Ponadto pęcherze gazowe mogące gromadzić się na membranie mogą prowadzić do niepoprawnych wyników badań.

Wraz z rozwojem technik analitycznych pojawiły się nowe możliwości pomiaru ilości rozpuszczonego tlenu. Jedną z nich jest metoda optyczna pomiaru rozpuszczonego tlenu. Czujnik optyczny zbudowany ze źródła niebieskiego światła, fluorescencyjnej membrany oraz fotodiody, która pełni rolę detektora. Niebieskie światło pada na membranę, co powoduje wzbudzenie znajdujących się w niej cząsteczek. Ich kontakt z tlenem powoduje emisję fal światła w zakresie czerwieni w kierunku fotodiody. Fale te stanowią sygnał pomiarowy mierzony przy użyciu fotodiody. Natężenie i charakterystyka czerwonego światła fluorescencyjnego zmienia się w zależności od ilości tlenu rozpuszczonego znajdującego się w próbce [128]. Ponadto gromadzenie się gazu na powierzchni membrany nie ma wpływać na wyniki pomiaru co w przypadku standardowych elektrod może mieć miejsce [119].

Wybór czujnika jest istotny ze względu na bezwładność pomiaru która wyrażana jest poprzez stałą czasową. Jej wartość wpływa na zakres pomiaru stężenia tlenu rozpuszczonego i tym samym maksymalną wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . Większa stała czasowej elektrody powoduje większą różnicę między wartościami  $k_L a$  rzeczywistymi a zmierzonymi, co może być problematyczne przy porównywaniu wyników innych badaczy. Stałą czasową  $\tau$  należy uwzględnić poprzez zastosowanie poprawki [18]:

$$\frac{1}{k_L a'} = \frac{1}{k_L a} + \tau \quad (86)$$

gdzie wartość mierzoną oznaczono jako  $k_L a'$ , natomiast wartość uwzględniającą poprawkę jako  $k_L a$ .

## 5 PODSUMOWANIE CZĘŚCI LITERATUROWEJ

---

Przeprowadzona analiza literaturowa wskazuje, że mieszanie nieustalone, w którym mieszadło porusza się ze zmienną częstością i/lub kierunkiem obrotów, pozwala na poprawę mieszania w mieszalnikach bez przegród. Zaletą mieszania nieustalonego, w porównaniu do pozostałych metod mieszania bez przegród takich jak np. niecentryczne umiejscowienie mieszadła, jest brak konieczności wprowadzania zmian w konstrukcji mieszalnika. Dotychczasowe badania literaturowe dotyczące mieszania nieustalonego dotyczą głównie mieszania układów jednorodnych i dwufazowych ciało stałe-ciecz i gaz-ciecz. Ilość prac poświęconych mieszanemu układów dwufazowych gaz-ciecz stanowi mniejszość w porównaniu do innych układów.

Dla mieszania nieustalonego częstość obrotów mieszadła nie jest stała, ale zależna od czasu. Zależność ta odbywa się zwykle zgodnie z przebiegiem różnych funkcji. W literaturze najczęściej wykorzystywane są fale sinusoidalne oraz trójkątne o przebiegu symetrycznym, symetrycznym z przerwą, niesymetrycznym oraz o przebiegu symetrycznym bez zmiany kierunku obrotów. Przeprowadzone dotychczas badania dotyczące mieszania nieustalonego układów gaz-ciecz dotyczyły m.in. mocy mieszania, stopnia zatrzymania gazu, struktur kawern gazowych oraz objętościowego współczynnika wnikania masy. Badania prowadzono w zakresach jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V\rho$  od 0,009 do 30 W/kg, liczb Reynoldsa od 10000 do 80000 oraz liczb  $KC$  od 5 do 200. Mieszadłami wykorzystywanymi w tych badaniach były głównie mieszadła generujące przepływ osiowy takie jak A310, A315, HE-3, HE-3W, SC-3, PBT oraz mieszadło z łopatkami typu Delta a także mieszadło promieniowe RT-6. Badania prowadzono w układach jedno oraz wielomieszadłowych, przy czym stosowano do 8 mieszadeł jednocześnie. Stosowano barbotery takie jak pojedynczy króciec, bełkotka pierścieniowa oraz bełkotka krzyżowa. Przedmiotem badań autorów były w głównej mierze układy powietrze-woda dla prędkości przepływu gazu  $w_g$  od 0,0021 do 0,059 m/s. W pracach stosowano również układy o podwyższonej lepkości, gdzie jako fazę ciągłą zastosowano m.in. syrop słodowy z prosa oraz roztwory zawierające glicerynę. W literaturze niewiele jest natomiast doniesień dotyczących mieszania nieustalonego układów gaz-ciecz charakteryzujących się właściwościami niekoalescencyjnymi. Również nie prowadzono badań dla mieszadeł turbinowych o zakrzywionych łopatkach (wklęsłe/wypukłe w stosunku do kierunku obrotów) takich jak BT-6, Scaba 6SRGT czy CD-6 mieszadeł typu hydrofoil jak np. Maxflo W (o dużych powierzchniach łopatek), które są m.in. rekomendowane dla mieszania ustalonego układów gaz-ciecz.



Dotychczas przeprowadzone badania wykazały, że zastosowanie mieszania nieustalonego powoduje uzyskanie wyższych wartości mocy mieszania oraz wzrost stopnia zatrzymania gazu. Objętościowy współczynnik wnikania masy jest wyższy w stosunku do mieszania ustalonego przy niskich wartościach mocy jednostkowej  $P_g/V < 200 \text{ W/m}^3$ .

W oparciu o przeprowadzoną analizę literaturową sformułowano następujące hipotezy badawcze:

1. Mieszanie nieustalone mieszadłami z wygiętymi łopatkami oraz typu „hydrofoil” pozwala uzyskać co najmniej takie same wartości objętościowego współczynnika wymiany masy w porównaniu do mieszania ustalonego
2. Stopień zatrzymania gazu mieszania nieustalonego zależy od zdolności roztworu do tłumienia koalescencji.

# CZEŚĆ EKSPERYMENTALNA

## 6 CEL PRACY

---

Celem pracy była analiza mieszania nieustalonego układów dwufazowych gaz-ciecz w mieszalniku bez przegród, z pojedynczym mieszadłem.

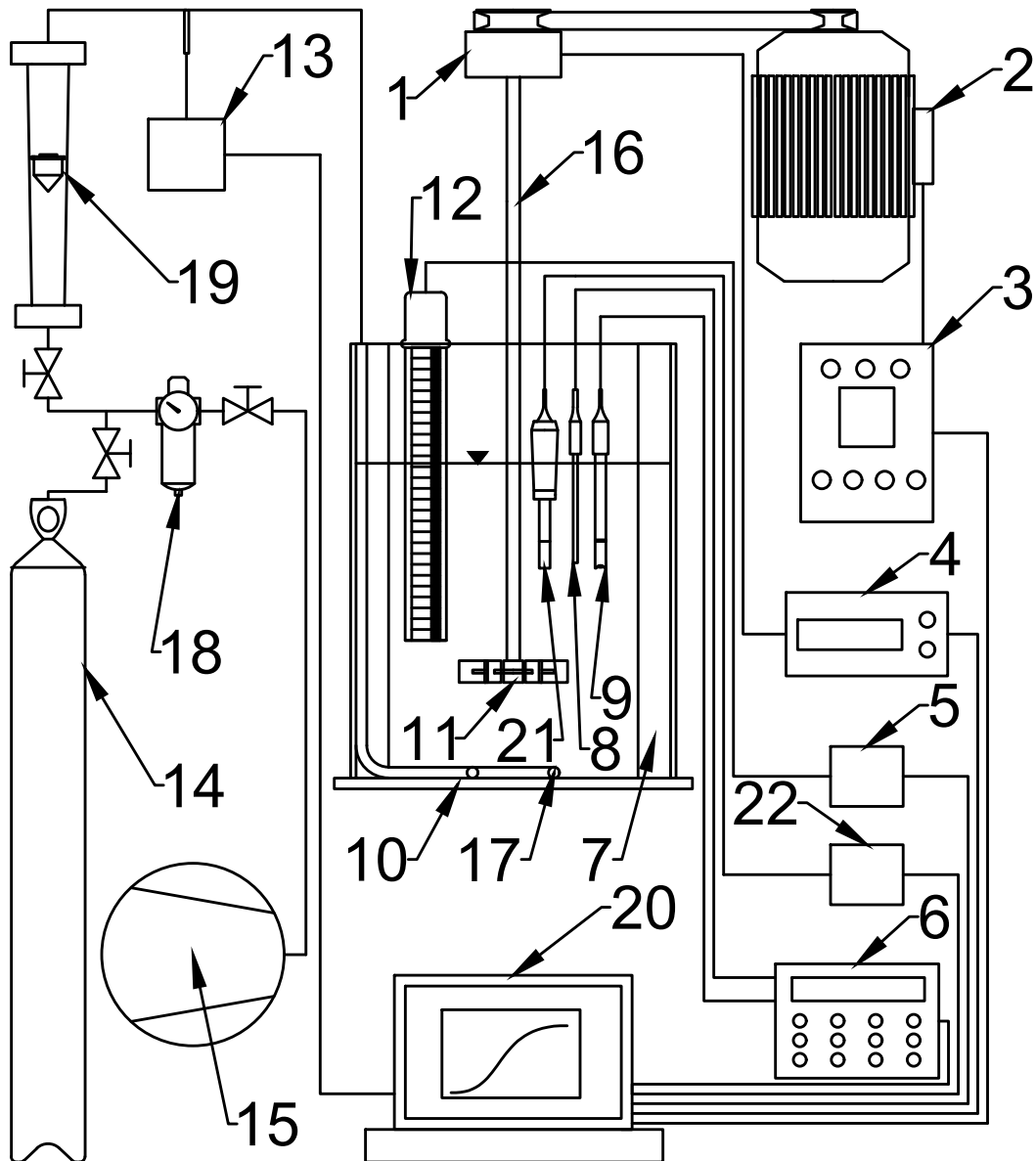
Cele szczegółowe obejmowały:

- zaprojektowanie i wykonanie mieszadeł RT-6, CD-6, BT-6, Scaba 6SRGT oraz Maxflo W,
- opracowanie sposobu pomiaru stopnia zatrzymania gazu z wykorzystaniem czujnika rezystancyjnego eTape,
- analizę mocy mieszania nieustalonego gaz-ciecz,
- analizę stopnia zatrzymania gazu oraz określenie wpływu stężania roztworu elektrolitu (NaCl),
- analizę objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  oraz określenie wpływu stężania roztworu elektrolitu (NaCl),
- porównanie uzyskanych wyników dla mieszania ustalonego i nieustalonego.

## 7 MATERIAŁY I METODY

### 7.1 STANOWISKO BADAWCZE

Głównym elementem stanowiska badawczego (rys. 37) był zbiornik cylindryczny z dnem płaskim o średnicy  $D = 0,29$  m i wysokości napełnienia  $H = 0,29$  m wykonany z poli(metakrylanu metylu).



Rysunek 37. Stanowisko badawcze: 1 – momentomierz, 2 – silnik, 3 – falownik, 4 – miernik momentu obrotowego, 5 – mikrokontroler, 6 – tlenomierz, 7 – przegroda, 8 - czujnik temperatury, 9 - czujnik COG-1, 10 - zbiornik, 11 – mieszadło, 12 – czujnik poziomu cieczy, 13 – miernik temperatury, 14 – butla z azotem, 15 – sprężarka, 16 – wał, 17 – bełkotka, 18 – regulator ciśnienia z odwadniaczem, 19 – rotametr, 20 – komputer, 21 – czujnik OptiOx, 22 - miernik SevenExcellence

Konstrukcja zbiornika 10 umożliwiała montaż czterech przegród 7 o standardowej szerokości  $B = 0,1D$ . W zbiorniku umieszczono wał 16 o średnicy  $d_w = 0,012$  m na którym mocowane było mieszadło 11 o średnicy  $d = D/3$  i wysokości zawieszenia  $h = 1/3H$ . Napęd mieszalnika stanowił silnik 2 SF400L4A firmy Elektrim o mocy 2.2 kW, sterowany za pomocą falownika pDrive MX Eco firmy Schneider Electric. Falownik 3 umożliwiał zmianę częstości obrotów, a także zmianę częstości i kierunku obrotów w czasie dzięki wykorzystaniu generatora przebiegu wraz z oprogramowaniem MatriX 3.2. W zbiorniku zamontowano bełkotkę pierścieniową 17 o średnicy  $d_b = 0,85d$ , przez którą wprowadzano do układu gaz (azot oraz powietrze). Powietrze sprężane było za pomocą sprężarki 15 Metabo Mega 350-100D, a następnie wstępnie przygotowywane w regulatorze ciśnienia z odwadniaczem 18. Zawór oraz rotametr 19 Krohne VA40V/R pozwalał na regulację i pomiar objętościowego natężenia przepływu powietrza w zakresie od  $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$  do  $3,5 \text{ m}^3/\text{h}$ . Azot doprowadzany był z butli na sprężony gaz techniczny 14 przez zawór regulujący przepływ gazu.

Pomiar momentu obrotowego i częstości obrotów mieszadła umożliwiał miernik 4 AT MW-2006-2 współpracujący z momentomierzem tensometrycznym 1 MT2 firmy SENSOR-AT umożliwiającą pomiar w zakresie od  $-2 \text{ Nm}$  do  $2 \text{ Nm}$  i dokładnością do  $0,25\%$  oraz przetwornik obrotowo-impulsowy MKO30 firmy Wobit pozwalającym na pomiar w zakresie od  $0 \text{ obr/s}$  do  $29,99 \text{ obr/s}$  i rozdzielczością do  $0,01 \text{ obr/s}$ . Ponadto miernik AT MW-2006-2 pozwalał na pomiar momentu obrotowego z częstotliwością próbkowania od  $1 \text{ Hz}$  do  $1600 \text{ Hz}$  oraz częstości obrotów w zakresie od  $1 \text{ Hz}$  do  $100 \text{ Hz}$ .

Do pomiaru stężenia rozpuszczonego tlenu wykorzystano dwa rodzaje czujników: Elmetron COG-1 9 i OptiOx 21. Czujnik COG-1 umożliwiał pomiar stężenia tlenu rozpuszczonego w zakresie  $0-60 \text{ mg/l}$  z dokładnością do  $0,1 \text{ mg/l}$ . Czujnik ten współpracował z tlenomierzem Elmetron CO-505. Możliwe było także zastosowanie kompensacji efektu temperatury w zakresie  $0-40^\circ\text{C}$  dzięki możliwości pomiaru temperatury za pomocą czujnika Pt-100 8 jak również korekty na zasolenie układu z automatycznym przeliczeniem wyniku wpływu zmierzonego zasolenia na wynik pomiaru stężenia tlenu w  $\text{mg/l}$ . Tlenomierz 6 umożliwiał również pomiar ciśnienia atmosferycznego w zakresie  $80000-110000 \text{ Pa}$ . Kolejnym czujnikiem tlenu był czujnik optyczny Mettler Toledo OptiOx 21 o zakresie pomiarowym  $0 - 50 \text{ mg/l}$  pracujący w zakresie temperatur  $0^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}$ . Czujnik współpracował z miernikiem SevenExcellence pH meter S400 22. Sondy umieszczone były w zbiorniku pionowo w  $3/4$  wysokości słupa cieczy.

Do pomiarów poziomu cieczy wykorzystano rezystancyjny czujnik poziomu cieczy eTape firmy Milone Technologies współpracującego z oprogramowaniem komputerowym

pozwalalo na rejestracje zmiany poziomu ukladu w czasie z duza czestotliwoscia probkowania od 10 do 300 Hz.

## 7.2 STOSOWANE MEDIA ROBOCZE

Badania przeprowadzono dla ukladu powietrze-woda oraz ukladow wykazujacych zjawisko tlumienia koalescencji powietrze-wodne roztwory chlorku sodu o stężeniach 0,1 M oraz 0,2 M (POCH). Do odtleniania ukladu stosowano azot techniczny firmy Air Products. Natężenie przeplywu powietrza  $\dot{V}_g$  zmieniano w zaleznosci od prowadzonych badan zakresach od 0,5 m<sup>3</sup>/h do 3,0 m<sup>3</sup>/h ( $w_g \in (0,0021; 0,0126)$  m/s).

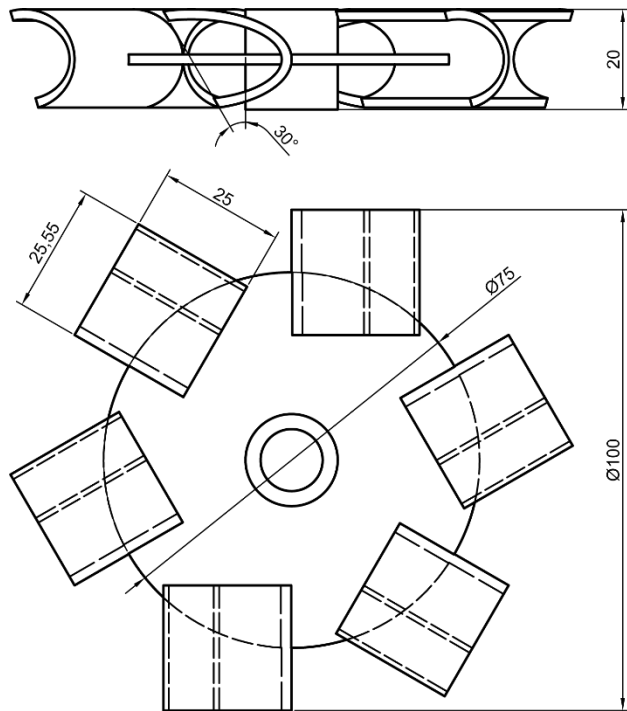
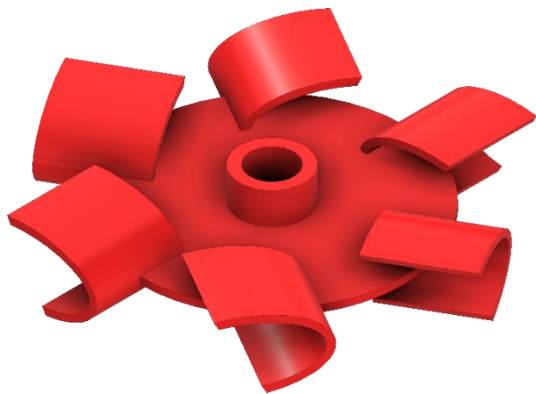
Tabela 7. Parametry stosowanych mediów roboczych

faza ciągła			faza rozproszona			układ gaz-ciecz	
skład	$\rho \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$\eta \text{ [mPa} \cdot \text{s]}$	skład	$\rho \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$\eta \text{ [mPa} \cdot \text{s]}$	$\sigma \left[ \frac{\text{N}}{\text{m}} \right]$	$\gamma$
woda	997	0,89	powietrze	1,1845 [129]	0,01844 [129]	0,0735 [130]	1 [131]
0,1 M NaCl	1001	0,899				0,0737 [130]	0,779 [131]
0,2 M NaCl	1004	0,907				0,0739 [130]	0,680 [131]

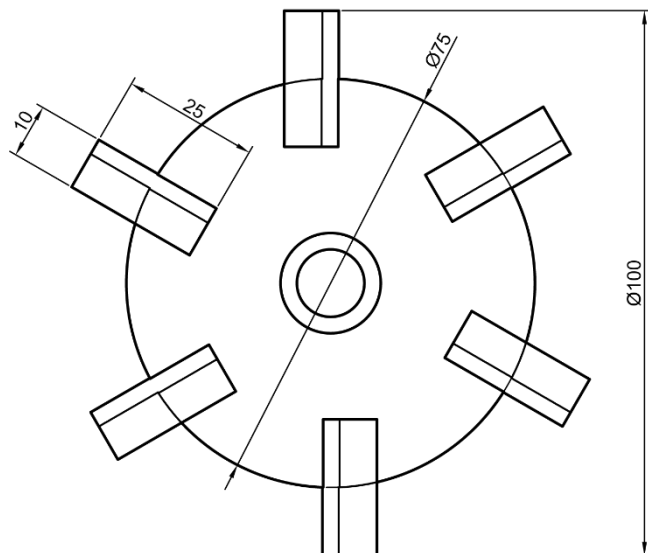
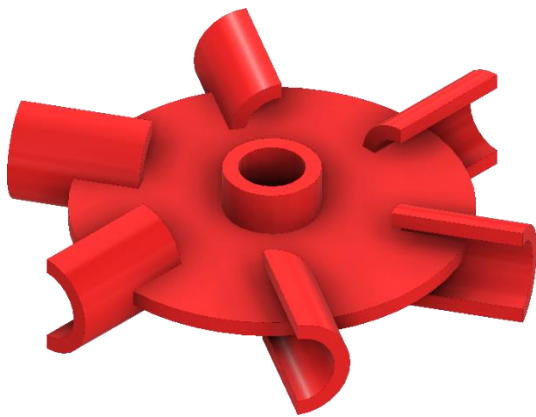
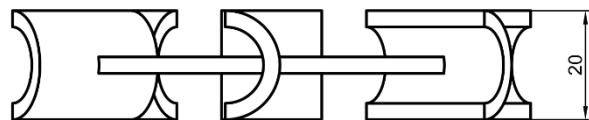
W tabeli 7 zestawiono parametry stosowanych mediów roboczych.

## 7.3 MIESZADŁA

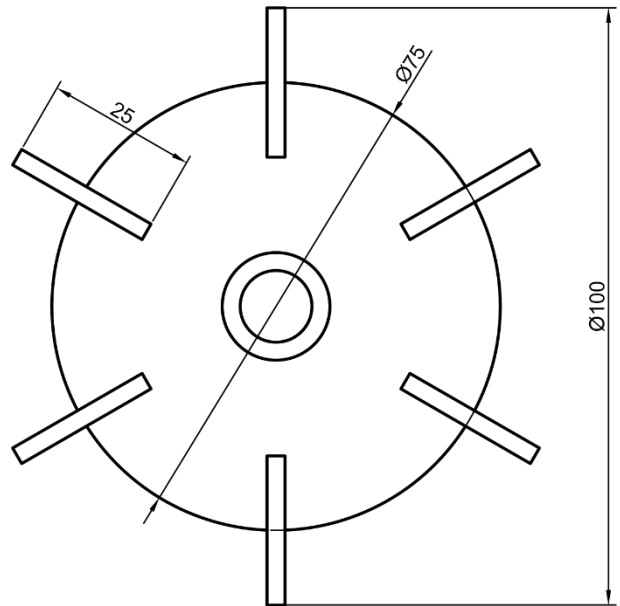
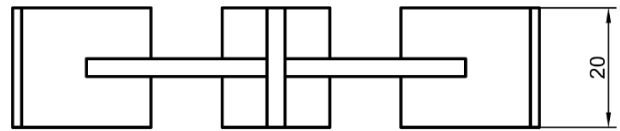
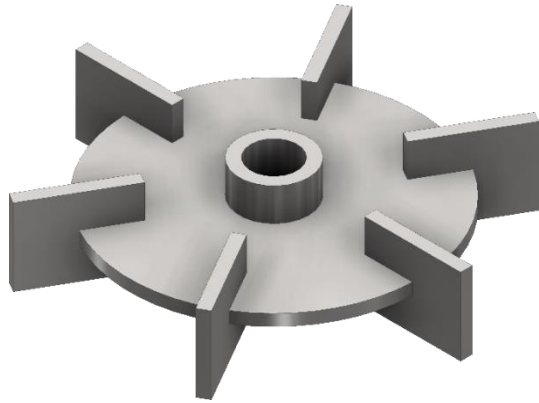
Na potrzeby przeprowadzenia badan eksperymentalnych zaprojektowano i wykonano 5 róznych mieszadel. Byly to 4 mieszadla promieniowe tj. turbina Bakker BT-6 (rys. 38), turbina Smitha CD-6 (rys. 39), turbina Rushtona RT-6 (rys. 40) i Scaba 6SRGT (rys. 41) oraz mieszadlo osiowe Maxflo W (rys. 42). W pierwszym etapie przygotowano modele 3D mieszadel z wykorzystaniem programu Autodesk Inventor Professional, a ich wymiary zostaly zebrane w tabeli 8.



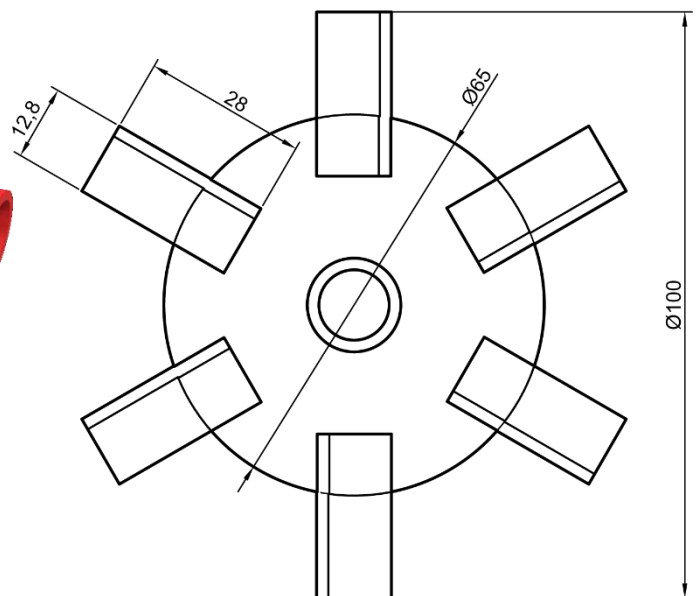
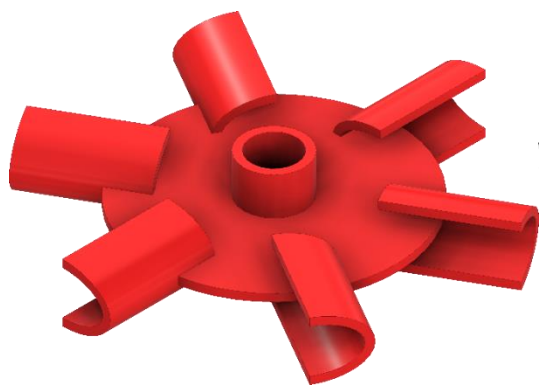
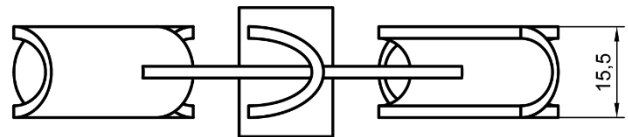
Rysunek 38. Turbina BT-6



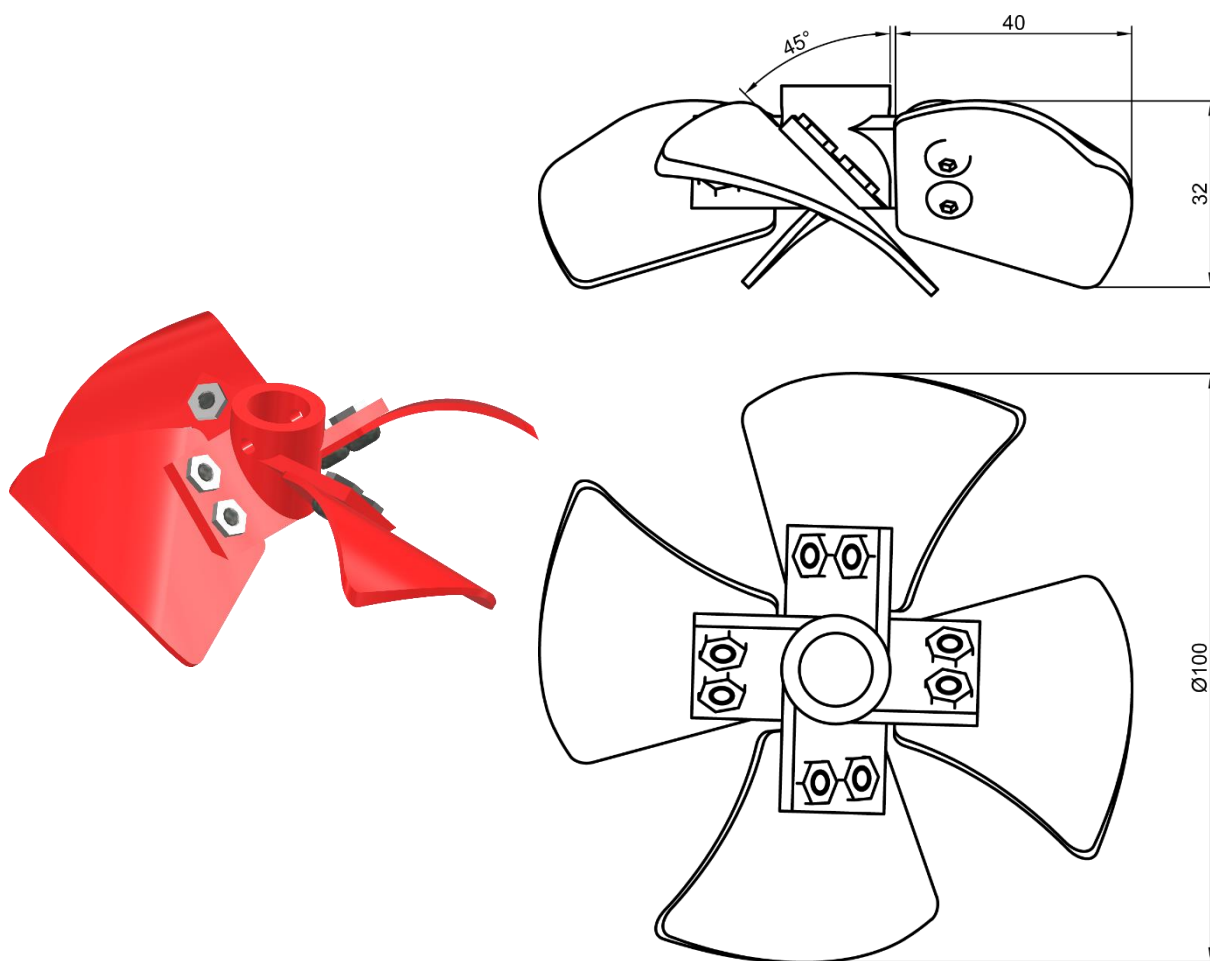
Rysunek 39. Turbina Smitha CD-6



Rysunek 40. Turbina Rushtona (RT)



Rysunek 41. Mieszadło Scaba 6SRGT

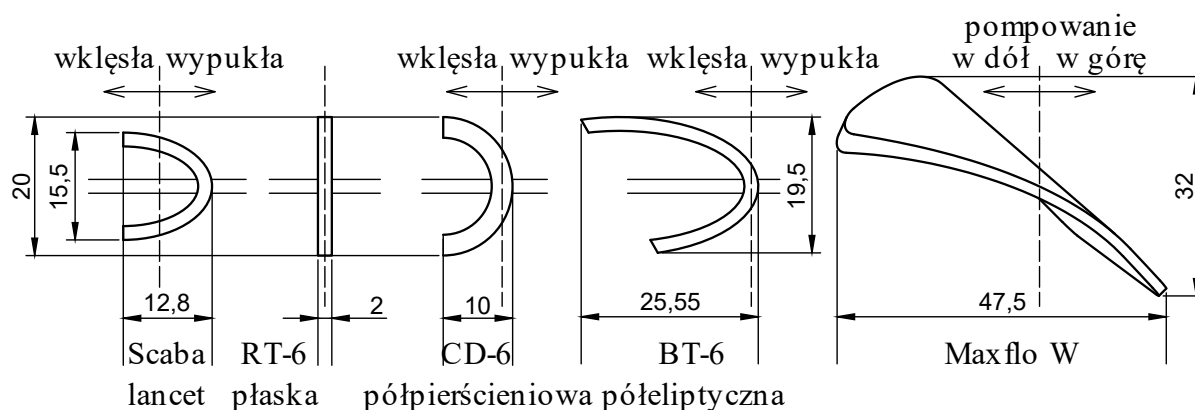


Rysunek 42. Mieszadło Maxflo W stosowane w badaniach eksperymentalnych

Tabela 8. Wymiary mieszadeł,  $d$  – średnica mieszadła,  $d_d$  – średnica dysku,  $a_a$  – szerokość łopatki,  $b_a$  – wysokość łopatki,  $a_b$  – wysokość projekcyjna łopatki,  $b_b$  – szerokość projekcyjna łopatki,  $S$  – grubość łopatki,  $SR$ - stała mieszadła,  $\alpha$  – kąt nachylenia

Mieszadło	$d$	$d_d$	$a_a$	$b_a$	$a_b$	$b_b$	$S$	$SR$	$\alpha$ [°]
	[m]							[–]	
BT-6	0,1	0,075	0,025	0,0195	0,0195	0,02555	0,002	0,91	-
CD-6	0,1	0,075	0,025	0,02	0,02	0,01	0,003	0,57	
RT-6	0,1	0,075	0,025	0,02	0,02	0,002	0,001	0,38	
Scaba 6SRGT	0,1	0,065	0,028	0,0155	0,0155	0,0128	0,002	0,69	
Maxflo W	0,1	-	0,0405	0,0505	0,032	0,0475	0,0015	0,86	





Rysunek 43. Rzuty łopatek oraz kierunki obrotów, linią przerywaną oznaczono oś mieszadła

Na rysunku 43 przedstawiono rzuty łopatek mieszadeł oraz kierunki obrotów. Zastosowane mieszadła turbinowe można podzielić ze względu na rozmiar łopatek i dysku. Turbiny BT-6, RT-6 i CD-6 miały dysk o średnicy  $d_d = 75$  mm oraz łopatki o wysokości  $b_a \approx 20$  mm i szerokości  $a_a = 25$  mm. Różniły się one między sobą zakrzywieniem. Mieszadło RT-6 miało łopatkę płaską, natomiast CD-6 łopatkę zakrzywioną, gdzie promień zakrzywienia wynosił  $b_a/2$ . Największym zakrzywieniem charakteryzowało się mieszadło BT-6, gdzie krawędź łopatek miała kształt połowy elipsy przeciętej pod kątem  $30^\circ$ . Z kolei mieszadło Scaba 6SRGT wyróżniało się zarówno wymiarami dysku  $d_d = 65$  mm oraz wymiarami łopatek, które również były zakrzywione, lecz były niższe  $b_a = 15,5$  mm oraz szersze  $a_a = 28$  mm. Wszystkie stosowane mieszadła promieniowe posiadały 6 łopatek. Z kolei mieszadło osiowe Maxflo W miało 4 łopatki w kształcie zaokrąglonego trapezu z zagiętym jednym narożnikiem pochylone pod kątem  $45^\circ$ .

## 7.4 ANALIZA PARAMETRYCZNA

Analiza parametryczna została przeprowadzona w programie Autodesk Inventor i miała za cel ocenę rozkładu naprężeń występujących w łopatkach mieszadła i wybór odpowiedniej grubości łopatek mieszadła do druku FDM. Przeprowadzona analiza pozwalała na ocenę rozkładu naprężeń von Misesa  $\tau_{vM}$ , minimalnego współczynnika bezpieczeństwa  $X_{e,min}$  oraz maksymalnej wartości przemieszczenia  $s_{max}$  w zależności od grubości łopatek. Zgodnie z hipotezą największej jednostkowej energii odkształcenia postaciowego Hubera-Misesa, materiał ulegnie odkształceniu plastycznemu, gdy naprężenia zredukowane (zwane naprężeniami von Misesa) osiągną wartość granicy plastyczności  $R_e$  [132]. Na podstawie znajomości naprężenia von Misesa można określić minimalny współczynnik bezpieczeństwa definiowany jako:

$$X_{e,min} = \frac{R_e}{\tau_{vM}} \quad (87)$$

Na podstawie planowanego zakresu badań przyjęto następujące założenia analizy parametrycznej:

1. maksymalna wartość obrotów wynosi  $n_{max} = 15$  obr/s dla mieszadeł promieniowych oraz  $n_{max} = 17$  obr/s dla mieszadła Maxflo W. Stąd można policzyć moc przy zakładanej maksymalnej częstotliwości obrotów:
2. Obliczeniową maksymalną moc mieszania określano ze wzoru (88) przy założeniu, że liczba mocy mieszania nieustalonego dla RT wynosi  $Ne_n = 7,14$  [44].

$$P_{max} = Ne_n \cdot n_{max}^3 \cdot d^5 \cdot \rho \quad (88)$$

Z uwagi na brak danych literaturowych dotyczących mocy mieszania nieustalonego dla mieszadła Maxflo W przyjęto wartość  $Ne_n = 3,03$  uzyskiwaną dla mieszadła A315 [21].

3. Maksymalny moment obrotowy obliczano z wzoru (89)

$$M_{max} = \frac{P_{max}}{2 \cdot \pi \cdot n_{max}} \quad (89)$$

I wynosił odpowiednio 5 Nm dla mieszadeł turbinowych oraz 2 Nm dla mieszadła Maxflo W. Obliczone w ten sposób maksymalne momenty obrotowe powiększono odpowiednio dla mieszadeł promieniowych o 95% a dla mieszadła osiowego o 45% w celu umożliwienia rozszerzenia zakresu ewentualnych badań.

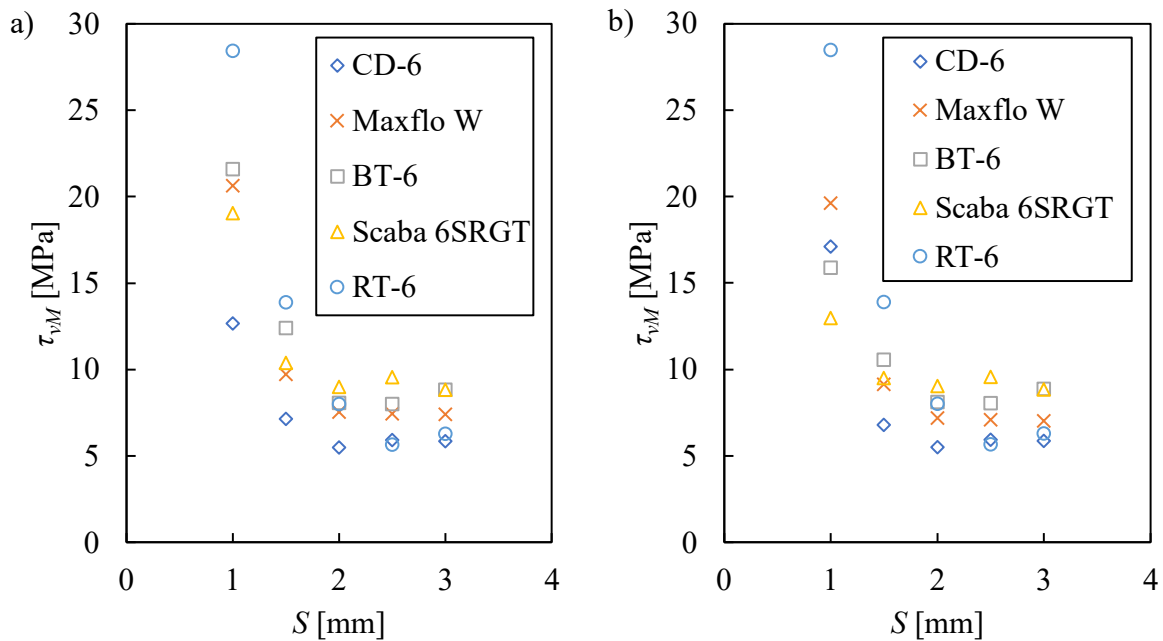
4. Analiza parametryczna została przeprowadzona dla grubości łopatek 1 mm, 1,5 mm, 2 mm, 2,5 mm i 3 mm.

Uzyskane w ten sposób założenia projektowe oraz parametry materiałów zestawiono w tabeli 9.

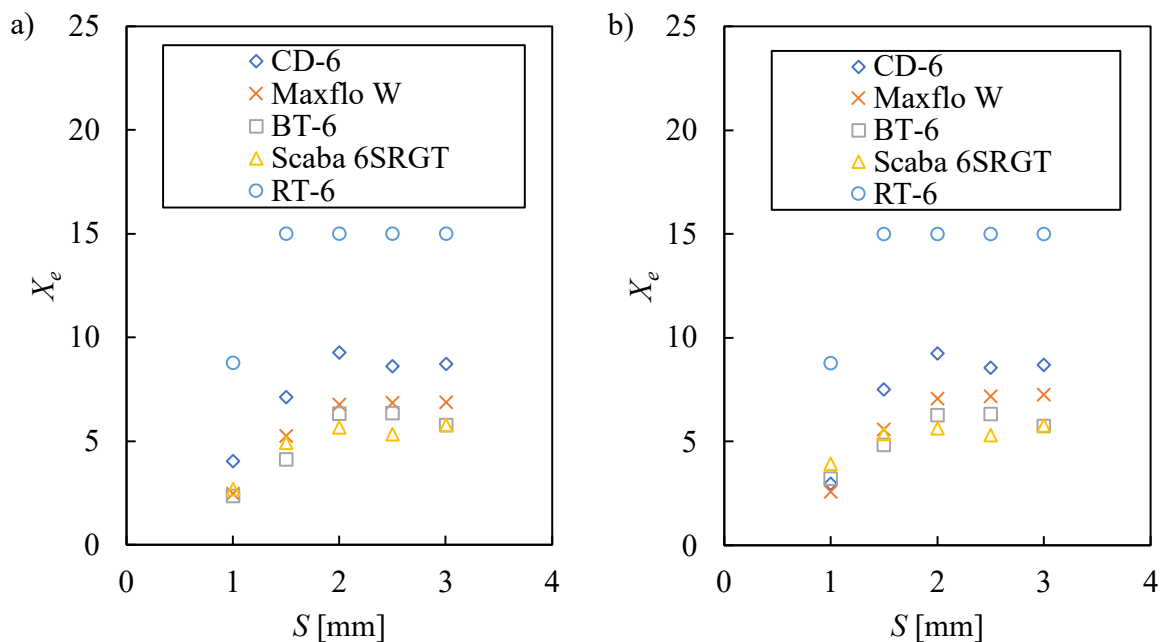
Tabela 9. Założenia projektowe i właściwości materiałów użytych w analizie parametrycznej

mieszadło	materiał	$R_e$ [MPa]	$M_{max}$ [Nm]	$n_{max}$ [obr/s]
RT-6	stal nierdzewna AISI 304 (1.4301)	250 [133]	5	15
CD-6 BT-6 Scaba 6SRGT	PLA	50 [134]		
Maxflo W			2	17

Wyniki analizy w zależności od rodzaju mieszadła oraz kierunku obrotów przedstawiono na rysunkach 44, 45 i 46. Dla wszystkich analizowanych parametrów największe zmiany naprężeń widoczne są dla grubości łopatki poniżej 2 mm. Dla grubości 2 mm i większych uzyskuje się najmniejsze wartości naprężeń von Misesa i w przybliżeniu osiągają one wartość stałą (rys. 44).

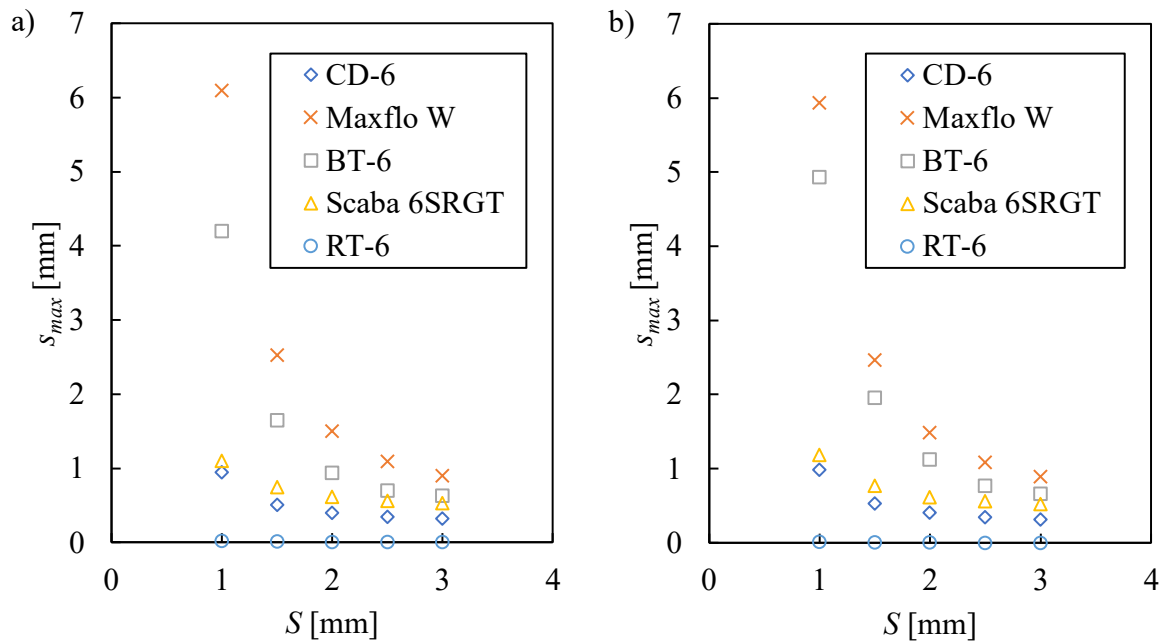


Rysunek 44. Wpływ grubości łopatki  $S$  na naprężenia von Misesa  $\tau_{vM}$  przy obrotach w kierunku zgodnym (a) oraz przeciwnym (b) do kierunku wskazówek zegara



Rysunek 45. Wpływ grubości łopatki  $S$  na minimalny współczynnik bezpieczeństwa  $X_e$  w zależności od mieszadła przy obrotach w kierunku zgodnym (a) oraz przeciwnym (b) do wskazówek zegara

Z kolei odkształcenia dla badanych mieszadeł zmniejszają się wraz z grubością łopatki (rys. 46). Najmniejsze zmiany uzyskano dla mieszadeł CD-6 i Scaba 6SRGT a największe dla Maxflo W. Odkształcenie nie przekracza 2 mm dla wszystkich mieszadeł o grubości łopatki powyżej 2 mm.

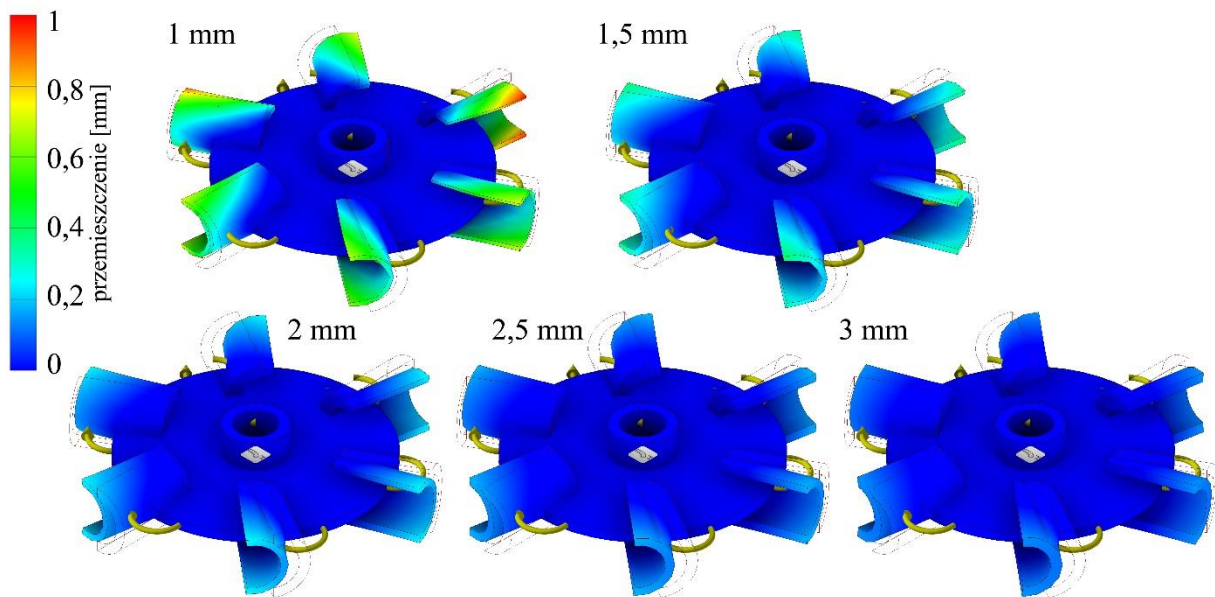


Rysunek 46. Wpływ grubości łopatki  $S$  na maksymalną wartość przemieszczenia  $s_{max}$  w zależności od mieszadła w kierunku obrotów zgodnym (a) oraz przeciwnym (b) do kierunku wskazówek zegara

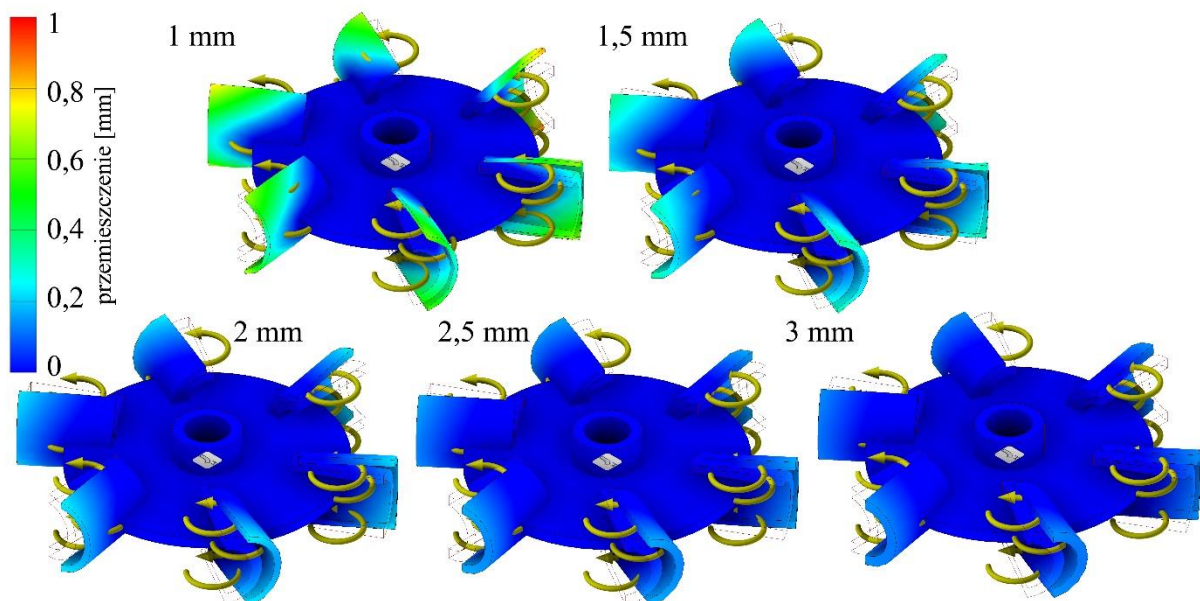
Z danych literaturowych [135] wynika, że w obliczeniach wytrzymałościowych dla mieszadeł przyjmowany jest współczynnik bezpieczeństwa równy  $X_e = 3$ . Dla mieszadeł, które planowano wykonać w technologii druku 3D jako minimalną wartość współczynnika bezpieczeństwa przyjęto 5. Wyniki przedstawione na rysunku 45 wskazują, że wartość minimalnego współczynnika bezpieczeństwa  $X_e > 5$  uzyskuje się dla mieszadła Maxflo W przy grubościach łopatki powyżej  $S \geq 1,5$  mm, dla mieszadeł BT-6, CD-6 oraz Scaba 6SRGT  $S \geq 2$  mm. Dla mieszadła RT-6 wartość  $X_e$  wynosi powyżej  $X_e > 3$ , dla grubości łopatki powyżej 1 mm. W przypadku tego mieszadła dla grubości powyżej 1 mm, ze względu na ograniczenia programu Autodesk Inventor Professional, nie uzyskano dokładnej wartości  $X_{e,min}$ , jedynie informację, iż wartość ta wynosi co najmniej 15.

Na rysunkach 47 i 48 przedstawiono przykładowe przemieszczenie w zależności od grubości łopatki dla mieszadła CD-6 obracającego się odpowiednio przeciwnie i zgodnie z kierunkiem wskazówek zegara. Przedstawione rysunki obrazują miejsca charakteryzujące się największymi przemieszczeniami. W największym stopniu odkształcają się łopatki mieszadła.

Można również zauważyć, że przy obrocie mieszadła przeciwnie do kierunku wskazówek zegara przemieszczenia są większe.



Rysunek 47. Przemieszczenie w zależności od grubości łopatki dla mieszadła CD-6 obracającego się przeciwnie do kierunku wskazówek zegara



Rysunek 48. Przemieszczenie w zależności od grubości łopatki dla mieszadła CD-6 obracającego się zgodnie z kierunkiem wskazówek zegara

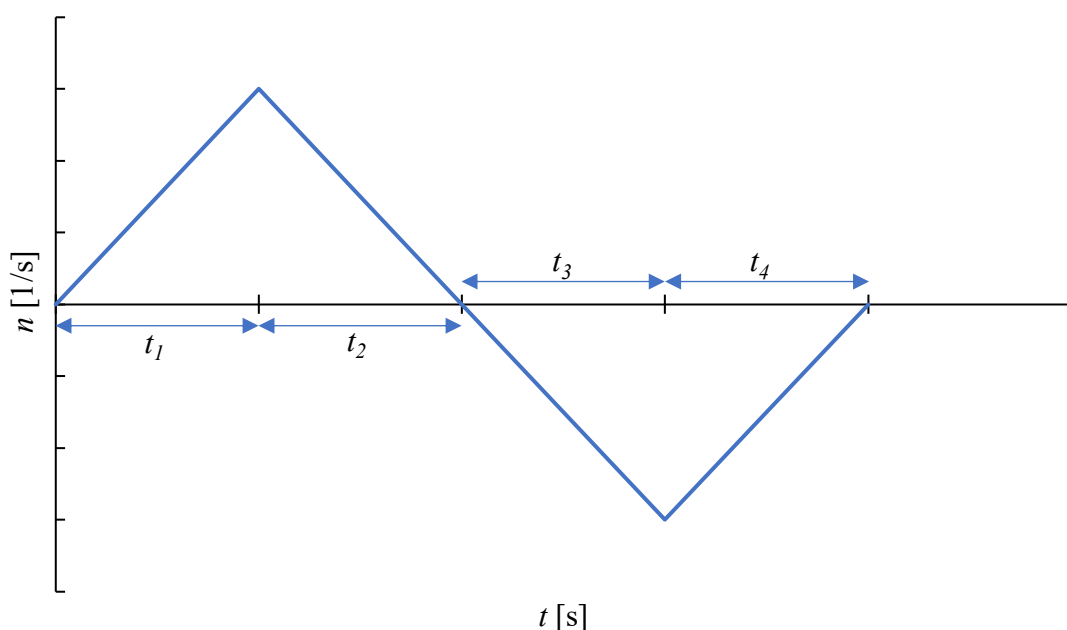
Ostatecznie wykonano mieszadła o następujących grubościach: Maxflo W - 1,5 mm, Scaba 6SRGT, RT-6 i BT-6 - 2 mm, CD-6 - 3 mm.

Mieszadła zostały wykonane metodą druku trójwymiarowego FDM (ang. *Fused Deposition Modeling*) z materiału PLA, a w przypadku mieszadła RT-6 ze stali nierdzewnej

1.4301 wycięte laserowo z blachy. Po przeprowadzeniu wszystkich badań eksperymentalnych nie stwierdzono żadnych uszkodzeń łopatek, w przypadku wszystkich mieszadeł, niezależnie od grubości łopatki. Podczas prowadzonych badań założone maksymalne momenty obrotowe nie zostały przekroczone.

## 7.5 METODY BADAWCZE

W pracy prowadzono pomiar momentu obrotowego  $M$ , częstości obrotów  $n$ , natężenia przepływu powietrza  $\dot{V}_g$ , stężenia tlenu rozpuszczonego  $c_t$ , zmiany poziomu układu gaz-ciecz  $\Delta H$  oraz temperatury układu  $T$ . Badania prowadzono dla mieszania ustalonego i nieustalonego. Mieszanie ustalone prowadzono w zakresie częstości obrotów  $n$  od 3 obr/s do 15 obr/s. Stosowano dwa typy mieszania ustalonego różniące się kierunkiem obrotów mieszadła. Pierwszym z nich był typ standardowy (F) co w przypadku mieszadeł o zakrzywionych łopatkach oznaczało ruch w kierunku wklęsłym (rys. 43) natomiast w przypadku mieszadła osiowego oznaczało to pompowanie cieczy w kierunku zwierciadła cieczy (w górę). Drugim był typ niestandardowy (R) który oznaczał ruch obrotowy w kierunku przeciwnym do standardowego.



Rysunek 49. Ilustracja odstępów czasowych fali trójkątnej

W przypadku mieszania nieustalonego S zmiany częstości obrotów mieszadła odbywały się zgodnie z przebiegiem symetrycznej fali trójkątnej ze zmianą kierunku obrotów (rys 1 d) [21]:

$$n = \frac{8}{\pi^2} \cdot n_{max} \cdot \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) \quad (90)$$

gdzie  $n_{max}$  to maksymalna częstota obrotów mieszadła, którą zmieniano w zakresie od 2 obr/s do 17 obr/s. Częstotliwości oscylacji  $f$  mieściły się w zakresie od 0,078 Hz do 0,92 Hz, W przypadku mieszadła Maxflo W prócz fal symetrycznych, stosowano fale niesymetryczne (rys 1 f) o następującym przebiegu zmian częstota obrotów [21] .

$$n = n_{max} \cdot \left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^H (a_N \cos(N\omega t) + b_N \sin(N\omega t)) \right) \quad (91)$$

Częstotliwości oscylacji  $f$  dla fal niesymetrycznych mieściły się w zakresie od 0,1419 Hz do 0,1845 Hz.

Tabela 10. Częstotliwości oscylacji i odstępy czasowe fal trójkątnych

Typ mieszania	$f$	$t_1$	$t_2$	$t_3$	$t_4$
	[Hz]	[s]			
S1	0,078	3			
S2	0,115	2			
S3	0,23	1			
S4	0,46	0,5			
S5	0,92	0,25			
A1	0,1419	0,25		3	
A2	0,1419	3		0,25	
A3	0,1845	0,5		2	
A4	0,1845	2		0,5	

Tabela 11. Parametry  $a_N$  równania (91)

N	0	1	2	3	4	5	6
A1	0,9	-0,523	-0,062	-0,069	-0,019	0,008	0,025
A2	-0,9	0,522	0,061	0,067	0,017	-0,010	-0,027
A3	0,6	-0,527	-0,029	0,083	0,079	0,070	0,013
A4	-0,6	0,523	0,028	-0,086	-0,080	-0,069	-0,011

Tabela 12. Parametry  $b_N$  równania (91)

N	1	2	3	4	5	6
A1	0,186	0,046	0,106	0,067	0,081	0,052
A2	-0,189	-0,047	-0,107	-0,068	-0,081	-0,051
A3	0,442	0,137	0,149	0,028	-0,033	-0,036
A4	-0,446	-0,138	-0,147	-0,025	0,035	0,036

W tabeli 10 zestawiono odstępy czasowe (rys. 49) i częstotliwości oscylacji dla fal symetrycznych (S) i niesymetrycznych (A), natomiast w tabelach 11 i 12 wartości współczynników równania (91), które wyznaczono w oparciu o estymację najmniejszych kwadratów modelu nieliniowego algorytmem Lavenberga Marquardta w programie Matlab 2017b. W przypadku typów mieszania A1 i A3 przeważało pompowanie cieczy w kierunku dna mieszalnika, natomiast dla mieszania A2 i A4 przeważało pompowanie w kierunku zwierciadła cieczy.

### 7.5.1 Zapotrzebowanie na moc

Pomiar momentu obrotowego na wale mieszalnika odbywał się metodą tensometryczną. Znajomość wartości momentu obrotowego  $M$  oraz częstości obrotów  $n$  pozwoliła na wyznaczenie wartości mocy mieszania  $P$  na podstawie równania:

$$P = 2 \cdot \pi \cdot n \cdot M \quad (92)$$

W przypadku mieszania nieustalonego za wartości  $n$  i  $M$  przyjmowane były wartości średnie całkowite [38]. W pracy rozróżnia się moc mieszania układu jednofazowego, oznaczana jako  $P_0$ , oraz moc mieszania układu dwufazowego gaz-ciecz, oznaczana jako  $P_g$ .

Aby wyznaczyć wartości współczynników oporu  $C_D$  oraz bezwładności  $C_I$  zastosowano estymację najmniejszych kwadratów modelu nieliniowego algorytmem Lavenberga Marquardta w programie Mathworks Matlab R2017b. W przypadku fali symetrycznej zastosowano równanie [21]:

$$\begin{aligned}
 M = & \frac{16 a_b}{\pi^2 d} C_D n_{max}^2 d^5 \rho \left| \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right| \\
 & \times \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) \\
 & + d^5 \rho \frac{a_b}{d} C_I n_{max} \frac{d \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)}{dt}
 \end{aligned} \quad (93)$$

natomiast dla fali niesymetrycznej równanie [21]:

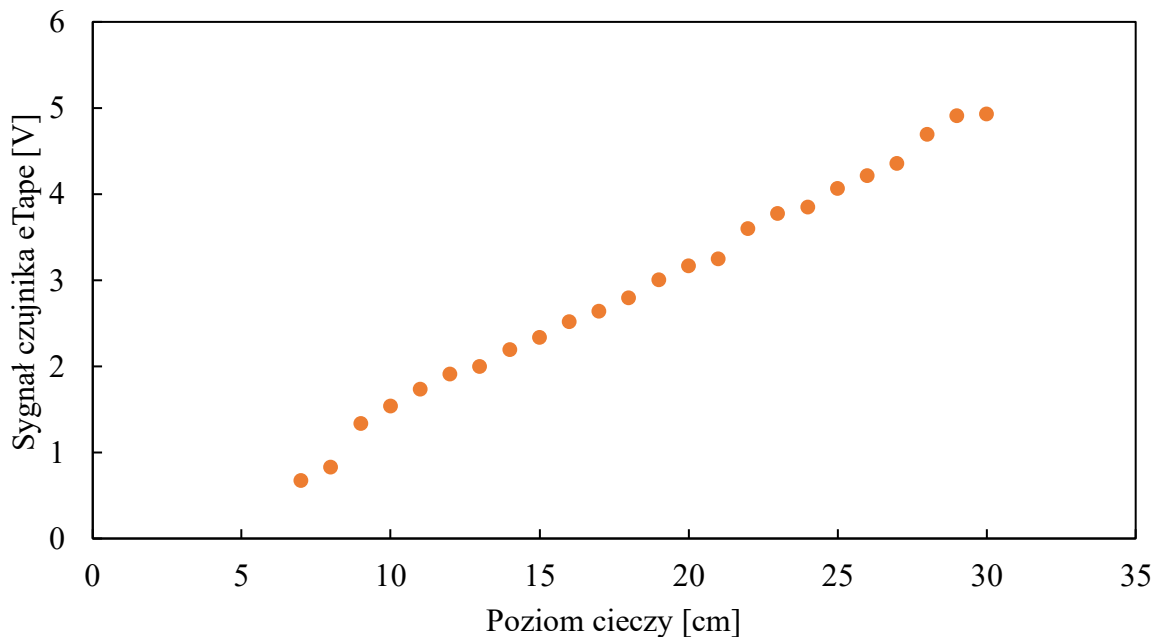


$$\begin{aligned}
M = & \frac{\pi^2 a_b}{4} \frac{C_D n_{max}^2 d^5 \rho}{d} \left| \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^6 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right| \\
& \times \left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^6 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right) \\
& + \frac{\pi^2 d^5 \rho a_b}{8} \frac{C_I n_{max}}{d} \frac{d(\sum_{N=1}^6 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)))}{dt}
\end{aligned} \tag{94}$$

### 7.5.2 Stopień zatrzymania gazu

Pomiary stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  prowadzono dwoma sposobami Pierwszym z nich była metoda objętościowa polegająca na odczycie zmiany wysokości słupa cieczy w zbiorniku z podziałki naniesionej na część cylindryczną zbiornika. Drugą metodą był pomiar wysokości słupa cieczy w zbiorniku za pomocą czujnika poziomu cieczy eTape firmy Milone Technologies. Obliczenie wartości  $\varepsilon$  możliwe było na podstawie równania:

$$\varepsilon = \frac{V_g}{V} = \frac{H_G - H}{H} \tag{63}$$



Rysunek 50 Krzywa kalibracyjna czujnika eTape

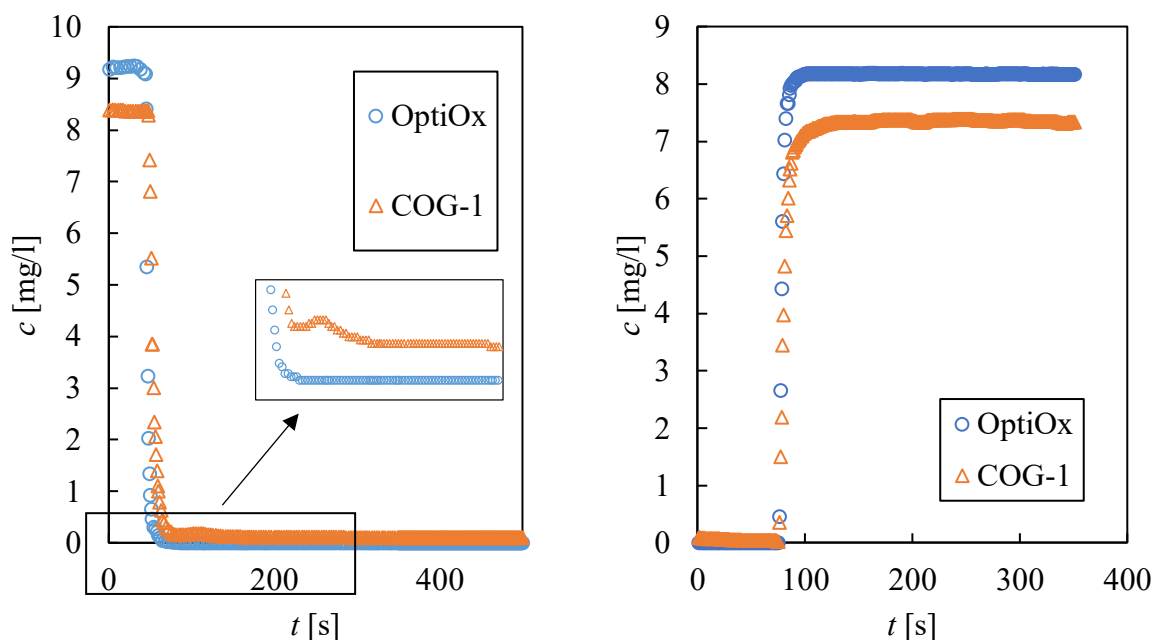
Na rysunku 50 przedstawiono krzywą kalibracyjną dla czujnika eTape.

### 7.5.3 Objętościowy współczynnik wnikania masy

Objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$  wyznaczano metodą dynamiczną poprzez rejestrację zmiany ilości rozpuszczonego tlenu w fazie ciekłej podczas mieszania układu.

Przed rozpoczęciem pomiarów przeprowadzono kalibrację dwupunktową sond. Pierwszy punkt kalibracyjny został wykonany w powietrzu atmosferycznym (kalibracja na 100%). Następnie sondy zostały umieszczone w odtlenionym roztworze  $\text{Na}_2\text{SO}_3$ . Po ustabilizowaniu wartości przyjęto je jako drugi punkt kalibracyjny (zerowe stężenie tlenu).

Wyznaczone zostały również stałe czasowe sond  $\tau$  dwoma metodami. W pierwszej metodzie pomiar rozpoczynano, gdy elektrody znajdowały się w powietrzu atmosferycznym. Następnie doprowadzano do gwałtownego spadku stężenia tlenu poprzez umieszczenie czujników w odtlenionym roztworze (rys. 51a). W drugiej metodzie pomiar wykonano dla rzeczywistego układu wykazującego efekt tłumienia koalescencji (roztwór 0,2 M NaCl) w mieszalnikach zaopatrzonych w turbinę Rushtona. Pomiar rozpoczęto w układzie odtlenionym azotem, następnie elektrodę bardzo szybko przeniesiono do natlenionego układu gaz-ciecz (rys. 51b). Stałą czasową zdefiniowano jako czas potrzebny do osiągnięcia 63% końcowej wartości stężenia [111]. W przypadku czujnika tlenu COG-1 stała czasowa wynosiła 6 s, natomiast w przypadku sensora OptiOx 4 s.



Rysunek 51. Zależność stężenia od czasu podczas wymuszonej zmiany stężenia otrzymane pierwszą (a) i drugą (b) metodą

Sam pomiar mający na celu wyznaczenie objętościowego współczynnika wymiany masy rozpoczął się od odtlenienia cieczy poprzez przepuszczenie przez układ czystego azotu. Miało to na celu obniżenie stężenia rozpuszczonego tlenu w układzie. Następnie rejestrowano zmiany stężenia rozpuszczonego tlenu podczas mieszania mechanicznego układu gaz-ciecz. Na tej podstawie możliwe było wyznaczenie stężenia początkowego  $c_p$ , równowagowego  $c_i$  oraz wykreślenie wykresu zależności  $\ln((c_i - c_t)/(c_i - c_p)) = f(t)$ . Otrzymana w ten sposób funkcja liniowa ma współczynnik kierunkowy równy wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $-k_L a'$ , co wynika z równania:

$$-k_L a'(t - t_p) = \ln \frac{c_i - c_t}{c_i - c_p} \quad (95)$$

Ponieważ wartość objętościowego współczynnika wymiany masy zależna jest od temperatury, wprowadzono korekty temperaturowe:

$$k_L a'_{20^\circ\text{C}} = 1,024^{20-T} (k_L a')_T \quad (96)$$

gdzie  $(k_L a')_T$  oraz  $k_L a'_{20^\circ\text{C}}$  są wartościami objętościowego współczynnika wymiany masy odpowiednio w temperaturze  $T$  oraz  $20^\circ\text{C}$ . Wprowadzono również korekcję na stałą czasową elektrody  $\tau$  co pozwoliło na otrzymanie ostatecznej wartości  $k_L a$  [18]:

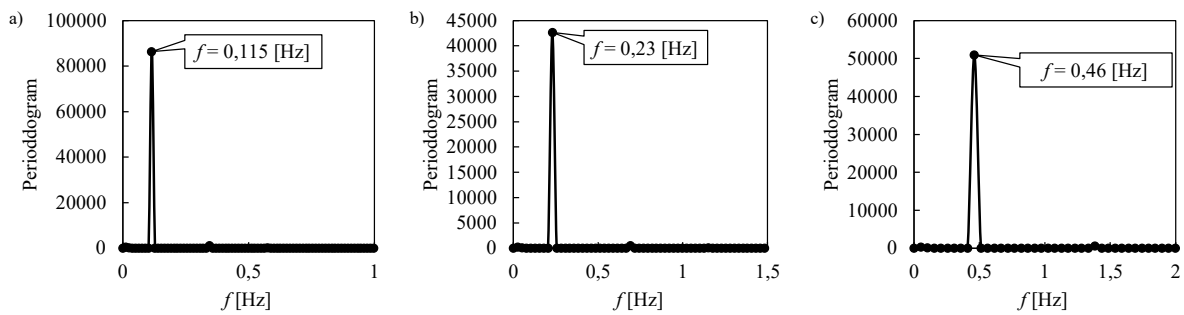
$$\frac{1}{k_L a'_{20^\circ\text{C}}} = \frac{1}{k_L a} + \tau \quad (97)$$

#### 7.5.4 Analiza częstotliwości oscylacji

Zmiana częstości obrotów mieszadła w czasie była dokonywana za pomocą generatora przebiegu falownika, którego oprogramowanie umożliwiało ustawienie czasu w jakim mieszadło rozpędzało się od zadanej do zadanej prędkości (rys. 49). W ten sposób generowane były fale trójkątne. W celu wyznaczenia dokładnej częstotliwości oscylacji  $f$  skorzystano z funkcji analizy widmowej Fouriera w oprogramowaniu Statistica 13 (TIBCO Software Inc.), która pozwoliła na analizę struktury harmonicznego szeregu czasowego. Posłużono się wartościami periodogramów wyznaczonych na podstawie równania:

$$P_k = \left( \sum_{N=1}^H (a_N^2 + b_N^2) \right) \frac{N_s}{2} \quad (98)$$

gdzie  $a_N$  i  $b_N$  to charakterystyczne współczynniki szeregu Fouriera natomiast  $N_s$  to długość szeregu.



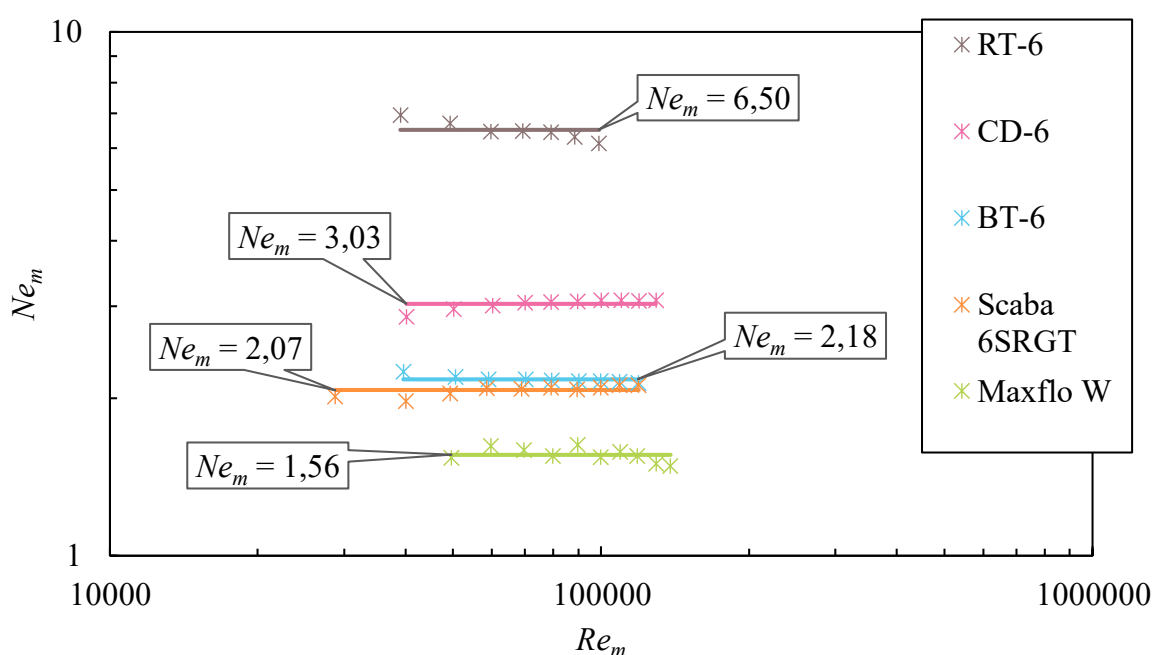
Rysunek 52. Przykładowe periodogramy uzyskane dla mieszania typu S2 (a), S3 (b) i S4 (c)

Częstotliwość, dla której występowała maksymalna wartość periodogramu, przyjmowana była jako charakterystyczna częstotliwość oscylacji  $f$  dla danego typu mieszania.

## WYNIKI BADAŃ

### 8 MOC MIESZANIA UKŁADÓW JEDNORODNYCH

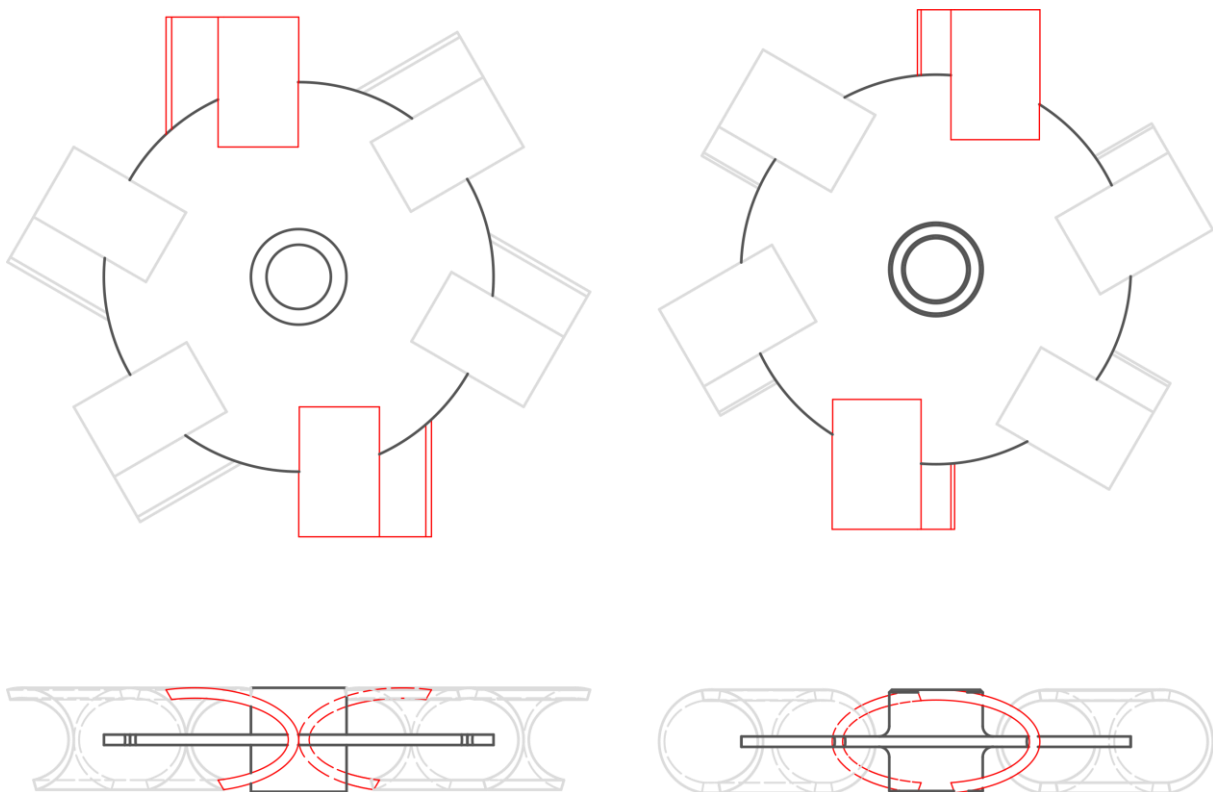
Jednym z istotnych parametrów dla procesów mieszania mechanicznego jest moc mieszania przedstawiana w postaci zależności liczby mocy od liczby Reynoldsa. Na rysunku 53 przedstawiono wyniki badań przeprowadzonych dla mieszania ustalonych układów jednorodnych w zakresie przepływu burzliwego ( $Re_m$  od 30000 do 140000). Spośród przeanalizowanych mieszadeł najwyższą moc uzyskano dla mieszadła turbinowego z płaskimi łopatkami RT-6 ( $Ne_m = 6,50 \pm 0,26$ ). Uzyskana wartość mieści się w zakresie liczb mocy uzyskiwanych w literaturze od 4,5 [54] do 6,5 [136]. Uzyskiwana moc mieszania jest zależna od rozmiaru i rotacji pary wirów krawędziowych za łopatką mieszadła [53]. Dla łopatek opływowych zerwanie warstwy przyściennej jest opóźnione co prowadzi do redukcji wirów krawędziowych a tym samym do uzyskiwania niższych wartości liczby mocy [53]. Tym samym łopatkę zastosowane w mieszadle CD-6 spowodowały uzyskanie liczby mocy o około 53% niższej w porównaniu do łopatkę płaskiej ( $Ne_m = 3,03 \pm 0,13$ ).



Rysunek 53. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania ustalonego w kierunku standardowym (F), woda

Myers i współpracownicy [55] otrzymali dla CD-6 wartość  $Ne_m = 2,8$ . Z kolei dla mieszadeł z łopatkami o większej krzywiźnie tj. Scaba 6SRGT i BT-6, uzyskuje się najniższe wartości

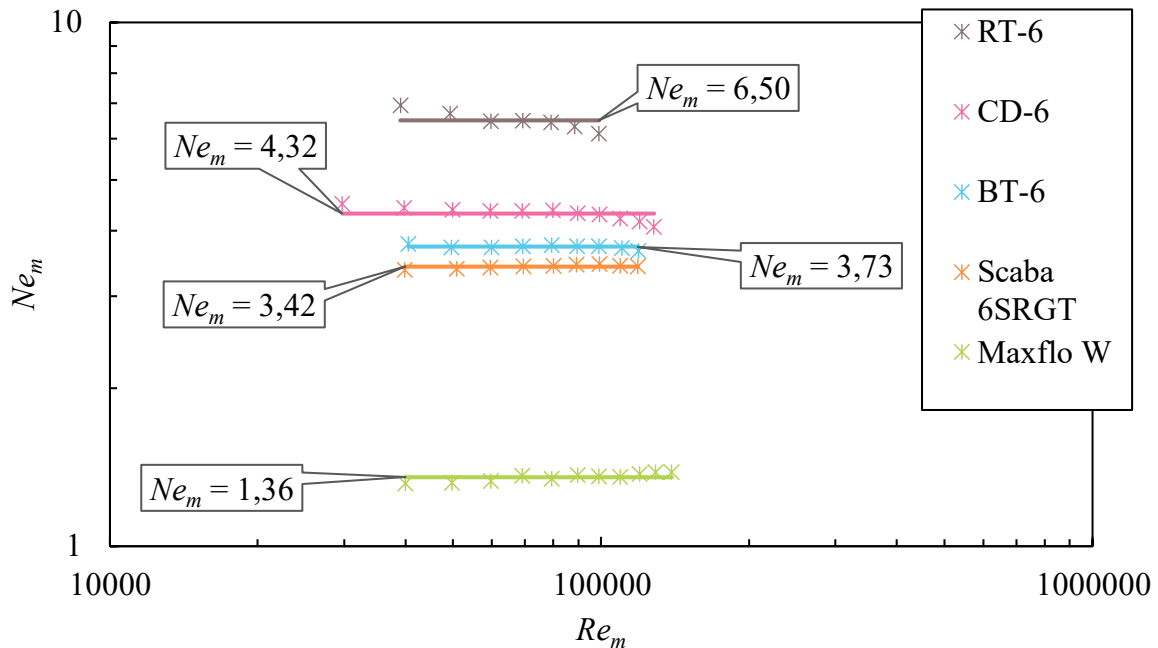
liczby mocy spośród badanych mieszadeł turbinowych. Wartości te są do siebie zbliżone i wynoszą dla mieszadła Scaba 6SRGT  $Ne_m = 2,07 \pm 0,05$ , natomiast dla BT-6  $Ne_m = 2,18 \pm 0,06$ . Saito i współpracownicy [100] dla mieszadła Scaba 6SRGT uzyskali  $Ne_m = 1,45$ . Różnica w uzyskiwanych wartościach wynika z mniejszej wysokości łopatki stosowanej przez Saito i in. [100]. Liczba mocy dla turbiny BT-6 uzyskana przez Myersa i współpracowników [55] wynosi 2,3. Frankiewicz i Woziwodzki [22], [24] badali mieszadło BT-6 o innym usytuowaniu łopatek (rys 54) co prowadziło do uzyskiwania wyższych wartości liczby mocy. Najniższą wartość liczby mocy z wszystkich badanych mieszadeł uzyskano dla mieszadła osiowego Maxflo W tj.  $Ne_m = 1,56 \pm 0,05$ .



Rysunek 54. Porównanie usytuowania łopatek mieszadła BT-6 stosowanego w tej pracy (a) oraz w pracach [22], [24] (b)

Na rysunku 55 przedstawiono moc mieszania ustalonego w kierunku niestandardowym (R) (patrz rozdział 7). Dla mieszadeł z łopatkami płaskimi takich jak RT-6 kierunek obrotu nie ma wpływu na moc mieszania. W przypadku zakrzywionych łopatek (wklęsłych), dla mieszadeł takich jak CD-6, BT-6 i Scaba 6SRGT, zmiana kierunku obrotów znacząco wpływa na moc mieszania [24], [53]. Dla strony wypukłej zerwanie warstwy przyściennej zachodzi szybciej oraz powstające wiry krawędziowe są większe. Gdy mieszadło zagarnia ciecz od strony wypukłej powoduje to wzrost mocy w stosunku do sytuacji, gdy mieszadło zagarnia

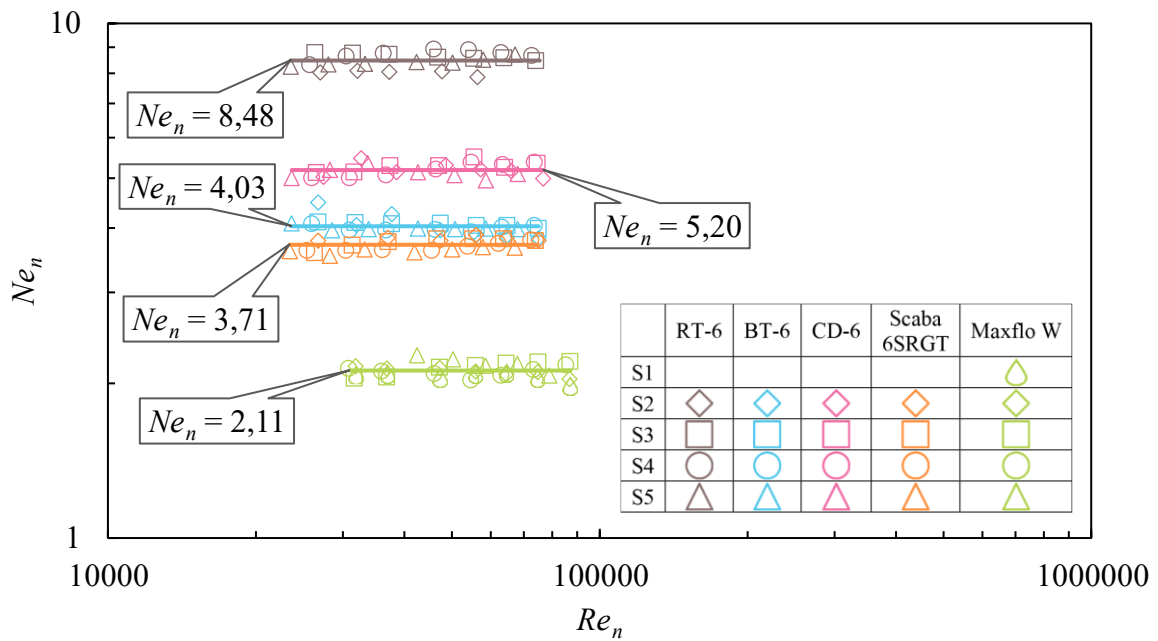
ciecz od strony wklęsłej. W przypadku mieszadła CD-6 wzrost ten wynosi 43%, dla mieszadła BT-6 71% i dla mieszadła Scaba 6SRGT 65%.



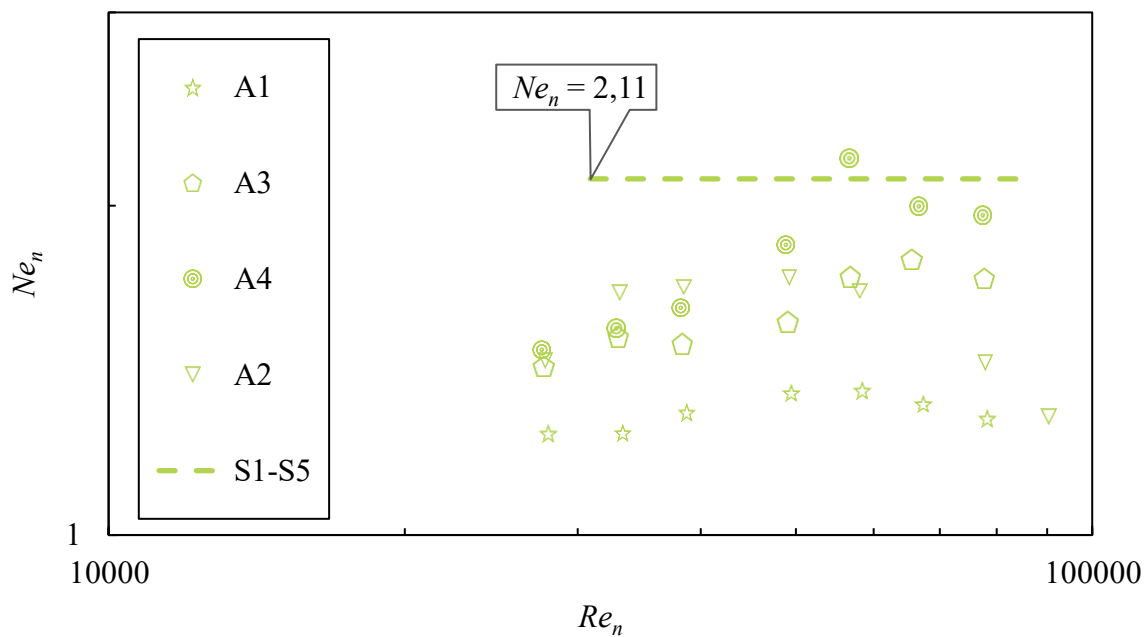
Rysunek 55. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania ustalonego w kierunku niestandardowym (R), woda

Z kolei mieszadło Maxflo W pompujące ciecz w górę charakteryzuje się wyższą liczbą mocy ( $Ne_m = 1,56$ ) w stosunku do obrotu generującego pompowanie cieczy w dół ( $Ne_m = 1,36$ ).

W kolejnym kroku przeprowadzono badania dla mieszania nieustalonego S (zgodnego z przebiegiem symetrycznej fali trójkątnej) a ich wyniki przedstawiono na rysunku 56. Nie zaobserwowano wpływu częstotliwości oscylacji  $f$  na wartość liczby mocy w badanym zakresie, który dla mieszadeł turbinowych mieścił się od 0,115 Hz do 0,92 Hz, natomiast dla mieszadła Maxflo W od 0,078 Hz do 0,92 Hz. Uzyskane wyniki są zgodne z wynikami Yoshidy i współpracowników [137] oraz Woziwodzkiego [44]. Dla wszystkich przebadanych mieszadeł zaobserwowano wzrost liczby mocy spowodowany zastosowaniem mieszania nieustalonego i związanego z tym powstawania większych obszarów zaburzeń za łopatkami mieszadła [43]. Dla mieszadła RT-6 wzrost ten wynosi około 30%. Yoshida i współpracownicy [43] dla mieszadła Delta uzyskali wzrost liczby mocy o ok. 80% w stosunku do mieszania nieustalonego. Dla mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT wzrost mocy wynosi odpowiednio 85%, 72% i 79%. W ich przypadku wzrost liczby mocy powoduje nie tylko samo zastosowanie mieszania nieustalonego, ale również obrót mieszadła w kierunku przeciwnym do standardowego (w którym mieszadła wykazują wyższą wartość liczby mocy).



Rysunek 56. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania nieustalonego S1-S5, woda



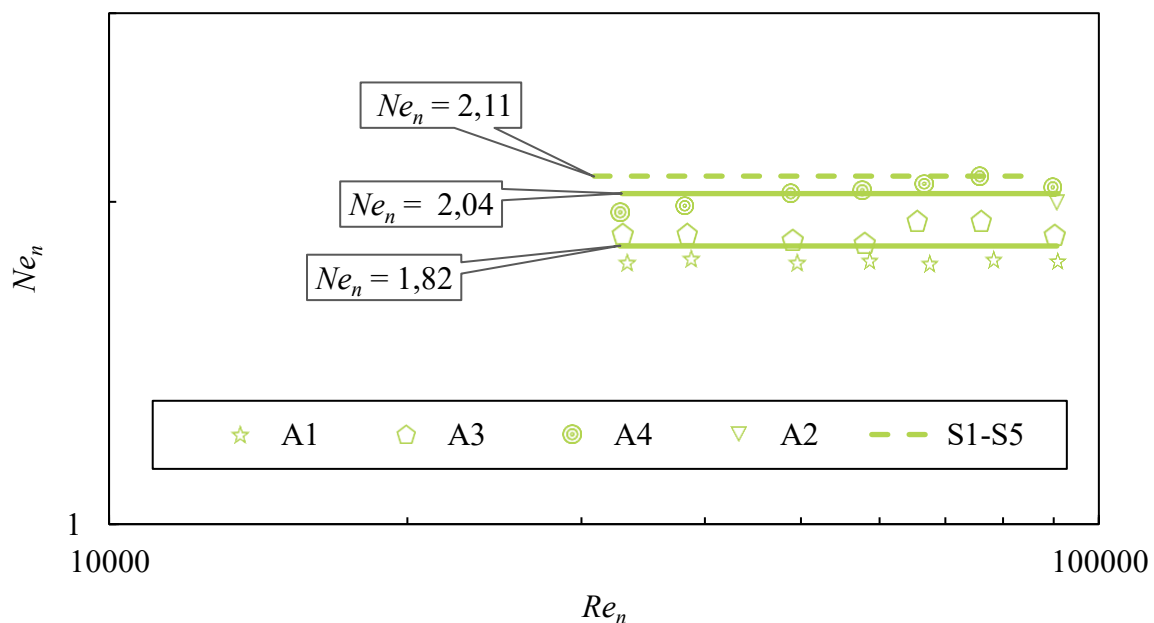
Rysunek 57. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania A1-A4 oraz S1-S5 – Maxflo W, mieszanie bez przegród, woda

W przypadku mieszadła osiowego Maxflo W zmiana kierunku obrotów prowadzi do zmiany trybu pompowania z pompowania w kierunku zwierciadła cieczy na pompowanie w kierunku dna mieszalnika. Dla tego mieszadła wzrost mocy wynosi około 35%.

Dla mieszadła Maxflo W przeprowadzono również badania mocy mieszania nieustalonego A1-A4 w zakresie  $Re_n$  od 30000 do 90000, które przedstawiono na rysunku 57.



Zaobserwowano wpływ przebiegu zmiany częstości obrotów w czasie na moc mieszania oraz że jej wartość nie jest stała w badanym zakresie  $Re_n$ . W przypadku mieszania ustalonego bez przegród dla  $Re_m < 100000$  liczba mocy maleje wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa, a dla  $Re_m > 100000$  przyjmuje wartość stałą [42]. Z kolei dla mieszania nieustalonego bez przegród Yoshida i współpracownicy [137] oraz Woziwodzki [21] uzyskiwali stałą wartość liczby mocy już dla  $Re_n > 10000$ . W przypadku mieszania typu A1-A4 w zakresie  $Re_n < 60000$  nie jest spełnione prawo Newtona i dopiero od  $Re_n = 60000$  obserwuje się wartość stałą  $Ne_n$ .



Rysunek 58. Zależność liczby mocy od liczby Reynoldsa dla mieszania A1-A4 oraz S1-S5 – Maxflo W, mieszanie z przegradami, woda

Zbadano także wpływ zastosowania przegród na mieszanie nieustalone. Na rysunkach 58 przedstawiono moc mieszania nieustalonego uzyskaną dla mieszadła Maxflo W podczas mieszania w zbiorniku z przegradami. Nie zaobserwowano wpływu zastosowania przegród na uzyskiwane wartości mocy mieszania S1-S5. Zastosowanie fali A prowadzi do uzyskiwania niższych wartości mocy mieszania w porównaniu do fali S. Można zauważyć, że zastosowanie przegród ma istotny wpływ na uzyskiwane wartości  $Ne_n$  podczas mieszania nieustalonego A: w mieszalniku bez przegród uzyskuje się niższe wartości liczby mocy w porównaniu do mieszalnika z przegradami, co tłumaczone może być pojawianiem się cyrkulacji okrężnej. W przypadku mieszalnika z przegradami w zakresie  $Re_n$  od 30000 do 90000 uzyskano stałe wartości liczby mocy:  $Ne_n = 1,82 \pm 0,06$  dla typów mieszania A1 i A3 z przewagą

pompowania cieczy w dół oraz  $Ne_n = 2,04 \pm 0,05$  dla typów mieszania A2 i A4 z przewagą pompowania cieczy w górę.

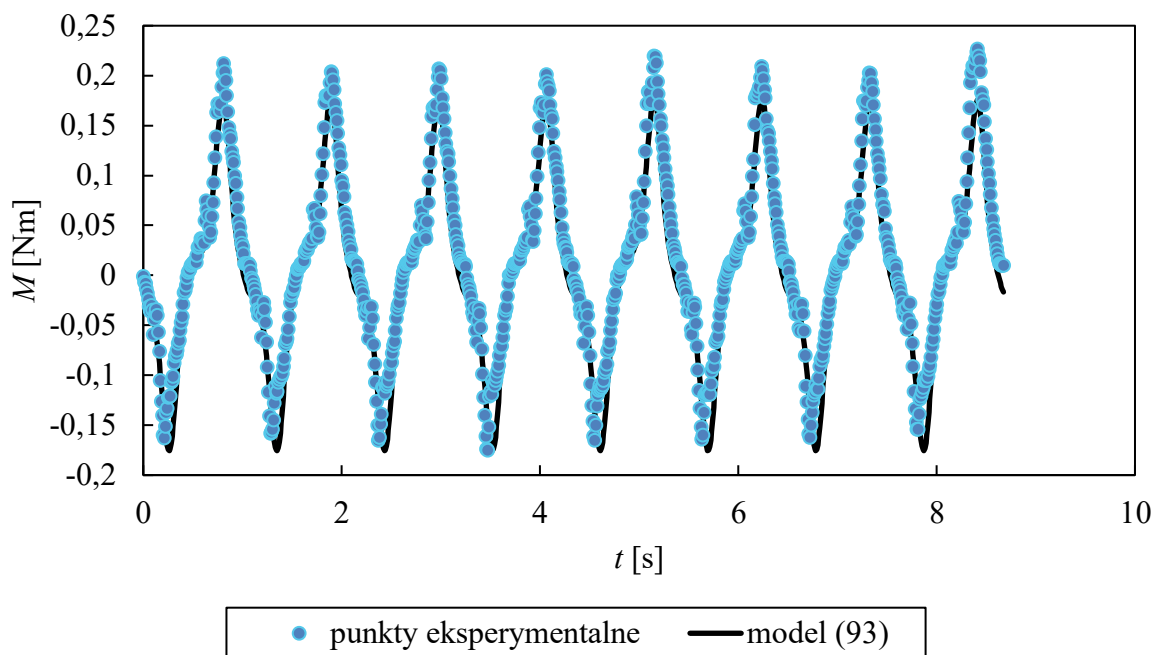
Badania mocy mieszania układów jednorodnych przeprowadzone zostały dla układu powietrze-woda, gdyż zgodnie z badaniami przeprowadzonymi przez Major-Godlewską i Karcz [104] dla ciekłych układów jednorodnych nie obserwuje się wpływu stężenia soli  $c$  na wartość liczby mocy.

## 8.1 WSPÓŁCZYNNIKI OPORU $C_D$ I BEZWŁADNOŚCI $C_I$

Zgodnie z równaniem Morisona siłę oddziałującą podczas mieszania można opisać jako sumę siły bezwładności i siły oporu:

$$\mathbf{F} = \mathbf{F}_D + \mathbf{F}_I \quad (1)$$

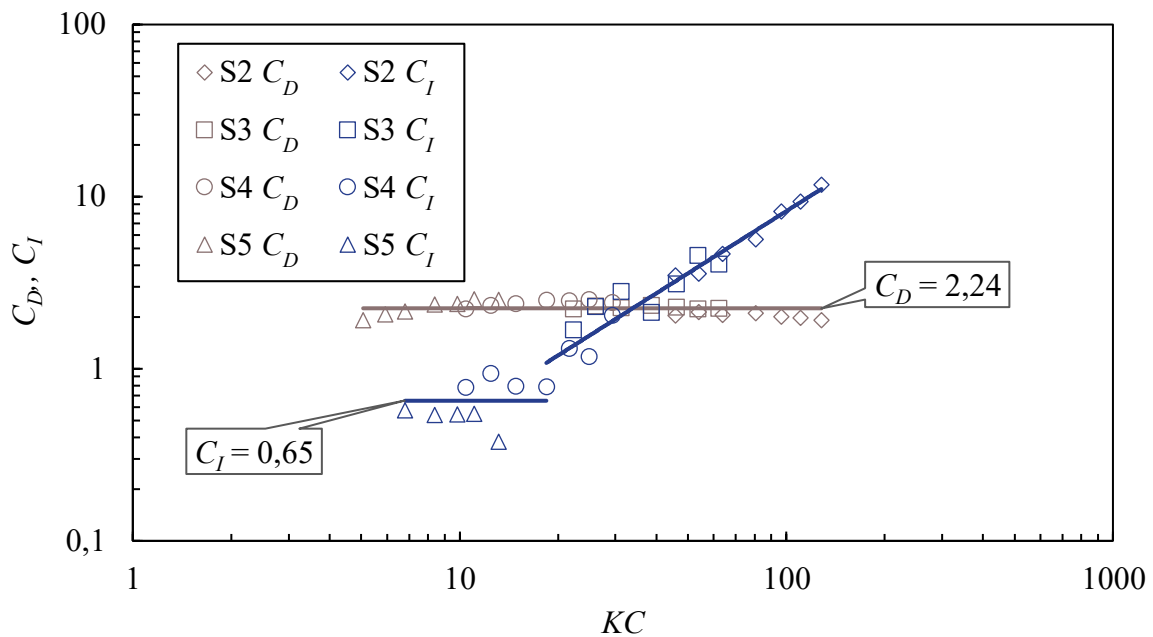
Jego zastosowanie do analizy zmian momentu obrotowego w czasie podczas mieszania nieustalonego umożliwia wyznaczenie wartości współczynników oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$ . Ich znajomość pozwala na lepsze zrozumienie procesów zachodzących w mieszalniku podczas mieszania nieustalonego oraz analizowanie zmian poszczególnych składowych siły.



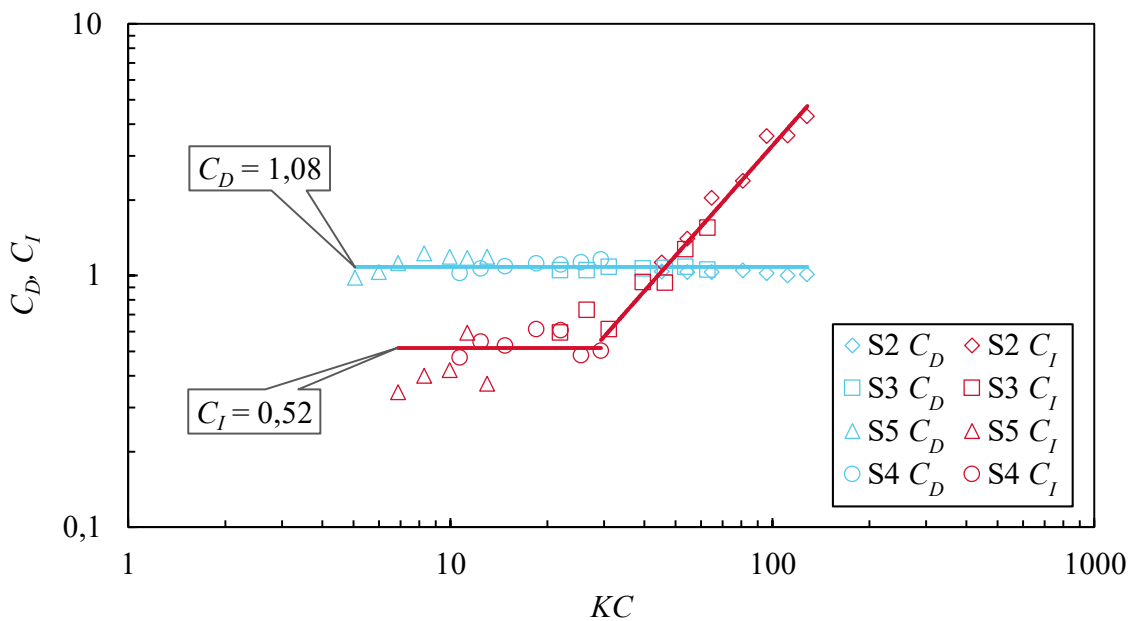
Rysunek 59. Przykładowe porównanie wartości eksperymentalnych z obliczonymi na podstawie modelu (93) dla mieszadła BT-6, S5,  $n_{max} = 6,34$  obr/s,  $KC = 6,89$ , woda

Wyznaczenie wartości współczynników oporu  $C_D$  oraz bezwładności  $C_I$  dla mieszania nieustalonego S możliwe było dzięki dopasowaniu punktów eksperymentalnych do modelu (93):

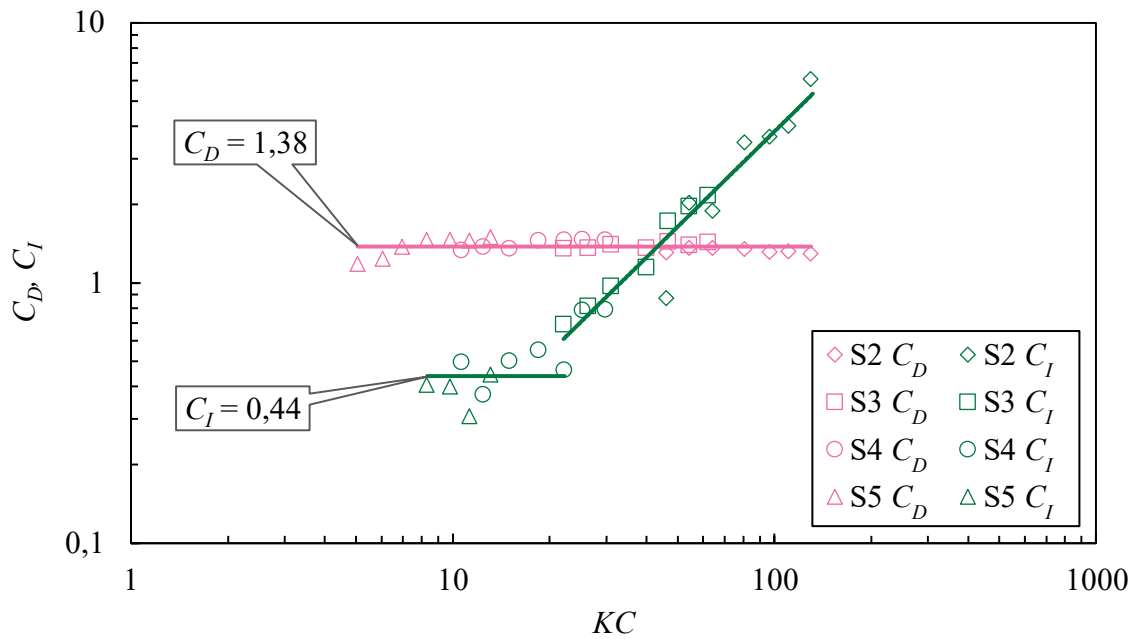
$$\begin{aligned}
 \mathbf{M} = & \frac{16 a_b}{\pi^2 d} C_D n_{max}^2 d^5 \rho \left| \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right| \\
 & \times \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) \\
 & + d^5 \rho \frac{a_b}{d} C_I n_{max} \frac{d \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)}{dt}
 \end{aligned} \tag{93}$$



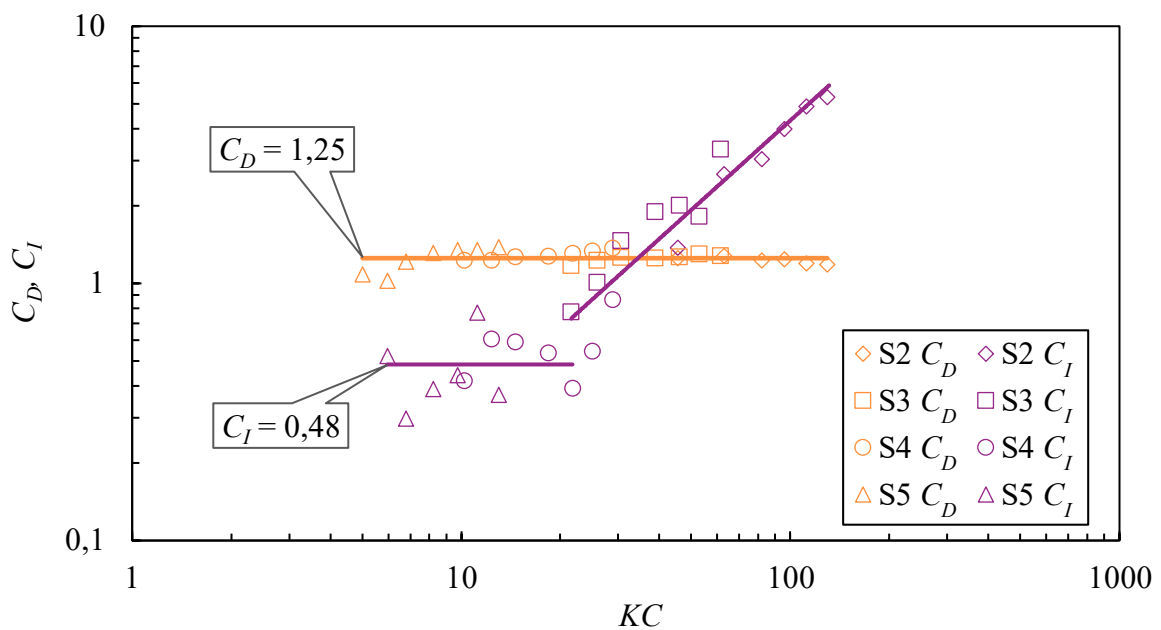
Rysunek 60. Zależność współczynnika bezwładności  $C_I$  i oporu  $C_D$  od liczby  $KC$  dla mieszadła RT-6 i wody



Rysunek 61. Zależność współczynnika bezwładności  $C_I$  i oporu  $C_D$  od liczby  $KC$  dla mieszadła BT-6 i wody



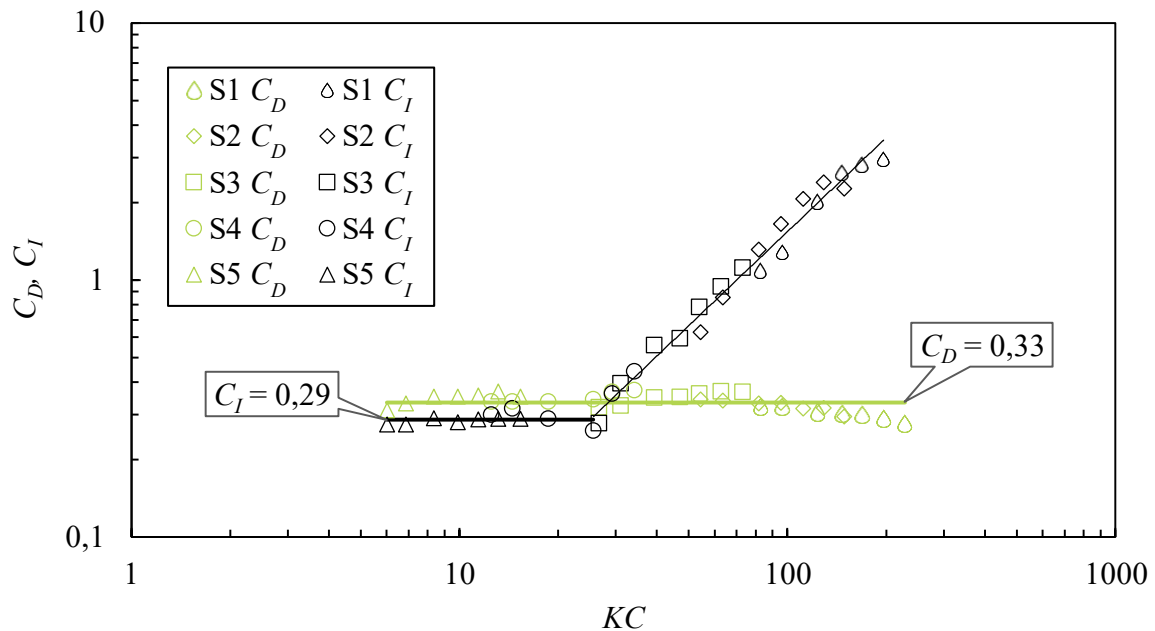
Rysunek 62. Zależność współczynnika bezwładności  $C_I$  i oporu  $C_D$  od liczby  $KC$  dla mieszadła CD-6 i wody



Rysunek 63. Zależność współczynnika bezwładności  $C_I$  i oporu  $C_D$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Scaba 6SRGT i wody

Na rysunku 59 przedstawiono przykładowe porównanie wartości obserwowanych i modelowych. Na rysunkach 60 - 64 przedstawiono wartości współczynników oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$  w zależności od liczby Keulegana-Carpentera  $KC$  uzyskane dla mieszania nieustalonego S dla wszystkich badanych mieszadeł. Wartości współczynników oporu  $C_D$  oraz

odchylen standardowych  $\sigma_{ST}$  dla poszczególnych mieszadeł zestawiono w tabeli 13. Współczynniki  $C_D$  przyjmowały wartość stałą w badanym zakresie liczb  $KC \in (5; 128)$ . Z badań Woziwodzkiego [21] wynika, że dla  $KC > 15$  wartość  $C_D$  jest stała, a poniżej  $KC < 15$  maleje wraz ze wzrostem  $KC$ .



Rysunek 64 Zależność współczynnika bezwładności  $C_I$  i oporu  $C_D$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W i wody, mieszanie nieustalone S1-S5

Tabela 13. Wartości współczynników oporu  $C_D$  oraz odchylen standardowych  $\sigma_{ST}$ ,  $KC \in (5; 128)$

Mieszadło	$C_D$	$\sigma_{ST}$
RT-6	2,24	0,19
BT-6	1,08	0,06
CD-6	1,38	0,08
Scaba 6SRGT	1,25	0,08
Maxflo W	0,33	0,02

Najwyższą wartość współczynnika oporu uzyskano dla turbiny Rushtona (rys. 60). Wynosi on  $C_D = 2,24$  co tłumaczyć można nieopływowym kształtem łopatki i przez to dużym jej oporem. Woziwodzki [44] dla mieszadła RT-6 uzyskał niższą wartość,  $C_D = 1,98$ . Zastosowanie łopatki o opływowym kształcie powodowało spadek współczynnika oporu o od 38% do 52% w stosunku do turbiny Rushtona. Obserwuje się tu silny wpływ kształtu łopatki na wartość współczynnika oporu. Zakrzywienie łopatki powoduje spadek wartości  $C_D$ . W przypadku

mieszadła CD-6, w którym łopatka ma taką samą wysokość i szerokość jak w przypadku RT-6, ale jest zakrzywiona, uzyskano wartość  $C_D = 1,38$ . Woziwodzki [44] dla tego mieszadła uzyskał zbliżoną wartość,  $C_D = 1,26$ . Zwiększenie zakrzywienia przy zachowaniu podobnych wymiarów łopatki (BT-6) prowadzi do dalszego spadku wartości  $C_D$ . Mieszadło Scaba 6SRGT charakteryzowało się nieco niższą (10%) wartością współczynnika oporu  $C_D$  od mieszadła CD-6 na co wpływa zarówno zakrzywienie jak i wymiary łopatki. Spadek  $C_D$  jest niewielki ze względu na to, że łopatka jest niższa, ale za to szersza stąd powierzchnia projekcyjna łopatki w rzucie pionowym jest o 15% mniejsza. Dla mieszadła BT-6 uzyskuje się wyższą moc mieszania nieustalonego  $Ne_n$  w stosunku do mieszadła Scaba 6SRGT. Jednocześnie uzyskiwany współczynnik oporu dla mieszadła BT-6 jest niższy. Można to tłumaczyć większą różnicą mocy mieszania ustalonego pomiędzy obrotem stroną wypukłą a stroną wklęsłą (wyższe wartości uzyskuje się dla obrotu stroną wypukłą) dla mieszadła BT-6 w stosunku do mieszadła Scaba 6SRGT. Większa różnica w mocy pomiędzy kierunkami obrotów generuje silniejszą cyrkulację okrężną co skutkuje większą składową siły bezwładności. Na współczynnik oporu istotny wpływ ma również charakter generowanego przepływu i podobnie jak w przypadku mocy mieszania najniższą wartością współczynnika oporu charakteryzuje się mieszadło Maxflo W generujące przepływ osiowy (rys. 64), dla którego  $C_D = 0,33$ . Dla mieszania nieustalonego w przypadku mieszadeł turbinowych (rys. 60 - 63) w zakresie  $KC \in (5; 20)$  obserwuje się dominację współczynnika oporu, a współczynnik bezwładności przyjmuje stałą wartość. Wartości te zestawiono w tabeli 14.

Tabela 14. Wartości stałych współczynników bezwładności  $C_I$  oraz odchyłeń standardowych  $\sigma_{ST}$ ,  $KC \in (5; 20)$

Mieszadło	$C_I$	$\sigma_{ST}$
RT-6	0,65	0,18
BT-6	0,52	0,11
CD-6	0,44	0,08
Scaba 6SRGT	0,48	0,14
Maxflo W	0,29	0,05

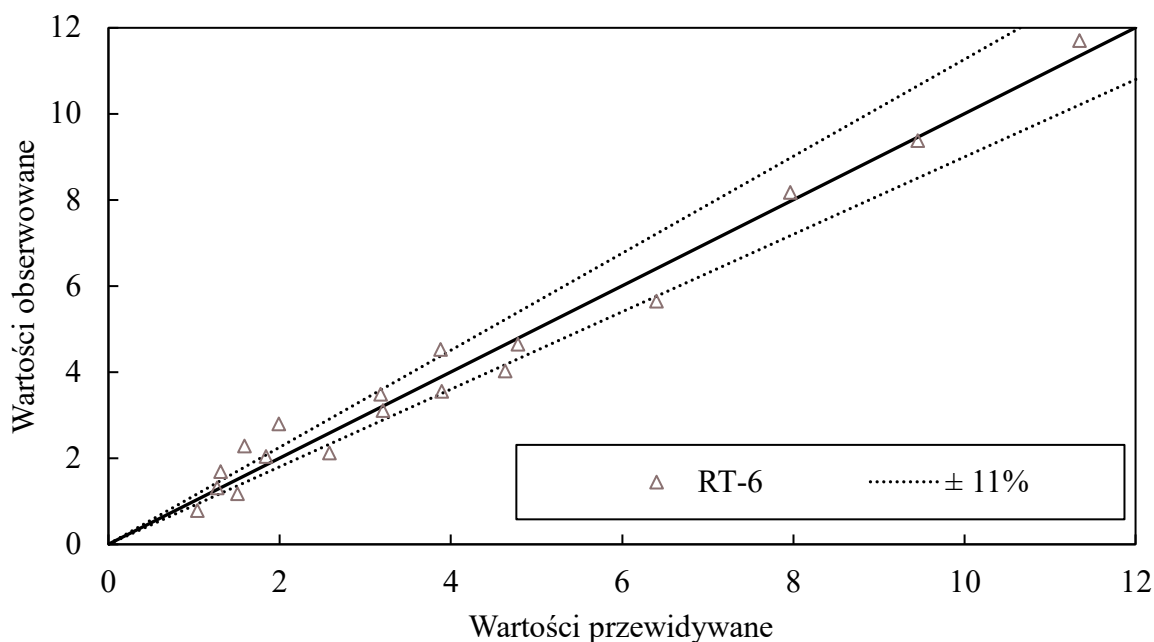
Z kolei w zakresie  $KC \in (20; 60)$  zarówno siła oporu i bezwładności odgrywają istotny wpływ na wartość momentu obrotowego. Przeprowadzone badania wskazują, że w zakresie  $KC > 60$  wyższe wartości przyjmuje współczynnik bezwładności i staje się on zależy od liczby Keulegana-Carpentera  $KC$ . Zależność tą można opisać równaniem:

$$C_I = C_{23} \cdot KC^{C_{24}} \quad (99)$$

Gdzie  $C_{23}$  i  $C_{24}$  to stałe zależne od typu mieszadła (tabela 15).

Tabela 15. Wartości stałych  $C_{23}$  i wykładników  $C_{24}$  równania (99) w zależności od typu mieszadła

Mieszadło	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
RT-6	$C_{23}$	0,028	0,007	0,000831	0,014	0,043
	$C_{24}$	1,235	0,054	$< 10^{-6}$	1,120	1,350
BT-6	$C_{23}$	0,006	0,002	0,016978	0,001	0,012
	$C_{24}$	1,348	0,078	$< 10^{-6}$	1,176	1,52
CD-6	$C_{23}$	0,009	0,004	0,017904	0,002	0,017
	$C_{24}$	1,315	0,082	$< 10^{-6}$	1,139	1,492
Scaba 6SRGT	$C_{23}$	0,033	0,012	0,013808	0,008	0,059
	$C_{24}$	1,048	0,078	$< 10^{-6}$	0,878	1,217
Maxflo W	$C_{23}$	0,007	0,002	0,001775	0,003	0,010
	$C_{24}$	1,189	0,058	$< 10^{-6}$	1,068	1,310



Rysunek 65. Przykładowa zależność wartości obserwowanych względem przewidywanych dla równania (99) i mieszadła RT-6, woda

Wartość prawdopodobieństwa testowego  $p$  jest dla wszystkich przypadków mniejsza od 0,05 co sugeruje, że zależność (99) jest istotna statystycznie. Na rysunku 65 przedstawiono

przykładowy wykres wartości obserwowanych względem przewidywanych dla równania (99) i mieszadła RT-6. Badania wskazują, że współczynnik bezwładności  $C_I$  rośnie wraz ze zmniejszaniem częstotliwości oscylacji i rośnie wraz ze wzrostem amplitudy częstości obrotów mieszadła. Wzrost współczynnika bezwładności  $C_I$  wraz ze wzrostem liczby  $KC$  można tłumaczyć wzrostem oddziaływania cyrkulacji okrężnej w mieszalniku, która zwiększa się wraz ze spadkiem częstotliwości oscylacji. W badanym zakresie  $KC \in (5; 128)$  najwyższą wartością  $C_I$  charakteryzowało się mieszadło RT-6. Zastosowanie łopatkki o opływowym kształcie prowadziło do otrzymywania niższych wartości  $C_I$ . Dla mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT w zakresie  $KC \in (5; 20)$  wartości  $C_I$  są zbliżone i wynoszą od 0,44 do 0,52. W przypadku mieszadła Maxflo W dla  $KC$  od 5 do 25 współczynnik bezwładności przyjmuje stałą wartość  $C_I = 0,28$  (rys. 64). W zakresie  $KC > 25$  obserwowany jest jego potęgowy wzrost zgodnie z równaniem (99), którego współczynniki zestawiono w tabeli 15. Wzrost współczynnika bezwładności, podobnie jak w przypadku mieszadeł promieniowych, tłumaczyć można przez pojawienie się cyrkulacji okrężnej cieczy. W przypadku mieszadła osiowego Maxflo W nie zaobserwowano przewagi współczynnika oporu  $C_D$ . W zakresie  $KC \in (6; 60)$ , współczynnik oporu  $C_D$  jak i współczynnik bezwładności  $C_I$  mają zbliżone wartości, a powyżej wartości  $KC > 60$  przeważa współczynnik bezwładności  $C_I$ .

Analiza istotności różnic wykazała, że dla wszystkich badanych mieszadeł można zastosować wspólny wykładnik przy liczbie  $KC$ :

$$C_I = C_{25} \cdot KC^{1,190} \quad (100)$$

Wartości stałych równania (100) zestawiono w tabeli 16.

Tabela 16. Wartości wykładników  $C_{25}$  równania (100)

Mieszadło	$C_{25}$	Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
RT-6	0,035	0,001	$< 10^{-6}$	0,033	0,036
CD-6	0,017	0,001	$< 10^{-6}$	0,015	0,018
BT-6	0,013	0,0004	$< 10^{-6}$	0,012	0,014
Scaba 6SRGT	0,018	0,001	$< 10^{-6}$	0,016	0,019
Maxflo W	0,007	0,0001	$< 10^{-6}$	0,006	0,007

Ponadto dla mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT można zastosować wspólną stałą  $C_{26}$ :

$$C_I = C_{26} \cdot KC^{1,190} \quad (101)$$

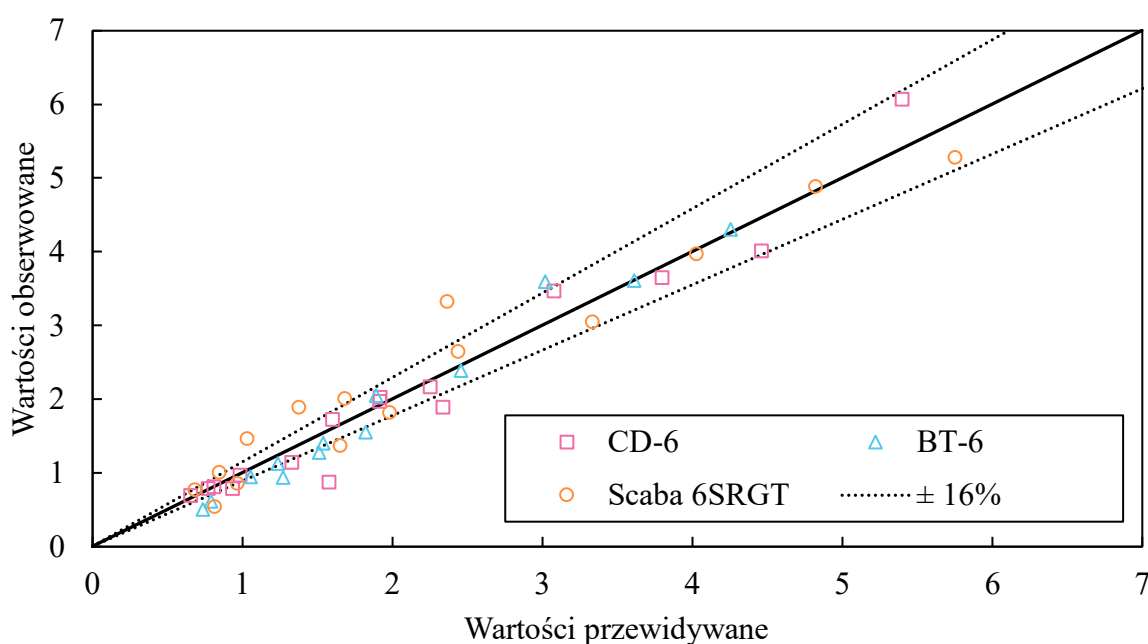


Wyniki estymacji nieliniowej zestawiono w tabeli 17.

Tabela 17. Wyniki estymacji nieliniowej dla równania (101)

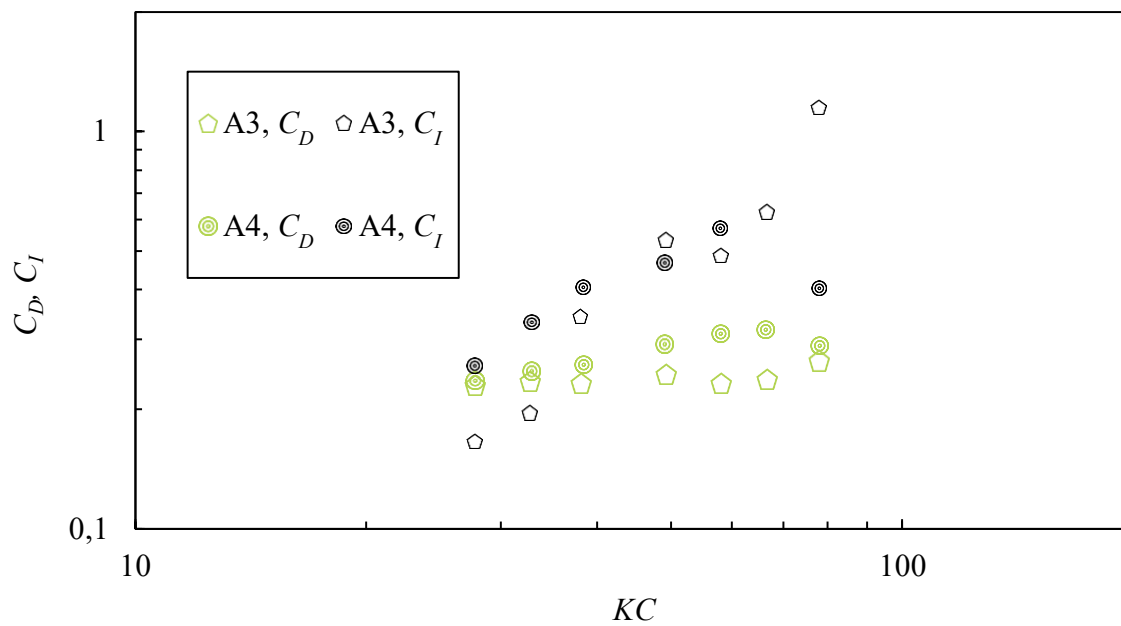
Mieszadło	$C_{26}$	Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT	0,016	0,0004	$< 10^{-6}$	0,015	0,017

Na rysunku 66 przedstawiono przykładowy wykres wartości obserwowanych względem przewidywanych dla równania (100) i mieszadeł CD-6, BT-6 oraz Scaba 6SRGT.

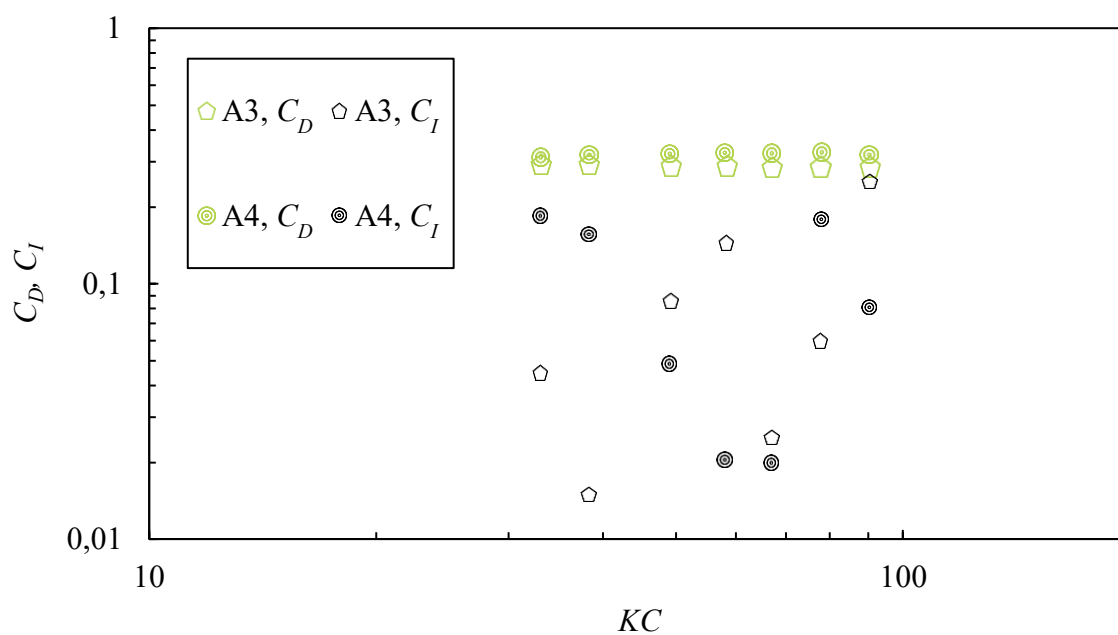


Rysunek 66. Przykładowy wykres wartości obserwowanych względem przewidywanych dla równania (100) i mieszadeł CD-6, BT-6 oraz Scaba 6SRGT

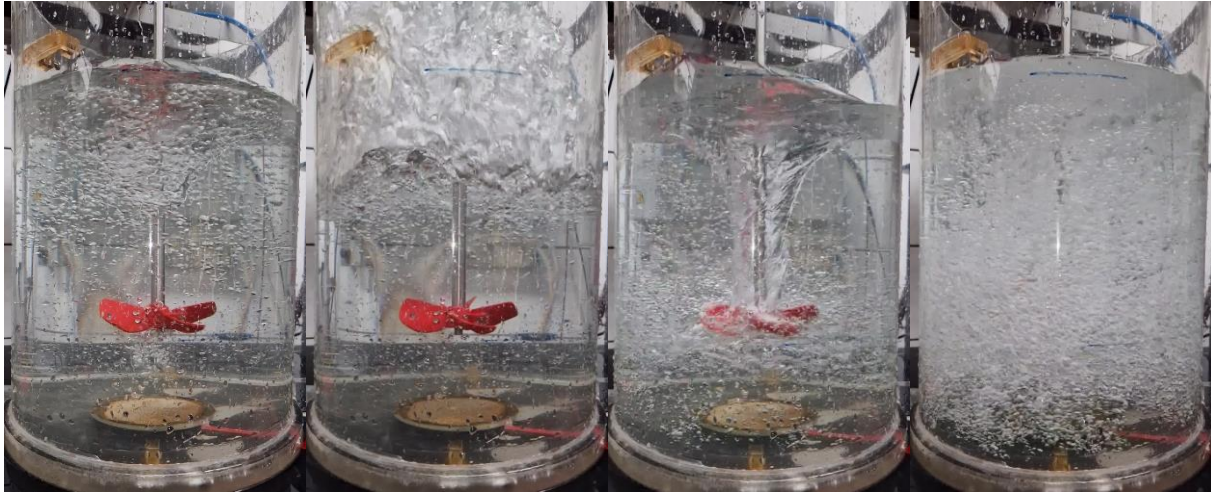
Na rysunku 67 przedstawiono zależności współczynników bezwładności  $C_D$  i oporu  $C_I$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W i mieszania nieustalonego A3-A4. Dodatkowo przeprowadzono dla tego mieszadła analizę wpływu przegród na wartości współczynników  $C_D$  i  $C_I$  (rys. 68). Podobnie jak w przypadku mocy mieszania, obecność przegród w mieszalniku ma istotny wpływ na uzyskiwane wartości współczynników  $C_D$  i  $C_I$  dla mieszania typu A. Obserwuje się znaczący spadek współczynnika bezwładności spowodowany zastosowaniem przegród co analogicznie jak w przypadku mocy mieszania spowodowane jest ograniczeniem cyrkulacji cieczy. Z kolei współczynnik oporu utrzymuje się na zbliżonym poziomie.



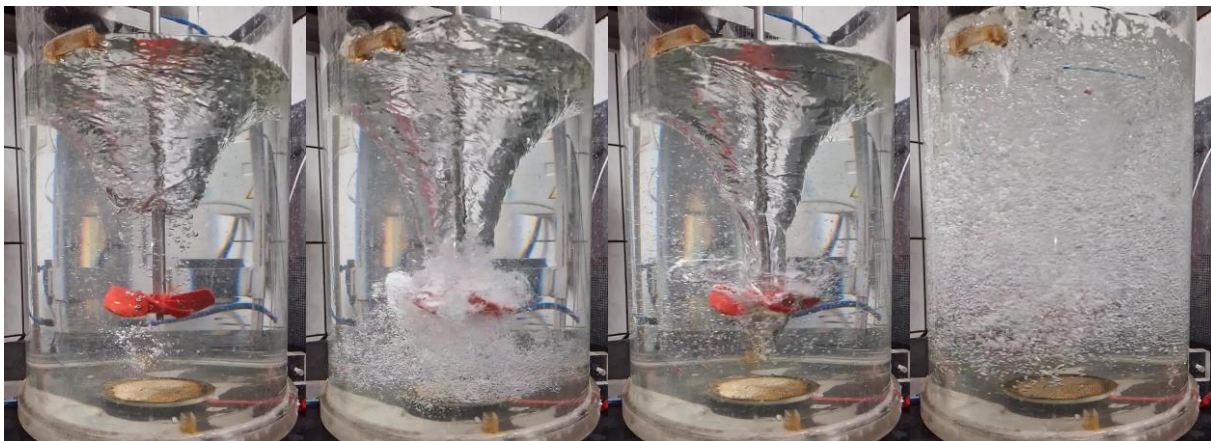
Rysunek 67. Zależność współczynnika bezwładności i oporu od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W w mieszalniku bez przegród, mieszanie A3-A4, woda



Rysunek 68. Zależność współczynnika bezwładności i oporu od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W w mieszalniku z przegradami, mieszanie A3-A4, woda



Rysunek 69 Zmiany zachodzące podczas mieszania nieustalonego z falą niesymetryczną bez przegród – przewaga pompowania cieczy w dół



Rysunek 70 Zmiany zachodzące podczas mieszania nieustalonego z falą niesymetryczną bez przegród – przewaga pompowania cieczy w górę

Dla obu przypadków wyniki pomiarów charakteryzują się dużym rozrzutem spowodowanym dużą dynamiką układu zaprezentowaną na zdjęciach (rys. 69 i 70).

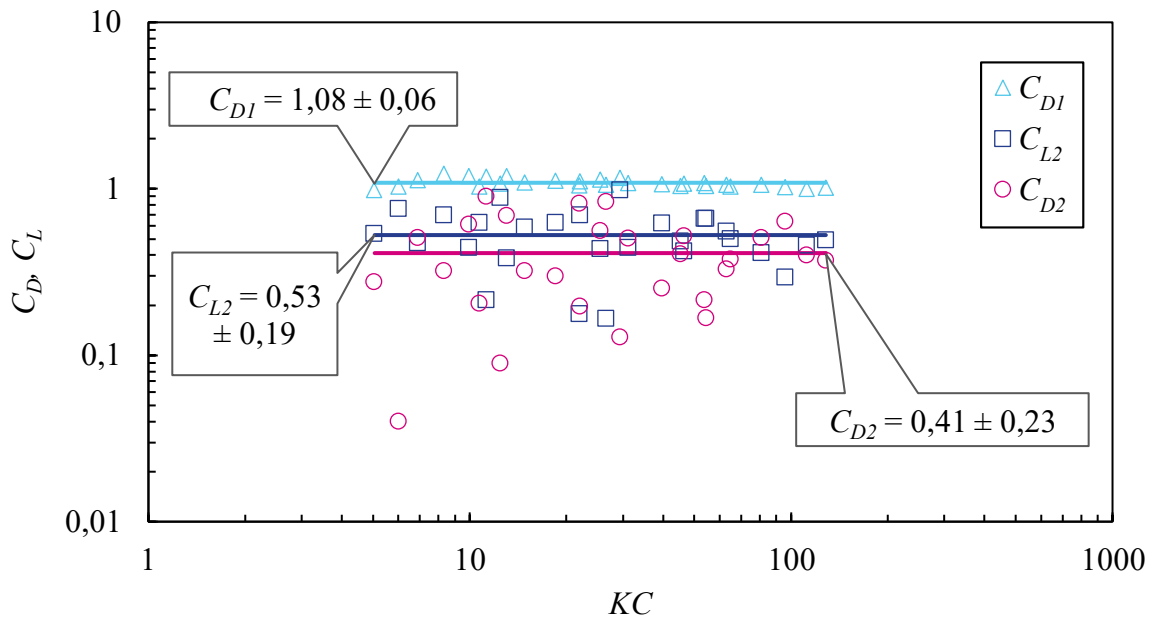
## 8.2 SIŁA NOŚNA

Podjęto próbę rozszerzenia równania Morisona (1) o siłę nośną  $F_L$ : w celu lepszego zrozumienia procesów zachodzących podczas mieszania nieustalonego i analizę powstających sił osiowych:

$$F = F_D + F_I + F_L \quad (102)$$

Równanie na moment obrotowy przybrało następującą postać:

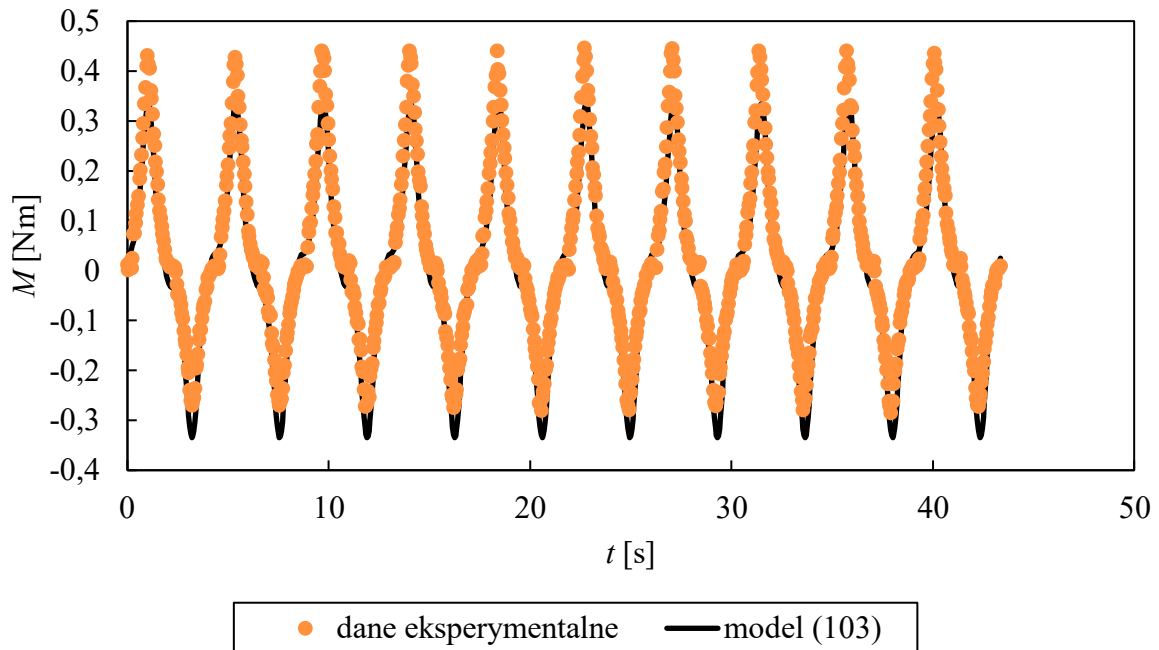
$$\begin{aligned}
& M \\
& = \frac{16 a_b}{\pi^2 d} C_D n_{max}^2 d^5 \rho \left| \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right| \\
& \times \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) \\
& + d^5 \rho \frac{a_b}{d} C_L n_{max} \frac{d \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)}{dt} \\
& + \frac{16 b_b}{\pi^2 d} C_L n_{max}^2 d^5 \rho \left| \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right| \\
& \times \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)
\end{aligned} \tag{103}$$



Rysunek 71. Porównanie wartości współczynnika oporu  $C_{D1}$  wyznaczonego na podstawie równania (93) oraz współczynników oporu  $C_{D2}$  i nośności  $C_{L2}$  wyznaczonych na podstawie równania (103) dla mieszadła BT-6

Przeprowadzone badania wskazują, że uwzględnienie siły nośnej  $F_L$  nie wpływa na wartości współczynnika bezwładności  $C_I$ . Zaobserwowano z kolei zmiany wartości współczynnika oporu  $C_D$ . Na rysunku 71 przedstawiono przykładowe porównanie wartości współczynnika oporu wyznaczonego według równania (93) oraz współczynników oporu i nośności wyznaczonych według równania (103). Na podstawie przeprowadzonych analiz nie zaobserwowano wpływu rozszerzenia równania Morisona o kolejny człon na wartości współczynnika determinacji  $R^2$  oraz pierwiastka błędu średniokwadratowego RMSE. Ponadto uzyskiwane wartości współczynnika oporu i współczynnika nośności charakteryzują się bardzo

dużym odchyleniem. Z tego względu stwierdzono, że rozbudowanie równania nie daje zadowalających efektów, gdyż nie uzyskano poprawy dokładności opisu przebiegu momentu obrotowego przez ten model.



Rysunek 72. Przykładowe porównanie wartości eksperymentalnych z obliczonymi na podstawie modelu (103) dla mieszadła Scaba SRGT6, S3,  $n_{max} = 8,95$  obr/s,  $KC = 38,89$ , woda

Na rysunku 72 przedstawiono przykładowe porównanie wartości obserwowanych i obliczonych na podstawie modelu (103) dla mieszadła Scaba 6SRGT.

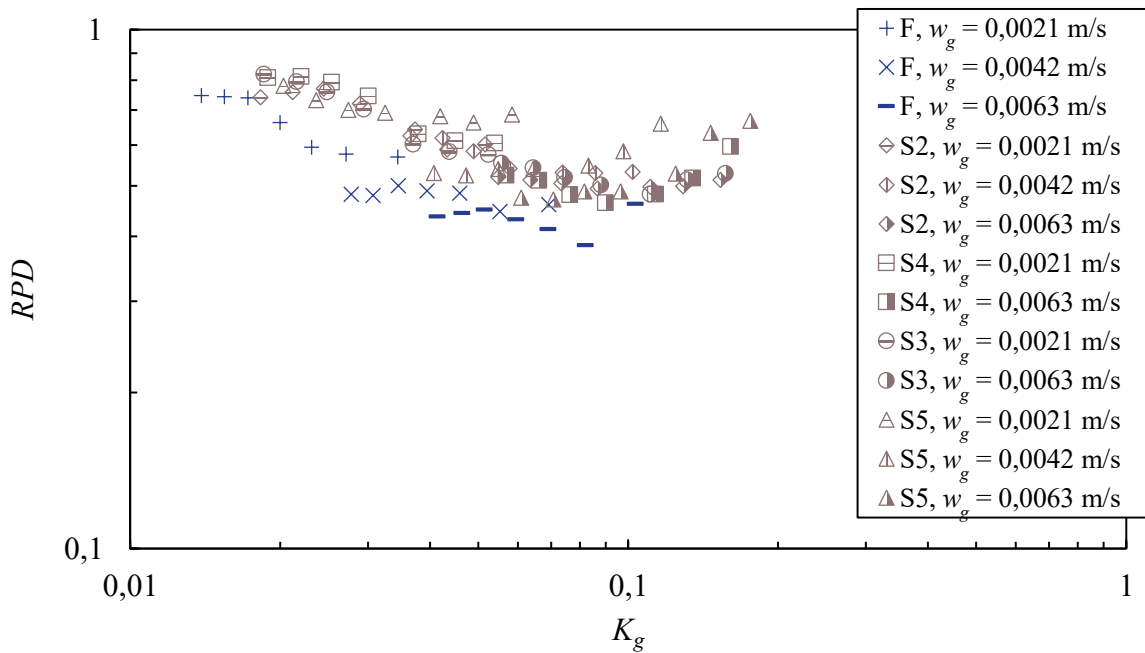
## 9 MOC MIESZANIA UKŁADÓW GAZ CIECZ

Moc mieszania stanowi jeden z najważniejszych parametrów opisujących mieszanie mechaniczne. Dla układów dwufazowych gaz-ciecz jest ona szczególnie istotna, gdyż obecność gazu w cieczy obniża gęstość układu i w konsekwencji powoduje zmniejszenie zapotrzebowania na moc mieszania. Zmiany w mocy mieszania pozwalają również uzyskać informacje na temat formujących się za łopatkami kawern gazowych. Z tego powodu kolejnym etapem pracy była analiza zapotrzebowania na moc mieszania nieustalonego dla układów gaz-ciecz.

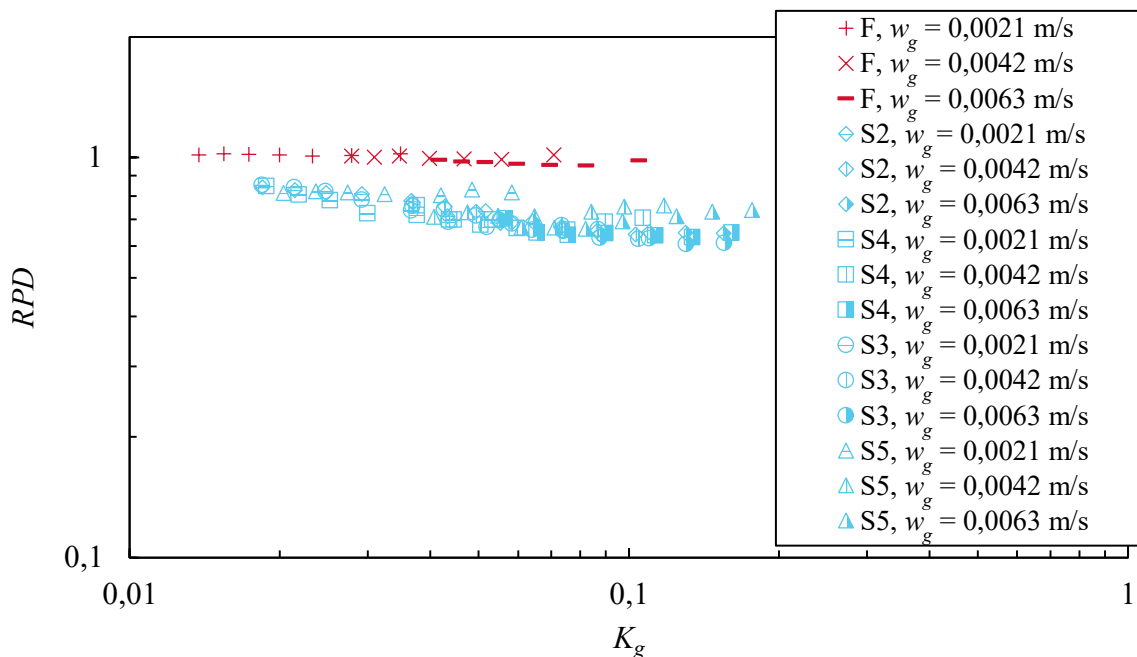
W mieszaniu mechanicznym moc mieszania gaz-ciecz zwykle przedstawiana jest jako moc względna  $RPD$ , czyli stosunek mocy mieszania w układzie gaz-ciecz do mocy mieszania układu jednorodnego. Dla mieszania ustalonego  $RPD$  jest zależna od wydatku gazu (liczby przepływu gazu  $K_g$ ) oraz liczby Froude'a  $Fr_m$ . Na rysunkach 73-76 zestawiono wyniki badań mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla wszystkich badanych mieszadeł turbinowych zarówno dla mieszania ustalonego jak i nieustalonego. Najniższą mocą względną dla obu typów mieszania charakteryzowało się mieszadło RT-6 (rys. 73). Dla  $K_g \approx 0,08$   $RPD$  wynosi 0,46 dla mieszania nieustalonego oraz 0,38 dla mieszania ustalonego, natomiast dla  $K_g \approx 0,02$   $RPD$  wynosi 0,82 dla mieszania nieustalonego oraz 0,74 dla mieszania ustalonego. Dla tego mieszadła w całym badanym zakresie liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszania nieustalonego uzyskuje się wyższe wartości mocy względnej  $RPD$  w porównaniu do mieszania ustalonego. Dla tych samych wartości liczby przepływu gazu  $K_g$  uzyskano wzrost mocy względnej  $RPD$  nawet do 54% ( $K_g = 0,03$ ). Woziwodzki i Broniarz-Press [38] również uzyskali wzrost  $RPD$  o ponad 50% przy  $K_g = 0,02$ .

Dla mieszania ustalonego i nieustalonego  $RPD$  zależy od ilości gazu podawanego do mieszalnika i wraz ze wzrostem wydatku gazu moc względna spada [42], [49]. W przypadku mieszania ustalonego zmniejszenie  $RPD$  spowodowane jest powstawaniem kawern gazowych za łopatkami mieszadła, które wraz ze wzrostem  $K_g$  stopniowo zwiększają swoją objętość. Dla turbiny Rushtona wraz z wzrostem  $K_g$  zmienia się również liczba kawern a  $RPD$  spada aż do momentu, gdy pozostają 3 duże kawerny. Z kolei w przypadku mieszania nieustalonego nie dochodzi do pełnego wykształcenia kawern. Kawerna zwiększa swoją objętość wraz ze wzrostem częstości obrotów mieszadła. Wyhamowywanie i zmiana kierunku obrotów mieszadła powoduje jej rozproszenie i powstanie kawerny po drugiej stronie łopatki. Wraz ze

wzrostem częstotliwości oscylacji kawerny stają się bardziej niestabilne co powoduje wzrost mocy względnej  $RPD$  [38].



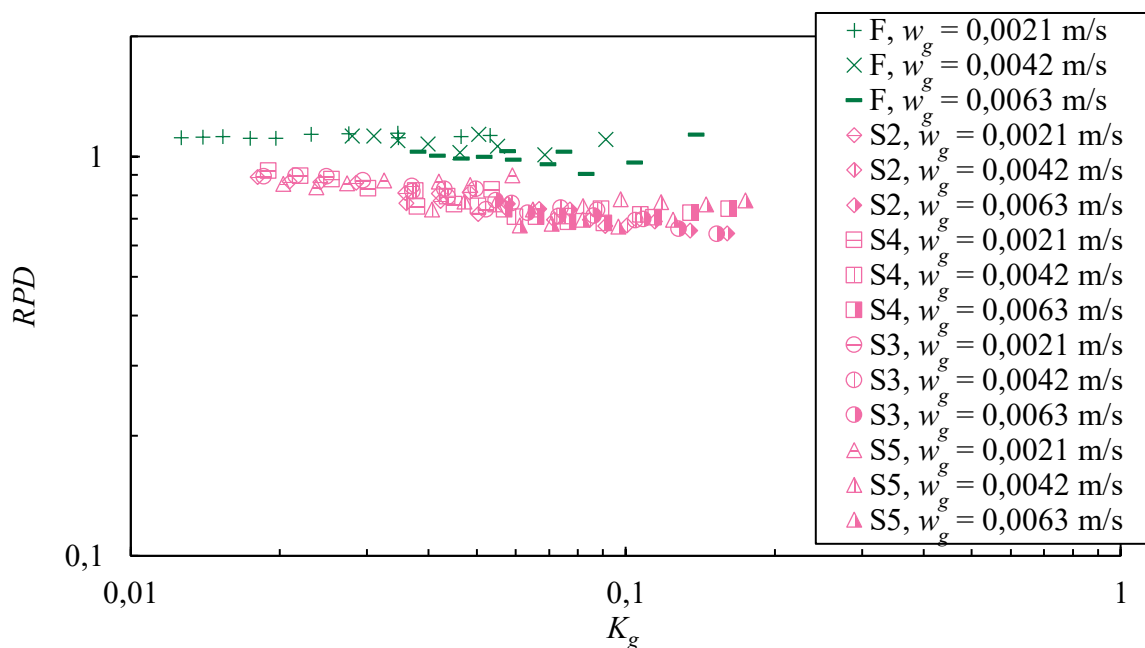
Rysunek 73. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła RT-6, woda



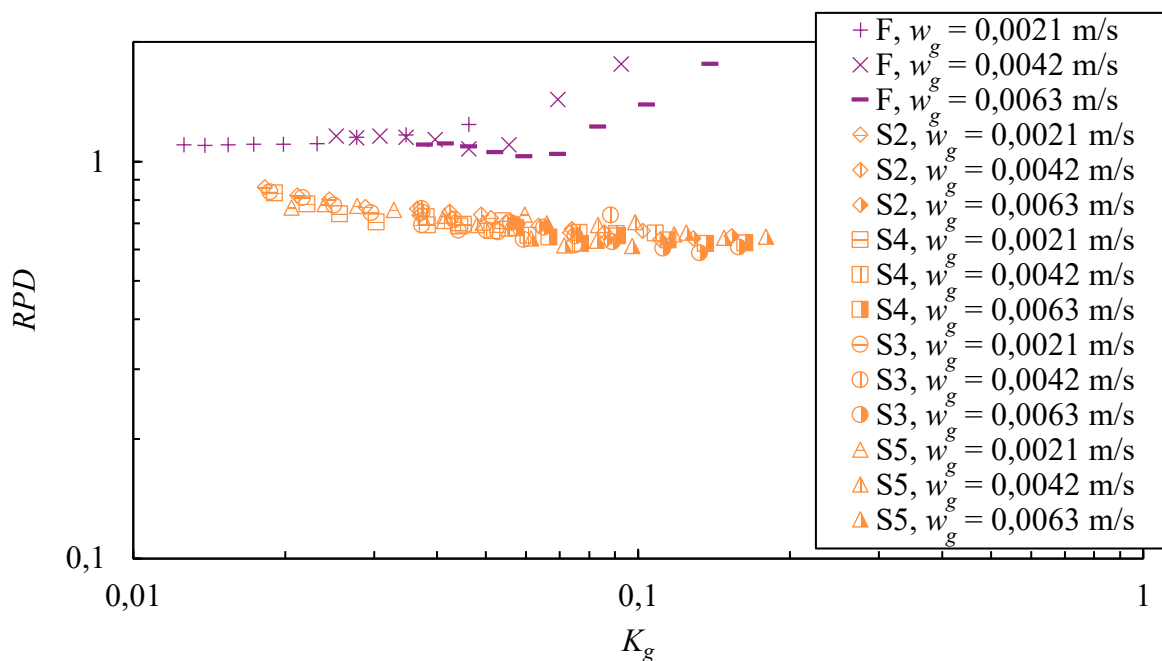
Rysunek 74. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła BT-6, woda

Analizując moc mieszania ustalonego układu gaz-ciecz dla mieszadeł o zakrzywiony łopatkach (BT-6, Scaba 6SRGT, CD-6) w zakresie  $K_g < 0,04$  obserwuje się zbliżone wartości mocy względnej dla mieszadeł CD-6 (rys. 75) i Scaba 6SRGT (rys. 76), natomiast mieszadło BT-6

(rys. 74) ma moc względną o około 10% mniejszą. Przykładowo dla  $K_g = 0,02$   $RPD = 1,11$  w przypadku mieszadeł CD-6 i Scaba 6SRGT, natomiast dla BT-6  $RPD = 1,02$ .



Rysunek 75. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła CD-6, woda

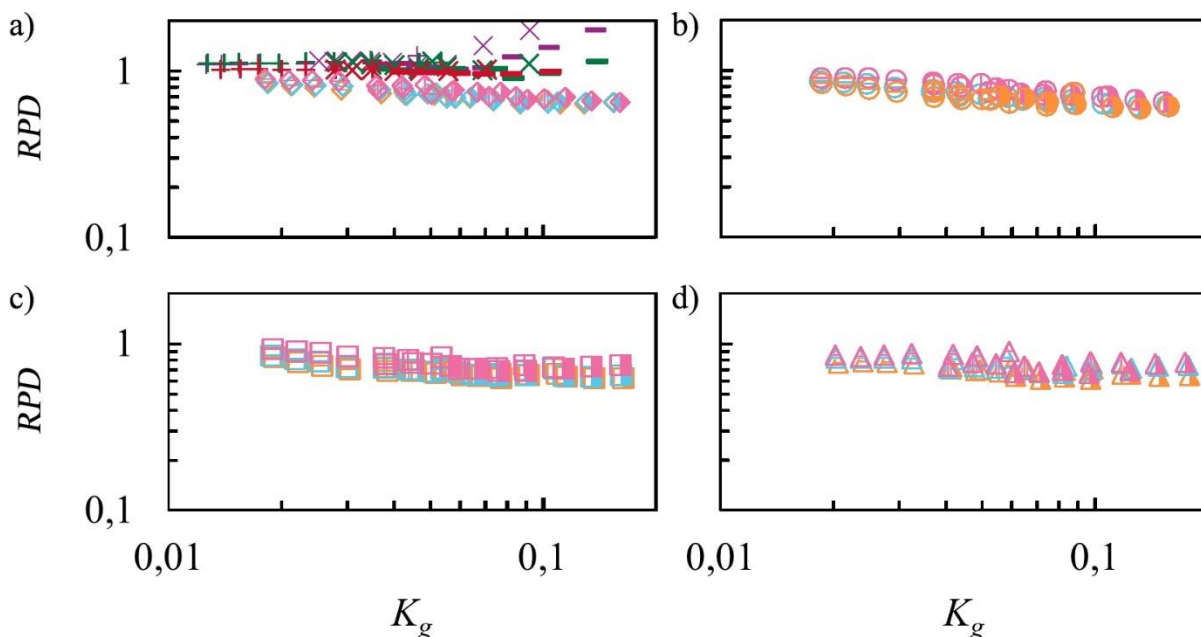


Rysunek 76. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła Scaba 6SRGT, woda

Dla  $K_g > 0,04$  różnice pomiędzy mieszadłami BT-6 a CD-6 zanikają, natomiast największą mocą względną charakteryzuje się mieszadło Scaba 6SRGT. Dla  $K_g = 0,07$  otrzymana wartość



$RPD$  wynosi 1,43 dla Scaba 6SRGT, 1,02 dla BT-6 oraz 1,01 dla CD-6. Uzyskiwane wartości  $RPD$  dla tych mieszadeł są wyższe od 0,94 w całym badanym zakresie  $K_g$ .

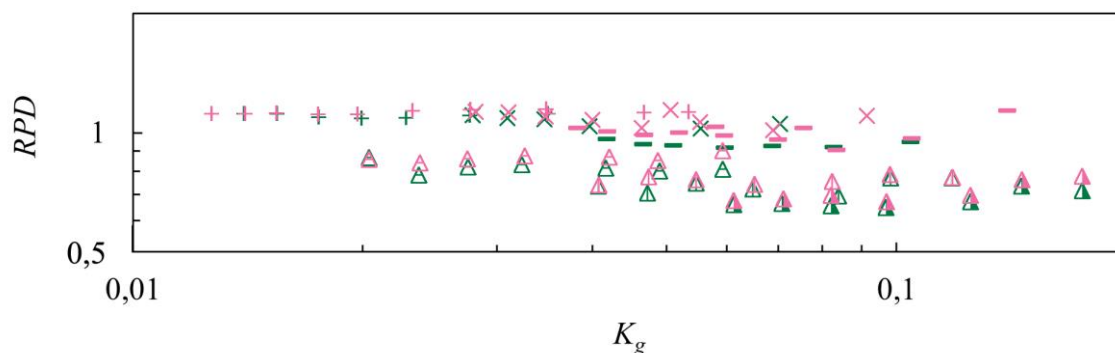


Rysunek 77. Porównanie zależności  $RPD$  od  $K_g$  dla mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT dla mieszania typu F i S2 (a), S3 (b), S4 (c) oraz S5 (d) (obowiązują legendy z rysunków 74-76)

Porównanie uzyskanych wartości  $RPD$  dla mieszania nieustalonego i ustalonego dla tych mieszadeł wykazuje, że zastosowanie mieszania nieustalonego powoduje spadek względnej mocy mieszania  $RPD$  w stosunku do mieszania ustalonego. Spadek ten przy  $K_g = 0,018$  wynosi 16% dla mieszadła BT-6, 20% dla CD-6 i 23% dla Scaba 6SRGT, natomiast przy  $K_g = 0,1$  odpowiednio 35%, 31% i 56%. Przyczynę spadku mocy mieszania należy wiązać z zależnością mocy mieszadła od kierunku obrotu. Mieszadło obracające się stroną wklęsłą łopatki charakteryzują się znacznie niższymi wartościami  $RPD$  w porównaniu do obrotu stroną wypukłą (rys. 6). Jest to związane z powstawaniem dużych kawern gazowych za łopatkami mieszadła obracającego się stroną wypukłą łopatki. W przypadku strony wklęsłej tendencja ta jest zmniejszona [53]. Przeprowadzone wcześniej badania [24] również wykazały spadek względnej mocy mieszania dla mieszadła BT-6 w porównaniu do mieszania ustalonego [55] (rys. 11). Przeprowadzone porównanie (rys 77) wskazuje, że wpływ kształtu łopatki na moc mieszania w układzie gaz-ciecz jest odmienny dla mieszania nieustalonego w porównaniu do ustalonego. Najwyższe wartości mocy względnej uzyskuje się dla mieszadła CD-6, następnie dla mieszadła BT-6, a najniższe dla mieszadła Scaba 6SRGT. Obserwowany jest także wpływ częstotliwości oscylacji na otrzymywane wartości  $RPD$ , które rosną wraz ze wzrostem  $f$ . Dla najniższych częstotliwości oscylacji  $f = 0,115$  Hz (mieszanie S2) dla mieszadeł BT-6 i Scaba

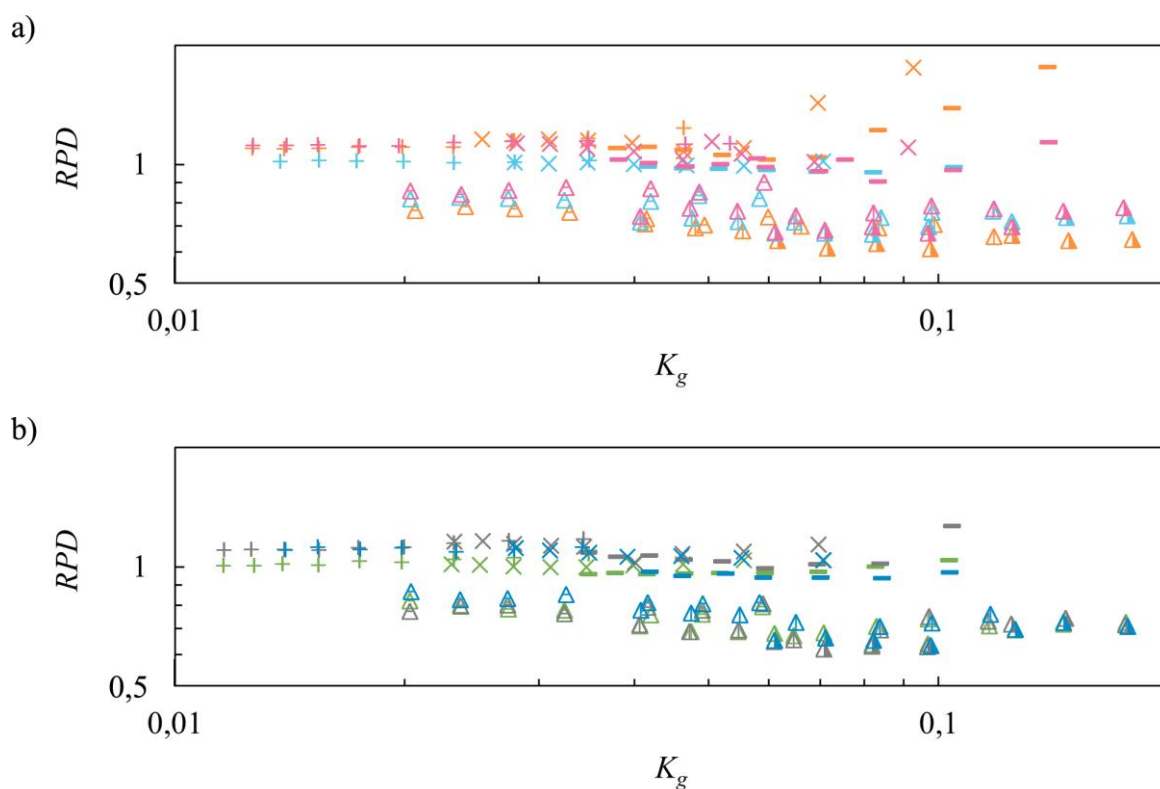
6SRGT otrzymano zbliżone wartości  $RPD$ , natomiast w przypadku CD-6  $RPD$  jest wyższe. Dla  $K_g = 0,04$  różnica ta wynosi około 15%, natomiast dla najwyższych wartości  $K_g = 0,16$   $RPD$  jest zbliżone dla wszystkich trzech mieszadeł. Dla najwyższych częstotliwości oscylacji  $f = 0,92$  Hz (mieszanie S5) przy  $K_g = 0,06$  względna moc mieszania uzyskiwana dla mieszadła CD-6 jest o 10% wyższa od mieszadła BT-6 oraz o 23% wyższa od mieszadła Scaba 6SRGT, natomiast przy  $K_g = 0,18$  różnice te wynoszą odpowiednio 5% i 20%. Analizując wpływ częstotliwości oscylacji dla danych mieszadeł zauważa się, że między skrajnymi wartościami częstotliwości oscylacji  $f$  (0,115 Hz i 0,92 Hz) dla  $K_g \approx 0,06$  najwyższe różnice we względnej mocy mieszania uzyskuje się dla mieszadła CD-6 (24%), niższe dla BT-6 (22%) i najniższe dla Scaba 6SRGT (15%). Zależność taka jest widoczna dla wszystkich badanych roztworów podlegających i niepodlegających koalescencji.

Na rysunku 78 przedstawiono uzyskane wartości  $RPD$  dla mieszadła CD-6 i układu powietrze-woda oraz powietrze-roztwór 0,1 M NaCl. Zauważa się niewielki (8% dla  $K_g = 0,17$ ) spadek mocy względnej spowodowany dodatkiem soli zarówno dla mieszania ustalonego jak i niustalonego. Wynika to z większego stopnia zatrzymania gazu dla roztworów wykazujących zjawisko tłumienia koalescencji a tym samym większemu spadkowi gęstości układu i zmniejszeniu zapotrzebowania na moc. Z badań przeprowadzonych przez Yoshidę i współpracowników [37] dla mieszania niustalonego oraz Bruijna i współpracowników [138] dla mieszania ustalonego wynika, że charakterystyka mocy jest niezależna stężenia elektrolitu w fazie ciągłej.



$w_g$ [m/s]	0,0021		0,0042		0,0063		0,0021		0,0042		0,0063	
znacznik	+	+	×	×	—	—	△	△	△	△	△	△
$c$ [mol/l]	0	0,2	0	0,2	0	0,2	0	0,2	0	0,2	0	0,2
typ	F						S5					

Rysunek 78. Wpływ stężenia NaCl na wartość  $RPD$  dla mieszadła CD-6



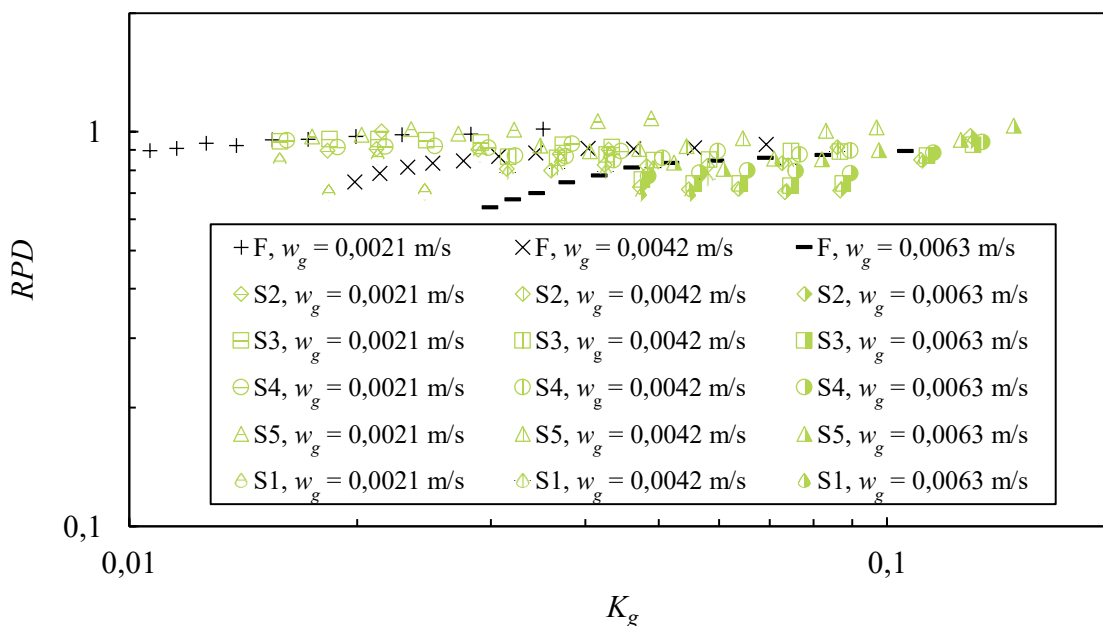
$w_g$ [m/s]	0,0021			0,0042			0,0063			
F	+	+	+	×	×	×	—	—	—	0 [mol/l]
S5	△	△	△	△	△	△	△	△	△	
F	+	+	+	×	×	×	—	—	—	0,1 [mol/l]
S5	△	△	△	△	△	△	△	△	△	
	BT-6	CD-6	Scaba 6SRGT	BT-6	CD-6	Scaba 6SRGT	BT-6	CD-6	Scaba 6SRGT	

Rysunek 79. Porównanie mocy względnej mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT w wodzie oraz roztworze niepodlegającym koalescencji 0,1 M NaCl

Z kole z badań Major-Godlewskiej i Karcz [104] wynika, że zapotrzebowanie na moc praktycznie nie zależy od zdolności pęcherzy do koalescencji. Na rysunku 79 przedstawiono przykładowe porównanie względnej mocy mieszania dla mieszadeł BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT w wodzie i roztworze 0,1 M NaCl. Analiza uzyskanych danych wskazuje, że wraz ze wzrostem stężenia roztworu wpływ kształtu łopatkki na moc względną mieszania maleje.

W kolejnym etapie badań przeprowadzono analizę względnej mocy mieszania nieustalonego dla mieszadła osiowego Maxflo W. Na rysunku 80 przedstawiono zależność  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszania typu F oraz S1-S5. W przypadku mieszadła Maxflo W obserwowany jest większy wpływ częstotliwości oscylacji  $f$  na wartość  $RPD$  w stosunku do pozostałych analizowanych mieszadeł.  $RPD$  rośnie wraz ze wzrostem

częstotliwości oscylacji (dla stałego  $w_g$ ). Podobne zależności uzyskał Woziwodzki [21] dla mieszadeł HE-3, HE-3W i SC-3.

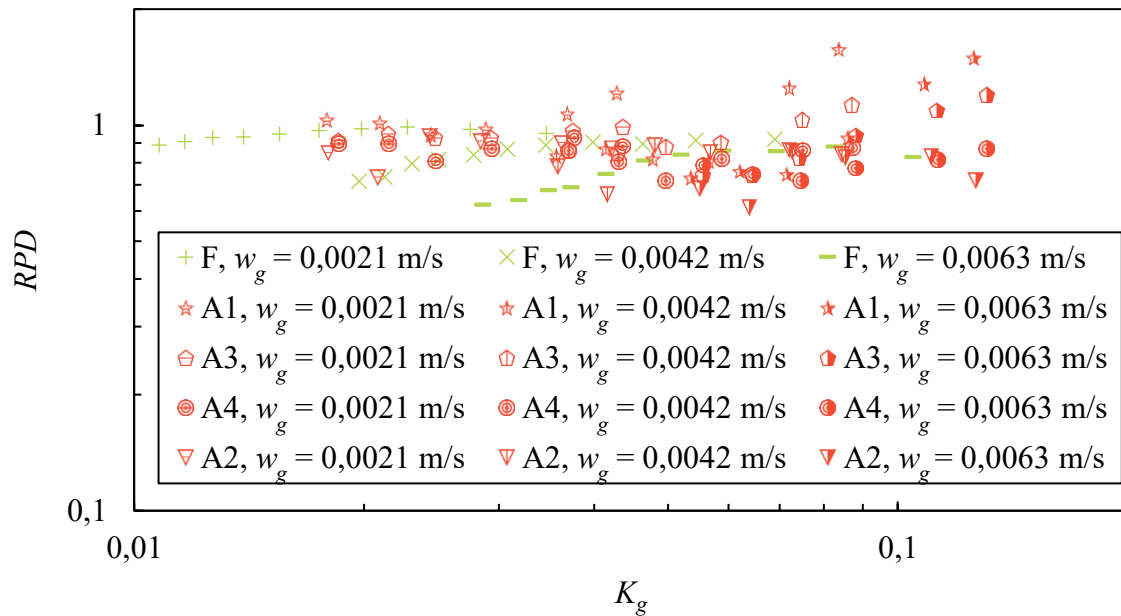


Rysunek 80. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie F i S1-S5, woda

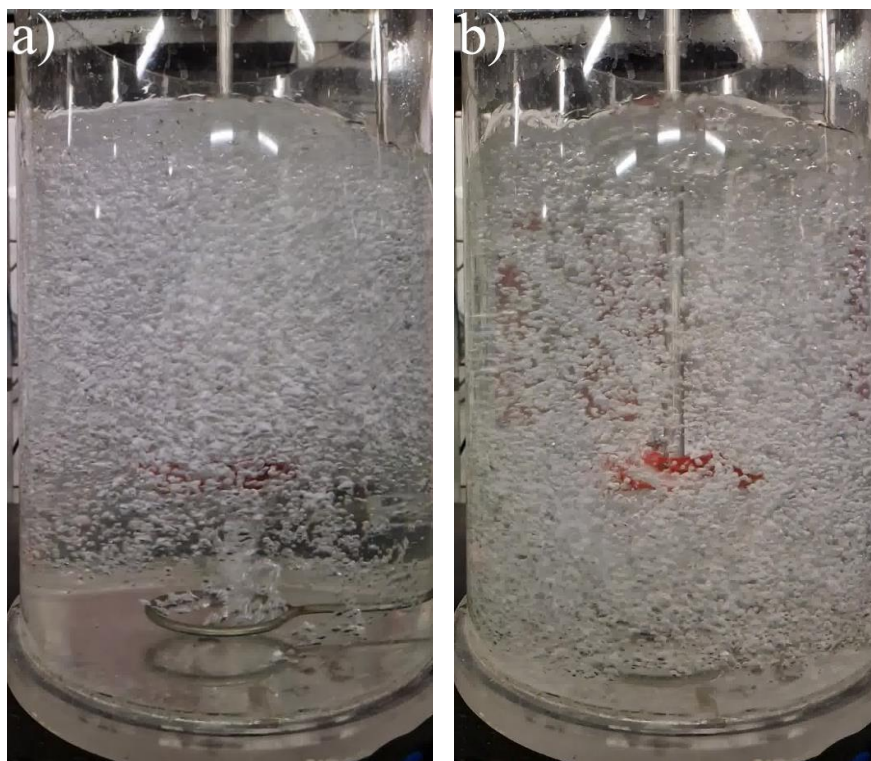
Wpływ ten zwiększa się wraz ze wzrostem liczby przepływu gazu  $K_g$  i największe wartości  $RPD$  obserwuje się dla częstotliwości oscylacji  $f = 0,92$  Hz (mieszanie S5). Wynika to z większej niestabilności kawern gazowych podczas mieszania nieustalonego. Obserwacje te potwierdzają wcześniejsze badania Woziwodzkiego i Broniarz Press [38]. Porównując mieszanie nieustalone typu S1-S5 do mieszania ustalonego F obserwuje się, że dla małych prędkości przepływu gazu  $w_g = 0,0021$  m/s uzyskiwane wartości  $RPD$  dla mieszania S1-S5 i F są porównywalne. W przypadku prędkości przepływu gazu  $w_g = 0,0042$  m/s i  $w_g = 0,0063$  m/s dla najwyższych częstotliwości oscylacji  $f = 0,92$  Hz uzyskuje się wyższe wartości w porównaniu do mieszania F (przy  $K_g = 0,08$  do 16%). Dla  $K_g = 0,03$  uzyskuje się nawet do 44% wyższą moc względną dla mieszania nieustalonego. Dodatkowo w przypadku mieszania ustalonego F wraz ze wzrostem częstości obrotów  $n$  (spadkiem  $K_g$ ) obserwuje się spadek wartości  $RPD$ . W przypadku mieszania nieustalonego spadek ten jest nieznaczny.

Na rysunku 81 porównano uzyskiwane wartości  $RPD$  dla mieszania ustalonego F oraz nieustalonego A1-A4. Dla  $K_g < 0,02$  i  $w_g = 0,0021$  m/s,  $K_g < 0,04$  i  $w_g = 0,0042$  m/s oraz  $K_g < 0,06$  i  $w_g = 0,0063$  m/s wyższe wartości  $RPD$  uzyskuje się dla mieszania nieustalonego. W przypadku tego typu mieszania uzyskuje się wyższe wartości mocy

względnej dla mieszania z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika (A1 i A3) w porównaniu do mieszania z przewagą pompowania cieczy w kierunku zwierciadła cieczy (A2 i A4).

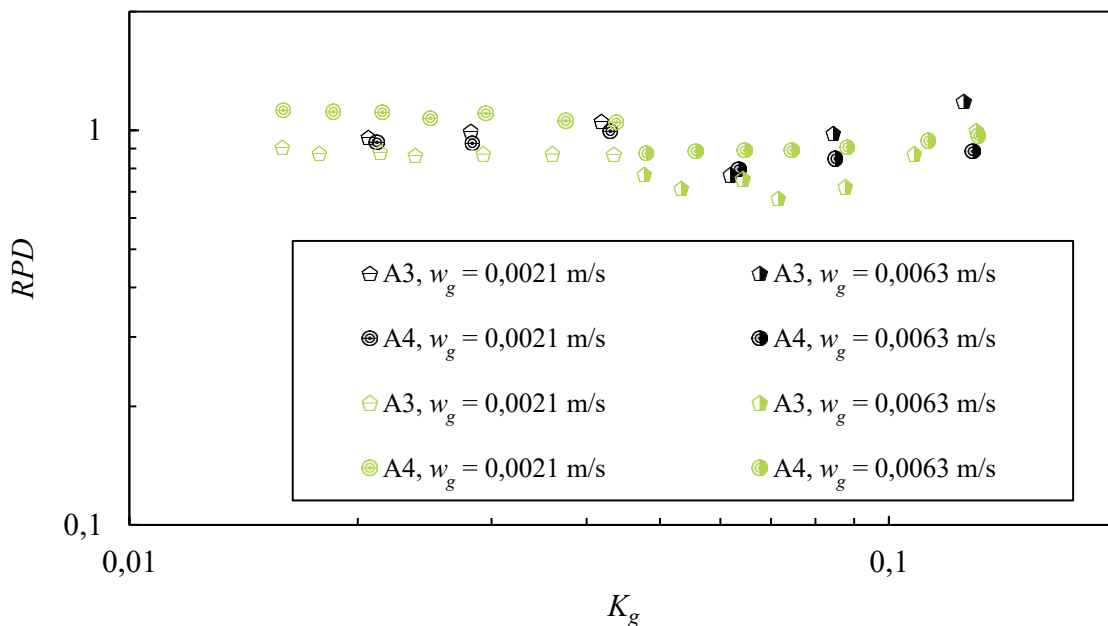


Rysunek 81. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie A1-A4 i F, 0,1 M NaCl



Rysunek 82. Dyspersja gazu w mieszalniku podczas mieszania nieustalonego mieszadłem Maxflo W dla  $n_{max} = 11$  obr/s – przewaga pompowania cieczy w górę (a) i w dół (b)

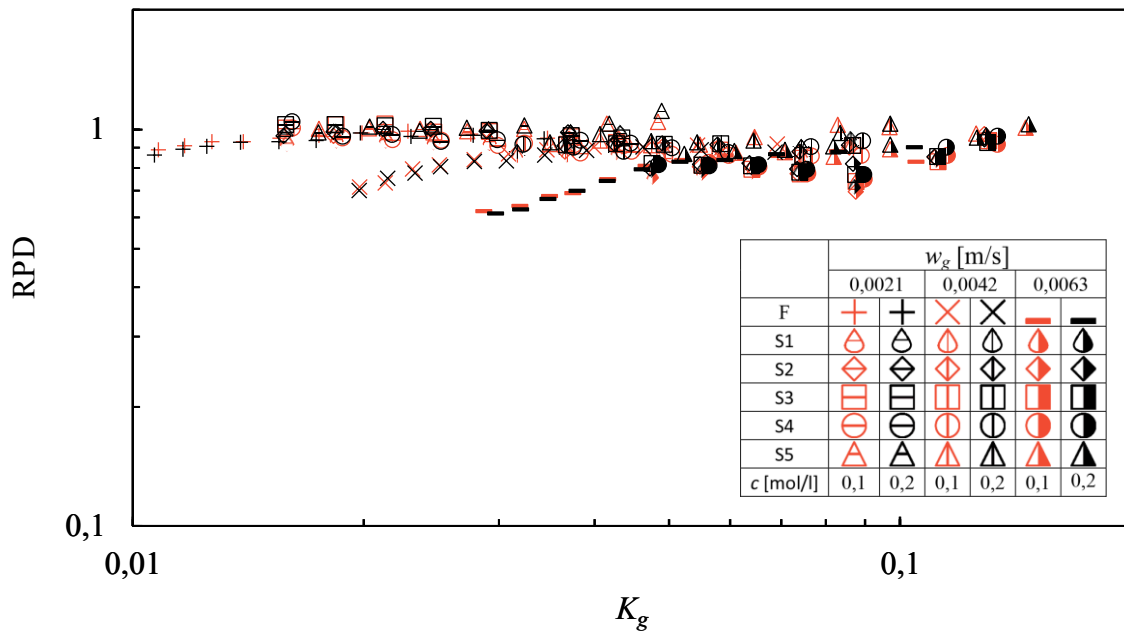
Tłumaczyć to można faktem, że dyspersja gazu podczas pompowania cieczy w górę jest częściowa (rys. 82 a). Mieszadło obracające się w sposób niustalony nie generuje na tyle silnego przepływu, aby dostarczyć gaz w obszar poniżej mieszadła. Nawet przy dużych amplitudach częstości oscylacji dyspersja w strefie poniżej mieszadła jest ograniczona. Niepełna dyspersja gazu w mieszalniku skutkuje większą ilością gazu w obrębie mieszadła co skutkuje spadkiem gęstości a tym samym znaczącym spadkiem mocy. Podczas pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika gaz dyspergowany jest również w strefie pod mieszadłem (rys. 82 b). Bardziej równomierna dyspersja powoduje mniejszy spadek mocy.



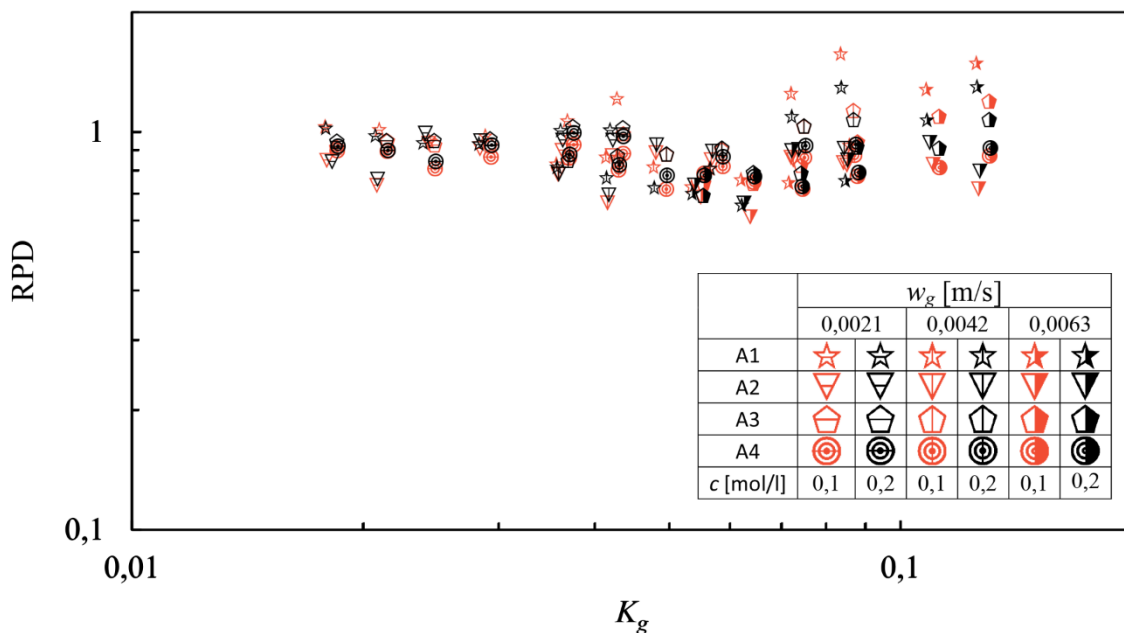
Rysunek 83. Zależność mocy względnej  $RPD$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie A3 i A4, mieszalnik bez przegród (czarne) oraz z przegradami (zielone), woda

Przeprowadzono również badania mające na celu ocenę wpływu obecności przegród w mieszalniku na wartości mocy względnej  $RPD$  dla mieszania typu A3 i A4 (rys. 83). Dotychczas przeprowadzone badania przez Yoshidę i współpracowników [32] oraz Woziwodzkiego [46] wskazują na minimalny wpływ przegród na moc mieszania niustalonego o przebiegu symetrycznym S dla mieszadeł promieniowych i osiowych z łopatkami płaskimi. W przypadku mieszania niustalonego o przebiegu A i mieszadła Maxflo W zaobserwowano występowanie wpływu przegród na moc mieszania. Zaobserwowano, że wpływ przegród zależy jest od przewagi pompowania w górę lub dół mieszalnika i moc względna jest wyższa od 3% do 36% dla mieszania bez przegród z przewagą pompowania w kierunku dna mieszalnika. Odwrotnie jest w przypadku mieszania z przewagą pompowania w kierunku zwierciadła cieczy - zastosowanie przegród powoduje wzrost mocy od 5% do 19%.

Na rysunkach 84 i 85 przedstawiono wyniki badań dla mieszadła Maxflo W dotyczących wpływu stężenia soli na wartość  $RPD$  uzyskiwane podczas mieszania F, S1-S5 oraz A1-A4.



Rysunek 84. Wpływ stężenia soli na otrzymywane wartości  $RPD$  dla mieszania F i S1-S5, Maxflo W



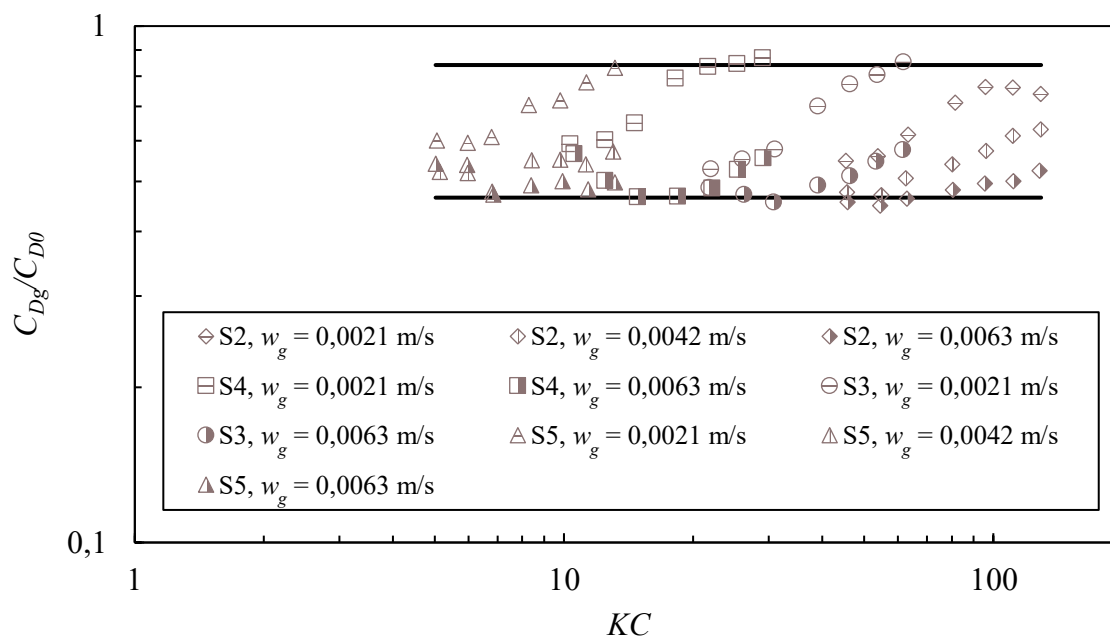
Rysunek 85. Wpływ stężenia soli na otrzymywane wartości  $RPD$  dla mieszania A1-A4, Maxflo W

Dla mieszania typu F i S1-S5 nie obserwuje się wpływu stężenia soli na wartość mocy względnej  $RPD$ . Natomiast w przypadku mieszania typu A1-A4 widać wyraźny wpływ

stężenia soli na wartość  $RPD$ . Wpływ ten zwiększa się wraz ze wzrostem prędkości przepływu gazu. Dla  $K_g = 0,018$  różnica wynosi do 3%, natomiast dla  $K_g = 0,13$  wzrost stężenia soli spowodował wzrost  $RPD$  o 15% w przypadku mieszania A1 oraz 12% w przypadku A2 oraz spadek  $RPD$  o 9% w przypadku A2 oraz o 4% w przypadku A4.

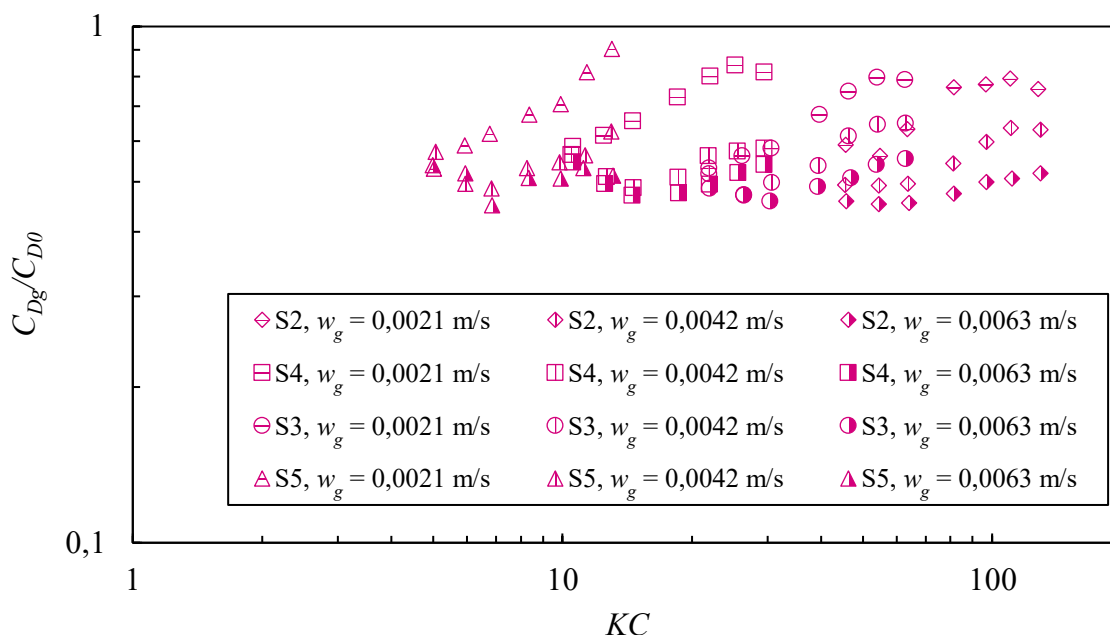
## 9.1 WZGLĘDNE WSPÓŁCZYNNIKI OPORU $C_{Dg}/C_{D0}$

W mieszaniu mechanicznym największy wpływ na moc mieszania ustalonego ma współczynnik oporu. W celu oceny wpływu wprowadzenia gazu do mieszalnika na współczynnik oporu analizuje się zależność stosunku współczynnika oporu w układzie gaz-ciecz do współczynnika oporu w układzie jednorodnym  $C_{Dg}/C_{D0}$  w zależności od liczby Keulegana-Carpentera  $KC$ . Na rysunkach 86, 87 i 88 przedstawiono uzyskane zależności względnych współczynników oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla turbiny Rushtona odpowiednio dla wody i roztworów 0,1 M NaCl i 0,2 M NaCl. Można zauważyć, że dla każdego typu mieszania (S1-S5) względny współczynnik oporu rośnie wraz z liczbą Keulegana-Carpentera. Oznacza to, że wraz ze wzrostem maksymalnej częstości obrotów  $n_{max}$  zaobserwowano wzrost  $C_{Dg}/C_{D0}$ . Obserwuje się stabilizację wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$  w przypadku mniejszych wartości  $KC$  dla każdej prędkości gazu  $w_g$ . Względny współczynnik oporu następnie zwiększa się wraz z liczbą  $KC$  i ponownie stabilizuje się.

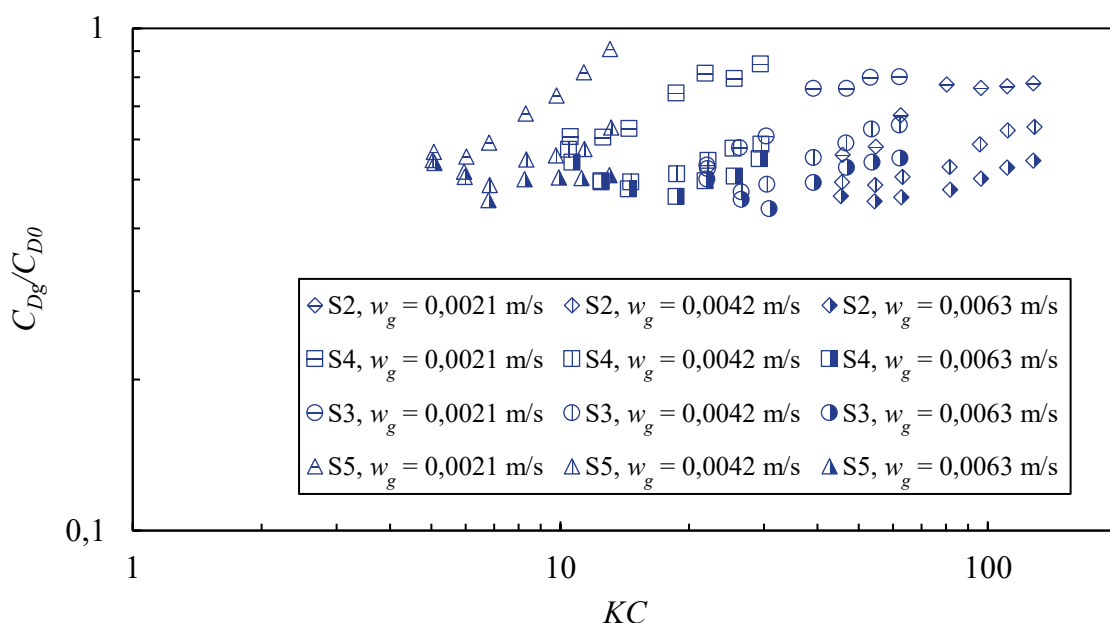


Rysunek 86. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła RT-6, woda





Rysunek 87. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła RT-6, 0,1 M NaCl



Rysunek 88. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła RT-6, 0,2 M NaCl

Można to tłumaczyć faktem, że dla małych wartości  $KC$  (niskich amplitud prędkości obrotów mieszadła  $n_{max}$ ) występują kawerny o dużej objętości za każdą łopatką mieszadła, które wraz ze wzrostem  $KC$  w wyniku swojej niestabilności zmniejszają objętość. Ponadto zmniejsza się liczba kawern (z 6 na 3) podobnie jak w przypadku mieszania ustalonego [60]. Przy wysokich

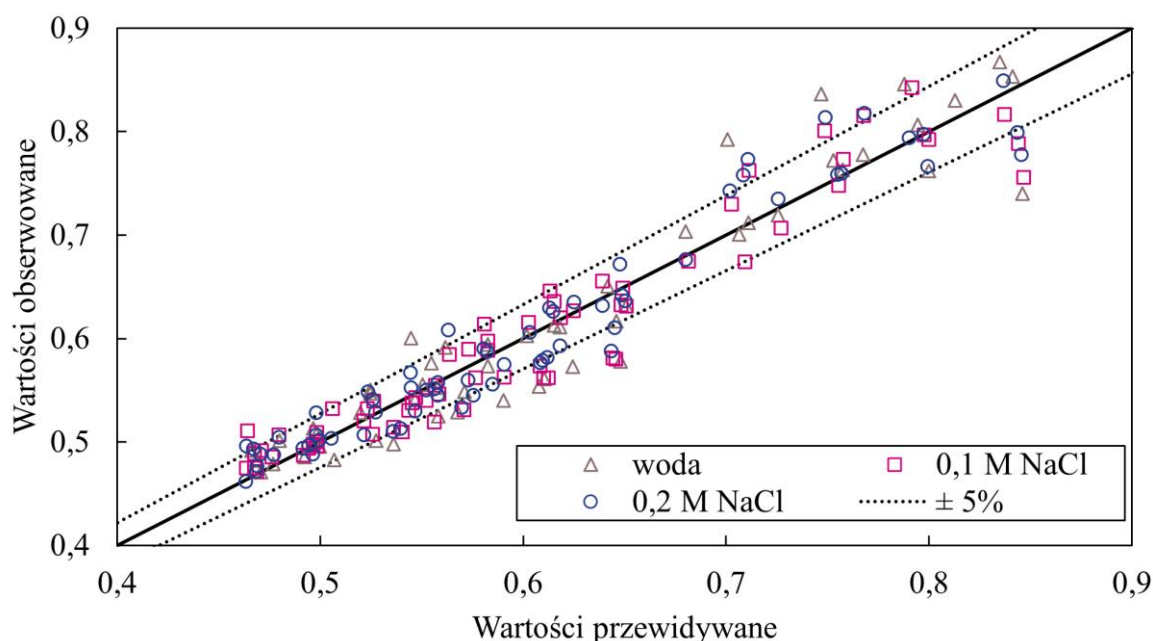
wartościach  $KC$  (dużych amplitudach prędkości obrotów  $n_{max}$ ) osiągają pewną stabilizację wielkości. Wymaga to jednak dalszych badań. Do opisu zmian względnego współczynnika oporu dla RT-6 zaproponowano równanie o postaci:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{27} \cdot K_g^{C_{28}} \cdot KC^{C_{29}} \quad (104)$$

słuszne w zakresie  $K_g \in (0,02; 0,08)$  dla wszystkich badanych układów. Współczynniki równania (104) zestawiono w tabeli 18. Obserwuje się tutaj silny wpływ liczby przepływu gazu  $K_g$ . Na podstawie dalszej analizy istotności różnic stwierdzono, że ze względu na niewielki wpływ liczby  $KC$  można równanie uprościć do postaci:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{30} \cdot K_g^{C_{31}} \quad (105)$$

Współczynniki równania (105) zestawiono w tabeli 19, natomiast na rysunku 89 porównano wartości obserwowane i przewidywane.



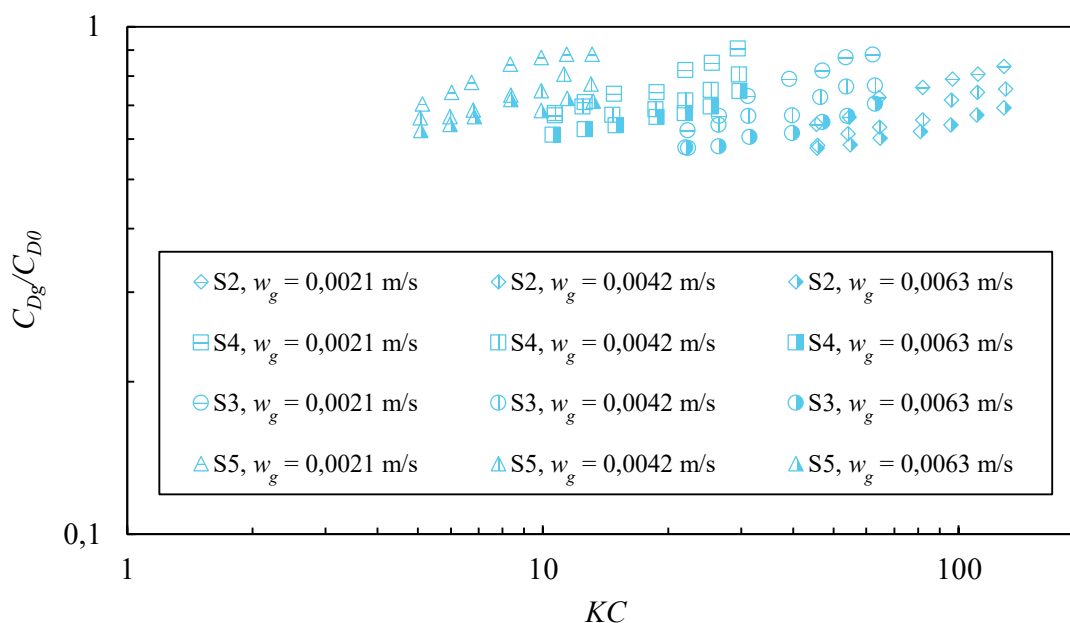
Rysunek 89. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych na podstawie równania (105), RT-6

Tabela 18. Wartości współczynników równania (104) dla RT-6

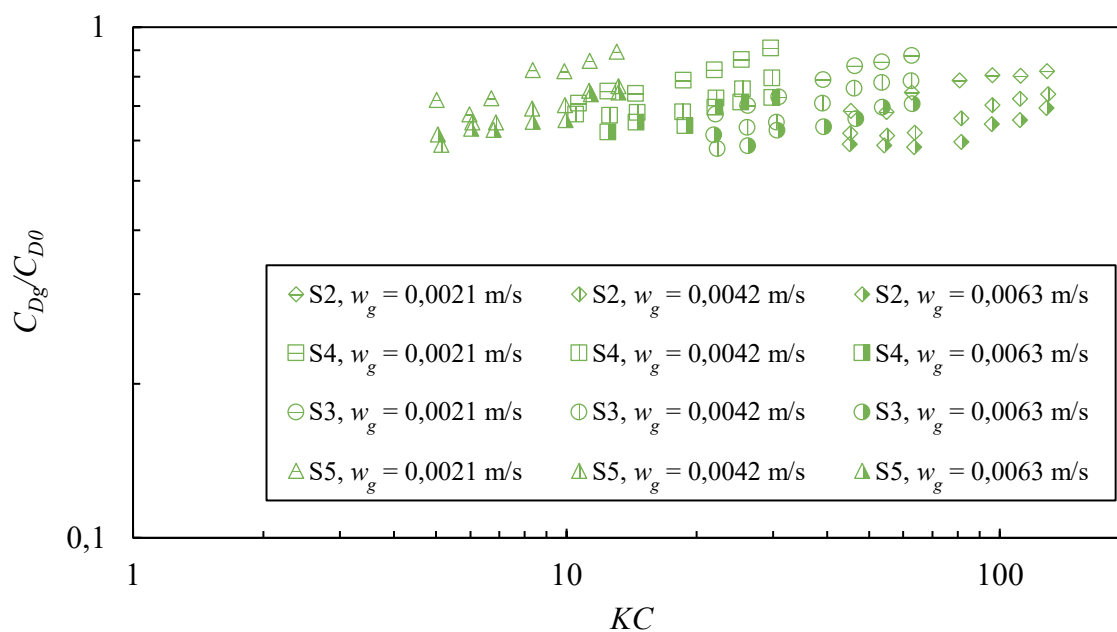
Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
$C_{27}$	0,192	0,005	$< 10^{-6}$	0,182	0,202
$C_{28}$	-0,384	0,008	$< 10^{-6}$	-0,400	-0,369
$C_{29}$	-0,015	0,004	0,000385	-0,023	-0,007

Tabela 19. Wartości współczynników równania (105) dla RT-6

Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
$C_{30}$	0,186	0,005	$< 10^{-6}$	0,176	0,195
$C_{31}$	-0,379	0,008	$< 10^{-6}$	-0,394	-0,363

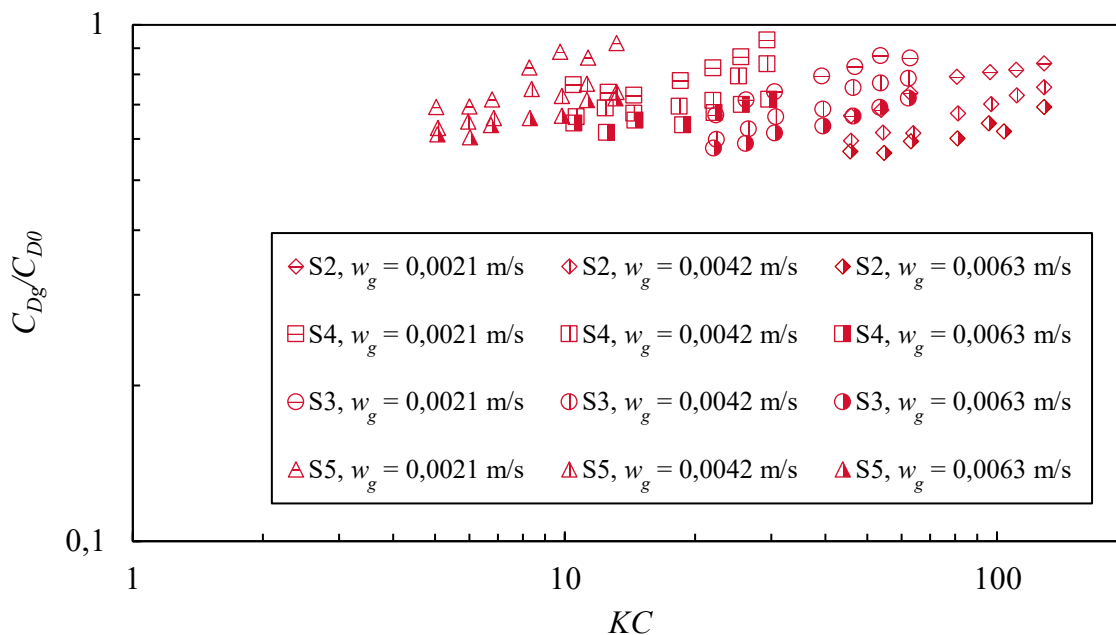


Rysunek 90. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła BT-6, woda

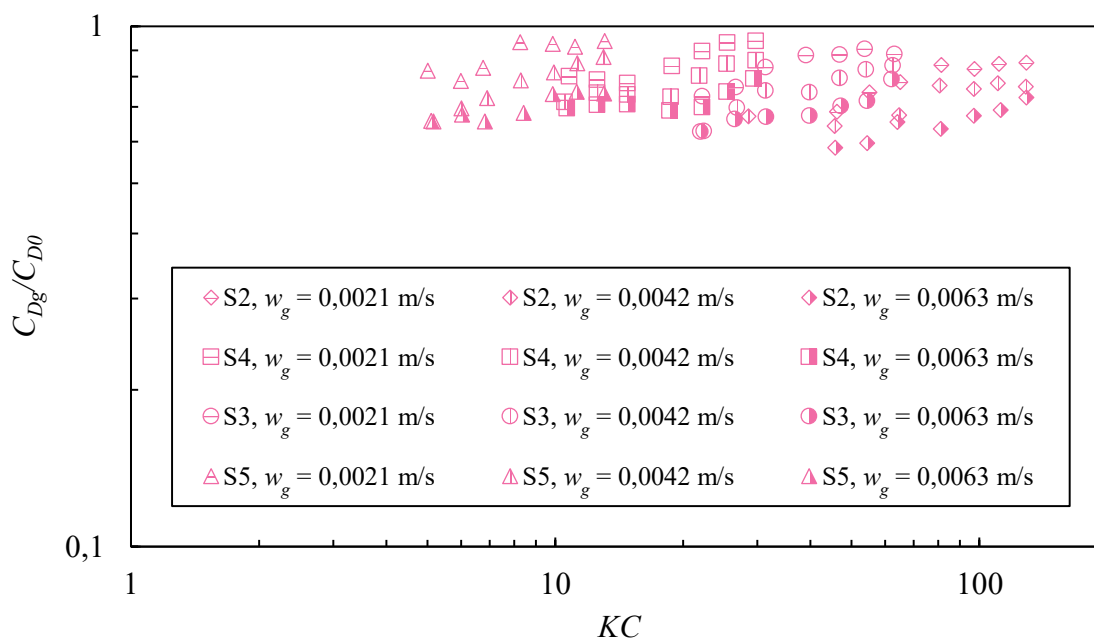


Rysunek 91. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła BT-6, 0,1 M NaCl

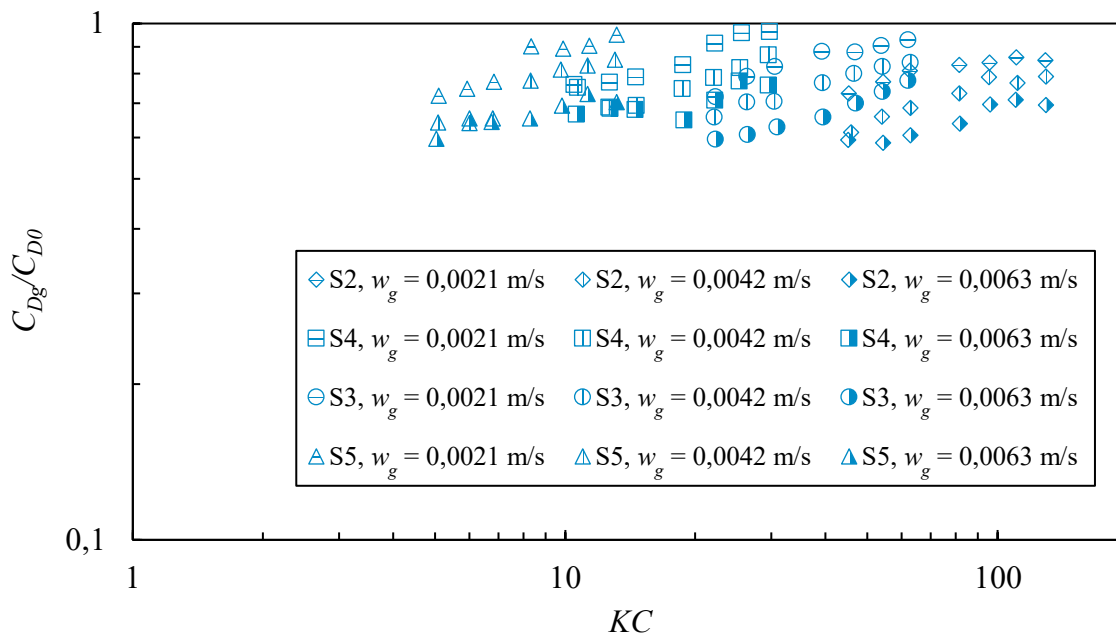
Na rysunkach 90-98 przedstawiono uzyskane wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$  dla mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT dla wszystkich badanych układów gaz-ciecz.



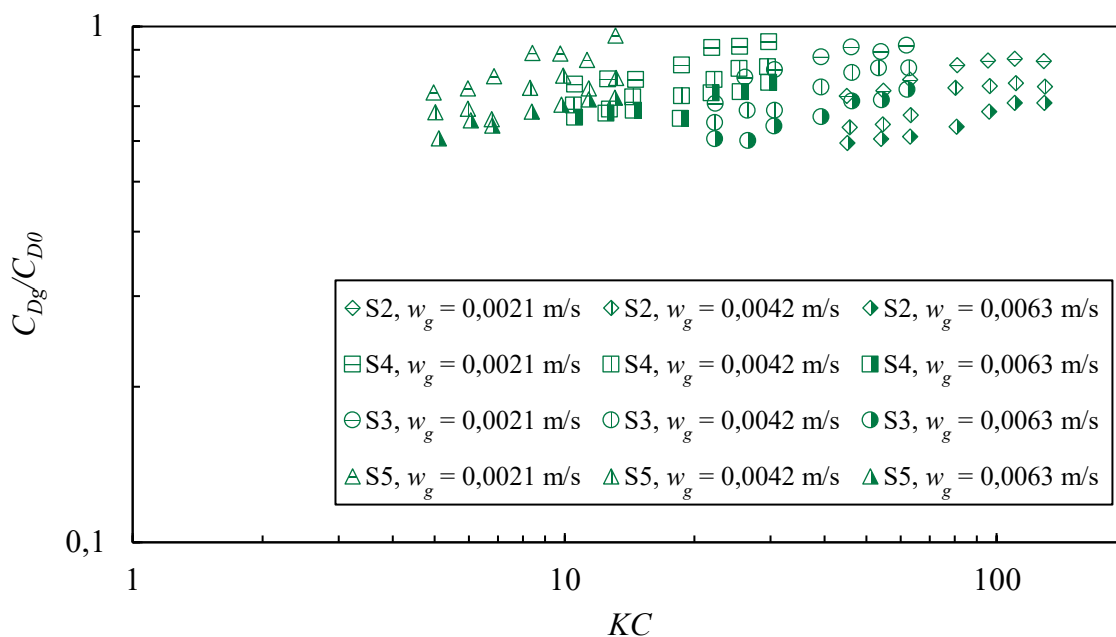
Rysunek 92. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła BT-6, 0,2 M NaCl



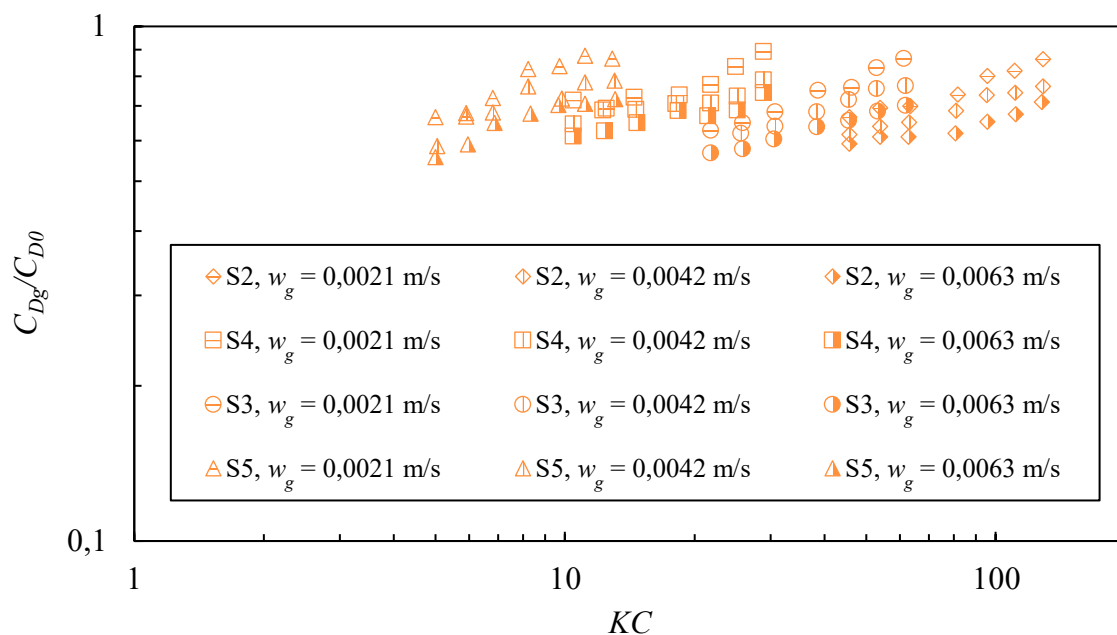
Rysunek 93. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła CD-6, woda



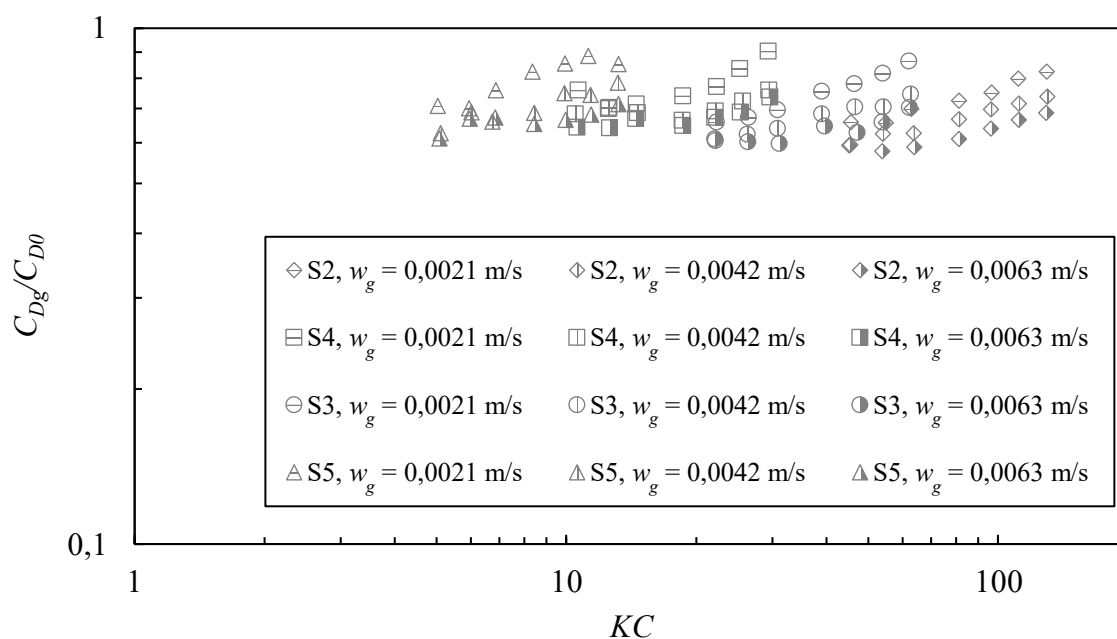
Rysunek 94. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła CD-6, 0,1 M NaCl



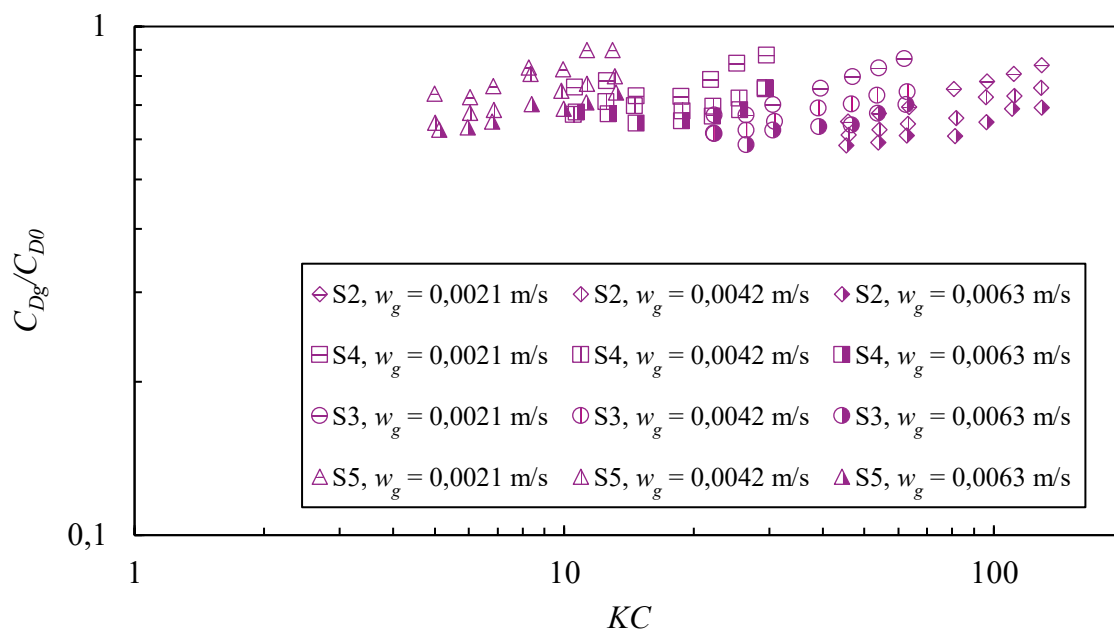
Rysunek 95. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła CD-6, 0,2 M NaCl



Rysunek 96. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Scaba 6SRGT, woda



Rysunek 97. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Scaba 6SRGT, 0,1 M NaCl



Rysunek 98. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Scaba 6SRGT, 0,2 M NaCl

Wśród mieszadeł o opływowym kształcie łopatki najwyższe względne współczynniki oporu uzyskano dla mieszadła CD-6. Wartości uzyskiwane dla BT-6 i Scaba 6SRGT są niższe i zbliżone do siebie. Wpływ kształtu łopatki na  $C_{Dg}/C_{D0}$  maleje wraz ze wzrostem liczby  $KC$ . Obserwowany jest także wpływ liczby  $KC$ , częstotliwości oscylacji  $f$  oraz prędkości przepływu gazu na otrzymywane wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$ . Podobnie jak w przypadku mocy względnej  $RPD$ ,  $C_{Dg}/C_{D0}$  maleje wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu dla wszystkich  $f$ . Obserwuje się tu podobny wpływ  $KC$  na  $C_{Dg}/C_{D0}$  jak w przypadku turbiny Rushotna, lecz nie obserwuje się obszarów stabilizacji wartości współczynnika. Rozszerzenie badań o większy zakres amplitudy częstości obrotów mieszadła  $n_{max}$  mogłoby je ujawnić. Do opisu zmian względnego współczynnika oporu w przypadku mieszadeł BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT zastosowano równania o następującej postaci [21]:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{32} \cdot K_g^{C_{33}} \cdot Fr_m^{C_{34}} \cdot KC^{C_{35}} \quad (106)$$

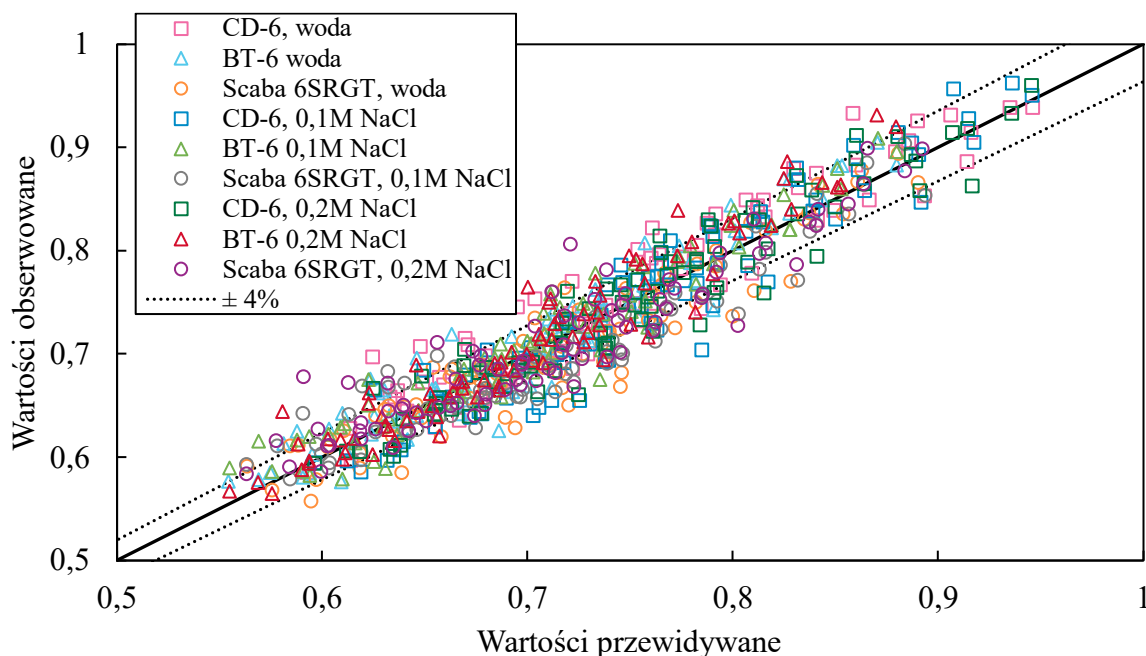
Aby uogólnić zależność na względny współczynnik oporu zaproponowano nowe równanie pozwalające opisać zmiany  $C_{Dg}/C_{D0}$  dla wszystkich badanych mieszadeł o zakrzywionej łopacie:

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{36} \cdot K_g^{C_{37}} \cdot Fr_m^{C_{38}} \cdot KC^{C_{39}} \cdot \left( \frac{Ne_{mF}}{Ne_{mR}} \right)^{C_{40}} \quad (107)$$

gdzie jako  $Ne_{mF}$  oznaczono liczbę mocy mieszania ustalonego F, natomiast jako  $Ne_{mR}$  liczbę mocy mieszania niestandardowego R. Równanie (107) jest słuszne dla wszystkich analizowanych roztworów. Wartości współczynników równania (107) zestawiono w tabeli 20, a na rysunku 99 porównano wartości obserwowane i przewidywane. Analizując uzyskane wykresy oraz korelacje można stwierdzić, że  $C_{Dg}/C_{D0}$  maleje wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji.

Tabela 20. Wartości współczynników równania (107) dla BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT

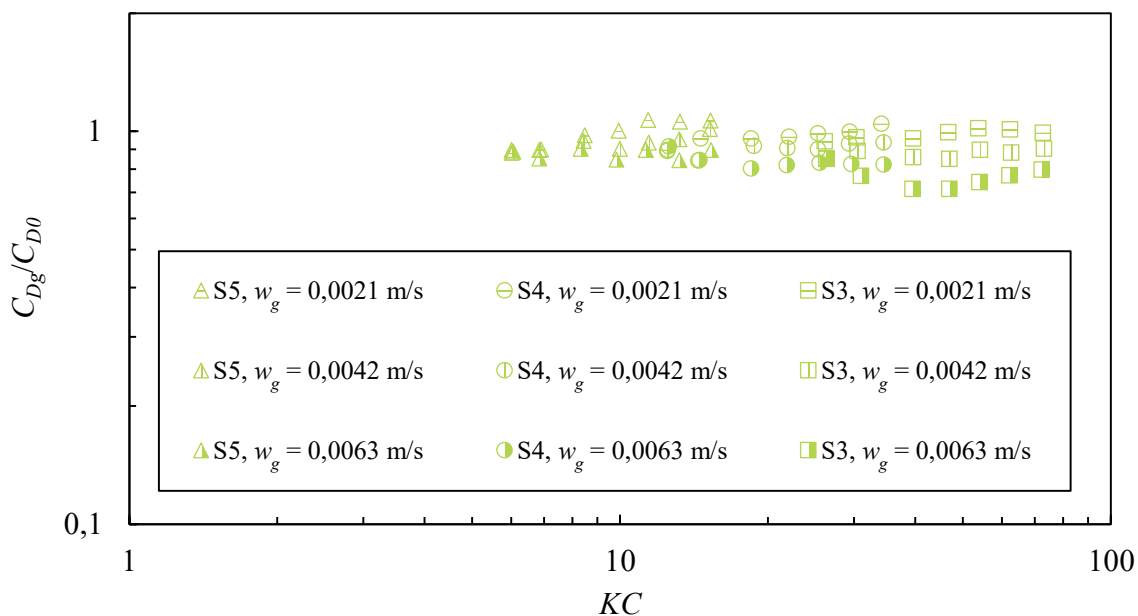
Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
$C_{36}$	0,613	0,009	$< 10^{-6}$	0,596	0,630
$C_{37}$	-0,170	0,003	$< 10^{-6}$	-0,176	-0,164
$C_{38}$	0,039	0,003	$< 10^{-6}$	0,034	0,045
$C_{39}$	-0,041	0,002	$< 10^{-6}$	-0,045	-0,037
$C_{40}$	0,394	0,017	$< 10^{-6}$	0,361	0,427



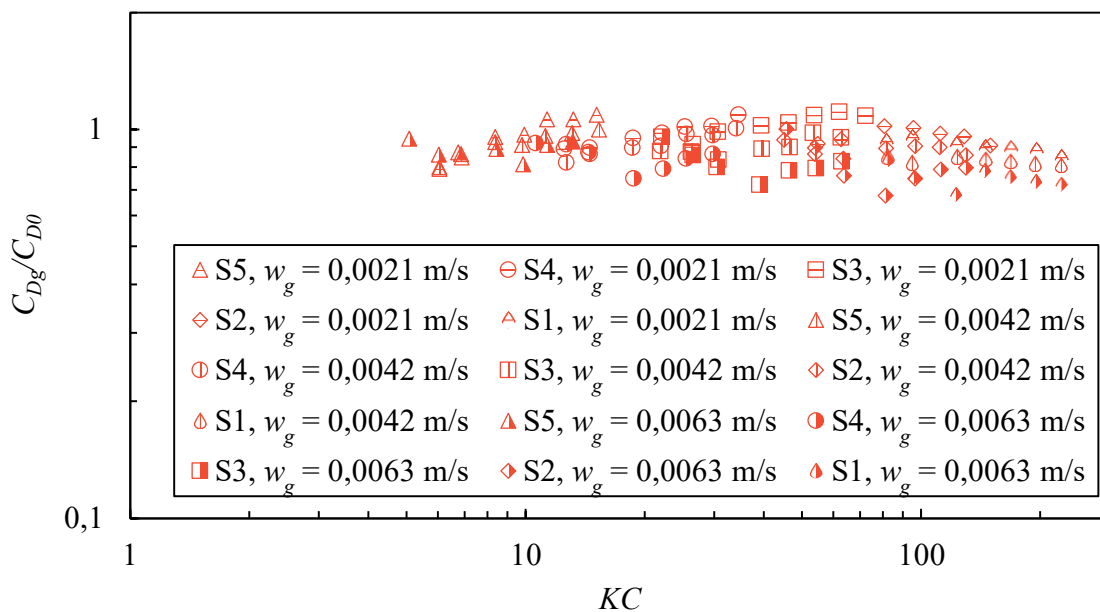
Rysunek 99. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych za pomocą równania (107)



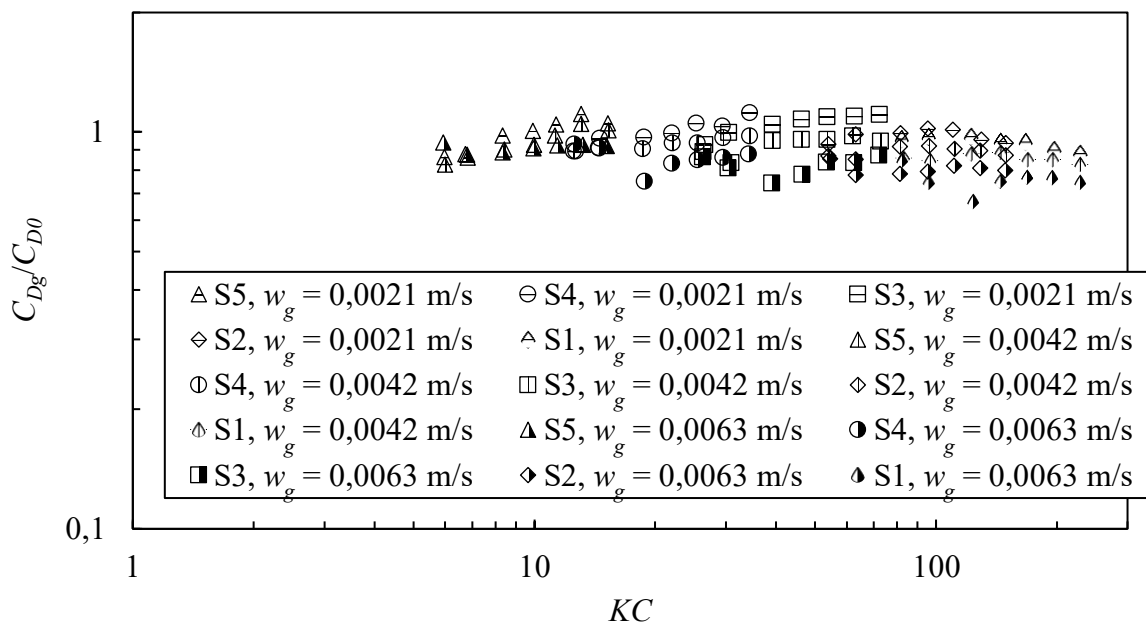
Na rysunkach 100, 101 i 102 przedstawiono uzyskane zależności względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  dla mieszadła Maxflo W dla mieszania typu S odpowiednio dla wody, 0,1 M NaCl i 0,2 M NaCl.



Rysunek 100. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie S3-S5, woda



Rysunek 101. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie S1-S5, 0,1 M NaCl



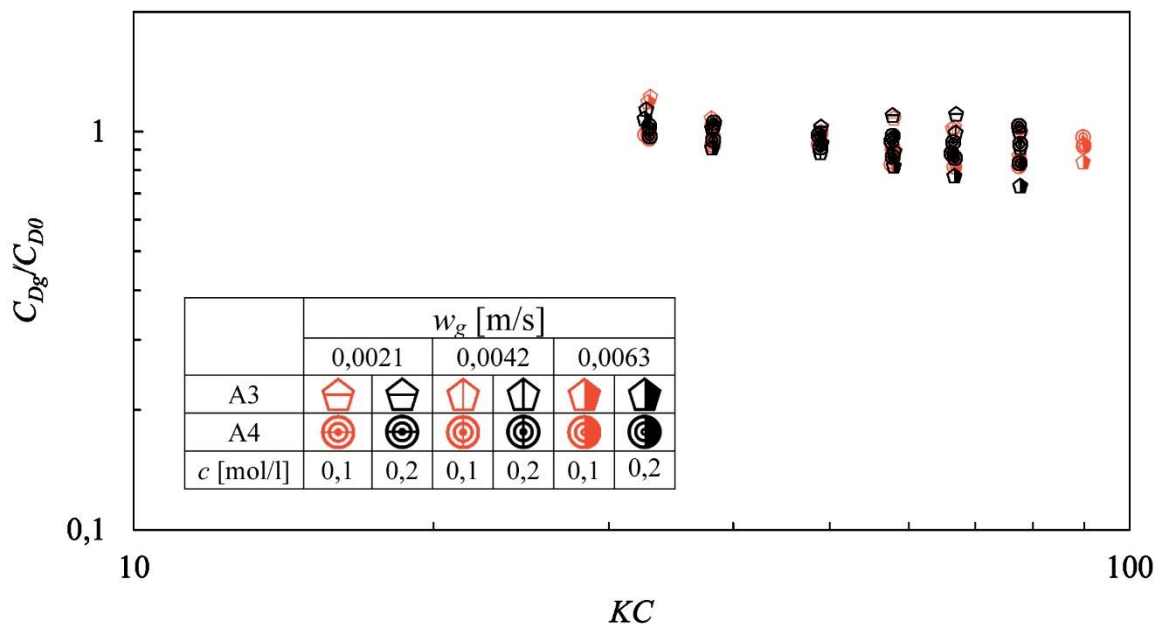
Rysunek 102. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie S1-S5, 0,2 M NaCl

Tabela 21. Wartości współczynników równania (106) dla Maxflo W, S1-S5

Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
$KC \in (10; 90)$					
$C_{32}$	0,561	0,022	$< 10^{-6}$	0,518	0,603
$C_{33}$	-0,192	0,010	$< 10^{-6}$	-0,211	-0,173
$C_{34}$	-0,022	0,008	0,003880	-0,038	-0,007
$C_{35}$	-0,032	0,006	0,000002	-0,045	-0,019
$KC \in (90; 230)$					
$C_{32}$	1,052	0,158	$< 10^{-6}$	0,736	1,369
$C_{33}$	-0,178	0,013	$< 10^{-6}$	-0,203	-0,152
$C_{34}$	-0,045	0,018	0,016394	-0,081	-0,009
$C_{35}$	-0,155	0,030	0,000003	-0,215	-0,096

W przypadku tego mieszadła widoczne są trzy zakresy zmian  $C_{Dg}/C_{D0}$  w zależności od liczby  $KC$ . Również Woziwodzki [21] w swoich badaniach obserwował podobne zakresy dla mieszadła A315 charakteryzującego się zbliżoną budową do mieszadła Maxflo W. Pierwszy zakres występuje przy niskich wartościach  $KC \in (6; 10)$ . W tym zakresie obserwuje się spadek wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$  wraz ze wzrostem  $KC$ . U Woziwodzkiego [21] dla zakresu  $KC < 7$

obserwowany był wzrost względnego współczynnika oporu wraz ze spadkiem  $KC$ . Różnica może wynikać z tego, że badania Woziwodzkiego [21] prowadzone były w szerszym zakresie  $KC$ . Do opisu zmian wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$  dla  $KC > 10$  zastosowano równanie (106), którego współczynniki zestawiono w tabeli 21. W zakresie  $KC \in (10; 90)$  obserwuje się niewielki wpływ  $KC$  i  $Fr_m$  na wartości względnego współczynnika oporu, co może świadczyć o występowaniu kawern gazowych o małej objętości w stosunku do kolejnego zakresu. W zakresie  $KC \in (90; 230)$  rośnie wpływ liczby Froude'a i  $KC$  co może świadczyć o spadku  $C_{Dg}/C_{D0}$  w wyniku silniejszej cyrkulacji okrężnej cieczy oraz większym wpływie częstotliwości oscylacji  $f$  wywołanym występowaniem kawern o większej objętości. Obserwacje Woziwodzkiego [21] pozwalają na wyciągnięcie podobnych wniosków, lecz granica zakresów w tym wypadku występuje przy wyższym  $KC$  ( $KC = 100$ ) co może wynikać z innej konstrukcji zastosowanego mieszadła. Łopatki mieszadła Maxflo W od łopatki A315 różnią się głównie kształtem, który jest zbliżony do trapezu z zagiętym jednym narożnikiem. Łopatka mieszadła A315 ma kształt prostokąta z mniejszym zagięciem narożnika, jest też wyższa i węższa.



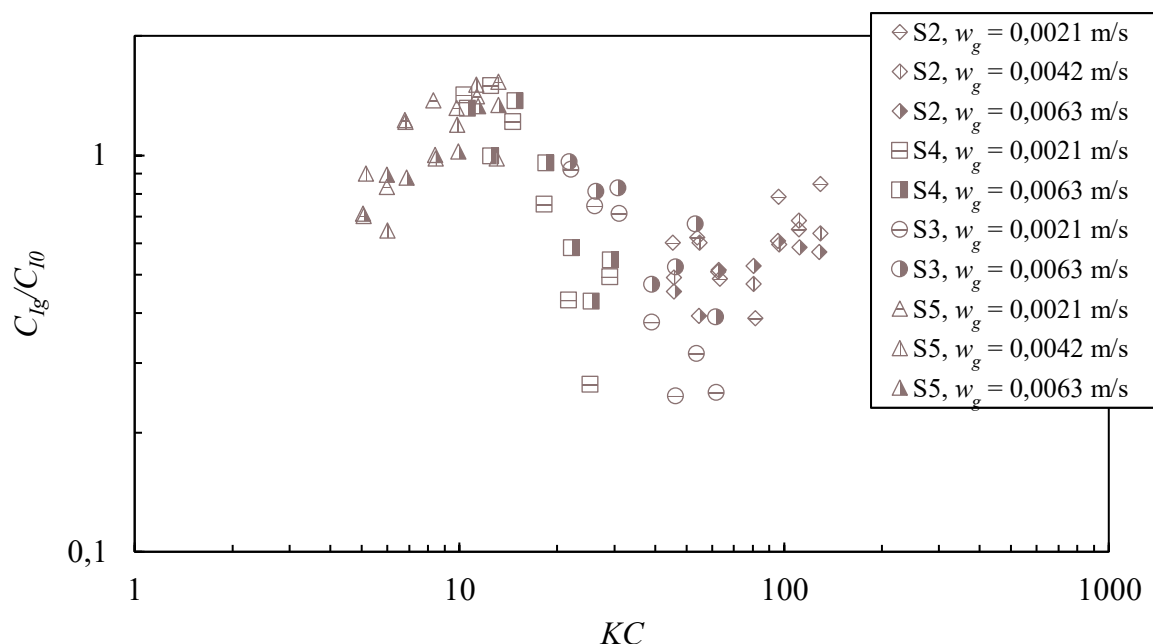
Rysunek 103. Zależność względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W, mieszanie A3 i A4

Na rysunku 103 przedstawiono uzyskane zależności względnego współczynnika oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W i mieszanin A3 i A4 dla roztworów soli. Wyższe wartości  $C_{Dg}/C_{D0}$  uzyskuje się dla mieszaniny z przewagą pompowania cieczy

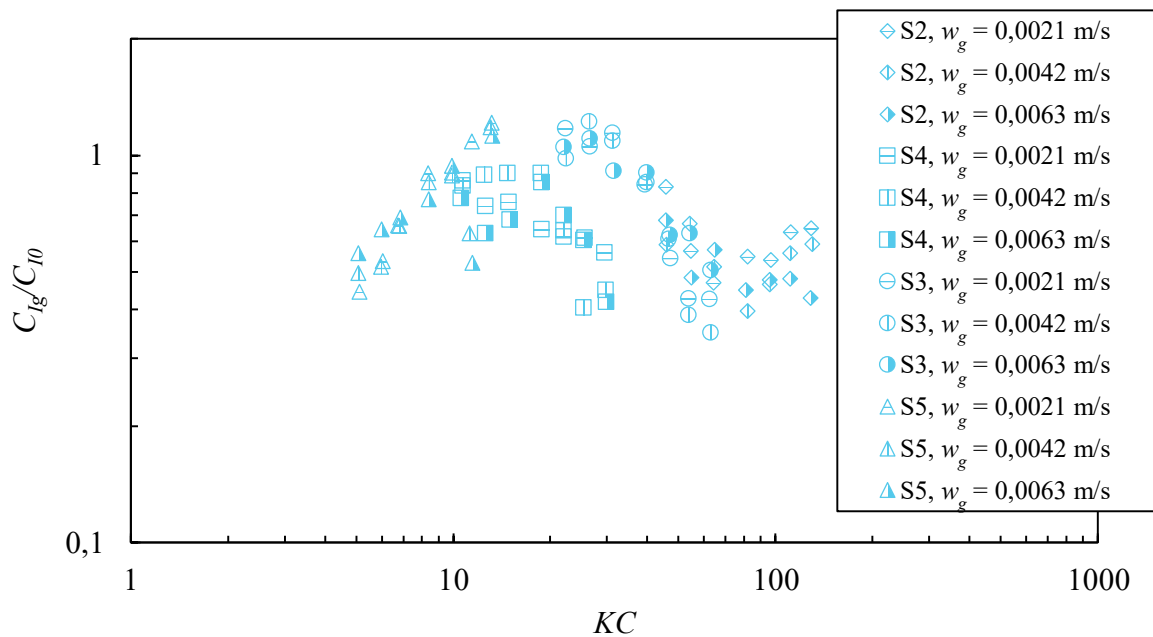
w kierunku dna mieszalnika (A3). Taką samą zależność uzyskał Woziwodzki [21] dla mieszadeł A315, HE-3, HE-3W oraz SC-3.

## 9.2 WZGLĘDNE WSPÓŁCZYNNIK BEZWŁADNOŚCI $C_{Ig}/C_{I0}$

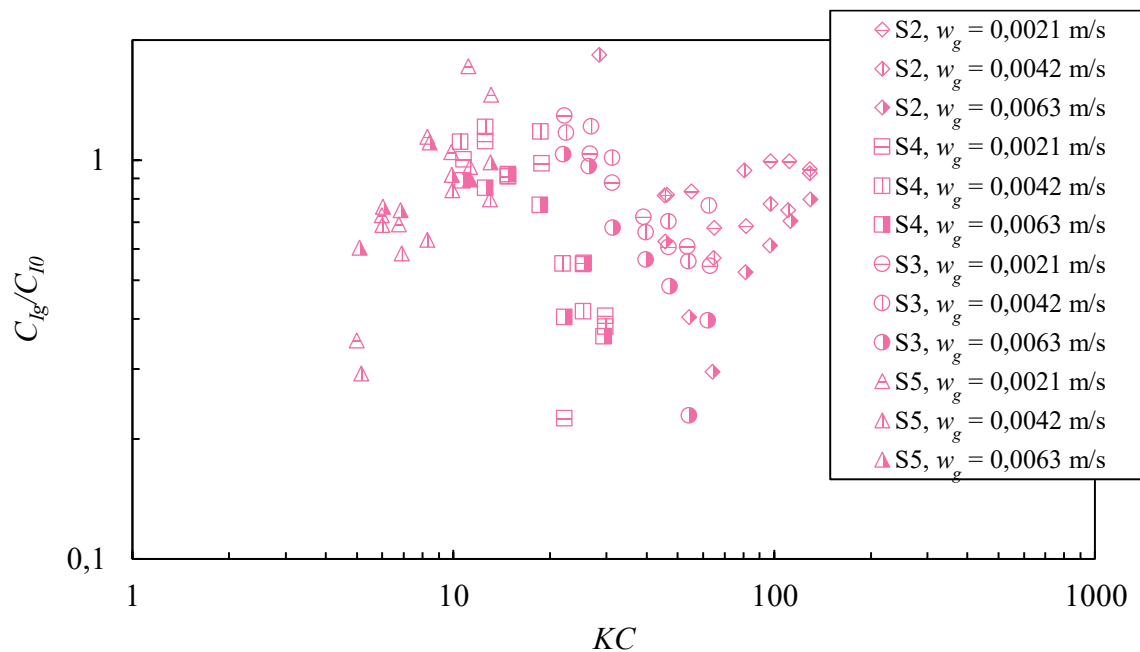
W kolejnym kroku badań mieszania nieustalonego układów gaz ciecz analizowano stosunek współczynnika bezwładności w układzie gaz ciecz do współczynnika bezwładności w układzie jednorodnym  $C_{Ig}/C_{I0}$ . Na rysunkach 104-108 przedstawiono uzyskane zależności względnych współczynników bezwładności  $C_{Ig}/C_{I0}$  od liczby  $KC$  dla badanych mieszadeł. W przypadku badanych mieszadeł turbinowych obserwuje się wzrost względnego współczynnika bezwładności wraz ze wzrostem  $KC$  do  $KC \approx 10$  dla RT-6 i  $KC \approx 15$  dla mieszadeł CD-6, BT-6 i Scaba 6SRGT.  $C_{Ig}/C_{I0}$  osiąga lokalne maksimum, powyżej 1, co świadczy o uzyskiwaniu wyższych wartości współczynnika bezwładności w układzie gaz-ciecz w porównaniu do układu jednorodnego. Powyżej  $KC = 10 - 15$  następuje spadek względnego współczynnika bezwładności, co można tłumaczyć nieustannym podawaniem gazu, który może powodować zmniejszenie cyrkulacji cieczy dla tego zakresu wartości liczb  $KC$ . Dla  $KC > 70$  widoczny jest ponowny wzrost  $C_{Ig}/C_{I0}$ .



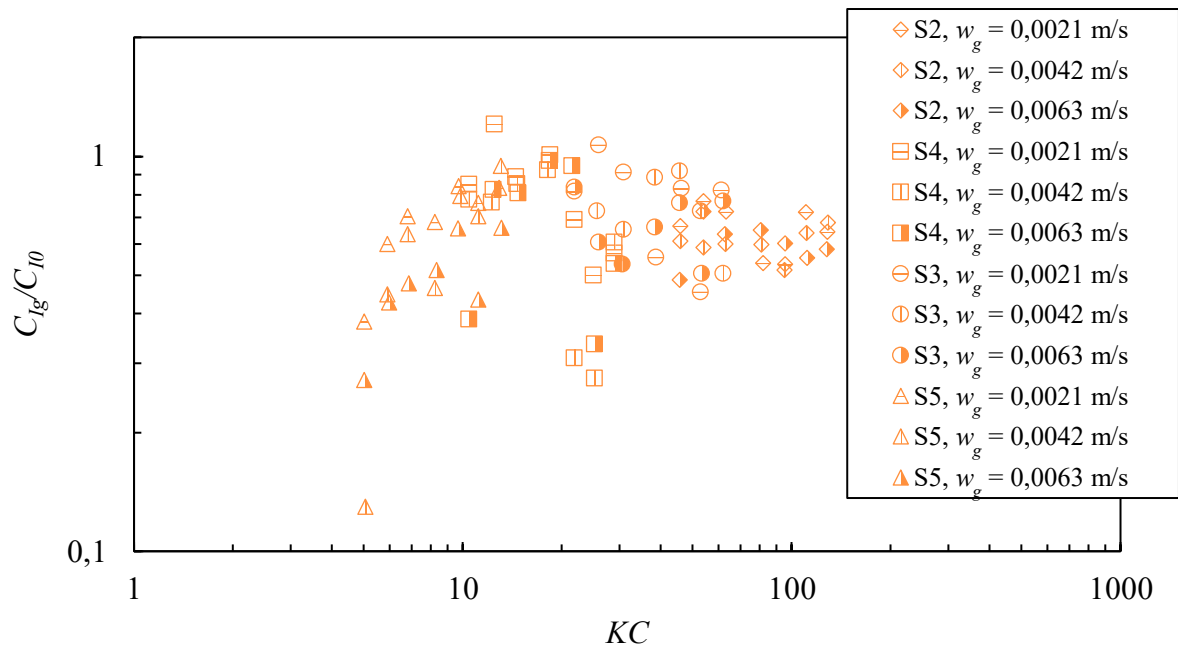
Rysunek 104. Zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{Ig}/C_{I0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła RT-6, woda



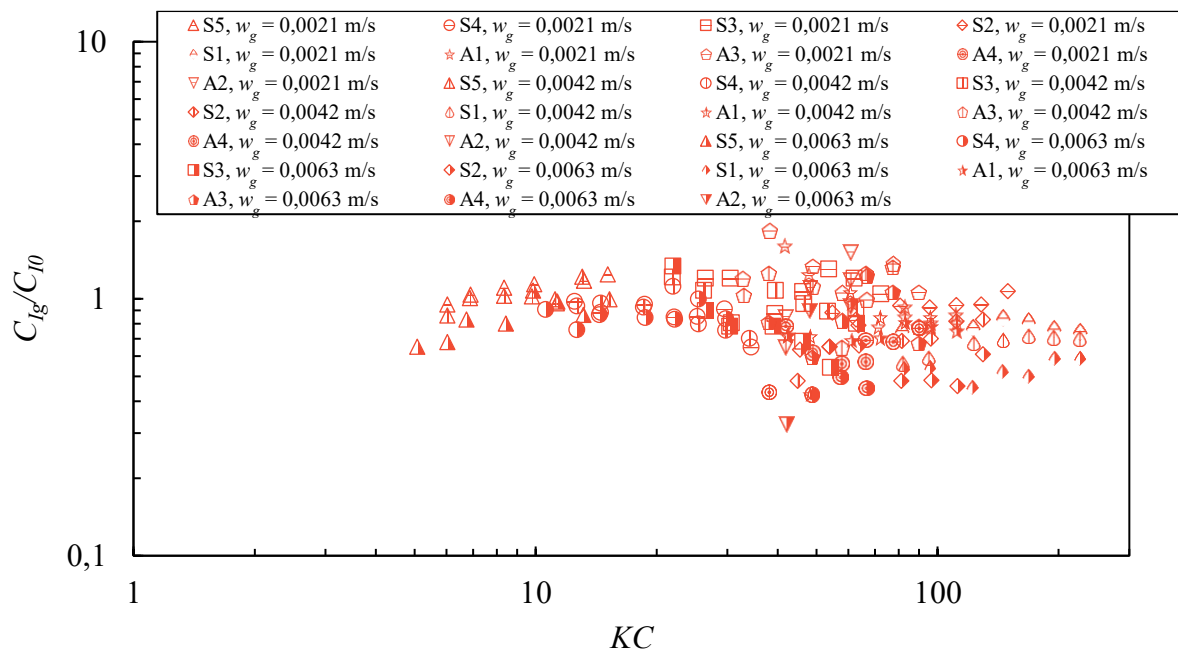
Rysunek 105. Zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{I_g}/C_{I_0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła BT-6, woda



Rysunek 106. Zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{I_g}/C_{I_0}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła CD-6, woda



Rysunek 107. Zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{1g}/C_{10}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Scaba 6SRGT, woda



Rysunek 108. Zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{1g}/C_{10}$  od liczby  $KC$  dla mieszadła Maxflo W, 0,1 M NaCl

Wskazane byłoby wykonanie dalszych badań dla wyższych wartości  $KC$ , ponieważ w tym obszarze prawdopodobnie należy oczekiwać stabilizacji wartości  $RPD$ . Ze względu na dużą losowość współczynnika bezwładności, co potwierdzają badania Sarpkaya [139], oraz dużą dynamikę układu gaz-ciecz punkty pomiarowe mogą charakteryzować się dużym rozrzutem

i analiza dalszego przebiegu zmian wartości względnego współczynnika bezwładności jest poważnie utrudniona. W przypadku mieszadła Maxflo W obserwuje się inną zależność względnego współczynnika bezwładności  $C_{Ig}/C_{I0}$  od liczby  $KC$ . Współczynnik  $C_{Ig}/C_{I0}$  staje się niezależny od liczby Keulegana-Carpentera. Dla  $KC = 13$  mieści się on w zakresie od 0,76 do 1,22, natomiast dla  $KC = 80$  od 0,48 do 1,33. Może być to związane z generowaniem przepływu osiowego. Nie zaobserwowano wpływu stężenia na uzyskiwane wartości  $C_{Ig}/C_{I0}$  dla wszystkich analizowanych mieszadeł.

## 10 STOPIEŃ ZATRZYMANIA GAZU

Stopień zatrzymania gazu  $\varepsilon$  należy do podstawowych parametrów opisujących zdolności dyspersyjne mieszadła podczas mieszania. Dodatkowo znając średnią średnicę pęcherza  $d_{32}$  oraz stopień zatrzymania gazu  $\varepsilon$  można określić powierzchnię wymiany masy  $a$ , która jest istotna dla transportu masy. W literaturze (tabela 5 w rozdziale 4.2) stopień zatrzymania gazu zwykle przedstawiany jest w postaci zależności od mocy jednostkowej i prędkości przepływu gazu:

$$\varepsilon = C_{20} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{C_{21}} \cdot w_g^{C_{22}} \quad (66)$$

Stopień zatrzymania gazu wraz z analizą literaturową szerzej omówiony został w rozdziale 4.2. Badania stopnia zatrzymania gazu prowadzono dwoma metodami: metodą objętościową oraz metodą z wykorzystaniem rezystancyjnego czujnika poziomu eTape (metoda eTape).

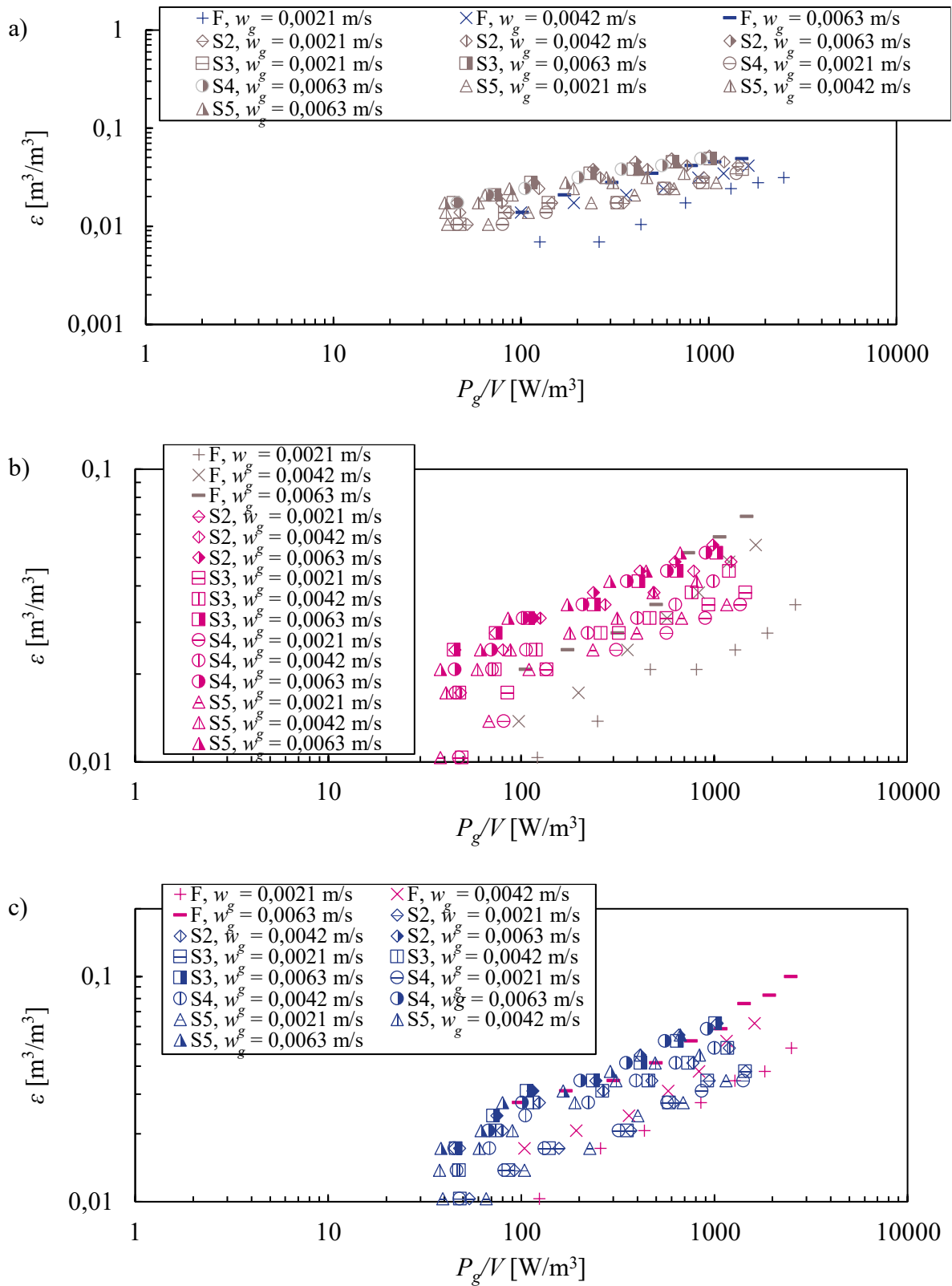
### 10.1 POMIAR STOPNIA ZATRZYMANIA GAZU METODĄ OBJĘTOŚCIOWĄ

Na rysunkach 109-112 przedstawiono uzyskane zależności stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  uzyskane dla mieszadeł turbinowych, odpowiednio RT-6, BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT, i układów powietrze-woda oraz powietrze-roztwory NaCl. Stopień zatrzymania gazu rośnie potęgowo, podobnie jak dla mieszania ustalonego, wraz ze wzrostem  $P_g/V$  a także wraz ze wzrostem prędkości przepływu gazu  $w_g$ . Co więcej, obserwuje się wzrost stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  wraz ze wzrostem stężenia elektrolitu w układzie. Dla mieszania nieustalonego w literaturze Woziwodzki [21], Frankiewicz i Woziwodzki [17] oraz Yoshida i in. [18], [33], [36], [37] obserwowali wzrost stopnia zatrzymania gazu wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji.. Vasconcelos i in. [53] do opisu zmian zarówno stopnia zatrzymania gazu jak i objętościowego współczynnika wnikania masy dla badanych mieszadeł turbinowych o różnych kształtach łopatki zaproponowali wspólne równanie korelacyjne (66). Analiza istotności różnic dla modelu (66) wykazała, że dla badanych mieszadeł turbinowych również można zastosować jedno wspólne równanie. Dodatkowo, dodanie członu uwzględniającego zjawisko tłumienia koalescencji  $Y$  pozwoliło na uogólnienie równania dla wszystkich badanych układów tj. powietrze-woda, powietrze-roztwór 0,1 M NaCl i powietrze-roztwór 0,2 M NaCl. Zastosowano model o następującej postaci:

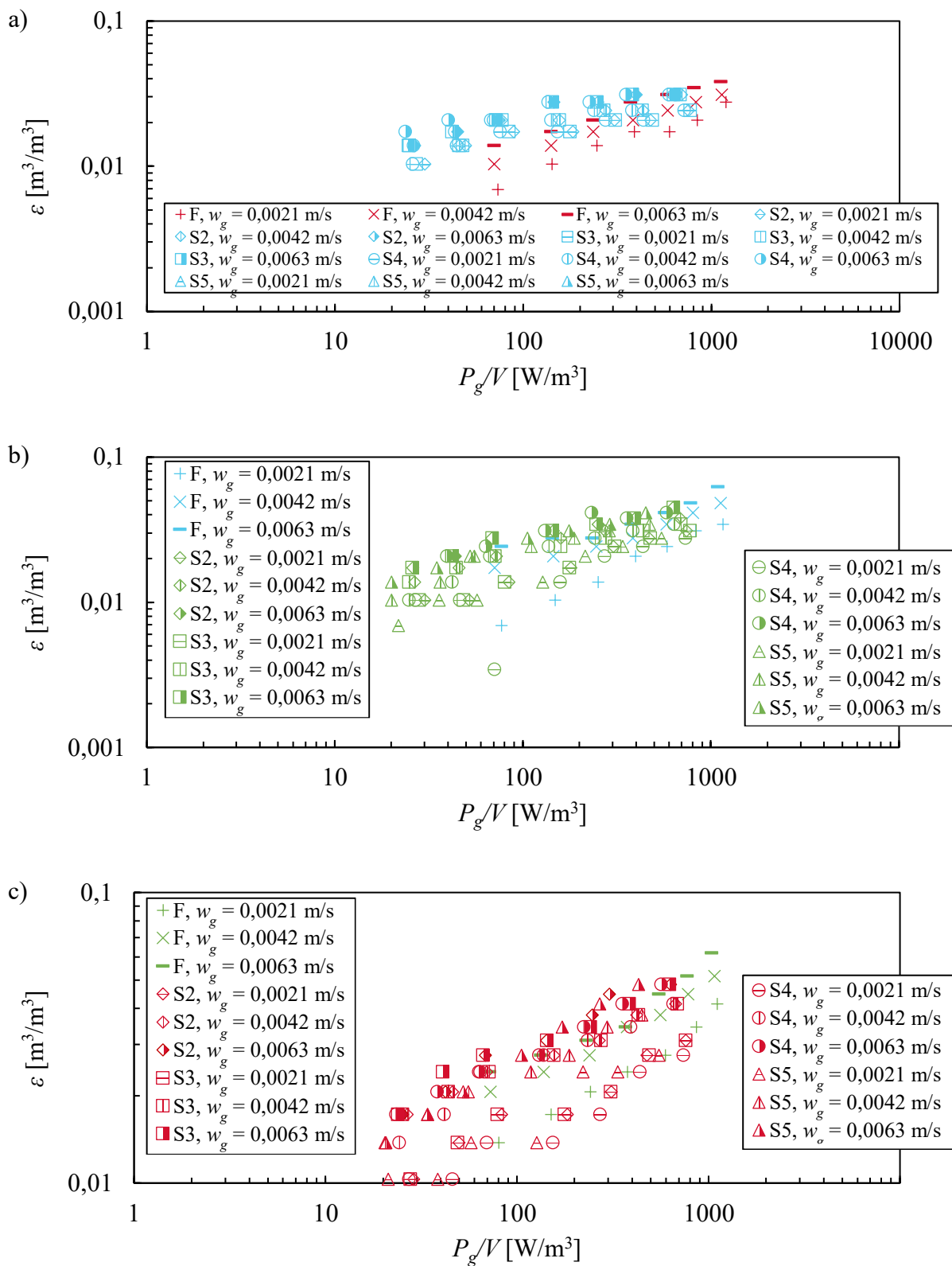
$$\varepsilon = C_{45} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{C_{46}} \cdot w_g^{C_{47}} \cdot Y^{C_{48}} \quad (108)$$



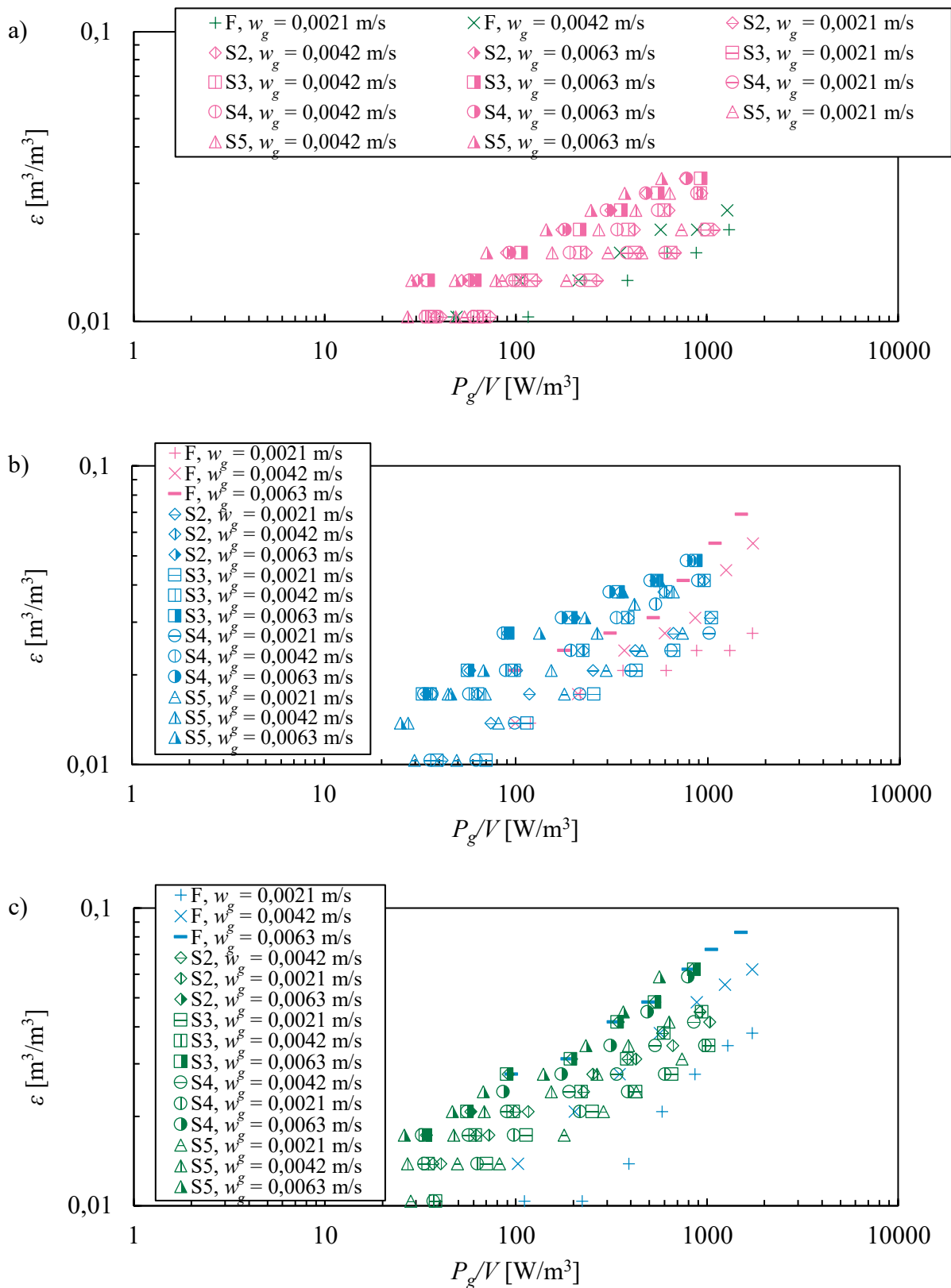
Parametr  $Y$ , obliczony na podstawie równania (61), wynosił  $Y = 1$  dla wody,  $Y = 1,11$  dla 0,1 M NaCl oraz  $Y = 1,19$  dla 0,2 M NaCl.



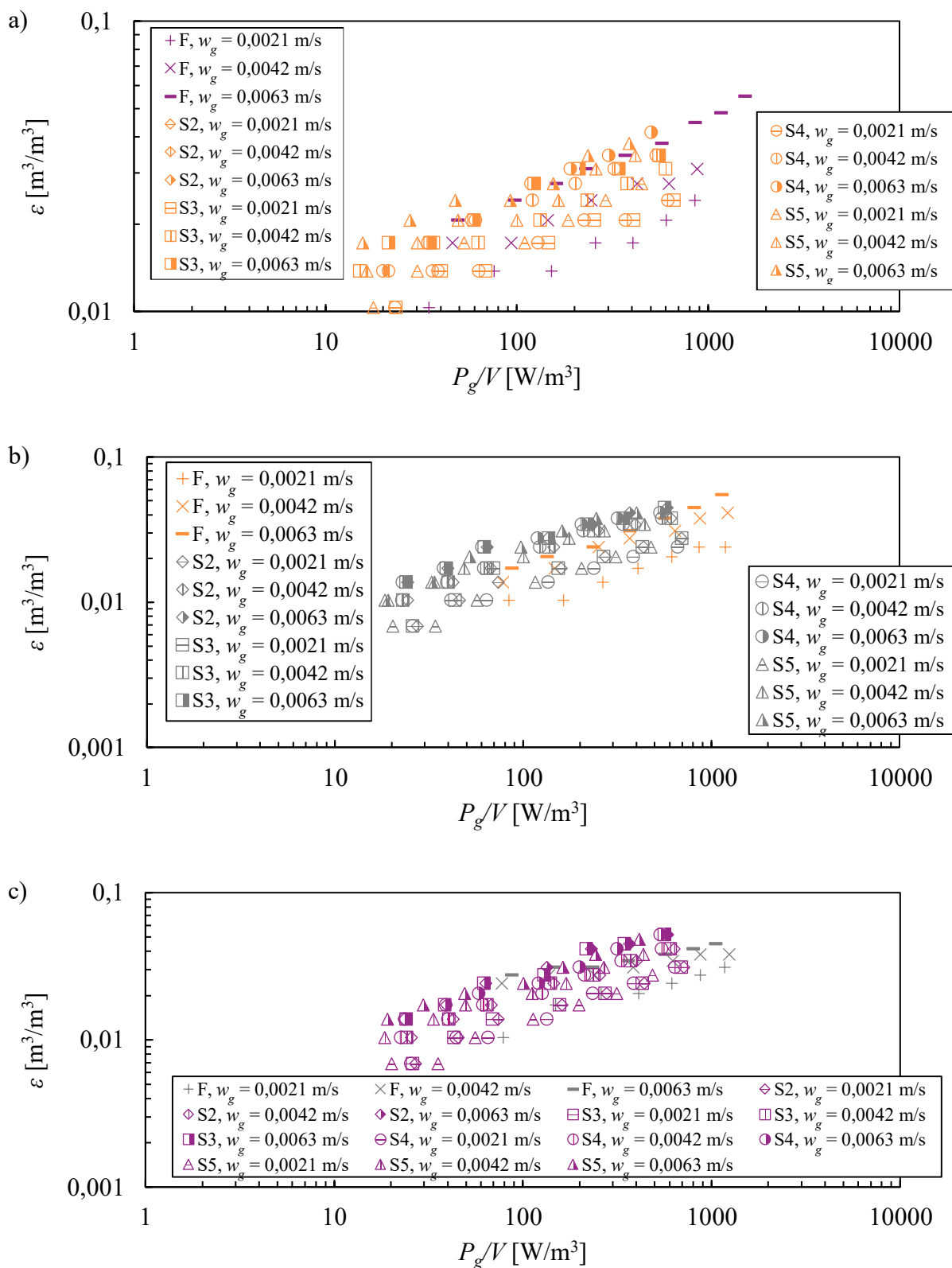
Rysunek 109. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla RT-6 w wodzie (a), 0,1 M NaCl (b) i 0,2 M NaCl (c)



Rysunek 110. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6 w wodzie (a), 0,1 M NaCl (b) i 0,2 M NaCl (c)



Rysunek 111. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla CD-6 w wodzie (a), 0,1 M NaCl (b) i 0,2 M NaCl (c)

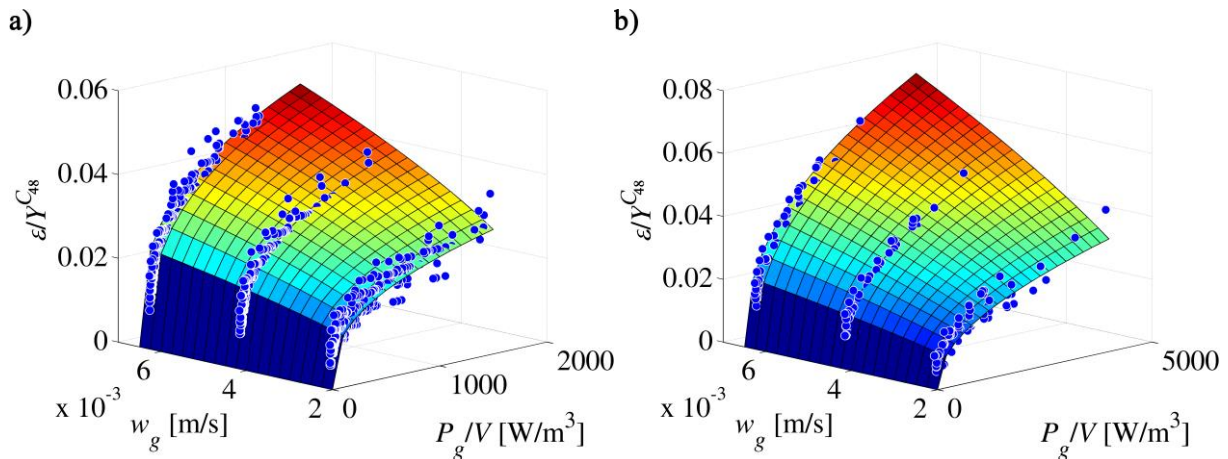


Rysunek 112. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla Scaba 6SRGT w wodzie (a), 0,1 M NaCl (b) i 0,2 M NaCl (c)

Zaproponowano jedną korelację (108) dla mieszania ustalonego F oraz jedną dla mieszania nieustalonego S2-S5. Parametry modelu (108) zestawiono w tabeli 22. Na rysunkach 113 i 114 porównano wartości obserwowane z wartościami wynikającymi z modelu (108).

Tabela 22. Parametry modelu (108) dla mieszadeł turbinowych dla wody i roztworów NaCl

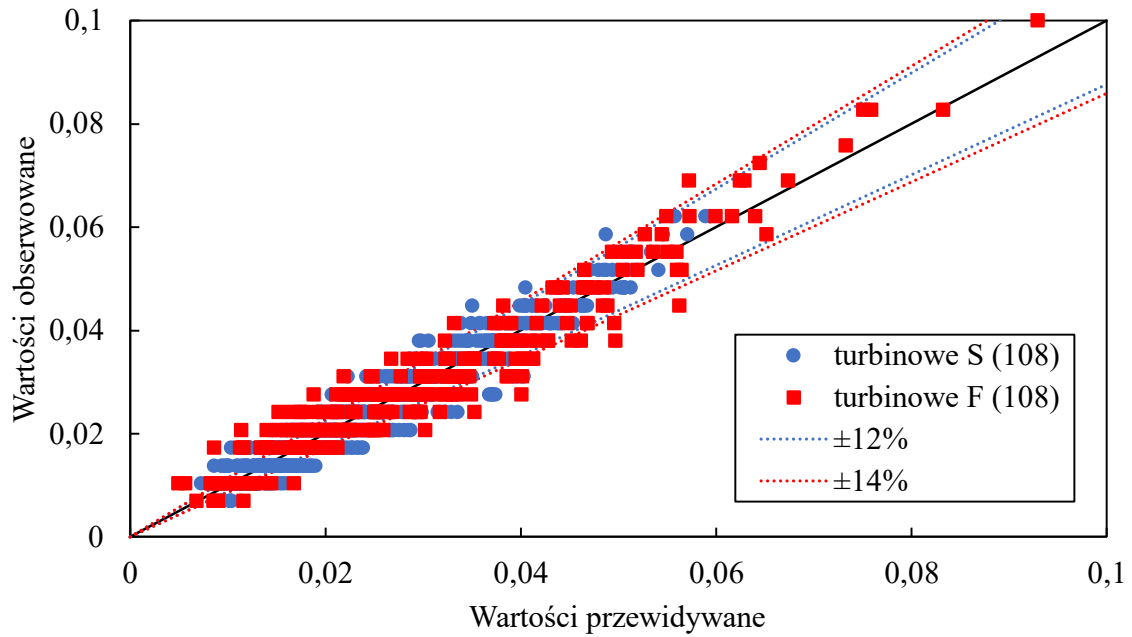
Typ mieszania	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
S2-S5	$C_{45}$	0,066	0,004	$< 10^{-6}$	0,059	0,073
	$C_{46}$	0,324	0,004	$< 10^{-6}$	0,316	0,332
	$C_{47}$	0,511	0,009	$< 10^{-6}$	0,492	0,529
	$C_{48}$	1,291	0,056	$< 10^{-6}$	1,181	1,401
F	$C_{45}$	0,051	0,006	$< 10^{-6}$	0,039	0,064
	$C_{46}$	0,425	0,010	$< 10^{-6}$	0,404	0,445
	$C_{47}$	0,625	0,021	$< 10^{-6}$	0,583	0,667
	$C_{48}$	2,487	0,122	$< 10^{-6}$	2,248	2,727



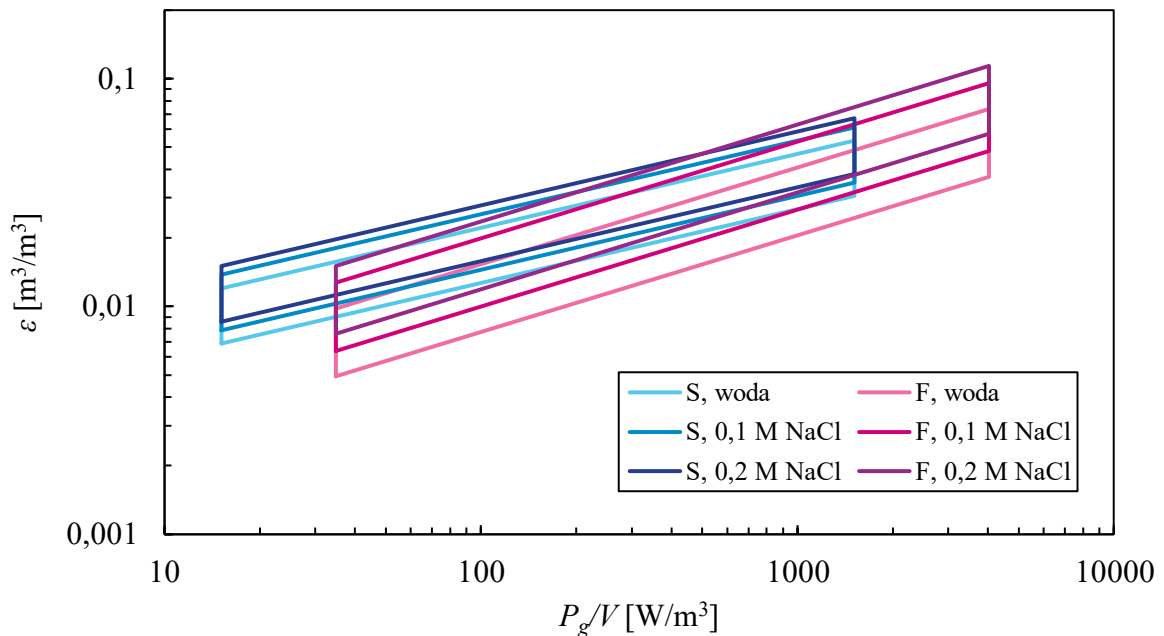
Rysunek 113. Porównanie modelu (108) z wartościami obserwowanymi dla mieszania nieustalonego (a) i ustalonego (b) dla mieszadeł turbinowych

Korelacja dla mieszania typu S2-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (15; 1500)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (5; 150)$  i  $Re_n \in (23500; 75500)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (35; 4000)$  W/m<sup>3</sup> i  $Re_m \in (39000; 130000)$ . Analizując wykładniki modelu (108) obserwuje się silniejszy wpływ  $P_g/V$ ,  $w_g$  oraz  $Y$  na uzyskiwane wartości stopnia zatrzymania gazu podczas mieszania ustalonego w porównaniu do mieszania nieustalonego. Największe różnice obserwuje się dla wykładnika  $C_{48}$  potęgi  $Y$ , który dla mieszania nieustalonego wynosi 1,291 a dla ustalonego

2,487. Wynika stąd, że wraz ze wzrostem stężenia NaCl stopień zatrzymania gazu dla mieszania ustalonego rośnie znacznie szybciej w stosunku do mieszania nieustalonego.



Rysunek 114. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (108) dla mieszadeł turbinowych

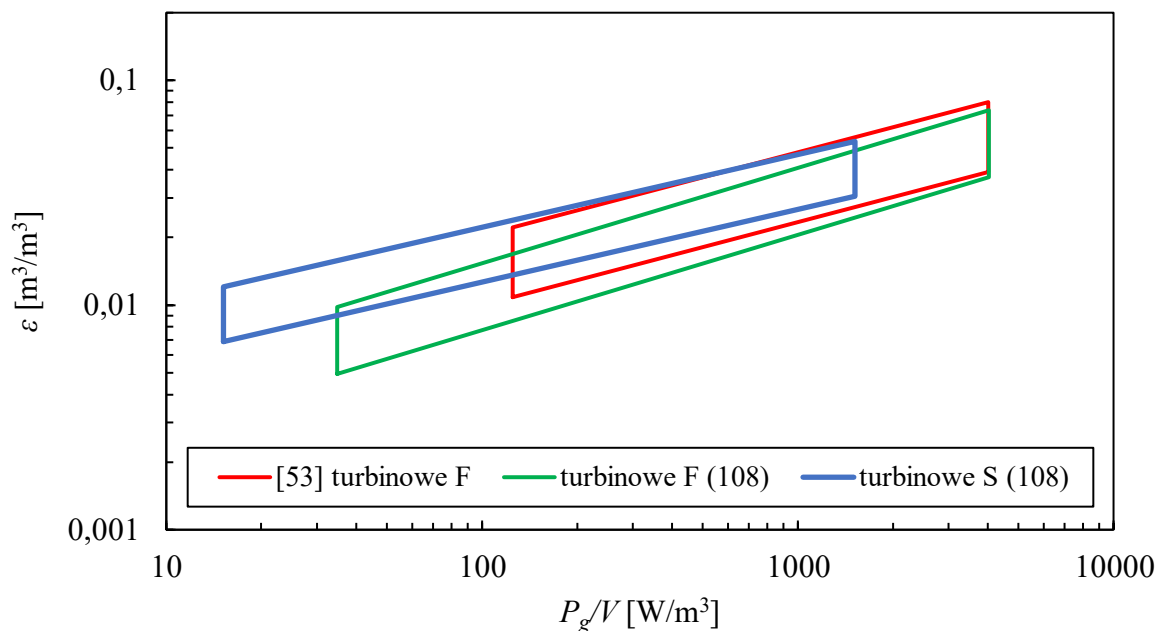


Rysunek 115. Porównanie wartości  $k_L a$  wyznaczonych za pomocą modelu (108) dla wody oraz roztworów NaCl

Dla mieszania nieustalonego osiąga się wyższe wartości stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  w całym badanym zakresie  $P_g/V$  dla układu powietrze-woda (rys. 115). Dodatek soli ogranicza zakres

dominacji mieszania nieustalonego w aspekcie stopnia zatrzymania gazu i dla stężenia NaCl 0,2 M mieszanie nieustalone pozwala uzyskać wyższy stopień zatrzymania gazu jedynie w zakresie  $P_g/V \in (15; 500) \text{ W/m}^3$ . Można przypuszczać, że podczas mieszania ustalonego uzyskuje się większy spadek średniej średnicy pęcherzy gazowych  $d_{32}$  pod wpływem dodatku NaCl powodującego tłumienie koalescencji niż ma to miejsce w przypadku mieszania nieustalonego, co prowadzi do uzyskiwania większego stopnia zatrzymania gazu.

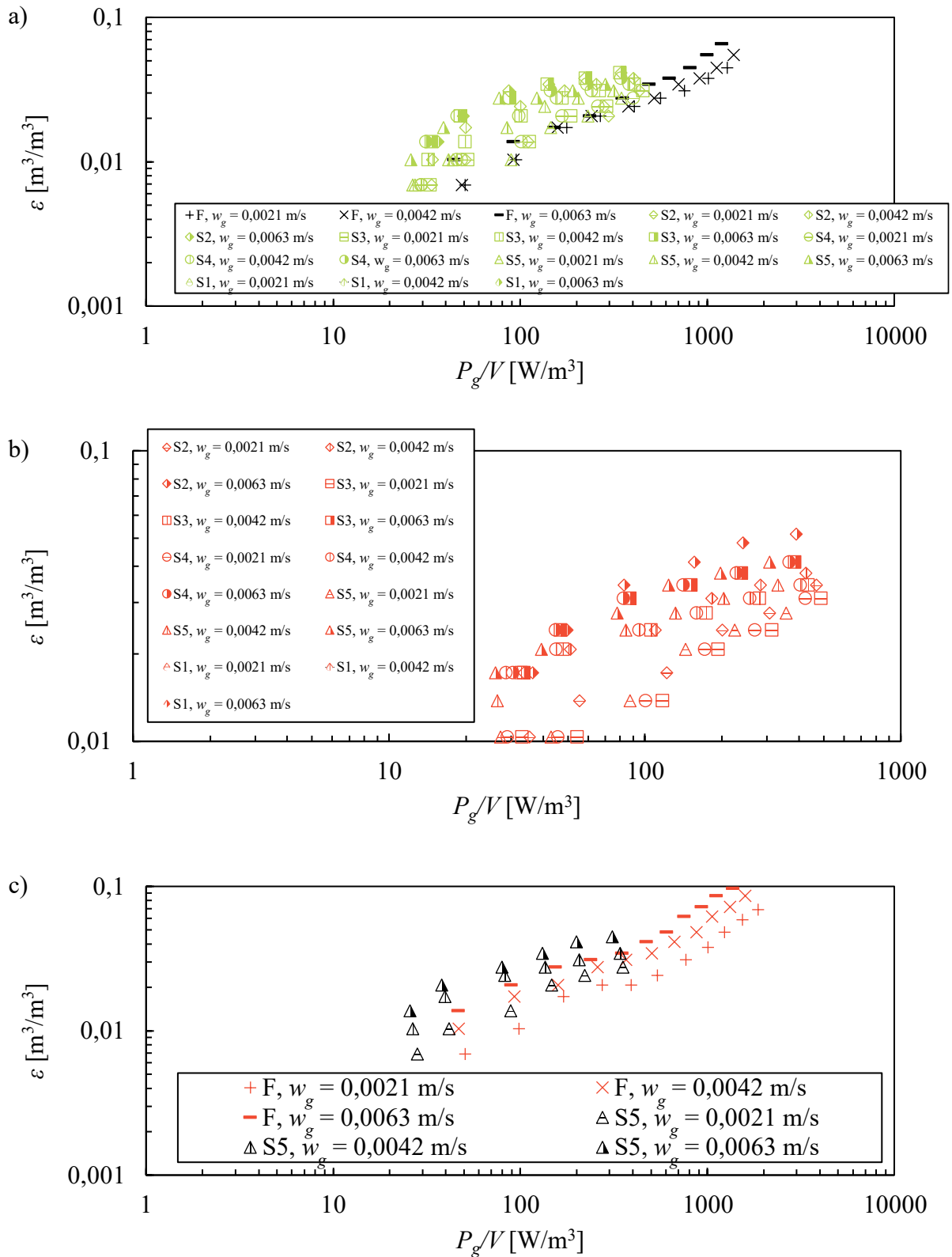
Wartości wynikające z modelu (108) porównano z wynikami uzyskiwanymi przez Vasconcelosa i in. [53] dla mieszania ustalonego i mieszadeł turbinowych o różnym kształcie łopatki w układzie powietrze-woda (rys. 116). Vasconcelos i in. [53] obserwują mniejszy wpływ jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  ( $C_{21} = 0,37$ ) i dla niższych wartości  $P_g/V$  uzyskuje niższe wartości stopnia zatrzymania gazu. Mimo tego w zakresie  $P_g/V \in (15; 600) \text{ W/m}^3$  dla mieszania nieustalonego uzyskuje się wyższe wartości  $\varepsilon$  względem wartości uzyskiwanych przez Vasconcelosa i in. [53].



Rysunek 116. Porównanie wartości wynikający z modelu (108) z wartościami literaturowymi dla mieszadeł turbinowych w układzie powietrze-woda

Na rysunku 117 przedstawiono uzyskane wyniki stopnia zatrzymania z wykorzystaniem mieszadła Maxflo W w układach powietrze-woda oraz powietrze-roztwory NaCl. Obserwuje się podobne zależności jak w przypadku mieszadeł turbinowych. Widoczny jest wzrost stopnia zatrzymania gazu wraz ze wzrostem stężenia NaCl. W tym przypadku analiza statystyczna

również wykazała, że zmiany stopnia zatrzymania gazu można opisać jedną korelacją (108) dla wszystkich stężeń soli w zależności od typu mieszania.



Rysunek 117. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla Maxflo W w wodzie (a), 0,1 M NaCl (b) i 0,2 M NaCl (c)

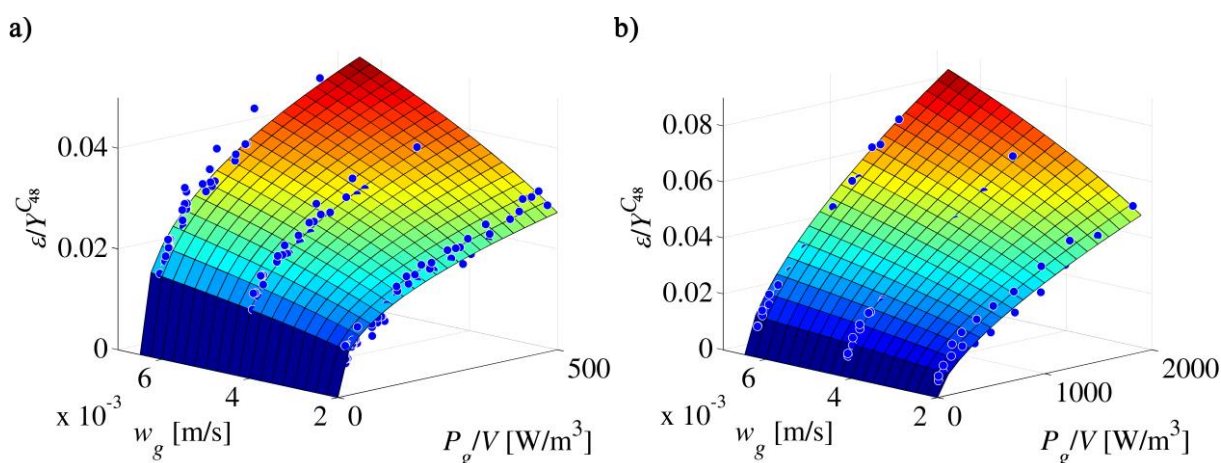


W tabeli 23 zestawiono parametry modelu (108) dla mieszadła Maxflo W, natomiast na rysunkach 118 i 119 porównano wartości obserwowane z wartościami przewidywanymi.

Tabela 23. Parametry modelu (108) dla mieszadła Maxflo W dla wody i roztworów NaCl

Typ mieszania	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
S2-S5	$C_{45}$	0,060	0,008	$< 10^{-6}$	0,044	0,075
	$C_{46}$	0,382	0,012	$< 10^{-6}$	0,358	0,405
	$C_{47}$	0,508	0,022	$< 10^{-6}$	0,464	0,552
	$C_{48}$	0,750	0,144	0,000001	0,466	1,033
F	$C_{45}$	0,007	0,001	0,000005	0,004	0,010
	$C_{46}$	0,642	0,021	$< 10^{-6}$	0,599	0,685
	$C_{47}$	0,476	0,030	$< 10^{-6}$	0,416	0,536
	$C_{48}$	1,603	0,154	$< 10^{-6}$	1,295	1,911

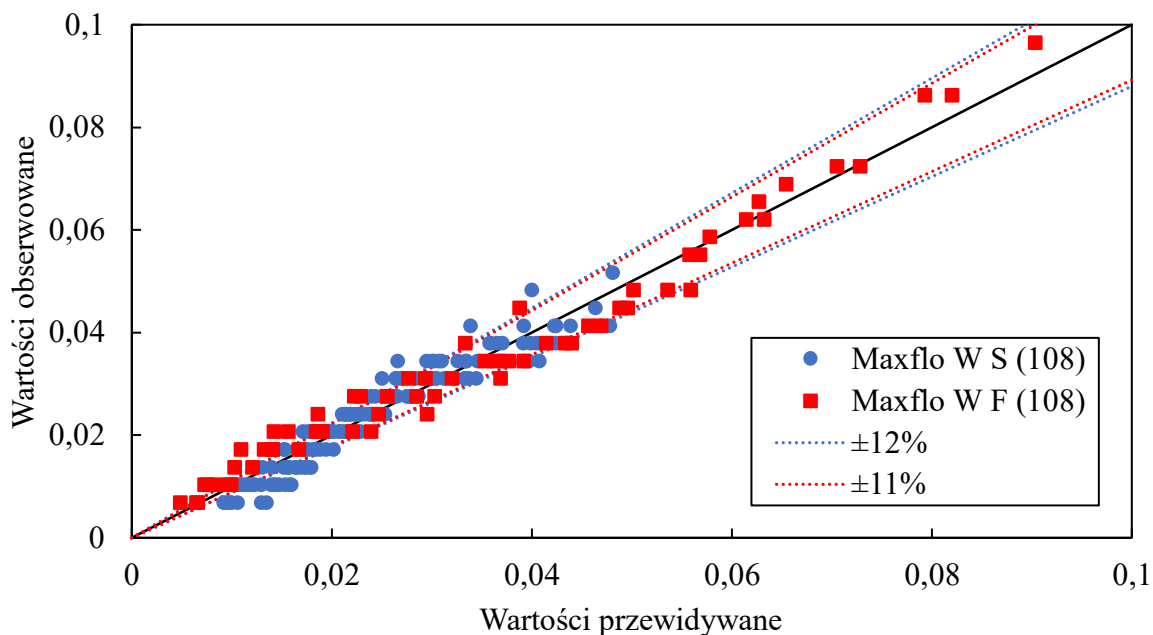
Korelacja dla mieszania typu S2-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (25; 490)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (6; 230)$  i  $Re_n \in (28000; 88000)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (44; 1900)$  W/m<sup>3</sup> i  $Re_m \in (39000; 145000)$ .



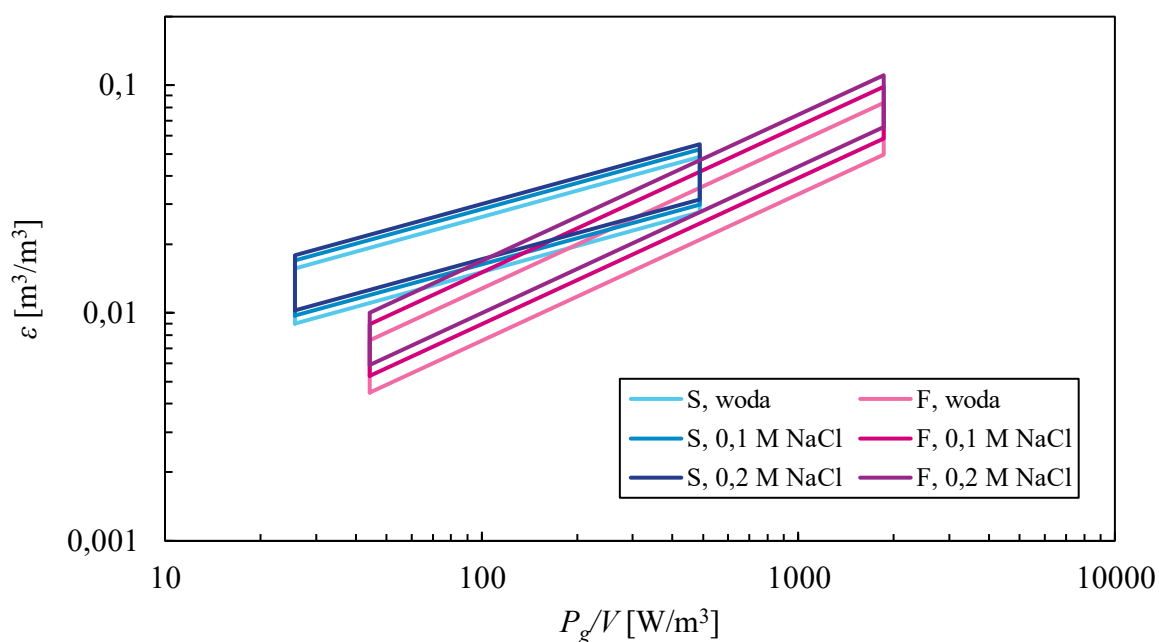
Rysunek 118. Porównanie modelu (108) z wartościami obserwowanymi dla mieszania nieustalonego (a) i ustalonego (b) dla Maxflo W

Podobnie jak w przypadku mieszadeł turbinowych, dla Maxflo W obserwuje się niższe wartości współczynników  $C_{46}$  i  $C_{48}$  dla mieszania nieustalonego w stosunku do mieszania ustalonego. W przypadku współczynnika  $C_{47}$  uzyskiwane wartości są zbliżone dla mieszania ustalonego

i niestabilnego, przy czym mieszanie niestabilne wykazuje nieco większy wpływ prędkości przepływu gazu  $w_g$ .



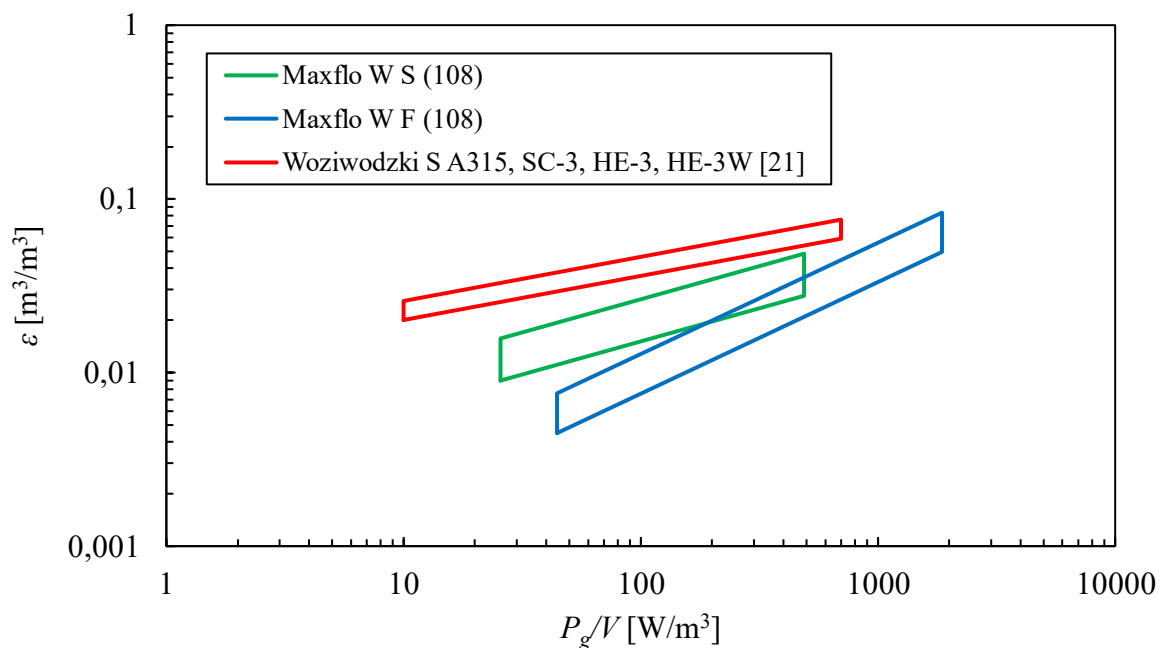
Rysunek 119. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (108) dla Maxflo W



Rysunek 120. Porównanie wartości  $k_L a$  wyznaczonych za pomocą modelu (108) dla wody oraz roztworów NaCl

Woziwodzki [21] porównując swoje wyniki badań dla mieszania niestabilnego i mieszadeł osiowych z wynikami Bakker'a [140] dla mieszania ustalonego mieszadłem A315 dochodzi do podobnych wniosków dotyczących wykładnika  $C_{46}$ . W tamtym przypadku wykładnik dla

mieszania nieustalonego wynosił  $C_{46} = 0,254$  a dla mieszania ustalonego  $C_{46} = 0,43$ . Z kolei wykładnik  $C_{47}$  dla mieszania nieustalonego maleje z 0,5 na 0,229, co zaobserwowano w przypadku mieszadeł turbinowych. Porównując stopień zatrzymania dla mieszania ustalonego i nieustalonego można dojść do podobnego wniosku, że wraz ze wzrostem stężenia soli stopień zatrzymania gazu dla mieszania ustalonego rośnie szybciej w stosunku do mieszania nieustalonego (rys. 120). Przewaga mieszania nieustalonego maleje wraz ze wzrostem stężenia soli, lecz w badanym zakresie nie dochodzi do przewagi mieszania ustalonego.



Rysunek 121. Porównanie wartości stopnia zatrzymania gazu wynikające z modelu (108) dla Maxflo W z wynikami literaturowymi dla mieszadeł osiowych w układzie powietrze-woda

Na rysunku 121 porównano wartości wynikające z modelu (108) dla mieszadła Maxflo W z wynikami dla mieszania nieustalonego otrzymanymi przez Woziwodzkiego [21] dla mieszadeł A315, SC-3, HE-3 i HE-3W. Woziwodzki obserwuje podobny wpływ  $P_g/V$  i  $C_{46} = 0,254$ , natomiast wpływ  $w_g$  jest o wiele mniejszy i  $C_{47} = 0,229$ .

## 10.2 POMIAR STOPNIA ZATRZYMANIA GAZU Z WYKORZYSTANIEM CZUJNIKA ETAPE

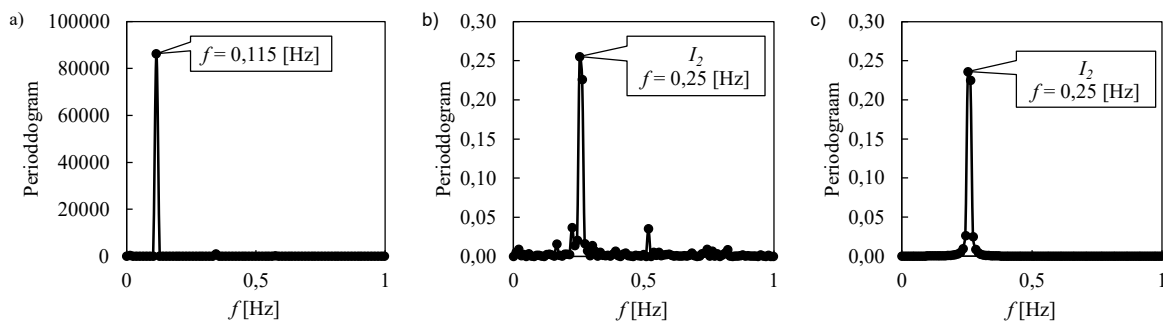
Podczas mieszania nieustalonego stopień zatrzymania gazu nieustannie zmienia się tzn. jest zależny od czasu i oscyluje między wartościami maksymalnymi i minimalnymi. W celu lepszego opisu zależności  $\epsilon(t)$  zastosowano w pomiarach rezystancyjny czujnik poziomu

cieczy eTape pozwalający rejestrować zmiany poziomu z częstotliwością próbkowania do 300 Hz. Uzyskane w ten sposób dane pomiarowe dla mieszania nieustalonego poddane zostały analizie szeregów czasowych metodą analizy Fouriera. Analiza uzyskanych w ten sposób wartości periodogramów pozwalały na identyfikację charakterystycznych częstotliwości harmonicznnych. Uzyskane dane pozwalają stwierdzić, że druga częstotliwość harmoniczna odgrywa największą rolę w zmianach stopnia zatrzymania gazu w czasie. Podobne charakterystyczne częstotliwości uzyskano dla analizy siły osiowej [21]. Z kolei dla zmian częstości obrotów mieszadła w czasie częstotliwości nieparzyste odgrywają większą rolę.

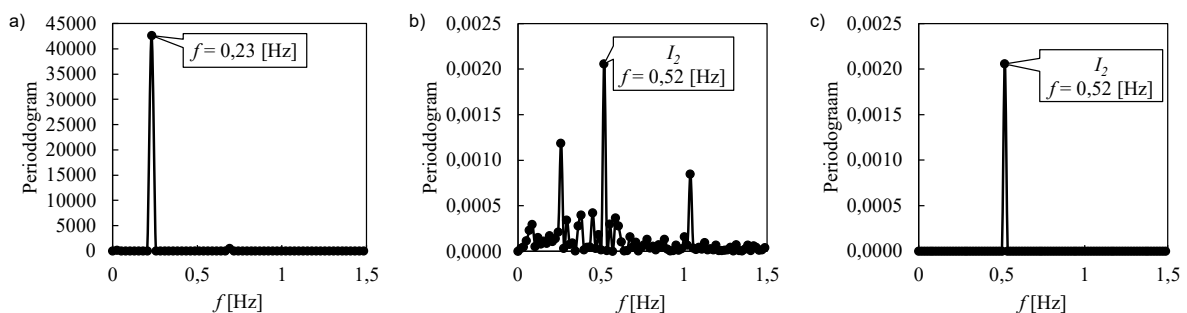
Z uwagi na pojawianie się charakterystycznych częstotliwości zaproponowano model zależności stopnia zatrzymania gazu od czasu:

$$\varepsilon(t) = \varepsilon_0 + C_{53} \cos(2\pi f_\varepsilon t) + C_{54} \sin(2\pi f_\varepsilon t) \quad (109)$$

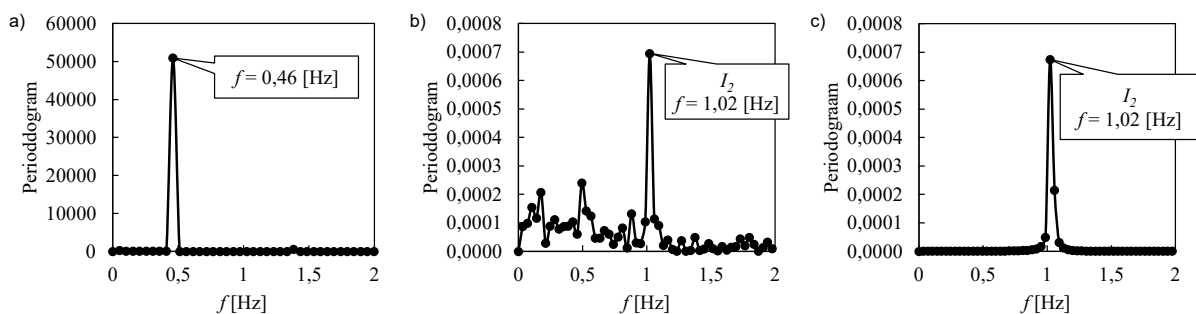
gdzie  $\varepsilon_0$  jest modelowym stopniem zatrzymania gazu,  $C_{53}$  i  $C_{54}$  to stałe, natomiast  $f_\varepsilon$  to charakterystyczna częstotliwość modelu. Na rysunkach 122, 123 i 124 zaprezentowano periodogramy dla częstości obrotów, stopnia zatrzymania gazu oraz modelu (109) dla trzech różnych częstości oscylacji. Zaznaczono częstości  $1f$  oraz  $2f$ , które są jedno- i dwukrotnością częstości oscylacji  $f$ . Lokalne maksima periodogramów występują dla częstości równych wielokrotności częstości oscylacji.



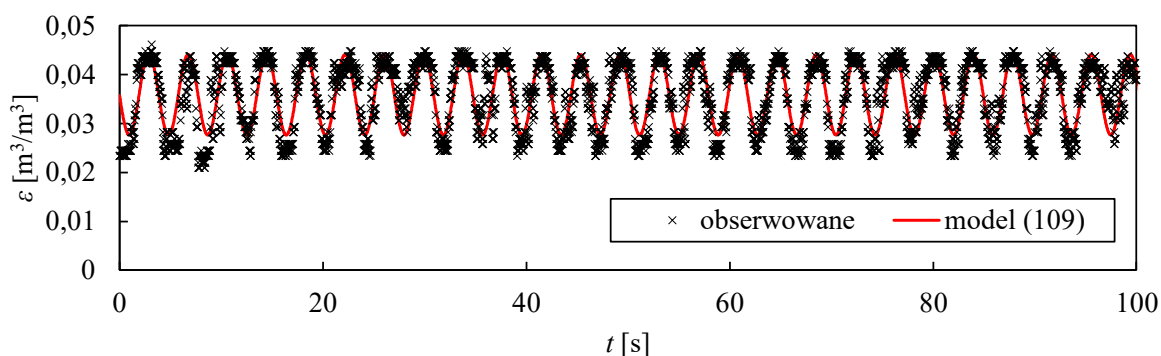
Rysunek 122 Periodogram dla częstości obrotów (a), stopnia zatrzymania gazu (b) oraz modelu (c)  $f = 0,115 \text{ Hz}$



Rysunek 123 Periodogram dla częstości obrotów (a), stopnia zatrzymania gazu (b) oraz modelu (c)  $f = 0,23 \text{ Hz}$



Rysunek 124 Periodogram dla częstotliwości obrotów (a), stopnia zatrzymania gazu (b) oraz modelu (c)  $f = 0,46 \text{ Hz}$



Rysunek 125. Przykładowy przebieg zmian stopnia zatrzymania gazu w czasie dla mieszania nieustalonego i jego dopasowanie do modelu (109),  $S2, KC = 63, n_{max} = 7,29 \text{ obr/s}, \dot{V}_g = 1,1 \text{ m}^3/\text{h}$

Najwyższe wartości periodogramów dla stopnia zatrzymania gazu oraz modelu (109) występują przy częstotliwości bliskiej dwukrotności częstotliwości obrotów mieszadła ( $I_2 \approx 2f$ ).

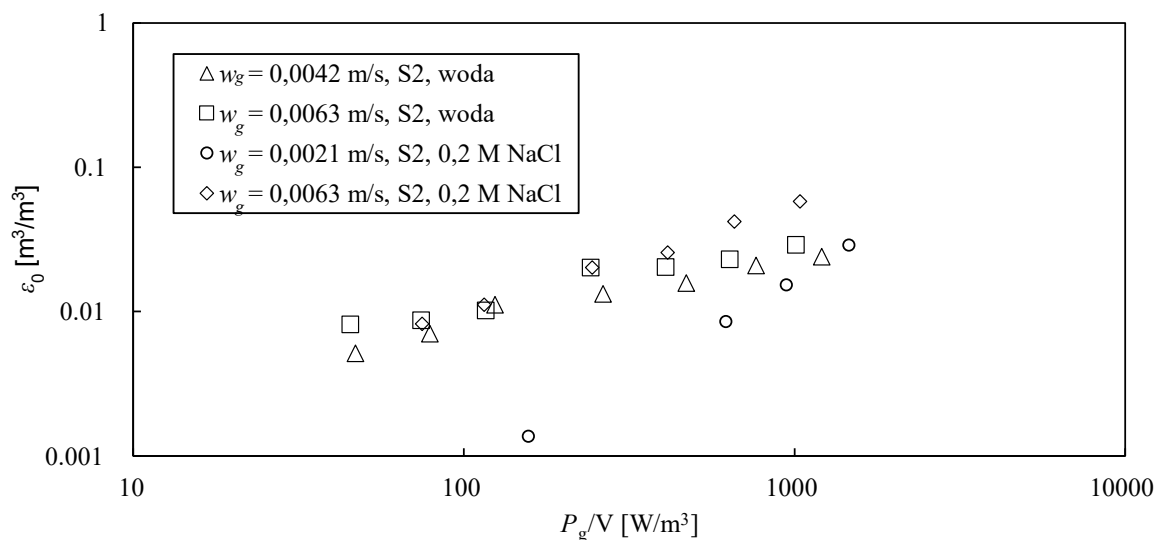
Rysunek 125 przedstawia przykładowy przebieg zmian stopnia zatrzymania gazu w czasie dla mieszania nieustalonego zarejestrowany przez czujnik eTape. Widoczne są wyraźne zmiany w stopniu zatrzymania gazu. Zastosowanie czujnika umożliwia rejestrację stopnia zatrzymania gazu nawet dla wysokich częstotliwości oscylacji. Na rysunku 125 naniesiono również wartości obliczone na podstawie modelu (109).

Tabela 24. Wyniki dopasowania przedstawionego na rysunku 125

	Wartość	Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
$\varepsilon_0 \text{ [m}^3/\text{m}^3]$	0,0355	0,0001	$<10^{-6}$	0,0354	0,0357
$2\pi f_\varepsilon \text{ [Hz]}$	1,6208	0,0008	$<10^{-6}$	1,6193	1,6223
$C_{53}$	-0,0014	0,0002	$<10^{-6}$	-0,0018	-0,0009
$C_{54}$	-0,0084	0,0001	$<10^{-6}$	-0,0086	-0,0082

W tabeli 24 zestawiono wartości współczynników, błędów, prawdopodobieństw testowych  $p$ , granice ufności. Współczynnik determinacji  $R^2$  wynosił 0,7052, suma kwadratów oszacowań błędów SSE wynosiła 0,0777, natomiast średnia kwadratowa błędów RMSE wynosiła 0,0038. Z uwagi na dynamikę układu oraz pofalowanie powierzchni cieczy podczas mieszania nieustalonego uzyskane parametry zostały uznane jako satysfakcjonujące. Zaproponowany model (109) pozwala na uzyskanie wartości  $\varepsilon_0$ , która może być wykorzystana jako wartość charakteryzująca stopień zatrzymania gazu dla mieszania nieustalonego. Umożliwi to porównanie wielkości stopnia zatrzymania gazu zarówno podczas mieszania nieustalonego jak i porównanie  $\varepsilon_0$  z wielkościami standardowo stosowanymi w mieszanii ustalonym.

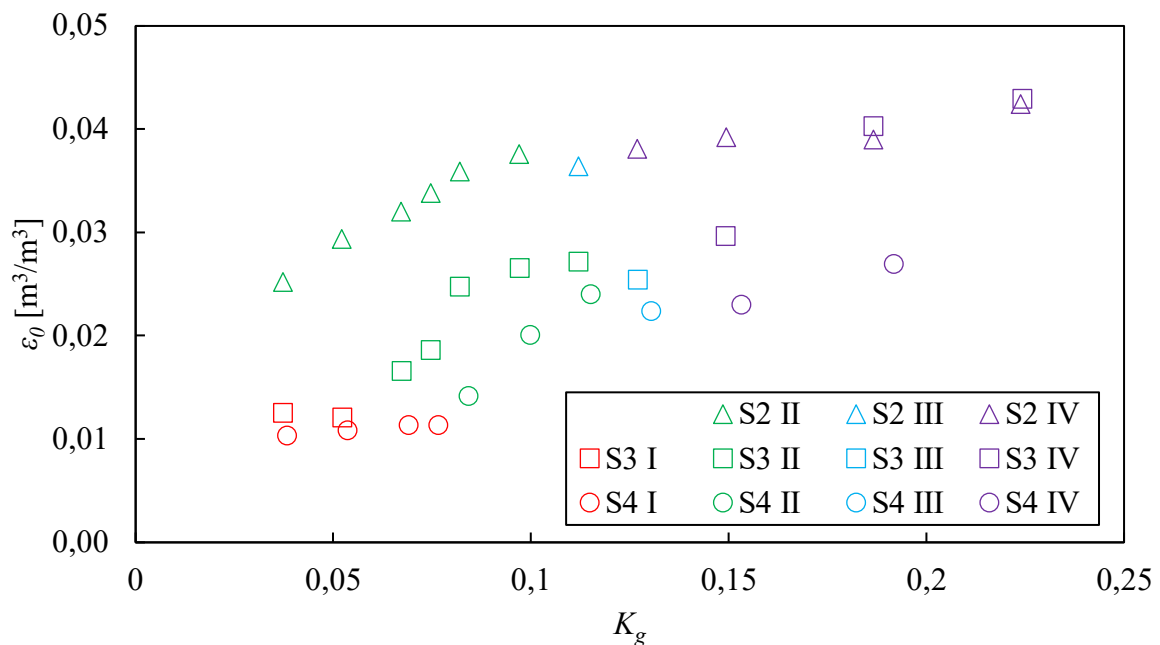
Na rysunku 126 przedstawiono przykładowe porównanie modelowego stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon_0$  w zależności od jednostkowej mocy mieszania nieustalonego  $P_g/V$  dla układów powietrze-woda oraz powietrze-roztwór 0,2 M NaCl uzyskane dla różnych natężeń przepływu gazu  $\dot{V}_g$  przy użyciu mieszadła RT-6. Zgodnie z oczekiwaniami, dla wszystkich serii pomiarowych zaobserwowano wzrost stopnia zatrzymania gazu wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania oraz wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu. Widoczny jest również efekt dodatku chlorku sodu jako substancji tłumiącej koalescencję pęcherzy gazowych. Dodatek soli powoduje wzrost stopnia zatrzymania gazu wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania co w rezultacie powoduje otrzymywanie wyższych stopni zatrzymania gazu.



Rysunek 126. Porównanie modelowego stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon_0$  w zależności od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  dla wody i roztworu 0,2 M NaCl dla różnych prędkości przepływu gazu  $w_g$

Na rysunku 127 przedstawiono uzyskaną zależność  $\varepsilon_0$  od liczby przepływu gazu  $K_g$  dla układu powietrze-woda w zakresie częstotliwości oscylacji od 0,115 Hz (S2) do 0,46 Hz (S4). Przy

stałej maksymalnej częstości obrotów  $n_{max}$  wynoszącej około 6 obr/s zmieniano natężenie przepływu gazu w zakresie od 0,5 m<sup>3</sup>/h do 3 m<sup>3</sup>/h. Z przeprowadzonych badań wynika, że wartość  $\varepsilon_0$  rośnie wraz z liczbą przepływu gazu oraz maleje ze wzrostem częstotliwości oscylacji. Inni badacze [17], [21] wyznaczyli wartość maksymalną i minimalną stopnia zatrzymania gazu. Te wartości z kolei rosły wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji. Różnica we wpływie częstotliwości oscylacji na te parametry może wynikać z odmiennej metody pomiaru. Znaczne pofalowanie powierzchni cieczy znacząco wpływa na wartości i maksymalne wyznaczone metodą wizualną. Dlatego technika pomiaru zmiany stopnia zatrzymania gazu w czasie i wyznaczania  $\varepsilon_0$  za pomocą modelu (109) powinno dawać pełniejszą informację na temat przebiegu rozpraszania gazu



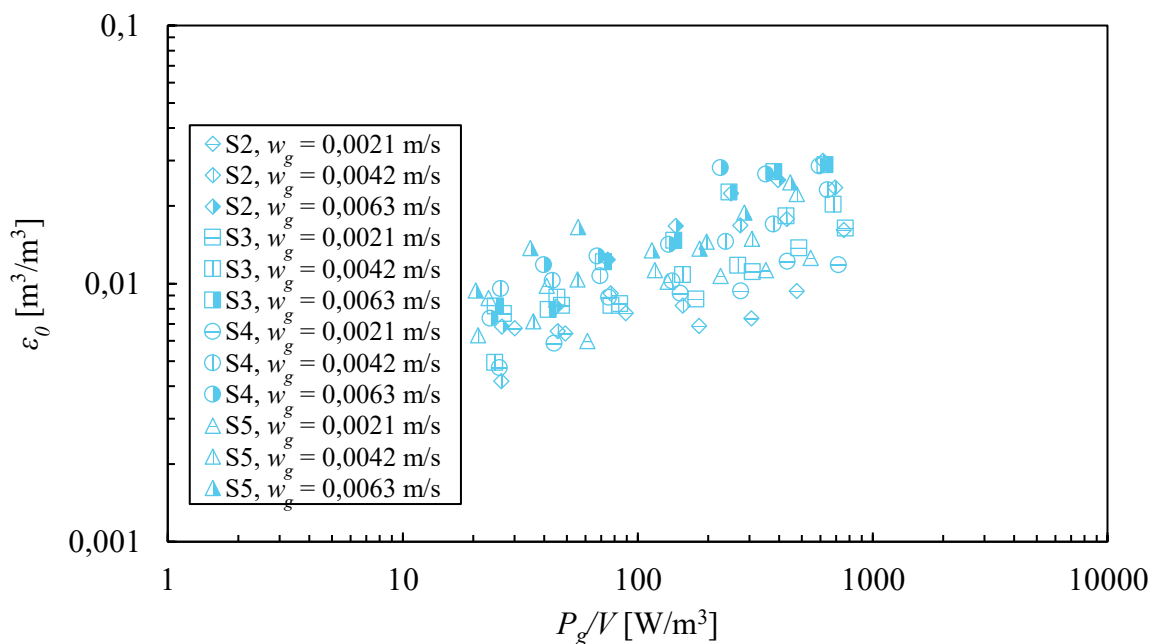
Rysunek 127 Wpływ liczby przepływu gazu  $K_g$  na modelowy stopień zatrzymania gazu  $\varepsilon_0$  dla układu powietrze-woda (dla  $n = \text{const}$ ), RT-6,  $n_{max} = 6$  obr/s

Zaobserwowano występowanie czterech zakresów zmian wartości  $\varepsilon_0$  wraz z  $K_g$ , występujących po kolei od najniższych (I) do najwyższych (IV) wartości  $K_g$ . W zakresie I występuje niewielki wzrost wartości  $\varepsilon_0$  z  $K_g$ . Kolejny zakres, II, obejmuje gwałtowny wzrost wartości  $\varepsilon_0$  wraz z  $K_g$  aż do osiągnięcia lokalnego maksimum. W zakresie III dochodzi do niewielkiego spadku wartości  $\varepsilon_0$  wraz ze wzrostem  $K_g$  aż do osiągnięcia lokalnego minimum przy około  $K_g = 0,1$  co odpowiada natężeniu przepływu gazu około 1,3 m<sup>3</sup>/h. W zakresie IV następuje dalszy wzrost wartości  $\varepsilon_0$  wraz ze wzrostem  $K_g$ . Szybkość tego wzrostu jest mniejsza

niż w przypadku zakresu II. W przypadku częstotliwości  $f = 0,115 \text{ Hz}$  nie zaobserwowano występowania zakresu I.

Podczas mieszania nieustalonego przebiegającego zgodnie z falą trójkątną i zmianą kierunku obrotów zakłada się, że zachłystywanie się mieszaniną gazem występuje zawsze w jakimś stopniu niezależnie od częstotliwości oscylacji i maksymalnej wartości częstości obrotów. Pojawienie się spadków w zakresie III może świadczyć o występowaniu zachłystywania się w całym zakresie zmiany częstości obrotów a dalszy wzrost spowodowany jest zwiększającym się natężeniem przepływu gazu.

W celu porównania wyników uzyskiwanych przy użyciu metody objętościowej i z wykorzystaniem czujnika poziomu cieczy eTape wykonano pomiary stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  przy użyciu czujnika eTape i mieszadła BT-6. Wyniki dla wody przedstawiono na rysunku 128, dla roztworu 0,1 M NaCl na rysunku 129, natomiast dla roztworu 0,2 M NaCl na rysunku 130.

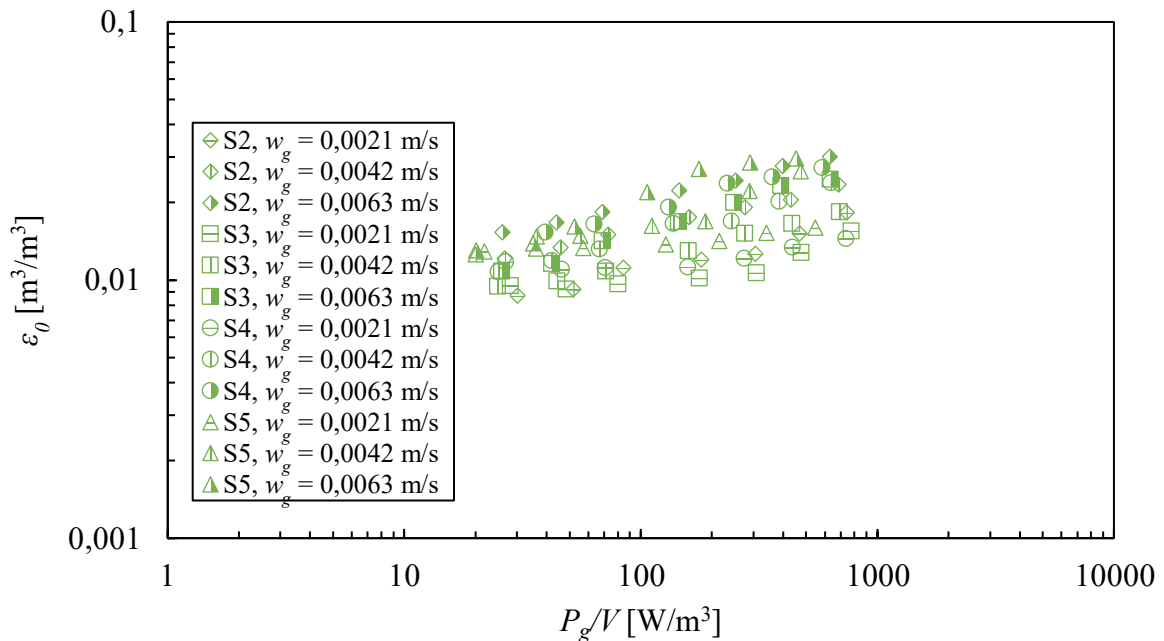


Rysunek 128. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6 w wodzie, eTape

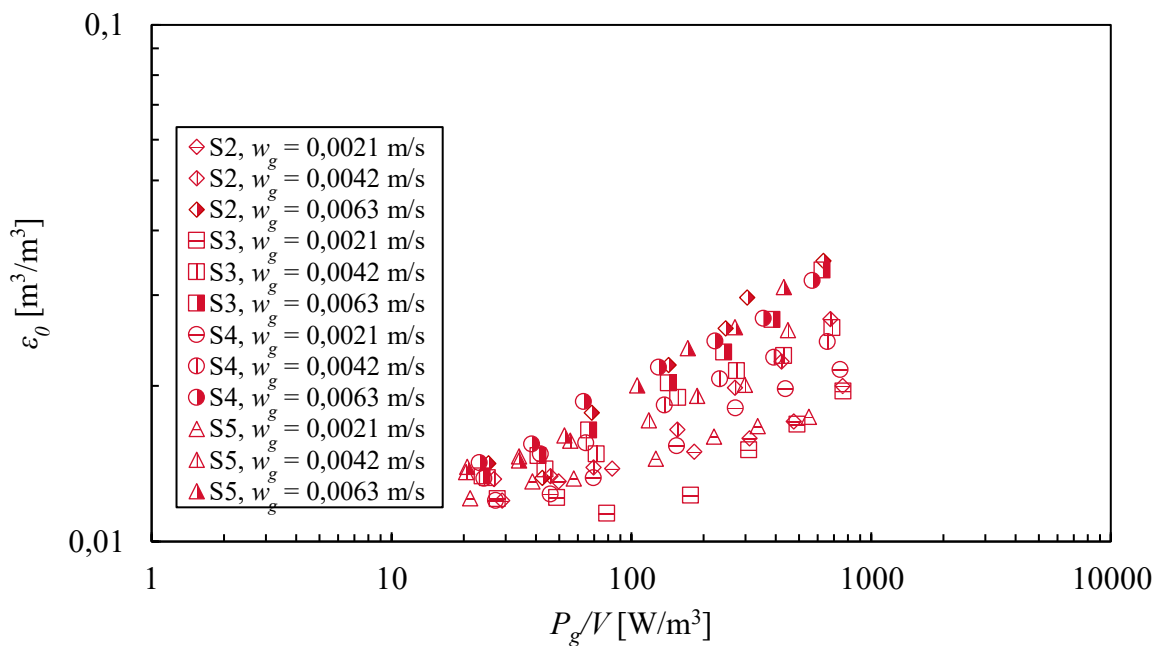
Można zauważyć, że uzyskano podobną zależność jak w przypadku metody objętościowej tj. stopień zatrzymania gazu rośnie wraz ze wzrostem mocy jednostkowej  $P_g/V$ , prędkości przepływu gazu  $w_g$  oraz stężenia soli. Porównano również korelacje (108) dla danych uzyskanych metodą objętościową oraz przy użyciu czujnika eTape. Parametry modelu (108) dla obu metod zestawiono w tabeli 25. Na rysunku 131 porównano wartości obserwowane



z wynikającymi z modelu (108) dla eTape. Na rysunku 132 porównano uzyskiwane wartości modelu (108) dla metody objętościowej oraz eTape.



Rysunek 129. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6 w roztworze 0,1 M NaCl, eTape



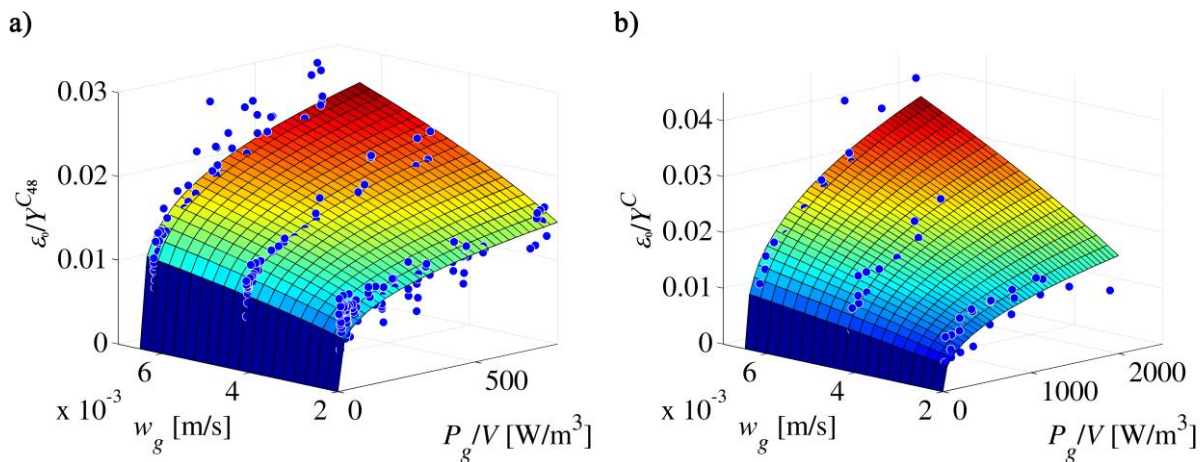
Rysunek 130. Stopień zatrzymania gazu w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6 w roztworze 0,2 M NaCl, eTape

Korelacje słuszne są w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (20; 770)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (5; 150)$  i  $Re_n \in (23500; 75500)$ . Dla zaproponowanych korelacji uzyskano bardzo

zbliżone wykładniki  $C_{46}$  i  $C_{47}$ . Jedynie współczynniki  $C_{48}$  różnią się w niewielkim stopniu i wynoszą 1,727 dla eTape i 1,449 dla metody objętościowej.

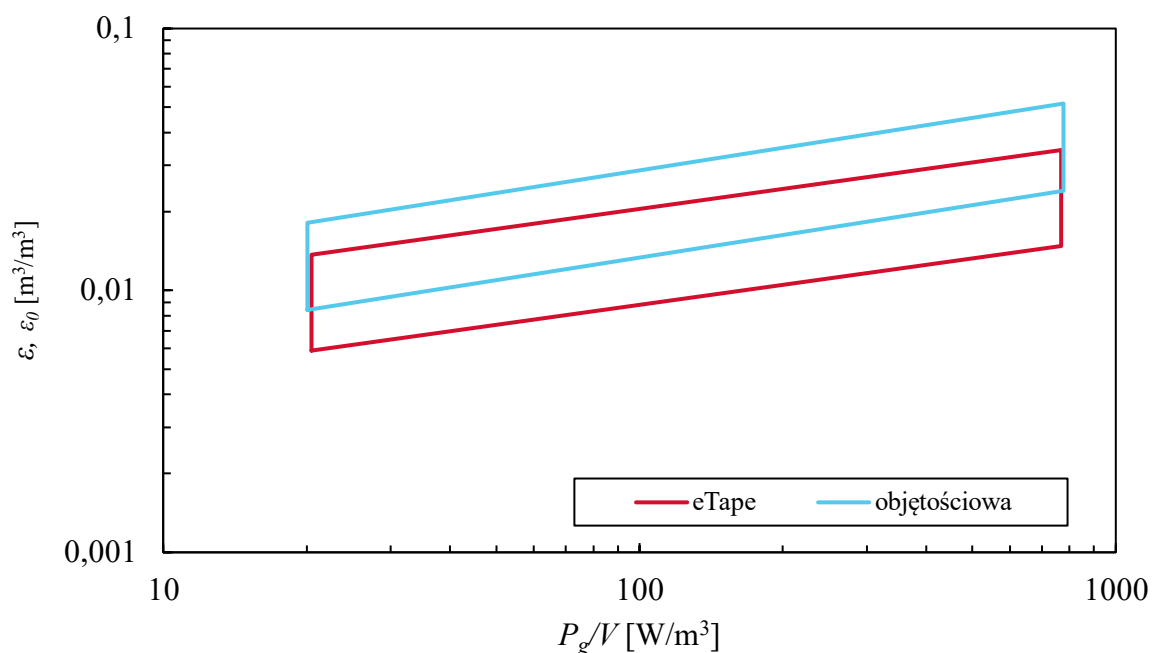
Tabela 25. Parametry równania (108) dla mieszadła BT-6 dla wody i roztworów soli, S2-S5

Metoda pomiaru	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
eTape	$C_{45}$	0,058	0,007	$< 10^{-6}$	0,044	0,073
	$C_{46}$	0,253	0,009	$< 10^{-6}$	0,236	0,271
	$C_{47}$	0,496	0,022	$< 10^{-6}$	0,453	0,539
	$C_{48}$	1,727	0,129	$< 10^{-6}$	1,472	1,982
metoda objętościowa	$C_{45}$	0,065	0,006	$< 10^{-6}$	0,054	0,077
	$C_{46}$	0,286	0,007	$< 10^{-6}$	0,274	0,299
	$C_{47}$	0,472	0,015	$< 10^{-6}$	0,441	0,502
	$C_{48}$	1,449	0,095	$< 10^{-6}$	1,261	1,638



Rysunek 131. Porównanie modelu (108) z wartościami obserwowanymi dla mieszania nieustalonego (a) i ustalonego (b) dla BT-6, eTape

Może to być związane z większą czułością czujnika podczas mieszania układów z dodatkiem soli, gdzie w wyniku bardzo dużego stopnia zatrzymania gazu przy zwierciadle cieczy znajduje się bardzo duża ilość pęcherzy gazowych, co może utrudniać wzrokową ocenę wysokości układu i prowadzi do jej zawyżenia. Porównano również współczynniki zmienności resztowej, który dla metody objętościowej wynosił 10%, natomiast dla metody eTape 15%. Świadczy to o dużej dynamice układu, gdzie w przypadku eTape mogą być rejestrowane gwałtowne zmiany spowodowane cyrkulacją cieczy, które mogą prowadzić do większych odchyłań.



Rysunek 132. Porównanie wartości stopnia zatrzymania gazu uzyskiwane dla modelu (108) metodą objętościowa i eTape

Porównując metodę objętościowa i metodę wykorzystującą czujnik eTape można dojść do wniosków, że powszechnie stosowana w mieszaniu ustalonym metoda objętościowa jest wystarczająca do oceny stopnia zatrzymania gazu dla takich układów. Z kolei w przypadku mieszania nieustalonego, ze względu na dużą dynamikę i zmienny stopień zatrzymania gazu w czasie metoda ta może dawać nieprecyzyjne wyniki. Dlatego istnieje konieczność poszukiwania nowych rozwiązań pozwalających na pomiar stopnia zatrzymania gazu w czasie. Do takich właśnie technik zalicza się metodę z wykorzystaniem czujnika eTape, która w przypadku mieszania nieustalonego jest dokładniejsza i eliminuje niedogodności klasycznego pomiaru, które występują podczas mieszania nieustalonego.

## 11 OBJĘTOŚCIOWY WSPÓŁCZYNNIK WNIKANIA MASY

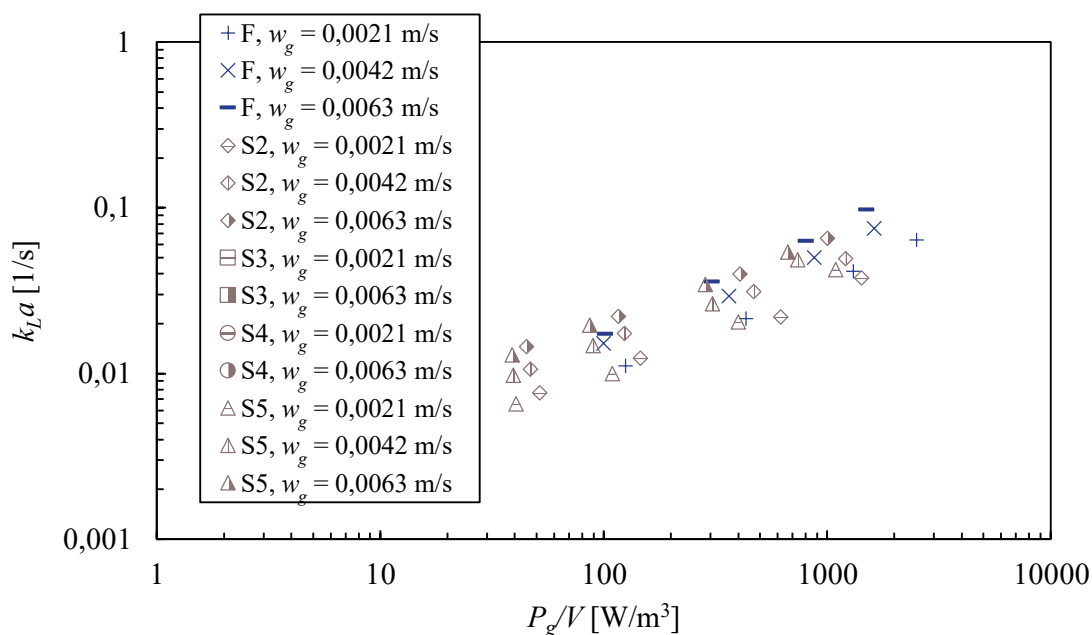
W mieszaniu mechanicznym do opisu efektywności transportu masy stosowany jest objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$ . Jest on reprezentowany jako iloczyn współczynnika wnikania masy po stronie fazy ciekłej  $k_L$  oraz powierzchni wymiany masy  $a$ . Jest to jeden z najważniejszych parametrów opisujących wymianę masy w układach gaz-ciecz jak i ciecz-ciecz podczas mieszania mechanicznego. Jest on zależny od omówionych wcześniej parametrów takich jak moc mieszania czy stopień zatrzymania gazu. Współczynnik ten został szerzej omówiony w rozdziale 4.3. Do opisu objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  stosowane jest najczęściej równanie:

$$k_L a = C_9 \cdot \left(\frac{P_g}{V}\right)^{C_{10}} \cdot w_g^{C_{11}} \quad (76)$$

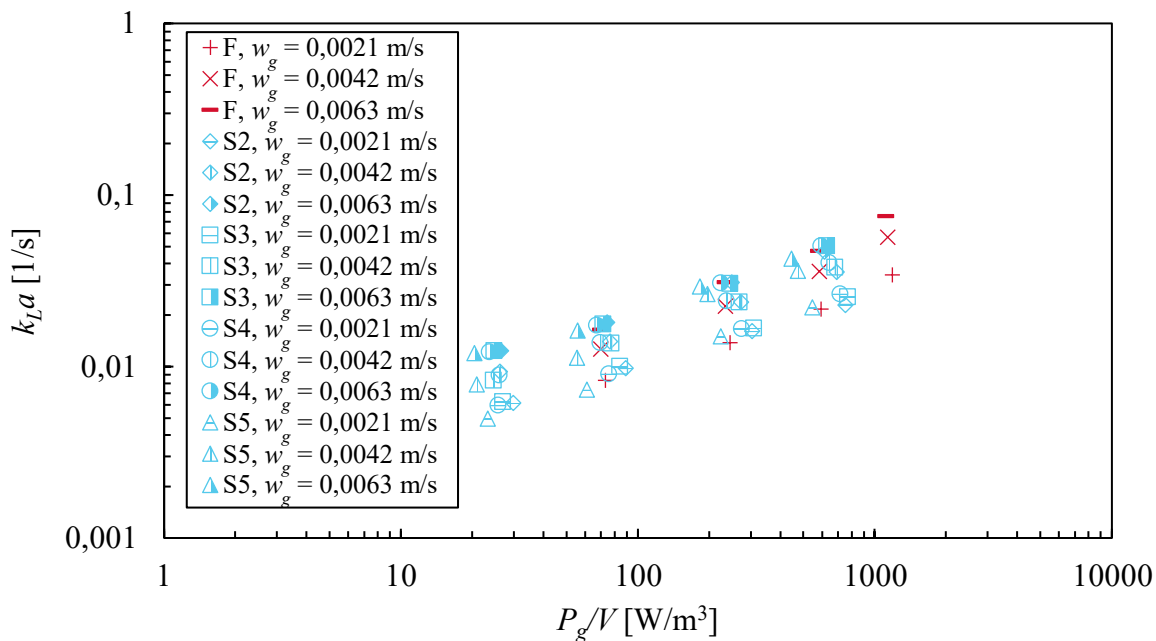
### 11.1 UKŁAD DWUFAZOWY POWIETRZE-WODA

W pierwszym etapie przeprowadzono analizę wymiany masy dla układu powietrze-woda. Współczynnik  $k_L a$  wyznaczano w oparciu o pomiar stężenia tlenu rozpuszczonego w roztworze. Na wstępie analizie poddano mieszanie ustalone a następnie nieustalone.

Na rysunkach 133-136 przedstawiono uzyskane wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  podczas mieszania ustalonego F oraz nieustalonego S2-S5 układu powietrze-woda przy użyciu mieszadeł turbinowych, odpowiednio RT-6, BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT.

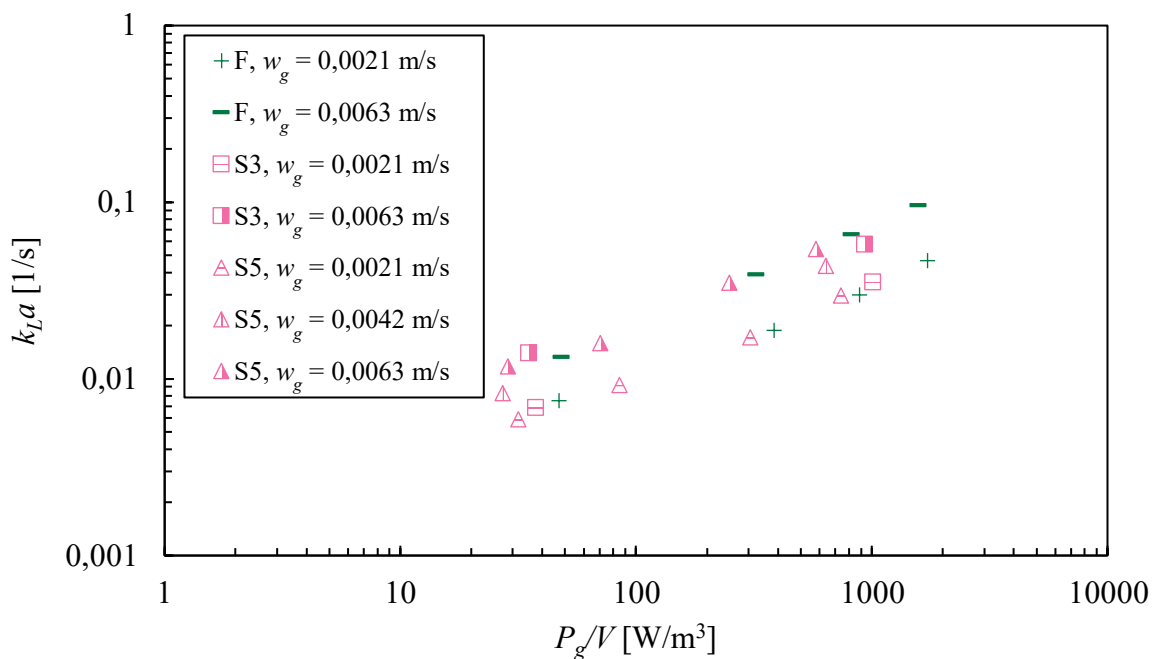


Rysunek 133. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla RT-6, woda



Rysunek 134. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6, woda

Zgodnie z oczekiwaniami współczynnik  $k_L a$  rośnie wraz ze wzrostem mocy jednostkowej  $P_g/V$  oraz prędkości przepływu gazu  $w_g$ . Wpływ częstotliwości oscylacji na wartość  $k_L a$  jest niewielki.

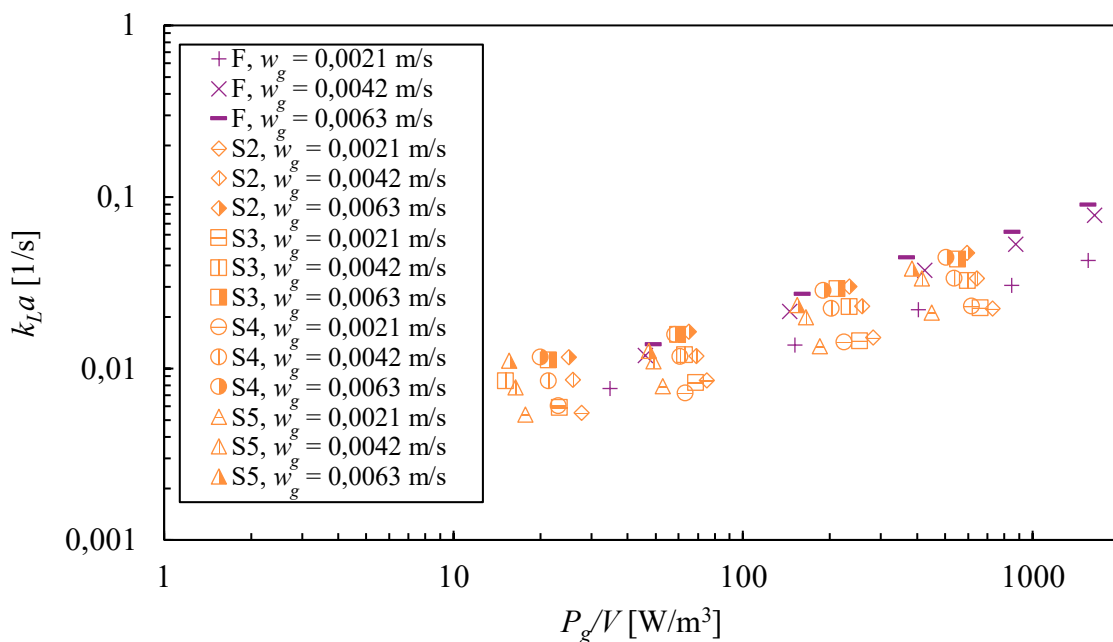


Rysunek 135. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla CD-6, woda

Podobnie jak w przypadku stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$ , podjęto próbę uogólnienia równania (76) do opisu zmian objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ , dodając do niego kolejny człon uwzględniający zjawisko koalescencji pęcherzy gazowych:

$$k_L a = C_{49} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{C_{50}} \cdot w_g^{C_{51}} \cdot Y^{C_{52}} \quad (110)$$

Ze względu na duży wpływ mocy jednostkowej  $P_g/V$  na wartości  $k_L a$ , nie było możliwe opisanie jedną korelacją badań dla wszystkich stężeń z wystarczającą dokładnością. Z przeprowadzonej analizy wynika, że można zaproponować wspólne równanie korelacyjne (76) opisujące zmiany  $k_L a$  dla mieszadeł RT-6, BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT dla danego sposobu mieszania. W ten sposób otrzymano jedną korelację dla mieszania typu S2-S5 oraz drugą dla mieszania typu F. Współczynniki równania (76) dla mieszadeł turbinowych i układu powietrze-woda zestawiono w tabeli 26. Na rysunku 137 przedstawiono graficznie korelację (76) z naniesionymi punktami eksperymentalnymi, natomiast na rysunku 138 zestawiono wartości przewidywane i obserwowane.

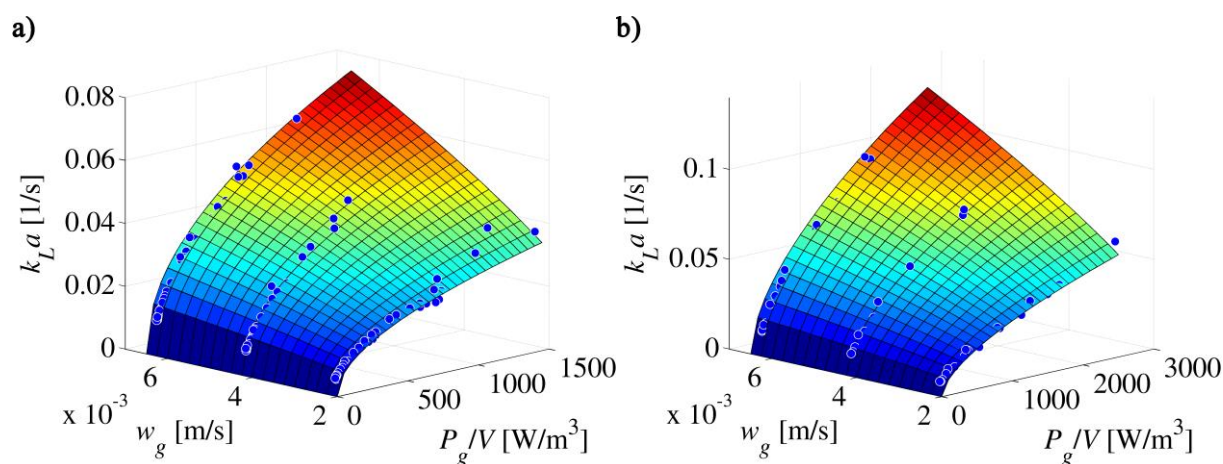


Rysunek 136. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla Scaba 6SRGT, woda

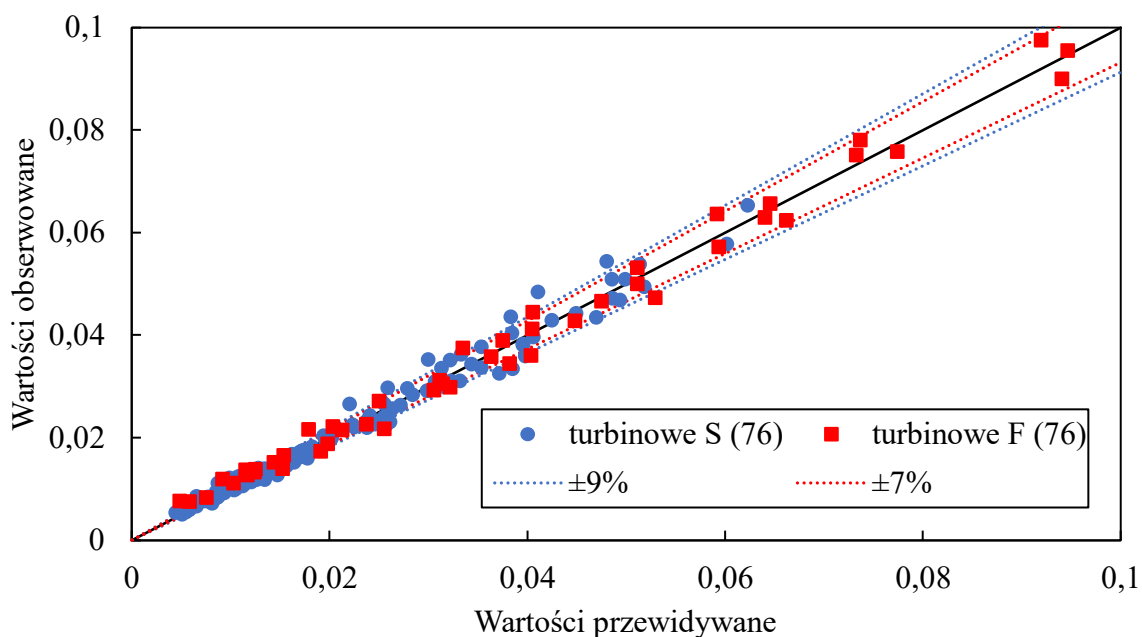
Obliczony współczynnik zmienności resztowej wynosi 9% dla mieszania nieustalonego oraz 7% dla mieszania ustalonego. Korelacja dla mieszania typu S2-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (15; 1450) \text{ W/m}^3$ ,  $KC \in (5; 150)$  i  $Re_n \in (23500; 75500)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (35; 2500) \text{ W/m}^3$  i  $Re_m \in (39000; 130000)$ .

Tabela 26. Wartości współczynników równania (76) uzyskiwane dla mieszadeł turbinowych, woda

Typ mieszania	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
S2-S5	$C_9$	0,070	0,007	$< 10^{-6}$	0,056	0,084
	$C_{10}$	0,472	0,008	$< 10^{-6}$	0,457	0,487
	$C_{11}$	0,667	0,017	$< 10^{-6}$	0,633	0,701
F	$C_9$	0,039	0,006	$< 10^{-6}$	0,028	0,051
	$C_{10}$	0,583	0,013	$< 10^{-6}$	0,557	0,610
	$C_{11}$	0,675	0,022	$< 10^{-6}$	0,631	0,719

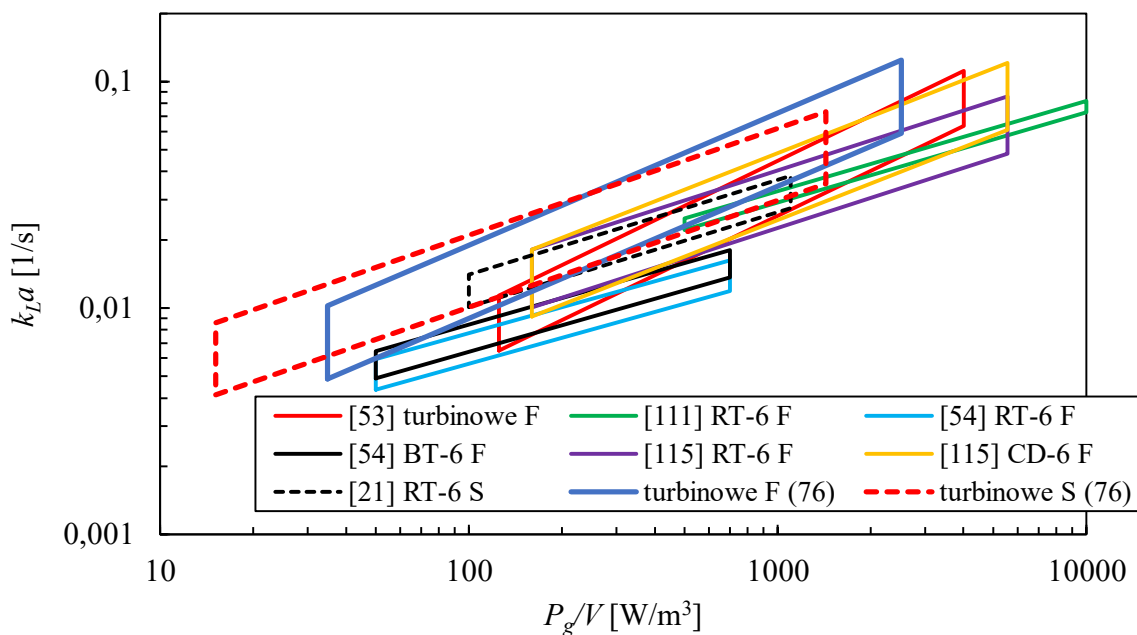


Rysunek 137. Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla mieszadeł turbinowych S2-S5 (a) i F (b), woda



Rysunek 138. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania typu S2-S5 oraz F, woda

Wartości wykładników  $C_{11}$  przy prędkości przepływu gazu  $w_g$  różnią się nieznacznie dla mieszania ustalonego i nieustalonego. Z kolei analizując wartość wykładnika  $C_{10}$  obserwuje się większy wpływ jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  na wartość  $k_L a$  uzyskiwaną podczas mieszania ustalonego. Z zaproponowanych korelacji wynika, że mieszanie nieustalone jest rekomendowane dla mocy jednostkowej  $P_g/V$  w zakresie od 15 do 250  $W/m^3$  gdzie uzyskuje się wyższe wartości  $k_L a$  dla tego typu mieszania. Powyżej wartości  $P_g/V > 250 W/m^3$  mieszanie ustalone prowadzi do uzyskania wyższych wartości objętościowego współczynnika wnikania masy. Dla wartości  $P_g/V = 35 W/m^3$  uzyskuje się dla mieszania nieustalonego o około 24% wyższy objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$ , natomiast dla  $P_g/V = 70 W/m^3$  różnica ta wynosi 15%. Aby uzyskać  $k_L a = 0,0086 1/s$  podczas mieszania ustalonego potrzebna jest około 73% wyższa moc jednostkowa niż dla mieszania nieustalonego.

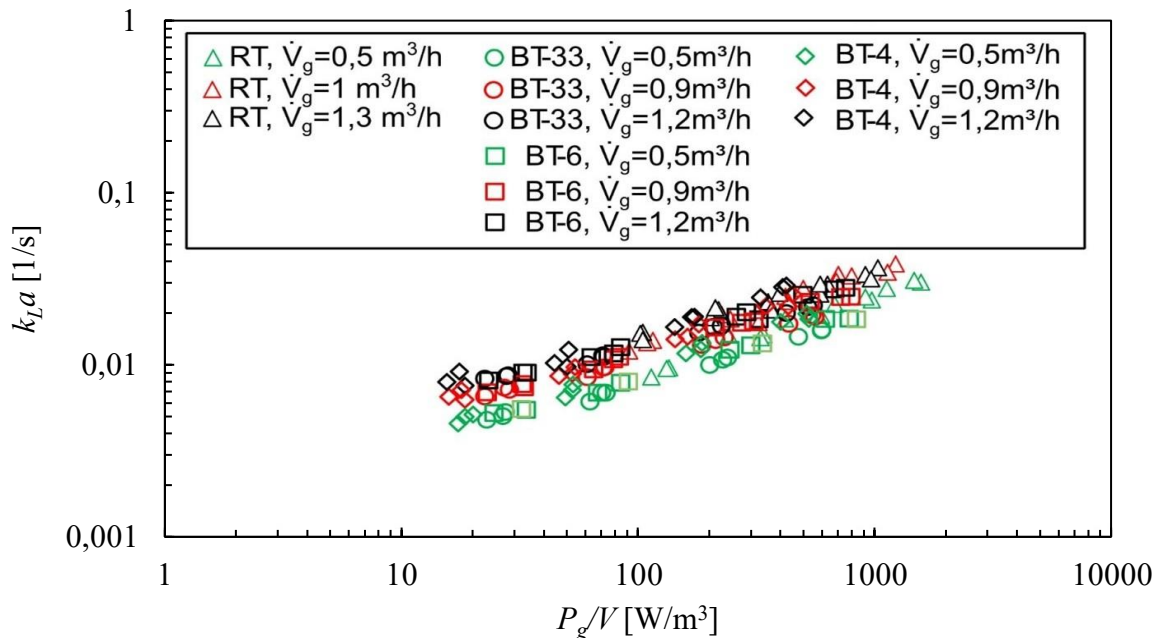


Rysunek 139. Porównanie wartości  $k_L a$  obliczonych na podstawie równania (76) dla mieszania ustalonego (F) i nieustalonego (S) w układzie powietrze-woda z wartościami literaturowymi

Uzyskiwane wartości  $k_L a$  zgodnie z równaniem (76) dla mieszania ustalonego dla układu powietrze-woda porównano z wynikami uzyskiwanymi przez Van't Rieta [111] dla RT-6, Zhenga i in. [54] dla RT-6 i BT-6, Vasconcelosa i in. [53] dla mieszadeł turbinowych o różnym kształcie łopatki i Kielbus-Rapałę i in. [115] dla RT i CD-6. Wykładniki równania (76) dla powyższych badań literaturowych zestawiono w tabeli 6 (rozdział 4.3) i mieściły się one w zakresie  $C_{10}$  od 0,38 do 0,66 i  $C_{11}$  od 0,41 do 0,62. Wartości  $k_L a$  dla mieszania



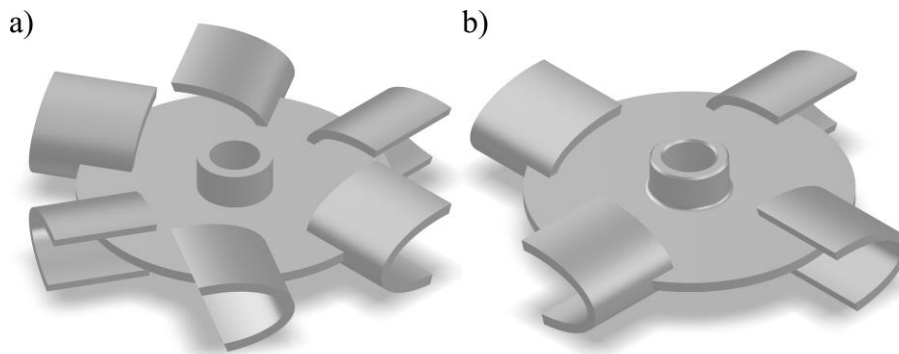
nieustalonego porównano z wynikami uzyskiwanymi przez Woziwodzkiego [21] dla RT-6 (równanie (85)). Porównanie przedstawiono na rysunku 139, na którym korelacje ograniczono do zakresu stosowalności równania (76) pod względem prędkości przepływu gazu  $w_g$ . Można zauważyć, że wartości wykładników  $C_{10}$  zarówno dla mieszania ustalonego jak i nieustalonego odbiegają od wartości teoretycznej  $C_{10} = 0,4$  wyznaczonej zgodnie z teorią Kołmogorowa. Rozpatrując uzyskane współczynniki równania (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania ustalonego, które wynoszą odpowiednio  $C_{10} = 0,583$  i  $C_{11} = 0,675$ , można zauważyć, że są one zbliżone do uzyskiwanych przez Vasconcelosa i in. [53] dla mieszadeł turbinowych o różnym kształcie łopatki. Uzyskane przez nich wartości wynoszą odpowiednio  $C_{10} = 0,66$  i  $C_{11} = 0,51$ . Kiełbus-Rapala i in. [115] także uzyskują zbliżone wartości współczynników wyznaczonych dla mieszadła CD-6:  $C_{10} = 0,535$  i  $C_{11} = 0,622$ . Autorki [115] z kolei podają osobną korelację dla turbiny RT-6 dla których uzyskują wyniki bardzo zbliżone do wartości teoretycznych  $C_{10} = 0,440$  i  $C_{11} = 0,534$ . Dla badań mieszania nieustalonego Woziwodzki [21] dla turbiny Rushtona obserwuje podobny wpływ  $P_g/V$  na wartość  $k_L a$  z kolei mniejszy wpływ prędkości przepływu gazu  $w_g$ . Pomimo tych różnic wartości przez niego uzyskiwane pokrywają się z wynikającymi z równania (76) dla mieszania nieustalonego i mieszadeł turbinowych co widoczne jest na rysunku 139.



Rysunek 140. Zależność  $k_L a = f(P_g/V)$  uzyskana dla mieszadeł RT, BT-33, BT-6 oraz BT-4 [17]

Ponadto przeprowadzono badania mające na celu określenie wpływu kształtu łopatki mieszadła turbinowego na wartości  $k_L a$  uzyskiwane podczas mieszania nieustalonego układu

powietrze woda [17]. Zastosowano mieszadła RT-6 oraz BT-6 o zmodyfikowanej konstrukcji (rys 54), mieszadło BT-33 (rys. 141a), oraz BT-4 (rys. 141b). Uzyskane dane w postaci zależności od jednostkowej mocy mieszania przedstawiono na rysunku 140.



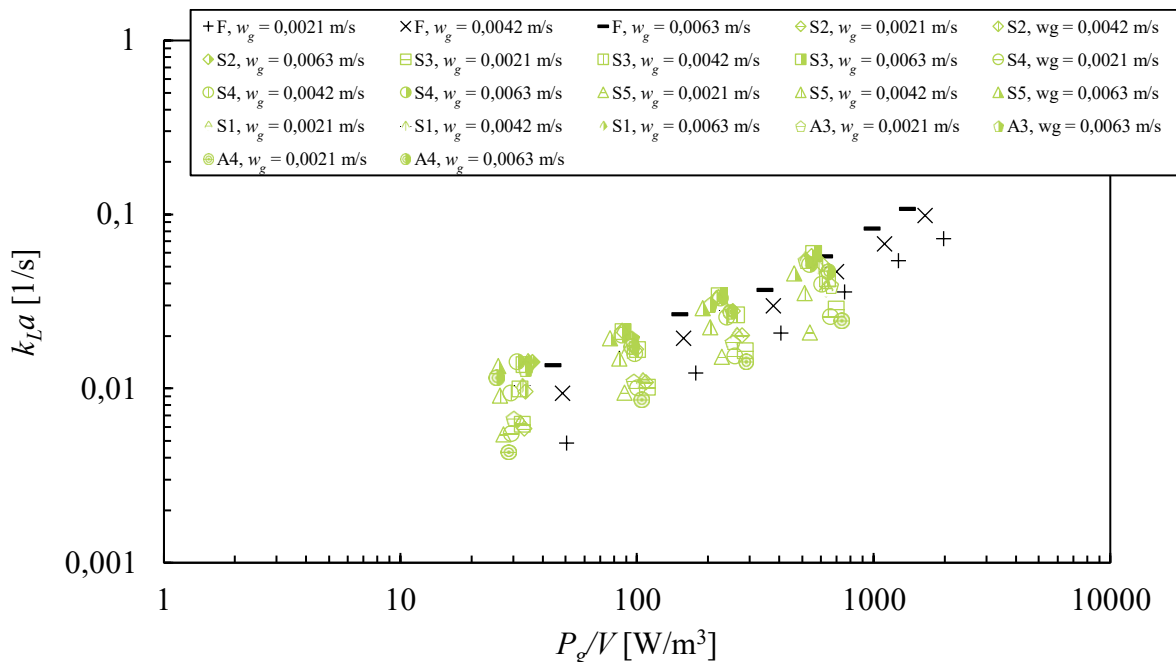
Rysunek 141. Mieszadło BT-33 (a) i BT-4 (b) [17]

Po analizie otrzymanych danych również stwierdzono, że w przypadku tych mieszadeł kształt łopatki nie ma wpływu na wartość  $k_L a$  w badanym zakresie. Współczynniki równania (76), w tym przypadku wynosiły  $C_9 = 0,02$ ,  $C_{10} = 0,408$  oraz  $C_{11} = 0,432$  i były słuszne w zakresie  $P_g/V \in (10; 1100) \text{ W/m}^3$ ,  $w_g \in (0,0021; 0,005) \text{ m/s}$  oraz  $KC \in (4; 130)$ .

Rozważając zależność objętościowego współczynnika wnikania masy od częstości obrotów  $n$  można zauważyć, że uzyskiwane wartości  $k_L a$  są zależne od liczby mocy danego mieszadła. Turbina Rushtona charakteryzuje się najniższą wartością względnej mocy mieszania  $RPD$ . Mimo to ze względu na bardzo wysoką wartość liczby mocy  $Ne_n$  uzyskano najwyższe wartości  $k_L a$ . Nieco mniejszym  $k_L a$  charakteryzowało się mieszadło CD-6. Z kolei mieszadła BT-6 i Scaba 6SRGT uzyskują najniższe, zbliżone wartości  $k_L a$  wśród badanych mieszadeł turbinowych. Porównując je pod kątem częstości obrotów nieco wyższe wartości uzyskuje BT-6.

Na rysunku 142 przedstawiono uzyskane wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  podczas mieszania ustalonego F oraz nieustalonego S1-S5 i A3-A4 dla mieszadła Maxflo W w układzie powietrze-woda. Dla tego mieszadła zaproponowano osobne korelacje (76) dla mieszania S1-S5, A3, A4 i F. W tabeli 27 zestawiono wartości współczynników równania (76), na rysunku 143 przedstawiono graficznie korelację (76) z naniesionymi punktami eksperymentalnymi, natomiast na rysunku 144 zestawiono wartości przewidywane i obserwowane. Korelacja dla mieszania typu S1-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (25,700) \text{ W/m}^3$ ,  $KC \in (6; 230)$  i  $Re_n \in (28000; 88000)$ , dla mieszania typu A3 w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (30; 670) \text{ W/m}^3$ ,  $KC \in (33; 90)$  i  $Re_n \in (33000; 90000)$ , dla mieszania typu A4

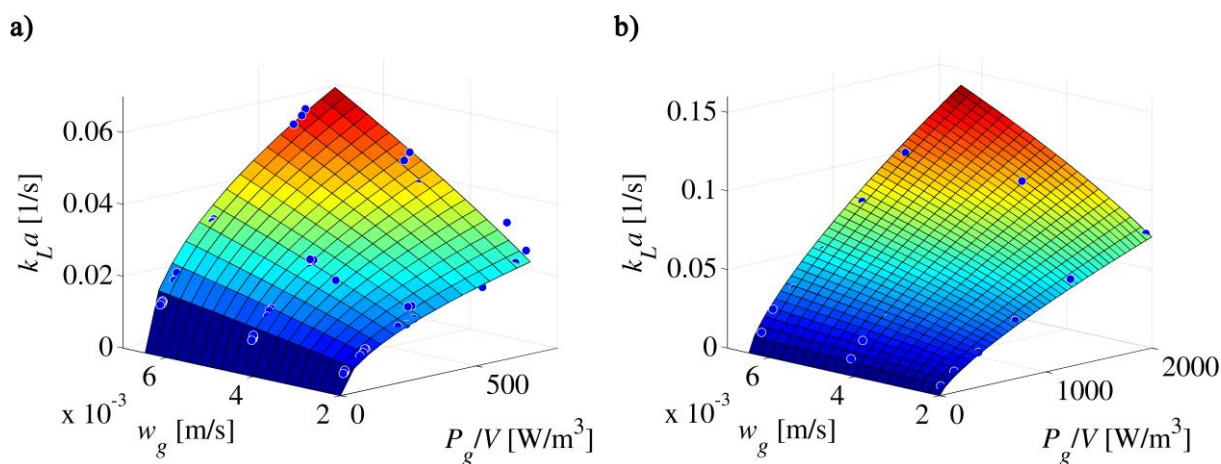
w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (25; 730)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (33; 90)$  i  $Re_n \in (32000; 90000)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (45; 2000)$  W/m<sup>3</sup> i  $Re_m \in (39000; 139000)$ .



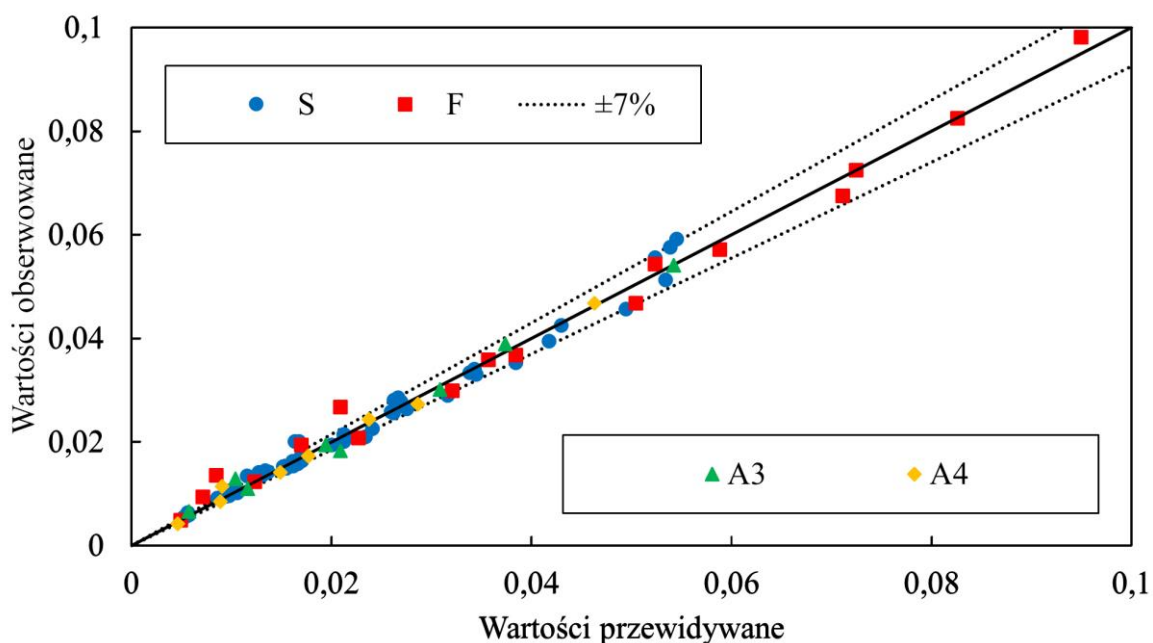
Rysunek 142. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla Maxflo W, woda

Tabela 27. Wartości współczynników modelu (76) uzyskiwane dla mieszadła Maxflo W, woda

	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
	$C_9$	$C_{10}$			$C_9$	$C_{10}$
S1-S5	$C_9$	0,101	0,015	$< 10^{-6}$	0,071	0,131
	$C_{10}$	0,505	0,011	$< 10^{-6}$	0,482	0,528
	$C_{11}$	0,753	0,025	$< 10^{-6}$	0,703	0,803
A3	$C_9$	0,014	0,004	0,019169	0,003	0,024
	$C_{10}$	0,607	0,035	0,000011	0,518	0,696
	$C_{11}$	0,475	0,046	0,000151	0,356	0,594
A4	$C_9$	0,052	0,015	0,017358	0,014	0,090
	$C_{10}$	0,504	0,027	0,000008	0,434	0,573
	$C_{11}$	0,665	0,046	0,000030	0,546	0,784
F	$C_9$	0,010	0,002	0,000334	0,005	0,015
	$C_{10}$	0,732	0,025	$< 10^{-6}$	0,679	0,785
	$C_{11}$	0,580	0,032	$< 10^{-6}$	0,511	0,649



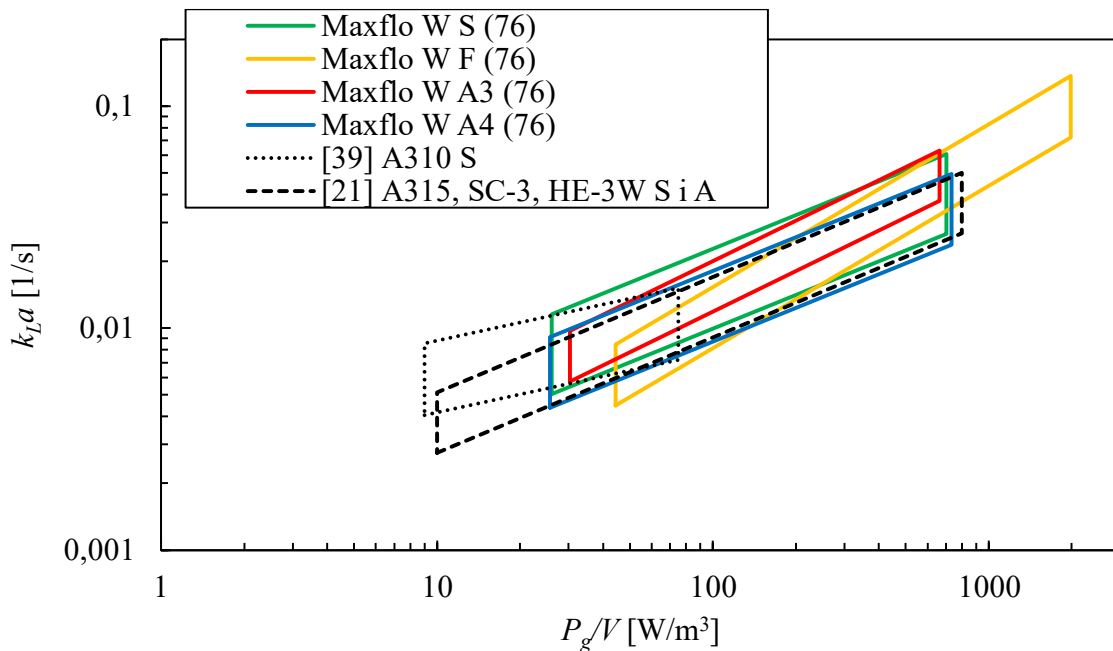
Rysunek 143. Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla mieszadła Maxflo W i mieszanina S2-S5 (a), oraz F (b), woda



Rysunek 144. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych dla modelu (76) dla mieszadła Maxflo W i mieszanina S1-S5, A3-A4 oraz F, woda

Podobnie jak w przypadku mieszadeł turbinowych największy wykładnik  $C_{10}$  przy jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  uzyskuje się dla mieszanina ustalonego F. Z kolei rozpatrując mieszanina nieustalone dla typów mieszanina S oraz A4 uzyskuje się zbliżone wartości wykładnika  $C_{10}$ , odpowiednio 0,505 i 0,504. Wyższym wykładnikiem  $C_{10} = 0,607$  charakteryzuje się mieszanina nieustalone z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika A3 co przekłada się na uzyskiwanie najwyższych wartości  $k_L a$  dla mocy jednostkowej  $P_g/V$  większej od  $280 \text{ W/m}^3$ . Może to być związane z wyższymi wartościami mocy względnej  $RPD$  uzyskiwanymi dla tego typu mieszanina, a także lepszą dyspersją gazu

w strefie poniżej mieszadła w stosunku do mieszania A4. Dla  $w_g = 0,0063$  m/s w zakresie  $P_g/V$  od 26 do  $570$  W/m<sup>3</sup> dla mieszania nieustalonego S1-S5 uzyskuje się wyższe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  w porównaniu do mieszania ustalonego F, natomiast dla  $w_g = 0,0021$  m/s w zakresie  $P_g/V$  od 26 do  $250$  W/m<sup>3</sup>. Dla  $P_g/V = 45$  W/m<sup>3</sup> uzyskuje się dla mieszania S1-S5 wartość  $k_L a$  o 78% wyższą w porównaniu do mieszania F. Aby uzyskać wartość  $k_L a = 0,00116$  1/s zastosowanie mieszania F wymaga użycia o 162% wyższej mocy jednostkowej  $P_g/V$  w stosunku do mieszania typu S1-S5. W przypadku mieszania A3 dla  $P_g/V = 660$  W/m<sup>3</sup> uzyskuje się  $k_L a$  o około 7% wyższe w porównaniu do mieszania S. Wyniki badań sugerują, że rozszerzenie zakresu mieszania nieustalonego o wyższe wartości  $P_g/V$  spowodowałoby większe różnice między mieszaniem S1-S5 i A3 oraz pojawiłaby się przewaga mieszania ustalonego F nad mieszaniem A3.

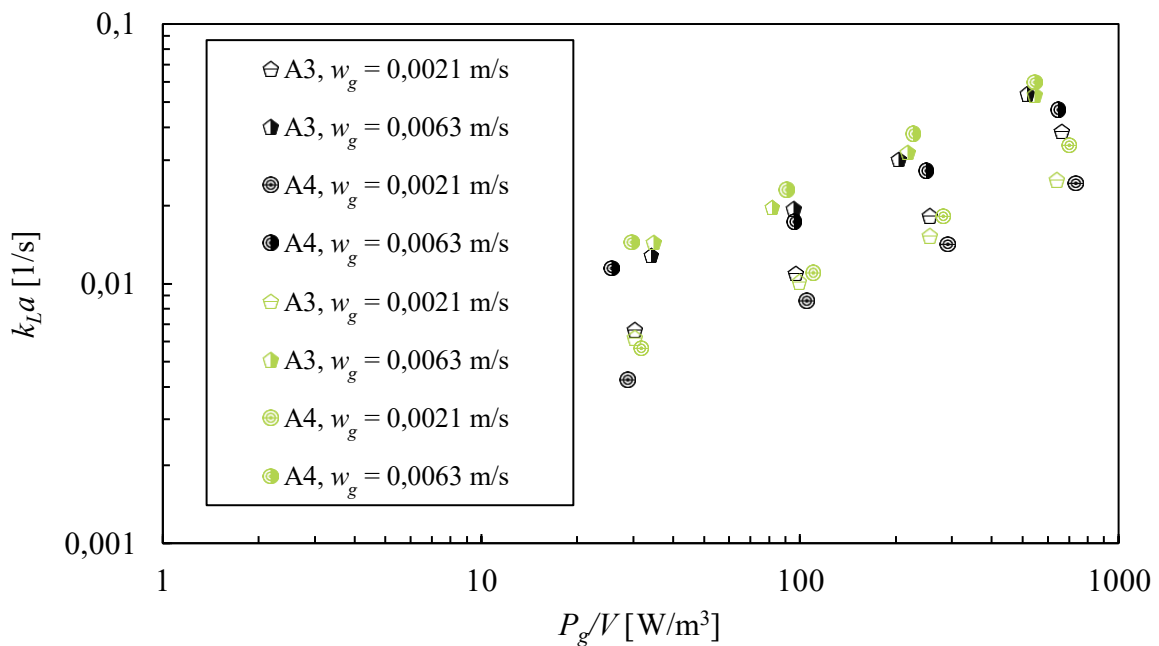


Rysunek 145. Porównanie wartości  $k_L a$  obliczonych na podstawie równania (76) dla mieszania ustalonego (F) i nieustalonego (S) w układzie powietrze-woda z wartościami literaturowymi

Wyniki badań dla mieszadła Maxflo W w układzie powietrze-woda porównano z wynikami uzyskiwanymi przez Woziwodzkiego i współpracowników [39] dla mieszadła A310 (równanie (82)) i mieszania nieustalonego S oraz przez Woziwodzkiego [21] dla mieszadła A315, SC-3, i HE-3W (równanie (83)) i mieszania nieustalonego S i A. Wyniki porównania przedstawiono na rysunku 145. Dla mieszadła Maxflo W uzyskuje się wyższe wartości  $k_L a$  w badanym zakresie  $P_g/V$ . Łopatki Maxflo W mają mniejszą szerokość przy piąście i rozszerzają się wraz

ze wzrostem odległości od niej, przez co szerokość łopatki jest największa w miejscu, gdzie prędkość liniowa łopatki osiąga najwyższe wartości. Taka konstrukcja mieszadła w stosunku do mieszadeł stosowanych przez Woziwodzkiego [21] o prostokątnym kształcie łopatki powoduje przewagę mieszania nieustalonego nad mieszaniem ustalonym w szerszym zakresie  $P_g/V$ .

Podobnie jak w przypadku mocy mieszania, dla mieszadła Maxflo W przeprowadzono badania mające na celu zweryfikowanie wpływu obecności przegród w mieszalniku na uzyskiwane wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  podczas mieszania typu A3-A4. W przypadku mieszania bez przegród wyższe wartości  $k_L a$  uzyskiwane są dla mieszania z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika A3 (rys. 146). Z kolei dla mieszania z przegradami zależność ta jest odwrotna – wyższe wartości  $k_L a$  uzyskiwane są dla mieszania z przewagą pompowania cieczy w kierunku zwierciadła A4. Dla  $P_g/V \approx 700 \text{ W/m}^3$  i  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$  dla mieszania z przegradami wartości uzyskiwane dla mieszania A4 są o 36% większe w porównaniu do mieszania A3, natomiast dla mieszania bez przegród dla mieszania A3 uzyskuje wzrost  $k_L a$  o 56% w porównaniu do A4.



Rysunek 146. Porównanie  $k_L a$  uzyskiwanego w mieszalniku z przegradami (zielone) i bez przegród (czarne) dla mieszania A3 i A4, Maxflo W, woda

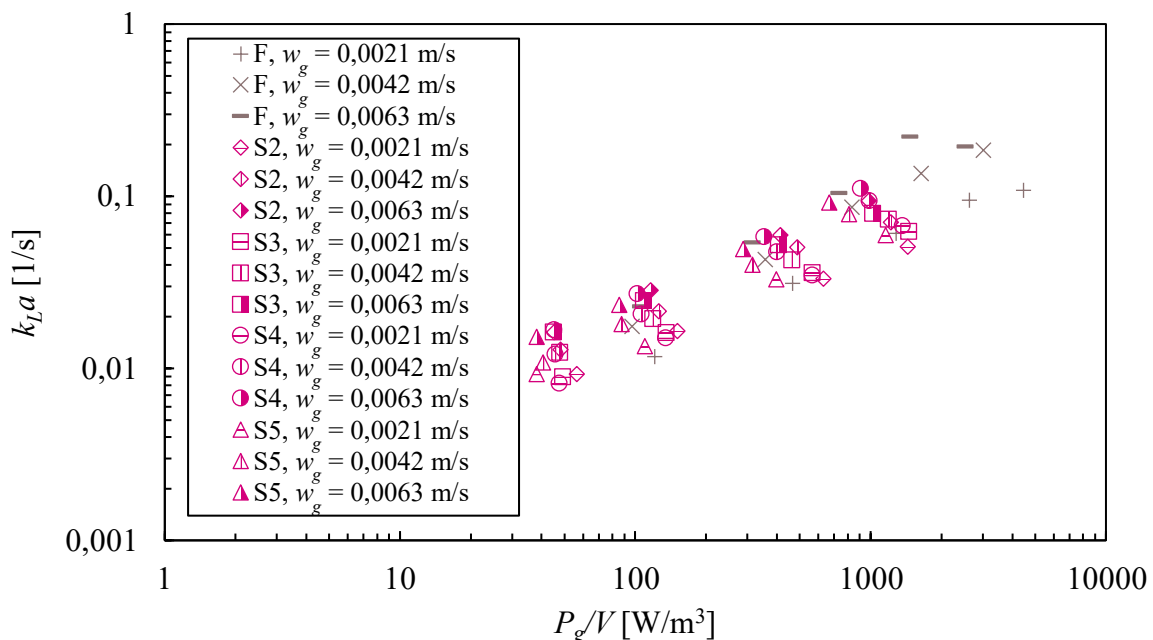
Przy wyższych prędkościach przepływu gazu  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$  różnice są mniejsze i wyższe wartości  $k_L a$  uzyskuje się dla mieszania z przegradami. Jest to bezpośrednio powiązane z mocą mieszania. W mieszalniku bez przegród względna moc  $RPD$  jest wyższa w porównaniu do

mieszania z przegrodami w przypadku mieszania z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika oraz niższa dla mieszania z przewagą pompowania w kierunku zwierciadła cieczy (rys. 83, rozdział 9).

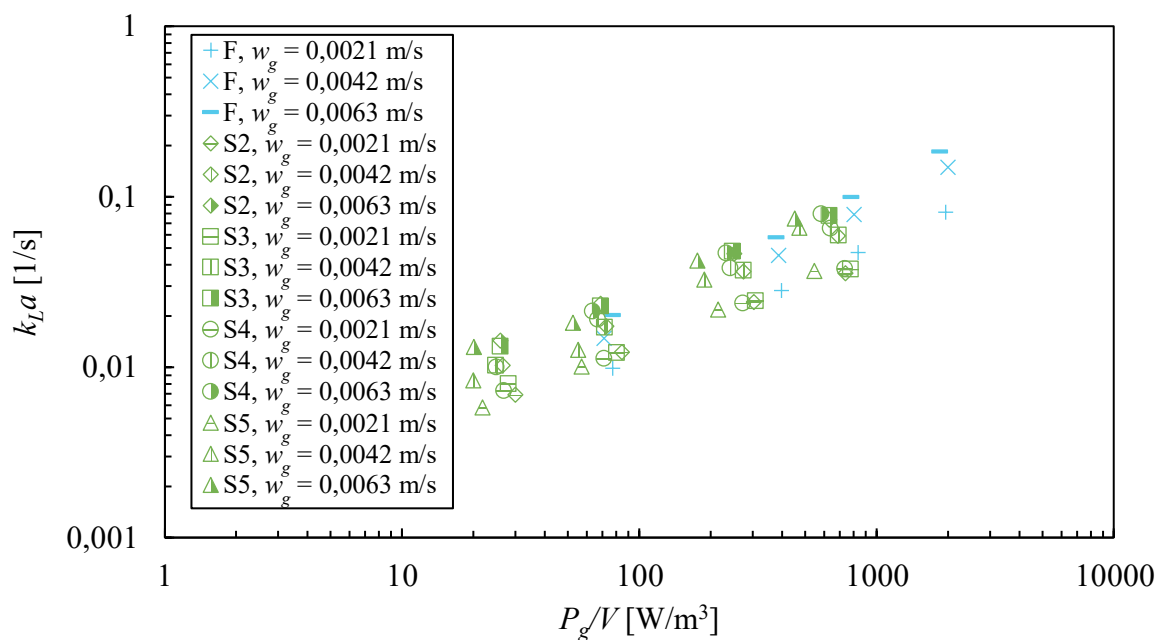
Maxflo W charakteryzuje się niższą liczbą mocy mieszania  $Ne_n$  w porównaniu do mieszadeł turbinowych. Jednak ze względu na uzyskiwanie wysokich wartości  $RPD$  w porównaniu do mieszadeł o zagiętych łopatkach, takich jak BT-6 i Scaba 6SRGT, uzyskuje zbliżone wartości  $k_L a$  przy danej częstotliwości obrotów i obserwuje się tu wpływ  $n_{max}$ . Współczynnik  $k_L a$  rośnie wraz ze wzrostem  $n_{max}$  co można wiązać z silną cyrkulacją osiową przy wysokich  $n_{max}$  powodującą recyrkulację gazu znad zwierciadła cieczy.

## 11.2 UKŁAD DWUFAZOWY POWIETRZE-WODNE ROZTWORY NaCl

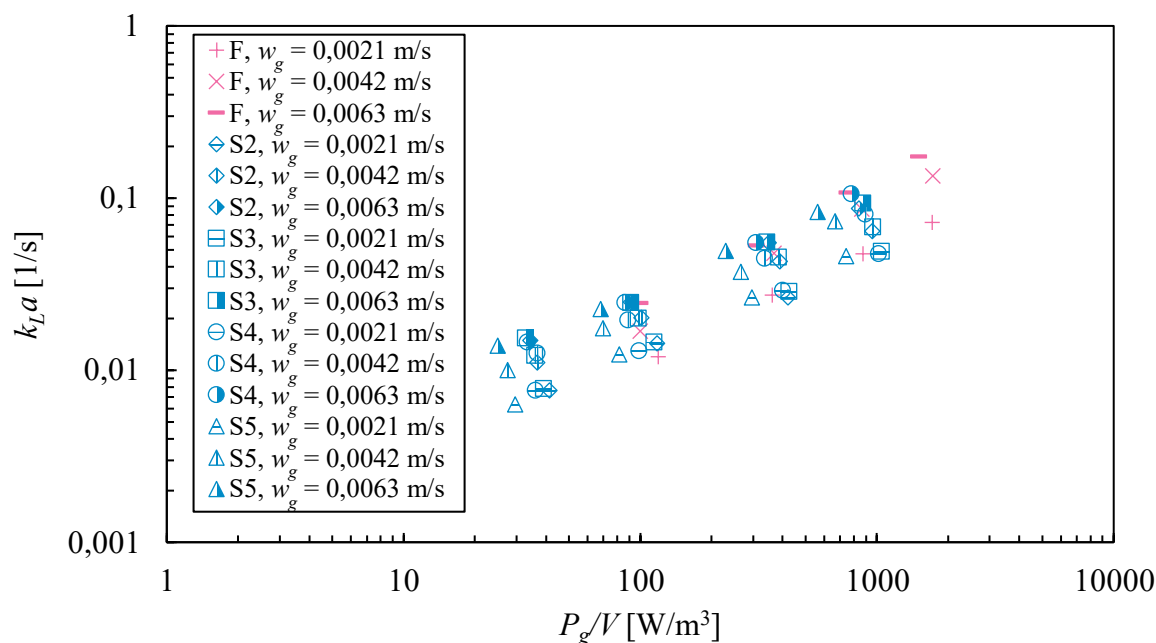
W drugim etapie przeprowadzono badania w układzie powietrze-roztwór 0,1 M NaCl. Wprowadzenie soli do układu gaz-ciecz prowadzi do obniżenia koalescencji pęcherzy gazowych co skutkuje wzrostem stopnia zatrzymania gazu oraz spadkiem średniej średnicy pęcherza [60]. Prowadzi to do wzrostu powierzchni międzyfazowej  $a$  a tym samym wzrostu objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . Wraz ze wzrostem stężenia soli efekt tłumienia koalescencji rośnie. Wzrost  $k_L a$  wraz ze stężeniem NaCl obserwowany jest w zakresie od 0,05 M do 0,5 M (rys. 27) [112].



Rysunek 147. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla RT-6, 0,1 M NaCl



Rysunek 148. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6, 0,1 M NaCl

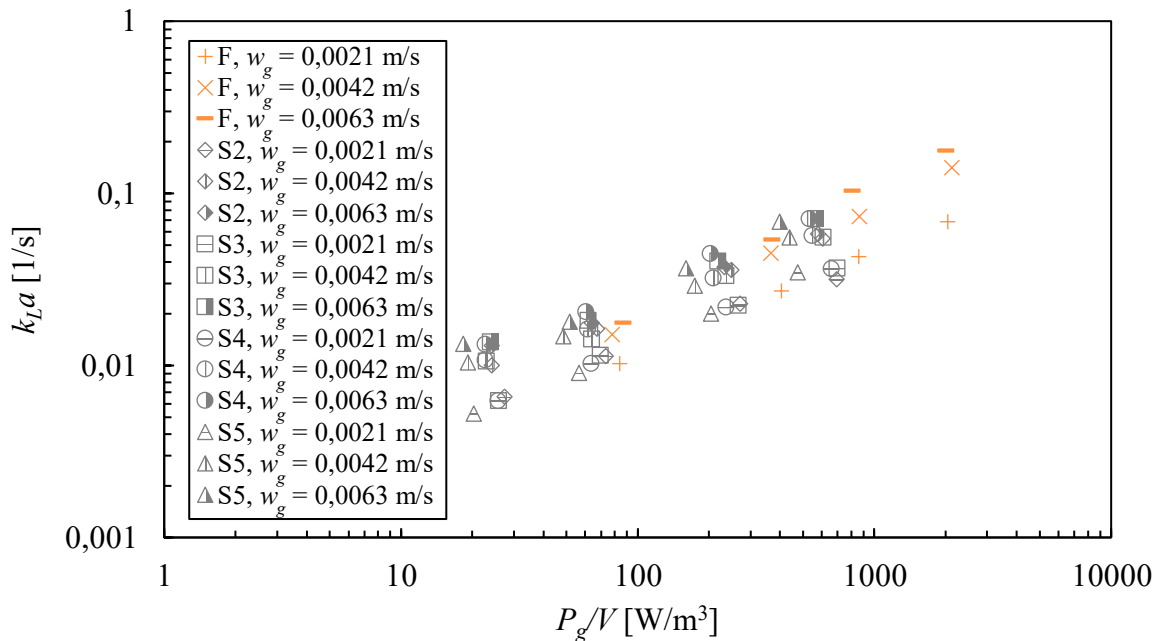


Rysunek 149. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla CD-6, 0,1 M NaCl

Na rysunkach 147-150 przedstawiono uzyskane wartości  $k_L a$  podczas mieszania nieustalonego i ustalonego układu powietrze-0,1 M NaCl z zastosowaniem mieszadeł RT-6, BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT. Dla tego układu zaobserwowano podobne zależności  $k_L a$  jak w przypadku mieszania układu powietrze-woda. Analogicznie jak w przypadku układu powietrze-woda zaproponowano jedną korelację (76) dla wszystkich mieszadeł turbinowych



i danego sposobu mieszania, której współczynniki zestawiono w tabeli 28. Na rysunku 151 graficznie przedstawiono uzyskaną zależność, natomiast na rysunku 152 porównano wartości przewidywane i oczekiwane.

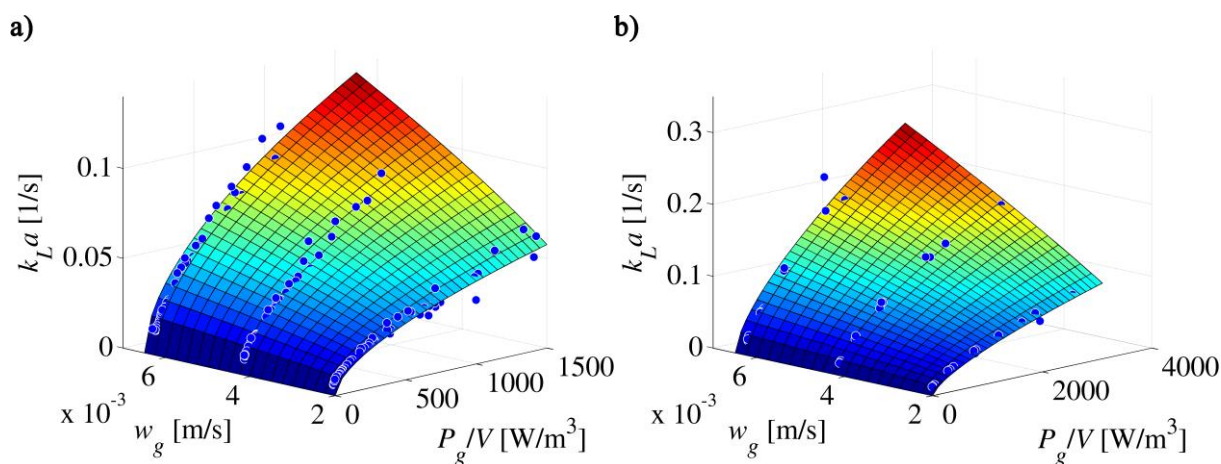


Rysunek 150. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla Scaba 6SRGT, 0,1 M NaCl

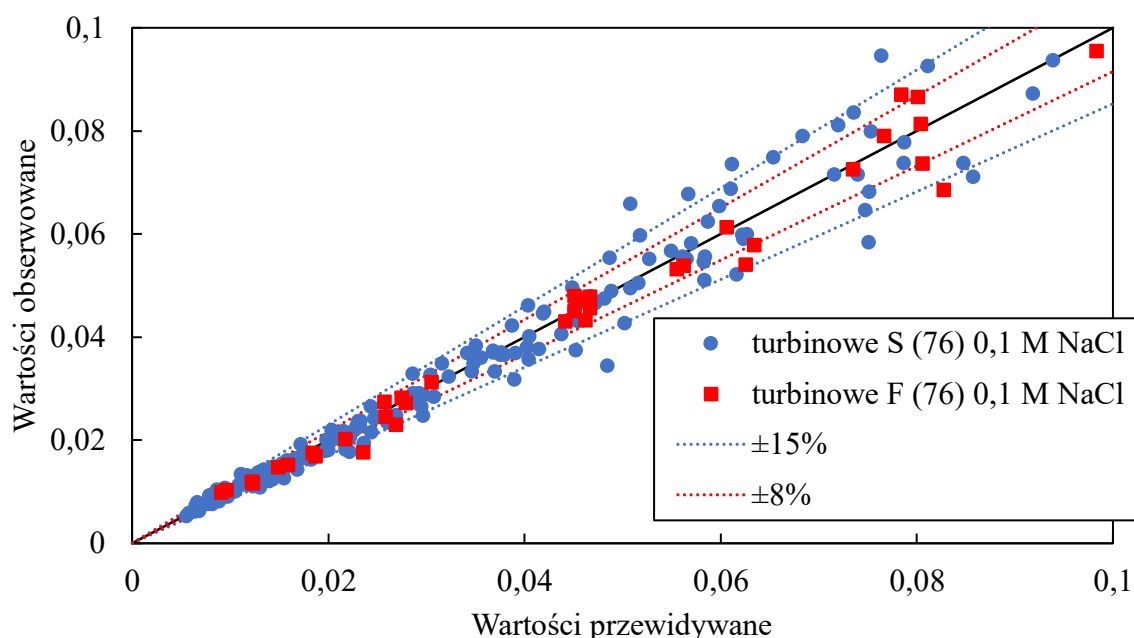
Korelacja dla mieszania typu S2-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (18; 1450)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (5; 150)$  i  $Re_n \in (23500; 75500)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (71; 3020)$  W/m<sup>3</sup> i  $Re_m \in (39000; 120000)$ .

Tabela 28. Wartości współczynników modelu (76) uzyskiwane dla mieszadeł turbinowych, 0,1 M NaCl

Typ mieszania	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
S2-S5	$C_9$	0,072	0,010	$< 10^{-6}$	0,053	0,091
	$C_{10}$	0,554	0,011	$< 10^{-6}$	0,532	0,577
	$C_{11}$	0,687	0,023	$< 10^{-6}$	0,642	0,733
F	$C_9$	0,065	0,012	0,000001	0,042	0,088
	$C_{10}$	0,675	0,016	$< 10^{-6}$	0,643	0,707
	$C_{11}$	0,795	0,029	$< 10^{-6}$	0,736	0,853



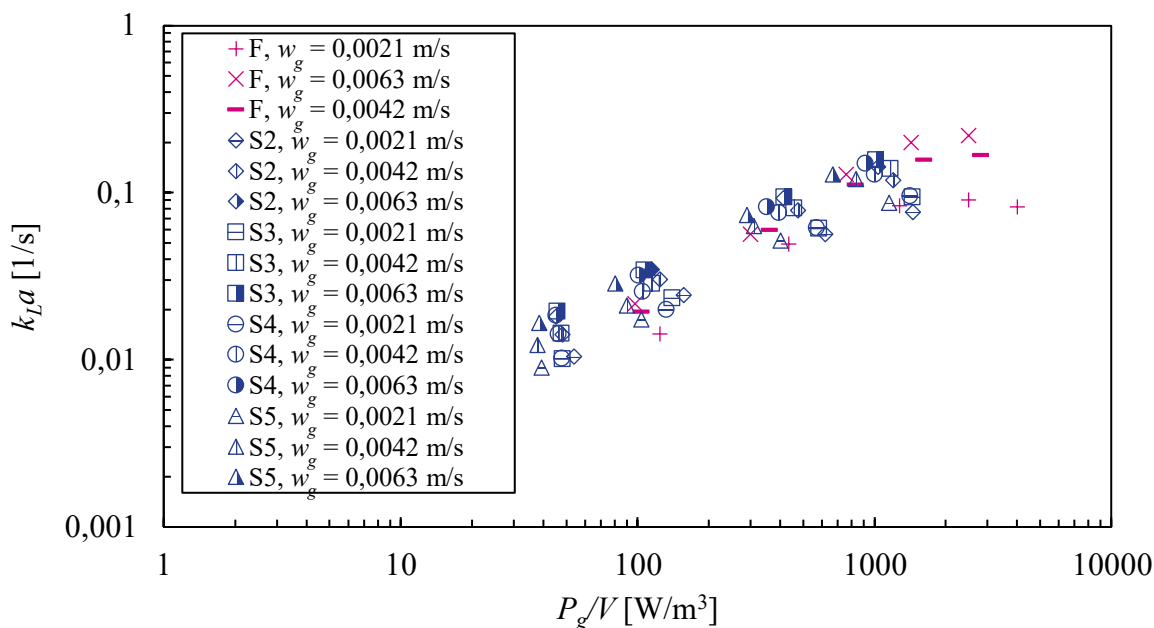
Rysunek 151 Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania S2-S5 (a) i F (b), 0,1 M NaCl



Rysunek 152. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania typu S2-S5, 0,1 M NaCl

Współczynnik zmienności resztowej wynosi 15% dla mieszania nieustalonego S2-S5 oraz 8% dla mieszania ustalonego. Analizując otrzymane korelacje można zauważyć wzrost zarówno wykładnika  $C_{10}$  jak i  $C_{11}$  w stosunku do układu powietrze-woda zarówno dla mieszania ustalonego jak i nieustalonego. Obserwuje się podobny wzrost obu współczynników dla mieszania ustalonego,  $C_{10}$  od 0,583 do 0,675 i  $C_{11}$  od 0,675 do 0,795. W przypadku mieszania nieustalonego obserwuje się wzrost wpływu  $P_g/V$  w stosunku do układu powietrze-woda, gdzie wykładnik  $C_{10}$  rośnie od wartości 0,472 do 0,554, natomiast wykładnik  $C_{11}$  przy prędkości przepływu gazu  $w_g$  zmienia się nieznacznie od 0,667 do 0,687. Z korelacji wynika, że podobnie

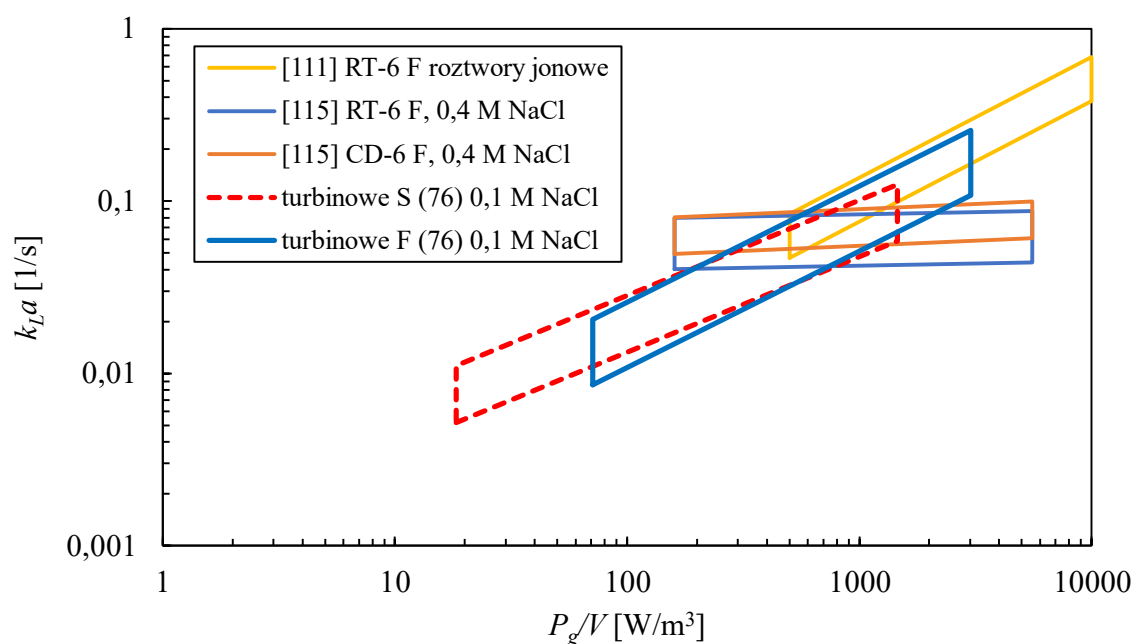
jak dla układu powietrze-woda, przewaga mieszania nieustalonego jest w zakresie  $P_g/V \in (18; 250) \text{ W/m}^3$  dla  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$ . Aczkolwiek z wartości obserwowanych wynika, że przewaga mieszania nieustalonego dla roztworów z dodatkiem NaCl obejmuje wyższe wartości  $P_g/V$ . Dla wartości  $P_g/V = 70 \text{ W/m}^3$  dla mieszania nieustalonego wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  jest o około 15% wyższa. Dla  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$  przewaga mieszania nieustalonego mieści się w zakresie  $P_g/V \in (18; 560) \text{ W/m}^3$ .



Rysunek 153. Zależność  $k_L a$  od  $P_g/V$  dla mieszadła RT-6, 0,2 M NaCl (pomiar czujnikiem OptiOx)

Dla wysokich wartości mocy jednostkowej  $P_g/V > 3000 \text{ W/m}^3$  dla mieszania ustalonego obserwuje się stabilizację wartości  $k_L a$ . W celu potwierdzenia występowania tego zjawiska wykonano badania z zastosowaniem czujnika OptiOx o niższej stałej czasowej  $\tau$  aby wyeliminować potencjalne ograniczenia elektrody COG-1. Wyniki badań przedstawiono na rysunku 153, który potwierdza, że również w przypadku pomiarów tym czujnikiem pojawia się stabilizacja wartości  $k_L a$  przy najwyższych wartościach  $P_g/V$ . Badania prowadzone przez Kielbus-Rapałę i in. [115] dla wyższych stężeń roztworu wodnego NaCl (0,4 M) wskazują na podobne zachowanie, co widoczne jest na rysunku 154. Analiza danych literaturowych i eksperymentalnych pozwala stwierdzić, że zakres, w którym pojawia się stabilizacja wartości  $k_L a$  może występować przy coraz niższych wartościach mocy jednostkowej  $P_g/V$  wraz ze wzrostem stężenia roztworu NaCl. Może to być spowodowane powstawaniem pęcherzy o bardzo małej średnicy w roztworach, w których koalescencja jest tłumiona dodatkiem soli.

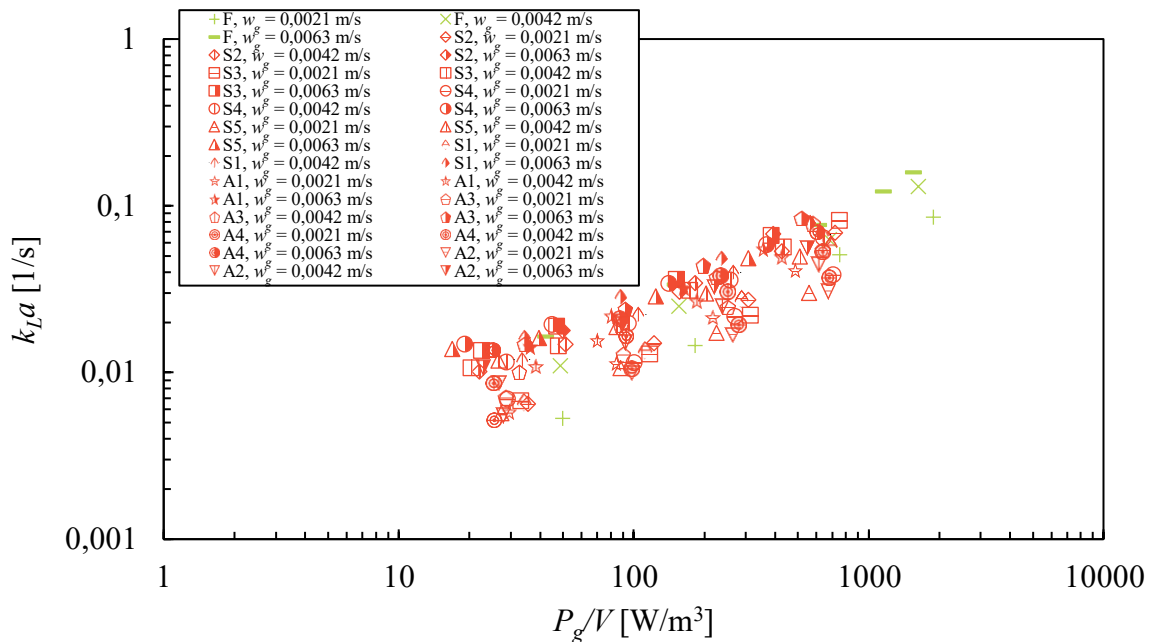
Dla tak małych pęcherzy stosunek powierzchni wymiany masy do ilości transportowanego składnika jest bardzo duży co powoduje bardzo szybkie pozbycie się z nich tlenu. Po osiągnięciu równowagi stężeń pęcherz gazowy może transportować składnik wymieniany w drugą stronę (od cieczy do gazu) w momencie, gdy znajdzie się w obszarze o wyższym stężeniu tlenu, co wpływa niekorzystnie na wymianę masy. W związku z tym zwiększający się stopień zatrzymania gazu w wyniku powstawania bardzo małych pęcherzy, które po oddaniu składnika transportowanego nadal cyrkulują w cieczy, nie prowadzi do wzrostu objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  a dodatkowo wpływa negatywnie na moc mieszania powodując jej spadek. Ów spadek względnej mocy mieszania  $RPD$  obserwowano w roztworach NaCl (rozdział 9). Dodatkowo, współczynnik wnikania po stronie cieczy  $k_L$  spada wraz ze zmniejszaniem się średniej średnicy pęcherza gazowego. Zagadnienia te zostały omówione szerzej w rozdziale 4.1 i 4.3. Wyniki badań dla mieszania ustalonego są porównywalne z korelacją zaproponowaną przez Van't Rieta [111] w pokrywających się zakresach stosowalności obu korelacji (rys. 154).



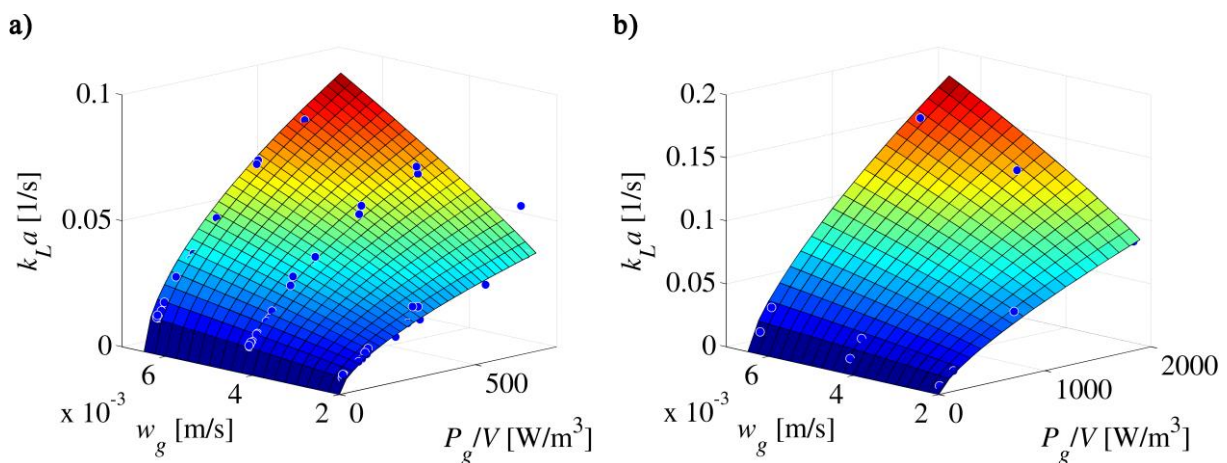
Rysunek 154. Porównanie wartości  $k_L a$  obliczonych na podstawie równania (76) dla mieszania ustalonego (F) i nieustalonego (S) w układzie powietrze-0,1 M NaCl z wartościami literaturowymi

Na rysunku 155 przedstawiono objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$  w funkcji jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  uzyskany dla Maxflo W podczas mieszania 0,1 M roztworu NaCl z zastosowaniem mieszania typu S1-S5, A1-A4 oraz F. Uzyskuje się podobne zależności jak w przypadku mieszania układu powietrze-woda przy użyciu tego mieszadła. Widoczny jest wpływ rodzaju zastosowanego mieszania nieustalonego na wartości

$k_L a$  a także podobnie jak w przypadku mieszadeł turbinowych zwiększa się zakres mocy jednostkowej  $P_g/V$ , w którym preferowane jest mieszanie nieustalone. Do opisu zmian objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ , podobnie jak dla układu powietrze-woda, zaproponowano 4 modele (76) w zależności od typu mieszania. W tabeli 29 zestawiono uzyskane wartości współczynników  $C_9$ ,  $C_{10}$ ,  $C_{11}$ . Na rysunku 156 przedstawiono model (76) dla mieszania S1-S5 oraz F, natomiast na rysunku 157 porównano wartości przewidywane i obserwowane.



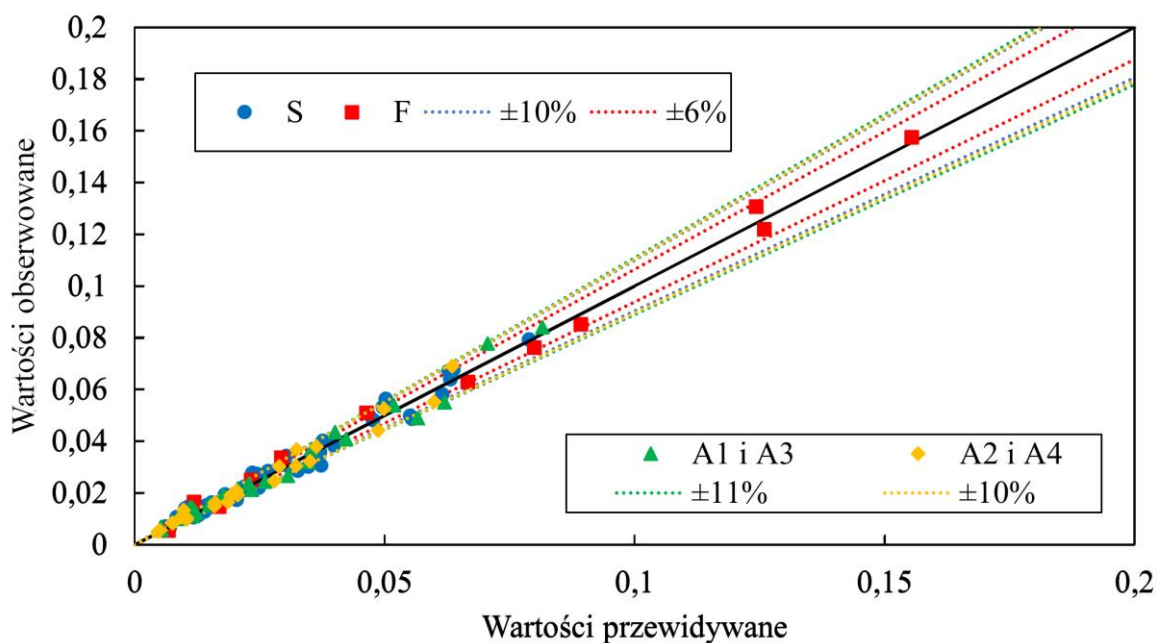
Rysunek 155. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla Maxflo W, 0,1 M NaCl



Rysunek 156. Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla Maxflo W i mieszania S2-S5 (a) i F (b), 0,1 M NaCl

Tabela 29. Wartości współczynników modelu (76) uzyskiwane dla Maxflo W, 0,1 M NaCl

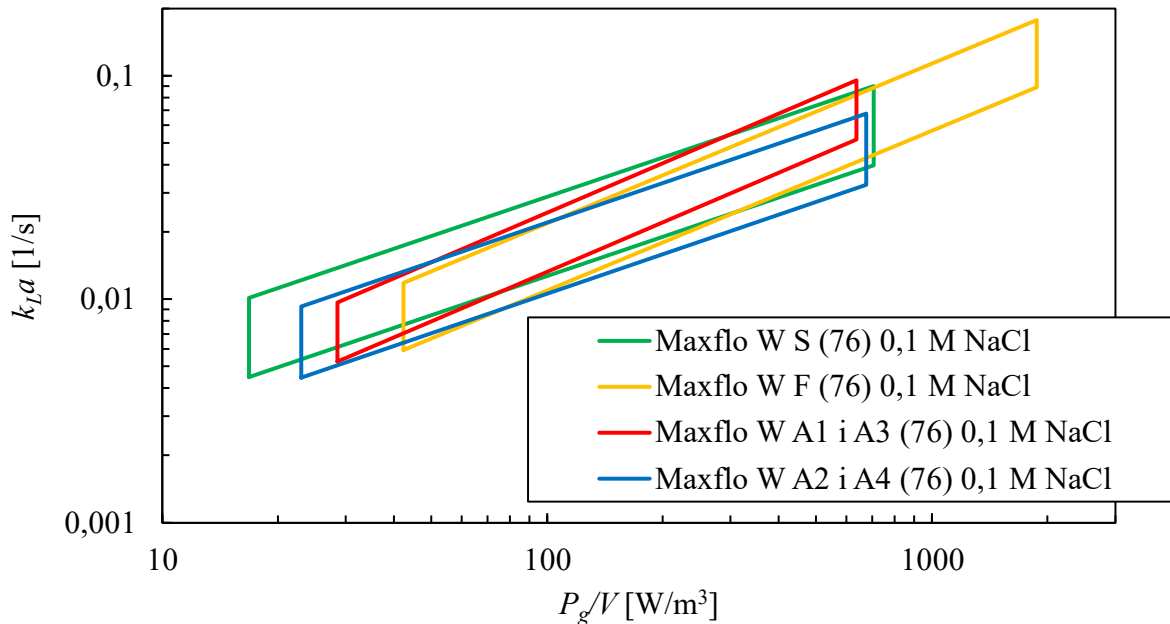
	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
	$C_9$	$C_{10}$			$C_9$	$C_{10}$
S1-S5	$C_9$	0,084	0,015	0,000001	0,053	0,115
	$C_{10}$	0,584	0,015	$< 10^{-6}$	0,553	0,614
	$C_{11}$	0,742	0,032	$< 10^{-6}$	0,677	0,807
A1 i A3	$C_9$	0,014	0,004	0,002845	0,005	0,022
	$C_{10}$	0,736	0,032	$< 10^{-6}$	0,669	0,803
	$C_{11}$	0,554	0,048	$< 10^{-6}$	0,454	0,654
A2 i A4	$C_9$	0,044	0,013	0,002715	0,017	0,072
	$C_{10}$	0,587	0,027	$< 10^{-6}$	0,532	0,643
	$C_{11}$	0,672	0,049	$< 10^{-6}$	0,571	0,773
F	$C_9$	0,020	0,006	0,005737	0,007	0,033
	$C_{10}$	0,714	0,031	$< 10^{-6}$	0,646	0,782
	$C_{11}$	0,630	0,041	$< 10^{-6}$	0,539	0,721



Rysunek 157. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (76) dla mieszadła Maxflo W i mieszania S1-S5, A1-A4 oraz F, 0,1 M NaCl

Korelacja dla mieszania typu S1-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (17,700)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (6; 230; )$  i  $Re_n \in (24000; 88000)$ , dla mieszania typu A1 i A3 w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (30; 640)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (33; 112)$

i  $Re_n \in (32000; 90000)$ , dla mieszania typu A2 i A4 w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (23; 680)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (33; 112)$  i  $Re_n \in (32000; 90000)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (42; 1900)$  W/m<sup>3</sup> i  $Re_m \in (40000; 145000)$ .

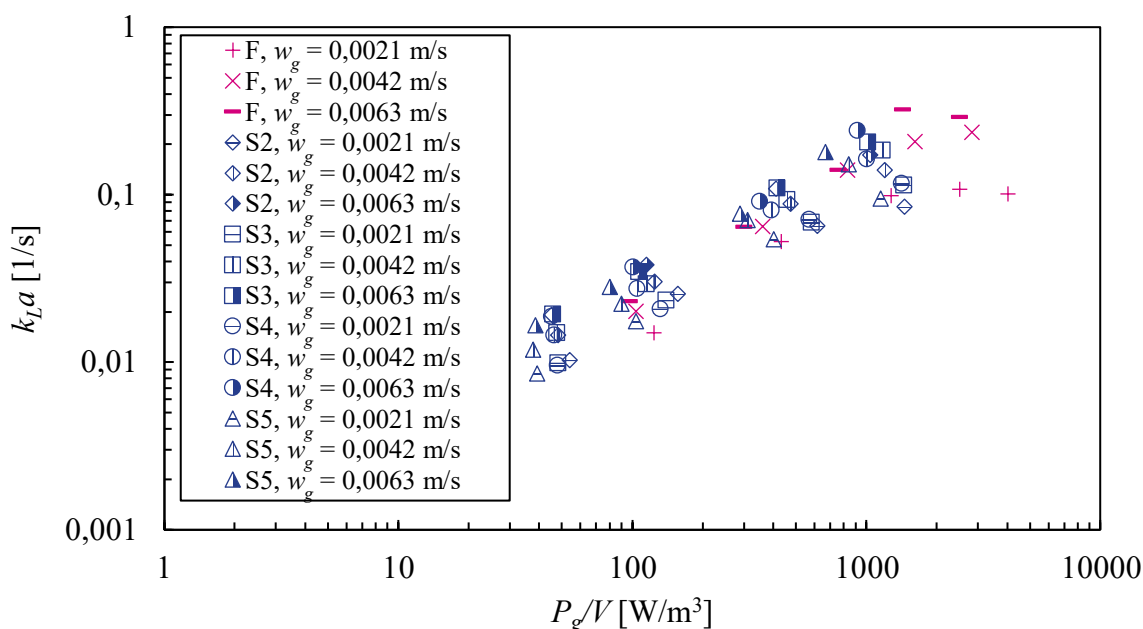


Rysunek 158. Porównanie wartości wynikających z modelu (76) dla mieszadła Maxflo W i różnych typów mieszania

Podobnie jak w przypadku mieszadeł turbinowych, dla mieszania nieustalonego obserwuje wzrost wpływu jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  na wartości  $k_L a$  spowodowany dodatkiem NaCl. Dla układu powietrze-woda wykładnik  $C_{10}$  mieścił się w zakresie od 0,504 do 0,607, natomiast w omawianym roztworze wynosi on od 0,584 do 0,736. Najwyższy wzrost wykładnika  $C_{10}$  zaobserwowano dla mieszania nieustalonego z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika (A1 i A3). Wzrost ten wynosi 0,129. Wpływ prędkości przepływu gazu  $w_g$  maleje z dodatkiem NaCl dla mieszania S1-S5 i  $C_{11} = 0,742$ , natomiast dla mieszania A1 i A3 oraz A2 i A4 rośnie i  $C_{11}$  wynosi odpowiednio 0,554 i 0,672. W przypadku mieszania ustalonego, w przeciwieństwie do mieszadeł turbinowych, obserwuje się niewielki spadek wykładnika  $C_{10}$  do wartości 0,714 i niewielki wzrost wykładnika  $C_{11}$  do wartości 0,630. Dodatek soli zwiększa wpływ  $P_g/V$  dla wszystkich rodzajów mieszania nieustalonego i mieszadła Maxflo W, a dla mieszania ustalonego powoduje niewielkie ograniczenie tego wpływu, co skutkuje przewagą mieszania nieustalonego A1 i A3 nad ustalonym F w całym badanym zakresie  $P_g/V$  (rys. 158). Przewagę mieszania nieustalonego S1-S5 nad ustalonym F

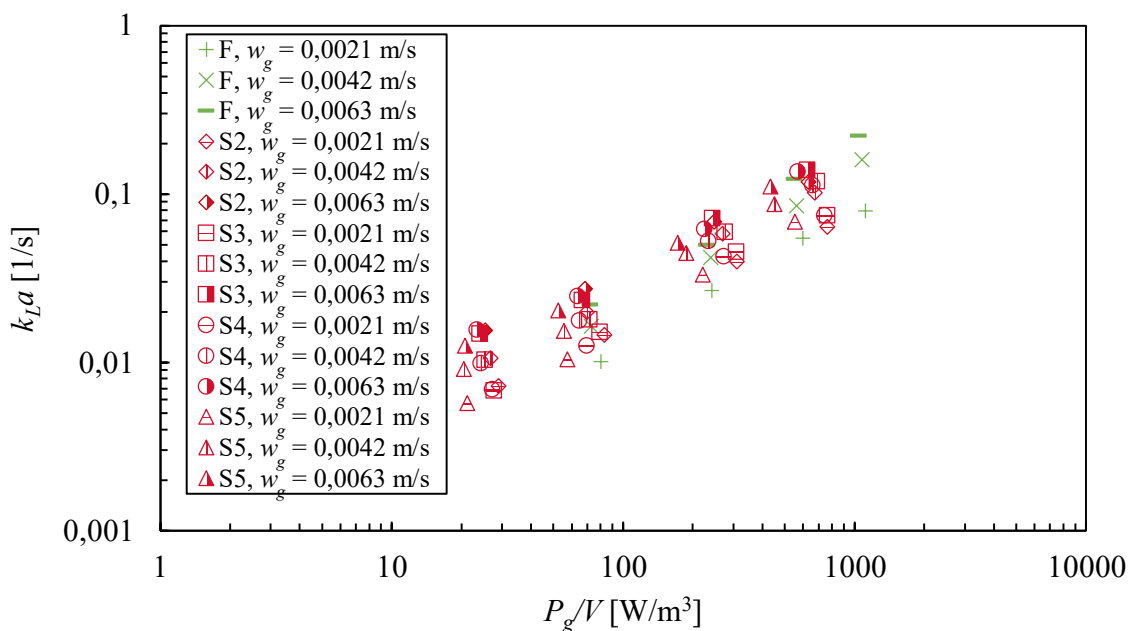
obserwuje się dla  $w_g = 0,0021$  w zakresie  $P_g/V$  od 16 do  $300 \text{ W/m}^3$ , natomiast dla  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$ , podobnie jak w przypadku mieszania A1 i A3, w całym badanym zakresie  $P_g/V$ . Dla wartości  $P_g/V = 42 \text{ W/m}^3$  uzyskuje się dla mieszania nieustalonego S1-S5 o około 47% wyższą wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . W zakresie  $P_g/V$  od 300 do  $640 \text{ W/m}^3$  dla  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$  oraz od 80 do  $640 \text{ W/m}^3$  dla  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$  wyższe wartości  $k_L a$  uzyskuje się dla mieszania typu A1 i A3 względem S1-S5. Dla  $P_g/V = 640 \text{ W/m}^3$  uzyskuje się wzrost  $k_L a$  o 12% w stosunku do mieszania S1-S5. Dodatkowo rozszerzenie zakresu badań o wyższe wartości mocy jednostkowej  $P_g/V$  prowadziłyby do zwiększania się różnic w wartościach  $k_L a$  na korzyść mieszania typu A1 i A3 z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika.

W celu rozszerzenia analizy wpływu tłumienia koalescencji pęcherzy gazowych na wartość objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  przeprowadzono badania dla kolejnego stężenia NaCl, które wynosiło 0,2 M. Na rysunkach 159-162 przedstawiono wyniki badań uzyskanych przy użyciu mieszadeł RT-6, BT-6, CD-6 i Scaba 6SRGT. Obserwuje się podobne zależności jak w przypadku badań dla wody i 0,1 M roztworu NaCl oraz dalsze rozszerzanie zakresu, w którym mieszanie nieustalone jest rekomendowane ze względu na wyższe wartości  $k_L a$  (w stosunku do mieszania ustalonego).

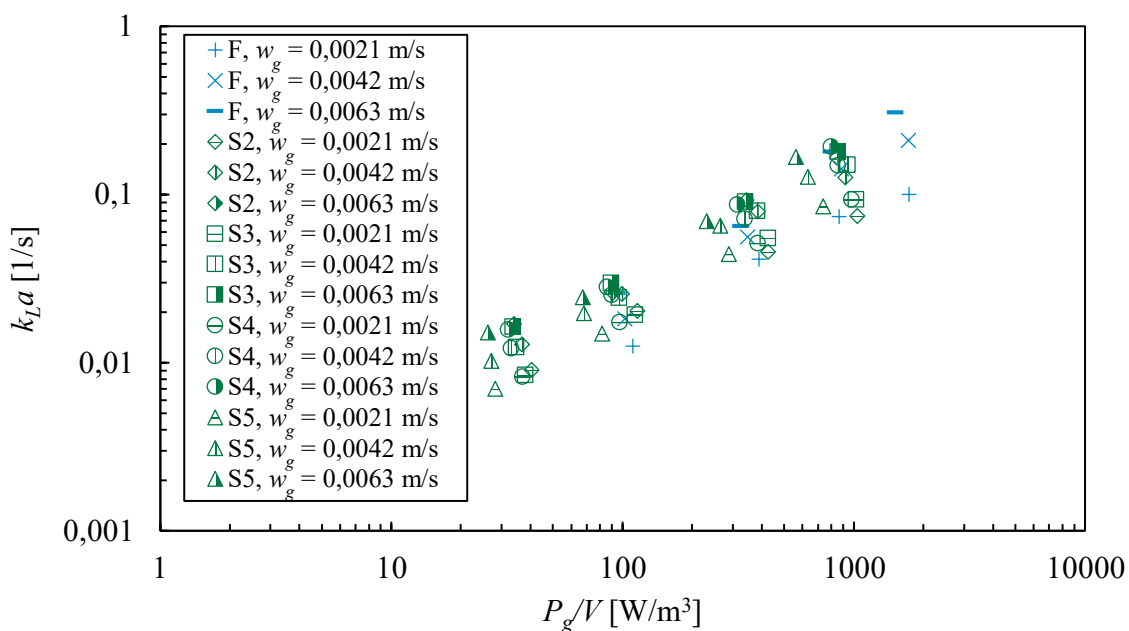


Rysunek 159. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla RT-6 0,2 M NaCl





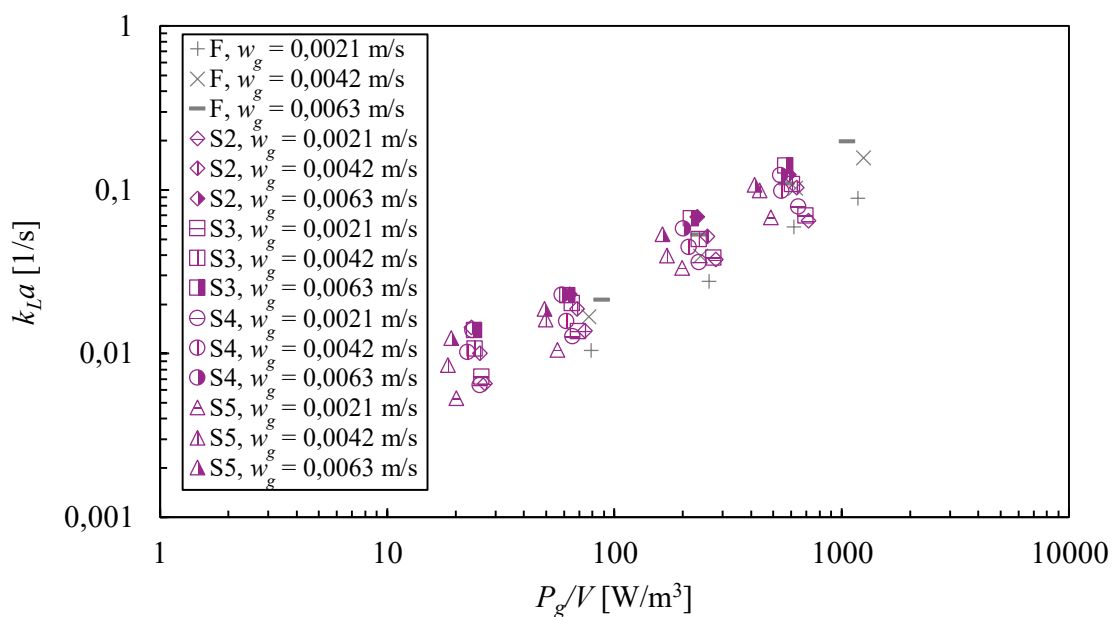
Rysunek 160. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla BT-6, 0,2 M NaCl



Rysunek 161. Objętościowy współczynnik wnikania masy w funkcji  $P_g/V$  dla CD-6, 0,2 M NaCl

Zauważa się, zgodnie z oczekiwaniami (rozdział 11.2), zakres stabilizacji  $k_L a$  występuje przy wartościach  $P_g/V$  (od około  $1800 \text{ W/m}^3$ ), przy czym tylko dla mieszadła RT-6 uzyskiwano tak wysokie wartości  $P_g/V$ . Do opisu zmian  $k_L a$  podczas mieszania z wykorzystaniem mieszadeł turbinowych zaproponowano model (76). W tabeli 31 zestawiono uzyskane współczynniki modelu (76), natomiast na rysunkach 163 i 164 porównano wartości obserwowane i przewidywane. Korelacja dla mieszania typu S2-S5 słuszna jest w zakresie

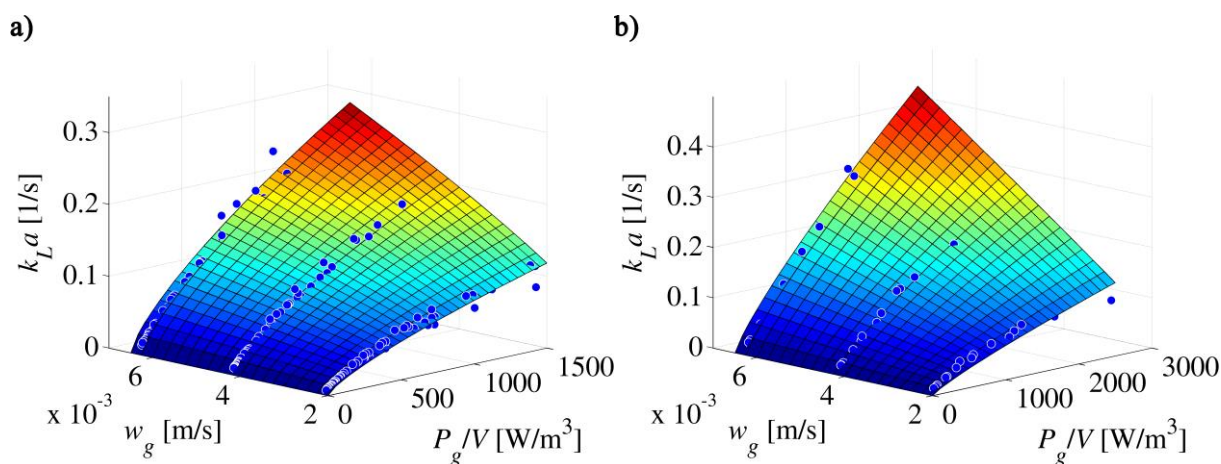
$w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (18; 1450) \text{ W/m}^3$ ,  $KC \in (5; 150)$   
 i  $Re_n \in (23500; 75500)$ , natomiast dla mieszania typu F w zakresie  
 $w_g \in (0,0021; 0,0063) \text{ m/s}$ ,  $P_g/V \in (72; 1800) \text{ W/m}^3$  i  $Re_m \in (39000; 120000)$ .  
 W przypadku mieszania ustalonego obserwuje się dalszy wzrost zarówno wykładnika  $C_{10}$   
 z 0,675 (dla 0,1 M NaCl) na 0,834 i  $C_{11}$  z 0,795 (dla 0,1 M NaCl) na 0,959. Dla mieszania  
 nieustalonego obserwuje się wzrost wykładnika  $C_{10}$  od 0,554 do 0,730 i niewielki wzrost  
 wykładnika  $C_{11}$  od 0,687 do 0,737.



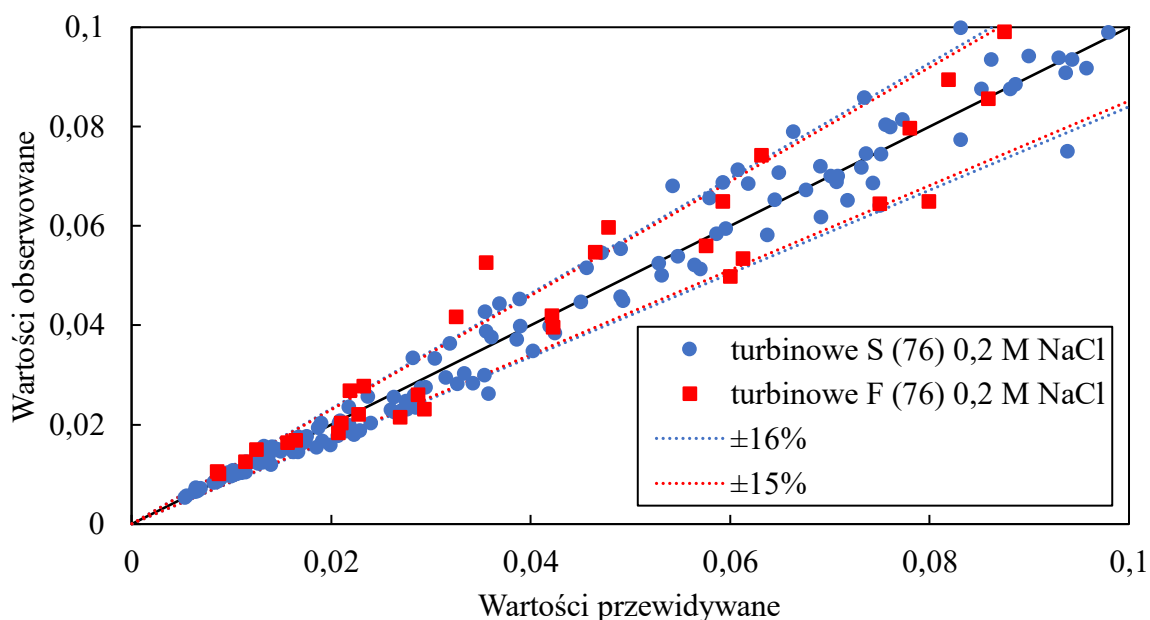
Rysunek 162. Objętościowy współczynnik wnikańia masy w funkcji  $P_g/V$  dla Scaba 6SRGT, 0,2 M NaCl

Tabela 30. Wartości współczynników modelu (76) dla mieszadeł turbinowych, 0,2 M NaCl

Typ mieszania	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
S2-S5	$C_9$	0,056	0,008	$< 10^{-6}$	0,040	0,071
	$C_{10}$	0,730	0,014	$< 10^{-6}$	0,703	0,757
	$C_{11}$	0,737	0,023	$< 10^{-6}$	0,692	0,782
F	$C_9$	0,082	0,026	0,002618	0,030	0,135
	$C_{10}$	0,834	0,033	$< 10^{-6}$	0,767	0,901
	$C_{11}$	0,959	0,051	$< 10^{-6}$	0,856	1,061

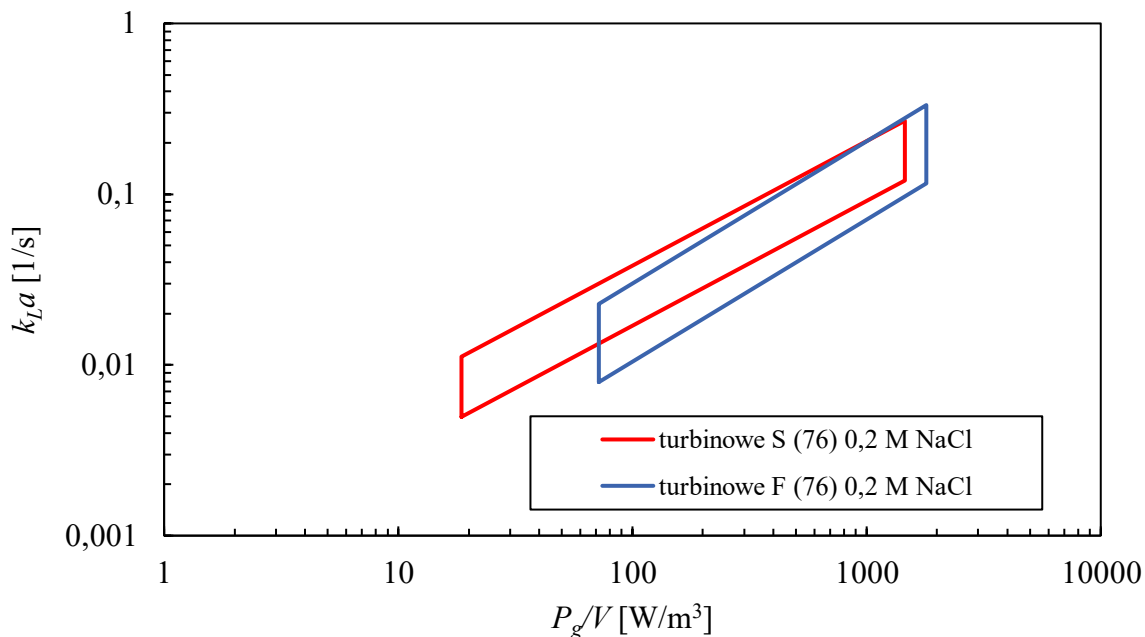


Rysunek 163. Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania S2-S5 (a) i F (b), 0,2 M NaCl



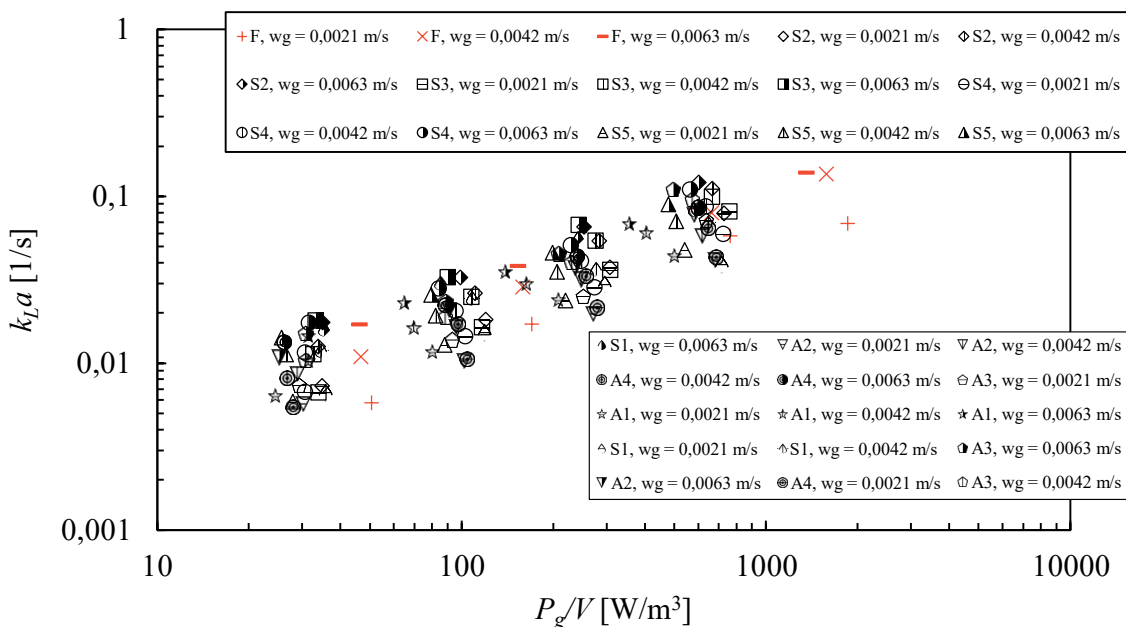
Rysunek 164. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (76) dla mieszadeł turbinowych i mieszania typu S2-S5 i F, 0,2 M NaCl

Porównując wyniki dla mieszania ustalonego z wynikami dla mieszania nieustalonego można stwierdzić, większy wzrost wykładnika potęgi przy  $P_g/V$  dla mieszania nieustalonego. Konsekwencją tego jest rozszerzenie zakresu  $P_g/V < 1050 \text{ W/m}^3$  (dla  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$ ), w którym rekomendowane jest mieszanie nieustalone (rys 165). Dla  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$  mieszanie nieustalone przeważa w całym badanym zakresie.



Rysunek 165. Porównanie wartości  $k_L a$  obliczonych na podstawie równania (76) dla mieszania ustalonego (F) i niustalonego (S) w układzie powietrze-0,2 M NaCl

Na rysunku 166 przedstawiono wyniki objętościowego współczynnika wnikania masy uzyskane dla mieszadła osiowego Maxflo W. Obserwowany jest dalszy wzrost  $k_L a$  związany ze zjawiskiem tłumienia koalescencji pęcherzy gazowych.

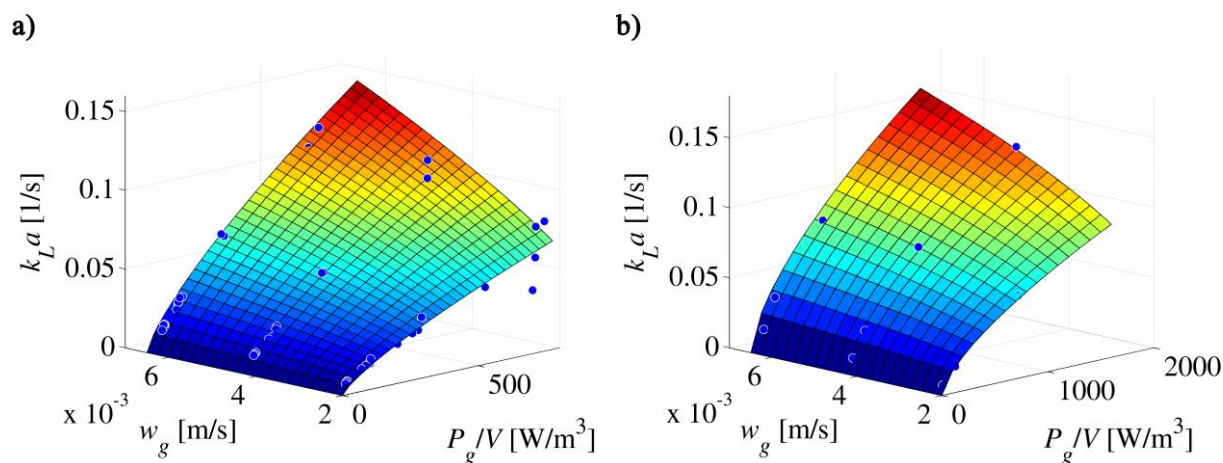


Rysunek 166. Objętościowy współczynnik wnikania masy  $k_L a$  w funkcji  $P_g/V$  dla Maxflo W, 0,2 M NaCl

Tabela 31. Wartości współczynników modelu (76) uzyskiwane dla Maxflo W, 0,2 M NaCl

	Wartość		Błąd standardowy	$p$	Granice ufności	
	$C_9$	$C_{10}$			$C_{11}$	
S1-S5	$C_9$	0,021	0,005	0,000036	0,012	0,031
	$C_{10}$	0,756	0,024	$< 10^{-6}$	0,709	0,803
	$C_{11}$	0,622	0,037	$< 10^{-6}$	0,548	0,695
A1 i A3	$C_9$	0,012	0,004	0,009610	0,003	0,020
	$C_{10}$	0,862	0,042	$< 10^{-6}$	0,774	0,949
	$C_{11}$	0,626	0,056	$< 10^{-6}$	0,511	0,742
A2 i A4	$C_9$	0,033	0,007	0,000130	0,019	0,048
	$C_{10}$	0,699	0,021	$< 10^{-6}$	0,655	0,744
	$C_{11}$	0,709	0,034	$< 10^{-6}$	0,639	0,779
F	$C_9$	0,013	0,005	0,028373	0,002	0,023
	$C_{10}$	0,654	0,028	$< 10^{-6}$	0,590	0,718
	$C_{11}$	0,450	0,056	0,000044	0,320	0,580

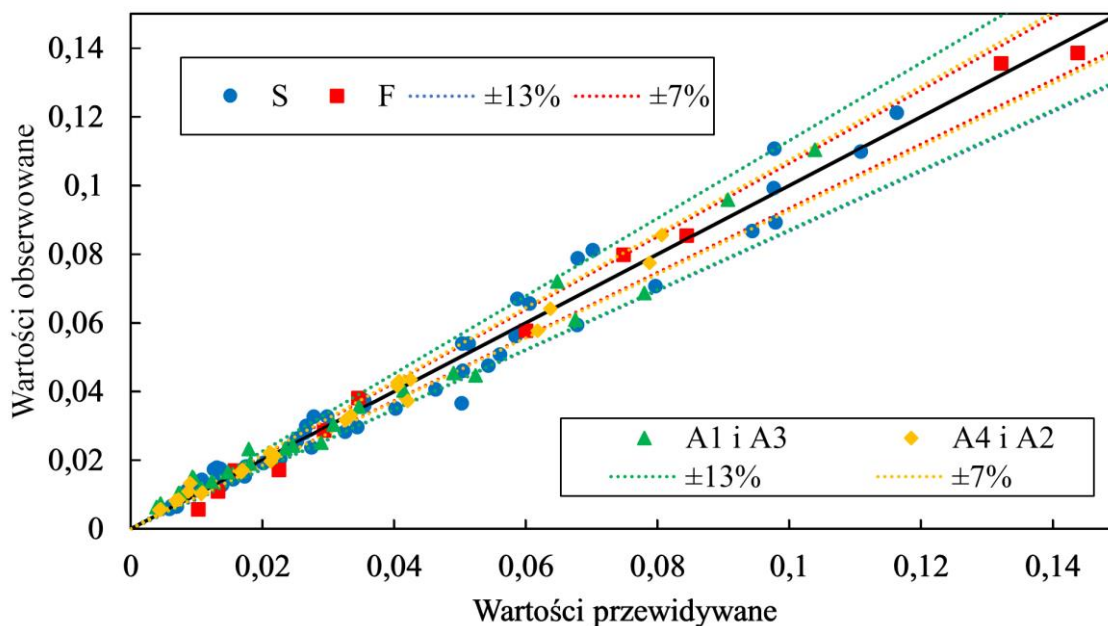
Do opisu zmian  $k_L a$  zastosowano model (76) w zależności od typu mieszania nieustalonego.



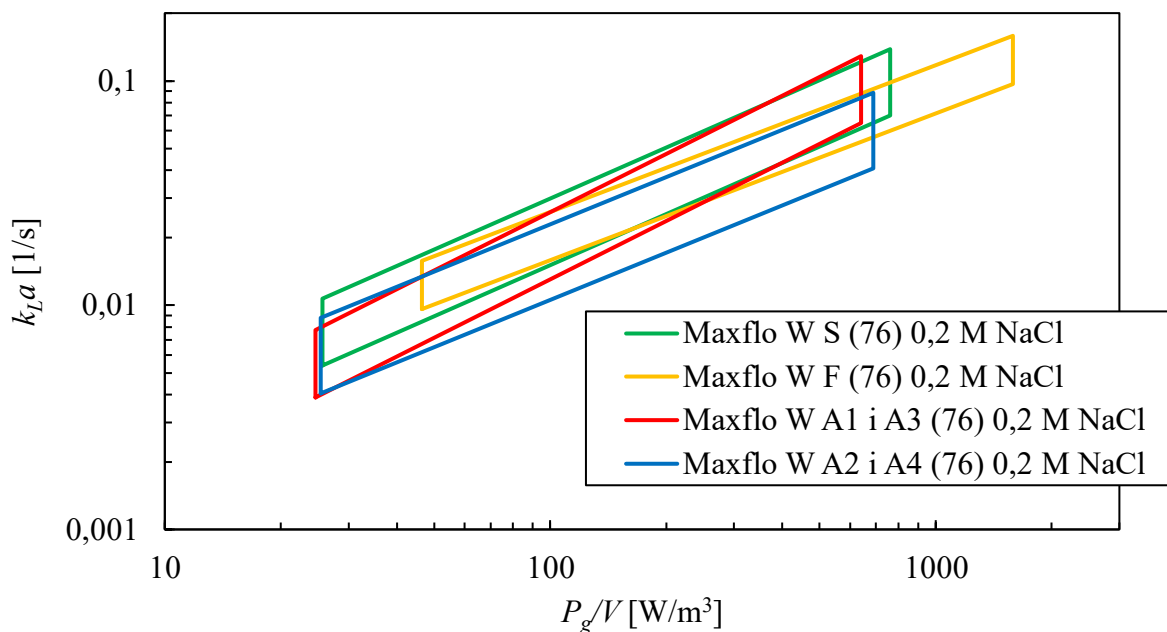
Rysunek 167. Porównanie wyników eksperymentalnych z modelem (76) dla mieszadła Maxflo W i mieszania: S1-S5 (a) i F (b), 0,2 M NaCl

Korelacja dla mieszania typu S1-S5 słuszna jest w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (26; 760)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (6; 230)$  i  $Re_n \in (28000; 88000)$ , dla mieszania typu A1 i A3 w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (25; 640)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (33; 112)$  i  $Re_n \in (32000; 90000)$ , dla mieszania typu A2 i A4 w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (26; 690)$  W/m<sup>3</sup>,  $KC \in (33; 112)$  i  $Re_n \in (32000; 90000)$ , natomiast dla mieszania

typu F w zakresie  $w_g \in (0,0021; 0,0063)$  m/s,  $P_g/V \in (46; 1590)$  W/m<sup>3</sup>  
i  $Re_m \in (40000; 145000)$ .



Rysunek 168. Porównanie wartości obserwowanych i przewidywanych modelu (76) dla mieszadła Maxflo W i mieszania typu S1-S5, A1-A4 i F, 0,2 M NaCl

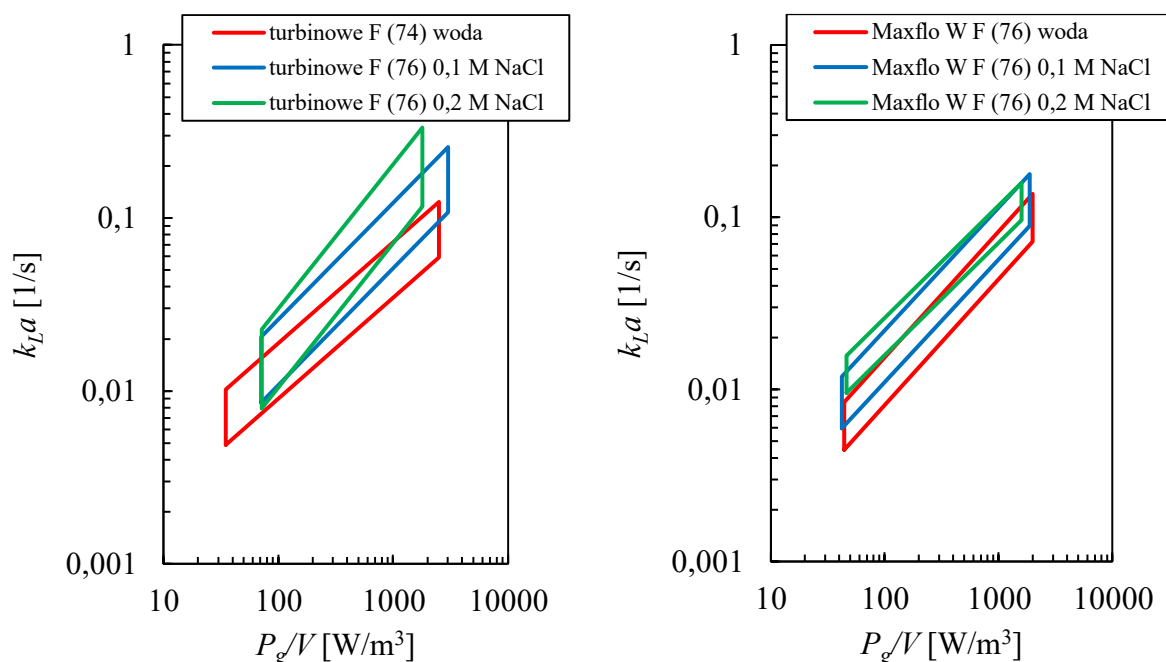


Rysunek 169. Porównanie wartości wynikających z modelu (76) dla mieszadła Maxflo W i różnych typów mieszania

W przypadku mieszania nieustalonego S1-S5 zaobserwowano dalszy wzrost wykładnika  $C_{10}$  od 0,584 do 0,756 oraz spadek wykładnika  $C_{11}$  od 0,742 do 0,621 w stosunku do roztworu

0,1 M NaCl. W przypadku mieszania nieustalonego A1 i A3 oraz A2 i A4 zaobserwowano kolejny wzrost wykładnika  $C_{10}$  odpowiednio od 0,736 do 0,862 oraz od 0,587 do 0,699 a także wzrost wykładnika  $C_{11}$  odpowiednio od 0,554 do 0,626 oraz od 0,672 do 0,709. Dla mieszania ustalonego zaobserwowano zmniejszenie wykładnika  $C_{10}$  z 0,714 do 0,654 oraz (odwrotnie jak w przypadku roztworu 0,1 M NaCl) zaobserwowano spadek wykładnika  $C_{11}$  od 0,630 do 0,450. Dla  $w_g = 0,0063$  m/s w całym badanym zakresie  $P_g/V$  uzyskuje się wyższe wartości  $k_L a$  w przypadku mieszania nieustalonego S1-S5 w porównaniu do mieszania ustalonego (rys. 169). Dla  $P_g/V = 760$  W/m<sup>3</sup> wzrost  $k_L a$  wynosi 41%. W przedziale  $P_g/V > 400$  W/m<sup>3</sup> dla mieszania typu A1 i A3 uzyskuje się wyższe wartości  $k_L a$  w porównaniu do mieszania nieustalonego S1-S5 - dla  $P_g/V = 640$  W/m<sup>3</sup> uzyskuje się o 6% wyższe  $k_L a$  w porównaniu do mieszania S1-S5. Dla  $w_g = 0,0021$  m/s przewaga mieszania nieustalonego występuje dla  $P_g/V > 160$  W/m<sup>3</sup>.

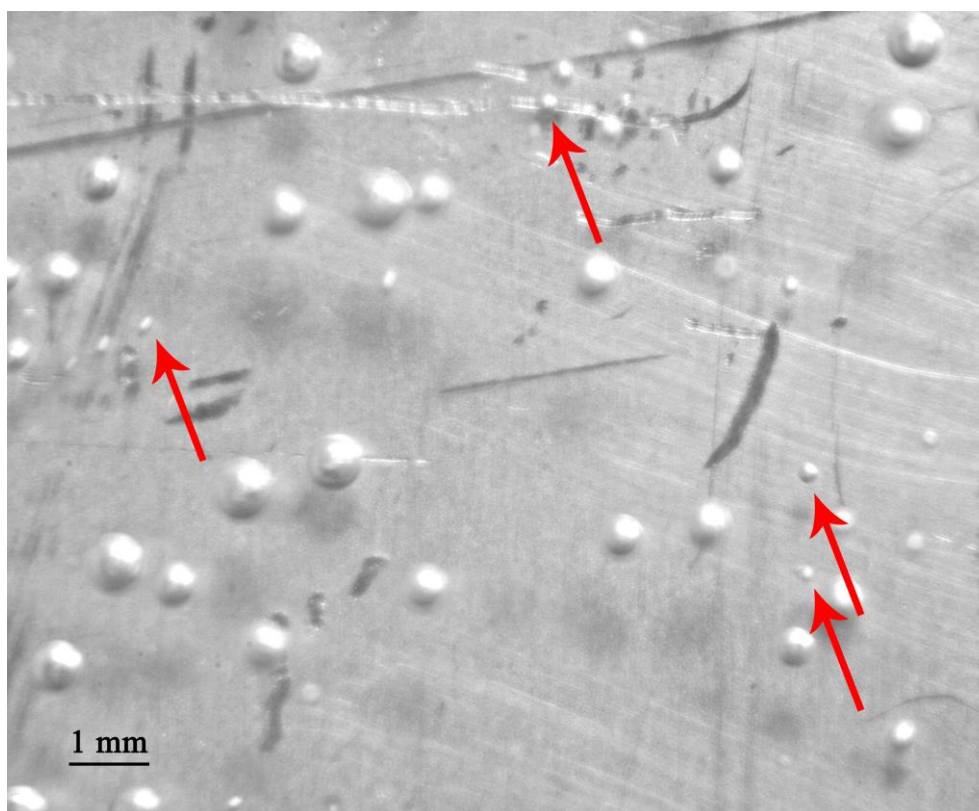
Porównując wpływ stężenia soli na wartości objętościowego współczynnika wnikania masy podczas mieszania ustalonego z wykorzystaniem mieszadeł promieniowych i osiowych zauważa się, że w obu przypadkach zwiększanie stężenia soli powoduje wzrost  $k_L a$  (rys. 170).



Rysunek 170. Porównanie zależności  $k_L a$  od  $P_g/V$  dla mieszadeł turbinowych i Maxflo W podczas mieszania ustalonego F

Obserwowane różnice między typami mieszadeł mogą być spowodowane różnicami w średniej średnicy pęcherzy gazowych  $d_{32}$ . W przypadku mieszadeł turbinowych, ze względu na silny wpływ stężenia na wykładnik  $C_{10}$  przy  $P_g/V$ , obserwuje się gwałtowniejszy wzrost  $k_L a$  wraz

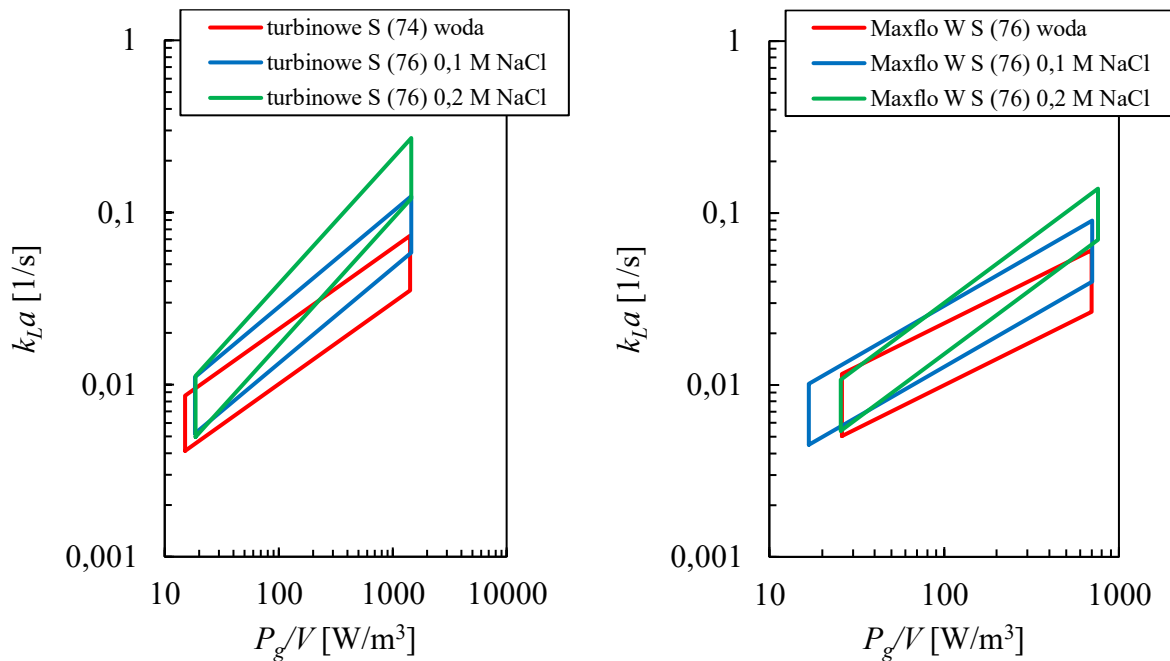
ze wzrostem stężenia. Jednak po przekroczeniu wartości  $P_g/V = 3000 \text{ W/m}^3$  dla 0,1 M NaCl oraz  $P_g/V = 1800 \text{ W/m}^3$  dla 0,2 M NaCl dochodzi do stabilizacji wartości  $k_L a$ . W tym zakresie rozmiar pęcherzy gazowych może gwałtownie spadać co prowadzi do osiągnięcia dużych wartości objętościowego współczynnika wnikania masy, ale dalszy wzrost jednostkowej mocy mieszania nie powoduje wzrostu  $k_L a$ . Z kolei w przypadku mieszadła Maxflo W, małe pęcherze mogą występować już przy niskich wartościach mocy jednostkowych, rzędu  $50 \text{ W/m}^3$ , a dodatek soli i zwiększanie mocy jednostkowej powoduje ich częstsze występowanie. Skutkuje to spadkiem wartości wykładnika  $C_{10}$  przy  $P_g/V$  i mniejszym przyrostem  $k_L a$  wraz ze wzrostem jednostkowej mocy mieszania (rys. 170). Z badań Kiełbus-Rapały i in. [115] dla mieszadła A315 wynika, że dla stężenia 0,4 M NaCl, w pewnych zakresach mocy jednostkowej  $P_g/V$ , uzyskuje się nieco wyższe wartości  $k_L a$  w porównaniu dla stężenia 0,8 M. Może to sugerować, że przy tak wysokich stężeniach również występują bardzo małe pęcherze (poniżej 1 mm średnicy) i ujawnia się ich niekorzystny wpływ. Dla tak małych pęcherzy stosunek powierzchni wymiany masy do ilości transportowanego składnika jest bardzo duży co powoduje bardzo szybkie pozbycie się z nich tlenu.



Rysunek 171. Pęcherze gazowe podczas mieszania ustalonego układu powietrze-0,2 M NaCl,  $n = 9 \text{ obr/s}$ ,  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$ , RT-6



Po osiągnięciu równowagi stężeń pęcherz gazowy może transportować składnik wymieniany w drugą stronę (od cieczy do gazu) w momencie, gdy znajdzie się w obszarze o wyższym stężeniu tlenu, co wpływa niekorzystnie na wymianę masy. Aby potwierdzić takie przypuszczenia należy analizować średnicę pęcherzy gazowych. Na rysunku 171 przedstawiono przykładową fotografię pęcherzy gazowych podczas mieszania ustalonego układu powietrze-0,2 M NaCl, przy częstości obrotów  $n = 9$  obr/s, i przepływie gazu  $w_g = 0,0021$  m/s dla mieszadła RT-6. Czerwonymi strzałkami zaznaczono przykładowe pęcherze o wielkości poniżej 0,2 mm.



Rysunek 172. Porównanie zależności  $k_L a$  od  $P_g/V$  dla mieszadeł turbinowych i Maxflo W podczas mieszania nieustalonego

Z kolei dla mieszania nieustalonego (rys. 172), obserwuje się jego przewagę nad mieszaniem ustalonym w przypadku układów powietrze-woda w zakresie od 15 do 250  $W/m^3$  (rys. 139) dla mieszadeł promieniowych. W przypadku Maxflo W zakres ten wynosi dla  $w_g = 0,0021$  m/s od 26 do 250  $W/m^3$ , natomiast dla  $w_g = 0,0063$  m/s od 26 do 570  $W/m^3$  (rys. 145). Dodatek soli w obu przypadkach powoduje rozszerzenie zakresu  $P_g/V$ , w którym dla mieszania nieustalonego uzyskiwane są wyższe wartości  $k_L a$  w stosunku do mieszania ustalonego i np. dla stężenia 0,2 M NaCl i  $w_g = 0,0063$  m/s dla mieszadeł turbinowych zakres ten zwiększa się do 1050  $W/m^3$  natomiast dla Maxflo W przewagę obserwuje się w całym badanym zakresie  $P_g/V$ . W przypadku  $w_g = 0,0021$  m/s zakres przewagi mieszania nieustalonego dla mieszadeł turbinowych występuje w całym badanym zakresie  $P_g/V$ ,

natomiast dla Maxflo W w zakresie od 160 do 760 W/m<sup>3</sup>. Woźniak [21] tłumaczy wzrost  $k_L a$  dla mieszania nieustalonego w stosunku do mieszania ustalonego obecnością większych pęcherzy gazowych dla roztworów podlegających koalescencji. Dodatkowo można przypuszczać, że bardzo małe pęcherze, które ze względu na małą ilość tlenu i dużą powierzchnię, bardzo szybko osiągają stan równowagi i przestają uczestniczyć w wymianie masy, przebywają krócej w mieszalniku podczas mieszania nieustalonego. W momencie zwalniania mieszadła i zmiany kierunku obrotów możliwe jest wcześniejsze opuszczenie cieczy przez gaz niż ma to miejsce w przypadku mieszania ustalonego, gdzie pęcherze mogą być przez dłuższy czas recyrkulowane. Taki stan rzeczy również potwierdza analiza stopnia zatrzymania gazu, gdzie zakres wartości  $P_g/V$  dla których uzyskuje się wyższe wartości stopnia zatrzymania gazu dla mieszania nieustalonego zmniejsza się wraz ze wzrostem stężenia NaCl. Sugeruje to występowanie pęcherzy o większej średnicy  $d_{32}$  w porównaniu do mieszania ustalonego.

## 12 PODSUMOWANIE I WNIOSKI

W pracy przeprowadzono analizę wymiany masy gaz-ciecz w mieszalniku mechanicznym, pracującym w warunkach nieustalonych i zaopatrzonym w mieszadła RT-6, CD-6, BT-6, Scaba 6SRGT i Maxflo W. W trakcie badań wykonano następujące analizy:

- zapotrzebowania na moc mieszania ustalonego i nieustalonego badanych mieszadeł,
- wpływu modyfikacji równania Morisona poprzez dodanie do niego członu reprezentującego siłę nośną,
- względnej mocy mieszania ustalonego i nieustalonego badanych mieszadeł w układach powietrze-woda oraz powietrze-roztwory NaCl,
- wartości współczynników oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$ , względnych współczynników oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$  i bezwładności  $C_{Ig}/C_{I0}$  dla mieszania nieustalonego oraz zaproponowanie równań pozwalających na wyznaczenie ich wartości,
- stopnia zatrzymania gazu  $\varepsilon$  dla mieszania nieustalonego i ustalonego układów powietrze-woda i powietrze-roztwory NaCl oraz zaproponowanie równań korelacyjnych w postaci zależności od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$ , prędkości przepływu gazu  $w_g$  oraz parametru  $Y$  uwzględniającego zdolność pęcherzy gazowych do koalescencji,
- objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$  dla mieszania nieustalonego i ustalonego układów powietrze-woda i powietrze-roztwory NaCl oraz zaproponowanie równań korelacyjnych w postaci zależności od jednostkowej mocy mieszania  $P_g/V$  oraz prędkości przepływu gazu  $w_g$ .

Na podstawie analizy badań eksperymentalnych zostały sformułowane następujące wnioski:

1. Dla mieszania nieustalonego typu S układów powietrze-woda w mieszalniku z mieszadłami o wygiętych łopatkach CD-6, BT-6, Scaba 6SRGT i Maxflo W uzyskuje się większe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy dla niskich wartości mocy jednostkowej w porównaniu do mieszania ustalonego (dla mieszadeł turbinowych  $P_g/V < 250 \text{ W/m}^3$ , dla Maxflo W  $P_g/V < 250 \text{ W/m}^3$  dla  $w_g = 0,0021 \text{ m/s}$  oraz  $P_g/V < 570 \text{ W/m}^3$  dla  $w_g = 0,0063 \text{ m/s}$ ). Dla mieszadeł RT-6, CD-6, BT-6 i Scaba 6SRGT zalecane jest mieszanie nieustalone zgodne z przebiegiem fali symetrycznej (S2-S5). Wskazuje to na potencjalne zastosowanie mieszania nieustalonego w biotechnologii i bioreaktorach, gdzie zdolność do

zapewnienia odpowiedniego transportu tlenu jest ograniczana przez wrażliwość komórek na ścinanie. Wskazane byłoby podjęcie dalszych badań w tej tematyce.

2. Badany zakres częstotliwości oscylacji może być z powodzeniem generowany przy użyciu falowników.
3. Zaletą mieszania nieustalonego jest brak konieczności stosowania przegród, lecz trzeba mieć na uwadze wpływ ich obecności na mieszanie nieustalone zgodne z przebiegiem fali niesymetrycznej dla mieszadła Maxflo W.
4. Dla mieszadła Maxflo W zalecane jest mieszanie nieustalone zgodne z przebiegiem fali symetrycznej (S1-S5) oraz fali niesymetrycznej z przewagą pompowania cieczy w kierunku dna mieszalnika (A1 i A3). Z kolei mieszanie A2 i A4 z przewagą pompowania cieczy w kierunku zwierciadła daje gorsze rezultaty w zarówno w stosunku do mieszania S1-S5 jak i A1 i A3.
5. Stężenie roztworu NaCl wpływa na wartości  $k_L a$ . Wraz z wzrostem stężenia obserwuje się wzrost wartości  $k_L a$  oraz rozszerzenie zakresu  $P_g/V$  dla którego uzyskuje się większe wartości  $k_L a$  dla mieszania nieustalonego w stosunku do mieszania ustalonego (dla  $w_g = 0,0021$  m/s i mieszadeł turbinowych w całym badanym zakresie, natomiast dla Maxflo W  $P_g/V \in (160; 760)$  W/m<sup>3</sup>; dla  $w_g = 0,0063$  m/s i mieszadeł turbinowych  $P_g/V \in (19; 1050)$  W/m<sup>3</sup>, zaś dla Maxflo W w całym badanym zakresie).
6. W badanym zakresie stężeń NaCl mieszanie nieustalone wykazuje silniejszy wpływ na uzyskiwane wartości  $k_L a$  dla mieszadła Maxflo W niż dla mieszadeł RT-6, CD-6, BT-6 i Scaba 6SRGT.
7. Wpływ siły nośnej na zmianę momentu obrotowego w czasie podczas mieszania nieustalonego nie ma istotnego znaczenia.
8. Dla mieszadeł turbinowych dla  $KC > 20$  oraz dla Maxflo W dla  $KC > 25$  obserwuje się wzrost współczynnika bezwładności.

## STRESZCZENIE

---

Zastosowanie mieszania nieustalonego, w którym kierunek i częstość obrotów mieszadła jest zmienna w czasie, umożliwia rezygnację z przegród, których obecność może stanowić problem w szeregu procesów technologicznych. Co więcej rozwiązanie takie pozwala na poprawę efektywności wymiany masy.

Praca składa się z dwóch części. W pierwszej części przeprowadzona została analiza literaturowa i zawiera ona aktualny stan badań dotyczący mieszania nieustalonego układów jednofazowych oraz dwufazowych gaz-ciecz. Omówione zostały podstawowe parametry pozwalające na scharakteryzowanie tych układów takie jak moc mieszania, współczynnik oporu i bezwładności, względna moc mieszania, względny współczynnik oporu i bezwładności, średnia średnica pęcherza gazowego, stopień zatrzymania gazu, powierzchnia międzyfazowa, współczynnik wnikania masy oraz objętościowy współczynnik wnikania masy. W części drugiej przedstawiono wyniki badań eksperymentalnych. Badania przeprowadzono z wykorzystaniem mieszadeł: RT-6, BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT oraz Maxflo W dla układów jednorodnych oraz dwufazowych powietrze-woda oraz powietrze-wodne roztwory NaCl o stężeniu 0,1 M i 0,2 M. Stosowano prędkości przepływu gazu w zakresie od 0,0021 m/s do 0,0063 m/s. Zastosowano mieszanie nieustalone o przebiegu symetrycznym oraz niesymetrycznym dla różnych częstotliwości oscylacji (od 0,078 Hz do 0,92 Hz). W pracy mierzono stopień zatrzymania gazu, objętościowy współczynnik wnikania masy, zmierzono moc mieszania w układzie jednorodnym oraz dwufazowym gaz-ciecz.

Na podstawie uzyskanych wyników stwierdzono, że najwyższą mocą mieszania nieustalonego w układzie jednorodnym charakteryzowała się turbina Rushtona ( $Ne_n = 8,48$ ). Dla mieszadeł o zakrzywionych łopatkach zapotrzebowanie na moc było niższe i wynosiło odpowiednio dla mieszadła CD-6  $Ne_n = 5,20$ , BT-6  $Ne_n = 4,03$  i Scaba 6SRGT  $Ne_n = 3,71$ . Najniższą wartością charakteryzowało się mieszadło osiowe Maxflo W gdzie  $Ne_n = 2,11$ . Nie obserwowano wpływu częstotliwości oscylacji na wartość mocy.

Analiza mocy względnej  $RPD$  dla mieszania nieustalonego w układzie powietrze-woda i powietrze-roztwory NaCl wykazała, że mieszanie nieustalone w przypadku turbiny Rushtona i mieszadła Maxflo W powoduje wzrost wartości  $RPD$  w stosunku do mieszania ustalonego. W przypadku mieszadeł o zakrzywionych łopatkach BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT uzyskuje się dla mieszania nieustalonego niższe wartości  $RPD$  niż dla mieszania ustalonego. Najwyższą wartość mocy względnej dla mieszania nieustalonego obserwuje się dla mieszadła Maxflo W. Dla mieszadeł turbinowych o zakrzywionych łopatkach uzyskiwane wartości  $RPD$  są zbliżone,

ale najwyższym *RPD* charakteryzuje się CD-6, a nieco niższym BT-6 i Scaba 6SRGT. Najniższą wartością *RPD* spośród badanych mieszadeł charakteryzuje się turbina Rushtona.

W przypadku objętościowego współczynnika wnikania masy ( $k_L a$ ) w układzie powietrze-woda uzyskuje się większe wartości względem mieszania ustalonego w zakresie jednostkowych mocy mieszania  $P_g/V$  od 15 do 250 W/m<sup>3</sup> dla mieszadeł turbinowych i dla mieszadła Maxflo W w zakresie  $P_g/V$  od 26 do 250 W/m<sup>3</sup> dla  $w_g = 0,0021$  m/s oraz do 570 W/m<sup>3</sup> dla  $w_g = 0,0063$  m/s. Dodatek soli powoduje rozszerzenie powyższego zakresu dla  $w_g = 0,0063$  m/s do  $P_g/V < 1050$  W/m<sup>3</sup> dla mieszadeł turbinowych, a w przypadku mieszadła Maxflo W wyższe  $k_L a$  uzyskuje się w całym badanym zakresie  $P_g/V$ . Dla  $w_g = 0,0021$  m/s w przypadku mieszadeł turbinowych przewaga występuje w całym badanym zakresie  $P_g/V$ , natomiast dla Maxflo W w zakresie  $P_g/V \in (160; 760)$  W/m<sup>3</sup>.

W przypadku stopnia zatrzymania gazu dla mieszania nieustalonego zaobserwowano, odwrotnie niż w przypadku objętościowego współczynnika wnikania masy, że zakres, w którym uzyskuje się większy stopień zatrzymania gazu ulega zawężeniu wraz ze wzrostem stężenia NaCl. Sugeruje to występowanie pęcherzy gazowych o większej średniej średnicy  $d_{32}$ . Jednocześnie może to tłumaczyć rozszerzenie zakresu większych wartości  $k_L a$  dla mieszania nieustalonego, ponieważ bardzo małe pęcherze krótko uczestniczą w wymianie masy a ich dalsza obecność w mieszalniku może niekorzystnie wpływać na wartość  $k_L a$ .

Wykazano, że mieszanie nieustalone pozwala na uzyskiwanie odpowiedniej intensywności wymiany masy przy dużo niższych nakładach energetycznych w porównaniu do mieszania ustalonego oraz zaproponowano równania korelacyjne pozwalające na wyznaczenie wartości objętościowego współczynnika wnikania masy oraz stopnia zatrzymania gazu podczas mieszania ustalonego i nieustalonego dla mieszadeł RT-6, BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT i Maxflo W.

## ABSTRACT

---

The use of unsteady mixing, characterized by the variable impeller speed and direction over time, enables to eliminate the need for using baffles, which may be problematic in various technological processes. What is more, this approach allows to improve the efficiency of mass transfer.

The dissertation comprises two main parts. The first part incorporates a comprehensive literature analysis, presenting the state-of-art on unsteady mixing in both single-phase and two-phase gas-liquid systems. Various fundamental parameters used to characterize these systems were discussed, including mixing power, drag and inertia coefficients, relative mixing power, relative drag and inertia coefficients, mean gas bubble diameter, gas hold-up, interfacial area, mass transfer coefficient, and volumetric mass transfer coefficient. The second part of the dissertation focuses on experimental research. The investigation was conducted employing different impeller types, namely RT-6, BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT, and Maxflo W, to examine the mixing in single-phase and two-phase systems. Specifically, the systems investigated were air-water and air-aqueous NaCl solutions with concentrations of 0.1 M and 0.2 M. The tests involved varying gas flow velocities ranging from 0.0021 m/s to 0.0063 m/s. Unsteady mixing was implemented, using both symmetrical and unsymmetrical modes of operation, with oscillation frequencies ranging from 0.078 Hz to 0.92 Hz. The parameters such as gas hold-up, volumetric mass transfer coefficient, and mixing power in both single-phase and two-phase gas-liquid systems were measured.

Based on the obtained results, it was observed that the Rushton turbine exhibited the highest unsteady mixing power among the tested impellers in a homogeneous system, with a power number  $Ne_n = 8,48$ . In comparison, the curved-blade turbines demonstrated lower power demands, with the CD-6 impeller recording a power number  $Ne_n = 5,20$ , the BT-6 impeller with  $Ne_n = 4,03$ , and the Scaba 6SRGT impeller with  $Ne_n = 3,71$ . The Maxflo W axial impeller exhibited the lowest power number of  $Ne_n = 2.11$ . Interestingly, no significant influence of oscillation frequency on the power number was observed in the experimental studies.

The analysis of relative power demand (*RPD*) for unsteady mixing in air-water and air-aqueous NaCl solutions revealed distinct trends. Unsteady mixing using the Rushton turbine and Maxflo W impeller resulted in an increase in *RPD* compared to steady mixing. Conversely, curved-blade turbines (BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT) exhibited lower *RPD* values for unsteady

mixing when compared to steady mixing. Notably, the Maxflo W impeller exhibited the highest *RPD* value among all the impellers studied. While the *RPD* values for the curved-blade turbines were similar, the CD-6 impeller demonstrated the highest *RPD*, followed closely by the BT-6 and Scaba 6SRGT impellers. On the other hand, the Rushton turbine exhibited the lowest *RPD* value among all the tested impellers.

Regarding the volumetric mass transfer coefficient ( $k_L a$ ) in the air-water system, it was observed that unsteady mixing resulted in higher values compared to steady mixing. This increase was particularly evident in the specific power input range ( $P_g/V$ ) from 15 to 250 W/m<sup>3</sup> for turbine impellers. Furthermore, the Maxflo W impeller demonstrated higher  $k_L a$  values in the  $P_g/V$  range from 26 to 250 W/m<sup>3</sup> for  $w_g = 0,0021$  m/s and to 570 W/m<sup>3</sup> for  $w_g = 0,0063$  m/s. The addition of sodium chloride to the system stretches the mentioned range of improved  $k_L a$  values to  $P_g/V$  for  $w_g = 0,0063$  m/s below  $P_g/V < 1050$  W/m<sup>3</sup> for turbine impellers. Notably, in the case of the Maxflo W impeller, higher  $k_L a$  values were obtained across the entire tested range of  $P_g/V$ . For  $w_g = 0.0021$  m/s, in the case of turbine impellers, higher  $k_L a$  values were obtained across the entire tested range of  $P_g/V$ , while for Maxflo W in the range of  $P_g/V \in (160; 760)$  W/m<sup>3</sup>.

In the case of gas hold-up in unsteady mixing, an interesting observation was made. It was found that in the contrast to the volumetric mass transfer coefficient, the range in which greater gas hold-ups occur decrease with increasing concentration of NaCl. This phenomenon indicates the presence of gas bubbles with a larger average diameter  $d_{32}$ . This finding may also explain widening of the range with higher  $k_L a$  values for unsteady mixing. The presence of very small bubbles, which have a short residence time in the system, can contribute significantly to mass transfer. However, their continued presence in the vessel may have an adverse effect on the  $k_L a$  value. (This suggests that the narrowing range of higher gas hold-ups with increasing NaCl concentration is linked to the presence of larger bubbles, which have a lesser impact on mass transfer.)

The investigation has demonstrated that unsteady mixing offers the advantage of achieving suitable mass transfer intensity with significantly lower energy inputs compared to steady mixing. To facilitate practical applications, correlation equations were developed to estimate the values of the volumetric mass transfer coefficient and gas hold-up for both steady and unsteady mixing scenarios, specifically considering the RT-6, BT-6, CD-6, Scaba 6SRGT, and Maxflo W impellers.



## BIBLIOGRAFIA

- 
- [1] Z. Berk, „Mixing”, w *Food Process Engineering and Technology*, Z. Berk, Red., San Diego: Academic Press, 2009, s. 175–194. doi: 10.1016/B978-0-12-373660-4.00007-7. Dostępne na: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780123736604000077>
- [2] S. Nagata, *Mixing: principles and applications*. w Kodansha scientific books. Kodansha, 1975. Dostępne na: <https://books.google.pl/books?id=j75TAAAAMAAJ>
- [3] M. Ciofalo, A. Brucato, F. Grisafi, i N. Torracca, „Turbulent flow in closed and free-surface unbaffled tanks stirred by radial impellers”, *Chemical Engineering Science*, t. 51, nr 14, s. 3557–3573, 1996, doi: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(96\)00004-8](https://doi.org/10.1016/0009-2509(96)00004-8)
- [4] K. J. Myers, M. F. Reeder, i J. Fasano, „Optimise mixing by using the proper baffles”, *Chemical Engineering Progress*, t. 98, s. 42–47, 2002.
- [5] M. Cudak, M. Domański, J. Szoplik, i J. Karcz, *An effect of the impeller eccentricity on the process characteristics in an agitated vessel*. 2015.
- [6] G. E. H. Joosten, J. G. M. Schilder, i A. M. Broere, „The suspension of floating solids in stirred vessels”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 55, s. 220–222, 1977.
- [7] J. Karcz, M. Cudak, i J. Szoplik, „Stirring of a liquid in a stirred tank with an eccentrically located impeller”, *Chemical Engineering Science*, t. 60, s. 2369–2380, 2005, doi: 10.1016/j.ces.2004.11.018
- [8] M. Nishikawa, K. Ashiwake, N. Hashimoto, i S. Nagata, „Agitation power and mixing time at off-centered mixing”, *KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU*, t. 3, nr 5, s. 467–472, 1977, doi: 10.1252/kakoronbunshu.3.467
- [9] F. Cabaret, L. Fradette, i P. A. Tanguy, „Gas–liquid mass transfer in unbaffled dual-impeller mixers”, *Chemical Engineering Science*, t. 63, nr 6, s. 1636–1647, 2008, doi: 10.1016/j.ces.2007.11.028
- [10] R. Kobayashi, „Dissolution of poly vinyl alcohol by forward-reverse rotating agitator”, *Shimazaki Engineering News*, s. 5–7, 1964.
- [11] Y. Hirata, T. Dote, T. Yoshioka, Y. Komoda, i Y. Inoue, „Performance of chaotic mixing caused by reciprocating a disk in a cylindrical vessel”, *Chemical Engineering Research & Design*, t. 85, s. 576–582, 2007, doi: 10.1205/cherd06173
- [12] J. Kamiński i R. Wójtowicz, „Power consumption for mixing of liquid in a vibromixer”, *Inżynieria Chemiczna i Procesowa*, t. 22, s. 603–608, sty. 2001.
- [13] Y. Komoda, Y. Inoue, i Y. Hirata, „Mixing performance by reciprocating disk in cylindrical vessel”, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, t. 33, s. 879–885, 2000, doi: 10.1252/jcej.33.879
- [14] Y. Komoda, F. Tomimasu, R. Hidema, i H. Suzuki, „Frequency analysis of torque variation of a rotationally reciprocating impeller using newtonian and viscoelastic fluids”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 142, 2018, doi: 10.1016/j.cherd.2018.12.022
- [15] S. Senda, N. Yamagami, Y. Komoda, Y. Hirata, H. Suzuki, i R. Hidema, „Power characteristics of a rotationally reciprocating impeller”, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, t. 48, s. 885–890, 2015, doi: 10.1252/jcej.14we392
- [16] R. Wójtowicz, „Flow pattern and power consumption in a vibromixer”, *Chemical Engineering Science*, t. 172, s. 622–635, lis. 2017, doi: 10.1016/j.ces.2017.07.010
- [17] S. Frankiewicz i S. Woźniak, „Gas hold-up and mass transfer in a vessel with an unsteady rotating concave blade impeller”, *Energies*, t. 15, nr 1, 2022, doi: 10.3390/en15010346
- [18] M. Yoshida, A. Kitamura, K. Yamagiwa, i A. Ohkawa, „Gas hold-up and volumetric oxygen transfer coefficient in an aerated agitated vessel without baffles having forward-

- reverse rotating impellers”, *Can. J. Chem. Eng.*, t. 74, nr 1, s. 31–39, 1996, doi: 10.1002/cjce.5450740105
- [19] S. Roy i S. Acharya, „Perturbed turbulent stirred tank flows with amplitude and mode-shape variations”, *Chemical Engineering Science*, t. 66, nr 22, s. 5703–5722, 2011, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.08.005>
- [20] D. Gu, Z. Liu, J. Li, Z. Xie, C. Tao, i Y. Wang, „Intensification of chaotic mixing in a stirred tank with a punched rigid-flexible impeller and a chaotic motor”, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, t. 122, s. 1–9, 2017, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2017.08.017>
- [21] S. Woźniowski, *Mieszanie nieustalone – analiza i wybrane zastosowania*. Poznań: Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, 2017.
- [22] S. Frankiewicz, „Projekt i badania podstawowe zmodyfikowanego mieszadła BT-6”, Poznan University of Technology, Poznań, 2017.
- [23] S. Frankiewicz i S. Woźniowski, „Mieszanie gaz-ciecz w mieszalniku z asymetrycznym mieszadłem BT-6”, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, t. 57, nr 3, s. 59–60, 2018.
- [24] S. Frankiewicz i S. Woźniowski, „Effect of blade shape on unsteady mixing of gas-liquid systems”, w *Practical Aspects of Chemical Engineering*, M. Ochowiak, S. Woźniowski, M. Doligalski, i P. T. Mitkowski, Red., Cham: Springer International Publishing, 2018, s. 127–136.
- [25] S. Frankiewicz, „Mieszanie układów gaz-ciecz w mieszalniku z asymetrycznym mieszadłem BT-6 wykonującym ruch nieustalony”, Poznan University of Technology, Poznań, 2018.
- [26] J. R. Morison, J. W. Johnson, i S. A. Schaaf, „The force exerted by surface waves on piles”, *Journal of Petroleum Technology*, t. 2, nr 05, s. 149–154, maj 1950, doi: 10.2118/950149-G
- [27] T. Sarpkaya, *Wave forces on offshore structures*. Cambridge: Cambridge University Press, 2010. doi: 10.1017/CBO9781139195898. Dostępne na: <https://www.cambridge.org/core/books/wave-forces-on-offshore-structures/0B3E4B7394C60645E7B05CEA6906322A>
- [28] M. Yoshida *i in.*, „Power characteristics of unsteadily forward–reverse rotating impellers in an unbaffled aerated vessel”, *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, t. 76, nr 4, s. 383–392, 2001, doi: 10.1002/jctb.394
- [29] J. M. J. Jurnee i W. W. Massie, *Offshore hydromechanics*. Delft: Delft University of Technology, 2001.
- [30] A. Okajima, T. Matsumoto, i S. Kimura, „Flow characteristics of a rectangular cylinder with a cross-section of various width/height ratios submerged in oscillatory flow”, *JSME International Journal Series B*, t. 43, nr 3, s. 329–338, 2000, doi: 10.1299/jsmeb.43.329
- [31] K. Ogawa, C. Kuroda, H. Mizumori, i S. Yoshikawa, „Effects of unsteady agitation by reversing revolution of an impeller in an agitated vessel with aeration”, *KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU*, t. 22, s. 911–97, 1996.
- [32] M. Yoshida, K. Yamagiwa, A. Ohkawa, K. Takahashi, M. Shimazaki, i M. Abe, „Torque of drive shaft with unsteadily rotating impellers in an unbaffled aerated agitation vessel”, *Mater. Technol.*, t. 17, nr 1, s. 19–31, sty. 1999.
- [33] M. Yoshida *i in.*, „Flow and mass transfer in aerated viscous Newtonian liquids in an unbaffled agitated vessel having alternating forward–reverse rotating impellers”, *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, t. 76, nr 11, s. 1185–1193, 2001, doi: 10.1002/jctb.498
- [34] M. Yoshida *i in.*, „Behaviour of gas–liquid mixtures in an unbaffled reactor with unsteadily forward–reverse rotating impellers”, *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, t. 77, nr 6, s. 678–684, 2002, doi: 10.1002/jctb.620

- [35] M. Yoshida, M. Akiho, H. Nonaka, K. Yamagiwa, A. Ohkawa, i S. Tezura, „Mixing and mass transfer characteristics of an unbaffled aerated agitation vessel with unsteadily forward-reverse rotating multiple impellers”, *Lat. Am. appl. res.*, nr 35, s. 37–42, 2005.
- [36] M. Yoshida *i in.*, „Design and operation of unbaffled aerated agitated vessels with unsteadily forward–reverse rotating impellers handling viscous Newtonian liquids”, *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, t. 78, nr 4, s. 474–483, 2003, doi: 10.1002/jctb.813
- [37] M. Yoshida, „Gas-liquid mass transfer in an unbaffled vessel agitated by unsteadily forward-reverse rotating multiple impellers”, w *Mass Transfer in Multiphase Systems and its Applications*, Rijeka: IntechOpen, 2011, s. 117–136. doi: 10.5772/14140. Dostępne na: <https://doi.org/10.5772/14140>
- [38] S. Woziwodzki i L. Broniarz-Press, „Power characteristics of unsteadily rotating Rushton turbine in aerated vessel”, *Czasopismo Techniczne; Chemia Zeszyt 2-Ch*, nr 24, 2014, Dostępne na: [http://www.ejournals.eu/Czasopismo-Techniczne/2014/Chemia-Zeszyt-2-Ch-\(23\)-2014/art/5716/](http://www.ejournals.eu/Czasopismo-Techniczne/2014/Chemia-Zeszyt-2-Ch-(23)-2014/art/5716/)
- [39] S. Woziwodzki, L. Broniarz-Press, i R. Radecki, „Mieszanie układów ciecz-gaz w mieszalniku z mieszadłem A310 wykonującym ruch nieustalony”, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, t. 54, nr 6, s. 364–365, 2015.
- [40] S. Woziwodzki i L. Broniarz-Press, „Wpływ mieszania nieustalonego na wymianę masy w mieszalniku z mieszadłem promieniowym i osiowym”, w *Materiały konferencyjne XXII Ogólnopolskiej Konferencji Inżynierii Chemicznej i Procesowej*, Spała, 2016.
- [41] A. Davidson, „Mizuame”, *The Penguin companion to food*. Penguin Group, Londyn, s. 611, 2002.
- [42] F. Stręk, *Mieszanie i mieszalniki*, II. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1981.
- [43] M. Yoshida *i in.*, „Effect of impeller clearance on power consumption of unsteadily forward-reverse rotating multiple impellers in an unbaffled agitation vessel”, *Lat. Am. appl. res.*, nr 32, s. 189–194, 2002.
- [44] S. Woziwodzki, „Unsteady mixing characteristics in a vessel with forward-reverse rotating impeller”, *Chemical Engineering & Technology*, t. 34, nr 5, s. 767–774, 2011, doi: 10.1002/ceat.201000455
- [45] S. Woziwodzki, „Turbulent forward–reverse mixing characteristics in vessel with multiple-turbine impellers”, *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, t. 88, nr 3, s. 483–490, 2013, doi: 10.1002/jctb.3871
- [46] S. Woziwodzki, „Moc mieszania w mieszalniku ze zmiennym kierunkiem obrotów”, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, t. 48, nr 4, s. 134–135, 2009.
- [47] J. C. Middleton i J. M. Smith, „Gas–liquid mixing in turbulent systems”, w *Handbook of Industrial Mixing*, Wiley-Blackwell, 2004, s. 585–638. doi: 10.1002/0471451452.ch11. Dostępne na: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/0471451452.ch11>
- [48] P. M. Doran, „Mixing”, w *Bioprocess engineering principles (2nd ed.)*, P. M. Doran, Red., London: Academic Press, 2013, s. 255–332. doi: 10.1016/B978-0-12-220851-5.00008-3. Dostępne na: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780122208515000083>
- [49] J. Kamiński, *Mieszanie układów wielofazowych*. w *Inżynieria Chemiczna*. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 2004. Dostępne na: <https://books.google.pl/books?id=JMtPAAAACAAJ>
- [50] F. Qiu, Z. Liu, R. Liu, X. Quan, C. Tao, i Y. Wang, „Experimental study of power consumption, local characteristics distributions and homogenization energy in gas–liquid stirred tank reactors”, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, t. 27, nr 2, s. 278–285, luty 2019, doi: 10.1016/j.cjche.2018.10.011

- [51] „Chemineer impellers”, 14 wrzesień 2022. Dostępne na: <https://chemineer.com/products/chemineer/impellers/>
- [52] „Mieszadła Lightnin”, 14 wrzesień 2022. Dostępne na: <https://www.spxflow.com/lightnin/>
- [53] J. M. T. Vasconcelos, S. C. P. Orvalho, A. M. A. F. Rodrigues, i S. S. Alves, „Effect of blade shape on the performance of six-bladed disk turbine impellers”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, t. 39, nr 1, s. 203–213, sty. 2000, doi: 10.1021/ie9904145
- [54] Z. Zheng, D. Sun, J. Li, X. Zhan, i M. Gao, „Improving oxygen transfer efficiency by developing a novel energy-saving impeller”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 130, s. 199–207, 2018, doi: 10.1016/j.cherd.2017.12.021
- [55] K. J. Myers, A. J. Thomas, A. Barker, i M. F. Reeder, „Performance of a gas dispersion impeller with vertically asymmetric blades”, *Fluid Flow*, t. 77, nr 8, s. 728–730, 1999, doi: 10.1205/026387699526872
- [56] A. Bakker, „Impeller assembly with asymmetric concave blades”, 5,791,780, 1998
- [57] N. Sutudehnezhad i R. Zadghaffari, „CFD analysis and design optimization in a curved blade impeller”, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, t. 15, nr 1, 2017, doi: 10.1515/ijcre-2016-0119. Dostępne na: <https://doi.org/10.1515/ijcre-2016-0119>. [Dostęp: 15 wrzesień 2022]
- [58] Z. Zheng, D. Sun, X. Zhan, i M. Gao, „Gas–liquid dispersion impeller assembly with annular-sector-shaped concave blades”, 15, 548, 080, 2018
- [59] S. Woziwodzki i L. Broniarz-Press, „Mass transfer intensification in a vessel with unsteadily rotating impeller”, w *Proceedings of 21th International Congress of Chemical and Process Engineering*, Prague, 2014.
- [60] E. L. Paul, V. Atiemo-Obeng, i S. M. Kresta, *Handbook of industrial mixing: science and practice*. John Wiley & Sons, Ltd, 2003.
- [61] T. Hobler, *Dyfuzyjny ruch masy i absorberia*, 2. wyd. Warszawa: Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, 1976.
- [62] W. G. Whitman, „The two film theory of gas absorption”, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, t. 5, nr 5, s. 429–433, maj 1962, doi: 10.1016/0017-9310(62)90032-7
- [63] R. Higbie, *The rate of absorption of a pure gas into still liquid during short periods of exposure*, t. 31. New York: Am Inst Chem Eng J, 1935.
- [64] E. P. van Elk, M. C. Knaap, i G. F. Versteeg, „Application of the penetration theory for gas–liquid mass transfer without liquid bulk: differences with systems with a bulk”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 85, nr 4, s. 516–524, sty. 2007, doi: 10.1205/cherd06066
- [65] R. Chhabra i V. Shankar, Red., „Mass transfer”, w *Coulson and Richardson’s Chemical Engineering (Seventh Edition)*, Butterworth-Heinemann, 2018, s. 267–374. doi: 10.1016/B978-0-08-102550-5.00002-X. Dostępne na: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B978008102550500002X>
- [66] H. Funahashi, K.-I. Hirai, T. Yoshida, i H. Taguchi, „Mechanistic analysis of xanthan gum production in a stirred tank”, *Journal of Fermentation Technology*, t. 66, nr 3, s. 355–364, sty. 1988, doi: 10.1016/0385-6380(88)90115-X
- [67] M. Martín, F. J. Montes, i M. A. Galán, „Physical explanation of the empirical coefficients of gas–liquid mass transfer equations”, *Chemical Engineering Science*, t. 64, nr 2, s. 410–425, sty. 2009, doi: 10.1016/j.ces.2008.10.035
- [68] A. W. Nienow, „On impeller circulation and mixing effectiveness in the turbulent flow regime”, *Chemical Engineering Science*, t. 52, nr 15, s. 2557–2565, sie. 1997, doi: 10.1016/S0009-2509(97)00072-9

- [69] Y. Kawase, B. Halard, i M. Moo-Young, „Theoretical prediction of volumetric mass transfer coefficients in bubble columns for Newtonian and non-Newtonian fluids”, *Chemical Engineering Science*, t. 42, nr 7, s. 1609–1617, sty. 1987, doi: 10.1016/0009-2509(87)80165-3
- [70] H. L. Toor i J. M. Marchello, „Film-penetration model for mass and heat transfer”, *AIChE Journal*, t. 4, s. 97–101, 1958.
- [71] P. V. Danckwerts, „Significance of liquid-film coefficients in gas absorption”, *Ind. Eng. Chem.*, t. 43, nr 6, s. 1460–1467, cze. 1951, doi: 10.1021/ie50498a055
- [72] W. Khan, „An extension of Danckwerts theoretical surface renewal model to mass transfer at contaminated turbulent interfaces”, *Mathematical and Computer Modelling*, t. 14, s. 750–754, sty. 1990, doi: 10.1016/0895-7177(90)90282-R
- [73] E. L. Cussler, *Diffusion: mass transfer in fluid systems*. w Cambridge Series in Chemical Engineering. Cambridge University Press, 2009. Dostępne na: <https://books.google.pl/books?id=dq6LdJyN8ScC>
- [74] P. V. Danckwerts, „Gas absorption accompanied by chemical reaction”, *AIChE Journal*, t. 1, nr 4, s. 456–463, grudz. 1955, doi: 10.1002/aic.690010412
- [75] J. H. Rushton i J. Bmbinet, „Holdup and flooding in air liquid mixing”, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, t. 46, nr 1, s. 16–21, 2009, doi: 10.1002/cjce.5450460103
- [76] B. Loiseau, N. Midoux, i J.-C. Charpenntier, „Some hydrodynamics and power input data in mechanically agitated gas-liquid contactors”, *AIChE Journal*, t. 23, nr 6, s. 931–935, lis. 1977, doi: 10.1002/aic.690230621
- [77] A. N. Kolmogorov, „Dissipation of energy in the locally isotropic turbulence”, *Proceedings of the Royal Society of London*, t. 434, nr 1890, 1991.
- [78] S. M. Kresta, „Turbulent mixing fundamentals”, w *Pharmaceutical Blending and Mixing*, John Wiley & Sons, Ltd, 2015, s. 27–41. doi: 10.1002/9781118682692.ch2. Dostępne na: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/9781118682692.ch2>. [Dostęp: 1 wrzesień 2019]
- [79] Z. Pouransari, L. Vervisch, i A. V. Johansson, „Reynolds number effects on statistics and structure of an isothermal reacting turbulent wall-jet”, *Flow, Turbulence and Combustion*, t. 92, nr 4, s. 931–945, cze. 2014, doi: 10.1007/s10494-014-9539-3
- [80] J. Villadsen, J. Nielsen, i G. Lidén, „Gas-liquid mass transfer”, w *Bioreaction Engineering Principles*, J. Villadsen, J. Nielsen, i G. Lidén, Red., Boston, MA: Springer US, 2011, s. 459–496. doi: 10.1007/978-1-4419-9688-6\_10. Dostępne na: [https://doi.org/10.1007/978-1-4419-9688-6\\_10](https://doi.org/10.1007/978-1-4419-9688-6_10)
- [81] C. J. Middleton, „Gas-liquid dispersion and mixing”, w *Mixing in the Process Industries*, 2. wyd.1992. Dostępne na: <https://app.knovel.com/hotlink/toc/id:kpMPIE0003/mixing-in-process-industries/mixing-in-process-industries>
- [82] J. C. Lee i D. L. Meyrick, „Gas-liquid interfacial areas in salt solutions in an agitated tank”, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, t. 48, nr 2, s. T37–T45, 1970.
- [83] P. H. Calderbank, „Physical rate processes in industrial fermentation. Part 1. The interfacial area in gas-liquid contacting with mechanical agitation”, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, t. 36, s. 443–463, 1958.
- [84] K. Tse, T. Martin, C. M. Mcfarlane, i A. W. Nienow, „Visualisation of bubble coalescence in a coalescence cell, a stirred tank and a bubble column”, *Chemical Engineering Science*, t. 53, nr 23, s. 4031–4036, grudz. 1998, doi: 10.1016/S0009-2509(98)00182-1
- [85] G. Marrucci, „A theory of coalescence”, *Chemical Engineering Science*, t. 24, nr 6, s. 975–985, cze. 1969, doi: 10.1016/0009-2509(69)87006-5

- [86] M. Moo-Young i H. W. Blanch, „Design of biochemical reactors mass transfer criteria for simple and complex systems”, w *Reactors and Reactions*, Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 1981, s. 1–69.
- [87] S. S. Alves, C. I. Maia, J. M. T. Vasconcelos, i A. J. Serralheiro, „Bubble size in aerated stirred tanks”, *Chemical Engineering Journal*, t. 89, nr 1, s. 109–117, paź. 2002, doi: 10.1016/S1385-8947(02)00008-6
- [88] V. S. J. Craig, B. W. Ninham, i R. M. Pashley, „Effect of electrolytes on bubble coalescence”, *Nature*, t. 364, nr 6435, s. 317–319, lip. 1993, doi: 10.1038/364317a0
- [89] S. Orvalho, P. Stanovsky, i M. C. Ruzicka, „Bubble coalescence in electrolytes: Effect of bubble approach velocity”, *Chemical Engineering Journal*, t. 406, s. 125926, luty 2021, doi: 10.1016/j.cej.2020.125926
- [90] B. S. Chan i Y. H. Tsang, „A theory on bubble-size dependence of the critical electrolyte concentration for inhibition of coalescence”, *Journal of Colloid and Interface Science*, t. 286, nr 1, s. 410–413, cze. 2005, doi: 10.1016/j.jcis.2005.01.048
- [91] Y. H. Tsang, Y.-H. Koh, i D. L. Koch, „Bubble-size dependence of the critical electrolyte concentration for inhibition of coalescence”, *Journal of Colloid and Interface Science*, t. 275, nr 1, s. 290–297, lip. 2004, doi: 10.1016/j.jcis.2004.01.026
- [92] V. Machon, J. Vlcek, i V. Kudrna, „Gas hold-up in agitated aqueous solutions of strong inorganic salts.”, *Collection Czechoslov. Chern. Commun.*, t. 43, s. 593–603, 1978.
- [93] V. Machon, A. W. Pacek, i A. W. Nienow, „Bubble sizes in electrolyte and alcohol solutions in a turbulent stirred vessel”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 75, nr 3, s. 339–348, mar. 1997, doi: 10.1205/026387697523651
- [94] G. Marrucci i L. Nicodemo, „Coalescence of gas bubbles in aqueous solutions of inorganic electrolytes”, *Chemical Engineering Science*, t. 22, nr 9, s. 1257–1265, wrz. 1967, doi: 10.1016/0009-2509(67)80190-8
- [95] R. R. Lessard i S. A. Zieminski, „Bubble coalescence and gas transfer in aqueous electrolytic solutions”, *Ind. Eng. Chem. Fund.*, t. 10, nr 2, s. 260–269, maj 1971, doi: 10.1021/i160038a012
- [96] J. E. Botello-Álvarez *i in.*, „Effect of electrolytes in aqueous solution on bubble size in gas–liquid bubble columns”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, t. 50, nr 21, s. 12203–12207, lis. 2011, doi: 10.1021/ie200452q
- [97] M. Zlokarnik, *Stirring: theory and practice*. Wiley-ych, 2008.
- [98] H. C. Foust, D. E. Mack, i J. H. Rushton, „Gas-liquid contacting by mixers”, *Ind. Eng. Chem.*, t. 36, nr 6, s. 517–522, cze. 1944, doi: 10.1021/ie50414a007
- [99] K. Van't Riet, „Turbine agitator hydrodynamics and dispersion performance”, 1975. Dostępne na: <http://resolver.tudelft.nl/uuid:85f1cc3a-5236-475c-8db0-3543eb64f0c3>
- [100] F. Saito, A. W. Nienow, S. Chatwin, i I. P. T. Moore, „Power, gas dispersion and homogenisation characteristics of Scaba SRGT and Rushton turbine impellers”, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, t. 25, nr 3, s. 281–287, 1992, doi: 10.1252/jcej.25.281
- [101] T. Moucha, V. Linek, i E. Prokopová, „Gas hold-up, mixing time and gas–liquid volumetric mass transfer coefficient of various multiple-impeller configurations: Rushton turbine, pitched blade and techmix impeller and their combinations”, *Chem. Eng. Sci.*, t. 58, nr 9, s. 1839–1846, 2003, doi: 10.1016/S0009-2509(02)00682-6
- [102] S. C. P. Orvalho, J. M. T. Vasconcelos, i S. S. Alves, „Hold-up and gas-liquid mass transfer performance of modified Rushton turbine impellers”, w *10th European Conference on Mixing*, H. E. A. van den Akker i J. J. Derksen, Red., Amsterdam: Elsevier Science, 2000, s. 461–468. doi: 10.1016/B978-044450476-0/50058-3. Dostępne na: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444504760500583>
- [103] V. Machon, C. M. McFarlane, i A. W. Nienow, „Power input and gas hold up in gas liquid dispersions agitated by axial flow impellers”, w *Fluid Mechanics of Mixing:*

- Modelling, Operations and Experimental Techniques*, Dordrecht: Springer Netherlands, 1992, s. 91–98. doi: 10.1007/978-94-015-7973-5\_11. Dostępne na: [https://doi.org/10.1007/978-94-015-7973-5\\_11](https://doi.org/10.1007/978-94-015-7973-5_11)
- [104] M. Major-Godlewska i J. Karcz, „Process characteristics for a gas–liquid system agitated in a vessel equipped with a turbine impeller and tubular baffles”, *Chemical Papers*, t. 65, nr 2, s. 132–138, kwi. 2011, doi: 10.2478/s11696-010-0080-0
- [105] C. N. Yung, C. W. Wong, i C. L. Chang, „Gas holdup and aerated power consumption in mechanically stirred tanks”, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, t. 57, nr 6, s. 672–676, 2009, doi: 10.1002/cjce.5450570603
- [106] A. S. Khare i K. Niranjana, „An experimental investigation into the effect of impeller design on gas hold-up in a highly viscous Newtonian liquid”, *Chem. Eng. Sci.*, t. 54, nr 8, s. 1093–1100, kwi. 1999, doi: 10.1016/S0009-2509(98)00479-5
- [107] K. Saravanan, V. Ramamurthy, i K. Chandramohan, „Gas hold up in multiple impeller agitated vessels”, *Modern Applied Science*, t. 3, nr 2, s. 49–59, 2009, doi: 10.5539/mas.v3n2p49
- [108] M. Bouaifi i M. Roustan, „Bubble size and mass transfer coefficients in dual-impeller agitated reactors”, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, t. 76, nr 3, s. 390–397, cze. 1998, doi: 10.1002/cjce.5450760307
- [109] Graßhoff, „Über den Eintrag von Sauerstoff in wäßrige Fermentationsmedien mit Hilfe selbstansaugender Begasungsrührer”, *Verfahrenstechnik*, t. 15, nr 4, s. 247–248, 251–255, 1981.
- [110] M. Motarjemi i G. J. Jameson, „Mass transfer from very small bubbles—the optimum bubble size for aeration”, *Chemical Engineering Science*, t. 33, nr 11, s. 1415–1423, sty. 1978, doi: 10.1016/0009-2509(78)85190-2
- [111] K. Van’t Riet, „Review of measuring methods and results in nonviscous gas-liquid mass transfer in stirred vessels”, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, t. 18, nr 3, s. 357–364, lip. 1979, doi: 10.1021/i260071a001
- [112] M. Zlokarnik, „Koaleszenzphänomene im System gasförmig/flüssig und deren Einfluß auf den O<sub>2</sub>-Eintrag bei der biologischen Abwasserreinigung”, *Korrespondenz Abwasser*, t. 27, s. 728–734, 1980.
- [113] R. Petříček, L. Labík, T. Moucha, A. Brucato, i F. Scargiali, „Gas-liquid mass transfer rates in unbaffled tanks stirred by PBT: scale-up effects and pumping direction.”, *Chemical Engineering Research and Design*, t. 137, s. 265–272, wrz. 2018, doi: 10.1016/j.cherd.2018.07.006
- [114] T. Nishio i K. Takahashi, „Gas–liquid mass transfer coefficient of a pitched bladed paddle up-pumping at extraordinary large gas flow rates”, *Journal of Chemical Engineering of Japan - J CHEM ENG JPN*, t. 39, s. 783–789, sie. 2006, doi: 10.1252/jcej.39.783
- [115] A. Kiełbus-Rapała, J. Karcz, i M. Cudak, „The effect of the physical properties of the liquid phase on the gas-liquid mass transfer coefficient in two- and three-phase agitated systems”, *Chemical Papers*, t. 65, nr 2, s. 185–192, 2011, doi: 10.2478/s11696-011-0004-7
- [116] M. Nishikawa, S. Nishioka, i T. Kayama, „Gas absorption in an aerated mixing vessel with multi-stage impellers”, *Journal of Chemical Engineering of Japan - J CHEM ENG JPN*, t. 17, s. 541–543, paź. 1984, doi: 10.1252/jcej.17.541
- [117] M. Nishikawa, S. Nishioka, i S. Fujieda, „Gas absorption in aerated mixing vessel with viscous liquid agitated by helical ribbon or anchor”, *KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU*, t. 9, s. 76–81, sty. 1983, doi: 10.1252/kakoronbunshu.9.76
- [118] Y. Zhu, P. Bandopadhyay, i J. Wu, „Measurement of gas-liquid mass transfer in an agitated vessel. A comparison between different impellers”, *Journal of Chemical*

- Engineering of Japan - J CHEM ENG JPN*, t. 34, s. 579–584, maj 2001, doi: 10.1252/jcej.34.579
- [119] V. Linek, V. Vacek, i P. Beneš, „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”, *The Chemical Engineering Journal*, t. 34, nr 1, s. 11–34, 1987, doi: 10.1016/0300-9467(87)85003-7
- [120] F. Yoshida, A. Ikeda, S. Imakawa, i Y. Miura, „Oxygen absorption rates in stirred gas-liquid contactors condensed—complete copy for sale”, *Ind. Eng. Chem.*, t. 52, nr 5, s. 435–438, 1960, doi: 10.1021/ie50605a038
- [121] L. G. Gibilaro, S. N. Davies, M. Cooke, P. M. Lynch, i J. C. Middleton, „Initial response analysis of mass transfer in a gas sparged stirred vessel”, *Chemical Engineering Science*, t. 40, nr 10, s. 1811–1816, 1985, doi: 10.1016/0009-2509(85)80115-9
- [122] V. Linek, P. Beneš, i V. Vacek, „Dynamic pressure method for kLa measurement in large-scale bioreactors”, *Biotechnology and Bioengineering*, t. 33, nr 11, s. 1406–1412, 1989, doi: 10.1002/bit.260331107
- [123] V. Linek, P. Beneš, J. Sinkule, i T. Moucha, „Non-ideal pressure step method for kLa measurement”, *Chemical Engineering Science*, t. 48, nr 9, s. 1593–1599, 1993, doi: 10.1016/0009-2509(93)80119-B
- [124] V. Linek, T. Moucha, i J. Sinkule, „Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers—I. Gas-liquid mass transfer characteristics in individual stages”, *Chemical Engineering Science*, t. 51, nr 12, s. 3203–3212, 1996, doi: 10.1016/0009-2509(95)00395-9
- [125] N. D. P. Dang, D. A. Karrer, i I. J. Dunn, „Oxygen transfer coefficients by dynamic model moment analysis”, *Biotechnology and Bioengineering*, t. 19, nr 6, s. 853–865, 1977, doi: 10.1002/bit.260190606
- [126] G. Ruchti, I. J. Dunn, i J. R. Bourne, „Comparison of dynamic oxygen electrode methods for the measurement of kLa”, *Biotechnology and Bioengineering*, t. 23, nr 2, s. 277–290, 1981, doi: 10.1002/bit.260230204
- [127] L. C. Clark, R. Wolf, D. Granger, i Z. Taylor, „Continuous recording of blood oxygen tensions by polarography”, *Journal of Applied Physiology*, t. 6, nr 3, s. 189–193, 1953, doi: 10.1152/jappl.1953.6.3.189
- [128] „Dissolved oxygen sensor optical and polarographic determination”. Dostępne na: [https://www.mt.com/de/en/home/products/Laboratory\\_Analytics\\_Browse/pH-meter/sensor/dissolved-oxygen-sensor.html#overviewpl](https://www.mt.com/de/en/home/products/Laboratory_Analytics_Browse/pH-meter/sensor/dissolved-oxygen-sensor.html#overviewpl). [Dostęp: 11 maj 2020]
- [129] „Properties of Air at atmospheric pressure”, 29 maj 2023. Dostępne na: <https://theengineeringmindset.com/properties-of-air-at-atmospheric-pressure/>
- [130] Z. Liu, S. R. Wickramasinghe, i X. Qian, „Ion-specificity in protein binding and recovery for the responsive hydrophobic poly(vinylcaprolactam) ligand”, *RSC Adv.*, t. 7, nr 58, s. 36351–36360, 2017, doi: 10.1039/C7RA06022J
- [131] Z. Mester i A. Z. Panagiotopoulos, „Mean ionic activity coefficients in aqueous NaCl solutions from molecular dynamics simulations”, *The Journal of Chemical Physics*, t. 142, nr 4, s. 044507, sty. 2015, doi: 10.1063/1.4906320
- [132] P. Jastrzębski, J. Mutermilch, i W. Orłowski, *Wytrzymałość materiałów*. Arkady, 1974.
- [133] „Kronos EDM Centrum dystrybucji”. Dostępne na: <https://www.kronosedm.pl/stal-1h18n9-1-4310>. [Dostęp: 16 marzec 2023]
- [134] „Fiberlogy Technical Data Sheet Easy PLA”.
- [135] J. Pikoń, *Podstawy konstrukcji aparatury chemicznej cz. II Elementy aparatury chemicznej*. Warszawa: Państwowe Wydawnictwo Naukowe, 1979.
- [136] P. F. Stanbury, A. Whitaker, i S. J. Hall, „Aeration and agitation”, w *Principles of Fermentation Technology (Third Edition)*, P. F. Stanbury, A. Whitaker, i S. J. Hall, Red.,



- Oxford: Butterworth-Heinemann, 2017, s. 537–618. doi: 10.1016/B978-0-08-099953-1.00009-0. Dostępne na: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780080999531000090>
- [137] M. Yoshida, T. Hiura, K. Yamagiwa, A. Ohkawa, i S. Tezura, „Liquid flow in impeller region of an unbaffled agitated vessel with an angularly oscillating impeller”, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, t. 86, nr 2, s. 160–167, 2008, doi: 10.1002/cjce.20028
- [138] W. Bruijn, K. Van't Riet, i J. M. Smith, „Power consumption with aerated Rushton turbines”, *Trans. Inst. Chem. Engrs*, t. 52, s. 88–104, 1974.
- [139] T. Sarpkaya, „In - Line And Transverse Forces, On Cylinders In Oscillatory Flow At High Reynolds Numbers.”, zaprezentowano na Offshore Technology Conference, maj 1976, s. OTC-2533-MS. doi: 10.4043/2533-MS. Dostępne na: <https://doi.org/10.4043/2533-MS>. [Dostęp: 22 maj 2023]
- [140] A. Bakker, „Hydrodynamics of Stirred Gas-Liquid Dispersions”, 1992. doi: 10.13140/RG.2.2.11733.01767

# AKTYWNOŚĆ NAUKOWA

---

## Publikacje

1. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Mieszanie gaz-ciecz w mieszalniku z asymetrycznym mieszadłem BT-6*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna (2018), 3, s. 59 – 60
2. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Gas Hold-Up and Mass Transfer in a Vessel with an Unsteady Rotating Concave Blade Impeller*, *Energies* (2022), 15(1), s. 346-1 - 346-15, DOI 10.3390/en15010346
3. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Gas hold-up analysis in an unsteady stirred vessel by means of infinite series*, *Polish Journal of Chemical Technology* (2023), 25(2), s. 24—29, DOI 10.2478/pjct-2023-0014

## Rozdziały

1. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Effect of blade shape on unsteady mixing of gas-liquid systems* w: *Practical Aspects of Chemical Engineering: selected contributions from PAIC 2017* / red. Marek Ochowiak, Szymon Woziwodzki, Michał Doligalski, Piotr Tomasz Mitkowski - Cham, Switzerland : Springer, 2018 - s. 127-136
2. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Gas-liquid mixing in an unbaffled vessel with a forward-reverse rotating Scaba impeller* w: *Practical aspects of chemical engineering. Selected contributions from PAIC 2019* / red. Marek Ochowiak, Szymon Woziwodzki, Piotr Tomasz Mitkowski, Michał Doligalski - Cham, Switzerland: Springer, 2020 - s. 79-86

## Materiały konferencyjne

1. Adrianna Kuczora, Sebastian Frankiewicz, Marcin Stasiak, *Modelowanie objętości martwej w ziarnie katalitycznym* w: *Zjazd Zimowy Sekcji Studenckiej PTChem – materiały konferencyjne*, Lublin 2016 - s. 28
2. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza zapotrzebowania mocy zmodyfikowanego mieszadła BT-6* w: *Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej - recenzowane materiały konferencyjne*, Poznań 2017 - s. 54-55
3. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza mocy mieszania nieustalonego w bioreaktorach dla mieszadła BT-6* w: *BioOrg 2017 - II Ogólnopolskie Seminarium Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów. Materiały konferencyjne* / red. Wojciech Smulek, Politechnika Poznańska, 2017 - s. 426-427

4. Sebastian Frankiewicz, Adrianna Kuczora, Marcin Stasiak, *Nieliniowy proces wymiany ciepła – promieniowanie nagrzewanej powierzchni* w: Studencka Konferencja Zastosowań Matematyki DWUMiAN książka abstraktów, Warszawa 2018 - s. 49
5. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Zastosowanie elektrody optycznej w analizie wymiany masy w mieszalnikach mechanicznych* 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. 45-46
6. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, Adrianna Kuczora, *Zastosowanie analizy obrazu do określenia stopnia zatrzymania gazu w mieszalniku* w: BioOrg 2019 - III Ogólnopolskie Sympozjum Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów 07.12.2019: materiały konferencyjne / red. Wojciech Smulek, Politechnika Poznańska., 2019 - s. 319-320
7. Adrianna Kuczora, Jacek Różański, Sebastian Frankiewicz, *Homogenizacja emulsji o/w przy użyciu membran dynamicznych* 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. 75-76
8. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Nowe techniki pomiaru stopnia zatrzymania gazu w mieszalnikach mechanicznych* w: XXXVIII Międzynarodowe Sympozjum im. Bolesława Krzysztofika AQUA 2021: Problemy Inżynierii Środowiska / red. Justyna Ciemnicka - Płock, Polska: Politechnika Warszawska Wydział Budownictwa, Mechaniki i Petrochemii, 2021 - s. 57-58
9. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Mieszanie nieustalone układów dwufazowych gaz-ciecz* w: Proceedings of the IV International Scientific-Practical Conference: Water Supply and Wastewater Disposal: designing, construction, operation and monitoring, 20-22 October, 2021, Lviv Polytechnic National University / red. D. Orachewska, N. Vronska - Lwów, Ukraina : Politechnika Lwowska, 2021 - s. 141-142
10. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza stopnia zatrzymania gazu metodą szeregów nieskończonych* w: Trzecie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC-2022: recenzowana monografia konferencyjna, Zaniemyśl, 7-8 czerwca 2022: Politechnika Poznańska. Wydział Technologii Chemicznej, 2022 - s. 93-97

11. Adrianna Frankiewicz, David Smrčka, Daniel Pěček, Sylwia Róžańska, Sebastian Frankiewicz, Jacek Róžański, *Application of a powder rheometer in a pharmaceutical pre-formulation* w: 4th School on Biopharmaceutical Evaluation of Dosage Forms and Drug Delivery: 7th-8th September 2022 in Prague, s. 59-60
12. Adrianna Frankiewicz, David Smrčka, Daniel Pěček, Sylwia Róžańska, Sebastian Frankiewicz, Jacek Róžański, *Właściwości reologiczne granulatów o wysokiej zawartości substancji aktywnej farmaceutycznie* w: BioOrg 2022 - IV Ogólnopolskie Sympozjum Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów: materiały konferencyjne - Poznań, Polska: Politechnika Poznańska. Wydział Technologii Chemicznej, 2022 - s. 431-434

#### **Komunikaty na konferencjach**

1. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Nowe techniki pomiaru stopnia zatrzymania gazu w mieszalnikach mechanicznych*, XXXVIII Międzynarodowe Sympozjum im. Bolesława Krzysztofika AQUA 2021: Problemy Inżynierii Środowiska, Płock 2021

#### **Postery na konferencjach**

1. Adrianna Kuczora, Sebastian Frankiewicz, Marcin Stasiak, *Modelowanie objętości martwej w ziarnie katalitycznym*, Zjazd Zimowy Sekcji Studenckiej PTChem Lublin 2016
2. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza zapotrzebowania mocy zmodyfikowanego mieszadła BT-6*, Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej, Poznań 2017
3. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza mocy mieszania nieustalonego w bioreaktorach dla mieszadła BT-6*, BioOrg 2017 - II Ogólnopolskie Seminarium Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów, Poznań. 2017 - s. 426-427
4. Sebastian Frankiewicz, Adrianna Kuczora, Marcin Stasiak, *Nieliniowy proces wymiany ciepła – promieniowanie nagrzewanej powierzchni*, Studencka Konferencja Zastosowań Matematyki DWUMiAN Warszawa 2018
5. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Zastosowanie elektrody optycznej w analizie wymiany masy w mieszalnikach mechanicznych*, Drugie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC 2019, Poznań 2019
6. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, Adrianna Kuczora, *Zastosowanie analizy obrazu do określania stopnia zatrzymania gazu w mieszalniku*, III Ogólnopolskie Sympozjum Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów Poznań 2019

7. Adrianna Kuczora, Jacek Róžański, Sebastian Frankiewicz, *Homogenizacja emulsji o/w przy użyciu membran dynamicznych*, II Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC Zaniemyśl 2019
8. Sebastian Frankiewicz, Szymon Woziwodzki, *Analiza stopnia zatrzymania gazu metodą szeregów nieskończonych*, Trzecie Seminarium Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej PAIC-2022, Poznań 2022
9. Adrianna Frankiewicz, David Smrčka, Daniel Pěček, Sylwia Róžańska, Sebastian Frankiewicz, Jacek Róžański, *Application of a powder rheometer in a pharmaceutical pre-formulation*, 4th School on Biopharmaceutical Evaluation of Dosage Forms and Drug Delivery, Praga 2022
10. Adrianna Frankiewicz, David Smrčka, Daniel Pěček, Sylwia Róžańska, Sebastian Frankiewicz, Jacek Róžański, *Właściwości reologiczne granulatów o wysokiej zawartości substancji aktywnej farmaceutycznie*, BioOrg 2022 - IV Ogólnopolskie Sympozjum Chemii Bioorganicznej, Organicznej i Biomateriałów, Poznań 2022

#### **Staże naukowe**

14.10.2019 – 12.12.2019 - oddelegowanie do firmy Zentiva k.s. Praga z projektu ORBIS Open Research Biopharmaceutical Internships Support (Horizon 2020 research and innovation programme under the Marie Skłodowska-Curie, agreement No 778051)