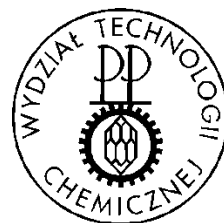




# **Politechnika Poznańska**

## **Wydział Technologii Chemicznej**

ul. Berdychowo 4, 60-965 Poznań  
tel. 616652303, fax 616652571



dr inż. Szymon Woziwodzki

## **Mieszanie nieustalone - analiza i wybrane zastosowania**

### **Autoreferat**

Załącznik nr 2  
do wniosku o przeprowadzenie postępowania habilitacyjnego  
(wersja polska)

POZNAŃ 2017

## Spis treści

1. Dane osobowe .....	3
2. Posiadane dyplomy i stopnie naukowe – z podaniem nazwy, miejsca i roku ich uzyskania oraz tytuł rozprawy doktorskiej .....	3
3. Informacje o zatrudnieniu w jednostkach naukowych .....	3
4. Wskazanie osiągnięcia wynikającego z art. 16 ust. 2 ustawy z dnia 14 marca 2003 r. o stopniach naukowych i tytule naukowym oraz o stopniach i tytule w zakresie sztuki (Dz. U.nr 65, poz. 595 ze zm.) .....	4
4.1. Tytuł .....	4
4.2. Wykaz dorobku naukowego będącego podstawą wniosku .....	4
4.3. Omówienie tematyki badań będących podstawą wniosku .....	6
5. Wykaz prac i omówienie pozostałych osiągnięć naukowych po uzyskaniu stopnia doktora .....	19
5.1. Wykaz ważniejszych prac opublikowanych po uzyskaniu stopnia doktora .....	19
5.2. Omówienie tematyki osiągnięć naukowych po uzyskaniu stopnia doktora .....	24
5. Zestawienie ilościowe dorobku naukowego (na dzień 29-05-2017).....	30
6. Recenzje .....	31
7. Kursy i szkolenia .....	31

## 1. Dane osobowe

Imię i nazwisko: **Szymon Woziwodzki**

– Data i miejsce urodzenia: **24 marca 1975, Ostrów Wielkopolski**

– Obecnie zajmowane stanowisko: **wykładowca**

– Miejsce pracy: **Politechnika Poznańska**

## 2. Posiadane dyplomy i stopnie naukowe – z podaniem nazwy, miejsca i roku ich uzyskania oraz tytuł rozprawy doktorskiej

### ➤ **Magister inżynier, Politechnika Poznańska, Wydział Technologii Chemicznej, 1999**

Pracę magisterską pt. „Badanie procesu mieszania dla układu mieszadeł na wspólnym wale”, wykonałem pod kierunkiem prof. dr hab. Lubomiry Broniarz-Press w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Politechniki Poznańskiej.

### ➤ **Doktor nauk technicznych w zakresie technologii chemicznej, Politechnika Poznańska, Wydział Technologii Chemicznej, 2003**

Pracę doktorską pt. „Badanie procesu mieszania złożonych układów technologicznych w mieszalnikach smukłych” wykonałem pod kierunkiem prof. dr hab. Lubomiry Broniarz-Press w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Politechniki Poznańskiej.

Recenzentami pracy byli prof. dr hab. inż. Joanna Karcz (Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny w Szczecinie) i prof. dr hab. inż. Tomasz Sterzyński (Politechnika Poznańska).

## 3. Informacje o zatrudnieniu w jednostkach naukowych

- **2003-2003 asystent (1/4 etatu)**, w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Instytutu Technologii i Inżynierii Chemicznej Politechniki Poznańskiej
- **2003-2004, asystent na rok**, w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Instytutu Technologii i Inżynierii Chemicznej Politechniki Poznańskiej
- **2004-2016 adiunkt**, w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Instytutu Technologii i Inżynierii Chemicznej Politechniki Poznańskiej
- **2016-obecnie wykładowca**, w Zakładzie Inżynierii i Aparatury Chemicznej Instytutu Technologii i Inżynierii Chemicznej

#### 4. Wskazanie osiągnięcia wynikającego z art. 16 ust. 2 ustawy z dnia 14 marca 2003 r. o stopniach naukowych i tytule naukowym oraz o stopniach i tytule w zakresie sztuki (Dz. U.nr 65, poz. 595 ze zm.)

##### 4.1. Tytuł

*Mieszanie nieustalone - analiza i wybrane zastosowania*

##### 4.2. Wykaz dorobku naukowego będącego podstawą wniosku

Podstawą do ubiegania się o uzyskanie stopnia naukowego doktora habilitowanego nauk technicznych w dyscyplinie inżynieria chemiczna jest:

###### Monografia:

H1. Woziwodzki S., Mieszanie nieustalone - analiza i wybrane zastosowania, Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, Poznań, 2017; recenzent wydawniczy: prof dr hab. inż. Joanna Karcz (Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny w Szczecinie)

*Mój udział wynosi 100%*

**oraz cykl następujących publikacji powiązanych tematycznie** (wartości IF i M podano według roku wydania pracy):

H2. Woziwodzki S., 2014, Mixing of viscous Newtonian fluids in a vessel equipped with steady and unsteady rotating dual-turbine impellers, Chemical Engineering Research and Design, 92(3), 435-446. **M<sub>2014</sub> = 30, IF<sub>2014</sub> = 2,348**

*Mój udział wynosi 100%*

H3. Ochowiak M., Broniarz-Press L., Woziwodzki S., 2014, *Reverse-lens technique in process visualization*, Chemical Engineering & Technology, 37(3), 505-510. **M<sub>2014</sub> = 30, IF<sub>2014</sub> = 2,442**

*Mój udział polegał na współkoncepcji pracy, współplanowaniu badań, wykonaniu pomiarów dla złoza fluidalnego, współdiskusji wyników i wniosków, współprzygotowaniu pracy do publikacji. Mój udział szacuję na 40%.*

H4. Woziwodzki S.: *Turbulent forward-reverse mixing characteristics in vessel with multiple-turbine impellers*, Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 88 (2013), 483-490. **IF<sub>2013</sub> = 2,494, M<sub>2013</sub> = 30.**

*Mój udział wynosi 100%*

H5. Woziwodzki S.: *Unsteady Mixing Characteristics in a Vessel with Forward-Reverse Rotating Impeller*, Chemical Engineering & Technology 34 (2011), 767-774, **IF<sub>2011</sub> = 1,598, M<sub>2011</sub> = 27.**

*Mój udział wynosi 100%*

- H6. Woziwodzki S., Szatkowska K., *Wpływ stopnia niecentryczności na moc mieszania mieszała ze zmiennym w czasie kierunkiem obrotów*, Przemysł Chemiczny 90 (2011), 1702-1704, **IF<sub>2011</sub> = 0,414**, **M<sub>2011</sub> = 20**.

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, zaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu części badań, współinterpretacji wyników i postawieniu wniosków, pisaniu pracy i korekcie przed wysłaniem do druku.*

*Mój udział szacuję na 75%.*

- H7. Woziwodzki S., Słowiński J., *Power Requirements for Yield Stress Fluids in a Vessel with Forward-Reverse Rotating Impeller*, Procedia Engineering 42 (2012), 1437-1444.

*Mój udział polegał na współkoncepcji pracy i postawieniu hipotez, współzaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu części badań, współinterpretacji wyników i postawieniu wniosków, pisaniu pracy i korekcie przed wysłaniem do druku. Mój udział szacuję na 70%.*

- H8. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Radecki R., 2015, *Mieszanie układów ciec-z-gaz w mieszalniku mieszałem A310 wykonującym ruch nieustalony*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 54, 6, 364-365. **M<sub>2015</sub>=7**.

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, zaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu części badań i współinterpretacji wyników, pisaniu pracy. Mój udział szacuję na 50%.*

- H9. Woziwodzki S., Broniarz-Press, L., 2014, *Power characteristics of unsteadily rotating Rushton turbine in aerated vessel*, Czasopismo Techniczne, 2-Ch, 155-164. **M<sub>2015</sub>=13**.

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, zaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu badań i interpretacji wyników, pisaniu pracy. Mój udział szacuję na 70%.*

- H10. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Jędrzejczak Ł., Zaworska K., 2013. *Porównanie sposobów zwiększenia efektywności mieszania płynów lepkich w mieszalniku z dwoma mieszałkami*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 52(44), nr 4, 378-379. **M<sub>2013</sub> = 5**

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, współzaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu części badań i współinterpretacji wyników, pisaniu pracy. Mój udział szacuję na 40%.*

- H11. Woziwodzki S., *Moc mieszania w mieszalniku z dwoma mieszałkami i zmiennym kierunkiem obrotów*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna 49, 2 (2010) 129-130. **M<sub>2010</sub> = 6**

*Mój udział wynosi 100%*

- H12. Woziwodzki S.: *Moc mieszania w mieszalniku ze zmiennym kierunkiem obrotów*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 48(40) nr 4 (2009) 134-135. **M<sub>2009</sub>=4**

*Mój udział wynosi 100%*

H13. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., *Mixing of shear-thinning fluids with yield stress in a vessel with unsteadily rotating impellers*, Proceedings of 14th European Conference on Mixing, 515-520, Warszawa, 2012.

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, zaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu badań i interpretacji wyników, pisaniu pracy. Mój udział szacuję na 70%.*

H14. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., *Wpływ mieszania nieustalonego na wymianę masy w mieszalniku z mieszadłem promieniowym i osiowym*, Materiały XXII Ogólnopolskiej Konferencji Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Spała, 2016, 1514-1521,

*Mój udział polegał na koncepcji pracy i postawieniu hipotez, zaplanowaniu badań i wyborze metodyki, przeprowadzeniu badań i interpretacji wyników, pisaniu pracy. Mój udział szacuję na 70%.*

### 4.3. Omówienie tematyki badań będących podstawą wniosku

#### Wstęp

Tematyka badawcza, którą interesuję się szczególnie, związana jest z mieszaniem nieustalonym. Charakteryzuje się ono zmiennym w czasie kierunkiem i częstością obrotów mieszadła.

Mieszanie mechaniczne zwykle prowadzi się w zakresie mieszania burzliwego w mieszalnikach zaopatrzonych w cztery przegrody płaskie. Jednakże istnieją procesy, w których stosowanie przegród nie jest wskazane. Do takich procesów można zaliczyć krystalizację, gdzie obecność przegród może zakłócić wzrost kryształów, procesy biotechnologiczne i farmaceutyczne, w których szczególną wagę przykładają się do czystości aparatury czy również procesy katalityczne z udziałem katalizatorów heterogenicznych, w których obecność przegród może prowadzić do zbrylania się katalizatora, a tym samym obniżenia selektywności procesu.

Rezygnacja z przegród niesie za sobą spadek efektywności mieszania. Wytwarzająca się cyrkulacja pierwotna powodując spadek zapotrzebowania na moc mieszania oraz tym samym spadek efektywności mieszania. W mieszalniku z przepływem okrężnym wytwarza się wir centralny, który zwiększa się wraz ze wzrostem częstości obrotów mieszadła. Sytuacja, w której osiągnięta zostanie wysokość zawieszenia mieszadła, prowadzi do zaburzeń w pracy mieszalnika, wahań mocy mieszania, co w skrajnym przypadku może doprowadzić do uszkodzenia mieszalnika. W celu zwiększenia efektywności mieszania w takich układach realizowane jest na kilka sposobów: poprzez nieustalony ruch posuwisto zwrotny mieszadła, nieustalony ruch obrotowy (NRO) czy też pulsację hydrauliczną.

Z przeprowadzonej w pracy [H1] analizy literaturowej wynika, że nieustalony ruch posuwisto zwrotny mieszadła i pulsacja hydrauliczna jest z powodzeniem stosowana w procesach ekstrakcji czy też kolumnach typu air-lift. Z kolei mieszanie nieustalone typu NRO jest mniej poznane. Ma to związek z trudnościami w projektowaniu specjalnych układów napędowych dla aparatury jak i w określeniu podstawowych parametrów procesowych, które są zmienne w czasie. Mieszanie o nieustalonym

ruchu obrotowym mieszadła może być realizowane na różne sposoby, ze względu na mnogość rozwiązań przebiegu zmian częstości obrotów w czasie. Badania literaturowe przedstawione w rozdziale 2 monografii [H1] w większości przypadków ograniczają się do typowego sinusoidalnego przebiegu zmian częstości obrotów mieszadła. Wymaga to jednak stosowania specjalnych układów napędowych. Badania dla takiego przebiegu zmian częstości obrotów ograniczają się do zakresu przepływu laminarnego oraz burzliwego w układach jednorodnych jak i dwufazowych gaz-ciecz oraz ciało stałe-ciecz. W zakresie przepływu laminarnego i częściowo przejściowego badania dotyczyły także przebiegu prostokątnego ze zmianą kierunku obrotu mieszadła jak i bez. Zauważa się brak jednoznacznego określenia wpływu typu ruchu nieustalonego mieszadła na mieszanie układów jednorodnych jak i dwufazowych.

Ponadto istnieje potrzeba szerszej analizy wpływu częstotliwości oscylacji na moc i czas mieszania, jak również na hydrodynamikę pracy mieszalnika z uwzględnieniem wpływu bezwładności cieczy na powyższe parametry. Zasadnym jest również określenie obszarów dominacji siły oporu i bezwładności dla różnych typów mieszania nieustalonego.

Badania eksperymentalne, które prowadziłem po uzyskaniu stopnia doktora ukierunkowane były na sposobach zwiększenia efektywności i intensywności mieszania w mieszalnikach bez przegród. Dotyczyło to m.in. mieszania nieustalonego układów jednofazowych i dwufazowych.

## Omówienie badań własnych

W monografii [H1] przedstawiłem wyniki badań nad mieszaniem nieustalonym ze zmienną częstością obrotów mieszadła dla wybranych zastosowań będące uzupełnieniem i podsumowaniem dotychczas przeprowadzonych badań [H2-H14]. Badania eksperymentalne prowadziłem dla różnych przebiegów zmian częstości obrotów (FR1, FR2, FR3 i F1) w układach jednorodnych newtonowskich w zakresie przepływu burzliwego [H1, H4-H6, H11, H12] oraz laminarnego i przejściowego [H1, H2, H10] jak i dla płynów nie-newtonowskich [H1, H7, H13] oraz układach dwufazowych typu gaz-ciecz [H1, H8, H9, H14].

W monografii [H1] w podrozdziale 5.1 przedstawiłem wyniki badań w zakresie przepływu burzliwego dla płynów newtonowskich, w podrozdziale 5.2 dla układów dwufazowych gaz-ciecz, w podrozdziale 5.3.1 dla płynów nienewtonowskich posiadających granicę płynięcia a w punkcie 5.3.2 w zakresie mieszania laminarnego i przejściowego płynów newtonowskich o zwiększonej lepkości. Badania prowadziłem dla konwencjonalnych mieszadeł typu turbina Rushtona czy mieszadło turbinowe z sześcioma łopatkami pochylonymi pod kątem  $45^\circ$  (PBT), jak również dla mieszadeł hydrofoilowych typu A315, SC-3 czy HE-3 oraz własnej koncepcji typu HE-3W.

Jednym z podstawowych problemów, z jakim się zmierzyłem analizując mieszanie nieustalone było zaprojektowanie odpowiedniego systemu generującego nieustalony ruch obrotowy mieszadła. Układ taki miał być stosunkowo łatwy do zastosowania i nie wymagać dużych zmian konstrukcyjnych w mieszalniku (np. niecentryczne

umiejscowienie mieszadeł). We wszystkich publikacjach [H1]-[H14] w celu wygenerowania odpowiedniego przebiegu zmian częstości obrotów w czasie zastosowano przemiennik częstotliwości, czyli falownik. Zastosowanie falownika pozwala na ograniczenie kosztów zmian konstrukcyjnych przy jednocześnie wysokiej, jakości generowanego przez falownik przebiegu zmian częstości obrotów. W badaniach zastosowałem falownik p-Drive MX Eco pozwalający na generowanie różnych przebiegów zmian częstości obrotów na podstawie znajomości czternastu ustawień częstości obrotów (częstotliwości pracy falownika) oraz czasu. Falownik pozwalał na generowanie dobrej jakości przebiegów dla częstości obrotów do 2,5 Hz. Wyniki moich badań wskazują jednoznacznie, że falowniki z powodzeniem można stosować do generowania ruchu nieustalonego. Ponadto w przypadku bardzo skomplikowanych zmian częstości obrotów mieszadła w czasie można rozbudować generator przebiegu o dowolną liczbę ustawień.

W początkowym etapie moich badań porównywałem moc mieszania jak również czas mieszania nieustalonego i ustalonego<sup>1</sup>. W pracy [H12] analizowałem zapotrzebowanie mocy mieszania nieustalonego o przebiegu trójkątnym (FR1), dla jednej częstotliwości oscylacji ( $f=0,115$  Hz), w mieszalniku zaopatrzonym w jedno mieszadło konwencjonalne typu turbina Rushtona (RT) i PBT. Analizowano wpływ obecności przegród na moc mieszania. Wykazałem, że obecność przegród nie wpływa na zapotrzebowanie mocy mieszania nieustalonego. Z tego powodu ich stosowanie jest niezalecane. Ponadto wykazałem, że moc mieszania nieustalonego jest większa w porównaniu do mieszania ustalonego. Wzrost mocy mieszania wyniósł 36% dla mieszadła PBT i około 45% dla RT. Podobne zależności zaobserwowałem w mieszalniku z dwoma mieszadłami. W pracy [H11] analizowałem układy RT-RT, PBT-PBT oraz RT-PBT dla częstotliwości oscylacji  $f=0,115$  Hz w zakresie mieszania burzliwego. Liczba mocy wynosiła odpowiednio  $Ne_{mn,RT-RT} = 11,79$ ,  $Ne_{mn,PBT-PBT} = 2,99$  oraz  $Ne_{mn,RT-PBT} = 7,01$  i była niezależna od obecności przegród. W przeprowadzonych badaniach [H11, H12] wykazałem, że dla mieszania nieustalonego liczba mocy jest stała i nie zależy od liczby Strouhala (dla  $St \in <0,025-0,125>$ ) i liczby Reynoldsa.

W celu scharakteryzowania mieszania nieustalonego niezbędnym było opisanie ruchu mieszadła. W przeprowadzonych badaniach zastosowałem przebieg zmian częstości obrotów mieszadła o charakterze fali trójkątnej FR1 [H1]-[H14] ze zmianą kierunku obrotów w czasie oraz bez zmiany kierunku obrotów F1 [H1, H9 (z przegradami), H14], z okresem bezruchu mieszadła i zmianą kierunku obrotów w czasie FR3 [H1] oraz niesymetrycznym przebiegu ze zmianą kierunku obrotów FR2 [H1]. Do określenia przebiegu zmian częstości obrotów wykorzystałem równanie dla fali trójkątnej. Równanie takie ma postać szeregu Fouriera, którego długość ograniczono do stałej harmoniczności  $H=3$ . To pozwoliło na uzyskanie dobrego dopasowania modelu z danymi eksperymentalnymi. Podstawowe równania opisujące ruch mieszadła (tab. 1) zaprezentowałem w pracach [H1], [H4] i [H5]. W przypadku mieszania nieustalonego FR2, FR3 równania opisujące przedstawiłem w pracy [H1]

<sup>1</sup> Przez mieszanie ustalonego rozumie się mieszanie mechaniczne ze stałą częstością i kierunkiem obrotów mieszadła w mieszalniku zaopatrzonym w cztery przegrody



a dla mieszania F1 w pracy [H1] i [H14]. Stałe charakterystyczne zaprezentowano w monografii [H1] (podrozdział 4.3)

Tabela 1. Równania opisujące ruch mieszadła

Typ mieszania nieustalonego	Równanie opisujące
FR1	$n = \frac{8}{\pi^2} n_{\max} \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)$
FR2	$n = n_{\max} \left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^H (a_N \cos(N\omega t) + b_N \sin(N\omega t)) \right)$
FR3	$n = n_{\max} \left( \sum_{N=1}^H (a_N \cos(N\omega t) + b_N \sin(N\omega t)) \right)$
F1	$n = \frac{8}{\pi^2} n_{\max} \left  \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) \right $

Mieszanie nieustalone jest operacją, której parametry są zmienne i zależne od czasu. To wprowadza dodatkową trudność w opisie operacji np. w określeniu zapotrzebowania na moc mieszania. Zapotrzebowanie na moc mieszania określiłem na podstawie sił działających w trakcie mieszania nieustalonego. Do ich określenia działających sił zastosowałem koncepcję Morisona<sup>2</sup>, będącej rozwinięciem koncepcji Stokesa<sup>3</sup>. Zgodnie z tym można wyróżnić dwie główne siły oddziaływujące: siłę oporu oraz siłę bezwładności. W pracach [H1], [H5], [H4] przedstawiłem modyfikację równania Morisona dla mieszania mechanicznego, uzyskując równanie momentu obrotowego dla mieszadeł o różnej wysokości projekcyjnej łopatek.

$$M = \frac{1}{16} d^5 C_1 \rho C_D |\omega| \omega + \frac{\pi d^5 \rho}{16} C_1 C_I \frac{d\omega}{dt} \quad (1)$$

Znajomość przebiegu zmian momentu obrotowego oraz mocy mieszania opiera się na dwóch współczynnikach: oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$ . Ich znajomość jest niezbędna do ustalenia zmian mocy mieszania w czasie. Dzięki temu powyższe równanie może być modyfikowane na podstawie znajomości zakresów dominacji siły oporu i bezwładności. Dane literaturowe uzależniają zakresy te od wartości liczby Keulegana-Carpentera  $KC$ . W pracy [H1] przedstawiłem wyniki badań obszarów dominacji dla mieszania FR1, FR2, FR3 i F1. Dane te pozwoliły mi ustalić, że dla mieszania nieustalonego FR1, FR2, FR3 zakres dominacji siły oporu występuje dla  $KC > 15$ . Z kolei dla  $KC < 4$  dominuje siła bezwładności. Dla mieszania nieustalonego F1 zakres dominacji siły oporu ulega poszerzeniu jednakże dla  $KC < 40$  obserwuje się wpływ częstotliwości oscylacji na wartości współczynników oporu i bezwładności. W zakresie dominacji siły oporu wartości współczynników  $C_D$  i  $C_I$  są niezależne od liczby Keulegana-Carpentera oraz od liczby Reynoldsa.

<sup>2</sup> Morison J.R., Johnson, J.W., O'Brien, M.P., Experimental studies on forces on piles, in: Proceedings of 4th Conference on Coastal Engineering, Chicago, Illinois, 1953, s. 340–370.

<sup>3</sup> Stokes G.G., On the effect of the internal friction of fluids on the motion of pendulums, Transactions of the Cambridge Philosophical Society, 1851, s. 8–106.

W obszarze oddziaływania siły bezwładności i oporu współczynniki  $C_D$  i  $C_I$  są zależne od częstotliwości oscylacji i jednocześnie niezależne od częstości obrotów, stąd są one odwrotnie proporcjonalne do liczby  $KC$ .

W układach z dwoma, trzema, czterema i pięcioma mieszadłami przeprowadzone badania w zakresie dominacji siły oporu wykazały wpływ odległości między mieszadłami na współczynniki oporu i bezwładności. W pracy [H4] zaproponowałem równania łączące wpływ odległości między mieszadłami  $\Delta h/d$  na wartości  $C_D$  i  $C_I$ <sup>4</sup>.

W pracach [H1, H4, H5] zaproponowałem sposób wyznaczania współczynników  $C_D$  i  $C_I$ . Metoda ta polega na rozwinięciu prawej strony równania (1) w szereg Fouriera i określenie jego charakterystycznych współczynników.

Jednym z podstawowych parametrów opisujących mieszanie jest moc mieszania. Dla mieszania nieustalonego moc mieszania  $P$  jest zmienna w czasie i oscyluje między wartościami maksymalnymi  $P_{\max}$  i minimalnymi  $P_{\min}$ . W pracy [H1] zaproponowałem równania pozwalające opisać zmiany mocy mieszania w czasie dla analizowanych typów mieszania nieustalonego (FR1, FR2, FR3 i F1). Równania te przedstawiono w poniższej tabeli 2.

Tabela 2. Równania mocy mieszania

Typ mieszania	Równanie mocy mieszania	
FR1	$P = \frac{32}{\pi} C_1 C_D n_{\max}^3 d^5 \rho \left  \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right  \cdot$ $\left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) +$ $2\pi d^5 \rho C_1 C_I n_{\max}^2 \frac{d \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)}{dt}$	(2)
FR2	$P = \frac{\pi^3}{2} C_1 C_D n_{\max}^3 d^5 \rho \left[ \left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right) \right]$ $\left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right) +$ $\frac{2\pi^3 d^5 \rho}{8} C_1 C_I n_{\max}^2 \cdot \frac{d \left( \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right)}{dt}$	(3)
FR3	$P = \frac{\pi^3}{2} C_1 C_D n_{\max}^3 d^5 \rho \left  (a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft)) \right $ $(a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft)) +$ $\frac{\pi^3 d^5 \rho}{4} C_1 C_I n_{\max}^2 \cdot \frac{d (a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft))}{dt}$	(4)
F1	$P = \frac{32}{\pi} C_1 C_D n_{\max}^3 d^5 \rho \cdot \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)^2 +$ $2\pi d^5 \rho C_1 C_I n_{\max}^2 \frac{d \left  \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right }{dt}$	(5)

W pracy [H1] wykazałem również, że stosunek mocy maksymalnej do mocy średniej  $P_{\max}/P_{mn}$  jest stały w zakresie dominacji sił oporu. Jest on niezależny od liczby Reynoldsa jak

<sup>4</sup> Współczynnik bezwładności  $C_I$  określany jest również jako współczynnik dodatkowej masy  $C_m$

i Keulegana–Carpentera. Największe wartości  $P_{\max}/P_{mn}$  uzyskano dla mieszania FR3. Były one około dwukrotnie większe niż dla mieszania FR2. Z kolei najmniejsze wartości uzyskano dla mieszania FR1. Stosunek mocy  $P_{\max}/P_{mn}$  jest istotnym parametrem z punktu widzenia projektowania mieszalników. Podobne zależności uzyskałem dla układów wielomieszadłowych, gdzie stosunek mocy był stały w zakresie dominacji siły oporu [H4].

W pracy [H1] zaproponowałem ponadto równania (tabela 3) opisujące przebieg zmian liczby mocy mieszania w czasie [H1]. Liczba mocy mieszania może zostać określona na podstawie znajomości wartości współczynników oporu i bezwładności. Przeprowadzone badania pozwoliły określić wartości liczby mocy w zakresie przepływu burzliwego dla następujących mieszadeł: A315, HE-3, HE-3W, SC-3 [H1], RT [H5, H12], PBT [H5, H12], ST [H5]. Badania mocy mieszania prowadziłem również dla układów wielomieszadłowych: RT-RT [H4, H11], PBT-PBT [H4, H11], RT-PBT [H4, H11], FBT-FBT [H4] oraz 3RT, 3FBT, 3PBT, 4RT, 4PBT, 4FBT, 5RT, 5PBT, 5FBT [H4].

Tabela 3. Równania liczby mocy mieszania

Typ mieszania	Równanie estymowane	
FR1	$Ne = \frac{32}{\pi} C_1 C_D \left  \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right  \cdot$ $\left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right) +$ $\frac{2\pi}{n_{\max}} C_1 C_I \frac{d \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)}{dt}$	(6)
FR2	$Ne = \frac{\pi^3}{2} C_1 C_D \left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right)$ $\left( \frac{a_0}{2} + \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right) +$ $\frac{2\pi^3}{8n_{\max}} C_1 C_I \cdot \frac{d \left( \sum_{N=1}^3 (a_N \cos(N2\pi ft) + b_N \sin(N2\pi ft)) \right)}{dt}$	(7)
FR3	$Ne = \frac{\pi^3}{2} C_1 C_D \left( a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft) \right)$ $\left( a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft) \right) +$ $\frac{\pi^3}{4} C_1 \frac{C_I}{n_{\max}} \cdot \frac{d(a_1 \cos(2\pi ft) + b_1 \sin(2\pi ft) + a_3 \cos(6\pi ft))}{dt}$	(8)
F1	$Ne = \frac{32}{\pi} C_1 C_D \cdot \left( \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right)^2 +$ $\frac{2\pi}{n_{\max}} C_1 C_I \frac{d \left  \sin(2\pi ft) - \frac{1}{9} \sin(6\pi ft) + \frac{1}{25} \sin(10\pi ft) \right }{dt}$	(9)

Dane literaturowe wskazywały, że zastosowanie mieszania nieustalonego dla mieszadeł promieniowych przyczynia się do zwiększenia siły osiowej. W pracy [H1] analizowałem siłę osiową dla mieszadeł A315, HE-3, HE-3W oraz SC-3 dla mieszania nieustalonego FR1-FR3 i F1. Uzyskane wyniki jednoznacznie wskazują na wzrost siły osiowej skierowanej ku powierzchni swobodnej cieczy. Może to mieć szczególne znaczenie w trakcie wytwarzania

układów dwufazowych ciało stałe-ciecz jak również gaz-ciecz i ciecz-ciecz. Przeprowadzone przez mnie badania wykazują, że liczba pędu dla mieszania nieustalonego w zakresie mieszania burzliwego jest stała.

Dla mieszania nieustalonego FR1, FR2 i FR3 obserwuje się wzrost siły osiowej, natomiast dla mieszania F1 siła osiowa jest mniejsza. Największy wzrost siły osiowej odnotowano dla mieszadła A315 i HE-3. W przypadku mieszadła A315 siła osiowa jest większa o 35-55% natomiast dla mieszadła HE-3 wzrost waha się w granicy od 53% do 54%. Dla obu mieszadeł największe wartości siły osiowej osiągnięto w przypadku mieszania FR2 ( $Mo = 1,245$  dla A315 oraz  $Mo = 0,552$  dla HE-3). Siła osiowa dla mieszadła A315 (w przypadku mieszania FR2) jest około 2,25 razy większa niż dla mieszadła HE-3. Wyniki wskazują, że biorąc pod uwagę siłę osiową, co ma znaczenie w przypadku mieszania układów wielofazowych, wskazane jest stosowanie mieszania nieustalonego o przebiegu niesymetrycznym. Krótkie zmiany kierunku i częstości obrotów przyczyniają się do zwiększenia intensywności mieszania w kierunku osiowym. Zastosowanie mieszania nieustalonego o przebiegu symetrycznym pozwala uzyskać mniejszą siłę osiową. Dla mieszadeł o większej sumarycznej powierzchni łopatek (takich, jak A315) siła osiowa dla mieszania ustalonego FR3 jest większa niż dla FR1. Różnica wartości siły między tymi sposobami mieszania maleje wraz ze zmniejszeniem powierzchni łopatek. Na podstawie znajomości liczby pędu  $Mo$  i liczby mocy mieszania nieustalonego  $Ne_{mn}$  określałem w pracy [H1] wydajność pompowania oraz sprawność hydrauliczną analizowanych mieszadeł. Przeprowadzone badania wykazały, że liczba wydajności pompowania  $K_p$  podobnie jak liczba  $Mo$  jest większa w porównaniu z mieszaniem ustalonym. Największy wzrost wydajności pompowania obserwowany jest dla mieszadła A315 a następnie mieszadła HE-3W. Dla tych mieszadeł największe wzrosty zanotowałem dla mieszania nieustalonego FR2. Z kolei dla mieszania FR3 mieszadła osiągają najmniejszą sprawność. Spowodowane jest to dużym wzrostem zapotrzebowania na energię przez mieszadło, co wynika ze wzrostu oporów ośrodka. Wzrost zapotrzebowania na energię jest większy w porównaniu do wzrostu wydajności pompowania. Znajomość siły osiowej  $Mo$  pozwala również na określenie różnicy ciśnień na powierzchni łopatki mieszadła  $\Delta p_b$ . Mieszadło A315 charakteryzuje się najmniejszą różnicą ciśnień na łopatce mieszadła, jest ono około 20% mniejsza niż dla mieszadła HE-3, 17% dla HE-3W oraz 13% dla SC-3. Mieszanie nieustalone pozwala uzyskać mniejszą różnicę ciśnień w porównaniu do mieszania standardowego o charakterze ustalonym. W stosunku do standardowego mieszania w mieszalniku z przegrodami różnica ciśnień jest mniejsza o około 3-13%. Utrzymanie niższej wartości różnicy ciśnień  $\Delta p_b$  jest istotne z dwóch powodów. W przypadku mniejszej różnicy ciśnień rzadziej mamy do czynienia z zerwaniem warstwy przyściennej po stronie ssącej łopatki mieszadła, co w konsekwencji powoduje pogorszenie zdolności pompowania cieczy przez mieszadło. Mniejsza różnica ciśnień powoduje, że obszary obniżonego ciśnienia po stronie ssącej łopatki są mniejsze, co może przyczynić się do ograniczenia zatrzymywania gazu za łopatkami mieszadła. Jest to szczególnie istotnie podczas wytwarzania układu dwufazowego gaz-ciecz w mieszalniku, gdyż wydajność pompowania jest w mniejszym stopniu zależna od liczby przepływu gazu  $K_g$ , co może przekładać się na wzrost względnej mocy mieszania  $P_0/P_g$ . Wskazane jest stosowanie mieszadeł o odpowiednio dużej powierzchni projekcyjnej łopatek mieszadła.

W pracy [H6] poddałem analizie celowość jednoczesnego stosowania mieszania nieustalonego i niecentrycznego położenia mieszadeł. Wyniki badań nie wskazują istotnego wpływu stopnia niecentryczności na wartości współczynników oporu i

bezwładności jak również na liczbę mocy. Na podstawie tego stwierdziłem, że stosowanie mieszania nieustalonego dla układów niecentrycznych jest niewskazane.

W pracach [H4, H5] analizowałem również czas mieszania w mieszalnikach z jednym i kilkoma mieszadłami. Wykazałem, że zastosowanie mieszania nieustalonego (FR1) skutkuje zwiększeniem czasu mieszania. Jedna moje badania wykazały, że dla tego typu mieszania uzyskuje się większe stopnie wymieszania w krótszym czasie, w porównaniu z mieszaniem ustalonym.

Kolejnym etapem badań nad mieszaniem nieustalonym była analiza jego zastosowania w wytwarzaniu układów dwufazowych gaz-ciecz [H1, H8, H9, H14].

Badania przeprowadziłem dla mieszania FR1 [H1], [H8], [H9], [H14], FR2 [H1], FR3 [H1], F1 [H9 (z przegrodami), H14 (bez przegród)] dla mieszadeł RT [H1, H9, H14], PBT [H1, H14], HE-3 [H1], A315 [H1], HE-3W [H1], SC-3 [H1], A310 [H8].

Przeprowadzona analiza mieszania nieustalonego układów dwufazowych gaz-ciecz wykazała, że podczas mieszania nieustalonego uzyskuje się większe wartości mocy względnej  $P_g/P_0$  w porównaniu do mieszania ustalonego. Jest to związane z niestabilnością kawern w pobliżu łopatki mieszadła oraz rozkładem ciśnienia na jej powierzchni. Nieustalony ruch obrotowy mieszadła powoduje, że kawerny gazowe ulegają ciągłym zmianom i nie wykształca się jeden typ kawerny w przeciągu całego cyklu oscylacji. To powoduje, że za łopatkami mieszadła gromadzi się mniej gazu. Ponadto wcześniejsze badania wykazały, że dla mieszadeł o dużych powierzchniach łopatki, jak mieszadło A315, w trakcie mieszania nieustalonego uzyskuje się najmniejszą różnicę ciśnień. Z tego powodu dla mieszadła A315 obserwuje się największe wartości mocy względnej  $P_g/P_0$ . Zmiany mocy względnej są związane ze zmianami współczynnika oporu dla mieszadła. Dlatego podobnie jak w przypadku mocy można operować względnym współczynnikiem oporu  $C_{Dg}/C_{D0}$ . W pracy [H1] zaproponowałem równania pozwalające opisać zmianę  $C_{Dg}/C_{D0}$  dla różnych typów mieszania nieustalonego. Dla mieszania FR1 równanie przyjmuje postać

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{14} K_g^{C_{15}} Fr^{C_{16}} KC^{C_{17}} \quad (10)$$

a dla mieszania nieustalonego FR2 i FR3

$$\frac{C_{Dg}}{C_{D0}} = C_{18} (K_g KC)^{C_{19}} \left( \frac{Fr}{KC^2} \right)^{C_{20}} = C_{18} K_{g,n}^{C_{19}} Fr_n^{C_{20}} \quad (11)$$

gdzie  $K_{g,n}$  i  $Fr_n$  są liczbą nieustalonego przepływu gazu i nieustaloną liczbą Froudea.

Ponadto w pracy [H1] zaprezentowałem równania pozwalające określić maksymalną moc mieszania jak również maksymalną liczbę mocy mieszania dla analizowanych typów mieszania nieustalonego. Dla mieszania FR1 równania (5.89) i (5.90), dla FR2 (5.92)–(5.95) oraz dla FR3 (5.96) i (5.97).

Zwiększona wartość mocy względnej oraz maksymalnej mocy mieszania nieustalonego powoduje, że obserwuje się zwiększenie stopnia zatrzymania gazu w mieszalniku. Stopień zatrzymania gazu rośnie wraz ze wzrostem prędkości przepływu oraz mocy jednostkowej. Dla mieszania nieustalonego FR1 i FR3 dla mieszadeł A315, HE-3, HE-3W i SC-3 stopień zatrzymania gazu można określić ogólnym równaniem [H1]:

$$\varepsilon_g = 0,046 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,254} w_g^{0,229} \quad (12)$$

a dla mieszania FR2

$$\varepsilon_g = 0,014 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,482} w_g^{0,240} \quad (13)$$

W pracy **[H8]** również zaproponowałem wzór określający stopień zatrzymania gazu dla mieszadła A310 i mieszania nieustalonego FR1

$$\varepsilon_g = 1,44 \left( \frac{P_g}{V\rho} \right)^{0,54} w_g^{0,34} \quad (14)$$

Dla układów dwufazowych gaz-ciecz przeprowadziłem również analizę wymiany masy ustalając wartości objętościowego współczynnika wnikania masy  $k_L a$ . Wartości objętościowego współczynnika wnikania masy dla mieszania nieustalonego są większe od współczynników dla mieszania ustalonego przy mocy jednostkowej nieprzekraczającej 200 W/m<sup>3</sup>. Powyżej tej granicy wymiana masy zachodzi intensywniej podczas mieszania ustalonego. Wpływ częstotliwości oscylacji na wartości  $k_L a$  w analizowanym zakresie liczb Keulegana-Carpentera był niewielki (dla  $KC > 15$ ). Biorąc pod uwagę otrzymane wyniki zaproponowałem uogólnione równanie pozwalające określać wartości współczynników wnikania masy:

$$k_L a = 0,028 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,520} w_g^{0,571} \quad (15)$$

W pracy **[H14]** zaproponowałem wzór określający  $k_L a$  dla mieszadła PBT i mieszania nieustalonego FR1:

$$k_L a = 0,042 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,368} w_g^{0,516} \quad (16)$$

Z kolei w pracy **[H14]** i **[H1]** na podstawie badań eksperymentalnych zaproponowałem równanie określającą  $k_L a$  dla mieszadła RT i mieszania nieustalonego FR1:

$$k_L a = 0,015 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,420} w_g^{0,378} \quad (17)$$

a dla mieszadła A310 **[H8]**

$$k_L a = 0,148 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,27} w_g^{0,68} \quad (18)$$

Przeprowadzone badania wskazują, że sposób realizacji mieszania nieustalonego wpływa na wymianę masy. Największe wartości objętościowego współczynnika wnikania masy uzyskuje się podczas mieszania nieustalonego ze zmianą kierunku obrotów (FR1) a najmniejsze podczas mieszania z etapem bezruchu mieszadła (FR3). Z kolei dla niesymetrycznego przebiegu zmian częstości obrotów ważny jest kierunek pompowania cieczy. W przypadku przewagi pompowania w kierunku zwierciadła (FR24-FR26) uzyskuje się większy stopień zatrzymania gazu i mniejszą moc mieszania  $P_g$  **[H1]**.

Powyższe badania wykazały również, że wymiana masy jest uzależniona od rodzaju mieszadła. Wymiana zachodzi najintensywniej dla mieszadeł o dużych łopatkach (np. A315) a najmniej dla mieszadeł o wypukłych łopatkach (SC-3). Wskazano jest, zatem stosowanie mieszadeł o dużej wartości stałej mieszadła  $SR$ .

Kolejnym etapem analizy zastosowania mieszania nieustalonego było mieszanie płynów nienewtonowskich posiadających granicę płynięcia. Mieszanie takich płynów powoduje segregację mieszalnika i wytworzenie w otoczeniu mieszadła obszarów o wysokim stopniu wymieszania, które nazywa się kawernami.

Badania dla tego rodzaju płynów opublikowałem w pracach [H1], [H7] i [H13]. Zostały one przeprowadzone dla mieszadeł RT, PBT i HE-3 oraz roztworów gumy ksantanowej oraz Carbopolu ETD 2050. Badania mocy mieszania nieustalonego płynów posiadających granicę płynięcia realizowano w dwóch etapach. W pierwszym etapie określano charakterystyczne współczynniki równania (1) a w drugim analizowano zapotrzebowanie na moc mieszania.

Badania reologiczne w przepływie nieustalonym wykazały, że w przebiegu zmian naprężeń istotną rolę odgrywa trzecia częstotliwość harmoniczna oraz stosunek intensywności  $I_3/I_1$  [H1]. Zależności te wskazują, że również w przypadku przebiegu zmian momentu obrotowego i mocy mieszania w czasie trzecia częstotliwość harmoniczna może mieć znaczenie. W celu określenia wpływu wyższych częstotliwości harmonicznych przeprowadziłem analizę Fouriera dla danych eksperymentalnych momentu obrotowego w funkcji czasu. Zastosowałem metodę polegającą na rozwinięciu prawej strony równania (1) w szereg Fouriera. Wyniki analizy Fouriera wskazują, że w przypadku siły oporu największy wpływ wywiera trzecia częstotliwość harmoniczna. Otrzymane wyniki wskazują, że rozwijając współczynnik oporu  $C_D$  w szereg wystarczy ograniczyć go do szeregu trzeciego stopnia. Biorąc pod uwagę fakt, że trzecia częstotliwość harmoniczna wykazuje największy wpływ na przebieg zmian współczynnika  $C_D$  w czasie, to równanie można zapisać w postaci:

$$C_D(t) = C_{D1} \sin(\omega t) - C_{D3} \sin(3\omega t) \quad (19)$$

W zakresie mieszania laminarnego ( $Re_{mn,n} < 10$ ) nie obserwuje się wpływu rodzaju płynu nienewtonowskiego na wartości współczynników oporu  $C_D$ , podczas gdy w zakresie mieszania przejściowego nieznacznie większe wartości współczynnika  $C_D$  osiągnięto dla mieszadła RT i roztworów Carbopolu ETD 2050, a dla mieszadła PBT dla roztworów gumy ksantanowej. Wyniki badań wskazują, że zmiany współczynnika oporu można opisać uogólnionym wzorem:

$$C_D = C_{35} Re_{mn,n}^{C_{36}} \quad (20)$$

Wykazałem również [H1], że trzecia częstotliwość harmoniczna wpływa również na współczynnik bezwładności. Moje badania wykazały, że podobnie jak współczynnik oporu współczynnik  $C_I$  można opisać wzorem:

$$C_I(t) = C_{I1} \cos(\omega t) - C_{I3} \cos(3\omega t) \quad (21)$$

Z tego powodu równanie wyjściowe (1) należy skorygować o człon uwzględniający wpływ trzeciej częstotliwości harmonicznej na współczynnik oporu i bezwładności. Wymaga to jednak dalszych badań dla innych mieszadeł i płynów nienewtonowskich.

W kolejnym etapie analizy mieszania nieustalonego dla płynów posiadających granicę płynięcia określałem zapotrzebowanie na moc mieszania [H1]. Zależność średniej liczby Newtona dla mieszania nieustalonego  $Ne_{mn}$  od średniej liczby Reynoldsa  $Re_{mn,n}$  jest charakterystyczna dla płynów nienewtonowskich. Wcześniejsze badania wykazały, że dla mieszania nieustalonego obserwuje się większe zapotrzebowanie na moc mieszania. Dla płynów nienewtonowskich z granicą płynięcia moc mieszania nieustalonego jest porównywalna z mocą mieszania ustalonego, jedynie w przypadku mieszadła PBT zaobserwowano zwiększenie zapotrzebowania mocy dla mieszania nieustalonego. W porównaniu do mocy mieszania dla płynów newtonowskich, w zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn,m} > 10$

obserwuje się zmniejszenie mocy mieszania, co jest związane z rozszerzeniem obszaru uwarstwionego. Najmniejszą wartość liczby mocy mieszania  $Ne_{mn}$  obserwuje się dla  $Re_{mn,n} = 30$ . W przypadku zastosowania mieszadła PBT zaobserwowałem większy wpływ rodzaju płynu na przebieg wykresu charakterystyki mocy. W zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn,n} < 10$  charakterystyka mocy dla roztworów Carbopolu ETD 2050 i gumy ksantanowej jest porównywalna. Z kolei w zakresie przepływu przejściowego obserwuje się mniejsze zapotrzebowanie mocy dla roztworów Carbopolu, a różnica zanika dla  $Re_{mn,n} > 100$ . Różnice wynikają z właściwościami reologicznymi analizowanych roztworów. Roztwory Carbopolu RTD 2050 posiadają właściwości nienewtonowskie, co powoduje mniejsze zapotrzebowanie na moc mieszania w zakresie  $Re_{mn,n} \in (10; 100)$ . W zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn,n} > 40$  oraz  $KC > 40$  stosunek mocy maksymalnej do mocy średniej jest wielkością stałą i wynosi  $P_{max}/P = 5,51$  dla mieszadła PBT oraz  $P_{max}/P = 5,72$  dla turbiny Rushtona. Wskazuje to na przewagę siły bezwładności. Z kolei dla  $Re_{mn,n} < 40$  i  $KC < 40$  stosunek  $P_{max}/P$  rośnie wraz ze zmniejszeniem liczb Reynoldsa i Keulegana-Carpentera, co spowodowane jest zwiększeniem wpływu przepływu laminarnego i zwiększeniem wpływu siły bezwładności. Otrzymane wyniki wskazują również, że zakresy dominacji poszczególnych sił zależą od liczby Keulegana-Carpentera oraz liczby Sarpkaya  $\beta_{mn}$ . W zakresie wartości liczby Sarpkaya  $\beta_{mn} < 1$  w obszarze przepływu laminarnego dominującą siłą jest opór, który wzrasta wraz ze zmniejszeniem liczby Reynoldsa.

W kolejnym etapie analizy mieszania nieustalonego badałem wielkości kawern w mieszalniku z pojedynczym mieszadłem. Wyniki prac zostały opublikowane w pracach [H1], [H13]. W badaniach wykazałem, że geometria kawern wytworzonych w trakcie mieszania nieustalonego FR1 może zostać opisana równaniem

$$\frac{h_c}{d_c} = 1 - \frac{0,52}{1 + C_{37} \left[ Re_\tau \left( Mo^2 + (C_{38} Ne_{mn,n})^2 \right)^{1/2} \right]^{C_{39}}} \quad (22)$$

Stąd uwzględniając model kawerny toroidalnej oraz model osiowy Amanullaha<sup>5</sup> można zapisać ogólny bilans sił na granicy kawerny

$$n_{mn}^2 d^4 \rho \sqrt{Mo^2 + \left( \frac{4Ne(t)}{3\pi} \right)^2} = 2\pi^2 r_1 \left( \frac{3}{2} (r_1 + 2r_1 S) - \sqrt{r_1^2 2S} \right) \tau_0 \quad (23)$$

gdzie  $r_1$  i  $r_2$  są półosiami elipsy.

Na podstawie tego zaproponowałem nowe równanie opisujące charakterystyczne wymiary kawerny

$$\left( \frac{d_c}{d} \right)^2 = \left( \frac{D}{d} \right)^2 + \frac{d^2 - D^2}{d^2 \left( 1 + C_{41} \left( \frac{8}{\pi^2 (1,5 + 3S - \sqrt{2S})} Re_\tau \sqrt{Mo^2 + \left( \frac{4Ne_{mn}}{3\pi} \right)^2} \right)^{C_{42}} \right)} \quad (24)$$

Badania przeprowadzone wskazują również, że kawerna podlega oscylacji, które opisać można przy pomocy parzystych częstotliwości harmonicznymi. Obecność parzystych częstotliwości wskazuje, że geometria kawern (jej znak) nie podąża za zmianą kierunku wektora siły działającego na mieszadło, jak to ma miejsce w

<sup>5</sup> Amanullah A., Hjorth S.A., Nienow A.W., A new mathematical model to predict cavern diameters in highly shear thinning, power law liquids using axial flow impellers, Chemical Engineering Science, 1998, 53, s. 455–469.



przypadku współczynników oporu  $C_D$  i bezwładności  $C_I$ . W niniejszej pracach nie podjęto tego tematu, ze względu na niewielką wielkość oscylacji, jednakże tematyka oscylacji wielkości kawern jest warta podjęcia w dalszym etapie rozwoju naukowego.

W pracach [H2], [H10], [H1] przeprowadziłem analizę mieszania nieustalonego FR1, FR3 i F1 dla różnych roztworów gliceryny i następujących mieszadeł RT, PBT i HE-3. Pozwoliło to na badania zarówno w zakresie laminarnym jak i przejściowym.

Analiza współczynników oporu pozwoliła na opracowanie równań opisujących przebieg zmian w zakresie  $10 < Re_{mn} < 10000$  [H1]. Przebieg zmian współczynnika  $C_D$  dla mieszadeł RT, PBT, HE-3 oraz mieszania nieustalonego FR1, FR3 i F1 można określić za pomocą dwóch równań

$$C_D = (C_D)_T \left( 1 + \frac{C_{43}}{1 + C_{44} Re_{mn}} \right) \quad (25)$$

$$C_D = C_{45} (Re_{mn}^{C_{46}}) \quad (26)$$

Równanie (25) znajduje zastosowanie dla mieszania F1 oraz mieszadła PBT, FR1 i FR3 dla PBT i HE-3 a równanie (26) dla F1 i RT oraz HE-3, FR1 i FR3 dla RT.

Przeprowadzone badania wskazują, że w zakresie dominacji siły oporu stosunek maksymalnej mocy do średniej mocy mieszania nieustalonego  $P_{max}/P_{mn}$  jest niezależny od liczby Reynoldsa. W zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn} \in (9; 10000)$  stosunek  $P_{max}/P_{mn}$  dla mieszania FR1, FR3 i F1 wynosi odpowiednio:  $5,62 \pm 0,21$ ,  $12,23 \pm 0,15$  oraz  $6,08 \pm 0,28$ . W zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn} > 10000$   $P_{max}/P_{mn}$  wynosiło odpowiednio: 5,67, 12,15 i 6,18.

W pracy [H1] zaproponowałem również równania pozwalające określić średnią moc mieszania oraz średnią liczbę mocy w zakresie liczb Reynoldsa  $10 < Re < 10000$ . Średnia moc mieszania  $P_{mn}$  dla mieszania FR1, FR3 i F1 może być określona ze wzorów:

$$P_{mn} = \frac{256}{3\pi^3} C_1 C_D n_{max}^3 d^5 \rho \quad (27)$$

$$P_{mn} = 2\pi C_1 b_1 C_D n_{max}^3 d^5 \rho \quad (28)$$

$$P_{mn} = \frac{16,2}{\pi} C_1 C_D n_{max}^3 d^5 \rho \quad (29)$$

Natomiast średnią liczbę mocy  $Ne_{mn}$  można określić z poniższych równań:

$$Ne_{mn} = \frac{1867}{3\pi^3} C_1 C_D \quad (30)$$

$$Ne_{mn} = 15,1\pi C_1 b_1 C_D \quad (31)$$

$$Ne_{mn} = \frac{60,1}{\pi} C_1 C_D \quad (32)$$

Dla płynów Newtonowskich w zakresie przepływu przejściowego wykazano, że stosowanie mieszania nieustalonego przyczynia się do znacznego skrócenia czasu mieszania. Czas mieszania jest zależny od częstotliwości oscylacji jak również od

typu mieszania nieustalonego. Skracca się on wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji a najkrótsze czasy mieszania uzyskano dla trybu FR1 (symetryczny ze zmianą kierunku obrotów). Najdłuższe czasy mieszania uzyskuje się dla trybu F1 (symetryczny bez zmiany kierunku obrotów). Uzyskane wyniki wskazują na wytwarzanie mieszania bardziej chaotycznego aniżeli dla mieszania ustalonego.

W pracy [H2] przeprowadzono analizę mieszania laminarnego i przejściowego w mieszalniku zaopatrzonym w dwa mieszadła (RT-RT, PBT-PBT, RT-PBT) w zakresie liczb Reynoldsa  $Re_{mn} \in <7; 35>$ . W pracy wykazano, że czas mieszania maleje wraz ze wzrostem częstotliwości oscylacji mieszadła a zastosowanie mieszania nieustalonego FR1 pozwala znacząco skrócić czas mieszania w porównaniu z mieszaniem ustalonym (nawet do ośmiu razy). Na czas mieszania wpływa również rozmieszczenie mieszadeł. W pracy wykazano, że najkrótsze czasy mieszania uzyskano dla układu RT-PBT (do 30% w porównaniu do układu RT-RT). Stwierdzono, podobnie jak w mieszalniku z jednym mieszadłem, że typowe toroidalne struktury IMR zanikają dla  $Re_{mn} > 7$ .

W pracy [H10] porównałem czasy mieszania w mieszalniku z mieszadłami zamontowanymi niecentrycznie oraz z mieszadłami wykonującymi ruch nieustalony. Przeprowadzona analiza wykazała, że w przypadku układu mieszadeł RT-RT i RT-PBT najkrótsze czasy mieszania uzyskano w przypadku mieszania nieustalonego oraz największych częstotliwości oscylacji ( $f=0,92$  Hz). Wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa przewaga mieszania nieustalonego zmniejsza się i dla  $Re > 40$  czas mieszania jest krótszy w mieszalniku z niecentrycznie zamontowanymi mieszadłami.

Z kolei w pracy [H3] zaproponowano metodę odwróconego obiektywu w analizie zjawisk przepływowych inżynierii chemicznej i procesowej. Metoda ta może być wykorzystywana w analizie wielkości kropel powyżej  $2,5 \mu\text{m}$  jak również w procesach rozpylania. Przeprowadzona analiza potwierdza użyteczność metody zarówno w badaniach statycznych i dynamicznych.

Za główne oryginalne osiągnięcia przeprowadzonych badań uznaję:

- dostosowanie równania Morisona do mieszania nieustalonego
- ustalenie zakresów dominacji siły oporu i bezwładności
- ustalenie równań opisujących zmiany współczynnika oporu w funkcji liczby Reynoldsa dla różnych typów mieszania nieustalonego
- określenie wpływu częstotliwości na współczynnik oporu i bezwładności
- określenie wpływu wyższych częstotliwości harmonicznych na współczynnik oporu i bezwładności
- zaproponowanie równań pozwalających na wyznaczenie średniej mocy mieszania oraz średniej liczby mocy mieszania
- określenie nowego modelu kawern dla mieszania nieustalonego
- określenie wpływu rodzaju mieszania nieustalonego na czas mieszania w zakresie laminarnym i przejściowym

## 5. Wykaz prac i omówienie pozostałych osiągnięć naukowych po uzyskaniu stopnia doktora

### 5.1. Wykaz ważniejszych prac opublikowanych po uzyskaniu stopnia doktora monografia:

- A1. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Szaferski W., Woziwodzki S., *Przepływy trójfazowe gaz-ciecz-ciecz w dyszach rozpryskowych*, Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, Poznań 2010.
- A2. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Ochowiak M., Woziwodzki S., Mitkowski P.T., 2014. *Lepkość wzdłużna emulsji*, Wydawnictwo Politechniki Poznańskiej, str. 159, Poznań.

### publikacje w czasopismach z listy JCR:

- B1. Mitkowski P., Woziwodzki S., Jabłoński G., *Komputerowe wspomaganie projektowania obiektów przemysłowych. Nowy obszar w kształceniu inżynierów w Polsce*, Przemysł Chemiczny 95 (2016), 1, 8-11. **IF<sub>2015</sub> = 0,367**, **M<sub>2016</sub> = 15**.
- B2. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Mitkowski P.T., Ochowiak M., Woziwodzki S., *Extensional viscosity of o/w emulsion stabilized by polysaccharides measured on the opposed-nozzle device*, Food Hydrocolloids 32 (2013), 130-142. **IF<sub>2013</sub> = 4,28**, **M<sub>2013</sub> = 40**.
- B3. Woziwodzki S., *Mieszanie laminarne w mieszalniku z dwoma mieszadłami*, Przemysł Chemiczny, 90 (2011), 4, 570-573. , **IF<sub>2011</sub> = 0,414**, **M<sub>2011</sub> = 20**
- B4. Ochowiak M., Broniarz-Press L., Woziwodzki S., *The analysis of silica suspensions atomization*, International Journal of Heat and Fluid Flow, 32 (2011), 1208-1215. **IF<sub>2011</sub> = 1,927**, **M<sub>2011</sub> = 32**.
- B5. Woziwodzki S., Jędrzejczak Ł., *Effect of eccentricity on laminar mixing in vessel stirred by double turbine impellers*, Chemical Engineering Research and Design 89 (2011), 2268-2278, **IF<sub>2011</sub> = 1,968**, **M<sub>2011</sub> = 30**.
- B6. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Ochowiak M., *Transitional mixing of non-Newtonian fluids in vessels equipped with multiple impellers*, Chemical Engineering and Technology, 33 (2010), 1099-1106. **IF<sub>2010</sub> = 1,394**, **M<sub>2010</sub> = 27**.
- B7. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S.: *The atomization of water-oil emulsions*, Experimental Thermal and Fluid Science, 33 (2009), 955-962. **IF<sub>2009</sub> = 1,234**, **M<sub>2009</sub> = 20**.
- B8. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Woziwodzki S., *Atomization of PEO aqueous solutions in effervescent atomizers*, International Journal of Heat and Fluid Flow, 31 (2010), 651-658 (2010) **IF<sub>2010</sub> = 1,802**, **M<sub>2010</sub> = 32**.
- B9. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Ochowiak M., *Effect of eccentricity on transitional mixing in vessel equipped with turbine impellers*, Chemical Engineering Research and Design, 88 (2010), 1607-1614. **IF<sub>2010</sub> = 1,519**, **M<sub>2010</sub> = 27**.

- B10. Broniarz-Press L., Woziwodzki S., *Mixing time of power-law fluids in a vessel equipped with single and dual turbine impellers*, Chemical and Process Engineering 29 (2008), 437-452, **IF<sub>2008</sub> = 0.199**, **M<sub>2008</sub> = 10**.

#### publikacje w czasopismach obcojęzycznych spoza LF

- C1. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Mitkowski P., Ochowiak M., Woziwodzki S., *Extensional Viscosity and Stability of Oil-in-water Emulsions with Addition Poly(ethylene oxide)*, Procedia Engineering 42 (2012), 733-741.
- C2. Ochowiak M., Broniarz-Press L., Różańska S., Różański J., Woziwodzki S., *The Experimental Analysis of the Polyacrylamide Solutions Effervescent Atomization*, Procedia Engineering 42 (2012), 1849-1854.
- C3. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Mixing time of the shear-thinning fluids in the agitated vessel*, Polish Journal of Chemical Technology, 8, 4 (2006), 50-52. **M<sub>2006</sub> = 6**
- C4. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Emulsification time in the agitation vessel equipped with double impellers*, Polish Journal of Chemical Technology, 8, 4 (2006), 53-55. **M<sub>2006</sub> = 6**

#### publikacje w czasopismach krajowych polskojęzycznych (spoza LF)

- D1. Jabłoński G., Mitkowski P., Woziwodzki S., 2014, *Jesteśmy pierwsi! Unikatowa formuła zajęć w polsce - projektowanie obiektu przemysłowego*, Głos Politechniki, Rok XXIII, 05(183), 16-18.
- D2. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Ochowiak M., Woziwodzki S., Mitkowski P.T., *Zmiana struktury emulsji o/w w przepływie wzdłużnym*, Inżynieria Rolnicza, 141, 2013, 233-242. **M<sub>2013</sub> = 5**
- D3. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Ochowiak M., Woziwodzki S., Mitkowski P., *Lepkość wzdłużna emulsji o/w stabilizowanych hydroksypropylometylocelulozą*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 51, 6 (2012), 375-376. **M<sub>2012</sub> = 5**.
- D4. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Mitkowski P., Ochowiak M., Woziwodzki S. *Wpływ struktury fazy rozproszonej na właściwości reologiczne emulsji o/w w przepływie wzdłużnym*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 51, 6 (2012), 377-378. **M<sub>2012</sub> = 5**.
- D5. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.,: *Mieszanie w zakresie przejściowym w mieszalniku z trzema niecentrycznymi mieszadłami*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna 48, 1 (2009), 124-125. **M<sub>2009</sub> = 4**.
- D6. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S., *Analiza procesu napowietrzania emulsji podczas rozpylania pneumatycznego*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 48, 4 (2009), 22-23. **M<sub>2009</sub> = 4**.
- D7. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S., *Opory przepływu w dyszy podczas rozpylania emulsji*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna 48, 6 (2009), 29-30. **M<sub>2009</sub> = 4**.
- D8. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S., *Analiza wartości kąta rozpylania podczas dwufazowego rozpylania emulsji*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna , 48, 6 (2009); 27-28. **M<sub>2009</sub> = 4**

- D9. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S.: *Cyfrowa wizualizacja i analiza procesu rozpylania emulsji*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 47, 6 (2008), 58-59. **M<sub>2008</sub> = 4.**
- D10. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Czas mieszania w mieszalniku z dwoma niecentrycznie zamontowanymi mieszadłami*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 46 (2007), 142-145, **M<sub>2007</sub> = 0**
- D11. Broniarz-Press L., Dulaska D., Ochowiak M., Różański J., Szaferski W., Woziwodzki S., *Analiza procesu rozpylania emulsji wodno-olejowej*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 46, 4-5 (2007), 13-15. **M<sub>2007</sub> = 0.**
- D12. Broniarz - Press L., Woziwodzki S., Dulaska D.: *Czas mieszania w niestandardowych mieszalnikach zaopatrzonych w kilka mieszadeł*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, 43, 3s (2004), 19-20. **M = 5**

### **recenzowane artykuły naukowe opublikowane w materiałach konferencji zagranicznych**

- E1. Ochowiak M., Broniarz-Press L., Rożańska S., Rożański J., Woziwodzki S., *The experimental analysis of the polyacrylamide solutions effervescent atomization*, 20th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2012, CD-ROM of Full Texts, P.1.18, No. 0405, 1-2, Prague, 2012.
- E2. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Mitkowski P.T., Ochowiak M., Woziwodzki S., *Extensional viscosity and stability of oil-in-water emulsions with addition poly(ethylene oxide)*, 20th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2012, CD-ROM of Full Texts, P.1.20, No. 0426, 1-2, Prague, 2012.
- E3. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Effect of double impeller combination on transitional mixing in eccentric systems*, Proceedings of the 18<sup>th</sup> International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA'2008, CD-ROM Ref. No.: 0514, pp. 1-10, Praha, 2008.
- E4. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Rozanski J., Woziwodzki S., *Effect of nozzle construction on the characteristics of twin-fluid atomization*, Proceedings of 22<sup>nd</sup> European Conference on Liquid Atomization and Spray Systems ILASS'2008, P-1, pp. 1-4, Como Lake, Italy, 2008
- E5. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Mixing efficiency of polysaccharide systems in the vessel equipped with three to five impellers*, Proceedings of 34th Conference of Slovak Society of Chemical Engineering, PP 213, Full text on CD, 1-10, Tatranské Matliare, 2007.
- E6. Ochowiak M., Broniarz-Press L., Woziwodzki S., *The break-up of jet in non-Newtonian systems*, Book of Abstracts of 6th European Congress of Chemical Engineering ECCE-6, vol. 2, 413-414, Full text (CD), 1-10, Copenhagen, Denmark, 16-21.09.2007.
- E7. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Ochowiak M., *Power consumption for non-aerated Na-CMC solutions in multiple bioreactors agitated*, Book of Abstracts of 6th European Congress of Chemical Engineering ECCE-6, vol. 2, 307-308, Full text (CD), 1-8, Copenhagen, Denmark, 16-21.09.2007.

- E8. Broniarz-Press L., Dulaska D., Woziwodzki S.: *Thin film flow of a liquid down smooth and rough surfaces*, Book of Abstracts of 6th European Congress of Chemical Engineering ECCE-6, Vol. 2, 363-364, Full text on CD, 1-9, 2007.
- E9. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Woziwodzki S., Mitkowski P.: *Analysis of the gas-liquid system in a spray column by digital picture processing*, Proceedings of the 7th World Congress of Chemical Engineering, P42-029, pp. 1-10, Glasgow, Scotland, July 10-14, 2005.
- E10. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Distribution of oil phase in multi-impeller reactor*. Proceedings of the 7th World Congress of Chemical Engineering, P42-027, pp. 1-9, Glasgow, Scotland, July 10-14, 2005.
- E11. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Mixing of emulsion in tall column*, 5th International Conference on Multiphase Flow, ICMF'04, 1-12, Paper No. 233, Yokohama, Japan, May 30–June 4, 2004.

### **recenzowane artykuły naukowe opublikowane w materiałach konferencji krajowych**

- F1. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Transitional mixing in vessel equipped with triple eccentric impellers*, XI Ogólnopolskie Seminarium MIESZANIE, Materiały Konferencyjne, s. 257-261, Łódź-Rogów, 2008.
- F2. Broniarz-Press L., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S., *Cyfrowa wizualizacja i analiza procesu rozpylania emulsji*, XIII Konferencja Naukowo-Techniczna, Budowa i Eksploatacja Maszyn Przemysłu Spożywczego BEMS'2008, CD-ROM, s. 34-38, Olsztyn, 2008.
- F3. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Czas mieszania w mieszalniku z dwoma niecentrycznie zamontowanymi mieszadłami*, Materiały konferencyjne XIX Ogólnopolskiej Konferencji Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Tom 1, 505-508, Rzeszów 3-7.09.2007.
- F4. Broniarz-Press L., Dulaska D., Ochowiak M., Różański J., Szaferski W., Woziwodzki S., *Analiza procesu rozpylania emulsji wodno-olejowej*, Materiały Konferencyjne XIX Ogólnopolskiej Konferencji Inżynierii Chemicznej i Procesowej, tom 1, 67-70, Rzeszów 3-7.09.2007.
- F5. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Mixing of liquid-liquid systems in non-standard vessel with multiple impellers*. Book of abstracts of the 10th Jubilee Polish Seminar on Mixing and International Workshop, 46-50, Poznań 2005.
- F6. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Mixing time of power-law fluids in vessel equipped with one and two turbine impellers*. Book of abstracts of the 10th Jubilee Polish Seminar on Mixing and International Workshop, 51-54, Poznań 2005.

### **referaty w ramach kongresów zagranicznych**

- G1. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., 2014. *Mass transfer intensification in a vessel with unsteadily rotating impeller*, 21st International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2014, Praga, Czechy, 23-27 sierpnia 2014,

- G2. Woziwodzki S., Słowiński J., 2012, *Power requirements for yield stress fluids in a vessel with forward-reverse rotating impeller*, 20th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA, Prague, 25-29 sierpnia 2012.
- G3. Różańska S., Broniarz-Press L., Mitkowski P., Ochowiak M., Różański J., Woziwodzki S., *Influence of polymer emulsifiers on extensional viscosity of o/w emulsion*, 8<sup>th</sup> European Congress of Chemical Engineering ECCE-8, Berlin, 2011.
- G4. Andrałojć A., Woziwodzki S., Broniarz-Press L., 2011, *Effect of impeller bottom clearance on power requirements of forward-reverse mixing*, 8th European Congress of Chemical Engineering ECCE-8, Berlin, 2011.
- G5. Woziwodzki S., Broniarz-Press L.: *Effect of double impeller combination on transitional mixing in eccentric systems*, Proceedings of the 18 International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA'2008

### referaty w ramach konferencji krajowych

- I1. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., 2016, *Wpływ mieszania nieustalonego na wymianę masy w mieszalniku z mieszadłem promieniowym i osiowym*, XXII Ogólnopolska Konferencja Inżynierii Chemicznej i Procesowej, 5-9 września 2016, Spała
- I2. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Radecki R., 2015, *Mieszanie układów ciecz-gaz w mieszalniku mieszadłem A310 wykonującym ruch nieustalony*, XI Ogólnopolska Konferencja Przepływów Wielofazowych, Gdańsk, 7-9 października 2015
- I3. Woziwodzki S., Mitkowski P., 2015, *Mission Impossible II czyli w zespole siła*, AVEVA World User Meeting Poland, Katowice, 18-20.11.2015
- I4. Mitkowski P., Woziwodzki S., *Mission impossible czyli jak wdrożyliśmy oprogramowanie Aveva*, Aveva World User Meeting Poland, 11-13 czerwca 2014, Gdańsk.
- I5. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., 2014. *Charakterystyka mocy turbiny Rushtona wykonującej ruch oscylacyjny podczas wytwarzania układu ciecz-gaz*, XIII Ogólnopolskie Seminarium Mieszanie, Kraków, 21-23 maja 2014
- I6. Woziwodzki S., Broniarz-Press L., Jędrzejczak Ł., Zaworska K., 2013. *Porównanie sposobów zwiększenia efektywności mieszania płynów lepkich w mieszalniku z dwoma mieszadłami*, XXI Ogólnopolska Konferencja Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Kołobrzeg, 2-6 września 2013
- I7. Różańska S., Broniarz-Press L., Różański J., Mitkowski P., Ochowiak M., Woziwodzki S., *Wpływ struktury fazy rozproszonej na właściwości reologiczne emulsji o/w w przepływie wzdłużnym*, X Ogólnopolska Konferencja Przepływów Wielofazowych, Gdańsk, 2012.
- I8. Broniarz-Press L., Woziwodzki S.: *Mixing of liquid-liquid systems in non-standard vessel with multiple impellers*. 10th Jubilee Polish Seminar on Mixing and International Workshop, 46-50, Poznań 2005.

## 5.2. Omówienie tematyki osiągnięć naukowych po uzyskaniu stopnia doktora

W ramach pracy naukowej po uzyskaniu stopnia naukowego doktora zajmowałem się problemami związanymi z mieszaniem płynów newtonowskich i nienewtonowskich, wytwarzaniem emulsji w mieszalnikach mechanicznych zaopatrzonych w pojedyncze mieszadło jak i kilka mieszadeł na wspólnym wale, mieszaniem w mieszalnikach z niecentrycznie zamontowanymi mieszadłami, procesami rozpylania, zagadnieniem lepkości wzdłużnej, reologii, hydrodynamiką kolumn rozpyłowych oraz projektowaniem instalacji i obiektów przemysłowych.

W początkowym etapie, po uzyskaniu stopnia naukowego doktora, tematyka moich publikacji związana była z mieszaniem w mieszalnikach zaopatrzonych w kilka mieszadeł turbinowych i dyskowych. W pracy [D12] zaprezentowałem badania czasu i mocy mieszania dla płynów newtonowskich. Czas mieszania podobnie jak moc mieszania jest uzależniona od odległości między mieszadłami oraz wysokości zawieszenia mieszadła.

Zagadnienia związane z czasem mieszania dla płynów nienewtonowskich rozrzedzanych ścinaniem zaprezentowałem w pracach [C3, B10, F6]. Głównym celem tych prac była analiza czasu mieszania w zakresie liczb Reynoldsa  $Re=100-4500$ , w tym wpływ odległości między mieszadłami oraz wysokości zawieszenia pojedynczego mieszadła. Wykazano, że w przypadku mieszalnika z pojedynczym mieszadłem jak i z dwoma mieszadłami wysokość zawieszenia mieszadła jak i odległość między mieszadłami mają zasadniczy wpływ na czas mieszania. W przypadku płynów newtonowskich najbardziej optymalną wysokością zawieszenia pojedynczego mieszadła (najkrótszy czas mieszania) jest  $h/d=3$ , natomiast dla płynów nienewtonowskich stosowanie pojedynczego mieszadła nie jest rekomendowane ze względu na występowanie obszarów o słabym stopniu wymieszania tzw. obszarów IMR (ang. *Isolated Mixing Regions*). Dla mieszalników zaopatrzonych w dwa mieszadła optymalnym jest takie rozmieszczenie mieszadeł, aby odległość między nimi wynosiła  $\Delta h/d=3$ .

W kolejnym kroku analizowałem wpływ liczby (3–5) mieszadeł (RT, PBT, FBT) na czas i moc mieszania płynów nienewtonowskich (roztwory Na-CMC,  $M_m \in <250000; 700000>$ ) [B6]. Analiza ta wykazała, że wraz ze wzrostem ich liczby, liczba mocy nie wzrasta proporcjonalnie, co związane jest z oddziaływaniami hydrodynamicznymi poszczególnych mieszadeł na siebie. Podobnie czas mieszania jak i energia zmieszania wzrasta wraz ze zwiększeniem liczby mieszadeł (od 3 do 5). Wyniki potwierdzają, że zmniejszenie odległości między mieszadłami nie sprzyja poprawieniu efektywności mieszania pomimo wzrostu zapotrzebowania na moc. Przyczyną tego stanu rzeczy są oddziaływania hydrodynamiczne między mieszadłami i zmiana wielkości pętli cyrkulacyjnych wraz ze zmniejszeniem odległości między mieszadłami. Na podstawie przeprowadzonych doświadczeń zaproponowałem równanie wiążące liczbę Reynoldsa, Newtona oraz Fouriera dla układów wielomieszadłowych

$$Ne^{0,33} Re_{m,n} Fo_m^{0,39} \left(\frac{\Delta h}{d}\right)^{0,52} = 364,12$$

Podobne zależności potwierdzono dla układów dwufazowych ciecz-ciecz [C4, E10, E11, F5]. W pracy [C4] zaprezentowałem wyniki analizy czasu mieszania w mieszalniku zaopatrzonym w układ dwóch mieszadeł (2RT, 2FBT, 2PBT). Fazę rozproszoną stanowił olej silikonowy i mineralny o różnych udziałach objętościowych. Badania wykazały, że czas wytworzenia mieszaniny dwufazowej jest uzależniony od odległości między mieszadłami i maleje wraz z jej odległością.



W toku mojej pracy naukowej po uzyskaniu stopnia naukowego doktora interesowałem się również mieszaniem mechanicznym w mieszalnikach z niecentrycznie umiejscowionymi mieszadłami. Takie układy są stosowane w celu intensyfikacji mieszania w mieszalnikach, w których stosowanie przegród nie jest zalecane. Dostępna wiedza w tym temacie wskazuje, że efektywność mieszania w mieszalnikach bez przegród jest mniejsza niż w mieszalnikach zaopatrzonych w przegrody. W celu jej poprawy umiejscawia się mieszadła w położeniu niecentrycznym, co pozwala na ograniczenie występowania przepływu okrężnego oraz zwiększenie mocy mieszania, co powoduje skrócenie czasu mieszania. Na tym etapie badań niezbędna była modyfikacja posiadanych zbiorników szczególnie dla układów wielomieszadłowych. Modyfikacja ta polegała na zastosowaniu łożysk w dnie zbiorników, które stanowiły podparcie wału. Badania dotyczyły wpływu niecentryczności na czas i moc mieszania w mieszalnikach z kilkoma mieszadłami w zakresie mieszania burzliwego, przejściowego i burzliwego. Efektem moich badań były cztery publikacje [D10, D5, B9, B5] i 2 postery [E3, F1, F3].

W pracy [D10] i [F3] analizowałem wpływ niecentryczności na czas mieszania w mieszalniku z dwoma mieszadłami na wspólnym wale (turbiny Rushtona (RT), mieszadła turbinowego z sześcioma łopatkami prostymi (FBT) oraz mieszadła turbinowego z sześcioma łopatkami pochylonymi pod kątem  $45^\circ$  (PBT)). Na wale umieszczano mieszadła jednakowego typu (RT-RT, FBT-FBT, PBT-PBT). Częstość obrotów mieszadeł zmieniano w zakresie  $Re_m = 8400 \div 42300$ . Badania przeprowadziłem w zbiorniku bez przegród jak również w zbiorniku z przegrodami. Dla obu zbiorników stopień niecentryczności wyrażany, jako  $e/R$ , zmieniano w zakresie  $e/R = 0,6 \div 1$  w zbiorniku bez przegród i  $e/R = 0,7 \div 1$  w zbiorniku z przegrodami. Wykazano, że w mieszalnikach zaopatrzonych w standardowe przegrody dla  $e/R = 0,7 \div 1$  istnieje stosunkowo niewielki wpływ położenia mieszadeł na wartości czasu mieszania. Dla układów mieszadeł RT-RT i FBT-FBT stwierdziłem (dla  $8400 < Re_m < 17000$ ) wystąpienie minimum czasu mieszania przy  $e/R = 0,8$ . Również analiza mocy mieszania dla wszystkich układów mieszadeł potwierdza niewielki wpływ stopnia niecentryczności. W przypadku mieszalników bez przegród stwierdziłem, że dla stopnia niecentryczności  $e/R = 0,6 \div 1$  czas mieszania maleje wraz z jego zmniejszeniem. Dla układu mieszadeł RT-RT oraz FBT-FBT czas mieszania był najkrótszy dla  $e/R = 0,6$ . Redukcja czasu mieszania sięgała 50% dla  $Re_m < 17000$  i 30% dla  $Re_m < 26000$ . W pozostałych zakresach liczb Reynoldsa  $26000 < Re_m < 42300$  redukcja czasu mieszania nie była już tak wyraźna. Analiza mocy mieszania dla tych mieszadeł wykazała, że wzrasta ona wraz ze zmniejszeniem stopnia niecentryczności. W przypadku układu mieszadeł PBT-PBT dla  $0,8 < e/R < 1$  zaobserwowano niewielki wpływ niecentryczności na czas mieszania, natomiast w zakresie  $0,6 < e/R < 0,8$  wpływ ten jest wyraźniejszy. Najmniejsze wartości czasu mieszania uzyskano, podobnie jak dla mieszadeł promieniowych, dla  $e/R = 0,6$ .

W pracach [D5], [F1] podjąłem analizę czasu mieszania dla mieszania przejściowego w mieszalniku zaopatrzonym w trzy niecentryczne mieszadła. Badania przeprowadziłem w mieszalniku zaopatrzonym w trzy mieszadła RT (3RT), PBT (3PBT) oraz FBT (3FBT). Jako medium robocze zastosowałem 75% roztwór gliceryny, co umożliwiło przeprowadzenie badań w zakresie liczb Reynoldsa  $Re_m \in (290; 3000)$ . Stopień niecentryczności  $E/R$  dla mieszadeł wynosił  $E/R \in <0; 0,52>$ . Do oceny czasu mieszania zastosowałem metodę konduktometryczną. W przebadanym zakresie liczb  $Re_m$  najkrótsze czasy mieszania (dla mieszalnika z przegrodami) uzyskano dla układu 3RT a najdłuższe dla 3PBT. Badania eksperymentalne wykazały, że w zakresie  $Re_m = 299 \div 1170$  czas mieszania był krótszy wraz ze

wzrostem stopnia niecentryczności. Redukcja czasu mieszania w tym zakresie wyniosła 61%. Z kolei w zakresie  $Re_m = 1170 \div 3000$  zaobserwowano redukcję o około 20%. Czas mieszania był krótszy wraz ze wzrostem stopnia niecentryczności i był najkrótszy dla  $E/R = 0,52$ . W mieszalniku bez przegród zaobserwowano większą redukcję czasu mieszania wraz ze wzrostem stopnia niecentryczności  $E/R$ . Dla układu 3RT redukcja wynosiła 75%, dla 3FBT 56% a dla 3PBT 62%. Dla każdego układu mieszadeł zaproponowano równanie określające wpływ stopnia niecentryczności na czas mieszania

$$Ne_m^{0,33} \cdot Re_m \cdot Fo_m^A = B + C \left( \frac{E}{R} \right)$$

Dla układu 3RT stałe wynosiły:  $A=0,63$ ,  $B=630$ ,  $C=642,3$ , dla układu 3FBT:  $A=0,73$ ,  $B=548$ ,  $C=406,2$  a dla 3PBT:  $A=0,73$ ,  $B=861$ ,  $C=657,1$ .

W pracy [B9] i [E3] podjęto analizę wpływu stopnia niecentryczności w zakresie mieszania przejściowego dla mieszalnika zaopatrzonego w dwa mieszadła turbinowe. Badania prowadzono dla 75% roztworu gliceryny dla zakresie  $Re_m = 300 \div 4000$ . Badania przeprowadzono dla następujących układów mieszadeł RT-RT, FBT-FBT, PBT-PBT, FBT-RT, PBT-RT oraz RT-PBT. W pracy analizie poddano moc i czas mieszania dla następujących stopni niecentryczności  $E/R=0$ ,  $E/R=0,21$ ,  $E/R=0,32$ ,  $E/R=0,42$  oraz  $E/R=0,53$ . Do oceny czasu mieszania zastosowano metodą konduktometryczną a do mocy mieszania zastosowano czujniki tensometryczne mierzące moment obrotowy na wale mieszalnika. W analizowanym zakresie moc mieszania jest zależna od liczby Reynoldsa oraz od stopnia niecentryczności  $E/R$ . Dla stopnia niecentryczności  $E/R=0,53$  liczba mocy mieszania jest około 90% większa w porównaniu do  $E/R=0$  (układ centryczny) dla  $Re_m > 783$  oraz około 40% dla  $Re_m < 783$ . Najmniejsze wartości liczby  $Ne$  uzyskano dla układu PBT-PBT. Moc mieszania kształtowała się w kolejności (od najniższej): PBT-PBT < PBT-RT < RT-PBT < FBT-RT < RT-RT. Biorąc pod uwagę wzrost mocy mieszania to największy wpływ niecentrycznego umiejscowienia mieszadeł ujawnia się dla mieszadeł promieniowych.

W przypadku czasu mieszania zwiększenie niecentryczności powoduje jego skrócenie. Zaobserwowano to w zakresie  $E/R=0 \div 0,42$ . Dalsze zwiększenie stopnia niecentryczności powoduje zwiększenie czasu mieszania. Przyczyną tego jest zwiększenie oddziaływania mieszadło-ściana mieszalnika oraz niestabilności przepływu w tym obszarze. W pracy przeprowadzono również porównanie mieszania dla układu RT-PBT i PBT-RT. Krótsze czasy mieszania uzyskano dla kombinacji, w której mieszadło RT jest umieszczone w pobliżu powierzchni swobodnej (PBT-RT). Dla tej kombinacji czas mieszania był około 25% krótszy w porównaniu do RT-PBT. Z kolei zastosowanie mieszadła PBT, jako dolnego mieszadła powoduje wydłużenie czasu mieszania o 65% w stosunku do układu RT-RT. Dla przebadanych układów mieszadeł zaproponowano równanie łączące czas mieszania i moc mieszania w zakresie mieszania przejściowego (w mieszalniku bez przegród)

$$Ne_m^{0,33} \cdot Re_m \cdot Fo_m^{0,51} = 470 \left[ 8,81 \left( \frac{E}{R} \right)^3 - 4,46 \left( \frac{E}{R} \right)^2 - 0,09 \left( \frac{E}{R} \right) + 0,99 \right]$$

Na kolejnym etapie mojej pracy naukowej analizowałem wpływ niecentryczności mieszadeł na mieszanie w zakresie przepływu laminarnego. Takie mieszanie napotyka wiele problemów głównie spowodowanych występowaniem obszarów o małym stopniu wymieszania w pobliżu łopatek mieszadła. W pracy [B5] analizowano to zagadnienie dla mieszalnika zaopatrzonego w dwa mieszadła.

Zastosowano trzy układy mieszadeł: RT-RT, PBT-RT i RT-PBT. Stopień niecentryczności  $E/R$  wynosił odpowiednio 0, 0,21, 0,32, 0,42, 0,53. Badania przeprowadzono w 97% roztworze gliceryny dla trzech wartości liczby Reynoldsa:  $Re_m=9$ ,  $Re_m=29,5$  i  $Re_m=40$ . Przeanalizowano występowanie obszarów IMR, ich strukturę oraz wpływ stopnia niecentryczności. Do oceny struktur wykorzystano reakcję kwas-zasada w obecności barwnika czułego na zmianę pH.

Badania wykazały, że obszary IMR można podzielić ze względu na kształt na dwa rodzaje: pofalowane o kształcie nieregularnym UIMR oraz wstęgowe RIMR. Obszary te dodatkowo różnią się od siebie kątem pochylenia względem płaszczyzny mieszadła. Kąt pochylenia dla obszarów UMIR mieścił się w granicy od  $0^\circ$  do  $90^\circ$  (nad mieszadłem) oraz od  $270^\circ$  do  $360^\circ$  dla obszarów pod mieszadłem. Natomiast dla obszarów RIMR wynosił odpowiednio od  $90^\circ$  do  $180^\circ$  oraz od  $0^\circ$  do  $90^\circ$ . Kąty pochylenia obszarów są zależne od liczby Reynoldsa (maleją wraz z jej wzrostem) a także od stopnia niecentryczności. Stwierdzono, że obszary RIMR zwykle występują w pobliżu dolnego mieszadła. Zaobserwowano je dla stopni niecentryczności  $E/R=0,21$  i  $E/R=0,42$  tylko w zakresie mieszania laminarnego,  $Re_m=9$ . Ponadto struktury te częściej występują w układach mieszanych np. RT-PBT. Występowanie wymienionych obszarów IMR zależy od stopnia niecentryczności. Dla  $E/R=0,53$  identyfikacja obszarów IMR jest praktycznie niemożliwa.

Innym zjawiskiem występujących w układach niecentrycznych, oprócz występowania obszarów IMR, jest wyraźna segregacja objętości mieszalnika. Linia podziału występowała w połowie odległości między mieszadłami. W pracy wykazano, że zwiększenie stopnia niecentryczności nasila ten efekt. Również w przypadku mieszadeł promieniowych ten efekt jest bardziej widoczny aniżeli dla PBT. W przypadku układu RT-RT zaobserwowano wystąpienie czterech wyraźnych obszarów segregowanych ( $E/R=0,32$ ), których linia podziału przebiegała w połowie odległości między mieszadłami oraz na wysokości mieszadeł.

Analiza czasu mieszania wykazała, że podobnie jak w zakresie mieszania przejściowego, zwiększenie stopnia niecentryczności sprzyja skróceniu czasu mieszania. Najkrótsze czasy mieszania uzyskuje się dla największego stopnia niecentryczności. Przeprowadzone badania wykazały ponadto, że przy większych stopniach niecentryczności preferowane są dwa mieszadła PBT. Wskazuje to na wzrost mieszania osiowego w mieszalniku. W pracy **[B5]** analizowano również energię zmieszania  $Pt_m$ . Wyniki eksperymentalne wskazują, że dla stopnia niecentryczności  $E/R>0,21$  preferowany jest układ PBT-PBT.

W pracy **[B3]** poddałem analizie mieszanie laminarne w mieszalniku z dwoma mieszadłami zamontowanymi na wspólnym wale (RT-RT, PBT-RT, PBT-PBT). Badania przeprowadziłem w bezwodnym roztworze gliceryny w zakresie liczb Reynoldsa  $Re_m \in <9; 40>$ . W pracy określiłem położenie obszarów IMR w otoczeniu mieszadła. Badania wykazały, że wraz ze wzrostem liczby Reynoldsa obszary IMR oddalają się od osi mieszalnika w kierunku promieniowym i jednocześnie zbliżają się do linii mieszadła (w kierunku osiowym). W pracy zaproponowano równania pozwalające określić położenie obszarów IMR w otoczeniu mieszadła RT i PBT. Badania eksperymentalne wykazały, że biorąc pod uwagę najkrótszy czas mieszania najlepszym wyborem jest układ RT-RT, a następnie RT-PBT. Najdłuższe czasy mieszania, w przeciwieństwie do układów niecentrycznych, uzyskuje się dla układu PBT-PBT.

Kolejną tematyką, którą zajmowałem się po uzyskaniu stopnia naukowego doktora było rozpylanie. W pracy **[E9]** wykorzystano metodę analizy obrazu do analizy rozpylania układów dwufazowych gaz-ciecz w kolumnie rozpryskowej.

Wykazano, że wzrost natężenia przepływu gazu lub spadek natężenia przepływu cieczy, powodują zwiększenie deformacji fali filmu cieczy. Wykazano, że krople wytworzone w układzie roztworów polimeru są większe niż w układzie powietrze-woda.

W ramach pracy naukowej brałem również udział w projekcie badawczym kierowanym przez prof. dr hab. Lubomirę Broniarz-Press pt. Analiza przepływu trójfazowego gaz-ciecz-ciecz w dyszach rozpryskowych, w którym byłem jednym z głównych wykonawców. W projekcie przeprowadzałem analizę wpływu średnicy otworów na kąta rozpylania, opory przepływu, średnicę kropeł w dyszach rozpryskowych [B7, C2, D11, D9, D6, D8, D7, A1, E1, E4, E6, F2 i F4]. W projekcie tym odpowiadałem za wykonanie części pomiarów, analizę danych i dyskusję wyników, opracowanie w formie graficznej i tabelarycznej części wyników do publikacji.

W pracy [D11] przeprowadzono analizę rozpylania emulsji w dyszy z otworem wylotowym o przekroju pierścieniowym. Badania wykazały, że wraz ze wzrostem udziału objętościowego fazy rozproszonej maleje kąt rozpylania. Ponadto wraz ze wzrostem natężenia przepływu emulsji odnotowuje się zmniejszenie średniej średnicy objętościowo-powierzchniowej kropeł  $d_{32}$ .

W pracy [D8] analizowano wpływ natężenia przepływu gazu na kąt rozpylania emulsji. Badania eksperymentalne wykazały, że kąt rozpylania wzrasta wraz z natężeniem przepływu. Stwierdzono jednak nieliniową zależność między kątem rozpylania a natężeniem przepływu cieczy.

Analizę rozpylania w dyszach pneumatycznych podjęto w pracach [B7, D9, E4 i F2]. W badaniach rozpylano roztwory jednofazowe jak i dwufazowe ciecz-ciecz.. Wykazano, że średnica Sautera (SMD) kropeł zależy od natężenia przepływu cieczy i gazu, konstrukcji dyszy oraz parametrów fizykochemicznych cieczy. Stwierdzono, że średnica SMD maleje wraz ze wzrostem GLR (stosunkiem natężenia przepływu gazu do natężenia przepływu cieczy). Ponadto jest ona zależna od średnicy otworu wylotowego (jest mniejsza wraz ze wzrostem średnicy otworu) oraz lepkości emulsji i lepkości fazy rozpraszanej. Zaproponowano korelację opisującą powyższe zależności.

W pracy [D6] wykazano, że możliwe jest napowietrzanie cieczy z wykorzystaniem dysz pneumatycznych. Stwierdzono, że średnice pęcherzyków gazu w takich dyszach wynoszą od 20 do 250  $\mu\text{m}$  i są zależne od lepkości emulsji i fazy rozproszonej.

Jednym z podstawowych zagadnień związanych z rozpylaniem cieczy są opory przepływu. Na jego wartość największy wpływ odgrywa konstrukcja dyszy a wyniki są zwykle przedstawiane w postaci zależności współczynnika wypływu od liczby Reynoldsa. Zagadnienie to zostało omówione w publikacji [D7]. Dla dysz rozpryskowych wartości współczynnika wypływu zmieniały się od 0,3 ( $Re=30$ ) do 0,95 (dla  $Re=10000$ ). Zaproponowano równania wiążące współczynnik wypływu i liczbę Reynoldsa:  $C_D=0,817Re^{0,355}$  (dla  $30\leq Re<500$ ) oraz  $C_D=0,967e^{(150/Re)}$  (dla  $500\leq Re\leq 10000$ )

Wyniki badań projektu badawczego zostały również omówione w monografii *Przepływ trójfazowy gaz-ciecz-ciecz w dyszach rozpryskowych* [A1].

Jestem również współautorem prac dotyczących rozpylania roztworów politlenku etylenu oraz roztworów krzemionek [B8, B4]. W pracy [B8] analizowano wpływ konstrukcji oraz dodatku polimeru (politlenek etylenu PEO) na strukturę spreju w dyszach z wewnętrzną komorą mieszającą. Badania wskazały na występowanie trzech charakterystycznych etapów: wypływu kroplowego, skrzywionego ołówka, w

pełni rozwiniętego spreju. Fazy te są silnie zależne od parametrów fizykochemicznych i można je dzielić na subfazy. Badania wykazały, że masa cząsteczkowa oraz właściwości reologiczne PEO mają wpływ na wielkość kropeł. Dla parametru reologicznego  $n \in (0,89; 0,95)$  SMD wzrasta wraz z parametrem  $n$ . Zaobserwowano również wpływ masy cząsteczkowej na strukturę spreju. Wysoka masa cząsteczkowa powoduje, że sprej nie przyjmuje typowych form znanych z literatury. Stwierdzono również, że zwiększenie masy cząsteczkowej powoduje zwiększenie SMD. W pracy zaproponowano korelację opisującą tę zależność. Dodatkowo badania wykazały, że SMD zmniejsza się wraz ze wzrostem GLR.

Wyniki badań eksperymentalnych rozpylania roztworów krzemionek zaprezentowano w pracy **[B4]**. Przedmiotem badań był wpływ właściwości reologicznych oraz konstrukcji rozpylaczy musujących (z aeratorem gazu). Badania wykazały, że dodatek krzemionek do stężenia 0,4 kg krzemionki/kg roztworu nie powoduje znaczących zmian właściwości reologicznych. Dla badanych roztworów współczynnik wypływu zmniejszał się wraz ze wzrostem GLR. Zaproponowano korelację uwzględniającą tę zależność:  $C_D=0,0382GLR^{-0,81}$ . Wykazano, że współczynnik wypływu jak również SMD nie są liniowo zależne od GLR. Ich wartości gwałtownie maleją dla  $0 < GLR < 0,07$ . Z kolei dla  $GLR > 0,07$  spadek ten jest mniejszy. Dla  $GLR=0,07$  zanotowano również największy kąt rozpylania. Otrzymane wyniki wskazują, że dla  $GLR=0,07$  następuje zmiana charakteru przepływu z pęcherzykowego na pierścieniowy. Przeprowadzone badania wykazały, że na podstawie przebiegu zależności kąta rozpylania od GLR lub SMD od GLR można określić granicę między poszczególnymi typami przepływu.

Wpływ konstrukcji rozpylaczy musujących na rozpylanie roztworów poliakryloamidu został zaprezentowany dodatkowo w pracach **[C1]** i **[E1]**.

Badania nad lepkością wzdłużną prowadziłem również, jako jeden z głównych wykonawców projektu badawczego *Analiza lepkości wzdłużnej emulsji*, którego kierownikiem była dr inż. Sylwia Różańska. W ramach tego projektu zaprojektowano i zbudowano unikalny w skali kraju reometr wzdłużny wykorzystujący przepływ między dwoma przeciwstawnymi dyszami. Prowadziłem badania we współpracy z pozostałymi uczestnikami projektu nad lepkością wzdłużną emulsji zawierających różne oleje **[B2, C1, D3, D4, D2, A2, E2]**.

W pracach **[B2, D3, D4, C1, A2, E2]** przedstawiono wyniki badań reologicznych podczas przepływu wzdłużnego układu dwufazowego ciecz-ciecz z dodatkiem różnych roztworów polimerów. Wyniki wskazują, że lepkość wzdłużna jest ściśle zależna od właściwości fazy ciągłej jak również struktury emulsji. Największy wzrost lepkości wzdłużnej obserwuje się dla emulsji o kroplach zflokulowanych (dla emulsji z dodatkiem Na-CMC) i wzrasta ona wraz z udziałem objętościowych fazy olejowej. Dodatkowo stwierdzono większe wartości liczby Troutona dla emulsji w porównaniu z roztworem Na-CMC. W przypadku emulsji z dodatkiem gumy guar oraz hydroksypropylometylocelulozy lepkość wzdłużna również wzrastała wraz z udziałem fazy rozproszonej, jednak odnotowano mniejsze wartości liczby Troutona w porównaniu z czystym roztworem polimeru. Ponadto nie stwierdzono wpływu lepkości wzdłużnej na stabilność emulsji.

W pracy **[D2]** przedstawiono wyniki badań struktury kropeł emulsji z dodatkiem politlenku etylenu oraz Na-CMC w przepływie rozciągającym. Uzyskane wyniki wskazują występowanie emulsji stabilnej w przypadku kropeł mniejszych niż  $45 \mu\text{m}$  (w zakresie szybkości rozciągania od  $37,7 \text{ s}^{-1}$  do  $1019 \text{ s}^{-1}$ ). Zmiana struktury emulsji obserwowana jest, gdy krople przekraczają  $100 \mu\text{m}$ .

Jestem również autorem prac [B1, D1] poświęconych problemom projektowania instalacji procesowych. W pracach tych przedstawiono sposoby projektowanie obiektów przemysłowych w duchu tzw. filozofii BIM na przykładzie zajęć Komputerowego wspomaganie projektowania prowadzonych na Wydziale Technologii Chemicznej Politechniki Poznańskiej przez autora wspólnie z dr inż. Piotrem Mitkowskim.

### 5. Zestawienie ilościowe dorobku naukowego (na dzień 29-05-2017)

	Przed doktoratem	Po doktoracie	Razem
<b>Index Hirscha</b>			<b>6</b>
Cytowania	-	102	102
Sumaryczny IF	-	24,4	24,4
Artykuły opublikowane w czasopiśmie znajdujących się w bazie JCR	-	15	15
Artykuły w czasopiśmie zagranicznych (spoza listy JCR)	-	3	3
Artykuły w czasopiśmie krajowych (spoza listy JCR)	5	19	24
Publikacje w materiałach konferencji zagranicznych	4	14	18
Publikacje w materiałach konferencji krajowych	2	9	11
Referaty wygłoszone na konferencjach zagranicznych	-	5	5
Referaty wygłoszone na konferencjach krajowych	-	8	8
Skrypty/książki/monografie	1	5	6

Mój opublikowany dorobek po uzyskaniu stopnia doktora nauk technicznych obejmuje łącznie **37** prac, w tym **15** artykułów w czasopiśmie z listy JCR i **22** publikacji w czasopiśmie polskich i zagranicznych spoza listy JCR. Ponadto na mój dorobek naukowy składają się **23** publikacje w materiałach konferencji zagranicznych i krajowych, **13** referatów wygłoszonych na konferencjach zagranicznych i krajowych oraz **6** skryptów i książek.

Sumaryczny Impact Factor po uzyskaniu stopnia doktora nauk technicznych wynosi (na dzień 29-05-2017)  $IF_{\Sigma}=24,400$ , index Hirscha według bazy Web of Science wynosi  $H=6$ , liczba cytowań według bazy Web of Science (bez autocytowań) wynosi **102**.

## 6. Recenzje

Po uzyskaniu stopnia naukowego doktora nauk technicznych wykonałem **23 recenzje** artykułów w następujących czasopismach zagranicznych i polskich (stan na dzień 15-03-2017):

Nazwa czasopisma	Liczba recenzji
Archives of Mechanics	1
Central European Journal of Physics	1
Chemical Engineering & Technology	2
Chemical Engineering Communications	2
Chemical Engineering Research and Design	1
Environment Protection Engineering	1
Industrial & Engineering Chemistry Research	2
International Journal of Chemical Reactor Engineering	1
Journal of Industrial Engineering and Chemistry	1
Journal of Taiwan Institute of Chemical Engineers	1
Technical Transactions	1
Polish Journal of Chemical Technology	5
Chinese Journal of Chemical Engineering	1
Advances in Mechanical Engineering	2
ASME Journal of Fluid Engineering	1
<b>RAZEM</b>	<b>23</b>

## 7. Kursy i szkolenia

Wzmacnianie ochrony praw własności intelektualnej i przemysłowej, Warsztaty szkoleniowe, organizator Politechnika Poznańska, 2007

Analiza danych w STATISTICA: organizator StatSoft Polska, 2009

Analizy Chemometryczne w STATISTICA: organizator StatSoft Polska, 2009

AVEVA Administration: organizator AVEVA Gmbh oddział w Polsce, 2014

AVEVA Diagrams: organizator AVEVA Gmbh oddział w Polsce, 2014

AVEVA PDMS/E3D Modelling: organizator AVEVA Gmbh oddział w Polsce, 2014

AVEVA Engineering: organizator AVEVA Gmbh oddział w Polsce, 2016

Moodle - szkolenie E-learningowe, organizator: Politechnika Poznańska, 2017.

Poznań, 30 maja 2017 roku



Podpis