

dr hab. inż. Dariusz Kardaś
Instytut Maszyn Przepływowych
Im. Roberta Szewalskiego PAN
ul. Fiszera 14, 80-231 Gdańsk
e-mail: dk@imp.gda.pl

Gdańsk 21.01.2021

Recenzja pracy doktorskiej mgr inż. Przemysława Wojewódki

„Hydrodynamics and Mass Transfer in Spinning Fluids Reactor”

Praca doktorska mgr inż. Przemysława Wojewódki dotyczy reaktora z wirującym płynem (Spinnig Fluid Reactor SFR), w którym mieszając ciecz z gazem można doprowadzić do rozwinięcia powierzchni międzyfazowej i intensyfikacji reakcji chemicznych.

Doktorat powinien być oryginalnym rozwiązaniem zagadnienia naukowego oraz wykazywać wiedzę teoretyczną kandydata w danej dyscyplinie naukowej. Ustawa o stopniach naukowych nie stawia wymagań dotyczących wagi i znaczenia problemu, w tym względnie pozostawiając swobodę promotorowi i doktorantowi. Przepływ i wymiana masy między płynami w reaktorze wirowym jest bez wątpienia zagadnieniem naukowym. W przypadku recenzowanej pracy jej wyniki mogą mieć także praktyczne zastosowanie w urządzeniach technicznych i różnego rodzaju instalacjach.

Przedstawiona do recenzji praca liczy 155 stron, została podzielona na 17 części i opiera się na trzech artykułach, jednym opublikowanym w *Chemical Engineernig and Processing: Processes Intensification* i dwóch wydrukowanych w *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*. Treść kolejnych artykułów wiązą ze sobą rozdziały wprowadzające oraz rozdziały podsumowujące uzyskane wyniki.

W artykule zatytułowanym *Spinning Fluids Reactor: A new design of a gas –liquid contactor* (Artykuł nr 1) przedstawiono reaktor z wirującym płynem (SFR), który umożliwia uzyskanie dużej gęstości powierzchni międzyfazowej, co sprzyja intensywnej wymianie masy. Istotą działania tego typu reaktora jest mieszanie strumienia cieczy i gazów w zawirowanym przepływie. Oba płyny podawane są stycznie do osi obrotowej, przy czym pomiędzy nimi montowana jest porowata przegroda (IPP), przez którą przepływa gaz i miesza się z cieczą. Duża siła odśrodkowa działająca na ciecz i pęcherzyki zwiększa powierzchnię wymiany masy. Dzieje się tak przez naprężenia ścinające, dodatkowo zmniejszające rozmiary pęcherzyków w reaktorze.

W pierwszej części artykułu przedstawiono geometrię reaktora SFR, który składa się z głowicy, części głównej, przegrody rozdzielającej i podstawy. Porowata przegroda IPP odgrywa bardzo ważną rolę w całym urządzeniu – jest odpowiedzialna za wprowadzenie gazu do cieczy. Kierunek wlotu gazu może być współ- lub przeciwpądowy w stosunku do przepływu cieczy, przy czym oba płyny wirują po przeciwnych ścianach IPP. Poprzez małe otwory w przegrodzie gaz przenika do warstwy przyściennej

cieczy. Małe otwory i odpowiednio wysokie strumienie gazów i cieczy powodują powstawanie mieszaniny pęcherzykowej.

Korzystając z szybkiej kamery zamontowanej na wylocie z reaktora można było pomierzyć średnice pęcherzyków powstałych w SFR. Na podstawie tych pomiarów stworzono rozkład średnic pęcherzyków. Zgodnie z definicją Sautera średnia średnica pęcherzyków dla $\varepsilon_G=0.85$ wynosiła ponad 4mm zaś dla $\varepsilon_G=0.87$ była zbliżona do 2,4mm. Tak przeprowadzone pomiary i ich analiza były podstawą do wyznaczenia gęstości powierzchni międzyfazowej a . Jej wartość wynosi od $3700\text{m}^2/\text{m}^3$ do $16400\text{m}^2/\text{m}^3$. Te wartości gęstości powierzchni międzyfazowej są dużo wyższe, niż parametry uzyskiwane w innego typu reaktorach.

Dalsze badania przeprowadzono z zastosowaniem czynnika powierzchniowo czynnego, czyli metyloizobutylokarbinol (MIBC). W tym przypadku, za pomocą analizy fotografii, zmierzony został rozkład średnic pęcherzyków oraz wyznaczona została średnia średnica pęcherzyków. Następnie przedstawiono wyniki współczynnika całkowitej wymiany masy w zależności od strumienia objętości gazu przy stałym wydatku cieczy. Eksperyment przeprowadzono w układzie woda-tlen i mierzono stężenie rozpuszczonego tlenu. Według tych pomiarów współczynnik k_{La} rośnie ze wzrostem Q_G , przy czym stosując dłuższą porowatą przegrodę uzyskuje się wyższy k_{La} . Maksymalne k_{La} wynosiło $0,026\text{s}^{-1}$, co w porównaniu z innymi konstrukcjami jest niską wartością.

W podsumowaniu tej części pracy Doktorant wskazuje na konieczność znalezienia innego parametru niż udział fazy gazowej dla analiz zjawisk w reaktorze typu SFR i proponuje uwzględnić czas przebywania płynu w reaktorze. Ponadto, wskazuje na potrzebę określenia objętości układu pomiarowego, zwłaszcza gdy część w której zachodzi reakcja jest niewielką częścią objętości całkowitej.

Kolejna publikacja zatytułowana *Residence time distribution in rapid multiphase reactors* (Artykuł nr 2) dotyczy pomiaru rozkładu czasu przebywania płynu w reaktorze z wirującymi płynami. Na wstępie do tego artykułu Doktorant przedstawił w nim dwa cele. Pierwszym był opis hydrodynamiki przepływu fazy ciekłej w reaktorze SFR rozumiany przez niego jako analiza momentów rozkładu czasu rezydencji: średniego czasu przebywania (t_{MRT}) i wariancji (σ^2). Drugim celem badań było określenie udziałów objętościowych cieczy dla tych samych warunków i tej samej geometrii.

W artykule tym znajduje się opis metody analizy czasu przebywania płynu w reaktorze za pomocą transformacji Fouriera sygnału koncentracji znacznika. Bazując na pomiarze koncentracji znacznika na wlocie i wylocie z reaktora można wyznaczyć krzywą rozkładu czasu rezydencji płynu. Z kolei bazując na funkcji rozkładu czasu rezydencji i koncentracji znacznika na wlocie istnieje możliwość wyznaczenia koncentracji na wyjściu. Do przetworzenia cyfrowych wartości pomiarów na funkcje okresowe używa się transformacji i odwrotnej transformacji Fouriera. W eksperymentach jako znacznika wykorzystano chlorek sodu, zaś do wyznaczenia jego stężenia zastosowano metodę, która bazuje na pomiarze napięcia. Układ pomiarowy składa się z stałonapięciowego źródła prądu, sondy pomiarowej i podłączonego szeregowo rezystora oraz woltomierza. Układ pomiarowy podaje przewodność, która jest proporcjonalna do stężenia NaCl. W obróbce wyników pomiarów Doktorant stosował OriginPro2017 i po usunięciu szumów za pomocą filtra Hunta uzyskiwał znormalizowaną funkcję rozkładu koncentracji znacznika. Transformacja Fouriera koncentracji wyjściowej i wejściowej pozwala wyznaczyć częstotliwościową funkcję rozkładu czasu rezydencji płynu w reaktorze. Wyznaczenie funkcji rozkładu czasu rezydencji $E(t)$ wymagało zastosowania odwrotnej transformacji Fouriera. Uzyskując $E(t)$ można obliczyć średni czas rezydencji płynu w reaktorze t_{MRT} oraz wariancję σ^2 .

Kolejnym działaniem Autora była analiza statystyczna uzyskanych wyników w zależności od strumieni masy cieczy i gazów, oraz parametrów wewnętrznej porowatej przegrody (IPP). Do tych parametrów zaliczają się powierzchnia otwarta, grubość siatki, porowatość, średnica porów. Za

pomocą programu Eureka i algorytmów ewolucyjnych poszukiwano optymalnych relacji pomiędzy zmiennymi. W tym celu zakładano funkcję celu, dla której program wyznaczał optymalną korelację pomiędzy parametrami.

Uzyskane wyniki średniego czasu rezydencji t_{MRT} i wariancji σ^2 przedstawiono dla poszczególnych serii pomiarowych. Średni czas rezydencji płynu wynosi od 0.211s do 0.639s, maksymalne wartości wariancji dochodziły do 0,118s² a minimalne było o dwa rzędy wielkości mniejsze. Przedstawione w pracy funkcje rozkładu czasu rezydencji mają bardzo różne przebiegi, przy czym niskie wariancje występują dla $V_L=18,75\text{dm}^3/\text{min}$, zaś najwyższe przy $V_L=37,5\text{dm}^3/\text{min}$. Zwiększenie wydatku cieczy skutkuje spadkiem wariancji. Przy wyższych wydatkach cieczy widoczna jest duża dyfuzja rozkładu czasu rezydencji, co objawia się śladem impulsu przekraczającym 1 s.

Na Fig. 8 Autor przedstawił porównanie stężenia znacznika na wyjściu i na wyjściu. Przy małej wariancji sygnału czas rezydencji jest bardzo wyraźnie widoczny. Oryginalny sygnał wyjściowy przetworzony za pomocą transformacji Fouriera został wygładzony, ale zachował kształt i zgodność z krzywą eksperymentalną.

W dalszej części tej pracy znajduje się analiza wpływu parametrów przepływowych oraz porowatej przegrody (IPP) na czas rezydencji i jego wariancję. W rezultacie uzyskano wielomiany wielu zmiennych, których wyniki porównane z rezultatami eksperymentów uzyskując wysoki współczynnik regresji R^2 . Dalsze analizy doprowadziły do konkluzji, że największy wpływ na t_{MRT} i σ^2 ma strumień cieczy. Według Doktoranta zwiększenie strumienia cieczy powoduje wyższą liniową (osiową) i wirową (obwodową) prędkość płynu, co z kolei wpływa na siłę odśrodkową. Wyższa siła odśrodkowa ma wydłużyć czas wirowania cieczy w reaktorze. Autor twierdzi, że ten efekt może być zmniejszony na skutek fazy gazowej, która ponadto powoduje zmniejszenie wariancji. Analizując wpływ poszczególnych parametrów procesu Doktorant pokazuje, że największy wpływ na t_{MRT} ma strumień cieczy a w dalszej kolejności średnica porów d_p . Również porowatości przegrody ma mniejszy wpływ na czas rezydencji.

Wśród wniosków występujących w podsumowaniu tego artykułu warto wspomnieć o jego dużym potencjale przemysłowym w zastosowaniach do chemii szybkich reakcji, co znajduje uzasadnienie w ostatnich częściach doktoratu.

Trzeci artykuł zatytułowany *Mass transfer in Spinning Fluids Reactor – measurement and prediction* (Artykuł nr 3) dotyczy wymiany masy w reaktorze z wirującym płynem SFR i jest rozwinięciem badań prowadzonych w dwóch poprzednich publikacjach: Artykule 1 i Artykule nr 2. We wstępie do tej części Autor definiuje kilka zadań do realizacji m.in. określenie obszaru transferu masy w reaktorze, całkowity objętościowy współczynnik wymiany masy i opracowanie równania modelowego na wymianę masy. Ponadto, wskazano możliwość pomiarów przewodności mieszaniny dwufazowej w celu określenia wymiany masy.

Autor przedstawia pomiary i metodę wyznaczenia gęstości powierzchni międzyfazowej oraz współczynnika szybkości reakcji. Badania szybkości reakcji prowadzono w reaktorze z wirującym płynem SFR, do którego podawano roztwór siarczynu sodu, zaś jako fazę gazową zastosowano powietrze atmosferyczne. Dodatkowo stosowano roztwór azotanu kobaltu do cieczy jako katalizatora.

Parametry wymiany masy określono na podstawie pomiarów przeprowadzonych na stanowisku badawczym składającym się z reaktora SFR, zbiornika, pompy cieczy i wentylatora powietrza oraz układu pomiarowego. Siarczyn sodu Na_2SO_3 w ilości ok. 5000g rozpuszczony został w 50dm^3 wody. Do roztworu dodano jony kobaltu Co^{2+} w celu uzyskania odpowiednich warunków do wyznaczenia a i $k_L a$. Wyznaczenie powierzchni wymiany masy wymaga żeby reakcja przebiegła szybko, zaraz po kontakcie cieczy z gazem. Dzięki temu jedynym parametrem wpływającym na intensywność

wymiany masy jest powierzchnia między fazą ciekłą i gazem. Ten warunek jest spełniony, gdy wartość liczby Hatty określającej stosunek szybkości reakcji składnika gazowego do szybkości dyfuzji tego składnika w warstwie cieczy jest dużo większy od jedności. Z kolei w celu określenia $k_L a$ liczba Hatty musi być dużo mniejsza od jedności.

Istotną częścią pracy było rozróżnienie objętości samego reaktora od objętości całej instalacji. Zasadniczo w tego typu układach występuje zbiornik przez co całkowita objętość fazy ciekłej jest większa, niż objętość reaktora. Powoduje to, że nie jest możliwe bezpośrednio porównanie różnych konstrukcji bez znajomości całej geometrii całego układu. Doktorant podkreśla, że jako pierwszy wyznaczył parametry wymiany masy w reaktorze z recyrkulacją cieczy przy uwzględnieniu objętości reaktywnej oraz pojemności zbiornika buforowego.

Eksperymenty przeprowadzono przy wydatkach cieczy i gazu takich jak w poprzednich częściach pracy oraz dla identycznej geometrii reaktora. Pomiar wskazuje na gęstość powierzchni międzyfazowej ciecz-gaz w zakresie od 12 202 - 257 720 m^2/m^3 (na objętość cieczy w SFR) i 2 192 - 162 850 m^2/m^3 (na objętość IPP). Wielkości te są dużo wyższe, niż w innych rodzajach reaktorów, ale także o rząd wielkości przewyższają wyniki przedstawione w Artykule nr 1.

Współczynniki szybkości wymiany masy $k_L a$ uzyskano w wyniku szeregu eksperymentów przy V_L jak w Artykule nr 2. Zastosowano również różne przegrody porowate. Reaktor SFR, którego Doktorant jest współautorem, charakteryzuje się wielokrotnie wyższym całkowitym współczynnikiem wymiany masy. Zestawienie $k_L a$ uzyskanego we własnym urządzeniu, z wynikami na innych typach reaktorów, dowodzi jego wysokiej efektywności.

W dalszej części pracy, w rozdziale 12 i 13 doktoratu, Autor przedstawił przykłady praktycznego zastosowania opracowanego urządzenia. W pierwszym przypadku dotyczyło to oczyszczania biogazu z CO_2 , zaś rozdział 13 mówi o odgazowaniu CO_2 z wody.

Uwagi ogólne

Lektura pracy naukowej wymaga uwagi i skupienia, a w przypadku doktoratu P. Wojewódki wiązało się to z dodatkowym wysiłkiem, co wynika jak się wydaje z dwóch przyczyn. Pierwsza to przyjęta koncepcja oparcia doktoratu na artykułach wcześniej opublikowanych przez Doktoranta wraz z Promotorami, a następnie dodanie do nich rozdziałów ze wstępami i podsumowaniami. Te dodatkowe części wprawdzie uzupełniają całość, poszerzają prowadzone badania, wyjaśniają podjęte kroki, ale jednocześnie wprowadzają znaczne nieuporządkowanie. W efekcie praca zawiera dużo wiadomości, które rozproszone są w jej różnych częściach. Doktorat powinien zawierać istotną wiedzę w danej dyscyplinie naukowej, pokazując horyzont zainteresowań i umiejętności autora. Dobrym zwyczajem jest rozdział stanowiący wprowadzenie, zawierający obszerny przegląd literatury, w którym doktorant przybliży własne spojrzenie na tematykę pracy. Niestety, ta praca pozbawiona jest takiego wprowadzenia i wstępu a wiedza dotycząca podstaw hydrodynamiki i wymiany masy w układach przepływowych dawkowana jest bardzo oszczędnie.

Z drugiej strony pracę P. Wojewódki charakteryzuje szeroka perspektywa zainteresowań i podejmowanie nowych zagadnień, które wynikły podczas dotychczasowych badań. Jest to bardzo pozytywna cecha badacza – zdolność formułowania problemów naukowych, a uzupełniona przez chęć poznania stanowi dobry prognostyk na przyszłość. Jednakże, moim zdaniem, w tym wszystkim zabrakło dbałości o porządek, albo trochę czasu w końcowej fazie doktoratu. Trochę szkoda, bo wyniki uzyskane przez Doktoranta a dotyczące rozkładów średnic pęcherzyków, współczynnika szybkości reakcji, czasu rezydencji są bardzo interesujące.

Uwagi szczegółowe i pytania

Generalnie, podczas czytania uwagę zwraca brak oznaczeń współrzędnych, składowych wektora prędkości. Zagadnienie, które Autor bada, dla którego buduje reaktor i prowadzi pomiary ma swoją trójwymiarową geometrię warunkującą przepływ masy, pędu i energii. Szkoda, że w pracy nie zamieszczono choćby schematycznego dwuwymiarowego rysunku przedstawiającego przepływ obu faz i ich mieszanie. Jest bardzo ciekawe jak Autor wyobraża sobie strukturę przepływu w reaktorze, szczególnie w pobliżu przegrody porowatej. Znamienne, że w pracy która dotyczy hydrodynamiki przepływu, ani razu nie ma oznaczonej współrzędnej osiowej, ani promieniowej, choć Autor o nich pisze. Tak w ogóle o hydrodynamice w tym doktoracie jest stosunkowo niewiele. Nie ma ciśnień, prędkości i gęstości, występują jedyni wydatki i czas rezydencji.

Wspomniany brak rozdziału, który byłby szerszym wprowadzeniem do zagadnień przepływowych i wymiany masy, powoduje że pojawiają się ważne ale nie zdefiniowane wielkości. W pracy brakuje definicji bądź opisu takich wielkości jak ϵ , k_{La} . O ile w artykule jest to częściowo zrozumiałe, ze względu na ograniczenia objętości, to w pracy doktorskiej takich obostrzeń nie ma, a brak opisów i wyjaśnień zdecydowanie utrudnia czytelnikowi lekturę.

W pracy jest sporo wyników, które się pojawiają, ale metoda ich obliczenia jest w innym rozdziale, albo jej nie ma. Analizując wyniki k_{La} przedstawione na str. 21 w Table1 trudno było ustalić na jakiej podstawie je uzyskano. Nie wiadomo także, co było podstawą obliczeń przedstawionych na stronie 22 na Fig.9. Przy bardziej starannej redakcji pracy doktorskiej takie informacje na pewno znalazłyby się w odpowiednim miejscu. Z drugiej strony w pracy pojawiają się wątki, istotne dla całości np. wzór (3) na stronie 19, który przez brak oznaczeń jest mało czytelny i nie pomaga zrozumieć zasady działania reaktora.

Przechodząc do uzyskanych wyników, interesujące są pomiary średniego czasu rezydencji płynu w reaktorze (Table 2, str 45) dla różnych rodzajów przegrody porowatej (IPP) które są w szerokim zakresie od 0.211 sek do 0.639 sek. Strumień masy cieczy zmieniano w przedziale od 18,75 dm³/min do 75 dm³/min. Szkoda, że Doktorant nie zamieścił osobnych wykresów zależności t_{MRT} od objętościowego wydatku cieczy strumienia V_L , a także od strumienia masy gazów V_G . Ciekawe byłoby również uwzględnienie sumy strumieni objętościowych i pokazanie ich wpływu na czas rezydencji. Reżim przepływu dwufazowego silnie zależy od stosunku strumieni obu czynników oraz od liczby Reynoldsa. Właściwym byłoby uwzględnienie wpływu tych parametrów hydrodynamicznych na czas rezydencji płynów. Wyniki uzyskane przez Autora wskazują na istotny wpływ stosunku strumieni mas obu płynów na czas i przede wszystkim wariację czasu rezydencji. Oglądając wyniki pomiarów wydało się niezrozumiałe, że Autor nie odniósł się do teoretycznego uśrednionego czasu przebywania płynu w reaktorze. Choć przepływ cieczy ma charakter turbulentny, dwufazowy i silnie wirowy to przecież geometria reaktora jest znana, tak jak znana jest jego objętość.

Niejasna jest korelacja na t_{MRT} określona wzorem (14) na st. 46. Po pierwsze takie podejście statystyczne, bez wnikania w fizykę przepływu, pokazuje pewną bezradność, która w jednym wzorze miesza różne parametry. Ale pomijając nawet tę uwagę, trudno zrozumieć zupełny brak strumienia gazów. W przypadku wariacji czasu rezydencji brak strumienia gazów jest jeszcze bardziej zadziwiający, ponieważ σ^2 zmienia się parokrotnie w zależności od V_G (Table 2 str 45). Pytanie dlaczego V_G znika zupełnie w korelacji?

Sformułowana na stronie 47 teza, że zwiększenie strumienia cieczy powoduje wydłużenie średniego czasu rezydencji wymagałaby weryfikacji. Autor posiada wyniki pomiarów i wystarczy

stworzyć wykres przedstawiający t_{RMT} od V_L , by móc potwierdzić bądź odrzucić twierdzenie. W związku z powyższymi zagadnieniami chciałbym zadać pytanie czy Autor analizował zależność – przynajmniej trochę akademicką—pomiędzy drogą, prędkością i czasem ruchu płynu w przypadku przepływu jednorodnego (ze stałą prędkością liniową) w kanale cylindrycznym i w przypadku przepływu wirowego (z założoną składową prędkością kątową) w tym samym kanale?

Na stronie 49 pojawia się wyjaśnienie stwierdzenie, że odbiegające od pozostałych wyniki dla $V_L=37,5 \text{ dm}^3/\text{min}$ i $V_G=16,75 \text{ m}^3/\text{h}$, $33,5 \text{ m}^3/\text{h}$ i $67 \text{ m}^3/\text{h}$ mogą wynikać ze stosunku energii kinetycznej gazu i cieczy. Szkoda, że ta hipoteza nie została zweryfikowana, a Autor nie oszacował energii kinetycznej obu faz. W pracy są wielokrotne odwołania do takich pojęć jak prędkość, siła i energii i niestety nie ma szacowania ich wielkości.

Na stronie 51 pojawia się stwierdzenie, że w oparciu o średni czas rezydencji cieczy oraz i wydatek objętościowy całkowita objętość zajęta przez ciecz może zostać obliczona, ale nie podano żadnych wyników.

W Artykule 3 pokazano w tablicy na stronie 68 wartości gęstości powierzchni międzyfazowej i szybkość wymiany masy. Byłoby rzeczą korzystną zamieścić wykresy a i $k_L a$ od V_L i V_G oraz ich stosunku. Wyniki dalszych analiz mówią, że strumienie objętości są istotne, ale nie odpowiadają na pytanie jaki jest charakter tego wpływu, czy np. $k_L a$ jest funkcją malejącą czy rosnącą strumieni masy? Odpowiednie wykresy ten wpływ by wyjaśniły.

Maksymalne gęstości gęstość powierzchni międzyfazowej ciecz-gaz przedstawione w Artykule 1 wynoszą około $1,6 \times 10^4 \text{ m}^2/\text{m}^3$, zaś w Artykule 3 $1,6 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Czy Autor może to wyjaśnić? Zamieszczone także w Artykule 3 (Table 3, str 69) całkowite współczynniki wymiany masy $k_L a \times 10^2$ różnią się od siebie znacznie w zakresie od 12 202 - 257 720 m^2/m^3 (na objętość cieczy w SFR) i 2192 - 162850 m^2/m^3 (na objętość IPP). Wielkości te są dużo wyższe, niż w innych rodzajach reaktorów, ale o rzędy wielkości przewyższają wyniki przedstawione w Artykule nr 1. Czy tu chodzi o wpływ zbiornika, czy są inne przyczyny? Na stronie 82 przedstawiono wzór (19) na koncentrację powierzchni międzyfazowej a_{chem} . Proszę podać jakie były wartości poszczególnych składowych, które prowadzą do końcowego wyniku $a_{chem} = 4291 \text{ m}^{-1}$.

Nie do końca zrozumiały jest cel prezentacji pomiarów z rozdziału 12. Efekt absorpcji CO_2 jest oczywiście widoczny, ale jak to się ma badań przedstawionych w Artykułach 1, 2 i 3? Rozdziały 12 i 13 bez wątplenia dowodzą skuteczności działania reaktora z wirującym płynem SFR, ale mają stosunkowo luźny związek z poprzednimi częściami doktoratu. Według Recenzenta zbędna jest tak duża liczba rysunków technicznych (str 111-141). Tego typu załącznik byłby bardziej odpowiedni w raporcie lub dokumentacji.

Podsumowanie

Podsumowując stwierdzam, że praca doktorska przedstawiona przez mgr inż. Przemysława Wojewódkę ma charakter naukowy i jest oryginalnym rozwiązaniem zaprezentowanego problemu. W przedstawionej pracy Autor wykazała się umiejętnościami eksperymentalnymi i wiedzą w dziedzinie reaktorów z wirującymi płynami, a także analizą uzyskanych wyników. Według mojej oceny przedstawiona praca spełnia wymagania stawiane rozprawom doktorskim w ustawie o stopniach naukowych i tytule naukowym. Biorąc powyższe wnioskuje o przyjęcie rozprawy doktorskiej mgr inż. Przemysława Wojewódki i dopuszczenie jej do publicznej obrony.

Lista pytań szczegółowych i uwag redakcyjnych:

1. Str. 20, jaka jest definicja gas holdup ϵ_G i w jaki sposób ją wyznaczono?
2. Str. 43, błąd: In Fig 5B, the detector ...-
3. Str. 45, odwołanie do nieistniejącego rysunku: Fig S2
4. Str. 46, odwołanie do nieistniejącej tabeli: Table S1
5. Str. 66, jak jest różnica pomiędzy a_S i a_{SFR} ?
6. Str. 70 odwołanie do nieistniejących rysunków Fig.S11, Fig. S12
7. Drobną uwagę – pewną wadą pracy składającej się z artykułów są zmiany oznaczeń dotyczących tych samych wielkości np. strumieni objętościowych.