

Dr inż. Maciej KABZIŃSKI¹

Prof. dr hab. inż. Jerzy BAŁDYGA²

¹ Katedra Inżynierii i Aparatury Przemysłu Spożywczego
Wydział Technologii Żywności

Uniwersytet Rolniczy w Krakowie

² Zakład Inżynierii i Dynamiki Reaktorów Chemicznych

Wydział Inżynierii Chemicznej i Procesowej

Politechnika Warszawska

WYBRANE METODY OPISU WŁAŚCIWOŚCI REOLOGICZNYCH PODCZAS MIESZANIA[®]

Selected methods of describing rheological properties during mixing[®]

Słowa kluczowe: Reometria mieszadłowa, mieszadła, właściwości reologiczne.

Artykuł przedstawia przegląd metod opisu właściwości reologicznych substancji podczas mieszania w przemyśle produkcji żywności. Scharakteryzowano zasady reometrii mieszadłowej oraz metody wyznaczania naprężenia ścinającego i szybkości ścinania w mieszalnikach zaopatrzonych w mieszadła o różnej konstrukcji. Podano ponadto zalety i ograniczenia stosowania reguł reometrii mieszadłowej.

Key words: Mixer-type rheometry, agitators, rheological properties.

The article presents an overview of methods for the description of rheological properties of substances during mixing in the food production industry. The rules of mixer-type rheometry and methods of determining shear stress and shear rate in mixers equipped with various designs agitators were characterized. The advantages and limitations of the use of mixer-type rheometry rules are also given.

WSTĘP

Mieszanie jest operacją podstawową wielu procesów technologicznych występujących w zarówno w przemyśle spożywczym, chemicznym, petrochemicznym jak i kosmetycznym. Mieszanie może być prowadzone na wiele sposobów, między innymi mechanicznie, pneumatycznie, hydraulicznie [16] lub przy zastosowaniu ultradźwięków. Najpowszechniej wykorzystuje się mieszanie mechaniczne, to jest mieszanie prowadzone przy użyciu mieszadeł o różnej konstrukcji. Operacja ta prowadzona jest w celach: wytwarzania roztworów lub zawiesin, ujednorodnienia gradientów stężeń lub temperatury w obrębie ośrodka poddawanego mieszanemu, przyśpieszenia reakcji chemicznych, wywołania lub zintensyfikowania niektórych zjawisk fizycznych oraz przeciwdziałania przegrzewaniu bądź przypiekaniu się medium podczas operacji termicznych [16] lub zapobiegania rozwarstwianiu się zawiesin [6, 8, 19]. Mieszanie może być prowadzone w układach jednofazowych jak i dwufazowych (na przykład ciecz-ciało stałe lub ciecz-gaz), a także trójfazowych: ciecz-ciało stałe-gaz [8]. Różnorodne cele wymagają wyodrębnienia dwóch podstawowych, ze względu na intensywność prowadzenia operacji, form mieszania mechanicznego: wysokoobrotowego oraz niskoobrotowego.

Mieszanie wysokoobrotowe stosuje się wtedy, gdy celem operacji jest wytworzenie nowego układu, ujednoczenie składu lub zminimalizowanie różnic temperatury w obrębie

ośrodka mieszanego oraz w celu zintensyfikowania prowadzenia reakcji chemicznych. Ta forma mieszania wymaga stosowania mieszadeł generujących osiowy (mieszadła śmigłowe lub łopatkowe), promieniowy (mieszadła turbinowe), promieniowo-osioły lub mieszany strumień przepływu (różnorodne konstrukcje pośrednie mieszadeł) [15, 19, 21]. Z kolei mieszanie wolnoobrotowe prowadzi się przy użyciu elementów mechanicznych z grupy mieszadeł wąskoprześwitowych, której przedstawicielami są mieszadła kotwicowe, palczaste, ramowe, wstęgowe oraz ślimakowe [12, 19]. Mieszadła te charakteryzują się wywoływaniem w mieszalniku przepływu okrężnego. Mieszanie wolnoobrotowe jest stosowane niejednokrotnie w procesach technologicznych układów o dużej lepkości, na przykład do podtrzymywania w ruchu ośrodków wytworzonych na bazie hydrokoloidu i skrobi w przemyśle spożywczym lub mieszania stopionych polimerów w przemyśle chemicznym. Prędkość obrotowa mieszadła ma również wpływ na charakter wywoływanego w mieszalniku przepływu, do którego zdefiniowania stosuje się zastępczą liczbę Reynoldsa dla mieszania (Re_m). I tak przepływ laminarny obserwuje się dla $Re_m < 10$, przepływ przejściowy w zakresie $10 < Re_m < 10\,000$, zaś dla wartości Re_m większych od 10 000 mieszanie prowadzone jest w przepływie burzliwym [19].

Należy mieć na uwadze, że bardzo często operacji mieszania poddaje się układy o złożonym charakterze reologicznym, których lepkość zależy nie tylko od szybkości ścinania, lecz

także od czasu mieszania. W takich przypadkach mieszanie może mieć bardzo duży wpływ na zmiany w obrębie struktury danego ośrodka (często nieodwracalne), co z kolei może skutkować pogorszeniem (niszczenie struktury) lub polepszeniem (tworzenie struktury) parametrów wchodzących w skład szeroko pojętej jakości wyrobu finalnego.

Wspomniane wyżej zmiany lepkości ośrodków poddawanych mieszaniu są niezbędne do prawidłowego zaprojektowania urządzeń linii technologicznej oraz prowadzenia procesu przemysłowego. Do określenia wielkości opisujących właściwości reologiczne stosuje się najczęściej różnorodne testy reologiczne przeprowadzane z wykorzystaniem reometrów rotacyjnych. Wśród zalet prowadzenia pomiarów w reometrach rotacyjnych wymienić należy, przede wszystkim, dużą precyzję i dokładność pomiarów oraz możliwość badania zjawisk reologicznych w szerokim spektrum [7]. Metoda ta nie jest pozbawiona wad, do których należą: wysoka cena dobrej jakości reometrów rotacyjnych oraz konieczność przerywania operacji mieszania w celu pobrania próbek. Ponadto, warunki prowadzenia operacji w mieszalniku mogą być trudne lub niemożliwe do odtworzenia w reometrze rotacyjnym (inna objętość próby, różnorodna geometria mieszadeł, efekty skali, występowanie segregacji dyspersji). Z tego względu najlepszym rozwiązaniem jest prowadzenie pomiarów bezpośrednio w mieszalniku i odnoszenie uzyskanych danych do poszczególnych parametrów reologicznych.

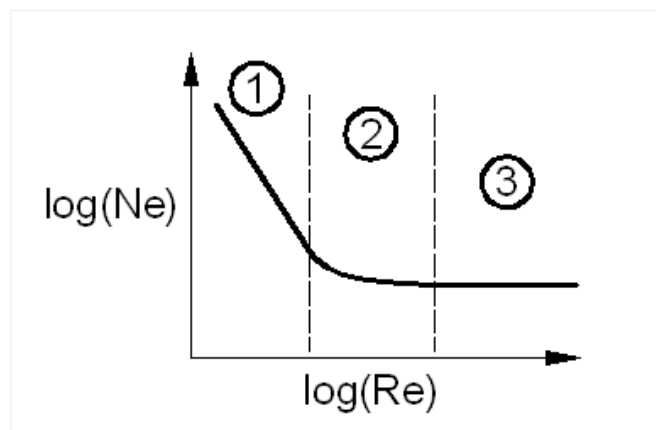
Ze względu na podane powyżej problemy, występujące podczas mieszania układów o złożonych właściwościach reologicznych, **celowym jest przedstawienie zasad reometrii mieszadłowej, stanowiącej narzędzie służące do wyznaczania parametrów reologicznych na podstawie wielkości mierzonych podczas operacji mieszania.**

PODSTAWY OPISU OPERACJI MIESZANIA

Opis mieszania można prowadzić za pośrednictwem różnych parametrów: stopnia zmieszania, efektywności mieszania oraz intensywności mieszania. Pod pojęciem stopnia zmieszania rozumie się stosunek rozproszania wzajemnego dwu lub więcej substancji do stanu rozproszania idealnego, osiąganego przy doskonałym wymieszaniu układu. Z kolei efektywność mieszania opisuje nakład energetyczny niezbędny do osiągnięciażądanego efektu technologicznego [19]. Najczęściej jednak do charakteryzowania operacji mieszania, ze względu na możliwości wykorzystania podczas projektowania aparatury oraz parametrów procesowych, wykorzystuje się intensywność mieszania. Pojęcie to może odnosić się do szybkości obrotów mieszadła, prędkości obwodowej końca łopatek mieszadła, wartości zastępczej liczby Reynoldsa dla mieszania lub do mocy mieszania, liczonej niejednokrotnie na jednostkę objętości lub masy mieszanej cieczy [19]. Ten ostatni sposób znalazł najszerokie zastosowanie w opisie mieszania, ponieważ wiąże ze sobą właściwości mieszanego układu z warunkami prowadzenia operacji i parametrami geometrycznymi aparatury, a także umożliwia porównywanie mieszania różnych ośrodków prowadzonego w mieszalnikach układu o odmiennej geometrii. Moc mieszania zależy od średnicy mieszadła, wymiarów geometrycznych mieszadła i mieszalnika, lepkości i gęstości cieczy, częstości obrotów mieszadła oraz przyśpieszenia ziemskiego [11].

W klasycznym ujęciu określenie zapotrzebowania mocy mieszania polega na wyznaczeniu zastępczych liczb podobieństwa: liczby Newtona, Reynoldsa oraz Froude'a.

Znajomość zastępczych liczb: Newtona, Reynoldsa i Froude'a umożliwi również graficzną interpretację zapotrzebowania mocy mieszania, czyli wyznaczenie tak zwanej charakterystyki mocy, stanowiącej zależność między podanymi liczbami kryterialnymi w układzie dwulogarytmicznym (rys. 1).



Rys. 1. Przykładowa charakterystyka mocy; obszary przepływu: 1 – laminarny, 2 – przejściowy, 3 – burzliwy.

Fig. 1. Exemplary power characteristics; flow regions: 1 – laminar, 2 – transient, 3 – turbulent.

Źródło: Opracowanie własne

Source: Own study

Graficzne przedstawienie zależności wyżej opisanych liczb (charakterystyki mocy) pozwala na scharakteryzowanie obszarów przepływu w zależności od warunków hydrodynamicznych prowadzonej operacji: odcinek funkcji liniowej malejącej odpowiada przepływowi laminarnemu (moc mieszania zależy od lepkości mieszanego medium), odcinek nieliniowy dotyczy przepływu przejściowego (w którym moc mieszania zależy zarówno od lepkości jak i gęstości ośrodka), natomiast odcinek liniowy równoległy do osi liczby Reynoldsa przypisany jest przepływowi turbulentnemu (moc mieszania zależy wyłącznie od gęstości układu poddawanego mieszaniu) [19]. Dla płynów o małej lepkości mieszanych przy użyciu mieszadeł o niewielkiej średnicy za granicę laminarności przepływu uznaje się wartość $Re=10$ [11, 15], natomiast w przypadku mieszania płynów o dużej lepkości za pomocą mieszadeł wąskoprześwitowych granica ta ulega przesunięciu do wartości liczby Reynoldsa wynoszącej 50 [21].

Należy w tym miejscu również nadmienić, iż laminarność przepływu w mieszalniku jest podstawowym kryterium pozwalającym na wyznaczanie parametrów reologicznych mieszanego układu, czyli umożliwiającym stosowanie zasad reometrii mieszadłowej.

PODSTAWY REOMETRII MIESZADŁOWEJ

Reometria mieszadłowa jest częścią reometrii procesowej, pozwalającej na wyznaczanie lepkości lub charakteru reologicznego płynów bezpośrednio podczas trwania operacji

mieszania w aparatach zbiornikowych o działaniu okresowym lub półokresowym [5]. Reometria mieszadłowa, w odróżnieniu od klasycznych metod stosowanych w reologii (reometrii rotacyjnej, wiskozymetrii kapilarnej i pokrewnych), pozwala na:

1. prowadzenie pomiaru bezpośrednio w czasie prowadzenia operacji, bez potrzeby pobierania próbek i prowadzenia pomiarów reologicznych poza linią technologiczną,
2. ciągle monitorowanie parametrów reologicznych w czasie trwania procesu,
3. kontrolę lepkości mieszanej cieczy i reagowanie na niepożądane jej zmiany (poprzez sterowanie parametrami operacyjnymi) podczas trwania operacji [5].

Omawiana część metod reometrycznych sprowadza się do wyznaczenia wartości naprężenia ścinającego oraz szybkości ścinania, na podstawie danych pomiarowych uzyskanych podczas prowadzenia operacji mieszania w określonych warunkach technologicznych i konstrukcyjnych.

WYZNACZANIE NAPRĘŻENIA ŚCINAJĄCEGO W MIESZALNIKU

Podstawowym sposobem wyznaczenia naprężenia ścinającego w mieszalniku jest wyposażenie aparatu w czujnik momentu obrotowego, celem pomiaru jego wartości. W bardziej zaawansowanych systemach technicznych można ponadto wykorzystać farinografy, miksografy oraz reomiksery [6]. W przypadku braku wymienionej aparatury pomiarowej, możliwe jest również obliczenie przybliżonej wartości momentu obrotowego na wale mieszadła na podstawie znajomości mocy silnika stanowiącego napęd mieszadła, P_{silnika} oraz prędkości obrotowej mieszadła (N , w tym wypadku podawana w $[\text{min}^{-1}]$), na podstawie zależności [6]:

$$M_o = 9,55 \frac{P_{\text{silnika}}}{N}$$

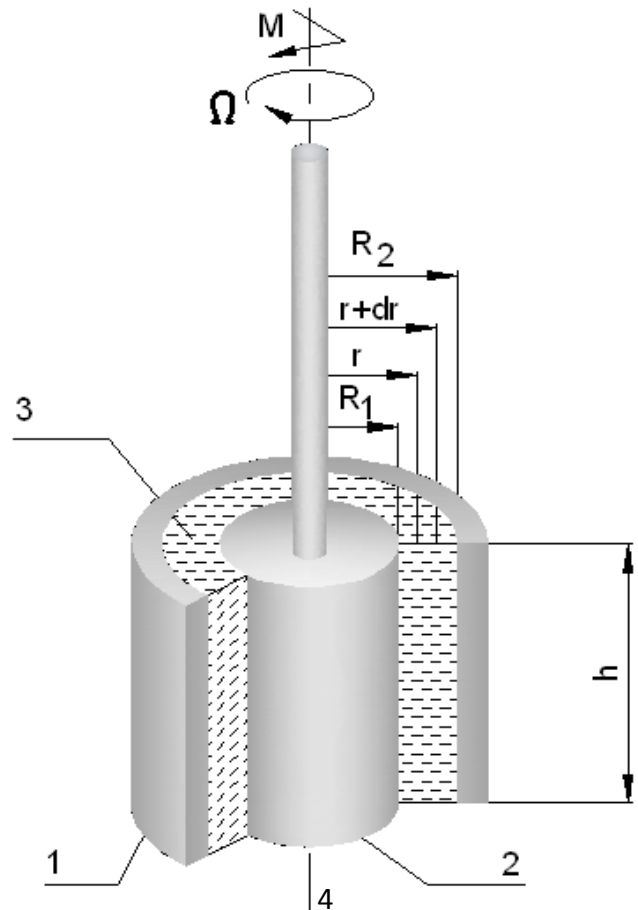
Wyznaczanie wartości naprężenia ścinającego w mieszalniku opiera się na analogii do stosowanego w reometrii rotacyjnej układu pomiarowego o współosiowych cylindrach [7]. Płyn znajduje się pomiędzy nieruchomym cylindrem zewnętrznym a ruchomym cylindrem wewnętrznym (rys. 2). Przepływ płynu w szczelinie pomiędzy współosiowymi cylindrami generowany jest przez obracający się cylinder wewnętrzny i nosi nazwę przepływu wlezonego lub przepływu Couette'a [7].

Siła styczna wywołana w płynie przez obrót zanurzonego w nim cylindra wewnętrznego powoduje powstanie naprężenia ścinającego, którego średnią wartość można wyznaczyć na podstawie znajomości momentu obrotowego, wysokości zanurzenia oraz odległości od osi obrotu, co opisuje równanie [6, 7]:

$$\tau = \frac{M_o}{2\pi hr^2} \quad (1)$$

gdzie: h – wysokość mieszadła (części zanurzonej w płynie) [m]

r – odległość od osi obrotu [m]



Rys. 2. Układ pomiarowy wg analogii Couette'a: 1 – nieruchomy cylinder zewnętrzny, 2 – ruchomy cylinder wewnętrzny, 3 – płyn w przestrzeni między cylindrami, 4 – wysokość zanurzenia cylindra wewnętrznego [m], R_1 – promień cylindra wewnętrznego [m], R_2 – promień wewnętrznej poboczniczy cylindra zewnętrznego [m], r – odległość od osi obrotów [m], dr – warstwa płynu o różniczkowej grubości, M – moment obrotowy [Nm], Ω – prędkość kątowna [$\text{radian} \cdot \text{s}^{-1}$].

Fig. 1. Measuring system according to the Couette analogy: 1 - fixed external cylinder, 2 - movable internal cylinder, 3 - fluid in the space between cylinders, 4 - immersion height of the internal cylinder [m], R_1 - radius of the internal cylinder [m], R_2 - radius inner side of the outer cylinder [m], r - distance from the axis of rotation [m], dr - fluid layer of differential thickness, M - torque [Nm], Ω - angular velocity [$\text{radian} \cdot \text{s}^{-1}$].

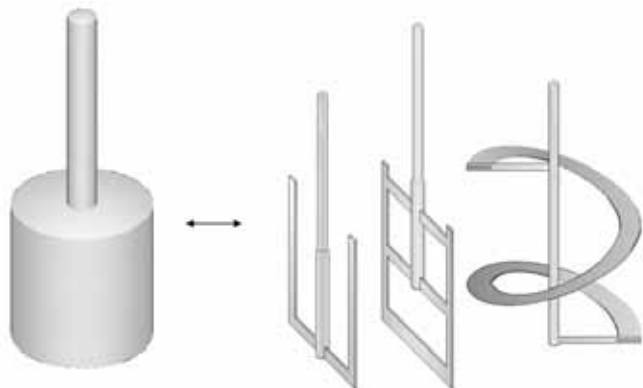
Źródło: Opracowanie własne

Source: Own study

Naprężenie ścinające będzie przyjmowało wartość maksymalną na powierzchni cylindra wewnętrznego (to znaczy gdy: $r = R_1$), odpowiadającej skrajnej części mieszadła, co można opisać uwzględniając średnicę mieszadła:

$$\tau = \frac{2M_o}{\pi h d^2} \quad (2)$$

Wartość naprężenia ścinającego otrzymanego za pomocą powyższych równań dotyczy przede wszystkim wyidealizowanej geometrii Couette'a. Wielu badaczy zwraca uwagę na fakt, iż wiele rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł stosowanych w rzeczywistości znacząco odbiega od układu dwóch cylindrów lub cylindra wirującego w nieograniczonej objętości cieczy (rys. 3) [1].



Rys. 3. Porównanie geometrii Couette'a z wybranymi rzeczywistymi rozwiązaniami konstrukcyjnymi mieszadeł; od lewej: cylinder Couette'a, mieszadło kotwicowe, mieszadło ramowe, mieszadło wstęgowe.

Fig. 3. Comparison of Couette geometry with selected real constructional solutions of agitators; from the left: Couette cylinder, anchor stirrer, frame stirrer, ribbon stirrer.

Źródło: Opracowanie własne

Source: Own study

Z tego powodu, a także ze względu na różnorodny charakter reologiczny mieszanych ośrodków proponuje się równanie służące do obliczania zastępczego promienia mieszadła dla mieszadeł o dowolnej geometrii. Równanie to uwzględnia wpływ parametrów równania Ostwalda-de Waele (opisujących charakter reologiczny płynów) na warunki hydrodynamiczne w mieszalniku [1, 3]:

$$R_i = \frac{R_e}{\left[1 + \frac{4\pi N}{n} \left(\frac{2\pi K L R_e^2}{M_o} \right)^{\frac{1}{n}} \right]^{\frac{n}{2}}} \quad (3)$$

gdzie: L – wymiar charakterystyczny mieszalnika (wysokość) [m]

R_e – promień wewnętrzny mieszalnika [m]

R_i – zastępczy promień mieszadła [m]

W powyższym równaniu widoczny jest wpływ charakteru reologicznego mieszanej cieczy na wartość promienia zastępczego mieszadła rzeczywistego, opisany wskaźnikiem płynięcia, który można wyznaczyć na podstawie zmian wartości naprężenia ścinającego względem zmian wartości szybkości ścinania [7], lub przy pomocy, bezpośrednio mierzonych podczas mieszania, zmian wartości momentu obrotowego względem prędkości obrotowej mieszadła [6], opisanych równaniami zależnościami:

$$n = \frac{d \log \tau}{d \log \dot{\gamma}}, \quad n = \frac{d \ln M_o}{d \ln N} \quad (4)$$

WYZNACZANIE SZYBKOŚCI ŚCINANIA W MIESZALNIKU

Zgodnie z analogią Couette, szybkość ścinania w szczelinie między wirującym cylindrem wewnętrznym i nieruchomym cylindrem zewnętrznym, przy uwzględnieniu charakteru reologicznego płynu, można opisać zależnością [9]:

$$\dot{\gamma} = \frac{4\pi N}{nr^n} \left(\frac{1}{\frac{2}{R_1^n} - \frac{2}{R_2^n}} \right) \quad (5)$$

Taka zależność pozwala na wyznaczenie szybkości ścinania w dowolnej odległości od osi obrotu cylindra wewnętrznego, ponadto można ją stosować do mieszadeł wąskoprześwitowych.

Z kolei dla cylindra wirującego w nieograniczonej objętości cieczy (co odpowiada mieszadłom o mniejszej średnicy) zależność opisująca szybkość ścinania upraszcza się do postaci [9]:

$$\dot{\gamma} = \frac{4\pi N}{n} \quad (6)$$

Do zastosowań przemysłowych w wielu wypadkach wystarczy poprzestać na wyznaczeniu w sposób uproszczony średniej szybkości ścinania w mieszalniku. Do tego celu wykorzystuje się najczęściej współczynnik proporcjonalności pomiędzy prędkością obrotową mieszadła a szybkością ścinania, opisywany w literaturze jako k_s . Wartość k_s jest charakterystyczna dla danego rozwiązania konstrukcyjnego mieszadła. Jedną z najczęściej wykorzystywanych do wyznaczenia tej wielkości metod, a zarazem obowiązującą jako standardowa od lat 60. XX wieku [12], jest metoda opracowana przez Metznera i Otto.

Podstawą metody Metznera i Otto jest określenie zakresu szybkości ścinania w mieszalniku i powiązanie jej z charakterystycznymi zmiennymi dla układu. W celu wyznaczenia opisywanej korelacji wprowadza się lepkość pozorną badanego ośrodka, będącą odpowiednikiem lepkości cieczy newtonowskiej w tych samych warunkach geometrycznych i prędkości obrotowej mieszadła w laminarnym reżimie przepływu (warunek laminarności) – w związku z czym wymaga tej samej mocy mieszania. Założono ponadto, że ruch cieczy w otoczeniu mieszadła można opisać średnią szybkością ścinania, proporcjonalną do prędkości obrotowej mieszadła [13, 22]. Ideą opisywanej metody jest powiązanie charakterystyki reologicznej rozpatrywanego układu z charakterystyką mocy dla danego mieszadła [2].

Na podstawie powyższych założeń, opracowano procedurę wyznaczania współczynnika proporcjonalności pomiędzy prędkością obrotową mieszadła a średnią szybkością ścinania:

- 1) Na podstawie zmierzonej wartości momentu obrotowego na wale mieszadła oraz prędkości obrotowej mieszadła wyznacza się wartość liczby Newtona dla wybranej

(wzorcowej) cieczy newtonowskiej o znanej lepkości. Następnie, znając lepkość cieczy wzorcowej wyznacza się wartość liczby Reynoldsa i tworzy się zależność $Ne(Re)$ dla tej cieczy.

- 2) Mierzy się moc mieszania dla płynu nienewtonowskiego, po czym, przy wykorzystaniu zależności $Ne(Re)$, odczytuje się wartość liczby Reynoldsa dla danej wartości obrotów mieszadła.
- 3) Następnie z równania na liczbę Reynoldsa oblicza się lepkość pozorną badanego płynu nienewtonowskiego.
- 4) Na podstawie wartości lepkości pozornej wyznacza się szybkość ścinania, przy wykorzystaniu sporządzonej wcześniej krzywej lepkości badanej cieczy.
- 5) W wyniku otrzymuje się zależność szybkości ścinania od prędkości obrotowej, z której wyznacza się współczynnik proporcjonalności, zwany stałą Metznera, co można zapisać równaniem [13]

$$\dot{\gamma} = k_s N \quad (7)$$

Wadą opisaną procedurą jest jej brak uniwersalności – wyznaczona wartość współczynnika proporcjonalności jest słuszna wyłącznie dla danej konstrukcji układu mieszalnik-mieszadło, ponadto w celu zminimalizowania błędów wartości stałej Metznera niezbędne jest powtarzanie kroków procedury dla różnych płynów i warunków mieszania (różnych prędkości obrotowych mieszadła) [22].

Metoda Metznera-Otto zakłada, że współczynnik k_s jest wartością stałą. Jednakże, eksperymenty przeprowadzone przez wielu badaczy dowodzą, że wartość tego parametru jest uzależniona od charakteru reologicznego poddawanego mieszanemu płynu [12]. Na przykład Patterson i współpracownicy, po zmodyfikowaniu modelu przepływu Couette'a poprzez wprowadzenie do niego parametrów cieczy pseudoplastycznej i lepkosprężystej stwierdzili, że wartość k_s zmniejsza się znacznie wraz ze wzrostem wartości wskaźnika płynięcia [14].

Innym ze sposobów pozwalających na wyznaczenie wartości lepkości pozornej w mieszalniku jest metoda opracowana przez Riegera i Novaka. Metoda ta umożliwia bezpośrednie powiązanie lepkości pozornej mieszanego układu z pojedynczą wartością prędkości obrotowej mieszadła, bez potrzeby wyznaczania funkcji lepkości od szybkości ścinania [10]. Procedura w takim przypadku jest następująca [17, 18]:

- 1) Wyznaczenie wartości lepkości dla płynu newtonowskiego oraz charakterystyki mocy (analogicznie do punktów 1.–3. metody Metznera i Otto)
- 2) Obliczenie lepkości pozornej z równania opisującego liczbę Reynoldsa oraz przedstawienie wartości lepkości pozornej w funkcji obrotów mieszadła:

$$\eta_{app} = f(N) \quad (8)$$

- 3) Postępowanie podane w punktach 1.–2. umożliwia wyznaczenie lepkości mieszanego płynu bez odwoływania się do wartości szybkości ścinania.

Opcjonalnie, autorzy metody proponują wyznaczenie wartości k_s z uwzględnieniem charakteru reologicznego (przy

postulowanym braku zależności k_s od wielkości mieszadła), na podstawie równań [17]:

- dla mieszadeł o elementach mieszających prostych:

$$k_s = n^{\frac{2,21}{n-1}} \quad (9)$$

- dla mieszadeł o elementach mieszających pochyłych:

$$k_s = n^{\frac{2,21}{n-1}} \quad (10)$$

Innym sposobem, uwzględniającym wskaźnik płynięcia płynu, służącym do obliczania wartości k_s jest równanie, uzyskane na podstawie rozkładu składowej obwodowej prędkości mieszadła oraz wartości liczby Newtona dla cylindra wewnętrzznego dla cieczy nienewtonowskiej, które podał Carreau i in. [4]:

$$\frac{\dot{\gamma}}{N} = k_s = \left[\frac{n \cdot \left(\left(\frac{D}{d_e} \right)^{\frac{2}{d}} - 1 \right)}{4\pi} \right]^{\frac{n}{n-1}} \cdot \left[\frac{A}{\pi^2 \left(\frac{D}{d} \right)^2 \cdot \left(\frac{H}{d} \right)} \right]^{\frac{1}{1-n}} \quad (11)$$

gdzie: A – stała geometryczna mieszadła [-], z funkcji $Ne_m = A \cdot Re_m$

d_e – średnica zastępcza mieszadła [m]

D – średnica mieszalnika [m]

Równanie oprócz wspomnianego wskaźnika płynięcia, wprowadza również do opisu inwarianty geometryczne parametrów konstrukcyjnych zbiornika i mieszadła. Podobną formułę na wyznaczenie wartości współczynnika k_s podał również Wang i in. [20], przy czym proponowana przez niego dla mieszadeł wstęgowych zależność opiera się na wprowadzeniu znacznie większej liczby parametrów geometrycznych mieszadła:

$$k_s = 124,5 \left(\frac{2d}{D-d} \right)^{0,38} \left(\frac{w}{d} \right)^{-1,17} \left(\frac{p}{d} \right)^{-0,157} \left(\frac{w_i}{d} \right)^{1,33} \left(\frac{h}{d} \right)^{-0,28} \cdot n^{\frac{1,171}{1-n}} \quad (12)$$

gdzie: p – skok wstęgi mieszadła [m]

w – szerokość wstęgi zewnętrznej [m]

w_i – szerokość wstęgi wewnętrznej [m]

PODSUMOWANIE

Przedstawione metody umożliwiają wyznaczenie średnich wartości podstawowych parametrów reologicznych, takich jak naprężenie ścinające oraz szybkość ścinania. Wielkości te wyznaczane są na podstawie danych odczytywanych podczas prowadzenia operacji mieszania.

Najczęściej stosowanym sposobem wyznaczania naprężenia ścinającego, jest metoda oparta na analogii do przepływu Couette, w której danymi niezbędnymi do obliczeń są: wartość momentu obrotowego przyłożonego na wale mieszadła

oraz parametry geometryczne mieszadła. Metoda ta, posiada także wady – wartość naprężenia ścinającego przybliżona jest tutaj jako stała dla całego mieszalnika, bez ujmowania wpływu efektów końcowych, dna i pokrywy, efektów przyściennych oraz występujących przy powierzchni płynu mogące skutkować występowaniem obszarów lokalnych zmian wartości omawianego parametru.

W przypadku szybkości ścinania, powszechnie stosowanym sposobem jej wyznaczenia jest jej powiązanie ze stałą, charakterystyczną dla danego mieszadła. Stałą tę wyznacza się na podstawie pomiarów mocy mieszania i porównania wyznaczonej na jej podstawie liczby Newtona z charakterystyką mocy danego mieszadła. Powyższa metoda wymaga ponadto porównania otrzymanych w pomiarach dla płynu nienewtonowskiego wartości z wartościami otrzymanymi dla mieszania płynu newtonowskiego. Niezbędne jest również przeprowadzenie dodatkowych pomiarów reometrycznych celem wyznaczenia wartości szybkości ścinania dla płynów nienewtonowskich. Istotnym zarzutem wobec podanej metody jest podważanie stałej wartości k_s dla danego mieszadła. Część badaczy postuluje uzależnienie tego parametru od wartości wskaźnika płynięcia (wykładnika potęgowego równania Ostwalda-de Waele) to jest od charakteru reologicznego płynu. Ponadto istnieją w świecie naukowym głosy o potrzebie wprowadzenia uniwersalnego równania dla parametru k_s , uwzględniającego często skomplikowaną geometrię różnych rozwiązań konstrukcyjnych mieszadeł – takie podejście umożliwia modelowanie matematyczne wpływu operacji mieszania i samego mieszadła na właściwości reologiczne mieszanego płynu, bez potrzeby prowadzenia, często długotrwałych, badań w rzeczywistych układach pomiarowych.

Podsumowując, przedstawione w powyższym rozdziale metody wyznaczenia właściwości reologicznych na podstawie danych uzyskanych podczas prowadzenia mieszania mogą być z powodzeniem używane do śledzenia zmian lepkości układów poddawanych operacjom mechanicznym, szczególnie w skali przemysłowej. Podane metody posiadają jednakże również bardzo duże ograniczenia (lub brak

przydatności), szczególnie w przypadku chęci precyzyjnego poznania zjawisk występujących w mieszalniku (szczególnie w poszczególnych obszarach) i opisania ich mechanizmu.

Reometria mieszadłowa zajmuje znaczące miejsce zarówno wśród zasad inżynierii procesowej oraz metod pomiaru właściwości reologicznych. W pierwszym przypadku pozwala na wyznaczenie lepkości w mieszalnikach, umożliwiając tym samym modelowanie wielu operacji jednostkowych technologii chemicznej. W drugim aspekcie zaś stanowi specyficzną technikę reometrii stosowanej. Jak każda metoda stosowana zarówno w badaniach naukowych jak i praktyce przemysłowej reometria mieszadłowa posiada zalety i wady, wynikające z możliwości sprzętowych oraz specyficznych warunków procesowych.

Do głównych zalet **reometrii mieszadłowej** należą:

- 1) Względna łatwość stosowania.
- 2) Możliwość dopasowania do dowolnej konstrukcji aparatury i dowolnych warunków prowadzenia operacji.
- 3) Prowadzenie pomiarów reologicznych bezpośrednio w czasie trwania operacji, umożliwiając tym samym kontrolę lepkości medium podczas mieszania oraz reagowanie na przykład na niepożądane jej zmiany skutkujące obniżeniem jakości produktu.
- 4) Niższy koszt modyfikacji aparatury (uzupełnienie o urządzenia kontrolno-pomiarowe) względem zakupu wysokiej klasy przyrządów reometrycznych.

Wśród **ograniczeń reometrii mieszadłowej** wymienić trzeba:

- 1) W wielu przypadkach niedostateczna dokładność uzyskiwanych danych reologicznych.
- 2) Konieczność prowadzenia dodatkowych badań porównawczych i ponowne wdrażanie w przypadku zmian konstrukcyjnych w obrębie aparatury.
- 3) Niewielka przydatność do implementacji zaawansowanych metod reologicznych.

LITERATURA

- [1] **AIT-KADI A., P. MARCHAL, L. CHOPLIN, A.-S. CHRISSEMANT, M. BOUSMINA. 2002.** „Quantitative Analysis of Mixer-Type Rheometers using the Couette Analogy”. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 30: 1166–1174.
- [2] **ANNE-ARCHARD D., M. MAROUCHE, H.C. BOISSON. 2006.** „Hydrodynamics and Metzner–Otto correlation in stirred vessels for yield stress fluids”. *Chemical Engineering Journal* 125 (1): 15–24.
- [3] **BOUSMINA M., A. AIT-KADI, J.B. FAISANT. 1999.** „Determination of Shear Rate and Viscosity from Batch Mixer Data: Theoretical and Experimental Results”. *Journal of Rheology* 43: 415–433.
- [4] **CARREAU P.J., R.P. CHHABRA, J. CHENG. 1993.** „Effect of rheological properties on power consumption with helical ribbon agitators”. *AIChE Journal* 39, 9: 1421–1430.

LITERATURA

- [1] **AIT-KADI A., P. MARCHAL, L. CHOPLIN, A.-S. CHRISSEMANT, M. BOUSMINA. 2002.** „Quantitative Analysis of Mixer-Type Rheometers using the Couette Analogy”. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 30: 1166–1174.
- [2] **ANNE-ARCHARD D., M. MAROUCHE, H.C. BOISSON. 2006.** „Hydrodynamics and Metzner–Otto correlation in stirred vessels for yield stress fluids”. *Chemical Engineering Journal* 125 (1): 15–24.
- [3] **BOUSMINA M., A. AIT-KADI, J.B. FAISANT. 1999.** „Determination of Shear Rate and Viscosity from Batch Mixer Data: Theoretical and Experimental Results”. *Journal of Rheology* 43: 415–433.
- [4] **CARREAU P.J., R.P. CHHABRA, J. CHENG. 1993.** „Effect of rheological properties on power consumption with helical ribbon agitators”. *AIChE Journal* 39, 9: 1421–1430.

- [5] **CHOPLIN L., P. MARCHAL. 2010.** „Mixer-type reometry”. Encyclopedia of Life Support Systems. Vol. 2.
- [6] **CULLEN P.J. 2009.** Food Mixing: Principles and Applications. Wiley-Blackwell Publishing.
- [7] **DZIBIŃSKI M., T. KILJAŃSKI, J. SEK. 2014.** Podstawy teoretyczne i metody pomiarowe reologii. Wydawnictwo Politechniki Łódzkiej.
- [8] **KAMIENSKI J. 2004.** Mieszanie układów wielofazowych. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [9] **KEMBŁOWSKI Z. 1973.** Reometria płynów nienewtonowskich. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [10] **KNOCH A. 1999.** „Influence of Non-Newtonian Flow Behavior on Mixing Process Characteristics”. Chemical Engineering and Technology 22, 2: 113–118.
- [11] **KOCH R., A. NOWORYTA 1995.** Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [12] **KUNCEWICZ C. 2012.** Mieszanie cieczy wysoko-lepkich. Wydawnictwo Politechniki Łódzkiej.
- [13] **METZNER A.B., R.E. OTTO 1957.** „Agitation of Non-Newtonian Fluids”. AIChE Journal 3, 1: 3–10.
- [14] **PATTERSON W.I., P.J. CARREAU, C.Y. YAP 1979.** „Mixing with helical ribbon agitators”. Part II. Newtonian fluids. AIChE Journal 25: 508–516.
- [15] **PERRY R.H., D. GREEN 1984.** Perry’s Chemical Engineers’ Handbook. McGraw-Hill Book Co.
- [16] **PIKOŃ J. 1983.** Aparatura chemiczna. Warszawa: Państwowe Wydawnictwo Naukowe.
- [17] **RIEGER F., V. NOVAK 1973.** „Power consumption of agitator of highly viscous non-Newtonian liquids. Trans”. Instn. Chem. Engrs. 51: 105–111.
- [18] **RIEGER F., V. NOVAK 1974.** „Power consumption scale-up in agitating non-Newtonian fluids”. Chemical Engineering Science 29: 2229–2234.
- [19] **STREK J. 1971.** Mieszanie i mieszalniki. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [20] **WANG J.J., L.F. FENG, X.P. GU, K. WANG, C.H. HU 2000.** „Power consumption of inner-outer helical ribbon impellers in viscous Newtonian and non-Newtonian fluids”. Chemical Engineering Science 55: 2339–2342.
- [21] **WARYCH J. 2004.** Aparatura chemiczna i procesowa. Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej.
- [22] **WILKINSON W.L. 1963.** Ciecze nienewtonowskie. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.

- [5] **CHOPLIN L., P. MARCHAL. 2010.** „Mixer-type reometry”. Encyclopedia of Life Support Systems. Vol. 2.
- [6] **CULLEN P.J. 2009.** Food Mixing: Principles and Applications. Wiley-Blackwell Publishing.
- [7] **DZIBIŃSKI M., T. KILJANSKI, J. SEK. 2014.** Podstawy teoretyczne i metody pomiarowe reologii. Wydawnictwo Politechniki Łódzkiej.
- [8] **KAMIENSKI J. 2004.** Mieszanie układów wielofazowych. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [9] **KEMBŁOWSKI Z. 1973.** Reometria płynów nienewtonowskich. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [10] **KNOCH A. 1999.** „Influence of Non-Newtonian Flow Behavior on Mixing Process Characteristics”. Chemical Engineering and Technology 22, 2: 113–118.
- [11] **KOCH R., A. NOWORYTA 1995.** Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [12] **KUNCEWICZ C. 2012.** Mieszanie cieczy wysoko-lepkich. Wydawnictwo Politechniki Łódzkiej.
- [13] **METZNER A.B., R.E. OTTO 1957.** „Agitation of Non-Newtonian Fluids”. AIChE Journal 3, 1: 3–10.
- [14] **PATTERSON W.I., P.J. CARREAU, C.Y. YAP 1979.** „Mixing with helical ribbon agitators”. Part II. Newtonian fluids. AIChE Journal 25: 508–516.
- [15] **PERRY R.H., D. GREEN 1984.** Perry’s Chemical Engineers’ Handbook. McGraw-Hill Book Co.
- [16] **PIKON J. 1983.** Aparatura chemiczna. Warszawa: Państwowe Wydawnictwo Naukowe.
- [17] **RIEGER F., V. NOVAK 1973.** „Power consumption of agitator of highly viscous non-Newtonian liquids. Trans”. Instn. Chem. Engrs. 51: 105–111.
- [18] **RIEGER F., V. NOVAK 1974.** „Power consumption scale-up in agitating non-Newtonian fluids”. Chemical Engineering Science 29: 2229–2234.
- [19] **STREK J. 1971.** Mieszanie i mieszalniki. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [20] **WANG J.J., L.F. FENG, X.P. GU, K. WANG, C.H. HU 2000.** „Power consumption of inner-outer helical ribbon impellers in viscous Newtonian and non-Newtonian fluids”. Chemical Engineering Science 55: 2339–2342.
- [21] **WARYCH J. 2004.** Aparatura chemiczna i procesowa. Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej.
- [22] **WILKINSON W.L. 1963.** Ciecze nienewtonowskie. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.