



Hydroliza enzymatyczna w reaktorze wielofunkcyjnym

Magdalena Galwas¹, Ryszard Pohorecki²

¹Centralny Instytut Ochrony Pracy – Państwowy Instytut Badawczy, Warszawa

²Wydział Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Politechnika Warszawska, Warszawa

Enzymatic hydrolysis in multifunctional reactor

Summary

The aim of this work was to develop a multifunctional reactor to carry out the enzymatic process of biodegradation of tannins. An integrated reaction system consists of a stirred tank reactor and a spiral-wound membrane module. The system was used for simultaneous reaction and product separation during the enzymatic hydrolysis of tannic acid.

On the basis of kinetic investigations, a kinetic equation for the enzymatic hydrolysis of tannic acid to gallic acid by tannase was developed. It was demonstrated that the kinetics of enzymatic hydrolysis of tannic acid catalyzed by tannase can be described by a kinetic equation of the Michaelis-Menten type with the competitive product inhibition.

The design of the reactor ensured the entrapment of enzyme within the reactor volume, and, in the same time, continuous separation of gallic acid.

A multifunctional membrane reactor has been designed. The reactor consisted of a stirred vessel and a spiral-wound membrane module. The process was run under optimal conditions for the enzyme activity (pH 5.5, 30°C). Prolonged use of the enzyme was achieved with good efficiency.

A mathematical model describing the process in the reactor has been developed. The model, based on kinetic studies, has been demonstrated to describe properly the behavior of the reactor. A good agreement of the experimental results with the calculated ones was obtained.

The experimental results were also compared with the existing literature data concerning the mass transfer in spiral membrane modules. A dimensionless correlation of the $Sh=f(Re,Sc)$ type was used to describe the data obtained. A good agreement of the literature results with own data was observed.

Key words:

tannase, tannic acid, gallic acid, multifunctional reactor.

Adres do korespondencji

Ryszard Podhorecki,
Wydział Inżynierii
Chemicznej i Procesowej,
Politechnika Warszawska,
ul. Waryńskiego 1,
00-645 Warszawa.

1. Wprowadzenie

W artykule przedstawiono wyniki badań dotyczących hydrolizy enzymatycznej kwasu taninowego w reaktorze wielofunkcyjnym. Przedstawiono model matematyczny opisujący przebieg procesu w reaktorze. Zgodność danych doświadczalnych z krzywymi modelowymi pozwala na pozytywną weryfikację modelu.

Celem pracy była budowa i badanie pracy reaktora wielofunkcyjnego, przeznaczonego do prowadzenia enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego do kwasu galusowego.

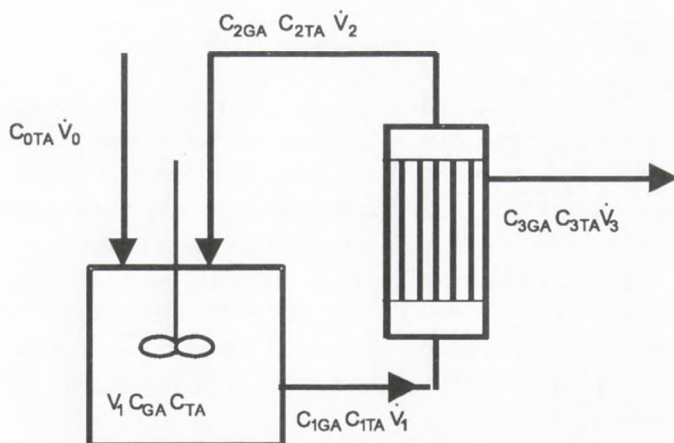
Stosowany w trakcie badań enzym tanaza był wytwarzany przy wykorzystaniu szczepu *Penicillium chrysogenum*. Enzym ten hydrolizuje wiązania estrowe występujące w gallotaninach i ellagitaninach. W czasie enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego powstaje kwas galusowy. Współczesne techniki wytwarzania kwasu galusowego koncentrują się przede wszystkim na syntezie chemicznej. Pozyskiwanie kwasu galusowego na drodze hydrolizy enzymatycznej pozwala otrzymywać czysty produkt, co ma szczególne znaczenie, ze względu na jego zastosowanie w przemyśle spożywczym i farmaceutycznym.

Realizacja procesu w enzymatycznym reaktorze membranowym pozwala na efektywne zintegrowanie reakcji enzymatycznej oraz separacji membranowej [1,2]. Zastosowanie tego typu reaktora złożonego z części reakcyjnej oraz oddzielnego modułu filtracyjnego pozwoliło zamknąć i unieruchomić biokatalizator w przestrzeni reakcyjnej bez jakichkolwiek jego modyfikacji. Umożliwiło to wielokrotne użycie enzymu. Jednocześnie zastosowanie modułu ultrafiltracyjnego pozwala na uzyskanie produktu, który nie wymaga dodatkowej obróbki. Wydzielanie produktu w czasie trwania procesu jest szczególnie istotne, gdy mamy do czynienia z reakcją enzymatyczną hamowaną produktem. Tego typu reakcja występuje w przypadku enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego do kwasu galusowego przy wykorzystaniu tanazy.

2. Budowa reaktora

Układ badawczy składał się z termostatowanego reaktora przepływowego o objętości roboczej 0,5 litra wyposażonego w mieszadło. Substrat podawany był w sposób ciągły przy użyciu pompki perystaltycznej. Enzym był zamknięty w całej objętości reaktora. Spiralny moduł membranowy Prep/Scale™ TFF Cartridge został wykonany z kompozytowej membrany z regenerowanej celulozy o masie granicznej 1 kDa produkcji firmy Millipore. Użyta membrana charakteryzuje się bardzo niskim poziomem wiązania białek [3]. Powierzchnia membrany A_M wynosi 0,23 m², a objętość modułu wynosi 0,15 litra.

Prowadzenie hydrolizy w takim układzie pozwoliło w sposób ciągły separować produkt będący inhibitorem oraz umożliwiło stałą kontrolę warunków prowadzenia procesu. Schemat układu reaktora membranowego przedstawiono na rysunku 1.



Rys. 1. Schemat reaktora wielofunkcyjnego. C – stężenia reagentów w strumieniach, V – objętość, \dot{V} – natężenia przepływu strumieni, TA – kwas taninowy, GA – kwas galusowy.

3. Materiały i metody analityczne

Wykorzystywano enzym tanazę (E.C. 3.1.1.20) wytwarzany przez szczep *Penicillium chrysogenum* otrzymany z IMTECH z Chandigaru (Indie). W wyniku izolacji i oczyszczania w laboratorium otrzymano enzym zawieszony w 0,01 M buforze octanowym o pH 5,0. Preparat enzymatyczny w tej postaci był przechowywany w temperaturze 4°C. Jednostkę aktywności tanazy definiowano jako ilość enzymu potrzebnego do zhydrolizowania 1 μ mola wiązań estrowych, co odpowiada powstaniu 1 μ mola kwasu galusowego, w ciągu 1 minuty. Aktywność enzymu podawana jest w jednostkach na mililitr. Otrzymywanie tanazy, jej izolację i oczyszczanie opisano szczegółowo w artykule [4].

Proces hydrolizy był prowadzony w temperaturze 30°C, w 0,05 M buforze fosforanowym pH 5. Szybkość hydrolizy oznaczano na podstawie ilości powstałego w czasie jej przebiegu kwasu galusowego oraz ubytku kwasu taninowego. W tym celu korzystano z Metody Bajpai [5]. Metoda oparta jest na pomiarze absorbancji przy dwóch długościach fali, co umożliwiało jednoczesne oznaczenia stężenia kwasu taninowego i kwasu galusowego.

Zastosowanie spektrofotometru UV pozwoliło na częsty pomiar stężeń reagentów w różnych punktach układu oraz na kontrolę i utrzymanie odpowiedniego stosunku stężeń enzymu i substratu.

4. Badanie separacji w module membranowym

W pierwszym etapie badań zmierzono selektywność modułu membranowego w stosunku do kwasów galusowego i taninowego. W tym celu konieczne było wyznaczenie rzeczywistych stopni zatrzymania reagentów w zbudowanym układzie badawczym. Zmierzono także zmiany aktywności tanazy w czasie trwania procesu.

Do wykonania modułu membranowego została użyta membrana kompozytowa o masie granicznej 1 kDa wykonana z regenerowanej celulozy. Użycie tej membrany pozwala na zatrzymanie w układzie tanazy jako biokatalizatora oraz w dużym stopniu kwasu taninowego będącego substratem. Sprawdzone, że kontakt z membraną nie powoduje utraty aktywności enzymu, a także, iż membrana nie wchodzi w reakcje z reagentami.

Stwierdzono doświadczalnie, że w czasie trwania procesu nie dochodzi do polaryzacji stężeniowej, która zmniejszałaby przepływ permeatu przez membranę. Jednocześnie sorpcja reagentów na powierzchni membrany jest niewielka i może zostać pominięta.

W celu wyznaczenia stopni zatrzymania substratu i produktu przez moduł membranowy przeprowadzono w układzie przedstawionym na rysunku 1 w warunkach bez reakcji, filtrację mieszaniny kwas taninowy oraz galusowy w 0,01 M buforze fosforanowym. W czasie procesu filtracji, oznaczono stężenia kwasów w układzie. Ze względu na niskie wartości natężenia przepływu permeatu uzyskane dla membrany o masie granicznej 1 kDa stosowano nadciśnienie w module membranowym powyżej 0,5 bar. Na podstawie otrzymanych wyników wyznaczono stopnie zatrzymania reagentów: dla kwasu taninowego $R_{TA} = 0,79$, a dla kwasu galusowego $R_{GA} = 0,06$. Selektywność definiowana jako iloraz stosunków stężeń obu reagentów po stronie permeatu do stosunku stężeń po stronie retentatu wyniosła $\alpha = 4,48$.

W ramach wcześniejszych badań wykazano, że enzym jest całkowicie zatrzymywany w układzie [4,6]. Sprawdzone również, czy w czasie procesu nie dochodzi do utraty aktywności enzymu. W celu zbadania tego zjawiska zmierzono aktywność enzymu w układzie w czasie prowadzenia filtracji ciągłej 600 ml roztworu buforu z dodatkiem enzymu. Proces prowadzono przy czasach przebywania $\tau = 30$ min oraz $\tau = 60$ min. Początkowa właściwa aktywność enzymu wynosiła $A_{w0} = 15,5$ [U/mg]. Stężenie białka w rozworze wynosiło 100 mg/dm³.

Na podstawie rezultatów uzyskanych badań wskazuje się, że niezależnie od czasu przebywania, a zatem od szybkości przepływu enzymu przez moduł separacyjny, aktywność tanazy w czasie trwania procesu można wyrazić zależnością

$$A = A_0 e^{-0,0012 t} \quad (1)$$

Na tej podstawie obliczono, że do układu należy, w przeciągu 1 godziny pracy układu, dodawać 4% początkowej ilości enzymu. Suplementacja ta pozwala przyjąć, że całkowita aktywność enzymu w układzie pozostaje stała.

5. Reakcja hydrolizy kwasu taninowego

Reakcja enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego prowadzi do powstania kwasu galusowego i glukozy. Na podstawie przeprowadzonych badań [4] stwierdzono, że reakcja jest hamowana przez produkt jakim jest kwas galusowy.

Stwierdzono, że kinetyka reakcji enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego odpowiada zmodyfikowanej kinetyce Michaelisa-Menten dla modelu z inhibicją współzawodniczącą produktem. Na podstawie otrzymanych wyników wyznaczono stałe kinetyczne w równaniu Michaelisa-Menten, które wynoszą odpowiednio $K_M = 0,53 \cdot 10^{-4}$ mol/dm³, $R_M = 2,1 \cdot 10^{-5}$ mol/dm³s, $K_i = 2,04 \cdot 10^{-3}$ mol/dm³ [4].

Równanie kinetyczne opisujące przebieg reakcji zachodzącej w reaktorze ma postać

$$r(C'_1) = \frac{2,1 \cdot 10^{-5} C_{1TA}}{0,53 \cdot 10^{-4} \left(1 + \frac{C_{1GA}}{2,04 \cdot 10^{-3}} \right) + C_{1TA}} \quad (2)$$

6. Przebieg procesu enzymatycznej hydrolizy kwasu taninowego w reaktorze membranowym

Stężenie reagentów w reaktorze jest zależne od stężenia początkowego substratu oraz od czasu przebywania. W układzie umieszczano roztwór kwasu taninowego w 0,05 M buforze fosforanowym pH 5,5. Stężenie kwasu taninowego wynosiło $C_{0TA} = 6$ mmol/dm³. Do roztworu substratu dodawano preparat enzymatyczny. Stężenie enzymu w roztworze reakcyjnym wynosiło $C_E = 100$ mg białka/dm³. Proces był prowadzony przy ciągłej kontroli temperatury i pH tak, aby temperatura wynosiła 30°C, a pH miało wartości z przedziału 5,0-5,5. Czas przebywania wynosił od 5 do 60 minut. W czasie doświadczeń strumień cyrkulacji \dot{V}_1 był od 10 do 30 razy większy od strumienia permeatu. Stwierdzono, że układ osiągał stan ustalony.

Przy opracowaniu modelu matematycznego reaktora założono, że reakcja hydrolizy przebiega jedynie w objętości reaktora V_1 . Przyjęto również, że aktywność enzymu pozostaje niezmienną w czasie prowadzenia procesu. W celu opracowania modelu matematycznego opisującego przemiany zachodzące w reaktorze w zależności od parametrów procesowych zbilansowano ten układ dla substratu (TA) i produktu (GA). W części separacyjnej założono istnienie stanu *quasi* ustalonego.

Zgodnie z przedstawioną na rysunku 1 budową układu oraz na podstawie założeń projektowych zbilansowano układ badawczy. Z bilansu masy dla części reakcyjnej układu wynikają następujące zależności:

$$V_1 \frac{dC'_{1TA}}{dt} = \dot{V}_0 C_{0TA} + \dot{V}_2 C_{2TA} - \dot{V}_1 C_{1TA} - V_1 r(C'_1) \quad (3)$$

$$V_1 \frac{dC'_{1GA}}{dt} = \dot{V}_2 C_{2GA} - \dot{V}_1 C_{1GA} + V_1 r(C'_1) \quad (4)$$

gdzie r jest szybkością reakcji enzymatycznej zachodzącej w reaktorze, podczas gdy bilans masy dla części separacyjnej prowadzi do uzyskania kolejnych związków wyrażonych wzorami:

$$\dot{V}_1 C_{1TA} = \dot{V}_2 C_{2TA} + \dot{V}_3 C_{3TA} \quad (5)$$

$$\dot{V}_1 C_{1GA} = \dot{V}_2 C_{2GA} + \dot{V}_3 C_{3GA} \quad (6)$$

Przy założeniu utrzymania stałej aktywności tanazy w układzie można przyjąć, że po pewnym czasie prowadzenia procesu otrzymuje się stan ustalony. Stwierdzono, że stan ten zostaje osiągnięty po czasie prowadzenia procesu dłuższym niż pięciokrotny czas przebywania wyrażony zależnością:

$$\tau = \frac{V_1}{\dot{V}_0} \quad (7)$$

Ponieważ objętość układu jest stała, natężenie przepływu strumienia permeatu jest równe natężeniu strumienia substratu. Korzystając z podanych zależności otrzymuje się układ równań opisujący przebieg procesu hydrolizy w reaktorze:

$$C_{0TA} - C_{3TA} = \tau r(C'_1) \quad (8)$$

$$C_{3GA} = \tau r(C'_1) \quad (9)$$

W warunkach procesu hydrolizy natężenie przepływu przez moduł było dużo większe od natężenia przepływu permeatu. Zgodnie z danymi literaturowymi [2,7,8] przyjmuje się, że jeśli strumień \dot{V}_1 jest ponad dziesięciokrotnie większy od strumienia \dot{V}_3 , to można skorzystać z przybliżenia $\dot{V}_1 \gg \dot{V}_3 \Rightarrow \dot{V}_1 \approx \dot{V}_2$. Dzięki temu otrzymuje się:

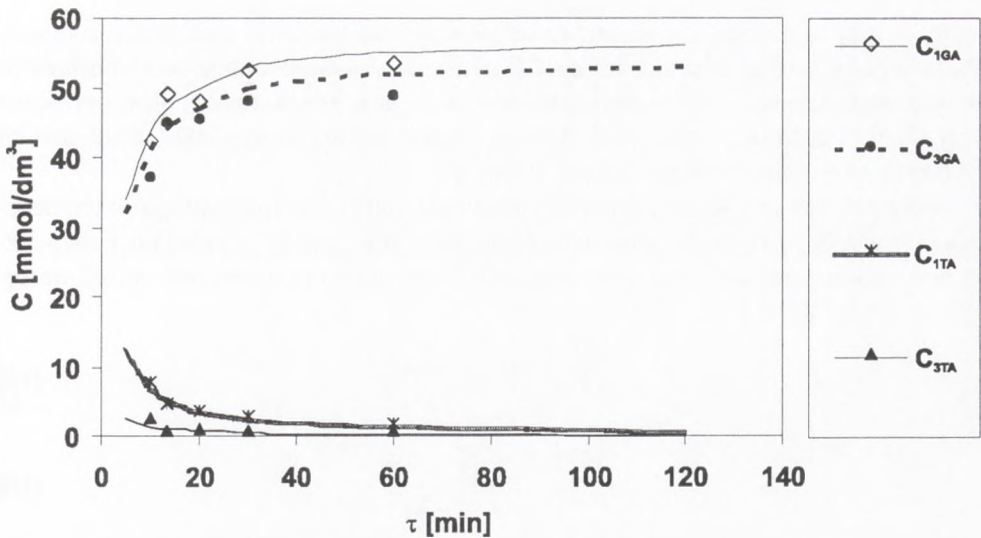
$$C_{1TA} \approx C_{2TA} \quad \text{oraz} \quad C_{1GA} \approx C_{2GA} \quad (10)$$

Stąd równania opisujące stopień zatrzymania dla kwasu taninowego oraz kwasu galusowego przyjmują postać:

$$R_{TA} = 1 - \frac{C_{3TA}}{C_{1TA}} \quad (11)$$

$$R_{GA} = 1 - \frac{C_{3GA}}{C_{1GA}} \quad (12)$$

Wprowadzając tak opisane stopnie zatrzymania składników przez membranę do równań (8) i (9) otrzymuje się ostatecznie układ równań opisujący zależność stężeń kwasu galusowego i kwasu taninowego od czasu przebywania:



Rys. 2. Zmiany stężenia reagentów w zależności od czasu przebywania. Punkty – dane doświadczalne, krzywe – dane modelowe.

$$C_{OTA} - C_{1TA} (1 - R_{TA}) = \tau r(C'_1) \quad (13)$$

$$C_{1GA} (1 - R_{GA}) = \tau r(C'_1) \quad (14)$$

Znajomość równania kinetycznego opisującego przebieg reakcji enzymatycznej zachodzącej w układzie pozwala na rozwiązanie podanego układu równań opisującego badany reaktor membranowy.

Na podstawie wyników doświadczalnych określono wartości stężeń reagentów w stanie ustalonym dla różnych czasów przebywania. Otrzymane wyniki w postaci zależności stężeń reagentów w strumieniach od czasu przebywania zestawiono z danymi modelowymi i przedstawiono na rysunku 2.

7. Określenie oporów wnikania masy w układzie

W przedstawionym opisie matematycznym układu moduł membranowy rozpatrywano jako całość, bez wnikania w mechanizm jego działania. W celu sprawdzenia poprawności wykonanych analiz porównano zgodność wyników badań doświadczalnych z teorią dotyczącą działania spiralnego modułu membranowego. Jednocześnie wyznaczono opory wnikania masy w układzie.

Tworząc model matematyczny opisujący funkcjonowanie spiralnego modułu membranowego przyjmuje się szereg założeń upraszczających [9-12]. Założono

m.in. dyfuzyjny model przenoszenia masy w aktywnej warstwie membrany, swobodny przepływ permeatu przez porowatą strukturę, idealne wymieszanie permeatu, stałą lepkość i gęstość strumieni. Założenie pomijanej krzywizny kanałów permeatu i zasilania pozwala rozpatrywać spiralny moduł membranowy jako układ dwóch płaskich, wypełniających przestrzeń kanałów.

Przy założeniu jednokierunkowej dyfuzji składnika i dostatecznego rozcieńczenia roztworów, natężenie strumieni rozpuszczalnika (wody) i substancji rozpuszczonej (kwasu galusowego) przechodzące przez membranę można opisać następująco [4,9,14]:

$$N_A = B' \Delta C \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \text{s}} \right] \quad (15)$$

$$N_B = B'' \Delta P \left[\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{s}} \right] \quad (16)$$

gdzie ΔC – różnica stężeń składnika, ΔP – różnica ciśnienia po dwóch stronach membrany, B' i B'' – przepuszczalności dla składnika i rozpuszczalnika.

Na podstawie wyników uzyskanych z przeprowadzonych doświadczeń wskazuje się, że praca układu przy niższych różnicach ciśnień odpowiada prostoliniowej zależności (16), jednak przy wyższych różnicach ciśnienia wartości strumienia są niższe od przewidywanych.

Ważny z punktu widzenia opisu działania układu separacyjnego współczynnik wnikania masy po stronie zasilania w spiralnym module membranowym może być określony na podstawie równania kryterialnego [8,15]:

$$\text{Sh} = f \text{Re}^n \text{Sc}^m \quad (17)$$

gdzie f , n , m – stałe korelacji.

Na podstawie analizy literaturowej wykorzystywanych postaci korelacji [9,16,17] przyjęto, że wykładnik pojawiający się przy liczbie Schmidta $m = 0,25$.

Charakterystyczna prędkość u w spiralnym module membranowym może być wyznaczona według wzoru

$$u = \frac{\dot{V}_3}{b h_s \varepsilon} \quad (18)$$

gdzie b – szerokość membrany, h_s – wysokość kanału zasilania, ε – ułamek powierzchni swobodnej w kanale zasilania, \dot{V}_3 – strumień objętościowy przechodzący przez membranę.

Średnica zastępcza, charakteryzującą geometrię kanału zasilania w spiralnym module membranowym jest równa [11]:

$$d_h = 2h_s \quad (19)$$

W przypadku badanego modułu membranowego powierzchnia membrany $A_M = 0,23 \text{ m}^2$, $b = 0,1 \text{ m}$, $h_s = 0,08 \text{ mm}$, $\varepsilon = 0,8$.

Założono, że dla dostatecznie wysokich natężeń przepływu strumieni zasilania i retentatu, utrzymywanych w czasie prowadzenia procesu, opory wnikania masy po stronie permeatu można pominąć, natomiast opór membrany jest stały. Przy tym założeniu można uznać, że współczynnik przenikania masy K_C w module membranowym można opisać równaniem:

$$\frac{1}{K_C} = a + \frac{1}{k_z} \quad (20)$$

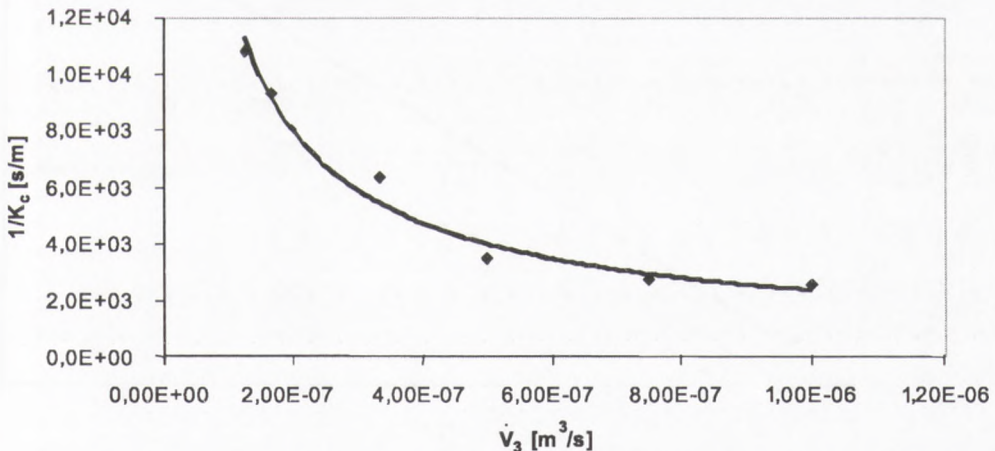
w którym poza współczynnikiem wnikania masy po stronie zasilania k_z , uwzględniono a – stałą w równaniu reprezentującą opór membrany, skąd

$$k_z = \frac{1}{\frac{1}{K_C} - a} \quad (21)$$

Wartość współczynnika przenikania masy K_C można wyliczyć z ogólnego bilansu masy dla modułu spiralnego. Zgodnie z wcześniejszym założeniem $C_1 \approx C_2$. Jednocześnie można przyjąć, że w stanie ustalonym układ opuszcza strumień o stężeniu C_3 , skąd można wyznaczyć

$$K_C = \frac{\dot{V}_3}{A_M} \frac{C_3}{C_1 - C_3} \quad (22)$$

Na podstawie danych doświadczalnych, uzyskanych w ramach badania pracy układu reaktora, na rysunku 3 przedstawiono zależność $1/K_C$ od strumienia objętościowego przechodzącego przez membranę. Wartość $1/K_C$ spada asymptotycznie do



Rys. 3. Zależność odwrotności współczynnika przenikania masy od natężenia przepływu permeatu.

$a \approx 2 \cdot 10^3$. Wartość ta odpowiada stałej a w równaniu (20) odpowiadającej oporom membrany. Na tej podstawie wyznaczono wartości współczynnika wnikania masy po stronie zasilania k_z .

Korelację (17) można przekształcić do postaci:

$$k_z = b' \dot{V}_1^n \quad (23)$$

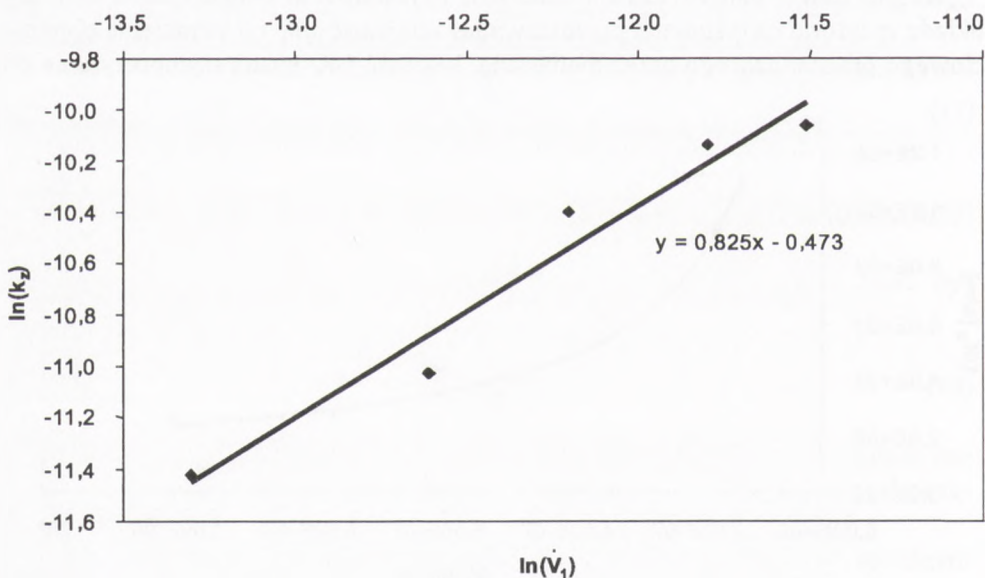
opisującej zależność współczynnika wnikania masy od strumienia permeatu.

Dla sześciu różnych wartości natężenia przepływu permeatu obliczono współczynnik wnikania masy k_z . Zależność logarytmu k_z od logarytmu natężenia strumienia przedstawiono na rysunku 4 aproksymując rozkład punktów linią prostą.

Wyznaczona z nachylenia prostej stała $n = 0,825$ odpowiada potęgze, do której zostaje podniesiona liczba Reynoldsa w korelacji (17).

Na podstawie danych doświadczalnych wyznaczono wartości liczby Sh dla poszczególnych eksperymentów. Otrzymane z obliczeń wartości liczb kryterialnych pozwoliły wyznaczyć wartość stałej f pojawiającej się w równaniu (17). Średnia wartość $f = 0,023$. Na tej podstawie ustalono, że korelacja opisująca wnikanie masy po stronie zasilania ma postać:

$$Sh = 0,023 Re^{0,825} Sc^{0,25} \quad (24)$$



Rys. 4. Zależność współczynnika wnikania masy od strumienia zasilania w skali logarytmicznej.

Otrzymane wartości stałej i wykładnika są wystarczająco zgodne z wartościami podawanymi w literaturze [12,16,17].

8. Wnioski

W zbudowanym reaktorze membranowym badano przebieg enzymatycznej reakcji hydrolyzy kwasu taninowego. Zastosowanie układu membranowego pozwoliło na efektywne unieruchomienie tanazy w układzie.

Na podstawie bilansu układu i znanej kinetyki reakcji enzymatycznej opracowano model matematyczny opisujący przebieg hydrolyzy w badanym układzie. Wyznaczono opory dyfuzyjne membrany i współczynniki wnikania masy. Przedstawione dane doświadczalne dobrze odpowiadają krzywom modelowym, co pozwoliło na pozytywną weryfikację modelu. Wynika z tego, że przy zastosowaniu wielofunkcyjnego reaktora membranowego możliwa jest realizacja procesu wytwarzania kwasu galusowego na drodze enzymatycznej hydrolyzy kwasu taninowego w sposób ciągły. Otrzymane wyniki mogą stanowić podstawę do powiększenia skali procesu.

Spis symboli i oznaczeń

a, b', f, m, n – współczynniki w równaniach i korelacjach

A – aktywność enzymu, U/ml

A_M – powierzchnia membrany, m^2

A_W – aktywność właściwa, U/mg

b – szerokość membrany, m

B' , B'' – współczynniki przepuszczalności

C – stężenie składnika, mol/dm^3

d_h – średnica zastępcza, mm

D – współczynnik dyfuzji, m^2/s

E – enzym

h_s – wysokość kanału zasilania, mm

K_C – współczynnik przenikania masy, m/s

K_i – stała inhibicji, mol/dm^3

k_2 – współczynnik wnikania masy, m/s

K_M – stała Michaelisa-Menten, mol/dm^3

N – gęstość strumienia masy, mol/m^2s

P – ciśnienie, bar

r – szybkość reakcji, mol/dm^3s

R_i – stopień zatrzymania i-tego składnika

R_M – maksymalna szybkość reakcji enzymatycznej, mol/dm^3s

t – czas, s

u – prędkość, m/s

V – objętość, dm^3

\dot{V} – strumień objętościowy, dm^3/s

α – selektywność separacji

ϵ – ułamek powierzchni swobodnej w kanale zasilania

ν – lepkość kinematyczna, m^2/s

ρ – gęstość, g/dm^3

τ – czas przebywania, s

η – lepkość, $g/m/s$

GA – kwas galusowy

TA – kwas taninowy

Re – liczba Reynoldsa, $Re = \rho u \frac{d_h}{\eta}$

Sc – liczba Schmidta, $Sc = \frac{\nu}{D}$

Sh – liczba Sherwooda, $Sh = \frac{k_c d_h}{D}$

Literatura

1. Rios G. M., Belleville M. P., Paolucci D., Sanchez J., (2004), *Journal of Membrane Science*, 242 (1-2), 189-196.
2. Noworyta A., (1999), *Inżynieria Chemiczna i Procesowa*, 20, 629-648.
3. Millipore, (1998), Prep/Scale™ TFF Cartridges. Bench-top Tangential Flow Filters for Easy Sample Preparation and Reliable Small Scale Production Product Data Sheet.
4. Pohorecki R., Galwas-Zakrzewska M., (2002), *Biotechnologia*, 2(57), 184-192.
5. Bajpai B., Patil S., (1996), *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 12, 217-220.
6. Pohorecki R., Galwas-Zakrzewska M., (2001), *Inżynieria Chemiczna i Procesowa*, 22 (3D), 1163-1169.
7. Subramani A., Kim S., Hoek E. M. V., (2006), *Journal of Membrane Science*, 277(1-2), 7-17.
8. Selecki A., Gawroński R. (1989), *Podstawy projektowania wybranych procesów rozdzielania mieszanin*, WNT, Warszawa.
9. Schwinge J., Neal P. R., Wiley D. E., Fletcher D. F., Fane G. A., (2004), *Journal of Membrane Science*, 242(1-2), 129-152.
10. van der Meer W. G. J., van Dijk J. C., (1997), *Desalination*, 113, 129-146.
11. Schock G., Miguel A., (1987), *Desalination*, 64, 339-352.
12. Rautenbach R., Dahm W., (1987), *Desalination*, 65, 259-275.
13. Ciborowski J., (1995), *Inżynieria chemiczna*, WNT, Warszawa.
14. van Gauwbergen D., Baeyens J., (1997), *Desalination*, 110, 287-299.
15. de Pinho M. N., Geraldés V., (2006), *Desalination*, 195 (1-3), 69-77.
16. Al-Bastaki N. M., Abbas A., (2000), *Desalination*, 132, 181-187.
17. Kuriel R., Vendantham G., Frank B., Belford G., (2000), Evaluation of C-wall Control Parameters for a BSA Ultrafiltration Process, Courses 30.415/6 <http://www.rpi.edu/dept/chem-eng/seniorlab/membranes/>