



**UNIVERZITET U NOVOM SADU
TEHNOLOŠKI FAKULTET**



DOKTORSKA DISERTACIJA

***MODELOVANJE I OPTIMIZACIJA PROCESA
MIKROFILTRACIJE SUSPENZIJA PŠENIČNOG SKROBA***

Mr Bojana Ikonić, dipl. ing.

Novi Sad, 2011.

KLJUČNA DOKUMENTACIJSKA INFORMACIJA

Redni broj:
RBR

Identifikaciono broj:
IBR

Tip dokumentacije: Monografska publikacija
TD

Tip zapisa: Tekstualni štampani materijal
TZ

Vrsta rada: Doktorska teza
VR

Autor: **Mr Bojana Ikonić, dipl. ing.**
AU

Mentor: **Dr Zoltan Zavargo**, redovni profesor
MN Univerzitet u Novom Sadu
Tehnološki fakultet, Novi Sad
Dr Zita Šereš, docent
Univerzitet u Novom Sadu
Tehnološki fakultet, Novi Sad

Naslov rada: ***Modelovanje i optimizacija procesa***
NS ***mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba***

Jezik publikacije: srpski (latinica)
JZ

Jezik izvoda: srpski / engleski
JI

Zemlja publikovanja: Srbija
ZP

Uže geografsko područje: Novi Sad, Vojvodina
UGP

Godina: 2010
GO

Izdavač: autorski reprint
IZ

Mesto i adresa: MS	21000 Novi Sad, Srbija, Bul. cara Lazara 1
Fizički opis: FO	VII, 119 str., 17 tab., 66 sl.
Naučna oblast: NO	Hemijsko inženjerstvo
Naučna disciplina: ND	Mehanika fluida
Predmetna odrednica: PD	Mikrofiltracija, statički mešač, skrob, postupak odzivne površine
UDK:	
Čuva se: ČU	U biblioteci Tehnološkog fakulteta
Važna napomena: VN	nema
Izvod: IZ	<p>Cilj ovog rada je ispitivanje uticaja procesnih parametara (transmembranski pritisak, protok i koncentracija suspenzije) na vrednost fluksa permeata, sa i bez prisustva statičkog mešača, tokom procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba na keramičkim membranama različitih veličina pora (200 nm i 500 nm). Mikrofiltracija je izvođena u uslovima recirkulacije i koncentrisanja napojne suspenzije. Za modelovanje zavisnosti procesa mikrofiltracije suspenzija skroba od procesnih parametara primenjen je postupak odzivne površine. Ispitivanjem mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba na membranama sa različitim srednjim prečnikom pora (200 i 500 nm) uočeno je da sa povećanjem veličine pora vrednost fluksa permeata opada. U posmatranom eksperimentalnom opsegu procesnih parametara postignuto je relativno povećanje stacionarnog fluksa od 25% do 50% u uslovima recirkulacije napojne suspenzije, dok je u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije relativno povećanje srednjeg fluksa iznosilo od 20% do 80%. Porast fluksa do kojeg dolazi postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane</p>

uslovljen je uspostavljanjem turbulentnih uslova proticanja i karakterističnog kretanja fluida duž kanala membrane, koja je posledica karakterističnog povezivanja helikoidnih elemenata Kenics statičkog mešača.

Kako u uslovima recirkulacije napojne smeše, tako i u uslovima koncentrisanja, vrednost relativne specifične potrošnje energije zavisi skoro isključivo od vrednosti protoka napojne smeše. Sa povećanjem protoka specifična potrošnja energije u prisustvu statičkog mešača naglo raste i relativno povećanje protoka nije dovoljno da bi kompenzovalo gubitak hidrauličke snage. U opsegu protoka od 80 do 100 L/h su obezbeđene pozitivne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije, te je upotreba statičkog mešača opravdana sa ekonomskog aspekta.

Optimizacija eksperimentalnih uslova urađena je postupkom istovremene maksimizacije fluksa permeata u sistemima sa statičkim mešačem i relativne promene specifične potrošnje energije. Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri maksimalnoj vrednosti transmembranskog pritiska od 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i koncentraciji od 5 do 6 g/L.

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri vrednosti transmembranskog pritiska od 0,85 do 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i koncentraciji od 5 do 7 g/L.

Pored ispitivanja na laboratorijskoj aparaturi, cilj ovog rada je bio i ispitivanje uticaja procesnih parametara na proces mikrofiltracije suspenzija skroba u poluindustrijskim uslovima (na jednokanalnoj i višekanalnoj membrani srednjeg prečnika pora 200 nm), odnosno šireg opseg vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na pomenute odzive u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije.

Datum prihvatanja teme:
DP

03.03.2011

Datum odbrane:

DO

Članovi komisije:

KO

Predsednik:

Dr Gyula Vatai, red. prof.
Corvinus univerzitet, Fakultet za prehrambenu
industriju, Budimpešta

Mentor:

Dr Zoltan Zavargo, red. prof.
Univerzitet u Novom Sadu, Tehnološki fakultet,
Novi Sad

Dr Zita Šereš, docent
Univerzitet u Novom Sadu, Tehnološki fakultet,
Novi Sad

Član:

Dr Mihailo Peruničić, red. prof.
Univerzitet u Novom Sadu, Tehnološki fakultet,
Novi Sad

KEY WORDS DOCUMENTATION

Accession number:
ANO

Identification number:
INO

Document type: Monographic publication
DT

Type of record: Textual material, printed
TR

Contents code: Ph.D. thesis
CC

Author: **Bojana Ikonić, M.Sc.**
AU

Mentor: **Zoltan Zavargo, Ph.D.**
MN University of Novi Sad, Faculty of Technology,
Novi Sad
Zita Šereš, Ph.D.
University of Novi Sad, Faculty of Technology,
Novi Sad

Title: ***Modeling and optimization of wheat starch
TI suspensions microfiltration***

Language of text: Serbian (Roman)
LT

Language of abstract: Serbian (Roman) / English
LS

Country of publication: Serbia
CP

Locality of publication: Novi Sad, Vojvodina
LP

Publication year: 2010
PY

Publisher: author reprint
PB

Publ. Place: PL	21000 Novi Sad, Serbia, Bul. cara Lazara 1
Physical description: PD	VII, 119 p., 17 tab., 66 fig.
Scientific field: SF	Chemical engineering
Scientific discipline: SD	Fluid mechanics
Key Words CW	Microfiltration, static mixer, starch, response surface methodology
UC:	
Holding data: HD	Library of Faculty of Technology Novi Sad, 21000 Novi Sad, Serbia, Bul. cara Lazara 1
Note: N	Ph.D. thesis = Doktorska teza
Absract: AB	<p>The aim of this study was to investigate the effect of process parameters (transmembrane pressure, flow rate and suspension concentration) on the permeate flux in the system with and without the presence of static mixer. Microfiltration of wheat starch suspensions was performed in recirculation and concentration mode using ceramic membranes with different pore size (200 nm and 500 nm). Response surface methodology was applied for modeling cross-flow microfiltration of starch suspensions. During investigation of starch suspension microfiltration process on membranes with different pore size diameter (200 and 500 nm) it was observed that with increasing pore size the permeate flux declined.</p> <p>In the experimental range of process parameters, flux increase had values between 25% and 50% in recirculation mode, while in concentration mode this improvement was in range between 20% and</p>

80%. The increase in flux that occurs by placing a static mixer in the membrane channel was caused by the establishment of turbulent flow conditions and the characteristic flow of fluid along the membrane channel, which is a consequence of the characteristic geometry of Kenics static mixer.

Both in recirculation and concentration mode, the reduction of specific energy consumption depends almost exclusively on the value of the suspension flow rate. Specific energy consumption increased rapidly with increasing flow rate in the presence of static mixers and flux improvement is not high enough to compensate the loss of hydraulic dissipated power. The flow rate in the range from 80 to 100 L/h provided positive values of the reduction of specific energy consumption and the use of static mixers was justified from the economical point of view.

Optimization of experimental conditions was done by a procedure of simultaneous maximization of permeate flux in systems with static mixers and reduction of specific energy consumption. Optimal conditions of the wheat starch suspension microfiltration in recirculation mode indicate that the process should be conducted at the maximum value of transmembrane pressure of 0.9 bar, flow rates from 85 to 100 L/h and concentration of 5 to 6 g/L.

Optimal conditions of the wheat starch suspension microfiltration in concentration mode indicate that the process should be conducted when the value of transmembrane pressure from 0.85 to 0.9 bar, flow rates from 85 to 100 L/h and concentration of 5 to 7 g/L.

Apart from investigations in laboratory conditions, the aim of this study was to examine the influence of process parameters on the starch suspensions microfiltration in the pilot plant (one channel and multichannel membrane with pore diameter 200 nm) and wider range of transmembrane pressure and suspension flow rate on the mentioned responses in concentration mode.

Accepted by the Scientific Board on: 03.03.2011.
ASB

Defended on:
DE

Thesis defended board:
DB

President:

Dr Gyula Vatai, professor
Corvinus University, Faculty of Food Engineering,
Budapest

Menthor:

Dr Zoltan Zavargo, professor
University of Novi Sad. Faculty of Technology,
Novi Sad

Dr Zita Šereš, assistant professor
University of Novi Sad. Faculty of Technology,
Novi Sad

Member:

Dr Mihailo Peruničić, professor
University of Novi Sad. Faculty of Technology,
Novi Sad

SADRŽAJ

SPISAK TABELA	3
SPISAK SLIKA	4
UVOD	8
1. CILJ RADA	10
2. MEMBRANSKI SEPARACIONI PROCESI	11
2.1. Podela membranskih separacionih procesa	12
2.2. Prenos mase pri membranskim separacionim procesima	15
2.3. Fenomen koncentracione polarizacije i zaprljanost membrane	20
3. MIKROFILTRACIJA	23
3.1. Karakteristike mikrofiltracije	23
3.2. Primena statičkih promotora turbulencije	28
3.3. Postupak odzivne površine - RSM	30
3.4. Primena membrana u tehnologiji skroba	32
4. MATERIJAL I METOD	35
4.1. Materijal	35
4.2. Aparatura i eksperimentalni postupak	36
4.3. Eksperimentalni plan i obrada podataka	39
5. REZULTATI I DISKUSIJA	43
5.1. Sadržaj suve materije napojne smeše i permeata	43
5.2. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u uslovima recikulacije napojne suspenzije	44

5.2.1. Stacionarni fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača	47
5.2.2. Stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem	52
5.2.3. Povećanje stacionarnog fluksa permeata primenom statičkog mešača	56
5.2.4. Uticaj statičkog mešača na specifičnu potrošnju energije	60
5.2.5. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima recikulacije napojne suspenzije	64
5.3. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije.....	67
5.3.1. Srednji fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača.....	70
5.3.2. Srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem	74
5.3.3. Povećanje srednjeg fluksa permeata primenom statičkog mešača	77
5.3.4. Uticaj statičkog mešača na specifičnu potrošnju energije	81
5.3.5. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije	84
5.4. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u poluindustrijskim uslovima.....	87
5.4.1. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba pri upotrebi jednokanalne membrane	87
5.4.1.1. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije.....	99
5.4.2. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba pri upotrebi višekanalne membrane.....	101
6. ZAKLJUČAK.....	106
7. LITERATURA	110
PRILOG.	117

SPISAK TABELA

Tabela 2.1.

Podela membranskih separacionih procesa prema separacionim karakteristikama

Tabela 5.1.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M200)

Tabela 5.2.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M200)

Tabela 5.3.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

Tabela 5.4.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

Tabela 5.5.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (200 nm)

Tabela 5.6.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (500 nm)

Tabela 5.7.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M200)

Tabela 5.8.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M200)

Tabela 5.9.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M500)

Tabela 5.10.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

Tabela 5.11.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (200 nm)

Tabela 5.12.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (500 nm)

Tabela 5.13.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva (koncentrisanje, 200 nm)

Tabela 5.14.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva (koncentrisanje, 200 nm)

Tabela 5.15.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba (koncentrisanje, 200 nm)

Tabela 5.16.

Koeficijenti regresione jednačine srednjeg fluksa permeata (koncentrisanje, višekanalna membrana, 200 nm)

Tabela 5.17.

Analiza varijanse (ANOVA) srednjeg fluksa permeata (koncentrisanje, višekanalna membrana, 200 nm)

SPISAK SLIKA

- Slika 2.1.** Tokovi materijalnih struja u procesu membranske separacije
- Slika 2.2.** Tipovi membranske separacije kod kojih je pogonska sila razlika pritisaka
- Slika 2.3.** Uticaj radnih parametara na fluks permeata
- Slika 2.4.** Šematski prikaz glavnih otpora prenosu mase
- Slika 3.1.** Prikaz mikrofiltracionog sistema sa povratkom retentata
- Slika 3.2.** Spiralno namotani modul
- Slika 3.3.** Modul sa šupljim vlaknima
- Slika 3.4.** Modul sa ravnom membranom
- Slika 3.5.** Cevni membranski modul
- Slika 3.6.** Šematski prikaz “cross-flow” i “dead-end” filtracije
- Slika 3.7.** Kenics statički mešač
- Slika 3.8.** Elementi Kenics statičkog mešača
- Slika 4.1.** Jednokanalne i višekanalne keramičke membrane
- Slika 4.2.** Šema laboratorijskog postrojenja za mikrofiltraciju
- Slika 4.3.** Šematski prikaz eksperimentalne aparature za mikrofiltraciju
- Slika 4.4.** Šematski prikaz aparature za mikrofiltraciju sa višekanalnom membranom
- Slika 5.1.** Čestice skroba (a) u napojnoj smeši i (b) u permeatu
- Slika 5.2.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji stacionarnog fluksa permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.3.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.4.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.5.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.6.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.7.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.8.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.9.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

- Slika 5.10.** Značajnost regresionih koeficijenata relativnog povećanja stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.11.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.12.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.13.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.14.** Značajnost regresionih koeficijenata relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.15.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.16.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.17.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.18.** Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.19.** Značajnost regresionih koeficijenata za sistem bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.20.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.21.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.22.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.23.** Značajnost regresionih koeficijenata za sistem sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.24.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.25.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.26.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.27.** Značajnost regresionih koeficijenata relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.28.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.29.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

- Slika 5.30.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije a) M200, b) M500
- Slika 5.31.** Značajnost regresionih koeficijenata relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.32.** Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.33.** Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.34.** Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.35.** Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika 5.36.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata u sistemu sa i bez statičkog mešača
- Slika 5.37.** Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.38.** Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.39.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.40.** Uticaj procesnih parametara na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.41.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.42.** Uticaj procesnih parametara na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.43.** Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
- Slika 5.44.** Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije primenom višekanalne membrane
- Slika 5.45.** Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije primenom višekanalne membrane
- Slika P.1.** Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika P.2.** Zavisnost ukupne željene funkcije od protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika P.3.** Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500
- Slika P.4.** Zavisnost ukupne željene funkcije od protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Slika P.5. Zavisnost ukupne željene funkcije od vrednosti procesnih parametara u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

UVOD

Istorija razvoja membranske nauke i tehnologije počinje još u 18. veku kada je Abbe Nollet primetio da voda difunduje iz razblaženog rastvora u rastvor veće koncentracije kroz semipermeabilnu membranu. Savremena primena mikrofiltracija ima korene u razvoju nitrocelulozne membrane u dvadesetim i tridesetim godinama 20. veka. Mikrofiltracija predstavlja filtracioni proces koji koristi poroznu membranu za izdvajanje suspendovanih čestica prečnika između 0,1 i 10 μm , te se po veličini pora membrane nalazi između ultrafiltracije i klasičnih filtera. Najznačajnija primena mikrofiltracije počinje tokom Drugog svetskog rata u Nemačkoj, kao najbrža metoda za ispitivanje kvaliteta vode za piće. Postojeći način ispitivanja je zahtevao 96h za kultivisanje bakterija, dok je primenom mikrofiltracije vreme ispitivanja skraćeno na 24h. Tek u protekle dve decenije membranski separacioni procesi su se razvili i našli primenu u industriji, a revrsna osmoza, ultra- i mikrofiltracija su postale matične oblasti separacionih procesa.

Membranski separacioni procesi se sve češće koriste u industriji potiskujući konvencionalne tehnike koncentrisanja, separacije i prečišćavanja. Ovome su najviše doprineli sve učestalija potreba za ekološki prihvatljivim tehnologijama kao i neophodno smanjenje utroška energije diktirano svetskom energetskom krizom.

Membranski separacioni procesi imaju mnogo prednosti od kojih su najznačajniji mogućnost kontrole samih operacija, umereni uslovi pri izvođenju operacija, kontinualnost, mogućnost automatizacije i niski troškovi eksploatacije. Navedene prednosti su uslovljavale njihovo brzo razvijanje.

Najširu upotrebu imaju membranski procesi sa gradijentom pritiska kao pogonskom silom: mikrofiltracija, ultrafiltracija, nanofiltracija i reversna osmoza. Membrane se ponašaju kao fizičke barijere za suspendovane čestice da bi obezbedile zadržavanje čestica koje su većih dimenzija od pora same membrane. Razvoj i usavršavanje keramičkih membrana doveo je do povećanog ispitivanja mogućnosti primene svih membranskih separacionih procesa. Međutim,

membranska filtracija je donekle ograničena usled prljanja membrana koje ima za posledicu smanjenje vrednosti fluksa kroz membranu. Prljanje membrane nije moguće u potpunosti izbeći, ali je moguće smanjiti primenom različitih tehnika. U cilju povećanja fluksa permeata se koristi veliki broj metoda među kojima je hidrodinamička metoda za izazivanje i povećanje turbulencije, kao i izazivanje nestabilnosti i nestacionarnog proticanja kroz modul. Kao promotor turbulencije se koristi statički mešač. Bez obzira na korišćenje raznih postupaka za kontrolu prljanja, fluks u većini slučajeva opada na neprihvatljivo niske vrednosti i čišćenje membrana je neophodno radi regeneracije fluksa.

Fabrike skroba su suočene sa sve rigoroznijim zakonskim regulativama vezanim za zaštitu životne sredine, kao i sve većim troškovima prerade otpadnih voda i njihovog skladištenja. Inovativno rešenje u procesu prerade otpadne vode predstavlja primena membranskih separacionih procesa. Membrane imaju sposobnost da postignu odgovarajući stepen separacije bez upotrebe toplotne energije i na taj način poboljšavaju kvalitet samog proizvoda i smanje troškove prerade. Ideja je da se otpadni tok podvrgne mikrofiltraciji, pri čemu se kao permeat dobija prečišćena otpadna voda koja se može ponovo koristiti u tehnološkom procesu, a kao retentat suspenzija sa visokim sadržajem skroba koji se može regenerisati. Primena membrana u industriji skroba ima nekoliko prednosti. Troškovi uklanjanja vode i koncentrovanja suspenzija skroba i koprodukata se mogu redukovati, a upotrebom membrana umesto klasičnog uparavanja se može postići ušteda u energiji od čak 90%.

1. CILJ RADA

Cilj ovog rada je ispitivanje uticaja procesnih parametara (transmembranski pritisak, protok i koncentracija suspenzije) na vrednost fluksa permeata sa i bez prisustva statičkog mešača tokom procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba na keramičkim membranama različitih veličina pora (200 nm i 500 nm). Mikrofiltracija je izvođena u uslovima recirkulacije i koncentrisanja napojne suspenzije. Za modelovanje zavisnosti procesa mikrofiltracije suspenzija skroba od procesnih parametara primenjen je postupak odzivne površine. Optimizacija eksperimentalnih uslova urađena je postupkom istovremene maksimizacije fluksa permeata u sistemima sa statičkim mešačem i relativne promene specifične potrošnje energije. Rezultati treba da pokažu da li je i pri kojim uslovima opravdano korišćenje statičkog mešača, kao promotora turbulencije. Pored ispitivanja na laboratorijskoj aparaturi, sprovedena su ispitivanja i u poluindustrijskim uslovima na jednokanalnoj i višekanalnoj keramičkoj membrani sa srednjim prečnikom pora 200 nm.

2. MEMBRANSKI SEPARACIONI PROCESI

Mnogi postupci za separaciju gasnih ili tečnih smeša u novije vreme se zasnivaju na korišćenju polupropustljivih membrana, koje dopuštaju da jedna ili više komponenata iz smeše znatno brže prolaze kroz otvore u membrani, koji imaju definisane veličine. Polupropustljiva membrana se može definisati kao tanak sloj koji razdvaja dva filma i omogućava selektivni transport odgovarajućih materija iz jednog fluida u drugi.

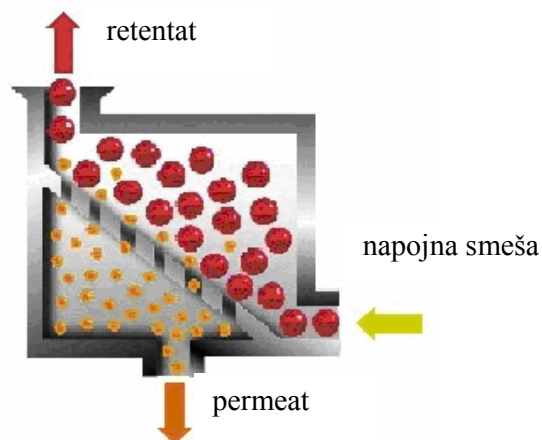
Membrane se proizvode od različitih materijala, kao što su porozno staklo, keramika, metal ili metalni oksid, mada su to najčešće fleksibilni filmovi od sintetskih polimera, načinjeni tako da imaju visoku propustljivost za određenu vrstu molekula. U nekim specifičnim slučajevima ulogu polupropustljive membrane može igrati i odgovarajuća tečnost ili gas. Polupropustljive membrane se koriste u procesima kod kojih se razdvajanje komponenata iz neke smeše bazira na stvaranju znatne razlike u brzini difuzije kroz otvore same membrane. To su, pre svega, postupci razdvajanja gasnih smeša kroz porozne ili neporozne membrane, razdvajanje tečnih smeša pomoću perisparavanja, ekstrakcije tečno-tečno, reversne osmoze, ultrafiltracije i dijalize (*Sovilj 2004*).

U opštem slučaju pogonska sila pri separaciji kroz polupropustljivu membranu je gradijent pritiska, gradijent koncentracije, gradijent hemijskog ili električnog potencijala pojedine komponente iz polazne smeše, koja lakše prolazi kroz membranu od ostalih komponenata prisutnih u smeši.

Materijalna struja koja prolazi kroz membranu naziva se permeat, dok se materijalna struja koju čine sve ostale komponente polazne smeše, koje se zadržavaju na membrani, naziva koncentrat ili retentat (slika 2.1.).

Istraživanja vezana za primenu polupropustljivih membrana u različitim separacionim procesima dobila su na značaju u poslednjih petnaestak godina. Membranske separacije imaju niz prednosti u odnosu na klasične postupke razdvajanja gasnih ili tečnih smeša, kao što su: niska potrošnja energije (što znači jeftiniji ukupan proces), dobijanje visoko vrednih produkata,

manje neželjenih spoljnih produkata i dr. Najznačajniji postupci primene polupropustljivih membrana prisutni su u tretmanu voda (desalinizacija morske vode pomoću reversne osmoze i dijalize), prehrambenoj industriji (dobijanje mekih i polutvrdih sireva, kao i koncentrovanje surutke i ugušćivanje mleka), medicini (uklanjanje otpadnih produkata metabolizma iz krvi postupkom hemodijalize), farmaceutskoj industriji (dvostruke emulzije dobijene pomoću membrana koriste se u hemoterapiji), nuklearnoj tehnologiji (razdvajanje izotopa urana pomoću membrana, izrađenih od heksafluorida) i dr. (Sovilj 2004).



Slika 2.1. Tokovi materijalnih struja u procesu membranske separacije

2.1. Podela membranskih separacionih procesa

Membranski separacioni procesi mogu se klasifikovati prema vrsti pogonske sile, prema veličini čestica koje se zadržavaju na membrani, prema mehanizmu separacije i prema tome, da li su željeni proizvodi jedinjenja koja se zadržavaju na membrani ili pak ona, koja prolaze. Najopštiji kriterijum podele je prema separacionim karakteristikama (Van den Berg i sar. 1992):

- separacija zasnovana na propuštanju (efekat sita),
- separacija zasnovana na različitoj difuzivnosti kroz membranu i na različitom afinitetu komponenata prema membrani i
- separacija zasnovana na razlici u naelektrisanju molekula.

Tabela 2.1 prikazuje industrijski najvažnije membranske separacione procese (Pereira Nunes i Peinemann 2001).

Tabela 2.1.

Podela membranskih separacionih procesa prema separacionim karakteristikama

Separacioni proces	Pogonska sila	Mehanizam separacije	Primena
Mikrofiltracija	Razlika pritiska 10 – 500 kPa	Propuštanje	Separacija čestica
Ultrafiltracija	Razlika pritiska 0,1 – 1 MPa	Propuštanje	Separacija makromolekula
Reversna osmoza	Razlika pritiska 2 – 10 MPa	Rastvaranje i difuzija	Separacija soli i mikrorastvoraka
Dijaliza	Gradijent koncentracije	Molekulska difuzija	Separacija soli i mikrorastvoraka
Elektrodijaliza	Razlika električnih potencijala	Veličina i naelektrisanje čestica i molekula	Separacija rastvora jona
Separacija gasova	Gradijent pritiska i koncentracije	Rastvorljivost, difuzija	Separacija gasnih smeša
Pervaporacija	Gradijent parcijalnog pritiska u parnoj fazi 0,1 – 100 kPa	Rastvaranje i difuzija	Separacija azeotropnih smeša
Olakšani i kuplovani transport	Gradijent hemijskog potencijala	Rastvaranje i difuzija u tečnim membranama	Selektivno uklanjanje jona, separacija gasova
Membranska destilacija	Gradijent pritiska u parnoj fazi	Transport pare kroz hidrofobnu membranu	Desalinacija vodenih rastvora

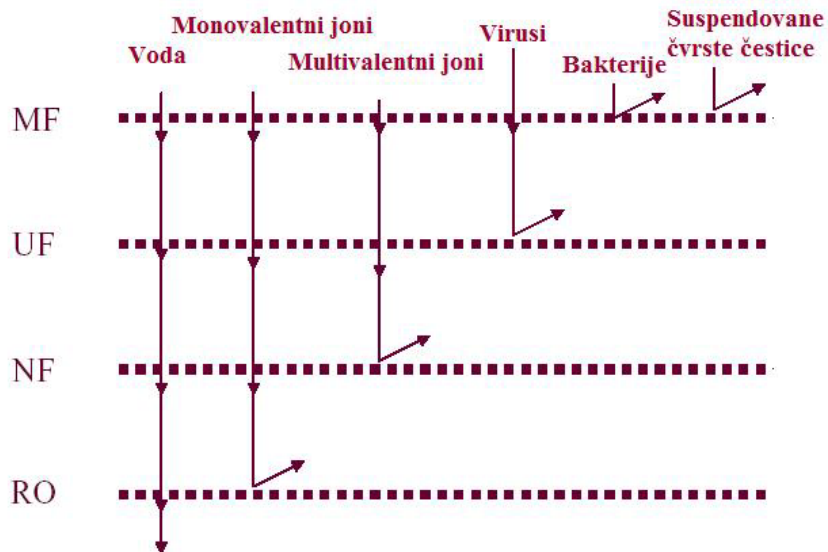
U procese separacije propuštanja spadaju mikrofiltracija, ultrafiltracija i nanofiltracija. Pogonska sila kod ovakvih procesa je razlika pritiska.

Mikrofiltracija, ultrafiltracija, nanofiltracija i reversna osmoza su slični procesi i razlikuju se samo po veličini separisanih čestica kao i po vrsti upotrebljenih membrana. Na slici 2.2. je prikazana podela tipova postupaka u kojima je pogonska sila razlika pritiska. Membrane za mikrofiltraciju imaju pore veličine prečnika od 50 do 10^3 nm, odnosno zadržavaju čestice iz rastvarača ili drugih komponenata sa molekulskom masom od 100-1000 kDa. Pogonska sila je razlika pritiska i ona ima vrednosti od 10 – 500 kPa (0,1 – 5 bara) (Koseoglu i sar. 1991).

Membrane za ultrafiltraciju su propustljive za vodu i za jedinjenja manjih molekulskih masa, dok su nepropustljive za većinu makromolekula. One razdvajaju ćelije mikroorganizama, koloidno rastvorene komponente, makromolekule sa molekulskom masom većom od 500 Da. Veličine pora ultrafiltara se kreću između 10 i 100 nm (Singh i sar. 1997, Van den Berg i sar. 1992). Pogonska sila za ovaj proces je razlika pritiska između 100 – 10000 kPa.

Nanofiltracija ima karakteristike ultrafiltracije i reversne osmoze. Nanofilter zadržava divalentne soli, a propušta monovalentne soli i nedisocirane kiseline. Pore nanofiltara su prečnika od 1–10 nm, a opseg razdvajanja im se nalazi između 150 i 1000 Da. Opseg razdvajanja (*cut-off – molecular weight cut off – MWCO*) je karakteristična veličina za određenu membranu i definiše se kao molekulska masa onih jedinjenja, koja se na datoj membrani zadržavaju u

količini većoj od 90% (Cheryan, 1986). Osim opsega razdvajanja, čime se karakterišu sve vrste membrana, nanofiltiri i reversno-osmotske membrane se definišu i preko zadržavanja natrijum-hlorida na membrani. Zadržavanje natrijum-hlorida se izražava u masenim procentima ove soli, koja zaostaje na membrani, pri čemu se kod nanofiltara ta vrednost kreće između 30 – 70% (Koseoglu i sar. 1991).



Slika 2.2. Tipovi membranske separacije kod kojih je pogonska sila razlika pritisaka

Kod separacije zasnovanih na različitoj difuznosti kroz membranu i na različitom afinitetu komponenata prema membrani spadaju reversna osmoza, separacija gasova, dijaliza i perisparavanje. Pogonska sila za reversnu osmozu i separaciju gasova je razlika pritisaka, dok je za dijalizu i perisparavanje pogonska sila razlika koncentracija.

Membrana, koja sprečava prolazak komponenata sa niskom molarnom masom, postavlja se između rastvora koji sadrži odgovarajući rastvorak i čistog rastvarača. Rastvarač zatim difunduje kroz membranu u rastvor pomoću postupka koji se naziva osmoza. U suprotnom postupku, tzv. reversnoj osmozi ili hiperfiltraciji, razlika pritisaka između rastvora i čistog rastvarača uslovljava difuziju rastvarača iz rastvora kroz membranu u pravcu čistog rastvarača, kao što je to slučaj pri postupku desalinacije morske vode. Ovom vrstom separacije se čestice, makromolekuli, i jedinjenja male molekulske mase (soli, joni) odvajaju od rastvarača, najčešće vode. Opseg razdvajanja ovih membrana je do 200 Da. Veličina pora kod reversno-osmotskih membrana se kreće između 0,1–1 nm, a zadržavanje natrijum-hlorida je 99–99,9% (Clarke, 1994).

U procesu difuzije gasa kroz poroznu čvrstu membranu gasna faza je prisutna sa obe strane mikroporozne čvrste membrane. Brzina difuzije različitih molekula kroz membranu zavisi od veličine pora membrane i molarne mase odgovarajućih molekula. Ovaj tip difuzije predstavlja molekulsku difuziju, koja se naziva Knudsenova difuzija.

U slučaju permeacije tečnosti ili dijalize, zbog razlike koncentracija, određene komponente koje imaju male prečnike brže difunduju iz jedne tečnosti kroz poroznu membranu ka drugoj tečnosti (ili gasnoj fazi). Prolaz molekula većih prečnika je znatno teži.

Perisparavanje je separaciona operacija u kojoj jedna ili više komponenata iz tečne smeše difunduju kroz selektivnu membranu, isparavaju pod niskim pritiskom na drugoj strani membrane, odakle se uklanjaju vakuum pumpom ili se odvede u pogodan kondenzator radi kondenzacije (Sovilj 2004).

Kod procesa separacije usled razlike u naelektrisanju treba pomenuti elektrodijalizu, gde se transport odvija difuzionim mehanizmom, a pogonska sila je razlika električnih potencijala (Maljah 2009). Za ovu tehniku se koriste anjonske i katjonske selektivne membrane koje odvajaju naelektrisane molekule od nenaelektrisanih.

2.2. Prenos mase pri membranskim separacionim procesima

Separacija kod membranskih procesa je rezultat različitog transporta hemijskih vrsta kroz membranu. Intenzitet transporta je određen veličinom pogonske sile kao i mobilnošću i koncentracijom date hemijske vrste u membrani. Mobilnost je određena veličinom molekula komponente i fizičkom strukturom same membrane. Za opisivanje prenosa mase tokom membranskih separacionih procesa razvijeni su brojni matematički modeli, koji se mogu svrstati u dve grupe:

- fenomenološke (makroskopski pristup) i
- modele na bazi mehanizma prenosa mase na mikroskopskom nivou.

Prema fenomenološkim modelima prenos mase posmatra se na makroskopskom nivou. Oni ne daju objašnjenje o mehanizmima prenosa hemijskih vrsta i rastvarača, o njihovim interakcijama sa membranom, kao ni o parametrima strukture membrane (poroznost, sadržaj vode, adsorpcione karakteristike). Obzirom da se membrana uzima kao diskontinualna oblast između dve uniformne faze, nije potrebno poznavanje strukture membrane. Ovakvim pristupom

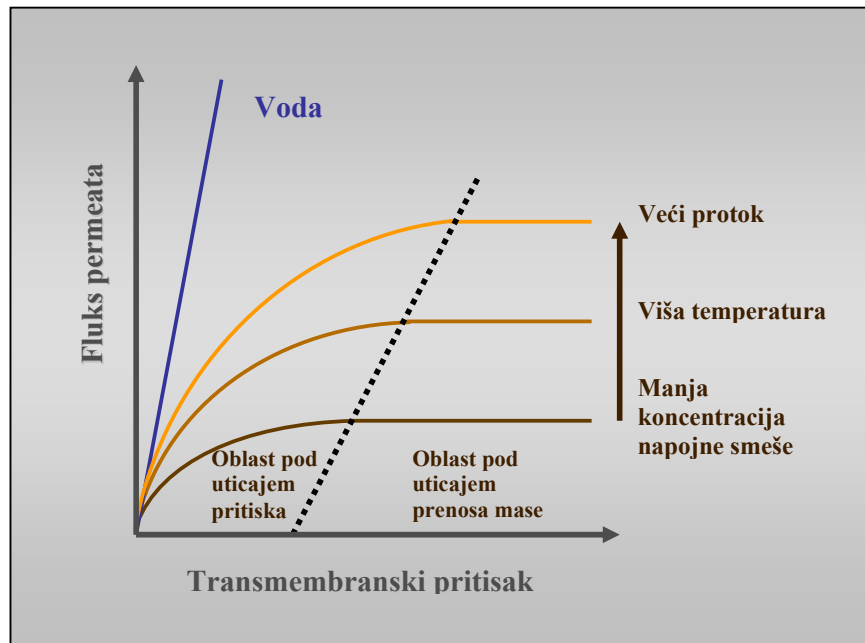
dobijaju se podaci o fenomenima prenosa mase kroz membrane, ali ne i informacije o molekulskim procesima koji se pri tome dešavaju. Pomoću ovih modela ipak se mogu izvoditi odgovarajući eksperimenti koji uključuju i proračune.

Drugi model podrazumeva poznavanje mehanizama transporta hemijskih vrsta, kao i njihovih interakcija sa membranom, omogućuje primenu membrane za specifične procese, a na njima su zasnovani modeli na bazi mehanizma transporta. Pomenute informacije se dobijaju ispitivanjem strukture membrane i postavljanjem modela na bazi mehanizma prenosa mase kroz membrane. Ovakvim pristupom se dolazi do kvantitativnih izraza koji definišu vezu između fluksa i pogonske sile. Ovi modeli važe za određene vrste i strukture membrane (*Maljah 2009*).

Za karakterizaciju membranskih separacionih procesa neophodno je pratiti fluks permeata za čije predviđanje je razvijeno više teorijskih modela (*Belfort 1984, Bird i sar. 1960*). Glavni problem prilikom modelovanja fluksa tokom mikrofiltracije je nemogućnost preciznog modelovanja fenomena koji se dešavaju blizu površine membrane.

Uobičajena pretpostavka je da pod idealnim uslovima Hagen–Poiseuille zakon proticanja kroz kanale daje najbolji opis proticanja fluida kroz mikroporozne membrane (*Cheryan 1986*). Pod idealnim uslovima podrazumeva se uniformna raspodela pora istih veličina, zanemarljiva koncentraciona polarizacija, odsustvo zaprljanosti membrane, laminaran protok kroz pore, konstantna gustina fluida, proticanje njutnovskih fluida i nezavisnost protoka od vremena. Prema pomenutom modelu, fluks je direktno proporcionalan primenjenom transmembranskom pritisku, a obrnuto je srazmeran viskozitetu. Viskozitet se prvenstveno održava na željenoj vrednosti pomoću dva faktora: sastavom napojne smeše i temperaturom. Prema tome, povišenje temperature ili povećanje transmembranskog pritiska bi trebalo da poveća fluks.

Uticao transmembranskog pritiska na fluks pri niskom pritisku, maloj koncentraciji i visokim brzinama proticanja napojne smeše (kada je uticaj koncentracione polarizacije minimalan) je takav da je veličina fluksa uslovljena razlikom pritisaka. Fluks prestaje da bude linearno zavisn od pritiska pri većim vrednostima pritisaka zbog stvaranja gel-polarizacije. Nezavisnost od pritiska se javlja pri nižim pritiscima kada je protok manji ili kada je koncentracija napojne smeše visoka. Oblast nezavisna od pritiska je pod uticajem prenosa mase i opisuje se teorijom filma (*Cheryan 1986*). Na slici 2.3. prikazana je korelacija radnih parametara i fluksa, uz razdvajanje oblasti koje su pod dominantnim uticajem pritiska i pod dominantnim uticajem prenosa mase (*Šereš 2008*).



Slika 2.3. Uticaj radnih parametara na fluks permeata

Za karakterizaciju membranskih separacionih procesa koriste se sledeće veličine: fluks permeata, stepen ugušćivanja, permeabilnost, selektivnost i koeficijent zadržavanja. Fluks permeata se izražava formulom (2.1.):

$$J = \frac{V}{A \cdot t} \quad (2.1.)$$

Gde su:

- J – fluks permeata [$\text{L m}^{-2}\text{h}^{-1}$],
- V – zapremina permeata [L],
- A – površina membrane [m^2] i
- t – vreme separacije [h].

Tokom šaržnih membranskih separacionih procesa važno je pratiti i stepen ugušćivanja (*volume concentration ratio*), koji se izražava formulom 2.2. (Cheryan 1986):

$$VCF = \frac{V_0}{V_R} \quad (2.2.)$$

Gde su:

- VCF – stepen ugušćivanja [L/L],
 V_0 – zapremina napojne smeše [L] i
 V_R – zapremina retentata [L].

Stepen ugušćivanja je bezdimenziona veličina i njegova vrednost ukazuje u kojoj se meri smanjuje zapremina retentata u odnosu na zapreminu napojne smeše. Sledeća karakteristična veličina je permeabilnost određene komponente, pod kojom se podrazumeva brzina kojom određena hemijska vrsta prolazi kroz membranu. Permeabilnost predstavlja količinu komponente koja u jedinici vremena prođe kroz površinu membrane pod uticajem jedinične pogonske sile (formula 2.3.):

$$P = \frac{V}{t \cdot A \cdot \Delta P} \quad (2.3.)$$

Gde su:

- P – permeabilnost određene komponente [$L \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ Pa}^{-1}$],
 V – zapremina permeirajuće komponente [L],
 t – proteklo vreme [h],
 A – površina membrane [m^2] i
 ΔP – transmembranski pritisak [Pa].

Selektivnost membrane je sposobnost membrane za separaciju različitih komponenata. Definiše se kao odnos permeabilnosti komponenata (*Spriggs i Li 1976*). U praksi se meri hidraulička permeabilnost (formula 2.4.) i koeficijent zadržavanja membrane (formula 2.5.). Hidraulička permeabilnost membrane može se eksperimentalno odrediti u odsustvu razlike osmotskih pritisaka, i predstavljena je jednačinom:

$$L_p = \frac{J_v}{\Delta P} \quad (2.4.)$$

Gde su:

- L_p – hidraulička permeabilnost membrane [$L \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ Pa}^{-1}$],
 J_v – fluks vode [$L \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$] i
 ΔP – transmembranski pritisak [Pa].

Važno je da se hidraulička permeabilnost membrane meri na membrani sa ujednačenim porama pri relativno niskom transmembranskom pritisku. To pomaže da se izbegne vremenska zavisnost merene hidrauličke permeabilnosti membrane i da se minimizira mogućnost promena izazvane transmembranskim pritiskom, kao što su sabijanje (učvršćivanje, spajanje) testirane membrane.

Koeficijent zadržavanja merilo je sposobnosti membrane da spreči prolaz komponenata kroz membranu, a definiše se u odnosu na jednu od komponenti smeše:

$$R_i = \frac{C_i^n - C_i^p}{C_i^n} \cdot 100 \quad (2.5.)$$

Gde su:

R_i – koeficijent zadržavanja [%],

i – oznaka komponente,

C_i^n – koncentracija komponente i u napojnoj smeši [g L^{-1}] i

C_i^p – koncentracije komponente i u permeatu [g L^{-1}].

Za eksperimentalno određivanje koeficijenta zadržavanja važno je da se mikrofiltracija izvodi pod uslovima zanemarljive koncentracione polarizacije. Naime, permeabilnost rastvarača veća je od permeabilnosti komponenata (hemijskih vrsta), tako da su koncentracije komponenata u graničnom sloju i na površini membrane sa strane napojne smeše veće od koncentracija u masi napojne smeše. Usled pojave koncentracione polarizacije koeficijent zadržavanja definisan formulom 2.5. predstavlja prividni koeficijent zadržavanja (Kimura 1992). Stvarni koeficijent zadržavanja se definiše formulom 2.6.:

$$R_i^{\text{stv}} = \frac{C_i^m - C_i^p}{C_i^m} \cdot 100 \quad (2.6.)$$

Gde su:

R_i^{stv} – stvarni koeficijent zadržavanja [%],

C_i^m – koncentracija komponente i na površini membrane sa strane napojne smeše [g L^{-1}].

2.3. Fenomen koncentracione polarizacije i zaprljanost membrane

Osnovna odlika membranskih procesa je selektivni transport kroz membranu, tako da permeabilnost različitih komponenata kroz membranu nije ista.

Koncentraciona polarizacija se dešava u slučaju različite permeabilnosti rastvorka i rastvarača u membrani i to u graničnom sloju u blizini membrane. Kod mikrofiltracije rastvarač brže prolazi kroz membranu od rastvorka, tako da je koncentracija rastvoraka na površini membrane i u graničnom sloju veća od koncentracije u masi rastvora (napojne smeše), a to dovodi do otpora pri prenosu mase kroz membranu (*Kimura 1992*). Kod mikrofiltracije uticaj koncentracione polarizacije je veliki, a razlog tome je mali koeficijent prenosa mase.

Zavisno od fenomena koji se javlja u blizini ili na površini membrane razvijeno je nekoliko modela, kojima se opisuje koncentraciona polarizacija: model gel-polarizacije, model osmotskog pritiska i model otpora graničnog sloja.

Model gel-polarizacije: Ovaj model se najviše koristi kod mikrofiltracije rastvora makromolekula, obzirom da oni obično stvaraju sloj gela na membrani. Pretpostavka ovog modela je, da je koncentracija u sloju gela konstantna i da se povećanjem razlike pritisaka povećava debljina sloja gela, a ne fluks kroz membranu.

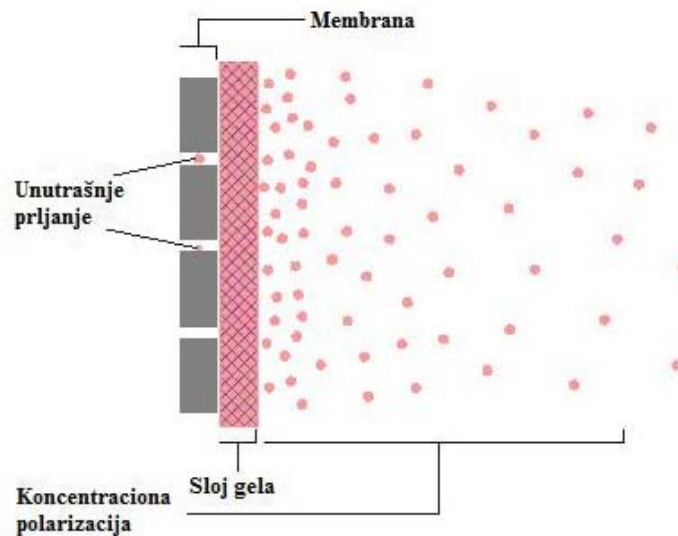
Model osmotskog pritiska: Usled zadržavanja rastvorka na membrani dolazi do koncentrisanja rastvora u blizini membrane. Osmotski pritisak koncentrovanog rastvora može biti veoma veliki i dovodi do smanjivanja pogonske sile za prenos mase. Ovaj model se primenjuje u slučaju kada je izražen osmotski pritisak rastvorka.

Model otpora graničnog sloja: Model je postavljen za slučaj odsustva sloja gela na površini membrane i fenomena zaprljanosti membrane. Po ovom modelu se može lako odrediti otpor membrane. *Wijmans i saradnici (1985)* su, postavljanjem bilansa sila za granični sloj, pokazali da u graničnom sloju ne dolazi do pada transmembranskog pritiska napojnog rastvora i da je, za većinu mikrofiltracionih procesa, model osmotskog pritiska i model graničnog sloja ekvivalentni.

Na koncentracionu polarizaciju utiču radni parametri, kao što su transmembranski pritisak, protok, temperatura i koncentracija napojne smeše.

Zaprljanost membrane predstavlja taloženje ili akumulaciju suspendovanih, odnosno koloidnih čestica na površini membrane, kao i kristalizaciju, taloženje ili adsorpciju rastvoraka na površini i/ili u porama membrane. To je ireverzibilan proces koji, za razliku od

koncentracione polarizacije, zavisi samo od vremena (*Cheryan 1986*). Ove pojave zaprljanosti dovode do smanjenja fluksa permeata i/ili do povećanja zadržavanja rastvorka na membrani.



Slika 2.4. Šematski prikaz glavnih otpora prenosu mase

Otpori prenosu mase koji se mogu javiti kod membranskih separacionih procesa su šematski prikazani na slici 2.4. (*Lukić 2008*).

Kod membranskih separacionih procesa je teško odrediti relativni uticaj koncentracione polarizacije i zaprljanosti, obzirom da oba fenomena teže da smanje fluks. Kod ultra- i mikrofiltracionih sistema početno opadanje fluksa je obično posledica brzog adsorbovanja i taloženja rastvorka i čestica (zaprljanost membrane) na/u membranu, a zatim fluks dostiže određenu konstantnu vrednost. Ovakvo opadanje fluksa može trajati od nekoliko minuta do nekoliko časova zavisno od materijala membrane, sastava napojne smeše i radnih parametara.

Uticaj adsorpcije rastvoraka na ukupan prenos mase se ispituje potapanjem membrane u napojnu smešu, nakon čega se određuje zapreminski fluks čiste vode. Na opadanje fluksa permeata, osim koncentracione polarizacije i zaprljanosti membrane, utiču i interakcije rastvoraka (*Jokić 2010*).

Opadanje fluksa kroz membranu može se delimično izbeći tangencijalnim proticanjem napojne smeše kroz modul, promenom radnih parametara za postojeću opremu, promenom parametara rastvora (npr. promena vrednosti pH), tretmanom ili zamenom membrane ili uvođenjem dodatnih postupaka (predfiltracija). Zaprljanost membrane se otklanja zaustavljanjem procesa i čišćenjem membrane hemijskim sredstvima.

Zaprljanost membrane je veoma kompleksan fenomen u vezi kojeg ne postoje jedinstveni naučni stavovi. Zaprljanost površine membrana i interakcije membrana-rastvorak zahtevaju još niz dugotrajnih istraživanja (*Šereš 2008*).

Radi smanjenja prljanja membrane i efekta koncentracione polarizacije, a sve u cilju dobijanja većeg fluksa permeata tokom ultra- i mikrofiltracije, razvijene su brojne metode. Većina od njih su hidrodinamičke metode kojima se poboljšava prenos mase na površini membrane, kao i povratni transport zadržanih rastvoraka i čestica od površine membrane ka masi rastvora. U ovu grupu spadaju metode za izazivanje nestacionarnog proticanja kroz modul i izazivanje turbulentnog proticanja (*Maljah 2009*).

3. MIKROFILTRACIJA

Mikrofiltracija spada u najrasprostranjenije membranske separacione procese i predstavlja filtracioni proces koji koristi poroznu membranu za izdvajanje suspendovanih čestica prečnika između 0,1 i 10 μm , te se po veličini pora membrane nalazi između ultrafiltracije i klasičnih filtera. Savremena primena mikrofiltracija ima korene u razvoju nitrocelulozne membrane u dvadesetim i tridesetim godinama 20. veka. Nakon toga, najznačajnija je njena primena tokom Drugog svetskog rata u Nemačkoj, kao najbrža metoda za ispitivanje kvaliteta vode za piće. Tek u protekle dve decenije mikrofiltracija, kao i ostali membranski procesi su se razvili i našli primenu u industriji, usled razvoja membranskih modula jednostavne konstrukcije i niske cene (*Porter 1990*).

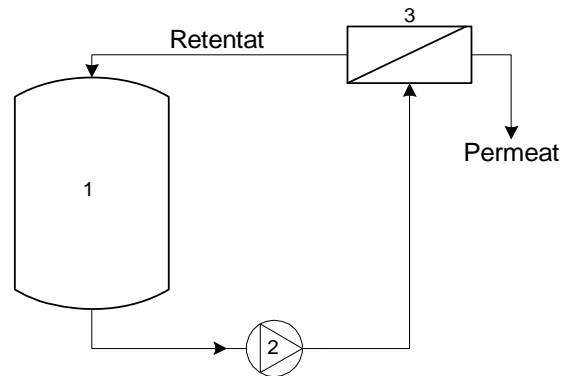
3.1. Karakteristike mikrofiltracije

Glavni delovi mikrofiltracionog sistema su: napojni sud, pumpa i modul sa membranom. Na slici 3.1. je prikazan mikrofiltracioni sistem sa povratkom retentata u napojni sud (*Jokić 2010*).

Moduli predstavljaju centralni element mikrofiltracionog sistema u kome je smeštena membrana. Membranski moduli zavise od tipa membrana koji se koriste, a moraju da zadovoljavaju stroge zahteve u pogledu hidrodinamičkih karakteristika. Uspešno funkcionisanje sistema zavisi od načina pakovanja membrana u module. Osnovni tehnološki faktori koji se moraju uzeti u obzir pri izboru modula za određenu membransku separaciju su: površina membrane po jedinici zapremine modula, potrošnja energije, složenost postupka zamene membrana u modulu, mogućnost ponovne upotrebe delova modula posle zamene membrana i stepen prljanja.

Moduli koji se danas najčešće koriste za mikrofiltraciju mogu se svrstati u četiri grupe:

- spiralno namotani moduli,
- moduli sa šupljim vlaknima,
- moduli sa ravnom membranom u okviru i
- cevni moduli.



Slika 3.1. Prikaz mikrofiltracionog sistema sa povratkom retentata (1–napojni sud, 2–pumpa, 3–modul sa membranom)

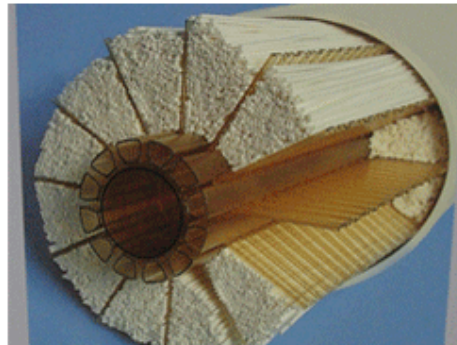
Spiralno namotani moduli se sastoje od ravnih listova membrana, namotanih na šuplju cev (slika 3.2.). Napojna smeša se uvodi u prostor između namotaja membrana sa jedne strane modula. Između namotanih membrana se nalazi porozni razdvajač, koji reguliše tok napojne smeše, dok se između membrane i šuplje cevi nalazi porozni razdvajač za permeat, obzirom da se permeat kroz otvore na cevi sliva u šupljinu i izvodi se iz modula. Retentat izlazi sa druge strane modula, između namotanih membrana (Jokić 2010).

Odnos površine membrane po zapremini modula je veći nego kod modela sa ravnim membranama i iznosi od 800 do 1000 m²/m³. Glavni nedostatak im je nemogućnost pojedinačne zamene membrana. Prednosti su, sem velike membranske površine po zapremini modula relativno niska cena proizvodnje i mala tržišna cena. Problemi u procesu mogu nastati usled otežanog praćenja protoka i teškoće čišćenja kod membrana sa visokim stepenom zaprljanosti (Cheryan 1986, Porter 1990).



Slika 3.2. Spiralno namotani modul

Moduli sa šupljim vlaknima (slika 3.3.) imaju vrlo veliki odnos površine membrane i zapremine modula, i to između 600 – 1200 m²/m³. Veliki broj šupljih vlakana je u snopu smešten u modul. Napojna smeša protiče u omotaču modula, između vlakana. Snop šupljih vlakana je savijen i smešten tako da oba kraja vlakana se nalaze na istoj strani modula. Krajevi šupljih vlakana su fiksirani epoksi smolom. Permeat prolazi kroz zidove vlakana i teče u unutrašnjosti vlakana ka izlazu, koji se nalazi na jednom kraju modula, dok se koncentrat skuplja u omotaču i teče ka izlazu na drugom kraju modula. Prednosti i mane su analogna spiralno namotanim modulima. Ograničenja uključuju postizanje razlike pritisaka u manjoj meri i rizik od raspadanja i začepljenja vlakana (*Cheryan 1986, Porter 1990*).



Slika 3.3. Modul sa šupljim vlaknima

Konfiguracija modula sa ravnom membranom u okviru se može posmatrati kao razmotan spiralni modul (slika 3.4.). Membrane su slojevito složene, a međusobno su razdvojene poroznim razdvajačem za napojnu smešu. Sloj membrana i razdvajača su pričvršćeni na oba kraja zavrtnjima koji su vezani za čeine ploče. To je klasičan koncept filter prese. Analogno spiralnom modulu i u ovom slučaju retentat i permeat imaju unakrsni tok. Prednosti ovakvog

modula uključuju izvanrednu kontrolu tokova. Površina membrane po zapremini modula je 400 – 600 m²/m³. Cena proizvodnje je slična kao kod spiralnih modula.



Slika 3.4. Modul sa ravnom membranom

Cevni membranski moduli se sastoje od cevastih membrana smeštenih u porozne nosače napravljene od nerđajućeg čelika ili plastike ojačane staklenim vlaknima (slika 3.5.). Prečnici cevastih membrana se kreću od 1 do 2,5 cm. Moduli dolaze na tržište sa već smeštenim membranama u cevne nosače ili odvojeno, te se membrane naknadno smeštaju u nosače. Površina membrana po zapremini modula je jako mala, oko 20-100 m²/m³, ali ipak nudi izvanrednu mogućnost za kontrolu protoka i za čišćenje. Kao takva može se koristiti za nestabilne ili jako nečiste rastvore. Neki od ovih modula imaju velike troškove proizvodnje (Cheryan 1986, Porter 1990).

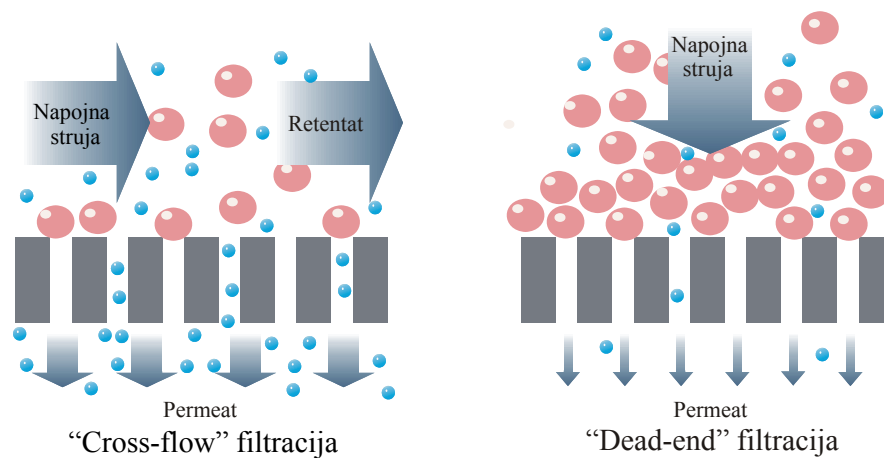


Slika 3.5. Cevni membranski modul

Mikrofiltracija se može izvoditi u tri operativna oblika: diskontinualnom (ugušćivanje ili koncentrisanje), kontinualnom (recirkulacija) i diafiltracionom. Diskontinualni proces se koristi

za koncentrisanje čvrste faze. Tokom diskontinualne mikrofiltracije dolazi do porasta koncentracije dok se zapremina napojne smeše smanjuje. Kontinualan proces mikrofiltracije koristi se u kontinualnim fermentatorima gde se struja retentata reciklira u fermentator u cilju smanjenja potrošnje kulture mikroorganizama koji se koriste u procesu. Diafiltracioni postupak se koristi u cilju izdvajanja proizvoda iz napojne smeše dok se koncentracija napojne smeše održava konstantnom, ako se količina vode koja se dovodi izjednači sa fluksom permeata (Jokić 2010).

Na osnovu pravca glavnog toka napojne smeše razlikujemo “dead-end” i “cross-flow” filtraciju (slika 3.6.). Kod tradicionalne, “dead-end” filtracije koncentracija zadržanih komponenti u napoju raste i akumulira se na površini membrane izazivajući znatno opadanje fluksa permeata. Da bi se sprečilo formiranje filtracione pogače primenjuje se “cross-flow” filtracija. “Cross-flow” filtracija je koncipirana tako da se napojni fluid usmerava tangencijalno preko površine membrane da bi se sprečilo nakupljanje čestica na površini membrane (Lukić 2008). Time se pomoću membrane napojna smeša razdvaja na dve struje: permeat koji prolazi kroz membranu, u kome nema određenih rastvoraka i suspendovanih čestica ili je njihov sadržaj nizak, i retentat (koncentrat) obogaćen tim istim komponentama. Korišćenjem “cross-flow” filtracije pad fluksa je relativno manji i može se regulisati protokom napojnog fluida i odgovarajućom konfiguracijom modula (Lukić 2008).



Slika 3.6. Šematski prikaz “cross-flow” i “dead-end” filtracije

3.2. Primena statičkih promotora turbulencije

Radi smanjenja prljanja membrane i efekta koncentracione polarizacije, a sve u cilju dobijanja većeg fluksa permeata tokom mikrofiltracije, razvijene su brojne metode. Većina od njih su hidrodinamičke kojima se poboljšava prenos mase na površini membrane, kao i povratni transport zadržanih rastvoraka i čestica od površine membrane ka masi rastvora. U ovu grupu spadaju metode za izazivanje nestacionarnog proticanja kroz modul i izazivanje turbulentnog proticanja.

Turbulentno proticanje se može postići povećanjem „cross-flow“ brzine proticanja kroz modul ili korišćenjem promotora turbulencije. Za izazivanje nestabilnosti i nestacionarnog proticanja ispitivane su mnoge tehnike: periodična povratna filtracija kroz membranu, pulzacija napojne smeše, uduvavanje vazduha i dvofazno proticanje kroz membranski modul, naboravanje površine membrane, upotreba rotacionih modula i izazivanje nestabilnosti ili vrtloga usled proticanja kroz zakrivljene kanale (*Šereš 2008*).

Promotori turbulencije su za sada našli veću primenu od ostalih hidrodinamičkih metoda za povećanje fluksa. Nedostaci ostalih hidrodinamičkih metoda su veliki utrošak energije, složenost i mogući problemi sa vibracijama.

Povećanje tangencijalne brzine proticanja je najjednostavniji način za stvaranje turbulencije, njen uticaj je ograničen, obzirom da to može dovesti do pada pritiska duž modula, što prouzrokuje značajan gubitak energije i promenu transmembranskog pritiska. Kao posledica je značajan pad fluksa permeata, a može doći i do promene selektivnih karakteristika membrana.

Svi promotori turbulencije koji su ispitivani u cilju povećanja fluksa permeata mogu se podeliti u dve osnovne grupe: dinamičke (slobodne) promotore i statičke (fiksirane) promotore turbulencije. Dinamički promotor turbulencije može da se kreće unutar membrane, a statički je fiksiran u odnosu na površinu membrane. Primer dinamičkih promotora turbulencije je upotreba fluidizovanih čestica (*Noordman i sar. 2002*).

Statički promotori turbulencije imaju niz prednosti u odnosu na dinamičke promotore i to: jednostavan oblik, upotreba u širokom opsegu protoka i viskoziteta, jednostavna instalacija, minimalno habanje, manja investiciona ulaganja i manji troškovi održavanja i izvođenja procesa. Postoje statički promotori turbulencije različitih oblika kao cilindrični umeci sa spiralno namotanom žicom, metalne šipke, metalna sita dobijena bušenjem metalnih ploča (*Poyen i sar. 1987, Mavrov i sar. 1992, Yeh i sar. 2000, Xu i sar. 2002*).

Pregrada ili umetak mora da zadovolji osnovne zahteve da bi se mogao koristiti kao statički promotor turbulencije: da ne izaziva nikakva oštećenja membrane, da ne izaziva zone stagnacije fluida, da se lako izrađuje, da se lako instalira čak i u membranama manjeg prečnika kao i da mu je cena opravdana u poređenju sa povećanom potrošnjom energije zbog povećanog pada pritiska duž membrane. Povećanje pada pritiska utiče i na promenu transmembranskog pritiska duž membrane. To može negativno da utiče na karakteristike samog procesa (Maljah 2009).

Jedan od statičkih promotora turbulencije je i statički mešač. Statički mešač se sastoji iz niza redno povezanih nepokretnih elemenata, smeštenih u cev, kojima se ostvaruje mešanje fluida. Energija za mešanje se obezbeđuje povećanim padom pritiska usled proticanja fluida kroz elemente statičkog mešača. Statički mešač se osim za mešanje koristi i za povećanje prenosa toplote i prenosa mase i brzine hemijske reakcije. Obzirom da su statički mešači nepokretni, mešanje se izvodi sa manjom oštrinom, što je veoma bitno u nekim procesima, gde se zahteva pažljivo rukovanje sa sirovinom. Mešači ovih vrsta su našli primenu prvenstveno u biotehnologiji, farmaceutskoj i prehrambenoj industriji. Statički mešači se upotrebljavaju i u industriji prerade gasa, hemijskoj industriji, u proizvodnji polimera i pri tretiranju otpadnih voda.

Jedan od najčešće upotrebljavanih statičkih mešača u industriji je Kenics statički mešač (slika 3.7.).



Slika 3.7. Kenics statički mešač

Kenics statični mešači se sastoje od niza desnih i levih helikoidalnih elemenata. Helikoidni element se pravi od pravougaone pločice uvijanjem po dužini za 180° . Svaki elementat je oko svoje glavne ose zarotiran za 90° u odnosu na njegove susedne elemente (slika 3.8.).



Slika 3.8. Elementi Kenics statičkog mešača

Pri laminarnom proticanju prvi helikoidni elemenat deli ulazni fluid na dva toka. Svaki sledeći elemenat deli tok na još dva dela, tako da se za n elemenata ulazni tok deli na 2^n tokova. Na ovaj način se omogućava efikasno mešanje fluida u laminarnom režimu proticanja, što predstavlja najčešću primenu Kenics statičkog mešača u procesnoj industriji. Bez obzira na režim proticanja dolazi do rotacionog proticanja oko svakog elementa prouzrokujući radijalno mešanje fluida.

3.3. Postupak odzivne površine - RSM

Cross-flow mikrofiltracija zavisi od velikog broja procesnih parametara, kao što su: brzina proticanja, transmembranski pritisak, koncentracija, raspodela veličina čestica, oblik čestica, aglomerativno ponašanje itd. Za opisivanje procesa cross-flow mikrofiltracije su razvijeni brojni modeli i oni se mogu podeliti na fizičke i empirijske modele. Fizički modeli uzimaju u obzir stvarne procese koji se odigravaju tokom filtracije i dele se na makroskopske i mikroskopske modele. Makroskopski pristup posmatra sistem čestica kao celinu dok mikroskopski modeli posmatraju ponašanje jedne čestice tokom filtracije. Oba pristupa smanjuju velik broj faktora koji utiču na proces na tri osnovna fizička mehanizma: hidrodinamiku čestica, njihovu difuziju te interakciju između čestica kao i površinske efekte. U makroskopske modele spadaju modeli koji se baziraju na molekularnoj difuziji, difuziji usled smicanja, disperzivnom transportu čestica. Mikroskopski modeli obuhvataju model tangencijalnog transporta čestica, model lateralnog transporta čestica i model superpozicije različitih efekata. Brojne studije posvećene su empirijskom modelovanju pada fluksa tokom vremena. Iako su empirijski modeli precizni i korisni u praksi oni ne mogu na adekvatan način objasniti mehanizme prljanja i promene fluksa koji se javljaju tokom procesa mikrofiltracije (*Ripperger i Altman 2002*). Sa druge strane teorijski modeli koji doprinose boljem razumevanju ovih mehanizama nisu tako precizni u predviđanju ovih zavisnosti. U novije vreme razvojem novih računarskih programa empirijski modeli zasnovani na konceptu neuronskih mreža i postupku odzivne površine dobijaju na značaju u opisivanju ne samo mikrofiltracije nego i drugih membranskih separacionih procesa (*Jokić 2010*).

Postupak odzivne površine (*RSM-response surface methodology*) spada u najčešće korištene postupke statistički planiranih eksperimenata (*Myers i Montgomery 1995*). Ovaj postupak su uveli Box i Wilson, a kasnije ga je popularizovao Montgomery, a može se definisati

kao empirijska statistička tehnika primenjena za regresionu analizu podataka dobijenih iz adekvatno planiranih eksperimenata simultanim rešavanjem sistema jednačina (*Allen 2006, Myers i Montgomery 1995*). Svaka od jednačina naziva se funkcija odziva, a njen geometrijski prikaz se naziva odzivna površina (*Brereton 2003, Montgomery i Runger 2003, Cox i Reid, 2000*). Odzivne funkcije su polinomskog oblika s obzirom da se kvalitet fitovanja eksperimentalnih podataka može poboljšati povećanjem stepena polinoma. Ovakvi modeli su posebno pogodni za rešavanje optimizacionih problema s obzirom da je njima moguće opisati interakcije velikog broja faktora, a i procena kvaliteta fitovanja polinomskih modela se može lako odrediti (*Martí-Calatayud i sar. 2010, Jokić 2010*). Suština statističkog planiranja eksperimenata je u pronalaženju optimalnog rešenja odnosno modela čak i kad nije moguće utvrditi deterministički matematički model. Definisane značajnosti pojedinih faktora moguće je uraditi pomoću Studentovog t-testa, odnosno *t-vrednosti* povezanih sa svakim od koeficijenata polinoma, koje ukazuju koji faktori su značajni odnosno koje od interakcija su bitne za posmatrani odziv (*Đurić i sar. 2004*).

Najjednostavniji polinom koji se može primeniti je polinom prvog reda koji u obzir uzima samo linearne uticaje pojedinačnih faktora. Ako se kao krajnji cilj postupka uzme pronalaženje optimalnog rešenja onda je neophodno koristiti polinome drugog reda za opisivanje odabranih odziva. Tada svaki od posmatranih faktora mora da ima tri ili pet nivoa vrednosti u zavisnosti od primenjenog eksperimentalnog plana. Najčešće se u istraživanjima koriste sledeći planovi: Box-Behnken dizajn (BBD), centralni kompozitni plan (CCD), potpuni eksperimentalni plan i dr.

Metoda odzivne površine koristi se za opisivanje brojnih procesa (*Jokić 2010*). Modelovanje mikrofiltracije uglavnom se zasniva na primeni klasičnog eksperimentalnog postupka odnosno variranja pojedinačnih faktora koji utiču na proces. Ovaj postupak korišten je za modelovanje uklanjanja bojenih materija iz sirupa šećerne repe pomoću ultra i nanofiltracije (*Gyura i sar. 2005, 2004, 2002, Šereš sar. 2010, 2004*). Uspešna primena metode odzivne površine demonstrirana je i u radu *Cojocar i Zakarewska (2007)*, za modelovanje i optimizovanje procesa uklanjanja bakara iz vodenih rastvora primenom ultrafiltracije, te za modelovanje procesa desalinacije primenom reversne osmoze (*Khayet i sar. 2011*). Proces mikrofiltracije suspenzija pekarskog kvasca uspešno je modelovan i optimizovan primenom postupka odzivne površine (*Jokić 2010*), kao i proces proizvodnje ksantana (*Psomas i sar. 2007*).

3.4. Primena membrana u tehnologiji skroba

Membranski separacioni procesi predstavljaju alternativu konvencionalnim separacionim procesima kao što su destilacija, centrifugiranje i ekstrakcija. Zbog relativno niskih energetske zahteva, kao i dobrih separacionih karakteristika, membranski separacioni procesi su doživeli veliku komercijalnu primenu.

Mikrofiltracija i ultrafiltracija su najzastupljeniji membranski procesi u procesu prerade otpadnih voda, koje nastaju u industriji skroba, i njihova primena, posebno mikrofiltracije, intenzivno raste.

Shukla i saradnici (2000) su ispitali mogućnost korišćenja cevne membrane od nerđajućeg čelika, prečnika pora 100 nm, za filtraciju suspenzija kukuruznog skroba kao zamena za hidrociklone ili centrifuge, kao i za koncentrisanje i prečišćavanje skroba. Eksperimenti su izvedeni u diskontinualnom režimu sa koncentracijama suspenzija 4,7% (kg/kg), od čega je 97% skrob i 3% proteini. Zapaženo je da je zadržavanje skroba na membrani 100%, dok je zadržavanje proteina od 60-70%, što se smatra prevelikim zadržavanjem proteina da bi imalo komercijalnu primenu. Takođe su ispitani različiti protokoli pranja radi utvrđivanja optimalne kombinacije hemijskih sredstava koja daje maksimalnu regeneraciju fluksa čiste vode.

Hinkova i saradnici (2005) su ispitivali ultrafiltraciju suspenzije skroba (3% skroba i najviše 3% proteina), koristeći višekanalnu keramičku membranu. U toku eksperimentalnog rada je postignut zapreminski stepen ugušćenja 5 posle 120 minuta filtracije, ali je fluks permeata bio vrlo nizak za moguću industrijsku primenu, iako je pad fluksa tokom vremena bio relativno mali. Predloženo je dalje ispitivanje na većem pritisku (većem od 1,5 bara) ili višim temperaturama (iznad 40°C).

Cancino i saradnici (2006) su ispitali mogućnosti kombinovanja mikrofiltracije i reverzne osmoze kao pogodan tretman za prečišćavanje otpadnih voda iz pogona za proizvodnju kukuruznog skroba, gde je biohemijska potrošnja kiseonika (BPK) najvažniji parametar za poređenje efikasnosti u svakom koraku. Primenom mikrofiltracije, na membrani sa veličinom pora 200 nm, je biološka potrošnja kiseonika u permeatu smanjena za 83% u odnosu na polaznu otpadnu vodu.

Qaisrani i Samhaber (2008) su se bavili povećanjem efikasnosti procesa mikrofiltracije koloidne suspenzija skroba i bakterija, koncentracije 3,41 g/L, gde je postignuto povećanje

fluksa permeata za 60% uvođenjem gasa u sistem, odnosno obezbeđivanjem gas-tečno dvofaznog toka u spiralno namotanom modulu.

U mnogim slučajevima primena membranskih procesa utiče na povećanje kvaliteta samog proizvoda, smanjenje utroška energije i smanjenje količine, a povećanje kvaliteta efluenata. Kako membranska tehnologija napreduje velikom brzinom, industrija skroba se sreće sa novim izazovima. Intenzivnijim razvojem membranskih materijala napravljen je značajan napredak u njihovoj primeni. Suočeni sa sve rigoroznijim zakonskim regulativama vezanim za zaštitu životne sredine, kao i sve većim troškovima prerade otpadnih voda i njihovog skladištenja, fabrike za proizvodnju skroba su primorane da pronađu nova i jeftinija rešenja.

Primena membrana u industriji skroba ima nekoliko prednosti. Troškovi uklanjanja vode i koncentrovanja suspenzija skroba i koprodukata se mogu redukovati. Upotrebom membrana umesto klasičnog uparavanja je postignuta ušteda u energiji od čak 90% (*Rausch 2002*). Membrane imaju sposobnost da postignu odgovarajući stepen separacije bez upotrebe toplote i na taj način poboljšavaju kvalitet samog proizvoda. Troškovi prerade otpadnih voda se mogu redukovati upotrebom membrana za regenerisanje čvrste faze iz procesnih struja.

Potrebno je navesti i neke nedostatke primene membrana u industriji skroba. Upotreba novih membranskih procesa, vezanih za bezbednost hrane, se mora dokumentovati od strane nadležnih institucija, što rezultira povećanjem troškova uvođenja novog procesa u proizvodnju. Sve membrane imaju ograničenja vezana za operativne uslove njihove primene (otpornost na hemijska sredstva, temperaturu, pritisak, pH vrednost), tako da ponekad ta ograničenja predstavljaju problem pri odabiru i implementaciji određenog procesa.

Nekoliko autora se bavilo ovom problematikom od kojih su najzanimljivija istraživanja Meuser-a i Smolnik-a koji su ispitali primenu ultrafiltracije i reversne osmoze za regeneraciju čvrste faze iz otpadne procesne vode koja se dobije prilikom proizvodnje skroba iz pšenice. Pored toga su napravili poređenje troškova ukoliko se za takav postupak koristi samo uparavanje i ako se koristi membranska filtracija u kombinaciji sa uparavanjem, i došli su do zaključka da se membrane za ultrafiltraciju i reversnu osmozu mogu koristiti za filtraciju procesne vode da bi se smanjilo zagađenje i regenerisala čvrsta faza. Fane i Fell su istraživali koliko se vode potroši u procesu proizvodnje 1 kg brašna i kako se tretira otpadna voda koja nastaje u tom procesu. Pored povećane potrošnje vode primetili su i velike gubitke čvrste faze koja odlazi u otpadnu vodu. Istraživanja su pokazala da se 13% polazne količine čvrste faze u procesu prerade brašna gubi u otpadnoj vodi. Bilans proteina ukazuje da se 16% polazne količine proteina gubi, čime se značajno smanjuje njihovo iskorišćenje pri proizvodnji. Takva otpadna voda se podvrgavala procesu prerade ili se ispuštala u okolinu. Zbog konstantnog porasta troškova proizvodnje,

proizvođači su bili prinuđeni da ispituju načine smanjenja zapremine i povećanja kvaliteta efluenta (*Rausch 2002*).

Harris se bavio sličnim istraživanjima kao Fane i Fell, koristeći aktuelne membranske materijale i ekonomske parametre za procenu membranske filtracije u procesu prerade brašna. Singh i saradnici su ispitivali uklanjanje vode primenom mikrofiltracionih membrana od nerđajućeg čelika iz suspenzije pri proizvodnji glutena. Simms je naveo da je jedna od najčešćih primena membrana u procesu mokrog mlevenja kukuruza uklanjanje lipida, proteina i bojenih materija iz kukuruznog sirupa (*Rausch 2002*).

Mikrofiltracija i ultrafiltracija su najzastupljeniji membranski procesi u procesu prerade otpadnih voda, koje nastaju u industriji skroba, i njihova primena, posebno mikrofiltracije, intenzivno raste.

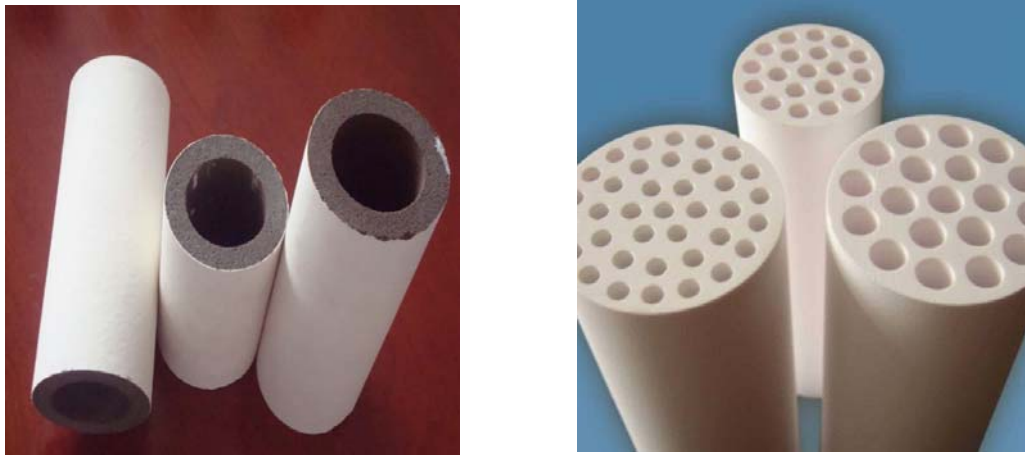
Na osnovu gore navedenog, dva faktora moraju biti zadovoljena da bi membrane našle svoju primenu u procesu proizvodnje skroba i to su isplativost procesa i poboljšan kvalitet proizvoda (*Rausch 2002*).

4. MATERIJAL I METOD

4.1 Materijal

Model smeše suspenzije skroba su pripremane dodavanjem odgovarajuće količine suvog pšeničnog skroba, A tipa sa česticama veličine od 2 do 20 μm (99%) i jednom frakcijom čestica veličine ispod 1 μm (1%), u destilovanu vodu. Pšenični skrob je proizveden u fabrici „Fidelinka-Skrob“, Subotica.

Tokom eksperimentalnog postupka korištene su keramičke membrane srednjeg prečnika pora 200 i 500 nm, sa jednim kanalom prečnika 7 mm, dužine 25 cm i aktivne površine 0,005 m^2 (GEA, Nemačka). U drugom setu eksperimenata korištena je višekanalna membrana srednjeg prečnika pora 200 nm sa 19 kanala prečnika 2,5 mm (Pall, USA), dužine 837 mm i aktivne površine 0,125 m^2 (slika 4.1.).

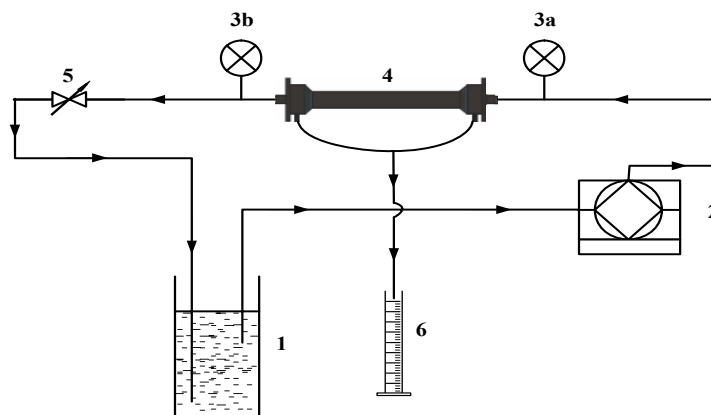


Slika 4.1. Jednokanalne i višekanalne keramičke membrane

4.2. Aparatura i eksperimentalni postupak

Eksperimentalna ispitivanja u okviru ovog rada su izvedena na tri aparature za mikrofiltraciju, prikazane na slikama 4.2, 4.3. i 4.4. Eksperimentalna ispitivanja mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u laboratorijskim uslovima su urađena na aparaturi prikazanoj na slici 4.2. Eksperimenti su izvođeni u uslovima recirkulacije i koncentrisanja napojne smeše, odnosno suspenzije. Suspenzija je iz rezervoara transportovana peristaltičkom pumpom kroz membranski modul. Proticanje napojne smeše kroz modul je unakrsno, a permeat se kontinualno izvodi iz modula i meri pomoću menzure, u određenom vremenskom intervalu. U uslovima recirkulacije, permeat je vraćan u rezervoar kako ne bi došlo do promena u koncentraciji napojne smeše, dok je u uslovima koncentrisanja napojne smeše, permeat odvođen iz sistema kako bi se postigao željeni stepen koncentrisanja, odnosno ugušćivanja. Retentat je, u oba režima, recirkulisao u rezervoar sa suspenzijom.

Transmembranski pritisak je regulisan ventilom, a njegova vrednost merena je manometrima. Pre primene pumpa je baždarena, odnosno određena je vrednost protoka za svaki od podeoka peristaltičke pumpe. Tokom eksperimentalnog postupka temperatura je bila konstantna i iznosila je $25 \pm 2^\circ\text{C}$.

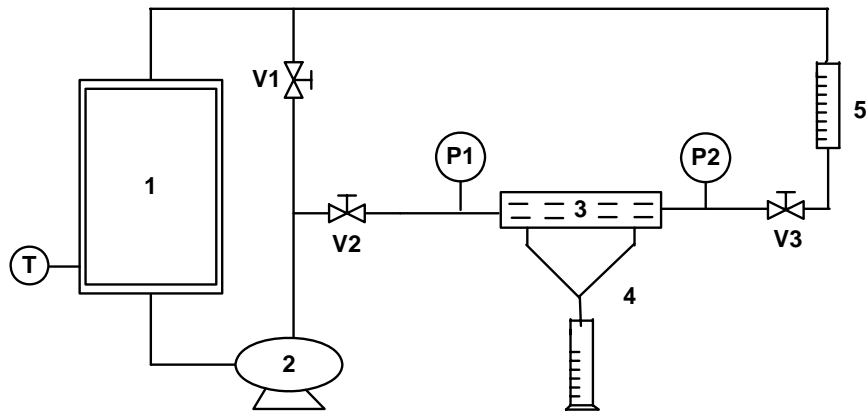


Slika 4.2. Šema laboratorijskog postrojenja za mikrofiltraciju

1-rezervoar, 2-pumpa, 3a, 3b-manometri, 4-membranski modul, 5-regulacioni ventil, 6-odvod permeata

Na slici 4.3. prikazan je izgled poluindustrijske aparature za mikrofiltraciju sa centrifugalnom pumpom umesto peristaltičke. U eksperimentalnom radu na ovoj aparaturi je, takođe, korišćena jednokanalna membrana sa veličinom pora 200 nm, ali je omogućeno

postizanje znatno većih vrednosti procesnih parametara (transmembranski pritisak i protok suspenzije). Transmembranski pritisak i protok se regulišu ventilima V1 i V3, a njihove vrednosti se mere manometrima (P1 i P2) i rotametrom (5). Održavanje konstantne temperature napojne suspenzije je omogućeno strujanjem hladne vode kroz oblogu rezervoara.



Slika 4.3. Šematski prikaz eksperimentalne aparature za mikrofiltraciju
1-rezervoar, 2-pumpa, 3-membranski modul, 4-odvod permeata, 5-rotametar, P1, P2-manometri, V1, V2, V3-regulacioni ventili

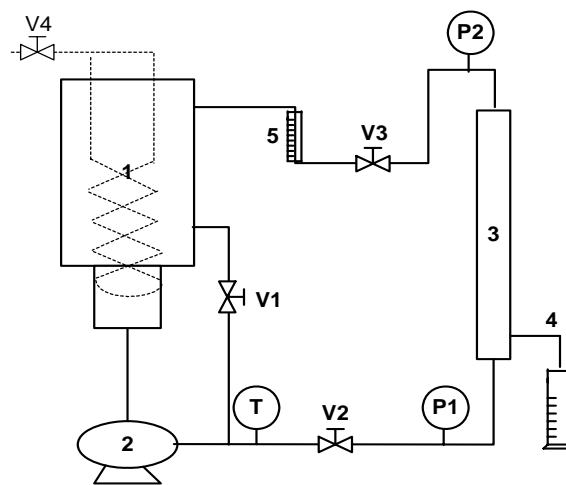
Nakon svakog eksperimenta, jednokanalna membrana korišćena u laboratorijskim i poluindustrijskim uslovima je čišćena u cilju dovođenja fluksa destilovane vode na najpribližniju moguću vrednost za čistu membranu, prema sledećem programu:

- kratko ispiranje destilovanom vodom, bez recirkulacije, da bi se uklonio zaostali skrob,
- 15 minuta ispiranja toplom destilovanom vodom sa recirkulacijom (45-50 °C),
- 30 minuta pranja 0,5%-nim rastvorom Ultrasila 11 sa recirkulacijom (45-50 °C),
- kratko ispiranje destilovanom vodom, bez recirkulacije, da bi se uklonio zaostali Ultrasil,
- 15 minuta ispiranja toplom destilovanom vodom sa recirkulacijom (45-50 °C),
- provera fluksa vode.

U eksperimentima, izvedenim na već prikazanoj laboratorijskoj i poluindustrijskoj aparaturi, je korišćen statički mešač tipa Kenics, detaljnije opisan u poglavlju 3.2, koji je izrađen od nerđajućeg čelika i ima dužinu 23 cm, što odgovara aktivnoj dužini membrane dok mu je prečnik 6 mm. Ovaj tip statičkog mešača, odnosno promotora turbulencije ima mali poprečni presek tako da daje i manji pad pritiska u poređenju sa mešačima tipa Sulzer SMX (Krstić 2003). Druga bitna odlika Kenics statičkog mešača je njegov karakterističan oblik koji prati linije strujanja čime sprečava formiranje regione stagnacije koji dovode do povećanja akumulacije

materijala što dovodi do povećanog prljanja membrane. Ove osobine ga favorizuju u odnosu na druge komercijalno dostupne mešače kada se radi u primeni tokom membranskih separacionih procesa gde se primenjuju tubularne membrane.

Na slici 4.4. prikazan je izgled poluindustrijske aparature za mikrofiltraciju kada je u eksperimentalnom radu korištena višekanalna membrana. Princip rada je identičan kao na prethodno opisanoj aparaturi. Hlađenje napojne smeše je neophodno zbog rada sa centrifugalnom pumpom, i postiže se strujanjem hladne vode kroz cevi uronjene u sud čiji protok se reguliše ventilom V4.



Slika 4.4. Šematski prikaz aparature za mikrofiltraciju sa višekanalnom membranom, 1-napojni sud sa razmenjivačem toplote, 2-pumpa, 3-modul, 4-izvod permeata, 5-rotametar, T-termometar, P1, P2-manometri, V1, V2, V3, V4-ventili.

Nakon svakog eksperimenta, višekanalna membrane je čišćena prema sledećem programu:

- kratko ispiranje destilovanom vodom, bez recirkulacije, da bi se uklonio zaostali skrob,
- 15 minuta ispiranja toplom destilovanom vodom sa recirkulacijom (45-50°C),
- 30 minuta pranja 2%-nim rastvorom NaOH sa recirkulacijom (45-50°C),
- kratko ispiranje destilovanom vodom, bez recirkulacije, da bi se uklonio zaostali NaOH,
- 15 minuta ispiranja toplom destilovanom vodom sa recirkulacijom (45-50°C),
- 30 minuta pranja 1,5%-nim rastvorom NaClO sa recirkulacijom (45-50°C),
- kratko ispiranje destilovanom vodom, bez recirkulacije, da bi se uklonio zaostali NaClO
- provera fluksa vode.

4.3. Eksperimentalni plan i obrada podataka

Izbor odgovarajućeg eksperimentalnog plana ključan je korak u primeni postupka odzivne površine. Na raspolaganju su nam brojni eksperimentalni planovi koji se razlikuju pre svega po broju eksperimenata koji nam omogućavaju adekvatno predstavljanje eksperimentalnog prostora, kao što su centralni kompozitni plan, Box-Behnkenov plan, potpun faktorijalni plan i dr (Jokić 2010). Box-Behnkenov plan ima prednost nad ostalim u pogledu efikasnosti, odnosno odnosa između broja koeficijenata koji se javljaju u odabranom modelu i broja eksperimenata koje potrebno izvesti. Ako se opredelimo za kvadratni model odzivne površine, onda je neophodno odrediti deset koeficijenata u modelu:

$$Y = b_0 + \sum b_i X_i + \sum b_{ii} X_{ii}^2 + \sum \sum b_{ij} X_i X_j \quad (4.1.)$$

Gde su:

- Y – odzivna funkcija,
- X_i – procesni parametri,
- b_0 – odsečak,
- b_i – linearni koeficijenti,
- b_{ii} – kvadratni koeficijenti i
- b_{ij} – koeficijenti interakcije.

Pri ispitivanju uticaja statičkog mešača na mikrofiltraciju suspenzija pšeničnog skroba u laboratorijskim uslovima korišten je eksperimentalni plan sa tri faktora na tri nivoa i tri ponavljanja u centralnoj tački (15 eksperimenata), a faktori i njihovi nivoi su:

- transmembranski pritisak (TMP) 0,3; 0,6 i 0,9 bar,
- protok suspenzije (Q) 80; 130 i 180 L/h i
- koncentracija suspenzije (C) 5, 10 i 15 g/L.

Ovakav eksperimentalni plan primenjen je na obe membrane sa jednim kanalom (200 i 500 nm) u cilju primene postupka odzivnih površina za definisanje uticaja procesnih parametara na promenu posmatranih odziva (fluks permeata u sistemu sa i bez prisustva statičkog mešača, relativno povećanje fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača i relativna promena specifične potrošnje energije).

Box-Behnkenov eksperimentalni plan je primenjen i za ispitivanje šireg opsega posmatranih faktora (u poluindustrijskim uslovima) i njihovih uticaja na promenu posmatranih odziva, na jednokanalnoj membrani sa prečnikom pora 200 nm, tako da su u ovom slučaju nivoi faktora imali sledeće vrednosti:

- transmembranski pritisak (TMP) 1, 2 i 3 bar,
- protok suspenzije (Q) 100, 300 i 500 L/h i
- koncentracija suspenzije (C) 5, 10 i 15 g/L.

Podaci o promeni fluksa permeata praćeni su tokom vremena za svaki od eksperimentalnih uslova definisanih planovima eksperimenata, svaki eksperiment je urađen dva puta, a za proračune je korištena srednja vrednost.

Uticaj statičkog mešača na fluks permeata tokom mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba praćen je preko vrednosti povećanja fluksa, odnosno porasta fluksa (FI) koji je definisan kao relativno povećanje fluksa permeata prilikom upotrebe statičkog mešača:

$$FI = \frac{J_{P,SM} - J_{P,NSM}}{J_{P,NSM}} \times 100 \quad (4.2.)$$

Gde su:

- FI – relativno povećanje fluksa permeata (%),
 $J_{P,SM}$ – fluks permeata sa statičkim mešačem (L/m²h) i
 $J_{P,NSM}$ – fluks permeata bez statičkog mešača (L/m²h).

Drugi parametar koji je bitan pri primeni statičkog mešača je gubitak hidrauličke snage usled otpora proticanju :

$$P = Q \cdot \Delta P \quad (4.3.)$$

Gde su:

- P – gubitak hidrauličke snage (W),
 Q – protok napojne suspenzije (m^3/s) i
 ΔP – pad pritiska (Pa).

Pri upotrebi statičkog mešača kao promotora turbulencije dolazi do povećanja pada pritiska, tako da se ekonomska opravdanost upotrebe mešača može kvantifikovati preko specifične potrošnje energije koja je definisana kao gubitak hidrauličke snage po jedinici zapremine permeata:

$$E = \frac{P}{J_p A} \quad (4.4.)$$

Gde su:

- E – specifična potrošnja energije (kWh/m^3),
 P – gubitak hidrauličke snage (W),
 J_p – fluks permeata ($\text{l}/\text{m}^2\text{h}$) i
 A – površina membrane (m^2).

Uticaj primene statičkog mešača na potrošnju energije tokom "cross-flow" mikrofiltracije može se posmatrati preko relativne promene specifične potrošnje energije:

$$ER = \frac{E_{NSM} - E_{SM}}{E_{NSM}} \times 100 \quad (4.5.)$$

Gde su:

- ER – relativna promena specifične potrošnje energije (%),
 E_{NSM} – specifična potrošnja energije bez statičkog mešača i
 E_{SM} – specifična potrošnja energije sa statičkim mešačem.

Upoređivanje karakteristika procesa sa i bez upotrebe statičkog mešača najčešće se izvodi pri istom gubitku hidrauličke snage (Krstić 2003, Gupta i sar. 1995). U ovom radu u cilju primene postupka odzivne površine praćena je promena specifične potrošnje energije sa promenom postavljenih eksperimentalnih uslova (Jokić 2010). Prilikom koncentrisanja napojne suspenzije korišten je podatak o srednjem fluksu permeata koji je ostvaren ako se suspenzija

koncentriše do vrednosti faktora koncentrisanja 2, tj. VCF=2, dok je za aparaturu sa višekanalnom membranom faktor koncentrisanja imao vrednost 3.

Prilikom rada sa višekanalnom membranom, srednjeg prečnika pora 200 nm, mogućnost ispitivanja uticaja statičkog mešača na mikrofiltraciju nije bila moguća usled malih dimenzija kanala membrane. Ipak, ova membrana je interesantna zbog drugačijeg dizajna, te je ispitan uticaja procesnih parametara na vrednost srednjeg fluksa permeata tokom mikrofiltracije suspenzija skroba, a kao eksperimentalni plan je izabran potpuni faktorijski plan. Posmatrani procesni parametri i njihovi nivoi imaju iste vrednosti kao u slučaju ispitivanja procesa mikrofiltracije na jednokanalnoj membrani u poluindustrijskim uslovima. Potpun faktorijski plan sadrži ukupno 10 eksperimenata uključujući dva ponavljanja u centralnoj tački. Na ovaj način je moguće odrediti linearni uticaj pojedinih faktora i njihovu interakciju na posmatrani odziv:

$$Y = b_0 + \sum b_i X_i + \sum \sum b_{ij} X_i X_j \quad (4.2.)$$

Gde su:

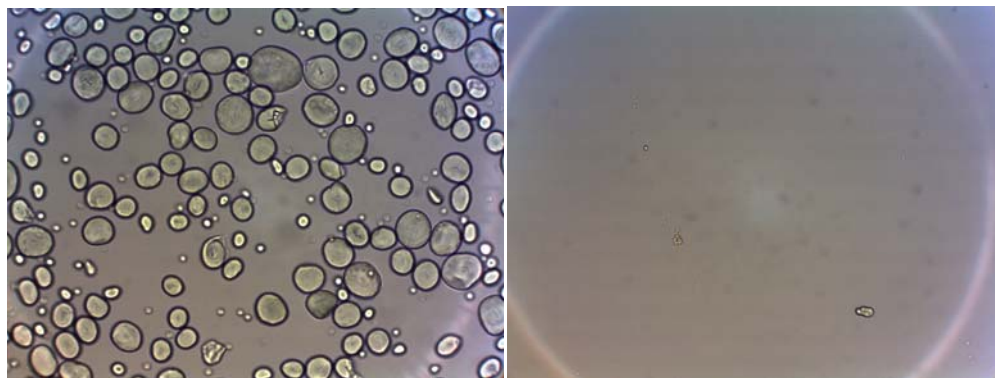
- Y – odzivna funkcija,
- X_i – procesni parametri,
- b_0 – odsečak,
- b_i – linearni koeficijenti,
- b_{ij} – koeficijenti interakcije.

Statistička obrada eksperimentalnih podataka urađena je u programu STATISTICA 9.0. Značajnost uticaja svakog od faktora kao i njihovih interakcija određivana je poređenjem t - vrednosti za svaki od koeficijenata u regresionoj jednačini, dok je značajnost samog modela određena pomoću njegove F -vrednosti i p -vrednosti, a procenat ukupnih varijacija koje se mogu objasniti empirijskim modelom je opisan pomoću koeficijenta determinacije (R^2). Površine odziva crtane su tako što je jedan od parametara imao konstantnu vrednost iz centra plana, dok su preostala dva parametra varirana. Za optimizaciju parametara, odnosno faktora korišćena je metoda željene (tražene) funkcije, a rađena je u softverskom paketu DESIGN-EXPERT 8.1.

5. REZULTATI I DISKUSIJA

5.1. Sadržaj suve materije napojne smeše i permeata

Cilj mikrofiltracije suspenzije skroba je razdvajanje čvrste i tečne faze. Merenjem sadržaja suve materije u permeatu uočeno je da je zadržavanje čestica skroba na membrani od 98-99%, što je vizuelno prikazano i na slici 5.1. pomoću snimka čestica skroba u napojnoj smeši i u permeatu. Veličine čestica skroba se kreću u intervalu od 2-20 μm , sa jednom malom frakcijom čestica ispod 1 μm , te je ovako zadržavanje čestica očekivano. *Jiraratananon i saradnici (1998)* su filtriranjem suspenzije bentonita sa raspodelom veličine čestica od 2-25 μm (gde je najveći udeo čestica od 2,8 do 5,5 μm) i jednom malom frakcijom čestica ispod 0,9 μm (1,6%) na membrani srednjeg prečnika pora 200 nm, uočili zadržavanje čestica od 97-98%. *Afonso i saradnici (2002)* su filtriranjem otpadne vode tokom proizvodnje mermera, koja sadrži najveći udeo čestica srednjeg prečnika 2 μm , pokazali da se na membrani od 450 nm zadržava oko 98,6% čvrste faze.



a)

b)

Slika 5.1. Čestice skroba (a) u napojnoj smeši i (b) u permeatu

5.2. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u uslovima recikulacije napojne suspenzije

Cilj ispitivanja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima recikulacije napojne suspenzije je dobijanje adekvatnih matematičkih modela, koji opisuju promenu stacionarnog fluksa u zavisnosti od procesnih parametara, u sistemu sa i bez statičkog mešača. Da bi se utvrdilo da li je i pri kojim uslovima opravdano korišćenje statičkog mešača potrebno je matematičkim modelom opisati relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača i relativnu promenu specifične potrošnje energije u zavisnosti od eksperimentalnih uslova. Na osnovu matematičkih modela, metodom željene funkcije, potrebno je optimizovati uslove izvođenja procesa.

Mikrofiltracija suspenzija pšeničnog skroba je ispitana na laboratorijskoj aparaturi primenom membrana sa srednjim prečnikom pora 200 nm (M200) i 500 nm (M500), pri recikulaciji napojne suspenzije. Ispitivanje uticaja procesnih parametara na membrani je urađeno primenom postupka odzivne površine funkcije. Korišten je Box-Behnken dizajn sa tri faktora na tri nivoa i tri ponavljanja u centralnoj tački. Rezultati fitovanja izabranih odziva (stacionarni fluks permeata u sistemu sa i bez statičkog mešača, relativno povećanje stacionarnog fluksa i relativna promena specifične potrošnje energije) polinomom drugog reda prikazani su u tabelama 5.1, 5.2, 5.3. i 5.4. Kada se vrednost fluksa permeata ne menja sa vremenom tokom 10 minuta, smatra se da je postignuto stacionarno stanje, odnosno ta vrednost se uzima kao stacionarni fluks permata (*Vyas i sar. 2000*).

Utvrđeno je da se tokom mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba fluks naglo smanjuje tokom prvih 10 minuta. Nakon tog vremena fluks postepeno opada i dostiže stacionarnu vrednost čija je veličina definisana eksperimentalnim uslovima. Postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane dolazi do porasta stacionarnog fluksa permeata pri svim posmatranim eksperimentalnim uslovima.

U tabelama 5.2. i 5.4. prikazani su rezultati analize varijanse modelovanih odziva. Izračunate *F*-vrednosti su veće od 4,735 što predstavlja gornju kritičnu *F*-vrednost (*NIST/SEMATECH e-Handbook of Statistical Methods*) i na osnovu toga se može zaključiti da model, sa stanovišta statistike, daje dobro predviđanje eksperimentalnih podataka. Relativno visoke vrednosti koeficijenta determinacije (R^2) ukazuju na adekvatno fitovanje

eksperimentalnih rezultata polinomom drugog reda, a *p-vrednosti* dobijene za sve odzive ukazuju da je model polinoma drugog reda značajan pri nivou značajnosti 95% (*p-vrednost* < 0,05).

Tabela 5.1.

Koefficienti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M200)

Odzivi	J_{NSM} (L/m ² h)		J_{SM} (L/m ² h)		FI (%)		ER (%)	
	Koefficient	<i>t-vrednost</i>	Koefficient	<i>t-vrednost</i>	Koefficient	<i>t-vrednost</i>	Koefficient	<i>t-vrednost</i>
<i>Odsečak</i>								
b_0	93,9467	6,9013	90,7267	4,0298	1,4401	0,1419	-171,8246	-3,2119
<i>Linearni</i>								
b_1	33,0278	1,6945	47,3611	1,4692	2,4147	0,1662	-33,4543	-0,4368
b_2	0,3097	2,3031	0,4927	2,6156	0,0894	0,8924	3,7338	7,0666
b_3	-3,8183	-3,2649	0,8117	0,4196	5,3271	6,1118	8,0527	1,7522
<i>Kvadratni</i>								
b_{11}	1,8519	0,1464	10,1852	0,4870	6,1424	0,6517	63,3798	1,2753
b_{22}	-0,0006	-1,3911	-0,0009	-1,2396	-0,0001	-0,3525	-0,0226	-12,6331
b_{33}	0,0667	1,4643	-0,1433	-1,9036	-0,1968	-5,8000	-0,4166	-2,3288
<i>Interakcije</i>								
b_{12}	-0,0500	-0,6858	-0,0833	-0,6912	-0,0225	-0,4132	-0,3547	-1,2379
b_{13}	-0,6667	-0,9145	-0,3333	-0,2765	0,7531	1,3860	0,5729	0,2000
b_{23}	-0,0030	-0,6858	-0,0090	-1,2441	-0,0056	-1,7314	0,0091	0,5310

J_{NSM} – fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, FI – relativno povećanje fluksa permeata, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Tabela 5.2.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M200)

Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			<i>F-vrednost</i>	<i>p-vrednost</i>	R^2
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J_{NSM}	5	23,9	4,78	10	155080,1	15508,01	3242,092	<0,000001	0,991
J_{SM}	5	65,4	13,08	10	306630,6	30663,06	2343,673	<0,000001	0,985
FI	5	13,28	2,657	10	26009,80	2600,980	978,9395	<0,000001	0,974
ER	5	369,3	73,87	10	192693,9	19269,39	260,8582	0,000004	0,997

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R^2 – koefficient determinacije

Tabela 5.3.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

Odzivi	J_{NSM} (L/m ² h)		J_{SM} (L/m ² h)		FI (%)		ER (%)	
	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost
<i>Odsečak</i>								
b_0	99,6017	8,6362	80,6567	4,0022	-19,8485	-1,2860	-194,5553	-4,3267
<i>Linearni</i>								
b_1	40,9444	2,4795	75,5278	2,6174	25,1762	1,1392	-4,2316	-0,0657
b_2	0,0427	0,3746	0,2407	1,2091	0,1961	1,2863	3,9525	8,8994
b_3	-4,0933	-4,1313	0,8017	0,4630	6,0954	4,5970	8,2940	2,1470
<i>Kvadratni</i>								
b_{11}	-7,8704	-0,7346	-14,8148	-0,7913	-9,1077	-0,6352	39,7900	0,9525
b_{22}	0,0003	0,8210	-0,0002	-0,3462	-0,0007	-1,3604	-0,0243	-16,1296
b_{33}	0,1117	2,8950	-0,0933	-1,3848	-0,2381	-4,6134	-0,4451	-2,9594
<i>Interakcije</i>								
b_{12}	-0,0500	-0,8095	-0,0500	-0,4633	0,0147	0,1784	-0,2702	-1,1219
b_{13}	-0,8333	-1,3492	-1,3333	-1,2354	0,0740	0,0896	-0,1191	-0,0495
b_{23}	-0,0030	-0,8095	-0,0070	-1,0810	-0,0032	-0,6492	0,0150	1,0398

J_{NSM} – fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, FI – relativno povećanje fluksa permeata, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Tabela 5.4.

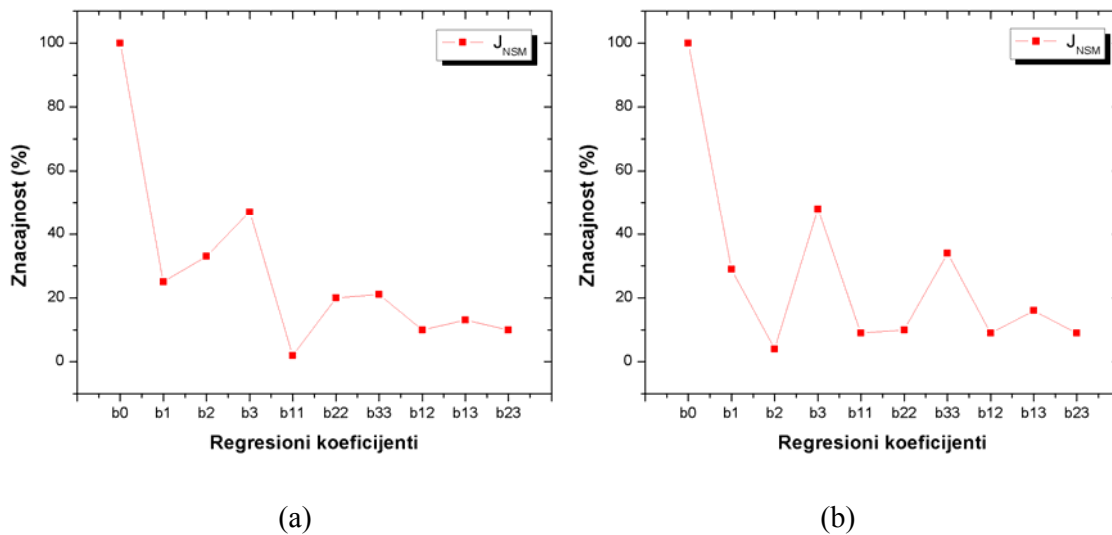
Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			<i>F</i> -vrednost	<i>p</i> -vrednost	R^2
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J_{NSM}	5	17,2	3,43	10	126602,8	12660,28	3687,461	<0,000001	0,991
J_{SM}	5	52,4	10,48	10	231172,6	23117,26	2205,144	<0,000001	0,981
FI	5	30,74	6,149	10	19543,23	1954,323	317,8324	0,000002	0,945
ER	5	261,0	52,19	10	220273,4	22027,34	422,0480	0,000001	0,998

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R^2 – koeficijent determinacije

5.2.1. Stacionarni fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača

Polinomom drugog reda se veoma uspešno aproksimiraju eksperimentalni rezultati dobijeni za stacionarni fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača ($R^2=0,991$ za obe ispitivane membrane). U cilju lakšeg poređenja značajnosti pojedinih koeficijenata u regresionoj jednačini koja opisuje stacionarni fluks permeata u zavisnosti od vrednosti procesnih parametara, oni su izraženi kao frakcija najveće t -vrednosti koeficijenta u posmatranoj korelaciji (Đurić i sar. 2004) i prikazani su na slici 5.2.



Slika 5.2. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji stacionarnog fluksa permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

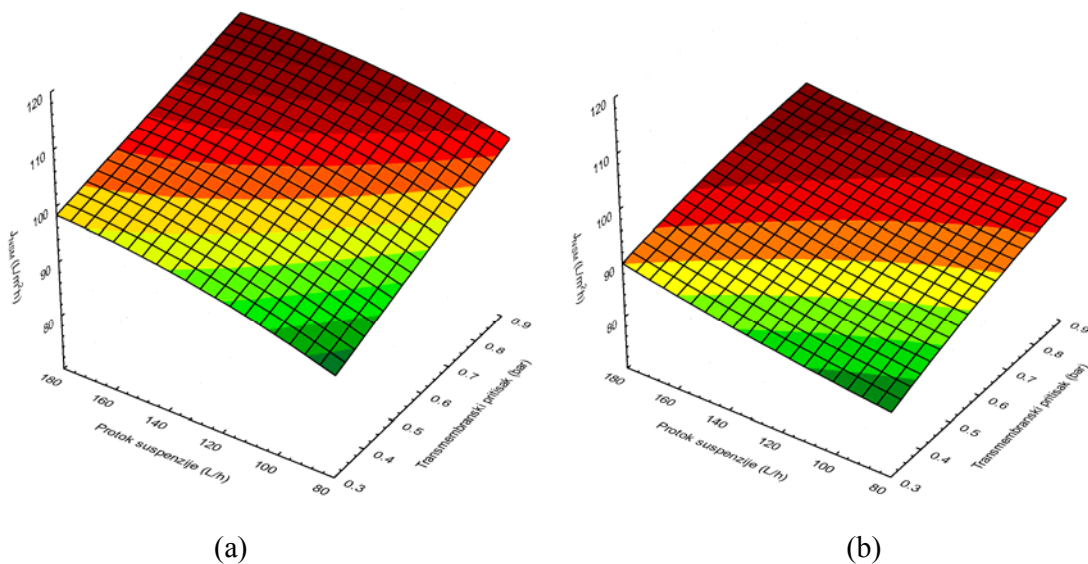
U regresionoj jednačini koja opisuje stacionarni fluks permeata tokom procesa mikrofiltracije, na obe ispitivane membrane, najznačajniji je slobodan član, što govori o tome da sve promene procesnih parametara dovode do promene stacionarnog fluksa permeata, ali da ta vrednost ne odstupa značajno od vrednosti slobodnog člana (Đurić i sar. 2004). Najveći, kako linearni, tako i kvadratni uticaj na vrednosti stacionarnog fluksa permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača ima koncentracija suspenzije. Ovo je zapaženo kod obe posmatrane membrane, mada na membrani M200 kvadratni uticaj koncentracije nije statistički značajan na nivou značajnosti 95%. Tokom mikrofiltracije na membrani M200 je zapažen značajan linearan uticaj i transmembranskog pritiska i protoka, a na membrani M500 samo uticaj transmembranskog pritiska, iako ni ovi koeficijenti nisu statistički značajni na nivou značajnosti

95%. Na membrani M200 je pored kvadratnog člana koncentracije značajan i kvadratni član protoka. Članovi vezani za interakcije pojedinih procesnih parametara imaju veoma nizak nivo značajnosti, mada se među njima ističe jedino interakcija transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije.

Na slici 5.3. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba na vrednost stacionarnog fluksa u sistemu bez statičkog mešača tokom mikrofiltracije suspenzije skroba na membranama M200 i M500. Transmembranski pritisak predstavlja glavnu pogonsku silu za proces mikrofiltracije. U isto vreme dolazi do izražaja i negativan efekat transmembranskog pritiska, a to je taloženje čestica skroba na površini membrane i smanjenje poroznosti formirane pogače. Istraživanja su pokazala različito ponašanje materijala tokom cross-flow filtracije, te literaturni podaci govore o kontradiktornom uticaju transmembranskog pritiska na stacionarni fluks permeata. U prvom slučaju je zapaženo povećanje fluksa permeata sa povećanje TMP sve do momenta postizanja stabilnog maksimuma. Daljim povećanjem TMP stacionarni fluks ostaje konstantan ili neznatno opada (*Trettin i Doshi 1980, Vladislavljević i sar. 1995*). U drugom slučaju je primećeno da sa porastom TMP dolazi do prvobitnog povećanja stacionarnog fluksa, a zatim do pada njegove vrednosti, tzv. »bell-shaped« zavisnost (*Ousman i Bennasar 1995, Vladislavljević i sar. 2003*). Uzrok različitog uticaja TMP na stacionarni fluks se može pronaći u činjenici da uticaj transmembranskog pritiska u velikoj meri zavisi od kompresibilnosti pogače koja zavisi od vrste filtrirane suspenzije, odnosno od komponenti koje sačinjavaju napojnu smešu (*Russotti i sar. 1995*). Dobijeni rezultati, u ovom radu, ukazuju da sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do porasta fluksa permeata od 12 do 20% pri svim posmatranim vrednostima protoka. Sa porastom transmembranskog pritiska, povećanje stacionarnog fluksa permeata je malo izraženije na membrani M200. Razlog za ovakvo ponašanje su najsitnije čestice skroba (koje čine 1% suve materije u suspenziji) koje tokom filtracije mogu da dovedu do većeg unutrašnjeg prljanja membrane sa većim srednjim prečnikom pora.

Brzina proticanja suspenzije predstavlja veoma bitan procesni parametar u procesu filtracije kompleksnih suspenzija. Pozitivan uticaj brzine proticanja se ogleda u većem naponu smicanja u blizini površine membrane, te smanjenju debljine filtracione pogače (*Ousman i Bennasar 1995*). U procesu mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba sa povećanjem protoka suspenzije dolazi do porasta stacionarnog fluksa od 7 do 12%, na svim vrednostima transmembranskog pritiska. Ovakvi rezultati su očekivani jer se sa porastom brzine proticanja smanjuje debljina pogače koja predstavlja dominantan otpor procesu mikrofiltracije. Porast fluksa je malo izraženiji na nižim vrednostima transmembranskog pritiska, a razlog ovakvog

ponašanja se može objasniti većim povratnim tokom materijala iz filtracione pogače sa porastom protoka u odnosu na veće transmembranske pritiske (*Vladislavljević i sar. 2003*). Još jedan razlog za povećanje stacionarnog fluksa sa brzinom proticanja je formiranje poroznije pogače sa porastom brzine proticanja za čestice veličine mikrona, kao što je prikazano u radu *Hwanga i saradnika (2006)*. Porast stacionarnog fluksa permeata sa povećanjem brzine proticanja suspenzije tokom filtracije na membrani M500 je manje izražen u odnosu na membranu M200 usled većeg unutrašnjeg prljanja.

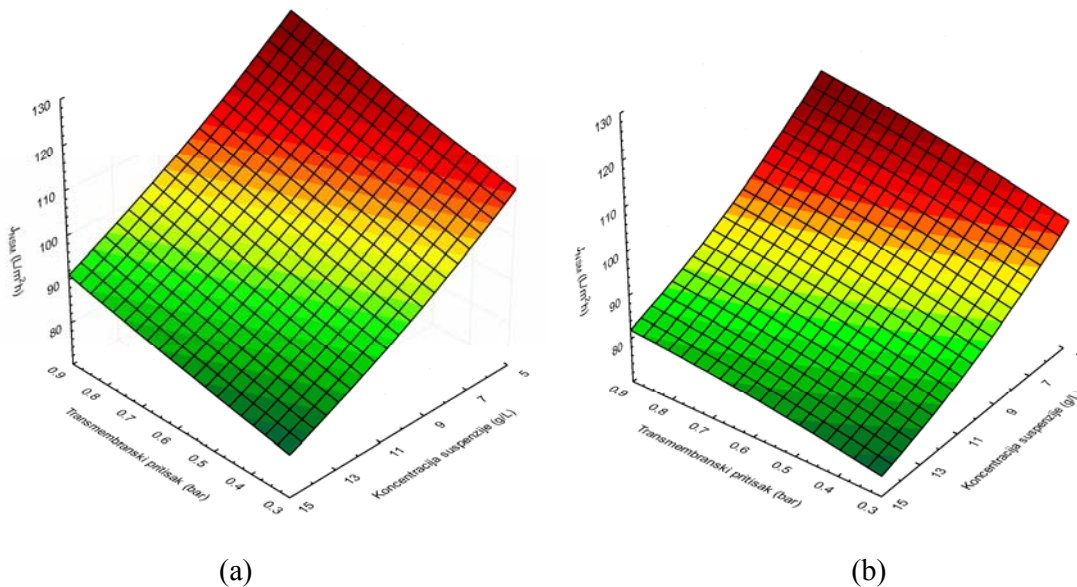


Slika 5.3. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Vrednosti stacionarnog fluksa permeata na membrani M200 su veće za oko 10% u odnosu na membranu M500. Ovakvi rezultati su kontradiktorni sa ispitivanjima *Ousman i Bennasar (1995)* koji su ispitivanjem otpora koji se javljaju tokom mikrofiltracije suspenzije skroba na membranama različitih prečnika (od 100 nm do 800 nm) ustanovili da sa povećanjem prečnika pora raste unutrašnje prljanje, ali da se u isto vreme smanjuje debljina filtracione pogače, koja predstavlja dominantan otpor, tako da ukupan otpor opada sa povećanjem prečnika pora. Ipak, razlike u vrednostima fluksa permeata na membranama srednjeg prečnika pora 200 i 500 nm su manje od 10%. Razlog za ovakve, kontradiktorne rezultate bi se mogao naći u činjenici da membrane različitog sastava i proizvođača pokazuju veoma različito ponašanje (*Dizge i sar. 2011*). Pored toga, u radu *Ousman i Bennasar (1995)* nije navedena vrsta skroba

koja je korišćena u eksperimentalnom radu, a oblik čestica skroba i njegovo ponašanje veoma zavise od njegovog porekla (Boškov 1979).

Na slici 5.4. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na vrednost stacionarnog fluksa permeata. Porast transmembranskog pritiska utiče na povećanje stacionarnog fluksa (od 7 do 12%) na svim posmatranim koncentracijama. Ipak, sa porastom transmembranskog pritiska dolazi do većeg taloženja čestica skroba na površini membrane, što je posebno izraženo na većim koncentracijama i rezultuje manjim porastom stacionarnog fluksa permeata sa porastom transmembranskog pritiska u odnosu na manje koncentracije. Ukupna masa filtracione pogače zavisi od zapremine permeata koji prolazi kroz membranu, a debljina pogače je proporcionalna ukupnoj masi čestica u filtracionoj pogači (Lee i Clark 1998). Sa povećanjem transmembranskog pritiska porast stacionarnog fluksa permeata je izraženiji na membrani M200, na svim posmatranim vrednostima koncentracije. Udeo malih čestica skroba koje mogu dovesti do unutrašnjeg prljanja je skoro zanemarljiv, tako da su zapaženi veoma slični trendovi ponašanja posmatranih odziva sa promenom procesnih parametara. Razlike u vrednostima stacionarnog fluksa su maksimalno 15% što ide u prilog činjenici da unutrašnje prljanje nije dominantan otpor proticanju permeata.

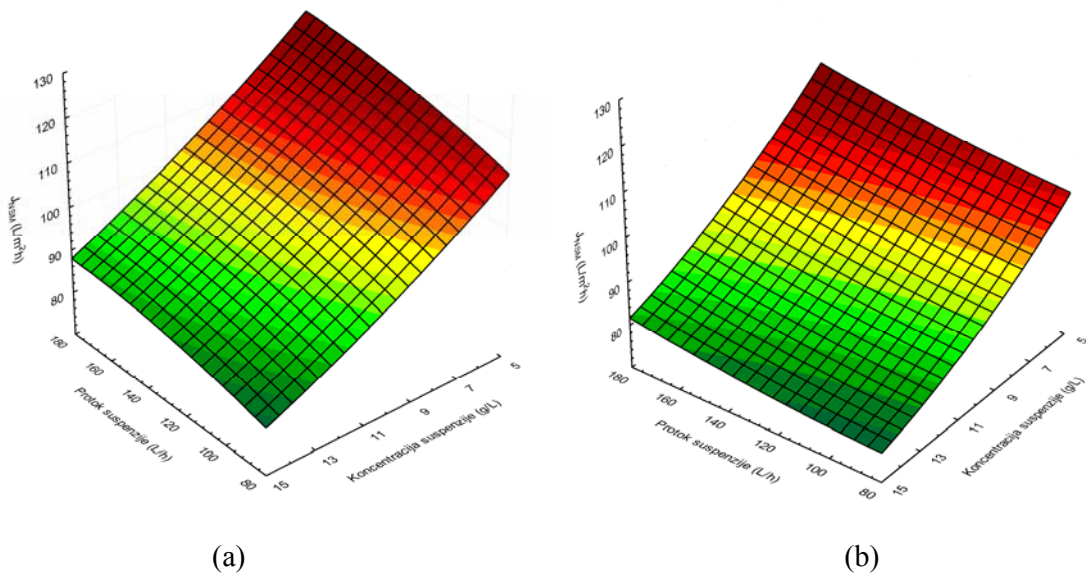


Slika 5.4. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije

(a) M200 i (b) M500

Sa porastom koncentracije stacionarni fluks naglo opada od 22 do 28%, a njegov pad je veoma izražen i na većim i na manjim transmembranskim pritiscima. U sistemu bez prisustva statičkog mešača, koncentracija predstavlja limitirajući faktor u procesu mikrofiltracije. Sa porastom koncentracije dolazi do porasta mase filtracione pogače što uslovljava intenzivan pad stacionarnog fluksa permeata.

Uticao protoka i koncentracije suspenzije na vrednost stacionarnog fluksa je prikazan na slici 5.5. Sa povećanjem protoka dolazi do povećanja stacionarnog fluksa (od 5 do 8%) na svim vrednostima koncentracije. Kao što je već rečeno, sa porastom protoka dolazi do povećanja napona smicanja u blizini površine membrane, a zatim do slabijeg taloženja čestica skroba na njoj. Porast stacionarnog fluksa sa povećanjem protoka je izraženiji na manjim koncentracijama, jer dolazi do stvaranja tanje i poroznije pogače u odnosu na pogaču koja se formira pri većim koncentracijama. Sa povećanjem protoka suspenzije dolazi do većeg porasta stacionarnog fluksa tokom filtracije na membrani M200 u odnosu na membranu M500, na svim posmatranim koncentracijama.



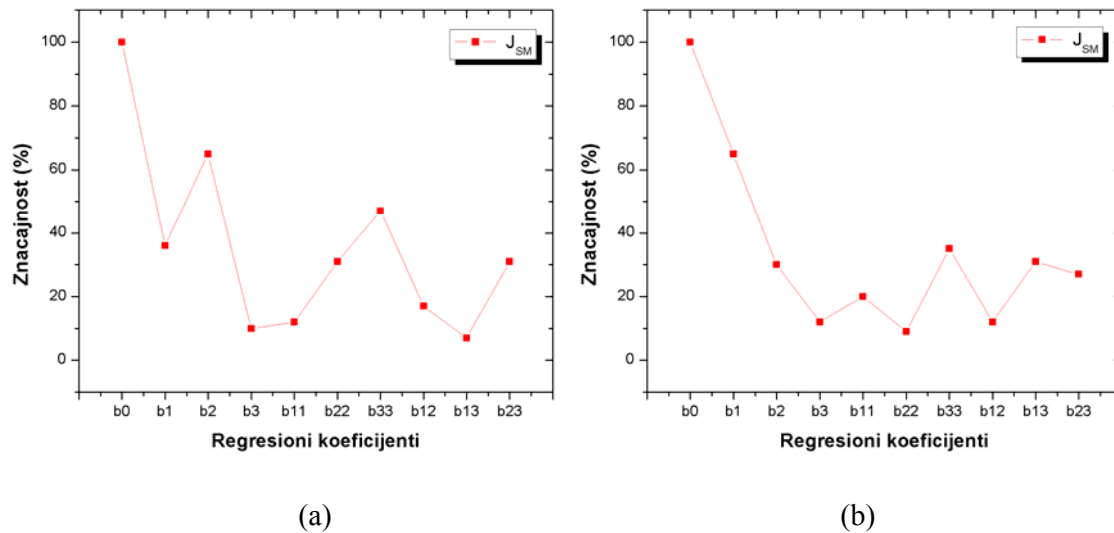
Slika 5.5. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Sa porastom koncentracije stacionarni fluks značajno opada za oko 27% usled prisustva veće količine čestica po jedinici zapremine napojne suspenzije što rezultuje formiranjem deblje filtracione pogače. Ovaj pad je podjednako izražen na svim protocima, što je verovatno posledica

stvaranja deblje filtracione pogače na manjim protocima, a na većim protocima, usled smanjenja mase nataloženih čestica na površini membrane povećava se unutrašnje prljanje, tako da otpor proticanju permeata proporcionalno raste na svim posmatranim protocima. Sa porastom koncentracije je zabeležen približno isti trend pada stacionarnog fluksa permeata na obe posmatrane membrane.

5.2.2. Stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem

Polinom drugog reda dobro aproksimira eksperimentalne rezultate stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa postavljenim statičkim mešačem u kanal membrane ($R^2=0,985$ za membranu M200 i $R^2=0,981$ za membranu M500). Na slici 5.6. je prikazana značajnost svakog od koeficijenta u regresionoj jednačini stacionarnog fluksa permeata.

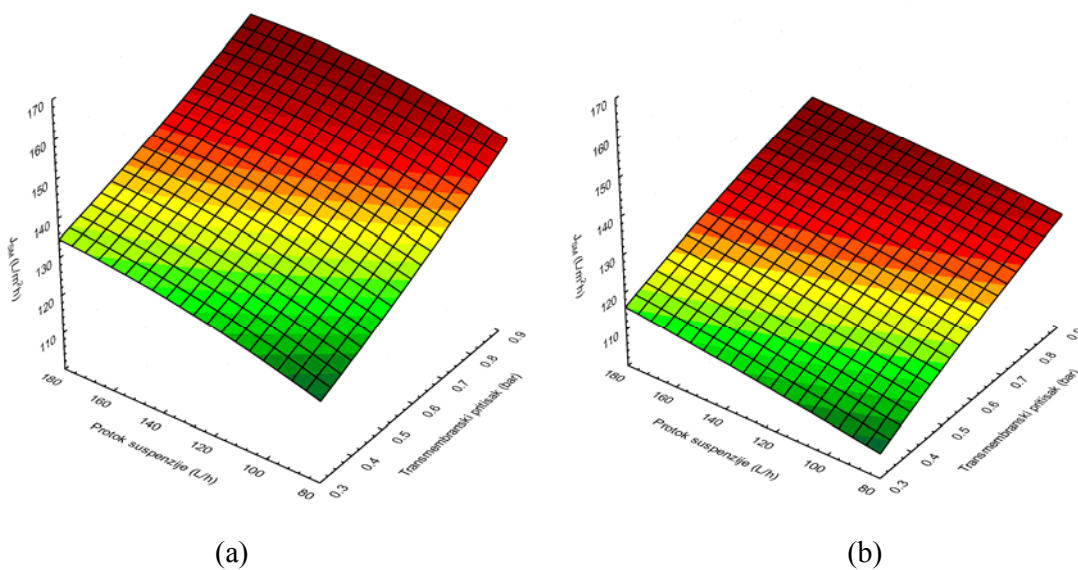


Slika 5.6. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Koeficijent b_0 predstavlja najznačajniji član u regresionoj jednačini što ukazuje da vrednost stacionarnog fluksa permeata ne odstupa značajno od vrednosti slobodnog člana. Posmatrajući linearne koeficijente u regresionoj jednačini protok suspenzije ima najveći uticaj na stacionarni fluks permeata tokom mikrofiltracije na membrani M200, a transmembranski pritisak na membrani M500. Koeficijent b_{33} vezan za koncentraciju suspenzije predstavlja najznačajniji kvadratni član za obe posmatrane membrane. Interakcija protoka i koncentracije suspenzije ima

najveći uticaj u sistemu sa membranom M200, dok je interakcija transmembranskog pritiska i koncentracije najznačajnija u sistemu sa membranom M500.

Na slici 5.7. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, na membranama M200 i M500. Sa porastom transmembranskog pritiska dolazi do porasta stacionarnog fluksa permata od 22 do 30%, na svim posmatranim protocima. Statički mešač, kao promotor turbulencije, utiče na kretanje struje fluida bliže površini membrane, tako da je brzina proticanja uz membranu veća u poređenju sa brzinom proticanja u sistemu bez statičkog mešača, pri istim procesnim uslovima. Porast fluksa, sa povećanjem transmembranskog pritiska, je izraženiji u sistemu sa statičkim mešačem u odnosu na sistem bez prisustva statičkog mešača, jer dolazi do intenzivnijeg mešanje suspenzije, odnosno smanjenog formiranja filtracione pogače na površini membrane (Krstić 2003).

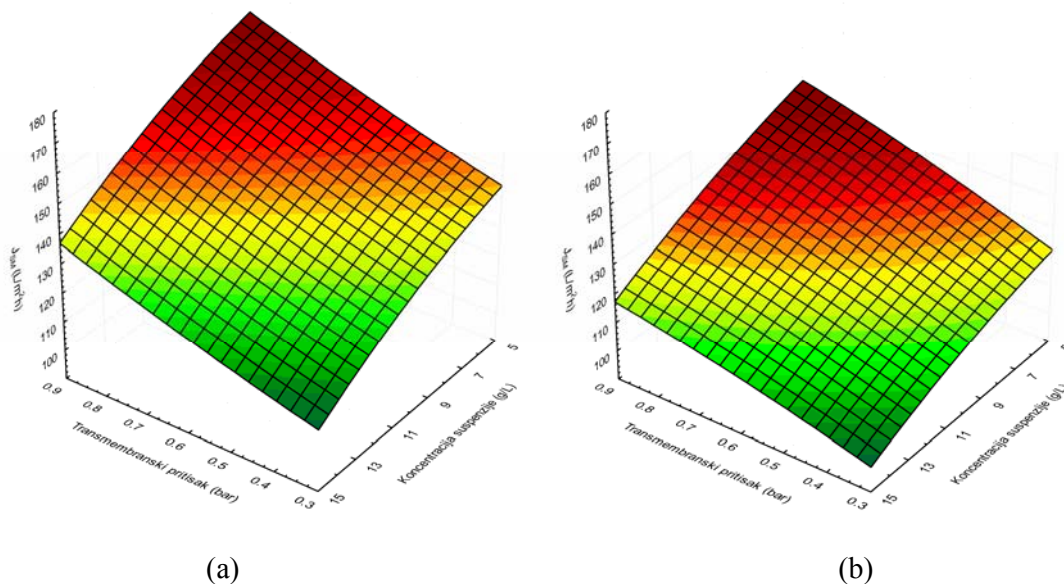


Slika 5.7. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Povećanje protoka suspenzije izaziva povećanje stacionarnog fluksa permeata (od 4 do 11%) na svim posmatranim transmembranskim pritiscima. Primećeno je da sa povećanjem protoka dolazi do manjeg porasta stacionarnog fluksa permeata u odnosu na sistem bez statičkog mešača, jer je obezbeđeno turbulentno proticanje i pri manjim vrednostima protoka. Porast stacionarnog fluksa permeata sa povećanjem transmembranskog pritiska i protoka suspenzije je malo izraženiji na membrani sa manjim prečnikom pora, zbog manjeg unutrašnjeg prljanja, kao

što je zapaženo i prilikom filtracije suspenzije skroba u sistemu bez prisustva statičkog mešača. Smanjenje debljine filtracione pogače, kao dominantnog otpora, sa porastom brzine proticanja, vodi ka povećanju stacionarnog fluksa permeata.

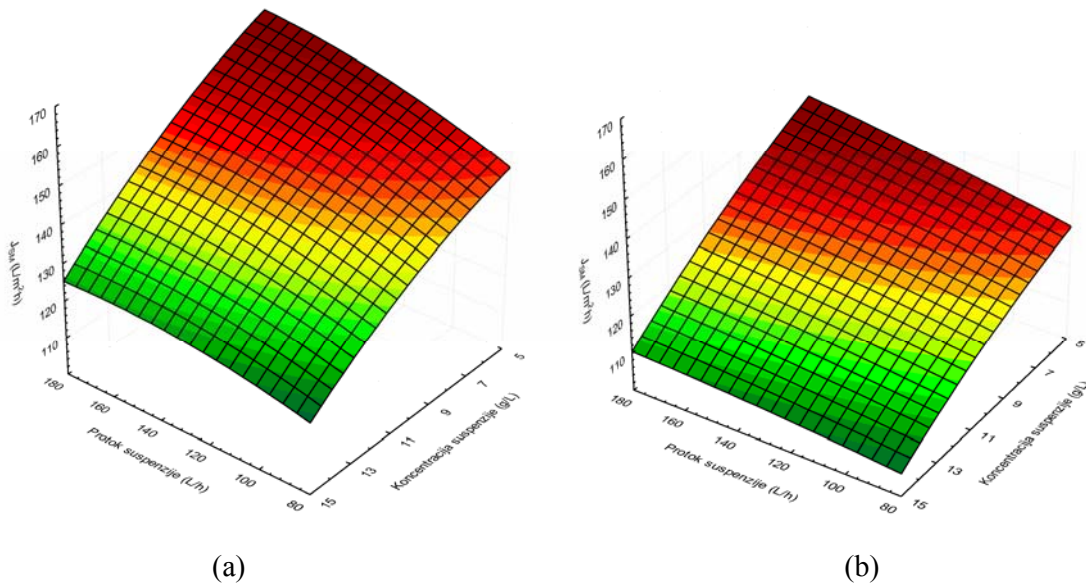
Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na vrednost stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem je prikazan na slici 5.8. Stacionarni fluks permeata raste sa porastom transmembranskog pritiska od 11 do 19%, na svim posmatranim koncentracijama. Kao što je već rečeno, uticaj transmembranskog pritiska zavisi od vrste materijala koji se filtrira i karakteristika pogače koju formira. U slučaju mikrofiltracije čestica skroba, sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do povećanja stacionarnog fluksa. U poređenju sa sistemom bez prisustva promotora turbulencije, transmembranski pritisak ima mnogo veći uticaj na stacionarni fluks permeata, jer dolazi do smanjenog formiranja filtracione pogače usled većih tangencijalnih brzina proticanja napojne smeše. Razlog za ovakvo ponašanje leži u činjenici da postoji veoma mali procenat čestica koje imaju manje ili jednake prečnike kao pore membrane, te njihov uticaj nije dominantan da bi doveo do pada stacionarnog fluksa permeata kao posledica većeg unutrašnjeg prljanja (*Jiraratananon i sar. 1998*). Ipak, sa povećanjem brzine proticanja moglo bi se očekivati da usled smanjenja debljine filtracione pogače najsitnije čestice skroba prodru u pore membrane, povećaju unutrašnje prljanje i dovedu do pada stacionarnog fluksa permeata.



Slika 5.8. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Sa porastom koncentracije, kao i u sistemu bez statičkog mešača, stacionarni fluks permeata opada (od 19 do 28%). Povećane koncentracije dovode do formiranja deblje filtracione pogače te se na taj način povećavaju otpori proticanju permeata. Kako prisustvo mešača utiče na promenu načina strujanja dolazi do formiranja tanje filtracione pogače, što za posledicu ima smanjenje otpora protoku permeata, pa je tako i njegov fluks veći nego kod sistema bez statičkog mešača (Jokić 2010). Primećeno su veoma slični trendovi pada stacionarnog fluksa permeata sa porastom koncentracije za obe posmatrane membrane.

Na slici 5.9. je prikazan stacionarni fluks permeata u funkciji protoka i koncentracije suspenzije pšeničnog skroba. Povećanje protoka dovodi do povećanja stacionarnog fluksa permeata od 5 do 10%, na svim vrednostima koncentracije. Porast stacionarnog fluksa je izraženiji na manjim koncentracijama, usled formiranja tanje filtracione pogače koja pruža manji otpor proticanju permeata. Otpor pogače je direktno proporcionalan masi nataloženih čestica na površini membrane, a usled prisustva statičkog mešača debljina filtracione pogače se smanjuje, odnosno otpor pogače opada, što rezultuje većim vrednostima stacionarnog fluksa u sistemu sa statičkim mešačem.



Slika 5.9. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na stacionarni fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

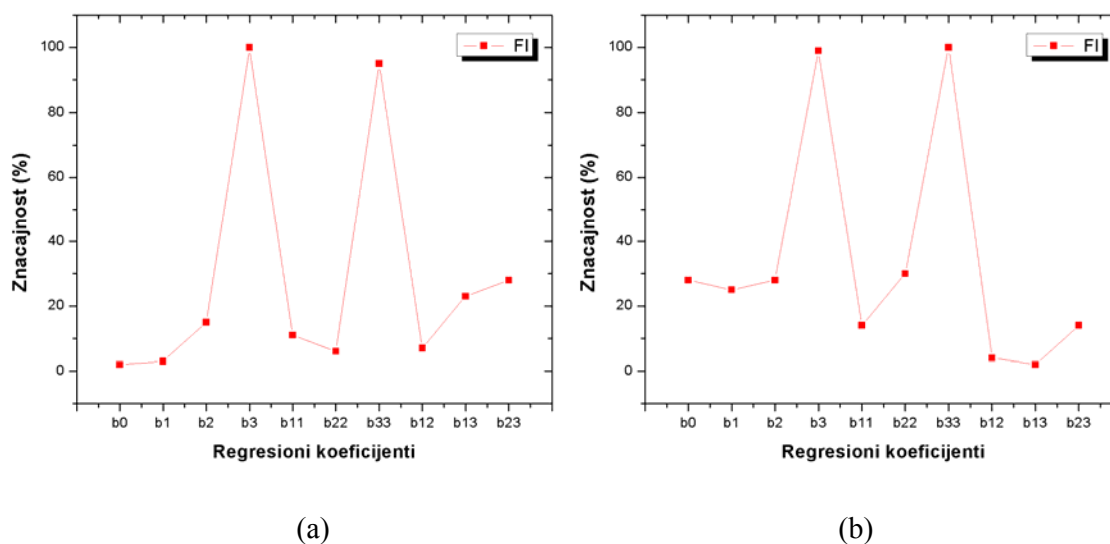
Stacionarni fluks permeata opada sa porastom koncentracije suspenzije od 19 do 24%, na svim vrednostima protoka. Sa povećanjem koncentracije pad stacionarnog fluksa permeata je manje izražen na manjim protocima, a verovatno usled formiranja deblje filtracione pogače na

manjim protocima što može da dovede do većeg zadržavanja najsitnijih čestica skroba u njoj i smanji unutrašnje prljanje. Uticaj koncentracije u sistemu sa umetnutim statičkim mikserom u kanal membrane na pad stacionarnog fluksa permeata je manji u poređenju sa sistemom bez prisustva statičkog mešača.

Vrednosti stacionarnog fluksa permeata su, kao što je i očekivano, veće u sistemu sa statičkim mešačem, unutar ispitivanog opsega procesnih parametara.

5.2.3. Povećanje stacionarnog fluksa permeata primenom statičkog mešača

Polinomom drugog reda se veoma uspešno aproksimiraju eksperimentalni rezultati dobijeni za relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača ($R^2=0,974$ za membranu M200 i $R^2=0,945$ za membranu M500). Na slici 5.10. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata regresione jednačine relativnog povećanja stacionarnog fluksa permeata izraženi kao frakcija najveće t -vrednosti u regresionoj jednačini (Đurić i sar. 2004).

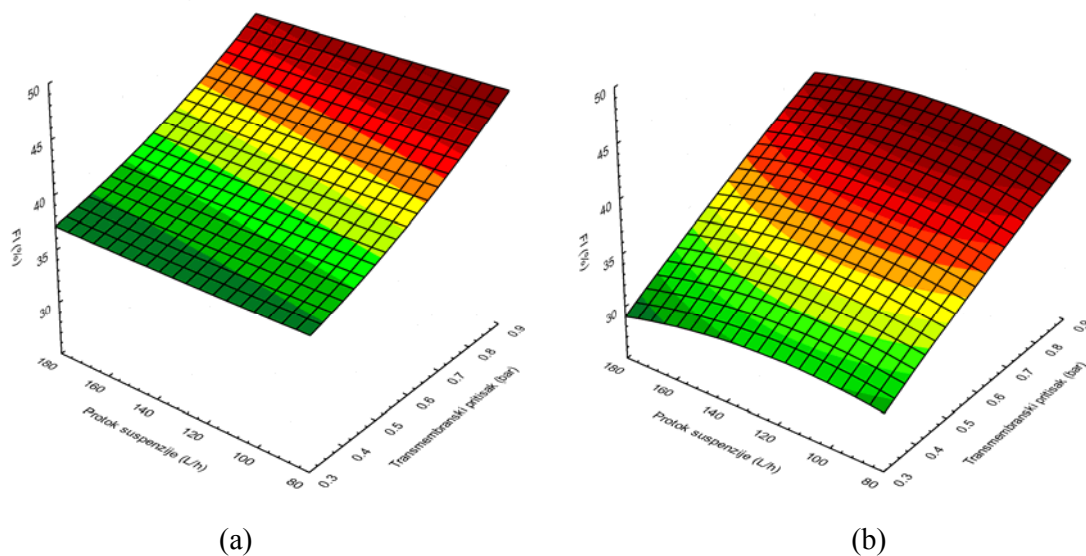


Slika 5.10. Značajnost regresionih koeficijenata relativnog povećanja stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Koncentracija suspenzije predstavlja član sa najvećim i linearnim i kvadratnim uticajem na porast stacionarnog fluksa permeata usled prisustva statičkog miksera, a za njim slede protok suspenzije i transmembranski pritisak, sa mnogo manjim uticajem. Članovi vezani za interakciju

procesnih parametara u sistemu sa membranom M200 imaju malo veći uticaj nego u sistemu sa membranom M500 i među njima se ističe koeficijent b_{23} vezan za interakciju protoka i koncentracije napojne suspenzije.

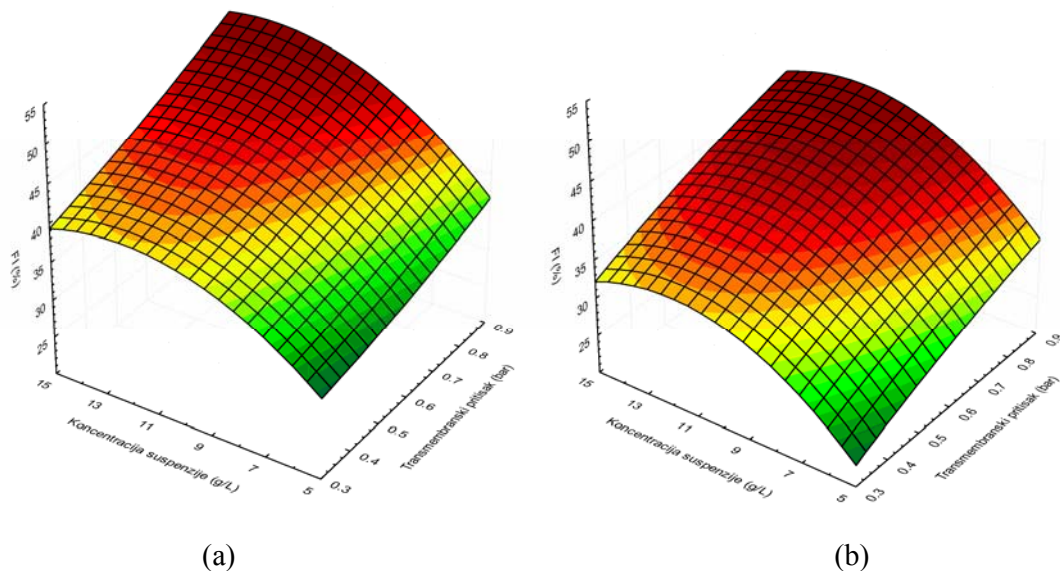
Na slici 5.11. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na vrednost relativnog povećanja stacionarnog fluksa permeata. Sa povećanjem protoka relativno povećanja fluksa permeata veoma malo opada ili ima skoro konstantnu vrednost unutar posmatranog opsega transmembranskih pritisaka. Iako su turbulentni režimi strujanja već uspostavljeni pri većim brzinama proticanja i u sistemu bez statičkog mešača, dodatno povećanje brzine proticanja ima pozitivan efekat na povećanje stacionarnog fluksa permeata. Sa povećanjem transmembranskog pritiska relativno povećanje fluksa permeata raste od 25 do 32% na svim vrednostima protoka suspenzije. Postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane dolazi do stvaranja turbulentnih uslova proticanja. Turbulentno proticanje izaziva smanjenje debljine filtracione pogače te se na taj način smanjuje i otpor proticanju fluksa permeata, koji je povećan primenom viših transmembranskih pritisaka, u poređenju sa sistemima bez statičkog mešača.



Slika 5.11. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

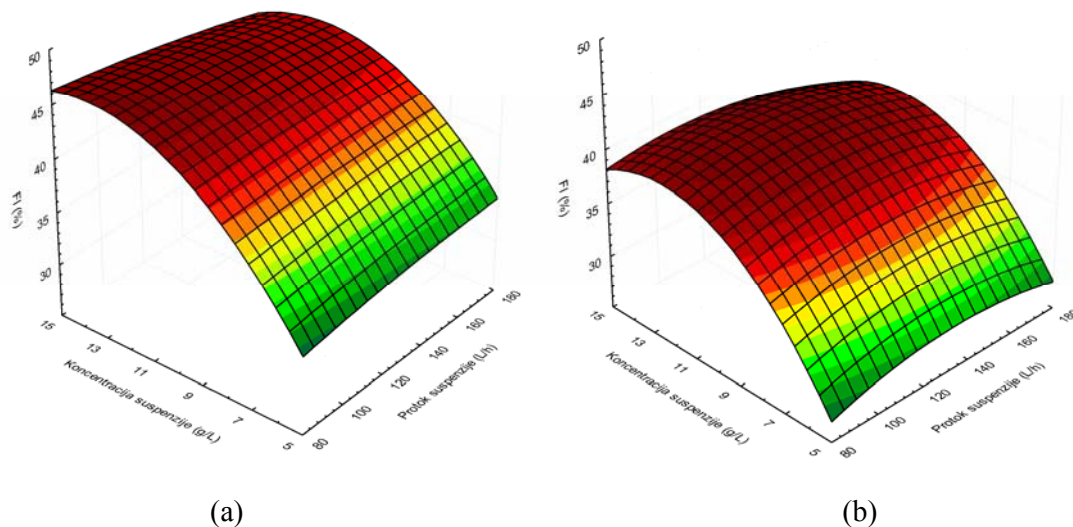
Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa je prikazan na slici 5.12. Sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do porasta relativnog povećanja fluksa od 16 do 35%. Formiranje filtracione pogače, odnosno

njena poroznost i debljina, se smanjuje umetanjem statičkog mešača u kanal membrane za sve vrednosti koncentracije. Kao posledica smanjenog otpora proticanju uticaj transmembranskog pritiska je veći. Na membrani M500, sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do prvobitnog intenzivnijeg porasta relativnog povećanja fluksa, a zatim se vrednost približava stacionarnom stanju. Na većim transmembranskim pritiscima slabi efekat mešača, jer se povećava pogonska sila koja dovodi do formiranja deblje filtracione pogače i delimičnog blokiranja pora. Na membrani M200 relativno povećanje fluksa permeata kontinualno raste sa povećanjem transmembranskog pritiska, jer je efekat unutrašnjeg prljanja manje izražen. Sa povećanjem koncentracije suspenzije dolazi do intenzivnog porasta relativnog povećanja fluksa (od 25 do 40%), a zatim do neznatnog pada na maksimalnoj koncentraciji. Pad relativnog povećanja fluksa je izraženiji na membrani M500. Ovakvo ponašanje se može uočiti na svim vrednostima transmembranskog pritiska. U sistemima bez statičkog mešača, porast koncentracije dovodi do povećanja mase filtracione pogače, a samim tim do smanjenja stacionarnog fluksa permeata. U sistemima sa statičkim mešačem, posledica turbulentnog proticanja i povećanog napona smicanja je smanjenje debljine filtracione pogače, što je naročiti izraženo pri većim koncentracijama. Ipak, pri datim procesnim parametrima, statički mešač ima ograničen uticaj na povećanje fluksa permeata, pa pri maksimalnim koncentracijama dolazi do njegovog neznatnog pada.



Slika 5.12. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.13. je prikazan uticaj protoka i koncentracije suspenzije na vrednost relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata. Povećanje protoka suspenzije utiče na smanjenje relativnog porasta fluksa permeata na većim koncentracijama za oko 5%, dok je pri minimalnoj koncentraciji porasta fluksa permeata skoro konstantan. Na većim koncentracijama, prisustvo statičkog mešača dovodi do porasta stacionarnog fluksa permeata, ali je njegov uticaj izraženiji na manjim protocima, jer stvaranjem turbulentnih uslova proticanja, izazvanih postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane dolazi do smanjenje debljine filtracione u odnosu na velike protoke, gde i bez prisustva statičkog mešača imamo turbulentno proticanje. Može se primetiti da sa porastom protoka relativno povećanje srednjeg fluksa permeata, na membrani M500, blago raste na srednjim protocima a zatim opada. Međutim, ova vrednost se može smatrati konstantnom jer su promene oko 1%. Sa povećanjem koncentracije relativno povećanje fluksa raste na svim protocima (od 23 do 50%), ali je izraženiji porast na manjim protocima (od 40 do 50%). Prisustvo statičkog mešača dovodi do turbulentnog proticanja kroz kanal membrane, te je otežano formiranje deblje filtracione pogače kao kod sistema bez statičkog mešača. Ovo je posebno izraženo na manjim protocima jer je u sistemu bez statičkog mešača, napon smicanja u blizini površine membrane mnogo manji nego pri većim protocima. Takođe, pri zadatim procesnim parametrima, uticaj statičkog mešača je ograničen, jer pri maksimalnoj koncentraciji dolazi do pada relativnog povećanja fluksa, što je izraženije na membrani M500.



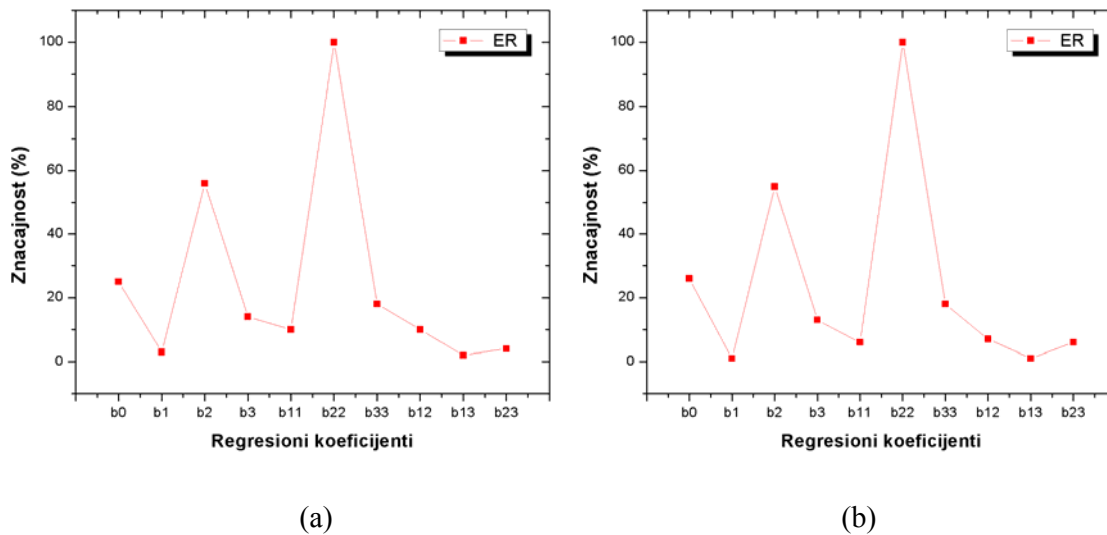
Slika 5.13. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativno povećanje stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Poređenjem vrednosti relativnog povećanja fluksa dobijenih u ovom radu sa rezultatima drugih autora primećene su značajne razlike. *Krstić i saradnici* (2002) su zabeležili porast fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača oko 500% na membrani sa veličinom pora 200 nm i pri sličnim vrednostima procesnih parametara tokom mikrofiltracije obranog mleka. Takođe, *Jokić i saradnici* (2010) su tokom mikrofiltracije suspenzija pekarskog kvasca na membrani istog prečnika pora i sličnim vrednostima procesnih parametara primetili relativno povećanje fluksa i do 200%. Jedino objašnjenje za, u poređenju sa ovim autorima, relativno malo povećanje fluksa permeata, je specifično ponašanje čestica skroba u suspenziji. Čestice skroba se veoma lako i brzo talože pod dejstvom gravitacione sile, te je potrebno neprestano, intenzivno mešanje da bi se sprečilo stvaranje taloga. Jednom stvoren talog je veoma teško ponovo dovesti u stanje suspenzije. Pretpostavka je da brzine proticanja nisu dovoljno velike da bi se sprečilo intenzivno stvaranje pogače i omogućilo veće vrednosti relativnog povećanja fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača. Takođe, mogu se zapaziti i veće vrednosti stacionarnog fluksa permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača u poređenju sa pomenutim autorima. Pretpostavka za ovakvo ponašanje je slabo izraženo unutrašnje prljanje i stvaranje veoma porozne pogače koja je uslovljena veličinom i osobinama čestica skroba, što za posledicu ima manju vrednost otpora formirane pogače i veće vrednosti stacionarnog fluksa permeata.

5.2.4. Uticaj statičkog mešača na specifičnu potrošnju energije

Rezultati fitovanja eksperimentalnih vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije (ER) polinomom drugog reda prikazani su u tabeli 5.2. i 5.4. Polinom drugog reda dobro aproksimira eksperimentalne rezultate ($R^2=0,997$ za membranu M200 i $R^2=0,998$ za membranu M500). Na slici 5.14. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji relativne promene specifične potrošnje energije.

Najznačajniji kako linearan tako i kvadratni član u regresionoj jednačini relativne promene specifične potrošnje energije je protok suspenzije. Od kvadratnih članova je još značajan član vezan za koncentraciju suspenzije. Ostali linearni, kvadratni, kao i članovi vezani za interakciju procesnih parametara imaju veoma mali uticaj na vrednost relativne promene specifične potrošnje energije.

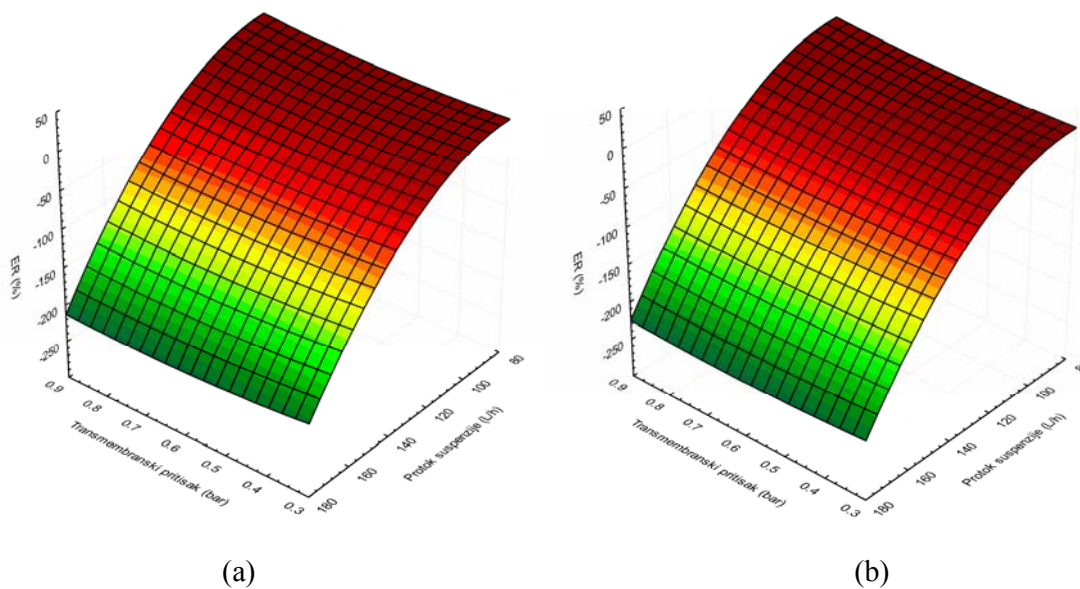


Slika 5.14. Značajnost regresionih koeficijenata relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Postavljanjem statičkog miksera u kanal membrane dolazi do porasta brzine proticanja, ali u isto vreme i do pada pritiska duž membrane usled povećanog otpora proticanju napojne suspenzije u poređenju sa sistemom bez statičkog mešača, pri istim protoku suspenzije. Gubitak hidrauličke snage ili snaga potrebne za cirkulisanje fluida raste zbog povećanog pada pritiska duž kanala membrane što kao posledicu ima veću potrošnju energije. Zbog toga, poboljšane karakteristike cross-flow mikrofiltracije dobijene korišćenjem statičkog miksera treba da budu proverene sa stanovišta potrošnje energije (*Krstić i sar. 2004, Vatai i sar. 2007*). Najznačajniji parametar sa ekonomske tačke gledišta je specifična potrošnja energija, definisana kao gubitak hidrauličke snage po jedinici zapremine permeata (*Krstić i sar. 2002*). Opravdanost primene statičkog mešača se obezbeđuje smanjenjem specifične potrošnje energije u poređenju sa sistemom bez mešača. To praktično znači da porast fluksa kod sistema sa statičkim mešačem mora da bude toliki da promena relativne specifične potrošnje energije bude pozitivna, odnosno da je specifična potrošnja energije sistema bez mešača veća od one sa mešačem. Upravo iz tog razloga podaci o porastu fluksa u zavisnosti od eksperimentalnih uslova mogu prikriti stvarnu efikasnost primene statičkog mešača. Ako porast fluksa permeata uslovljen postavljanjem statičkog mešača nije dovoljno velik da kompenzuje povećani pad hidrauličke snage onda nije opravdana njegova primena sa ekonomske tačke gledišta (*Jokić 2010*).

Na slici 5.15. su prikazane vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije u zavisnosti od promene vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba.

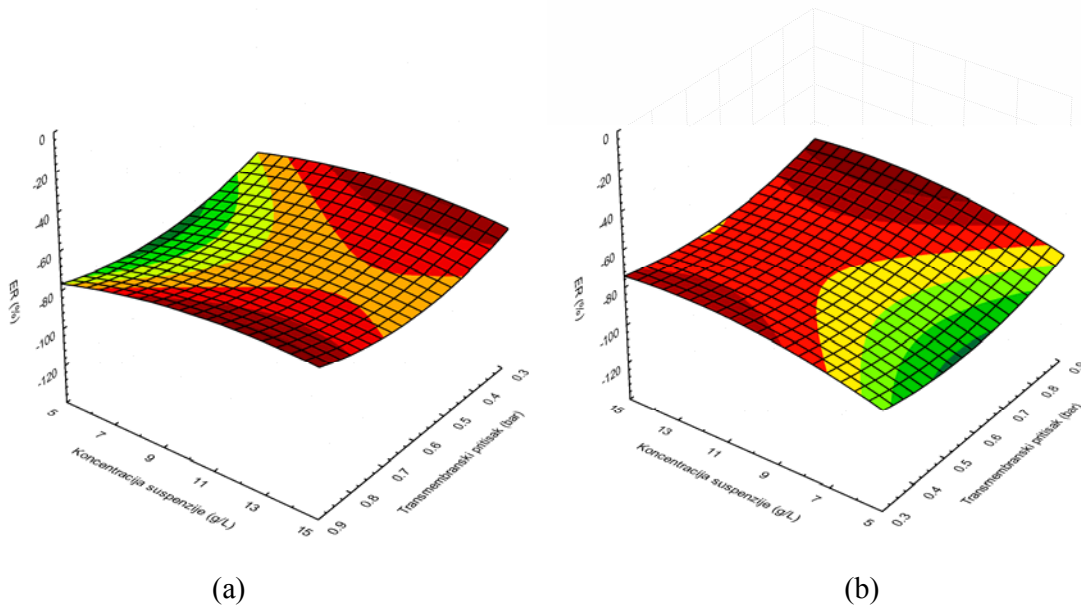
Povećanje protoka suspenzije vodi ka intenzivnom padu relativne promene specifične potrošnje energije na svim posmatranim pritiscima. Iako je ostvareno povećanje fluksa permeata i do 50%, ta vrednost nije dovoljna da kompenzuje pad hidrauličke snage usled pada pritiska na srednjim i većim protocima. Pozitivne vrednosti relativnog povećanja specifične potrošnje energije (do 20%) se mogu zapaziti samo pri protocima suspenzije od 80 L/h do 100 L/h. Sa povećanjem transmembranskog pritiska na minimalnim vrednostima protoka relativna promena specifične potrošnje energije ima skoro konstantnu pozitivnu vrednost. Kao što je već rečeno, pri malim protocima pad pritiska usled postavljanja statičkog mešača u kanal membrane, odnosno pad hidrauličke snage, se može kompenzovati relativnim povećanjem fluksa. Sa povećanjem transmembranskog pritiska na maksimalnoj vrednosti protoka dolazi do neznatnog pada relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata, ali je ta vrednost u celom opsegu pritisaka negativna.



Slika 5.15. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije napojne smeše na relativnu promenu specifične potrošnje energije je prikazan na slici 5.16. Porast koncentracije suspenzije dovodi do rasta relativne promene specifične potrošnje energije, usled manjeg transporta čestica skroba do površine membrane kada je uticaj statičkog mešača na porast fluksa izraženiji u odnosu na manje koncentracije. Sa povećanjem transmembranskog pritiska relativna promena specifične potrošnje energije na svim koncentracijama blago pada, a zatim raste na većim vrednostima

transmembranskog pritiska. Lako se može videti da promena koncentracije, kao i promena pritiska ne dovode do značajnih promena relativne promene specifične potrošnje energije, jer ovi grafici prikazuju promenu izlaznog parametra (odziva) sa promenom dva ulazna parametra, dok treći ima vrednost u centru eksperimentalnog plana. U ovom slučaju je to srednja vrednost protoka (130 L/h), za koju je relativna specifična potrošnja energije negativna u celom opsegu pritiska i koncentracija.

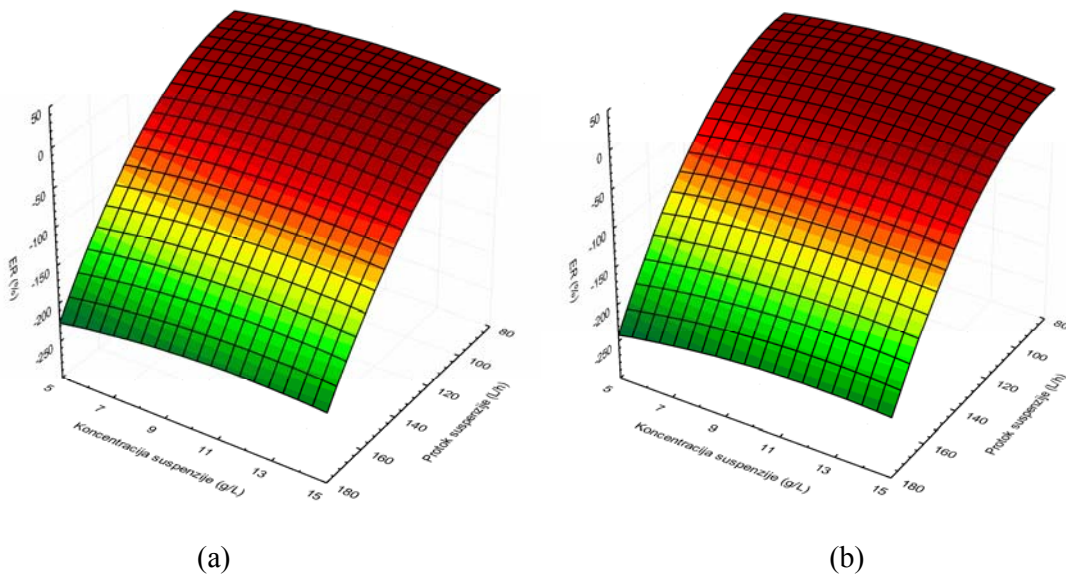


Slika 5.16. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.17. je prikazana zavisnost relativne promene specifične potrošnje energije od protoka i koncentracije napojne suspenzije. Sa povećanjem protoka dolazi do pada relativne specifične potrošnje energije, na svim posmatranim koncentracijama. Međutim, sa porastom koncentracije dolazi do malog porasta, a zatim do neznatnog pada posmatranog odziva, na svim vrednostima protoka. Ovakvo ponašanje je očekivano s obzirom da je relativno povećanje fluksa raste sa koncentracijom, a onda blago pada pri maksimalnoj koncentraciji. Maksimalno povećanje relativne specifične potrošnje energije ima vrednost oko 20% pri minimalnom protoku i koncentraciji suspenzije oko 10 g/L.

Na osnovu podataka o relativnoj promeni specifične potrošnje energije, upotreba statičkog mešača je opravdana sa ekonomskog aspekta isključivo pri malim protocima napojne smeše, nezavisno od vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije. Ovo je razumljivo

jer pad pritiska duž membrane nastaje usled otpora proticanju i raste sa porastom brzine proticanja.



Slika 5.17. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

5.2.5. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima reciklucije napojne suspenzije

Krajni cilj primene postupka odzivnih površina je optimizacija posmatranog procesa, tako da razvijeni modeli mogu biti korišteni za simulaciju i optimizaciju. Za optimizaciju procesa sa dva ili više odziva moguće je primeniti više optimizacionih postupaka, ali je jedna od najrasprostranjenijih metoda koncept željene funkcije (desirability function) (*Khayet i sar. 2008*).

Generalni pristup sastoji se u konvertovanju individualnih odziva, Y_n , u individualne željene funkcije d_n čije vrednosti se kreću od 0 do 1. Vrednost individualne željene funkcije "0" predstavlja najlošiju vrednost, dok vrednost "1" predstavlja najbolju vrednost posmatranog odziva. Ukupna željena funkcija (D) jednaka je geometrijskoj sredini pojedinačnih željenih funkcija (*Cojocar u i sar. 2009*). Visoke vrednosti D pokazuju najbolje vrednosti funkcija u sistemu koje odgovaraju optimalnom rešenju posmatranog sistema. Optimalne vrednosti eksperimentalnih parametara određuju se iz vrednosti pojedinačnih željenih funkcija koje optimizuju ukupnu željenu funkciju (*Jokić 2010*).

U ovom radu za optimizaciju mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije odabrani su odzivi stacionarni fluks permeata u sistemima sa statičkim mešačem (J_{SM}) i relativna promena specifične potrošnje energije (ER).

Tabela 5.5.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (200 nm)

Faktor značajnosti		TMP (bar)	Q (L/h)	C (g/L)	J_{SM} (L/m ² h)	ER (%)	Ukupna željena funkcija
J_{SM}	ER						
2	5	0,9	85,85	6,23	163,39	18,06	0,954
3	3	0,9	95,78	5,00	167,71	5,90	0,943
5	2	0,9	111,84	5,00	170,58	-13,88	0,955

TMP – transmembranski pritisak, Q – protok suspenzije, C – koncentracija suspenzije, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Cilj optimizacije je bio odabir transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije za koje će izabrani odzivi biti maksimalni, odnosno njihove individualne željene funkcije imati što veću vrednost, idealno 1. Optimalne vrednosti transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije zavise od faktora značajnosti pojedinih odziva, koji su rangirani od 1 do 5. Da bi dobili jasniju sliku o uticaju pomenutih odziva na vrednost optimima, variran je njihov faktor značajnosti. U tabeli 5.5. i 5.6. dat je pregled optimalnih vrednosti variranih parametara i vrednosti optimizovanih odziva za te parametre, kao i nivoi značajnosti posmatranih odziva.

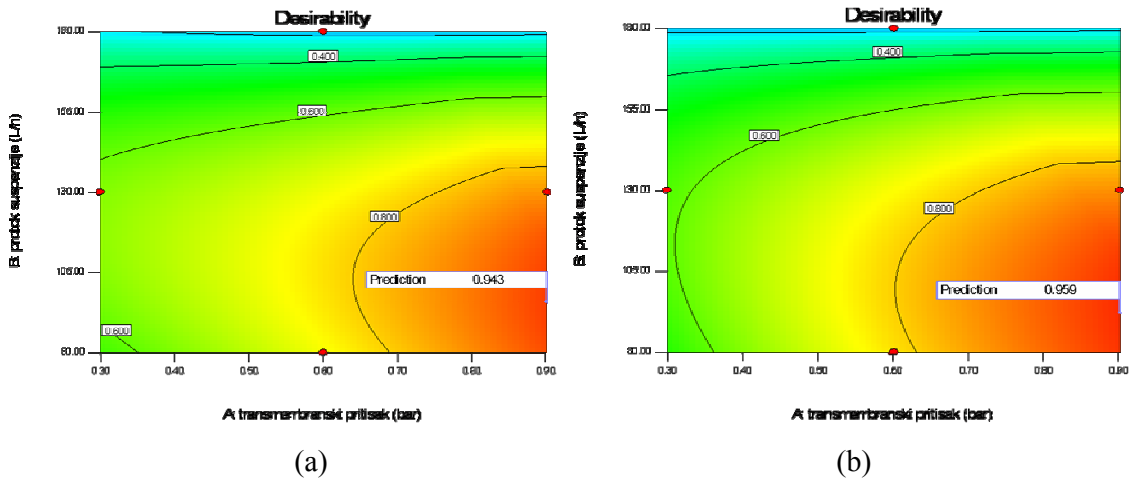
Tabela 5.6.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (500 nm)

Faktor značajnosti		TMP (bar)	Q (L/h)	C (g/L)	J_{SM} (L/m ² h)	ER (%)	Ukupna željena funkcija
J_{SM}	ER						
2	5	0,90	84,14	5,24	143,71	11,53	0,964
3	3	0,90	92,02	5,00	145,11	6,52	0,959
5	2	0,90	107,75	5,00	146,91	-10,18	0,968

TMP – transmembranski pritisak, Q – protok suspenzije, C – koncentracija suspenzije, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Na slici 5.18. prikazani su rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji za isti nivo značajnosti posmatranih odziva.



Slika 5.18. Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima recirkulacije napojne suspenzije

(a) M200 i (b) M500

Na slikama P.1. i P.2, u prilogu, su prikazani rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku, kao i vrednosti protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku za isti nivo značajnosti posmatranih odziva.

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri maksimalnoj vrednosti transmembranskog pritiska od 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i minimalnoj koncentraciji od 5 do 6 g/L, na obe posmatrane membrane. Takođe se može primetiti da sa porastom protoka ne dolazi do značajnije promene stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem, dok relativna promena specifične potrošnje energije znatno opada i postaje negativna. Negativne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije ukazuju da upotreba statičkog mešača nije opravdana, sa ekonomskog aspekta, jer povećanje fluksa permeata nije dovoljno da bi kompenzovalo povećanu potrošnju energije koja se javlja kao posledica većeg pada pritiska u sistemu sa statičkim mešačem.

5.3. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Cilj ispitivanja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije je dobijanje adekvatnih matematičkih modela, koji opisuju promenu srednjeg fluksa permeata u zavisnosti od procesnih parametara u sistemu sa i bez statičkog mešača, a zatim da se utvrdi da li je i pri kojim uslovima opravdano korišćenje statičkog mešača, u zavisnosti od vrednosti relativnog povećanje srednjeg fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača i relativne promene specifične potrošnje energije.

Mikrofiltracija suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja je ispitana na laboratorijskoj aparaturi primenom membrana sa srednjim prečnikom pora 200 nm (M200) i 500 nm (M500). Ispitivanje uticaja procesnih parametara na membrani je urađeno primenom postupka odzivne površine funkcije. Korišten je Box-Behnken dizajn sa tri faktora na tri nivoa i tri ponavljanja u centralnoj tački. Rezultati fitovanja izabranih odziva (srednji fluks permeata u sistemu sa i bez statičkog mešača, relativno povećanje srednjeg fluksa i relativna promena specifične potrošnje energije) polinomom drugog reda prikazani su u tabelama 5.7, 5.8, 5.9. i 5.10.

Za razliku od mikrofiltracije u sistemu sa recirkulacijom napojne suspenzije kod koncentrisanja suspenzija skroba fluks permeata i dalje postepeno opada usled povećanja koncentracije do postizanja željenog stepena koncentrisanja. Postavljanjem statičkog mešača u u kanal membrane dolazi do značajnog poboljšanja srednje vrednosti protoka permeata i na taj način dolazi do smanjenja vremena filtracije. Poseban uticaj postavljeni statički mešač ima na početni fluka permeata budući da je tada membrana najmanje zaprljana, tako da dolazi do uspostavljanja visokih vrednosti početnog fluksa (*Jokić 2010*). U ovom radu suspenzija je koncentrovana do faktora koncentrisanja 2 ($VCF=2$). Srednji fluks permeata se dobija deljenjem ukupne zapremine permeata koja se sakupi na kraju procesa mikrofiltracije sa ukupnim vremenom potrebnim za ovaj proces (*Russotti i sar. 1995*).

U tabelama 5.8. i 5.10. prikazani su rezultati analize varijanse modelovanih odziva. Izračunate F -vrednosti su veće od 4,735 što predstavlja gornju kritičnu F -vrednost (*NIST/SEMATECH e-Handbook of Statistical Methods*) i na osnovu toga se može zaključiti da model, sa stanovišta statistike, daje dobro predviđanje eksperimentalnih podataka. Relativno visoke vrednosti koeficijenta determinacije (R^2) ukazuju na adekvatno fitovanje

eksperimentalnih rezultata polinomom drugog reda. *P-vrednosti* dobijene za sve odzive ukazuju na značajnost modela polinoma drugog reda pri nivou značajnosti 95% ($p\text{-vrednost} < 0,05$). Srednji fluks permeata tokom mikrofiltracije u uslovima koncentrisanja može se koristiti za optimizaciju hidrodinamičkih uslova izvođenja procesa (Cojocar i Zakrzewska 2007).

Tabela 5.7.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M200)

Odzivi	J_{NSM} (L/m ² h)		J_{SM} (L/m ² h)		FI (%)		ER (%)	
	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost
<i>Odsečak</i>								
b_0	143,3217	3,1362	118,5113	4,6513	-34,8248	-0,4755	-193,7285	-4,6088
<i>Linearni</i>								
b_1	65,8126	1,0058	109,0904	2,9903	28,3432	0,2703	-42,1426	-0,7002
b_2	-0,0898	-0,1989	-0,2200	-0,8744	-0,1315	-0,1819	3,6617	8,8197
b_3	-11,4887	-2,9263	1,0352	0,4729	15,9967	2,5426	15,8564	4,3910
<i>Kvadratni</i>								
b_{11}	-33,2563	-0,7833	-42,2123	-1,7833	7,8650	0,1156	34,2120	0,8761
b_{22}	0,0012	0,7968	0,0012	1,4576	0,0000	-0,0118	-0,0250	-17,7751
b_{33}	0,4677	3,0600	-0,1273	-1,4941	-0,7290	-2,9762	-0,8388	-5,9668
<i>Interakcije</i>								
b_{12}	0,0583	0,2382	0,1628	1,1933	-0,0278	-0,0709	0,2421	1,0756
b_{13}	-1,0304	-0,4210	-1,8752	-1,3743	-0,5804	-0,1480	-0,8436	-0,3748
b_{23}	-0,0070	-0,4770	-0,0065	-0,7957	0,0012	0,0527	0,0242	1,7938

J_{NSM} – fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, FI – relativno povećanje fluksa permeata, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Tabela 5.8.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M200)

Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			<i>F</i> -vrednost	<i>p</i> -vrednost	R^2
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J_{NSM}	5	269,5	53,91	10	176617,0	17661,70	327,6446	0,000002	0,942
J_{SM}	5	83,8	16,76	10	341752,7	34175,27	2039,481	<0,000001	0,985
FI	5	692,19	138,438	10	27848,77	2784,877	20,11645	0,002004	0,786
ER	5	228,0	45,61	10	222934,5	22293,45	488,8201	0,000001	0,998

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R^2 – koeficijent determinacije

Tabela 5.9.

Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (M500)

Odzivi	J_{NSM} (L/m ² h)		J_{SM} (L/m ² h)		FI (%)		ER (%)	
	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost
<i>Odsečak</i>								
b_0	79,7202	3,3920	54,1203	1,6902	-19,4675	-0,9079	-202,3929	-3,1381
<i>Linearni</i>								
b_1	104,3841	3,1019	161,3352	3,5191	33,0732	1,0772	-13,1393	-0,1423
b_2	-0,0603	-0,2598	-0,0275	-0,0868	0,0245	0,1155	4,0064	6,2893
b_3	-1,7488	-0,8661	5,7826	2,1022	8,0173	4,3523	10,7849	1,9464
<i>Kvadratni</i>								
b_{11}	-74,7089	-3,4217	-95,8058	-3,2208	-3,6972	-0,1856	59,4402	0,9920
b_{22}	0,0009	1,1519	0,0007	0,6726	-0,0002	-0,3320	-0,0253	-11,7449
b_{33}	0,0386	0,4917	-0,3198	-2,9863	-0,3545	-4,9437	-0,6382	-2,9588
<i>Interakcije</i>								
b_{12}	0,0793	0,6298	0,0386	0,2253	-0,0765	-0,6662	-0,3731	-1,0803
b_{13}	-0,6007	-0,4773	-1,2253	-0,7145	-0,3699	-0,3221	-0,5812	-0,1683
b_{23}	-0,0111	-1,4745	-0,0097	-0,9396	0,0022	0,3165	0,0303	1,4611

J_{NSM} – fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, FI – relativno povećanje fluksa permeata, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Tabela 5.10.

Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (M500)

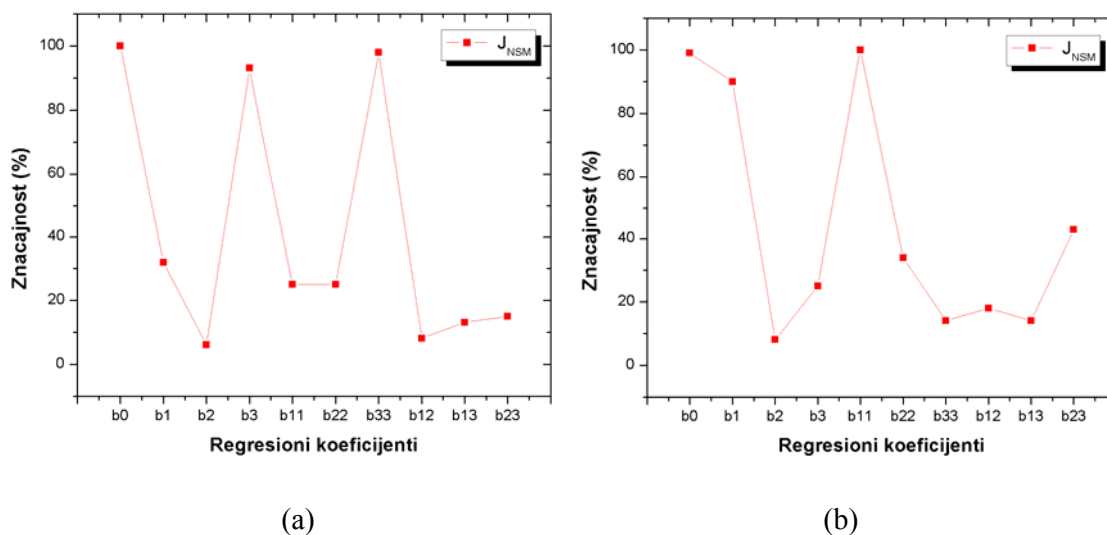
Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			<i>F</i> -vrednost	<i>p</i> -vrednost	R^2
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J_{NSM}	5	71,3	14,26	10	139198,1	13919,81	976,3153	<0,000001	0,970
J_{SM}	5	132,3	26,46	10	241574,9	24157,49	912,8698	<0,000001	0,960
FI	5	59,34	11,868	10	16428,60	1642,860	138,4329	0,000018	0,925
ER	5	536,9	107,37	10	249693,9	24969,39	232,5544	0,000005	0,996

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R^2 – koeficijent determinacije

5.3.1. Srednji fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača

Polinomom drugog reda se veoma uspešno aproksimiraju eksperimentalni rezultati dobijeni za srednji fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača ($R^2=0,942$ za membranu M200 i $R^2=0,970$ za membranu M500), što je prikazano u tabelama 5.8. i 5.10. U cilju lakšeg poređenja značajnosti pojedinih koeficijenata u regresionoj jednačini koja opisuje srednji fluks permeata u zavisnosti od vrednosti procesnih parametara, oni su izraženi kao frakcija najveće t -vrednosti koeficijenta u posmatranoj korelaciji (Đurić i sar. 2004). Na slici 5.2. prikazane su značajnosti regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača.

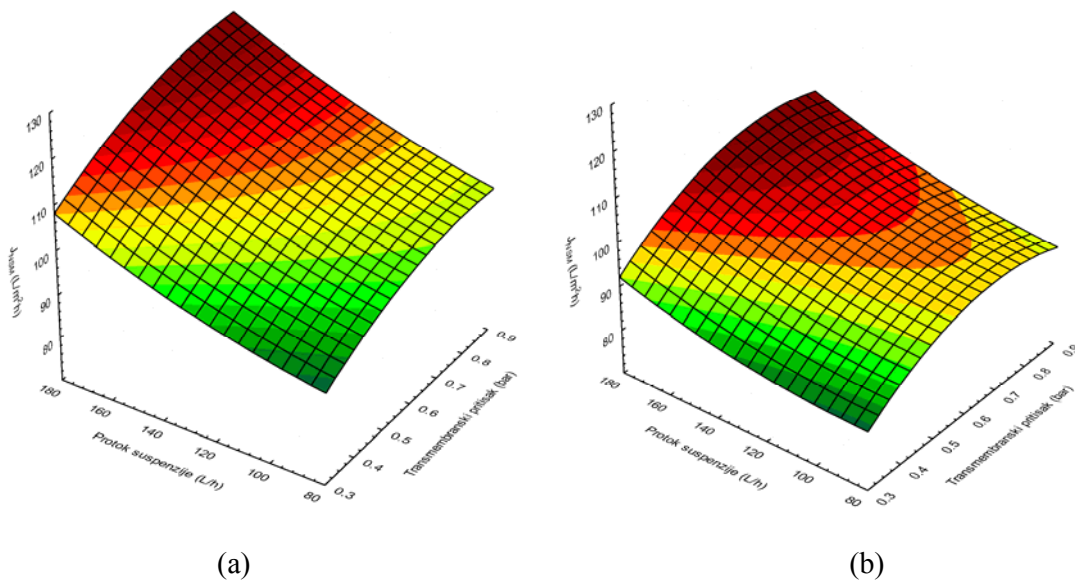
Najveći uticaj na vrednosti srednjeg fluksa permeata u sistemu bez statičkog mešača imaju linearni i kvadratni članovi koncentracija suspenzije i transmembranskog pritiska na membranama M200 i M500, respektivno. U oba sistema najznačajnija je interakcija protoka i koncentracije suspenzije, ali je njen uticaj više izražen na membrani M500. Pored toga, slobodan član je veoma značajan u oba slučaja, te možemo konstatovati da vrednost srednjeg fluksa permeata, ipak, ne odstupa značajno od vrednosti slobodnog člana.



Slika 5.19. Značajnost regresionih koeficijenata za sistem bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.20. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba na vrednost srednjeg fluksa permeata u sistemu bez statičkog mešača. Sa povećanjem

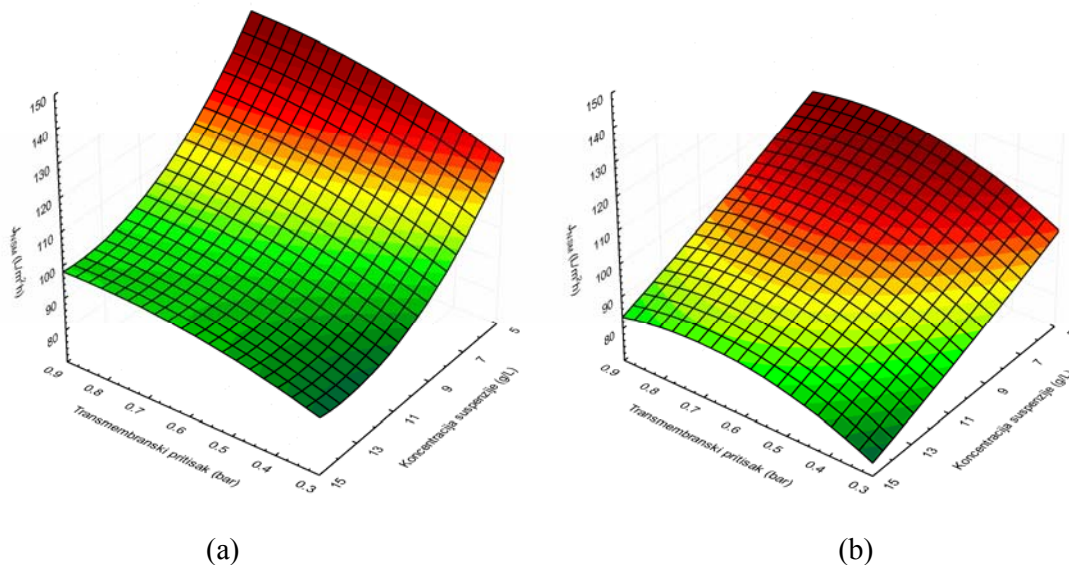
transmembranskog pritiska, fluks permeata u početku raste (od 8 do 18%) da bi na kraju dostigao stacionarno stanje ili blago opao. Ovakvo ponašanje je malo izraženije pri manjim vrednostima protoka (80 L/h) jer dolazi do intenzivnijeg taloženja čestica skroba na površini membrane. Na čestice skroba deluju dve sile, sila otpora proticanju koja uzrokuje taloženje na površini membrane i vučna sila koja sprečava taloženje, a uslovljena je kretanjem fluida. Nakon taloženja između samih čestica deluju privlačne, Van der Waals-ove sile (Zhong i sar. 2007). Kao posledica delovanja ovih sila prvo dolazi do taloženja čestica manjih prečnika (Hamachi i Mietton-Peuchot 1999, Hamachi i Mietton-Peuchot 2002) koje stvaraju manje poroznu pogaču (Hwang i sar. 2006). Sa porastom transmembranskog pritiska fluks permeata raste, ali do određene granice, jer u isto vreme dolazi do porasta debljine i smanjenja poroznosti filtracione pogače (Lee i Clark 1998). Može se primetiti sa sa porastom transmembranskog pritiska na membrani M500 dolazi do blagog pada srednjeg fluksa permeata u odnosu na membranu M200, jer najfinije čestice skroba lakše prodiru u membranu sa većim porama izazivajući izraženije unutrašnje prljanje. Ipak, procenat ovih čestica je veoma mali, te ne dovodi do značajnijeg pada fluksa. Uticaj transmembranskog pritiska je izraženiji u uslovima koncentrisanja, nego u uslovima recirkulacije, a pretpostavlja se da je razlog što srednji fluks permeata zavisi od početnog fluksa i pseudo-stacionarnog fluksa permeata gde je uticaj pritiska naročito izražen tokom početne faze mikrofiltracije kada je površina membrane manje zaprljana.



Slika 5.20. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Sa povećanjem protoka suspenzije smanjuje se debljina pogače usled intenzivnijeg odnošenja čestica sa površine membrane (veće tangencijalne brzine), povećava se njena poroznost što vodi ka povećanju srednjeg fluksa permeata od 11 do 35%, na svim vrednostima transmembranskog pritiska. Porast srednjeg fluksa permeata sa povećanjem protoka je značajniji na membrani M200 zbog manje izraženog unutrašnjeg prljanja, jer sa povećanjem brzine dolazi do stvaranja tanje pogače i lakšeg taloženja čestica manjih prečnika.

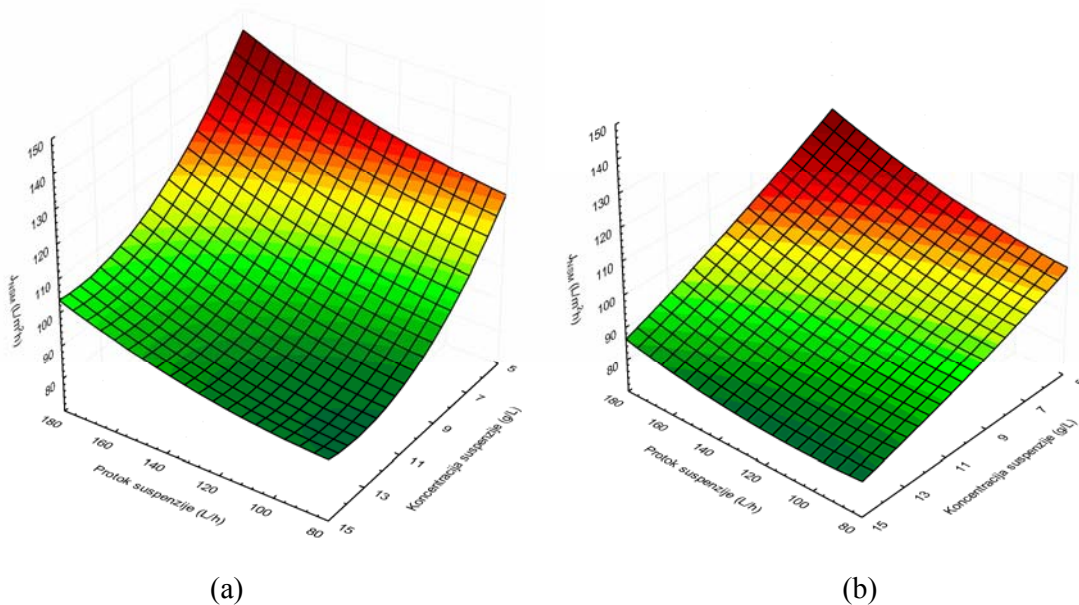
Na slici 5.21. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije skroba na srednji fluks permeta. Može se primetiti da sa povećanjem koncentracije suspenzije fluks permeata opada pri svim vrednostima transmembranskog pritiska (od 25 do 30%), mada se trend pada fluksa razlikuje u zavisnosti od korišćene membrane. Na membrani M500 pad fluksa sa porastom koncentracije je skoro linearan, dok je na membrani M200 pad fluksa u početku linearan, da bi na kraju dostigao stacionarnu vrednost. Teorijski, otpor proticanju se ne menja sa daljim povećanjem koncentracije, a jedan od razloga bi mogao biti moguća aglomeracija čestica skroba pri većim koncentracijama što dovodi do odnošenja čestica sa površine membrane, pa se otpor proticanju ne menja znatnije. Takav slučaj je zabeležen pri mikrofiltraciji suspenzija kvasca (*Ogunbiyi i sar. 2008*). Iako ovakvo ponašanje nije jasno izraženo na membrani M500, može se pretpostaviti da se javlja i u ovom slučaju, samo što povećano unutrašnje prljanje sa porastom koncentracije može da prikrije ovaj efekat.



Slika 5.21. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
(a) M200 i (b) M500

Uticao koncentracije je malo veći u uslovima koncentrisanja, jer dolazi do neprekidnog povećanja koncentracije sa vremenom trajanja procesa mikrofiltracije. Sa povećanjem transmembranskog pritiska srednji fluks permeata raste od 10 do 20%, da bi na kraju dostigao neku stacionarnu vrednost. Iako se sa povećanjem transmembranskog pritiska povećava masa čestica koje se talože i smanjuje se poroznost formirane pogače, srednji fluks permeata raste. Brže uspostavljanje stacionarnog stanja i neznatan pad srednjeg fluksa sa daljim povećanjem transmembranskog pritiska je primećen tokom filtracije na membrani M500.

Na slici 5.22. je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne meše na srednji fluks permeata u sistemu bez upotrebe statičkog mešača. Sa porastom protoka usled unakrsnog toka, dolazi do odnošenja čestica skroba tako da se debljina pogače smanjuje, te se srednji fluks permeata povećava od 6 do 15%. Takođe, poroznost pogače raste sa porastom protoka (*Hwang i sar. 2006*), što vodi ka većim vrednostima srednjeg fluksa. Povećanje srednjeg fluksa usled porasta brzine proticanja znatno je izraženije pri malim koncentracijama upravo zbog manje mase čestica koje se talože na membrani. Povećanje srednjeg fluksa permeata sa porastom brzine je malo izraženije na membrani sa manjim srednjim prečnikom pora zbog manjeg unutrašnjeg prljanja. Sa povećanjem početne koncentracije napojne smeše fluks permeata opada (od 25 do 30%) pri svim vrednostima protoka, kao posledica taloženja veće količine skroba na površini membrane i ovaj pad je veći na većim protocima, jer se smanjuje debljina pogače i verovatno dolazi do lakšeg taloženja najsitnijih čestica skroba.

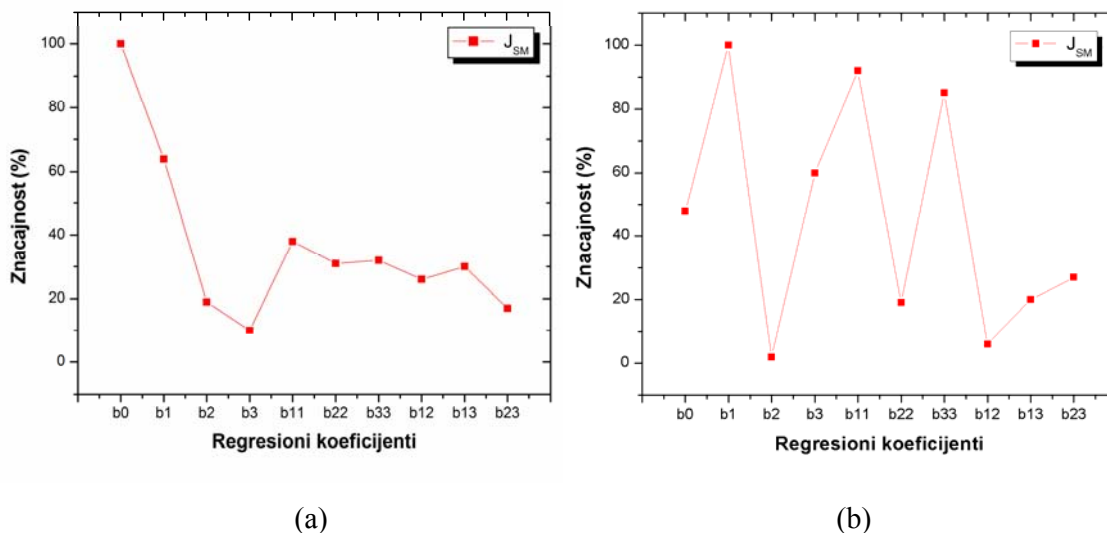


Slika 5.22. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

5.3.2. Srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem

Polinomom drugog reda se veoma uspešno aproksimiraju eksperimentalni rezultati dobijeni za srednji fluks permeata u sistemu sa prisutnim statičkim mešačem ($R^2=0,985$ za membranu M200 i $R^2=0,960$ za membranu M500). Na slici 5.2. prikazane su značajnosti regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata.

Slobodan član predstavlja najznačajniji koeficijent u regresionoj jednačini za membranu M200. Od linearnih koeficijenata statistički značajan je transmembranski pritisak na nivou značajnosti 95%. Svi ostali koeficijenti imaju mnogo manji uticaj na vrednost srednjeg fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem. Najznačajniji i linearan i kvadratni uticaj u regresionoj jednačini srednjeg fluksa permeata za membranu M500 ima transmembranski pritisak. Od kvadratnih uticaja je još značajna i koncentracija suspenzije, mada ni njen linearan uticaj nije zanemarljiv. Koeficijenti vezani za interakcije procesnih parametara imaju veoma mali uticaj na vrednost srednjeg fluksa permeata.

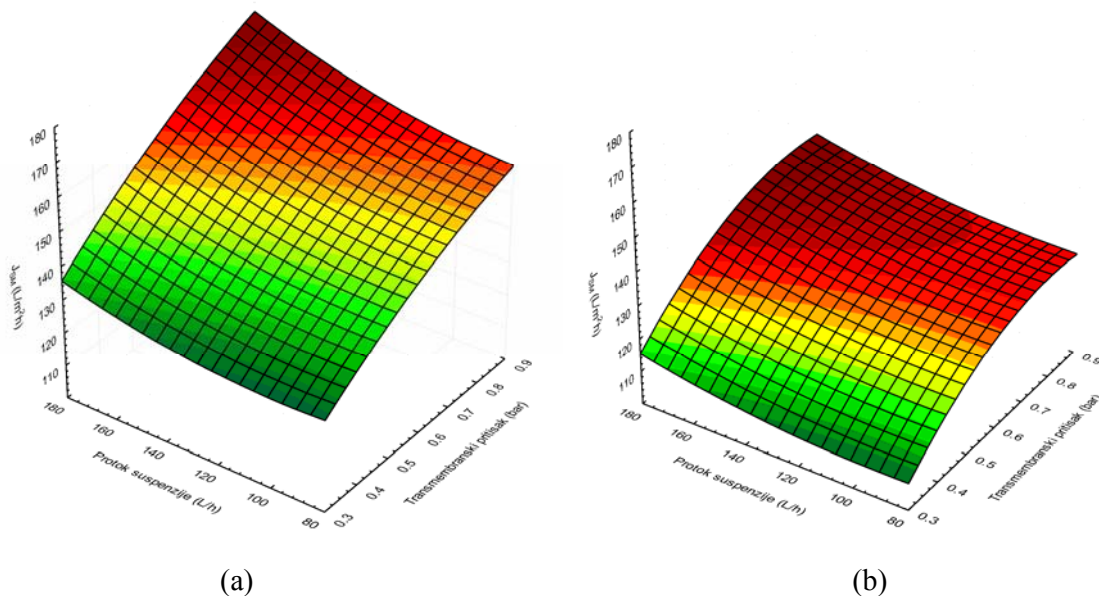


Slika 5.23. Značajnost regresionih koeficijenata za sistem sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.24. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem. Sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do povećanja srednjeg fluksa permeata od 27 do 35% na svim protocima. Ipak, uticaj transmembranskog pritiska je izraženiji na većim protocima napojne suspenzije. U sistemu sa

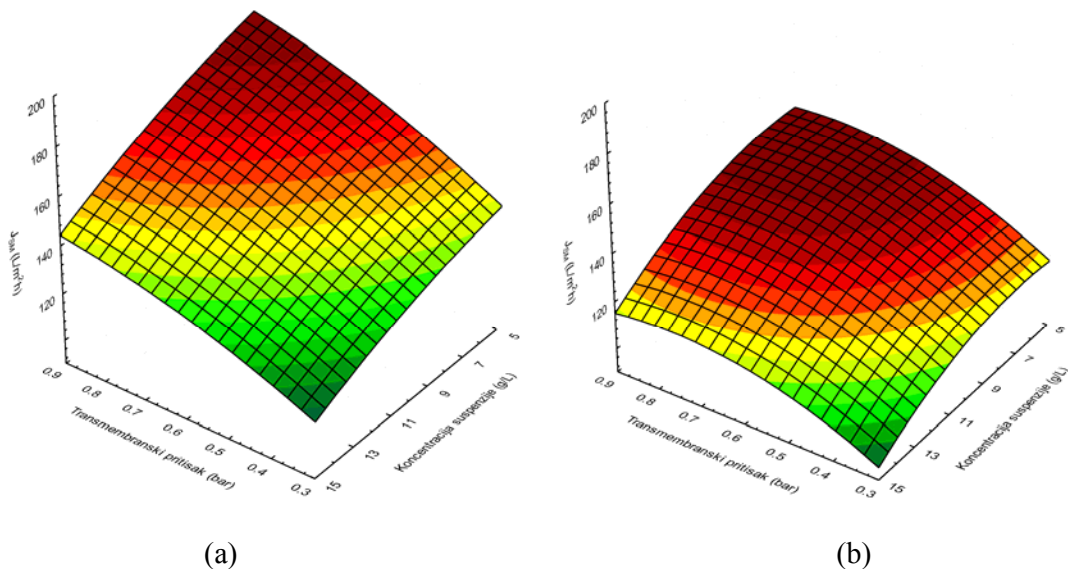
statičkim mešačem, na membrani M200, ne dolazi do postizanje određenog stacionarnog stanja, sa povećanjem transmembranskog pritiska, kao što je to slučaj u sistemu bez statičkog mešača. Glavni razlog je što promotor turbulencije omogućava stvaranje sekundarnog toka da bi se poboljšao prenos mase i mešanje fluida u blizini površine membrane, što ujedno smanjuje taloženje (Zhen i sar. 2006). Na membrani M500 je primećeno postizanje stacionarno stanja sa povećanjem transmembranskog pritiska. Najmanje čestice skroba pod uticajem većeg transmembranskog pritiska prodiru u pore membrane i time povećavaju unutrašnje prljanje, što dovodi do ovakvog ponašanja. Transmembranski pritisak ima veći uticaj kod sistema sa statičkim mešačem, jer statički mešač kao promotor turbulencije obezbeđuje veće brzine proticanja i bolje mešanje, te omogućuje sporije taloženje čestica na površini membrane i smanjenje debljine pogače (Pal i sar. 2008). Sa povećanje protoka suspenzije skroba, fluks permeata raste od 6 do 13% na svim transmembranskim pritiscima, ali je njegov uticaj manje izražen nego u sistemu bez statičkog, jer se veće brzine proticanja obezbeđuju i na manjim protocima u prisustvu statičkog mešača.

Srednji fluks permeata je veći u sistemu sa statičkim mešačem u odnosu na sistem bez statičkog mešača, jer iako dolazi do smanjenja filtracione pogače i lakšeg prodiranja manjih čestica skroba u pore membrane (pogotovo na membrani M500), procenat malih čestica je skoro zanemarljiv.



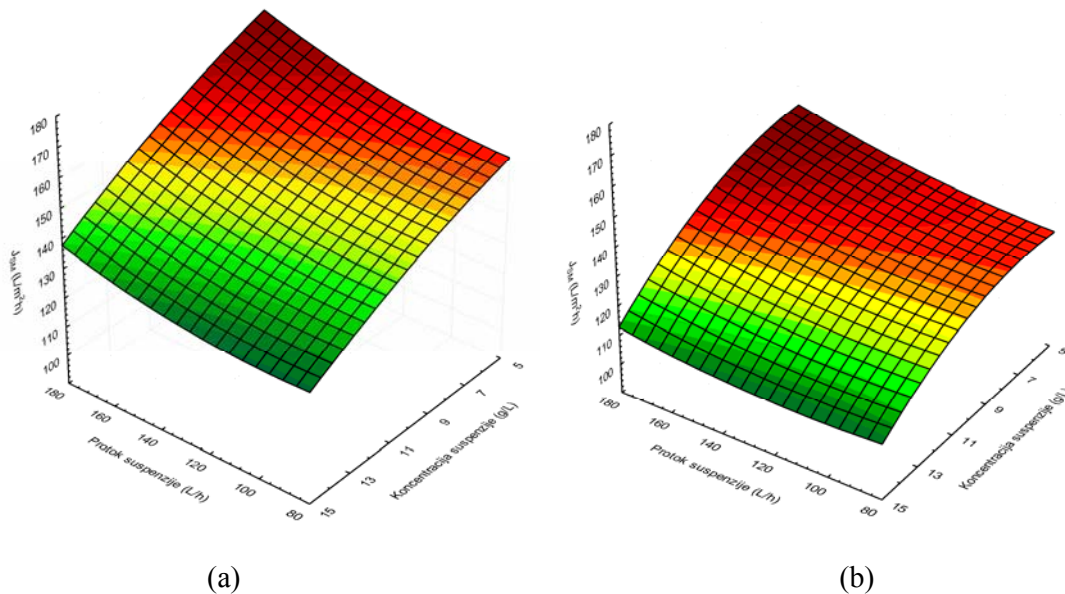
Slika 5.24. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
(a) M200 i (b) M500

Promena srednjeg fluksa permeata sa promenom transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije je prikazana na slici 5.25. Sa povećanjem transmembranskog pritiska, pri svim vrednostima koncentracije dolazi do porasta fluksa permeata (od 14 do 26%), mada je povećanje srednjeg fluksa izraženije na manjim koncentracijama. Ovakvo ponašanje je očekivano, jer je u sistemu sa statičkim mešačem obezbeđeno turbulentno proticanje, te je smanjeno taloženje čestica skroba na površini membrane na svim koncentracijama, tako da transmembranski pritisak, kao pogonska sila, utiče na povećanje fluksa. Može se zapaziti da u ovom opsegu procesnih parametara, sa povećanjem transmembranskog pritiska, dolazi do uspostavljanja stacionarnog stanja vrednosti srednjeg fluksa permeata na membrani M500. Sa porastom koncentracije suspenzije dolazi do pada fluksa permeata od 16 do 25% na svim posmatranim pritiscima, ali je uticaj koncentracije manje izražen u odnosu na sistem bez prisustva statičkog mešača usled efekata mešača na povećanje brzine proticanja i radijalnog mešanja. Ipak, na membrani M500 se može zapaziti da dolazi do intenzivnijeg pada na maksimalnoj početnoj koncentraciji (15 g/L). U procesu ugušćivanja koncentracija napojne smeše konstantno raste, a sa povećanjem brzine usled prisustva statičkog mešača se stvara poroznija pogača koja omogućava veće unutrašnje prljanje membrane. Ovakvo ponašanje je više izraženo na manjim transmembranskim pritiscima jer je povećano odnošenje većih čestica skroba strujanjem napojne smeše usled manje pogonske sile koja ih drži na površini membrane.



Slika 5.25. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.26. je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne smeše na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem. Sa povećanjem protoka suspenzije dolazi do povećanja srednjeg fluksa permeata od 5 do 11%, jer dolazi do odnošenja čestica skroba tako da se debljina pogače smanjuje, i ovaj efekat je izraženiji na manjim koncentracijama. Sa povećanjem koncentracije srednji fluks permeata opada (od 18 do 23%), na svim posmatranim vrednostima protoka suspenzije skroba. Pad srednjeg fluksa permeata je naročito izražen na membrani M500 pri većim vrednostima koncentracije.



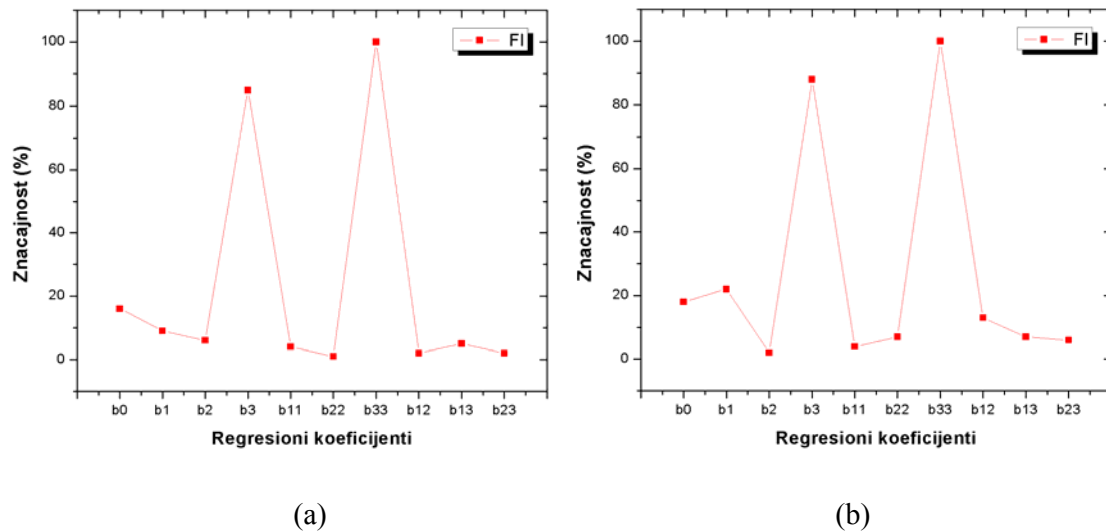
Slika 5.26. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

5.3.3. Povećanje srednjeg fluksa permeata primenom statičkog mešača

Polinom drugog reda veoma uspešno aproksimira eksperimentalne rezultate dobijene za relativno povećanje srednjeg fluksa permeata primenom statičkog mešača ($R^2=0,786$ za membranu M200 i $R^2=0,925$ za membranu M500). Na slici 5.27. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji relativnog povećanja srednjeg fluksa.

Koncentracija suspenzije predstavlja član sa najvećim i linearnim i kvadratnim uticajem na porast stacionarnog fluksa permeata usled prisustva statičkog miksera, a za njim slede protok suspenzije i transmembranski pritisak, sa mnogo manjim uticajem. Članovi vezani za interakciju

procesnih parametara imaju skoro zanemarljiv uticaj na vrednost relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata.



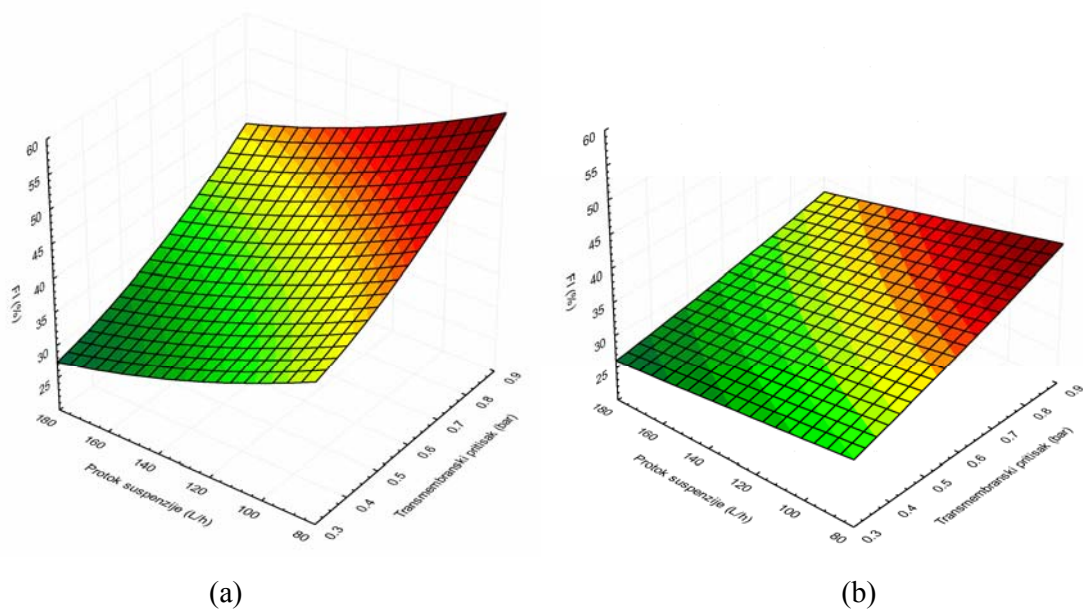
Slika 5.27. Značajnost regresionih koeficijenata relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

U svim eksperimentima umetanjem statičkog mešača dolazi do porasta srednjeg fluksa permeata bez obzira na vrednosti posmatranih procesnih parametara, odnosno vreme potrebno za koncentrisanje napojne suspenzije je kraće kada se koristi statički mešač. Ipak, procenat relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata je manji u poređenju sa zapažanjima drugih autora koji su filtrirali susptrate različitog porekla i sastava (*Krstić i sar. 2004, Jokić 2010*). Pretpostavlja se da je razlog specifično ponašanje skroba u suspenzijama. Čestice skroba se veoma lako talože pod dejstvom gravitacione sile, te je potrebno konstantno i intenzivno mešanje da bi se održale u stanju suspenzije.

Povećanje fluksa permeata je malo izraženije kod izvođenja mikrofiltracije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije, u poređenju sa radom u uslovima recirkulacije napojne suspenzije. Ovakvo ponašanje je verovatno posledica malo većeg uticaja koncentracije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije, pa na taj način i karakteristično proticanje uslovljeno postavljanjem statičkog mešača ima veći uticaj na čišćenje površine membrane.

Na slici 5.28. je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzija na relativno povećanje srednjeg fluksa primenom statičkog mešača. Sa povećanjem transmembranskog pritiska, na svim vrednostima protoka, relativno povećanje fluksa raste (od 35 do oko 100%). Maksimalno povećanje srednjeg fluksa se dešava pri transmembranskom

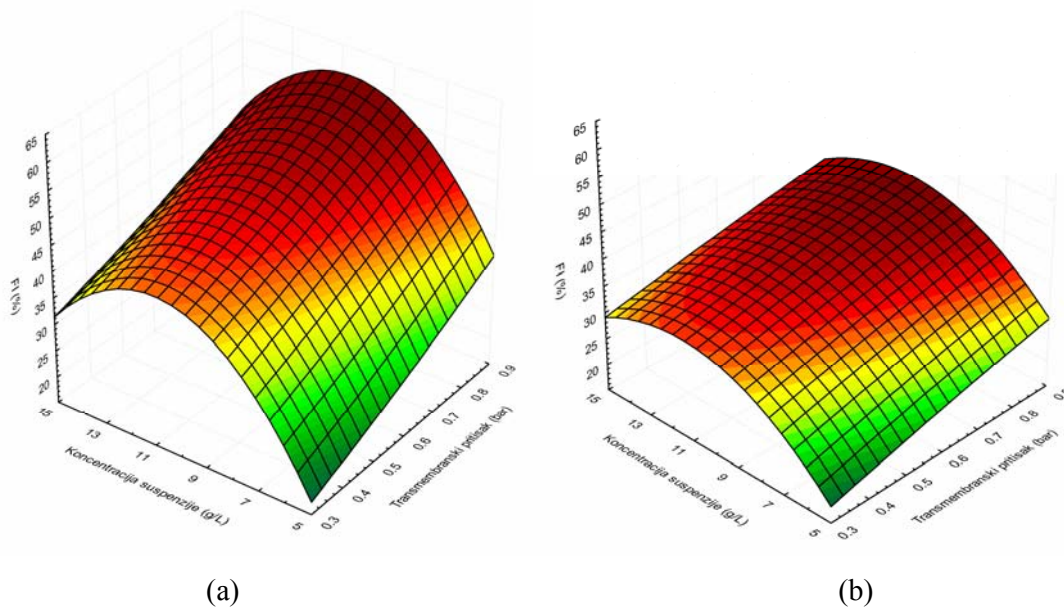
pritisku 0,9 bar, što se može objasniti činjenicom da se početni fluks pri višim pritiscima naglo povećava u prisustvu statičkog mešača. To povoljno utiče na povećanje srednjeg fluksa permeata pošto se oko 35% ukupne količine permeata prikupi u relativno kratkom početnom vremenskom intervalu procesa koncentrisanja (*Russotti i sar. 1995*). Porast relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata sa porastom transmembranskog pritiska je veći na manjim protocima i na membrani sa manjim srednjim prečnikom pora, a objašnjenje ove pojave može se naći u mehanizmu prljanja membrane tokom mikrofiltracije suspenzija skroba.



Slika 5.28. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Posmatrajući uticaj protoka na relativno povećanje fluksa može se zapaziti da na svim transmembranskim pritiscima dolazi do pada relativnog povećanja fluksa (od 20 do 50%) sa povećanjem protoka. Statički mešač ima veliki uticaj na vrednost srednjeg fluksa na malim protocima zbog intenzivnijeg mešanja i sporijeg taloženja čestica na površini membrane (*Pal i sar. 2008*). Međutim, pri većim vrednostima protoka, u kanalu membrane bez prisustva statičkog mešača već uspostavljeni turbulentni režimi koji se manje poboljšavaju umetanjem statičkog mešača. Uticaj protoka na povećanje srednjeg fluksa permeata postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane je izraženiji na membrani sa manjim prečnikom pora jer se mnogo bolji efekti postižu pri malim brzinama proticanja. Najveće vrednosti povećanja srednjeg fluksa se postižu pri maksimalnom transmembranskom pritisku i minimalnoj vrednosti protoka suspenzije.

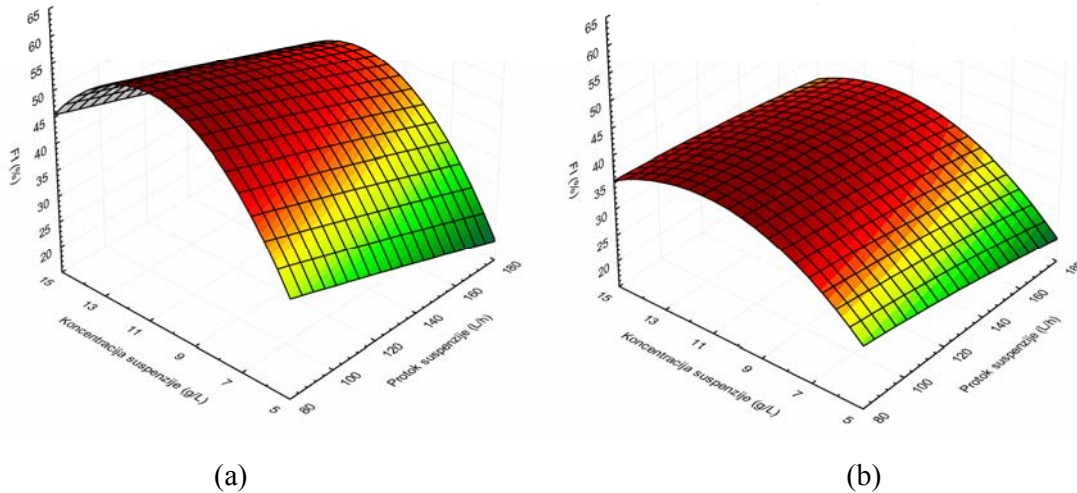
Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa je prikazan na slici 5.29. Prisustvo statičkog mešača utiče na smanjenje debljine filtracione pogače tokom unakrsne mikrofiltracije, pa sa porastom transmembranskog pritiska raste relativna promena srednjeg fluksa od 10 do 35%. Povećanje koncentracije izaziva porast relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata od 30 do 70%, jer prisustvo statičkog mešača utiče na smanjenje debljine filtracione pogače tokom unakrsne mikrofiltracije. Istovremeno pri visokim koncentracijama suspenzije usled koncentrisanja suspenzije dolazi do formiranja filtracione pogače koja ima mnogo veći otpor bez obzira na prisustvo statičkog mešača pa relativno povećanje srednjeg fluksa opada (*Jokić 2010*). Uticaj koncentracije je mnogo izraženiji na membrani M200 i dolazi do značajnijeg porasta srednjeg fluksa permeata kao posledica prisustva statičkog mešača.



Slika 5.29. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.30. je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne smeše na relativno povećanje srednjeg fluksa. Sa povećanje protoka suspenzije relativno povećanje fluksa opada (od 5 do 15%), jer je na većim protocima obezbeđeno intenzivnije mešanje i bez primene statičkog mešača. Podrazumeva se da i u slučaju velikih vrednosti protoka postoji relativno povećanje srednjeg fluksa. Sa povećanjem koncentracije, na svim protocima, relativno povećanje srednjeg fluksa raste (od 30 do 70%), dok pri većim koncentracijama opada. Naizraženiji efekat primene

statičkog mešača, odnosno najveće relativno povećanje srednjeg fluksa, je na malim protocima i srednjim koncentracijama.



Slika 5.30. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije a) M200, b) M500

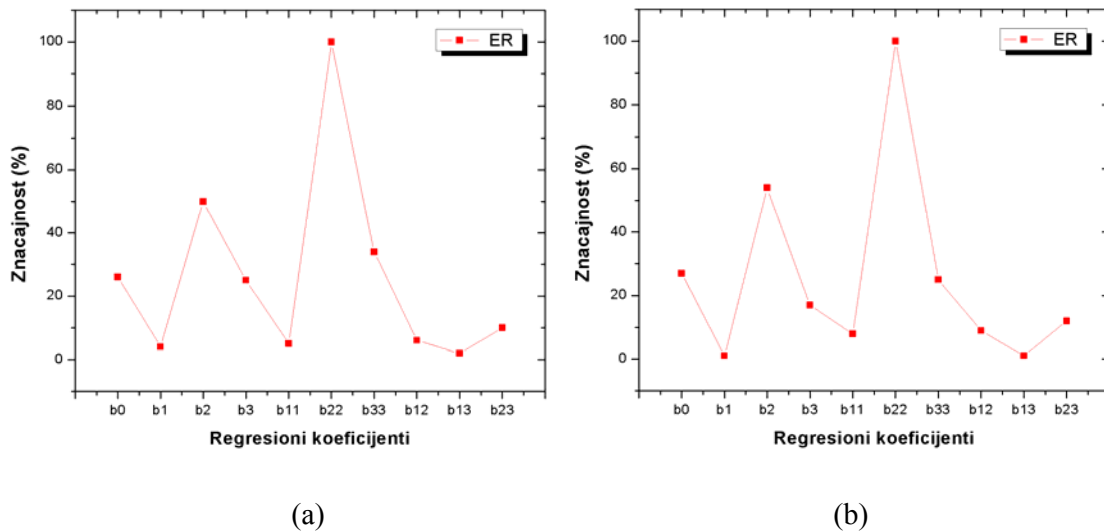
5.3.4. Uticaj statičkog mešača na specifičnu potrošnju energije

Rezultati fitovanja eksperimentalnih vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije (ER) polinomom drugog reda prikazani su u tabeli 5.7. i 5.9. Polinom drugog reda dobro aproksimira eksperimentalne rezultate ($R^2=0,998$ za membranu M200 i $R^2=0,996$ za membranu M500).

Na slici 5.31. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji relativne promene specifične potrošnje energije. Protok suspenzije predstavlja najznačajniji i linearan i kvadratni efekat, a za njim slede koncentracija suspenzije i transmembranski pritisak, ali ova dva procesna parametra nisu statistički značajna na nivou značajnosti 95%. Od koeficijenata koji opisuju interakcije između pojedinih parametara najveću t-vrednost ima interakcija protoka i koncentracije suspenzije.

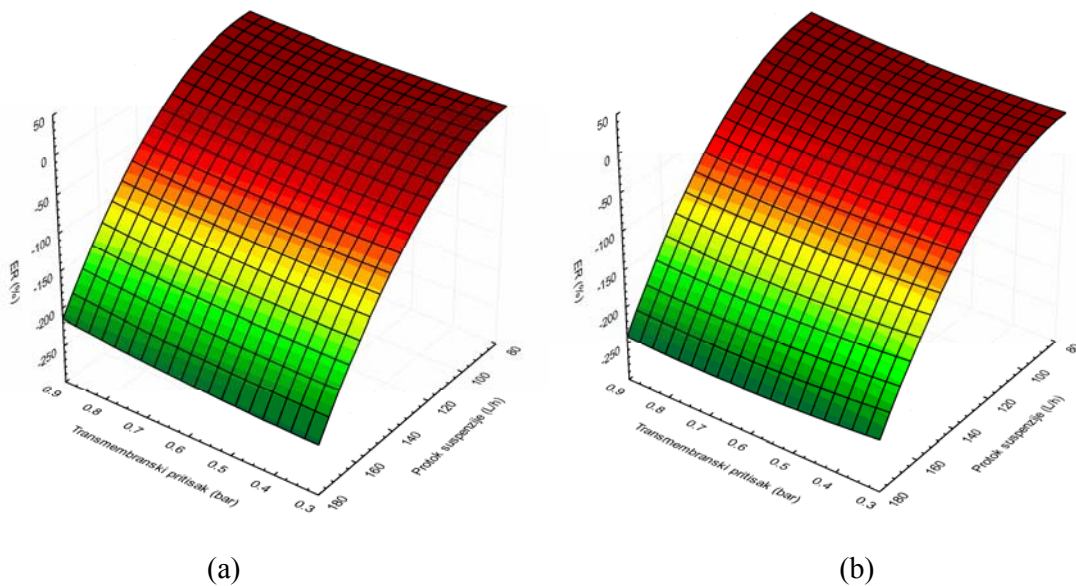
Na slici 5.32. su prikazane vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije u zavisnosti od promene vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba.

Pozitivne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije (do 25%) se postižu na vrednostima protoka od 80 L/h do 100 L/h, pri svim transmembranskim pritiscima.



Slika 5.31. Značajnost regresionih koeficijenata relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

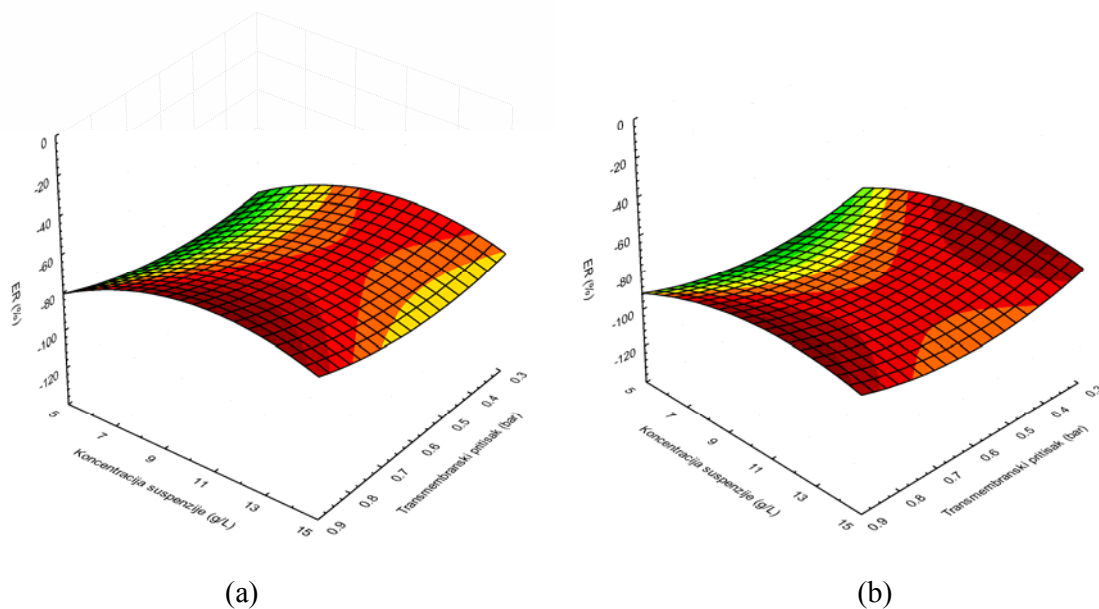
Iako je ostvareno povećanje fluksa u sistemu sa primenom statičkog mešača pri svim promenama ulaznih parametara, negativne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije se javljaju usled značajnog pada hidrauličke snage (Krstić 2003).



Slika 5.32. Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Pad hidrauličke snage se javlja kao posledica pada pritiska prilikom proticanja fluida kroz membranu, gde je, zbog prisustva statičkog mešača, pad pritiska mnogo veći nego pad pritiska pri proticanju kroz praznu cev (Yeh i sar. 2000, Krstić i sar. 2006). U tom slučaju povećanje fluksa nije dovoljno veliko da bi kompenzovalo znatno veći pad hidrauličke snage u sistemu sa prisustvom statičkog mešača. Najniža vrednost relativne promene specifične potrošnje energije se javlja pri maksimalnim vrednostima protoka na svim transmembranskim pritiscima.

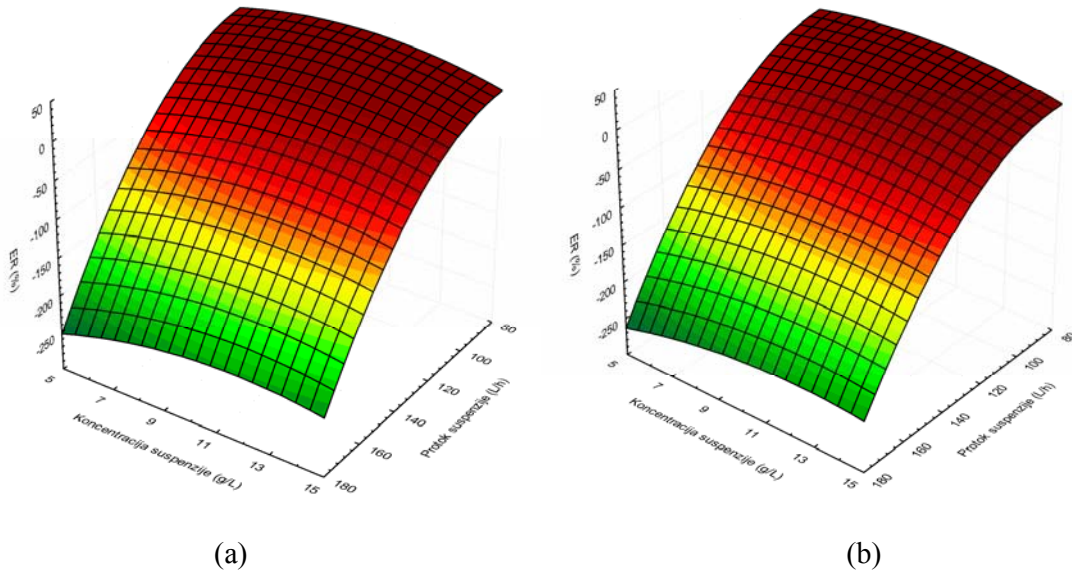
Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije napojne smeše na relativnu promenu specifične potrošnje energije je prikazan na slici 5.33. Kao i u slučaju recirkulacije napojne suspenzije promena koncentracije, kao i promena pritiska ne dovode do značajnih promena relativne promene specifične potrošnje energije, jer ovi grafici prikazuju promenu izlaznog parametra (odziva) sa promenom dva ulazna parametra, dok treći ima vrednost u centru eksperimentalnog plana. U ovom slučaju je to srednja vrednost protoka, a kao što je već rečeno, tada relativna promena specifične potrošnje energije ima negativnu vrednost.



Slika 5.33. Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na slici 5.34. je prikazana zavisnost relativne promene specifične potrošnje energije od protoka i koncentracije napojne suspenzije. Bez obzira na koncentraciju suspenzije, pri minimalnim vrednostima protoka, relativna promena specifične potrošnje energije ima pozitivnu vrednost. Na protocima 100 L/h i koncentracijama oko 10 g/L vrednosti relativne promene

specifične potrošnje energije su oko nule. Pri svim većim protocima, vrednost ovog izlaznog parametra je negativna.



Slika 5.34. Uticaj protoka i koncentracije suspenzije na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500

Na osnovu podataka o relativnoj promeni specifične potrošnje energije, upotreba statičkog mešača je opravdana sa ekonomskog aspekta pri manjim protocima napojne smeše, nezavisno od vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije, jer pad pritiska nastaje usled otpora proticanju i raste sa porastom brzine proticanja.

5.3.5. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Krajni cilj primene postupka odzivnih površina je optimizacija posmatranog procesa. Za optimizaciju procesa sa dva ili više odziva moguće je primeniti više optimizacionih postupaka, ali je jedna od najrasprostranjenijih metoda koncept željene funkcije (desirability function) (Khayet i sar. 2008).

U ovom radu za optimizaciju mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije odabrani su odzivi srednji fluks permeata u sistemima sa statičkim mešačem (J_{SM}) i relativna promena specifične potrošnje energije (ER). Cilj

optimizacije bio je odabir transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije za koje će izabrani odzivi biti maksimalni, odnosno njihove individualne željene funkcije imati što veću vrednost, idealno 1. Optimalne vrednosti transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije zavise od faktora značajnosti pojedinih odziva, koji su rangirani od 1 do 5. U tabeli 5.11. i 5.12. dat je pregled optimalnih vrednosti variranih perametara u zavisnosti od faktora značajnosti posmatranih odziva, kao i vrednosti optimizovanih odziva.

Tabela 5.11.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (200 nm)

Faktor značajnosti		TMP (bar)	Q (l/h)	C (g/l)	J_{SM} (l/m ² h)	ER (%)	Ukupna željena funkcija
J_{SM}	ER						
2	5	0,9	84,59	6,73	171,31	22,81	0,925
3	3	0,9	90,26	5,00	176,60	8,10	0,913
5	2	0,9	112,68	5,00	179,87	-15,90	0,922

TMP – transmembranski pritisak, Q – protok suspenzije, C – koncentracija suspenzije, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

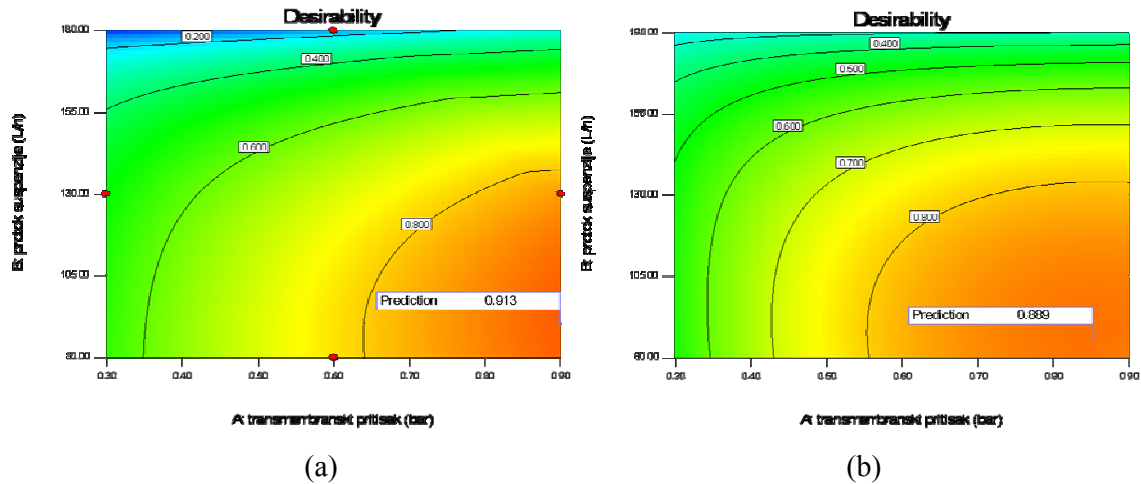
Tabela 5.12.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (500 nm)

Faktor značajnosti		TMP (bar)	Q (l/h)	C (g/l)	J_{SM} (l/m ² h)	ER (%)	Ukupna željena funkcija
J_{SM}	ER						
2	5	0,85	84,80	7,04	139,39	19,19	0,935
3	3	0,85	85,96	6,97	139,53	18,23	0,889
5	2	0,84	107,80	6,35	141,63	-7,55	0,855

TMP – transmembranski pritisak, Q – protok suspenzije, C – koncentracija suspenzije, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Na slici 5.35. prikazani su rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnoj koncentraciji za isti nivo značajnosti posmatranih odziva. U prilogu su prikazani rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku, kao i vrednosti protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku, odnosno promene vrednosti ukupne željene funkcije u zavisnosti od vrednosti procesnih parametara, pri istom nivou značajnosti posmatranih odziva (slika P.3. i P.4.).



Slika 5.35. Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije
(a) M200 i (b) M500

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba na membrani M200 ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri maksimalnoj vrednosti transmembranskog pritiska od 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i koncentraciji od 5 do 7 g/L, dok su optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije na membrani M500: transmembranski pritisak 0,85 bara, protoci od 85 do 100 L/h i koncentracija 7 g/L. Sa porastom protoka ne dolazi do značajnije promene srednjeg fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem, dok relativna promena specifične potrošnje energije znatno opada i pri vrednostima protoka oko 100 L/h postaje negativna, što rezultira neisplativošću upotrebe statičkog mešača.

5.4. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba u poluindustrijskim uslovima

Pored ispitivanja na laboratorijskoj aparaturi, cilj ovog rada je bio i ispitivanje uticaja procesnih parametara u poluindustrijskim uslovima, odnosno kako širi opseg vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije utiče na pomenute odzive u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije. Ispitivanje u uslovima koncentrisanja je odabrano iz razloga što veće sličnosti sa tehnološkim procesom proizvodnje skroba, odnosno postupkom prerade otpadne vode. Naime, u većini slučajeva se otpadna voda pre procesa mikrofiltracije vodi na taložnike, gde se klasičnim taloženjem u trajanju od 2-4h koncentracija suve materije smanjuje na oko 1%. Ovakav predtretman otpadne vode je značajan sa aspekta prljanja membrane i niskih vrednosti fluksa permeata. Svi eksperimenti su obavljani na jednokanalnoj i višekanalnoj membrani srednjeg prečnika pora 200 nm. U slučaju višekanalne membrane nije moguće korišćenje statičkog miksera zbog malog prečnika kanala membrane, te je jedini posmatran odziv srednji fluks permeata.

5.4.1. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba pri upotrebi jednokanalne membrane

Tokom ispitivanja uticaja procesnih parametara na proces mikrofiltracije suspenzije skroba na jednokanalnoj keramičkoj membrani, posmatrani su isti odzivi kao i u laboratorijskim uslovima (srednji fluks permeata sa i bez prisustva statičkog mešača, relativno povećanje srednjeg fluksa i relativna promena specifične potrošnje energije). Vrednosti transmembranskog pritiska su u opsegu od 1 do 3 bara, a vrednosti protoka suspenzije od 100 do 500 L/h. Početne koncentracije suspenzije su iste kao u slučaju ispitivanja u laboratorijskim uslovima, odnosno od 5 do 15 g/L, a suspenzija je koncentrovana do faktora koncentrisanja 2 ($VCF=2$).

Rezultati fitovanja eksperimentalnih vrednosti srednjeg fluksa polinomom drugog reda prikazani su u tabeli 5.13. Statistička mera značajnosti svakog od regresionih koeficijenata je njegova *t-vrednost*.

Tabela 5.13.
Koeficijenti regresione jednačine modelovanih odziva (koncentrisanje, 200 nm)

Odzivi	J_{NSM} (L/m ² h)		J_{SM} (L/m ² h)		FI (%)		ER (%)	
	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost	Koeficijent	<i>t</i> -vrednost
<i>Odsečak</i>								
b_0	-105,2677	-1,0500	162,5081	2,0910	444,2901	3,6192	241,6450	2,7055
<i>Linearni</i>								
b_1	111,6444	1,9335	81,1298	1,8126	-48,0765	-0,6800	-23,2125	-0,4513
b_2	0,7970	3,1713	-0,0173	-0,0887	-1,4176	-4,6069	-2,2095	-9,8689
b_3	-2,0081	-0,1739	-25,5682	-2,8562	-28,0039	-1,9805	-5,9957	-0,5828
<i>Kvadratni</i>								
b_{11}	-25,5908	-2,0897	-26,2494	-2,7651	7,4986	0,5001	5,0407	0,4620
b_{22}	-0,0009	-2,8466	-0,0003	-1,1696	0,0014	3,6963	0,0026	9,6251
b_{33}	0,2722	0,5558	0,7054	1,8577	0,4331	0,7221	-0,0876	-0,2008
<i>Interakcije</i>								
b_{12}	0,1115	1,8957	0,2656	5,8246	0,0034	0,0475	0,0155	0,2965
b_{13}	-2,5687	-1,0916	0,4677	0,2564	4,3981	1,5264	2,1053	1,0043
b_{23}	-0,0109	-0,9241	0,0244	2,6745	0,0391	2,7134	0,0195	1,8561

J_{NSM} – fluks permeata u sistemu bez prisustva statičkog mešača, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, FI – relativno povećanje fluksa permeata, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Visoke vrednosti koeficijenta determinacije (od 0,899 do 0,979) ukazuju da polinom drugog reda dobro aproksimira eksperimentalne rezultate za posmatrane odzive. Statistička značajnost dobijena za sve odzive ukazuje na značajnost modela polinoma drugog reda pri nivou značajnosti 95% (*p*-vrednost < 0,05; Tabela 5.14).

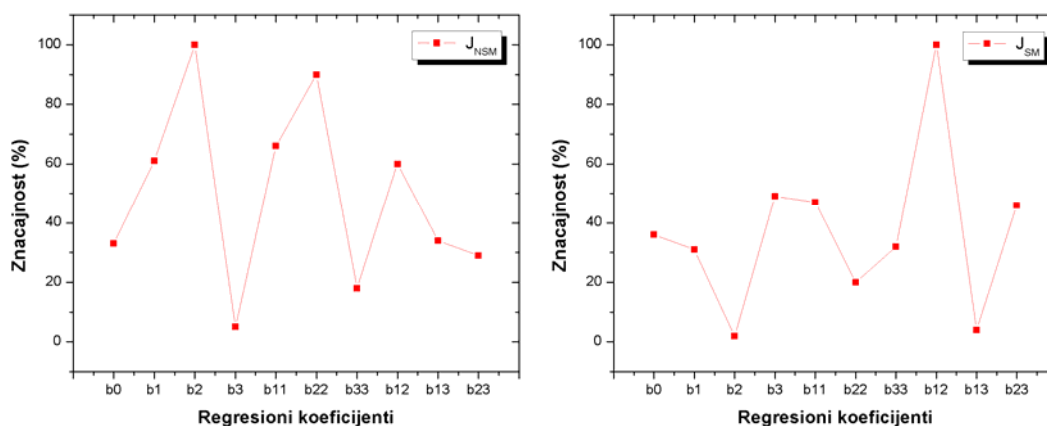
Tabela 5.14.
Analiza varijanse (ANOVA) modelovanih odziva (koncentrisanje, 200 nm)

Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			<i>F</i> -vrednost	<i>p</i> -vrednost	R^2
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J_{NSM}	5	2768,7	553,75	10	350276,9	35027,69	63,25578	0,000125	0,959
J_{SM}	5	1663,7	332,74	10	995703,0	99570,30	299,2410	0,000003	0,990
FI	5	4150,8	830,16	10	151696,4	15169,64	18,27305	0,002516	0,899
ER	5	2197,3	439,46	10	291993,2	29199,32	66,44349	0,000111	0,979

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R^2 – koeficijent determinacije

Na slici 5.36. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa sa i bez primene statičkog mešača.

Koeficijent determinacije polinoma drugog reda za odziv srednjeg fluksa u sistemu bez statičkog mešača iznosi 0,959, a u sistemu sa statičkim mešačem 0,990. Najveći uticaj na vrednosti srednjeg fluksa ima protok suspenzije kod sistema bez statičkog mešača, dok kod sistema sa primenjenim statičkim mešačem najveći uticaj ima koncentracija. Uticaj transmembranskog pritiska je izraženiji kod sistema bez statičkog mešača. Među kvadratnim koeficijentima najveći uticaj na proces mikrofiltracije suspenzija skroba u sistemima bez promotora turbulencije ima protok suspenzije, dok je kod sistema sa mešačem najveći kvadratni uticaj transmembranskog pritiska. Kod sistema bez statičkog mešača najveći uticaj ima interakcija transmembranskog pritiska i protoka, dok su u sistemima sa statičkim mešačem interakcije protoka suspenzije sa transmembranskim pritiskom i koncentracijom najznačajnije.



Slika 5.36. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata u sistemu sa i bez statičkog mešača

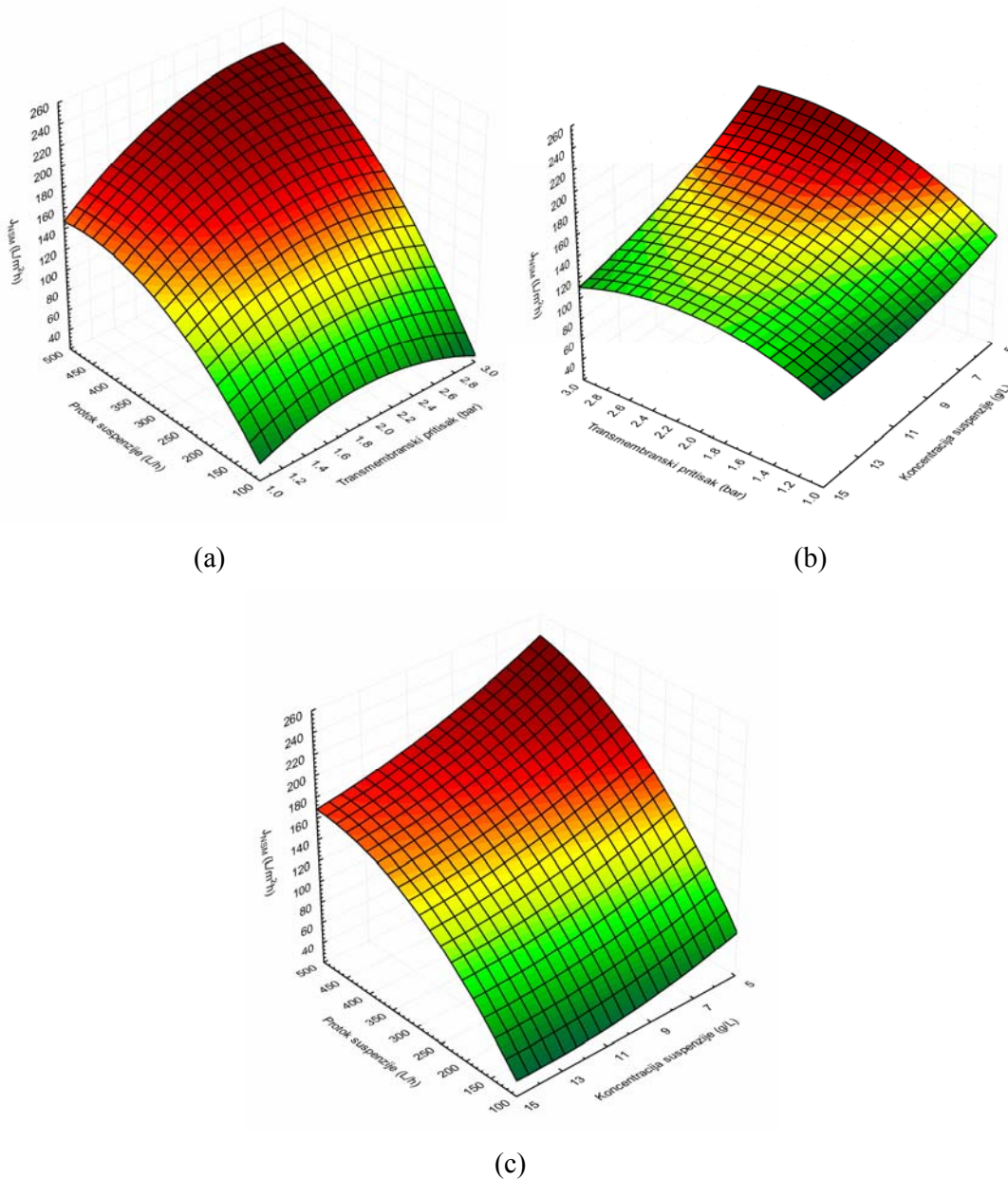
Na slici 5.37.(a) je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba na vrednost srednjeg fluksa permeata u sistemu bez statičkog mešača. Na nižim vrednostima protoka, sa povećanjem transmembranskog pritiska, fluks permeata u početku raste da bi na kraju opao. Pretpostavlja se da je razlog za ovakvo ponašanje to, što pri manjim protocima dolazi do intenzivnijeg taloženja čestica skroba na površini membrane i izraženijeg unutrašnjeg prljanja. Sa porastom transmembranskog pritiska fluks permeata raste, ali do određene granice, jer u isto vreme dolazi do porasta debljine filtracione pogače i smanjenja poroznosti što izaziva smanjenje fluksa (*Lee i Clark 1998*). Na većim vrednostima protoka suspenzije, sa povećanjem transmembranskog pritiska, fluks permeata u početku raste i do 70%, da bi na kraju dostigao

stacionarnu vrednost (*Vladisavljević i sar. 2003*). Sa povećanjem protoka suspenzije smanjuje se debljina pogače usled intenzivnijeg odnošenja čestica sa površine (veće tangencijalne brzine), povećava se njena poroznost, što rezultuje većim vrednostima srednjeg fluksa permeata (oko 220 L/m²h). U opsegu posmatranih parametara brzina proticanja ima najveći uticaj na srednji fluks permeata. Uticaj brzine proticanja u poluindustrijskim uslovima je mnogo izraženiji u odnosu na laboratorijske uslove. Verovatno se tek pri ovako velikim brzinama (oko 500 L/h) sprečava intenzivnije taloženje čestica skroba na površini membrane.

Na slici 5.37.(b) je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije skroba na srednji fluks permeta. Može se primetiti da sa povećanjem koncentracije suspenzije fluks permeata opada (od 30 do 40%) pri svim vrednostima transmembranskog pritiska, što je i za očekivati. Međutim ovaj pad fluksa je izraženiji pri većim vrednostima transmembranskog pritiska, jer usled porasta koncentracije veća masa se taloži na površini membrane i stvara se kompaktnija pogača. Sa povećanjem transmembranskog pritiska imamo dvojak uticaj na fluks permeata u zavisnosti od toga da li posmatramo veće ili manje koncentracije. Pri nižim koncentracijama, sa povećanjem transmembranskog pritiska, fluks raste za oko 50%, da bi na kraju dostigao neku stacionarnu vrednost, dok pri višim koncentracijama fluks permeata u početku raste sa povećanjem transmembranskog pritiska (oko 10%), da bi na većim vrednostima opao. Sa povećanjem transmembranskog pritiska, kao pogonske sile, raste fluks permeata, ali samo pri nižim koncentracijama, jer je u tom slučaju manje taloženje čestica na površini membrane i stvara se tanja pogača, dok pri većim koncentracijama debljina pogače intenzivno raste, te je izraženije unutrašnje prljanje ili delimično blokiranje pora membrane najsitnijim česticama skroba što otežava proces filtracije i dolazi do pada fluksa permeata. Uticaj koncentracije je mnogo manje izražen u odnosu na laboratorijske uslove izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija skroba. Uzrok su, najverovatnije, veće brzine proticanja napojne suspenzije, te lakše odnošenje čestica skroba usled većeg napona smicanja u blizini površine membrane.

Na slici 5.37.(c) je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne smeše na srednji fluks permeata u sistemu bez upotrebe statičkog mešača. Sa povećanjem protoka dolazi do konstantnog porasta fluksa (oko 400%) pri svim vrednostima koncentracije suspenzije, mada je ovaj porast fluksa izraženiji pri manjim koncentracijama, usled stvaranje tanje pogače. Sa povećanjem koncentracije napojne smeše fluks permeata opada od 20 do 35% pri svim vrednostima protoka, kao posledica taloženja veće količine skroba na površini membrane. Ovaj pad je izraženiji na većim protocima napojne smeše jer se stvara tanja i poroznija pogača na

većim protocima što omogućava lakše taloženje najsitnijih čestica skroba na površini membrane i delimično u porama.



Slika 5.37. Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

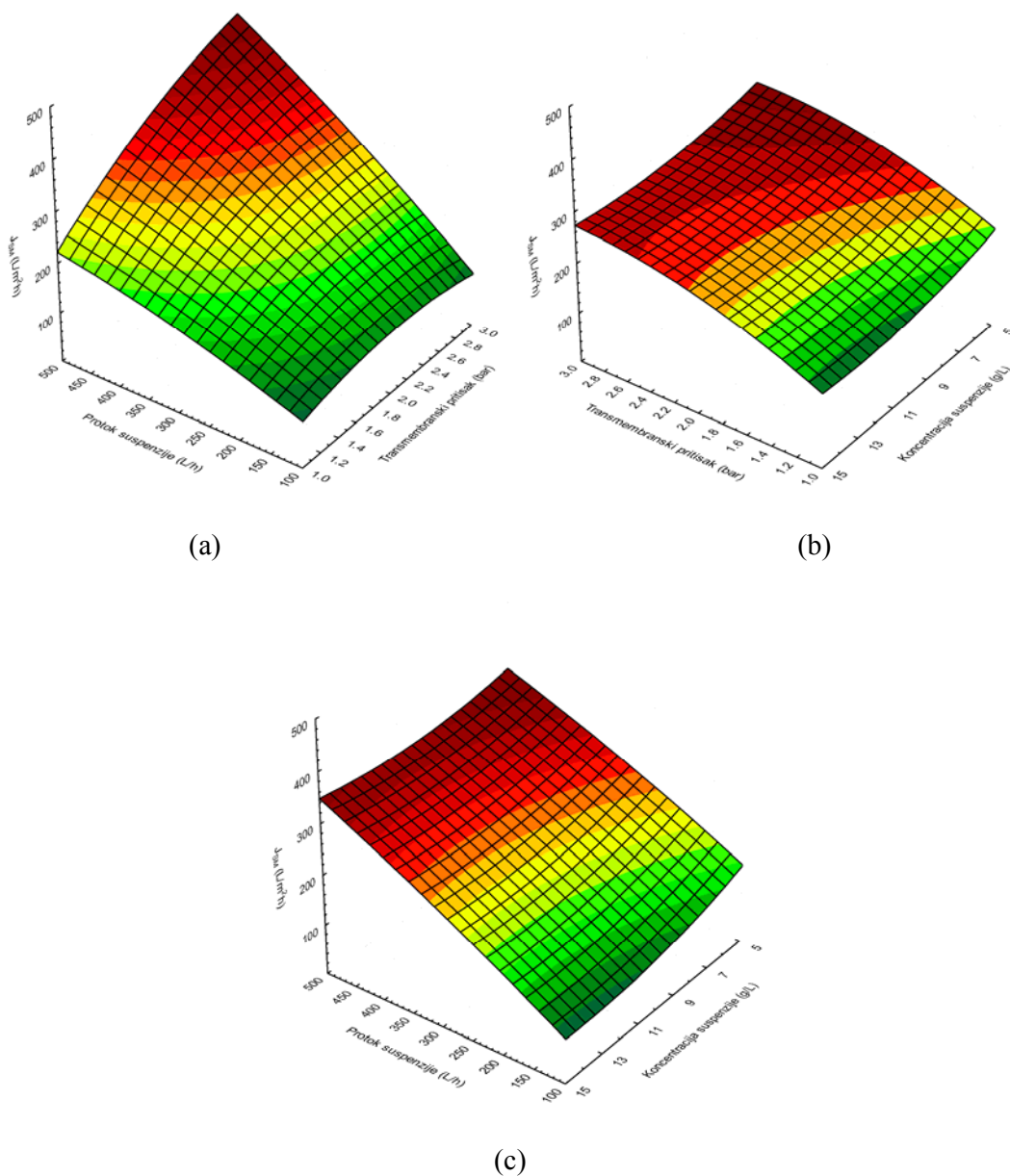
Na slici 5.38.(a) je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem. Sa povećanjem transmembranskog pritiska dolazi do povećanja srednjeg fluksa (od 20 do 120%) na svim protocima, gde možemo

da izvedemo zaključak da je uticaj transmembranskog pritiska izraženiji na većim protocima. Glavni razlog je što promotor turbulencije omogućava stvaranje sekundarnog toka da bi se poboljšao prenos mase i mešanje fluida u blizini površine membrane, što ujedno smanjuje taloženje (*Zhen i sar. 2006*). Na malim vrednostima protoka, i pored povećanja brzine proticanja usled prisustva statičkog mešača, dolazi do prvobitnog povećanja srednjeg fluksa permeata sa porastom transmembranskog pritiska, a zatim do blagog pada na većim vrednostima pritiska. Transmembranski pritisak, kao pogonska sila dovodi do intenzivnijeg taloženja čestica skroba na površini membrane, pa ove vrednosti protoka nisu dovoljne da spreče stvaranje deblje filtracione pogače koja pruža veći otpor proticanju permeata.

Poređenjem vrednosti fluksa permeata u sistemu sa i bez statičkog mešača možemo da uočimo da je povećanje fluksa, postignuto povećanjem transmembranskog pritiska, pri malim protocima skoro konstantno i iznosi oko 100%, dok je povećanje fluksa sa povećanjem transmembranskog pritiska pri većim protocima od 60-100%. Transmembranski pritisak ima veći uticaj kod sistema sa statičkim mešačem, pri manjim protocima, jer statički mešač kao promotor turbulencije obezbeđuje veće brzine proticanja i bolje mešanje, te omogućuje sporije taloženje čestica na površini membrane i smanjenje debljine pogače (*Pal i sar. 2008*). Sa povećanje protoka suspenzije skroba, fluks permeata raste od 100 do 350% na svim transmembranskim pritiscima.

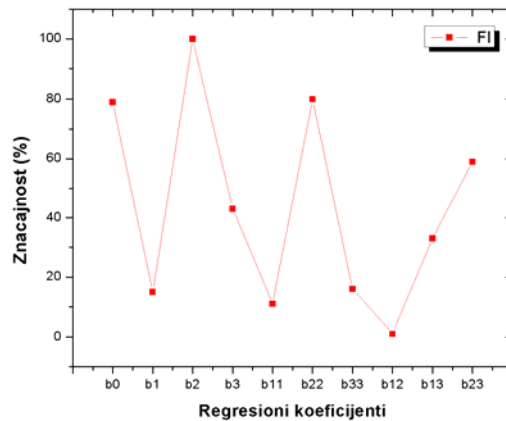
Promena srednjeg fluksa permeata sa promenom transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije je prikazana na slici 5.38.(b). Sa povećanjem transmembranskog pritiska, pri svim vrednostima koncentracije dolazi do porasta fluksa permeata (od 55 do 80%). Transmembranski pritisak ima veći uticaj u sistemu sa postavljenim statičkim mešačem u kanal membrane, jer je u tom slučaju obezbeđeno intenzivnije mešanje u blizini površine membrane, te je smanjeno taloženje čestica skroba na svim koncentracijama. Sa porastom koncentracije suspenzije dolazi do pada fluksa permeata (od 15 do 25%) na svim posmatranim pritiscima. Uticaj koncentracije je manje izražen u sistemu sa statičkim mešačem u odnosu na sistem bez statičkog mešača. Pretpostavlja se da je u ovom slučaju veći napon smicanja u blizini površine membrane glavni razlog za ovakvo ponašanje, odnosno pri svim koncentracijama je smanjeno taloženje čestica skroba na površini membrane.

Na slici 5.38.(c) je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne smeše na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem. Fluks permeata intenzivno raste sa povećanjem protoka suspenzije (i do 350%) jer dolazi do odnošenja čestica skroba sa površine membrane tako da se debljina pogače smanjuje, dok sa porastom koncentracije očekivano opada (od 10 do 35%) usled formiranja deblje filtracione pogače.



Slika 5.38. Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

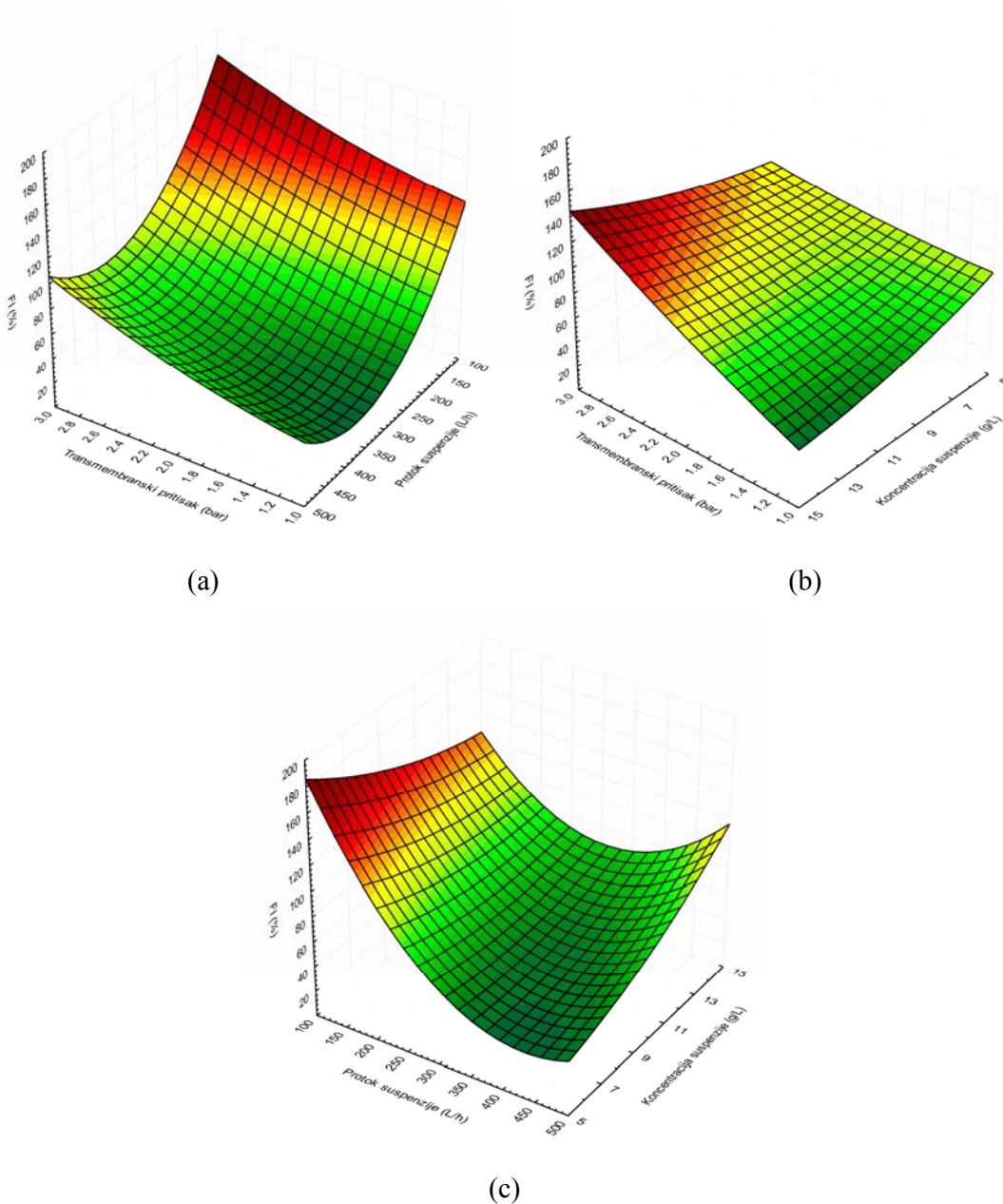
Koeficijent determinacije polinoma drugog reda za odziv relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata 0,899. Na slici 5.39. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji relativnog povećanja srednjeg fluksa. Protok suspenzije skroba predstavlja najznačajniji i linearan i kvadratni efekat, dok je kod članova vezanih za interakciju ulaznih parametara najznačajnija interakcija protoka i koncentracije.



Slika 5.39. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji relativnog povećanja srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

U svim eksperimentima umetanjem statičkog mešača dolazi do porasta srednjeg fluksa permeata bez obzira na vrednosti posmatranih procesnih parametara, odnosno vreme potrebno za koncentrisanje napojne suspenzije je mnogo kraće kada se koristi statički mešač.

Na slici 5.40.(a) je prikazan uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzija na relativno povećanje srednjeg fluksa primenom statičkog mešača. Sa povećanjem transmembranskog pritiska raste relativno povećanje fluksa (od 30 do 65%), pri svim vrednostima protoka. Maksimalno povećanje srednjeg fluksa se dešava pri transmembranskom pritisku 3 bar, što se može objasniti činjenicom da se početni fluks pri višim pritiscima naglo povećava u prisustvu statičkog mešača. To povoljno utiče na povećanje srednjeg fluksa permeata pošto se oko 35% prikupljene količine permeata dešava u prvih 10 minuta procesa koncentrisanja (*Russotti i sar. 1995*). Posmatrajući uticaj protoka na relativno povećanje fluksa može se zapaziti da na svim transmembranskim pritiscima dolazi do naglog pada relativnog povećanja fluksa sa povećanjem protoka (od 35 do 50%), a zatim do slabog porasta pri većim protocima. Do porasta relativnog povećanja fluksa permeata na većim protocima dolazi zbog slabije izraženog uspostavljanja stacionarnog stanja, na svim vrednostima transmembranskog pritiska, u sistemu sa prisustvom statičkog miksera u odnosu na sistem bez njega. Statički mešač ima veliki uticaj na vrednost srednjeg fluksa na malim protocima zbog intenzivnijeg mešanja i sporijeg taloženja čestica na površini membrane (*Pal i sar. 2008*). Međutim, pri većim vrednostima protoka, statički mešač nema toliki uticaj na stvaranje turbulentnog toka, jer je turbulentno proticanje već postignuto. Najveće vrednosti povećanja srednjeg fluksa se postižu pri maksimalnom transmembranskom pritisku i minimalnoj vrednosti protoka suspenzije.



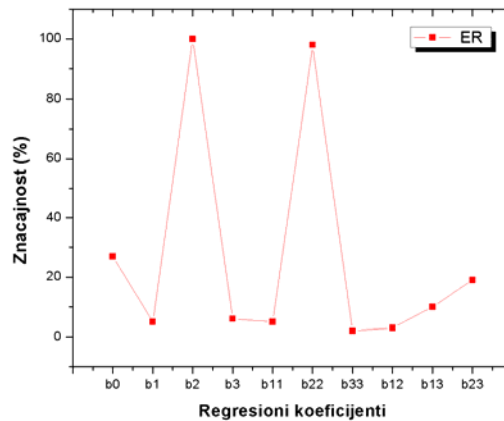
Slika 5.40. Uticaj procesnih parametara na relativno povećanje srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije na relativno povećanje srednjeg fluksa je prikazan na slici 5.40.(b). Prisustvo statičkog mešača utiče na smanjenje debljine filtracione pogače tokom unakrsne mikrofiltracije, pa sa porastom transmembranskog pritiska raste relativna promena srednjeg fluksa (od 90 do 300%). Ova promena je izraženija na većim koncentracijama zbog toga što je sa porastom transmembranskog pritiska u sistemu bez

prisustva statičkog mešača srednji fluks permeata opadao na većim transmembranskom pritiscima, dok to u sistemu sa statičkim mešačem nije slučaj. Povećanje koncentracije različito utiče na relativno povećanje fluksa u zavisnosti o kojim transmembranskim pritiscima je reč. Na nižim transmembranskim pritiscima sa povećanjem koncentracije opada relativno povećanje fluksa (oko 30%), odnosno statički mešač postiže bolji efekat na nižim koncentracijama. Ipak, trend pada vrednosti srednjeg fluksa permeata sa povećanjem koncentracije se veoma malo razlikuje u sistemu sa i bez prisustva statičkog mešača. Na većim vrednostima pritiska, sa povećanjem koncentracije raste relativno povećanje fluksa (oko 50%), jer je u sistemu bez prisustva statičkog mešača pad srednjeg fluksa permeata sa povećanjem koncentracije mnogo više izražen nego u sistemu sa prisutnim statičkim mešačem. Pri maksimalnoj pogonskoj sili veoma veliku ulogu igra turbulentno proticanje koje i pri velikim koncentracijama smanjuje nakupljanje čestica na površini membrana.

Na slici 5.40.(c) je prikazan uticaj protoka i koncentracije napojne smeše na relativno povećanje srednjeg fluksa. Sa povećanje protoka suspenzije relativno povećanje fluksa opada (od 50 do 80%), jer je na većim protocima turbulentno proticanje obezbeđeno i bez primene statičkog mešača. Podrazumeva se da i u slučaju velikih vrednosti protoka postoji relativno povećanje srednjeg fluksa. Sa povećanjem koncentracije, na malim protocima, relativno povećanje srednjeg fluksa opada, dok na većim protocima raste. Na malim protocima, pri transmembranskom pritisku od 2 bara, uticaj statičkog mešača je mnogo veći pri malim koncentracijama napojne suspenzije, zbog stvaranja tanje filtracione pogače i manje količine čestica koje mogu da dovedu do blokiranja pora i unutrašnjeg prljanja. Pri većim protocima, u sistemu sa statičkim mešačem pad fluksa sa povećanjem koncentracije nije toliko izražen kao u sistemu bez statičkog mešača, pa se može primetiti da je u ovim uslovima statički mešač veoma efikasan i na većim koncentracijama. Naizraženiji efekat primene statičkog mešača, odnosno najveće relativno povećanje srednjeg fluksa, je na malim protocima.

Koeficijent determinacije polinoma drugog reda za relativnu promenu specifične potrošnje energije iznosi 0,979. Na slici 5.41. prikazane su značajnosti pojedinih koeficijenata u korelaciji relativne promene specifične potrošnje energije. Protok suspenzije skroba predstavlja najznačajniji linearan, ali i kvadratni efekat. Od koeficijenata koji opisuju interakcije između pojedinih parametara najveću *t-vrednost* ima interakcija protoka i koncentracije suspenzije.

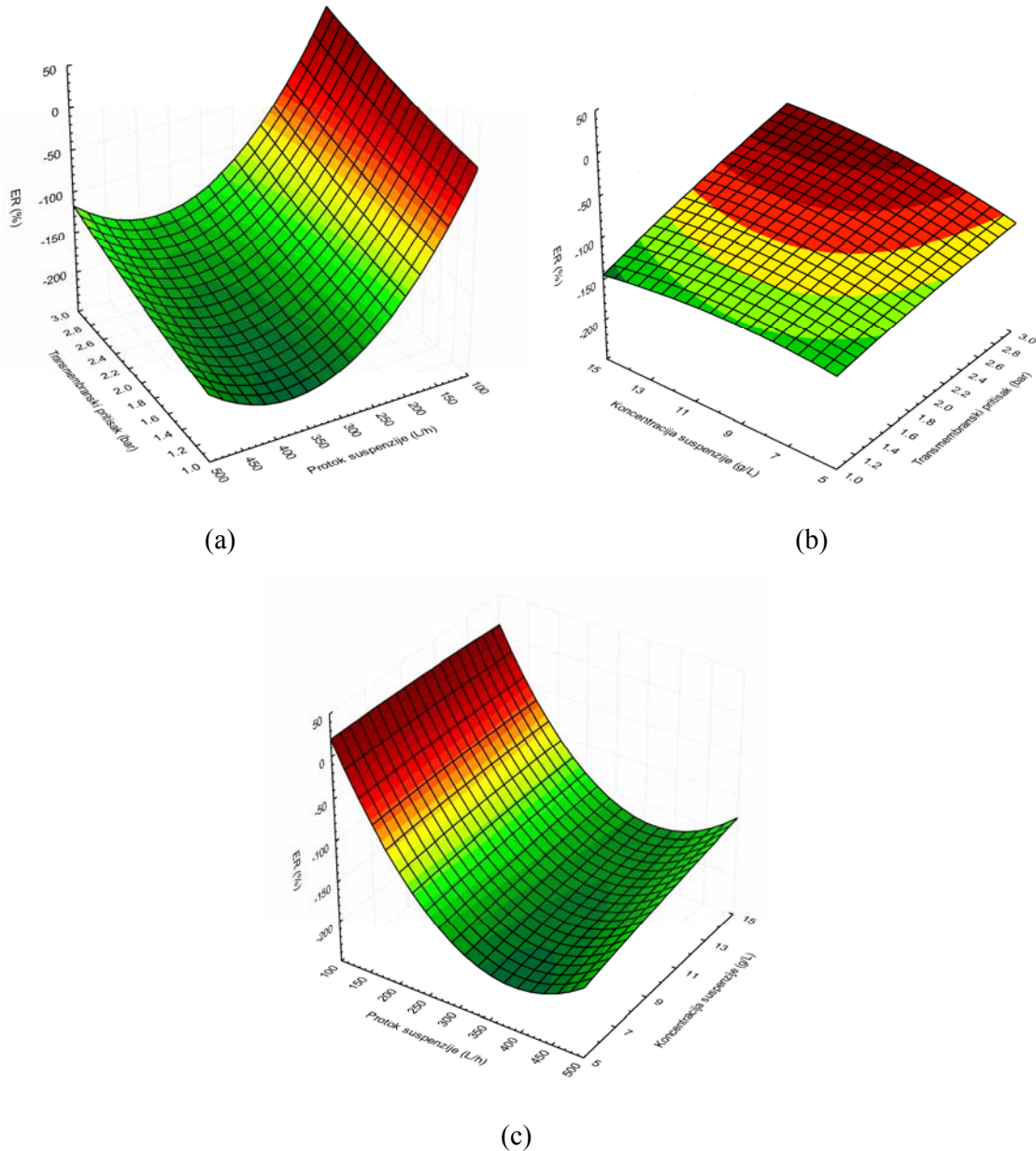


Slika 5.41. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji relativne promene specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Na slici 5.42.(a) su prikazane vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije u zavisnosti od promene vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije skroba. Pozitivne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije (do 20%) se postižu na minimalnim vrednostima protoka (100 L/h), pri svim transmembranskim pritiscima. Iako je ostvareno značajno povećanje fluksa u sistemu sa primenom statičkog mešača pri svim promenama ulaznih parametara, negativne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije se javljaju usled značajnog pada hidrauličke snage (Krstić 2003). Pad hidrauličke snage se javlja kao posledica pada pritiska prilikom proticanja fluida kroz membranu, gde je, zbog prisustva statičkog mešača, pad pritiska mnogo veći nego pad pritiska pri proticanju kroz praznu cev (Yeh i sar. 2000, Krstić i sar. 2006). U tom slučaju povećanje fluksa nije dovoljno veliko da bi kompenzovalo znatno veći pad hidrauličke snage u sistemu sa prisustvom statičkog mešača. Najniža vrednost relativne promene specifične potrošnje energije se javlja pri srednjim vrednostima protoka na svim transmembranskim pritiscima, jer je u tom slučaju relativno povećanje srednjeg fluksa permeata najmanje.

Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije napojne smeše na relativnu promenu specifične potrošnje energije je prikazan na slici 5.42.(b). Sa povećanjem transmembranskog pritiska relativna promena specifične potrošnje energije raste, jer raste i relativno povećanje srednjeg fluksa permeata. Na nižim transmembranskim pritiscima relativna promena specifične potrošnje energije ima skoro konstantnu vrednost, dok na većim pritiscima raste sa porastom koncentracije. Kako je protok suspenzije faktor koji ima najveći uticaj na pad pritiska duž kanala membrane usled postojanja otpora proticanju fluida, može se primetiti da su sve vrednosti

relativne promene specifične potrošnje energije u funkciji transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije, pri protoku suspenzije od 300 L/h negativne. Na prethodnoj slici je već uočeno da je pri ovom protoku relativna specifična potrošnja energije najmanja, odnosno ima najveću negativnu vrednost.



Slika 5.42. Uticaj procesnih parametara na relativnu promenu specifične potrošnje energije u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Na slici 5.42.(c) je prikazana zavisnost relativne promene specifične potrošnje energije od protoka i koncentracije napojne suspenzije. Bez obzira na koncentraciju suspenzije, pri minimalnim vrednostima protoka, relativna promena specifične potrošnje energije ima pozitivnu vrednost. Pri svim većim protocima, vrednost ovog izlaznog parametra je negativna.

Na osnovu podataka o relativnoj promeni specifične potrošnje energije, upotreba statičkog mešača je opravdana sa ekonomskog aspekta isključivo pri malim protocima napojne smeše, nezavisno od vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije. Ovo je razumljivo jer pad pritiska nastaje usled otpora proticanju i raste sa porastom brzine proticanja.

5.4.1.1. Optimizacija procesa mikrofiltracije suspenzija skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Krajni cilj primene postupka odzivnih površina je optimizacija posmatranog procesa. Za optimizaciju procesa sa dva ili više odziva moguće je primeniti više optimizacionih postupaka, ali je jedna od najrasprostranjenijih metoda koncept željene funkcije (desirability function) (*Khayet i sar. 2008*).

U ovom radu za optimizaciju mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije odabrani su odzivi srednji fluks permeata u sistemima sa statičkim mešačem (J_{SM}) i relativna promena specifične potrošnje energije (ER). Cilj optimizacije bio je odabir transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije za koje će izabrani odzivi biti maksimalni, odnosno njihove individualne željene funkcije imati što veću vrednost, idealno 1. Optimalne vrednosti transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije zavise od faktora značajnosti pojedinih odziva, koji su rangirani od 1 do 5. Da bi dobili jasniju sliku o uticaju pomenutih odziva na vrednost optimima, variran je njihov faktor značajnosti. U tabeli 5.15. dat je pregled optimalnih vrednosti variranih parametara i vrednosti optimizovanih odziva za te vrednosti, kao i nivoi značajnosti posmatranih odziva. Vrednosti ukupne željene funkcije su dosta niske jer dolazi do raskoraka u slučaju veće vrednosti srednjeg fluksa permeata na većim protocima, a samim tim do velike specifične potrošnje energije usled velikog pada pritiska. Na slici 5.43. prikazani su rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji za slučaj gde relativna promena specifične potrošnje energije ima veći značaj u odnosu na srednji fluks permeata u sistemu sa prisutnim statičkim mikserom, jer samo tada ER ima pozitivnu vrednost

što je veoma bitno sa ekonomskog aspekata, odnosno, samo u tom slučaju ima smisla korišćenje statičkog miksera kao promotora turbulencije.

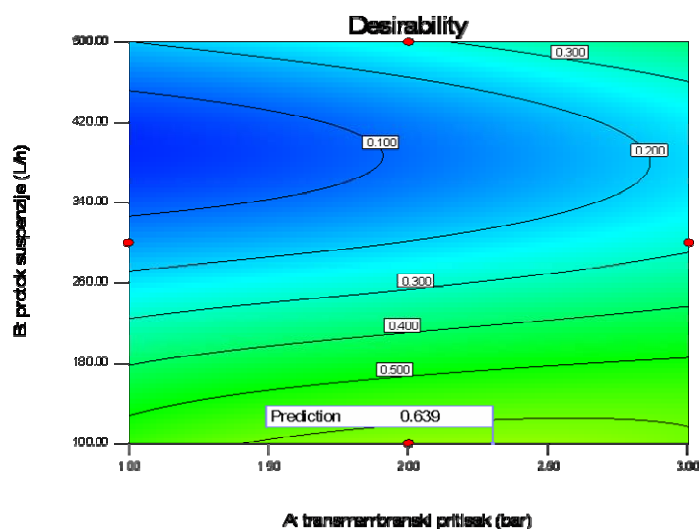
Tabela 5.15.

Rezultati optimizacije mikrofiltracije suspenzija skroba (koncentrisanje, 200 nm)

Faktor značajnosti		TMP (bar)	Q (l/h)	C (g/l)	J_{SM} (l/m ² h)	ER (%)	Ukupna željena funkcija
J_{SM}	ER						
2	5	2,30	100,00	5,00	168,02	21,63	0,639
3	3	3,00	500,00	15,00	450,49	-88,70	0,706
5	2	3,00	500,00	15,00	450,58	-88,62	0,820

TMP – transmembranski pritisak, Q – protok suspenzije, C – koncentracija suspenzije, J_{SM} – fluks permeata u sistemu sa statičkim mešačem, ER – relativna promena specifične potrošnje energije

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri vrednosti transmembranskog pritiska oko 2,3 bara, minimalnom protoku 100 L/h i minimalnoj koncentraciji od 5 g/L. U prilogu su prikazani rezultati optimizacije eksperimentalnih vrednosti transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku, kao i protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku (slika P.5.). Na osnovu ovih slika se može uočiti kako se menja ukupna vrednost željene funkcije u zavisnosti od vrednosti procesnih parametara.



Slika 5.43. Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i protoka suspenzije pri optimalnoj koncentraciji u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije

Ukoliko posmatramo slučaj u kom oba posmatrana odziva imaju isti značaj možemo primetiti da vrednost srednjeg fluksa permeata ima mnogo veću vrednost nego u prethodnom primeru, dok je vrednost relativnog povećanja specifične potrošnje energije neprihvatljivo niska, sa ekonomskog aspekta. Takođe je veoma zanimljivo što je vrednost optimalne koncentracije 15 g/L, a ne očekivanih 5 g/L. Razlog za ovakvo ponašanje je veoma mali pad srednjeg fluksa permeata u prisustvu statičkog miksera sa porastom koncentracije suspenzije, dok relativno povećanje fluksa permeata znatno raste sa povećanjem koncentracije. Kako pad pritiska usled proticanja kroz kanal membrane prevashodno zavisi od protoka napojne smeše, veća negativna vrednost ER uočena je za koncentraciju 5 g/L, nego za koncentraciju 15 g/L. Ipak, ni jedan ni drugi slučaj nisu prihvatljivi sa energetskeg aspekta.

5.4.2. Uticaj procesnih parametara na mikrofiltraciju suspenzija skroba pri upotrebi višekanalne membrane

Tokom ispitivanja uticaja procesnih parametara na proces mikrofiltracije suspenzije skroba na jednokanalnoj keramičkoj membrani, posmatrani je uticaj statičkog mešača na srednji fluks permeata i specifična potrošnja energije, kao dva parametra koja daju uvid da li ima smisla i pri kojim uslovima koristiti statički mešač u procesu mikrofiltracije suspenzija skroba. Prilikom ispitivanja procesa mikrofiltracije u poluindustrijskim uslovima primenom višekanalne membrane, nije bilo moguće koristiti statički mešač kao promotor turbulencije zbog malog prečnika kanala membrane, pa je u ovom slučaju posmatrana samo promena srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije. Vrednosti transmembranskog pritiska su u opsegu od 1 do 3 bara, a vrednosti protoka suspenzije od 100 do 500 L/h. Početne koncentracije suspenzije su iste kao i u slučaju ispitivanja u laboratorijskim uslovima, odnosno od 5 do 15 g/L, a suspenzija je koncentrovana do faktora koncentrisanja 3 ($VCf=3$).

Tabela 5.16.

Koeficijenti regresione jednačine srednjeg fluksa permeata (koncentrisanje, višekanalna membrana, 200 nm)

Odziv		Efekti						
		Odsečak		Linearni		Interakcije		
		b_0	b_1	b_2	b_3	b_{12}	b_{13}	b_{23}
J (L/m ² h)	Koeficijent	47,2501	131,4139	-0,0061	-5,6364	0,0734	-4,6460	0,0060
	<i>t</i> -vrednost	0,4646	3,2212	-0,0270	-0,6908	0,9690	-1,5332	0,3970

Rezultati fitovanja eksperimentalnih vrednosti srednjeg fluksa polinomom drugog reda prikazani su u tabeli 5.16. Visoke vrednosti koeficijenta determinacije ukazuju da polinom drugog reda dobro aproksimira eksperimentalne rezultate za srednji fluks permeata (tabela 5.17.).

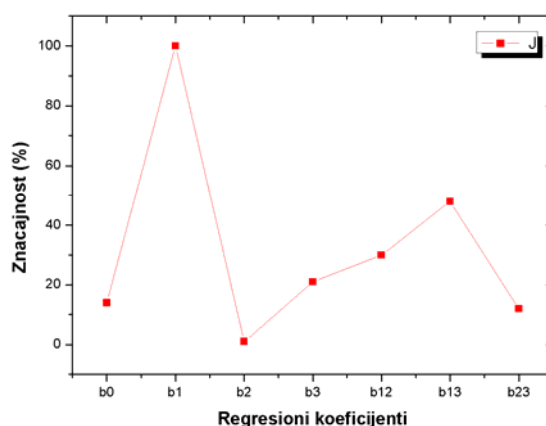
Tabela 5.17.

Analiza varijanse (ANOVA) srednjeg fluksa permeata (koncentrisanje, višekanalna membrana, 200 nm)

Odziv	Poreklo								
	Rezidual			Model			F-vrednost	p-vrednost	R ²
	DF	SS	MS	DF	SS	MS			
J	3	5509,8	1836,5	7	633839,4	90548,5	49,3027	0,004290	0,963

DF – stepen slobode, SS – suma kvadrata, MS – srednji kvadrat, R² – koeficijent determinacije

Na slici 5.44. je prikazana značajnost pojedinih koeficijenata u regresionoj jednačini koja predstavlja uticaj procesnih parametara na vrednost srednjeg fluksa permeata. Najznačajniji linearni član je transmembranski pritisak, a od članova vezanih za interakciju pojedinih parametara najveći uticaj ima interakcija transmembranskog pritiska i koncentracije.



Slika 5.44. Značajnost regresionih koeficijenata u korelaciji srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije primenom višekanalne membrane

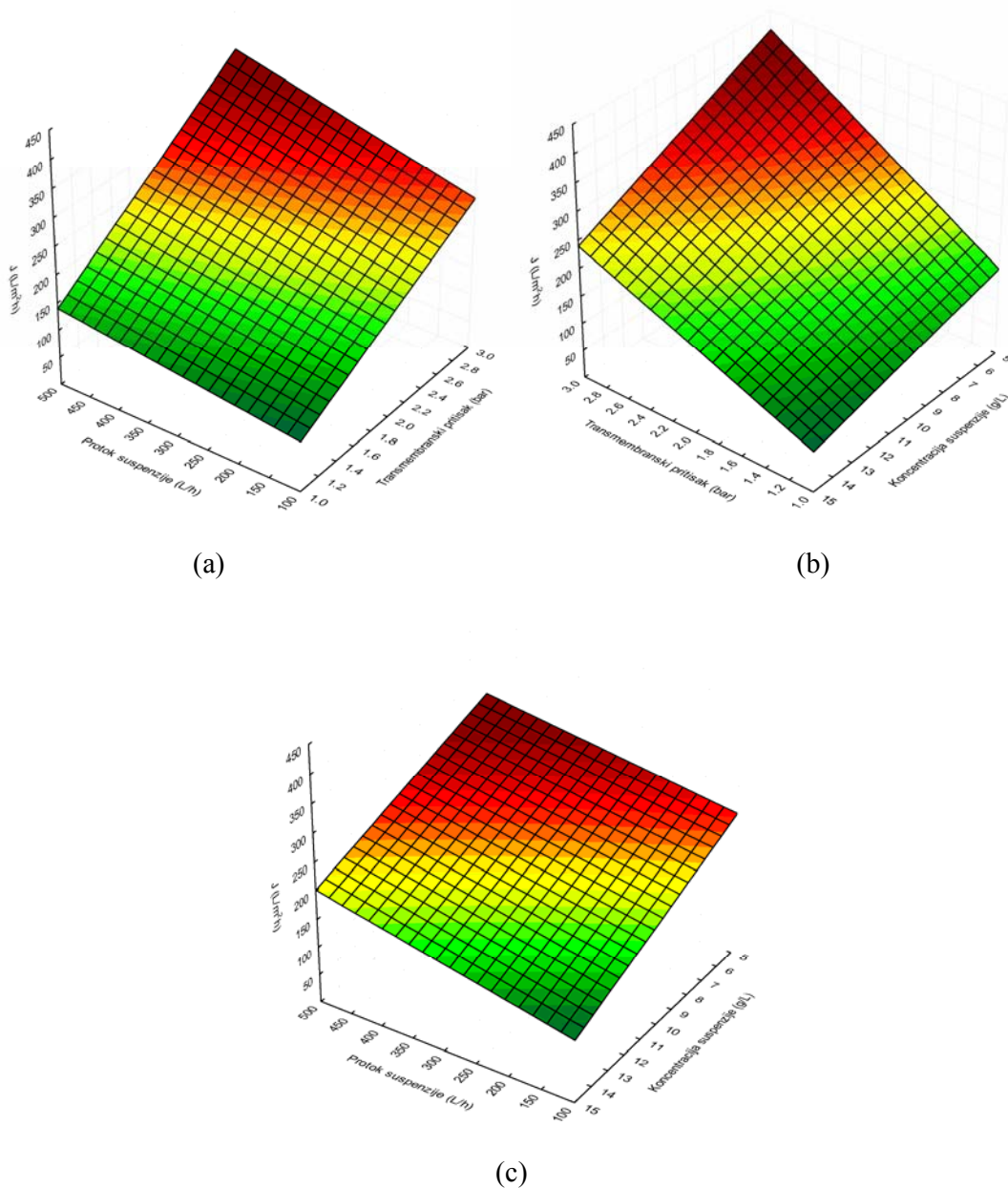
Uticaj transmembranskog pritiska i protoka suspenzije na srednji fluks permeata je prikazan na slici 5.45.(a). Srednji fluks permeata zavisi od početnog fluksa i pseudo-stacionarnog fluksa permeata. Na početku procesa mikrofiltracije, velike vrednosti početnog fluksa permeata tokom prvih nekoliko minuta omogućavaju veći prolaz permeata što rezultuje smanjenjem vremena potrebnog za proces filtracije (Russotti i sar 1995). Tokom početne faze, brzina

proticanja napojne smeše ima mali uticaj na sprečavanje stvaranja filtracione pogače (*Hamachi i Mietton-Peuchot 1999*), jer je protok permeata normalan na tangencijalni tok suspenzije, te samo nekoliko čestica biva odnešeno tokom napojne smeše, dok se velike količine čestica talože na površini membrane. Ovo potvrđuje zapažanje nekolicine autora da je početak filtracije vođen čistom frontalnom filtracijom (*Hamachi i Mietton-Peuchot 2002*). Pseudo-stacionarni fluks je ipak veći pri većim brzinama, što je u skladu sa teorijom filtra (Vladislavljević i sar. 2003) i potrebno je manje vremena da bi se postigao. Povećanje srednjeg fluksa permeata sa porastom brzine proticanja se može objasniti formiranjem tanje filtracione pogače kao rezultat veće vučne sile koja odnosi čestice dalje od površine membrane pri većim brzinama (*Ogunbiyi i sar. 2008*). U isto vreme poroznost pogače raste sa porastom brzine proticanja za čestice reda veličine mikrona. Kao rezultat, srednji fluks permeata raste sa porastom brzine, pogotovo na većim transmembranskim pritiscima.

Uticaj transmembranskog pritiska na početni fluks permeata je veoma značajan jer sa porastom transmembranskog pritiska od 1 do 3 bara, početni fluks raste oko 200%, na svim vrednostima protoka suspenzije. Ovakvo ponašanje je očekivano jer raste pogonska sila, a u isto vreme je u početnoj fazi procesa mikrofiltracije filtraciona pogača relativno tanka i kompresibilnost pogače usled povećanja transmembranskog pritiska nije naročito izražena. Pseudo-stacionarni fluks takođe raste sa porastom transmembranskog pritiska, iako masa pogače raste i njena poroznost opada usled povećanja pogonske sile, kao što je primećeno i u radu (*Vladislavljević i sar. 2003*). Pri maksimalnom protoku suspenzije, sa povećanjem transmembranskog pritiska srednji fluks permeata raste oko 200%.

Uticaj transmembranskog pritiska i koncentracije na srednji fluks permeata je prikazan na slici 5.45.(b). Može se zapaziti da sa povećanjem koncentracije srednji fluks permeata intenzivno opada unutar posmatranog opsega vrednosti transmembranskog pritiska. Pad fluksa se može pripisati povećanom otporu proticanju permeata kroz membranu zbog veće količine čestica koje se talože na površini membrane, odnosno povećanog prljanja na većim početnim koncentracijama napojne suspenzije. Sa druge strane, sa porastom transmembranskog pritiska zabeležen je porast srednjeg fluksa permeata na svim posmatranim koncentracijama. Porast fluksa je mnogo izraženiji na manjim koncentracijama zbog manje količine čestica koje se talože na površini membrane. Ukupna masa čestica u filtracionoj pogači je direktno proporcionalna zapremini permeata koji prolazi kroz membranu, a debljina pogače je proporcionalna ukupnoj masi čestica koje se u njoj nalaze. Povećanje transmembranskog pritiska kao rezultat ima stvaranje gušće i kompaktnije pogače (*Lee i Clark 1998*), tako da je na većim koncentracijama promena srednjeg fluksa sa transmembranskim pritiskom manja. Takođe, poroznost pogače

zavisi od vrste materijala koji se filtrira i veličine čestica, pa samim tim i promena fluksa sa promenom transmembranskog pritiska, kao i vrednost srednjeg fluksa permeata zavise isključivo od osobina čestica u suspenziji.



Slika 5.45. Uticaj procesnih parametara na srednji fluks permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije primenom višekanalne membrane

Na slici 5.45.(c) je prikazan uticaj protoka i koncentracije suspenzije na vrednost srednjeg fluksa permeata. Sa povećanjem protoka suspenzije dolazi do povećanja srednjeg fluksa

permeata na svim posmatranim koncentracijama, dok povećanje koncentracije vodi ka smanjenju srednjeg fluksa permeata. Ovaj efekat je naročito izražen na većim koncentracijama i manjim protocima napojne suspenzije, jer u tom slučaju debljina pogače intenzivno raste što rezultuje malim vrednostima srednjeg fluksa permeata.

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija skroba primenom višekanalne keramičke membrane su maksimalna vrednost transmembranskog pritiska (3 bara), maksimalna vrednost protoka (500 L/h) i minimalna početna koncentracija napojne suspenzije (5 g/L).

6. ZAKLJUČAK

Rezultati ispitivanja pokazuju da se primenom postupka odzivne površine na adekvatan način mogu opisati uticaji procesnih parametara (transmembranski pritisak, protok i koncentracija suspenzije) na proces cross-flow mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba, što potvrđuju visoke vrednosti koeficijenta determinacije za sve posmatrane odzive. Koeficijent determinacije u uslovima recirkulacije napojne suspenzije kretao se u opsegu 0,945-0,998; dok je u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije bio u opsegu 0,786-0,998. Analiza varijanse za posmatrane odzive ukazuje na činjenicu da su svi modeli statistički značajni pri nivou značajnosti 95% (p -vrednost $<0,05$).

Ispitivanjem mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba na keramičkim membranama sa različitim srednjim prečnikom pora (200 i 500 nm), u uslovima recirkulacije i koncentrisanja napojne suspenzije uočeno je da sa povećanjem veličine pora vrednost fluksa permeata opada. Razlike u vrednostima stacionarnog fluksa permeata u uslovima recirkulacije napojne suspenzije iznose od 10 do 15%, dok su razlike u vrednostima srednjeg fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije malo veće i iznose i do 25%. Ovakvo ponašanje je posledica većeg unutrašnjeg prljanja membrane sa većim prečnikom pora, mada je udeo čestica ispod 1 μ m skoro zanemarljiv, te je dominantan otpor proticanju permeata formiranje filtracione pogače na površini membrane.

U posmatranom eksperimentalnom opsegu procesnih parametara postignuto je relativno povećanje stacionarnog fluksa od 30 do 50% na membrani M200 i od 25% do 45% na membrani M500 u uslovima recirkulacije napojne suspenzije, dok je u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije relativno povećanje srednjeg fluksa iznosilo od 20% do 80% na membrani M200 i od 20 do 50% na membrani M500. Porast fluksa do kojeg dolazi postavljanjem statičkog mešača u kanal membrane uslovljen je uspostavljanjem turbulentnih uslova proticanja i karakterističnog kretanja fluida duž kanala membrane, koja je posledica karakterističnog povezivanja helikoidnih elemenata Kenics statičkog mešača. Jedino objašnjenje za ovo, relativno malo povećanje fluksa

permeata, je specifično ponašanje čestica skroba u suspenziji. Čestice skroba se veoma lako i brzo talože pod dejstvom gravitacione sile, te je potrebno neprestano, intenzivno mešanje da bi se sprečilo stvaranje taloga. Jednom stvoren talog je veoma teško ponovo dovesti u stanje suspenzije. Pretpostavka je da brzina proticanja nije dovoljno velika da bi se sprečilo intenzivno stvaranje pogače i omogućilo veće vrednosti relativnog povećanja fluksa permeata usled prisustva statičkog mešača.

Postavljanjem statičkog miksera u kanal membrane dolazi do porasta brzine proticanja, ali u isto vreme i do pada pritiska duž membrane usled povećanog otpora proticanju napojne suspenzije u poređenju sa sistemom bez statičkog mešača, pri istim protoku suspenzije. Gubitak hidrauličke snage ili snaga potrebne za cirkulisanje fluida raste zbog povećanog pada pritiska duž kanala membrane što kao posledicu ima veću potrošnju energije. Opravdanost primene statičkog mešača se obezbeđuje smanjenjem specifične potrošnje energije u poređenju sa sistemom bez mešača. To praktično znači da porast fluksa kod sistema sa statičkim mešačem mora da bude toliki da promena relativne specifične potrošnje energije bude pozitivna, odnosno da je specifična potrošnja energije sistema bez mešača veća od one sa mešačem. Kako u uslovima recirkulacije napojne smeše, tako i u uslovima koncentrisanja, vrednost relativne specifične potrošnje energije zavisi skoro isključivo od vrednosti protoka napojne smeše. Sa povećanjem protoka specifična potrošnja energije u prisustvu statičkog mešača naglo raste i relativno povećanje protoka nije dovoljno da bi kompenzovalo gubitak hidrauličke snage. U opsegu protoka od 80 do 100 L/h su obezbeđene pozitivne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije, te je upotreba statičkog mešača opravdana sa ekonomskog aspekta.

Optimizacija eksperimentalnih uslova urađena je primenom modifikovanog Harrington-ovog postupka željene funkcije. U ovom radu za optimizaciju mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba odabrani su odzivi stacionarni fluks permeata u sistemima sa statičkim mešačem (J_{SM}) u uslovima recirkulacije napojne suspenzije (srednji fluks u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije) i relativna promena specifične potrošnje energije (ER). Cilj optimizacije je bio odabir i transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije za koje će odabrani odzivi biti maksimalni, odnosno njihove individualne željene funkcije imati što veću vrednost, idealno 1. Optimalne vrednosti transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije zavise od faktora značajnosti pojedinih odziva, koji su rangirani od 1 do 5.

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima recirkulacije napojne suspenzije ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri maksimalnoj vrednosti transmembranskog pritiska oko 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i koncentraciji od 5 do 6 g/L, na obe posmatrane membrane. Sa porastom protoka ne dolazi do

značajnije promene vrednosti stacionarnog fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem (od 163,39 do 170,58 L/m²h za M200 i od 143,71 do 146,91 L/m²h za M500), dok relativna promena specifične potrošnje energije znatno opada i postaje negativna (od 18,06 do -13,88 % za M200 i od 11,53 do -10,18% za M500). Negativne vrednosti relativne promene specifične potrošnje energije ukazuju da upotreba statičkog mešača nije opravdana, sa ekonomskog aspekta, jer povećanje fluksa permeata nije dovoljno da bi kompenzovalo povećanu potrošnju energije koja se javlja kao posledica većeg pada pritiska u sistemu sa statičkim mešačem.

Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri maksimalnoj vrednosti transmembranskog pritiska od 0,9 bara, protocima od 85 do 100 L/h i koncentraciji od 5 do 7 g/L na membrani M200, dok je na membrani M500 proces potrebno izvoditi pri vrednosti transmembranskog pritiska 0,85 bara, protoku od 85 do 100 L/h i koncentraciji oko 7 g/L. Sa porastom protoka ne dolazi do značajnije promene srednjeg fluksa permeata u sistemu sa statičkim mešačem (od 171,31 do 179,87 L/m²h za M200 i od 139,39 do 141,63 L/m²h za M500), dok relativna promena specifične potrošnje energije znatno opada i postaje negativna (od 22,81 do -15,90 % za M200 i od 19,19 do -7,55% za M500), što rezultira neisplativošću upotrebe statičkog mešača.

Pored ispitivanja na laboratorijskoj aparaturi, cilj ovog rada je bio i ispitivanje uticaja procesnih parametara u poluindustrijskim uslovima, odnosno kako širi opseg vrednosti transmembranskog pritiska i protoka suspenzije utiče na pomenute odzive u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije. Ispitivanje u uslovima koncentrisanja je odabrano iz razloga što veće sličnosti sa tehnološkim procesom proizvodnje skroba, odnosno postupkom prerade otpadne vode.

Eksperimentalni rezultati promene fluksa permeata mogu se na adekvatan način aproksimovati polinomom drugog stepena. Visoke vrednosti koeficijenta determinacije za sve posmatrane odzive ukazuju na opravdanost ovog pristupa. Vrednosti koeficijenta determinacije su u opsegu od 0,899 za relativno povećanje fluksa permeata u prisustvu statičkog mešača, do 0,990 za fluks permeata sa statičkim mešačem.

Primena statičkog mešača, kao promotora turbulencije, dovodi do povećanja srednjeg fluksa permeata od 30% do skoro 200%, što u mnogome skraćuje proces koncentrisanja suspenzije skroba. Sa povećanjem protoka dolazi do značajnog pada pritiska duž membrane, gde povećanje srednjeg fluksa usled primene statičkog mešača nije dovoljno da kompenzuje gubitak hidrauličke snage, pa je oblast primene ograničena na male protoke.

Za optimizaciju mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije u poluindustrijskim uslovima odabrani su odzivi srednji fluks permeata u sistemima sa statičkim mešačem (J_{SM}) i relativna promena specifične potrošnje energije (ER). Cilj optimizacije bio je odabir transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije za koje će izabrani odzivi biti maksimalni, odnosno njihove individualne željene funkcije imati što veću vrednost, idealno 1. Uočeno je da su vrednosti ukupne željene funkcije dosta niske (od 0,639 do 0,820) jer dolazi do raskoraka u slučaju veće vrednosti srednjeg fluksa permeata na većim protocima, a samim tim do velike specifične potrošnje energije usled velikog pada pritiska. Samo u slučaju kada srednja vrednost protoka ima veći nivo značajnosti u odnosu na relativnu promenu specifične potrošnje energije, korišćenje statičkog miksera kao promotora turbulencije je opravdano sa ekonomskog aspekta zbog pozitivne vrednosti ER . Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija pšeničnog skroba ukazuju da je proces potrebno izvoditi pri vrednosti transmembranskog pritiska oko 2,3 bara, minimalnom protoku 100 L/h i minimalnoj koncentraciji od 5 g/L, a pri tim uslovima je vrednost srednjeg fluksa permeata u prisustvu statičkog miksera 168,02 L/m²h, dok je vrednost relativne promene specifične potrošnje energije 21,63%.

U opsegu protoka od 100 do 500 L/h, protok predstavlja parametar sa najvećim uticajem na srednji fluks permeata u sistemu bez statičkog mešača za razliku od užeg opsega procesnih parametara (u laboratorijskim uslovima, protok od 80 do 180 L/h) gde je značajniji uticaj koncentracije i transmembranskog pritiska. Može se pretpostaviti da tek pri protocima većim od 200 L/h dolazi do intenzivnijeg odnošenja čestica skroba sa površine membrane, što ima naročito pozitivan efekat na vrednost početnog fluksa permeata u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije.

Ispitivanja na višekanalnoj keramičkoj membrani pokazuju da se eksperimentalni rezultati promene srednjeg fluksa permeata u funkciji transmembranskog pritiska, protoka i koncentracije suspenzije mogu na adekvatan način aproksimovati polinomom drugog stepena, sa koeficijentom determinacije 0,963. Najveći uticaj na vrednost srednjeg fluksa permeata ima transmembranski pritisak, jer su pri istom protoku kao u slučaju jednokanalne membrane obezbeđene veće brzine proticanja kroz kanale membrane koji su 2,8 puta manji u prečniku. Pri maksimalnom protoku suspenzije, sa povećanjem transmembranskog pritiska srednji fluks permeata raste oko 200%. Optimalni uslovi izvođenja procesa mikrofiltracije suspenzija skroba primenom višekanalne keramičke membrane su maksimalna vrednost transmembranskog pritiska (3 bara), maksimalna vrednost protoka (500 L/h) i minimalna početna koncentracija napojne suspenzije (5 g/L).

7. LITERATURA

- Afonso MD, Brites Alves AM, Mohsen M.* 2002. Crossflow microfiltration of marble processing wastewaters. *Desalination*. 149: 153-162
- Allen TT.* 2006. Introduction to engineering statistics and six sigma: statistical quality control and design of experiments and systems. Springer, London
- Belfort GP.* 1984. Synthetic Membrane Processes. Academic Press, New York
- Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN.* 1960. Transport Phenomena. John Wiley, New York
- Boškov Ž.* 1979. Osnovi tehnologije skroba. Jugoslovenski institut prehrambenog inženjerstva Tehnološkog fakulteta u Novom Sadu, Novi Sad
- Brereton RG.* 2003. Applied chemometrics for scientists. John Wiley, London
- Cancino B, Rossier F, Orellana C.* 2006. Corn starch waste water treatment with membrane technologies: pilot test. *Desalination*. 200: 750-751
- Cheryan M.* 1986. Ultrafiltration Handbook. Technomic Publishing Co., Inc., Lancaster, Basel
- Clarke S.* 1994. Purification Using Membrane filtration. *Sugar Journal*. 5: 5-9
- Cojocar C, Zakrzewska-Trznadel G.* 2007. Response surface modeling and optimization of copper removal from aqua solutions using polymer assisted ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*. 298: 56–70
- Cojocar C, Khayet M, Zakrzewska-Trznadel G, Jaworska A.* 2009. Modeling and multi-response optimization of pervaporation of organic aqueous solutions using desirability function approach. *Journal of Hazardous Materials*. 167: 52–63
- Cox DR, Reid N.* 2000. The theory of design of experiments. Chapman & Hall, Great Britain

- Dizge N, Soydemir G, Karagunduz A, Keskinler B.* 2011. Influence of type and pore size of membranes on cross flow microfiltration of biological suspension. *Journal of Membrane Science.* 366: 278-285
- Đurić M, Gyura J, Zavargo Z.* 2004. The analysis of process variables influencing some characteristics of permeate from ultra- and nanofiltration in sugar beet processing. *Desalination.* 169: 167-183
- Gupta BB, Howell JA, Wu D, Field RW.* 1995. A helical baffle for cross-flow microfiltration. *Journal of Membrane Science.* 102: 31-42
- Gyura J, Šereš Z, Vatai Gy, Bekassy Molnar E.* 2002. Separation of nonsucrose compounds from the syrup of sugar-beet processing by ultra- and nanofiltration using polymer membranes. *Desalination.* 148: 49-56
- Gyura J, Šereš Z, Eszterle M.* 2004. Influence of operating parameters on the separation of colorants from sugar hous juices by ultra- and nano-filtration. *Zuckerindustrie.* 129: 174-180
- Gyura J, Šereš Z, Eszterle M.* 2005. Influence of operating parameters on separation of green syrup coloured matter from sugar beet by ultra- and nano-filtration. *Journal of Food Engineering.* 66: 89-96
- Hamachi M, Mietton-Peuchot M.* 1999. Experimental investigations of cake characteristics in crossflow microfiltration. *Chemical Engineering Science.* 54: 4023-4030
- Hamachi M, Mietton-Peuchot M.* 2002. Analysis of deposit behaviour in crossflow microfiltration by means of thickness measurement. *Chemical Engineering Journal.* 86: 251-257
- Hinkova A, Bubnik Z, Pour V, Henke S, Kadlec P.* 2005. Aplication of cross-flow ultrafiltration on inorganic membranes in purification of food materials. *Czech Journal of Food Science.* 23: 103-110
- Hwang KJ, Hsu YL, Tung KL.* 2006. Effect of particle size on the performance of cross-flow microfiltration. *Advanced Powder Technology.* 17:189-206

- Jiraratananon R, Uttapap D, Sampranpiboon P.* 1998. Crossflow microfiltration of a colloidal suspension with the presence of macromolecules. *Journal of Membrane Science.* 140: 57-66
- Jokić A.* 2010. Modelovanje "cross-flow" mikrofiltracije suspenzija kvasca primenom koncepta neuronskih mreža i postupka odzivne površine. Doktorska disertacija, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Jokić A, Zavargo Z, Šereš Z, Tekić M.* 2010. The effect of turbulence promoter on cross-flow microfiltration of yeast suspensions: A response surface methodology approach. *Journal of Membrane Science.* 350: 269-278
- Khayet M, Cojocarú C, Zakrzewska-Trznadel G.* 2008. Response surface modelling and optimization in pervaporation. *Journal of Membrane Science.* 321: 272–283
- Khayet M, Cojocarú C, Essalhy M.* 2011. Artificial neural network modeling and response surface methodology of desalination by reverse osmosis. *Journal of Membrane Science.* 368: 202-214
- Kimura S.* 1992. Transport phenomena in membrane separation processes. *Journal of Chemical Engineering in Japan.* 25: 469-480
- Koseoglu SS, Rhee KC, Lusas, EW.* 1991. Membrane separations and application in cereal processing. *Cereal Foods World.* 36: 376-383
- Krstić D, Tekić M, Carić M, Milanović S.* 2002. The effect of turbulence promoter on cross-flow microfiltration of skimmed milk. *Journal of Membrane Science.* 208: 297-309
- Krstić D.* 2003. Poboljšanje „cross-flow“ mikrofiltracije upotrebom statičkog mešača kao promotora turbulencije. Doktorska disertacija, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Krstić DM, Tekić MN, Carić MDj, Milanović SD.* 2004. Static turbulence promoter in cross-flow microfiltration of skim milk. *Desalination.* 163: 297–309
- Krstić DM, Koris AK, Tekić MN.* 2006. Do static turbulence promoters have potential in cross-flow membrane filtration applications? *Desalination.* 191: 371-375
- Lee Y, Clark MM.* 1998. Modeling of flux decline during crossflow ultrafiltration of colloidal suspensions. *Journal of Membrane Science.* 149: 181-202

- Lukić N.* 2008. Čišćenje keramičkih membrana zaprljanih proteinima surutke. Diplomski rad, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Maljah D.* 2009. Primena statičkog mešača u mikrofiltraciji pekarskog kvasca. Diplomski rad, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Marti-Calatayud MC, Vincent-Vela MC, Alvarez-Blanco S, Lora-Garcia J, Bergantinos-Rodriguez E.* 2010. Analysis and optimization of the influence of operating conditions in the ultrafiltration of macromolecules using a response surface methodological approach. *Chemical Engineering Journal.* 156:337-346
- Mavrov V, Nikolov ND, Islam MA, Nikolova JD.* 1992. An investigation on the configuration of inserts in tubular ultrafiltration module to control concentration polarization. *Journal of Membrane Science.* 75: 197-206
- Montgomery DC, Runger G.C.* 2003. Applied statistics and probability for engineers. John Wiley, New York
- Myers RH, Montgomery CM.* 1995. Response surfaces methodology: process and product optimization using designed experiments. John Wiley, New York
- NIST/SEMATECH e-Handbook of Statistical Methods*, <http://www.itl.nist.gov/div898/handbook/>
- Noordman TR, de Jonge A, Wesselingh JA, Bel W, Dekker M, Ter Voorde E, Grijpma SD.* 2002. Application of fluidised particles as turbulence promoters in ultrafiltration improvement of flux and rejection. *Journal of Membrane Science.* 208: 157–169
- Ogunbiyi OO, Miles NJ, Hilal N.* 2008. The effects of performance and cleaning cycles of new tubular ceramic microfiltration membrane fouled with a model yeast suspension. *Desalination.* 220: 273-289
- Ousman M, Bennasar M.* 1995. Determination of various hydraulic resistance during cross-flow filtration of a starch grain suspension through inorganic membranes. *Journal of Membrane Science.* 105: 1-21
- Pal S, Bharihoke R, Chakraborty S, Ghatak SK, De S, DasGupta S.* 2008. An experimental and theoretical analysis of turbulence promoter assisted ultrafiltration of synthetic fruit juice. *Separation and Purification Technology.* 62: 659-667

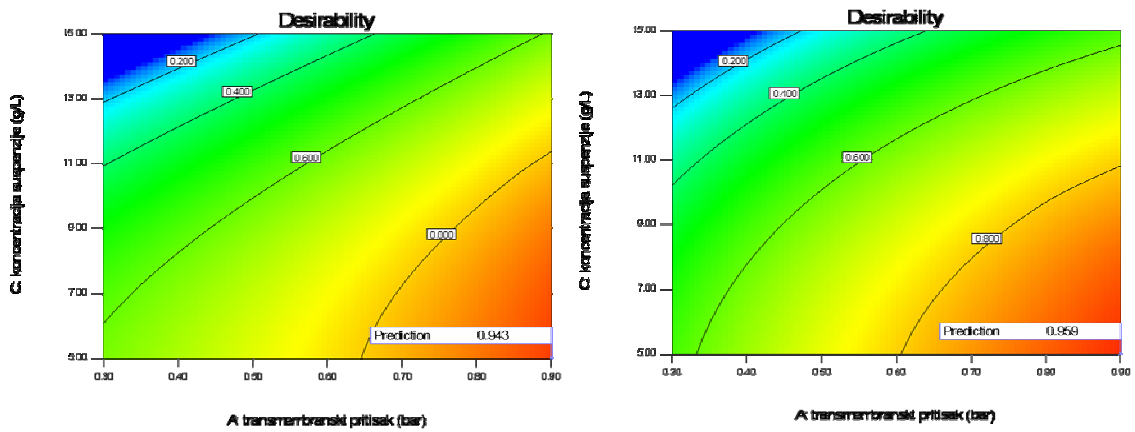
- Pereira Nunes S, Peinemann KV.* 2001. Membrane Technology in the Chemical Industry. Wiley-VCH, Weinheim, Germany
- Porter MC.* 1990. Handbook of Industrial Membrane Technology. Noyes Publication, Westwood, New Jersey
- Poyen S, Quemeneur F, Bariou B.* 1987. Improvement of the flux of permeate in ultrafiltration by turbulence promoters. International Chemical Engineering. 27: 441-447
- Psomas SK, Liakopoulou-Kyriakides M, Kyriakidis DA.* 2007. Optimization study of xanthan gum production using response surface methodology. Biochemical Engineering Journal. 35: 273-280
- Qaisrani TM, Samhaber WM.* 2008. Flux enhancement by air dispersion in cross-flow microfiltration of a colloidal system through spiral wound module. Global Nest Journal. 10: 461-469
- Rausch KD.* 2002. Front End to Backpipe: Membrane technology in the starch processing industry. Starch/Stärke. 54: 273-284
- Ripperger S, Altmann J.* 2002. Crossflow microfiltration – state of the art. Separation and Purification Technology. 26: 19–31
- Russotti G, Osawa EA, Sitrin RD, Buckland BC, Adams WR, Lee SS.* 1995. Pilot-scale harvest of recombinant yeast employing microfiltration: a case study. Journal of Biotechnology. 42: 235-246
- Shukla R, Tandon R, Nguyen M, Cheryan M.* 2000. Microfiltration of starch suspensions using a tubular stainless steel membrane. Membrane Technology. 120: 5-8
- Singh N, Cheryan M.* 1997. Membrane Technology in Corn Wet Milling. Cereal Foods World. 42: 520-525
- Sovilj M.* 2004. Difuzione operacije. Univerzitet u Novom Sadu, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Spriggs D, Li NN.* 1976. Liquid Permeation Through Polymeric Membranes. U Membrane Separation Processes, ed. P. Meares, Elsevier Scientific Publishers, Amsterdam
- Šereš Z, Gyura J, Eszterle M, Vatai Gy.* 2004. Coloured matters removal from sugar beet industry syrup by ultra- and nano-filtration. Acta alimentaria. 33: 119-127

- Šereš Z. 2008. Separacija nesaharoznih jedinjenja iz međufaznih produkata kristalizacije šećera. Doktorska disertacija, Tehnološki fakultet, Novi Sad
- Šereš Z, Gyura J, Đurić M, Vatai Gy, Jokić A. 2010. Separation of non-sucrose compounds from sugar beet syrup by ultrafiltration with ceramic membrane containing static mixer. *Desalination*. 250: 136–143
- Trettin DR, Doshi MR. 1980. Limiting flux in ultrafiltration of macromolecular solutions. *Chemical Engineering Communications*. 4: 507-522
- Van Den Berg GB, Smolders CA. 1992. Diffusional Phenomena In Membrane Separation Processes. *Journal of Membrane Science*. 73: 103-118
- Vatai GN, Krstić DM, Höflinger W, Koris AK, Tekić MN. 2007. Combining air sparging and the use of a static mixer in cross-flow ultrafiltration of oil/water emulsion. *Desalination*. 204: 255–264
- Vladisavljević GT, Milonjić SK, Pavasović VLj. 1995. Flux decline and gel resistance in unstirred ultrafiltration of aluminium hydroxide sols. *Journal of Colloid and Interface Science*. 176: 491-494
- Vladisavljević GT, Vukosavljević P, Bukvić B. 2003. Permeate flux and fouling resistance in ultrafiltration of depectinized apple juice using ceramic membranes. 60: 241-247
- Vyas HK, Bennett RJ, Marshall AD. 2000. Influence of operating conditions on membrane fouling in crossflow microfiltration of particulate suspensions. *International Dairy Journal*. 10: 477-487
- Wijmans JG, Nakao S, Berg Van Den JWA, Troelstra FR, Smolders CA. 1985 Hydrodynamic resistance of concentration polarization boundary layers in ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*. 22: 117-126
- Xu N, Xing W, Shi J. 2002. Application of turbulence promoters in ceramic membrane bioreactor used for municipal wastewater reclamation. *Journal of Membrane Science*. 210: 307-313
- Yeh HM, Chen HY, Chen KT. 2000. Membrane ultrafiltration in a tubular module with a steel rod inserted concentrically for improved performance. *Journal of Membrane Science*. 168: 121-133

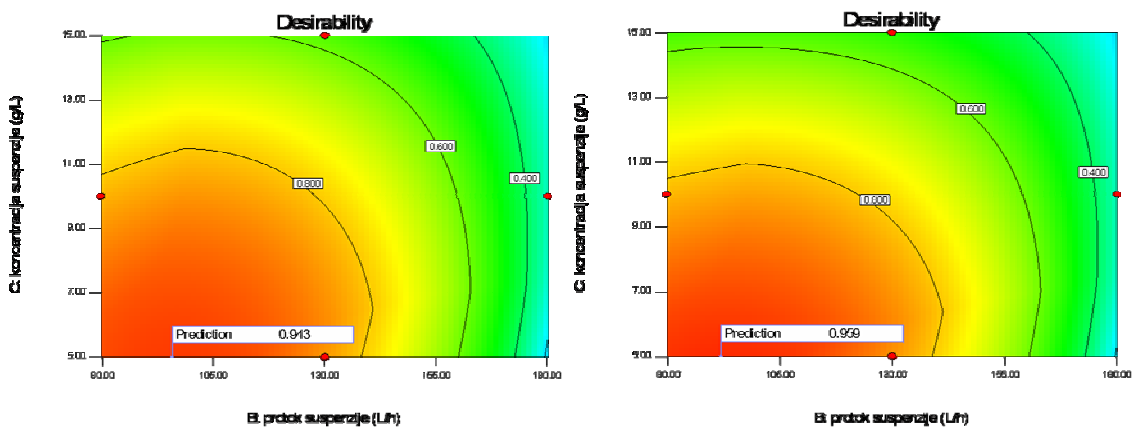
Zhen XH, Yu SL, Wang BF, Zheng HF. 2006. Flux enhancement during ultrafiltration of produced water using turbulence promoter. *Journal of Environmental Sciences.* 18: 1077-1081

Zhong Z, Xing W, Liu X, Jin W, Xu N. 2007. Fouling and regeneration of ceramic membranes used in recovering titanium silicalite-1 catalysts. *Journal of Membrane Science.* 301: 67-75

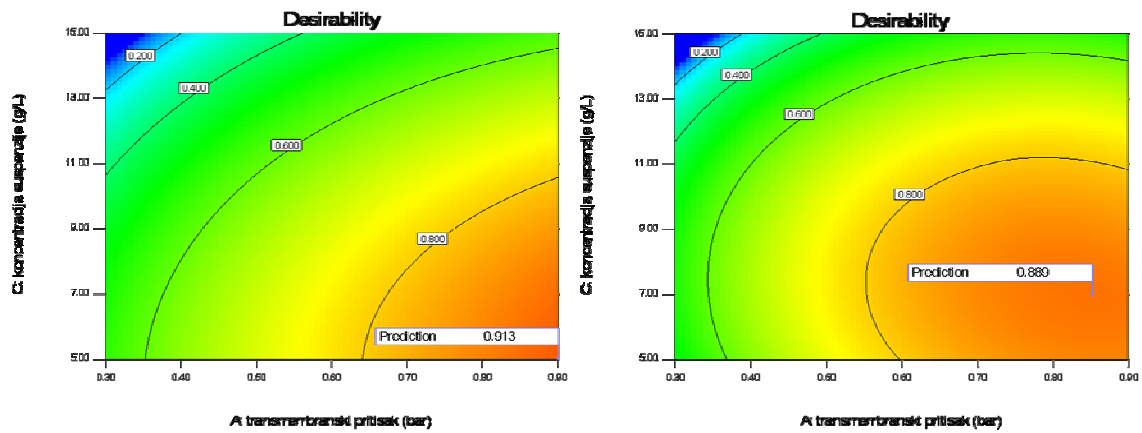
PRILOG



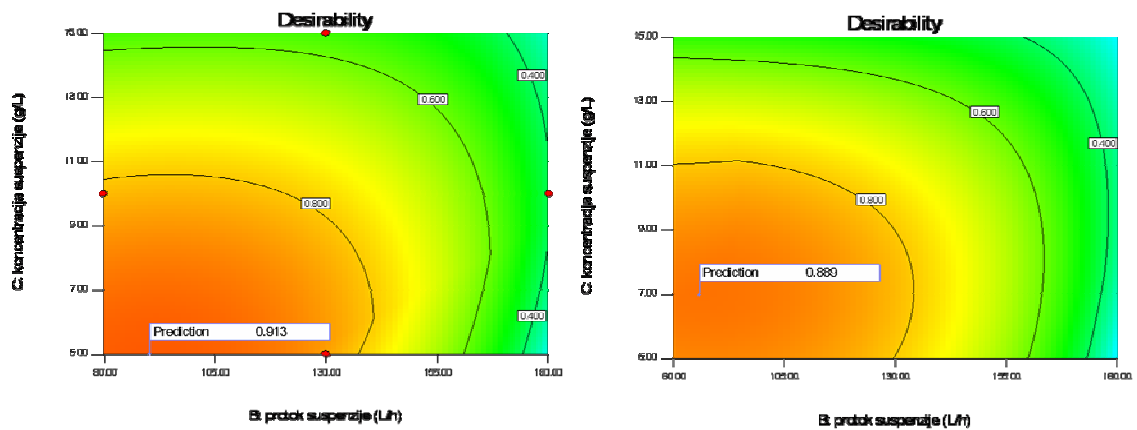
Slika P.1. Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku u uslovima recirkulacije napojne suspenzije
(a) M200 i (b) M500



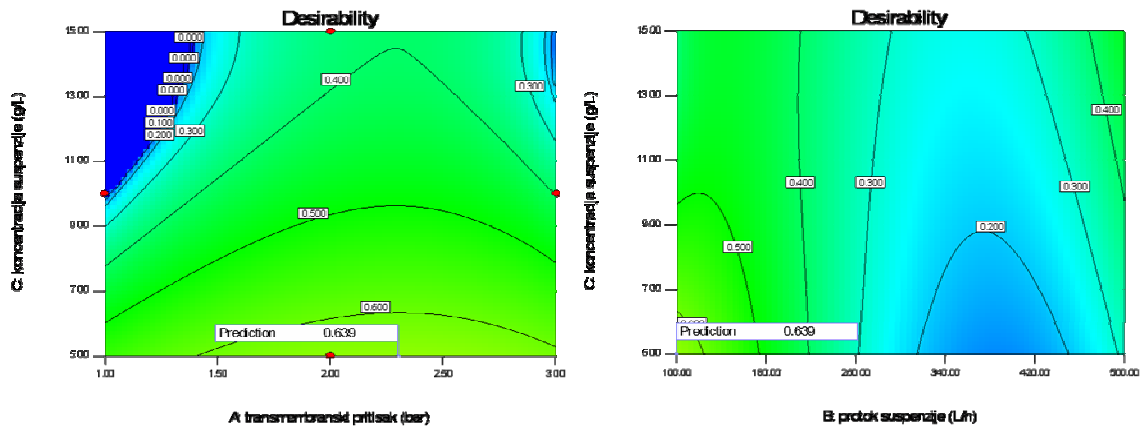
Slika P.2. Zavisnost ukupne željene funkcije od protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku u uslovima recirkulacije napojne suspenzije
(a) M200 i (b) M500



Slika P.3. Zavisnost ukupne željene funkcije od transmembranskog pritiska i koncentracije suspenzije pri optimalnom protoku u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500



Slika P.4. Zavisnost ukupne željene funkcije od protoka i koncentracije suspenzije pri optimalnom transmembranskom pritisku u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije (a) M200 i (b) M500



Slika P.5. Zavisnost ukupne željene funkcije od vrednosti procesnih parametara u uslovima koncentrisanja napojne suspenzije