

**Mr Svetlana S. Popović**

**UTICAJ TIPA PROMOTORA TURBULENCIJE NA UNAPREĐENJE  
MEMBRANSKE FILTRACIJE PROTEINA MLEKA**

DOKTORSKA DISERTACIJA

Novi Sad, 2011.



*Najtoplije se zahvaljujem svom profesoru i mentoru Dr Miodragu Tekiću na velikoj pomoći i razumevanju tokom izrade ovog rada kao i na podršci tokom svih ovih godina rada na Tehnološkom fakultetu u Novom Sadu.*

*Poštovanim profesorima, Dr Spaseniji Milanović i Dr Gyuli Vatai, zahvaljujem se na pomoći i sugestijama tokom rada na disertaciji.*

*Profesorici Dr Mirjani Đurić, na brojnim sugestijama pri pisanju radova kao i na velikoj podršci.*

*Svom predmetnom profesoru, Dr Ratomiru Paunoviću na neizmernoj podršci i strpljenju.*

*Takođe bih želela najiskrenije da se zahvalim:*

*Kolegama sa predmeta za tehnologiju mleka, na podršci i pomoći oko analiza.*

*Dragici Jovičević i Mariji Marčok na pomoći oko eksperimenta.*

*Jakovu Kuljaninu i Rastislavi Brtki na tehničkoj podršci.*

*Ministarstvu za nauku i tehnološki razvoj Republike Srbije na finansijskoj podršci rada u okviru projekta E!5406.*

*Svim kolegama sa I sprata stare zgrade Tehnološkog fakulteta ogromno hvala.*

*I na kraju i najviše, neizmerno hvala mojoj porodici na nepresušnoj podršci i pomoći tokom svih ovih godina.*

## KLJUČNA DOKUMENTACIJSKA INFORMACIJA

Redni broj:  
**RBR**

Identifikacioni broj:  
**IBR**

Tip dokumentacije: Monografska publikacija  
**TD**

Tip zapisa: Tekstualni štampani materijal  
**TZ**

Vrsta rada: Doktorska disertacija  
**VR**

Autor: Svetlana S. Popović  
**AU**

Mentor: Prof. Dr Miodrag Tekić, redovni profesor  
Tehnološki fakultet Novi Sad  
**MN**

Naslov rada: Uticaj tipa promotora turbulencije na  
membransku filtraciju proteina mleka  
**NS**

Jezik publikacije: Srpski (latinica)  
**JZ**

Jezik izvoda: Srpski/engleski  
**JI**

Zemlja publikovanja: Republika Srbija  
**ZP**

Uže geografsko područje: Vojvodina  
**UGP**

Godina: 2011.  
**GO**

---

Izdavač: <b>IZ</b>	Autorski reprint
Mesto i adresa: <b>MS</b>	Tehnološki fakultet, Novi Sad, Bulevar Cara Lazara 1
Fizički opis: <b>FO</b>	10 poglavlja, 104 strane, 86 literaturnih navoda, 16 tabela, 40 slika.
Naučna oblast: <b>NO</b>	Tehničko - tehnološke nauke
Naučna disciplina: <b>ND</b>	Hemijsko inženjerstvo
Predmetna odrednica/ključne reči: <b>PO</b>	“Cross-flow“ filtracija, keramičke membrane, promotori turbulencije, proteini mleka
<b>UDK</b>	
Čuva se: <b>ČU</b>	U biblioteci Tehnološkog fakulteta u Novom Sadu, Novi Sad, Bulevar Cara Lazara 1
Važna napomena: <b>VN</b>	nema
Izvod: <b>IZ</b>	<p>U radu je ispitivana mogućnost unapređenja membranske filtracije mleka primenom promotora turbulencije različitog geometrijskog oblika i dimenzije. Eksperimentalna istraživanja su izvedena na keramičkoj membrani veličine 100 nm koja se najčešće koristi u procesu mikrofiltracije mleka. Istraživanja su obuhvatila ispitivanje uticaja promotora helikoidne geometrije (uvrnuti trak i Keniks mikser) i geometrije u obliku sečiva (Koflo mikser) različitih karakterističnih dimenzija na fluks permeata, prljanje i selektivnost membrane. Efikasnost primene različitih promotora analizirana je kako sa aspekta povećanja fluksa tako i sa aspekta smanjenja potrošnje energije.</p> <p>Istraživanje uticaja tipa promotora turbulencije na mikrofiltraciju proteina mleka pokazalo je da se izborom geometrije, karakteristične dimenzije i radnih uslova mogu postići značajna i energetski isplativa povećanja fluksa permeata.</p> <p>Primenom uvrnute trake kao promotora</p>

---

turbulencije ostvarena su povećanja fluksa i od 200 do 600% u zavisnosti od karakteristične dimenzije uvrnute trake, i rad pri dva ili tri puta manjim protocima u odnosu na rad bez promotora. Najveće povećanje fluksa od oko 600% ostvareno je primenom najgušće uvrnute trake karakteristične dimenzije 1,0 (UT1,0). UT1,0 kao promotor turbulencije uzrokuje najveće ubrzanje fluida tj. nivo turbulencije i najdužu helikoidnu putanju strujnica što doprinosi intenzivnom odnošenju čestica sa površine membrane.

Ispitivanje primene Keniks miksera kao promotora turbulencije je pokazalo da se značajna i isplativa povećanja fluksa postižu već pri veoma malim protocima. Keniks mikser je takođe helikoidne geometrije kao i uvrnute trake, ali se razlikuje po tome što su helikoidni elementi postavljeni pod uglom od  $90^\circ$  i levo desno jedan u odnosu na drugi. Ovakva orijentacija elemenata uzrokuje preraspodelu i promenu smera stujnica posle svakog elementa zbog čega je pad pritiska za Keniks mikser i do četiri puta veći u odnosu na uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije, ali uz veći utrošak energije.

Promotori geometrije u obliku sečiva (Koflo mikseri) takođe obezbeđuju povećanje fluksa od 200 do 650% pri nižem protoku u odnosu na rad bez promotora. Veće povećanje fluksa od 500 do 600% postignuta su primenom Koflo miksera manje karakteristične dimenzije 1,3. Koflo mikseri obezbeđuju promenu slike strujanja u membrani koja se manifestuje takođe raspodelom toka fluida i pojavom helikoidnih strujnica, ali i sudaranjem i mešanjem struja usled udara o sečiva pod određenim uglom. Po sudaranju struja se ovaj tip miksera razlikuje u odnosu na uvrnute trake i Keniks mikser. Ipak pad pritiska ovog miksera je veći u odnosu na pad pritiska uvrnute trake, a manji u odnosu na pad pritiska Keniks miksera.

Ispitivanje smanjenja prljanja membrane pokazalo je da se primenom promotora smanjuje otpor prljanja membrane kao i otpori usled povratnog i nepovratnog prljanja. Naročito je zapaženo smanjenje otpora usled povratnog prljanja koje se javlja na površini membrane. Na ovaj način potvrđeno je da svi tipovi miksera uzrokuju promenu načina strujanja u membrani koja obezbeđuje poboljšanje prenosa mase u graničnom sloju. U graničnom sloju najintenzivnije deluje

---

Keniks mikser kod kog sem preraspodele stujanja dolazi i do promene smera strujnica nakon svakog elementa.

Izvođenje procesa primenom promotora je energetski isplativije u odnosu na konvencionalan način rada i važi za sve ispitivane tipove promotora bez obzira na geometriju i karakterističnu dimenziju. Za vrednosti flukseva do  $60 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  uvrnute trake sve tri karakteristične dimenzije zahtevaju istu potrošnju energije. Primena uvrnute trake UT1,0 je najisplativija za flukseve veće od 60 do  $100 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  iako uzrokuje veći pad pritiska u odnosu na UT1,5 i UT2,5, ali obezbeđuje i proporcionalno veći fluks pri protocima tri puta manjim u odnosu na rad bez promotora. Primenom UT1,0 moguće su uštede energije u rasponu od 50 do 75 % u odnosu na rad bez promotora. Potrošnja energije kod primene Keniks miksera je veća u odnosu na uvrnutu traku iste karakterisitčne dimenzije, a opseg radnih protoka i TMP uslovljen velikim padom pritiska. Uštede energije u slučaju primene Keniks miksera su od 30 do 65% u odnosu na rad bez promotora. Međutim, primenom UT1,0 umesto Keniks miksera iste dimenzije obezbeđuju se od 10 do 35 % veće uštede energije pri istom radnom fluksu. Sa aspekta potrošnje energije, Koflo mikseri su najmanje efikasni. KF1,3 mikser je manje efikasan u odnosu na KF2,5 zbog većeg pada pritiska i ne proporcionalno većeg fluksa. Primenom ovih promotora se postižu uštede energije od 20 do 70% u odnosu na konvencionalan način rada, ali je ipak njihova efikasnost manja u odnosu na uvrnutu traku iste dimenzije zbog razlike u padu pritiska

Pravilnim izborom geometrije promotora može postići povećanje fluksa uz nisku potrošnju energije odnosno niže padove pritiska. Slika strujanja koja zavisi od geometrije promotora najviše utiče na povećanje fluksa pri čemu je najbitnije da se pored povećanja brzine obezbedi pojava strujnica helikoidnog oblika u graničnom sloju. Upravo ovakav način strujanja najviše doprinosi odnošenju čestica istaloženih na površini membrane i povećanju prenosa mase. Pojave radijalnog mešanja ili sudaranja struja mogu se smatrati sporednim pojavama u odnosu na to koliko doprinose povećanju fluksa međutim, njihovo postojanje doprinosi povećanju pada pritiska i smanjuju energetsku efikasnost promotora.

---

Rezultati istraživanja su potvrdili polaznu pretpostavku, definisanu ciljem istraživanja, da helikoidna putanja strujanja kod uvrnutih traka obezbeđuje najintenzivnije odnošenje istaloženog materijala sa površine membrane uz najmanji pad pritiska odnosno gubitak energije. Sa druge strane, pojava mešanja koje je primarno kod Keniks i Koflo miksera izaziva, pored odnošenja istaloženih čestica i dodatno vrtloženje koje za posledicu ima veći pad pritiska i manju energetska efikasnost.

Datum prihvatanja teme: 02.7.2009.  
**DP**

Datum odbrane:  
**DO**

Članovi komisije:  
**KO**

Predsednik:

---

Dr Spasenija Milanović, red. Prof  
Tehnološki fakultet, Novi Sad

Mentor:

---

Dr Midrag Tekić, red. Prof  
Tehnološki fakultet, Novi Sad

Član:

---

Dr Gyula Vatai, red. Prof.  
Corvinus Univerzitet, Budimpešta

---



## KEY WORDS DOCUMENTATION

Accession number:

**ANO**

Identification number:

**INO**

Document type:

**DT**

Monographic publication

Type of record:

**TR**

Textual material, printed

Contents code:

**CC**

PhD Thesis

Author:

**AU**

Svetlana S. Popović

Mentor:

**MN**

Dr Miodrag Tekić, full prof.  
Faculty of Technology, Novi Sad

Title:

**TI**

Influence of turbulence promoter type on the improvement of membrane filtration of milk proteins

Language of text:

**LT**

Serbian (Roman alphabet)

Language of abstract:

**LS**

Serbian/English

Country of publication:

**CP**

Republic of Serbia

Locality of publication:

**LP**

Vojvodina

Publication year:

**PY**

2011

Publisher:

**PB**

Author's reprint

---

Publication place: <b>PL</b>	Faculty of Technology, Novi Sad, Bulevar Cara Lazara 1
Physical description: <b>PD</b>	10 chapters, 104 pages, 86 references, 16 tables, 40 figures.
Scientific field: <b>SF</b>	Technical and Technological Sciences
Scientific discipline: <b>SD</b>	Chemical Engineering
Key words: <b>CW</b>	“Cross-flow“ filtration, ceramic membranes, turbulence promoters, milk proteins
<b>UC</b>	
Holding data: <b>HD</b>	Library of Faculty of Technology Novi Sad, 21000 Novi Sad, SCG, Boulevard Cara Lazara 1
Note: <b>N</b>	None
Abstract: <b>AB</b>	<p>This work investigates influence of turbulence promotor geometry and its characteristic dimension on the improvement of membrane filtration of milk proteins. The investigation was performed using a ceramic tubular membrane with 100 nm pore size which is commonly used in the dairy industry. As turbulence promoters two main geometry types were chosen: a helical (twisted tape and Kenics mixer) and a blade shaped (Koflo mixer). Except the geometry type, influence of an aspect ratio was studied, also. Efficiency of turbulence promoters was evaluated from the point of view of flux improvement and specific energy consumption.</p> <p>The experimental results clearly show that microfiltration process can be improved by proper choice of a turbulence promoter geometry, its aspect ratio and operating conditions. The process efficiency is increased by achievement of a significant flux increase and lowered energy consumption.</p>

---

Application of twisted tapes as turbulence promoters yields in the flux improvement of 200 to 600% depending on the aspect ratio of twisted tape but at two or three times lower cross-flow rates compared to conventional MF. The higher flux improvement of 600% was achieved by using twisted tape with aspect ratio 1.0, which induces the highest turbulence and the longest helical stream path so the scouring of particles from the membrane surface is the most intensive.

By applying Kenics mixer as turbulence promoter significant flux improvement can be achieved at five fold lower cross-flow rates. Kenics mixer is also helical insert but its elements are right and left-hand orientated what causes the local resistances and much higher pressure drop compared to the twisted tape of the same aspect ratio. This resulted in higher energy consumption and in lower efficiency of the process fitted with Kenics mixer.

Application of blade type insert, such is Koflo mixer, enables flux improvement of 200 to 650% and operation at lower cross-flow rates compared to conventional MF. The higher flux improvement, 500 to 600%, was yielded using the mixer of lower aspect ratio, 1.3. Blade mixers divide and redistribute streamlines after each element and also induce helical flow path near the membrane surface. Flow field differs from the flow field of twisted tape and Kenics mixer by the appearance of stream collision in the center of blade structure. This causes greater pressure gradient than for the twisted tape but lower than for the Kenics mixer.

Investigation of membrane fouling confirmed that the membrane fitted with promoter is less fouled compared to the plane membrane. The reversible fouling resistance is reduced for order of magnitude especially for the case of Kenics mixer application. All types of promoters improve the mass transfer in the boundary layer at membrane surface inducing the helical path streamlines which take away deposited material.

Energy consumption analysis has shown that the energy consumption can be significantly reduced by proper promoter geometry and aspect ratio. Operation with promoters proved to be

---

more efficient from energy consumption point of view compared to the conventional operation. Using twisted tape of 1.0 aspect ratio energy can be saved for 50 to 75%. Blade type mixers are the less efficient, but still more efficient than the conventional filtration.

In general, when the twisted tapes were used as promoters generated helical streamline path enables the most intensive fouling reduction with lowest pressure drop i.e. energy consumption. On the other hand, when the Kenics and blade mixers were used, except helical streamline path the secondary flows and mixing are induced what along with fouling reduction causes the higher pressure loss making these promoters energetically less efficient.

Accepted by the Scientific Board July, 02 2009.

on:

**ASB**

Defended on:

**DE**

Thesis defended board:

**DB**

President:

---

Dr Spasenija Milanović, Full professor  
Faculty of Technology, Novi Sad

Mentor:

---

Dr Miodrag Tekić, full professor  
Faculty of Technology, Novi Sad

Member:

---

Dr Gyula Vatai, full professor  
Corvinus University, Budapest

---

---

## SADRŽAJ

Strana

### SPISAK SLIKA I TABELA

1. UVOD	1
2. PREGLED DOSADAŠNJIH ISTRAŽIVANJA	3
2.1. Membranska filtracija	3
2.2. Prljanje membrana	6
2.3. Metode regeneracije fluksa tokom filtracije	10
2.4. O promotorima turbulencije – tipovi i primena	15
2.5. Primena membranskih procesa u industriji mleka	23
3. CILJ ISTRAŽIVANJA	30
4. EKSPERIMENTALNI POSTUPAK	32
4.1. Opis aparature i radni uslovi	32
4.2. Materijal i metode	38
4.2.1. Obrano mleko	38
4.2.2. Određivanje fluksa destilovane vode	39
4.2.3. Hemijske analize	40
4.2.4. Čišćenje membrane	40
4.3. Jednačine korišćene za obradu rezultata	41
4.3.1. Efikasnost promotora turbulencije	41
4.3.2. Hidraulički otpori prljanja	42
4.3.3. Selektivne karakteristike membrane	43
5. REZULTATI I DISKUSIJA	45
5.1. Pad pritiska u membrani sa promotorom	45
5.2. Uticaj tipa promotora na veličinu fluksa	48

---

---

5.2.1. Promotor helikoidnog oblika tipa uvrnute trake	48
5.2.2. Uticaj tipa geometrije promotora helikoidnog oblika	55
5.2.3. Uticaj promotora u obliku sečiva	63
5.3. Uticaj tipa promotora na prljanje membrane	71
5.4. Energetska efikasnost promotora	80
5.5. Ispitivanje tokom koncentrisanja napojne smeše	85
5.5.1. Uticaj geometrije promotora na potrošnju energije tokom koncentrisanja	85
5.5.2. Uticaj geometrije promotora na selektivnost membrane	87
6. ZAKLJUČAK	90
LISTA OZNAKA	93
LITERATURA	95
SPISAK PUBLIKOVANIH RADOVA	101
PRILOG	102

---

## SPISAK SLIKA

- Slika 2.1. Šematski prikaz “cross-flow” i “dead-end” filtracije.
- Slika 2.2. Sile koje deluju na nataloženu česticu tokom mikrofiltracije.
- Slika 2.3. Šematski prikaz glavnih otpora prenosu mase.
- Slika 2.4. Tri faze opadanja fluksa.
- Slika 2.5. Tipovi komercijalno dostupnih statičkih miksera.
- Slika 2.6. Geometrija promotora turbulencije primenjenih u membranskoj filtraciji: glatka šipka a), šipka sa helikoidnim namotajima b), zavrtanj c) Keniks mikser d).
- Slika 2.7. Slike strujanja: uvrnuta traka a) Keniks mikser b) i Koflo mikser c).
- Slika 4.1. Aparatura za mikrofiltraciju/ultrafiltraciju.
- Slika 4.2. Uvrnute trake a), koflo mikseri b) i Keniks mikser c).
- Slika 4.3. Poprečni presek membrane bez miksera a), sa uvrnutom trakom ili Keniks mikserom b).
- Slika 4.4. Raspodela veličine čestica u mleku.
- Slika 4.5. Fluksevi destilovane vode na temperaturi 25 °C a) i 50 °C b).
- Slika 5.1. Padovi pritiska kroz membranu bez promotora i sa uvrnutim trakama a) i Koflo mikserima b).
- Slika 5.2. Poređenje padova pritiska promotora različite geometrije.
- Slika 5.3. Uticaj uvrnute trake na fluks tokom filtracije pri protoku od 3,0 Lmin<sup>-1</sup> i TMP 50 kPa.
- Slika 5.4. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene uvrnute trake; TMP 50 kPa.
- Slika 5.5. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage u slučaju primene uvrnute trake.
- Slika 5.6. Zavisnost povećanja fluksa permeata od protoka u slučaju primene uvrnute trake.
- Slika 5.7. Poređenje flukseva dobijenih primenom uvrnute trake i Keniks miksera: 1,0 Lmin<sup>-1</sup> i TMP 50 kPa a) i 3,0 Lmin<sup>-1</sup> i TMP 100 kPa b).
- Slika 5.8. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene UT1,0 i KMT1,0; TMP 50 kPa.
- Slika 5.9. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage za UT1,0 i KMT1,0; TMP 50 kPa.
- Slika 5.10. Uticaj koflo miksera na fluks pri TMP 50 kPa i protoku od: 1,0 Lmin<sup>-1</sup> a) i 3,0 Lmin<sup>-1</sup> b).
- Slika 5.11. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene Koflo miksera; TMP 50 kPa.
- Slika 5.12. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage za Koflo miksera; TMP 50 kPa.
- Slika 5.13. Zavisnost povećanja fluksa permeata od protoka za KF miksera, TMP 50 kPa.
- Slika 5.14. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka za UT i KMT.
- Slika 5.15. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka za UT2,5 i KF2,5.
- Slika 5.16. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka
-

za UT1,5, KF1,3 i UT1,0.

Slika 5.17. Specifična potrošnja energije kao funkcija fluksa za slučaj primene uvrnutih traka kao promotora, TMP 50 kPa.

Slika 5.18. Specifična potrošnja energije kao funkcija fluksa za slučaj primene Koflo miksera kao promotora, TMP 50 kPa.

Slika 5.19. Promena fluksa permeata sa VCF.

Slika 5.20. Promena specifične potrošnje energije sa VCF.

Slika P1. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $3 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad bez promotora.

Slika P2. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $8 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad bez promotora.

Slika P3. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $3 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad sa uvrnutom trakom UT1,0.

Slika P4. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $1,9 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad sa KF1,3 promotorom.

Slika P.5. Zavisnost fluksa od snage. Poređenje UT2,5 i KF2,5.

Slika P.6. Promena otpora usled prljanja sa povećanjem protoka u slučaju primene Koflo miksera.

Slika P.7. Poređenje ukupnih otpora za Koflo i uvrnutu traku karakteristične dimenzije 2,5.

Slika P.8. Poređenje ukupnih otpora za UT1,5, KF1,3 i UT1,0.

## SPISAK TABELA

Tabela 2.1. Metode regeneracije fluksa.

Tabela 2.2. Tipovi promotora turbulencije primenjeni u membranskoj filtraciji.

Tabela 2.3. Najznačajniji membranski procesi primenjeni u industriji mleka.

Tabela 2.4. Razvoj membrana i membranskih procesa u industriji mleka.

Tabela 4.1. Karakteristike promotora turbulencije

Tabela 4.2. Sastav obranog pasterizovanog mleka

Tabela 5.1. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za UT.

Tabela 5.2. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za UT1,0 i KMT1,0.

Tabela 5.3. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za Koflo miksera.

Tabela 5.4. Poređenje unapređenja fluksa za KF2,5 i UT2,5.

Tabela 5.5. Uticaj promotora helikoidne geometrije na ukupni i pojedinačne otpore prljanja.

Tabela 5. 6. Smanjenje potrošnje specifične energije primenom uvrnutih traka.

Tabela 5.7. Smanjenje potrošnje specifične energije za UT1,0 i KMT1,0.

Tabela 5.8. Smanjenje potrošnje specifične energije za KF1,3 i KF2,5.

Tabela 5.9. Smanjenje potrošnje energije tokom koncentrisanja VCF = 2.

Tabela 5.10. Propuštanje i selektivnost membrane tokom koncentrisanja.

---



## **1. UVOD**

Membrane i membranski separacioni procesi nalaze široku primenu u industriji i predstavljaju tehnologiju koja se veoma brzo razvija i sve više dobija na značaju. Suštinske karakteristike membranskih procesa kao što su efikasnost, fleksibilno i jednostavno vođenje procesa, relativno velika selektivnost i permeabilnost, stabilnost u širokom opsegu radnih uslova, nizak negativan uticaj na životnu sredinu, jednostavna kontrola i “scale-up“ doprinele su širenju primene membrana u velikom broju industrijskih grana.

Primena membranskih separacionih procesa, sa razlikom pritisaka kao pogonskom silom, u industriji mleka datira iz sredine 20. veka. Tokom poslednjih 30 godina membranski procesi su postali jedna od najznačajnijih tehnika u prehrambenoj industriji. Osim u prehrambenoj industriji, membranski procesi se primenjuju više jedino u tehnologiji obrade vode [1]. Danas se membranska filtracija primenjuje u mnogim procesima kako za proizvodnju pijaće vode iz morske vode, tako i za prečišćavanje industrijskih otpadnih tokova sa ciljem regeneracije nutritivno vrednih komponenata kao i za koncentrisanje, prečišćavanje i frakcionisanje makromolekula u prehrambenoj i farmaceutskoj industriji.

U odnosu na ostale sektore, u industriji mleka nesumnjivo se primenjuje najveći broj membranskih procesa za koncentrisanje i frakcionisanje proteina mleka i preradu nusproizvoda kao što je surutka. Mikrofiltracija se uspešno koristi za uklanjanje bakterija iz obranog mleka i selektivno koncentrisanje kazeina u proizvodnji sira. Ipak, negativna karakteristika membranskih procesa uopšte, pa tako i onih primenjenih u industriji mleka jeste prljanje membrane tokom filtracije što rezultira značajnim opadanjem fluksa permeata. Usled prljanja membrane se u industriji mleka čiste jednom dnevno kako bi se regenerisao fluks, što dodatno smanjuje efikasnost celog procesa [2, 3].

Karakteristike membranskih procesa koje ih mogu učiniti manje atraktivnim jesu, kako je već pomenuto, smanjenje kapaciteta uslovljeno smanjenjem fluksa permeata usled prljanja membrane tokom filtracije, i učestala potreba za čišćenjem membrana.

Opadanje fluksa naročito je izraženo tokom koncentrisanja i frakcionisanja proteina mleka i surutke koji uzrokuju intenzivno prljanje membrana. Tokom ultrafiltracije i mikrofiltracije proteina fluks je kontrolisan prljanjem prvenstveno nastalim postepenom adsorpcijom i taloženjem proteina na površini i/ili u porama membrane.

Savremena nauka usmerena je na istraživanja koja imaju za cilj unapređenje fluksa permeata tokom same filtracije (smanjenje prljanja) kao i unapređenje procedure čišćenja opet sa ciljem što efikasnije regeneracije fluksa. Metode koje se primenjuju mogu biti hemijske, mehaničke ili hidrodinamičke prirode. Jedna od hidrodinamičkih metoda jeste i primena promotora turbulencije u membranskom modulu sa ciljem promene hidrodinamičkog režima i strujnog polja usled čega se smanjuje prljanje membrane.

Komercijalno dostupni promotori turbulencije razvijeni su prvenstveno kao statički mešači, te je većina istraživanja posvećena njihovom uticaju na proces mešanja. Statički mešači uzrokuju promenu polja strujanja usled čega se poboljšava mešanje. Takođe se primenjuju u procesima u kojima postoji potreba za poboljšanjem prenosa toplote i mase. Tako su neki tipovi statičkih mešača primenjeni i u membranskim separacionim procesima sa ciljem poboljšanja prenosa mase i smanjenja prljanja membrane. Od geometrijskog oblika statičkog mešača zavisi slika strujanja i hidrodinamički režim u membrani. Samim tim, geometrijski oblik mešača ima uticaja i na smanjenje prljanja membrane. Međutim, smanjenje prljanja membrane i povećanje fluksa praćeno je povećanjem pada pritiska i time gubitkom energije u odnosu na konvencionalan način rada.

U ovom radu, cilj istraživanja je ispitivanje uticaja tipa promotora turbulencije na membransku filtraciju proteina mleka. Ispitivaće se uticaj geometrije i dimenzija karakterističnih za određenu geometriju na veličinu fluksa i stepen prljanja membrane. Takođe će biti uzete u obzir i razlike u padu pritiska za različite promotore koje, uz ostvareno poboljšanje fluksa, imaju uticaja i na ekonomsku isplativost primene promotora.

## 2. PREGLED DOSADAŠNJIH ISTRAŽIVANJA

### 2.1. Membranska filtracija

Membranska filtracija predstavlja razdvajanje multikomponentne fluidne smeše pomoću polupropustljive membrane. Pod membranom se podrazumeva međufaza koja razdvaja dve faze i kontroliše selektivni transport materija između te dve faze. Čestice koje se razdvajaju membranama su širokog spektra: od čvrstih, vidljivih okom, preko makromolekula pa do molekula i jona.

Razdvajanjem napojne smeše pomoću membrane zapravo se dobijaju dva proizvoda tj. struje: permeat koji prolazi kroz membranu, u kome nema određenih rastvoraka i suspendovanih čestica ili je njihov sadržaj nizak, i retentat (koncentrat) obogaćen komponentama koje se odvajaju.

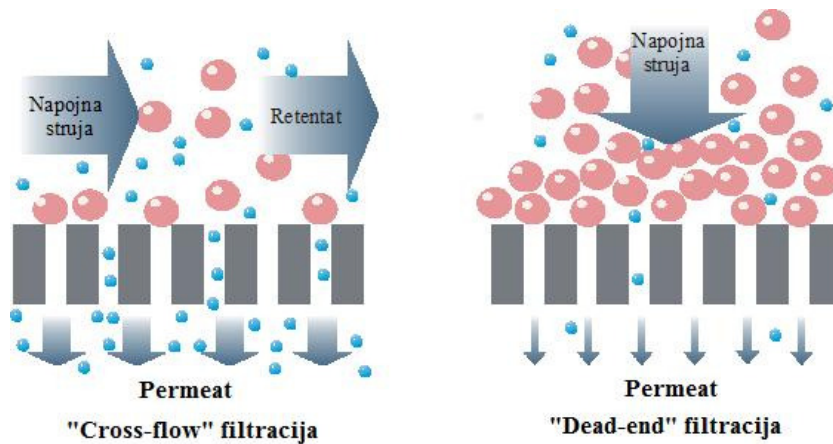
Membranski separacioni procesi mogu se grubo klasifikovati na osnovu dva kriterijuma: pogonske sile, na osnovu koje dolazi do razdvajanja komponenata, i na osnovu pravca glavnog toka napojne smeše.

Pogonska sila za izvođenje membranske filtracije može biti: gradijent pritiska, gradijent koncentracije, gradijent hemijskog ili električnog potencijala. Najčešće korišćeni membranski procesi su procesi sa razlikom pritisaka kao pogonskom silom kao što je: ultrafiltracija, mikrofiltracija, nanofiltracija i reversna osmoza.

Osnovna razlika između mikrofiltracije i ultrafiltracije je u dimenzijama pora membrane i primenjenom transmembranskom pritisku (TMP). Membrane koje se koriste za mikrofiltraciju su srednjeg prečnika pora 0,1-10  $\mu\text{m}$  i uklanjaju uglavnom suspendovane čestice, makromolekule i neke koloidne čestice dok ultrafiltracione membrane sa srednjim prečnikom pora 0,05-0,1  $\mu\text{m}$  odvajaju koloidne i submikronske čestice. TMP koji se primenjuje tokom izvođenja mikrofiltracije i ultrafiltracije, iznosi 0,1-0,5 MPa i 0,1-0,8 MPa respektivno [4, 5].

Na osnovu pravca glavnog toka napojne smeše razlikujemo “dead-end” i “cross-

flow” filtraciju (slika 2.1). Kod tradicionalne, “dead-end” filtracije koncentracija zadržanih komponenti u napoju raste i akumulira se na površini membrane stvarajući pogaču i izazivajući znatno opadanje fluksa permeata. Alternativa “dead-end“ filtraciji jeste „cross-flow“ filtracija kod koje se delimično izbegava stvaranje filtracione pogače. “Cross-flow”, ili filtracija sa unakrsnim tokom napojne smeše i permeata, je koncipirana tako da se napojni fluid usmerava tangencijalno preko površine membrane kako bi se delimično sprečilo nakupljanje čestica na površini membrane [6]. Kod “cross-flow” filtracije fluks permeata se ustali tokom vremena na nekoj stacionarnoj vrednosti i može se regulisati podešavanjem radnih uslova kao što su protok napojnog fluida i transmembranski pritisak, i odgovarajućom konfiguracijom modula [5].



Slika 2.1. Šematski prikaz “cross-flow” i “dead-end” filtracije.

Membranu treba da karakteriše: visok fluks filtrata (permeata), dobra mehanička i hemijska otpornost i visoka selektivnost željene materije. Selektivost membrane ( $S$ ) predstavlja sposobnost membrane da razdvaja različite komponente, i u direktnoj je vezi sa koeficijentom propuštanja:

$$S = \frac{C_p}{C_F} \quad (1)$$

Gde su  $C_p$  i  $C_F$  koncentracije posmatrane komponente u permeatu i napojnoj smeši, respektivno.

Permeabilnost neke komponente predstavlja brzinu kojom ona prolazi kroz membranu.

Zapreminski fluks permeata je povezan sa hidrauličkom permeabilnošću membrane:

$$L_p = \frac{J}{\Delta P} \quad (2)$$

Gde je J fluks permeata (zapreminski protok u jedinici vremena i po jedinici aktivne površine membrane), a  $\Delta P$  razlika transmembranskog pritiska. Fluks permeata neke smeše koja se filtrira je obično niži od fluksa vode kroz membranu usled prljanja i pojave koncentracione polarizacije. Prljanje membrane može se pojaviti usled adsorpcije na membrani ili u porama ili/i zbog formiranja naslaga na spoljnoj površini membrane. Koncentraciona polarizacija posledica je akumulacije delimično ili potpuno odvojenih rastvoraka na površini membrane usled ograničenja u prenosu mase ka membrani. U slučaju mikrofiltracije, veća koncentracija rastvorka (ćelija, agregata proteina...) može uzrokovati smanjenje fluksa stvarajući dodatni hidraulički otpor toku. Kod ultrafiltracije proteina, dominira pojava smanjenja efektivnog pritiska kao pogonske sile što je u vezi sa osmotskim pritiskom [7].

Kapacitet sistema se definiše kao zapremina napojne smeše koja se može obraditi po jedinici površine membrane pre nego što se membrana mora regenerisati ili zameniti. Za membranske procese sa pritiskom kao pogonskom silom kapacitet se obično definiše kao tačka koju karakteriše da protok filtrata padne ispod 10 % od polazne vrednosti ili ispod fluksa koji je određen kao radni za tu specifičnu namenu. Može se zaključiti da i kapacitet zavisi od prethodno navedenih fenomena koji se javljaju tokom prljanja membrane.

Kako membrane tokom procesa interaguju na različite načine sa materijama u napojnoj smeši izrađuju se od različitih materijala: polimera, metala i metalnih oksida, keramike, stakla ili tečnosti, u veoma širokom spektru oblika: kao ravne, cevne (cilindrične) ili u obliku šupljih vlakana, kao i u različitim strukturama (simetrične, asimetrične, kompozitne), a sa ciljem poboljšanja karakteristika i delimičnog smanjenja prljanja.

Modul je deo uređaja za membransku filtraciju u kom se neposredno obavlja proces membranske filtracije. Modul treba da obezbedi odgovarajuće proticanje napojne

smeše kroz membranu i održavanje zadovoljavajućeg transmembranskog pritiska da bi se postiglo željeno razdvajanje kao i odgovarajući fluks kroz membranu. Stoga su razvijeni različiti tipovi membranskih modula: moduli sa ravnim membranama, spiralno namotani, cevni, kapilarni moduli i moduli sa šupljim vlaknima.

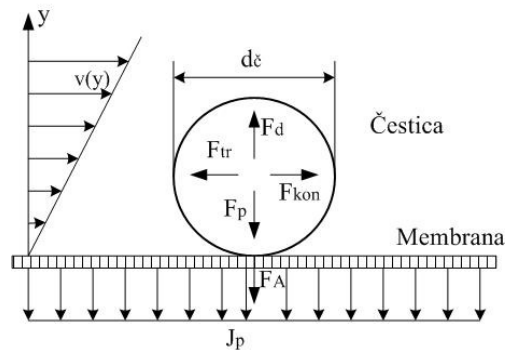
Uprkos širokoj ponudi membrana i membranskih modula prljanje membrane tokom filtracije ostaje nedovoljno razjašnjen, neizbežan problem i o njemu će biti diskusije u narednom poglavlju.

## 2.2. Prljanje membrana

Glavni nedostatak većine membranskih procesa je opadanje fluksa permeata i promena selektivnosti membrane tokom izvođenja procesa usled smanjivanja pogonske sile i/ili povećanja otpora prenosu mase kroz membranu. Proces prljanja membrane je kompleksan i zavisi od velikog broja parametara poput "cross-flow" brzine, transmembranskog pritiska, otpora same membrane, veličine čestica koje se filtriraju, njihovog oblika, otpora sloja koji formiraju, površinskih sila itd.

Sile koje deluju na česticu u kretanju razlikuju se od sila koje deluju na istaloženu česticu. Na česticu u kretanju deluju sile koje su po svojoj prirodi hidrodinamičke ( $F_{kon}$ ), dok na istaloženu česticu deluju adhezivne ( $F_A$ ) i sile trenja između čestica ( $F_{tr}$ ) i sile između čestice i površine membrane (Slika 2.2). Česticu koja se istaloži na membrani je veoma teško vratiti u masu fluida. U tom slučaju bi morale sile konvekcije da nadvladaju sile adhezije odnosno da se isprovocira disbalans sila [8].

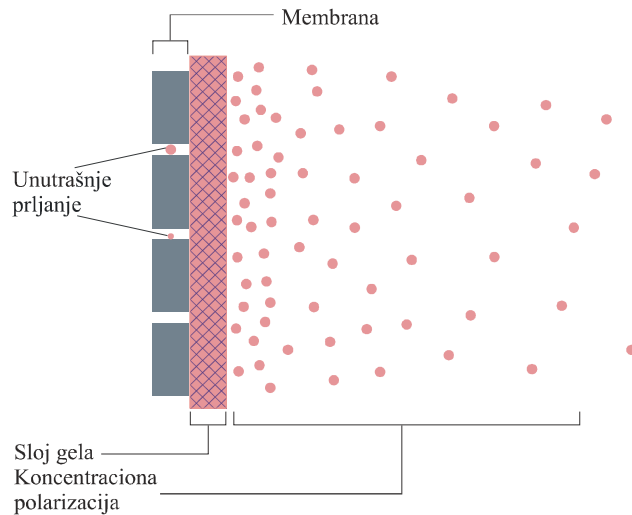
Mehanizmi prljanja membrana su veoma složeni i mogu biti koncentraciona polarizacija, taloženje proteina na površini membrane i/ili adsorpcija u porama membrane. Pojave koje mogu uzrokovati otpor prenosu mase kod membranskih separacionih procesa su šematski prikazani na slici 2.3. Pored toga što sama membrana pruža otpor, otpori prenosu mase se mogu javiti usled taloženja čestica na površini membrane, zapušavanja pora molekulima rastvoraka i usled adsorpcije molekula rastvorka na površini membrane i zidovima pora.



Slika 2.2. Sile koje deluju na nataloženu česticu tokom mikrofiltracije [8].

Koncentraciona polarizacija predstavlja reverzibilno akumuliranje rastvoraka ili suspendovanih čestica u blizini membrane. Do pojave koncentracione polarizacije dolazi usled različite permeabilnosti rastvoraka i rastvarača u membrani i u graničnom sloju u blizini membrane. Rastvarač brže prolazi kroz membranu od rastvoraka, tako da je koncentracija rastvoraka na površini membrane i u graničnom sloju veća od koncentracije u masi rastvora.

Ukoliko koncentracija rastvoraka u sloju na granici postane dovoljno velika, veća od granične rastvorljivosti, može doći do formiranja sloja gela na površini membrane. Stvoreni gel predstavlja dodatni otpor prenosu mase što dovodi do smanjenja fluksa i promene selektivnosti membrane prema određenim komponentama.



Slika 2.3. Šematski prikaz glavnih otpora prenosu mase [9].

Za klasičnu mikrofiltraciju i ultrafiltraciju je karakterističano da je zbog malog koeficijenta difuzije makromolekula difuzivni prenos mase sa zida membrane ka masi suspenzije nizak u odnosu na konvektivni prenos mase ka membrani tako da dolazi do značajnog smanjenja fluksa [5]. Prljanje membrane obuhvata ireverzibilne procese kao što su adsorpcija rastvoraka na zidovima pora i na površini membrane, sužavanje i blokiranje pora. Posledice ovih pojava su promene u veličini pora, gustini i distribuciji pora čime se snižava fluks permeata. Kod mikrofiltracije prljanje se mahom manifestuje kao površinsko taloženje i/ili sužavanje pora čak iako su pore zanatno veće od čestica rastvoraka (npr. proteina) koje uzrokuju prljanje [10]. Ultrafiltracioni procesi su više zastupljeni u koncentrisanju određenog proteina (npr. frakcionisanje) gde se prljanje uglavnom javlja na površini membrane kao formiranje dinamičke pogače koja dalje kontroliše separacione karakteristike membrane [11, 12].

Generalno se mogu uočiti tri odvojene faze opadanja fluksa usled prljanja membrane (slika 2.4.):

- Početna faza veoma brzog opadanja fluksa usled formiranja gel polarizacionog sloja.
- U drugoj fazi fluks dalje opada zbog adsorpcije i taloženja na površini membrane.
- U trećoj fazi vrednost fluksa se ustali na približno konstantnoj, pseudo-stacionarnoj vrednosti, ali i dalje dolazi do delimičnog, blažeg taloženja i adsorpcije u porama.

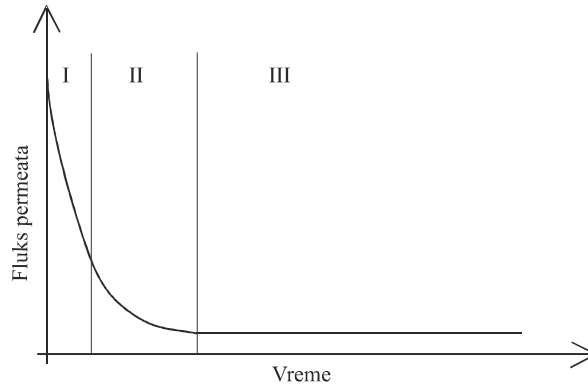
Treba primetiti da, dok su koncentraciona polarizacija i taloženje na površini membrane manje više reverzibilni procesi, prljanje u porama je generalno ireverzibilno. Koncentraciona polarizacija se javlja u prvoj minuti dok se prljanje nastavlja tokom filtracije. U drugoj fazi, fluks nastavlja da opada jer akumulirane supstance na površini membrane obrazuju dinamički sloj (gel) koji je čvrsto vezan za površinu membrane. Broj veza se samo povećava tokom vremena tako da se gel teško uklanja [13].

Brzina i intenzitet prljanja zavise od velikog broja parametara:

- Specifičnih interakcija između membrane i različitih vrsta prljanja
- Hidrodinamičkih sila tokom kretanja fluida kroz membranu i modul



- Radnih uslova kao što su unakrsna brzina proticanja, transmembranski pritisak, koncentracija napoja, veličine pora i temperature.



Slika 2.4. Tri faze opadanja fluksa [13].

Hemijska priroda membrane utiče na stvaranje sloja naslaga jer dolazi do međusobne interakcije aktivne površine membrane sa česticama napoja. Priroda interakcije može biti različita jer može doći do stvaranja jonskih, vodoničnih, jon-dipol ili dipol-dipol veza na čije nastajanje veliki uticaj ima površinsko naelektrisanje membrane, površinski napon, oblik i gustina pora membrane [4].

Intenzitet koncentracione polarizacije može se kontrolisati podešavanjem karakteristika radnog protoka, uglavnom povećanjem lokalnog napona smicanja u modulu za unakrsnu filtraciju ili indukovanjem sekundarnih tokova kao što su Tejlorovi ili Dinovi vrtlozi [7].

U literaturi se mogu pronaći različite preporuke kako kontrolisati i smanjiti prljanje membrane, a koje se odnose kako na izvesne modifikacije samog sistema koji se filtrira tako i na manipulaciju radnih uslova. Smanjenje prljanja membrane direktno utiče na povećanje fluksa permeata odnosno povećanje kapaciteta. O tome će biti diskutovano u narednom poglavlju.

### 2.3. Metode regeneracije fluksa tokom mikrofiltracije

Postupci koji se primenjuju kako bi se izbeglo ili kontrolisalo prljanje, odnosno regenerisao fluks tokom filtracije, mogu biti fizičke i hemijske prirode počevši od modifikacije membranske površine i predtretmana napojne smeše, izbora radnih uslova, preko primene različitih mehaničkih i električnih sila do promene hidrodinamičkog režima u membrani i modulu. Pregled metoda dat je u tabeli 2.1., dok će detaljnije biti objašnjene samo neke od njih.

#### *Predtretman napojne smeše*

Prljanje membrane se delimično može smanjiti predtremanom napojne smeše kao što je uklanjanje većih čestica kako bi se sprečilo da se pore začepe ili kako bi se generalno smanjila količina krupnih čestica u smeši. Predtretman može biti hemijske ili fizičke prirode. Fizičke metode podrazumevaju predfiltraciju ili centrifugiranje kako bi se uklonile suspendovane čestice koje mogu zatvoriti pore, a nekada se primenjuju i termički tretmani. Hemijski procesi podrazumevaju podešavanje pH vrednosti smeše kako bi makromolekuli i koloidne čestice bile daleko od svoje izoelektrične tačke, čime se smanjuje tendencija formiranja gela [14].

#### *Materijal membrane*

Materijal membrane ima više uticaja na prljanje kod ultra- i nano-filtracije zbog tendencije nekih materijala da adsorbuju rastvorake. Kod mikrofiltracije adosrpica nije toliko izražena, ali u mnogim slučajevima rastvorene materije mogu uzrokovati značajno smanjenje fluksa znog smanjenja efektivnog prečnika pore. Adekvatnim odabirom materijala membrane postiže se slabije vezivanje rastvoraka za površinu membrane što može uticati na slabije interakcije sa membranom, a i omogućava lakše uklanjanje rastvoraka. Tako npr hidrofobne membrane (polisulfonske, polipropilenske itd.) adsorbuju više proteina od hidrofilnih (celulozno acetatne, poliakrilonitrilne), što može biti razlog za odabir hidrofilnih membrana za filtraciju smeša sa proteinima [15]. Sem adekvatnog odabira materijala membrane, može se postići izvesno smanjenje interakcija naelektrisavanjem membrane kako bi se odbile čestice koje uzrokuju prljanje [16].

Tabela 2.1. Metode regeneracije fluksa [17]

	Fizičke	Hemijske
Predtretman	Pred-filtracija Centrifugiranje	Precipitacija Koagulacija/flokulacija Podešavanje pH Adsorpcija
Projektovanje	Pulzacije/reverzibilan tok Rotacioni i vibracioni moduli Električno/ultrazvučno polje Promotori turbulencije	Izbor materijala membrane Modifikacija površine membrane
Radni uslovi	Ograničenje transmembranski pritisak (kapacitet) Što veća brzina proticanja Periodično hidrauličko čišćenje Periodično mehaničko čišćenje	Hemijsko čišćenje Učestalost čišćenja

*Električno i ultrazvučno polje*

Kako je ranije napomenuto kod filtracije sa unakrsnim tokom glavni tok je tangencijalan u odnosu na površinu membrane gde takođe postoji i konvektivni tok ka poroznoj površini kojim se čestice transportuju ka membrani. Na konvektivni tok čestica može se delovati električnim poljem sa ciljem povećanja elektroforetičke brzine čestica. Na ovaj način se smanjuje uticaj finih čestica i koloidnih materija na prljanje membrane, omogućujući rad pri većim fluksevima [14]. Značajna regeneracija fluksa se može postići primenom kritičnog gradijenta napona pri kome je neto migracija čestica ka membrani jednaka nuli. Ovo je zapravo moguće kada su konvektivne i električne tj. difuzione i radijalne sile, ako ih ima, u ravnoteži. Primena električnog polja obezbeđuje rad pri malim brzinama proticanja što je značajno kod filtracije osetljivih organskih materija, međutim velika potrošnja električne energije i korozija elektroda je onemogućila komercijalnu primenu.

Jedna od mehaničkih metoda koja se primenjuje kako za regeneraciju fluksa (čišćenje) tokom same filtracije tako i za čišćenje membrane nakon filtracije jeste

primena ultrazvučnog polja. Iako se ultrazvučni talasi koriste u nekoliko oblasti hemijske industrije kao što je ekstrakcija, emulzifikacija, degazacija, ultrazvučni membranski filteri još nisu našli komercijalnu primenu. Ipak Larox Korporacija proizvodi industrijske keramičke mikrofiltere koji se koriste u mlinarskoj industriji. Ultrazvučno čišćenje se obavlja periodično na posebnoj liniji za čišćenje [18]. Parametri koji imaju uticaj na regeneraciju membrane primenom ultrazvučnih talasa su frekvencija, intenzitet snage, osobina napojne smeše, karakteristike membrane, brzina unakrsnog toka, temperatura i pritisak. Ultrazvučni talasi nižih frekvencija obezbeđuju veću efikasnost u odnosu na veoma visoke frekvencije koje mogu imati čak negativan efekat [19]. Takođe je utvrđeno da kontinuirana niska frekvencija pozitivno utiče na povećanje fluksa za razliku od pulsne visoke frekvencije [20]. Pored toga što se ultrazvučno polje primenjuje u filtraciji otpadnih voda [21] neka istraživanja su urađena na sistemima poput koncentrata proteina surutke [20] ili mleka [22]. Izvođenjem ultrafiltracije surutke uz primenu ultrazvuka postižu se 20 do 70 % veći fluksevi. Potrošnja energije je u ovom slučaju bila relativno niska oko 2W po litri tečnosti, ali ima značajnog ekonomskog uticaja u slučaju povećanja kapaciteta. Primena ultrazvučnih talasa pokazala se veoma uspešnom i u hemijskom čišćenju membrana [23-25].

Širu primenu ultrazvuka u membranskoj filtraciji zapravo sprečava tehničko rešenje ugradnje i položaja ultrazvučnih transmitera u membranskim modulima i kontrola erozije membrana kao i velika potrošnja električne energije [18].

#### *Hidrodinamičke metode*

U slučaju kada se filtrira smeša koja uzrokuje uglavnom površinsko prljanje membrane jedan od najjednostavnijih načina da se prljanje smanji jeste povećanje brzine proticanja kroz modul. Na ovaj način se intenzivira turbulencija u membrani što delimično smanjuje koncentraciju proteina u blizini zida membrane i smanjuje nagomilavanje i debljinu sloja proteina na membrani, tako da se preventivno deluje na prljanje membrane. Međutim primena velikih brzina  $6-8 \text{ ms}^{-1}$  predstavlja veliki utrošak energije oko  $50-100 \text{ Wm}^{-2}$  kod ultrafiltracije i do  $1000 \text{ Wm}^{-2}$  kod mikrofiltracije [26].

Pošto izvođenje mikrofiltracije pri velikim brzina proticanja dovodi do velikih padova pritiska, naročito na ulazu u membranu, razvijen je sistem sa uniformnim transmembranskim pritiskom (UTMP). UTMP način rada podrazumeva uniformnog transmembranskog pritiska podešavanjem pritiska na ulazu i izlazu iz modula i sa strane filtrata i sa strane koncentrata. Pokazalo se da su pri faktoru koncentrisanja do 4 ovaj način rada obezbeđuje čak niže flukseve u odnosu an konvencionalan rad, ali se ipak pokazao boljim u slučaju potrebe za većim faktorima koncentrisanja. Ovakav način izvođenja procesa preporučuje sa pri koncentrisanju obranog mleka za faktore koncentrisanja od 6-10 pri brzini proticanja od  $7,1 \text{ ms}^{-1}$  i TMP od  $240 \pm 10 \text{ kPa}$  [27]. Primenom brzina većih od  $7 \text{ ms}^{-1}$  na transmembranskom pritisku od 0,5 bara pri fluksu od 75 do  $80 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  postiže se faktor koncentrisanja od 3 za 8 do 10 h. Primena UTMP procesa zahteva korišćenje dve pumpe, jednu za napoj tj. koncentrat, a druge za filtrat, što povećava kapitalne troškove, troškovi održavanja iznose  $400 \text{ kWh}$  na  $100 \text{ m}^2$ , te je visok i ukupan utrošak energije [1].

Smanjenje pljanja kod mikrofiltracije obranog mleka sa ciljem smanjenja broja bakterija, može se postići i tzv. “backflushing“ tehnikom koja predstavlja povratno ispiranje kombinovano sa prolazom napojne smeše sa spoljne strane membrane, odnosno sa strane permeata, gde su pore većeg prečnika. Na ovaj način smanjeno je prljanje pri malim brzinama proticanja ( $0,5-1,0 \text{ ms}^{-1}$ ) ali je cena ovakvog načina izvođenja procesa visoka [28].

Kako bi se prevazišao problem opadanja fluksa permeata usled prljanja u poslednje vreme primenjuju se različite tehnike kao što su rotacija, nestacionarni mlazevi, pulzaciono proticanje, vibracije u neposrednoj blizini membrane ili u modulu [18].

Primenom rotirajućeg diska u neposrednoj blizini membrane kao i upotrebom vibracionog modula takođe se mogu ostvariti veće vrednosti fluksa permeata u odnosu na klasično izvođenje “cross-flow“ filtracije. U oba slučaja se povećava napon smicanja u blizini zida membrane. Al-Akoum i sar (2002) [29] su primenom vibrirajućeg filtracionog modula frekvencije 60 Hz kod filtracije rekonstituisanog mleka pri TMP od  $55 \text{ kPa}$  ostvarili pad fluksa od početnih 50 do  $40 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ . Pored vibrirajućih primenjuju se i moduli sa diskovima koji rotiraju u neposrednoj blizini membrane na koje se mogu

postavljati i pregrade kako bi se povećao napon smicanja. Stavljanjem pregrada na rotacioni disk ostvaren je stabilan fluks od  $276 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  na  $45 \text{ }^\circ\text{C}$  i 10 bara pri broju obrtaja  $1.500 \text{ min}^{-1}$  [30]. Ograničena primena rešenja sa vibracijama i rotacijama sastoji se u složenosti samog sistema, zbog pokretnih elemenata, kao i veoma visokoj ceni opreme. Ipak vibracioni moduli su našli praktičnu primenu kod koncentrisanja bakterija i spora do velikih faktora koncentrisanja [31].

Pored različitih dinamičkih rešenja postoje i rešenja koja su po svojoj prirodi statička, a odnose se takođe na promenu hidrodinamičkog režima u membrani. Statičke metode se sastoje u tome da se u membranu ili membranski modul postavljaju elementi različitog geometrijskog oblika kako bi se promenila hidrodinamika i povećao fluks.

Jedan od načina promene hidrodinamike jeste ugradnja trodimenzionog elementa takozvanog „spacer“-a u samu membranu, uglavnom polimernu [32, 33]. Na ovaj način povećana je turbulencija uz sam zid membrane i značajno je smanjen otpor tokom procesa usled smanjenja efekta koncentracione polarizacije [32]. Jedan od načina da se promeni hidrodinamički režim u keramičkoj membrani jeste i izrada membrana u obliku zvezde ili da se unutrašnja površina membrane nabora [34, 35]. U oba slučaja je pokazano da se nabiranjem površine membrane, bilo u obliku spirale ili zvezde, promoviše turbulencija kroz membranu pojavom vrtloga i sekundarnih tokova, što poboljšava prenos mase i pri nižim brzinama proticanja. Međutim, razmatranjem uticaja brzine proticanja kroz višekanalnu membranu sa kanalima poprečnog preseka u obliku zvezde ustanovljeno je da se brzine proticanja može redukovati sa  $3,1$  na  $0,9 \text{ ms}^{-1}$  kako bi se obezbedio rad pri nižoj potrošnji energije. Povećana potrošnja energije bila je uzrokovana većim padom pritiska pri većoj brzini proticanja. Generalno je izbor operativnih uslova u radu sa ovakvom membranom bio veoma ograničen. Tako je za opseg Rejnolds brojeva od 1388 do 7400 opseg pada pritiska od 39 do 637 Pa potrošnja energije bila značajna od 0,3 do  $2,23 \text{ kJ po m}^3$  filtrata suspenzije  $\text{TiO}_2$ . Ispitivanjem uticaja koncentracije napojne smeše preporučeno je da bi ove membrane trebalo primeniti nakon predtretmana napoja, ali ne i kod membranskih reaktora ili membranskih bioreaktora za koje je karakterističan napoj sa velikim sadržajem čestica.

Jedna od projektnih metoda regeneracije fluksa promenom hidrodinamičkog režima u modulu, a koja je po svojoj prirodi takođe statička jeste umetanje različitih

geometrijskih elemenata u membranski modul. Ovi geometrijski elementi nazivaju se promotorima turbulencije. Kako se ovo istraživanje bavi upravo primenom promotora turbulencije različitog geometrijskog oblika, primeni promotora turbulencije posvećeno je naredno poglavlje.

## 2.4. O promotorima turbulencije - tipovi i primena

Promotori turbulencije, kao što su npr. statički mikseri, predstavljaju niz identičnih, nepokretnih elementa koji se mogu postavljati u cevi, reaktore i kolone. Svrha promotora turbulencije, kako samo ime kaže, jeste da promene hidrodinamički režim i promovišu turbulenciju u cevi, koloni ili membrani.

Generalno, svrha promotora jeste da redistribuira fluid u pravcu drugačijem od glavnog toka npr. u radijalnom ili tangencijalnom pravcu. Nepokretni promotori turbulencije se karakterišu niskom energetsom potrošnjom i malim troškovima održavanja jer nemaju pokretnih delova. Način promovisanja turbulencije zavisi od geometrije promotora. Dostupni su u različitim geometrijskim oblicima i izrađuju se od različitih materijala. Efikasnost promotora zavisi od geometrije, broja elemenata i odnosa dužine elementa i prečnika promotora tzv. karakteristične dimenzije [36].

Statički promotori se primenjuju u raznim granama procesne industrije. Prvo su primenjeni u procesima mešanja zbog čega su nazvani statičkim mikserima, a zatim je primena proširena na sve ostale procese gde je neophodno izmešati fluide ili prahove ili ostvariti bolji kontakt između faza. U laminarnom režimu, mikseri dele i preraspodeljuju strujnice koristeći samo energiju fluida koji se kreće. U turbulentnom režimu, intenziviraju turbulenciju i pospešuju radijalno mešanje, čak i u blizini zida [37]. Primeri statičkih miksera različite geometrije prikazani su na slici 2.5.

Statički mikseri u obliku sečiva ili naborane ploče dovode do promene toka strujnica fluida. Promotori sa rupama, kanalima, helikoidnim elementima i sečivima orjentisanim levo-desno lokalno ubrzavaju i istežu fluid. Ovi tipovi miksera dele fluid na slojeve u jednoj sekciji i zatim opet rekombinuju u narednoj sekciji. Mehanizam ovog mešanja je uglavnom konvektivnog karaktera, a ređe difuzivnog [36].



a) Kenixs mikser [38]



b) Koflo mikser [39]



c) inliner mikser [40]



d) SMX mikser [41]



e) KMX mikser [38]

Slika 2.5. Tipovi komercijalno dostupnih statičkih miksera.

Promotori turbulencije u obliku sečiva takođe se komercijalno dostupni i originalno su projektovani za fluide malog ili srednjeg viskoziteta. Sa porastom brzine proticanja, raspodela toka fluida ostvaruje se vrtložnim ciklusima suprotno rotirajućih strujnica koje nastaju kao posledica povećanja brzine proticanja. Promotori turbulencije helikoidnog oblika raspodeljuju fluid na dva dela po elementu mešača, nezavisno od viskoziteta i brzine fluida, ali je ovaj tip miksera obično namenjen za rad sa veoma viskoznim fluidima [39].

U istraživanjima uticaja promotora turbulencije u procesima membranske filtracije zastupljeni su kako komercijalno dostupni promotori tako i oni izrađeni specijalno za određeno istraživanje. Različitog su geometrijskog oblika i karakteristične dimenzije, a izrađuju se i od različitih materijala u zavisnosti od karakterisitka smeše koja se filtrira. Pregled tipova promotora i njihove primene u membranskoj filtraciji dati je u tabeli 2.2.,



dok je geometrija prikazana na slici 2.6.

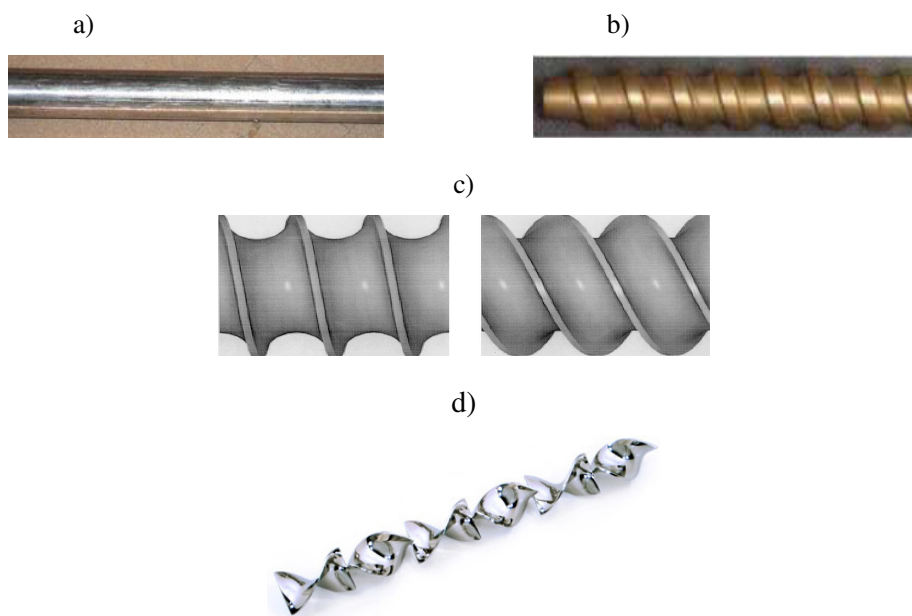
Tabela 2.2. Tipovi promotora turbulencije primenjeni u membranskoj filtraciji.

Tip promotora	Režim (Re)	Primena	Ref.
Glatka šipka/Konični	Prelazni	UF rastvora dekstrana	[42]
Glatka šipka/šipka sa helikoidnim namotajima	Laminaran	MF pekarskog kvasca	[43]
Šipka sa helikoidnim namotajima	n.d.	MF suspenzije bentonita	[44]
Keniks mikser uvrnuta traka	Laminaran	UF	[45]
Zavrtnaj	Laminaran	MF pekarskog kvasca, UF obranog mleka, RO NaCl, NF boje	[46]
Šipka/šipka sa helikoidnim namot.	Laminaran do turbulentan	Model sistem organske otpadne vode	[47]
Sulzer mikser		Suspenzija polimera	[48]
Keniks mikser	laminaran do turbulentan	Pektin, karboksimetil Celuloza	[49]
Keniks mikser	laminaran do prelaznog	Obrano mleko	[50, 51]
Keniks mikser	n.d.	Emulzije ulja u vodi	[52, 53]
Uvrnuta traka	n.d.	Membranska emulzifikacija	[54]

Generalno geometrija promotora može biti vrlo jednostavna npr. glatka šipka [42, 43, 55]. Kada se takav tip promotora primeni u membranskoj filtraciji dolazi do ubrzavanja fluida samo usled smanjenja površine poprečnog preseka za proticanje, ali ne dolazi do promene putanje i oblika strujnica fluida. Dakle, fluid se ubrzava samo lokalno, uz sam zid membrane, čime se menja napon smicanja i na taj način narušava formiranje graničnog sloja i sloja koncentracione polarizacije.

Primenom glatke šipke u keramičkoj membrani, Mavrov i sar. [42] ostvarili su povećanja fluksa od maksimalno dva puta kod filtracije 3% rastvora dekstrana, ali je

ustanovljeno da i dalje postoji sloj gela jer se sa povećanjem transmembranskog pritiska preko 3 bar povećavao otpor prljanja membrane. Primenom umetka koničnog oblika, u istom istraživanju, ustanovljena su povećanja fluksa od šest puta dok je granični transmembranski pritisak bio iznad 6 bara. Konični umetak pokazao se efikasnijim zbog periodične promene brzine strujanja, te je to intenzivnije uticalo i na narušavanje formiranja sloja gela. Međutim, principijelno konični umetak takođe samo blokira prolaz fluida delujući na promenu napona smicanja uz zid membrane kao i šipka. Takođe je analizirana i potrošnja energije usled povećanja pada pritiska u membrani. Ustanovljeno je da potrošnja energije raste naglo sa porastom fluksa, iako je primenjeni režim strujanja bio laminaran ka prelaznom.



Slika 2.6. Geometrija promotora turbulencije primenjenih u membranskoj filtraciji: glatka šipka a), šipka sa helikoidnim namotajima b), zavrtnanj c) Keniks mikser d) [44, 46].

Promotor turbulencije u obliku šipke, zavrtnja i šipke sa spiralnim namotajima su primenjivani u membranskom bioreaktoru (MBR) za preradu komunalne otpadne vode. Ispitivanje je izvedeno na višekanalnoj keramičkoj membrani od sedam kanala prečnika 6 mm i dužine 1020mm. Ostvareno je povećanje fluksa sa  $70 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  za MBR bez promotora na  $175 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  upotrebom šipke sa spiralnim namotajem sa razmakom od 10 mm između namotaja [56]. U preradi otpadne vode na jednokanalnoj membrani kao najefikasniji pokazao se umetak sa spiralnim namotajem dužine 20 mm. U poređenju sa

radom bez promotora, postignuto je povećanje fluksa od 83 do 164% uz smanjenu potrošnju energije od 31 do 42%.

Sem primene uglavnom u cevnim keramičkim ili cevnim polimernim membranama, postoje i neki primeri primene cilindričnog umetka poput šipke između ravnih membrana. Tako su Pal i sar. [57, 58] ispitali uticaj takvog promotora na filtraciju model sistema voćnog soka. Primenom 15 promotora postavljenih duž membrane, dobijeno je povećanje fluksa od nekih 65% primenom promotora u poređenju sa procesom bez promotora pri istim uslovima [58]. U daljem ispitivanju su ispitali i uticaj iskrivljenog cilindričnog promotora (paraboličan oblik) na istom sistemu i ostvarili povećanje fluksa od 108% [57]. U oba slučaja je smanjena debljina naslaga na membrani i njeno stvaranje je manje podložno uticaju transmembranskog pritiska.

Gupta i sar. [43] su ispitivali uticaj glatke šipke i šipke sa helikoidnim namotajima različite karakteristične dimenzije na filtraciju pekarskog kvasca na keramičkoj membrani. U ovom slučaju učinak šipke je bio lošiji u odnosu na membranu bez bilo kakvog umetka, dok se šipka sa helikoidnim namotajima pokazala efikasnijom. Pošto je poređenje izvršeno pri istoj utrošenoj snazi, zbog različitog pada pritiska usled razlika u geometriji promotora, razlike u efikasnosti su pripisane različitim Reynolds brojevima. Primenom promotora sa 6 helikoidnih namotaja na dužini šipke od 25 mm ostvareno je povećanje fluksa od oko 100%. Helikoidni umetak pokazao se efikasnijim zbog toga što uzrokuje promenu polja proticanja, odnosno ne samo da ubrzava fluid usled blokiranja prolaza već i menja tok strujnica iz pravog u helikoidni. Ovde je takođe ustanovljeno da povećanje broja namotaja utiče na povećanje fluksa, ali se povećanje usporava nakon 4 namotaja na 25 mm. Ovo je i razumljivo, jer bi se zgušnjavanjem namotaja geometrija helikoidnog promotra približila glatkoj šipki, te bi se minimizovao uticaj promene polja stujanja. Uticaj broja helikoidnih namotaja ispitivan je i slučaju filtracije suspenzije bentonita [44]. Ustanovljeno je da najgušće namotan promotor sa helikoidnim namotajem dužine 7 mm obezbeđuje povećanje fluksa od oko 100% u odnosu na membranu bez promotora, pri istim radnim uslovima.

Opsežno istraživanje promotora u obliku zavrtnja različitog hoda primenjenog u mikrofiltraciji pekarskog kvasca, ultrafiltraciji obranog mleka, reversnoj osmozi natrijum-hlorida i nanofiltraciji boja uradili su Bellhouse i sar. [46]. Snimanjem toka proticanja

kroz cev sa postavljenim zavrtnjem ustanovljeno je nekoliko načina proticanja kao mehanizama koji doprinose smanjenju koncentracione polarizacije i povećanju fluksa. Veliki lokalni napon smicanja javlja se u svakom koraku zavrtnja usled formiranja vrtloga. Aksijalni tok uz zid je suprotstavljen formiranju vrtloga što uzrokuje odvajanje helikoidnog toka. Narušavanje aksijalnog toka doprinosi intenziviranju vrtloga i dolazi do mešanja fluida helikoidnim tokom. Primenom umetka u obliku zavrtnja postigunta su povećanja fluksa od 6 do 10 puta u odnosu na membranu bez umetka pri istoj brzini proticanja. Zavrtnj sa korakom od 5 mm pokazao se najuspešnijim kod ultrafiltracije obranog mleka, gde je ostvareno povećanje fluksa od sedam puta.

Kako je ranije napomenuto režim strujanja se može postići i modifikacijom geometrije površine membrane kao što je izrada keramičke membrane sa kanalima poprečnog preseka u obliku zvezde. Chiu i James [47] su ispitivali uticaj promotora u takvoj membrani sa unutrašnjim prečnikom kanala od 2,8 mm. Kao promotori ispitani su šipka, žica sa spiralno namotanom drugom žicom i helikoidni umetak sa promenom smeru helikoidne geometrije poput Keniks miksera. Ustanovljeno je da u membrani sa kanalima u obliku zvezde promotori ne doprinose povećanju turbulencije već čak i smanjuju. Efekat koji rotacija strujnica ima kod glatke cevne membrane u ovom slučaju je smanjen i ne dobijaju se značajnija povećanja fluksa od nekih 35%. Sa druge strane helikoidni umetak sa promenom orijentacije helikoidnih umetaka doprinosi poboljšanju fluksa.

Sugimoto i sar. [45] su ispitivali uticaj keniks statičkog mešača različite karakteristične dimenzije i uvrunte trake na ultrafiltraciju rastvora dekstrana. Pokazano je da se postižu povećanja fluksa od 4 do 7,7 puta u poređenju sa membranom bez promotora. Energija potrebna za izvođenje procesa na ovaj način je povećana 2 do 3 puta u odnosu na konvencionalnu ultrafiltraciju zbog povećanja pada pritiska kroz membranu, koji je bio veći u slučaju Keniks miksera. Koeficijent prenosa mase u membrani sa trakom i keniks mikserom je povećan 4 odnosno 8 puta.

Pokazalo se da je Keniks statički mikser često korišćen za unapređenje fluksa kod membranske filtracije. Tako su Vatai i pokazali da se fluks može četiri puta povećati upotrebom Keniks miksera u filtraciji pektina i karboksimetilceluloze [49]. Primenom Keniks statičkih miksera na keramičkim mikrofiltracionim membranama koje

su korišćenje za koncentrisanje obranog mleka postignuto je poboljšanje fluksa pri brzinama pet puta manjim u odnosu na rad bez miksera. Pokazalo se da je primena promotora najuspešnija u slučaju membrane sa srednjim prečnikom pora od 100 nm u poređenju sa membranama od 50 ili 200 nm. Povećanje fluksa od preko 300% ostvarena su pri gubitku snage od približno 1 W. Potrošnja energije tokom upotrebe statičkog mešača u uslovima kako recirkulacije tako i koncentrisanja napojne smeše je značajno smanjena [50, 51, 59, 60]. Pri koncentrisanju obranog mleka ostvareno je povećanje fluksa od čak 700%. Dalje je utvrđeno da se primenom Keniks miksera može povećati fluks pri ultrafiltraciji emulzija ulja u vodi i to do 600% pri protoku od  $100 \text{ Lh}^{-1}$  i transmembranskom pritisku od 300 kPa [53]. Generalno se pokazalo da Keniks mikser daje velika povećanja fluksa u odnosu na neke druge promotore. Povećanje pada pritiska kao i velika promena transmembranskog pritiska duž membrane predstavljaju glavne nedostatke primene Keniks miksera.

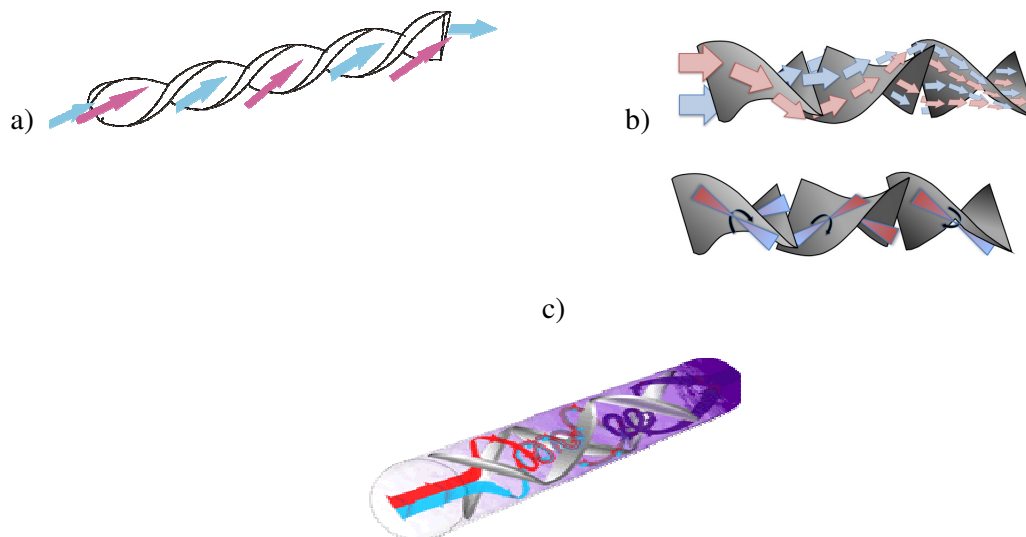
Generalno se može zaključiti da centralno postavljeni umetci imaju bolji učinak od onih postavljenih na zidu membrane pri čemu je potrebno voditi računa o veličini zazora između zida membrane i promotora. Po nekim autorima prečnik promotora ne bi smeo biti manji od 40% od prečnika membrane [43] dok po drugima zazor između membrane i promotora ne bi trebalo da bude veći od 0,7 mm [46].

Kao kod prenosa toplote, bilo koja metoda kojom se narušava formiranje stabilnog graničnog sloja na površini prenosa mase i koja obezbeđuje mešanje fluida kroz kanal proticanja, može doprineti smanjenju koncentracione polarizacije i prljanja membrane. Ovo je slučaj sa spiralnim elementima kod kojih se menja tok strujnica iz pravog u helikoidan odnosno spiralan. Sem toga kod Keniks statičkog miksera na primer, strujnice helikoidnog oblika menjanju smer toka posle svakog helikoidnog elementa koji je rotiran pod uglom od  $90^\circ$  u odnosu na prethodni. Pokazalo se da helikoidni tok sam po sebi nije dovoljan da bi se ostvarilo povećanje fluksa veće od npr. 100% [43, 44] pri čemu se pre svega misli na promotore koji imaju spiralu namotanu na šipku. Keniks mikser je efikasan zbog promene toka strujnica na malom koraku, dok su trake i zavtnji karakteristični po pojavi tzv. Dean vrtloga koje interaguju sa aksijalnom komponentom toka kako bi se poboljšalo mešanje.

U zavisnosti od toga kakvog su geometrijskog oblika naravno zavisi i način na

koji menjaju hidrodinamički režim u membrani. Tako npr, promotor u obliku šipke samo ubrzava fluid u membrani ne menjajući putanju strujnica. Odnosno zbog blokiranja poprečnog preseka povećava napon smicanja na zidu dok tok ostaje aksijalan. U slučaju kada se koriste šipke sa namotajima dolazi i do blokiranja centralnog dela membrane i povećanja brzine, ali i do produžetka putanje strujnica.

Kada su u pitanju promotori helikoidnog oblika dobijeni zavrtanjem trake za  $180^\circ$  hidrodinamički režim karakteriše više pojava. Zbog blokiranja poprečnog preseka membrane dolazi do povećanja brzine, ali je poprečni presek membrane manje blokiran nego u slučaju šipke. Dalje, usled specifične helikoidne strukture menja se putanja strujnica iz prave u helikoidnu što je karakteristično za sve promotore helikoidnog tipa (slika 2.7 a) i b)). Zatim, dolazi do raspodele toka na dva dela i to na samom ulazu u membranu. Kod Keniks miksera dodatno se fluid preraspodeljuje nakon svakog elementa i menja smer kretanja što nije karakteristično za trake. Takođe, dolazi i do pojave sekundarnog toka odnosno lokalnih vrtloga u spiralama. U slučaju kada su helikoidni elementi postavljeni pod uglom od  $90^\circ$  kao kod Keniks miksera, dolazi do dodatne raspodele toka fluida nakon svakog elementa što stvara dodatna lokalna ubrzanja zbog pojave otpora (slika 2.7. b).



Slika 2.7. Slike strujanja: uvrnuta traka a) Keniks mikser b) [61] i Koflo mikser c).

Kada su u pitanju mikseri u obliku sečiva kao što je Koflo mikser, način promene strujnog polja se naravno razlikuje u odnosu na helikoidne promotore (slika 2.7c). Pre

svoga sam centar membrane, odnosno cevi, nije blokiran duž cele membrane već samo periodično gde se ukrštaju sečiva. Zatim, na samom ulazu dolazi do takođe raspodele toka fluida na dva dela pri čemu se ispod i preko sečiva uz zid membrane i ovde razvija helikoidna putanja strujnica. Slično kao kod Keniks miksera fluid se raspodeljuje nakon svakog elementa Koflo miksera. Dalje, dužina helikoidne putanje zavisi od veličine ugla koji sečiva zaklapaju, kao i od dužine prečnika elipse. Ono što predstavlja najveću razliku u odnosu na helikoidne promotore jeste pojava vrtloženja u centralnom delu poprečnog preseka. Naime, vrtloženje se javlja u praznom prostoru romboidnog oblika koji zaklapaju četiri sečiva međusobno. Sem pojave vrtloga, u centralnom delu dolazi do sudaranja razdvojenih tokova strujnica. Sudaranje tokova je značajna razlika ovih miksera u odnosu na Keniks mikser i uvrnutu traku. Kod Keniks miksera dolazi samo do preusmeravanja i podele toka nakon svakog elementa, dok se kod uvrnute trake strujnice raspodeljuju samo na ulazu.

Bez obzira na to na koji način doprinose promenama hidrodinamičkog režima i slike strujanja, u svakom slučaju doprinose intenzivnijem prenosu mase i toplote [36]. Statički promotori turbulencije imaju prednost u odnosu na dinamičke jer se mogu upotrebljavati u širokom opsegu protoka i viskoziteta, jednostavno se instaliraju, zanemarljivo habaju, investicioni i troškovi održavanja su niži kao i troškovi izvođenja procesa [62].

## **2.5. Primena membranskih procesa u industriji mleka**

Membranski procesi sa razlikom pritisaka kao pogonskom silom, nalaze široku primenu u industriji mleka već 25 godina i beleže rast od. U zavisnosti od veličine pora membrane i primenjenih radnih uslova zastupljena su četiri tipa membranskih procesa: ultrafiltracija kao najzastupljenija sa 350.000 m<sup>2</sup> instalirane površine membrana, nanofiltracija sa 100.000 m<sup>2</sup>, reversna osmoza sa 65.000 m<sup>2</sup> i mikrofiltracija sa 15.000 m<sup>2</sup>. Pregled procesa dat je u tabeli 2.3. Kako se može primetiti ultrafiltracija i mikrofiltracija primenjene su u velikom broju operacija, pri čemu je ultrafiltracija zastupljenija od mikrofiltracije.

Glavni razlozi šire primene membranskih procesa u prehrambenoj industriji pa

tako i u industriji mleka jesu [16]:

- Unapređenje karakteristika procesa u proizvodnji tradicionalnih prehrambenih proizvoda i održavanje kvaliteta proizvoda
- Mogućnost proizvodnje novih proizvoda preradom frakcija iz glavnog proizvoda u skladu sa zahtevima tržišta
- U pogledu zaštite životne sredine, membranski procesi su okarakterisani kao čisti procesi
- U poređenju sa termičkim procesom koncentrisanja i konvencionalnim separacionim procesima poput centrifugiranja, klasične filtracije, dekantovanja membranski procesi predstavljaju atraktivnu tehniku, gde god da je moguća njihova primena, jer se jednostavno primenjuju, fleksibilni su (jednostavno povećanje kapaciteta zbog konfiguracije u modulima), kompaktni su i lako se automatizuju.

Tabela 2.3. Najznačajniji membranski procesi primenjeni u industriji mleka [63]

Membranski proces	Primena
UF (ultrafiltracija)	Proizvodnja koncentrata proteina mleka i surutke; frakcionisanje proteina. Standardizacija proteina, masti i ukupne suve materije u sirovom mleku. Proizvodnja mleka sa velikim sadržajem kalcijuma.  Proizvodnja različitih svežih i mekih sireva.
MF (mikrofiltracija)	Poboljšanje specifičnih funkcionalnih osobina proteina surutke. Smanjenje količine mikroorganizama u mleku i pavlaci. Koncentracija ili frakcionisanje proteina. Smanjenje masti u koncentratima proteina surutke. Recikliranje surutke i rastvora za čišćenje.
RO (reversna osmoza)	Koncentrisanje pre isparavanja
NF (nanofiltracija)	Parcijalna demineralizacija Izdvajanje peptida i amino kiselina



Od 1960. godine kada su proizvedene prve komercijalne membrane, industrija mleka prati inovacije u membranskoj tehnologiji i uvodi ih u procese proizvodnje. U tabeli 2.4. dat je pregled razvoja membranskih tehnologija i njihova primena u industriji mleka.

Mikrofiltracija se koristi u industriji mleka za odvajanje bakterija i spora što predstavlja proces tzv. hladne pasterizacije. Ovakva metoda je u prednosti u odnosu na termičke metode u obradi materija osetljivih na toplotu. I tokom procesa hladne pasterizacije membrane se prljaju kako proteinima tako i mikroorganizmima na površini membrane. Kako bi se smanjilo prljanje pri ovom procesu primenjuje se tehnika povratnog ispiranja (“backflushing”).

“Backflushing“ metoda podrazumeva vraćanje permeata u određenim vremenskim intervalima u suprotnom smeru u odnosu na uobičajen. Na ovaj način se postiže delimično uklanjanje nataloženog materijala kako iz pora tako i sa površine. Ovakva tehnika se može kombinovati sa “backshock“ tehnikom, sa kraćim i snažnijim povratnim tokom permeata, a izvodi se pri malim brzinama od 0,5 do 1 ms<sup>-1</sup>. Osbezbeđeni su stabilni i veliki fluksevi i samnjenje prljanja generalno, ali je oprema i regulacija ovakve metode komplikovana i skupa [64].

Ultrafiltracija se primenjuje u procesu standardizacije proteina u mleku pre proizvodnje sira. Na ovaj način se u koncentratu održava odnos kazeina i proteina surutke kao u prirodnom mleku. Pravilnim odabirom veličine pora membrane i radnih uslova može se koncentrisati mleko tako da se u koncentratu zadrže kako mast i micle kazeina, tako i proteini surutke, što doprinosi povećanju prinosa sira za razliku od konvencionalnog procesa proizvodnje sira kod kog u suruci zaostaju proteini. Stepen koncentrisanja proteina mleka ultrafiltracijom obično ide do 3.

Od nedavno se i proces mikrofiltracije primenjuje kao metoda za razdvajanje prirodnog kazeina od proteina surutke u obranom mleku. Koncentrat kazeina dobijen na ovaj način se koristi za proizvodnju sira i doprinosi većem prinosu proizvodnje u poređenju sa netretiranim obranim mlekom. Filtrat, dobijen koncentrisanjem kazeina, predstavlja tzv. idealnu surutku, koja je mnogo pogodnija za proizvodnju koncentrata i frakcija proteina surutke u odnosu na surutku nakon proizvodnje sira [65].

Mikrofiltracija, kao membranski proces sa pritiskom kao prgonskom silom, se obično izvodi na relativno niskom transmembranskom pritisku, ispod 100 kPa [12], i primenom membrana veličine pora od 0,1  $\mu\text{m}$  (100 nm) do 10  $\mu\text{m}$ . Jedan od osnovnih problema koji se javlja kod klasične “cross-flow“ MF jeste nehomogenost transmembranskog pritiska duž membrane, naročito u industrijskim dugim modulima (preko 1m dužine). Neravnomeran TMP u slučaju primene niskog transmembranskog pritiska na membrani velikog srednjeg prečnika pora znači i neravnomeran fluks filtrata duž membrane, brzo blokiranje pora i nekada i inverzan fluks na kraju membrane gde je pritisak najniži. [66].

Tabela 2.4. Razvoj membrana i membranskih procesa u industriji mleka [67].

	Membranski proces	Primena
1970.	Materijali poboljšane hemijske otpornosti (celulozni acetat do polisulfona) Pojava sanitarnih modula	Predtretman surutke kako bi se preventivno delovalo na prljanje membrane Razvoj procesa UF kisele surutke Razvoj prvog UF procesa u proizvodnji sira
1980.	Unapređenje membranske opreme (moduli, spacer...) Razvoj komercijanih neorganskih (keramičkih) membrana	Primena UF i RO membrana za proizvodnju koncentrata mleka na farmama Odmašćivanje surutke (WPI membrane za regeneraciju komponenata male molekulske mase) Razdvajanje $\beta$ -laktoglobulina i $\alpha$ -laktoalbumna Demineralizacija surutke RO i NF
1990.	Unapređenje hidrodinamike MF membrana (UTP proces) Membrane sa gradijentom poroznosti Kontrola taloženja čestica na membrani (vibracije, rotacije, Dean-ovi vrtlozi, promotori turbulencije) Funkcionalne membrane	Uklanjanje mikroorganizama i spora iz mleka, surutke i sira Odmašćivanje surutke Koncentrisanje micela kazeina Mleko produženog veka trajanja (ESL mleko) Frakcionisanje hidrolizata primenom RO i NF membrana

Ponuđeno je nekoliko metoda za prevazilaženje ovog problema. Prva metoda je bila rad pri uniformnom transmembranskom pritisku. Postrojenje u ovom slučaju obezbeđuje uniformnost TMP-a, ali zahteva specijalnu konstrukciju modula u delu za prikupljanje permeata (filtrata) i dodatnu recirkulaciju permeata gde je potrebno, odnosno dodatnu pumpu. Noviji koncept je predložen od strane Pall korporacije i nazvan gradijent poroznosti (GP) za čiju primenu se može koristiti standardna oprema. Membranlox®GP membrane imaju gradijent permeabilnosti duž membrane koji se ostvaruje primenom standardne opreme bez modifikacije aktivnog sloja membrane [68]. Dalje su dostupne i Isoflux® keramičke membrane koje predstavljaju koncept predložen od Tami korporacije. Isoflux® process bazira se na filtraciji kroz keramičku membranu sa neujednačenom debljinom aktivnog sloja koja prati gradijent pritiska duž membrane. Na ovaj način se obezbeđuje ravnomeran fluks duž membrane jer je otpor kroz membranu najmanji u delu gde je pritisak najmanji. Ova unapređena rešenja odnose se na keramičke membrane koje u industriji mleka sve više zamenjuju polimerne membrane.

Savremena industrija mleka koristi polimerne ili keramičke membranske filtere: spiralna vlakna sa polisulfonskim ili polietersulfonskim membranama i cevne keramičke membrane od aluminijum ili cirkonijum oksida [63]. Međutim, pokazalo se da keramičke membrane bilo da se radi o UTP, GP ili Isoflux procesima, imaju niz prednosti nad polimernim, kako u pogledu selektivnosti tako i u pogledu veličine fluksa. Loše performanse polimernih membrana potiču od neujednačene veličine pora i brzog formiranja sekundarne i dinamičke membrane usled interakcije čestica sa materijalom membrane. Generalno, su fluksevi i selektivnost dobijeni primenom keramičkih membrana veći u poređenju sa polimernim [65].

Dalje, u poređenju sa organskim membranama, keramičke membrane nalaze široku primenu zbog veće hemijske, termičke i mehaničke stabilnosti, kao i zbog toga što imaju antimikrobno dejstvo. Keramičke membrane podnose visoke temperature do 500°C, i ekstremne pH vrednosti od 0 do 14. Mogu se čistiti agresivnim hemikalijama i organskim rastvaračima kao i vrelom vodenom parom čime se obezbeđuje visoka regeneracija fluksa [69].

Kako je ranije rečeno proteini se mogu koncentrisati i primenom mikrofiltracije sa membranama pora od 0,1 do 10 µm s obzirom da micelle kazeina imaju veličinu od 0,01

do 0,3  $\mu\text{m}$ . Za mikrofiltraciju proteina obično su korišćene membrane od 100 i 200 nm. Međutim mikrofiltracija i dalje predstavlja proces sa manjom instaliranom površinom membrana u odnosu na ultrafiltraciju, najverovatnije zbog činjenice da je prljanje i blokiranje pora mikrofiltracione membrane izraženije zbog većeg prečnika pora [9]. Prljanje membrana utiče na performanse procesa, kako na efikasnost zbog smanjenja fluksa, tako i na selektivnost. Ipak se prljanje može smanjiti primenom nekih novih tehnika i pravilnim izborom radnih uslova poput transmembranskog pritiska, brzine proticanja kroz modul, temperature, pH itd.

Generalno se kod mikrofiltracije mleka preporučuje rad pri što nižem transmembranskom pritisku manjem od 100 kPa pri čemu je izbor transmembranskog pritiska ograničen padom pritiska kroz membranu. Zatim je potrebno raditi na što višoj temperaturi što je u slučaju mikrofiltracije mleka 50 do 55  $^{\circ}\text{C}$  kako ne bi došlo do denaturacije proteina. Velika brzina proticanja 6-8  $\text{ms}^{-1}$  primenjena zajedno sa UTP načinom izvođenja procesa. Pri ispitivanju ovakvih uslova rada na membrani od 200 nm ustanovljeno je manje prljanje membrane u odnosu na konvencionalno izvođenje. Dalje je omogućen rad i pri većim faktorima koncentrisanja od 6 do 10, dok je klasično izvođenje procesa imalo zadovoljavajuće performanse do faktora koncentrisanja od 4 [27]. Međutim, primena velikih brzina uzrokuje velik utrošak energije zbog pada pritiska, dok održavanje uniformnog transmembranskog pritiska znači i dodatne troškove zbog potrebe za još jednom pumpom.

Dalje je ispitivan uticaj početnog protoka permeata (PPP) u slučaju UTP mikrofiltracije obranog mleka na keramičkoj višekanalnoj membrani od 100 nm. Pokazano je da se pri koncentrisanju do faktora 4 vi "cross-flow" brzini od 6  $\text{ms}^{-1}$  veći fluks održava ako je PPP manji. Tako je pri PPP od 12,5  $\text{Lh}^{-1}$ , početni fluks bio 63  $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  i opao na 50  $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  pri faktoru koncentrisanja do 4. Kada je proces startovan pri PPP od 50  $\text{Lh}^{-1}$ , početni fluks je bio visok 214  $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  i do faktora koncentrisanja od 4 pao na 63  $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ . Na ovaj način je zaključeno da se manje prljanje postiže ukoliko se primeni niži protok permeata na početku UTP mikrofiltracije. Odabir brzine proticanja permeata ima uticaja i na izbor radnog transmembranskog pritiska, pa je tako nizak PPP omogućio i rad pri nižem transmembranskom pritisku. Takođe je ustanovljeno da način izvođenja procesa ima uticaja na selektivnost membrane, te je stepen propuštanja proteina surutke

bio 72,7% pri najnižem PPP dok je pri najvećem bio 62%. Opadanje propuštanja proteina surutke pri višem srednjem fluksu je objašnjeno pojavom adsorpcije i adhezije čestica i rastvoraka na površini membrane kada se radi pri većem kapacitetu. Na ovaj način dolazi do sužavanja pora, a samim tim i do promene selektivnosti zbog pojave unutrašnjeg prljanja [70].

Način izvođenja procesa ima veoma bitnu ulogu u načinu prljanja membrane pri MF mleka. Tako je ustanovljeno da odnos fluksa permeata i efektivnog napona smicanja na površini membrane ( $J/\tau_{\text{eff}}$ ) značajno utiče na fluks i selektivnost membrane, jer odražava bilans sila konvekcije i erozije na membrani. Ispitivanjem na jednokanalnoj keramičkoj membrani od 100 nm utvrđeno je da ovaj faktor iznosi  $1,0 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}\text{Pa}^{-1}$  jer obezbeđuje duže radno vreme i odlaže i usporava prljanje membrane [71]. Primenom istog načina istraživanja na višekanalnoj alumina membrani od 100 nm utvrđeno je da ovaj faktor iznosi  $0,92 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}\text{Pa}^{-1}$  [72]. Zatim je istraživanje prošireno na višekanalnu  $\text{ZrO}_2+\text{TiO}_2$  membranu iste dimenzije pora utvrđeno je da micelle kazeina igraju najbitniju ulogu u prljanju membrane pri kritičnim hidrodinamičkim uslovima. Micelle kazeina formiraju ireverzibilne naslege na površini membrane što utiče na propuštanje proteina surutke. Proteini surutke ne utiču na kritične uslove i čak se talože odnosno adsorbuju i/ili akumuliraju u micelama nataloženog kazeina [73].

### 3. CILJ ISTRAŽIVANJA

Efikasnost industrijske primene membranskih separacionih procesa zavisi kako od kapaciteta uslovljenog intenzitetom prljanja membrane tokom procesa filtracije, tako i dugom i zahtevnom procedurom čišćenja membrane po zavšetku filtracije. Keramičke membrane nalaze široku primenu u industriji mleka te su istraživanja usredsređena na unapređenje procesa filtracije primenom različitih tehnika kojima se regeneriše fluks kroz membranu, odnosno povećava kapacitet procesa.

Većina dosadašnjih istraživanja fokusirana je na ispitivanje mehanizma prljanja membrana i na povećanje fluksa kroz membranu. U cilju unapređenja fluksa kroz membranu tj. smanjenja prljanja istražuje se primena dodatnih tehnika poput vibracije, rotacije, ultrazvučnih talasa, promena hemijskih i fizičkih svojstava materijala membrane, kao i tehnika kojima se menja hidrodinamika u samoj membrani i modulu. Jedna od tehnika kojima se menja hidrodinamički režim u membrani jeste i primena različitih geometrijskih elemenata i pregrada tzv. promotora turbulencije. Na ovaj način, promenom režima strujanja u membrani, smanjuje se površinsko prljanje membrane te povećava fluks permeata kroz membranu. Treba naglasiti da pri promeni režima strujanja dolazi do povećanja pada pritiska kroz membranu što predstavlja dodatni utrošak energije.

U skladu sa prethodno navedenim, u definisanju ciljeva istraživanja koji su predmet ove teze pošlo se od pretpostavke da promotori različitih geometrijskih oblika uzrokuju različita polja strujanja i padove pritiska u membrani pri istoj "cross-flow" brzini filtracije, obezbeđujući poboljšanje efikasnosti procesa sa nižim utroškom energije. Ispitivanja imaju za cilj kako potpunije razumevanje fenomena koji se odigravaju tokom filtracije bez i sa upotrebom promotora turbulencije, tako i unapređenje procesa membranske filtracije.

U radu će biti upoređene performanse tri tipa promotora turbulencije različitog geometrijskog oblika i njihov uticaj na poboljšanje mikrofiltracije mleka. Takođe će se

izvršiti analiza efikasnosti mešača sa aspekta povećanja fluksa u odnosu na relativno povećanje specifične potrošnje energije sa ciljem eventualne preporuke odgovarajućeg tipa promotora turbulencije. Ispitivanja će biti izvedena primenom cevnih keramičkih membrana istih geometrijskih karakteristika, ali različite veličine pora.

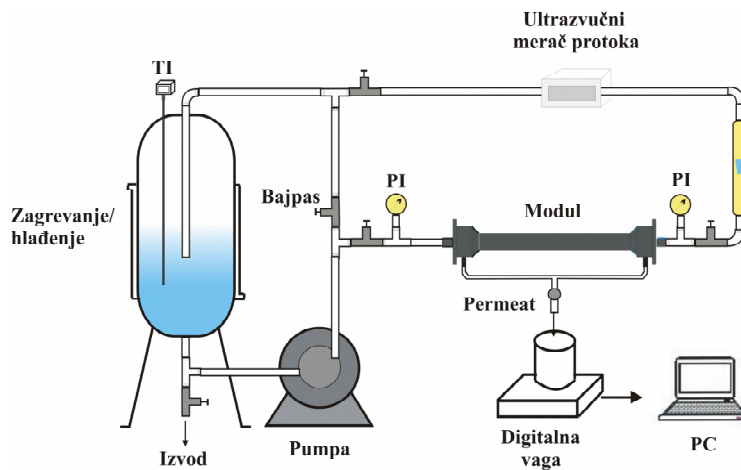
U skladu sa tim, istraživanja obuhvataju sledeća ispitivanja:

- ❖ Eksperimentalna istraživanja “cross-flow“ mikrofiltracije delimično obranog komercijalnog mleka bez primene promotora, a pri različitim transmembranskim pritiscima i brzinama proticanja napojne smeše kroz membranski modul uz potpunu recirkulaciju permeata i retentata.
- ❖ Eksperimentalna istraživanja “cross-flow“ mikrofiltracije obranog mleka primenom promotora turbulencije helikoidne geometrije i geometrije u obliku sečiva, a pri različitim transmembranskim pritiscima i brzinama proticanja napojne smeše kroz membranski modul uz potpunu recirkulaciju permeata i retentata. Na ovaj način biće predloženi radni uslovi pri kojima se ostvaruju naveća poboljšanja fluksa.
- ❖ Ispitaće se uticaj kako tipa geometrije tako i uticaj različite karakteristične dimenzije (odnos dužine elementa i prečnika promotora) za isti tip geometrije promotora.
- ❖ Biće proverena efikasnost primene promotora sa aspekta potrošnje energije kako u slučaju potpune recirkulacije napojne smeše tako i tokom koncentrisanja.

## 4. EKSPERIMENTALNI POSTUPAK

### 4.1. Opis aparature i radni uslovi

Eksperimentalna ispitivanja filtracije sa unakrsnim tokom ("cross-flow") izvedena su na laboratorijskoj aparaturi za mikrofiltraciju/ultrafiltraciju prikazanu na slici 4.1.



Slika 4.1. Aparatura za mikrofiltraciju/ultrafiltraciju.

Aparatura sa cevnim membranskim modulom je u potpunosti izrađena od nerđajućeg čelika. Fluid je iz napojne smeše transportovan pomoću višestepene centrifugalne pumpe (CM-9, Grundfos, Nemačka). Operativni protok i transmembranski pritisak podešavani su pomoću bajpas ventila i ventila glavnog toka, dok su njihove vrednosti praćene pomoću ultrazvučnog merača protoka (DFXL, Dynasonics, USA) i digitalnih manometara na ulazu i izlazu iz modula, respektivno.

Pošto je pritisak sa strane permeata bio atmosferski, transmembranski pritisak se izračunava kao:

$$\Delta p_{TMP} = \frac{P_{ul} + P_{iz}}{2} \quad (4.1)$$

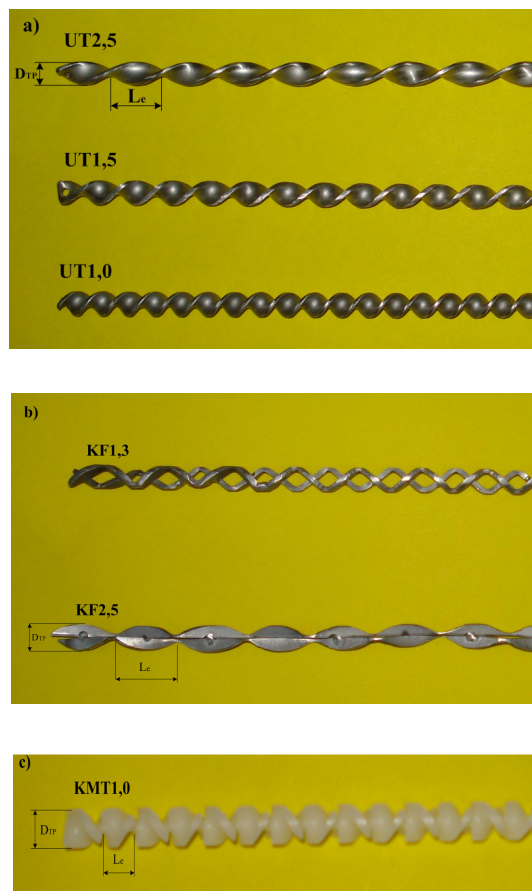
Temperatura je održavana konstantnom pomoćnim fluidom u plaštu napojnog suda i praćena digitalnim termometrom. Permeat i retentat su recirkulisani u napojni sud. Masa permeata je merena kontinualno, u određenim vremenskim intervalima, pomoću



digitalne vage (EG 1500-2M, Kern, Nemačka) sa direktnim prenosom podataka na personalni računar (PC). Na osnovu aktivne površine membrane, proteklog vremena i izmerene mase izračunavan je fluks permeata. Sva merenja su izvođena dva ili više puta i računane su srednje vredosti pri čemu je zapaženo dobro slaganje rezultata. Standardna devijacija nije bila veća od 6%.

Ekperimenti su izvođeni na kompozitnoj keramičkoj membrani (Gea Exekia, Francuska), dužine 250 mm i unutrašnjeg prečnika 6,8 mm. Aktivna površina membrane je iznosila 46,2 cm<sup>2</sup>, dok je srednja veličina pora 0,1 μm. Nosač membrane je napravljen od α-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, a aktivni sloj od ZrO<sub>2</sub>.

U eksperimentalnom istraživanju primenjeni su promotori turbulencije različitog geometrijskog oblika (Slika 4.2) i dimenzija, čije su karakteristike prikazane u tabeli 4.1.



Slika 4.2. Uvrnute trake a), koflo mikseri b) i Keniks mikser c).

Tabela 4.1. Karakteristike promotora turbulencije.

Oznaka	KMT1,0	TT2,5	TT1,5	TT1,0	KF1,2	KF2,5
Proizvođač /dobavljač	Esska, Nemačka	Inox bravarija, Bački Petrovac, Srbija				
Materijal	Teflon	Nerđajući čelik				
$D_{TP}$ (mm)	6,32	6,3	6,5	6,5	6,2	6,2
$L_{TP}$ (mm)	250	243	243	241	242	250
$\delta_{TP}$ (mm)	1,0	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
$N_{TP}$	40	16	25	36	31	16
$O_{TP}$	1,0	2,4	1,5	1,0	1,3	2,5

Svaki eksperiment se sastojao od sledećih koraka: merenje fluksa čiste vode, filtracija mleka, ispiranje, merenje fluksa nakon ispiranja, hemijsko čišćenje, ispiranje i merenje fluksa vode očišćene membrane.

Pre svakog eksperimenta filtracije mleka meren je fluks destilovane vode. Pre filtracije voda je pražnjena iz pumpe pomoću ventila za pražnjenje pumpe kako bi zapremina zaostale vode bila minimalna i ne bi uticala na sastav mleka. U svakom eksperimentu filtrirano je 7,0 L mleka na temperaturi od  $50,0 \pm 0,5$  °C u trajanju od 90 min. Mleko i aparatura su bili predgrevani na 50,0 °C pola sata pre filtracije.

Filtracija bez promotora turbulencije je izvođena u opsegu protoka od 1,0 – 11,0  $Lmin^{-1}$  što odgovara „cross-flow“ brzinama kroz membranu od 0,45 – 5,0  $ms^{-1}$ . „Cross-flow“ brzine koje se primenjuju u slučaju modula dužih od 1 m u industrijskim uslovima su od 6 do 7  $ms^{-1}$ . U eksperimentima sa primenom promotora turbulencije opseg primenjenih protoka je bio od 1,0 do 6,0  $Lmin^{-1}$ . Za eksperimente bez promotora turbulencije (NTP) Rejnolds-ov broj je izračunavan iz jednačine:

$$Re = \frac{vD\rho}{\mu} \quad (4.2)$$

Za gustinu ( $\rho$ ) i viskozitet ( $\mu$ ) obranog mleka na 50 °C uzete su vrednosti 1035  $kgm^{-3}$  i  $9,2 \cdot 10^{-4}$  Pas [62].

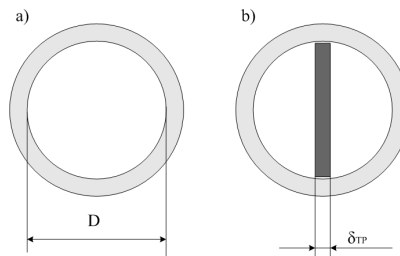
Za eksperimente u kojima je korišćen promotor turbulencije (TP način rad) Re brojevi značajno se razlikuju u odnosu na Re brojeve u NTP načinu rada. To je i

razumljivo, s obzirom da dolazi do značajnog povećanja “cross-flow“ brzine usled smanjenja poprečnog preseka za prolaz fluida kroz membranu na praktično pola. Sem smanjenja površine poprečnog preseka, na povećanje brzine utiče i promena putanje strujnica što zavisi od geometrije promotora turbulencije i karakteristične dimenzije. Kao karakteristična dimenzija se obično usvaja odnos dužine elementa i prečnika promotora ( $O_{TP} = L_e/D_{TP}$ ).

Kako bi se izračunala brzina proticanja kroz membranu sa uvrnutom trakom ili Kenks mikserom kao promotorom uvode se dva faktora:  $\tilde{K}_A$ , koji odražava ubrzanje usled smanjenja površine poprečnog preseka proticanja i  $\tilde{K}_L$ , koji odražava povećanje brzine usled produžene putanje strujnica.

Za promotor koji su sastavljen od elemenata helikoidnog oblika i ima debljinu  $\delta$ , površina koju zauzima promotor u cevi je  $\delta \cdot D$  (slika 4.3.b), tako da prisustvo promotora smanjuje površinu poprečnog preseka za faktor [61]:

$$\tilde{K}_A = 1 - \frac{4 \cdot \delta}{\pi \cdot D} \quad (4.3)$$



Slika 4.3. Poprečni presek membrane bez miksera a), sa uvrnutom trakom ili Kenks mikserom b).

Dužina putanje kod helikoidnog toka u odnosu na ravan tok veća je za faktor:

$$\tilde{K}_L = \left( 1 - \frac{\pi^2 \cdot r^2}{L_e^2} \right)^{1/2} \quad (4.4)$$

Gde je  $L_e$  dužina jednog elementa miksera, a  $r$  radijalna koordinata u cilindričnom koordinatnom sistemu. Međutim, čestica koja ima putanju duž centralne ose ( $r = 0$ ) zapravo nema dužu putanju te je u njenom slučaju  $\tilde{K}_L = 1$ , dok je za česticu koja putuje blizu samog zida cevi ( $r = R$ ) putanja najduža i ima dužinu  $L_R = (L_e^2 + \pi^2 R^2)^{1/2}$  što

odgovara veličini:

$$\tilde{K}_L = \left( 1 + \frac{\pi^2 \cdot R^2}{L_e^2} \right)^{1/2} \quad (4.5)$$

Tako je neophodno definisati aritmetičku sredinu ekstremnih vrednosti faktora produženja putanje kao:

$$\tilde{K}_L = 0.5 + 0.5 \cdot \left( 1 + \frac{\pi^2}{4 \cdot O_{TP}^2} \right)^{1/2} \quad (4.6)$$

Na ovaj način, cross-flow brzina izračunata na bazi protoka kroz membransku cev bez promotora,  $v$ , množi se sa sledećim faktorom kako bi se izračunala stvarna brzina kroz membranu u prisustvu promotora,  $v_{ac}$ :

$$v_{ac} = v \cdot \frac{\tilde{K}_L}{\tilde{K}_A} \quad (4.7)$$

Na ovaj način moguće je izračunati Re broj pomoću jednačine 4.2. smenom  $v_{ac}$ , umesto  $v$ .

Potrebno je istaći da iako su i uvrnute trake i Keniks promotori helikoidnog oblika postoji značajna razlika u intenzitetu turbulencije. Naime usled toga što je kod Keniks miksera svaki element postavljen pod uglom od  $90^\circ$  u odnosu na susedni element dolazi do raspodele toka fluida i radijalnog mešanja. Svaki sledeći element Keniks miksera deli tok na  $2^N$  tokova. Osim radijalnog mešanja dolazi do pojave i lokalnog vrtloženja usled promene smera strujnica na kratkoj putanji od elementa do elementa, te je intenzitet turbulencije veći nego kod uvrnute trake sa istom karakterističnom dimenzijom. Usled prethodno pomenutog dolazi i do značajnijeg pada pritiska kod Keniks miksera u poređenju sa promotorom u obliku uvrnute trake.

Zbog karakteristične orijentacije elemenata intenzitet turbulencije u slučaju Keniks miksera je ipak veći u odnosu na uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije. Za izračunavanje brzine proticanja u slučaju primene Keniks miksera koriste se iste jednačine jednačine korekcionih faktora kao za uvrnute trake. Međutim, zbog pojave lokalnih otpora i većeg pada pritiska uvodi se dodatni korekcionni faktor 2,6 kojim se množi korigovana brzina  $v_{ac}$  [61]. Potrebno je napomenuti da su sve vrednosti izračunatog

Re broja zapravo procene, jer je sistem složene geometrije i precizno izračunavanje Re broja je veoma komplikovano.

U slučaju koflo miksera, koji je po svojoj geometriji potpuno drugačiji, površina poprečnog preseka je naizgled više blokirana zbog toga što se sastoji od dva niza eliptičnih sečiva (Slika 4.1.b). Međutim, sečiva formiraju međusobnom strukturom prazan prostor u obliku romboida, te je zapremina koju zauzimaju u membrani nešto manja u odnosu na helikoidne promotore i površina poprečnog preseka nije toliko blokirana. I ovaj tip miksera deli tok na dva dela, ali se u samom romboidnom prostoru tokovi sudaraju i mešaju odnosno dolazi do pojave vrtloženja, ali i mešanja usled udara fluida o sečiva. Ovaj tip miksera deli tok na dve struje koje takođe imaju helikoidnu putanju uz zid membrane. Tako se kod ovog tipa miksera energija fluida raspodeljuje na vrtložni tok u centralnom delu membrane i helikoidni tok uz zid, dok kod helikoidnog tipa promotora dolazi i do pojave helikoidnog toka kao i vrtloženja, ali uz zid membrane jer je centralni deo toka blokiran promotorom duž cele membrane.

Dakle u slučaju Koflo miksera stvarna brzina proticanja ( $v_{ac}$ ) kroz membranu se može proceniti uzimajući u obzir veličinu poluosa eliptičnog sečiva ( $a$  i  $b$ ) i karakteristične dimenzije promotora, ( $O_{TP}$ ).

$$v_{ac} = v \cdot \frac{D^2 O_{TP}}{D^2 O_{TP} - 4ab \delta_{TP}} \quad (4.8)$$

Na ovaj način je i u slučaju Koflo miksera moguće izračunati Rejnolds broj primenom jednačine 4.2.

Sem promene hidrodinamičkog režima i pad pritiska kroz membranu u prisustvu promotora zavisi kako od geometrije i veličine promotora tako i od primenjenog protoka. Izbor transmembranskog pritiska zavisio je od pada pritiska kroz membranu sa promotorom. Pad pritiska se menja u zavisnosti od tipa promotora, njegove geometrije i karakteristične dimenzije. Sa druge strane, postoji preporuka da se mikrofiltracija mleka izvodi rad pri što nižim pritiscima. Tako su eksperimenti su izvođeni pri transmembranskom pritisku od 50 do 100 kPa gde god je pad pritiska to dozvoljavao, odnosno opseg protoka izabran je tako da pad pritiska ne bude toliko velik da bi uslovio rad pri TMP većem od 100 kPa.

## 4.2. Materijal i metode

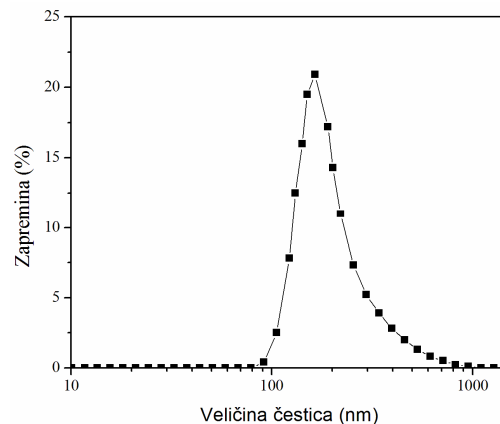
### 4.2.1. Obrano mleko

Istraživanja su izvođena filtriranjem komercijalnog, delimično obranog, homogenizovanog i pasterizovanog mleka (Dukat, Somborska mlekara) čija se pH vrednost kretala u opsegu  $6,70 \pm 0,15$  ( $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) tokom svih ispitivanja. pH vrednost se nije značajnije menjala ni tokom samog procesa filtracije i iznosila je  $6,70 \pm 0,25$  ( $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). U ovom opsegu pH vrednosti nemaju uticaj na veličinu fluksa permeata. Sastav obranog mleka dat od strane proizvođača dat je u tabeli 4.2.

Tabela 4.2. Sastav obranog pasterizovanog mleka.

Komponenta	Mas. %
Ukupni proteini	3.2
Mlečna mast	2.8
Laktoza	75.0
Pepeo	7.6
Suva materija	97.7

Raspodela veličine čestica u obranom pasterizovanom mleku izmerena je Mastersizer uređajem (Malvern, Velika Britanija) i prikazana je na slici 4.4. Srednji dinamički prečnik čestica u mleku iznosi  $176,0 \pm 9,0$  nm. Veličina čestica uklapa se u literaturno dostupne podatke o srednjem prečniku čestica obranog mleka, između 150 i 200 nm, a koji se uglavnom odnosi na čestice kazeina kao najzastupljenije frakcije u mleku [73, 74].



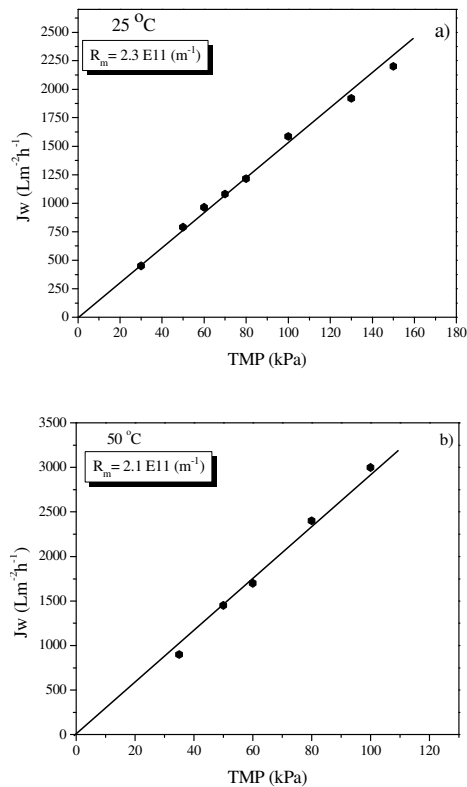
Slika 4.4. Raspodela veličine čestica u mleku

Bez obzira na to što je mleko delimično obrano očigledno da izvesni procenat čestica masti koje su nešto većeg prečnika od 300 do 800 nm.

#### 4.2.2. Određivanje fluksa destilovane vode

Fluks destilovane vode kroz membranu određivane je pri različitim transmembranskim pritiscima na temperaturama od 25 i 50 °C (slika 4.5a i b)). Fluks destilovane vode korišćen je za izračunavanje otpora same membrane pre filtracije, a i kao referentna vrednost za ocenjivanje efikasnosti čišćenja membrane nakon svakog eksperimenta filtracije.

Iz nagiba zavisnosti flukseva vode od TMP izračunati je hidraulički otpor čiste membrane i iznosi  $2,3 \cdot 10^{11}$  ( $\text{m}^{-1}$ ) na 25 °C odnosno  $2,1 \cdot 10^{11}$  ( $\text{m}^{-1}$ ) na 50 °C. Vrednosti otpora membrane korišćene su za izračunavanje specifičnih otpora prljanja membrane na način koji će kasnije biti obrazložen.



Slika 4.5. Fluksevi destilovane vode na temperaturi 25 °C a) i 50 °C b).

### 4.2.3. Hemijske analize

Za analizu obranog mleka i permeata uzimani su uzorci od 30 ml. pH vrednost mleka merena je pH-metrom (HAQ, Nemačka) i nije se menjala tokom filtracije. U uzorcima mleka, retentata i permeata analiziran je sadržaj ukupnog azota, nekazeinskog i neproteinskog azota metodom po Kjeldalu.

### 4.2.4. Čišćenje membrane

Pre svakog ekperimenta membrana je čišćenja po određenoj proceduri kako bi se regenerisao fluks destilovane vode izmerene na nekorišćenoj membrani. Membrana je smatrana čistom ukoliko se regeneriše više od 90 % fluksa vode nekorišćene membrane.

Procedura čišćenja se sastojala od ispiranja vodom bez primene pritiska pri brzini proticanja nekoliko puta većoj od brzine pri kojoj je izvođena filtracija mleka, kako bi se maksimalno moguće uklonilo površinsko prljanje membrane. Sama procedura hemijskog čišćenja obuhvatala je enzimsko, kiselo i zatim bazno čišćenje sa ispiranjem vodom 15 min između ovih faza. Enzimsko čišćenje izvođeno je u trajanju od 30 min 0,5% rastvorom P3 ultrasil-a 53 na temeperaturi od 60-65 °C. Kiselo čišćenje u trajanju od 30 min 1,0% rastvorom limunske kiseline na temperaturi od 50 °C. Bazno čišćenje je izvođeno 30 min 1,0% rastvorom NaOH na temperaturi od 70 °C. Svaki korak hemijskog čišćenja izvođen je pri velikoj brzini proticanja (10 Lmin<sup>-1</sup>) i 20 min bez primene transmembranskog pritiska a zatim 10 min primenom transmembranskog pritiska od 30-40kPa. Po završetku baznog čišćenja sistem je ispiran nekoliko puta svežom sedtilovanom vodom do postizanja neutralnosti i uklanjanja hemijskih agenasa iz aparature.

Ukoliko fluks vode nije regenerisan nakon jedne procedure čišćenja postupak je ponavljan do postizanja zadovoljavajuće regeneracije fluksa destilovane vode.



### 4.3. Jednačine korišćene za obradu rezultata

#### 4.3.1. Efikasnost promotora turbulencije

Regeneracija fluksa tokom filtracije usled primene promotora turbulencije je bazirana na poređenju sa vrednošću fluksa dobijenom bez primene promotora i to kao relativno povećanje fluksa, FI (%):

$$FI = \frac{J_{p,SM} - J_{p,NSM}}{J_{p,NSM}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (4.9)$$

Pri proticanju fluida dolazi do pojave otpora proticanju što se manifestuje pojavom pada pritiska i gubitkom hidrauličke snage fluida (P). Različiti tipovi miksera pri istoj brzini proticanja uzrokuju različite padove pritiska i različite gubitke hidrauličke snage. Gubitak hidrauličke snage može se izraziti kao proizvod primenjenog “cross-flow“ protoka (Q) i apsolutnog pada pritiska kroz membranu ( $\Delta p$ ):

$$P = Q \cdot \Delta p \quad (4.10)$$

Neka ispitivanja su izvedena pri istom gubitku hidrauličke snage podešavanjem protoka i pada pritiska. U slučaju poređenja performansi različitih miksera pri istim radnim uslovima (protok i transmembranski pritisak), uticaj promotora se mogao analizirati pomoću smanjenja odnosno povećanja, gubitka hidrauličke snage (PR) u odnosu na rad bez promotora:

$$PR = \frac{P_{NSM} - P_{SM}}{P_{NSM}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (4.11)$$

Kako bi se analizirala ekonomska isplativost primene promotora, pored ostvarenog povećanja fluksa tj. kapaciteta, potrebno je izračunati i specifičnu potrošnju energije (E). Specifična potrošnja energije se definiše kao gubitak hidrauličke snage po jedinici zapremine permeata:

$$E = \frac{P}{J_p A_{ac}} \quad (4.12)$$

Da bi sagledao uticaj promotora na potrošnju energije u poređenju sa potrošnjom

bez promotora izračunavana je relativna potrošnja energije (ER):

$$ER = \frac{E_{NSM} - E_{SM}}{J_{p,NSM}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (4.13)$$

Efikasnost promotora je analizirana za ispitivanja tokom potpune recirkulacije i tokom koncentrisanja.

### 4.3.2. Hidraulički otpori prljanja

U cilju analize uklanjanja naslaga sa površine i iz pora membrane izvršeno je izračunavanje otpora prljanja membrane i to ukupnog otpora usled prljanja,  $R_f$ , kao i pojedinačnih otpora usled prljanja  $R_{re}$  i  $R_{ire}$  koji zaostaje nakon ispiranja membrane. Izračunavanje hidrauličkih otpora je zasnovano na primeni Darsijeovog zakona i modela hidrauličkih otpora u nizu [9].

Otpor čiste membrane ( $R_m$ ) i ukupni hidraulički otpor ( $R_{tf}$ ) su izračunavani iz sledećih jednačina:

$$R_m = \frac{TMP}{\mu_w J_w} \quad (4.14)$$

$$R_{tf} = \frac{TMP}{\mu_f J_f} \quad (4.15)$$

Ukupni hidraulički otpor prljanja ( $R_{tf}$ ) predstavlja redno vezana dva otpora: otpor čiste membrane ( $R_m$ ) i otpor usled prljanja ( $R_f$ ):

$$R_{tf} = R_m + R_f = R_m + R_{re} + R_{ire} \quad (4.16)$$

Otpor prljanja ( $R_f$ ) je takođe moguće razložiti na dva otpora: otpor usled povratnog prljanja ( $R_{re}$ ) i otpor usled nepovratnog prljanja membrane ( $R_{ire}$ ). Otpor usled povratnog prljanja uglavnom se sastoji od otpora usled koncentracione polarizacije ( $R_{cp}$ ) i otpor pogače ( $R_c$ ) koje je veoma teško pojedinačno odrediti te se oni uglavnom određuju u okviru otpora usled povratnog prljanja  $R_{re}$ . Otpor usled nepovratnog prljanja membrane uglavnom je poreklom od prljanja u porama membrane ( $R_{ire}$ ).

Kako bi se izračunao otpor usled nepovratnog prljanja membrana je ispirana vodom na sobnoj temperaturi 15 min pri protoku od  $10 \text{ Lmin}^{-1}$  koji obezbeđuje veliku turbulenciju kako bi se membrana veoma dobro isprala i uklonio materijal koji uzrokuje povratno prljanje. Nakon toga meren je fluks čiste vode ( $J_{ire}$ ) na  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  na istim uslovima na kojima je izvođena i filtracija kako bi se minimalno poremetila morfologija materijala nataloženog u porama i izračunavan otpor usled nepovratnog prljanja iz sledeće jednačine:

$$R_{ire} = \frac{TMP}{\mu_w J_{ire}} - R_m \quad (4.17)$$

Otpor usled povratnog prljanja je izračunavan iz jednačine:

$$R_{re} = R_{ire} - R_m \quad (4.18)$$

Za vrednosti dinamičkog viskoziteta vode na  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  uzeta je vrednost od  $\mu_w = 9 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . Takođe je uzeto da je vrednost dinamičkog viskoziteta permeata na  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  približno jednaka  $8,0 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Faktor kojim se kvantitativno može izraziti uticaj promotora na smanjenje prljanja membrane jeste:

$$RR = \frac{R_{NTP} - R_{TP}}{R_{NTP}} \cdot 100 \text{ (\%)} \quad (4.19)$$

Jednačina se može koristiti kako za izračunavanje smanjenja otpora ukupnog prljanja tako i pojedinačnih otpora prljanja.

### 4.3.3. Selektivne karakteristike membrane

Pored fluksa veoma bitan parametar jeste i selektivnost membrane koja će ovde biti izračena pomoću selektivnosti. U slučaju mikrofiltracije mleka veoma je bitno koliki je stepen propuštanja ukupnih proteina (UP), kazeina (K) i proteina surutke kroz membranu. Međutim kako se koncentracija ukupnih proteina određuje na osnovu ukupne količine azota koji sadrže i neka druga jedinjenja (peptidi i amino kiseline u malim količinama) selektivnost je u stvari određena u odnosu na propuštanje pravih proteina (PP).

Koncentracije proteina određivane su uzimanjem uzoraka iz permeata nakon koncentrisanja i izraunavane su iz sadržaja azota određenog Kjeldal metodom na sledeći naćin:

$$C_{UP} = UN \cdot 6.38 (\%) \quad (4.20)$$

$$C_{PP} = (UN - NPN) \cdot 6.38 (\%) \quad (4.21)$$

$$C_K = (UN - NKN) \cdot 6.38 (\%) \quad (4.22)$$

$$C_{PS} = (NKN - NPN) \cdot 6.38 (\%) \quad (4.23)$$

Stepen propuštanja određenih komponenata izraunavan je iz odnosa koncentracija odgovarajuće komponente u permeatu na kraju procesa i koncentracije u napojnoj smeši na početku procesa:

$$\text{Propuštanje komp.} = \frac{C_{komp,per}}{C_{komp,ns}} \cdot 100 (\%) \quad (4.24)$$

## 5. REZULTATI I DISKUSIJA

### 5.1. Pad pritiska u membrani sa promotorom

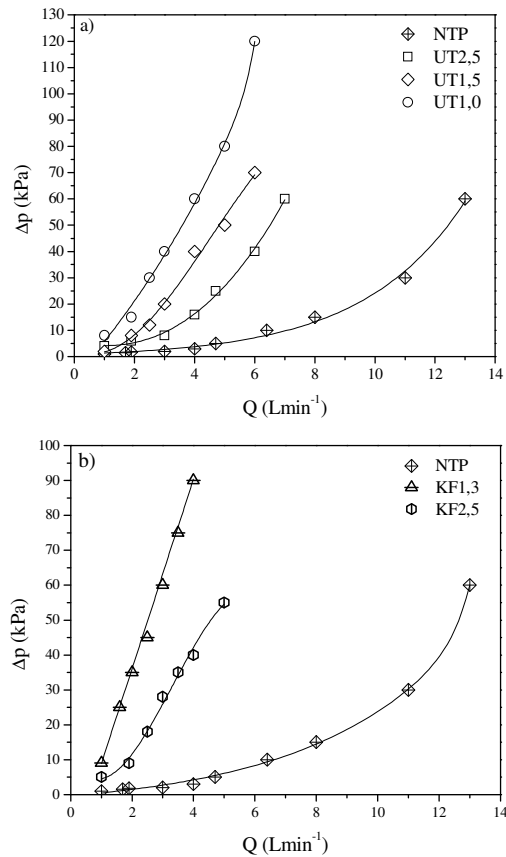
Promena hidrodinamičkog režima u membrani dovodi do promene fluksa permeata. Kada se u membranu postave promotori turbulencije fluks permeata raste zbog poboljšanja prenosa mase. Međutim, poromena hidrodinamičkog režima u membrani se odražava i na promenu pada pritiska kroz membranu. Sem toga što pad pritiska uslovljava odabir transmembranskog pritiska utiče i na ekonomski aspekt filtraije. Naime ukoliko je pad pritiska kroz membranu velik neophodno je primeniti viši transmembranski pritisak, što je naročito nepovoljno u slučaju mikrofiltracije mleka kod koje se preporučuju transmembranski pritisci niži od 100 kPa. Apsolutna vrednost pada pritiska je takođe bitna i sa aspekta gubitka hidrauličke snage, odnosno potrošnje energije. Stoga je neophodno analizirati uticaj promotora različite geometrije na pad pritiska kroz membranu i uporediti sa padom pritiska kroz membranu bez promotora.

Izmereni apsolutni padovi pritiska za praznu membranu i membranu sa uvrnutim trakama su prikazani na slici 5.1. a). Kao što se moglo i očekivati, uvrnute trake (UT) uzrokuju veće padove pritiska u odnosu na membranu bez promotora (NTP). Ovi padovi mogu biti i do deset puta veći što zavisi od primenjenog protoka i karakteristične dimenzije trake. Naravno, razlike su najmanje u slučaju uvrnute trake najveće karakteristične dimenzije 2,5, a najveće u slučaju najgušće trake karakteristične dimenzije 1,0.

Poređenjem padova pritiska za uvrnute trake različitih karakterističnih dimenzija može se primetiti da pad pritiska raste sa smanjenjem karakteristične dimenzije pri istom primenjenom protoku. Tako uvrnuta traka sa najmanjom karakterističnom dimenzijom 1,0, (UT1,0), uzrokuje najveće padove pritiska u opsegu primenjenog protoka. Pri manjim protocima do negde  $2,0 \text{ Lmin}^{-1}$  razlike u padovima pritiska za sve uvrnute trake su male, ali se nelinearno povećavaju sa porastom protoka.

Slika 5.1. b) prikazuje padove pritiska uzrokovane prisustvom koflo miksera u membranskoj cevi. U istraživanju su korišćena dva tipa koflo miksera koji se razlikuju po

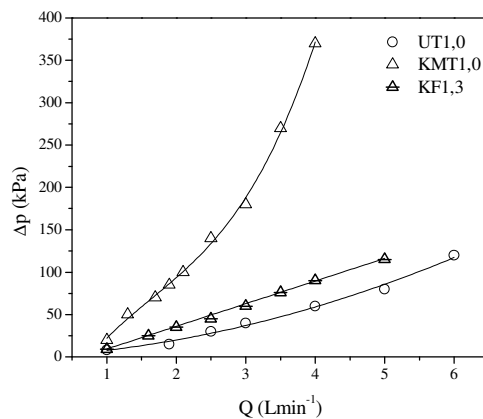
veličini ugla koja sečiva obuhvataju. Tako je karakteristična dimenzije 1,3 približno jednaka dijagonali romboida koja prolazi kroz osu membrane uvećana za debljinu spoja sečiva. Slično je i u slučaju karakteristične dimenzije 2,5, s tim da je ugao naspram duže dijagonale oko  $160^\circ$ , dok je prethodnom slučaju ugao manji, oko  $120^\circ$ . Pad pritiska uzrokovan ovim mikserima svakako je veći u odnosu na padove kroz praznu membranu. Za koflo miksera je karakteristično da uzrokuju linearan porast pada pritiska sa porastom protoka, za razliku od pada pritiska kroz praznu membranu koji raste eksponencijalno.



Slika 5.1. Padovi pritiska kroz membranu bez promotora i sa uvrnutim trakama a) i sa Koflo mikserima b).

Pad pritiska koflo miksera je i do deset puta veći od pada pritiska kroz praznu membranu u zavisnosti od primenjenog protoka. U oblasti malih protoka do 2,0 Lmin<sup>-1</sup> povećanje je dva do četiri puta za KF2,5 i KF1,3, respektivno. Međutim u oblasti većih protoka povećanje pada pritiska je značajnije i može biti sedam do deset puta za KF2,5 i KF1,3, respektivno. U celom opsegu protoka, KF1,3, s obzirom da je gušće geometrije uzrokuje veće padove pritiska od KF2,5.

Na slici 5.2. izdvojeni su padovi pritiska promotora koji daju najveće padove padove pritiska i koji imaju približno istu karakterističnu dimenziju, ali različitu geometriju. Upoređen je pad pritiska uvrnute trake i Keniks miksera, koji su helikoidne geometrije i imaju karakterističnu dimenziju 1,0. Međutim, kao što se može primetiti, uprkos sličnoj geometriji i istoj karakterističnoj dimeziji Keniks mikser uzrokuje znatno veće padove pritiska od uvrnute trake. Ovakav pad pritiska Keniks miksera može se objasniti pojavom lokalnih otpora koji se pojavljuju na mestima gde helikoidni elementi menjaju položaj, odnosno zbog ugla od 90° jedan u odnosu na drugi.



Slika 5.2. Poređenje padova pritiska promotora različite geometrije.

Tako je već pri protoku od 3,0 Lmin<sup>-1</sup>, pad pritiska Keniks miksera toliko velik da ograničava da transmembranski pritisak bude manji od 100 kPa. Ovo je naročito nepovoljno kada se ima u vidu da je u pitanju apsolutni pad pritiska kroz membranu veličine 0,25 m, te bi se u slučaju povećanja dimenzija pokazalo nepovoljnijim.

U poređenju sa Keniks mikserom, uvrnuta traka i Koflo uzrokuju višestruko manje padove pritiska. U širokom opsegu protoka omogućuju rad pri niskim transmembranskim pritiscima od 50 kPa, s tim da KF1,3 ipak uzrokuje nešto veće padove pritiska u odnosu na uvrnutu traku iako je njegova karakterisitčna dimenzija nešto manja, ali ne veće od dva puta. Razlog većem padu pritiska Koflo miksera može biti činjenica da se struje sudaraju u svakoj romboidnoj strukturi koju grade sečiva što daj veći pad pritiska, iako je geometrija ređa.

Veličina pada pritiska može imati negativan uticaj na potencijal primene promotora. Međutim da bi se stekla kompletna slika potrebna je analiza vrednosti povećanja fluksa i potrošnje energije što će biti učinjeno u narednim poglavljima.

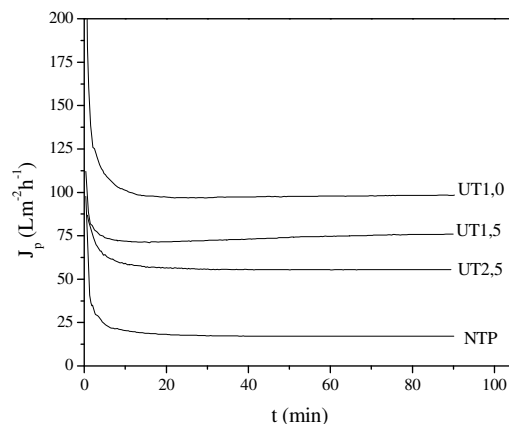
## 5.2. Uticaj tipa promotora na veličinu fluksa

### 5.2.1. Promotor helikoidnog oblika tipa uvrnute trake

Kako bi ispitao uticaj uvrnute trake kao promotora turbulencije na fluks permeata izvršena su merenja fluksa u određenim vremenskim intervalima (20 s) tokom same filtracije. U istraživanjima je ispitan uticaj uvrnute trake različite karakteristične dimenzije 1,0, 1,5 i 2,5. Istovremeno će biti pokazan uticaj kako trake kao promotora turbulencije na fluks tako i uticaj karakteristične dimenzije.

#### *Poređenje pri istom protoku*

Promena fluksa permeata tokom filtracije bez uvrnute trake (NTP) i sa primenom uvrnute trake (UT) kao promotora pri protoku od  $3,9 \text{ Lmin}^{-1}$  prikazana je na slici 5.3. Fluks naglo opada u prva dva minuta filtracije, bez obzira na način rada, bez ili sa promotorom. Ovakvo opadanje fluksa pripisuje se pojavi koncentracione polarizacije, koja se očigledno pojavljuje i kada se primeni promotor. Zatim fluks nastavlja laganije da opada do desetog minuta filtracije. Lagano opadanje fluksa posledica je taloženja čestica na membrani. Dalje fluks neznatno opada i nakon 30 min dostiže pseudo-stacionarno stanje.



Slika 5.3. Uticaj uvrnute trake na promenu fluksa permeata tokom filtracije pri protoku od  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i TMP 50 kPa.

Krive opadanja fluksa su tipičnog oblika za mikro- i ultra-filtraciju mleka i proteina, koje karakteriše formiranje tankog filma usled adsorpcije proteina, a zatim se



formira dinamička membrana na površini membrane [13, 73-76]. Neznatno opadanje fluksa permeata po uspostavljanju pseudo-stacionarnog stanja posledica je laganog taloženja manjih micela i proteina seruma u kazeinskom matriksu [66, 73]. Međutim u slučaju primene uvrnute trake stacionaran fluks je veoma stabilan i ne može se primetiti opadanje već neznatno povećanje fluksa. Hidrodinamički režim u membrani u prisustvu trake se veoma brzo uspostavlja i stabilan je te smanjuje taloženje čestica.

Ipak, uprkos tipičnom fenomenološkom ponašanju fluksa permeata tokom filtracije i pojave prljanja, primenom uvrnute trake kao promotora fluks je značajno povećan, od tri do devet puta u zavisnosti od karakteristične dimenzije uvrnute trake. Može se zaključiti da promotori turbulencije u obliku uvrnute trake smanjuju uticaj efekta koncentracione polarizacije i taloženja proteina i time obezbeđuju povećavanje fluksa.

U kojoj meri će doći do povećanja fluksa zavisi kako od tipa promotora turbulencije tako i od njegovih dimenzija. U ovom slučaju se najveće povećanje fluksa od približno devet puta, u odnosu na membranu bez promotora, postiže pomoću najgušće namotane uvrnute trake (UT1,0). Takođe se primećuje da smanjenje karakteristične dimenzije trake ima pozitivan efekat na povećanje fluksa, te se trakom UT1,0 postižu duplo veći fluksevi u odnosu na traku UT2,5.

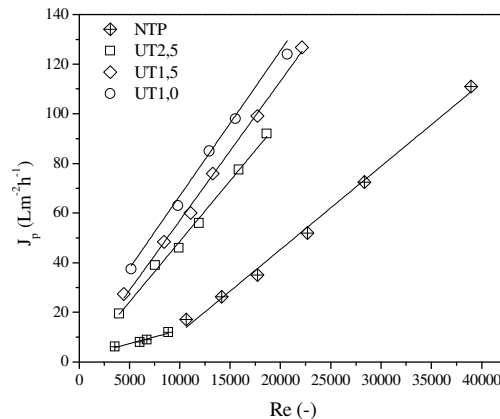
Ovde treba napomenuti da je u slučaju mikrofiltracije mleka uticaj transmembranskog pritiska (TMP) na fluks permeata minimalan naročito pri nižim "cross-flow" brzinama (slike P.1. i P.2.). Kada je u pitanju uticaj TMP na fluks permeata u slučaju primene uvrnute trake takođe nije primećeno značajnije povećanje fluksa sa povećanjem transmembranskog pritiska (slika P3.). Uprkos činjenici da je primenom UT1,0 nivo turbulencije u membrani povećan, povećanje pritiska ne doprinosi značajnijem povećanju fluksa.

#### *Poređenje pri istom Reynolds broju*

Kako je već ranije napomenuto s obzirom da su uvrnute trake promotori turbulencije njihov uticaj na povećanje fluksa zavisi od brzine proticanja. Sa druge strane, brzina proticanja zavisi kako od primenjenog protoka tako i od geometrijskih karakteristika samog promotora. Kako bi se okarakterisao nivo turbulencije i njegov

uticaj na fluks najpogodnije je pseudo-stacionarne flukseve prikazati kao funkciju srednjeg Reynolds broja (slika 5.4). Generalno, fluks raste sa porastom Re broja, kako za ispitivanja bez tako i za ispitivanja sa uvrnutim trakama. Fluksevi ostvareni primenom uvrnutih traka kao promotora su veći u celom opsegu primenjenih Re brojeva. Ovde treba istaći da je pri istom primenjenom protoku nivo turbulencije u membrani sa uvrnutom trakom od 15 do 50 % veći u odnosu na rad bez promotora. Odnosno, ako se primeni protok od  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  u membrani bez promotora Re je 3.500, dok je na primer u membrani sa najgušćom trakom, UT1,0, 5.100.

Hidrodinamički režim u membrani bez promotora je analogan hidrodinamičkom režimu cevi, bez obzira na to što je membrana porozan medijum. Tako se može primetiti da se u prelaznom režimu za Re broj od 3.500 do 10.500 fluks neznatno menja sa porastom Re broja, dok je za Re od 10.500 u pravom turbulentnom režimu, povećanje fluksa sa povećanjem Re broja veće. Ovo je i logično imajući u vidu da se u turbulentnom režimu napon smicanja na površini membrane povećava značajnije i doprinosi smanjenju taloženja čestica.



Slika 5.4. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene uvrnute trake; TMP 50 kPa.

U slučaju primene uvrnutih traka fluks se linearno povećava sa povećanjem vrednosti srednjeg Re broja. Nagibi zavisnosti fluksa od Re broja u ovom slučaju su veći i ne može se primetiti prekid u trendu porasta fluksa sa promenom Re broja. Kada se porede vrednosti fluksa ostvarene pri istom Re broju, fluks raste sa smanjenjem karakteristične dimenzije trake. Najveći fluksevi se u celom opsegu Re brojeva postižu primenom uvrnute trake 1,0.

Da bi se u radu bez promotora obezbedio isti nivo turbulencije kao kod primene trake, potrebno je primeniti mnogo veći radni protok, a ipak nije moguće ostvariti isto povećanje fluksa. Odnosno i pri relativno malim radnim protocima UT obezbeđuju dovoljno veliko povećanje fluksa koje se ne može postići povećanjem samo protoka pri NTP načinu rada. Takođe padovi pritiska uzrokovani prisustvom UT nisu toliko veliki da bi uslovaljavali rad na većim TMP. Ova činjenica daje prednost uvrnutim traka kao promotorima u slučaju membranske filtracije mleka, a pozitivno je i sa aspekta potencijalne primene traka u slučaju višekanalnih i dužih membrana.

Prisustvo uvrnute trake pre svega menja hidrodinamički režim u membrani višestrukim delovanjem, a koristeći samo energiju fluida koji se kreće. Naime, usled smanjenja poprečnog preseka membrane dolazi do promena toka iz aksijalnog u helikoidni usled čega dolazi do struganja i odnošenja čestica sa površine membrane. Zatim, može doći i do pojave sekundarnih tokova koji se manifestuje kao pojava lokalnih vrtloga koji mešaju fluid i sprečavaju taloženje čestica [46]. Helikoidna putanja strujnica i pojava lokalnih vrtloga smanjuje efekte koncentracione polarizacije i taloženje micela kazeina te dolazi do povećanja fluksa.

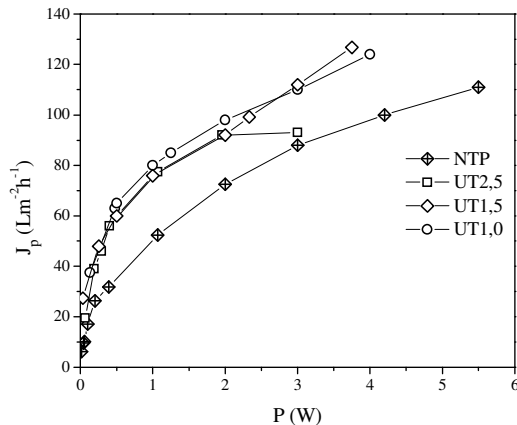
Takođe se može primetiti da sve uvrnute trake pri znatno nižim Re brojevima postižu znatno veće flukseve u odnosu na rad bez promotora. Treba napomenuti da su rezultati prikazani u funkciji srednjeg Re broja. Tako da se može zaključiti da se značajno veće vrednosti fluksa pri UT načinu rada za isti Re kao kod NTP načina rada postižu usled lokalnog povećanja turbulencije i vrtloženja, odnosno promene načina strujanja.

Kako je u prethodnom poglavlju obrazloženo primenom istog protoka kroz membranu bez i sa promotorom ostvaruju se različiti padovi pritiska, a i Re brojevi. Tako se čini da je najpogodnije izvršiti poređenje pri istom utrošenom gubitku hidrauličke snage (P), u daljem tekstu samo snaga jer neće biti korišćeno ni u kom drugom kontekstu.

#### *Poređenje pri istom gubitku hidrauličke snage*

Na slici 5.5. upoređeni su fluksevi dobijeni kada se primeni ista snaga u radu bez i sa trakama. Kada se uporede fluksevi dobijeni pri istom gubitku hidrauličke snage takođe se zapaža povećanje fluksa u slučaju primene uvrnute trake u odnosu na rad bez

promotora. Dalje, najgušća uvrnuta traka, UT1,0, obezbeđuje nešto veći fluks, u poređenju sa trakom UT1,5 i UT2,5. Da bi se postigla ista snaga u radu bez promotora neophodno je primeniti veći protok nego u radu sa promotorom zbog čega dolazi do povećanja pada pritiska. Uvrnute trake uzrokuju generalno veće padove pritiska pri nižim protocima u odnosu na NTP, te su vrednosti fluksa prikazane na slici postignute primenom nižih protoka u odnosu na membranu bez promotora. Povećanje fluksa pri istoj snazi nije tako drastično kao kod poređenja pri istom protoku, ali je i dalje značajno.



Slika 5.5. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage u slučaju primene uvrnute trake; TMP 50 kPa.

Dakle može se zaključiti da primena iste snage pri NTP načinu rada ne obezbeđuje značajnije povećanje fluksa, iako su u tom slučaju primenjeni čak veći protoci, odnosno Re brojevi. Tako je za NTP rad pri snazi od 0,5 W  $Re = 22.600$ , dok je u slučaju UT2,5 i UT1,0 Reynolds 11.800 i 6.700, respektivno. Duplo veći Re broj pri NTP načinu rada u odnosu na UT1,0 ne znači nužno veći fluks. Tako, povećanju fluksa najviše doprinose lokalna dešavanja na površini membrane, što nije samo povećanje napona smicanja već i promena toka strujnica, kako je ranije rečeno. Ovde treba napomenuti da padovi pritiska u slučaju primene uvrnute trake nisu bili toliko veliki da bi uslovljavali rad pri većim TMP, tako da su rezultati u ovom opsegu snaga ostvareni pri TMP od 50 kPa.

#### *Efikasnost promotora*

Sa ciljem kvantitativne verifikacije efikasnosti primene uvrnute trake kao promotora turbulencije izračunate su vrednosti povećanja fluksa (jedm 4.9) i prikazane u

funkciji primenjenog protoka (slika 5.6.). Takođe je izračunato povećanje fluksa ostvareno radom pri istoj snazi i prikazano u tabeli 5.1.

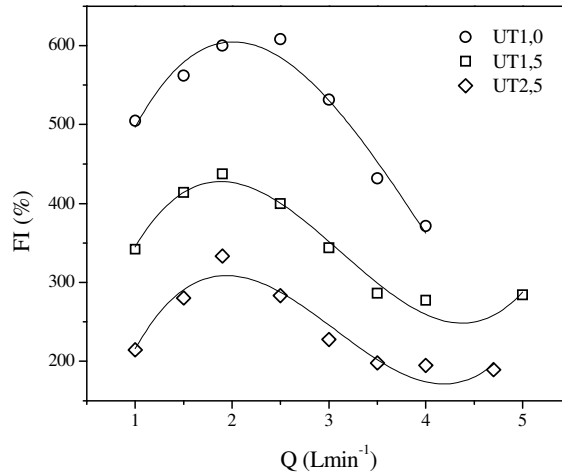
Koliko će se procentualno povećanje fluksa postići zavisi od primenjenog protoka i karakteristične dimenzije trake. U ispitivanom opsegu Re brojeva, najmanje povećanje fluksa postiže se primenom najređe uvrnute trake UT2,5 od oko 180 do 300%, dok se najveće povećanje od 370 do 600% postiže primenom najgušće uvrnute trake UT1,0. Tako se smanjenjem karakteristične dimenzije za 1,5 postiže praktično duplo povećanje fluksa. Opseg povećanja ostvarenih primenom trake srednje veličine karakteristične dimenzije UT1,5 je od 270 do 400%.

Što se tiče uticaja protoka, procentualno povećanje fluksa se smanjuje sa porastom protoka u slučaju sve tri trake. Dalje se može primetiti i da postoji odgovarajući optimalni protok pri kome se ostvaruje maksimalno povećanje fluksa. Optimalni protok za rad sa svim trakama je negde oko  $2,0 \pm 0,3 \text{ Lmin}^{-1}$ , ali se pri istom protoku razlikuju optimalni Re brojevi, usled razlika u geometriji odnosno intenzitet turbulencije. Tako je za UT1,0 optimalni Re između 10.000 i 13.000, dok je za UT1,5 i UT2,5 između 7.000 i 9.000.

Dakle, optimalni Re brojevi se postižu u uskom opsegu niskih radnih protoka. Slični rezultati su dobijeni primenom uvrnute trake i Keniks miksera kod ultrafiltracije rastvora dekstrana. Primenom uvrnute trake karakteristične dimenzije 1,5 dobijen je četiri puta veći fluks, dok je primenom Keniks miksera iste karakteristične dimenzije dobijeno 7,7 puta veće povećanje fluksa uz proporcionalno veći pad pritiska [45]. Takođe je povećanje fluksa od oko 500% dobijeno kod filtracije model sistema obranog mleka primenom Keniks miksera karakteristične dimenzije 1,0. Ustanovljeno je da se maksimalno povećanje fluksa takođe postiže u nekom umerenom opsegu protoka od 1,0 do  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  [50].

Iz tabele 5.1. se vidi da je pri istom gubitku hidrauličke snage ostvareno povećanje fluksa u odnosu na rad bez promotora od oko 25 do 80%. I dalje se najveće povećanje fluksa ostvaruje primenom najgušće uvrnute trake UT1,0, ali povećanje nije toliko izraženo kao kod poređenja pri istom protoku. Naime, da bi se u radu bez promotora postigla ista snaga potreban je veći protok koji pozitivno utiče na povećanje fluksa i smanjenje prljanja. Tako je da bi se ostvario gubutak hidrauličke snage od oko 1 W, u

NTP radu neophodan je protok od oko  $6 \text{ Lmin}^{-1}$ , dok u radu sa UT1,0 istoj snazi odgovara protok od  $2,3 \text{ Lmin}^{-1}$ . I pored toga što je protok u radu sa trakama niži ostvaruje se poboljšanje fluksa.



Slika 5.6. Zavisnost povećanja fluksa permeata od protoka u slučaju primene uvrnute trake.

Tabela 5.1. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za UT.

P (W)	FI (%)		
	UT2,5	UT1,5	UT1,0
0,2	48	60	82
0,5	60	55	68
1,0	41	45	49
2,0	28	31	35
3,0	2.3	27	25

Dalje, razlike u povećanju fluksa sa promenom dimenzije uvrnute trake nisu više tako izražene kao kod poređenja pri istom protoku. Razlog ovakvog ponašanja je u tome što je kod uvrnutih traka utrošak snage praktično proporcionalan povećanju Re broja. Odnosno, da bi se ostvarila ista snaga za sve tri trake neophodno je povećavati protok sa porastom karakteristične dimenzije, a povećanje protoka svakako ima pozitivan uticaj i kada su trake u pitanju. Tako se pri istoj snazi efikasnost traka donekle izjednačava zbog približno iste turbulencije pri istom utrošku snage. U svakom slučaju uvrnute trake se i pri istom utrošku snage pokazuju efikasnijim od konvencionalnog izvođenja filtracije, mada ne u onoj meri u kojoj se pokazuju efikasnim kod poređenja pri istom protoku.

### 5.2.2. Uticaj tipa geometrije promotora helikoidnog oblika

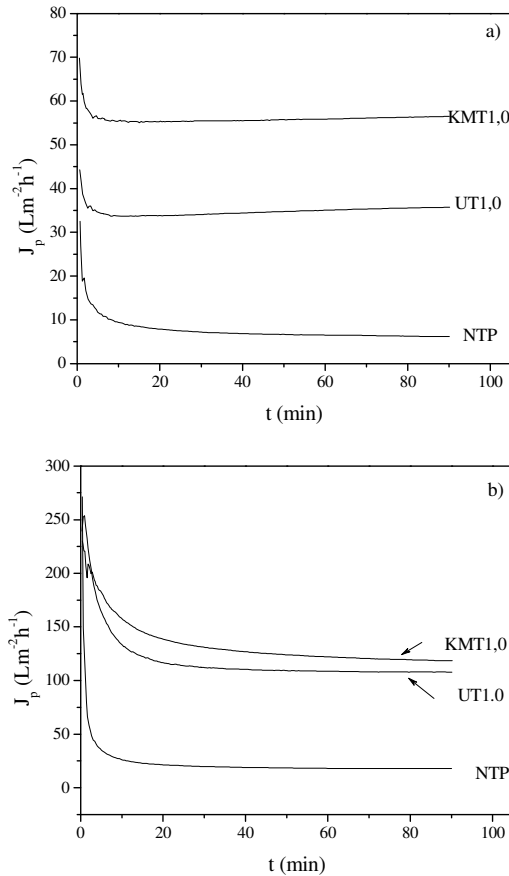
U prethodnim diskusijama osnovna geometrijska razlika između promotora u obliku uvrnute trake bila je u veličini karakteristične dimenzije, odnosno u dužini helikoidnog elementa. Kako bi se ispitaio uticaj orijentacije elementa u slučaju primene promotora helikoidnog oblika ispitana su dva tipa promotora iste karakteristične dimenzije 1,0 i to uvrnuta traka (UT1,0) i Keniks mikser (KMT1,0). Oba promotora su izrađena od spiralnih elemenata sa potpunim zavojem od 180°. Međutim, kod Keniks miksera svaki zavoj je u odnosu na prethodni postavljen pod uglom od 90°, što značajno menja način proticanja kao što je ranije napomenuto (poglavlje 4.1).

#### *Poređenje pri istom protoku*

Poređenje flukseva dobijenih primenom UT1,0 i KMT1,0 promotora na fluks permeata uz primenu istog protoka i TMP prikazani su na slici 5.7.a) i b). Na slici 5.7. a) prikazani su fluksevi dobijeni pri protoku od 1,0 Lmin<sup>-1</sup> i 50 kPa u slučaju NTP, UT1,0 i KMT1,0 načina rada, a na slici 5.6. b) primenom protoka od 3,0 Lmin<sup>-1</sup> i 100 kPa. Krive flukseva imaju vrlo sličan oblik karakterističan za prljanje proteinima mleka bez obzira na to da li je filtracija vođena bez ili sa promotorom. Način opadanja fluksa kao i mogući uzroci ovakvog ponašanja komentarisani su već u poglavlju 5.1 i važe i u slučaju primene Keniks miksera, KMT1,0. Ovde će dakle biti komentaran uticaj Keniks miksera na apsolutne vrednosti fluksa.

Analizom apsolutnih vrednosti fluksa u pseudo-stacionarnom stanju, dobijenih na protoku od 1,0 Lmin<sup>-1</sup>, može se primetiti da je najveći fluks dobijen primenom Keniks miksera kao promotora turbulencije, KMT1,0. Vrednost fluksa je pri KMT1,0 načinu rada veća 1,5 puta u odnosu na rad sa uvrnutom trakom UT1,0, a oko 9 puta veća u odnosu na rad bez promotora, NTP. Unapređenje fluksa u odnosu na rad bez bilo kakvog promotora je već poznato i obrazloženo i u nekim ranijim istraživanjima [9, 50, 51]. Razlike u veličini fluksa dobijenog primenom uvrnute trake i Keniks miksera, pri ovako malom primenjenom protoku od svega 1,0 Lmin<sup>-1</sup> može se objasniti razlikama u veličini Rejnolds brojeva i načinom proticanja kroz membranu. Naime, primenom Keniks miksera ostvaruju se veće vrednosti Rejnolds broja u odnosu na uvrnutu traku UT1,0 iako su oba promotora helikoidnog oblika. Tako je u ovom slučaju procenjena vrednost srednjeg Re

broja za KMT1,0 promotor 8200, dok je za UT1,0 5130. Dakle primenom protoka od  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  obezbeđuje se prelazan hidrodinamički režim kako za rad bez promotora ( $Re = 3500$ ) tako i u radu sa promotorima. Međutim, primena KMT1,0 obezbeđuje najveći Re broj i u prelaznom režimu i najveću apsolutnu vrenost fluksa.



Slika 5.7. Poređenje flukseva dobijenih primenom uvrnute trake i Keniks miksera:  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i TMP 50 kPa a) i  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i TMP 100 kPa b).

Do sadašnja istraživanja o primeni Keniks miksera u mikrofiltraciji uglavnom su pokrivala rad u oblasti laminarnog i prelaznog hidrodinamičkog režima [9]. U ovom istraživanju izvršeno je i poređenje flukseva pri protoku od  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i TMP od 100 kPa. Protok od  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  obezbeđuje turbulentan režim već u radu bez promotora,  $Re = 10.650$ , tok su uz primenu UT1,0 i KMT1,0 procenjeni Re brojevi 15.400 i 24.600, respektivno. Dakle KMT1,0 pri ovom protoku obezbeđuje znatno intenzivniju turbulenciju u odnosu na UT1,0, ali i veoma velik pad pritiska od 180 kPa. Ovo je



naročito velik pad pritiska kada se uzme u obzir da se radi o veoma kratkoj membrani od svega 0,25 m. Sa druge strane ovako velik pad pritiska ograničava primenu TMP na vrednosti znatno veće od 100 kPa. Tako je pri ovom protoku pd  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  najniži mogući TMP bio 100 kPa. Na slici 5.7 b) prikazane su krive flukseva dobijene dakle primenom intenzivnijih radnih uslova, turbulentnog režima i višeg TMP.

Kriva fluksa dobijena u radu bez promotora karakteriše se tipično naglim opadanjem fluksa u prva dva minuta filtracije, usled pojave koncentracione polarizacije, i kasnije blagim opadanjem fluksa do uspostavljanja pseudo-stacionarnog fluksa nakon dvadesetog minuta filtracije. Krive flukseva dobijene primenom UT1,0 i KMT1,0 karakteriše nešto sporije opadanje fluksa uz uspostavljanje stacionarnog fluksa tek nakon nekih četrdeset minuta, s tim da u slučaju KMT1,0 fluks opada neznatno do kraja filtracije. Međutim, apsolutne vrednosti fluksa za UT1,0 i KMT1,0 način rada se na ovim uslovima neznatno razlikuju. Vrednosti fluksa iznose  $108$  i  $118 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  za UT1,0 i KMT1,0, respektivno.

Odloženo odnosno usporeno prljanje membrane posledica je uspostavljanja veoma intenzivne turbulencije u membrani naročito kada je u pitanju Keniks mikser. Pojava efeketa koncentracione polarizacije se u ovom slučaju ne može isključiti, ali je veoma smanjena. Opadanje fluksa usled prljanja membrane taloženjem proteina na površini i u porama membrane u ovom slučaju jasno je izraženo. Ovakvo ponašanje fluksa u slučaju primene ova dva tipa poromatora guste helikoidne geometrije može se pripisati upravo veoma intenzivnim lokalnim delovanjem na samoj površini membrane. Odnosno pojavi guste helikoidne putanje i lokalnih vrtloga usled čega su smanjuje i odlaže adsorpcija proteina na površini i u porama membrane.

Ipak, iako primena KMT1,0 obezbeđuje znatno intenzivniju turbulenciju u membrani u odnosu na UT1,0 povećanje fluksa nije proporcionalno veće. Očigledno ni činjenica da Keniks mikser obezbeđuje i drugačiji način proticanja u odnosu na UT1,0, odnosno promenu smera strujnica nakon svakog helikoidnog elementa, pospešujući na taj način odnošenje čestica sa površine, ne doprinosi u dovoljnoj meri. Moguće objašnjenje ovakvih vrednosti fluksa ostvaranih primenom KMT1,0 i UT1,0 nalazi se u velikoj vrednosti pada pritiska duž membrane u slučaju KMT1,0. Iako je membrana kratka

Keniks mikser uzrokuje tako velik pad pritiska tako da je usled neuniformne pogonske sile i sam fluks neuniforman duž membrane. Naime, vrednost fluksa na ulazu u membranu je znatno veća zbog višeg pritiska, dok je pri kraju membrane znatno manja usled niskog pritiska. Tako je srednja vrednost fluksa duž membrane manja.

Neki od autora su manje poboljšanje fluksa u oblasti turbulentnog režima objašnjavali pokrivenošću uticaja miksera povećanom turbulencijom u membrani bez promotora, a koja se uspostavlja samo povećanjem brzine proticanja [50]. Međutim to se odnosilo na relativno poređenje u odnosu na rad bez promotora. Ali je zapravo slučaj da u ispitivanom opsegu protoka koji obezbeđuje laminaran ka prelaznom hidrodinamičkom režimu u slučaju rada bez promotora porast fluksa sa porastom protoka neznatan dok je u turbulentnom režimu znatno veći (slika 5.4.). Tako da ako se porede vrednosti fluksa postignute pri istom protoku, povećanje fluksa se relativno smanjuje sa porastom protoka jer raste turbulencija u membrani bez promotora.

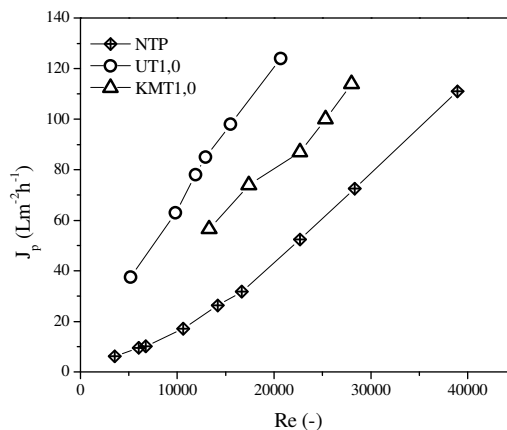
Međutim, koliko god se povećala turbulencija u režimu rada bez promotora povećanje fluksa nije nikada veće u odnosu na rad sa promotorima, naročito onima koji uzrokuju manje padove pritiska. Iako se u turbulentnom režimu postiže ravan brzinski profil i povećava napon smicanja na površini membrane, promena smera strujnica uzrokovana primenom promotora različite geometrije čini se efikasnijom. Naime, na lokalnom nivou strujnice helikoidnog oblika doprinose odnošenju čestica i narušavanju sloja istaloženih čestica na membrani. Kako od geometrije i veličine elementa promotora zavisi način strujanja i veličina pada pritiska, neophodno je pažljivo izvršiti odabir geometrije i radnih uslova kako bi se našao kompromis između veličine fluksa i potencijalno visokog pada pritiska duž membrane. Visok pad pritiska je neophodno izbegavati kako zbog neuniformnog fluksa, i posledično nižeg srednjeg fluksa, tako i zbog većeg gubitka snage. Takođe velik pad pritiska utiče i na promenu selektivnosti i načina prljanja membrane [11, 66].

#### *Poređenje pri istom Reynolds broju*

Odabir radnih protoka u slučaju Keniks miksera prilično je uzak zbog velikog pada pritiska. Tako je za poređenje sa UT1,0 promotorom opseg radnih protoka za

KMT1,0 bio od 1,0 do 2,1  $\text{Lmin}^{-1}$  jer je jedino u tom opsegu porotoka bio moguć rad pri TMP od 50-55 kPa. U ovom opsegu protoka na osnovu procenjenog Re broja za KMT1,0 režim je već turbulentan. Kada se upoređuju vrednosti pri istim Re brojevima, primenom KMT1,0 ostvaruju se znatno veće vrednosti fluksa u odnosu na membranu bez promotora, NTP (slika 5.8). Sa druge strane, kada se porede vrednosti fluksa dobijene primenom KMT1,0 i UT1,0 pri istim vrednostima Re broja primećuje se da UT1,0 obezbeđuje veće flukseve. Ovde je potrebno napomenuti da egzaktno vrednosti Re brojeva za promotore nisu dostupne te bi najkorektnije bilo poređenje pri istim radnim uslovima, protoku i TMP. Međutim, kako je ovde reč o promotorima helikoidne geometrije i iste karakteristične dimenzije jedini razlog razlike u Re brojevima jeste orijentacija helikoidnih elemenata kod Keniks miksera. Za izračunavanje Re broja koriste se iste jednačine kao što je ranije napomenuto, uz uvođenje korekcionog faktora zbog znatno većeg pada pritiska za Keniks mikser. Vrednosti korekcionih faktora se razlikuju u literaturi, te ako bi se povećala vrednost korekcionog faktora u skladu sa razlikom pada pritiska, linija zavisnosti fluksa od Re broja za KMT1,0 bila bi pomerena u desno. Tako bi ispalo bi da Keniks mikser ostvaruje znatno manje vrednosti fluksa pri znatno većoj turbulenciji.

Dakle, uprkos uskom opsegu niskih protoka primenom KMT1,0 ostvaruju se značajno poboljšanje fluksa u odnosu na NTP način rada. Neki autori su pokazali da se veoma značajna poboljšanja fluksa ostvaruju pri malim brzinama proticanja ispod 1,0  $\text{Lmin}^{-1}$  odnosno u laminarnom režimu. Ovo može biti prednost kod filtracije supstanci osetljivih na veliki smicajni napon i već je literaturno dostupno [77].



Slika 5.8. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene UT1,0 i KMT1,0; TMP 50 kPa.

Primenom UT1,0 iste karakteristične dimenzije, može se ostvariti veće poboljšanje fluksa u odnosu na primenu KMT1,0 pri istom Re broju. Odavde se može zaključiti da promena hidrodinamičkog režima nije sama po sebi odgovorna za povećanje fluksa jer bi se u tom slučaju ista poboljšanja mogla ostvariti i bez promotora. Dalje najznačajniji faktor u poboljšanju fluksa jeste promena načina proticanja. U slučaju KMT1,0 već pri veoma malim protocima zbog raspodele tokova nakon svakog elementa i zbog veće vrtložne brzine na zidu membrane postižu se značajna povećanja fluksa dok padovi pritiska nisu toliko veliki.

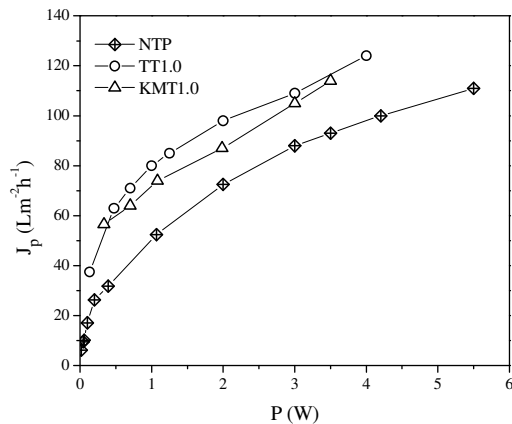
Veća vrtložna brzina u odnosu na UT1,0 pri istom protoku posledica je promene pravca strujnica i preraspodele nakon svakog helikoidnog elementa. Međutim ovakva orijentacija elemenata uzrokuje pojavu lokalnih otpora proticanju usled čega je pad pritiska znatno veći. Da bi se primenom UT1,0 ostvarila približno ista vrtložna brzina na površini membrane neophodno je primeniti nešto veći protok, međutim pad pritiska nikada neće biti toliko velik kao kod KMT1,0 jer nema lokalnih otpora usled promene pravca strujnica.

#### *Poređenje pri istom gubitku hidrauličke snage*

Pad pritiska duž membrane u prisustvu promotora zavisi kako od protoka tako i od njegove geometrije. Kako gubutak hidrauličke snage,  $P$ , zavisi od primenjenog protoka i pada pritiska, izvršeno je poređenje flukseva dobijenih pri istom gubitku hidrauličke snage (Slika 5.9.). Kada se uporede vrednosti fluksa dobijene primenom iste snage, najmanji fluks se dobija bez primene promotora, dok je najveći u slučaju primene uvrnute trake UT1,0. Vrednosti fluksa dobijene primenom Keniks miksera nešto su niže u odnosu na vrednosti dobijene primenom UT1,0 što je rezultat znatno višeg pada pritiska pri istom protoku.

Takođe se može primetiti da se povećanjem gubitka hidrauličke snage vrednosti fluksa asimptotski približavaju nekoj vrednosti iznad koje povećanje snage ne obezbeđuje značajnije povećanje fluksa. Ovakvo ponašanje je karakteristično za sve načine rada. Razlozi ovakvog ponašanja leže u činjenici da gubitak hidrauličke snage zavisi i od protoka i od pada pritiska. Do određene vrednosti snage, povećanje protoka kroz membranu doprinosi povećanju fluksa zbog povećanja turbulencije bez obzira na to da li

je u pitanju rad bez ili sa promotorom. Povećanje turbulencije doprinosi povećanju napona smicanja na površini membrane, što doprinosi odnošenju čestica i smanjenju prljanja membrane. Međutim, kako sa povećanjem protoka dolazi do povećanja pada pritiska istovremeno dolazi do pojave neuniformnosti transmembranskog pritiska, a time i do neuniformnosti fluksa duž membrane.



Slika 5.9. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage za UT1,0 i KMT1,0; TMP 50 kPa.

Neuniformnost fluksa usled neuniformnosti TMP je slabo istraživana oblast i većina istraživanja je izvedena u oblasti malog fluksa permeata i malog napona smicanja kada pad pritiska duž membrane ima malo uticaja [78-80]. Ipak ova istraživanja su pokazala da je otpor prenosu mase kod konvencionalnog načina izvođenja filtracije najveći na samom ulazu u membranu gde je i pritisak najveći. Novije istraživanje u oblasti mikrofiltracije mleka na keramičkoj membrani od 1,2 m pokazalo je da je prljanje membrane i formiranje pogače najintenzivnije na samom ulazu u membranu, iako je primenjeni režim strujanja turbulentan. Pad pritiska duž ovakve membrane bez miksera je oko 80 kPa. Takođe je ustanovljeno da je stvaranje sloja u slučaju čestica izraženo zbog toga što su sile koje sprečavaju taloženje minimalne u opsegu veličine čestica mleka između 20 i 300 nm sa malom frakcijom do 600nm. Dakle sile koje deluju na površini membrane, i fenomeni koji utiču na prenos mase i veličinu fluksa veoma su složeni i ne zavise samo od hidrodinamike već i od karakteristika sistema koji se filtrira. Sila koja deluje preventivno i sprečava taloženje čestica funkcija je napona smicanja i konstantna je duž membrane. Sa druge strane pritisak, kao pogonska sila, je veći na samom ulazu u membranu i dovodi do većeg taloženja i kompresije nataloženog materijala, dok je na

izlazu iz membrane manji [66].

Kada se u membranu ubaci promotor bez obzira na to što se povećava pad pritiska, preventivno se deluje na smanjenje prljanja i taloženja duž cele membrane. Na ovaj način se do izvesne mere amortizuje uticaj pada pritiska na kompresiju čestica koje se ipak istalože i ostvaruje se veći fluks. Iako prisustvo promotora pospešuje odnošenje čestica i smanjuje taloženje, prljanje membrane ne zavisi samo od hidrodinamičkih uslova tako da ipak u izvesnoj meri dolazi do formiranja sloja na membrani. Dalje, pogonska sila generalno manja na izlazu iz membrane i bez obzira što je uticaj pritiska na taloženje čestica manji i fluks je manji. U slučaju primene Keniks miksera pri protoku od npr 3,0 Lmin<sup>-1</sup> pad pritiska iznosi 180 kPa i uslovljava rad pri TMP većim od 100 kPa. Iako je režim u membrani izuzetno turbulentan naročito na zidu membrane ostvareni srednji fluks je neznatno veći u odnosu na UT1,0 gde je pad pritisaka 4,5 puta manji. Tako je snaga potrebna za izvođenje procesa sa KMT1,0 mikserom na ovom protoku 9,0 W dok je za rad sa UT1,0 2,0 W.

Kako bi se i kvantitativno izrazio uticaj promotora različite geometrije na povećanje fluksa izračunato je unapređenje fluksa u odnosu na NTP rad pri istoj gubitku snage. Uticaj tipa geometrije promotora na povećanje fluksa pri istom gubitku snage ilustrovan je u Tabeli 5.2. Pri istom utrošku snage KMT1,0 obezbeđuje oko 20 do 60% veći fluks u odnosu na rad bez promotora. Sa druge strane, UT1,0 obezbeđuje do 13% veće flukseve u odnosu na KMT1,0. Povećanja fluksa za KMT1,0 ostvarena su na nižim protocima od UT1,0, međutim pad pritiska je za KMT1,0 mnogo veći te se povećanje fluksa usled povećanja turbulencije pokriva negativnim uticajem velikog pada pritiska.

Tabela 5.2. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za UT1,0 i KMT1,0.

P (W)	J <sub>p</sub> (Lm <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )			FI (%)	
	NTP	UT1,0	KMT1,0	UT1,0	KMT1,0
0,45	35	63	57	80	63
0,7	44	71	64	61	46
1,0	52	80	74	54	42
2,0	72	98	87	36	21
3,0	88	109	105	24	19

Može se zaključiti da je neophodno naći meru između veličine pada pritiska i hidrodinamičkog režima u membrani kako uticaj neravnomernog TMP ne bi delimično poništio pozitivan uticaj produžetka putanje strujnica i povećanje napona smicanja koji preventivno deluju na prljanje membrane. Ovo naročito ističe uvrnute trake kao promotore s obzirom da one obezbeđuju fin balans između prevencije taloženja materije na membrani, pada pritiska i povećanja fluksa. Sa druge strane, Keniks mikser uzrokuje visok pad pritiska, oko četiri puta veći u odnosu na uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije, usled čega je TMP neravnomeran iako je membrana kratka te utiče da srednji fluks bude manji u odnosu na UT1,0.

### 5.2.3. Uticaj promotora u obliku sečiva

Promotori u obliku sečiva tj. Koflo mikseri imaju specifičnu geometriju koju karakteriše da sečiva eliptičnog oblika zaklapaju međusobno ugao određene veličine gradeći romboidnu strukturu. Literaturni podaci o ovom tipu miksera su praktično nedostupni i do sada nisu publikovani naučni radovi o njihovoj primeni čak ni o primeni u procesima mešanja kojima su originalno namenjeni. Do sada nisu primenjeni ni u slučaju membranske filtracije i komercijalno nisu dostupni u prečnicima manjim od 12,5 mm. Specijalno za ovu namenu napravljeni su Koflo mikseri prečnika 6,2 mm i u dve karakteristične dimenzije 1,3 i 2,5.

Kao i u slučaju promotora helikoidnog oblika i u slučaju Koflo miksera je ispitan uticaj različite karakteristične dimenzije na fluks tokom filtracije pri istom radnom protoku i snazi, kao i uticaj na smanjenje prljanja.

#### *Poređenje pri istom protoku*

Poređenje flukseva dobijenih primenom koflo miksera kao promotora pri istom protoku i TMP prikazani su na slici 5.10. a) i b). Na slici 5.10. a) prikazani su fluksevi dobijeni pri protoku od  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i 50 kPa u slučaju NTP, KF1,3 i KF 2,5 načina rada, a na slici 5.10. b) primenom protoka od  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  i 50 kPa takođe za sva tri načina rada.

Na slici 5.10. može se primetiti da se krive vremenske zavisnosti fluksa dobijene tokom NTP i KF načina rada praktično ne razlikuju po obliku. Fluks naglo opada u prvih par minuta filtracije, bez obzira na način rada, bez ili sa promotorom, što se pripisuje

pojavi koncentracione polarizacije, koja je očigledno prisutna i kada se primeni koflo mikser kao promotor. Zatim fluks nastavlja laganije da opada do desetog minuta filtracije usled taloženja čestica na membrani, a zatim neznatno opada i nakon 30 min dostiže pseudo-stacionarno stanje. Očigledno se opadanje fluksa fenomenološki ne razlikuje značajno u odnosu na konvencionalan načina rada u slučaju primene promotora turbulencije helikoidnog oblika pa tako ni u slučaju koflo miksera. Međutim, ono po čemu se razlikuju rezultati dobijeni bez i sa primenom Koflo miksera jesu apsolutne vrednosti fluksa u pseudo-stacionarnom stanju. Primena koflo miksera obezbeđuje značajno povećanje fluksa u odnosu na rad bez promotora i to do četiri puta primenom KF2,5 i šest puta primenom KF1,3.

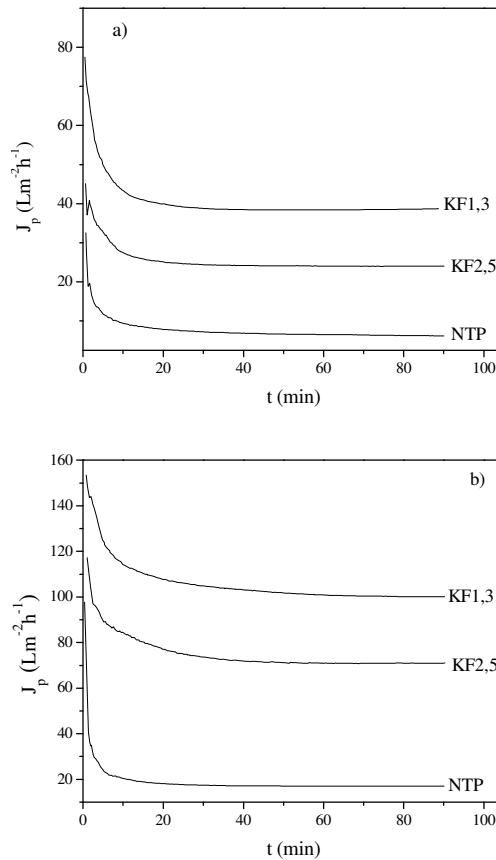
Za primenjeni protok od  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  (slika 5.10.a) u slučaju sva tri načina rada Re brojevi su u oblasti prelaznog režima, ali je naravno Re broj najveći za KF1,3 oko 5.000, dok je za KF2,5 oko 4.000. Dakle i ovde je, kao kod uvrnutih traka, karakteristično da se fluks povećava smanjenjem karakteristične dimenzije promotora u skladu sa povećanjem turbulencije. Način proticanja kod koflo miksera se razlikuje od proticanja kod uvrnutih traka ili Keniks miksera jer ne blokira centar membrane te ne usmerava ceo tok fluida u helikoidni tok ka samoj površini membrane. Međutim, i dalje je određeni deo fluida usled prisustva KF miksera prinuđen da se kreće helikoidnom putanjom i iz tog razloga dolazi do pojave struganja i odnošenja čestica sa površine membrane. Takođe, kod ovog tipa miksera dolazi do sudaranja struja uzrokovanog udarom o sečiva i radijalnog mešanja koje do izvesne mere dodatno doprinosi smanjenju pojava koje uzrokuju prljanje.

Kada se protok poveća već na npr.  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  (slika 5.10.b) sva tri načina rada su u turbulentnom režimu. U oblasti turbulentnog režima, povećanje fluksa u odnosu na NTP način rada je i dalje četiri do šest puta. Re broj za NTP način rada je 10.500, sok je za KF2,5 12.200 i KF1,3 15.000. Međutim, bez obzira na to što je u NTP načinu rada primenjen protok koji obezbeđuje turbulentan režim i dalje se ne dobija značajnije povećanje fluksa. Ovde ipak treba primetiti da u slučaju KF1,3 miksera dolazi do laganog opadanja fluksa tokom filtracije što znači da je uticao koncentracione polarizacije u velikoj meri smanjen, ali vremenom ipak dolazi do taloženja čestica. Naravno, za NTP i KF2,5 način rada pojava koncentracione polarizacije daleko je intenzivnija i karakteriše se naglim padom fluksa u prvoj minuti filtracije. Dakle i u turbulentom režimu je KF



način rada efikasniji u odnosu na NTP način rada. Takođe je potrebno istaći da je u radu sa KF mikserima turbulentan režim bilo moguće ostvariti pri oko 2,5 puta manjim brzinama u odnosu na NTP način rada.

Uticaj transmembranskog pritiska je takođe veoma mali i kada se primenjuju Koflo mikseri. Rezultati su prikazani u prilogu slika P4.



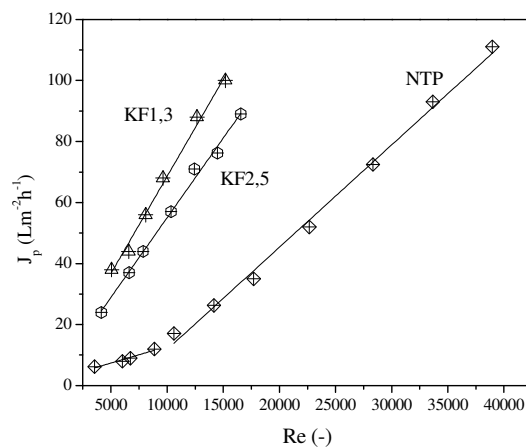
Slika 5.10. Uticaj Koflo miksera na fluks pri TMP 50 kPa i protoku od:  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  a) i  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$  b).

Očigledno, da se povećanje fluksa može postići primenom promotora različitih oblika, ali da je najbitnije da dođe do promene načina strujanja. Samo povećanje turbulencije u membrani usled ubrazavanja fluida kao i povećanje napona smicanja za NTP način rada, ne omogućuje toliko povećanje fluksa kad rad sa promotorima. Takođe se u literaturi mogu naći preporuke da je bitno blokirati centar membrane kako bi se obezbedilo da se ukupna energija fluida raspodeli u tok koji će delovati na površini

membrane [43]. Sa druge strane Gupta i sar. [43] su zaključili da je pored blokiranog centra neophodno i da se izazove helikoidna putanja stujanja za efikasno povećanje fluksa. Istovremeno putanja ne sme biti previše gusta jer će izazvati isti efekat kao npr. glatka šipka koja je manje efikasna jer samo ubrzava fluid i povećava napon smicanja, što je praktično isto dejstvo kao turbulentan tok bez promotora. Kako je ovde pokazano, u slučaju KF miksera centar membrane nije blokirani celom dužinom kao kod uvrnute trake ili Keniks miksera, a ipak su povećanja fluksa značajna. Očigledno je da je, sem povećanja napona smicanja, neophodno obezbediti karakterističan tok stujnica koje će omogućiti da se naruši i skine sloj koji se nataložio na membrani, što u ovom radu karakteriše sve odabrane promotore.

*Poređenje pri istom Reynolds broju*

Kao ranije napomenuto hidrodinamički režim zavisi kako od geometrije promotora tako i od primenjenog protoka. Kako bi se okarakterisao nivo turbulencije i njegov uticaj na fluks najpogodnije je pseudo-stacionarne flukse prikazati kao funkciju srednjeg Reynolds broja (slika 5.11.). Generalno, i u slučaju Koflo miksera fluks raste sa porastom Re broja. Fluksevi ostvareni primenom Koflo miksera kao promotora su veći u odnosu na rad bez promotora u celom opsegu primenjenih Re brojeva. Takođe treba istaći da je pri istom primenjenom protoku nivo turbulencije u membrani sa koflo mikserom od oko 15 do 50 % veći u odnosu na rad bez promotora. Odnosno, ako se primeni protok od  $1,0 \text{ Lmin}^{-1}$  u membrani bez promotora Re je 3.500, dok je na primer u membrani sa koflo mikserom karakteristične dimenzije 1,3, 5.000.



Slika 5.11. Zavisnost fluksa od Re broja u slučaju primene Koflo miksera; TMP 50 kPa.

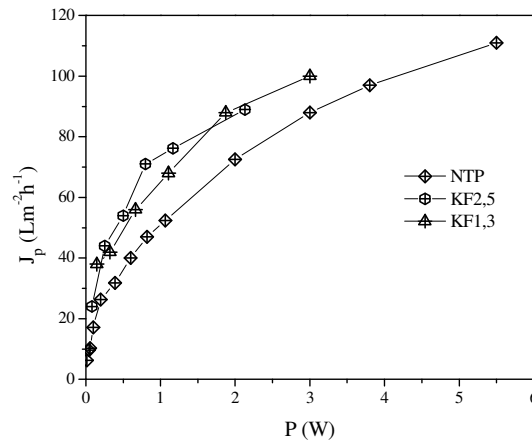
U oblasti prelaznog i turbulentnog režima strujanja postižu se značajna povećanja fluksa primenom kako KF1,3 tako i KF2,5 promotora u poređenju sa NTP načinom rada. Pri istom Re broju fluksevi dobijeni primenom KF2,5 promotora su niži u odnosu na flukseve dobijene primenom KF1,3 promotora. U slučaju KF2,5 promotora struktura je ređa, odnosno dužina sečiva je veća, dok je ugao koji zaklapaju sečiva blaži u odnosu na KF1,3. Samim tim helikoidna putanja strujnica je kraća a sudaranje i mešanje u prostoru između sečiva manjeg intenziteta, što rezultira manjim odnošenjem čestica. Putanja strujnica je najkraća i u manjoj meri narušava sloj nataloženog materijala na membrani, a takođe na samom početku filtracije ne utiče u dovoljnoj meri na smanjenje koncentracione polarizacije. U slučaju KF1,3 fluksevi su veći pri istom srednjem Re broju usled toga što je lokalna turbulencija u slučaju ovog miksera veća. Odnosno, ugao koji međusobno zaklapaju sečiva je oštiji i manji je prečnik elipse što uslovljava dužu putanju strujnica i veću pokrivenost zida membrane helikoidnim tokom.

#### *Poređenje pri istom gubitku hidrauličke snage*

Pad pritiska uzrokovan primenom KF1,3 miksera je dvostruko veći u odnosu na pad pritiska KF2,5 miksera te je i ovde neophodno izvršiti poređenje flukseva dobijenih pri istom gubitku hidrauličke snage (Slika 5.12.). Kao i slučaju promotora helikoidne geometrije i Koflo promotori obezbeđuju veće vrednosti fluksa u odnosu na NTP način rada pri istom gubitku hidrauličke snage. Pri istom gubitku hidrauličke snage, fluksevi dobijeni KF2,5 mikserom su nešto veći u odnosu na one dobijene KF1,3 mikserom. Dakle ako se posmatra fluks pri istooj snazi KF2,5 je efikasniji jer uzrokuje duplo manji fluks u odnosu na KF1,3 pri istom protoku. Pošto je KF1,3 gušće geometrije uzrokuje duplo veći pada pritiska u odnosu na KF2,5. Gušća geometrija takođe doprinosi efikasnijem odnošenju nataloženih čestica. Međutim, u ovom slučaju je pad pritiska više poreklom od sudaranja i mešanja struja pri udaru o sečiva, a ovaj tip mešanja ne doprinosi toliko odnošenju čestica koliko i helikoidna putanja uz zid membrane. U ovom slučaju očigledno je da se veći deo energije fluida troši na mešanje u centru membrane nego na promenu putanje u helikoidni tok u blizini zida čije je uspostavljanje bitnije za odnošenje čestica. Takođe usled povećanja pada pritiska pri maloj brzini strujanja dolazi do pojave neuniformnosti fluksa te je srednji fluks manji. U slučaju KF2,5 miksera pad pritiska je znatno manji jer je ugao sečiva blaži, a helikoidna putanja se uspostavlja u dovoljnoj meri

da ipak dođe do odnošenja čestica sa površine membrane.

U slučaju primene uvrnutih traka različite karakteristične dimenzije, dobijeni fluks je praktično isti pri istom gubitku hidrauličke snage bez obzira na dimenziju trake (slika 5.5). Dakle u slučaju uvrnutih traka energija fluida se u potpunosti troši na formiranje helikoidne putanje strujnica koje isključivo doprinose smanjenju prljanja i odnošenju čestica. Veličina pada pritiska je u slučaju uvrnutih traka srazmerana karakterističnoj dimenziji kao i ostvareno poboljšanje fluksa. Kod Koflo miksera je slika strujanja drugačija u odnosu na uvrnute trake zbog pojave sudaranja i preraspodele struja te helikoidna putanja strujanja nije jedina pojava. Iz tog razloga ne postoji pravilnost kada je u pitanju veza fluks, snaga karakteristična dimenzija, jer sudaranje i preraspodela struja u slučaju manje dimenzije doprinose većem padu pritiska što uzrokuje znatno veći gubitak snage. Takođe se poređenjem rezultata dobijenih za UT2,5 i KF2,5 primećuju veoma male razlike u vrednosti fluksa pri istom gubitku hidrauličke snage (slika P.5). Ovo potvrđuje da je karakteristična dimenzija ta koja najviše utiče na fluks zbog toga što od nje zavisi gustina helikoidne putanje strujnica kojom se odnose istaložene čestice. Takođe, ugao koji sečiva zaklapaju kod KF2,5 miksera je blag i ne doprinosi pojavi većeg pada pritiska. Dužina i oblik strujnica su najodgovornije za smanjenje prljanja na površini i odnošenje čestica. Međutim, u slučaju ređe putanje strujnica kao što je slučaj sa KF2,5 i UT2,5, pri većim protocima se uticaj miksera pokriva uticajem povećanja napona smicanja usled povećanja protoka.

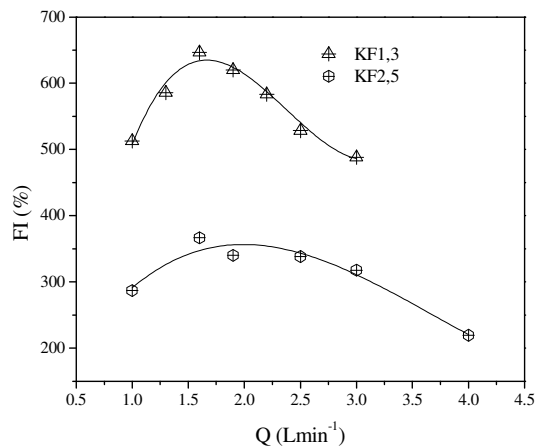


Slika 5.12. Poređenje flukseva pri istom gubitku hidrauličke snage za Koflo miksera; TMP 50 kPa.

### Efikasnost promotora

Kako be se istakla efikasnost i uticaj Koflo miksera promotora turbulencije izračunate su vrednosti povećanja fluksa (jedn 4.9) i prikazane u funkciji primenjenog protoka (slika 5.13.). Takođe je izračunato povećanje fluksa ostvareno radom pri istoj snazi i prikazano u tabeli 5.3.

Koliko će se procentualno povećanje fluksa postići zavisi od primenjenog protoka i karakteristične dimenzije Koflo miksera. U ispitivanom opsegu protoka, postiže se povećanje fluksa od oko 200 do 320 % u slučaju primene KF2,5, dok je u slučaju KF1,3 povećanje od 500 do 600 %. Što se tiče uticaja protoka, procentualno povećanje fluksa se smanjuje sa porastom protoka u slučaju oba Koflo miksera. U slučaju KF1,3 nije bilo moguće raditi pri protocima većim od  $3,0 \text{ Lmin}^{-1}$ , a da pri tom TMP bude 50 kPa zbog velikog pada pritiska. Dalje se može primetiti i da postoji odgovarajući optimalni protok pri kome se ostvaruje maksimalno povećanje fluksa slično kao kod uvrnutih traka. Optimalni protok za rad sa KF mikserima bio bi oko  $1,5 \text{ Lmin}^{-1}$ . Dakle i ovaj tip miksera obezbeđuje najveće poboljšanje fluksa pri malim protocima.



Slika 5.13. Zavisnost povećanja fluksa permeata od protoka za KF miksera, TMP 50 kPa.

Evidentno je da povećanja fluksa dolazi i kada se porede vrednosti pri istim protocima, ali i pri istoj snazi u odnosu na NTP način rada. Tabela 5.3 prikazuje povećanje fluksa ostvareno pri istoj snazi za KF miksera. Vrednosti povećanja fluksa u odnosu na NTP način rada su prikazane za dnu do 2 W. U ovom opsegu snage KF 2,5 i KF1,3 ostvaruju povećanje fluksa od 16 do 52 % i 13 do 38 %, respektivno. Za oba promotora karakteristično je da sa povećanjem snage opada povećanje fluksa. KF1,3

promotor je od 20 do 30 % manje efikasan od KF2,5, za opseg snage do 2 W. U slučaju povećanja snage preko 3 W efikasnost KF2,5 opada odnosno negativna je dok je efikasnost KF1,3 oko 14 %.

Posebno je zanimljivo uporediti povećanje fluksa pri istoj snazi za Koflo miksere i uvrnute trake iste karakteristične dimenzije s obzirom da se razlikuju po osnovnoj geometrijskoj strukturi.

Tabela 5.3. Zavisnost povećanja fluksa od gubitka hidrauličke snage za Koflo miksera.

P (W)	$J_p$ ( $Lm^{-2}h^{-1}$ )			FI (%)	
	NTP	KF1,3	KF2,5	KF1,3	KF2,5
0,25	29	40	44	38	52
0,4	35	45	51	29	46
1,0	52	66	74	27	42
1,5	62	78	78	26	26
2,0	73	94	86	26	19

Tabela 5.4. prikazuje vrednosti flukseva ostvarene primenom KF2,5 i UT2,5 promotora. Vrednosti flukseva se ne razlikuju značajnije svega oko 10%, tako da se unapređenje fluksa, FI razlikuje takođe oko 10% sem u slučaju najmanje snage od 0,08 W kada je KF2,5 efikasniji oko 30%. Samo povećanje fluksa u odnosu na NTP način rada, kreće se opsegu od 19 do 100% za KF2,5 pri čemu povećanje fluksa opada sa porastom snage. U slučaju UT2,5 povećanje je od 26 do 67%, ali nema pravilnosti u opadanju fluksa u odnosu na povećanje snage za dati opseg do 1,0 W, mada povećanje fluksa naglo opada nakon snage od 1,0 W. Porast pada pritiska u slučaju KF2,5 miksera je zbog sudaranja i mešanja struja nešto veći i brže raste sa porastom protoka u odnosu na pad pritiska UT2,5. Zbog toga je opadanje povećanja fluksa sa porastom snage izraženije.

Tabela 5.4. Poređenje unapređenja fluksa za KF2,5 i UT2,5.

P (W)	$J_p$ ( $Lm^{-2}h^{-1}$ )			FI (%)	
	NTP	KF2,5	UT2,5	KF2,5	UT2,5
0,08	12	24	20	100	67
0,25	29	44	43	52	48
0,4	35	51	56	54	70
1,0	52	74	78	42	50
2,0	73	86	92	19	26

Kada se porede fluksevi dobijeni pri istom gubitku hidrauličke snage, očigledno je da je najmanje efikasan promotor KF1,3 u odnosu na KF2,5 i sve tipove uvrnutih traka. Može se zaključiti da sudaranje i mešanje struja doprinosi povećanju pada pritiska ali ne doprinosi proporcionalno povećanju fluksa. Sa druge strane kada se uporedi unapređenje fluksa ostvareno pri istom protoku primećuje se da je KF1,3 za nijansu efikasniji od UT1,0 iako je veće karakteristične dimenzije što znači da radijalno mešanje ipak doprinosi poboljšanju prenosa mase i povećanju fluksa.

### 5.3. Uticaj tipa promotora na prljanje membrane

Na osnovu rezultata i diskusije u prethodnom poglavlju evidentno je da se primenom promotora postiže značajno povećanje fluksa permeata u odnosu na konvencionalan način izvođenja mikrofiltracije. Do povećanja fluksa dolazi zbog smanjenja otpora prljanja membrane usled prisustva promotora. Kako bi se kvantifikovalo u kojoj meri prisustvo promotora utiče na smanjenje prljanja membrane izračunavani su ukupni i pojedinačni otpori prljanja primenom jednačina 4.13-18. Analiza prljanja membrane je izvršena za eksperimente sa potpunom recirkulacijom retentata i permeata da bi se izbegla promena gustine i viskoziteta do koje dolazi tokom koncentrisanja.

Po završetku filtracije mleka, membrana je ispirana vodom bez primene pritiska na 25 °C. Pre ispiranja membrane, deo aparature sa modulom je odvajanje zatvaranjem ventila od ostatka aparature kako bi se ostatak aparature detaljno isprao vodom i sprečio nastavak prljanja tokom ispiranja same membrane. Sama membrana je ispirana bez primene pritiska pri visokom Re broju od 35.000 kako bi se što bolje uklonio materijal koji uzrokuje otpor usled povratnog prljanja. Nakon ispiranja meren je fluks čiste vode na istim uslovima na kojim je izvođena filtracija kako se ne bi promenom pritiska i protoka uticalo na morfologiju prljanja.

Rezultati eksperimenata vezani za uticaj promotora na stepen prljanja prikazani su u tabeli 5.5. i odnose se na otpore dobijene tokom filtracije pri protoku od  $1,9 \text{ Lmin}^{-1}$  i 50 kPa. Na osnovu dobijenih rezultata o otporima usled prljanja može se zaključiti da primena svih tipova promotora bez obzira na geometriju značajno smanjuje kako ukupni

otpor prljanja,  $R_f$ , tako i pojedinačne otpore,  $R_{re}$  i  $R_{ire}$ . Ukupni otpor prljanja je kod klasične filtracije reda veličine  $10^{13}$  ( $m^{-1}$ ), a umetanjem promotora helikoidne geometrije se smanjuje na red veličine  $10^{12}$  ( $m^{-1}$ ). Takođe se primećuje da otpor opada sa smanjenjem karakteristične dimenzije uvrnute trake i Koflo miksera, a najmanji je u slučaju primene Keniks miksera.

Analiza pojedinačnih otpora, odnosa otpora usled povratnog,  $R_{re}$ , i usled nepovratnog prljanja,  $R_{ire}$ , ukazuje na to da je prljanje membrane u većoj meri površinskog karaktera. Odnosno u slučaju NTP načina rada prljanje je uglavnom površinsko i iznosi oko 64% ukupnog prljanja membrane. Ovakav rezultat je i očekivan s obzirom da je najveći udeo čestica u mleku srednjeg prečnika iznad 100 nm, odnosno veći od srednjeg prečnika pora membrane. Čestice većeg prečnika od prečnika pora se koncentrišu u blizini membrane i zadržavaju na njoj formirajući sloj. U slučaju mleka to su micle kazeina. Međutim postoji i izvestan broj čestica koje mogu proći kroz pore membrane i delimično uzrokovati pojavu unutrašnjeg prljanja pora. Uzročnici unutrašnjeg prljanja mogu biti micle manjeg prečnika ili proteini surutke. Međutim kao što je ranije rečeno, deo manjih čestica takođe se zadržava u sloju krupnijih, istaloženih čestica dodatno stvarajući otpor proticanju.

Tabela 5.5. Uticaj promotora helikoidne geometrije na ukupni i pojedinačne otpore prljanja.

	NTP	UT2,5	UT1,5	UT1,0	KF2,5	KF1,3	KMT1,0
$R_f \cdot 10^{-12}$ ( $m^{-1}$ )	24,7	5,79	4,42	3,36	4,89	2,99	2,08
$R_{re} \cdot 10^{-12}$ ( $m^{-1}$ )	15,7	3,31	2,66	1,61	2,93	1,73	0,76
$R_{ire} \cdot 10^{-12}$ ( $m^{-1}$ )	9,02	2,48	1,76	1,75	1,96	1,26	1,32
$R_{re}/R_f$ (-)	0,64	0,57	0,60	0,48	0,60	0,57	0,37

Kao što je već diskutovano kod analize fluksa permeata, kod mikrofiltracije mleka dolazi do pojave koncentracione polarizacije i taloženja čestica. Aglomerati čestica stvaraju sloj na membrani koji predstavlja dinamičku pogaču. Dinamička pogača ima ulogu dodatnog otpora, koji nosi veći deo u ukupnom otporu, ali ima i ulogu da delimično smanji unutrašnje prljanje s obzirom se u nataloženom sloju mogu zadržati manje micle i proteini surutke. Kazein jeste odgovoran za pojavu nepovratnog prljanja na površini, dok proteini surutke iako se delimično zadržavaju u sloju kazeina doprinose ipak otporu kako



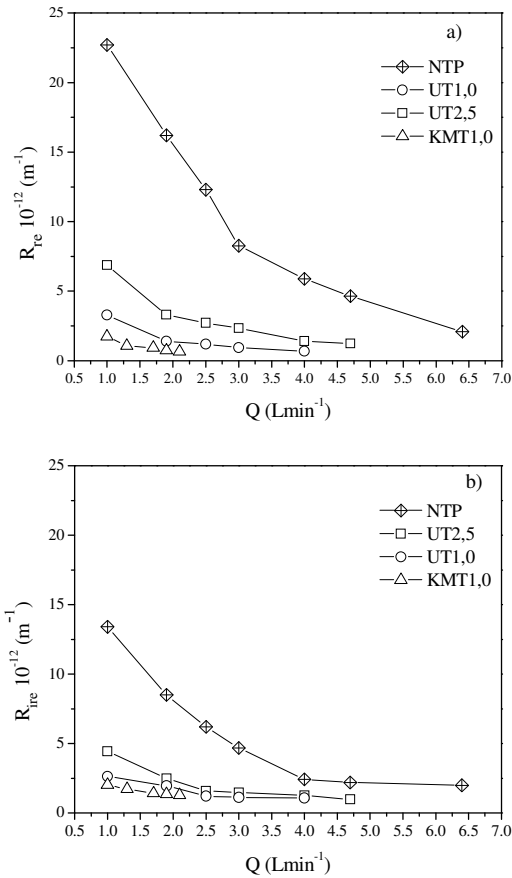
na površini tako i u porama [81]. Kod homogenizovanog, delimično obranog mleka proteini i mlečana mast čine finu emulziju i u raspodeli čestica (slika 4.4) se može primetiti frakcija čestica koje su veće od 200 nm koje zasigurno stvaraju površinsko prljanje. Kada se primene promotori smanjuje se efekat koji je posledica pojave koncentracione polarizacije, odnosno smanjuje se koncentracija proteina u blizini membrane. Takođe se zbog pojave strujnica helikoidnog oblika povećava struganje onih čestica koje su se već istaložile i doprinosi se ukupnom smanjenju svih otpora.

Kako bi se delimično ili potpuno uklonilo povratno prljanje tokom same filtracije neophodno je primentiti veću brzinu proticanja kroz membranu i veći napon smicanja na površini membrane. Na ovaj način pospešuje se odnošenje čestica čak i kada se ne primenjuju promotori. Na slici 5.14. prikazana je zavisnost povratnog i nepovratnog prljanja od povećanja protoka napojne smeše. Rezultati nisu prikazani u funkciji usrednjenog Re broja zbog toga što je za uklanjanje otpora najodgovornija turbulencija u blizini zida membrane koja je veća nego u radialnim tačkama bližim osi membrane. Takođe, se turbulencija u blizini membrane za Keniks mikser razlikuje od one za uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije, zbog podele i promene pravca strujanja posle svakog elementa. Ipak, sa povećanjem protoka smanjuju se vrednost otpora usled povratnog i nepovratnog prljanja kako za rad bez tako i za rad sa promotorom (Slika 5.14). Vrednosti otpora dobijenih primenom promotora su niže u celom opsegu protoka u odnosu na otpore dobijene bez promotora.

Za membranu bez i sa promotorom vrednosti ukupnog i pojedinačnih otpora opadaju sa porastom protoka što je u skladu sa povećanjem napona smicanja na površini zida membrane. Kod NTP načina rada samo stanjivanje graničnog sloja bez promene načina strujanja ne doprinosi u dovoljnoj meri smanjenju prljanja i otpor usled povratnog, površinskog prljanje dominira u celom opsegu protoka (slika 5.14.a). Otpor usled povratnog prljanja je reda veličine od  $25,5 \cdot 10^{12}$  do  $8,27 \cdot 10^{12}$  ( $m^{-1}$ ) u prelaznom režimu strujanja dok je nepovratni otpor od  $13,4 \cdot 10^{12}$  do  $4,68 \cdot 10^{12}$  ( $m^{-1}$ ). Tako, u celom opsegu prelaznog režima udeo povratnog prljanja u ukupnom otporu prljanja jeste preko 60%.

U turbulentnom režimu strujanja, ukupni i pojedinačni otpori prljanja opadaju. Naročito, se smanjuje otpor usled povratnog prljanja, tako da se njegov udeo u ukupnom

otporu prljanja smanjuje na 50 do 40% u zavisnosti od intenziteta turbulencije. Dakle, pri porastu protoka odnosno intenziteta turbulencije, u nekim slučajevima može doći i do promene načina prljanja, odnosno umesto površinskog veći udeo prljanja može činiti unutrašnje, nepovratno prljanje, mada promena nije drastična.



Slika 5.14. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka za UT i KMT.

Promena udela pojedinačnih otpora prljanja u ukupnom javlja se kod primene promotora s obzirom da se tada pri povećanju protoka povećava i brzina na površini i vrednost takozvanog vrtložnog Re broja koji više doprinosi smanjenju taloženja nego kada se samo poveća napona smicanja kao kod NTP rada. Tako, kod UT1,0 i KMT1,0, za koje je karakteristična najveća vrtložna brzina u graničnom sloju, može doći do promene načina prljanja. Za ova dva promotora u praktično celom opsegu protoka prljanje je pretežno nepovratnog karaktera, ali je njegova apsolutna vrednost u svakom slučaju

manja u odnosu na veličinu prljanja u radu bez promotora. Promenu načina prljanja sa porastom brzine proticanja su zapazili i Vyas i sar. pri ispitivanju filtracije laktoalbumina na keramičkoj membrani od 1  $\mu\text{m}$ . [82-84]. U slučaju primene promotora zabeleženo je značajno smanjenje prljanja membrane u slučaju primene helikoidnih promotora poput šipke sa helikoidnim namotajima ili Keniks miksera [43, 50, 85]. Sa druge strane primena samo glatke šipke pokazala se manje efikasnom u smanjenju otpora upravo zbog toga što uprkos ubrzanju i povećanju napona smicanja ipak ne dolazi do promene putanje i/ili smeru strujnica [43].

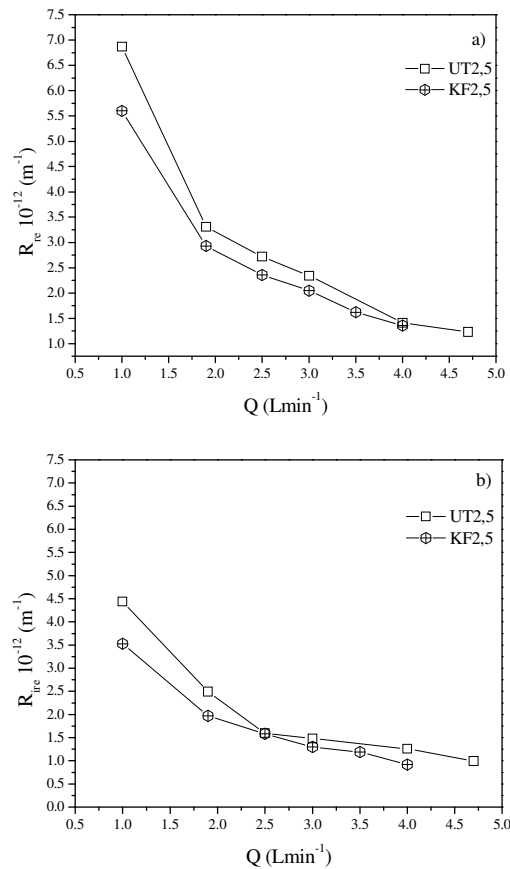
Delovanje promotora turbulencije u vidu struganja i odnošenja čestica sastoji se u tome da u određenim vremenskim periodima pravilno narušava granični sloj i radijalno meša fluid u graničnom sloju koji se formira na površini membrane. Na ovaj način postiže se povećanje fluksa permeata zbog smanjenja veličine graničnog sloja, istanjivanja, i povećanja mehaničkog napona smicanja. Sem smanjenja pojave koncentracione polarizacije dolazi i do smanjenja otpora sloja gela kao i otpora pogače, ali ne mora nužno doći i do povećanja nepovratnog otpora prljanja. Naime, upravo nestacionarno kretanje u graničnom sloju, pojava vrtloga i mešanje utiče na smanjenje koncentracije i nagomilavanja čestica u blizini membrane, a samim tim i na smanjenje prljanja u porama.

Što se tiče uticaja Koflo miksera na smanjenje prljanja ono je evidentno i može se videti iz same analize fluksa da i ovaj tip promotora smanjuje prljanje i povećava prenos mase u graničnom sloju u odnosu na rad bez promotora. Rezultati primene Koflo miksera na smanjenje prljanja membrane u odnosu na NTP način rada prikazani su u prilogu na slici P.6. Takođe je karakteristično da i kod ovog tipa promotora smanjenje prljanja zavisi od karakteristične dimenzije miksera, odnosno KF1,3 obezbeđuje manje prljanje pri istom protoku u odnosu na KF2,5.

Zanimljivije je prikazati na koji način tip geometrije promotora utiče na smanjenje prljanja pri istoj karakterističnoj dimenziji. Tako su upoređene vrednosti otpora usled povratnog i nepovratnog prljanja za promotore UT2,5 i KF2,5, dok je KF1,3 upoređen sa UT1,0 i UT1,5. Na slici 5.15 a) i b) može se primetiti da su primenom KF2,5 miksera dobijeni nešto manji otpori usled povratnog i nepovratnog prljanja u odnosu na UT2,5. Iako, iste karakteristične dimenzije, KF obezbeđuje nešto veće uklanjanje čestica u

odnosu na UT2,5 pri istom primenjenom protoku.

Otpori dobijeni nakon primene KF1,3 promotora upoređeni su sa UT1,5 i UT1,0 s obzirom da je karakteristična dimenzija KF 1,3 između dimenzije ove dve uvrnute trake. Međutim na slici 5.16. a) i b) se može uočiti da se primenom KF1,3 postižu nešto manji otpori i usled povratnog, a naročito nepovratnog prljanja. Dakle, s obzirom da je i u slučaju poređenja UT i KF karakteristične dimenzije 2,5 konstatovano isto ponašanje može se ustanoviti da geometrijska struktura KF miksera utiče na smanjenje prljanja. U oblasti malih protoka KF1,3 ima iste otpore usled reverzibilnog prljanja kao i UT1,0 dok se nakon protoka  $1,9 \text{ Lmin}^{-1}$  njgova vrednost nalazi između otpora UT1,0 i 1,5. Kada je otpor usled nepovratnog prljanja u pitanju, KF1,3 ima niže vrednosti u odnosu na obe trake. Generalno je otpor ostvaren primenom KF1,3 manji u odnosu na UT1,0 i UT1,5 (prilog slika P.7).



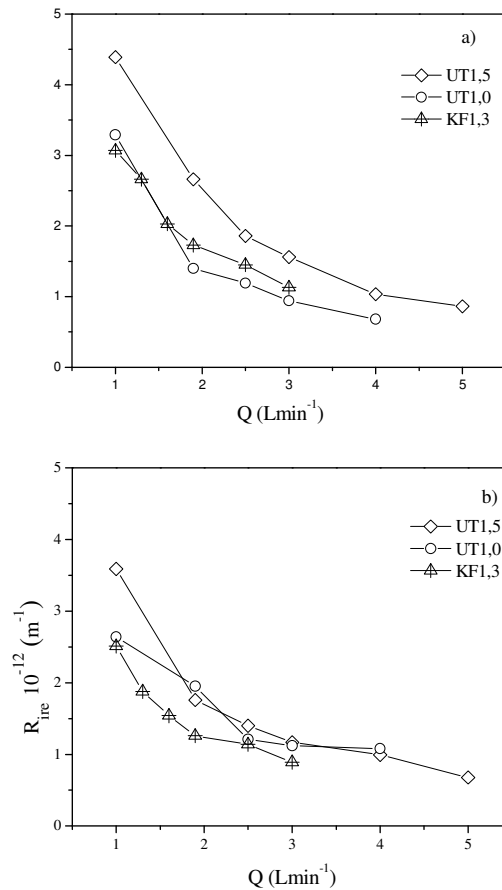
Slika 5.15. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka za UT2,5 i KF2,5.

Slika strujanja Koflo miksera se razlikuje u odnosu na sliku strujanja uvrnutih traka po tome što kod Koflo miksera dolazi do pojava sudaranja i mešanja struja, ali i do preraspodele strujnica nakon svakog elementa miksera. Tu se može povući paralela sa Keniks mikserom koji takođe karakteriše preraspodela strujnica nakon svakog elementa miksera jer su otpori dobijeni nakon upotrebe Keniks miksera takođe manji u odnosu na UT1,0.

Kako bi se dodatno potvrdilo da promotori deluju najintenzivnije u graničnom sloju i smanjuju intenzitet prljanja membrane uveden je i faktor smanjenja prljanja, RR (jednačina 4.19). Tako je izračunato smanjenje povratnog prljanja,  $RR_{re}$ , kada se primene promotori u obliku uvrnute trake kao i Keniks miksera. Najmanje smanjenje povratnog prljanja dobijeno je primenom UT2,5 u iznosu od oko 75%, dok je primenom UT2,5 i UT1,0 otpor više smanjen i to u iznosu od 81 i 85%, respektivno. Primenom Keniks miksera postignuto je smanjenje otpora od 89%. Međutim, iako je u slučaju UT1,0 i KMT1,0 došlo do promene načina prljanja, otpor usled nepovratnog prljanja je smanjen u odnosu na NTP način rada za oko 81 %. Što se tiče Koflo miksera smanjenje prljanja postignuto KF1,3 mikserom je od 86 do 89 % u slučaju povratnog prljanja i od 79 do 85% za otpor usled nepovratnog prljanja. KF2,5 mikser je nešto manje efikasan, i to od 75 do 85 % i 62 do 81 % za otpor usled povratnog i nepovratnog prljanja respektivno.

Dakle što je dužina helikoidnog elementa trake manja veće je smanjenje prljanja. Ovakav rezultat je logičan s obzirom da najgušća traka obezbeđuje najdužu putanju strujnica upravo u graničnom sloju uz površinu membrane. Brzina strujnica je najveća u radialnoj kordinati  $r = R$ , odnosno uz sam zid membrane. Dakle, na prenos mase u graničnom sloju u stvari najviše utiče tzv. vrtložni Rejnolds broj, čija je vrednost znatno veća od vrednosti usrednjenog Re broja. Tako je u slučaju najmanje karakteristične dimenzije  $O_{TP} = 1,0$  vrtložni Re broj najveći i iznosi od 8400 do 33900 za opseg protoka od svega 1,0 do 4,0  $Lmin^{-1}$ . Ovaj opseg protoka obezbeđuje u graničnom sloju turbulentan režim usled čega se smanjuje nagomilavanje čestica u blizini membrane i smanjuje prljanje membrane. U slučaju KMT1,0 promotora, ne može se egzaktno izraziti vrednost vrtložne brzine zbog pojave i lokalnih vrtloga na mestima promene smera strujnica, ali je nesumnjivo da je otklanjanje veoma intenzivno čak i u malom opsegu protoka do 2,0  $Lmin^{-1}$ . Što se tiče Koflo miksera evidentno je da i ovde karakteristična

dimenzija ima uticaja na intenzitet turbulencije, ali je očigledno da u izvesnoj meri i mešanje utiče na poboljšanje prenosa mase jer sprečava da se čestice nagomilavaju i poboljšava povratnu difuziju u masu fluida. Smanjenje prljanja je uspešnije u slučaju KF1,3 jer pored toga što ima dužu putanju strujanja ima i intenzivnije mešanje zbog većeg ugla sečiva.



Slika 5.16. Promena otpora usled povratnog a) i nepovratnog b) prljanja sa povećanjem protoka za UT1,5, KF1,3 i UT1,0.

Primenom UT i KMT1,0 kao promotora turbulencije najveća površina membrane pokrivena helikoidnim proticanjem i odnošenjem čestica, što smanjuje efekte koncentracione polarizacije i taloženja čestica. Ukupni otpor se smanjuje generalno, dok u nekim slučajevima usled velike aksijalne brzine i velike vrtložne brzine, dolazi do uklanjanja površinskog prljanja i veći deo otpora potiče od unutrašnjeg prljanja u porama. Iako u slučaju KF1,3 miksera dolazi do pojave mešanja i sudaranja struja ne dolazi do

promene načina prljanja. U ovom slučaju se smanjenje prljanja u najvećoj meri manifestuje kao smanjenje otpora usled reverzibilnog prljanja. Jimenez-Lopez i sar. [81, 86] su istraživali uticaoj kritičnih hidrodinamičkih uslova na mikrofiltraciju mleka na membrani od 100 nm. Došli su od zaključka da je tangencijalni napon najznačajniji parametar od koga zavisi način prljanja i formiranje sloja česitca na membrani. Izvođenjem procesa pri konstantnom fluksu i podešavanjem tangencijalnog napona moguće je smanjiti prljanje membrane i naročito smanjiti udeo otpora usled povratnog prljanja u ukupnom otporu sa nekih 75 na oko 45%.

Dakle prljanje se generalno smanjuje primenom promotora takođe zbog povećanja napona smicanja na zidu membrane, ali prvenstveno uzrokovane pojavom helikoidnog toka strujnica. Najveće smanjenje prljanja postignuto je primenom KF1,3 promotora ali bez promene načina prljanja. U slučaju najgušće uvrnute trake se može desiti da pri određenim brzinama dođe do promene načina prljanja membrane. Sa druge strane, Keniks mikser karakteriše više nepovratno prljanje već pri veoma malim protocima. Odnosno u tom slučaju se intenzivnije otklanjanje efekata prljanja membrane pripisuje ne samo velikoj helikoidnoj brzini strujanja već i promeni smera strujanja i raspodeli toka nakon svakog elementa miksera. Nepovratno prljanje je problematičnije jer se teže uklanja, ali pošto se smanjuje i ukupni otpor i otpor usled nepovratnog prljanja u donosu na NTP način rada može se smatrati da je primena promotora turbulencije generalno opravdana.

U istraživanju taloženja čestica i formiranja sloja na membrani, Altmann i Ripperger su ustanovili da se jedino veliki aglomerati čestica i delovi sloja mogu ukloniti, ali je uklanjanje lokalnog karaktera [8]. Dakle, u slučaju konvencionalnog izvođenja procesa uklanjanje nataloženog materijala je lokalnog karaktera i zavisi od veličine čestica i može se postići do izvesne samo povećanjem napona smicanja. U slučaju kada nema promotora, samo pojava turbulentnog režima i ravnog brzinskog profila u praznoj membrani ne utiče u dovoljnoj meri na otklanjanje efekta prljanja i odnošenje čestica. Upravo zbog toga što promotori naročito utiču na lokalno povećanje turbulencije i odnošenje čestica u graničnom sloju uz zid membrane, gde je otpor prenosu mase najveći predstavlja njihovu značajnu prednost. S obzirom da promotori značajno smanjuju prljanje i taloženje čestica uticaoj pada pritiska u smislu sabijanja nataloženog sloja se ublažava. Tako se izborom promotora koji ne uzrokuje izuzetno velike padove pritiska mogu postići značajan smanjenja prljanja odnosno velika povećanja fluksa.

## 5.4. Energetska efikasnost promotora

U prethodnim poglavljima pokazano je da se primenom promotora turbulencije različitog geometrijskog oblika i dimenzija mogu postići značajna povećanja fluksa i smanjenje prljanja membrane. Sva ispitivanja su izvedena u uslovima potpune recirkulacije napojne smeše te će i energetska efikasnost prvo biti analizirana za eksperimente sa potpunom recirkulacijom, a u narednom poglavlju posvećenom koncentrisanju biće izvršena analiza energetske efikasnosti za takav način izvođenja procesa.

U poglavlju 5.1 je diskutovano u kojoj meri dolazi do povećanja pada pritiska pri primeni promotora turbulencije. Pojava pada pritiska može uticati na ekonomsku prihvatljivost primene promotora. Takođe, veliki pad pritiska ima uticaja i na same performanse filtracije zbog neuniformnosti TMP, usled čega pozitivan uticaj turbulencije i promene načina strujanja može biti delimično prikriiven.

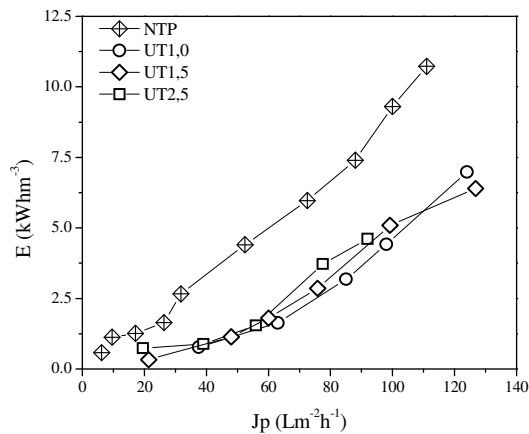
Analiza unapređenja fluksa nije dovoljan parametar za karakterizaciju ekonomske prihvatljivosti primene promotora. Specifična potrošnja energije ( $E$ ) po jedinici zapremine dobijenog permeata takođe se koristi za analizu ekonomske prihvatljivosti primene promotora. Tako je efikasnost primene uvrnute trake kao promotora, posredno izražena preko utrošene količine energije u funkciji ostvarenog fluksa, prikazana na slici 5.17. U slučaju primene uvrnutih traka kao promotora turbulencije energija potrošena po  $m^3$  zapremine permeata niža je u odnosu na rad bez promotora u celom opsegu dobijenih flukseva. Dakle, da bi se ostvario isti fluks za UT i NTP načinu rada potrebno je uložiti veću energiju u NTP načinu rada. Povećana potrošnja energije u slučaju NTP načina rada naročito je karakteristična za flukseve iznad  $30 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ , ostvarene u turbulentnom režimu zbog povećanja protoka i posledično većeg pada pritiska. Odnosno, povećanje protoka i posledično pada pritiska, ne obezbeđuje i proporcionalno povećanje fluksa za rad bez promotora u odnosu na povećanje potrošnje energije.

Primenjene uvrnute trake različitih karakterističnih dimenzija uzrokuju različite padove pritiska, a samim tim i različitu potrošnju energije pri istom primenjenom protoku. Debljina uvrnute trake je jednaka za sve trake tako da ne utiče na razliku pada



pritiska i potrošnju energije kada se međusobno porede trake različitih karakterističnih dimenzija. Na slici 5.15. može se uočiti da se efikasnost primene uvrnutih traka ne razlikuje značajno do vrednosti fluksa od nekih  $60 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ . Pre svega zbog toga što se ovi fluksevi ostvaruju pri nižim protocima za koje sva tri tipa traka ne uzrokuju padove pritiska veće od 10 kPa. Tako je da bi se ostvario fluks od oko  $60 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  za UT2,5 potreban protok od  $3,3 \text{ Lmin}^{-1}$ , a za UT1,0  $1,9 \text{ Lmin}^{-1}$ .

Nakon vrednosti fluksa  $60 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  UT2,5 ima nešto manju efikasnost odnosno povećanu potrošnju energije u odnosu na UT1,5 i UT1,0. Kod UT2,5 zbog toga što je retke strukture namotaja sam protok kroz membranu ima nešto više uticaja nego kod druge dve trake. U opsegu flukseva od 60 do  $100 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  UT1,0 daje za nijansu veće fluskeve u odnosu na UT1,5 pri istom utrošku energije, dok je nakon  $100 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  pad pritiska za UT1,0 veći u odnosu na UT1,5 i uzrokuje smanjenje efikasnosti.



Slika 5.17. Specifična potrošnja energije kao funkcija fluksa za slučaj primene uvrnutih traka kao promotora, TMP 50 kPa.

U tabeli 5.6. ilustrovano je u kojoj meri se smanjuje potrošnja energije primenom uvrnutih traka različitih karakterističnih dimenzija. Uprokos tome što povećavaju pad pritiska ušteda energije u mikrofiltraciji sa uvrnutim trakama je od 45 do 75 %. Naravno, veće uštede enrgije se postižu pri nižim protocima s obzirom da su data razlike u padu pritiska u odnosu na praznu membranu male. Takođe treba naglasiti da je izvršeno poređenje pri istom ostvarenom fluksu opsega od 40 do  $100 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  što predstavlja komercijalno prihvatljive vrednosti fluksa. Kao i ranije, najefikasnijom se pokazala UT1,0 sa uštedama od 54 do 75%.

Tabela 5. 6. Smanjenje potrošnje specifične energije primenom uvrnutih traka.

$J_p$ ( $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ )	E ( $\text{kWh m}^{-2}$ )				ER (%)		
	NTP	UT2,5	UT1,5	UT1,0	UT2,5	UT1,5	UT1,0
39	2,9	1,0	0,9	0,7	64	67	75
52	4,5	1,5	1,3	1,2	67	70	72
74	6,3	3,1	2,9	2,3	50	52	64
88	7,4	4,1	3,9	3,4	45	47	54
100	9,4		5,0	4,3		47	54

Dalje je neophodno uporediti potrošnju energije između uvrnute trake i Keniks miksera (Tabela 5.7). Naravno da u odnosu na rad bez mešača i Keniks mikser doprinosi smanjenju potrošnje energije i to od 35 do 65%, međutim uštede primenom UT1,0 su nešto veće. Tako se primenom UT1,0 može uštedeti i do 35% pri fluksu od  $88 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  u odnosu na primenu KMT1,0. Najmanje uštede UT1,0 u odnosu na KMT1,0 postižu se pri manjim protocima i za niže flukseve, dok je za ostvarivanje većih vrednosti flukseva UT1,0 nesumnjivo pogodniji promotor.

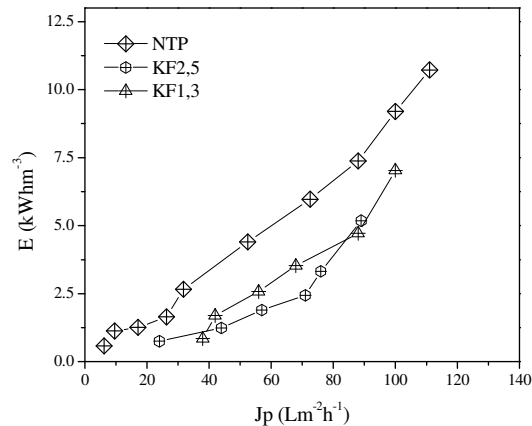
Tabela 5.7. Smanjenje potrošnje specifične energije za UT1,0 i KMT1,0.

$J_p$ ( $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ )	E ( $\text{kWh m}^{-2}$ )			ER (%)		
	NTP	UT1,0	KMT1,0	UT1,0	KMT1,0	UT/KMT
57	4,8	1,6	1,7	68	65	9
63	5,1	1,5	2,4	68	52	33
74	6,3	2,3	2,9	64	53	22
88	7,4	3,4	5,1	54	31	35
105	9,6	5,2	6,2	46	35	17

Ovde treba napomenuti da se iste vrednosti fluksa uz uštedu energije u slučaju primene svakog promotora postižu pri nekoliko puta manjim protocima u odnosu na NTP način rada. Takođe se ostvaruju značajna povećanja fluksa i smanjenje potrošnje energije bez obzira na povećanje pada pritiska.

Kada se uporede vrednosti potrošnje energije u slučaju primene Koflo miksera takođe je moguće ostvariti uštede u odnosu na konvencionalan NTP način rada i to za ceo opseg ispitivanih flukseva (slika 5.18). Međutim u slučaju Koflo miksera, praktično za sve flukseve, manje efikasnim se pokazao KF1,3 mikser iako je manje karakteristične

dimenzije u odnosu na KF2,5. Razlog manje efikasnosti KF1,3 jeste duplo veći pad pritiska pri istom protoku kao što je već ranije napomenuto, ali ne i proporcionalno veći fluks. Nakon fluksa od  $90 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ , efikasnost KF1,3 i KF2,5 miksera se izjednačava. Vrednosti flukseva od  $90 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  ili veće moguće je ostvariti pri manjim protocima u odnosu na NTP način rada.



Slika 5.18. Specifična potrošnja energije kao funkcija fluksa za slučaj primene Koflo miksera kao promotora, TMP 50 kPa.

Dakle, i u slučaju miksera geometrijskog oblika u vidu sečiva mogu se postići uštede energije u odnosu na NTP način rada. Tako je za opseg protoka od  $38$  do  $80 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  primenom KF2,5 promotora moguće postići uštedu energije od 23 do 67 % pri čemu procenat uštede opada sa porastom fluksa. U slučaju KF1,3 miksera za isti opseg fluksa uštede energije su od 29 do 71%. U ovom slučaju su uštede veće u odnosu na KF2,5 u oblasti manjih i većih flukseva, ali su u sredini intervala nešto manje u odnosu za KF2,5 za oko 20%.

Tabela 5.8. Smanjenje potrošnje specifične energije za KF1,3 i KF2,5.

$J_p$ ( $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ )	E ( $\text{kWh m}^{-2}$ )			ER (%)	
	NTP	KF2,5	KF1,3	KF2,5	KF1,3
38	2,96	0,97	0,85	67	71
56	4,83	2,32	2,59	52	46
68	6,05	2,48	3,53	59	42
80	7,03	5,41	5,09	23	28
100	9,40		7,90		29

Pravilnost u zavisnosti fluksa i potrošnje energije u funkciji karakteristične dimenzije promotora u obliku sečiva nije tako jednoznačna kao kod uvrnutih traka. Kod uvrnutih traka se, porastom protoka i smanjenjem karakteristične dimenzije, povećava fluks i to za ceo ispitivani opseg, što u slučaju geometrije u obliku sečiva nije slučaj. Kada se uporede promotori različite geometrijske strukture i iste karakteristične dimenzije slika se razlikuje u odnosu na diskusiju o smanjenju prljanja. Uštede energije ostvarene primenom UT2,5 i KF2,5 promotora su približno jednake (tabela 5.6 i 5.8), ali je iznad fluksa od nekih  $70 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  UT2,5 ipak efikasnija jer uzrokuje manji pad pritiska od KF2,5 za oko 25 do 75 %. KF1,3 mikser pokazuje pravilnost u ponašanju kada je u pitanju energetska efikasnost i veličina karakteristične dimenzije u poređenju sa UT. Naime, energetska efikasnost KF1,3 je između efikasnosti UT1,5 i UT1,0. Uprkos činjenici da se u smanjenju prljanja ovaj mikser pokazao najefikasnijim, kada se uzme u obzir potrošnja energije vidi se da je uvrnuta traka UT1,0 efikasnija. Iako manje karakteristične dimenzije, KF1,3 uzrokuje veći pad pritiska i od najgušće uvrnute trake UT 1,0 (poglavlje 5.1. slika 5.3) veći pad pritiska. U oblasti flukseva iznad  $50 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  i UT1,5 i UT1,0 su efikasnije od KF1,3.

Dakle, izbor promotora nije funkcija samo geometrijskog oblika i karakteristične dimenzije već zavisi i od radnih uslova kao što su protok i pad pritiska, što generalno utiče na efikasnost procesa kako sa aspekta fluksa tako i sa aspekta energetske potrošnje.

## 5.5. Ispitivanje tokom koncentrisanja napojne smeše

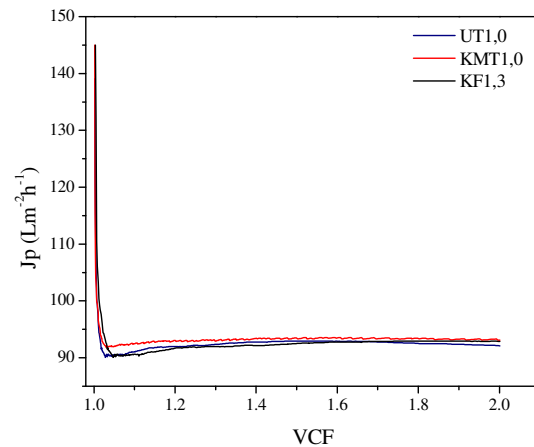
### 5.5.1. Uticaj geometrije promotora na potrošnju energije tokom koncentrisanja

Rezultati dobijeni ispitivanjem u uslovima potpune recirkulacije napojne smeše su pokazali da se u svakom slučaju dobijaju značajna poboljšanja fluksa tako da je pretpostavljeno da će i u uslovima koncentrisanja promotori takođe poboljšati fluks. Tokom ispitivanja u uslovima potpune recirkulacije i analizom poređenja izvođenja mikrofiltracije pri istoj snazi ustanovljeno je da pri određenim uslovima najveće poboljšanje fluksa obezbeđuju UT1,0, KMT1,0 i KF1,3.

Odabrani promotori razlikuju se po geometrijskoj strukturi, uzrokuju promene u kretanju fluida čiji oblik zavisi od geometrije i kako je ranije rečeno razlikuju se po padu pritiska. Kako je fluks najbitniji parametar filtracije, jer utiče na kapacitet i efikasnost celog procesa, poređenje uticaja tipa promotora u uslovima koncentrisanja napojne smeše izvršeno je pri istom fluksu permeata. Takođe se vodilo računa da vrednost fluksa bude ekonomski isplativa [9]. Odnosno, na osnovu rezultata tokom ispitivanja u uslovima potpune recirkulacije, radni uslovi za svaki od promotora tokom ispitivanja koncentrisanja su odabrani tako da se pri istom TMP od 50 kPa protoci odaberu tako da se dobiju isti fluksevi permeata. Tako je koncentrisanje za KMT1,0 promotor izvedeno pri protoku od 1,9 Lmin<sup>-1</sup> dok je u slučaju UT1,0 i KF1,3 primenjen protok od 3,0 Lmin<sup>-1</sup>. Eksperimenti su izvođeni do VCF = 2 koji je tipičan za mikrofiltraciju proteina mleka [81].

Na slici 5.19. prikazani su fluksevi u funkciji zapreminskog koeficijenta koncentrisanja (VCF). Tokom koncentrisanja se postižu stabilni pseudo-stacionarni fluksevi do VCF = 2, bez obzira na to koji od promotora je primenjen. Da bi se u radu bez promotora postigao fluks iste veličine neophodno je primeniti protok koji je 10 Lmin<sup>-1</sup> (cross-flow brzina 4,5 ms<sup>-1</sup>). Sa druge strane, u slučaju primene KMT1,0 promotora isti fluks se postiže primenom protoka od 1,9 Lmin<sup>-1</sup> što je oko 5 puta manji protok. U slučaju UT1,0 i KF1,3 promotora radni protok je 3,0 Lmin<sup>-1</sup> odnosno isti fluks je postignut primenom 3 puta manjeg protoka u odnosu na koncentrisanje bez promotora. Dakle bez

obzira na geometrijsku strukturu sva tri tipa promotora obezbeđuju dovoljno smanjenje prljanja i tokom koncentrisanja. Očigledno najveći nivo turbulencije obezbeđuje Keniks mikser tako da obezbeđuje i rad pri najmanjem protoku. Ipak, i druga dva promotora obezbeđuju dovoljan nivo turbulencije pri nešto većem protoku da se proces koncentrisanja može efikasno izvoditi i njihovom primenom.

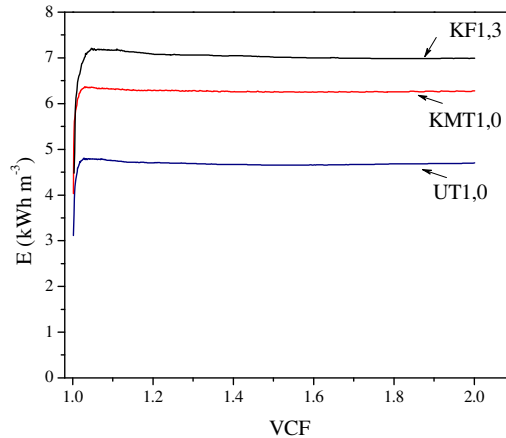


Slika 5.19. Promena fluksa permeata sa VCF.

Iako je koncentrisanje sa promotorima bilo moguće pri znatno manjim protocima u odnosu na rad bez promotora, zbog pada pritiska, neophodno je uporediti i specifičnu potrošnju energije. Tokom izvođenja koncentrisanja radni uslovi poput TMP i pada pritiska bili su stabilni, te je za odabrane protoke bilo moguće postići stabilne stacionarne flukseve. Bez obzira na to što je radni protok najmanji u slučaju KMT1,0 pad pritiska je bio oko 80 kPa. U slučaju UT1,0 i KF1,3 pri većem protoku od onog primenjenog za KMT1,0, pad pritiska je manji i iznosi 40 i 60 kPa, respektivno.

Na slici 5.20. prikazano je kako se menja specifična potrošnja energije sa promenom VCF. Potrošnja energije se po uspostavljanju stacionarnog fluksa ne menja značajnije, čak se može primetiti veoma blago smanjenje potrošnje energije sa porastom VCF u slučaju sva tri promotora. Dalje, je potrošnja energije najveća u slučaju KF1,3, dok je najmanja za UT1,0 promotor. Iako je za postizanje istog fluksa tokom koncentrisanja primenjen isti protok, KF1,3 mikser uzrokuje veći pad pritiska od UT1,0 i zbog toga je manje efikasan. KMT1,0 promotor obezbeđuje isti fluks pri manjem protoku u odnosu na UT1,0 i KF1,3, ali uzrokuje znatno veći pad pritiska. Međutim, bez obzira na pad pristiska KMT1,0 je efikasniji od KF1,3, ali manje efikasan od UT1,0. U tabeli 5.9.

može se videti da se primenom promotora mogu postići značajne uštede energije tokom koncentrisanja do  $VCF = 2$ . Najveće uštede od oko 50% se potiču primenom UT1,0. KMT1,0 je nešto manje efikasan sa uštedom od prosečno 36%, dok se u slučaju KF1,3 promotora postižu najmanje uštede energije od 28%.



Slika 5.20. Promena specifične potrošnje energije sa VCF.

Tabela 5.9. Smanjenje potrošnje energije tokom koncentrisanja  $VCF = 2$ .

VCF	ER (%)		
	UT1,0	KMT1,0	KF1,3
1,1	53	37	28
1,2	53	37	29
1,5	52	36	28
2,0	51	35	27

Dakle i tokom koncentrisanja napojne smeše primena promotora turbulencije se pokazala efikasnom, naročito u slučaju primene uvrnute trake. I u ovom slučaju je uvrnuta traka promotor koji obezbeđuje dovoljnu promenu načina strujanja da se poveća prenos mase i obezbedi veći fluks uz pad pritiska koji je prihvatljiv iz ugla potrošnje energije.

### 5.5.2. Uticaj geometrije promotora na selektivnost membrane

Izbor membranskog procesa predstavlja kompromis između selektivnosti i produktivnosti procesa. Osnovni parametar kojim se izražava produktivnost jeste veličina fluksa, koja se može značajno povećati primenom promotora kao što je pokazano u

prethodnim poglavljima. Sa druge strane primena promotora može uticati na povećanje napona smicanja i odnošenje nataložnih čestica sa površine membrane, usled čega se može desiti da se ne formira pogača tj. dinamička membrana koja takođe utiče na selektivnost membrane. Formiranje pogače u slučaju mikrofiltracije na membrani od 100 nm je značajno jer bi u suprotnom moglo doći do propuštanja frakcija micela kazeina koje su manje od 100 nm. Kao što je na slici 4.4. prikazano u slučaju delimično obranog mleka čestice su uglavnom veće od 100 nm sa najvećom frakcijom čestica prečnika oko 180 nm. Na osnovu raspodele čestica pretpostavka je da će veoma mali procenat čestica uopšte moći da prođe kroz pore naročito ukoliko se formira dinamička membrana.

Kako bi se odredila selektivnost membrane određivana je koncentracija azota u uzorcima mleka odnosno napojne smeše i u uzorcima permeata. Koncentracije komponenata su izračunavane jednačinama 4.20. – 4.23., dok je propuštanje izračunavano primenom jednačine 4.24. Bitnu karakteristiku membrane predstavlja i selektivnost ( $S$ ) tj. odnos sadržaj proteina surutke i kazeina u permeatu. Sastav mleka odnosno napojne smeše je bio: UP 3,19%, PP 3,01, K 2,88%, PS 0,14%.

Određivanje koncentracije komponenata u permeatu je određivano nakon koncentrisanja napojne smeše do  $VCF = 2$  i to pri približno istom fluksu permeata za rad bez promotora i sa promotorom, kako je ranije pokazano. Step propuštanja membrane ne zavisi samo od karakteristika sistema koji se filtrira i karakteristika membrane već i od samih radnih uslova. Kako je ranije rečeno napon smicanja, čija veličina zavisi od protoka, utiče na prljanje membrane kao i primenjeni TMP, samim tim i selektivnost membrane zavisi od ovih uslova. Da bi se isti fluks postigao bez promotora i primenom promotora različite geometrije primenjeni su različiti protoci kako je opisano prethodno u diskusiji o koncentrisanju.

Rezultati o stepenu propuštanja i selektivnosti membrane dati su u tabeli 5. 10. Primenom promotora turbulencije smanjeno je propuštanje proteina u odnosu na membranu bez promotora. Selektivnost membrane je relativno mala, iako se mora uzeti u obzir i da je koncentracija proteina surutke u napojnoj smeši veoma mala. Ipak stepen propuštanja proteina surutke i kazeina je u okvirima vrednosti dobijenih u literaturi negde oko 60-80% i do 1%, respektivno [66, 81, 86]. U ranijim istraživanjima, nešto veća selektivnost membrane ostvarena je primenom Keniks miksera kao promotora u slučaju



membrane od 100 nm i mikrofiltracije obranog mleka u prahu takođe do  $VCF = 2$  [9]. Međutim u tom slučaju je koncentracija proteina surutke u napojnoj smeši bila veća oko tri puta. Sa druge strane u obranom mleku u prahu sadržaj mlečne masti veoma je nizak i proteini nisu homogenizovani sa mlečnom mašću kao što je to u ovom slučaju. Činjenica da je mleko homogenizovano delimično utiče na smanjenje propuštanja, s obzirom da je tada omogućen rad sa česticama većeg prečnika.

Pravilnost propuštanja u zavisnosti od geometrije primenjenog promotora nije uočena. Selektivnost membrane je povećana u slučaju primene promotora ali takođe bez pravilnosti u odnosu na geometriju. Dakle, primenom promotora različite geometrije ostvareno je smanjenje propuštanja zahvaljujući odnošenju čestica sa površine membrane usled povećanja napona smicanja i specifičnog helikoidnog toka u graničnom sloju. Na ovaj način je povećan prenos mase sa zida membrane u masu fluida čime se smanjila koncentracija komponenata u graničnom sloju, a time i mogućnost za njihov prolaz u permeat.

Tabela 5.10. Propuštanje i selektivnost membrane tokom koncentrisanja

Propuštanje (%)	NTP	UT1,0	KMT1,0	KF1,3
UP	9,6	7,6	7,8	8,1
PP	4,9	3,4	3,6	3,9
K	1,3	0,9	0,7	0,9
PS	81	57	67	69
S	2,8	3,0	4,7	3,6

Sa druge strane, u nekim ranijim istraživanjima je ustanovljeno da postoje kritični napon smicanja koji upravo obezbeđuje stanjivanje sloja istaloženih većih čestica poput kazeina usled čega može doći do formiranja sloja koji čine manje čestice, poput proteina surutke. Na ovaj način se smanjuje poroznost istaloženog sloja i smanjuje propuštanje i čestica manjeg prečnika [71, 81]. Očigledno da je u slučaju primenjenih promotora napon smicanja bio dovoljno velik da smanji prljanje i propuštanje, ali nedovoljno velik da bi doveo do velikog propuštanja i zamućenja permeata. Dakle, helikoidna putanja strujnica koja se formira u slučaju sva tri promotora ima ključni uticaj na prljanje i selektivne karakteristike membrane

## 6. ZAKLJUČAK

Istraživanje uticaja tipa promotora turbulencije na mikrofiltraciju proteina mleka pokazalo je da se izborom geometrije, karakteristične dimenzije i radnih uslova mogu postići značajna i energetski isplativa povećanja fluksa permeata.

Primenom uvrnute trake kao promotora turbulencije ostvarena su povećanja fluksa i od 200 do 600% u zavisnosti od karakteristične dimenzije uvrnute trake, i rad pri dva ili tri puta manjim protocima u odnosu na rad bez promotora. Najveće povećanje fluksa od oko 600% ostvareno je primenom najgušće uvrnute trake karakteristične dimenzije 1,0 (UT1,0). UT1,0 kao promotor turbulencije uzrokuje najveće ubrzanje fluida tj. nivo turbulencije i najdužu helikoidnu putanju strujnica što doprinosi intenzivnom odnošenju čestica sa površine membrane.

Ispitivanje primene Keniks miksera kao promotora turbulencije je pokazalo da se značajna i isplativa povećanja fluksa postižu već pri veoma malim protocima. Keniks mikser je takođe helikoidne geometrije kao i uvrnute trake, ali se razlikuje po tome što su helikoidni elementi postavljeni pod uglom od 90° i levo desno jedan u odnosu na drugi. Ovakva orijentacija elemenata uzrokuje preraspodelu i promenu smera strujnica posle svakog elementa zbog čega je pad pritiska za Keniks mikser i do četiri puta veći u odnosu na uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije. Upravo dodatna preraspodela strujnica i promena smera strujanja posle svakog elementa miksera obezbeđuje veće flukseve pri istom protoku u odnosu na uvrnutu traku iste karakteristične dimenzije, ali uz veći utrošak energije.

Promotori geometrije u obliku sečiva (Koflo mikseri) takođe obezbeđuju povećanje fluksa od 200 do 650% i rad pri nižem protoku u odnosu konvencionalno izvođenje mikrofiltracije. Veće povećanje fluksa od 500 do 600% postignuta su primenom Koflo miksera manje karakteristične dimenzije 1,3. Koflo mikseri obezbeđuju promenu slike strujanja u membrani koja se manifestuje takođe raspodelom toka fluida i pojavom helikoidnih strujnica, ali i sudaranjem i mešanjem struja usled udara o sečiva

pod određenim uglom. Po sudaranju struja se ovaj tip miksera razlikuje u odnosu na uvrnute trake i Keniks mikser. Pad pritiska ovog miksera je veći u odnosu na pad pritiska uvrnute trake, a manji u odnosu na pad pritiska Keniks miksera.

Ispitivanje smanjenja prljanja membrane pokazalo je da se primenom promotora smanjuje otpor prljanja membrane kao i otpori usled povratnog i nepovratnog prljanja. Naročito je zapaženo smanjenje otpora usled povratnog prljanja koje se javlja na površini membrane. Na ovaj način potvrđeno je da svi tipovi miksera uzrokuju promenu načina strujanja u membrani koja obezbeđuje poboljšanje prenosa mase u graničnom sloju. U graničnom sloju najintenzivnije deluje Keniks mikser kod kog sem preraspodele stujanja dolazi i do promene smera strujnica nakon svakog elementa.

Izvođenje procesa primenom promotora je energetski isplativije u odnosu na konvencionalan način rada i važi za sve ispitivane tipove promotora bez obzira na geometriju i karakterističnu dimenziju. Za vrednosti flukseva do  $60 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  uvrnute trake sve tri karakteristične dimenzije zahtevaju istu potrošnju energije. Primena uvrnute trake UT1,0 je najisplativija za flukseve veće od 60 do  $100 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$  iako uzrokuje veći pad pritiska u odnosu na UT1,5 i UT2,5, ali obezbeđuje i proporcionalno veći fluks pri protocima tri puta manjim u odnosu na rad bez promotora. Primenom UT1,0 moguće su uštede energije u rasponu od 50 do 75 % u odnosu na rad bez promotora. Sa druge strane potrošnja energije kod primene Keniks miksera je veća u odnosu na uvrnutu traku iste karakterisitčne dimenzije, a opseg radnih protoka i TMP uslovljen velikim padom pritiska. Uštede energije u slučaju primene Keniks miksera su od 30 do 65% u odnosu na rad bez promotora. Međutim, primenom UT1,0 umesto Keniks miksera iste dimenzije obezbeđuju se od 10 do 35 % veće uštede energije pri istom radnom fluksu. Sa aspekta potrošnje energije, Koflo mikseri su najmanje efikasni. KF1,3 mikser je manje efikasan u odnosu na KF2,5 zbog većeg pada pritiska i ne proporcionalno većeg fluksa. Primenom ovih promotora se postižu uštede energije od 20 do 70% u odnosu na konvencionalan način rada, ali je ipak njihova efikasnost manja u odnosu na uvrnutu traku iste dimenzije zbog razlike u padu pritiska

Pravilnim izborom geometrije promotora može postići povećanje fluksa uz nisku potrošnju energije odnosno niže padove pritiska. Slika strujanja koja zavisi od geometrije

promotora najviše utiče na povećanje fluksa pri čemu je najbitnije da se pored povećanja brzine obezbedi pojava strujnica helikoidnog oblika u graničnom sloju. Upravo ovakav način strujanja najviše doprinosi odnošenju čestica istaloženih na površini membrane i povećanju prenosa mase. Pojave radijalnog mešanja ili sudaranja struja mogu se smatrati sporednim pojavama u odnosu na to koliko doprinose povećanju fluksa međutim, njihovo postojanje doprinosi povećanju pada pritiska i smanjuju energetska efikasnost promotora.

Rezultati istraživanja su potvrdili polaznu pretpostavku, definisanu ciljem istraživanja, da helikoidna putanja strujanja kod uvrnutih traka obezbeđuje najintenzivnije odnošenje istaloženog materijala sa površine membrane uz najmanji pad pritiska odnosno gubitak energije. Sa druge strane, pojava mešanja koje je primarno kod Keniks i Koflo miksera izaziva, pored odnošenja istaloženih čestica, i dodatno vrtloženje koje za posledicu ima veći pad pritiska i manju energetska efikasnost.

### LISTA OZNAKA

$A_{ac}$	aktivna površina membrane ( $m^2$ )
$A_{TP}$	površina poprečnog preseka membrane sa promotorom ( $m^2$ )
$a$	duža poluosa elipse sečiva (m ili mm)
$b$	kraća poluosa elipse sečiva (m ili mm)
$C_K$	koncentracija kazeina (% mas)
$C_{PP}$	koncentracija pravih proteina (% mas)
$C_{PS}$	koncentracija proteina surutke (% mas)
$C_{UP}$	koncentracija ukupnih proteina (% mas)
$D$	unutrašnji prečnik membrane (mm)
$D_{TP}$	prečnik promotora turbulencije (mm)
$d_{ekv}$	ekvivalentni prečnik membrane sa promotorom (mm)
$E$	specifična potrošnja energije ( $kWh\ m^{-3}$ )
ER	smanjenje potrošnje energije (%)
FI	unapređenje fluksa (%)
iz	na izlazu iz modula
$J_p$	fluks permeata ( $Lm^{-2}h^{-1}$ )
$J_w$	fluks čiste vode ( $Lm^{-2}h^{-1}$ )
$J_{w,ire}$	fluks čiste vode ( $Lm^{-2}h^{-1}$ )
$\tilde{K}_A$	korekcionni faktor zbog smanjenja površine poprečnog preseka (-)
$\tilde{K}_L$	korekcionni faktor zbog produženja putanje proticanja (-)
$L_e$	dužina jednog elementa promotora turbulencije (mm)
$L_{TP}$	dužina promotora turbulencije (mm)
$N_{TP}$	broj elemenata promotora turbulencije (-)
$O_{TP}$	odnos dužine elementa i prečnika mešača (-)
p	nadpritisak (Pa)
P	gubitak hidrauličke snage (W)
Q	protok ( $Lmin^{-1}$ )
Re	Rejnoldsov broj (-)
$R_f$	ukupni otpor prljanja ( $m^{-1}$ )
$R_m$	hidraulički otpor membrane ( $m^{-1}$ )

$R_{re}$	otpor usled povratnog prljanja membrane ( $m^{-1}$ )
$R_{ire}$	otpor usled nepovratnog prljanja membrane ( $m^{-1}$ )
RR	smanjenje hidrauličkog otpora (%)
$S$	selektivnost membrane (-)
$t$	vreme filtracije (min)
TMP	transmembranski pritisak (Pa)
ul	na ulazu u modul
$v$	aksijalna "cross-flow" brzina ( $ms^{-1}$ )
$v_{ac}$	stvarna brzina u prisustvu promotora ( $ms^{-1}$ )
$v_{sw}$	vrtložna brzina ( $ms^{-1}$ )
VCF	zapreminski stepen koncentrisanja

#### Grčke oznake

$\Delta$	razlika
$\delta_{TP}$	debljina promotora turbulencije (mm)
$\mu_w$	viskozitet vode (Pa s)
$\mu_p$	viskozitet permeata (Pa s)
$\rho$	gustina ( $kg\ m^{-3}$ )

## LITERATURA

- [1] G. Gésan-Guizou. Membrane processes in the dairy industry. in NanoMemCourse on Nanostructured Materials and Membranes for Food Processing. 2010. Cetraro, Italy: ITM-CNR.
- [2] S.S. Popović, S.D. Milanović, M. Iličić, M.S. Djurić, M.N. Tekić, Flux recovery of tubular ceramic membranes fouled with whey proteins, *Desalination* 249 (2009) 293-300.
- [3] S.S. Popović, M.N. Tekić, M.S. Djurić, Kinetic models for alkali and detergent cleaning of ceramic tubular membrane fouled with whey proteins, *Journal of Food Engineering* 94 (2009) 307-315.
- [4] H. Strathmann, *Membranes and Membrane Separation Processes*, in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* M. Bohnet, Editor. 2003, Weinheim : Wiley-VCH. p. 243-322.
- [5] H. Strathmann, L. Giorno, E. Drioli, *An Introduction to Membrane Science and Technology*. 2006, Roma: Consiglio nazionale delle ricerche.
- [6] J.P. Chen, H. Mou, L.K. Wang, T. Matsuura, *Membrane filtration*, in *Advanced Physicochemical Treatment Processes*. 2006.
- [7] R. van Reis, A.L. Zydney, Bioprocess membrane technology, *Journal of Membrane Science* 297 (2007) 16-57.
- [8] J. Altmann, S. Ripperger, Particle deposition and layer formation at the crossflow microfiltration, *Journal of Membrane Science* 124 (1997) 119-128.
- [9] D. Krstić, *Poboljšanje "cross-flow" mikrofiltracije upotrebom statičkog mešača kao promotora turbulencije*, in *Tehnološki fakultet*. 2003, Univerzitet u Novom Sadu: Novi Sad.
- [10] R. Chan, *Fouling Mechanisms in the Membrane Filtration of Single and Binary Protein Solutions*, in *School of Chemical Engineering and Industrial Chemistry 2002*, The University of New South Wales Sydney, Australia.
- [11] A.D. Marshall, P.A. Munro, G. Trägårdh, The effect of protein fouling in microfiltration and ultrafiltration on permeate flux, protein retention and selectivity: A literature review, *Desalination* 91 (1993) 65-108.
- [12] A.D. Marshall, P.A. Munroe, G. Trägårdh, Design and development of a cross-flow membrane rig to compare constant pressure and constant flux operation in ultrafiltration and microfiltration, *Trans. I. Chem.E* 74C (1996) 92-100.
- [13] M.O. Nigam, B. Bansal, X.D. Chen, Fouling and cleaning of whey protein concentrate fouled ultrafiltration membranes, *Desalination* 218 (2008) 313-322.
- [14] R.J. Wakeman, C.J. Williams, Additional techniques to improve microfiltration, *Separation and Purification Technology* 26 (2002) 3-18.
- [15] A. Makardij, X.D. Chen, M.M. Farid, Microfiltration And Ultrafiltration Of Milk: Some Aspects Of Fouling And Cleaning, *Trans IChemE* 77 (1999) 107-113.
- [16] A. Saxena, B.P. Tripathi, M. Kumar, V.K. Shahi, Membrane-based techniques for the

separation and purification of proteins: An overview, *Advances in Colloid and Interface Science* 145 (2009) 1-22.

[17] C. Williams, R. Wakeman, Membrane fouling and alternative techniques for its alleviation, *Membrane Technology* 124 (4-10).

[18] H.M. Kyllönen, P. Pirkonen, M. Nyström, Membrane filtration enhanced by ultrasound: a review, *Desalination* 181 (2005) 319-335.

[19] M.O. Lamminen, H.W. Walker, L.K. Weavers, Mechanisms and factors influencing the ultrasonic cleaning of particle-fouled ceramic membranes, *Journal of Membrane Science* 237 (2004) 213-223.

[20] S. Muthukumar, S.E. Kentish, M. Ashokkumar, G.W. Stevens, Mechanisms for the ultrasonic enhancement of dairy whey ultrafiltration, *Journal of Membrane Science* 258 (2005) 106-114.

[21] T. Kobayashi, T. Kobayashi, Y. Hosaka, N. Fujii, Ultrasound-enhanced membrane-cleaning processes applied water treatments: influence of sonic frequency on filtration treatments, *Ultrasonics* 41 (2003) 185-190.

[22] K.-K. Latt, T. Kobayashi, Ultrasound-membrane hybrid processes for enhancement of filtration properties, *Ultrasonics Sonochemistry* 13 (2006) 321-328.

[23] S. Popović, M. Djurić, S. Milanović, M.N. Tekić, N. Lukić, Application of an ultrasound field in chemical cleaning of ceramic tubular membrane fouled with whey proteins, *Journal of Food Engineering* 101 (2010) 296-302.

[24] A. Maskooki, T. Kobayashi, S.-A. Mortazavi, A. Maskooki, Effect of low frequencies and mixed wave of ultrasound and EDTA on flux recovery and cleaning of microfiltration membranes, *Separation and Purification Technology* 59 (2008) 67-73.

[25] S. Muthukumar, S.E. Kentish, G.W. Stevens, M. Ashokkumar, R. Mawson, The application of ultrasound to dairy ultrafiltration: The influence of operating conditions, *Journal of Food Engineering* 81 (2007) 364-373.

[26] P.J. Pedersen, *Bulletin of IDF* 9201 (1992) 33-50.

[27] P.K. Vadi, S.S.H. Rizvi, Experimental evaluation of a uniform transmembrane pressure crossflow microfiltration unit for the concentration of micellar casein from skim milk, *Journal of Membrane Science* 189 (2001) 69-82.

[28] A. Guerra, G. Jonsson, A. Rasmussen, E.W. Nielsen, D. Edelsten, *International Dairy Journal* 7 (1997) 849-861.

[29] O. Al-Akoum, L. Ding, R. Chotard-Ghodsnia, M.Y. Jaffrin, G. Gesan-Guiziou, Casein micelles separation from skimmed milk using a VSEP dynamic filtration module, *Desalination* 144 (2002) 325-330.

[30] L. Ding, O. Al-Akoum, A. Abraham, M.Y. Jaffrin, Milk protein concentration by ultrafiltration with rotating disk modules, *Desalination* 144 (2002) 307-311.

[31] G. Brans, C.G.P.H. Schröen, R.G.M.v.d. Sman, R.M. Boom, Membrane fractionation of



- milk: state of the art and challenges, *Journal of Membrane Science* 243 (2004) 263-272.
- [32] J. Balster, D.F. Stamatialis, M. Wessling, Membrane with integrated spacer, *Journal of Membrane Science* 360 (2010) 185-189.
- [33] F. Li, W. Meindersma, A.B. de Haan, T. Reith, Novel spacers for mass transfer enhancement in membrane separations, *Journal of Membrane Science* 253 (2005) 1-12.
- [34] L. Broussous, P. Schmitz, H. Boisson, E. Prouzet, A. Larbot, Hydrodynamic aspects of "filtration antifouling by helically corrugated membranes, *Chemical Engineering Science* 55 (2000) 5049-5057.
- [35] F.J.G. Garcia, T.Y. Chiu, Economic aspects of critical flux operability in star shaped microfiltration membranes: Influence of some operating conditions, *Journal of Membrane Science* 325 (2008) 641-646.
- [36] R.K. Thakur, C. Vial, K.D.P. Nigam, E.B. Nauman, G. Djelveh, Static Mixers in the Process Industries--A Review, *Chemical Engineering Research and Design* 81 (2003) 787-826.
- [37] R.K. Thakur, C. Vial, K.D.P. Nigam, E.B. Nauman, G. Djelveh, Static mixers in the process industries - a review, *Trans IChemE* 81 (2003) 787-826.
- [38] [www.chemineer.com](http://www.chemineer.com),
- [39] [www.koflo.com](http://www.koflo.com),
- [40] [www.fluidsolution.com.au](http://www.fluidsolution.com.au),
- [41] [www.sulzerchemtech.com](http://www.sulzerchemtech.com),
- [42] V. Mavrov, N.D. Nikolov, M.A. Islam, J.D. Nikolova, An investigation on the configuration of inserts in tubular ultrafiltration module to control concentration polarization, *Journal of Membrane Science* 75 (1992) 197-201.
- [43] B.B. Gupta, J.A. Howell, D. Wu, R.W. Field, A helical baffle for cross-flow microfiltration, *Journal of Membrane Science* 99 (1995) 31-42.
- [44] N. Hilal, O.O. Ogunbiyi, N.J. Miles, Experimental Investigation on the separation of Bentonite using Ceramic Membranes: Effect of Turbulence Promoters, *Separation Science and Technology* 43 (2008) 286-309.
- [45] T. Sugimoto, H. Kobayashi, T. Ishikawa, T. Kamiya, T. Niitsu, H. Inoue, Ultrafiltration performance of tubular membrane modules fitted with turbulent promoter: Twisted tape and static mixer, *Kagaku Kogaku Ronbunshu* 22 (1996) 42-48.
- [46] B.J. Bellhouse, G. Costigan, K. Abhinava, A. Merry, The performance of helical screw-thread inserts in tubular membranes, *Separation and Purification Technology* 22-23 (2001) 89-113.
- [47] T.Y. Chiu, A.E. James, Effects of axial baffles in non-circular multi-channel ceramic membranes using organic feed, *Separation and Purification Technology* 51 (2006) 233-239.
- [48] A.F. Derradji, A. Bernabeu-Madico, S. Taha, G. Dorange, The effect of a static mixer on the

ultrafiltration of a two-phase flow, *Desalination* 128 (2000) 223-230.

[49] G.N. Vatai, M.N. Tekić, Convection promotion and gel formation in an ultrafiltration process, *Chemical Engineering Communications* 132 (1995) 141-149.

[50] D.M. Krstić, M.N. Tekić, M.Đ. Carić, S.D. Milanović, The effect of turbulence promoter on cross-flow microfiltration of skim milk, *Journal of Membrane Science* 208 (2002) 303-314.

[51] D.M. Krstić, M.N. Tekić, M.Đ. Carić, S.D. Milanović, Kenics Static Mixer as Turbulence Promoter in Cross-Flow Microfiltration of Skim Milk, *Separation Science and Technology* 38 (2003) 1549-1560.

[52] D.M. Krstić, A.K. Koris, M.N. Tekić, Do static turbulence promoters have potential in cross-flow membrane filtration applications?, *Desalination* 191 (2006) 371-375.

[53] D.M. Krstić, W. Hoflinger, A.K. Koris, G. Vatai, Energy-saving potential of cross-flow ultrafiltration with inserted static mixer: Application to an oil-in-water emulsion Separation and Purification Technology 57 (2007) 134-139.

[54] A.K. Koris, E. Piacenti, G. Vatai, *Journal of Membrane Science* 2011)

[55] D. Barba, F. Beolchini, D. Cifoni, F. Veglio, Whey ultrafiltration in a tubular membrane: Effect of selected operating parameters, *Separation Science and Technology* 37(8) (2002) 1771-1788.

[56] N. Xu, W. Xing, N. Xu, J. Shi, Application of turbulence promoters in ceramic membrane bioreactor used for municipal wastewater reclamation, *Journal of Membrane Science* 210 (2002) 307-313.

[57] S. Pal, S. Ambastha, T.B. Ghosh, S. De, S. DasGupta, Optical evaluation of deposition thickness and measurement of permeate flux enhancement of simulated fruit juice in presence of turbulence promoters, *Journal of Membrane Science* 315 (2008) 58-66.

[58] S. Pal, R. Bharihoke, S. Chakraborty, S.K. Ghatak, S. De, S. DasGupta, An experimental and theoretical analysis of turbulence promoter assisted ultrafiltration of synthetic fruit juice, *Separation and Purification Technology* 62 (2008) 659-667.

[59] D.M. Krstić, R.N. Rađenović, M.D. Carić, S.D. Milanović, M.N. Tekić, Uticaj promotora turbulencije na prljanje membrane tokom unkrasne mikrofiltracije, *Hemijska industrija* 55 (2001) 1-7.

[60] D.M. Krstić, R.N. Rađenović, M.N. Tekić, M.D. Carić, S.D. Milanović, Povećanje fluksa upotrebom promotora turbulencije tokom mikrofiltracije obranog mleka, *Prehrambena industrija - mleko i mlečni proizvodi* 11 (2000) 22-27.

[61] S. Middleman, *Fundamentals of polymer processing* 1997: McGraw-Hill Book Company.

[62] D.M. Krstić, *Poboljšanje "cross-flow" mikrofiltracije upotrebom statičkog mešača kao promotora turbulencije*, in *Chemical engineering*. 2003, University of Novi Sad: Novi Sad.

[63] N.M. D'Souza, A.J. Mawson, Membrane cleaning in the dairy industry: a review, *Critical Reviews in Food Science and Nutrition* 45 (2005) 125-134.

- [64] A. Guerra, G. Jonsson, A. Rasmussen, E. Waagner Nielsen, E. D., Low cross-flow velocity microfiltration of skim milk for removal of bacterial spores, *International Dairy Journal* 7 (1997) 849-861.
- [65] N.D. Lawrence, S.E. Kentish, A.J. O'Connor, A.R. Barber, G.W. Stevens, Microfiltration of skim milk using polymeric membranes for casein concentrate manufacture, *Separation and Purification Technology* 2007) in press.
- [66] A. Piry, W. Kühnl, T. Grein, A. Tolkach, S. Ripperger, U. Kulozik, Length dependency of flux and protein permeation in crossflow microfiltration of skimmed milk, *Journal of Membrane Science* 325 (2008) 887-894.
- [67] Y. Pouliot, Membrane processes in dairy technology - From a simple idea to worldwide panacea, *International Dairy Journal* 18 (2008) 735-740.
- [68] M. Skrzypek, M. Burger, Isoflux® ceramic membranes — Practical experiences in dairy industry, *Desalination* 250 (2010) 1095-1100.
- [69] O.O. Ogunbiyi, N.J. Miles, N. Hilal, The effects of performance and cleaning cycles of new tubular ceramic microfiltration membrane fouled with a model yeast suspension, *Desalination* 220 (2008) 273-289.
- [70] S. Sachdeva, W. Buchheim, Separation of native casein and whey proteins during crossflow microfiltration of skim milk, *Australian Journal of Dairy Technology* 52 (1997) 92-97.
- [71] O. Le Berre, G. Daufin, Skimmilk crossflow microfiltration performance versus permeation flux to wall shear stress ratio, *Journal of Membrane Science* 117 (1996) 261-270.
- [72] G. Gésan-Guiziou, E. Boyaval, G. Daufin, Critical stability conditions in crossflow microfiltration of skimmed milk: transition to irreversible deposition, *Journal of Membrane Science* 158 (1999) 211-222.
- [73] A.J.E. Jimenez-Lopez, N. Leconte, O. Dehainault, C. Geneste, L. Fromont, G. Gesan-Guiziou, Role of milk constituents on critical conditions and deposit structure in skimmilk microfiltration (0.1µm), *Separation and Purification Technology* 61 (2007) 33-43.
- [74] W. Kühnl, A. Piry, V. Kaufmann, T. Grein, S. Ripperger, U. Kulozik, Impact of colloidal interactions on the flux in cross-flow microfiltration of milk at different pH values: A surface energy approach, *Journal of Membrane Science* 352 (2010) 107-115.
- [75] M.R. Bird, M. Bartlett, Measuring and modelling flux recovery during the chemical cleaning of MF membranes for the processing of whey protein concentrate, *Journal of Food Engineering* 53 (2002) 143-152.
- [76] C. Ho, A.L. Zydney, A Combined Pore Blockage and Cake Filtration Model for Protein Fouling during Microfiltration, *Journal of Colloid and Interface Science* 232 (2000) 389-399.
- [77] D.M. Krstić, M.G. Antov, D.M. Peričin, W. Hoflinger, M.N. Tekić, The possibility for improvement of ceramic membrane ultrafiltration of an enzyme solution, *Biochemical Engineering Journal* 33 (2007) 10-15.
- [78] P. Bacchin, A possible link between critical and limiting flux for colloidal systems: consideration of critical deposit formation along a membrane, *Journal of Membrane Science* 228

(2004) 237-241.

[79] L.F. Song, Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling, *Journal of Membrane Science* 139 (1998) 183-200.

[80] M.M. Zhang, L.F. Song, Mechanisms and parameters affecting flux decline in cross-flow microfiltration and ultrafiltration of colloids, *Environmental Science and Technology* 34 (2000) 3767-3773.

[81] A.J.E. Jimenez-Lopez, N. Leconte, O. Dehainault, C. Geneste, L. Fromont, G. Gesan-Guiziu, Role of milk constituents on critical conditions and deposit structure in skimmilk microfiltration (0.1 $\mu$ m), *Separation and Purification Technology* 61 (2008) 33-43.

[82] H.K. Vyas, R.J. Bennett, A.D. Marshall, Influence of operating conditions on membrane fouling in crossflow microfiltration of particulate suspensions, *International Dairy Journal* 10 (2000) 477-487.

[83] H.K. Vyas, R.J. Bennett, A.D. Marshall, Influence of feed properties on membrane fouling in crossflow microfiltration of particulate suspensions, *International Dairy Journal* 10 (2000) 855-861.

[84] H.K. Vyas, R.J. Bennett, A.D. Marshall, Cake resistance and force balance mechanism in the crossflow microfiltration of lactalbumin particles, *Journal of Membrane Science* 192 (2001) 165-176.

[85] S. Popović, D. Jovičević, M. Djurić, S. Milanović, M.N. Tekić, Uticaj promotora u obliku uvrnute trake na smanjenje prljanja membrane tokom mikrofiltracije mleka, *Hemijska industrija* 2011) DOI:10.2298/HEMIND110125012P

[86] A.J.E. Jimenez-Lopez, N. Leconte, F. Garnier-Lambrouin, A. Bouchoux, F. Rousseau, G. Gésan-Guiziu, Ionic strength dependence of skimmed milk microfiltration: Relations between filtration performance, deposit layer characteristics and colloidal properties of casein micelles, *Journal of Membrane Science* 369 (2011) 404-413.

## **SPISAK PUBLIKOVANIH RADOVA**

S. Popović, D. Jovičević, M. Djurić, S. Milanović, M.N. Tekić, Uticaj promotora u obliku uvrnute trake na smanjenje prljanja membrane tokom mikrofiltracije mleka, *Hemijska industrija* (2011) DOI:10.2298/HEMIND110125012P

S. Popović, M. Djurić, S. Milanović, M.N. Tekić, N. Lukić, Application of an ultrasound field in chemical cleaning of ceramic tubular membrane fouled with whey proteins, *Journal of Food Engineering* 101 (2010) 296-302.

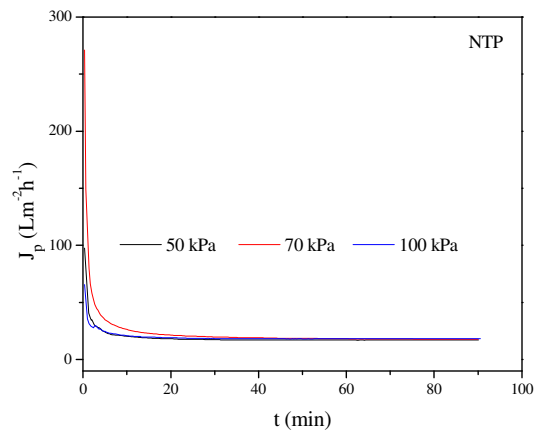
S.S. Popović, M.N. Tekić, M.S. Djurić, Kinetic models for alkali and detergent cleaning of ceramic tubular membrane fouled with whey proteins, *Journal of Food Engineering* 94 (2009) 307-315.

S.S. Popović, S.D. Milanović, M. Iličić, M.S. Djurić, M.N. Tekić, Flux recovery of tubular ceramic membranes fouled with whey proteins, *Desalination* 249 (2009) 293-300.

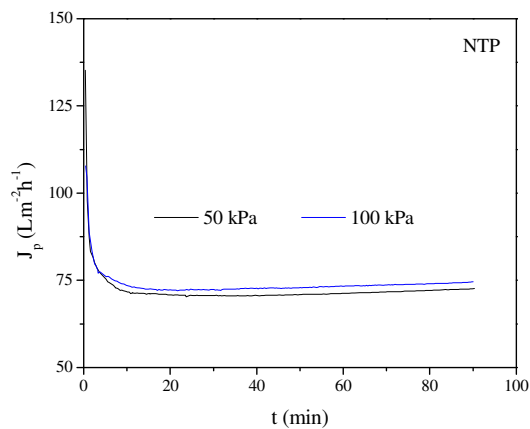
S.S. Popović, M.N. Tekić, Mogućnosti unapređenja membranskih procesa primenjenih u industriji mleka, *Prehrambena industrija - mleko i mlečni proizvodi* 20 (2009) 57-64.

S.S. Popović, S.D. Milanović, M. Iličić, M.S. Djurić, M.N. Tekić. Rinsing and cleaning of ceramic membranes fouled by whey proteins. in *Proceedings of 35th International Conference of Slovak Society of Chemical Engineering*. 2008. Tatranske Matliare, Slovakia.

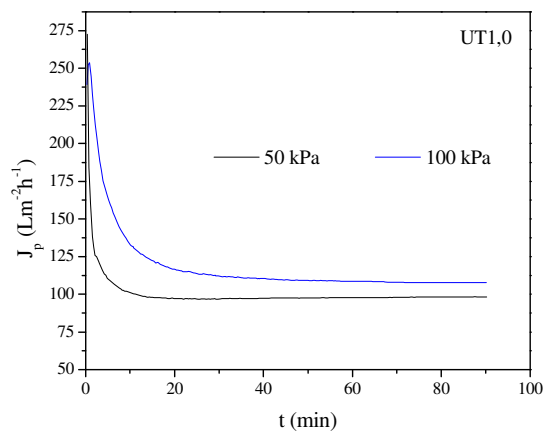
## PRILOG



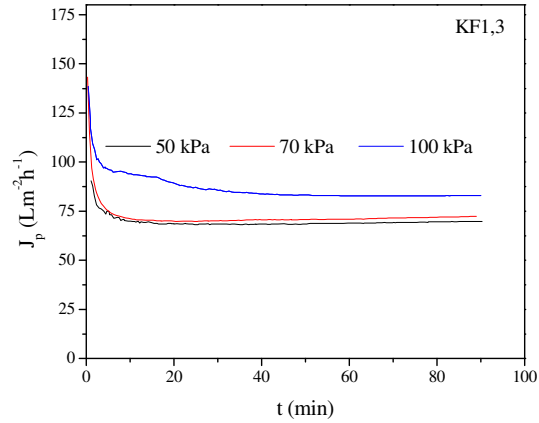
Slika P1. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od 3 Lmin<sup>-1</sup> za rad bez promotora.



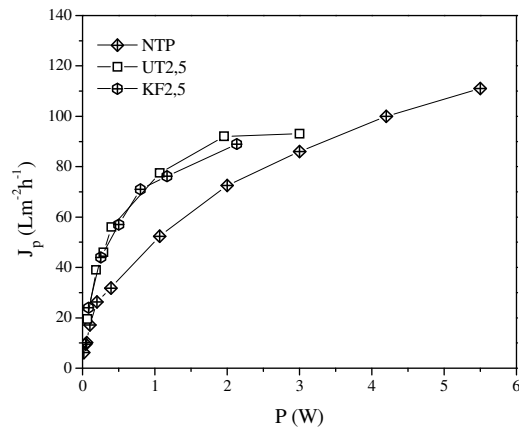
Slika P2. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od 8 Lmin<sup>-1</sup> za rad bez promotora.



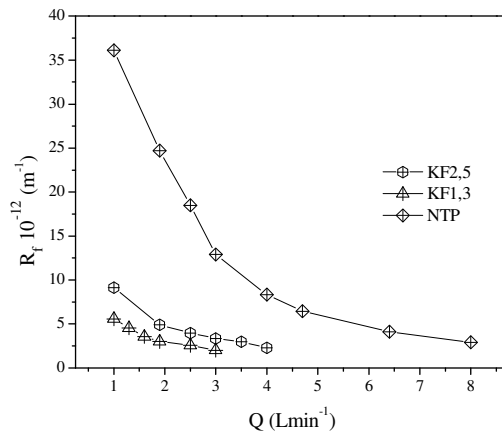
Slika P3. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $3 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad sa uvrnutom trakom UT1,0.



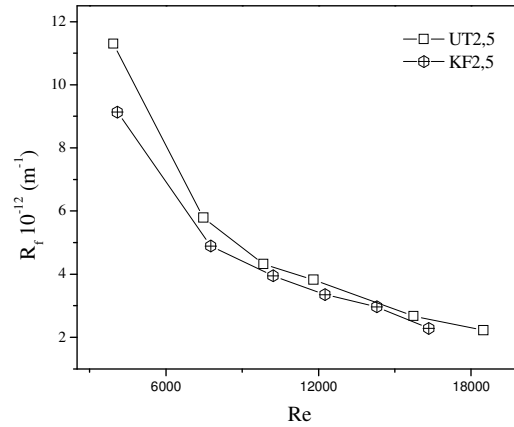
Slika P4. Uticaj TMP na fluks permeata pri protoku od  $1,9 \text{ Lmin}^{-1}$  za rad sa KF1,3 promotorom.



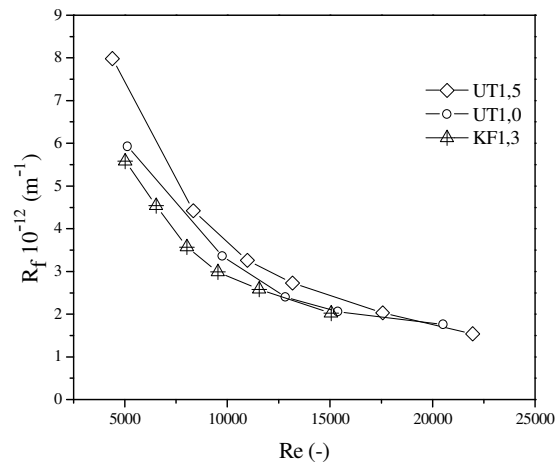
Slika P.5. Zavisnost fluksa od snage. Poređenje UT2,5 i KF2,5.



Slika P.6. Promena otpora usled prljanja sa povećanjem protoka u slučaju primene Koflo miksera.



Slika P.7. Poređenje ukupnih otpora za Koflo i uvrnutu traku karakteristične dimenzije 2,5.



Slika P.8. Poređenje ukupnih otpora za UT1,5, KF1,3 i UT1,0.