

UNIVERZITET U BEOGRADU
TEHNOLOŠKO – METALURŠKI FAKULTET

TIJANA M. UROŠEVIĆ

Kinetika i uticaj mehaničkih metoda na poboljšanje
unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije model
rastvora voćnih sokova

Doktorska disertacija

Beograd, 2018. godine

UNIVERSITY OF BELGRADE
FACULTY OF TECHNOLOGY AND METALLURGY

TIJANA M. UROŠEVIĆ

Kinetics and the effect of mechanical methods on
improving of cross-flow microfiltration and
ultrafiltration of synthetic fruit juice

Doctoral Dissertation

Belgrade, 2018.

Mentor:

Dr Vladimir Pavićević, docent

Univerziteta u Beogradu, Tehnološko–metalurški fakultet

Članovi komisije:

Dr Dragan Povrenović, redovni profesor

Univerziteta u Beogradu, Tehnološko–metalurški fakultet

Dr Katarina Trivunac, docent

Univerziteta u Beogradu, Tehnološko–metalurški fakultet

Dr Predrag Vukosavljević, vanredni profesor

Univerziteta u Beogradu, Poljoprivredni fakultet

Datum odbrane:

Mom najlepšem anđelu Luki
Bol je trenutna, a pobjeda je večna

Zahvalnica

Želim da se zahvalim svom mentoru dr Vladimiru Pavićeviću, docentu Tehnološko-metalurškog fakulteta, Univerziteta u Beogradu, na svim konstruktivnim usmeravanjima, podršci i savetima tokom izrade ove doktorske disertacije.

Dr Draganu Povrenoviću, redovnom profesoru Tehnološko-metalurškog fakulteta, Univerziteta u Beogradu, mnogo hvala na svim sugestijama koje su doprinele kvalitetu ove disertacije, i velikoj podršci u trenucima kada stvari nisu išle baš onako kako sam planirala.

Ogromnu zahvalnost dugujem dr Katarini Trivunac, docentu Tehnološko-metalurškog fakulteta, Univerziteta u Beogradu, na detaljnom čitanju moje disertacije i velikom broju izuzetno korisnih saveta i sugestija. Pored njenog naučnog doprinosa disertaciji, hvala joj i za pozitivnu energiju koju je prenela na mene.

Dr Predragu Vukosavljeviću, vanrednom profesoru Poljoprivrednog fakulteta, Univerziteta u Beogradu, mnogo hvala na pomoći oko realizacije ove doktorske disertacije, na korisnim savetima, konstruktivnim usmeravanjima i podršci koju mi je pružio tokom svih faza izrade ove doktorske disertacije, od ideje, sastavljanja aparature, pa do konačne verzije njenog teksta.

Hvala svim mojim kolegama sa Poljoprivrednog fakulteta na podršci tokom realizacije ove doktorske disertacije svih ovih godina, na pozitivnoj energiji, savetima, podršci i motivaciji.

Neizmernu zahvalnost dugujem svojim roditeljima, Dragoslavi i Miroslavu Markoviću, na pruženoj ljubavi i podršci u svemu, a najviše na tome što su me naučili da u životu prepoznam i cenim prave vrednosti i da nikada ne odustajem od svojih želja i snova. Mojim drugim roditeljima, Lidiji i Veroljubu Uroševiću, i dragom Jovanu na podršci, pomoći, motivaciji i što su bili i što jesu uz mene uvek kada je to potrebno. Svom bratu Željku, Kaleni, Luki i Nađi dugujem najveću zahvalnost za pruženu ljubav, podršku i zaštitu u trenucima kada nisam mogla sama da se borim sa životnim okolnostima.

Na kraju neizmerno zahvaljujem svom suprugu Ivanu na velikoj pomoći i strpljenju u izradi ove doktorske disertacije, ali najviše na njegovoj velikoj ljubavi koja i najoblačniji dan čini vedrim i u meni budi ono najbolje. Mojoj ćerki Andrei, mojoj princezi, najboljoj devojčici na celom svetu, koja je bila moja najveća motivacija da ova doktorska disertacija ugleda svetlost dana.

Ovu doktorsku disertaciju posvećujem najhrabrijem, najboljem, najpametnijem dečaku Luki Markoviću, koji je sa samo 14 godina postao najlepší anđeo i ostavio veliki trag u životima velikog broja ljudi, a svoje roditelje, sestru, tetku i celu porodicu učinio najponosnijim ljudima na celom svetu.

Kinetika i uticaj mehaničkih metoda na poboljšanje unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije model rastvora voćnih sokova

REZIME

Fokus ove doktorske disertacije je ispitivanje unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije. Jedan od glavnih problema pri izvođenju ovih procesa je opadanje fluksa permeata tokom vremena. Svi fenomeni koji dovode do opadanja fluksa permeata obuhvaćeni su fenomenom koncentracione polarizacije i fenomenom „prljanja” membrane.

Uzroci i fenomeni koncentracione polarizacije su manje ili više poznati, međutim primenljive metode za njeno smanjenje se sve više ispituju. Istraživanje ove doktorske disertacije je usmereno na ispitivanje hidrodinamičkih metoda za poboljšanje procesa unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije. Jednom ispitivanom metodom se poboljšava prenos mase na površini membrane uvođenjem turbulentnog toka (ugradnja promotora turbulencije). Druga metoda se zasniva na povratnom transportu zadržanih rastvoraka i čestica od površine membrane ka osnovnoj masi rastvora (periodično povratno ispiranje).

Svi eksperimenti su izvedeni na laboratorijskom uređaju za unakrsnu mikrofiltraciju i ultrafiltraciju, uz prateću opremu za kontrolu procesa i promenu ispitivanih parametara u odgovarajućem opsegu (protok retentata kroz sistem, razliku pritisaka, temperaturu, vreme). U eksperimentima su korišćene tri ultrafiltracione cevaste keramičke neorganske membrane, tip Carbosep M9, M8 i M7 (sa granicom separacije od 300, 50 i 30 kDa) i mikrofiltraciona višecjevna keramička membrana Kerasep sa veličinom pora od 0,2 μm .

U cilju realizacije postavljenih ciljeva, prvi deo istraživanja se odnosi na određivanje radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju, određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase destilovane vode i određivanje hidrauličkog otpora membrana. Drugi deo eksperimenata obuhvata određivanje uticaja radnih parametara i uvođenje promotora turbulencije na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9), kao i određivanje uticaja radnih parametara i periodičnog povratnog ispiranja na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova mikrofiltracijom kroz keramičku Kerasep membranu. Treći deo doktorske disertacije se odnosi na određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima voćnih sokova na kinetiku prenosa mase kroz ultrafiltracione neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9) i analizu pektinskih materija kolorimetrijskom metodom, čime je određen procenat ukupnog pektina u permeatu nakon ultrafiltracije ispitivanog model rastvora voćnih sokova.

Najznačajniji doprinos ove teze su rezultati dobijeni ispitivanjem ugradnje promotora turbulencije i primenom periodičnog povratnog ispiranja sa cevnim neorganskim membranama.

Analizom svih dobijenih rezultata eksperimenata koji su vršeni sa ugrađenim promotorom turbulencije kod sve tri membrane, mogu se izvesti sledeći zaključci. Ukoliko se ugradi promotor turbulencije porast fluksa permeata je nekoliko puta veći nego bez njega. Primenom promotora turbulencije i variranjem razlike pritisaka, najveće povećanje fluksa permeata se ostvaruje na nižim pritiscima, a razlog za to se može pronaći u manjim ukupnim otporima, pri ultrafiltraciji model rastvora. Fluks permeata ne zavisi od protoka retentata jer je promotorom izazvana intezivna turbulencija. Zaključak je da ugradnja promotora turbulencije predstavlja veoma pogodan način za smanjenje polarizacionog otpora u sistemima za ultrafiltraciju sokova.

Sa porastom koncentracije pektina u napojnom rastvoru, raste i procenat pektina koji se ne uklanja u procesu ultrafiltracije. Pektin učestvuje u formiranju sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane, pa pri većim početnim koncentracijama pektina, molekuli pektina se brže zadržavaju na površini membrane, pa se brže i formira sekundarni dinamički sloj.

Membrana Carbosep M8 ima prednost u pogledu kinetike ultrafiltracije i od svih ispitivanih ultrafiltracionih membrana, pokazala se kao optimalna.

Uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja u sistem za mikrofiltraciju model rastvora voćnih sokova može se znatno povećati fluks permeata. Fluks permeata, pri upotrebi periodičnog ispiranja svakih 10 minuta je stalno u visokoj zoni i stacionarno stanje se nikada ne uspostavlja. Sa povratnim ispiranjem na svakih 10 minuta u trajanju po 1 minut, i pri različitim razlikama pritisaka sakupljena masa permeata je veća od 71 do 74,5% u odnosu na eksperimente sa istim radnim uslovima, samo bez primenjenog periodičnog povratnog ispiranja. Ako se uporede eksperimenti u kojima je primenjeno periodično povratno ispiranje, u trajanju od 1 i 3 minuta, procenat povećanja sakupljene mase permeata iznosi do 5% u eksperimentima u kojima je povratno ispiranje trajalo 3 minuta. To povećanje može biti značajno u industrijskim uslovima.

Dobijeni rezultati su pokazali da su mehaničke metode poboljšanja fluksa permeata vrlo jednostavne, da nema velikih utrošaka energije koji ekonomski opterećuju proces, da se ukupno vreme filtracije značajno skraćuje i što je najvažnije fluks permeata je stalno u zoni visokih vrednosti. Dobrom optimizacijom procesi mikrofiltracije i ultrafiltracije se mogu značajno poboljšati i doprineti njihovoj većoj komercijalnoj primeni u proizvodnji voćnih sokova.

Ključne reči: mikrofiltracija, ultrafiltracija, membrana, fluks permeata, promotor turbulencije, periodično povratno ispiranje.

Naučna oblast: Tehnološko inženjerstvo

Uža naučna oblast: Hemijsko inženjerstvo

UDK broj:

Kinetics and the effect of mechanical methods on improving of cross-flow microfiltration and ultrafiltration of synthetic fruit juice

ABSTRACT

The focus of this doctoral dissertation is the research of cross-flow microfiltration and ultrafiltration. One of the main problems in performing these processes is the decline in flux permeate over time. All phenomena that lead to the decrease in flux permeate are covered by the phenomenon of concentration polarization and the phenomenon of membrane fouling.

Causes and phenomena of concentration polarization are more or less known, but the methods for its reduction are increasingly being tested. The aim of research in this doctoral dissertation is to study hydrodynamic methods for improving the microfiltration and ultrafiltration process. One method tested improves the mass transfer of the membrane surface by introducing a turbulent flow (incorporation of a turbulence promoter). The second method is based on the return of the retained solids and particles from the surface of the membrane to the bulk mass of the solution (backwashing).

All experiments were carried out on a laboratory microfiltration and ultrafiltration equipment, with accompanying equipment for controlling the process and changing the tested parameters in the appropriate range (the flow of retentate through the system, pressure difference, temperature, time). In the experiments were used three ultrafiltration tubular ceramic inorganic membranes, Carbosep M9, M8 and M7 (300, 50 and 30 kDa) and microfiltration multitube ceramic membrane Kerasep with a pore size of 0.2 μm .

In order to realize the goals, the first part of the research refers to the determination of the process diagrams of the microfiltration and ultrafiltration devices, determining the influence of the operating parameters on the kinetics of the mass transfer of distilled water and determining the hydraulic resistance of the membranes. The second part of the experiments includes the determination of the influence of operating parameters and the introduction of a turbulence promoter on the mass transfer kinetics of the synthetic fruit juice by ultrafiltration through the inorganic Carbosep membranes (M7, M8 and M9). As well as determining the influence of the operating parameters and periodic gas backwashing on the mass transfer kinetics of the synthetic fruit juice by microfiltration through ceramic Kerasep membrane. The third part of the doctoral dissertation relates to the determination of the influence of different concentrations of pectin in the synthetic fruit juice on the mass transfer kinetics through ultrafiltration inorganic Carbosep membranes (M7, M8 and M9) and the analysis of pectin

substances by the colorimetric method, which determines the percentage of total pectin in the permeate after ultrafiltration of tested synthetic fruit juice.

The most important contribution of this doctoral dissertation are the results obtained by testing the incorporation of turbulence promoters and applying backwashing with tubular inorganic membranes.

By analyzing all the obtained results of experiments carried out with the incorporated turbulence promoter in all three membranes, the following conclusions can be made. If a turbulence promoter is installed, the increase in permeate flux is several times higher than without it. Using the turbulence promoter and varying the pressure difference, the largest increase in the permeate flux is achieved at lower pressures, and the reason for this can be found in smaller total resistances during ultrafiltration of the synthetic fruit juice. Permeate flux does not depend on the retention flow because the promoter is caused by intense turbulence. The conclusion is that the incorporation of turbulence promoters is a very convenient way to reduce polarization resistance in ultrafiltration systems of juices.

With the increase in pectin concentration in the feed solution, the percentage of pectin that is not removed in the ultrafiltration process is also increasing. Pectin participates in the formation of a secondary dynamic layer on the surface of the membrane, and at higher initial concentrations of pectin, pectin molecules are more quickly retained on the surface of the membrane, and a secondary dynamic layer is formed more rapidly.

Best ultrafiltration kinetics was obtained with the Carbosep M8 membrane, it proved to be optimal.

With the use of the backwashing into the microfiltration system, the permeate flux of the synthetic fruit juice can significantly increase. Permeate flux, when using gas backwashing every 10 minutes, is permanently in the high zone and the stationary condition is never established. With gas backwashing every 10 minutes for 1 minute, and with different transmembrane pressures, the collected mass of permeate is greater than 71 to 74.5% compared to experiments with the same operating conditions, only without the application of gas backwashing. If experiments were performed in which backwashing with the air was applied for 1 and 3 minutes, the percentage increase in the collected permeate mass was up to 5% in experiments in which backwashing was 3 minutes. This increase can be significant in industrial conditions.

The obtained results showed that the mechanical methods of improving the flux of permeate are very simple, that there is no large energy consumption that is economically burdening the process, that the total filtration time is significantly shortened and that the most

important flux of the permeate is constantly in the high-value zone. Good optimization of microfiltration and ultrafiltration processes can significantly improve and contribute to their greater commercial application in the production of fruit juices.

Key words: microfiltration, ultrafiltration, membrane, permeate flux, turbulence promoter, backwashing.

Scientific field: Technological Engineering

Field of Academic Expertise: Chemical Engineering

UDC Number:

Sadržaj

Uvod.....	1
1. Membranski separacioni procesi.....	4
1.1. Istorijat primene membrana	4
1.2. Osnove membranskih separacionih procesa	5
1.3. Osnovni pojmovi vezani za membrane i membranske procese	6
1.4. Tipovi membrana	13
1.5. Membranski moduli	15
1.6. Odabir odgovarajućeg membranskog modula	18
1.7. Teorija membranskog transporta	19
1.8. Koncentraciona polarizacija.....	23
1.8.1. Teorija efekta koncentracione polarizacije	23
1.8.2. Model graničnog sloja.....	26
1.9. Mehanizmi prljanja membrana	29
1.10. Tehnike za poboljšanje fluksa permeata	33
1.10.1. Predtretman napojnog rastvora	34
1.10.2. Izbor membranskog materijala	34
1.10.3. Promena radnih uslova.....	34
1.10.4. Primena promotora turbulencije	35
1.10.5. Periodično povratno ispiranje (backwashing).....	38
1.10.6. Rotacione membrane – dinamička filtracija	40
1.10.7. Vibracione membrane	41
1.10.8. Ultrazvuk.....	42
1.10.9. Primena podpritiska (vakuuma) sa strane permeata	42
1.10.10. Čišćenje membrana	42
1.10.11. Primena enzima za depektinizaciju i enzima za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju	43
1.11. Ultrafiltracija (UF)	43
1.11.1. Karakteristike membrana za ultrafiltraciju	44
1.11.2. Koncentraciona polarizacija i prljanje membrana za ultrafiltraciju.....	45
1.11.3. Čišćenje membrana za ultrafiltraciju	47
1.11.4. Primena ultrafiltracije	48
1.12. Mikrofiltracija (MF).....	49
1.12.1. Osnovne karakteristike procesa	50
1.12.2. Prljanje membrana za mikrofiltraciju	52
1.12.3. Primena mikrofiltracije	54
2. Mikrofiltracija i ultrafiltracija u proizvodnji voćnih sokova	55
2.1. Sastav voćnih sokova	56
2.2. Poređenje ultrafiltracije i mikrofiltracije sa tradicionalnim postupkom proizvodnje voćnih sokova	57
2.3. Pregled dosadašnjih istraživanja o primeni mikrofiltracije i ultrafiltracije u proizvodnji voćnih sokova	64
2.4. Pregled dosadašnjih istraživanja o tehnikama poboljšanja fluksa permeata ..	83
2.4.1. Metode enzimatskog tretmana za poboljšanje fluksa permeata.....	83
2.4.2. Mehaničke metode za poboljšanje fluksa permeata.....	89
2.4.3. Električne metode za poboljšanje fluksa permeata	93
2.5. Fizičko-hemijske osobine voćnih sokova nakon membranske filtracije	97
3. Eksperimentalni deo.....	104
3.1. Plan i program rada.....	104

3.2.	Materijali i metode	104
3.3.	Određivanje radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju i određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase destilovane vode.....	112
3.4.	Određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase model rastvora ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane	113
3.5.	Određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase model rastvora mikrofiltracijom kroz neorgansku Kerasep membranu	114
3.6.	Određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz neorganske ultrafiltracione Carbosep membrane.....	115
3.7.	Kinetika unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije	116
3.8.	Analiza pektinskih materija u permeatu ispitivanog model rastvora nakon ultrafiltracije kroz Carbosep membrane.....	129
4.	Rezultati rada i diskusija.....	135
4.1.	Određivanje radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju i određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase destilovane vode.....	135
4.2.	Određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase model rastvora ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane	161
4.2.1.	Uticaj razlike pritisaka i zapreminskog protoka retentata na kinetiku unakrsne ultrafiltracije	161
4.2.2.	Uticaj temperature retentata na kinetiku unakrsne ultrafiltracije.....	179
4.2.3.	Uticaj promotora turbulencije na kinetiku unakrsne ultrafiltracije.....	185
4.2.3.1.	Uticaj promotora turbulencije i razlike pritisaka na kinetiku unakrsne ultrafiltracije.....	186
4.2.3.2.	Uticaj promotora turbulencije i temperature retentata na kinetiku unakrsne ultrafiltracije	195
4.2.3.3.	Uticaj promotora turbulencije i zapreminskog protoka retentata na kinetiku unakrsne ultrafiltracije	203
4.3.	Određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz neorganske ultrafiltracione Carbosep membrane.....	213
4.4.	Određivanje uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnog soka mikrofiltracijom kroz neorgansku Kerasep membranu	228
4.4.1.	Uticaj razlike pritisaka na kinetiku unakrsne mikrofiltracije kroz Kerasep membranu	228
4.4.2.	Uticaj zapreminskog protoka retentata na kinetiku unakrsne mikrofiltracije kroz Kerasep membranu	235
4.4.3.	Uticaj temperature retentata na kinetiku unakrsne mikrofiltracije kroz Kerasep membranu	240
4.4.4.	Uticaj periodičnog povratnog ispiranja na kinetiku unakrsne mikrofiltracije kroz Kerasep membranu	245
5.	Zaključak.....	255
6.	Literatura.....	264
7.	Prilog.....	275

UVOD

Membranski separacioni procesi su nezaobilazni korak u proizvodnji u više grana industrije. Za početak primene membranskih procesa u industriji uzima se 1960. godina kada su Leb (Loeb) i Sorijan (Sourian), američki istraživači počeli da primenjuju sintetičke membrane u cilju dobijanja vode za piće iz morske vode. 1975. godine pojavila se prva industrijska membrana na bazi celuloznog acetata. Primena membrana ima značajno mesto u prehrambenoj industriji (mlekarstvo, proizvodnja voćnih sokova, industrija šećera, proizvodnja alkoholnih, bezalkoholnih i niskoalkoholnih pića i sl.), za tretman otpadnih tokova u cilju regeneracije vrednih sastojaka, energije ili zaštite životne sredine (Baker, 2004; Wagner, 2001).

Membranska tehnologija poslednjih godina zauzima sve značajnije mesto u prehrambenoj tehnologiji. Dobija sve veći značaj jer membranski procesi zahtevaju malu potrošnju energije, stvaraju malo otpada, malih su dimenzija, velikog kapaciteta, lako se automatizuju, a postrojenja su sa aspekta sigurnosti potpuno bezbedna.

Najznačajniji membranski procesi za prehrambenu industriju su mikrofiltracija i ultrafiltracija. Sa aspekta pogonskih sila spadaju u istu grupu membranskih procesa koje karakteriše zajednička osobina – separacija pojedinih komponenti tečne faze pod dejstvom razlike pritisaka kao pogonske sile. Za separaciju se koriste mikroporozne membrane, pa se transport rastvarača obavlja kroz pore membrane hidrauličkim tokom, dok se molekuli rastvorka i suspendovane čestice zadržavaju na površini membrane delovanjem efekta sita, jer su pore membrane suviše uske da bi ih propustile (Cheryan, 1998).

Jedan od glavnih problema pri izvođenju mikrofiltracije i ultrafiltracije je opadanje fluksa permeata tokom izvođenja procesa. Svi fenomeni koji dovode do opadanja fluksa permeata su obuhvaćeni fenomenom koncentracione polarizacije i fenomenom „prljanja” membrane. Na ukupan prenos mase kroz membranu, osim otpora same membrane, utiče i polarizacioni otpor. Uzroci i fenomeni koncentracione polarizacije i stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na membrani su manje ili više poznati, međutim primenljive metode za njeno smanjenje se sve više ispituju. Najveći broj istraživanja je usmeren na razvoj dve vrste metoda: hidrodinamičke metode kojima se poboljšava prenos mase na površini membrane (uvođenjem turbulentnog toka) i metode koje se zasnivaju na povratnom transportu zadržanih rastvoraka i čestica od površine membrane ka osnovnoj masi rastvora. Tehnika unakrsne

mikrofiltracije i ultrafiltracije služi za smanjenje prljanja membrane i suzbijanje fenomena koncentracione polarizacije. Povećanjem unakrsne brzine proticanja napojnog rastvora kroz modul postiže se stvaranje nestabilnog i nestacionarnog toka, tj. turbulentnog proticanja napojnog rastvora kroz modul (Baker, 2004; Cheryan, 1998; Mulder, 2003).

Svi eksperimenti su izvedeni na laboratorijskom uređaju za unakrsnu mikrofiltraciju i ultrafiltraciju uz prateću opremu za kontrolu procesa i promenu ispitivanih parametara u odgovarajućem opsegu (protok retentata kroz sistem, razliku pritisaka, temperaturu, vreme). U eksperimentima su korišćene četiri različite membrane. Ultrafiltracione neorganske membrane, tip Carbosep M9, M8 i M7, (granica separacije prema molekulskoj masi 300, 50 i 30 kg/mol), su proizvodnje Rhone – Poulenc group, Tech-Sep, Miribel, Francuska. Ove anizotropne membrane su unutrašnjeg prečnika 6 mm i dužine 225 mm. Carbosep membrane se sastoje od tankog permselektivnog sloja sa unutrašnje strane od cirkonijum–dioksida i titan–dioksida, nanetog na nosač od poroznog ugljenika. Mikrofiltraciona membrana Kerasep je neorganska membrana napravljena od tankog permselektivnog sloja sa unutrašnje strane od cirkonijum–dioksida i titan–dioksida, nanetog na nosač od $\text{Al}_2\text{O}_3 - \text{TiO}_2$, sa veličinom pora od 0,2 μm , proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska. Membrana je dužine 270 cm, sadrži 19 kanala sa prečnikom od 4 mm. Membrana je smeštena u plastičnom modulu sa zaptivnim gumama.

U cilju realizacije postavljenih ciljeva, urađeni su sledeći eksperimenti. Prvi deo eksperimenata se odnosi na određivanje radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju i određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i promotora turbulencije) na kinetiku prenosa mase destilovane vode. Drugi deo obuhvata određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i promotora turbulencije) na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9). Takođe, određen je uticaj radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i periodičnog povratnog ispiranja) na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova, mikrofiltracijom kroz keramičku Kerasep membranu. Treći deo ispitivanja se odnosi na određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima voćnih sokova na kinetiku prenosa mase kroz ultrafiltracione neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9) i analizu pektinskih materija kolorimetrijskom metodom i određivanje ukupnog pektina u permeatu nakon ultrafiltracije ispitivanog model rastvora voćnih sokova.

Kao napojni rastvor je korišćen model rastvor voćnih sokova sastavljen od destilovane vode, saharoze, pektina i limunske kiseline.

U cilju izrade ove doktorske disertacije u eksperimentima sa ultrafiltracionim i mikrofiltracionim membranama su primenjeni različiti operativni uslovi i detaljno su ispitane mehaničke metode za poboljšanje unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije, odnosno primena promotora turbulencije i stvaranja lokalnog vrtloženja i periodično povratno ispiranje (backwashing).

Rezultati ispitivanja predstavljaju srednju vrednost tri ponavljanja i prikazani su grafički. Za statističku obradu rezultata korišćen je softverski paket MS Office Excel 2010. Analiza pektinskih materija je urađena u saglasnosti sa Pravilnikom o vršenju fizičkih i hemijskih analiza voćnih sokova i bezalkoholnih pića.

1. MEMBRANSKI SEPARACIONI PROCESI

1.1. ISTORIJAT PRIMENE MEMBRANA

Sistematsko proučavanje membranskih procesa datira još od XVIII veka. Na primer, Abbé Nolet je upotrebio reč „osmoza“ da opiše permeaciju (prolaz) vode kroz dijafragmu 1748. godine. Tokom XIX i ranog XX veka membrane nisu imale ni industrijsku ni komercijalnu upotrebu, ali su korišćene u laboratorijskim istraživanjima za razvoj fizičkih, odnosno hemijskih teorija (Baker, 2004).

Rani istraživači membrana eksperimentisali su sa svakim tipom dijafragme koja im je bila dostupna, kao što je bešika prasića, mehur riba ili omot (crevo) za kobasice. Kasnije dobijaju prednost koloidne nitrocelulozne membrane, jer su one mogle da budu reproduktivne. Ranih 30-tih godina zahvaljujući istraživanju i radu naučnika, mikroporozne koloidne membrane postaju komercijalno dostupne. Tokom narednih 20 godina, ova rana mikrofiltraciona tehnologija širi svoj obim ka drugim polimerima, posebno acetatu celuloze.

Membrane su pronašle svoju prvu značajnu upotrebu u filtriranju, odnosno pripremi vode za piće na kraju II svetskog rata. Vodom za piće bilo je neophodno snabdeti velike zajednice u Nemačkoj i ostalim delovima Evrope, kako bi se obezbedila ispravna i sigurna voda. Do 1960-te godine razvijali su se elementi moderne membranske tehnologije, ali su membrane upotrebljavane u samo nekoliko laboratorija i u malim specijalizovanim industrijama. Membrane su bile dosta nepouzidane, spore, neselektivne i skupe. Rešenje za svaki od ovih problema pronađeno je tokom poslednjih 50 godina i sada su membranski separacioni procesi važan deo industrije (Baker, 2004).

Ranih 1960-tih godina razvojem Loeb–Sourirajan–ovog procesa pravljenja anizotropnih membrana za reversnu osmozu, bez nedostataka i sa visokim fluksom, nastaje transformacija membranske separacije iz laboratorijskog u industrijski proces. Ove membrane su sastavljene od veoma tankog selektivnog površinskog sloja, koji se nalazi na još tanjem, ali i mnogo propustljivijem mikroporoznom osloncu, koji daje mehaničku čvrstinu. Fluks prvih Loeb–Sourirajan membrana za reversnu osmozu bio je 10 puta veći od fluksa bilo koje membrane koja je bila tada dostupna, što je reversnu osmozu učinilo potencijalno praktičnom metodom za desalinizaciju vode. Rad Loeb–a i

Sourirajan–a, kao i mnoga druga istraživanja, dovela su do komercijalizacije reversne osmoze i glavni su razlog razvoja mikrofiltracije i ultrafiltracije (Baker, 2004).

Istovremeno sa razvojem industrijske primene membrana, odvijao se i razvoj primene membranskih separacionih procesa u medicini. Membrane su do kraja 1960-tih godina našle praktičnu primenu u veštačkim organima. Više od 800 000 ljudi se održava u životu sa veštačkim bubrezima. Veoma važna i praktična primena membrana je i u farmaceutskoj industriji.

U periodu od 1960–tih do 1980–tih godina nastaje značajna promena u statusu membranske tehnologije. Nadogradnjom i razvojem originalne Loeb–Sourirajan tehnike, kao i drugih oblika membranskih procesa, uključujući međuprostornu polimerizaciju i višeslojno kompozitno prevlačenje, nastaju membrane visokog učinka. Upotrebom ovih procesa mnoge kompanije proizvode membrane sa selektivnim slojem od 0,1 μm ili čak i manje. Takođe je došlo i do razvoja metoda pakovanja membrana, čime se stvaraju velike površine za separaciju. To su takozvani membranski moduli, gde je napredak napravljen u cilju stabilnosti membrana. Od 1980–tih, mikrofiltracija, ultrafiltracija, reversna osmoza i elektrodijaliza su postali formirani procesi industrijskih razmera širom sveta (Baker, 2004; Wagner, 2001).

Glavni razvoj 1980–tih godina je pojava procesa gasne membranske separacije industrijskih razmera. Prve su se pojavile Monsanto Prism membrane za separaciju vodonika, one su predstavljene 1980. godine. Posle nekoliko godina Dow je proizvodio sisteme za separaciju azota od vazduha, a Cynara i Separex su proizvodili sisteme za izdvajanje ugljen–dioksida iz prirodnog gasa. Tehnologija gasne separacije se razvijala veoma brzo. Poslednje otkriće 1980–tih su prvi komercijalni sistemi za razdvajanje tečnih smeša delimičnim isparavanjem (Baker, 2004).

1.2. OSNOVE MEMBRANSKIH SEPARACIONIH PROCESA

Membranski separacioni procesi su nezaobilazni korak proizvodnje u više grana industrije. Primena membrana ima značajno mesto u prehrambenoj industriji (mlekarstvo, proizvodnja voćnih sokova, industrija šećera, proizvodnja alkoholnih, bezalkoholnih i niskoalkoholnih pića i sl.), u petrohemiji, u medicini (hemodijaliza), za tretman otpadnih tokova u cilju regeneracije vrednih sastojaka, energije ili zaštite životne sredine.

Membranska tehnologija je poslednjih godina zauzela značajno mesto u prehrambenoj tehnologiji. Dobija sve veći značaj zbog većih zahteva koji se postavljaju u pogledu fizičke, hemijske, mikrobiološke i senzorne stabilnosti proizvoda kao i strožijih zakonskih propisa i sve izoštrenijih zahteva tržišta (Baker, 2004; Wagner, 2001).

Pri proizvodnji različitih proizvoda, pored postizanja željenog stepena bistrine, moraju se ispuniti i sledeći zahtevi:

- ♣ uklanjanje komponenata mutnoće (kvasaca, belančevina, polisaharida);
- ♣ uklanjanje mikroorganizama (kvasaca, bakterija, divljih kvasaca);
- ♣ smanjenje sadržaja komponenata koje mogu izazvati zamućenje (belančevine, polifenoli, polisaharidi);
- ♣ poboljšanje senzornih karakteristika proizvoda;
- ♣ eliminacija prisutnog kiseonika.

Uređaji koji se koriste moraju po svojoj koncepciji odgovarati opštim kriterijumima savremene tehnologije u pogledu ekonomičnosti, automatizacije i ekoloških standarda, da bi bili prihvatljivi. Membranski procesi zahtevaju malu potrošnju energije, ne proizvode otpad, malih su dimenzija, velikog kapaciteta, lako se automatizuju, a postrojenja su sa aspekta sigurnosti potpuno bezbedna (Mitrović, 1984).

1.3. OSNOVNI POJMOVI VEZANI ZA MEMBRANE I MEMBRANSKE PROCESE

Membranski procesi podrazumevaju razmenu mase i energije između dve faze, koje se vrše kroz tanak sloj treće faze (membrane), čija fizička i hemijska građa dominantno utiču na karakter i tok razmene.

Odvijaju se u sistemu koji se sastoji iz najmanje tri faze, pri čemu se između dve od njih vrši razmena mase ili energije, dok je treća faza membrana, samo posrednik za obavljanje razmene. Membranski procesi uopšteno mogu biti separacioni, energetski ili hemijski (Baker, 2004; Trivunac, 2013).

Membrana se može definisati kao tanak sloj, koji razdvaja dva fluida i omogućava selektivni transport hemijskih vrsta iz jednog fluida u drugi. Materijal od koga je sastavljena polupropustljiva membrana može biti: sintetički polimer, metal ili metalni oksid, staklo, keramika, tečnost ili gas. Osnovni uslov koji ona treba da ispunjava je da

bude *polupropustljiva*. *Selektivnost* membrane može da se ispolji na dva načina. Ona može da funkcioniše kao *difuziona barijera*, što znači da propušta praktično sve komponente polazne smeše, ali različitim brzinama. Drugi način je da se ponaša kao *molekulska sito*, što znači da selektivno propušta komponente polazne smeše. U prvom slučaju, uzrok selektivnosti membrane je fizičko-hemijske ili hemijske prirode, dok je u drugom slučaju reč o mehaničkom prosejavanju molekula kroz pore ili o elektrostatičkom odbijanju (Baker, 2004).

Membranski separacioni procesi imaju prednosti u odnosu na alternativne procese kao što su destilacija, uparavanje, ekstrakcija, kristalizacija, centrifugiranje, hemijsko razdvajanje komponenti i drugo. Prednosti su što se separacija vrši bez promene temperature, pH smeše i bez dodavanja bilo kakvih hemikalija. Usled toga energetski troškovi su niski, nema gubitaka termolabilnih i isparljivih sastojaka, produkti separacije se dobijaju bez stranih primesa i drugo.

Koncept membranskih separacionih procesa u suštini je vrlo jednostavan. Primenom odgovarajuće sile, iz napojne smeše se kroz polupropustljivu membranu izdvajaju sve komponente za koje je membrana propustljiva. Prolaz materije kroz membranu uslovljen je silom, koja može biti rezultat razlike pritiska, koncentracije, temperature, električnog potencijala ili njihovih kombinacija. Drugim rečima, pogonska sila ($\Delta\Phi$) za izvođenje membranskih separacionih procesa može biti gradijent bilo koje od navedenih veličina stanja intenzivnog karaktera, sa tim što temperatura nema praktičnu primenu jer se prenos toplote znatno brže odvija od prenosa mase (Baker, 2004; Wagner, 2001; Trivunac, 2013).

Za tehnički i komercijalno važne membranske i separacione procese i njihovu praktičnu primenu, bitne su samo pogonske sile koje dovode do značajnog fluksa. Ove pogonske sile su: razlika pritiska (Δp), razlika koncentracija (Δc) i razlika električnih potencijala ($\Delta\Phi$).

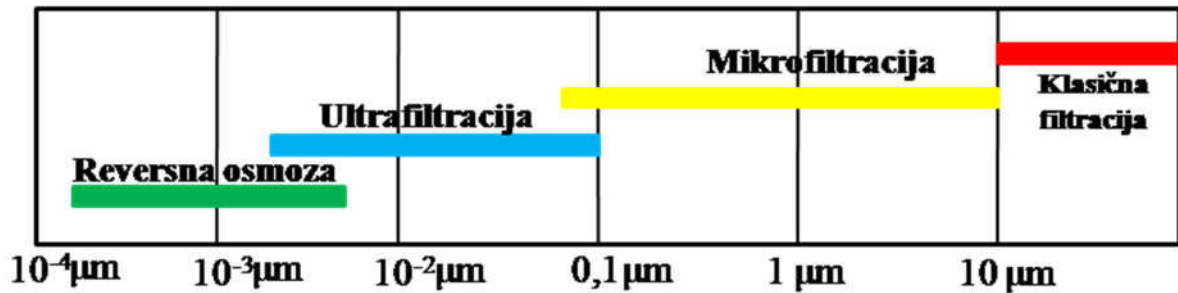
U prehrambenoj tehnologiji svoju primenu su našli membranski separacioni procesi, kod kojih je pogonska sila razlika pritiska. Razlikuju se četiri glavna membranska procesa čija je pogonska sila razlika pritiska, pri čemu se njihova klasifikacija vrši u odnosu na veličinu pora kod membrana i u odnosu na potrebnu razliku pritiska, odnosno u odnosu na transmembranski pritisak. To su *mikrofiltracija (MF)*, *ultrafiltracija (UF)*, *nanofiltracija (NF)* i *reversna osmoza (RO)*. U tabeli 1.1. je

prikazana klasifikacija membranskih procesa. U proizvodnji hrane primenu imaju mikrofiltracija i ultrafiltracija (Cui i Muralidhara, 2010).

Tabela 1.1. Klasifikacija membranskih procesa (Cui i Muralidhara, 2010).

MEMBRANSKI PROCES	VELIČINA PORA	MOGUĆNOST SEPARACIJE	PRITISAK (bar)	PRIMENA
Reversna osmoza (RO)	< 0,5 nm	Rastvorene soli i molekuli supstanci male molekulske težine do 100 Daltona	35 – 100	Desalinizacija morske vode, prečišćavanje otpadnih voda u pripremi vode za piće, prehrambena industrija
Nanofiltracija (NF)	0,5 – 10 nm	Divalentni joni metala, tri i više valentni joni, molekuli male molekulske težine (100 – 500 Daltona), virusi	10 – 30	Prečišćavanje otpadnih voda za potrebe vodosnabdevanja
Ultrafiltracija (UF)	1 – 100 nm	Čestice veličine preko 1 μm , neki virusi, bakterije rastvorene materije sa molekulskom težinom 500 – 100.000 kDa	1 – 10	Prečišćavanje otpadnih voda, mlečna industrija, industrija pića, farmaceutska industrija, separacija vode od nafte, separacija ekstrakta voća i povrća
Mikrofiltracija (MF)	0,1 – 5 μm	Koloidi, protozoe	1 – 10	Prečišćavanje otpadnih voda, prehrambena industrija, industrija boja

Dok je cilj mikrofiltracionih membrana uklanjanje mikroorganizama, što je njihovo apsolutno opterećenje koje je definisano prečnikom najveće pore na površini membrane, membrane za ultrafiltraciju i nanofiltraciju karakteriše nominalno opterećenje, zbog njihove ranije primene za prečišćavanje bioloških rastvora. Nominalno opterećenje se definiše kao *molekulski „cut – off“*, odnosno *granica separacije prema molekulskoj masi* (MWCO). To je molekulska masa najmanjih čestica koje se zadržavaju na membrani u najvećem procentu, tj. više od 90%. Na slici 1.1. je šematski prikazan opseg primene različitih membranskih separacionih procesa u odnosu na veličinu čestica. Mehanizam separacije kod MF/UF/NF se uglavnom zasniva na veličini čestica koje se zadržavaju na površini membrane, što se definiše upravo nominalnim opterećenjem. Ostali mehanizmi separacije uključuju elektrostatičke interakcije između membrane i čestica, što zavisi od fizičko–hemijskih osobina i čestica i membrana (Baker, 2004; Cui i Muralidhara, 2010).

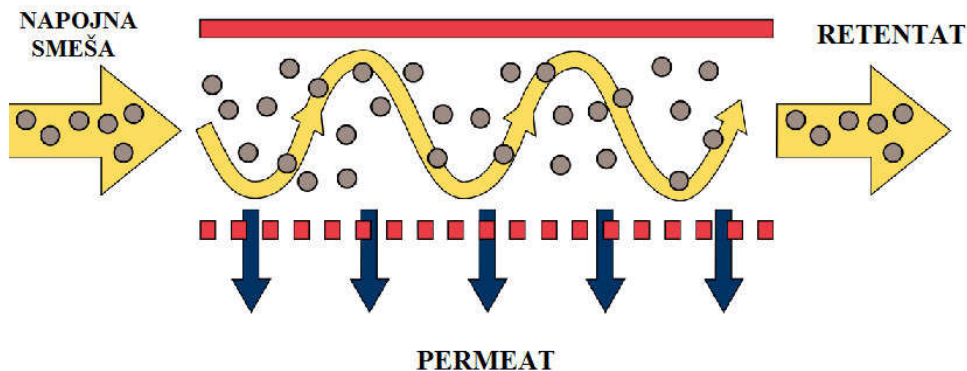


Slika 1.1. Opseg primene različitih membranskih separacionih procesa u odnosu na veličinu čestica

Smeša koja se propušta kroz membranu u cilju njene filtracije ili separacije određenih komponenata naziva se *napojna smeša* ili *napojni rastvor*. U fizičko-hemijskom smislu, napojna smeša može biti suspenzija, emulzija, koloidni rastvor (sa disperzionom fazom sastavljenom od koloidnih čestica ili makromolekula), pravi rastvor ili mešavina više različitih disperznih sistema. Sam čin prolaska komponenti kroz membranu naziva se *permeacija*, dok se frakcija komponenti zadržanih na membrani naziva *retentat*. Brzina kojom se jedna hemijska vrsta prenosi kroz membranu naziva se *permeabilnost (P)*.

Sposobnost membrane da vrši separaciju naziva se *selektivnost* membrane. Definiše se kao odnos permeabilnosti različitih komponenata. Permeabilnost i selektivnost membrane su osnovne karakteristike membranskih materijala. Osim njih, za karakterizaciju membranskih separacionih procesa koriste se još i *fluks permeata (J)* i *koeficijent zadržavanja (R)* (Baker, 2004).

Šematski prikaz membranskog separacionog procesa dat je na slici 1.2..



Slika 1.2. Šematski prikaz membranskog separacionog procesa

Membranske separacione procese, kao i svaki separacioni proces, definišu efikasnost i produktivnost. Produktivnost se ogleda kroz već pomenutu veličinu, tj. fluks permeata.

Fluks permeata je mera brzine odvijanja membranskih separacionih procesa. Definiše se kao zapremina permeata koja se u jedinici vremena sakupi sa jedinične površine membrane. Trenutni fluks permeata, J (m/s), se definiše kao trenutni zapreminski protok permeata, Q_v (m³/s), podeljen sa površinom membrane, A_m (m²), i dat je jednačinom (1.1.):

$$J = \frac{Q_v}{A_m} = \frac{dV}{dt} \frac{1}{A_m} \quad (1.1.)$$

Fluks permeata je povezan sa *permeabilnošću* sledećom jednačinom:

$$J = P \frac{\Delta\phi}{l} \quad (1.2.)$$

gde su - $\Delta\Phi$ – pogonska sila kroz membranu i l (m) – debljina membrane.

Zapreminski protok rastvarača, Q_v (m³/s), pri laminarnom strujanju čistog rastvarača, μ (Pa·s), pod dejstvom razlike pritiska Δp (Pa), kroz homogenu izotropnu membranu debljine δ_m (m), prečnika pora d_p (m), koeficijenta tortuoznosti pora ξ i protočne površine poprečnog preseka A_o (m²), iznosi:

$$Q_v = v A_o = \frac{\Delta p}{32 \mu} \frac{d_p^2 A_o}{\delta_m \xi} = J A_m = \frac{\Delta p A_m}{\mu R_m} \quad (1.3.)$$

gde je J (m/s) fluks permeata, A_m (m²) ukupna efektivna površina poprečnog preseka membrane, v (m/s) brzina strujanja rastvarača u porama, a R_m (1/m) hidraulički otpor membrane. Pretpostavljeno je da se celokupan pad pritiska rastvarača troši na savlađivanje podužnog trenja u porama (Baker, 2004; Marković, 2007; Vukosavljević, 2006).

Koeficijent zadržavanja (R) je merilo sposobnosti membrane da spreči prolaz komponentata kroz membranu i definiše se u odnosu na jednu komponentu smeše. Zbog selektivnog transporta kroz membranu, permeabilnosti komponenta napojne smeše nisu iste. Kod većine membranskih procesa, permeabilnost rastvarača je veća nego rastvorenih supstanci, tako da su koncentracije rastvorenih supstanci u graničnom sloju i na površini membrane sa strane napojnog toka veće od koncentracija u masi napojnog toka. Ova pojava se naziva ***koncentraciona polarizacija***. Usled pojave koncentracione polarizacije

razlikuju se prividni koeficijent zadržavanja i stvarni koeficijent zadržavanja. Prividni koeficijent zadržavanja je uvek manji od stvarnog koeficijenta zadržavanja (Baker, 2004).

$$R_{i\ pr} = \frac{c_i^n - c_i^p}{c_i^n} \quad (1.4.)$$

$$R_{i\ stv} = \frac{c_i^m - c_i^p}{c_i^m} \quad (1.5.)$$

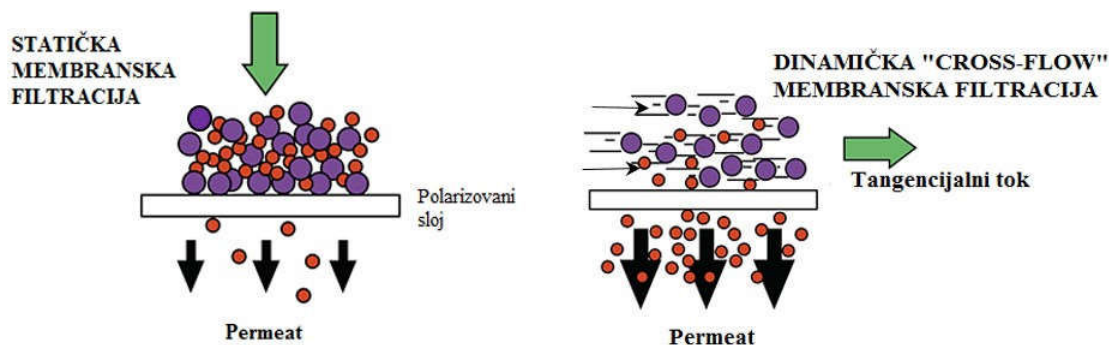
gde su i – oznaka komponente, c_i^n – koncentracija komponente i u napojnom toku, c_i^m – koncentracija komponente i na površini membrane sa strane napojnog toka, c_i^p – koncentracija komponente i u permeatu.

Najprostiji način prenosa mase u membrani je pasivni transport. Membrana se ponaša kao fizička barijera kroz koju se komponente transportuju usled gradijenta pritiska, koncentracije, temperature ili električnih potencijala između dve faze. Ovaj način transporta se sreće kod najvećeg broja membranskih separacionih procesa. Kod olakšanog transporta, pogonska sila za transport komponentata je ista, međutim transport je olakšan pomoću specifičnih nosilaca koji se nalaze na matrici membrane. Olakšan transport je specifičan vid pasivnog transporta, koji je mnogo selektivniji i brži, a sreće se kod reversno-osmotskih procesa. Kod aktivnog transporta, komponente mogu biti transportovane i bez gradijenta pogonske sile. Energija za transport se obezbeđuje samom hemijskom reakcijom u membranskoj fazi. Ovakav vid transporta se sreće kod bioloških membrana živih organizama i još nema tehnički značaj (Baker, 2004; Mulder, 2003).

Transportni procesi se obično opisuju linearnim jednačinama koje povezuju flukseve sa odgovarajućim pogonskim silama. Fick–ov zakon daje vezu između fluksa pojedinih komponenata i gradijenta koncentracije. Ohm-ov zakon daje vezu između fluksa i električnog potencijala. Fourier–ov zakon daje vezu između fluksa, prenosa toplote i gradijenta temperature a Hagen–Poiseuille–ov zakon opisuje vezu između zapreminskog (konvektivnog) fluksa tj. fluksa količine kretanja i gradijenta pritiska.

Po načinu provođenja napojnog rastvora razlikujemo *statičku* i *dinamičku* membransku filtraciju. Kod *statičke* membranske filtracije membrana "pregrađuje" tok, napojni rastvor prolazi kroz membranu, a suspendovane čestice veće od otvora ostaju na membrani. Izdvojene čestice stvaraju sloj koji progresivno pre pokriva površinu membrane izazivajući brzi pad protoka permeata, da bi vremenom, povećanjem debljine sloja, došlo do potpune blokade membrane i prestanka filtracije. Kod *dinamičke*

membranske filtracije napojni rastvor teče duž membrane, kroz kanal čiji jedan zid čini membrana, a deo rastvora se filtrira kroz membranu, u unakrsnom (*cross-flow*) toku. Pri unakrsnoj filtraciji na membrani zaostaje manje suspendovanih čestica tako da se protok održava približno konstantnim za duži period filtracije. Šematski prikaz obe membranske filtracije, i statičke i dinamičke, je dat na slici 1.3..



Slika 1.3. Šematski prikaz statičke i dinamičke membranske filtracije

Pošto pri jednom protoku napojnog rastvora samo deo rastvora prolazi kroz membranu, pri unakrsnoj filtraciji je neophodno ostvariti recirkulaciju. Osnovni postulat unakrsne filtracije je da brzina proticanja napojnog rastvora mora biti dovoljno velika (4–8 m/s) kako bi se ostvario turbulentan tok i na taj način postiglo da se čestice mutnoće održavaju u suspenziji, odnosno da se ne talože na membrani. A zbog velike brzine proticanja rastvora i one suspendovane čestice koje su se ipak istaložile na membrani se uklanjaju sa membrane i vraćaju u rastvor, međutim to je samo slučaj u idealnom slučaju. U praksi ipak dolazi do izdvajanja čestica na membrani i to iz više razloga. Iako je u pitanju turbulentni tok rastvora, membrana "koči" sloj vode uz samu površinu membrane i u tom sloju se ostvaruje laminarno kretanje fluida, pa se uz samu površinu membrane povećava koncentracija čestica i obrazuje sloj na membrani zbog koga protok permeata tokom vremena opada (Baker, 2004; Cheryan, 1998).

1.4. TIPOVI MEMBRANA

Membrana je odvojen (izolovan) tanak sklop koji se nalazi u sredini pri permeaciji hemijskih vrsta pri kontaktu sa njom. Površina membrane može biti molekularno

homogena, kompletno uniformna u strukturi i sastavu, može da sadrži otvore ili pore ograničenih dimenzija ili da bude sastavljena od nekih oblika slojevite strukture.

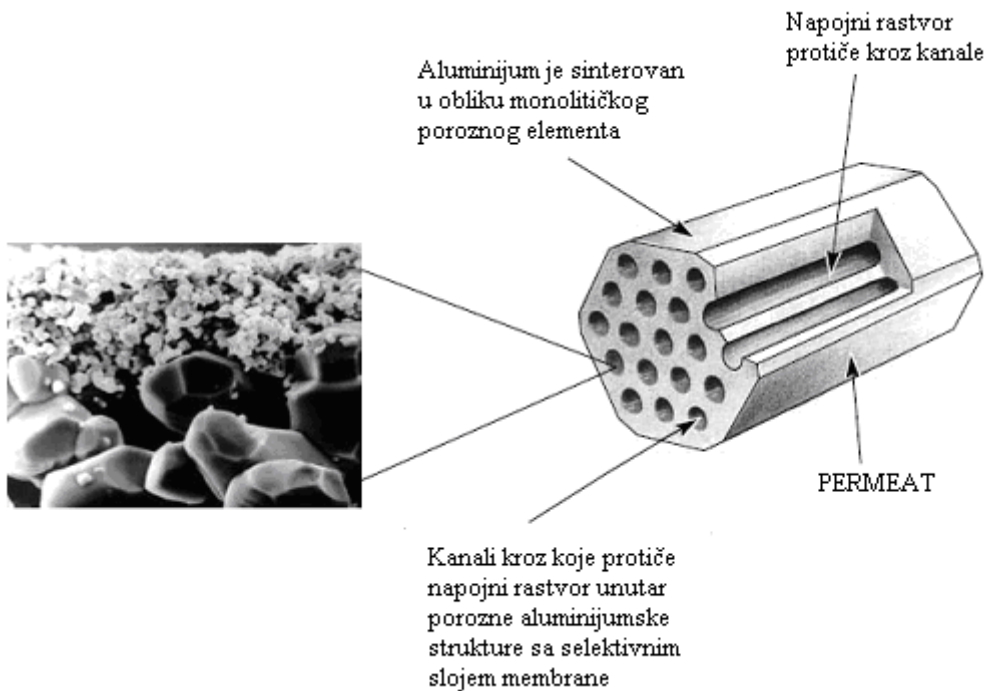
Karakteristike dobre membrane su: oštra granica razdvajanja, visok fluks uz što nižu pogonsku silu i dobra termička, hemijska, mehanička i mikrobiološka postojanost.

S obzirom na veliki broj raznovrsnih membrana postoji više aspekata njihove klasifikacije, i to:

1. prema vrsti membranskog materijala (organske i neorganske; polimerne, dinamičke, tečne i neorganske),
2. prema strukturi (bez pora ili sa simetričnim ili asimetričnim porama) i obliku (ravne, cevaste i u obliku šupljih vlakana),
3. prema separacionom mehanizmu,
4. prema separacionom procesu,
5. prema primeni i dr.

NEORGANSKE MEMBRANE

Nekoliko kompanija proizvodi neorganske keramičke membrane za mikrofiltraciju (MF) i ultrafiltraciju (UF). Ove mikroporozne membrane se prave od oksida aluminijuma, titanijuma ili silicijuma. Keramičke membrane imaju prednosti što su hemijski inertne i stabilne na visokim temperaturama, što nije karakteristika polimernih membrana. Ova stabilnost čini keramičke membrane za MF i UF posebno pogodnim za primenu u proizvodnji hrane, u biotehnologiji, farmaciji, jer u tom slučaju je neophodno membrane sterilisati parom i ispirati sa agresivnim rastvorima. Prečnik pora kod membrana za MF i UF je u intervalu od 0,01 do 10 μm . Na slici 1.4. je prikazan elektronski mikrograf troslojne keramičke membrane sa aluminijumskim nosačem (Baker, 2004).



Slika 1.4. Elektronski mikrograf troslojne membrane sa aluminijumskim nosačem (veličina pora 0,2 , 0,8 i 12 μm)

ORGANSKE MEMBRANE

Organske membrane su obično sastavljene od različitih polimera, pri čemu se najčešće koriste acetat celuloze (CA), poliamid (PA), polisulfon (PS), polietersulfon (PES), polivinildifluorid (PVDF), polipropilen (PP) itd. Polimerne membrane su relativno jeftine, lako se proizvode, dostupne su u širokom opsegu u odnosu na veličinu pora i u širokoj su upotrebi u različitim granama industrije. Ipak, većina polimernih membrana ima ograničenja na jednom ili više operativnih uslova (ili pH, ili temperatura, ili pritisak, tolerancija na hlor itd.), koja ograničavaju njihovu široku primenu. Na primer acetat celuloze je klasičan materijal koji se koristi za presvlačenje membrana, međutim on ima mnoge nedostatke; nisko ograničenje temperature (30 – 40°C), uski opseg pH vrednosti (2 – 8, poželjno 2 – 6) i nisku toleranciju na hlor (manje od 1 mg/l slobodnog hlora) (Baker, 2004).

1.5. MEMBRANSKI MODULI

Moduli za membransku separaciju mogu biti različitih oblika. Osnovni zahtev, koji se postavlja za efikasnu komercijalnu primenu, bilo kog membranskog procesa je postojanje membrane sa odgovarajućim osobinama. Uspešnost samog procesa uslovljena je i načinom pakovanja membrana u modulu. Same membrane mogu biti ravne, u obliku cevi ili u obliku šupljih vlakana. Oblik membrane uslovljava oblik modula (Baker, 2004).

Faktori koji utiču na izbor modula koji će se koristiti u procesu proizvodnje su:

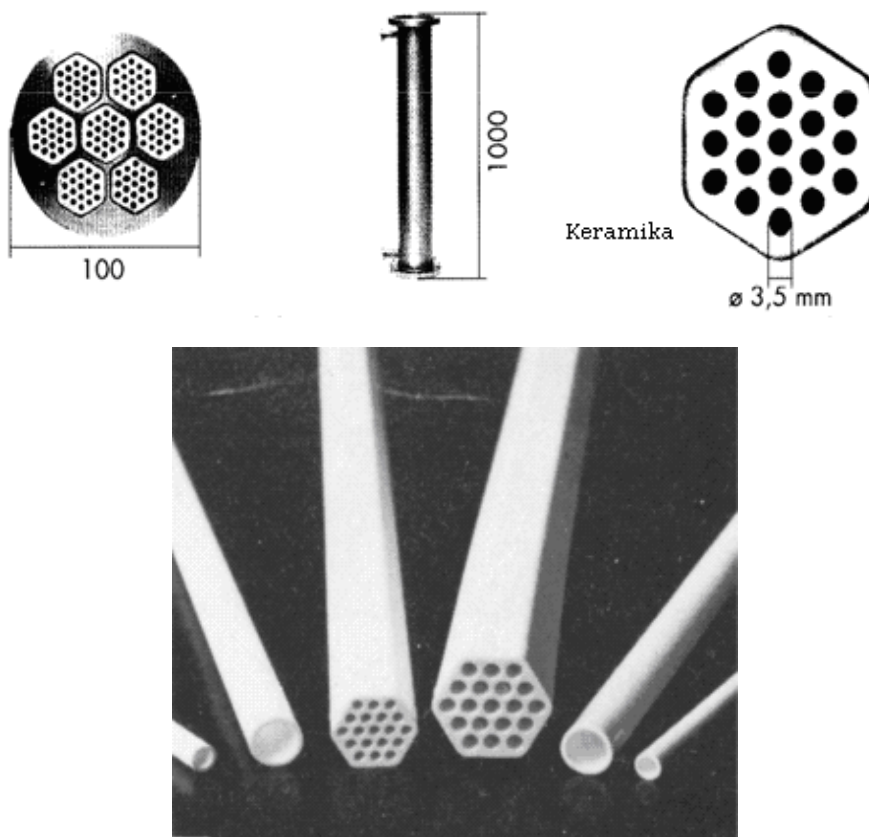
- ∞ cena nosača membrane i oklopa modula;
- ∞ potrošnja energije;
- ∞ mogućnost ponovne upotrebe modula posle zamene membrane;
- ∞ nivo složenosti zamene membrane u modulu;
- ∞ stepen delovanja fenomena koncentracione polarizacije;
- ∞ estetski dizajn.

Moduli koji se danas koriste mogu se svrstati u pet grupa:

- ∞ moduli sa pločastim membranama, i sa naboranim pločastim membranama;
- ∞ cevni moduli;
- ∞ spiralno namotani moduli;
- ∞ kapilarni moduli;
- ∞ moduli sa šupljim vlaknima.

Pločasti (ravni) i ramski moduli su jedni od prvih tipova membranskih modula koji su korišćeni. Membrana, napojni prostor i deo za sakupljanje permeata (proizvoda filtracije) su u slojevima između dve ploče. Napojna smeša prolazi preko površine membrane. Delovi smeše prolaze kroz membranu, ulaze u kanale za permeat i odlaze u centralni cevovod, gde se sakuplja permeat. Ovi moduli su primenjivani za neke manje sisteme, jer su ove membranske jedinice skupe u poređenju sa alternativnim sistemima. Ozbiljan problem zadaje i propuštanje, curenje kroz zaptivače. Ovi sistemi se mogu primenjivati kod sistema sa isparavanjem i kod elektrodijalize. Što se tiče reversne osmoze i ultrafiltracije, njihova upotreba je ograničena (Baker, 2004; Stern, 1965).

Primena **cevastih modula** (slika 1.5.) je ograničena uglavnom na ultrafiltraciju i mikrofiltraciju. Unutar izlivenog omotača u obliku cevi od plastike ili čelika nalazi se jedna ili više cevastih membrana, koje zajedno čine membranski modul.



Slika 1.5. Izgled višecevnog modula sa keramičkom membranom za mikrofiltraciju

Unutrašnji prečnici cevnih membrana se uglavnom kreću u opsegu od 5 do 25 mm, dok je dužina cevi u opsegu od 0,6 do 6 m. Cevasti moduli imaju neke važne karakteristike, a to su: (1) zbog svojih velikih unutrašnjih prečnika, cevni moduli imaju mogućnost da prime napojni rastvor koji sadrži veoma velike čestice. Osim toga lako se mogu očistiti bilo mehaničkim ili hemijskim metodama čišćenja. (2) Neophodno im je obezbediti veliki protok, jer obično rade pod uslovima turbulentnog strujanja napojnog rastvora, pri čemu je Reynold-ov broj veći od 10.000. (3) Imaju najniži odnos između površine i zapremine u odnosu na sve ostale membranske module (Cui i Muralidhara, 2010).

Kod *spiralno namotanih modula* napojni rastvor prolazi preko površine membrane. Deo rastvora prolazi kroz spoljašnji deo membrane i ulazi u prostor u kome se nalazi spiralno namotana membrana, a zatim odlazi do centralnog ili glavnog perforiranog kanala za sakupljanje permeata. Zapravo u ovakav modul ulazi jedan rastvor, napojni rastvor, a napuštaju ga dva rastvora, permeat (filtrat) i retentat (ostatak nakon filtracije). Ovi moduli su najpogodniji za procese reversne osmoze, ultrafiltracije, kao i

za gasnu separaciju pri visokim pritiscima. Spiralno namotani membranski moduli imaju primenu pri ultrafiltraciji u prehrambenoj industriji (Baker, 2004; Cheryan, 1998)

Karakteristike spiralno namotanih modula su: (1) zbog prisustva napojnih graničnika rade pri uslovima turbulentnog strujanja napojnog rastvora; (2) dodatni otpor koji se javlja zbog prisutnih graničnika, izaziva veći pad pritiska u ovim modulima; (3) odnos između površine i zapremine je veoma veliki; (4) kapitalni troškovi su najniži kod ovih modula u poređenju sa ostalim membranskim modulima; (5) suspendovane čestice lako mogu blokirati graničnike, pa samim tim i napojne kanale. Zato je neophodno kroz ove module propuštati rastvore sa relativno malom količinom suspendovanih čestica, što se postiže predtretmanom napojnog rastvora (Cui i Muralidhara, 2010).

Moduli sa šupljim vlaknima su zapravo tanke cevaste membrane upakovane u kompaktan modul, ali su međusobno nezavisne što im omogućava da izdrže visoke pritiske. Ovi moduli su obično sastavljeni od velikog broja pojedinačnih šupljih vlakana, zamotanih krajeva u zajednički snop, spojeni epoksidom, i smešteni u hidraulički simetrični omotač. Prečnik vlakana je u opsegu od 0,2 do 3 mm, osim u slučaju modula za reversnu osmozu, tada prečnik vlakana može da bude i 0,04 mm i mogu da izdrže veliki pritisak. Dužina vlakana varira u intervalu od 18 do 120 cm. Kod modula sa šupljim vlaknima, koji se koriste pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji, šuplja vlakna imaju selektivni sloj sa unutrašnje strane, dok su kod reversne osmoze vlakna selektivna sa obe strane, i sa unutrašnje i sa spoljašnje.

Najveća prednost ovih modula je mogućnost da se veoma velika membranska površina spakuje u pojedinačan modul. Na primer modul sa finim šupljim vlaknima sa efektivnom površinom od 300 m² sadržiće vlakna dužine 1000 km. Karakteristike ovih modula su sledeće: (1) preporučuje se da rade u opsegu Reynolds-ovog broja od 500 do 3000, što znači da većina radi pri laminarnom režimu strujanja fluida. Osim toga nominalna vrednost pritiska kod ovih modula je mala. Operativni pritisak treba da bude maksimalno 2,5 bar; (2) zbog male brzine toka pri unakrsnoj filtraciji i malog pada pritiska, ovi moduli su jedni od ekonomičnijih modula u pogledu potrošnje energije; (3) ovi moduli imaju najveći odnos između površine i zapremine od svih membranskih modula; (4) pošto su vlakna nezavisna, ovi moduli se lako čiste povratnim ispiranjem; (5) jedan poseban nedostatak modula sa šupljim vlaknima je da su fina, tanka vlakna osetljiva i podložna su da budu zapušena većim suspendovanim česticama, zato je pre korišćenja

ovih modula preporučljiv predtretman rastvora, pri čemu se biti uklonjene sve čestice veličine do 100 μm (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004).

1.6. ODABIR ODGOVARAJUĆEG MEMBRANSKOG MODULA

Izbor najpogodnijeg tipa membranskog modula za određeni proces membranske separacije mora zadovoljiti određeni broj faktora.

Troškovi su uvek važni, ali njih je teško odrediti, jer stvarne prodajne cene za isti tip modula variraju u zavisnosti od primene. Uopšteno moduli koji se izlažu visokim pritiscima su skuplji od modula koji se koriste pri niskim pritiscima ili vakuumu. Na primer, spiralno uvijene module za reversnu osmozu proizvode tri ili četiri proizvođača u velikim količinama, pa su cene niske zbog velike konkurencije. Slični moduli za ultrafiltraciju se proizvode u mnogo manjem obimu, pa su zato mnogo skuplji. Moduli sa šupljim vlaknima su značajno jeftiniji, u pogledu na kvadratni metar membrane, nego moduli sa spiralno uvijenim membranama ili moduli sa ravnim membranama. Ali i za njih se može ostvariti ekonomična proizvodnja ako se proizvode u dovoljno velikom obimu, koji opravdavaju troškove proizvodnje i troškove za razvoj i izgradnju odgovarajuće opreme za proizvodnju. Prednost ovih troškova se kompenzuje sa nižim fluksevima koji se ostvaruju kod ovih membrana u poređenju sa njihovim ravnim ekvivalentima.

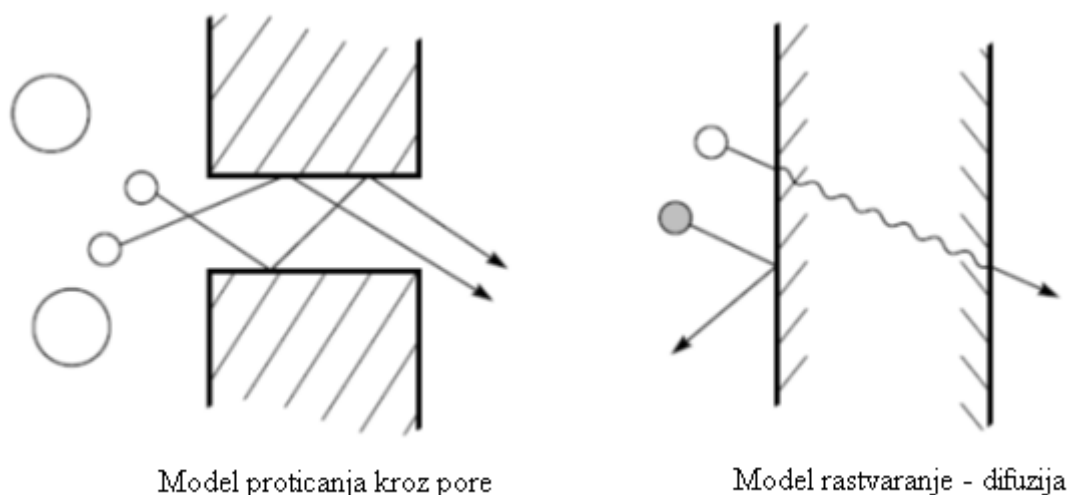
Druga dva faktora koja određuju izbor modula su koncentraciona polarizacija i otpor zaprljanosti membrane. Kontrola koncentracione polarizacije je veoma važna kod tečnih separacija kao što su reversna osmoza i ultrafiltracija.

Još jedan važan faktor je da li membranski materijal može da se proizvede u obliku određenog modula. Skoro sve membrane se mogu proizvoditi kao moduli sa pločastim membranama, spiralno uvijeni moduli i cevasti moduli, ali od mnogih membranskih materijala se ne mogu proizvoditi šuplja fina vlakna ili kapilarna vlakna.

Na kraju, mogućnost membranskog modula da radi pri visokim pritiscima i relativna vrednost pada pritiska sa strane napojnog rastvora membrane i sa strane permeata mogu biti važni faktori (Baker, 2004).

1.7. TEORIJA MEMBRANSKOG TRANSPORTA

Najvažnija osobina membrane je njena mogućnost da kontroliše brzinu permeacije različitih čestica (materija). Na slici 1.6. je prikazan molekularni transport kroz membrane. Upotrebljena su dva modela za opis mehanizma permeacije.



Slika 1.6. Molekularni transport kroz membrane

Prvi model je model *rastvaranje – difuzija (solution – diffusion)*, po kome se čestice permeata rastvaraju u membranskom materijalu i onda difunduju kroz membranu usled razlike u koncentraciji. Čestice permeata se razdvajaju zbog različite rastvorljivosti u materijalu membrane i usled različite brzine difuzije kroz membranu.

Drugi model je model *proticanja kroz pore (pore – flow)*, po kome se čestice permeata transportuju uz pomoć konvektivnog toka, koji je uzrokovan pritiskom, kroz tanke pore. Do separacije dolazi jer se neke čestice zadržavaju na porama, dok druge prolaze kroz njih (Baker, 2004).

Oba modela su predložena u 19. veku, ali je model proticanja kroz pore bio popularniji do sredine 1940-tih, jer je bio bliži iskustvu stečenom u radu sa membranama. Tokom 40-tih godina model rastvaranje – difuzija korišćen je za objašnjenje transporta gasova kroz polimerne slojeve.

Difuzija, osnova modela *rastvaranje – difuzija*, je proces kojim se supstanca transportuje sa jedne na drugu stranu u nekom sistemu, što je posledica gradijenta koncentracije te supstance. Pojedinačni molekuli u membranskoj sredini su u

konstantnom slučajnom molekulskom kretanju. U izotropnoj sredini, pojedinačni molekuli nemaju prioritetni pravac kretanja. Iako se prosečno pomeranje individualnih molekula od njihovih početnih položaja može izračunati, posle nekog vremena ne može se ništa reći o pravcu u kome će se pomerati pojedinačni molekuli. Kako god, ako je gradijent koncentracije molekula permeata u sredini, statistika pokazuje da će se transport materija obaviti iz oblasti više koncentracije u oblast niže koncentracije. Ovaj koncept je prvi dokazao *Fick 1855.*, teorijski i eksperimentalno. Svoje rezultate Fick je formulisao jednačinom koja se danas zove **Fick – ov zakon difuzije**, jednačina (1.6.) (Baker, 2004).

$$J_i = -D_i \frac{dc_i}{dx} \quad (1.6.)$$

Gde je: J_i - fluks i – te komponente (g/cm²s),
 D_i - koeficijent difuzije (cm²/s) i on ukazuje na pokretljivost individualnih molekula, a znak „-“, ukazuje na pravac difuzije,
 dc_i/dx - gradijent koncentracije i – te komponente.

Konvektivni tok, uzrokovan pritiskom (pritisak je pogonska sila), koji je osnova modela proticanja kroz pore, je najpodesniji za objašnjenje toka u kapilari ili poroznoj sredini. Osnovna jednačina koja objašnjava ovaj tip transporta je **Darcy –jev zakon**, koji se može napisati kao:

$$J_i = K' c_i \frac{dp}{dx} \quad (1.7.)$$

Gde je: K' - koeficijent koji opisuje prirodu sredine,
 c_i - koncentracija i – te komponente,
 dp/dx - gradijent pritiska koji postoji u poroznoj sredini.

Razlika u mehanizmu ova dva modela odnosi se na relativnu veličinu pora i njihovu postojanost. Kod membrana kod kojih se transport najbolje opisuje modelom rastvaranje – difuzija i Fick–ovim zakonom, pore su veoma mali razmaci između polimernih lanaca nastali kao posledica kretanja polimernih molekula usled delovanja toplote. Ove pore se pojavljuju i nestaju u istim vremenskim intervalima kao i kretanje polimernih molekula duž membrane. Sa druge strane, kod membrana kod kojih se transport opisuje modelom proticanja kroz pore i Darcy–jevim zakonom, pore su relativno velike i nepokretne, nema fluktuacija u položaju ili zapremini duž membrane i međusobno su povezane. Srednji prečnik pora membrana se teško može izmeriti direktno, pa se najčešće određuje na

osnovu veličine molekula koji prolaze kroz membranu ili nekom drugom indirektnom tehnikom (Baker, 2004).

Početna tačka matematičkog opisa difuzije u membranama je pristup čvrsto baziran na termodinamici, da su pogonske sile pritisak, temperatura, koncentracija i električni potencijal, međusobno povezane i da je pre svega pogonska sila koja omogućava kretanje permeata gradijent hemijskog potencijala. Fluks, J_i (g/cm²s), i – te komponente predstavlja se jednostavnom jednačinom (1.8.):

$$J_i = -L_i \frac{d\mu_i}{dx} \quad (1.8.)$$

Gde je: $d\mu_i/dx$ - gradijent hemijskog potencijala i – te komponente,
 L_i - koeficijent proporcionalnosti (ne mora biti konstanta), koji povezuje hemijski potencijal sa fluksom.

Pogonske sile, kao što su gradijent koncentracije, pritiska, temperature i električnog potencijala mogu biti predstavljene kao gradijenti hemijskog potencijala i njihov uticaj na fluks je predstavljen ovom jednačinom. Ovakav pristup je veoma koristan jer mnogi procesi uključuju više od jedne pogonske sile, npr. u reversnu osmozu su uključeni i pritisak i koncentracija (Baker, 2004; Mulder, 2003). Ograničavanjem pristupa pogonskim silama izazvanim gradijentom koncentracije i pritiska, hemijski potencijal se može napisati kao:

$$d\mu_i = RTd \ln(\gamma_i n_i) + v_i dp \quad (1.9.)$$

Gde je: n_i – molski udeo i – te komponente (mol/mol),
 γ_i – koeficijent aktivnosti koji povezuje molski udeo sa aktivnošću,
 p – pritisak,
 v_i – molska zapremina i – te komponente.

U nestišljivim fazama, kao što je tečnost ili čvrsta membrana, zapremina se ne menja sa pritiskom. U tom slučaju, integracijom jednačine (1.9.) u odnosu na koncentraciju i pritisak sledi:

$$\mu_i = \mu_i^o + RT \ln(\gamma_i n_i) + v_i (p - p_i^o) \quad (1.10.)$$

Gde je μ_i^o – hemijski potencijal čiste i – te komponente na standardnom pritisku, p_i^o .

U stišljivim gasovima, molska zapremina se menja sa pritiskom. Upotrebom zakona idealnog gasa u integraciji jednačine (1.9.), dobija se:

$$\mu_i = \mu_i^o + RT \ln(\gamma_i n_i) + RT \ln \frac{p}{p_i^o} \quad (1.11.)$$

Standardni pritisak, p_i^o , je definisan kao pritisak zasićene pare i – te komponente, $p_{i\ sat}$. Jednačine (1.10.) i (1.11.) mogu se napisati kao:

$$\mu_i = \mu_i^o + RT \ln(\gamma_i n_i) + v_i (p - p_{i\ sat}) \quad (1.12.)$$

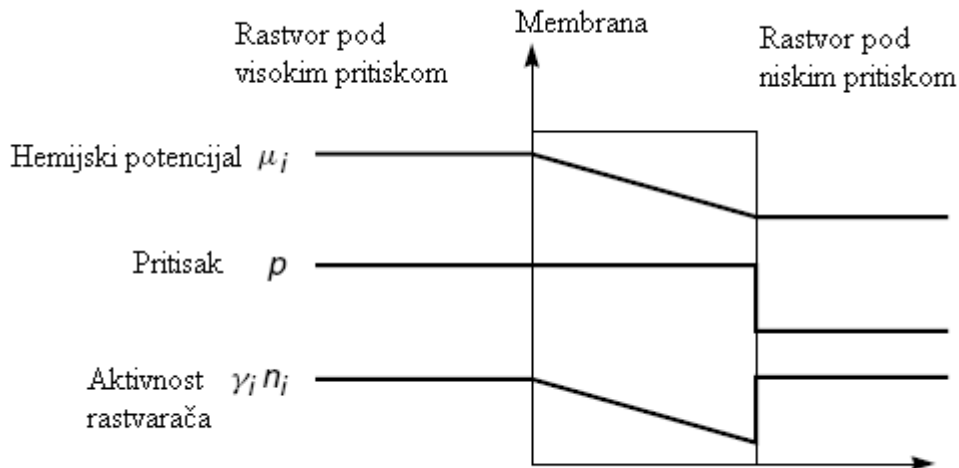
za nestišljive tečnosti i membrane i kao,

$$\mu_i = \mu_i^o + RT \ln(\gamma_i n_i) + RT \ln \frac{p}{p_{i\ sat}} \quad (1.13.)$$

za stišljive gasove (Baker, 2004; Trivunac, 2013).

Da bi se definisao bilo koji model permeacije, moraju se uzeti u obzir nekoliko pretpostavki. Obično je prva pretpostavka u vezi transporta kroz membranu. Fluid je i sa jedne i sa druge strane membrane u ravnoteži sa membranskim materijalom u sredini. Ova pretpostavka se odnosi na to da je gradijent hemijskog potencijala od jedne do druge strane membrane neprekidan (kontinualan). U saglasnosti sa ovom pretpostavkom je i činjenica da je brzina apsorpcije i desorpcije unutar membrane mnogo veća od brzine difuzije kroz membranu. Ovo je slučaj kod skoro svih membranskih procesa, ali ne važi kod transportnih procesa, uključujući hemijske reakcije, olakšani transport ili kod difuzije gasova kroz metale, gde unutrašnja apsorpcija može biti spora (Baker, 2004, Mulder, 2003).

Druga pretpostavka razmatra gradijente pritiska i koncentracije u membranama. Model rastvaranje – difuzija pretpostavlja da kada se primeni pritisak na gustu membranu, pritisak je na celoj membrani konstantan na najvišoj vrednosti. To znači da membrane prenose pritisak na isti način kao i tečnosti. Zato model rastvaranje – difuzija podrazumeva da je pritisak unutar membrane jednak i da je gradijent hemijskog potencijala kroz membranu određen samo kao gradijent koncentracije (slika 1.7.) (Baker, 2004).



Slika 1.7. Permeacija dejstvom pritiska rastvorene komponente kroz membranu mehanizmom *rastvaranje – difuzija*

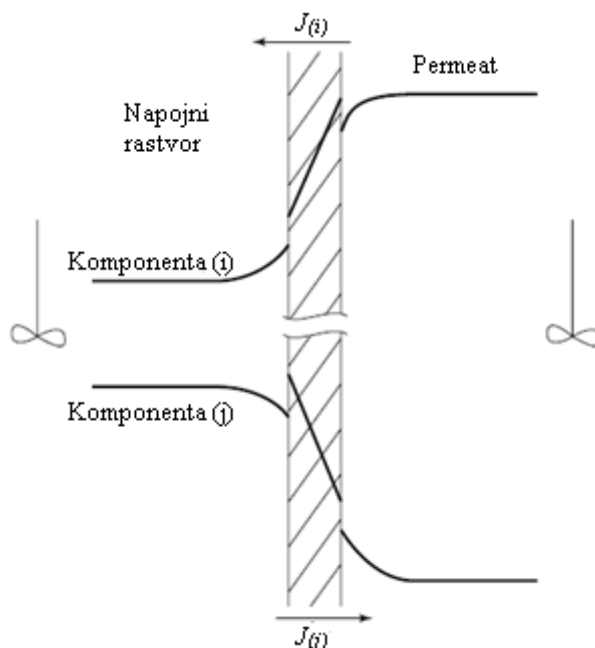
Iako fluidi i sa jedne i sa druge strane membrane mogu imati različite pritiske i koncentracije, unutar membrane modela rastvaranje – difuzija, nema gradijenta pritiska, postoji samo gradijent koncentracije. Protok kroz ovaj tip membrane je opisan Fick–ovim zakonom (Baker, 2004; Trivunac, 2013).

1.8. KONCENTRACIONA POLARIZACIJA

Koncentraciona polarizacija može znatno uticati na membranske separacione procese, kao npr. na reversnu osmozu (RO), mada je obično dobro kontrolisana u industrijskim sistemima. Međutim kod ultrafiltracije (UF) i mikrofiltracije (MF) koncentraciona polarizacija može biti ozbiljan problem.

1.8.1. TEORIJA EFEKTA KONCENTRACIONE POLARIZACIJE

Rastvor (i) difunduje sa desne strane na levu (slika 1.8.), a rastvarač (j) difunduje sa leve na desnu stranu. Ako su rastvori kojim slučajem savršeno dobro izmešani, javlja se gradijent koncentracije u rastvoru sa obe strane membrane. Na slici 1.8. prikazano je nastajanje koncentracione polarizacije sa obe strane membrane (Baker, 2004).



Slika 1.8. Gradijenti koncentracije nastali pri membranskoj separaciji dva rastvora različite koncentracije

Upotrebljena su dva pristupa za objašnjenje efekta koncentracione polarizacije. Jedan pristup potiče od upotrebe dimenzione analize za rešavanje problema prenosa toplote. Kod ovog pristupa otpor permeacije kroz membranu i otpor susednih fluidnih slojeva na membrani tretiraju se kao otpori u nizu. Ništa se ne pretpostavlja o debljini različitih slojeva ili mehanizmu transporta. Upotrebom ovog modela pretpostavlja se da se koncentraciona polarizacija javlja samo sa strane membrane gde se nalazi napojni rastvor, a fluks J_i kroz navedene otpore može se napisati kao:

$$J_i = k_{ov}(c_{ib} - c_{ip}) \quad (1.14.)$$

Gde je: k_{ov} – ukupni koeficijent prenosa mase,
 c_{ib} – koncentracija komponente i u glavnoj struji napojnog rastvora,
 c_{ip} – koncentracija komponente i u glavnoj struji permeata.

Isto tako, fluks kroz granični sloj je takođe J_i , i može se napisati kao:

$$J_i = k_{Bl}(c_{ib} - c_{io}) \quad (1.15.)$$

Gde je: k_{Bl} – koeficijent prenosa mase kroz granični sloj,
 c_{io} – koncentracija komponente i u fluidu na granici između napojnog rastvora i membrane.

Fluks kroz membranu, dat je izrazom:

$$J_i = k_m(c_{io} - c_{ip}) \quad (1.16.)$$

Gde je: k_m – koeficijent prenosa mase kroz membranu.

Kako je ukupni pad koncentracije ($c_{ib} - c_{ip}$) suma padova koncentracija kroz granični sloj i membranu, jednostavna formulacija otpora predstavljena je jednačinom (1.17.):

$$\frac{1}{k_{ov}} = \frac{1}{k_m} + \frac{1}{k_{Bl}} \quad (1.17.)$$

Kada je koeficijent prenosa mase (k_{Bl}) veliki, otpor ($1/k_{Bl}$) graničnog sloja je mali i ukupni otpor je određen samo otporom membrane. Kada je koeficijent prenosa mase kroz granični sloj mali, otpor graničnog sloja je veliki i postaje značajan deo ukupnog otpora pri filtraciji (permeaciji). Tada ukupni otpor prenosa mase (k_{ov}) postaje veći i fluks opada. Koeficijent prenosa mase kroz granični sloj se određuje eksperimentalno u zavisnosti od mnogih osobina sistema. Zavisnost ovog koeficijenta od drugih veličina, može se izraziti kao empirijski odnos tipa (jednačina 1.18.) (Baker, 2004; Mulder, 2003):

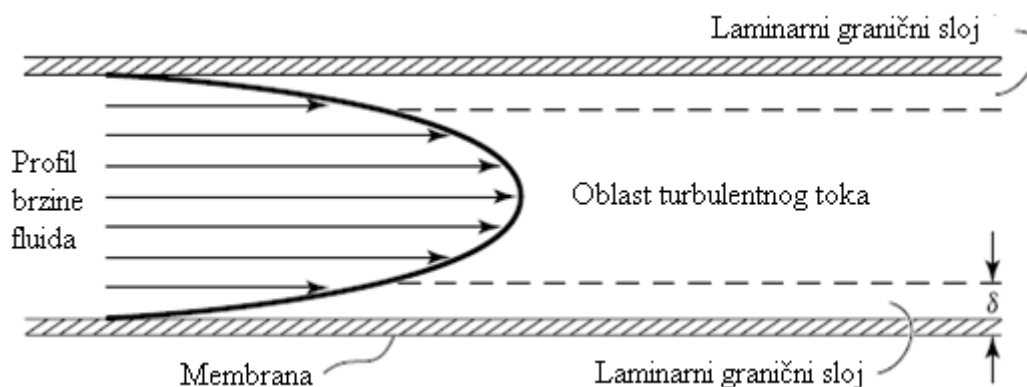
$$k_{Bl} = constant Q^\alpha h^\beta D^\chi T^\delta \quad (1.18.)$$

Gde je npr. Q protok fluida kroz modul membrane, h visina kanala kroz koje prolazi napojni rastvor, D je koeficijent difuzije rastvora, T je temperatura napojnog rastvora itd. Empirijski odnos koeficijenata prenosa mase dobijenih na ovaj način, mogu se upotrebiti za procenu novih membranskih jedinica ekstrapolacijom već postojećih eksperimentalnih podataka. Ipak ove relacije imaju ograničen obim primene i ne mogu se upotrebiti za procenu važnosti koncentracione polarizacije, kao ni za uvid u zavisnost koncentracione polarizacije od osobina membrana (Baker, 2004).

Drugi pristup je da se koncentraciona polarizacija objašnjava fenomenom koji pretpostavlja da tanak sloj ne izmešanog fluida, debljine δ , postoji između površine membrane i dobro izmešane glavne mase fluida. Gradijenti koncentracije kontrolišu nastanak koncentracione polarizacije u ovom sloju. Taj granični film previše uprošćava hidrodinamiku fluida u membranskim modulima i dalje sadrži jedan parametar koji se može podesiti, debljina graničnog sloja. Pored toga ovaj jednostavan model može objasniti većinu eksperimentalnih podataka (Baker, 2004; Mulder, 2003; Trivunac, 2013).

1.8.2. MODEL GRANIČNOG SLOJA

Slika 1.9. pokazuje profil brzina toka fluida kroz kanal membranskog modula. Srednja brzina fluida kroz kanal je obično oko 1 – 5 m/s. Ova brzina je daleko veća od srednje brzine toka fluida u ravnim delovima kroz membranu, koja je obično 10 – 20 $\mu\text{m/s}$. U svakom slučaju brzina u kanalu nije uniformna (Cvijović, 2001; Baker, 2004).



Slika 1.9. Profil brzine toka fluida kroz kanal membranskog modula

Usled trenja između fluida i površine membrane, brzina fluida u sloju uz samu membranu je približno jednaka nuli i brzina raste kako se povećava rastojanje od membranske površine. Brzina toka fluida u sredini kanala je visoka. Tok je u tom delu obično turbulentan i fluid je dobro izmešan. Brzina u graničnom sloju odmah do membrane je mnogo manja, tok je laminaran, a mešanje se vrši difuzijom. U procesima kao što su reversna osmoza i ultrafiltracija, zapremina toka kroz membranu od napojnog rastvora ka filtratu (permeatu) je značajna. Koncentracija permeata je obično određena odnosom flukseva komponenti koje prolaze kroz membranu. U ovim procesima gradijent koncentracione polarizacije se formira samo sa strane membrane gde se nalazi napojni rastvor.

Porast ili pad koncentracije permeata na površini membrane c_{io} u poređenju sa koncentracijom u glavnoj masi rastvora c_{ib} , određuje stepen koncentracione polarizacije. Odnos ove dve koncentracije c_{io}/c_{ib} zove se *moduo koncentracione polarizacije* i upotrebljava se za merenje stepena koncentracione polarizacije. Kada je moduo 1,0 to znači da nema koncentracione polarizacije, ali ako je moduo daleko veći od 1,0 uticaj

koncentracione polarizacije na selektivnost membrane i fluks postaje značajan (Cvijović, 2001; Baker, 2004).

Faktori koji utiču na veličinu koncentracione polarizacije (KP) su debljina graničnog sloja δ , obogaćivanje membrane E_o , fluks kroz membranu J_v , koeficijent difuzije u graničnom sloju fluida D_i .

Od svih ovih faktora koji utiču na koncentracionu polarizaciju, najlakše se menja debljina graničnog sloja, δ . Kako δ opada, moduo koncentracione polarizacije postaje eksponencijalno manji. Najlakši način da se uticaj koncentracione polarizacije svede na minimum je da se smanji debljina graničnog sloja, što se postiže povećanjem turbulentnog mešanja uz površinu membrane. Najpogodnija tehnika za to je povećanje brzine fluidnog toka uz površinu membrane. Iz tog razloga mnogi membranski moduli rade sa relativno visokim brzinama fluida. Za povećanje turbulencije se takođe široko upotrebljavaju promotori turbulencije (Baker, 2004), o kojima će biti nešto kasnije reči.

Ukoliko je membrana potpuno neselektivna, tada je $E_o=1$. Relativne koncentracije komponenti koje prolaze kroz membranu se ne menjaju, pa se gradijenti koncentracije ne obrazuju u graničnom sloju. Kako raste razlika u permeabilnosti između komponenti, povećava se E_o i nastajanje gradijenta koncentracije postaje veće. Unutrašnja selektivnost, α , određuje postupak membranske separacije i module koncentracione polarizacije. E_o i α su veličine koje su povezane, ali nisu iste.

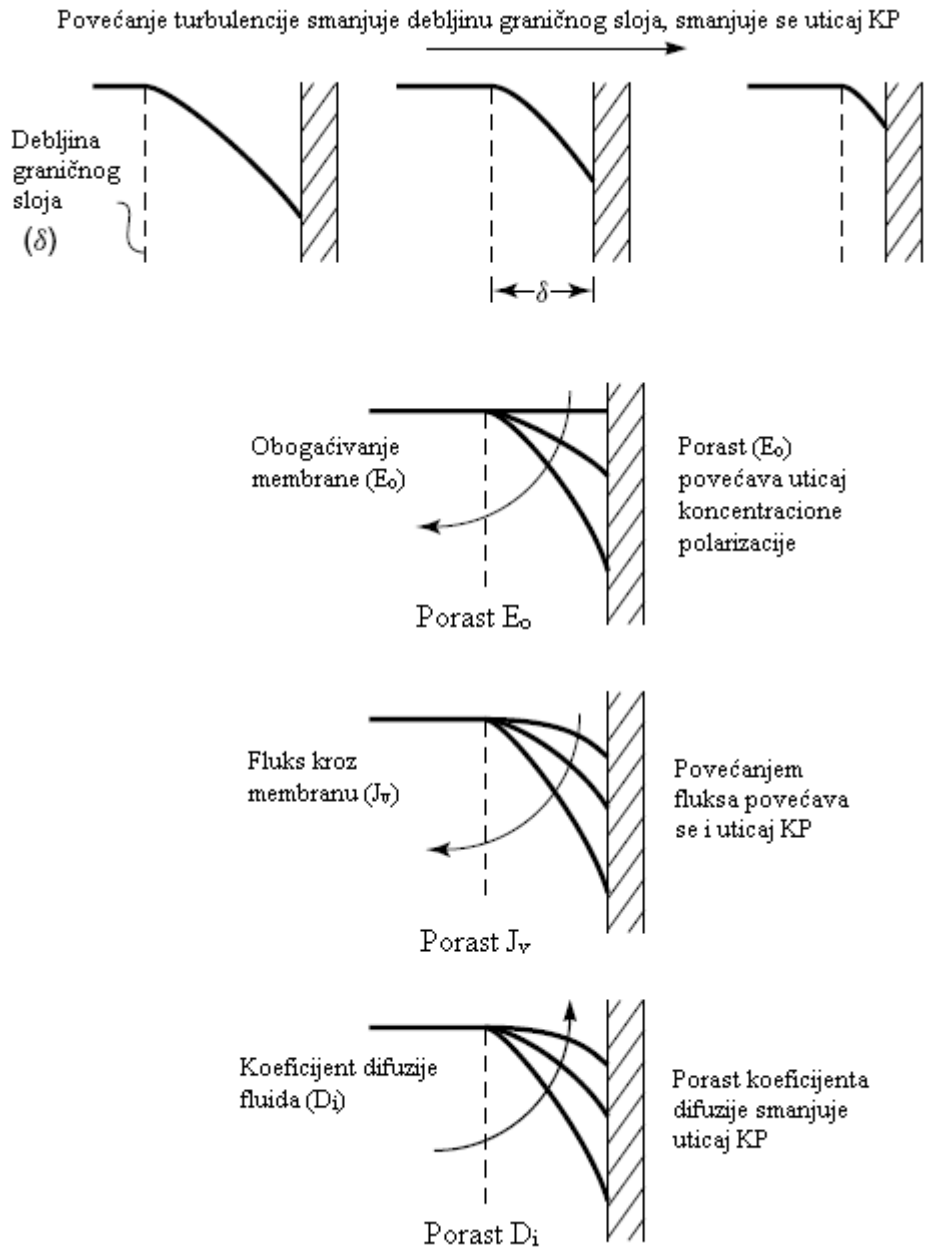
Sa porastom fluksa kroz membranu koncentraciona polarizacija se eksponencijalno povećava. Koeficijent difuzije rastvora objašnjava zašto je koncentraciona polarizacija velika kod ultrafiltracije. Fluksevi kod ultrafiltracije su veći od flukseva kod reversne osmoze, ali je razlika između vrednosti koeficijenata difuzije zadržanih komponenti mnogo važnija. Kod ultrafiltracije su u pitanju koloidni rastvori ili rastvori koji sadrže makromolekule. Koeficijenti difuzije ovih komponenti sa velikom molekulskom masom su oko 100 puta manji od koeficijenta difuzije soli. Odnos između konvektivnog i difuzionog transporta u graničnom sloju je bezdimenziona veličina koja se zove Peclet-ov broj (jednačina 1.19.) (Cvijović, 2001, Baker, 2004).

$$P_e = \frac{J_v \delta}{D_i} \quad (1.19.)$$

Kada je vrednost P_e broja velika ($J_v \gg D_i/\delta$) konvektivni fluks kroz membranu ne može se lako održavati u ravnoteži sa difuzijom u graničnom sloju i moduo

koncentracione polarizacije je veliki. Kada je vrednost P_e broja mala ($J_v \ll D_i/\delta$) konvekcija se lako održava u ravnoteži difuzijom u graničnom sloju i moduo koncentracione polarizacije se približava jedinici (Baker, 2004).

Uticaoj promene svakog od ovih parametara na gradijent koncentracije formiranog u graničnom sloju membrane prikazan je na slici 1.10..



Slika 1.10. Uticaj promene debljine graničnog sloja, obogaćivanja membrane, fluksa kroz membranu i koeficijenta difuzije

1.9. MEHANIZMI PRLJANJA MEMBRANA

U slučaju membranske filtracije koriste se mikroporozne membrane, pa se transport rastvarača obavlja kroz pore membrane hidrauličkim tokom, dok se molekuli rastvorka i suspendovane čestice zadržavaju na površini membrane delovanjem efekta sita, jer su pore membrane suviše uske da bi ih propustile. Međutim u stvarnosti proces nije tako jednostavan. Jedan od glavnih problema pri izvođenju membranske filtracije, a najčešće se taj problem javlja pri izvođenju mikro- i ultrafiltracije, je opadanje fluksa permeata tokom izvođenja procesa. Do opadanja fluksa permeata dolazi zbog nekoliko fenomena koji se dešavaju u ili na membrani. Svi fenomeni koji dovode do opadanja fluksa permeata su obuhvaćeni fenomenom koncentracione polarizacije i fenomenom "prljanja" membrane. Rezultat ovih fenomena je opadanje fluksa permeata.

Fenomen koncentracione polarizacije je već objašnjen, a fenomen „prljanja“ membrane je zapravo smanjenje aktivne površine za membransku filtraciju, što vodi znatnom smanjenju fluksa kroz membranu. Na brzinu „prljanja“ membrane utiče nekoliko parametara, kao što su: priroda i koncentracija rastvorenih i suspendovanih čestica u rastvoru koji se filtrira, vrsta membrane, veličina pora membrane, materijal od koga je napravljena membrana i karakteristike površine membrane i na kraju hidrodinamičke osobine membranskog modula.

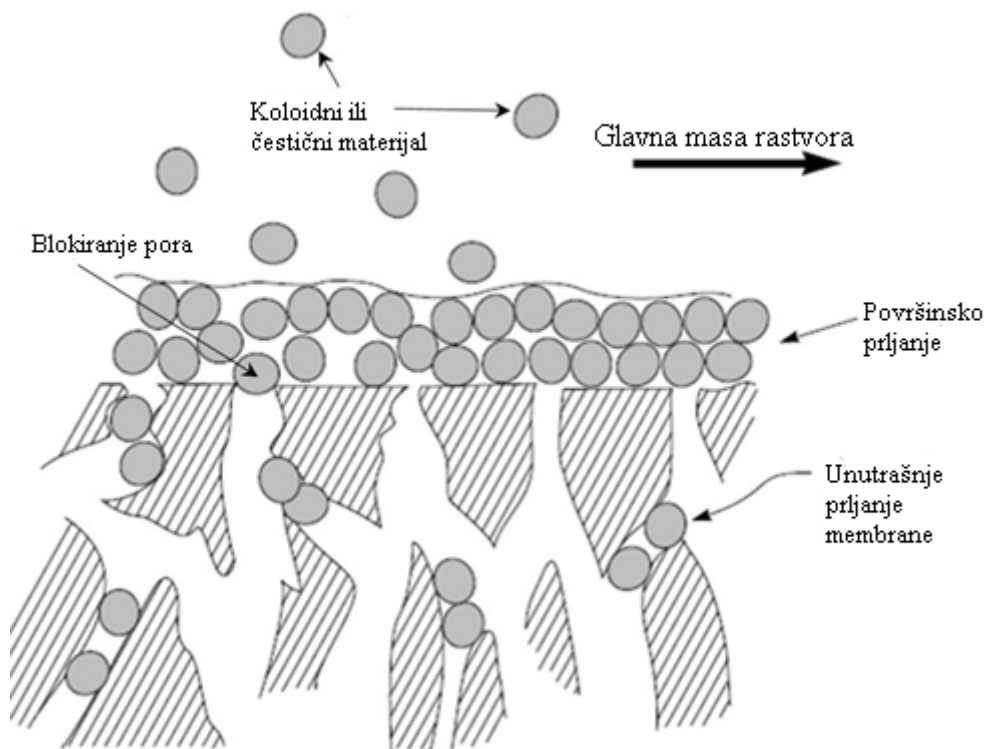
Na osnovu eksperimentalnih ispitivanja predloženi mehanizmi prljanja membrane su formiranje sloja gela (pogače), sužavanje (zapušavanje) pora i blokiranje pora. Ukoliko su čestice mnogo veće od veličine pora, što se obično javlja kod ultrafiltracije, usled adsorpcije i taloženja na površini membrane formira se sekundarni dinamički sloj. Otpor koji stvara ovaj sloj je najčešće toliko veliki, tako da predstavlja glavni otpor prenosu mase, zbog čega su sve tehnike povećanja fluksa permeata usmerene ka smanjenju ovog otpora. Primenom unakrsne (*cross-flow*) tehnike dolazi i do stalnog odnošenja jednog dela sekundarnog sloja sa membrane, mehanizmima molekulske i konvektivne difuzije. Ovaj fenomen je prisutan sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, kada je brzina odnošenja komponenti sa sloja jednaka brzini nanošenja novih komponenti na sekundarni sloj.

Ukoliko su čestice mnogo manje od pora membrane, što se javlja kod mikrofiltracije, one mogu da uđu u pore i da se adsorbuju na njenim zidovima. Adsorpcija

se odvija različitim fizičko–hemijskim interakcijama između zidova pora i suspendovanih čestica. Tada dolazi do smanjenja efektivnog prečnika pora, pa i do zapašavanja.

Ukoliko su pore i čestice sličnih dimenzija ili je nagomilavanje čestica unutar pora intenzivno dolazi do blokiranja pora (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).

Mehanizmi prljanja membrane su prikazani na slici 1.11. (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).



Slika 1.11. Šematski prikaz mehanizma prljanja membrana za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju

Koji će mehanizam prljanja dominirati zavisi prvenstveno od vrste membrane, fizičko–hemijskog sastava napojnog rastvora, kao i od operativnih uslova.

Prljanje membrane može biti reverzibilno i ireverzibilno. Ireverzibilno prljanje membrane je posledica jake adsorpcije membranske površine i pora sa različitim molekulima, pri čemu opada permeabilnost, ali i selektivnost same membrane. Za čišćenje ovakvih membrana je potreban hemijski tretman. Pod reverzibilnim prljanjem se smatra formiranje sekundarnog sloja i njegovo stalno odnošenje i stvaranje na površini membrane. Na njega se u mnogome može uticati tehnikama za poboljšanje fluksa, kao što su periodično povratno ispiranje, ugradnja promotora turbulencije, pulzacioni tok i dr.

Fluks permeata se pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji sa vremenom smanjuje, usled akumulacije čestica na i unutar membrane. Akumulacija taloga, ostatak ćelija ili drugih čestica na površini membrane, se javlja kao spoljno prljanje ili formiranje pogače i obično je reverzibilno. U suprotnom, uklanjanje i adsorpcija malih čestica ili makromolekula unutar unutrašnjih struktura pora membrane (takozvano, unutrašnje prljanje) je često ireverzibilno (Brujin i sar., 2002).

Diferencijalna jednačina (1.20.) koja opisuje uticaj mehanizma prljanja membrane na fluks kroz membranu bez bilo kakvog uticaja unakrsne (*cross-flow*) tehnike glasi:

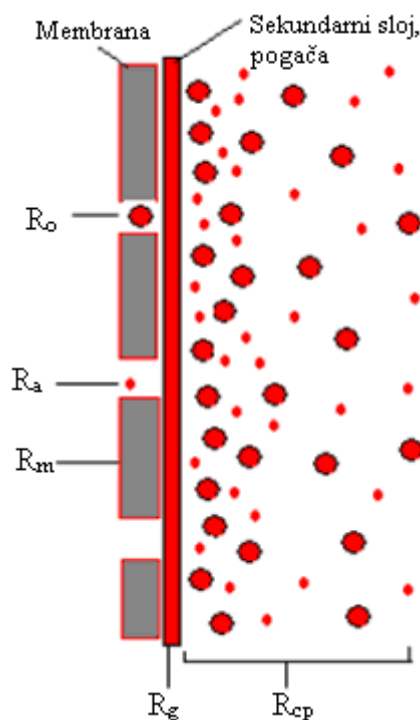
$$J = J_0 \cdot [1 + K(2 - n)(A \cdot J_0)^{(n-2)} \cdot t]^{(2-n)} \quad (1.20.)$$

U ovoj jednačini K i n su fenomenološki koeficijenti koji zavise od mehanizma prljanja membrane. U tabeli 1.2. su date različite vrednosti za koeficijent n, poreklo fenomena prljanja membrane, uticaj na prenos mase i odgovarajuća jednačina koja opisuje transport kroz membranu (Cui i Muralidhara, 2010).

Tabela 1.2. Mehanizam prljanja membrane, poreklo fenomena prljanja, uticaj na prenos mase i jednačina koja opisuje transport kroz membranu (Cui i Muralidhara, 2010)

Mehanizam prljanja membrane	n	Poreklo fenomena prljanja membrane	Uticaj na prenos mase	Jednačina transporta kroz membranu
Potpuno blokiranje pora	2	Suspendovane čestice koje su veće od pora membrane, pa su pore blokirane velikim česticama	Smanjuje se aktivna površina membrane. Količina permeata se povećava, porastom transmembranskog pritiska	$J = J_0 \cdot K_b \cdot A \cdot t$
Nagomilavanje čestica unutar pora	1,5	Čestice koje su manje od pora, unutar pora se zadržavaju usled adsorpcije ili taloženja i dovode do začepljenja pora.	Povećava se otpor membrane zbog smanjenja veličine pora.	$J = J_0 \cdot \left[1 + \frac{1}{2} K_s (A \cdot J_0)^{0,5} \cdot t\right]^{-2}$
Delimično blokiranje pora	1	Bilo koja čestica koja stigne do pore, može se istaložiti tokom vremena, ali je ne blokira u potpunosti.	Dolazi do smanjenja aktivne membranske površine. Efekat je sličan kao i kod začepljenja pora.	$J = J_0 \cdot [1 + K_i (A \cdot J_0) \cdot t]^{-1}$
Formiranje sloja/pogače	0	Dolazi do formiranja sloja čestica na površini membrane koje ne prolaze kroz pore.	Ukupni otpor je otpor membrane plus otpor formiranog sloja/pogače.	$J = J_0 \cdot [1 + 2K_c (A \cdot J_0)^2 \cdot t]^{-1/2}$

Otpori prenosu mase koji se javljaju kod mikrofiltracije i ultrafiltracije su šematski prikazani na slici 1.12.



Slika 1.12. Otpori prenosu mase koji se mogu javiti pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji

Osim otpora membrane (R_m), koji se uvek javlja, otpori prenosu mase mogu se javiti usled zapušanja pora molekulima rastvorka (R_o) i usled adsorpcije molekula rastvorka na zidovima pora (R_a). Usled fenomena koncentracione polarizacije i zadržavanja molekula rastvorka na membrani, stvara se sloj sa visokom koncentracijom rastvorka uz membranu. Ovaj sloj visoke koncentracije je manje permeabilan za rastvarač (najčešće vodu) u poređenju sa masom rastvora, tako da se javlja još jedan otpor (R_{cp}). Koncentracija rastvorka u sloju na membrani može biti toliko visoka da može doći do interakcije između molekula rastvorka, pa čak i do prelaska koncentracionog rastvora u gel, pri čemu se javlja još jedan otpor, otpor gela (R_g). Otpor membrane (R_m) je relativno lako odrediti eksperimentalno, propuštanjem čistog rastvarača (destilovane vode), što nije slučaj sa ostalim otporima. Zato se u praksi određuje polarizacioni otpor (R_p), koji u sebi sadrži sve otpore osim otpora membrane.

Eksperimentalno se određuje i ukupni otpor (R), a iz razlike ukupnog otpora i otpora membrane određuje se polarizacioni otpor, jer je $R = R_m + R_p$.

1.10. TEHNIKE ZA POBOLJŠANJE FLUKSA PERMEATA

Koncentraciona polarizacija i prljanje pora membrane dovode do gubitka propustljivosti membrana za filtraciju, što se manifestuje smanjenjem fluksa permeata. Na ukupan prenos mase kroz membranu, osim otpora same membrane, utiče i polarizacioni otpor. Uzroci i fenomeni koncentracione polarizacije, prljanja pora, tj. stvaranja sloja na membrani su manje više poznati, dok se tehnike za njeno smanjenje sve više ispituju. Metode mogu biti hemijske i fizičke.

Neke od ovih metoda se već duže vreme primenjuju, a neke su još uvek u fazi ispitivanja. U cilju dobijanja većeg fluksa permeata i boljih selektivnih karakteristika membrane tokom unakrsne filtracije, razvijene su različite metode za smanjenje prljanja membrane i efekta koncentracione polarizacije. Najveći broj istraživanja je usmeren na razvoj dve vrste metoda: *hidrodinamičke metode* kojima se poboljšava prenos mase na površini membrane (*uvođenjem turbulentnog toka*) i metode koje se zasnivaju na *povratnom transportu zadržanih rastvoraka i čestica od površine membrane ka osnovnoj masi rastvora*.

U tabeli 1.3. je dat prikaz hemijskih i fizičkih metoda za smanjenje koncentracione polarizacije.

Tabela 1.3. Metode za smanjenje negativnog uticaja koncentracione polarizacije, prljanja pora i stvaranja sloja na membrani

<i>Metoda</i>	<i>Fizičke</i>	<i>Hemijske/Biohemijske</i>
Predtretman napojnog rastvora	Predfiltracija Centrifugiranje Dejstvo visoke temperature	Dodatak sredstava za bistrenje Koagulacija/flokulacija Adsorpcija
Vrsta i konstrukcija membrane i modula	Upotreba promotora turbulencije Pulsirani/povratni tok Rotacione/vibracione membrane Dodatna polja (npr. električna)	Vrsta membrane Modifikacija površine membrane
Radni uslovi procesa	Izbor radnih uslova (p, t ..) Unakrsna (cross – flow) tehnika Periodično hidrauličko čišćenje Periodično mehaničko čišćenje	Izbor hemikalija za čišćenje

U hidrodinamičke metode spadaju metode za izazivanje turbulentnog proticanja i metode za izazivanje nestabilnosti i nestacionarnog proticanja kroz modul. Turbulentno proticanje se postiže povećanjem unakrsne brzine proticanja kroz modul ili korišćenjem promotora turbulencije. Za izazivanje nestabilnosti i nestacionarnog proticanja ispitivan je čitav niz tehnika: pulzacija napojne smeše, periodična povratna filtracija kroz membranu, uduvavanje vazduha i dvofazno proticanje kroz membranski modul, nabiranje površine membrane, upotreba rotacionih i vibracionih modula i izazivanje nestabilnosti ili vrtloga usled proticanja kroz zakrivljene kanale (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).

1.10.1. PREDTRETMAN NAPOJNOG RASTVORA

Predtretmanom napojnog rastvora mogu biti smanjeni neželjeni efekti stvaranja sekundarnog sloja na membrani i prljanja membrana. Cilj predtretmana je da se ukloni jedan deo najgrubljih čestica koje mogu izazvati pad fluksa permeata (filtrata). Potrebno je sprečiti da se najgrublje suspendovane čestice i makromolekuli istalože na površini membrane. Predtretman se može obaviti ili fizičkim ili hemijskim procesom. Fizički proces je prefiltracija, centrifugiranje ili dejstvo toplote. Toplotni tretman je praćen taloženjem koloidnih komponenti, ukoliko ih napojni rastvor sadrži. Hemijski procesi uključuju taloženje, koagulaciju ili flokulaciju uz upotrebu raznih hemijskih sredstava (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004; Vukosavljević, 2006).

1.10.2. IZBOR MEMBRANSKOG MATERIJALA

Vrsta membrane znatno utiče na prljanje, posebno kada su u pitanju ultrafiltracija, nanofiltracija i reversna osmoza. Razlog je sklonost nekih materijala da adsorbuju rastvorke mnogo brže nego ostali. U mikrofiltraciji efekti adsorbovanja rastvoraka često nisu izraženi, ali ima slučajeva gde neki rastvori doprinose značajnom smanjenju fluksa, smanjenjem trenutnih veličina pora na membrani. Dok membrana utiče na početni stepen adsorpcije, jednom formirani sloj na površini membrane utiče tako da je bilo kakav uticaj membrane zanemarljiv. Odgovarajući izbor materijala za membranu vodi slobodnom vezivanju rastvorka na površinu membrane, što ima za posledicu smanjenje bilo kakve

interakcije membrana – rastvorak (kao što su molekuli ili delimična prodiranja na površini pora) (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004; Vukosavljević, 2006).

1.10.3. PROMENA RADNIH USLOVA

Stvaranje sekundarnog dinamičkog sloja na membrani u komercijalnim modulima može se kontrolisati uvođenjem turbulentnog toka napojnog rastvora. Turbulencija se može podstaknuti velikom brzinom strujanja napojnog rastvora (unakrsna tehnika). Prema mnogim autorima i istraživačima ove tehnike, uticaj unakrsne filtracije se postiže tek pri srednjim brzinama strujanja većim od 5 m/s. Pod promenom radnih uslova podrazumeva se optimizacija temperature i transmembranskog pritiska sa obe strane membrane (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004).

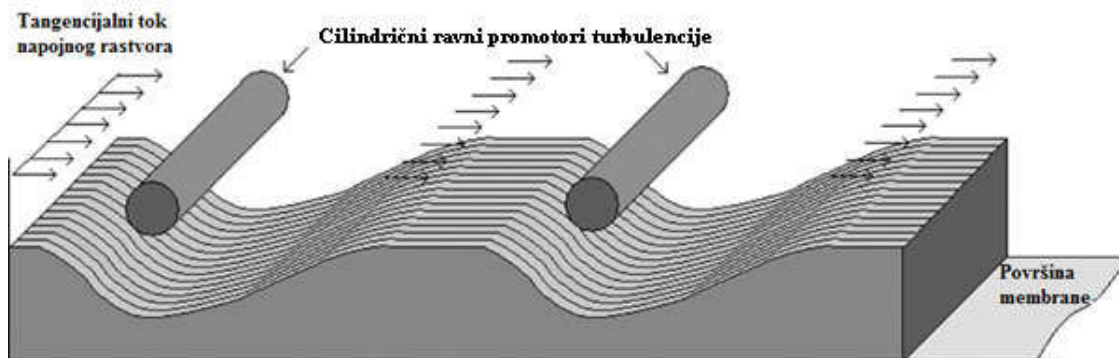
1.10.4. PRIMENA PROMOTORA TURBULENCIJE

Promotori turbulencije su umetci za cevaste membrane u obliku koncentričnih zavoja tzv. propelera (slika 1.13).



Slika 1.13. Statički generatori turbulencije odnosno vrtloga unutar cevaste membrane

Umetci vrše uklanjanje laminarnih tokova unutar membrana. Ovo uzrokuje radialno mešanje tj. strujanje. Ima više vrsta statičkih promotora turbulencije različitih oblika, koji se primenjuju tokom unakrsne tehnike filtracije: namotane fiksirane šipke sa i bez pregrada, metalne rešetke, umetci u obliku diska ili prstena, umetci konusnog oblika itd. Na slici 1.14. su prikazani cilindrični ravni promotori turbulencije.



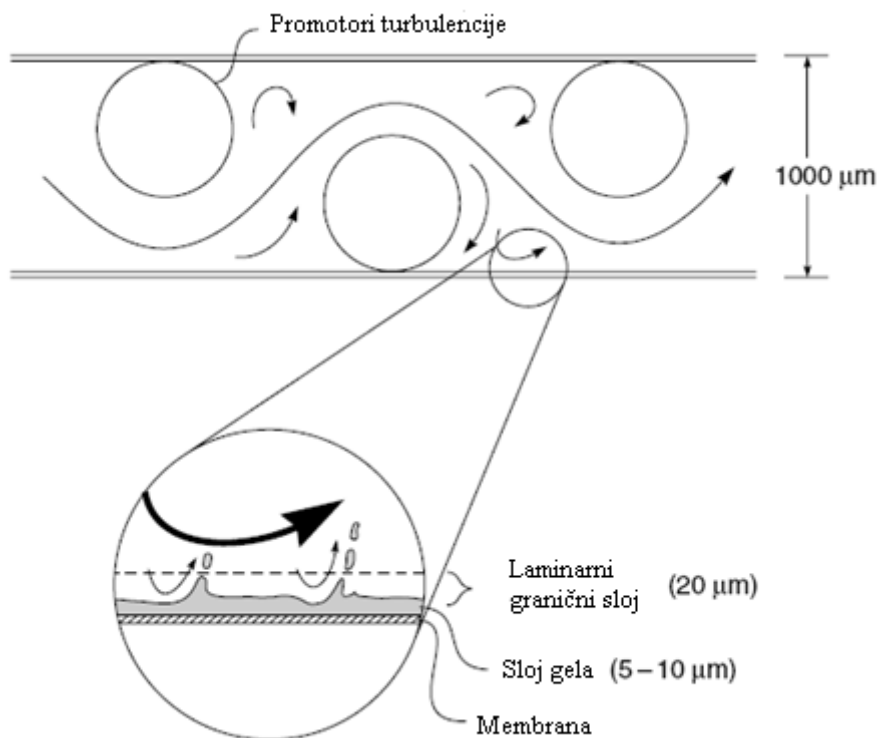
Slika 1.14. Strujanje fluida u membranskom modulu u kome se nalaze promotori turbulencije

Umetci smanjuju zadržavanje u kanalima napojnog rastvora, povećavaju brzinu strujanja i prouzrokuju sekundarne tokove i nestabilnosti laminarnog toka. Povećanje srednje brzine strujanja napojnog rastvora i upotreba promotora turbulencije se najviše primenjuju za povećanje fluksa permeata. Osnovni nedostaci ostalih hidrodinamičkih metoda su veliki utrošak energije, složenost i problemi pri konstrukciji. Povećanje unakrsne brzine je najprostiji način za izazivanje turbulencije, ali njen uticaj je ograničen jer povećanje brzine može dovesti do velikog pada pritiska u modulu (Baker 2004; Pal i sar., 2008).

Svi promotori turbulencije se mogu podeliti u dve osnovne grupe: *dinamičke* ili *slobodne* promotore i *statičke* ili *fiksirane* promotore turbulencije. Prvi tip može da se kreće unutar membrane, dok je drugi fiksiran u odnosu na površinu membrane. Interesantna je i upotreba fluidizovanih čestica kao dinamičkih promotora turbulencije. Statički promotori turbulencije su našli znatno veću primenu jer imaju niz prednosti. Koriste se za širok opseg protoka i viskoziteta, jednostavno se instaliraju, nema habanja, zahtevaju mala investiciona ulaganja, nema dodatnih troškova.

Oko helikoidne pregrade smeštene u cev membrane javljaju se tri načina proticanja: 1) tangencijalno proticanje između površine membrane i pregrade i ono predstavlja manji deo ukupnog toka; 2) rotacioni tok koji prati oblik pregrade i on predstavlja glavnu komponentu toka i 3) komponenta povratnog proticanja usled sekundarnog toka u blizini pregrade (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004).

Na slici 1.15. dat je šematski prikaz uklanjanja čestica sekundarnog sloja na površini membrane uz pomoć turbulentnog toka.



Slika 1.15. Šematski prikaz uklanjanja čestica sekundarnog sloja na površini membrane turbulentnim tokom

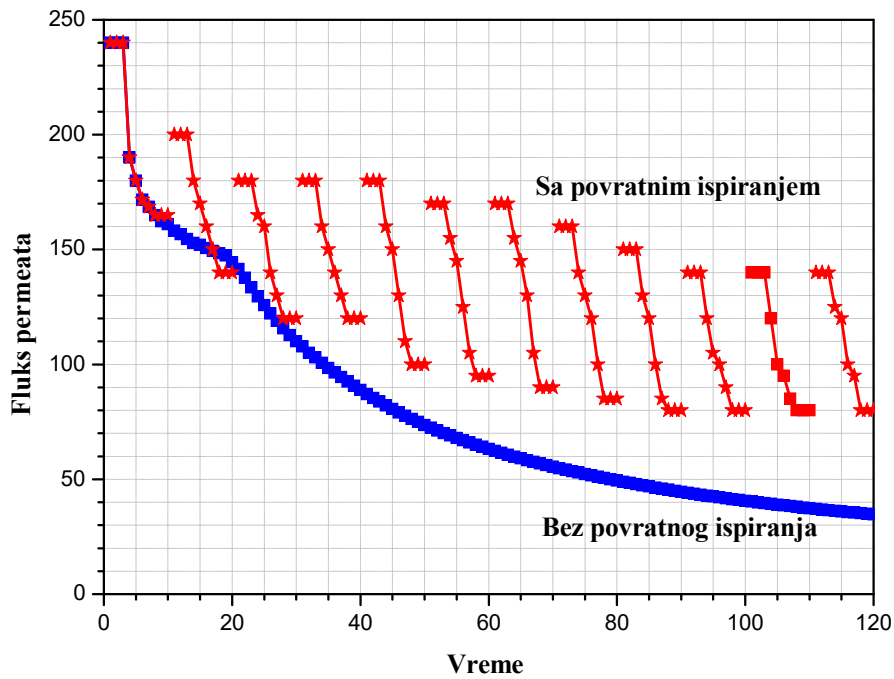
Dobar promotor treba da ne izaziva oštećenje membrane, ne stvara zone mirovanja fluida, da se može lako napraviti i instalirati i da je njegova cena opravdana u poređenju sa povećanom potrošnjom energije usled povećanog pada pritiska duž membrane.

Kenics statički mešač predstavlja jedan od najčešće upotrebljivanih statičkih promotora u industriji. Helikoidni element se pravi od pravougaone pločice uvijanjem po dužini za 180° . Svaki od elemenata je oko svoje glavne ose za 90° rotiran u odnosu na njegove susedne elemente. Helikoidni elementi zbog svog geometrijskog oblika i međusobnog rasporeda dovode do jedinstvene raspodele toka fluida sa istovremenim radijalnim mešanjem. Pri laminarnom proticanju, prvi helikoidni element deli ulazni fluid na dva toka. Svaki sledeći element deli tok na još dva dela, tako da se za n elemenata ulazni tok deli na $2n$ tokova. Upotrebom Kenics statičkog mešača moguće je ostvariti ekonomski prihvatljive vrednosti fluksa permeata pri više od 5 puta manjim unakrsnim brzinama proticanja kroz modul u odnosu na proces bez upotrebe mešača. Povećanje pada pritiska usled prisustva statičkog mešača i velika promena transmembranskog pritiska duž membrane, predstavljaju glavno ograničenje njegove primene u unakrsnoj mikrofiltraciji. Ispitivanja su pokazala da se povećanjem odnosa dužine elementa prema

prečniku mešača mogu dobiti manje vrednosti aksijalnog pada pritiska što dovodi do dodatnog poboljšanja procesa sa aspekta potrošnje energije, uz i dalje ekonomski prihvatljive vrednosti fluksa permeata. Osnovna prednost upotrebe mešača sa većim odnosom dužine elementa prema prečniku mešača je mogućnost izvođenja procesa pri većim unakrsnim brzinama (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004; Vukosavljević, 2006).

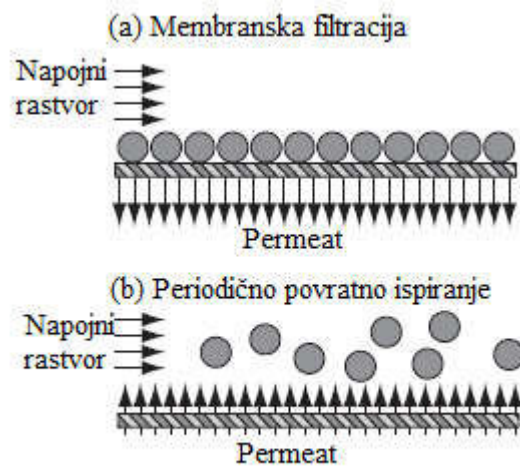
1.10.5. PERIODIČNO POVRATNO ISPIRANJE (BACKWASHING)

Pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji različitih napojnih rastvora, brzina retentata se povećava kako bi se smanjila debljina formirane pogače (taloga). Pad pritiska napojnog rastvora je zbog toga prilično visok, što izaziva smanjenje transmembranskog pritiska i povećanje utroška energije. Izvršiti periodično povratno ispiranje, podići talog sa membrane, je dobro rešenje. Ova tehnika ima niz prednosti. Nema uspostavljanja stacionarnog stanja pri niskim fluksevima, već je fluks stalno u zoni visokih vrednosti. Time je i ukupna sakupljena masa permeata znatno veća. Kratkotrajno ispiranje u određenim vremenskim intervalima komprimovanim vazduhom ili nekim inertnim gasom nije tehnički komplikovano rešenje. Nema velikih utrošaka energije koji ekonomski opterećuju proces. Vreme koje se gubi za povratno ispiranje je vrlo malo u odnosu na povećanje sakupljene količine permeata, čime se ukupno vreme filtracije znatno skraćuje. Zavisnost opadanja fluksa permeata od vremena podeljena je u tri perioda: 1) početni period koji se karakteriše naglim opadanjem fluksa permeata, 2) period daljeg opadanja fluksa, ali manje nego u prvoj fazi i 3) period karakterističan po vrlo malom opadanju fluksa permeata. Zato je povratno ispiranje (*backwashing*) praktično najbolje obaviti u određenim vremenskim intervalima na kraju prvog ili u toku drugog perioda. Na slici 1.16. je prikazan primer zavisnosti fluksa permeata od vremena i primenjenog periodičnog povratnog ispiranja. Fluks permeata, pri upotrebi periodičnog povratnog ispiranja svakih 10 minuta je stalno u visokoj zoni. Pri tome se stacionarno stanje nikad ne uspostavlja (Vukosavljević, 2006; Vladisavljević i sar., 2013).



Slika 1.16. Zavisnost fluksa permeata od vremena, (min), sa i bez povratnog ispiranja

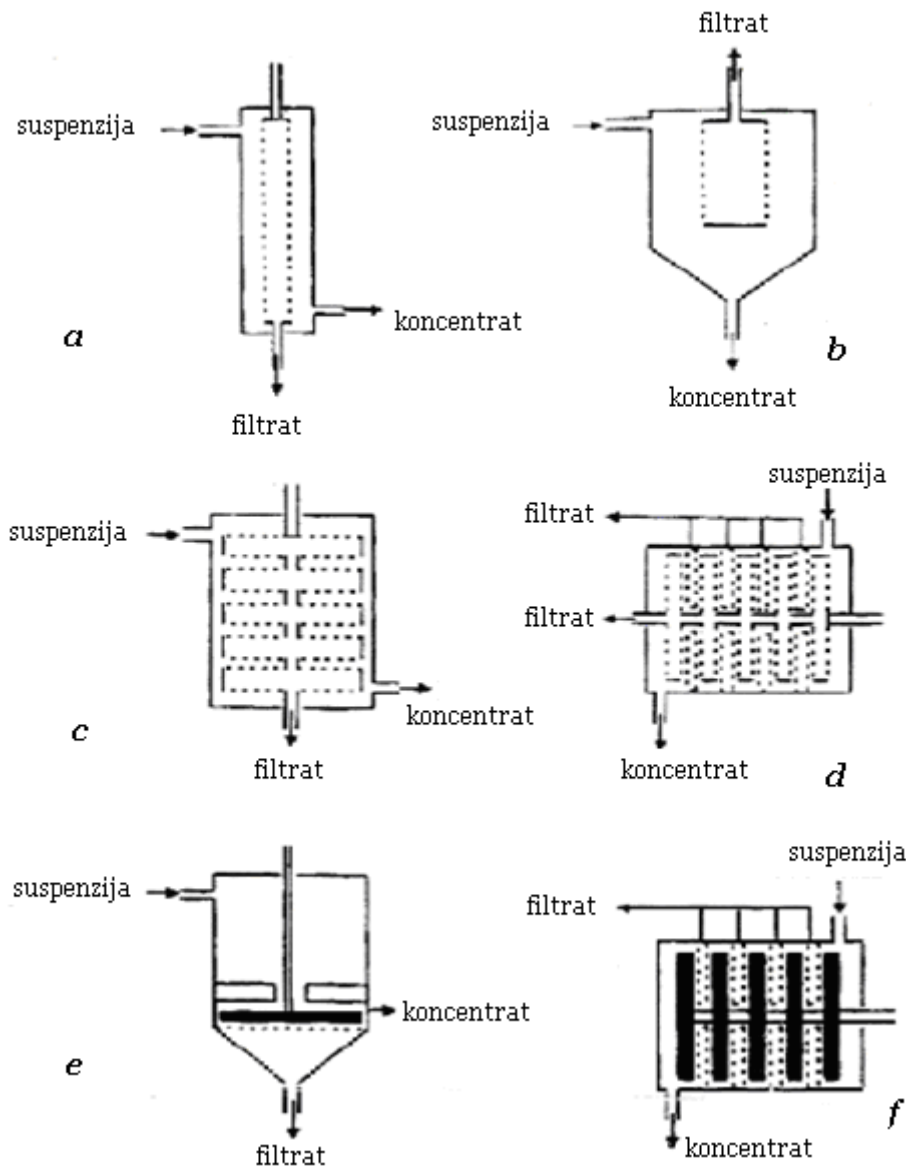
.Na slici 1.17. je šematski prikaz membranske filtracije sa i bez periodičnog povratnog ispiranja.



Slika 1.17. Šematski prikaz membranske filtracije bez (a) i sa periodičnim povratnim ispiranjem (b)

1.10.6. ROTACIONE MEMBRANE – DINAMIČKA FILTRACIJA

Veliko povećanje napona smicanja može se razviti na površini membrane rotirajući površinu velikom brzinom, pre nego što se dovede napojni rastvor preko površine. Ovo je postignuto u pokretnim membranskim filterima koji imaju rotirajući disk ili kružni element. Porast pritiska može se ostvariti na tri načina. Postiže se uz pomoć različitih tipova pokretnih mehaničkih membrana, prikazanih na slici 1.18.

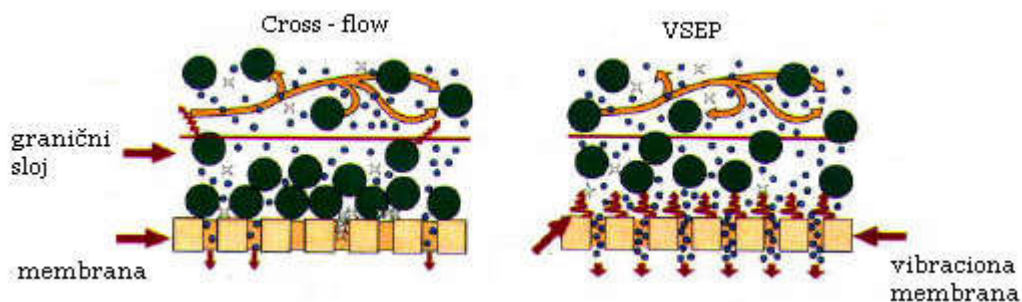


Slika 1.18. Tipovi dinamičkih rotacionih filtera

Efekat zavisi od oblika i brzine rotacionih elemenata (slika 1.18.(a) i 1.18.(b)), rotiranja diska filtera (slika 1.18.(c) i 1.18.(d)) ili rotiranja turbine rotora, koji je postavljen blizu nepokretnih filtracionih diskova (slika 1.18.(e) i 1.18.(f)). Na slici 1.18.(a) prikazan je filter sa rotirajućom cilindričnom membranom u nepokretnom kućištu. Napojni rastvor protiče na gore ili na dole kroz anularni prostor između zida membrane koja rotira i zida kućišta. Filtrat se sakuplja unutar cevi membrane. Sličan primer je prikazan na slici 1.18.(b), pri čemu je kod ovog filtera prostor za napojni rastvor mnogo veći. Na slici 1.18.(c) je filter sa poroznim rotirajućim diskovima na kojima su sa obe strane postavljene membrane. Na slikama 1.18.(e) i 1.18.(f) su prikazani filteri sa nepokretnim membranama, ali sa pokretnim pločama koje rotiraju na malom rastojanju od površine membrane i kojima se postiže praktično isti efekat kao rotiranjem same membrane. Na slici 1.18.(e) prikazan je modul sa jednom ravnom membranom iznad koje na malom rastojanju rotira disk pričvršćen za pokretnu osovinu. Iznad rotirajućeg diska se nalaze odbojnici koji sprečavaju formiranje centralnog vrtloga (Vukosavljević, 2006).

1.10.7. VIBRACIONE MEMBRANE

U literaturi se tehnika podizanja sekundarnog dinamičkog sloja primenom vibracione membrane sreće pod nazivom *VSEP* (*Vibratory Shear Enhanced Processing*). Na slici 1.19. su prikazane standardna unakrsna (*cross-flow*) tehnika i tehnika uklanjanja sekundarnog sloja pomoću vibracija membrane (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).



Slika 1.19. Šematski prikaz unakrsne (*cross-flow*) tehnike i VSEP tehnike

1.10.8. ULTRAZVUK

Prolaz ultrazvučnih talasa kroz rastvor može izazvati mnoštvo fenomena, uključujući stvaranje mehurova vodene pare usled lokalnog isparavanja, raspršivanje čestica, smanjivanje viskoziteta, promenu osobina na površini čestica. Snaga ultrazvuka je okarakterisana njenom sposobnošću da prenosi mehaničku energiju na male mehaničke pokrete. Viskozitet je limitirajući faktor kod korišćenja ultrazvuka. Delovanje viskoznihih sila je toliko jako da nikakvo povećanje fluksa nije pronađeno kada je viskozitet tečnosti visok (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).

1.10.9. PRIMENA PODPRITISKA (VAKUUMA) SA STRANE PERMEATA

Ostvarivanje podpritiska sa spoljne strane membrane je vrlo važno za tehničku konstrukciju industrijskih uređaja. Za očekivati je da on ima isti efekat kao i nadpritisk unutar membrane (razlika pritisaka). U industrijskim uređajima da bi došlo do oticanja permeata, postizanje vakuuma sa spoljne strane membrane je neophodno. S druge strane treba ispitati da li taj podpritisk ima uticaj na zbivanja u sekundarnom sloju na membrani (Cui i Muralidhara, 2010; Vukosavljević, 2006).

1.10.10. ČIŠĆENJE MEMBRANA

“Isprljane” membrane se obično regenerišu tj. čiste primenom CIP sistema za pranje (centralno ispiranje i pranje bez demontaže membrana). CIP sistem uključuje znatno kraće vreme i lakše čišćenje, nego COP procedura pranja (čišćenje membrana van uređaja). U slučaju čišćenja membrana van uređaja mogu se primeniti i termički režimi čišćenja. Mnogi proizvođači membrana će preporučiti CIP protokole za njihove membrane uz primenu nekih hemikalija. Neke druge tehnike pranja mogu uključiti i periodičan povratni tok pranja. Izbor rastvora za čišćenje nije samo određen vrstom “prljavštine”, već i kompatibilnosti membrane sa hemikalijama i temperaturom čišćenja rastvora. Ponekad pri čišćenju dolazi do bubrenja membrane tokom kontakta sa rastvorom za čišćenje. S druge strane, neorganske Carbosep membrane su jako otporne pa se mogu sterilisati na visokim temperaturama, otporne su prema organskim rastvaračima,

oksidacionim sredstvima i abrazivnim materijalima, izdržavaju visoke pritiske (do 15 bara) i ekstremne pH vrednosti (Vukosavljević, 2006; Urošević i sar., 2017).

1.10.11. PRIMENA ENZIMA ZA DEPEKTINIZACIJU I ENZIMA ZA MIKROFILTRACIJU I ULTRAFILTRACIJU

Enzimi za depektinizaciju imaju veliku praktičnu upotrebu u proizvodnji sokova. Prema svim podacima oni su za sada nezamenjivi u industriji sokova i praktično se uvek primenjuju pre ili posle ceđenja, ali obavezno pre mikrofiltracije i ultrafiltracije. Firme za proizvodnju enzimskih preparata kao što su: NovoNordisk - Danska, DSM - Francuska, Cerry Bioscience - Irska, su razvile enzimske preparate za poboljšanje mikrofiltracije i ultrafiltracije. Ovi enzimski kompleksi sadrže enzime kao što su: celulaza, hemicelulaza, proteaza, ramnogalakturonaza i druge (Cui i Muralidhara, 2010).

1.11. ULTRAFILTRACIJA (UF)

Ultrafiltracija sa aspekta pogonskih sila, spada u grupu membranskih procesa koje karakteriše osobina – separacija pojedinih komponenti tečne faze pod dejstvom razlike pritiska kao pogonske sile. Membrane za ultrafiltraciju se koriste za uklanjanje čestica sitnijih od 100 nm.

Koriste se mikroporozne membrane, pa se transport rastvarača obavlja kroz pore membrane hidrauličkim tokom, dok se molekuli rastvorka i suspendovane čestice zadržavaju na površini membrane delovanjem efekta sita, jer su pore membrane suviše uske da bi ih propustile.

Prva sintetička ultrafiltraciona membrana je napravljena od nitro celuloze, od strane Bechhold-a. On prvi upotrebljava termin „ultrafilter“ i pripremao je različite koloidne membrane, različitih veličina pora. Ostali važni istraživači su Zsigmondy i Bachmann, Ferry i Elford. Sredinom 1920-tih godina ultrafiltracione i mikrofiltracione membrane od nitro-celuloze postaju komercijalno dostupne za laboratorijsku upotrebu. Ove membrane su korišćene u velikoj meri za laboratorijska ispitivanja, i nisu imale industrijsku primenu sve to 1960-tih godina. Veliki preokret je razvoj anizotropne membrane od acetata celuloze, od strane Loeb i Sourirajan-a 1963. godine. Njihov cilj

bio je da proizvedu membranu za reversnu osmozu koja će obezbediti veliki fluks, ali su drugi istraživači realizovali opštu primenu tehnike. Michaels i njegovi saradnici su napravili ultrafiltracionu membranu od acetata celuloze i mnogih drugih polimera, uključujući i kopolimere poliakrilnitrila, aromatičnih poliamida, polisulfon i polivinildifluorid. Ovi materijali i dalje imaju široku primenu u proizvodnji ultrafiltracionih membrana.

1969-te godine, Abcor (sada deo Koch industrije) je instalirao prvi komercijalni uređaj za ultrafiltraciju sa cevastim membranskim modulima. Ubrzo nakon toga se razvijaju mnogi slični sistemi. 1970-tih instaliran je prvi ultrafiltracioni sistem u mlekarskoj industriji (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004).

Ovi rani sistemi su uglavnom sadržali pločaste ili cevaste module, koji su relativno skupi, ali su jeftiniji i ekonomičniji sistemi postepeno predstavljani. Prve module sa šupljim vlaknima je prodavao Romicon 1973-će godine, a moduli sa spiralno uvijenim membranama, koje je Abcor prilagodio za primenu u ultrafiltraciji, komercijalizuju se 1979.-1980. (Baker, 2004; Cheryan, 1998).

1.11.1. KARAKTERISTIKE MEMBRANA ZA ULTRAFILTRACIJU

Membrane za ultrafiltraciju su obično anizotropne strukture. Imaju fin porozni površinski sloj ili omotač koji se nalazi na nosaču od mikroporoznog substrata, koji im daje mehaničku čvrstoću. Granica propustljivosti UF membrana je karakteristika koja je usko povezana sa molekulskom masom molekula. Postoji još nekoliko drugih faktora, koji imaju uticaj na permeaciju kroz ove membrane, npr. oblik molekula (linearni i globularni oblik), pri čemu linearni molekuli prolaze kroz membranu, dok globularni molekuli iste molekulske mase mogu biti zadržani na površini membrane za ultrafiltraciju (Baker, 2004).

pH napojnog rastvora je takođe jedan faktor koji utiče na permeaciju. U zavisnosti od pH moguće su promene u konfiguraciji molekula (Baker, 2004).

1.11.2. KONCENTRACIONA POLARIZACIJA I PRILJANJE MEMBRANA PRI ULTRAFILTRACIJI

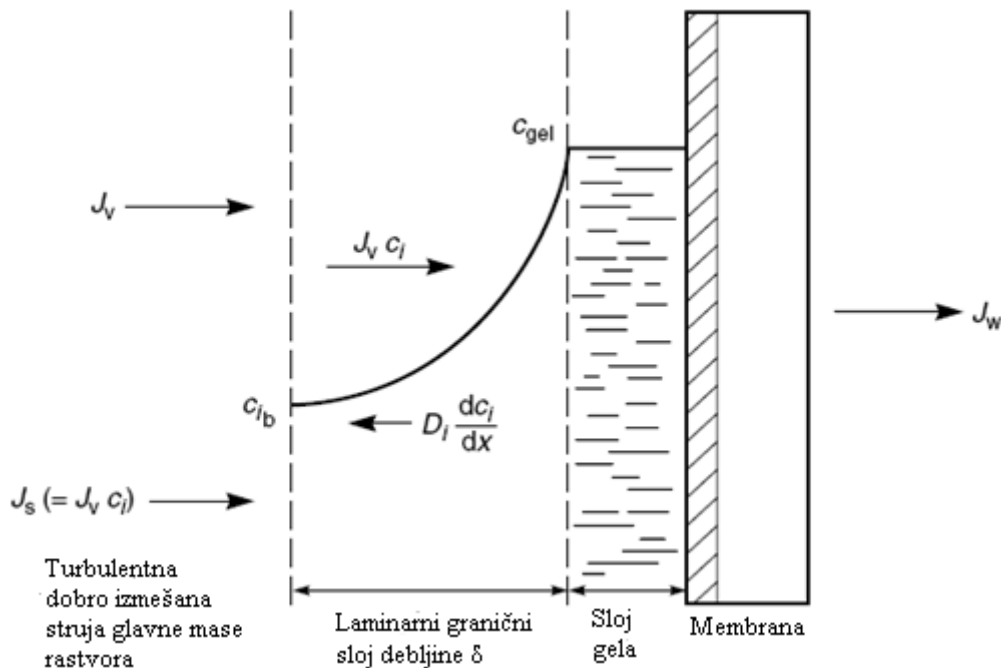
Za proces ultrafiltracije koriste se mikroporozne membrane, pa se transport rastvarača obavlja kroz pore membrane hidrauličkim tokom, dok se molekuli rastvorka i suspendovane čestice zadržavaju na površini membrane delovanjem efekta sita, jer su pore membrane suviše uske da bi ih propustile. Međutim u stvarnosti proces nije tako jednostavan. Jedan od glavnih problema pri izvođenju ultrafiltracije je opadanje fluksa permeata tokom izvođenja procesa. Do opadanja fluksa permeata dolazi zbog nekoliko fenomena koji se dešavaju u ili na membrani, fenomen koncentracione polarizacije i fenomen "prljanja" membrane.

Fluks destilovane vode kroz ultrafiltracionu membranu je obično mnogo veliki, veći od $1 \text{ cm}^3/\text{cm}^2\text{min}$. Kada se ove membrane koriste za odvajanje makromolekularnih ili koloidnih rastvora, fluks brzo opada. To opadanje fluksa je uzrokovano stvaranjem sloja gela od molekula zadržanih na površini membrane. Ovaj sloj prouzrokuje dodatni (sekundarni) otpor pri prolasku rastvora kroz membranu (Baker, 2004; Cheryan, 1998).

Pad fluksa je najpre određen sastavom napojnog rastvora i hidrodinamikom fluida. Na površini membrane nastaje sekundarni hidrodinamički sloj kod koga može doći do međusobne interakcije između molekula i oblikovanja sloja gela. Ovakvo prljanje membrane je teško kontrolisati. Tehnike sprečavanja stvaranja sekundarnog hidrodinamičkog sloja su redovno čišćenje membrana, periodično povratno ispiranje (*backwashing*) ili upotreba membrana koje imaju takvu površinu koja adheziju svodi na minimum. Primena nižih pritisaka prilikom filtracije odlaže obrazovanje sloja gela. Sve tehnike koje se koriste za smanjenje koncentracione polarizacije su već opisane u delu 1.10. gde su opisane tehnike za povećanje fluksa.

Ultrafiltracione membrane sa velikom granicom separacije prema molekulskoj masi imaju i veće flukseve, pa su one više izložene unutrašnjem prljanju. Kod membrana sa nižom granicom separacije prema molekulskoj masi to nije slučaj. Tokom ultrafiltracije se rastvarač i makromolekularne ili koloidne čestice zadržavaju na površini membrane. Njihova difuzija nazad u glavnu masu rastvora je relativno mala. Zbog toga je njihova koncentracija na površini membrane 20–50 puta viša nego u napojnom

rastvoru. Kada njihova koncentracija postane velika, moguće ja da dođe do međusobne interakcije i stvaranja sekundarnog hidrodinamičkog sloja (slika 1.20.) (Baker, 2004).



Slika 1.20. Šematski prikaz stvaranja sloja gela na površini membrane

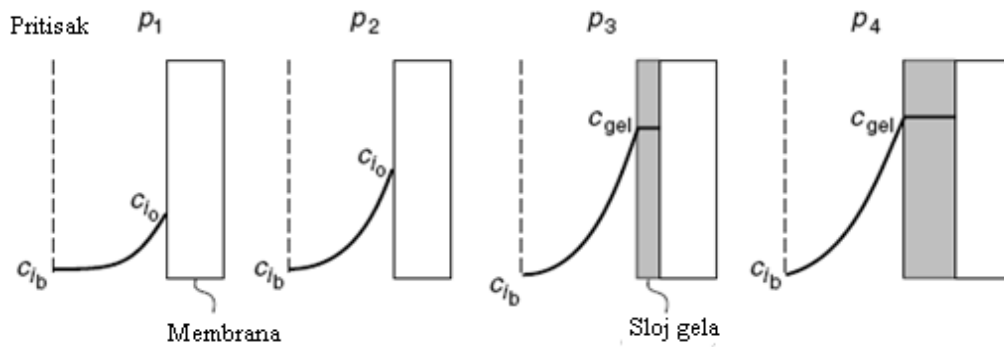
Formiranje sloja gela na površini membrane se lako može opisati matematički. Ako je J_v zapreminski konvektivni fluks ka površini membrane, a c_i koncentracija rastvora, a D_i koeficijent difuzije makromolekula u graničnom sloju, onda važi da je:

$$J_v \cdot c_i = D_i \frac{dc_i}{dx} \quad (1.21.)$$

Kada se obrazuje sloj gela, koncentracije rastvora na obe površine graničnog sloja ostaju nepromenjene. Na jednoj površini je to koncentracija napojnog rastvora c_{ib} , a na drugoj je to koncentracija pri kojoj se obrazuje nerastvorljiv gel c_{gel} . Sledi da je:

$$\frac{c_{gel}}{c_{ib}} = \exp\left(\frac{J_v \cdot \delta}{D_i}\right) \quad (1.22.)$$

Na niskim pritiscima (p_1) fluks J_v je nizak, pa je uticaj koncentracione polarizacije mali i gel se ne stvara na površini membrane. Sa porastom pritiska (p_2), fluks se takođe povećava, uzrokuje i porast koncentracione polarizacije i porast koncentracije materija koje se zadržavaju na površini membrane. Ako pritisak i dalje raste (p_3), dolazi do stvaranja sekundarnog graničnog sloja (slika 1.21.).

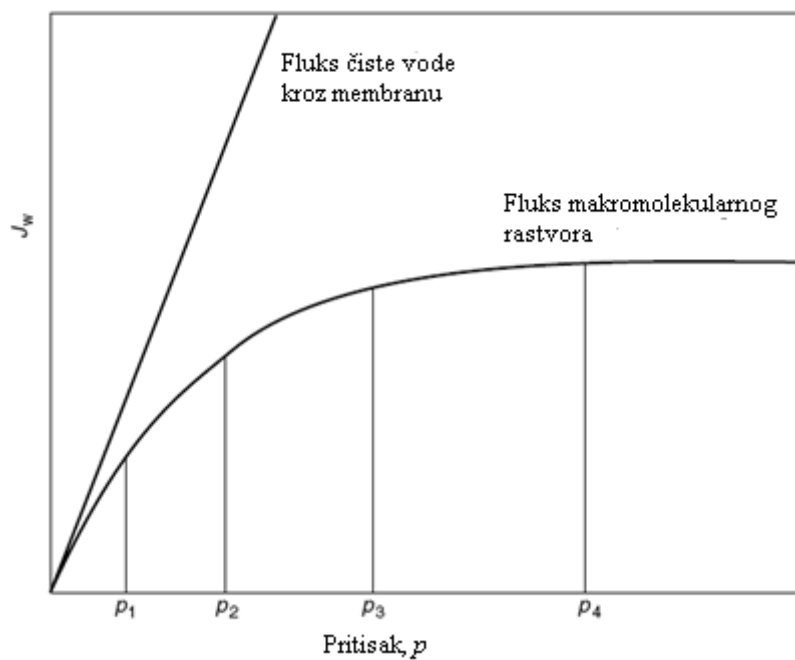


Slika 1.21. Šematski prikaz uticaja pritiska na stvaranje sloja gela

Tada se uspostavlja granični fluks kroz membranu (J_{max}). Dalji porast pritiska povećava debljinu sloja gela, ali ne i fluks.

$$J_{max} = -\frac{D}{\delta} (\ln c_{ib} - \ln c_{gel}) \quad (1.23.)$$

Na slici 1.22. dat je grafik zavisnosti fluksa kroz membranu od primenjenog pritiska.



Slika 1.22. Grafik zavisnosti fluksa kroz membranu od primenjenog pritiska

1.11.3. ČIŠĆENJE MEMBRANA ZA ULTRAFILTRACIJU

Koristi se nekoliko metoda uklanjanja gustog sloja gela, koji je glavni problem pri obavljanju procesa ultrafiltracije. Najlakši metod je cirkulacija odgovarajućeg rastvora za

čišćenje kroz module membrane 1–2 h. Organski polimerni koloidi i želatinozne materije je najbolje tretirati sa alkalnim rastvorom, a zatim i sa toplim rastvorom deterdženta. Enzimska sredstva za pranje su izuzetno efektivna kada je sloj gela proteinski. Redovno čišćenje je neophodno za sve ultrafiltracione membrane. Vreme čišćenja može se menjati u zavisnosti od primene ultrafiltracije. Standardni ciklus čišćenja sastoji se iz:

- 1) ispiranja sistema nekoliko puta vrućom vodom sa što većom brzinom proticanja kroz module;
- 2) tretiranja sistema sa odgovarajućom kiselinom ili bazom, u zavisnosti od prirode sekundarnog sloja;
- 3) tretiranja (ispiranje) sa toplim rastvorom sredstva za pranje;
- 4) ispiranja sistema sa vodom kako bi se uklonilo zaostalo sredstvo za pranje, a zatim se meri fluks destilovane vode kroz membranske module pri standardnim uslovima. Ukoliko su vrednosti fluksa manje od očekivanih, ponavljaju se koraci 1, 2 i 3.

Ukoliko hemijsko čišćenje ne održava potreban fluks, može se primeniti i mehaničko čišćenje membrana.

Povratno ispiranje je još jedan efektivan metod čišćenja membrana koji je već opisan. Ovaj metod se koristi za čišćenje kapilarnih i keramičkih membranskih modula koji mogu da izdrže protok rastvora u suprotnom smeru, a da se membrana pri tome ne ošteti. Povratno ispiranje se ne upotrebljava kod spiralno namotanih modula jer se ove membrane lako oštećuju. Pri povratnom ispiranju se primenjuje mali nadpritisk sa strane membrane gde se sakuplja permeat, pri čemu rasvor struji ka napojnom rastvoru kroz membranu. Povratno ispiranje se mora izvoditi oprezno kako bi se izbeglo oštećenje membrana. Vrednost primenjenog pritiska ide od 0,3 do 1 bar (Baker, 2004).

1.11.4. PRIMENA ULTRAFILTRACIJE

Sistemi za ultrafiltraciju su mnogo manji od sistema sa reversnom osmozom. Ultrafiltracija ima široku primenu u prehrambenoj industriji, u proizvodnji sira, bistrenju voćnih sokova (posebno sok od jabuke, ali i sok od breskve, narandže, maline itd.), za proizvodnju emulzija; zatim za prečišćavanje vode za potrebe industrije, u biotehnologiji, hemijskoj industriji itd. (Baker, 2004).

U proizvodnju soka od jabuke, kruške, pomorandže i grožđa je obavezno uključen proces ultrafiltracije. U tradicionalnom procesu proizvodnje, gruba filtracija se sprovodi odmah nakon drobljenja voća. Dodaje se pektolitički enzim, pektinaza, kako bi se izvršila hidroliza pektina, koji smanjuje viskozitet soka, pre nego prođe kroz brojna dekantiranja i filtraciju. Nakon svega se dobija bistri sok, pri čemu je randman oko 90%. Ako se finalna filtracija zameni ultrafiltracijom, može se dobiti proizvod veoma dobrog kvaliteta, a randman se može povećati i do 97%. Uglavnom se koriste membrane sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 10 do 50 kDa, koje se pakuju kao cevasti moduli ili moduli sa šupljim vlaknima. Detaljnija primena ultrafiltracije u proizvodnji voćnih sokova će kasnije biti opisana (Baker, 2004).

1.12. MIKROFILTRACIJA (MF)

Mikrofiltracija sa aspekta pogonskih sila, spada u istu grupu membranskih procesa kao i ultrafiltracija, koje karakteriše zajednička osobina – separacija pojedinih komponenti tečne faze pod dejstvom razlike pritiska kao pogonske sile. Osnovne razlike između ova dva procesa su u veličini čestica koje se zadržavaju na granici tečna faza–membrana, kao i u pogledu radnih pritiska i flukseva. Membrane za mikrofiltraciju se koriste da bi uklonile čestice veličine od 0,1 – 10 µm suspendovane u rastvoru.

Mikrofiltracija u odnosu na veličinu čestica koje uklanja iz rastvora spada u grupu filtracionih procesa između ultrafiltracije i filtracije konvencionalnim filterima. MF ima najveću primenu za uklanjanje mikroorganizama iz vode za piće.

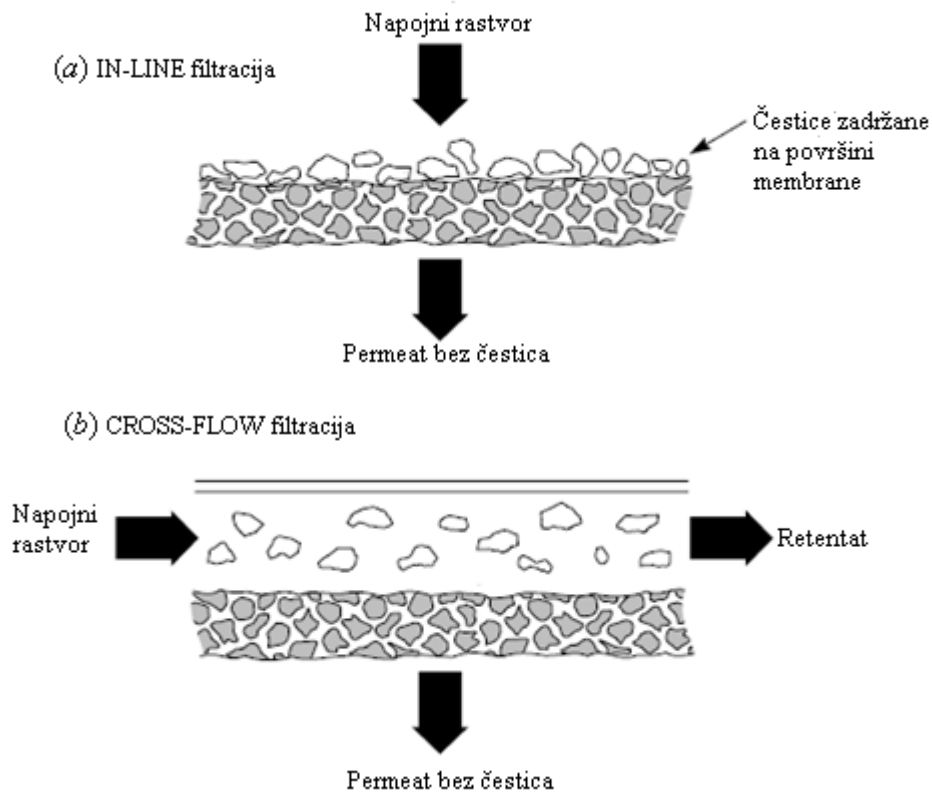
Kao i kod ultrafiltracije, savremenije mikrofiltracione membrane su se razvile iz početnih nitroceluloznih membrana od 1920–tih i 1930–tih godina. 1926–te godine kompanija GmbH komercijalizuje proizvodnju prvih nitroceluloznih mikrofiltracionih membrana. Tržište je bilo veoma malo, ali već 1940–tih godina i druge kompanije (Sartorius, Schleicher, Schuell) su počele da proizvode iste te mikrofiltere. Prvu veću primenu mikrofiltracione membrane su našle u uklanjanju kultura mikroorganizama iz vode za piće. Ispitivanje je obavljeno u Nemačkoj tokom II svetskog rata, kao brzi postupak prečišćavanja i obezbeđivanja vode za piće (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004).

Mueller je sa saradnicima na Univerzitetu u Hamburgu ispitivao metod u kome je litar vode propustio kroz Sartorius mikrofiltracionu membranu. Sve bakterije su se zadržale na filteru, i membrana je onda smeštena na hranljivu podlogu u obliku gela na 24 h. Hranljive materije su difundovale do zadržanih bakterija na površini membrane, koje su rasle u kolonije dovoljno velike da se mogu videti pod mikroskopom. Nakon rata nije bilo američkih snabdevača ovih membrana, pa je 1947. godine Američka vojska sponzorirala program Goetz CalTech, kako bi iskopirali Sartorius tehnologiju. Membrane koje su se razvile u ovom programu, napravljene su od mešavine acetata celuloze i nitroceluloze i oblikovane su kontrolisanim taloženjem sa vodom u obliku pare. Ova tehnologija je prenesena Lowell Chemical kompaniji, koja 1954-te postaje Millipore korporacija, i proizvodi Goetz komercijalne membrane. Narednih 40 godina Millipore postaje najveća mikrofiltraciona kompanija. Membrane su napravljene od brojnih neceluloznih materijala, uključujući polivinildifluorid, poliamide, politetrafluoroetilen.

Sredinom 60-tih godina mikrofiltracione membrane su korišćene u laboratorijama ili u veoma malom obimu u industriji. Već 70-tih godina primena se dosta raširila u industriji, kao što je biološka i farmaceutska proizvodnja, gde mikrofiltracija postaje veoma važna. 80-tih godina mikrofiltracija postaje i važan deo u elektronskoj industriji (Baker, 2004; Cheryan 1998).

1.12.1. OSNOVNE KARAKTERISTIKE PROCESA

Najširu upotrebu u proizvodnji imaju dva sistema za mikrofiltraciju (1) DEAD – END sistem ili IN – LINE sistem i (2) UNAKRSNA (*cross-flow*) filtracija, gde se fluidni tok kreće kroz membranu pod uticajem razlike pritiska (slika 1.23.).



Slika 1.23. Šematski prikaz (a) statičke (in – line) filtracije i (b) dinamičke (unakrsne) filtracije

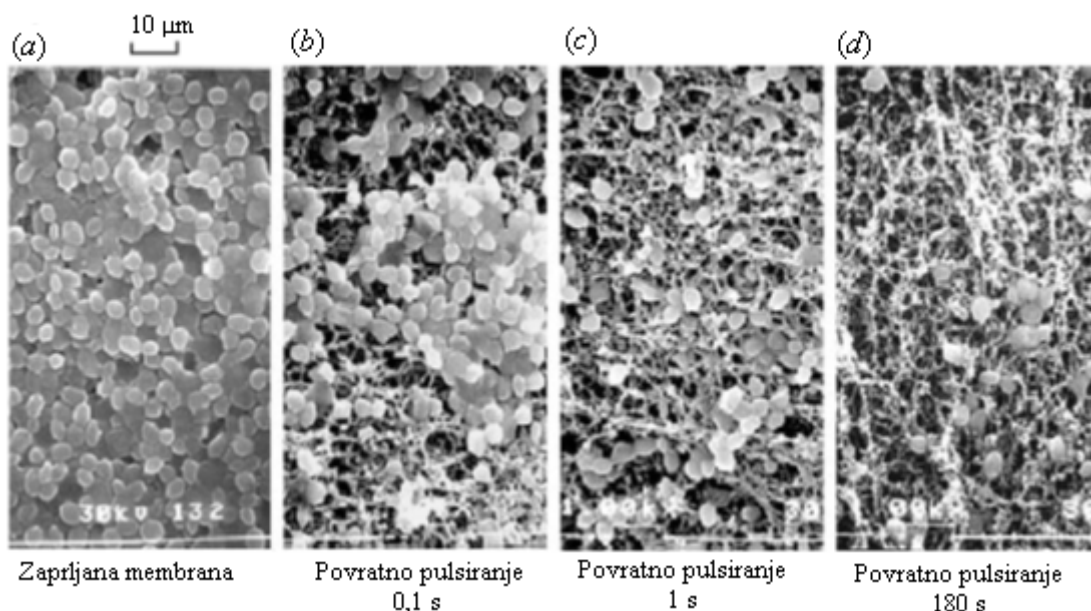
Čestice se akumuliraju na površini membrane ili unutar membrana. Kod unakrsnog sistema, napojni rastvor cirkuliše preko površine membrane, pri čemu stvara dve struje, čist permeat, koji ne sadrži suspendovane čestice koje se nalaze u napojnom rastvoru, i koncentrovani retentat u kome se nalaze sve čestice. Uređaj potreban za unakrsnu filtraciju je nešto složeniji, ali je vek trajanja membrana duži, nego kod dead – end sistema filtracije.

Poslednjih nekoliko godina pojavio se i treći sistem mikrofiltracije, koji se zove SEMI – DEAD – END filtracija. U ovom sistemu membranska jedinica radi kao dead – end filter pod pritiskom potrebnim za održavanje toka preko filtera, postižući maksimalan učinak. Kada se dođe do te tačke, filter počinje da radi kao u unakrsnom sistemu, dok se istovremeno vazduh povratno propušta od permeata ka napojnom rastvoru. Nakon kratkog vremena povratnog ispiranja u unakrsnom načinu rada, kada se ukloni talog materijala sa membrane, sistem se ponovo vraća na dead – end filtraciju. Ovaj sistem je

naročito pogodan za mikrofiltracione jedinice koje se upotrebljavaju kao finalni filteri za bakterije i viruse u pripremi vode (Baker, 2004).

1.12.2. PRLJANJE MEMBRANA ZA MIKROFILTRACIJU

Pored unakrsnog sistema u velikoj meri se koristi povratno ispiranje i povratno pulsiranje, kao veoma pogodne metode za kontrolu prljanja membrana. Kod mikrofiltracije se mogu koristiti nekoliko tipa povratnog ispiranja. Ako se rastvor propušta reversno na nekoliko sekundi na nekoliko minuta, to se zove povratno pulsiranje. Ako se rastvor propušta reversno 1 – 2 minuta svakih 1 ili 2 sata, onda je u pitanju povratno ispiranje.



Slika 1.24. Uticaj povratnog pulsiranja na uklanjanje materijala sa površine membrane za mikrofiltraciju (Baker, 2004).

Slika 1.24.(a) pokazuje sem površine membrane nakon 2 sata rada sa rastvorom kvasca. Površina membrane je kompletno pokrivena ćelijama kvasca. Slike 1.24.(b), 1.24.(c) i 1.24.(d) pokazuju efekat povratnog pulsiranja različitog vremena trajanja. Povratno pulsiranje u trajanju od 0,1 sekunde uklanja oko polovine ćelija kvasaca. Ako se povratno pulsiranje obavlja u trajanju od 1 sekunde, uklanja se 90% ćelija kvasaca i za 180 sekundi se uklanja gotovo celokupna količina ćelija (Baker, 2004).

Mikrofiltracioni unakrsni sistem obično radi na konstantnom transmembranskom pritisku. Međutim, kod ovih membrana fluks brže opada nego kod ultrafiltracije. Brz pad fluksa otežava kontrolu rada sistema. Iz tog razloga mikrofiltracioni sistemi rade na konstantnom fluksu, dok se transmembranski pritisak polako povećava kako bi se zadržao tok rastvora, dok se membrana prlja. Najčešće je pritisak napojnog rastvora konstantan, viša vrednost pritiska, a pritisak permeata se podešava na vrednost odmah ispod pritiska napojnog rastvora. Tokom procesa permeabilnost membrane polako opada zbog njenog prljanja. Ovaj pad permeabilnosti se nadoknađuje snižavanjem pritiska permeata, a time porastom pritiska kao pogonske sile. Kada pritisak permeata dostigne prethodno utvrđenu vrednost, prekida se rad i moduo se čisti ili povratno ispira, kako bi se povratila permeabilnost membrane (Cui i Muralidhara, 2010; Baker, 2004; Vukosavljević, 2006).

Tabela 1.4. prikazuje prednosti i mane in – line sistema i unakrsnog (*cross-flow*) sistema za mikrofiltraciju.

Tabela 1.4. Upoređivanje prednosti i mana in – line sistema i unakrsnog (*cross-flow*) sistema za mikrofiltraciju

IN – LINE mikrofiltracija	CROSS – FLOW mikrofiltracija
<i>Niski glavni troškovi</i>	<i>Visoki glavni troškovi</i>
<i>Visoki troškovi rada</i> membrane se moraju menjati posle svake upotrebe i uklanjanje može biti problem	<i>Umereni troškovi rada</i> membrane imaju produženi vek trajanja ako se redovno čiste
<i>Sistem rada jednostavan</i> nema delova koji se pomeraju	<i>Sistem rada je kompleksan (složen)</i> filteri zahtevaju redovno čišćenje
<i>Najpogodnija za razblažene rastvore, nizak sadržaj čestica</i> troškovi zamene membrana rastu sa koncentracijom čestica u napojnom rastvoru	<i>Najpogodnija za rastvore sa velikim sadržajem čestica</i> troškovi su relativno zavisni od koncentracije čestica u rastvoru
<i>Primena</i> sterilna filtracija, bistenje/sterilizacija piva ili vina	<i>Primena</i> Kontinualno recirkuliranje kultura/ćelija, filtracija vode bogate uljem

1.12.3. PRIMENA MIKROFILTRACIJE

Mikrofiltraciono tržište se značajno razlikuje od drugih membranskih separacionih procesa, gde se vek trajanja membrane meri u satima. Veliku primenu mikrofiltracija ima u farmaceutskoj industriji i u mikroelektronskoj industriji. Upotrebom mikrofiltracije moguće je vršiti hladnu sterilizaciju piva, što se izvodilo na komercijalnom uređaju (1963. god), ali taj proces nije generalno prihvaćen tada. Kod sterilizacije piva i vina glavni cilj jeste uklanjanje ćelija kvasaca, koje su veoma velike, pa proizvod postaje čist i bistar. Takođe treba ukloniti i bakterije. U industriji primenom 1 μm filtera, mogu se ukloniti gotovo sve ćelije kvasca, isto tako se i bakterije u pivu i vinu redukuju za 10^6 . Mikrofiltracija se od 1990. god primenjuje i u pripremi vode za piće (Baker, 2004). Svoju široku primenu mikrofiltracija ima i u proizvodnji voćnih sokova, što je predmet istraživanja ove doktorske disertacije.

U tabeli 1.5. su date približne vrednosti zapremine fluida koja može da se profiltrira sa mikrofiltracionom membranom efektivne površine 1 m^2 i veličine pora 5 μm pre prljanja.

Tabela 1.5. Zapremine fluida koja može da se profiltrira sa mikrofiltracionom membranom efektivne površine 1 m^2 i veličine pora 5 μm pre prljanja

Rastvor	Filtrirana zapremina (m^3/m^2)
Voda iz dubokih bunara	1000
Rastvarači	500
Voda iz česme	200
Vino	50
Farmaceutski preparati za ampule	50
20 mas.% rastvor glukoze	20
Rastvor vitamina	10
Ulje kikirikija	5
Koncentrat voćnog soka	2
Serum (7 % proteina)	0,6

2. MIKROFILTRACIJA I ULTRAFILTRACIJA U PROIZVODNJI VOĆNIH SOKOVA

Membrane se koriste i za bistrenje i za koncentrisanje voćnih sokova. Bistrenje voćnih sokova, najčešće od jabuke, je relativno jednostavan membranski proces. Koriste se i keramičke i polimerne membrane, mada su polimerne membrane popularnije. Dizajn membranskih modula i uređaja za filtraciju zavisi od proizvođača, ali opšte karakteristike su slične.

Kod polimernih membrana, povezano je nekoliko modula u serije, a nekoliko serija se paralelno povezuje. Broj modula u serijama zavisi od pada pritiska i od maksimalnog operativnog pritiska membrane, što je obično u intervalu od 6 do 7 bar. Unakrsni tok (cross – flow) ima obično protok od 18 do 24 l/min po membranskoj cevi.

Sistemi sa keramičkim membranama teže da sadrže samo dva modula u seriji i rade na nižim pritiscima, ali pri većim unakrsnim brzinama napojnog rastvora. Rad membranske jedinice direktno zavisi od procesa proizvodnje soka, kao i od vrste soka (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017).

Na slici 2.1. je prikazan dizajn membranskog modula za membransku filtraciju voćnih sokova proizvođača Koch membrane systems.



Slika 2.1. Membrana i kućište membrane za filtraciju voćnih sokova (Koch membrane systems)

2.1. SASTAV VOĆNIH SOKOVA

Da bi se razumela i objasnila primena membrana za proizvodnju voćnih sokova, neophodno je znati sastav sokova. Sastav voćnog soka prvenstveno zavisi od vrste voća, ali i od različitih karakteristika, kao što su zrelost voća, klimatskih i agrotehničkih uslova gajenja voća. Različiti tipovi uređaja i opreme se koriste za ekstrakciju soka iz voća. Za jabuke i meko voće koriste se mlinovi i prese, dok se za citrusno voće koriste ekstraktori. Sok koji se izdvoji je tečnost u kojoj se nalaze čestice. Čestice se sastoje od delova ćelijskog zida. Sastav soka je veoma sličan sastavu voća, osim što u soku nema mesa i kože voća.

Mnogi sokovi sadrže između 75 i 90% vode, 9 do 25% šećera, 1 do 5% organskih kiselina, 0,1 do 0,2% dijetetskih vlakana i 0,2 do 0,6% proteina. Drugi sastojci su prisutni u tragovima, kao što su minerali (kalijum, natrijum, kalcijum, magnezijum, gvožđe, bakar, fosfor, zink), vitamini (A, B, C), aromatične materije (estri, aldehidi, alkoholi, isparljiva esencijalna ulja), pigmenti (karotenoidi, antocijani, polifenoli), lipidi (prosti voskovi, steroidi, alifatična jedinjenja), nukleotidi, skrob, pektin i mikroorganizmi. Vrsta voća diktira količine ovih sastojaka u soku (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017).

Komponente u voćnim sokovima koje imaju malu molekulsku masu, manju od 1 kDa, su uglavnom šećeri, organske kiseline, aminokiseline, fenolna jedinjenja, pigmenti (uključujući karotenoide, hlorofil), esencijalna ulja, isparljiva jedinjenja (estri, aldehidi, alkoholi), vitamini, nukleotidi i minerali. Proteini, enzimi, skrob, pektinske materije, lipidi, mikroorganizmi i ostala rastvorljiva i nerastvorljiva kompleksna jedinjenja su elementi koji upotpunjuju sokove. U voću i voćnim sokovima se nalaze različiti enzimi kao što su pektinaze i polifenoloksidaze. Mnoge polifenoloksidaze imaju molekulsku masu oko 30 kDa, ali njihova molekulska masa i varira od 10 do 90 kDa, u zavisnosti od toga od koje je voćne vrste sok. Skrob se pojavljuje u voćnim sokovima u obliku nerastvorljivih granula, prečnika od 1 do 16 μm , kao na primer u sveže iscedenom soku od jabuke. Granule skroba su obično prisutne u voću tokom sazrevanja, pa ako se sok pravi od nedovoljno zrelog voća, odnosno voća koje nije dostiglo potrebnu tehnološku zrelost, ove granule prelaze iz voća u sok. Pektini su u soku prisutni u obliku agregatnih kompleksa. Njihova molekulska masa varira u intervalu od 10 do 500 kDa, a srednja

vrednost je oko 100 kDa. Tokom enzimske depektinizacije, dolazi do raspadanja pektinskih materija, pa se povećava količina komponenata sa molekulskom masom ispod 10 kDa. Grubo dispergovane čestice i koloidi se u sokovima nalaze u obliku rastvorljivih i nerastvorljivih kompleksa. Grubo dispergovane čestice koje su veće od 1 µm daju sokovima mutnoću. Koloidne materije su sastavljene uglavnom od polisaharida sa prečnikom između 0,001 i 0,1 µm i daju sokovima opalescenciju. Razlikuju se tri tipa čestica u zamućenju soka od jabuka, granule (3 do 54 nm), sferične čestice (20 do 368 nm) i agregati (12 do 2159 nm). Zamućenje kod soka od pomorandže i limuna, sačinjavaju suspendovane čestice kompleksnih jedinjenja pektina i karbohidrata sa proteinima, kristalima hesperidina, hromoplastidima, mitohondrijama, karotenoidima, kapima ulja, ćelijskim zidovima i ostalim amorfnim česticama. Ultrafiltracija i mikrofiltracija se primenjuju upravo za uklanjanje velikih suspendovanih čestica i koloidnih materija iz voćnih sokova (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017).

2.2. POREĐENJE ULTRAFILTRACIJE I MIKROFILTRACIJE SA TRADICIONALNIM POSTUPKOM PROIZVODNJE VOĆNIH SOKOVA

U tradicionalnom postupku proizvodnje, nezaobilazni koraci su dodavanje sredstava za bistrenje, taloženje, završna filtracija, a membranskom filtracijom se svi ti postupci zaobilaze.

Bistrenje. Isceđeni voćni sokovi su obično zamućeni, usled prisustva biljnih ostataka koji nisu rastvorljivi u vodi (vlakana, celuloze, hemiceluloze, protopektina, skroba i masti) i koloidnih makromolekula (pektina, proteina, rastvorljivih delova skroba, određenih polifenola i njihovih oksidisanih ili kondenzovanih derivata). Ove fino dispergovane supstance pri proizvodnji bistrog soka moraju biti delimično ili potpuno eliminisane kako bi se izbeglo naknadno zamućivanje i taloženje i kako bi se povećale čulne karakteristike (ukus, miris, i boja).

Sok se može bistrirati fizičko-hemijskim i mehaničkim postupcima ili kombinacijom ovih postupaka. U praksi se najčešće koristi kombinacija fizičko-hemijskih i mehaničkih metoda te se bistrenje sastoji u hidrolizi makromolekularnih jedinjenja i taloženju svih

sastojaka koji uslovljavaju mutnoću. Pri bistrenju nastaju složeni agregati makromolekula koji ne mogu da se održe u suspenziji već se izdvajaju taloženjem.

Optimalna temperatura za kvalitetno bistrenje soka je 48°C, uz vreme trajanja bistrenja od jedan sat. Više i niže temperature ne daju zadovoljavajuće rezultate bistrenja ni u pogledu smanjenja vremena bistrenja, niti potrebne količine preparata za bistrenje (Vasilišin i Grubačić, 2003).

Depektinizacija matičnog soka. Tokom procesa bistrenja soka, takozvani zaštitni koloidi (pektini, skrob, arabani, proteini) moraju biti razloženi, pošto oni sprečavaju formiranje agregata dispergovanih čestica i njihovo taloženje. Hidrolizom ovi makromolekuli gube svojstvo zaštitnih koloida, usled čega se oslobađaju dispergovane čestice i omogućava njihovo taloženje.

Pored ovog primarnog cilja depektinizacija ima i drugih pratećih pozitivnih efekata na proizvodnju soka. Sastojci koji nastaju kao rezultat hidrolize pektina, kao što je galakturonska kiselina, ostaju u soku što doprinosi da sok zadrži u većoj meri „punoću“. Hidrolizom pektina opada viskozitet soka i stvara se manja količina taloga te se olakšava naredna operacija filtriranja soka.

Potrebna količina enzimskih preparata zavisi, pored sadržaja pektinskih materija, i od toga da li se upotrebljava samo enzimski preparat ili se dodaje u kombinaciji sa drugim sredstvima za bistrenje. Potrebna količina pektolitičkog preparata se tačno određuje probom u laboratoriji i to za svaku partiju soka posebno. Bistrenje ovim preparatima traje 1 do 2 sata, na temperaturi oko 50°C (Hui, 2006).

Sok se depektinizuje u sudovima od nerđajućeg čelika sa ugrađenim mešalicama. Baterija od tri suda jednake zapremine omogućava kontinualnost procesa bistrenja, jer se naizmenično jedan prazni, drugi puni dok se u trećem bistri sok. Na kraju procesa kvalitativni test na pektine (etanolni test) mora biti negativan. Kod proizvodnje bistrog soka od jabuke posebna pažnja se mora obratiti na hidrolizu skroba i arabana.

Fizičko-hemijsko bistrenje (taloženje). Tokom ovog postupka koriste se razna hemijska jedinjenja. Delovanje neorganskih jedinjenja zasniva se na aktivnosti njihove površine i naelektrisanju. U procesu bistrenja voćnih sokova se koriste bentonit i dijatomejska zemlja. Pored njih u procesu bistrenja koriste se i želatin i tanin.

Bentonit je vulkanskog porekla i pripada grupi montmorilonita. Posедуje veliku površinu i gustinu, a njegove negativno naelektrisane čestice snažno privlače pozitivno

naelektrisane proteine. Dijatomejska zemlja predstavlja negativno naelektrisan koloidni rastvor. Obično se kombinuje sa drugim jedinjenjima koja pomažu bistrenje ili sa delovanjem enzima. U slučaju enzimskog razlaganja pektina, dijatomejska zemlja se dodaje u sok zajedno sa enzimom. Želatin je jedinjenje proteinske osnove koje služi za bistrenje, a koje taloži negativno naelektrisane čestice (polifenole, razloženi pektin). Želatin se često kombinuje sa taninom, koji reaguje sa proteinskim molekulima. Polivinilpolipirrolidin je prah rastvorljiv u vodi koji pre svega privlači i taloži polifenole. Koristi se za uklanjanje tamne boje soka jabuke u postupku kada se kaša jabuke enzimatski obrađuje (Hui, 2006; Niketić-Aleksić, 1988).

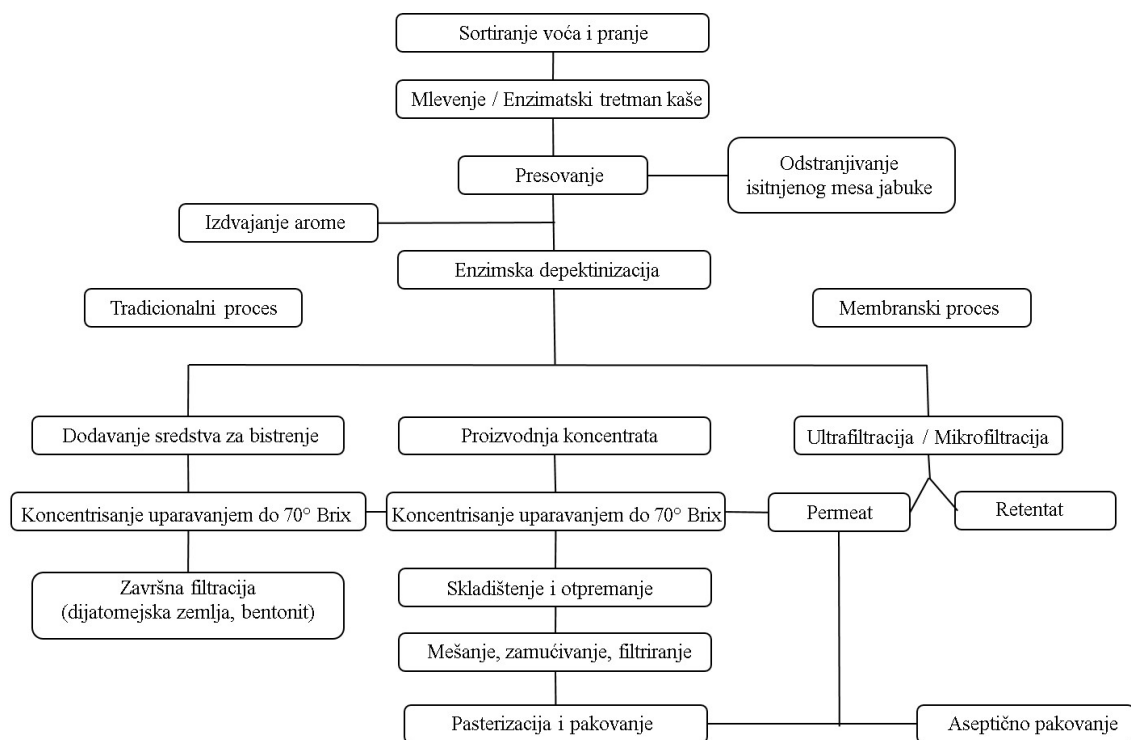
Suspendovane čestice, po obavljenom hidrolitičkom postupku, talože se dodavanjem želatina. Želatin sa taninom formira kompleks „tanin–želatin“. Kompleks nastaje usled električnog pražnjenja negativno naelektrisanog tanina i pozitivno naelektrisanog želatina. Neutralni kompleks tanin–želatin ne predstavlja više stabilnu fazu i polako se taloži remeteći ravnotežu čitavog sistema. Taložeći se ovaj kompleks povlači sa sobom i ostale čestice što olakšava bistrenje. Da sok ne bi izgubio na ukusu odstranjivanjem tanina koji se veže sa želatinom, može se pre početka bistrjenja dodati nešto taninske kiseline.

Potrebna količina želatina kao i tanina određuje se probom u laboratoriji. U praksi se pokazalo da se potrebna količina želatina kreće najčešće između 0,02 i 0,03%. Pri dodavanju želatina potrebno je voditi računa da se ne doda više želatina nego što je potrebno. U slučaju da želatin ostane slobodan, kao višak, sok će se vrlo teško bistrirati, filtriranje će biti otežano, a i kasnije u soku se može pojaviti zamućenje. Ako se soku dodaje tanin, onda se najpre doda rastvor tanina, sok dobro promeša i tek posle nekoliko minuta dodaje se rastvor želatina, uz intenzivno mešanje (Hui, 2006; Niketić-Aleksić, 1988).

Pored želatina, radi potpunijeg i bržeg taloženja, u praksi se gotovo redovno koristi i bentonit. Ova kombinacija daje vrlo dobre rezultate. Preparat mora da bude potpuno čist, bez ikakvog mirisa koji bi mogao da se prenese na sok. Bentonit osim što ima veliku specifičnu težinu, negativno je naelektrisan, pa u dodiru sa pozitivno naelektrisanim katjonima metala gubi naelektrisanje i vrlo brzo se taloži ostavljajući kristalno bistar sok. Ova reakcija neutralizacije–električnog pražnjenja bentonita može da se obavi i sa želatinom. Bentonit se suspenduje u vodi ili bistrom soku i suspenzija se dodaje uz

intenzivno mešanje. Najčešće je potrebno 700 do 1.500 g/t soka. Tačno potrebna količina se i u ovom slučaju određuje prethodnom probom u laboratoriji (Niketić-Aleksić, 1988).

Na slici 2.2. je šematski prikaz procesa proizvodnje voćnog soka od jabuke tradicionalnim postupkom i primenom mikrofiltracije i ultrafiltracije.



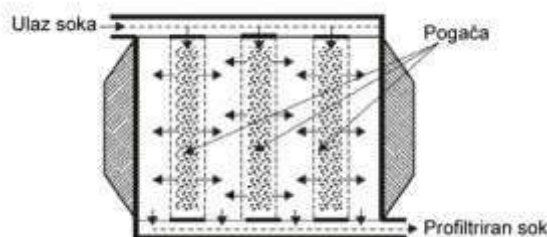
Slika 2.2. Šematski prikaz tradicionalnog i membranskog procesa bistenja soka od jabuke

Filtracija. Ovom operacijom se odstranjuju sve čestice koje sok čine mutnim i nisu se izdvojile u talog pri bistenju čime se dobija potpuno bistar sok. Ukoliko su bistenje i filtracija pravilno obavljene naknadno u toku skladištenja soka ne dolazi do izdvajanja taloga ili pojave opalescencije. Prethodno skladišten matični sok bistri se i filtrira neposredno pred punjenje soka u ambalažu. Za filtriranje voćnih sokova najviše se koriste: ramsko-pločasti, ramsko-naplavni i vakuum filtri.

Ramsko-pločasti filtri se sastoje od ramova poređanih jedan uz drugi, sa ulošcima između njih, od različitih poroznih materijala. Primenjene ploče moraju biti visokog kvaliteta kako bi filtracija bila efikasna kvalitetna. Ploče se razlikuju prema poroznosti. Primenom ploča sa oznakom EK postiže se hladna sterilizacija soka. Filter ploče sa

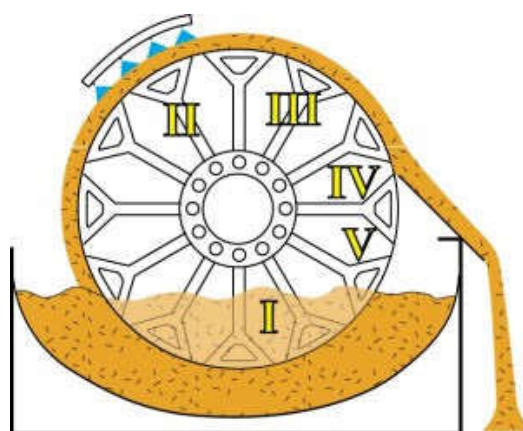
oznakom EK su filter ploče kod kojih je visoko zadržavanje bakterija postignuto najfinijom strukturom pora ploča i elektrokinetičkim potencijalom sa absorptivnim efektom. Imaju i visoku moć zadržavanja koloida. Ova vrsta ploča je posebno pogodna za prefiltraciju kod uzastopnih membranskih filtracija. Veoma je bitno da primenjeni pritisak u toku procesa bude ravnomeran i stalan jer se samo na taj način obezbeđuje kvalitetna filtracija i ploče štite od oštećenja.

Kod ramsko-naplavnih filtera (slika 2.3.) pored filter ploča koriste se i pomoćna sredstva za filtraciju. Filtracioni sloj se dobija naplavlivanjem filtra sa kiselgurom ili perlitom. Dodavanjem pomoćnih sredstava povećava se brzina filtracije i propusna moć filtra, jer ona daju dobru poroznost. Ovi filteri koriste tzv. KG ramove i mrežaste ploče, između kojih se stavljaju odgovarajući ulošci. Infuzorijska zemlja se dodaje u količini od 150 do 400 g na 1 m² površine filtra. Radni pritisak filtracije se kreće od 1 do 3 bara. Pritisak se ostvaruje pumpom (Vukosavljević, 2006; Niketić-Aleksić, 1988)..



Slika 2.3. Šema ramskog filtera sa KG pločama

Vakuum–rotacioni filteri (slika 2.4.) imaju kontinualan rad što je njihova osnovna prednost u odnosu na ramske filtere.



Slika 2.4. Vakuum rotacioni filter: I – zona formiranja pogače, II – zona pranja pogače, III – zona sušenja, IV – zona uklanjanja pogače, V – zona čišćenja filter medijuma

Sastojе se od bubnja uronjenog u sok koji rotira i u toku rotiranja mu se sa površine skida pogača čime je obezbeđen kontinualan rad. U unutrašnjosti bubnja je vakuum koji predstavlja pogonsku silu filtracije.

U novije vreme ovaj klasični postupak bistrenja sve više se zamenjuje membranskim postupcima: mikrofiltracijom i ultrafiltracijom. Ove tehnike omogućavaju istovremeno bistrenje i filtraciju. Kako bi se produžila aktivnost membrane obično se pre same filtracije sok tretira enzimima (Brajonski i sar., 2004).

Depektinizacija soka enzimima je veoma značajna, jer pomaže da se dostignu visoki fluksevi i koncentracioni faktori u procesima membranske filtracije. Prljanje membrana za filtraciju zavisi od vrste soka, kao i od metoda ekstrakcije soka iz voća. Čak i nakon depektinizacije, pektin je glavna komponenta odgovorna za prljanje membrane pri filtraciji voćnih sokova.

Po podacima iz literature (Chiang i Yu, 1987) na primer talog formiran na ultrafiltracionoj membrani sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 25 kDa, nakon ultrafiltracije depektinizovanog soka od marakuje (*pasiflora/passion fruit*), sastavljen je od 34,6% pektina, 21,6% saharoze, 20,4% glukoze, 10,8% fruktoze, 3,5% celuloze, 1,5% hemiceluloze i 1,2% limunske kiseline računato po suvoj masi. Ispitivani su uticaji na fluks permeata i drugih komponenata koje se nalaze u voćnim sokovima. Pored pektina, značajan uticaj na fluks permeata imaju i rastvoren škrob, dekstran, arabinogalaktan, laminaran, karboksimetilceluloza, pustulan i ksilan.

Prefiltracija i dekantiranje čime se redukuju pojedine materije prisutne u voćnim sokovima, svakako pomažu dostizanju viših vrednosti flukseva prilikom membranske filtracije, kao i dostizanje viših koncentracionih faktora. Naravno i pored ovih procesa, različiti sokovi će dostizati različite vrednosti fluksa permeata zbog različitih promena u sastavu i raspodeli čestica i koloida. Citrusni voćni sokovi i sokovi od tropskog voća generalno dostižu niže flukseve zbog većeg sadržaja hidrofobnih komponenata.

Sadržaj pektinskih materija u svežem voću prikazan je u tabeli 2.1. Sadržaj pektinskih materija je značajan za one vrste voća koje se prerađuju u kašaste sokove (Niketić-Aleksić, 1988).

Tabela 2.1. Sadržaj pektina u sirovinama

Sirovina	Ca-pektat (%)	Pektininska kiselina (%AUA*)	Pektinska kiselina (% AUA)	Protopektin (% AUA)
Jagoda	0,4 – 0,5	0,25	0,04	0,05
Malina	0,5	0,36	0,07	0,11
Kupina	0,4 – 0,6	0,30	0,12	0,22
Ribizle	0,4 – 0,5	-	-	-
Borovnica	0,3 – 0,7	0,13	0,05	0,06
Grožđe	0,2 – 0,4	0,16	0,03	0,01
Ogrozd	0,4 – 0,6	-	-	-
Višnja	0,3 – 0,6	0,03	0,30	0,22
Trešnja	0,6 – 1,7	-	-	-
Šljiva	0,6 – 0,9	0,50	0,03	0,24
Kajsija	0,6	0,40	0,04	0,13
Breskva	0,5 – 0,9	0,31 – 0,72	0,02 – 0,09	0,12 – 0,14
Jabuka	0,4 – 3,2	0,09	0,06	0,18
Kruška	0,3 – 3,8	-	-	-
Dunja	0,9	-	-	-
Šipak	1,6 – 3,4	-	-	-

*AUA: anhidrogalakturnska kiselina

Primena membranskih procesa za bistrenje voćnih sokova ima niz prednosti. Na osnovu rezultata dobijenih na industrijskim, poluindustrijskim i laboratorijskim uređajima, veliki broj objavljenih radova prikazuje prednosti unakrsne ultrafiltracije.

Prednost ultrafiltracije i mikrofiltracije u odnosu na tradicionalni postupak proizvodnje je proizvodnja bistrog soka, pri čemu randman na polaznu količinu soka iznosi i do 99%, u odnosu na randman od 93–94% kod klasičnog bistrenja (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017; Niketić-Aleksić, 1988).

Znatno je smanjeno vreme trajanja tehnološkog procesa proizvodnje, odnosno vreme od ulaska voća u pogon, do finalnog proizvoda.

Membranska filtracije može biti kontinualan i automatizovan proces, čime se ostvaruje ušteda u radnoj snazi i energiji. Na primer postrojenje koje preradi 20 t voća u koncentrat, može da uštedi na sirovini 6,3%, na pomoćnom materijalu 93,5%, na energiji 4,2% i na radnoj snazi 16,6%. Kada je reč o smanjenju troškova, kod membranskih procesa proizvodnje voćnih sokova nisu potrebni sudovi i uređaji za bistrenje i filtraciju, a nisu potrebna ni sredstva za bistrenje i filtraciju (kiselgur, filter ploče, želatin, bentonit i dr.). Takođe nema ni laboratorijskog određivanja potrebne količine sredstava za bistrenje. Nema opasnosti od nedovoljnog ili preteranog bistrenja.

Na membranama se svi nepoželjni mikroorganizmi zadržavaju, pa su tako sokovi filtrirani membranskom filtracijom mikrobiološki potpuno stabilni. Nema pojave naknadnog zamućenja voćnih sokova ili koncentrata. Dobijeni finalni proizvod je visokog kvaliteta (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017; Niketić-Aleksić, 1988).

Automatizacijom i kontrolom postupka proizvodnje u odnosu na tradicionalni postupak proizvodnje, ostvaruje se odsustvo otpadnih voda zagađenih organskim materijama i sredstvima za bistrenje i filtraciju.

Koncentracija enzima za depektinizaciju se može smanjiti jer se enzimi mogu reciklirati i ponovo koristiti. Takođe je moguće smanjiti i toplotni tretman sokova, i koristiti hladnu sterilizaciju upotrebom aseptične prerade i pakovanja.

Što se tiče nedostataka membranskih procesa, mogu se navesti relativno visoki investicioni troškovi i koncentraciona polarizacija i fenomen prljanja membrana, što je i deo teme ove doktorske disertacije (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017; Vukosavljević, 2006).

2.3. PREGLED DOSADAŠNJIH ISTRAŽIVANJA O PRIMENI MIKROFILTRACIJE I ULTRAFILTRACIJE U PROIZVODNJI VOĆNIH SOKOVA

Mnoga istraživanja poslednjih 20 godina su bila usmerena na ispitivanje uticaja transmembranskog pritiska, unakrsne brzine strujanja napojnog rastvora i temperature na mikrofiltraciju i ultrafiltraciju različitih voćnih sokova. Rezultati tih ispitivanja su dati

tabelarno. Tabela 2.2. prikazuje uticaj operativnih uslova (transmembranski pritisak, unakrsna (cross-flow) brzina, temperatura i faktor zapreminskog koncentrisanja (VCR) na fluks permeata tokom mikrofiltracije voćnih sokova. U tabeli 2.3. prikazan je uticaj istih tih operativnih uslova na fluks permeata tokom ultrafiltracije voćnih sokova (Urošević, 2017).

VCR (volume concentration ratio) je faktor zapreminskog koncentrisanja, i on služi za izražavanje koncentracije retentata. Koncentracija retentata se može izraziti i veličinom CF (concentration factor), faktor koncentrisanja.

$$VCR = \frac{\text{početna zapremina soka}}{\text{zapremina retentata}} = \frac{V_0}{V_0 - V_p} \quad (2.1.)$$

Gde je V_p – zapremina permeata.

U literaturi se pominju različite vrste membrana za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju. Uopšteno, neorganske membrane imaju više prednosti u odnosu na organske polimerne membrane. To su veća mehanička i hemijska otpornost, što im omogućava širi spektar primene, lakše održavanje i duži rok upotrebe. Ove membrane se mogu sterilisati na visokim temperaturama, otporne su prema organskim rastvaračima, oksidacionim sredstvima i abrazivnim materijalima i izdržavaju visoke pritiske (do 15 bara) i ekstremne pH vrednosti. Osnovni nedostatak neorganskih membrana je relativno visoka cena koštanja po jedinici membranske površine.

Tabela 2.2. Operativni uslovi korišćeni tokom **mikrofiltracije** različitih voćnih sokova

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Acerola	Cevasta, PES, 0,3 µm	100	-	30	-	110 – 180	Matta i sar. (2004)
Acerola	Cevasta keramička, 0,14 µm	200	-	10 – 40	4	27 – 51	Wang i sar. (2005)
Ananas	Cevasta, PES, 0,3 µm	100	6	25	2	232	Carneiro i sar. (2002)
Ananas	Višecevna, monolit aluminijum trioksid, 0,1 µm	100 – 300	1,3 – 4	25 ± 1	-	1,0 – 2,5	Jiraratananon i sar. (1996)
Ananas	Cevasta, PES, 0,3 µm	150 – 300	-	25 ± 2	-	47 – 58	Carvalho i sar. (2008)
	Pločasta, PS, 0,1 µm i 0,45 µm	350 – 550				20 – 30	
Ananas	Šuplja vlakna, PS, 0,2 µm	10 – 70	1,5 – 3,4	-	-	25 - 70	Laorko i sar. (2011)
Ananas	Šuplja vlakna, PS, 0,1 µm i 0,2 µm	5 - 100	1,5 – 3,4	20 ± 2	-	50 - 22	Laorko i sar. (2010)
Banana, ananas i kupina	Cevasta keramička, 0,2 µm	80 - 250	5	35 – 65	-	30 – 200	Vaillant i sar. (2008)
Dinja	Višecevna keramička, 0,2 µm	150	7	-	3	80	Vaillant i sar. (2005)
Jabuka	Cevasta keramička, 0,2 µm	414	8	50	-	550 – 150	Fukumoto i sar. (1998)

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Jabuka	Cevasta polimerna 0,2 μm (PES, PVDF, C, PS)	414	3,3	50	-	64 – 67	Girard i sar. (1999)
Jabuka	Šuplja vlakna, PP, 0,2 μm	35 – 209	0,45 – 0,54	20	-	70 – 110	Su i sar. (1993)
Jabuka	Šuplja vlakna, PS, 0,01 μm	49 – 394	-	25	-	42 – 30	Youn i sar. (2004)
Kaša jabuke	Cevasta, PES, 0,3 μm	200	-	30	-	70	Campos i sar. (2002)
Kruška	Pločasta, PVDF, 0,2 μm	220	0,123	25 ± 2	-	48,8	Cassano i sar. (2010)
Limun	Cross – flow, test ćelija, 0,2 μm (15% PVDF, 5% PMMA, 5% PVP u DMFA)	20 – 100	0,2 - 1	20	-	10 - 33	Espamer i sar. (2006)
Lubenica	Ćelija za mešanje, CA, 0,2 μm	136 - 276	-	30 ± 2	-	50 – 10	Rai i sar. (2010)
Marakuja	Cevasta keramička α-Al ₂ O ₃ /TiO ₂ 0,3 μm Šuplja vlakna od PA, 0,3 μm	50-100	3,6	25	-	17,5 – 42,5	Oliveira i sar. (2012)
Marakuja	Višecevna keramička, 0,2 μm	150	7	-	3	30 – 120	Vaillant i sar. (1999)
Marakuja	Šuplja vlakna od PEA, 0,4 μm	100	-	25 ± 2	-	2,5 – 14,5	Domingues i sar. (2014)

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Mandarina, ananas, marakuja, kupina i mango	Višecevna keramička, 0,2 μm	150	7	-	1,3 – 3,5	40 – 70	Vaillant i sar. (2008)
Malina	Višecevna keramička, 0,2 μm	50 – 300	0,07	22 – 55	7,8 – 17,9	290 – 10	Vladislavljević i sar. (2013)
Nar	Pločasta, PVDF 0,22 μm (M1) i 0,45 μm (M2)	50	-	25	-	M1 17 – 3 M2 17 – 5	Mirsaeedghazi i sar. (2010)
Pomorandža	Cevasta keramička, 0,2 μm	400	7	20 ± 2	3,5	62	Cisse i sar. (2005)
Slatka limeta (mosambi)	Keramička u obliku diska M1 – 1,85 μm; M2 – 1,78 μm; M3 – 0,89 μm	68,9 – 206,7	-	-	-	147,6 – 432 (početni) 10,8 – 252 (stacionarni)	Emani i sar. (2013)
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna (kombiovana) CA, 0,2 μm	138	-	30 ± 2	-	200 – 10	Rai i sar. (2006)
Slatka limeta (mosambi)	Keramička u obliku diska M1 – 0,77 μm; M2 – 0,86 μm; M3 – 1,04 μm; M4 – 1,54 μm	41,4 – 165,5	-	-	-	119 – 670	Nandi i sar. (2011)
Umbu	Cevasta PP, 0,2 μm	50 – 110	6	-	2,2	48 – 66	Ushikubo i sar. (2007)
Crna ribizla	Cevasta keramička, 0,45 μm	390	2,33	25	2,2 – 2,5	29 – 14	Kozák i sar. (2008)
Šećerna trska	Cevasta keramička od ZrO ₂ , 0,1 μm	100 – 300	3	60	-	35,2 – 56,6	Jegatheesan i sar. (2009)
Šira od crnog grožđa	Višecevna keramička, 0,2 μm	800	1,1 – 3,5	30	-	26 – 32,5	Rektor i sar. (2004)

Girard i Fukumoto (2000) istražuju modelovanje fluksa permeata pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji soka jabuke. Za vreme mikrofiltracije ili ultrafiltracije soka, fluks permeata opada sa VCR-om vrlo slično kao i opadanje fluksa permeata sa vremenom. Zavisnost opadanja fluksa sa VCR-om su podelili u tri perioda. Prvi, početni period se karakteriše naglim opadanjem fluksa permeata. Drugi period, do otprilike $VCR = 3$, definiše se i dalje opadanjem fluksa, ali manjim nego u prvoj fazi. Treći period je karakterističan po vrlo malom opadanju fluksa permeata koje je toliko malo da se ovaj period može definisati i kao “stacionarno” stanje. Granice između ovih perioda su vrlo specifične i određuju se posebno za svaki sistem istraživanja. Autori navode i drugu podelu na samo dve oblasti zavisnosti fluksa permeata sa VCR-om. Oblast 1 koja se definiše znatnim opadanjem fluksa permeata, usled značajnog povećanja sekundarnog sloja na membrani. U ovom periodu uticaj taloženja čestica na membrani, odnosno koncentracione polarizacije je jako visok, tako da i polarizacioni otpor naglo raste. Ova oblast se opisuje sa nepovratnim taloženjem materijala na membranskim porama i adsorpcijom komponenti taloga na površini membrane. Druga oblast se definiše kao stacionarna faza kod koje dolazi do reverzibilne dekompozicije makromolekula na membranskoj površini. Konvektivni transport kroz membranu je stalan, usled istog stepena kompozicije i dekompozicije makromolekula na površini membrane.

Optimalni uslovi u svakom istraživanju zavise od vrste soka, od opreme koja se koristi i na kraju od samog procesa. Da bi filtracija bila praktična i ekonomična neophodno je obezbediti visok fluks permeata, ali se svakako ne sme narušiti kvalitet proizvoda, koji treba da ima bar one osobine koje se dobiju drugim metodama bistrenja.

Na početku mikrofiltracije ili ultrafiltracije, fluks permeata ima visoku vrednost, ali kako vreme prolazi on naglo opada. Taj nagli pad fluksa se javlja zbog fenomena koncentracione polarizacije i formiranja sekundarnog dinamičkog sloja na membrani, o čemu je već bilo reči u ovom poglavlju. Nagli pad fluksa zavisi od sastava voćnog soka koji se filtrira i od njegove hidrodinamike. Brzina opadanja fluksa se može podeliti u tri perioda. Prvi period karakteriše brzi pad fluksa. Tokom drugog perioda, fluks je nestabilan i varira mu vrednost u zavisnosti od veličine pora membrane. U trećem periodu fluks dostiže “linearni” stacionarni logaritamski pad. Sve to se može objasniti i preko otpora koji se javljaju tokom te tri faze. O otporima je već bilo reči ranije, to su: (1) otpor membrane (R_m), koji zavisi od mehaničke i hemijske strukture materijala od koga je

napravljena membrana, i (2) polarizacioni otpor (R_p), koji se javlja kao posledica koncentracione polarizacije i formiranja sloja gela na membrani, i zavisi od stepena polarizacije i fizičkih osobina oba sloja na membrani kroz koje permeat mora da prođe. Tokom prvog perioda polarizacioni otpor raste veoma brzo i dostiže vrednost koja je jednaka otporu membrane. U drugom periodu otpor membrane je još uvek važna komponenta ukupnog otpora i vrednost fluksa nije potpuno nezavisna od karakteristika membrane. Tokom poslednjeg, trećeg perioda, polarizacioni otpor je dominantan i veličina pora na membrani postaje nebitna (Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017).

Ako se proces izvodi pri višim pritiscima, to neće povećati fluks permeata, ali će porasti debljina sloja i gustina zadržanog materijala na površini membrane. Tokom vremena, materijal na površini membrane postaje kompaktan ili se istaloži, formirajući sloj od naslaga materijala koji ima nisku permeabilnost, pa fluks pada u odnosu na početnu vrednost. (Girard i Fukumoto, 2000).

Alvarez i sar. (1998) koriste iste membrane kao membrane koje su korišćene u ovoj tezi. To su Carbosep membrane, proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska. Selektivna membrana je izrađena od smeše cirkonijum–oksida i titan–oksida i nalazi se na ugljeničnom nosaču. Granica separacije prema molekulskoj masi iznosi 15 kDa. Autori za pranje Carbosep membrana na kraju svakog ciklusa ultrafiltracije su koristili 1,5 mas.% NaOH uz NaOCl (1g Cl/l). Potom je ispiranje izvršeno demineralizovanom vodom. Standardni fluks vode mere na transmembranskom pritisku od 0,1 MPa i temperaturi 25°C. Uticaj depektinizacije ispitan je pri sledećim radnim uslovima: razlika pritisaka 0,4 MPa, temperatura 50°C i unakrsna brzina soka 3,7 m/s. Fluks permeata depektinizovanog soka jabuke je mnogo veći nego u slučaju nedepektinizovanog. To je posledica pada viskoziteta soka, ali i smanjenja polarizacionog otpora gela na membrani. Fluks permeata je proporcionalan sadržaju pektina u napojnom soku. Maksimalan stacionarni fluks permeata iznosi 150 l/m²h, dok bez enzimiranja fluks iznosi samo 40 l/m²h. Enzimaska depektinizacija doprinosi da se posle ultrafiltracije dobija sok manje mutnoće.

Brujin i sar. (2003) su ispitivali uticaj operativnih uslova na ultrafiltraciju soka od jabuke. Primetili su da tokom prvih 5 minuta procesa, dolazi do pada početnog fluksa permeata i do 45%, a nekada i više. Postoji nekoliko parametara koji opisuju fenomen

prljanja membrane i stvaranje sekundarnog dinamičkog sloja od zadržanog materijala na površini membrane. Ti parametri su relativni fluks, koeficijent prljanja membrane, vreme stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja i smanjenje fluksa permeata. Poslednja dva parametra se mogu odrediti direktno iz podataka o vrednostima fluksa. Za ultrafiltraciju su korišćene Carbosep membrane (cevaste neorganske membrane), sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 15 i 50 kDa, i svojim ispitivanjem su potvrdili da porast unakrsne brzine napojnog rastvora smanjuje otpor sekundarnog dinamičkog sloja i povećava fluks permeata. To se objašnjava činjenicom, da pri većim unakrsnim brzinama, velike sile smicanja, uklanjaju zadržani materijal na površini membrane i smanjuju prljanje membrane, tako da to olakšava proces membranske filtracije.

Brujin i sar. (2002) koriste Carbosep membrane (15 kDa i 50 kDa) za bistrenje soka jabuke ultrafiltracijom. Reverzibilno prljanje je glavni problem pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji soka jabuke. Zato autori u ovom radu ispituju uticaj unakrsne brzine (2–7 m/s), transmembranskog pritiska (150–400 kPa) i granice separacije prema molekulskoj masi (15 kDa i 50 kDa). Pranje nakon svakog eksperimenta obavljaju 2 mas.% rastvorom NaOH, 1 mas.% HNO₃ i 0,7 mas.% ultrasil rastvorom (Henkel – hemikalije) sve dok se ne obnovi standardni fluks. Autori prate kvalitet boje (apsorcijom na 420 nm), bistrinu (625 nm), mutnoću, suhu materiju, kiselost, viskozitet, kvalitativno pektin i skrob. Obe membrane (15 kDa i 50 kDa) u toku 4 sata ispitivanja pokazuju iste efekte. Najviši fluks permeata je postignut pri razlici pritisaka od 150 kPa i unakrsnoj brzini od 7 m/s, dok je najniži fluks ostvaren pri razlici pritisaka od 400 kPa i unakrsnoj brzini od 2 m/s. Početni fluks permeata se za 50% smanji u prvih 5 minuta. Autori navode da se povećanjem unakrsne brzine smanjuje polarizacioni otpor.

Constenla i sar. (1996; 1997) su ispitivali ultrafiltraciju soka od jabuke, pri čemu su korišćene membrane od polisulfonskih šupljih vlakana, sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 30, 50 i 100 kDa. I ovim ispitivanjem su potvrđene već pomenute činjenice. Stvaranje sekundarnog dinamičkog sloja na membrani ima veliki i značajan uticaj na fluks permeata. Takođe su došli do zaključka da sa povećanjem brzine napojnog rastvora, dolazi i do porasta fluksa permeata. Međutim kada je u pitanju transmembranski pritisak (TMP), na nižim pritiscima fluks permeata ima linearnu zavisnost u odnosu na TMP. Sa povećanjem TMP-a, povećava se i fluks permeata, ali do granične vrednosti, pa dalji rast TMP-a nema uticaj na fluks permeata. Zapravo porast transmembranskog

pritiska za 60% utiče na porast fluksa permeata za samo 5%. Ispitujući zavisnost fluksa permeata sa VCR-om iznose podatke da prvi period naglog pada fluksa permeata traje do $VCR = 1$, drugi period do $VCR = 3$. U trećem periodu posle $VCR = 3$, konstatuju da je fluks permeata isti za sve ispitivane membrane. Iz navedenog se izvodi zaključak da se glavni otpori za prenos mase nalaze u sekundarnom sloju na membrani.

Barros i sar. (2003) ispituju ultrafiltraciju soka od ananasa, pri čemu su korišćena dva filtraciona modula. Jedan sa keramičkom cevastom membranom, prečnika pora 0,01 μm , i polisulfonska membrana sa šupljim vlaknima, sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 100 kDa. Zapravo cilj ovog rada je bio pronalaženje najpogodnijih operativnih uslova, pri čemu treba usaglasiti i to da se dobije sok najboljeg kvaliteta i najviši fluks. Takođe je ispitan i mehanizam "prljanja" membrane. Za cevastu keramičku membranu je to transmembranski pritisak od 4 bara, temperatura 50°C, unakrsna brzina napojnog rastvora 4,17 m/s, koncentracioni faktor (CF) 1,8, pri čemu se ostvaruje fluks permeata od 124 $\text{kg/m}^2\text{h}$. Za polisulfonsku membranu sa šupljim vlaknima, transmembranski pritisak 0,8 bara, temperatura 40°C, unakrsna brzina 1,19 m/s, koncentracioni faktor 2,8, pa je fluks permeata 46 $\text{kg/m}^2\text{h}$. Fluks permeata kod cevaste keramičke membrane je veći, što se objašnjava najpre većom unakrsnom brzinom, koja uzrokuje turbulentni tok napojnog rastvora, pa je sekundarni dinamički sloj koji se formira na membrani manje kompaktan. To nije slučaj sa polisulfonskom membranom, gde napojni rastvor struji laminarnim tokom, pa je odnošenje čestica sekundarnog dinamičkog sloja sa površine membrane izostavljeno. Povećanjem pritiska efekat kompaktnosti sloja na površini membrane se povećava zbog opadanja poroznosti membrane, pa fluks permeata ostaje konstantan. Što se tiče fizičko-hemijskih osobina dobijenog soka nakon ultrafiltracije, sa navedenim uslovima, dobija se u oba slučaja sok istog kvaliteta. Zato je bolji izbor keramička membrana kod koje je moguća filtracija pri turbulentnom režimu strujanja i na višoj temperaturi. Kod keramičke membrane dominira mehanizam kompletnog zapušavanja pora, dok je kod polisulfonske membrane to formiranje sloja gela na površini membrane.

U literaturi se može naći podatak da je efektivna brzina napojnog rastvora, pri unakrsnoj filtraciji, koja može odnositi zadržane čestice sa površine membrane, brzina veća od 3 m/s (Baker, 2004). Pri većim brzinama strujanja napojnog rastvora, tok je veoma turbulentan. Uz površinu membrane se formira laminarni sloj toka napojnog

rastvora, ali se i u njemu mogu na pojedinim mestima pojaviti turbulentni vrtlozi. Ti vrtlozi mogu ukloniti formirani sekundarni dinamički sloj sa površine membrane i on odlazi sa napojnim rastvorom koji struji preko površine membrane (Vladislavljević i sar. 2003). Iz Tabele 2.2. i 2.3. može se videti da su i kod mikrofiltracije i ultrafiltracije u istraživanjima korišćene unakrsne brzine do 8 m/s.

Vaillant i sar. (2008) su koristili unakrsnu brzinu od 5 m/s za bistrenje kašastih sokova. Kod sokova koji su manje zamućeni primećeno je da su vrednosti fluksa permeata veće, nego u slučaju kod sokova veće zamućenosti. Kod sokova veće zamućenosti su neophodne veće unakrsne brzine napojnog rastvora, jer je na površini membrane veća količina zadržanog materijala, koji treba ukloniti kako bi se vrednost fluksa permeata povećala. Vrednosti fluksa permeata koji su autori postigli su zadovoljavajuće (30–200 l/m²h), pa se iz predstavljenih rezultata može izvesti zaključak da je svakako preporučljivo da se prilikom bistrenja kašastih voćnih sokova, neprestano prati nivo zamućenosti kako bi se mogao predvideti fluks permeata, pogotovo kada osobine napojnog rastvora variraju.

Kozák i sar. (2008) koriste mikrofiltraciju za bistrenje soka od crne ribizle. U ovom slučaju je primenjena unakrsna brzina bila 2,33 m/s, ali je pre bistrenja mikrofiltracijom, sok podvrgnut enzimatskom tretmanu, pa je zbog toga “prljanje” membrane svedeno na minimum. Ispitivanja su pokazala da se sa ovom unakrsnom brzinom i enzimskim tretiranim sokom postižu duplo veći fluksevi permeata (29 l/m²h) u odnosu na sok koji nije tretiran enzimima (14 l/m²h).

Vladislavljević i sar. (2013) su ispitivali bistrenje soka od maline mikrofiltracijom uz periodično povratno ispiranje vazduhom. Primenjena unakrsna brzina bila je samo 0,07 m/s, ali je fluks permeata održavan na visokoj vrednosti upravo zbog primene periodičnog povratnog ispiranja (290 l/m²h). Sabijanje pogače na površini membrane pri visokim pritiscima je sprečeno upotrebom dovoljno učestalim povratnim ispiranjem.

Iz svih ispitivanja koja su navedena u tabeli 2.2., može se zaključiti da je u slučaju mikrofiltracije moguće postići zadovoljavajuće vrednosti fluksa permeata i sa brzinama manjim od 3 m/s, ali je u tom slučaju neophodno koristiti odgovarajući predtretman soka. Odgovarajućim enzimskim tretmanom soka se koncentracija čestica koje se zadržavaju na površini membrane znatno smanjuje. U tabeli nedostaju podaci za unakrsnu brzinu kod nekoliko vrsta sokova (acerola, ananas, jabuka, kaša jabuke, nar, slatki limun). Razlog

tome je što autori nisu dali sve potrebne podatke o geometriji membrane ili protoku, pa je unakrsnu brzinu nemoguće izračunati. U slučaju soka od lubenice i marakuje, filtracija je statička (dead – end) pa ne postoji unakrsna brzina. U eksperimentima sa sokom od lubenice i sa sokom od marakuje postignute vrednosti fluksa permeate su visoke iako je u pitanju statička filtracija. To je postignuto odgovarajućim predtretmanom soka enzimima.

U tabeli 2.3. takođe nedostaju vrednosti za unakrsnu brzinu kod nekoliko vrsta sokova (ananas, grožđe, jabuka, kivi, karambola, kruška, marakuja, nar, slatki limun, pomorandža). I ovde je razlog to što autori u svojim radovima nisu naveli potrebne podatke za izračunavanje vrednosti unakrsne brzine. Analizom prikazanih rezultata u tabeli 2.3. mogu se izvesti sledeći zaključci. Primenjene unakrsne brzine su mnogo niže nego u slučaju mikrofiltracije, ali su postignute vrednosti fluksa permeata zadovoljavajuće. U slučaju polimernih pločastih membrana korišćene unakrsne brzine su imale vrednost do 2,5 m/s, a postignute vrednosti fluksa permeata su u intervalu od 10 do 45 l/m²h. Kod cevastih membrana, unakrsne brzine su u intervalu od 1,2 do 8 m/s i vrednosti fluksa permeata su u intervalu od 35 do 350 l/m²h. I na kraju u slučaju membrane u obliku šupljih vlakana, primenjene unakrsne brzine bile su u intervalu od 0,6 do 4 m/s, a vrednosti fluksa permeata od 9 do 90 l/m²h. Svi autori su primenili neki od poznatih predtretmana napojnog soka, ali navode da pad početnog fluksa permeata ide i do 75%. Glavni razlog pada početnog fluksa je koncentraciona polarizacija i prljanje membrana. Veći pad fluksa se može izbeći upotrebom viših unakrsnih brzina u kombinaciji sa odgovarajućim predtretmanom voćnog soka.

Transmembranski pritisak i temperatura su operativni uslovi koji se mogu kontrolisati.

Mnoga ispitivanja su pokazala da sa porastom temperature dolazi do povećanja fluksa permeata. To se objašnjava činjenicom da sa porastom temperature napojnog rastvora dolazi do smanjenja njegovog viskoziteta i do povećanja koeficijenta difuzije makromolekula. Efekat ova dva faktora je taj da se poboljšava prenos mase, a samim tim se i povećava stopa propuštanja, odnosno permeacija kroz membranu. (Cassano i sar., 2007).

Tabela 2.3. Operativni uslovi korišćeni tokom **ultrafiltracije** različitih voćnih sokova

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Ananas	Cevasta, monolit aluminijum trioksid, 0,01 μm	100 – 300	1,30 – 4,30	25±1	-	6 – 4,2	Jiraratananon i sar. (1997)
Ananas	Cevasta, PVDF, MWCO 30 – 80 kDa Pločasta, PS, MWCO 50 i 100 kDa	150 – 750	-	25 ± 2	-	35,7 13,4 – 19,8	Carvalho i sar. (2008)
Ananas	Cevasta keramička (α – Al ₂ O ₃ /TiO ₂), 0,01 μm Šuplja vlakna, PS, MWCO 100 kDa	20 – 60	1,19 – 4,17	20 – 40	1,8 2,8	46 - 124	Barros i sar. (2003)
Ananas	Šuplja vlakna, PS, MWCO 30 i 100 kDa	5 – 100	1,5 – 3,4	20 ± 2	-	35 - 9	Laorko i sar. (2010)
Aronija, višnja i crvena ribizla	Pločasta od PES, MWCO 45 kDa	400 – 1600	1 – 1,2	25 - 35	-	36 - 38	Koroknai i sar. (2008)
Grožđe	Pločasta PTFE, 0,1 i 0,5 μm, PS, 0,04 μm PES, MWCO 10 kDa	150	-	27±2	-	3,6 – 0,2	Bailey i sar. (2000)
Grejpfrut	Šuplja vlakna, PS, MWCO 30 kDa	173	0,73	10±1	-	25 - 39	Snir i sar. (1995)
Jabuka	Cevasta ZrO ₂ , MWCO 15 kDa	400	3,7	50	-	51 – 40	Alvarez i sar. (1998)
Jabuka	Cevasta ZrO ₂ MWCO 15 kDa (M2) i 50 kDa (M8)	150 – 400	2 – 7	-	-	60	Bruijn i sar. (2006)
Jabuka	PES, MWCO 10 kDa PVP, MWCO 10 kDa CA, MWCO 10 i 100 kDa	100	-	-	-	18 – 725	Borneman i sar. (2001)
Jabuka	Cevasta ZrO ₂ , M2, MWCO 15 kDa, M8, MWCO 50 kDa	150 – 400	2 – 7	50 – 55	-	56 – 157	Bruijn i sar. (2003)

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Jabuka	Cevasta ZrO ₂ M8, MWCO 50 kDa	0 – 410	7	50 – 55	-	90 – 250	Bruijn i sar. (2006)
Jabuka	Šuplja vlakna, PS, MWCO 30, 50 i 100 kDa	73,5 - 118	-	50	1	Početni 90 - 43 Krajnji 20 - 54	Constenla i sar. (1997)
Jabuka	Šuplja vlakna, PS, MWCO 50 kDa	0 – 157	-	50	1 - 5	40 - 58	Constenla i sar. (1996)
Jabuka	Cevasta keramička, 0,02 μm	414	8	50	-	350 – 550	Fukumoto i sar. (1998)
Jabuka	Cevasta polimerna (PS, PES, PVDF) 10, 30, 100 i 200 kDa	414	3,3	50	-	40 - 250	Girard i sar. (1999)
Jabuka	Pločasta, PES, MWCO 50 kDa	200	2,5	50	32-43	100 – 350	He i sar. (2007)
Jabuka	Cevasta PVDF, MWCO 100 kDa, PS, MWCO 20 kDa, PES, MWCO 9 kDa	414	3,3	50	1 – 10	35 – 160	Mondor i sar. (2000)
Jabuka	Šuplja vlakna, PS, MWCO 30 kDa	100 – 200	-	25	-	25 – 9	Youn i sar. (2004)
Jabuka	Cevasta, PVDF, MWCO 18 kDa	250	1,21	50	25 – 32	129,6 – 72	Yazdanshenas i sar. (2010)
Kivi	Pločasta, CA, MWCO 30 kDa	60 – 65	-	25	2,76	15 – 40	Cassano i sar. (2008)
Kivi	Cevasta, PVDF, MWCO 15 kDa	60 – 100	-	20 – 30	3,75	9 – 45	Cassano i sar. (2007)
Karambola (carambola, starfruit)	Pločasta, PS, MWCO 25 kDa	100 – 180	-	30	-	8 – 38	Sulaiman i sar. (1998)
Kivi	Šuplja vlakna, PEEK, MWCO > 69 kDa	0 – 125	0,59 – 2,96	15 – 35	2,05	50 – 25	Tasselli i sar. (2007)

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Kivi	Šuplja vlakna, PEEK, Vlakna $d_w/d_s = 1,41/1,96$ mm	0 – 125	0,59 – 2,96	15 – 35	2,05	90 – 16	Mondal i sar. (2011)
Kruška	Šuplja vlakna, PS, MWCO 10 kDa	215	-	25±2	2,92	0,56 – 1,16	Cassano i sar. (2007)
Kruška	Pločasta, PVDF, MWCO 200 kDa	220	0,123	25 ± 2	-	41,8	Cassano i sar. (2010)
Marakuja	Šuplja vlakna, PS, MWCO 30 kDa	68 – 147	-	30 – 50	-	26 – 36	Jiraratananon i sar. (1996)
Mandarina Klementina	Šuplja vlakna, PEEK i PS, Vlakna $d_w/d_s = 1,43/1,64$ mm	30	3 – 4	25 ± 2	2	33 – 38	Cassano i sar. (2009)
Model rastvor voćnog soka	Organska PFE, MWCO 30 kDa	350 - 550	0,11 – 0,275	-	-	9,25 – 48,7	Pal i sar. (2008)
Model rastvor voćnog soka	Spiralno namotana, PA, MWCO 30 kDa	414 – 690	0,016 – 0,04	28 ± 2	2,09 – 2,14 2,38 – 2,92	30,6 – 53,5 (sa recirkulacijom permeata) 33,5 – 49,6 (bez recirkulacije permeata)	Singh i sar. (2013)
Model rastvor voćnog soka i slatka limeta (mosambi)	Kompozitna PA u obliku tankog filma, MWCO 50 kDa	276 - 552	-	30±2	-	5 – 31,5	Rai i sar. (2007)
Nar	Šuplja vlakna, PEEK Vlakna $d_w/d_s = 1,64/2,11$ mm	96	-	25	2,43	29 – 20	Cassano i sar. (2011)
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna PA u obliku tankog filma, MWCO 50 kDa	414	-	30±2	-	80 – 8	Rai i sar. (2007)
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna PA u obliku tankog filma MWCO 10, 20, 30, 50, 100 kDa	276 – 552	-	30±2	-	45 – 8	Rai i sar. (2006)

Sok	Membrana i veličina pora	Operativni uslovi					Literatura
		TMP [kPa]	CFV [m/s]	T [°C]	VCR	Fluks [l/m ² h]	
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna PA u obliku tankog filma, MWCO 50 kDa	-	-	-	-	17,1 – 3,6	Rai i sar. (2005)
Slatka limeta (mosambi,)	Pločasta, PES, MWCO 50 kDa	220 – 635	0,09 – 0,18	30±2	-	45 – 10	Sarkar i sar. (2008)
Pomorandža, limun i šargarepa	Cevasta, PVDF MWCO 15 kDa	80 – 550	0,14	0 – 55	1,5– 9	25 – 10	Cassano i sar. (2003)
Pomorandža	Šuplja vlakna, PS, MWCO 100 kDa	20 – 140	-	15 – 35	-	6,77 – 31,95	Figueroa i sar. (2011)
Crvena pomorandža	Šuplja vlakna, PS, MWCO 100 kDa	80	-	20 ± 1	-	14,02 – 2,7	Destani i sar. (2013)
Crvena pomorandža	Cevasta, PVDF, MWCO 15 kDa	80 – 550	1,75	25	1 – 6	25,5 – 16,5	Cassano i sar. (2007)
Šećerna trska	Cevasta keramička ZrO ₂ 0.02 i 0.05 μm	100	3	60	-	66 - 54	Jegatheesan i sar. (2009)

U procesu bistrenja voćnih sokova, nije preporučljivo korišćenje temperatura preko 55°C, jer veće temperature mogu prouzrokovati degradaciju mnogih jedinjenja u soku. To bi moglo dovesti do toga i da proces mikrofiltracije/ultrafiltracije traje duže. Štaviše, proces MF/UF se izvodi odmah nakon hidrolize makromolekula, koji takođe zahteva temperaturu oko 55°C (Baker, 2004; Girard i Fukomoto, 2000). Zbog toga je ova temperatura optimalna temperatura za bistrenje voćnih sokova pomoću membranske filtracije. Filtracija pri višim temperaturama ima pozitivan efekat na fluks permeata, ali je tu negativan efekat bržeg pada fluksa na početku membranske filtracije, usled brže akumulacije čvrstih materija na višoj temperaturi (Vladislavljević i sar., 2013). To je razlog zašto većina istraživača koristi temperature od oko 25°C, kako je i prikazano u tabelama 2.2. i 2.3. Ako je moguće menjati temperaturu voćnog soka, onda je preporučljivo povećanje temperature što je više moguće, jer se fluks povećava sa povećanjem temperature. Često je zbog vrste voćnog soka (proizvoda) ili zapremine nemoguće učiniti bilo šta osim izvršiti filtraciju voćnog soka na bilo kojoj temperaturi na kojoj se nalazi. Na primer, fluks destilovane vode za većinu membrane se povećava za 3,3% po povećanju temperature za 1°C. Hemijski i bakteriološki fenomeni imaju tendenciju da ograniče fluks na više načina. U većini slučajeva, realnije je računati na povećanje od 1% po °C (Wagner, 2001).

Korišćenjem viših pritisaka ne dolazi do povećanja fluksa permeata, ali se povećava debljina i gustina zadržanog materijala na površini membrane. Fluks permeata u stacionarnom stanju je nezavistan od transmembranskog pritiska, što je predviđeno i objašnjeno modelom gel polarizacije (Porter, 1972), kao i efektima koncentracione polarizacije, o kojima je već bilo reči u ovom poglavlju. Čestice koje su uzrok zamućenosti voćnog soka su veći agregati polimerizovanih polifenola ili polifenolsko–proteinskih kompleksa. Na dovoljno visokom pritisku, ovi veliki agregati se raspadaju na mnogo manje čestice formirajući manje porozan i kompaktan sloj na površini membrane (Vladislavljević i sar., 2003). Izvodi se zaključak da treba obezbediti dovoljno visok pritisak na kome je moguće ostvariti maksimalan fluks permeata u zavisnosti od vrste soka.

Povećanje stacionarnog fluksa permeata sa povećanjem transmembranskog pritiska (TMP) moguće je do trenutka kada polarizacioni otpor postaje previsok pod uticajem TMP-a. Dalje povećanje TMP-a ne utiče na povećanje stacionarnog fluksa permeata kroz

membranu, ali dovodi do jake kompresije sloja gela na površini membrane, mnogo veće povećanje polarizacionog otpora (R_p) što dovodi do pada stacionarnog fluksa permeata. U tabeli 2.2. se može videti da se najviši fluksevi permeata postižu sa cevastim membranama, a najniži fluksevi su kod pločastih membrana.

Pločasti membranski moduli zahtevaju da se pri prolasku napojni rastvor proširi na celokupnu površinu svakog pojedinačnog pločastog elementa pre recirkulacije. Ovaj neuniformni protočni put omogućava usporavanje toka napojnog rastvora i teži da ubrza razvoj fenomena koncentracione polarizacije (laminarni tok) više nego u cevnim membranskim modulima (turbulentni tok) ili spiralno namotanim modulima (laminarni tok), kod kojih postoji uniforman protok kroz membrane (Carvalho i sar., 2008).

U procesu bistrenja sokova od ananasa mikrofiltracijom primenjeni su transmembranski pritisci od 300 i 400 kPa. Taj TMP je bio veći nego što je potrebno, pa je to uzrokovalo bržu koncentracionu polarizaciju na površini membrane. Poroznost sloja ili začepljenje pora na početku procesa su bitno uticali na fluks permeata (Carvalho i sar., 2008).

Vladislavljević i sar. (2013) su istraživali uticaj transmembranskog pritiska na fluks permeata soka od maline, tokom mikrofiltracije sa periodičnim povratnim ispiranjem. Membrana je bila ispirana svakih 6 min kako bi se izbegao negativan uticaj sabijanja taloga na površini membrane na ukupan otpor na $TMP > 200$ kPa tokom dužeg vremenskog perioda. Na transmembranskom pritisku od 300 kPa, fluks permeata nakon periodičnog povratnog ispiranja nije bilo moguće vratiti na početnu vrednost od $385 \text{ l/m}^2\text{h}$ zbog nepovratnog prljanja membrane, ali je održavan na relativno visokim vrednostima, između 170 i $300 \text{ l/m}^2\text{h}$. Fluks permeata na 300 kPa bio je veći od onog registrovanog na 200 kPa, što znači da je sabijanje taloga sprečeno kratkim trajanjem filtracionih ciklusa.

Jegatheesan i sar. (2009) su koristili cevaste keramičke membrane za filtraciju soka od šećerne trske kome je dodata limunska kiselina i koji je već bio delimično izbistren, pri različitim operativnim uslovima. Za mikrofiltracionu membranu ($0,1 \mu\text{m}$) početni fluksevi tokom tri probe su bili manji od $100 \text{ l/m}^2\text{h}$. Povećanjem transmembranskog pritiska od 100 do 200 kPa, početni fluks permeata se povećao sa $55,6$ na $87,9 \text{ l/m}^2\text{h}$. Međutim, kada je transmembranski pritisak povećan na 300 kPa, početni fluks permeata se nije dodatno povećao, već se održavao na vrednosti od $64,2 \text{ l/m}^2\text{h}$.

Ovo još jednom potvrđuje već pomenutu činjenicu da je povećanje fluksa permeata moguće do trenutka kada, pod uticajem transmembranskog pritiska, polarizacioni otpor postane toliko visok da dodatno povećanje TMP-a ne izaziva povećanje stacionarnog fluksa permeata.

Kada je u pitanju određivanje radnog pritiska nekog membranskog procesa, to je najteže uraditi kod mikrofiltracije. Nemoguće je da se proces mikrofiltracije obavi pri TMP-om i protokom napojnog rastvora koji su idealni (Wagner, 2001.).

Field i sar. (1995) pre 22 godine, uvode izraz “kritični fluks”. Oni su pretpostavili da postoji kritični fluks za unakrsnu filtraciju, ispod koga ne bi bilo značajnog uticaja fenomena prljanja membrane na sam proces filtracije, na primer smanjenje fluksa permeata ili povećanje TMP. Povećanje unakrsne brzine napojnog rastvora (poboljšanje prenosa mase) dovodi i do povećanja kritičnog fluksa. Tokom 2011. godine, Field i Pearce uvode i pojam “graničnog fluksa”, koji je definisan na osnovu brzine prljanja membrane. Pri vrednostima fluksa koje su manje od graničnog fluksa, prljanje membrana i punjenje pora je sporo i skoro konstantno, pa je moguće proces filtracije izvoditi duže vreme. Fluksevi permeata koji su pre 2011. godine definisani kao kritični fluksevi su zapravo granični fluksevi (He i sar., 2017).

Izvođenje mikrofiltracije pri fluksevima koji su manji od kritičnog fluksa nije poželjno, jer bi u tom slučaju bile potrebne membrane sa većim aktivnim površinama, što vodi i većim investicionim troškovima (Laorko i sar., 2011).

Iz podataka prikazanih u tabeli 2.2., se izvodi zaključak da se kritični fluks za sisteme sa cevastim membranama postiže na $TMP < 300$ kPa. Za sisteme sa membranama od šupljih vlakana, kritični fluks se postiže na $TMP < 40$ kPa i za sisteme sa pločastim membranama na $TMP < 400$ kPa.

U tabeli 2.3. se može primetiti da su najviše vrednosti fluksa permeata postignute sa cevastim membranama, a najmanje sa upotrebom pločastih membrana.

Yazdanshenas i sar. (2010) su izveli eksperimente sa ultrafiltracionom cevastom PVDF membranom sa granicom separacije prema molekularnoj masi od 18 kDa. Transmembranski pritisak u eksperimentima iznosio je 250 kPa, unakrsna brzina napojnog rastvora 1,21 m/s, a Reynolds-ov broj od 20410 ukazuje na turbulentni režim u ultrafiltracionom modulu. Autori su zaključili da je fluks permeata kroz membranu drastično opao na početku procesa bistrenja i da je nakon 1 h postao stabilan (70 l/m²h).

Taj stacionarni fluks permeata se nije menjao više od 5 h i ponovo se smanjio pri kraju procesa, kada je filtraciona jedinica programirana da automatski zaustavi proces.

Jegatheesan i sar. (2009) su u svojim eksperimentima koristili ultrafiltracione cevaste keramičke membrane (veličine pora 0,02 i 0,05 μm). Transmembranski pritisak je u eksperimentima bio 100 kPa, unakrsna brzina napojnog rastvora 3 m/s, a prosečan fluks permeata 65,6 $\text{l/m}^2\text{h}$. Unakrsna brzina od 3 m/s je bila dovoljno visoka da napojni rastvor struji preko membrane u veoma turbulentnom toku, tako da može ukloniti talog sa površine membrane i da ga odnese. Iz dobijenih rezultata za fluks permeata zaključili su da keramička membrana veličine pora od 0,05 μm može da se koristiti za bistenje sokova šećerne trske pri prosečnom flukusu od 65,6 $\text{l/m}^2\text{h}$, tokom perioda od 4 h na TMP od 1 bara.

U eksperimentima sa pločastim membranama, moraju se primeniti veće razlike pritisaka jer je prljanje ravnih membrana brže od membrana sa drugim konfiguracijama i geometrijama modula (cevaste, šuplja vlakna). Carvalho i sar. (2008) su izveli eksperimente sa pločastim PS membranama sa granicom separacije prema molekularnoj masi od 50 i 100 kDa. Maksimalni fluksevi permeata dobijeni u tim eksperimentima bili su 17,39 $\text{l/m}^2\text{h}$ (50 kDa, 600 kPa) i 19,77 $\text{l/m}^2\text{h}$ (100 kDa, 750 kPa). Razlog za ovo je po zaključku autora u tome što su PS pločaste membrane izazvale najveći pad fluksa i imaju tendenciju da formiraju mnogo gušće slojeve na površini membrane nego što je to kod PVDF i PES membrane.

Cassano i sar. (2008) kao rezultat svog istraživanja prikazuju optimalnu vrednost transmembranskog pritiska za pločastu membranu od acetata celuloze (MWCO 30 kDa) od 60 do 65 kPa. Pri nižim pritiscima, fluks permeata je proporcionalan primenjenom pritisku. Kada čestice počnu da se talože na površini membrane, brzina povećanja fluksa permeata se smanjuje. Dalje povećanje transmembranskog pritiska dovodi do povećanja debljine sloja čestica na površini membrane bez odgovarajućeg povećanja fluksa.

Mandal i sar. (2011) su u svojim eksperimentima koristili PEEK membrane od šupljih vlakana i konstatovali su iz eksperimentalnih podataka da fluks permeata u stacionarnom stanju pokazuje malu varijaciju fluksa sa padom TMP, preko 60 kPa. U ovom istraživanju TMP se povećava sa 25 na 125 kPa i očigledno je da postoji određena vrednost pritiska iznad koga se fluks permeata dalje ne povećava. Autori su zaključili da je vrednost graničnog pritiska, iz eksperimentalnih podataka, oko 75 kPa.

Važan zaključak je da na optimalni TMP utiču fizičko-hemijske karakteristike rastvora (vrsta voćnog soka) i drugi parametri kao što su unakrsna brzina napojnog rastvora i temperatura.

Ako se retentat vraća u rezervoar za napojni rastvor, postaje sve više koncentrisan dok se permeat uklanja. Koncentracija retentata može se izraziti faktorom zapreminskog koncentrisanja (VCR). Kako je već ranije napomenuto, na osnovu vrednosti ovog parametra razlikujemo tri različite oblasti: oblast 1 ($VCR = 1-2$) gde fluks permeata brzo opada sa VCR, oblast 2 ($VCR = 3-7$) gde fluks permeata nastavlja da opada, ali znatno manjom brzinom, i oblast 3 ($VCR > 7$) gde je pad fluksa toliko mali, pa su uspostavljeni stacionarni uslovi. (Cassano i sar., 2008).

U industriji voćnih sokova, vrednosti VCR-a tokom bistrenja sokova trebale bi biti veće od 20 i tako bi se većinom vremena membranska filtracija vršila u stacionarnom stanju, kada je fluks permeata samo mali deo njegove početne vrednosti.

2.4. PREGLED DOSADAŠNJIH ISTRAŽIVANJA O TEHNIKAMA POBOLJŠANJA FLUKSA PERMEATA

Kao što je već ranije u ovom poglavlju opisano, postoje različite tehnike poboljšanja fluksa permeata. To su mehaničke i električne tehnike poboljšanja fluksa permeata, kao što su periodično povratno ispiranje sa gasom (*backwashing*), periodično povratno ispiranje tečnošću (*backflushing*), upotreba promotora turbulencije i upotreba električnog polja. Pored ovih tehnika, mogu se još koristiti i tretman enzimima pre membranske filtracije.

2.4.1. METODE ENZIMATSKOG TRETMANA ZA POBOLJŠANJE FLUKSA PERMEATA

Pre bistrenja voćnih sokova membranskom filtracijom moguće je primeniti tretman enzimima, koji imaju za cilj smanjenje količine suspendovanih čestica u sok. U tabeli 2.4. su prikazani enzimski tretmani i njihov rezultat na povećanje fluksa permeata tokom membranske filtracije voćnih sokova.

Tabela 2.4. Enzimski tretman voćnih sokova i efekat na poboljšanje fluksa permeata

Enzimski tretman	Voćni sok	Membrana i veličina pora	Fluks (l/m ² h)	Rezultati i diskusija	Literatura
Pectinex ultra SP-L, 0,01mas.% (Novo Nordisk, Danska)	Acerola	Cevasta od polietersulfona 0,3 μm	110 – 180	Hidrolizom određenih sastojaka u voćnom soku dolazi do smanjenja koncentracione polarizacije i smanjenja mogućnosti za formiranje sloja gela na površini membrane, pa samim tim dolazi i do povećanja fluksa permeata tokom procesa.	Matta i sar. (2004)
Pectinase, Pectinex 3XL, 0-400 FDU/g i AMG 200L, 200 AGU/ml (Novo Nordisk, Danska)	Jabuka	Cevasta od ZrO ₂ MWCO 15 kDa	51 – 40 Nepektinizo van sirov sok	Enzimatskom depektinizacijom soka od jabuke se dobija proizvod sa mnogo manjom mutnoćom, manjeg viskoziteta i sa dosta manjim sadržajem pektinskih materija. Fluks permeata prilikom ultrafiltracije ovog soka je tri puta veći nego fluks permeata pri ultrafiltraciji nepktinizedanog soka od jabuke.	Alvarez i sar. (1998)
Pectinase, 0,0004 mas.% i 2000 ppm bentonita i želatina (SRL research chemicals, India)	Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna poliamidna, tanak film, MWCO 50 kDa	23	Sa predtretmanom soka dobija se maksimalni fluks permeata od 23 l/m ² h na pritisku od 414 kPa i 1200 rpm. Ovim predtretmanom se ostvaruje povećanje fluksa za oko 77% u odnosu na sok koji je tretiran samo enzimima.	Rai i sar. (2007)
Pectinase, 0,01mas.% i električno polje (Sigma-Aldrich, USA)	Slatka limeta (mosambi)	Pločasta od polietersulfona, MWCO 50 kDa	11,75 8,65 Bez el. polja	Fluks permeata se povećava za oko 36%, kada se primeni dejstvo električnog polja jačine 400 V/m.	Sarkar i sar. (2008)
Enzim Pektinaza 0,0004 mas.% i centrifugiranje	Slatka limeta (mosambi)	Keramičke disk membrane M1 – 1,85 μm; M2 – 1,78 μm; M3 – 0,89 μm	-	M1 membrana daje najveći fluks permeata. Nakon enzimskog tretmana i centrifugiranja, postiže se minimalno prljanje svih membrana i dobija se bistar sok sa malim sadržajem alkoholnih nerazvornih čestica.	Emani et al. (2013)
Pectinex 3XL (Novozymes) i centrifugiranje	Marakuja	Šuplja vlakna od polieteramida 0,40 μm	4,5 5,5 - 9 Sa centif.	Predloženi predtretmani soka daju pozitivan efekat na fluks permeata, odnosno dolazi do njegovog povećanja.	Domingues i sar. (2014)

Enzimski tretman	Voćni sok	Membrana i veličina pora	Fluks (l/m ² h)	Rezultati i diskusija	Literatura
Pectinex ultra SP-L (pektinaza), 0,03 mas. %	Ananas	Šuplja vlakna od polisulfona 0,20 μm	50 – 22	Predloženi predtretman ostvaruje pozitivan uticaj na povećanje fluksa permeata.	Laorko i sar. (2010)
Pektinolitički enzimi (Rapidase PRO DSM, Food Specialities, Barselona, Španija)	Model rastvor i jabuka	Keramička cevasta MWCO 100 i 300 kDa	-	Kada se primeni recirkulacija rastvora pektinolitičkih enzima preko površine membrane, fluks permeata se povećava kod model rastvora za 67,52%, a kod soka od jabuke za 53,11%.	Echavarria i sar. (2011)
Smeša pektinaze, hemicelulaze i celulaze 20, 100 i 300 mg/l (Citrozym ultra-L, Novo Nordisk)	Zapadno Indijska višnja i ananas	Keramička cevasta 0,01 μm Šuplja vlakna od polisulfona 100 kDa	40 – 60 60 – 80	Membrane od šupljih vlakana su pokazale najniži protok permeata. Za ultrafilter je ekonomski najpovoljniji sok tretiran sa koncentracijom smeše enzima od 20 mg/l.	Barros i sar. (2004)
Ultrazym 100G (pektinaza) + Celluclast (celulaza) (Novozymes, Danska)	Ananas	Cevasta, PVDF 30-80 kDa Cevasta, PES, 0,3 μm Pločasta, PS, 0,1 i 0,45 μm Pločasta, PS 50-100 kDa	35,7 47 – 58 20 – 30 13,4 – 19,8	Preporučeni predtretmani utiču na smanjenje viskoziteta od 21,11%.	Carvalho i sar. (2008)
Penicillium occitanis pektinaza 0 – 1200 U/l	Limun	Cevasta mineralna Carbosep M2 MWCO 15 kDa	-	Enzimaska depektinizacija doprinosi većem fluksu permeate i većem kvalitetu soka.	Maktouf i sar. (2014)
Ultrazym APFL (pektin liaza) 500 mg/kg (Novozymes, Danska)	Açai	Cevasta keramička α-Al ₂ O ₃ 0,2 i 0,8 μm	60 – 110	Najviši fluks permeata se ostvaruje sa membranom veličine pora od 0,2 μm, pri čemu stacionarni fluks ima vrednosti veće od 83 l/m ² h.	Machado i sar. (2012)

Matta i sar. (2004) su primenili enzimski predtretman na sok od acerole pre mikrofiltracije. Acerola je voće izuzetno bogato vitaminom C, ali sadrži i vitamine A, B1, B2, B3, kao i karotenoide i bioflavonoide, koji pružaju značajnu hranljivu vrednost i imaju antioksidativna svojstva. Dobijene su velike vrednosti fluksa permeata, što je posledica upravo enzimskog tretmana pre mikrofiltracije. Hidrolizom soka se znatno smanjuje koncentraciona polarizacija i formiranje sloja gela, pa samim tim ne dolazi ni do smanjenja poroznosti membrane. Porast fluksa permeata tokom filtracije se javlja i zbog prisutnih enzima koji su ostali u napojnom rastvoru, i kada temperatura procesa dostigne vrednost koja je optimalna za aktivnost enzima, oni se aktiviraju.

Alvarez i sar. (1998) su ispitivali uticaj depektinizacije soka od jabuke pri ultrafiltraciji. Pri ultrafiltraciji nepektinizovanog matičnog soka od jabuke, brzine permeacije su bile veoma male. Kada je kroz istu membranu propušten depektinizovan sok, fluksevi permeata su bili tri puta veći. Fluks permeata je direktno zavistan od sadržaja ukupnog pektina koji je prisutan u soku od jabuke.

Enzimskom depektinizacijom dobija se sok od jabuke sa mnogo manje mutnoće, manjeg viskoziteta i manjeg sadržaja ukupnog pektina.

Rai i sar. (2007) ispituju uticaj različitih predtretmana na fluks permeata tokom ultrafiltracije soka od slatkog limuna (mosambi, slatka limeta). Mosambi je citrusno voće i kao ostali citrusi je bogato vitaminom C, sadrži čak 50 mg vitamina C na 100 g voća. Jedan od ispitivanih predtretmana u ovom radu je enzimatski tretman koji najviše utiče na boju, bistrinu, viskozitet, sadržaj pektina i gotovo da nema uticaja na sadržaj ukupnih rastvorljivih čestica, kiselost, pH i gustinu soka. Fluks permeata tokom procesa ultrafiltracije naglo opada na početku procesa, a zatim se nastavlja postepeno opadanje. Taj nagli pad se javlja zbog prisustva komponenti kao što su pektin, celuloza, hemiceluloza i komponente velike molekulske mase, koje formiraju polarizacioni sloj na površini membrane, koji se tokom filtracije povećava.

Sarkar i sar. (2008) su ispitivali uticaj enzimskog predtretmana i uticaj elektro – ultrafiltracije na bistrenje soka od slatkog limuna, i došli do zaključka da na taj način dolazi do efektivnog uklanjanja jedinjenja koja izazivaju mutnoću. Fluks permeata opada tokom vremena dok ne dostigne konstantnu vrednost u stacionarnom stanju. Isti trend se javlja za sve primenjene snage električnog polja (0, 200, 300 i 400 V/m). Ovo se može objasniti time da se debljina sloja gela povećava (sloj gela se sastoji pre svega od ostataka

pektina nakon depektinizacije), pa se povećava i polarizacioni otpor, a fluks permeata opada. Međutim, sa povećanjem jačine električnog polja povećava se i fluks permeata. To je posledica kretanja negativno naelektrisanih molekula pektina u električnom polju od površine membrane. Dolazi do pomeranja molekula pektina sa površine membrane i onda ne može doći do formiranja sloja gela koja smanjuje propustljivost membrane, pa samim tim i fluks permeata.

Domingues i sar. (2014) su proučavali uticaj različitih predtretmana na bistrenje soka od marakuje. Primenili su kombinaciju centrifugiranja, enzimskog tretmana i bistrenja sa citozanom kao pretreatman za voćni sok od marakuje. Enzimski tretman je obavljen sa pektolitičkim enzimom (Pectinex 3 XL, Novozymes). Koncentracija enzima bila je 1 ml/l, a temperatura reakcije je podešena na 44°C. Drugi ispitivani tretman bio je bistrenje soka od marakuje sa citozanom. Koncentracija osnovnog rastvora iznosila je 0,1 kg/l. Kod svih tretiranih uzoraka nekim od navedenih postupka praćeni su sledeći parametri: zamućenost, boja, viskozitet i ukupne rastvorljive čvrste supstance (TSS – total soluble solids). Na sadržaj TSS-a nije uticao ni jedan od primenjenih predtretmana. Enzimski tretman je uticao na smanjenje viskoziteta i zamućenosti, ali nije uticao na boju tretiranog voćnog soka marakuje. Predtretman citozanom bio je efikasan u smanjenju zamućenosti za čak 99%, boje 96% i viskoziteta 94%. U pregledu efekata predtretmana, najveći fluks pri mikrofiltraciji je pokazao uzorak koji je tretiran sa citozanom, pa autori navode da je tretman citozanom pogodna alternativa za predtretman voćnog soka od marakuje.

Emani i sar. (2013) su ispitivali uticaj enzimskog tretmana i centrifugiranja na mikrofiltraciju soka od slatkog limuna, pri čemu su koristili porozne membrane u obliku diska (M1, M2 i M3, sa srednjim prečnikom pora od 1,85 μm , 1,78 μm i 0,89 μm , redom). Predtretman sa enzimima omogućava značajno smanjenje boje, viskoziteta i sadržaja čestica nerastvorljivih u alkoholu. Sadržaj ukupnih rastvorljivih čestica, pH i sadržaj limunske kiseline u soku ostaje relativno konstantan, dok se gustina soka polako smanjuje nakon enzimskog tretmana. Predtretman prvenstveno ima za cilj uklanjanje koloidnih i pektinskih materija, koje su odgovorne za stvaranje sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane. Od svih membrana, M1 membrana ima najveći fluks permeata, a membrana M3 ima najmanji stepen prljanja pri mikrofiltraciji. Membranu M3 autori

preporučuju za dalja ispitivanja procesa, jer ima najveću mehaničku otpornost, najmanji stepen prljanja i prihvatljivu kombinaciju u pogledu membranskog fluksa i kvaliteta soka.

Barros i sar. (2004) su istraživali uticaj enzimskog tretmana korišćenjem smeše pektinaze, hemicelulaze i celulaze, u koncentracijama od 20, 100 i 300 mg/l, na temperaturi od 40°C, u sokovima od višnje i od ananasa. Koristili su ultrafiltracionu keramičku cevastu membranu i polisulfonske (PS) membrane od šupljih vlakana. Najniži protok permeata su pokazale PS membrane od šupljih vlakana. Povećanje fluksa permeata uz upotrebu koncentracije enzima od 300 i 100 mg/l nije bilo značajno, pa je za ultrafilter ekonomski najpovoljniji depektinizovan sok tretiran koncentracijom enzima od 20 mg/l.

Da bi se sprečilo prljanje membrane, Pap i sar. (2012) su depektinizovali sok od crne ribizle sa tečnim enzimom komercijalnog naziva Panzym Super E. Ultrafiltracija je izvedena sa polietersulfonskom (PES) membranom, pri transmembranskom pritisku od 2 bara i temperaturi od 25°C. U ovom radu je ispitivan efekat pretretmana na vredan sadržaj antocijana i flavonola u soku od crne ribizle. Rezultati su pokazali da enzimski tretman povećava sadržaj vrednih sastojaka soka. Međutim, procesom ultrafiltracije dolazi do značajnog gubitka ovih vrednih sastojaka, čak 54% ukupnog flavonola i 50% ukupnih antocijana.

Rezultati predstavljeni u radu Echavarria i sar. (2011) pokazuju efekat pretretmana pektolitičkim enzimima, kako bi se povećao fluks permeata i sprečilo prljanje membrane uzrokovano formiranjem polarizacionih slojeva od makromolekula. Ispitali su ultrafiltraciju model rastvora i soka od jabuke, koji sadrže pektine, kroz keramičke cevaste membrane od 100 i 300 kDa (jedan i tri kanala). Depektinizacija je uticala na povećanje fluksa permeata za model rastvor i sok od jabuke za 67,52% i 53,11%, kada je preparat pektolitičkog enzima ponovo kružio preko cevaste membrane. Koristeći najmanju koncentraciju enzimskog tretmana i najduži tretman sa recirkulacijom, autori su postigli povećanje fluksa permeata koji vodi ka veoma povoljnom procesu bistrenja i ekonomičnosti procesa.

U istraživanju koje su sprovedeli Machado i sar. (2012), došli su do zaključka da enzimski pretretman matičnog soka od açaí bobica, koristeći preparat komercijalnog naziva Ultrazym AFPL (Novozymes, Danska) ima pozitivan efekat na povećanje fluksa permeata. Oni su proučavali unakrsnu mikrofiltraciju kroz keramičke (α -Al₂O₃) cevaste membrane sa veličinom pora od 0,2 μ m i 0,8 μ m (cev sa jednim kanalom). Najveće

vrednosti fluksa permeata su dobijene korišćenjem enzimski tretiranog soka acai bobica na membrani sa veličinom pora od 0,2 μm , na kojima se postiže stacionarni fluks sa vrednošću preko 100 l/m²h. Kod membrane veličine pora od 0,8 μm , ukupni otpor prolazu mase kroz membranu, nakon mikrofiltracije enzimski tretiranog soka od acai bobica je bio za 21% niži nego nakon mikrofiltracije netretiranog soka, a kod membrane veličine pora od 0,2 μm ukupni otpor prolazu mase kroz membranu je bio za 18% niži nego u slučaju netretiranog soka.

Maktouf i sar. (2014) su tretirali limunov sok sa različitim količinama enzima (*Penicillium occitanis* pectinase). Zaključili su da je sa optimalnim tretmanom sa pektinazom koji je praćen ultrafiltracijom, moguće dobiti čist i stabilan limunov sok sa značajno smanjenim zamućenjem i sa smanjenim viskozitetom od 96%. Optimalno tretiran sok od limuna (koncentracija enzima 600 U/l, vreme inkubacije 45 min i temperatura inkubacije 30°C) ima najveći fluks permeata i visok kvalitet.

2.4.2. MEHANIČKE METODE ZA POBOLJŠANJE FLUKSA PERMEATA

Su i sar. (1993) su ispitivali unakrsnu (cross – flow) mikrofiltraciju soka od jabuke, pri čemu su koristili polipropilensku membranu sa šupljim vlaknima. Kao tehniku poboljšanja fluksa permeata primenjivali su periodično povratno ispiranje sa vazduhom ili azotom pri visokom pritisku (690 kPa). Gas visokog pritiska je uduvavan kroz centar vlakana duž membrane, na 15 i 30 min, u trajanju od 45 s, pri čemu dolazi do širenja vlakana i gas odstranjuje čestice zadržane sa spoljašnje strane vlakana. Periodično povratno ispiranje u ovom slučaju je povećavalo fluks permeata za oko 10 l/m²h i stabilizovalo je opadanje fluksa na relativno visokoj vrednosti (70 – 110 l/m²h). Kao napojni rastvor korišćen je sok od jabuke sa sadržajem šećera od 10%, kiseline 0,2% i sa sadržajem pektina od 0,1%, 0,2% i 0,4%. Nakon 10 – 15 min od početka eksperimenata, tokom ukupnog vremena trajanja procesa od 90 min, suspenzija soka od jabuke sa sadržajem pektina od 0,1% imala je fluks permeata oko 30 l/m²h, dok je suspenzija sa sadržajem pektina od 0,4%, imala upola manji fluks permeata, od oko 14 l/m²h. što dovodi do zaključka da što je veća koncentracija pektina u soku, fluks permeata je niži. Naravno to je i očekivano s obzirom da su makromolekuli pektina jedna od komponenti koja je sastavni deo sekundarnog dinamičkog sloja koji se formira na površini membrane.

S obzirom da je u eksperimentima kako je već navedeno korišćen i vazduh i azot za periodično povratno ispiranje, autori navode da nisu primećene razlike u ukusu i mirisu između uzoraka koji su mikrofiltrirani uz ovu tehniku poboljšanja fluksa. Takođe nije bilo ni gubitaka aromatičnih jedinjenja.

Jegatheesan i sar. (2009) u svojim eksperimentima koriste cevaste keramičke membrane od ZrO_2 pri različitim operativnim uslovima. Veličina pora membrana koje su koristili bile su $0,02 \mu m$, $0,05 \mu m$ i $0,10 \mu m$. A rastvor koji se filtrirao je bio sok od šećerne trske, sa sadržajem šećera oko 16° Brix. Transmembranski pritisak je variran u intervalu od 1 do 3 bar, a unakrsna brzina napojnog rastvora bila je 3 m/s. I ovi autori kao tehniku poboljšanja fluksa koriste periodično povratno ispiranje sa vazduhom. Tokom eksperimenata komprimovan vazduh pritiska 5 bara je uduvavan sa strane permeata, na svakih 5 min po 4 s. Eksperimenti sa periodičnim povratnim ispiranjem su rađeni u cilju ispitivanja uticaja ove tehnike na prljanje membrane i na poboljšanje fluksa permeata. Autori su ispitivali i parametre kvaliteta napojnog rastvora pre i posle membranske filtracije (koncentracija šećera, mutnoća, boja, pH). Rezultati svih ispitivanja su sledeći: (1) za membranu veličine pora $0,10 \mu m$, sa porastom transmembranskog pritiska od 1 do 3 bara, početni fluks permeata se povećava za 15,5%, a stacionarni fluks za 11,9%. Ova membrana je čišćena pre svakog ciklusa sa 2 mas.% rastvorom HNO_3 40 min i sa 2 mas.% rastvorom $NaOH$ još 40 min. Otpor ovako očišćene membrane je približno jednak početnom otporu membrane, u intervalu od $3,87 \cdot 10^{12}$ do $4,12 \cdot 10^{12} m^{-1}$. (2) Na pritisku od 1 bar, od sve tri membrane, membrana sa veličinom pora od $0,05 \mu m$, daje najveći stacionarni fluks. (3) Ispitivanjem mehanizma prljanja membrana, autori navode da kod mikrofiltracione membrane ($0,10 \mu m$) dolazi i do formiranja sekundarnog dinamičkog sloja i do blokiranja pora unutar membrane, tj. da dolazi i do spoljašnjeg i unutrašnjeg prljanja membrane, dok je kod ultrafiltracionih membrana ($0,02$ i $0,05 \mu m$) dominantno formiranje sloja na površini membrane (spoljašnje prljanje membrane). (4) Periodično povratno ispiranje kao tehnika poboljšanja fluksa ima uticaja na mikrofiltracionu membranu ($0,10 \mu m$), ali nema na ultrafiltracione membrane. Kod mikrofiltracione membrane ovom tehnikom se stacionarni fluks permeata povećava za 23%. To se objašnjava preko mehanizma prljanja membrana. Zapravo periodično povratno ispiranje je mnogo efektivnije za uklanjanje čestica koje blokiraju pore unutar membrane, nego u uklanjanju sloja gela koji se formira na površini membrane. (5) Sve tri membrane daju

filtriran sok visokog kvaliteta, pri čemu dolazi do smanjenja boje za 38,9% i smanjenja mutnoće za čak 99,6%.

Vladislavljević i sar. (2013) su ispitivali bistrenje soka od maline mikrofiltracijom, uz periodično povratno ispiranje sa komprimovanim vazduhom u cilju poboljšanja fluksa permeata. Za mikrofiltraciju koriste istu membranu kao membrana koja je korišćena u ovoj doktorskoj tezi. To je keramička membrana Kerasep W5 (Tech – Sep, Mirabel, Francuska), sa veličinom pora od 0,2 μm . Ova membrana se sastoji od 19 cilindričnih kanala unutrašnjeg prečnika od 4 mm. Dužina membrane je 270 cm, a ukupna filtraciona površina membrane je 644 cm^2 . Mikrofiltracija u eksperimentima je izvođena na dva načina: (1) vraćanjem permeata u napojni rastvor, kako bi se zapremina retentata održavala konstantnom; (2) bez vraćanja permeata. Periodično povratno ispiranje je primenjeno u nekim eksperimentima. Izvođeno je sa komprimovanim vazduhom na pritisku od 0,5 bara, uduvavanjem vazduha u suprotnom smeru od smera filtracije, na svakih 6 ili 10 minuta. Na ovaj način se podižu i uklanjaju čestice koje su se istaložile na unutrašnjoj površini membrane. Uduvavanje vazduha je trajalo po 60 s, i tokom tog vremena je proces mikrofiltracije prekidano. Na ovaj način se fluks permeata održavao na visokom nivou (170 $\text{l/m}^2\text{h}$) duže od 2h. Dovoljno čestim uduvavanjem vazduha, sprečeno je i formiranje sloja gela na površini membrane. Nakon prvog povratnog ispiranja, fluks permeata se podiže sa 92 na 260 $\text{l/m}^2\text{h}$, ali nije bilo moguće povratiti početni fluks od 290 $\text{l/m}^2\text{h}$. Fluks permeata nakon svakog povratnog ispiranja je bio jednak ili malo manji od fluksa permeata na početku prethodnog ciklusa filtracije.

Pal i sar. (2008) kao tehniku poboljšanja fluksa ispituju promotore turbulencije. Sa strane hidrodinamičkog pristupa, kao tehnika kojom se kontroliše granični fluks, može se upotrebiti stvaranje nestabilnog toka uz pomoć pulsacija korišćenjem fleksibilnih cevi i pulsirajućeg generatora, zatim uvođenje mehurića vazduha ili korišćenje dinamičkih membrana. Uvođenjem promotora turbulencije ili umetaka u tok fluida menja se hidrodinamika toka. Umetci vrše uklanjanje laminarnih tokova unutar membrana. Ovo uzrokuje radijalno mešanje tj. strujanje. O promotorima turbulencije je već bilo reči u delu o tehnikama poboljšanja fluksa. Povećanje srednje brzine strujanja napojnog rastvora i upotreba promotora turbulencije se najviše primenjuju za povećanje fluksa permeata. Eksperimenti sa promotorom turbulencije su pokazali da se izazivanjem sekundarnih tokova i nestabilnosti toka uz površinu membrane može uticati na smanjenje

stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na membrani i koncentraciona polarizacija, i da se povećava prenos mase u unakrsnoj membranskoj filtraciji. Eksperimenti koje su izveli ovi autori su takođe pokazali da se fluks permeata povećava srazmerno sa brojem promotora. Preveliki broj promotora može smanjiti tangencijalni tok napojnog rastvora na površini membrane, pa se na taj način smanjuje pozitivan uticaj unakrsne membranske filtracije. Korišćenjem promotora većeg prečnika očekuje se da napojni rastvor ima veću tangencijalnu brzinu toka. Oblik promotora može imati značajan uticaj na uklanjanje istaloženog materijala na površini membrane, pa tako ima uticaj i na fluks permeata.

Za ispitivanje uticaja promotora turbulencije na smanjenje debljine zadržanog materijala na površini membrane i na povećanje fluksa permeata, korišćeni su model rastvori voćnog soka. U pitanju su tri model rastvora, prvi koji sadrži 0,1% pektina i 12°Brix šećera, drugi sa sadržajem pektina od 0,2% i sadržajem šećera od 10°Brix i treći rastvor sa sadržajem pektina od 0,4% i sadržajem šećera od 8°Brix. Ovi model rastvori su filtrirani uz pomoć organske ultrafiltracione membrane od polifeniletersulfona, sa granicom separacije prema molekulskoj masi od 30 kDa. Korišćeni promotori su prave cilindrične čelične žice različitog prečnika (0,21; 0,80; 1,05; 1,32 i 1,68 mm) i zakrivljeni promotori, u obliku parabole, pri čemu je vrh parabole postavljen na rastojanju od 19 mm od zamišljene linije koja spaja dva kraja promotora. U eksperimentima je korišćen i različiti broj promotora. Autori dolaze do sledećih zaključaka: da fluks permeata opada za oko 60% sa porastom koncentracije pektina u model rastvorima, sa 0,1% na 0,4%, što je i očekivano, dok su transmembranski pritisak (450 kPa) i unakrsna brzina napojnog rastvora (0,22 m/s) konstantni. Takođe je utvrđeno da se sa porastom koncentracije pektina, debljina sekundarnog sloja na membrani povećava za 50%. Ubacivanjem promotora turbulencije u tok napojnog rastvora postiže se značajan porast fluksa permeata. Na primer kod model rastvora sa sadržajem pektina od 0,2% i sadržajem šećera od 10°Brix, na transmembranskom pritisku od 350 kPa i unakrsnoj brzini od 0,11 m/s, korišćenjem ravnog promotora, ostvaruje se fluks permeata koji je veći 1,2 puta u odnosu na fluks koji se dobija kada se ne koristi promotor. Kada je u pitanju zakrivljeni promotor, autori navode da je fluks permeata veći 1,9 puta od fluksa koji se dobija kada se ne koristi promotor. Kod zakrivljenih promotora izazvani turbulentni tok zahvata veću površinu membrane nego u slučaju ravnih promotora. Kako su autori u eksperimentima koristili i različiti broj promotora, odredili su i optimalni broj, koji u ovom slučaju iznosi 15. U

nekim eksperimentima je korišćeno i 16 promotora, ali nije dolazilo do daljeg rasta fluksa permeata. Kada je broj promotora u pitanju, autori naglašavaju da je važno uzeti u obzir činjenicu da preveliki broj promotora može negativno uticati na proces, jer može doći do smanjenja tangencijalnog toka napojnog rastvora duž membrane.

Iz analize gore navedenih prednosti mehaničkih tehnika može se zaključiti da se najveći procent povećanja fluksa permeata postiže uvođenjem zakrivljenih i ravnih turbulentnih promotora. Primena tehnike periodičnog povratnog ispiranja vazduhom i gasom dovodi do povećanja fluksa permeata od 60%. Buduća istraživanja treba usmeriti na ispitivanje uticaja trajanja periodičnog povratnog ispiranja na povećanje fluksa permeata.

U tabeli 2.5. su prikazane mehaničke i električne metode za poboljšanje fluksa permeata tokom membranske filtracije, koje su korišćene u publikovanoj literaturi.

2.4.3. ELEKTRIČNE METODE ZA POBOLJŠANJE FLUKSA PERMEATA

Tehnika elektro-ultrafiltracije se koristi za smanjivanje koncentracione polarizacije u neposrednoj blizini membrane primenom spoljnog električnog polja preko membrane kako bi se filtrirale naelektrisane čestice (Sarkar i sar., 2010).

Unakrsna membranska filtracija u kombinaciji sa direktnom strujom električnog polja (elektrofiltracija) je istraživana od 1970-tih godina. Wakeman i Tarleton (1987) izračunavaju putanju čestica u unakrsnim mikrofiltracionim modulima iz analize brzine napojnog rastvora i profila električnog polja. Proučavali su mikrofiltraciju razblažene suspenzije bentonita, porcelana i anataze koristeći kako konstantno električno polje, tako i impulsno električno polje (Huotari i sar., 1999; Wakeman i Tarleton, 1987)..

Sarkar i sar. (2010) svojim eksperimentima ispituju uticaj električnog polja na unakrsnu ultrafiltraciju, pri uslovima turbulentnog toka. Kao napojni rastvor koji se filtrira, koristili su model rastvora, koji su smeša pektina, saharoze i vode. Za ultrafiltraciju su koristili ravnu membranu od polietersulfona, sa granicom separacije prema molekulskoj masi (MWCO) od 50 kDa. Proces elektro-ultrafiltracije je korišćen sa ciljem da se smanji koncentraciona polarizacija u neposrednoj blizini membrane, primenom električnog polja duž membrane pri filtraciji naelektrisanih čestica.

Tabela 2.5. Mehaničke i električne metode poboljšanja fluksa permeata tokom membranske filtracije

Metoda	Sok	Membrana	Fluks permeata (l/m ² h)	Rezultati i diskusija	Literatura
Periodično povratno ispiranje (vazduhom ili N ₂ na 690 kPa)	Jabuka	Šuplja vlakna od polipropilena, 0,2 μm	VFJ 100 – 110 PVFJ 70 – 80	Periodično povratno ispiranje gasom, povećava vrednost fluksa permeata u proseku za 10 l/m ² h i stabilizuje opadanje vrednosti fluksa. Ovo važi u oba ispitivana slučaja, i za VFJ (vacuum filtered juice) i za PVFJ (pre – vacuum filtered juice).	Su i sar. (1993)
Periodično povratno ispiranje vazduhom	Šećerna trska	Cevasta keramička ZrO ₂ 0,02 μm; 0,05 μm i 0,1 μm	46 – 56	Ova metoda obezbeđuje porast fluksa kod mikrofiltracione membrane (0,1 μm), dok kod ostale dve ultrafiltracione membrane nema efekta. Kod MF membrane, periodičnim povratnim ispiranjem vazduhom na svakih 5 min po 4s, dostiže se porast fluksa permeata za 23%.	Jegatheesan i sar. (2009)
Periodično povratno ispiranje vazduhom	Malina	Višecevna keramička 0,2 μm	170	Periodičnim povratnim ispiranjem vazduhom moguće je održavati fluks permeata visoke vrednosti od 170 l/m ² h duže od 2h. Početni fluks je imao vrednost od 290 l/m ² h, a nakon prvog povratnog ispiranja vazduhom, fluks permeata se povećava sa 92 na 260 l/m ² h.	Vladislavljević i sar. (2013)
Korišćenje zakrivljenog i pravog promotora turbulencije	Model rastvor	Organska od polifeniletersulfona MWCO 30 kDa	-	Fluks permeata se povećava ravnomerno sa povećanjem broja promotora, odnosno oko 50 – 60% za ravan promotor; u slučaju zakrivljenog promotora, do 70% kada je unakrsna brzina napojnog rastvora 0,11 m/s i čak do 108% pri unakrsnoj brzini od 0,275 m/s.	Pal i sar. (2008)
Električno polje (EP)	Model rastvor	Pločasta od polietersulfona MWCO 50 kDa	-	Fluks permeata raste sa porastom jačine EP. Naelektrisani molekuli sloja gela na površini membrane se pomeraju. Pri jačini EP od 910 V/m, fluks permeata se povećava tri puta u odnosu na fluks pri jačini EP od 0 V/m.	Sarkar i sar. (2010)
Električno polje (EP)	Slatka limeta (mosambi)	Polietersulfon MWCO 50 kDa	EP: 400 V/m 130 – 11.95 EP: 0 V/m 130 – 8.67	Fluks permeata raste sa porastom jačine EP. Za fiksnu vrednost jačine EP, porastom odnosa impulsa sa vremenom, naelektrisani molekuli pektina se većom brzinom pomeraju sa površine membrane. Tokom impulsne elektro-ultrafiltracije, dostiže se oko 97,5% maksimalnog fluksa permeata, koji je moguće ostvariti i ostvaruje se ušteda električne energije za 33%.	Sarkar et al. (2010)

Polaritet električnog polja je takav da se naelektrisane čestice uklanjaju sa površine membrane elektroforezom. U prisustvu spoljašnjeg električnog polja, naelektrisane čestice se uklanjaju sa sloja gela na površini membrane zbog elektroforetske migracije. U stacionarnom stanju, konvektivna brzina rastvorenih čestica koje se kreću ka membrani jednaka je brzini kretanja rastvorenih čestica od membranske površine usled delovanja elektroforeze i povratne difuzije (stacionarna ekvimolarna suprotnosmerna difuzija). Iz izvedenih eksperimenata, autori su zaključili da sa porastom jačine električnog polja, dolazi i do povećanja fluksa permeata. Na primer pri jačini električnog polja od 910 V/m, fluks permeata se povećava tri puta u odnosu na fluks permeata pri jačini električnog polja od 0 V/m. Ovo povećanje fluksa permeata se javlja zbog toga što se naelektrisani molekuli sloja gela uklanjaju sa površine membrane.

Pored uticaja električnog polja na fluks permeata, ispitan je i uticaj unakrsne brzine napojnog rastvora. Izabrane brzine napojnog rastvora za eksperimente su u turbulentnom režimu strujanja. Što je viši Reynolds – ov broj (Re), koncentraciona polarizacija se smanjuje zbog povećanja prinudnog strujanja. Samim tim dolazi i do povećanja koeficijenta prenosa mase i Sherwood–ovog broja (Sh).

Koeficijent prenosa mase se može izračunati na osnovu analogije između prenosa mase i prenosa toplote (Colburn–ova analogija), koristeći poluempirijsku Sherwood korelaciju, koja glasi (Cui i Muralidhara, 2010):

$$Sh = a \cdot Re^b \cdot Sc^c \cdot \left(\frac{d}{l}\right)^d \quad (2.2.)$$

pri čemu parametri a , b , c i d zavise od režima strujanja i od membranskog modula. Njihove vrednosti su date u tabeli 2.6..

Tabela 2.6. Parametri Sherwood – ove korelacije (Baker, 2004)

Režim strujanja	a	b	c	d	Vrsta membrane
Laminarni $Re < 2100$	1,62	0,33	0,33	0,33	Šuplja vlakna
Turbulentni $Re < 10000$	0,04	0,75	0,33	-	Cevasta
Laminarni $Re < 2300$	1,615	0,33	0,33	0,33	Pločasta
Turbulentni $Re > 2300$	0,026	0,8	0,3	-	Pločasta, cevasta

Sarkar i sar. (2009) se i u ovom radu bave ispitivanjem uticaja električnog polja na ultrafiltraciju, ali su eksperimenti vršeni i pri konstantnom električnom polju i pri

pulsirajućem električnom polju. I u ovom radu su koristili ravnu membranu od polietersulfona, sa granicom separacije prema molekulskoj masi (MWCO) od 50 kDa. Kao napojni rastvor koriste sok od slatke limete (mosambi). Odabrane unakrsne brzine napojnog rastvora su u laminarnom režimu strujanja i iznosile su 0,09; 0,12; 0,15 i 0,18 m/s, a transmembranski pritisak 220, 360, 500 i 635 kPa. Što se tiče jačine električnog polja, maksimalna korišćena vrednost je 400 V/m, kako bi se izbegle elektrolitičke reakcije, jer sok od slatkog limuna ima visoku električnu provodljivost (3,2 m/Scm). Upotrebom električnog polja veće jačine, došlo bi do hidrolize vode, pa bi se izdvajao kiseonik (O₂) i hidronijum joni (H₃O⁺) na anodi i vodonik (H₂) i hidroksilni joni (OH⁻) na katodi. Ovaj proces može promeniti osobine kako napojnog rastvora, tako i permeata, a može doći i do porasta temperature. Odnosi pulsacija koji su korišćeni u ovom radu su 1:1, 2:1, 3:1, 4:1. Ovi odnosi zapravo pokazuju koliko sekundi je električno polje uključeno, a koliko sekundi je isključeno (4:1, 4 s je uključeno, a 1 s isključeno). Ekperimenti su pokazali da mnogo bolji efekat na porast fluksa permeata ima pulsirajuće električno polje, kao i na uštedu energije. Naelektrisani molekuli pektina se mnogo brže uklanjaju sa sloja gela na površini membrane nego u slučaju konstantnog električnog polja (bez pulsacija), pa se smanjuje i debljina sloja gela formiranog na površini membrane. Pri odnosu pulsacija 3:1, moguće je dostići oko 94 – 97,5% od maksimalno ostvarenog fluksa permeata sa uštedom od oko 1/3 električne energije.

U slučaju ultrafiltracije, najveći procenat porasta fluksa permeata postignut je uvođenjem promotora turbulencije (zakrivljenih promotora) do 108% i impulsnom elektro-ultrafiltracijom oko 97,5%.

Važno je primeniti neke od pomenutih tehnika uz odgovarajuće radne parametre tokom mikrofiltracije i ultrafiltracije.

Tabela 2.7. prikazuje bezdimenzione kriterijume koji su važni za mehanizam strujanja napojnog rastvora kroz mikrofiltracione i ultrafiltracione membrane.

Tabela 2.7. Bezdimenzioni kriterijumi (Baker, 2004)

$Re = \frac{\rho \cdot d_h \cdot u}{\mu}$ Reynolds – ov broj	$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D}$ Sherwood – ov broj	$Sc = \frac{\mu}{D \cdot \rho} = \frac{\nu}{D}$ Schmidt – ov broj
<p>d_h – hidraulički ekvivalentni prečnik; D – difuzivnost odbijene vrste čestica; ρ – gustina napojnog rastvora; μ – viskozitet napojnog rastvora; ν – kinematski viskozitet napojnog rastvora.</p>		

2.5. FIZIČKO-HEMIJSKE OSOBINE VOĆNIH SOKOVA NAKON MEMBRANSKE FILTRACIJE

U tabeli 2.8. je prikazan uticaj mikrofiltracije i ultrafiltracije na bistrenje različitih sokova, kao i uticaj ovih membranskih procesa na fizičko–hemijske osobine sokova. Za svaku vrstu soka je prikazano koja je membrana korišćena za membransku filtraciju (veličina pora, vrsta membrane i njena konfiguracija), rezultati izvršenih eksperimenata i komentari iz određenog rada.

Većina istraživača navodi da je sok, koji je filtriran uz pomoć mebrana (mikrofiltracijom ili ultrafiltracijom), mikrobiološki adekvatan za potrošnju. Fizičko–hemijska i nutritivna svojstva svakog soka zavise od vrste soka, vrste upotrebene membrane i samog procesa membranske filtracije (mikrofiltracija ili ultrafiltracija).

Iz analize svih podataka predstavljenih u Tabeli 2.8., možemo zaključiti da nakon bistrenja voćnog soka mikrofiltracijom ili ultrafiltracijom, sok gubi neke od karakteristika kao što su miris, intenzitet ukusa i intenzitet boje do neke mere.

Posle bistrenja mikrofiltracijom sa cevastim membranama, u soku je zabeležen gubitak intenziteta boje za oko 40%, ali su sve ukupne rastvorljive čvrste materije i limunska kiselina matičnih sokova sačuvane u permeatu nakon mikrofiltracije.

Oliveira i sar. (2012) su zaključili da je kod cevaste membrane odgovarajući transmembranski pritisak pomogao da vitamin C prođe kroz membranu i pređe u permeat, dok kod membrane od šupljih vlakana, transmembranski pritisak (0,5 i 1 bar) nije uticao na propuštanje vitamin C. U slučaju mikrofiltracije sokova sa membranama od šupljih vlakana, eksperimenti pokazuju da ovaj proces može smanjiti zamućenost, boju i

viskozitet, ali što se tiče fizičko-hemijski sastojaka, uključujući vitamin C i ukupan sadržaj fenola u permeat prelazi oko 90%. A nakon mikrofiltracije sokova sa pločastim membranama, u permeate ostaje vitamina C oko 80%.

Ultrafiltracija sa cevastim polisulfonskim membranama dala je najveći ukupni sadržaj šećera u permeate (Carvalho i sar., 2008). U slučaju ultrafiltracije sokova sa membranama od šupljih vlakana eksperimenti pokazuju da je prelazak u permeat, fizičko-hemijskih sastojaka uključujući vitamin C i ukupan sadržaj fenola u opsegu od 83 do 93%, a ukupna antioksidativna aktivnost (TAA) je u opsegu od 80 do 90%. Ultrafiltracija sa membranama od šupljih vlakana omogućava dobru zaštitu antioksidativnih jedinjenja. I konačno u ultrafiltraciji sokova sa pločastim membranama prelazak vitamina C u permeat je oko 70%, a ukupnih fenolnih jedinjenja oko 85%.

U nekoliko studija je ispitivan uticaj mikrofiltracije i ultrafiltracije na fizičko-hemijske osobine voćnih sokova. Hakimzadeh i sar. (2006) su filtrirali matični sok šećerne repe uz upotrebu cevaste keramičke mikrofiltracione membrane, a zatim su koristili i spiralni ultrafiltracioni modul sa polimernom membranom. Rezultati su pokazali da se kvalitet izbistrenog soka koji je dobijen kombinacijom mikrofiltracije i ultrafiltracije znatno popravio u poređenju sa izbistrenim sokom dobijenim konvencionalnim postupkom u pogledu boje, mutnoće i tvrdoće i to 49,12%, 78,26% i 6,65%, respektivno. Cassano i sar. (2010) su bistrili matični sok kruške koristeći i mikrofiltraciju i ultrafiltraciju. U toj studiji su ispitivali efekat mikrofiltracije i ultrafiltracije na fizičko-hemijski sastav soka i uticaj ovih metoda bistrenja na sadržaj glavnih nutritivnih i funkcionalnih sastojaka soka. Permeat oba procesa bio je bistar rastvor sa niskim sadržajem proteina obogaćen antioksidansima (polifenoli, vitamin C, itd), šećera, aminokiselina i minerala.

Prema rezultatima istraživanja prikazanih u Tabeli 2.8., promene u pH vrednosti, kiselosti, ukupnim rastvorljivim suvim materijama, fenolnim komponentama antocijana i antioksidativnoj vrednosti, bile su slične kada se koriste oba membranska procesa, mikrofiltracija i ultrafiltracija.

Tabela 2.8. Uticaj mikrofiltracije i ultrafiltracije na bistrenje sokova i njihove fizičko – hemijske osobine

Sok	Membrana i veličina pora	Rezultati i komentari	Literatura
Acerola	Cevasta od PES 0,3 μm	Mikrofiltracijom se smanjuje viskozitet soka, povećava se bistrina, a retentat je frakcija obogaćena šećerima, organskim kiselinama i vlaknima.	Matta i sar. (2004)
Acerola	Cevasta keramička 0,14 μm	Nema značajnih promena pH vrednosti i gustine; sok od acerole nakon mikrofiltracije zadržava visoku koncentraciju askorbinske kiseline, pa je hemijski sastav permeata skoro isti kao sastav napojnog soka.	Wang i sar. (2005)
Ananas	Cevasta, PES 0,3 μm	Sok je nakon membranske filtracije postao bistriji i svetliji. Membranskom filtracijom je dobijen permeat sa potpuno uklonjenom suspendovanom pulpom.	Sa i sar. (2002)
Ananas	Cevasta, PES 0,3 μm Pločasta, PS, 0,1 μm; 0,45 μm; MWCO 50 i 100 kDa Cevasta, PVDF, MWCO 30 – 80 kDa	Pri filtraciji sa polisulfonskim membranama od 100 i 50 kDa ukupan sadržaj šećera je veći nego kod cevastih membrana za oko 69.55%. Najveći sadržaj ukupnih šećera je dobijen pri filtraciji sa membranama od 50 kDa na pritisku od 7.5 bar (90.79%).	Carvalho i sar. (2008)
Ananas	Cevasta keramička ($\alpha - Al_2O_3/TiO_2$) 0,01 μm Šuplja vlakna, PS, MWCO 100 kDa	Ultrafiltracijom se uklanja sva pulpa iz soka i 80% od ukupnog sadržaja pektina. Sadržaj rastvorenih čestica u permeatu varira u intervalu od 93 % (pri UF na temperaturi od 50°C i pritisku 4 bar) do 98% (pri UF na temperaturi od 40°C i pritisku 2 bara). Od 85 do 87% od ukupne količine limunske kiseline, prelazi u permeat.	Barros i sar. (2003)
Ananas	Šuplja vlakna od PS, 0,2 μm	Unakrsna brzina i periodično povratno ispiranje sa gasom ne utiču značajno na pH, boju izbistrenog soka, ukupan sadržaj rastvorenih čestica, ukupni sadržaj fenolnih materija i antioksidativni kapacitet. Primećene su promene u saržaju dehidroaskorbinske kiseline, pa to može uticati na smanjenje sadržaja L – askorbinske kiseline u permeatu.	Laorko i sar. (2011)
Ananas	Šuplja vlakna od PS, 0,1 μm, 0,2 μm, MWCO 30 kDa i 100 kDa	Sok koji je filtriran na membrani sa MWCO od 30 kDa ima najniže vrednosti sadržaja kiselina i proteina. Dok je kod membrane sa veličinom pora od 0,2 μm, sadržaj biološki aktivnih komponenti, uključujući i vitamin C, najveći. U permeat prelazi čak 94,3% od ukupnog sadržaja vitamina C i 93,4% od ukupne količine fenolnih materija.	Laorko i sar. (2010)
Aronija, višnja, crvena ribizla	Pločasta, PES MWCO 45 kDa	Ovi sokovi imaju veoma veliku dijetetsku vrednost i pokazali su visoki kapacitet antioksidativnosti. Oni su veoma značajni izvori fenolnih materija, antocijana i flavonola.	Koroknai i sar. (2008)

Sok	Membrana i veličina pora	Rezultati i komentari	Literatura
Banana, ananas i kupina	Cevasta keramička 0,2 μm	Srednja vrednost ukupnih rastvorljivih čestica se redukuje za 4 do 8%. Sadržaj suspendovanih nerastvorljivih čestica i mutnoća u velikoj meri variraju između ove tri vrste soka, čak do 40%.	Vaillant i sar. (2008)
Crna ribizla	Cevasta keramička 0,45 μm	Kod ovog soka nakon mikrofiltracije je primećen značajan gubitak u intenzitetu mirisa i ukusa. Intenzitet boje, transparentnost, intenzitet slasti (slatkoće) i kiselosti je isti kao i kod sirovog soka koji se mikrofiltrira.	Kozák i sar. (2008)
Crvena pomorandža	Cevasta, PVDF, MWCO 15 kDa	U bistrom soku je izmeren pad sadržaja askorbinske kiseline za 8,41%, dok je pad ukupne antioksidativne aktivnosti oko 1,5%. Na ultrafiltracionoj membrani se zadržava 9,4% ukupnih antocijana, a flavanoida 0%.	Cassano i sar. (2007)
Crvena pomorandža	Šuplja vlakna od PS, MWCO 100 kDa	U permeatu nakon UF dolazi do malog pada uk. rastvorljivih čestica (8,2%). Suspendovane čestice iz depektinovanog soka su uglavnom sve uklonjene. Zadržavanje fenolnih jedinjenja na UF membrani je u intervalu od 0,4 do 6,9%. Za bistrenje je primenjena UF u kombinaciji sa osmotskom destilacijom, što kao rezultat daje veliku količinu antioksidativnih komponenata u permeatu.	Destani et al. (2013)
Dinja	Višecevna keramička 0,2 μm	Bistar sok nakon membranske filtracije je pokazao fizičko – hemijske i nutritivne osobine, koje su uporedive sa svežim sokom od dinje, osim što bistar sok ne sadrži suspendovane čestice i karotenoide.	Vaillant i sar. (2005)
Jabuka	Cevasta keramička 0,02 i 0,2 μm	Boja i mutnoća soka od jabule koji je tretiran askorbinskom kiselinom se brže pogoršava nego u slučaju soka koji je depektinovan. Razlog su reakcije oksidacije i povišen nivo flavonida i askorbinske kiseline. Za bistrenje soka se preporučuje membrana sa veliinom pora od 0,02 μm.	Fukumoto i sar. (1998)
Jabuka	Cevasta polimerna (PES, PVDF, C, PS) 0,2 μm Cevasta polimerna (PES, PVDF, PS) MWCO 10, 30, 100 i 200 kDa	Sok filtriran kroz membranu od 10 kDa ima niži sadržaj rastvorenih čestica, flavonoida i žutih/braon pigmenata. Tokom čuvanja na 4, 25 i 35°C, kod svih sokova nema promena u viskozitetu, količini rastvorenih čestica i kiselosti.	Girard i sar. (1999)
Jabuka	Šuplja vlakna od PP 0,2 μm	Ekspertna senzorna analiza je pokazala da nema značajnih promena u ukusu između uzoraka koji su dobijeni nakon MF u kombinaciji sa periodičnim povratnim ispiranjem vazduhom i N ₂ . Takođe nema gubitaka u ukusu ni posle 90 minuta, koliko traje ciklus mikrofiltracije.	Su i sar. (1993)
Jabuka	Šuplja vlakna od PS 0,01 μm i MWCO 30 kDa	Membrana sa MWCO od 10 kDa smanjuje sadržaj nekih pigmenata boje koji su formirani. Filtracija sa pomoćnim filterima ne menja kvalitet soka u pogledu slobodnih šećera, organskih kiselina i sadržaja vitamina C, kao i pH i uk. kiselost.	Youn i sar. (2004)

Sok	Membrana i veličina pora	Rezultati i komentari	Literatura
Jabuka	Cevasta ZrO ₂ , M2, MWCO 15 kDa, M8, MWCO 50 kDa	Fizičke karakteristike kao što su boja, bistrina i zamućenost nakon UF su znatno poboljšane. Kvalitet soka je poboljšán gubitkom zamućenosti i nije primećeno formiranje taloga nakon punjenja soka u boce.	Bruijn i sar. (2003)
Jabuka	Pločasta (ramska), PES MWCO 50 kDa	Boja permeata i zamućenost svih uzoraka se promenila nakon UF. Boja permeata kod uzoraka soka jabuke koji je pasterizovan, ali ne i enzimski tretiran pre UF je bila svetlija nego kod uzorka koji nije pasterizovan, ali je enzimski tretiran pre UF. U permeatu oba uzorka nije pronađen ni skrob ni pektin.	He i sar. (2007)
Kaša jabuke	Cevasta od PES 0,3 µm	Sadržaj askorbinske kiseline varira od 135 mg/100 g u kaši pre MF do 103 mg/100 g u bistrom soku. Takođe je registrovan i pad sadržaja tanina u izbistrenom soku.	Campos i sar. (2002)
Kivi	Pločasta, CA MWCO 30 kDa	Suspendovane čestice su potpuno uklonjene iz soka. UF membrana je uklonila 13.5% od ukupnih fenolnih materija i oko 61% proteina. Sadržaj zadržanih ispitivanih komponenata u permeatu je veći od 61%.	Cassano i sar. (2008)
Kivi	Šuplja vlakna od PEEK MWCO > 69 kDa	Suspendovane čestice i pektinske materije su potpuno uklonjene iz svežeg soka. Analizom je dobijeno da je u bistrom soku ostvaren gubitak u koncentraciji ukupnih rastvorenih čestica od 16,6%. S obzirom da je primenjena i depektinizacija, viskozitet je smanjen za više od 50% pre membranske filtracije.	Tasselli i sar. (2007)
Kruška	Šuplja vlakna od PS, MWCO 10 kDa	U permeatu nakon UF je izmeren gubitak ukupne antioksidativne aktivnosti od samo 4%. Zadržavanje askorbinske i limunske kiseline na UF membrani je 5%, glutaminske kiseline 8%, betaksantina 6,5% i betacijanina 36%.	Cassano i sar. (2007)
Kruška	Pločasta od PVDF 0,2 µm i MWCO 200 kDa	Nakon UF je izmeren pad sadržaja polifenola od 6,1%. A nakon MF i UF, izmeren je značajan pad sadržaja proteina od 76,9% kod MF i 78,3% kod UF. Sadržaj vitamina C se nakon MF smanjio za 22,5%, a nakon UF 28,5%.	Cassano i sar. (2010)
Lubenica	Čelija za mešanje, CA 0,2 µm	Nakon MF se dobija izuzetno bistar sok od lubenice, iz koga su potpuno uklonjene suspendovane koloidne čestice. Nutritivna vrednost je potpuno sačuvana u permeatu.	Rai i sar. (2008)
Malina	Višecevna keramička 0,2 µm Cevasta Carbosep M9, M8, M7 MWCO 300, 50 i 30 kDa Šuplja vlakna od PS, MWCO 30 kDa	U permeatu nakon MF su sačuvane sve ukupne rastvorene čestice i limunska kiselina. Ostatak pektina nakon enzimskog tretmana svežeg soka je potpuno uklonjen iz soka i MF i UF. UF se može koristiti za dobijanje kristalno bistrog soka visoke transmisije od 95% na 625 nm, dok se sadržaj antocijana smanjuje za 65%.	Vladislavljević et al. (2013)
Mandarina klementina	Šuplja vlakna od PEEK i PS, prečnik vlakana 1.64 mm i 1.43 mm	PEEK membrane su pokazale da je na njima manji procenat zadržavanja ukupnih rastvorenih čestica, ukupnih fenolnih jedinjenja, kao i ukupnih antioksidativnih materija u poređenju sa PS membranama. Tako da PEEK membrane daju izbistren sok sa većim sadržajem antioksidativnih materija.	Cassano i sar. (2009)

Sok	Membrana i veličina pora	Rezultati i komentari	Literatura
Marakuja	Višecevna keramička 0,2 μm	Koncentracija rastvorenih čestica je veća u retentatu nego u permeatu za oko 20g/kg. takođe je kiselost veća u retentatu nego u permeatu, za 2.5 – 5%. Dobijeni proizvod je bio veoma bistar i veoma aromatičan.	Vaillant i sar. (1999)
Marakuja	Cevasta keramička (α -Al ₂ O ₃ /TiO ₂) 0,3 μm Šuplja vlakna od PA, 0.3 μm	Obe membrane značajno redukuju sadržaj rastvorenih čestica, boju, absorbanciju i mutnoću. Kod cevaste keramičke membrane, transmembranski pritisak potpomaže prolazak vitamina C kroz membranu u permeat, što nije slučaj kod membrane sa šupljim vlaknima.	Oliveira i sar. (2012)
Marakuja	Šuplja vlakna od PEA, 0,40 μm	MF uspešno redukuje zamućenost, boju i viskozitet. Sadržaj uk. rastvorljivih čestica smanjuje za 22%, dok se viskozitet smanjuje za 57%, zamućenost za 95%, a boja za 74%. Kako je kod ovih eksperimenata primenjen tretman soka citozanom pre MF, već tada dolazi do redukcije svih pomenutih parametara.	Domingues et al. (2014)
Model rastvor	Spiralno namotana, PA, MWCO 30 kDa	Kod model rastvora soka sa recirkulacijom permeata je izmeren pad ukupnih rastvorenih čestica od 43%, a kod soka bez recirkulacije 28,5%. Povećanje bistrine je kod model rastvora sa recirkulacijom permeata bilo 9,5%, a kod model rastvora bez recirkulacije permeata 3,7%. Viskozitet i nerastvorne čestice u alkoholu imaju isti trend kao i uk. rastvorene čestice. Gustina kod oba model rastvora ima mali pad.	Singh et al. (2013)
Model rastvor i slatka limeta (mosambi)	Kompozitna, PA u obliku tankog filma; MWCO 50 kDa	Sadržaj nerastvornih čvrstih čestica je dosta manji u slučaju soka koji je tretiran enzimima. Pa se zbog uklanjanja svih suspendovanih čestica i pektinskih materija tokom membranske filtracije, viskozitet permeata značajno smanjuje.	Rai i sar. (2007)
Nar	Šuplja vlakna od PEEK Vlakna d _w /d _s = 1,64/2,11 mm	Zadržavanje na UF membrani za polifenole je 16,5%, ukupne antioksidativne aktivnosti 17,8% i antocijana 11,7%.	Cassano i sar. (2011)
Nar	Pločasta, PVDF, (M1) 0,22 μm i (M2) 0,45 μm	Zamućenost i pad sadržaja uk. Rastvorljivih čestica nakon filtracije kod membrane M1 je veća nego kod membrane M2, zbog manjih pora, dolazi do bržeg prljanja membrane i stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja. Kod obe membrane je primećeno smanjenje intenziteta boje soka nakon filtracije.	Mirsaeedghazi i sar. (2010)
Pomorandža	Cevasta keramička, 0,2 μm	MF soka potpuno se otklanjaju karotenoidi, i neke aromatične komponente, uglavnom terpeniski ugljovodonici. Boja krajnjeg proizvoda je nepromenjena.	Cisse i sar. (2005)
Pomorandža	Šuplja vlakna od PS, MCWO 500 kDa	Membrana za UF uklanja sve suspendovane čestice, uglavnom pektinske materije. Jedan deo aromatičnih materija prelazi u permeat. Oksidovane aromatične materije prolaze kroz membranu. Ugljovodonici ostaju u retentatu, jer se obično vezuju za pulpu.	Hernandez i sar. (1992)

Sok	Membrana i veličina pora	Rezultati i komentari	Literatura
Pomorandža, limin i šargarepa	Cevasta, PVDF, MWCO 15 kDa	U soku koji je koncentrisan na tradicionalni način, sa sadržajem uk. rastvorljivih čestica od 56,3 g/100 g, izmeren je pad antioksidativne aktivnosti (6.85±0.20 mM trolox), u odnosu na svež sok (8.65±0.07 mM trolox). Uzorak velike koncentracije uk. rastvorljivih čestica, 60.6 g/100 g, je pokazivao veliku vrednost ukupne antioksidativne aktivnost (7.33±0.20 mM trolox).	Cassano i sar. (2003)
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna, CA, 0,2 µm Kompozitna PA u obliku tankog filma MWCO 10, 20, 30, 50, 100 kDa	U bistrom soku nakon ultrafiltracije hranljiva vrednost soka ostaje nepromenjena. Viskozitet i gustina ultrafiltriranog soka se znatno smanjuju.	Rai i sar. (2006)
Slatka limeta (mosambi)	Kompozitna, PA u obliku tankog filma; MWCO 50 kDa	Viskozitet i gustina UF soka su se znatno smanjili. Bistrina soka nakon UF se značajno povećala, više od 93%. Nutritivna vrednost soka je potpuno sačuvana u odnosu na sok pre UF.	Rai i sar. (2007)
Slatka limeta (mosambi)	Pločasta, PES, MWCO 50 kDa	Tokom elektro – ultrafiltracije, boja i bistrina permeata se značajno menjaju. Sadržaj kiselina u permeatu, izražen preko limunske kiseline u masenim %, opada od 0,54 do 0,37 mas%, što odgovara povećanju pH vrednosti od 3,84 do oko 4,2 u odnosu na polazni sok.	Sarkar i sar. (2008)
Slatka limeta (mosambi)	Keramička u obliku diska M1 – 0,77 µm; M2 – 0,86 µm; M3 - 1,04 µm; M4 – 1,54 µm	Nakon bistrenja membranskom filtracijom, primećeno je značajno poboljšanje boje i bistrine. Ispitivanjem je utvrđeno da je kvalitet permeata kod enzimski tretiranog i centrifugiranog soka pre filtracije, mnogo bolji nego kod soka koji je samo centrifugiran pre membranske filtracije. Boja, bistrina, viskozitet i nerastvorne čestice u alkoholu neznatno variraju sa promenom pritiska kod oba soka.	Nandi i sar. (2011)
Umbu	Cevasta, PP 0,2 µm	Permeat je oslobođen pulpe i ima veoma nizak sadržaj pektina, dok je kiselost veća u retentatu nego u permeatu.. MF se uklanjaju čestice suspenzije i redukuje se sadržaj pektina u permeatu, pri čemu se dobija bistar sok bez mutnoće.	Ushikubo i sar.(2007)
Šećerna trska	Cevasta keramička ZrO ₂ 0,02 µm; 0,05 µm; 0,1 µm	Permeat je imao konstantan kvalitet. Svi uzorci su pokazali porast više od 1,7 jedinice u pogledu čistoće. Izmeren je pad zamućenosti od 99,6%, i 38,9% boje. Sve membrane daju bistar sok visokog kvaliteta.	Jegatheesan i sar. (2009)
Šira crvenog grožđa	Višecevna keramička 0,2 µm	Izgled filtrirane šire je mnogo atraktivniji. Primećen je određeni stepen gubitka u aromi kod tretiranih uzoraka.	Rektor i sar. (2004)

3. EKSPERIMENTALNI DEO

3.1. PLAN I PROGRAM RADA

Svi eksperimenti su izvedeni na laboratorijskom uređaju za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju („DVS“ Pančevo) uz prateću opremu. Ogledi su izvedeni u laboratorijama Poljoprivrednog fakulteta u Beogradu i u laboratoriji destilerije „Tok d.o.o.“ u Beogradu.

Eksperimenti su podeljeni u nekoliko delova:

- (1) Određivanje radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju i određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i promotora turbulencije) na kinetiku prenosa mase destilovane vode;
- (2) Određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i promotora turbulencije) na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9);
- (3) Određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i periodičnog povratnog ispiranja) na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnih sokova mikrofiltracijom kroz keramičku Kerasep membranu;
- (4) Određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz ultrafiltracione neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9).
- (5) Analiza pektinskih materija u permeatu i retentatu i upoređivanje dobijenih rezultata nakon ultrafiltracije ispitivanog model rastvora.

3.2. MATERIJALI I METODE

PRIPREMA MODEL RASTVORA VOĆNIH SOKOVA

Prva faza eksperimenta je obuhvatila pripremu model rastvora voćnih sokova. Za pripremu model rastvora je korišćena destilovana voda, čista saharoza (AD Fabrika šećera

TE-TO Senta, Srbija), limunska kiselina (AD Prehrambena industrija "Aleva", Novi Kneževac, Srbija) i pektin u prahu (oznake WECJ-3, jabučno citrusni, visokoesterifikovani, brzo želirajući pektin, Pektowin, Poljska).

Za svaku seriju eksperimenata je pripreman nov model rastvor (10 – 15 litara), sa koncentracijom šećera od 10° Brix, 0,3% limunske kiseline i 0,3% pektina.

Dosadašnja ispitivanja (Pal i sar., 2008; Rai i sar., 2007; Sarkar i sar., 2010; Urošević i sar., 2017) i podaci iz literature daju podatak da celokupna količina šećera i limunske kiseline iz model rastvora prelazi u permeat, pa iz tog razloga su koncentracije šećera i limunske kiseline konstantne u pripremanim model rastvorima.

Pektin u prahu, koji je korišćen u model rastvorima u ovoj doktorskoj disertaciji, oznake WECJ-3, proizvođača Pektowin, Poljska, je jabučno citrusni, visokoesterifikovani, brzo želirajući pektin. Pektin koji je korišćen ima sledeće karakteristike:

Opšte karakteristike: svetlo bež prah, bez aditiva, karakterističnog mirisa za pektin, blago sladunjav, bez stranih mirisa. Ukus je karakterističan za pektin, bez primesa drugih ukusa.

Tipična upotreba: za džemove sa visokim sadržajem šećera u manjim količinama na temperaturi iznad 90°C (kako bi se sprečilo plutanje voća). Stabilizujući agens u pićima. Preporučena doza 0,3 – 0,6 %.

Fizičko-hemijski parametri: pH 1% - tnog rastvora iznosi $3,0 \pm 0,3$; jačina želiranja $150 \pm 5^\circ \text{SAG}$ (1 gram pektina može da želira 150 g šećera pri standardnim uslovima), veličina čestica – manje od 5 mm, gubici pri sušenju su maksimalno 12%.

Nutritivna vrednost na 100 g pektina: energetska vrednost 81 kcal (344 kJ), proteini 0 g, ugljeni hidrati 20,0 g, od toga šećeri 20,0 g, masti 0,1 g, od toga zasićene masti 0,1 g, kiseline 0,03 g, vlakna 69,0 g, natrijum 0,15 g.

MEMBRANE

Eksperimenti su izvedeni sa četiri različite membrane. Ultrafiltracione neorganske membrane, tip Carbosep M9, M8 i M7, su proizvodnje Rhone – Poulenc group, Tech-Sep, Miribel, Francuska. Ove anizotropne membrane su unutrašnjeg prečnika 6 mm i dužine 225 mm. Carbosep membrane se sastoje od tankog selektivnog sloja sa unutrašnje strane membrane, koji je napravljen od cirkonijum – dioksida i titan – dioksida, nanetog

na nosač od poroznog ugljenika. Ove membrane imaju granice separacije od 300, 50 i 30 kDa. Mikrofiltraciona membrana Kerasep je neorganska membrana napravljena od keramike, sa veličinom pora od 0,2 μm, proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska. Membrana je dužine 270 cm, sadrži 19 kanala sa prečnikom od 4 mm. Membrana je smeštena u plastičnom modulu sa zaptivnim gumama. U tabeli 3.1. su prikazane tehničke karakteristike membrana.

Tabela 3.1. Karakteristike membrana Carbosep M9, M8 i M7 i Kerasep membrane

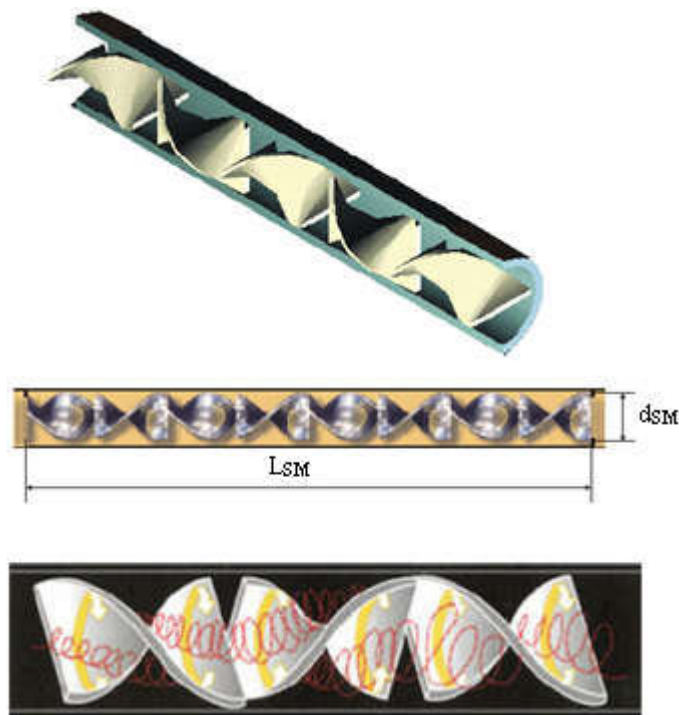
Karakteristika	Carbosep M9	Carbosep M8	Carbosep M7	Kerasep
Selektivni sloj	ZrO ₂ – TiO ₂	ZrO ₂ – TiO ₂	ZrO ₂ – TiO ₂	Keramika
Nosač	Ugljenik	Ugljenik	Ugljenik	Keramika
Tip membrane	Cevna	Cevna	Cevna	Cevna
Granica separacije	300 000 g/mol	50 000 g/mol	30 000 g/mol	0,2 μm
Dozvoljeni pH	0 – 14	0 – 14	0 – 14	0 – 14
Maksimalni pritisak (MPa)	1,5	1,5	1,5	1,0
Unutrašnji prečnik (mm)	6	6	6	4
Dužina (m)	0,225	0,223	0,225	0,27
Efektivna površina (m ²)	4,24 · 10 ⁻³	4,20 · 10 ⁻³	4,24 · 10 ⁻³	0,0644
Broj kanala	1	1	1	19
Maks. temperatura (°C)	350	350	350	650

Membrane su čišćene nakon svakog eksperimenta, odnosno nakon svakih 120 minuta rada,. Kerasep i Carbosep membrane su demontirane sa uređaja i potapane u vrući 2 mas% rastvor NaOH. U ovom rastvoru su stajale 12 sati uz povremeno zagrevanje do ključanja. Pre svakog novog ciklusa upotrebe, membrana je potapana i ispirana sa ključalom destilovanom vodom i toplim rastvorom limunske kiseline. Razlog za ispiranje rastvorom limunske kiseline je da se ne remeti uloga membrane u pogledu kiselosti sredine. Nakon pranja i ispiranja, mereni su početni standarni fluksevi destilovane vode kroz svaku membranu, koji su takođe bili isti pred svaku seriju eksperimenata, što je ukazivalo da su membrane dobro oprane.

PROMOTER TURBULENCIJE

Kenics statički mešač, zajedno sa Sulzer SMX statičkim mešačem, predstavlja najčešće upotrebljavan statički mešač u industriji. Sastoji se od niza helikoidnih elemenata. Helikoidni element se pravi od pravougaone pločice uvijanjem po dužini za

180°C. Svaki od elemenata je oko svoje glavne ose rotiran za 90° u odnosu na njegove susedne elemente. Helikoidni elementi zbog svog geometrijskog oblika i međusobnog rasporeda dovode do jedinstvene raspodele toka fluida sa istovremenim radijalnim mešanjem (slika 3.1).



Slika 3.1. Kenics statički mešać

Pri laminarnom proticanju, prvi helikoidni element deli ulazni fluid na dva toka. Svaki sledeći element deli tok na još dva dela, tako da se za n elemenata ulazni tok deli na $2n$ tokova. Ovakva konfiguracija toka omogućava efikasno mešanje fluida u laminarnom režimu proticanja i ovo predstavlja najčešću primenu Kenics statičkog mešaća u procesnoj industriji. Bez obzira na režim proticanja, dolazi do rotacionog proticanja oko svakog elementa prouzrokujući radijalno mešanje fluida (Krstić, 2003).

Treba napomenuti da Kenics statički mešać ima mali poprečni presek i pad pritiska kod njega je znatno manji nego kod Sulzer SMX mešaća. Takođe, Kenics statički mešać ima karakterističan geometrijski oblik koji prati linije stujanja fluida čime se sprečava stvaranje regiona stagnacije fluida gde može doći do akumulacije materijala i povećanog prljanja membrane. Ove osobine ga značajno favorizuju u odnosu na druge komercijalne statičke mešaće kada je u pitanju upotreba tokom membranskih filtracija. U

publikovanoj literaturi se mogu naći primeri upotrebe Kenics statičkih mešača kao statičkih promotora turbulencije tokom reversne osmoze i ultrafiltracije (Krstić, 2003).

Osnovne geometrijske karakteristike upotrebljavanog Kenics statičkog mešača: prečnik mešača – visina (d_{SM}), dužina mešača (L_{SM}), broj elemenata (N_{SM}), odnos dužine elementa i prečnika mešača (O_{SM}) i površina poprečnog preseka mešača (A_{SM}), date su u tabeli 3.2.

Tabela 3.2. Karakteristike korišćenog promotora turbulencije.

Proizvođač	Model	Materijal	d_{SM} (mm)	L_{SM} (mm)	N_{SM}	O_{SM}	$A_{SM} \times 10^6$ (m ²)
Svenic Pty Ltd., Australija	No. 625SM	Polipropilen	5	224	32	1,4	5

Ultrafiltracija destilovane vode i model rastvora voćnih sokova je izvedena sa Carbosep membranama (slika 3.2.), sa i bez statičkog mešača – promotora turbulencije (slika 3.3.).



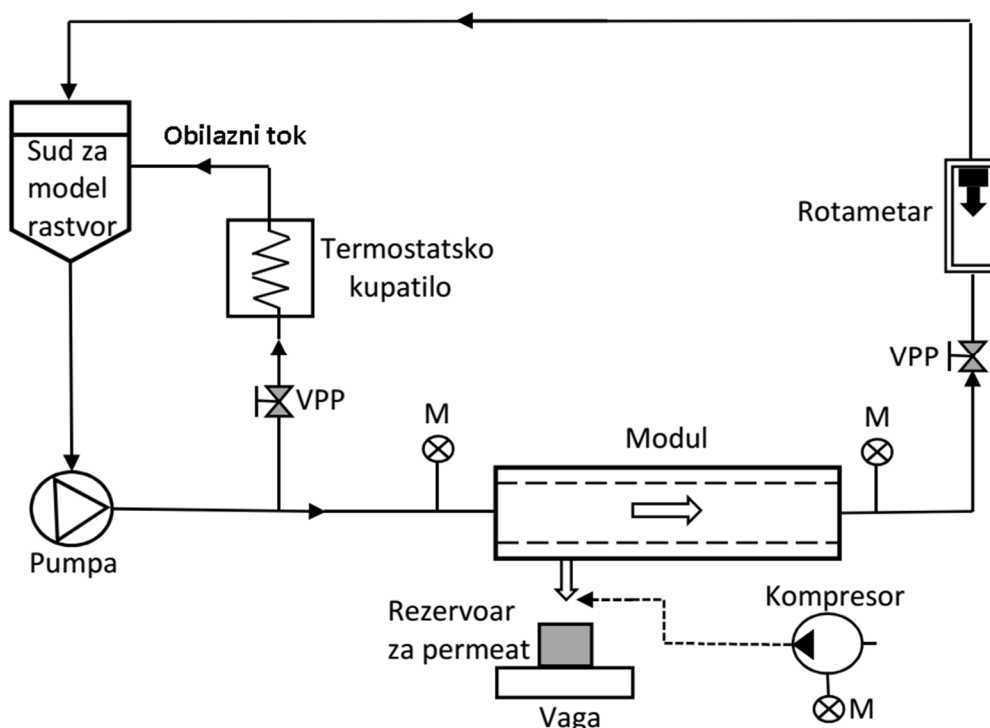
Slika 3.2. Fotografija Carbosep M7 membrane i Kenics statičkog mešača (promotora turbulencije)



Slika 3.3. (a) Fotografija Carbosep membrane i promotora turbulencije; (b) fotografija Kenics statičkog mešača

OPIS EKSPERIMENTALNE APARATURE

Laboratorijska aparatura za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju, konstruisana je tako da omogući jednostavan rad, kontrolu procesa i variranje ispitivanih parametara (zapreminski protok retentata kroz sistem, razliku pritisaka, temperaturu, ugradnju promotora turbulencije i periodičnog povratnog ispiranja). Na slici 3.4. je šematski prikaz eksperimentalne aparature upotrebijene za ispitivanje kinetike prenosa mase pri mikrofiltraciji i ultrafiltraciji model rastvora voćnih sokova.



Slika 3.4. Šematski prikaz eksperimentalne aparature korišćene u ovom radu
(VPP – ventil povratnog pritiska, M - manometar)

Rezervoar za destilovanu vodu, odnosno model rastvor voćnog soka, zapremine 5 litara, na svom dnu sadrži perforiranu rešetku malog poroziteta, radi zadržavanja eventualno dospelih mehaničkih nečistoća, koje bi mogle da poremete rad membranske pumpe. Napojni rastvor (model rastvor voćnog soka), prebacuje se iz rezervoara u modul membranskom pumpom visokog pritiska (proizvođač DVS – Pančevo), pri čemu se protok retentata prati laboratorijskim rotametrom. Temperatura u sistemu se podešava

proticanjem napojnog rastvora kroz termostatsko kupatilo, a kontroliše se termometrom. Permeat se sakuplja u rezervoar koji je smešten na digitalnoj tehničkoj vagi (model PCE-BS 3000, proizvodnje PCE - Instruments, Engleska), tačnosti $\pm 0,1$. Nadpritisak u sistemu se podešava ventilom povratnog pritiska (VPP), a registruje se manometrom (M) (Bourdonov manometer, proizvođač Borac Beograd, Srbija).

Razlika pritisaka (Δp tj. TMP – transmembranski pritisak) i pad pritiska ($p_1 - p_2$) se kontrolišu ventilom povratnog pritiska u rasponu od 0,5 do 5 bar. Nadpritisaci napojnog rastvora na ulazu i na izlazu iz modula mereni su manometrima koji imaju radni opseg od 0 do 5 bar, sa tačnošću od 0,05 bar. Pošto se permeat odvodi na atmosferskom pritisku, nadpritisak meren manometrima na ulazu i izlazu iz modula predstavlja razliku pritisaka, $\Delta p = (p_1 + p_2)/2$. Pad pritiska u modulu duž membrane predstavlja razliku pritisaka koji pokazuju manometri na ulazu i izlazu, $p_1 - p_2$.

Fotografije korišćene aparature su prikazane na slici 3.5..



Slika 3.5. Fotografije eksperimentalne aparature upotrebljene za ispitivanje kinetike prenosa mase model rastvora voćnih sokova.

U eksperimentima kada je izvođeno periodično povratno ispiranje, komprimovanim vazduhom, umesto membranske pumpe za prebacivanje model rastvora iz rezervoara u modul, korišćena je mono pumpa (Seitz, Nemačka). Pumpa je bila postavljena na izlazu permeata i to tako da se u toku izvođenja povratnog ispiranja, prekida odvođenje permeata. Pumpa je bila opremljena manometrima i ventilima za kontrolu pritiska. To je rotaciona pumpa sa spiralnim metalnim elementom, koji rotira oko statora. Tečnost se usmerava u prostor između statora i rotora. Koriste se za transport suspenzija i viskoznih tečnosti u prehrambenoj industriji, kao što su voćna kaša, puter, nugat krem, marcipan, džem, kečap i dr.

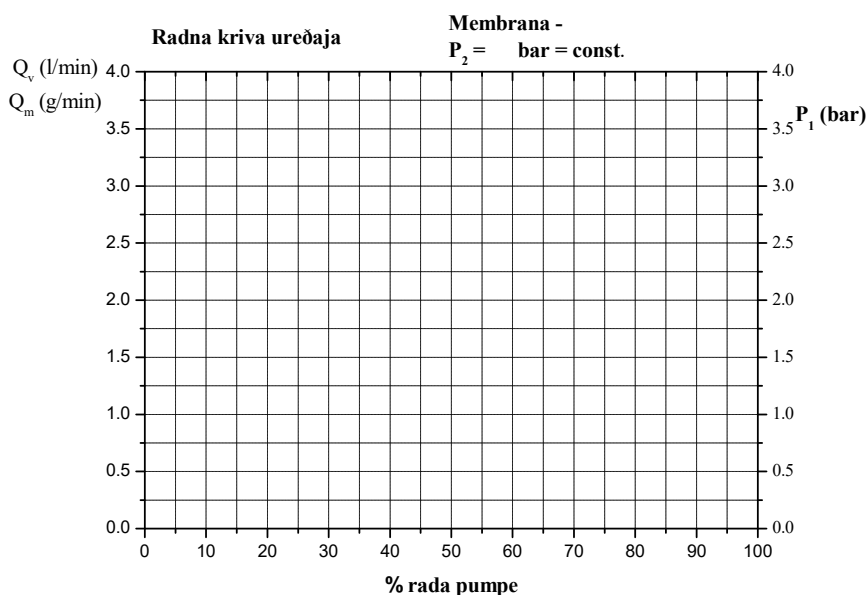
Pre ispitivanja koja su tema ove doktorske disertacije, neophodno je odrediti radne dijagrame uređaja za svaku membranu. Podaci sa radnog dijagrama služe za određivanje opsega u kome se može izvoditi mikrofiltracija i ultrafiltracija destilovane vode i model rastvora voćnih sokova. Maksimalni radni pritisak, Δp , koji membranska pumpa postiže je 3 bar, a zapreminski protok retentata, Q_v , je 3 l/min. To su i razlozi zašto nisu primenjivani oštrij radni uslovi u pogledu transmembranskog pritiska i protoka napojnog rastvora.

Sa mono pumpom su ostvareni zapreminski protoci retentata do 5 l/min, kada su vršena ispitivanja uticaja zapreminskog protoka retentata na kinetiku prenosa mase kod Kerasep membrane.

Nakon određivanja radnih dijagrama vršena su merenja pri permeaciji destilovane vode i model rastvora voćnih sokova. Masa sakupljenog permeata destilovane vode je merena sa tačnošću od $\pm 0,1$ g, svakih 15 sekundi u vremenskom intervalu od 5 minuta za Carbosep membrane, odnosno svaki 1 minut u vremenskom intervalu od 5 minuta za keramičku Kerasep membranu. Masa sakupljenog permeata model rastvora je merena sa tačnošću od $\pm 0,1$ g, svakih 60 sekundi u vremenskim intervalima od 120 minuta.

3.3. ODREĐIVANJE RADNIH DIJAGRAMA UREĐAJA ZA MIKROFILTRACIJU I ULTRAFILTRACIJU I ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE DESTILOVANE VODE

Radni dijagrami uređaja za svaku membranu, moraju se odrediti pre izvođenja bilo kakvih merenja (slika 3.6.).



Slika 3.6. Šema dijagrama za unošenje radne krive laboratorijskog uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju

Instalirana membranska pumpa ima ograničen kapacitet, koji je označen sa opsegom od 20 % do 90 % (x-osa, promena snage ispod 20 % i iznad 90 % su zanemarljive). Zavisno od kapaciteta pumpe i pri konstantnom izlaznom pritisku iz modula ($P_2 = \text{const.} = 1, 2 \text{ ili } 3 \text{ bara}$), dolazi do različitog zapreminskog protoka retentata (Q_v), različitog masenog protoka permeata (Q_m) i različitog pada pritiska niz membranu, koji se manifestuje porastom ulaznog pritiska (P_1). Pri porastu snage pumpe od 20 % do 90 % i konstantnom izlaznom pritisku (P_2), dolazi do porasta zapreminskog protoka retentata (Q_v), porasta pada pritiska koji se manifestuje porastom ulaznog pritiska (P_1), dok maseni protok permeata vode (Q_m), zavisi od pada pritiska u modulu. Podaci sa

radnog dijagrama su služili za kasnija određivanja opsega u kome se može izvoditi ultrafiltracija i mikrofiltracija destilovane vode i model rastvora voćnih sokova.

Pre određivanja kinetike mikrofiltracije i ultrafiltracije model rastvora voćnih sokova, neophodno je destilovanom vodom odrediti otpor membrane (R_m), da bi se kasnije sa model rastvorima voćnih sokova, mogao odrediti polarizacioni otpor (R_p) i ukupni otpor (R), odnosno ispitati uticaj koncentracione polarizacije. Zato su eksperimenti izvedeni, zavisno od kapaciteta pumpe, pod različitim radnim uslovima i to:

Ultrafiltracione Carbosep M7, M8 i M9 membrane:

Zapreminski protok kroz modul unutar cevi, Q_v (l/min): od 0,5 do 3,0;

Razlika pritisaka, Δp (bar): 0,5 , 1,0 , 1,5, 2,0 , 2,5 i 3,0 ;

Temperatura, t (°C): 22, 35, 45, 55;

Sa promotorom turbulencije i bez promotora turbulencije.

Mikrofiltraciona keramička Kerasep membrana:

Zapreminski protok retentata, Q_v (l/min): od 0,5 do 3,0;

Razlika pritisaka, Δp (bar): 0,5 , 1,0 , 1,5;

Temperatura, t (°C): 22 , 35 45 , 55.

Nakon određivanja radnih dijagrama vršena su merenja pri permeaciji destilovane vode. Masa sakupljenog permeata je merena sa tačnošću od $\pm 0,1$ g, svakih 15 sekundi u vremenskom intervalu od 5 minuta za Carbosep membrane, odnosno svaki 1 minut u vremenskom intervalu od 5 minuta za keramičku membranu.

3.4. ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA ULTRAFILTRACIJOM KROZ NEORGANSKE CARBOSEP MEMBRANE

Pripremljen model rastvor voćnih sokova je korišćen za ispitivanje kinetike prenosa mase model rastvora pri ultrafiltraciji. Ultrafiltracioni eksperimenti su izvedeni sa tri različite membrane (tabela 3.1.), sa ciljem ispitivanja uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature) kao i uticaja ugrađenog promotora turbulencije na kinetiku prenosa mase model rastvora pri ultrafiltraciji.

Membrane su neorganske ultrafiltracione sa oznakom Carbosep M7, M8 i M9 (slika 3.2.), proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska. Ispitivanja su izvedena sa i bez promotora turbulencije (slika 3.3.).

Izvedeni su ogledi koji obuhvataju varijaciju sledećih parametara:

- ☞ Vrsta membrane - Carbosep M7, M8 ili M9,
- ☞ Zapreminski protok model rastvora kroz modul unutar cevi, Q_v (l/min): od 0,5 do 3,0,
- ☞ Razlika pritisaka, Δp (bar): 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5 i 3,0;
- ☞ Temperatura, t (°C): 22, 32, 45 i 55,
- ☞ Sa promotorom turbulencije i bez promotora turbulencije.

3.5. ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA, MIKROFILTRACIJOM KROZ NEORGANSKU KERASEP MEMBRANU.

Pripremljen model rastvor voćnih sokova je korišćen za ispitivanje kinetike prenosa mase model rastvora voćnih sokova pri mikrofiltraciji. Eksperimenti su izvedeni sa jednom membranom (tabela 3.1), sa ciljem ispitivanja uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature i periodičnog povratnog ispiranja) na kinetiku mikrofiltracije model rastvora. Kerasep membrana je neorganska membrana proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska.

Izvedeni su ogledi, koji obuhvataju varijaciju sledećih parametara:

- ☞ Razlika pritisaka, Δp (bar): 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5 i 3,0;
- ☞ Zapreminski protok model rastvora kroz modul unutar cevi, Q_v (l/min): 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5; 3,0; 4,0 i 5,0;
- ☞ Temperatura, t (°C): 22, 32, 45 i 55;
- ☞ Periodično povratno ispiranje (*backwashing*) na svakih 10 minuta u trajanju od 1 i 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

3.6. ODREĐIVANJE UTICAJA RAZLIČITE KONCENTRACIJE PEKTINA U MODEL RASTVORIMA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA KROZ NEORGANSKE ULTRAFILTRACIONE CARBOSEP MEMBRANE.

Pektinske materije se nalaze široko rasprostranjene u voću i povrću i to pretežno u središnjoj lameli biljnih ćelija, a manje u ćelijskom zidu. Osnovna funkcija pektinskih materija je da zajedno sa celulozom, hemicelulozom i ligninom daju čvrstinu biljnom tkivu. Prema nomenklaturi Američkog hemijskog društva za različite oblike pektinskih materija koriste se sledeći izrazi: protopektin, pektininske kiseline i pektinske kiseline (Niketić-Aleksić, 1988).

Pektininske kiseline koje imaju sposobnost stvaranja gela nazivaju se pektinima. Pektininske kiseline predstavljaju poligalakturonske kiseline sa karboksilnim grupama koje su potpuno ili delom esterifikovane metil alkoholom. Koloidno su rastvorljive u vodi. Jedan broj ovih kiselina pod pogodnim uslovima (prisustvo šećera i kiselina ili sa određenim metalnim jonima ako poligalakturonski lanac sadrži malo metoksilnih grupa) može da stvara gel. Pektininske kiseline sa metalima grade soli pektinate (Linden i Lorient, 1999; Niketić-Aleksić, 1988).

Termin pektini ima više praktičan i komercijalan značaj. Prema stepenu esterifikacije pektini se dele na viskoesterifikovane i niskoesterifikovane. Viskoesterifikovani pektini imaju stepen esterifikacije (DE) između 35 – 85% i želiraju sa povećanom količinom šećera (preko 50%) dok niskoesterifikovani pektini imaju DE manji od 35% i želiraju sa manjom količinom šećera (10 – 30%), ali u prisustvu metalnih jona. Viskoesterifikovani pektini se po osobinama želiranja dele na brzo – želirajuće (rapid set) sa DE 50 – 85% i sporo – želirajuće (slow set) sa DE 35 – 50%. Stepem esterifikacije (DE) predstavlja broj karboksilnih grupa esterifikovanih sa metanolom prema ukupnom broju jedinica galakturonske kiseline, izražen kao procenat (Linden i Lorient, 1999; Niketić-Aleksić, 1988). Sadržaj pektinskih materija u svežem voću prikazan je u tabeli 2.1.. Sadržaj pektinskih materija je značajan za one vrste voća koje se prerađuju u želirane proizvode kao i za proizvodnju kašastih sokova.

U zavisnosti od korišćene sirovine za dobijanje pektina, razlikuju se jabučni pektin (WEJ), citrusni pektin (WEC) i jabučno – citrusni pektin (WECJ).

Pripremljen model rastvor voćnih sokova je korišćen za ispitivanje kinetike prenosa mase model rastvora voćnih sokova pri ultrafiltraciji. Esperimenti su izvedeni sa tri neorganske ultrafiltracione membrane, Carbosep M7, M8 i M9, proizvođača Tech-Sep, Miribel, Francuska. Kako se ovaj deo eksperimenata odnosi i na ispitivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima, pri pripremi model rasvora dodavane su različite količine pektina.

Izvedeni su ogledi koji obuhvataju sledeće parametre:

- ☞ Razlika pritisaka, Δp (bar): 1;
- ☞ Zapreminski protok model rastvora kroz modul unutar cevi, Q_v (l/min): 1;
- ☞ Temperatura, t (°C): 22;
- ☞ Koncentracija pektina u model rastvoru (%): 0,1; 0,3; 0,5; 0,7; 0,9 i 1,2.

3.7. KINETIKA UNAKRSNE MIKROFILTRACIJE I ULTRAFILTRACIJE

Hidraulički otpor membrane (R_m) je pokazatelj hidrauličke propustljivosti membrane prema čistom rastvaraču. Otpor membrane se obično kreće u granicama od 10^{11} do 10^{14} 1/m (Vladisavljević, 1992). Pri ultrafiltraciji čistog rastvarača fluks permeata, J (m/s), je povezan sa otporom membrane, R_m (1/m), sledećom relacijom:

$$J = \frac{\Delta p}{\mu R_m} = \frac{\text{pogonska sila}}{\text{otpori}} \quad (3.1.)$$

gde su: Δp (Pa) - razlika pritisaka sa obe strane membrane,
 μ (Pa·s) - dinamički viskozitet vode.

Zapreminski protok rastvarača, Q_v (m³/s), pri laminarnom strujanju čistog rastvarača, dinamičkog viskoziteta, μ (Pa·s), pod dejstvom razlike pritisaka, Δp (bar), kroz homogenu izotropnu (simetričnu) membranu debljine δ_m (m), prečnika pora d_p (m), koeficijenta tortuoznosti pora ξ i protočne površine poprečnog preseka A_o (m²), iznosi (Vladisavljević, 1992; Cvijović, 2001; Vukosavljević, 2006):

$$Q_v = v A_o = \frac{\Delta p d_p^2 A_o}{32 \mu \delta_m \xi} = J A_m = \frac{\Delta p A_m}{\mu R_m} \quad (3.2.)$$

Gde su : J (m/s) - fluks permeata,

A_m (m²) - ukupna efektivna površina poprečnog preseka membrane,

v (m/s) - brzina strujanja rastvarača u porama,

R_m (1/m) - hidraulički otpor membrane.

Pretpostavljeno je da se celokupan pad pritiska rastvarača troši na savlađivanje podužnog trenja u porama. Odatle je:

$$R_m = \frac{32\delta_m \xi A_m}{d_p^2 A_o} = \frac{32\delta_m \xi}{d_p^2 \varepsilon_f} \quad (3.3.)$$

gde je $\varepsilon_f = A_o/A_m$ - površinska poroznost membrane.

Ako je membrana anizotropne (asimetrične) strukture, hidraulički otpor iznosi:

$$R_m = R'_m + R''_m = \frac{32\delta'_m \xi'}{d_p'^2 \varepsilon'_f} + \frac{32\delta''_m \xi''}{d_p''^2 \varepsilon''_f} \quad (3.4.)$$

gde se oznaka prim (') odnosi na osobine selektivnog mikroporoznog sloja, a oznaka sekund (") na osobine nosećeg makroporoznog sloja.

Asimetrične membrane imaju ultratanki selektivan sloj (debljine 0,1 – 1 μm) i ispod njega noseći makroporozni sloj (debljine 200 do 250 μm). Usled tankog selektivnog sloja, asimetrične membrane imaju mali hidraulički otpor, a zahvaljujući debelom nosećem sloju zadovoljavajuću mehaničku čvrstoću.

Ako je $\delta'_m = 0.5 \mu\text{m}$, $\delta''_m = 220 \mu\text{m}$, $d'_p = 4 \text{ nm}$, $d''_p = 1 \mu\text{m}$ i $\xi'/\varepsilon'_f = \xi''/\varepsilon''_f$ iz jednačine (3.4), sledi da je $R_m \approx 1,007 R'_m$, tj. i pored 440 puta veće debljine hidraulički otpor nosećeg sloja se može zanemariti u odnosu na otpor selektivnog sloja. Pošto debljina izotropnih membrana mora biti veća od debljine selektivnog sloja anizotropnih membrana, može se zaključiti da anizotropne membrane poseduju znatno manji hidraulički otpor od izotropnih membrana, zbog čega su praktično sve komercijalne membrane za ultrafiltraciju anizotropne (asimetrične) strukture (Baker, 2004; Vukosavljević, 2006).

Hidraulički otpor membrane prema čistom rastvaraču se može eksperimentalno odrediti na sledeći način (Vladislavljević, 1992; Cvijović, 2001; Vukosavljević 2006):

$$J = \frac{\Delta p}{\mu R_m} = \frac{Q_v}{A_m} = \frac{Q_m}{\rho A_m} \quad (3.5.)$$

odnosno:

$$R_m = \frac{\Delta p A_m}{\mu Q_v} = \frac{\Delta p A_m \rho}{\mu Q_m} \quad (3.6.)$$

gde je Q_m (kg/s) - maseni protok permeata gustine ρ (kg/m³), koji se određuje na osnovu eksperimentalnih podataka, primenom metode najmanjih kvadrata:

$$Q_m = \frac{n \sum_{i=1}^n m_i \tau_i - \sum_{i=1}^n m_i \sum_{i=1}^n \tau_i}{n \sum_{i=1}^n \tau_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n \tau_i \right)^2} \quad (3.7.)$$

gde je m_i (kg) - masa permeata koja se sakupi za vreme τ_i (s), a n - broj eksperimentalnih tačaka.

Da bi odredili maseni protok permeata, Q_m (kg/s), gustine ρ (kg/m³), neophodno je meriti kumulativnu zapreminu permeata u funkciji vremena i sastaviti sledeću tabelu:

Tabela 3.3. Kumulativna zapremina permeata u funkciji vremena.

τ (min)	τ_1	τ_2	τ_n
V (ml)	V_1	V_2	V_n

Ako je $\Delta p = \text{const.}$ i $T = \text{const.}$, ultrafiltracija se može opisati sledećim jednačinama:

$$J = \frac{\Delta p}{\mu R_m} = \frac{dV}{d\tau A_m} \quad (3.8.)$$

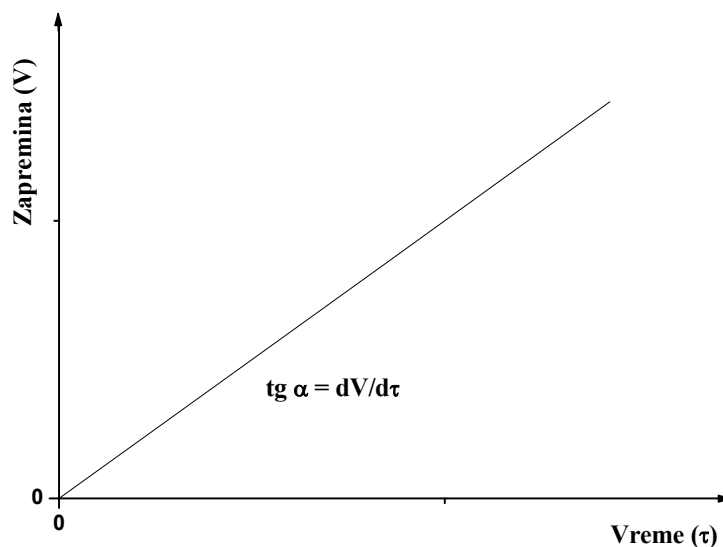
$$\int_0^V dV = \frac{\Delta p A_m}{\mu R_m} \int_0^\tau d\tau \quad (3.9.)$$

$$V = \frac{\Delta p A_m}{\mu R_m} \tau \quad (3.10.)$$

Dakle, funkcija $V = f(\tau)$ je prava koja polazi iz koordinatnog početka (slika 3.7.) i ima koeficijent pravca:

$$\text{tg } \alpha = \frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p A_m}{\mu R_m} \quad (3.11.)$$

iz kojeg se može odrediti hidraulički otpor membrane, R_m .



Slika 3.7. Zavisnost kumulativne zapremine ultrafiltrata od vremena.

S obzirom da se merenja uvek izvode sa određenom greškom, da bi se na osnovu eksperimentalnih podataka odredio koeficijent pravca, primenjuje se metoda najmanjih kvadrata (Vladislavljević, 1994).

Ako u opštem slučaju postoji tabela (tabela 3.4.) sa rezultatima merenja:

Tabela 3.4. Opšti oblik tabele sa rezultatima merenja.

X	X ₁	X ₂	X _n
Y	Y ₁	Y ₂	Y _n

a na osnovu koje treba napisati funkciju:

$$y = a + bx \tag{3.12.}$$

parametri a i b se određuju tako da zbir kvadrata odstupanja eksperimentalno dobijenih vrednosti y od vrednosti y izračunatih iz gornje jednačine budu što manji. Dakle treba naći minimum funkcije:

$$f(a, b) = \sum_{i=1}^n (y_i - f(x_i))^2 = \sum_{i=1}^n (y_i - a - bx_i)^2 \tag{3.13.}$$

U tački minimuma prvi parcijalni izvodi gornje funkcije su jednaki:

$$\frac{\partial f(a,b)}{\partial a} = -2 \sum_{i=1}^n (y_i - a - bx_i) = 0 \quad (3.14.)$$

$$\frac{\partial f(a,b)}{\partial b} = -2 \sum_{i=1}^n (y_i - a - bx_i) x_i = 0 \quad (3.15.)$$

što posle sređivanja daje:

$$\sum_{i=1}^n y_i = na + b \sum_{i=1}^n x_i \quad (3.16.)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i x_i = a \sum_{i=1}^n x_i + b \sum_{i=1}^n x_i^2 \quad (3.17.)$$

Gornji sistem jednačina sa dve nepoznate se lako može rešiti:

$$b = \frac{n \sum_{i=1}^n y_i x_i - \sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2} \quad (3.18.)$$

A ako se jednačina (3.16.) podeli sa n dobija se:

$$\frac{\sum_{i=1}^n y_i}{n} = a + b \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (3.19.)$$

$$m_y = a + m_x b \quad (3.20.)$$

$$a = m_y - m_x b \quad (3.21.)$$

Primenom jednačine (3.18.) može se izračunati koeficijent pravca prave $m = f(\tau)$, koji predstavlja maseni protok permeata, a primenom jednačine (3.21.) može se izračunati odsečak na ordinati. Prema tome, primenom metode najmanjih kvadrata možemo odrediti koeficijent pravca prave, a zatim izračunati hidraulički otpor membrane:

$$tg \alpha = Q_m = b = \frac{n \sum_{i=1}^n y_i x_i - \sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2} \quad (3.22.)$$

$$R_m = \frac{\rho \Delta p A_m}{\mu tg \alpha} \quad (3.23.)$$

Koeficijent korelacije (r) se može izračunati na osnovu jednačine:

$$r = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - n m_x m_y}{\sqrt{\left(\sum_{i=1}^n y_i^2 - n m_y^2 \right) \left(\sum_{i=1}^n x_i^2 - n m_x^2 \right)}} \quad (3.24.)$$

gde je :

$$m_x = m_{\tau_i} = \frac{\sum \tau_i}{n} \quad (3.25.)$$

$$m_y = m_{m_i} = \frac{\sum m_i}{n} \quad (3.26.)$$

Što je koeficijent korelacije veći, to je veća linearna zavisnost između promenljivih x i y. U idealnom slučaju koeficijent korelacije je $r = 1$.

Pri unakrsnoj ultrafiltraciji rastvora, u stacionarnim uslovima, dolazi do stvaranja sekundarnog sloja na membrani, koji predstavlja dodatni otpor za prenos mase. Ovaj otpor se naziva polarizacioni otpor, R_p (1/m). Ukupni otpor membrane, R (1/m), je pokazatelj ukupne hidrauličke propustljivosti prema permeatu. Pri ultrafiltraciji soka, stacionarni fluks permeata, J_s (m/s), je povezan sa ukupnim otporom, R (1/m), i polarizacionim otporom, R_p (1/m), sledećom relacijom:

$$J_s = \frac{\Delta p - \Delta \Pi_b}{\mu_0 R} = \frac{\Delta p - \Delta \Pi_b}{\mu_0 (R_m + R_p)} = \frac{\Delta p - \Delta \Pi_b}{\mu_0 (R_m + R_t + R_{gs})} \quad (3.27.)$$

gde su: Δp (bar) - razlika pritisaka sa obe strane membrane,

μ_0 (Pa·s) - dinamički viskozitet permeata,

R_p (1/m) - polarizacioni otpor,

R_t (1/m) - hidraulički otpor taloga koji se formira na površini membrane,

R_{gs} (1/m) hidraulički otpor graničnog sloja [73,74],

$\Delta \Pi_b = \Pi_b - \Pi_p$ razlika osmotskih pritisaka u osnovnoj masi rastvora i u permeatu.

Kako je obično $\Delta \Pi_b \ll \Delta p$, sledi:

$$J_s = \frac{\Delta p}{\mu_0 R} = \frac{\Delta p}{\mu_0 (R_m + R_p)} = \frac{Q_v}{A_m} = \frac{Q_m}{\rho_0 A_m} \quad (3.28.)$$

gde je ρ_0 (kg/m³) - eksperimentalno određena gustina permeata.

Ukupni otpor, R (1/m), u stacionarnim uslovima se određuje na osnovu nagiba prave $V = f(\tau)$ u stacionarnim uslovima. Ovaj nagib se određuje metodom najmanjih kvadrata, analogno određivanju hidrauličkog otpora membrane pri ultrafiltraciji čistog rastvarača (R_m):

$$\operatorname{tg} \alpha = Q_m = b = \frac{n \sum_{i=1}^n y_i x_i - \sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2} \quad (3.29.)$$

$$r = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - n m_x m_y}{\sqrt{\left(\sum_{i=1}^n y_i^2 - n m_y^2 \right) \left(\sum_{i=1}^n x_i^2 - n m_x^2 \right)}} \quad (3.30.)$$

pri čemu je:

$$J_s = \frac{\Delta p}{\mu_0 R} = \frac{Q_v}{A_m} = \frac{Q_m}{\rho_0 A_m} \quad (3.31.)$$

$$R = \frac{\Delta p A_m}{\mu_0 Q_v} = \frac{\rho_0 \Delta p A_m}{\mu_0 \operatorname{tg} \alpha} \quad (3.32.)$$

odnosno:

$$R = R_m + R_p \quad (3.33.)$$

Za ispitivanje kinetike unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije različitih rastvora, neophodno je utvrditi sve parametre koji utiču i na otpor membrane, R_m , i na polarizacioni otpor, R_p .

Za definisanje hidrodinamičkih karakteristika modula na osnovu eksperimenata sa čistom vodom primenjuje se sledeća kriterijalna jednačina u implicitnom obliku:

$$f_1(Eu, Re, Fr, Ho, \Gamma, n) = 0 \quad (3.34.)$$

Ojlerov kriterijum sličnosti je određivan kriterijum sličnosti, pa ova jednačina u eksplicitnom obliku glasi:

$$E_u = f_2(R_e, F_r, H_o, \Gamma, n) \quad (3.35.)$$

Odnosno, Ojlerov kriterijum sličnosti se može odrediti iz jednačine:

$$E_u = \frac{(P_1 - P_2)}{\rho v^2} \quad (3.36.)$$

gde su: $(P_1 - P_2)$ (Pa) – pad pritiska niz membranu,
 ρ (kg/m³) – gustina retentata na datoj temperaturi,
 v (m/s) – brzina strujanja retentata.

Rejnoldsov kriterijum sličnosti se određuje iz jednačine:

$$Re = \frac{\rho v d_e}{\mu} \quad (3.37.)$$

gde su: ρ (kg/m³) – gustina retentata na datoj temperaturi,
 v (m/s) – brzina strujanja retentata,
 d_e (m) – ekvivalentni prečnik cevi membrane,
 μ (Pa·s) – koeficijent dinamičke viskoznosti.

Frudov kriterijum sličnosti se određuje iz jednačine:

$$Fr = \frac{v^2}{gl} \quad (3.38.)$$

gde su: v (m/s) – brzina strujanja retentata,
 g (m/s²) – ubrzanje zemljine teže,
 l (m) – karakteristična dužina.

Kriterijum hromohronosti:

$$Ho = \frac{v\tau}{l} \quad (3.39.)$$

gde su: v (m/s) – brzina strujanja retentata,
 τ (s) – vreme,
 l (m) – karakteristična dužina.

Geometrijski simpleks, koji definiše odnos dužine i prečnika membrane, se izražava:

$$\Gamma = \frac{l}{d_e} \quad (3.40.)$$

gde su: l (m) – karakteristična dužina,
 d_e (m) – ekvivalentni prečnik cevi membrane.

Geometrijski simpleks – relativna hrapavost cevi, n , predstavlja odnos apsolutne hrapavosti ili srednje vrednosti visina neravnina na površini cevi, ε [m], i ekvivalentnog prečnika cevi, d_e [m], u ovom slučaju je to ekvivalentni prečnik cevi membrane.

$$n = \frac{\varepsilon}{d_e} \quad (3.41.)$$

Pošto se strujanje odvija u stacionarnim uslovima ($Ho = 1$) i samo u horizontalnom pravcu ($Fr = 1$), sledi da je:

$$E_u = f_3(R_e, \Gamma, n) \quad (3.42.)$$

odnosno, u razvijenom obliku kriterijalne jednačine:

$$E_u = K R_e^a \Gamma^b n^c \quad (3.43.)$$

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = K \left(\frac{\rho v d}{\mu}\right)^a \left(\frac{l}{d_e}\right)^b \left(\frac{\varepsilon}{d_e}\right)^c \quad (3.44.)$$

pošto su l (m) – dužina membrane, d_e (m) – ekvivalentni prečnik i ε (m) – apsolutna hrapavost konstante za datu membranu, sledi:

$$E_u = K_1 R_e^a \quad (3.45.)$$

ili:

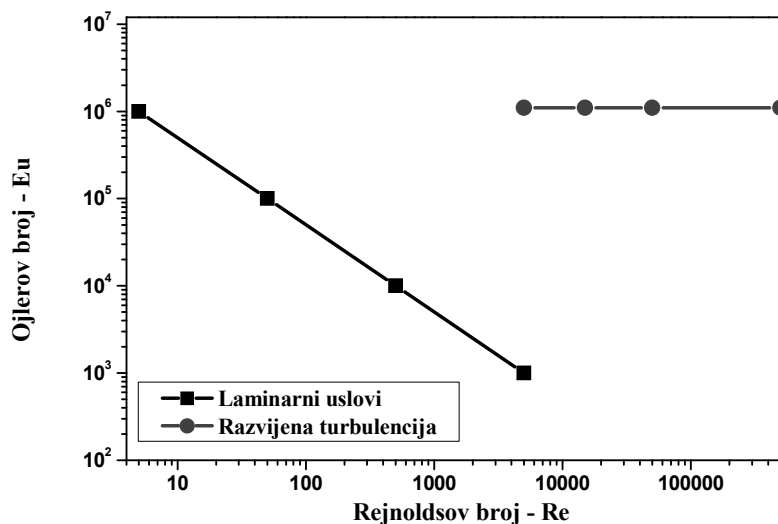
$$\log E_u = \log K_1 + a \log R_e \quad (3.46.)$$

dati izraz definiše jednačinu prave, gde je $\log K_1 = A$ ili odsečak na ordinati, $a = B$ ili nagib prave, pa antilogaritmovanjem sledi:

$$E_u = 10^A R_e^B \quad (3.47.)$$

U laminarnim uslovima nagib prave ima negativnu vrednost pa Ojlerov broj, E_u , opada sa porastom brzine strujanja fluida tj. sa porastom Re broja, dok pri razvijenoj turbulenciji E_u ne zavisi od Re (Cvijović, 2001; Vladislavljević 1994).

Dijagram (slika 3.8.) definiše pad pritiska ($\Delta p = P_1 - P_2$) u zavisnosti od karakteristika fluida (ρ, μ) i karakteristika strujanja (v). Ova se jednačina (dijagram) može koristiti za određivanje pada pritiska pri strujanju različitih fluida ako se znaju njihove fizičke karakteristike.



Slika 3.8. Zavisnost Eu od Re u dvostrukom log-log koordinativnom sistemu

Sa druge strane, primenom Rejljeve metode dimenzione analize za isti slučaj strujanja retentata niz membranu sa hrapavim površinama, može se postaviti sledeća funkcionalna zavisnost, u implicitnom obliku:

$$f_1(\Delta p, d, \mu, \rho, \nu, l, n) = 0 \quad (3.48.)$$

gde uticaj ubrzanja zemljine teže nije uzet u obzir, jer je bezdimenziona grupa $\nu^2/gl = 1$, za slučaj strujanja u potpuno ispunjenoj cevi u pravcu x-y ravni. U eksplicitnom obliku funkcionalna zavisnost je:

$$\Delta p = f_2(d, \mu, \rho, \nu, l, n) \quad (3.49.)$$

Rešenjem prema Rejljevoj metodi se ponovo dobija jednačina (3.42.):

$$E_u = f_3(R_e, \Gamma, n) \quad (3.42.)$$

ili:

$$\frac{\Delta p}{\rho \nu^2} = K R_e^{-b} \Gamma^e n^f \quad (3.50.)$$

Ekperimentalnim merenjem ulaznog pritiska (P_1) i izlaznog pritiska iz modula (P_2) može se rešiti kriterijalna jednačina:

$$\Delta p = 2K R_e^{-b} n^f \frac{\rho v^2}{2} \left(\frac{l}{d_e}\right)^e \quad (3.51.)$$

gde je λ – koeficijent podužnog trenja, $\lambda = f(R_e, n)$:

$$\lambda = 2K R_e^{-b} n^f = \frac{2K n^f}{R_e^{-b}} \quad (3.52.)$$

$$\log \lambda = \log(2K n^f) - b \log R_e \quad (3.53.)$$

Iz jednačine (3.53.) se može uočiti da u dvostrukom log-log koordinativnom sistemu, $\lambda = f(R_e)$, nagib prave koji definiše promenu λ sa porastom R_e broja, ima negativnu vrednost (-b). To znači da λ opada sa porastom R_e broja, sve do $b = 0$, kada je konstantna vrednost i ne menja se sa R_e brojem. Takvi uslovi su specifični za izrazitu turbulenciju (slika 3.8.).

Iz jednačine (3.51.) sledi:

$$\Delta p = \lambda \frac{\rho v^2}{2} \left(\frac{l}{d_e}\right)^e \quad (3.54.)$$

ili

$$h_{tr} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \lambda \frac{v^2}{2g} \left(\frac{l}{d_e}\right)^e \quad (3.55.)$$

gde je h_{tr} – visina gubitaka usled podužnog trenja.

$$\log \Delta p = \log \left(\lambda \frac{\rho v^2}{2} \right) + e \log \left(\frac{l}{d_e} \right) \quad (3.56.)$$

Ekperimentalnim merenjem pritiska na ulazu i izlazu iz modula (Δp) u zavisnosti od odnosa dužine (l) i ekvivalentnog prečnika (d_e), u dvostrukom log – log koordinatnom sistemu može se odrediti koeficijent podužnog trenja, λ , i koeficijent e . Koeficijent podužnog trenja, λ , se definiše iz odsečka, dok se eksponent e , definiše iz nagiba prave.

Razlikujemo četiri slučaja:

Stacionarno laminarno strujanje realnog fluida kroz glatke cevi.

Iz jednačine (3.50.) je eksperimentalno određeno da je $\alpha = 45^\circ$ tj. koeficijent $e = 1$, pošto nema hrapavosti $f = 0$, iz jednačine (3.53.) sledi:

$$\lambda = \frac{2K}{R_e} = \frac{64}{R_e} \quad (3.57.)$$

ili

$$\Delta p = \lambda \frac{\rho v^2}{2} \frac{l}{d_e} \quad (3.58.)$$

što je u saglasnosti sa matematički dobijenim izrazom Darcy-Weisbach-a:

$$h_{vr} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \lambda \frac{v^2}{2g} \frac{l}{d_e} \quad (3.59.)$$

Stacionarno laminarno strujanje realnog fluida kroz hrapave cevi.

Istim ogledom iz jednačine (3.53.) je eksperimentalno određeno da je opet $\alpha = 45^\circ$ tj. koeficijent $e = 1$. Sada se relativna hrapavost (n) mora uključiti u eksperiment. Variranjem relativne hrapavosti, u istim ogledima, utvrđeno je da relativna hrapavost ne utiče pa sledi:

$$\lambda = \frac{2K}{R_e} n_f = \frac{64}{R_e} \quad (3.60.)$$

tj. opet:

$$h_{vr} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \lambda \frac{v^2}{2g} \frac{l}{d_e} \quad (3.61.)$$

Ova pojava se može objasniti time da su, pri izrazitim laminarnim uslovima $Re < 2320$, delići realnog fluida imobilisani u neravninama, pa se hrapava površina ponaša kao glatka.

Stacionarno turbulentno strujanje realnog fluida kroz glatke cevi.

Eksperimentalno su utvrđene 3 oblasti:

Blasius-ova formula za $Re (2320 - 10^5)$, $\lambda = 0,3164 / Re^{0,25}$

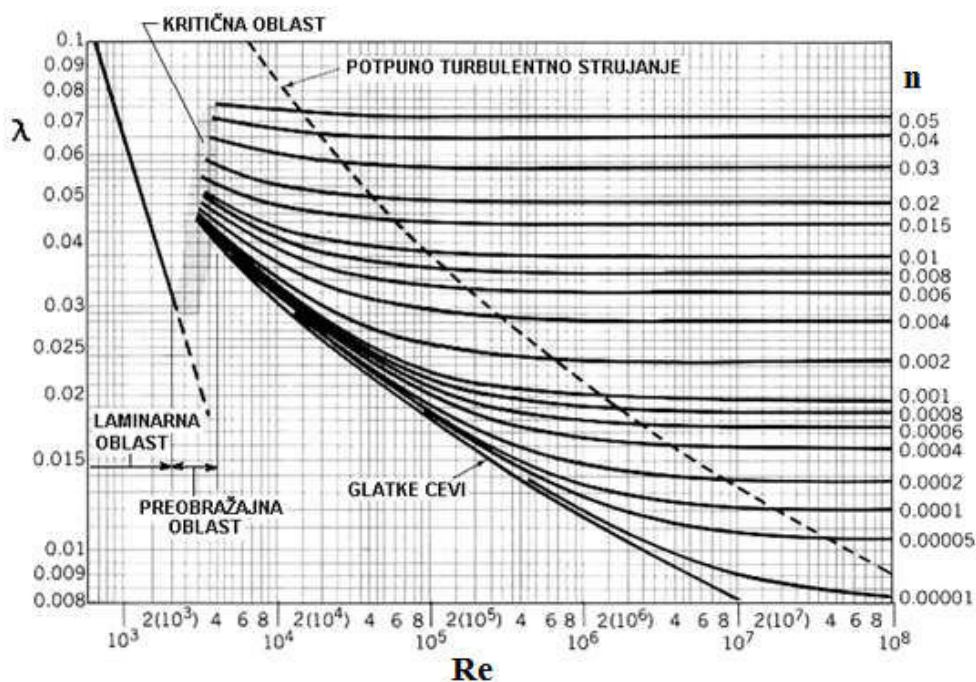
Nikuradze-ova formula za $Re (10^5 - 5 \times 10^5)$, $\lambda = 0,00714 + 0,6104 / Re^{0,35}$

Nikuradze-ova formula za $Re (5 \times 10^5 - 10^8)$, $\lambda = 0,0032 + 0,221 / Re^{0,237}$

Stacionarno turbulentno strujanje realnog fluida kroz hrapave cevi.

Eksperimentalno je konstruisan Moody-ev dijagram (slika 3.9.), $\lambda = f(Re, n)$, koji obuhvata stacionarno turbulentno strujanje realnog fluida kroz hrapave cevi, ali i prethodna tri slučaja. Na osnovu poznate relativne hrapavosti – n i Re broja, može se iz

tablica odrediti koeficijent podužnog trenja, λ , a zatim izračunati i pad pritiska (Cvijović, 2001; Simonović i sar., 1989).



Slika 3.9. Moody – ev dijagram zavisnosti koeficijenta podužnog trenja od relativne hrapavosti i Rejnoldsovog broja

Pri ispitivanju kinetike unakrsne mikrofiltracije i ultrafiltracije model rastvora voćnog soka, opadanje fluksa sa vremenom je posledica formiranja sekundarnog sloja na membrani, odnosno koncentracione polarizacije. Ovaj fenomen je prisutan kod svih membranskih procesa. Opadanje fluksa sa vremenom može se dovesti i u vezu sa VCR (volume concentration factor ili faktor zapreminskog koncentrisanja):

$$VCR = \frac{V_0}{V_0 - V_p} \quad (3.62.)$$

gde su: V_0 – početna zapremina soka, V_p – zapremina permeata.

Za vreme mikrofiltracije ili ultrafiltracije soka, fluks permeata opada sa VCR – om vrlo slično kao i fluks sa vremenom. Zavisnost opadanja fluksa sa VCR – om može se podeliti u tri perioda. Prvi početni *period 1*, definiše naglo opadanje fluksa permeata, a vrednost faktora zapreminskog koncentrisanja se kreće u intervalu od $VCR = 1 - 2$. U *periodu 2*, fluks permeata i dalje opada, ali mnogo manjom brzinom. Vrednost faktora zapreminskog koncentrisanja u ovom periodu se kreće u intervalu od $VCR = 3 - 7$. *Period*

3 definiše vrlo malo opadanje fluksa permeata, pa se ovaj period smatra stacionarnim stanjem, a vrednost faktora zapreminskog koncentrisanja je $VCR > 7$ (Vladisavljević i sar., 2013).

Ponašanje fluksa permeata je u direktnoj vezi sa polarizacionim otporom i otporom membrane, (R_p i R_m). U prvom periodu polarizacioni otpor, R_p , jako brzo raste i vrlo brzo dostiže vrednost otpora membrane, R_m . U drugom periodu oba otpora imaju značajan uticaj na ukupni otpor. I u trećem periodu polarizacioni otpor je dominantan. Granice između ovih perioda su vrlo specifične i određuju se posebno za svaki sistem istraživanja.

Neki autori navode samo dve oblasti zavisnosti fluksa permeata sa VCR – om. Prva oblast se definiše znatnim opadanjem fluksa permeata, usled značajnog povećanja sekundarnog sloja na membrani. U ovoj oblasti je uticaj taloženja čestica na membrani, odnosno koncentracione polarizacije jako veliki, tako da i polarizacioni otpor naglo raste. Ova oblast se opisuje sa nepovratnim taloženjem materijala na membranskim porama i sorpcijom komponenti taloga na površini membrane. Druga oblast se definiše kao stacionarna faza, kod koje dolazi do reverzibilne dekompozicije makromolekula na membranskoj površini. Konvektivni transport kroz membranu je stalan, usled istog stepena kompozicije i dekompozicije makromolekula na površini membrane.

3.8. ANALIZA PEKTINSKIH MATERIJA U PERMEATU ISPITIVANOG MODEL RASTVORA NAKON ULTRAFILTRACIJE KROZ CARBOSEP MEMBRANE

Kada su izvođeni eksperimenti za određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz ultrafiltracione neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9), tada je izvršeno i uzorkovanje permeata za analizu pektinskih materija. Analiza pektinskih materija je vršena kolorimetrijskom metodom.

Ova metoda je propisana Pravilnikom o metodama uzimanja uzoraka i vršenja hemijskih i fizičkih analiza radi kontrole kvaliteta proizvoda od voća i povrća (Sl. list SFRJ br. 29/83).

Pektinske materije iz voća ili povrća talože se sa rafinisanim alkoholom, pri čemu u alkoholu zaostaju rastvorne supstance (kiseline, šećeri, bojene materije i dr.), a enzimi

se inaktiviraju. Nakon taloženja, pektinske materije iz taloga se mogu određivati ili kao ukupne, ili pojedinačno po frakcijama (pektinske materije rastvorne u vodi, pektinske materije rastvorne u alkalijama, pektinske materije rastvorne u oksalatu). Posle završene alkoholne hidrolize pektinskih materija do monomera galakturonske kiseline, dodaje se bojeni reagens – karbazol, pri čemu nastaje novo jedinjenje crvene boje. Intezitet crvene boje se meri spektrofotometrijski na 525 nm.

Aparatura i pribor

- 1) spektrofotometar za rad u vidljivom delu spektra;
- 2) centrifuga sa 3000 o/min, snabdevena graduisanim epruветama za centrifugiranje zapremine 50 ml;
- 3) homogenizator;
- 4) vodeno kupatilo sa termoregulatorom;
- 5) tikvice sa okruglom dnom, zapremine 1 ili 2 litra sa brušenim grličem,
- 6) povratni hladnjak sa brušenim nastavkom;
- 7) stakleni štapić sa gumenim završetkom;
- 8) boca sa komprimovanim vazduhom ili azotom, snabdevena ventilom za redukciju;
- 9) led;
- 10) bireta od 50 ml, s pipkom;
- 11) epruvete debelih zidova, sa staklenim brušenim zapašaćima;
- 12) bakarni držač sa 4 epruvete koji može da služi za termostatiranje;
- 13) stalak za epruvete;
- 14) odmerne tikvice od 100 ml;
- 15) graduisane pipete zapremine 1 i 5 ml;
- 16) trbušaste pipete zapremine 1, 10 i 15 ml;
- 17) analitička vaga;
- 18) filter papir.

Reagensi

- 1) etanol, apsolutni;
- 2) etanol, 96 %-ni;
- 3) etanol, 63%-ni: pomešati 100 ml destilovane vode sa 200 ml 96%-nog etanola.
Prečišćavanje 96%-nog etanola: kuvati jedan litar 96%-nog etanola sa 4 g cinka u prahu i 2 ml koncentrovane sumporne kiseline u tikvici sa okruglim dnom,

- spojenoj sa povratnim hladnjakom tokom 24 časa, destilovati, a zatim dodati 4 g cinka u prahu i 4 g kalijum-hidroksida;
- 4) rastvor natrijum-hidroksida, 1 mol/dm^3 ;
 - 5) koncentrovana sumporna kiselina, $\rho_{20}=1,83 \text{ g/cm}^3$ - dodatak karbazola ne daje obojenje;
 - 6) rastvor boraksa: rastvoriti 0,250 g boraksa ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \times 10\text{H}_2\text{O}$) u 100 ml H_2SO_4 . Zagrevati do pojave sumpor-dioksida (SO_2), a zatim dodati 0,15 g karbamida [$\text{CO}(\text{NH}_2)$]. Ohladiti i preneti u odmernu tikvicu zapremine 100 ml, a zatim dopuniti sumpornom kiselinom do oznake ($\rho_{20}=1,839 \text{ g/cm}^3$);
 - 7) rastvor 0,1 %-nog karbazola ($\text{C}_6\text{H}_4\text{N}_4\text{C}_6\text{H}_4$) u etanolu: u odmernoj tikvici zapremine 100 ml rastvoriti u etanolu 0,1 g karbazola prethodno prekrystalisanog u toluenu i dopuniti prečišćenim etanolom do oznake. Mešanjem 0,2 ml rastvora karbazola, 6 ml rastvora sumporne kiseline i 1 ml destilovane vode mora se dobiti rastvor približno bistar kao voda. Rastvor karbazola čuva se u tamnoj staklenoj boci na temperaturi 4°C . Rastvor je stabilan 12 nedelja;
 - 8) 0,75 %-ni rastvor amonijum oksalata;
 - 9) fosfor-pentoksid;
 - 10) galakturonska kiselina monohidrat, molekularna masa 212,16 g/mol. Proveriti čistoću kiseline titracijom 0,500 g kiseline sa $0,1 \text{ mol/dm}^3$ natrijum-hidroksidom do pH 8;
 - 11) standardni rastvor: odmeriti 0,1205 g galakturonska kiseline osušene preko P_2O_5 na 20°C u vakuumu u toku 5 časova i kvantitativno preneti u odmernu tikvicu zapremine 1000 ml. Dodati 0,5 ml rastvora natrijum-hidroksida i dopuniti destilovanom vodom do oznake. Promućkati i ostaviti preko noći. 1 ml ovog rastvora sadrži $100 \mu\text{g}$ anhidrida galakturonske kiseline. U 7 odmernih tikvica zapremine 100 ml otpipetirati po: 10, 20, 30, 40, 50, 60 i 70 ml standardnog rastvora. Dopuniti do oznake destilovanom vodom i promućkati. Dobijeni rastvori sadrže 10, 20, 30, 40, 50, 60 i $70 \mu\text{g/ml}$ anhidrida galakturonske kiseline.

Postupak

Zavisno od količine zastupljenih pektinskih materija u uzorku, u kiveti za centrifugiranje odmeriti 0,5-15 g homogenizovanog uzorka (uzima se 1-2 g svežeg voća

ili povrća, 15 ml soka, 4 g koncentrisanog voćnog soka, 2 g koncentrata od paradajza, odnosno 0,5 g do 1 g proizvoda obogaćenih pektinom).

Taloženje pektinskih materija. Kivetu centrifuge dopuniti do 40 ml 96 %-nim etanolom, koji je prethodno zagrejan do 75°C, a zatim na vodenom kupatilu, uz povremeno mešanje staklenim štapićem, smešu zagrevati 10 minuta na istoj temperaturi. Stakleni štapić isprati u kivetu sa oko 5 ml 96%-nog etanola i zapreminu kivete istim dopuniti do 50 ml. Sadržaj centrifugirati 15 minuta na 3000 obrtaja u minutu. Dekantiranjem ukloniti etanol od taloga (pektinske materije zaostaju u talogu). Talog isprati, zamenjujući 96 %-ni etanol sa 63 %-nim etanolom i ponoviti isti postupak zagrevanja, centrifugiranja i dekantiranja. Talog ispirati destilovanom vodom sve dok se ne utvrdi da nema šećera u dekantiranom soku (reakcija Felingovim rastvorom). Iz taloga se mogu određivati ili ukupne pektinske materije ili pojedinačno po frakcijama (pektin rastvorljiv u vodi, pektin rastvorljiv u alkalijama i pektin rastvorljiv u oksalatu).

Ukupni pektini. Za određivanje ukupnih pektinskih materija, sav talog kvantitativno preneti pomoću destilovane vode u odmernu tikvicu zapremine 100 ml. Dodati 5 ml 1M rastvora natrijum-hidroksida i dopuniti do oznake destilovanom vodom. Sadržaj promešati i ostaviti 15 minuta uz povremeno mešanje da se obavi hidroliza pektinskih materija do monomera galakturonske kiseline. Filtrat se koristi za kolorimetrijsko određivanje.

Pektinske materije rastvorljive u vodi (pektin). U kivetu centrifuge sa talogom dodati 5 ml destilovane vode i izmešati staklenim štapićem. Posle ispiranja štapića destilovanom vodom, sadržaj kivete dopuniti do 35 ml i dobro izmešati mehaničkom mešalicom ili strujom vazduha (u tom slučaju se koristi kapilara duga 16 cm, koja se uroni u rastvor sa jedne strane, a sa druge strane se poveže na bocu sa komprimovanim vazduhom). Mešalicu ili kapilaru isprati sa 5 ml destilovane vode i sadržaj centrifugirati 15 minuta pri 3000 o/min. Tečni deo dekantirati u odmernu tikvicu od 100 ml. Ekstrakciju vodom ponoviti još jedanput i tečni deo sipati u istu odmernu tikvicu. Na kraju, dodati 5 ml 1M rastvora NaOH u odmernu tikvicu i dopuniti vodom do marker linije.

Pektinske materije rastvorljive u oksalatu (pektinska kiselina). Na ostatak u kiveti dodati 5 ml 0,75%-nog rastvora amonijum oksalata i staklenim štapićem dobro izmešati. Nakon ispiranja štapića rastvorom oksalata, zapreminu istim dovesti do 35 ml i mešanje intenzivno nastaviti mehaničkom mešalicom ili strujom vazduha tokom 10 minuta.

Mešalicu ili kapilaru isprati sa 5 ml oksalatnog rastvora. Dobijenu smešu centrifugirati pri 3000 o/min i tečni deo preneti u odmernu tikvicu od 100 ml. Postupak još jednom ponoviti. U oksalatni ekstrakt dodati 5 ml 1M NaOH i dopuniti sud do marker linije sa 0,75%-nim rastvorom amonijum oksalata. Pre kolorimetrijskog određivanja rastvor mora da stoji minimum 15 minuta.

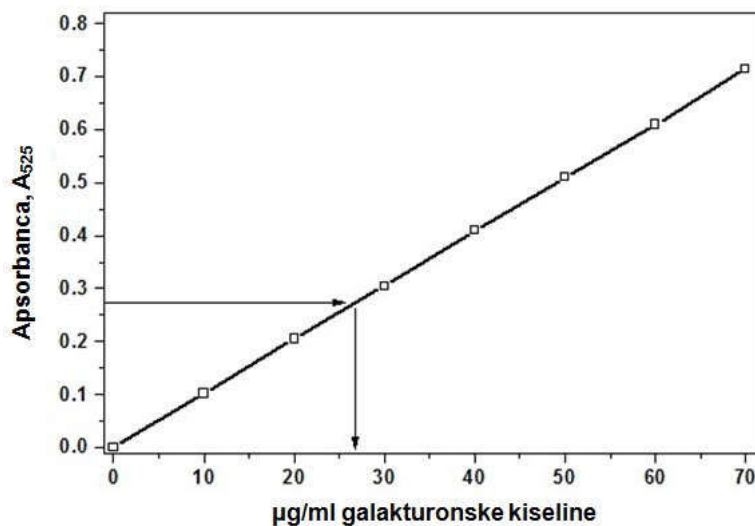
Pektinske materije rastvorljive u alkalijama (protopektin). Preostali talog preneti u odmernu tikvicu od 100 ml, dodati 5 ml 1M NaOH, a zatim tikvicu dopuniti destilovanom vodom do marker linije. Tikvicu sa rastvorom intenzivno mućkati (minimum 15 minuta), a zatim filtrirati. Dobijeni filtrat se koristi za dalje određivanje.

Kolorimetrijsko određivanje. Kod ove metode, kolorimetrijsko određivanje se bazira na merenju intenziteta (apsorbance) obojenja crvenog kompleksa, koji se formira u reakciji između galakturonske kiseline i bojenog reagensa - karbazola. Sadržaj normalnog suda profiltrirati. U jednu epruvetu sa staklenim brušenim zapušačem otpipetirati 1 ml filtrata, a u drugu 1 ml destilovane vode koja služi kao slepa proba. U obe epruvete dodati po 0,5 ml 0,1% alkoholnog rastvora karbazola (karbazol je bojeni reagens koji sa uronskim kiselinama - sadrže i aldo i karboksilnu grupu, daje jedinjenje crvene boje) i po 6 ml koncentrovane sumporne kiseline, ali polako, tako da se za 7 sekundi zagreje na oko 85°C. Epruvete dobro promućkati, preneti na vodeno kupatilo i održavati 5 minuta na 85°C. Posle hlađenja, izmeriti apsorpciju crveno obojenog rastvora u odnosu na slepu probu na talasnoj dužini od 525 nm. Ukoliko rezultat izlazi van granica mernog opsega, uzorak razblažiti uzmanjem 0,5 ml filtrata i 0,5 ml destilovane vode.

Priprema standardne krive. Napraviti seriju standardnih rastvora koji sadrže 10-70 µg/ml p.a. galakturonske kiseline i izvršiti kolorimetrijsko određivanje kao sa uzorkom. Nakon izvršenog merenja, konstruisati standardnu krivu zavisnosti apsorbanace formiranog crveno obojenog rastvora od koncentracije rastvora galakturonske kiseline $A = f(c)$. Primer formiranja standardne krive prikazan je tabelom 3.5. i slikom 3.10.

Tabela 3.5. Podaci za standardnu krivu

Galakturonska kiselina ($\mu\text{g/ml}$)	10	20	30	40	50	60	70
A ₅₂₅	0,102	0,205	0,305	0,410	0,510	0,610	0,715



Slika 3.10. Standardna kriva

Izračunavanje. Udeo pektina u uzorku, izražen kao % galakturonske kiseline, izračunava se na osnovu vrednosti mase galakturonske kiseline u 1 ml ekstrakta očitane sa standardne krive (m_1):

$$m_1 = (\text{Apsorbanca}_{\text{uzorka}} - \text{Apsorbanca}_{\text{slepa proba}}) / 0,01 \quad (3.63.)$$

$$\% \text{ galakturonske kiseline} = m_1 V_n 10^{-6} 100 / m_{\text{uzorka}} \quad (3.64.)$$

gde je m_1 – sadržaj galakturonske kiseline u $\mu\text{g/ml}$ očitane sa standardne krive, a V_n – zapremina odmerne tikvice sa ekstraktom (100 ml).

4. REZULTATI RADA I DISKUSIJA

4.1. ODREĐIVANJE RADNIH DIJAGRAMA UREĐAJA ZA MIKROFILTRACIJU I ULTRAFILTRACIJU I ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE DESTILOVANE VODE

Određivanje “radnih dijagrama” za svaku membranu posebno treba uraditi pre bilo kakvih daljih ispitivanja. Postavljanje radnih dijagrama je neophodno da bi se odredio takozvani radni opseg u kome se može istraživati. Na slikama 1. do 19. u prilogu 1. su prikazane radne krive uređaja sa ugrađenim Cabosep M7, Carbosep M8, Carbosep M9 i keramičkom Kerasep membranom. Pošto se permeat odvodi na atmosferskom pritisku, nadpritisak koji je meren manometrima na ulazu (P_1) i na izlazu iz modula (P_2) predstavlja razliku pritisaka, $\Delta p = (P_1 + P_2)/2$. Pad pritiska u modulu duž membrane predstavlja razliku pritisaka koji pokazuju manometri na ulazu i na izlazu iz modula, $P_1 - P_2$.

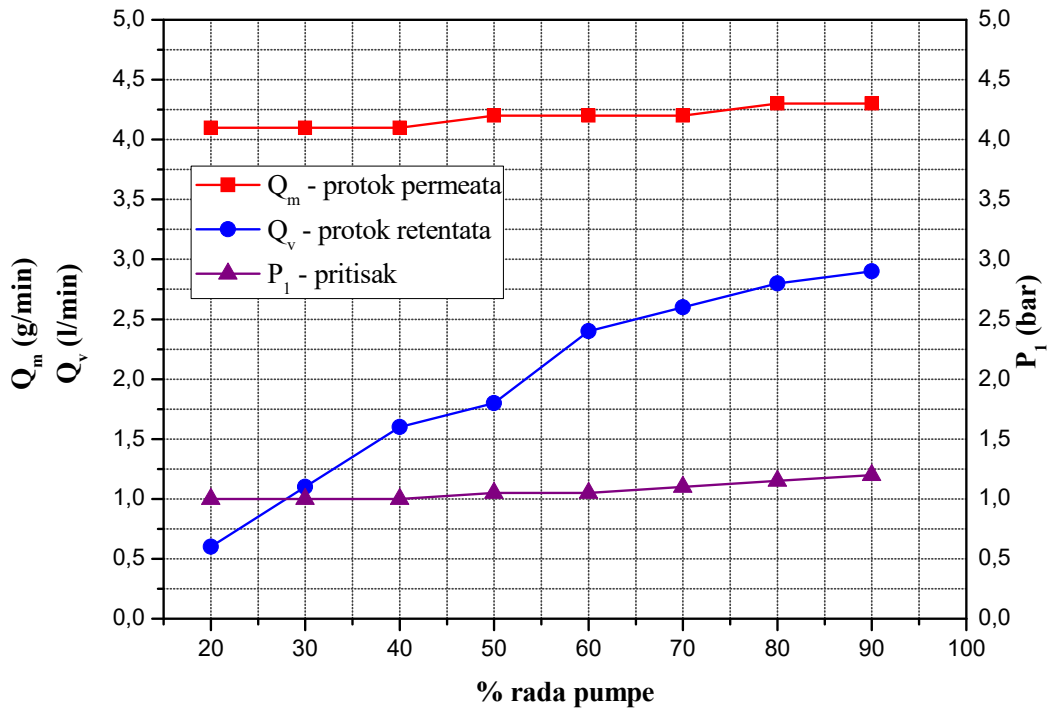
Carbosep M7, M8 i M9 membrane pokazuju identične radne dijagrame, što je i očekivano s obzirom da su njihove geometrije identične. Razlika između ovih membrana je u tome što se značajno razlikuju maseni protoci permeata i fluksevi permeata. Svi dobijeni rezultati su u skladu sa literaturom (Vukosavljević, 2006). Membrane M7 i M8 imaju mnogo manju granicu propustljivosti prema molekulskoj masi u odnosu na membranu M9. Fluks permeata kod membrane M7 je oko 5,5 puta veći od fluksa kod membrane M9, a u slučaju membrane M8, fluks permeata je veći oko pet puta od fluksa membrane M9. Iz ovoga se može zaključiti da je otpor membrane zavistan od veličine pora, ali i od debljine nosećeg i selektivnog sloja, od površinske poroznosti i faktora tortuoznosti pora, tj. zakrivljenosti pora.

Opseg zapreminskog protoka retentata (Q_v) i nadpritisaka (ΔP) u kome se može istraživati sa ovim membranama bez primene promotora turbulencije je pri zapreminskom protoku retentata od 0,5 do 3,0 l/min i razlici pritisaka, ΔP od 0,5 do 5,0 bara. Razlog za to je što su padovi pritisaka ($P_1 - P_2$), praktično mali i iznose do 0,2 bara pri maksimalnom protoku.

U slučaju primene promotora turbulencije, padovi pritiska niz membranu ($P_1 - P_2$) su znatno viši. Pri $P_2 = 1$ bar iznose do 1,8 bar, pri $P_2 = 2$ bar iznose do 1,4 bar i pri $P_2 = 3$ bar iznose do 0,9 bar. Sa porastom transmembranskog pritiska (TMP), opadaju padovi pritiska niz membranu, što je i očekivano s obzirom da raste maseni protok permeata (Q_m). Iz navedenog se može zaključiti da je razlika, odnosno pad pritiska, ($P_1 - P_2$), bez promotora mali (do 0,2 bar), a sa promotorom je ta razlika i desetak puta veća i kreće se do oko 2 bara.

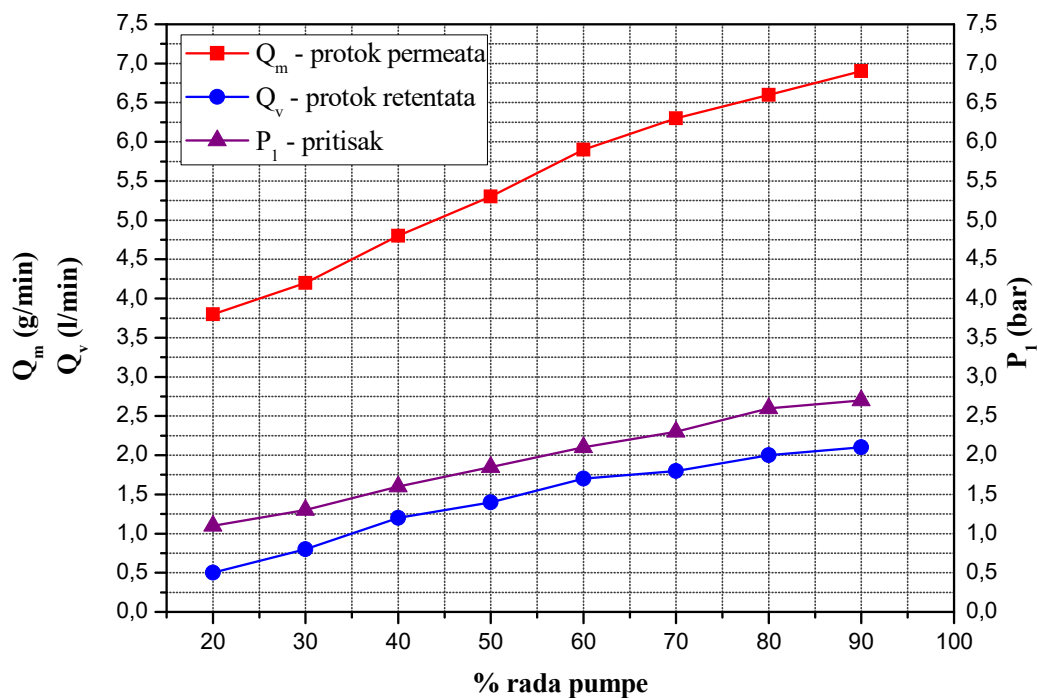
Dobijeni rezultati za masene protoke permeata sa i bez promotora ukazuju na to da bez promotora, nema porasta masenog protoka permeata prilikom povećanja zapreminskog protoka retentata. To je i očekivano, jer korišćenjem promotora turbulencije, dolazi do većeg pada pritiska ($P_1 - P_2$), pa sa povećanjem zapreminskog protoka retentata, raste i transmembranski pritisak, a time i maseni protok permeata.

Na slici 4.1.1. je prikazana radna kriva uređaja za membranu M7 bez promotora turbulencije, a na slici 4.1.2. radna kriva uređaja za M7 membranu sa promotorom turbulencije, pri $P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$. Na slikama 4.1.3., 4.1.4., 4.1.5. i 4.1.6. su radne krive uređaja, sa i bez promotora turbulencije za membrane M8 i M9, pri $P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$, respektivno. Na slici 4.1.7. je prikazana radna kriva uređaja za Kerasep membranu pri $P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$.



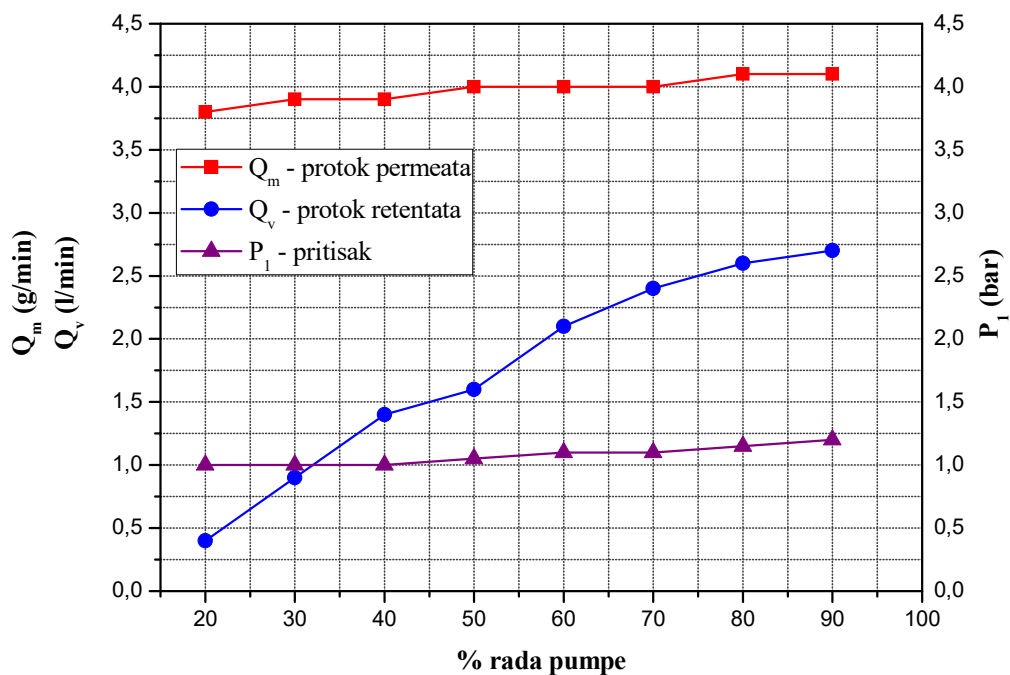
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	4,1	4,1	4,1	4,2	4,2	4,2	4,3	4,3
Q_v (l/min)	0,6	1,1	1,6	1,8	2,4	2,6	2,8	2,9
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,00	1,05	1,05	1,10	1,15	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,00	1,025	1,025	1,05	1,075	1,10

Slika 4.1.1. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu bez promotora turbulencije
($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



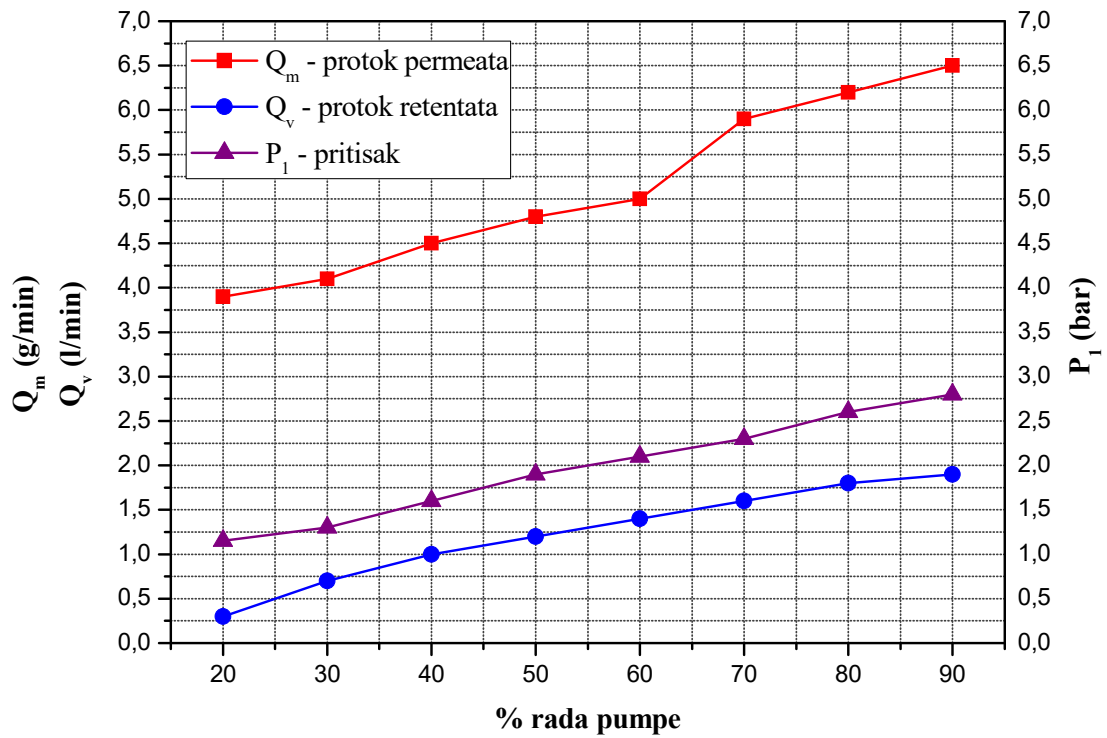
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,8	4,2	4,8	5,3	5,9	6,3	6,6	6,9
Q_v (l/min)	0,5	0,8	1,2	1,4	1,7	1,8	2,0	2,1
P_1 (bar)	1,10	1,30	1,60	1,85	2,10	2,30	2,60	2,70
ΔP (bar)	1,05	1,15	1,30	1,425	1,55	1,65	1,80	1,85

Slika 4.1.2. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu sa promotorom turbulencije ($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



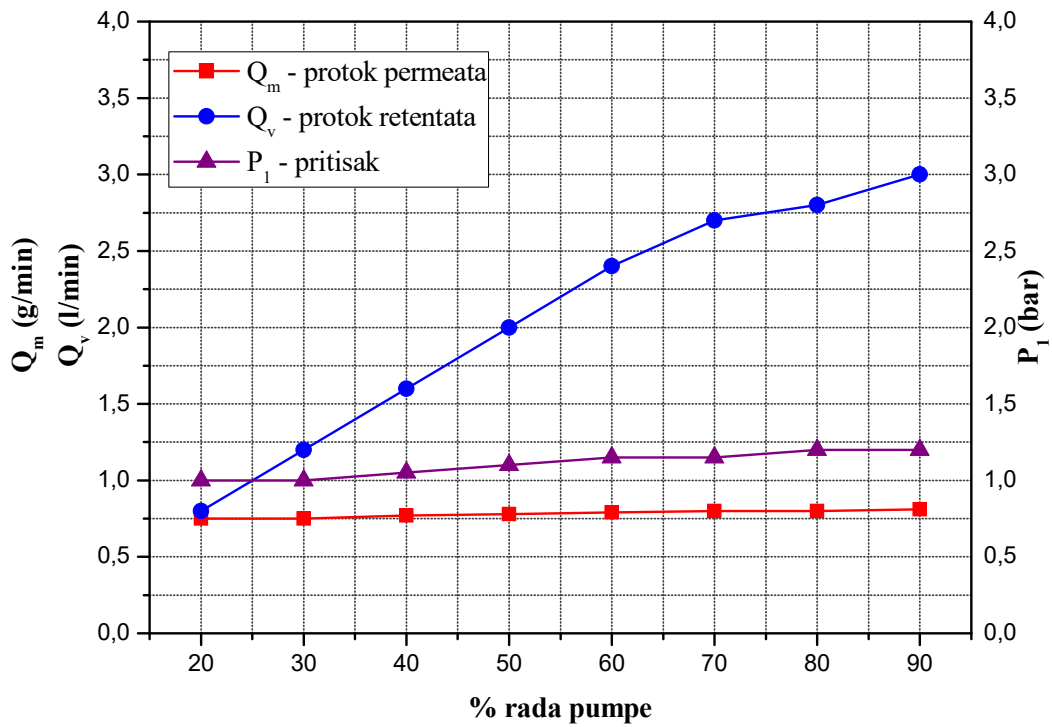
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,8	3,9	3,9	4,0	4,0	4,0	4,1	4,1
Q_v (l/min)	0,4	0,9	1,4	1,6	2,1	2,4	2,6	2,7
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,00	1,05	1,10	1,10	1,15	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,00	1,025	1,05	1,05	1,075	1,10

Slika 4.1.3. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu bez promotora turbulencije
($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



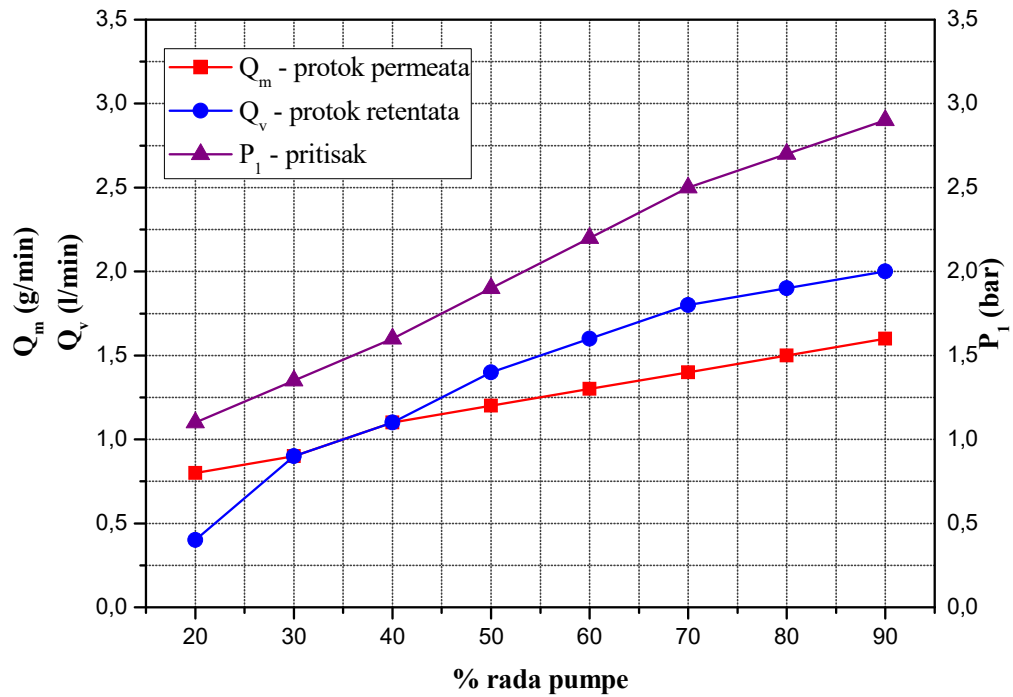
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,9	4,1	4,5	4,8	5,0	5,9	6,2	6,5
Q_v (l/min)	0,3	0,7	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	1,9
P_1 (bar)	1,15	1,30	1,60	1,90	2,10	2,30	2,60	2,80
ΔP (bar)	1,075	1,15	1,30	1,45	4,55	1,65	1,80	1,90

Slika 4.1.4. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu sa promotorom turbulencije ($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



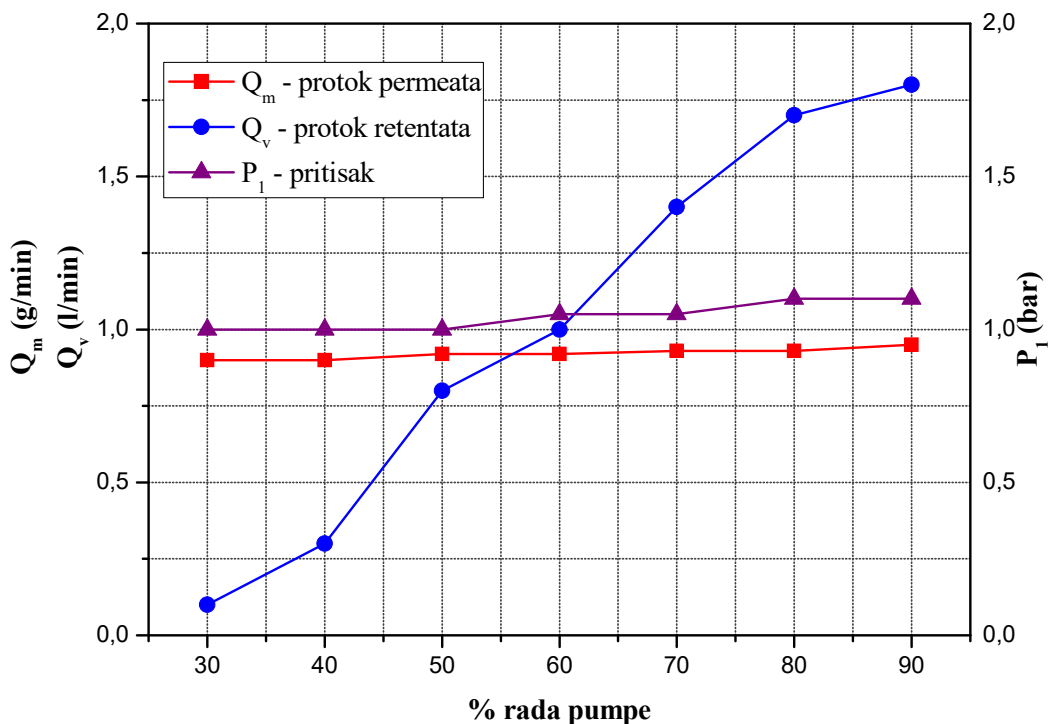
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	0,75	0,75	0,77	0,78	0,79	0,80	0,80	0,81
Q_v (l/min)	0,8	1,2	1,6	2,0	2,4	2,7	2,8	3,0
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,05	1,10	1,15	1,15	1,20	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,025	1,05	1,075	1,075	1,10	1,10

Slika 4.1.5. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu bez promotora turbulencije
($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	0,8	0,9	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
Q_v (l/min)	0,4	0,9	1,1	1,4	1,6	1,8	1,9	2,0
P_1 (bar)	1,10	1,35	1,60	1,90	2,20	2,50	2,70	2,90
ΔP (bar)	1,05	1,175	1,30	1,45	1,60	1,75	1,85	1,95

Slika 4.1.6. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu sa promotorom turbulencije ($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)



	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	0,9	0,9	0,92	0,92	0,93	0,93	0,95
Q_v (l/min)	-	0,1	0,3	0,8	1,0	1,4	1,7	1,8
P_1 (bar)	-	1,00	1,00	1,00	1,05	1,05	1,10	1,10
ΔP (bar)	-	1,00	1,00	1,00	1,025	1,025	1,05	1,05

Slika 4.1.7. Radna kriva uređaja za Kerasep membranu (0,2 μm) ($P_2 = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$)

Pri određivanju radnih dijagrama za keramičku membranu, usled znatno viših masenih protoka permeata (Q_m), pumpa ne može da postigne viši nadpritisak (TMP) od 1,5 bara. Viši maseni protoci permeata se javljaju jer je reč o mikrofiltraciji, tako da su otpori u membrani (R_m) znatno manji.

U tabelama 4.1.1. do 4.1.4. su prikazane srednje vrednosti za maseni protok permeata Q_m (g/min ili kg/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, Δp (bar), i temperature, t ($^\circ\text{C}$), za Carbosep M7, M8 i M9 membrane i keramičku Kerasep membranu. Rezultati su dobijeni na osnovu podataka iz tabela datih u prilogu 1 i obradom iz jednačina 3.1. do 3.26..

Tabela 4.1.1. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m , hidrauličkog otpora membrane, R_m i stacionarnog fluksa permeata, J_s , u zavisnosti od razlike pritiska, Δp i temperature, t , za Carbosep M7 membranu ($Q_v=1$ l/min) (prilog 1, tabele 1 – 7).

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)/n
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Qm (g/min)	1,8789	4,1558	6,3101	9,0384	10,8104	12,2067	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0102	6,3388	6,2621	5,8291	6,0920	6,4742	6,3344
	J_s (l/m ² h)	26,5895	58,8072	89,2937	127,9011	152,9749	172,7366	-
35	Qm (g/min)	2,5595	5,2514	8,0633	10,7932	14,0088	14,6337	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,7908	6,6196	6,4667	6,4415	6,2036	7,1264	6,6081
	J_s (l/m ² h)	36,2187	74,3089	114,1022	152,7327	198,2369	207,0787	-
45	Qm (g/min)	3,3496	7,0233	10,5833	13,7566	16,2390	17,3054	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,2527	5,9641	5,9369	6,0899	6,4487	7,2616	6,3256
	J_s (l/m ² h)	47,3977	99,3829	149,7641	194,6702	229,7952	244,8874	-
55	Qm (g/min)	4,0000	8,6322	12,6275	16,4150	19,1044	25,0592	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,1497	5,6993	5,8441	5,9942	6,4380	5,8898	6,0025
	J_s (l/m ² h)	56,6038	122,1525	178,6924	232,2874	270,3449	354,6102	-
							6,3176	

Tabela 4.1.2. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m , hidrauličkog otpora membrane, R_m i stacionarnog fluksa permeata, J_s , u zavisnosti od razlike pritiska, Δp i temperature, t , za Carbosep M8 membranu ($Q_v=1$ l/min) (prilog 1, tabele 8 – 14)

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)/n
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Qm (g/min)	1,8633	3,3428	5,3480	8,1164	9,3730	11,7911	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0022	7,8061	7,3189	6,4313	6,9600	6,6405	7,0265
	J_s (l/m ² h)	26,6182	47,7555	76,3994	115,9479	133,8993	168,4085	-
35	Qm (g/min)	2,5423	4,1506	7,3153	9,3215	12,9605	13,5990	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,7723	8,2962	7,0607	7,3881	6,6421	7,5963	7,2926
	J_s (l/m ² h)	36,3189	59,2911	104,5019	133,1634	185,1478	194,2723	-
45	Qm (g/min)	3,3407	5,7568	9,7143	12,5896	15,1361	16,5943	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,2102	7,2076	6,4070	6,5916	6,8533	7,5013	6,7951
	J_s (l/m ² h)	47,7220	82,2375	138,7746	179,8524	216,2285	237,0597	-
55	Qm (g/min)	4,0000	7,7912	11,7335	15,7013	18,1828	19,7854	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,0917	6,2549	6,2300	6,2076	6,7005	7,3893	6,4790
	J_s (l/m ² h)	57,1431	111,3022	167,6186	224,3040	259,7537	282,6464	-
							6,8983	

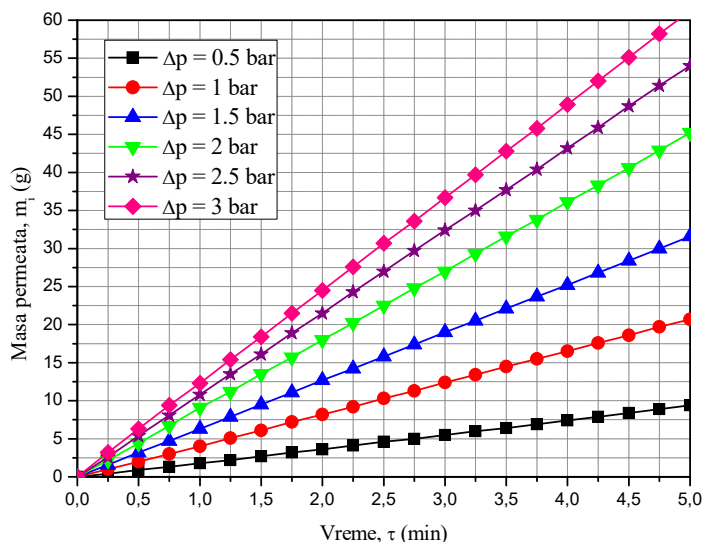
Tabela 4.1.3. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m , hidrauličkog otpora membrane, R_m i stacionarnog fluksa permeata, J_s u zavisnosti od razlike pritiska, Δp i temperature, t , za Carbosep M9 membranu ($Q_v = 1$ l/min) (prilog 1, tabelle 15 – 21).

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)/n
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Q _m (g/min)	0,3480	0,6935	1,1428	1,4364	2,1028	2,2348	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	37,8490	37,9850	34,5770	36,6792	31,3189	35,3629	35,6286
	J _s (l/m ² h)	4,9242	9,8125	16,1699	20,3255	29,7574	31,6215	-
35	Q _m (g/min)	0,5901	1,0431	1,3719	1,8846	2,4618	2,5626	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	29,4550	33,3260	38,0082	36,8909	35,3017	40,6957	35,6129
	J _s (l/m ² h)	8,3515	14,7601	19,4118	26,6684	34,8375	36,2617	-
45	Q _m (g/min)	0,6635	1,1509	1,7631	2,2000	2,7075	3,3278	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	31,5660	37,8769	35,6373	38,0801	38,6778	37,7620	36,6000
	J _s (l/m ² h)	9,3889	15,6483	24,9482	31,1327	38,3116	47,0911	-
55	Q _m (g/min)	0,8608	1,3548	2,2852	2,5065	3,1989	4,2202	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	28,5770	36,3137	32,2933	32,2561	38,4500	34,9730	33,8105
	J _s (l/m ² h)	12,1808	19,1707	32,3379	35,4674	45,2674	59,7190	-
							35,4130	

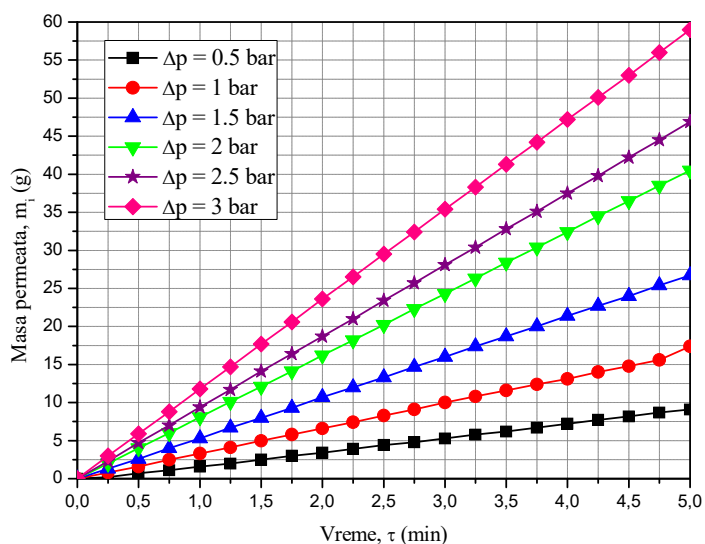
Tabela 4.1.4. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m , hidrauličkog otpora membrane, R_m i stacionarnog fluksa permeata, J_s , u zavisnosti od razlike pritiska, Δp i temperature, t , za Kerasep membranu ($Q_v = 1$ l/min) (prilog 1, tabelle 22 – 25).

t (°C)		Δp (bar)			$\Sigma R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)/n
		0,5	1	1,5	
22	Q _m (kg/min)	0,400	0,900	1,600	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	0,4900	0,4430	0,3750	0,4360
	J _s (l/m ² h)	372,8205	838,6666	1490,5638	-
55	Q _m (kg/min)	0,600	1,300	2,400	-
	R _m · 10 ⁻¹² (1/m)	0,6230	0,5750	0,4670	0,5550
	J _s (l/m ² h)	558,8352	1210,9870	2236,0504	-
				0,4960	

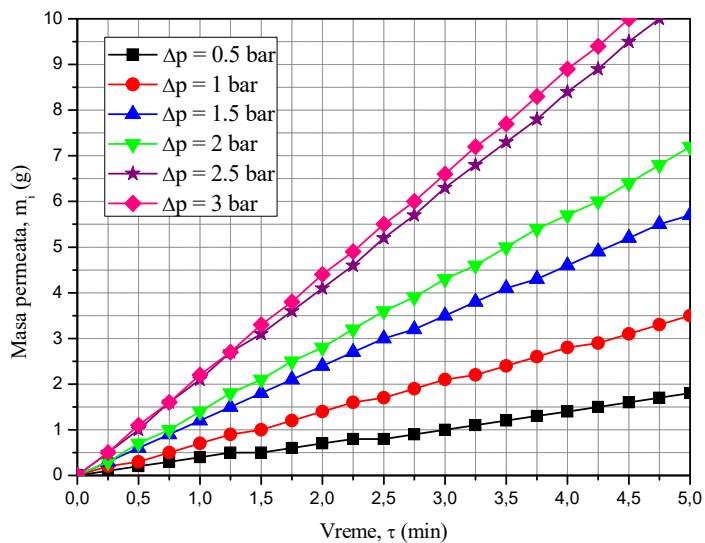
Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m (g), od vremena, τ (min), i razlike pritiska, Δp (bar), za sve četiri membrane, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ prikazane su na slikama od 4.1.8. do 4.1.11..



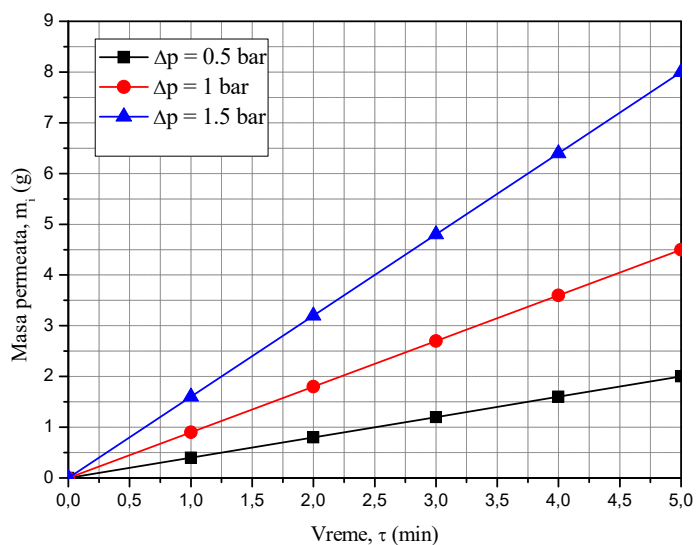
Slika 4.1.8. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , za Carbosep M7 membranu ($Q_v=1$ l/min, $t=22^\circ\text{C}$) (prilog 1, tabele 1 - 7).



Slika 4.1.9. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , za Carbosep M8 membranu ($Q_v=1$ l/min, $t=22^\circ\text{C}$) (prilog 1, tabele 8 - 14).



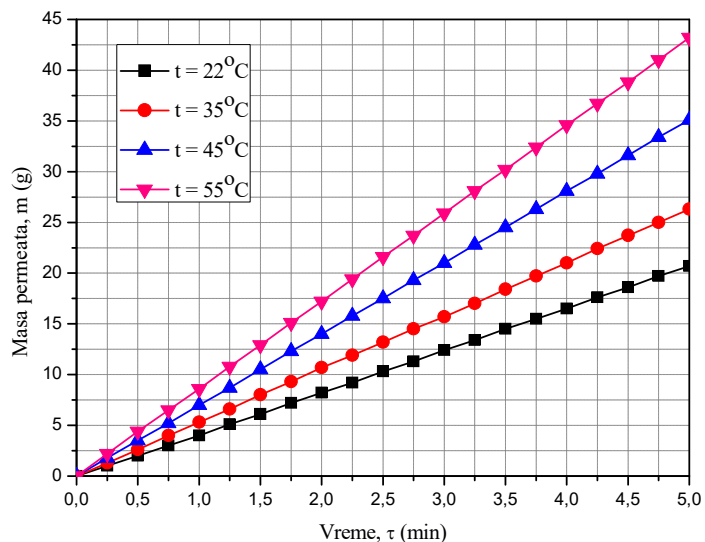
Slika 4.1.10. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , za Carbosep M9 membranu ($Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 1, tabele 15 - 21).



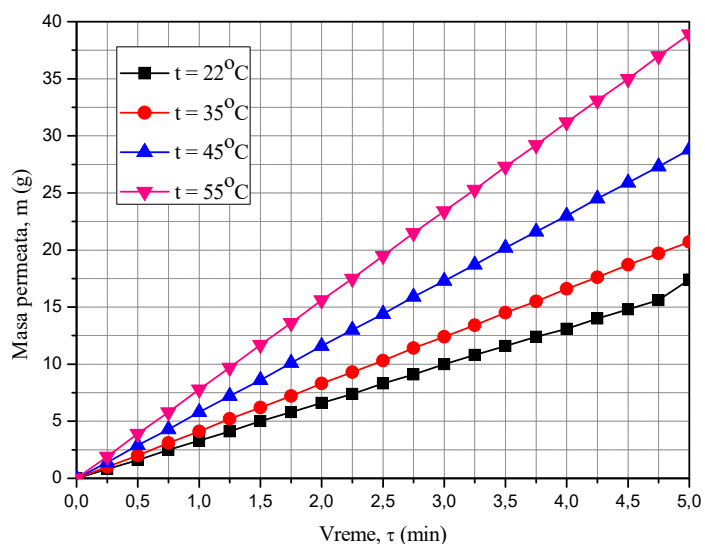
Slika 4.1.11. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , za Kerasesp membranu ($Q_v=1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 1, tabele 22 - 25).

Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m (g), od vremena, τ (min), i temperature, t ($^\circ\text{C}$), za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri zapreminskom protoku

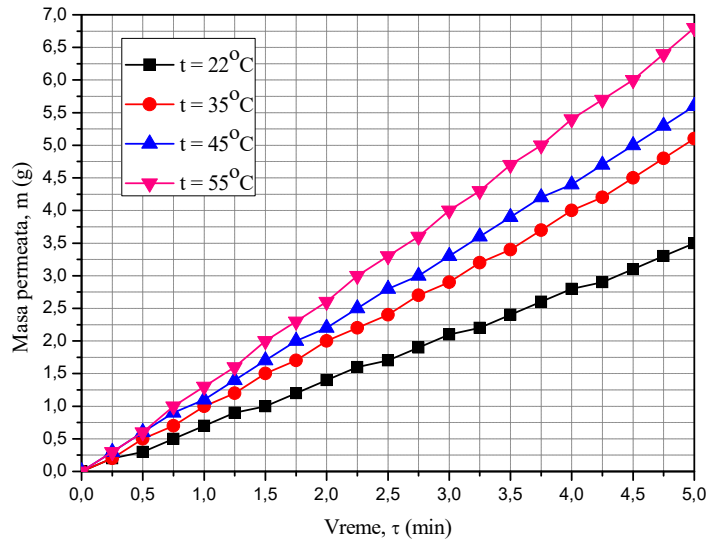
retentata od $Q_v=1$ l/min i razlici pritiska, $\Delta p=1$ bar, prikazane su na slikama 4.1.12., 4.1.13. i 4.1.14..



Slika 4.1.12. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i temperature, t , za Carbosep M7 membranu ($Q_v=1$ l/min, $\Delta p=1$ bar) (prilog 1, tabela 2).



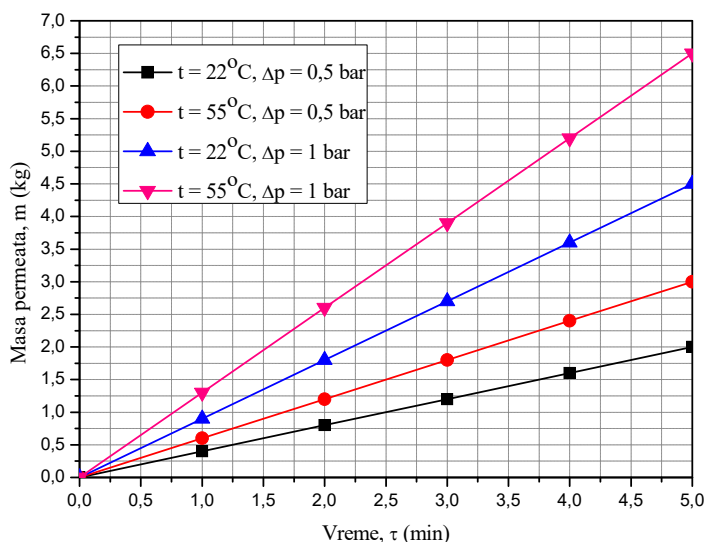
Slika 4.1.13. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i temperature, t , za Carbosep M8 membranu ($Q_v=1$ l/min, $\Delta p=1$ bar) (prilog 1, tabela 9).



Slika 4.1.14. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i temperature, t , za Carbosep M9 membranu ($Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 1, tabela 16).

Nagib prave $m = f(\tau)$, koji definiše maseni protok permeata, raste sa porastom razlike pritiska. Odnosno, masa permeata koja se sakupi posle određenog vremena raste sa porastom razlike pritiska, a pri konstantnoj razlici pritiska linearno raste sa porastom vremena, što znači da je maseni protok permeata destilovane vode konstantan. To je i očekivano, jer je napojni rastvor čista destilovana voda, pa u toku procesa filtracije ne dolazi do stvaranja taloga na membrani koji bi uzrokovao pad masenog protoka permeata.

Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m (kg), od vremena, τ (min), i temperature, t ($^\circ\text{C}$), za Kerasep membranu, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i razlikama pritiska, $\Delta p = 0,5$ i 1 bar, prikazana je na slici 4.1.15.



Slika 4.1.15. Zavisnost sakupljene mase permeata destilovane vode, m , od vremena, τ , i temperature, t , za Kerasep membranu ($Q_v = 1 \text{ l/min}$, $\Delta p = 0,5$ i $\Delta p = 1 \text{ bar}$) (prilog 1, tabele 22 i 23).

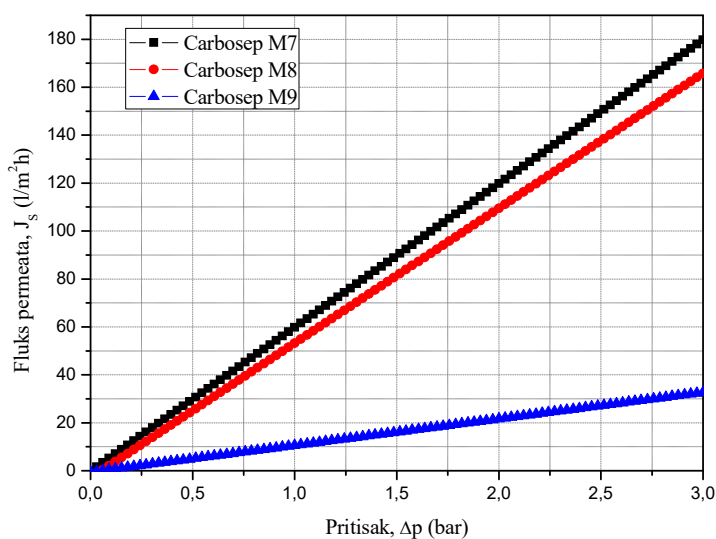
Kao i u prethodnom slučaju, nagib prave $m = f(\tau)$ koja definiše maseni protok permeata, raste sa porastom temperature. Masa permeata koja se sakupi posle određenog vremena, raste sa porastom temperature, a pri konstantnoj temperaturi linearno raste sa porastom vremena, što znači da je maseni protok permeata destilovane vode konstantan kod svih membrana. Zapreminski protok vode (Q_v) u modulu nema nikakvog uticaja na brzinu izdvajanja permeata (Q_m), tj. fluks permeata (J_s), što je i očekivano. Zbog odsustva koncentracione polarizacije hidraulički otpori se javljaju samo unutar membrane. Otpori koji se javljaju unutar membrane, zavise samo od strukture membrane, odnosno od veličine pora, debljine selektivnog i nosećeg sloja, itd.

Ako se uporedi prosečan fluks permeata, pri istim radnim uslovima za sve četiri membrane, mogu se izvesti sledeći zaključci. Prosečan fluks permeata za Carbosep M9 membranu, iznosi $J = 9,8125 \text{ l/m}^2\text{h}$, a za Carbosep M8 iznosi $J = 47,7555 \text{ l/m}^2\text{h}$, dok za Carbosep M7 membranu iznosi $J = 58,8072 \text{ l/m}^2\text{h}$. Membrana M7 ima najmanju granicu propustljivosti prema molekularnoj masi u odnosu na M8 i M9 membranu, pa ima i najveći fluks permeata. U odnosu na membranu M8, membrana M7 ima za oko 20% veći fluks permeata, međutim kada je u pitanju membrana M9, membrana M7 ima za oko 6 puta

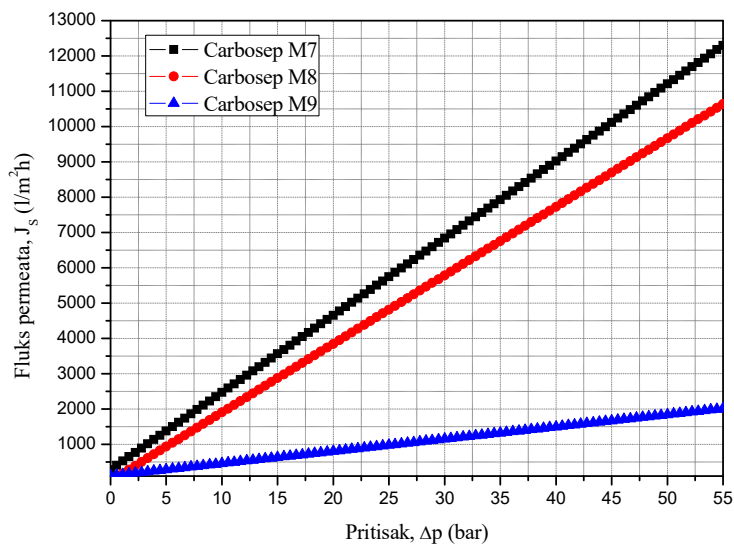
veći fluks permeata. Ovo ukazuje na to da otpor membrane ne zavisi samo od veličine pora, već i od debljine nosećeg i selektivnog sloja, njihove površinske poroznosti i faktora tortuoznost pora (“zakrivljenosti pora”). Takvu razliku deklariše i proizvođač membrana (Rhone-Poulenc group, prospektni materijali).

Fluks permeata keramičke membrane je znatno veći nego fluks permeata ostalih membrana, $J = 838,6666 \text{ l/m}^2\text{h}$ što je i razumljivo, s obzirom da se radi o jedinoj mikrofiltracionoj membrani sa veličinom pora od $0,2 \text{ }\mu\text{m}$. Ostale membrane su ultrafiltracione sa granicama separacije od 30 do 300 kDa (30.000 – 300.000 g/mol).

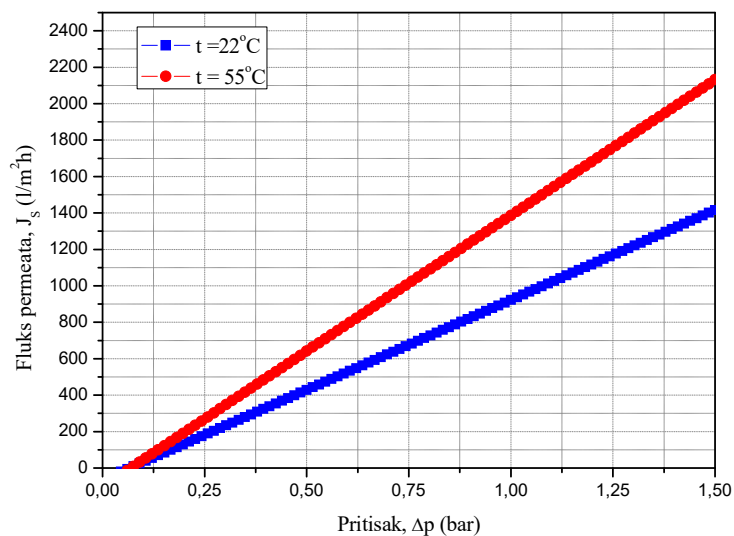
Na slikama 4.1.16., 4.1.17. i 4.1.18. prikazana je zavisnost fluksa permeata destilovane vode, J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$), od razlike pritisa, Δp (bar) i od temperature, t ($^\circ\text{C}$), pri zapreminskom protoku retentata, $Q_v = 1 \text{ l/min}$, za sve četiri membrane.



Slika 4.1.16. Zavisnost fluksa permeata destilovane vode, J_s , od razlike pritisa, Δp , za Carbosep M7, M8 i M9 membrane ($Q_v = 1 \text{ l/min}$, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.1.17. Zavisnost fluksa permeata destilovane vode, J_s , od temperature, t , za Carbosep M7, M8 i M9 membrane ($Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar).



Slika 4.1.18. Zavisnost fluksa permeata destilovane vode, J_s , od razlike pritiska, Δp , i od temperature, t , za keramičku Kerasep membranu ($Q_v = 1$ l/min).

Sa slika 4.1.16. i 4.1.17. je uočljivo da sa porastom i temperature (t) i razlike pritiska (Δp) raste i fluks permeata (J_s). Očigledno je da fluks permeata destilovane vode

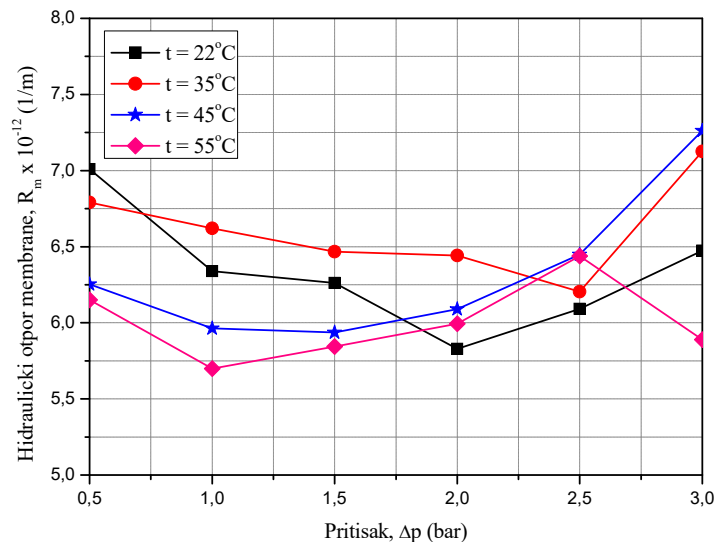
raste sa porastom temperature proporcionalno smanjenju viskoziteta vode. Na temperaturi od 20°C, dinamički viskozitet vode iznosi 1,004 mPa·s, a na 55°C je samo 0,5097 mPa·s.

U tabelama 4.1.1. – 4.1.4. se jasno može videti uticaj temperature na brzinu izdvajanja permeata za sve membrane. Fluks permeata destilovane vode raste sa porastom temperature, što se može objasniti smanjenjem viskoziteta vode, budući da hidraulički otpor ne zavisi od promene temperature, a razlika pritisaka je konstantna.

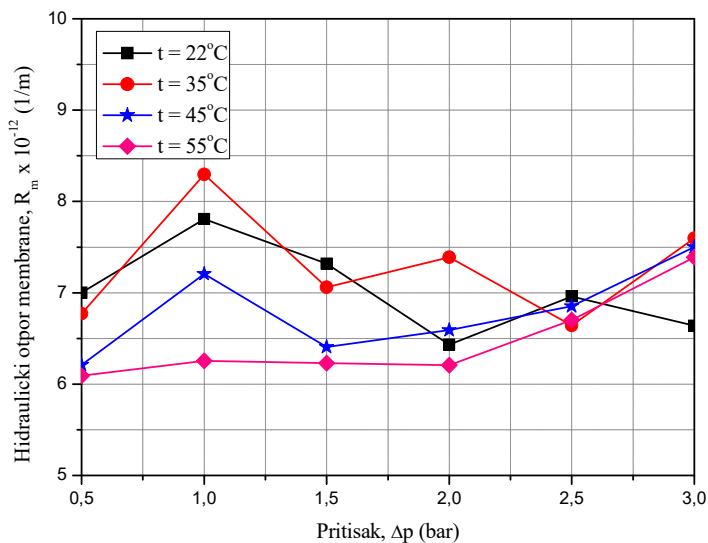
Pri nižim pogonskim silama (Δp od 0,5 do 1 bar), veći je uticaj porasta razlike pritisaka nego porasta temperature na fluks permeata. Pri srednjim pogonskim silama (Δp od 1 do 2 bar), efekat porasta temperature i razlike pritisaka na fluks permeata je isti. Dok je pri višim pogonskim silama (Δp od 2 do 3 bar), obrnut uticaj tj. značajniji je porast temperature nego razlike pritisaka na fluks permeate.

Usled znatno manjeg hidrauličkog otpora (R_m), kod mikrofiltracione keramičke Kerasep membrane u odnosu na ostale ultrafiltracione membrane, fluks permeata je i znatno viši.

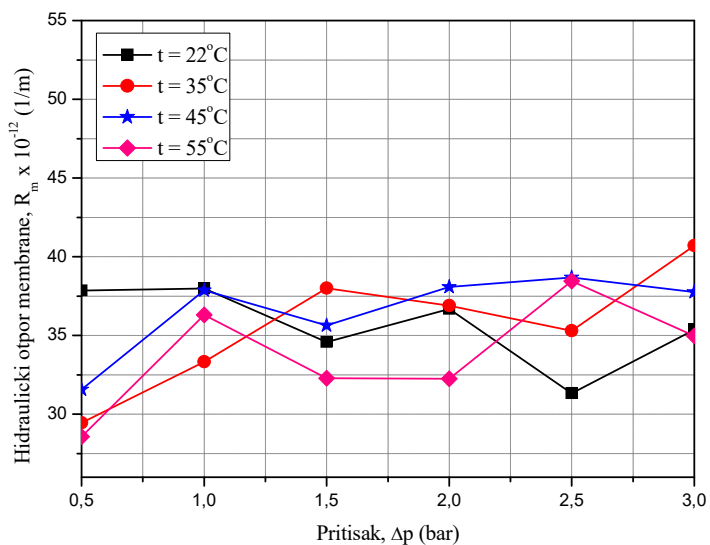
Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m (1/m), od razlike pritisaka, Δp (bar) i temperature, t (°C), za sve četiri membrane, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, prikazana je na slikama 4.1.19. – 4.1.22.



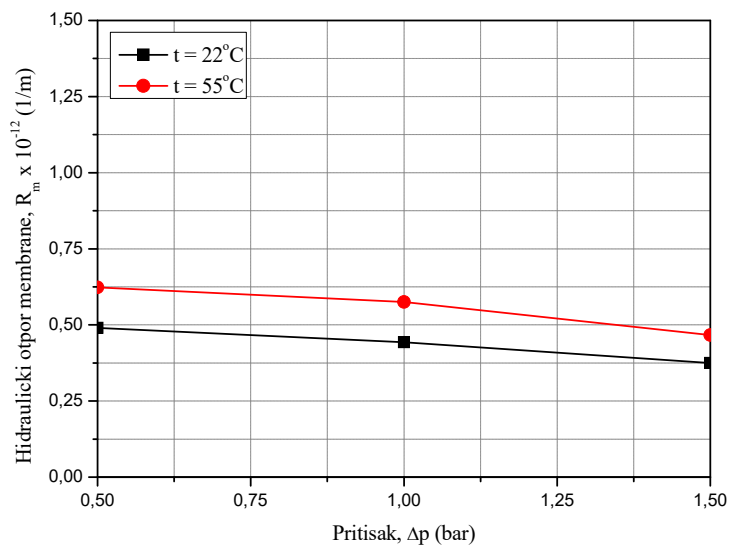
Slika 4.1.19. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , od razlike pritisaka, Δp , i temperature, t , za Carbosep M7 membranu ($Q_v = 1$ l/min).



Slika 4.1.20. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , od razlike pritiska, Δp , i temperature, t , za Carbosep M8 membranu ($Q_v = 1$ l/min).



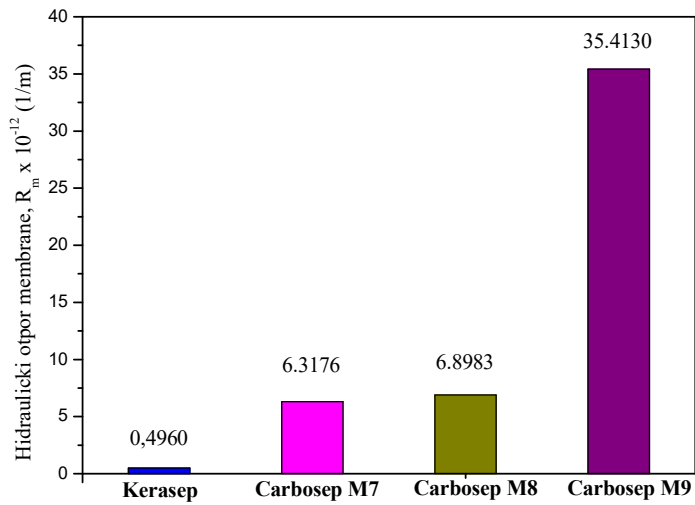
Slika 4.1.21. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , od razlike pritiska, Δp , i temperature, t , za Carbosep M9 membranu ($Q_v = 1$ l/min).



Slika 4.1.22. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , od razlike pritiska, Δp , i temperature, t , za keramičku Kerasep membranu ($Q_v = 1$ l/min).

Hidraulički otpor neorganskih membrana, R_m (1/m), ne zavisi od zapreminskog protoka retentata, niti od razlike pritiska, Δp (bar), (neorganske membrane nisu stišljive), kao ni od temperature, t ($^\circ\text{C}$). Drugim rečima, R_m je konstantna veličina i zavisi samo od vrste membrane. Ovo je i suštinska razlika između neorganskih i organskih polimernih membrana kod kojih R_m nije stalna veličina.

Hidraulički otpor (R_m) neorganske ultrafiltracione membrane Carbosep M9 iznosi $35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m, za Carbosep M8 ta vrednost je dosta niža i iznosi $6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m, dok za Carbosep M7 iznosi $6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m. Kod membrana M7 i M8 se vrednost za hidraulički otpor membrane ne razlikuje mnogo, što je i očekivano, s obzirom da membrane imaju istu geometriju, a i vrednosti granice propustljivosti prema molekulskoj masi su za membranu M7, 30 kDa (30.000 g/mol), a za membranu M8, 50 kDa. Hidraulički otpor (R_m) neorganske mikrofiltracione membrane pod nazivom Kerasep iznosi $0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m. Hidraulički otpor sve četiri membrane ne zavisi od razlike pritiska (Δp) kao pogonske sile za prenos mase. Na slici 4.1.23. prikazane su vrednosti hidrauličkog otpora ispitivanih membrane.



Slika 4.1.23. Hidraulički otpori (R_m) različitih membrana

U tabelama 4.1.5. – 4.1.8. prikazane su računski dobijene vrednosti zapreminskog protoka vode (Q_v), brzine strujanja vode (v), pada pritiska u modulu ($P_1 - P_2$), Ojlerovog (Eu) i Rejnoldsovog (Re) broja za Carbosep M7 i Carbosep M8 membrane, sa promotorom turbulencije, pri konstantnim izlaznim pritiscima iz modula $P_2 = 1, 2$ i 3 bara i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$.

Tabela 4.1.5. Vrednosti Reynoldsovog i Ojlerovog broja pri različitim zapreminskim protocima za Carbosep M7 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnim izlaznim pritiscima iz modula, $P_2 = 1$ i 2 bar, i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$

Carbosep M7 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 1$ bar								
Q_v (l/min)	0,6	1,1	1,6	1,8	2,4	2,6	2,8	2,9
P₁ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
P₁ – P₂ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,3536	0,6478	0,9423	1,0600	1,4134	1,5312	1,6489	1,7079
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M7 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 1$ bar								
Q_v (l/min)	0,5	0,8	1,2	1,4	1,7	1,8	2,0	2,1
P₁ (bar)	1,10	1,30	1,60	1,85	2,10	2,30	2,60	2,70
P₁ – P₂ (bar)	0,10	0,30	0,60	0,85	1,10	1,30	1,60	1,70
v (m/s)	0,2944	0,4711	0,7067	0,8245	1,0011	1,0600	1,1778	1,2367
Re	1829	2927	4390	5123	6220	6586	7318	7684
Eu	115,64	135,48	120,41	125,32	110,00	115,96	115,00	111,40
Carbosep M7 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 2$ bar								
Q_v (l/min)	0,5	1,0	1,2	1,6	2,0	2,2	2,3	-
P₁ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
P₁ – P₂ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,2944	0,5889	0,7067	0,9422	1,1778	1,2956	1,3545	-
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M7 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 2$ bar								
Q_v (l/min)	0,2	0,7	1,0	1,2	1,4	1,5	1,7	-
P₁ (bar)	2,02	2,25	2,50	2,65	2,90	3,25	3,30	-
P₁ – P₂ (bar)	0,02	0,25	0,50	0,65	0,90	1,25	1,30	-
v (m/s)	0,1178	0,4122	0,5889	0,7067	0,8245	0,8834	1,0011	-
Re	732	2561	3659	4391	5123	5488	6220	-
Eu	144,46	147,48	144,50	130,45	132,70	160,54	130,01	-

Tabela 4.1.6. Vrednosti Rejnoldsovog i Ojlerovog broja pri različitim zapreminskim protocima za Carbosep M7 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnom izlaznom pritisku iz modula, $P_2 = 3$ bar, i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$

Carbosep M7 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 3$ bar								
Q_v (l/min)	0,4	0,8	1,2	1,5	1,6	1,8	-	-
P_1 (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
$P_1 - P_2$ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,2356	0,4711	0,7067	0,8834	0,9423	1,0600	-	-
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M7 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 3$ bar								
Q_v (l/min)	0,2	0,6	0,9	1,1	1,3	1,4	-	-
P_1 (bar)	3,02	3,15	3,35	3,60	3,75	3,90	-	-
$P_1 - P_2$ (bar)	0,02	0,15	0,35	0,60	0,75	0,90	-	-
v (m/s)	0,1178	0,3534	0,5300	0,6478	0,7656	0,8245	-	-
Re	732	2196	3293	4025	4757	5123	-	-
Eu	144,46	120,38	124,88	143,30	128,25	132,70	-	-

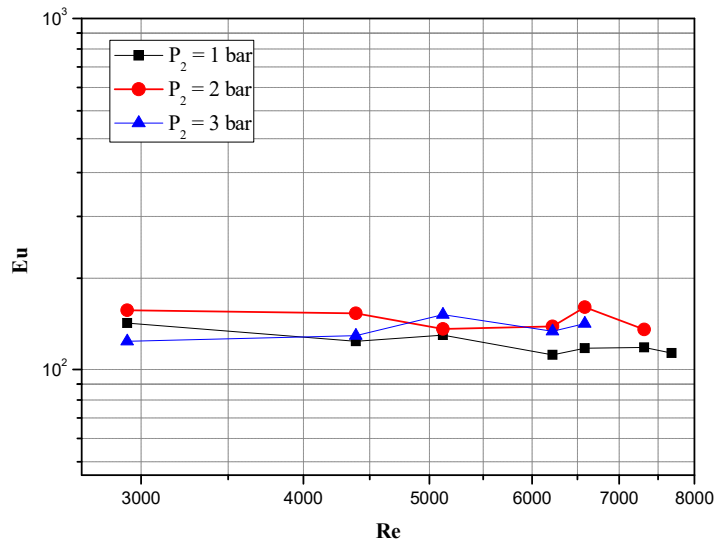
Tabela 4.1.7. Vrednosti Rejnoldsovog i Ojlerovog broja pri različitim protocima za Carbosep M8 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnom izlaznom pritisku iz modula, $P_2 = 1$ bar, i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$

Carbosep M8 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 1$ bar								
Q_v (l/min)	0,4	0,9	1,4	1,6	2,1	2,4	2,6	2,7
P_1 (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
$P_1 - P_2$ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,2356	0,53	0,8245	0,9423	1,2367	1,4134	1,5312	1,56
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M8 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 1$ bar								
Q_v (l/min)	0,3	0,7	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	1,9
P_1 (bar)	1,15	1,3	1,6	1,9	2,1	2,3	2,6	2,8
$P_1 - P_2$ (bar)	0,15	0,3	0,6	0,9	1,1	1,3	1,6	1,8
v (m/s)	0,1767	0,4122	0,5889	0,7067	0,8245	0,9423	1,0600	1,1189
Re	1098	2561	3659	4391	5123	5854,5	6586	6952
Eu	160,5	176,97	173,4	180,63	62,18	146,75	142,73	144,1

Tabela 4.1.8. Vrednosti Rejnoldsovog i Ojlerovog broja pri različitim protocima za Carbosep M8 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnim izlaznim pritiscima iz modula, $P_2 = 2$ i 3 bar, i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$

Carbosep M8 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 2$ bar								
Q_v (l/min)	0,4	0,8	1,0	1,4	1,8	2,0	2,1	-
P₁ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
P₁ – P₂ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,2356	0,4711	0,5889	0,8245	1,0600	1,1778	1,2367	-
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M8 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 2$ bar								
Q_v (l/min)	0,2	0,5	0,8	1,0	1,2	1,3	1,4	-
P₁ (bar)	2,1	2,3	2,5	2,7	2,9	3,3	3,4	-
P₁ – P₂ (bar)	0,1	0,3	0,5	0,7	0,9	1,3	1,4	-
v (m/s)	0,1178	0,2945	0,4711	0,5889	0,7067	0,7656	0,8245	-
Re	732	1830	2927	3659	4391	4757	5123	-
Eu	244,46	264,7	225,8	202,3	180,63	222,3	206,42	-
Carbosep M8 membrana, bez promotora, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 3$ bar								
Q_v (l/min)	0,2	0,6	1,0	1,2	1,3	1,5	-	-
P₁ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
P₁ – P₂ (bar)	-	-	-	-	-	-	-	-
v (m/s)	0,1178	0,3533	0,5889	0,7067	0,7656	0,8834	-	-
Re	-	-	-	-	-	-	-	-
Eu	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbosep M8 membrana, sa promotorom, $t = 22^\circ\text{C}$, $P_2 = 3$ bar								
Q_v (l/min)	0,1	0,3	0,7	0,9	1	1,1	-	-
P₁ (bar)	3,1	3,3	3,4	3,7	3,8	3,9	-	-
P₁ – P₂ (bar)	0,1	0,3	0,4	0,7	0,8	0,9	-	-
v (m/s)	0,0588	0,1767	0,4122	0,5300	0,5889	0,6478	-	-
Re	366	1098	2561	3293	3659	4025	-	-
Eu	210,15	230,46	236,96	249,77	231,21	214,96	-	-

Na slici 4.1.24. u dvostrukom log-log koordinativnom sistemu, prikazana je zavisnost Ojlerovog broja od Rejnoldsovog broja za Carbosep M7 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnim izlaznim pritiscima iz modula $P_2 = 1, 2$ i 3 bara.



Slika 4.1.24. Zavisnost Ojlerovog broja (Eu) od Rejnoldsovog broja (Re) za Carbosep M7 membranu, sa promotorom turbulencije, pri konstantnim izlaznim pritiscima iz modula od $P_2 = 1, 2$ i 3 bara.

U slučaju kada se koristi promotor turbulencije Eu -broj ne zavisi od Re -broja ni na jednom pritisku. Nagib prave koji definiše ovu promenu u svim slučajevima je jako mali i može se zanemariti (kreće se od $-0,19109$ do $+0,12193$). Kao što se iz dijagrama 4.1.24. može videti, Eu je konstantna vrednost na sva tri pritiska. Dobijeni rezultati su u potpunosti u saglasnosti sa teorijom turbulentnog strujanja fluida u cevi, kada se Eu ne menja u funkciji od Re . Prema literaturnim podacima, u slučaju laminarnog strujanja fluida u cevi Eu opada sa povećanjem Re . Kod membrane Carbosep M8 takođe Eu broj ima konstantnu vrednost na sva tri pritiska, što se može videti u tabelama 4.1.7. i 4.1.8..

Podaci za Carbosep M9 membranu nisu obrađivani jer su njene dimenzije i fizičko-hemijske karakteristike u pogledu strujanja fluida u cevi identične sa Carbosep M7 i Carbosep M8 membranom, tako da su i dobijeni rezultati i zaključci isti.

Podaci za slučajeve kada nije instaliran promotor turbulencije u modulu nisu obuhvaćeni ovim proračunom, pošto rezultati nisu reprezentativni. Razlog za to je što instalirani manometri na laboratorijskom uređaju nisu dovoljno precizni i ne mogu izmeriti male padove pritiska (do $0,1$ bar), koji su se javljali kada nije korišćen promotor turbulencije. Iz istog razloga podaci nisu obrađivani ni u slučaju keramičke Kerasep membrane.

4.2. ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA ULTRAFILTRACIJOM KROZ NEORGANSKE CARBOSEP MEMBRANE

4.2.1. UTICAJ RAZLIKE PRITISAKA I ZAPREMINSKOG PROTOKA RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

Pri unakrsnoj mikrofiltraciji i ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka, fluks nije konstantan tokom trajanja procesa, već opada sa vremenom sve dok se ne uspostavi stacionarno stanje, pri kome je brzina permeacije konstantna. Vreme za koje se uspostavi stacionarno stanje u sistemu biće označeno sa τ_s (min). Na površini membrane tokom procesa dolazi do stalnog formiranja sekundarnog dinamičkog sloja (fenomen koncentracione polarizacije), koji je sastavljen iz makromolekula i finih čestica mutnoće za koje je membrana impermeabilna. Debljina ovog sloja u početku nije konstantna, već se menja usled stalnog nagomilavanja novih čestica pod dejstvom razlike pritiska, što je pogonska sila procesa. Zbog toga, otpor sekundarnog sloja stalno raste, a fluks opada. Međutim, primenom unakrsne tehnike, ugrađenog promotora turbulencije, primena povratnog ispiranja ili neke druge tehnike, dolazi i do stalnog odnošenja jednog dela sekundarnog sloja sa površine membrane, mehanizmima molekulske i konvektivne difuzije. Ovaj fenomen je prisutan sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, kada je brzina odnošenja komponenti sa sloja jednaka brzini nanošenja novih komponenti na sekundarni sloj. Zapravo to ukazuje na činjenicu da postoji vreme koje je potrebno da se formira i održava jedan isti sekundarni sloj na površini membrane, i to vreme je nazvano vreme uspostavljanja stacionarnog stanja (τ_s).

Stacionarni uslovi, odnosno uspostavljanje konstantne permeacije model rastvora se praktično nikada ne uspostavlja, već dolazi do stalnog pada fluksa permeata. Uočljivo je da je u početku pad fluksa permeata veliki, a posle određenog vremena, τ_s , toliko mali da se može i zanemariti. Smatra se da su stacionarni uslovi uspostavljeni ukoliko je pad masenog protoka manji od 1% od početne vrednosti masenog protoka. Stoga se ipak može govoriti o stacionarnim uslovima. Ovaj "stacionarni" sekundarni sloj izaziva i dodatni otpor, koji se naziva polarizacioni otpor (R_p). Tako da je ukupni otpor, R , sastavljen iz

otpora membrane, R_m , i polarizacionog otpora, R_p (jednačina 3.33). U zavisnosti od radnih uslova, vreme koje je potrebno da se uspostave stacionarni uslovi se menja bez nekog određenog pravila i kreće se u intervalu $\tau_s = 60 - 100$ min. Dobijeni podaci za vreme uspostavljanja stacionarnog stanja su u saglasnosti sa mnogim autorima.

U tabelama 4.2.1., 4.2.2. i 4.2.3. su prikazani dobijeni rezultati za vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), stacionarni ukupni otpor, R (1/m) i stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m) pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri različitim razlikama pritisaka, pri čemu je zapreminski protok retentata $Q_v = 1$ l/min, a temperatura $t = 22^\circ\text{C}$ (prilog 2, tabele 1 – 9). Za izračunavanje ovih veličina korišćene su sledeće jednačine: za izračunavanje stacionarnog masenog protoka permeata, Q_{ms} , jednačina (3.29.), za izračunavanje stacionarnog fluksa permeata, J_s , jednačina (3.31.), za izračunavanje stacionarnog ukupnog otpora, R , jednačina (3.32.) i za izračunavanje stacionarnog polarizacionog otpora, R_p , jednačina (3.33.).

Tabela 4.2.1. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritisaka (Carbosep M7, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 1 – 3).

Δp (bar)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	63	0,4592	6,5599	28,4130	22,0954
1	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
1,5	74	0,7672	10,8563	51,5048	45,1872
2	76	1,0575	14,9645	49,8213	43,5037
2,5	80	1,2268	17,3602	53,6823	47,3647
3	78	1,4622	20,6915	54,0480	47,7304

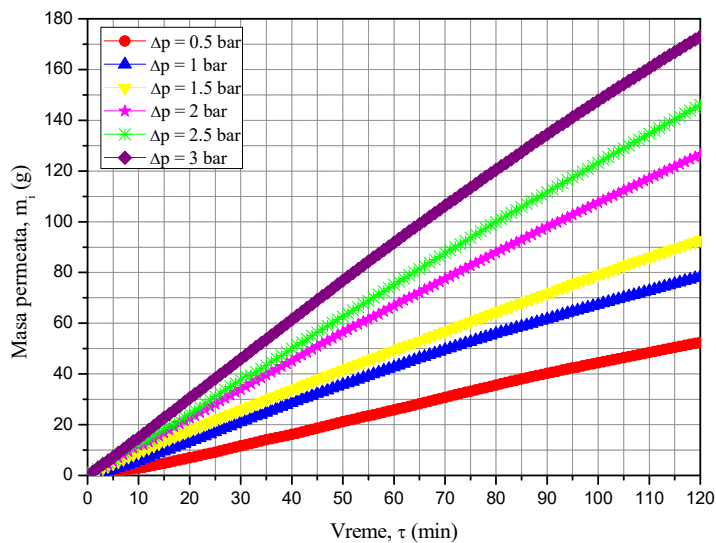
Tabela 4.2.2. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritiska (Carbosep M8, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 2, tabele 4 – 6)

Δp (bar)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	59	0,1946	2,7541	67,0465	60,1482
1	65	0,5245	7,4927	49,7512	42,8529
1,5	73	0,7314	10,4483	53,5161	46,6178
2	84	0,7970	11,3857	65,4817	58,5834
2,5	81	0,8547	12,2100	76,3264	69,4281
3	81	1,1231	16,0442	69,7030	62,8047

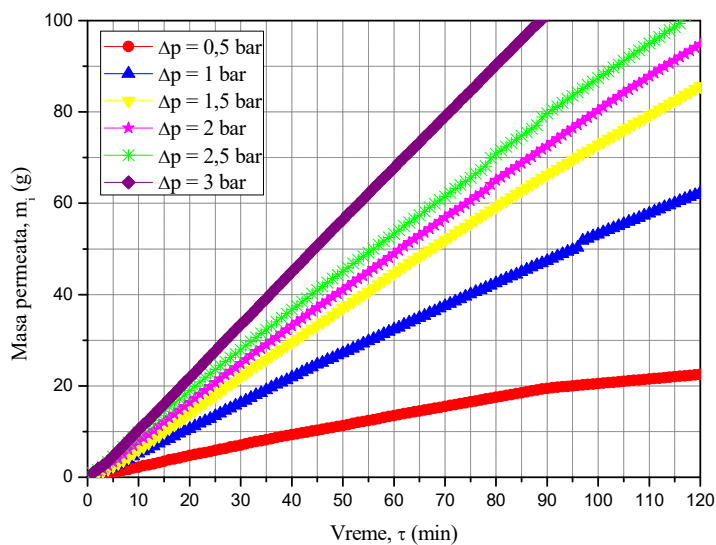
Tabela 4.2.3. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritiska (Carbosep M9, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 2, tabele 7 – 9)

Δp (bar)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	67	0,1369	1,9373	96,2126	60,7996
1	70	0,3684	5,2134	71,5065	36,0935
1,5	75	0,6165	8,7239	64,0950	28,6820
2	78	0,6706	9,4893	78,5655	43,1525
2,5	70	0,8646	12,2348	76,1711	40,7581
3	75	0,9506	13,4517	83,1359	47,7229

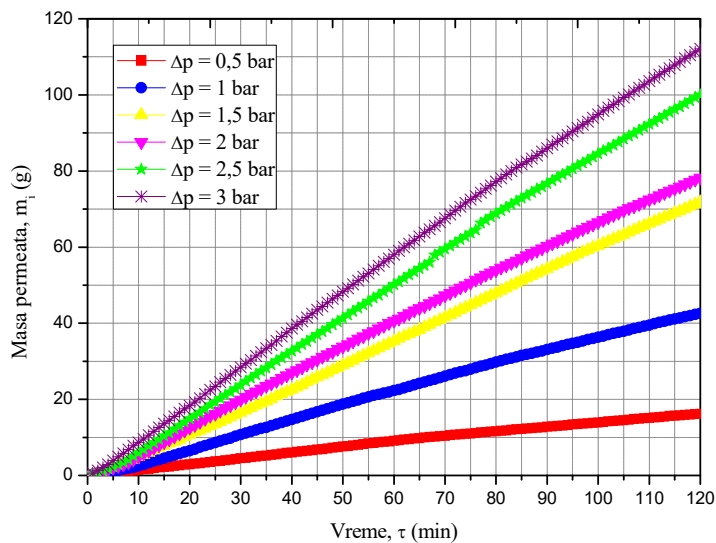
Na slikama 4.2.1., 4.2.2. i 4.2.3. je prikazana sakupljena masa permeata u funkciji od vremena, pri različitim pogonskim silama, Δp (bar), za membrane Carbosep M7, M8 i M9. Potpuno je očekivano da sa porastom pogonske sile (Δp) raste i stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} . Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova je $\tau_s = 63 - 80$ minuta za Carbosep M7 membranu (tabela 4.2.1.), $\tau_s = 59 - 84$ minuta za Carbosep M8 membranu (tabela 4.2.2.) i $\tau_s = 67 - 78$ minuta za Carbosep M9 membranu (tabela 4.2.3.).



Slika 4.2.1. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 1 – 3).

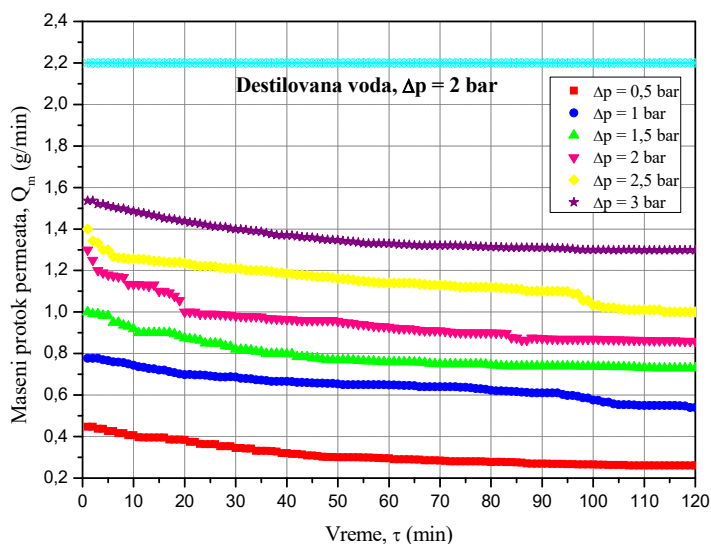


Slika 4.2.2. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 4 – 6).

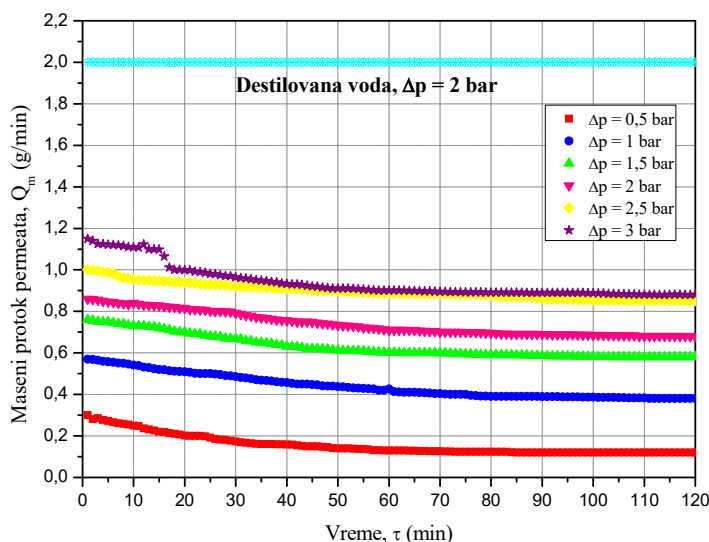


Slika 4.2.3. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 7 – 9).

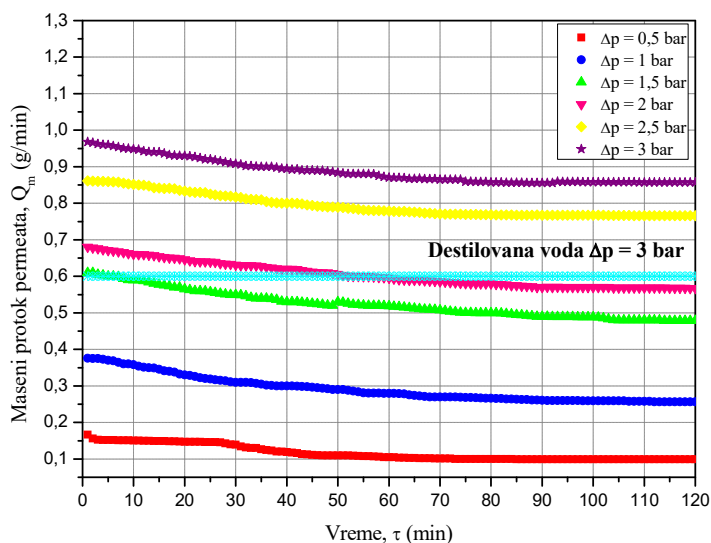
Prvi izvod sakupljene mase permeata u zavisnosti od vremena predstavlja maseni protok permeata u zavisnosti od vremena (slike 4.2.4., 4.2.5., 4.2.6.).



Slika 4.2.4. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora i destilovane vode, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.2.5. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora i destilovane vode, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.2.6. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora i destilovane vode, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Početni maseni protoci permeata model rastvora, sve do uspostavljanja stacionarnih uslova, su veći sa porastom pogonske sile i najviši su pri pogonskoj sili od $\Delta p = 3$ bar. Porast početnih masenih protoka se može očekivati i na većim pogonskim silama, odnosno razlikama pritiska većim od 3 bara. Razlog za ovu pojavu je taj što je sve do

stacionarnih uslova, pozitivan efekat porasta pogonske sile na fluks permeata (protok permeata) izraženiji nego negativan efekat koncentracione polarizacije. U stacionarnim uslovima, ovaj efekat ne važi, jer je sekundarni »dinamički« sloj na površini membrane prilično stabilan i zavisi samo od stepena komprimovanja gela, odnosno sloja na membrani. Sa istih slika je uočljivo da protok destilovane vode ne zavisi od vremena, jer prilikom permeacije destilovane vode kroz membrane, nema stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane ($R_p = 0$), pa samim tim nema ni fenomena koncentracione polarizacije. U tom slučaju pošto nema polarizacionog otpora, ukupni otpor je jednak hidrauličkom otporu membrane ($R = R_m$).

Porast stacionarnog masenog protoka model rastvora, Q_{ms} , sa porastom pogonske sile, Δp , je realan sve do onog trenutka kada pod dejstvom pogonske sile, polarizacioni otpor ne postane toliko visok, tako da dalje povećanje pogonske sile ne dovodi do povećanja stacionarnog fluksa kroz membranu (protoka permeata). Dalje povećanje pogonske sile dovodi samo do jakog komprimovanja gela na membrani i mnogo većeg porasta polarizacionog otpora R_p . Ovo se manifestuje najčešće padom stacionarnog protoka permeata. U slučaju model rastvora, najviši stacionarni fluks se dobija i pri najvećoj ispitivanoj pogonskoj sili od $\Delta p = 3$ bar, za sve tri membrane.

Najviši stacionarni maseni protok u slučaju bistrenja soka od maline je dobijen pri razlici pritisaka od 2,5 bar na Carbosep M7 i M9 membranama (Vukosavljević, 2006). Kod bistrenja matičnog soka jabuke ovaj maksimum se manifestuje kod 2 bar (Vukosavljević, 2001). Ova razlika, između sokova maline i jabuke, ukazuje na drugačiju strukturu sekundarnog gela na membrani. To je i očekivano, s obzirom na različite hemijske sastave pomenutih sokova.

U tabelama 4.2.4., 4.2.5. i 4.2.6. su prikazani dobijeni rezultati za vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), stacionarni ukupni otpor, R (1/m) i stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m) pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri različitim protocima retentata, pri čemu je razlika pritisaka $\Delta p = 1$ bar, a temperatura $t = 22^\circ\text{C}$ (prilog 2, tabele 10 – 15). Za izračunavanje ovih veličina korišćene su sledeće jednačine: za izračunavanje stacionarnog masenog protoka permeata, Q_{ms} , jednačina (3.29.), za izračunavanje stacionarnog fluksa permeata, J_s , jednačina (3.31.), za izračunavanje stacionarnog

ukupnog otpora, R , jednačina (3.32.) i za izračunavanje stacionarnog polarizacionog otpora, R_p , jednačina (3.33.).

Tabela 4.2.4. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata (Carbosep M7, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 10 i 11)

Q_v (l/min)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
2	82	1,0309	14,5881	25,5534	19,2358
3	73	1,4216	20,1168	18,5305	12,2129

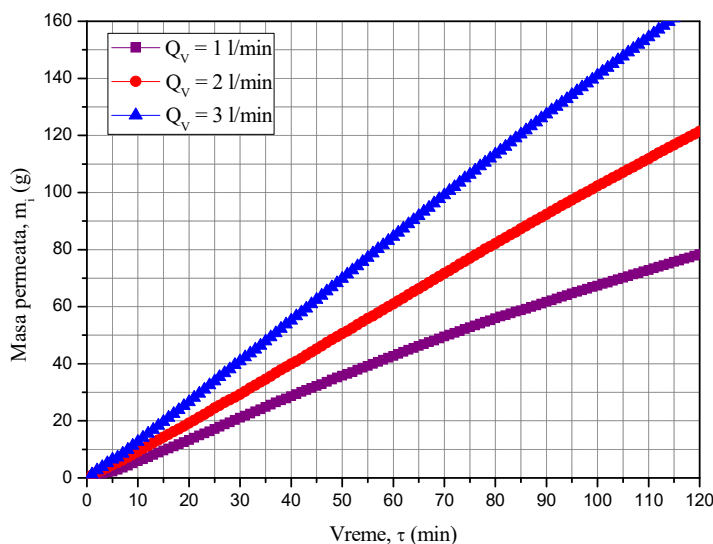
Tabela 4.2.5. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata (Carbosep M8, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 12 i 13)

Q_v (l/min)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	65	0,5245	1,8881	49,7512	42,8529
2	65	0,9214	13,1629	28,3204	21,4221
3	69	1,2262	17,5168	21,2807	14,3824

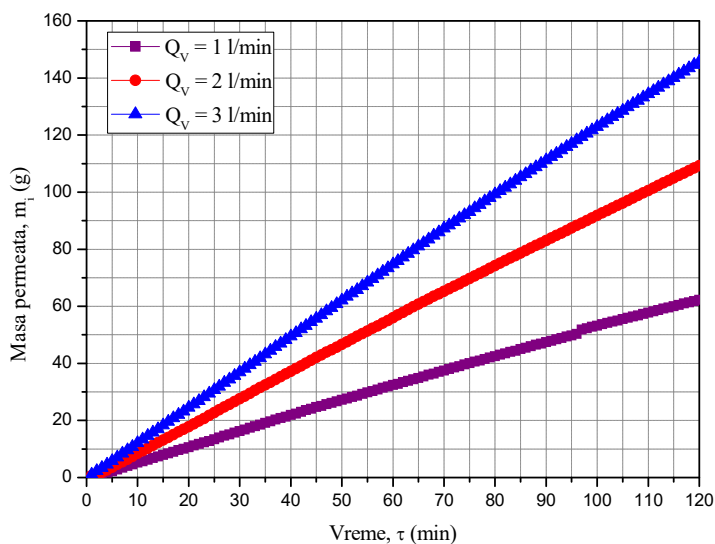
Tabela 4.2.6. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata (Carbosep M9, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 14 i 15)

Q_v (l/min)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
2	65	0,6210	8,7875	42,4203	7,0073
3	67	0,9001	12,7373	36,5667	1,1537

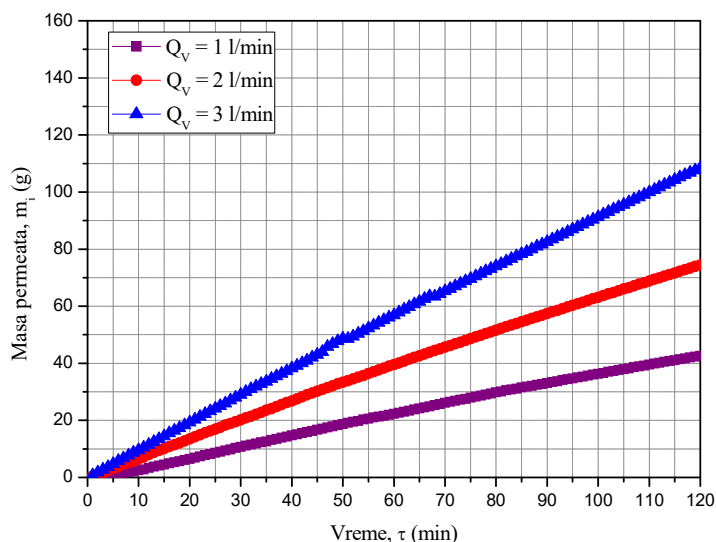
Na slikama 4.2.7., 4.2.8. i 4.2.9. je prikazana kumulativna masa permeata u funkciji od vremena za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri različitim zapreminskim protocima napojnog model rastvora voćnih sokova.



Slika 4.2.7. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 10 i 11).



Slika 4.2.8. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 12 i 13).

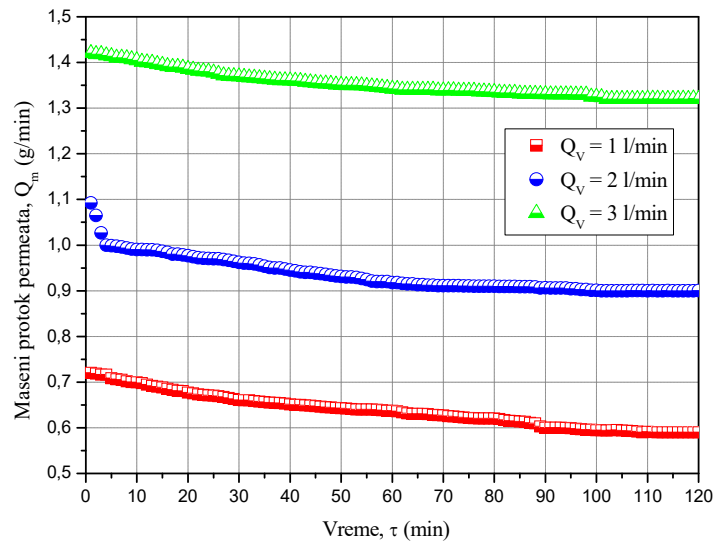


Slika 4.2.9. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 14 i 15).

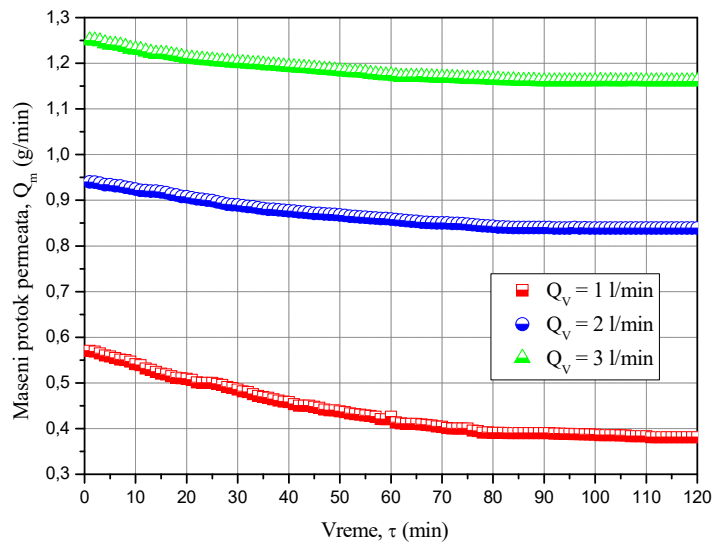
U prethodnom poglavlju su prikazani radni dijagrami uređaja, koji su određivani sa destilovanom vodom. Na osnovu dobijenih i obrađenih rezultata, može se zaključiti da masa permeata, koja se sakupi prilikom ultrafiltracije destilovane vode kroz sve tri ultrafiltracione membrane, linearno raste sa vremenom, nezavisno od zapreminskog protoka retentata. Masa permeata sakupljena prilikom ultrafiltracije model rastvora voćnog soka, raste sa vremenom, ali sporije, dok se ne uspostavi stacionarno stanje, nakon čega linearno raste. Manje brzine permeacije model rastvora u odnosu na brzine permeacije destilovane vode se javljaju zbog nagomilavanja suspendovanih čestica na površini membrane, odnosno zbog pojave koncentracione polarizacije.

U ispitivanom opsegu radnih parametara, masa permeata model rastvora sakupljena posle uspostavljanja stacionarnog stanja za sve tri membrane intenzivno raste sa porastom protoka sve do $Q_v = 3$ l/min.

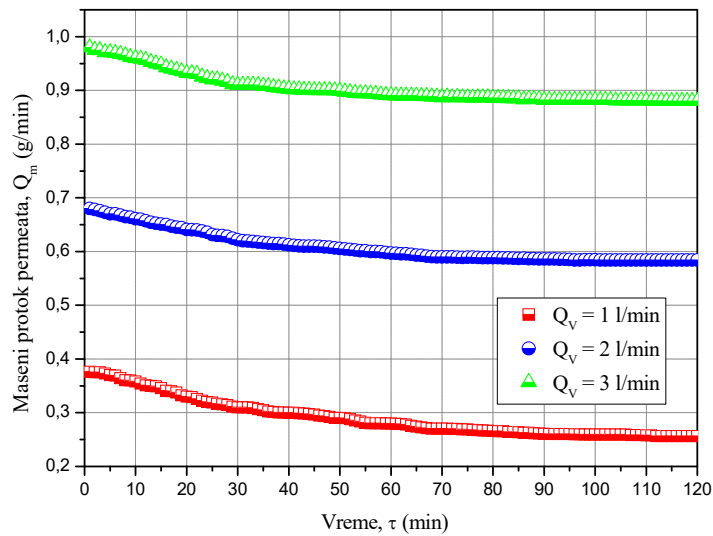
Prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom, definisan je masenim protokom permeata, Q_m (slike 4.2.10., 4.2.11., 4.2.12.).



Slika 4.2.10. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.2.11. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.2.12. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$).

Sa slika 4.2.10., 4.2.11. i 4.2.12. je uočljivo da u svim serijama maseni protok permeata model rastvora opada svo vreme.

Na početku procesa ultrafiltracije sekundarni sloj na membrani je još uvek mali, pa je maseni protok veliki, a onda maseni protok permeata naglo opada zbog nagomilavanja suspendovanih čestica na površini membrane. Kako proces odmiče, maseni protok znatno sporije opada, jer dolazi do izražaja primenjena unakrsna tehnika. Ipak posle određenog vremena, τ_s , pad masenog protoka je veoma mali, tako da se može govoriti o uspostavljanju stacionarnih uslova. Pri stacionarnim uslovima smatra se da je brzina permeacije konstantna. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova je vreme koje je potrebno da se formira stacionarni sekundarni sloj na površini membrane, i tada je intenzitet njegovog stvaranja jednak intenzitetu njegovog odnošenja sa površine membrane. Razlog za njegovo nastajanje je posledica konvektivne difuzije pod dejstvom pogonske sile (razlika pritiska, Δp), dok je razlog za njegovo odnošenje sa površine membrane posledica stalnog strujanja napojnog rastvora (unakrsna tehnika) ili neka duga tehnika (promotor turbulencije, periodično povratno ispiranje).

U stacionarnim uslovima, smatra se da se dobija linearna zavisnost sakupljene mase permeata (slike 4.2.10., 4.2.11. i 4.2.12.), pa nagib prave $m = f(\tau)$, definiše stacionarni maseni protok permeata (Q_{ms}).

Sa porastom zapreminskog protoka napojnog rastvora (Q_v) raste i stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} . Ovaj porast je i realan sve do onog trenutka kada pod dejstvom pogonske sile, polarizacioni otpor ne postane toliko visok, tako da dalje povećanje zapreminskog protoka napojnog rastvora, a time i specifične brzine strujanja, ne uzrokuje značajan rast stacionarnog fluksa kroz membranu. Pri takvim uslovima turbulencija je veoma izražena, pa dalje povećanje specifične brzine strujanja napojnog rastvora više nema uticaja.

Već je navedeno da se u literaturi može naći podatak da je efektivna brzina napojnog rastvora, pri unakrsnoj filtraciji, koja može odnositi zadržane čestice sa površine membrane, brzina veća od 3 m/s (Fukumoto i sar., 1998; Vaillant i sar, 1999). Pri većim brzinama strujanja napojnog rastvora, tok je veoma turbulentan. Uz površinu membrane se formira laminarni sloj toka napojnog rastvora, ali se i u njemu mogu na pojedinim mestima pojaviti turbulentni vrtlozi. Ti vrtlozi mogu ukloniti formirani sekundarni dinamički sloj sa površine membrane i on odlazi sa napojnim rastvorom koji struji preko površine membrane.

Međutim, sa porastom specifične brzine strujanja, odnosno protoka napojnog rastvora, ne dolazi do promena u stacionarnom masenom protoku permeata. Tako da se najbolji efekat postiže pri onom protoku napojnog rastvora, kada se ostvaruje maksimalni fluks permeata. Daljim povećanjem protoka retentata mogu se postići samo veći gubici u pogledu napora pumpe tj. gubici usled otpora.

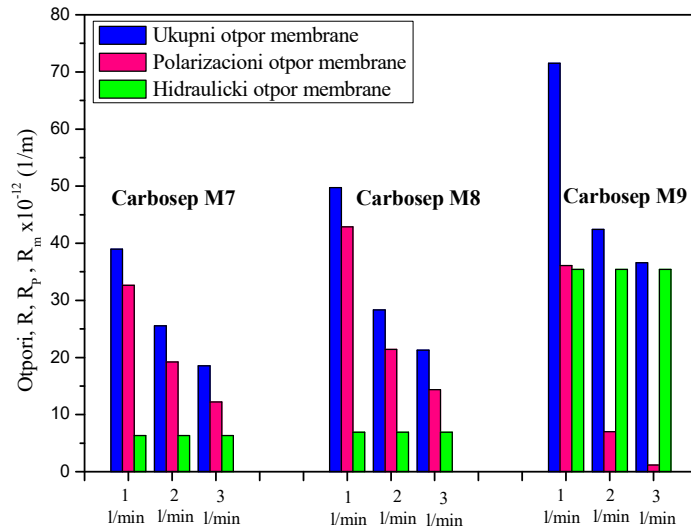
Kod Carbosep membrana opseg ispitivanja je bio pri specifičnim brzinama strujanja retentata od 0,59 do 1,77 m/s. Zapravo kako su sve tri membrane istog prečnika i dužine, specifične brzine strujanja koje se ostvaruju su sledeće: pri zapreminskom protoku napojnog rastvora od $Q_v = 1$ l/min, specifična brzina strujanja napojnog rastvora iznosi 0,59 m/s, pri zapreminskom protoku napojnog rastvora od $Q_v = 2$ l/min, specifična brzina strujanja je 1,12 m/s i pri zapreminskom protoku napojnog rastvora od $Q_v = 3$ l/min, specifična brzina strujanja napojnog rastvora iznosi 1,77 m/s. Povećanjem brzine strujanja do 5 m/s, može se očekivati intenziviranje unakrsne tehnike i smanjenje polarizacionog otpora. Aparatura na kojoj su rađeni eksperimenti za ovu doktorsku

disertaciju, nije mogla ostvariti veće protoke od 3 l/min, kada su vršeni eksperimenti sa ultrafiltracionim membranama, pa je maksimalna specifična brzina strujanja napojnog rastvora 1,77 m/s. Međutim, može se očekivati da druge tehnike mogu dati iste ili bolje rezultate nego povećanje brzine strujanja retentata, kao na primer periodično povratno ispiranje (*backwashing*) ili ugrađivanje promotora turbulencije.

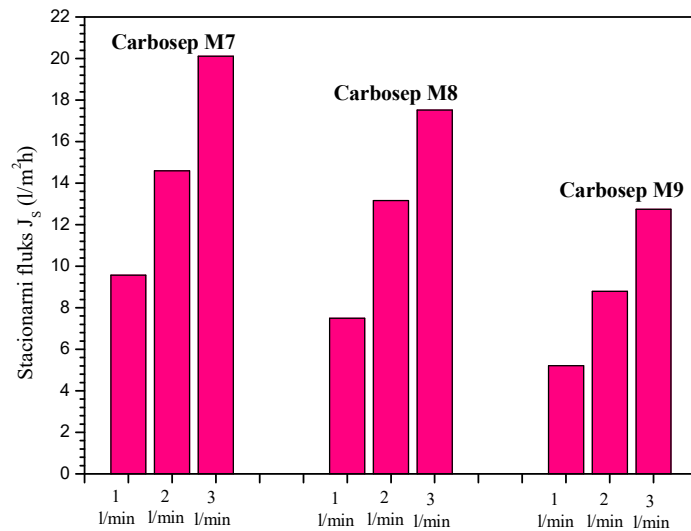
Iako je reč o primenjenoj unakrsnoj tehnici ultrafiltracije, ipak se ovde ne može govoriti da tangencionalna brzina smicanja gela na membrani ima nekog posebnog značaja. Razlog za to je, što se zbog ograničenog kapaciteta pumpe, postižu relativno male specifične brzine strujanja retentata. Pozitivan efekat unakrsne filtracije se postiže tek pri specifičnim brzinama strujanja retentata većim od 1 m/s, a posebno preko 5 m/s. Prilikom ispitivanja koja su urađena za ovu doktorsku disertaciju, iako su specifične brzine strujanja napojnog rastvora bile male, primećen je manji porast stacionarnog fluksa. Ali zbog ne tako posebnog značaja, ispitivanjima su obuhvaćene i druge tehnike smanjenja otpora sekundarnog sloja na membrani (ugrađivanje promotora turbulencije i periodično povratno ispiranje).

Već je navedeno da protok destilovane vode ne zavisi od vremena, jer nema uticaja koncentracione polarizacije, odnosno stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane, pa je tada ukupni otpor jednak hidrauličkom otporu membrane.

Na slici 4.2.13. je prikazana zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora, R_p , i ukupnog otpora, R , od zapreminskog protoka retentata, Q_v (ml/min), za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri $\Delta p = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$. Hidraulički otpor membrane, pri ultrafiltraciji destilovane vode, R_m , je konstantna vrednost i za sve protoke retentata iznosi $6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M7 membranu, $6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M8 membranu i $35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M9 membranu. Polarizacioni otpor se javlja kao posledica "prljanja" membrane odnosno pojave koncentracione polarizacije. Sa porastom zapreminskog protoka napojnog rastvora dolazi do odnošenja jednog dela sekundarnog sloja koji je proporcionalan brzini strujanja napojnog rastvora. Kao posledica toga dolazi i do smanjenja polarizacionog otpora, a time i ukupnog otpora.



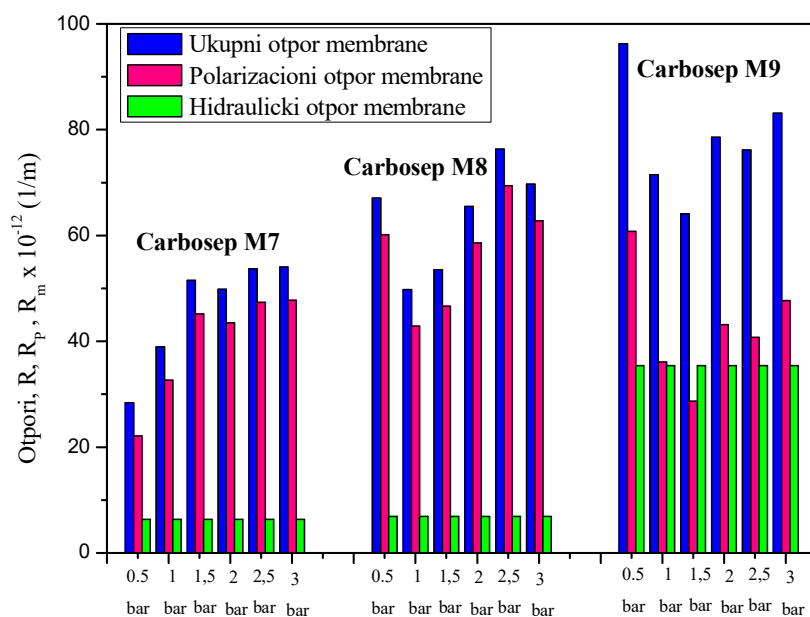
Slika 4.2.13. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora R_p , ukupnog otpora, R , od zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M7, M8 i M9, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.4., 4.2.5. i 4.2.6.).



Slika 4.2.14. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od zapreminskog protoka retentata, Q_v (Carbosep M7, M8 i M9, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.4., 4.2.5. i 4.2.6.).

Sa slika 4.2.13. i 4.2.14. je uočljivo da je porast fluksa permeata sa povećanjem protoka, posledica smanjenja polarizacionog otpora, R_p , a time i ukupnog otpora, R . Na ovaj način se smanjuje koncentracija čestica na membrani za koje je ona impermeabilna.

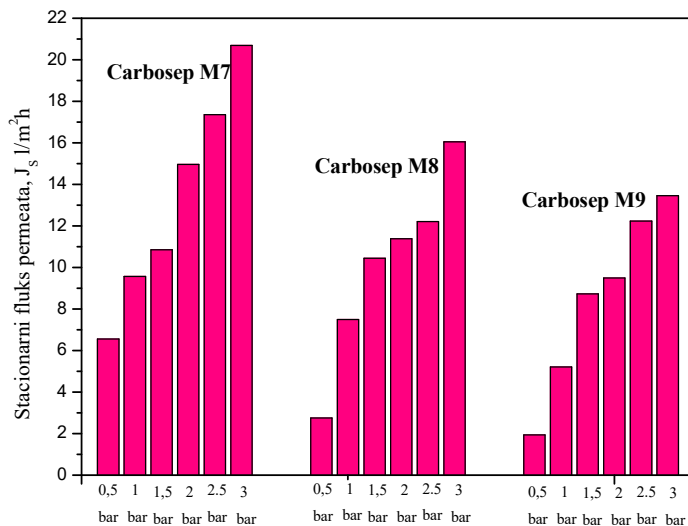
Primenjena tehnika unakrsne ultrafiltracije upravo ima za cilj da smanji polarizacioni otpor sekundarnog sloja na membrani, a time i ukupni otpor prenosu mase kroz membranu. Fluks permeata je udvostručen. Za membranu M7 se povećao od vrednosti 9,5701 l/m²h, pri Q_v = 1 l/min, na 20,1168 l/m²h, pri Q_v = 3 l/min; za membranu M8 se povećao od vrednosti 7,4927 l/m²h, pri Q_v = 1 l/min, na 17,5168 l/m²h, pri Q_v = 3 l/min i za membranu M9 se povećao od vrednosti 5,2134 l/m²h, pri Q_v = 1 l/min, na 12,7373 l/m²h, pri Q_v = 3 l/min.



Slika 4.2.15. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora R_p , ukupnog otpora, R , od razlike pritiska, Δp (Carbosep M7, M8 i M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.1., 4.2.2. i 4.2.3.).

Na slikama 4.2.15. i 4.2.16. je prikazana zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora, R_p , ukupnog otpora, R , i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), od razlike pritiska, Δp (bar), za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$. Hidraulički otpor membrane, kao što je napomenuto, je konstantna vrednost i iznosi $6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M7 membranu, $6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M8 membranu i $35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M9 membranu (poglavlje 4.1.). Polarizacioni otpor se javlja kao

posledica stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane pri ultrafiltraciji koloidnih rastvora i suspenzija kao što su matični voćni sokovi.



Slika 4.2.16. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od razlike pritisaka, Δp (Carbosep M7, M8 i M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.1., 4.2.2. i 4.2.3.).

Za razliku od uticaja porasta zapreminskog protoka retentata (Q_v), čijim povećanjem se primećuje samo pozitivan efekat smanjenja polarizacionog otpora (R_p) tj. porasta fluksa permeata, J_s , s porastom razlike pritisaka (Δp), kao pogonske sile za prenos mase, dolazi do porasta fluksa permeata, jer je fluks direktno proporcionalan porastu pogonske sile. Do povećanja polarizacionog otpora dolazi zbog komprimovanja gela na membrani (jednačina 3.31.). Pri nižim pogonskim silama (Δp), porast polarizacionog otpora sa porastom pogonske sile je mali, tako da dolazi do porasta stacionarnog fluksa permeata. Maksimalan fluks permeata je pri $\Delta p = 3$ bar i to kod sve tri membrane. Daljim povećanjem Δp doćiće do naglog skoka polarizacionog otpora usled »komprimovanja« gela na membrani, a time i do smanjenja stacionarnog fluksa permeata. Kod Carbosep M7 membrane stacionarni fluks permeata pri $\Delta p = 0,5$ bar iznosi $6,5599$ l/m²h, a na $\Delta p = 3$ bar stacionarni fluks permeata je čak tri puta veći i iznosi $20,6915$ l/m²h. Za Carbosep M8 membranu stacionarni fluks permeata pri $\Delta p = 0,5$ bar iznosi $2,7541$ l/m²h, a na $\Delta p = 3$ bar je oko 5,5 puta veći i iznosi $16,0442$ l/m²h. Za Carbosep membranu M9 stacionarni fluks permeata pri $\Delta p = 0,5$ bar iznosi $1,9373$ l/m²h, a na $\Delta p = 3$ bar je oko sedam puta

veći i iznosi 13,4517 l/m²h. Najveći porast stacionarnog fluksa se javlja kod membrane Carbosep M9, koja ima i najmanje pore i najnižu granicu separacije prema molekulskoj masi (300 kDa). Kada su u pitanju otpori (R , R_p i R_m), membrana M7 koja ima najveće pore i najmanji molekulski »cut-off«, čak 10 puta manji od membrane M9 (M7 – 30 kDa, M8 – 50 kDa, M9 – 300 kDa) ima i najmanje otpore. Kompaktnost i struktura sekundarnih slojeva na membranama je slična. Polarizacioni otpori su kod sve tri membrane slični, a ukupni otpori kod M9 membrane su viši od ukupnih otpora obe membrane, i M7 i M8, srazmerno razlici hidrauličkih otpora membrana. Sve tri membrane imaju sličnu površinsku poroznost, kao i fizičko-hemijska dešavanja u sekundarnom sloju na površini membrane, pa je to razlog za sličnost između otpora na membranama. Sa slike 4.2.15. se takođe može primetiti i to da kod membrane M7 dolazi do pada polarizacionog otpora na $\Delta p = 2$ bar, kod membrane M8 to se takođe dešava, ali na $\Delta p = 1$ bar i ponovo na $\Delta p = 3$ bar, i kod membrane M9 na $\Delta p = 1,5$ bar, kada je čak vrednost polarizacionog otpora manja od hidrauličkog otpora membrane. Iz ovoga se može zaključiti da je za ultrafiltraciju model rastvora, kada je u pitanju pogonska sila, odnosno razlika pritiska, kod Carbosep M7 membrane koristiti razliku pritiska od 2 bara, kada je polarizacioni otpor manji, a fluks permeata zadovoljavajuće vrednosti. Kod membrane M8 bi to bila vrednost od $\Delta p = 1$ bar i kod membrane M9 razlika pritiska od $\Delta p = 1,5$ bar. Već je u ranijim poglavljima navedeno da je polarizacioni otpor glavni problem u membranskim procesima i na njegovo smanjenje se utiče preko promene uslova strujanja i radnih parametara ili primenom nekih drugih tehnika, kao što su povećanje brzine strujanja retentata, ugradnja promotora turbulencije i periodično povratno ispiranje.

Hidraulički otpori (R_m) se javljaju samo unutar membrane. Ovi otpori ne zavise samo od granice separacije prema molekulskoj masi (molekulski cut – off), već i od strukture membrane (veličine pora, debljine selektivnog i nosećeg sloja, površinske poroznosti, faktora tortuoznosti pora tj. zakrivljenosti pora itd).

Kao posledica različitih otpora, stacionarni fluksevi permeata kroz M7, M8 i M9 membrane se bitno razlikuju (slika 4.2.16.). Carbosep M7 membrana, ima najmanju granicu separacije prema molekulskoj masi (30 kDa), ali ima značajno veće flukseve od ostale dve membrane, pa i velike prednosti u pogledu kinetike ultrafiltracije. Prema ovim dobijenim podacima, može se zaključiti da postoji razlika i u samoj konstrukciji

membrane i nosećeg sloja. To je naravno i deklarirano u prospektnom materijalu proizvođača (Rhone-Poulenc group).

4.2.2. UTICAJ TEMPERATURE RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

Uticaj temperature na kinetiku ultrafiltracije model rastvora je ispitivan sa sve tri ultrafiltracione membrane, Carbosep M7, M8 i M9, na četiri različite temperature: 22°C, 32°C, 45°C i 55°C. U tabelama 4.2.7., 4.2.8. i 4.2.9. su prikazani eksperimentalno dobijeni podaci (prilog 2, tabele 16 – 21). U svim ogledima je razlika pritisaka bila $\Delta p = 1$ bar, a zapreminski protok retentata $Q_v = 1$ l/min.

Tabela 4.2.7. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama retentata (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 16 i 17).

t (°C)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
32	65	1,0064	14,1876	26,1755	19,8579
45	76	1,2842	18,0351	20,5131	14,1955
55	70	2,0576	28,7638	12,8028	6,4852

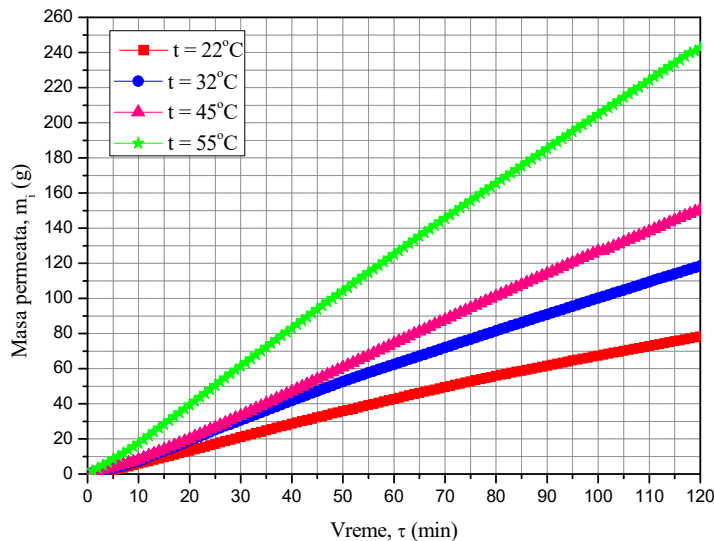
Tabela 4.2.8. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama retentata (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 18 i 19).

t (°C)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	65	0,5245	7,4926	49,7512	42,8529
32	72	0,7962	11,3315	32,7738	25,8755
45	81	1,1468	16,2589	22,7542	15,8559
55	64	1,8338	25,8792	14,2297	7,3314

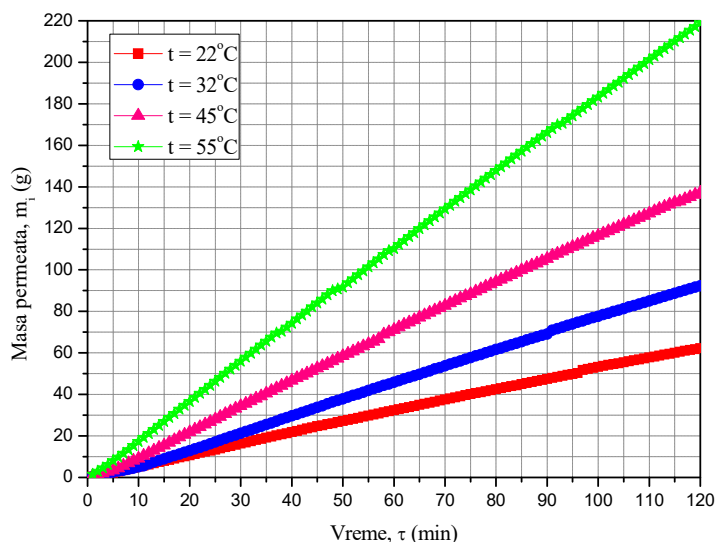
Tabela 4.2.9. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama retentata (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 20 i 21).

t (°C)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
32	73	0,6196	8,7351	42,5161	7,1031
45	67	0,9832	13,8079	38,7931	3,3801
55	76	1,3859	19,3736	36,4210	1,0080

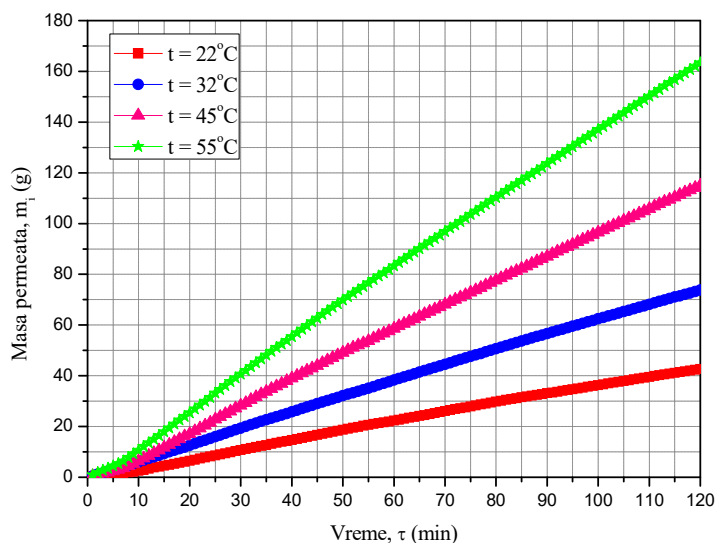
Na slikama 4.2.17., 4.2.18. i 4.2.19. je prikazana kumulativna masa permeata (m) u funkciji od vremena (τ) za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri različitim temperaturama, a pri razlici pritiska od $\Delta p = 1$ bar i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min. Uočljivo je da se pri unakrsnoj ultrafiltraciji sa promenom temperature, postižu slični efekti kao i sa promenom razlike pritiska i zapreminskog protoka retentata. Masa permeata sakupljena za vreme unakrsne ultrafiltracije model rastvora voćnog soka, raste sa vremenom, ali sve sporije i sporije, sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, nakon čega linearno raste. Kao što je ranije napomenuto, masa permeata sakupljena za vreme ultrafiltracije destilovane vode linearno raste sa porastom vremena.



Slika 4.2.17. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 16 i 17).



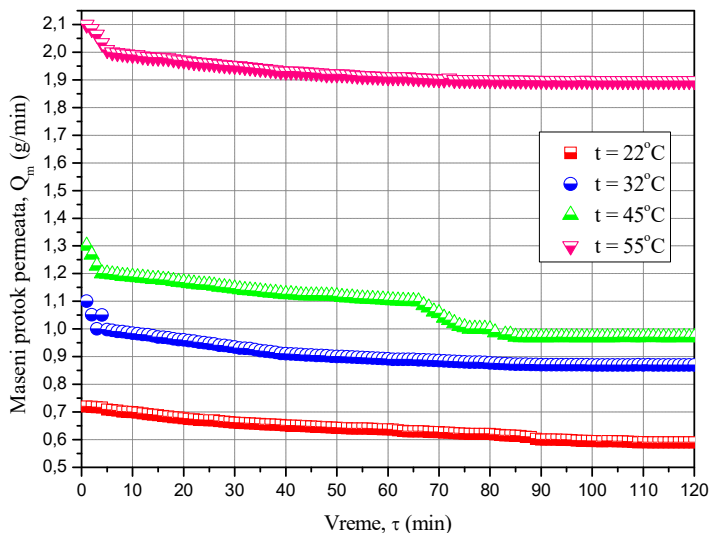
Slika 4.2.18. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 18 i 19).



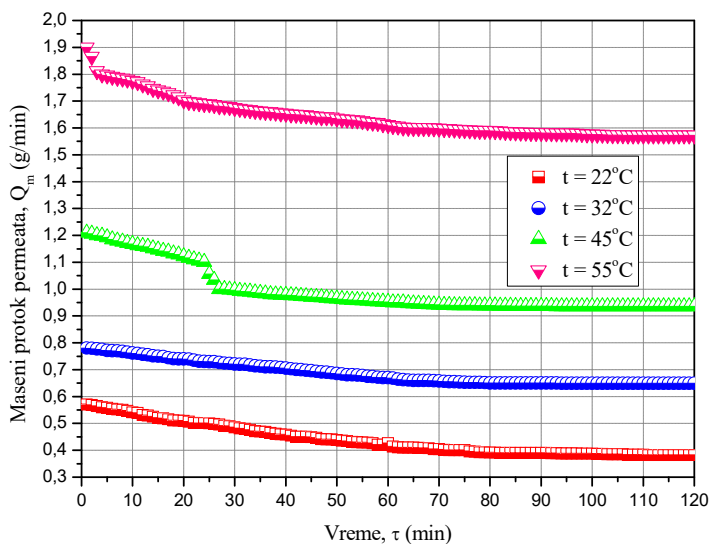
Slika 4.2.19. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 20 i 21).

Prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom, definisan je masenim protokom permeata, Q_m (slike 4.2.20., 4.2.21. i 4.2.22.). Posle izvesnog vremena (τ_s) uspostavljaju se stacionarni uslovi. I stacionarni maseni protoci permeata i maseni protoci permeata do stacionarnih uslova, zavise od temperature. Razlog je u smanjenju viskoziteta soka sa

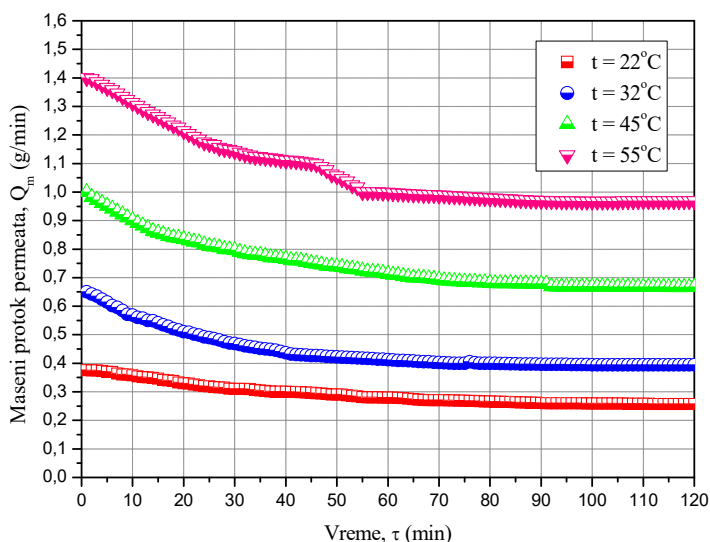
porastom temperature. Uticaj temperature u stacionarnim uslovima je značajno manji nego do stacionarnih uslova. U stacionarnim uslovima sekundarni sloj na membrani je prilično stabilan i kompaktn, dok pre toga još nije stalan i potpuno formiran, tako da viskozitet soka ima veći efekat (manji otpori).



Slika 4.2.20. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar).



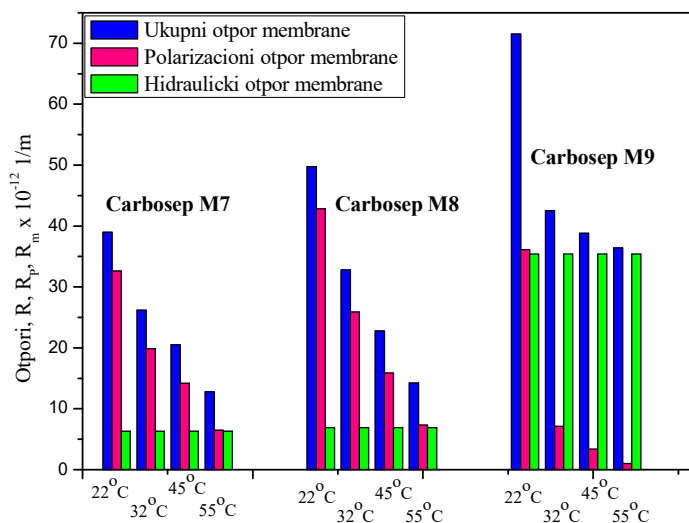
Slika 4.2.21. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar).



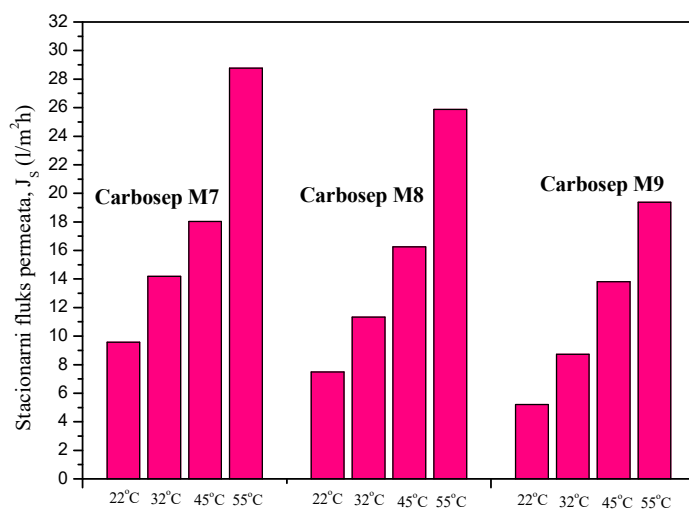
Slika 4.2.22. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar).

Na slikama 4.2.23. i 4.2.24. je prikazana zavisnost polarizacionog otpora, R_p (1/m), i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), od temperature, t (°C), za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i razlici pritiska od $\Delta p = 1$ bar. Linearan porast fluksa permeata sa temperaturom je posledica pada viskoziteta model rastvora (jednačina 3.28). U tehnološkom procesu bistrenja voćnih sokova, u većini slučajeva ne smeju se koristiti više temperature od 55°C, zbog toga što više temperature mogu izazvati razgradnju mnogih jedinjenja koja su u sastavu soka, odnosno mogu izazvati hemijske promene soka, pa samim tim bi i proces ultrafiltracije bio dug. S druge strane ultrafiltracija se izvodi neposredno posle depektinizacije, koja se i odvija na temperaturama oko 55°C. Zato ova temperatura predstavlja i optimalnu temperaturu bistrenja voćnih sokova ultrafiltracijom kroz neorganske membrane.

Polarizacioni otpor kod sve tri membrane opada sa porastom temperature. Kod Carbosep M7 i M8 membrane pri temperaturi od 55°C, polarizacioni otpor ima skoro istu vrednost kao i hidraulički otpor membrane. Dok kod Carbosep M9 membrane na svim temperaturama, sem $t = 22^\circ\text{C}$, polarizacioni otpor je mnogo manji od hidrauličkog otpora membrane.



Slika 4.2.23. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora R_p , ukupnog otpora, R , od različitih temperatura, t (Carbosep M7, M8 i M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (tabele 4.2.7., 4.2.8. i 4.2.9.).



Slika 4.2.24. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih temperatura, t (Carbosep M7, M8 i M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (tabele 4.2.7., 4.2.8. i 4.2.9.).

4.2.3. UTICAJ PROMOTORA TURBULENCIJE NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

Pogonska sila za izvođenje ultrafiltracije je razlika pritisaka, Δp (bar). Usled delovanja pogonske sile vrši se permeacija rastvoraka kroz membranu, dok se čestice mutnoće talože na površini membrane. Ove čestice formiraju »sekundarni dinamički sloj«, odnosno dolazi do stvaranja taloga na membrani. Količina ovog sloja u početku nije konstantna, već se menja zbog stalnog nagomilavanja novih čestica pod dejstvom pogonske sile. Zato otpor sekundarnog sloja stalno raste, a fluks permeata opada. Usled stalnog priticanja retentata, odnosno primenjene unakrsne tehnike (ili neke druge tehnike), dolazi i do stalnog odnošenja jednog dela sekundarnog sloja na membrani, mehanizmima molekulske i konvektivne difuzije, koji mogu biti znatno poboljšani upotrebom promotora turbulencije. Ovaj fenomen je prisutan sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, kada je brzina odnošenja komponenti sa sekundarnog dinamičkog sloja jednaka brzini nanošenja novih komponenti na sekundarni sloj. Drugim rečima, postoji vreme koje je potrebno da bi se formirao i održavao stalno jedan isti sekundarni sloj na membrane (vreme uspostavljanja stacionarnih uslova).

Uticao promotora turbulencije je ispitivan pri različitim radnim uslovima, odnosno pri različitim razlikama pritisaka (Δp), različitim temperaturama (t) i različitim zapreminskim protocima retentata (Q_v), na sve tri membrane, Carbosep M7, M8 i M9. Ovi eksperimenti se mogu podeliti u tri dela i to:

I deo – varijacija razlike pritisaka, $\Delta p =$ od 0,5 do 3 bar, $t = 22^\circ\text{C}$ i $Q_v = 1$ l/min;

II deo – varijacija temperature, $t =$ od 22 do 55°C , $\Delta p = 1$ bar i $Q_v = 1$ l/min;

III deo – varijacija zapreminskog protoka retentata, $Q_v =$ od 1 do 2 l/min, $\Delta p = 1$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$.

Maksimalni zapreminski protok retentata koji može da se postigne sa ugrađenim promotorom turbulencije, a da razlika pritisaka bude oko 1 bar, je 2 l/min. Razlog za ovaj efekat su veoma visoki padovi pritiska, koji se javljaju zbog visoke turbulencije i mesnih otpora unutar cevi.

4.2.3.1. UTICAJ PROMOTORA TURBULENCIJE I RAZLIKE PRITISAKA NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

U tabelama 4.2.10., 4.2.11. i 4.2.12. su prikazani dobijeni rezultati I – vog dela eksperimenta, pri čemu su u istoj tabeli prikazani i rezultati dobijeni bez primene promotora turbulencije, radi lakšeg upoređivanja efekta koji se postiže upotrebom promotora turbulencije.

Tabela 4.2.10. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritisaka, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M7, $t = 22^{\circ}\text{C}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 2, tabele 1 – 3 i tabele 22 – 24).

Δp (bar)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	0	-	20	63	0,4592	6,5599	28,4130	22,0954
1	0	-	30	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
1,5	0	-	40	74	0,7672	10,8563	51,5048	45,1872
2	0	-	45	76	1,0575	14,9645	49,8213	43,5037
2,5	0	-	50	80	1,2268	17,3602	53,6823	47,3647
3	0	-	60	78	1,4622	20,6915	54,0480	47,7304
0,5	0,2	+	25	64	2,0350	28,7969	6,4725	0,1549
1	0,5	+	35	68	3,1567	44,6702	8,3451	2,0275
1,5	0,45	+	45	77	4,1435	58,6344	9,5365	3,2189
2	0,9	+	45-50	75	4,5077	63,7882	11,6880	5,3704
2,5	0,8	+	50	62	5,0031	70,7985	13,1633	6,8457
3	1	+	55-60	79	5,5398	78,3932	14,2657	7,9481

Tabela 4.2.11. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritiska, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M8, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 2, tabele 4 – 6 i tabele 25 – 27).

Δp (bar)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	0	-	25	59	0,1946	2,7541	67,0465	60,1482
1	0	-	35	65	0,5245	7,4926	49,7512	42,8529
1,5	0	-	40	73	0,7314	10,4483	53,5161	46,6178
2	0	-	45	84	0,7970	11,3857	65,4817	58,5834
2,5	0	-	50	81	0,8547	12,2100	76,3264	69,4281
3	0	-	55	81	1,1231	16,0442	69,7030	62,8047
0,5	0,2	+	25	68	2,0087	28,4248	-	-
1	0,2	+	30	70	2,9771	42,1287	8,8485	1,9502
1,5	0,6	+	45	76	3,9569	55,9938	9,9862	3,0879
2	0,9	+	50	75	4,1970	59,9569	12,4348	5,5365
2,5	0,6	+	55	73	4,5095	64,4210	14,4664	7,5681
3	1,0	+	60	86	4,9136	70,1940	15,9319	9,0336

Tabela 4.2.12. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritiska, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M9, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 2, tabele 7 – 9 i tabele 28 – 30).

Δp (bar)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	0	-	20	67	0,1369	1,9373	96,2126	60,7996
1	0	-	30	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
1,5	0	-	40	75	0,6165	8,7239	64,0950	28,6820
2	0	-	45	78	0,6706	9,4893	78,5655	43,1525
2,5	0	-	55	70	0,8646	12,2348	76,1711	40,7581
3	0	-	60	75	0,9506	13,4517	83,1359	47,7229
0,5	0,15	+	30	70	0,5244	7,4204	-	-
1	0,4	+	35	60	1,0623	15,0324	-	-
1,5	0,8	+	40	70	1,5800	22,3584	-	-
2	0,6	+	45	70	2,0093	28,4334	-	-
2,5	0,5	+	50	86	2,2712	32,1394	-	-
3	0,8	+	55-60	76	3,0693	43,4335	-	-

Ugradnja promotora turbulencije dovodi do porasta masenog protoka permeata. »Stacionarni uslovi« se uspostavljaju posle $\tau_s = 60 - 100$ minuta i to važi za sve tri membrane. Iz prikazanih tabela se može videti da se ugradnjom promotora turbulencije postiže povećanje stacionarnog fluksa permeata, ali se povećavaju i mogućnosti povišenja stacionarnog fluksa permeata postizanjem strožijih radnih uslova.

U slučaju membrane Carbosep M7, primenom promotora turbulencije i variranjem razlike pritisaka, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata, se ostvaruje na nižim pritiscima, tj. pri razlici pritisaka od 1,5 bar, maseni protok permeata i fluks permeata su veći čak 5,4 puta, a pri razlici pritisaka od 1 bar veći su 4,7 puta. Pri većim razlikama pritisaka ostvaruje se 4 puta veći maseni protok i fluks permeata upotrebom promotora turbulencije.

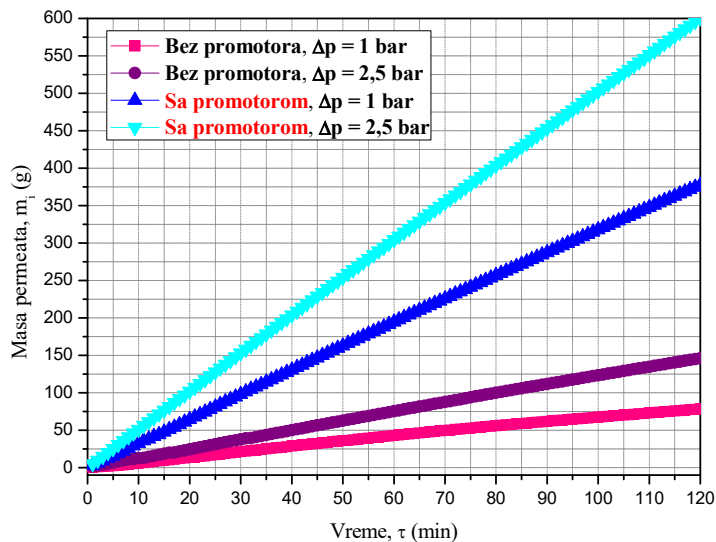
U slučaju membrane Carbosep M8, primenom promotora turbulencije i variranjem razlike pritisaka, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata, se ostvaruje na nižim pritiscima, tj. pri razlici pritisaka od 0,5 bar, maseni protok permeata i fluks permeata su veći čak 10,3 puta, a pri razlici pritisaka od 1 bar veći su 5,6 puta. Pri većim razlikama pritisaka ostvaruje se 5 puta veći maseni protok i fluks permeata upotrebom promotora turbulencije.

I u slučaju membrane Carbosep M9, primenom promotora turbulencije i variranjem razlike pritisaka, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata, se ostvaruje pri najnižoj razlici pritisaka, 3,8 puta, ali se povećanje 3,2 puta masenog protoka i fluksa permeata ostvaruje pri najvećoj razlici pritisaka 3 bar. Pri ostalim razlikama pritisaka ostvaruje se oko 3 puta veći maseni protok i fluks permeata upotrebom promotora turbulencije.

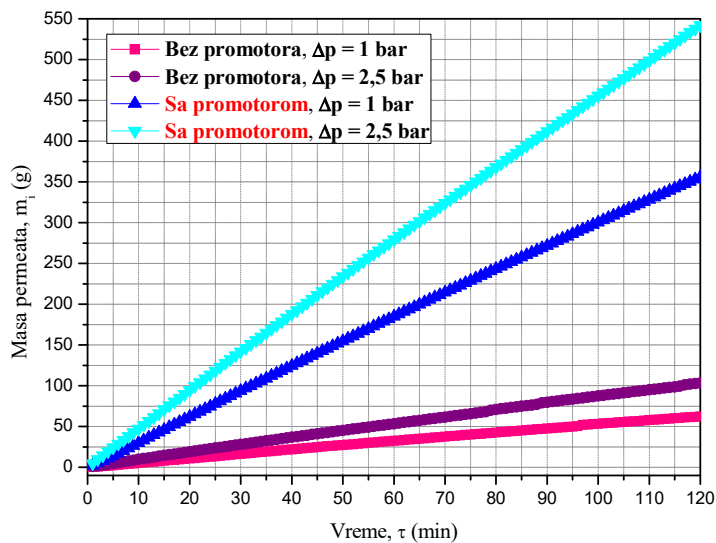
Ugradnjom promotora turbulencije se omogućava i značajno smanjenje polarizacionog otpora, ali i mogućnost postavljanja strožijih radnih uslova u pogledu razlike pritisaka kao pogonske sile za prenos mase. Polarizacioni otpor se kod membrane Carbosep M7, najviše smanjuje pri razlikama pritisaka od 1 i 1,5 bar. Pri razlici pritisaka od 1 bar, polarizacioni otpor se smanjuje 16 puta, sa vrednosti bez promotora od $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m do vrednosti sa promotorom od $R_p = 2,0275 \cdot 10^{12}$ 1/m. Pri razlici pritisaka od 1,5 bar to smanjenje je 14 puta, bez promotora polarizacioni otpor iznosi $R_p = 45,1872 \cdot 10^{12}$ 1/m, a sa promotorom $R_p = 3,2189 \cdot 10^{12}$ 1/m. Kod membrane Carbosep M8, polarizacioni otpor se najviše smanjuje pri razlici pritisaka od 1 bar, čak 22 puta. Bez

promotora polarizacioni otpor iznosi $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m, a sa promotorom $R_p = 1,9502 \cdot 10^{12}$ 1/m. Kod membrane Carbosep M9, po proračunu se dobija da je ukupni otpor manji od samog otpora membrane, što bi značilo da polarizacioni otpor ne postoji. Objašnjenje za takve rezultate se može pronaći u odnosu ukupnog otpora i masenog protoka permeata. Kako su ukupni otpor i maseni protok permeata obrnuto proporcionalni, sa povećanjem masenog protoka permeata, vrednost ukupnog otpora se smanjuje. Već je ranije bilo reči o tome da se na smanjenje polarizacionog otpora utiče preko promene uslova strujanja i radnih parametara ili primenom nekih drugih tehnika, kao što su povećanje brzine strujanja retentata, ugradnja promotora turbulencije i periodično povratno ispiranje. Izvodi se zaključak da ugradnja promotora turbulencije kod membrane Carbosep M9, koja ima najveći hidraulički otpor membrane, ima najvećeg uspeha u smanjenju polarizacionog otpora. Praktično to znači da je pri svim razlikama pritisaka $R_p = 0$.

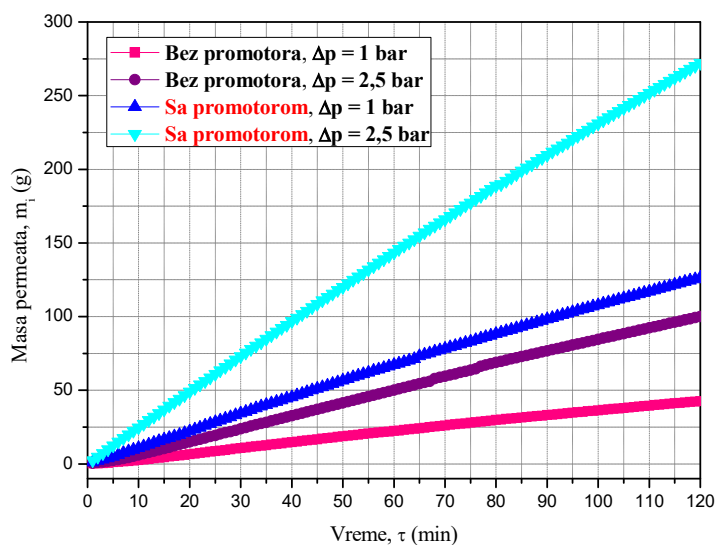
Na slikama 4.2.25., 4.2.26. i 4.2.27. je prikazana sakupljena masa permeata model rastvora u funkciji od vremena i razlike pritisaka ($\Delta p = 1$ i 2,5 bar), bez i sa ugradnjom promotora turbulencije, za sve tri membrane (Carbosep M7, M8 i M9), pri zapreminskom protoku retentata od 1 l/min i temperaturi 22°C.



Slika 4.2.25. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritisaka, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 1 – 3 i tabele 22 – 24).



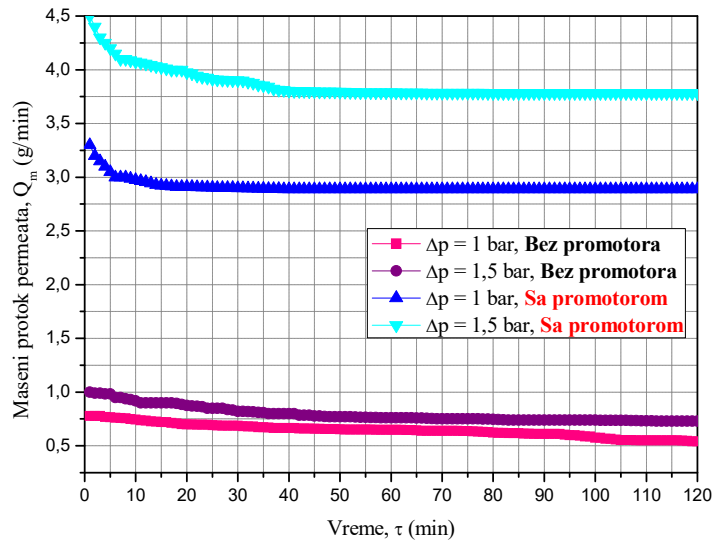
Slika 4.2.26. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 4 – 6 i tabele 25 – 27).



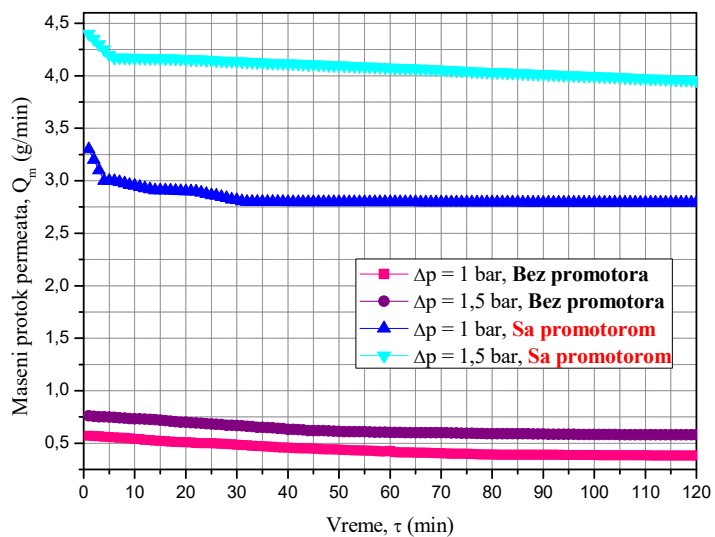
Slika 4.2.27. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 7 – 9 i tabele 28 – 30).

Sa slika 4.2.25., 4.2.26. i 4.2.27. se vidi da se najveći porast sakupljene mase permeata postiže samom ugradnjom promotora turbulencije, a onda i povećanjem pogonske sila procesa.

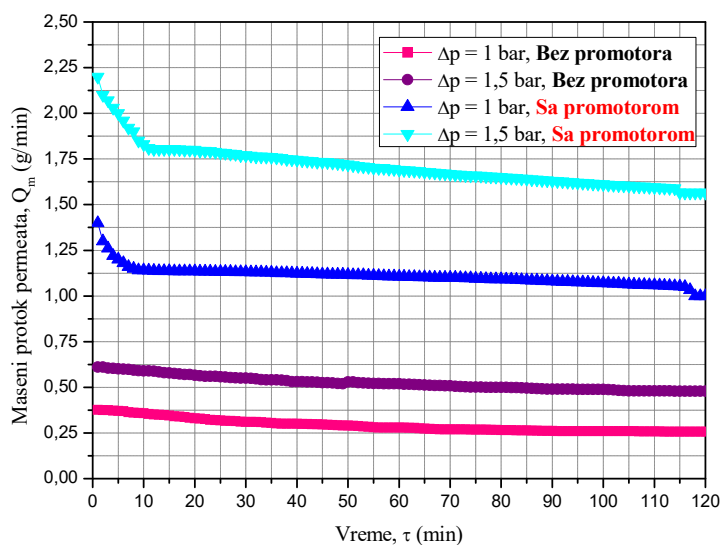
Slike 4.2.28., 4.2.29. i 4.2.30. prikazuju zavisnost masenog protoka model rastvora od vremena i razlike pritiaka ($\Delta p = 1$ i $1,5$ bar), bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije, pri zapreminskom protoku retentata od 1 l/min i temperaturi od 22°C , za sve tri membrane (Carbosep M7, M8 i M9). I ove slike pokazuju da sa porastom pogonske sile i ugradnjom promotora turbulencije raste i stacionarni maseni protok permeata. Stacionarni uslovi se uspostavljaaju posle $\tau_s = 60 - 100$ minuta za sve tri membrane.



Slika 4.2.28. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritisaka, Δp , bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

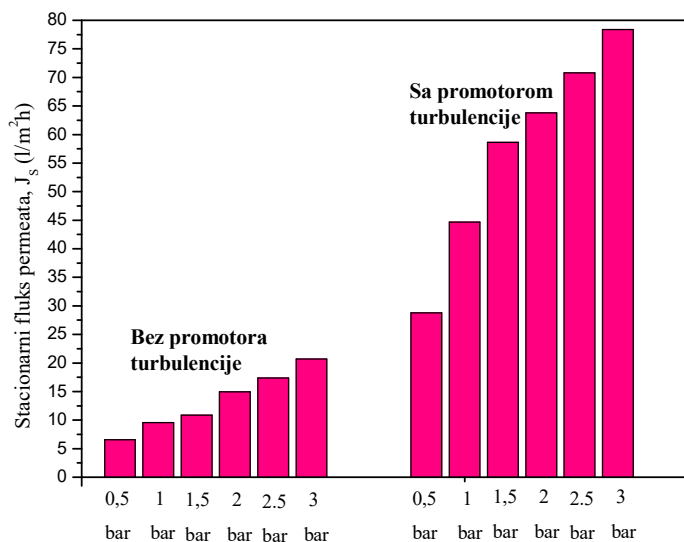


Slika 4.2.29. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

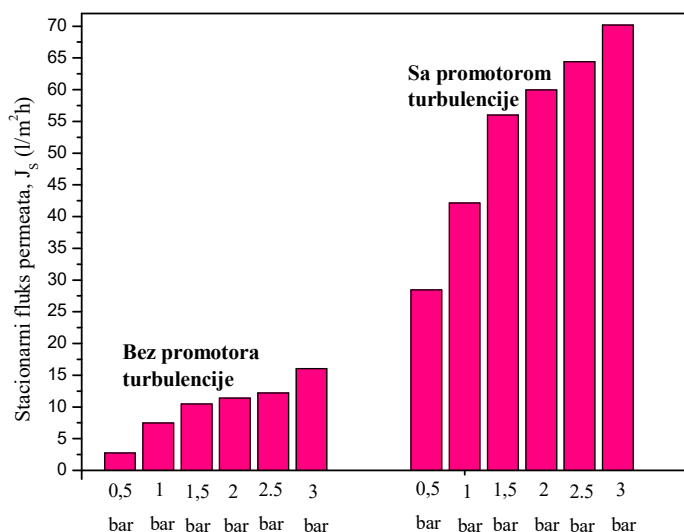


Slika 4.2.30. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

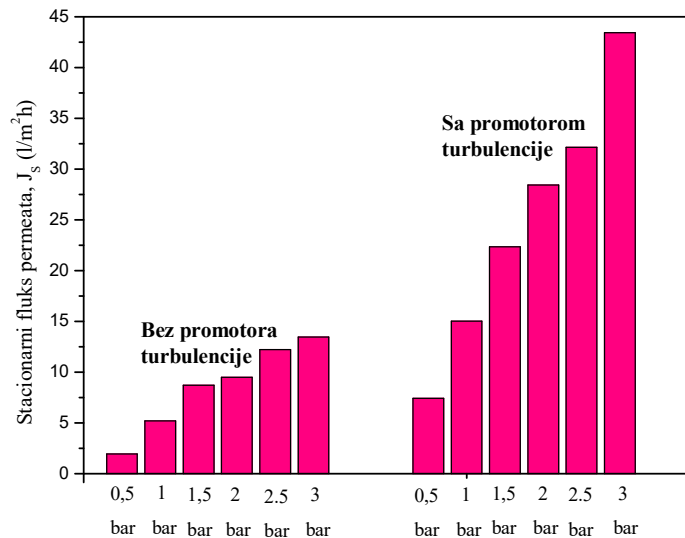
Uticaj povećanja pogonske sile za prenos mase, na stacionarni fluks permeata, J_s , bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije, za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, je prikazan na slikama 4.2.31., 4.2.32. i 4.2.33.



Slika 4.2.31. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od razlike pritiska, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.1. i 4.2.10.).



Slika 4.2.32. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od razlike pritiska, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.2. i 4.2.11.).



Slika 4.2.33. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od razlike pritiska, Δp , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.2.3. i 4.2.12.).

Kao što je utvrđeno, maksimalan fluks kod sve tri membrane, bez ugrađenog promotora turbulencije se postiže pri najvećoj pogonskoj sili, tj. razlici pritiska od 3 bar. Sa ugradnjom promotora turbulencije dolazi do porasta stacionarnog fluksa permeata, ali se pomera i optimalna razlika pritiska. Zapravo to znači da se pored povećanja stacionarnog fluksa povećava i mogućnost povišenja stacionarnog fluksa permeata postizanjem strožijih radnih uslova.

Pri nižim pogonskim silama do oko 1 bar, porast fluksa je oko 4 do 5 puta veći, kada se ugradi promotor turbulencije, kod sve tri membrane, dok je pri višim pogonskim silama ova razlika malo manja. Pri $\Delta p = 3$ bar fluks je oko 3 do 4 puta viši, za sve tri membrane. Razlog za veći porast fluksa na nižim pritiscima se može pronaći u manjim ukupnim otporima, pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka. Sa istih slika se može uočiti i da se fluks permeata, sa ugrađenim promotorom turbulencije, linearno povećava. Nije uočljiv nikakav maksimalan fluks, pa se može očekivati dalji porast fluksa permeata sa daljim povećanjem transmembranskog pritiska iznad 3 bar. To ukazuje da ukoliko se ugradi promotor turbulencije, ultrafiltraciju je bolje izvoditi na što višim transmembranskim pritiscima.

4.2.3.2. UTICAJ PROMOTORA TURBULENCIJE I TEMPERATURE RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

Pri unakrsnoj ultrafiltraciji se sa povećanjem temperature retentata postižu slični efekti kao i sa promenom razlike pritiska i zapreminskog protoka retentata. Masa permeata sakupljena za vreme ultrafiltracije model rastvora voćnog soka, raste sa vremenom, ali sve sporije i sporije, sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, nakon čega linearno raste. Sa ugradnjom promotora turbulencije, efekat povećanja temperature retentata na sakupljenu masu permeata se pojačava. U tabelama 4.2.13., 4.2.14. i 4.2.15. su prikazani dobijeni rezultati II – gog dela eksperimenta, pri čemu su u istoj tabeli prikazani i rezultati dobijeni bez primene promotora turbulencije, radi lakšeg upoređivanja efekta koji se postiže upotrebom promotora turbulencije.

Tabela 4.2.13. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 16–17 i tabele 31–32).

t (°C)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	0	-	20	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
32	0	-	30	65	1,0064	14,2411	26,1755	19,8579
45	0	-	40	76	1,2842	18,1726	20,5131	14,1955
55	0	-	45	70	2,0576	29,1170	12,8028	6,4852
22	0,5	+	35	68	3,1567	44,6702	8,3451	2,0275
32	0,4	+	40	81	4,1374	58,7688	8,4019	2,0843
45	0,4	+	40	79	5,1407	73,3001	8,1483	1,8307
55	0,4	+	40	76	6,1254	87,7442	8,0317	1,7141

Tabela 4.2.14. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 18–19 i tabele 33–34).

t (°C)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	0	-	30	65	0,5245	7,4926	49,7512	42,8529
32	0	-	40	72	0,7962	11,3742	32,7738	25,8755
45	0	-	45	81	1,1468	16,3829	22,7542	15,8559
55	0	-	45	64	1,8338	26,1969	14,2297	7,3314
22	0,2	+	30	70	2,9771	42,1287	8,8485	1,9502
32	0,4	+	40	84	3,8137	54,1710	9,0250	2,1267
45	0,4	+	40	73	4,8504	69,8194	8,5545	1,6562
55	0,4	+	40-45	75	5,8292	83,5013	8,4399	1,5416

Tabela 4.2.15. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim temperaturama, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 2, tabele 20–21 i tabele 35–36).

t (°C)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	% rada pumpe	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	0	-	25	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
32	0	-	35	73	0,6196	8,7681	42,5161	7,1031
45	0	-	40	67	0,9832	13,9132	38,7931	3,3801
55	0	-	45-50	76	1,3859	19,6115	36,4210	1,0080
22	0,4	+	35	60	1,0623	15,0324	-	-
32	0,75	+	45	84	1,4182	20,1445	-	-
45	0,6	+	45	84	2,4045	34,2854	-	-
55	0,6	+	45	81	3,4223	49,0233	-	-

Kod membrane Carbosep M7, ugradnjom promotora turbulencije dolazi do povećanja stacionarnog fluksa permeata do 4,5 puta. Kod membrane Carbosep M8, to povećanje je oko 5 puta, a kod membrane Carbosep M9 oko 2,5 – 3 puta.

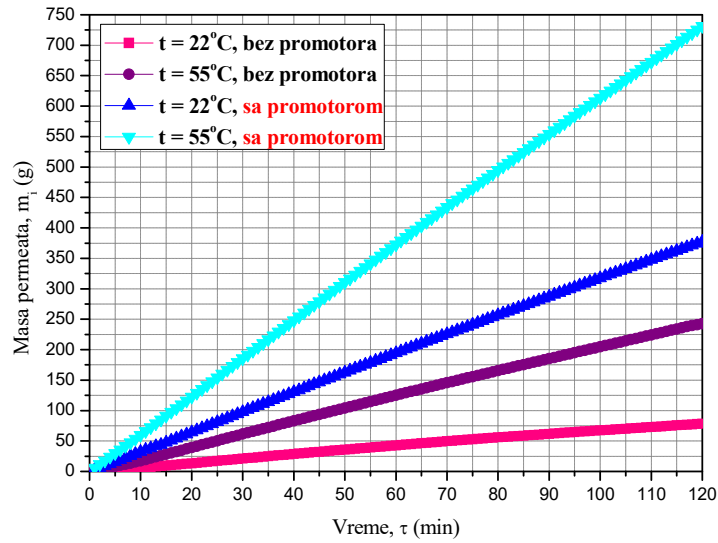
Kada je u pitanju polarizacioni otpor, koji je posledica stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na membrani, i taloženja suspendovanih čestica na površini membrane, kod sve tri membrane dolazi do izuzetnog smanjenja njegove vrednosti.

Kod Carbosep M7 membrane, samo povišenjem temperature od 22 do 55°C, vrednost polarizacionog otpora se smanjuje čak 5 puta. Bez ugrađenog promotora turbulencije vrednost polarizacionog otpora se kreće od početnih $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 22^\circ\text{C}$) do krajnje vrednosti od $R_p = 6,4852 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 55^\circ\text{C}$). Sa ugrađenim promotorom turbulencije, taj interval ima dosta manje vrednosti, odnosno iznosi od $R_p = 2,0275 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 22^\circ\text{C}$) do $R_p = 1,7141 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 55^\circ\text{C}$).

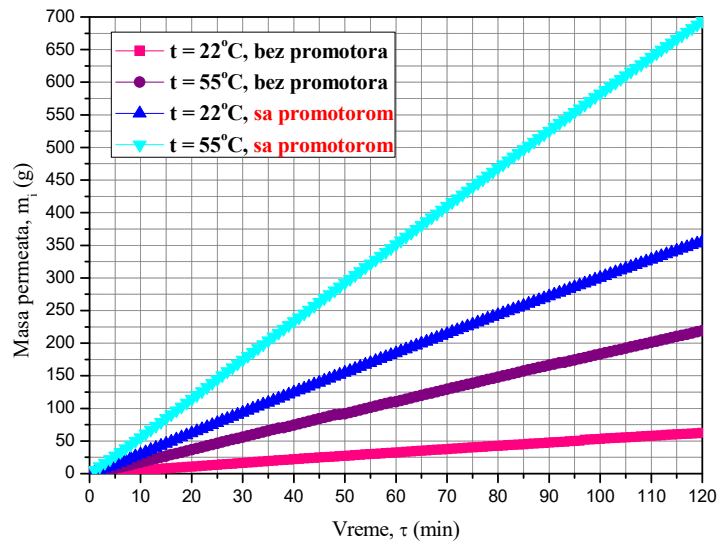
Kod Carbosep M8 membrane, povišenjem temperature od 22 do 55°C, vrednost polarizacionog otpora se smanjuje 6 puta. Bez ugrađenog promotora turbulencije vrednost polarizacionog otpora se kreće od početnih $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 22^\circ\text{C}$) do krajnje vrednosti od $R_p = 7,3314 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 55^\circ\text{C}$). Sa ugrađenim promotorom turbulencije, taj interval ima dosta manje vrednosti, odnosno iznosi od $R_p = 1,9502 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 22^\circ\text{C}$) do $R_p = 1,5416 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 55^\circ\text{C}$).

Kod Carbosep M9 membrane, povišenjem temperature od 22 do 55°C, vrednost polarizacionog otpora se smanjuje i do 36 puta. Bez ugrađenog promotora turbulencije vrednost polarizacionog otpora se kreće od početnih $R_p = 36,0935 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 22^\circ\text{C}$) do krajnje vrednosti od $R_p = 1,0080 \cdot 10^{12}$ 1/m (na $t = 55^\circ\text{C}$). Sa ugrađenim promotorom turbulencije proračunom se dobija da su vrednosti ukupnog otpora manje nego vrednost hidrauličkog otpora membrane. To bi značilo da polarizacionog otpora praktično i nema. Odnosno, sve to ukazuje na činjenicu da ugradnja promotora turbulencije predstavlja veoma pogodan način za smanjenje polarizacionog otpora u sistemima za ultrafiltraciju sokova.

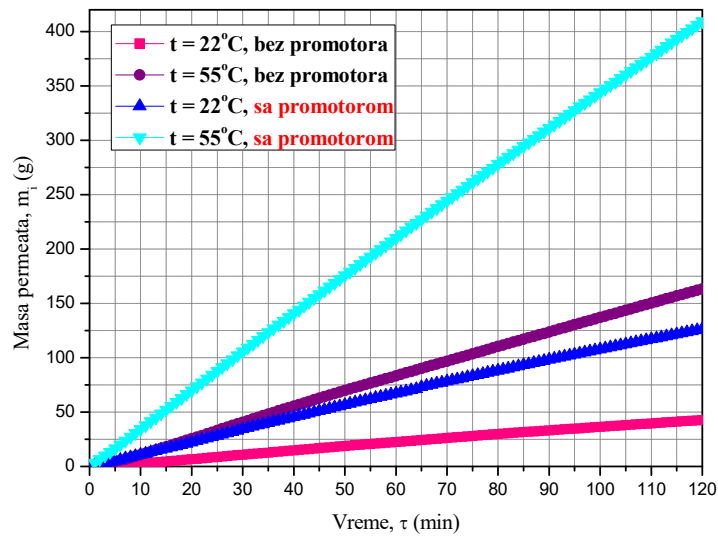
Na slikama 4.2.34., 4.2.35. i 4.2.36. je prikazana zavisnost sakupljene mase permeata model rastvora od vremena i temperature retentata, sa i bez promotora turbulencije. Radi preglednosti slika, uzete su vrednosti za temperaturu retentata od 22°C i 55°C, za sve tri membrane. Porast sakupljene mase permeata je linearan, a i ovde se stacionarni uslovi uspostavljaju od 60 – 100 minuta.



Slika 4.2.34. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 16 – 17 i tabele 31 – 32).

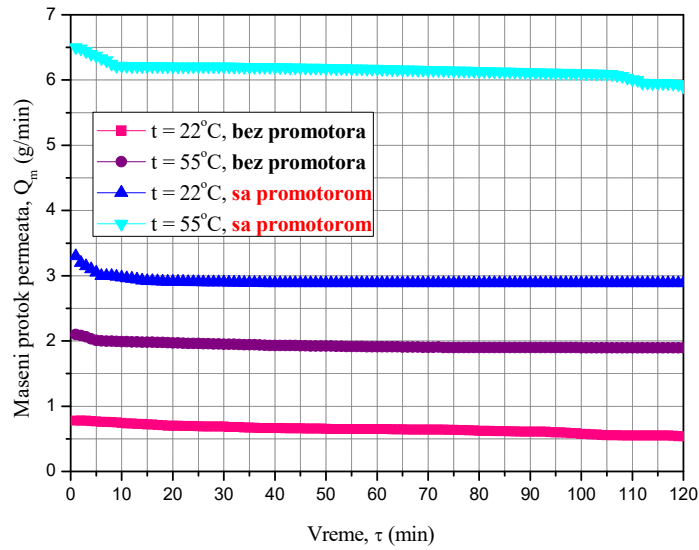


Slika 4.2.35. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 18 – 19 i tabele 33 – 34).

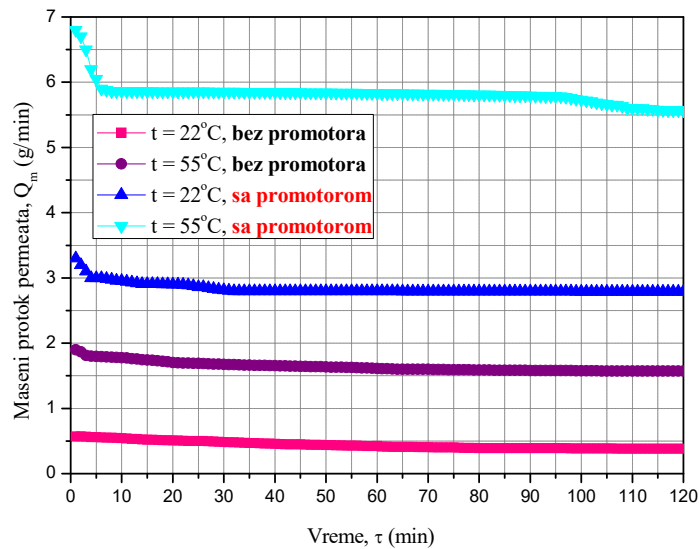


Slika 4.2.36. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 20 – 21 i tabele 35 – 36).

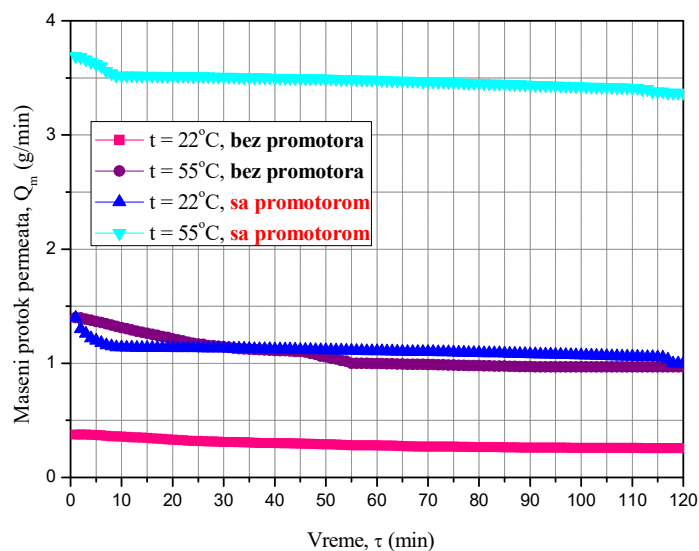
Slike 4.2.37., 4.2.38. i 4.2.39. prikazuju zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, od vremena i temperature retentata, za sve tri membrane, bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije. Na sve tri slike su prikazani dobijeni rezultati za dve temperature ($t = 22^\circ\text{C}$ i 55°C), a eksperimenti su urađeni za četiri različite temperature. Ovakav prikaz je zbog preglednosti rezultata prikazanih na navedenim slikama. Uočljivo je da u svim serijama, maseni protok permeata model rastvora opada sa vremenom sve do uspostavljanja »stacionarnih uslova«, posle čega do kraja ostaje gotovo nepromenjen. Isti efekti su primećeni i u svim ranijim ispitivanjima.



Slika 4.2.37. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 16 – 17 i tabele 31 – 32).

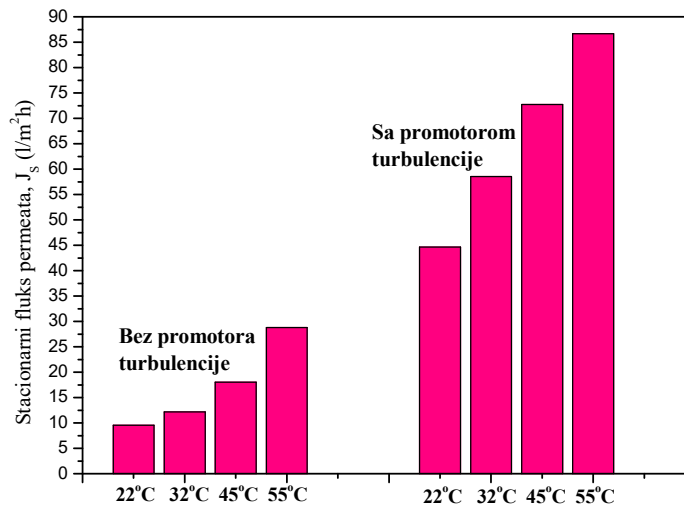


Slika 4.2.38. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 18 – 19 i tabele 33 – 34).

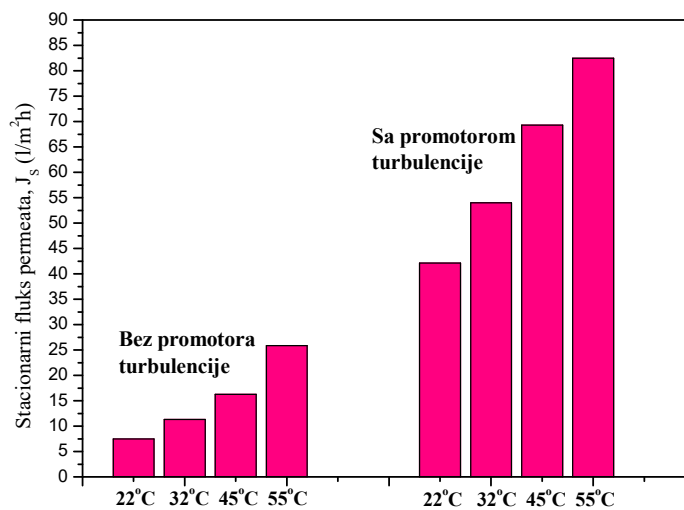


Slika 4.2.39. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (prilog 2, tabele 20 – 21 i tabele 35 – 36).

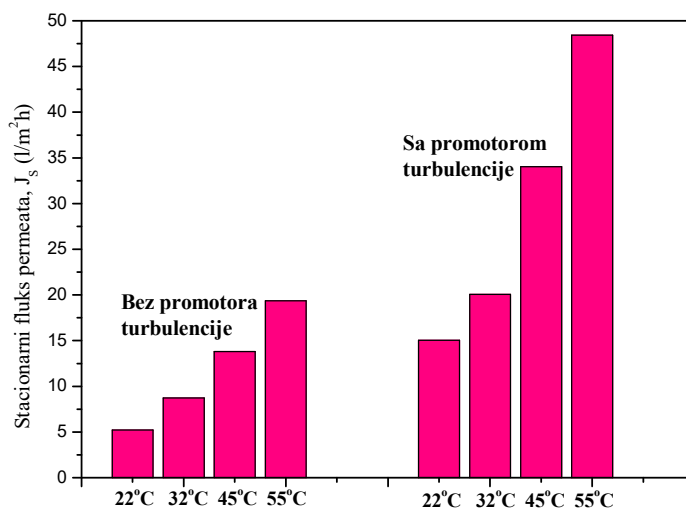
Uticao povećanja temperature retentata na prenos mase, na stacionarni fluks permeata, J_s , sa i bez ugrađenog promotora se ogleđa u tome što fluks permeata linearno raste (što prikazuju visoki koeficijenti korelacije). Ranije je utvrđeno da je bez promotora turbulencije linearan porast fluksa permeata sa temperaturom posledica pada viskoziteta soka (jednačina 3.28). Isti slučaj je i ako se ugradi promotor turbulencije. Slike 4.2.40., 4.2.41. i 4.2.42. prikazuju vrednosti stacionarnog fluksa permeata, J_s , u zavisnosti od različitih temperatura retentata, bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije.



Slika 4.2.40. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih temperatura, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (tabele 4.2.7. i 4.2.13.).



Slika 4.2.41. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih temperatura, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (tabele 4.2.8. i 4.2.14.).



Slika 4.2.42. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih temperatura, t , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar) (tabele 4.2.9. i 4.2.15.).

4.2.3.3. UTICAJ PROMOTORA TURBULENCIJE I ZAPREMINSKOG PROTOKA RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE ULTRAFILTRACIJE

U tabelama 4.2.16., 4.2.17. i 4.2.18. su prikazani dobijeni rezultati III – ćeg dela eksperimenata, pri čemu su u istoj tabeli prikazani i rezultati dobijeni bez primene promotora turbulencije, radi lakšeg upoređivanja efekta koji se postiže upotrebom promotora turbulencije. Maksimalni zapreminski protok retentata koji može da se postigne sa ugrađenim promotorom turbulencije, a da razlika pritisaka bude oko 1,5 bar, je 2 l/min. Razlog za ovaj efekat su veoma visoki padovi pritiska, koji se javljaju zbog velike turbulencije i većih mesnih otpora unutar cevi.

U tabelama 4.2.16., 4.2.17. i 4.2.18. su prikazani rezultati dobijeni bez primene promotora turbulencije, na razlici pritisaka od $\Delta p = 1$ bar. Primenom promotora turbulencije, bilo je jedino moguće postignuti da pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 2$ l/min, razlika pritisaka bude $\Delta p = 1,5$ bar kod sve tri ultrafiltracione membrane, pa je to prikazano i u tabelama. Efekat koji se postiže ugradnjom promotora turbulencije

se ogleda kroz dobijene rezultate za stacionarni fluks i ukupni i polarizacioni otpor membrane.

Tabela 4.2.16. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M7, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabelle 10 – 11 i tabela 37).

Δp (bar)	Q_v (l/min)	$P_1 - P_2$ (bar)	promotor	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	1	0	-	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
1	2	0	-	82	1,0309	14,5881	25,5534	19,2358
1,5	1	0,45	+	77	4,1435	58,6344	9,5365	3,2189
1,5	2	1,6	+	79	5,5158	78,0538	7,1638	0,8462

Tabela 4.2.17. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M8, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabelle 12 – 13 i tabela 38).

Δp (bar)	Q_v (l/min)	$P_1 - P_2$ (bar)	promoter	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	1	0	-	65	0,5245	7,4926	49,7512	42,8529
1	2	0	-	65	0,9214	13,1629	28,3204	21,4221
1,5	1	0,6	+	76	3,9569	55,9938	9,9862	3,0879
1,5	2	1,35	+	71	5,2105	74,4355	7,5120	0,6137

Tabela 4.2.18. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim zapreminskim protocima retentata, sa i bez promotora turbulencije (Carbosep M9, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabelle 14 – 15 i tabela 39).

Δp (bar)	Q_v (l/min)	$P_1 - P_2$ (bar)	promoter	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
1	1	0	-	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
1	2	0	-	65	0,6210	8,7875	42,4203	7,0073
1,5	1	0,8	+	70	1,5800	22,3584	25,0092	/
1,5	2	1,75	+	76	2,5848	36,5773	15,2872	/

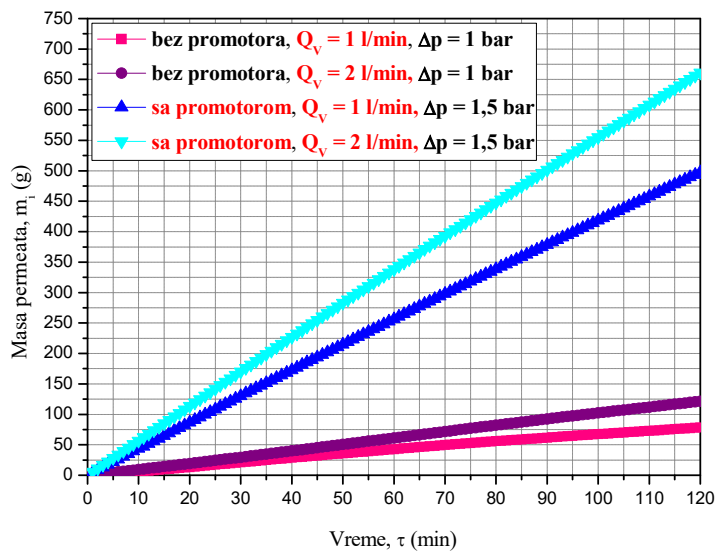
Kod membrane Carbosep M7, ugradnjom promotora turbulencije dostiže se stacionarni fluks permeata koji je oko 6 puta veći, nego kada nema ugrađenog promotora turbulencije. Ukupni otpor membrane smanjuje se oko 4 puta, a polarizacioni otpor je čak 10 puta manji kada se ugradi promotor turbulencije. Ako se pored ugrađenog promotora turbulencije povisi i zapreminski protok retentata ostvaruje se povećanje stacionarnog fluksa permeata od 1,3 puta, od vrednosti $J_s = 58,6344 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 1 \text{ l/min}$) do $J_s = 78,0538 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 2 \text{ l/min}$). Polarizacioni otpor membrane se smanjuje skoro 4 puta. To je i očekivano, jer sa porastom zapreminskog protoka retentata, raste i brzina strujanja retentata kroz membranu, a samim tim veća brzina strujanja retentata kroz membranu smanjuje i sekundarni dinamički sloj na membrani, koji sačinjavaju istaložene suspendovane čestice iz retentata.

Kod membrane Carbosep M8, ugradnjom promotora turbulencije dostiže se stacionarni fluks permeata koji je oko 7,5 puta veći, nego kada nema ugrađenog promotora turbulencije. Ukupni otpor membrane smanjuje se oko 5 puta, a polarizacioni otpor je čak 14 puta manji kada se ugradi promotor turbulencije. Ako se pored ugrađenog promotora turbulencije povisi i zapreminski protok retentata i kod ove membrane se ostvaruje povećanje stacionarnog fluksa permeata od 1,3 puta, od vrednosti $J_s = 55,9938 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 1 \text{ l/min}$) do $J_s = 74,4355 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 2 \text{ l/min}$). Polarizacioni otpor se kod ove membrane smanjuje skoro 5 puta.

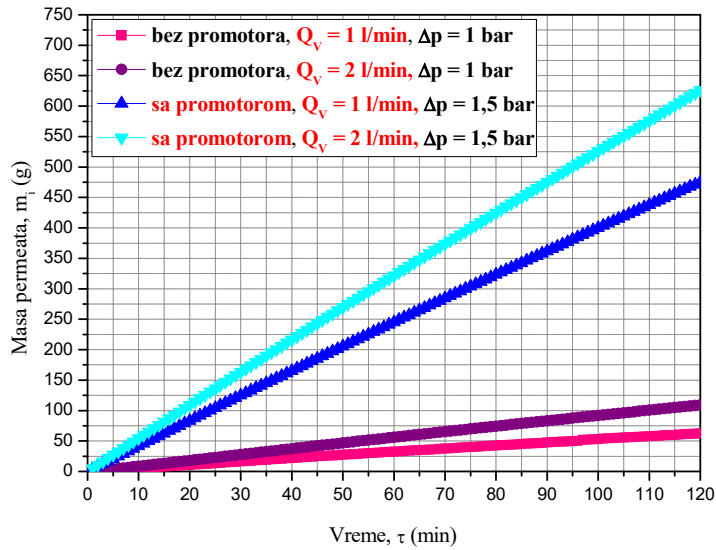
Kod membrane Carbosep M9, ugradnjom promotora turbulencije dostiže se stacionarni fluks permeata koji je oko 4 puta veći, nego kada nema ugrađenog promotora turbulencije. Ukupni otpor membrane smanjuje se oko 3 puta, a po proračunu se dobija da praktično polarizacioni otpor membrane ne postoji, jer su dobijene vrednosti za ukupni otpor membrane manje od hidrauličkog otpora membrane, što je nemoguće. Objašnjenje za takve rezultate se može pronaći u odnosu ukupnog otpora i masenog protoka permeata. Kako su ukupni otpor i maseni protok permeata obrnuto proporcionalni, sa povećanjem masenog protoka permeata, vrednost ukupnog otpora se smanjuje. Izvodi se zaključak da ugradnja promotora turbulencije kod membrane Carbosep M9, koja ima najveći hidraulički otpor membrane, ima najvećeg uspeha u smanjenju polarizacionog otpora. Ako se pored ugrađenog promotora turbulencije, kod membrane Carbosep M9 povisi i zapreminski protok retentata i kod ove membrane se ostvaruje povećanje stacionarnog

fluksa permeata od 1,6 puta, od vrednosti $J_s = 22,3584 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 1 \text{ l/min}$) do $J_s = 36,5773 \text{ l/m}^2\text{h}$ (pri $Q_v = 2 \text{ l/min}$).

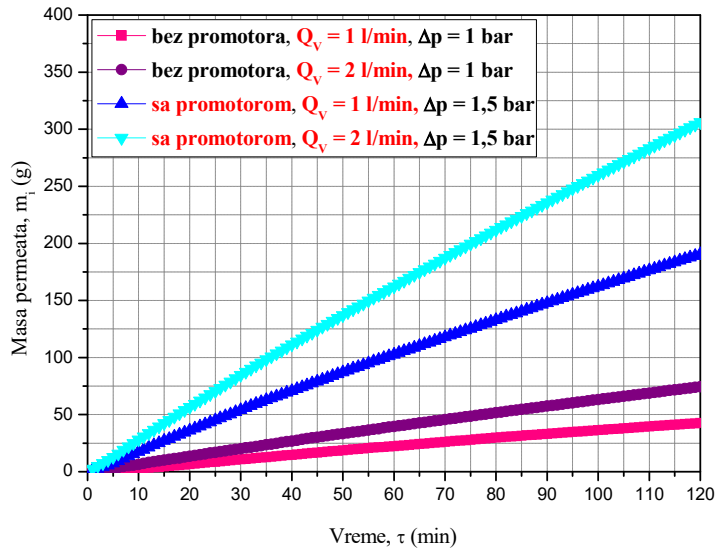
Na slikama 4.2.43., 4.2.44. i 4.2.45. je prikazana sakupljena masa permeata model rastvora u zavisnosti od vremena i zapreminskog protoka retentata, bez i sa ugradnjom promotora turbulencije, za sve tri membrane. Jasno se vidi da je ugradnja promotora turbulencije veoma efektivna tehnika u povećanju sakupljene mase permeata, pa samim tim i fluksa permeata.



Slika 4.2.43. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ i $1,5 \text{ bar}$, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 10 – 11 i tabela 37).



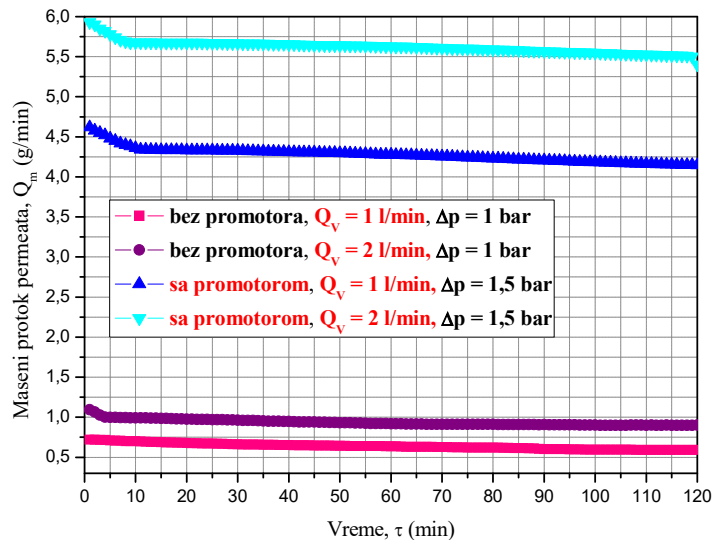
Slika 4.2.44. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ i $1,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 12 – 13 i tabela 38).



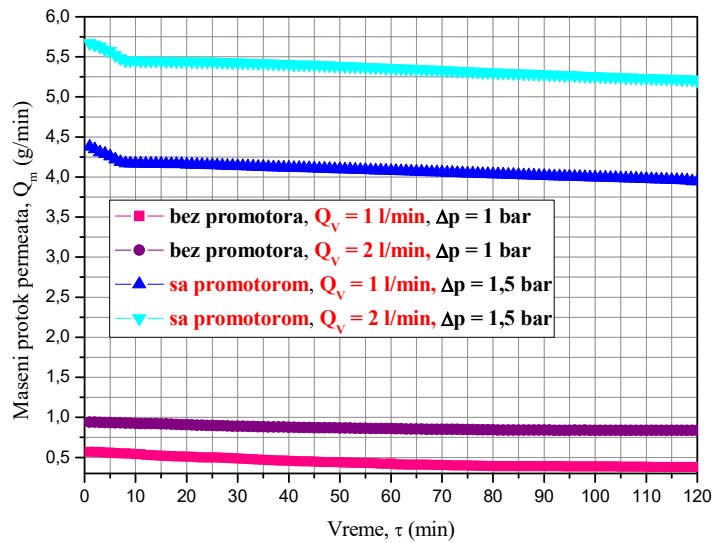
Slika 4.2.45. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ i $1,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 14 – 15 i tabela 39).

Na slikama 4.2.46., 4.2.47. i 4.2.48. su prikazane zavisnosti masenog protoka permeata model rastvora od vremena i zapreminskog protoka retentata, bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije, za sve tri membrane (Carbosep M7, M8 i M9).

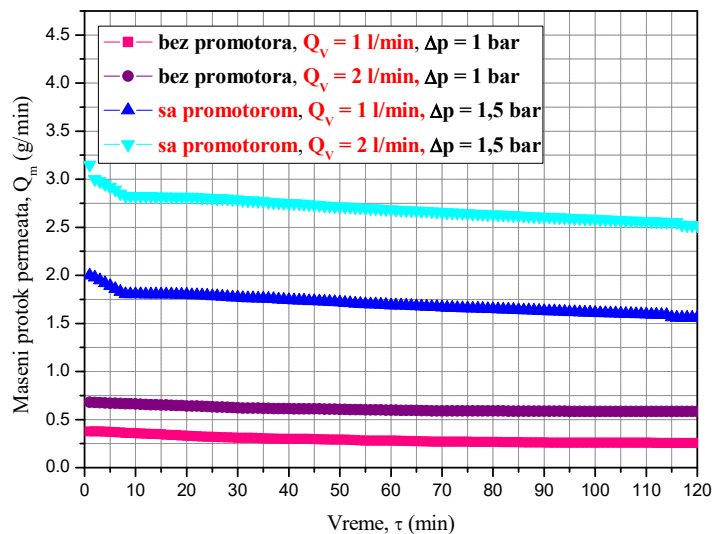
Maseni protok permeata sa vremenom opada. U početku je taj pad veći, a nakon određenog vremena, kada se dostignu “stacionarni uslovi”, dalji pad masenog protoka je toliko mali, da se može zanemariti. Već je ranije napomenuto da se “stacionarni uslovi” praktično nikada ne uspostavljaju, ali se o njima govori upravo zbog navedene činjenice da je nakon određenog vremena, vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s , pad masenog protoka toliko mali da se može i zanemariti.



Slika 4.2.46. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ i $1,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 10 – 11 i tabela 37).



Slika 4.2.47. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ i $1,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 12 – 13 i tabela 38).



Slika 4.2.48. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ i $1,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 2, tabele 14 – 15 i tabela 39).

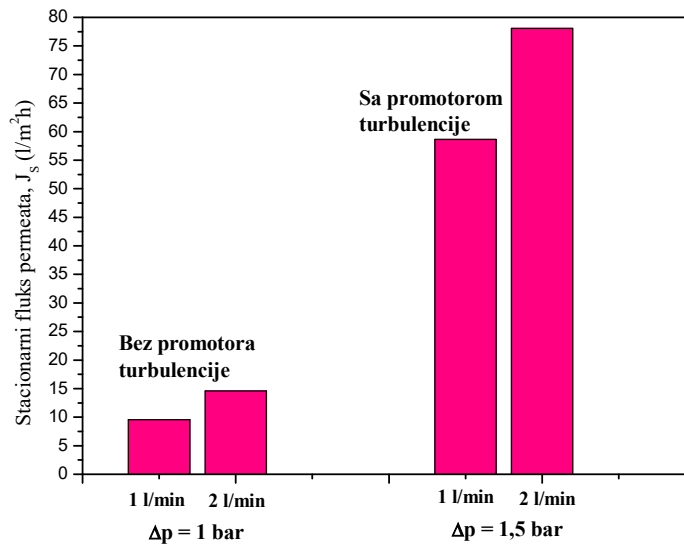
Kod membrane Carbosep M7 ugradnjom promotora turbulencije maseni protok permeata model rastvora se povećava oko 6 puta, sa vrednosti $0,6699$ g/min bez

ugrađenog promotora turbulencije do vrednosti 4,1435 g/min sa ugrađenim promotorom turbulencije. A ako se poveća i zapreminski protok permeata, ostvaruje se povećanje masenog protoka permeata još 1,33 puta.

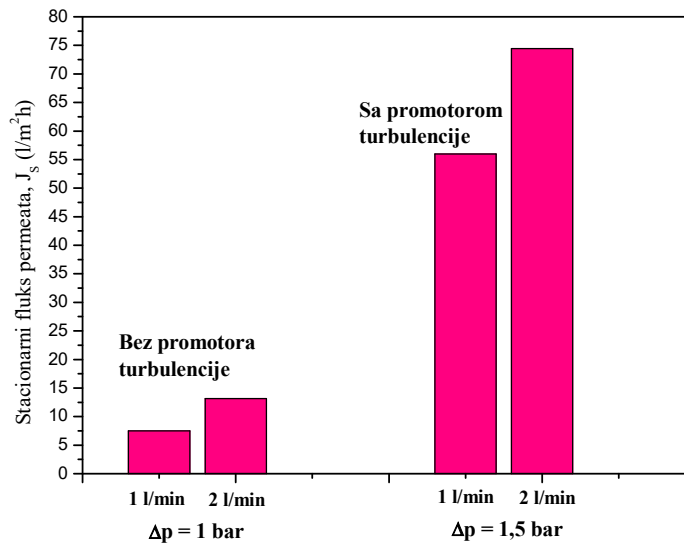
Kod membrane Carbosep M8 ugradnjom promotora turbulencije maseni protok permeata model rastvora se povećava oko 7,5 puta, sa vrednosti 0,5245 g/min bez ugrađenog promotora turbulencije do vrednosti 3,9569 g/min sa ugrađenim promotorom turbulencije. A ako se poveća i zapreminski protok permeata, ostvaruje se povećanje masenog protoka permeata još 1,3 puta.

Kod membrane Carbosep M9 ugradnjom promotora turbulencije maseni protok permeata model rastvora se povećava oko 4 puta, sa vrednosti 0,3684 g/min bez ugrađenog promotora turbulencije do vrednosti 1,5800 g/min sa ugrađenim promotorom turbulencije. A ako se poveća i zapreminski protok permeata, ostvaruje se povećanje masenog protoka permeata još 1,6 puta.

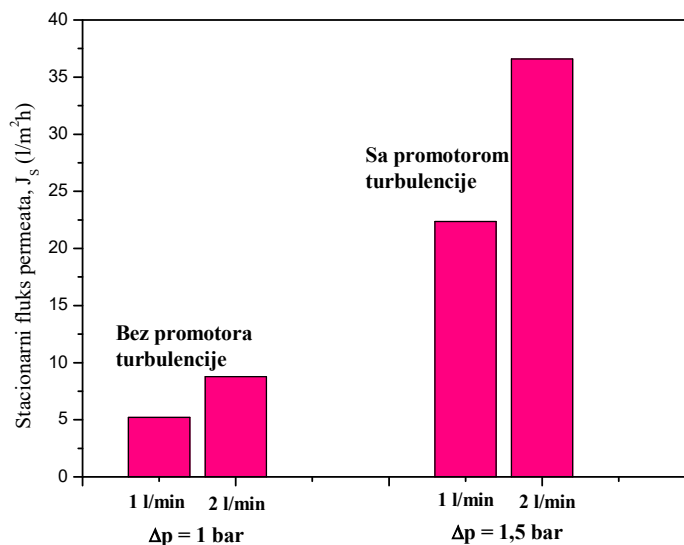
Na slikama 4.2.49., 4.2.50. i 4.2.51. prikazana je zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m^2h), od različitih zapreminskih protoka retentata, bez i sa ugrađenim promotorom turbulencije, za Carbosep M7, M8 i M9 membrane.



Slika 4.2.49. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih zapreminskih protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M7, $t = 22^\circ C$, $\Delta p = 1$ i 1,5 bar) (tabele 4.2.4., i 4.2.16.).



Slika 4.2.50. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih zapreminskih protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M8, $t = 22^\circ C$, $\Delta p = 1$ i 1,5 bar) (tabele 4.2.5., i 4.2.17.).



Slika 4.2.51. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različitih zapreminskih protoka retentata, Q_v , bez i sa promotorom turbulencije (Carbosep M9, $t = 22^\circ C$, $\Delta p = 1$ i 1,5 bar) (tabele 4.2.6., i 4.2.18.).

Analizom svih dobijenih rezultata eksperimenata koji su vršeni sa ugrađenim promotorom turbulencije kod sve tri membrane, mogu se izvesti sledeći zaključci.

Povećanjem transmembranskog pritiska kao pogonske sile za prenos mase, povećava se i fluks permeata. Ovaj porast je evidentan, sve do jedne granice kada je sekundarni sloj na površini membrane toliko »sabijen« da je polarizacioni otpor jako visok. U tom trenutku dalje povećanje pogonske sile ne dovodi do povećanja stacionarnog fluksa permeata, već i do blagog pada. Transmembranski pritisak pri kome se postiže najveći fluks permeata iznosi 3 bar za sve tri membrane. Način da se ova granica pomeri jeste da se ugradi promotor turbulencije. U slučaju ugradnje promotora turbulencije, usled jako izražene konvektivne difuzije, dolazi do »razbijanja« sloja gela na površini membrane, tako da se pomera granica optimalnog transmembranskog pritiska.

Ukoliko se ugradi promotor turbulencije porast fluksa permeata je nekoliko puta veći nego bez njega, bez obzira na zapreminski protok retentata. Zapravo, ako se ugradi promotor turbulencije, fluks permeata ne zavisi od protoka retentata jer je reč o intenzivnoj turbulenciji. Ispitivanja su urađena do vrednosti zapreminskog protoka retentata od $Q_v = 2$ l/min, jer pumpa nije mogla savladati ogromne padove pritiska koji se javljaju usled mesnih otpora pri višim zapreminskim protocima retentata. Utvrđeno je da bez ugrađenog promotora turbulencije, sa porastom razlike pritiska, kao pogonske sile za prenos mase, dolazi sa jedne strane do porasta fluksa permeata, jer je fluks direktno proporcionalan porastu pogonske sile. Sa druge strane dolazi do smanjenja fluksa permeata, jer je fluks indirektno proporcionalan povećanju polarizacionog otpora. Polarizacioni otpor, R_p , se povećava usled komprimovanja gela na membrani (jednačina 3.31).

Sa ugrađenim promotorom turbulencije postiže se da stacionarni fluks permeata raste sve vreme. Nije uočljiv nikakav maksimum, pa se može očekivati dalji porast fluksa permeata sa daljim povećanjem transmembranskog pritiska iznad 3 bar. To ukazuje na to da je bolje izvoditi ultrafiltraciju na što višim transmembranskim pritiscima, u pogledu kinetike prenosa mase, ako se ugradi promotor turbulencije.

U svim obavljenim eksperimentima sa ugrađenim promotorom turbulencije, polarizacioni otpor ima nominale vrednosti vrlo bliske hidrauličkom otporu membrane. U nekim slučajevima čak i niže. Samim tim i ukupni otpor ima jako male nominalne vrednosti, pa se može zaključiti da ugradnja promotora turbulencije predstavlja izuzetan način za smanjenje polarizacionog otpora u sistemima za ultrafiltraciju sokova.

4.3. ODREĐIVANJE UTICAJA RAZLIČITE KONCENTRACIJE PEKTINA U MODEL RASTVORIMA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA KROZ NEORGANSKE ULTRAFILTRACIONE CARBOSEP MEMBRANE

Prilikom proizvodnje voćnih sokova, nezaobilazna faza u procesu proizvodnje je bistrenje. Iscedeni voćni sokovi su obično zamućeni, usled prisustva biljnih ostataka koji nisu rastvorljivi u vodi (vlakana, celuloze, hemiceluloze, protopektina, skroba i masti) i koloidnih makromolekula (pektina, proteina, rastvorljivih delova skroba, određenih polifenola i njihovih oksidisanih ili kondenzovanih derivata). Sve ove fino dispergovane supstance pri proizvodnji bistrog soka moraju biti delimično ili potpuno eliminisane kako bi se izbeglo naknadno zamućivanje i taloženje i kako bi se povećale čulne karakteristike (ukus, miris, i boja). U praksi se za bistrenje voćnih sokova najčešće koristi kombinacija fizičko–hemijskih i mehaničkih metoda, pa se bistrenje sastoji u hidrolizi makromolekularnih jedinjenja i taloženju svih sastojaka koji uslovljavaju mutnoću (Vasilišin i Grubačić, 2003).

Primarni cilj depektinizacije je hidroliza takozvanih zaštitnih koloida (pektina, skroba, arabana, proteina) kako ne bi sprečili formiranje agregata dispergovanih čestica i njihovo taloženje. Sastojci koji nastaju kao rezultat hidrolize pektina, kao što je galakturonska kiselina, ostaju u soku što doprinosi da sok zadrži u većoj meri „punoću“. Hidrolizom pektina opada viskozitet soka i stvara se manja količina taloga, pa se olakšava naredna operacija filtriranja soka. Na kraju procesa depektinizacije kvalitativni test na pektine (etanolni test) mora biti negativan. Kod proizvodnje bistrog soka od jabuke posebna pažnja se mora obratiti na hidrolizu skroba i arabana kod proizvodnje bistrog soka od jabuke (Niketić-Aleksić, 1988).

Suspendovane čestice, po obavljenom hidrolitičkom postupku, talože se dodavanjem želatina. Želatin sa taninom formira kompleks „tanin–želatin“. Kompleks nastaje usled električnog pražnjenja negativno naelektrisanog tanina i pozitivno naelektrisanog želatina. Taložeci se ovaj kompleks povlači sa sobom i ostale čestice što olakšava bistrenje. Da sok ne bi izgubio na ukusu odstranjivanjem tanina koji se veže sa želatinom, može se pre početka bistrenja dodati nešto taninske kiseline. Pored želatina, radi potpunijeg i bržeg taloženja, u praksi se gotovo redovno koristi i bentonit. Ova

kombinacija daje vrlo dobre rezultate. Bentonit (klarol) osim što ima veliku specifičnu težinu, negativno je naelektrisan, pa u dodiru sa pozitivno naelektrisanim katjonima metala gubi naelektrisanje i vrlo brzo se taloži ostavljajući kristalno bistar sok (Niketić-Aleksić, 1988).

Filtracijom se odstranjuju sve čestice koje sok čine mutnim i nisu se izdvojile u talog pri bistrenju čime se dobija potpuno bistar sok. Ukoliko su bistrenje i filtracija pravilno obavljene naknadno u toku skladištenja soka ne dolazi do izdvajanja taloga ili pojave opalescencije.

Već je bilo reči o tome da bi se poboljšao proces membranske filtracije i da bi se ostvarili veliki fluksevi permeata kroz mikrofiltracionu ili ultrafiltracionu membranu, pored podešavanja optimalnih radnih uslova procesa, neophodno je izvršiti i odgovarajući predtretman napojnog rastvora (voćnog soka), koji se upravo sastoji u prethodnoj depektinizaciji i taloženju suspendovanih čestica. Tokom procesa membranske filtracije na površini membrane se zadržavaju sve suspendovane čestice koje se nisu istaložile prilikom odgovarajućeg predtretmana voćnog soka.

Dosadašnja ispitivanja (Pal i sar., 2008; Rai i sar., 2007; Sarkar i sar., 2010; Urošević i sar., 2017) i podaci iz literature daju podatak da celokupna količina šećera i limunske kiseline iz model rastvora prelazi u permeat, pa iz tog razloga su koncentracije šećera i limunske kiseline konstantne u pripremanim model rastvorima. Za svaki napravljen model rastvor, koncentracija šećera je merena refraktometrom (Refraktometar RF-3, od 0 do 85%, br. 857, Zrak – Sarajevo) i u napojnom model rastvoru i u permeatu. U svim model rastvorima je refraktometar pokazao koncentraciju od 10°Bx, i ista vrednost je izmerena i u permeatima model rastvora, svih koncentracija pektina i kod sve tri membrane.

U tabelama 4.3.1., 4.3.2. i 4.3.3. su prikazani rezultati eksperimenata, koji su vršeni u cilju ispitivanja uticaja koncentracije pektina u model rastvorima voćnih sokova, na kinetiku prenosa mase kroz ultrafiltracione membrane, Carbosep M7, M8 i M9. Tokom ovih eksperimenata varirana je samo koncentracija pektina u model rastvorima, dok su ostali parametri procesa bili konstantni, temperatura napojnog rastvora bila je 22°C, razlika pritisaka, $\Delta p = 1$ bar i zapreminski protok napojnog rastvora, $Q_v = 1$ l/min.

Tabela 4.3.1. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim koncentracijama pektina u model rastvoru (Carbosep M7, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1 \text{ bar}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 3, tabele 1 – 3).

% pektina u model ra	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,1	87	0,7359	10,4134	35,7969	29,4793
0,3	80	0,6699	9,5701	38,9528	32,6352
0,5	90	0,3860	5,4622	68,2461	61,9285
0,7	79	0,3098	4,3840	85,0323	78,7147
0,9	85	0,2509	3,5504	104,9940	98,6764
1,2	81	0,2112	2,9886	124,7301	118,4125

Tabela 4.3.2. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim koncentracijama pektina u model rastvoru (Carbosep M8, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1 \text{ bar}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 3, tabele 4 – 6).

% pektina u model ra	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,1	87	0,6315	9,0213	41,3214	34,4231
0,3	65	0,5245	7,4926	49,7512	42,8529
0,5	71	0,3873	5,5326	67,3754	60,4771
0,7	73	0,3047	4,3528	85,6399	78,7416
0,9	67	0,2231	3,1869	116,9632	110,0649
1,2	70	0,1756	2,5084	148,6018	141,7035

Tabela 4.3.3. Vrednosti stacionarnih veličina pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim koncentracijama pektina u model rastvoru (Carbosep M9, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 1 \text{ bar}$, $Q_v = 1 \text{ l/min}$) (prilog 3, tabele 7 – 9).

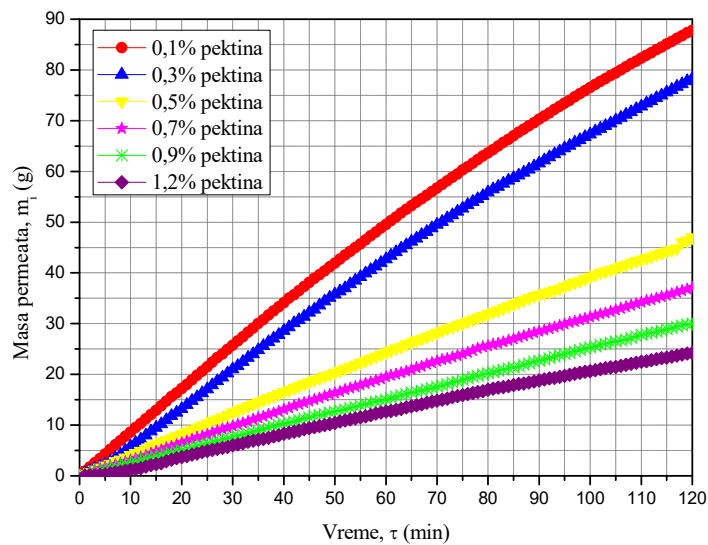
% pektina u model ra	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s ($\text{l/m}^2\text{h}$)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,1	70	0,4461	6,3128	59,0518	23,6388
0,3	70	0,3684	5,2133	71,5065	36,0935
0,5	85	0,1944	2,7508	135,5093	100,0963
0,7	85	0,1638	2,3177	160,8242	125,4112
0,9	70	0,1310	1,8536	201,0916	165,6786
1,2	70	0,0955	1,3512	275,8430	240,4300

Sa povećanjem koncentracije pektina u model rastvoru, dolazi do opadanja stacionarnog masenog protoka permeata i stacionarnog fluksa permeata, dok se polarizacioni otpor znatno povećava, što je i očekivano. Pektin kao zaštitni koloid i makromolekul, učestvuje u stvaranju agregata, koji se talože na površini membrane i učestvuju u formiranju sekundarnog dinamičkog sloja, o čemu je već bilo reči u prethodnim poglavljima.

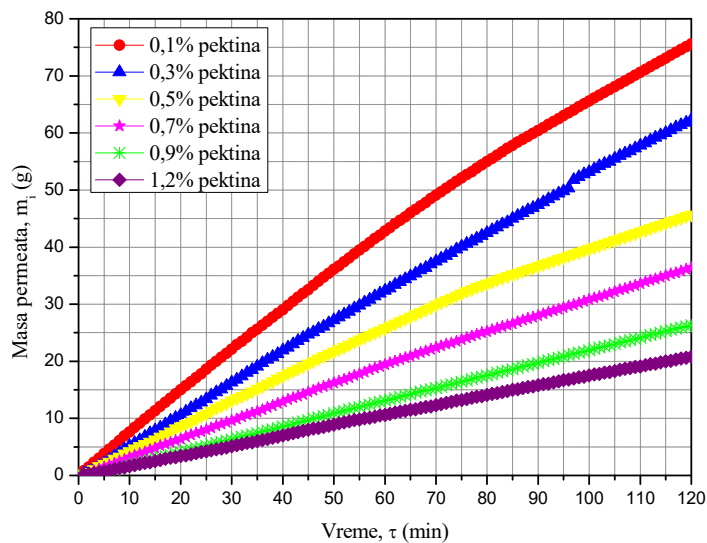
Kod membrane Carbosep M7, stacionarni maseni protok i stacionarni fluks permeata se smanjuju 3,5 puta, sa porastom koncentracije pektina u model rastvoru od 0,1% do 1,2%, dok se polarizacioni otpor povećava čak 4 puta. Kod membrane Carbosep M8, stacionarni maseni protok i stacionarni fluks permeata, sa porastom koncentracije pektina model rastvora od 0,1% do 1,2%, se smanjuju takođe 3,5 puta, kao i kod membrane Carbosep M7, a i polarizacioni otpor se povećava 4 puta. I na kraju kod membrane Carbosep M9, stacionarni maseni protok i fluks permeata se smanjuju 4,6 puta sa porastom koncentracije pektina model rastvora, a polarizacioni otpor se povećava čak 10 puta. Porast polarizacionog otpora je najveći kod membrane Carbosep M9, što je i očekivano, s obzirom da je to membrana sa najmanjom veličinom pora, odnosno sa najvećom granicom separacije prema molekularnoj masi (300 kDa).

Pri ispitivanju uticaja različitih koncentracija pektina u model rastvoru voćnog soka na kinetiku ultrafiltracije, uočeno je da u svim serijama sakupljena masa permeata model rastvora opada sa vremenom sve do uspostavljanja »stacionarnih uslova«.

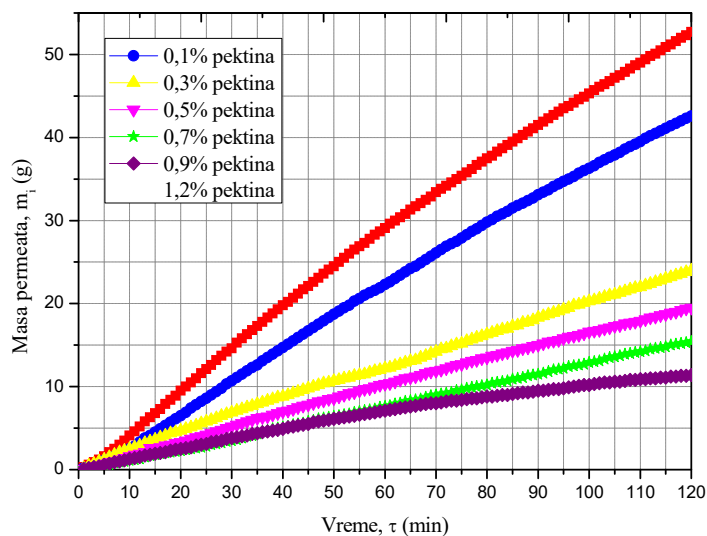
Na slikama 4.3.1., 4.3.2 i 4.3.3. je prikazana sakupljena masa permeata u funkciji od vremena i različitih koncentracija pektina u model rastvoru, pri razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, za membrane Carbosep M7, M8 i M9.



Slika 4.3.1. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i različite koncentracije pektina model rastvora (Carbosep M7, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 3, tabelle 1 – 3).

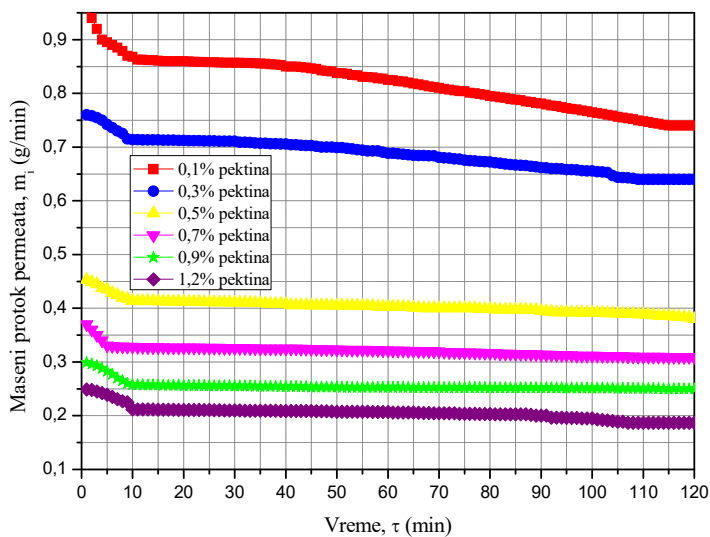


Slika 4.3.2. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i različite koncentracije pektina model rastvora (Carbosep M8, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 3, tabele 4 – 6).

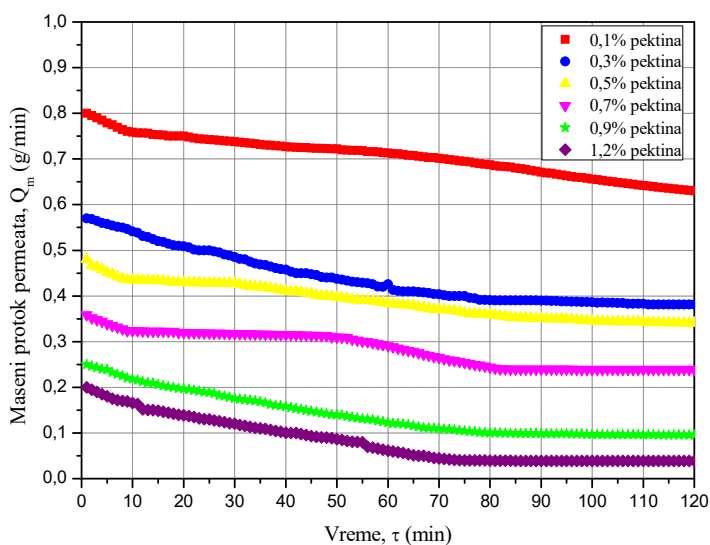


Slika 4.3.3. Sakupljena masa permeata model rastvora, m_i , u funkciji od vremena, τ , i različite koncentracije pektina model rastvora (Carbosep M9, $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 1$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 3, tabele 7 – 9).

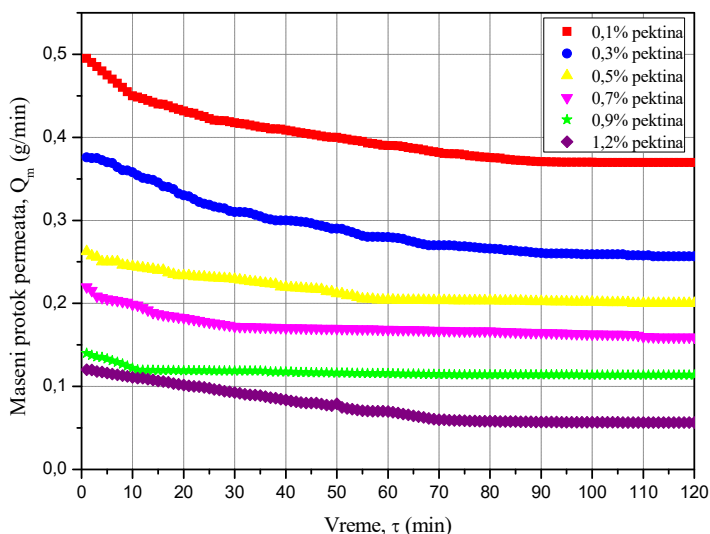
Prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom predstavlja, maseni protok permeata sa vremenom (slike 4.3.4., 4.3.5., 4.3.6.).



Slika 4.3.4. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i različite koncentracije pektina (Carbosep M7, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.3.5. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i različite koncentracije pektina (Carbosep M8, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

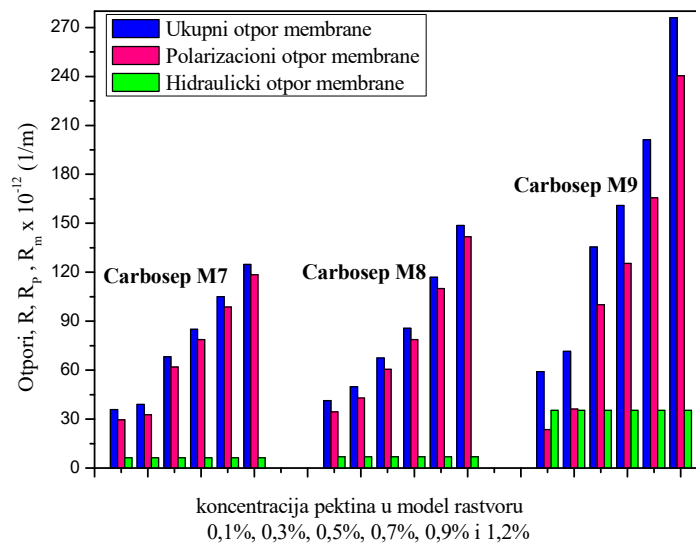


Slika 4.3.6. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora, Q_m , od vremena, τ , i različite koncentracije pektina (Carbosep M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Početni maseni protoci permeata model rastvora, sve do uspostavljanja stacionarnih uslova, su veći pri manjim koncentracijama pektina u model rastvoru, a sa porastom koncentracije pektina, dolazi do pada masenog protoka permeata model rastvora. U stacionarnim uslovima je sekundarni »dinamički« sloj prilično stabilan i zavisi samo od stepena komprimovanja gela tj. sloja na membrani. Povećanje koncentracije pektina u model rastvoru, dovodi samo do »jakog komprimovanja« gela na membrani i mnogo većeg porasta polarizacionog otpora R_p , što je razlog za pad stacionarnog protoka permeata. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova je $\tau_s = 79 - 90$ minuta za Carbosep M7 membranu (tabela 4.3.1.), $\tau_s = 65 - 87$ minuta za Carbosep M8 membranu (tabela 4.3.2.) i $\tau_s = 70 - 85$ minuta za Carbosep M9 membranu (tabela 4.3.3.).

Na slici 4.3.7. je prikazana zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora, R_p , i ukupnog otpora, R , od različitih koncentracija pektina u model rastvoru za Carbosep M7, M8 i M9 membrane, pri razlici pritiska od $\Delta p = 1$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$. Hidraulički otpor membrane, pri ultrafiltraciji destilovane vode, R_m , je konstantna vrednost i za sve protoke retentata iznosi $6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M7 membranu, $6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M8 membranu i $35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m za Carbosep M9 membranu. Polarizacioni

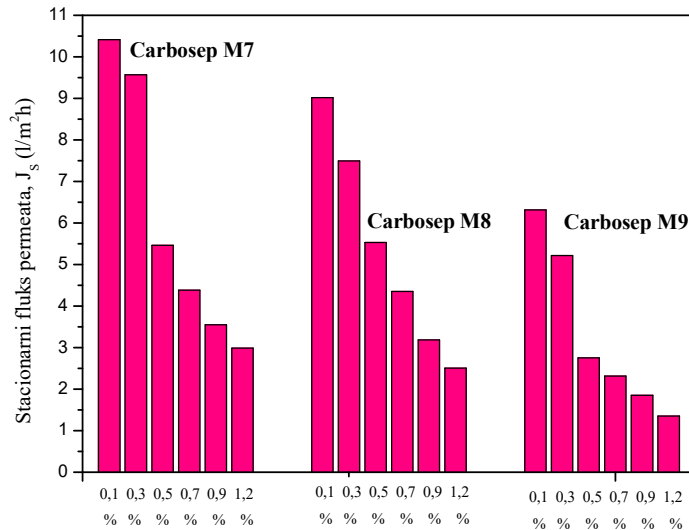
otpor se javlja kao posledica koncentracione polarizacije. Kako je u pitanju unakrsna ultrafiltracija, tokom procesa dolazi do odnošenja jednog dela sekundarnog sloja sa površine membrane, koji je proporcionalan brzini strujanja napojnog rastvora. Primenjena tehnika unakrsne ultrafiltracije, upravo ima za cilj da smanji polarizacioni otpor sekundarnog sloja na membrani, a time i ukupni otpor prenosu mase kroz membranu.



Slika 4.3.7. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora, R_p , i ukupnog otpora, R , od različitih koncentracija pektina (Carbosep M7, M8 i M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.3.1., 4.3.2. i 4.3.3.).

Na slici 4.3.8. je prikazana zavisnost stacionarnog fluksa permeata od koncentracije pektina u model rastvoru za sve tri membrane, Carbosep M7, M8 i M9, pri razlici pritiska od $\Delta p = 1$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$. Sa porastom koncentracije pektina u model rastvoru, stacionarni fluks permeata opada, što je i očekivano. Uočljivo je da se kod sve tri membrane najveći pad stacionarnog fluksa permeata dešava kada se koncentracija pektina u model rastvoru poveća sa 0,3% na 0,5%. Kod membrane Carbosep M7 stacionarni fluks permeata pri koncentraciji pektina od 0,5% je čak manji 43% od stacionarnog fluksa permeata pri koncentraciji od 0,3%. Kod membrane Carbosep M8 je to za 30%, a kod membrane Carbosep M9 procenat smanjenja stacionarnog fluksa permeata je 47%. Carbosep M7 membrana, ima najmanju

granicu separacije prema molekularnoj masi (30 kDa), pa iz tog razloga i ima značajno veće flukseve od ostale dve membrane, pa i veće prednosti u pogledu kinetike ultrafiltracije.



Slika 4.3.8. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od različite koncentracije pektina (Carbosep M7, M8 i M9, $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (tabele 4.3.1., 4.3.2. i 4.3.3.).

Prilikom izvođenja eksperimenta za određivanje uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz ultrafiltracione neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9), izvršeno je i uzorkovanje permeata za analizu pektinskih materija. Analiza pektinskih materija je vršena kolorimetrijskom metodom.

Ova metoda je propisana Pravilnikom o metodama uzimanja uzoraka i vršenja hemijskih i fizičkih analiza radi kontrole kvaliteta proizvoda od voća i povrća (Sl. list SFRJ br. 29/83).

Pektinske materije iz voća ili povrća talože se sa rafinisanim alkoholom, pri čemu u alkoholu zaostaju rastvorne supstance (kiseline, šećeri, bojene materije i dr.), a enzimi se inaktiviraju. Nakon taloženja, pektinske materije iz taloga se mogu određivati ili kao ukupne, ili pojedinačno po frakcijama (pektinske materije rastvorne u vodi, pektinske materije rastvorne u alkalijama, pektinske materije rastvorne u oksalatu). Posle završene alkoholne hidrolize pektinskih materija do monomera galakturonske kiseline, dodaje se

bojeni reagens – karbazol, pri čemu nastaje novo jedinjenje crvene boje. Intezitet crvene boje se meri spektrofotometrijski na 525 nm.

Udeo ukupnog pektina u uzorku, izražen u %, izračunava se iz sledećih jednačina:

$$m_1 = (A_{\text{uzorka}} - A_{\text{slepa proba}}) / 0,01 \quad (3.63)$$

$$\% \text{ ukupnog pektina} = m_1 V_n 10^{-6} 100 / m_{\text{uzorka}} \quad (3.64)$$

gde je m_1 – sadržaj uk. pektina u $\mu\text{g/ml}$ očitana sa standardne krive, a V_n – zapremina odmerne tikvice sa ekstraktom (100 ml).

Ovde je za očitavanje apsorbance slepe probe korišćena destilovana voda, i očitana vrednost iznosi $A_{525} = 0,203$.

U tabelama 4.3.4., 4.3.5. i 4.3.6. su prikazani procenti ukupnog pektina u model rasvoru voćnog soka i u permeatu model rastvora, pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz sve tri membrane Carbosep M7, M8 i M9, pri različitim koncentracijama pektina u napojnom model rastvoru.

Tabela 4.3.4. Procenat (%) ukupnog pektina u permeatu model rastvora, pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz membranu Carbosep M7 pri različitim koncentracijama pektina (masa uzorka, m_{uzorka} (g), apsorbance uzorka, A_{uzorka} , srednja vrednost apsorbance uzorka, Asr_{uzorka})

% pektina u model ra	m_{uzorka} (g)	A_{uzorka}	Asr_{uzorka}	% pektina u permeatu
0,1	15,1	0,240 / 0,209 / 0,211	0,220	0,0011
0,3	15,1	0,266 / 0,246 / 0,265	0,259	0,0037
0,5	15,1	0,260 / 0,239 / 0,262	0,254	0,0034
0,7	15,0	0,254 / 0,233 / 0,255	0,248	0,0030
0,9	15,0	0,244 / 0,225 / 0,310	0,260	0,0038
1,2	14,6	0,237 / 0,218 / 0,366	0,273	0,0045

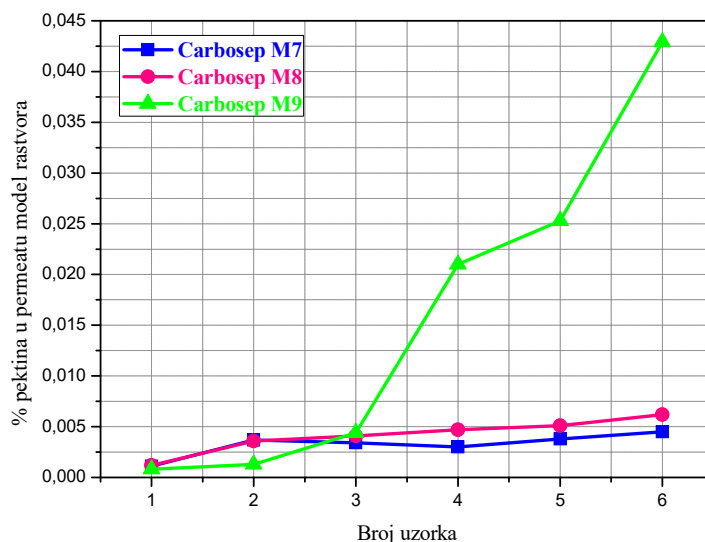
Tabela 4.3.5. Procenat (%) ukupnog pektina u permeatu model rastvora, pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz membranu Carbosep M8 pri različitim koncentracijama pektina (masa uzorka, m_{uzorka} (g), apsorbanca uzorka, A_{uzorka} , srednja vrednost apsorbanca uzorka, Asr_{uzorka})

% pektina u model ra	m_{uzorka} (g)	A_{uzorka}	Asr_{uzorka}	% pektina u permeatu
0,1	15,0	0,226 / 0,219 / -	0,222	0,0012
0,3	15,1	0,272 / 0,256 / 0,249	0,257	0,0036
0,5	15,1	0,270 / 0,285 / 0,245	0,265	0,0041
0,7	15,2	0,269 / 0,314 / 0,240	0,274	0,0047
0,9	15,0	0,270 / 0,320 / 0,250	0,280	0,0051
1,2	12,4	0,290 / 0,284 / 0,270	0,281	0,0062

Tabela 4.3.6. Procenat (%) ukupnog pektina u permeatu model rastvora, pri ultrafiltraciji model rastvora voćnog soka kroz membranu Carbosep M9 pri različitim koncentracijama pektina (masa uzorka, m_{uzorka} (g), apsorbanca uzorka, A_{uzorka} , srednja vrednost apsorbanca uzorka, Asr_{uzorka})

% pektina u model ra	m_{uzorka} (g)	A_{uzorka}	Asr_{uzorka}	% pektina u permeatu
0,1	15,0	0,224 / - / 0,207	0,215	0,0008
0,3	15,1	0,234 / - / 0,210	0,222	0,0013
0,5	15,1	0,270 / 0,284 / 0,253	0,269	0,0044
0,7	15,0	0,307 / 0,344 / 0,297	0,316	0,0210
0,9	11,4	0,497 / 0,507 / 0,469	0,491	0,0253
1,2	10,8	0,688 / 0,671 / 0,642	0,667	0,0429

Na slici 4.3.9. su prikazani dobijeni proceni pektina u permeatu model rastvora nakon analize kolorimetrijskom metodom za sve tri membrane.



Slika 4.3.9. Dobijeni procenti pektina u permeatu model rastvora nakon analize kolorimetrijskom metodom za membrane Carbosep M7, M8 i M9.

Sa slike 4.3.9. je uočljivo da pri manjim koncentracijama pektina u model rastvoru (retentatu), od 0,1% i 0,3%, kod sve tri membrane procenat pektina koji ostaje u retentatu, nakon izvršene ultrafiltracije je mnogo mali i kreće se u intervalu od 0,001 do 0,0037% za membrane Carbosep M7 i M8, i od 0,0008 do 0,0013% za membranu Carbosep M9. Sa porastom koncentracije pektina u napojnom rastvoru, raste i procenat pektina koji ostaje u napojnom rastvoru i koji se ne uklanja u procesu ultrafiltracije. To je i očekivano, s obzirom da je pektin makromolekul koji se zadržava na površini membrane i učestvuje u formiranju sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane. Pri većim početnim koncentracijama pektina, molekuli pektina se brže zadržavaju na površini membrane, pa se brže i formira sekundarni dinamički sloj, a njegova debljina je veća pri višim početnim koncentracijama pektina. Kako je zapreminski protok retentata prilikom ispitivanja bio $Q_v = 1$ l/min, brzina strujanja retentata od 0,58 m/s, kroz sve tri membrane, ima uticaja pri manjim koncentracijama pektina, odnosno pri manjim debljinama sekundarnog dinamičkog sloja, kada jedan deo sloja biva odnešen retentatom koji struji preko površine membrane. Međutim pri većim koncentracijama pektina u napojnom model rastvoru, sekundarni dinamički sloj se brže formira i njegova debljina je veća, odnosno brzina odnošenja dela sekundarnog dinamičkog sloja je mnogo manja od njegovog ponovnog

formiranja, pa brzina od 0,58 m/s ne ostvaruje nikakav efekat. Pri najvećoj ispitivanoj koncentraciji pektina u napojnom model rastvoru, 1,2%, nakon ultrafiltracije procenat pektina koji ostaje u model rastvoru kod membrane Carbosep M7 iznosi 0,0045%, kod membrane Carbosep M8 0,0062% i kod membrane Carbosep M9 0,0429%. Najveća vrednost procenta pektina koji ostaje u model rastvoru je kod membrane Carbosep M9, koja ima najveću granicu separacije prema molekulskoj masi od 300 kDa, i najmanju veličinu pora.

Razgradnja pektinskih materija pri proizvodnji voćnih sokova je neophodna iz više razloga:

- ∞ pektinske materije izazivaju koloidnu mutnoću i moraju se ukloniti;
- ∞ imaju svojstvo želiranja što može biti problem posle koncentrisanja voćnih sokova;
- ∞ produkt razgradnje pektinskih materija je galakturonska kiselina koja doprinosi punoći ukusa, što se povoljno odražava na kvalitet dobijenog soka;
- ∞ deluju kao "zaštitni koloidi" jer deluju kao sredstvo za stabilizaciju, tako što smanjuju brzinu taloženja drugih komponenti mutnoće pri klasičnom bistrenju.

Pektinske materije smanjuju i fluks permeata pri ultrafiltraciji. Sa jedne strane prisutne pektinske materije povećavaju viskozitet soka čime direktno smanjuju fluks permeata (jednačina 3.31), a sa druge strane kao i drugi koloidi utiču na formiranje taloga (sekundarnog dinamičkog sloja na membrani) čime značajno povećavaju polarizacioni otpor (jednačina 3.33).

Poznavanje strukture sekundarnog dinamičkog sloja, odnosno njegovog otpora, kao i samog otpora membrane je neophodno za pravilno ispitivanje fenomena unakrsne ultrafiltracije.

Jedan od načina da se smanji negativan efekat sekundarnog dinamičkog sloja, tj. koncentracione polarizacije, je da se utvrde optimalni uslovi strujanja napojnog rastvora. Zato je neophodno odrediti koji su to optimalni protoci retentata, razlike pritisaka i temperature voćnog soka koji protiče niz membranu. Regulacijom ovih parametara, ali i drugih parametara (ugradnja promotora turbulencije, primena enzima i dr.) se prvenstveno utiče na fenomen koncentracione polarizacije i smanjenje negativnog uticaja sekundarnog sloja, a samim tim i na efikasnost procesa.

Sekundarni otpor se može smanjiti i uklanjanjem ili razgradnjom komponenti koje ulaze u sastav tog sloja. Jedna od pretpostavki je i da će se izvođenjem odgovarajućeg predtretmana voćnog soka, odnosno enzimske razgradnje pektinskih materija, pre ultrafiltracije, smanjiti otpor sekundarnog sloja na membrani.

Ultrafiltraciju rastvora sa manjom koncentracijom pektina, do 0,3%, moguće je uspešno izvršiti primenom optimalnih uslova strujanja napojnog rastvora. Ako su u pitanju rastvori sa većom koncentracijom pektina, veće od 0,5%, onda se pored podešavanja optimalnih uslova strujanja napojnog rastvora, mora primeniti ili odgovarajući predtretman napojnog rastvora enzimskim preparatima i/ili ugrađivanje promotora turbulencije.

4.4. ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE MODEL RASTVORA VOĆNOG SOKA MIKROFILTRACIJOM KROZ NEORGANSKU KERASEP MEMBRANU

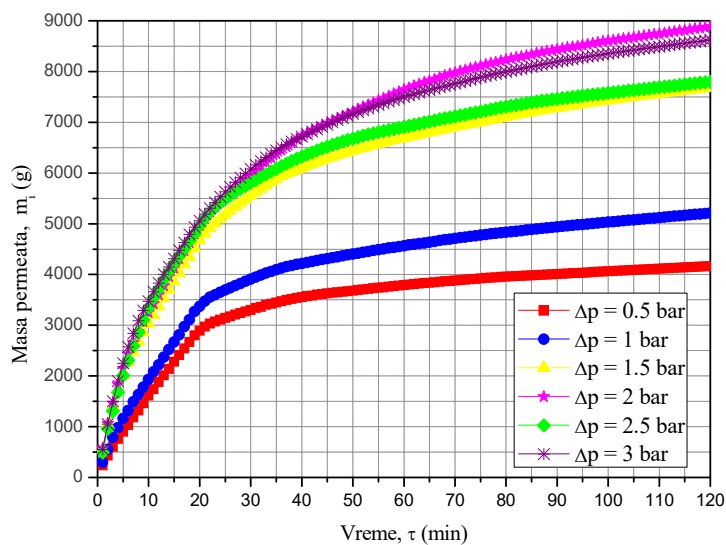
4.4.1. UTICAJ RAZLIKE PRITISAKA NA KINETIKU UNAKRSNE MIKROFILTRACIJE KROZ KERASEP MEMBRANU

U tabeli 4.4.1. su prikazani dobijeni rezultati za vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), pri mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka kroz Kerasep keramičku membranu. Podaci su dobijeni pri različitim razlikama pritisaka, Δp , zapreminskom protoku retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperaturi, $t = 22^\circ\text{C}$.

Tabela 4.4.1. Vrednosti stacionarnih veličina pri mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka pri različitim razlikama pritisaka (Kerasep, $t = 22^\circ\text{C}$, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 4, tabele 1 – 3).

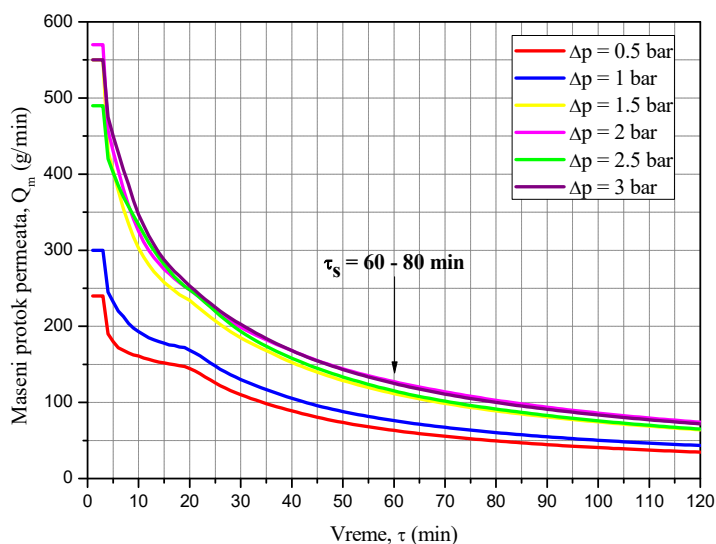
Δp (bar)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	80	21,3047	19,84892	9,3903	8,8943
1	85	27,8128	25,91246	14,3860	13,8900
1,5	85	42,2704	39,38213	14,1984	13,7024
2	88	51,9276	48,37975	15,4105	14,9145
2,5	88	40,6244	37,84883	24,6288	24,1268
3	86	47,5435	44,29525	25,2473	24,7513

Na slici 4.4.1. je prikazana sakupljena masa permeata u funkciji od vremena, pri različitim pogonskim silama, Δp (bar), za Kerasep membranu.



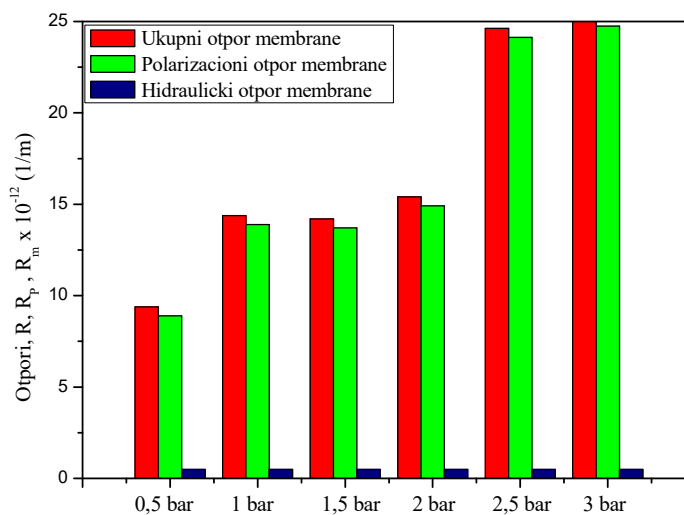
Slika 4.4.1. Sakupljena masa permeata model rastvora voćnog soka, m_i , u funkciji od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Uočljivo je da u svim serijama sakupljena masa permeata model rastvora voćnog soka raste sa vremenom sve do uspostavljanja »stacionarnih uslova«, posle čega je dalji rast linearan. Kao što je objašnjeno, prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom predstavlja, maseni protok permeata sa vremenom (slika 4.4.2.).

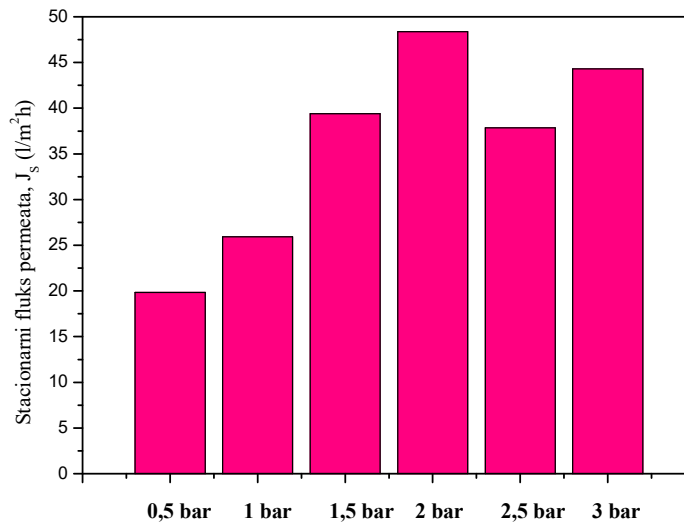


Slika 4.4.2. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

“Stacionarni uslovi” se uspostavljaju posle $\tau_s = 60 - 80$ minuta. Rezultati za ultrafiltracione Carbosep M7, M8 i M9 membrane su pokazali, da sa porastom pogonske sile raste i stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} . Međutim, porast stacionarnog masenog protoka model rastvora, Q_{ms} , sa porastom pogonske sile je realan sve do onog trenutka kada pod dejstvom pogonske sile, polarizacioni otpor ne postane toliko visok, tako da dalje povećanje pogonske sile ne dovodi do povećanja fluksa kroz membranu (protoka permeata). Dalje povećanje pogonske sile dovodi samo do »komprimovanja« gela na membrani i porasta polarizacionog otpora R_p . Ovo se manifestuje padom stacionarnog protoka permeata. Najviši stacionarni fluks se u slučaju ultrafiltracionih Carbosep membrana dobija i pri najvišoj ispitivanoj razlici pritisaka od 3 bar (poglavlje 4.2.). Ispitivanja na ovim istim ultrafiltracionim membranama kod bistrenja matičnog soka jabuke (Vukosavljević, 2001) su pokazala da se najviši stacionarni maseni protok dobijaju pri razlici pritisaka od 2 bar, a u slučaju bistrenja soka od maline ovaj maksimum se manifestuje na 2,5 bara (Vukosavljević, 2006). Ova razlika, između sokova maline i jabuke, ukazuje na drugačiju strukturu sekundarnog gela na membrani, što je posledica različitog hemijskog sastava pomenutih sokova. Rezultati za Kerasep membranu pokazuju drugačije efekte (slika 4.4.2). Stacionarni fluks, odnosno stacionarni maseni protoci permeata, ne zavise od porasta pogonske sile (slike 4.4.3. i 4.4.4.).



Slika 4.4.3. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora R_p , i ukupnog otpora, R , od razlike pritisaka, Δp (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.4.4. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od razlike pritiska, Δp (Kerasesp, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ C$).

U stacionarnim uslovima, posle 60 minuta, sve serije pokazuju slične rezultate ($Q_{ms} = 21,30 - 51,92$ g/min). Izvodi se zaključak da je u stacionarnim uslovima nebitno sa kojom pogonskom silom se radi. Međutim, do uspostavljanja stacionarnih uslova, mogu se uočiti gotovo isti efekti kao sa Carbosep membranama. Pozitivan efekat koji daje porast pogonske sile, suprotavljen je negativnom efektu, koji izaziva povećanje polarizacionog otpora (R_p), kao posledica povećanja pogonske sile. Ovo dovodi do toga da se maksimalan fluks, odnosno protok permeata javlja pri razlici pritiska od $\Delta p = 2$ bara. U industrijskim uslovima, uređaji za mikrofiltraciju rade više od 10 sati u kontinuitetu, pa ovaj efekat nije važan, jer se dešava u prvom satu rada uređaja.

Navedeni rezultati dovode do zaključka da je pri mikrofiltraciji sokova kroz Kerasesp membranu, vrlo praktično izvoditi periodično povratno ispiranje (*backwashing*) na svaki 20–30 minuta (slika 4.4.2.). Sa iste slike se takođe može doći do istog zaključka, ako se posmatraju početni fluks permeata (J_o) i stacionarni fluks permeata (J_s), odnosno početni maseni protok (Q_{mo}) i stacionarni maseni protok (Q_{ms}). Početni maseni protok je oko 11–13 puta viši nego stacionarni maseni protok. Kod ultrafiltracionih Carbosep membrana ova razlika je oko 2 puta.

Ako se uporede Kerasep membrana i sve tri Carbosep membrane, pri istim radnim uslovima, odnosno pri $\Delta p = 1$ bar, $Q_v = 1$ l/min i $t = 22^\circ\text{C}$, rezultati su sledeći. Za Kerasep keramičku membranu početni maseni protok model rastvora iznosi $Q_{mo} = 300$ g/min, a stacionarni $Q_{ms} = 27,8128$ g/min (slika 4.4.2.). Maseni protok destilovane vode za Kerasep membranu pri istim uslovima iznosi $Q_m = 900$ g/min (slika 4.1.7.). Pri istim uslovima za Carbosep M7 membranu $Q_{mo} = 0,78$ g/min, $Q_{ms} = 0,67$ g/min (slika 4.2.4.), a Q_m destilovane vode iznosi 4,14 g/min (slika 4.1.1.). Kod Carbosep M8 membrane $Q_{mo} = 0,60$ g/min, $Q_{ms} = 0,52$ g/min (slika 4.2.5.), a Q_m destilovane vode iznosi 2,2 g/min (slika 4.1.3.). I na kraju kod Carbosep M9 membrane $Q_{mo} = 0,40$ g/min, $Q_{ms} = 0,36$ g/min (slika 4.2.6.), a Q_m destilovane vode iznosi 2 g/min (slika 4.1.5.).

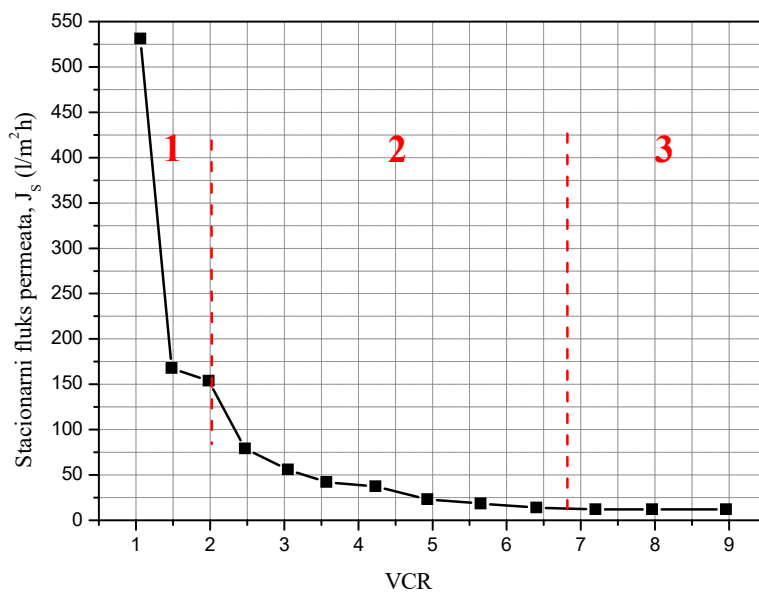
Sa istih slika je još uočljivo da protok destilovane vode ne zavisi od vremena i da je znatno viši od protoka permeata model rastvora, čak i pri jako blagim pogonskim silama ($\Delta p = 0,5$ bar). Razlog za ovaj efekat je odsustvo koncentracione polarizacije, a time i stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja na membrani ($R_p = 0$). Ukupni otpor je jednak hidrauličkom otporu membrane ($R = R_m$). Uočljivo je da je maseni protok permeata destilovane vode i do 30 puta viši nego stacionarni maseni protok permeata model rastvora. Kod ultrafiltracije sa Carbosep membranama ova razlika je 4 – 6 puta. Osim toga treba napomenuti i to da Kerasep mikrofiltraciona membrana ima znatno manji otpor membrane, ($R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m), nego ultrafiltracione Carbosep membrane ($R_{mM7} = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m, $R_{mM8} = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m, $R_{mM9} = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m). Razlog za tolike razlike u hidrauličkom otporu membrana je svakako u velikoj razlici u granici separacije. Mikrofiltraciona Kerasep membrana ima veličinu pora od 0,2 μm , a ultrafiltracione Carbosep membrane granicu separacije od 30, 50 i 300 kDa. Kako je kod Kerasep membrane hidraulički otpor membrane mali, može se zaključiti da se njegova vrednost može zanemariti u stacionarnim uslovima. Do uspostavljanja stacionarnih uslova, polarizacioni otpor vrlo brzo raste tako da već posle par minuta predstavlja glavni otpor prenosu mase. U ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (R_p) učestvuje sa preko 96% (tabela 4.4.1, slika 4.4.3). Odnosno, sva dešavanja u sekundarnom dinamičkom sloju na membrani predstavljaju kompletan otpor prenosu mase pri mikrofiltraciji sokova kroz Kerasep membranu. Kod Carbosep membrana, u stacionarnim uslovima, u ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (R_p) učestvuje sa 78–88% kod membrane Carbosep M7, 86–90% kod membrane Carbosep M8 i 45–60% kod membrane Carbosep M9. Ukoliko

se ugradi promotor turbulencije, kod Carbosep membrana, onda u ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (R_p) učestvuje sa 20–50% kod sve tri membrane.

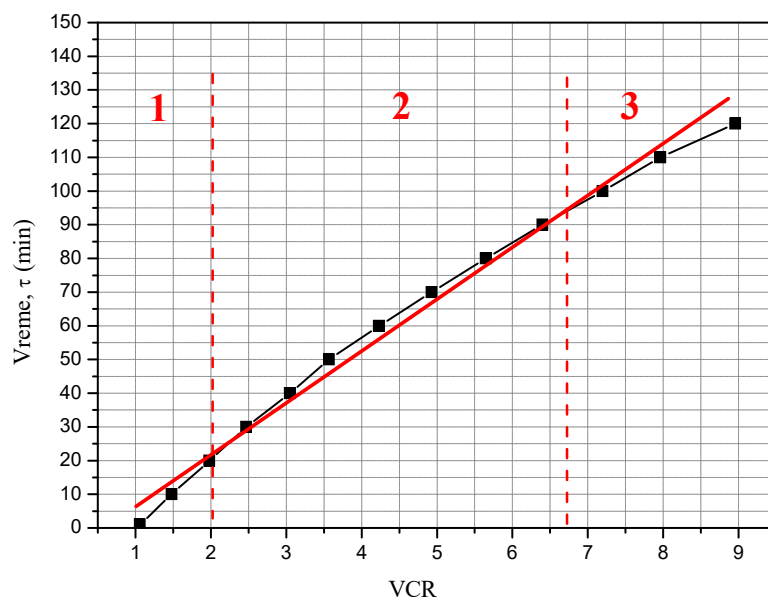
Opadanje fluksa permeata sa vremenom je posledica koncentracione polarizacije, odnosno posledica nagomilavanja makromolekula na površini membrane, sa svim štetnim posledicama koje to izaziva, od povećane adsorpcije makromolekula do geliranja na površini membrane i začepljenja pora. Osim toga, do opadanja fluksa permeata sa vremenom dolazi i zbog povećanja viskoziteta retentata, usled koncentrisanja koloidnih čestica sa vremenom, za koje je membrana impermeabilna (fenolni kompleksi, proteini, skrob, hemiceluloze, ostaci pektina, araban, kompleksi fenol/proteini i drugi biljni polimeri). Da bi se mogao pratiti pad fluksa permeata sa vremenom, neophodno je odrediti VCR (volume concentration factor ili faktor zapreminskog koncentrisanja (tabela 4.4.2, slike 4.4.5 i 4.4.6). Stacionarni fluks permeata se uspostavlja posle 80 minuta (tabela 4.4.1).

Tabela 4.4.2. Zavisnost fluksa permeata od VCR (faktor zapreminskog koncentrisanja) i od vremena (Kerasesp, $\Delta p = 2$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$) (prilog 4 - tabela 2).

Vreme τ (min)	VCR	Maseni protok permeata Q_m (g/min)	Fluks permeata J_s (l/m ² h)
1	1,06	570	531,0717
10	1,48	180	167,6974
20	1,98	165	153,7256
30	2,47	85	79,1974
40	3,05	60	55,8871
50	3,57	45	41,9153
60	4,23	40	37,2461
70	4,93	25	23,2743
80	5,65	20	18,6051
90	6,40	15	13,9717
100	7,20	13	12,1041
110	7,96	13	12,1041
120	8,96	13	12,1041



Slika 4.4.5. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od VCR-a (Kerasep, $\Delta p = 2$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).



Slika 4.4.6. Vremenski tok procesa u odnosu na VCR (Kerasep, $\Delta p = 2$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Prilikom mikrofiltracije model rastvora voćnog soka, funkcija fluksa permeata sa vrednošću VCR je opadajuća i veoma slična sa funkcijom fluksa permeata u zavisnosti od vremena. Zavisnost opadanja fluksa sa faktorom zapreminskog koncentrisanja može se podeliti u tri perioda (Constenla i sar., 1997). Prvi, početni period se karakteriše naglim opadanjem fluksa permeata i tada je vrednost faktora zapreminskog koncentrisanja, $VCR = 1 - 2$. U drugom periodu, $VCR = 3 - 7$, fluks i dalje opada, ali u manjoj meri nego u prvoj fazi (Mondor i sar., 2000). I treći period, $VCR > 7$, je karakterističan po veoma malom opadanju fluksa permeata, koje je toliko malo da se može definisati i kao stacionarno stanje (slike 4.4.5. i 4.4.6.).

Ponašanje fluksa je u direktnoj vezi sa polarizacionim otporom i otporom membrane. U prvoj fazi polarizacioni otpor, R_p , jako brzo raste i vrlo brzo dostiže vrednost otpora membrane, R_m . U drugoj fazi oba otpora imaju značajan uticaj na ukupni otpor. I na kraju, u trećoj fazi polarizacioni otpor je dominantan. Granice između ovih perioda su vrlo specifične i određuju se posebno za svaki sistem istraživanja. Sa slika 4.4.5. i 4.4.6. je uočljivo da prvi period korespondira do VCR nešto ispod 2, drugi period do VCR oko 6,5 – 7, a treći stacionarni period nakon toga. Ovaj treći stacionarni period je od praktičnog značaja za industriju.

Prvi period visokog fluksa traje do VCR oko 2, tj. prvih 10 – 15 minuta procesa. Zato je povratno ispiranje praktično najbolje izvoditi na svakih 10 minuta, naravno ako tehničko rešenje to dozvoljava. Eventualno bi se moglo povratno ispiranje izvoditi i pri kraju drugog perioda tj. kod $VCR = 7$ ili $\tau = 60$ min.

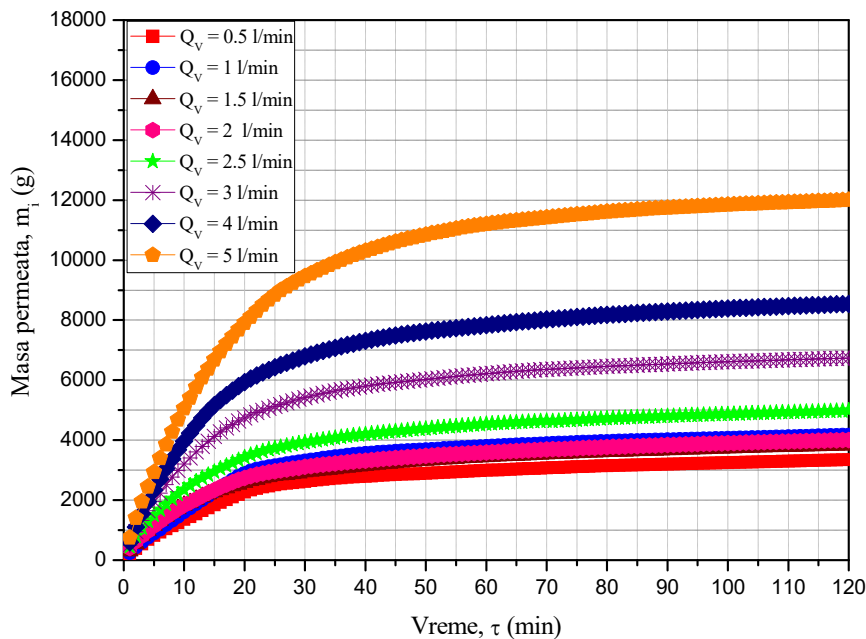
4.4.2. UTICAJ ZAPREMINSKOG PROTOKA RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE MIKROFILTRACIJE KROZ KERASEP MEMBRANU

U tabeli 4.4.3. su prikazani dobijeni rezultati za vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), pri unakrsnoj mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka kroz Kerasep membranu. Podaci su dobijeni pri različitim zapreminskim protocima retentata, Q_v , razlici pritisaka, $\Delta p = 0,5$ bar i temperaturi, $t = 22^\circ\text{C}$.

Tabela 4.4.3. Vrednosti stacionarnih veličina pri unakrsnoj mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka (Kerasep, $t = 22^\circ\text{C}$, $\Delta p = 0,5 \text{ bar}$) (prilog 4, tabele 4 – 7).

Q_v (l/min)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
0,5	80	17,4172	16,2270	11,4862	10,9902
1	80	21,3047	19,8945	9,3903	8,8943
1,5	80	18,5537	17,2858	10,7826	10,2866
2	81	19,3116	17,9920	10,3594	9,8634
2,5	84	23,6413	22,0258	8,4622	7,9662
3	84	31,6696	29,5056	6,3170	5,8210
4	88	41,1424	38,3312	4,8626	4,3666
5	90	61,8843	57,6560	3,2327	2,7367

Na slici 4.4.7. je prikazana kumulativna masa permeata u funkciji od vremena za Kerasep membranu, pri različitim zapreminskim protocima napojnog model rastvora.



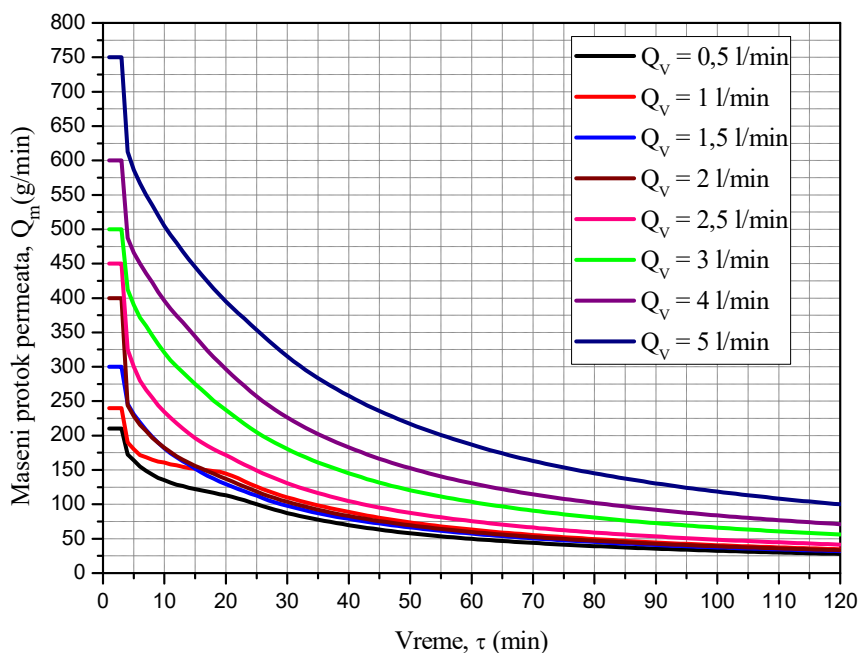
Slika 4.4.7. Sakupljena masa permeata model rastvora voćnog soka, m_i , u funkciji od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Kerasep, $\Delta p = 0,5 \text{ bar}$, $t = 22^\circ\text{C}$).

Kao što je i poznato, masa permeata sakupljena za vreme mikrofiltracije destilovane vode linearno raste sa porastom vremena nezavisno od protoka retentata. Sa druge strane, masa permeata sakupljena za vreme unakrsne mikrofiltracije model rastvora voćnog soka, raste sa vremenom, ali sve sporije i sporije, sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, nakon čega linearno raste. Manje brzine permeacije model rastvora u poređenju sa brzinama permeacije vode, javljaju se zbog “prljanja” membrane suspendovanim česticama, odnosno pojave koncentracione polarizacije.

U ispitivanom opsegu radnih parametara, masa permeata model rastvora voćnog soka sakupljena posle određenog vremena (u stacionarnom stanju), se praktično ne menja u funkciji promene zapreminskog protoka napojnog rastvora, Q_v . Iako je reč o primenjenoj tehnici unakrsne mikrofiltracije, ipak se ovde ne može govoriti da tangencionalna brzina smicanja gela na membrani ima uticaja. Razlog za to je, što se zbog ograničenja na samoj aparaturi i velikog broja kanala (velike površine) membrane, postižu jako male specifične brzine strujanja retentata, v_s (m/s). Maksimalna specifična brzina strujanja retentata koja se postiže iznosi $v_s = 0,35$ m/s. S obzirom da se efekat unakrsne filtracije postiže tek pri specifičnim brzinama strujanja retentata iznad 1 m/s, a posebno 5 m/s, nije se ni mogao očekivati značajniji efekat pri ovako malim brzinama (Baker, 2004; Brujin i Borquez, 2006; Urošević i sar., 2017).

Kod Carbosep membrana opseg ispitivanja je bio pri nešto većim specifičnim brzinama strujanja retentata i to od 0,6 do 1,75 m/s. Pri ovim brzinama već se mogao primetiti uticaj unakrsne tehnike, tako da je primećen blagi porast fluksa permeata. Pri ovome treba imati u vidu da se sa korišćenom membranskom pumpom ne mogu postići veći protoci retentata od $Q_v = 3$ l/min, što odgovara specifičnoj brzini strujanja (v) od 1,75 m/s. Prema mnogim literaturnim podacima treba očekivati da se sa povećanjem brzine strujanja do 5 m/s, može intenzivirati unakrsna tehnika i smanjiti polarizacioni otpor (Baker, 2004; Girard i Fukumoto, 2000). Međutim, za očekivati je da druge tehnike daju bolje rezultate nego povećanje brzine strujanja retentata, kao na primer povratno periodično ispiranje ili ugrađivanje promotora turbulencije.

Prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom, definisan je masenim protokom permeata, Q_m (slika 4.4.8.). Uočljivo je da u svim serijama, maseni protok permeata model rastvora opada sve vreme.

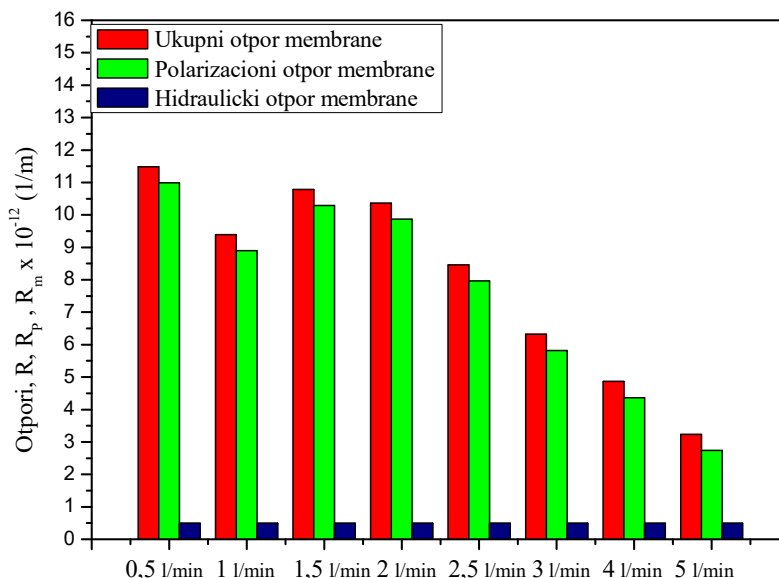


Slika 4.4.8. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , od vremena, τ , i zapreminskog protoka retentata, Q_v (Kerasesp, $\Delta p = 0,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$).

Stacionarni uslovi, odnosno uspostavljanje stalne permeacije model rastvora se praktično uspostavlja već posle 40 minuta. U početku, dok je sekundarni sloj na membrani još uvek mali, maseni protok je visok i naglo opada usled nagomilavanja čestica na membrani. Kasnije, maseni protok znatno sporije opada, jer dolazi do izražaja primenjena unakrsna tehnika. Uočljivo je da i pre i u stacionarnim uslovima zapreminski protok retentata u ispitivanom opsegu nema značajnog uticaja na fluks permeata, odnosno maseni protok permeata (slika 4.4.8.). Naravno da je razlog već pomenuta jako mala promena specifične brzina strujanja retentata, v_s . Male razlike na slici 4.4.8. u masenim protocima permeata do uspostavljanja stacionarnih uslova su rezultat malih razlika u ispranosti membrane. Praktično, te razlike su zanemarljive.

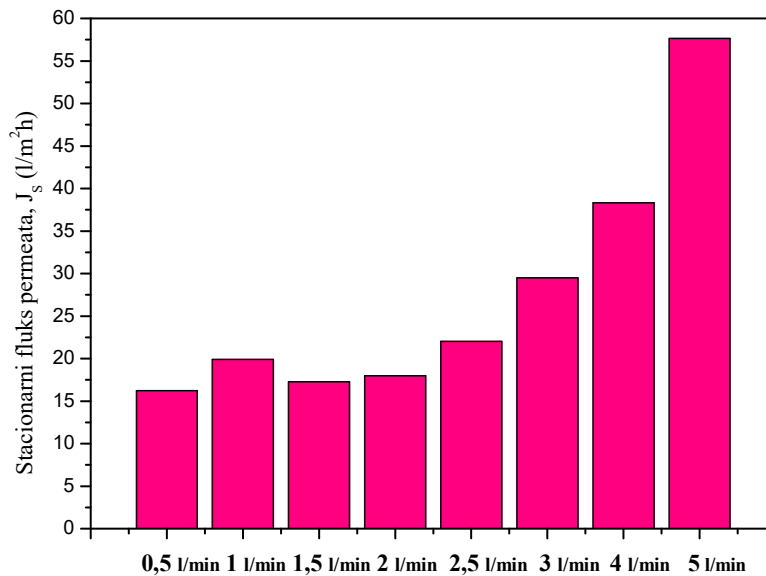
Sa slike 4.4.9. može se zaključiti da sa povećanjem zapreminskog protoka retentata, dolazi do smanjenja ukupnog otpora i polarizacionog otpora membrane. To smanjenje otpora nije veliko, što je i razumljivo, s obzirom da je maksimalna specifična brzina strujanja retentata $0,35$ m/s. Efektivne specifične brzine strujanja retentata su veće od 1 m/s. Da bi se ta brzina ostvarila na aparaturi koja je korišćena u ovoj doktorskoj

disertaciji, zapreminski protok retentata bi trebao da bude 14,5 l/min, a to nije moguće ostvariti zbog ograničenja same instalacije aparature.



Slika 4.4.9. Zavisnost hidrauličkog otpora membrane, R_m , polarizacionog otpora R_p , i ukupnog otpora, R , od zapreminskog protoka permeata, Q_v (Kerasesep, $\Delta p = 0,5$ bar, $t=22^\circ\text{C}$).

Slika 4.4.10. prikazuje zavisnost stacionarnog fluksa permeata od zapreminskog protoka retentata. Pri zapreminskom protoku retentata od 0,5 do 3 l/min, nema značajnih promena u vrednostima fluksa permeata, međutim pri zapreminskim protocima od 4 i 5 l/min, što odgovara specifičnim brzinama strujanja retentata od 0,28 i 0,35 m/s, može se uočiti manji porast vrednosti fluksa permeata. Taj porast ukazuje da ove unakrsne brzine strujanja retentata mogu uticati na manji porast brzine permeacije model rastvora kroz mikrofiltracionu Kerasesep membranu.



Slika 4.4.10. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od zapreminskog protoka retentata, Q_v (Kerasep, $\Delta p = 0,5$ bar, $t = 22^\circ\text{C}$).

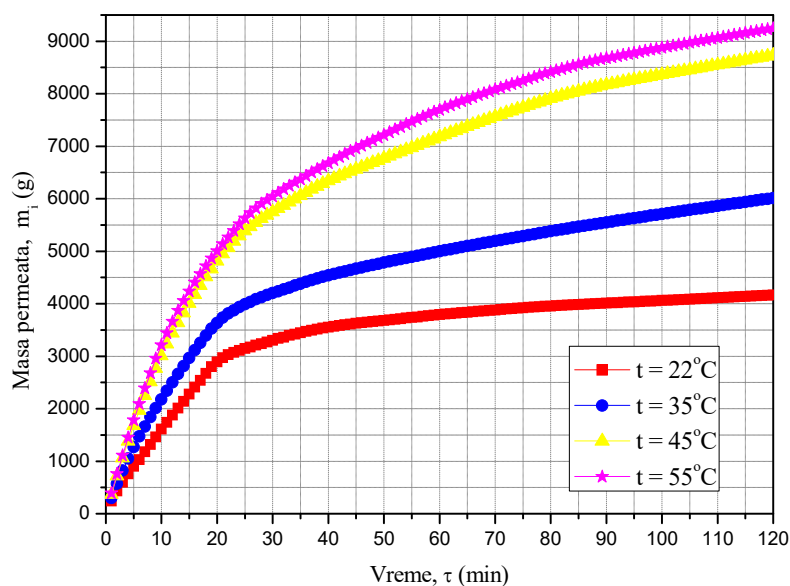
4.4.3. UTICAJ TEMPERATURE RETENTATA NA KINETIKU UNAKRSNE MIKROFILTRACIJE KROZ KERASEP MEMBRANU

U tabeli 4.4.4. su prikazani dobijeni rezultati za vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), pri mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka kroz Kerasep membranu. Podaci su dobijeni pri različitim temperaturama retentata, t ($^\circ\text{C}$), razlici pritisaka, $\Delta p = 0,5$ bar i zapreminskom protoku retentata, $Q_v = 1$ l/min.

Tabela 4.4.4. Vrednosti stacionarnih veličina pri unakrsnoj mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka (Kerasesp, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min) (prilog 4, tabele 8 i 9).

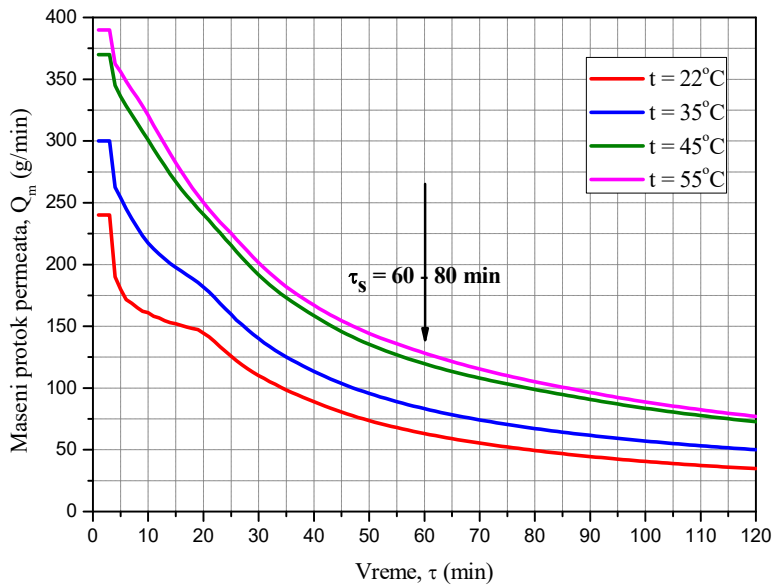
t (°C)	τ_s (min)	Q_{ms} (g/min)	J_s (l/m ² h)	$R \cdot 10^{-12}$ (1/m)	$R_p \cdot 10^{-12}$ (1/m)
22	80	21,3047	19,89454	9,3903	8,8943
35	80	33,2678	30,99475	6,0135	5,5175
45	90	52,4433	48,86032	3,8147	3,3187
55	89	55,9187	52,0979	3,5776	3,0816

Na slici 4.4.11. je prikazana kumulativna masa permeata u funkciji od vremena za Kerasesp membranu, pri različitim temperaturama napojnog model rastvora. Masa permeata sakupljena za vreme unakrsne mikrofiltracije model rastvora voćnog soka, raste sa vremenom, sve do uspostavljanja stacionarnog stanja, nakon čega se nastavlja linearni rast sakupljene mase permeata. U ispitivanom opsegu radnih parametara, masa permeata soka sakupljena posle određenog vremena (u stacionarnom stanju), je zavisna od promene temperature retentata.



Slika 4.4.11. Sakupljena masa permeata model rastvora voćnog soka, m_i , u funkciji od vremena, τ , i temperature, t (Kerasesp, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min).

Prvi izvod sakupljene mase permeata sa vremenom, definisan je masenim protokom permeata, Q_m (slika 4.4.12.). Posle izvesnog vremena (τ_s) uspostavljaju se stacionarni uslovi. I stacionarni maseni protoci permeata i maseni protoci permeata do stacionarnih uslova, zavise od temperature. Razlog za to je smanjenje viskoziteta model rastvora ili soka sa porastom temperature. Na temperaturi od 22°C dinamički viskozitet model rastvora iznosi $\mu_o = 963,5 \cdot 10^{-6}$ Pa·s, dok na temperaturi od 55°C iznosi $\mu = 509,65 \cdot 10^{-6}$ Pa·s.

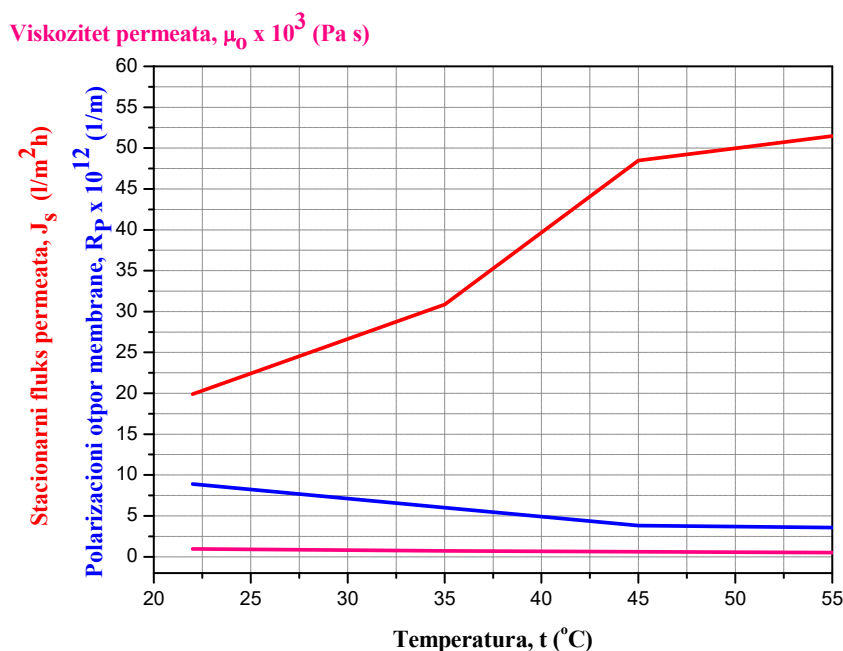


Slika 4.4.12. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , od vremena, τ , i temperature, t (Kerasep, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min).

Na slici 4.4.13. je prikazana zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m^2h), polarizacionog otpora membrane, R_p ($1/m$) i viskoziteta permeata, μ_o (Pa·s) od temperature, t ($^{\circ}C$), za Kerasep membranu, pri protoku retentata, $Q_v = 1$ l/min i razlici pritisaka, $\Delta p = 0,5$ bar. Porast fluksa permeata sa temperaturom je posledica pada viskoziteta model rastvora voćnog soka.

Sa porastom temperature model rastvora voćnog soka (napojnog rastvora) od 22°C do 55°C, ostvaruje se porast fluksa permeata od oko 60%. Ovo povećanje ide na račun prvih 60 minuta procesa, odnosno do vremena uspostavljanja stacionarnih uslova. To znači da produženjem mikrofiltracije posle 2 sata, neće se značajno povećati kapacitet

mikrofiltracije. To dovodi do zaključka da je neophodno pribеći drugim tehnikama za smanjenje polarizacionog otpora, kao na primer periodičnom povratnom ispiranju.



Slika 4.4.13. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , polarizacionog otpora membrane, R_p , i viskoziteta permeata, μ_0 , od temperature, t (Kerasep, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min).

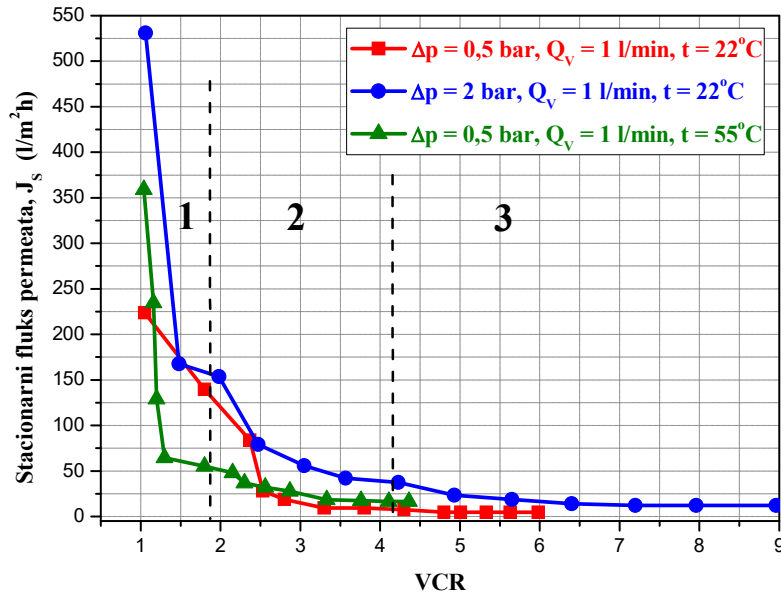
Već je objašnjeno da je primarni razlog opadanja fluksa permeata sa vremenom koncentraciona polarizacija, odnosno nagomilavanje makromolekula na površini membrane. Drugi razlog opadanja fluksa sa vremenom je povećanje viskoziteta napojnog rastvora, usled koncentrisanja koloidnih čestica sa vremenom, za koje je membrana impermeabilna (tabela 4.4.5., slika 4.4.14.). Na slici 4.4.14. je prikazana zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), od VCR-a, pri različitim radnim uslovima: razlici pritiska, Δp (bar), zapreminskom protoku retentata, Q_v (l/min) i temperaturi, t (°C). Podizanjem pogonske sile do optimalnih 2 bar, kao i temperature do optimalnih 55°C, dolazi do porasta fluksa permeata u funkciji od VCR.

Tabela 4.4.5. Zavisnost fluksa permeata od VCR i vremena pri različitim radnim uslovima, razlici pritiska, Δp , zapreminskom protoku retentata, Q_v i temperaturi t .

Vreme (min)	$\Delta p = 0,5$ bar $Q_v = 1$ l/min $t = 22^\circ\text{C}$			$\Delta p = 2$ bar $Q_v = 1$ l/min $t = 22^\circ\text{C}$			$\Delta p = 0,5$ bar $Q_v = 1$ l/min $t = 55^\circ\text{C}$		
	VCR	Q_m (g/min)	J (l/m ² h)	VCR	Q_m (g/min)	J (l/m ² h)	VCR	Q_m (g/min)	J (l/m ² h)
1	1,05	240	223,5846	1,06	570	531,0717	1,04	390	358,9319
10	1,80	150	139,7179	1,48	180	167,6974	1,16	255	234,7108
20	2,37	90	83,8666	1,98	165	153,7256	1,20	140	128,8692
30	2,53	30	27,9435	2,47	85	79,1974	1,30	70	64,4345
40	2,80	20	18,6410	3,05	60	55,8871	1,80	60	55,2093
50	3,30	10	9,3025	3,57	45	41,9153	2,15	52	47,8292
60	3,80	10	9,3025	4,23	40	37,2461	2,30	40	36,8299
70	4,30	8	7,4348	4,93	25	23,2743	2,56	35	32,2172
80	4,80	5	4,6692	5,65	20	18,6051	2,87	30	27,6046
90	5,01	5	4,6692	6,40	15	13,9717	3,33	20	18,3794
100	5,33	5	4,6692	7,20	13	12,1041	3,76	19	17,4924
110	5,63	5	4,6692	7,96	13	12,1041	4,11	18	16,5699
120	5,98	5	4,6692	8,96	13	12,1041	4,36	18	16,5699

Bitno je da u zoni visokog fluksa (period 1 i 2) dolazi do povišenja fluksa permeata. Ovim se uz primenu periodičnog povratnog ispiranja može značajno uticati na poboljšanje kinetike prenosa mase kroz mikrofiltracionu Kerasep membranu.

Prvi period visokog fluksa traje do vrednosti VCR oko 1,8, tj. prvih 10 – 15 minuta procesa. Drugi period traje do vrednosti VCR od oko 4,2 (60 minut), nakon čega nastupa stacionarna faza. Slika 4.4.14. pokazuje da vrednost VCR pri kojoj nastupa drugi i treći period zavisi od radnih uslova. Povećanjem razlike pritisaka pri ostalim konstantnim uslovima, povećava se VCR vrednost pri kojoj nastupa drugi i treći period. Povećanjem temperature opada VCR vrednost pri kojoj nastupa drugi i treći period.



Slika 4.4.14. Zavisnost stacionarnog fluksa permeata, J_s , od vrednosti VCR-a, pri različitim radnim uslovima, razlici pritiska, Δp , zapreminskom protoku retentata, Q_v i temperaturi, t , za mikrofiltracionu Kerasep membranu.

4.4.4. UTICAJ PERIODIČNOG POVRATNOG ISPIRANJA NA KINETIKU UNAKRSNE MIKROFILTRACIJE KROZ KERASEP MEMBRANU

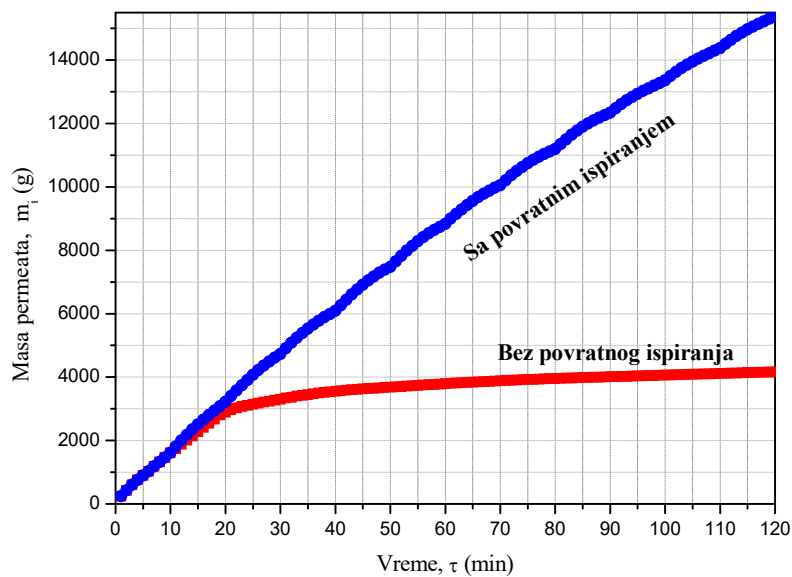
U mikrofiltraciji različitih napojnih rastvora, povećanje brzine strujanja retentata se najčešće koristi kako bi se smanjila debljina formiranog sloja na površini membrane, odnosno koncentraciona polarizacija. Pad pritiska napojnog rastvora je zbog toga prilično visok. U svakodnevnoj praksi, izvršiti periodično povratno ispiranje, odnosno podići nataloženi sloj sa površine membrane je idejno znatno bolje rešenje. Ova tehnika ima niz prednosti. Nema uspostavljanja stacionarnog stanja pri jako niskim fluksevima, već je fluks stalno u zoni maksimalnog fluksa permeata. Time je i ukupna sakupljena masa permeata znatno veća.

Kratkotrajno prodivavanje na svakih 10 minuta u trajanju od 1 i 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bara nije tehnički komplikovano rešenje. Nema nikakvih utrošaka energije koje ekonomski opterećuju proces. Proces je lako i jednostavno voditi bez puno dodatnog manuelnog rada. Vreme koje se gubi za periodično

povratno ispiranje je jako malo u odnosu na povećanje sakupljene količine permeata, čime se ukupno vreme mikrofiltracije znatno skraćuje.

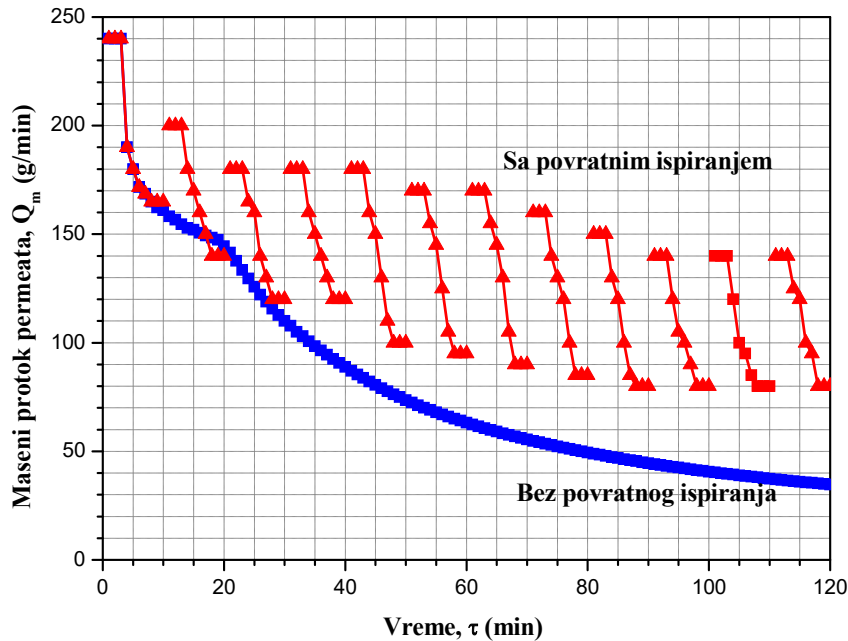
Kako je već ranije objašnjeno, prvi period visokog fluksa traje do vrednosti VCR – a oko 2, tj. prvih 10 – 15 minuta procesa. Zato je povratno ispiranje praktično najbolje izvoditi na svakih 10 minuta, naravno ako tehničko rešenje to dozvoljava (slike 4.4.5. i 4.4.6.). Eventualno bi se moglo povratno ispiranje izvoditi i na kraju drugog perioda, kada je vrednost $VCR = 7$ ili $\tau = 60$ min. U eksperimentima za ovu doktorsku disertaciju je ispitivano periodično povratno ispiranje, koje je izvođeno na svakih 10 minuta u trajanju od 1 i 3 minuta, tokom celog eksperimenta (svih 120 minuta).

Na slici 4.4.15. je prikazana zavisnost sakupljene mase permeata model rastvora voćnog soka, m_i (g), u zavisnosti od vremena, τ (min), i periodičnog povratnog ispiranja (backwashing), na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, za Kerasep membranu, pri zapreminskom protoku retentata, $Q_v = 1$ l/min, razlici pritiska, $\Delta p = 0,5$ bar, temperaturi, $t = 22^\circ\text{C}$ i $VCR = 1$.



Slika 4.4.15. Zavisnost sakupljene mase permeata model rastvora voćnog soka, m_i , u zavisnosti od vremena, τ , i periodičnog povratnog ispiranja (Kerasep, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, $VCR = 1$).

Na slici 4.4.16. je prikazana zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, m_i (g), u zavisnosti od vremena, τ (min), i periodičnog povratnog ispiranja na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, za Kerasep membranu, pri zapreminskom protoku retentata, $Q_v = 1$ l/min, razlici pritiska, $\Delta p = 0,5$ bar, temperaturi, $t = 22^\circ\text{C}$ i $\text{VCR} = 1$.

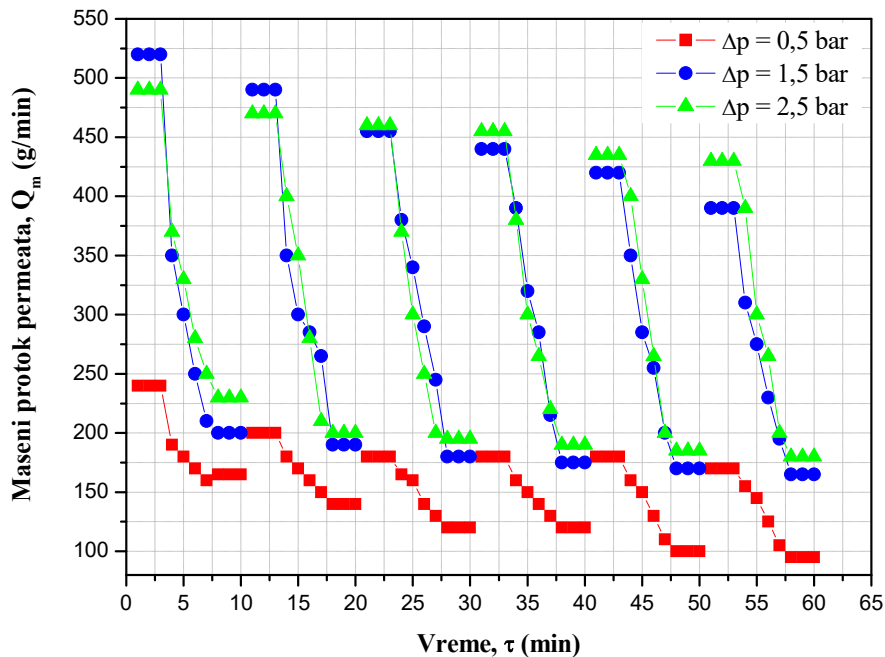


Slika 4.4.16. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , u zavisnosti od vremena, τ , i periodičnog povratnog ispiranja (Kerasep, $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, $\text{VCR} = 1$).

Fluks permeata, odnosno maseni protok permeata, pri upotrebi periodičnog povratnog ispiranja na svakih 10 minuta, je stalno u visokoj zoni. Pri tome se stacionarno stanje nikada ne uspostavlja. Ukupna količina sakupljenog permeata u toku 2 sata kada se primeni periodično povratno ispiranje iznosi 15,385 kg, pri radnim uslovima $Q_v = 1$ l/min, $\Delta p = 0,5$ bar i $t = 22^\circ\text{C}$. Pri istim radnim uslovima u eksperimentu bez periodičnog povratnog ispiranja, sakupljena masa permeata je znatno manja i iznosi 4,164 kg. U svim eksperimentima u kojima je primenjeno periodično povratno ispiranje (na svakih 10 minuta u trajanju po 1 minut), i pri različitim razlikama pritiska ($\Delta p = 0,5 - 3$ bar) je

sakupljena masa permeata veća od 71 do 74,5% u odnosu na eksperimente sa istim radnim uslovima, samo bez primenjenog periodičnog povratnog ispiranja.

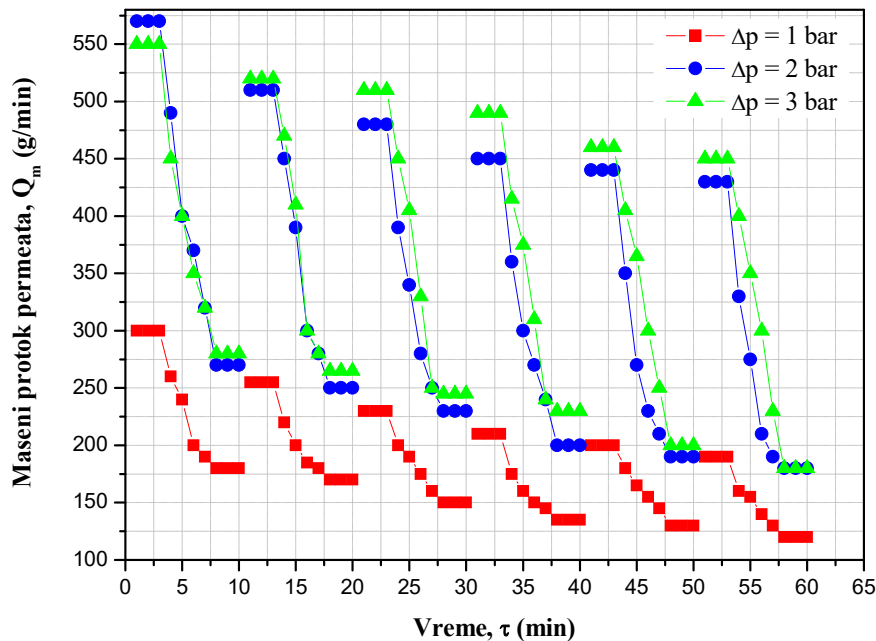
Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m (g/min) od razlike pritiska, Δp (bar), za Kerasep membranu, pri periodičnom povratnom ispiranju, na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, je prikazana na slikama 4.4.17. i 4.4.18..



Slika 4.4.17. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , u zavisnosti od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, VCR = 1).

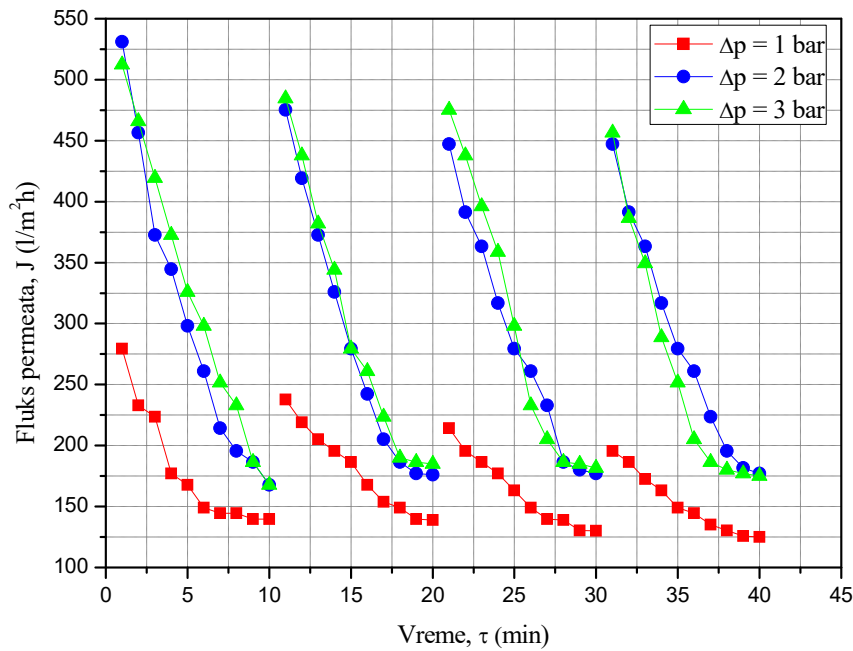
Bez primene periodičnog povratnog ispiranja, optimalni transmembranski pritisak iznosi 2 bara (do stacionarnog stanja). Povišenjem pritiska iznad 2 bara dolazi do većeg uticaja negativnog efekta koncentracione polarizacije (komprimovanja gela na membrani i naglog porasta polarizacionog otpora, R_p) u odnosu na pozitivan uticaj porasta pogonske sile na fluks permeata. Primenom periodičnog povratnog ispiranja uklanja se negativni efekat komprimovanja gela na površini membrane, pri višim pritiscima, čime se stimuliše pozitivan efekat povišenja pogonske sile na fluks permeata. Zbog ograničenja same aparature, nije se mogao ispitivati viši opseg transmembranskih pritiska, odnosno transmembranski pritisak viši od 3 bara.

Na slici 4.4.17. je uočljiv porast masenog protoka permeata pri promeni transmembranskog pritiska (TMP) sa 0,5 bar na 1,5 bar, dok se pri promeni TMP sa 1,5 na 2,5 bara, maseni protok permeata smanjuje. Maseni protok permeata pri transmembranskom pritisku od 1,5 bar je veći 2,5 puta od masenog protoka permeata pri TMP od 0,5 bara. A maseni protok permeata pri TMP od 2,5 bara je za 4% manji od masenog protoka permeata pri TMP od 1,5 bara. Sa slike 4.4.18. se mogu uočiti slične promene. Pri transmembranskom pritisku od 2 bara, maseni protok permeata je veći 2 puta od masenog protoka permeata pri TMP od 1 bara. A na TMP od 3 bara, maseni protok permeata je za 4 – 8 % veći od masenog protoka permeata pri TMP od 2 bara.



Slika 4.4.18. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , u zavisnosti od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, $\text{VCR} = 1$).

Na slici 4.4.19. je prikazana promena fluksa permeata u zavisnosti od vremena, na tri različita transmembranska pritiska ($\Delta p = 1, 2$ i 3 bara) pri periodičnom povratnom ispiranju, na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta. Uočljivo je da se uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja u sistem za mikrofiltraciju, može znatno povećati fluks permeata, odnosno maseni protok permeata.



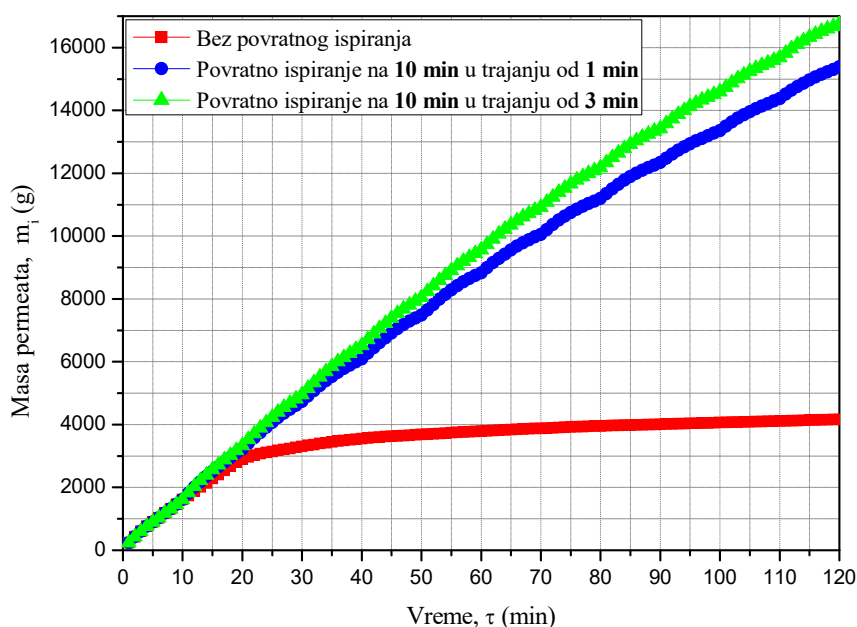
Slika 4.4.19. Promena fluksa permeata u zavisnosti od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ C$).

Optimalni transmembranski pritisak, kada se mikrofiltracija izvodi bez povratnog ispiranja je $\Delta p = 2$ bara. Ako se uvede periodično povratno ispiranje, dolazi do stalnog odnošenja sekundarnog dinamičkog sloja sa površine membrane, čime se optimalna razlika pritiska povećava. U ispitivanom opsegu razlike pritiska do 3 bara, dolazi do stalnog povećanja fluksa permeata. Za očekivati je da i daljim povećanjem razlike pritiska može doći do podizanja fluksa permeata.

Fluks permeata, u ekperimentima koji su izvedeni bez periodičnog povratnog ispiranja, u stacionarnim uslovima je pri temperaturi retentata od $55^\circ C$ veći nego na ispitivanih $22^\circ C$, oko 2,5 puta (tabela 4.4.4.). Međutim, do stacionarnih uslova u kojima se i odvija periodično povratno ispiranje, fluks permeata je na temperaturi od $55^\circ C$ veći za oko 20% od fluksa permeata pri temperaturi od $22^\circ C$. Iz navedenog se može zaključiti da će se pri temperaturi retentata od $55^\circ C$ i sa primenjenim periodičnim povratnim ispiranjem, fluks permeata model rastvora voćnog soka povećati još za oko 20%. Ovakvo povećanje fluksa permeata je značajno za industrijska postrojenja, jer može olakšati kontinualnost linije za proizvodnju koncentrata svih voćnih vrsta. Česti problem

mikrofiltracionih postrojenja je ograničen kapacitet u odnosu na uređaje za koncentrisanje posle mikrofiltracije. Napori pumpi za postizanje visoke turbulencije retentata više nisu neophodni, jer specifična brzina napojnog rastvora više nije primarno bitna.

U cilju ispitivanja dužine trajanja periodičnog povratnog ispiranja, za ovu doktorsku disertaciju su urađeni i eksperimenti u kojima je periodično povratno ispiranje vršeno na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar. Slika 4.4.20. prikazuje zavisnost sakupljene mase permeata model rastvora voćnog soka, u zavisnosti od vremena i periodičnog povratnog ispiranja na svakih 10 minuta u trajanju od 1 i 3 minuta.

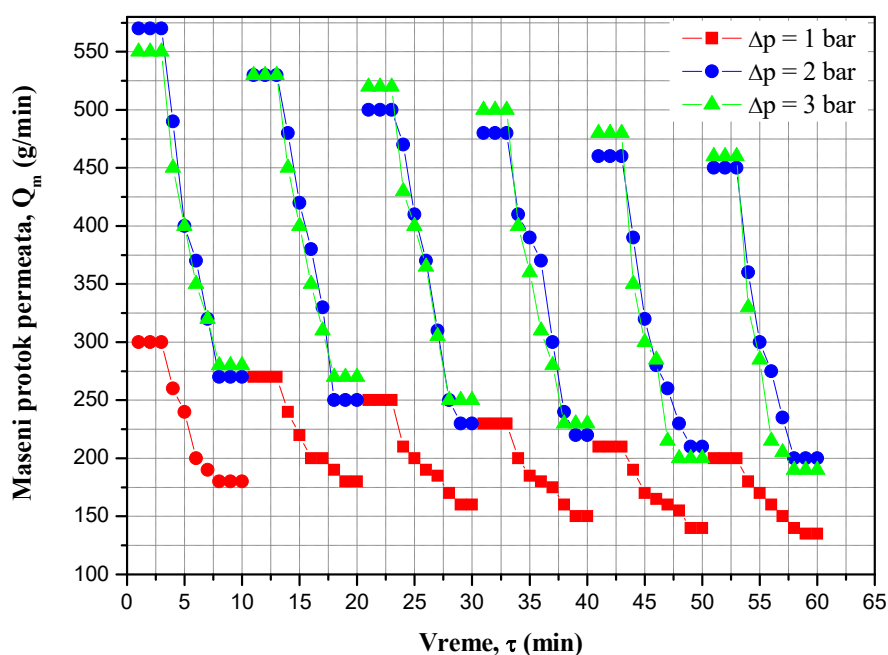


Slika 4.4.20. Zavisnost sakupljene mase permeata model rastvora voćnog soka, m_i , u zavisnosti od vremena, τ , i periodičnog povratnog ispiranja (K_{erasep} , $\Delta p = 0,5$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, $VCR = 1$).

Već je ranije navedena činjenica da se sa primenjenim periodičnim povratnim ispiranjem sakupljena masa permeata značajno povećava, odnosno od 71 do 74,5%, u odnosu na eksperimente bez primenjenog povratnog ispiranja. Povećanjem vremena trajanja povratnog ispiranja sa 1 minuta na 3 minuta, procenat povećanja sakupljene mase permeata je od 72,5 do 76,5% u odnosu na eksperimente bez primenjenog povratnog

ispiranja. Ako se uporede eksperimenti u kojima je primenjeno periodično povratno ispiranje, u trajanju od 1 i 3 minuta, procenat povećanja sakupljene mase permeata iznosi do 5% u eksperimentima u kojima je povratno ispiranje trajalo 3 minuta. Ovo povećanje od oko 5%, takođe može imati značajnog uticaja na mikrofiltraciju u industrijskim uslovima.

Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m (g/min) od razlike pritiska, Δp , za Kerasep membranu, pri periodičnom povratnom ispiranju, na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, je prikazana na slici 4.4.21.

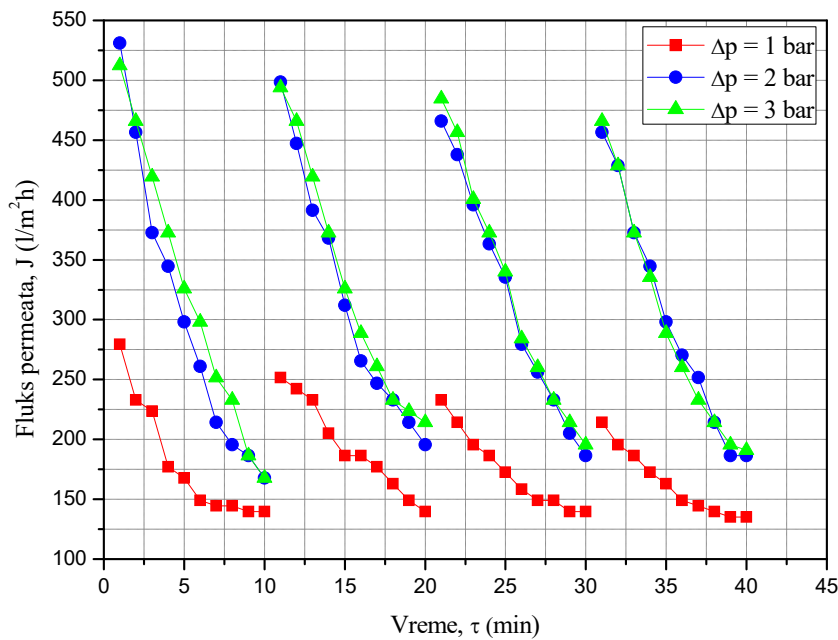


Slika 4.4.21. Zavisnost masenog protoka permeata model rastvora voćnog soka, Q_m , u zavisnosti od vremena, τ , i razlike pritiska, Δp , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$, $VCR = 1$).

Bez primene periodičnog povratnog ispiranja, kao što je već navedeno, optimalni transmembranski pritisak iznosi 2 bara (do stacionarnog stanja). Primenom periodičnog povratnog ispiranja uklanja se negativni efekat komprimovanja gela na površini membrane, pri višim pritiscima, čime se stimuliše pozitivan efekat povišenja pogonske sile na fluks permeata. Na slici 4.4.21. je uočljiv porast masenog protoka permeata pri promeni transmembranskog pritiska (TMP) sa 1 bar na 2 bar, kao i pri promeni TMP sa

2 na 3 bara. Maseni protok permeata pri transmembranskom pritisku od 2 bara je veći 2 puta od masenog protoka permeata pri TMP od 1 bara. Maseni protok permeata pri TMP od 3 bara je za oko 3,8% veći od masenog protoka permeata pri TMP od 2 bara.

Na slici 4.4.22. je prikazana promena fluksa permeata u zavisnosti od vremena, na tri različita transmembranska pritiska ($\Delta p = 1, 2$ i 3 bar) pri periodičnom povratnom ispiranju, na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta.

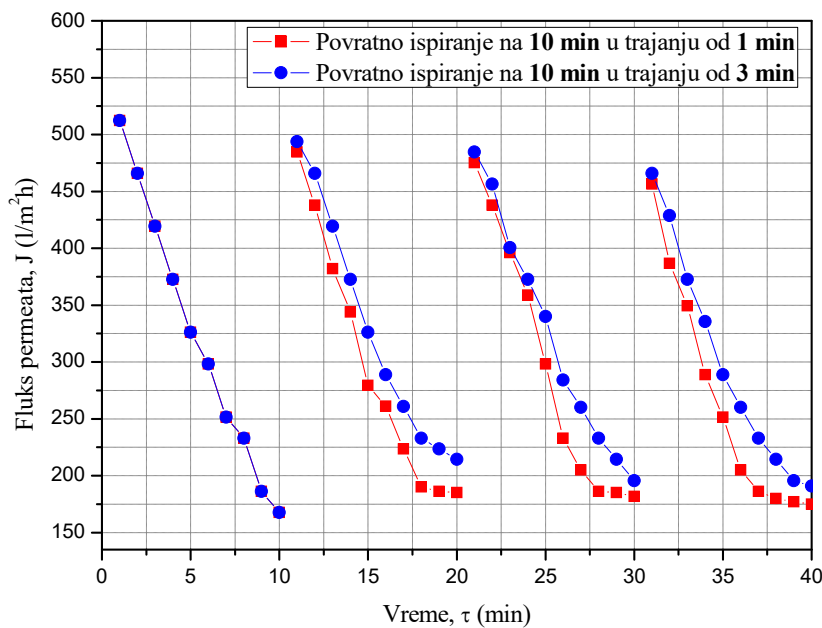


Slika 4.4.22. Promena fluksa permeata u zavisnosti od vremena, τ , i razlike pritisaka, Δp , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Uočljivo je da se uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja u sistem za mikrofiltraciju, može znatno povećati fluks permeata, odnosno maseni protok permeata. U ispitivanom opsegu razlike pritisaka do 3 bara, dolazi do stalnog povećanja fluksa permeata. Razlog za to je što uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja, dolazi do stalnog odnošenja sekundarnog dinamičkog sloja sa površine membrane, što sprečava efekat koncentracione polarizacije, pa se i optimalni transmembranski pritisak povećava.

Slika 4.4.23. prikazuje promenu fluksa permeata u zavisnosti od vremena, na najvišem ispitivanom transmembranskom pritisku od $\Delta p = 3$ bar, pri periodičnom povratnom ispiranju na svakih 10 minuta, ali u trajanju od 1 i 3 minuta. Fluks permeata

model rastvora voćnog soka pri povratnom ispiranju, koji na svakih 10 minuta procesa traje 3 minuta, je veći za oko 2% od fluksa permeata, kada povratno ispiranje traje 1 minut. To povećanje nije značajno. Ali već je napomenuto da u slučaju sakupljene mase permeata, dužina trajanja povratnog ispiranja utiče pozitivno, odnosno procenat povećanja sakupljene mase permeata ide do 5%, što može biti značajno u industrijskim postrojenjima.



Slika 4.4.23. Promena fluksa permeata, J , u zavisnosti od vremena, τ , pri periodičnom povratnom ispiranju (Kerasep, $\Delta p = 3$ bar, $Q_v = 1$ l/min, $t = 22^\circ\text{C}$).

Uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja sprečava se uspostavljanje stacionarnog stanja pri vrlo niskim fluksevima permeata. Stacionarno stanje se vrlo brzo uspostavlja, već posle 60-tak minuta, pri čemu dalji rad mikrofiltera zahteva višečasovno bistrenje sokova pri niskim fluksevima. Sa povratnim ispiranjem značajno se skraćuje vreme bistrenja, a time i svi prateći troškovi. Samim tim ovu tehniku je svakako preporučljivo primeniti pri mikrofiltraciji u proizvodnji voćnih sokova.

5. ZAKLJUČAK

Cilj ove disertacije je da se ispita kinetika mikrofiltracije i ultrafiltracije model rastvora voćnih sokova, kao i tehnike povećanja fluksa permeata. Klasični postupak bistrenja voćnih sokova je zamenjen sa novim i modernijim tehnologijama - unakrsnom mikrofiltracijom i ultrafiltracijom. Određeni su optimalni uslovi za izvođenje procesa mikrofiltracije i ultrafiltracije, kao što su: zapreminski protok retentata, razlika pritisaka (transmembranski pritisak), temperatura retentata, ugradnja promotora turbulencije i primena periodičnog povratnog ispiranje.

Prvi deo ove disertacije je posvećen određivanju radnih dijagrama uređaja za mikrofiltraciju i ultrafiltraciju, kao i određivanju uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka, temperature retentata i promotora turbulencije) na kinetiku prenosa mase destilovane vode.

Maseni protok permeata destilovane vode je konstantan, jer u toku procesa ne dolazi do stvaranja taloga na membrani koji bi uslovio opadanje protoka permeata. Manje brzine permeacije model rastvora voćnog soka u poređenju sa brzinama permeacije vode, javljaju se zbog nagomilavanja suspendovanih čestica na površini membrane i stvaranja sekundarnog dinamičkog sloja. Posle izvesnog vremena ovaj sloj postaje "stacionarni" sloj i izaziva dodatni otpor, koji se naziva polarizacioni otpor (R_p). Ukupni otpor (R) je sastavljen iz dva aditivna otpora, otpora membrane (R_m) i polarizacionog otpora (R_p).

Hidraulički otpor neorganskih membrana ne zavisi ni od protoka retentata, ni od razlike pritiska, (neorganske membrane nisu stišljive), kao ni od temperature. Drugim rečima, hidraulički otpor membrane je konstantna veličina i zavisi samo od vrste membrane. Hidraulički otpor (R_m) neorganskih ultrafiltracionih membrana iznosi: kod Carbosep M9 $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m, kod membrane Carbosep M8 $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m i kod membrane Carbosep M7 $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m. Hidraulički otpor neorganske mikrofiltracione membrane pod nazivom Kerasep iznosi $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m.

Drugi deo ispitivanja ove doktorske disertacije se odnosi na određivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritisaka i temperature), bez i sa ugradnjom promotora turbulencije, na kinetiku prenosa mase model rastvora ultrafiltracijom kroz neorganske Carbosep membrane (M7, M8 i M9).

Prilikom određivanja uticaja radnih parametara na kinetiku prenosa mase model rastvora voćnog soka ultrafiltracijom, bez ugradnje promotora turbulencije, zaključeno je sledeće.

- ∞ Početni maseni protoci permeata model rastvora, sve do uspostavljanja stacionarnih uslova, su veći sa porastom pogonske sile i najviši su pri najvišoj ispitivanoj pogonskoj sili od $\Delta p = 3$ bar, za sve tri ultrafiltracione membrane. Dalji porast masenih protoka može se očekivati i na većim pogonskim silama od 3 bar. Razlog je taj što je sve do stacionarnih uslova, pozitivan efekat porasta pogonske sile na fluks permeata (protok permeata) izraženiji nego negativan efekat koncentracione polarizacije. U stacionarnim uslovima, ovaj efekat ne važi, jer je sekundarni »dinamički« sloj prilično stabilan i zavisi samo od stepena komprimovanja gela tj. sloja na površini membrane.
- ∞ Porast stacionarnog masenog protoka model rastvora sa porastom pogonske sile je realan sve do onog trenutka kada pod dejstvom pogonske sile, polarizacioni otpor ne postane toliko visok, tako da dalje povećanje pogonske sile ne dovodi do povećanja stacionarnog fluksa kroz membranu (protoka permeata). Dalje povećanje pogonske sile dovodi samo do »jakog komprimovanja« gela na površini membrane i mnogo većeg porasta polarizacionog otpora R_p . U slučaju model rastvora, najviši stacionarni fluks se dobija i pri najvećoj ispitivanoj pogonskoj sili od $\Delta p = 3$ bar, za sve tri ultrafiltracione membrane.
- ∞ Sa porastom zapreminskog protoka napojnog rastvora, raste i stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} . Ovaj porast je realan do onog trenutka kada polarizacioni otpor ne postane toliko visok, da dalje povećanje protoka napojnog rastvora, a time i specifične brzine strujanja, ne uzrokuje značajan rast stacionarnog fluksa kroz membranu. Pri takvim uslovima turbulencija je veoma izražena, pa dalje povećanje specifične brzine strujanja napojnog rastvora više nema uticaja. Najbolji efekat se postiže pri onom protoku napojnog rastvora, kada se ostvaruje maksimalni fluks permeata. Daljim povećanjem protoka retentata mogu se postići samo veći gubici u pogledu napora pumpe tj. gubici usled otpora. Kod Carbosep membrana opseg ispitivanja je bio pri specifičnim brzinama strujanja retentata od 0,59 do 1,77 m/s. Povećanjem brzine strujanja do 5 m/s, može se očekivati intenziviranje unakrsne tehnike i smanjenje polarizacionog otpora. Aparatura na

kojoj su rađeni eksperimenti za ovu doktorsku disertaciju, ne može ostvariti veće protoke od 3 l/min, pa je maksimalna specifična brzina strujanja napojnog rastvora 1,77 m/s.

- ∞ Kada su u pitanju otpori (R , R_p i R_m), membrana M7 koja ima najveće pore i najmanju granicu separacije prema molekulskoj masi, čak 10 puta manju od membrane M9 (M7 – 30 kDa, M8 – 50 kDa, M9 – 300 kDa) ima i najmanje otpore. Kompaktnost i struktura sekundarnih slojeva na membranama je slična. Polarizacioni otpori su kod sve tri membrane slični, a ukupni otpori kod M9 membrane su viši od ukupnih otpora obe membrane, i M7 i M8, srazmerno razlici hidrauličkih otpora membrana. Sve tri membrane imaju sličnu površinsku poroznost, kao i fizičko–hemijska dešavanja u sekundarnom sloju na površini membrane, pa je to razlog za sličnost između otpora na membranama. Carbosep M7 membrana, ima najmanju granicu separacije prema molekulskoj masi (30 kDa), ali ima značajno veće flukseve od ostale dve membrane, pa i velike prednosti u pogledu kinetike ultrafiltracije. Prema ovim dobijenim podacima, može se zaključiti da postoji razlika i u samoj konstrukciji membrane i nosećeg sloja. To je naravno i deklarirano u prospektnom materijalu proizvođača.
- ∞ Pri unakrsnoj ultrafiltraciji sa promenom temperature, postižu se slični efekti kao i sa promenom razlike pritisaka i zapreminskog protoka retentata. Stacionarni maseni protoci permeata i maseni protoci permeata do stacionarnih uslova, zavise od temperature. Razlog je u smanjenju viskoziteta soka sa porastom temperature. Uticaj temperature u stacionarnim uslovima je značajno manji nego u periodu do uspostavljanja stacionarnih uslova. U stacionarnim uslovima sekundarni sloj na površini membrane je prilično stabilan i kompaktan, dok pre toga još nije stalan i potpuno formiran, tako da viskozitet soka ima veći efekat (manji otpori). Ultrafiltracija se izvodi neposredno posle depektinizacije, koja se odvija na temperaturama oko 55°C, pa je to optimalna temperatura bistrenja voćnih sokova ultrafiltracijom kroz neorganske membrane, što potvrđuju istraživanja ove doktorske disertacije.

Najznačajniji doprinos ove teze su rezultati dobijeni ispitivanjem ugradnje promotora turbulencije i primenom periodičnog povratnog ispiranja sa cevnim neorganskim membranama.

Analizom svih dobijenih rezultata eksperimenata koji su vršeni sa ugrađenim promotorom turbulencije kod sve tri membrane, mogu se izvesti sledeći zaključci.

- ∞ Transmembranski pritisak pri kome se postiže najveći fluks permeata iznosi 3 bar za sve tri membrane. Način da se ova granica pomeri jeste da se ugradi promotor turbulencije. Primenom promotora turbulencije i variranjem razlike pritisaka, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata se kod membrane Carbosep M7 ostvaruje na nižim pritiscima, tj. pri razlici pritisaka od 1,5 bar. Maseni protok permeata i fluks permeata su veći čak 5,4 puta. U slučaju membrane Carbosep M8, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata, se ostvaruje pri razlici pritisaka od 0,5 bar. Maseni protok permeata i fluks permeata su veći čak 10,3 puta. Kod membrane Carbosep M9, najveće povećanje masenog protoka permeata i fluksa permeata, se ostvaruje pri najnižoj razlici pritisaka od 0,5 bar. Maseni protok permeata i fluks permeata su veći 3,8 puta. Pri nižim pogonskim silama do oko 1 bar, porast fluksa je oko 4 do 5 puta veći, kada se ugradi promotor turbulencije, kod sve tri membrane, dok je pri višim pogonskim silama ova razlika malo manja. Pri $\Delta p = 3$ bar fluks je oko tri do četiri puta viši, za sve tri membrane. Razlog za veći porast fluksa na nižim pritiscima se može pronaći u manjim ukupnim otporima, pri ultrafiltraciji model rastvora.
- ∞ Ukoliko se ugradi promotor turbulencije porast fluksa permeata je nekoliko puta veći nego bez njega i fluks permeata ne zavisi od protoka retentata jer je reč o intenzivnoj turbulenciji. Ispitivanja su urađena do vrednosti zapreminskog protoka retentata od $Q_v = 2$ l/min, jer pumpa nije mogla savladati ogromne padove pritisaka koji se javljaju usled mesnih otpora pri višim zapreminskim protocima retentata.
- ∞ Sa ugradnjom promotora turbulencije, efekat povećanja temperature retentata na sakupljenu masu permeata se pojačava. Kod membrane Carbosep M7, ugradnjom promotora turbulencije dolazi do povećanja stacionarnog fluksa permeata do 4,5 puta. Kod membrane Carbosep M8, to povećanje je oko 5 puta, a kod membrane Carbosep M9 oko 2,5 – 3 puta.
- ∞ U svim obavljenim eksperimentima sa ugrađenim promotorom turbulencije, polarizacioni otpor ima nominale vrednosti vrlo bliske hidrauličkom otporu membrane. U nekim slučajevima čak i niže. Kod Carbosep membrana, u

stacionarnim uslovima, u ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (Rp) učestvuje sa 78 – 88% kod membrane Carbosep M7, 86 – 90% kod membrane Carbosep M8 i 45 – 60% kod membrane carbosep M9. Ukoliko se ugradi promotor turbulencije, kod Carbosep membrana, onda u ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (Rp) učestvuje sa 20 – 50% kod sve tri membrane. Zaključak je da ugradnja promotora turbulencije predstavlja veoma pogodan način za smanjenje polarizacionog otpora u sistemima za ultrafiltraciju sokova.

Kod ultrafiltracionih membrana vršena su i ispitivanja uticaja različite koncentracije pektina u model rastvorima na kinetiku prenosa mase model rastvora kroz Carbosep M7, M8 i M9 membrane. Pektin kao zaštitni koloid i makromolekul, učestvuje u stvaranju agregata, koji se talože na površini membrane i učestvuju u formiranju sekundarnog dinamičkog sloja.

- ∞ Sa povećanjem koncentracije pektina u model rastvoru, dolazi do opadanja stacionarnog masenog protoka permeata i stacionarnog fluksa permeata, dok se polarizacioni otpor znatno povećava, što je i očekivano. Kod membrana Carbosep M7 i M8, stacionarni maseni protok i stacionarni fluks permeata se smanjuju 3,5 puta, sa porastom koncentracije pektina u model rastvoru od 0,1% do 1,2%, dok se polarizacioni otpor povećava čak 4 puta. Kod membrane Carbosep M9, stacionarni maseni protok i fluks permeata se smanjuju 4,6 puta sa porastom koncentracije pektina model rastvora, a polarizacioni otpor se povećava čak 10 puta. Porast polarizacionog otpora je najveći kod membrane Carbosep M9, što je i očekivano, s obzirom da je to membrana sa najmanjom veličinom pora, odnosno sa najvećom granicom separacije prema molekulskoj masi (300 kDa).
- ∞ Kod sve tri membrane najveći pad stacionarnog fluksa permeata se dešava kada se koncentracija pektina u model rastvoru poveća sa 0,3% na 0,5%. Kod membrane Carbosep M7 stacionarni fluks permeata pri koncentraciji pektina od 0,5% je čak manji 43% od stacionarnog fluksa permeata pri koncentraciji od 0,3%. Kod membrane Carbosep M8 je to za 30%, a kod membrane Carbosep M9 procenat smanjenja stacionarnog fluksa permeata je 47%.
- ∞ Analizom dobijenih rezultata je izveden i zaključak da pri manjim koncentracijama pektina u model rastvoru (retentatu), od 0,1% i 0,3%, kod sve tri membrane procenat pektina koji ostaje u retentatu, nakon izvršene ultrafiltracije je

mnogo mali i kreće se u intervalu od 0,001 do 0,0037% za membrane Carbosep M7 i M8, i od 0,0008 do 0,0013% za membranu Carbosep M9. Sa porastom koncentracije pektina u napojnom rastvoru, raste i procenat pektina koji ostaje u napojnom rastvoru i koji se ne uklanja u procesu ultrafiltracije. S obzirom da pektin učestvuje u formiranju sekundarnog dinamičkog sloja na površini membrane, pri većim početnim koncentracijama pektina, molekuli pektina se brže zadržavaju na površini membrane, pa se brže i formira sekundarni dinamički sloj. Prilikom ispitivanja brzina strujanja retentata bila je 0,58 m/s, kroz sve tri membrane. Pri manjim koncentracijama pektina ta brzina strujanja retentata ima uticaja, odnosno pri manjim debljinama sekundarnog dinamičkog sloja, kada jedan deo sloja biva odnešen retentatom koji struji preko površine membrane. Međutim, pri većim koncentracijama pektina u napojnom model rastvoru, sekundarni dinamički sloj se brže formira i njegova debljina je veća, odnosno brzina odnošenja dela sekundarnog dinamičkog sloja je mnogo manja od njegovog ponovnog formiranja, pa brzina od 0,58 m/s ne ostvaruje potreban efekat. Pri najvećoj ispitivanoj koncentraciji pektina u napojnom model rastvoru, 1,2%, nakon ultrafiltracije procenat pektina koji ostaje u model rastvoru kod membrane Carbosep M7 iznosi 0,0045%, kod membrane Carbosep M8 0,0062% i kod membrane Carbosep M9 0,0429%. Najveća vrednost procenta pektina koji ostaje u model rastvoru je kod membrane Carbosep M9, koja ima najveću granicu separacije prema molekularnoj masi od 300 kDa, i najmanju veličinu pora.

Analizom rezultata dobijenih u drugom delu ove doktorske disertacije dolazi se do zaključka da se od svih ispitivanih ultrafiltracionih membrana, kao optimalna pokazala membrana Carbosep M8. Membrane Carbosep M7 (30 kDa) i Carbosep M8 (50 kDa) imaju slične optimalne radne uslove, ne razlikuju se mnogo u postignutim fluksevima permeata, čak pri pojedinim uslovima, membrana M8 ostvaruje veće flukseve od membrane M7. Membrana Carbosep M8 ima prednost u pogledu kinetike ultrafiltracije.

Treći deo ove disertacije se odnosi na ispitivanje uticaja radnih parametara (zapreminskog protoka retentata, razlike pritiska i temperature retentata) na kinetiku prenosa mase mikrofiltracijom kroz keramičku Kerasep membranu i uticaj periodičnog povratnog ispiranja (backwashing) na kinetiku procesa unakrsne mikrofiltracije.

- ∞ Rezultati eksperimenata sa Kerasep membranom pokazuju da stacionarni fluks, odnosno stacionarni maseni protoci permeata, ne zavise od porasta pogonske sile. U stacionarnim uslovima, posle 60 minuta, sve serije pokazuju slične rezultate ($Q_{ms} = 21,30 - 51,92$ g/min). Zaključak je da u stacionarnim uslovima nije previše značajno sa kojom pogonskom silom se radi. Međutim, do uspostavljanja stacionarnih uslova, mogu se uočiti gotovo isti efekti kao i sa ultrafiltracionim membranama. Pozitivan efekat koji daje porast pogonske sile, suprotstavljen je negativnom efektu, koji izaziva povećanje polarizacionog otpora (R_p), kao posledica povećanja pogonske sile. Ovo dovodi do toga da se maksimalan fluks, odnosno protok permeata javlja pri razlici pritisaka od $\Delta p = 2$ bara. U industrijskim uslovima, uređaji za mikrofiltraciju rade više od 10 sati u kontinuitetu, pa ovaj efekat nije važan, jer se dešava u prvom satu rada uređaja. Navedeni rezultati dovode do zaključka da je pri mikrofiltraciji voćnih sokova kroz Kerasep membranu, vrlo praktično izvoditi periodično povratno ispiranje (backwashing) na svakih 20 – 30 minuta. Početni maseni protok je oko 11 – 13 puta viši nego stacionarni maseni protok permeata.
- ∞ Kerasep mikrofiltraciona membrana ima znatno manji otpor membrane, ($R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m), nego ultrafiltracione Carbosep membrane. Razlog za velike razlike u hidrauličkom otporu membrana je svakako u velikoj razlici u veličini pora. Mikrofiltraciona Kerasep membrana ima veličinu pora od 0,2 μm . Kako je kod Kerasep membrane hidraulički otpor membrane mali, može se zaključiti da se njegova vrednost može zanemariti u stacionarnim uslovima. Do uspostavljanja stacionarnih uslova, polarizacioni otpor vrlo brzo raste tako da već posle par minuta predstavlja glavni otpor prenosu mase. U ukupnom otporu (R), polarizacioni otpor (R_p) učestvuje preko 96%. Odnosno, sva dešavanja u sekundarnom dinamičkom sloju na površini membrane predstavljaju kompletan otpor prenosu mase pri mikrofiltraciji sokova kroz Kerasep membranu.
- ∞ Prilikom mikrofiltracije model rastvora voćnog soka, funkcija fluksa permeata sa VCR-om (faktor zapreminskog koncentrisanja) opada vrlo slično kao i funkcija fluksa sa vremenom. Ponašanje fluksa je u direktnoj vezi sa otporima, polarizacionim otporom i otporom membrane. Kod ispitivane Kerasep membrane prvi period korespondira do VCR nešto ispod 2, drugi period do VCR oko 6,5 – 7,

a treći stacionarni period nakon toga. Ovaj treći stacionarni period je od praktičnog značaja za industriju. Prvi period visokog fluksa traje do VCR oko 2, tj. prvih 10 – 15 minuta procesa. Zato je povratno ispiranje praktično najbolje izvoditi na svakih 10 minuta, naravno ako tehničko rešenje to dozvoljava.

- ∞ U ispitivanom opsegu radnih parametara, masa permeata model rastvora voćnog soka sakupljena posle određenog vremena (u stacionarnom stanju), se praktično ne menja u funkciji promene zapreminskog protoka napojnog rastvora, Q_v . Iako je reč o primenjenoj tehnici unakrsne mikrofiltracije, ipak se ovde ne može govoriti da tangencionalna brzina smicanja gela na membrani ima uticaja. Razlog za to je, što se zbog ograničenja na samoj aparaturi i velikog broja kanala (velike površine) membrane, postižu jako male specifične brzine strujanja retentata. Maksimalna specifična brzina strujanja retentata koja se postiže iznosi 0,35 m/s, a efekat unakrsne filtracije se postiže tek pri specifičnim brzinama strujanja retentata iznad 1 m/s, a posebno 5 m/s (Baker, 2004; Girard i Fukumoto, 2000; Urošević i sar., 2017). Zaključak je da se nije ni mogao očekivati značajan uticaj unakrsne mikrofiltracije pri ovako malim brzinama
- ∞ Linearan porast fluksa sa temperaturom je posledica pada viskoziteta soka, pri čemu se primećuje i izvestan pad polarizacionog otpora. Sa porastom temperature model rastvora voćnog soka od 22°C do 55°C, ostvaruje se porast fluksa permeata od oko 60%. Ovo povećanje ide na račun prvih 60 minuta procesa, odnosno do vremena uspostavljanja stacionarnih uslova. To znači da produženjem mikrofiltracije posle 2 sata, neće se značajno povećati kapacitet mikrofiltracije. To dovodi do zaključka da je neophodno pribеći drugim tehnikama za smanjenje polarizacionog otpora, kao na primer periodičnom povratnom ispiranju.
- ∞ Uvođenjem periodičnog povratnog ispiranja u sistem za mikrofiltraciju model rastvora voćnih sokova može se znatno povećati fluks permeata. Prvi period vrlo visokog fluksa traje prvih 10 – 15 minuta procesa. Zato je povratno ispiranje najbolje izvoditi pri kraju ove faze. U ovom radu ispitivano je periodično povratno ispiranje komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar, svakih 10 minuta u trajanju od 1 i 3 minuta. Fluks permeata, pri upotrebi periodičnog ispiranja svakih 10 minuta je stalno u visokoj zoni. Pri tome se stacionarno stanje nikada ne uspostavlja. Ukupna masa sakupljenog permeata u toku 2 sata pri istim radnim

uslovima je znatno veća sa povratnim ispiranjem (oko 15,5 kg) u odnosu na eksperiment bez ispiranja (oko 4 kg).

- ∞ U svim eksperimentima u kojima je primenjeno periodično povratno ispiranje (na svakih 10 minuta u trajanju po 1 minut), i pri različitim razlikama pritiska ($\Delta p = 0,5 - 3$ bara) sakupljena masa permeata je veća od 71 do 74,5% u odnosu na eksperimente sa istim radnim uslovima, samo bez primenjenog periodičnog povratnog ispiranja.
- ∞ U cilju ispitivanja dužine trajanja periodičnog povratnog ispiranja, za ovu doktorsku disertaciju su urađeni i eksperimenti u kojima je periodično povratno ispiranje vršeno na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar. Ako se uporede eksperimenti u kojima je primenjeno periodično povratno ispiranje, u trajanju od 1 i 3 minuta, procenat povećanja sakupljene mase permeata iznosi do 5% u eksperimentima u kojima je povratno ispiranje trajalo 3 minuta. Ovo povećanje od oko 5%, takođe može imati značajnog uticaja na mikrofiltraciju u industrijskim uslovima.
- ∞ Pri mikrofiltraciji model rastvora voćnog soka sa Kerasep membranom optimalni transmembranski pritisak bez povratnog ispiranja je $\Delta p = 2$ bar (do stacionarnog stanja). Ako se uvede periodično povratno ispiranje, dolazi do stalnog odnošenja gela sa površine membrane, čime se optimalna razlika pritiska povećava. U ispitivanom opsegu razlike pritiska do 3 bara, dolazi do stalnog povećanja fluksa permeata. Za očekivati je da i daljim povećanjem razlike pritiska može doći do povećanja fluksa permeata.

Na osnovu svih iznetih rezultata može se zaključiti da su unakrsna mikrofiltracija i ultrafiltracija vrlo efikasni postupci filtracije i bistrenja sokova svih voćnih vrsta, pod uslovom da se izabere membrana optimalne veličine pora, da su radni uslovi optimalni, da se izvrši odgovarajući predtretman voćnog soka i da se primeni neka od tehnika minimiziranja koncentracione polarizacije, periodično povratno ispiranje i ugradnja promotora turbulencije. Optimizacijom se može omogućiti veća komercijalna primena ovih procesa.

LITERATURA

Alvarez S., Alvarez R., Riera F. A., Coca J.: *Influence of depectinization on apple juice ultrafiltration*, Colloids and surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, Vol 138, 1998, pp. 377 – 382.

Bailey A.F.G., Barbe A.M., Hogan P.A., Johnson R.A., Sheng J.: *The effect of ultrafiltration on the subsequent concentration of grape juice by osmotic distillation*, Journal of Membrane Science, Vol 164, 2000, pp. 195 – 204.

Baker R.W.: *Membrane Technology and Applications*, Second Edition, John Wiley & Sons, Ltd, England, 2004.

Barros S.T.D., Andrade C.M.G., Mendes E.S., Peres L.: *Study of fouling mechanism in pineapple juice clarification by ultrafiltration*, Journal of Membrane Science, Vol 215, 2003, pp. 213 – 224.

Borneman Z., Gökmen V., Nijhuis H.N.: *Selective removal of polyphenols and brown colour in apple juices using PES/PVP membranes in a single ultrafiltration process*, Separation and Purification Tehnology, Vol 22 – 23, 2001, pp. 53 – 61.

Brajanoski B., Brajanoski D.: *Nove tehnologije u proizvodnji koncentrisanog soka jabuke*, Časopis za procesnu tehniku i energetiku u poljoprivredi PTEP, Vol 87-89, 2004.

Bruijn J., Bórquez R.: *Analysis of the fouling mechanisms during cross – flow ultrafiltration of apple juice*, LWT – Food Science and Technology, Vol 39, 2006, pp. 861 – 871.

Bruijn J., Venegas A., Borquez R.: *Influence of crossflow ultrafiltration on membrane fouling and apple juice quality*, Desalination, Vol 148, 2002, pp. 131 – 136.

Bruijn J.P.F., Venegas A., Martínez J.A., Bórquez R.: *Ultrafiltration performance of Carbosep membranes for the clarification of apple juice*, Lebensmittel–Wissenschoft & Technologie, Vol 36, 2003, pp. 397 – 406.

Campos D.C.P., Santos A.S., Wolkoff D.B., Matta V.M., Cabral L.M.C., Couri S.: *Cashew apple juice stabilization by microfiltration*, Desalination, Vol 148, 2002, pp. 61 – 65.

Carneiro L., Sa I.S., Gomes F.S., Matta V.M., Cabral L.M.C.: *Cold sterilization and clarification of pineapple juice by tangential microfiltration*, Desalination, Vol 148, 2002, pp. 93 – 98.

Carvalho L.M.J., Castro I.M., Silva C.A.B.: *A study of retention of sugars in the process of clarification of pineapple juice (Ananas comosus, L. merril) by micro – and ultra – filtration*, Journal of Food Engineering, Vol 87, 2008, pp. 447 – 454.

Cassano A., Conidi C., Drioli E.: *Clarification and concentration of pomegranate juice (Punica granatum L.) using membrane processes*, Journal of Food Engineering, Vol 107, 2011, pp. 366 – 373.

Cassano A., Conidi C., Drioli E.: *Physico - chemical parameters of cactus pear (Opuntia ficus - indica) juice clarified by microfiltration and ultrafiltration processes*, Desalination, Vol 250, 2010, pp. 1101 – 1104.

Cassano A., Conidi C., Timpone R., D'Avella M., Drioli E.: *A membrane – based process for the clarification and the concentration of the cactus pear juice*, Journal of Food Engineering, Vol 80, 2007, pp. 914 – 921.

Cassano A., Donato L., Conidi C., Drioli E.: *Recovery of bioactive compounds in kiwifruit juice by ultrafiltration*, Innovative Food Science and Emerging Technologies, Vol 9, 2008, pp. 556 – 562.

Cassano A., Donato L., Drioli E.: *Ultrafiltration of kiwifruit juice: Operating parameters, juice quality and membrane fouling*, Journal of Food Engineering, Vol 79, 2007, pp. 613 – 621.

Cassano A., Drioli E., Galaverna G., Marchelli R., Di Silvestro G., Cagnasso P.: *Clarification and concentration of citrus and carrot juices by integrated membrane processes*, Journal of Food Engineering, Vol 57, 2003, pp. 153 – 163.

Cassano A., Marchio M., Drioli E.: *Clarification of blood orange juice by ultrafiltration: Analyses of operating parameters, membrane fouling and juice quality*, Desalination, Vol 212, 2007, pp. 15 – 27.

Cassano A., Tasselli F., Condini C., Drioli E.: *Ultrafiltration of Clementine mandarin juice by hollow fibre membranes*, Desalination, Vol 241, 2009, pp. 302 – 308.

Cheryan M.: *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*, CRS Press, USA, 1998.

Chiang B.H. and Yu Z.R.: *Fouling and flux restoration of ultrafiltration of passion fruit juice*, Journal of Food Science, Vol 52, No 369, 1987.

Cisse M., Vaillant F., Perez A., Dornier M., Reynes M.: *The quality of orange juice processed by coupling cross – flow microfiltration and osmotic evaporation*, International Journal of Food Science and Technology, Vol 40, 2005, pp. 105 – 116.

Constenla D.T., Lazano J.E.: *Hollow fibre ultrafiltration of apple juice: Macroscopic approach*, Lebensmittel-Wissenschaft & Technologie, Vol 30, 1997, pp. 373 – 378.

Constenla D.T., Lazano J.E.: *Predicting stationary permeate flux in the ultrafiltration of apple juice*, Lebensmittel-Wissenschaft & Technologie, Vol 29, 1996, pp. 587 – 592.

Cui Z. F., Muralidhara H. S.: *Membrane Technology – A Practical Guide to Membrane Technology and Applications in Food and Bioprocessing*, First edition, Elsevier Ltd., USA, 2010.

Cvijović S.D., Bošković – Vragolović N.M.: *Fenomeni prenosa, strujanje, toplota, difuzija*, Univerzitet u Beogradu, Tehnološko – metalurški fakultet, Beograd, 2001.

Destani F., Cassano A., Fazio A., Vincken J.P., Gabriele P.: *Recovery and concentration of phenolic compounds in blood orange juice by membrane operations*, Journal of Food Engineering, Vol 117, 2013, pp. 263 – 271.

Domingues R.C.C., Ramos A.A., Cardoso V.L., Reis M.H.M.: *Microfiltration of passion fruit juice using hollow fibre membranes and evaluation of fouling mechanisms*, Journal of Food Engineering, Vol 121, 2014, pp. 73 – 79.

Emani S., Uppaluri R., Purkait M.K.: *Preparation and characterization of low cost ceramic membranes for mosambi juice*, Desalination, Vol 317, 2013, pp. 32 – 49.

Espamer L., Pagliero C., Ochoa A., Marchese J.: *Clarification of lemon juice using membrane process*, Desalination, Vol 200, 2006, pp. 565 – 567.

Field R.W., Pearce G.K.: *Critical sustainable and threshold fluxes for membrane filtration with water industry applicatins*, Advanced Colloid and Interface Science, Vol 164, 2011, pp. 38 – 44.

Field R.W., Wu D., Howell J.A., Gupta B.B.: *Critical flux concept for microfiltration fouling*, Journal of Membrane Science, Vol 100, No 3, 1995, pp. 259 – 272.

Figuroa R.A.R., Cassano A., Drioli E.: *Ultrafiltration of orange press liquor: Optimization for permeate flux and fouling index by response surface methodology*, Separation and Purification Technology, Vol 80, 2011, pp. 1 – 10.

Fukumoto L.R., Delaquis P., Girard B.: *Microfiltration and ultrafiltration ceramic membranes for apple juice clarification*, Journal of Food Science, Vol. 63, No. 5, 1998.

Girard B., Fukumoto L.R.: *Apple juice clarification using microfiltration and ultrafiltration polymeric membranes*, Lebensmittel-Wissenschaft & Technologie, Vol 32, 1999, pp. 290 – 298.

Girard B., Fukumoto L.R.: *Membrane Processing of fruit juices and beverages: A review*, Critical Reviews in Food Science and Nutrition, Vol 40, No 2, 2000, pp. 91 – 157.

Hakimzadeh V., Razavi S., Piroozifard M., Shahidi M.: *The potential of microfiltration and ultrafiltration process in purification of raw sugar beet juice*, Desalination, Vol 200, 2006, pp. 520 – 522.

He Y., Ji Z., Li S.: *Effective clarification of apple juice using membrane filtration without enzyme and pasteurization pretreatment*, Separation and Purification Tehnology, Vol 57, 2007, pp. 366 – 373.

He Z., Miller D.J., Kasemset S., Paul D.R., Freeman B.D.: *The effect of permeate flux on membrane fouling during microfiltration of oily water*, Journal of Membrane Science, Vol 525, 2017, pp. 25 – 34.

Hernandez E., Chen C.S., Shaw, P.E., Carter R.D., Barros S.: *Ultrafiltration of orange juice. Effect on soluble solids, suspended solids and aroma*, Journal of Agricultural and food chemistry, Vol 40, 1992, pp. 986 – 988.

Hui Y.H.: *Handbook of fruits and fruit processing*, First edition, Blackwell Publishing Ltd., England, 2006.

Huotari H.M., Trägårdh Huisman I.H.: *Crossflow membrane filtration enhanced by an external dc electric field: A review*, Transactions of the Institution of Chemical Engineers Journal, Vol 77, 1999, pp. 461 – 468.

Jegatheesan V., Phong D. D., Shu L., Aim R.B.: *Performance of ceramic micro – and ultrafiltration membranes treating limed and partially clarified sugar cane juice*, Journal of Membrane Science, Vol 327, 2009, pp. 69 – 77.

Jiraratananon R., Chanachai A.: *A study of fouling in the ultrafiltration of passion fruit juice*, Journal of Membrane Science, Vol 111, 1996, pp. 39 – 48.

Jiraratananon R., Uttapap D., Tangamornsuksun C.: *Self – forming dynamic membrane for ultrafiltration of pineapple juice*, Journal of Membrane Science, Vol 129, 1997, pp. 135 – 143.

Koroknai B., Csanádi Z., Gubicza L., Bélafi – Bakó K.: *Preservation of antioxidant capacity and flux enhancement in concentration of red fruit juices by membrane processes*, Desalination, Vol 228, 2008, pp. 295 – 301.

Kozák Á., Bánvölgyi S., Vincze I., Kiss I., Békássy – Molnár E., Vatai G.: *Comparison of integrated large scale and laboratory scale membrane processes for the production of black currant juice concentrate*, Chemical Engineering and processing, Vol 47, 2008, pp. 1171 – 1177.

Kozić Đ., Vasiljević B., Bekavac V.: *Priručnik za Termodinamiku u jedinicama SI*, Mašinski fakultet, Univerzitet u Beogradu, 2004.

Krstić D.M.: *Poboljšanje "cross-flow" mikrofiltracije upotrebom statičkog mešača kao promotora turbulencije*, Doktorska disertacija, Tehnološki fakultet, Novi Sad, 2003.

Laorko A., Li Z., Tongchitpakdee S., Chantachum S., Youravong W.: *Effect of membrane property and operating properties and permeate flux during clarification of pineapple juice*, Journal of Food Engineering, Vol 100, 2010, pp. 514 – 521.

Laorko A., Li Z., Tongchitpakdee S., Youravong W.: *Effect of gas sparging on flux enhancement and phytochemical properties of clarified pineapple juice by microfiltration*, Separation and Purification Technology, Vol 80, 2011, pp. 445 – 451.

Linden G., Lorient D.: *New Ingredients in Food Processing, Biochemistry and agriculture*, First edition, Woodhead Publishing Ltd., England, 1999.

Mandal S., Cassano A., Tasselli F., De S.: *A generalized model for clarification of fruit juice during ultrafiltration under total recycle and batch mode*, Journal of Membrane Science, Vol 366, 2011, pp. 295 – 303.

Marković T., Vukosavljević P., Bukvić B., Vladislavljević G.: *Investigations of hydrodynamic permeability ceramic and polysulfone membranes for microfiltration and ultrafiltration*, Membrane Science and Technology Conference of Visegrad Countries, Permea, CD – rom, Septembar 2 – 6, 2007. Siofok, Hungary, 2007.

Matta V. M., Moretti R. H., Cabral L. M. C.: *Microfiltration and reverse osmosis for clarification and concentration of acerola juice*, Journal of Food Engineering, Vol 61, 2004, pp. 477 – 482.

Mirsaeedghazi H., Emam – Djomeh Z., Mousavi S.M., Aroujalian A., Navidbakhsh M.: *Clarification of pomegranate juice by microfiltration with PVDF membranes*, Desalination, Vol 264, 2010, pp. 243 – 248.

Mitrović M., *Membranski procesi – I*, Osnovi membranske nauke i tehnologije, Hemijska industrija, Vol 38, No 11, 1984, pp. 343-347.

Mondor M., Girard B., Moresoli C.: *Modeling flux behavior for membrane filtration of apple juice*, Food Research International, Vol 33, 2000, pp. 539 – 548.

Mulder M.: *Basic Principles of Membrane Technology*, Kluwer Academic Publishers, The Netherlands, 2003.

Nandi B.K., Uppaluri R., Purkait M.K.: *Identification of optimal membrane morphological parameters during microfiltration of mosambi juice using low cost ceramic membranes*, LWT - Food Science and Technology, Vol 44, 2011, pp. 214 – 223.

Niketić-Aleksić G.: *Tehnologija voća i povrća*, Poljoprivredni fakultet, Beograd, 1988.

Pal S., Ambastha S., Ghosh T.B., De S., DasGupta S.: *Optical evaluation of deposition thickness and measurement of permeate flux enhancement of simulated fruit juice in presence of turbulence promoters*, Journal of Membrane Science, Vol 315, 2008, pp. 58 – 66.

Pal S., Bharihoke R., Chakraborty S., Ghatak S.K., De S., DasGupta S.: *An experimental and theoretical analysis of turbulence promoter assisted ultrafiltration of synthetic fruit juice*, Separation and Purification Technology, Vol 62, 2008, pp. 659 – 667.

Porter M.C.: *Concentration polarization with membrane ultrafiltration*, Industrial & Engineering Chemistry Product Research and Development, Vol 11, No 3, 1972, pp. 234 – 248.

R.C., Docê R.C., Barros S.T.D.: *Clarification of passion fruit juice by microfiltration: Analyses of operating parameters, study of membrane fouling and juice quality*, Journal of Food Engineering, Vol 111, 2012, pp. 432 – 439.

Rai C., Rai P., Majumdar G.C., De S., DasGupta S.: *Mechanism of permeate flux decline during microfiltration of watermelon (Citrullus lanatus) juice*, Food Bioprocess Technology, Vol 3, No 4, 2010, pp. 545-553.

Rai P., Majumdar G. C., Sharma G., Das Gupta S., De S.: *Effect of various cutoff membranes on permeate flux and quality during filtration of mosambi (citrus sinensis (L.) Osbeck) juice*, Food and Bioproducts Processing, Vol 84, No C3, 2006, pp. 213 – 219.

Rai P., Majumdar G.C., Das Gupta S., De S.: *Effect of various pretreatment methods on permeate flux and quality during ultrafiltration of mosambi juice*, Journal of Food Engineering, Vol 78, 2007, pp. 561 – 568.

Rai P., Majumdar G.C., Das Gupta S., De S.: *Modeling of permeate flux of synthetic fruit juice and mosambi juice (Citrus sinensis (L.) Osbeck) in stirred continuous ultrafiltration*, LWT – Food and Science Technology , Vol 40, 2007, pp. 1765 – 1773.

Rai P., Majumdar G.C., Das Gupta S., De S.: *Quantification of flux decline of depectinized mosambi (Citrus Sinensis (L.) Osbeck) juice unstirred batch ultrafiltration*, Journal of Food Process Engineering, Vol 28, 2005, pp. 359 – 377.

Rektor A., Pap N., Kókai Z., Szabó R., Vatai G., Békássy – Molnár E.: *Application of membrane filtration methods for must processing and preservation*, Desalination, Vol 162, 2004, pp. 271 – 277.

Rhone-Poulenc group, Tech-Sep, Miribel, Francuska, The Exact Solution in Cross-Flow filtration, prospektni materijali.

Riedl K., Girard B., Lencki R.W.: *Influence of membrane structure on fouling layer morphology during apple juice clarification*, Journal of Membrane Science, Vol 139, 1998, pp. 155 – 166.

Sarkar B., DasGupta S., De S.: *Cross – flow electro – ultrafiltration of mosambi (Citrus Sinensis (L.) Osbeck) juice*, Journal of Food Engineering, Vol 89, 2008, pp. 241 – 245.

Sarkar B., De S.: *Electric field enhanced gel controlled cross – flow ultrafiltration under turbulent flow conditions*, Separation and Purification Technology, Vol 74, 2010, pp. 73 – 82.

Simonović D., Vuković D., Cvijović S., Končar S.: *Tehnološke operacije I – Mehaničke operacije*, Tehnološko – metalurški fakultet, Beograd, 1989.

Singh V., Jain P.K., Das C.: *Performance of spiral wound ultrafiltration membrane module for with and without permeate recycle: Experimental and theoretical consideration*, Desalination, Vol 322, 2013, pp. 94 – 103.

Snir R., Koehler P.E., Sims K.A., Wicker L.: *pH and cations influence permeability of Marsh Grapefruit pectinesterase on polysulfone ultrafiltration membrane*, Journal of Agricultural and Food Chemistry, Vol 43, No 5, 1995, pp. 1157 – 1162.

Stern S.A., Sinclair T.F., Gareis P.J., Vahldieck N.P., Mohr P.H., *Helium Recovery by Permeation*, Industrial & Engineering Chemistry, Vol 57, No 2, 1965, pp. 49 – 60.

Su S. K., Liu J. C., Wiley R.C.: *Cross – flow microfiltration with gas backwash of apple juice*, Journal of Food Science, Vol 58, No 3, 1993, pp. 638 – 641.

Sulaiman M.Z., Sulaiman N.M., Yih L.S.: *Limiting permeate flux in the clarification of untreated starfruit juice by membrane ultrafiltration*, Chemical Engineering Journal, Vol 69, 1998, pp. 145 – 148.

Tasselli F., Cassano A., Drioli E.: *Ultrafiltration of kiwifruit juice using modified poly (ether ether ketone) hollow fibre membranes*, Separation and Purification Technology, Vol 57, 2007, pp. 94 – 102.

Trivunac K.: *Separacija jona metala kombinovanom kompleksirajuće – mikrofiltracionom metodom*, Doktorska disertacija, Tehnološko-metalurški fakultet, Beograd, 2013.

Urošević T., Povrenović D., Vukosavljević P., Urošević I., Stevanović S.: *Recent developments in microfiltration and ultrafiltration of fruit juices*, Food and Bioproducts Processing, Vol 106, 2017, pp. 147 – 161.

Urošević T., Povrenović D., Vukosavljević P., Urošević I.: *Mikrofiltracija sa periodičnim povratnim ispiranjem kao alternativna tehnika za povećanje fluksa permeata*, Hemijska industrija, <https://doi.org/10.2298/HEMIND170814021U>

Ushikubo F.Y., Watanabe A.P., Viotto L.A.: *Microfiltration of umbu (Spondias tuberosa Arr. Cam.) juice*, Journal of Membrane Science, Vol 288, 2007, pp. 61 – 66.

Vaillant F., Cisse M., Chaverri M., Perez A., Dornier M., Viquez F., Dhuique – Mayer C.: *Clarification and concentration of melon juice using membrane processes*, Innovative Food Science and Emerging Technologies, Vol 6, 2005, pp. 213 – 220.

Vaillant F., Millan A., Dornier M., Decloux M., Reynes M.: *Strategy for economical optimisation of the clarification of pulpy fruit juices using crossflow microfiltration*, Journal of Food Engineering, Vol 48, 2001, pp. 83 – 90.

Vaillant F., Millan P., Brien G. O', Dornier M., Decloux M., Reynes M.: *Crossflow microfiltration of passion fruit juice after partial enzymatic liquefaction*, Journal of Food Engineering, Vol 42, 1999, pp. 215 – 224.

Vaillant F., Pérez A.M., Acosta O., Dornier M.: *Turbidity of pulpy fruit juice: A key factor for predicting cross – flow microfiltration performance*, Journal of Membrane Science, Vol 325, 2008, pp. 404 – 412.

Vasilišin L., Grubačić M.: *Uticaj različitih načina bistrenja na kvalitet koncentrovanog soka od jabuke*, Jugoslovensko voćarstvo, Vol 163-167, 2003.

Vladislavljević G.T., Vukosavljević P., Veljović M.S.: *Clarification of red raspbera juice using microfiltration with gas backwashing: A variable strategy to maximize permeate flux and minimize a loss of anthocyanins*, Food and Bioproducts processing, Vol 91, 2013, pp. 473 – 480.

Vladislavljević, G.T.: *Ispitivanje ultrafiltracije koloidnih rastvora na modelu nekih neorganskih oksida*, Magistarska teza, Tehnološko – metalurški fakultet, Univerzitet u Beogradu, 1992.

Vladislavljević, G.T.: *Problemi iz mehaničkih operacija, Zbirka rešenih zadataka sa izvodima iz teorije*, Poljoprivredni fakultet, Beograd, 1994.

Vukosavljević P.V.: *Bistrenje soka jabuke primenom unakrsnog toka ultrafiltracije sa neorganskim membrama*, Magistarska teza, Poljoprivredni fakultet, Univerzitet u Beogradu, 2001.

Vukosavljević, P.V.: *Bistrenje soka maline primenom mikrofiltracije i ultrafiltracije*, Doktorska disertacija, Poljoprivredni fakultet, Univerzitet u Beogradu, 2006.

Wagner J.: *Membrane Filtration Handbook, Practical Tips and Hints*, Second edition, Osmonics Inc., USA, 2001.

Wakeman R.J., Tarleton E.S.: *Membrane fouling prevention in crossflow microfiltration by the use of electric fields*, Chemical Engineering Science, Vol 42, No 4, 1987, pp. 829 – 842.

Wang W.J., Wei T.C., Yu Z.R.: *Effect of operating temperature on component distribution of West Indian cherry juice in a microfiltration system*, LWT – Food and Science Technology, Vol 38, 2005, pp. 683 – 698.

Yazdanshenas M., Tabatabaee – Nezhad S.A.R., Soltanieh M., Roostaazad R., Khoshfetrat A.B.: *Contribution of fouling and gel polarization during ultrafiltration of raw apple juice at industrial scale*, Desalination, Vol 258, 2010, pp. 194 – 200.

Youn K.S., Hong J.H., Bae D.H., Kim S.J., Kim S.D.: *Effective clarifying process of reconstituted apple juice using membrane filtration with filter – aid pretreatment*, Journal of Membrane Science, Vol 228, 2004, pp. 179 – 186.

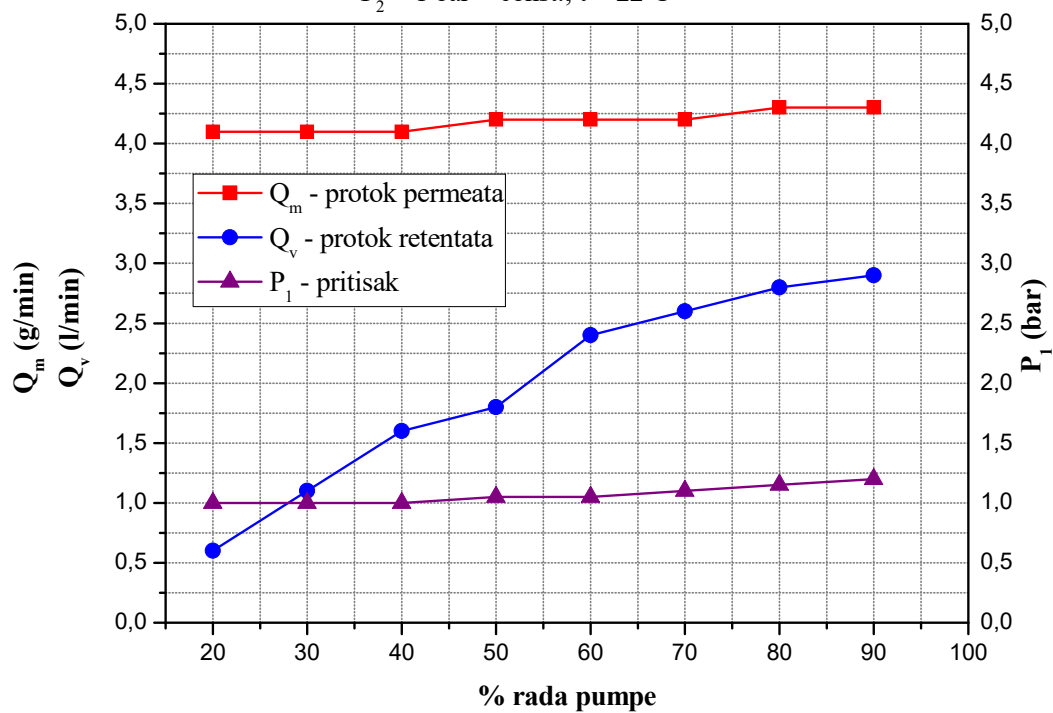
PRILOG 1

ODREĐIVANJE RADNIH DIJAGRAMA UREĐAJA ZA MIKROFILTRACIJU I ULTRAFILTRACIJU I ODREĐIVANJE UTICAJA RADNIH PARAMETARA NA KINETIKU PRENOSA MASE DESTILOVANE VODE

1. Radni dijagrami uređaja za sve membrane (slike 1 – 19)
2. Carbosep M7 membrana (tabele 1 – 7),
3. Carbosep M8 membrana (tabele 8 – 14),
4. Carbosep M9 membrana (tabele 15 – 21),
5. Kerasep membrana (tabele 22 – 25),
6. Gustina, ρ (kg/m^3), i dinamičkimviskozitet, μ ($\text{Pa}\cdot\text{s}$), vode (tabela 26).

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - bez promotora

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$



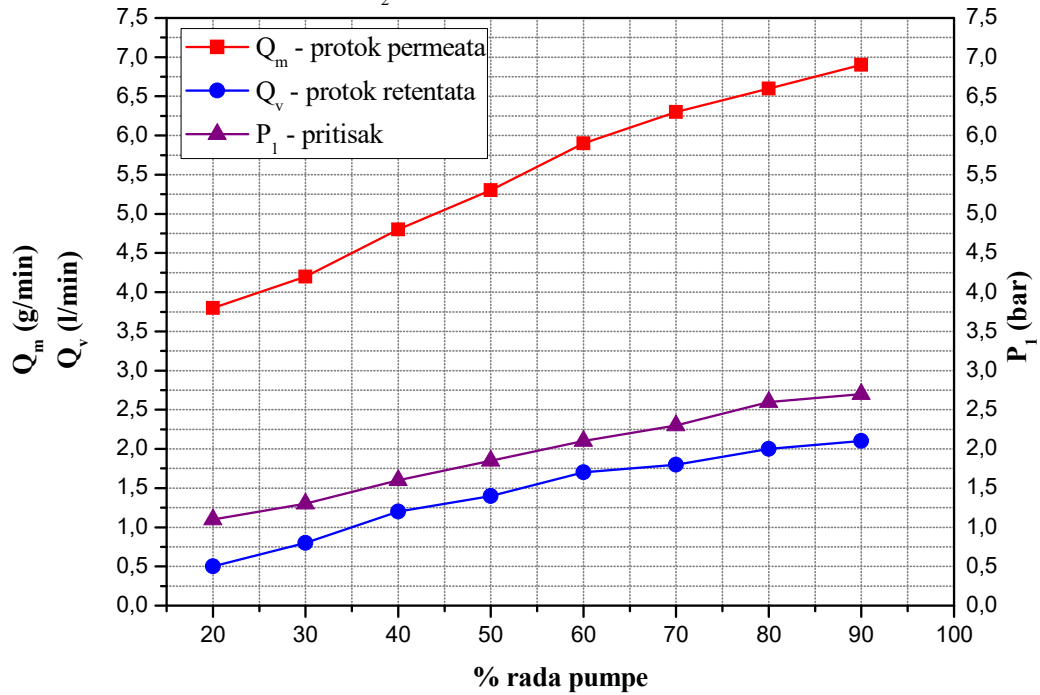
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	4,1	4,1	4,1	4,2	4,2	4,2	4,3	4,3
Q_v (l/min)	0,6	1,1	1,6	1,8	2,4	2,6	2,8	2,9
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,00	1,05	1,05	1,10	1,15	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,00	1,025	1,025	1,05	1,075	1,10

Slika 1. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu bez promotora turbulencije

na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - sa promotorom

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

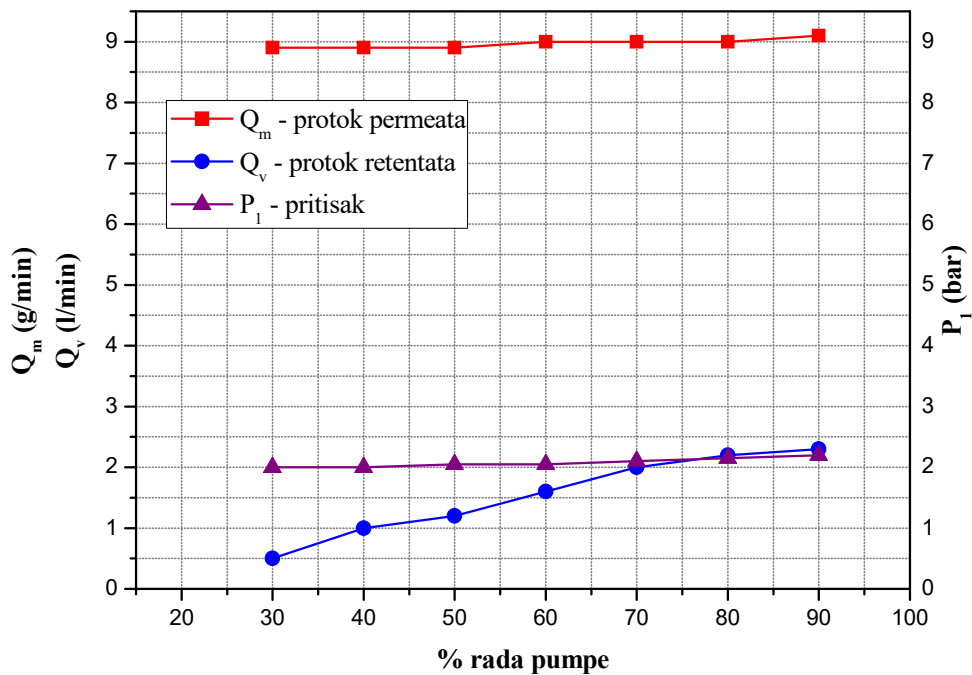


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,8	4,2	4,8	5,3	5,9	6,3	6,6	6,9
Q_v (l/min)	0,5	0,8	1,2	1,4	1,7	1,8	2,0	2,1
P_1 (bar)	1,10	1,30	1,60	1,85	2,10	2,30	2,60	2,70
ΔP (bar)	1,05	1,15	1,30	1,425	1,55	1,65	1,80	1,85

Slika 2. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - bez promotora

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

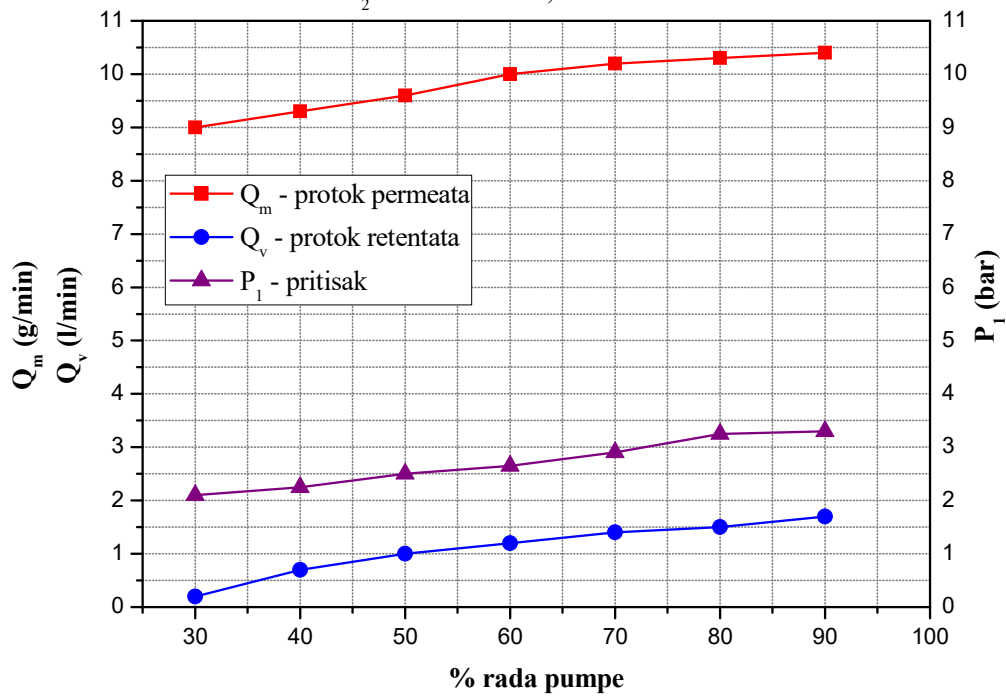


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	8,9	8,9	8,9	9,0	9,0	9,0	9,1
Q_v (l/min)	-	0,5	1,0	1,2	1,6	2,0	2,2	2,3
P_1 (bar)	-	2,00	2,00	2,05	2,05	2,10	2,15	2,20
ΔP (bar)	-	2,00	2,00	2,025	2,025	2,05	2,075	2,10

Slika 3. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu bez promotora turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - sa promotorom

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

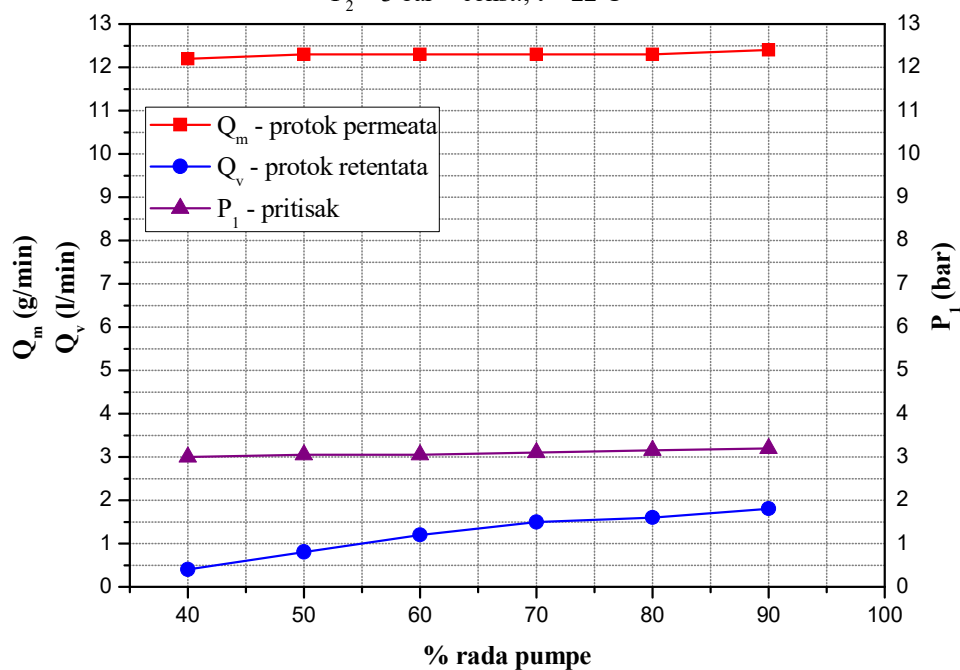


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	9,0	9,3	9,6	10,0	10,2	10,3	10,4
Q_v (l/min)	-	0,2	0,7	1,0	1,2	1,4	1,5	1,7
P_1 (bar)	-	2,10	2,25	2,50	2,65	2,90	3,25	3,30
ΔP (bar)	-	2,05	2,125	2,25	2,325	2,45	2,625	2,65

Slika 4. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - bez promotora

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

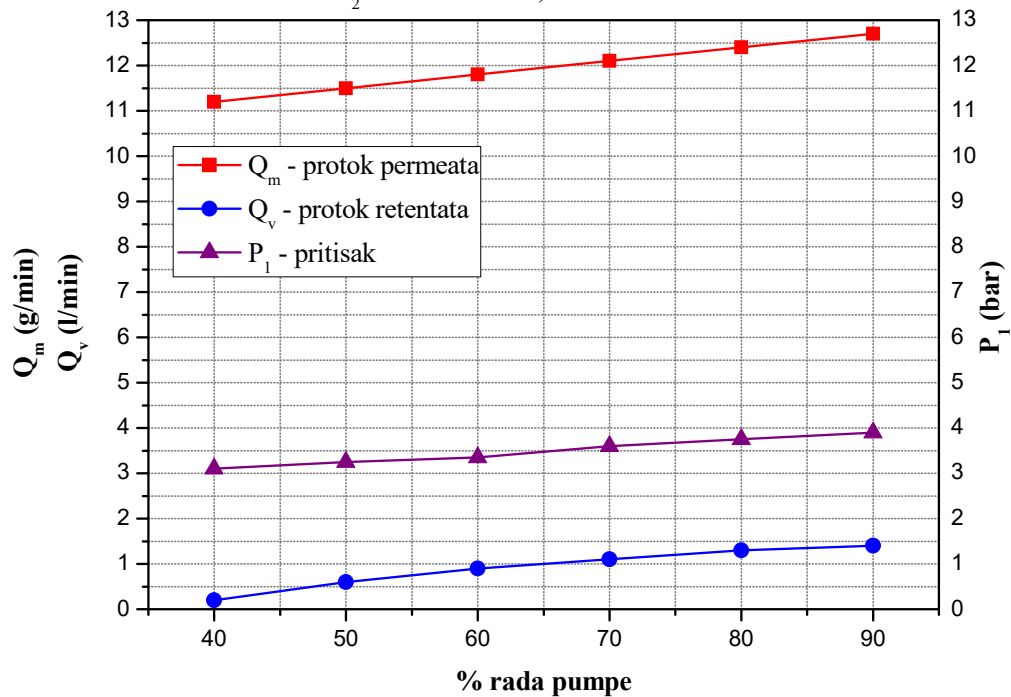


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	12,2	12,3	12,3	12,3	12,3	12,4
Q_v (l/min)	-	-	0,4	0,8	1,2	1,5	1,6	1,8
P_1 (bar)	-	-	3,00	3,05	3,05	3,10	3,15	3,20
ΔP (bar)	-	-	3,00	3,025	3,025	3,05	3,075	3,10

Slika 5. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu bez promotora turbulencije
na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M7 - sa promotorom

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

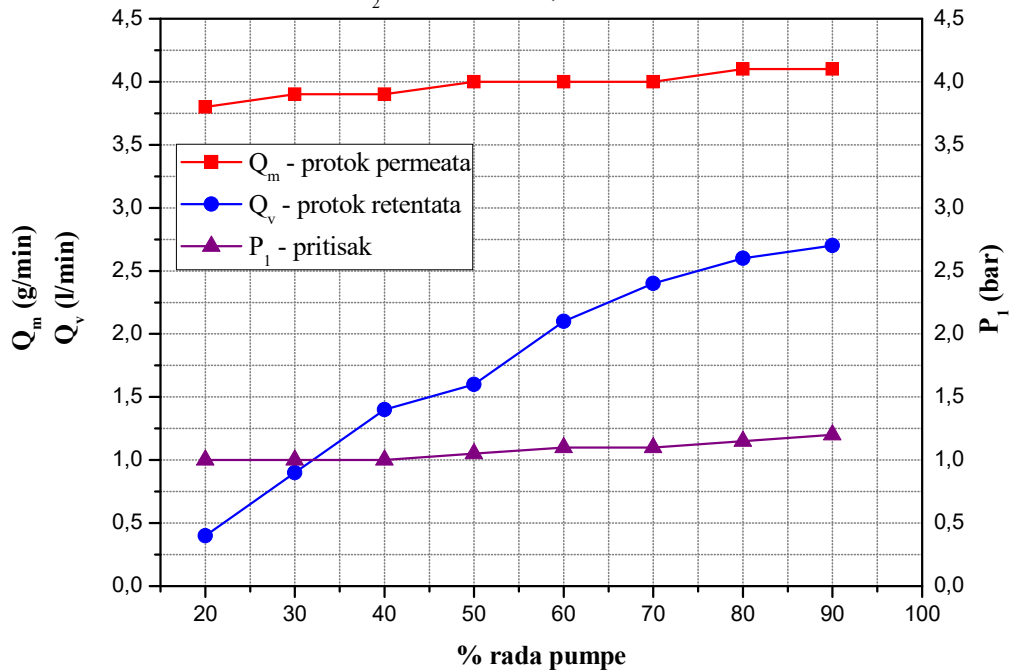


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	11,2	11,5	11,8	12,1	12,4	12,7
Q_v (l/min)	-	-	0,2	0,6	0,9	1,1	1,3	1,4
P_1 (bar)	-	-	3,10	3,25	3,35	3,60	3,75	3,90
ΔP (bar)	-	-	3,05	3,125	3,175	3,30	3,375	3,45

Slika 6. Radna kriva uređaja za Carbosep M7 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M8 - bez promotora

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$



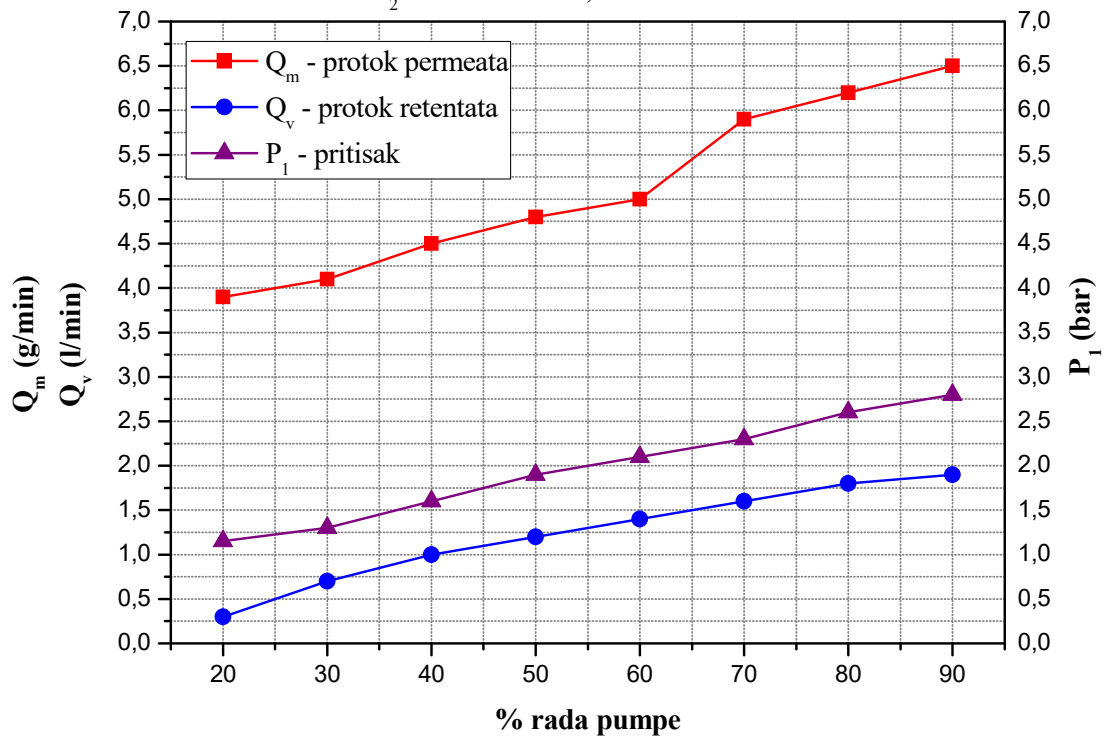
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,8	3,9	3,9	4,0	4,0	4,0	4,1	4,1
Q_v (l/min)	0,4	0,9	1,4	1,6	2,1	2,4	2,6	2,7
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,00	1,05	1,10	1,10	1,15	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,00	1,025	1,05	1,05	1,075	1,10

Slika 7. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu bez promotora turbulencije

na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M8 - sa promotorom

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

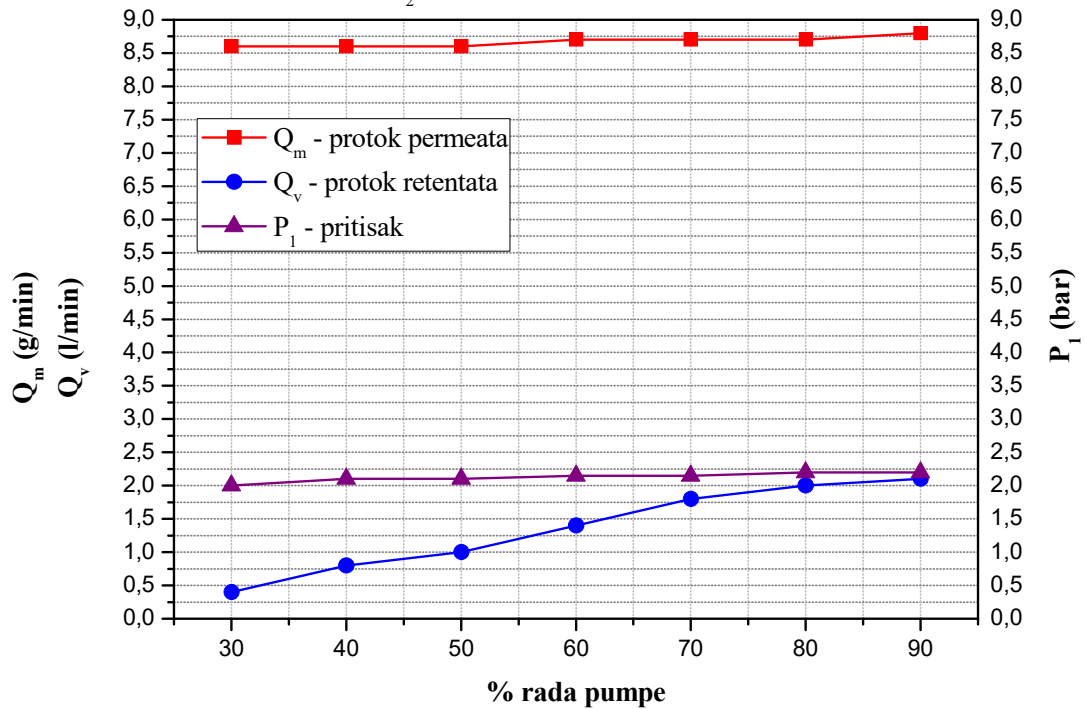


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	3,9	4,1	4,5	4,8	5,0	5,9	6,2	6,5
Q_v (l/min)	0,3	0,7	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	1,9
P_1 (bar)	1,15	1,30	1,60	1,90	2,10	2,30	2,60	2,80
ΔP (bar)	1,075	1,15	1,30	1,45	4,55	1,65	1,80	1,90

Slika 8. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M8 - bez promotora

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

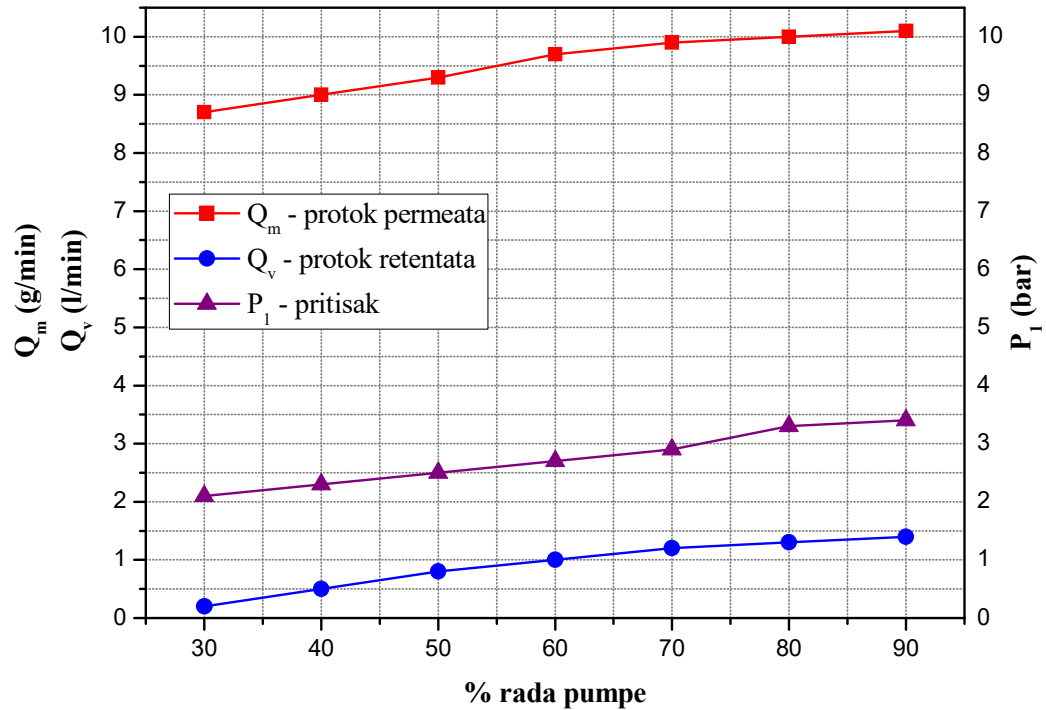


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	8,6	8,6	8,6	8,7	8,7	8,7	8,8
Q_v (l/min)	-	0,4	0,8	1,0	1,4	1,8	2,0	2,1
P_1 (bar)	-	2,00	2,10	2,10	2,15	2,15	2,20	2,20
ΔP (bar)	-	2,00	2,05	2,05	2,075	2,075	2,10	2,10

Slika 9. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu bez promotora turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, **Carbosep M8** - sa promotorom

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

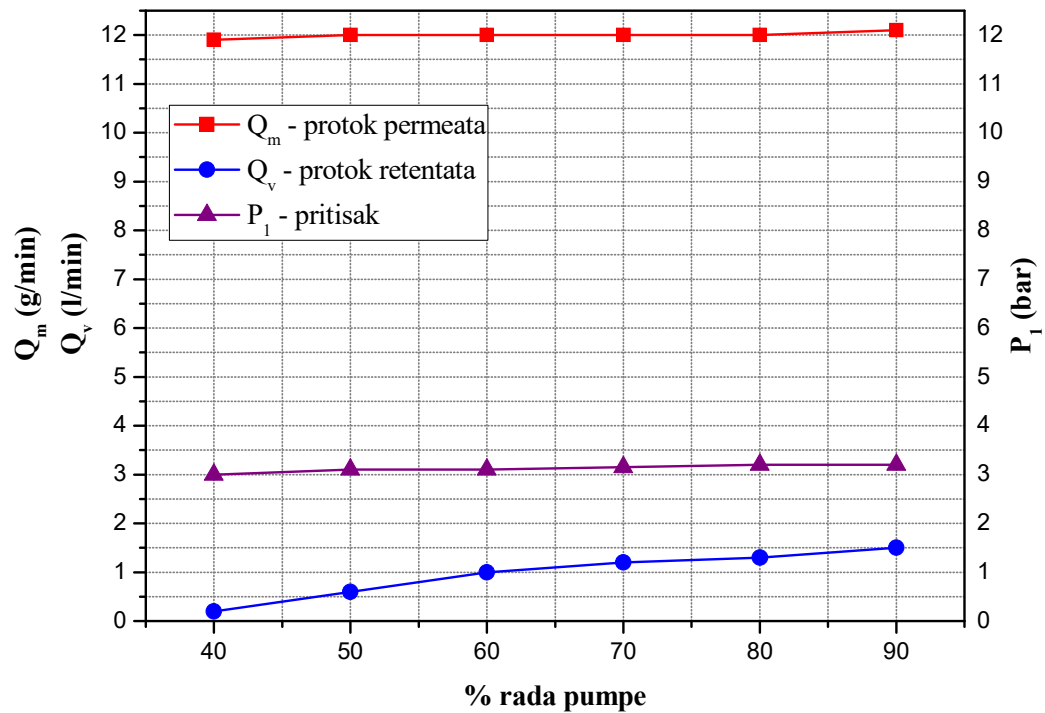


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	8,7	9,0	9,3	9,7	9,9	10,0	10,1
Q_v (l/min)	-	0,2	0,5	0,8	1,0	1,2	1,3	1,4
P_1 (bar)	-	2,10	2,30	2,50	2,70	2,90	3,30	3,40
ΔP (bar)	-	2,05	2,15	2,25	2,35	2,45	2,65	2,70

Slika 10. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M8 - bez promotora

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

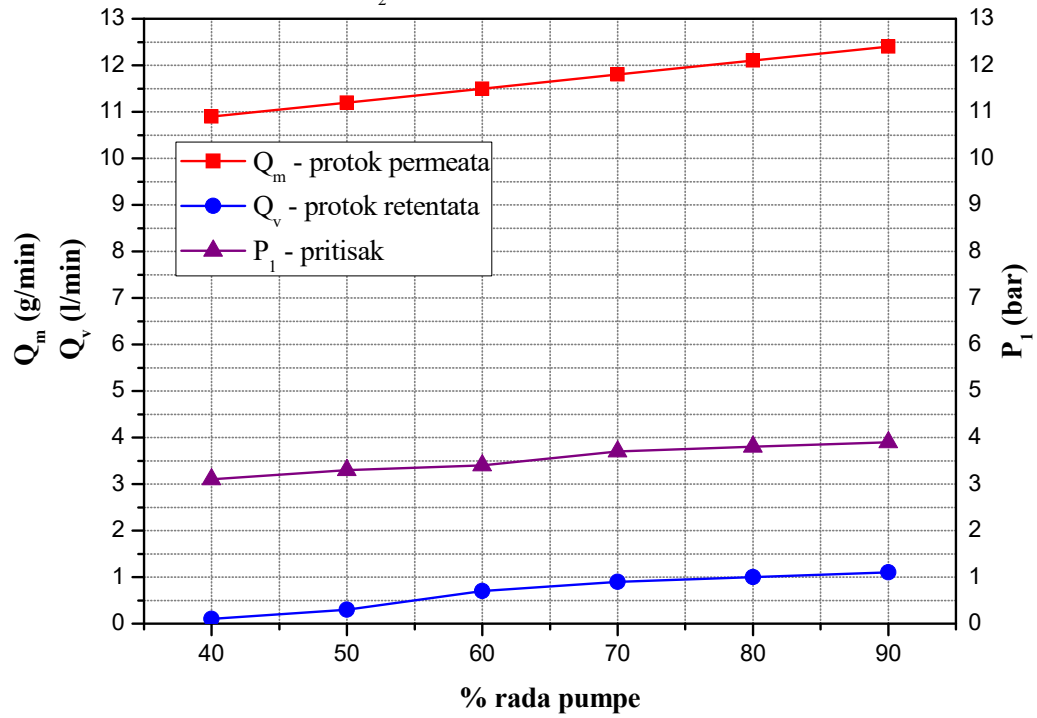


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	11,9	12,0	12,0	12,0	12,0	12,1
Q_v (l/min)	-	-	0,2	0,6	1,0	1,2	1,3	1,5
P_1 (bar)	-	-	3,00	3,10	3,10	3,15	3,20	3,20
ΔP (bar)	-	-	3,00	3,05	3,05	3,075	3,10	3,10

Slika 11. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu bez promotora turbulencije na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M8 - sa promotorom

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

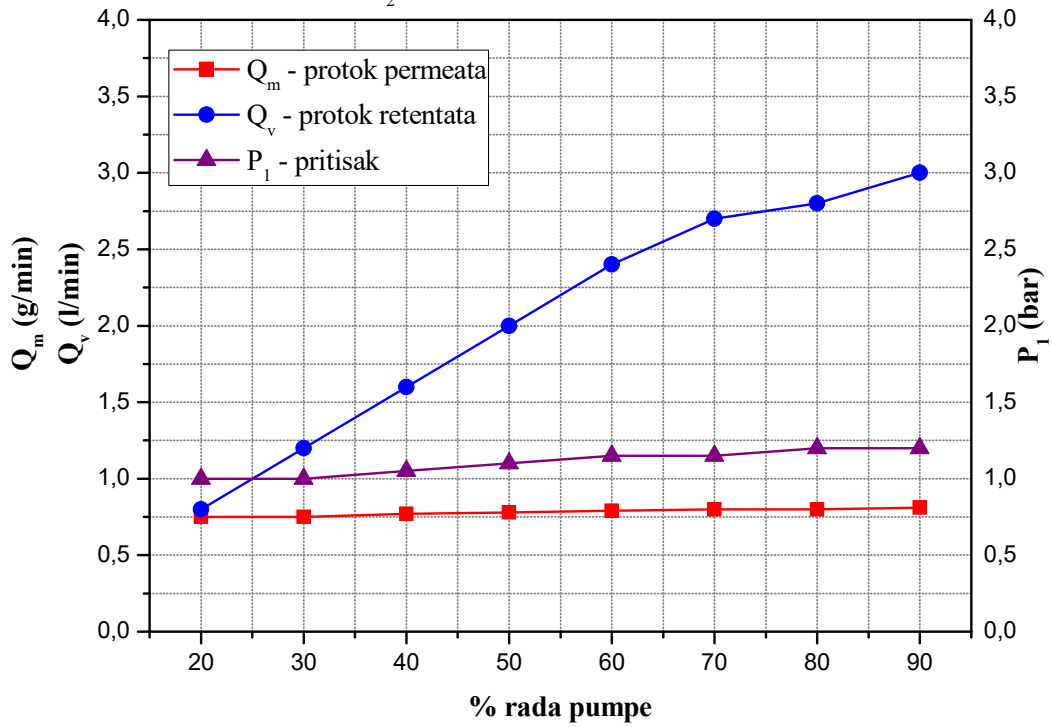


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	10,9	11,2	11,5	11,8	12,1	12,4
Q_v (l/min)	-	-	0,1	0,3	0,7	0,9	1,0	1,1
P_1 (bar)	-	-	3,10	3,30	3,40	3,70	3,80	3,90
ΔP (bar)	-	-	3,05	3,15	3,20	3,35	3,40	3,45

Slika 12. Radna kriva uređaja za Carbosep M8 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, **Carbosep M9** - bez promotora

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$



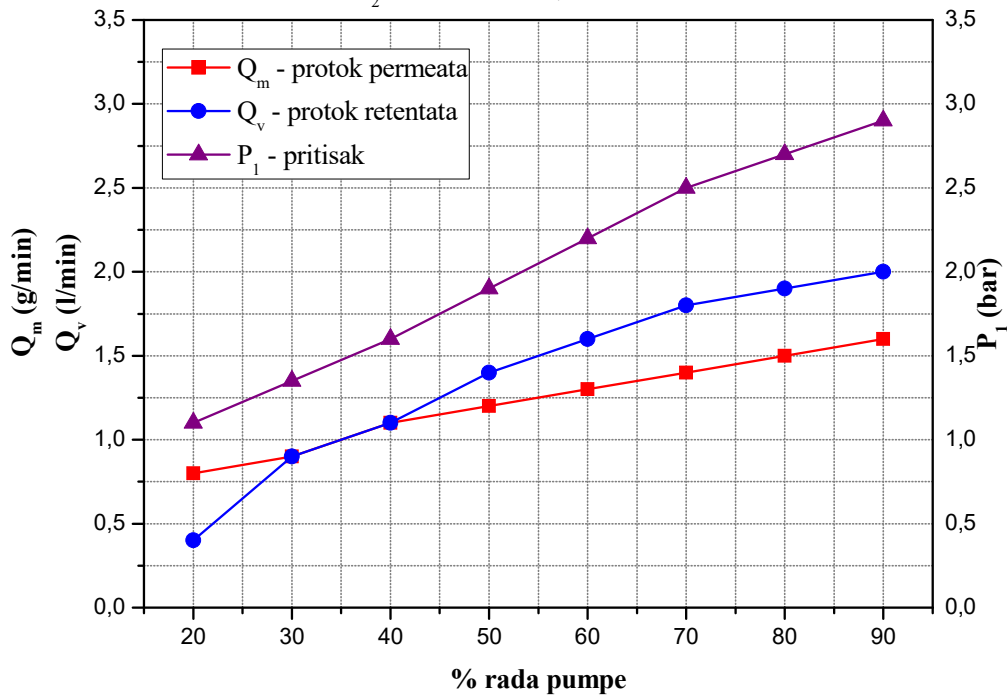
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	0,75	0,75	0,77	0,78	0,79	0,80	0,80	0,81
Q_v (l/min)	0,8	1,2	1,6	2,0	2,4	2,7	2,8	3,0
P_1 (bar)	1,00	1,00	1,05	1,10	1,15	1,15	1,20	1,20
ΔP (bar)	1,00	1,00	1,025	1,05	1,075	1,075	1,10	1,10

Slika 13. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu bez promotora turbulencije

na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M9 - sa promotorom

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

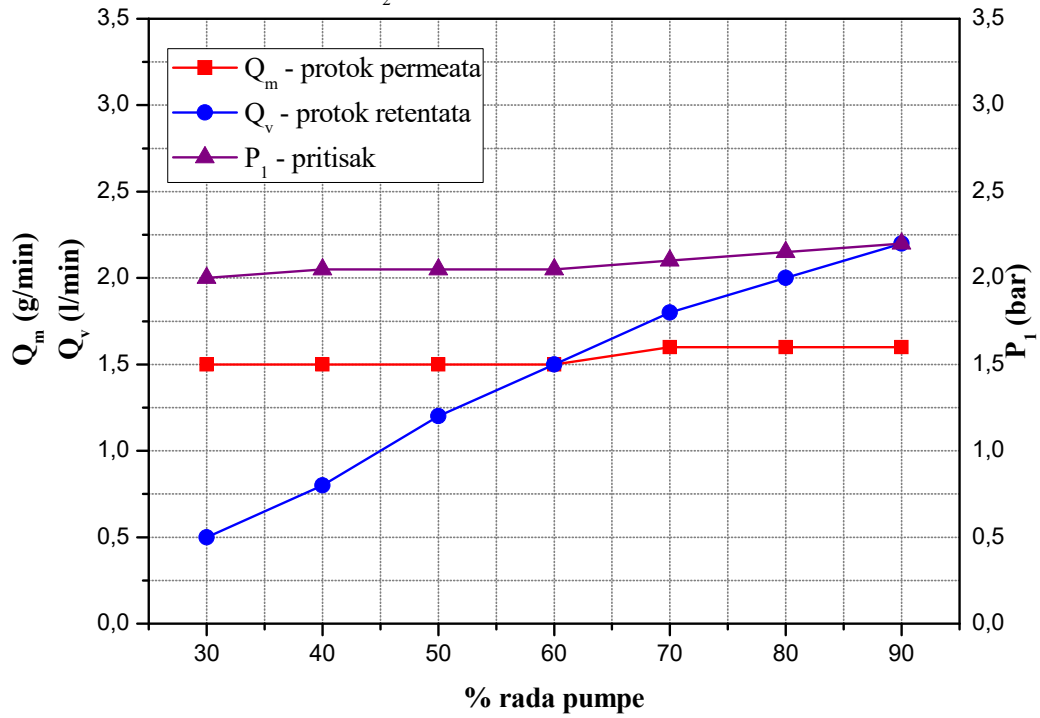


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	0,8	0,9	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
Q_v (l/min)	0,4	0,9	1,1	1,4	1,6	1,8	1,9	2,0
P_1 (bar)	1,10	1,35	1,60	1,90	2,20	2,50	2,70	2,90
ΔP (bar)	1,05	1,175	1,30	1,45	1,60	1,75	1,85	1,95

Slika 14. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu sa promotorom turbulencije na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M9 - bez promotora

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

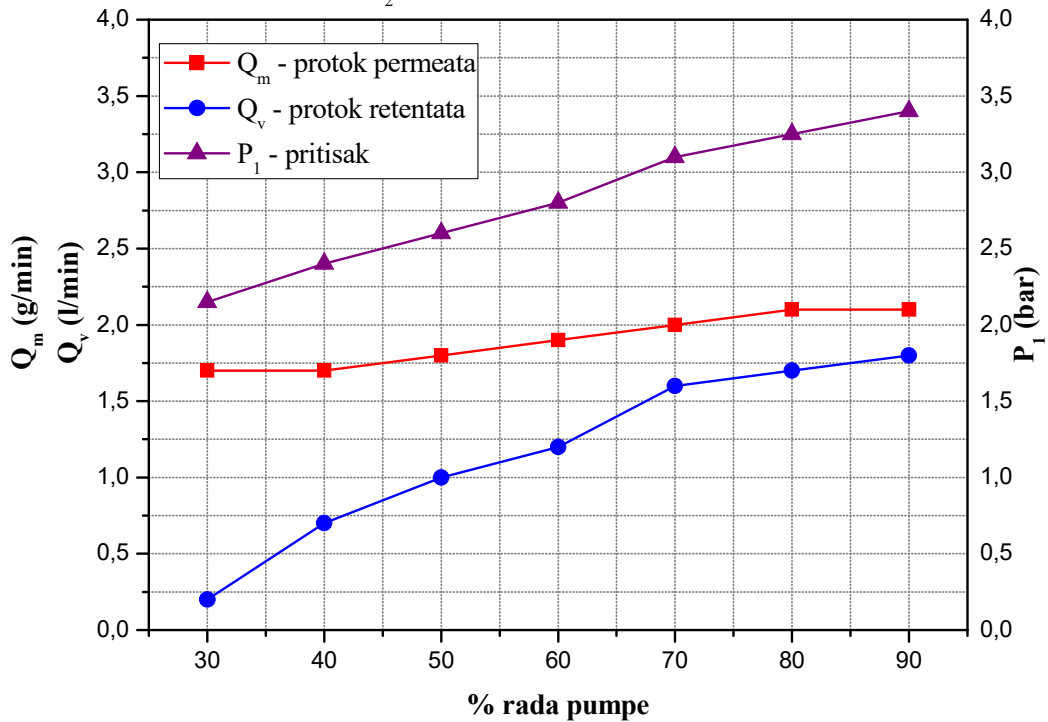


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	1,5	1,5	1,5	1,5	1,6	1,6	1,6
Q_v (l/min)	-	0,5	0,8	1,2	1,5	1,8	2,0	2,2
P_1 (bar)	-	2,00	2,05	2,05	2,05	2,10	2,15	2,20
ΔP (bar)	-	2,00	2,025	2,025	2,025	2,05	2,075	2,10

Slika 15. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu bez promotora turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M9 - sa promotorom

$P_2 = 2 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

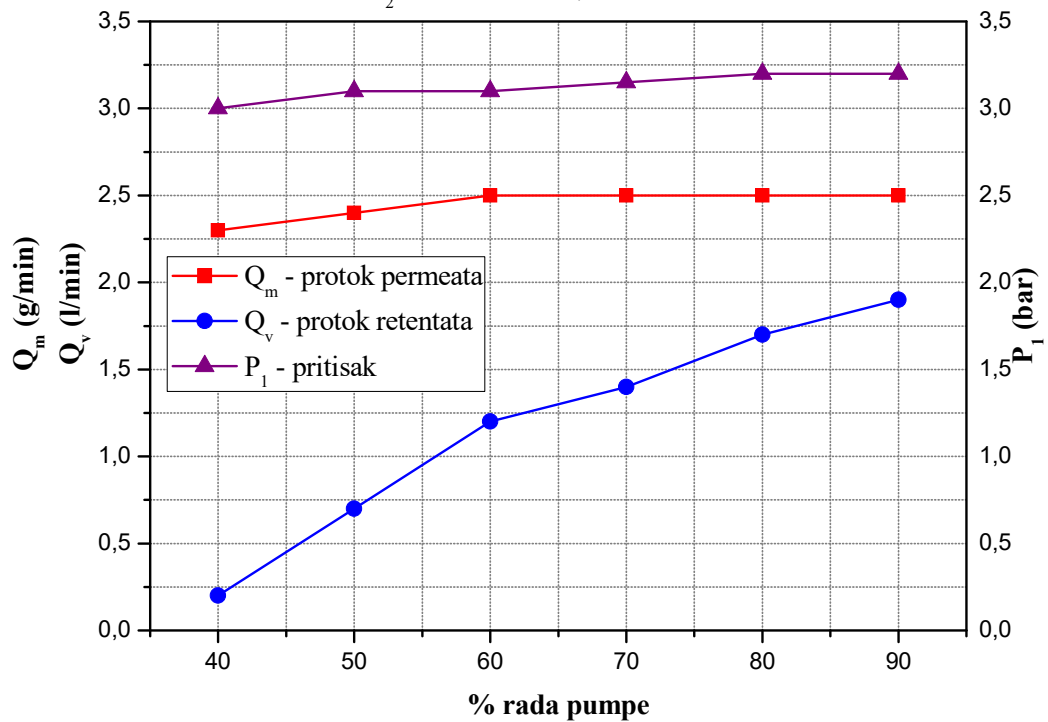


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	1,7	1,7	1,8	1,9	2,0	2,1	2,1
Q_v (l/min)	-	0,2	0,7	1,0	1,2	1,6	1,7	1,8
P_1 (bar)	-	2,15	2,40	2,60	2,80	3,10	3,25	3,40
ΔP (bar)	-	2,075	2,20	2,30	2,40	2,55	2,625	2,70

Slika 16. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu sa promoterom turbulencije na $P_2 = 2 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M9 - bez promotora

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

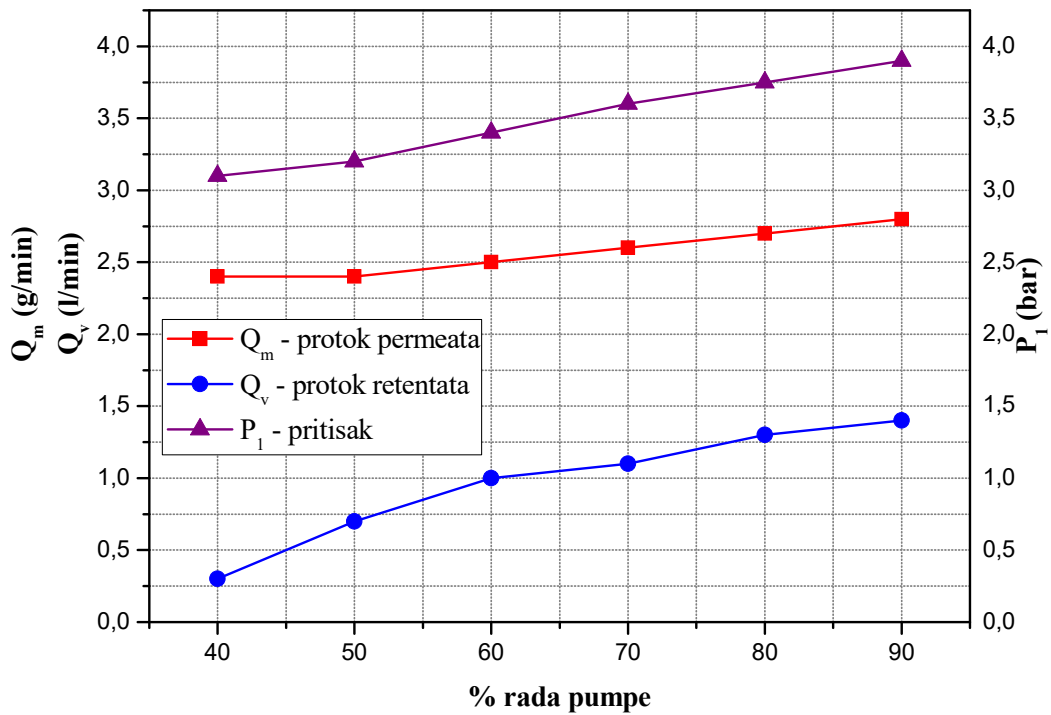


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	2,3	2,4	2,5	2,5	2,5	2,5
Q_v (l/min)	-	-	0,2	0,7	1,2	1,4	1,7	1,9
P_1 (bar)	-	-	3,00	3,10	3,10	3,15	3,20	3,20
ΔP (bar)	-	-	3,00	3,05	3,05	3,075	3,10	3,10

Slika 17. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu bez promotora turbulencije na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Carbosep M9 - sa promotorom

$P_2 = 3 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$



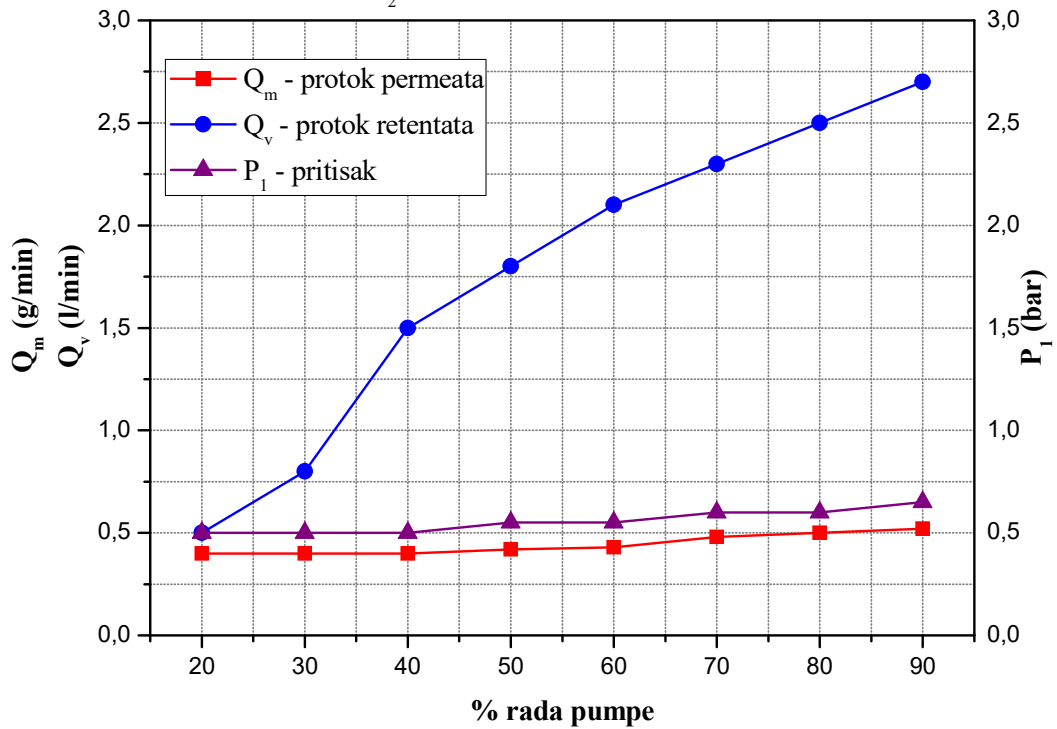
	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	2,4	2,4	2,5	2,6	2,7	2,8
Q_v (l/min)	-	-	0,3	0,7	1,0	1,1	1,3	1,4
P_1 (bar)	-	-	3,10	3,20	3,40	3,60	3,75	3,90
ΔP (bar)	-	-	3,05	3,10	3,20	3,30	3,375	3,45

Slika 18. Radna kriva uređaja za Carbosep M9 membranu sa promotorom turbulencije

na $P_2 = 3 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Kerasep membrana - 0,2 μm

$P_2 = 0,5 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

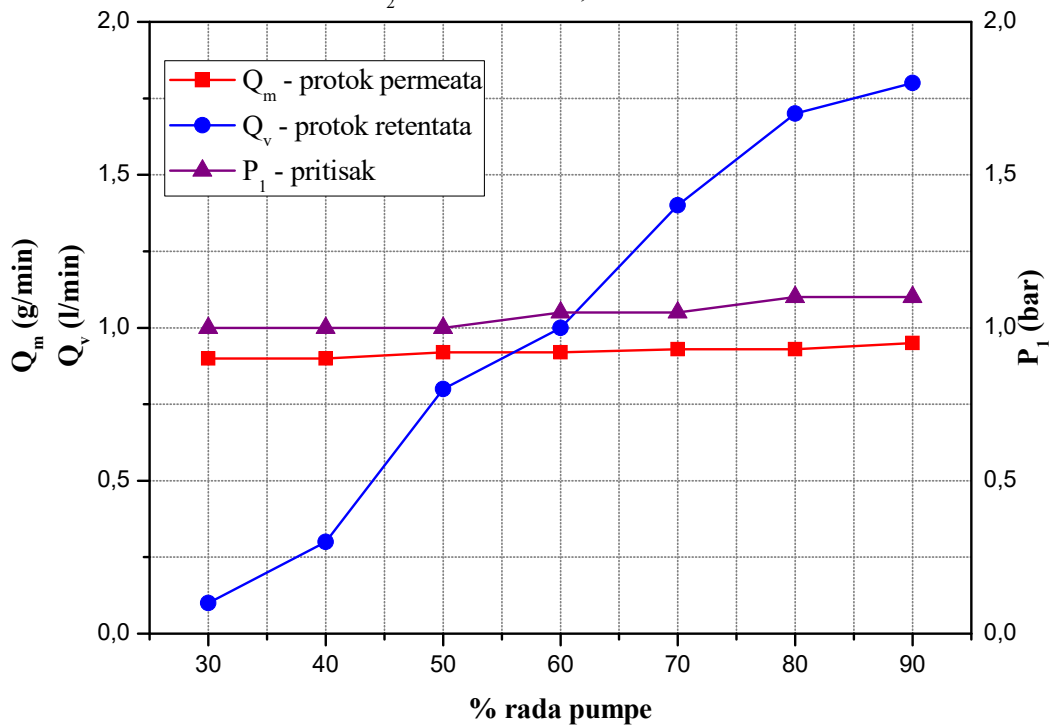


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	0,4	0,4	0,4	0,42	0,43	0,48	0,5	0,52
Q_v (l/min)	0,5	0,8	1,5	1,8	2,1	2,3	2,5	2,7
P_1 (bar)	0,50	0,50	0,50	0,55	0,55	0,60	0,60	0,65
ΔP (bar)	0,50	0,50	0,50	0,525	0,525	0,55	0,55	0,575

Slika 19. Radna kriva uređaja za Kerasep membranu na $P_2 = 0,5 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Kerasep membrana - 0,2 μm

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$

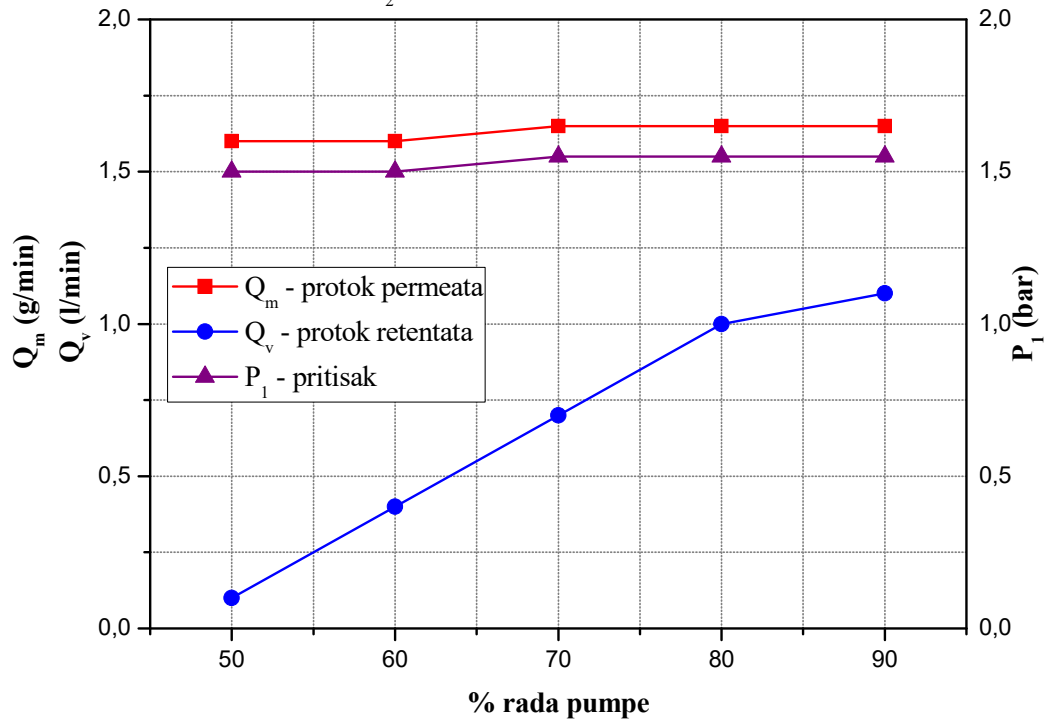


	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	0,9	0,9	0,92	0,92	0,93	0,93	0,95
Q_v (l/min)	-	0,1	0,3	0,8	1,0	1,4	1,7	1,8
P_1 (bar)	-	1,00	1,00	1,00	1,05	1,05	1,10	1,10
ΔP (bar)	-	1,00	1,00	1,00	1,025	1,025	1,05	1,05

Slika 20. Radna kriva uređaja za Kerasep membranu na $P_2 = 1 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Radna kriva uređaja, Kerasep membrana - 0,2 μm

$P_2 = 1 \text{ bar} = \text{const.}; t = 22^\circ\text{C}$



	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%
Q_m (g/min)	-	-	-	1,6	1,6	1,65	1,65	1,65
Q_v (l/min)	-	-	-	0,1	0,4	0,7	1,0	1,1
P_1 (bar)	-	-	-	1,50	1,50	1,55	1,55	1,55
ΔP (bar)	-	-	-	1,50	1,50	1,525	1,525	1,525

Slika 21. Radna kriva uređaja za Kerasep membranu na $P_2 = 1,5 \text{ bar}$ i $t = 22^\circ\text{C}$

Tabela 1. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,4	0,6	0,8	1
0,50	0,9	1,3	1,6	2
0,75	1,3	2,0	2,5	3
1	1,8	2,6	3,3	4
1,25	2,2	3,2	4,1	5
1,50	2,7	3,9	5,0	6
1,75	3,2	4,5	5,8	7
2	3,6	5,1	6,6	8
2,25	4,1	5,8	7,5	9
2,50	4,6	6,5	8,3	10
2,75	5,0	7,1	9,1	11
3	5,5	7,8	10,0	12
3,25	6,0	8,4	11,0	13
3,50	6,4	9,0	11,7	14
3,75	6,9	9,7	12,5	15
4	7,4	10,3	13,3	16
4,25	7,9	10,9	14,2	17
4,50	8,4	11,6	15,0	18
4,75	8,9	12,1	15,9	19
5	9,4	12,7	16,7	20
Q_m (g/min)	1,8789	2,5595	3,3496	4,0000
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0102	6,7908	6,2527	6,1497
J_s (l/m²h)	26,5895	36,2187	47,3977	56,6038
r	0,9998	1	0,9998	1

Tabela 2. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1$ bar, različitim temperaturama t (°C) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22°C	35°C	45°C	55°C
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	1,0	1,3	1,8	2,2
0,50	2,0	2,6	3,5	4,4
0,75	3,0	4,0	5,2	6,55
1	4,0	5,3	7,0	8,6
1,25	5,1	6,6	8,7	10,8
1,50	6,1	8,0	10,5	12,9
1,75	7,2	9,3	12,3	15,1
2	8,2	10,7	14,0	17,2
2,25	9,2	11,9	15,8	19,4
2,50	10,3	13,2	17,5	21,6
2,75	11,3	14,5	19,3	23,7
3	12,4	15,7	21,0	25,9
3,25	13,4	17,0	22,8	28,1
3,50	14,5	18,4	24,5	30,2
3,75	15,5	19,7	26,3	32,4
4	16,5	21,0	28,1	34,6
4,25	17,6	22,4	29,8	36,7
4,50	18,6	23,7	31,6	38,8
4,75	19,7	25,0	33,4	41,0
5	20,7	26,3	35,1	43,2
Q_m (g/min)	4,1558	5,2514	7,0233	8,6322
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,3388	6,6196	5,9641	5,6993
J_s (l/m²h)	58,8072	74,3089	99,3829	122,1525
r	0,9999	1	1	0,9999

Tabela 3. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	1,6	2,0	2,6	3,2
0,50	3,2	4,0	5,3	6,4
0,75	4,7	6,0	7,9	9,5
1	6,3	8,0	10,5	12,7
1,25	7,9	10,1	13,2	15,9
1,50	9,5	12,1	15,8	19,1
1,75	11,1	14,1	18,5	22,1
2	12,7	16,1	21,1	25,3
2,25	14,2	18,1	23,8	28,5
2,50	15,8	20,2	26,6	31,6
2,75	17,4	22,2	29,1	34,8
3	19,0	24,2	31,7	37,9
3,25	20,5	26,2	34,4	41,1
3,50	22,1	28,2	37,0	44,3
3,75	23,7	30,2	39,6	47,4
4	25,2	32,2	42,3	50,6
4,25	26,8	34,2	45,0	53,7
4,50	28,4	36,3	47,6	56,9
4,75	30,0	38,3	50,2	60,0
5	31,6	40,3	52,9	63,2
Q_m (g/min)	6,3101	8,0633	10,5833	12,6275
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,2621	6,4667	5,9369	5,8441
J_s (l/m²h)	89,2937	114,1022	149,7641	178,6924
r	1	1	1	0,9999

Tabela 4. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	2,2	2,7	3,4	4,2
0,50	4,4	5,3	6,8	8,3
0,75	6,7	8,0	10,3	12,5
1	9,1	10,6	13,7	16,6
1,25	11,2	13,4	17,1	20,7
1,50	13,5	16,1	20,6	24,9
1,75	15,7	18,7	24,0	28,9
2	18,0	21,5	27,4	33,0
2,25	20,2	24,2	30,9	37,0
2,50	22,5	26,9	34,3	41,2
2,75	24,8	29,6	37,7	45,3
3	27,0	32,2	41,2	49,4
3,25	29,3	34,9	44,6	53,5
3,50	31,6	37,5	48,1	57,7
3,75	33,8	40,3	51,5	61,7
4	36,1	43,1	55,0	65,8
4,25	38,3	45,8	58,4	69,9
4,50	40,6	48,5	61,9	74,0
4,75	42,9	51,2	65,3	78,0
5	45,2	54,0	68,8	82,2
Q_m (g/min)	9,0384	10,7932	13,7566	16,4150
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	5,8291	6,4415	6,0899	5,9942
J_s (l/m²h)	127,9011	152,7327	194,6702	232,2874
r	1	1	1	1

Tabela 5. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	2,6	3,5	4,1	4,8
0,50	5,4	6,9	7,4	9,5
0,75	8,1	10,4	11,6	14,4
1	10,8	13,9	15,6	19,2
1,25	13,5	17,5	19,7	24,0
1,50	16,1	20,9	23,8	28,8
1,75	18,9	24,4	27,9	3,6
2	21,5	27,9	32,0	38,3
2,25	24,3	31,4	36,2	43,1
2,50	27,0	35,0	40,2	447,9
2,75	29,7	38,5	44,2	52,6
3	32,4	42,0	48,3	57,3
3,25	35,0	45,5	52,4	62,2
3,50	37,7	49,0	56,5	67,0
3,75	40,4	52,6	60,5	71,8
4	43,2	56,0	64,5	76,6
4,25	45,9	59,5	68,6	81,4
4,50	48,7	63,0	72,7	86,0
4,75	51,4	66,4	76,8	90,7
5	54,0	69,9	80,8	95,4
Q_m (g/min)	10,8104	14,0088	16,2390	19,1044
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,0920	6,2036	6,4487	6,4380
J_s (l/m²h)	152,9749	198,2369	229,7952	270,3449
r	1	0,9999	0,9999	1

Tabela 6. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 3$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	3,2	3,7	4,4	5,2
0,50	6,3	7,3	8,9	10,5
0,75	9,4	11,0	13,2	15,6
1	12,3	14,8	17,6	20,8
1,25	15,4	18,4	22,0	26,0
1,50	18,4	22,1	26,4	31,2
1,75	21,5	25,7	30,8	36,4
2	24,5	29,4	35,3	41,5
2,25	27,6	33,0	39,6	46,5
2,50	30,7	36,7	44,0	51,6
2,75	33,6	40,4	48,4	56,7
3	36,7	43,9	52,8	61,8
3,25	39,7	47,6	57,3	67,0
3,50	42,8	51,3	61,6	72,0
3,75	45,8	55,0	66,0	77,0
4	48,9	58,6	70,5	82,2
4,25	52,0	62,2	74,9	87,3
4,50	55,1	65,9	79,2	92,4
4,75	58,2	69,6	83,6	97,6
5	61,2	73,2	88,0	102,6
Q_m (g/min)	12,2067	14,6337	17,3054	25,0592
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,4742	7,1264	7,2616	5,8898
J_s (l/m²h)	172,7366	207,0787	244,8874	354,6102
r	0,9999	1	0,9998	1

Tabela 7. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m (g/min), hidrauličkog otpora membrane, R_m (1/m) i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, Δp (bar), zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Carbosep M7 membranu.

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m / n$
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Q_m (g/min)	1,8789	4,1558	6,3101	9,0384	10,8104	12,2067	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0102	6,3388	6,2621	5,8291	6,0920	6,4742	6,3344
	J_s (l/m ² h)	26,5895	58,8072	89,2937	127,9011	152,9749	172,7366	-
35	Q_m (g/min)	2,5595	5,2514	8,0633	10,7932	14,0088	14,6337	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,7908	6,6196	6,4667	6,4415	6,2036	7,1264	6,6081
	J_s (l/m ² h)	36,2187	74,3089	114,1022	152,7327	198,2369	207,0787	-
45	Q_m (g/min)	3,3496	7,0233	10,5833	13,7566	16,2390	17,3054	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,2527	5,9641	5,9369	6,0899	6,4487	7,2616	6,3256
	J_s (l/m ² h)	47,3977	99,3829	149,7641	194,6702	229,7952	244,8874	-
55	Q_m (g/min)	4,0000	8,6322	12,6275	16,4150	19,1044	25,0592	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,1497	5,6993	5,8441	5,9942	6,4380	5,8898	6,0025
	J_s (l/m ² h)	56,6038	122,1525	178,6924	232,2874	270,3449	354,6102	-
							6,3176	
							$\cdot 10^{12}$	
							1/m	

Tabela 8. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,2	0,4	0,6	0,8
0,50	0,7	1,1	1,4	1,8
0,75	1,1	1,8	2,3	2,8
1	1,6	2,4	3,0	3,8
1,25	2,0	3,0	3,9	4,8
1,50	2,5	3,7	4,8	5,8
1,75	3,0	4,2	5,6	6,8
2	3,4	4,8	6,4	7,8
2,25	3,9	5,6	7,3	8,8
2,50	4,4	6,2	8,0	9,8
2,75	4,8	6,9	8,8	10,8
3	5,3	7,6	9,7	11,8
3,25	5,8	8,2	10,7	12,8
3,50	6,2	8,8	11,5	13,8
3,75	6,7	9,5	12,2	14,8
4	7,2	10,1	13,1	15,8
4,25	7,7	10,7	14,0	16,8
4,50	8,2	11,3	14,9	17,8
4,75	8,7	11,9	15,7	18,8
5	9,1	12,4	16,5	19,8
Q_m (g/min)	1,8633	2,5423	3,3407	4,0000
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0022	6,7723	6,2102	6,0917
J_s (l/m²h)	26,6182	36,3189	47,7220	57,1431
r	0,9996	0,9998	0,9998	1

Tabela 9. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,8	1,0	1,4	1,9
0,50	1,6	2,0	2,9	3,9
0,75	2,5	3,1	4,3	5,8
1	3,3	4,1	5,8	7,8
1,25	4,1	5,2	7,2	9,7
1,50	5,0	6,2	8,6	11,7
1,75	5,8	7,2	10,1	13,6
2	6,6	8,3	11,6	15,6
2,25	7,4	9,3	13,0	17,5
2,50	8,3	10,3	14,4	19,5
2,75	9,1	11,4	15,9	21,5
3	10,0	12,4	17,3	23,4
3,25	10,8	13,4	18,7	25,3
3,50	11,6	14,5	20,2	27,3
3,75	12,4	15,5	21,6	29,2
4	13,1	16,6	23,0	31,2
4,25	14,0	17,6	24,5	33,1
4,50	14,8	18,7	25,9	35,0
4,75	15,6	19,7	27,3	37,0
5	17,4	20,7	28,8	38,9
Q_m (g/min)	3,3428	4,1506	5,7568	7,7912
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,8061	8,2962	7,2076	6,2549
J_s (l/m²h)	47,7555	59,2911	82,2375	111,3022
r	0,9993	1	0,9999	0,9999

Tabela 10. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	1,3	1,8	2,4	3,0
0,50	2,6	3,6	4,8	5,9
0,75	4,0	5,4	7,2	8,8
1	5,3	7,3	9,7	11,8
1,25	6,7	9,1	12,1	14,7
1,50	8,0	10,9	14,5	17,6
1,75	9,3	12,8	16,9	20,6
2	10,7	14,6	19,4	23,5
2,25	12,0	16,4	21,8	26,4
2,50	13,3	18,2	24,2	29,4
2,75	14,7	20,1	26,6	32,3
3	16,0	22,0	29,1	35,2
3,25	17,4	23,7	31,5	38,2
3,50	18,7	25,5	34,0	41,1
3,75	20,0	27,4	36,4	44,0
4	21,4	29,2	38,9	47,0
4,25	22,7	31,0	41,3	50,0
4,50	24,0	32,9	43,7	52,8
4,75	25,4	34,7	46,0	55,7
5	26,7	36,6	48,5	58,7
Q_m (g/min)	5,3480	7,3153	9,7143	11,7335
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,3189	7,0607	6,4070	6,2300
J_s (l/m²h)	76,3994	104,5019	138,7746	167,6186
r	1	0,9999	1	1

Tabela 11. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2$ bar, različitim temperaturama t (°C) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22°C	35°C	45°C	55°C
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	2	2,3	3,2	3,9
0,50	4	4,7	6,3	7,8
0,75	6	7,0	9,5	11,8
1	8,1	9,3	12,6	15,7
1,25	10,1	11,6	15,8	19,6
1,50	12,1	14,0	18,9	23,5
1,75	14,1	16,3	22,0	27,5
2	16,2	18,6	25,2	31,4
2,25	18,2	21,0	28,3	35,3
2,50	20,2	23,3	31,5	39,2
2,75	22,3	25,6	34,7	43,2
3	24,3	27,9	37,8	47,1
3,25	26,3	30,3	40,9	51,0
3,50	28,4	32,6	44,1	54,9
3,75	30,4	35,0	47,2	58,9
4	32,4	37,3	50,4	62,8
4,25	34,5	39,6	53,5	66,7
4,50	36,5	41,9	56,7	70,6
4,75	38,5	44,3	59,8	74,6
5	40,5	46,6	63,0	78,5
Q_m (g/min)	8,1164	9,3215	12,5896	15,7013
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,4313	7,3881	6,5916	6,2076
J_s (l/m²h)	115,9479	133,1634	179,8524	224,3040
r	1	0,9998	1	1

Tabela 12. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	2,3	3,2	3,8	4,6
0,50	4,7	6,4	7,6	9,1
0,75	7,0	9,7	11,5	13,7
1	9,4	12,9	15,2	18,2
1,25	11,7	16,1	19,0	22,8
1,50	14,1	19,3	22,8	27,3
1,75	16,4	22,6	26,5	31,9
2	18,7	25,8	30,3	36,4
2,25	21,0	29,1	34,1	41,0
2,50	23,4	32,3	37,8	45,5
2,75	25,7	35,6	41,6	50,0
3	28,1	38,8	45,4	54,6
3,25	30,4	42,1	49,3	59,1
3,50	32,8	45,3	53,0	63,7
3,75	35,1	48,6	56,8	68,2
4	37,5	51,8	60,6	72,8
4,25	39,8	55,0	64,3	77,3
4,50	42,2	58,3	68,1	81,8
4,75	44,5	61,5	72,0	86,4
5	46,9	64,7	75,8	91,0
Q_m (g/min)	9,3730	12,9605	15,1361	18,1828
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,9600	6,6421	6,8533	6,7005
J_s (l/m²h)	133,8993	185,1478	216,2285	259,7537
r	1	1	0,9999	0,9999

Tabela 13. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 3$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	3,0	3,4	4,1	4,9
0,50	5,9	6,9	8,3	9,9
0,75	8,8	10,3	12,4	14,8
1	11,8	13,8	16,6	19,8
1,25	14,7	17,2	20,7	24,7
1,50	17,7	20,6	24,9	29,7
1,75	20,6	24,1	29,0	34,6
2	23,6	27,5	33,2	39,6
2,25	26,5	31,0	37,3	44,5
2,50	29,5	34,4	41,5	49,5
2,75	32,4	37,8	45,6	54,4
3	35,4	41,3	49,8	59,4
3,25	38,3	44,7	54,0	64,3
3,50	41,3	48,1	58,1	69,2
3,75	44,2	51,6	62,2	74,2
4	47,2	55,0	66,3	79,1
4,25	50,1	58,5	70,5	84,1
4,50	53,0	61,9	74,6	89,0
4,75	56,0	65,4	78,8	94,0
5	59,0	68,8	83,0	98,9
Q_m (g/min)	11,7911	13,5990	16,5943	19,7854
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,6405	7,5963	7,5013	7,3893
J_s (l/m²h)	168,4085	194,2723	237,0597	282,6464
r	0,9999	0,9998	0,9999	1

Tabela 14. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m (g/min), hidrauličkog otpora membrane, R_m (1/m) i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, Δp (bar), zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Carbosep M8 membranu.

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m / n$
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Q_m (g/min)	1,8633	3,3428	5,3480	8,1164	9,3730	11,7911	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	7,0022	7,8061	7,3189	6,4313	6,9600	6,6405	7,0265
	J_s (l/m ² h)	26,6182	47,7555	76,3994	115,9479	133,8993	168,4085	-
35	Q_m (g/min)	2,5423	4,1506	7,3153	9,3215	12,9605	13,5990	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,7723	8,2962	7,0607	7,3881	6,6421	7,5963	7,2926
	J_s (l/m ² h)	36,3189	59,2911	104,5019	133,1634	185,1478	194,2723	-
45	Q_m (g/min)	3,3407	5,7568	9,7143	12,5896	15,1361	16,5943	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,2102	7,2076	6,4070	6,5916	6,8533	7,5013	6,7951
	J_s (l/m ² h)	47,7220	82,2375	138,7746	179,8524	216,2285	237,0597	-
55	Q_m (g/min)	4,0000	7,7912	11,7335	15,7013	18,1828	19,7854	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	6,0917	6,2549	6,2300	6,2076	6,7005	7,3893	6,4790
	J_s (l/m ² h)	57,1431	111,3022	167,6186	224,3040	259,7537	282,6464	-
							6,8983	
							$\cdot 10^{12}$	
							1/m	

Tabela 15. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,1	0,1	0,2	0,2
0,50	0,2	0,2	0,4	0,4
0,75	0,3	0,4	0,6	0,6
1	0,4	0,5	0,7	0,9
1,25	0,5	0,7	0,9	1,1
1,50	0,5	0,8	1,1	1,3
1,75	0,6	1,0	1,3	1,5
2	0,7	1,1	1,4	1,8
2,25	0,8	1,3	1,6	2,0
2,50	0,8	1,4	1,8	2,2
2,75	0,9	1,6	2,0	2,5
3	1,0	1,7	2,1	2,7
3,25	1,1	1,9	2,2	2,9
3,50	1,2	2,0	2,4	3,2
3,75	1,3	2,2	2,6	3,4
4	1,4	2,3	2,7	3,6
4,25	1,5	2,5	2,9	3,7
4,50	1,6	2,6	3,1	3,8
4,75	1,7	2,7	3,2	4,0
5	1,8	2,9	3,3	4,1
Q_m (g/min)	0,34800	0,5901	0,6635	0,8608
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	37,8490	29,4550	31,5660	28,5770
J_s (l/m²h)	4,9242	8,3515	9,3889	12,1808
r	0,9996	0,9995	0,9997	0,9996

Tabela 16. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,2	0,2	0,3	0,3
0,50	0,3	0,5	0,6	0,6
0,75	0,5	0,7	0,9	1,0
1	0,7	1,0	1,1	1,3
1,25	0,9	1,2	1,4	1,6
1,50	1,0	1,5	1,7	2,0
1,75	1,2	1,7	2,0	2,3
2	1,4	2,0	2,2	2,6
2,25	1,6	2,2	2,5	3,0
2,50	1,7	2,4	2,8	3,3
2,75	1,9	2,7	3,0	3,6
3	2,1	2,9	3,3	4,0
3,25	2,2	3,2	3,6	4,3
3,50	2,4	3,4	3,9	4,7
3,75	2,6	3,7	4,2	5,0
4	2,8	4,0	4,4	5,4
4,25	2,9	4,2	4,7	5,7
4,50	3,1	4,5	5,0	6,0
4,75	3,3	4,8	5,3	6,4
5	3,5	5,1	5,6	6,8
Q_m (g/min)	0,6935	1,0431	1,1059	1,3548
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	37,9850	33,3260	37,8769	36,3137
J_s (l/m²h)	9,8125	14,7601	15,6483	19,1707
r	0,9996	1	0,9998	0,9998

Tabela 17. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,3	0,3	0,4	0,6
0,50	0,6	0,7	0,8	1,1
0,75	0,9	1,0	1,2	1,7
1	1,2	1,4	1,7	2,3
1,25	1,5	1,7	2,1	2,9
1,50	1,8	2,1	2,6	3,4
1,75	2,1	2,4	3,0	4,0
2	2,4	2,8	3,4	4,6
2,25	2,7	3,1	3,8	5,2
2,50	3,0	3,5	4,3	5,7
2,75	3,2	3,8	4,7	6,3
3	3,5	4,2	5,2	6,9
3,25	3,8	4,5	5,6	7,4
3,50	4,1	4,8	6,1	8,0
3,75	4,3	5,2	6,5	8,6
4	4,6	5,5	7,0	9,1
4,25	4,9	5,8	7,4	9,7
4,50	5,2	6,2	7,9	10,3
4,75	5,5	6,5	8,3	10,9
5	5,7	6,8	8,8	11,4
Q_m (g/min)	1,1428	1,3719	1,7631	2,2852
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	34,5770	38,0082	35,6373	32,2933
J_s (l/m²h)	16,1699	19,4118	24,9482	32,3379
r	0,9997	0,9998	0,9998	0,9999

Tabela 18. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,3	0,5	0,5	0,6
0,50	0,7	1,0	1,1	1,2
0,75	1,0	1,5	1,6	1,9
1	1,4	1,9	2,2	2,5
1,25	1,8	2,4	2,7	3,1
1,50	2,1	2,8	3,3	3,7
1,75	2,5	3,3	3,8	4,4
2	2,8	3,8	4,4	5,0
2,25	3,2	4,3	4,9	5,6
2,50	3,6	4,7	5,5	6,2
2,75	3,9	5,2	6,0	6,9
3	4,3	5,6	6,6	7,5
3,25	4,6	6,1	7,1	8,1
3,50	5,0	6,6	7,7	8,7
3,75	5,4	7,1	8,2	9,4
4	5,7	7,6	8,8	10,0
4,25	6,0	8,0	9,3	10,6
4,50	6,4	8,5	9,9	11,2
4,75	6,8	9,0	10,4	11,9
5	7,2	9,5	11,0	12,6
Q_m (g/min)	1,4364	1,8846	2,2000	2,5065
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	36,6792	69,8909	38,0801	39,2561
J_s (l/m²h)	20,3255	26,6684	31,1327	35,4674
r	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999

Tabela 19. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,5	0,6	0,7	0,8
0,50	1,0	1,2	1,4	1,6
0,75	1,6	1,8	2,0	2,4
1	2,1	2,5	2,7	3,2
1,25	2,7	3,1	3,4	4,1
1,50	3,1	3,7	4,1	4,8
1,75	3,6	4,3	4,8	5,6
2	4,1	4,9	5,4	6,4
2,25	4,6	5,6	6,1	7,2
2,50	5,2	6,1	6,8	8,0
2,75	5,7	6,7	7,5	8,8
3	6,3	7,3	8,1	9,6
3,25	6,8	8,0	8,8	10,5
3,50	7,3	8,6	9,5	11,2
3,75	7,8	9,2	10,1	12,0
4	8,4	9,8	10,8	12,8
4,25	8,9	10,5	11,5	13,6
4,50	9,5	11,1	12,2	14,4
4,75	10,0	11,7	12,9	15,2
5	10,5	12,3	13,6	16,0
Q_m (g/min)	2,1028	2,4618	2,7075	3,1989
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	31,3189	35,3017	38,6778	38,4500
J_s (l/m²h)	29,7574	34,8375	38,3116	45,2674
r	0,9998	0,9998	0,9999	0,9999

Tabela 20. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 3$ bar, različitim temperaturama t ($^{\circ}\text{C}$) i zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h) i koeficijent korelacije, r .

τ_i (min)	22 $^{\circ}\text{C}$	35 $^{\circ}\text{C}$	45 $^{\circ}\text{C}$	55 $^{\circ}\text{C}$
	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0	0	0
0,25	0,5	0,6	0,8	1,0
0,50	1,1	1,2	1,7	2,0
0,75	1,6	1,9	2,5	3,0
1	2,2	2,5	3,3	4,0
1,25	2,7	3,3	4,2	4,9
1,50	3,3	3,9	5,0	6,0
1,75	3,8	4,5	5,9	7,0
2	4,4	5,1	6,7	8,0
2,25	4,9	5,8	7,5	9,9
2,50	5,5	6,4	8,3	10,9
2,75	6,0	7,0	9,2	11,9
3	6,6	7,7	10,0	12,9
3,25	7,2	8,3	10,8	13,8
3,50	7,7	8,9	11,7	14,9
3,75	8,3	9,6	12,5	15,8
4	8,9	10,2	13,3	16,8
4,25	9,4	10,9	14,2	17,8
4,50	10,0	11,5	15,0	18,8
4,75	10,6	12,2	15,8	19,7
5	11,2	12,8	16,6	20,7
Q_m (g/min)	2,2348	2,5626	3,3278	4,2202
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	35,3629	40,6957	37,7620	34,9730
J_s (l/m²h)	31,6215	36,2617	47,0911	59,7190
r	0,9999	0,9999	0,9999	0,9992

Tabela 21. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m (g/min), hidrauličkog otpora membrane, R_m (1/m) i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, Δp (bar), zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Carbosep M9 membranu.

t (°C)		Δp (bar)						$\Sigma R_m / n$
		0,5	1	1,5	2	2,5	3	
22	Q_m (g/min)	0,3480	0,6935	1,1428	1,4364	2,1028	2,2348	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	37,8490	37,9850	34,5770	36,6792	31,3189	35,3629	35,6286
	J_s (l/m ² h)	4,9242	9,8125	16,1699	20,3255	29,7574	31,6215	-
35	Q_m (g/min)	0,5901	1,0431	1,3719	1,8846	2,4618	2,5626	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	29,4550	33,3260	38,0082	36,8909	35,3017	40,6957	35,6129
	J_s (l/m ² h)	8,3515	14,7601	19,4118	26,6684	34,8375	36,2617	-
45	Q_m (g/min)	0,6635	1,1509	1,7631	2,2000	2,7075	3,3278	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	31,5660	37,8769	35,6373	38,0801	38,6778	37,7620	36,6000
	J_s (l/m ² h)	9,3889	15,6483	24,9482	31,1327	38,3116	47,0911	-
55	Q_m (g/min)	0,8608	1,3548	2,2852	2,5065	3,1989	4,2202	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	28,5770	36,3137	32,2933	32,2561	38,4500	34,9730	33,8105
	J_s (l/m ² h)	12,1808	19,1707	32,3379	35,4674	45,2674	59,7190	-
							35,4130 $\cdot 10^{12}$ 1/m	

Tabela 22. Sakupljena masa permeata, m_i (kg), u funkciji vremena τ_i (min), maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m) i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, $\Delta p = 0,5$ bar, zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Kerasep membranu.

τ_i (min)	22°C	55°C
	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0
1	0,4	0,6
2	0,8	1,2
3	1,2	1,8
4	1,6	2,4
5	2,0	3,0
Q_m (kg/min)	0,400	0,600
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	0,4900	0,6230
J_s (l/m²h)	372,8205	558,8352
r	1	1

Tabela 23. Sakupljena masa permeata, m_i (kg), u funkciji vremena τ_i (min), maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m) i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, $\Delta p = 1$ bar, zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Kerasep membranu.

τ_i (min)	22°C	55°C
	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0
1	0,9	1,3
2	1,8	2,6
3	2,7	3,9
4	3,6	5,2
5	4,5	6,5
Q_m (kg/min)	0,900	1,300
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	0,4430	0,5750
J_s (l/m²h)	838,6666	1210,9870
r	1	1

Tabela 24. Sakupljena masa permeata, m_i (kg), u funkciji vremena τ_i (min), maseni protok permeata, Q_m (g/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m) i stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, $\Delta p = 1,5$ bar, zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Kerasep membranu.

τ_i (min)	22°C	55°C
	m_i (g)	m_i (g)
0	0	0
1	1,6	2,4
2	3,2	4,8
3	4,8	7,2
4	6,4	9,6
5	8,0	12,0
Q_m (kg/min)	1,600	2,400
$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	0,3750	0,4670
J_s (l/m²h)	1490,5638	2236,0504
r	1	1

Tabela 25. Srednje vrednosti masenog protoka permeata, Q_m (g/min), hidrauličkog otpora membrane, R_m (1/m) i stacionarnog fluksa permeata, J_s (l/m²h), u zavisnosti od razlike pritiska, Δp (bar), zapreminskog protoka retentata, $Q_v = 1$ l/min i temperature, t (°C), za Kerasep membranu.

t (°C)		Δp (bar)			$\Sigma R_m / n$
		0,5	1	1,5	
22	Q_m (kg/min)	0,400	0,900	1,600	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	0,4900	0,4430	0,3750	0,4360
	J_s (l/m ² h)	372,8205	838,6666	1490,5638	-
55	Q_m (kg/min)	0,600	1,300	2,400	-
	$R_m \cdot 10^{-12}$ (1/m)	0,6230	0,5750	0,4670	0,5550
	J_s (l/m ² h)	558,8352	1210,9870	2236,0504	-
					0,4960 ·10¹² 1/m

Tabela 26. Gustina, ρ (kg/m^3), i dinamički viskozitet vode, μ ($\text{Pa}\cdot\text{s}$), na različitim temperaturama, t ($^{\circ}\text{C}$).

t ($^{\circ}\text{C}$)	ρ (kg/m^3)	$\mu \cdot 10^6$ ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
22	997,7	963,5
35	993,95	727,4
45	990,15	601,35
55	985,6	509,65

PRILOG 2

ULTRAFILTRACIJA MODEL RASTVORA VOĆNIH SOKOVA KROZ CARBOSEP MEMBRANE

- 1.** Uticaj razlike pritisaka – Carbosep M7 membrana (tabele 1 – 3); Carbosep M8 membrana (tabele 4 – 6); Carbosep M9 membrana (tabele 7 – 9);
- 2.** Uticaj protoka retentata – Carbosep M7 membrana (tabele 10 i 11); Carbosep M8 membrana (tabele 12 i 13); Carbosep M9 membrana (tabele 14 i 15);
- 3.** Uticaj temperature – Carbosep M7 membrana (tabele 16 i 17); Carbosep M8 membrana (tabele 18 i 19); Carbosep M9 membrana (tabele 20 i 21);
- 4.** Uticaj promotora turbulencije i razlike pritisaka – Carbosep M7 membrana (tabele 22 – 24); Carbosep M8 membrana (tabele 25 – 27); Carbosep M9 membrana (tabele 28 – 30);
- 5.** Uticaj promotora turbulencije i temperature – Carbosep M7 membrana (tabele 31 i 32); Carbosep M8 membrana (tabele 33 i 34); Carbosep M9 membrana (tabele 35 i 36);
- 6.** Uticaj promotora turbulencije i protoka retentata – Carbosep M7 membrana (tabela 37); Carbosep M8 membrana (tabela 38); Carbosep M9 membrana (tabela 39).

Tabela 1. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 0,5$ bar						$\Delta p = 1$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.3	41	16.6	81	36.1	1	0.5	41	29.3	81	56.5
2	0.6	42	17.1	82	36.6	2	1.0	42	30.1	82	57.0
3	0.9	43	17.6	83	37.1	3	1.4	43	30.7	83	57.6
4	1.2	44	18.1	84	37.5	4	1.8	44	31.4	84	58.2
5	1.5	45	18.6	85	38.0	5	2.2	45	32.2	85	58.7
6	1.8	46	19.1	86	38.4	6	2.8	46	32.8	86	59.2
7	2.0	47	19.6	87	38.9	7	3.5	47	33.6	87	59.8
8	2.3	48	20.1	88	39.3	8	4.2	48	34.4	88	60.4
9	2.6	49	20.6	89	39.7	9	5.0	49	35.1	89	61.0
10	2.8	50	21.1	90	40.2	10	5.8	50	35.8	90	61.6
11	3.1	51	21.6	91	40.6	11	6.5	51	36.4	91	62.2
12	3.5	52	22.0	92	41.0	12	7.2	52	37.0	92	62.8
13	3.9	53	22.5	93	41.5	13	8.0	53	37.8	93	63.4
14	4.3	54	23.0	94	41.9	14	8.8	54	38.5	94	64.0
15	4.8	55	23.4	95	42.3	15	9.5	55	39.2	95	64.6
16	5.2	56	23.9	96	42.7	16	10.2	56	39.9	96	65.1
17	5.7	57	24.4	97	43.2	17	11.0	57	40.6	97	65.7
18	6.1	58	24.9	98	43.6	18	11.8	58	41.3	98	66.2
19	6.5	59	25.4	99	44.0	19	12.5	59	42.0	99	66.8
20	7.0	60	25.8	100	44.4	20	13.2	60	42.7	100	67.3
21	7.3	61	26.3	101	44.8	21	14.0	61	43.4	101	67.9
22	7.8	62	26.7	102	45.2	22	14.8	62	44.1	102	68.4
23	8.3	63	27.2	103	45.6	23	15.5	63	44.8	103	69.0
24	8.7	64	27.7	104	46.0	24	16.3	64	45.5	104	69.5
25	9.1	65	28.2	105	46.4	25	17.1	65	46.2	105	70.1
26	9.6	66	28.7	106	46.8	26	17.9	66	46.8	106	70.6
27	10.1	67	29.2	107	47.2	27	18.7	67	47.5	107	71.2
28	10.6	68	29.7	108	47.6	28	19.4	68	48.1	108	71.7
29	11.1	69	30.2	109	48.0	29	20.2	69	48.8	109	72.3
30	11.6	70	30.7	110	48.4	30	21.0	70	49.5	110	72.8
31	12.0	71	31.2	111	48.8	31	21.7	71	50.1	111	73.4
32	12.5	72	31.7	112	49.2	32	22.5	72	50.8	112	73.9
33	13.0	73	32.2	113	49.6	33	23.3	73	51.4	113	74.5
34	13.5	74	32.7	114	50.0	34	24.0	74	52.1	114	75.0
35	14.0	75	33.2	115	50.4	35	24.8	75	52.7	115	75.6
36	14.5	76	33.7	116	50.8	36	25.6	76	53.4	116	76.1
37	14.9	77	34.2	117	51.2	37	26.4	77	54.0	117	76.7
38	15.3	78	34.6	118	51.6	38	27.1	78	54.6	118	77.2
39	15.7	79	35.1	119	52.0	39	27.8	79	55.2	119	77.8
40	16.2	80	35.6	120	52.4	40	28.6	80	55.9	120	78.3
$\tau_s = 63$ min $Q_{ms} = 0,4592$ g/min $Q_{vs} = 0,4603$ ml/min $J_s = 6,5599$ l/m ² h $r = 0,9995$						$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 0,6699$ g/min $Q_{vs} = 0,6714$ ml/min $J_s = 9,5701$ l/m ² h $r = 0,9982$					
$R = 28,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 22,0954 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 38,9528 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 2. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 1,5$ bar						$\Delta p = 2$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.0	41	34.5	81	65.1	1	1.2	41	46.3	81	88.8
2	1.9	42	35.4	82	65.8	2	2.5	42	47.4	82	89.8
3	2.8	43	36.1	83	66.6	3	3.9	43	48.5	83	90.9
4	3.7	44	36.9	84	67.3	4	4.3	44	49.7	84	91.9
5	4.7	45	37.7	85	68.0	5	5.6	45	50.8	85	92.9
6	5.5	46	38.5	86	68.8	6	7.0	46	52.0	86	93.9
7	6.5	47	39.2	87	69.5	7	8.2	47	53.0	87	94.9
8	7.4	48	40.0	88	70.2	8	9.4	48	54.1	88	95.9
9	8.2	49	40.8	89	71.0	9	10.7	49	55.3	89	96.9
10	9.0	50	41.6	90	71.7	10	11.8	50	56.4	90	97.9
11	10.0	51	42.3	91	72.4	11	12.1	51	57.4	91	98.8
12	10.8	52	43.2	92	73.2	12	13.2	52	58.5	92	99.8
13	11.7	53	43.9	93	73.9	13	14.4	53	59.5	93	100.8
14	12.6	54	44.6	94	74.6	14	15.6	54	60.6	94	101.7
15	13.5	55	45.4	95	75.4	15	16.8	55	61.6	95	102.7
16	14.4	56	46.2	96	76.1	16	18.0	56	62.6	96	103.7
17	15.3	57	46.9	97	76.8	17	19.2	57	63.6	97	104.6
18	16.1	58	47.7	98	77.5	18	20.4	58	64.7	98	105.6
19	16.9	59	48.5	99	78.3	19	21.5	59	65.8	99	106.6
20	17.7	60	49.2	100	79.0	20	22.6	60	66.8	100	107.5
21	18.5	61	50.0	101	79.7	21	23.7	61	67.9	101	108.4
22	19.3	62	50.8	102	80.4	22	24.8	62	69.0	102	109.4
23	20.2	63	51.5	103	81.1	23	25.9	63	70.0	103	110.4
24	21.0	64	52.2	104	81.8	24	27.1	64	71.0	104	111.3
25	21.8	65	53.0	105	82.6	25	28.2	65	72.1	105	112.3
26	22.6	66	53.8	106	83.3	26	29.3	66	73.2	106	113.2
27	23.4	67	54.5	107	84.0	27	30.4	67	74.2	107	114.2
28	24.3	68	55.3	108	84.7	28	31.6	68	75.2	108	115.1
29	25.0	69	56.1	109	85.3	29	32.8	69	76.3	109	116.1
30	25.9	70	56.8	110	86.0	30	33.9	70	77.4	110	117.0
31	26.6	71	57.5	111	86.7	31	35.1	71	78.4	111	118.0
32	27.4	72	58.3	112	87.4	32	36.2	72	79.5	112	118.9
33	28.3	73	59.1	113	88.0	33	37.4	73	80.6	113	119.9
34	29.0	74	59.8	114	88.7	34	38.5	74	81.6	114	120.8
35	29.9	75	60.6	115	89.4	35	39.6	75	82.7	115	121.7
36	30.6	76	61.4	116	90.1	36	40.7	76	83.7	116	122.7
37	31.4	77	62.1	117	90.8	37	41.8	77	84.7	117	123.6
38	32.2	78	62.8	118	91.5	38	43.0	78	85.7	118	124.6
39	33.0	79	63.6	119	92.1	39	44.1	79	86.8	119	125.5
40	33.7	80	64.3	120	92.8	40	45.1	80	87.8	120	126.4
$\tau_s = 74$ min $Q_{ms} = 0,7672$ g/min $Q_{vs} = 0,7690$ ml/min $J_s = 10,8563$ l/m ² h $r = 0,9996$						$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 1,0575$ g/min $Q_{vs} = 1,0599$ ml/min $J_s = 14,9645$ l/m ² h $r = 0,9995$					
$R = 51,5048 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 45,1872 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 49,8213 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 43,5037 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 3. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 2,5$ bar						$\Delta p = 3$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.2	41	51.3	81	101.1	1	1.4	41	63.0	81	121.9
2	2.5	42	52.5	82	102.3	2	2.9	42	64.5	82	123.2
3	3.8	43	53.8	83	103.5	3	4.4	43	66.0	83	124.6
4	5.2	44	55.1	84	104.6	4	5.8	44	67.5	84	126.0
5	6.5	45	56.4	85	105.8	5	7.3	45	69.1	85	127.4
6	8.0	46	57.6	86	107.0	6	8.9	46	70.6	86	129.0
7	9.4	47	58.9	87	108.2	7	10.3	47	72.1	87	130.4
8	10.9	48	60.1	88	109.3	8	11.9	48	73.7	88	131.8
9	11.3	49	61.4	89	110.5	9	13.4	49	75.3	89	133.1
10	12.6	50	62.7	90	111.7	10	14.8	50	76.8	90	134.4
11	13.0	51	63.9	91	112.8	11	16.4	51	78.3	91	135.8
12	14.4	52	65.1	92	114.0	12	17.9	52	79.8	92	137.2
13	15.7	53	66.3	93	115.1	13	19.5	53	81.4	93	138.5
14	17.1	54	67.6	94	116.3	14	21.1	54	82.9	94	139.8
15	18.5	55	68.8	95	117.4	15	22.7	55	84.4	95	141.2
16	19.9	56	70.1	96	118.6	16	24.2	56	85.9	96	142.5
17	20.2	57	71.4	97	119.8	17	25.7	57	87.3	97	143.8
18	21.6	58	72.6	98	120.9	18	27.3	58	88.8	98	145.1
19	23.0	59	73.9	99	122.1	19	28.9	59	90.3	99	146.4
20	24.3	60	75.2	100	123.2	20	30.5	60	91.8	100	147.8
21	25.7	61	76.4	101	124.4	21	32.0	61	93.2	101	149.1
22	27.0	62	77.6	102	125.5	22	33.5	62	94.7	102	150.4
23	28.4	63	78.9	103	126.7	23	35.1	63	96.2	103	151.7
24	29.8	64	80.1	104	127.8	24	36.7	64	97.6	104	153.0
25	31.1	65	81.4	105	129.0	25	38.2	65	99.0	105	154.2
26	32.4	66	82.6	106	130.1	26	39.7	66	100.5	106	155.5
27	33.7	67	83.9	107	131.3	27	41.2	67	102.0	107	156.8
28	35.1	68	85.1	108	132.4	28	42.8	68	103.4	108	158.1
29	36.4	69	86.3	109	133.5	29	44.4	69	104.8	109	159.3
30	37.7	70	87.6	110	134.7	30	45.9	70	106.3	110	160.6
31	39.1	71	88.8	111	135.8	31	47.4	71	107.7	111	161.9
32	39.4	72	90.0	112	136.9	32	49.0	72	109.1	112	163.1
33	40.7	73	91.2	113	138.1	33	50.6	73	110.6	113	164.4
34	42.0	74	92.5	114	139.2	34	52.1	74	112.0	114	165.6
35	43.4	75	93.7	115	140.4	35	53.6	75	113.4	115	166.9
36	44.7	76	95.0	116	141.5	36	55.2	76	114.8	116	168.1
37	46.0	77	96.2	117	142.7	37	56.7	77	116.3	117	169.4
38	47.3	78	97.4	118	143.8	38	58.3	78	117.7	118	170.6
39	48.7	79	98.7	119	144.9	39	59.8	79	119.1	119	171.8
40	50.0	80	99.9	120	146.0	40	61.4	80	120.5	120	173.0
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 1,2268$ g/min $Q_{vs} = 1,2296$ ml/min $J_s = 17,3602$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 78$ min $Q_{ms} = 1,4622$ g/min $Q_{vs} = 1,4656$ ml/min $J_s = 20,6915$ l/m ² h $r = 0,9981$					
$R = 53,6823 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 47,3647 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 54,0480 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 47,7304 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 4. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 0,5$ bar						$\Delta p = 1$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.1	41	9.5	81	17.7	1	0.4	41	22.4	81	43.0
2	0.4	42	9.7	82	17.9	2	0.8	42	23.0	82	43.5
3	0.7	43	9.9	83	18.1	3	1.2	43	23.6	83	44.0
4	0.9	44	10.1	84	18.3	4	1.7	44	24.1	84	44.4
5	1.1	45	10.3	85	18.5	5	2.2	45	24.7	85	45.0
6	1.3	46	10.5	86	18.7	6	2.8	46	25.1	86	45.5
7	1.5	47	10.7	87	18.9	7	3.4	47	25.7	87	46.0
8	1.7	48	10.9	88	19.1	8	4.0	48	26.1	88	46.5
9	2.0	49	11.1	89	19.3	9	4.6	49	26.7	89	46.9
10	2.2	50	11.3	90	19.4	10	5.2	50	27.2	90	47.4
11	2.5	51	11.5	91	19.6	11	5.7	51	27.7	91	47.9
12	2.7	52	11.8	92	19.7	12	6.2	52	28.2	92	48.4
13	2.9	53	12.0	93	19.8	13	6.8	53	28.7	93	48.9
14	3.2	54	12.2	94	19.9	14	7.4	54	29.3	94	49.4
15	3.5	55	12.4	95	20.0	15	7.9	55	29.8	95	49.8
16	3.8	56	12.6	96	20.1	16	8.4	56	30.3	96	50.3
17	4.0	57	12.8	97	20.2	17	9.0	57	30.8	97	51.8
18	4.2	58	13.1	98	20.3	18	9.6	58	31.4	98	52.3
19	4.5	59	13.3	99	20.4	19	10.1	59	31.9	99	52.8
20	4.8	60	13.5	100	20.5	20	10.6	60	32.4	100	53.2
21	5.0	61	13.7	101	20.6	21	11.2	61	32.8	101	53.7
22	5.2	62	13.9	102	20.7	22	11.8	62	33.4	102	54.2
23	5.4	63	14.1	103	20.8	23	12.3	63	33.9	103	54.6
24	5.6	64	14.3	104	20.9	24	12.8	64	34.4	104	55.0
25	5.9	65	14.5	105	21.0	25	13.4	65	34.9	105	55.5
26	6.1	66	14.7	106	21.1	26	14.0	66	35.4	106	56.0
27	6.3	67	14.9	107	21.2	27	14.6	67	36.0	107	56.4
28	6.6	68	15.1	108	21.3	28	15.1	68	36.4	108	56.8
29	6.8	69	15.3	109	21.4	29	15.7	69	37.0	109	57.3
30	7.0	70	15.5	110	21.5	30	16.3	70	37.5	110	57.8
31	7.3	71	15.7	111	21.6	31	16.8	71	38.0	111	58.2
32	7.6	72	15.9	112	21.7	32	17.4	72	38.5	112	58.7
33	7.8	73	16.1	113	21.8	33	18.0	73	39.0	113	59.2
34	8.0	74	16.3	114	21.9	34	18.5	74	39.6	114	59.6
35	8.2	75	16.5	115	22.0	35	19.1	75	40.1	115	60.0
36	8.4	76	16.7	116	22.1	36	19.7	76	40.6	116	60.5
37	8.7	77	16.9	117	22.2	37	20.3	77	41.0	117	61.0
38	8.9	78	17.1	118	22.3	38	20.8	78	41.5	118	61.4
39	9.1	79	17.3	119	22.4	39	21.3	79	42.0	119	61.8
40	9.3	80	17.5	120	22.5	40	21.9	80	42.5	120	62.3
$\tau_s = 59$ min $Q_{ms} = 0,1946$ g/min $Q_{vs} = 0,1951$ ml/min $J_s = 2,7541$ l/m ² h $r = 0,9937$						$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,5245$ g/min $Q_{vs} = 0,5257$ ml/min $J_s = 7,4926$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 67,0465 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 60,1482 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 49,7512 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 5. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisa $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 1,5$ bar						$\Delta p = 2$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	30.2	81	59.9	1	0.8	41	33.9	81	65.7
2	0.8	42	31.0	82	60.6	2	1.3	42	34.7	82	66.5
3	1.3	43	31.7	83	61.3	3	1.8	43	35.5	83	67.2
4	1.8	44	32.5	84	62.0	4	2.5	44	36.4	84	68
5	2.4	45	33.2	85	62.7	5	3.3	45	37.1	85	68.7
6	3.1	46	33.9	86	63.4	6	4	46	37.9	86	69.5
7	3.7	47	34.6	87	64.1	7	5	47	38.6	87	70.2
8	4.4	48	35.4	88	64.8	8	6	48	39.5	88	71
9	5.2	49	36.2	89	65.5	9	6.9	49	40.2	89	71.8
10	6.0	50	37.0	90	66.2	10	7.9	50	41	90	72.5
11	6.7	51	37.7	91	66.8	11	8.6	51	41.8	91	73.3
12	7.5	52	38.4	92	67.5	12	9.4	52	42.6	92	74.1
13	8.3	53	39.2	93	68.2	13	10.3	53	43.4	93	74.9
14	9.1	54	39.9	94	68.8	14	11.3	54	44.1	94	75.7
15	9.9	55	40.6	95	69.5	15	12.1	55	44.9	95	76.4
16	10.7	56	41.4	96	70.2	16	13	56	45.7	96	77.2
17	11.5	57	42.2	97	70.9	17	13.8	57	46.5	97	78
18	12.3	58	43.0	98	71.5	18	14.7	58	47.3	98	78.8
19	13.1	59	43.8	99	72.1	19	15.5	59	48.1	99	79.5
20	13.9	60	44.6	100	72.8	20	16.4	60	48.9	100	80.3
21	14.7	61	45.3	101	73.4	21	17.3	61	49.7	101	81.1
22	15.5	62	46.1	102	74.1	22	18.2	62	50.6	102	81.9
23	16.3	63	46.9	103	74.7	23	19	63	51.4	103	82.6
24	17.0	64	47.6	104	75.3	24	19.8	64	52.1	104	83.4
25	17.8	65	48.3	105	76.0	25	20.7	65	52.9	105	84.2
26	18.6	66	49.0	106	76.6	26	21.5	66	53.6	106	84.9
27	19.5	67	49.7	107	77.3	27	22.4	67	54.4	107	85.6
28	20.2	68	50.5	108	77.9	28	23.2	68	55.2	108	86.3
29	21.0	69	51.2	109	78.5	29	24	69	56	109	87
30	22.0	70	51.9	110	79.2	30	24.9	70	56.8	110	87.8
31	22.7	71	52.6	111	79.8	31	25.7	71	57.6	111	88.5
32	23.5	72	53.4	112	80.5	32	26.6	72	58.3	112	89.2
33	24.3	73	54.1	113	81.1	33	27.5	73	59	113	89.9
34	25.0	74	54.8	114	81.8	34	28.2	74	59.8	114	90.6
35	25.7	75	55.6	115	82.4	35	29	75	60.6	115	91.3
36	26.5	76	56.3	116	83.0	36	29.8	76	61.4	116	92
37	27.3	77	57.0	117	83.7	37	30.6	77	62.1	117	92.7
38	28.0	78	57.7	118	84.3	38	31.5	78	62.9	118	93.4
39	28.8	79	58.4	119	85.0	39	32.3	79	64.1	119	94.1
40	29.5	80	59.2	120	85.6	40	33.1	80	65	120	94.8
$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 0,7314$ g/min $Q_{vs} = 0,7330$ ml/min $J_s = 10,4483$ l/m ² h $r = 0,9995$						$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 0,7970$ g/min $Q_{vs} = 0,7988$ ml/min $J_s = 11,3857$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 53,5161 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 46,6178 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 65,4817 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 58,5834 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 6. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 2,5$ bar						$\Delta p = 3$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.9	41	37.5	81	71.6	1	0.9	41	46.1	81	91.4
2	1.6	42	38.4	82	72.4	2	1.8	42	47.2	82	92.5
3	2.3	43	39.2	83	73.2	3	2.6	43	48.4	83	93.6
4	3.3	44	40.2	84	74.0	4	3.5	44	49.6	84	94.8
5	4.5	45	41.0	85	74.8	5	4.6	45	50.7	85	95.9
6	5.5	46	41.8	86	75.6	6	5.8	46	51.8	86	97.0
7	6.6	47	42.6	87	76.3	7	6.9	47	53.0	87	98.2
8	7.6	48	43.5	88	77.1	8	8.1	48	54.2	88	99.2
9	8.6	49	44.3	89	78.9	9	9.2	49	55.3	89	100.3
10	9.8	50	45.1	90	79.7	10	10.4	50	56.4	90	101.3
11	10.7	51	45.9	91	80.5	11	11.5	51	57.6	91	102.4
12	11.5	52	46.8	92	81.2	12	12.5	52	58.7	92	103.5
13	12.4	53	47.6	93	82.0	13	13.7	53	59.8	93	104.6
14	13.5	54	48.4	94	82.8	14	14.9	54	60.9	94	105.6
15	14.4	55	49.2	95	83.5	15	16.0	55	62.1	95	106.7
16	15.4	56	50.0	96	84.3	16	17.2	56	63.3	96	107.8
17	16.2	57	50.9	97	85.1	17	18.3	57	64.4	97	108.8
18	17.1	58	51.7	98	85.9	18	19.5	58	65.5	98	109.8
19	18.0	59	52.5	99	86.6	19	20.7	59	66.6	99	110.9
20	19.0	60	53.3	100	87.4	20	21.8	60	67.7	100	112.0
21	19.9	61	54.1	101	88.2	21	22.9	61	68.9	101	113.1
22	20.9	62	55.0	102	88.9	22	24.1	62	70.0	102	114.1
23	21.8	63	55.8	103	89.7	23	25.3	63	71.1	103	115.1
24	22.7	64	56.6	104	90.4	24	26.5	64	72.2	104	116.2
25	23.6	65	57.4	105	91.2	25	27.6	65	73.3	105	117.3
26	24.4	66	58.2	106	92.0	26	28.8	66	74.5	106	118.3
27	25.3	67	59.1	107	92.7	27	30.0	67	75.6	107	119.4
28	26.2	68	59.9	108	93.5	28	31.1	68	76.7	108	120.4
29	27.0	69	60.7	109	94.2	29	32.3	69	77.9	109	121.5
30	27.9	70	61.5	110	95.0	30	33.4	70	79.0	110	122.5
31	28.8	71	62.3	111	95.7	31	34.5	71	80.1	111	123.6
32	29.7	72	63.2	112	96.4	32	35.6	72	81.2	112	124.6
33	30.6	73	64.0	113	97.2	33	36.8	73	82.4	113	125.7
34	31.5	74	64.8	114	97.9	34	38.0	74	83.5	114	126.7
35	32.3	75	65.6	115	98.6	35	39.1	75	84.6	115	127.8
36	33.1	76	66.5	116	99.4	36	40.3	76	85.7	116	128.8
37	34.0	77	67.3	117	101.1	37	41.5	77	86.9	117	129.9
38	34.9	78	68.1	118	101.9	38	42.6	78	88.0	118	130.9
39	35.8	79	69.9	119	102.6	39	43.8	79	89.1	119	132.0
40	36.7	80	70.8	120	103.3	40	45.0	80	90.3	120	133.0
$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 0,8547$ g/min $Q_{vs} = 0,8566$ ml/min $J_s = 12,2100$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 1,1231$ g/min $Q_{vs} = 1,1257$ ml/min $J_s = 16,0442$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 76,3264 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 69,4281 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 69,7030 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 62,8047 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 7. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 0,5$ bar						$\Delta p = 1$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.1	41	6.2	81	11.7	1	0.2	41	15.1	81	30.1
2	0.3	42	6.3	82	11.8	2	0.3	42	15.5	82	30.5
3	0.5	43	6.5	83	12.0	3	0.5	43	15.9	83	30.8
4	0.6	44	6.6	84	12.1	4	0.7	44	16.3	84	31.1
5	0.7	45	6.8	85	12.2	5	1.1	45	16.7	85	31.5
6	0.8	46	6.9	86	12.3	6	1.3	46	17.1	86	31.8
7	1.0	47	7.1	87	12.4	7	1.6	47	17.5	87	32.1
8	1.1	48	7.3	88	12.5	8	1.9	48	17.9	88	32.4
9	1.2	49	7.4	89	12.6	9	2.1	49	18.3	89	32.7
10	1.4	50	7.6	90	12.8	10	2.5	50	18.7	90	33.1
11	1.6	51	7.7	91	12.9	11	2.8	51	19.1	91	33.4
12	1.7	52	7.9	92	13.0	12	3.3	52	19.5	92	33.7
13	1.9	53	8.0	93	13.1	13	3.8	53	19.8	93	34.1
14	2.1	54	8.2	94	13.2	14	4.1	54	20.3	94	34.4
15	2.2	55	8.4	95	13.4	15	4.5	55	20.6	95	34.7
16	2.3	56	8.5	96	13.5	16	4.9	56	21.0	96	35.0
17	2.5	57	8.7	97	13.6	17	5.3	57	21.3	97	35.3
18	2.6	58	8.8	98	13.7	18	5.7	58	21.6	98	35.7
19	2.8	59	8.9	99	13.8	19	6.1	59	21.9	99	36.0
20	2.9	60	9.1	100	13.9	20	6.5	60	22.3	100	36.3
21	3.1	61	9.2	101	14.0	21	6.9	61	22.6	101	36.6
22	3.2	62	9.4	102	14.2	22	7.4	62	23.0	102	37.0
23	3.4	63	9.5	103	14.3	23	7.8	63	23.4	103	37.3
24	3.5	64	9.7	104	14.4	24	8.2	64	23.8	104	37.6
25	3.7	65	9.8	105	14.5	25	8.6	65	24.2	105	37.9
26	3.8	66	10.0	106	14.6	26	9.0	66	24.5	106	38.2
27	4.0	67	10.1	107	14.8	27	9.4	67	24.9	107	38.6
28	4.1	68	10.2	108	14.9	28	9.8	68	25.3	108	38.9
29	4.3	69	10.3	109	15.0	29	10.3	69	25.7	109	39.2
30	4.5	70	10.4	110	15.1	30	10.7	70	26.1	110	39.5
31	4.6	71	10.6	111	15.2	31	11.1	71	26.5	111	39.9
32	4.8	72	10.7	112	15.3	32	11.5	72	26.9	112	40.2
33	4.9	73	10.8	113	15.4	33	11.9	73	27.2	113	40.5
34	5.1	74	10.9	114	15.6	34	12.3	74	27.5	114	40.8
35	5.2	75	11.0	115	15.7	35	12.6	75	27.9	115	41.1
36	5.4	76	11.1	116	15.8	36	13.1	76	28.3	116	41.4
37	5.5	77	11.3	117	15.9	37	13.5	77	28.7	117	41.7
38	5.7	78	11.4	118	16.0	38	13.9	78	29.0	118	42.0
39	5.9	79	11.5	119	16.1	39	14.3	79	29.4	119	42.3
40	6.0	80	11.6	120	16.2	40	14.7	80	29.8	120	42.6
$\tau_s = 67$ min $Q_{ms} = 0,1369$ g/min $Q_{vs} = 0,1372$ ml/min $J_s = 1,9373$ l/m ² h $r = 0,9977$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,3684$ g/min $Q_{vs} = 0,3693$ ml/min $J_s = 5,2133$ l/m ² h $r = 0,9990$					
$R = 96,2126 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 60,7996 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 71,5065 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 36,0935 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 8. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 1,5$ bar						$\Delta p = 2$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	23.2	81	48.6	1	0.3	41	27.6	81	54.6
2	0.6	42	23.8	82	49.2	2	0.8	42	28.3	82	55.2
3	1.1	43	24.5	83	49.9	3	1.2	43	29.1	83	55.8
4	1.6	44	25.2	84	50.5	4	1.6	44	29.7	84	56.4
5	2.2	45	25.9	85	51.2	5	2.0	45	30.4	85	57.1
6	2.7	46	26.4	86	51.8	6	2.4	46	31.1	86	57.8
7	3.3	47	27.0	87	52.5	7	2.8	47	31.8	87	58.4
8	3.8	48	27.7	88	53.1	8	3.4	48	32.4	88	59.0
9	4.2	49	28.3	89	53.7	9	4.1	49	33.2	89	59.6
10	4.9	50	29.0	90	54.3	10	4.9	50	33.8	90	60.3
11	5.4	51	29.6	91	55.0	11	5.7	51	34.4	91	60.9
12	6.0	52	30.2	92	55.6	12	6.4	52	35.2	92	61.5
13	6.6	53	30.9	93	56.2	13	7.2	53	35.9	93	62.2
14	7.2	54	31.5	94	56.8	14	7.9	54	36.5	94	62.8
15	7.8	55	32.2	95	57.5	15	8.7	55	37.3	95	63.4
16	8.4	56	32.8	96	58.1	16	9.4	56	37.9	96	64.1
17	8.9	57	33.4	97	58.7	17	10.2	57	38.6	97	64.7
18	9.4	58	34.1	98	59.3	18	11.0	58	39.3	98	65.3
19	10.1	59	34.7	99	59.9	19	11.7	59	40.0	99	65.9
20	10.7	60	35.3	100	60.4	20	12.5	60	40.6	100	66.5
21	11.3	61	36.0	101	61.0	21	13.2	61	41.2	101	67.1
22	11.8	62	36.6	102	61.6	22	14.0	62	41.9	102	67.8
23	12.3	63	37.1	103	62.2	23	14.8	63	42.6	103	68.4
24	13.0	64	37.7	104	62.7	24	15.6	64	43.3	104	69.0
25	13.5	65	38.3	105	63.3	25	16.2	65	43.9	105	69.6
26	14.1	66	39.0	106	63.9	26	17.0	66	44.5	106	70.2
27	14.7	67	39.6	107	64.5	27	17.7	67	45.2	107	70.7
28	15.3	68	40.3	108	65.1	28	18.4	68	45.9	108	71.3
29	15.9	69	40.9	109	65.6	29	19.2	69	46.5	109	71.9
30	16.5	70	41.6	110	66.2	30	19.9	70	47.3	110	72.5
31	17.1	71	42.2	111	66.8	31	20.6	71	47.9	111	73.0
32	17.7	72	42.8	112	67.3	32	21.4	72	48.6	112	73.6
33	18.4	73	43.5	113	67.9	33	22.0	73	49.3	113	74.2
34	18.9	74	44.1	114	68.4	34	22.8	74	49.9	114	74.8
35	19.5	75	44.8	115	69.0	35	23.5	75	50.6	115	75.3
36	20.1	76	45.4	116	69.5	36	24.1	76	51.4	116	75.9
37	20.8	77	46.0	117	70.1	37	24.8	77	52.0	117	76.5
38	21.4	78	46.7	118	70.7	38	25.6	78	52.7	118	77.1
39	22.0	79	47.3	119	71.2	39	26.3	79	53.3	119	77.7
40	22.6	80	47.9	120	71.8	40	27.0	80	53.9	120	78.2
$\tau_s = 75$ min $Q_{ms} = 0,6165$ g/min $Q_{vs} = 0,6180$ ml/min $J_s = 8,7239$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 78$ min $Q_{ms} = 0,6706$ g/min $Q_{vs} = 0,6722$ ml/min $J_s = 9,4893$ l/m ² h $r = 1$					
$R = 64,0950 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 28,6820 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 78,5655 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 43,1525 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 9. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisa $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 2,5$ bar						$\Delta p = 3$ bar					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	33.5	81	69.6	1	0.6	41	39.6	81	78.1
2	0.9	42	34.4	82	70.4	2	1.3	42	40.5	82	79.1
3	1.3	43	35.2	83	71.2	3	2.1	43	41.5	83	80.0
4	1.8	44	36.1	84	72.0	4	2.9	44	42.5	84	80.9
5	2.3	45	37.0	85	72.9	5	3.9	45	43.5	85	81.7
6	2.9	46	37.8	86	73.6	6	4.9	46	44.4	86	82.5
7	3.5	47	38.7	87	74.4	7	5.8	47	45.4	87	83.3
8	4.2	48	39.6	88	75.2	8	6.8	48	46.4	88	84.1
9	5.1	49	40.4	89	75.9	9	7.8	49	47.3	89	85.1
10	6.0	50	41.3	90	76.7	10	8.7	50	48.3	90	86.0
11	6.9	51	42.2	91	77.5	11	9.6	51	49.2	91	86.9
12	7.8	52	43.1	92	78.3	12	10.6	52	50.2	92	87.8
13	8.6	53	44.0	93	79.1	13	11.6	53	51.2	93	88.6
14	9.5	54	44.8	94	79.8	14	12.6	54	52.2	94	89.5
15	10.4	55	45.7	95	80.6	15	13.6	55	53.1	95	90.4
16	11.2	56	46.6	96	81.4	16	14.5	56	54.1	96	91.3
17	12.2	57	47.4	97	82.1	17	15.5	57	55.1	97	92.2
18	13.1	58	48.3	98	82.9	18	16.5	58	56.1	98	93.0
19	14.0	59	49.2	99	83.7	19	17.5	59	57.0	99	94.0
20	14.9	60	50.1	100	84.5	20	18.3	60	58.0	100	94.9
21	15.7	61	50.9	101	85.3	21	19.3	61	59.0	101	95.8
22	16.6	62	51.8	102	86.0	22	20.3	62	60.0	102	96.7
23	17.5	63	52.7	103	86.8	23	21.4	63	60.9	103	97.5
24	18.5	64	53.5	104	87.6	24	22.5	64	61.8	104	98.4
25	19.3	65	54.4	105	88.4	25	23.4	65	62.8	105	99.3
26	20.2	66	55.2	106	89.2	26	24.5	66	63.8	106	100.1
27	21.1	67	56.0	107	89.9	27	25.5	67	64.7	107	101.0
28	21.9	68	57.9	108	90.7	28	26.4	68	65.6	108	101.9
29	22.8	69	58.7	109	91.5	29	27.4	69	66.6	109	102.7
30	23.7	70	59.5	110	92.3	30	28.4	70	67.6	110	103.6
31	24.7	71	60.3	111	93.0	31	29.4	71	68.6	111	104.5
32	25.6	72	61.1	112	93.8	32	30.3	72	69.6	112	105.3
33	26.5	73	62.0	113	94.6	33	31.4	73	70.6	113	106.2
34	27.4	74	62.8	114	95.4	34	32.4	74	71.6	114	107.0
35	28.2	75	63.7	115	96.2	35	33.4	75	72.5	115	107.9
36	29.1	76	64.5	116	96.9	36	34.3	76	73.4	116	108.7
37	30.1	77	66.3	117	97.7	37	35.4	77	74.3	117	109.6
38	30.9	78	67.1	118	98.5	38	36.5	78	75.3	118	110.4
39	31.8	79	68.0	119	99.3	39	37.5	79	76.2	119	111.3
40	32.7	80	68.8	120	100.0	40	38.6	80	77.2	120	112.1
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,8646$ g/min $Q_{vs} = 0,8666$ ml/min $J_s = 12,2348$ l/m ² h $r = 1$						$\tau_s = 75$ min $Q_{ms} = 0,9506$ g/min $Q_{vs} = 0,9528$ ml/min $J_s = 13,4517$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 76,1711 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 40,7581 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 83,1359 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 47,7229 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 10. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.5	41	29.3	81	56.5	1	0.9	41	40.8	81	83.1
2	1.0	42	30.1	82	57.0	2	1.9	42	41.8	82	84.1
3	1.4	43	30.7	83	57.6	3	2.7	43	42.9	83	85.2
4	1.8	44	31.4	84	58.2	4	3.6	44	44.0	84	86.1
5	2.2	45	32.2	85	58.7	5	4.5	45	45.1	85	87.2
6	2.8	46	32.8	86	59.2	6	5.3	46	46.2	86	88.2
7	3.5	47	33.6	87	59.8	7	6.2	47	47.3	87	89.3
8	4.2	48	34.4	88	60.4	8	7.2	48	48.4	88	90.3
9	5.0	49	35.1	89	61.0	9	8.2	49	49.4	89	91.3
10	5.8	50	35.8	90	61.6	10	9.2	50	50.5	90	92.3
11	6.5	51	36.4	91	62.2	11	10.2	51	51.4	91	93.3
12	7.2	52	37.0	92	62.8	12	11.2	52	52.5	92	94.3
13	8.0	53	37.8	93	63.4	13	12.2	53	53.6	93	95.4
14	8.8	54	38.5	94	64.0	14	13.2	54	54.7	94	96.3
15	9.5	55	39.2	95	64.6	15	14.2	55	55.8	95	97.3
16	10.2	56	39.9	96	65.1	16	15.2	56	56.7	96	98.3
17	11.0	57	40.6	97	65.7	17	16.2	57	57.8	97	99.3
18	11.8	58	41.3	98	66.2	18	17.1	58	58.8	98	100.2
19	12.5	59	42.0	99	66.8	19	18.1	59	59.9	99	101.2
20	13.2	60	42.7	100	67.3	20	19.1	60	60.9	100	102.2
21	14.0	61	43.4	101	67.9	21	20.1	61	62.0	101	103.1
22	14.8	62	44.1	102	68.4	22	21.2	62	63.0	102	104.1
23	15.5	63	44.8	103	69.0	23	22.2	63	64.1	103	105.1
24	16.3	64	45.5	104	69.5	24	23.3	64	65.2	104	106.0
25	17.1	65	46.2	105	70.1	25	24.4	65	66.2	105	107.0
26	17.9	66	46.8	106	70.6	26	25.3	66	67.3	106	108.0
27	18.7	67	47.5	107	71.2	27	26.4	67	68.4	107	108.9
28	19.4	68	48.1	108	71.7	28	27.3	68	69.4	108	109.9
29	20.2	69	48.8	109	72.3	29	28.2	69	70.5	109	110.9
30	21.0	70	49.5	110	72.8	30	29.2	70	71.6	110	111.8
31	21.7	71	50.1	111	73.4	31	30.3	71	72.6	111	112.8
32	22.5	72	50.8	112	73.9	32	31.4	72	73.7	112	113.8
33	23.3	73	51.4	113	74.5	33	32.4	73	74.8	113	114.7
34	24.0	74	52.1	114	75.0	34	33.5	74	75.8	114	115.7
35	24.8	75	52.7	115	75.6	35	34.5	75	76.9	115	116.6
36	25.6	76	53.4	116	76.1	36	35.6	76	78.0	116	117.6
37	26.4	77	54.0	117	76.7	37	36.7	77	79.0	117	118.5
38	27.1	78	54.6	118	77.2	38	37.8	78	80.1	118	119.5
39	27.8	79	55.2	119	77.8	39	38.8	79	81.0	119	120.4
40	28.6	80	55.9	120	78.3	40	39.9	80	82.0	120	121.4
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 0,6699$ g/min $Q_{vs} = 0,6714$ ml/min $J_s = 9,5701$ l/m ² h $r = 0,9982$						$\tau_s = 82$ min $Q_{ms} = 1,0309$ g/min $Q_{vs} = 1,0333$ ml/min $J_s = 14,5881$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 38,9528 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 25,5534 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 19,2358 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 11. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 3$ l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 3$ l/min ($P_1 = 1,05$ bar, $P_2 = 1,2$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.3	41	56.7	81	114.7
2	2.7	42	58.0	82	116.1
3	3.9	43	59.4	83	117.6
4	5.2	44	60.9	84	119.0
5	6.5	45	62.4	85	120.4
6	7.2	46	63.9	86	121.8
7	8.5	47	65.4	87	123.3
8	9.9	48	66.8	88	124.6
9	11.3	49	68.3	89	126.0
10	12.7	50	69.8	90	127.4
11	14.1	51	71.3	91	128.8
12	15.5	52	72.8	92	130.1
13	16.9	53	74.2	93	131.5
14	18.3	54	75.7	94	132.8
15	19.7	55	77.2	95	134.2
16	21.1	56	78.7	96	135.6
17	22.5	57	80.2	97	136.9
18	23.8	58	81.6	98	138.3
19	25.2	59	83.1	99	139.6
20	26.6	60	84.5	100	141.0
21	28.1	61	86.0	101	142.4
22	29.6	62	87.4	102	143.7
23	31.0	63	88.9	103	145.1
24	32.5	64	90.4	104	146.4
25	33.9	65	91.8	105	147.7
26	35.4	66	93.3	106	149.1
27	36.7	67	94.7	107	150.4
28	38.1	68	96.2	108	151.8
29	39.6	69	97.7	109	153.1
30	40.9	70	99.1	110	154.4
31	42.3	71	100.6	111	155.8
32	43.7	72	102.0	112	157.1
33	45.0	73	103.5	113	158.5
34	46.4	74	105.0	114	159.8
35	47.9	75	106.3	115	161.1
36	49.3	76	107.7	116	162.4
37	50.8	77	109.2	117	163.8
38	52.3	78	110.5	118	165.1
39	53.8	79	111.9	119	166.5
40	55.2	80	113.4	120	167.8
$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 1,4216$ g/min $R = 18,5305 \cdot 10^{12}$ 1/m $Q_{vs} = 1,4248$ ml/min $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $J_s = 20,1168$ l/m ² h $R_p = 12,2129 \cdot 10^{12}$ 1/m $r = 0,9999$					

Tabela 12. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 0,95$ bar, $P_2 = 1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	22.4	81	43.0	1	0.6	41	38.2	81	75.1
2	0.8	42	23.0	82	43.5	2	1.2	42	39.1	82	76.0
3	1.2	43	23.6	83	44.0	3	1.8	43	40.1	83	76.9
4	1.7	44	24.1	84	44.4	4	2.6	44	41.1	84	77.7
5	2.2	45	24.7	85	45.0	5	3.6	45	42.0	85	78.6
6	2.8	46	25.1	86	45.5	6	4.6	46	42.9	86	79.5
7	3.4	47	25.7	87	46.0	7	5.5	47	43.9	87	80.4
8	4.0	48	26.1	88	46.5	8	6.4	48	44.7	88	81.3
9	4.6	49	26.7	89	46.9	9	7.4	49	45.6	89	82.1
10	5.2	50	27.2	90	47.4	10	8.4	50	46.6	90	83.0
11	5.7	51	27.7	91	47.9	11	9.3	51	47.5	91	83.9
12	6.2	52	28.2	92	48.4	12	10.2	52	48.5	92	84.8
13	6.8	53	28.7	93	48.9	13	11.2	53	49.5	93	85.6
14	7.4	54	29.3	94	49.4	14	12.2	54	50.4	94	86.5
15	7.9	55	29.8	95	49.8	15	13.1	55	51.3	95	87.4
16	8.4	56	30.3	96	50.3	16	14.0	56	52.3	96	88.3
17	9.0	57	30.8	97	51.8	17	15.0	57	53.1	97	89.1
18	9.6	58	31.4	98	52.3	18	16.0	58	54.1	98	90.0
19	10.1	59	31.9	99	52.8	19	16.9	59	55.0	99	90.9
20	10.6	60	32.4	100	53.2	20	17.8	60	56.0	100	91.8
21	11.2	61	32.8	101	53.7	21	18.8	61	57.0	101	92.7
22	11.8	62	33.4	102	54.2	22	19.8	62	57.9	102	93.5
23	12.3	63	33.9	103	54.6	23	20.7	63	58.8	103	94.4
24	12.8	64	34.4	104	55.0	24	21.7	64	59.8	104	95.3
25	13.4	65	34.9	105	55.5	25	22.7	65	60.7	105	96.1
26	14.0	66	35.4	106	56.0	26	23.7	66	61.6	106	97.0
27	14.6	67	36.0	107	56.4	27	24.7	67	62.5	107	97.9
28	15.1	68	36.4	108	56.8	28	25.6	68	63.5	108	98.8
29	15.7	69	37.0	109	57.3	29	26.6	69	64.3	109	99.7
30	16.3	70	37.5	110	57.8	30	27.6	70	65.2	110	100.5
31	16.8	71	38.0	111	58.2	31	28.5	71	66.1	111	101.4
32	17.4	72	38.5	112	58.7	32	29.5	72	67.0	112	102.3
33	18.0	73	39.0	113	59.2	33	30.5	73	67.8	113	103.2
34	18.5	74	39.6	114	59.6	34	31.5	74	68.8	114	104.0
35	19.1	75	40.1	115	60.0	35	32.4	75	69.7	115	104.9
36	19.7	76	40.6	116	60.5	36	33.3	76	70.6	116	105.8
37	20.3	77	41.0	117	61.0	37	34.3	77	71.5	117	106.6
38	20.8	78	41.5	118	61.4	38	35.3	78	72.3	118	107.5
39	21.3	79	42.0	119	61.8	39	36.3	79	73.3	119	108.4
40	21.9	80	42.5	120	62.3	40	37.2	80	74.2	120	109.2
$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,5245$ g/min $Q_{vs} = 0,5257$ ml/min $J_s = 7,4926$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,9214$ g/min $Q_{vs} = 0,9235$ ml/min $J_s = 13,1629$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 49,7512 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 28,3204 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 21,4221 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 13. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 3$ l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 3$ l/min ($P_1 = 1,05$ bar, $P_2 = 1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.1	41	50.7	81	100.4
2	2.3	42	52.0	82	101.6
3	3.4	43	53.2	83	102.8
4	4.6	44	54.5	84	104.0
5	5.8	45	55.7	85	105.3
6	7.1	46	57.0	86	106.4
7	8.4	47	58.3	87	107.6
8	9.6	48	59.5	88	108.8
9	10.8	49	60.8	89	110.0
10	12.1	50	62.1	90	111.2
11	13.4	51	63.4	91	112.4
12	14.6	52	64.6	92	113.5
13	15.8	53	65.8	93	114.7
14	17.0	54	67.1	94	115.9
15	18.3	55	68.4	95	117.0
16	19.6	56	69.6	96	118.2
17	20.8	57	70.9	97	119.4
18	22.0	58	72.1	98	120.6
19	23.2	59	73.4	99	121.7
20	24.5	60	74.7	100	122.9
21	25.7	61	75.9	101	124.1
22	26.9	62	77.2	102	125.2
23	28.2	63	78.4	103	126.4
24	29.5	64	79.7	104	127.5
25	30.7	65	81.0	105	128.6
26	31.9	66	82.2	106	129.8
27	33.2	67	83.5	107	131.0
28	34.4	68	84.8	108	132.1
29	35.7	69	86.0	109	133.2
30	36.9	70	87.3	110	134.4
31	38.2	71	88.4	111	135.5
32	39.4	72	89.6	112	136.6
33	40.6	73	90.8	113	137.8
34	41.9	74	92.0	114	138.9
35	43.2	75	93.1	115	140.1
36	44.5	76	94.4	116	141.2
37	45.8	77	95.6	117	142.3
38	47.0	78	96.8	118	143.5
39	48.2	79	98.0	119	144.6
40	49.5	80	99.3	120	145.7
$\tau_s = 69$ min $Q_{ms} = 1,2262$ g/min $R = 21,2807 \cdot 10^{12}$ 1/m $Q_{vs} = 1,2290$ ml/min $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $J_s = 17,5168$ l/m ² h $R_p = 14,3824 \cdot 10^{12}$ 1/m $r = 0,9998$					

Tabela 14. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritisaka $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	15.1	81	30.1	1	0.4	41	27.5	81	52.2
2	0.3	42	15.5	82	30.5	2	1.0	42	28.2	82	52.8
3	0.5	43	15.9	83	30.8	3	1.6	43	28.9	83	53.4
4	0.7	44	16.3	84	31.1	4	2.4	44	29.6	84	53.9
5	1.1	45	16.7	85	31.5	5	3.1	45	30.2	85	54.5
6	1.3	46	17.1	86	31.8	6	3.7	46	30.8	86	55.1
7	1.6	47	17.5	87	32.1	7	4.6	47	31.4	87	55.7
8	1.9	48	17.9	88	32.4	8	5.2	48	32.1	88	56.2
9	2.1	49	18.3	89	32.7	9	5.7	49	32.8	89	56.8
10	2.5	50	18.7	90	33.1	10	6.4	50	33.3	90	57.4
11	2.8	51	19.1	91	33.4	11	7.1	51	33.9	91	58.0
12	3.3	52	19.5	92	33.7	12	8.0	52	34.5	92	58.5
13	3.8	53	19.8	93	34.1	13	8.7	53	35.1	93	59.1
14	4.1	54	20.3	94	34.4	14	9.4	54	35.7	94	59.7
15	4.5	55	20.6	95	34.7	15	10.1	55	36.4	95	60.3
16	4.9	56	21.0	96	35.0	16	10.8	56	37.0	96	60.8
17	5.3	57	21.3	97	35.3	17	11.4	57	37.6	97	61.4
18	5.7	58	21.6	98	35.7	18	12.0	58	38.3	98	62.0
19	6.1	59	21.9	99	36.0	19	12.8	59	39.0	99	62.6
20	6.5	60	22.3	100	36.3	20	13.5	60	39.5	100	63.1
21	6.9	61	22.6	101	36.6	21	14.2	61	40.1	101	63.7
22	7.4	62	23.0	102	37.0	22	14.9	62	40.7	102	64.3
23	7.8	63	23.4	103	37.3	23	15.6	63	41.4	103	64.8
24	8.2	64	23.8	104	37.6	24	16.3	64	42.0	104	65.4
25	8.6	65	24.2	105	37.9	25	16.9	65	42.6	105	66.0
26	9.0	66	24.5	106	38.2	26	17.5	66	43.2	106	66.5
27	9.4	67	24.9	107	38.6	27	18.3	67	43.8	107	67.1
28	9.8	68	25.3	108	38.9	28	18.9	68	44.5	108	67.7
29	10.3	69	25.7	109	39.2	29	19.5	69	45.0	109	68.2
30	10.7	70	26.1	110	39.5	30	20.1	70	45.6	110	68.8
31	11.1	71	26.5	111	39.9	31	20.8	71	46.2	111	69.4
32	11.5	72	26.9	112	40.2	32	21.4	72	46.8	112	69.9
33	11.9	73	27.2	113	40.5	33	22.1	73	47.3	113	70.5
34	12.3	74	27.5	114	40.8	34	22.7	74	48.0	114	71.1
35	12.6	75	27.9	115	41.1	35	23.5	75	48.6	115	71.6
36	13.1	76	28.3	116	41.4	36	24.1	76	49.2	116	72.2
37	13.5	77	28.7	117	41.7	37	24.8	77	49.8	117	72.8
38	13.9	78	29.0	118	42.0	38	25.5	78	50.4	118	73.3
39	14.3	79	29.4	119	42.3	39	26.2	79	50.9	119	73.9
40	14.7	80	29.8	120	42.6	40	26.8	80	51.6	120	74.4
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,3684$ g/min $Q_{vs} = 0,3693$ ml/min $J_s = 5,2133$ l/m ² h $r = 0,9990$						$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,6210$ g/min $Q_{vs} = 0,6224$ ml/min $J_s = 8,7875$ l/m ² h $r = 0,9994$					
$R = 71,5065 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 36,0935 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 42,4203 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,0073 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 15. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 3$ l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 3$ l/min ($P_1 = 1,25$ bar, $P_2 = 1,2$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.8	41	39.2	81	74.8
2	1.8	42	40.1	82	75.7
3	2.8	43	41.0	83	76.6
4	3.7	44	42.0	84	77.5
5	4.8	45	43.0	85	78.3
6	5.8	46	44.0	86	79.1
7	6.7	47	45.8	87	80.0
8	7.7	48	46.8	88	80.9
9	8.7	49	47.8	89	81.7
10	9.6	50	48.7	90	82.6
11	10.5	51	48.6	91	83.5
12	11.5	52	49.4	92	84.4
13	12.5	53	50.4	93	85.2
14	13.5	54	51.3	94	86.1
15	14.5	55	52.3	95	87.0
16	15.5	56	53.3	96	87.8
17	16.4	57	54.3	97	88.7
18	17.3	58	55.2	98	89.6
19	18.3	59	56.1	99	90.4
20	19.3	60	56.9	100	91.3
21	20.3	61	57.9	101	92.2
22	21.3	62	58.8	102	93.1
23	22.3	63	59.7	103	94.0
24	23.3	64	60.7	104	94.8
25	24.2	65	61.6	105	95.6
26	25.1	66	62.6	106	96.5
27	26.0	67	63.5	107	97.4
28	27.0	68	63.4	108	98.2
29	28.0	69	64.3	109	99.1
30	29.0	70	65.3	110	100.0
31	30.0	71	66.1	111	100.8
32	31.0	72	67.0	112	101.7
33	31.9	73	67.9	113	102.6
34	32.8	74	68.8	114	103.4
35	33.6	75	69.6	115	104.3
36	34.6	76	70.5	116	105.2
37	35.5	77	71.4	117	106.0
38	36.4	78	72.3	118	106.8
39	37.3	79	73.1	119	107.6
40	38.3	80	74.0	120	108.4
$\tau_s = 67$ min $Q_{ms} = 0,9001$ g/min $R = 36,5667 \cdot 10^{12}$ 1/m $Q_{vs} = 0,9022$ ml/min $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $J_s = 12,7373$ l/m ² h $R_p = 1,1537 \cdot 10^{12}$ 1/m $r = 0,9996$					

Tabela 16. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 22^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 32^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.5	41	29.3	81	56.5	1	0.7	41	42.9	81	82.5
2	1.0	42	30.1	82	57.0	2	1.3	42	44.0	82	83.4
3	1.4	43	30.7	83	57.6	3	1.9	43	45.0	83	84.4
4	1.8	44	31.4	84	58.2	4	2.6	44	46.1	84	85.3
5	2.2	45	32.2	85	58.7	5	3.3	45	47.2	85	86.2
6	2.8	46	32.8	86	59.2	6	4.1	46	48.3	86	87.1
7	3.5	47	33.6	87	59.8	7	4.8	47	49.4	87	88.1
8	4.2	48	34.4	88	60.4	8	5.6	48	50.4	88	89.0
9	5.0	49	35.1	89	61.0	9	6.5	49	51.5	89	89.9
10	5.8	50	35.8	90	61.6	10	7.4	50	52.5	90	90.8
11	6.5	51	36.4	91	62.2	11	8.5	51	53.6	91	91.8
12	7.2	52	37.0	92	62.8	12	9.8	52	54.6	92	92.7
13	8.0	53	37.8	93	63.4	13	11.0	53	55.6	93	93.6
14	8.8	54	38.5	94	64.0	14	12.1	54	56.5	94	94.6
15	9.5	55	39.2	95	64.6	15	13.2	55	57.6	95	95.5
16	10.2	56	39.9	96	65.1	16	14.3	56	58.6	96	96.4
17	11.0	57	40.6	97	65.7	17	15.4	57	59.5	97	97.3
18	11.8	58	41.3	98	66.2	18	16.6	58	60.4	98	98.3
19	12.5	59	42.0	99	66.8	19	17.7	59	61.4	99	99.2
20	13.2	60	42.7	100	67.3	20	19.0	60	62.3	100	100.1
21	14.0	61	43.4	101	67.9	21	20.3	61	63.3	101	101.0
22	14.8	62	44.1	102	68.4	22	21.5	62	64.3	102	101.9
23	15.5	63	44.8	103	69.0	23	22.7	63	65.2	103	102.9
24	16.3	64	45.5	104	69.5	24	24.0	64	66.2	104	103.8
25	17.1	65	46.2	105	70.1	25	25.2	65	67.2	105	104.7
26	17.9	66	46.8	106	70.6	26	26.3	66	68.1	106	105.6
27	18.7	67	47.5	107	71.2	27	27.4	67	69.0	107	106.6
28	19.4	68	48.1	108	71.7	28	28.3	68	70.0	108	107.5
29	20.2	69	48.8	109	72.3	29	29.5	69	71.0	109	108.4
30	21.0	70	49.5	110	72.8	30	30.7	70	72.0	110	109.3
31	21.7	71	50.1	111	73.4	31	31.7	71	72.9	111	110.3
32	22.5	72	50.8	112	73.9	32	32.8	72	73.9	112	111.2
33	23.3	73	51.4	113	74.5	33	33.9	73	74.9	113	112.1
34	24.0	74	52.1	114	75.0	34	35.1	74	75.8	114	113.0
35	24.8	75	52.7	115	75.6	35	36.2	75	76.7	115	113.9
36	25.6	76	53.4	116	76.1	36	37.3	76	77.7	116	114.8
37	26.4	77	54.0	117	76.7	37	38.4	77	78.7	117	115.7
38	27.1	78	54.6	118	77.2	38	39.5	78	79.6	118	116.6
39	27.8	79	55.2	119	77.8	39	40.7	79	80.5	119	117.5
40	28.6	80	55.9	120	78.3	40	41.8	80	81.5	120	118.4
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 0,6699$ g/min $Q_{vs} = 0,6714$ ml/min $J_s = 9,5701$ l/m ² h $r = 0,9982$						$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 1,0064$ g/min $Q_{vs} = 1,0087$ ml/min $J_s = 14,1876$ l/m ² h $r = 0,9991$					
$R = 38,9528 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 26,1755 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 19,8579 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 17. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 45^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 55^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.9	41	48.4	81	102.5	1	1.7	41	85.1	81	167.4
2	1.6	42	49.8	82	103.8	2	3.3	42	87.3	82	169.3
3	2.5	43	51.1	83	105.1	3	4.9	43	89.4	83	171.3
4	3.2	44	52.5	84	106.4	4	6.6	44	91.5	84	173.3
5	4.0	45	53.9	85	107.7	5	8.3	45	93.6	85	175.2
6	4.8	46	55.2	86	109.0	6	10.1	46	95.7	86	177.2
7	5.6	47	56.6	87	110.3	7	11.8	47	97.9	87	179.2
8	6.4	48	57.9	88	111.6	8	13.6	48	99.9	88	181.2
9	7.2	49	59.3	89	112.8	9	15.5	49	102.0	89	183.1
10	8.2	50	60.7	90	114.1	10	17.4	50	104.1	90	185.1
11	9.3	51	62.0	91	115.4	11	19.5	51	106.2	91	187.1
12	10.5	52	63.4	92	116.7	12	21.8	52	108.4	92	189.0
13	11.7	53	64.8	93	117.9	13	24.0	53	110.4	93	191.0
14	12.8	54	66.2	94	119.2	14	26.1	54	112.5	94	193.0
15	14.0	55	67.5	95	120.5	15	28.2	55	114.6	95	194.9
16	15.2	56	68.9	96	121.7	16	30.3	56	116.7	96	196.9
17	16.4	57	70.3	97	123.0	17	32.5	57	118.7	97	198.8
18	17.6	58	71.6	98	124.3	18	34.7	58	120.8	98	200.7
19	18.8	59	73.0	99	125.6	19	37.0	59	122.9	99	202.7
20	20.0	60	74.4	100	126.8	20	39.3	60	124.9	100	204.6
21	21.4	61	75.7	101	127.1	21	41.4	61	127.0	101	206.6
22	22.7	62	77.0	102	128.3	22	43.6	62	129.1	102	208.5
23	24.0	63	78.4	103	129.6	23	45.8	63	131.2	103	210.4
24	25.4	64	79.8	104	130.8	24	48.1	64	133.2	104	212.4
25	26.6	65	81.1	105	132.1	25	50.3	65	135.3	105	214.4
26	27.9	66	82.4	106	133.4	26	52.5	66	137.4	106	216.3
27	29.2	67	83.8	107	134.6	27	54.6	67	139.4	107	218.3
28	30.6	68	85.2	108	135.8	28	56.9	68	141.4	108	220.2
29	31.9	69	86.5	109	137.1	29	59.1	69	143.5	109	222.2
30	33.2	70	87.8	110	138.3	30	61.3	70	145.5	110	224.1
31	34.6	71	89.2	111	139.5	31	63.4	71	147.5	111	226.1
32	35.9	72	90.5	112	140.8	32	65.6	72	149.5	112	228.0
33	37.3	73	91.9	113	142.0	33	67.8	73	151.5	113	230.0
34	38.7	74	93.2	114	143.3	34	70.0	74	153.5	114	231.9
35	40.1	75	94.6	115	144.5	35	72.1	75	155.5	115	233.9
36	41.5	76	95.9	116	145.8	36	74.3	76	157.5	116	235.8
37	42.9	77	97.2	117	147.0	37	76.5	77	159.5	117	237.8
38	44.3	78	98.5	118	148.2	38	78.7	78	161.4	118	239.7
39	45.6	79	99.8	119	149.5	39	80.8	79	163.4	119	240.7
40	47.0	80	101.2	120	150.7	40	82.9	80	165.4	120	242.7
$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 1,2842$ g/min $Q_{vs} = 1,2872$ ml/min $J_s = 18,0351$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 2,0576$ g/min $Q_{vs} = 2,0624$ ml/min $J_s = 28,7638$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 20,5131 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 14,1955 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 12,8028 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 6,4852 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 18. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 22^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 32^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	22.4	81	43.0	1	0.4	41	30.4	81	62.3
2	0.8	42	23.0	82	43.5	2	1.0	42	31.2	82	63.1
3	1.2	43	23.6	83	44.0	3	1.4	43	32.0	83	63.9
4	1.7	44	24.1	84	44.4	4	2.0	44	32.9	84	64.6
5	2.2	45	24.7	85	45.0	5	2.6	45	33.7	85	65.4
6	2.8	46	25.1	86	45.5	6	3.1	46	34.5	86	66.2
7	3.4	47	25.7	87	46.0	7	3.5	47	35.4	87	66.9
8	4.0	48	26.1	88	46.5	8	3.9	48	36.3	88	67.7
9	4.6	49	26.7	89	46.9	9	4.5	49	37.0	89	68.4
10	5.2	50	27.2	90	47.4	10	5.1	50	37.8	90	69.1
11	5.7	51	27.7	91	47.9	11	5.6	51	38.7	91	70.9
12	6.2	52	28.2	92	48.4	12	6.5	52	39.5	92	71.7
13	6.8	53	28.7	93	48.9	13	7.4	53	40.2	93	72.4
14	7.4	54	29.3	94	49.4	14	8.1	54	41.0	94	73.2
15	7.9	55	29.8	95	49.8	15	8.9	55	41.9	95	73.9
16	8.4	56	30.3	96	50.3	16	9.7	56	42.7	96	74.7
17	9.0	57	30.8	97	51.8	17	10.5	57	43.5	97	75.4
18	9.6	58	31.4	98	52.3	18	11.3	58	44.3	98	76.2
19	10.1	59	31.9	99	52.8	19	12.1	59	45.0	99	76.9
20	10.6	60	32.4	100	53.2	20	12.9	60	45.8	100	77.6
21	11.2	61	32.8	101	53.7	21	13.7	61	46.6	101	78.4
22	11.8	62	33.4	102	54.2	22	14.5	62	47.4	102	79.1
23	12.3	63	33.9	103	54.6	23	15.3	63	48.2	103	79.9
24	12.8	64	34.4	104	55.0	24	16.2	64	48.9	104	80.6
25	13.4	65	34.9	105	55.5	25	17.1	65	49.7	105	81.3
26	14.0	66	35.4	106	56.0	26	17.9	66	50.5	106	82.1
27	14.6	67	36.0	107	56.4	27	18.8	67	51.3	107	82.8
28	15.1	68	36.4	108	56.8	28	19.7	68	52.2	108	83.5
29	15.7	69	37.0	109	57.3	29	20.4	69	52.9	109	84.3
30	16.3	70	37.5	110	57.8	30	21.3	70	53.7	110	85.0
31	16.8	71	38.0	111	58.2	31	22.1	71	54.6	111	85.7
32	17.4	72	38.5	112	58.7	32	22.9	72	55.4	112	86.5
33	18.0	73	39.0	113	59.2	33	23.7	73	56.1	113	87.2
34	18.5	74	39.6	114	59.6	34	24.6	74	56.9	114	87.9
35	19.1	75	40.1	115	60.0	35	25.4	75	57.7	115	88.7
36	19.7	76	40.6	116	60.5	36	26.2	76	58.5	116	89.4
37	20.3	77	41.0	117	61.0	37	27.1	77	59.2	117	90.2
38	20.8	78	41.5	118	61.4	38	28.0	78	60.0	118	90.9
39	21.3	79	42.0	119	61.8	39	28.8	79	60.8	119	91.6
40	21.9	80	42.5	120	62.3	40	29.6	80	61.6	120	92.3
$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,5245$ g/min $Q_{vs} = 0,5257$ ml/min $J_s = 7,4926$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 72$ min $Q_{ms} = 0,7962$ g/min $Q_{vs} = 0,7980$ ml/min $J_s = 11,3315$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 49,7512 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 32,7738 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 25,8755 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 19. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 45^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 55^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.7	41	47.9	81	95.4	1	1.5	41	76.3	81	149.6
2	1.3	42	49.1	82	96.5	2	3.0	42	78.2	82	151.5
3	2.0	43	50.2	83	97.6	3	4.6	43	80.1	83	153.4
4	2.8	44	51.4	84	98.7	4	6.2	44	82.1	84	155.3
5	3.5	45	52.6	85	99.9	5	8.0	45	84.0	85	157.1
6	4.5	46	53.7	86	101.0	6	9.8	46	85.9	86	159.0
7	5.7	47	54.9	87	102.1	7	11.6	47	87.9	87	160.8
8	6.9	48	56.1	88	103.2	8	13.4	48	89.9	88	162.6
9	8.1	49	57.3	89	104.3	9	15.3	49	90.8	89	164.4
10	9.2	50	58.6	90	105.4	10	17.3	50	91.7	90	166.2
11	10.5	51	59.7	91	106.8	11	19.3	51	93.7	91	168.0
12	11.7	52	60.8	92	107.9	12	21.1	52	95.6	92	169.8
13	13.0	53	62.0	93	109.0	13	23.1	53	97.6	93	170.6
14	14.3	54	63.2	94	110.1	14	25.1	54	99.5	94	172.4
15	15.5	55	64.4	95	111.2	15	26.9	55	101.4	95	174.2
16	16.8	56	65.5	96	112.2	16	28.9	56	103.4	96	176.0
17	18.0	57	66.7	97	113.3	17	30.8	57	105.3	97	177.8
18	19.4	58	68.9	98	114.4	18	32.8	58	107.3	98	179.6
19	20.6	59	70.1	99	115.5	19	34.7	59	109.2	99	181.4
20	21.9	60	71.2	100	116.5	20	36.6	60	110.2	100	183.2
21	23.1	61	72.4	101	117.6	21	38.6	61	112.1	101	185.0
22	24.3	62	73.6	102	118.7	22	40.5	62	114.0	102	186.8
23	25.6	63	74.7	103	119.7	23	42.4	63	116.0	103	188.6
24	26.8	64	75.9	104	120.8	24	44.4	64	117.9	104	190.4
25	28.1	65	77.1	105	121.9	25	46.3	65	119.8	105	192.2
26	29.3	66	78.2	106	122.9	26	48.2	66	121.7	106	194.0
27	30.6	67	79.4	107	124.0	27	50.2	67	123.6	107	195.8
28	31.9	68	80.5	108	125.1	28	52.1	68	125.5	108	197.6
29	33.2	69	81.7	109	126.1	29	54.0	69	127.4	109	199.4
30	34.5	70	82.8	110	127.2	30	56.0	70	129.3	110	201.2
31	35.6	71	84.0	111	128.3	31	57.9	71	131.1	111	203.0
32	36.8	72	85.1	112	129.4	32	59.8	72	133.0	112	204.8
33	38.0	73	86.3	113	130.5	33	61.8	73	134.8	113	206.5
34	39.2	74	87.4	114	131.5	34	63.7	74	136.7	114	208.3
35	40.5	75	88.5	115	132.6	35	65.6	75	138.5	115	210.1
36	41.7	76	89.7	116	133.0	36	67.6	76	140.4	116	211.8
37	43.0	77	90.8	117	134.1	37	69.5	77	142.3	117	213.6
38	44.2	78	92.0	118	135.1	38	70.4	78	144.1	118	215.4
39	45.4	79	93.1	119	136.2	39	72.4	79	145.9	119	217.2
40	46.7	80	94.3	120	137.2	40	74.3	80	147.8	120	219.0
$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 1,1468$ g/min $Q_{vs} = 1,1494$ ml/min $J_s = 16,2589$ l/m ² h $r = 0,9989$						$\tau_s = 64$ min $Q_{ms} = 1,8338$ g/min $Q_{vs} = 1,8380$ ml/min $J_s = 25,8792$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 22,7542 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 15,8559 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 14,2297 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,3314 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 20. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 22^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 32^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	15.1	81	30.1	1	0.5	41	26.4	81	51.2
2	0.3	42	15.5	82	30.5	2	1.2	42	27.1	82	51.8
3	0.5	43	15.9	83	30.8	3	1.6	43	27.7	83	52.5
4	0.7	44	16.3	84	31.1	4	2.3	44	28.3	84	53.1
5	1.1	45	16.7	85	31.5	5	2.9	45	29.0	85	53.7
6	1.3	46	17.1	86	31.8	6	3.5	46	29.6	86	54.3
7	1.6	47	17.5	87	32.1	7	4.2	47	30.2	87	54.9
8	1.9	48	17.9	88	32.4	8	4.8	48	30.8	88	55.5
9	2.1	49	18.3	89	32.7	9	5.4	49	31.4	89	56.0
10	2.5	50	18.7	90	33.1	10	6.0	50	32.1	90	56.6
11	2.8	51	19.1	91	33.4	11	6.7	51	32.7	91	57.2
12	3.3	52	19.5	92	33.7	12	7.4	52	33.3	92	57.8
13	3.8	53	19.8	93	34.1	13	8.0	53	33.9	93	58.3
14	4.1	54	20.3	94	34.4	14	8.6	54	34.5	94	58.9
15	4.5	55	20.6	95	34.7	15	9.3	55	35.1	95	59.5
16	4.9	56	21.0	96	35.0	16	10.0	56	35.7	96	60.0
17	5.3	57	21.3	97	35.3	17	10.6	57	36.4	97	60.6
18	5.7	58	21.6	98	35.7	18	11.2	58	37.0	98	61.2
19	6.1	59	21.9	99	36.0	19	11.8	59	37.6	99	61.8
20	6.5	60	22.3	100	36.3	20	12.5	60	38.3	100	62.5
21	6.9	61	22.6	101	36.6	21	13.2	61	38.9	101	63.0
22	7.4	62	23.0	102	37.0	22	13.9	62	39.5	102	63.6
23	7.8	63	23.4	103	37.3	23	14.6	63	40.1	103	64.1
24	8.2	64	23.8	104	37.6	24	15.3	64	40.7	104	64.7
25	8.6	65	24.2	105	37.9	25	16.0	65	41.4	105	65.3
26	9.0	66	24.5	106	38.2	26	16.6	66	42.0	106	65.8
27	9.4	67	24.9	107	38.6	27	17.3	67	42.6	107	66.4
28	9.8	68	25.3	108	38.9	28	18.0	68	43.3	108	67.0
29	10.3	69	25.7	109	39.2	29	18.7	69	43.9	109	67.5
30	10.7	70	26.1	110	39.5	30	19.3	70	44.5	110	68.1
31	11.1	71	26.5	111	39.9	31	20.0	71	45.1	111	68.7
32	11.5	72	26.9	112	40.2	32	20.7	72	45.8	112	69.3
33	11.9	73	27.2	113	40.5	33	21.3	73	46.4	113	69.8
34	12.3	74	27.5	114	40.8	34	22.0	74	47.0	114	70.4
35	12.6	75	27.9	115	41.1	35	22.6	75	47.6	115	71.0
36	13.1	76	28.3	116	41.4	36	23.2	76	48.2	116	71.5
37	13.5	77	28.7	117	41.7	37	23.9	77	48.7	117	72.1
38	13.9	78	29.0	118	42.0	38	24.5	78	49.4	118	72.6
39	14.3	79	29.4	119	42.3	39	25.1	79	50.0	119	73.2
40	14.7	80	29.8	120	42.6	40	25.8	80	50.6	120	73.8
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,3684$ g/min $Q_{vs} = 0,3693$ ml/min $J_s = 5,2133$ l/m ² h $r = 0,9990$						$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 0,6196$ g/min $Q_{vs} = 0,6210$ ml/min $J_s = 8,7351$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 71,5065 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 36,0935 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 42,5161 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,1031 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 21. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$t = 45^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						$t = 55^\circ\text{C}$, ($P_1 = 0,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.5	41	40.0	81	78.5	1	0.9	41	56.9	81	111.6
2	1.0	42	41.0	82	79.5	2	1.8	42	58.3	82	113.0
3	1.5	43	42.0	83	80.5	3	2.7	43	59.7	83	114.3
4	1.9	44	43.0	84	81.4	4	3.5	44	61.2	84	115.6
5	2.4	45	44.0	85	82.3	5	4.4	45	62.7	85	116.9
6	3.0	46	45.1	86	83.2	6	5.4	46	64.2	86	118.3
7	3.6	47	46.1	87	84.2	7	6.4	47	65.6	87	119.6
8	4.4	48	47.1	88	85.2	8	7.8	48	67.0	88	120.9
9	5.4	49	48.1	89	86.1	9	9.2	49	68.4	89	122.2
10	6.4	50	49.1	90	87.0	10	10.6	50	69.8	90	123.6
11	7.5	51	50.1	91	88.0	11	12.1	51	71.2	91	125.0
12	8.5	52	51.1	92	89.0	12	13.5	52	72.6	92	126.3
13	9.6	53	52.0	93	89.9	13	15.0	53	73.9	93	127.6
14	10.6	54	52.9	94	90.9	14	16.4	54	75.2	94	129.0
15	11.7	55	53.8	95	91.8	15	17.9	55	76.6	95	130.3
16	12.8	56	54.8	96	92.8	16	19.4	56	77.9	96	131.7
17	13.9	57	55.8	97	93.7	17	20.9	57	79.3	97	133.0
18	15.1	58	56.7	98	94.6	18	22.5	58	80.6	98	134.3
19	16.2	59	57.6	99	95.6	19	24.0	59	81.9	99	135.6
20	17.1	60	58.6	100	96.5	20	25.4	60	83.3	100	137.0
21	18.2	61	59.6	101	97.4	21	26.9	61	84.7	101	138.3
22	19.3	62	60.5	102	98.4	22	28.4	62	86.0	102	139.6
23	20.4	63	61.4	103	99.3	23	29.9	63	87.3	103	140.9
24	21.5	64	62.4	104	100.3	24	31.4	64	88.7	104	142.3
25	22.8	65	63.4	105	101.2	25	33.1	65	90.1	105	143.6
26	23.9	66	64.4	106	102.1	26	34.6	66	91.5	106	144.9
27	25.0	67	65.3	107	103.0	27	36.1	67	92.8	107	146.3
28	26.0	68	66.2	108	104.0	28	37.7	68	94.1	108	147.6
29	27.2	69	67.1	109	104.9	29	39.1	69	95.4	109	148.9
30	28.3	70	68.1	110	105.8	30	40.6	70	96.8	110	150.2
31	29.3	71	69.1	111	106.8	31	42.0	71	98.2	111	151.5
32	30.5	72	70.0	112	107.7	32	43.6	72	99.5	112	152.8
33	31.6	73	70.9	113	108.6	33	45.1	73	100.8	113	154.2
34	32.7	74	71.9	114	109.5	34	46.6	74	102.2	114	155.5
35	33.8	75	72.9	115	110.4	35	48.1	75	103.6	115	156.8
36	34.9	76	73.8	116	111.4	36	49.6	76	104.9	116	158.1
37	35.9	77	74.7	117	112.3	37	51.1	77	106.2	117	159.4
38	36.9	78	75.7	118	113.2	38	52.5	78	107.6	118	160.7
39	38.0	79	76.7	119	114.1	39	53.9	79	109.0	119	162.0
40	39.0	80	77.6	120	115.0	40	55.4	80	110.3	120	163.3
$\tau_s = 67$ min $Q_{ms} = 0,9832$ g/min $Q_{vs} = 0,9855$ ml/min $J_s = 13,8079$ l/m ² h $r = 0,9996$						$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 1,3859$ g/min $Q_{vs} = 1,3890$ ml/min $J_s = 19,3736$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 38,7931 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,8737 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 36,4210 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,0080 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 22. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 0,5$ bar ($P_1 = 0,6$ bar, $P_2 = 0,4$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 1$ bar ($P_1 = 1,25$ bar, $P_2 = 0,75$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.6	41	88.8	81	169.1	1	3.0	41	133.7	81	259.7
2	3.1	42	90.9	82	171.1	2	6.0	42	137.0	82	262.8
3	4.9	43	92.9	83	173.0	3	9.1	43	140.2	83	265.8
4	6.4	44	95.0	84	175.0	4	12.2	44	143.4	84	268.9
5	8.2	45	97.0	85	177.0	5	15.4	45	146.6	85	272.0
6	10.7	46	99.1	86	179.0	6	18.8	46	149.8	86	275.1
7	13.1	47	101.1	87	180.9	7	22.2	47	153.0	87	278.1
8	15.6	48	103.2	88	182.8	8	25.6	48	156.3	88	281.2
9	18.1	49	105.2	89	184.8	9	29.0	49	159.5	89	284.3
10	20.6	50	107.2	90	186.7	10	32.4	50	162.7	90	287.3
11	23.0	51	109.2	91	188.7	11	35.8	51	165.9	91	290.4
12	25.5	52	111.2	92	190.7	12	38.2	52	169.1	92	293.5
13	27.8	53	113.2	93	192.7	13	41.6	53	172.3	93	296.5
14	30.3	54	115.3	94	194.6	14	44.0	54	175.6	94	299.5
15	32.8	55	117.2	95	196.6	15	47.4	55	178.7	95	302.5
16	35.2	56	119.2	96	198.5	16	50.8	56	181.9	96	305.6
17	37.6	57	121.1	97	200.5	17	54.2	57	185.0	97	308.6
18	40.1	58	123.2	98	202.4	18	57.6	58	188.1	98	311.6
19	42.5	59	125.2	99	204.4	19	61.0	59	191.3	99	314.6
20	44.8	60	127.2	100	206.3	20	64.3	60	194.4	100	317.7
21	47.1	61	129.2	101	208.3	21	67.7	61	197.6	101	320.7
22	49.5	62	131.1	102	210.2	22	71.0	62	200.8	102	323.7
23	51.5	63	133.2	103	212.1	23	74.4	63	203.9	103	326.7
24	53.7	64	135.2	104	214.1	24	77.7	64	207.1	104	329.7
25	55.6	65	137.2	105	216.1	25	81.1	65	210.2	105	332.7
26	57.8	66	139.2	106	218.1	26	84.4	66	213.4	106	335.7
27	59.9	67	141.1	107	220.0	27	87.8	67	216.4	107	338.7
28	62.0	68	143.2	108	221.9	28	91.1	68	219.5	108	341.7
29	64.1	69	145.2	109	223.9	29	94.5	69	222.6	109	344.7
30	66.0	70	147.2	110	225.8	30	97.9	70	225.7	110	347.7
31	68.2	71	149.2	111	227.8	31	101.3	71	228.8	111	350.8
32	70.2	72	151.3	112	229.7	32	104.6	72	232.0	112	353.7
33	72.3	73	153.2	113	231.6	33	107.7	73	235.0	113	356.7
34	74.3	74	155.2	114	233.6	34	111.0	74	238.1	114	359.6
35	76.5	75	157.2	115	235.5	35	114.2	75	241.2	115	362.6
36	78.6	76	159.2	116	237.4	36	117.5	76	244.2	116	365.6
37	80.6	77	161.2	117	238.3	37	120.8	77	247.3	117	368.5
38	82.7	78	163.2	118	240.3	38	124.0	78	250.4	118	371.5
39	84.7	79	165.2	119	242.2	39	127.3	79	253.5	119	374.5
40	86.8	80	167.1	120	244.1	40	130.5	80	256.7	120	377.4
$\tau_s = 64$ min $Q_{ms} = 2,0350$ g/min $Q_{vs} = 2,0397$ ml/min $J_s = 28,7969$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 68$ min $Q_{ms} = 3,1567$ g/min $Q_{vs} = 3,1640$ ml/min $J_s = 44,6702$ l/m ² h $r = 1$					
$R = 6,4725 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 0,1549 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 8,3451 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 2,0275 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 23. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 1,5$ bar ($P_1 = 1,75$ bar, $P_2 = 1,3$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 2$ bar ($P_1 = 2,4$ bar, $P_2 = 1,5$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.4	41	177.0	81	342.6	1	4.5	41	189.0	81	369.0
2	8.9	42	181.3	82	346.6	2	9.2	42	193.6	82	373.4
3	13.2	43	185.5	83	350.6	3	13.8	43	198.1	83	377.9
4	17.6	44	189.7	84	354.6	4	18.4	44	202.6	84	382.4
5	21.9	45	193.9	85	358.6	5	23.0	45	207.1	85	386.8
6	26.3	46	198.1	86	362.6	6	27.7	46	211.7	86	391.3
7	30.7	47	202.3	87	366.7	7	32.3	47	216.2	87	395.7
8	35.1	48	206.5	88	370.6	8	36.9	48	220.7	88	400.2
9	39.5	49	210.7	89	374.6	9	41.6	49	225.3	89	404.6
10	43.9	50	214.9	90	378.7	10	46.2	50	229.8	90	409.1
11	47.3	51	219.1	91	382.6	11	51.0	51	234.3	91	413.5
12	51.7	52	223.3	92	386.6	12	55.7	52	238.8	92	417.9
13	56.0	53	227.4	93	390.6	13	60.3	53	243.4	93	422.4
14	60.3	54	231.6	94	394.5	14	65.0	54	247.8	94	426.8
15	64.7	55	235.8	95	398.5	15	69.6	55	252.3	95	431.2
16	69.1	56	239.9	96	402.5	16	74.2	56	256.8	96	435.6
17	73.6	57	244.0	97	406.4	17	78.8	57	261.3	97	440.1
18	77.9	58	248.2	98	410.4	18	83.3	58	265.9	98	444.5
19	82.3	59	252.5	99	414.4	19	88.0	59	270.3	99	448.9
20	86.6	60	256.6	100	418.4	20	92.6	60	274.8	100	453.3
21	91.0	61	260.8	101	422.4	21	97.1	61	279.3	101	457.8
22	95.3	62	265.0	102	426.3	22	101.8	62	283.8	102	462.2
23	99.7	63	269.1	103	430.3	23	106.4	63	288.3	103	466.6
24	104.0	64	273.3	104	434.3	24	111.0	64	292.8	104	471.0
25	108.4	65	277.4	105	438.2	25	115.7	65	297.3	105	475.4
26	112.7	66	281.6	106	442.2	26	120.2	66	301.9	106	479.8
27	117.1	67	285.6	107	446.2	27	124.8	67	306.3	107	484.2
28	121.4	68	289.8	108	450.1	28	129.4	68	310.8	108	488.5
29	125.8	69	293.9	109	454.0	29	133.9	69	315.3	109	492.9
30	130.2	70	298.0	110	458.0	30	138.5	70	319.8	110	497.3
31	134.6	71	302.1	111	462.0	31	143.1	71	324.3	111	501.7
32	138.9	72	306.1	112	465.9	32	147.7	72	328.7	112	506.0
33	143.0	73	310.2	113	469.9	33	152.3	73	333.2	113	510.4
34	147.3	74	314.2	114	473.9	34	156.9	74	337.7	114	514.8
35	151.5	75	318.3	115	477.9	35	161.6	75	342.1	115	519.2
36	155.8	76	322.4	116	481.8	36	166.2	76	346.6	116	523.6
37	160.1	77	326.4	117	485.7	37	170.8	77	351.1	117	527.9
38	164.3	78	330.4	118	489.7	38	175.4	78	355.5	118	532.3
39	168.6	79	334.5	119	493.7	39	179.9	79	360.0	119	536.7
40	172.8	80	338.5	120	497.6	40	184.4	80	364.5	120	541.0
$\tau_s = 77$ min $Q_{ms} = 4,1435$ g/min $Q_{vs} = 4,1530$ ml/min $J_s = 58,6344$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 75$ min $Q_{ms} = 4,5077$ g/min $Q_{vs} = 4,5180$ ml/min $J_s = 63,7882$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 9,5365 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,2189 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 11,6880 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 5,3704 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 24. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 2,5$ bar ($P_1 = 2,9$ bar, $P_2 = 2,1$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 3$ bar ($P_1 = 3,5$ bar, $P_2 = 2,5$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.9	41	208.9	81	408.5	1	5.3	41	229.2	81	451.0
2	9.9	42	213.9	82	413.5	2	10.6	42	234.7	82	456.5
3	15.1	43	218.9	83	418.5	3	16.1	43	240.3	83	462.0
4	20.2	44	224.0	84	423.4	4	21.7	44	245.9	84	467.5
5	25.4	45	229.0	85	428.4	5	27.5	45	251.4	85	473.1
6	30.6	46	234.0	86	433.3	6	33.2	46	257.0	86	478.5
7	35.8	47	239.0	87	438.3	7	39.0	47	262.6	87	484.0
8	40.9	48	244.0	88	443.2	8	44.6	48	268.2	88	489.5
9	46.0	49	249.1	89	448.1	9	50.1	49	273.7	89	494.9
10	51.1	50	254.1	90	453.1	10	55.7	50	279.2	90	500.4
11	56.3	51	259.1	91	458.0	11	61.3	51	284.8	91	505.9
12	61.3	52	264.2	92	462.9	12	67.0	52	290.4	92	511.4
13	66.4	53	269.2	93	467.9	13	72.6	53	295.9	93	516.8
14	71.5	54	274.2	94	472.8	14	78.2	54	301.5	94	522.3
15	76.6	55	279.2	95	477.7	15	83.8	55	307.1	95	527.8
16	81.6	56	284.3	96	482.6	16	89.3	56	312.6	96	533.2
17	86.8	57	289.3	97	487.6	17	95.0	57	318.2	97	538.7
18	91.9	58	294.3	98	492.6	18	100.6	58	323.8	98	544.2
19	97.0	59	299.3	99	497.5	19	106.2	59	329.3	99	549.6
20	102.1	60	304.3	100	502.4	20	111.7	60	334.8	100	555.1
21	107.3	61	309.3	101	507.3	21	117.4	61	340.4	101	560.6
22	112.3	62	314.2	102	512.3	22	123.0	62	345.9	102	566.0
23	117.4	63	319.2	103	517.2	23	128.6	63	351.5	103	571.5
24	122.5	64	324.2	104	522.1	24	134.2	64	357.0	104	576.9
25	127.7	65	329.2	105	527.0	25	139.7	65	362.6	105	582.4
26	132.7	66	334.2	106	531.9	26	145.3	66	368.1	106	587.8
27	137.8	67	339.1	107	536.9	27	150.9	67	373.7	107	593.3
28	142.9	68	344.1	108	541.8	28	156.5	68	379.2	108	598.7
29	148.0	69	349.1	109	546.7	29	162.0	69	384.7	109	604.1
30	153.0	70	354.0	110	551.6	30	167.6	70	390.2	110	609.6
31	158.1	71	359.0	111	556.5	31	173.2	71	395.8	111	615.0
32	163.2	72	363.9	112	561.4	32	178.8	72	401.3	112	620.5
33	168.3	73	368.9	113	566.4	33	184.4	73	406.8	113	625.9
34	173.4	74	373.9	114	571.3	34	190.1	74	412.3	114	631.3
35	178.4	75	378.8	115	576.2	35	195.6	75	417.9	115	636.8
36	183.5	76	383.8	116	581.1	36	201.2	76	423.4	116	642.2
37	188.6	77	388.7	117	586.0	37	206.8	77	428.9	117	647.6
38	193.7	78	393.7	118	590.9	38	212.5	78	434.5	118	653.1
39	198.7	79	398.6	119	595.8	39	218.0	79	440.0	119	658.5
40	203.8	80	403.6	120	600.7	40	223.6	80	445.5	120	663.9
$\tau_s = 62$ min $Q_{ms} = 5,0031$ g/min $Q_{vs} = 5,0146$ ml/min $J_s = 70,7985$ l/m ² h $r = 1$						$\tau_s = 79$ min $Q_{ms} = 5,5398$ g/min $Q_{vs} = 5,5525$ ml/min $J_s = 78,3932$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 13,1633 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 6,8457 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 14,2657 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,9481 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 25. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 0,5$ bar ($P_1 = 0,65$ bar, $P_2 = 0,45$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 1$ bar ($P_1 = 1,1$ bar, $P_2 = 0,9$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.0	41	84.0	81	165.0	1	2.2	41	127.6	81	246.2
2	2.8	42	86.1	82	166.9	2	5.0	42	130.6	82	249.0
3	4.0	43	88.2	83	168.9	3	7.7	43	133.6	83	251.9
4	5.4	44	90.2	84	170.8	4	10.6	44	136.7	84	254.8
5	7.3	45	92.4	85	172.8	5	13.7	45	139.7	85	257.6
6	9.5	46	94.4	86	174.7	6	16.9	46	142.7	86	260.5
7	11.6	47	96.5	87	176.6	7	20.1	47	145.8	87	263.3
8	13.7	48	98.5	88	178.6	8	23.4	48	148.8	88	266.2
9	15.9	49	100.6	89	180.4	9	26.6	49	151.8	89	269.0
10	18.1	50	102.7	90	182.3	10	29.9	50	154.8	90	271.8
11	20.3	51	104.8	91	184.1	11	33.2	51	157.8	91	274.7
12	22.4	52	106.8	92	186.0	12	36.4	52	160.8	92	277.6
13	24.7	53	108.9	93	187.8	13	39.7	53	163.9	93	280.4
14	26.7	54	110.9	94	189.7	14	42.8	54	166.9	94	283.2
15	29.1	55	113.0	95	191.6	15	46.1	55	169.9	95	286.1
16	31.1	56	115.1	96	193.5	16	49.3	56	173.0	96	288.9
17	33.3	57	117.1	97	195.3	17	52.5	57	176.0	97	291.7
18	35.4	58	119.2	98	197.2	18	55.7	58	178.9	98	294.5
19	37.5	59	121.2	99	199.1	19	58.9	59	181.9	99	297.4
20	39.7	60	123.2	100	201.0	20	62.1	60	184.9	100	300.3
21	41.8	61	125.3	101	202.8	21	65.2	61	187.8	101	303.1
22	44.0	62	127.3	102	204.7	22	68.4	62	190.8	102	306.0
23	46.1	63	129.4	103	206.6	23	71.5	63	193.7	103	308.8
24	48.2	64	131.4	104	208.4	24	74.7	64	196.6	104	311.6
25	50.4	65	133.5	105	210.3	25	77.9	65	199.6	105	314.4
26	52.4	66	135.5	106	212.2	26	81.2	66	202.6	106	317.2
27	54.6	67	137.5	107	214.0	27	84.2	67	205.6	107	320.0
28	56.8	68	139.4	108	215.9	28	87.4	68	208.5	108	322.7
29	58.9	69	141.4	109	217.8	29	90.5	69	211.5	109	325.5
30	61.0	70	143.4	110	219.6	30	93.7	70	214.4	110	328.3
31	63.0	71	145.3	111	220.4	31	96.8	71	217.3	111	331.1
32	65.2	72	147.3	112	222.3	32	99.8	72	220.2	112	333.8
33	67.3	73	149.3	113	224.1	33	102.9	73	223.1	113	336.6
34	69.5	74	151.2	114	226.0	34	106.0	74	226.0	114	339.3
35	71.5	75	153.2	115	227.8	35	109.0	75	228.9	115	342.1
36	73.6	76	155.2	116	229.6	36	112.2	76	231.8	116	344.9
37	75.6	77	157.1	117	231.5	37	115.2	77	234.8	117	347.6
38	77.7	78	159.1	118	233.3	38	118.3	78	237.6	118	350.4
39	79.9	79	161.1	119	235.2	39	121.5	79	240.5	119	353.1
40	81.8	80	163.0	120	237.0	40	124.5	80	243.3	120	355.9
$\tau_s = 68$ min $Q_{ms} = 2,0087$ g/min $Q_{vs} = 2,0133$ ml/min $J_s = 28,4248$ l/m ² h $r = 0,9996$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 2,9771$ g/min $Q_{vs} = 2,9839$ ml/min $J_s = 42,1287$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 6,5573 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 0$						$R = 8,8485 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,9502 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 26. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 1,5$ bar ($P_1 = 1,8$ bar, $P_2 = 1,2$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 2$ bar ($P_1 = 2,4$ bar, $P_2 = 1,5$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	3.9	41	169.2	81	327.1	1	4.1	41	181.0	81	347.1
2	7.8	42	173.2	82	331.0	2	8.5	42	184.3	82	351.2
3	12.1	43	177.2	83	334.8	3	13.1	43	188.5	83	355.3
4	16.3	44	181.3	84	338.7	4	17.8	44	192.7	84	359.5
5	20.5	45	185.3	85	342.5	5	22.4	45	196.9	85	363.6
6	24.7	46	189.3	86	346.4	6	26.8	46	201.2	86	367.7
7	28.9	47	193.4	87	350.2	7	31.3	47	205.4	87	371.8
8	33.1	48	197.4	88	354.0	8	35.8	48	209.6	88	376.0
9	37.3	49	201.4	89	357.9	9	40.2	49	213.8	89	380.1
10	41.5	50	205.4	90	361.7	10	44.7	50	218.0	90	384.2
11	45.7	51	209.4	91	365.5	11	49.2	51	222.2	91	388.2
12	50.0	52	213.4	92	369.3	12	53.7	52	226.4	92	392.2
13	54.1	53	217.4	93	373.2	13	58.2	53	230.6	93	396.3
14	58.3	54	221.4	94	377.0	14	62.6	54	234.8	94	400.4
15	62.5	55	225.3	95	380.9	15	67.0	55	239.0	95	404.4
16	66.8	56	229.3	96	384.7	16	71.5	56	243.2	96	408.4
17	70.9	57	233.3	97	388.5	17	75.9	57	247.3	97	412.6
18	75.1	58	237.2	98	392.4	18	80.3	58	251.5	98	416.6
19	79.3	59	241.2	99	396.2	19	84.7	59	255.7	99	420.6
20	83.5	60	245.2	100	400.0	20	89.1	60	259.8	100	424.6
21	87.6	61	249.1	101	403.8	21	93.4	61	264.1	101	428.7
22	91.8	62	253.1	102	407.6	22	97.8	62	268.3	102	432.7
23	95.9	63	257.0	103	411.4	23	102.1	63	272.5	103	436.7
24	100.1	64	260.9	104	415.2	24	106.5	64	276.6	104	440.8
25	104.3	65	264.8	105	419.1	25	110.9	65	280.7	105	444.8
26	108.5	66	268.8	106	422.8	26	115.4	66	284.9	106	448.8
27	112.5	67	272.8	107	426.6	27	119.8	67	289.1	107	452.9
28	116.6	68	276.6	108	430.3	28	124.2	68	293.3	108	456.9
29	120.8	69	280.6	109	434.1	29	128.5	69	297.4	109	460.9
30	124.9	70	284.5	110	437.8	30	132.9	70	301.5	110	465.0
31	128.9	71	288.4	111	441.6	31	137.2	71	305.6	111	469.0
32	133.0	72	292.3	112	445.3	32	141.5	72	309.8	112	473.0
33	137.1	73	296.2	113	449.0	33	145.8	73	314.0	113	477.1
34	141.1	74	300.1	114	452.8	34	150.1	74	318.2	114	481.1
35	145.1	75	304.0	115	456.5	35	154.3	75	322.3	115	485.1
36	149.1	76	307.9	116	460.2	36	158.7	76	326.4	116	489.1
37	153.2	77	311.7	117	464.0	37	162.9	77	330.5	117	493.1
38	157.2	78	315.5	118	467.7	38	167.3	78	334.6	118	497.1
39	161.2	79	319.4	119	471.4	39	171.6	79	338.8	119	501.2
40	165.2	80	323.3	120	475.1	40	175.9	80	343.0	120	505.2
$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 3,9569$ g/min $Q_{vs} = 3,9660$ ml/min $J_s = 55,9938$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 75$ min $Q_{ms} = 4,1970$ g/min $Q_{vs} = 4,2066$ ml/min $J_s = 59,9569$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 9,9862 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,0879 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 12,4348 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 5,5365 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 27. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 2,5$ bar ($P_1 = 2,8$ bar, $P_2 = 2,2$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 3$ bar ($P_1 = 3,5$ bar, $P_2 = 2,5$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.7	41	192.5	81	372.4	1	5.3	41	205.9	81	403.1
2	9.7	42	197.1	82	376.8	2	10.9	42	210.8	82	408.0
3	14.5	43	201.7	83	381.2	3	15.9	43	215.8	83	412.8
4	19.4	44	206.4	84	385.6	4	21.0	44	220.8	84	417.6
5	24.2	45	211.0	85	389.9	5	26.0	45	225.7	85	422.5
6	28.7	46	215.7	86	394.4	6	30.8	46	230.7	86	427.3
7	33.4	47	220.3	87	398.8	7	35.7	47	235.7	87	432.2
8	38.1	48	224.8	88	403.2	8	40.6	48	240.6	88	437.0
9	42.7	49	229.3	89	407.6	9	45.6	49	245.6	89	441.8
10	47.2	50	233.9	90	412.0	10	50.5	50	250.5	90	446.6
11	52.0	51	238.5	91	416.3	11	55.6	51	255.4	91	451.5
12	56.7	52	243.1	92	420.7	12	60.6	52	260.4	92	456.3
13	61.5	53	247.7	93	425.1	13	65.7	53	265.4	93	461.1
14	66.2	54	252.3	94	429.4	14	70.7	54	270.3	94	465.9
15	71.0	55	256.8	95	433.8	15	75.8	55	275.3	95	470.7
16	75.8	56	261.3	96	438.2	16	80.9	56	280.3	96	475.4
17	80.4	57	265.8	97	442.5	17	85.8	57	285.2	97	480.2
18	85.0	58	270.3	98	446.8	18	90.8	58	290.1	98	485.0
19	89.8	59	274.7	99	451.2	19	95.9	59	295.0	99	489.8
20	94.5	60	279.3	100	455.6	20	100.9	60	299.9	100	494.5
21	99.3	61	283.7	101	459.9	21	106.0	61	304.9	101	499.3
22	104.1	62	288.2	102	464.2	22	111.1	62	309.9	102	504.1
23	108.8	63	292.7	103	468.6	23	116.1	63	314.9	103	508.8
24	113.6	64	297.2	104	472.9	24	121.2	64	319.8	104	513.6
25	118.3	65	301.7	105	477.2	25	126.2	65	324.8	105	518.3
26	123.0	66	306.2	106	481.6	26	131.2	66	329.7	106	523.0
27	127.8	67	310.6	107	485.9	27	136.3	67	334.6	107	527.8
28	132.5	68	315.0	108	490.2	28	141.3	68	339.5	108	532.5
29	137.0	69	319.5	109	494.5	29	146.2	69	344.4	109	537.2
30	141.8	70	323.8	110	498.9	30	151.3	70	349.4	110	542.0
31	146.3	71	328.2	111	503.2	31	156.2	71	354.2	111	546.7
32	150.9	72	332.7	112	507.5	32	161.3	72	359.1	112	551.4
33	155.6	73	337.1	113	511.8	33	166.3	73	364.0	113	556.2
34	160.2	74	341.5	114	516.2	34	171.3	74	369.0	114	560.9
35	164.9	75	345.9	115	520.5	35	176.2	75	373.8	115	565.6
36	169.5	76	350.3	116	524.8	36	181.2	76	378.7	116	570.3
37	174.1	77	354.7	117	529.1	37	186.2	77	383.6	117	575.0
38	178.7	78	359.1	118	533.5	38	191.1	78	388.5	118	579.7
39	183.4	79	363.4	119	537.8	39	196.0	79	393.4	119	584.4
40	188.0	80	367.9	120	542.1	40	201.0	80	398.2	120	589.1
$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 4,5095$ g/min $Q_{vs} = 4,5200$ ml/min $J_s = 64,4210$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 86$ min $Q_{ms} = 4,9136$ g/min $Q_{vs} = 4,9249$ ml/min $J_s = 70,1940$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 14,4664 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,5681 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 15,9319 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 9,0336 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 28. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 0,5$ bar ($P_1 = 0,6$ bar, $P_2 = 0,45$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 1$ bar ($P_1 = 1,2$ bar, $P_2 = 0,8$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	19.7	81	42.1	1	1.2	41	46.6	81	89.2
2	0.8	42	20.1	82	42.6	2	2.1	42	47.7	82	90.2
3	1.2	43	20.8	83	43.0	3	3.0	43	48.8	83	91.2
4	1.6	44	21.4	84	43.5	4	4.0	44	50.0	84	92.2
5	1.9	45	22.0	85	43.9	5	5.0	45	51.1	85	93.3
6	2.3	46	22.5	86	44.4	6	6.2	46	52.2	86	94.2
7	2.7	47	23.0	87	44.9	7	7.5	47	53.2	87	95.2
8	2.9	48	23.4	88	45.3	8	8.6	48	54.4	88	96.2
9	3.1	49	23.9	89	45.7	9	9.7	49	55.5	89	97.2
10	3.5	50	24.4	90	46.2	10	10.9	50	56.6	90	98.3
11	3.8	51	25.0	91	46.7	11	11.9	51	57.7	91	99.2
12	4.2	52	25.6	92	47.1	12	13.1	52	58.9	92	100.2
13	4.5	53	26.1	93	47.5	13	14.3	53	59.9	93	101.2
14	4.9	54	26.6	94	48.0	14	15.5	54	61.0	94	102.1
15	5.2	55	27.2	95	48.4	15	16.6	55	62.1	95	103.1
16	5.6	56	27.8	96	48.9	16	17.6	56	63.2	96	104.1
17	6.0	57	28.3	97	49.3	17	18.7	57	64.2	97	105.0
18	6.4	58	28.9	98	49.8	18	19.8	58	65.2	98	105.9
19	6.9	59	29.3	99	50.2	19	21.0	59	66.2	99	106.9
20	7.4	60	29.8	100	50.6	20	22.2	60	67.2	100	107.8
21	8.0	61	30.3	101	51.1	21	23.5	61	68.2	101	108.8
22	8.6	62	30.8	102	51.6	22	24.7	62	69.2	102	109.7
23	9.1	63	31.3	103	52.0	23	26.0	63	70.2	103	110.6
24	9.6	64	31.7	104	52.4	24	27.2	64	71.3	104	111.6
25	10.3	65	32.3	105	52.8	25	28.4	65	73.2	105	112.5
26	10.9	66	33.8	106	53.3	26	29.5	66	74.3	106	113.4
27	11.5	67	34.3	107	53.8	27	30.7	67	75.2	107	114.3
28	12.1	68	35.8	108	54.2	28	31.8	68	76.3	108	115.3
29	12.7	69	36.4	109	54.6	29	33.1	69	77.2	109	116.2
30	13.6	70	36.9	110	55.1	30	34.4	70	78.2	110	117.1
31	14.2	71	37.4	111	55.5	31	35.5	71	79.3	111	118.0
32	14.6	72	37.9	112	56.0	32	36.7	72	80.2	112	118.9
33	15.2	73	38.3	113	56.4	33	37.9	73	81.2	113	119.9
34	15.7	74	38.8	114	56.9	34	39.0	74	82.3	114	120.8
35	16.4	75	39.3	115	57.3	35	40.2	75	83.2	115	121.8
36	16.9	76	39.8	116	57.7	36	41.2	76	84.2	116	122.7
37	17.5	77	40.2	117	58.2	37	42.2	77	85.2	117	123.6
38	18.0	78	40.7	118	58.6	38	43.3	78	86.2	118	124.5
39	18.5	79	41.2	119	59.0	39	44.4	79	87.2	119	125.5
40	19.1	80	41.6	120	59.4	40	45.4	80	88.3	120	126.4
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,5244$ g/min $Q_{vs} = 0,5256$ ml/min $J_s = 7,4205$ l/m ² h $r = 0,9986$						$\tau_s = 60$ min $Q_{ms} = 1,0623$ g/min $Q_{vs} = 1,0647$ ml/min $J_s = 15,0324$ l/m ² h $r = 0,9992$					
$R = 25,1173 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 24,7980 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

Tabela 29. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 1,5$ bar ($P_1 = 1,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 2$ bar ($P_1 = 2,3$ bar, $P_2 = 1,7$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.5	41	72.6	81	134.4	1	1.9	41	89.8	81	168.3
2	2.8	42	74.2	82	136.0	2	3.8	42	91.8	82	170.3
3	4.1	43	75.8	83	137.4	3	5.6	43	93.8	83	172.1
4	5.7	44	77.5	84	138.9	4	7.7	44	95.8	84	174.0
5	7.4	45	79.1	85	140.4	5	9.8	45	97.9	85	175.9
6	9.4	46	80.7	86	142.0	6	12.1	46	99.9	86	177.9
7	11.6	47	82.2	87	143.4	7	14.4	47	101.8	87	179.7
8	13.6	48	83.9	88	144.9	8	16.6	48	103.9	88	181.6
9	15.6	49	85.5	89	146.4	9	18.8	49	105.9	89	183.5
10	17.6	50	87.1	90	147.8	10	21.0	50	107.8	90	185.3
11	19.4	51	88.7	91	149.3	11	23.1	51	109.8	91	187.2
12	21.4	52	90.4	92	150.7	12	25.3	52	111.7	92	189.0
13	23.3	53	91.9	93	152.2	13	27.4	53	113.7	93	190.9
14	25.2	54	93.5	94	153.6	14	29.6	54	115.7	94	192.7
15	27.1	55	95.1	95	155.1	15	31.8	55	117.7	95	194.6
16	28.8	56	96.7	96	156.5	16	33.9	56	119.7	96	196.4
17	30.7	57	98.2	97	157.9	17	36.0	57	121.6	97	198.2
18	32.5	58	99.7	98	159.4	18	38.1	58	123.5	98	200.1
19	34.4	59	101.2	99	160.8	19	40.2	59	125.4	99	201.9
20	36.1	60	102.7	100	162.2	20	42.2	60	127.3	100	203.7
21	38.0	61	104.2	101	163.6	21	44.4	61	129.2	101	205.5
22	39.8	62	105.7	102	165.1	22	46.5	62	131.1	102	207.4
23	41.6	63	107.2	103	166.5	23	48.6	63	134.0	103	209.2
24	43.4	64	108.8	104	167.9	24	50.7	64	136.0	104	211.0
25	45.2	65	110.2	105	169.4	25	52.8	65	137.8	105	212.9
26	46.9	66	111.8	106	170.8	26	54.8	66	139.8	106	214.7
27	48.7	67	113.2	107	172.2	27	57.0	67	141.6	107	216.5
28	50.4	68	114.8	108	173.6	28	59.1	68	143.5	108	218.3
29	52.3	69	116.4	109	175.1	29	61.1	69	145.5	109	220.2
30	54.2	70	117.9	110	176.5	30	63.3	70	147.4	110	222.0
31	55.9	71	119.5	111	177.9	31	65.4	71	149.4	111	223.8
32	57.7	72	120.9	112	179.3	32	67.4	72	151.2	112	225.6
33	59.5	73	122.5	113	180.7	33	69.5	73	153.2	113	227.5
34	61.0	74	123.9	114	182.2	34	71.5	74	155.0	114	229.3
35	62.8	75	125.4	115	183.6	35	77.6	75	156.9	115	231.1
36	64.4	76	127.0	116	185.0	36	79.6	76	158.9	116	232.9
37	66.0	77	128.4	117	186.4	37	81.7	77	160.7	117	234.7
38	67.6	78	129.9	118	187.8	38	83.7	78	162.6	118	236.6
39	69.3	79	131.4	119	189.2	39	85.7	79	164.5	119	238.4
40	70.8	80	132.9	120	190.6	40	87.7	80	166.4	120	240.2
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 1,5800$ g/min $Q_{vs} = 1,5836$ ml/min $J_s = 22,3584$ l/m ² h $r = 0,9989$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 2,0093$ g/min $Q_{vs} = 2,0140$ ml/min $J_s = 28,4335$ l/m ² h $r = 0,9993$					
$R = 25,0092 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 26,2210 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

Tabela 30. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $\Delta p = 2,5$ bar ($P_1 = 2,75$ bar, $P_2 = 2,25$ bar)						PROMOTOR, $\Delta p = 3$ bar ($P_1 = 3,4$ bar, $P_2 = 2,6$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	2.3	41	99.1	81	189.9	1	2.7	41	126.0	81	246.0
2	4.8	42	101.6	82	192.1	2	5.8	42	129.2	82	248.9
3	7.2	43	103.9	83	194.4	3	8.8	43	132.2	83	251.9
4	9.9	44	106.3	84	196.6	4	12.1	44	135.3	84	254.8
5	12.5	45	108.6	85	199.0	5	15.2	45	138.4	85	257.7
6	15.1	46	110.9	86	201.1	6	18.1	46	141.4	86	260.6
7	17.5	47	113.2	87	203.3	7	21.1	47	144.4	87	263.6
8	19.9	48	115.5	88	205.5	8	24.2	48	147.5	88	266.5
9	22.3	49	117.9	89	207.6	9	27.2	49	150.6	89	269.4
10	24.7	50	120.1	90	209.7	10	30.2	50	153.7	90	272.4
11	27.1	51	122.5	91	212.0	11	33.2	51	156.7	91	275.2
12	29.6	52	124.9	92	214.0	12	36.2	52	159.7	92	278.1
13	31.9	53	127.2	93	216.1	13	39.3	53	162.8	93	281.0
14	34.4	54	129.5	94	218.1	14	42.2	54	165.9	94	283.9
15	36.9	55	131.9	95	220.4	15	45.3	55	169.0	95	286.7
16	39.4	56	134.2	96	222.6	16	48.4	56	172.0	96	289.6
17	41.8	57	136.5	97	224.7	17	51.5	57	175.0	97	302.5
18	44.2	58	138.8	98	226.8	18	54.6	58	178.0	98	305.3
19	46.6	59	141.1	99	228.9	19	57.8	59	181.0	99	308.2
20	49.0	60	143.4	100	231.1	20	60.8	60	184.0	100	311.1
21	51.4	61	145.7	101	233.1	21	63.9	61	187.1	101	313.9
22	53.9	62	148.0	102	235.2	22	67.1	62	190.0	102	316.8
23	56.2	63	150.2	103	237.4	23	70.1	63	193.0	103	319.6
24	58.6	64	152.4	104	239.4	24	73.2	64	196.1	104	321.5
25	61.0	65	154.8	105	241.5	25	76.3	65	199.0	105	324.4
26	63.5	66	157.1	106	243.6	26	79.5	66	202.0	106	327.2
27	65.8	67	159.5	107	245.6	27	82.5	67	204.9	107	330.0
28	68.2	68	161.7	108	247.6	28	85.7	68	207.9	108	332.9
29	70.7	69	163.9	109	249.7	29	88.7	69	210.8	109	335.7
30	73.1	70	166.0	110	251.8	30	91.8	70	213.7	110	338.6
31	75.4	71	168.3	111	253.8	31	94.9	71	216.7	111	341.4
32	77.9	72	170.6	112	255.8	32	98.1	72	219.7	112	344.2
33	80.2	73	172.9	113	257.8	33	101.3	73	222.6	113	347.1
34	82.5	74	175.3	114	259.9	34	104.3	74	225.5	114	349.9
35	84.9	75	177.3	115	262.0	35	107.4	75	228.5	115	352.8
36	87.3	76	179.7	116	264.0	36	110.5	76	231.4	116	355.6
37	89.7	77	181.9	117	266.0	37	113.6	77	234.3	117	358.5
38	92.1	78	184.2	118	268.1	38	116.7	78	237.2	118	361.3
39	94.3	79	186.5	119	270.1	39	119.8	79	240.2	119	364.2
40	96.8	80	188.7	120	272.1	40	123.0	80	243.1	120	367.0
$\tau_s = 86$ min $Q_{ms} = 2,2712$ g/min $Q_{vs} = 2,2764$ ml/min $J_s = 32,1394$ l/m ² h $r = 0,9996$						$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 3,0693$ g/min $Q_{vs} = 3,0764$ ml/min $J_s = 43,4335$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 28,9967 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 25,7482 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

Tabela 31. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 22^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 32^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	3.0	41	133.7	81	259.7	1	3.9	41	171.9	81	338.8
2	6.0	42	137.0	82	262.8	2	7.9	42	176.0	82	342.8
3	9.1	43	140.2	83	265.8	3	11.8	43	180.2	83	346.8
4	12.2	44	143.4	84	268.9	4	15.8	44	184.5	84	350.8
5	15.4	45	146.6	85	272.0	5	19.8	45	188.7	85	354.8
6	18.8	46	149.8	86	275.1	6	23.7	46	192.8	86	358.8
7	22.2	47	153.0	87	278.1	7	27.6	47	197.0	87	362.8
8	25.6	48	156.3	88	281.2	8	31.6	48	201.2	88	366.8
9	29.0	49	159.5	89	284.3	9	35.6	49	205.5	89	370.7
10	32.4	50	162.7	90	287.3	10	39.8	50	209.6	90	374.7
11	35.8	51	165.9	91	290.4	11	44.2	51	213.8	91	378.7
12	38.2	52	169.1	92	293.5	12	48.4	52	218.0	92	382.6
13	41.6	53	172.3	93	296.5	13	52.6	53	222.1	93	386.6
14	44.0	54	175.6	94	299.5	14	57.0	54	226.4	94	390.5
15	47.4	55	178.7	95	302.5	15	61.2	55	230.6	95	394.5
16	50.8	56	181.9	96	305.6	16	65.4	56	234.8	96	398.4
17	54.2	57	185.0	97	308.6	17	69.7	57	239.0	97	402.4
18	57.6	58	188.1	98	311.6	18	74.0	58	243.2	98	406.3
19	61.0	59	191.3	99	314.6	19	78.3	59	247.5	99	410.3
20	64.3	60	194.4	100	317.7	20	82.6	60	251.6	100	414.2
21	67.7	61	197.6	101	320.7	21	86.8	61	255.8	101	418.2
22	71.0	62	200.8	102	323.7	22	91.1	62	260.0	102	422.1
23	74.4	63	203.9	103	326.7	23	95.4	63	264.2	103	426.1
24	77.7	64	207.1	104	329.7	24	99.6	64	268.3	104	430.0
25	81.1	65	210.2	105	332.7	25	103.9	65	272.5	105	433.9
26	84.4	66	213.4	106	335.7	26	108.1	66	276.7	106	437.8
27	87.8	67	216.4	107	338.7	27	112.4	67	280.9	107	441.8
28	91.1	68	219.5	108	341.7	28	116.6	68	285.0	108	445.8
29	94.5	69	222.6	109	344.7	29	120.9	69	289.2	109	449.7
30	97.9	70	225.7	110	347.7	30	125.2	70	293.3	110	453.6
31	101.3	71	228.8	111	350.8	31	129.4	71	297.5	111	457.6
32	104.6	72	232.0	112	353.7	32	133.6	72	301.7	112	461.6
33	107.7	73	235.0	113	356.7	33	137.9	73	305.8	113	465.5
34	111.0	74	238.1	114	359.6	34	142.2	74	309.9	114	469.4
35	114.2	75	241.2	115	362.6	35	146.4	75	314.0	115	473.3
36	117.5	76	244.2	116	365.6	36	150.7	76	318.2	116	477.2
37	120.8	77	247.3	117	368.5	37	155.0	77	322.3	117	481.1
38	124.0	78	250.4	118	371.5	38	159.2	78	326.4	118	485.0
39	127.3	79	253.5	119	374.5	39	163.4	79	330.5	119	488.9
40	130.5	80	256.7	120	377.4	40	167.6	80	334.7	120	492.8
$\tau_s = 68$ min $Q_{ms} = 3,1567$ g/min $Q_{vs} = 3,1640$ ml/min $J_s = 44,6702$ l/m ² h $r = 1$						$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 4,1374$ g/min $Q_{vs} = 4,1626$ ml/min $J_s = 58,5479$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 8,3451 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 2,0275 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 8,4019 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 2,0843 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 32. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 45^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 55^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.9	41	213.2	81	420.0	1	5.9	41	254.4	81	500.6
2	9.9	42	218.3	82	425.0	2	11.9	42	260.6	82	506.6
3	14.8	43	223.5	83	430.0	3	17.8	43	266.9	83	512.5
4	19.8	44	228.7	84	435.0	4	23.8	44	273.1	84	518.4
5	24.8	45	234.0	85	440.0	5	29.8	45	279.4	85	524.4
6	29.7	46	239.1	86	445.0	6	35.7	46	285.6	86	530.4
7	34.6	47	244.3	87	450.0	7	41.6	47	291.9	87	536.4
8	39.6	48	249.5	88	455.1	8	47.6	48	298.2	88	542.3
9	44.6	49	254.8	89	460.1	9	53.6	49	304.4	89	548.2
10	49.8	50	259.9	90	465.1	10	59.8	50	310.6	90	554.2
11	55.2	51	265.1	91	470.1	11	66.1	51	316.8	91	560.2
12	60.5	52	270.3	92	475.2	12	72.4	52	323.0	92	566.1
13	65.7	53	275.5	93	480.2	13	78.8	53	329.3	93	572.0
14	71.1	54	280.7	94	485.2	14	85.0	54	335.4	94	578.0
15	76.4	55	285.9	95	490.2	15	91.3	55	341.6	95	583.9
16	81.6	56	291.0	96	495.1	16	97.5	56	347.8	96	589.8
17	86.9	57	296.3	97	500.1	17	103.8	57	354.1	97	595.7
18	92.2	58	301.5	98	505.0	18	110.1	58	360.2	98	601.7
19	97.5	59	306.7	99	510.0	19	116.4	59	366.4	99	607.6
20	102.8	60	311.9	100	515.0	20	122.7	60	372.6	100	613.5
21	108.0	61	317.1	101	519.9	21	129.0	61	378.8	101	619.4
22	113.3	62	322.3	102	524.9	22	135.3	62	384.9	102	625.3
23	118.6	63	327.4	103	529.8	23	141.5	63	391.1	103	631.2
24	123.9	64	332.6	104	534.7	24	147.8	64	397.3	104	637.1
25	129.1	65	337.8	105	539.6	25	154.1	65	403.4	105	643.0
26	134.4	66	343.0	106	544.5	26	160.4	66	409.6	106	648.9
27	139.7	67	348.1	107	549.4	27	166.7	67	415.8	107	654.8
28	144.9	68	353.3	108	554.3	28	172.9	68	422.0	108	660.7
29	150.2	69	358.5	109	559.2	29	179.2	69	428.1	109	666.6
30	155.5	70	363.6	110	564.1	30	185.5	70	434.3	110	672.5
31	160.7	71	368.8	111	569.0	31	191.8	71	440.3	111	678.4
32	165.9	72	374.0	112	573.9	32	198.0	72	446.4	112	684.3
33	171.2	73	379.1	113	578.8	33	204.3	73	452.5	113	690.2
34	176.5	74	384.2	114	583.7	34	210.6	74	458.5	114	696.1
35	181.7	75	389.4	115	588.6	35	216.9	75	464.6	115	702.0
36	187.0	76	394.5	116	593.5	36	223.2	76	470.6	116	707.9
37	192.3	77	399.6	117	598.4	37	229.4	77	476.6	117	713.8
38	197.5	78	404.8	118	603.3	38	235.6	78	482.6	118	719.7
39	202.7	79	409.9	119	608.2	39	241.9	79	488.6	119	725.6
40	207.9	80	415.0	120	612.2	40	248.2	80	494.6	120	731.5
$\tau_s = 79$ min $Q_{ms} = 5,1407$ g/min $Q_{vs} = 5,1920$ ml/min $J_s = 72,7455$ l/m ² h $r = 0,9999$						$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 6,1254$ g/min $Q_{vs} = 6,2150$ ml/min $J_s = 86,6801$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 8,1483 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,8307 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 8,0317 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,7141 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 33. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 22^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 32^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	2.2	41	127.6	81	246.2	1	2.1	41	147.9	81	303.6
2	5.0	42	130.6	82	249.0	2	4.8	42	151.9	82	307.4
3	7.7	43	133.6	83	251.9	3	8.1	43	155.8	83	311.3
4	10.6	44	136.7	84	254.8	4	11.4	44	159.7	84	315.1
5	13.7	45	139.7	85	257.6	5	14.8	45	163.6	85	318.9
6	16.9	46	142.7	86	260.5	6	18.1	46	167.5	86	322.7
7	20.1	47	145.8	87	263.3	7	21.5	47	171.4	87	326.4
8	23.4	48	148.8	88	266.2	8	25.0	48	175.3	88	330.2
9	26.6	49	151.8	89	269.0	9	28.5	49	179.2	89	333.9
10	29.9	50	154.8	90	271.8	10	31.9	50	183.1	90	337.7
11	33.2	51	157.8	91	274.7	11	35.3	51	187.1	91	341.4
12	36.4	52	160.8	92	277.6	12	38.7	52	191.0	92	345.2
13	39.7	53	163.9	93	280.4	13	42.3	53	194.9	93	348.9
14	42.8	54	166.9	94	283.2	14	45.9	54	198.8	94	352.6
15	46.1	55	169.9	95	286.1	15	49.6	55	202.8	95	356.4
16	49.3	56	173.0	96	288.9	16	53.2	56	206.7	96	360.1
17	52.5	57	176.0	97	291.7	17	57.0	57	210.5	97	363.8
18	55.7	58	178.9	98	294.5	18	60.6	58	214.5	98	367.6
19	58.9	59	181.9	99	297.4	19	64.3	59	218.4	99	371.3
20	62.1	60	184.9	100	300.3	20	68.0	60	222.2	100	375.0
21	65.2	61	187.8	101	303.1	21	71.9	61	226.1	101	378.7
22	68.4	62	190.8	102	306.0	22	75.8	62	230.0	102	382.5
23	71.5	63	193.7	103	308.8	23	79.7	63	233.9	103	386.2
24	74.7	64	196.6	104	311.6	24	83.4	64	237.8	104	389.9
25	77.9	65	199.6	105	314.4	25	87.2	65	241.7	105	393.6
26	81.2	66	202.6	106	317.2	26	91.1	66	245.6	106	397.4
27	84.2	67	205.6	107	320.0	27	95.0	67	249.5	107	401.1
28	87.4	68	208.5	108	322.7	28	98.9	68	253.3	108	404.8
29	90.5	69	211.5	109	325.5	29	102.7	69	257.2	109	408.5
30	93.7	70	214.4	110	328.3	30	106.6	70	261.0	110	412.3
31	96.8	71	217.3	111	331.1	31	110.5	71	265.0	111	416.0
32	99.8	72	220.2	112	333.8	32	114.4	72	268.9	112	419.7
33	102.9	73	223.1	113	336.6	33	118.4	73	272.8	113	423.4
34	106.0	74	226.0	114	339.3	34	122.3	74	276.6	114	427.1
35	109.0	75	228.9	115	342.1	35	126.3	75	280.5	115	430.8
36	112.2	76	231.8	116	344.9	36	130.2	76	284.4	116	434.5
37	115.2	77	234.8	117	347.6	37	134.2	77	288.2	117	438.2
38	118.3	78	237.6	118	350.4	38	138.1	78	292.1	118	441.9
39	121.5	79	240.5	119	353.1	39	142.1	79	295.9	119	445.6
40	124.5	80	243.3	120	355.9	40	146.1	80	299.7	120	449.3
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 2,9771$ g/min $Q_{vs} = 2,9839$ ml/min $J_s = 42,1287$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 3,8137$ g/min $Q_{vs} = 3,8370$ ml/min $J_s = 53,9674$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 8,8485 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,9502 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 9,0250 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 2,1267 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 34. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 45^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 55^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.5	41	198.4	81	393.5	1	5.5	41	239.4	81	474.1
2	9.1	42	203.3	82	398.3	2	11.1	42	245.3	82	479.8
3	13.5	43	208.2	83	403.1	3	16.5	43	251.1	83	485.6
4	18.0	44	213.1	84	407.9	4	22.0	44	257.1	84	491.3
5	22.6	45	218.0	85	412.8	5	27.6	45	263.0	85	497.1
6	27.1	46	222.8	86	417.5	6	33.1	46	268.9	86	502.8
7	31.6	47	227.8	87	422.3	7	38.6	47	274.8	87	508.5
8	36.1	48	232.7	88	427.0	8	44.1	48	280.8	88	514.2
9	40.8	49	237.6	89	431.8	9	49.8	49	286.6	89	519.9
10	45.6	50	242.5	90	436.5	10	55.6	50	292.5	90	525.6
11	50.4	51	247.5	91	441.3	11	61.4	51	298.4	91	531.4
12	55.2	52	252.3	92	446.0	12	67.2	52	304.3	92	537.1
13	60.2	53	257.2	93	450.7	13	73.2	53	310.2	93	542.8
14	65.1	54	262.1	94	455.5	14	79.1	54	316.2	94	548.5
15	69.8	55	267.0	95	460.2	15	84.8	55	322.0	95	554.1
16	74.6	56	271.9	96	464.9	16	90.6	56	327.9	96	559.8
17	79.5	57	276.7	97	469.6	17	96.5	57	333.8	97	565.5
18	84.4	58	281.7	98	474.4	18	102.4	58	339.7	98	571.1
19	89.4	59	286.6	99	479.1	19	108.4	59	345.5	99	576.8
20	94.4	60	291.5	100	483.8	20	114.4	60	351.5	100	582.4
21	99.3	61	296.4	101	488.5	21	120.3	61	357.4	101	588.1
22	104.3	62	301.2	102	493.1	22	126.3	62	363.3	102	593.7
23	109.4	63	306.2	103	497.9	23	132.4	63	369.2	103	599.3
24	114.4	64	311.1	104	502.6	24	138.6	64	375.1	104	604.9
25	119.6	65	315.9	105	507.3	25	144.6	65	380.9	105	610.5
26	124.7	66	320.8	106	512.0	26	150.7	66	386.8	106	616.1
27	129.8	67	325.7	107	516.7	27	156.8	67	392.7	107	621.7
28	134.7	68	330.5	108	521.3	28	162.7	68	398.5	108	627.3
29	139.7	69	335.3	109	526.0	29	168.7	69	404.3	109	632.9
30	144.5	70	340.2	110	530.7	30	174.5	70	410.2	110	638.5
31	149.4	71	345.1	111	535.4	31	180.4	71	416.1	111	644.1
32	154.3	72	350.0	112	540.1	32	186.3	72	421.9	112	649.7
33	159.2	73	354.8	113	544.7	33	192.2	73	427.7	113	655.3
34	164.2	74	359.6	114	549.4	34	198.2	74	433.6	114	660.8
35	169.0	75	364.5	115	554.1	35	204.0	75	439.4	115	666.3
36	173.9	76	369.4	116	558.8	36	209.9	76	445.2	116	671.8
37	178.8	77	374.2	117	563.5	37	215.8	77	451.0	117	677.3
38	183.7	78	379.0	118	568.1	38	221.7	78	456.8	118	682.8
39	188.5	79	383.8	119	572.8	39	227.7	79	462.6	119	688.3
40	193.5	80	388.7	120	577.5	40	233.5	80	468.4	120	693.8
$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 4,8504$ g/min $Q_{vs} = 4,8986$ ml/min $J_s = 69,2910$ l/m ² h $r = 0,9999$						$\tau_s = 75$ min $Q_{ms} = 5,8292$ g/min $Q_{vs} = 5,9143$ ml/min $J_s = 82,4887$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 8,5545 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,6562 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 8,4399 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 1,5416 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 35. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i 32°C , kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 22^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 32^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.2	41	46.6	81	89.2	1	1.2	41	62.3	81	118.7
2	2.1	42	47.7	82	90.2	2	2.5	42	63.8	82	120.1
3	3.0	43	48.8	83	91.2	3	3.8	43	65.3	83	121.5
4	4.0	44	50.0	84	92.2	4	5.2	44	66.7	84	122.8
5	5.0	45	51.1	85	93.3	5	6.6	45	68.2	85	124.2
6	6.2	46	52.2	86	94.2	6	8.2	46	69.6	86	125.4
7	7.5	47	53.2	87	95.2	7	9.7	47	71.1	87	126.7
8	8.6	48	54.4	88	96.2	8	11.2	48	72.5	88	128.0
9	9.7	49	55.5	89	97.2	9	12.8	49	73.9	89	129.4
10	10.9	50	56.6	90	98.3	10	14.3	50	75.4	90	130.7
11	11.9	51	57.7	91	99.2	11	15.9	51	76.8	91	132.0
12	13.1	52	58.9	92	100.2	12	17.5	52	78.3	92	133.3
13	14.3	53	59.9	93	101.2	13	19.1	53	79.7	93	134.7
14	15.5	54	61.0	94	102.1	14	20.6	54	81.1	94	136.0
15	16.6	55	62.1	95	103.1	15	22.2	55	82.6	95	137.3
16	17.6	56	63.2	96	104.1	16	23.8	56	84.0	96	138.6
17	18.7	57	64.2	97	105.0	17	25.3	57	85.4	97	140.0
18	19.8	58	65.2	98	105.9	18	26.9	58	86.8	98	141.2
19	21.0	59	66.2	99	106.9	19	28.5	59	88.3	99	142.5
20	22.2	60	67.2	100	107.8	20	30.1	60	89.7	100	143.8
21	23.5	61	68.2	101	108.8	21	31.6	61	91.1	101	145.1
22	24.7	62	69.2	102	109.7	22	33.2	62	92.5	102	146.4
23	26.0	63	70.2	103	110.6	23	34.7	63	94.0	103	147.6
24	27.2	64	71.3	104	111.6	24	36.3	64	95.4	104	148.9
25	28.4	65	73.2	105	112.5	25	37.8	65	96.8	105	150.2
26	29.5	66	74.3	106	113.4	26	39.4	66	98.2	106	151.5
27	30.7	67	75.2	107	114.3	27	41.0	67	99.6	107	152.7
28	31.8	68	76.3	108	115.3	28	42.5	68	101.0	108	154.0
29	33.1	69	77.2	109	116.2	29	44.1	69	102.3	109	155.3
30	34.4	70	78.2	110	117.1	30	45.7	70	103.7	110	156.6
31	35.5	71	79.3	111	118.0	31	47.2	71	105.1	111	157.8
32	36.7	72	80.2	112	118.9	32	48.8	72	106.5	112	159.1
33	37.9	73	81.2	113	119.9	33	50.3	73	107.8	113	160.4
34	39.0	74	82.3	114	120.8	34	51.9	74	109.2	114	161.7
35	40.2	75	83.2	115	121.8	35	53.4	75	110.6	115	162.9
36	41.2	76	84.2	116	122.7	36	54.9	76	111.9	116	164.2
37	42.2	77	85.2	117	123.6	37	56.5	77	113.3	117	165.5
38	43.3	78	86.2	118	124.5	38	57.9	78	114.7	118	166.7
39	44.4	79	87.2	119	125.5	39	59.4	79	116.0	119	168.0
40	45.4	80	88.3	120	126.4	40	60.8	80	117.4	120	169.2
$\tau_s = 60$ min $Q_{ms} = 1,0623$ g/min $Q_{vs} = 1,0647$ ml/min $J_s = 15,0324$ l/m ² h $r = 0,9992$						$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 1,4182$ g/min $Q_{vs} = 1,4268$ ml/min $J_s = 20,0688$ l/m ² h $r = 0,9994$					
$R = 24,7980 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 24,5115 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

Tabela 36. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45^\circ\text{C}$ i 55°C , kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $t = 45^\circ\text{C}$						PROMOTOR, $t = 55^\circ\text{C}$					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	2.2	41	103.2	81	198.9	1	3.2	41	144.2	81	281.3
2	4.5	42	105.6	82	201.2	2	6.5	42	147.8	82	284.7
3	6.8	43	108.1	83	203.6	3	9.8	43	151.3	83	287.9
4	9.2	44	110.6	84	205.8	4	13.2	44	154.8	84	291.2
5	11.6	45	113.1	85	208.2	5	16.6	45	158.3	85	294.6
6	14.1	46	115.5	86	210.4	6	20.0	46	161.7	86	297.9
7	16.6	47	118.0	87	212.7	7	23.5	47	165.2	87	301.2
8	19.2	48	120.5	88	215.0	8	27.1	48	168.7	88	304.5
9	21.7	49	122.9	89	217.3	9	30.6	49	172.2	89	307.9
10	24.3	50	125.4	90	219.7	10	34.2	50	175.6	90	311.1
11	26.9	51	127.8	91	221.9	11	37.8	51	179.1	91	314.4
12	29.5	52	130.3	92	224.2	12	41.4	52	182.6	92	317.7
13	32.0	53	132.7	93	226.5	13	44.9	53	186.0	93	321.0
14	34.6	54	135.1	94	228.8	14	48.5	54	189.5	94	324.3
15	37.2	55	137.6	95	231.0	15	52.1	55	192.9	95	327.6
16	39.7	56	140.0	96	233.4	16	55.6	56	196.4	96	331.0
17	42.3	57	142.4	97	235.7	17	59.2	57	199.8	97	334.2
18	44.9	58	144.8	98	238.0	18	62.8	58	203.2	98	337.5
19	47.5	59	147.3	99	240.3	19	66.4	59	206.7	99	340.8
20	50.0	60	149.7	100	242.6	20	69.9	60	210.1	100	344.0
21	52.6	61	152.1	101	244.9	21	73.5	61	213.5	101	347.3
22	55.2	62	154.6	102	247.1	22	77.1	62	216.9	102	350.6
23	57.7	63	157.0	103	249.4	23	80.6	63	220.4	103	353.8
24	60.3	64	159.4	104	251.7	24	84.1	64	223.8	104	357.1
25	62.8	65	161.8	105	253.9	25	87.7	65	227.2	105	360.4
26	65.4	66	164.3	106	256.2	26	91.3	66	230.6	106	363.6
27	68.0	67	166.7	107	258.5	27	94.9	67	234.1	107	366.9
28	70.6	68	169.1	108	260.7	28	98.4	68	237.5	108	370.1
29	73.1	69	171.5	109	263.0	29	102.0	69	240.9	109	373.4
30	75.7	70	173.9	110	265.2	30	105.6	70	244.3	110	376.7
31	78.3	71	176.3	111	267.5	31	109.2	71	247.7	111	379.9
32	80.5	72	179.7	112	269.8	32	112.6	72	251.1	112	383.2
33	83.1	73	181.0	113	272.0	33	116.2	73	254.4	113	386.5
34	85.6	74	182.4	114	274.3	34	119.7	74	257.8	114	389.7
35	88.2	75	184.8	115	276.6	35	123.3	75	261.2	115	393.0
36	90.7	76	187.1	116	278.8	36	126.8	76	264.5	116	396.3
37	93.3	77	189.5	117	281.1	37	130.4	77	267.9	117	399.6
38	95.7	78	191.8	118	283.3	38	133.8	78	271.2	118	402.8
39	98.2	79	194.2	119	285.6	39	137.3	79	274.6	119	406.1
40	100.7	80	196.5	120	287.8	40	140.8	80	278.0	120	409.3
$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 2,4045$ g/min $Q_{vs} = 2,4284$ ml/min $J_s = 34,0260$ l/m ² h $r = 0,9997$						$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 3,4223$ g/min $Q_{vs} = 3,4723$ ml/min $J_s = 48,4288$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 17,4207 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 14,3756 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

Tabela 37. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M7 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 1,75$ bar, $P_2 = 1,30$ bar)						PROMOTOR, $Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 2,4$ bar, $P_2 = 0,8$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	4.4	41	177.0	81	342.6	1	5.4	41	232.5	81	452.9
2	8.9	42	181.3	82	346.6	2	11.0	42	238.1	82	458.4
3	13.2	43	185.5	83	350.6	3	16.8	43	243.7	83	463.8
4	17.6	44	189.7	84	354.6	4	22.5	44	249.4	84	469.2
5	21.9	45	193.9	85	358.6	5	28.2	45	254.9	85	474.6
6	26.3	46	198.1	86	362.6	6	33.8	46	260.5	86	480.1
7	30.7	47	202.3	87	366.7	7	39.5	47	266.1	87	485.4
8	35.1	48	206.5	88	370.6	8	45.1	48	271.7	88	490.8
9	39.5	49	210.7	89	374.6	9	50.8	49	277.2	89	496.2
10	43.9	50	214.9	90	378.7	10	56.4	50	282.8	90	501.5
11	47.3	51	219.1	91	382.6	11	62.2	51	288.3	91	506.9
12	51.7	52	223.3	92	386.6	12	67.9	52	293.9	92	512.3
13	56.0	53	227.4	93	390.6	13	73.7	53	299.4	93	517.6
14	60.3	54	231.6	94	394.5	14	79.3	54	305.0	94	523.0
15	64.7	55	235.8	95	398.5	15	85.0	55	310.5	95	528.4
16	69.1	56	239.9	96	402.5	16	90.6	56	316.0	96	533.7
17	73.6	57	244.0	97	406.4	17	96.4	57	321.6	97	539.1
18	77.9	58	248.2	98	410.4	18	102.1	58	327.1	98	544.5
19	82.3	59	252.5	99	414.4	19	107.8	59	332.6	99	549.9
20	86.6	60	256.6	100	418.4	20	113.5	60	338.1	100	555.2
21	91.0	61	260.8	101	422.4	21	119.2	61	343.7	101	560.6
22	95.3	62	265.0	102	426.3	22	124.8	62	349.2	102	565.9
23	99.7	63	269.1	103	430.3	23	130.5	63	354.7	103	571.2
24	104.0	64	273.3	104	434.3	24	136.2	64	360.2	104	576.5
25	108.4	65	277.4	105	438.2	25	141.9	65	365.7	105	581.8
26	112.7	66	281.6	106	442.2	26	147.6	66	371.3	106	587.1
27	117.1	67	285.6	107	446.2	27	153.2	67	376.7	107	592.4
28	121.4	68	289.8	108	450.1	28	158.9	68	382.2	108	597.7
29	125.8	69	293.9	109	454.0	29	164.6	69	387.7	109	603.0
30	130.2	70	298.0	110	458.0	30	170.3	70	393.1	110	608.3
31	134.6	71	302.1	111	462.0	31	176.0	71	398.6	111	613.6
32	138.9	72	306.1	112	465.9	32	181.7	72	404.0	112	618.9
33	143.0	73	310.2	113	469.9	33	187.4	73	409.5	113	624.2
34	147.3	74	314.2	114	473.9	34	193.0	74	414.9	114	629.5
35	151.5	75	318.3	115	477.9	35	198.7	75	420.3	115	634.8
36	155.8	76	322.4	116	481.8	36	204.4	76	425.8	116	640.1
37	160.1	77	326.4	117	485.7	37	210.1	77	431.2	117	645.4
38	164.3	78	330.4	118	489.7	38	215.7	78	436.7	118	650.7
39	168.6	79	334.5	119	493.7	39	221.4	79	442.1	119	656.0
40	172.8	80	338.5	120	497.6	40	226.9	80	447.5	120	661.3
$\tau_s = 77$ min $Q_{ms} = 4,1435$ g/min $Q_{vs} = 4,1530$ ml/min $J_s = 58,6344$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 79$ min $Q_{ms} = 5,5158$ g/min $Q_{vs} = 5,5285$ ml/min $J_s = 78,0538$ l/m ² h $r = 0,9999$					
$R = 9,5365 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,2189 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 7,1638 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 0,8462 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 38. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M8 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 1,8$ bar, $P_2 = 1,2$ bar)						PROMOTOR, $Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 2,1$ bar, $P_2 = 0,75$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	3.9	41	169.2	81	327.1	1	5.2	41	221.9	81	429.9
2	7.8	42	173.2	82	331.0	2	10.6	42	227.3	82	435.0
3	12.1	43	177.2	83	334.8	3	16.2	43	232.5	83	440.1
4	16.3	44	181.3	84	338.7	4	21.7	44	237.8	84	445.1
5	20.5	45	185.3	85	342.5	5	27.2	45	243.1	85	450.2
6	24.7	46	189.3	86	346.4	6	32.6	46	248.4	86	455.3
7	28.9	47	193.4	87	350.2	7	38.1	47	253.8	87	460.3
8	33.1	48	197.4	88	354.0	8	43.5	48	259.0	88	465.4
9	37.3	49	201.4	89	357.9	9	49.0	49	264.3	89	470.5
10	41.5	50	205.4	90	361.7	10	54.5	50	269.6	90	475.5
11	45.7	51	209.4	91	365.5	11	60.0	51	274.8	91	480.6
12	50.0	52	213.4	92	369.3	12	65.4	52	280.1	92	485.6
13	54.1	53	217.4	93	373.2	13	70.9	53	285.3	93	490.7
14	58.3	54	221.4	94	377.0	14	76.4	54	290.6	94	495.7
15	62.5	55	225.3	95	380.9	15	81.9	55	295.8	95	500.8
16	66.8	56	229.3	96	384.7	16	87.3	56	301.0	96	505.8
17	70.9	57	233.3	97	388.5	17	92.7	57	306.3	97	510.8
18	75.1	58	237.2	98	392.4	18	98.2	58	311.5	98	515.8
19	79.3	59	241.2	99	396.2	19	103.7	59	316.7	99	520.8
20	83.5	60	245.2	100	400.0	20	109.1	60	321.9	100	525.9
21	87.6	61	249.1	101	403.8	21	114.5	61	327.1	101	530.9
22	91.8	62	253.1	102	407.6	22	119.9	62	332.4	102	535.9
23	95.9	63	257.0	103	411.4	23	125.3	63	337.5	103	541.0
24	100.1	64	260.9	104	415.2	24	130.8	64	342.7	104	546.0
25	104.3	65	264.8	105	419.1	25	136.2	65	347.9	105	551.0
26	108.5	66	268.8	106	422.8	26	141.6	66	353.1	106	556.0
27	112.5	67	272.8	107	426.6	27	147.0	67	358.3	107	561.0
28	116.6	68	276.6	108	430.3	28	152.4	68	363.5	108	566.0
29	120.8	69	280.6	109	434.1	29	157.8	69	368.6	109	571.0
30	124.9	70	284.5	110	437.8	30	163.2	70	373.8	110	576.0
31	128.9	71	288.4	111	441.6	31	168.6	71	378.9	111	581.0
32	133.0	72	292.3	112	445.3	32	173.9	72	384.0	112	586.0
33	137.1	73	296.2	113	449.0	33	179.2	73	389.1	113	591.0
34	141.1	74	300.1	114	452.8	34	184.6	74	394.3	114	596.0
35	145.1	75	304.0	115	456.5	35	190.0	75	399.3	115	601.0
36	149.1	76	307.9	116	460.2	36	195.3	76	404.4	116	606.0
37	153.2	77	311.7	117	464.0	37	200.6	77	409.5	117	611.0
38	157.2	78	315.5	118	467.7	38	206.0	78	414.6	118	616.0
39	161.2	79	319.4	119	471.4	39	211.3	79	419.8	119	621.0
40	165.2	80	323.3	120	475.1	40	216.6	80	424.8	120	626.0
$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 3,9569$ g/min $Q_{vs} = 3,9660$ ml/min $J_s = 55,9938$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 71$ min $Q_{ms} = 5,2105$ g/min $Q_{vs} = 5,2225$ ml/min $J_s = 74,4355$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 9,9862 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,0879 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 7,5120 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 0,6137 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 39. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri zapreminskom protoku retentata $Q_v = 1$ i 2 l/min, razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ bar i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Carbosep M9 membranu, sa ugrađenim promotorom turbulencije. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

PROMOTOR, $Q_v = 1$ l/min ($P_1 = 1,9$ bar, $P_2 = 1,1$ bar)						PROMOTOR, $Q_v = 2$ l/min ($P_1 = 2,55$ bar, $P_2 = 0,8$ bar)					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	1.5	41	72.6	81	134.4	1	2.5	41	113.9	81	214.2
2	2.8	42	74.2	82	136.0	2	5.0	42	116.5	82	216.6
3	4.1	43	75.8	83	137.4	3	7.5	43	119.1	83	219.1
4	5.7	44	77.5	84	138.9	4	10.1	44	121.6	84	221.5
5	7.4	45	79.1	85	140.4	5	12.8	45	124.2	85	223.9
6	9.4	46	80.7	86	142.0	6	15.8	46	126.8	86	226.3
7	11.6	47	82.2	87	143.4	7	19.0	47	129.4	87	228.7
8	13.6	48	83.9	88	144.9	8	22.0	48	132.0	88	231.2
9	15.6	49	85.5	89	146.4	9	25.0	49	134.6	89	233.5
10	17.6	50	87.1	90	147.8	10	28.0	50	137.1	90	235.9
11	19.4	51	88.7	91	149.3	11	30.8	51	139.7	91	238.3
12	21.4	52	90.4	92	150.7	12	33.8	52	142.2	92	240.7
13	23.3	53	91.9	93	152.2	13	36.7	53	144.7	93	243.0
14	25.2	54	93.5	94	153.6	14	39.6	54	147.2	94	245.5
15	27.1	55	95.1	95	155.1	15	42.5	55	149.7	95	247.9
16	28.8	56	96.7	96	156.5	16	45.2	56	152.2	96	250.3
17	30.7	57	98.2	97	157.9	17	48.1	57	154.7	97	252.7
18	32.5	58	99.7	98	159.4	18	50.9	58	157.3	98	255.0
19	34.4	59	101.2	99	160.8	19	53.8	59	159.7	99	257.4
20	36.1	60	102.7	100	162.2	20	56.5	60	162.2	100	259.8
21	38.0	61	104.2	101	163.6	21	59.4	61	164.7	101	262.1
22	39.8	62	105.7	102	165.1	22	62.2	62	167.2	102	264.5
23	41.6	63	107.2	103	166.5	23	65.0	63	169.8	103	266.8
24	43.4	64	108.8	104	167.9	24	67.8	64	172.2	104	269.2
25	45.2	65	110.2	105	169.4	25	70.6	65	174.7	105	271.5
26	46.9	66	111.8	106	170.8	26	73.3	66	177.2	106	273.8
27	48.7	67	113.2	107	172.2	27	76.1	67	179.7	107	276.1
28	50.4	68	114.8	108	173.6	28	78.8	68	182.2	108	278.5
29	52.3	69	116.4	109	175.1	29	81.7	69	184.7	109	280.8
30	54.2	70	117.9	110	176.5	30	84.6	70	187.3	110	283.1
31	55.9	71	119.5	111	177.9	31	87.3	71	189.7	111	285.4
32	57.7	72	120.9	112	179.3	32	90.1	72	192.2	112	287.8
33	59.5	73	122.5	113	180.7	33	92.9	73	194.8	113	290.1
34	61.0	74	123.9	114	182.2	34	95.5	74	197.1	114	292.4
35	62.8	75	125.4	115	183.6	35	98.3	75	199.6	115	294.7
36	64.4	76	127.0	116	185.0	36	100.9	76	202.0	116	297.0
37	66.0	77	128.4	117	186.4	37	103.5	77	204.4	117	299.3
38	67.6	78	129.9	118	187.8	38	106.1	78	206.9	118	301.6
39	69.3	79	131.4	119	189.2	39	108.8	79	209.4	119	303.9
40	70.8	80	132.9	120	190.6	40	111.3	80	211.8	120	306.2
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 1,5800$ g/min $Q_{vs} = 1,5836$ ml/min $J_s = 22,3584$ l/m ² h $r = 0,9989$						$\tau_s = 76$ min $Q_{ms} = 2,5848$ g/min $Q_{vs} = 2,5907$ ml/min $J_s = 36,5773$ l/m ² h $r = 0,9958$					
$R = 25,0092 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$						$R = 15,2872 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = /$					

PRILOG 3

ULTRAFILTRACIJA MODEL RASTVORA VOĆNIH SOKOVA RAZLIČITIH KONCENTRACIJA PEKTINA KROZ CARBOSEP MEMBRANE

1. Uticaj koncentracije pektina u model rastvoru – Carbosep M7 membrana (tabele 1 – 3);
2. Uticaj koncentracije pektina u model rastvoru – Carbosep M8 membrana (tabele 4 – 6);
3. Uticaj koncentracije pektina u model rastvoru – Carbosep M9 membrana (tabele 7 – 9);

Tabela 1. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapremskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,1% i 0,3% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapremski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,1%						koncentracija pektina 0,3%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.9	41	35.0	81	64.3	1	0.5	41	29.3	81	56.5
2	1.7	42	35.7	82	65.0	2	1.0	42	30.1	82	57.0
3	2.6	43	36.5	83	65.7	3	1.4	43	30.7	83	57.6
4	3.4	44	37.3	84	66.3	4	1.8	44	31.4	84	58.2
5	4.3	45	38.1	85	67.0	5	2.2	45	32.2	85	58.7
6	5.2	46	38.9	86	67.7	6	2.8	46	32.8	86	59.2
7	6.1	47	39.6	87	68.3	7	3.5	47	33.6	87	59.8
8	6.9	48	40.4	88	69.0	8	4.2	48	34.4	88	60.4
9	7.8	49	41.2	89	69.6	9	5.0	49	35.1	89	61.0
10	8.6	50	41.9	90	70.3	10	5.8	50	35.8	90	61.6
11	9.5	51	42.7	91	70.9	11	6.5	51	36.4	91	62.2
12	10.3	52	43.5	92	71.5	12	7.2	52	37.0	92	62.8
13	11.2	53	44.2	93	72.2	13	8.0	53	37.8	93	63.4
14	12.1	54	45.0	94	72.8	14	8.8	54	38.5	94	64.0
15	12.9	55	45.7	95	73.4	15	9.5	55	39.2	95	64.6
16	13.8	56	46.5	96	74.0	16	10.2	56	39.9	96	65.1
17	14.7	57	47.3	97	74.7	17	11.0	57	40.6	97	65.7
18	15.6	58	48.0	98	75.3	18	11.8	58	41.3	98	66.2
19	16.3	59	48.8	99	75.9	19	12.5	59	42.0	99	66.8
20	17.2	60	49.5	100	76.5	20	13.2	60	42.7	100	67.3
21	18.0	61	50.3	101	77.1	21	14.0	61	43.4	101	67.9
22	18.9	62	51.0	102	77.7	22	14.8	62	44.1	102	68.4
23	19.8	63	51.8	103	78.3	23	15.5	63	44.8	103	69.0
24	20.6	64	52.5	104	78.9	24	16.3	64	45.5	104	69.5
25	21.5	65	53.2	105	79.4	25	17.1	65	46.2	105	70.1
26	22.4	66	53.9	106	80.0	26	17.9	66	46.8	106	70.6
27	23.3	67	54.6	107	80.6	27	18.7	67	47.5	107	71.2
28	24.0	68	55.3	108	81.2	28	19.4	68	48.1	108	71.7
29	24.9	69	56.0	109	81.7	29	20.2	69	48.8	109	72.3
30	25.7	70	56.7	110	82.3	30	21.0	70	49.5	110	72.8
31	26.6	71	57.4	111	82.9	31	21.7	71	50.1	111	73.4
32	27.4	72	58.1	112	83.4	32	22.5	72	50.8	112	73.9
33	28.3	73	58.8	113	84.0	33	23.3	73	51.4	113	74.5
34	29.1	74	59.5	114	84.5	34	24.0	74	52.1	114	75.0
35	30.0	75	60.3	115	85.1	35	24.8	75	52.7	115	75.6
36	30.8	76	60.9	116	85.6	36	25.6	76	53.4	116	76.1
37	31.7	77	61.6	117	86.2	37	26.4	77	54.0	117	76.7
38	32.5	78	62.3	118	86.7	38	27.1	78	54.6	118	77.2
39	33.3	79	63.0	119	87.3	39	27.8	79	55.2	119	77.8
40	34.1	80	63.6	120	87.8	40	28.6	80	55.9	120	78.3
$\tau_s = 87$ min $Q_{ms} = 0,7359$ g/min $Q_{vs} = 0,7376$ ml/min $J_s = 10,4135$ l/m ² h $r = 0,9978$						$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 0,6699$ g/min $Q_{vs} = 0,6714$ ml/min $J_s = 9,5701$ l/m ² h $r = 0,9982$					
$R = 35,7969 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 29,4793 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 38,9528 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 32,6352 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 2. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,5% i 0,7% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,5%						koncentracija pektina 0,7%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.4	41	16.9	81	32.3	1	0.3	41	13.4	81	25.9
2	0.7	42	17.3	82	32.6	2	0.7	42	13.8	82	26.1
3	1.2	43	17.7	83	33.0	3	1.0	43	14.1	83	26.4
4	1.6	44	18.1	84	33.4	4	1.4	44	14.4	84	26.7
5	2.0	45	18.5	85	33.8	5	1.7	45	14.7	85	27.0
6	2.4	46	18.9	86	34.2	6	1.9	46	15.0	86	27.3
7	2.9	47	19.2	87	34.6	7	2.2	47	15.3	87	27.6
8	3.2	48	19.6	88	35.0	8	2.5	48	15.7	88	27.9
9	3.6	49	19.9	89	35.4	9	2.8	49	16.0	89	28.2
10	4.1	50	20.3	90	35.7	10	3.1	50	16.3	90	28.5
11	4.5	51	20.7	91	36.0	11	3.4	51	16.6	91	28.7
12	4.9	52	21.1	92	36.3	12	3.7	52	17.0	92	29.0
13	5.3	53	21.5	93	36.6	13	4.0	53	17.3	93	29.3
14	5.8	54	21.9	94	36.9	14	4.4	54	17.6	94	29.6
15	6.2	55	22.3	95	37.3	15	4.8	55	17.9	95	29.9
16	6.6	56	22.7	96	37.7	16	5.1	56	18.2	96	30.2
17	7.0	57	23.1	97	38.1	17	5.5	57	18.5	97	30.4
18	7.4	58	23.5	98	38.4	18	5.8	58	18.8	98	30.7
19	7.8	59	23.9	99	38.8	19	6.1	59	19.1	99	31.0
20	8.2	60	24.3	100	39.2	20	6.5	60	19.5	100	31.3
21	8.6	61	24.7	101	39.6	21	6.8	61	19.8	101	31.6
22	9.1	62	25.1	102	40.0	22	7.2	62	20.0	102	31.9
23	9.5	63	25.4	103	40.3	23	7.6	63	20.3	103	32.1
24	9.9	64	25.9	104	40.6	24	7.8	64	20.6	104	32.4
25	10.3	65	26.3	105	40.9	25	8.2	65	20.9	105	32.7
26	10.8	66	26.7	106	41.3	26	8.5	66	21.3	106	33.0
27	11.1	67	27.0	107	41.6	27	8.9	67	21.6	107	33.3
28	11.5	68	27.4	108	42.0	28	9.2	68	22.0	108	33.6
29	12.0	69	27.8	109	42.3	29	9.5	69	22.3	109	33.9
30	12.5	70	28.2	110	42.6	30	9.8	70	22.6	110	34.2
31	12.9	71	28.6	111	42.9	31	10.1	71	22.9	111	34.5
32	13.3	72	29.0	112	43.2	32	10.4	72	23.1	112	34.7
33	13.7	73	29.3	113	43.6	33	10.7	73	23.4	113	35.0
34	14.1	74	29.7	114	43.9	34	11.1	74	23.7	114	35.3
35	14.5	75	30.0	115	44.2	35	11.4	75	24.0	115	35.6
36	14.9	76	30.4	116	44.5	36	11.7	76	24.3	116	35.9
37	15.3	77	30.8	117	44.8	37	12.1	77	24.7	117	36.2
38	15.7	78	31.2	118	46.1	38	12.4	78	25.1	118	36.5
39	16.1	79	31.5	119	46.4	39	12.7	79	25.4	119	36.8
40	16.5	80	31.9	120	47.0	40	13.1	80	25.6	120	37.1
$\tau_s = 90$ min $Q_{ms} = 0,3860$ g/min $Q_{vs} = 0,3868$ ml/min $J_s = 5,4623$ l/m ² h $r = 0,9995$						$\tau_s = 79$ min $Q_{ms} = 0,3098$ g/min $Q_{vs} = 0,3105$ ml/min $J_s = 4,3840$ l/m ² h $r = 0,9995$					
$R = 68,2461 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 61,9285 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 85,0323 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 78,7147 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 3. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapremskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,9% i 1,2% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M7 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapremski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,9%						koncentracija pektina 1,2%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	10.5	81	20.4	1	0	41	8.5	81	17.2
2	0.5	42	10.7	82	20.7	2	0.1	42	8.7	82	17.4
3	0.7	43	11.0	83	20.9	3	0.1	43	8.9	83	17.5
4	1.0	44	11.3	84	21.2	4	0.2	44	9.2	84	17.7
5	1.3	45	11.5	85	21.4	5	0.3	45	9.4	85	17.9
6	1.5	46	11.8	86	21.6	6	0.5	46	9.6	86	18.1
7	1.8	47	12.0	87	21.9	7	0.7	47	9.8	87	18.2
8	2.1	48	12.2	88	22.2	8	0.8	48	10.0	88	18.4
9	2.4	49	12.5	89	22.5	9	1.0	49	10.2	89	18.6
10	2.6	50	12.7	90	22.7	10	1.2	50	10.4	90	18.8
11	2.8	51	12.9	91	22.9	11	1.3	51	10.7	91	19.0
12	3.1	52	13.1	92	23.2	12	1.5	52	10.9	92	19.2
13	3.4	53	13.4	93	23.5	13	1.8	53	11.1	93	19.3
14	3.6	54	13.6	94	23.8	14	2.1	54	11.3	94	19.5
15	3.8	55	13.9	95	24.0	15	2.3	55	11.5	95	19.7
16	4.1	56	14.1	96	24.2	16	2.5	56	11.7	96	19.9
17	4.4	57	14.4	97	24.5	17	2.9	57	12.0	97	20.1
18	4.6	58	14.6	98	24.8	18	3.2	58	12.3	98	20.3
19	4.9	59	14.8	99	25.1	19	3.5	59	12.5	99	20.5
20	5.1	60	15.0	100	25.3	20	3.7	60	12.7	100	20.6
21	5.3	61	15.3	101	25.5	21	3.9	61	12.8	101	20.8
22	5.6	62	15.6	102	25.8	22	4.2	62	13.0	102	21.0
23	5.9	63	15.9	103	26.0	23	4.4	63	13.2	103	21.2
24	6.1	64	16.1	104	26.3	24	4.7	64	13.5	104	21.4
25	6.4	65	16.4	105	26.5	25	4.9	65	13.7	105	21.5
26	6.6	66	16.6	106	26.7	26	5.1	66	13.9	106	21.7
27	6.9	67	16.8	107	26.9	27	5.3	67	14.1	107	21.9
28	7.2	68	17.1	108	27.2	28	5.5	68	14.4	108	22.1
29	7.4	69	17.3	109	27.5	29	5.7	69	14.6	109	22.3
30	7.7	70	17.6	110	27.8	30	6.0	70	14.8	110	22.5
31	7.9	71	17.8	111	28.0	31	6.2	71	15.0	111	22.6
32	8.2	72	18.1	112	28.2	32	6.4	72	15.2	112	22.8
33	8.4	73	18.4	113	28.4	33	6.7	73	15.5	113	23.0
34	8.7	74	18.6	114	28.6	34	6.9	74	15.7	114	23.2
35	8.9	75	18.9	115	28.9	35	7.1	75	15.9	115	23.3
36	9.2	76	19.2	116	29.1	36	7.3	76	16.1	116	23.5
37	9.5	77	19.5	117	29.4	37	7.5	77	16.3	117	23.7
38	9.8	78	19.7	118	29.6	38	7.8	78	16.5	118	23.9
39	10.1	79	20.0	119	29.8	39	8.0	79	16.7	119	24.1
40	10.3	80	20.2	120	30.0	40	8.3	80	17.0	120	24.2
$\tau_s = 85$ min $Q_{ms} = 0,2509$ g/min $Q_{vs} = 0,2514$ ml/min $J_s = 3,5504$ l/m ² h $r = 0,9999$						$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 0,2112$ g/min $Q_{vs} = 0,2117$ ml/min $J_s = 2,9886$ l/m ² h $r = 0,9989$					
$R = 104,9940 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 98,6764 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 124,7301 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,3176 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 118,4125 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 4. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,1% i 0,3% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,1%						koncentracija pektina 0,3%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.8	41	29.8	81	55.5	1	0.4	41	22.4	81	43.0
2	1.5	42	30.5	82	56.1	2	0.8	42	23.0	82	43.5
3	2.3	43	31.2	83	56.7	3	1.2	43	23.6	83	44.0
4	3.0	44	31.9	84	57.3	4	1.7	44	24.1	84	44.4
5	3.8	45	32.5	85	57.8	5	2.2	45	24.7	85	45.0
6	4.6	46	33.3	86	58.4	6	2.8	46	25.1	86	45.5
7	5.3	47	34.0	87	58.9	7	3.4	47	25.7	87	46.0
8	6.1	48	34.7	88	59.4	8	4.0	48	26.1	88	46.5
9	6.9	49	35.4	89	59.9	9	4.6	49	26.7	89	46.9
10	7.6	50	36.1	90	60.4	10	5.2	50	27.2	90	47.4
11	8.4	51	36.7	91	60.9	11	5.7	51	27.7	91	47.9
12	9.1	52	37.4	92	61.5	12	6.2	52	28.2	92	48.4
13	9.9	53	38.1	93	62.0	13	6.8	53	28.7	93	48.9
14	10.6	54	38.8	94	62.5	14	7.4	54	29.3	94	49.4
15	11.3	55	39.5	95	63.0	15	7.9	55	29.8	95	49.8
16	12.1	56	40.1	96	63.5	16	8.4	56	30.3	96	50.3
17	12.8	57	40.8	97	64.0	17	9.0	57	30.8	97	51.8
18	13.5	58	41.5	98	64.6	18	9.6	58	31.4	98	52.3
19	14.3	59	42.1	99	65.1	19	10.1	59	31.9	99	52.8
20	15.0	60	42.8	100	65.6	20	10.6	60	32.4	100	53.2
21	15.7	61	43.4	101	66.1	21	11.2	61	32.8	101	53.7
22	16.4	62	44.1	102	66.6	22	11.8	62	33.4	102	54.2
23	17.1	63	44.7	103	67.1	23	12.3	63	33.9	103	54.6
24	17.8	64	45.3	104	67.6	24	12.8	64	34.4	104	55.0
25	18.6	65	46.0	105	68.1	25	13.4	65	34.9	105	55.5
26	19.3	66	46.6	106	68.6	26	14.0	66	35.4	106	56.0
27	20.0	67	47.2	107	69.1	27	14.6	67	36.0	107	56.4
28	20.7	68	47.8	108	69.6	28	15.1	68	36.4	108	56.8
29	21.4	69	48.5	109	70.1	29	15.7	69	37.0	109	57.3
30	22.1	70	49.1	110	70.6	30	16.3	70	37.5	110	57.8
31	22.9	71	49.7	111	71.1	31	16.8	71	38.0	111	58.2
32	23.5	72	50.3	112	71.6	32	17.4	72	38.5	112	58.7
33	24.2	73	50.9	113	72.1	33	18.0	73	39.0	113	59.2
34	25.0	74	51.5	114	72.6	34	18.5	74	39.6	114	59.6
35	25.6	75	52.1	115	73.1	35	19.1	75	40.1	115	60.0
36	26.3	76	52.7	116	73.6	36	19.7	76	40.6	116	60.5
37	27.0	77	53.2	117	74.1	37	20.3	77	41.0	117	61.0
38	27.7	78	53.8	118	74.6	38	20.8	78	41.5	118	61.4
39	28.4	79	54.4	119	75.1	39	21.3	79	42.0	119	61.8
40	29.0	80	55.0	120	75.6	40	21.9	80	42.5	120	62.3
$\tau_s = 87$ min $Q_{ms} = 0,6315$ g/min $Q_{vs} = 0,6329$ ml/min $J_s = 9,0213$ l/m ² h $r = 0,9976$						$\tau_s = 65$ min $Q_{ms} = 0,5245$ g/min $Q_{vs} = 0,5257$ ml/min $J_s = 7,4926$ l/m ² h $r = 0,9997$					
$R = 41,3214 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 34,4231 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 49,7512 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 42,8529 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 5. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisa $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,5% i 0,7% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,5%						koncentracija pektina 0,7%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	17.9	81	33.9	1	0.2	41	13.3	81	25.5
2	0.6	42	18.3	82	34.3	2	0.4	42	13.6	82	25.8
3	1.1	43	18.7	83	34.6	3	0.8	43	13.9	83	26.1
4	1.6	44	19.1	84	34.9	4	1.1	44	14.2	84	26.3
5	2.0	45	19.6	85	35.2	5	1.5	45	14.6	85	26.6
6	2.4	46	20.0	86	35.5	6	1.8	46	14.9	86	26.9
7	2.9	47	20.5	87	35.8	7	2.1	47	15.3	87	27.2
8	3.3	48	20.9	88	36.1	8	2.5	48	15.6	88	27.5
9	3.8	49	21.3	89	36.4	9	2.8	49	15.9	89	27.7
10	4.2	50	21.7	90	36.7	10	3.2	50	16.2	90	28.0
11	4.7	51	22.1	91	37.0	11	3.5	51	16.5	91	28.3
12	5.1	52	22.5	92	37.3	12	3.8	52	16.8	92	28.6
13	5.5	53	22.9	93	37.6	13	4.1	53	17.1	93	28.9
14	5.9	54	23.4	94	37.9	14	4.5	54	17.5	94	29.1
15	6.3	55	23.8	95	38.2	15	4.8	55	17.8	95	29.4
16	6.8	56	24.2	96	38.5	16	5.2	56	18.1	96	29.7
17	7.2	57	24.6	97	38.8	17	5.5	57	18.5	97	29.9
18	7.7	58	25.0	98	39.1	18	5.8	58	18.8	98	30.2
19	8.2	59	25.4	99	39.4	19	6.1	59	19.1	99	30.5
20	8.6	60	25.8	100	39.7	20	6.4	60	19.4	100	30.8
21	9.0	61	26.2	101	40.0	21	6.8	61	19.7	101	31.1
22	9.4	62	26.6	102	40.3	22	7.1	62	20.0	102	31.3
23	9.9	63	27.0	103	40.6	23	7.4	63	20.3	103	31.6
24	10.4	64	27.4	104	40.9	24	7.7	64	20.6	104	31.9
25	10.8	65	27.8	105	41.2	25	8.0	65	20.9	105	32.2
26	11.3	66	28.2	106	41.5	26	8.3	66	21.2	106	32.5
27	11.8	67	28.6	107	41.8	27	8.7	67	21.5	107	32.7
28	12.2	68	29.0	108	42.1	28	9.0	68	21.8	108	33.0
29	12.6	69	29.4	109	42.4	29	9.3	69	22.1	109	33.3
30	13.1	70	29.9	110	42.7	30	9.6	70	22.4	110	33.6
31	13.5	71	30.3	111	43.0	31	9.9	71	22.7	111	33.9
32	13.9	72	30.7	112	43.3	32	10.3	72	23.0	112	34.2
33	14.3	73	31.1	113	43.6	33	10.6	73	23.2	113	34.4
34	14.7	74	31.5	114	43.9	34	10.9	74	23.5	114	34.7
35	15.2	75	31.9	115	44.2	35	11.2	75	23.8	115	35.0
36	15.6	76	32.3	116	44.5	36	11.5	76	24.1	116	35.3
37	16.1	77	32.6	117	44.8	37	11.9	77	24.4	117	35.5
38	16.5	78	33.0	118	45.1	38	12.2	78	24.7	118	35.8
39	17.0	79	33.3	119	45.4	39	12.6	79	25.0	119	36.1
40	17.4	80	33.6	120	45.7	40	12.9	80	25.2	120	36.4
$\tau_s = 71$ min $Q_{ms} = 0,3873$ g/min $Q_{vs} = 0,3882$ ml/min $J_s = 5,5326$ l/m ² h $r = 0,9971$						$\tau_s = 73$ min $Q_{ms} = 0,3047$ g/min $Q_{vs} = 0,3054$ ml/min $J_s = 4,3528$ l/m ² h $r = 0,9993$					
$R = 67,3754 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 60,4771 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 85,6399 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 78,7416 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 6. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,9% i 1,2% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M8 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,9%						koncentracija pektina 1,2%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.1	41	8.8	81	17.7	1	0.2	41	7.2	81	14.3
2	0.1	42	9.0	82	18.0	2	0.3	42	7.4	82	14.4
3	0.2	43	9.3	83	18.2	3	0.4	43	7.6	83	14.6
4	0.4	44	9.5	84	18.4	4	0.6	44	7.8	84	14.8
5	0.6	45	9.7	85	18.6	5	0.7	45	8.0	85	15.0
6	0.8	46	10.0	86	18.8	6	0.9	46	8.2	86	15.1
7	1.0	47	10.2	87	19.1	7	1.1	47	8.3	87	15.3
8	1.3	48	10.4	88	19.3	8	1.3	48	8.5	88	15.5
9	1.6	49	10.6	89	19.5	9	1.4	49	8.7	89	15.6
10	1.8	50	10.9	90	19.7	10	1.6	50	8.9	90	15.8
11	2.0	51	11.1	91	20.0	11	1.8	51	9.1	91	16.0
12	2.2	52	11.3	92	20.2	12	2.0	52	9.3	92	16.1
13	2.5	53	11.6	93	20.4	13	2.2	53	9.5	93	16.3
14	2.7	54	11.8	94	20.6	14	2.3	54	9.7	94	16.5
15	3.0	55	12.0	95	20.8	15	2.5	55	9.8	95	16.7
16	3.3	56	12.2	96	21.1	16	2.7	56	10.0	96	16.8
17	3.5	57	12.4	97	21.3	17	2.9	57	10.1	97	17.0
18	3.7	58	12.7	98	21.5	18	3.1	58	10.3	98	17.2
19	3.9	59	12.9	99	21.7	19	3.2	59	10.5	99	17.3
20	4.1	60	13.1	100	21.9	20	3.4	60	10.6	100	17.5
21	4.4	61	13.3	101	22.2	21	3.5	61	10.8	101	17.7
22	4.6	62	13.5	102	22.4	22	3.7	62	11.0	102	17.8
23	4.8	63	13.8	103	22.6	23	3.9	63	11.2	103	18.0
24	5.0	64	14.0	104	22.8	24	4.1	64	11.3	104	18.1
25	5.2	65	14.2	105	23.0	25	4.2	65	11.5	105	18.3
26	5.5	66	14.5	106	23.3	26	4.4	66	11.6	106	18.5
27	5.7	67	14.7	107	23.5	27	4.6	67	11.8	107	18.7
28	5.9	68	14.9	108	23.7	28	4.7	68	12.0	108	18.8
29	6.1	69	15.1	109	23.9	29	4.9	69	12.1	109	19.0
30	6.3	70	15.3	110	24.1	30	5.1	70	12.3	110	19.1
31	6.6	71	15.5	111	24.4	31	5.3	71	12.5	111	19.3
32	6.8	72	15.8	112	24.6	32	5.5	72	12.7	112	19.5
33	7.0	73	16.0	113	24.8	33	5.7	73	12.9	113	19.6
34	7.2	74	16.2	114	25.0	34	5.8	74	13.1	114	19.8
35	7.4	75	16.4	115	25.3	35	6.0	75	13.2	115	20.0
36	7.7	76	16.6	116	25.5	36	6.2	76	13.4	116	20.1
37	7.9	77	16.9	117	25.7	37	6.4	77	13.6	117	20.3
38	8.1	78	17.1	118	25.9	38	6.6	78	13.8	118	20.5
39	8.3	79	17.3	119	26.1	39	6.8	79	13.9	119	20.6
40	8.6	80	17.5	120	26.3	40	7.0	80	14.1	120	20.8
$\tau_s = 67$ min $Q_{ms} = 0,2231$ g/min $Q_{vs} = 0,2236$ ml/min $J_s = 3,1869$ l/m ² h $r = 0,9999$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,1756$ g/min $Q_{vs} = 0,1760$ ml/min $J_s = 2,5084$ l/m ² h $r = 0,9998$					
$R = 116,9632 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 110,0649 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 148,6018 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 6,8983 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 141,7035 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 7. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,1% i 0,3% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,1%						koncentracija pektina 0,3%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.3	41	20.2	81	37.8	1	0.2	41	15.1	81	30.1
2	0.6	42	20.7	82	38.3	2	0.3	42	15.5	82	30.5
3	0.9	43	21.2	83	38.7	3	0.5	43	15.9	83	30.8
4	1.2	44	21.7	84	39.1	4	0.7	44	16.3	84	31.1
5	1.6	45	22.1	85	39.5	5	1.1	45	16.7	85	31.5
6	2.1	46	22.6	86	39.9	6	1.3	46	17.1	86	31.8
7	2.5	47	23.1	87	40.3	7	1.6	47	17.5	87	32.1
8	3.0	48	23.6	88	40.7	8	1.9	48	17.9	88	32.4
9	3.5	49	24.1	89	41.1	9	2.1	49	18.3	89	32.7
10	4.1	50	24.5	90	41.5	10	2.5	50	18.7	90	33.1
11	4.6	51	25.0	91	41.9	11	2.8	51	19.1	91	33.4
12	5.2	52	25.5	92	42.3	12	3.3	52	19.5	92	33.7
13	5.8	53	26.0	93	42.7	13	3.8	53	19.8	93	34.1
14	6.3	54	26.5	94	43.1	14	4.1	54	20.3	94	34.4
15	6.8	55	26.9	95	43.5	15	4.5	55	20.6	95	34.7
16	7.3	56	27.3	96	43.8	16	4.9	56	21.0	96	35.0
17	7.9	57	27.8	97	44.2	17	5.3	57	21.3	97	35.3
18	8.4	58	28.3	98	44.6	18	5.7	58	21.6	98	35.7
19	8.9	59	28.7	99	44.9	19	6.1	59	21.9	99	36.0
20	9.5	60	29.1	100	45.3	20	6.5	60	22.3	100	36.3
21	10.0	61	29.6	101	45.7	21	6.9	61	22.6	101	36.6
22	10.5	62	30.0	102	46.1	22	7.4	62	23.0	102	37.0
23	11.0	63	30.4	103	46.4	23	7.8	63	23.4	103	37.3
24	11.6	64	30.8	104	46.8	24	8.2	64	23.8	104	37.6
25	12.1	65	31.3	105	47.2	25	8.6	65	24.2	105	37.9
26	12.6	66	31.7	106	47.5	26	9.0	66	24.5	106	38.2
27	13.2	67	32.1	107	47.9	27	9.4	67	24.9	107	38.6
28	13.7	68	32.5	108	48.3	28	9.8	68	25.3	108	38.9
29	14.2	69	32.9	109	48.7	29	10.3	69	25.7	109	39.2
30	14.6	70	33.4	110	49.0	30	10.7	70	26.1	110	39.5
31	15.3	71	33.8	111	49.4	31	11.1	71	26.5	111	39.9
32	15.8	72	34.2	112	49.8	32	11.5	72	26.9	112	40.2
33	16.3	73	34.6	113	50.1	33	11.9	73	27.2	113	40.5
34	16.8	74	35.0	114	50.5	34	12.3	74	27.5	114	40.8
35	17.3	75	35.4	115	50.9	35	12.6	75	27.9	115	41.1
36	17.8	76	35.8	116	51.2	36	13.1	76	28.3	116	41.4
37	18.3	77	36.2	117	51.6	37	13.5	77	28.7	117	41.7
38	18.8	78	36.7	118	52.0	38	13.9	78	29.0	118	42.0
39	19.3	79	37.1	119	52.3	39	14.3	79	29.4	119	42.3
40	19.8	80	37.5	120	52.7	40	14.7	80	29.8	120	42.6
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,4461$ g/min $Q_{vs} = 0,4471$ ml/min $J_s = 6,3128$ l/m ² h $r = 0,9979$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,3684$ g/min $Q_{vs} = 0,3693$ ml/min $J_s = 5,2134$ l/m ² h $r = 0,9990$					
$R = 59,0518 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 23,6388 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 71,5065 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 36,0935 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 8. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisa $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,5% i 0,7% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,5%						koncentracija pektina 0,7%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.2	41	9.0	81	16.5	1	0.1	41	7.1	81	13.7
2	0.5	42	9.2	82	16.7	2	0.2	42	7.3	82	13.8
3	0.7	43	9.4	83	16.9	3	0.4	43	7.5	83	14.0
4	1.0	44	9.6	84	17.0	4	0.5	44	7.7	84	14.1
5	1.2	45	9.8	85	17.3	5	0.7	45	7.8	85	14.3
6	1.5	46	10.0	86	17.4	6	0.9	46	8.0	86	14.4
7	1.8	47	10.2	87	17.7	7	1.0	47	8.2	87	14.6
8	2.1	48	10.4	88	17.8	8	1.2	48	8.3	88	14.7
9	2.3	49	10.5	89	18.0	9	1.4	49	8.5	89	14.9
10	2.5	50	10.7	90	18.3	10	1.6	50	8.6	90	15.0
11	2.7	51	10.8	91	18.5	11	1.8	51	8.8	91	15.2
12	2.9	52	11.0	92	18.7	12	1.9	52	9.0	92	15.4
13	3.2	53	11.1	93	18.9	13	2.1	53	9.2	93	15.5
14	3.4	54	11.3	94	19.1	14	2.6	54	9.3	94	15.6
15	3.6	55	11.4	95	19.3	15	2.5	55	9.5	95	15.8
16	3.9	56	11.5	96	19.5	16	2.7	56	9.7	96	16.0
17	4.1	57	11.7	97	19.8	17	2.9	57	9.8	97	16.1
18	4.4	58	11.9	98	19.9	18	3.0	58	10.0	98	16.2
19	4.5	59	12.0	99	20.1	19	3.2	59	10.2	99	16.4
20	4.7	60	12.2	100	20.3	20	3.3	60	10.3	100	16.6
21	4.9	61	12.3	101	20.4	21	3.5	61	10.4	101	16.7
22	5.1	62	12.5	102	20.6	22	3.7	62	10.6	102	16.8
23	5.3	63	12.7	103	20.8	23	3.9	63	10.8	103	17.0
24	5.6	64	12.9	104	21.0	24	4.0	64	11.0	104	17.1
25	5.8	65	13.1	105	21.1	25	4.2	65	11.1	105	17.3
26	6.0	66	13.2	106	21.3	26	4.4	66	11.2	106	17.4
27	6.2	67	13.5	107	21.5	27	4.6	67	11.4	107	17.6
28	6.5	68	13.7	108	21.7	28	4.8	68	11.6	108	17.7
29	6.7	69	14.0	109	21.9	29	5.0	69	11.8	109	17.8
30	6.9	70	14.2	110	22.0	30	5.2	70	11.9	110	17.9
31	7.1	71	14.5	111	22.2	31	5.4	71	12.0	111	18.1
32	7.3	72	14.6	112	22.4	32	5.6	72	12.2	112	18.3
33	7.5	73	14.9	113	22.6	33	5.8	73	12.4	113	18.4
34	7.7	74	15.1	114	22.8	34	6.0	74	12.6	114	18.6
35	7.9	75	15.2	115	23.0	35	6.2	75	12.7	115	18.7
36	8.1	76	15.5	116	23.2	36	6.3	76	12.9	116	18.9
37	8.3	77	15.7	117	23.4	37	6.4	77	13.1	117	19.0
38	8.5	78	15.9	118	23.6	38	6.6	78	13.2	118	19.2
39	8.7	79	16.1	119	23.8	39	6.8	79	13.4	119	19.4
40	8.8	80	16.3	120	24.0	40	7.0	80	13.5	120	19.5
$\tau_s = 85$ min $Q_{ms} = 0,1944$ g/min $Q_{vs} = 0,1948$ ml/min $J_s = 2,7508$ l/m ² h $r = 0,9994$						$\tau_s = 85$ min $Q_{ms} = 0,1638$ g/min $Q_{vs} = 0,1641$ ml/min $J_s = 2,3177$ l/m ² h $r = 0,9993$					
$R = 135,5093 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 100,0963 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 160,8242 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 125,4112 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 9. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, pri koncentraciji pektina od 0,9% i 1,2% u model rastvoru voćnog soka, kroz Carbosep M9 membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

koncentracija pektina 0,9%						koncentracija pektina 1,2%					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	0.1	41	5.2	81	10.4	1	0.1	41	5.1	81	8.8
2	0.2	42	5.4	82	10.5	2	0.2	42	5.2	82	8.9
3	0.3	43	5.5	83	10.6	3	0.3	43	5.3	83	9.0
4	0.4	44	5.6	84	10.7	4	0.4	44	5.4	84	9.0
5	0.5	45	5.8	85	10.9	5	0.6	45	5.5	85	9.1
6	0.6	46	5.9	86	11.0	6	0.7	46	5.7	86	9.2
7	0.8	47	6.1	87	11.1	7	0.9	47	5.8	87	9.3
8	0.9	48	6.2	88	11.3	8	1.0	48	5.9	88	9.3
9	1.0	49	6.3	89	11.4	9	1.1	49	6.0	89	9.4
10	1.1	50	6.4	90	11.5	10	1.3	50	6.1	90	9.5
11	1.2	51	6.5	91	11.6	11	1.4	51	6.2	91	9.5
12	1.3	52	6.6	92	11.8	12	1.5	52	6.3	92	9.6
13	1.5	53	6.7	93	12.0	13	1.7	53	6.4	93	9.7
14	1.7	54	6.9	94	12.1	14	1.8	54	6.5	94	9.7
15	1.8	55	7.0	95	12.2	15	1.9	55	6.6	95	9.8
16	1.9	56	7.1	96	12.4	16	2.0	56	6.7	96	9.9
17	2.0	57	7.2	97	12.5	17	2.1	57	6.8	97	10.0
18	2.1	58	7.3	98	12.6	18	2.3	58	6.9	98	10.1
19	2.2	59	7.5	99	12.7	19	2.4	59	7.0	99	10.2
20	2.3	60	7.6	100	12.9	20	2.5	60	7.1	100	10.2
21	2.4	61	7.7	101	13.0	21	2.6	61	7.2	101	10.3
22	2.5	62	7.9	102	13.1	22	2.7	62	7.3	102	10.4
23	2.6	63	8.0	103	13.3	23	2.9	63	7.4	103	10.5
24	2.7	64	8.2	104	13.5	24	3.0	64	7.5	104	10.5
25	2.8	65	8.3	105	13.6	25	3.1	65	7.6	105	10.6
26	3.0	66	8.4	106	13.7	26	3.3	66	7.7	106	10.6
27	3.1	67	8.5	107	13.9	27	3.4	67	7.8	107	10.7
28	3.2	68	8.7	108	14.0	28	3.5	68	7.9	108	10.8
29	3.4	69	8.9	109	14.1	29	3.7	69	8.0	109	10.8
30	3.5	70	9.0	110	14.2	30	3.8	70	8.0	110	10.9
31	3.6	71	9.1	111	14.3	31	3.9	71	8.1	111	10.9
32	3.8	72	9.2	112	14.5	32	4.0	72	8.2	112	11.0
33	4.0	73	9.3	113	14.6	33	4.1	73	8.3	113	11.0
34	4.1	74	9.5	114	14.7	34	4.3	74	8.3	114	11.1
35	4.3	75	9.6	115	14.8	35	4.4	75	8.4	115	11.1
36	4.6	76	9.8	116	15.0	36	4.5	76	8.5	116	11.2
37	4.7	77	9.9	117	15.1	37	4.6	77	8.6	117	11.2
38	4.9	78	10.0	118	15.2	38	4.7	78	8.6	118	11.3
39	5.0	79	10.1	119	15.3	39	4.8	79	8.7	119	11.3
40	5.1	80	10.2	120	15.4	40	4.9	80	8.8	120	11.4
$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,1310$ g/min $Q_{vs} = 0,1313$ ml/min $J_s = 1,8537$ l/m ² h $r = 0,9998$						$\tau_s = 70$ min $Q_{ms} = 0,0955$ g/min $Q_{vs} = 0,0957$ ml/min $J_s = 1,3512$ l/m ² h $r = 0,9916$					
$R = 201,0916 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 165,6786 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 275,8430 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 35,4130 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 240,4300 \cdot 10^{12}$ 1/m					

PRILOG 4

MIKROFILTRACIJA MODEL RASTVORA VOĆNIH SOKOVA KROZ KERASEP KERAMIČKU MEMBRANU

1. Uticaj razlike pritisaka – Kerasep keramička membrana (tabele 1 – 3);
2. Uticaj protoka retentata – Kerasep keramička membrana (tabele 4 – 7);
3. Uticaj temperature – Kerasep keramička membrana (tabele 8 i 9);
4. Uticaj periodičnog povratnog ispiranja (backwashing) – Kerasep keramička membrana (tabele 10 – 15)

Tabela 1. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 0,5$ i $1,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 0,5$ bar ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l						$\Delta p = 1$ bar ($p_1 = 0,85$ bar ; $p_2 = 1,15$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	240	41	3571	81	3961	1	300	41	4237	81	4841
2	430	42	3585	82	3967	2	550	42	4255	82	4853
3	600	43	3601	83	3972	3	790	43	4275	83	4863
4	760	44	3613	84	3978	4	980	44	4295	84	4874
5	900	45	3627	85	3983	5	1160	45	4311	85	4885
6	1030	46	3637	86	3988	6	1320	46	4331	86	4897
7	1180	47	3649	87	3993	7	1490	47	4347	87	4907
8	1320	48	3659	88	3999	8	1630	48	4367	88	4917
9	1460	49	3671	89	4004	9	1780	49	4385	89	4927
10	1610	50	3681	90	4009	10	1930	50	4401	90	4937
11	1740	51	3693	91	4014	11	2080	51	4417	91	4947
12	1880	52	3703	92	4019	12	2220	52	4435	92	4956
13	2010	53	3715	93	4025	13	2370	53	4453	93	4966
14	2140	54	3727	94	4030	14	2520	54	4471	94	4976
15	2280	55	3737	95	4035	15	2670	55	4487	95	4985
16	2410	56	3747	96	4040	16	2810	56	4503	96	4995
17	2540	57	3759	97	4046	17	2970	57	4521	97	5003
18	2670	58	3771	98	4051	18	3110	58	4535	98	5013
19	2800	59	3781	99	4056	19	3270	59	4549	99	5021
20	2890	60	3791	100	4062	20	3370	60	4565	100	5031
21	2970	61	3801	101	4067	21	3470	61	4585	101	5039
22	3030	62	3810	102	4072	22	3550	62	4595	102	5049
23	3070	63	3819	103	4077	23	3600	63	4607	103	5057
24	3110	64	3829	104	4082	24	3650	64	4621	104	5066
25	3145	65	3837	105	4087	25	3695	65	4635	105	5075
26	3175	66	3846	106	4092	26	3735	66	4649	106	5085
27	3210	67	3855	107	4097	27	3780	67	4669	107	5093
28	3240	68	3864	108	4103	28	3820	68	4683	108	5102
29	3270	69	3872	109	4108	29	3865	69	4693	109	5110
30	3300	70	3880	110	4113	30	3905	70	4709	110	5120
31	3340	71	3888	111	4118	31	3945	71	4723	111	5129
32	3360	72	3897	112	4123	32	3985	72	4733	112	5138
33	3400	73	3905	113	4128	33	4025	73	4749	113	5147
34	3420	74	3913	114	4134	34	4060	74	4761	114	5156
35	3445	75	3921	115	4139	35	4095	75	4777	115	5165
36	3470	76	3929	116	4144	36	4125	76	4787	116	5174
37	3495	77	3936	117	4149	37	4155	77	4799	117	5183
38	3515	78	3943	118	4154	38	4175	78	4811	118	5192
39	3535	79	3950	119	4159	39	4197	79	4821	119	5201
40	3555	80	3955	120	4164	40	4215	80	4831	120	5210
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 21,3047$ g/min $Q_{vs} = 21,3538$ ml/min $J_s = 19,8489$ l/m ² h $r = 0,8100$						$\tau_s = 85$ min $Q_{ms} = 27,8128$ g/min $Q_{vs} = 27,8769$ ml/min $J_s = 25,9124$ l/m ² h $r = 0,8394$					
$R = 9,3903 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 8,8943 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 14,3860 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 13,8900 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 2. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ i $2,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 1,5$ bar ($p_1 = 1,35$ bar ; $p_2 = 1,65$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l						$\Delta p = 2$ bar ($p_1 = 1,85$ bar ; $p_2 = 2,15$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	550	41	6139	81	7132	1	570	41	6775	81	8250
2	1050	42	6179	82	7150	2	1060	42	6835	82	8275
3	1400	43	6217	83	7170	3	1460	43	6880	83	8295
4	1720	44	6252	84	7188	4	1830	44	6930	84	8315
5	2020	45	6287	85	7204	5	2150	45	6975	85	8340
6	2270	46	6317	86	7222	6	2430	46	7020	86	8360
7	2480	47	6350	87	7238	7	2660	47	7070	87	8380
8	2680	48	6380	88	7256	8	2870	48	7115	88	8400
9	2860	49	6412	89	7272	9	3070	49	7160	89	8415
10	3030	50	6442	90	7286	10	3250	50	7205	90	8435
11	3200	51	6470	91	7302	11	3420	51	7255	91	8450
12	3370	52	6497	92	7316	12	3600	52	7300	92	8470
13	3535	53	6526	93	7332	13	3775	53	7345	93	8485
14	3705	54	6554	94	7346	14	3955	54	7385	94	8500
15	3865	55	6579	95	7362	15	4125	55	7430	95	8520
16	4035	56	6606	96	7376	16	4305	56	7475	96	8535
17	4200	57	6631	97	7391	17	4465	57	7515	97	8555
18	4350	58	6653	98	7406	18	4630	58	7560	98	8570
19	4520	59	6673	99	7421	19	4795	59	7600	99	8590
20	4680	60	6694	100	7435	20	4960	60	7640	100	8605
21	4800	61	6715	101	7447	21	5100	61	7675	101	8618
22	4910	62	6738	102	7461	22	5230	62	7715	102	8632
23	5008	63	6760	103	7475	23	5330	63	7750	103	8647
24	2096	64	6781	104	7489	24	5430	64	7785	104	8660
25	5181	65	6802	105	7501	25	5520	65	7820	105	8674
26	5261	66	6823	106	7515	26	5610	66	7850	106	8688
27	5336	67	6845	107	7527	27	5700	67	7885	107	8701
28	5408	68	6868	108	7539	28	5785	68	7920	108	8716
29	5478	69	6889	109	7551	29	5875	69	7950	109	8730
30	5550	70	6911	110	7565	30	5960	70	7975	110	8744
31	5620	71	6931	111	7577	31	6045	71	8005	111	8757
32	5690	72	6951	112	7589	32	6130	72	8030	112	8772
33	5755	73	6971	113	7601	33	6210	73	8060	113	8786
34	5820	74	6991	114	7613	34	6295	74	8085	114	8801
35	5880	75	7011	115	7627	35	6375	75	8110	115	8814
36	5940	76	7029	116	7639	36	6450	76	8135	116	8828
37	5980	77	7049	117	7651	37	6520	77	8160	117	8842
38	6022	78	7070	118	7663	38	6595	78	8180	118	8856
39	6062	79	7092	119	7675	39	6665	79	8205	119	8870
40	6101	80	7112	120	7687	40	6725	80	8230	120	8884
$\tau_s = 85$ min $Q_{ms} = 42,2704$ g/min $Q_{vs} = 42,3678$ ml/min $J_s = 39,3821$ l/m ² h $r = 0,8840$						$\tau_s = 88$ min $Q_{ms} = 51,9276$ g/min $Q_{vs} = 52,0473$ ml/min $J_s = 48,3797$ l/m ² h $r = 0,9093$					
$R = 14,1984 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 13,7024 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 15,4105 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 14,9145 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 3. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 2,5$ i $3,0$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$\Delta p = 2,5$ bar ($p_1 = 2,35$ bar ; $p_2 = 2,65$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l						$\Delta p = 3$ bar ($p_1 = 2,85$ bar ; $p_2 = 3,15$ bar) količina soka $V_0 = 10$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	490	41	6365	81	7325	1	550	41	6768	81	8014
2	960	42	6405	82	7342	2	1050	42	6816	82	8035
3	1310	43	6445	83	7358	3	1500	43	6862	83	8055
4	1680	44	6485	84	7376	4	1900	44	6910	84	8075
5	2010	45	6520	85	7392	5	2250	45	6955	85	8097
6	2310	46	6555	86	7407	6	2570	46	7000	86	8117
7	2590	47	6585	87	7421	7	2840	47	7042	87	8135
8	2860	48	6620	88	7433	8	3090	48	7084	88	8155
9	3110	49	6650	89	7447	9	3290	49	7124	89	8173
10	3340	50	6675	90	7459	10	3470	50	7164	90	8193
11	3540	51	6705	91	7472	11	3660	51	7200	91	8211
12	3720	52	6735	92	7484	12	3830	52	7236	92	8228
13	3900	53	6760	93	7498	13	4000	53	7272	93	8244
14	4060	54	6780	94	7511	14	4150	54	7307	94	8260
15	4220	55	6805	95	7523	15	4310	55	7342	95	8277
16	4370	56	6825	96	7533	16	4475	56	7372	96	8293
17	4510	57	6845	97	7544	17	4630	57	7407	97	8309
18	4660	58	6870	98	7557	18	4790	58	7437	98	8324
19	4800	59	6890	99	7567	19	4930	59	7467	99	8339
20	4960	60	6910	100	7579	20	5060	60	7497	100	8353
21	5110	61	6930	101	7590	21	5190	61	7527	101	8369
22	5225	62	6949	102	7601	22	5305	62	7557	102	8384
23	5325	63	6971	103	7612	23	5418	63	7585	103	8398
24	5415	64	6994	104	7625	24	5531	64	7613	104	8411
25	5490	65	7014	105	7635	25	5628	65	7638	105	8424
26	5560	66	7035	106	7646	26	5723	66	7663	106	8438
27	5630	67	7058	107	7658	27	5816	67	7689	107	8452
28	5690	68	7078	108	7668	28	5905	68	7713	108	8465
29	5745	69	7096	109	7679	29	5990	69	7738	109	8478
30	5805	70	7116	110	7690	30	6080	70	7763	110	8492
31	5860	71	7134	111	7702	31	6162	71	7787	111	8506
32	5920	72	7153	112	7712	32	6237	72	7813	112	8520
33	5975	73	7174	113	7723	33	6309	73	7838	113	8533
34	6030	74	7192	114	7734	34	6377	74	7863	114	8546
35	6080	75	7211	115	7745	35	6442	75	7886	115	8559
36	6135	76	7231	116	7755	36	6504	76	7909	116	8572
37	6185	77	7250	117	7766	37	6562	77	7934	117	8585
38	6235	78	7271	118	7777	38	6618	78	7954	118	8598
39	6280	79	7291	119	7788	39	6668	79	7974	119	8611
40	6320	80	7309	120	7799	40	6718	80	7994	120	8624
$\tau_s = 88$ min $Q_{ms} = 40,6244$ g/min $Q_{vs} = 40,7180$ ml/min $J_s = 37,8488$ l/m ² h $r = 0,8665$						$\tau_s = 86$ min $Q_{ms} = 47,5435$ g/min $Q_{vs} = 47,6531$ ml/min $J_s = 44,2952$ l/m ² h $r = 0,8850$					
$R = 24,6228 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 24,1268 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 25,2473 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 24,7513 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 4. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 0,5$ i 1 l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 0,5$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l						$Q_v = 1$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	210	41	2800	81	3150	1	240	41	3571	81	3961
2	380	42	2815	82	3155	2	430	42	3585	82	3967
3	540	43	2825	83	3160	3	600	43	3601	83	3972
4	690	44	2837	84	3165	4	760	44	3613	84	3978
5	820	45	2847	85	3171	5	900	45	3627	85	3983
6	930	46	2856	86	3176	6	1030	46	3637	86	3988
7	1040	47	2866	87	3181	7	1180	47	3649	87	3993
8	1145	48	2875	88	3186	8	1320	48	3659	88	3999
9	1245	49	2885	89	3191	9	1460	49	3671	89	4004
10	1350	50	2895	90	3197	10	1610	50	3681	90	4009
11	1450	51	2904	91	3202	11	1740	51	3693	91	4014
12	1540	52	2914	92	3207	12	1880	52	3703	92	4019
13	1645	53	2923	93	3212	13	2010	53	3715	93	4025
14	1735	54	2933	94	3218	14	2140	54	3727	94	4030
15	1835	55	2942	95	3223	15	2280	55	3737	95	4035
16	1925	56	2952	96	3228	16	2410	56	3747	96	4040
17	2015	57	2961	97	3233	17	2540	57	3759	97	4046
18	2100	58	2971	98	3238	18	2670	58	3771	98	4051
19	2180	59	2980	99	3244	19	2800	59	3781	99	4056
20	2260	60	2989	100	3249	20	2890	60	3791	100	4062
21	2330	61	2998	101	3254	21	2970	61	3801	101	4067
22	2385	62	3006	102	3259	22	3030	62	3810	102	4072
23	2435	63	3015	103	3264	23	3070	63	3819	103	4077
24	2470	64	3024	104	3269	24	3110	64	3829	104	4082
25	2505	65	3032	105	3274	25	3145	65	3837	105	4087
26	2535	66	3039	106	3279	26	3175	66	3846	106	4092
27	2560	67	3048	107	3284	27	3210	67	3855	107	4097
28	2580	68	3056	108	3289	28	3240	68	3864	108	4103
29	2600	69	3065	109	3294	29	3270	69	3872	109	4108
30	2620	70	3072	110	3299	30	3300	70	3880	110	4113
31	2645	71	3080	111	3304	31	3340	71	3888	111	4118
32	2665	72	3087	112	3309	32	3360	72	3897	112	4123
33	2690	73	3095	113	3314	33	3400	73	3905	113	4128
34	2710	74	3103	114	3319	34	3420	74	3913	114	4134
35	2725	75	3110	115	3324	35	3445	75	3921	115	4139
36	2740	76	3117	116	3329	36	3470	76	3929	116	4144
37	2755	77	3125	117	3334	37	3495	77	3936	117	4149
38	2765	78	3132	118	3339	38	3515	78	3943	118	4154
39	2780	79	3139	119	3344	39	3535	79	3950	119	4159
40	2790	80	3144	120	3349	40	3555	80	3955	120	4164
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 17,4172$ g/min $Q_{vs} = 17,4573$ ml/min $J_s = 16,2270$ l/m ² h $r = 0,8194$						$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 21,3047$ g/min $Q_{vs} = 21,3538$ ml/min $J_s = 19,8945$ l/m ² h $r = 0,8100$					
$R = 11,4862 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 10,9902 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 9,3903 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 8,8943 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 5. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1,5$ i 2 l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 1,5$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l						$Q_v = 2$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	300	41	3173	81	3621	1	400	41	3339	81	3777
2	550	42	3193	82	3627	2	625	42	3356	82	3784
3	805	43	3210	83	3633	3	805	43	3373	83	3790
4	985	44	3229	84	3639	4	975	44	3389	84	3798
5	1155	45	3247	85	3645	5	1140	45	3405	85	3805
6	1315	46	3264	86	3651	6	1295	46	3420	86	3812
7	1455	47	3282	87	3657	7	1445	47	3433	87	3819
8	1585	48	3297	88	3663	8	1575	48	3448	88	3825
9	1705	49	3312	89	3670	9	1705	49	3461	89	3832
10	1815	50	3324	90	3676	10	1825	50	3476	90	3838
11	1915	51	3339	91	3682	11	1935	51	3489	91	3845
12	2020	52	3351	92	3688	12	2035	52	3502	92	3851
13	2115	53	3366	93	3694	13	2145	53	3514	93	3858
14	2205	54	3378	94	3700	14	2245	54	3526	94	3864
15	2275	55	3390	95	3706	15	2335	55	3538	95	3871
16	2340	56	3401	96	3713	16	2435	56	3550	96	3876
17	2405	57	3412	97	3719	17	2520	57	3560	97	3882
18	2475	58	3423	98	3725	18	2600	58	3571	98	3888
19	2525	59	3434	99	3731	19	2675	59	3581	99	3894
20	2585	60	3444	100	3737	20	2740	60	3592	100	3901
21	2645	61	3454	101	3743	21	2800	61	3602	101	3906
22	2685	62	3463	102	3749	22	2850	62	3612	102	3912
23	2735	63	3473	103	3754	23	2890	63	3621	103	3917
24	2775	64	3482	104	3760	24	2930	64	3630	104	3922
25	2815	65	3491	105	3765	25	2965	65	3640	105	3928
26	2835	66	3499	106	3770	26	2990	66	3649	106	3934
27	2855	67	3508	107	3775	27	3025	67	3658	107	3939
28	2880	68	3517	108	3780	28	3050	68	3666	108	3944
29	2900	69	3526	109	3785	29	3075	69	3676	109	3949
30	2940	70	3535	110	3790	30	3110	70	3685	110	3954
31	2965	71	3544	111	3795	31	3135	71	3694	111	3959
32	2985	72	3553	112	3800	32	3160	72	3702	112	3964
33	3005	73	3562	113	3805	33	3185	73	3712	113	3969
34	3025	74	3570	114	3810	34	3205	74	3721	114	3974
35	3045	75	3578	115	3815	35	3227	75	3730	115	3979
36	3070	76	3586	116	3820	36	3246	76	3738	116	3984
37	3090	77	3594	117	3825	37	3265	77	3746	117	3989
38	3110	78	3601	118	3830	38	3283	78	3754	118	3994
39	3135	79	3609	119	3835	39	3301	79	3762	119	3999
40	3155	80	3615	120	3840	40	3320	80	3770	120	4004
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 18,5537$ g/min $Q_{vs} = 18,5965$ ml/min $J_s = 17,2858$ l/m ² h $r = 0,8554$						$\tau_s = 81$ min $Q_{ms} = 19,3116$ g/min $Q_{vs} = 19,3561$ ml/min $J_s = 17,9920$ l/m ² h $r = 0,8000$					
$R = 10,7826 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 10,2866 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 10,3594 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 9,8634 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 6. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 2,5$ i 3 l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 2,5$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l						$Q_v = 3$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	450	41	4215	81	4727	1	500	41	5835	81	6465
2	800	42	4235	82	4736	2	950	42	5860	82	6474
3	1070	43	4255	83	4745	3	1320	43	5880	83	6483
4	1300	44	4273	84	4752	4	1650	44	5900	84	6491
5	1500	45	4291	85	4759	5	1950	45	5922	85	6499
6	1680	46	4309	86	4766	6	2230	46	5942	86	6507
7	1865	47	4327	87	4774	7	2515	47	5964	87	6514
8	2040	48	4344	88	4783	8	2765	48	5984	88	6523
9	2195	49	4362	89	4790	9	2995	49	6004	89	6531
10	2345	50	4378	90	4798	10	3205	50	6023	90	6539
11	2485	51	4396	91	4805	11	3405	51	6044	91	6547
12	2615	52	4412	92	4812	12	3605	52	6064	92	6555
13	2735	53	4430	93	4819	13	3795	53	6083	93	6563
14	2845	54	4446	94	4826	14	3965	54	6104	94	6571
15	2945	55	4461	95	4833	15	4125	55	6124	95	6578
16	3050	56	4476	96	4839	16	4275	56	6142	96	6585
17	3145	57	4491	97	4845	17	4405	57	6162	97	6592
18	3245	58	4506	98	4852	18	4515	58	6180	98	6599
19	3335	59	4521	99	4857	19	4635	59	6198	99	6606
20	3430	60	4533	100	4863	20	4745	60	6213	100	6613
21	3505	61	4545	101	4870	21	4840	61	6230	101	6620
22	3570	62	4557	102	4875	22	4925	62	6246	102	6626
23	3625	63	4569	103	4881	23	4990	63	6262	103	6632
24	3685	64	4581	104	4887	24	5060	64	6277	104	6638
25	3725	65	4591	105	4893	25	5120	65	6292	105	6645
26	3770	66	4601	106	4899	26	5185	66	6307	106	6651
27	3815	67	4613	107	4905	27	5250	67	6319	107	6657
28	3855	68	4623	108	4911	28	5310	68	6334	108	6663
29	3890	69	4633	109	4917	29	5365	69	6346	109	6670
30	3925	70	4643	110	4924	30	5415	70	6358	110	6676
31	3955	71	4632	111	4929	31	5465	71	6370	111	6682
32	3985	72	4642	112	4935	32	5510	72	6380	112	6688
33	4015	73	4652	113	4941	33	5555	73	6390	113	6694
34	4045	74	4661	114	4946	34	5595	74	6400	114	6700
35	4070	75	4670	115	4953	35	5635	75	6409	115	6706
36	4100	76	4680	116	4959	36	5675	76	6419	116	6712
37	4125	77	4690	117	4965	37	5710	77	6428	117	6718
38	4150	78	4699	118	4971	38	5745	78	6438	118	6724
39	4170	79	4708	119	4977	39	5775	79	6447	119	6730
40	4190	80	4718	120	4983	40	5805	80	6456	120	6736
$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 23,6413$ g/min $Q_{vs} = 23,6958$ ml/min $J_s = 22,0258$ l/m ² h $r = 0,8464$						$\tau_s = 84$ min $Q_{ms} = 31,6696$ g/min $Q_{vs} = 31,7426$ ml/min $J_s = 29,5056$ l/m ² h $r = 0,8136$					
$R = 8,4622 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 7,9662 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 6,3170 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 5,8210 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 7. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$ i pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 4$ i 5 l/min, kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

$Q_v = 4$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l						$Q_v = 5$ l/min ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_0 = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	600	41	7345	81	8186	1	750	41	10370	81	11625
2	1100	42	7390	82	8198	2	1400	42	10430	82	11640
3	1550	43	7420	83	8210	3	1950	43	10490	83	11655
4	1950	44	7455	84	8222	4	2450	44	10555	84	11667
5	2330	45	7485	85	8234	5	2930	45	10615	85	11682
6	2700	46	7515	86	8246	6	3400	46	10665	86	11694
7	3050	47	7545	87	8258	7	3850	47	10715	87	11709
8	3380	48	7570	88	8268	8	4280	48	10755	88	11721
9	3680	49	7600	89	8280	9	4680	49	10800	89	11733
10	3960	50	7625	90	8290	10	5050	50	10845	90	11743
11	4230	51	7650	91	8300	11	5410	51	10890	91	11753
12	4490	52	7675	92	8310	12	5760	52	10930	92	11763
13	4740	53	7695	93	8320	13	6080	53	10970	93	11773
14	4960	54	7715	94	8330	14	6380	54	11010	94	11784
15	5160	55	7735	95	8340	15	6680	55	11050	95	11794
16	5340	56	7755	96	8349	16	6950	56	11085	96	11805
17	5500	57	7775	97	8358	17	7210	57	11115	97	11815
18	5650	58	7795	98	8368	18	7450	58	11145	98	11824
19	5800	59	7815	99	8377	19	7680	59	11175	99	11835
20	5930	60	7835	100	8386	20	7900	60	11200	100	11844
21	6050	61	7853	101	8395	21	8110	61	11225	101	11853
22	6160	62	7873	102	8404	22	8310	62	11250	102	11862
23	6260	63	7893	103	8413	23	8510	63	11275	103	11871
24	6340	64	7911	104	8420	24	8680	64	11295	104	11879
25	6425	65	7929	105	8428	25	8840	65	11315	105	11887
26	6505	66	7949	106	8437	26	8990	66	11335	106	11895
27	6580	67	7966	107	8444	27	9120	67	11357	107	11903
28	6655	68	7984	108	8452	28	9240	68	11377	108	11911
29	6725	69	8002	109	8460	29	9350	69	11399	109	11919
30	6790	70	8020	110	8468	30	9455	70	11419	110	11926
31	6855	71	8038	111	8475	31	9555	71	11439	111	11934
32	6915	72	8054	112	8482	32	9655	72	11459	112	11941
33	6970	73	8070	113	8490	33	9745	73	11478	113	11949
34	7025	74	8086	114	8497	34	9835	74	11498	114	11956
35	7075	75	8102	115	8504	35	9920	75	11517	115	11964
36	7125	76	8117	116	8511	36	10005	76	11536	116	11971
37	7175	77	8132	117	8518	37	10085	77	11556	117	11979
38	7220	78	8147	118	8525	38	10165	78	11574	118	11987
39	7265	79	8162	119	8532	39	10235	79	11592	119	11995
40	7305	80	8174	120	8539	40	10305	80	11610	120	12002
$\tau_s = 88$ min $Q_{ms} = 41,1424$ g/min $Q_{vs} = 41,2373$ ml/min $J_s = 38,3312$ l/m ² h $r = 0,8201$						$\tau_s = 90$ min $Q_{ms} = 61,8843$ g/min $Q_{vs} = 62,0270$ ml/min $J_s = 57,6561$ l/m ² h $r = 0,8315$					
$R = 4,8626 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 4,3666 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 3,2327 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 2,7367 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 8. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22$ i 35°C , kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

t = 22°C (p ₁ = 0,45 bar ; p ₂ = 0,6 bar) količina soka V ₀ = 15 l						t = 35° (p ₁ = 0,45 bar ; p ₂ = 0,6 bar) količina soka V ₀ = 15 l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	240	41	3571	81	3961	1	300	41	4566	81	5397
2	430	42	3585	82	3967	2	570	42	4590	82	5414
3	600	43	3601	83	3972	3	820	43	4616	83	5431
4	760	44	3613	84	3978	4	1050	44	4641	84	5449
5	900	45	3627	85	3983	5	1270	45	4666	85	5466
6	1030	46	3637	86	3988	6	1470	46	4691	86	5483
7	1180	47	3649	87	3993	7	1660	47	4713	87	5500
8	1320	48	3659	88	3999	8	1840	48	4738	88	5517
9	1460	49	3671	89	4004	9	2010	49	4760	89	5533
10	1610	50	3681	90	4009	10	2175	50	4785	90	5550
11	1740	51	3693	91	4014	11	2340	51	4807	91	5566
12	1880	52	3703	92	4019	12	2500	52	4829	92	5583
13	2010	53	3715	93	4025	13	2660	53	4851	93	5598
14	2140	54	3727	94	4030	14	2810	54	4871	94	5615
15	2280	55	3737	95	4035	15	2965	55	4893	95	5630
16	2410	56	3747	96	4040	16	3115	56	4913	96	5646
17	2540	57	3759	97	4046	17	3255	57	4935	97	5662
18	2670	58	3771	98	4051	18	3395	58	4955	98	5679
19	2800	59	3781	99	4056	19	3525	59	4976	99	5694
20	2890	60	3791	100	4062	20	3635	60	4997	100	5709
21	2970	61	3801	101	4067	21	3735	61	5018	101	5725
22	3030	62	3810	102	4072	22	3815	62	5038	102	5740
23	3070	63	3819	103	4077	23	3875	63	5058	103	5755
24	3110	64	3829	104	4082	24	3935	64	5078	104	5770
25	3145	65	3837	105	4087	25	3990	65	5097	105	5786
26	3175	66	3846	106	4092	26	4030	66	5117	106	5801
27	3210	67	3855	107	4097	27	4085	67	5136	107	5816
28	3240	68	3864	108	4103	28	4125	68	5156	108	5832
29	3270	69	3872	109	4108	29	4165	69	5174	109	5847
30	3300	70	3880	110	4113	30	4205	70	5193	110	5862
31	3340	71	3888	111	4118	31	4235	71	5212	111	5878
32	3360	72	3897	112	4123	32	4275	72	5232	112	5893
33	3400	73	3905	113	4128	33	4305	73	5250	113	5908
34	3420	74	3913	114	4134	34	4345	74	5269	114	5923
35	3445	75	3921	115	4139	35	4380	75	5288	115	5938
36	3470	76	3929	116	4144	36	4415	76	5306	116	5953
37	3495	77	3936	117	4149	37	4450	77	5325	117	5968
38	3515	78	3943	118	4154	38	4480	78	5343	118	5983
39	3535	79	3950	119	4159	39	4510	79	5362	119	5998
40	3555	80	3955	120	4164	40	4540	80	5380	120	6013
$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 21,3047$ g/min $Q_{vs} = 21,3538$ ml/min $J_s = 19,8945$ l/m ² h $r = 0,8100$						$\tau_s = 80$ min $Q_{ms} = 33,2678$ g/min $Q_{vs} = 33,3445$ ml/min $J_s = 30,8782$ l/m ² h $r = 0,9890$					
$R = 9,3903 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 8,8943 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 6,0135 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 5,5175 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 9. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 0,5$ bar, pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 45$ i 55°C , kroz Kerasep keramičku membranu. Vreme uspostavljanja stacionarnih uslova, τ_s (min), stacionarni maseni protok permeata, Q_{ms} (g/min), stacionarni zapreminski protok permeata, Q_{vs} (ml/min), hidraulički otpor membrane, R_m (1/m), stacionarni polarizacioni otpor, R_p (1/m), stacionarni ukupni otpor, R (1/m), stacionarni fluks permeata, J_s (l/m²h), i koeficijent korelacije, r , u stacionarnim uslovima.

t = 45°C (p ₁ = 0,45 bar ; p ₂ = 0,6 bar) količina soka V ₀ = 15 l						t = 55° (p ₁ = 0,45 bar ; p ₂ = 0,6 bar) količina soka V ₀ = 15 l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	370	41	6386	81	7938	1	390	41	6735	81	8443
2	720	42	5431	82	7968	2	760	42	6795	82	8473
3	1060	43	6476	83	7996	3	1110	43	6850	83	8502
4	1380	44	6521	84	8024	4	1450	44	6905	84	8531
5	1680	45	6561	85	8050	5	1780	45	6955	85	8559
6	1970	46	6606	86	8076	6	2090	46	7010	86	8587
7	2250	47	6646	87	8101	7	2390	47	7060	87	8612
8	2515	48	6688	88	8126	8	2680	48	7112	88	8637
9	2770	49	6728	89	8148	9	2955	49	7162	89	8657
10	3010	50	6770	90	8170	10	3210	50	7214	90	8677
11	3230	51	6810	91	8190	11	3440	51	7264	91	8697
12	3440	52	6852	92	8210	12	3660	52	7316	92	8717
13	3640	53	6894	93	8230	13	3865	53	7368	93	8737
14	3825	54	6934	94	8250	14	4055	54	7418	94	8757
15	4005	55	6974	95	8269	15	4235	55	7468	95	8777
16	4175	56	7016	96	8289	16	4405	56	7518	96	8796
17	4345	57	7056	97	8307	17	4565	57	7563	97	8816
18	4510	58	7098	98	8326	18	4715	58	7608	98	8836
19	4660	59	7138	99	8346	19	4865	59	7653	99	8856
20	4810	60	7179	100	8364	20	5005	60	7693	100	8875
21	4950	61	7219	101	8383	21	5135	61	7738	101	8895
22	5070	62	7259	102	8402	22	5265	62	7778	102	8914
23	5190	63	7299	103	8420	23	5390	63	7818	103	8933
24	5290	64	7337	104	8438	24	5515	64	7856	104	8953
25	5390	65	7377	105	8456	25	5630	65	7896	105	8972
26	5470	66	7415	106	8475	26	5730	66	7934	106	8991
27	5550	67	7453	107	8493	27	5820	67	7974	107	9009
28	5620	68	7489	108	8513	28	5905	68	8009	108	9027
29	5685	69	7527	109	8532	29	5975	69	8044	109	9046
30	5750	70	7563	110	8550	30	6045	70	8079	110	9064
31	5815	71	7601	111	8568	31	6115	71	8113	111	9082
32	5875	72	7637	112	8587	32	6180	72	8148	112	9101
33	5935	73	7671	113	8605	33	6245	73	8183	113	9119
34	5995	74	7706	114	8624	34	6310	74	8217	114	9137
35	6060	75	7741	115	8642	35	6370	75	8249	115	9156
36	6120	76	7775	116	8660	36	6435	76	8284	116	9174
37	6180	77	7809	117	8678	37	6500	77	8316	117	9192
38	6235	78	7842	118	8696	38	6560	78	8351	118	9210
39	6290	79	7875	119	8714	39	6620	79	8383	119	9228
40	6340	80	7908	120	8732	40	6680	80	8413	120	9246
$\tau_s = 90$ min $Q_{ms} = 52,4433$ g/min $Q_{vs} = 52,5642$ ml/min $J_s = 48,4905$ l/m ² h $r = 0,9204$						$\tau_s = 89$ min $Q_{ms} = 55,9187$ g/min $Q_{vs} = 56,0476$ ml/min $J_s = 51,4660$ l/m ² h $r = 0,9122$					
$R = 3,8147 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,3187 \cdot 10^{12}$ 1/m						$R = 3,5776 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_m = 0,4960 \cdot 10^{12}$ 1/m $R_p = 3,0816 \cdot 10^{12}$ 1/m					

Tabela 10. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 0,5$ bar ($p_1 = 0,45$ bar, $p_2 = 0,60$ bar) i $\Delta p = 1$ bar ($p_1 = 0,85$ bar, $p_2 = 1,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 0,5$ bar ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 1$ bar ($p_1 = 0,85$ bar ; $p_2 = 1,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	240	41	180	81	155	1	300	41	200	81	170
2	430	42	350	82	305	2	550	42	390	82	330
3	600	43	515	83	450	3	790	43	570	83	480
4	760	44	670	84	580	4	980	44	740	84	620
5	900	45	820	85	700	5	1160	45	905	85	745
6	1030	46	960	86	805	6	1320	46	1065	86	860
7	1180	47	1085	87	900	7	1490	47	1220	87	960
8	1320	48	1200	88	985	8	1630	48	1365	88	1055
9	1460	49	1295	89	1065	9	1780	49	1495	89	1145
10	1610	50	1390	90	1145	10	1930	50	1625	90	1235
11	200	51	170	91	140	11	255	51	190	91	170
12	390	52	340	92	270	12	490	52	360	92	325
13	570	53	505	93	390	13	710	53	520	93	475
14	740	54	660	94	495	14	920	54	680	94	610
15	895	55	805	95	595	15	1120	55	830	95	730
16	1045	56	940	96	685	16	1300	56	970	96	835
17	1190	57	1060	97	770	17	1465	57	1100	97	935
18	1330	58	1165	98	850	18	1625	58	1225	98	1025
19	1470	59	1260	99	935	19	1775	59	1345	99	1110
20	1610	60	1350	100	1015	20	1925	60	1465	100	1195
21	180	61	165	101	145	21	230	61	180	101	160
22	355	62	320	102	275	22	440	62	350	102	310
23	525	63	460	103	395	23	640	63	510	103	450
24	690	64	595	104	500	24	830	64	655	104	575
25	850	65	725	105	600	25	1005	65	785	105	680
26	1000	66	845	106	695	26	1165	66	905	106	775
27	1140	67	950	107	780	27	1315	67	1030	107	865
28	1270	68	1050	108	860	28	1465	68	1150	108	950
29	1390	69	1140	109	940	29	1605	69	1260	109	1030
30	1510	70	1225	110	1020	30	1745	70	1360	110	1115
31	180	71	150	111	140	31	210	71	180	111	155
32	350	72	310	112	265	32	410	72	345	112	290
33	510	73	450	113	385	33	595	73	500	113	420
34	660	74	575	114	490	34	770	74	650	114	535
35	800	75	690	115	590	35	930	75	790	115	640
36	930	76	795	116	685	36	1085	76	920	116	740
37	1050	77	890	117	770	37	1230	77	1040	117	830
38	1160	78	980	118	850	38	1370	78	1150	118	915
39	1260	79	1060	119	930	39	1505	79	1250	119	995
40	1360	80	1140	120	1010	40	1640	80	1345	120	1080

Tabela 11. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 1,5$ bar ($p_1 = 1,35$ bar, $p_2 = 1,65$ bar) i $\Delta p = 2$ bar ($p_1 = 1,85$ bar, $p_2 = 2,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 1,5$ bar ($p_1 = 1,35$ bar ; $p_2 = 1,65$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 2$ bar ($p_1 = 1,85$ bar ; $p_2 = 2,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	550	41	420	81	350	1	570	41	450	81	410
2	1050	42	800	82	670	2	1060	42	860	82	780
3	1400	43	1130	83	955	3	1460	43	1250	83	1090
4	1720	44	1415	84	1190	4	1830	44	1600	84	1355
5	2020	45	1670	85	1375	5	2150	45	1910	85	1555
6	2270	46	1875	86	1540	6	2430	46	2180	86	1740
7	2480	47	2060	87	1690	7	2660	47	2400	87	1905
8	2680	48	2240	88	1830	8	2870	48	2590	88	2075
9	2860	49	2415	89	1970	9	3070	49	2780	89	2235
10	3030	50	2585	90	2110	10	3250	50	2970	90	2395
11	490	51	390	91	350	11	510	51	440	91	400
12	840	52	710	92	660	12	960	52	840	92	720
13	1170	53	1010	93	935	13	1360	53	1220	93	1000
14	1470	54	1285	94	1145	14	1710	54	1540	94	1220
15	1755	55	1515	95	1320	15	2010	55	1815	95	1405
16	2020	56	1710	96	1485	16	2270	56	2025	96	1570
17	2270	57	1885	97	1630	17	2490	57	2215	97	1730
18	2490	58	2055	98	1770	18	2690	58	2395	98	1890
19	2680	59	2225	99	1915	19	2880	59	2580	99	2045
20	2870	60	2390	100	2055	20	3070	60	2760	100	2200
21	455	61	390	101	330	21	480	61	440	101	390
22	860	62	720	102	625	22	900	62	840	102	710
23	1200	63	1010	103	890	23	1290	63	1210	103	990
24	1520	64	1260	104	1100	24	1630	64	1520	104	1210
25	1820	65	1460	105	1275	25	1930	65	1785	105	1395
26	2095	66	1645	106	1420	26	2210	66	1985	106	1570
27	2355	67	1820	107	1560	27	2460	67	2165	107	1725
28	2575	68	1990	108	1695	28	2660	68	2345	108	1875
29	2765	69	2150	109	1835	29	2860	69	2520	109	2025
30	2950	70	2310	110	1970	30	3050	70	2690	110	2175
31	450	71	370	111	330	31	480	71	410	111	390
32	840	72	670	112	620	32	900	72	760	112	690
33	1190	73	920	113	870	33	1290	73	1060	113	960
34	1510	74	1120	114	1070	34	1630	74	1310	114	1165
35	1810	75	1300	115	1250	35	1930	75	1510	115	1340
36	2085	76	1470	116	1410	36	2210	76	1700	116	1505
37	2340	77	1630	117	1550	37	2450	77	1880	117	1655
38	2540	78	1770	118	1680	38	2660	78	2050	118	1800
39	2725	79	1910	119	1810	39	2855	79	2215	119	1950
40	2905	80	2050	120	1940	40	3045	80	2380	120	2095

Tabela 12. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 2,5$ bar ($p_1 = 2,35$ bar, $p_2 = 2,65$ bar) i $\Delta p = 3$ bar ($p_1 = 2,85$ bar, $p_2 = 3,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 1 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 2,5$ bar ($p_1 = 2,35$ bar ; $p_2 = 2,65$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 3$ bar ($p_1 = 2,85$ bar ; $p_2 = 2,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	490	41	435	81	390	1	550	41	470	81	400
2	960	42	835	82	700	2	1050	42	875	82	750
3	1310	43	1210	83	970	3	1500	43	1240	83	1050
4	1680	44	1520	84	1185	4	1900	44	1540	84	1300
5	2010	45	1785	85	1375	5	2250	45	1790	85	1500
6	2310	46	1985	86	1550	6	2570	46	1995	86	1680
7	2590	47	2175	87	1720	7	2840	47	2190	87	1850
8	2860	48	2360	88	1885	8	3090	48	2380	88	2035
9	3110	49	2550	89	2050	9	3290	49	2575	89	2205
10	3340	50	2735	90	2210	10	3470	50	2765	90	2380
11	470	51	430	91	370	11	520	51	450	91	390
12	890	52	820	92	675	12	990	52	950	92	695
13	1270	53	1140	93	930	13	1400	53	1315	93	950
14	1590	54	1425	94	1130	14	1770	54	1620	94	1155
15	1860	55	1640	95	1315	15	2070	55	1885	95	1340
16	2115	56	1825	96	1490	16	2350	56	2090	96	1515
17	2345	57	2015	97	1655	17	2590	57	2280	97	1685
18	2555	58	2195	98	1815	18	2790	58	2470	98	1850
19	2765	59	2380	99	1975	19	2990	59	2655	99	2020
20	2965	60	2560	100	2135	20	3190	60	2840	100	2185
21	460	61	410	101	370	21	510	61	450	101	385
22	870	62	780	102	670	22	980	62	850	102	685
23	1240	63	1080	103	920	23	1405	63	1200	103	935
24	1565	64	1345	104	1120	24	1790	64	1500	104	1135
25	1850	65	1560	105	1295	25	2110	65	1750	105	1315
26	2090	66	1755	106	1455	26	2360	66	1950	106	1485
27	2290	67	1935	107	1620	27	2580	67	2140	107	1650
28	2485	68	2115	108	1775	28	2780	68	2320	108	1810
29	2685	69	2300	109	1935	29	2975	69	2500	109	1970
30	2880	70	2475	110	2090	30	3175	70	2680	110	2130
31	455	71	390	111	360	31	490	71	420	111	385
32	875	72	710	112	660	32	905	72	790	112	685
33	1255	73	990	113	900	33	1280	73	1100	113	925
34	1595	74	1215	114	1090	34	1590	74	1340	114	1110
35	1885	75	1410	115	1260	35	1860	75	1535	115	1275
36	2120	76	1590	116	1420	36	2080	76	1715	116	1430
37	2315	77	1765	117	1585	37	2280	77	1895	117	1585
38	2505	78	1935	118	1745	38	2470	78	2070	118	1745
39	2695	79	2105	119	1900	39	2660	79	2245	119	1895
40	2885	80	2275	120	2055	40	2860	80	2425	120	2050

Tabela 13. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritiska $\Delta p = 0,5$ bar ($p_1 = 0,45$ bar, $p_2 = 0,60$ bar) i $\Delta p = 1$ bar ($p_1 = 0,85$ bar, $p_2 = 1,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 0,5$ bar ($p_1 = 0,45$ bar ; $p_2 = 0,6$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 1$ bar ($p_1 = 0,85$ bar ; $p_2 = 1,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	240	41	190	81	165	1	300	41	210	81	180
2	430	42	370	82	325	2	550	42	410	82	350
3	600	43	540	83	475	3	790	43	600	83	510
4	760	44	710	84	615	4	980	44	780	84	660
5	900	45	870	85	745	5	1160	45	950	85	800
6	1030	46	1020	86	865	6	1320	46	1115	86	930
7	1180	47	1160	87	975	7	1490	47	1275	87	1050
8	1320	48	1290	88	1075	8	1630	48	1430	88	1155
9	1460	49	1410	89	1165	9	1780	49	1585	89	1255
10	1610	50	1530	90	1250	10	1930	50	1725	90	1345
11	220	51	190	91	160	11	270	51	200	91	180
12	420	52	370	92	310	12	530	52	390	92	340
13	610	53	540	93	450	13	780	53	570	93	495
14	790	54	705	94	580	14	1000	54	740	94	645
15	955	55	860	95	700	15	1200	55	900	95	785
16	1115	56	1010	96	810	16	1400	56	1050	96	915
17	1270	57	1150	97	910	17	1590	57	1190	97	1035
18	1420	58	1280	98	1000	18	1765	58	1320	98	1145
19	1570	59	1400	99	1085	19	1925	59	1440	99	1250
20	1720	60	1510	100	1165	20	2075	60	1560	100	1340
21	200	61	180	101	150	21	250	61	200	101	170
22	385	62	350	102	290	22	480	62	390	102	330
23	570	63	510	103	420	23	690	63	570	103	480
24	745	64	660	104	540	24	890	64	740	104	610
25	915	65	800	105	650	25	1075	65	900	105	730
26	1075	66	930	106	750	26	1245	66	1050	106	840
27	1225	67	1050	107	840	27	1405	67	1190	107	940
28	1365	68	1160	108	925	28	1565	68	1320	108	1035
29	1495	69	1260	109	1010	29	1715	69	1440	109	1125
30	1625	70	1360	110	1090	30	1865	70	1550	110	1215
31	200	71	165	111	150	31	230	71	180	111	160
32	390	72	325	112	290	32	440	72	350	112	310
33	570	73	475	113	420	33	640	73	510	113	450
34	740	74	615	114	540	34	825	74	660	114	580
35	900	75	745	115	650	35	1000	75	800	115	695
36	1050	76	865	116	750	36	1160	76	930	116	800
37	1190	77	975	117	840	37	1315	77	1050	117	895
38	1320	78	1075	118	920	38	1465	78	1160	118	985
39	1445	79	1165	119	1000	39	1610	79	1260	119	1070
40	1570	80	1255	120	1080	40	1755	80	1360	120	1155

Tabela 14. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 1,5$ bar ($p_1 = 1,35$ bar, $p_2 = 1,65$ bar) i $\Delta p = 2$ bar ($p_1 = 1,85$ bar, $p_2 = 2,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 1,5$ bar ($p_1 = 1,35$ bar ; $p_2 = 1,65$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 2$ bar ($p_1 = 1,85$ bar ; $p_2 = 2,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	550	41	450	81	370	1	570	41	470	81	420
2	1050	42	850	82	700	2	1060	42	900	82	820
3	1400	43	1230	83	1000	3	1460	43	1290	83	1180
4	1720	44	1570	84	1280	4	1830	44	1630	84	1455
5	2020	45	1870	85	1540	5	2150	45	1950	85	1670
6	2270	46	2150	86	1770	6	2430	46	2230	86	1870
7	2480	47	2410	87	1970	7	2660	47	2490	87	2060
8	2680	48	2630	88	2145	8	2870	48	2710	88	2240
9	2860	49	2830	89	2300	9	3070	49	1910	89	2420
10	3030	50	3020	90	2450	10	3250	50	3110	90	2600
11	510	51	420	91	370	11	535	51	460	91	410
12	960	52	820	92	690	12	1015	52	880	92	800
13	1350	53	1170	93	995	13	1435	53	1280	93	1140
14	1700	54	1470	94	1270	14	1830	54	1640	94	1425
15	2000	55	1750	95	1525	15	2165	55	1940	95	1655
16	2280	56	2010	96	1740	16	2450	56	2215	96	1845
17	2550	57	2240	97	1935	17	2715	57	2450	97	2030
18	2800	58	2440	98	2105	18	2965	58	2650	98	2210
19	3020	59	2630	99	2255	19	3195	59	2850	99	2390
20	3220	60	2815	100	2395	20	3405	60	3040	100	2560
21	475	61	420	101	350	21	500	61	450	101	410
22	900	62	820	102	655	22	970	62	855	102	800
23	1270	63	1180	103	930	23	1395	63	1240	103	1130
24	1610	64	1480	104	1185	24	1785	64	1575	104	1400
25	1920	65	1750	105	1400	25	2145	65	1855	105	1615
26	2210	66	2000	106	1595	26	2445	66	2075	106	1800
27	2490	67	2220	107	1765	27	2720	67	2275	107	1980
28	2740	68	2420	108	1915	28	2970	68	2465	108	2150
29	2960	69	2610	109	2055	29	3190	69	2650	109	2320
30	3160	70	2790	110	2195	30	3390	70	2835	110	2490
31	470	71	390	111	345	31	490	71	420	111	400
32	900	72	710	112	645	32	950	72	820	112	730
33	1280	73	990	113	915	33	1350	73	1185	113	1010
34	1610	74	1210	114	1165	34	1720	74	1465	114	1225
35	1910	75	1410	115	1370	35	2040	75	1685	115	1415
36	2190	76	1600	116	1560	36	2330	76	1885	116	1595
37	2445	77	1780	117	1730	37	2600	77	2075	117	1770
38	2655	78	1955	118	1875	38	2830	78	2260	118	1940
39	2855	79	2105	119	2015	39	3030	79	2440	119	2105
40	3045	80	2255	120	2155	40	3230	80	2620	120	2270

Tabela 15. Sakupljena masa permeata, m_i (g), u funkciji vremena, τ_i (min), pri razlici pritisaka $\Delta p = 2,5$ bar ($p_1 = 2,35$ bar, $p_2 = 2,65$ bar) i $\Delta p = 3$ bar ($p_1 = 2,85$ bar, $p_2 = 3,15$ bar), pri zapreminskom protoku retentata od $Q_v = 1$ l/min i na temperaturi $t = 22^\circ\text{C}$, kroz Kerasep keramičku membranu pri **periodičnom povratnom ispiranju (backwashing)** na svakih 10 minuta u trajanju od 3 minuta, komprimovanim vazduhom pritiska 0,5 bar.

$\Delta p = 2,5$ bar ($p_1 = 2,35$ bar ; $p_2 = 2,65$ bar) količina soka $V_o = 15$ l						$\Delta p = 3$ bar ($p_1 = 2,85$ bar ; $p_2 = 2,15$ bar) količina soka $V_o = 15$ l					
τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i	τ_i	m_i
1	490	41	450	81	400	1	550	41	490	81	420
2	960	42	870	82	730	2	1050	42	920	82	800
3	1310	43	1255	83	1015	3	1500	43	1320	83	1110
4	1680	44	1600	84	1240	4	1900	44	1680	84	1390
5	2010	45	1900	85	1440	5	2250	45	1985	85	1610
6	2310	46	2175	86	1635	6	2570	46	2260	86	1815
7	2590	47	2400	87	1825	7	2840	47	2480	87	2015
8	2860	48	2605	88	2015	8	3090	48	2680	88	2205
9	3110	49	2805	89	2200	9	3290	49	2880	89	2390
10	3340	50	3005	90	2385	10	3470	50	3075	90	2575
11	480	51	450	91	390	11	530	51	490	91	400
12	950	52	860	92	710	12	1030	52	915	92	780
13	1320	53	1225	93	985	13	1480	53	1310	93	1100
14	1660	54	1530	94	1200	14	1880	54	1640	94	1385
15	1950	55	1805	95	1400	15	2230	55	1925	95	1610
16	2210	56	2025	96	1595	16	2540	56	2140	96	1815
17	2440	57	2230	97	1785	17	2820	57	2345	97	2015
18	2655	58	2430	98	1970	18	3070	58	2545	98	2205
19	2865	59	2625	99	2150	19	3310	59	2740	99	2390
20	3070	60	2820	100	2330	20	3540	60	2930	100	2570
21	470	61	430	101	390	21	520	61	470	101	390
22	905	62	830	102	710	22	1010	62	885	102	740
23	1310	63	1200	103	985	23	1440	63	1260	103	1040
24	1685	64	1520	104	1200	24	1840	64	1580	104	1315
25	2010	65	1795	105	1400	25	2205	65	1860	105	1530
26	2290	66	2025	106	1595	26	2510	66	2090	106	1730
27	2540	67	2225	107	1785	27	2790	67	2295	107	1920
28	2780	68	2420	108	1970	28	3040	68	2495	108	2105
29	3000	69	2610	109	2150	29	3270	69	2685	109	2285
30	3200	70	2800	110	2330	30	3480	70	2870	110	2460
31	465	71	420	111	380	31	500	71	450	111	390
32	905	72	805	112	690	32	960	72	850	112	740
33	1310	73	1120	113	955	33	1360	73	1215	113	1040
34	1685	74	1405	114	1160	34	1720	74	1525	114	1315
35	2010	75	1665	115	1355	35	2030	75	1805	115	1530
36	2300	76	1880	116	1545	36	2310	76	2040	116	1730
37	2565	77	2075	117	1730	37	2560	77	2245	117	1920
38	2785	78	2270	118	1910	38	2790	78	2445	118	2105
39	2985	79	2460	119	2085	39	3000	79	2635	119	2285
40	3185	80	2645	120	2260	40	3205	80	2820	120	2465

BIOGRAFSKI PODACI

Tijana Urošević (devojačko Marković) rođena je 11.08.1981. godine u Beogradu. Osnovnu školu i gimnaziju završila je sa odličnim uspehom u Beogradu. Studije na Poljoprivrednom fakultetu Univerziteta u Beogradu započela je školske 2000/01. godine. Diplomirala je 30.09.2005. godine sa prosečnom ocenom 8,22 i ocenom 10 (deset) na diplomskom ispitu. Školske 2006/07. upisala je master studije na Tehnološko-metalurškom fakultetu Univerziteta u Beogradu, smer Hemijsko inženjerstvo (Hemijska tehnologija), pod mentorstvom prof. dr Dragana Povrenovića. Diplomirala je 27.11.2007. godine sa prosečnom ocenom 9,57 i ocenom 10 (deset) na završnom ispitu, čime je stekla zvanje master inženjer tehnologije. Školske 2007/08. upisala je doktorske akademske studije na Tehnološko – metalurškom fakultetu Univerziteta u Beogradu, smer Hemijsko inženjerstvo, pod mentorstvom prof. dr Dragana Povrenovića. Školske 2017/2018. ponovo se upisala na treću godinu doktorskih akademskih studija na Tehnološko-metalurškom fakultetu Univerziteta u Beogradu, smer Hemijsko inženjerstvo, pod mentorstvom doc dr Vladimira Pavićevića.

Tijana Urošević je odmah nakon završenih osnovnih studija na Poljoprivrednom fakultetu Univerziteta u Beogradu, u oktobru 2005. godine angažovana preko Omladinske zadruge Beograd, kao saradnik u nastavi na Poljoprivrednom fakultetu Univerziteta u Beogradu, pri čemu je bila zadužena za održavanje auditornih vežbi na predmetu Tehnološke operacije na Institutu za prehrambenu tehnologiju i biohemiju. Na istom fakultetu u decembru 2008. godine izabrana je za saradnika u nastavi, za užu naučnu oblast Procesno inženjerstvo, predmet Tehnološke operacije. A zatim u martu 2010. godine izabrana je za asistenta za istu naučnu oblast i na predmetima Tehnološke operacije, Mehaničke operacije i Toplotne i difuzione operacije.

U periodu od 01.04.2009. – 31.12.2010. godine bila je saradnik na projektu Ministarstva za nauku i tehnološki razvoj Republike Srbije, pod nazivom “Razvoj sistema za grejanje i hlađenje plastenika/staklenika sa geotermalnom energijom” (TR 18234A).

Od januara 2011. godine angažovana je na projektu “Istraživanje korišćenja solarne energije primenom vakuumskih kolektora sa toplotnim cevima i izgradnja demonstracionog postrojenja”, TR 33048 koji finansira Ministarstvo za nauku i tehnološki razvoj Republike Srbije.

U saradnji sa drugim autorima, objavila je više naučnih radova u međunarodnim i nacionalnim časopisima.

Изјава о ауторству

Име и презиме аутора Тијана Урошевић

Број индекса 4035/2017

Изјављујем

да је докторска дисертација под насловом

КИНЕТИКА И УТИЦАЈ МЕХАНИЧКИХ МЕТОДА НА ПОБОЉШАЊЕ УНАКРСНЕ
МИКРОФИЛТРАЦИЈЕ И УЛТРАФИЛТРАЦИЈЕ МОДЕЛ РАСТВОРА ВОЋНИХ
СОКОВА

- резултат сопственог истраживачког рада;
- да дисертација у целини ни у деловима није била предложена за стицање друге дипломе према студијским програмима других високошколских установа;
- да су резултати коректно наведени и
- да нисам кршио/ла ауторска права и користио/ла интелектуалну својину других лица.

Потпис аутора

У Београду, 20.03.2018.

Изјава о истоветности штампане и електронске верзије докторског рада

Име и презиме аутора	Тијана Урошевић
Број индекса	4035/2017
Студијски програм	Хемијско инжењерство
Наслов рада	Кинетика и утицај механичких метода на побољшање унакрсне микрофилтрације и ултрафилтрације модел раствора воћних сокова
Ментор	Доц. др Владимир Павићевић

Изјављујем да је штампана верзија мог докторског рада истоветна електронској верзији коју сам предао/ла ради похрањена у **Дигиталном репозиторијуму Универзитета у Београду**.

Дозвољавам да се објаве моји лични подаци везани за добијање академског назива доктора наука, као што су име и презиме, година и место рођења и датум одбране рада.

Ови лични подаци могу се објавити на мрежним страницама дигиталне библиотеке, у електронском каталогу и у публикацијама Универзитета у Београду.

Потпис аутора

У Београду, 20.03.2018.

Изјава о коришћењу

Овлашћујем Универзитетску библиотеку „Светозар Марковић“ да у Дигитални репозиторијум Универзитета у Београду унесе моју докторску дисертацију под насловом:

КИНЕТИКА И УТИЦАЈ МЕХАНИЧКИХ МЕТОДА НА ПОБОЉШАЊЕ УНАКРСНЕ
МИКРОФИЛТРАЦИЈЕ И УЛТРАФИЛТРАЦИЈЕ МОДЕЛ РАСТВОРА ВОЋНИХ
СОКОВА

која је моје ауторско дело.

Дисертацију са свим прилозима предао/ла сам у електронском формату погодном за трајно архивирање.

Моју докторску дисертацију похрањену у Дигиталном репозиторијуму Универзитета у Београду и доступну у отвореном приступу могу да користе сви који поштују одредбе садржане у одабраном типу лиценце Креативне заједнице (Creative Commons) за коју сам се одлучио/ла.

1. Ауторство (CC BY)
2. Ауторство – некомерцијално (CC BY-NC)
3. Ауторство – некомерцијално – без прерада (CC BY-NC-ND)
4. Ауторство – некомерцијално – делити под истим условима (CC BY-NC-SA)
5. Ауторство – без прерада (CC BY-ND)
6. Ауторство – делити под истим условима (CC BY-SA)

(Молимо да заокружите само једну од шест понуђених лиценци.
Кратак опис лиценци је саставни део ове изјаве).

Потпис аутора

У Београду, 20.03.2018.

1. **Ауторство.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце, чак и у комерцијалне сврхе. Ово је најслободнија од свих лиценци.

2. **Ауторство – некомерцијално.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела.

3. **Ауторство – некомерцијално – без прерада.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, без промена, преобликовања или употребе дела у свом делу, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела. У односу на све остале лиценце, овом лиценцом се ограничава највећи обим права коришћења дела.

4. **Ауторство – некомерцијално – делити под истим условима.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце и ако се прерада дистрибуира под истом или сличном лиценцом. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела и прерада.

5. **Ауторство – без прерада.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, без промена, преобликовања или употребе дела у свом делу, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца дозвољава комерцијалну употребу дела.

6. **Ауторство – делити под истим условима.** Дозвољаваате умножавање, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце и ако се прерада дистрибуира под истом или сличном лиценцом. Ова лиценца дозвољава комерцијалну употребу дела и прерада. Слична је софтверским лиценцама, односно лиценцама отвореног кода.